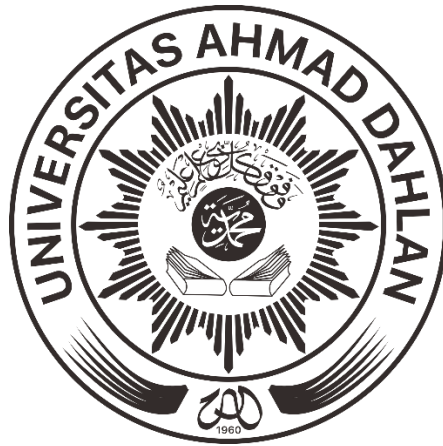


**PRARANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN
UDARA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI



Suci Fazriyah Nurrahmi (1900020025)

Lara Arilisa Kinanti (1900020031)

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA**

2023

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN
UDARA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Suci Fazriyah Nurrahmi (1900020025)

Lara Arilisa Kinanti (1900020031)

Telah disetujui oleh

Dosen Pembimbing Skripsi Program Studi S1 Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

Dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana.

Dosen Pembimbing



Dr. Martono Setyawan, S.T., M.T.

NIY. 60970162

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN
UDARA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**

Oleh:

Suci Fazriyah Nurrahmi (1900020025)

Lara Arilisa Kinanti (1900020031)

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 03 Mei 2023 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji :

Ketua : Dr. Martomo Setyawan, S.T., M.T.

Anggota : 1. Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T.

2. Dr. -Ing. Suhendra, S.T., M.Sc.



Dekan



Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

Sumardi, S.T., M.T., Ph.D.

NIY. 60010313

PERNYATAAN TIDAK PLAGIAT

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Suci Fazriyah Nurrahmi (1900020025)
Lara Arilisa Kinanti (1900020031)
Email : suci1900020025@webmail.uad.ac.id
lara1900020031@webmail.uad.ac.id
Program Studi : Teknik Kimia
Fakultas : Teknologi Industri
Judul Tesis : Prarancangan Pabrik Asam Akrilat dari Propilen dan Udara
dengan Kapasitas 300.000 Ton/Tahun

Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Hasil karya yang saya serahkan ini adalah asli dan belum pernah mendapatkan gelar kesarjanaan baik di Universitas Ahmad Dahlan maupun di institusi pendidikan lainnya.
2. Hasil karya saya ini bukan saduran/terjemahan melainkan merupakan gagasan, rumusan, dan hasil pelaksanaan penelitian dan implementasi saya sendiri, tanpa bantuan pihak lain kecuali arahan pembimbing akademik dan narasumber penelitian.
3. Hasil karya saya ini merupakan hasil revisi terakhir setelah diujikan yang telah diketahui dan di setujui oleh pembimbing.
4. Dalam karya saya ini tidak terdapat karya atau pendapat yang telah ditulis atau dipublikasikan orang lain, kecuali yang digunakan sebagai acuan dalam naskah dengan menyebutkan nama pengarang dan dicantumkan dalam daftar pustaka.

Pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya. Apabila di kemudian hari terbukti ada penyimpangan dan ketidakbenaran dalam pernyataan ini maka saya bersedia menerima sanksi akademik berupa pencabutan gelar yang telah diperoleh karena karya saya ini, serta sanksi lain yang sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Universitas Ahmad Dahlan

Yogyakarta, 30 Maret 2023

Yang membuat pernyataan

(Suci Fazriyah Nurrahmi)

(Lara Arilisa Kinanti)

PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : 1. Suci Fazriyah Nurrahmi (1900020025)

2. Lara Arilisa Kinanti (1900020031)

Email : suci1900020025@webmail.uad.ac.id

Fakultas : Teknologi Industri

Program Studi : Teknik Kimia

Judul tugas akhir : Prarancangan Pabrik Asam Akrilat dari Propilen dan Udara dengan Kapasitas 300.000 Ton/Tahun

Dengan ini saya menyerahkan hak *sepenuhnya* kepada Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan untuk menyimpan, mengatur akses serta melakukan pengelolaan terhadap karya saya ini dengan mengacu pada ketentuan akses tugas akhir elektronik sebagai berikut

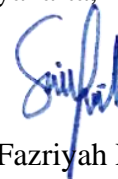
Saya (**mengijinkan/tidak mengijinkan**)* karya tersebut diunggah ke dalam Repository Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Yogyakarta, 17 Mei 2023



Lara Arilisa Kinanti



Suci Fazriyah Nurrahmi

Mengetahui,
Pembimbing**



Dr. Martono Setyawan, S.T., M.T.

Ket:

*coret salah satu

**jika diijinkan TA dipublish maka ditandatangani dosen pembimbing dan mahasiswa

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan Rahmat serta hidayah-Nya, tak lupa sholawat beserta salam semoga selalu tercurah limpahkan kepada Nabi Muhammad SAW. Karena berkat Rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat Menyusun dan menyelesaikan naskah skripsi dengan judul **“Prarancangan Pabrik Asam Akrilat dari Propilen dan Udara dengan Kapasitas 300.000 Ton/Tahun”** dengan sebaik-baiknya.

Skripsi prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia S-1 pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.

Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung. Maka pada kesempatan ini penyusun ingin mengucapkan rasa terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Muchlas, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Bapak Sunarti, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Bapak Dr. Martomo Setyawan, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing skripsi atas bimbingan, arahan, saran, dan motivasi.
5. Kedua orang tua, kakak, adik, seluruh keluarga tercinta atas do'a semangat, dan dukungannya.
6. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2019 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu secara moril maupun materil.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah skripsi ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangan. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini untuk kedepannya.

Akhir kata penyusun berharap Laporan Skripsi ini dapat bermanfaat dan memberi wawasan bagi penyusun khususnya dan bagi pembaca serta semua pihak pada umumnya.

Yogyakarta, 30 Maret 2023
Penyusun

HALAMAN PERSEMBAHAN

PENULIS 1

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Puji serta syukur kehadirat Allah SWT atas hidayah-Nya yang telah memberikan atas kesabaraan, kemudahan, kelancaran, kesehatan dan rezeki-Nya kepada diri saya. Shalawat serta salam curah limpahkan kepada Nabi Muhammad SAW. Hari ke hari, bulan ke bulan, tahun ke tahun, akhirnya tibalah saatnya saya usai dalam dunia Pendidikan S1 ini dengan menyusun skripsi.

Dengan selesainya skripsi ini saya tidak mampu melakukannya sendiri tanpa bantuan dari orang-orang sekitar saya maka demikian saya ucapkan terimakasih karena tugas akhir ini merupakan persembahan untuk kedua orang tua yang saya sayangi Alm. Bapak Aas Dani Hasbuna dan Ibu Iwang, terima kasih tiada henti dengan dukungan, kasih sayang, do'a yang tiada henti dan kesabaran dalam mendidik saya hingga dapat menyelesaikan Pendidikan Kuliah S1 ini. Semoga dengan ini menjadi langkah awal untuk saya membalas semua yang telah diberikan oleh Alm. Bapak dan mamah.

Kepada keempat kakak saya Alip Hamzah Muhammad Assidiq, S.Pt., Betha Artha Fatimah Thahar, S.Tr.Keb., Syera Aisyah Ratu Pertiwi, S.IP., dan Akbar Rizki Muhammad Alfaruq terimakasih atas dukungan, kasih sayang, dan uang jajan yang diberikan kepada saya semoga senantiasa dalam keadaan sehat, bahagia, dan dimurahkan selalu rezeki.

Kepada Dosen Pembimbing saya Bapak Dr. Martomo Setyawan, S.T., M.T. saya ucapkan terima kasih atas segala bimbingan, waktu, kesabaran tiada batas, serta ilmu pengetahuan yang selalu diberikan dalam proses pengerjaan skripsi hingga sampai dimana saya dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik dan lancar. Semoga Allah SWT membalas kebaikan bapak berlipat-lipat ganda, selalu dilimpahkan Kesehatan dan selalu dalam lindungan-Nya.

Kepada rekan saya Lara Arilisa Kinanti yang pertama kalinya berteman di dunia perkuliahan ini dengan saya sampai di titik ini terima kasih sudah berjuang bersama. Entah berapa emosi yang terbuang, berapa kekecewaan yang terpendam, berapa keprihatinan yang tersimpan, kebaikan yang tiada henti. Semoga dimana pun kamu berada selalu Bahagia dan senantiasa dalam lindungan Allah SWT.

Kepada teman-teman Rich Onty Firda, Anggraini, Aqila, Lindi, Lia, Atu dan Aul terima kasih telah mewarnai kehidupan perkuliahan saya yang akan menjadi kisah yang manis untuk dikenang. Keceriaan dan kebaikan yang kalian berikan kepada saya sebuah rezeki yang Allah berikan kepada saya. Semoga kalian akan sukses dengan cara masing-masing dan semoga tercapai apa kalian inginkan. Sehat Bahagia selalu bestiii.

PENULIS II

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Dengan segala rasa syukur kepada Allah SWT atas rahmat, karunia, dan hidayah-Nya yang telah memberikan kesehatan, kemudahan, kelancaran, dan kesabaran dalam menyelesaikan skripsi ini. Sholawat serta salam selalu tercurahkan kepada Rasulullah SAW.

Tugas akhir ini merupakan persembahan istimewa untuk orang yang saya cintai: Kedua orang tua yang selalu mendoakan saya, Bapak Dedy Heryanto dan Ibu Rabiah, terima kasih yang tiada terhingga atas kasih sayang, segala dukungan, dan cinta kasih serta do'a yang tercurah selama ini semoga kalian panjang umur dan menyaksikan saya dipuncak kesuksesan kelak. Saya berkuliah dan memiliki tekad menyelesaikan Tugas akhir ini untuk mewujudkan salah satu mimpi kalian yaitu bisa menguliahkan anak pertama kalian ini, agar bisa menjadi contoh bagi adik dan memiliki gelar sarjana. Semoga ini menjadi langkah awal untuk membuat kalian bahagia.

Kepada adik perempuan saya Dea Dwi Ariyani dan Paman saya Amrullah serta orang yang pernah mensupport finansial saya selama berkuliah terima kasih dukungan kasih sayang selama ini semoga selalu diberikan kesehatan dan kebahagiaan.

Kepada bapak Dr. Martomo setyawan, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing. Terima kasih atas arahan, bimbingan, kesabaran tiada batas, serta ilmu yang selalu diberikan dalam proses pengerjaan skripsi hingga sampai pada titik dimana saya mendapat gelar sarjana. Semoga bapak senantiasa diberi kesehatan dan keberkahan dalam hidup oleh Allah SWT.

Kepada Idhar Hanafi, A.Md. Pel. Terima kasih atas dukungan, kebaikan, perhatian, dan kesabaran yang selalu mendengar dan memberikan arahan disetiap perjalanan panjang ini, semoga dimudahkan selalu karirnya dan dilancarkan bisnisnya.

Kepada teman-teman Rich Onty saya Aqila, Anggraini, Firda, Suci, Maratu, Lindi, Aul dan Lia terima kasih telah menjadi bagian kenangan dari kisah perjalanan saya ditanah orang, tanah yang jauh dari rumah dan kampung halaman, tapi dengan hadirnya kalian memberikan kenyamanan luar biasa bagi saya dan akan selalu saya rindukan, terima kasih atas segala dukungan dan bantuan, semoga kita bisa dipertemukan lagi kelak.

Dan kepada diri saya sendiri, terimakasih telah bertahan atas segala cobaan dan sudah bisa berkembang sejauh ini. Berproses walaupun lambat, dan berubah walaupun perlahan. Semoga dikuatkan bahunya menjadi anak pertama yang bertanggung jawab penuh atas keluarga dan diri sendiri. Semoga menjadi orang beruntung dalam menjalani hidup.

HALAMAN MOTTO

PENULIS I

“Salah satu pengekerdilan terkejam dalam hidup adalah membiarkan pikiran cemerlang menjadi budak bagi tubuh yang malas, yang mendahulukan istirahat sebelum Lelah”
(Buya Hamka)

“Bahwa manusia hanya memperoleh apa yang telah diusahakannya, bahwa sesungguhnya usahanya itu kelak akan diperlihatkan (kepadanya)”
(An-Najm : 39-40)

“Dan berbuatbaiklah (kepada orang lain) sebagaimana Allah telah berbuat baik kepadamu”
(Al-Qasas : 77)

PENULIS II

“Sesuatu yang dapat dibayangkan pasti dapat diraih. Sesuatu yang diimpikan pasti dapat diwujudkan”

“Tuhanmu tiada meninggalkan kamu dan tiada pula benci kepadamu”
(Q.S Ad-Duha : 3)

“Dan bersabarlah kamu, Sesungguhnya janji Allah adalah benar”
(Q.S Ar-Rum : 60)

DAFTAR ISI

HALAMAN PERSETUJUAN	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
PERNYATAAN TIDAK PLAGIAT	iii
PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES	iv
KATA PENGANTAR	v
HALAMAN PERSEMBAHAN	vi
HALAMAN MOTTO	viii
DAFTAR ISI	x
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR LAMBANG	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
I.2. Tinjauan Pustaka	4
I.2.1. Macam-macam Proses.....	4
I.2.2. Kegunaan Produk	7
I.3. Penentuan Kapasitas Pabrik	8
I.4. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika.....	12
I.4.1. Tinjauan Kinetika	12
I.4.2. Tinjauan Termodinamika	13
I.5. Pemilihan Lokasi Pabrik	15
I.5.1. Penyediaan Bahan Baku	16
I.5.2. Pemasaran Produk	16
I.5.3. Utilitas	16
I.5.4. Transportasi	17
I.5.5. Tenaga Kerja	17
I.5.6. Keadaan Iklim	17
I.5.7. Faktor Penunjang Lain	17
BAB II URAIAN PROSES	19
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku	19
II.2. Tahap Reaksi.....	19
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian	20
II.4. Diagram Alir Kualitatif	21
BAB III SPESIFIKASI BAHAN	23
III.1. Spesifikasi Bahan Baku	23
III.2. Spesifikasi Bahan Pembantu.....	25
III.3. Spesifikasi Produk :	25
BAB IV NERACA MASSA	27
IV.1. Neraca Massa Alat.....	27
IV.1.1. Neraca Massa Reaktor.....	27
IV.1.2. Neraca Massa <i>Condensor</i> (CD).....	28
IV.1.3. Neraca Massa Menara Distilasi (MD).....	28
IV.2. Neraca Massa Total.....	29

BAB V	NERACA PANAS	31
V.1.	Neraca Panas Komponen	31
V.1.1.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	31
V.1.2.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	31
V.1.3.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-03)	31
V.1.4.	Neraca Panas Reaktor (R-01).....	32
V.1.5.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01).....	32
V.1.6.	Neraca Panas Reaktor (R-02).....	32
V.1.7.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02).....	33
V.1.8.	Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-01).....	33
V.1.9.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-04)	33
V.1.10.	Neraca Panas Menara Destilasi (MD)	34
V.1.11.	Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-02).....	34
V.1.12.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-05).....	34
V.1.13.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-06).....	35
V.1.14.	Neraca Panas <i>Reboiler</i> (RB)	35
V.1.15.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03).....	35
V.1.15.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-04).....	36
BAB VI	SPESIFIKASI ALAT	37
VI.1.	Reaktor	37
VI.2.	Menara Distilasi.....	38
VI.3.	<i>Condensor</i>	39
VI.4.	<i>Accumulator</i>	40
VI.5.	<i>Compressor</i>	40
VI.6.	Filtrasi	41
VI.7.	<i>Expansion Valve</i>	41
VI.8.	<i>Reboiler</i>	42
VI.9.	Tangki Penyimpanan	43
VI.10.	<i>Heater</i>	45
VI.11.	<i>Blower</i>	46
VI.12.	<i>Cooler</i>	47
VI.13.	Pompa	49
BAB VII	UTILITAS	50
VII.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	50
VII.1.1.	Unit Penyediaan Air	50
VII.1.2.	Unit Pengolahan Air.....	52
VII.1.3.	Kebutuhan Air	54
VII.2.	Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generator System</i>).....	57
VII.3.	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	57
VII.4.	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	58
VII.5.	Unit Pengolahan Limbah.....	58
VII.5.1.	Limbah Cair	58
VII.5.2	Limbah Gas	61
BAB VIII	LAYOUT PABRIK DAN PERLATAN PROSES	63
VIII.1.	Lokasi Pabrik	63
VIII.2.	Tata Letak Pabrik.....	65

VII.3.	<i>Layout</i> Peralatan	69
BAB IX	ORGANISASI PERUSAHAAN	70
IX.1.	Bentuk Perusahaan	70
IX.2.	Struktur Organisasi	70
IX.3.	Tugas dan Wewenang	73
IX.4.	Jam Kerja Karyawan	76
IX.5.	Perincian Tugas Dan Keahlian	78
IX.6.	Sistem Gaji Karyawan	79
IX.7.	Kesejahteraan Sosial Karyawan	79
IX.8.	Manajemen Produksi	80
BAB X	EVALUASI EKONOMI	82
X.1.	Penaksiran Harga Peralatan	83
X.2.	Dasar Perhitungan	88
X.3.	Perhitungan Biaya	88
X.3.1.	<i>Capital Investment</i>	88
X.3.2.	<i>Manufacturing Cost</i>	88
X.3.3.	<i>General Expense</i>	89
X.4.	Analisa Kelayakan	89
X.4.1.	<i>Percent Return On Investment</i>	89
X.4.2.	<i>Pay Out Time (POT)</i>	89
X.4.3.	<i>Break Event Point (BEP)</i>	90
X.4.4.	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	90
X.4.5.	<i>Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)</i>	91
X.4.6.	Hasil Perhitungan	92
X.5.	Analisis Keuntungan	95
X.6.	Hasil Kelayakan Ekonomi	95
X.6.1.	<i>Percent Return On Investment (ROI)</i>	95
X.6.2.	<i>Pay Out Time (POT)</i>	96
X.6.3.	<i>Break Event Point (BEP)</i>	96
X.6.4.	<i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i>	96
BAB XI	KESIMPULAN	98
	DAFTAR PUSTAKA	99
	LAMPIRAN A	102
	LAMPIRAN B	132
	LAMPIRAN C	164
	LAMPIRAN D	187
	LAMPIRAN E	190

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1 Perbandingan Pemilihan Proses	6
Tabel I. 2 Data Import Asam Akrilat oleh Indonesia	8
Tabel I. 3 Kapasitas Global Asam Akrilat	10
Tabel I. 4 Data Energi Bebas Gibbs pada Suhu 25°C.....	14
Tabel I. 5 Data Energi Pembentukan pada Suhu 298 K.....	14
Tabel IV. 1 Neraca Massa Reaktor (R01).....	27
Tabel IV. 2 Neraca Massa Reaktor (R-02)	27
Tabel IV. 3 Neraca Massa <i>Condensor</i> (CD).....	28
Tabel IV. 4 Neraca Massa Distilasi (MD)	28
Tabel IV. 5 Neraca Massa Total.....	29
Tabel V. 1 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-01).....	31
Tabel V. 2 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-02)	31
Tabel V. 3 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-03)	31
Tabel V. 4 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	32
Tabel V. 5 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01).....	32
Tabel V. 6 Neraca Panas Reaktor (R-02).....	32
Tabel V. 7 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02).....	33
Tabel V. 8 Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-01).....	33
Tabel V. 9 Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-04).....	33
Tabel V. 10 Neraca Panas Menara Distilasi (MD)	34
Tabel V. 11 Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-2).....	34
Tabel V. 12 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-05).....	34
Tabel V. 13. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-06).....	35
Tabel V. 14 Neraca Panas <i>Reboiler</i> (RB-01).....	35
Tabel V. 15 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03).....	35
Tabel V. 16 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-04).....	36
Tabel VI. 1 Spesifikasi Reaktor.....	37
Tabel VI. 2 Spesifikasi Menara Destilasi	38
Tabel VI. 3 Spesifikasi <i>Condensor</i> 1 dan 2	39
Tabel VI. 4 Spesifikasi <i>Accumulator</i>	40
Tabel VI. 5 Spesifikasi <i>Compressor</i> 1 dan 2	40
Tabel VI. 6 Spesifikasi Filtrasi	41
Tabel VI. 7 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i>	41
Tabel VI. 8 Spesifikasi <i>Reboiler</i>	42
Tabel VI. 9 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku.....	43
Tabel VI. 10 Tangki Penyimpanan Produk	44
Tabel VI. 11 Spesifikasi <i>Heater</i> 1 dan 2	45
Tabel VI. 12 Spesifikasi <i>Heater</i> 3 dan 4	46
Tabel VI. 13 Spesifikasi <i>Blower</i>	46
Tabel VI. 14 Spesifikasi <i>Cooler</i> 1, 2, dan 3	47
Tabel VI. 15 Spesifikasi <i>Cooler</i> 4, 5, dan 6	48
Tabel VI. 16 Spesifikasi Pompa 1, 2, dan 3	49
Tabel VII. 1 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	54

Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Pendingin.....	55
Tabel VII. 3 Kebutuhan Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga	55
Tabel VIII. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	66
Tabel IX. 1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu.....	77
Tabel IX. 2 Jabatan dan Prasyarat	78
Tabel IX. 3 Gaji Karyawan	79
Tabel X. 1 Harga Index.....	83
Tabel X. 2 Daftar Harga Alat Proses	86
Tabel X. 3 <i>Physical Plant Cost</i>	92
Tabel X. 4 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	92
Tabel X. 5 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	92
Tabel X. 6 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	93
Tabel X. 7 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	93
Tabel X. 8 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	93
Tabel X. 9 <i>Total Manufacturing Cost</i> (MC).....	93
Tabel X. 10 <i>Working Capital</i> (WC)	94
Tabel X. 11 <i>General Expense</i> (GE).....	94
Tabel X. 12 Total Biaya Produksi	94
Tabel X. 13 <i>Fixed Cost</i> (Fa).....	94
Tabel X. 14 <i>Variable Cost</i> (Va)	95
Tabel X. 15 <i>Regulated Cost</i> (Ra)	95
Tabel A. 1 Komposisi dengan Perhitungan Kapasitas 1.....	105
Tabel A. 2 Umpan YI Masuk Reaktor 1	108
Tabel A. 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1	109
Tabel A. 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1	109
Tabel A. 5 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1 (Lanjutan)	109
Tabel A. 6 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor 1	110
Tabel A. 7 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor 1	110
Tabel A. 8 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor 1	111
Tabel A. 9 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor 1	111
Tabel A. 10 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas 1 (Lanjutan)	111
Tabel A. 11 Data Panas Reaksi Reaktor 1	112
Tabel A. 12 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor 1	112
Tabel B. 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas 1.....	135
Tabel B. 2 Umpan Yi Masuk Reaktor 2	138
Tabel B. 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor 2	139
Tabel B. 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 2	139
Tabel B. 5 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 2 (Lanjutan)	140
Tabel B. 6 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor 2.....	140
Tabel B. 7 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor 2.....	141
Tabel B. 8 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor 2	141
Tabel B. 9 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor 2	142
Tabel B. 10 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor 2 (Lanjutan)	142
Tabel B. 11 Data Panas Reaksi Reaktor 2	143

Tabel B. 12 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor 2	143
Tabel C. 1 Persamaan Antoine dari Coulson.....	166
Tabel C. 2 Data Kondisi Operasi Umpan (<i>Bubble Point</i>) Menara Destilasi.....	167
Tabel C. 3 Data Kondisi Operasi Umpan (<i>Dew Point</i>) Menara Destilasi.....	167
Tabel C. 4 Data Kondisi Operasi Distilat Menara Destilasi.....	168
Tabel C. 5 Data Kondisi Operasi Bottom Menara Destilasi	168
Tabel C. 6 Data Penentuan Komponen LK-HK.....	169
Tabel C. 7 Data Penentuan Komponen LK-HK (Lanjutan).....	169
Tabel C. 8 Pendistribusian Komponen.....	170
Tabel C. 9 Pendistribusian Komponen (Lanjutan).....	170
Tabel C. 10 Trial nilai θ	171
Tabel C. 11 Trial nilai θ (Lanjutan).....	171
Tabel C. 12 Data Antoine	172
Tabel C. 13 Perhitungan Densitas pada Suhu Destilat.....	174
Tabel C. 14 Perhitungan Densitas pada Suhu Bottom	174

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1 Grafik Kebutuhan Asam Akrilat di Indonesia.....	9
Gambar I. 2 Pemilihan Lokasi Pabrik.....	18
Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif.....	22
Gambar IV. 1 Diagram Alir Kuantitatif.....	30
Gambar VII. 1 Diagram Alir Utilitas.....	56
Gambar VII. 2 Diagram Alir Proses Pengolahan Limbah.....	62
Gambar VIII. 1 <i>Lay Out</i> Pabrik Skala 1 : 1100.....	68
Gambar VIII. 2 Tata Letak Alat Proses Pabrik Asam Akrilat	69
Gambar IX. 1 Struktur Organisasi Perusahaan.....	72
Gambar X. 1 Grafik Index Harga.....	84
Gambar X. 2 Hubungan Persen Kapasitas dan Keuntungan.....	97
Gambar A. 1 Profil Tekanan Terhadap Panjang Bed Reaktor 1.....	129
Gambar A. 2 Profil Suhu Pendingin Terhadap Panjang Bed Reaktor 1	129
Gambar B. 1 Profil Konversi Asam Akrilat terhadap Panjang Bed Reaktor 2...	161
Gambar B. 2 Profil Suhu Bed terhadap Panjang Bed Reaktor 2.....	161

DAFTAR LAMBANG

A	= Luas perpindahan panas, ft ² , in ² , m ²
ACC	= <i>Accumulator</i>
AR	= Luas permukaan dinding reaktor, m ²
a	= Jari-jari dalam reaktor, m
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat molekul, Kg/kmol
b	= Sumbu tegak <i>head</i> , m
C	= Faktor korosi, in
CA	= Konsentrasi zat A, kmol/L
C _{ao}	= Konsentrasi zat A mula-mula, kmol/L
C _{Bo}	= Konsentrasi zat B mula-mula, kmol/L
CD	= <i>Condensor</i>
CL	= <i>Cooler</i>
C _p	= Kapasitas panas, Btu/lb°F, Kkal/kg°C
D	= Diameter, in, m
DCFRR	= <i>Discounted Cash Flow Rate</i>
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= Efisiensi pengelasan
E _a	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
E	= Harga alat dengan kapasitas dicari
E _x	= Harga alat untuk tahun x
E _y	= Harga alat untuk tahun y
F	= <i>Furnace</i>
f	= <i>Allowable stress</i>
f	= Faktor friksi
F _a	= <i>Fixed Cost</i>
FC	= <i>Flow control</i>
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
F _v	= Kecepatan volumetrik, m ³ /j, L/j
g _c	= Gravitasi, m ² /s
GE	= <i>General Expense</i>
Gpm	= Galon per menit
H	= <i>Hopper</i>
HE	= <i>Heat exchanger</i>
H _i	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j/ft.°F
h _{io}	= Koefisien perpindahan panas, Btu/j/ft.°F
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>buffle</i> , m, in, ft
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= <i>Level control</i>

Le	= Panjang <i>elbow</i> , ft
LI	= <i>Level indicator</i>
M	= Massa, kg/j
MD	= Menara Distilasi
Nt	= Jumlah <i>tube</i>
Nx	= Nilai index tahun x
Ny	= Nilai index tahun y
OD	= Diameter luar, m, in, ft
P	= Tekanan, atm
P-n	= Pompa
p	= <i>Power motor</i> , Hp
POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, Kj/j
Re	= <i>Reynold number</i>
r	= Jari-jari, m
R	= Reaktor
Ra	= <i>Regulated Cost</i>
RB	= <i>Reboiler</i>
RC	= <i>Ratio control</i>
ROI	= <i>Return Of Investment</i>
Sa	= <i>Sales Expanse</i>
Sch	= <i>Schedule</i>
S	= Silo
SDP	= <i>Shut Down Point</i>
T	= Suhu, °C, °F, K
T-n	= Tangki
TC	= <i>Temperature control</i>
t	= Waktu, detik, menit, jam
th	= Tebal dinding <i>head</i> , in
ts	= Tebal dinding <i>shell</i> , in
WC	= <i>Work Capital</i>
WC	= <i>Weight control</i>
x	= Konversi
ZI	= Tinggi cairan, in, m, ft
μ	= Viskositas, Cp
Σ	= Jumlah
η	= Efisiensi pompa
ρ	= Densitas, kg/m ³
ΔP	= <i>Pressure Drop</i> , psi
ΔT	= Beda suhu

ABSTRAK

Rancangan Pabrik Asam Akrilat dengan kapasitas 300.000 ton/tahun akan dibangun di Kawasan Industri Jababeka Cikarang Kabupaten Bekasi. Proses pembuatan asam akrilat menggunakan bahan baku propilen dan oksigen dari udara ditambah dengan bahan pendukung *steam*. Salah satu bahan bakunya yaitu propilen diperoleh dari pabrik yang telah berdiri di Kawasan Industri Cilegon sekitar 3 jam dari lokasi pabrik yang akan didirikan. Pemanfaatan dari asam akrilat antara lain sebagai bahan baku industri polimer dan sebagai bahan aditif.

Reaksi pembentukan asam akrilat berlangsung pada reaktor *fixed bed multitube* dengan kondisi operasi yaitu suhu 330°C dan tekanan 3 atm. Reaksi bersifat eksotermis sehingga memerlukan pendingin untuk menjaga suhu pada reaktor. Pendingin yang digunakan berupa *Downtherm A*. Pada reaktor 1 (R-01) terjadi pembentukan akrolein dengan bantuan katalis Molybdenum Oksida (MoO₃). dan produk keluaran reaktor 1 (R-01) akan diteruskan ke reaktor 2 (R-02) untuk diubah menjadi asam akrilat pada tekanan 3 atm dan suhu 330°C. Untuk pemisahan dan pemurnian dari produk hasil reaksi agar diperoleh kemurnian yang sesuai dengan spesifikasi pasar. Pemisahan produk menggunakan kondensor (CD-01) yang mempunyai kondisi operasi 106°C dan 1 atm. Gas keluaran reaktor yang telah didinginkan akan masuk lewat bagian bawah kolom (CD-01). Kondensor (CD-01) akan memisahkan campuran gas berdasarkan fase komponennya. Asam akrilat akan dipisahkan bersama air menjadi hasil bawah kondensor (CD-01), sedangkan gas lainnya yang berupa propilen, propana, oksigen, nitrogen dan akrolein akan keluar pada bagian atas kondensor (CD-01) yang kemudian akan di buang ke *flare*. Kemudian asam akrilat dipompakan menuju menara destilasi (MD-01) untuk memurnikan produk yang mempunyai kondisi operasi *feed* 102,18°C dan 2 atm. Asam akrilat dan air diumpakan pada menara destilasi (MD-01) di *plate* 15 karena pada *plate* tersebut sudah terjadi kesetimbangan komposisi antara komposisi bahan yang masuk dan komposisi di *plate* tersebut. Hasil bawah menara destilasi (MD) adalah produk Asam Akrilat dengan kemurnian 98,3%, hasil atas menara destilasi (MD) yang telah didinginkan kemudian diteruskan langsung ke Unit Pengolahan Limbah.

Hasil analisis ekonomi dari perancangan Pabrik Asam Akrilat diperoleh *Percent Return of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 78%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,17 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 54,41%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 37,62 %, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 44,38%. Berdasarkan perhitungan dan hasil evaluasi ekonomi maka Pabrik Asam Akrilat dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini layak ditinjau lebih lanjut dan ditinjau dari sifat bahan baku, kondisi operasi, serta produk utama. Dengan demikian Pabrik Asam Akrilat berkapasitas 300.000 ton/tahun termasuk dalam pabrik beresiko tinggi.

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Krisis yang saat ini mempengaruhi Indonesia telah menghambat kemajuan nasional menuju terwujudnya masyarakat yang berkeadilan dan makmur berdasarkan Pancasila. Sektor ekonomi adalah tempat krisis paling akut, dan ini adalah area penting untuk mendukung agenda pembangunan. Indonesia harus dapat pulih dan mengejar ketinggalan agar dapat keluar dari kemerosotan ekonomi saat ini dengan memanfaatkan kekuatan dan potensi luar biasa pada SDM (Sumber Daya Manusia) dan SDA (Sumber Daya Alam).

Mendorong pertumbuhan ekonomi di Indonesia salah satunya dengan mengembangkan sektor industri kimia. Dengan demikian dapat menurunkan jumlah impor bahan kimia dari negara lain seiring dengan berkembangnya sektor industri kimia Indonesia. Selain itu, meningkatkan *output* domestik, menyeimbangkan struktur ekonomi Indonesia, dan menciptakan kesempatan kerja adalah tujuan yang harus dipenuhi.

Salah satu sektor dengan kemungkinan masa depan yang menjanjikan dalam sistem perdagangan global yang memunculkan periode globalisasi adalah industri kimia dasar. Ini karena pasar Indonesia untuk produk kimia dasar menjadi semakin terbuka, dan karena bahan kimia dasar diekspor ke negara lain untuk memenuhi permintaan industri global akan bahan baku untuk membuat bahan kimia dasar.

Indonesia selama ini telah mengimpor bahan-bahan kimia dasar dari luar negeri, kebutuhan bahan kimia dasar meningkat maka memotivasi Indonesia untuk memproduksi bahan kimia yang dibutuhkan negara. Membangun industri kimia, terutama dengan memproduksi asam akrilik, sangat penting untuk mengurangi ketergantungan pada impor. Dalam industri polimer asam akrilat digunakan sebagai bahan baku utama dengan rumus kimia asam akrilat $C_3H_4O_2$. Sampai saat ini, asam akrilik telah diimpor dari negara-negara termasuk Taiwan, Jepang, Jerman, Malaysia, dan banyak lainnya.

Kemungkinan pengembangan pabrik asam akrilat akan meningkat sebab melonjaknya permintaan asam akrilat untuk sektor kimia di beberapa negara termasuk di Indonesia. Indonesia salah satu negara yang memproduksi propilen, berfungsi sebagai bahan baku untuk membuat asam akrilik sebagai hasilnya. Hal ini diantisipasi bahwa pembentukan fasilitas produksi asam akrilat di Indonesia akan mengurangi ketergantungan Indonesia pada impor bahan kimia, khusus asam akrilat yang diperdagangkan di seluruh dunia. Dengan demikian dapat mengurangi penghematan devisa negara dan meningkatkan devisa negara. Selain itu, perkembangan sektor lain di Indonesia dapat dipicu oleh pembangunan pabrik asam akrilat ini, menciptakan lebih banyak kesempatan kerja bagi penduduk setempat.

Pada tahun 1920 asam akrilat diproduksi secara komersil, akan tetapi pada tahun 1925 asam akrilat baru banyak digunakan oleh manusia. Walter Reppe menemukan metode *Acetylene Route*, yang digunakan untuk pertama kalinya untuk menghasilkan asam akrilik. Dengan menggunakan bahan baku asetilen, air, dan nikel karbonil bereaksi sehingga menghasilkan asam akrilat.

Pada tahun 1976, Rohm dan Haas di Houston membuat perubahan pada proses Reppe yang menyebabkan terjadinya proses oksidasi propilen sehingga proses *Acetylene Route* tidak digunakan setelah ditemukannya proses oksidasi propilen.

Asam akrilat yang diproduksi oleh Amerika terdapat empat perusahaan sebagai berikut :

a. Rohm dan Haas.Co

Dengan menggunakan bahan seperti hidrogen klorida, alkohol, karbonil, nikel , dan karbon monoksida terjadilah proses semi katalitik yang merupakan proses digunakan oleh Perusahaan Rohm dan Haas.Co.

b. Union Carbide Operate

Salah satu bisnis pertama di sektor kimia yang menghasilkan asam akrilat melalui proses oksidasi propilena adalah perusahaan Union Carbide Operate ini.

c. Celanese

B.F. Goodrich telah mengizinkan Celanese untuk menggunakan β -Propilaction route. Hal ini menjadi kabar baik Celanese menjadi salah satu perusahaan di sektor industri kimia yang telah mendapatkan perizinan tersebut.

d. Dow Badische Operate

Proses tekanan tinggi Rappe pada proses esterifikasi digunakan oleh perusahaan Dow Badische Operate untuk menghasilkan asam akrilat dari etil, butil, dan 2-etil heksil ester.

