

No: TA/TK/2020/

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT
DARI PROPILEN DAN UDARA
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN**



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

Oleh:

Nama : Salma Avia Pratidina

Nama : Sri Wahyuni

No. Mahasiswa : 15521238

No. Mahasiswa : 15521136

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

2020

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Salma Avia Pratidina Nama : Sri Wahyuni
No. Mahasiswa : 15521238 No. Mahasiswa : 15521136

Yogyakarta, 22 Juni 2020

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah bukan hasil karya sendiri, sebagian diambil dari buku dan jurnal. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Salma Avia Pratidina



Sri Wahyuni

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT
DARI PROPILEN DAN UDARA
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR



Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Nama : Salma Avia Pratidina Nama : Sri Wahyuni
No. Mahasiswa : 15521238 No. Mahasiswa : 15521136

Yogyakarta, 22 Juni 2020

Dosen Pembimbing 1

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Aris Sugih'.

Ir. Aris Sugih, M.M.

Dosen Pembimbing 2

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Lilis Kistriyani'.

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Salma Avia Pratidina Nama : Sri Wahyuni
No. Mahasiswa : 15521238 No. Mahasiswa : 15521136

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, September 2020

Tim Penguji

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

Ketua

(*Arif Hidayat*)

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

Anggota I

(*Khamdan Cahyari 16/9/20*)

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

Anggota II

(*Venitalitya Alethea Sari Augustia*)

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia


Dr. Suharno Rusdi, Ph. D.

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 25.000 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 penyusunan tugas akhir ini.
2. Bapak Widodo Yekti dan Ibu Siti Nasekah selaku orang tua Salma Avia Pratidina, Bapak Wansul Bahri dan Ibu Tablina selaku orang tua Sri Wahyuni. 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. Bapak Ir. Aris Sugih, M.M. dan Ibu Lilis Kistriyani, S.T.,M.Eng selaku dosen pembimbing tugas akhir atas penjelasan, bimbingan, bantuan dan kesabarannya dalam penyusunan tugas akhir ini.
5. Salma Avia Pratidina/Sri Wahyuni selaku partner tugas akhir yang selalu membantu dalam penyusunan tugas akhir.

6. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia angkatan 2015.

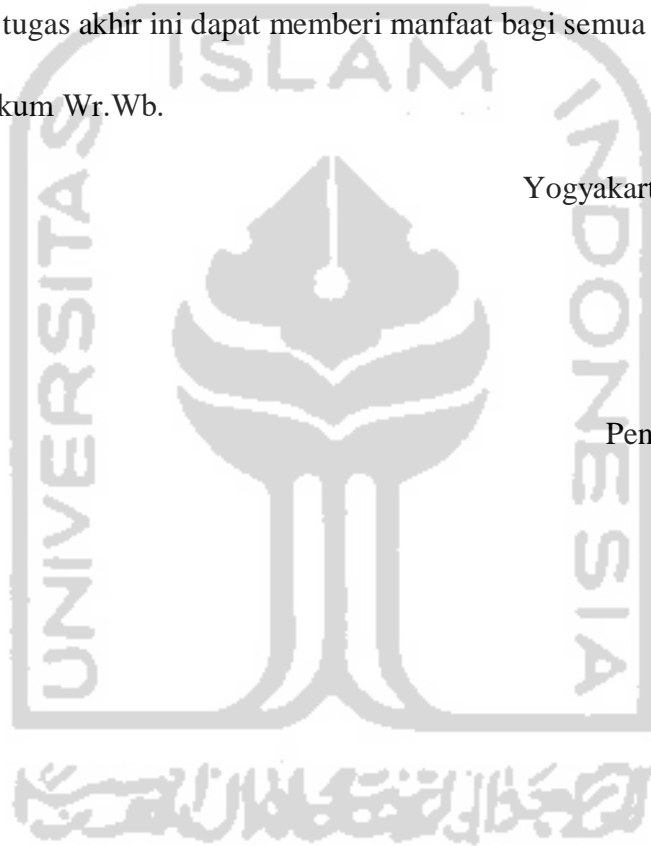
7. Semua pihak yang telah membantu berjalannya penyusunan tugas akhir yang tidak bisa disebutkan satu persatu.

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, 22 Juni 2020

Penyusun



DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	i
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	ii
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	v
DAFTAR TABEL.....	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR LAMPIRAN	x
ABSTRAK	xi
ABSTRACT	xii
BAB 1	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Perancangan Produksi	3
1.3 Tinjauan Pustaka.....	6
1.3.1 Asam Akrilat	6
1.3.2 Macam-macam Proses	7
1.3.3 Pemilihan Proses.....	8
BAB 2	10
PERANCANGAN PRODUK	10
2.1 Spesifikasi Bahan Baku	10
2.2 Spesifikasi Produk.....	11
2.3 Pengendalian Kualitas	11
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	11
BAB 3 PERANCANGAN PROSES	13
3.1 URAIAN PROSES	13
3.3 Spesifikasi Alat.....	17
3.3 Perencanaan Produksi	31
BAB 4 PERANCANGAN PABRIK	33
4.1 Lokasi Pabrik.....	33
4.2 Tata Letak Pabrik (Layout Plant)	36

4.3	Tata Letak Mesin/Alat (Machines).....	39
4.4	Alir Proses dan Material	42
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	52
4.6	Organisasi Perusahaan	65
4.7	Evaluasi Ekonomi.....	75
BAB 5 PENUTUP		95
5.1	Kesimpulan	95
5.2	Saran	95
DAFTAR PUSTAKA		97



DAFTAR TABEL

Tabel 0-1 Data Impor Asam Akrilat di Indonesia	2
Tabel 0-2 Proyeksi Kebutuhan Asam Akrilat di Indonesia.....	3
Tabel 0-3 Produksi Asam Akrilat di Dunia serta Kapasitasnya	3
Tabel 1-0-4 Parameter Pemilihan Proses	8
Tabel 2-0-1 Spesifikasi bahan baku	10
Tabel 2-0-2 Spesifikasi Produk	11
Tabel 3-0-1 Harga ΔG°_f masing-masing Komponen.....	15
Tabel 3-0-2 Harga ΔH°_f masing-masing Komponen.....	16
Tabel 3-0-3 Kesimpulan Tinjauan Termodinamika.....	17
Tabel 3-0-4 Kebutuhan Bahan Baku.....	31
Tabel 4-0-1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik	37
Tabel 4-0-2 Neraca massa total	42
Tabel 4-0-3 Neraca massa reaktor <i>stage 1</i>	43
Tabel 4-0-4 Neraca massa reaktor <i>stage 2</i>	43
Tabel 4-0-5 Neraca massa menara absorber asam akrilat	44
Tabel 4-0-6 Neraca massa menara distilasi asam akrilat	45
Tabel 4-0-7 Neraca panas E-101	45
Tabel 4-0-8 Neraca panas E-102	46
Tabel 4-0-9 Neraca panas reaktor.....	46
Tabel 4-0-10 Neraca panas E-103	47
Tabel 4-0-11 Neraca panas E-104	47
Tabel 4-0-12 Neraca panas menara absorpsi asam akrilat	48
Tabel 4-0-13 Neraca panas menara distilasi asam akrilat (T-102)	48
Tabel 4-0-14 Neraca panas E-105	48
Tabel 4-0-15 Syarat air umpan boiler	54
Tabel 4-0-16 Kebutuhan air pembangkit steam.....	58
Tabel 4-0-17 Kebutuhan air proses.....	59
Tabel 4-0-18 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga	59
Tabel 4-0-19 Gaji karyawan.....	71
Tabel 4-0-20 Jadwal kerja masing-masing regu.....	74
Tabel 4-0-21 Indeks harga.....	76
Tabel 4-0-22 Harga indeks pada tahun perancangan	77
Tabel 4-0-23 DCFR	84
Tabel 4-0-24 <i>Physical Plant Cost</i>	84
Tabel 4-0-25 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	85
Tabel 4-0-26 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	85
Tabel 4-0-27 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	85
Tabel 4-0-28 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	85

Tabel 4-0-29 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i>	87
Tabel 4-0-30 <i>General Expense (GE)</i>	88
Tabel 4-0-31 Total biaya produksi.....	88
Tabel 4-0-32 <i>Fixed cost (Fa)</i>	89
Tabel 4-0-33 <i>Regulated cost (Ra)</i>	89
Tabel 4-0-34 <i>Variable cost (Va)</i>	90



DAFTAR GAMBAR

Gambar 4-0-1 Lokasi Pabrik	33
Gambar 4-0-2 Lay Out Pabrik Skala 1: 200	39
Gambar 4-0-3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Asam Akrilat Skala 1:100.....	41
Gambar 4-0-4 Diagram alir kualitatif pabrik asam akrilat	49
Gambar 4-0-5 Diagram alir kuantitatif pabrik asam akrilat	50
Gambar 4-0-6 Diagram Alir Air Utilitas.....	63
Gambar 4-7 Struktur Organisasi Perusahaan	67
Gambar 4-8 Grafik hubungan % kapasitas vs biaya.....	94



DAFTAR LAMPIRAN

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. Di Indonesia 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 25.000 ton/tahun.

Bahan baku yang dibutuhkan adalah propilen sebanyak 7392,5398 ton/tahun dan udara 48112,8108 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 402345,1611 kg/jam dan 334,1422 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. 137.784.657.229.091 dan Modal Kerja sebesar Rp. 53.743.279.308. Total Biaya Rp. 421.233.922.694 dan Penjualan Tahunan Rp 492.100.000.000 sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak Rp 70.866.077.306 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 56.692.861.846. Sebuah penghitungan parameter setelah pajak adalah persentase Return On Investment (ROI) 41,15 %, Pay Out Time (POT) setelah pajak sebesar 1,96 tahun, Discounted Cash Flow (DCF) 27,15%, Break Event Point (BEP) 40,76%, sedangkan Shut Down Point (SDP) 25,78 %. 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. 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 was planned to be established in Cilegon, Banten. The plant operates 330 days a year with a capacity of 25,000 tons / year.

The raw material needed is propylene as much as 7392,5398 tons/year and air 48112,8108 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 402345,1611 kg/hour and 334,1422 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. 137.784.657.229.091 and working capital is Rp. 53.743.279.308. The total cost is Rp. 421.233.922.694 and annual sales is Rp.492.100.000.000 so that the pre-tax profit is Rp. 70.866.077.306 and the profit after tax is Rp 56.692.861.846. A calculation of parameters after tax is the percentage of Return On Investment (ROI) 41,15%, Pay Out Time (POT) after tax of 1,96 years, Discounted Cash Flow (DCF) 27,15%, Break Event Point (BEP) 40,76%, while Shut Down Point (SDP) is 25,78%. 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 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

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

Asam akrilat utamanya 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 :

1. Digunakan dalam industri plastik.
2. Digunakan dalam pembuatan penggosok lantai (floor polishes).
3. Sebagai bahan *intermediate* untuk pembuatan etil akrilat, n-butil akrilat, metil akrilat dan 2-etil heksil akrilat.
4. Larutan polimernya untuk pelapisan, pembuatan cat, pernis, finishing kulit dan pelapisan kertas.
5. Asam akrilat monomer digunakan dalam pembuatan karet sintetis.
6. Sebagai bahan aditif pada minyak pelumas.
7. Sebagai flokulan pada pengolahan limbah.

Kebutuhan bahan kimia dari tahun ke tahun meningkat, demikian pula dengan kebutuhan terhadap Asam Akrilat. 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 pabrik Asam Akrilat semakin hari semakin meningkat, sementara ketersediaan Asam Akrilat di dalam negeri sangat minim.

Sehingga untuk pemenuhan kebutuhan Asam Akrilat di Indonesia selama ini sebagian besar masih diimpor masih dari luar negeri.

- c. Tersedianya bahan baku Propilen di dalam negeri, seperti dari PT. Chandra Asri, Pertamina dan lainnya, yang tentunya menjadikan harga bahan baku relatif lebih murah.
- 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.

Tabel 0-1 Data Impor Asam Akrilat di Indonesia

Tahun	Jumlah (ton)
2012	6519,95
2013	8860,71
2014	8327,09
2015	9850,83
2016	6298,35
2017	6091,04
2018	6758,78

(sumber: Badan Pusat Statistik, 2019)

1.2 Kapasitas Perancangan Produksi

Dengan adanya pertumbuhan kebutuhan impor asam akrilat yang sedemikian pesat, maka dapat diproyeksikan kebutuhan asam akrilat di masa yang akan datang.

Tabel 0-2 Proyeksi Kebutuhan Asam Akrilat di Indonesia

Tahun	Impor
2019	6548,7
2020	6304
2021	6059,3
2022	5814,6
2023	5569,9
2024	5325,2
2025	5080,5

Tabel 0-3 Produksi Asam Akrilat di Dunia serta Kapasitasnya

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas
Akrilat	dzerzhinsk russia	25
American Acryl*	Bayport, Texas, US	120
Arkema	Carling, France	275
	Clear Lake, Texas, US	320
BASF	Antwerp, Berlgium	320
	Freeport, Texas, US	230
	Ludwigshafen, Germany	270

BASF Petronas	Kuantan, Malaysia	160
BASF-YPC	Nanjing, China	160
Beijing Estern – Petrochemical	Beijin, China	80
Celanese	Cangrejera, Mexico	40
Dow Chemical	Bohlen, Germany	80
	Deer Park, Texas, US	410
	Taft, Lousiana, US	110
Formosa Plastic	Kaogsiung, Taiway	60
	Mailino, Taiwan	100
	Ningho, China	160
Hexion	Sokolov, Czech Republic	55
Idemitsu – Petrochemical	Aichi, Japan	50
Jiangsu Jurong Chemical	Yancheng, China	205
Jilin Petrochemical	Jilin, China	35
LG Chem	Naju, South Korea	65
	Yeochun, South Korea	128
Mitsubishi Chemical	Yokkaichi Japan	110
Nippon Shokubai	Himeji, Japan	360
Oita Chemical	Oita, Japan	60
Sansel Acrylates	Sasolburg, South Africa	80
Shanghai Huayi	Shanghai, China	200
Singapore Acrylics	Pulau Sakra, Singapore	75

stoHaas Monomer	Deer Park, Texas, US	165
	Marl, Germany	265
TriPolyta Acrylindo	Cilegon, Indonesia	60
Others China	Various, China	280
*Arkema/NA Industries 50:50 JV, Capacity in thousand tones/year		
**60,000 tonnes/year onstream July 2010		
Source: Tecnon OrbiChem		

(*etd.repository.ugm.ac.id*)

Berdasarkan Tabel 1-2 data diatas jika dibuat persamaan garis lurus, dengan X sebagai fungsi tahun dan Y sebagai fungsi volume, didapat persamaan garis lurus:

$$Y = -244,7 X + 500598$$

Pers. 1.2

Atas dasar pertimbangan kaapasitas produksi kebutuhan di Indonesia yang dilihat dari proyeksi kebutuhan asam akrilat yang akan datang dan dari tabel 1-3, maka kapasitas diambil mengikuti kapasitas terendah dunia yakni 25.000 ton per tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Asam Akrilat

Asam akrilat adalah senyawa organik yang memiliki rumus $C_3H_4O_2$ yang dikenal dengan nama lain *acroleic acid*, *vinilformic acid*, *propene acid*, *2-propenoic acid* dan *ethylenecarboxylic acid*.

Asam akrilat ini termasuk dalam golongan asam karboksilat yang paling sederhana yang terdiri dari gugus vinil yang terhubung langsung ke terminal asam karboksilat. Wujud dari asam akrilat berupa cairan tak berwarna yang memiliki bau tajam atau khas yang larut dalam air, alkohol, eter, dan kloroform.

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

Penggunaan utama dari asam akrilat yaitu ada dua, Penggunaan yang pertama adalah asam akrilat digunakan sebagai *intermediate* bahan kimia dalam produksi ester akrilat dan resin. Ester akrilat meliputi etil akrilat, butil akrilat, metil akrilat, dan 2- etilheksil akrilat. 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 yang 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 .

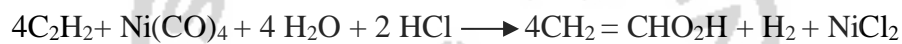
1.3.2 Macam-macam Proses

Proses pembuatan Asam Akrilat dapat dilakukan dengan berbagai cara :

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. Etylene Cyanohidrin Route

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

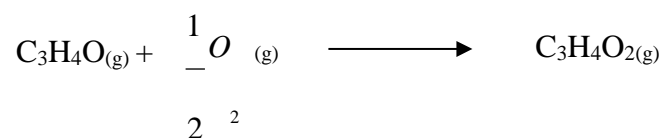
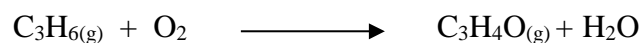
Reaksi :



c. 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 97,50 %.

Reaksi :



(kirk-Othmer,1985)

1.3.3 Pemilihan Proses

Tabel 1-0-4 Parameter Pemilihan Proses

Parameter	Proses 1	Proses 2	Proses 3
Bahan baku	Asetilene Route	Etylene Cyanohidrin Route	Propylene Oxidation Route
Kondisi Operasi: P = T =	200°C 138 atm	50-200°C 1 atm	280-360°C 1 atm
Konversi	85%	30-70%	98,5%
Yield	95-98%	60-70%	80-85%
Katalis	Nikel Bromida dan Copper (II) Bromida	Palladium/Rhenium Chloride	Molibdenum Oxide

Dari tiga macam proses pembuatan Asam Akrilat dipilih proses oksidasi dengan katalis padat dengan pertimbangan :

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



BAB 2
PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2-0-1 Spesifikasi bahan baku

Spesifikasi Bahan Baku				
Spesifikasi	Bahan			
	Metanol		Udara	
	Propilen	Propana	Oksigen	Nitrogen
Wujud	Cair	Cair	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

2.2 Spesifikasi Produk

Tabel 2-0-2 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	0,8389	1,05 g/cm ³	1,98 g/L
Titik Leleh, °C	14	-87,2	16,6	-56,6
Spesifik Gravity, pada 25°C	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

2.3 Pengendalian Kualitas

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

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

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 iron molybdenum oxide dengan tujuan agar bahan yang

digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Uji yang dilakukan antara lain uji densitas, viskositas, volatilitas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku.

