

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI
PROPILEN DAN UDARA DENGAN KAPASITAS
PRODUKSI 40.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK**

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



oleh:

Nama : Yuni Saida Safarisna Nama : Arina Ihda Luthfiana

No. Mahasiswa : 12 521 134

No. Mahasiswa : 12 521 151

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

2016

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Yuni Saida Safarisna Nama : Arina Ihda Luthfiana

No. Mahasiswa : 12 521 134

No. Mahasiswa : 12 521 151

Yogyakarta, 16 Agustus 2016

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

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



Yuni Saida Safarisna



Arina Ihda Luthfiana

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI

PROPILEN DAN UDARA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI

40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



oleh:

Nama : Yuni Saida Safarisna Nama : Arina Ihda Luthfiana

No. Mahasiswa : 12 521 134

No. Mahasiswa : 12 521 151

Yogyakarta, 16 Agustus 2016

Pembimbing Perancangan Pabrik,

Diana, S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI
PROPILEN DAN UDARA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI
40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

oleh:

Nama : Yuni Saida Safarisna	Nama : Arina Ihda Luthfiana
No. Mahasiswa : 12 521 134	No. Mahasiswa : 12 521 151

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, 25 Agustus 2016

Tim Penguji,

Diana, S.T., M.Sc.

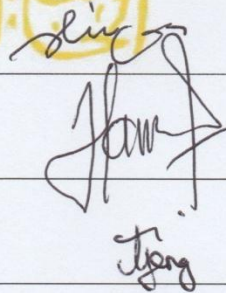
Ketua

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

Anggota I

Ajeng Yulianti, S.T., M.Eng.

Anggota II

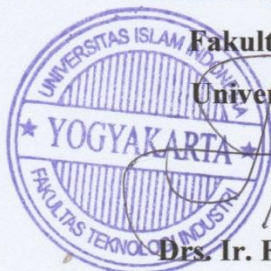


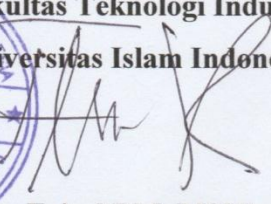
Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia




Dr. Ir. Faisal RM, MSIE., Ph.D.

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah, puji syukur kepada Allah SWT, dan shalawat serta salam kepada
Nabi Muhammad SAW.

Hasil karya ini khusus saya persembahkan kepada:

Orang tua tercinta, atas segala doa dan dukungan yang terus mengalir serta kasih

sayang yang tak terhingga, kalian berdua lah yang selama ini menjadi sumber

kekuatanku untuk menyelesaikan tugas akhir ini, terimakasih banyak.

Kakak tersayang, **Maliana Zulfa** dan adik tersayang, **Muhammad Fatih Arfana**

atas segala support, do'a dan kasih sayang yang diberikan, terimakasih banyak.

Partner kerja praktek, penelitian, dan tugas akhir **Arina Ihda Luthfiana**, terima

kasih telah menjadi partner yang sabar dan berjuang dalam menyelesaikan karya

ini. Maaf atas segala kekuranganku.

Sahabat-sahabatku **KALFABYRFREDG (Lina, Maman, Ila, Fadli, April,**

Bagas, Oci, Felis, Aji, Iko, Desta, Gina, dan Sherly) serta sahabatku calon

psikolog, **Fitriana Putri Permatasari** terima kasih untuk semangat, persahabatan

dan ilmu yang telah kalian bagi selama ini.

Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2012, kalian adalah teman berbagi

ilmu dan untuk setiap kebersamaan serta canda tawa, akan menjadi kenangan

yang tak terlupakan bagiku. Terima kasih banyak.

-Yuni Saida Safarisna-

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur kepada Allah SWT, dan shalawat serta salam kepada Nabi
Muhammad SAW.

Hasil karya ini khusus saya persembahkan kepada:

Bapak Ansori dan **ibu Siti Muhayannah** tercinta, atas segala doa dan dukungannya yang terus mengalir serta kasih viaying yang tak terhingga, kalian berdua yang selama ini menjadi sumber kekuatanku untuk menyelesaikan tugas akhir ini, terima kasih banyak.

Adikku tersayang, **Muhammad Bayu Mustika Kusuma** atas segala support, do'a dan kasih viaying yang diberikan, terima kasih banyak.

Spesial untuk seseorang yang selalu memberikan semangat untuk mengerjakan tugas akhir ini.

Partner kerja praktek, penelitian, dan tugas akhir **Yuni Saida Safarisna**, terima kasih telah menjadi partner yang sabar dan berjuang dalam menyelesaikan karya ini. Maaf atas segala kekuranganku.

Tempat konsultasi **Gina Nurul**, terima kasih sudah meluangkan waktu untuk mengajari kami dan sudah member masukan-masukan untuk kami.

Sahabat-sahabatku Bungursari Squad, Rosi, dan teman-teman “nongkrong” di perpustakaan terima kasih untuk semangat, persahabatan dan ilmu yang telah kalian bagi selama ini.

Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2012, kalian adalah teman berbagi ilmu dan untuk setiap kebersamaan serta canda tawa, akan menjadi kenangan yang tak terlupakan bagiku. Terima kasih banyak.

-Arina Ihda Luthfiana-

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat serta hidayah-Nya, sehingga penyusun dapat menyelesaikan tugas akhir perancangan pabrik dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Asam Akrilat dari Propilen dan Udara dengan Kapasitas Produksi 40.000 Ton/Tahun”.

Tugas akhir ini merupakan salah satu syarat wajib untuk menyelesaikan studi pada strata 1 Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia. Tugas akhir ini disusun sebagai penerapan ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah di Program Studi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.

Dalam penyusunan tugas akhir ini penyusun banyak mendapat bantuan dan dorongan baik berupa materi maupun non material dari berbagai pihak, sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Faisal R M, Ir. Drs., MSIE., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Diana, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing, terima kasih atas segala bimbingannya selama ini sehingga tugas akhir ini dapat selesai tepat waktu.
3. Orang tua dan seluruh keluarga besar penyusun yang telah memberikan doa dan dukungan yang sangat bermanfaat bagi penyusun.
4. Teman-teman Teknik Kimia 2012 yang telah memberikan dukungan dan motivasi.

5. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu per satu atas bantuan yang diberikan kepada penyusun.

Penyusun menyadari bahwa tugas akhir ini masih jauh dari sempurna, untuk itu penyusun sangat menghargai kritik dan saran yang membangun untuk kesempurnaan dari laporan ini. Penyusun mengharap agar tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penyusun dan pembaca.