Permintaan diproyeksikan negara untuk asam akrilik meningkat seiring dengan jumlah industri yang menggunakannya. Karena hanya ada satu industri kimia di Indonesia yang memproduksi asam akrilat, maka pendirian pabrik asam akrilat akan memberikan efek positif. Selama ini, diimpor dalam jumlah besar dari Jerman, Jepang, Prancis, Singapura, Cina, Korea, Hong Kong, Taiwan, Malaysia, dan Amerika Serikat.

Asam akrilik dibutuhkan semakin banyak setiap tahunnya, serta kebutuhan akan bahan kimia. Saat membangun pabrik asam akrilik, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan :

1. Asam akrilik sering digunakan sebagai bahan baku dalam untuk produksi cat, bahan sintesis, polimer, dan produk lainnya.
2. Dengan ketersediaan asam akrilik yang terbatas di Indonesia, akan tetapi permintaan pabrik yang menggunakan bahan baku asam akrilat terus meningkat. Akibatnya, pemerintah Indonesia harus mengimpor asam akrilat dari beberapa negara seperti Taiwan, Jepang, Jerman, Malaysia, dan Amerika untuk memenuhi kebutuhan produksi di Indonesia.
3. Propylene berfungsi sebagai bahan baku utama dalam produksi asam akrilik. Bahan-bahan ini diproduksi oleh pabrik-pabrik di Indonesia, seperti PT. Chandra Asri dan Pertamina, yang aksesibilitasnya dapat menurunkan biaya bahan baku asam akrilat.
4. Pembangunan pabrik ini diperkirakan akan mengurangi ketergantungan Indonesia pada impor asam akrilat Internasional, membantu menyelamatkan devisa negara. Pembangunan pabrik asam akrilat diproyeksikan akan

mengurangi ketergantungan Indonesia pada impor asam akrilat dan meminimalkan pengeluaran pemerintah.

5. Dalam sektor ekonomi, pembangunan pabrik asam akrilat mampu meningkatkan perekonomian dan menciptakan lowongan untuk tenaga kerja yang khususnya tinggal di daerah sekitar pabrik yang akan didirikan.

Pembangunan pabrik ini diperkirakan akan mengurangi ketergantungan Indonesia pada impor asam akrilat Internasional yang mampu membantu menyelamatkan devisa negara. Pembangunan pabrik asam akrilat diproyeksikan akan mengurangi ketergantungan Indonesia pada impor asam akrilat dan meminimalkan pengeluaran pemerintah.

I.2. Tinjauan Pustaka

I.2.1. Macam-macam Proses

Terdapat berbagai metode yang dapat digunakan untuk membuat asam akrilik yaitu :

a. Acetylene Route

Dengan mengekstraksi nikel klorida dan memperkenalkannya kembali ke langkah sintesis nikel karbonil, asam akrilik disiapkan untuk penggunaan komersial. Untuk proses ini, tekanan 1 atm dan suhu 40°C digunakan. Katalis nikel digunakan dalam prosedur ini, yang bereaksi pada suhu 200°C dan tekanan 13,9 MPa. Nikel karbonil sangat beracun, mudah terbakar, dan memiliki aroma yang ringan. Akibatnya, reaktor harus dibangun untuk melindungi operator dari kontak nikel karbonil. Asam propionat, produk sampingan dari prosedur ini yang sangat menantang untuk dipisahkan dari asam akrilik, diproduksi.

Reaksi :

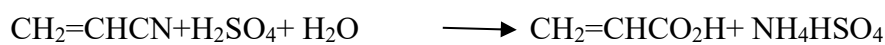


b. Acrylonitrile Route

Dalam prosedur *acrylonitrile route* melibatkan senyawa kimia hidrolisa acrilonitril dan asam sulfat. Asam akrilonitril dibuat melalui mereaksikan

akrilonitril dengan H₂SO₄ (asam sulfat) dan H₂O (air) ekstra suhu yang digunakan 100°C dengan H₂SO₄ (asam sulfat) 85%, akrilonitril akan diubah menjadi akrilamida sulfat pada 80-100°C, tekanan 1 atm, dan waktu tinggal satu jam. Bubuk tembaga adalah katalis dengan menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk. Dibandingkan dengan oksidasi propilena, teknik ini menghasilkan Yield yang lebih rendah. Tingginya biaya bahan baku yang diperlukan untuk prosedur ini adalah kelemahan dari proses ini..

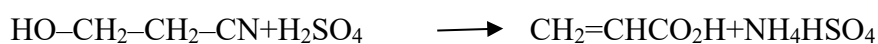
Reaksi :



c. *Etylene Cyanohidrin Route*

Prosedur ini melibatkan hidrolisia etilen sianohidrin dengan asam sulfat, menghasilkan 85% asam sulfat sebagai produk sampingan amonium sulfat. Yield yang dihasilkan sebesar 60-70%. Katalis yang digunakan pada proses ini adalah Tembaga, Suhu Reaksi 80 °C – 90 °C, tekanan 1 atm, dan waktu reaksi 16 jam, dengan menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.

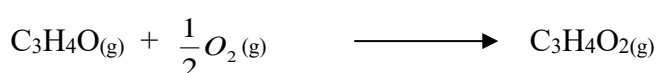
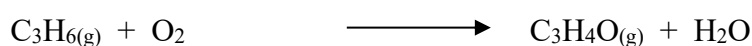
Reaksi :



d. *Propylene Oxidation Route*

Metode yang paling hemat biaya untuk menghasilkan asam akrilik melibatkan dua langkah: pertama, akrolein diproduksi, dan kemudian dioksidasi untuk menghasilkan asam akrilik. Propilena dan udara adalah satu-satunya bahan dasar yang dibutuhkan, sehingga mudah diperoleh. Katalis metal oksida dapat membantu reaksi ini yang konversinya terjadi pada tahap satu dan dua (masing-masing 97,50% dan 98,30%).

Reaksi :



(kirk-Othmer,1985)

Maka dibuatlah tabel perbandingan diantara keempat proses tersebut dengan memberikan nilai pada setiap proses ditabel 1 berikut:

Tabel I. 1 Perbandingan Pemilihan Proses

Kriteria	Proses I		Proses II		Proses III		Proses IV	
	(Acetylene Route)		(Acrylonitrile Route)		(Etylene Cyanohidrin Route)		(Propylene Oxidation Route)	
	Keterangan	Nilai	Keterangan	Nilai	Keterangan	Nilai	Keterangan	Nilai
Suhu	200°C	2	100°C	4	80-90°C	4	300-380°C	1
tekanan	137 atm	1	1 atm	4	1 atm	4	3 atm	3
Waktu reaksi	30 menit	3	1 jam	2	16 jam	1	5 menit	4
Bahan Baku	Nikel karbonil, asetilen, asam klorida, ethanol	3	Sulfur, akrilonitril, oksigen	1	Etilen Oksida, Asam Sianida, Asam Sulfat	1	Propilen, Udara, Saturated Steam	2
Yield	60-75%	1	50-70%	1	60-70%	2	80-85%	4
Jumlah	10		11		12		14	

Keterangan : 4 = Sangat Baik

3 = Baik

2 = Sedang

1 = Kurang

Berdasarkan Tabel I.1 diatas dapat dipilih proses pembuatan asam akrilat menggunakan Proses oksidasi propylene dalam perancangan ini karena pertimbangan sebagai berikut :

1. Salah proses paling sederhana jika dibandingkan dengan proses-proses lain.
2. Dalam proses oksidasi propylene yield yang dihasilkan sebesar 80-85%.
3. Propylene dan udara merupakan bahan baku yang ketersediaanya di Indonesia cukup untuk memenuhi kebutuhan produksi.

I.2.2. Kegunaan Produk

Dalam proses produksi ester akrilat bahan baku yang digunakan ialah asam akrilat yang memiliki fungsi seperti untuk asam poliakrilat dan garamnya sebagai monomer, menjadi komonomer dengan akrilamida berguna untuk polimer yang digunakan selaku flokulan, dan memakai etilen yang digunakan polimer resin pengganti ion. Asam akrilik juga dapat digunakan untuk :

- a. Asam akrilat salah satu bahan baku pada industri polimer (plastik).
- b. Asam akrilat sebagai bahan baku dalam pembuatan penggosok lantai (*floor polishes*).
- c. Pada industri produksi n-butil akrilat, metil akrilat dan 2-etil heksil akrilat, etil akrilat. Asam akrilat digunakan sebagai bahan baku dan bahan penolong.
- d. Larutan polimer asam akrilat digunakan untuk dalam produksi finishing kulit, pewarna, campuran minyak untuk cat atau sering disebut pernis, dan pelapisan kertas.
- e. Dalam pembuatan karet sintetis menggunakan asam akrilat monomer.
- f. Pada minyak pelumas sebagai bahan aditif.
- g. Pada pengolahan limbah sebagai flokulan.

I.3. Penentuan Kapasitas Pabrik

Untuk menentukan besar kapasitas pabrik asam akrilat, memerlukan beberapa macam pertimbangan yang sesuai dengan kebutuhan serta ketersediaan bahan baku. Dalam 5 tahun terakhir, kebutuhan asam akrilat di Indonesia tergolong banyak dengan kurang lebih 6000-8000 ton/tahun. Hal ini dapat dilihat pada data impor asam sulfat di Biro Pusat Statistik (BPS) dalam Tabel I.2.

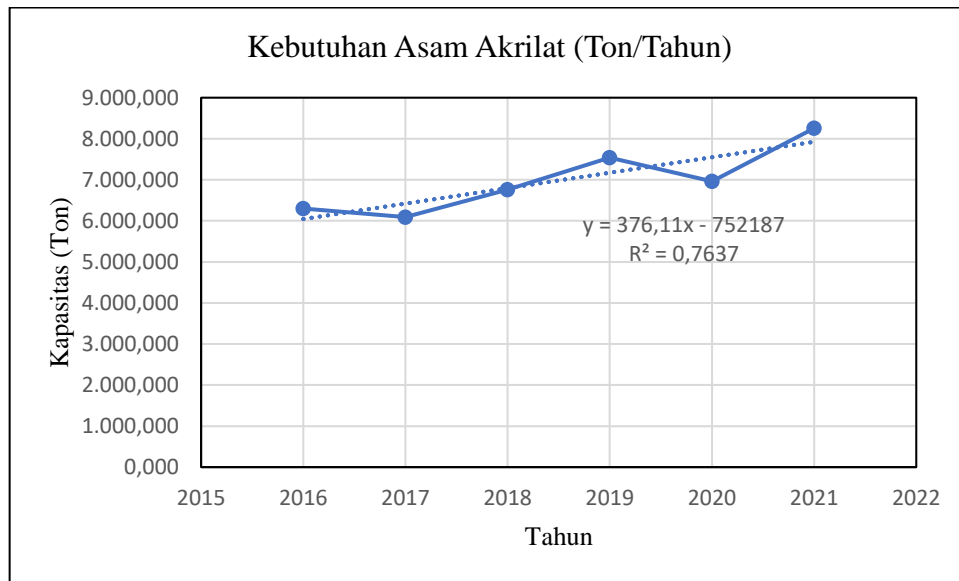
Tabel I. 2 Data Import Asam Akrilat oleh Indonesia

Tahun	Impor (ton/tahun)
2016	6.298,350
2017	6.091,942
2018	6.758,778
2019	7.541,684
2020	6.959,187
2021	8.254,169

(Badan Pusat Statistik, 2022)

Berdasarkan data pada Tabel I.2 dapat dilihat bahwasanya jumlah kebutuhan impor asam akrilat di Indonesia mengalami fluktuatif, akan tetapi cenderung mengalami peningkatan.

Pabrik asam akrilat ini akan didirikan pada tahun 2027 dengan estimasi pendirian selama 5 tahun dan mulai operasi pada tahun 2031. Maka dapat diperkirakan kebutuhan asam sulfat di Indonesia pada tahun 2031 melalui metode regresi linier yang dituangkan dalam grafik 1 berikut:



Gambar I. 1 Grafik Kebutuhan Asam Akrilat di Indonesia

Jika ingin dibangun Pabrik tahun 2027 maka :

$$Y = 376,11x - 752187$$

$$Y = 376,11 (2027) + 752187$$

$$Y = 10187,970$$

Berdasarkan dari hasil perhitungan, maka dapat ditentukan besar kapasitas minimum perancangan pabrik Asam Akrilat di tahun 2027 adalah 10187,970 ton/tahun. Selain itu, diperlukan juga pertimbangan berdasarkan besar kapasitas dari pabrik asam akrilat yang telah beroperasi di Indonesia maupun diluar negeri, karena pabrik tersebut mempunyai analisis dari ekonomi sehingga memberikan banyak keuntungan disesuaikan berdasarkan kapasitas dari hasil produksi.

Pertimbangan pabrik-pabrik yang telah beroperasi dapat dilihat pada Tabel I.3.

Tabel I. 3 Kapasitas Global Asam Akrilat

No.	Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1.	Akrilat	Dzerhinsk, Russia	25.000
2.	American <i>Acryl</i>	Bayport, Texas, US	120.000
3.	Arkema	Carling, France	275.000
4.	Arkema	Ludwigshafen, Germany	270.000
5.	BASF	Antwerp, Belgium	320.000
6.		Clear Lake, Texas, US	320.000
7.		Freeport, Texas, US	230.000
8.	BASF Petronas	Kuantan, Malaysia	160.000
9.	BASF – YPC	Nanjing, China	160.000
10.	Beijing Eastern Petrochemical	Beijing, China	80.000
11.	Celanese	Cangrejera, Mexico	40.000
12.	Dow Chemical	Bohlen, Germany	80.000
13.		Deer Park, Texas, US	410.000
14.		Taft, Louisiana, US	110.000
15.	Formosa Plastics	Kaohsiung, Taiway	60.000
16.		Mailiao, Taiwan	100.000
17.		Ningbo, China	160.000
18.	Hexion	Sokolov, Czech Republic	55.000
19.	Idemitsu Petrochemical	Aichi, Japan	50.000
20.	Jiangsu Jurong Chemicals	Yangcheng, China	205.000
21.	Jilin Petrochemical	Jilin, China	35.000
22.	LG Chem	Naju, South Korea	65.000
23.		Yeochun, South Korea	128.000
24.	Mitsubishi Chemical	Yokkaichi, Japan	110.000
25.	Nippon Shokubai	Himeji, Japan	360.000
26.	Oita Chemical	Oita, Japan	60.000
27.	Sasol Acrylates	Sasolburg, South Afrika	80.000

28.	Shanghai Huayi	Shanghai, China	200.000
29.	Singapore <i>Acrylics</i>	Pulau Sakra, Singapore	75.000
30.	StoHaas Monomer	Deer Park, Texas, US	165.000
31.		Marl, Germany	265.000
32.	Tri Polyta Acrylindo	Cilegon, Indonesia	240.000
33.	Others China	Various, China	280.000

(Tecnon OrbiChem, 2010)

Pada Tabel I.3 terdapat beberapa industri yang memproduksi Asam akrilat secara global. Dapat dilihat bahwa terdapat satu-satunya pabrik di Indonesia yang memproduksi Asam akrilat, berdiri pada tahun 1998 di Cilegon Banten, Pabrik TriPolyta Acrylindo memiliki kapasitas sebesar 240.000 ton/tahun yang menggunakan proses propylene oxidation. Sementara agar kebutuhan terhadap Asam Akrilat di Indonesia bisa terpenuhi pemerintah mengimpor dari Jepang, China dan Korea. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut maka dipilih kapasitas produksinya sebesar 300.000 ton/tahun. Kebutuhan asam akrilat pada tahun 2027 di Indonesia diperkirakan sebesar 6986,73 ton. Sehingga asam akrilat yang tersisa dari kapasitas produksi sebesar 293.013,27 ton dapat diekspor ke negara-negara terdekat.

Agar terjadinya keberlangsungan produksi di dalam suatu pabrik maka diperlukan Ketersediaan material yang kontinuitas. Propilen merupakan Salah satu Bahan baku/material yang digunakan dalam pembuatan asam akrilat yang didapatkan dari PT. Chandra Asri Petrochemical Center, Cilegon, Banten. Dimana pabrik ini merupakan pabrik terbesar di Indonesia yang memiliki kapasitas produksi 473.000 ton/tahun yang dipakai 60.000 ton/tahun oleh PT. Tri Polyta Indonesia. Sehingga sisanya sebanyak 413.000 ton/tahun bisa digunakan sebagai bahan baku untuk pabrik dengan kapasitas rancangan 300.000 ton/tahun. Kapasitas produksi propilen di dunia yaitu sebesar 16,48 juta ton/tahun dengan kebutuhan sebanyak 15.99 juta ton/tahun sehingga masih terdapat ketersediaan propilen didunia sebanyak 0,48 juta ton/tahun atau 480.000 ton/tahun, kebutuhan terhadap asam akrilat dapat diimpor Apabila persediaan propilen di PT. Chandra Asri Petrochemical Center belum mencukupi.

Penjualan di pasar global asam akrilik mencapai angka USD 22,55 triliun dengan harga jual per ton yaitu USD 2000 maka kebutuhan menjadi 11.276.000.000 ton (IHS, 2017). Asia Pasifik memimpin pasar global asam akrilik dengan permintaan melebihi 48%. Biaya produksi yang rendah untuk pembuatan Superabsorben di Cina dan India membuat kedua negara memastikan akan melakukan permintaan asam akrilat berkelanjutan. Cina terhitung melakukan permintaan lebih dari 50% dari total permintaan asam akrilat pada tahun 2014. Dengan pertimbangan diatas maka dapat ditentukan kapasitas pabrik sebanyak 300.000 ton/tahun.

I.4. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika

I.4.1. Tinjauan Kinetika

Kondisi Operasi :

Suhu Stage 1 : 330-380⁰C

Stage 2 : 300-330⁰ C

Tekanan : 3 atm

Konversi Stage 1 : 97,5%

Stage 2 : 98,3 %

Yield : 85%

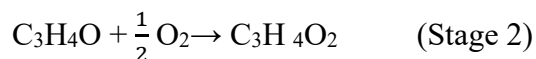
Waktu Kontak : 1,7 – 4 second

Waktu Tinggal : 5 menit = 0,833 jam

Reaksi yang terjadi :



Acrolein



Acrylic Acid

(Etz Korn, 1993)

Kecepatan rx (-r_A)

Stage 1 : r_{AC} = k₁ P_{PR} P_{O2}

Stage 2 : r_{acr.A} = k₂ P_{AC} P_{O2}

Dengan persamaan Arrhenius :

$$\text{Stage 1: } -r_A = k \text{ Exp} \frac{[-E]}{[RT]} P_{\text{propylane}} P_{\text{oxygen}}$$

$$\text{Stage 2: } -r_A = k \text{ Exp} \frac{[-E]}{[RT]} P_{\text{Acrolein}} P_{\text{oxygen}}$$

$$k_j = k_{j,0} \text{ Exp} \left(\frac{-E_{A,j}}{RT} \right) = \exp[k_j^* - E_{A,j}^* \left(\frac{T_{\text{ref}}}{T} - 1 \right)]$$

$$E_{A,j}^* = \frac{E_{A,j}}{RT_{\text{Ref}}}$$

$$k_{j,0} = \exp(k_j^* + E_{A,j}^*)$$

$$T_{\text{Ref}} = \frac{T_{\text{min}} - T_{\text{max}}}{2}$$

Dimana :

$$k_1 = 1,59 \times 10^5 \text{ mol/kg/s/(bar)}^2$$

$$k_2 = 1,47 \times 10^5 \text{ mol/kg/s/(bar)}^2$$

$$E_1 = 39,6 \text{ kJ/mol}$$

$$E_2 = 114 \text{ kJ/mol}$$

$$P_{\text{propylane}} = \frac{\text{Mol Propylane}}{\Sigma \text{mol}} \times P_t$$

$$P_{\text{oxygen}} = \frac{\text{Mol Oxygen}}{\Sigma \text{mol}} \times P_t$$

I.4.2. Tinjauan Termodinamika

Dengan melakukan peninjauan terhadap energi bebas Gibbs (ΔG)

$$-\Delta G_T^\circ = R T \ln K$$

(per. 9-11, Smith & Vannes, 1987)

Dengan:

$$-\Delta G_T^\circ = \text{Energi bebas Gibbs}$$

$$R = \text{konstanta gas ideal (8,314 J/mol.K)}$$

$$T = \text{suhu}$$

$$K = \text{konstanta keseimbangan}$$

Diketahui data energy bebas Gibbs pada suhu 25°C untuk masing-masing komponen:

Tabel I. 4 Data Energi Bebas Gibbs pada Suhu 25°C

Komponen	ΔG° (KJ/mol)
Propilen	194,43
Air	-228,6
Akrolein	-55,98
Asam Akrilat	-238,25

(Yaws,1999)

Stage 1

$$\begin{aligned}\Delta G_{298}^\circ &= \Delta G_f^\circ C_3H_4O + \Delta G_f^\circ H_2O - \Delta G_f^\circ C_3H_6 \\ &= [-55,98+(-228,6)-194,43] \\ &= -479,01 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

Stage 2

$$\begin{aligned}\Delta G_{298}^\circ &= \Delta G_f^\circ C_3H_4O_2 - \Delta G_f^\circ C_3H_4O \\ &= [-238,25-(-55,98)] \\ &= -182,27 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

Perubahan harga entalpi (ΔH°) dapat dihitung pada 298 K (suhu kamar) dengan data untuk setiap komponen sebagai berikut:

Tabel I. 5 Data Energi Pembentukan pada Suhu 298 K

Komponen	ΔH_f° (KJ/mol)
Propilen	185,43
Air	-241,8
Akrolein	-81,00
Asam Akrilat	-336,23

(Yaws,1999)

Stage 1

$$\begin{aligned}\Delta H_{298}^\circ &= \Delta H_f^\circ C_3H_4O + \Delta H_f^\circ H_2O - \Delta H_f^\circ C_3H_6 \\ &= [-81,00+(-241,8)-185,43] \\ &= -508.23 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

Stage 2

$$\begin{aligned}\Delta H_{298}^{\circ} &= \Delta H_f^{\circ} C_3H_4O_2 - \Delta H_f^{\circ} C_3H_4O \\ &= [-336,23 - (-81,00)] \\ &= -255,23 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

Untuk menghitung konstanta sebagai berikut :

Stage 1

$$\begin{aligned}-\Delta G_T^{\circ} &= R T \ln K \\ -(-508,23 \text{ kJ/mol}) &= (8,314 \text{ J/mol.K})(298 \text{ K}) \ln K \\ \ln K_{298} &= \frac{508,23 \text{ kJ/mol}}{8,314 \text{ kJ/mol}} \\ K &= \exp 61,1294 \\ K &= 3,5331 \times 10^{26}\end{aligned}$$

Stage 2

$$\begin{aligned}-\Delta G_T^{\circ} &= R T \ln K \\ -(-255,23) &= (8,314 \text{ J/mol.K})(298 \text{ K}) \ln K \\ \ln K_{298} &= \frac{255,23 \text{ kJ/mol}}{8,314 \text{ kJ/mol}} \\ K &= \exp 30,6988 \\ K &= 2,1494 \times 10^{13}\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas dapat disimpulkan reaksi bersifat *irreversible* karena konstanta kesetimbangannya relative besar.

I.5. Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan suatu lokasi harus dilakukan dengan tepat dan baik dengan mempertimbangkan faktor perencanaan dimasa mendatang dan kemudahan pengoperasian yang menyangkut faktor produksi dan distribusi. Pemilihan lokasi pabrik sangat penting untuk direncanakan karna akan mempengaruhi biaya transportasi, utilitas dan pengadaan bahan baku harus dengan biaya seminimal mungkin.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas, maka dipilih Kawasan Industri Jababeka Cikarang, Kabupaten Bekasi sebagai lokasi untuk mendirikan pabrik

asam akrilat ini. Faktor-faktor yang mendasari dalam menentukan suatu lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

I.5.1. Penyediaan Bahan Baku

Faktor penting lainnya yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik yaitu sumber bahan baku agar biaya penyediaan bahan baku bisa seminimal mungkin, maka dari itu pabrik ini didirikan dekat PT. Chandra Asri *Petrochemical Center* di Cilegon yang merupakan penghasil utama bahan baku (propilen) dengan kapasitas produksi etilen 900.000 ton/tahun. Membutuhkan waktu sekitar 3 jam dari Cilegon ke Cikarang Kabupaten Bekasi melalui transportasi darat.

I.5.2. Pemasaran Produk

Cikarang sangat cocok dijadikan sebagai pasar bagi Asam Akrilat karena tergolong ke dalam daerah industry yang terus berkembang dan besar. Dengan adanya Pelabuhan laut banten mempermudah pemasaran melalui jalur laut walaupun sedikit menempuh waktu sekitar 3 jam dari Cikarang ke Pelabuhan Laut Banten. Asam Akrilat yang diproduksi nantinya bisa dipasarkan atau dijual untuk industri yang juga berada di Cikarang seperti industri cat, polimer, perekat serta industri tekstil. Disamping itu, Kebutuhan asam akrilat pada tahun 2027 di Indonesia diperkirakan sebesar 6986,73 ton. Sehingga asam akrilat yang tersisa dari kapasitas produksi sebesar 293.013,27 ton dapat diekspor ke negara-negara terdekat.

I.5.3. Utilitas

Kawasan Industri Jababeka ini mendapatkan sumber air baku yang digunakan untuk pengolahan berasal dari Waduk Jatiluhur dan dialirkan melalui Saluran Induk Tarum Barat yang kemudian pengelola akan mendistribusikan air ke Kawasan iIndustri Jababeka Cikarang maka penyediaan air untuk keperluan utilitas sangat mudah. Untuk kebutuhan listrik dan bahan bakar bisa didapatkan dengan mudah karena dekat dengan PLTU dan Pertamina.

I.5.4. Transportasi

Jalur laut dan darat dapat digunakan untuk keperluan transportasi dalam pemasaran dan pengangkutan produk. Pelabuhan dapat digunakan sebagai tempat bagi kapal yang membawa produk maupun bahan baku berlabuh. Dengan sarana yang sangat baik maka diharapkan kelancaran proses pemasaran dan produksi secara domestik maupun internasional.

I.5.5. Tenaga Kerja

Diperlukan tenaga kerja yang memiliki keterampilan dan terdidik maupun tenaga kasar pada pabrik ini. Tenaga kerja yang dimaksud bisa didapat dari sekitar lokasi pabrik dan luar daerah.

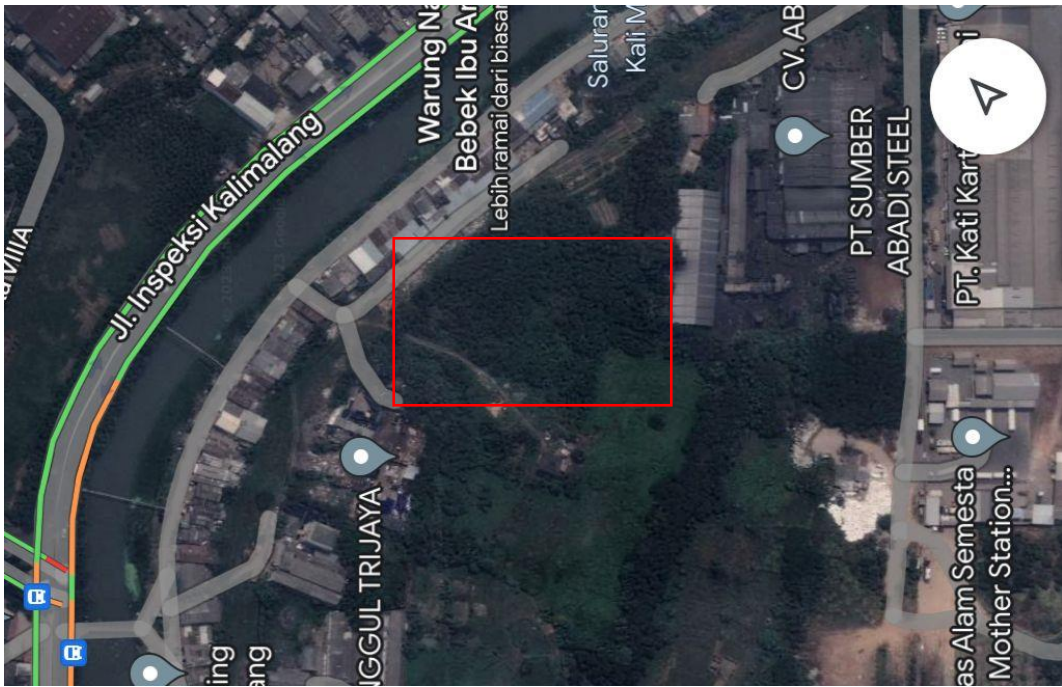
I.5.6. Keadaan Iklim

Lokasi yang dipilih sudah cukup stabil karena mengingat daerah Indonesia memiliki iklim tropis dengan temperatur sekitar 25°C – 32°C sehingga produksi dan operasi pada pabrik diharapkan bisa berjalan dengan lancar mengingat kemungkinan Bencana alam misalnya tanah longsor, gempa bumi, maupun banjir bandang minim terjadi di daerah tersebut.

I.5.7. Faktor Penunjang Lain

Kawasan Industri Jababeka Cikarang Kabupaten Bekasi telah terdaftar sebagai kawasan industri faktor ketersediaan energi listrik, iklim, air, bahan bakar bukanlah suatu kendala karena telah dilakukan pertimbangan sebelum penetapan Kawasan tersebut.

Maka dari itu Kawasan Industri Jababeka Cikarang Kabupaten Bekasi dapat dikatakan layak dijadikan Pabrik Asam Akrilat di Indonesia.



Gambar I. 2 Pemilihan Lokasi Pabrik

BAB II

URAIAN PROSES

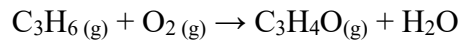
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Proses pembuatan asam akrilat menggunakan bahan baku propilen dan oksigen dari udara, serta ditambah dengan bahan pendukung *Steam*. Bahan baku tersebut diubah secara fisik agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor (R-01) dengan suhu 330°C dan tekanan 3 atm pada tahap pertama, sedangkan pada tahap kedua (R-02) memiliki kondisi operasi dengan suhu 330°C dan tekanan 3 atm. Propilen (fase gas) yang disimpan dalam tangki yang bekerja pada tekanan 12,88 atm dan suhu 30°C dialirkan ke dalam kran ekspansi untuk diturunkan tekanannya menjadi 4 atm, kemudian dipanaskan menggunakan propilen *Heater* (HE-02) sehingga bersuhu 150°C. Lalu propilen dipanaskan kembali dengan *Heater* (HE-03) sehingga suhunya menjadi 330°C. Sedangkan udara diambil dari lingkungan dengan kondisi 30°C dan tekanan 1,2 atm diumpankan ke *Bag Filter* (F-01) untuk dibersihkan pengotor debu yang terbawa. Udara lanjut mengalir menuju Kompresor (C-01) untuk diubah tekanannya menjadi 4 atm dan bersuhu 30°C dengan dipanaskan menggunakan udara *Heater* (HE-01) sehingga suhunya mencapai 330°C. *Steam* yang diumpankan ke reaktor berasal dari unit utilitas dengan suhu 330°C dan tekanan 4 atm.

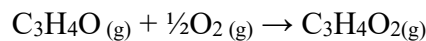
II.2. Tahap Reaksi

Komposisi reaktan yaitu propilen dan oksigen dengan perbandingan 1 : 2, sedangkan jumlah *Steam* yang dimasukkan di ambil berdasarkan banyaknya propilen dan oksigen. Reaktan diumpankan ke dalam reaktor (R-01) yang merupakan *multiTube fixed bed* reaktor dengan bantuan katalis *Molybdenum Oksida* (MoO₃). Reaktor yang beroperasi pada tekanan 3 atm. Pada reaktor 1 (R-01) digunakan untuk mengkonversi propilen menjadi akrolein, beroperasi pada suhu 330°C. Konversi reaksi sebesar 97,50%. Reaksi yang terjadi pada reaktor 1 sebagai berikut :

Reaksi utama yang terjadi di reaktor 1 :



Setelah melewati reaktor 1 (R-01), selanjutnya gas akrolein yang terbentuk menuju Reaktor 2 (R-02). Reaktor (R-02) ini beroperasi pada suhu 330°C dan pada tekanan 3 atm. Pada reaktor ini akrolein yang dihasilkan pada Reaktor I (R-01) dikonversikan menjadi asam akrilat. Konversi yang terjadi pada reaksi ini sebesar 98,3%. Reaksi yang terjadi pada reaktor 2 sebagai berikut :



Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan pendingin berupa Dowtherm A untuk mencegah reaksi melewati *range* suhu yang diizinkan.

II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Tahap ini merupakan tahap pemisahan dan pemurnian dari produk hasil reaksi agar diperoleh kemurnian yang sesuai dengan spesifikasi pasar. Pemisahan produk menggunakan *Condensor* (CD-01) yang mempunyai kondisi operasi 106°C dan 1 atm sedangkan pemurnian produk menggunakan Menara Distilasi Asam Akrilat (MD-01) yang mempunyai kondisi operasi *feed* 102,18°C dan 2 atm. Produk hasil reaktor (R-02) terlebih dahulu didinginkan suhunya untuk memenuhi kondisi umpan *Condensor* (CD-01) sebesar 106°C diturunkan dengan menggunakan *Cooler* (CL-02).

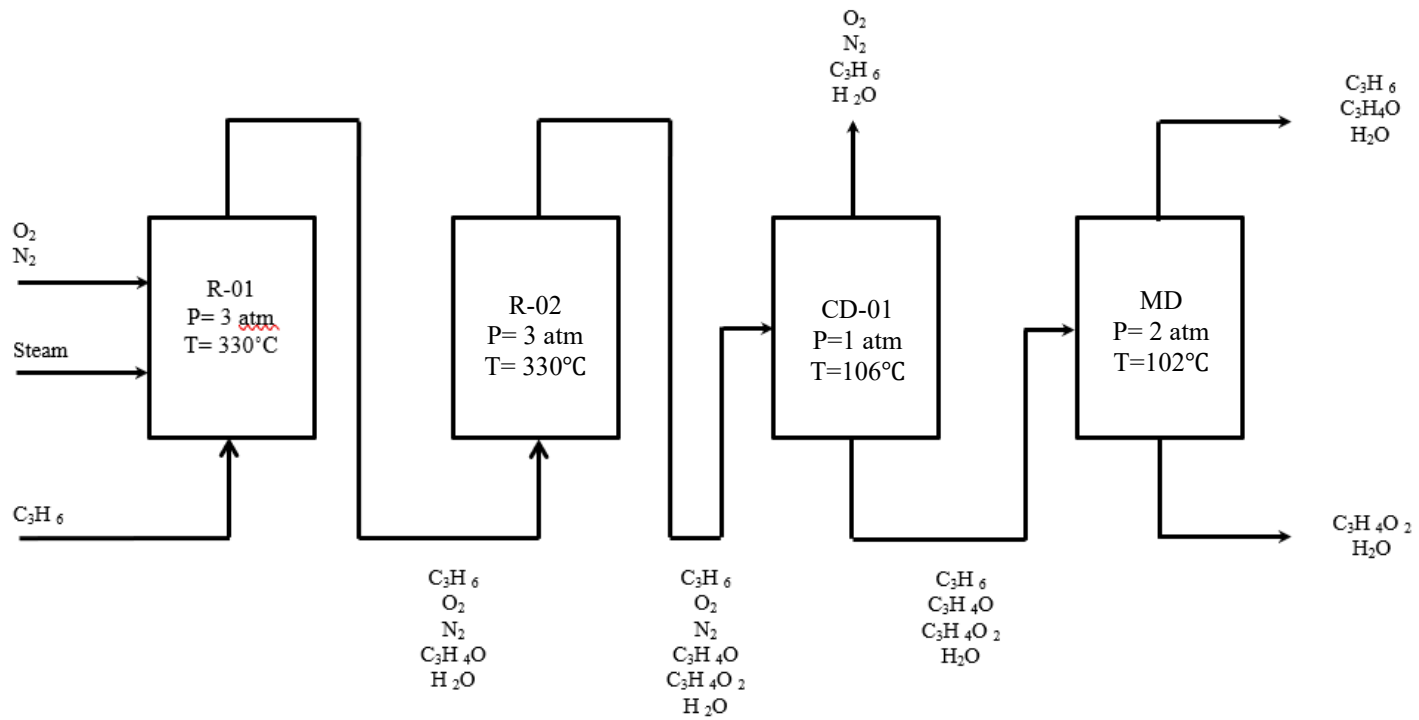
Gas dari reaktor (R-02) yang telah dingin diumpankan lewat bagian bawah kolom ke *Condensor* (CD-01). Di kolom *condensor* ini asam akrilat akan di pisahkan berdasarkan titik didih. Sedangkan gas sisa dari reaktan akan langsung di buang ke flare sebagai hasil atas.