2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

2.3.2.1 Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.3.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.3.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka 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 dilakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

BAB 3

PERANCANGAN PROSES

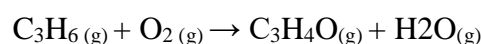
3.1 URAIAN PROSES

Proses pembuatan Asam Akrilat menggunakan bahan baku propilen dan oksigen dari udara. Pada suhu 32°C dan tekanan 1 atm udara diumpankan ke *Filter* (F) untuk menyaring kotoran atau debu yang terbawa bersama udara, setelah itu udara dialirkan oleh *Blower* (BL) menuju *Compresor* (C-01) pada tekanan 1,2 atm agar tekanan gas meningkat dari 1,2 atm menjadi 4.9 atm. Setelah itu udara masuk ke *Heater* (HE-01) untuk memanaskan udara dari *compressor* menuju reaktor hingga mencapai temperatur 350°C. Udara yang telah dipanaskan tersebut kemudian dialirkan ke reaktor.

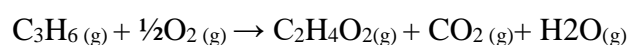
Propilene yang disimpan di *tangki* (T-01) dalam bentuk cair pada temperatur 27°C dan tekanan 12.83 atm dialirkan masuk ke dalam *expansion valve* (EV-01) untuk diturunkan tekanannya menjadi 4.9 atm, kemudian dipanaskan menggunakan *heater* (HE-02) sehingga fasenya berubah menjadi gas pada temperatur 350°C. Komposisi reaktan yaitu propilen dan oksigen dengan perbandingan volume 1 : 2, Reaktan diumpankan ke dalam *Reaktor* (R) yang merupakan multitube fixed bed reactor dengan bantuan katalis Molybdenum Oksida (MoO₃). Reaktor yang beroperasi pada tekanan 4.9 atm ini memiliki 2 zona perpindahan panas dikarenakan reaksi yang digunakan pada Reaktor ada 2 reaksi. Reaksi yang pertama harus direaksikan terlebih dahulu setelah itu hasil reaksi pertama dioksidasi pada zona 2. Dengan adanya 2 reaksi tersebut maka Reaktor dapat memproses reaksi tersebut dengan zona 1 dan zona 2. Zona I digunakan untuk mengkonversi propilen sebesar 97.50 % menjadi akrolein, zona ini beroperasi pada suhu 350 °C.

Reaksi yang terjadi pada zona I sebagai berikut :

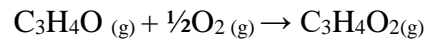
Reaksi utama yang terjadi di reaktor zona I :



Reaksi samping zona I :



Selanjutnya setelah melewati zona I, gas akrolein yang terbentuk menuju zona II. Zona ini beroperasi pada suhu 346°C dan pada tekanan 1,49 atm . Pada zona ini *akrolein* yang dihasilkan pada zona I dikonversikan menjadi asam akrilat. Konversi yang terjadi pada reaksi ini sebesar 97,50 %. Reaksi yang terjadi pada zona II sebagai berikut :



Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan pendingin berupa dowertherm A untuk mencegah reaksi melewati rentang suhu yang diijinkan yakni 350-490°C . Gas hasil reaksi yang keluar dari *reaktor* (R) terlebih dahulu diturunkan tekanannya dari 4,9 atm menjadi 1,49 atm menggunakan *expansion valve* (EV – 02), karena suhu yang tinggi yaitu 299,4 °C dan tekanan 1,49 atm yang kemudian panas tersebut dimanfaatkan sebagai pemanas di *heater* (HE – 05) yang berguna untuk memanaskan umpan masuk *Menara Distilasi* (MD), sehingga gas keluaran reaktor suhunya berubah menjadi 269,4°C, setelah itu didinginkan menggunakan *cooler* (HE – 03) dengan menggunakan pendingin air, sehingga suhunya turun menjadi 174,7 °C, karena belum mencapai suhu yang di inginkan jadi didinginkan kembali menggunakan *cooler* (HE – 04) sehingga suhu menjadi 80 °C.

Gas keluaran reaktor yang telah didinginkan akan masuk ke *water absorber* (ABS) lewat bagian bawah kolom sedangkan sebagai penyerapnya adalah air masuk lewat bagian atas kolom. Di kolom absorber ini, asam akrilat dan asam asetat akan terserap sempurna oleh air dan keluar sebagai hasil bawah pada suhu 80°C dan tekanan 1,49 atm. Sedangkan hasil atas berupa gas sisa reaktan yang akan di buang ke flare. Kemudian hasil bawah akan dinaikkan suhunya menggunakan *heater* (HE-05) sehingga suhunya menjadi 115 °C.

Larutan asam akrilat dan sedikit asam asetat yang terbawa pada suhu 115°C dan tekanan 1,49 atm, diumpankan ke dalam sebuah menara distilasi (MD) untuk memisahkan Asam Akrilat dan air. Hasil bawah menara distilasi (MD) adalah produk asam akrilat dengan kemurniaan 99,50 % sebanyak 1385,016043 kg/jam, sedangkan hasil atas sebagian besar air dengan sedikit kandungan asam akrilat dan asam asetat sebanyak 1771,549657kg/jam yang kemudian langsung dialirkan ke Tangki penampungan. Hasil bawah menara distilasi (MD) pada suhu 115°C dan

tekanan 1,49 atm diturunkan tekanannya menggunakan *expansion valve* (EV-03) dan menurunkan suhunya menggunakan *cooler* (HE-06) sehingga tekanannya menjadi 1 atm dan suhunya menjadi 30°C. Produk asam akrilat kemudian disimpan pada fase cair di tangki penyimpanan (T-02) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

3.2 Tinjauan Termodinamika

Untuk menentukan sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*), maka perlu perhitungan dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada 1 atm dan 298 K dari reaktan dan produk.

Tabel 3-0-1 Harga ΔG_f° masing-masing Komponen

Komponen	Harga ΔG_f° (kJ/kmol)
C ₃ H ₆	62.72
O ₂	0,00
C ₃ H ₄ O ₂	-286.06
H ₂ O	-227.36

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \text{Total harga } \Delta G_{R298 K}^\circ &= \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_6 + \Delta G_f^\circ \text{ O}_2) - (\Delta G_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_2 + \Delta G_f^\circ \text{ H}_2\text{O}) \\ &= -576.14 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\ln K_o = -\left(\frac{\Delta G^\circ F}{RT}\right) = \frac{576.14}{82,05 \times 298} = 23,25$$

$$K_o = 12545,46$$

Dari persamaan :

$$\ln \frac{K}{K_o} = \frac{-\Delta H_{298}}{R} \times \left[\frac{1}{T} - \frac{1}{T_o} \right]$$

(Smith & Van Ness, 1987)

dengan :

K = konstanta kesetimbangan pada suhu

tertentu T = temperatur tertentu

ΔH_{298} = panas reaksi standar pada 298 K

Pada suhu 350 C (637 K) besarnya konstanta kesetimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

$$\ln \frac{K}{12565,48} = \frac{343230}{82,05} \cdot \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{637} \right)$$

$$K_{353} = 13739,06$$

Karena harga $K = k_1/k_2$ besar, berarti harga k_2 jauh lebih kecil bila dibandingkan dengan harga k_1 sehingga diabaikan terhadap k_1 dan reaksi dianggap berjalan satu arah (*irreversible*).

Sedangkan harga ΔH°_f masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 3.2 sebagai berikut :

Tabel 3-0-2 Harga ΔH°_f masing-masing Komponen

Komponen	Harga ΔH°_f (kJ/kmol)
C_3H_6	20.43
O_2	0,00
$C_3H_4O_2$	-336.230
H_2O	-240.56

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga } \Delta H^{\circ}_f 298 \text{ K} &= \Delta H^{\circ}_f \text{produk} - \Delta H^{\circ}_f \text{reaktan} \\
 &= (\Delta H^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta H^{\circ}_f \text{O}_2) \\
 &= -343230 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

Tabel 3-0-3 Kesimpulan Tinjauan Termodinamika

Variabel	Nilai (kJ/kmol)	Batasan	Keterangan
$\Delta G^{\circ}_R 298 \text{ K}$	-576.14	Negatif	Reaksi berlangsung
K	13739,06	> 100	<i>Irreversible/ searah</i>
$\Delta H^{\circ}_f 298 \text{ K}$	-343230	Negatif	Eksotermis

Agar reaksi utama yang dominan terjadi di zona I reaktor digunakan katalis Molybdenum Trioxide (MoO_3), sehingga reaksi utama pada zona I reaktor dapat berjalan lebih tinggi dibandingkan dengan reaksi samping.

Suhu masuk reaktor menurut jurnal harus mencapai rentang 350°C - 490°C agar reaksi dapat berjalan sempurna. Jika suhu masuk reaktor kurang dari rentang tersebut, reaksi tetap dapat berjalan. Namun tidak berjalan sempurna sesuai dengan keinginan. Jika misal reaksi diawali di suhu 250°C kecepatan reaksi lebih lambat sehingga panjang reaktor lebih besar pada konversi yang sama.

Berikut perhitungan konstanta kesetimbangan pada suhu 250°C (532 K) :

$$\ln \frac{K}{12565,48} = \frac{343230}{82,05} \cdot \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{532} \right)$$

$$K = 13548,50$$

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Tangki Penyimpanan Bahan Propilen (T01)

Tugas : Menyimpan propilen sebanyak 843,8972 kg/jam
untuk keperluan 7 hari

Jenis : silinder tegak optical dished head

Fase : Cair

Jumlah 1

Volume : 681,0348 m³

Kondisi Operasi : Tekanan = 12,89 atm

Suhu = 27 °C

Spesifikasi : Diameter = 13,72 m

Tinggi = 5,49 m

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 77.199 (Matche)

3.3.2 Tangki Penyimpanan Produk Asam Akrilat (T02)

Tugas : Menyimpan produk asam akrilat selama 7 hari sebanyak
3132,8220 kg/jam

Jenis : Silinder tegak dengan conical head

Fase : Cair

Jumlah 1

Volume : 2596,458 m³

Kondisi Operasi : Tekanan = 1,49 atm

	Suhu	= 32 oC
Spesifikasi	: Diameter	= 21,34 m
	Tinggi	= 9,14 m
Bahan	: Stainless Steel SA-283C	
Harga	: \$ 279.667 (Mache)	

3.3.3 Reaktor (R)

Tugas	: Zona I tempat terjadinya reaksi propilen dan oksigen menjadi akrolein. Pada zona II tempat terjadinya reaksi akrolein menjadi asam akrilat sebanyak 1384,5352 kg/jam
Jenis	: Fixed Bed Multitube
Fase	: Gas
Kondisi Operasi	: Zona I = Eksotermis
	Tekanan = 4,9 atm
	Suhu = 350°C
	Zona II = Eksotermis
	Tekanan = 4,9 atm
	Suhu = 350°C
Spesifikasi	: Diameter = 164,4 cm
	Tinggi = 5,00 m
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Volume	: 18,55605 m ³

Harga : \$ 35.962 (Matche)

3.3.4 Absorber (ABS)

Tugas : Menyerap asam akrilat yang terbentuk sebanyak 1386,5352 kg/jam dengan menggunakan absorbent air sebanyak 359,7516 kg/jam

Tipe : *Packing Tower*

Jenis packing : *Raschig rings (Ludwig)*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm (Mc Cabe & Smith)

Suhu = 353 °C

Spesifikasi : Diameter = 0,1538 m

Tinggi = 0,3940 m

Tebal Shell = 5/8 in

Tebal head = 3/4 in

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 9.801 (Matche)

3.3.5 Menara Distilasi (MD)

Tugas : Memisahkan air dari produk asam akrilat sebanyak 1746,2868181 kg/jam

Jenis head : *torispherical dished head*

Kondisi Operasi atas : dew point

Tekanan = 1,27 atm

Suhu = 107,5 °C

Kondisi operasi bawah : bubble point

Tekanan = 1,6 atm
 Suhu = 156 °C
 Spesifikasi : Diameter = 1,5897 m (Coulson, 1983)
 Tinggi = 12,1049 m
 Tebal Shell = 0,2500 in
 Tebal Head = 0,1875 in

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 56864 (Matche)

3.3.6 Heat Exchanger 01 (HE-01)

Tugas : Memanaskan fluida sebanyak 843,8972 kg/jam dari T-01 menuju reaktor

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 539623,1571 Btu/jam

Luas perpindahan panas : 107,5285 ft²

Panjang : 14 ft

Shell Side

- Fluida Panas : Steam

Ukuran :

- ID : 37 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Gas propilen dan propana

Ukuran :

- OD; BWG : 1/4 in; 16

- ID : 1,120 in

- Pass : 1

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 3.356 (Matche)

3.2.7 Heat Exchanger 02 (HE-02)

Tugas : Memanaskan udara dari compressor (C) sebanyak 5492,3297 kg/jam menuju reaktor (R)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 1240181,4902 Btu/jam

Luas perpindahan panas: 330,3712 ft²

Panjang : 14 ft

Shell Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- ID : 33 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Udara

Ukuran :

- OD; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 0,620 in

- Pass 1

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 14.025 (Matche)

3.2.8 Heat Exchanger 03 (HE-03)

Tugas : Mendinginkan fluida dari HE-05 sebanyak 7722,7622 kg/jam menuju HE-04

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 32121737,0057 Btu/jam

Luas perpindahan panas : 2254,437 ft²

Panjang : 14 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 31 in

- Baffle space : 10 in

- Pass 1

Tube Side

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

Ukuran :

- OD; BWG : 3/4 in; 14

- ID : 0,584 in

- Pass : 1

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 61.136 (Matche)

3.2.9 Heat Exchanger 04 (HE-04)

Tugas : Mendinginkan fluida dari HE-03 sebanyak 7722,7622 kg/jam menuju absorber (A)

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 22548014,0884 Btu/jam

Luas perindahan panas : 3474,3587 ft²

Panjang : 14 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 39 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 1

Tube Side

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

Ukuran :

- OD; BWG : 3/4 in; 14

- ID : 0,584 in

- Pass : 1

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 52.385 (Matche)

3.2.10 Heat Exchanger 05 (HE-05)

Tugas : Memanaskan fluida hasil absorber sebanyak 3156,5657 kg/jam menuju menara distilasi (MD)

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 348566,2326 Btu/jam

Luas perpindahan panas : 215,845 ft²

Panjang : 14 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Asam akrilat, asam asetat, air

Ukuran :

- ID : 27 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

- OD; BWG : 1 in; 16

- ID : 0,834 in

- Pass : 1

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 13.905 (Matche)

3.2.11 Heat Exchanger 06 (HE-06)

Tugas : Mendinginkan fluida hasil bawah menara distilasi (MD) sebanyak 3156,5657 kg/jam

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 1295827,3862 Btu/jam

Luas perpindahan panas : 432,593 ft²

Panjang : 14 ft

Shell Side

- Fluida dingin : water

Ukuran :

- ID : 33 in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : liquid asam akrilat dan air

Ukuran :

- OD; BWG : 1 1/4 in; 16

- ID : 1,08 in

- Pass 1

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 24.814 (Matche)

3.2.12 Expansion Valve 01 (EV-01)

Tugas : Menurunkan tekanan asam akrilat dari 12,9 atm menjadi 4,9 atm pada tangki penyimpanan sebanyak 843,8972 kg/jam menuju HE-02

Tipe : *Globe Valve*

Diameter : 0,808842 in

Spesifikasi : - ID = 3,068 in

- OD = 3,5 in

- $a't = 7,38 \text{ in}^2$

- $v = 2,2099 \text{ m/s}$

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 22 (Matche)

3.2.13 Expansion Valve 02 (EV-02)

Tugas : Menurunkan tekanan hasil reaktor sebanyak 7722,7622 kg/jam menuju HE - 05

Tipe : *Globe Valve*

Diameter : 2,624769 in

Spesifikasi : - ID = 10,02 in

- OD = 10,75 in

- $a't = 78,8 \text{ in}^2$

- $v = 2,3916 \text{ m/s}$

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 70 (Matche)

3.2.14 Blower (BL)

Fungsi : Untuk mengalirkan udara lingkungan ke *heater* (HE-01) sebanyak 5492,3297 kg/jam.

