

No: TA/TK/2018/41

**PERANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI
PROPILEN DAN UDARA DENGAN KAPASITAS
150.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama	: Panji Kumala S	Nama	: Adam Sulisty N
No. Mahasiswa	: 14521181	No. Mahasiswa	: 14521315

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

2018

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Panji Kumala S Nama : Adam Sulistyono
No. Mahasiswa : 14521181 No. Mahasiswa : 14521315

Yogyakarta, 08 Oktober 2018

Pembimbing I,


Asmanto Subagyo, Ir., M.Sc

Pembimbing II


Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

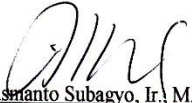
Nama : Panji Kumala Setiawan
No. Mahasiswa : 14521181

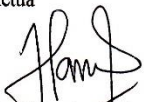
Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri


Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 08 Oktober 2018

Tim Penguji


Asmanto Subagyo, Ir., M.Sc.
Ketua

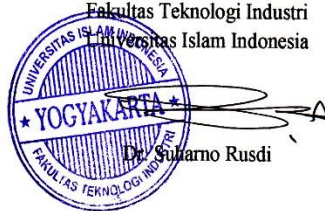

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.
Anggota I


Dr. Ir. Faisal RM, M.T., Ph.D.
Anggota II



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PERANCANGAN PABRIK

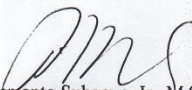
Oleh:
Nama : Adam Sulisty Nugroho
No. Mahasiswa : 14521315

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

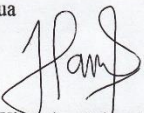
Universitas Islam Indonesia

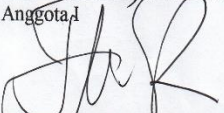
Yogyakarta, 08 Oktober 2018

Tim Penguji


Asmanto Subagyo, Ir., M.Sc

Ketua


Dr. Khamdan Cahyadi, S.T., M.Sc.
Anggota I



Dr. Ir. Faisal RM, M.T., Ph.D.
Anggota II



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Panji Kumala S Nama : Adam Sulistyo N
No. Mahasiswa : 14521181 No.Mahasiswa : 14521315

Yogyakarta, 08 Oktober 2018

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

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

Td.Tangan


Panji Kumala S

Td.Tangan


Adam Sulistyo N

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT atas segala karunia dan rahmat-Nya, sehingga penulis dapat menyusun laporan tugas akhir ini yang berjudul **“Perancangan Pabrik Asam Akrilat Dari Propilen dan Udara Dengan Kapasitas 150.000 Ton/Tahun”** tepat pada waktunya.

Tugas akhir ini merupakan salah satu syarat yang wajib ditempuh untuk menyelesaikan program Strata-I di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan laporan penelitian ini.
2. Orang tua dan keluarga penulis atas kasih sayang, perhatian, doa serta dukungan moril maupun materil yang telah diberikan sejauh ini.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D dan Bapak Asmanto Subagyo, Ir., M.Sc selaku dosen pembimbing tugas akhir atas penjelasan, bimbingan, bantuan dan kesabarannya dalam penyusunan tugas akhir ini.
5. Panji Kumala Setiawan/Adam Sulisty Nugroho selaku *partner* tugas akhir yang selalu membantu dalam penyusunan tugas akhir.
6. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia angkatan 2014.
7. Semua pihak yang telah membantu berjalannya penelitian yang tidak bisa disebutkan satu persatu.

Kami menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan laporan penelitian ini. Untuk itu, saran dan kritik yang bersifat membangun sangat kami harapkan untuk memperbaiki penulisan di masa yang akan datang. Akhir kata, semoga laporan tugas akhir ini dapat memberi manfaat bagi semua pihak, amin.

Wassalamu'alaikum Wr.Wb.

Yogyakarta, 08 Oktober 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	i
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR LAMPIRAN	xii
ABSTRAK	xiii
ABSTRACT	xiv
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Perancangan Produksi.....	5
1.3 Tinjauan Pustaka	7
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	13
2.1 Spesifikasi Bahan Baku	13
2.2 Spesifikasi Produk	14
2.3 Pengendalian Kualitas.....	15
BAB III PERANCANGAN PROSES	23
3.1 Uraian Proses	23
3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk.....	26
3.3 Perencanaan Produksi	51
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	52
4.1 Lokasi Pabrik	52
4.2 Tata Letak Pabrik (Layout Plant).....	55
4.3 Tata Letak Mesin/Alat (Machines)	60
4.4 Alir Proses dan Material	64
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)	75
4.6 Organisasi Perusahaan	93

4.7 Evaluasi Ekonomi	105
BAB V PENUTUP.....	124
5.1 Kesimpulan	124
5.2 Saran	126
Daftar Pustaka.....	127

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor asam akrilat di Indonesia	3
Tabel 1.2 Kapasitas produksi pabrik asam akrilat global	6
Tabel 2.1 Spesifikasi bahan baku.....	13
Tabel 2.2 Spesifikasi produk.....	14
Tabel 2.3 Identifikasi hazard bahan kimia dan pengelolaannya	16
Tabel 2.4 <i>What if analysis</i>	23
Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku	51
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.....	58
Tabel 4.2 Neraca massa total	64
Tabel 4.3 Neraca massa reaktor stage 1	64
Tabel 4.4 Neraca massa reaktor stage 2	65
Tabel 4.5 Neraca massa absorber.....	66
Tabel 4.6 Neraca massa menara distilasi	66
Tabel 4.7 Neraca panas E-101	67
Tabel 4.8 Neraca panas E-102	68
Tabel 4.9 Neraca panas reaktor stage 1.....	68
Tabel 4.10 Neraca panas reaktor stage 2.....	69
Tabel 4.11 Neraca panas E-103	69
Tabel 4.12 Neraca panas E-104	70
Tabel 4.13 Neraca panas absorber	70
Tabel 4.14 Neraca panas menara distilasi	71
Tabel 4.15 Neraca panas E-106	71
Tabel 4.16 Syarat air umpan boiler	77
Tabel 4.17 Kebutuhan air pembangkit steam.....	84
Tabel 4.18 Kebutuhan air proses.....	84
Tabel 4.19 Total kebutuhan air	85
Tabel 4.20 Kebutuhan listrik alat proses.....	88
Tabel 4.21 Kebutuhan listrik alat utilitas	88

Tabel 4.22 Gaji karyawan	101
Tabel 4.23 Jadwal kerja masing-masing regu	104
Tabel 4.24 <i>Physical Plant Cost</i>	115
Tabel 4.25 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	115
Tabel 4.26 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	116
Tabel 4.27 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	116
Tabel 4.28 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	116
Tabel 4.29 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	117
Tabel 4.30 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i>	117
Tabel 4.31 <i>Working Capital (WC)</i>	117
Tabel 4.32 <i>General Expense (GE)</i>	118
Tabel 4.33 Total biaya produksi	118
Tabel 4.34 <i>Fixed cost (Fa)</i>	118
Tabel 4.35 <i>Variable cost (Va)</i>	119
Tabel 4.36 <i>Regulated cost (Ra)</i>	119
Tabel 4.37 Rekapitulasi komponen biaya untuk penentuan BEP dan SDP secara grafis.....	122

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Konsumsi asam akrilat dunia	5
Gambar 4.1 <i>Lay out</i> pabrik skala 1 : 500	59
Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik asam akrilat	62
Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik asam akrilat	72
Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pabrik asam akrilat	73
Gambar 4.5 Diagram alir air utilitas	92
Gambar 4.6 Struktur organisasi perusahaan.....	95
Gambar 4.7 Indeks harga CEPCI dan linierisasinya.....	107
Gambar 4.8 Grafik penentuan BEP dan SDP secara grafis	123

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A (Reaktor Stage 1)	A-1
LAMPIRAN B (Reaktor Stage 2)	B-1
LAMPIRAN C (Gambar Reaktor)	C-1
LAMPIRAN D (PEFD)	D-1

ABSTRAK

Asam akrilat merupakan bahan kimia *intermediate* yang banyak digunakan dalam proses produksi ester akrilat dan resin yang kemudian dipolimerisasi sehingga menjadi cat, pelapis, tekstil, perekat, polis, dan plastik. Berdasarkan dari fungsinya tersebut, permintaan global untuk asam akrilat diperkirakan meningkat 4,5% per tahun dengan didorong oleh pertumbuhan *Super Absorbent Polymer* (SAP) sebesar 5,5% per tahun dan ester akrilat sebesar 4% per tahun selama 2016 – 2021. Indonesia masih mengandalkan produk impor untuk mencukupi kebutuhan konsumsi asam akrilat dalam negeri. Hal ini dikarenakan sampai sekarang hanya ada satu pabrik asam akrilat di dalam negeri yaitu PT. Nippon Shokubai yang berkapasitas 140.000 ton per tahun. Sehingga pendirian pabrik asam akrilat di Indonesia dapat dikatakan memberikan prospek yang sangat baik guna mencukupi kebutuhan domestik dan mancanegara. Pabrik asam akrilat direncanakan didirikan di Cilegon, Banten. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan kapasitas 150.000 ton/tahun.

Bahan baku yang dibutuhkan adalah propilen sebanyak 92.217 ton/tahun dan udara 137.304 ton/tahun. Pada proses produksinya digunakan proses *Propylene Oxidation Route*. Pada proses tersebut dibagi menjadi dua bagian dalam produksinya, bagian pertama digunakan untuk mengkonversi propilen menjadi akrolein pada kondisi operasi 330°C dan tekanan 4,9 atm yang menghasilkan konversi sebesar 97,50%. Sedangkan bagian kedua digunakan untuk mengkonversi akrolein menjadi asam akrilat pada kondisi operasi 300°C dan tekanan 4,9 atm yang menghasilkan konversi sebesar 98,3%. Dalam menunjang proses produksinya, diperlukan air untuk proses utilitas sebesar 3.700.122,1105 kg/jam dan 1320 kWh tenaga listrik yang disediakan oleh PLN dan juga perlu generator sebagai cadangan.

Sebuah parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi dengan modal total investasi yang terdiri dari Penanaman Modal Tetap sebesar Rp 772.336.807.445 dan Modal Kerja sebesar Rp 490.400.724.931. Total Biaya Rp 3.132.263.684.282 dan Penjualan Tahunan Rp 4.339.035.631.881 sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak Rp 404.519.162.076 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 194.169.197.796. Sebuah penghitungan parameter setelah pajak adalah persentase Return On Investment (ROI) 25,14%, Pay Out Time (POT) setelah pajak sebesar 3,02 tahun, Discounted Cash Flow (DCF) 21,97%, Break Event Point (BEP) 53,3%, sedangkan Shut Down Point (SDP) 44,38%. Dari analisis di atas menunjukkan hasil yang layak, sehingga dapat disimpulkan pabrik ini menarik dan tepat untuk didirikan.

Kata Kunci: asam akrilat, propilen, udara

ABSTRACT

Acrylic acid is an intermediate chemical that is widely used in the production process of acrylate esters and resins which are then polymerized into paints, coatings, textiles, adhesives, polis, and plastics. Based on this function, global demand for acrylic acid is estimated to increase 4,5% per year driven by the growth of Super Absorbent Polymers (SAP) of 5,5% per year and acrylate esters of 4% per year during 2016 - 2021. Indonesia still relies on imported products to meet domestic consumption of acrylic acid. Because until now there is only one acrylic acid plant in this country, namely PT. Nippon Shokubai with a capacity of 140.000 tons per year. So that the establishment of acrylic acid factories in Indonesia can be said to provide excellent prospects to meet domestic and foreign needs. An acrylic acid plant is planned to be established in Cilegon, Banten. The plant operates 330 days a year with a capacity of 150,000 tons / year.

The raw material needed is propylene as much as 92.217 tons/year and air 137.304 tons/year. The production process is Propylene Oxidation Route. In the process is divided into two parts in its production, the first part was used to convert propylene to acrolein at operating condition of 330°C and a pressure of 4,9 atm which results in a conversion of 97,50%. The second part is used to convert acrolein to acrylic acid at operating conditions of 300°C and a pressure of 4,9 atm which results in a conversion of 98,3%. In supporting the production process, water is needed for the utility process is 3.700.122,1105 kg/hour and 1320 kWh of electricity provided by PLN and also need a generator as a backup.

A feasibility parameter for the establishment of the factory uses economic analysis with total investment capital consisting of fixed investment is Rp. 772.336.807.445 and working capital is Rp. 490.400.724.931. The total cost is Rp. 3.132.263.684.282 and annual sales is Rp. 4.339.035.631.881 so that the pre-tax profit is Rp. 395.550.919.421 and the profit after tax is Rp. 189.864.441.322. A calculation of parameters after tax is the percentage of Return On Investment (ROI) 25,14%, Pay Out Time (POT) after tax of 3,02 years, Discounted Cash Flow (DCF) 21,97%, Break Event Point (BEP) 53,3%, while Shut Down Point (SDP) is 44,38%. From the analysis above shows the results are feasible, so that it can be concluded that this factory is interesting and appropriate to be established.

Keyword: acrylic acid, propylene, air

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Asam akrilat merupakan bahan kimia industri yang penting karena merupakan bahan kimia intermediate yang banyak digunakan dalam proses-proses produksi pada industri dan produk-produk konsumen.

Asam akrilat terutama digunakan sebagai bahan baku pada pembuatan ester akrilat, sebagai monomer untuk asam poliakrilat dan garamnya, sebagai komonomer dengan akrilamida untuk polimer yang digunakan sebagai flokulen dan dengan etilen untuk polimer resin penukar ion. Kegunaan lain asam akrilat antara lain :

- a. Digunakan dalam industri plastik.
- b. Digunakan dalam pembuatan penggosok lantai (*floor polishes*).
- c. Sebagai bahan intermediate untuk pembuatan etil akrilat, n-butil akrilat, metil akrilat dan 2-etil heksil akrilat.
- d. Larutan polimernya untuk pelapisan, pembuatan cat, pernis, finishing kulit dan pelapisan kertas.
- e. Asam akrilat monomer digunakan dalam pembuatan karet sintetis.
- f. Sebagai bahan aditif pada minyak pelumas.
- g. Sebagai flokulan pada pengolahan limbah

Selain itu asam akrilat sekarang juga digunakan sebagai bahan baku produksi *Super Absorbent Polymer* (SAP) yang merupakan turunan dari asam akrilat. SAP adalah salah satu bahan baku dalam produksi *diapers* (popok sekali pakai) di mana saat ini sudah di produksi di empat wilayah yaitu Jepang, Amerika, Eropa dan China. Permintaan global untuk asam akrilat diperkirakan meningkat 4,5% per tahun dengan didorong oleh pertumbuhan *Super Absorbent Polymer* (SAP) sebesar 5,5% per tahun dan ester akrilat sebesar 4% per tahun selama 2016 - 2021 (IHS, 2017).

Sehubungan dengan semakin meningkatnya permintaan asam akrilat bagi industri kimia di banyak negara di dunia, termasuk salah satunya di Indonesia maka prospek untuk mendirikan pabrik asam akrilat akan terbuka semakin lebar. Selain itu, pendirian pabrik asam akrilat di Indonesia bertujuan untuk mengoptimalkan perolehan nilai tambah melalui pemanfaatan bahan baku propilen dari PT. Chandra Asri Petrochemical dan Pertamina. Pendirian pabrik pembuatan asam akrilat di Indonesia ini diharapkan dapat memperkecil ketergantungan Indonesia akan impor bahan-bahan kimia dari luar negeri, terutama asam akrilat yang juga dapat dijadikan komoditi ekspor untuk memenuhi kebutuhan asam akrilat dilingkup Asia ataupun secara global. Hal ini juga membawa dampak positif pada pengembangan perekonomian nasional, melalui perolehan devisa maupun penyerapan tenaga kerja.

Pabrik asam akrilat yang telah ada di Indonesia saat ini hanya PT. Nippon Shobukai di Cilegon yang berkapasitas 140.000 ton/tahun. Pabrik ini belum dapat memenuhi kebutuhan domestik akan asam akrilat yang cukup tinggi. Dalam sepuluh tahun terakhir impor asam akrilat masih tergolong besar dengan *range*

6000-9000 ton per tahun. Hal tersebut dapat dilihat dari data impor asam akrilat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data impor asam akrilat di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2008	6529
2009	8384
2010	6725
2011	5563
2012	6170
2013	9059
2014	8327
2015	9851
2016	6298
2017	6091

(sumber: Badan Pusat Statistik, 2017)

Ada beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam mendirikan pabrik asam akrilat, yaitu :

- a. Asam akrilat banyak digunakan sebagai bahan baku pada pembuatan polimer, cat, bahan – bahan sintetik dan lain-lain.
- b. Kebutuhan asam akrilat semakin tahun semakin meningkat, sementara ketersediaan asam akrilat di dalam negeri sangat minim. Sehingga pemenuhan kebutuhan asam akrilat di Indonesia selama ini sebagian besar masih diimpor dari luar negeri seperti dari Taiwan, Jepang, Jerman, Malaysia dan beberapa negara lainnya.

- c. Tersedianya bahan baku propilen di dalam negeri, seperti dari PT. Chandra Asri dan Pertamina, yang tentunya menjadikan harga bahan baku relatif lebih murah serta pengoptimalan bahan baku tersebut.
- d. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap impor asam akrilat dari luar negeri, sehingga dapat menghemat devisa negara.
- e. Pendirian pabrik ini memungkinkan untuk memacu berkembangnya industri kimia lainnya, terutama industri hilir dari industri petrokimia, seperti pabrik pembuatan polimer, cat ataupun bahan-bahan sintetis.
- f. Dari segi sosial ekonomi, pendirian pabrik Asam Akrilat ini dapat menyerap tenaga kerja dan meningkatnya perekonomian masyarakat, khususnya masyarakat yang tinggal disekitar pabrik.

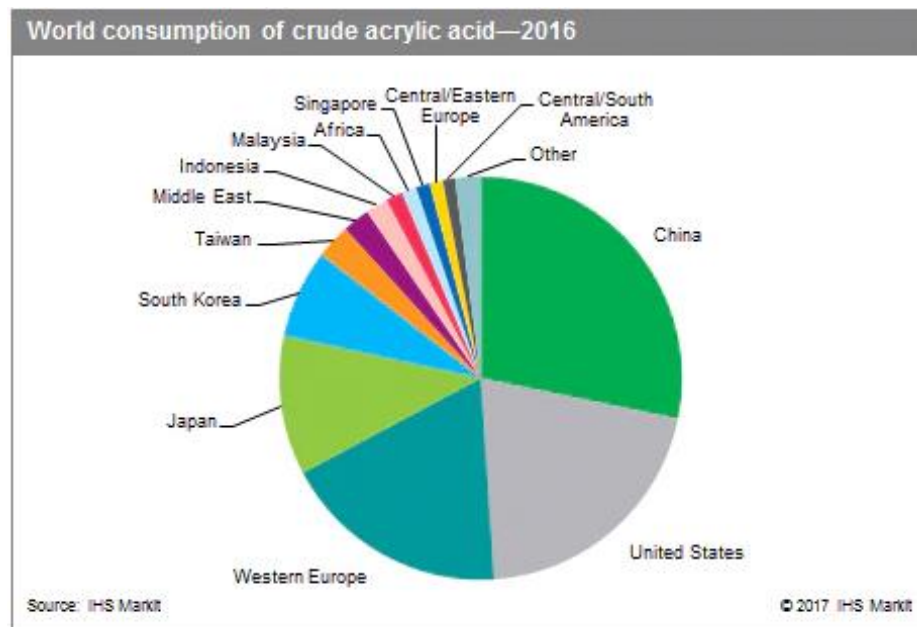
Dengan memperhatikan hal-hal tersebut di atas serta belum mencukupinya kebutuhan asam akrilat dalam negeri, maka pendirian pabrik asam akrilat di Indonesia merupakan gagasan yang perlu dikaji lebih lanjut sebagai investasi yang menguntungkan di masa yang akan datang.

1.2 Kapasitas Perancangan Produksi

Dapat dilihat dari Tabel 1.1 dapat dilihat bahwa kebutuhan impor asam akrilat di Indonesia memiliki *range* 6000-9000 ton per tahun. Dari data tersebut kapasitas produksi dari pabrik asam akrilat yang akan didirikan harus lebih dari 9000 ton per tahun agar dapat memenuhi kebutuhan impor tersebut.

Permintaan global untuk asam akrilat yang meningkat 4,5% per tahunnya selama 2016 – 2021 akan memberikan prospek yang baik untuk mendirikan pabrik

asam akrilat ini. Pada tahun 2016, lebih dari setengah konsumsi asam akrilat dunia adalah di Asia. Hal tersebut dapat dilihat pada Gambar 1.1 dibawah ini.



(sumber: IHS Markit, 2017)

Gambar 1.1 Konsumsi asam akrilat dunia

Selain dari data impor dan konsumsi asam akrilat di dunia, pertimbangan dalam penentuan kapasitas produksi asam akrilat juga dapat dilihat dari kapasitas produksi pabrik yang sudah ada. Hal tersebut dikarenakan pabrik yang telah didirikan telah memiliki analisis ekonomi yang memberikan keuntungan sesuai dengan kapasitas produksi yang dihasilkan. Berikut data pabrik dan kapasitas produksi yang ada di Asia:

Tabel 1.2 Kapasitas produksi pabrik asam akrilat di Asia

No.	Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	BASF Petronas	Kuantan, Malaysia	160.000
2	BASF –YPC	Nanjing, China	160.000
3	Beijing Eastern Petrochemical	Beijing, China	80.000
4	BASF Petronas	Kuantan, Malaysia	160.000
5	Formosa Plastics	Kaohsiung, Taiwan	60.000
		Mailiao, Taiwan	100.000
		Ningbo, China	160.000
6	Idemitsu Petrochemical	Aichi, Japan	50.000
7	Jiangsu Jurong Chemical	Yangcheng, China	205.000
8	Jilin Petrochemical	Jilin, China	35.000
9	LG Chem	Naju, South Korea	65.000
		Yeochun, South Korea	128.000
10	Mitsubishi Chemical	Yokkaichi, Japan	110.000
11	Nippon Shokubai	Himeji, Japan	360.000
12	Oita Chemical	Oita, Japan	60.000
13	Shanghai Huayi	Shanghai, China	200.000
14	Singapore Acrylics	Pulau Sakra, Singapore	75.000

Lanjutan Tabel 1.2 Kapasitas produksi pabrik asam akrilat di Asia

No.	Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
15	Nippon Shobukai	Cilegon, Indonesia	140.000
16	Others China	Various, China	280.000

(sumber: Technon OrbiChem, 2010)

Dari Tabel 1.2 tersebut dapat dilihat pabrik asam akrilat yang ada di Asia beserta kapasitas produksi setiap tahunnya. Kapasitas produksi pabrik – pabrik asam akrilat yang ada di Asia memiliki *range* antara 35.000 - 360.000 ton per tahunnya. Data tersebut dapat dijadikan patokan dalam penentuan kapasitas produksi pabrik asam akrilat yang akan didirikan. Dari data yang ada didapat, rata-rata kapasitas produksi pabrik asam akrilat di Asia adalah sebesar 135.000 ton setiap tahunnya. Dari pertimbangan yang ada, maka kapasitas produksi pabrik asam akrilat yang akan didirikan adalah 150.000 ton per tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Asam Akrilat

Asam akrilat adalah senyawa organik dengan rumus $C_3H_4O_2$ yang dikenal dengan nama lain *acroleic acid*, *2-propenoic acid*, *vinilformic acid*, *propene acid* dan *ethylenecarboxylic acid*. Asam ini merupakan asam karboksilat yang paling sederhana yang terdiri dari gugus vinil terhubung langsung ke terminal asam karboksilat. Berupa cairan tak berwarna yang memiliki bau tajam atau khas yang larut dalam air, alkohol, eter, dan kloroform.