Yogyakarta, 16 Agustus 2016

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK	ii
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xiv
ABSTRAK.....	xv
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	8
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk.....	12
2.2 Spesifikasi Bahan.....	14
2.3 Pengendalian Kualitas.....	17
BAB III PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	21
3.2 Spesifikasi Alat	23
3.3 Perencanaan Produksi	43

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik	44
4.2 Tata Letak Pabrik	47
4.3 Tata Letak Alat Proses	50
4.4 Alir Proses dan Material.....	53
4.5 Pelayanan Teknik.....	61
4.6 Organisasi Perusahaan	74
4.7 Evaluasi Ekonomi	91

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan	109
5.2 Saran.....	110

DAFTAR PUSTAKA	112
----------------------	-----

LAMPIRAN

- REAKTOR FIXED BED MULTITUBE
- MENARA DISTILASI
- PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)
- LEMBAR KONSULTASI PEMBIMBING

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor asam akrilat di Indonesia	5
Tabel 1.2 Proyeksi kebutuhan asam akrilat di Indonesia	6
Tabel 1.3 Kapasitas global asam akrilat.....	6
Tabel 3.1 Shell tiap <i>course plate</i> tangki (T-01)	24
Tabel 3.2 Shell tiap <i>course plate</i> tangki (T-02)	25
Tabel 3.3 Kebutuhan bahan baku.....	43
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.....	48
Tabel 4.2 Neraca massa total	53
Tabel 4.3 Neraca masaa reaktor 1	54
Tabel 4.4 Neraca masaa reaktor 2	55
Tabel 4.5 Neraca massa <i>quencher</i>	55
Tabel 4.6 Neraca massa <i>absorber</i>	56
Tabel 4.7 Neraca massa menara distilasi	56
Tabel 4.8 Neraca panas reaktor 1	57
Tabel 4.9 Neraca panas reaktor 2	57
Tabel 4.10 Neraca panas <i>quencher</i>	58
Tabel 4.11 Neraca panas <i>absorber</i>	58
Tabel 4.12 Neraca panas menara distilasi	59
Tabel 4.13 Kebutuhan air pembangkit <i>steam</i>	68
Tabel 4.14 Kebutuhan air pendingin	68
Tabel 4.15 Kebutuhan air proses.....	69

Tabel 4.16 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga	70
Tabel 4.17 Jadwal kerja masing-masing regu	82
Tabel 4.18 Jabatan dan keahlian	83
Tabel 4.19 Perincian jumlah karyawan	85
Tabel 4.20 Jumlah karyawan.....	86
Tabel 4.21 Penggolongan gaji menurut jabatan.....	88
Tabel 4.22 Harga indeks	93
Tabel 4.23 Harga indeks pada tahun perancangan.....	94
Tabel 4.24 <i>Physical plant cost</i> (PPC)	102
Tabel 4.25 <i>Direct plant cost</i> (DPC)	102
Tabel 4.26 <i>Fixed capital investment</i> (FCI)	102
Tabel 4.27 <i>Direct manufacturing cost</i> (DMC).....	103
Tabel 4.28 <i>Indirect manufacturing cost</i> (IMC).....	103
Tabel 4.29 <i>Fixed manufacturing cost</i> (FMC)	103
Tabel 4.30 <i>Total manufacturing cost</i> (MC)	104
Tabel 4.31 <i>Working capital</i> (WC).....	104
Tabel 4.32 <i>General expense</i> (GE).....	104
Tabel 4.33 Total biaya produksi.....	105
Tabel 4.34 <i>Fixed cost</i> (Fa)	105
Tabel 4.35 <i>Variable cost</i> (Va).....	105
Tabel 4.36 <i>Regulated cost</i> (Ra).....	105

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Layout pabrik skala 1:1100	49
Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik asam akrilat	52
Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik asam akrilat	59
Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pabrik asam akrilat	60
Gambar 4.5 Diagram alir utilitas.....	73
Gambar 4.6 Struktur organisasi.....	76
Gambar 4.7 Grafik hubungan % kapasitas vs miliar rupiah	108

ABSTRAK

Pabrik asam akrilat memberikan prospek yang sangat baik, mengingat kebutuhan asam akrilat di Indonesia yang semakin meningkat. Pabrik ini direncanakan dibangun di Cilegon, Provinsi Banten, pada tahun 2020 ditanah seluas 10.979 m² dengan kapasitas produksi 40.000 ton/tahun. Pabrik kimia ini akan dioperasikan selama 330 hari atau 24 jam sehari dengan total 145 karyawan. Bahan baku yang dibutuhkan adalah propilen sebanyak 35.651,6637 ton/tahun dan udara 170.274,2116 ton/tahun. Proses produksi akan dioperasikan pada suhu 250°C dan tekanan sekitar 1,8 atm untuk tahap pertama dan pada suhu 300oC dan tekanan sekitar 1,8 atm untuk tahap kedua. Reaksi ini digunakan reaktor *fixed bed multitube*, sebagai pendingin reaktor digunakan *dowtherm A*. Reaksi yang terjadi memiliki konversi sebesar 99,5% untuk tahap pertama dan 98,5% untuk tahap kedua sehingga didapat produk asam akrilat, air, dan asam asetat. Pada pabrik ini diperlukan air untuk proses utilitas sebesar 3.175,0210 kg/jam, 5.810,7101 kg/jam uap, dan 188,6382 kWh tenaga listrik yang disediakan oleh PLN dan juga perlu generator sebagai cadangan. Sebuah penghitungan parameter setelah pajak adalah persentase Return On Investment (ROI) 56,32%, Pay Out Time (POT) setelah pajak sebesar 1,63 tahun, Discounted Cash Flow (DCF) 35%, Break Even Point (BEP) 40,29%, sedangkan Shut Down Point (SDP) 33,24%. Dari analisis di atas menunjukkan hasil yang memuaskan, sehingga dapat disimpulkan pabrik ini menarik dan tepat untuk didirikan.

Kata kunci: asam akrilat, propilen, Break Even Point, Shut Down Point

ABSTRACT

The acrylic acid plant provides excellent prospects, considering the requirement of acrylic acid in Indonesia which progressively increase. This preliminary design is planned to built in Cilegon, the province of Banten, at 2020 in the land area 10.979 m² with production capacity of 40.000 tons / year. The chemical plant will be operated for 330 days or 24 hours a day with a total of 145 employees. Raw material needed are 35.651,6637 tons/year and air 170.274,2116 tons/year. The production process will be operated at temperature 250 °C and pressure 1,8 atm on the first step and at temperature 300°C and pessure 1,8 atm on the second step. This reaction used fixed bed reactor multitube, a reactor coolant used dowtherm A. The convert reaction 99,5% on the first step and 98,5% on the second step so that the product obtained acrylic acid, water and acetic acid. This plant are needed 3.175,0210 kg/hour of water processed in utility unit, 5.810,7101 kg/hour of steam, and 188,6382 kWh of electricity power provided by PLN and also need a generator as reserve. A count result of parameter after-tax of Return On Investment (ROI) 56,32%, Pay Out Time (POT) after tax of 1,63 year, Discounted Cash Flow (DCF) 35%, Break Even Point (BEP) 40,29%, while the Shut Down Point (SDP) 33,24%. From the analysis showed that the result was satisfied so we can conclude that this plant are interesting and appropriate to built.

Keywords: acrylic acid, propylene, Break Even Point, Shut Down Point

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri sangat berpengaruh terhadap perkembangan dalam bidang ekonomi di Indonesia. Bidang ekonomi merupakan faktor penting dalam menunjang program pembangunan nasional. Oleh karena itu, bangsa Indonesia harus mampu bangkit mengejar ketertinggalannya dengan memanfaatkan kekuatan dan potensi yang ada di Indonesia baik berupa kekayaan sumber daya alam dan sumber daya manusia.