Larutan asam akrilat yang terbawa diumpankan ke dalam sebuah menara distilasi (MD) di *plate* 15, karena pada *plate* tersebut sudah terjadi kesetimbangan komposisi antara komposisi bahan yang masuk dan komposisi di *plate* tersebut. Hasil bawah dari menara distilasi (MD) adalah produk berupa asam akrilat murni sebesar 98,3%, sedangkan untuk hasil atasnya berupa air dengan sedikit asam akrilat yang selanjutnya diumpankan ke unit pengolahan limbah. *cooler* (CL-03) dan (CL-04) digunakan untuk menurunkan temperatur sebagai hasil bawah menara distilasi (MD) dan disimpan dalam fase cair di tangki penyimpanan (T-02).

Sedangkan hasil atas yang sebagian besar air dengan sedikit kandungan asam akrilat dengan suhu 94,94°C dan tekanan 1,52 atm yang kemudian didinginkan pada *Cooler* (CL-04) sehingga suhunya menjadi 30°C dan tekanan 1,52 atm. Hasil atas menara distilasi (MD) yang telah didinginkan diteruskan langsung ke UPL.

II.4. Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kualitatif adalah susunan atau struktur Blok Diagram yang menggambarkan kondisi operasi dari setiap proses pembuatan $C_3H_4O_2$, seperti yang terlihat pada Gambar II.1.



Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif

BAB III SPESIFIKASI BAHAN

III.1. Spesifikasi Bahan Baku

1. Propena (Propilen)

Wujud	: Gas
Rumus Molekul	: C_3H_6
Berat Molekul	: 42 kg/kmol
Titik Didih, °C	: - 47,70 (pada 1 atm)
Densitas, g/ml	: 0,612
Titik Leleh, °C	: -102,7
Spesifik Grafity	: 0,613
Kelarutan	: 44,6 cc dalam air
Temperatur Kritis	: 365,1 K
Tekanan Kritis	: 45,4 atm
Kapasitas Panas	: $0,886 + 5,602 \cdot 10^{-2} T - 2,771 \cdot 10^{-5} T^2 + 5,266 \cdot 10^{-9} T^3$ Kkal/kmol K
Kemurnian	: 99,52%
Impuritis	: Propana 0,48%

(Krik Othmer, 1985)

2. Air

Wujud	: <i>Liquid</i>
Rumus Molekul	: H_2O
Berat Molekul	: 18 kg/kmol
Titik Didih, °C	: 100 (pada 1 atm)
Densitas, g/ml	: 1
Titik Beku, °C	: 0 (pada 1 atm)
Spesifik Grafity	: 1
Kelarutan	: tak terhingga dalam air
Temperatur Kritis	: 374,3 °C
Tekanan Kritis	: 79,9 atm

Kapasitas Panas : $7,701 + 4,595 \cdot 10^{-4} T + 2,521 \cdot 10^{-6} T^2 + 0,859 \cdot 10^{-9} T^3$ Kkal/kmol K

(Krik Othmer, 1985)

3. Udara

Terdiri dari:

Asumsi:

Oksigen : 21%

Nitrogen : 79%

Oksigen

Wujud : Gas

Rumus Molekul : O_2

Berat Molekul : 32 kg/kmol

Titik Didih, °C : - 183 (pada 1 atm)

Densitas, g/ml : 0,612

Titik Leleh, °C : -218,9

Spesifik Gravity : 1,151

Kelarutan : 4,89 cc dalam air

Temperatur Kritis : -154,6°C

Tekanan Kritis : 49,8 atm

Kapasitas Panas : $6,713 - 0,879 \cdot 10^{-2} T + 4,170 \cdot 10^{-6} T^2 - 2,554 \cdot 10^{-9} T^3$ Kkal/kmol K

Nitrogen

Wujud : Gas

Rumus Molekul : N_2

Berat Molekul : 28 kg/kmol

Titik Didih, °C : - 195,6

Densitas : 1,25046 g/L ; pada 252,6 °C = 1.0265

Titik Leleh, °C : -209,9

Spesifik Gravity : 0,807

Kelarutan : 2,35 cc dalam air

Temperatur Kritis : -126,26 °C

Tekanan Kritis	: 33,54 atm
Kapasitas Panas	: $7,440 - 0,324 \cdot 10^{-2} T + 6,4 \cdot 10^{-6} T^2 - 2,790 \cdot 10^{-9} T^3$ Kkal/kmol K

(Krik Othmer, 1985)

III.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

Katalis Senyawa Metal Oksida

Rumus Molekul	: $\text{Mo}_{12}\text{Bi}_5\text{Ni}_2\text{CO}_3\text{Fe}_{0,4}\text{Na}_{0,2}\text{K}_{0,08}\text{Si}_{18}$
Berat Molekul	: 5116,68 g/gmol
Bentuk	: Bulat
Diameter	: 0,33 cm
<i>Bulk Density</i>	: 225 kg/m ³
Porositas	: 0,39
Umur Katalis	: 3-4 tahun

(<http://www.webbook.nist.gov/chemistry>)

III.3. Spesifikasi Produk :

1. Asam Akrilat (Kemurnian 99,5 %)

Wujud	: Liquid
Rumus Molekul	: $\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$
Berat Molekul	: 72 kg/kmol
Titik Didih, °C	: 141 (pada 1 atm)
Titik Beku, °C	: 11,8 (pada 1 atm)
Titik Leleh, °C	: 13,5
Titik Nyala, °C	: 60 (berdasar cawan terbuka)
Densitas, g/ml	: 1,045
Spesifik Gravity	: 1,11
Kelarutan	: Tak terhingga dalam 100 gram air
Panas Penguapan	: 8426 KJ/mol
Temperatur Kritis	: 615 K
Tekanan Kritis	: 56,7 atm

Kapasitas Panas : $0,416 + 7,621 \cdot 10^{-2} T - 5,618 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,666 \cdot 10^{-8} T^3$ Kkal/kmol K
(Krik Othmer, 1985)

2. Acrolein (2-propenal)

Wujud : Gas
Rumus Molekul : C_3H_4O
Berat Molekul : 56 kg/kmol
Titik Didih, °C : 52,5 (pada 1 atm)
Densitas, g/ml : 0,8389
Titik Leleh, °C : -88
Spesifik Gravity : 0,8407
Kelarutan : 40 dalam 100 gram air
Tekanan Kritis : 50 atm
Kapasitas Panas : $2,859 + 5,029 \cdot 10^{-2} T - 2,557 \cdot 10^{-5} T^2 + 4,552 \cdot 10^{-9} T^3$ Kkal/kmol K
(Krik Othmer, 1985)

BAB IV
NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

IV.1.1. Neraca Massa Reaktor

Tabel IV. 1 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk Kg/jam			Keluar Kg/jam
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	
N ₂	-	116151,5721	-	116151,5721
O ₂	-	35286,5535	-	18073,8962
C ₃ H ₆	23170,8849	-	-	579,2721
C ₃ H ₈	270,3522	-	-	270,3522
C ₃ H ₄ O	-	-	-	30122,1504
H ₂ O	-	-	93764,8223	103446,9420
Total	268644,1849			268644,1849

Tabel IV. 2 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk Kg/jam	Keluar Kg/jam
	Arus 4	Arus 5
N ₂	116151,5721	116151,5721
O ₂	18073,8962	9613,8751
C ₃ H ₆	579,2721	579,2721
C ₃ H ₈	270,3522	270,3522
C ₃ H ₄ O	30122,1504	512,0766
H ₂ O	103446,9420	103446,9420
C ₃ H ₄ O ₂	-	38070,0949
Total	268644,1849	268644,1849

IV.1.2. Neraca Massa *Condensor* (CD)

Tabel IV. 3 Neraca Massa *Condensor* (CD)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
N ₂	116151,5721	116147,9919	3,5802
O ₂	9613,8751	9611,8961	1,9790
C ₃ H ₆	579,2721	578,6874	0,5847
C ₃ H ₈	270,3522	267,2581	3,0941
C ₃ H ₄ O	512,0766	510,2387	1,8379
H ₂ O	103446,9420	151,6328	103295,3093
C ₃ H ₄ O ₂	38070,0949	0,2079	38069,8869
Total	268644,1849	127267,9129	141376,2720
		268644,1849	

IV.1.3. Neraca Massa Menara Distilasi (MD)

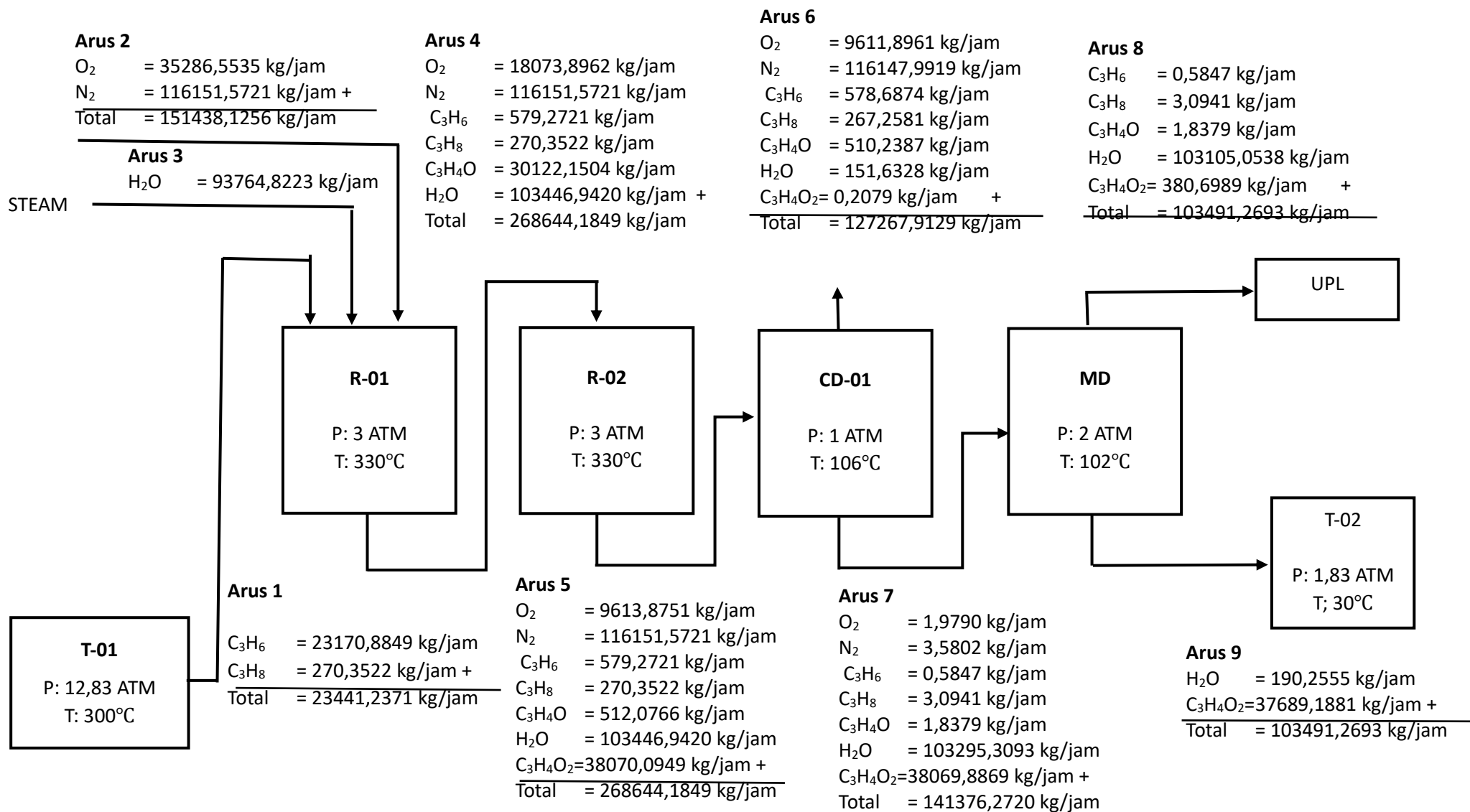
Tabel IV. 4 Neraca Massa Distilasi (MD)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
C ₃ H ₆	0,5847	0,5847	-
C ₃ H ₈	3,0941	3,0941	-
C ₃ H ₄ O	1,8379	1,8379	-
H ₂ O	103295,3093	103105,0538	190,2555
C ₃ H ₄ O ₂	38069,8869	380,6989	37689,1881
Total	141370,7129	103491,2693	37879,4436
		141370,7129	

IV.2. Neraca Massa Total

Tabel IV. 5 Neraca Massa Total

Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)					
	Masuk			Keluar		
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 6	Arus 8	Arus 9
N ₂	-	116151,5721	-	116147,9919	3,5802	-
O ₂	-	35286,5535	-	9611,8961	1,9790	-
C ₃ H ₆	23170,8849	-	-	578,6874	0,5847	-
C ₃ H ₈	270,3522	-	-	267,2581	3,0941	-
C ₃ H ₄ O	-	-	-	510,2387	1,8379	-
H ₂ O	-	-	93764,8223	151,6328	103105,0538	190,2555
C ₃ H ₄ O ₂	-	-	-	0,2079	380,6989	37689,1881
Sub Total	23441,2371	151438,1256	93764,8223	127267,9129	103496,8285	37879,4436
TOTAL	268644,1849			268644,1849		



Gambar IV. 1 Diagram Alir Kuantitatif

BAB V
NERACA PANAS

V.1. Neraca Panas Komponen

V.1.1. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

Tabel V. 1 Neraca Panas *Heater* (HE-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	788516,5316	0,0000
Q produk	0,0000	36.090.242,2944
Q pemanas	35.301.725,7629	3.994.811,2847
Total	36.090.242,2944	36.090.242,2944

V.1.2. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

Tabel V. 2 Neraca Panas *Heater* (HE-02)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	247.345,8522	0,0000
Q produk	0,0000	6.783.319,9170
Q pemanas	6.535.974,0648	0,0000
Total	6.783.319,9170	6.783.319,9170

V.1.3. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-03)

Tabel V. 3 Neraca Panas *Heater* (HE-03)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	6783319,9170	0,0000
Q produk	0,0000	19.344.704,7946
Q pemanas	12.561.384,8776	0,0000
Total	19.344.704,7946	19.344.704,7946

V.1.4. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel V. 4 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	28.080.953,04	0,0000
Q reaksi	2.036.684,26	0,0000
Q produk	0,0000	3.088.111,011
Q pendingin	0,0000	27.029.526,30
Total	30.117.637,31	30.117.637,31

V.1.5. Neraca Panas Cooler (CL-01)

Tabel V. 5 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan (arus 4)	56.562.279,8360	0,0000
Q produk	0,0000	51.056.109
Q pendingin	0,0000	5.506.170,3627
Total	56.562.279,8360	56.562.279,8360

V.1.6. Neraca Panas Reaktor (R-02)

Tabel V. 6 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	27.029.526,2961	0,0000
Q reaksi	60.961,4994	0,0000
Q produk	0,0000	19.381.399,22
Q pendingin	0,0000	7.709.088,571
Total	27.090.487,7955	27.090.487,7955

V.1.7. Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Tabel V. 7 Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan	17.835.674,3405	0,0000
Q produk	0,0000	16.045.895,7031
Q pendingin	0,0000	1.789.778,6375
Total	17.835.674,3405	17.835.674,3405

V.1.8. Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

Tabel V. 8 Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q Masuk	92.401.847,5275	0,0000
Q Keluar	0,0000	4993,5535
Q Pendingin	0,0000	92.396.853,9740
Total	92.401.847,5275	92.401.847,5275

V.1.9. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-04)

Tabel V. 9 Panas *Heat Exchanger* (HE-04)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan (arus 7)	52.046.230,0157	0,0000
Q produk	0,0000	55.360.784,9929
Q pemanas	3.314.554,9772	0,0000
Total	55.360.784,9929	55.360.784,9929

V.1.10. Neraca Panas Menara Destilasi (MD)

Tabel V. 10 Neraca Panas Menara Distilasi (MD)

Komponen	Masuk Kkal/jam	Keluar Kkal/jam
Q umpan	35.913.922,6838	0,0000
Q <i>reboiler</i>	319.114.578,4696	0,0000
Q destilat	0,0000	35.941.617,1582
Q <i>condensor</i>	0,0000	308.983.455,5047
Q <i>bottom</i>	0,0000	10.103.428,4906
Total	355.028.501,1534	355.028.501,1534

V.1.11. Neraca Panas *Condensor* (CD-02)

Tabel V. 11 Neraca Panas *Condensor* (CD-2)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q Masuk	165.118.667,0041	0,0000
Q Keluar	0,0000	3.490,8336
Q Pendingin	0,0000	165.115.176,1705
Total	165.118.667,0041	165.118.667,0041

V.1.12. Neraca Panas *Cooler* (CL-05)

Tabel V. 12 Neraca Panas *Cooler* (CL-05)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan (arus 9)	28.921.412,5234	0,0000
Q produk	0,0000	17.957.658,6767
Q pendingin	0,0000	10.963.753,8466
Total	28.921.412,5234	28.921.412,5234

V.1.13. Neraca Panas Cooler (CL-06)

Tabel V. 13. Neraca Panas Cooler (CL-06)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan (arus 9)	17.957.658,6767	0,0000
Q produk	0,0000	4.717.891,4381
Q pendingin	0,0000	13.239.767,2386
Total	17.957.658,6767	17.957.658,6767

V.1.14. Neraca Panas Reboiler (RB)

Tabel V. 14 Neraca Panas Reboiler (RB-01)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan (arus 8)	52.965.651,74	0,0000
Q produk	0,0000	76.270.214,7394
Q pemanas	23.304.563	0,0000
Total	76.270.214,7394	76.270.214,7394

V.1.15. Neraca Panas Cooler (CL-03)

Tabel V. 15 Neraca Panas Cooler (CL-03)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan (arus 8)	17.835.674,3405	0,0000
Q produk	0,0000	1.174.660,2526
Q pendingin	0,0000	16.661.014,0880
Total	17.835.674,3405	17.835.674,3405

V.1.15. Neraca Panas Cooler (CL-04)

Tabel V. 16 Neraca Panas Cooler (CL-04)

Komponen	Masuk kkal/jam	Keluar kkal/jam
Q umpan (arus 8)	1.174.660,2526	0,0000
Q produk	0,0000	234.675,6691
Q pendingin	0,0000	939.984,5834
Total	1.174.660,2526	1.174.660,2526

BAB VI
SPESIFIKASI ALAT

VI.1. Reaktor

Tabel VI. 1 Spesifikasi Reaktor

Keterangan	Reaktor-01	Reaktor-02
Kode Alat	R-01	R-02
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi propilen dan oksigen menjadi akrolein	Tempat terjadinya reaksi akrolein dan oksigen menjadi asam akrilat
Jenis	Reaktor <i>Fixed bed MultiTube</i>	Reaktor <i>Fixed bed MultiTube</i>
Reaksi	Eksothermis	Eksothermis
Suhu Desain	330°C	330°C
Tekanan Desain	3 atm	3 atm
Konversi	0,97	0,98
Spesifikasi		
Diameter Reaktor	8,6 m	8,6 m
Tinggi Reaktor	6,5130 m	5,0130 m
Volume Reaktor	353,3859 m ³	266,4643 m ³
Tebal <i>Shell</i>	1 in	1 in
Tebal <i>Head</i>	1 in	1 in
Banyak Tube	8000	8000
Tebal Isolator	0,0610 m	0,0460 m
Pendingin		
Jenis Pendingin	<i>Dowtherm A</i>	<i>Dowtherm A</i>
Suhu Pendingin	80 - 280°C	80 - 184°C
Katalisator	<i>Iron Molybdenum Oxide</i>	<i>Iron Molybdenum Oxide</i>
Bahan	<i>Carbon Steell SA-283C</i>	<i>Carbon Steell SA-283C</i>
Jumlah	1	1

VI.2. Menara Distilasi

Tabel VI. 2 Spesifikasi Menara Destilasi

Keterangan	Menara Destilasi
Kode Alat	MD
Fungsi	Memisahkan asam akrilat dengan air dan asam asetat
Jenis	<i>Sieve Tray</i>
Kondisi Operasi	
Umpan	102,18°C
	1,2 atm
Puncak Menara	94,89°C
	1,03 atm
Dasar Menara	143,49 °C
	1,37 atm
Spesifikasi	
Diameter	8,4704 m
Tinggi	8,5949 m
Tebal <i>Head</i>	0,25 in
Tebal <i>Shell</i>	0,25 in
Jumlah <i>Tray</i>	24
Umpan Masuk	15
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	1

VI.3. Condensor

Tabel VI. 3 Spesifikasi Condensor 1 dan 2

Keterangan	Condensor	
Kode Alat	CD-01	CD-02
Fungsi	Mengembunkan semua senyawa hasil keluaran dari reaktor kemudian diumpankan ke menara distilasi, kecuali N ₂ dan O ₂ tidak diembukan karena senyawa tersebut termasuk <i>non condensable gas</i> .	Mengembunkan uap C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ , C ₃ H ₄ O, H ₂ O dan C ₃ H ₄ O ₂ hasil atas MD
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Luar Area	35,5315 ft ²	20,3452 ft ²
Long	10 ft	10 ft
Spesifikasi Shell		
Fluida Panas	Hasil Keluaran Reaktor-02	Hasil Keluaran MD
ID	1 in	1 in
<i>Baffle Space</i>	0,5 in	0,5 in
<i>Passes</i>	4	4
Spesifikasi Tube		
Fluida Dingin	<i>Chilled Water</i>	<i>Chilled Water</i>
ID	1,12 in	1,12 in
OD	1,25 in	1,25 in
Jumlah <i>Tube</i>	151	151
<i>Passes</i>	1	1
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>

VI.4. Accumulator

Tabel VI. 4 Spesifikasi Accumulator

Keterangan	Accumulator
Kode Alat	ACC-01
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
Jenis	Tangki silinder horizontal, <i>Torispherical Dished Head</i>
Diameter	1,5666 m
Panjang	9,3994 m
Tebal Shell	30,8379 in
Tebal Head	0,1875 in
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>

VI.5. Compressor

Tabel VI. 5 Spesifikasi Compressor 1 dan 2

Keterangan	Compressor	
Kode Alat	C-01	C-02
Jenis	<i>Sentrifugal multi stage</i>	<i>Sentrifugal multi stage</i>
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan gas dari 1,2 atm menjadi 3 atm sebanyak 151438,1256 kg/jam	Untuk menaikkan tekanan gas dari 2,9 atm menjadi 3 atm sebanyak 151438,1256 kg/jam
Tekanan Masuk	1,2 atm	2,9 atm
Tekanan Keluar	3 atm	3 atm
Suhu Masuk	257,65 C	329 C
Suhu Keluar	329 C	332 C
Daya	406,1865 Hp	16,0259 Hp
Jumlah	1	1

VI.6. Filtrasi

Tabel VI. 6 Spesifikasi Filtrasi

Keterangan	<i>Bag Filter</i>
Kode Alat	F
Fungsi	Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara segar yang mengalir sebanyak 45227,2727 kg/jam
Jenis	<i>Bag House Filter</i>
Diameter <i>Bag</i>	0,2032 m
Panjang <i>Bag</i>	2,4384 m
Jumlah <i>Bag</i>	142 buah
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	1

VI.7. Expansion Valve

Tabel VI. 7 Spesifikasi *Expansion Valve*

Keterangan	<i>Expansion Valve</i>	
Kode Alat	EV-01	EV-02
Fungsi	Menurunkan tekanan bahan baku propilen dari 12,8 atm menjadi 3 atm sebanyak 23441,2371 kg/jam	Menurunkan tekanan keluaran Reaktor 2 dari 3 atm menjadi 1 atm sebanyak 268644,1849 kg/jam
Jenis	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>
Debit	94,1827 m ³ /jam	891,0277 m ³ /jam
ID	4,026 in	4,026 in
OD	4,5 in	4,5 in
a't	12,7 in ²	12,7 in ²
v	3,1930 m/s	27,7667 m/s
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Jumlah	1	1

VI.8. Reboiler

Tabel VI. 8 Spesifikasi *Reboiler*

Keterangan	<i>Reboiler</i>
Kode Alat	RB-01
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD sebagai hasil bawah
Jenis	<i>Kettle Reboiler</i>
Beban Panas	302.664.673 btu/jam
Luas Area	3.072,8529 ft ²
<i>Spesifikasi Shell</i>	
Fluida Panas	<i>Steam</i>
ID	27 in
<i>Baffle Space</i>	10,8 in
<i>Passes</i>	1
<i>Spesifikasi Tube</i>	
Fluida Dingin	Hasil Bawah MD
ID	0,870 in
OD	1 in
Jumlah <i>Tube</i>	425
<i>Passes</i>	2
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Jumlah	1

VI.9. Tangki Penyimpanan

Tabel VI. 9 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Keterangan	Tangki
Kode Alat	T-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku propilen
Jenis	<i>Spherical</i>
Kapasitas	6.781,1575 m ³
Suhu Desain	50°C
Tekanan Desain	12,8 atm
Spesifikasi	
Diameter <i>Shell</i>	23,4878 m
Ketebalan <i>Shell</i>	3,9819 in
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	1

Tabel VI. 10 Tangki Penyimpanan Produk

Keterangan	Tangki					
Kode Alat	T-02					
Fungsi	Menyimpan produk asam akrilat					
Jenis	Silinder tegak dengan <i>elliptical dished head</i>					
Kapasitas	7.730,1558 m ³					
Suhu Desain	40°C					
Tekanan Desain	1 atm					
Spesifikasi						
Diameter <i>Shell</i>	7,62 m					
Tinggi <i>Shell</i>	14,63 m					
Tebal <i>Head</i>	2,08 in					
Ketebalan <i>Shell</i>	Digunakan plat dengan lebar 6 ft sehingga dinding tangki dibagi menjadi :					
	Plat dari bawah	H (ft) dari bawah		t min (in)	tebal standar (in)	
	1	48	42	0,2815	3/8	3/8
	2	42	36	0,2615	3/8	0,375
	3	36	30	0,2415	1/4	0,25
	4	30	24	0,2216	1/4	0,25
	5	24	18	0,2016	1/4	0,25
	6	18	12	0,1816	1/4	0,25
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>					
Jumlah	1					

VI.10. Heater

Tabel VI. 11 Spesifikasi *Heater* 1 dan 2

Keterangan	Heater	
Kode Alat	HE-01	HE-02
Fungsi	Memanaskan udara dari Filter menuju <i>Compressor</i> dari suhu 30°C menjadi 330°C dengan tekanan 3 atm	Memanaskan propilen dari <i>expansion valve</i> dari 30°C menjadi 150°C dengan Tekanan 3 atm
Jenis	<i>Shell and Tube heat exchanger in-Square Pitch</i>	<i>Shell and Tube heat exchanger in-Square Pitch</i>
Luas Area	641.190.8669 ft ²	105.654,1042 ft ²
Long	10 ft	10 Ft
Spesifikasi <i>Shell</i>		
Fluida Panas	<i>Saturated Steam</i>	<i>Saturated Steam</i>
ID	21,25 in	21,25 in
<i>Baffle Space</i>	10,625 in	10,625 in
<i>Passes</i>	4	4
Spesifikasi <i>Tube</i>		
Fluida Dingin	Propilen	Propilen
ID	1,12 in	1,12 in
OD	1,25 in	1,25 in
Jumlah <i>Tube</i>	116	116
<i>Passes</i>	1	1
Bahan	<i>Stainlees Steel</i>	<i>Stainlees Steel</i>

Tabel VI. 12 Spesifikasi *Heater* 3 dan 4

Keterangan	Heater	
Kode Alat	HE-03	HE-04
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran HE-02 dari 150°C menjadi 330°C dengan tekanan 3 atm	Memanaskan hasil keluaran <i>Condensor</i> (CD-02) menuju Menara Distilasi
Jenis	<i>Shell and Tube heat exchanger in-Square Pitch</i>	<i>Shell and Tube heat exchanger in-Square Pitch</i>
Luas Area	259.628,0135 ft ²	260.369,294 ft ²
Long	10 ft	10 ft
Spesifikasi <i>Shell</i>		
Fluida Panas	<i>Saturated Steam</i>	<i>Saturated Steam</i>
ID	21,25 in	12 in
<i>Baffle Space</i>	10,625 in	10 in
<i>Passes</i>	4	1
Spesifikasi <i>Tube</i>		
Fluida Dingin	Hasil Keluaran Reaktor 2	Hasil Keluaran Reaktor 2
ID	1,12 in	1,12 in
OD	1,25 in	1,25 in
Jumlah <i>Tube</i>	116	80
<i>Passes</i>	1	1
Bahan	<i>Stainlees Steel</i>	<i>Stainlees Steel</i>

VI.11. *Blower*

Tabel VI. 13 Spesifikasi *Blower*

Keterangan	Blower
Kode Alat	BL-01
Fungsi	Mengalirkan udara ke HE-01
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Suhu Desain	30°C
Tekanan Desain	1,2 atm
Jumlah	1
Spesifikasi :	
Volume	108798,6200 m ³ /jam
Daya	181,0000 Hp
Bahan	<i>Carbon Steel</i>

VI.12. Cooler

Tabel VI. 14 Spesifikasi Cooler 1, 2, dan 3

Keterangan	Cooler		
Kode Alat	CL-01	CL-02	CL-03
Fungsi	Mendinginkan campuran gas dari reaktor pada suhu 329 °C menjadi 300°C dengan tekanan 3 atm sebanyak	Mendinginkan keluaran <i>Condensor-01</i> pada suhu 99°C menjadi 92°C	Mendinginkan keluaran <i>Condensor-02</i> pada suhu 99,50°C menjadi 80°C
Jenis	<i>Shell and tube heat exchanger in-Square Pitch</i>	<i>Shell and tube heat exchanger in-Square Pitch</i>	<i>Shell and tube heat exchanger in-Square Pitch</i>
Luar Area	456,6081 ft ²	581, 0816 t ²	4081,1732 ft ²
Long	14 ft	14 ft	14 ft
Spesifikasi Shell			
Fluida Panas	Hasil Keluaran Reaktor-01	Hasil Keluaran CD-01	Hasil Keluaran CD-02
ID	13,25 in	33 in	33 in
<i>Baffle Space</i>	6,625 in	10 in	10 in
<i>Passes</i>	1	1	1
Spesifikasi Tube			
Fluida Dingin	<i>Dowtherm A</i>	<i>Dowtherm A</i>	<i>Dowtherm A</i>
ID	0,584 in	0,584 in	0,584 in
OD	0,7500 in	0,7500 in	0,7500 in
Jumlah <i>Tube</i>	166	749	257
<i>Passes</i>	1	1	1
Bahan	<i>Stainlees Steel</i>	<i>Stainlees Steel</i>	<i>Stainlees Steel</i>

Tabel VI. 15 Spesifikasi Cooler 4, 5, dan 6

Keterangan	Cooler		
Kode Alat	CL-04	CL-05	CL-06
Fungsi	Mendinginkan keluaran Cooler-03 80°C menjadi 30°C	Mendinginkan keluaran Reboiler pada suhu 144,3623°C menjadi 100°C	Mendinginkan keluaran Reboiler pada suhu 100°C menjadi 45°C
Jenis	<i>Shell and tube heat exchanger in-Square Pitch</i>	<i>Shell and tube heat exchanger in-Square Pitch</i>	<i>Shell and tube heat exchanger in-Square Pitch</i>
Luar Area	630,8383 ft ²	1524,9494 ft ²	2910,7428 ft ²
Long	14 ft	14 ft	14 ft
<i>Spesifikasi Shell</i>			
Fluida Panas	Hasil keluaran top MD	Hasil keluaran bottom MD	Hasil keluaran bottom MD
ID	33 in	33 in	33 in
<i>Baffle Space</i>	10 in	10 in	10 in
<i>Passes</i>	1	1	1
<i>Spesifikasi Tube</i>			
Fluida Dingin	<i>Dowtherm A</i>	<i>Dowtherm A</i>	<i>Dowtherm A</i>
ID	0,584 in	0,584 in	0,584 in
OD	0,750 in	0,750 in	0,750 in
Jumlah <i>Tube</i>	583	384	463
<i>Passes</i>	1	1	1
Bahan	<i>Stainlees Steel</i>	<i>Stainlees Steel</i>	<i>Stainlees Steel</i>

VI.13. Pompa

Tabel VI. 16 Spesifikasi Pompa 1, 2, dan 3

Keterangan	Pompa	
Kode Alat	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan produk ke Menara destilasi	Mengalirkan Produk Asam Akrilat dari tangki menuju perindustrian
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Laju Alir Massa	381,1670 L/s	24,7690 L/s
Debit Pompa	13,4608 ft ³ /s	0,8747 ft ³ /s
Diameter Pipa (ID)	10 in	6 in
<i>Schedule Number</i>	40	40
Kecepatan Alir	152,6263 ft/s	4,3584 ft/s
Head Pompa	18,1175 m	13,7515 m
Daya Pompa	14,0860	2,2871
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1	1

BAB VII

UTILITAS

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. 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 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 Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah

VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

VII.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 Asam Akrilat ini, sumber air yang digunakan berasal dari air Saluran Induk Tarum Barat. Adapun penggunaan air sungai tersebut 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 (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi
Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*)
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.
- c. Zat yang menyebabkan foaming
Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3) 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 bakteri.

VII.1.2. Unit Pengolahan Air

Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. *Clarifier*

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*. Mula-mula *Raw Water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- b. Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai zat penetralisasi.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan atau menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter Water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered Water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

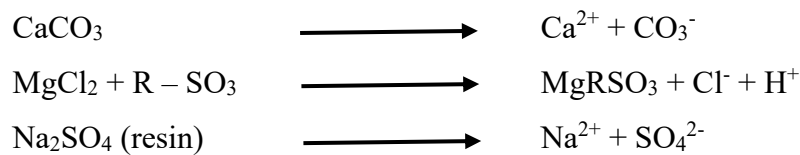
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. Cation Exchanger

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

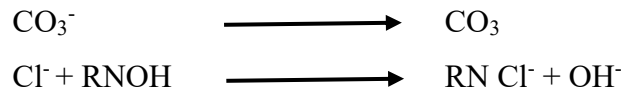
Reaksi:



b. Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (*anion*) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi :



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

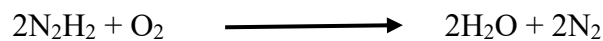
Reaksi :



c. Daerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O₂). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish Water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N₂H₄) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *Tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed Water*).