Tipe : *Turbo blower*

Bahan : *Carbon steel SA-283 grade C*

Suhu Operasi : 32 °C

Kapasitas : 2805,07 cuft/menit

Tekanan Operasi : 1 atm

Power Motor : 30 HP

Jumlah : 1

Harga : \$ 5.155 (Matche)

3.2.15 Filter Udara (FU-01)

Fungsi : Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara segar yang mengalir ke reaktor sebanyak 6590,796 kg/jam

Tipe : *Bag house filter*

Bahan : *Carbon steel SA-283 grade C*

Diameter Bag : 0,2032 m

Panjang Bag : 2,4384 m

Jumlah Bag : 14 buah

Harga : \$ 176.216 (Matche)

3.2.16 Condensor (CD)

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 1771,5497 kg/jam dari hasil atas menara distilasi (MD)

Tipe : *Shell and Tube*

Luas perpindahan panas : 240,6986 ft²

Panjang : 6 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 37 in

- Baffle space : 18,5 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Gas etilen oksida dan H₂O

Ukuran :

- OD; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 0,302 in

- Pass : 2

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 42.076 (Matche)

3.2.17 Reboiler (RB)

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi (MD)
sebanyak 1385,016043 kg/jam

Tipe : *Kettle Reboiler*

Luas perpindahan panas : 116,9659 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Asam akrilat dan H₂O

Ukuran :

- ID : 27 in

- Baffle space : 10,8 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

-OD; BWG : 1 in; 16

- ID : 0,870 in

- Pass 1

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : \$ 8.151(Matche)

3.2.18 Accumulator (ACC)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi (MD) sebanyak 23,7437 kg/jam

Tipe : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Spesifikasi :

- Diameter = 0,5726 m
- Panjang = 3,4358 m
- Tebal Shell = 1/2 in
- Tebal Head = 7/16 in

Harga : \$ 4.196 (Matche)

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 3-0-4 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Propylene Kebutuhan = 843,7283kg/jam	73910,5997	470.000

(Chandra asri)

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.

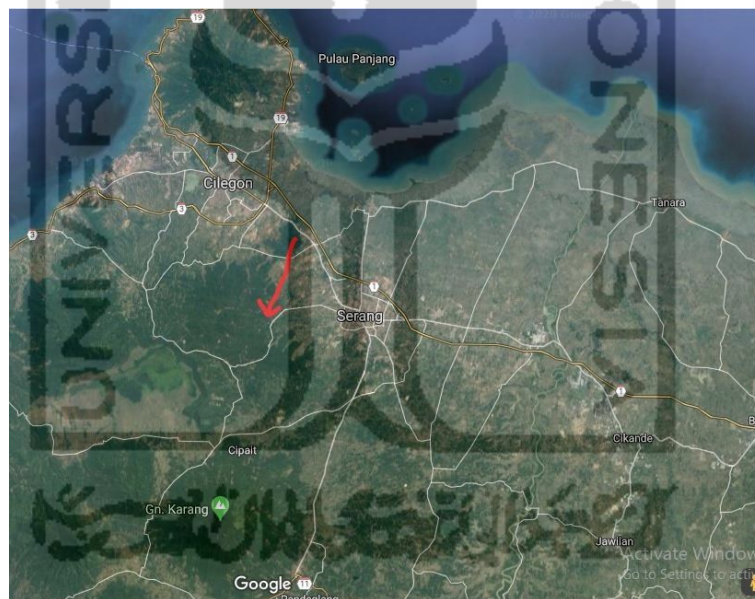
3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

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 4 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.



Gambar 4-0-1 Lokasi 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 (Chandra Asri). Dengan rancangan pabrik asam akrilat yang berkapasitas 25.000 ton/tahun ini diperkirakan bahan baku 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 masih sedikit diproduksi di Indonesia, Satu-Satunya pabrik yang memproduksi Asam Akrilat ini adalah PT. Nippon Shokubai yang berkapasitas 140.000 ton/tahun (kemenperin). 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).

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/pelebaran 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 perancangan 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

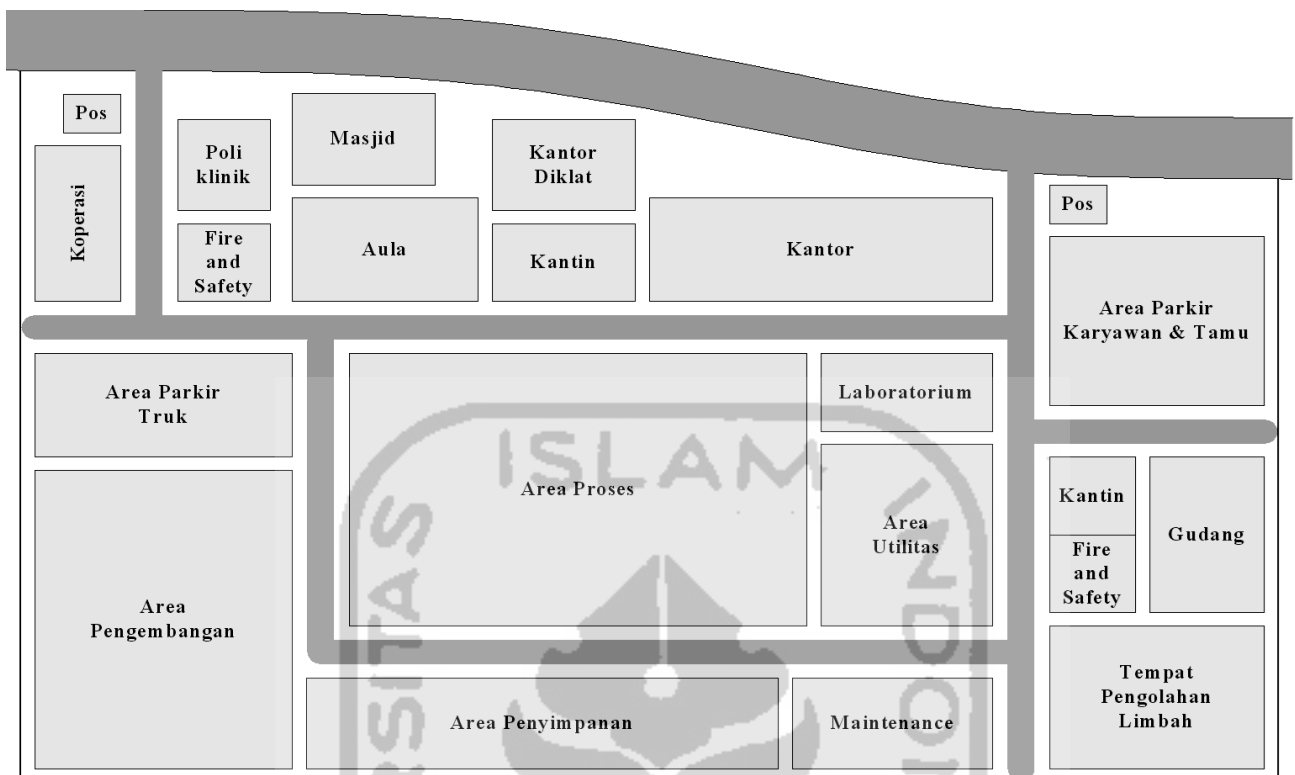
4.2.4 Daerah Utilitas dan Power Station

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 4-0-1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	P (m)	L(m)	Luas (m²)
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	36	576
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	14	12	168
Kantin	16	12	192
Bengkel	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	65	35	2275
<i>Control Room</i>	28	10	280
<i>Control Utilitas</i>	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	110	20	2200
Luas Tanah	-	-	10979
Luas Bangunan	-	-	6379
Total	533	331	10979

LAY OUT PABRIK ASAM AKRILAT



Gambar 4-0-2 Lay Out Pabrik Skala 1: 200

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.

Aliaran 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

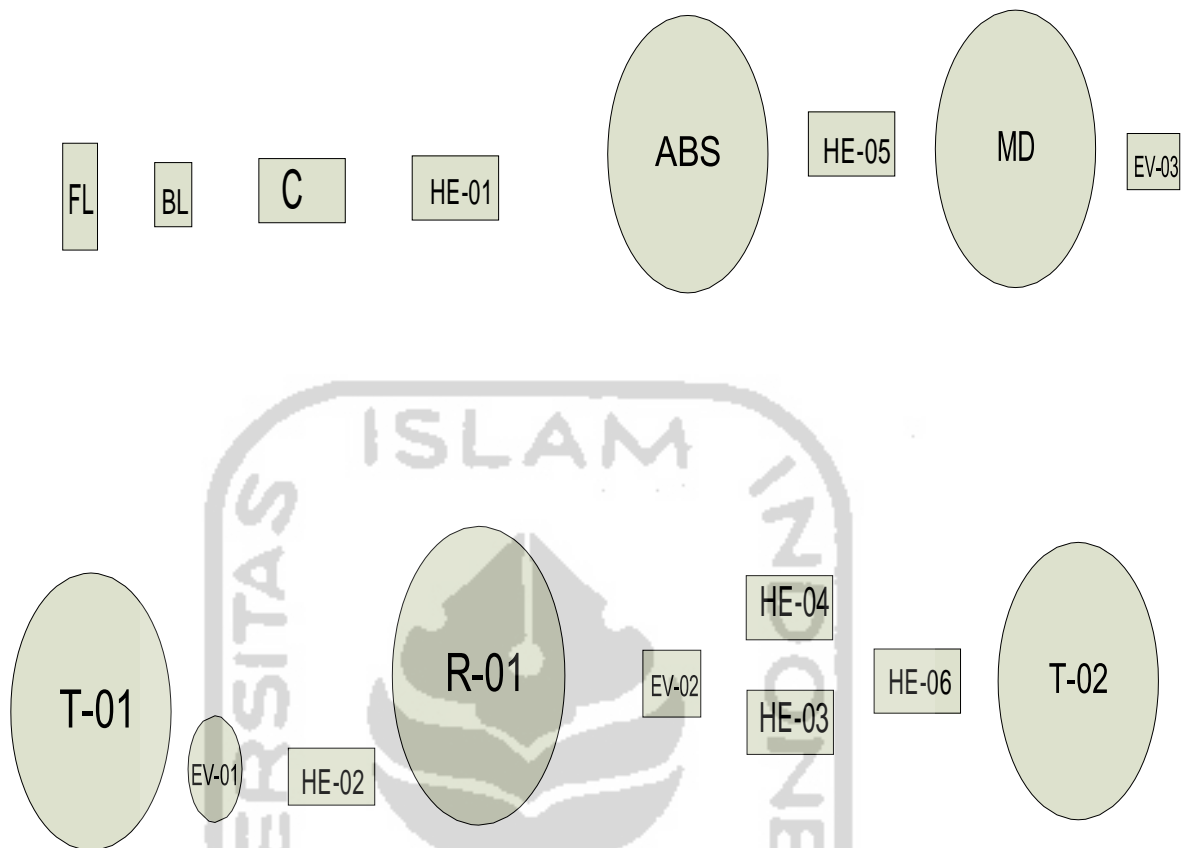
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

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.

Layout Alat Proses

Gambar 4-0-3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Asam Akrilat Skala 1:100

Keterangan gambar:

- | | |
|--------------------------|-----------------------|
| 1. Reaktor (R) | 12. Cooler-03 (HE-03) |
| 2. Absorber (ABS) | 13. Cooler-04 (HE-04) |
| 3. Menara Distilasi (MD) | 14. Heater-05 (HE-05) |
| 4. Filter (FL) | 15. Cooler-06 (HE-06) |
| 5. Blower (BL) | 16. Tangki-01 (T-01) |
| 6. Kompresor (K) | 17. Tangki-02 (T-02) |

7. Expantion valve-01 (EV-01)
8. Expantion valve-02 (EV-02)
9. Expantion valve-03 (EV-03)
10. Heater-01 (HE-01)
11. Heater-02 (HE-02)

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4-0-2 Neraca massa total

komponen	masuk	Keluar	
		Top	Bottom
C3H6	839,8465	0,4261681	
C3H8	4,050707	4,0507068	
O2	1279,766	313,09392	
N2	4212,564	4212,5636	
H2O		1740,8733	5,4135
C3H4O		18,650129	
CH3COOH		23,743652	0,0000
C3H4O2		6,9326762	1379,6026
CO2		17,412011	
total	6336,227	6337,7462	1385,0160

4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

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

Tabel 4-0-3 Neraca massa reaktor *stage 1*

Komponen	Masuk	Keluar
C3H6	845,85	21,25249
C3H8	4,08	4,08
O2	1026,19	355,2202
N2	3377,88	3377,88
H2O		357,0419
C3H4O		1105,13
CH3COOH		6,072141
CO2		4,452903
Total	5254,00	5231,131

Tabel 4-0-4 Neraca massa reaktor *stage 2*

Komponen	Masuk	Keluar
C3H6	21,2524931	21,2524931
C3H8	4,08	4,08
O2	1263,0053	952,621749
N2	3377,88	3377,88
H2O	357,041883	357,041883
C3H4O	1105,12964	18,7872039
CH3COOH	6,07214087	6,07214087

C3H4O2		1396,72599
CO2	4,45290331	4,45290331
Total	6138,91621	6138,91621

4.4.1.2.2 Menara Absorber Asam Akrilat (T-101)

Tabel 4-0-5 Neraca massa menara absorber asam akrilat

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Atmosfer	Menara Distilasi
C3H6	21,25	21,2525	-
C3H8	4,08	4,0805	-
O2	952,62	952,6217	-
N2	3377,88	3377,8814	-
H2O	1753,77	-	1753,7679
C3H4O	18,79	18,7872	-
CH3COOH	6,07	-	6,0721
C3H4O2	1396,73	-	1396,7260
CO2	4,45	4,4529	-
TOTAL	7535,6422	4379,0762	3156,5660
		7535,6422	

4.4.1.2.3 Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102)

Tabel 4-0-6 Neraca massa menara distilasi asam akrilat

NERACA MASSA MENARA DISTILASI			
KOMPONEN	INPUT (kg/jam)	OUTPUT (kg/jam)	
		TOP	BOTTOM
H ₂ O	1753,77	1748,331191	5,436680401
CH ₃ COOH	6,07	6,072140873	0
C ₃ H ₄ O ₂	1396,73	6,983629939	1389,742358
TOTAL	3156,57	1761,386962	1395,179038
		3156,57	

4.4.2 Neraca Panas

Basis perhitungan : 1 jam

Suhu referensi : 25°C

Satuan Operasi : kilo joule/jam (kJ/jam)

4.4.2.1 Propilen Heater (E-101)

Tabel 4-0-7 Neraca panas E-101

	Q _{in} (kJ)	Q _{out} (kJ)
Q _{in}	12219016,5730	-
Q _{out}	-	41655366,5650
Q _{s-in}	37524481,4194	-
Q _{c-out}	-	8088131,4274
Total	49743497,9924	49743497,9924

4.4.2.2 Heater Udara (E-102)

Tabel 4-0-8 Neraca panas E-102

	Qin (kJ)	Qout (kJ)
Qin	53301,4947	-
Qout	-	13324444,7803
Qs-in	16917612,7397	-
Qc-out	-	3646469,4541
Total	16970914,2344	16970914,2344

4.4.2.3 Reaktor

Tabel 4-0-9 Neraca panas reaktor

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C3H6	845,8492	21,2525
C3H8	4,0805	4,0805
O2	1026,1918	952,6217
N2	3377,8814	3377,8814
H2O	357,0419	357,0419
C3H4O	1105,1296	18,7872
CH3COOH	6,0721	6,0721
C3H4O2	0,0000	1396,7260
CO2	4,4529	4,4529

Panas reaksi	5688965,3202	0,0000
Panas cairan pendingin	0,0000	5688965,3202
Total	5695692,0196	5695104,2364

4.4.2.4 Cooler Produk Reaktor (E-103)

Tabel 4-0-10 Neraca panas E-103

	Qin (kJ)	Qout (kJ)
Qin	48.135.327,7092	-
Qout	-	27.083.975,1194
Qs-in	-26.835.565,1880	-
Qc-out	-	-5.784.212,5982
Total	21.299.762,5212	21.299.762,5212

4.4.2.5 Cooler Umpan Menara (E-104)

Tabel 4-0-11 Neraca panas E-104

	Qin (kJ)	Qout (kJ)
Qin	27.083.975,1194	-
Qout	-	8.999.523,5266
Qs-in	- 23053458,3249	-
Qc-out	-	-4.969.006,7320
Total	4.030.516,7946	4.030.516,7946

4.4.2.6 Menara Absorpsi Asam Akrilat (T-101)

Tabel 4-0-12 Neraca panas menara absorpsi asam akrilat

Neraca panas			
Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (Kkal/jam)	
Panas masuk1	529623,58	Panas keluar	827204,51
Panas masuk2	29125,24	Panas yang diambil	-268455,70
Total	558748,82	Total	558748,82

4.4.2.7 Menara Distilasi Asam Akrilat (T-102)

Tabel 4-0-13 Neraca panas menara distilasi asam akrilat (T-102)