Salah satu wujud pembangunan tersebut adalah pembangunan industri kimia di Indonesia. Pembangunan industri kimia di Indonesia diharapkan dapat mengurangi ketergantungan impor bahan kimia dari negara lain. Sasaran lain yang ingin dicapai adalah memperluas kesempatan kerja, meningkatkan produksi dalam negeri dan menyeimbangkan struktur ekonomi Indonesia.

Dalam sistem perdagangan dunia yang mengarah pada era globalisasi, industri kimia dasar termasuk salah satu industri yang memiliki prospek cukup cerah di masa yang akan datang. Hal ini disebabkan oleh semakin terbukanya peluang pasar bagi produk-produk kimia dasar di Indonesia maupun ke pasar internasional sebagai komoditas ekspor untuk memenuhi permintaan industri yang berbahan baku kimia dasar.

Kebutuhan bahan kimia dasar yang mendorong Indonesia memproduksi bahan-bahan kimia yang sangat diperlukan pemakainya di dalam negeri, karena selama ini Indonesia masih mendatangkan bahan-bahan tersebut dari luar negeri. Untuk mengurangi ketergantungan dari luar negeri maka diperlukan untuk mendirikan Industri kimia dasar khususnya asam akrilat. Seperti kita ketahui, asam akrilat dengan rumus $C_3H_4O_2$, merupakan zat *intermediate* yang biasa digunakan sebagai bahan baku dalam industri polimer yang hingga saat ini kebutuhan akan asam akrilat masih diimpor dari luar negeri seperti Taiwan, Jepang, Jerman, Malaysia dan beberapa negara lainnya.

Sehubungan dengan semakin meningkatnya permintaan asam akrilat bagi industri kimia di banyak negara di dunia, termasuk salah satunya di Indonesia maka prospek untuk mendirikan pabrik asam akrilat akan terbuka semakin lebar. Untuk itu, Indonesia yang merupakan salah satu negara produsen propilen yang merupakan bahan baku untuk memproduksi asam akrilat. Pendirian pabrik pembuatan asam akrilat di Indonesia ini diharapkan dapat memperkecil ketergantungan Indonesia akan impor bahan-bahan kimia dari luar negeri, terutama asam akrilat yang juga dapat dijadikan komoditi ekspor. Hal ini juga tentunya akan berimbas terhadap penghematan devisa negara dan juga dapat menambah devisa negara. Tak hanya itu, pendirian pabrik asam akrilat ini juga dapat memicu pertumbuhan industri-industri yang lain di Indonesia, sehingga akan membuka lapangan kerja baru dan memperluas kesempatan kerja bagi masyarakat.

Asam akrilat diproduksi secara komersil sejak tahun 1920, tetapi sebagian besar digunakan pada tahun 1925. Pertama kali asam akrilat diproduksi dengan metode *acetylene route*, penemu dari proses ini adalah Walter Reppe. Proses ini mereaksikan nikel karbonil dengan *acetylene* dan air untuk menghasilkan asam akrilat.

Proses Reppe dimodifikasi oleh Rohm dan Haas di Houston pada tahun 1976 dan hasil modifikasi itu adalah proses Oksidasi Propilen. Setelah ditemukannya proses oksidasi maka proses *acetylene route* tidak digunakan lagi.

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

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

Proyeksi kebutuhan asam akrilat dalam negeri semakin meningkat seiring dengan peningkatan industri-industri yang menggunakannya. Oleh karena itu, maka pendirian pabrik asam akrilat akan membawa dampak positif, hal ini disebabkan karena di Indonesia, baru ada satu industri kimia yang memproduksi asam akrilat. Selama ini diimpor dalam jumlah besar dari Singapura, Cina, Korea Hongkong, Taiwan, Malaysia, Jerman, Amerika Serikat, Jepang dan Perancis (BPS Yogyakarta).

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 pemenuhan kebutuhan asam akrilat di Indonesia selama ini sebagian besar masih diimpor dari luar negeri seperti dari Taiwan, Jepang, Jerman, Malaysia dan beberapa negara lainnya.
- c. Tersedianya bahan baku propilen di dalam negeri, seperti dari PT.Chandra Asri, 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.

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

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik, proyeksi kebutuhan asam akrilat diperkirakan akan semakin meningkat. Hal ini bisa diamati dari tabel data impor asam akrilat di Indonesia berikut:

Tabel 1.1 Data impor asam akrilat di Indonesia (BPS Yogyakarta)

Tahun	Kebutuhan (Ton)
2010	33.532
2011	31.363
2012	33.512
2013	38.523
2014	35.794
2015	35.837

Dari data diatas jika dibuat persamaan garis lurus, dengan X sebagai fungsi tahun dan Y sebagai fungsi kapasitas, didapat persamaan garis lurus:

$$Y = 852,2969 X - 1680487,6477$$

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

Tabel 1.2 Proyeksi kebutuhan asam akrilat di Indonesia

Tahun	Kebutuhan (Ton)
2016	37.743
2017	38.595
2018	39.448
2019	40.300
2020	41.152
2021	42.004

Tabel 1.3 Kapasitas global asam akrilat (Tecnon OrbiChem, 2010)

No	Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	Akrilat	Dzerhinsk, Rusia	25.000
2	American Acryl	Bayport, Texas, US	120.000
3	Arkema	Carling, Prancis	275.000
		Ludwigshafen, Jerman	270.000
4	BASF	Antwerp, Belgia	320.000
		Cler Lake, Texas, US	320.000
		Freeport, Texas, US	230.000
5	BASF Petronas	Kuantan, Malaysia	160.000
6	BASF-YPC	Nanjing, China	160.000
7	Beijing Eastern Petrochemical	Beijing, China	80.000
8	Celanese	Cangrejera, Mexico	40.000
9	Dow Chemical	Bohlen, Jerman	80.000
		Deer Park, Texas, US	410.000
		Taft, Louisiana, US	110.000

Tabel 1.3 Kapasitas global asam akrilat (Tecnon OrbiChem, 2010) (lanjutan)

No	Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
10	Formosa Plastics	Kaohsiung, Taiwan	60.000
		Mailiao, Taiwan	100.000
		Ningbo, China	160.000
11	Hexion	Sokolov, Rep. Ceko	55.000
12	Idemitsu Petrochemical	Aichi, Jepang	50.000
13	Jiangsu Jurong Chemical	Yangcheng, China	205.000
14	Jilin Petrochemical	Jilin, China	35.000
15	LG Chem	Naju, Korea Selatan	65.000
		Yoechun, Korea Selatan	128.000
16	Mistubishi Chemical	Yokkaichi, Jepang	110.000
17	Nippon Shokubai	Himeji, Jepang	360.000
18	Oita Chemical	Oita, Jepang	60.000
19	Sasol Acrylates	Sasolburg, Afrika Selatan	80.000
20	Shanghai Huayi	Shanghai, China	200.000
21	Singapore Acrylics	Pulau Sakra, Singapura	75.000
22	StoHaas Monomer	Deer Park, Texas, US	165.000
		Marl., Jerman	265.000
23	Tri Polyta Acrylindo	Cilegon, Indonesia	60.000
24	Others China	Various, China	280.000

Dari tabel 1.3. diketahui bahwa kapasitas minimum pabrik asam akrilat yang sudah berdiri adalah 25.000 ton/tahun yang berlokasi di Rusia dan kapasitas maksimum pabrik asam akrilat yang sudah berdiri adalah 410.000 ton/tahun yang berlokasi di Texas, US.