VII.1.3. Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Berikut data kebutuhan air pembangkit *steam* dapat dilihat pada Tabel VII.1

Tabel VII. 1 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Reboiler</i>	208,8157
HE-01	11485,1709
HE-03	121746,3236
HE 04	54522,5796
Reaktor	197211,7643
Total	385174,6541

Air pembangkit *steam* 80% dimanfaatkan Kembali, maka *make up* yang diperlukan 20%, sehingga :

$$\text{make up steam} = 20\% \times 385174,6541 \text{ kg/jam}$$

$$= 77.034,9308 \text{ kg/jam}$$

2. Air Pendingin

Berikut data kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel VII.2

Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
CD-01	17,5214
CD-02	425.697,24
CL-03	339.835,27
CL-04	19.172,90
CL-05	225.447,36
CL-06	270.580,93
Total	1.280.751,22

Air pembangkit pendingin 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 20%, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Make up pendingin} &= 20\% \times 1.280.751,22 \text{ kg/jam} \\ &= 256.150,2434 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 150 kg/hari (Sularso, 2000)

Jumlah karyawan = 180 orang

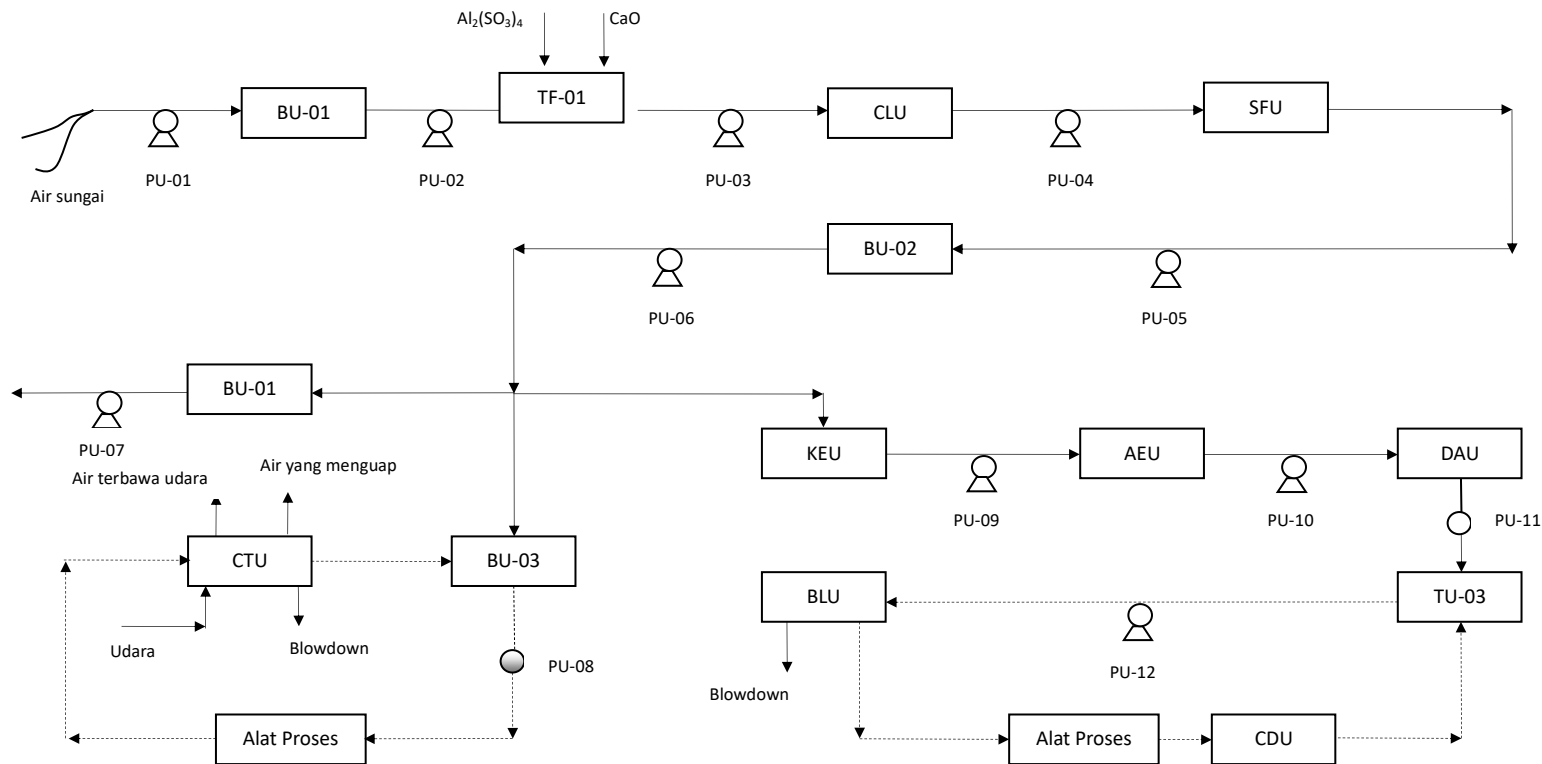
Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga dapat dilihat pada Tabel VII.3 sebagai berikut :

Tabel VII. 3 Kebutuhan Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan
		(kg/jam)
1	Karyawan	1125,000
2	Laboratorium	112,500
3	Kebersihan, pertamanan, dan lain-lain	112,500
4	Bengkel	112,500
5	Perumahan	2187,500
Jumlah		3650,000

Kebutuhan air total = 336.832,02 kg/jam

Diambil angka keamanan 10% = 370.515,22 kg/jam



Gambar VII. 1 Diagram Alir Utilitas

Keterangan

AEU : Anion *Exchanger Unit*
 CDU : *Condensor*
 DAU : Daerator
 SFU : *Sand Filter*

BLU : *Boiler*
 CLU : *Clarifier*
 KEU : *Kation Exchanger Unit*
 TU : *Tangki Utilitas*

BU : *Bak Utilitas*
 CTU : *Cooling Tower*
 PU : *Pompa Utilitas*

VII.2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generator System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *Steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 423.692,1195 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Tekanan : 100 kPa (1 atm)

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *Water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed Water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 32°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 100 kPa, baru kemudian dialirkan ke *Steam Header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

VII.3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 306,7451 kW
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 71,4295 kW
- c. Listrik untuk penerangan dan AC = 506,2361 kW

Total kebutuhan listrik adalah 884,50075 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangan.

VII.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan *fuel oil* sebanyak 28.362,6734 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 757,600 kg/jam. Bahan bakar generator yang dibutuhkan sebanyak 60,0952 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 29.180,3687 kg/jam.

VII.5. Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah.

VII.5.1. Limbah Cair

Sumber-sumber limbah cair pabrik pembuatan asam akrilat meliputi :

1. Limbah Proses

Berupa limbah cair yaitu senyawa organik yang terakumulasi pada akhir proses yang tidak dapat digunakan kembali. Pada pabrik pembuatan asam akrilat ini, limbah proses berupa air yang mengandung 0,003676%. Pengolahan limbah cair menggunakan proses.

Tahapan - tahapan pengolahan limbah proses cair adalah sebagai berikut :

a. Pengolahan Primer

Tahap pengolahan primer limbah cair Sebagian besar adalah berupa proses pengolahan secara fisika.

1) Pengendapan

Air limbah proses ditampung pada bak penampungan awal untuk ditampung sementara kemudian air limbah dialirkan pada bak pengendapan. Bak pengendapan berfungsi untuk mengendapkan

padatan terlarut dari air limbah. Koagulan yang digunakan untuk mengendapkan partikel adalah $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$. Air limbah yang telah bersih dari endapan kemudian dialirkan kedalam bak penetralisasi.

2) Netralisasi

Pengolahan ini dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*. Mula-mula limbah cair diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

a) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai koagulan.

b) Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai zat penetralisasi.

Air limbah dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan Na_2CO_3 sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

Kebutuhan Na_2CO_3 , untuk menetralkan pH air limbah ditentukan sebesar $10 \text{ mg Na}_2\text{CO}_3 / 1 / \text{air limbah}$.

b. Pengolahan Sekunder

Tahap pengolahan sekunder merupakan proses pengolahan secara biologis, yaitu dengan melibatkan mikroorganisme yang dapat merngurai/ mendegradasi bahan organik. Mikroorganisme yang digunakan umumnya adalah bakteri aerob. Metode yang digunakan adalah *activated sludge* dengan tujuan untuk lebih menetralisasi sisa asam yang masih ada. Pada metode *activated sludge* atau lumpur aktif, limbah cair disalurkan ke sebuah tangki dan didalamnya limbah dicampur dengan lumpur yang kaya akan bakteri aerob. Proses degradasi berlangsung didalam tangki tersebut selama beberapa jam, dibantu dengan pemberian gelembung udara aerasi

(pemberian oksigen). Aerasi dapat mempercepat kerja bakteri dalam mendegradasi limbah. Selanjutnya, limbah disalurkan ke tangki pengendapan untuk mengalami proses pengendapan, sementara lumpur yang mengandung bakteri disalurkan kembali ke tangki aerasi. Limbah yang telah melalui proses ini dapat dibuang ke lingkungan atau diproses lebih lanjut jika masih diperlukan.

c. Pengolahan Tersier

Pengolahan tersier dilakukan jika setelah pengolahan primer dan sekunder masih terdapat zat yang berbahaya bagi lingkungan dan nilai pH belum memenuhi spesifikasi. Contoh metode pengolahan tersier yang dapat digunakan adalah metode saringan pasir, saringan multimedia, *precoat filter*, *microstaining*, *vacum filter*, penyerapan dengan karbon aktif, pengurangan besi dan mangan, dan osmosis bolak-balik.

d. Desinfektan

Desinfeksi bertujuan untuk membunuh atau mengurangi mikroorganisme patogen yang ada dalam limbah cair. Mekanisme desinfeksi dapat secara kimia yaitu dengan menambahkan senyawa tertentu atau dengan perlakuan fisik. Zat yang umum digunakan dalam pengolahan ini adalah klorin (Cl_2) maupun kaporit ($Ca(ClO)_2$).

2. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratorium termasuk kategori limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) sehingga dalam penanganannya harus dikirim ke pengumpul limbah B3 sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 18 Tahun 1999 Tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun. Dalam pengelolaan limbah B3 dikirim ke PPLI Cileungsi, Bogor, Indonesia. Pengolahan limbah cair pabrik ini dilakukan dengan menggunakan *bio septic tank* mengingat limbah yang dihasilkan tidak menghasilkan BOD yang tinggi.

Perhitungan untuk Sistem Pengolahan Limbah. Diperkirakan jumlah air buangan pabrik :

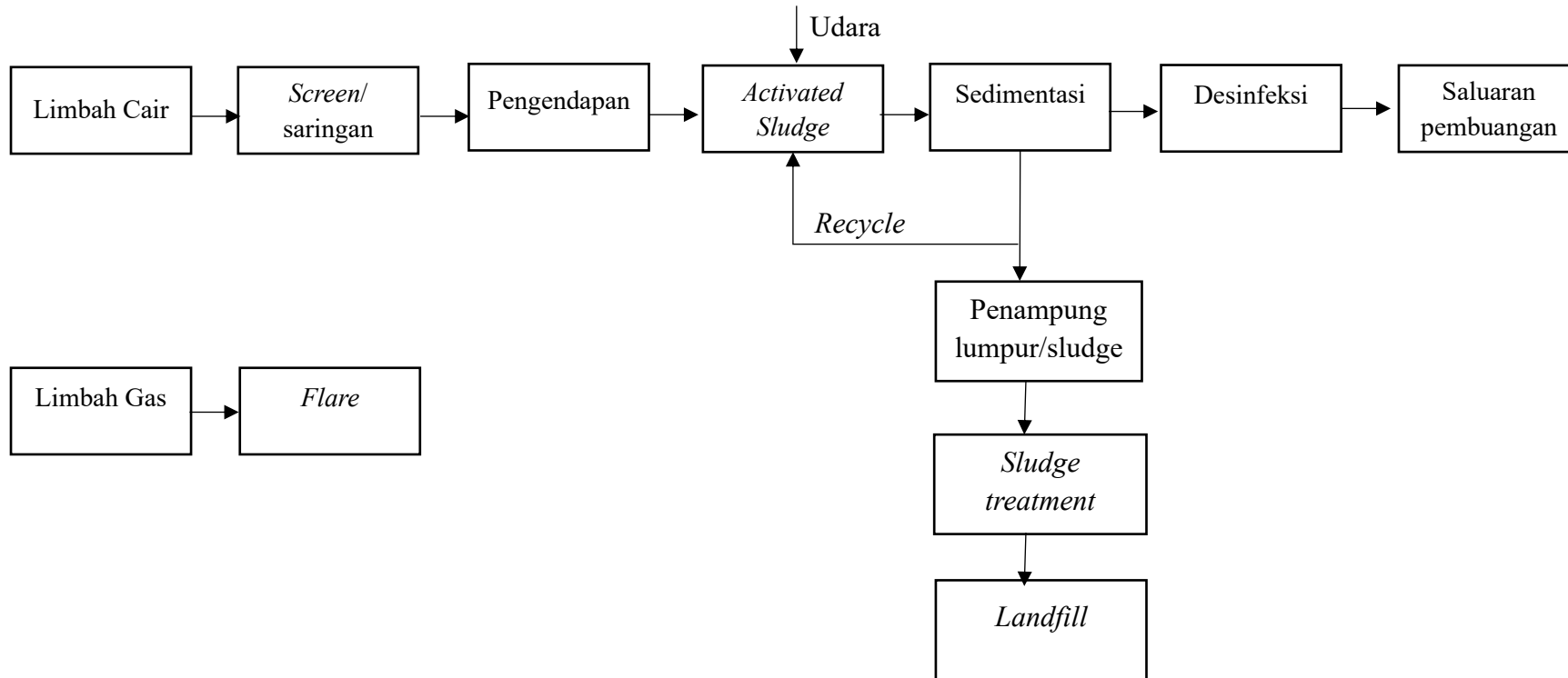
- a. Limbah proses fasa cair meliputi :
- b. Pencucian peralatan pabrik diperkirakan
- c. Limbah domestik dan kantor

VII.5.2 Limbah Gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan – bahan buangan gas maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara :

1. Dibuat stack atau cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuangan asap.
2. Gas-gas hasil proses yang tidak dapat dimanfaatkan dibakar dengan menggunakan *flare*.

Adapun sistem pengolahan limbah baik limbah cair, padat, maupun gas dapat ditunjukkan pada Gambar VII.2



Gambar VII. 2 Diagram Alir Proses Pengolahan Limbah

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan merupakan faktor – faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang mesti dipertimbangkan misalnya pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain-lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik asam akrilat ini berlokasi di daerah Kawasan Industri Jababeka Cikarang, Kabupaten Bekasi. Faktor – faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

1. Penyediaan Bahan Baku

Sumber bahan baku merupakan salah satu faktor penting yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik Asam Akrilat didirikan dekat penghasil utama bahan baku (propilen), yaitu pabrik propilen milik PT. Chandra Asri *Petrochemical Center* di Cilegon, Banten dengan kapasitas produksi propilen 240.000 ton/tahun. Membutuhkan waktu sekitar 3 jam dari Cilegon ke Cikarang Kabupaten Bekasi melalui transportasi darat.

2. Pemasaran Produk

Kawasan Industri Jababeka Cikarang Kabupaten Bekasi adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Cikarang sebagai pasar yang baik bagi Asam Akrilat. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan darat maupun jalan laut. Asam Akrilat yang dihasilkan dapat dipasarkan untuk industri-industri polimer, cat, perekat serta

industri tekstil yang juga berada di Cikarang, Kabupaten Bekasi. Disamping itu, dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan laut Banten akan mempermudah pemasaran produk.

3. Utilitas

Penyediaan air untuk utilitas mudah dan murah karena kawasan ini dekat dengan Saluran induk tarum barat. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat disuplai oleh Pertamina RU VI Balongan dan PT Cikarang Listrindo.

4. Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Pelabuhan dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional.

5. 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.

6. Keadaan 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 25-35°C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

7. Faktor Penunjang Lain

Cikarang merupakan daerah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga faktor-faktor seperti: tersedianya energi listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakter tempat atau lingkungan bukan merupakan suatu kendala karena semua telah dipertimbangkan pada penetapan kawasan tersebut sebagai kawasan industri.

Dengan pertimbangan di atas maka dapat disimpulkan bahwa Kawasan Industri Jababeka Cikarang Kabupaten Bekasi layak dijadikan pabrik Asam Akrilat di Indonesia.

VIII.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

VIII.2.1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

VIII.2.2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

VIII.2.3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

1. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel VIII.1 di bawah ini:

Tabel VIII. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
Kantor utama	44	14	616
Kantor Diklat	16	14	224
Pos Keamanan/satpam (2 kantor)	8	4	64
Aula	16	36	576
Parkir Karyawan dan Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Koprasi	12	6	72
Kantor Teknik dan Produksi	20	14	280
Poliklinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
<i>Maintenance</i>	12	24	288
<i>Fire and Safety</i>	16	14	224
Gudang	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area Proses	65	35	2.275
Area Penyimpanan	45	20	900
Utilitas	10	10	100
Tempat Pengolahan Limbah	16	20	320
Jalan dan Taman	60	40	2.400
Area Pengembangan	110	20	2.200
Luas Tanah			12.263
Luas Bangunan			7.663
Total	594	379	19.926

2. Tata Letak Alat Proses

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

3. 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.

4. Aliran Udara

Aliran udara di dalam 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.

5. Pencahayaan

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

6. 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.

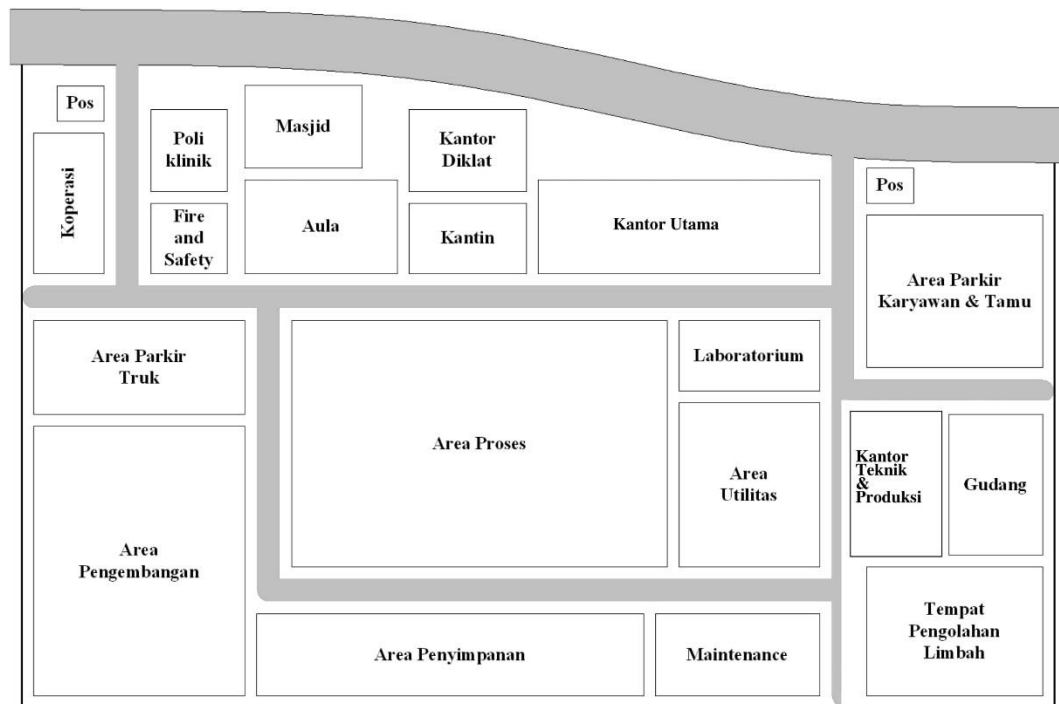
7. Pertimbangan Ekonomi

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.

8. 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.

LAY OUT PABRIK ASAM AKRILAT



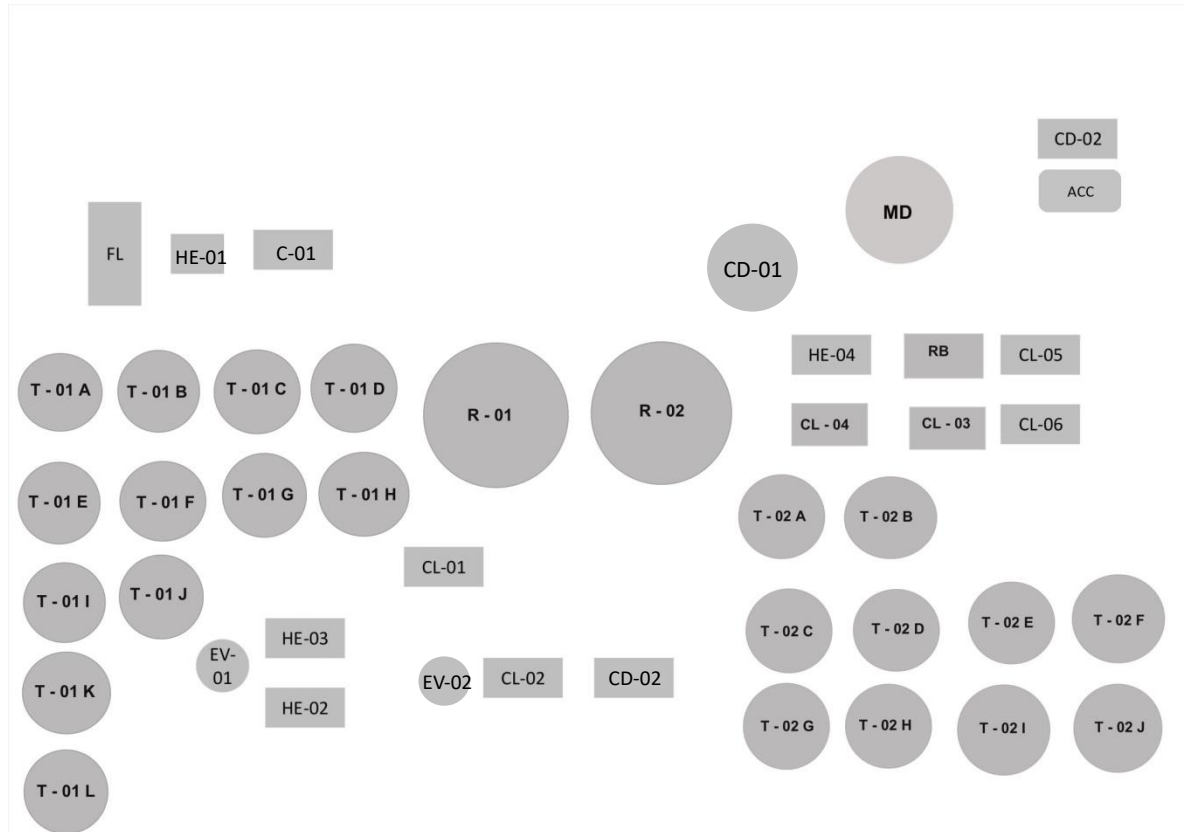
Gambar VIII. 1 *Lay Out* Pabrik Skala 1 : 1100

Keterangan gambar :

1. Pos Keamanan
2. Koperasi
3. Poliklinik
4. *Fire and safety*
5. Masjid
6. Kantor Diklat
7. Kantin
8. Kantor
9. Parkir Karyawan dan Tamu
10. Parkir Truk
11. Kantor Teknik & Produksi
12. Area Pengembangan
13. Area Proses
14. Area Penyimpanan
15. Laboratorium
16. Utilitas
17. *Mainenance*
18. Gudang
19. Tempat Pengolahan Limbah
20. Jalan raya

VII.3. Layout Peralatan

Berikut tata letak alat-alat proses pada Pabrik Asam Akrilat dapat dilihat pada Gambar VIII.2 berikut.



Gambar VIII. 2 Tata Letak Alat Proses Pabrik Asam Akrilat

Keterangan Gambar :

1. Reaktor (R-01)
2. Reaktor (R-02)
3. Menara Distilasi (MD)
4. Kondensator (CD-01)
5. Kondensator (CD-02)
6. Filter (FL)
7. Compressor-01 (C-01)
8. Expantion valve-01 (EV-01)
9. Expantion valve-02 (EV-02)
10. Heater-01 (HE-01)
11. Heater-02 (HE-02)
12. Heater-03 (HE-03)
13. Heater-04 (HE-05)
13. Cooler-01 (CL-01)
14. Cooler-02 (CL-02)
15. Cooler-03 (CL-03)
16. Cooler-04 (CL-04)
17. Cooler-05 (CL-05)
18. Cooler-06 (CL-06)
19. Tangki-01 A - L (T-01)
20. Tangki-02 A - J (T-02)
21. Reboiler (RB)
22. Accumulator (ACC)

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1. Bentuk Perusahaan

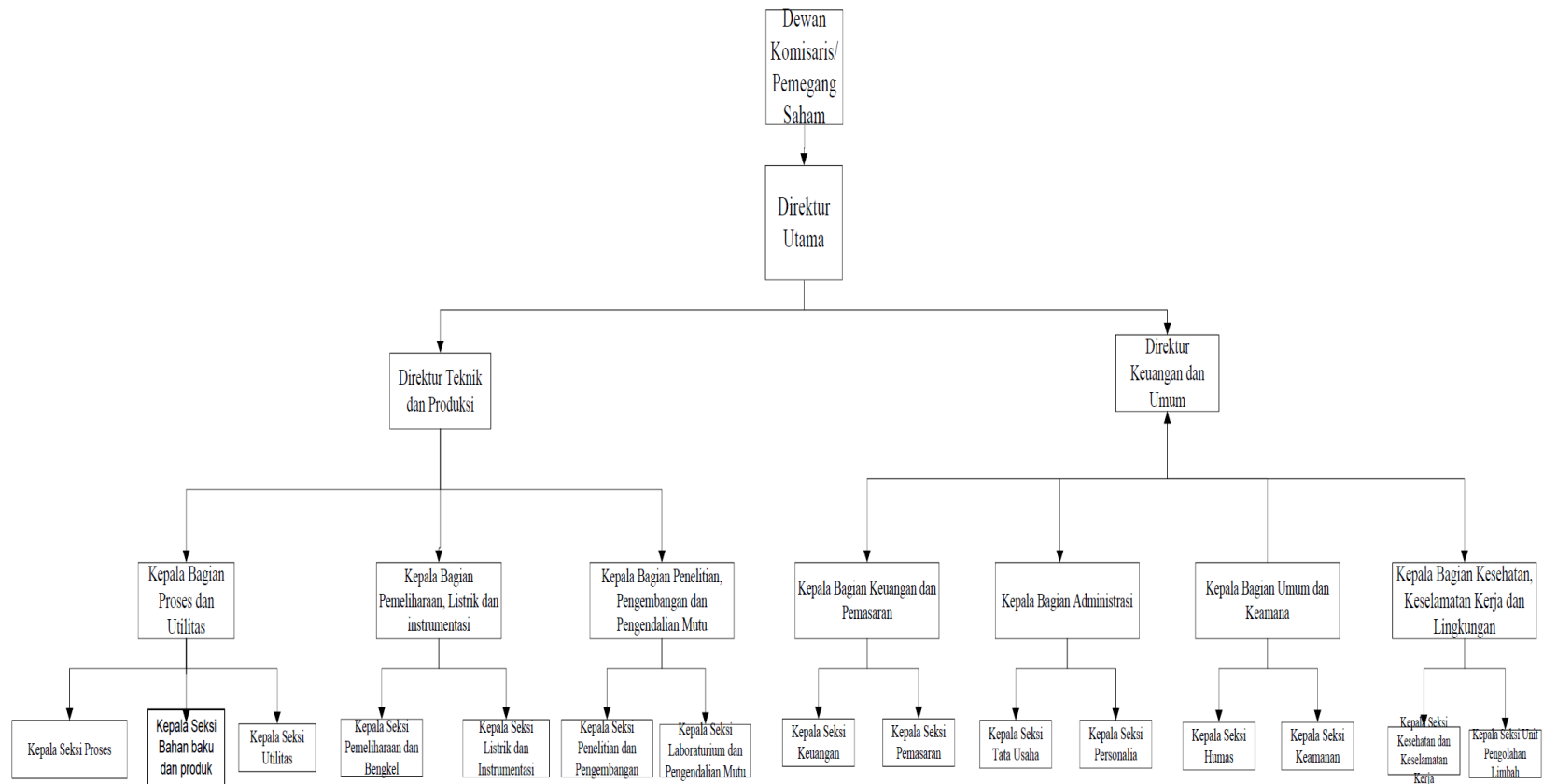
Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan Pabrik Asam Akrilat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana setiap *partner* perusahaan turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut. Pemilik saham berarti orang yang telah menyetorkan modal keperusahaan, sehingga pemilik saham dapat juga dikatakan memiliki perusahaan. Pemegang saham dalam perseroan terbatas hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

IX.2. Struktur Organisasi

Suatu pabrik yang ingin dijalankan dengan proses yang baik, maka diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. 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. Pemegang Saham
- b. Dewan Komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur Teknik dan Produksi
- e. Direktur Keuangan dan Umum
- f. Kepala Bagian
- g. Kepala Seksi
- h. Karyawan dan Operator,

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham. Berikut Bagan Struktur Organisasi dapat dilihat pada Gambar IX.1 berikut ini



Gambar IX. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

IX.3. Tugas dan Wewenang

IX.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah sejumlah orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur Utama.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

IX.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas-tugas Direktur Utama.
3. Membantu Direktur Utama dalam hal-hal penting.

IX.3.3 Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. **Direktur Keuangan dan Umum**

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

IX.3.4 Kepala Bagian

Tugas Kepala Bagian secara umum adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

1. **Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

2. **Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. **Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4. **Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5. **Kepala Bagian Administrasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

6. **Kepala Bagian Humas dan Keamanan**

- Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.
7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan
Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.
 8. Kepala Seksi
Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.
 - a. Kepala Seksi Proses
Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.
 - b. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk
 - c. Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.
 9. Kepala Seksi Utilitas
Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *Steam* , bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.
 10. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel
Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.
 11. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi
Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.
 12. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan
Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.
 13. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu
Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.
 14. Kepala Seksi Keuangan

- Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.
15. Kepala Seksi Pemasaran
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
16. Kepala Seksi Tata Usaha
Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.
17. Kepala Seksi Personalia
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
18. Kepala Seksi Humas
Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.
19. Kepala Seksi Keamanan
Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.
20. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja
Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.
21. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah
Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

IX.4. Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

1. Jam Kerja Karyawan *Non-Shift*

a. Senin – Kamis:

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 12.30 – 15.00

Istirahat : 12.00 – 12.30

b. Jumat:

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

c. Hari Sabtu dan Minggu libur

2. Jam Kerja Karyawan *Shift*

Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi:

a. *Shift* Pagi : 07.00 – 15.00

b. *Shift* Sore : 15.00 – 23.00

c. *Shift* Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel IX.1 sebagai berikut :

Tabel IX. 1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

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

Keterangan :

P = Shift Pagi

M = Shift Malam

S = Shift Siang

L = Libur

IX.5. Perincian Tugas Dan Keahlian

Berikut Jabatan dan Prasyarat karyawan dapat dilihat pada Tabel IX.2.

Tabel IX. 2 Jabatan dan Prasyarat

Jabatan	Prasyarat
Direktur Utama	S-2/S-3 Teknik Kimia
Direktur Teknik dan Produksi	S-1/S-2 Teknik Kimia
Direktur Keuangan dan Umum	S-1/S-2 Ekonomi
Kepala Bagian Proses dan Utilitas	S-1 Teknik Kimia
Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	S-1 Teknik Industri
Kepala bagian Pemeliharaan, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	S-1 Teknik Kimia
Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	S-1 Ekonomi
Kepala Bagian Administrasi	S-1 Ekonomi
Kepala Bagian Umum dan Keamanan	S-1/SMA
Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Proses	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Bahan Baku dan Proses	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Utilitas	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	S-1 Teknik Mesin
Kepala Seksi Listrik dan Instrumensasi	S-1 Teknik Elektro
Kelapa Seksi Penelitian dan Pengembangan	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Keuangan	S-1 Ekonomi
Kepala Seksi Pemasaran	S-1 Ekonomi
Kepala Seksi Tata Usaha	S-1/SMA/SMEA
Kepala Seksi Personalia	S-1 Hukum
Kepala Seksi Humas	S-1 Fisip
Kepala Seksi Keamanan	S-1/SMA
Kepala Seksi K3	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah	S-1 Teknik Kimia
Karyawan Lain	SMA
Satpam	SMA
Sekretaris	S-1/SMA

Medis	Dokter
Paramedis	D3 Perawat
Sopir	SMA
<i>Cleaning Service</i>	SMA

IX.6. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya. Daftar gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel IX.3 sebagai berikut:

Tabel IX. 3 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	55.000.000	55.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000	35.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	35.000.000	35.000.000
Kepala Bagian	7	30.000.000	210.000.000
Kepala Seksi	15	30.000.000	450.000.000
Karyawan Proses	48	12.000.000	576.000.000
<i>Health, Safety, Enviroment</i>	6	6.500.000	39.000.000
Karyawan Lain	53	5.500.000	291.000.000
Satpam	15	3.700.000	55.500.000
Sekretaris	5	6.000.000	30.000.000
Medis	4	7.500.000	30.000.000
Paramedis	3	6.000.000	18.000.000
Sopir	6	4.000.000	24.000.000
<i>Cleaning Service</i>	15	3.700.00	55.500.000
Total	180	239.900.000	1.904.500.000

IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

IX.7.1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

IX.7.2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

IX.7.3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

IX.7.4. Tunjangan

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

IX.7.5. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja (kecelakaan kerja) ditanggung oleh perusahaan sesuai Undang-Undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur kebijakan perusahaan.

IX.7.6. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang.

IX.8. Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan suatu bagian dari manajemen perusahaan yang berfungsi untuk menyelenggarakan semua kegiatan untuk proses bahan baku

menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi.

Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan yang direncanakan dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar tidak terjadi penyimpangan. Perencanaan ini sangat erat kaitannya sesuai dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

BAB X

EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)
Meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)
Meliputi :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal
Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:
 - a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
 - b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
 - c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

X.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik Asam Akrilat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2014. Di dalam analisa ekonomi harga–harga alat maupun harga–harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

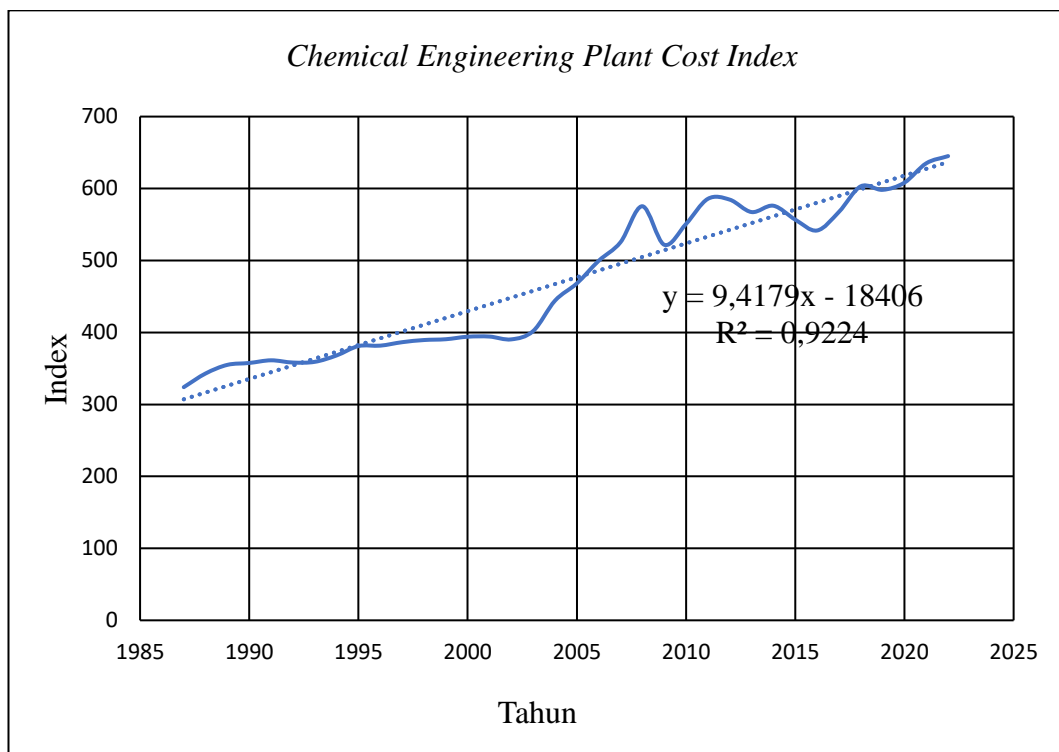
Harga indeks tahun 2014 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2022, dicari dengan persamaan regresi linier. Harga indeks 1987 sampai 2022 dapat dilihat pada Tabel X.I.