Asam akrilat merupakan bahan kimia industri yang penting karena

merupakan bahan kimia *intermediate* yang banyak digunakan dalam proses-proses produksi pada industri dan produk-produk konsumen. Ada dua penggunaan utama untuk asam akrilat. Yang pertama adalah dengan menggunakan asam akrilat sebagai *intermediate* bahan kimia dalam produksi ester akrilat dan resin. Ester akrilat meliputi etil akrilat, butil akrilat, metil akrilat, dan 2- etilheksil akrilat. Mereka kemudian dipolimerisasi dan menjadi bahan dalam formulasi cat, pelapis, tekstil (tenun dan *non-woven*), perekat, polis, dan plastik. Metil akrilat juga digunakan dalam pembuatan vitamin B₁.

Penggunaan kedua asam akrilat adalah sebagai sebuah blok bangunan dalam produksi polimer asam poliakrilat. Polimer-polimer ini merupakan jenis *cross-linked poliacrilat* dan *absorben* dengan kemampuan untuk menyerap dan mempertahankan lebih dari seratus kali berat mereka sendiri. Mereka digunakan untuk membuat popok, dan produk kesehatan feminin. Asam akrilat juga digunakan dalam produksi polimer dan deterjen dalam produksi flokulan yang digunakan dalam pengelolaan air limbah pabrik

1.3.2 Macam – macam Proses

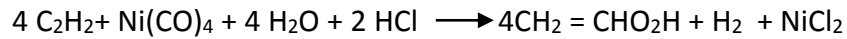
Proses pembuatan Asam Akrilat dapat dilakukan dengan berbagai cara (Kirk-Othmer, 1985):

a. Acetylene Route

Pembuatan asam akrilat secara komersil dilakukan dengan memisahkan nikel klorida dan mengembalikannya ke reaksi sintesa nikel karbonil. Proses ini menghasilkan produk samping yaitu asam propionat yang sangat sulit dipisahkan

dari asam akrilat.

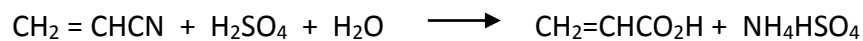
Reaksi :



b. Acrylonitrile Route

Proses ini adalah proses hidrolisa Asam Sulfat dan Acrylonitril. Acrylonitril direaksikan dengan asam sulfat dan air yang berlebih pada suhu 100°C sehingga menghasilkan asam akrilat. Kerugian proses ini adalah mahalnnya bahan baku yang digunakan.

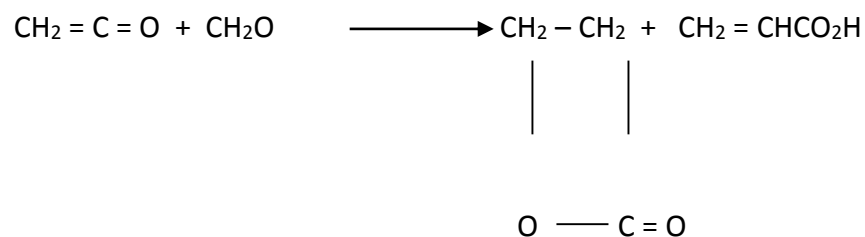
Reaksi :



c. Ketene Route

Proses ini mereaksikan ketene dengan formaldehid untuk menghasilkan β-propilacton. Lakton ini diubah menjadi asam akrilat.

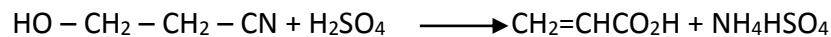
Reaksi :



d. Etylene Cyanohidrin Route

Proses ini adalah proses hidrolisa antara Etylene Cyanohidrin dan Asam Sulfat dengan produk samping Ammonium Sulfat dari 85% asam Sulfat.

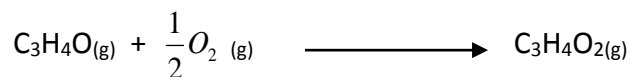
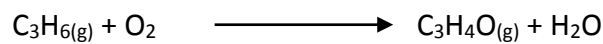
Reaksi :



e. Propylene Oxidation Route

Proses yang paling ekonomis untuk pembuatan Asam Akrilat yang didasarkan pada dua tahap, pertama menghasilkan akrolein kemudian dioksidasi menjadi Asam Akrilat. Reaksi ini di bantu oleh katalis Iron Molybdenum Oxide, konversi yang terjadi pada tahap satu 97,50 % dan tahap dua sebesar 98,30 %.

Reaksi :



1.3.3 Pemilihan Proses

Berbagai metode untuk pembuatan asam akrilat telah disebutkan di atas. Cara yang menarik untuk dikomersialkan harus memperhatikan biaya bahan baku dan pemanfaatan yang rendah, investasi dan biaya operasi tidak berlebihan, dan biaya pembuangan limbah yang minimal. Peninjauan waktu beberapa tahun ke depan untuk melakukan proses pengembangan dan perencanaan konstruksi penting dilakukan dalam periode yang memungkinkan ketersediaan bahan baku hidrokarbon yang berubah dengan cepat dan secara signifikan. Biaya gas alam diperkirakan meningkat ketika pasokan menurun. Pasokan asetilen sedikit dengan meningkatnya biaya dalam dekade berikutnya kecuali dikembangkan teknologi baru dengan memanfaatkan batubara. Oleh karena itu, pembuatan asam akrilat

dengan metode asetilena akan semakin tidak ekonomis. Biaya etilen, tergantung pada minyak mentah yang diperkirakan meningkat, walaupun tidak tajam. Propilen merupakan produk sampingan dari pembuatan etilen dalam volume besar dengan bahan baku minyak bumi.

Dari beberapa bahan baku yang digunakan, pemanfaatan propilen akan lebih ekonomis dibandingkan dengan penggunaan bahan kimia lainnya (polipropilen, akrilonitril, propilen oksida, isopropanol). Oleh karena itu, meskipun biaya dari propilen diperkirakan akan meningkat, pastinya akan berada pada tingkat yang lebih lambat dari kenaikan untuk salah satu bahan baku lainnya. Proses yang paling ekonomis untuk pembuatan asam akrilat didasarkan pada oksidasi dua tahap fase uap propilen menjadi asam akrilat. Proses oksidasi propilen menarik karena ketersediaan katalis sangat aktif dan selektif dan biaya yang relatif rendah dari propilen (Prasad dan Kumar, 2008).

Serta dari empat macam proses pembuatan asam akrilat dipilih proses oksidasi dengan katalis padat dengan pertimbangan:

- a. Konversi yang diperoleh cukup tinggi yaitu pada tahap satu sebesar 97,50% dan tahap dua sebesar 98,30%.
- b. Komposisi yang terdapat dalam bahan baku cukup sederhana sehingga pengendalian proses relatif mudah.
- c. Proses dan peralatan yang digunakan sederhana sehingga biaya pemeliharaan dan pengendalian lebih lebih murah.

- d. Ketersediaan bahan baku yang digunakan berupa propilen dan udara mudah diperoleh dan dalam jumlah yang cukup.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2.1 Spesifikasi bahan baku

Spesifikasi Bahan Baku				
Spesifikasi	Bahan			
	Propilen	Propana	Oksigen	Nitrogen
Wujud	Gas	Gas	Gas	Gas
Rumus Molekul	C_3H_6	C_3H_8	O_2	N_2
Berat Molekul, kg/kmol	42	44	32	28
Titik Didih, °C	-48	-42,11	-183	-195,7
Densitas	0,612	0,493	0,612	1,0265
Titik Leleh, °C	-102,7	-188	-218,9	-209,9
Spesifik Gravity, pada 25°C	0,516	0,495	1,151	0,807
Kelarutan, g/L pada 25°C	0,2	0,0624	38	18,1
Temperatur Kritis, °C	91,95		-154,6	-126,26
Tekanan Kritis, atm	45,4		49,8	33,54

(Sumber: sciencelab.com, 2018)

2.2 Spesifikasi Produk

Tabel 2.2 Spesifikasi produk

Spesifikasi Produk				
Spesifikasi	Bahan			
	Asam Akrilat (99,5%)	Akrolein	Asam Asetat	Karbon Dioksida
Wujud	Liquid	Gas	Liquid	Gas
Rumus Molekul	$C_3H_4O_2$	C_3H_4O	$C_2H_4O_2$	CO_2
Berat Molekul, kg/kmol	72	56	60	44
Titik Didih, °C	142	52,2	117,8	-78,5
Densitas	1,04 g/ml dalam 30 C	0,8389	1,05 g/cm ³	1,98 g/L
Titik Leleh, °C	14	-87,2	16,6	-56,6
Spesifik Gravity	1,11	0,8407	1,051	1,528
Kelarutan, g/L pada 25°C	1000	212	1000	2,9
Temperatur Kritis, °C	341,85	254	321,25	31
Tekanan Kritis, atm	56,7	50	57,9	72,86

(Sumber: sciencelab.com, 2018)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Asam Akrilat ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku dan produk, pengendalian kualitas proses.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku dan Produk

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa propilen dan bahan-bahan pembantu seperti iron molybdenum oxide dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses dengan baik di dalam pabrik.

Sedangkan untuk memperoleh mutu produk standar diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada, maka dibutuhkan pengujian pada kualitas bahan baku maupun produk. Pengujian yang dilakukan meliputi uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk. Pada setiap bahan baku dan produk adanya *hazard* pada masing-masing bahan dan produk. Identifikasi hazard bahan dalam proses dan pengelolaannya dapat dilihat pada Tabel 2.3 berikut:

Produk Samping

Asam Asetat		√	√	√	√			<p><i>Flash Point:</i> 40°C. <i>Autoignition Point:</i> 516°C. <i>LFL:</i> 5,4%. <i>UFL:</i> 16%.</p>	<p>Disimpan pada tangki penyimpanan dalam keadaan sejuk. Jaga agar tangki penyimpanan tertutup rapat. Hindari semua sumber api (nyala api atau percikan api) dan panas. Disimpan pada tangki yang tahan korosi.</p>
-------------	--	---	---	---	---	--	--	--	---

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Secara umum, suatu proses terdiri dari rangkaian peralatan dan bahan yang dihubungkan pada beberapa urutan operasi pabrik. Sebagai contoh proses pengendalian level cairan di dalam suatu tangki yang dipengaruhi oleh aliran cairan masuk dan keluar dari tangki, tinggi tangki, serta *inlet* dan *outlet* perpipaan. Suatu proses dapat melibatkan banyak variabel dinamik dan mungkin diinginkan untuk mengendalikan semuanya.

Elemen pengendali pada rangkaian pengendalian adalah perangkat yang memberikan pengaruh langsung pada rangkaian proses di pabrik. Elemen pengendalian akhir menerima *input* dari pengendali dan mengubahnya menjadi

operasi yang sesuai dengan proses yang ada. Pada kebanyakan kasus, elemen pengendalian akhir ini berupa katup pengendali yang dapat menyesuaikan aliran fluida pada suatu proses.

Tujuan perancangan sistem pengendalian dari pabrik pembuatan asam akrilat adalah demi keamanan operasi pabrik yang mencakup:

- a. Mempertahankan variabel-variabel proses seperti temperatur dan tekanan tetap berada dalam rentang operasi yang aman dengan harga toleransi yang kecil.
- b. Mendeteksi situasi berbahaya kemungkinan terjadinya kebocoran alat, karena beberapa zat yang digunakan pada pabrik pembuatan asam akrilat ini berbahaya bagi manusia. Pendeteksian dilakukan dengan menyediakan *alarm* dan sistem penghentian operasi secara otomatis (*automatic shut down systems*).
- c. Mengontrol setiap penyimpangan operasi agar tidak terjadi kecelakaan kerja maupun kerusakan pada alat proses.

Pabrik asam akrilat dari propilen ini memiliki *hazard* baik dari bahan peralatan dan proses, maupun dari *layout* pabrik. Proses reaksi kimia pada pabrik ini berada pada fase uap dengan suhu 300°C dan tekanan sekitar 4,9 atm. Reaksi oksidasi akrolein menjadi asam akrilat bersifat eksotermis sehingga diperlukan pendingin untuk menjaga kenaikan suhu agar tidak besar karena akan mempengaruhi konversinya. Jumlah udara masuk reaktor pun perlu dibatasi dengan memasang *ratio controller* agar konsentrasi akrolein dalam reaktor tidak berada dalam kisaran LFL (2,8%) dan UFL (31%) sehingga kebakaran dapat dicegah karena sifatnya yang mudah terbakar, selain itu juga untuk menghindari reaksi samping. Karena beroperasi pada suhu tinggi dan terdapat bahan kimia yang mudah

terbakar, maka reaktor ini dapat dikategorikan sebagai alat dengan tingkat *hazard* yang cukup tinggi. Oleh karena itu pada reaktor ini dibutuhkan alat-alat kontrol untuk menghindari *hazard* dari proses yang terjadi di reaktor. Untuk menentukan alat-alat kontrol yang diperlukan dalam menjaga sistem reaktor tetap aman digunakan metode *what if analysis* yang terangkum pada Tabel 2.4 berikut:

Tabel 2.4 *What if analysis*

<i>What If Question</i>	Akibat	Rekomendasi
Bagaimana jika suhu di dalam reaktor meningkat?	Dapat terjadi <i>hotspot</i> dalam katalis reaktor, katalis rusak, terjadi <i>runaway reaction</i> . Dapat terjadi kenaikan tekanan sehingga reaktor akan mengalami <i>overpressure</i> dan dapat berpotensi ledakan apabila tidak segera ditangani.	Dipasang <i>temperature controller</i> pada beberapa titik di sepanjang <i>tube</i> yang dihubungkan dengan aliran pendingin masuk untuk mengatur kecepatan arus pendingin.

Lanjutan Tabel 2.4 *What if analysis*

<i>What If Question</i>	Akibat	Rekomendasi
Bagaimana jika suhu di dalam reaktor menurun?	Konversi akrolein menjadi asam akrilat dalam reaktor rendah.	Dipasang <i>temperature controller</i> pada beberapa titik di sepanjang <i>tube</i> yang dihubungkan dengan aliran pendingin masuk untuk mengatur kecepatan arus pendingin.
Bagaimana jika tekanan di dalam reaktor meningkat?	Apabila tekanan terus naik maka reaktor akan mengalami <i>overpressure</i> dan dapat berpotensi ledakan jika tidak segera ditangani.	Dipasang <i>pressure controller</i> yang mengatur arus masuk reaktor. Dipasang <i>relief valve</i> untuk mengurangi tekanan dalam reaktor.

Alat-alat kontrol yang diperlukan pada reaktor adalah:

- *Pressure Controller*

Alat ini digunakan untuk mengatur tekanan di dalam reaktor dengan mengubah-ubah arus masuk reaktor.

- *Temperature Controller*

Alat kontrol ini digunakan untuk memantau suhu reaksi di dalam reaktor. Reaksi bersifat eksotermis sehingga dengan alat ini dapat diketahui jumlah pendingin yang diperlukan untuk mencapai suhu yang diinginkan. *Temperature controller* ini dihubungkan dengan *valve* aliran pendingin masuk. Titik pengukuran disebar di beberapa titik pada ketinggian berbeda. Hal ini

dikarenakan suhu didalam reaktor tidak seragam. Jika ketidakseragaman tersebut berada dalam *range set point* yang telah ditentukan oleh *controller* maka proses dianggap normal. Namun apabila banyak titik yang melaporkan deviasi yang cukup besar dari *set point*, maka perlu dilakukan tindakan.

- *Pressure Relief valve*

Pressure Relief valve digunakan untuk mengantisipasi bila terjadi *overpressure* dalam reaktor. *Relief valve* yang dipakai adalah jenis *sculpture operated* karena uap hasil reaktor berupa campuran uap akrolein, asam akrilat, asam asetat, dan air yang bersifat korosif. Ketika terjadi *over pressure* maka cakram akan terdesak dan patah, lalu gas dalam reaktor akan keluar sehingga tekanan turun.

- Isolator

Reaktor bekerja pada suhu tinggi sehingga dinding luar reaktor dilengkapi dengan isolator untuk melindungi pekerja atau operator dari bahaya panas dan luka bakar.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

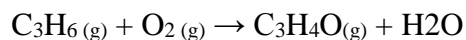
3.1.1 Tahap Preparasi Bahan Baku

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-101) dengan suhu 330°C dan tekanan 4,9 atm pada tahap pertama, sedangkan pada tahap kedua memiliki kondisi operasi dengan suhu 300°C dan tekanan 4,9 atm. Propilen (fase cair) yang disimpan dalam tangki (T-101) yang bekerja pada tekanan 12,83 atm dan suhu 32°C dialirkan ke dalam kran ekspansi (EV-101) untuk diturunkan tekanannya menjadi 4,9 atm, kemudian dipanaskan menggunakan *propylen heater* (E-101) sehingga fasenya berubah menjadi gas dan bersuhu 330°C. Sedangkan udara diambil dari lingkungan dengan kondisi 32°C dan tekanan 1 atm diumpankan ke *filter* (F-101) untuk dibersihkan pengotor debu yang terbawa, setelah itu dialirkan oleh *blower* (BL-101) sehingga kondisi udara menjadi 48,31°C dengan tekanan 1,2 atm. Udara lanjut mengalir menuju Kompresor (C-101) untuk diubah tekanannya menjadi 4,9 atm dan bersuhu 120,5°C lalu dipanaskan menggunakan udara *heater* (E-102) sehingga suhunya mencapai 330°C. *Steam* yang diumpankan ke reaktor berasal dari unit utilitas.

3.1.2 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-101) yang merupakan multi tube *fixed bed* reaktor dengan bantuan katalis Molybdenum Oksida (MoO_3). Reaktor yang beroperasi pada tekanan 4,9 atm ini memiliki dua zona perpindahan panas. Zona I digunakan untuk mengkonversi propilen menjadi akrolein, zona ini beroperasi pada suhu 330°C . Konversi reaksi sebesar 97,50%, dan propilen menjadi asam asetat sebesar 0,2 % dari 20 % berat asam akrilat yang terbentuk. Reaksi yang terjadi pada zona I sebagai berikut :

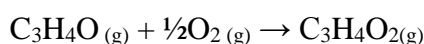
Reaksi utama yang terjadi di reaktor zona I :



Reaksi samping zona I :



Setelah melewati zona I, selanjutnya gas akrolein yang terbentuk menuju zona II. Zona ini beroperasi pada suhu 300°C dan pada tekanan 4,9 atm . Pada zona ini akrolein yang dihasilkan pada zona I dikonversikan menjadi asam akrilat. Konversi yang terjadi pada reaksi ini sebesar 98,3%. Reaksi yang terjadi pada zona II sebagai berikut :



Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan pendingin berupa downtherm A untuk mencegah reaksi melewati range suhu yang diijinkan.

3.1.3 Tahap separasi dan purifikasi produk

Tahap ini ini merupakan tahap pemisahan dan pemurnian dari produk hasil reaksi agar diperoleh kemurnian yang sesuai dengan spesifikasi pasar. Pemisahan produk menggunakan Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101) yang mempunyai kondisi operasi 107°C dan 2,35 atm sedangkan pemurnian produk menggunakan Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102) yang mempunyai kondisi operasi *feed* $99,22^{\circ}\text{C}$ dan 2,35 atm. Produk hasil reaktor (R-101) terlebih dahulu diturunkan tekanannya dari 4,9 atm menjadi 2,35 atm menggunakan kran ekspansi (EV-102), lalu suhunya yang masih tinggi sebesar $299,3^{\circ}\text{C}$ diturunkan dengan menggunakan dua *cooler* untuk mencapai suhu yang diinginkan sesuai dengan operasi Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101) menjadi 107°C .

Gas keluaran reaktor yang telah didinginkan akan masuk lewat bagian bawah kolom Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101) sedangkan sebagai penyerapnya adalah air yang masuk lewat bagian atas kolom Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101). Pada pemisahan Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101) ini, asam akrilat dan asam asetat akan terserap sempurna oleh air dan keluar sebagai hasil bawah pada suhu 107°C dan tekanan 2,35 atm. Sedangkan hasil atas berupa gas sisa reaktan akan dibuang ke udara karena sisa gas masih dalam kadar standar kualitas mutu udara. Kemudian komponen hasil bawah Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101) diumpankan ke dalam Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102) di plate 53. Hasil bawah Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102) adalah produk asam

akrilat dengan kemurnian 99,5% sebanyak 19129,1227 kg/jam. Sedangkan hasil atas yang sebagian besar air dan kandungan lainnya langsung dialirkan ke unit pembuangan limbah.

Hasil bawah Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102) pada temperatur 171,59°C dan tekanan 2,52 atm diturunkan tekanannya menggunakan kran ekspansi (EV-103) dan suhunya diturunkan menggunakan Asam Akrilat *Cooler* (E-107) sehingga tekanannya menjadi 1 atm dan suhunya menjadi 30°C. Produk asam akrilat kemudian disimpan pada fase cair di tangki penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Propilen (TK-101)

Fungsi	:	Menyimpan propilen sebanyak 199.6725,2928 kg untuk keperluan 7 hari
Jenis	:	Tangki silinder tegak dengan torispherical dished head
Fase	:	Cair
Jumlah	:	1 buah
Volume	:	4783,3573 m ³
Kondisi Operasi	:	
	Tekanan	= 12,83 atm
	Suhu	= 27°C

Spesifikasi :

Diameter = 27,4320 m

Tinggi = 12,3520 m

Tebal Head= 0,01905 m

Tabel 3.1. Tebal shell tiap course plate tangki (TK-101)

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	42	36	0,4861	½	0,5000
2	36	30	0,4332	½	0,5000
3	30	24	0,3804	½	0,5000
4	24	18	0,3275	3/8	0,3750
5	18	12	0,2747	3/8	0,3750
6	12	6	0,2219	¼	0,2500
7	6	0	0,1690	¼	0,2500

Bahan : Carbon Steel SA-285 grade C

Harga : Rp. 7.057.216.309

3.2.2 Tangki Penyimpanan Produk Asam akrilat (TK-102)

Fungsi : Menyimpan produk asam akrilat selama 7 hari
sebanyak 3229,12204 ton.