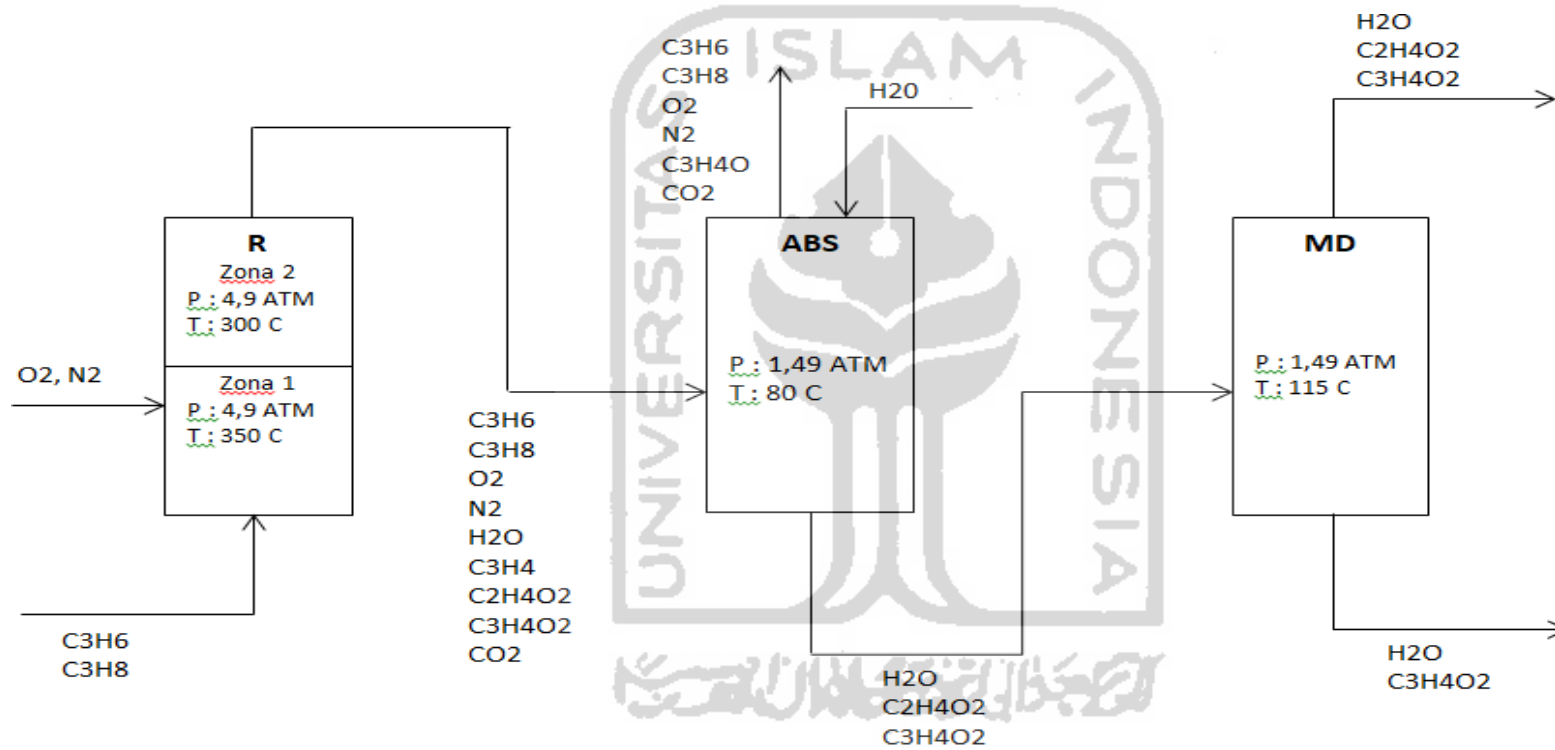
Neraca panas			
Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (Kkal/jam)	
Panas masuk1	-33056034,20	Panas keluar	21167559,47
		Panas yang diambil	-54223593,67
Total	-33056034,20	Total	-33056034,20

4.4.2.8 Cooler (E-105)

Tabel 4-0-14 Neraca panas E-105

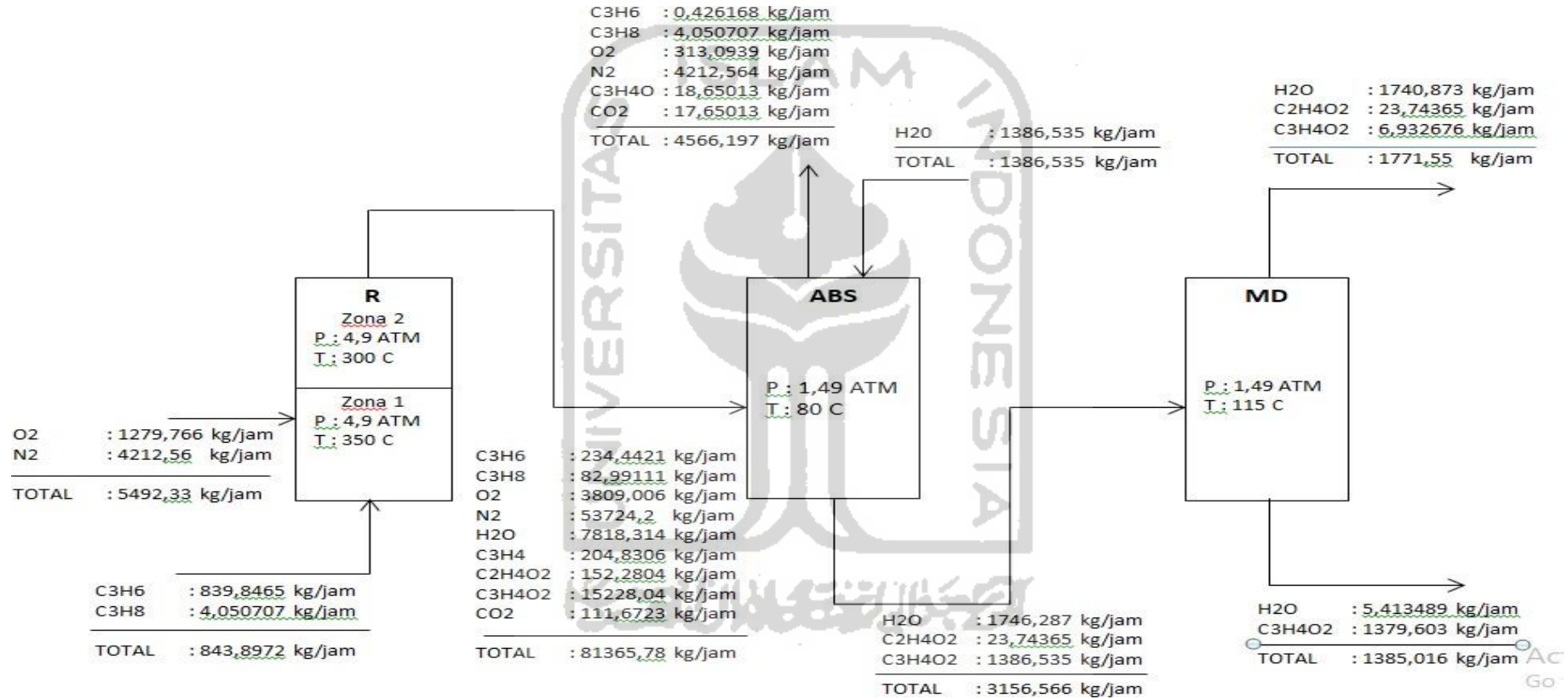
	Qin (kJ)	Qout (kJ)
Qin	4.466.252,8862	-
Qout	-	7.896.656,1764
Qs-in	4.372.964,1942	-
Qc-out	-	942.560,9040
Total	8.839.217,0804	8.839.217,0804

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4-0-4 Diagram alir kualitatif pabrik asam akrilat

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4-0-5 Diagram alir kuantitaif pabrik asam akrilat

4.4.5 Perawatan (*Maintenance*)

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

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

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 561,3205 kg/jam. Air yang digunakan untuk *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak *boiler*. Berikut ini persyaratan air umpan boiler menurut (Perry's) :

Tabel 4-0-15 Syarat air umpan boiler

Parameter	Total (ppm)
Total padatan (total dissolved solid)	3.500
Alkanitas	700
Padatan terlarut	300
Silika	60 – 100
Besi	0.1
Tembaga	0.5

Oksigen	0,007
Kesadahan	0
Kekeruhan	175
Minyak	7
Residu fosfat	140

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

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3. Air sanitasi.

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

- a. Syarat fisika, meliputi:

- 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

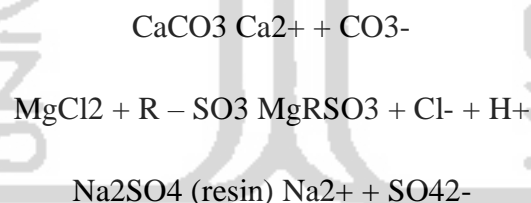
Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion - ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari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

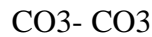
Reaksi:



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 CO₃²⁻, Cl⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

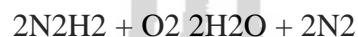
Reaksi:



c. Deaerasi

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

Reaksi:



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

4.5.2 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel 4-0-16 Kebutuhan air pembangkit steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	126,2606
HE-02	1277,0406
TOTAL	1403,3012

2. Kebutuhan air proses

Tabel 4-0-17 Kebutuhan air proses

nama alat	jumlah (kg/jam)
ABS	1386,5352
COOLER – 01	232409,6328
COOLER – 02	163141,1051
HE -05	358,9259
COOLER -03	1334,3404
TOTAL	398630,5394

3. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100 kg/hari (Sularso,2000)

Jumlah karyawan = 145 orang

Tabel 4-0-18 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/hari)
1.	Karyawan	14.500
2	Perumahan	24.000
3.	Laboratorium	500
4.	Bengkel	200
5.	Poliklinik	300
6.	Kantin	1.500
7.	Kebersihan, Pertamanan, dan Lain-lain	1.000
	Jumlah	42.000

Kebutuhan air total = 402345,1611 kg/jam

Diambil angka keamanan 10%

= $1,1 \times 402345,1611 = 442579,6772$ kg/jam

4.5.3 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 : 687,5811 kg/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.

4.5.4 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk keperluan alat proses dan utilitas = 205,6259 kWh
- b. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 10,19861 kWh
- c. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 51,40649 kWh

Total kebutuhan listrik adalah 267,3137 kWh. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 334,1422 kWh. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 70,244 m³/jam.

4.5.6 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 84,2813 kg/jam. Kebutuhan bahan bakar dalam seminggu sebesar 14159,2603 kg/jam

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

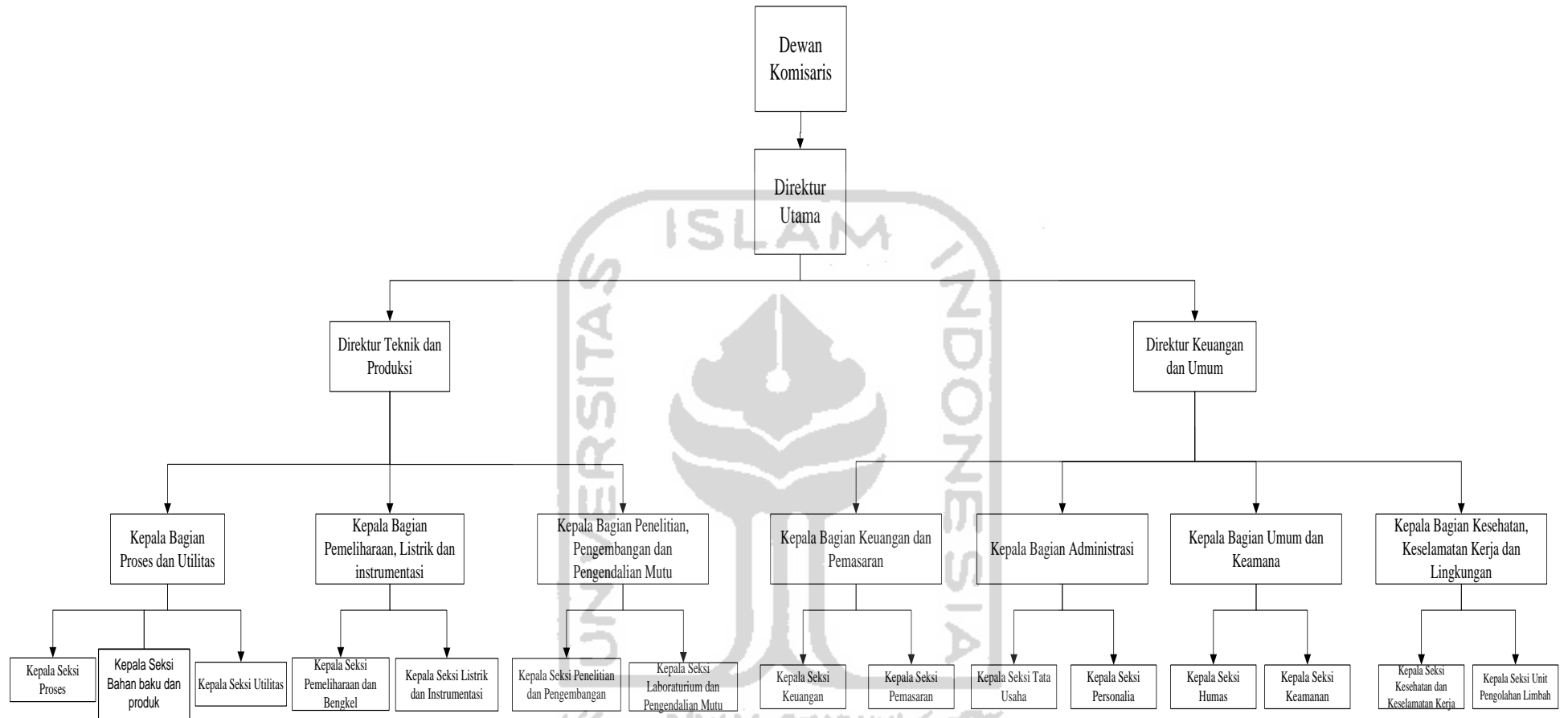
Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Asam Akrilat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga 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.

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 dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

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



Gambar 4-7 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
- 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

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari setelahnya.

Tabel 4-0-19 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Orang/Bulan
Direktur Utama	1	Rp 55.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 35.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 35.000.000
Staff Ahli	1	Rp 35.000.000
Ka. Bag. Produksi	1	Rp 20.000.000
Ka. Bag. Teknik	1	Rp 20.000.000
Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 20.000.000
Ka. Bag. Administrasi, Keuangan dan Umum	1	Rp 20.000.000
Ka. Sek. Proses	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Pengendalian	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Instrument dan listrik	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek Pemeliharaan	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Administrasi dan Keuangan	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Personalia dan Humas	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000
Ka. Sek. K3	1	Rp 15.000.000
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	4	Rp 15.000.000
Karyawan Administrasi dan Keuangan	4	Rp 15.000.000
Karyawan K3	5	Rp 15.000.000

Karyawan Personalia dan Humas	5	Rp 15.000.000
Karyawan Keamanan	3	Rp 12.000.000
Karyawan Proses	8	Rp 12.000.000
Karyawan Pengendalian	6	Rp 12.000.000
Karyawan Instrument dan Listrik	6	Rp 12.000.000
Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 12.000.000
Karyawan Utilitas	8	Rp 12.000.000
Karyawan Laboratorium	5	Rp 12.000.000
Operator Proses	25	Rp 12.000.000
Operator Utilitas	14	Rp 12.000.000
Supir	4	Rp 8.000.000
<i>Cleaning service</i>	5	Rp 6.000.000
Dokter	2	Rp 150.000.000
Perawat	3	Rp12.000.000

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*. 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 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 4.3 sebagai berikut :

Tabel 4-0-20 Jadwal kerja masing-masing regu

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

Keterangan :

P = Shift Pagi

M = Shift Malam

S = Shift Siang

L = Libur

4.7 Evaluasi Ekonomi

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

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

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

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

- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

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 2025. 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 2025 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 2008 sampai tahun 2017, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4-0-21 Indeks harga

Tahun	Index
1975	182
1976	192
1977	204
1978	219
1979	239
1980	261
1981	297
1982	314
1983	317

1984	323
1985	325
1986	318
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356

Sumber : (Peter Timmerhaus,1990)

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 11,996x - 23496$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2025 adalah:

Tabel 4-0-22 Harga indeks pada tahun perancangan

Tahun	Indeks Harga
2001	507,996
2002	519,992
2003	531,988
2004	543,984
2005	555,98
2006	567,976
2007	579,972
2008	591,968
2009	603,964

2010	615,96
2011	627,956
2012	639,952
2013	651,948
2014	663,944
2015	675,94
2016	687,936
2017	699,932
2018	711,928
2019	723,924
2020	735,92
2021	747,916
2022	759,912
2023	771,908
2024	783,904
2025	795,9
2026	807,896

Jadi indeks pada tahun 2025 = **795,9**

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$



Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2025

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

Nx : Index harga pada tahun 2025

Ny : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	= 25.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2025
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 14.800,-
Harga bahan baku (propilen)	= \$ 9.805.140,83
Harga bahan pembantu :	
Katalis (<i>Iron Molybdenum Oxyde</i>)	= \$ 1.083.840,00
Harga Jual	= \$ 14.750.710,51

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**

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

4.7.4.1 *Percent Return On Investment*

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

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

4.7.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

4.7.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

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

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

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.7.4.4 *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah :

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

4.7.4.5 Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

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

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

I : Nilai DCFR

n : Umur pabrik = 10 tahun

Tabel 4-0-23 DCFR

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	Rp 106.809.811.805	\$ 7.216.879,18
2	Cotractor's fee	Rp 4.272.392.472	\$ 288.675,17
3	Contingency	Rp 26.702.452.951	\$ 1.804.219,79
	Jumlah	Rp 137.784.657.229	\$ 9.309.774,14

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 4-0-24 *Physical Plant Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp 18.583.844.423	\$ 1.255.665,16
2	Delivered Equipment Cost	Rp 4.645.961.106	\$ 313.916,29
3	Instalasi cost	Rp 3.105.008.817	\$ 209.797,89
4	Pemipaan	Rp 10.332.617.499	\$ 698.149,83
5	Instrumentasi	Rp 4.659.020.023	\$ 314.798,65
6	Insulasi	Rp 723.263.134	\$ 48.869,13
7	Listrik	Rp 1.858.384.442	\$ 125.566,52
8	Bangunan	Rp 22.326.500.000	\$ 1.508.547,30
9	Land & Yard Improvement	Rp 19.213.250.000	\$ 1.298.192,57
	Total	Rp85.447.849.444	\$ 5.773.503,34

Tabel 4-0-25 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Engineering and Construction	Rp 21.361.962.361	\$ 1.443.375,8352
	DPC	Rp 106.809.811.805	\$ 7.216.879,1760