Tabel X. 1 Harga Index

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (tahun-ke)
1987	324	1
1988	343,00	2
1989	355,00	3
1990	357,60	4
1991	361,3	5
1992	358,20	6
1993	359,20	7
1994	368,10	8
1995	381,10	9
1996	381,70	10
1997	386,5	11
1998	389,5	12
1999	390,6	13
2000	394,1	14
2001	394,3	15
2002	390,4	16
2003	402	17
2004	444,2	18
2005	468,2	19
2006	499,6	20

2007	525,4	21
2008	575,4	22
2009	521,9	23
2010	550,8	24
2011	585,7	25
2012	584,6	26
2013	567,3	27
2014	576,1	28
2015	556,8	29
2016	541,7	30
2017	567,5	31
2018	603,1	32
2019	598,19	33
2020	608,2	34
2021	635,06	35
2022	645,07	36
Total	16991,42	666

Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI 2023)



Gambar X. 1 Grafik Index Harga

Dari grafik di atas persamaan yang diperoleh adalah: $Y = 9,4179x - 18406$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2027. Maka indeks untuk tahun 2027 diperkirakan = 684,0833.

Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap Rupiah untuk 23 Maret tahun 2023 diambil (1 USD\$ = Rp 15.272,250.)

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (*Peters & Timmerhaus*, pada tahun 1990 dan *Aries & Newton*, pada tahun 1955).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

Dalam hubungan ini :

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

Ex : Harga pembelian pada tahun 2027.

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (2014).

Nx : Index harga pada tahun 2025.

Ny : Index harga pada tahun referensi (2014).

Berikut daftar harga alat proses Pabrik Asam Akrilat terlihat pada Tabel X.2

Tabel X. 2 Daftar Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Parameter Harga	Harga \$		Total Harga
				Harga 2014	Tahun 2027	\$
Tangki Propilen	T - 01	12	Volume,gall	54.300,00	66.136,71	793.640,53
Tangki asam akrilat	T - 02	10	Volume,gall	400.500,00	487.803,92	4.878.039,15
<i>Heat Exchanger</i>	HE - 01	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	27.600,00	33.616,45	33.616,45
<i>Heat Exchanger</i>	HE - 02	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	18.900,00	23.019,96	23.019,96
<i>Heat Exchanger</i>	HE - 03	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	11.500,00	14.006,85	14.006,85
<i>Heat Exchanger</i>	HE - 04	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	13.900,00	16.930,02	16.930,02
<i>Cooler</i>	CL-01	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	55.600,00	67.720,09	67.720,09
<i>Cooler</i>	CL-02	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	19.100,00	23.263,56	23.263,56
<i>Cooler</i>	CL-03	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	50.500,00	61.508,36	61.508,36
<i>Cooler</i>	CL-04	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	15.900,00	19.366,00	19.366,00
<i>Cooler</i>	CL-05	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	13.500,00	16.442,83	16.442,83
<i>Cooler</i>	CL-06	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	12.500,00	15.224,84	15.224,84
<i>Reaktor Fixed Bed</i>	R - 01	1	kapasitas(gall)	196.000,00	238.725,51	238.725,51
<i>Reaktor Fixed Bed</i>	R - 02	1	kapasitas(gall)	230.400,00	280.624,27	280.624,27
Menara Distilasi	MD - 01	1	Diameter,m	39.900,00	48.597,69	48.597,69
<i>Reboiler</i>	RB - 01	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	113.300,00	137.997,96	137.997,96
<i>Condenser</i>	CD - 01	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	44.300,00	53.956,84	53.956,84
<i>Condenser</i>	CD - 02	1	Luas Perpindahan Panas(ft2)	44.300,00	53.956,84	53.956,84
<i>Accumulator</i>	ACC - 01	1	kapasitas(gall)	9.300,00	11.327,28	11.327,28
Kompresor	C - 01	1	Power, HP	77.300,00	94.150,42	94.150,42

Pompa	P - 01	1	Power, HP	50.000,00	60.899,37	60.899,37
Pompa	P - 02	1	Power, HP	14.800,00	18.026,21	18.026,21
Pompa	P - 03	1	Power, HP	92.900,00	113.151,02	113.151,02
<i>Expansion Valve</i>	EV - 01	1	Diameter, m	13.800,00	16.808,22	16.808,22
<i>Expansion Valve</i>	EV - 02	1	Diameter, m	47.412,00	57.747,21	57.747,21
Filter	FL	1	kapasitas (gall)	121.500,00	147.985,46	147.985,46
Total		46		1.789.012,00	2.178.993,90	7.296.732,96

X.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Asam Akrilat	= 300.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2027
Kurs mata uang	= 1 USD = Rp 15.272,250,-
Harga bahan baku (propilen)	= Rp 5.885.591.565.945,0800/tahun
Harga bahan pembantu :	
Katalis (<i>Iron Molybdenum Oxyde</i>)	= Rp 1.618.537.680.634,9700/tahun
Harga jual	= 960.000.000,00/tahun

X.3. Perhitungan Biaya

X.3.1. Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

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.

X.3.2. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

X.3.3. General Expense

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

X.4. Analisa Kelayakan

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

X.4.1. Percent Return On Investment

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

X.4.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

X.4.3. Break Event Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dalam hal ini :

- 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

X.4.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah :

1. 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*).

2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

X.4.5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana :

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : nilai DCFR

X.4.6. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian Pabrik Asam Akrilat memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expanse*. Hasil rancangan disajikan pada Tabel X.3 – Tabel X.15 sebagai berikut.

Tabel X. 3 *Physical Plant Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	12.130.818,5389	185.264.893.431,3690
2	<i>Instalasi cost</i>	8.370.093,4868	127.830.160.254,4470
3	Pemipaan	12.979.804,5316	198.230.819.758,3670
4	Instrumentasi	4.230.590,8458	64.610.641.044,2154
5	Isolasi	443.355,0169	6.771.028.656,8354
6	Listrik	5.714.141,2953	87.267.794.397,1462
7	Bangunan	5.995.973,0884	91.572.000.000,0000
8	Tanah dan pembuatan jalan	4.622.647,8754	70.598.234.014,7054
9	Utilitas	5.857.917,7056	89.463.583.679,0883
Total		60.345.342,3848	921.609.155.236,1740

Tabel X. 4 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Engineering and construction (20% PPC)</i>	12.069.068,48	184.321.831.047,24
2	<i>PPC + Engineering and construction</i>	72.414.410,86	1.105.930.986.283,41
Total		84.483.479,34	1.290.252.817.330,64

Tabel X. 5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	72.414.410,8618	1.105.930.986.283,4100
2	<i>Cotractor's fee</i>	7.241.441,0862	110.593.098.628,3410
3	<i>Contingency</i>	18.103.602,7154	276.482.746.570,8520
4	<i>Enviromental cost</i>	3.639.245,5617	55.579.468.029,4108
5	<i>Plant Start Up</i>	724.144,1086	11.059.309.862,8341
Total		102.122.844,3337	1.559.645.609.374,8500

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

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw material</i>	491.357.151	7.504.129.246.580
2	Tenaga kerja	1.496.440	22.854.000.000
3	<i>Supervisor</i>	149.644	2.285.400.000
4	<i>Maintenance</i>	61.273.707	935.787.365.625
5	<i>Plant Supplies</i>	9.191.056	140.368.104.844
6	<i>Royalties and Pantents</i>	38.400.000	586.454.400.000
7	<i>Utilities</i>	3.057.012	46.687.457.064
Total		604.925.009	9.238.565.974.113

Tabel X. 7 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	299.288	4.570.800.000
2	<i>Laboratory</i>	299.288	4.570.800.000
3	<i>Plant Overhead</i>	1.122.330	17.140.500.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	96.000.000	1.466.136.000.000
Total		97.720.906	1.492.418.100.000

Tabel X. 8 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Depresiasi	8.169.828	124.771.648.750
2	<i>Property Tax</i>	20.424.569	311.929.121.875
3	Asuransi	29.615.625	15.596.456.094
Total		29.615.625	452.297.226.719

Tabel X. 9 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	604.925.009	9.238.565.974.113
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	97.720.906	1.492.418.100.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	29.615.625	452.297.226.719
Total		732.261.540	11.183.281.300.831

Tabel X. 10 *Working Capital (WC)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	44.668.832	682.193.567.871
2	<i>In Process Inventory</i>	277.372	4.236.091.402
3	<i>Product Inventory</i>	33.284.615	508.330.968.220
4	<i>Extended Credit</i>	40.000.000	610.890.000.000
5	<i>Available cas</i>	66.569.231	1.016.661.936.439
Total		184.800.050	2.822.312.563.932

Tabel X. 11 *General Expense (GE)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Administrasi	1.499.059	22.854.000.000
2	<i>Sales Expense</i>	58.580.923	22.894.000.000
3	<i>Research</i>	25.629.154	894.662.504.067
4	<i>Finance</i>	62.734.124	391.414.845.529
Total		148.443.260	2.267.062.574.627

Tabel X. 12 Total Biaya Produksi

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	732.261.540	11.183.281.300.831
2	<i>General Expense</i>	148.443.260	2.267.062.574.627
Total		880.704.800	13.450.343.875.458

Tabel X. 13 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Depresiasi	8.169.828	124.771.648.750
2	Property Tax	20.424.569	311.929.121.875
3	Asuransi	1.021.228	15.596.456.094
Total		29.615.625	452.297.226.719

Tabel X. 14 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Gaji Karyawan	1.496.440	22.854.000.000
2	<i>Payroll Overhead</i>	299.288	4.570.800.000
3	<i>Supervision</i>	149.644	2.285.400.000
4	Laboratorium	299.288	4.570.800.000
5	<i>General Expense</i>	148.443.260	2.267.062.574.627
6	<i>Maintenance</i>	61.273.707	935.787.365.625
7	<i>Plant Supplies</i>	9.191.056	140.368.104.844
Total		221.152.682	3.377.499.045.095

Tabel X. 15 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	491.357.151	7.504.129.246.580
2	<i>Packaging and Shipping</i>	96.000.000	1.466.136.000.000
3	<i>Utilities</i>	3.057.012	46.687.457.064
4	<i>Royalty & Patent</i>	38.400.000	586.454.400.000
Total		628.814.163	9.603.407.103.644

X.5. Analisis Keuntungan

Harga jual produk Asam Akrilat	= Rp 48.871,20/kg
<i>Annual Sales (Sa)</i>	= Rp 14.661.360.000.000
Total Cost	= Rp 13.450.343.875.457
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 1.211.016.124.542
Pajak pendapatan (30%)	= Rp 363.304.837.362
Keuntungan setelah pajak	= Rp 847.711.287.179

X.6. Hasil Kelayakan Ekonomi

X.6.1. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$\text{ROI sebelum pajak} = 78\%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = 54\%$$

X.6.2. Pay Out Time (POT)

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

$$\text{POT sebelum pajak} = 1,17 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = 1,07 \text{ tahun}$$

X.6.3. Break Event Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = 54,41\%$$

X.6.4. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

$$\text{Umur} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 1.559.645.609.374$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 2.822.312.563.931$$

$$\text{Salvage Value (SV)} = \text{Rp } 124.771.648.749$$

$$\text{Cash Flow (CF)} = \text{Annual profit} + \text{depresiasi} + \text{finance}$$

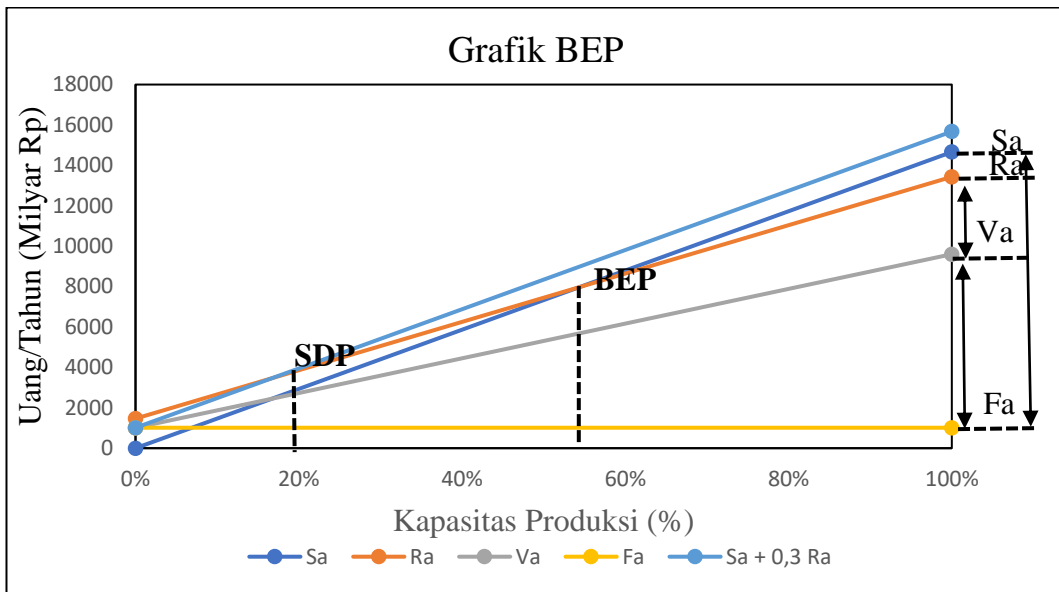
$$\text{CF} = \text{Rp } 1.930.574.160.960$$

Dicounted cash flow dihitung secara *trial & error*

$$(\text{FC} + \text{WC})(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + \text{WC} + \text{SV}$$

$$\text{R} = \text{S}$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $I = 44,38\%$



Gambar X. 2 Hubungan Porsen Kapasitas dan Keuntungan

BAB XI

KESIMPULAN

XI.1. Kesimpulan

Pabrik Asam Akrilat dari propilen dan udara dengan kapasitas 300.000 Ton/Tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, diperoleh hasil sebagai berikut:

1. Keuntungan yang diperoleh Keuntungan sebelum pajak Rp 1.211.016.124.542/tahun, dan keuntungan setelah pajak (30%) sebesar Rp 363.304.837.362/ tahun.
2. *Return On Investment* (ROI)
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 78%, dan ROI setelah pajak sebesar 54%. 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 1,17 tahun dan POT setelah pajak selama 1,07 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).
4. *Break Event Point* (BEP) pada 54,41 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 37,62%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 44,38 %.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Akrilat dari propilen dan udara dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc Grow – Hill Book Company, New York.
- Arkema/NA Industries, 2010, "Global Acrylic Acid Capacity '000 Tones/Year", Tecnon OrbiChem.
- Badan Pusat Statistik. 2020. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Impor*. Jakarta.
- 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.
- Chauvel, A., Lefebvre, G. 1989. *Petrochemical Processes Technical and Economic Characteristics 2nd Edition*. Paris: Editions Technip.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York.
- Couper, J.R., 2005, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Elsevier, United Kingdom.
- Etzkorn, William G, et al. 1993. *Anhydrous Diluents For The Propilen Oxidation Reaction To Acrolein and Acrolein Oxidation To Acrylic Acid*, U.S. Patent 5,198,578. United States.
- Evans, F.L., 1980, "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants", Vol.2, ed. 2, Gulf Publishing Co., United States of America.
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Hill, Rowland, et al. 1936. *Manufactur Of Acrylic Acid*. Patent No. US 20206894.
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Kemenprin. 2015. *Analisis Perkembangan Sektor Industri*. Jakarta
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

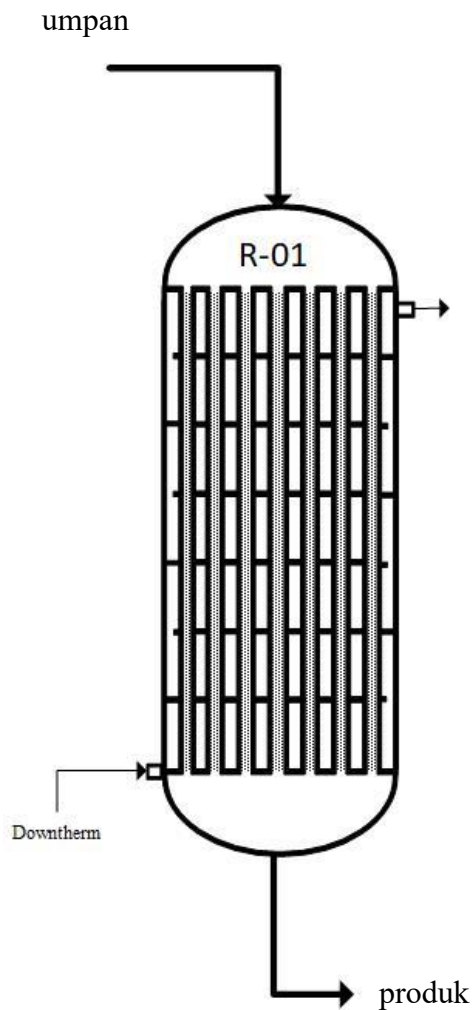
- Krik R.E. and Othmer, D.F., 1985, "Encyclopedia of Chemical Technology", vol. 1, 3rd Edition, A Willey Interscience Publication, John Willey and Sons Co., New York.
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Mc. Ketta, J.J., 1978, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, Volume 8, Marcell Decker Inc. New York.
- Nishimura et al., 2008, *Method for Production of Acrylic Acid*, U.S. Patent. 7,332,624 B2. United States.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, "Perry's Chemical Engineers Hand Book", 6th. ed. Mc. Graw Hill Co., International Student edition, Kogakusha, Tokyo.
- Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C., 1990, "Plant Design and Economics for Chemical Engineering ", 3rd. Ed. Mc. Graw Hill, Kogakusha, Tokyo.
- Powell, S.T., 1954, "*Water Conditioning for Industry*", Mc.Graw Hill Kogakusha Book Company, Inc., Tokyo.
- Redlingshofer, Hubert, et al, 2003, *Kinetic Modeling of the Heterogeneously Catalyzed Oxidation of Propene to Acrolein in a Catalytic Wall Reactor*, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 42, No. 22.
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1975, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics ", 3 rd. Ed. Mc. Graw Hill, Kogakusha, Tokyo.
- Ulrich, G.G., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Willey and Sons, New York.
- Yaws, C. L., 1999, "Chemical Properties Handbook", McGraw Hill Company, Inc., New York.
- ,2020. *Acrylic Acid and Esters*. <https://ihsmarkit.com/index.html>. 25 September
- ,2021. Polypropilen Plant. www.chandra-asri.com, Chandra Asri Petrochemical, 21 Februari
- ,2021. Olefins Plant. www.chandra-asri.com, Chandra Asri Petrochemical, 21 Februari

LAMPIRAN

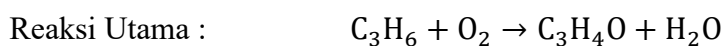
LAMPIRAN A

REAKTOR 1

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi propilen dan oksigen menjadi akrolein 30.122,1504 kg/jam dengan input sebanyak 268644, 1849 kg/jam
Kondisi Operasi	: Suhu = 330 °C Tekanan = 3 atm
Reaksi	: Eksotermis
Konversi	: 97,5%
Pendingin	: <i>Downtherm A</i>
Tujuan	: <ol style="list-style-type: none">1. Menentukan jenis reaktor2. Menghitung <i>pressure drop</i>3. Menghitung berat katalis4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor5. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. umur katalis panjang 3-4 tahun
- 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

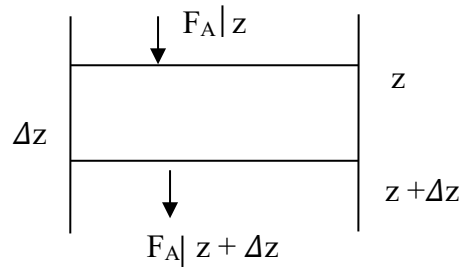
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



$$\text{Input} - \text{Output} - \text{Yang Bereaksi} = 0$$

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta Z} + (-r_A) \Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta Z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volum

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} - (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon \cdot \Delta Z = 0$$

$$F_A|_{z+\Delta Z} - F_A|_z = (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon$$

$$\frac{\Delta F_A}{\Delta Z}$$

$$\frac{-\Delta F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

Dimana $F_A = -F_{A0} (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{A0} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$$\text{Lim } \Delta Z \longrightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{-r_A \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{A0}}$$

dimana : $\frac{dX_A}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

ε = porositas

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi = $k C_A \cdot C_B$

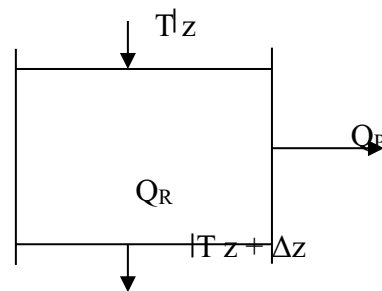
Z = tebal tumpukan katalisator

Di = diameter dalam pipa

Tabel A. 1 Komposisi dengan Perhitungan Kapasitas 1

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C3H6	23170,8849	579,2721
C3H8	270,3522	270,3522
O2	35286,5535	18073,8962
N2	116151,5721	116151,5721
H2O	93764,8223	103446,9420
C3H4O		30122,1504
Total	268644,1849	268644,1849

b. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

Input - Output = Acc

$$\Sigma m.C_p (T_z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m.C_p (T_z - T_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{A_o} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta z$$

$$Q_P = U\pi D_o \Delta z (T - T_s)$$

$$\frac{(\Sigma m.C_p)(-\Delta T) = \Delta H_R . F_{A_o} . \Delta X_A + U . \pi . D_o . \Delta Z (T - T_s)}{\Delta Z} : \Delta Z$$

$$(\Sigma m.C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R . F_{A_o} . \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U . \pi . D_o . \Delta Z (T - T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z}\right) = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z}\right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m \cdot C_p)}$$

$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z}\right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m \cdot C_p)}$$

Dimana:

$\frac{dT}{dZ}$ = Perubahan Suhu persatuan panjang katalis

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

D_o = Diameter luar

T = Suhu gas

T_s = Suhu penelitian

T_s = Kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 15 – 400 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde
- 26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

C_p = $0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T$.cal/g.K

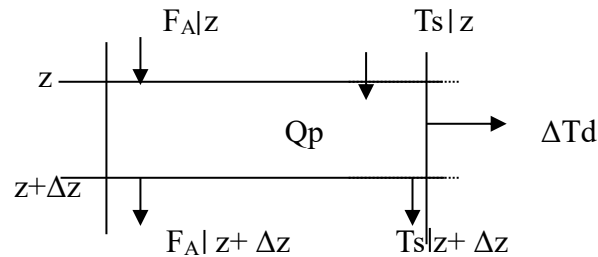
ρ = $1,3644 - 9,7073 \cdot 10^{-4} T$.gr/cm³

μ = $35,5898 - 6,04212 T$ (gr/cm.J)

k = $1,512 - 1,0387 \cdot 10^{-3} T$.cal/g.Cm.K

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volume



$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_o) + Q_p - m_p C_{pp} (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - Q_p$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - \frac{U.\pi.Do.\Delta z.(T-T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U.\pi.Do.(T-T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$-(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) / \Delta z = - \frac{U.\pi.Do.(T-T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = \frac{U.\pi.Do.(T-T_s)}{(m.C_p)p}$$

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

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{U.\pi.Do.(T-T_s)}{(m.C_p)p}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1-\epsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas partikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ϵ = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Yi masuk

Tabel A. 2 Umpan YI Masuk Reaktor 1

Komponen	BMi	Massa	Mol	yi
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
C3H6	23170,8849	551,6877	0,0501	23170,8849
C3H8	270,3522	6,1444	0,0006	270,3522
O2	35286,5535	1.102,7048	0,1001	35286,5535
N2	116151,5721	4.148,2704	0,3765	116151,5721
H2O	93764,8223	5209,1568	0,4728	93764,8223
C3H4O	-	-	-	-
Total		268644,1849	11.017,9641	1,0000

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV_g = ZnRT$$

$$Z = 0,9973$$

$$n = 11.017,9641 \text{ kmol/jam} = 3.060,5456 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{gmol.}^\circ\text{K}$$

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$V_g = \frac{ZnRT}{P} = 50.339.076,1064 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} = \frac{(3 \text{ atm}) \left(24,3802 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left(82,05 \text{ atm.} \frac{\text{cm}^3}{\text{mol.K}} \right) (603\text{K})(0,9973)} = 0,0014824 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositan umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Tabel A. 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1

Formula	A (mikropoise)	B (mikropoise)	C (mikropoise)
Propilen	-7,23	3,4180E-01	-9,4516E-05
Propana	-5,462	3,2722E-01	-1,0672E-04
Oksigen	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
Nitrogen	42,606	4,7500E-01	-9,8800E-05
Air	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05
Akrolein	-16,910	3,21670E-01	-5,2581E-05

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel A. 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1

Komponen	Yi	η gas	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
		mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C3H6	0,0501	164,5085	0,000016	0,059223	0,000014
C3H8	0,0006	153,0473	0,000015	0,055097	0,000013
O2	0,1001	342,0222	0,000034	0,123128	0,000030
N2	0,3765	293,1064	0,000029	0,1055183	0,000026
H2O	0,4728	215,9705	0,000022	0,077749	0,000019
Total	1,0000	1168,6550	0,000117	0,420716	0,000102

Tabel A. 5 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1 (Lanjutan)

Komponen	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	η gas
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	Mikropoise
C3H6	0,0000008	0,002965	0,000001	8,2372
C3H8	0,0000000	0,000031	0,000000	0,0853
O2	0,0000034	0,012323	0,000003	34,2304
N2	0,0000110	0,039728	0,000010	110,3548
H2O	0,0000102	0,036759	0,000009	102,1082
Total	0,0000255	0,091806	0,000022	255,0159

$$\begin{aligned}\mu_{\text{gas}} &= 0,000026 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,000255027 \text{ g/cm.s}\end{aligned}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Tabel A. 6 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor 1

Formula	A (W/m.K)	B (W/m.K)	C (W/m.K)
Propilen	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
Propana	-0,00869	6,6409E-05	7,8760E-08
Oksigen	0,00121	8,6157E-05	-1,3348E-08
Nitrogen	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08
Air	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel A. 7 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor 1

Komponen	Yi	k _{gas}	yi.k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
C3H6	0,0501	5,7996E-02	2,9040E-03
C3H8	0,0006	5,9992E-02	3,3456E-05
O2	0,1001	4,8309E-02	4,8349E-03
N2	0,3765	4,4871E-02	1,6894E-02
H2O	0,4728	4,6944E-02	2,2195E-02
Total	1,0000	2,5811E-01	4,6861E-02

$$\begin{aligned}k_{\text{campuran}} &= 0,0469 \text{ W/m.K} \\ &= 0,1687 \text{ kJ/jam.m.K} \\ &= 0,0403 \text{ kkal/jam.m.K} \\ &= 0,0001 \text{ kal/cm.dtk.K}\end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel A. 8 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor 1

Komponen	A (J/mol.K)	B (J/mol.K)	C (J/mol.K)	D (J/mol.K)	E (J/mol.K)
Propilen	31,298	7,24E-02	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11
Propana	28,277	1,16E-01	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
Oksigen	29,526	-8,90E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
Nitrogen	29,342	-3,54E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
Air	33,933	-8,42E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel A. 9 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor 1

Komponen	y _i	BM	C _p	C _p	C _p	C _p = y _i .C _p
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kjoule/kmol.K	kjoule/kg.K	kjoule/kg.K
C3H6	0,0501	42	106,8254	106,8254	2,5435	0,1274
C3H8	0,0006	44	127,5372	127,5372	2,8986	0,0016
O2	0,1001	32	32,0241	32,0241	1,0008	0,1002
N2	0,3765	28	29,9603	29,9603	1,0700	0,4029
H2O	0,4728	18	36,3107	36,3107	2,0173	0,9537
Total	1,0000	164	332,6577	332,6577	9,5301	1,5857

Tabel A. 10 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas 1 (Lanjutan)

Komponen	F _i	F _i .C _p	C _p .y _i
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
C3H6	23170,8849	2950,9370	5,3489
C3H8	270,3522	0,4370	0,0711
O2	35286,5535	3534,2195	3,2050
N2	116151,5721	46792,8660	11,2801
H2O	93764,8223	89426,9949	17,1673

Total	268644,1849	142705,4544	37,0725
--------------	-------------	-------------	---------

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= 37,0725 \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 142705,4544 \text{ kJ/jam.K} \\ &= 1,5857 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel A. 11 Data Panas Reaksi Reaktor 1

Komponen	A (kJ/mol)	B (kJ/mol)	C (kJ/mol)	D (kJ/mol)	E (kJ/mol)
Propilen	31,298	7,24E-02	1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11
Oksigen	29,526	-0,0088999	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
Air	33,933	-0,0084186	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
Akrolein	109,243	-5,10E-01	1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel A. 12 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor 1

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
C3H6	20,43	20430	26286,4036	26286,4036
O2	0,00	0	9352,8991	9352,8991
C3H4O	-81,00	-81000	10617,8432	10617,8432
H2O	-241,80	-241800	26991,0159	26991,0159
Total	-302,37	-302370	73248,1618	73248,1618

Dari data didapat:

$$\Delta HR_{298} = -343.230 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta HR_{\text{total}} = -341.260,4436 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -81.508,6919 \text{ kkal/kmol}$$

h. Data sifat katalis (Molybdenum Oxide)

Jenis : MoO_3

Diameter : 0,35 cm

Density : 4,6920 gr/cm^3

Bulk density : 2,1114 gr/cm^3

Porositas : 0,5500

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
h_w/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,35 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,35 / 0,15 = 2,3333 \text{ cm} = 0,9186 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 2,50 in
 Outside diameter = 2,88 in = 7,3152 cm
 Schedule number = 40
 Inside diameter = 2,469 in = 6,2713 cm
 Flow area per pipe = 4,790 in²
 Surface per in ft = 0,753 ft²/ft
 Aliran dalam pipa turbule dipilih $N_{Re} = 10$

$$N_{Re} = \frac{G_t D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

μ_g = viskositas umpan = 0,000255 g/cm.det

D_t = Diameter tube = 6,2713 cm

$$G_t = \frac{(0,000255)(10)}{6,2713} = 0,0004 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 14,6391 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$A_t = \frac{74623,3847}{0,0004} = 183.511.144,9578 \text{ cm}^2$$

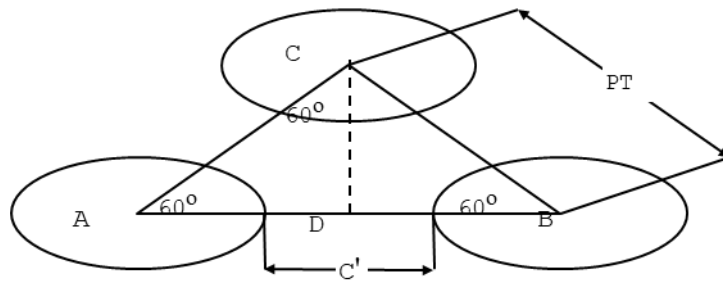
$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) 1,049^2 \\ &= 30,8730 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah pipa maksimal dalam reaktor} = \frac{183.511.144,9578}{30,8730} = 5944059,8689$$

buah

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$P_t = 1,25 \times ODt$$

$$= 1,25 \times 2,88 \text{ in} = 3,6 \text{ in}$$

$$C' = P_T - OD$$

$$= 3,6 \text{ in} - 2,88 \text{ in} = 0,72 \text{ in}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 9,6042 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 9,6042 cm = 0,0964 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

t_s = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

$$R = ID/2 = (3,7812/2) \text{ in}$$

$$P = 44,10 \text{ psi}$$

$$\text{Jadi } P = (120/100) * P = 52,9200 \text{ psi}$$

$$\text{maka } t_s = \frac{52,9200 \cdot (3,7812/2)}{12650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 52,9200} + 0,125$$

$$= 0,1343 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 1 in

$$\text{Diameter luar reaktor} = ID + 2 * t_s$$

$$= 173,3038 + (2 * 1)$$

$$= 175,3038 \text{ in}$$

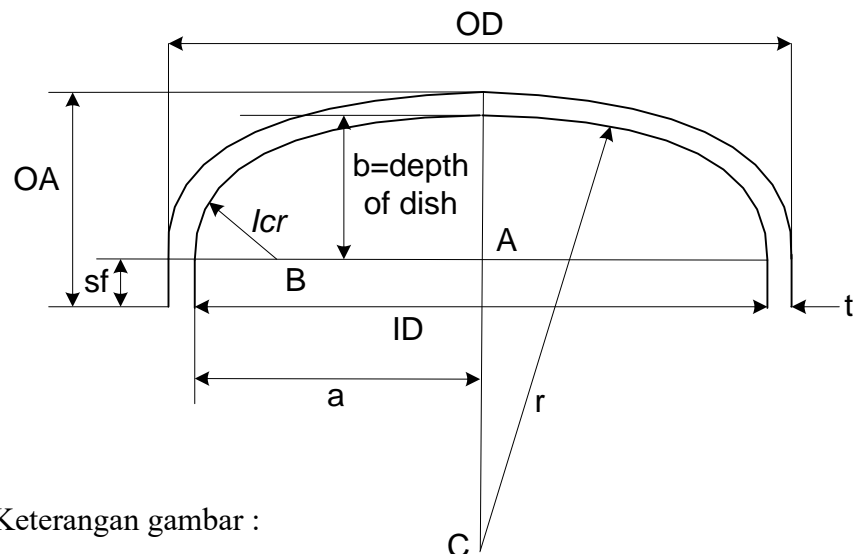
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 192 in.