Jenis : Tangki silinder tegak dengan elliptical dished head

Fase : Cair

Jumlah : 1 buah

Volume : 7601,3020 m³

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Spesifikasi :

Diameter = 36,58 m

Tinggi = 12,80 m

Tebal Head = 0,00476 m

Tabel 3.2 Tebal shell tiap course plate tangki (TK-102)

Digunakan plate dengan lebar 6 ft sehingga dinding tangki menjadi:

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah		t min (in)	Tebal Standar (in)	
1	42	36	0,7804	7/8	0,875
2	36	30	0,6845	3/4	0,75
3	30	24	0,5886	5/8	0,625
4	24	18	0,4927	1/2	0,5
5	18	12	0,3967	1/2	0,5
6	12	6	0,3008	3/8	0,375

Bahan : Carbon Steel 285 grade C

Harga : Rp. 9.702.972.284

3.2.3 Reaktor (R-101)

Fungsi : Zona I tempat terjadinya reaksi propilen dan oksigen menjadi akrolein. Pada zona II tempat terjadinya reaksi akrolein menjadi asam akrilat sebanyak 19.130,7009 kg/jam.

Jenis : Fixed Bed Multitube

Fase : Gas

Kondisi Operasi :

Zona I

Eksotermis

Tekanan = 4,93 atm

Suhu = 330°C

Zona II

Eksotermis

Tekanan = 4,93 atm

Suhu	= 300°C
Spesifikasi	:
Diameter	= 5,9 m
Tinggi	= 13,7273 m
Tebal Shell	= 0,0286 m
Tebal Head	= 0,0286 m
Jenis Head	: Torispherical
Katalis	: Molibdenim Oksida (MoO ₃)
Diameter Katalis	: 0,35 cm
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Harga	: Rp. 361.320.924

3.2.4 Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101)

Fungsi	: Menyerap asam akrilat yang terbentuk sebanyak 19.130,1227 kg/jam dengan menggunakan penyerap berupa air sebanyak 66.495,1598 kg/jam.
Jenis	: Packing Tower

Kondisi Operasi :

Tekanan = 2,35 atm

Suhu = 107°C

Spesifikasi :

Diameter = 5,2759 m

Tinggi = 11,7007 m

Tebal Shell = 0,0508 m

Tebal head = 0,0079 m

Jenis Head : Torispherical

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade A

Jenis Packing : Riching Ring

Bahan Packing : Keramik

Harga : Rp. 1.518.590.961

3.2.5 Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102)

Fungsi : Memurnikan produk asam akrilat sebanyak
19.130,1227 kg/jam.

Jenis Plate : Sieve Tray

Kondisi Operasi :

- Puncak Menara :

Tekanan = 2,18 atm

Suhu = 102,99°C

- Umpan :

Tekanan = 2,35 atm

Suhu = 99,22°C

- Dasar Menara :

Tekanan = 2,52 atm

Suhu = 171, 59°C

Spesifikasi :

Diameter Enriching Section = 5,6711 m

Diameter Stripping Section = 3,7798 m

Tinggi = 27,7900 m

Tebal Shell = 0,0159 m

Tebal Head = 0,0159 m

Spesifikasi *plate*:

	<i>Enriching Section</i>		<i>Stripping Section</i>	
Plate no.	52		2	
Plate ID (Dc)	5,6711	m	3,7798	m

Hole Size (dh)	5	Mm	5	mm
Hole Pitch	12,80	mm Δ	12,75	mm Δ
Total no. hole	117324		52119	
Active Hole	117324		52119	
Blanking Area	22,9439	m ²	10,1923	m ³
Turn Down	80		2	
Plate Material	Stainless Steel		Stainless Steel	
Downcomer Material	Stainless Steel		Stainless Steel	
Plate Spacing	0,3	M	0,3	m
Plate Thickness	5	Mm	5	mm
Plate Pressure Drop	80,3212	mm cairan	80, 3212	mm cairan

Jenis Head : Torispherical

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Harga : Rp. 1.664.802.327

3.2.6 Propylene Heater (E-101)

Fungsi : Memanaskan fluida sebanyak 11.885,2696 kg/jam dari tangki penyimpanan propilen (TK-101) menuju reaktor (R-101).

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Beban Panas : 7.993.681,5631 kj/jam

Luas transfer panas : 457,4994 ft²

Panjang : 14 ft

Pitch (PT) : 1 in-square pitch

Shell Side

- Fluida Panas : Steam

Ukuran:

- ID : 17,25 in

- Baffle space : 3,45 in

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida dingin : Gas propilen dan propana

Ukuran:

- Jumlah tube : 177

- OD ; BWG : 3/4 in; 12

- ID : 0,532 in

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0046 hr.ft².°F/Btu

Catatan	: E-101 memenuhi syarat, karena $R_d \text{ available} > R_d \text{ min}$
Bahan	: Stainlees Steel
Harga	: Rp. 352.598.731

3.2.7 Heater Udara (E-102)

Fungsi	: Memanaskan udara dari kompresor (C-101) sebanyak 82.554,4030 kg/jam menuju reaktor (R-101)
Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger
Beban Panas	: 19.702.241,2503 kJ/jam
Luas transfer panas	: 4.422,1792 ft ²
Panjang	: 20 ft
Pitch (PT)	: 1 in-triangular pitch

Shell Side

- Fluida panas : steam

Ukuran:

- ID : 39 in

- Baffle space : 7,8 in

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida dingin : Udara

Ukuran:

- Jumlah tube : 1128

- OD; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 0,620 in

- Pass : 4

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0162 hr.ft².°F/Btu

Catatan : E-102 memenuhi syarat, karena Rd available > Rd
min

Bahan : Stainlees Steel

Harga : Rp. 1.375.397.500

3.2.8 Cooler Produk Reaktor (E-103)

Fungsi : Mendinginkan fluida dari reaktor (R-101)
sebanyak 114.606,2793 kg/jam menuju *feed*
column cooler (E-104)

Jenis : Shell and Tube Heat Exchanger

Beban Panas : 36.318.994,4889 kj/jam

Luas transfer panas : 3780,827 ft²

Panjang : 20 ft

Pitch (PT) : 15/16 in-triangular pitch

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran:

- ID : 33 in

- Baffle space : 6,6 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Gas asam akrilat, asam asetat, akrolein, propilen, propane, oksigen, nitrogen, karbon dioksida, dan air

Ukuran:

- Jumlah Tube : 974

- OD; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 0,620 in

- Pass	: 1
Dirt Factor min	: 0,003 hr.ft ² .°F/Btu
Dirt Factor available	: 0,0098 hr.ft ² .°F/Btu
Catatan	: E-103 memenuhi syarat, karena Rd available > Rd min
Bahan	: <i>Stainlees Steel</i>
Harga	: Rp. 1.508.096.579

3.2.9 Cooler Umpan Menara (E-104)

Fungsi	: Mendinginkan fluida dari E-103 sebanyak 114.606,2793 kg/jam menuju menara absorpsi asam akrilat (T-101)
Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger
Beban Panas	: 40.226.859,3 kJ/jam
Luas transfer panas	: 5155,9007 ft ²
Panjang	: 20 ft
Pitch (PT)	: 15/16 in-triangular pitch
Shell Side	
- Fluida dingin	: Air

Ukuran:

- ID : 39 in
- Baffle space : 7,8 in
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Gas asam akrilat, asam asetat, akrolein, propilen, propane, oksigen, nitrogen, karbon dioksida, dan air

Ukuran:

- Jumlah Tube : 1377
- OD ; BWG : 3/4 in; 16
- ID : 0,620 in
- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0109 hr.ft².°F/Btu

Catatan : E-104 memenuhi syarat, karena Rd available > Rd min

Bahan : Stainlees Steel

Harga : Rp. 503.073.515

3.2.10 Cooler Asam Akrilat (E-107)

Fungsi : Mendinginkan fluida hasil bawah menara distilasi asam akrilat (T-102) sebanyak 19.130,1227 kg/jam

Jenis : Shell and Tube Heat Exchanger

Beban Panas : 6.185.727,96 kJ/jam

Luas transfer panas : 528,3839 ft²

Panjang : 10 ft

Pitch (PT) : 1 in-triangular pitch

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran:

- ID : 21,25 in

- Baffle space : 4,25 in

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida panas : liquid asam akrilat dan air

Ukuran:

- Jumlah Tube : 270

- OD ; BWG : 3/4 in; 12

- ID : 0,532 in

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0054 hr.ft².°F/Btu

Catatan : E-108 memenuhi syarat, karena Rd available > Rd
min

Bahan : Stainlees Steel

Harga : Rp. 385.138.439

3.2.11 Kran Ekspansi (EV-101)

Fungsi : Menurunkan tekanan Propilen dari tangki
penyimpanan propilen (TK-101) sebanyak
11.885,2696 kg/jam menuju P-101

Jenis : Globe Valve

Debit : 47,5861 m³/jam

Spesifikasi :

- ID = 0,0901 m

- OD = 0,1016 m

- a't	= 0,0064 m ²
- v	= 2,0725 m/s
Bahan	: Stainlees Steel
Harga	: Rp. 387.579

3.2.12 Kran Ekspansi (EV-02)

Fungsi	: Menurunkan tekanan hasil reaktor (R-101) sebanyak 114.606,2793 kg/jam menuju <i>cooler</i> produk reaktor (E-103)
Jenis	: Globe Valve
Debit	: 575,6473 m ³ /jam
Spesifikasi	:
- ID	= 0,2545 m
- OD	= 0,2731 m
- a't	= 0,0508 m ²
- v	= 3,1447 m/s
Bahan	: Stainlees Steel
Harga	: Rp. 722.588

3.2.13 Kran Ekspansi (EV-04)

Fungsi	: Menurunkan tekanan fluida keluar menara distilasi asam akrilat (T-102) sebanyak 19.130,1227 kg/jam menuju <i>acrylic acid cooler</i> (E-108)
Jenis	: Globe Valve
Debit	: 22,3039 m ³ /jam
Spesifikasi	:
- ID	= 0,0779 m
- OD	= 0,0889 m
- a't	= 0,0047 m ²
- v	= 1,3012 m/s
Bahan	: Stainlees Steel
Harga	: Rp. 722.588

3.2.14 Pompa Propilen (P-101 A/B)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku propilen sebanyak 11.885,2696 kg/jam menuju menuju <i>propylene heater</i> (E-101)
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan	: Comercial steel

Head	:	3 m
Debit	:	12,9895 m ³ /jam
Daya pompa	:	0,5314 HP
Jumlah	:	2 buah, 1 run, 1 standby
Harga Satuan	:	Rp. 23.099.256

3.2.15 Pompa Umpan Menara (P-102 A/B)

Fungsi	:	Mengalirkan hasil bawah menara absorpsi asam akrilat (T-101) sebanyak 92.262 kg/jam menuju menara distilasi asam akrilat (T-102)
Jenis	:	Pompa sentrifugal
Bahan	:	Comercial steel
Head	:	3 m
Debit	:	23,9252 m ³ /jam
Daya pompa	:	3,3589 HP
Jumlah	:	2 buah, 1 run, 1 standby
Harga Satuan	:	Rp. 33.323.926

3.2.16 Pompa Asam Akrilat (P-103 A/B)

Fungsi	:	Mengalirkan hasil bawah Menara distilasi asam akrilat (T-102) sebanyak 19.130,1227 kg/jam menuju menuju tangki penyimpanan asam akrilat (TK-102)
Jenis	:	Pompa sentrifugal
Bahan	:	<i>Comercial steel</i>
Head	:	3 m
Debit	:	7,4473 m ³ /jam
Daya pompa	:	1,0358 HP
Jumlah	:	2 buah, 1 run, 1 standby
Harga Satuan	:	Rp. 16.544.012

3.2.17 Blower (BL-101)

Fungsi	:	Untuk mengalirkan udara lingkungan ke <i>heater</i> udara (E-102) sebanyak 82.554,4030 kg/jam.
Jenis	:	<i>Centrifugal blower</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Suhu Operasi	:	32°C

Tekanan Operasi	:	1 atm
<i>Power</i> Motor	:	25 HP
Jumlah	:	1
Harga Satuan	:	Rp. 48.166.500

3.2.18 Filter (F-101)

Fungsi	:	Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara segar yang mengalir ke reaktor (R-101) sebanyak 82.554,4030 kg/jam
Jenis	:	<i>Bag house filter</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Diameter Bag	:	0,2032 m
Panjang Bag	:	2,4384 m
Jumlah Bag	:	53 buah
Harga Satuan	:	Rp. 49.430.879

3.2.19 Kompresor (C-101)

Fungsi	:	Menaikkan tekanan udara sebanyak 82.554,4030 kg/jam dari tekanan 1,2 atm menjadi 4,9 atm.
--------	---	---

Jenis	: <i>Centrifugal, double stage</i>
Power	: 209,1724 HP
Jumlah	: 20 ft
Harga	: Rp. 117.797.494

3.2.20 Kondensor Asam Akrilat (E-105)

Fungsi : Mengembungkan fluida sebanyak 68645,6215 kg/jam dari hasil atas menara distilasi asam akrilat (T-102)

Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Beban Panas	: 212.544.884 kJ/jam
Luas transfer panas	: 5233,9185 ft ²
Panjang	: 20 ft
Pitch (P _T)	: 15/16 in-triangular pitch

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran:

- ID	: 39 in
- Baffle space	: 7,8 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Gas etilen oksida dan H₂O

Ukuran:

- Jumlah Tube : 1377

- OD ; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 0,620 in

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,004 hr.ft².°F/Btu

Catatan : Kondensor memenuhi syarat, karena Rd available >
Rd min

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : Rp. 511.838.817

3.2.21 Reboiler Asam Akrilat (E-106)

Fungsi : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi asam akrilat (T-102) sebanyak 19.130,1227 kg/jam

Jenis : Kettle Reboiler

Beban Panas : 214.598.470 kJ/jam

Luas transfer panas : 5193,2394 ft²

Panjang : 20 ft

Pitch (PT) : 15/16 in-triangular pitch

Shell Side

- Fluida dingin : Asam akrilat dan H₂O

Ukuran:

- ID : 39 in

- Baffle space : 7,8 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran:

- Jumlah Tube : 1330

-OD ; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 0,620 in

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0037 hr.ft².°F/Btu

Catatan	: Reboiler memenuhi syarat, karena R_d available $>$ R_d min
Bahan	: Stainlees Steel
Harga	: Rp. 763.545.478

3.2.22 Reflux Drum (V-101)

Fungsi	: Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi asam akrilat (T-102) sebanyak 72.040,5949 kg/jam
Jenis	: Tangki Silinder Horizontal, Torispherical Dished Head
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C

Spesifikasi:

- Diameter	= 1,2442 m
- Panjang	= 7,4653 m
- Tebal Shell	= 0,00635 m
- Tebal Head	= 0,00635 m
Harga	: Rp. 378.885.838

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku propilen diperoleh dari pabrik PT. Chandra Asri *Petrochemical Center* (CAPC) di Cilegon, Banten.

Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Kebutuhan Propylene = 11.885,2696 kg/jam	94.131,3349	470.000

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku propilen dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan Lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Secara geografis, penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dari suatu industri kini dan pada masa yang akan datang karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pendirian pabrik.

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik asam akrilat ini berlokasi di daerah Cilegon, Banten. Faktor – faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku diperlukan untuk menjamin kontinuitas produksi suatu pabrik. Bahan baku utama yang digunakan pada pabrik pembuatan Asam Akrilat ini adalah propilen, udara dan air. Bahan baku dalam pembuatan asam akrilat adalah propilen yang diperoleh dari pabrik yang ada di Indonesia. Sampai saat ini yang memproduksi propilen yaitu PT Chandra Asri Petrochemical sebesar

470.000 ton/tahun dan PT Pertamina sebesar 608.000 ton/tahun (www.capcx.com). Dengan rancangan pabrik asam akrilat yang berkapasitas 150.000 ton/tahun ini diperkirakan bahan baku masih dapat terpenuhi. Dengan tersedianya bahan baku di Indonesia maka harga pembelian bahan baku akan jauh lebih murah daripada bahan baku yang diimpor dan juga dapat meningkatkan efisiensi produk propilen dalam negeri. Bahan baku lainnya yaitu udara didapatkan dari udara bebas, sedangkan air didapatkan dari sumber air terdekat. Dekatnya bahan baku dengan lokasi pembangunan pabrik menjadi faktor utama pemilihan lokasi ini.

4.1.2 Pemasaran Produk

Asam akrilat ini masih sedikit diproduksi di Indonesia. Pabrik yang memproduksi satu-satunya di Indonesia adalah PT. Nippon Shokubai yang berkapasitas 140.000 ton/tahun. Walaupun kebutuhan dalam negeri tidak terlalu besar, namun hingga saat ini Indonesia masih mengimpor dari Jepang untuk memenuhi kebutuhannya. Di sisi lain, kebutuhan global asam akrilat berkembang sangat pesat. Permintaan global untuk asam akrilat mentah diperkirakan meningkat 4,5% per tahunnya dengan didorong oleh pertumbuhan *Super Absorbent Polymer* (SAP) sebesar 5,5% per tahunnya dan ester akrilat sebesar 4% per tahunnya selama 2016 - 2021 (IHS, 2017).

Daerah Cilegon adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Cilegon sebagai pasar yang baik bagi produksi asam akrilat. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalur darat maupun jalur laut. Asam akrilat yang dihasilkan dapat dipasarkan untuk industri-industri polimer, cat, perekat serta industri tekstil yang juga berada di

Cilegon, Banten. Disamping itu, dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan laut Banten akan mempermudah pemasaran produk baik di dalam maupun luar negeri.

4.1.3 Utilitas

Penyediaan air untuk utilitas mudah dan murah karena kawasan ini dekat dengan sungai dan laut. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan mudah karena dekat dengan Pertamina dan PLTU.

4.1.4 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. Pasar utama pemasaran produk asam akrilat adalah daerah Asia Tenggara dan sekitarnya yang dimana hanya terdapat tiga pabrik asam akrilat yaitu pada negara Indonesia, Malaysia dan Singapore. Sedangkan kebutuhan dunia akan produk asam akrilat ini menunjukkan perkembangan yang sangat pesat di setiap tahunnya. Dengan demikian pemasaran tidak akan terhambat.

4.1.5 Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan pada pabrik ini meliputi tenaga kerja terdidik, terampil dan tenaga kasar. Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan luar daerah.

4.1.6 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 22 – 33°C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga pabrik dapat beroperasi dengan lancar.

4.1.7 Sosial Masyarakat

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik pembuatan asam akrilat ini, karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka. Selain itu, pendirian pabrik asam akrilat ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

4.1.8 Faktor Penunjang Lain

Cilegon merupakan daerah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga faktor-faktor seperti: tersedianya energi listrik, bahan bakar, sumber air, iklim dan karakter tempat/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 Cilegon layak dijadikan lokasi pendirian pabrik asam akrilat ini.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Layout Plant*)

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk. Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses,

storage (persediaan) dan lahan alternatif (*area handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (Peters, 2004):

- a. Urutan proses produksi,
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang,
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku,
- d. Pemeliharaan dan perbaikan,
- e. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja,
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat,
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi,
- h. Masalah pembuangan limbah cair,
- i. *Service area* seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Peters, 2004):

- a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi material *handling*,

- b. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*,
- c. Mengurangi biaya produksi,
- d. Meningkatkan keselamatan kerja,
- e. Mengurangi kerja seminimum mungkin,
- f. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

4.2.1 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.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

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

4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

4.2.4 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 di bawah ini:

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m²
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	20	36	720
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	10	8	80
Kantin	15	10	150
Bengkel	15	20	300
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	20	10	200
Laboratorium	10	10	100
Utilitas	30	20	600
Area proses	80	60	4800
<i>Control Room</i>	30	10	300
<i>Control Utilitas</i>	10	10	100
taman	20	10	200
Perluasan pabrik	40	40	1600
Luas Tanah			11598
Luas Bangunan			9398
Total	514	400	15198

LAY OUT PABRIK ASAM AKRILAT



Gambar 4.1 Lay Out Pabrik Skala 1:500

4.3 Tata Letak Mesin/Alat (*Machines*)

Dalam perancangan tata letak alat proses pabrik harus dirancang secara efisien. Dalam perancangannya ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

4.3.1 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. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, maka akan semakin efisien biaya yang dikeluarkan.

4.3.2 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.

4.3.3 Pencahayaan

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

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

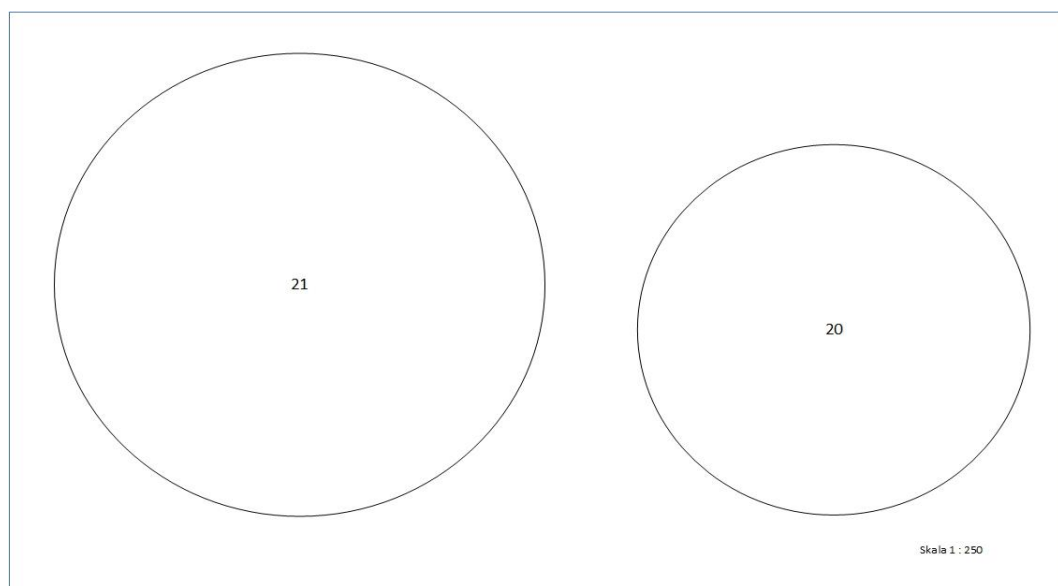
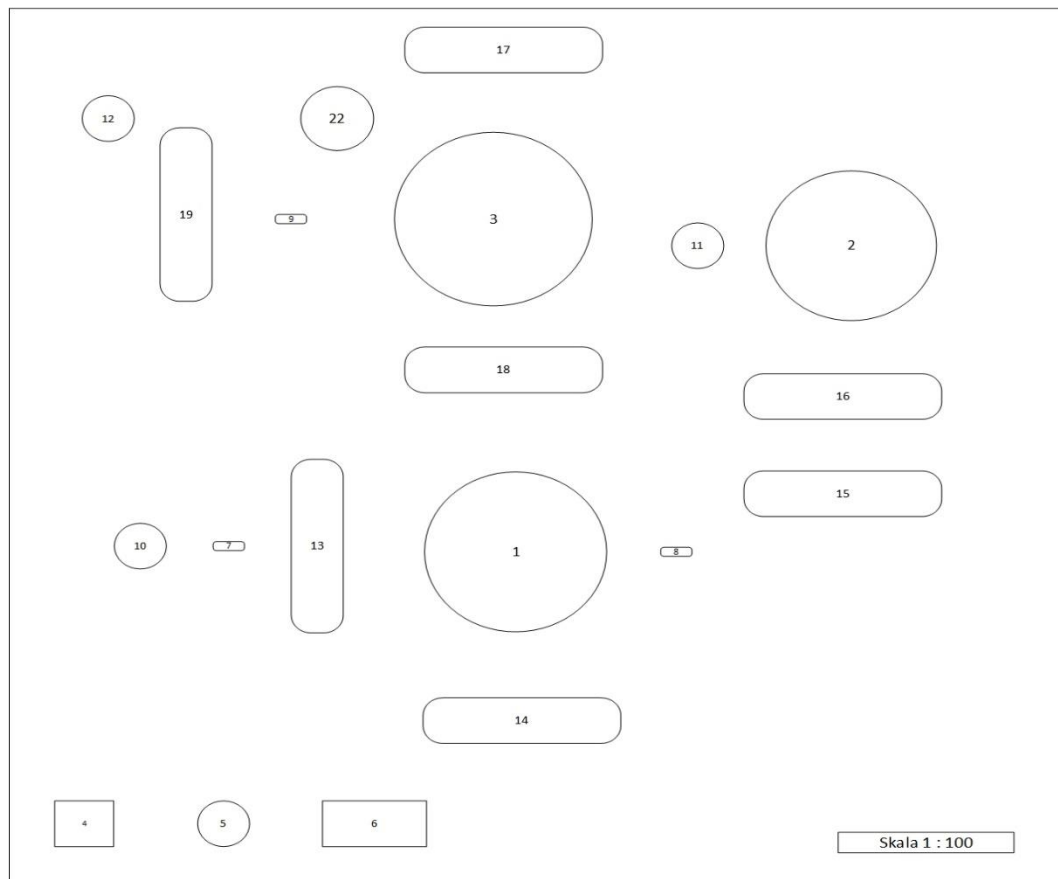
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

4.3.5 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.