Tabel 4-0-26 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	Rp 106.809.811.805	\$ 7.216.879,18
2	Cotractor's fee	Rp 4.272.392.472	\$ 288.675,17
3	Contingency	Rp 26.702.452.951	\$ 1.804.219,79
	Jumlah	Rp 137.784.657.229	\$ 9.309.774,14

Tabel 4-0-27 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 76.582.521.063	\$ 5.174.494,6664
2	Labor	Rp 15.516.000.000	\$ 1.048.378,3784
3	Supervision	Rp 1.551.600.000	\$ 104.837,8378
4	Maintenance	Rp 11.022.772.578	\$ 744.781,9310
5	Plant Supplies	Rp 1.653.415.887	\$ 111.717,2896

6	Royalty and Patents	Rp 4.921.000.000	\$ 332.500,0000
7	Utilities	Rp179.640.272.346	\$ 12.137.856,2396
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 290.887.581.874	\$ 19.654.566,3429

Tabel 4-0-28 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 3.103.200.000	\$ 209.675,6757
2	<i>Laboratory</i>	Rp 3.103.200.000	\$ 209.675,6757
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 12.412.800.000	\$ 838.702,7027
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 39.368.000.000	\$ 2.660.000,0000
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 57.987.200.000	\$ 3.918.054,0541

Tabel 4.13 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 13.778.465.723	\$ 930.977
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 2.755.693.145	\$ 186.195

3	<i>Insurance</i>	Rp 1.377.846.572	\$ 93.098
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 17.912.005.440	\$ 1.210.271

Tabel 4-0-29 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 290.887.581.874	\$ 19.654.566,3429
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 57.987.200.000	\$ 3.918.054,0541
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 17.912.005.440	\$ 1.210.270,6378
	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 366.786.787.314	\$ 24.782.891,0347

Tabel 4.15 *Working Capital (WC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 1.624.477.720	\$ 109.762,01
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 555.737.557	\$ 37.549,83
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 7.780.325.792	\$ 525.697,69

4	<i>Extended Credit</i>	Rp 10.438.484.848	\$ 705.303,03
5	<i>Available Cash</i>	Rp 33.344.253.392	\$ 2.252.990,09
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp 53.743.279.308	\$ 3.631.302,66

Tabel 4-0-30 *General Expense (GE)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 22.007.207.239	\$ 1.486.973,46
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 18.339.339.366	\$ 1.239.144,55
3	<i>Research</i>	Rp 10.270.030.045	\$ 693.920,95
4	<i>Finance</i>	Rp 3.830.558.731	\$ 258.821,54
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 54.447.135.380	\$ 3.678.860,50

Tabel 4-0-31 Total biaya produksi

Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 366.786.787.314,054	\$ 24.782.891,03
<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 54.447.135.380,086	\$ 3.678.860,50
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	Rp 421.233.922.694,140	\$ 28.461.751,53

Tabel 4-0-32 *Fixed cost (Fa)*

Tife of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Depresiasi	Rp 13.778.465.723	\$ 930.977
Proerty Taxes	Rp 2.755.693.145	\$ 186.195
Asuransi	Rp 1.377.846.572	\$ 93.098
TOTAL Nilai Fa	Rp 17.912.005.440	\$ 1.210.271

Tabel 4-0-33 *Regulated cost (Ra)*

Tife of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Gaji Karyawan	Rp 15.516.000.000	\$ 1048378,378
Payroll Overhead	Rp 3.103.200.000	\$ 209675,6757
Supervision	Rp 1.551.600.000	\$ 104837,8378
Plant Overhead	Rp 12.412.800.000	\$ 838702,7027
Laboratorium	Rp 3.103.200.000	\$ 209675,6757
General Expense	Rp 54.447.135.380	\$ 3678860,499
Maintenance	Rp 11.022.772.578	\$ 744781,931
Plant Supplies	Rp 1.653.415.887	\$ 111717,2896
TOTAL Nilai Ra	Rp 102.810.123.845	\$ 6946629,99

Tabel 4-34 *Variable cost (Va)*

Raw Material	=	Rp	76.582.521.063
Packaging and Shipping	=	Rp	39.368.000.000
Utilities	=	Rp	179.640.272.346
Royalty & Patent	=	Rp	4.921.000.000
TOTAL Nilai Va	=	Rp	300.511.793.409

4.7.6 Analisa Keuntungan

Harga jual produk <i>Asam Akrilat</i>	=	Rp 19.684 /kg
<i>Annual Sales (Sa)</i>	=	Rp 492.100.000.000
<i>Total Cost</i>	=	Rp 421.233.922.694
Keuntungan sebelum pajak	=	Rp 70.866.077.306
Pajak Pendapatan	=	20%
Keuntungan setelah pajak	=	Rp 56.692.861.845

4.7.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.7.7.1 Percent Return On Investment (ROI)

a. ROI Sebelum Pajak (Industrial Chemical 11 - 44 %)

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times \text{ra}$$

$$\text{ROI b} = 51,4325 \%$$

b. ROI Sesudah Pajak

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Keuntungan sesudah pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times \text{ra}$$

$$\text{ROI a} = 41,1460 \%$$

4.7.7.2 Pay Out Time (POT)

a. POT Sebelum Pajak (Industrial Chemical min 2 th / High Risk- 5 th/low Risk)

$$\text{POT b} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}}$$

$$\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}$$

$$\begin{aligned} \text{POT b} &= 1,62780 \text{ tahun} \\ &= 1,6 \text{ tahun} \end{aligned}$$

b. POT Sesudah Pajak

$$\begin{aligned} \text{POT a} &= \text{Fixed Capital} \\ &\text{Keuntungan sesudah pajak + Depresiasi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POT a} &= 1,955187 \text{ tahun} \\ &= 1,9 \text{ tahun} \end{aligned}$$

4.7.7.3 Break Event Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = 40,76 \%$$

4.7.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 25,78 \%$$

4.7.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage Value (SV) = Rp 13.7 78.465.723

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

CF = Rp 74.301.886.298

Working Capital = Rp 53.743.279.308

Fixed Capital Investment = Rp 137.784.657.229

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

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

$$R = \text{Rp } 2.115.415.951.422$$

$$S = \text{Rp } 2.985.316.994.245$$



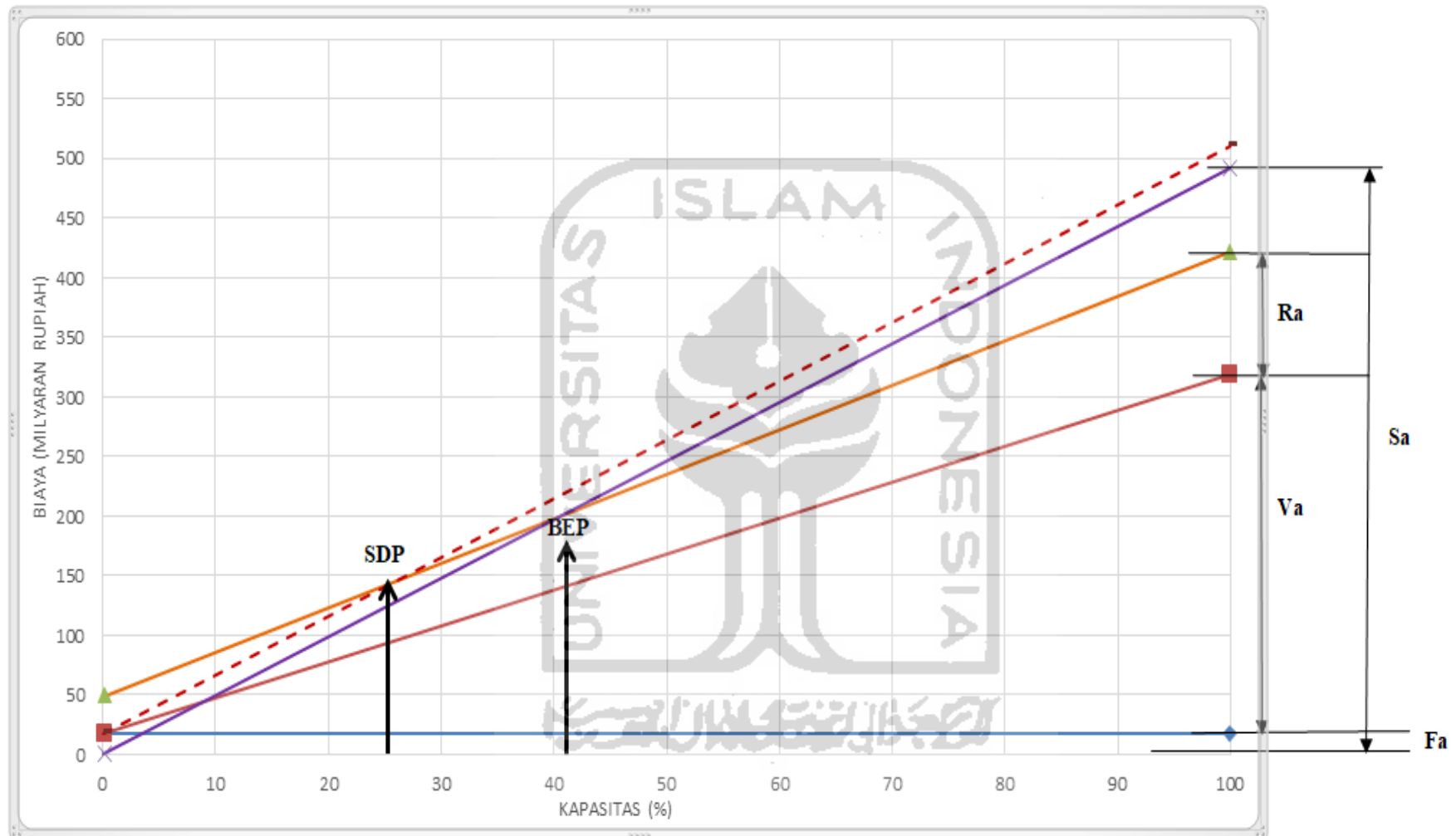
Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i =$

$$i = 0,2715$$

$$\text{Interes (i)} = 27,15 \text{ \%/tahun}$$

$$= 2,26 \text{ \%/bulan}$$





Gambar 4-8 Grafik hubungan persen (%) kapasitas vs Biaya

BAB 5 PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik Asam Akrilat dari propilen dan udara dengan kapasitas 25.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi karena :

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik Asam Akrilat dari propilen dan udara ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - 1) Keuntungan yang diperoleh :
Keuntungan sebelum pajak Rp 70.866.077.306 dan keuntungan setelah pajak (20%) Rp 56.692.861.845
 - 2) *Return On Investment* (ROI) :
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 51,4325 %, dan ROI setelah pajak sebesar 41,1460 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 40 % (Aries & Newton, 1955).
 - 3) *Pay Out Time* (POT) :
POT sebelum pajak selama 1,6 tahun dan POT setelah pajak selama 2,9 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).
 - 4) *Break Event Point* (BEP) pada 40,76 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 25,78 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
 - 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 27,15 %.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Akrilat dari propilen dan udara dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses 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*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1979, *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
- Holman, J., 1988, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kirk Othmer, 1985, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 5th Edition
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- 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

Smith, J.M and Van Ness, H.C., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4th edition, McGraw Hill International Book Company, Tokyo

Sularso and Haruo. T., 2000. *Pompa dan Kompresor : Pemilihan, Pemakaian dan Pemeliharaan*, Pradnya Paramita., Jakarta

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

Badan Pusat Statistik, 2012 - 2019, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta <https://www.bps.go.id/> diakses pada 4 november 2019

"*Kapasitas Produsen Petrokimia Indonesia, 2017*", <http://www.chandra-asri.com/> diakses pada 20 April 2020

"*Kemenperin Resmikan Perluasan Pabrik PT. Nippon Shokubai Indonesia*" <http://www.kemenperin.go.id> diakses pada 20 April 2020

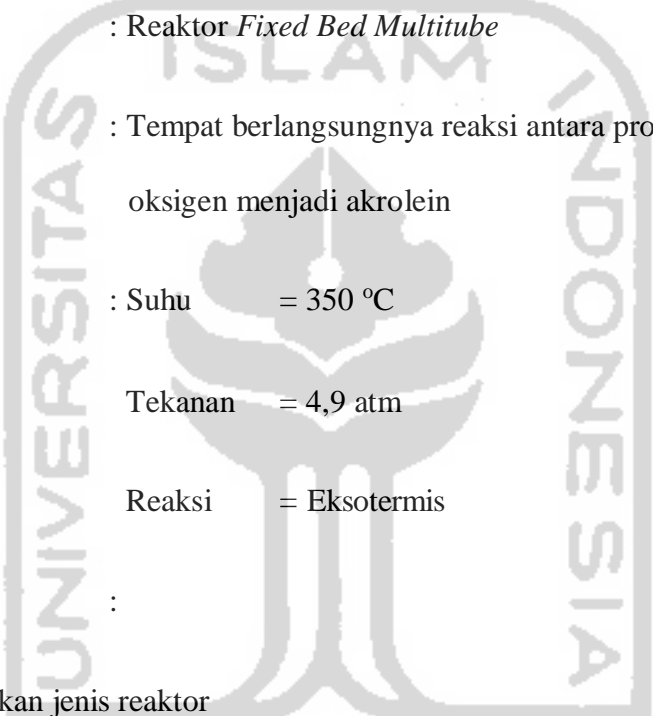
"*Process Equipment Cost Estimates*", <https://www.matche.com/> diakses pada 14 April 2020

"*Produksi Asam Akrilat di Dunia serta Kapasitasnya*" <http://etd.repository.ugm.ac.id> diakses pada 14 April 2020

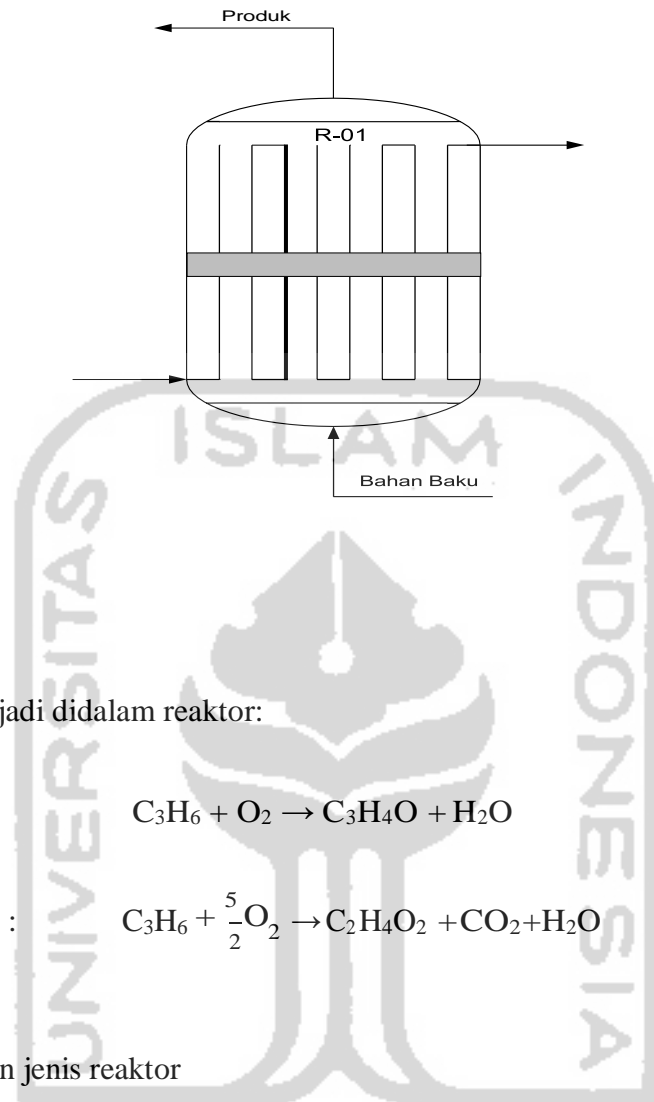


LAMPIRAN A

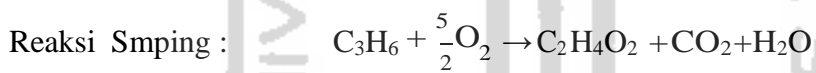
REAKTOR STAGE 1



Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara propilen dan oksigen menjadi akrolein
Kondisi Operasi	: Suhu = 350 °C Tekanan = 4,9 atm Reaksi = Eksotermis
Tujuan	: <ol style="list-style-type: none">1. Menentukan jenis reaktor2. Menghitung pressure drop3. Menghitung berat katalis4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor5. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

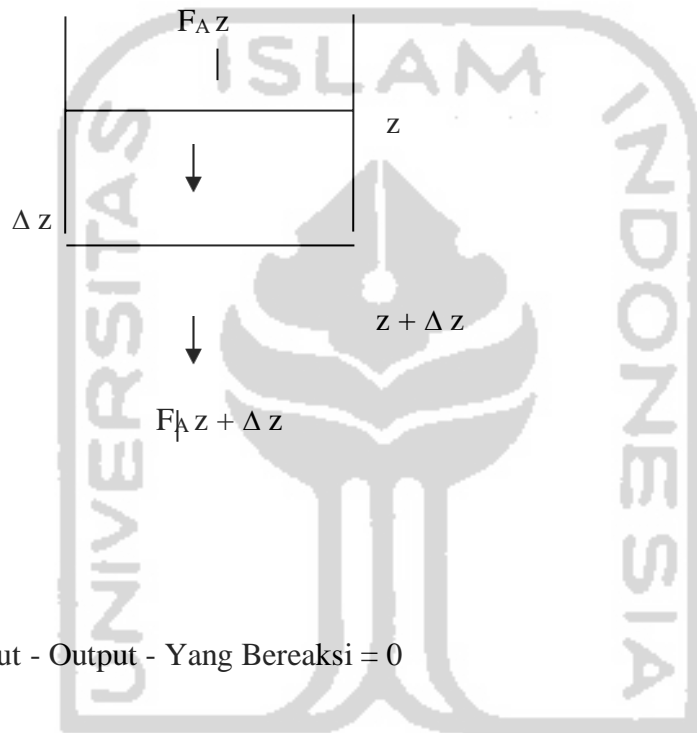
- a. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. umur katalis panjang 12-15 bulan
- c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