Ketersediaan bahan baku diperlukan untuk menjamin kontinuitas produksi suatu pabrik. Bahan baku dalam pembuatan asam akrilat adalah propilen yang diperoleh dari pabrik propilen yang ada di Indonesia yaitu PT.Chandra Asri Petrochemical Center, Cilegon, Banten yang memiliki kapasitas 320.000 ton/tahun (www.capcx.com) di mana pabrik tersebut untuk sementara merupakan pabrik propilen terbesar di Indonesia.

Dari kapasitas produksi tersebut, propilen yang diproduksi PT.Chandra Asri Petrochemical Center hanya dipakai oleh PT.Tri Polyta Indonesia Tbk sebesar 60.000 ton/tahun (www.tropolyta.com). Produksi propilen yang tersedia sebanyak 260.000 ton/tahun.

Atas dasar pertimbangan kapasitas produksi di dunia dan prediksi kebutuhan di Indonesia pada tahun 2021 serta ketersediaan bahan baku yang mencukupi, maka kami menyimpulkan produksi dari pra prancangan kami di ambil 95% dari kebutuhan pada tahun 2016, yaitu sebesar 40.000 ton/tahun.

1.2 Tinjauan Pustaka

Asam akrilat adalah senyawa organik dengan rumus molekul $C_3H_4O_2$ yang dikenal dengan nama lain *acroleic acid*, *2-propenoic acid*, *vinylformic acid*, *propene acid* dan *thylencarboxylic acid*. Asam ini merupakan asam karboksilat yang paling sederhana yang terdiri dari gugus vinil terhubung langsung ke terminal asam karboksilat. Berupa cairan tak berwarna yang memiliki bau tajam atau khas yang larut dalam air, alkohol, eter, dan kloroform. Asam akrilat dapat dibuat dengan beberapa proses (Kirk, Othmer, 1966).

1.2.1 Macam-macam Proses

Beberapa proses yang dapat digunakan untuk memproduksi asam akrilat sebagai berikut (Kirk Othmer, 1996):

a. *Acetylene Route*

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

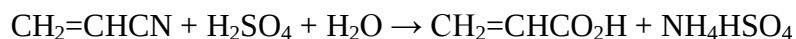
Reaksi:



b. *Acrylonitrile Route*

Proses ini adalah proses hidrolisa asam sulfat dan akrilonitril. Akrilonitril direaksikan dengan asam sulfat dan air yang berlebih pada suhu 100°C sehingga menghasilkan asam akrilat. Kerugian proses ini adalah mahalnya bahan baku yang digunakan.

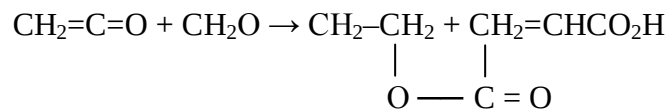
Reaksi:



c. *Ketene Route*

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

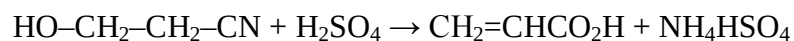
Reaksi:



d. *Ethylene Cyanohydrin Route*

Proses ini adalah proses hidrolisa antara ethylene cyanohidrin dan asam sulfat dengan produk samping ammonium sulfat dari 85% asam sulfat.

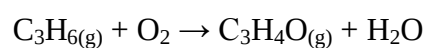
Reaksi:

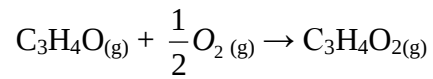


e. *Propylene Oxidation Route*

Proses yang paling ekonomis untuk pembuatan asam akrilat yang didasarkan pada dua tahap, pertama menghasilkan akrolein kemudian dioksidasi menjadi asam akrilat. Reaksi ini di bantu oleh katalis *molybdenum oxide* untuk reaksi pertama yang menghasilkan hasil samping asam asetat dan katalis *silica* untuk reaksi kedua, konversi yang terjadi pada tahap pertama yaitu sebesar 99,5% dan konversi yang terjadi pada tahap kedua yaitu sebesar 98,5%. Agar reaksi yang terjadi sesuai dengan yang diinginkan, maka digunakan dua reaktor dengan kondisi operasi yang berbeda serta dengan bantuan katalis yang berbeda pula pada kedua reaksi.

Reaksi:





Dari lima macam proses pembuatan asam akrilat dipilih proses oksidasi dengan katalis padat dengan pertimbangan:

- a. Konversi yang diperoleh cukup tinggi yaitu 99,5% untuk tahap pertama dan 98,5% untuk tahap kedua
- b. Komposisi yang terdapat dalam bahan baku cukup sederhana sehingga pengendalian proses relatif mudah
- c. Proses dan peralatan yang digunakan sederhana sehingga biaya pemeliharaan dan pengendalian lebih murah.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Asam Akrilat

Wujud	: Cair
Rumus Molekul	: $C_3H_4O_2$
Berat Molekul	: 72 kg/kmol
Titik Didih, °C	: 142 (pada 1 atm)
Titik Beku, °C	: 11,8 (pada 1 atm)
Titik Nyala, °C	: 50
Spesifik Gravity	: 1,11
Kelarutan	: Tak terhingga dalam 100 gram air
Panas Penguapan	: 8426 KJ/mol
Temperatur Kritis	: 615 K
Tekanan Kritis	: 56,7 atm
Kapasitas Panas	: $-18,242 + 1,2106 T - 0,003116 T^2 + 0,0000031409 T^3$ kJ/kmol K

2.1.2 Akrolein (2-propenal)

Wujud	: Gas
Rumus Molekul	: C_3H_4O
Berat Molekul	: 56 kg/kmol

Titik Didih, °C	: 53 (pada 1 atm)
Densitas	: 0,8389
Titik Leleh, °C	: -87,2
Titik Nyala, °C	: -26
Spesifik Gravitasi	: 0,8407
Kelarutan	: 2,12 kg/L dalam air
Tekanan Kritis	: 50 atm
Kapasitas Panas	: $48,243 + 0,58199 T - 0,0019335 T^2 + 0,000002686 T^3$ kJ/kmol K

2.1.3 Asam Asetat

Wujud	: Cair
Rumus Molekul	: $C_2H_4O_2$
Berat Molekul	: 60 kg/kmol
Titik Didih, °C	: 117,9 (pada 1 atm)
Titik Beku, °C	: 16,6 (pada 1 atm)
Titik Nyala, °C	: 39
Spesifik Gravitasi	: 1,051
Kelarutan	: Tak terhingga larut dalam 100 gram air
Temperatur Kritis	: 594,4 K
Tekanan Kritis	: 57,9 atm
Kapasitas Panas	: $-18,944 + 1,0971 T - 0,0028921 T^2 + 0,0000029275 T^3$ kJ/kmol K

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Propilen, terdiri dari:

Propena (Propilen)