4.3.6 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 dan mudah melakukan penyelamatan.

Lay Out Alat Proses

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses Pabrik Asam Akrilat

Keterangan gambar:

1. Reaktor (R-101)
2. Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101)
3. Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102)
4. Filter (F-101)
5. Blower (BL-101)
6. Kompresor (C-101)
7. Kran Ekspansi (EV-101)
8. Kran Ekspansi (EV-102)
9. Kran Ekspansi (EV-103)
10. Pompa Propilen (P-101 A/B)
11. Pompa Umpan Menara (P-102 A/B)
12. Pompa Asam Akrilat (P-103 A/B)
13. Heater Propilen (E-101)
14. Heater Udara (E-102)
15. Cooler Produk Reaktor (E-103)
16. Cooler Umpan Menara (E-104)
17. Kondensor Asam Akrilat (E-105)
18. Reboiler Asam Akrilat (E-106)
19. Cooler Asam Akrilat (E-107)
20. Tangki Propilen (TK-101)
21. Tangki Asam Akrilat (TK-102)
22. Reflux Drum (V-101)

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca massa total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
C3H6	11781,0094	294,5252
C3H8	104,2602	104,2602
O2	17336,4246	4180,5052
N2	65217,9783	65217,9783
H2O	86661,7666	91584,5455
C3H4O		257,3249
CH3COOH		191,3070
C3H4O2		19130,7009
CO2		140,2918
TOTAL	181101,44	181101,44

4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

4.4.1.2.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-101)

Tabel 4.3 Neraca massa reaktor *stage* 1

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
C3H6	11781,0094	294,5252
C3H8	104,2602	104,2602
O2	17336,4246	8431,7721
N2	65217,9783	65217,9783

Lanjutan Tabel 4.3 Neraca massa reaktor *stage 1*

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
H ₂ O	20166,6068	25089,3857
C ₃ H ₄ O		15136,7590
CH ₃ COOH		191,3070
CO ₂		140,2918
TOTAL	114606,2793	114606,2793

Tabel 4.4 Neraca massa reaktor *stage 2*

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
C ₃ H ₆	294,5252	294,5252
C ₃ H ₈	104,2602	104,2602
O ₂	8431,7721	4180,5052
N ₂	65217,9783	65217,9783
H ₂ O	25089,3857	25089,3857
C ₃ H ₄ O	15136,7590	257,3249
CH ₃ COOH	191,3070	191,3037
C ₃ H ₄ O ₂		19130,7009
CO ₂	140,2918	140,2918
TOTAL	114606,2793	114606,2793

4.4.1.2.2 Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101)

Tabel 4.5 Neraca massa menara absorpsi asam akrilat

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Atmosfer	Menara Distilasi
C ₃ H ₆	294,5252	46,3876	57,8726
C ₃ H ₈	104,2602	187,6418	106,8834
O ₂	4180,5052	4180,3135	0,1917
N ₂	65217,9783	65216,2426	1,7357
H ₂ O	91584,5455	22809,0272	68775,5183
C ₃ H ₄ O	257,3249	242,2924	15,0325
CH ₃ COOH	191,3037	0,1257	191,1813
C ₃ H ₄ O ₂	19130,7009	0,5782	19130,1227
CO ₂	140,2918	140,1973	0,0945
TOTAL	181101,44	181101,44	

4.4.1.2.3 Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102)

Tabel 4.6 Neraca massa menara distilasi asam akrilat

Komposisi	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
C ₃ H ₆	57,8726	106,8834	
C ₃ H ₈	106,8834	57,8726	
O ₂	0,1917	0,1917	
N ₂	1,7357	1,7357	
H ₂ O	68775,5183	68774,0000	1,5183
C ₃ H ₄ O	15,0325	15,0325	

Lanjutan Tabel 4.6 Neraca massa menara distilasi asam akrilat

Komposisi	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
CH ₃ COOH	191,1813	99,2555	91,9258
C ₃ H ₄ O ₂	19130,1227	1,0000	19129,1227
CO ₂	0,0945	0,0945	
TOTAL	88278,6327	88278,6327	

4.4.2 Neraca Panas

Basis perhitungan : 1 jam

Suhu referensi : 25°C

Satuan Operasi : kilojoule/jam (kJ/jam)

4.4.2.1 Propilen Heater (E-101)

Tabel 4.7 Neraca panas E-101

	Alur Masuk (kJ/jam)	Alur Keluar (kJ/jam)
Umpan	65586,6117	
Produk		8059268,175
<i>Steam</i>	7993681,563	
Total	8059268,175	8059268,175

4.4.2.2 Heater Udara (E-102)

Tabel 4.8 Neraca panas E-102

	Alur Masuk (kJ/jam)	Alur Keluar (kJ/jam)
Umpan	8027934,413	
Produk		27730175,66
<i>Steam</i>	19702241,25	
Total	27730175,66	27730175,66

4.4.2.3 Reaktor

Tabel 4.9 Neraca panas reaktor *stage 1*

Komponen	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Propilen (C_3H_6)	-7979724,71	199493,12
Propana (C_3H_8)	-79543,43	79543,43
Oksigen (O_2)	-5415041,33	2633668,43
Nitrogen (N_2)	-22315134,44	22315134,44
Air (H_2O)	-12712089,62	15815180,15
Akrolein (C_3H_4O)	-	4671229,68
Karbon Dioksida (CO_2)	-	44585,72
Asam asetat ($C_2H_4O_2$)	-	89257,53
Panas Reaksi	-1428724,88	-
Panas yang Diambil	-	-95778350,91
Total	-49930258,41	-49930258,41

Tabel 4.10 Neraca panas reaktor *stage 2*

Komponen	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Propilen (C_3H_6)	-162265,10	162265,10
Propana (C_3H_8)	-64529,23	64529,23
Oksigen (O_2)	-2212373,82	1096903,49
Nitrogen (N_2)	-18828261,88	18828261,88
Air (H_2O)	-13288477,59	13288477,59
Akrolein (C_3H_4O)	-4287922,79	72894,69
Karbon Dioksida (CO_2)	-37162,65	37162,65
Asam Asetat ($C_2H_4O_2$)	-72577,11	72577,11
Asam Akrilat ($C_3H_4O_2$)		7374643,47
Panas Reaksi	-251734,85	-
Panas yang Diambil	-	-80203020,24
Total	-39205305,02	-39205305,02

4.4.2.4 Cooler Produk Reaktor (E-103)

Tabel 4.11 Neraca panas E-103

	Alur Masuk (kJ/jam)	Alur Keluar (kJ/jam)
Umpan	81709201,87	
Produk		24023153,65
Air Pendingin		57686048,22
Total	81709201,87	81709201,87

4.4.2.5 Cooler Umpan Menara (E-104)

Tabel 4.12 Neraca panas E-104

	Alur Masuk (kJ/jam)	Alur Keluar (kJ/jam)
Umpan	48046307,31	
Produk		11727312,82
Air Pendingin		36318994,4889
Total	48046307,31	48046307,31

4.4.2.6 Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101)

Tabel 4.13 Neraca panas menara absorpsi asam akrilat

Komponen	Masuk H, kJ/jam	Keluar	
		Top H, kJ/jam	Bottom H, kJ/jam
Propilen (C ₃ H ₆)	-26531,59	15995,76	19669,03
Propana (C ₃ H ₈)	-10366,71	4284,50	12436,94
Oksigen (O ₂)	-212979,04	212971,54	203,29
Nitrogen (N ₂)	-3729595,39	3729523,01	3520,63
Air (H ₂ O)	-17871237,69	1945597,80	16716103,14
Asam Akrilat (C ₃ H ₄ O ₂)	-1221949,17	0,00	2250143,23
Asam Asetat (C ₂ H ₄ O ₂)	-11843,05	0,00	23270,02
Akrolein (C ₃ H ₄ O)	-15631,72	14509,80	2278,73
Karbon Dioksida (CO ₂)	-6886,54	6882,43	16,27
Panas Masuk 1	-7826328,35	-	-
Panas Masuk 2	-15280692,55	-	-
Panas Keluar	-	5929764,84	19027641,27
Panas yang Diambil	-	-48064427,00	
Total	-23107020,89	-23107020,89	

4.4.2.7 Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102)

Tabel 4.14 Neraca panas menara distilasi asam akrilat (T-102)

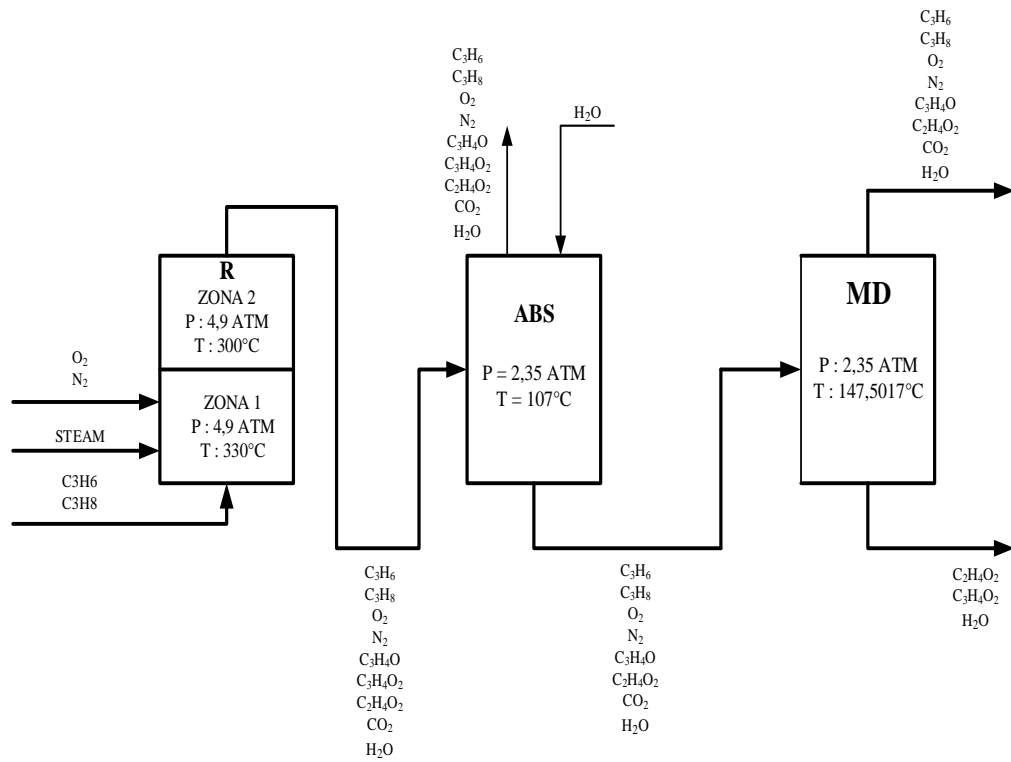
Komponen	Masuk H, kJ/j	Keluar	
		Destilat H, kJ/j	Bottom H, kJ/j
Propilen (C ₃ H ₆)	-31242,7809	29426,4872	0,00
Propana (C ₃ H ₈)	-15745,2701	14838,5371	0,00
Oksigen (O ₂)	-353,0985	328,3688	0,0000
Nitrogen (N ₂)	-6045,7677	5631,8915	0,0000
Air (H ₂ O)	-24994258,8882	23758513,8849	908,9072
Asam Akrilat (C ₃ H ₄ O ₂)	-3416162,7623	169,3807	6361265,8086
Asam Asetat (C ₂ H ₄ O ₂)	-35293,2580	17765,3038	30798,1142
Akrolein (C ₃ H ₄ O)	-3482,4481	3299,7224	0,0000
Karbon Dioksida (CO ₂)	-91,2199	82,2683	0,0000
Reboiler	-214273325,33	-	-
Kondensor	-	212552972,15	
Panas yang diambil	-	-455328972,98	
Total	-242776000,83	242776000,83	

4.4.2.8 Cooler (E-106)

Tabel 4.15 Neraca panas E-106

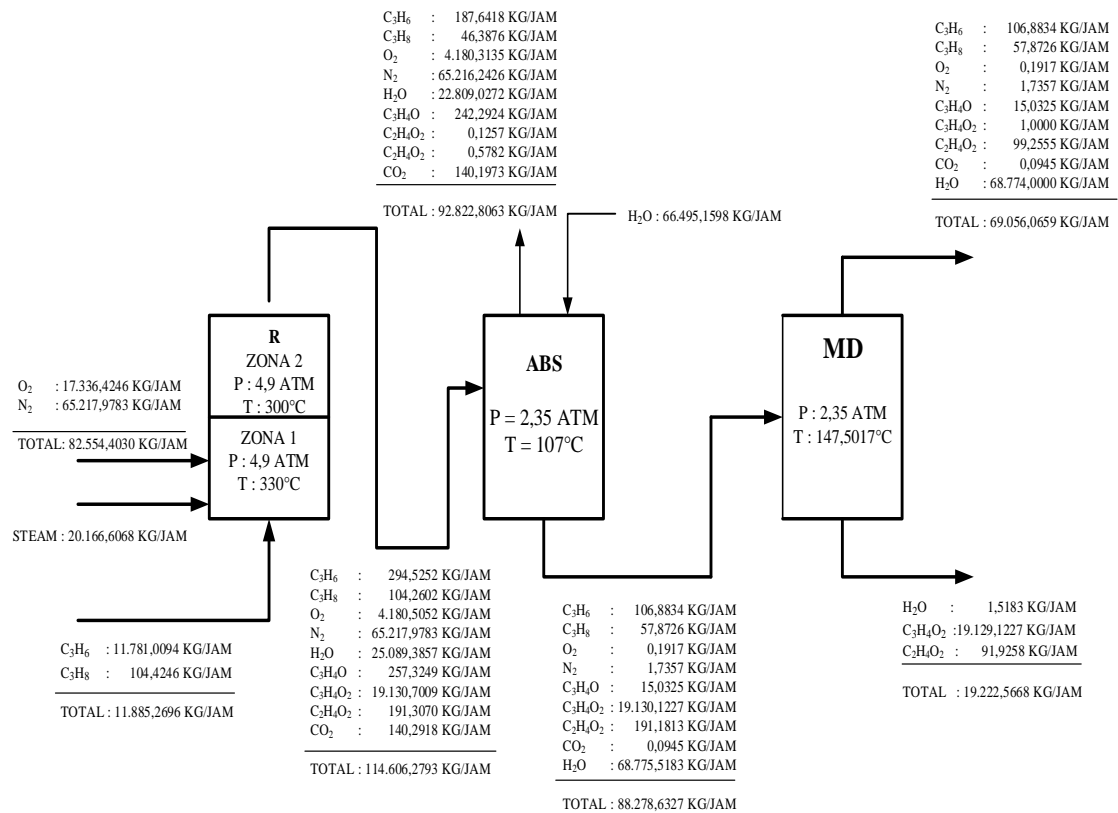
	Alur Masuk (kJ/jam)	Alur Keluar (kJ/jam)
Umpan	6385189,661	
Produk		199461,6962
Air Pendingin		6185727,965
Total	6385189,661	6385189,661

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik asam akrilat

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pabrik asam akrilat

4.4.5 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat

sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat - alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

a. *Over head* 1 x 1 tahun

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

b. *Repairing*

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

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

1. Umur alat

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

2. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

3. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit utilitas adalah salah satu bagian yang sangat penting dalam menunjang jalannya proses produksi pada suatu industri kimia. Suatu proses produksi dalam suatu pabrik tidak akan berjalan lancar dengan baik jika tidak terdapat utilitas. Karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pabrik. Perancangan diperlukan agar dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- d. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
- e. Unit Penyediaan Bahan Bakar
- f. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Pada umumnya 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 sungai Cidanau. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. 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.
- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- d. 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*)

Uap atau *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air umpan *boiler* disediakan dengan *excess* 20%. *Excess* merupakan pengganti *steam* yang hilang karena kebocoran transmisi 10% serta faktor keamanan sebesar 20%. Sehingga kebutuhan air umpan *boiler* yang diperoleh dari perhitungan adalah sebanyak 189335,5938 kg/jam. Air yang digunakan untuk *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak *boiler*. Berikut adalah persyaratan air umpan *boiler* menurut *Perry's* edisi 6, halaman 976:

Tabel 4.16 Syarat air umpan boiler

Parameter	Total (ppm)
Total padatan (<i>total dissolved solid</i>)	3.500
Alkanitas	700
Padatan terlarut	300
Silika	60 – 100
Besi	0.1
Tembaga	0.5
Parameter	Total (ppm)
Oksigen	0,007
Kesadahan	0
Kekeruhan	175
Minyak	7
Residu fosfat	140

Berikut adalah prasyarat air umpan *boiler*:

a. Tidak membuih (berbusa)

Busa disebabkan adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kebasaaan yang tinggi. Berikut adalah kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam *boiler*.
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat dan dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut.

Untuk mengatasi hal – hal berikut maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan *boiler*.

b. Tidak membentuk kerak dalam *boiler*

Kerak dalam *boiler* dapat menyebabkan hal – hal berikut:

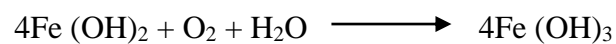
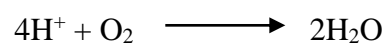
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah, minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan organik serta gas – gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂,

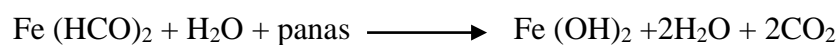
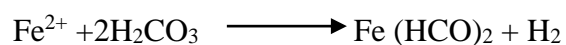
O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.

Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi menurut reaksi berikut:



Bikarbonat dalam air akan membentuk CO₂ yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan CO₂ kembali.

Berikut adalah reaksi yang terjadi:



3. Air sanitasi.

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

a. Syarat fisika, meliputi:

- 1) Suhu : Di bawah suhu udara
 - 2) Warna : Jernih
 - 3) Rasa : Tidak berasa
 - 4) Bau : Tidak berbau
- b. Syarat kimia, meliputi:
- 1) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
 - 2) Tidak mengandung bakteri.

4.5.1.2 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 flokulan.

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 hasil dari *clarifier* dialirkan menuju *sand filter* untuk memisahkan 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.

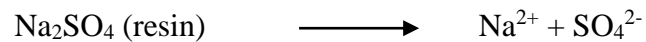
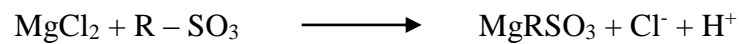
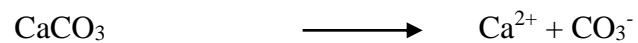
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

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^+ .

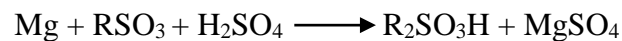
Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



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

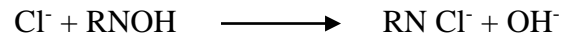
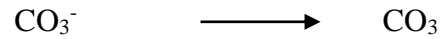
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

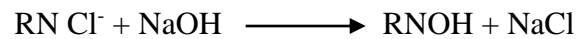
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

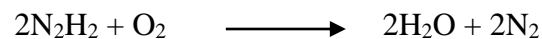
Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) 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*).

4.5.1.3 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel 4.17 Kebutuhan air pembangkit steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	7603,2400
HE-02	18739,9094
REBOILER	107006,0870
REAKTOR	20166,6068
TOTAL	153515,8432

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

$$= 20\% \times 153515,8432 \text{ kg/jam}$$

$$= 184219,0118 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Blowdown } 15\% = 15\% \times 184219,0118 \text{ kg/jam}$$

$$= 27632,8518 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan air proses

Tabel 4.18 Kebutuhan air proses

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
ABS	66495,1598
HE -04	17379,3237
HE -05	12119,3207
HE -06	1240,8630
Condensor	2543982,3082
TOTAL	2641216,9754

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air proses sebesar 3169460,3705 kg/jam

3. Total kebutuhan air

a. Kebutuhan air domestik

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 4,2626 kg/jam
(Sularso,2000)

Jumlah karyawan = 145 orang.

Sehingga kebutuhan air karyawan yaitu sebesar 618,0755 kg/jam.

Pabrik merencanakan mendirikan mess sebanyak 20 rumah dan perkiraan kebutuhan air untuk mess sebesar 3333,3333 kg/jam.

Sehingga kebutuhan air domestik yaitu sebesar 3951,4089 kg/jam

b. Kebutuhan air *service water*

Perkiraan kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (*service water*) sebesar 1000 kg/jam.

Tabel 4.19 Total kebutuhan air

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	Cooling Water	3169460,3705
2	Steam	184219,0118
3	Domestik Water	3951,4089
4	Service Water	1000,0000
Total		3358630,7912

Diambil angka keamanan 10%

$$= 1,1 \times 3358630,7912 = 3694493,8703 \text{ kg/jam}$$

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

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

Kapasitas : 184219,0118kg/jam

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

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 150°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 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik diperoleh dari dua sumber yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator. Generator berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat – alat seperti *boiler*, pengaduk reaktor, dan sejumlah pompa.

Generator menggunakan solar dan udara yang di tekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan energi listrik. Listrik tersebut didistribusi menggunakan panel. Energi listrik dari generator digunakan sebagai sumber listrik utama untuk penerangan dan menggerakkan alat proses ketika listrik padam.