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

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_a) \pi/4 D_i^2 \varepsilon \cdot \Delta Z = 0$$

$$F_{A|z+\Delta z} - F_{A|z} = (-r_a) \pi/4 D_i^2 \varepsilon$$

ΔZ

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

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

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

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

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

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

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

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

ε = porositas

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

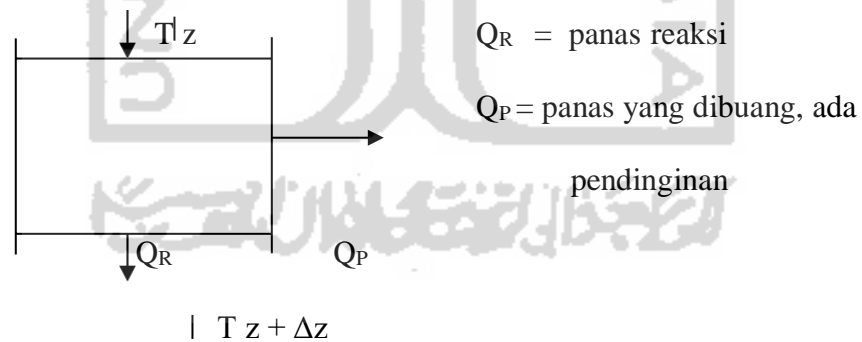
Z = tebal tumpukan katalisator

D_i = diameter dalam pipa

Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Stage 1

Komponen	Masuk	Keluar
C3H6	839,85	0,4261681
C3H8	4,05	4,05
O2	1279,77	621,21286
N2	4212,56	4212,56
H2O	-	359,75159
C3H4O	-	1097,0664
CH3COOH	-	23,743652
CO2	-	17,412011
Total	6336,2270	6336,2270

b. Neraca panas elemen volume



Input - Output = Acc

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

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

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

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

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

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

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

$$\frac{(\sum m.C_p) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{\Delta Z}$$

: ΔZ

$$(\sum m.C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$(\sum m.C_p)$$

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

$$\frac{dT}{dZ} = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{dX_A}{dZ} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$(\sum m.C_p)$$

Dimana:

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

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

Do = Diameter luar

T = Suhu gas

Ts = Suhu penelitian

Ts = 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.

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

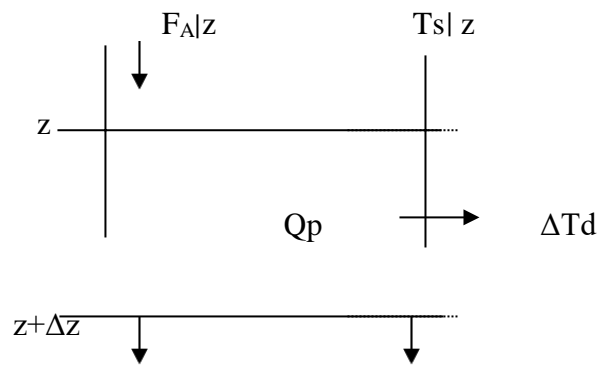
$\rho = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T$, gr/cm³

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

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

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



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

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

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

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

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

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

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

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

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) (Chemical Reactor Analysis and Design) :

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

Dimana :

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

ρ = Densitas gas, gr/cm³

D_p = Densitas pertikel 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 2 Umpan Y_i Masuk Reaktor Stage 1

Komponen	B _{Mi}	Massa	Mol	y _i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
C ₃ H ₆	42	839,8465	19,99634616	0,094981072
C ₃ H ₈	44	4,0507	0,092061518	0,000437285
O ₂	32	1279,7662	39,99269233	0,189962145
N ₂	28	4212,5636	150,4486997	0,714619498
			210,5297997	1

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 58,4805 \text{ mol/dtk}$$

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

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

$$V = \frac{nRT}{P} = 606338,3736 \text{ cm/dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot \text{BM}}{RT} = \frac{(4,9 \text{ atm}) (30,0966 \frac{\text{gr}}{\text{mol}})}{(82,05 \text{ atm.} \frac{\text{cm}^3}{\text{mol. K}})(623\text{K})(1)} = 0,0029028 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositas umpan

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



Tabel 3 Data viskositas umpan masuk reaktor stage 1

Komponen	A	B	C
C3H6	-7,23	3,4180E-01	-9,4516E-05
C3H8	-5,462	3,2722E-01	-1,0672E-04
O2	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
N2	42,606	4,7500E-01	-9,8800E-05

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

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor Stage 1

Komponen	y _i	η gas	μ _{gas}	μ _{gas}	μ _{gas}
		mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C3H6	0,094981072	169	0,000016903	0,06084972	0,00001473
C3H8	0,000437285	157	0,000015697	0,056510976	0,00001368
O2	0,189962145	350	0,000035049	0,126176912	0,00003053
N2	0,714619498	300	0,000030018	0,108066188	0,00002615
Total	1	977	0,000097668	0,351603796	0,00008509

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor Stage 1 (lanjutan)

Komponen	y _i ·μ _{gas}	y _i ·μ _{gas}	y _i ·μ _{gas}	η gas
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	mikropoise
C3H6	0,000001605	0,005779572	0,000001399	16,054365683
C3H8	0,000000007	0,000024711	0,000000006	0,068642779
O2	0,000006658	0,023968837	0,000005800	66,580102495
N2	0,000021452	0,077226205	0,000018689	214,517235511
Total	0,000029722	0,106999325	0,000025894	297,220346468

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000030 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,000297220 \text{ g/cm.s}$$

- e. Menentukan konduktivitas gas umpan

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

Tabel 5 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor Stage 1

Komponen	A	B	C
C3H6	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
C3H8	-0,00869	6,6409E-05	7,8760E-08
O2	0,00121	8,6157E-05	-1,3348E-08
N2	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08

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

Tabel 6 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor Stage 1

Komponen	yi	k _{gas}	yi.k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
C3H6	0,0950	0,0611	0,00580
C3H8	0,0004	0,0633	0,00003
O2	0,1900	0,0497	0,00944
N2	0,7146	0,0461	0,03296
	1,0000	0,2202	0,04823

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,0482316 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,1736 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,04147175 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,00011520 \text{ kal/cm.dtk.K}
 \end{aligned}$$

- f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

Tabel 7 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor Stage 1

Komponen	A	B	C	D	E
C3H6	31,298	7,2449E-02	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11
C3H8	28,277	1,1600E-01	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
O2	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
N2	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
Delta	29,611	4,400240E-02	1,0973E-04	-1,2137E-07	3,5191E-11

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

Tabel 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor Stage 1

Komponen	yi	Cp			Cpi = yi.Cp
		joule/mol.K	kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K
C3H6	0,094981072	109,3456	109,3456	2,6035	0,2473
C3H8	0,000437285	130,6809	130,6809	2,9700	0,0013
O2	0,189962145	32,2075	32,2075	1,0065	0,1912
N2	0,714619498	30,0442	30,0442	1,0730	0,7668
	1	302,2781507	302,2781507	7,6529769	1,2065639

Tabel 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Stage 1 (Lanjutan)

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi Kjoule/jam.K	Cp.yi Kjoule/kmol.K
C3H6	839,8465	207,6773	10,3858
C3H8	4,0507	0,0053	0,0571
O2	1279,7662	244,6832	6,1182
N2	4212,5636	3230,1577	21,4702
		3682,5234475	38,0312635

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= 38,0313 \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 3682,5234 \text{ kJ/jam.K} \\
 &= 7,6530 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi

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

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int \Delta C_p \cdot dT$$

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

Tabel 9 Data Panas Reaksi Reaktor Stage 1

Komponen	A	B	C	D	E
C3H6	31,298	7,24E-02	1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11
O2	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
H2O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
C3H4O	109,243	-5,10E-01	1,71E-03	-1,81E-06	6,60E-10
CH3COOH	34,85	3,76E-02	2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11
CO2	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13

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

Tabel 10 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor Stage 1

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
C3H6	20,43	20430	28.448,1938	28.448,1938
O2	0,00	0,00	9.995,216804	9.995,216804
H2O	-241,80	-241800	11.346,3616	11.346,3616
C3H4O	-81,00	-81000	29.289,15479	29.289,15479
CH3COOH	-431,84	-431840	27.994,01829	27.994,01829
CO2	393,40	393.400	13.983,50785	13.983,50785
	-340,81	-340.810	121.056,4531	121.056,4531

Dari data didapat:

$$\begin{aligned}\Delta HR_{298} &= -321.950 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta HR_{\text{total}} &= -349.302,2666 \text{ kJ/kmol} \\ &= -145.429,6569 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

h. Data sifat katalis (Iron Molybdenum Oxide)

Jenis : MoO₃
Ukuran D : 0,35 cm
Density : 4,692 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

Dp = diameter katalisator

Dt = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

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

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

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

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

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

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

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

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

$$\text{Flow area per pipe} = 0,864 \text{ in}^2 = 5,5742 \text{ cm}^2$$

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

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

$$\mu_g = \text{viskositas umpan} = 0,000297 \text{ g/cm.det}$$

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

$$G_t = \frac{(0,000297)(3100)}{2,6645} = 0,3458 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 12448,9150 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$G = 6336,2270 \text{ kg/jam}$$

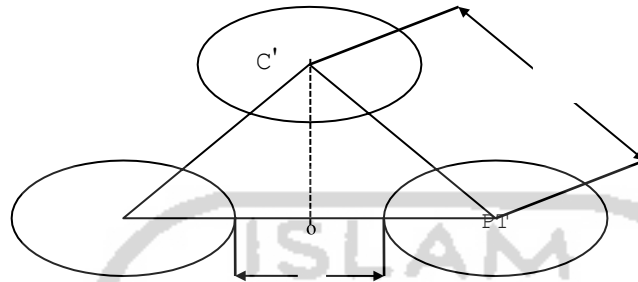
$$A_t = \frac{6336,2270}{0,3458} = 18323,1317 \text{ m}^2 = 1,8323 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa} &= \frac{(\pi)}{4} ID^2 = \frac{(3,14)}{4} 2,6645^2 \\ &= 5,5730 \text{ cm}^2 = 0,05573 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jumlah pipa dalam reaktor :

$$= \frac{18323,1317}{5,5730} = 3287,8473 \text{ buah} = 3288 \text{ buah}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor



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

$$\begin{aligned} C' &= P_t - OD \\ &= 1,65 - 1,32 = 0,3300 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$ID_s = 164,4102 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 164,4102 cm = 64,7284 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

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

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 = (64,7284 /2) in

P = 87,0466 psi

Jadi P = (120/100)*P = 87,0466 psi

$$\text{maka } t_s = \frac{87,0466 \cdot (64,7284 / 2)}{12650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 87,0466} + 0,125$$

$$= 0,3882 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 1 in

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

$$= 64,7284 + (2 \cdot 0,3882)$$

$$= 66,7284 \text{ in}$$

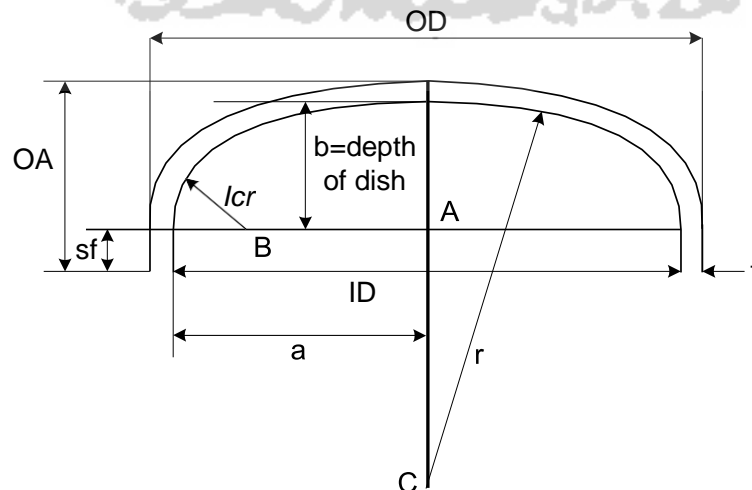
dari tabel 5.7, P.90, Brownell, 1959 dipilih OD standar = 32 in

5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

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

P = tekanan design, psi = 87,0466 psi

ID_s = diameter dalam reactor, in = 64,7284 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\text{maka th} = \frac{87,0466.64,7284}{2.12650.0,85 - 0,2.87,0466} + 0,125$$



$$= 0,3872 \text{ in}$$

dipilih tebal head reaktor standar 1 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

$$\text{ODs} = 31 \text{ in}$$

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

$$\text{didapat : } i_{rc} = 11,5 \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

$$a = \text{IDs}/2 = 32,3642 \text{ in}$$

$$AB = a - i_{rc} = 20,8642 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{rc} = 158,5000 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 157,1208 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 12,8792 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan $t_h = 1 \text{ in}$ didapat $sf = 1,5 - 4 \text{ in}$

perancangan digunakan $sf = 4 \text{ in}$

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$hH = t_h + b + sf$$

$$= (1 + 12,8792 + 4) \text{ in}$$

$$= 17,8792 \text{ in}$$

$$= 0,4541 \text{ m}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head top

$$HR = 90,5512 \text{ in} + 17,8792 \text{ in}$$

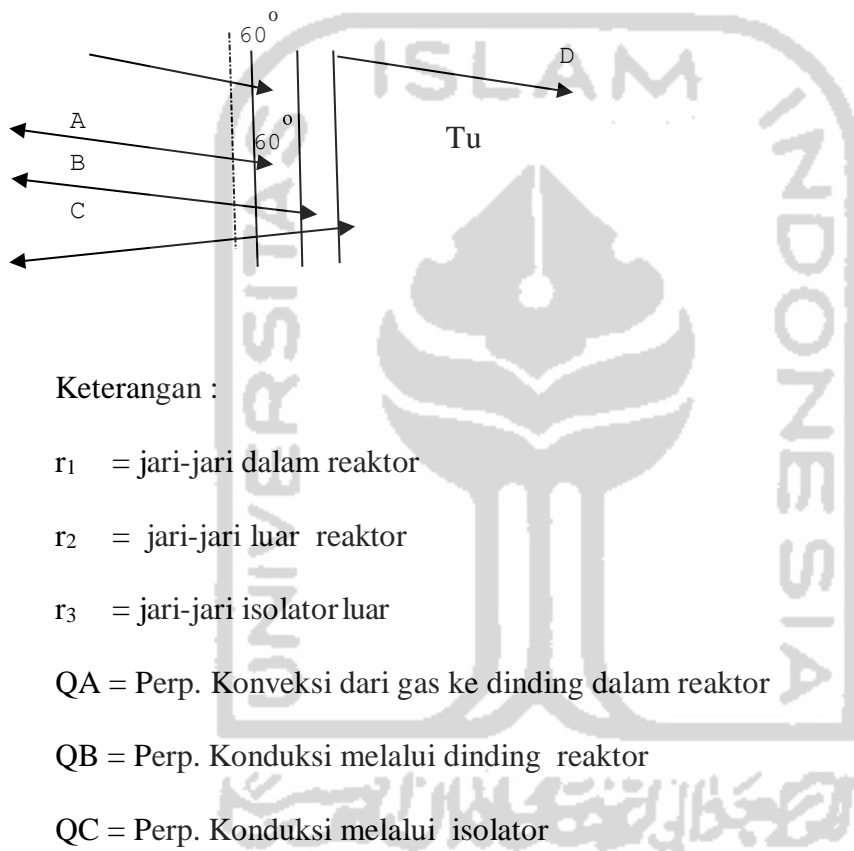
$$= 108,4305 \text{ in}$$

$$= 2,7541 \text{ m}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

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



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

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 : $k_s = 47,0366 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

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

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

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

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

$$Pr = 0,70489$$

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

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

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,8221 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,4064 \text{ m}$$

$$L = 2,3000 \text{ m}$$

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

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

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

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

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

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

c. Panas radiasi

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

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

.....(d)

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

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

$$T_2 = 620,7473 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 0,06 \text{ m}$$

$$= 6 \text{ cm}$$

Tabel 11 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta Stage 1

Δz	0,1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	623,0000	367
0,1000	0,157237704	622,1815	426,6711254
0,2000	0,287654862	621,5591	476,1564545
0,3000	0,396558122	621,0259	515,3729401
0,4000	0,487854738	620,6340	545,2585417
0,5000	0,564746023	620,3502	567,3353841
0,6000	0,629730403	620,1468	583,2556311
0,7000	0,684792136	620,0019	594,5310091
0,8000	0,731532507	619,8988	602,4122359
0,9000	0,771261443	619,8254	607,8691772
1,0000	0,80506232	619,7729	611,622178
1,1000	0,833838719	619,7352	614,1909212
1,2000	0,858349002	619,7078	615,9430001
1,3000	0,879232564	619,6878	617,1349627
1,4000	0,897030262	619,6730	617,9442269
1,5000	0,912200663	619,6619	618,4927231
1,6000	0,925133206	619,6535	618,8638886
1,7000	0,936159005	619,6470	619,1146499