5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 52,9200 psi

ID_s = diameter dalam reactor, in = 3,7812 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka } t_h &= \frac{52,9200 \cdot 173,3038}{2 \cdot 12650 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 52,9200} + 0,125 \\ &= 0,1343 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head reaktor standar 1 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

OD_s = 180 in

ts = 1 in

didapat : icr = 11 in

r = 170 in

a = ID_s/2 = 1,8906 in

AB = a - irc = -9,1094 in

BC = r - irc = 159 in

AC = (BC² - AB²)^{1/2} = 158,7388 in

b = r - AC = 11,2612 in

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 1 in didapat sf = 1,5 – 4 in
perancangan digunakan sf = 4 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} hH &= t_h + b + sf \\ &= (1 + 30,4491 + 4) \text{ in} \\ &= 35,4491 \text{ in} \\ &= 0,9004 \text{ m} \end{aligned}$$

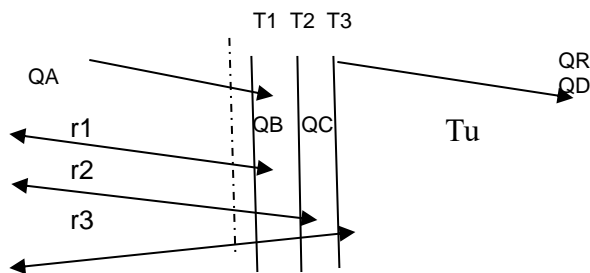
c. Menghitung tinggi reaktor

$$\begin{aligned}\text{Tinggi reaktor total} &= \text{panjang tube} + \text{tinggi head top} \\ \text{HR} &= 256,4188 \text{ in} \\ &= 20,3425 \text{ in} \\ &= 6,5130 \text{ m}\end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
- Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perp. Panas radiasi

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (Kern) :

$$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 41,1184 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

* sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Holman,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 313$$

$$\nu = 0,000017$$

$$k = 0,0272225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,70489$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,0480 \text{ m}$$

$$r_2 = 2,286 \text{ m}$$

$$L = 6,1 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad \dots\dots(b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \quad \dots\dots(c)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

c. Panas radiasi ν^2

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4) \quad \dots\dots(d)$$

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2 \cdot \text{k}^4$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

$$T_2 = 401,3385 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 6,1 \text{ cm}$$

$$\text{Luas transfer panas} = Q/Ud \cdot \Delta T_{LMD} = 2.972.330,52 \text{ m}^2$$

$$\text{luas selimut} = \pi x D x L = 1,971511094 \text{ m}^2$$

karena $\Delta PP > AS$ maka harus menggunakan multitube

d. menentukan banyak tube menggunakan program ode45

Program Perhitungan Reaktor 1 Menggunakan Program Matlab

```
function reaktorsatusucilara1
clear all
clc
%program reaktor stage 1
%PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN
%DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 300000 TON/TAHUN

%KOMPONEN a=C3H6 b=C3H8 c=O2 d=N2 e=H2O f=C3H4O g=C3H4O2
%REAKSI
% C3H6 + O2 --> C3H4O + H2O
%   a       c         f         e
%DATA REAKSI
x0=0;
%xakhir=0.975; %konversi
T0=330+273; %kelvin
P0=3; %atm

%DATA INPUT REAKTOR (kg/jam)
FMa=23170.8849;
FMb=270.3522;
FMc=35286.5535;
FMd=116151.5721;
FMe=93764.8223;
FMt=FMa+FMb+FMc+FMd+FMe;

%BM (kg/kmol)
BMa=42;
BMb=44;
BMc=32;
BMd=28;
BMe=18;

%mol umpan
```

```

Fa0=FMa/BMa;
Fb0=FMb/BMb;
Fc0=FMc/BMc;
Fd0=FMd/BMd;
Fe0=FMe/BMe;
Ft0=Fa0+Fb0+Fc0+Fd0+Fe0;

%data pendukung
Tp=353;
Wp=2986932.8860;
IDt=0.062713;
ODt=0.073152;
Nt=8000;
Ud=21.8951;
Dp=0.0035;
por=0.55;
deltahr=-343230;
k0=805840.6126;
Ea=65000;
Gt=14639;
g=981*(3600^2);

%Cps=0.2316;
%Rg=1.987;
pi=3.14;
R=8.205;

% toolbox ode45
zspan=0:0.1:6.1;
y0=[x0 T0 Tp P0];
[Z,Y]=ode45(@reaktorsatu,zspan,y0);

%profil
profil=[Z Y(:,1) Y(:,2) Y(:,3) Y(:,4)]';

```

```

figure(1)
plot(Z,Y(:,1),'-b');
title('profil konversi Akreolin terhadap panjang bed');
xlabel('panjang bed, meter');
ylabel('konversi Akreolin');
figure(2)
plot(Z,Y(:,2),'-r');
title('profil suhu bed terhadap panjang bed');
xlabel('panjang bed, meter');
ylabel('suhu bed, K');
figure(3)
plot(Z,Y(:,3),'-g');
title('profil suhu pendingin terhadap panjang bed');
xlabel('panjang bed, meter');
ylabel('Suhu Pemanas, K');
figure(4)
plot(Z,Y(:,4),'-y');
title('profil tekanan terhadap panjang bed');
xlabel('panjang bed, meter');
ylabel('Tekanan, atm');

%output
disp('PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN');
disp('DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 300000 TON/TAHUN')
disp('Fixed Bed reactor stage 1 suci lara');
disp('REAKSI');
disp('C3H6 + O2 --> C3H4O + H2O');
disp('Detail');
fprintf('Laju masa umpan total = %6.4f kg/jam\n',FMt');
disp('Profil');
disp('Panjang bed, m konversi Suhu,K Suhu Pendingin,K
Tekanan,atm');
disp('-----');

```

```

fprintf(' %7.4f\t %7.4f\t %7.4f\t %7.4f\t
%7.4f\t\n',profil);

function dy=reaktorsatu(z,y)
dy=zeros(4,1);
%stokiometri
Fa=Fa0*(1-(y(1)));
Fb=Fb0;
Fc=Fc0*(1-(y(1)));
Fd=Fd0;
Fe=Fe0+Fa0*(y(1));
Ft=Fa+Fb+Fc+Fd+Fe;
%mencaari fraksi mol
ya=Fa/Ft;
yb=Fb/Ft;
yc=Fc/Ft;
yd=Fd/Ft;
ye=Fe/Ft;
%kinetika reaksi
ra=(k0*exp(-Ea/(R*(y(2))))*(Fa0*(1-(y(1))))/(Ft0))*y(4));
%perhitungan neraca massa
A=Nt*pi*(IDt^2)*por;
dxdz=(ra*A)/(4*Fa0);
dy(1)=dxdz*100;
%nilai Cp
Cpa=31.298+7.24e-2*(y(2))+1.95e-4*(y(2))^2-2.16e-
7*(y(2))^3+6.30e-11*(y(2))^4;
Cpb=28.277+1.16e-1*(y(2))+1.96e-4*(y(2))^2-2.33e-
7*(y(2))^3+6.87e-11*(y(2))^4;
Cpc=29.526-8.90e-3*(y(2))+3.81e-5*(y(2))^2-3.26e-
8*(y(2))^3+8.86e-12*(y(2))^4;
Cpd=29.342-3.54e-3*(y(2))+1.01e-5*(y(2))^2-4.31e-
9*(y(2))^3+2.59e-13*(y(2))^4;

```



```

Cpe=33.933-8.42e-3*(y(2))+2.99e-5*(y(2))^2-1.78e-
8*(y(2))^3+3.69e-12*(y(2))^4;
%perhitungan neraca panas
sigmaFiCpi=100*(Fa*Cpa+(Fb*0.5*Fa*(y(1)))*Cpb+(Fc*0.5*Fa*(y(
1)))*Cpc+(Fd*0.5*Fa*(y(1)))*Cpd+(Fe*0.5*Fa*(y(1)))*Cpe);
deltaCpdt=30.4752*((y(2))-298)+3.351820e-2/2*((y(2))^2-
298^2)+9.3769e-5/3*((y(2))^3-298^3)-1.0066e-7/4*((y(2))^4-
298^4)+2.8891e-11/5*((y(2))^5-298^5);
deltaHR=deltahr+deltaCpdt;
dy(2)=((-deltaHR)*Fa0*dxdz)-Ud*pi*ODt*Nt*((y(2))-
(y(3)))/(sigmaFiCpi);
%dy(2)=dtdz;
%Persamaan neraca panas pendingin
Cp=0.11152+(0.0003402*(y(3)));
CpP=(Cp*0.1868*1000)/1000;
dy(3)=(Ud*pi*ODt*Nt*((y(2))-(y(3))))/(Wp*CpP);
%dy(3)=dtsdz;
%mencari densitas
rho=((y(4))*0.082)/(24.3802*(y(2)));
rhog=rho*1000*1000; %g/L ==> kg/m3
%viskositas yaws
myuA=-7.23+3.4180e-1*(y(2))-9.4516e-5*(y(2))^2;
myuB=-5.462+3.2722e-1*(y(2))-1.0672e-4*(y(2))^2;
myuC=44.224+5.6200e-1*(y(2))-1.1300e-4*(y(2))^2;
myuD=42.606+4.7500e-1*(y(2))-9.8800e-5*(y(2))^2;
myuG=(ya*myuA)+(yb*myuB)+(yc*myuC)+(yd*myuD);
myuGi=myuG*0.0000001*3600; %==>kg/ m jam
%Persamaan pressure drop
gcc=9.807e-3;
dy(4)=-((Gt/(rhog*g*Dp))*((1-por)/(por^3))*((150*(1-
por)*myuGi)/Dp)+1.75.*Gt)*gcc;
%dy(4)=dpdz;
end
end

```

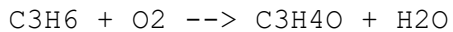
Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor 1 Menggunakan Program Matlab

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPYLEN

DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 300000 TON/TAHUN

Fixed Bed reactor stage 1 suci lara

REAKSI



Detail

Laju masa umpan total = 268644.1850 kg/jam

Profil

Panjang bed, m konversi Suhu, K Suhu Pendingin, P Tekanan, atm

0.0000	0.0000	603.0000	353.0000	3.0000
0.1000	0.0570	602.9926	360.6211	2.9986
0.2000	0.1107	602.9914	367.9314	2.9972
0.3000	0.1614	602.9906	374.9496	2.9958
0.4000	0.2091	602.9901	381.6931	2.9944
0.5000	0.2541	602.9896	388.1772	2.9930
0.6000	0.2965	602.9892	394.4163	2.9916
0.7000	0.3365	602.9888	400.4238	2.9903
0.8000	0.3742	602.9885	406.2119	2.9889
0.9000	0.4097	602.9882	411.7919	2.9875
1.0000	0.4432	602.9879	417.1743	2.9861
1.1000	0.4748	602.9876	422.3686	2.9847
1.2000	0.5046	602.9873	427.3839	2.9833
1.3000	0.5327	602.9870	432.2287	2.9819
1.4000	0.5592	602.9868	436.9107	2.9805
1.5000	0.5841	602.9865	441.4374	2.9791
1.6000	0.6077	602.9862	445.8157	2.9777
1.7000	0.6299	602.9860	450.0520	2.9763
1.8000	0.6508	602.9857	454.1524	2.9749

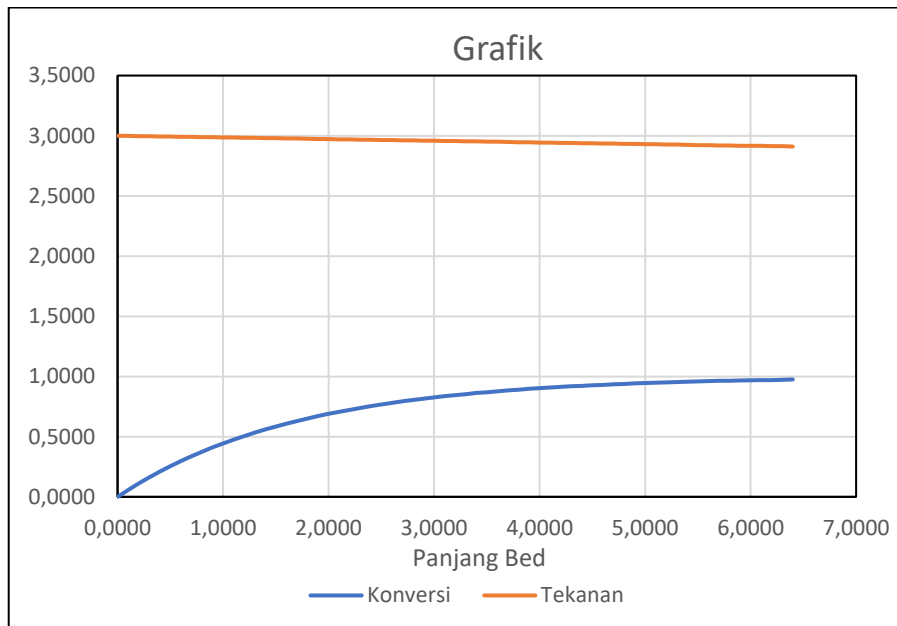
1.9000	0.6705	602.9854	458.1225	2.9735
2.0000	0.6891	602.9852	461.9679	2.9721
2.1000	0.7067	602.9849	465.6934	2.9707
2.2000	0.7233	602.9846	469.3041	2.9693
2.3000	0.7389	602.9844	472.8044	2.9679
2.4000	0.7536	602.9841	476.1985	2.9665
2.5000	0.7675	602.9838	479.4906	2.9651
2.6000	0.7806	602.9835	482.6845	2.9637
2.7000	0.7929	602.9832	485.7839	2.9623
2.8000	0.8046	602.9829	488.7923	2.9609
2.9000	0.8156	602.9826	491.7130	2.9595
3.0000	0.8260	602.9823	494.5491	2.9581
3.1000	0.8357	602.9820	497.3037	2.9567
3.2000	0.8450	602.9817	499.9796	2.9553
3.3000	0.8537	602.9813	502.5795	2.9539
3.4000	0.8619	602.9810	505.1060	2.9525
3.5000	0.8696	602.9806	507.5618	2.9511
3.6000	0.8770	602.9803	509.9490	2.9497
3.7000	0.8838	602.9799	512.2701	2.9483
3.8000	0.8904	602.9796	514.5272	2.9469
3.9000	0.8965	602.9792	516.7223	2.9455
4.0000	0.9023	602.9788	518.8576	2.9441
4.1000	0.9078	602.9784	520.9349	2.9427
4.2000	0.9129	602.9779	522.9560	2.9413
4.3000	0.9178	602.9775	524.9228	2.9399
4.4000	0.9224	602.9771	526.8370	2.9385
4.5000	0.9267	602.9766	528.7001	2.9370
4.6000	0.9308	602.9761	530.5137	2.9356
4.7000	0.9347	602.9757	532.2794	2.9342
4.8000	0.9383	602.9752	533.9987	2.9328

4.9000	0.9417	602.9746	535.6729	2.8714
5.0000	0.9450	602.9741	537.3033	2.7093
5.1000	0.9481	602.9736	538.8913	2.7014
5.2000	0.9509	602.9730	540.4381	2.6981
5.3000	0.9537	602.9724	541.9450	2.6792
5.4000	0.9562	602.9718	543.4130	2.5243
5.5000	0.9587	602.9712	544.8434	2.5129
5.6000	0.9610	602.9706	546.2371	2.4921
5.7000	0.9631	602.9699	547.5954	2.4501
5.8000	0.9652	602.9692	548.9190	2.3918
5.9000	0.9671	602.9685	550.2092	2.1728
6.0000	0.9689	602.9678	551.4667	1.9158
6.1000	0.9707	602.9671	552.6925	1.8654
6.2000	0.9723	602.9663	553.8875	1.7130
6.3000	0.9738	602.9655	555.0525	1.7115
6.4000	0.9753	602.9647	556.1884	1.7101

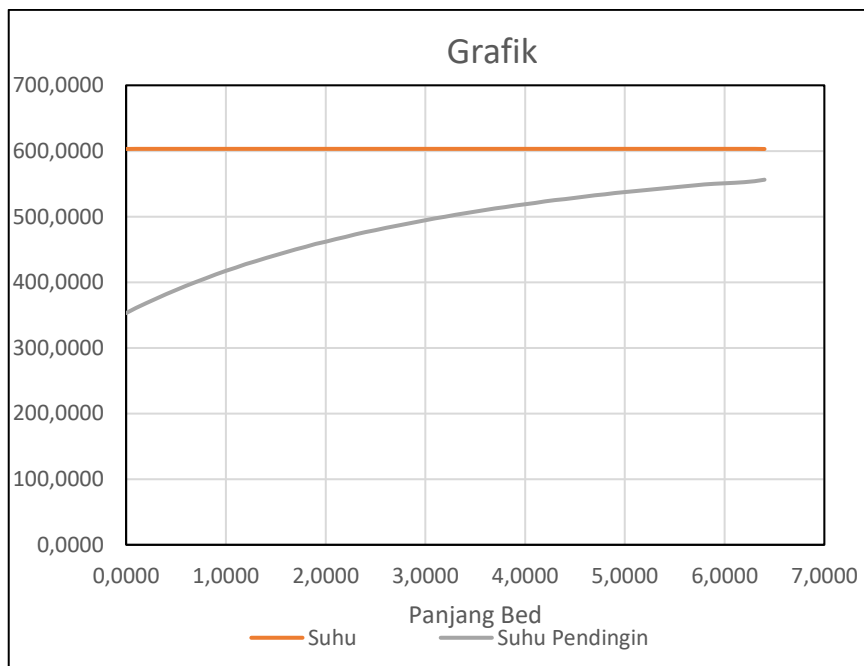
>>

Resume :

Konversi (X)	= 0,9753
Suhu gas masuk (Tin)	= 603 K
Suhu gas keluar (Tout)	= 602,9647 K
Z (Panjang pipa tube)	= 6,400 m
Tekanan masuk (Pin)	= 3 atm
Tekanan keluar (Pout)	= 1,7101 Atm
Diameter shell (IDs)	= 9,6042 cm
Suhu pendingin masuk (Ts in)	= 353 K
Suhu pendingin keluar (Ts out)	= 556,1884 K

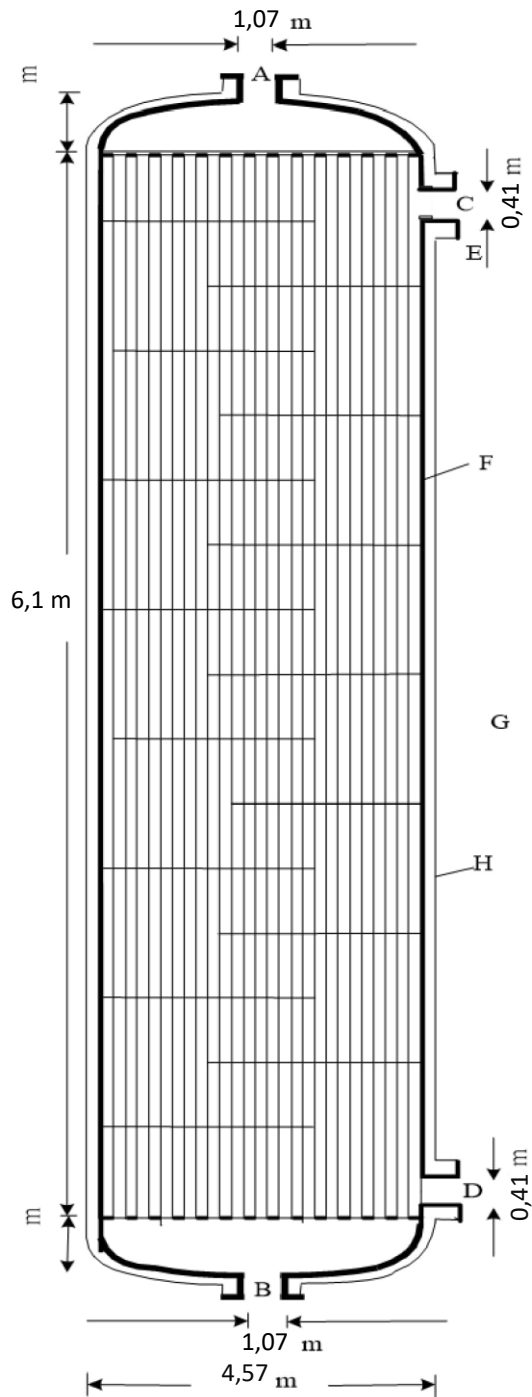


Gambar A. 1 Profil Konversi dan Tekanan Terhadap Panjang Bed Reaktor 1



Gambar A. 2 Profil Suhu dan Suhu Pendingin Terhadap Panjang Bed Reaktor 1

LAMPIRAN
REAKTOR FIXED BED MULTITUBE MULTISTAGE

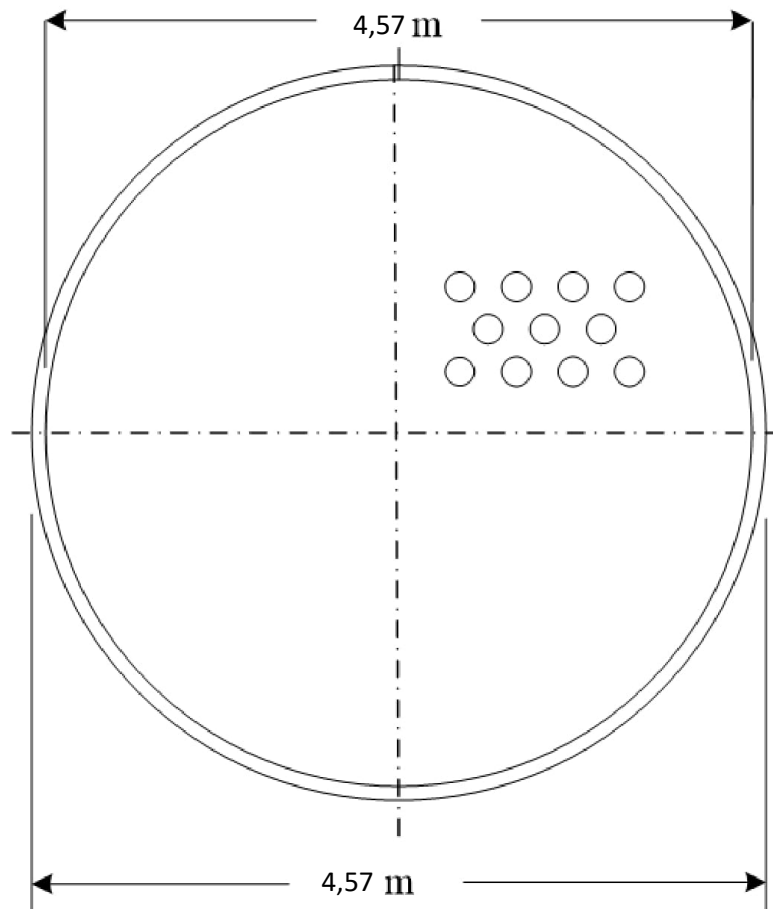


Keterangan :

- A : Pipa pemasukan umpan gas
- B : Pipa pengeluaran gas
- C : Pipa pemasukan dowterm A
- D : Pipa pengeluaran dowterm A
- E : Baffle
- F : Dinding reaktor
- G : Pipa berisi katalisator
- H : Isolasi

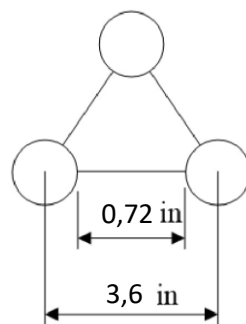
SKALA 1:100

Gambar Penampang Membujur Reaktor



SKALA 1:50

Gambar penampang melintang reaktor



Gambar susunan pipa *triangular pitch*

LAMPIRAN B

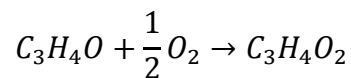
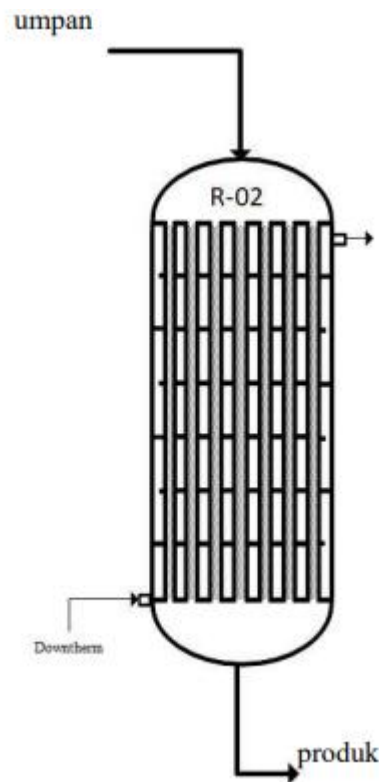
REAKTOR 2

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi akrolein menjadi asam akrilat sebanyak 37689,3939 kg/jam dengan input sebanyak 268644,1849 kg/jam
Kondisi Operasi	: Suhu = 300 Tekanan = 3 atm
Reaksi	: Eksotermis
Konversi	: 98,3%
Pendingin	: <i>Downtherm A</i>

Tujuan

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung *pressure drop*
3. Menghitung berat katalis
4. Mennghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. Menentukan dimensi reaktor

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



1. Menentukan jenis reaktor

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

- a. Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat.
- b. Umur katalis panjang 3 – 4 tahun.
- 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 relative mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*.

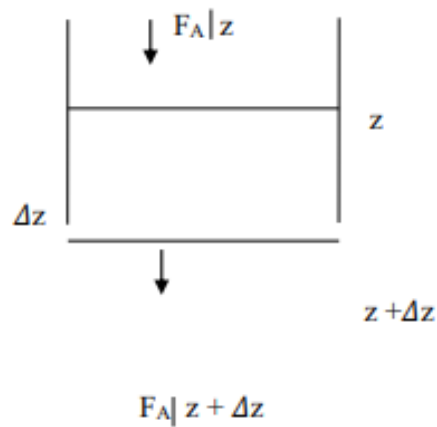
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan-persamaan matematis reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan *steady state* dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume :

$$\text{Input} - \text{Output} - \text{yang bereaksi} = 0$$



Input – Output – yang bereaksi = 0

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

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon \Delta z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A)\pi/4D_i^2\epsilon\Delta z = 0$$

$$\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = (-r_A)\pi/4D_i^2\epsilon$$

$$\frac{-\Delta F_A}{\Delta z} = \frac{-r_A \cdot \pi D_i^2}{4} \epsilon$$

Dimana $F_A = F_{A0}(1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A)\pi D_i^2}{4} \epsilon$$

Lim $\Delta z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A)\pi D_i^2}{4F_{A0}} \epsilon$$

Dimana : $\frac{dX_A}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

ϵ = porositas

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi = $k \cdot C_A \cdot C_B$

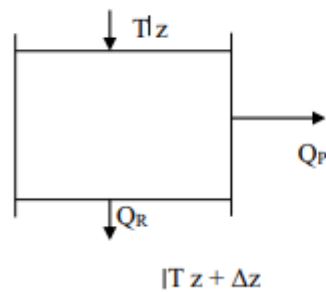
Z = tebal tumpukan katalisator

D_i = diameter dalam pipa

Tabel B. 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C3H6	579,2721	579,2721
C3H8	270,3522	270,3522
O2	18073,8962	9613,8751
N2	116151,5721	116151,5721
H2O	103446,9420	103446,9420
C3H4O	30122,1504	512,0766
C3H4O2		38070,0949
Total	268644,1849	268644,1849

b. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Acc}$$

$$\sum m.C_p (T|_z - T_0) - [(\sum m.C_p) (T|_{z+\Delta z} - T_0) + Q_R + Q_P]$$

$$\sum m.C_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\sum m.C_p)(-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{A0} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta H$$

$$Q_P = \pi D_o \Delta z (T - T_s)$$

$$\frac{(\sum m. C_p)(\Delta T) = \Delta H_R F_{AO} \Delta X_A + U. \pi. D_o. \Delta z (T - T_s)}{(\sum m. C_p) \left(\frac{\Delta T}{\Delta Z}\right) = \Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z}\right) + U. \pi. D_o. \Delta z (T - T_s)} : \Delta Z$$

$$\left(\frac{\Delta T}{\Delta Z}\right) \frac{\Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z}\right) + U. \pi. D_o. \Delta z (T - T_s)}{(\sum m. C_p)}$$

Lim $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z}\right) + U. \pi. D_o. \Delta z (T - T_s)}{(\sum m. C_p)}$$

Dimana :

$\frac{dT}{dZ}$ = perubahan suhu persatuan panjang katalis

ΔH_R = panas reaksi

U = overall heat transfer coefficient

D_o = diameter luar

T = suhu gas

T_s = suhu penelitian

T_s = kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah *Downtherm A* yang stabil pada suhu 15 - 400°C

Komposisi *Downtherm A* : -73,5% Diphenyl Oxyde
-26,5% Diphenyl

Sifat-sifat fisis *Downtherm A* (T dalam K) dari Hidrokarbon Processing.

C_p = $0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T$.cal/g.K

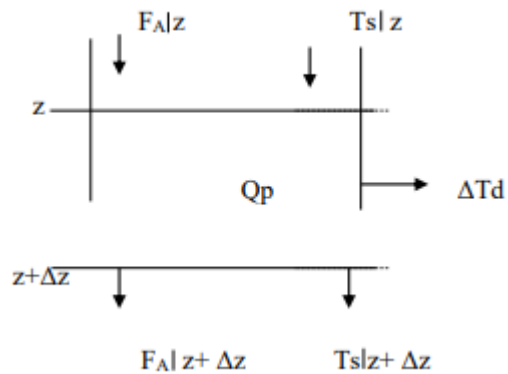
ρ = $1,3644 - 9,7073 \cdot 10^{-4} T$.gr/cm³

μ = $35,5898 - 6,04212 T$ (gr/cm.J)

k = $1,512 - 1,0387 \cdot 10^{-4} T$.cal/g.Cm.K

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca panas pada elemen volum



$$m.C_p (T_s|_z - T_o) + Q_p - m.C_p (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m.C_p (T|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = -Q_p$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = \frac{U.\pi.Do.\Delta z (T - T_s)}{(\sum m.C_p)}$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z})/\Delta z = \frac{U.\pi.Do (T - T_s)}{(\sum m.C_p)}$$

$$-(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z)/\Delta z = \frac{U.\pi.Do(T - T_s)}{(\sum m.C_p)}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = \frac{U.\pi.Do(T - T_s)}{(\sum m.C_p)}$$

$$\text{Lim } \Delta z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{U.\pi.Do(T - T_s)}{(\sum m.C_p)}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (Chapter 11 Hal 492 “Chemical Reactor Design For Process Plants”).

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1 - \epsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm³

ρ = Densitas gas, gr/ cm³

D_p = Densitas partikel katalisator, cm

G = Gaya gravitasi, cm/det²

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm.jam

3. Data-data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Tabel B. 2 Umpan Y_i Masuk Reaktor 2

Komponen	B _{Mi}	Massa	Mol	y _i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
C ₃ H ₆	42	579,2721	13,7922	0,0013
C ₃ H ₈	44	270,3522	6,1444	0,0006
O ₂	32	18073,8962	564,8093	0,0513
N ₂	28	116151,5721	4.148,2704	0,3765
H ₂ O	18	103446,9420	5747,0523	0,5216
C ₃ H ₄ O	56	30122,1504	537,8955	0,0488
C ₃ H ₄ O ₂	72			
Total		268644,1849	11.017,9641	1,0000

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV_g = ZnRT$$

$$Z = 0,9958$$

$$n = 3.060,5456 \text{ mol/dtk}$$

$$T = 573 \text{ K}$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K}$$

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$V_g = \frac{ZnRT}{P} = 47763914,0611 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

$$= 47,7639 \text{ m}^3/\text{dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot B_M}{R \cdot T \cdot Z} = \frac{(3 \text{ atm}) \left(24,3824 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)}{\left(82,05 \text{ atm} \cdot \frac{\text{cm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) (573 \text{ K}) (0,9958)}$$

$$= 0,0016 \text{ gr/cm}^3$$

d. Menentukan viskositas umpan

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Tabel B. 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor 2

Komponen	A	B	C
C3H6	-7,23	3,4180E-01	-9,4516E-05
C3H8	-5,462	3,2722E-01	-1,0672E-04
O2	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
N2	42,606	4,7500E-01	-9,8800E-05
H2O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05
C3H4O	-16,910	3,21670E-01	-5,2581E-05
C3H4O2	-6,532	3,06E-01	-4,66E-05

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel B. 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 2

Komponen	yi	η gas	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
		mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C3H6	0,0013	157,5891	0,000016	0,056732	0,000014
C3H8	0,0006	146,9958	0,000015	0,052918	0,000013
O2	0,0513	329,1488	0,000033	0,118494	0,000029
N2	0,3765	282,3421	0,000028	0,1016432	0,000025
H2O	0,5216	203,6721	0,000020	0,073322	0,000018
C3H4O	0,0488	150,1430	0,000015	0,054051	0,000013
Total	1,0000	1269,8909	0,0001	0,4572	0,0001

Tabel B. 5 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 2 (Lanjutan)

Komponen	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	η_{gas}
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	mikropoise
C3H6	0,0000000	0,000071	0,000000	0,1973
C3H8	0,0000000	0,000030	0,000000	0,0820
O2	0,0000017	0,006074	0,000001	16,8730
N2	0,0000106	0,038269	0,000009	106,3020
H2O	0,0000106	0,038245	0,000009	106,2369
C3H4O	0,0000007	0,002639	0,000001	7,3300
Total	0,0000237	0,0853276	0,0000206	237,0210731

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000024 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,000237 \text{ gr/cm.s}$$

- e. Menentukan konduktivitas gas umpan

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Tabel B. 6 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor 2

Komponen	A	B	C
C3H6	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
C3H8	-0,00869	6,6409E-05	7,8760E-08
O2	0,00121	8,6157E-05	-1,3348E-08
N2	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08
H2O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08
C3H4O	-0,00827	4,9529E-05	3,5739E-08

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel B. 7 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor 2

Komponen	Yi	k _{gas}	y _i .k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
C3H6	0,0013	5,3428E-02	6,6881E-05
C3H8	0,0006	5,5222E-02	3,0795E-05
O2	0,0513	4,6195E-02	2,3681E-03
N2	0,3765	4,2982E-02	1,6183E-02
H2O	0,5216	4,3783E-02	2,2838E-02
C3H4O	0,0488	3,1844E-02	1,5546E-03
Total	1,0000	0,2735	0,0430

$$\begin{aligned}
 k_{\text{gas}} &= 0,0430 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,1549 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,0370 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,0001 \text{ kal/dtk.cm.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel B. 8 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor 2

Komponen	A	B	C	D	E
C3H6	31,298	7,2449E-02	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11
C3H8	28,277	1,1600E-01	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
O2	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
N2	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
H2O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
C3H4O	109,243	-5,0952E-01	1,7059E-03	-1,8068E-06	3,6934E-12
Total	4,3603E+01	-5,6988E-02	3,6246E-04	-3,8502E-07	2,4692E-11

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel B. 9 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor 2

Komponen	yi	BM	Cp	Cp	Cp	Cpi = yi.Cp
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K
C3H6	0,0013	42	102,9589	102,9589	2,4514	0,0031
C3H8	0,0006	44	122,7098	122,7098	2,7889	0,0016
O2	0,0513	32	31,7467	31,7467	0,9921	0,0509
N2	0,3765	28	29,8389	29,8389	1,0657	0,4012
H2O	0,5216	18	35,9728	35,9728	1,9985	1,0424
C3H4O	0,0488	56	37,8648	37,8648	0,6762	0,0330
Total	1,0000	220,0000	361,0920	361,0920	9,9727	1,5321

Tabel B. 10 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor 2 (Lanjutan)

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
C3H6	579,2721	1,7776	0,1289
C3H8	270,3522	0,4205	0,0684
O2	18073,8962	919,1811	1,6274
N2	116151,5721	46603,2065	11,2344
H2O	103446,9420	107835,9630	18,7637
C3H4O	30122,1504	994,3292	1,8486
Total	268644,1849	156354,8777	33,6714

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ Campuran} &= 33,6714 \text{ kJoule/kmol.K} \\
 &= 156354,8777 \text{ kJoule/jam.K} \\
 &= 1,5321 \text{ kJoule/kg.K}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel B. 11 Data Panas Reaksi Reaktor 2

Komponen	A	B	C	D	E
C3H6O	109,243	-5,10E-01	1,71E-03	-1,81E-06	3,69E-12
O2	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
C3H4O2	7,755	2,94E-01	-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel B. 12 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor 2

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
C3H6O	-81,00	-81000	15863,6123	15863,6123
O2	0,00	0	8396,3326	8396,3326
C3H4O2	-336,23	-336230	27755,0902	27755,0902
Total	-417,23	-417230	52015,0350	52015,0350

Dari data didapatkan :

$$\Delta H_R = -255230 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{total}} = -60125,8631 \text{ kkal/kmol} \rightarrow -251734,8547 \text{ kJ/kmol}$$

Dari sifat katalis (Molybdenum Oxide)

Jenis : MoO3

Diameter : 0,35 cm

Density : 4,692 gr/cm²

Porositas : 0,55

Bulk density : 2,1114 gr/cm³

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisii butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti ole Colburn's (Smith, hal 571) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dipilh $D_p/D_t = 0,15$