Berikut adalah spesifikasi generator yang digunakan:

Kapasitas : 1320 kWh

Jenis : AC Generator

Jumlah : 1

a. Kebutuhan listrik proses

- Peralatan Proses

Tabel 4.20 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Blower	BL	25	18642,5000
Kompresor	K-01	209,1724	155979,8587
Pompa-01	PU-01	0,6643	495,3685
Pompa-02	PU-02	3,3589	2504,7317
Pompa-03	PU-03	1,2947	965,4804
Total		239,4903	178587,8833

- Peralatan Utilitas

Tabel 4.21 Kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)		2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower		5,0000	3728,5000
Kompresor	C-01	5,0000	3728,5000
Pompa-01	P-01	69,4969	51823,8179
Pompa-02	P-02	69,4969	51823,8179
Pompa-03	P-03	65,8655	49115,9093
Pompa-04	P-04	65,2961	48691,2943
Pompa-05	P-05	64,1280	47820,2531
Pompa-06	P-06	60,3074	44971,2386
Pompa-07	P-07	0,3916	292,0495

Lanjutan Tabel 4.21 Kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-08	P-08	0,3916	292,0495
Pompa-09	P-09	0,3916	292,0495
Pompa-10	P-10	0,1953	145,6060
Pompa-11	P-11	0,1953	145,6060
Pompa-12	P-12	57,2896	42720,8851
Pompa-13	P-13	57,2896	42720,8851
Pompa-14	P-14	57,2896	42720,8851
Pompa-15	P-15	0,0019	0,5008
Pompa-16	P-16	4,5875	3420,9195
Pompa-17	P-17	0,0004	0,3338
Pompa-18	P-18	4,5875	3420,9195
Pompa-19	P-19	0,0019	1,395
Pompa-20	P-20	4,5875	3420,9195
Total	593,7907	442789,7351	

Total kebutuhan listrik alat proses adalah sebesar 178,5879 kWh

Total kebutuhan listrik untuk alat utilitas adalah sebesar 442,7897 kWh

Total kebutuhan listrik proses dan utilitas adalah sebesar 621,3776 kWh

b. Kebutuhan listrik alat lainnya

- Kebutuhan listrik alat kontrol dan penerangan adalah 5% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas yaitu sebesar 62,1378 kWh
- Kebutuhan listrik laboratorium, bengkel dan instrumentasi adalah 25% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas yaitu sebesar 310,6888 kWh

Total kebutuhan listrik pabrik asam akrilat ini adalah sebesar 994,2042 kWh. Beban listrik dari generator adalah sebesar 1320 kWh dengan faktor daya 80%.

4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 37,3824 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan solar sebanyak 62.082,6186 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 129,7896 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 62.212,4082 kg/jam.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik asam akrilat ini adalah berupa limbah cair. Limbah cair yang dihasilkan pabrik asam akrilat ini berupa cairan yang terdiri dari campuran air dan pengotor lainnya. Cairan tersebut mengandung senyawa propilen, asam asetat, CO₂ dan akrolein yang larut. Sebelum limbah cair dibuang, dilakukan beberapa *treatment*. Berikut adalah uraian dari *treatment* yang digunakan:

- *Pre-Treatment*

Pre-treatment yang dilakukan adalah pengendapan menggunakan bak pengendapan untuk menghilangkan padatan besar menggunakan gaya gravitasi.

- *Treatment Pertama*

Treatment pertama berfungsi untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair. Pada *treatment* ini digunakan lumpur aktif organik yang dapat meningkatkan jumlah bakteri pengurai limbah organik. Proses aerasi dilakukan hingga nilai BOD, COD, dan DO standar diperoleh.

- *Treatment* Kedua

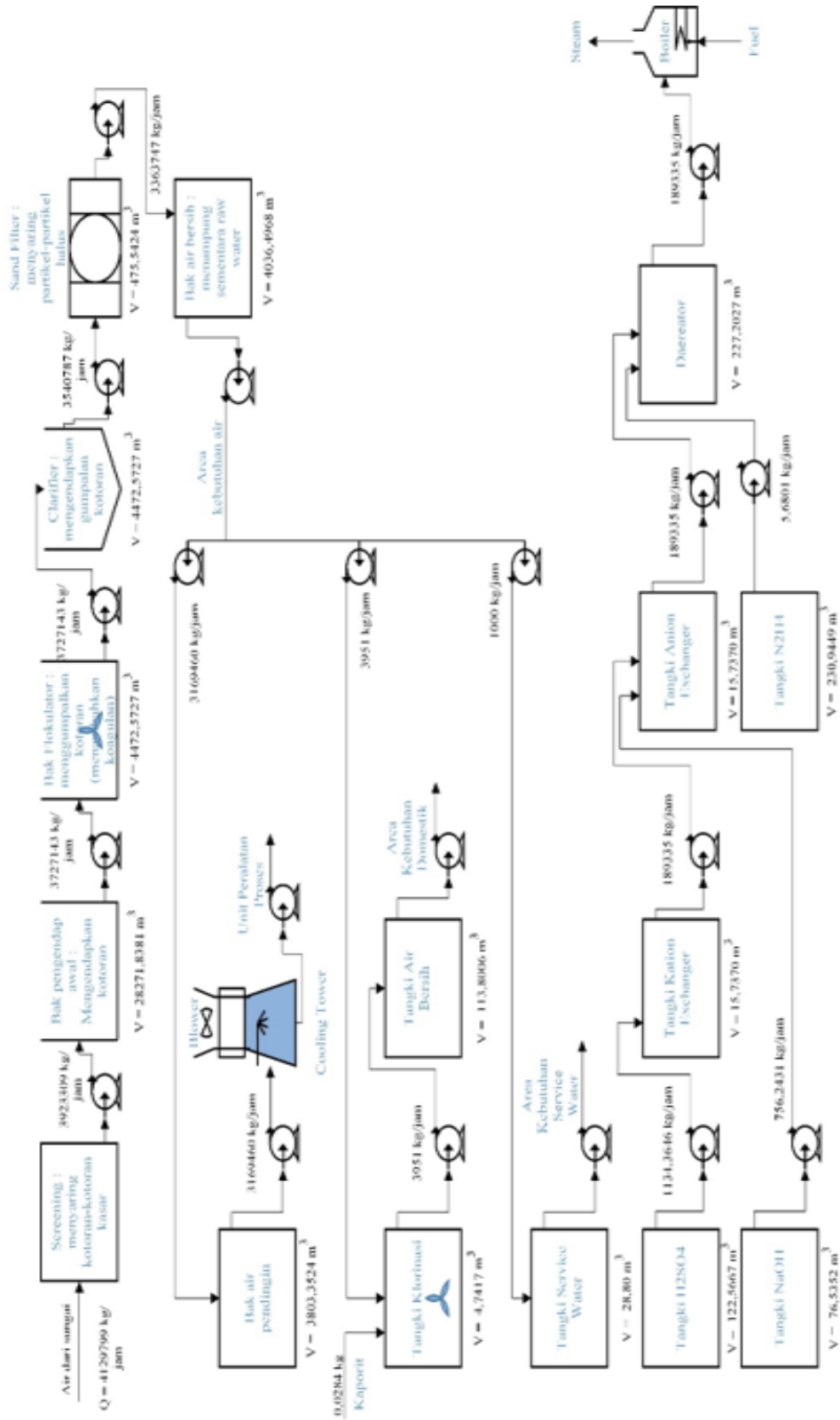
Treatment kedua dilakukan jika limbah cair memiliki pH tidak netral. Proses penetralan dilakukan dengan cara menambahkan senyawa kimia yang dapat menetralkan atau dengan menambahkan air pada limbah cair tersebut.

- *Treatment* Ketiga

Treatment ketiga berfungsi untuk membunuh mikroorganisme patogen yang terkandung didalam air limbah. Desinfektasi mikroorganisme patogen dilakukan dengan cara menijeksi gas Cl_2 pada limbah cair.

Pengawasan yang ketat pada tiap *treatment* limbah cair berupa pengujian di lab sangat diperlukan agar limbah cair tidak merusak lingkungan disekitar lokasi pabrik.

4.5.7 Diagram Alir Air Utilitas



Gambar 4.5 Diagram alir air utilitas

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 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 tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Dasar-dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) adalah sebagai berikut:

- a. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin, sebab tidak bergantung pada pemegang saham yang dimana pemegang saham dapat berganti-ganti,
- b. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain,
- c. Mudah mendapatkan modal, yaitu dari bank maupun dengan menjual saham,
- d. Tanggung jawab yang terbatas dari pemegang saham terhadap hutang perusahaan.

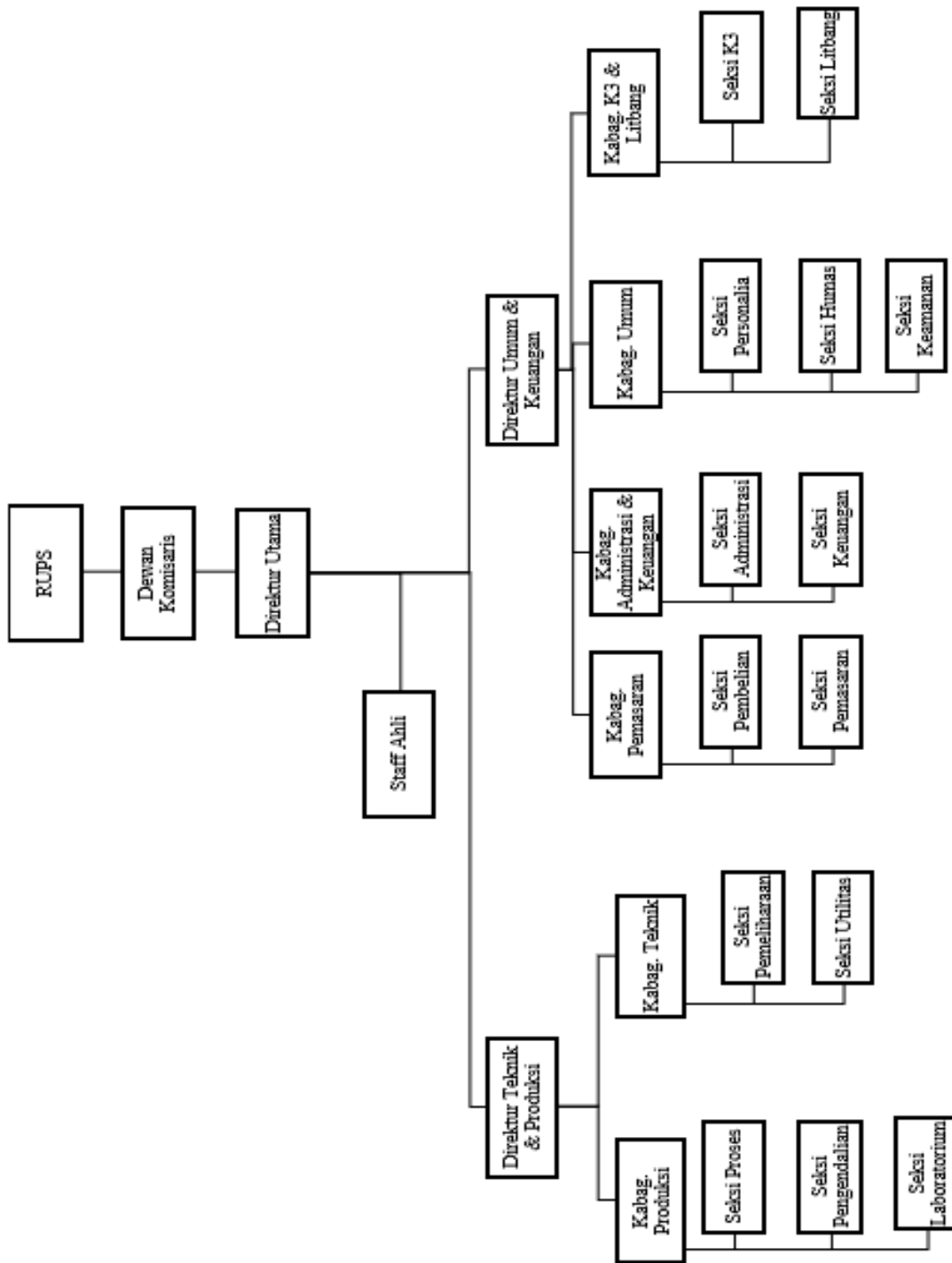
4.6.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi yang tersusun rapi dan terorganisasi dengan baik akan berpengaruh pada setiap proses di pabrik

sehingga dapat berjalan dengan lancar serta pembagian tugas dan wewenang dari karyawan dapat dilaksanakan dengan baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang dan jabatan kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang saham
2. Dewan komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur
5. Kepala Bagian
6. Kepala Seksi
7. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas dan wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.



Gambar 4.6 Struktur organisasi perusahaan

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa 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 (RUPS). RUPS dilakukan minimal satu kali dalam setahun demi mengontrol dan mengevaluasi kelancaran proses produksi. Bila ada sesuatu hal, RUPS dapat dilakukan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS dihadiri oleh pemilik saham dan Dewan Komisaris.

Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

- a. Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris,
- b. Dengan musyawarah mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur serta mengesahkan anggota pemegang saham apabila mengundurkan diri,
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan,
- d. Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, disimpan, atau ditanamkan kembali.

4.6.3.2 Dewan Komisaris

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

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran
- b. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan dan pelaksanaan tugas direktur,
- c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal kelancaran perusahaan sesuai dengan apa yang telah ditargetkan dalam RUPS. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Adapun tugas-tugas Direktur Utama adalah:

- a. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien,
- b. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS,
- c. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan,
- d. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga,

- e. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerja pada perusahaan

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Berikut tugas-tugasnya adalah:

1. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama. Tugasnya adalah memimpin segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi, operasi, teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

Direktur Teknik dan Produksi dibantu oleh dua Kepala Bagian, yaitu:

a. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik dan Produksi. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi, proses, pengendalian dan laboratorium. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Produksi dibantu oleh tiga Seksi, yaitu Seksi Proses, Seksi Pengendalian dan Seksi Laboratorium.

b. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik dan Produksi. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik, pemeliharaan, dan

utilitas. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Produksi dibantu oleh dua Seksi, yaitu Seksi Pemeliharaan dan Seksi utilitas.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama. Tugasnya memimpin segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

Direktur Keuangan dan Umum dibantu oleh empat Kepala Bagian, yaitu:

a. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Pemasaran dibantu oleh dua Seksi, yaitu Seksi Pembelian dan Seksi Pemasaran.

b. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang administrasi dan keuangan. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan dibantu oleh dua Seksi, yaitu Seksi Administrasi dan Seksi Keuangan.

c. Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang personalia, humas dan keamanan. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Umum dibantu oleh tiga Seksi, yaitu Seksi Personalia, Seksi Humas dan Seksi Keamanan.

d. Kepala Bagian K3 dan Litbang

Kepala Bagian K3 dan Litbang bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum. Tugasnya adalah mengkoordinasi segala pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang K3, dan Litbang. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian K3 dan Litbang dibantu oleh dua Seksi, yaitu Seksi K3 dan Seksi Litbang.

4.6.3.4 Staff Ahli

Staff Ahli bertugas memberi masukan, baik berupa saran, nasihat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan

4.6.4 Catatan

4.6.4.1 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.

4.6.4.2 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*).

4.6.4.3 Kerja Lembur (*Overtime*)

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

4.6.4.4 Sistem Gaji Karyawan

Tabel 4.22 Gaji karyawan

No	Jabatan	Pendidikan Minimal	Jumlah	Gaji (/bulan)	Gaji (/tahun)
1	Direktur Utama	S2	1	Rp 45.000.000	Rp 540.000.000
2	Direktur Produksi & Teknik	S2	1	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
3	Direktur Keuangan & Umum	S2	1	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
4	Staff Ahli	S2	1	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	S1	1	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	S1	1	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
8	Ka. Bag. Keuangan dan administrasi	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
9	Ka. Bag. Umum	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
10	Ka. Bag. K3 & Litbang	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
11	Ka. Sek. Proses	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
12	Ka. Sek. Pengendalian	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
13	Ka. Sek. Laboratorium	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
14	Ka. Sek. Pemeliharaan	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
15	Ka. Sek. Utilitas	S1	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
16	Ka. Sek. Pembelian	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
17	Ka. Sek. Pemasaran	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000

Lanjutan Tabel 4.22 Gaji karyawan

18	Ka. Sek. Administrasi	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
19	Ka. Sek. Kas	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
20	Ka. Sek. Personalia	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
21	Ka. Sek. Humas	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
22	Ka. Sek. Keamanan	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
23	Ka. Sek. K3	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
24	Ka. Sek. Litbang	S1	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
25	Karyawan Proses	D3	8	Rp 80.000.000	Rp 960.000.000
26	Karyawan Pengendalian	D3	5	Rp 50.000.000	Rp 600.000.000
27	Karyawan Laboratorium	D3	4	Rp 36.000.000	Rp 432.000.000
28	Karyawan Pemeliharaan	D3	6	Rp 54.000.000	Rp 648.000.000
29	Karyawan Utilitas	D3	8	Rp 72.000.000	Rp 864.000.000
30	Karyawan Pembelian	D3	4	Rp 32.000.000	Rp 384.000.000
31	Karyawan Pemasaran	D3	4	Rp 32.000.000	Rp 384.000.000
32	Karyawan Administrasi	D3	3	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
33	Karyawan Kas	D3	3	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
34	Karyawan Personalia	D3	3	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
35	Karyawan Humas	D3	3	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
36	Karyawan Keamanan	D3	6	Rp 48.000.000	Rp 576.000.000
37	Karyawan K3	D3	5	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000
38	Karyawan Litbang	D3	3	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
39	Operator	D3	40	Rp 280.000.000	Rp 3.360.000.000
40	Supir	SMA/SMK	4	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
41	Librarian	SMA/SMK	1	Rp 3.750.000	Rp 45.000.000
42	<i>Cleaning service</i>	SMA/SMK	5	Rp 18.750.000	Rp 225.000.000
43	Dokter	S1	2	Rp 19.000.000	Rp 228.000.000
44	Perawat	D3	4	Rp 18.000.000	Rp 216.000.000
Total			145	Rp 1.539.500.000	Rp 18.474.000.000

4.6.4.5 Jam Kerja Karyawan

Pabrik Asam Akrilat akan beroperasi selama 24 jam dalam sehari dan 330 hari dalam setahun. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan *non-shift* (harian) dan karyawan *shift*.

a. Jam kerja karyawan *non-shift*

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat:

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan *shift*

Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi:

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- 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 9 hari kerja dan 3 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 4.6 sebagai berikut:

Tabel 4.23 Jadwal kerja masing-masing regu

Shift	Tanggal																													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Pagi	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D
Siang	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A
Malam	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B
Libur	D	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C	C

4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan Analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan 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 tidaknya untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi in faktor – faktor yang ditinjau adalah:

- a. *Return On Investment* (ROI)
- b. *Pay Out Time* (POT)
- c. *Discounted Cash Flow*
- d. *Break Event Point* (BEP)
- e. *Shut Down Point* (SDP)

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:

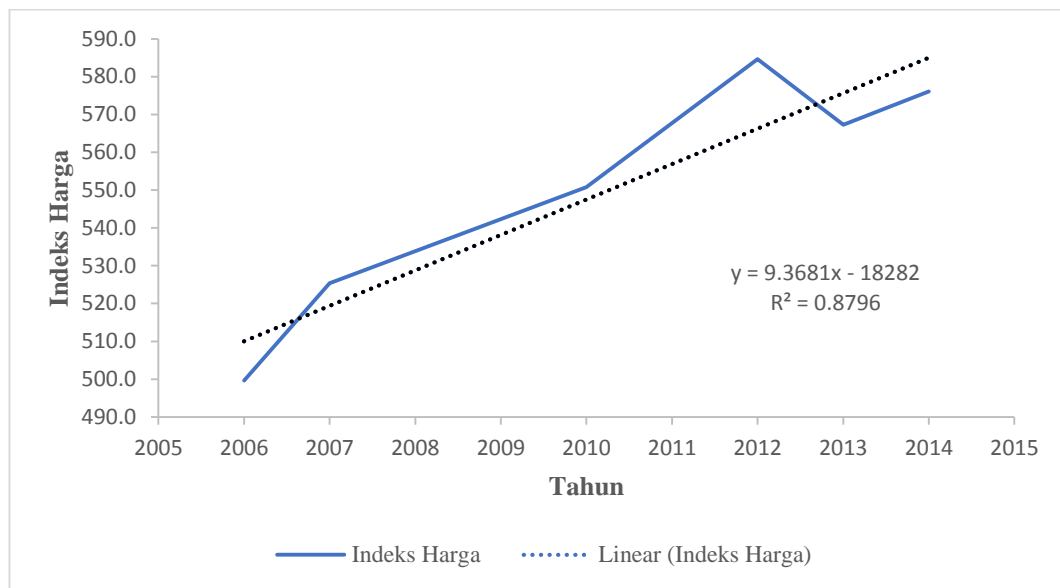
- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya tak pasti/mengambang (*Regulated Cost*)

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

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

Pabrik asam akrilat ini beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2023. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lainnya diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2023 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 2006 sampai tahun 2014, dicari dengan persamaan regresi linier.



Gambar 4.7 Indeks harga CEPCI dan linierisasinya

Persamaan yang diperoleh adalah $y = 9,3681x - 18282$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun peracncangan, dalam hal ini pada tahun 2023 yaitu sebesar 669,6663. Harga – harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dari referensi buku Peters & Timmerhaus pada tahun 1990 dan Aries Newton pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

Dalam hubungan ini:

E_x : Harga pembelian pada tahun 2023

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi (1990)

N_x : Indeks harga pada tahun 2023

Ny : Indeks harga pada tahun referensi (1990)

4.7.2 Dasar perhitungan

Kapasitas produksi	= 150.000 ton/tahun
Satu tahun produksi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2023
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 14.617
Harga bahan baku (propilen)	= Rp 1.752.331.726.899/tahun
Harga bahan pembantu	
Katalis (<i>Iron Molybdenum Oxyde</i>)	= Rp 247.539.936.461/tahun
Harga jual	= Rp 4.275.472.500.000/tahun

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 *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*

Fixed 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.

4.7.3.2 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.

4.7.3.3 General Expense

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

4.7.4 Analisa Kelayakan

Studi kelayakan dari pabrik asam akrilat dari propilen ini dapat dilihat dari parameter – parameter ekonomi. Pabrik ini dikategorikan sebagai pabrik dengan resiko rendah (*low risk*) dengan pertimbangan bahwa teknologi yang digunakan sudah ada sebelumnya dan pabrik asam akrilat sudah ada di Indonesia. Selain itu, temperatur maksimum proses dalam pabrik ini sebesar 350°C dan tekanan yang digunakan relatif rendah. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.7.4.1 Percent Return On Investment (ROI)

Return On Investment digunakan sebagai sebuah pertimbangan penting karena ROI menunjukkan seberapa cepat pengembalian investasi berdasarkan pada keuntungan.

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

Keuntungan atau profit dihitung berdasarkan *annual sales* (Sa) dan *total manufacturing cost*. *Finance* akan dihitung sebagai komponen yang berisikan pengembalian utang selama pembangunan pabrik. *Finance* akan berkontribusi terhadap *cash flow* dari pabrik ini. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai minimum ROI *before tax* sebesar 11%, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai minimum ROI *before tax* sebesar 44%.

4.7.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah:

- a. 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.
- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.
- d. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

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

4.7.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah:

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. 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.

- c. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.
- d. Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% - 60%.

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

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

4.7.4.4 *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah:

- a. 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*).