1,8000	0,945559815	619,6420	619,2837643
1,9000	0,953575531	619,6380	619,3975784
2,0000	0,960410489	619,6349	619,4739811
2,1000	0,966238792	619,6323	619,5251072
2,2000	0,971208814	619,6303	619,5591808
2,3000	0,975447023	619,6286	619,5817707
2,4000	0,979061226	619,6272	619,5966446
2,5000	0,982143334	619,6260	619,6063484



LAMPIRAN B

REAKTOR STAGE 2

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara propilen dan oksigen menjadi akrolein

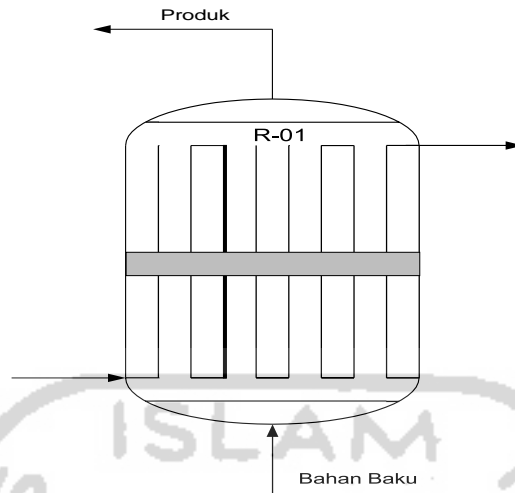
Kondisi Operasi : Suhu = 300 °C

Tekanan = 4,9 atm

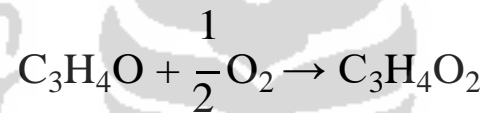
Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

6. Menentukan jenis reaktor
7. Menghitung pressure drop
8. Menghitung berat katalis
9. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
10. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



7. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

- f. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- g. umur katalis panjang 12-15 bulan
- h. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- i. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- j. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

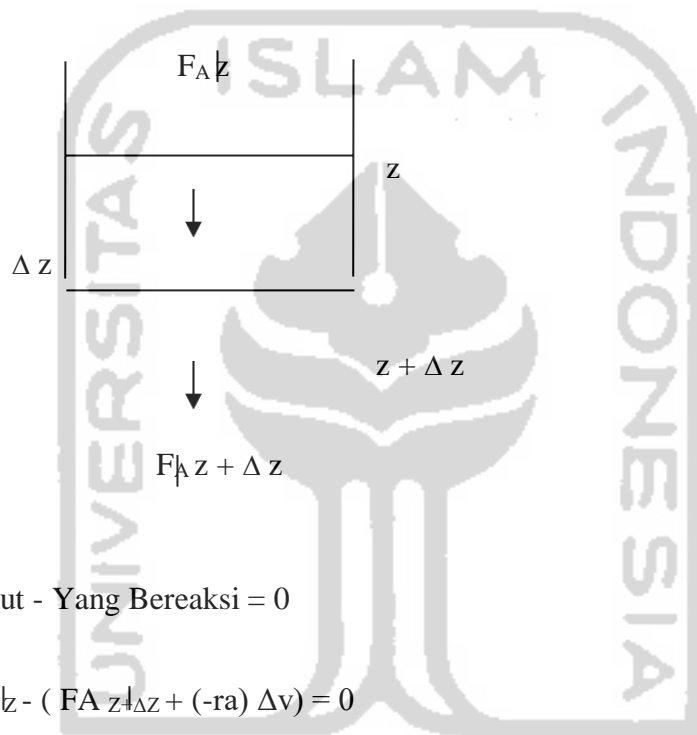
(Hill, hal 425-431)

8. 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

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

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

ΔZ

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

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

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

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

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

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

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

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

ε = porositas

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

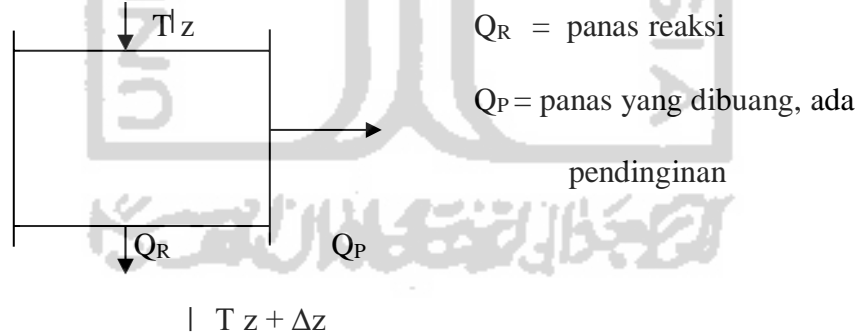
Z = tebal tumpukan katalisator

D_i = diameter dalam pipa

Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Stage 2

Komponen	Masuk	Keluar
C3H6	0,42616811	0,42616811
C3H8	4,05	4,05
O2	621,212855	313,093915
N2	4212,56	4212,56
H2O	359,751587	359,751587
C3H4O	1097,06642	18,6501291
CH3COOH	23,7436518	23,7436518
C3H4O2		1386,53523
CO2	17,4120113	17,4120113
Total	6336,22699	6336,22699

b. Neraca panas elemen volume



Input - Output = Acc

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

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

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

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

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

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

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

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

: ΔZ

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

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

$$(\Sigma m.Cp)$$

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

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

$$(\Sigma m.Cp)$$

Dimana:

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

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

Do = Diameter luar

T = Suhu gas

Ts = Suhu penelitian

Ts = 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 Oxide
- 26,5 % Diphenyl

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

Cp = 0,11152 + 3,402 . 10⁻⁴ T, cal/g.K

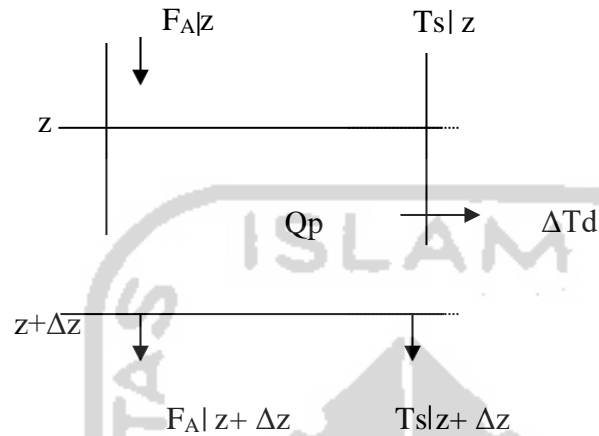
ρ = 1,4 – 1,0368 . 10⁻³ T, gr/cm³

μ = 35,5808 – 0,04212 T, gr/cm.Jam

k = 0,84335 – 5,8076 . 10⁻⁴, cal/J.Cm.K

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$m_p.C_{pp} (T_{s|z} - T_o) + Q_p - m_p.C_{pp} (T_{s|z + \Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p.C_{pp} (T_{s|z} - T_{s|z + \Delta z}) = - Q_p$$

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

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

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

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

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

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

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed

bed) (Chemical Reactor Analysis and Design) :

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

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/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

9. Data – data sifat fisis bahan

- i. Menentukan umpan Yi masuk

Tabel 2 Umpan YI Masuk Reaktor Stage 2

Komponen	BMi	Massa	Mol	yi
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
C3H6	42	0,4262	0,0101	0,0000
C3H8	44	4,0507	0,0921	0,0004
O2	32	621,2129	19,4129	0,0923
N2	28	4212,5636	150,4487	0,7153
H2O	18	359,7516	19,9862	0,0950
C3H4O	56	1097,0664	19,5905	0,0931
CH3COOH	60	23,7437	0,3957	0,0019
C3H4O2	72	-	-	0,0000
CO2	44	17,4120	0,3957	0,0019
Total	-	6336,2270	210,3319	1,0000

- j. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 58,4255 \text{ mol/dtk}$$

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

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

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

$$V = \frac{nRT}{P} = 555.526,517 \text{ m}^3/\text{dk}$$

k. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot \text{BM}}{RTZ} = \frac{(4,9 \text{ atm}) (30,1249 \frac{\text{gr}}{\text{mol}})}{(82,05 \text{ atm} \cdot \frac{\text{cm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}})(573 \text{ K})(0,9980)} = 0,0031683 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

l. Menentukan viskositas umpan

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

Tabel 3 Data Viskositas Umpan Reaktor Stage 2

Komponen	A	B	C
C3H6	-7,23	3,4180E-01	-9,4516E-05
C3H8	-5,462	3,2722E-01	-1,0672E-04
O2	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
N2	42,606	4,7500E-01	-9,8800E-05
H2O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05
C3H4O	-16,910	3,21670E-01	-5,2581E-05
CH3COOH	-28,660	2,3510E-01	2,2087E-04
C3H4O2	-6,532	3,06E-01	-4,66E-05
CO2	11,363	4,9918E-01	-1,0876E-04

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

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor Stage 2

Komponen	yi	η gas mikropoise	μ _{gas}	μ _{gas}	μ _{gas}
			(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C3H6	0,0000	157,5891	0,000016	0,056732	0,000014
C3H8	0,0004	146,9958	0,000015	0,052918	0,000013

O2	0,0923	329,1488	0,000033	0,118494	0,000029
N2	0,7153	282,3421	0,000028	0,1016432	0,000025
H2O	0,0950	203,6721	0,000020	0,073322	0,000018
C3H4O	0,0931	150,1430	0,000015	0,054051	0,000013
CH3COOH	0,0019	178,5703	0,000018	0,064285	0,000016
CO2	0,0019	153,4993	0,000015	0,055260	0,000013
TOTAL	1,0000	1601,9605	0,000160	0,57671	0,000140

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor Stage 2 (lanjutan)

Komponen	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	η_{gas}
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	mikropoise
C3H6	0,0000000	0,000003	0,000000	0,0076
C3H8	0,0000000	0,000023	0,000000	0,0643
O2	0,0000030	0,010937	0,000003	30,3793
N2	0,0000202	0,072705	0,000018	201,9570
H2O	0,0000019	0,006967	0,000002	19,3534
C3H4O	0,0000014	0,005034	0,000001	13,9844
CH3COOH	0,0000000	0,000121	0,000000	0,3360
CO2	0,0000000	0,000104	0,000000	0,2888
Total	0,000027	0,095893	0,000023	266,3708

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

$$= 0,00027 \text{ g/cm.s}$$

m. Menentukan konduktivitas gas umpan

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

Tabel 5 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor Stage 2

Komponen	A	B	C
C3H6	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
C3H8	-0,00869	6,6409E-05	7,8760E-08
O2	0,00121	8,6157E-05	-1,3348E-08
N2	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08
H2O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08
C3H4O	-0,00827	4,9529E-05	3,5739E-08
CH3COOH	0,00234	-6,5956E-06	1,1569E-07
CO2	-0,01183	1,02E-04	-2,22E-09

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

Tabel 6 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor Stage 2

Komponen	y _i	k _{gas}	y _i .k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
C3H6	0,0000	0,0534284	0,0000026
C3H8	0,0004	0,0552215	0,0000242
O2	0,0923	0,0461954	0,0042637
N2	0,7153	0,0429817	0,0307444
H2O	0,0950	0,0437833	0,0041604
C3H4O	0,0931	0,0318443	0,0029660
CH3COOH	0,0019	0,0365451	0,0000688
CO2	0,0019	0,0457368	0,0000861
TOTAL	1,0000	0,3557365	0,0423161

k campuran = 0,04232 W/m.K

$$= 0,1523 \text{ kJ/jam.m.K}$$

$$= 0,0364 \text{ kkal/jam.m.K}$$

$$= 0,0001 \text{ kal/dtk.cm.K}$$

n. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

Tabel 7 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor Stege 2

Komponen	A	B	C	D	E
C3H6	31,298	7,24E-02	1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11
C3H8	28,277	1,16E-01	1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11
O2	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
N2	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
H2O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
C3H4O	109,243	-5,10E-01	1,71E-03	-1,81E-06	3,69E-12
CH3COOH	34,85	3,76E-02	2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11
CO2	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
Delta	40,488	-3,274850E-02	3,0479E-04	-3,2672E-07	3,0062E-11

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

Tabel 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor Stage 2

Komponen	yi	BM	Cp	Cp	Cp	Cpi = yi.Cp
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kjoule/kmol.K	kjoule/kg.K	kjoule/kg.K
C3H6	0,0000	42	102,9589	102,9589	2,4514	0,0001
C3H8	0,0004	44	122,7098	122,7098	2,7889	0,0012

O2	0,0923	32	31,7467	31,7467	0,9921	0,0916
N2	0,7153	28	29,8389	29,8389	1,0657	0,7623
H2O	0,0950	18	35,9728	35,9728	1,9985	0,1899
C3H4O	0,0931	56	37,8648	37,8648	0,6762	0,0630
CH3COOH	0,0019	60	101,4674	101,4674	1,6911	0,0032
CO2	0,0019	44	45,9827	45,9827	1,0451	0,0020
TOTAL	1,0000	324	508,5421	508,5421	12,7089	1,1132

Tabel 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Stage 2 (Lanjutan)

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
C3H6	42,0000	0,0050	0,0050
C3H8	44,0000	0,0537	0,0537
O2	32,0000	2,9301	2,9301
N2	28,0000	21,3435	21,3435
H2O	18,0000	3,4182	3,4182
C3H4O	56,0000	3,5268	3,5268
CH3COOH	60,0000	0,1909	0,1909
CO2	44,0000	0,0865	0,0865
TOTAL	324,0000	31,5547	31,5547

$$Cp \text{ campuran} = 31,5547 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 31,5547 \text{ kJ/jam.K}$$

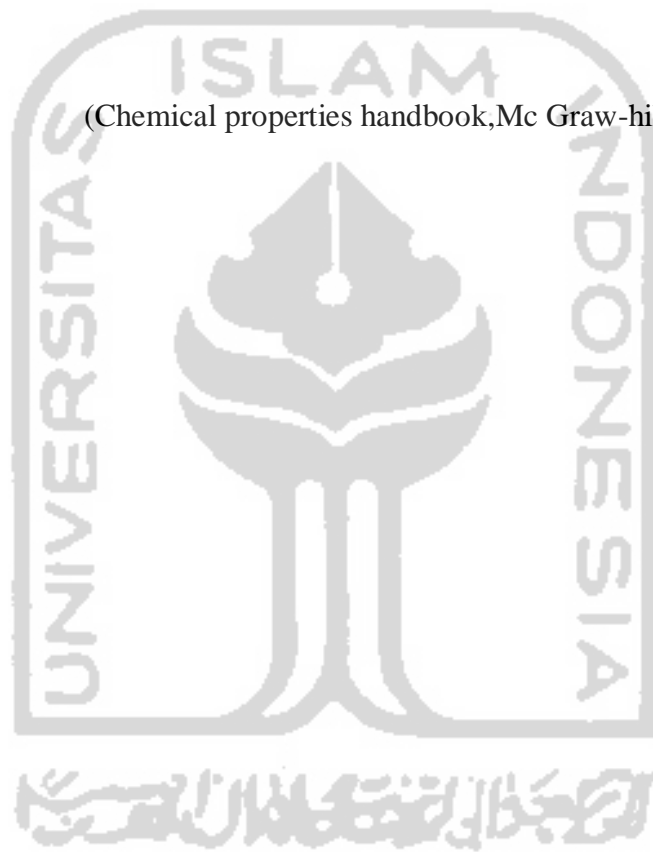
$$= 1,1132 \text{ kJ/kg.K}$$

- o. 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 9 Data Panas Reaksi Reaktor Stage 2

Komponen	A	B	C	D	E
C3H4O	109,243	-5,10E-01	1,71E-03	-1,81E-06	3,69E-12
O2	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
C3H4O2	7,755	2,94E-01	-2,09E-04	7,16E-08	-9,10E-12

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

Tabel 10 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor Stage 2

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
C3H4O	-81,00	-81000	15863,6123	15863,6123
O2	0,00	0	8396,3326	8396,3326
C3H4O2	-336,23	-336230	27755,0902	27755,0902
total	-417,23	-417230	52015,0350	52015,0350

Dari data didapat:

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

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

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

p. Data sifat katalis (Iron Molybdenum Oxide)

Jenis : MoO3

Ukuran : D 0,35 cm

Density : 4,69 gr/cm³

Bulk density : 3,00544 gr/cm³

10. Dimensi reaktor

d. 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 :

$$D_p/D_t = 0,15$$

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

$$D_t = 0,35 / 0,15 = 2,3333 \text{ cm} = 0,9125 \text{ in}$$

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

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 $N_{Re} = 3100$

$$\rho_{\text{air}} = \frac{\rho_{\text{air}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$\rho_{\text{air}} = \frac{\rho_{\text{air}}}{\rho_{\text{air}}}$$

Dalam hubungan ini:

μ_g = viskositas umpan = 0,000266 g/cm.det

D_t = Diameter tube = 2,6645 cm

$$G_t = \frac{(0,000266)(3100)}{2,6645} = 0,3099 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 11150,8489 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$G = 6336,2270 \text{ kg/jam}$

$$At = \frac{6336,2270}{0,3099} = 20.445,2147 \text{ cm}^2 = 2,0445 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas penampang pipa} = \frac{\pi}{4} ID^2 = \frac{3,14}{4} 2,6645^2$$