Wujud	: Gas
Rumus Molekul	: C_3H_6
Berat Molekul	: 42 kg/kmol
Titik Didih, °C	: -47,70 (pada 1 atm)
Titik Nyala, °C	: -108
Densitas	: 0,612
Titik Leleh, °C	: -102,7
Spesifik Gravitasi	: 0,613
Kelarutan	: 0,61 mg/L dalam air
Temperatur Kritis	: 365,1 K
Tekanan Kritis	: 45,4 atm
Kapasitas Panas	: $31,298 + 0,072449 T + 0,00019481 T^2 - 0,00000021582 T^3 + 0,000000000062974 T^4$ kJ/kmol K

Propana

Wujud	: Gas
Rumus Molekul	: C_3H_8
Berat Molekul	: 44 kg/kmol
Titik Didih, °C	: -42,07

Titik Nyala, °C	: -104
Densitas	: 0,582
Spesifik Grafity	: 0,583
Kelarutan	: 0,04 gr/L dalam air
Temperatur Kritis	: 365,1 K
Tekanan Kritis	: 45,4 atm
Kapasitas Panas	: $28,277 + 0,116 T + 0,00019597 T^2 - 0,00000023271 T^3 + 0,000000000068669 T^4$ kJ/kmol K

2.2.2 Air

Wujud	: Cair
Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18 kg/kmol
Titik Didih, °C	: 100 (pada 1 atm)
Densitas	: 1
Titik Beku, °C	: 0 (pada 1 atm)
Spesifik Grafity	: 1
Kelarutan	: tak terhingga dalam air
Temperatur Kritis	: 374, 3 °C
Tekanan Kritis	: 79,9 atm
Kapasitas Panas	: $92,053 - 0,039953 T - 0,00021103 T^2 + 0,00000053469 T^3$ kJ/kmol K

2.2.3 Udara, terdiri dari:

Oksigen

Wujud	: Gas
Rumus Molekul	: O ₂
Berat Molekul	: 32 kg/kmol
Titik Didih, °C	: -183 (pada 1 atm)
Densitas	: 0,612
Titik Leleh, °C	: -218,9
Spesifik Gravity	: 1,151
Kelarutan	: 39 mg/L dalam air
Temperatur Kritis	: -154,6°C
Tekanan Kritis	: 49,8 atm
Kapasitas Panas	: $29,526 - 0,0088999 T + 0,000038083 T^2 - 0,000000032629 T^3 + 0,000000000088607 T^4$ kJ/kmol K

Nitrogen

Wujud	: Gas
Rumus Molekul	: N ₂
Berat Molekul	: 28 kg/kmol
Titik Didih, °C	: -195,6
Densitas	: 1,25046 gr/lit ; pada 252,6 °C = 1.0265
Titik Leleh, °C	: -209,9

Spesifik Grafity : 0,807
 Kelarutan : 2,35 cc dalam air
 Temperatur Kritis : -126,26 °C
 Tekanan Kritis : 33,54 atm
 Kapasitas Panas : $29,342 - 0,0035395 T + 0,000010076 T^2 - 0,0000000043116 T^3 + 0,00000000000025935 T^4$ kJ/kmol K

2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang

Katalisator (*Molybdenum Oxide*)

Bentuk : *sphere* (bola)
 Diameter : 0,35 cm
 Densitas : 4,692 gr/cm³
 Densitas Bulk : 3,005 gr/cm³

Katalisator (*Silica*)

Bentuk : *sphere* (bola)
 Diameter : 0,75 cm
 Densitas : 3 gr/cm³
 Densitas Bulk : 6,679 gr/cm³

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik asam akrilat ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 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 molibdenum oksida dan silika 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.

2.4.2 Pengendalian Proses Produksi

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

2.4.2.1 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 control*, *flow control*, *ratio control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.4.2.2 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*.

2.4.2.3 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.

Pemeriksaan rutin harus dilakukan untuk menjaga kualitas produk maupun untuk mengetahui apakah proses berjalan normal atau tidak, sehingga apabila terjadi penyimpangan dapat segera diatasi. Adapun analisa yang dilakukan berupa:

- a. Analisa bahan baku; analisa ini dilakukan terhadap bahan baku untuk kebutuhan proses produksi. Analisa dilakukan pada saat bahan baku datang, sehingga pabrik dapat menolak bahan baku yang dibeli apabila hasil analisa tidak memenuhi syarat. Analisa yang dilakukan meliputi densitas, kemurnian, warna dan viskositas.

- b. Analisa *intermediate*; analisa ini dilakukan setiap saat selama proses berlangsung, khususnya produk dari reaktor dan distilasi dalam proses. Analisa ini dilakukan terhadap produk sementara atau *intermediate* untuk mengetahui kualitas produk yang dihasilkan selama proses berlangsung, jadi apabila terdapat kesalahan dalam produk yang tidak sesuai dengan ketentuan maka proses dapat dilakukan koreksi dengan cepat.
- c. Analisa produk; analisa ini dilakukan untuk hal-hal yang bersifat spesifik terhadap produk yang dihasilkan dan pemeriksaan ini dilakukan setiap satu jam sekali agar produk yang dihasilkan sesuai ketentuan yang ditetapkan baik kemurnian, kadar impuritas, densitas, viskositas, dan *specific gravity*.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

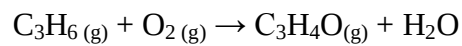
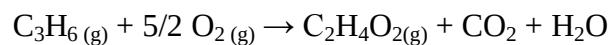
3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan asam akrilat menggunakan bahan baku propilen dan oksigen dari udara, serta ditambah dengan bahan pendukung *steam*. Udara dengan kondisi 32°C tekanan 1 atm diumpankan ke *filter* (F-01) untuk dibersihkan pengotor debu yang terbawa, setelah itu dialirkan oleh *blower* (BL-01) sehingga kondisi udara menjadi 48,3°C tekanan 1,2 atm, setelah itu menuju *compressor* (C-01) untuk diubah tekanannya menjadi 1,8 atm dan suhu menjadi 67,5°C sebelum dipanaskan dengan menggunakan *heater* (HE-01) hingga mencapai temperatur 250°C. Udara yang telah dipanaskan tersebut kemudian dialirkan ke reaktor. Propilen yang disimpan di tangki (T-01) dalam bentuk cair pada temperatur 30°C dan tekanan 12,83 atm diturunkan tekanannya menjadi 1,8 atm dengan *expansion valve* (EV-01) sehingga fasenya berubah menjadi gas, kemudian dipanaskan menggunakan *heater* (HE-02) sehingga temperaturnya menjadi 250°C.

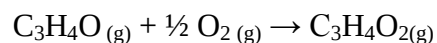
Komposisi umpan masuk yaitu propilen, udara, dan steam dengan perbandingan 1 : 7 : 0,746. Reaktan diumpankan ke dalam *reactor* (R-01) yang merupakan *multitube fixed bed reactor* dengan bantuan katalis molibdenum oksida (MoO_3). Reaktor yang beroperasi pada tekanan 1,8 atm

dan suhu 250°C ini digunakan untuk mengkonversi propilen menjadi akrolein, dengan hasil samping yaitu asam asetat.