- b. 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.
- c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

4.7.4.5 Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR) adalah:

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

d. Asumsi yang digunakan dalam perhitungan DCFRR adalah

- Umur ekonomis pabrik yaitu 10 tahun
- *Annual profit* dan *taxes* konstan setiap tahun
- Depresiasi sama setiap tahun

Persamaan untuk menentukan DCFRR :

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

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 DCFRR

4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik asam akrilat ini memerlukan rencana perhitungan analisis. Hasil rancangan masing – masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4.24 *Physical Plant Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Harga alat	121.775.973.046	8.331.119
2	Biaya pengangkutan	30.443.993.261	2.082.779
3	Biaya pemasangan	20.409.093.231	1.396.257
4	Biaya pemipaan	67.779.859.269	4.637.056
5	Biaya instrumentasi	30.541.309.068	2.089.437
6	Biaya listrik	12.328.193.578	843.414
7	Biaya isolasi	4.749.175.472	324.907
8	Biaya bangunan	28.194.000.000	1.928.849
9	Biaya tanah	151.980.000.000	10.397.482
Physical Plant Cost (PPC)		537.277.779.092	36.757.048

Tabel 4.25 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Construction Cost</i> (25%.PEC)	134.319.444.773	9.189.262
Total (DPC + PPC)		671.597.223.866	45.946.310

Tabel 4.26 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	671.597.223.866	45.946.310
2	<i>Contractors fee (5%.DPC)</i>	35.579.861.193	2.297.315
3	<i>Contingency (10%.DPC)</i>	67.159.722.386	4.594.631
	Total	772.336.807.445	52.838.257

Tabel 4.27 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	1.999.871.663.361	136.818.202
2.	<i>Labor</i>	18.474.000.000	1.263.870
3.	<i>Supervisor</i>	2.771.100.000	189.580
4.	<i>Maintenance</i>	386.168.403.723	26.419.128
5.	<i>Plant Suplies</i>	57.925.260.558	3.962.869
6.	<i>Royalty and Patent</i>	43.390.356.319	2.968.485
7.	Bahan utilitas	98.670.156.389	6.750.369
	Total	2.607.270.940.349	178.372.507

Tabel 4.28 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.771.100.000	189.580
2	<i>Laboratory</i>	1.847.400.000	126.387
3	<i>Plant Overhead</i>	9.327.000.000	631.935
4	<i>Packaging n Shipping</i>	433.903.563.188	29.684.857
	Total IMC	447.759.063.188	30.632.760

Tabel 4.29 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Depresiasi (8% FCI)	61.786.944.595	6.715.972
2.	<i>Propertay tax</i> (1% FCI)	7.723.368.074	528.382
3.	Asuransi (1% FCI)	7.723.368.074	528.382
	Total	77.233.680.745	5.283.825

Tabel 4.30 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	2.607.270.940.349	178.372.507
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	447.759.063.188	30.632.760
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	77.233.680.745	5.283.825
	Total	3.132.263.684.282	214.289.093

Tabel 4.31 *Working Capital (WC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	42.421.520.132	2.902.204
2.	<i>Inproses Inventory</i>	4.547.064.147	311.080
3.	<i>Product Inventory</i>	66.441.956.939	4.545.526
4.	<i>Extended credit</i>	92.040.149.767	6.296.787
5.	<i>Available cash</i>	284.751.244.025	19.480.826
	Total	490.400.724.931	33.550.025

Tabel 4.32 *General Expense (GE)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Administrasi (3% MC)	93.967.910.528	6.428.672
2.	<i>Sales expense</i> (15% MC)	469.839.552.642	32.143.364
3.	<i>Research</i> (6% MC)	187.935.821.056	12.857.345
4.	<i>Finance</i> (4% MC)	50.509.501.295	3.455.531
	Total	802.252.785.523	54.884.913

Tabel 4.33 Total biaya produksi

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Manufacturing Cost</i>	3.132.263.684.282	214.289.093
2.	<i>General Expense</i>	802.252.785.523	54.884.913
	Total	3.934.516.469.805	269.174.007

Tabel 4.34 *Fixed cost (Fa)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Depresiasi	61.786.944.596	4.227.060
2.	<i>Property tax</i>	7.723.368.074	528.382
3.	Asuransi	7.723.368.074	528.382
	Total	77.22-33.680.745	5.283.825

Tabel 4.35 *Variable cost (Va)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	1.999.871.663.361	136.818.202
2	<i>Packing n Shipping</i>	433.903.563.188	29.684.857
3	Utilitas	98.670.156.389	6.750.369
4	<i>Royalties & patents</i>	43.390.356.319	2.968.458
	Total Va	2.575.835.739.257	176.221.915

Tabel 4.36 *Regulated cost (Ra)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji karyawan	18.474.000.000	1.263.870
2	<i>Payroll overhead</i>	2.771.100.000	189.580
3	<i>Plant overhead</i>	9.237.000.000	631.935
4	Supervisi	2.771.100.000	189.580
5	<i>Laboratorium</i>	1.847.400.000	126.387
6	<i>Maintenance</i>	386.168.403.723	26.419.128
7	<i>General expense</i>	802.252.785.523	54.884.913
8	<i>Plant supplies</i>	57.925.260.558	3.962.869
	Total	1.281.447.049.804	87.668.266

4.7.6 Analisa Keuntungan

Total penjualan = Rp 4.339.035.631.881

Total Production Cost = Rp 3.943.516.469.805

Keuntungan sebelum pajak = Rp 404.519.162.076

Pajak pendapatan = 52%

Keuntungan setelah pajak = Rp 194.169.197.796

4.7.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.7.7.1 Percent Return On Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 52,38%

ROI sesudah pajak = 25,14%

4.7.7.2 Pay Out Time (POT)

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

POT sebelum pajak = 1,66 tahun

POT sesudah pajak = 3,02 tahun

4.7.7.3 Break Event Point (BEP)

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

BEP = 53,3%

4.7.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 44,38\%$$

4.7.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 772.336.807.445

Working Capital = Rp 490.400.724.931

Salvage Value (SV) = Rp 61.786.944.596

Cash flow (CF) = *Annual profit + depresiasi + finance*

= Rp 306.465.643.687

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

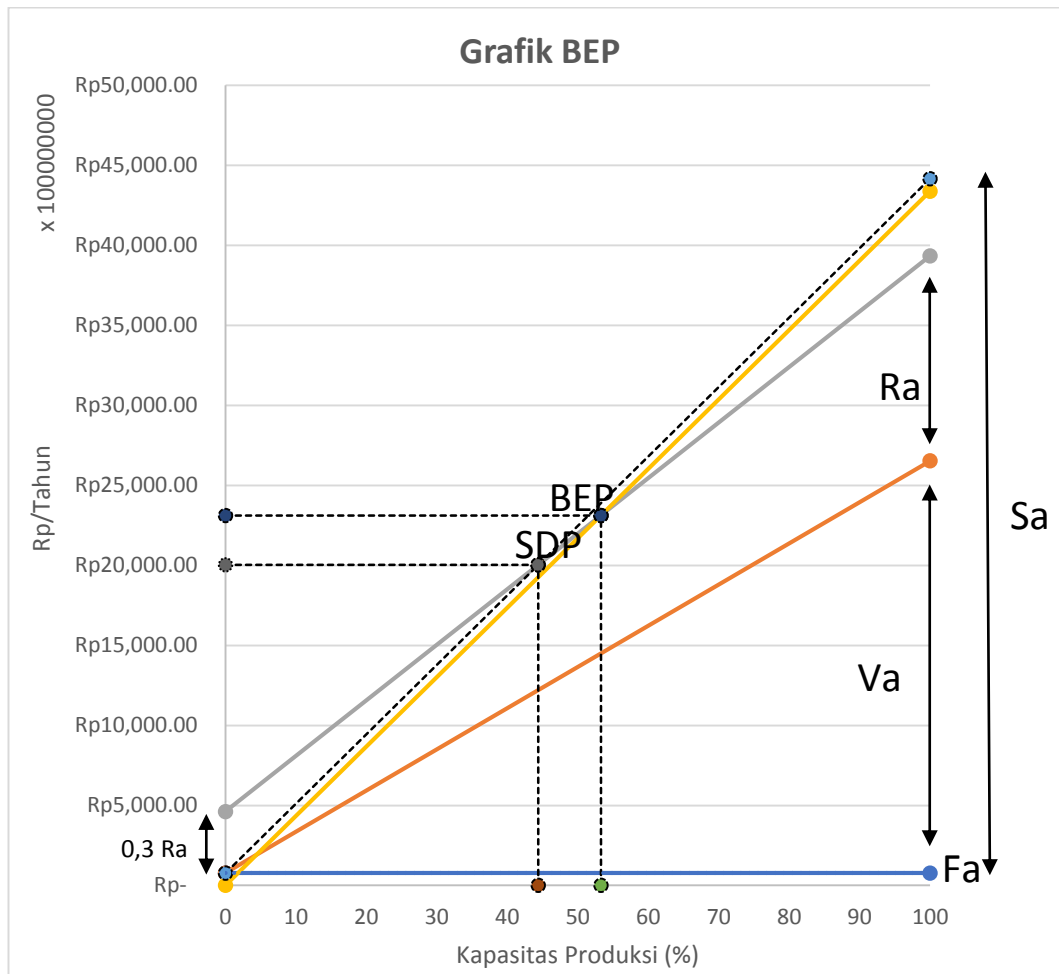
$$(FC+WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

R = S

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 21,97\%$

Tabel 4.37 Rekapitulasi komponen biaya untuk penentuan BEP dan SDP secara grafis

Kapasitas, %	Sa (Rp)	Fa (Rp)	Va (Rp)	Ra (Rp)	Total Cost (Rp)	Keuntungan (Rp)
0	0	77.233.680.744	0	384.434.114.941	461.667.795.685	-461.667.795.685
10	433.903.563.188	77.233.680.744	257.583.573.925	474.135.408.427	808.952.663.097	-375.049.099.909
20	867.807.126.376	77.233.680.744	515.167.147.851	563.836.701.913	1.156.237.530.509	-288.430.404.133
30	1.301.710.689.564	77.233.680.744	772.750.721.777	653.537.995.400	1.503.522.397.921	-201.811.708.357
40	1.735.614.252.752	77.233.680.744	1.030.334.295.702	743.239.288.886	1.850.807.265.333	-115.193.012.581
50	2.169.517.815.940	77.233.680.744	1.287.917.869.628	832.940.582.372	2.198.092.132.745	-28.574.316.805
60	2.603.421.379.128	77.233.680.744	1.545.501.443.554	922.641.875.858	2.545.377.000.157	58.044.378.971
70	3.037.324.942.316	77.233.680.744	1.803.085.017.479	1.012.343.169.345	2.892.661.867.569	144.663.074.747
80	3.471.228.505.504	77.233.680.744	2.060.668.591.405	1.102.044.462.831	3.239.946.734.981	231.281.770.523
90	3.905.132.068.692	77.233.680.744	2.318.252.165.331	1.191.745.756.317	3.587.231.602.393	317.900.466.299
100	4.339.035.631.880	77.233.680.744	2.575.835.739.256	1.281.447.049.803	3.934.516.469.805	404.519.162.075



Gambar 4.8 Grafik penentuan BEP dan SDP secara grafis

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, produk dan teknologi proses yang tersedia, maka pabrik asam akrilat dari propilen dengan kapasitas 150.000 ton/tahun ini tergolong pabrik berisiko rendah. Kesimpulan yang dapat diperoleh dari hasil laporan perancangan pabrik kimia ini antara lain:

1. Pabrik asam akrilat dengan kapasitas produksi 150.000 ton/tahun ini membutuhkan bahan baku propilen 99,5% sebanyak 92.217 ton/tahun dan oksigen sebanyak 137.304 ton/tahun.
2. Luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik asam akrilat ini adalah 15.198 m².
3. Pabrik asam akrilat dengan kapasitas produksi 150.000 ton/tahun ini membutuhkan utilitas berupa
 - a. Air = 3.700.122,1105 kg/jam
 - b. Bahan bakar = 62.212,4082 kg/jam
 - c. Listrik = 1320 kWh
4. Pabrik membutuhkan tenaga kerja sebanyak 145 orang.
5. *Total Capital Investment* yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik terdiri dari *fixed capital investment* sebesar Rp 772.336.807.445 dan *working capital* sebesar Rp 490.400.724.931

6. *Total Production Cost* yang dikeluarkan oleh pabrik terdiri dari *manufacturing cost* sebesar Rp 3.132.263.684.282 dan *general expense* sebesar Rp 802.252.785.523

7. Nilai ROI pabrik asam akrilat ini adalah:

$$\text{ROI before tax} = 52,38\%$$

$$\text{ROI after tax} = 25,14\%$$

Pabrik berisiko rendah memiliki syarat ROI *before tax* minimal 11% dan pabrik ini memenuhi syarat.

8. Nilai POT pabrik asam akrilat ini adalah:

$$\text{POT before tax} = 1,66 \text{ tahun}$$

$$\text{POT after tax} = 3,02 \text{ tahun}$$

Pabrik berisiko rendah memiliki syarat POT *before tax* maksimal 5 tahun dan pabrik ini memenuhi syarat.

9. Nilai BEP, SDP dan DCFRR pabrik asam akrilat ini adalah:

$$\text{Nilai BEP} = 53,3\%$$

$$\text{Nilai SDP} = 44,38\%$$

$$\text{Nilai DCFRR} = 21,97\%$$

Dengan mempertimbangkan hasil perhitungan evaluasi ekonomi di atas maka pabrik asam akrilat dari propilen dengan kapasitas 150.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan layak untuk didirikan.

5.2 Saran

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

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

Daftar Pustaka

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, McGraw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill Book Co., Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1990, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd Ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., Klaus D. Timmerhaus and Ronald E. West., 2004, *Plant Design and Economics for Chemical Engineer*, 5th Ed., Mc.Graw-Hill., Singapore
- Prasad, Krisna, P.V.R and Kumar, Prem.M., 2008, *Manufacture Acrylic Acid by Oxidation Propylene.*, S.R.M University
- Rase, H.F., and Barrow, H.W., 1957, *Project Engineering of Process Plant.*, John Wiley and Sons., Inc., New York
- Smith, J.M., Ness, Van H.C., Abbott, M.M., 2001, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6rd Ed., Mc.Graw-Hill Inc., Singapore.
- Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., 2009, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, 3rd Ed., Prentice-Hall Inc., New Jersey.
- Ulrich, G. D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics.*, John Wiley and Sons., Inc., New York
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook.*, Mc.Graw Hill., New York.

Biro Pusat Statistik, 2008 - 2017, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”,

<https://www.bps.go.id/> diakses pada 2 April 2018

“*Acrylic Acid and Esters*”, <https://ihsmarkit.com/index.html> diakses pada 7 April 2018

Keiji Wakatsuki., “*Acrylic Acid and Esters*”, <https://www.orbichem.com/> diakses pada 7 April 2018

“*physical and chemical properties*”, <http://www.sciencelab.com/> diakses pada 8 April 2018

“*physical and chemical properties*”, <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/> diakses pada 9 April 2018

“*Kapasitas Produksi PT. Nippon Shokubai Indonesia*”,

<https://www.shokubai.co.jp/en/> diakses pada 2 April 2018

“*Kapasitas Produksi Produsen Petrokimia Indonesia, 2014 – 2018*”,

<http://www.chandra-asri.com/> diakses pada 12 April 2018

“*Cost Raw Material and Product for Production Acrylic Acid*”,

<https://www.alibaba.com> diakses pada 29 Agustus 2018

“*Process Equipment Cost Estimates*”, <https://www.matche.com/> diakses pada 23 Agustus 2018

Hartono., “*Kemenperin Resmikan Perluasan Pabrik PT. Nippon Shokubai*

Indonesia”, [http://www.kemenperin.go.id/artikel/7606/Menperin-Resmikan-](http://www.kemenperin.go.id/artikel/7606/Menperin-Resmikan-Perluasan-Pabrik-PT.-Nippon-Shokubai-Indonesia)

[Perluasan-Pabrik-PT.-Nippon-Shokubai-Indonesia](http://www.kemenperin.go.id/artikel/7606/Menperin-Resmikan-Perluasan-Pabrik-PT.-Nippon-Shokubai-Indonesia) diakses pada 3 April 2018

“Chemical Engineering Plant Cost Index”,

<https://www.chemengonline.com/economic-indicators-cepci/?printmode=1>

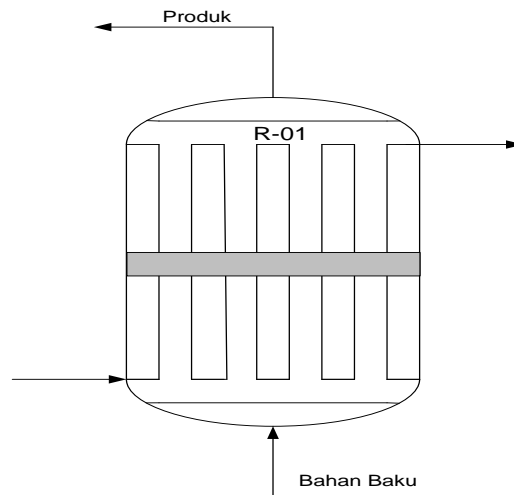
diakses pada 22 Agustus 2018

LAMPIRAN

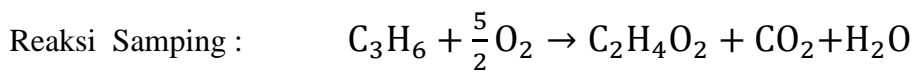
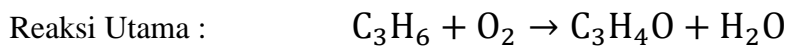
LAMPIRAN A

REAKTOR STAGE 1

- Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara propilen dan oksigen menjadi akrolein
- Kondisi Operasi : Suhu = 330°C
- Tekanan = 4,9 atm
- Reaksi = Eksotermis
- Tujuan :
1. Menentukan jenis reaktor
 2. Menghitung pressure drop
 3. Menghitung berat katalis
 4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
 5. 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 12-15 bulan
- c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

(Hill, hal 425-431)

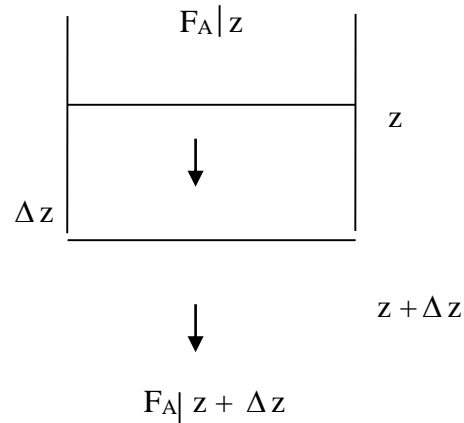
2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

- a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ

dengan konversi X. Neraca massa CH_3OH pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



Input - Output - Yang Bereaksi = 0

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

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

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volum

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

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

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

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 = $k C_A \cdot C_B$

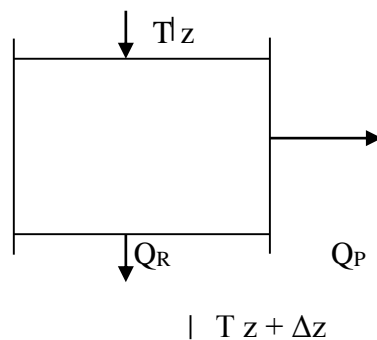
Z = tebal tumpukan katalisator

D_i = diameter dalam pipa

Tabel A.1 Komposisi dengan perhitungan kapasitas stage 1

Input	Massa, Kg/Jam	Output	Massa, Kg/Jam
Propilen	11781,0094	Propilen	294,5252
Propana	104,2602	Propana	104,2602
Oksigen	17336,4246	Oksigen	8431,7721
Nitrogen	65217,9783	Nitrogen	65217,9783
Air	20166,6068	Air	25089,3857
		Akrolein	12048,8601
		Asam Asetat	152,2804
		Karbon Dioksida	111,6723

b. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

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

$$\Sigma m.C_p (T|_Z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T|_{Z+\Delta Z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m.C_p (T|_Z - T|_{Z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$$

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

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

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

$$A = \pi D_o \Delta Z$$

$$Q_p = U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)$$

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

: ΔZ

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

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

$$(\Sigma m.C_p)$$

$$\lim \Delta Z \longrightarrow 0$$

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

$$(\Sigma m.C_p)$$

Dimana:

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

$$\Delta H_R = \text{Panas Reaksi}$$

$$U = \text{Overall heat transfer coefficient}$$

$$D_o = \text{Diameter luar}$$

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 93,3 – 540 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde

- 26,5 % Diphenyl

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

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

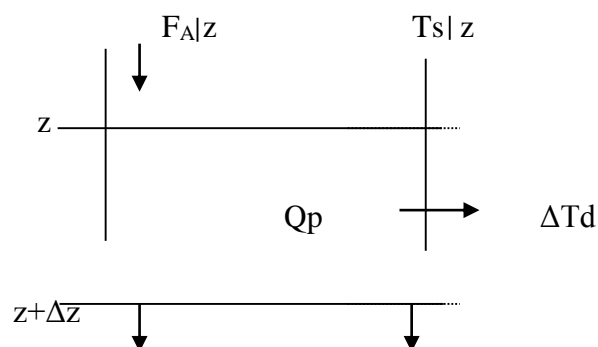
$$\rho = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T, \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5808 - 0,04212 T, \text{ gr/cm.Jam}$$

$$k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/J.Cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$F_A|_{z+\Delta z} \quad T_s|_{z+\Delta z}$$

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

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

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

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

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

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

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

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

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”.