Dimana

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,35 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,15/0,35 = 2,33 \text{ cm} \rightarrow 0,919 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari tabel 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Nominal pipe size} = 2,50 \text{ in}$$

$$\text{Outside diameter} = 2,88 \text{ in} \rightarrow 7,3152 \text{ cm}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Inside diameter} = 2,469 \text{ in} \rightarrow 6,2713 \text{ cm}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 4,790 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa transisi dipilih $N_{Re} = 10$

$$N_{Re} = \frac{G_g D_t}{\mu_g}$$

$$G_T = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

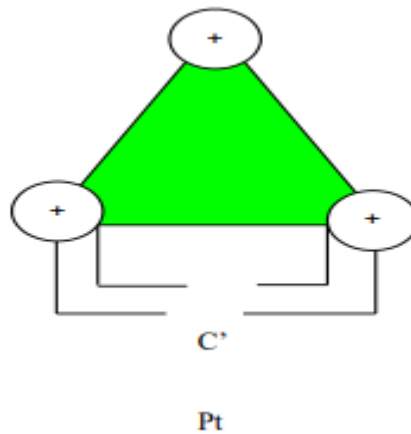
Dalam hubungan ini :

$$\mu_g = \text{viskositas umpan} = 0,0000237 \text{ g/cm.dtk}$$

$$\begin{aligned}
 D_t &= \text{diameter tube} && = 6,2713 \text{ cm} \\
 G_t &= \frac{(0,000237)(10)}{6,2713} && = 0,0004 \text{ gr/cm}^2 \cdot \text{s} \rightarrow 13,6061 \text{ kg/ m}^2 \cdot \text{jam} \\
 A_t &= \frac{74623,3847}{0,0004} && = 197443476,8705 \text{ cm}^2 \\
 \text{Luas penampang pipa} &= \frac{\pi}{4} ID^2 = \frac{3,14}{4} 6,2713^2 && = 30,8730 \text{ cm}^2 \\
 \text{Jumlah pipa dalam reaktor} &= \frac{197443476,8705}{30,8730} && = 6395338,2642 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch



$$\begin{aligned}
 P_t &= 1,25 \times O D_t \\
 &= 1,25 \times 2,88 = 3,6 \text{ in} \\
 C' &= P_t - O D \\
 &= 3,6 - 2,88 = 0,7200 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$I D_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$I D_s = 9,6042 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor 9,6042 cm \rightarrow 3,7812 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

(Brownell, pers. 13-1, p.254)

Dimana :

t_s = tebal shell, in

E = efesiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan
(Brownell, pers. 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

R = ID/2 = 3,7812 in

P = 72,03 psi

Jadi P = (120/100)*P = 86,4360 psi

Maka $t_s = \frac{86,4360 \times 0,125}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 86,4360} + 0,125 = 0,1343$ in

Dipilih tebal dinding reaktor standar 1 in

Diameter luar reaktor = ID + 2* t_s
= 3,7812 + (2*1)
= 5,7812 in

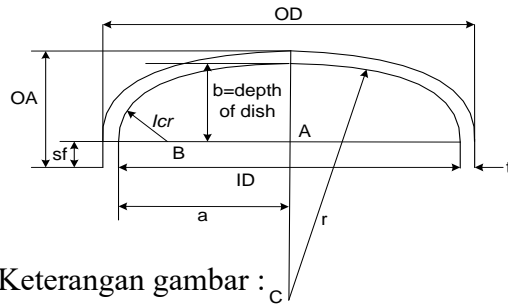
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 240 in

5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan : Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

- ID = diameter dalam head
- OD = diameter luar head
- a = jari-jari dalam head
- t = tebal head
- r = jari-jari luar dish
- icr = jari-jari dalam sudut icr
- b = tinggi head
- sf = straight flange
- OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

- P = tekanan design = 86,4360 Psi
- ID_s = diameter dalam reaktor = 3,7812 in
- F = maksimum allowable stress = 12650 Psi
- E = efisiensi pengelasan = 0,85
- C = factor korosi = 0,125

$$\text{Maka } t_h = \frac{86,4360 \times 3,7812}{2 \times 12650 - 0,2 \times 86,4360} + 0,125 = 0,1343 \text{ in}$$

Dipilih tebal head reaktor standar 1 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

$$OD_s = 240 \text{ in}$$

$$t_s = 1 \text{ in}$$

- didapat :
- icr = 11,0 in
 - r = 170 in
 - a = ID_s/2 = 1,8906 in

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr &= -9,1094 \text{ in} \\
 BC &= r - icr &= 159,0000 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} &= 158,7388 \text{ in} \\
 b &= r - AC &= 11,2612 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 1 in didapat sf = 1,5 – 4 in
perancangan digunakan sf = 4 in

tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 hH &= th + b + sf \\
 &= (1 + 11,2612 + 4) \text{ in} \\
 &= 16,2612 \text{ in} \rightarrow 0,4130 \text{ m}
 \end{aligned}$$

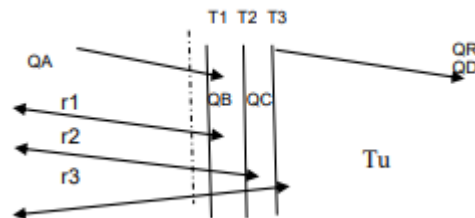
c. Menghitung tinggi reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor total} &= \text{panjang tube} + \text{tinggi head bot} \\
 HR &= 181,1025 \text{ in} + 16,2612 \text{ in} \\
 &= 197,3636 \text{ in} \rightarrow 16,4470 \text{ ft} \rightarrow 5,0130 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan steady state $QA = QB = QC = (QD+QR)$
- Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

- r_2 = jari-jari luar reaktor
- r_3 = jari jari isolator laur
- QA = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor
- QB = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor
- QR = Perp. Panas radiasi
- T1 = Suhu dinding dalam reaktor
- T2 = Suhu dinding luar reaktor
- T3 = Suhu isolator luar
- Tu = Suhu udara luar

Sifat-sifat fisis bahan

- Bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisir (kern) :

$$K_{is} = 0,14642 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

- *carbon steel* : $k_s = 41,5666 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

- Sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman, 1988. Daftar A-5)

$$T_f = 313 \text{ K}$$

$$\nu = 0,000017 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,27225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,70489$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,80 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,0480 \text{ m}$$

$$r_2 = 3,048 \text{ m}$$

$$L = 4,6 \text{ m}$$

d. Perpindahan panas konduksi

$$Q_c = \frac{2.\pi k_s.L(T_1-T_2)}{\ln(r_2/r_1)} \dots\dots(a)$$

$$Q_c = \frac{2.\pi k_s.L(T_2-T_3)}{\ln(r_2/r_1)} \dots\dots(b)$$

e. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc.A.(T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4) \quad \dots\dots(c)$$

Karena $G_{rL}.Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31(\Delta T)^{1/3}$$

$$G_{rL} = \frac{g.\beta(T_3 - T_u)L^3}{\nu^2}$$

f. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.A.(T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.2.\pi.r_3.L.(T_3^4 - T_4^4) \quad \dots\dots(d)$$

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2.\text{k}^4$$

Kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel sehingga didapat :

$$T_2 = 403,2189 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 4,6 \text{ cm}$$

Program Perhitungan Reaktor 2 Menggunakan Program Matlab

```
function reaktorduasucilara2
clear all
clc
%program reaktor stage 2
%PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN
%DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 300000 TON/TAHUN
%KOMPONEN a=C3H6 b=C3H8 c=O2 d=N2 e=H2O f=C3H4O g=C3H4O2
%REAKSI
% C3H4O + 1/2O2 --> C3H4O2
%f          c          g

%DATA REAKSI
x0=0;
%xakhir=0.975; %konversi
T0=300+273; %kelvin
P0=3; %atm

%DATA INPUT REAKTOR (kg/jam)
FMa=579.2721;
FMb=270.3522;
FMc=18073.8962;
FMd=116151.5721;
FMe=103446.9420;
FMf=30122.1504;
FMt=FMa+FMb+FMc+FMd+FMe+FMf;

%BM (kg/kmol)
BMa=42;
BMb=44;
BMc=32;
```

BMd=28;

BMe=18;

BMf=56;

%mol umpan

Fa0=FMa/BMa;

Fb0=FMb/BMb;

Fc0=FMc/BMc;

Fd0=FMd/BMd;

Fe0=FMe/BMe;

Ff0=FMf/BMf;

Ft0=Fa0+Fb0+Fc0+Fd0+Fe0+Ff0;

%data pendukung

Tp=353;

Wp=5585484.2096;

IDt=0.062713;

ODt=0.073152;

Nt=8000;

Ud=43.4321;

Dp=0.0035;

por=0.55;

deltahr=-255230;

k0=14625922.47;

Ea=73400;

Gt=9933.0322;

g=981*(3600^2);

%Cps=0.2316;

%Rg=1.987;

pi=3.14;

R=8.205;

```

%toolbox ode45
zspan=0:0.1:4.8;
y0=[x0 T0 Tp P0];
[Z,Y]=ode45(@reaktorsatu,zspan,y0);

%profil
profil=[Z Y(:,1) Y(:,2) Y(:,3) Y(:,4)]';
figure(1)
plot(Z,Y(:,1),'-b');
title('profil konversi Asam Akrilat terhadap panjang
bed');
xlabel('panjang bed, meter');
ylabel('konversi Asam Akrilat');
figure(2)
plot(Z,Y(:,2),'-r');
title('profil suhu bed terhadap panjang bed');
xlabel('panjang bed, meter');
ylabel('suhu bed, K');
figure(3)
plot(Z,Y(:,3),'-g');
title('profil suhu pendingin terhadap panjang bed');
xlabel('panjang bed, meter');
ylabel('Suhu Pemanas, K');
figure(4)
plot(Z,Y(:,4),'-y');
title('profil tekanan terhadap panjang bed');
xlabel('panjang bed, meter');
ylabel('Tekanan, kPa');

%output

```

```

disp('Fixed Bed reactor stage 2 Suci Lara');
disp('Detail');
fprintf('Laju masa umpan total           = %6.4f
kg/jam\n', FMT');
%fprintf('Fluid      Superficial      Velocity      =      %6.4f
m/s\n', Ugt');
%fprintf('Diameter reaktor              = %6.4f m\n', D');
%fprintf('Porositas                      = %6.4f \n', por);
%fprintf('BM Gas                          = %6.4f
kg/kmol\n', BMg);
%fprintf('Rho gas                          = %6.4f kg/m3\n', rhog);
%fprintf('Rho Bulk                          = %6.4f kg/m3\n', rhob);
disp('Profil');
disp('Panjang bed, m      konversi      Suhu,K      Suhu
Pendingin,K Tekanan,atm');
disp('-----
--');
fprintf('      %7.4f\t      %9.4f\t      %7.4f\t      %7.4f\t
%7.4f\t\n', profil);

function dy=reaktorsatu(z,y)
dy=zeros(4,1);

%stokiometri
Fa=Fa0*(1-(y(1)));
Fb=Fb0;
Fc=Fc0*(1-(y(1)));
Fd=Fd0;
Fe=Fe0+Fa0*(y(1));
Ff=Ff0*(1-(y(1)));
Ft=Fa+Fb+Fc+Fd+Fe;

```

```
%mencari fraksi mol
```

```
ya=Fa/Ft;
```

```
yb=Fb/Ft;
```

```
yc=Fc/Ft;
```

```
yd=Fd/Ft;
```

```
ye=Fe/Ft;
```

```
yf=Ff/Ft;
```

```
%kinetika reaksi
```

```
ra=(k0*exp(-Ea/(R*(y(2)))))*(Fa0*(1-  
(y(1))))/(Ft0)*y(4));
```

```
%perhitungan neraca massa
```

```
A=Nt*pi*(IDt^2)*por;
```

```
dxdz=(ra*A)/(4*Fa0);
```

```
dy(1)=dxdz*100;
```

```
%nilai Cp
```

```
Cpa=31.298+7.24e-2*(y(2))+1.95e-4*(y(2))^2-2.16e-  
7*(y(2))^3+6.30e-11*(y(2))^4;
```

```
Cpb=28.277+1.16e-1*(y(2))+1.96e-4*(y(2))^2-2.33e-  
7*(y(2))^3+6.87e-11*(y(2))^4;
```

```
Cpc=29.526-8.90e-3*(y(2))+3.81e-5*(y(2))^2-3.26e-  
8*(y(2))^3+8.86e-12*(y(2))^4;
```

```
Cpd=29.342-3.54e-3*(y(2))+1.01e-5*(y(2))^2-4.31e-  
9*(y(2))^3+2.59e-13*(y(2))^4;
```

```
Cpe=33.933-8.42e-3*(y(2))+2.99e-5*(y(2))^2-1.78e-  
8*(y(2))^3+3.69e-12*(y(2))^4;
```

```
Cpf=109.243-5.10e-1*(y(2))+1.71e-3*(y(2))^2-1.81e-  
6*(y(2))^3+3.69e-12*(y(2))^4;
```

```

%perhitungan neraca panas
sigmaFiCpi=100*(Fa*Cpa+(Fb*0.5*Fa*(y(1)))*Cpb+(Fc*0.5*Fa*(y(1)))*Cpc+(Fd*0.5*Fa*(y(1)))*Cpd+(Fe*0.5*Fa*(y(1)))*Cpe);
deltaCpdt=43.6032*((y(2))-298)-5.698817e-2/2*((y(2))^2-298^2)+3.6246e-4/3*((y(2))^3-298^3)-3.8502e-7/4*((y(2))^4-298^4)+2.4692e-11/5*((y(2))^5-298^5);
deltaHR=deltahr+deltaCpdt;
dy(2)=((-deltaHR)*Fa0*dxdz)-Ud*pi*ODt*Nt*((y(2))-(y(3)))/(sigmaFiCpi);
%dy(2)=dtdz;

%Persamaan neraca panas pendingin
Cp=0.11152+(0.0003402*(y(3)));
Cpp=(Cp*0.1868*1000)/1000;
dy(3)=(Ud*pi*ODt*Nt*((y(2))-(y(3))))/(Wp*Cpp);
%dy(3)=dtsdz;

%mencaari densitas
rho=((y(4))*0.082)/(24.3802*(y(2)));
rhog=rho*1000*1000; %g/L ==> kg/m3

%viskositas yaws
myuA=-7.23+3.4180e-1*(y(2))-9.4516e-5*(y(2))^2;
myuB=-5.462+3.2722e-1*(y(2))-1.0672e-4*(y(2))^2;
myuC=44.224+5.6200e-1*(y(2))-1.1300e-4*(y(2))^2;
myuD=42.606+4.7500e-1*(y(2))-9.8800e-5*(y(2))^2;
myuG=(ya*myuA)+(yb*myuB)+(yc*myuC)+(yd*myuD);
myuGi=myuG*0.0000001*3600; %=>kg/ m jam

```



```

%Persamaan pressure drop
gcc=9.807e-3;
dy(4)=- (Gt/ (rhog*g*Dp) ) * ( (1-por) / (por^3) ) * ( (150* (1-
por) *myuGi) /Dp) +1.75.*Gt) *gcc;
%dy(4)=dpdz;
end
end

```

Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor 2 Menggunakan Program Matlab

Fixed Bed reactor stage 2 Suci Lara

Detail

Laju masa umpan total = 268644.1850 kg/jam

Profil

Panjang bed, m	konversi	Suhu, K	Suhu Pendingin, K	Tekanan, atm
----------------	----------	---------	-------------------	--------------

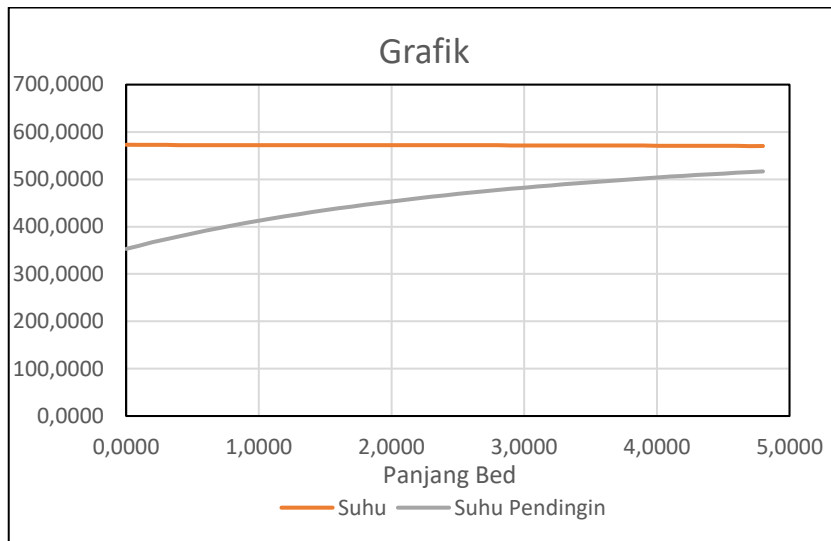
0.0000	0.0000	573.0000	353.0000	3.0000
0.1000	0.0851	572.5816	360.0996	2.9994
0.2000	0.1626	572.5161	366.8980	2.9988
0.3000	0.2335	572.4731	373.4155	2.9982
0.4000	0.2983	572.4398	379.6688	2.9975
0.5000	0.3576	572.4107	385.6734	2.9969
0.6000	0.4118	572.3845	391.4430	2.9963
0.7000	0.4614	572.3600	396.9904	2.9957
0.8000	0.5068	572.3366	402.3273	2.9951
0.9000	0.5483	572.3138	407.4647	2.9945
1.0000	0.5863	572.2912	412.4127	2.9939
1.1000	0.6211	572.2688	417.1805	2.9932
1.2000	0.6529	572.2462	421.7770	2.9926
1.3000	0.6820	572.2233	426.2101	2.9920
1.4000	0.7087	572.2000	430.4875	2.9914
1.5000	0.7331	572.1762	434.6164	2.9908
1.6000	0.7554	572.1517	438.6032	2.9902
1.7000	0.7759	572.1264	442.4544	2.9896
1.8000	0.7946	572.1003	446.1756	2.9890
1.9000	0.8118	572.0732	449.7725	2.9883
2.0000	0.8275	572.0451	453.2502	2.9877

2.1000	0.8418	572.0157	456.6136	2.9871
2.2000	0.8550	571.9851	459.8674	2.7665
2.3000	0.8671	571.9532	463.0160	2.7559
2.4000	0.8781	571.9197	466.0634	2.6853
2.5000	0.8882	571.8846	469.0135	2.6847
2.6000	0.8975	571.8479	471.8702	2.5840
2.7000	0.9060	571.8093	474.6368	2.5834
2.8000	0.9138	571.7687	477.3168	2.6828
2.9000	0.9209	571.7260	479.9133	2.6822
3.0000	0.9274	571.6812	482.4294	2.5816
3.1000	0.9334	571.6339	484.8679	2.5810
3.2000	0.9389	571.5842	487.2315	2.4804
3.3000	0.9439	571.5318	489.5228	2.3797
3.4000	0.9485	571.4765	491.7444	2.2791
3.5000	0.9527	571.4183	493.8985	2.2785
3.6000	0.9566	571.3568	495.9875	2.1779
3.7000	0.9601	571.2920	498.0135	1.9773
3.8000	0.9634	571.2236	499.9785	1.9767
3.9000	0.9663	571.1515	501.8845	1.9760
4.0000	0.9691	571.0754	503.7333	1.8754
4.1000	0.9716	570.9951	505.5269	1.7748
4.2000	0.9739	570.9103	507.2667	1.7742
4.3000	0.9760	570.8209	508.9546	1.6736
4.4000	0.9779	570.7266	510.5921	1.6730
4.5000	0.9797	570.6271	512.1805	1.6724
4.6000	0.9813	570.5222	513.7215	1.5517
4.7000	0.9828	570.4116	515.2163	1.4711
4.8000	0.9841	570.2949	516.6662	1.4705

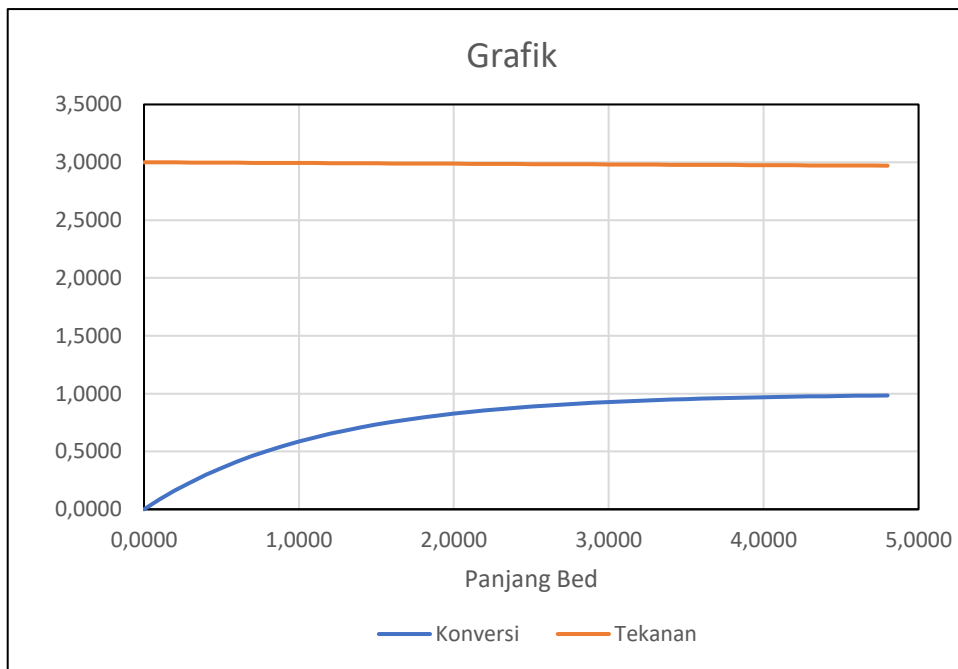
>>

Resume :

Konversi (X)	= 0,9841
Suhu gas masuk (T_{in})	= 573 K
Suhu gas keluar (T_{out})	= 570,2929 K
Z (Panjang pipa <i>tube</i>)	= 5,1030 m
Tekanan masuk (P_{in})	= 3 atm
Tekanan keluar (P_{out})	= 1,4705 atm
Diameter <i>shell</i> (IDs)	= 9,6042 cm
Suhu pendingin masuk ($T_{s in}$)	= 353 K
Suhu pendingin keluar ($T_{s out}$)	= 516,6662 K

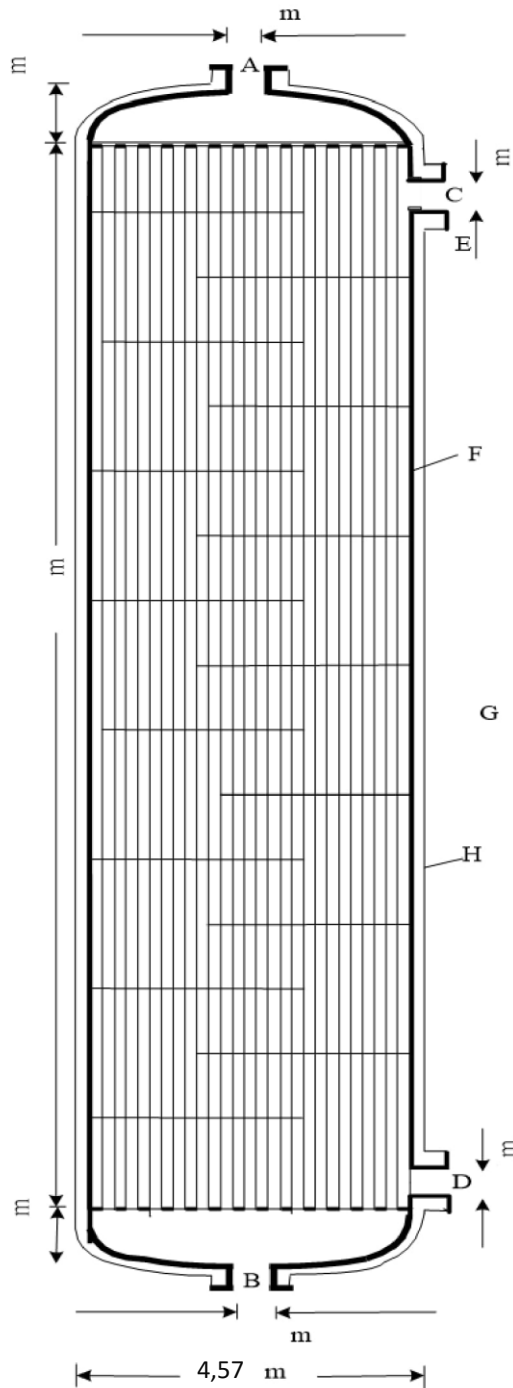


Gambar B. 1 Profil Suhu dan Suhu Pendingin Asam Akrilat terhadap Panjang Bed Reaktor 2



Gambar B. 2 Profil Suhu Bed terhadap Panjang Bed Reaktor 2

LAMPIRAN
REAKTOR *FIXED BED MULTITUBE*

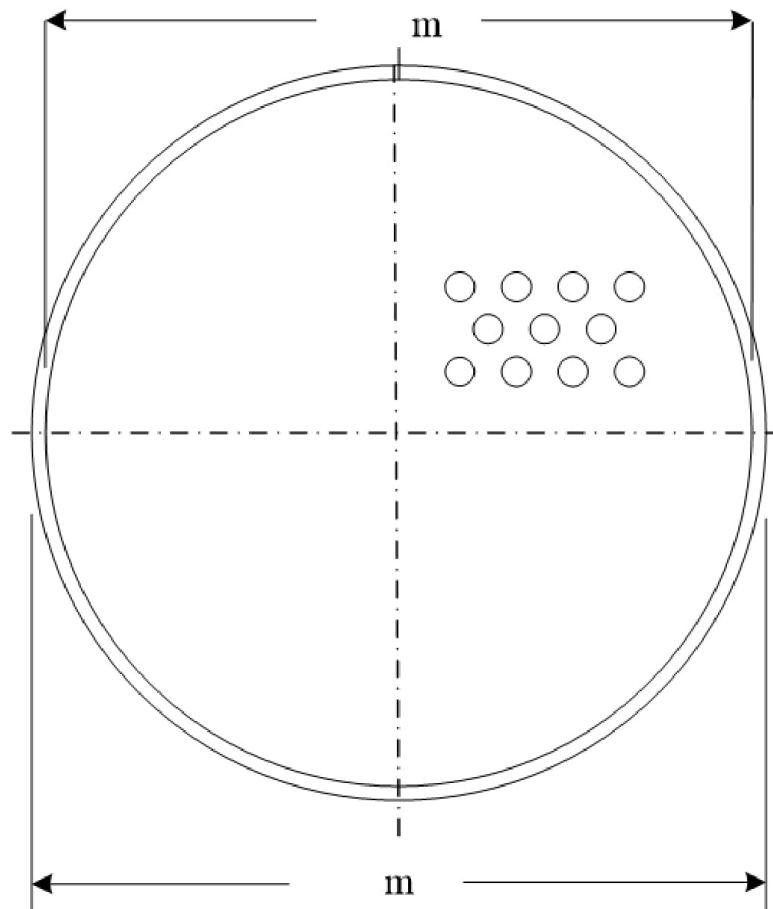


Keterangan :

- A : Pipa pemasukan umpan gas
- B : Pipa pengeluaran gas
- C : Pipa pemasukan dowterm A
- D : Pipa pengeluaran dowterm A
- E : Baffle
- F : Dinding reaktor
- G : Pipa berisi katalisator
- H : Isolasi

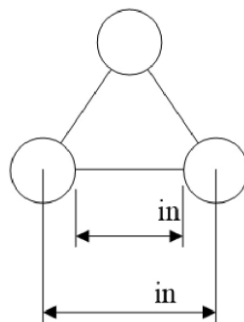
SKALA 1:100

Gambar Penampang Membujur Reaktor



SKALA 1:50

Gambar penampang melintang reaktor



Gambar susunan pipa *triangular pitch*

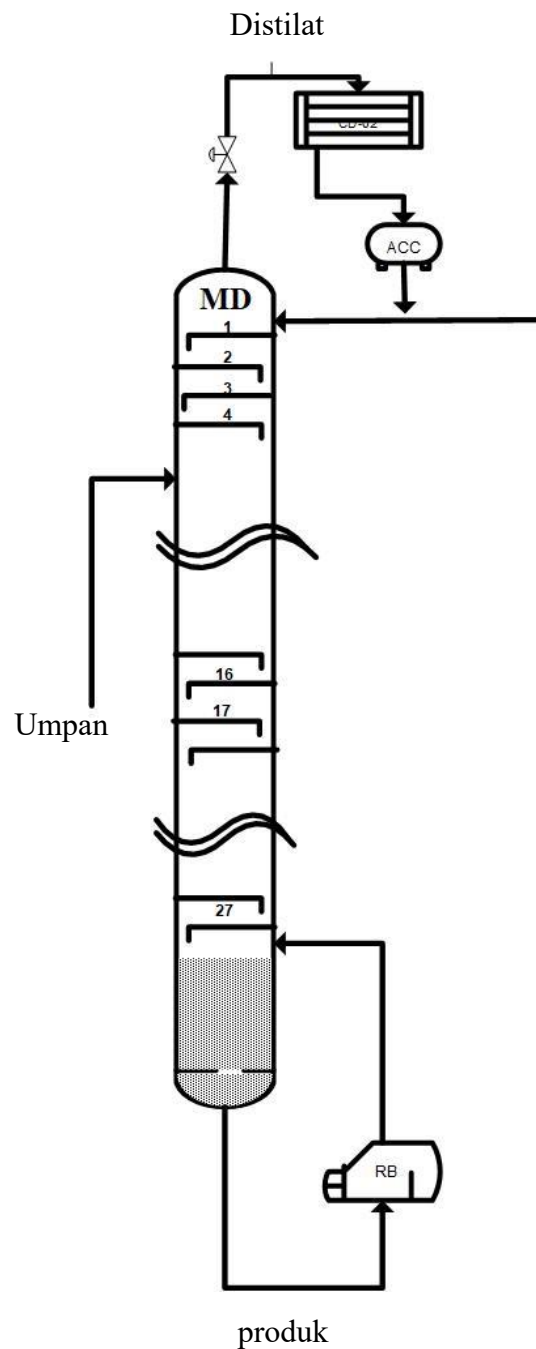
LAMPIRAN C
MENARA DISTILASI

Tugas : Memisahkan campuran hasil bawah Flash Drum sebanyak 70.687,8251 kg/jam menjadi produk Asam Akrilat dari hasil bawah sebanyak 18.844,7158 kg/jam.

Alat : Menara distilasi dengan *sieve tray*

Kondisi Operasi :

- Tekanan rata-rata = 1,37 atm
- Temperatur atas = 94,89 °C
- Temperatur bawah = 143,49 °C



Data-data sifat fisis masing-masing komponen.

1. Data perhitungan tekanan uap untuk mencari kondisi kesetimbangan. Tekanan uap didekati dengan persamaan dari appendix D Coulson

Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$P \text{ (mmHg)} = \exp(A-B/(T+C))$$

dengan : T = suhu K
 $A, B, \text{ dan } C$ = konstanta

(Coulson, 1989)

Dengan nilai – nilai konstanta persamaan sebagai berikut:

Tabel C. 1 Persamaan Antoine dari Coulson

Komponen	A	B	C
N ₂	14,9542	588,72	-6,60
O ₂	15,4075	734,55	-2,61
C ₃ H ₆	15,7027	1807,53	-26,15
C ₃ H ₈	15,7260	1872,46	-25,16
C ₃ H ₄ O	15,9057	2606,53	-45,15
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13
C ₃ H ₄ O ₂	16,5617	3319,18	-80,15

Persamaan yang digunakan :

$$\log P_i = A_i - \frac{B_i}{C_i + T}$$

$$P_i = \text{Exp} A_i - \frac{B_i}{C_i + T}$$

$$K = \frac{P_i}{P}$$

2. Kondisi operasi umpan (*Bubble Point*)

Dimana : $P = 1,2 \text{ atm}$

$T = 94,8942 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel C. 2 Data Kondisi Operasi Umpan (*Bubble Point*) Menara Destilasi

Komponen	kg/jam	f_i (kgmol/jam)	x_i	P_i	$K_i=pi/p$	$y_i=x_i.K_i$
C3H6	0,5852	0,0139	0,0000	36439,6899	46,5504	0,0001
C3H8	3,0983	0,0704	0,0000	30155,4398	38,5225	0,0005
C3H4O	1,8416	0,0329	0,0000	2600,2463	3,3217	0,0000
H2O	103296,0810	5738,6712	0,9156	631,3139	0,8065	0,8057
C3H4O2	38069,8883	528,7484	0,0844	151,1425	0,1931	0,0002
Total	141377,0667	6267,7270	1,0000	69977,8325	89,3943	1

3. Kondisi operasi umpan (*Dew Point*)

Dimana : $P = 1,2 \text{ atm}$

$T = 94,9476 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel C. 3 Data Kondisi Operasi Umpan (*Dew Point*) Menara Destilasi

Komponen	Kg/Jam	F_i (Kgmol/Jam)	Y_i	P_{i0}	$K_i=Pi/P$	$X_i=Y_i/K_i$
C3H6	0,5852	0,0139	0,0000	36473,4455	46,5936	0,0000
C3H8	3,0983	0,0704	0,0000	30182,6752	38,5573	0,0000
C3H4O	1,8416	0,0329	0,0000	2603,8145	3,3263	0,0000
H2O	103296,0810	5738,6712	0,9156	632,5563	0,8081	1,2364
C3H4O2	38069,8883	528,7484	0,0844	151,4742	0,1935	0,0048
Total	141377,0667	6267,7270	1,0000		89,4788	1

4. Kondisi operasi distilat (*Dew Point*)

Dimana : $P = 1,03 \text{ atm}$

$T = 94,89 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel C. 4 Data Kondisi Operasi Distilat Menara Destilasi

Komponen	Kg/Jam	Di (Kgmol/Jam)	Yi	Pio	Ki=Pio/P	Xi=Yi/Ki
C3H6	0,2924	0,0070	0,0000	36439,6899	46,5504	0,0001
C3H8	1,2361	0,0281	0,0000	30155,4398	38,5225	0,0005
C3H4O	0,9189	0,0164	0,0000	2600,2463	3,3217	0,0000
H2O	51.552,9577	2.864,0532	0,9991	631,3139	0,8065	0,8057
C3H4O2	190,2276	2,6421	0,0009	151,1425	0,1931	0,0002
Total	51.748,4124	2.866,8416	1,0000			1,0000

5. Kondisi operasi bottom (*Bubble Point*)

Dimana : P = 1,37 atm

T = 143,49 °C

Tabel C. 5 Data Kondisi Operasi Bottom Menara Destilasi

Komponen	Kg/Jam	Bi (Kgmol/Jam)	Yi	Pio	Ki=Pio/P	Yi=Xi.Ki
C3H6	0,0000	0,0000	0,0000	79408,6619	76,2665	0,0000
C3H8	0,0000	0,0000	0,0000	63383,1456	60,8751	0,0000
C3H4O	0,0000	0,0000	0,0000	7866,3189	7,5551	0,0000
H2O	94,6969	5,2609	0,0198	2984,1346	2,8661	0,0567
C3H4O2	18.844,7158	261,7322	0,9802	853,3703	0,8196	0,8034
Total	18.939,4127	266,9931	1,0000			1,0000

6. Menentukan Komponen LK-HK

Dipakai persamaan Shiras et.al(Teybal Pers 9.164)

$$DK = \left(\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F} \right) + \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F} \right)$$

$$F_1 = \left(\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F} \right)$$

$$F_2 = \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F} \right)$$

$$DK = F_1 + F_2 = \frac{x_i \cdot D}{x_i \cdot F}$$

Komponen LK dan HK akan diantara nilai $-0,01 \leq (x_{j,d} \cdot D / z_{j,f} \cdot F) \leq 1,01$

LK = H₂O

HK = C₃H₄O₂

x _{lk,d} . D =	5738,6712	z _{lk,f} . F =	5738,6712
x _{hk,d} . D =	528,7484	z _{hk,f} . F =	528,7484

Tabel C. 6 Data Penentuan Komponen LK-HK

Komponen	Fi, Kmol/Jam	Di, Kmol/Jam	α Top	α Bottom	α Avg
H ₂ O	5738,6712	5728,1013	4,1769	3,4969	3,7886
C ₃ H ₄ O ₂	528,7484	5,2875	1,0000	1,0000	1,0000
Total	6267,5369	5733,5061			