Reaksi yang terjadi di reaktor 1:



Konversi yang terjadi pada reaksi ini sebesar 99,5 %. Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan pendingin berupa *dowtherm A* untuk mencegah reaksi melewati range suhu yang diijinkan. Gas hasil reaksi yang keluar dari reaktor 1 (R-01) suhunya 266,9°C dan tekanannya 1,8 atm sebelum dialirkan ke reaktor 2 suhunya dinaikkan menggunakan *heater* 03 (HE-03) menjadi 300°C. Reaksi yang terjadi di reaktor 2 :



Konversi yang terjadi pada reaktor 2 sebesar 98,5% dengan pendingin yang sama. Gas hasil dari reaksi dari reaktor 2 (R-02) terlebih dahulu diturunkan tekanannya dari 1,8 atm menjadi 1,49 atm menggunakan *expansion valve* (EV-02), karena masih mempunyai suhu yang tinggi yaitu 304,1°C dan tekanan 1,49 atm yang kemudian didinginkan secara cepat dalam *quencher* (Q-01) sehingga suhu turun menjadi 80°C yang kemudian masuk ke dalam *water absorber* (ABS-01) 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 temperaturnya menggunakan *heater* (HE-03) sehingga tekanannya menjadi 1,49 atm dan temperaturnya menjadi 113,5 °C.

Larutan asam akrilat dan sedikit asam asetat yang terbawa pada temperatur 113,5°C dan tekanan 1,49 atm, diumpankan ke dalam sebuah menara distilasi (MD-01) di antara plate 13 dan 14, karena pada plate tersebut sudah terjadi kesetimbangan komposisi antara komposisi bahan yang masuk dan komposisi di plate tersebut. Hasil bawah menara distilasi (MD-01) adalah produk asam akrilat dengan kemurnian 96,89% sebanyak 4.893,8983 kg/jam, sedangkan hasil atas sebagian besar air dengan sedikit kandungan asam akrilat dan asam asetat sebanyak 13.371,6240 kg/jam yang kemudian langsung dialirkan ke unit pengolahan limbah. Hasil bawah menara distilasi (MD-01) pada temperatur 151,3°C dan tekanan 1,69 atm diturunkan tekanannya menggunakan *expansion valve* (EV-03) dan menurunkan temperaturnya menggunakan *cooler* (HE-05) sehingga tekanannya menjadi 1 atm dan temperaturnya menjadi 30°C. Produk asam akrilat kemudian disimpan pada fase cair di tangki penyimpanan (T-02) pada temperatur 30°C dan tekanan 1 atm.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Propilen (T-01)

Tugas : Menyimpan propilen sebanyak 756,2474 ton
untuk keperluan 7 hari

Jenis : Tangki silinder horizontal dengan *elipsoidal dished head*

Fase : Cair

Jumlah : 1 buah

Volume : 1.831,0974 m³

Kondisi Operasi : Tekanan : 12,83 atm
Suhu : 30°C

Spesifikasi : Diameter : 13,72 m
Tinggi : 14,63 m
Tebal *Head* : 0,1875 in

Tabel 3.1. *Shell* tiap *course plate* tangki (T-01)

Digunakan plat dengan lebar 6 ft sehingga dinding tangki dibagi menjadi:

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah		t min (in)	tebal standar (in)	
1	48	42	0,4647	½	000
2	42	36	0,4213	½	000
3	36	30	0,3779	½	000
4	30	24	0,3346	3/8	750
5	24	18	0,2912	3/8	750
6	18	12	0,2479	¼	500
7	12	6	0,2045	¼	500
8	6	0	0,1611	¼	500

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Harga : \$ 124.436

3.2.2 Tangki Penyimpanan Produk Asam Akrilat (T-02)

Tugas : Menyimpan produk asam akrilat sebanyak
848,4849 ton selama 7 hari

Jenis	: Tangki silinder tegak dengan <i>elliptical dished head</i>
Fase	: Cair
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 979,3914 m ³
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm
	: Suhu : 30°C
Spesifikasi	: Diameter : 13,72 m
	: Tinggi : 14,63 m
	: Tebal <i>Head</i> : 0,1875 in

Tabel 3.2. *Shell tiap course plate* tangki (T-02)

Digunakan plat dengan lebar 6 ft sehingga dinding tangki dibagi menjadi:

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah		t min (in)	tebal standar (in)	
1	48	42	0,8136	7/8	0,8750
2	42	36	0,7257	¾	0,7500
3	36	30	0,6378	¾	0,7500
4	30	24	0,5499	5/8	0,6250
5	24	18	0,4620	½	0,5000
6	18	12	0,3741	3/8	0,3750
7	12	6	0,2862	3/8	0,3750
8	6	0	0,1983	¼	0,2500

Bahan : *Carbon Steel 283 grade C*

Harga : \$ 124.436

3.2.3 Reaktor (R-01)

Tugas	:	Tempat terjadinya reaksi propilen dan oksigen menjadi akrolein dan hasil samping asam asetat sebanyak 27.431,4532 kg/jam
Jenis	:	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Fase	:	Gas
Kondisi Operasi	:	Eksotermis
	Tekanan	: 1,8 atm
	Suhu	: 250°C
Spesifikasi	Diameter	: 1,5133 m
	Tinggi	: 6,9 m
	Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
	Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in
Jumlah	:	1 buah
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Harga	:	\$ 269.788

3.2.4. Reaktor (R-02)

Tugas	:	Tempat terjadinya reaksi akrolein dan oksigen menjadi asam akrilat sebanyak 27.431,4532 kg/jam
Jenis	:	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Fase	:	Gas
Kondisi Operasi	:	Eksotermis

	Tekanan	: 1,8 atm
	Suhu	: 300°C
Spesifikasi	: Diameter	: 0,9571 m
	Tinggi	: 3,8 m
	Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
	Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in
Jumlah	: 1 buah	
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Harga	: \$ 266.032	

3.2.5 **Quencher (Q-01)**

Tugas	: Menurunkan suhu secara cepat dari hasil keluaran reaktor 2 yang bersuhu 304,1°C menjadi 80°C menuju <i>absorber</i> sebanyak 27.431,4532 kg/jam dengan pendingin berupa air sebanyak 12.344,1539 kg/jam	
Jenis	: <i>Spray tower</i>	
Kondisi operasi	: Tekanan	: 1,49 atm
	Suhu	: 292,15°C
Spesifikasi	: Diameter	: 2,29 m
	Tinggi	: 9,7 m
	Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
	Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	

Harga : \$ 777.722

3.2.6 Absorber (ABS-01)

Tugas : Menyerap asam akrilat yang terbentuk sebanyak 7.061,9023 kg/jam dengan menggunakan absorben air sebanyak 3.530,9511 kg/jam.