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

Dimana :

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

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas pertikel 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 Y_i masuk

Tabel A.2 Umpan Y_i masuk reaktor stage 1

Komponen	Bmi	Massa	Mol	y_i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
Propilen	42	11781,0094	280,5002	0,0656
Propana	44	104,2602	2,3695	0,0006
Oksigen	32	17336,4246	541,7633	0,1268
Nitrogen	28	65217,9783	2329,2135	0,5449
Air	18	20166,6068	1120,3670	0,2621

Lanjutan Tabel A.2 Umpan YI masuk reaktor stage 1

Akrolein	56	0.0000	0.0000	0,0000
Asam Asetat	60	0.0000	0.0000	0,0000
Karbon Dioksida	44	0.0000	0.0000	0,0000
Total		114606,2793	4274,2136	1,0000

- b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 4274,2136 \text{ kmol/jam} = 1187,2816 \text{ mol/dtk}$$

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

$$P = 4,9 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 12,2782 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

- c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot \text{BM}}{RT} = \frac{(4,9 \text{ atm}) \left(26,8134 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left(82,05 \text{ atm} \cdot \frac{\text{cm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) (623 \text{ K}) (1)} = 0,0026 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

- d. Menentukan viskositan umpan

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

Tabel A.3 Data viskositas umpan masuk reaktor stage 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
Asam Asetat	-28,660	2,3510E-01	2,2087E-04
Karbon Dioksida	11,363	4,9918E-01	-1,0876E-04

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

Tabel A.4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor Stage 1

Komponen	yi	μ gas (mikropoise)	μ_{gas} (kg/s.m)	μ_{gas} (kg/jam.m)	μ_{gas} (lb/ft.jam)
Propilen	0,0656	164,5085	0,000016	0,059223	0,000014
Propana	0,0006	153,0473	0,000015	0,055097	0,000013
Oksigen	342,0222	0,000034	0,123128	0,000030	342,0222
Nitrogen	293,1064	0,000029	0,1055183	0,000026	293,1064
Air	215,9705	0,000022	0,077749	0,000019	215,9705
Total	1	1168,6550	0,000117	0,42072	0,000102

Lanjutan Tabel A.4 Perhitungan Viskositas Umpam Masuk

Reaktor Stage 1

Komponen	$y_i \cdot \mu_{gas}$ (kg/s.m)	$y_i \cdot \mu_{gas}$ (kg/jam.m)	$y_i \cdot \mu_{gas}$ lb/ft.jam	η gas mikropoise
Propilen	0,0000011	0,003887	0,000001	10,7961
Propana	0,0000000	0,000031	0,000000	0,0848
Oksigen	0,0000043	0,015607	0,000004	43,3518
Nitrogen	0,0000160	0,057502	0,000014	159,7270
Air	0,0000057	0,020380	0,000005	56,6107
Total	0,000027	0,097405	0,000024	270,5705

$$\mu_{gas} = 0,000027 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,000270571 \text{ g/cm.s}$$

- e. Menentukan konduktivitas gas umpam

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

Tabel A.5 Data konduktivitas umpam masuk reaktor stage 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

Lanjutan Tabel A.5 Data konduktivitas umpan masuk reaktor

stage 1

	A	B	C
Formula	(W/m.K)	(W/m.K)	(W/m.K)
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.6 Perhitungan konduktivitas umpan reaktor stage 1

Komponen	Yi	k _{gas} (W/m.K)	y _i .k _{gas} (W/m.K)
Propilen	0,0656	5,7996E-02	3,8061E-03
Propana	0,0006	5,9992E-02	3,3259E-05
Oksigen	0,1268	4,8309E-02	6,1233E-03
Nitrogen	0,5449	4,4871E-02	2,4452E-02
Air	0,2621	4,6944E-02	1,2305E-02
Total	1,0000	2,5811E-01	4,6720E-02

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,0467200 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,1682 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,04017196 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,00011159 \text{ kal/cm.dtk.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

Tabel A.7 Data kapasitas panas umpan reaktor stage 1

Formula	A (joule/mol.K)	B (joule/mol.K)	C (joule/mol.K)	D (joule/mol.K)	E (joule/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.8 Perhitungan kapasitas panas campuran gas reaktor stage 1

Komponen	Yi	BM (kg/kmol)	Cp joule/mol.K	Cp kjoule/kmol.K	Cp kjoule/kg.K	Cpi = yi.Cp kjoule/kg.K
Propilen	0,0656	42	106,8254	106,8254	2,5435	0,1669
Propana	0,0006	44	127,5372	127,5372	2,8986	0,0016
Oksigen	0,1268	32	32,0241	32,0241	1,0008	0,1268
Nitrogen	0,5449	28	29,9603	29,9603	1,0700	0,5831
Air	0,2621	18	34,5184	34,5184	1,9177	0,5027
Total	1,0000	164	330,8655	330,8655	9,4305	1,3811

**Lanjutan Tabel A.8 Perhitungan kapasitas panas campuran
gas reaktor stage 1**

Komponen	y _i	C _p (kj/jam.K)	C _p .y _i (kj/kmol.K)
Propilen	0,0656	106,8254	7,0105
Propana	0,0006	127,5372	0,0707
Oksigen	0,1268	32,0241	4,0591
Nitrogen	0,5449	29,9603	16,3268
Air	0,2621	34,5184	9,0481
Total	1,0000	330,8655	36,5152

C_p campuran = 1,3811 kJ/kg.K

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.9 Data panas reaksi reaktor stage 1

Formula	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
Karbon Dioksida	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
Asam asetat	34,85	3,76E-02	2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11

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

Tabel A.10 Perhitungan panas reaksi reaktor stage 1

Komponen	ΔH_f (kj/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
Propilen	20,43	-20430	26286,4036	26286,4036
Propana	00,00	0	9352,8991	9352,8991
Akrolein	-81,00	-81000	26991,0159	26991,0159
Asam Asetat	-431,84	-431840	25863,8704	25863,8704
Karbon Dioksida	393,40	393400	13045,3884	13045,3884
Air	-241,80	-241800	10617,8432	10617,8432
Total	-340,81	-340810	112157,4206	112157,4206

Dari data didapat:

$$\Delta HR_{298} = -286782,2007 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta HR_{total} = -628042,6443 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -150005,4734 \text{ kkal/kmol}$$

h. Data sifat katalis (Iron Molybdenum Oxide)

Jenis : MoO₃

Ukuran D : 0,35 cm
 Density : 4,69 gr/cm³
 Bulk density : 3,00544 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 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 :

$$D_p/D_t = 0,15$$

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

$$D_t = 0,35 / 0,15 = 2,3333 \text{ cm} = 0,919 \text{ in}$$

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

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Nominal pipe size} = 1 \text{ in} = 2,54 \text{ cm}$$

$$\text{Outside diameter} = 1,32 \text{ in} = 3,3528 \text{ cm}$$

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

$$\text{Inside diameter} = 1,049 \text{ in} = 2,6645 \text{ cm}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 0,864 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa turbule dipilih $N_{Re} = 3100$

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

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

Dalam hubungan ini:

$$\mu_g = \text{viskositas umpan} = 0,000271 \text{ g/cm.det}$$

$$D_t = \text{Diameter tube} = 2,6645 \text{ cm}$$

$$G_t = \frac{(0,000271)(3100)}{2,6645} = 0,3148 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 11332,7533 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$G = 31835,0776 \text{ gr/s}$$

$$A_t = \frac{31835,0776}{0,3148} = 101128,3629 \text{ cm}^2 = 10,1128 \text{ m}^2$$

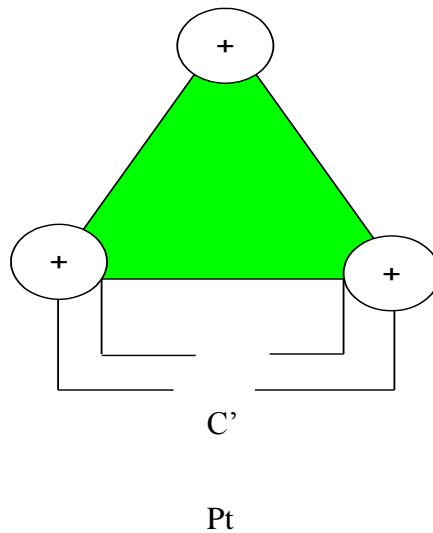
$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) 2,6645^2 \\ &= 5,5730 \text{ cm}^2 = 0,00056 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah pipa dalam reaktor} = \frac{101128,3629}{5,5730} = 18146,1673 \text{ buah} = 18146$$

buah

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$P_t = 1,25 \times O D_t$$

$$= 1,25 \times 1,32 = 1,65 \text{ in}$$

$$C' = P_t - O D$$

$$= 1,65 - 1,32 = 0,33 \text{ in}$$

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

$$ID_s = 585,0576 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 585,0576 cm = 230,3376 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

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 0,125$$

$$R = ID/2 = (230,3376/2) \text{ in}$$

$$P = 72,54 \text{ psi}$$

$$\text{Jadi } P = (120/100) * P = 87,0466 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{maka } t_s &= \frac{87,0466 \cdot (230,3376/2)}{12650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 87,0466} + 0,125 \\ &= 1,0619 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 1 1/8 in

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= ID + 2 * t_s \\ &= 230,3376 + (2 * 1,125) \\ &= 232,5876 \text{ in} \end{aligned}$$

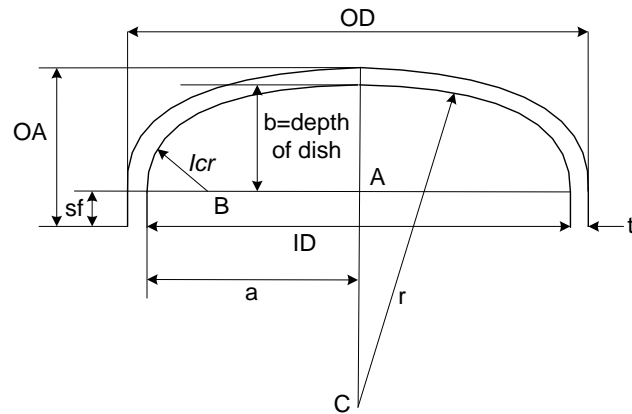
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 240 in.

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 :

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

P = tekanan design, psi = 87,0466 psi

IDs = diameter dalam reaktor, in = 230,3376 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka th} &= \frac{87,0466 \cdot 230,3376}{2 \cdot 12650 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 87,0466} + 0,125 \\ &= 1,0581 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head reaktor standar 1 1/8 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 240 in

ts = 1,125 in

didapat : irc = 14,4375 in

r = 180 in

a = IDs/2 = 115,1688 in

AB = a - irc = 100,7313 in

BC = r - irc = 165,5625 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 131,3931 in

b = r - AC = 48,6069 in

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

perancangan digunakan sf = 4,5 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 hH &= th + b + sf \\
 &= (1,125 + 48,6069 + 4,5) \text{ in} \\
 &= 54,2319 \text{ in} \\
 &= 1,3775 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

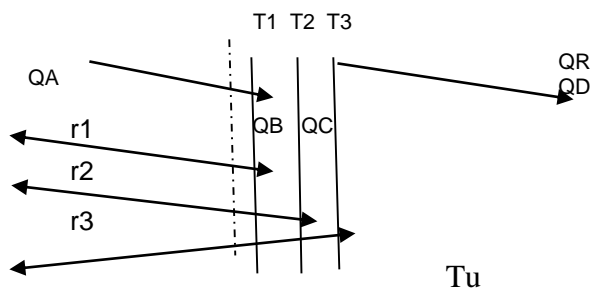
Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head top

$$\begin{aligned}
 HR &= 220,4726 \text{ in} + 54,2319 \text{ in} \\
 &= 274,7045 \text{ in} \\
 &= 6,9775 \text{ m}
 \end{aligned}$$

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

QA = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

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 fisis (kern) :

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

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 40,7027 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

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

$$T_f = 313$$

$$v = 0,000017$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,70489$$

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

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

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 2,9253 \text{ m}$$

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

$$L = 3,6 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

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

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

b. Perpindahan panas konveksi

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

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

Karena $Gr_L.Pr > 10^9$, sehingga :

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

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

c. Panas radiasi

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

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

\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 dan didapat :

$$T_2 = 620,5148 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 23,9763 \text{ cm}$$

Tabel A.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor menggunakan metode euler stage 1

Δz	0.1000		
z (m)	X	T (K)	Ts (K)
0	0	603,0000	367
0,10	0,06560	602,5469	430,5974
0,20	0,12632	602,2220	473,0487

0,30	0,18272	601,9823	503,2489
0,40	0,23521	601,8030	525,4935
0,50	0,28415	601,6678	542,2378

**Lanjutan Tabel A.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor
menggunakan metode euler stage 1**

z (m)	X	T (K)	Ts (K)
0,60	0,32982	601,5656	555,0274
0,70	0,37249	601,4885	564,8975
0,80	0,41238	601,4304	572,5721
0,90	0,44969	601,3871	578,5733
1,00	0,48460	601,3551	583,2861
1,10	0,51727	601,3318	586,9994
1,20	0,54786	601,3153	589,9329
1,30	0,57650	601,3040	592,2551
1,40	0,60331	601,2967	594,0966
1,50	0,62843	601,2925	595,5589
1,60	0,65195	601,2906	596,7216
1,70	0,67399	601,2904	597,6469
1,80	0,69463	601,2916	598,3840
1,90	0,71396	601,2937	598,9718
2,00	0,73207	601,2965	599,4409
2,10	0,74903	601,2998	599,8156
2,20	0,76492	601,3034	600,1152
2,30	0,77981	601,3072	600,3550
2,40	0,79375	601,3111	600,5471
2,50	0,80682	601,3150	600,7012
2,60	0,81905	601,3188	600,8249
2,70	0,83051	601,3226	600,9245
2,80	0,84125	601,3263	601,0048
2,90	0,85131	601,3298	601,0696

**Lanjutan Tabel A.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor
menggunakan metode euler stage 1**

z (m)	X	T (K)	Ts (K)
3,00	0,86073	601,3332	601,1220
3,10	0,86955	601,3365	601,1646
3,20	0,87782	601,3396	601,1992
3,30	0,88556	601,3425	601,2275
3,40	0,89281	601,3453	601,2507
3,50	0,89961	601,3480	601,2698
3,60	0,90597	601,3505	601,2855
3,70	0,91193	601,3528	601,2986
3,80	0,91751	601,3550	601,3095
3,90	0,92274	601,3571	601,3187
4,00	0,92764	601,3591	601,3264
4,10	0,93223	601,3609	601,3330
4,20	0,93652	601,3627	601,3387
4,30	0,94055	601,3643	601,3435
4,40	0,94432	601,3658	601,3477
4,50	0,94785	601,3673	601,3513
4,60	0,95116	601,3686	601,3546
4,70	0,95425	601,3699	601,3574
4,80	0,95715	601,3711	601,3599
4,90	0,95987	601,3722	601,3622
5,00	0,96242	601,3732	601,3642
5,10	0,96480	601,3742	601,3660
5,20	0,96703	601,3751	601,3677
5,30	0,96912	601,3760	601,3692

**Lanjutan Tabel A.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor
menggunakan metode euler stage 1**

z (m)	X	T (K)	Ts (K)
5,40	0,97108	601,3768	601,3705
5,50	0,97291	601,3775	601,3718
5,60	0,97463	601,3783	601,3730
5,70	0,97624	601,3789	601,3740
5,80	0,97775	601,3795	601,3750

LAMPIRAN B

REAKTOR STAGE 2

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara propilen dan oksigen menjadi akrolein

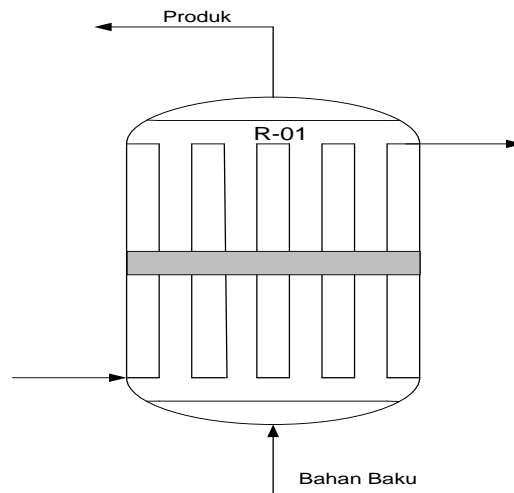
Kondisi Operasi : Suhu = 300 °C

Tekanan = 4,9 atm

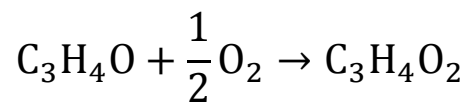
Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung pressure drop
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. 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 12-15 bulan
- c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

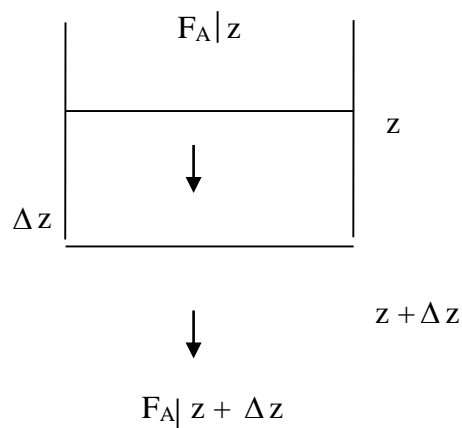
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa CH_3OH pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



Input - Output - Yang Bereaksi = 0

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

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

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volum

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

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

$$\Delta Z$$

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

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

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

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

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

Lim $\Delta Z \longrightarrow 0$

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

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

D_i = diameter dalam pipa

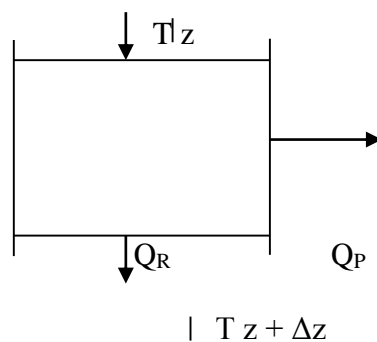
Tabel B.1 Komposisi dengan perhitungan kapasitas stage 2

Input	Massa, Kg/Jam	Output	Massa, Kg/Jam
Propilen	294,5252	Propilen	294,5252
Propana	104,2602	Propana	104,2602
Oksigen	8431,7721	Oksigen	4180,5052
Nitrogen	65217,9783	Nitrogen	65217,9783
Air	25089,3857	Air	25089,3857

Akrolein	15136,7590
Asam Asetat	191,3070
Karbon Dioksida	140,2918

Akrolein	257,3249
Asam Asetat	191,3070
Asam Akrilat	19130,7009
Karbon Dioksida	140,2918

b. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

Input - Output = Acc

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

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

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

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

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

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

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

$$\frac{(\Sigma m.Cp) (-\Delta T) = \Delta HR . F_{ao} . \Delta XA + U.\pi.Do.\Delta Z (T-T_s)}{\Delta Z}$$

: ΔZ

$$(\Sigma m.Cp) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta HR . F_{ao} . \left(\frac{\Delta XA}{\Delta Z} \right) + U.\pi.Do.\Delta Z (T-T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta HR . F_{ao} . \left(\frac{\Delta XA}{\Delta Z} \right) + U.\pi.Do.\Delta Z (T-T_s)}{\Delta Z}$$

($\Sigma m.Cp$)

$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta HR . F_{ao} . \left(\frac{dXA}{dZ} \right) + U.\pi.Do.\Delta Z (T-T_s)}{\Delta Z}$$

($\Sigma m.Cp$)

Dimana:

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

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

Do = 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 93,3 – 540 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde

- 26,5 % Diphenyl

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

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

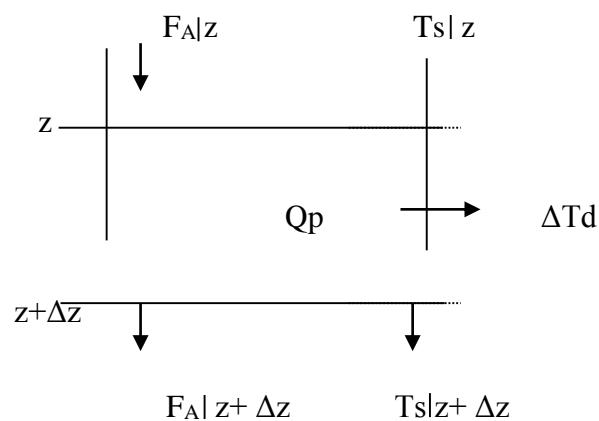
$$\rho = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T, \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5808 - 0,04212 T, \text{ gr/cm.Jam}$$

$$k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/J.Cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



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

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

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

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

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

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

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

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

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/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 stage 2

Komponen	Bmi	Massa	Mol	y_i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
Propilen	42	294,5252	7,0125	0,0016
Propana	44	104,2602	2,3695	0,0006
Oksigen	32	8431,7721	263,4929	0,0617
Nitrogen	28	65217,9783	2.329,2135	0,5451
Air	18	25089,3857	1393,8548	0,3262
Akrolein	56	15136,7590	270,2993	0,0633
Asam Asetat	60	191,3070	3,1885	0,0007
Asam Akrilat	72	0	0,0000	0,0000
Karbon Dioksida	44	140,2918	3,1885	0,0007
Total		114606,2793	4272,6194	1,0000

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 4272,6194 \text{ kmol/jam} = 1186,8387 \text{ mol/dtk}$$

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

$$P = 4,9 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 11.256.810,62 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot \text{BM}}{RT} = \frac{(4,9 \text{ atm}) \left(26,8234 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left(82,05 \text{ atm.} \frac{\text{cm}^3}{\text{mol. K}} \right) (573 \text{ K}) (1)} = 0,0028281 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositas umpan

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

Tabel B.3 Data viskositas umpan reaktor stage 2

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
Asam Asetat	-28,660	2,3510E-01	2,2087E-04
Asam Akrilat	-6,532	3,0600E-01	-4,6620E-05
Karbon Dioksida	11,363	4,9918E-01	-1,0876E-04

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

Tabel B.4 Perhitungan viskositas umpan masuk reaktor stage 2

Komponen	y_i	μ_{gas} (mikropoise)	μ_{gas} (kg/s.m)	μ_{gas} (kg/jam.m)	μ_{gas} (lb/ft.jam)
Propilen	0,0016	157,5891	0,000016	0,056732	0,000014
Propana	0,0006	146,9958	0,000015	0,052918	0,000013
Oksigen	0,0617	329,1488	0,000033	0,118494	0,000029
Nitrogen	0,5451	282,3421	0,000028	0,1016432	0,000025
Air	0,3262	203,6721	0,000020	0,073322	0,000018
Akrolein	0,0633	150,1430	0,000015	0,054051	0,000013
Asam Asetat	0,0007	178,5703	0,000018	0,064285	0,000016
Karbon Dioksida	0,0007	261,6841	0,000026	0,094206	0,000023

Lanjutan Tabel B.4 Perhitungan viskositas umpan masuk reaktor

stage 2

Komponen	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ (kg/s.m)	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ (kg/jam.m)	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ lb/ft.jam	η_{gas} mikropoise
Propilen	0,0000000	0,000093	0,000000	0,2586
Propana	0,0000000	0,000029	0,000000	0,0815
Oksigen	0,0000020	0,007308	0,000002	20,2986

Lanjutan Tabel B.4 Perhitungan viskositas umpan masuk reaktor

stage 2

Komponen	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ (kg/s.m)	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ (kg/jam.m)	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ lb/ft.jam	η gas mikropoise
Nitrogen	0,0000154	0,055411	0,000013	153,9185
Air	0,0000066	0,023920	0,000006	66,4439
Akrolein	0,0000009	0,003419	0,000001	9,4985
Asam Asetat	0,0000000	0,000048	0,000000	0,1333
Karbon Dioksida	0,0000000	0,000070	0,000000	0,1953
Total	0,000025	0,090298	0,000022	250,8282

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000025 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,00025 \text{ g/cm.s}$$

- e. Menentukan konduktivitas gas umpan

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

Tabel B.5 Data konduktivitas umpan masuk reaktor stage 2

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
Akrolein	-0,00827	4,9529E-05	3,5739E-08
Asam asetat	0,00234	-6,5956E-06	1,1569E-07

Karbon dioksida	-0,01183	1,0174E-04	-2,2242E-09
-----------------	----------	------------	-------------