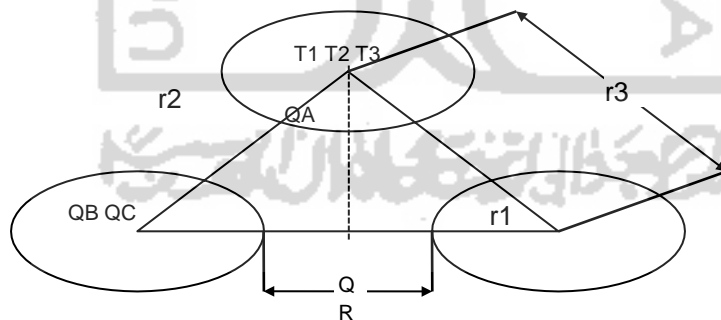
$$= 5,5730 \text{ cm}^2$$

$$\text{Jumlah pipa dalam reaktor} = \frac{20.445,2147}{5,5730} = 3668 \text{ buah}$$

Tapi tetap di ambil banyak pipa sebanyak 1395 mengikuti stage 1

e. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



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

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

$$C' = P_T - OD$$

$$= 1,65 - 1,32 = 0,3300 \text{ in}$$

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

$$ID_s = 164,4102 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 164,4102 cm = 64,7284 in

f. 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

$$E = 0,85$$

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

$$C = 0,125$$

$$R = ID/2 = (64,7284 / 2) \text{ in}$$

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

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

$$\text{maka } t_s = \frac{87,0466 \cdot (64,7284 / 2)}{12650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 87,0466} + 0,125$$

$$= 0,3883 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 1 in

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

$$= 66,7284 + (2 * 0,3883)$$

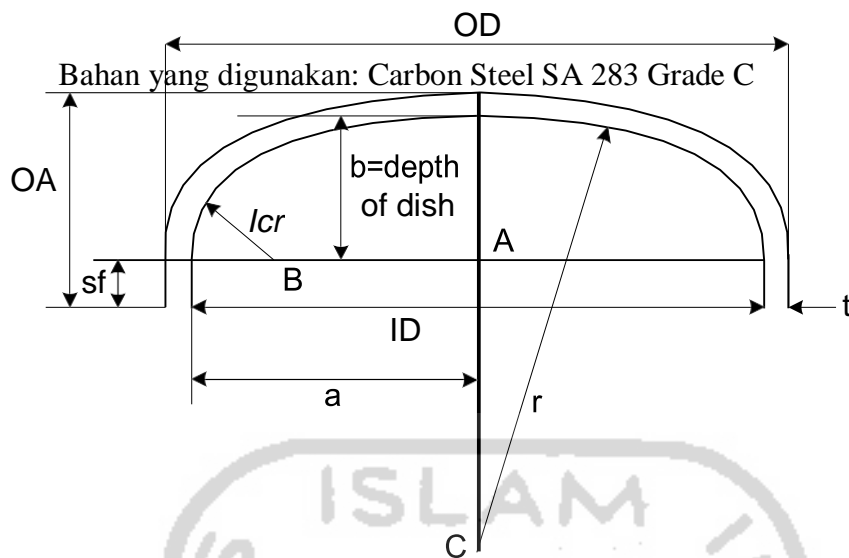
$$= 66,7284 \text{ in}$$

dari tabel 5.7, P.90, Brownell, 1959 dipilih OD standar = 32 in

11. Menghitung head reaktor

d. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head



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 :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

P = tekanan design, psi = 87,0466 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 66,7284 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka } t_h &= \frac{87,0466.66,7284}{2.12650.0,85 - 0,2.87,0466} + 0,125 \\ &= 0,1250 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head reaktor standar 1 in

e. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 32 in

ts = 1 in

didapat : irc = 11,5 in

r = 170 in

a = IDs/2 = 32,3642 in

AB = a - irc = 20,8642 in

BC = r - irc = 158,5000 in

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 157,1208 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 12,8792 \text{ in}$$

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

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} hH &= th + b + sf \\ &= (1 + 12,8792 + 4) \text{ in} \\ &= 17,8792 \text{ in} \\ &= 0,4541 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head bot

$$\begin{aligned} HR &= 196,8505 \text{ in} + 17,8792 \text{ in} \\ &= 214,7297 \text{ in} \\ &= 5,4541 \text{ m} \end{aligned}$$

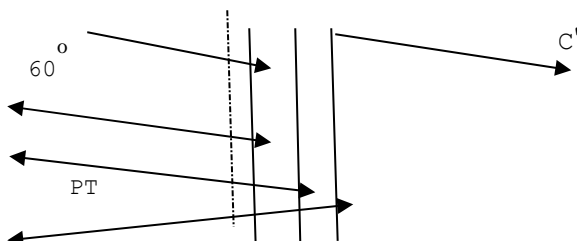
12. Tebal isolasi reaktor

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



Tu

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 : $k_s = 47,0366 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

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

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

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

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

$$Pr = 0,70489$$

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

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

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,8221 \text{ m}r_2$$

$$= 0,4064 \text{ mL} =$$

$$5 \text{ m}$$

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

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

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

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

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

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T - T) \cdot L^3}{\nu^2}$$

d. Panas radiasi

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

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

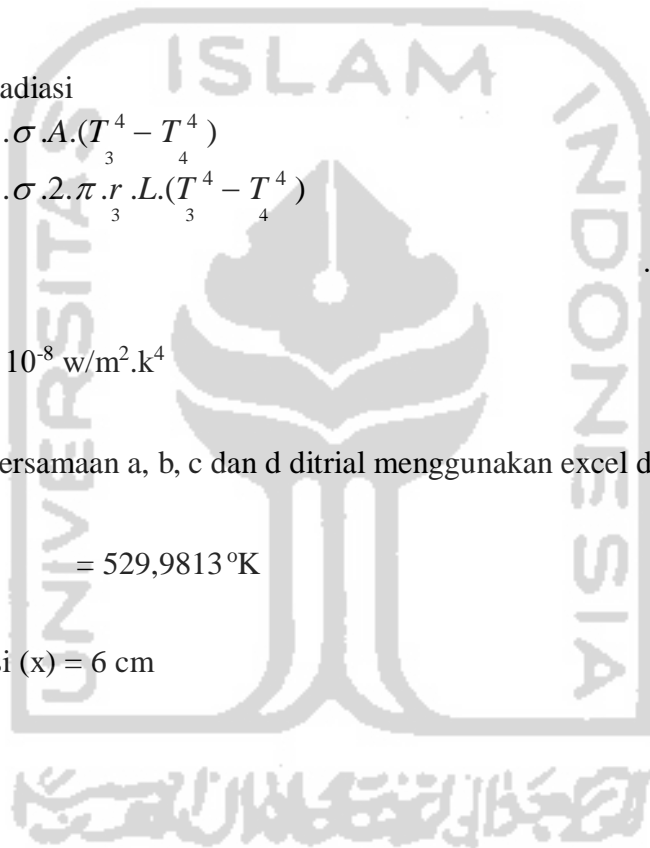
.....(d)

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

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

$$T_2 = 529,9813 \text{ }^\circ\text{K}$$

Tebal isolasi (x) = 6 cm



13. Panjang keseluruhan

$$\begin{aligned} \text{Panjang keseluruhan} &= \text{Panjang reaktor stage 1} + \text{panjang reaktor stage 2} \\ &= 2,7541 \text{ m} + 5,4541 \text{ m} \\ &= 8,2082 \text{ m} \end{aligned}$$

14. Spesifikasi Plat pembatas stage 1 dan stage 2

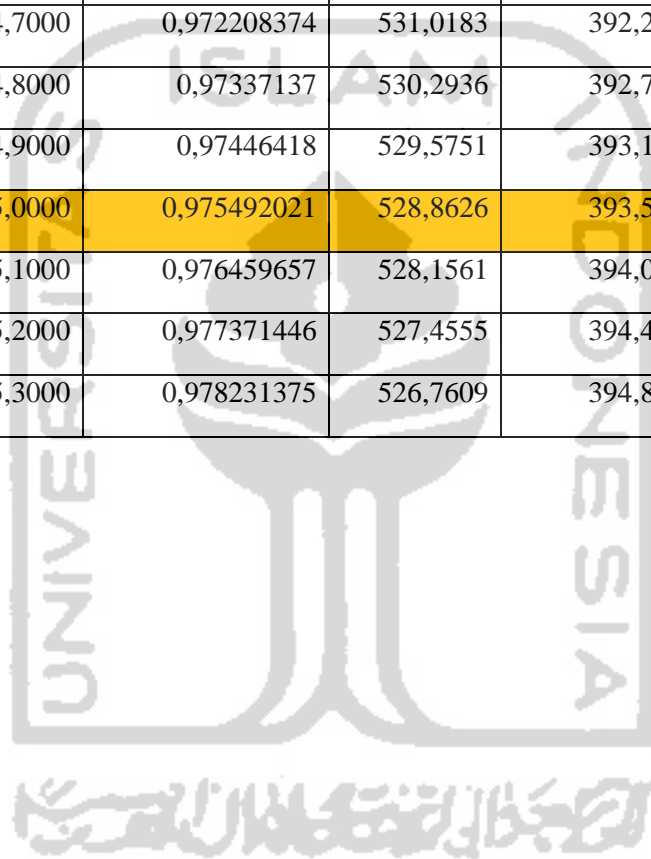
$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam} &= 129,4568 \text{ in} \\ \text{Diameter luar} &= 133,4568 \text{ in} \\ \text{Tebal plat} &= 1 \text{ in} \\ \text{Banyaknya lobang- lobang di plat} &= 1395 \text{ buah} \\ \text{Diameter dalam lobang} &= 1,049 \text{ in} \\ \text{Diameter luar lobang} &= 1,32 \text{ in} \end{aligned}$$

Tabel 11 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metoda Range Kutta Stage 2

Δz	0,1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	573,0000	367
0,1000	0,119040345	571,9069	367,6368007
0,2000	0,221292761	570,8402	368,2688325
0,3000	0,309466616	569,7823	368,896178
0,4000	0,385753032	568,7332	369,5188651
0,5000	0,451967298	567,6927	370,1369219
0,6000	0,509618761	566,6608	370,7503764
0,7000	0,559966789	565,6375	371,3592565
0,8000	0,604065759	564,6228	371,9635903
0,9000	0,642801347	563,6164	372,5634056
1,0000	0,676919916	562,6185	373,1587302
1,1000	0,707052404	561,6289	373,749592
1,2000	0,733733799	560,6475	374,3360186
1,3000	0,757419074	559,6743	374,9180378

1,4000	0,778496275	558,7092	375,495677
1,5000	0,79729729	557,7522	376,0689639
1,6000	0,814106758	556,8032	376,6379258
1,7000	0,829169439	555,8622	377,2025901
1,8000	0,842696352	554,9290	377,762984
1,9000	0,854869882	554,0036	378,3191347
2,0000	0,865848055	553,0859	378,8710694
2,1000	0,87576812	552,1760	379,418815
2,2000	0,884749554	551,2736	379,9623985
2,3000	0,892896606	550,3788	380,5018466
2,4000	0,900300438	549,4915	381,0371862
2,5000	0,907040937	548,6117	381,5684438
2,6000	0,913188261	547,7392	382,095646
2,7000	0,918804149	546,8741	382,6188192
2,8000	0,92394304	546,0161	383,1379898
2,9000	0,928653031	545,1654	383,653184
3,0000	0,932976698	544,3219	384,164428
3,1000	0,936951796	543,4854	384,6717477
3,2000	0,940611871	542,6559	385,1751693
3,3000	0,943986778	541,8334	385,6747184
3,4000	0,947103137	541,0178	386,1704209
3,5000	0,94998472	540,2090	386,6623024
3,6000	0,952652794	539,4071	387,1503883
3,7000	0,955126414	538,6119	387,6347042
3,8000	0,957422681	537,8233	388,1152752
3,9000	0,959556966	537,0414	388,5921267
4,0000	0,961543103	536,2661	389,0652838

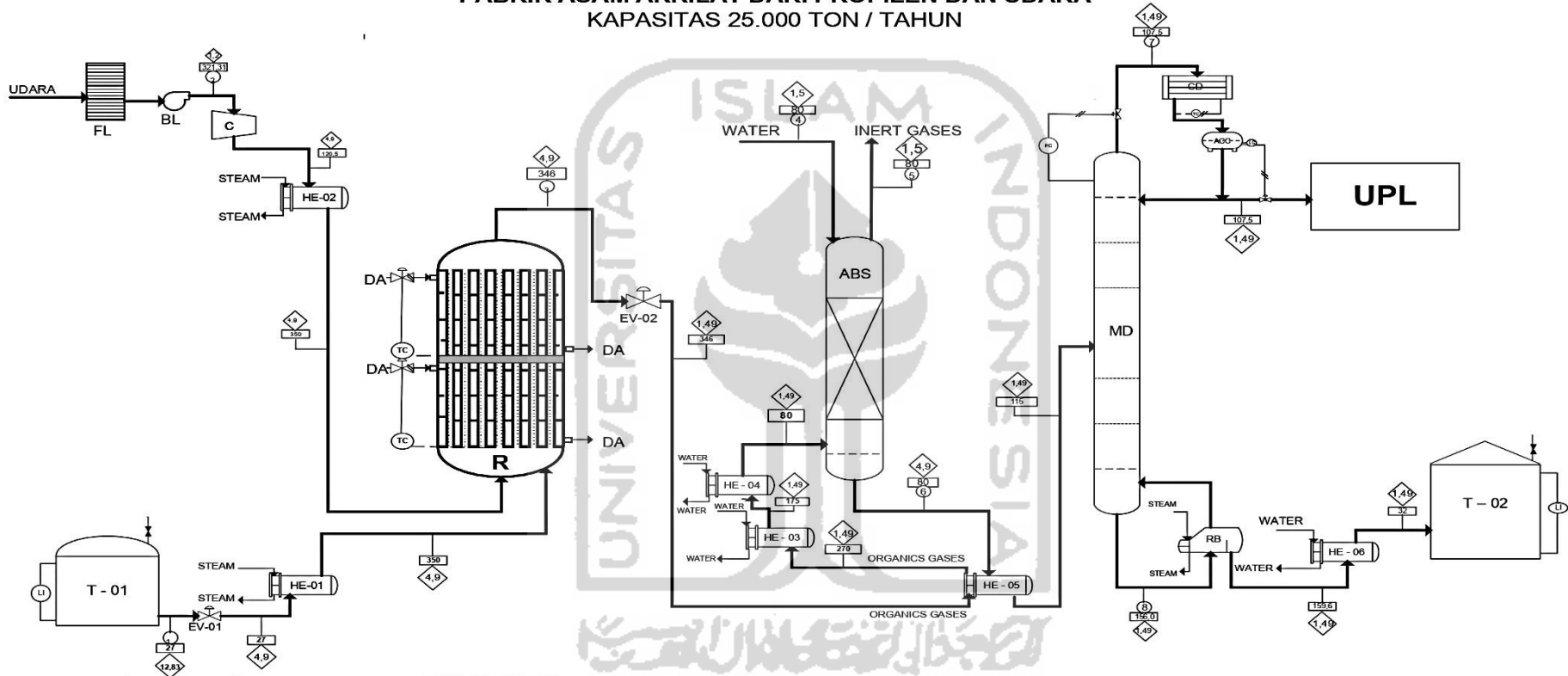
4,1000	0,963393567	535,4973	389,5347713
4,2000	0,965119619	534,7349	390,0006142
4,3000	0,966731441	533,9790	390,4628373
4,4000	0,968238248	533,2294	390,9214652
4,5000	0,969648397	532,4861	391,3765225
4,6000	0,970969475	531,7491	391,8280335
4,7000	0,972208374	531,0183	392,2760227
4,8000	0,97337137	530,2936	392,7205143
4,9000	0,97446418	529,5751	393,1615322
5,0000	0,975492021	528,8626	393,5991006
5,1000	0,976459657	528,1561	394,0332432
5,2000	0,977371446	527,4555	394,4639839
5,3000	0,978231375	526,7609	394,8913463



LAMPIRAN D
DIAGRAM ALIR



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN UDARA
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN**



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)							
	1	2	3	4	5	6	7	8
C3H6	839,8465	-	234,4421	-	0,426168	-	-	-
C3H8	4,050707	-	82,99111	-	4,050707	-	-	-
O2	-	1279,766	3809,006	-	313,0939	-	-	-
N2	-	4212,56	53724,2	-	4212,564	-	-	-
H2O	-	-	7818,314	-	-	1746,287	1740,873	5,413489
C3H4O	-	-	204,8306	1386,535	18,65013	-	-	-
CH3COOH	-	-	152,2804	-	-	23,74365	23,74365	-
C3H4O2	-	-	15228,04	-	-	1386,535	6,932676	1379,603
CO2	-	-	111,6723	-	17,41201	-	-	-
TOTAL	843,8972	5492,33	81365,78	1386,535	4566,197	3156,566	1771,55	1385,016

ALAT	KETERANGAN
ACC	Accumulator
CD	Condenser
HE	Heat Exchanger
MD	Menara Distilasi
C	Kompresor
R	Reaktor
RB	Reboiler
EV	Expansion Valve
T	Tangki
ABS	Absorber
F	Filter
BL	Blower
DA	Downterm A

SYMBOL	KETERANGAN
(C)	Level Controller
(I)	Level Indikator
(P)	Pressure Controller
(T)	Temperature Controller
(F)	Fluxor Arus
(C)	Suhu, C
(atm)	Tekanan, atm
(V)	Control Valve
(---)	Electric Connection
(—)	Piping
(U)	Udara Tekan
(V)	Vent

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA JOGJAKARTA	
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPILEN DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN	
Dikerjakan oleh: 1. SALMA AVIA PRATIWI (1521238)	
Dosen pembimbing: 1. Ir. ABIS SUGI M M 2. ULIS KRISTYANI S.T., M.Eng	