Jenis : *Packing Tower*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1,49 atm

Suhu : 80,53°C

Spesifikasi : Diameter : 2,1592 m

Tinggi : 20,3934 m

Tebal *Shell* : 0,5 in

Tebal *Head* : 0,5 in

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 3.422

3.2.7 Menara Distilasi (MD-01)

Tugas : Memisahkan air dari produk asam akrilat sebanyak 26.317,3273 kg/jam

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi : Puncak Menara : Tekanan : 1,29 atm

Suhu : 107,4°C

Umpan : Tekanan : 1,49 atm

Suhu : 113,5°C

Dasar Menara : Tekanan : 1,69 atm

		Suhu	: 151,3°C
Spesifikasi	:	Diameter	: 2,9418 m
		Tinggi	: 27,6817 m
		Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
		Tebal <i>Head</i>	: 0,25 in
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Harga	:	\$ 2.333	

3.2.8 *Heater 01 (HE-01)*

Tugas	:	Memanaskan	udara	sebanyak
		21.499,2691	kg/jam	dari kompresor (C-01)
		menuju reaktor dengan pemanas <i>steam</i>	sebanyak	
		2.402,2012	kg/jam	
Jenis	:	<i>Shell and Tube Exchanger</i>		
Beban Panas	:	3.815.691 Btu/jam		
Luas transfer panas	:	1.297,1504 ft ²		
Panjang	:	16 ft		
<i>Shell Side</i>	:	Fluida Dingin	:	Udara
		Ukuran	:	ID : 25 in
				<i>Baffle space</i> : 5 in
				<i>Pass</i> : 1
<i>Tube Side</i>	:	Fluida Panas	:	<i>Steam</i>
		Ukuran	:	Jumlah <i>tube</i> : 413
				OD; BWG : 3/4 in; 14

ID : 0,584 in

Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available: 0,0244 hr.ft².F/Btu

Catatan : HE-01 memenuhi syarat, karena *Rd available* >
Rd min

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 15.554

3.2.9 **Heater 02 (HE-02)**

Tugas : Memanaskan gas propilen sebanyak
4.501,4727 kg/jam menuju reaktor (R-01) dengan
pemanas steam sebanyak 1.136,7980 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Exchanger*

Beban Panas : 1.805.706 Btu/jam

Luas transfer panas : 615,5968 ft²

Panjang : 14 ft

Shell Side : Fluida dingin : gas propilen dan gas propana

Ukuran : ID : 19,25 in

Baffle space : 3,85 in

Pass : 1

Tube Side : Fluida panas : *steam*

Ukuran : Jumlah *tube* : 224

OD; BWG : 3/4 in; 14

ID : 0,584 in

Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available: 0,0221 hr.ft².°F/Btu

Catatan : HE-02 memenuhi syarat, karena *Rd available* >
Rd min

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 12.444

3.2.10 *Heater 03 (HE-03)*

Tugas : Memanaskan fluida hasil reaktor 1 (R-01)
 sebanyak 27.431,4532 kg/jam menuju menara
 distilasi (MD-01) dengan pemanas *steam*
 sebanyak 890,5682 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Exchanger*

Beban Panas : 1.164.657 Btu/jam

Luas transfer panas : 1.031,7528ft²

Panjang : 8 ft

Shell Side : Fluida dingin : gas propilen dan gas propana

Ukuran : ID : 31 in

Baffle space : 6,2 in

Pass : 1

Tube Side : Fluida panas : *steam*

Ukuran : Jumlah *tube* : 657

OD; BWG : 3/4 in; 14

ID : 0,584 in

Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available: 0,0139 hr.ft².°F/Btu

Catatan : HE-02 memenuhi syarat, karena *Rd available* >
Rd min

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 9.333

3.2.11 **Heater 04 (HE-04)**

Tugas : Memanaskan fluida hasil *absorber* sebanyak
26.317,3273 kg/jam menuju menara distilasi
(MD-01) dengan pemanas *steam* sebanyak
718,8437 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Beban Panas : 1.444.670 Btu/jam

Luas transfer panas : 110 ft²

Panjang : 500 ft

Jumlah *hairpin* : 25

Ukuran	: NPS	OD	ID
	0,5 in	0,84 in	0,622 in
	1 in	1,32 in	1,049 in

Surface outside : 0,22 ft²/ft

Inner Pipe : Fluida dingin : Asam akrilat, asam asetat, air

Annulus : Fluida panas : *Steam*

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available: 0.0039 hr.ft².°F/Btu

Catatan : HE-03 memenuhi syarat, karena *Rd available* >
Rd min

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 3.111

3.2.12 Cooler 05 (HE-05)

Tugas : Mendinginkan fluida hasil bawah menara distilasi
(MD-01) sebanyak 5.050,5051 kg/jam dengan
pendingin air sebanyak 4.003,2640 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Beban Panas : 737.382 Btu/jam

Luas transfer panas : 87,08 ft²

Panjang : 140 ft

Jumlah hairpin : 7

Ukuran	: NPS	OD	ID
	2 in	2,38 in	2,067 in
	3 in	3,5 in	3,068 in

Surface outside : 0,622 ft²/ft

Annulus : Fluida panas : asam akrilat, air, asam asetat

Inner Pipe : Fluida dingin : air

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available: 0,0038 hr.ft².F/Btu

Catatan : HE-04 memenuhi syarat, karena *Rd available* >
Rd min

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 3.111

3.2.13 *Expansion Valve 01 (EV-01)*

Tugas : Menurunkan tekanan asam akrilat dari tangki penyimpanan dari 12,83 atm menjadi 1,8 atm sebanyak 4.501,4727 kg/jam menuju HE-02

Jenis : *Globe Valve*

Debit : 9,1014 m³/jam

Spesifikasi : ID : 1,61 in

OD : 1,9 in

a't : 2,04 in²

v : 1,9209 m/s

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 187

3.2.14 *Expansion Valve 02 (EV-02)*

Tugas : Menurunkan tekanan hasil reaktor 02 (R-02) dari 1,8 atm menjadi 1,49 atm sebanyak 27.431,4532 kg/jam menuju *quencher* (QT-01)

Jenis : *Globe Valve*

Debit	:	119,9441 m ³ /jam
Spesifikasi	:	ID : 6,065 in
	:	OD : 6,625 in
	:	a't : 28,9 in ²
	:	v : 1,7869 m/s
Bahan	:	<i>Stainlees Steel</i>
Harga	:	\$ 467

3.2.15 Expansion Valve 03 (EV-03)

Tugas	:	Menurunkan tekanan hasil menara distilasi dari 1,69 atm menjadi 1 atm sebanyak 5.050,5051 kg/jam menuju tangki (T-02)
Jenis	:	<i>Globe Valve</i>
Debit	:	12,6611 m ³ /jam
Spesifikasi	:	ID : 2,469 in
	:	OD : 2,380 in
	:	a't : 3,35 in ²
	:	v : 1,6273 m/s
Bahan	:	<i>Stainlees Steel</i>
Harga	:	\$ 187

3.2.16 Filter Udara (FL-01)

Tugas	:	Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara segar yang mengalir ke reaktor sebanyak 21.499,2691 kg/jam
-------	---	--

Jenis	: <i>Bag house filter</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Diameter Bag	: 0,2032 m
Panjang Bag	: 2,4384 m
Jumlah Bag	: 53 buah
Harga	: \$ 57.062

3.2.17 *Blower (BL-01)*

Tugas	: Untuk mengalirkan udara lingkungan ke <i>heater</i> (HE-01) sebanyak 21.499,2691 kg/jam.
Jenis	: <i>blower centrifugal</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Suhu Operasi	: 32°C
Tekanan Operasi	: 1 atm
Power Motor	: 5 HP
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 15.095