Tabel C. 7 Data Penentuan Komponen LK-HK (Lanjutan)

F1	F2	DK	Keterangan
0,9982	0	0,9982	0.01<DK<0.99, terdistribusi
0,0000	0,0100	0,0100	0.01<DK<0.99, terdistribusi

Evaluasi pendistribusian komponen dengan persamaan *Hengstebeck & Geddes*

$$\log(di/bi) = A + C \log(\text{alfa},i)$$

Tabel C. 8 Pendistribusian Komponen

Komponen	Di, kmol/jam	Bi, kmol/jam	α avg	Di/Bi	log(Di/Bi)	log(α ,i)
H2O	5728,1013	5,2609	3,7886	544,3996	2,7359	0,5785
C3H4O2	5,2875	261,7322	1,0000	0,0101	-1,9959	0,0000

$$A = -1,9959$$

$$C = 8,1797$$

Tabel C. 9 Pendistribusian Komponen (Lanjutan)

Komponen	Fi, kmol/jam	α avg	log(Di/Bi)	Di/Bi	Di= fi/(bi/di+1)	Bi=fi/(di/bi+1)
H2O	2869,3141	3,7886	2,7359	544,3996	2864,0532	5,2609
C3H4O2	264,3742	1,0000	-1,9959	0,0101	2,6421	261,7322
Total	3133,6884					

Komposisi Di dan Bi sama dengan pemisalan, jadi tidak perlu mengubah komposisi feed

7. Menghitung Nmin (dengan Pers. Fenske)

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b}{\log \alpha_{LK}}$$

$$N_{min} = 8,1797$$

8. Menghitung Rmin (dengan pers. Underwood)

Minimum reflux ratio :

Karena umpan berada pada titik didihnya, maka $q = 1$

Persamaan Underwood

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Nilai theta diperoleh dari :

umpan dianggap cair jenuh, $q = 1$

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 0$$

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 0$$

(Coulson, P.421)

Tabel C. 10 Trial nilai θ

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	$\theta =$	1,0778
H2O	0,9156	3,7962	1,2589	
C3H4O2	0,0844	1,0000	-1,2589	
		$\Sigma =$	0,0000	

Tabel C. 11 Trial nilai θ (Lanjutan)

Komponen	$x_{i,d}$	α_i	$\alpha_i \cdot x_{i,d} / (\alpha_i - \theta)$
H2O	0,9156	3,7962	1,3952
C3H4O2	0,0844	1,0000	-0,0119
		$\Sigma =$	1,3833

$$R_m + 1 = 1,3526$$

$$R_m = 1$$

$$R/R_m = 1.2 - 1.5 \quad \text{diambil } R = 3 \cdot R_m$$

$$R = 2$$

9. Jumlah Plate Teoritis, N

$$R_m/(R_m+1) = 0,2771$$

$$R/(R+1) = 0,3651$$

$$N_m/N = 0,59$$

(Fig 11.11, Coulson)

$$N = 13,7672 \text{ stages}$$

Sehingga dipilih,

$$N = 14 \text{ stages (Termasuk reboiler)}$$

$$R = 2,0000$$

10. Efisiensi Plate E_o

Efisiensi plate didefinisikan dengan rumus :

$$E_o = \frac{N_{teoritis}}{N_{actual}}$$

efisiensi plate diestimasikan dengan persamaan O'connell

$$E_o = 0,54159 - 0,28531 \log (\mu_{avg} \cdot \alpha_{avg})$$

dengan : μ_{avg} = molar viscosity dari feed rata-rata, cp

α_{avg} = volatilitas relatif rata - rata light komponen

viskositas cairan sebagai fungsi suhu dapat dicari dengan menggunakan

persamaan :

$$\mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

$$T = 375,3254$$

Tabel C. 12 Data Antoine

Komponen	A	B	C	D	Vis (cp)
N2	-15,6104	465,05	0,1626	-0,00063353	2,63574E-28
O2	-5,0957	179,83	0,0398	-0,00014664	4,34625E-11
C3H6	-5,1758	429,82	0,0186	-0,00003166	6,96684E-07
C3H8	-3,1759	297,12	0,0095	-0,00001878	3,30757E-06

C3H4O	-5,5517	708,70	0,0141	-0,00001679	5,46224E-06
H2O	-10,2158	1792,50	0,0177	-0,00001263	0,368385026
C3H4O2	-15,9215	2440,80	0,0344	-0,00002768	0,161274344
					0,529668836

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

$$\alpha_a = 3,7886$$

$$\mu_a = 0,529668836$$

$$\mu_a \cdot \alpha_a = 2,0067$$

Sehingga efisiensi plate:

$$E_0 = 0,54159 - 0,28531 \log(\mu_{avg} \cdot \alpha_{avg})$$

$$E_0 = 55,4548 \%$$

Sehingga jumlah plate actual:

$$N_{actual} = \frac{N_{teoritis}}{Efisiensiplate}$$

$$N_{actual} = 24,8260 \text{ stages}$$

$$= 24 \text{ stages}$$

11. Menentukan *Feed Location*

Menggunakan persamaan Kirkbride (Coulson, P.422)

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f, HK}}{x_{f, LK}} \right) \left(\frac{x_{b, LK}}{x_{d, HK}} \right)^2 \right]$$

$$\text{Jumlah stages termasuk reboiler } (N_r + N_s) = 24 \text{ stages}$$

$$\text{Log } (N_r/N_s) = 0,1230$$

$$N_r/N_s = 1,3273$$

$$N_r + N_s = 27$$

$$N_s = 11 \text{ dari bawah}$$

$$N_r = 15$$

$$\text{Feed tray} = 15 \text{ dari atas}$$

12. *Plate Design*

Perhitungan sifat fisis

- a. Densitas pada suhu destilat

Suhu : 380,7521 K

Fase cair

Tabel C. 13 Perhitungan Densitas pada Suhu Destilat

Komponen	A	B	n	Tc	F, kmol/jam	x	ρ_L
C3H6	0,23314	0,27517	0,30246	364,76	0,9216	2,42807E-06	154,1868
C3H8	0,22151	0,27744	0,287	369,82	4,8799	9,79969E-06	158,6055
C3H4O	0,28459	0,26124	0,2489	506	2,9006	5,72386E-06	744,8440
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	162391,2342	0,999027373	955,5305
C3H4O2	0,34645	0,25822	0,30701	615	599,5991	0,000921589	957,4371
					162999,5354	1	3147,8902

$$\rho_L \text{ mix} = 955,4633 \text{ kg/m}^3$$

Fase gas : P = 1,3 atm

$$R = 0,08205 \text{ L.atm/mol. K}$$

$$\rho_V \text{ mix} = 0,51995 \text{ g/L}$$

b. Densitas pada suhu bottom

Suhu : 427,8491 K

Fase cair

Tabel C. 14 Perhitungan Densitas pada Suhu Bottom

Komponen	A	B	N	Tc	F, kmol/jam	x	ρ_L
C3H6	0,23314	0,27517	0,30246	364,76	0,0000	0	109,5434
C3H8	0,22151	0,27744	0,287	369,82	0,0000	0	104,6573
C3H4O	0,28459	0,26124	0,2489	506	0,0000	6,7568E-12	663,1083
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	5,2609	1,9704E-02	898,8821
C3H4O2	0,34645	0,25822	0,30701	615	261,7322	9,8030E-01	887,9707
					266,9931	1,0000E+00	2826,0321

$$\rho_{L_mix} = 888,0252 \text{ kg/m}^3$$

Fase gas : P = 1,7 atm

$$R = 0,08205 \text{ L.atm/mol. K}$$

$$\rho_{V_mix} = 3,4064 \text{ g/L}$$

Flow Rate

Top product (D)	= 51.748,4124 kg/J
Vapor rate (V)	= 155.245,2371 kg/J
Liquid rate (L)	= 103.496,8248 kg/J
Bottom product	= 18.939,4127 kg/J
B = L' - V'	= 18.939,4127 kg/J
L' = F.q + R.D = L + F	= 174.184,6499 kg/J
Liquid rate (V' = L' - B)	= 155.245,2371 kg/J
L'/V'	= 1,1220

Physical Properties

Distilat :

$$\rho_V = 0,5200 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 955,4633 \text{ kg/m}^3$$

Bottom :

$$\rho_V = 3,4064 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 888,0252 \text{ kg/m}^3$$

Column Diameter

Liquid-vapor flow factor

(Coulson, P. 460)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

$$F_{LV \text{ distilat}} = 0,0095$$

$$F_{LV \text{ bottom}} = 0,0695$$

Plate spacing

plate spacing 0,6 m antara 0.3-0.6 (RK sinnot, P.448)

nilai K1 dari Fig 11.27

$$K1, \text{distilat} = 0,18$$

$$K1, \text{bottom} = 0,106$$

Flooding vapor velocity (Coulson, p. 459)

$$u_f \text{ top} = 8,2857 \text{ m/s}$$

$$u_f \text{ bottom} = 1,7082 \text{ m/s}$$

Design percent flooding at maximum flow rate = 0,9

$$u_v \text{ top} = 4,4356 \text{ m/s}$$

$$u_v \text{ bottom} = 1,5374 \text{ m/s}$$

Maximum volumetric flow-rate

$$\text{distilat} = 82,9380$$

$$\text{Bottom} = 12,6596$$

Net area required

$$\text{distilat} = 18,6984$$

$$\text{Bottom} = 8,2346$$

As first trial take percent downcomer area = 0,100

Column cross-sectioned area

$$\text{top} = 20,7761 \text{ m}^2$$

$$\text{bottom} = 9,1495 \text{ m}^2$$

Column diameter

$$\text{top} = 5,1445 \text{ m}$$

$$\text{bottom} = 3,4140 \text{ m}$$

$$\text{Selisih} = 1,7305$$

karena selisih diameter yang kecil antara diameter atas dan bawah sehingga disamakan diameternya antara atas dan bawah yaitu

column diameter =

$$\text{top} = 5,1445 \text{ m}$$

$$\text{bottom} = 5,1445 \text{ m}$$

Liquid Flow Pattern

Maximum volumetric liquid rate = 0,05449 m³/s

Dari Fig. 11.28 (Coulson, p.460) maka alirannya adalah cross flow (single pass)

Provisional Plate Design

column diameter D_c = 5,1445 M
column area A_c = 20,7761 m²
downcomer area A_d = 2,4931 m²
net area $A_n = A_c - A_d$ = 18,2829 m²
active area $A_a = A_c - 2A_d$ = 15,7898 m²
hole area A_h , ambil 10 % dari A_a sebagai first trial = 1,5790 m²
Weir length (Fig. 11.31 Coulson p. 464) untuk $(A_d/A_c) \times 100$ = 12 %

$$l_w/D_c = 0,76$$

$$l_w = 3,9099 \text{ M}$$

Ambil weir height = 50 mm

hole diameter = 5 mm

plate thickness = 5 mm

Check weeping

maximum liquid rate 48,3846 kg/s

, min. liquid rate = 41,1269

Pada percent turn down = 0,85 kg/s

Dengan Francis weir formula dapat dihitung weir liquid crest (Coulson, p. 463) :

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right)^{2/3}$$

$$\max h_{ow} = 43,43 \text{ mm liquid}$$

$$\min h_{ow} = 38,97 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Pada minimum rate } h_w + h_{ow} = 88,97 \text{ mm}$$

$$\text{Fig. 11.30 (Coulson, p.462) : } K_2 = 30,975$$

Minimum design vapor velocity

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}} = 6,8350$$

$$\begin{aligned} \text{Actual minimum vapor velocity} &= \text{minimum vapor rate}/A_h \\ &= 6,8149 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Memenuhi syarat, karena diatas weep point.

$$= 6,8149 \quad \text{actual} > u_{hmin} \quad 6,8350$$

Plate Pressure Drop

Dry plate drop

Maximum vapor velocity through

holes

$$u_h = 8,0176 \text{ m/s}$$

Fig. 11.34 (Coulson, p. 467) untuk plate thickness/hole diameter =

1 dan $A_h/A_p \approx A_h/A_a = 0,1$, maka :

$$C_o = 0,84$$

Pressure drop through dry plate (coulson 468)

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 17,8225 \text{ mm liquid}$$

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 14,0762 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop (Coulson 468)

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 186,7969 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Pressure drop per plate} = 186,7969 \text{ mm liquid}$$

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L$$

Coulson hal. 467

ΔP_t = total plate pressure drop, pa

h_t = total plate pressure drop, mm liquid

$$\begin{aligned} \text{Column pressure drop} &= 1091,8206 \text{ Pa} \\ &= 0,7205 \text{ K.Pa} \end{aligned}$$

Mechanical Design :

1. Spesifikasi Menara

$$\begin{aligned} \text{Tinggi} &= (\text{jumlah stage actual} - 1 \text{ stage reboiler}) \cdot \text{plate spacing} + \\ &\quad \text{disengagement} + \text{tinggi ruang cairan di bawah} \\ &= 17,4314 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter} = 5,1445 \text{ m} = 202,54 \text{ in}$$

2. Penentuan Kondisi Design, Berdasarkan Drownell

a. Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

$$f = 12650 \text{ psi} = 12635,30 \text{ psia}$$

b. Suhu Design

$$T \text{ operasi} = 406,1057 \text{ K}$$

c. Tekanan Design

$$P \text{ operasi} = 1,5000 \text{ atm} = 22,0439 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 1,2$$

$$P \text{ operasi} = 26,4527 \text{ psi}$$

$$\text{Diambil nilai } C = 0,125 \text{ in dan } E = 0,8$$

3. Tebal Shell

Persamaan untuk menghitung minimum thickness : (Brownell, p. 254)

$$t_s = \frac{P \cdot D}{fE - 0,6 \cdot P} + C =$$

$$0,5094 \text{ in} = 12,9387 \text{ mm}$$

$$\text{Di pilih tebal standard} = 0,2500 \text{ in} = 6,3500 \text{ mm}$$

Diameter luar sheel

$$\text{Ods} = \text{Ids} + 2 (\text{tebal shell}) = 72 \text{ in}$$

dari tabel 5.7, P.90, Brownell,1959. dipilih OD standar = 120 in

sehingga diameter dalam shell = OD standar - 2 (tebal shell) = 119,5 in

4. Tebal Head

Jenis : torispherical dished head

Persamaan untuk menghitung minimum thickness : (Brownell, p. 254)

$$tH = \frac{0.885.P.r}{f.E - 0.1.P} + C$$

Diambil :

f = 12650 psi dari tabel 5,7 brownell

C = 0,1979 in

E = 0,80

Tebal head = 0,2485 = 6,31 mm

Sehingga dipilih tebal head standart $\frac{1}{4}$ in = 0,2500 in

5. Tinggi Head (hH)

Dari tabel 5.7 Brownell hal.90

$$\text{Ods} = 120 \text{ in}$$

$$tH = 0,2500 \text{ in}$$

$$\text{IDs} = 119,5 \text{ in}$$

$$\text{didapat } icr = 7,2500 \text{ In}$$

$$r = 114 \text{ In}$$

$$a = \text{IDs}/2 = 59,7500 \text{ In}$$

$$\text{AB} = a - icr = 52,5000 \text{ In}$$

$$\text{BC} = r - icr = 106,7500 \text{ In}$$

$$\text{AC} = (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} = 92,9479 \text{ In}$$

$$b = r - AC = 21,0521 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan t_H 1/4 in didapat $sf = 1.5 - 2.5 \text{ in}$

$$\text{perancangan digunakan } sf = 2,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} hH &= tH + b + sf \\ &= 23,8021 \text{ in} \\ &= 1,9835 \text{ ft} \\ &= 0,6046 \text{ m} \end{aligned}$$

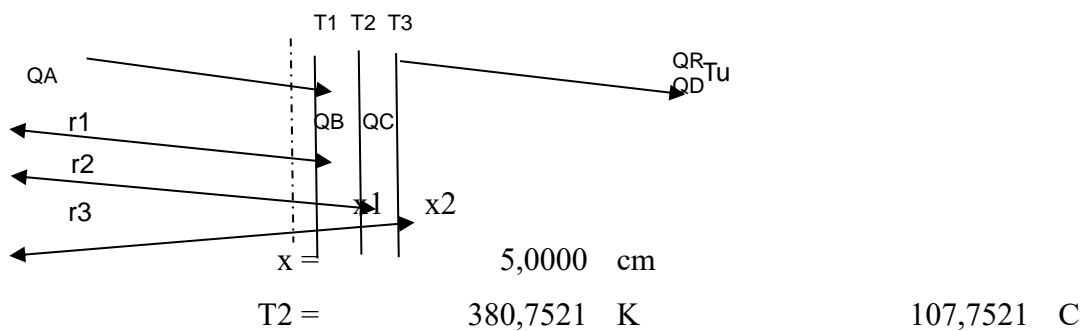
6. Tinggi Total Menara Distilasi

Tinggi MD + 2 X tinggi

$$\begin{aligned} h_{MD} &= \text{head} \\ &= 8,5949 \text{ m} \end{aligned}$$

7. Tebal Isolator

- Asumsi :
1. keadaan *steady state*
 2. suhu udara luar = 30°C
 3. suhu dinding luar isolator = 50°



8. Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

dipilih jenis pipa : *Carbon Steel* (karena harganya lebih murah dan komponen yang melewati pipa tidak bersifat korosif)

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

(Coulson and Richardson
vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

a. Pipa umpan

$$T = 386,3184 \text{ K} \quad P = 1,5 \text{ atm}$$

Tabel C. 15 Perhitungan Pipa Umpan

Komponen	F, kmol/j	x	ρL , kg/m ³	$\rho L \cdot x$, kg/m ³
H2O	3407,4255	0,9156	402,8999	368,9092
C3H4O2	674998,3455	0,0844	404,3589	34,1138
Total	3133,6884	1,0000	-	403,0230

Tabel C. 16 Perhitungan Pipa Umpan (Lanjutan)

Komponen	A	B	n	Tc
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
C3H4O2	0,34645	0,25822	0,30701	615

Aspen

$$\rho_l = 168,8217 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 19,6355 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 11,3913 \text{ mm} \quad 0,4485 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

$$\text{Nominal pipe size} = 0,5000 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 0,5460 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \end{aligned}$$

b. Pipa hasil atas menuju condensor

$$\begin{aligned} T &= 380,7521 \text{ K} \\ P &= 1,3 \text{ atm} \\ R &= 82,06 \text{ mol K} \end{aligned}$$

Tabel C. 17 Perhitungan Pipa Hasil Atas Menuju Kondensor

Komponen	x _o	BM	BM'
H ₂ O	0,9990	18,0000	17,9825
C ₃ H ₄ O ₂	0,0009	72,0000	0,0664
	0,9999	90,0000	18,0488

$$\rho = 56,8158 \text{ lb/ft}^3$$

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\begin{aligned} \text{dengan :} \quad \rho &= 0,7510 \text{ kg/m}^3 \\ G &= 14,3746 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\text{sehingga,} \quad D_{opt} = 1337,8692 \text{ mm} = 52,6719 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\begin{aligned} \text{Nominal pipe size} &= 0,4230 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0,4730 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 0,3750 \end{aligned}$$

c. Pipa refluks distilat

$$\begin{aligned} L_o &= 103496,8248 \text{ kg/jam} \\ T &= 380,0231 \text{ }^\circ\text{K} \end{aligned}$$

Tabel C. 18 Perhitungan Pipa Refluks Distilat

Komponen	x_o	ρL , kg/m ³	$\rho L \cdot x$, kg/m ³
H ₂ O	0,9990	404,3523	403,9590
C ₃ H ₄ O ₂	0,0009	406,0831	0,3742
	0,9999	-	404,3332

Tabel C. 19 Perhitungan Pipa Refluks Distilat (Lanjutan)

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ O	0,3471	0,2740	0,28571	647,13
C ₃ H ₄ O ₂	0,3464	0,2582	0,30701	615

Dan jika digunakan cara di Coulson & Richardson hal 221, maka :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\rho = 404,33 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 1 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 80 \text{ mm}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 4,0000 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

d. Pipa pengeluaran *bottom* (plate Np)

$$Lm' = 174184,6499 \text{ kg/jam}$$

$$T = 431,4593 \text{ K}$$

Tabel C. 20 Perhitungan Pipa Bottom

Komponen	flow, kmol/j	x_o	ρL , kg/m ³	$\rho L \cdot x$, kg/m ³
H ₂ O	5,2609	0,0197	392,6374	7,7367
C ₃ H ₄ O ₂	261,7322	0,9803	392,2080	384,4798
	266,9931	1,0000	-	392,2165

Tabel C. 21 Perhitungan Pipa Bottom (Lanjutan)

Komponen	A	B	N	Tc
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
C ₃ H ₄ O ₂	0,34645	0,25822	0,30701	615

Dengan persamaan:

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

dengan:

$$G = 48,3846 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 392,2165 \text{ kg/m}^3$$

sehingga,

$$D_{opt} = 3,4569 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 3$$

$$\text{ID} = 3,0680 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

e. Pipa refluks bottom

$$V = 155.245,2371 \text{ kg/jam}$$

$$P = 1,700 \text{ atm}$$

$$R = 82,0600 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol K}$$

$$T \text{ (dew point)} = 432,8054 \text{ K}$$

Komponen	yB	BM	BM'
H ₂ O	0,0678	18	1,2199
C ₃ H ₄ O ₂	0,9322	72	67,1205
Total	1,0000	-	68,3404

Digunakan persamaan:

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

dengan:

$$G = 43,1237 \text{ kg/s}$$

$$P = 3,2712 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga,

$$D_{opt} = 0,6450 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 0,7500$$

$$\text{ID} = 1,0500 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 30$$

Spesifikasi Menara Distilasi

1. Tinggi Menara = 8,5949 m
2. Diameter Menara = 1,8288 m
3. Tebal *Shell* = 0,2500 in
4. Jenis *Head* = torispherical dished head
5. Tebal *Head* = 0,2500 in
6. Tebal Isolator = 5,0000 cm
7. Pipa Umpan = 0,5000 in (IPS)
8. Pipa Hasil Atas ke *Condensor* = 0,3750 in (IPS)
9. Pipa Refluks Distilat = 4,0000 in (IPS)
10. Pipa Pengeluaran *Bottom* = 3,0000 in (IPS)
11. Pipa Refluks *Bottom* = 0,7500 in (IPS)

LAMPIRAN D
POMPA 1

Fungsi : Mengalirkan produk ke Menara destilasi

Tipe : *Centrifugal Pump*

1. Menghitung Laju Alir Pompa
 - a. Menghitung Densitas Cair (ρ)

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	yi	ρ (kg/L)	yi. ρ (kg/L)
C3H6	42	579,2721	13,7922	0,0013	0,2490	0,0003
C3H8	44	270,3522	6,1444	0,0006	0,2367	0,0001
O2	32	9613,8751	300,4336	0,0279	0,3456	0,0097
N2	28	116151,5721	4148,2704	0,3858	0,2544	0,0981
H2O	18	103446,9420	5747,0523	0,5344	0,1345	0,0719
C3H4O	56	512,0766	9,1442	0,0009	0,2345	0,0002
C3H4O2	72	38070,0949	528,7513	0,0492	0,3142	0,0154
Jumlah		268.644,1849	10753,5885	1,0000	1,7689	0,1958

$$\rho = 0,1958 \text{ kg/L} = 12,2219 \text{ lb/ft}^3$$

- b. Laju Alir (Q)

$$Q = \frac{\sum \text{umpan}}{\rho \text{ umpan}}$$

$$= 381,1670 \text{ L/s} = 13,4608 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 100,6937 \text{ gall/s} = 6041,621 \text{ gpm}$$

3. Mengukur Ukuran Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$$

$$= 17,3970 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar :

$$D_{nom} = 10 \text{ in}$$

$$OD = 10,75 \text{ in} = 0,8958 \text{ ft}$$

$$a_t = 78,8 \text{ in}^2 = 0,5472 \text{ ft}^2$$

$$Sch = 40$$

$$ID = 10,02 \text{ in} = 0,8350 \text{ ft}$$

(Kern, 1983)

a. Kecepatan Aliran (V)

$$V = Q/at$$
$$= 24,5984 \text{ ft/s}$$

b. Bilangan Reynold (Re)

$$Re = \frac{\rho \cdot V \cdot ID}{\mu \text{ cairan}}$$

Komponen	yi	μ	yi. μ
C3H6	0,0013	1,0636	0,0014
C3H8	0,0006	1,0106	0,0006
O2	0,0279	1,6733	0,0467
N2	0,3858	1,2343	0,4761
H2O	0,5344	1,7634	0,9424
C3H4O	0,0009	1,2343	0,0010
C3H4O2	0,0492	1,2345	0,0607
Jumlah	1,0000	9,2139	1,5290

$$\mu \text{ cairan} = 1,5290 \text{ cP} = 3,7002 \text{ lb/ft.jam} = 0,0010 \text{ lb/ft.s}$$

$$Re = 244238$$

Karena $Re > 21,00$ maka aliran turbulen

$$\text{Menurut Buku Brown, Fig. 126, didapat } \epsilon/D = 0,0005$$

$$\text{Menurut Buku Brown, Fig. 125, didapat } f = 0,022$$

4. Menentukan Head Pompa (H)

Sistem pemipaan :

No	Jenis	Jumlah	Le (ft)
1	pipa lurus	1	6,0000
2	elbow standar 90°	3	66,000
3	gate valve	1	2,5000
Panjang ekivalen (Le)			74,5000

$$\text{Persamaan Bernoulli : } -Ws = \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

Kondisi titik 1 :

$$P1 = 1 \text{ atm} = 2116,2170 \text{ lb/ft}^2$$

$$Z2 = 1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2 :

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,2170 \text{ lb/ft}^2$$

$$Z2 = 6 \text{ m} = 19,6850 \text{ ft}$$

$$V1=V2$$

a. Static head

$$\frac{\Delta z \cdot g}{gc} = 16,4042 \text{ ft}$$

b. Velocity head

$$\frac{\Delta V^2}{2gc} = 24,5939 \text{ ft}$$

c. Pressure head

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0,0000 \text{ ft}$$

d. Friksi head

$$\sum F = \frac{fv^2Le}{2gc.ID} = 18,4425 \text{ ft}$$

$$\text{Head pompa (H)} = 59,4406 \text{ ft} = 18,1175 \text{ m}$$

5. Penentuan Daya Pompa

$$\eta = \text{efisiensi pompa} = 50\% \quad (\text{Peter, fig. 14-37. P.520})$$

$$\text{BHP} = \frac{\rho \cdot Q \cdot H}{\eta} = 19.557,9053 \text{ lb/ft.s} = 35,5598 \text{ HP}$$

6. Menentukan Tenaga yang Dipakai Motor

$$\eta_M = \text{efisiensi motor} = 93\% \quad (\text{Peter, fig. 14-37. P.520})$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta_M} = 38,2364 \text{ HP}$$

Jadi digunakan motor standar dengan tenaga (η) = 14 HP

7. Putaran Spesifik Pompa

Digunakan motor dengan kecepatan putar (n) = 1200 rpm

$$\text{Specific head (Ns)} = \frac{n \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}} = 44357,0811 \text{ rpm}$$

LAMPIRAN E
POMPA 2

1. Menghitung Laju Alir Pompa

a. Menghitung Densitas Cair (ρ)

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	yi	ρ (kg/L)	yi. ρ (kg/L)
H2O	18	190,2555	10,5697	0,0198	0,4201	0,0083
C3H4O2	72	37689,1881	523,4609	0,9802	0,4249	0,4165
Total		37979,4436	534,0307	1,0000		0,4248

$$\rho = 0,4248 \text{ kg/L} = 26,5199 \text{ lb/ft}^3$$

b. Laju Alir (Q)

$$Q = \frac{\sum \text{umpan}}{\rho \text{ umpan}}$$

$$= 24,7690 \text{ L/s} = 0,8747 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 6,5433 \text{ gall/s} = 392,597 \text{ gpm}$$

2. Mengukur Ukuran Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$$

$$= 5,6230 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar :

$$D_{nom} = 6 \text{ in}$$

$$OD = 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft}$$

$$at = 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$Sch = 40$$

$$ID = 6,0065 \text{ in} = 0,5005 \text{ ft}$$

(Kern, 1983)

a. Kecepatan Aliran (V)

$$V = Q/at$$

$$= 4,3584 \text{ ft/s}$$

b. Bilangan Reynold (Re)

$$Re = \frac{\rho \cdot V \cdot ID}{\mu \text{ cairan}}$$

Komponen	yi	μ	yi. μ
H2O	0,0198	0,4275	0,0085
C3H4O2	0,9802	0,0003	0,0003
Total	1,0000		0,0087

$$\mu \text{ cairan} = 0,0087 \text{ cP} = 0,0211 \text{ lb/ft.jam} = 0,0000 \text{ lb/ft.s}$$

$$Re = 9848622$$

Karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

$$\text{Menurut Buku Brown, Fig. 126, didapat } \varepsilon/D = 0,00045$$

$$\text{Menurut Buku Brown. Fig. 125, didapat } f = 0,020$$

3. Menentukan Head Pompa (H)

Sistem pemipaan :

No	Jenis	Jumlah	Le (ft)
1	Pipa lurus	1	39,3690
2	Elbow standar 90°	1	11,000
3	Gate valve	1	15,0000
Panjang ekivalen (Le)			65,3690

$$\text{Persamaan Bernoulli : } -Ws = \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

Kondisi titik 1 :

$$P1 = 1,5 \text{ atm} = 3174,3255 \text{ lb/ft}^2$$

$$Z2 = 1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2 :

$$P2 = 2 \text{ atm} = 4232,4340 \text{ lb/ft}^2$$

$$Z2 = 1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

$$V1 = V2$$

a. Static head

$$\frac{\Delta z \cdot g}{gc} = 0,0000 \text{ ft}$$

b. Velocity head

$$\frac{\Delta V^2}{2gc} = 4,4475 \text{ ft}$$

c. Pressure head

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 39,8987 \text{ ft}$$

d. Friksi head

$$\sum F = \frac{fV^2Le}{2gc.ID} = 0,7704 \text{ ft}$$

$$\text{Head pompa (H)} = 45,1166 \text{ ft} = 13,7515 \text{ m}$$

4. Penentuan Daya Pompa

$$\eta = \text{efisiensi pompa} = 75\% \quad (\text{Peter, fig. 14-37. P.520})$$

$$\text{BHP} = \frac{\rho.Q.H}{\eta} = 1.395,4380 \text{ lb/ft.s} = 2,5372 \text{ HP}$$

5. Menentukan Tenaga yang Dipakai Motor

$$\eta_M = \text{efisiensi motor} = 80\% \quad (\text{Peter, fig. 14-37. P.520})$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta_M} = 3,1714 \text{ HP}$$

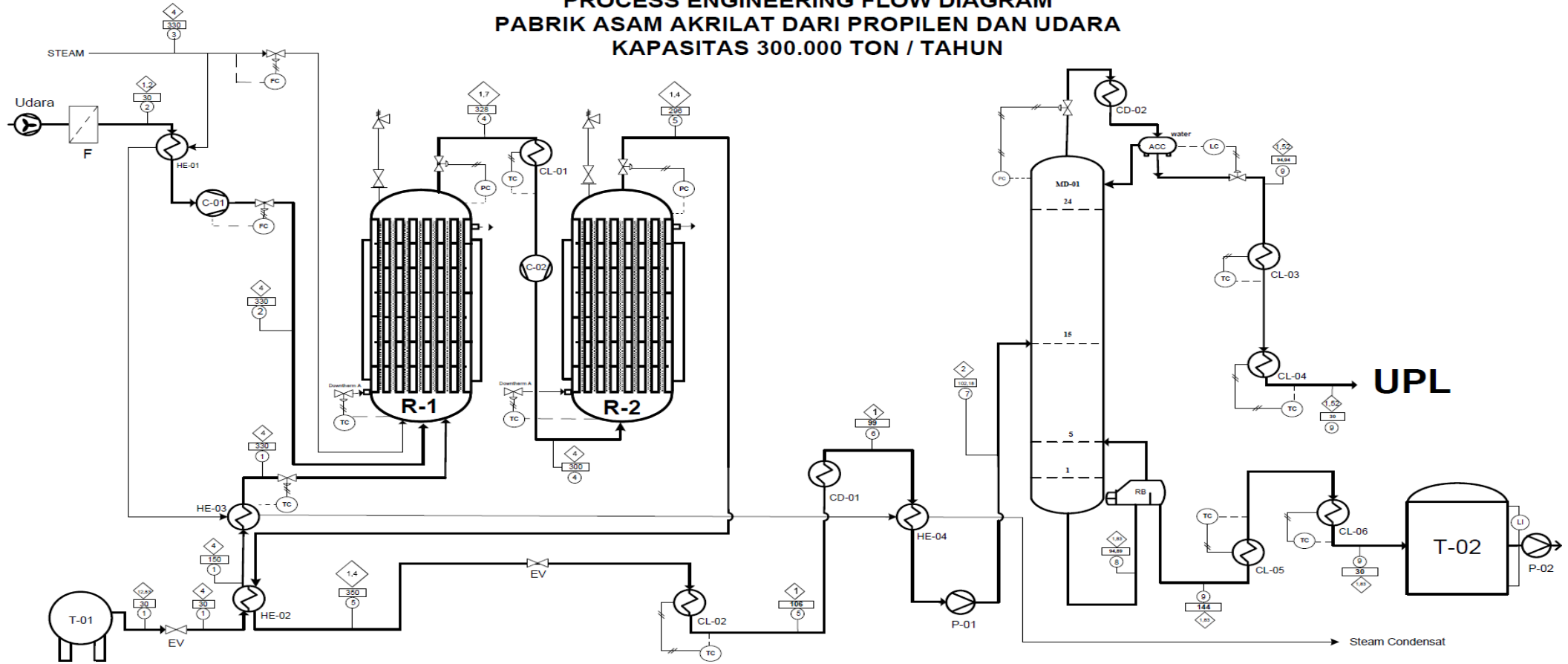
Jadi digunakan motor standar dengan tenaga (η) = 3 HP

6. Putaran Spesifik Pompa

Digunakan motor dengan kecepatan putar (n) = 1200 rpm

$$\text{Specific head (Ns)} = \frac{n.Q^{0,5}}{H^{0,75}} = 1365,848 \text{ rpm}$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN UDARA KAPASITAS 300.000 TON / TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
C3H6	23170,8849			579,2721	579,2721	226,5531	352,7190	352,7190	
C3H8	270,3522			270,3522	270,3522	118,2822	152,0699	152,0699	
O2		35286,5535		18073,8962	9613,8751				
N2		116151,5721		116151,5721	116151,5721				
H2O			93764,8223	103446,9420	103446,9420	100487,2085	2959,7335	103105,8241	190,2569
C3H4O				30122,1504	512,0766		459,1147	52,9618	
C3H4O2					38070,0948	37798,3918	271,7030	380,6988	37689,1894
Total	23441,2371	151438,1256	93764,8223	268644,1849	268644,1849	139089,5504	3796,1873	104044,2738	37879,4464

ALAT	KETERANGAN
ACC	Accumulator
C	Compressor
CD	Condenser
CL	Cooler
EV	Expansion Valve
F	Filter
HE	Heat Exchanger
LI	Level Indicator
MD	Menara Distilasi
R	Reactor
RB	Reboiler
RC	Ratio Controller
T	Tangki

SIMBOL	KETERANGAN
LC	Level Controller
LI	Level Indicator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller
Nomor Arus	Nomor Arus
Suhu, C	Suhu, C
Tekanan, atm	Tekanan, atm
Control Valve	Control Valve
Electric Connection	Electric Connection
Piping	Piping
Udara Tekan	Udara Tekan
Vent	Vent

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN UDARA
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**

Dikerjakan oleh:
1. SUCI FAZRIYAH NURRAHMI (1900020025)
2. LARA ARIULISA KINANTI (1900020031)

Dosen Pembimbing:
1. Dr. MARTOMO SETYAWAN, S.T., M.T.