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

Tabel B.6 Perhitungan konduktivitas umpan reaktor stage 2

Komponen	Yi	k _{gas} (W/m.K)	yi.k _{gas} (W/m.K)
Propilen	0,0016	5,3428E-02	8,7690E-05
Propana	0,0006	5,5222E-02	3,0625E-05
Oksigen	0,0617	4,6195E-02	2,8489E-03
Nitrogen	0,5451	4,2982E-02	2,3431E-02
Air	0,3262	4,3783E-02	1,4283E-02
Akrolein	0,0633	3,1844E-02	2,0146E-03
Asam Asetat	0,0007	3,6545E-02	2,7272E-05
Karbon dioksida	0,0007	4,5737E-02	3,4131E-05
Total	1,0000	3,5574E-01	4,2758E-02

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,042758 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,1539 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,0368 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,0001 \text{ kal/cm.dtk.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

Tabel B.7 Data kapasitas panas umpan reaktor stage 2

Formula	A (joule/mol.K)	B (joule/mol.K)	C (joule/mol.K)	D (joule/mol.K)	E (joule/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
Akrolein	109,248	-5,10E-01	1,7059E-03	-1,8068E-06	3,6934E-12
Asam Asetat	34,85	3,76E-02	2,8311E-04	-3,0767E-07	9,2646E-11
Karbon dioksida	27,437	4,23E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13

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

Tabel B.8 Perhitungan kapasitas panas campuran gas reaktor stage 2

Komponen	Yi	BM (kg/kmol)	Cp joule/mol.K	Cp kjoule/kmol.K	Cp kjoule/kg.K	Cpi = yi.Cp kjoule/kg.K
Propilen	0,0016	42	102,9589	102,9589	2,4514	0,0040
Propana	0,0006	44	122,7098	122,7098	2,7889	0,0015
Oksigen	0,0617	32	31,7467	31,7467	0,9921	0,0612
Nitrogen	0,5451	28	29,8389	29,8389	1,0657	0,5810
Air	0,3262	18	35,9728	35,9728	1,9985	0,6520
Akrolein	0,0633	56	37,8648	37,8648	0,6762	0,0428
Asam Asetat	0,0007	60	101,4674	101,4674	1,6911	0,0013
Karbon dioksida	0,0007	44	45,9827	45,9827	1,0451	0,0008
Total	1,0000	164	508,5421	508,5421	12,7089	1,3445

Lanjutan Tabel B.8 Perhitungan kapasitas panas campuran gas reaktor

stage 2

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi (kj/jam.K)	Cp.yi (kj/kmol.K)
Propilen	294,5252	1,1850	0,1690
Propana	104,2602	0,1613	0,0681
Oksigen	8431,7721	515,8725	1,9578
Nitrogen	65217,9783	37888,5013	16,2667
Air	25089,3857	16357,4466	11,7354
Akrolein	15136,7590	647,4872	2,3954
Asam asetat	191,3070	0,2414	0,0757
Karbon dioksida	140,2918	0,1094	0,0343
Total	114606,2793	55411,0047	32,7024

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= 32,7024 \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 55411,0047 \text{ kJ/jam.K} \\
 &= 1,3445 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

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 B.9 Data panas reaksi reaktor stage 2

Formula	A	B	C	D	E
Akrolein	109,243	-5,10E-01	1,71E-03	-1,81E-06	3,69E-12
Oksigen	29,526	-8,90E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,86E-12
Asam Akrilat	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.10 Perhitungan panas reaksi reaktor stage 2

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
Akrolein	-81,00	-81000	15863,6123	15863,6123
Oksigen	0	0	8396,3326	8396,3326
Asam Akrilat	-336,23	-81000	27755,0902	27755,0902
Total	-417,23	-417230	59812,4690	59812,4690

Dari data didapat:

$$\Delta HR_{298} = -255230 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta HR_{total} = -251.734,8547 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -60.125,2213 \text{ kkal/kmol}$$

h. Data sifat katalis (Iron Molybdenum Oxide)

Jenis : MoO₃

Ukuran D : 0,35 cm

Density : 4,69 gr/cm³

Bulk density : 3,00544 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 berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/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
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana

hw = 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 = 1 in = 2,54 cm

Outside diameter = 1,32 in = 3,3528 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 1,049 in = 2,6645 cm

Flow area per pipe = 0,864 in²

Surface per in ft = 0,344 ft²/ft

Aliran dalam pipa turbule dipilih $N_{Re} = 3100$

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

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

Dalam hubungan ini:

μ_g = viskositas umpan = 0,000251 g/cm.det

D_t = Diameter tube = 2,6645 cm

$$G_t = \frac{(0,000251)(3100)}{2,6645} = 0,2918 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 10505,8532 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$G = 31835,0776 \text{ gr/s}$

$$A_t = \frac{31835,0776}{0,2918} = 109088,0266 \text{ cm}^2$$

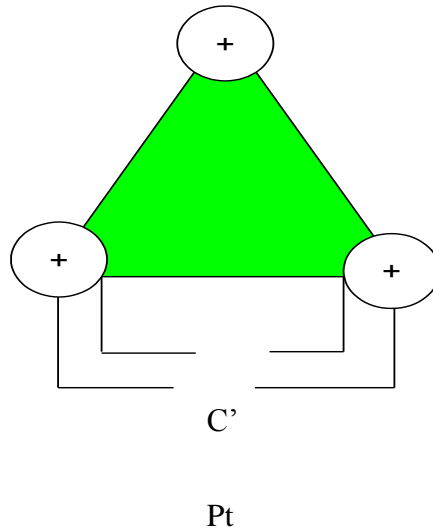
$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa} &= \left(\frac{\pi}{4}\right)ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right)2,6645^2 \\ &= 5,5730 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah pipa dalam reaktor} = \frac{109088,0266}{5,5730} = 19574,4253 \text{ buah}$$

Tapi tetap di ambil banyak pipa sebanyak 19575 buah.

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$\begin{aligned} Pt &= 1,25 \times ODt \\ &= 1,25 \times 1,32 = 1,65 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1,65 - 1,32 = 0,33 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$ID_s = 585,0576 \text{ cm}$$

$$\text{Jadi diameter dalam reaktor} = 585,0576 \text{ cm} = 230,3376 \text{ in}$$

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 = $ID/2 = (230,3376/2) \text{ in}$

$$P = 72,54 \text{ psi}$$

$$\text{Jadi } P = (120/100) * P = 87,0466 \text{ psi}$$

$$\text{maka } t_s = \frac{87,0466 \cdot (230,3376 / 2)}{12650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 87,0466} + 0,125$$

$$= 1,0619 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 1 1/8 in

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

$$= 230,3376 + (2 * 1,0619)$$

$$= 232,5876 \text{ in}$$

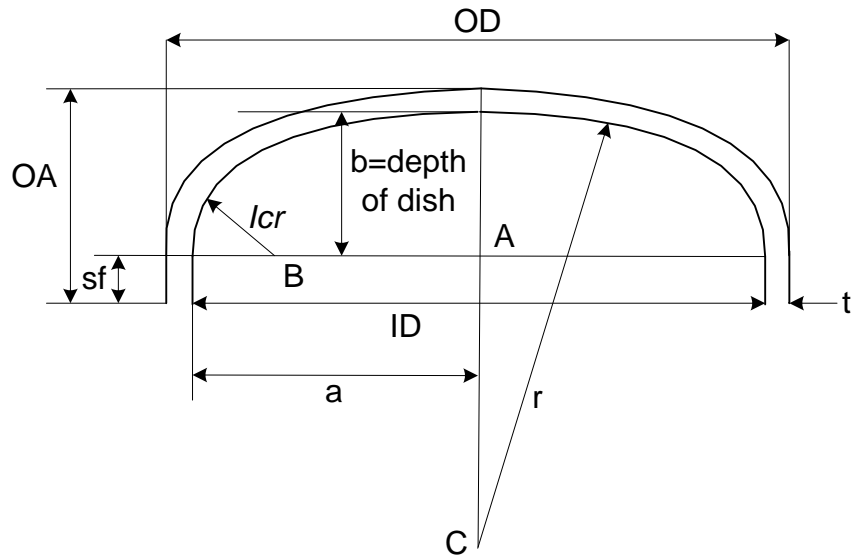
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 240 in.

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 :

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

P = tekanan design, psi = 87,0466 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 230,3376 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka th} &= \frac{87,0466 \cdot 230,3376}{2 \cdot 12650 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 87,0466} + 0,125 \\ &= 1,0581 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head reaktor standar 1 1/8 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 240 in

ts = 1,125 in

didapat : irc = 14,4375 in

r = 170 in

a = IDs/2 = 115,1688 in

AB = a - irc = 100,7313 in

BC = r - irc = 155,5625 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 118,5449 in

b = r - AC = 51,4551 in

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

perancangan digunakan sf = 4,5 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}hH &= th + b + sf \\ &= (1 + 51,4551 + 4,5) \text{ in} \\ &= 57,0801 \text{ in} \\ &= 1,4498 \text{ m}\end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

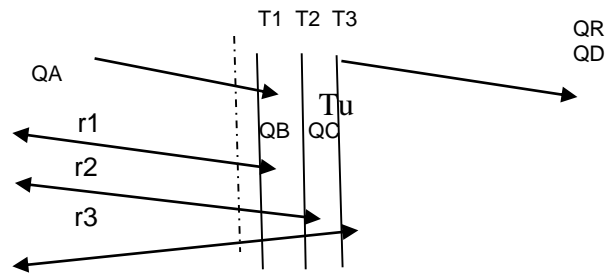
Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head bot

$$\begin{aligned}HR &= 208,6615 \text{ in} + 57,0801 \text{ in} \\ &= 265,7416 \text{ in} \\ &= 6,7498 \text{ m}\end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

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



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

QA = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

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 fisis (kern) :

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

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 41,5496 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

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

$$T_f = 313$$

$$\nu = 0,000017$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,70489$$

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

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

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 2,93 \text{ m}$$

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

$$L = 5,3 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

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

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

.....(b)

b. Perpindahan panas konveksi

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

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

Karena $Gr_L.Pr > 10^9$, sehingga :

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

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

d. Panas radiasi

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

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

.....(d)

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

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

$$T_2 = 571,6005 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 20,1505 \text{ cm}$$

7. Panjang keseluruhan

$$\text{Panjang keseluruhan} = \text{Panjang reaktor stage 1} + \text{panjang reaktor stage 2}$$

$$= 4,9775 \text{ m} + 6,7498 \text{ m}$$

$$= 11,7273 \text{ m}$$

8. Spesifikasi Plat pembatas stage satu dan dua

Diameter dalam	= 585,0576 cm
	= 230,3376 in
Diameter luar	= 240 in
Tebal plat	= 1,125 in
Banyaknya lobang- lobang di plat	= 17665 buah
Diameter dalam lobang	= 1,049 in
Diameter luar lobang	= 1,32 in

Tabel B.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor menggunakan metode euler stage 2

Δz	0.1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	573,0000	367
0,10	0,07421	572,5935	471,3622
0,20	0,14227	572,3990	515,9500
0,30	0,20504	572,2947	539,4994
0,40	0,26308	572,2377	552,8094
0,50	0,31681	572,2072	560,5753
0,60	0,36658	572,1919	565,1841
0,70	0,41272	572,1854	567,9464
0,80	0,45549	572,1839	569,6122
0,90	0,49514	572,1854	570,6209

1,00	0,53190	572,1883	571,2339
1,10	0,56599	572,1921	571,6076

**Lanjutan Tabel B.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor
menggunakan metode euler stage 2**

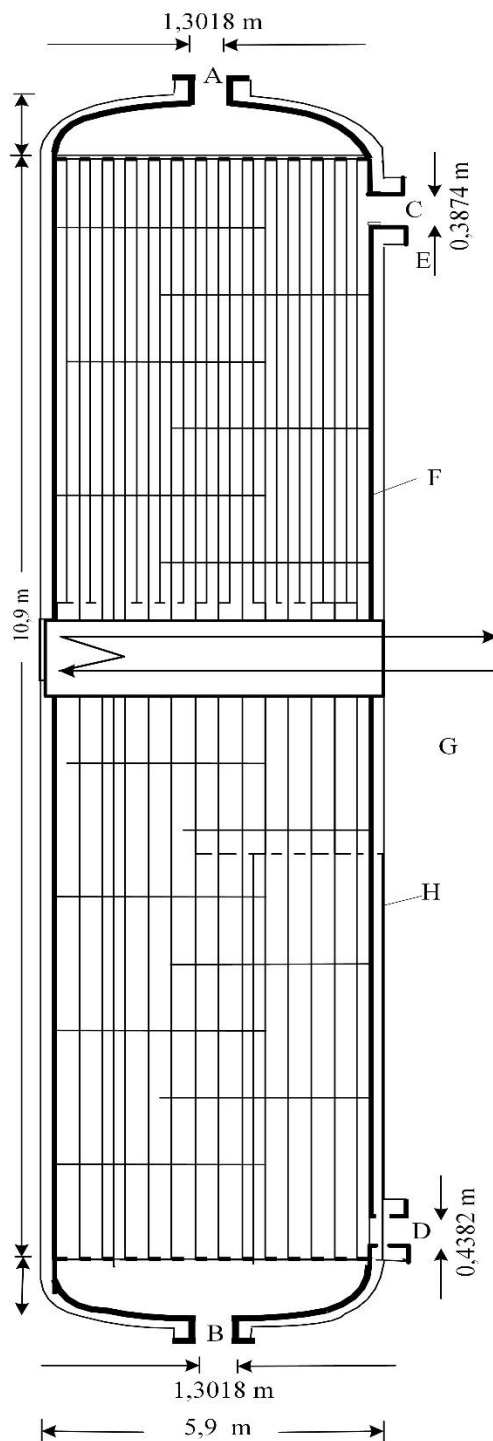
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
1,20	0,59760	572,1962	571,8363
1,30	0,62691	572,2004	571,9772
1,40	0,65409	572,2045	572,0645
1,50	0,67929	572,2085	572,1193
1,60	0,70266	572,2122	572,1542
1,70	0,72433	572,2157	572,1769
1,80	0,74442	572,2190	572,1921
1,90	0,76304	572,2221	572,2026
2,00	0,78032	572,2249	572,2102
2,10	0,79633	572,2276	572,2160
2,20	0,81117	572,2301	572,2205
2,30	0,82494	572,2324	572,2243
2,40	0,83770	572,2345	572,2274
2,50	0,84953	572,2365	572,2302
2,60	0,86050	572,2383	572,2326
2,70	0,87068	572,2400	572,2348
2,80	0,88011	572,2415	572,2369
2,90	0,88885	572,2430	572,2387
3,00	0,89695	572,2444	572,2404
3,10	0,90447	572,2456	572,2419
3,20	0,91143	572,2468	572,2434
3,30	0,91789	572,2478	572,2447
3,40	0,92388	572,2488	572,2459

**Lanjutan Tabel B.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor
menggunakan metode euler stage 2**

z (m)	x	T (K)	Ts (K)
3,50	0,92943	572,2498	572,2471
3,60	0,93458	572,2506	572,2481
3,70	0,93935	572,2514	572,2491
3,80	0,94377	572,2522	572,2500
3,90	0,94787	572,2528	572,2509
4,00	0,95168	572,2535	572,2516
4,10	0,95520	572,2541	572,2524
4,20	0,95847	572,2546	572,2530
4,30	0,96150	572,2551	572,2536
4,40	0,96431	572,2556	572,2542
4,50	0,96691	572,2560	572,2548
4,60	0,96932	572,2564	572,2552
4,70	0,97156	572,2568	572,2557
4,80	0,97364	572,2571	572,2561
4,90	0,97556	572,2575	572,2565
5,00	0,97734	572,2578	572,2569
5,10	0,97899	572,2580	572,2572
5,20	0,98053	572,2583	572,2575
5,30	0,98195	572,2585	572,2578
5,40	0,98326	572,2587	572,2581

LAMPIRAN C

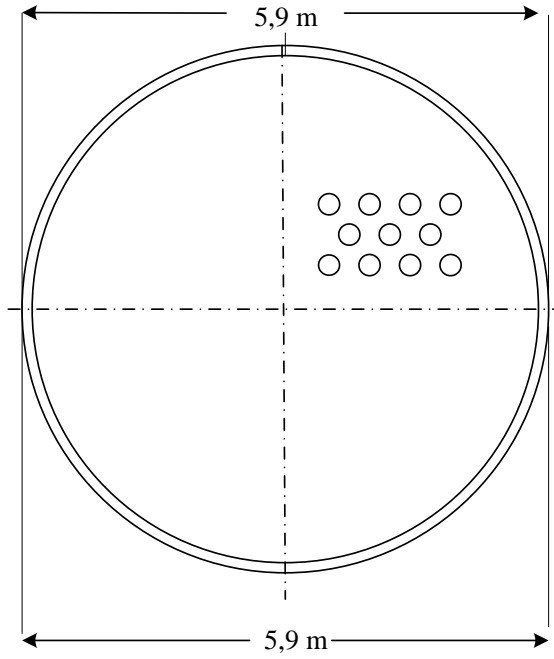
REAKTOR FIXED BED MULTITUBE MULTISTAGE



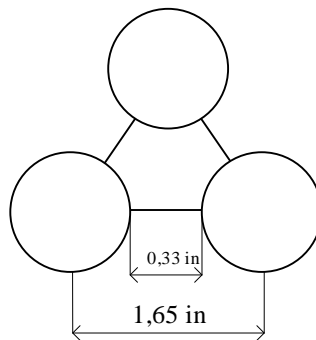
Keterangan :

- 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

Gambar penampang membujur reaktor



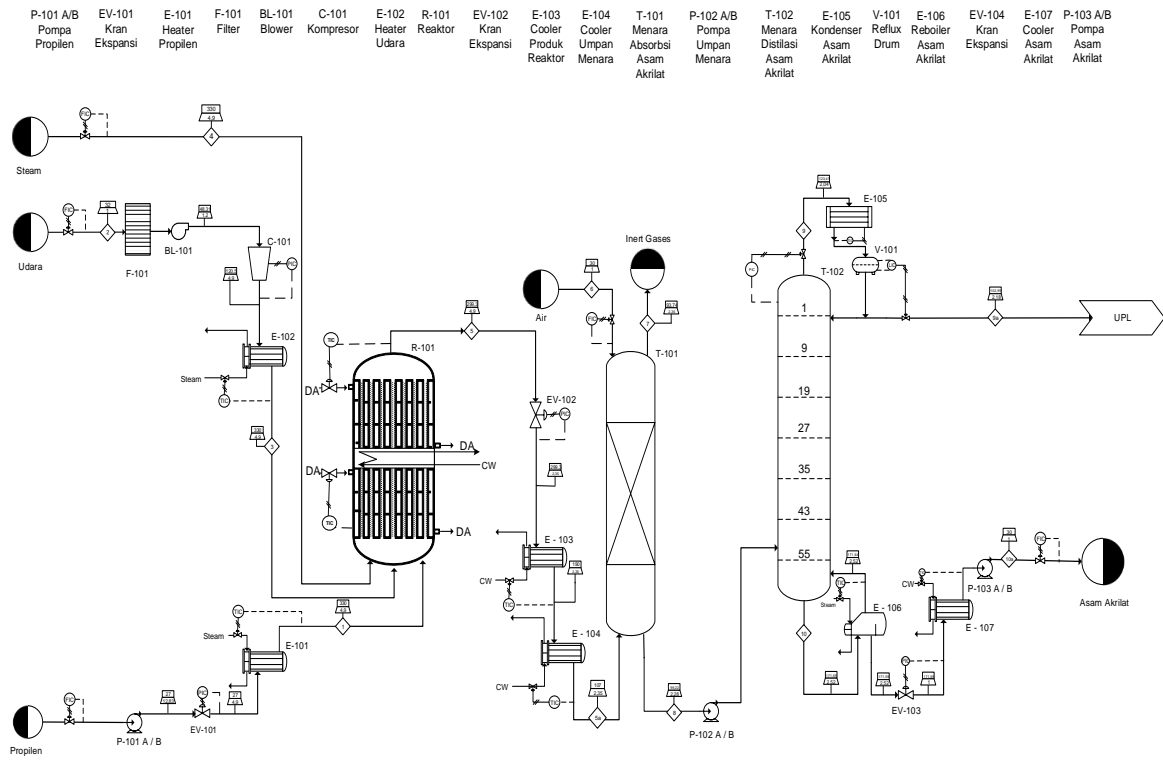
Gambar penampang melintang reaktor



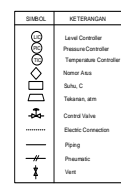
Gambar susunan pipa *triangular pitch*

LAMPIRAN D

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN UDARA KAPASITAS 150.000 TON / TAHUN



Nomer Arus	Satuan	1	2	3	4	5	5a	6	7	8	9	9a	10	10a
Fase Uap		1	1	1	1	1	0,8447	0	1	0	1	0	0	0
Suhu	°C	330	32	330	330	299,3	107	30	93,74	99,22	123,41	102,99	171,59	30
Tekanan	atm	4,9	1	4,9	4,9	4,9	2,35	1	2,35	2,35	2,04	2,18	2,12	1
Laju Alir Massa Total	kg/jam	11885,2094	82560,3338	82554,4030	20166,6088	114406,2793	114406,2793	86495,1598	82822,8063	88278,6327	69056,0659	69056,0659	19222,5468	19222,5468
Laju Alir Massa Komponen														
Pembakar (debu)	kg/jam	0,0000	3,8258	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propilen	kg/jam	11781,0094	0,0000	0,0000	0,0000	294,2522	294,2522	0,0000	187,6418	106,8834	106,8834	106,8834	0,0000	0,0000
Propana	kg/jam	104,2602	0,0000	0,0000	0,0000	104,2602	104,2602	0,0000	46,3878	57,8726	57,8726	57,8726	0,0000	0,0000
Oksigen	kg/jam	0,0000	17356,4246	17356,4246	0,0000	4180,5022	4180,5022	0,0000	4180,5135	0,1917	0,1917	0,1917	0,0000	0,0000
Nitrogen	kg/jam	0,0000	62321,9783	62321,9783	0,0000	62321,9783	62321,9783	0,0000	62326,2436	1,2537	1,2537	1,2537	0,0000	0,0000
Air	kg/jam	0,0000	0,0000	0,0000	20166,6088	25089,3827	25089,3827	86495,1598	22809,0272	68775,5183	68774,0000	68774,0000	1,5183	1,5183
Akrolein	kg/jam	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	257,3249	257,3249	0,0000	242,2924	15,0325	15,0325	15,0325	0,0000	0,0000
Asam Akrilat	kg/jam	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	191,3070	191,3070	0,0000	0,2357	191,1813	89,2555	89,2555	93,9258	93,9258
Asam Akrilat	kg/jam	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	19130,7009	19130,7009	0,0000	0,5782	19130,1227	1,0000	1,0000	19129,1227	19129,1227
Karbon Dioksida	kg/jam	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	140,2918	140,2918	0,0000	140,1973	0,0945	0,0945	0,0945	0,0000	0,0000
Total		11885,2094	82560,3338	82554,4030	20166,6088	114406,2793	114406,2793	86495,1598	82822,8063	88278,6327	69056,0659	69056,0659	19222,5468	19222,5468



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN UDARA
KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

Dibuatkan oleh:
1. PANG FIRMILA SETIABANDI 14621191
2. ADAM SULISTYO NUGROHO 14621195

Desain pembimbing:
1. ASHANTO SUBAGYO, S.T., M.Sc.
2. IFA PUSPITASARI, S.T., M.T., Ph.D.