3.2.18 *Compressor (C-01)*

Tugas	: Untuk menaikkan tekanan dari 1,2 atm menjadi 1,8 atm
Jenis	: kompresor sentrifugal
Kondisi Operasi	: T_0 : 48,15 °C T_1 : 57,63 °C P_0 : 1,2 atm P_1 : 1,8 atm
Power motor	: 15 HP

Harga : \$ 7.922

3.2.19 *Condensor* (CD-01)

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 19.102,3200 kg/jam dari hasil atas menara distilasi (MD-01) dengan pendingin air sebanyak 636.613,9019 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube exchanger*

Beban Panas : 50.412.378 Btu/jam

Luas transfer panas : 6.487,3224 ft²

Panjang : 24 ft

Shell Side : Fluida panas : asam akrilat, asam asetat, air

Ukuran : ID : 39 in

Baffle space : 19,5 in

Pass : 1

Tube Side : Fluida dingin : air

Ukuran : Jumlah *Tube* : 1.377

OD; BWG : 3/4 in; 16

ID : 0,302 in

Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available: 0,0095 hr.ft².F/Btu

Catatan : *Condensor* memenuhi syarat, karena R_d *available* > R_d *min*

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 93.327

3.2.20 *Reboiler (RB-01)*

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi (MD-01) sebanyak 7.215,0073 kg/jam dengan pemanas *steam* sebanyak 22.474,4280 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 40.881.785 Btu/jam

Luas transfer panas : 3.396,7752 ft²

Panjang : 24 ft

Shell Side : Fluida dingin : Asam akrilat dan H₂O

Ukuran : ID : 29 in

Baffle space : 14,5 in

Pass : 1

Tube Side : Fluida panas : *Steam*

Ukuran : Jumlah Tube : 721

OD; BWG : 3/4 in; 16

ID : 0,620 in

Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available: 0,0035 hr.ft².°F/Btu

Catatan : *Reboiler* memenuhi syarat, karena *Rd available* >

Rd min

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 54.441

3.2.21 *Accumulator (ACC-01)*

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi (MD-01) sebanyak 19.102,3200 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Spesifikasi : Diameter : 1,0603 m

Panjang : 6,3620 m

Tebal *Shell* : 0,1875 in

Tebal *Head* : 0,1875 in

Harga : \$ 10.110

3.2.22 *Pompa (P-01)*

Tugas : Mengalirkan bahan baku dari suplier menuju tangki penyimpanan bahan baku sebanyak 4.501,4727 kg/jam selama 5 jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Iron*

Kapasitas : 239,9428 gpm

Jumlah : 2

Spesifikasi : *Static head* : 41,719 ft

Velocity head : 0 ft

Pressure head : 0 ft

Putaran spesifik : 538,204 rpm

Tenaga pompa : 2,4374 HP

Tenaga Motor : 3 HP

Harga : \$ 1.538

3.2.23 Pompa (P-02)

Tugas : Mengalirkan bahan baku dari tangki penyimpanan bahan baku menuju *expansion valve* (EV-01) sebanyak 4.501,4727 kg/jam selama 5 jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Iron*

Kapasitas : 239,9428 gpm

Jumlah : 2

Spesifikasi : *Static head* : 41,719 ft

Velocity head : 0 ft

Pressure head : 0 ft

Putaran spesifik : 524,782 rpm

Tenaga pompa : 2,521 HP

Tenaga Motor : 5 HP

Harga : \$ 1.538

3.2.24 Pompa (P-03)

Tugas	: Mengalirkan hasil atas menara distilasi (MD-01) setelah <i>accumulator</i> (ACC-01) menuju ke UPL sebanyak 13.371,6240 kg/jam selama 5 jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	: <i>Iron</i>
Kapasitas	: 532,1930 gpm
Jumlah	: 2
Spesifikasi	: <i>Static head</i> : 0,1980 ft <i>Velocity head</i> : 0 ft <i>Pressure head</i> : 0 ft Putaran spesifik : 10.587 rpm Tenaga pompa : 0,2840 HP Tenaga Motor : 0,5 HP
Harga	: \$ 2.392

3.2.25 Pompa (P-04)

Tugas	: Mengalirkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) menuju tangki penyimpanan sebanyak 5.050,5051 kg/jam selama 5 jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	: <i>Iron</i>
Kapasitas	: 150,8323 gpm
Jumlah	: 2

Spesifikasi : *Static head* : 0,2201 ft
Velocity head : 0 ft
Pressure head : 0 ft
 Putaran spesifik : 6.869 rpm
 Tenaga pompa : 0,1695 HP
 Tenaga Motor : 0,25 HP

Harga : \$ 1.402

3.2.26 Pompa (P-05)

Tugas : Mengalirkan produk dari tangki penyimpanan menuju distributor sebanyak 5.050,5051 kg/jam selama 5 jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Iron*

Kapasitas : 128,4891 gpm

Jumlah : 2

Spesifikasi : *Static head* : 44,7190 ft
Velocity head : 0 ft
Pressure head : 0 ft
 Putaran spesifik : 399,422 rpm
 Tenaga pompa : 2,6839 HP
 Tenaga Motor : 5 HP

Harga : \$ 2.222

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 3.3 Kebutuhan bahan baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Propilen Kebutuhan = 4.501,4727 kg/jam	35.651,6637	260.000

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

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

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

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

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

Berdasarkan pertimbangan di atas, 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 Penyediaan Bahan Baku

Sumber bahan baku merupakan salah satu faktor penting yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik asam akrilat didirikan dekat

penghasil utama bahan baku, yaitu pabrik propilen milik PT. Chandra Asri *Petrochemical Center* di Cilegon, Banten dengan kapasitas produksi propilen 260.000 ton/tahun.

4.1.2 Pemasaran Produk

Daerah Cilegon adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Cilegon sebagai pasar yang baik bagi asam akrilat. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan darat maupun jalan laut. Asam akrilat yang dihasilkan dapat dipasarkan untuk industri-industri polimer, cat, perekat serta industri tekstil yang juga berada di Cilegon, Banten. Di samping itu, dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan laut Banten akan mempermudah pemasaran produk.

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 PLN.

4.1.4 Letak Geografis

Daerah Cilegon dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai salah satu pusat pengembangan wilayah produksi industri.

4.1.5 Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut.

Pelabuhan dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional.

4.1.6 Tenaga Kerja

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

4.1.7 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 20°C hingga 35°C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

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, 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 pabrik asam akrilat di Indonesia.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir.

Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik sebagai berikut:

- a. Pabrik yang akan didirikan ini merupakan pabrik baru, sehingga dalam menentukan layout tidak dibatasi oleh bangunan yang ada
- b. Faktor keamanan terutama untuk bahaya kebakaran, maka dalam perancangan layout selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari sumber bahan yang mudah meledak

Pengelompokan unit-unit proses yang satu dengan yang lainnya akan memudahkan penanganan saat terjadi kebakaran. Layout dapat dibagi menjadi beberapa kompleks utama, yaitu:

- a. Kompleks administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol.
Daerah administarsi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- b. Kompleks produksi/proses, merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
- c. Kompleks gudang umum, bengkel dan garasi.

d. Kompleks utilitas, merupakan daerah dimana penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

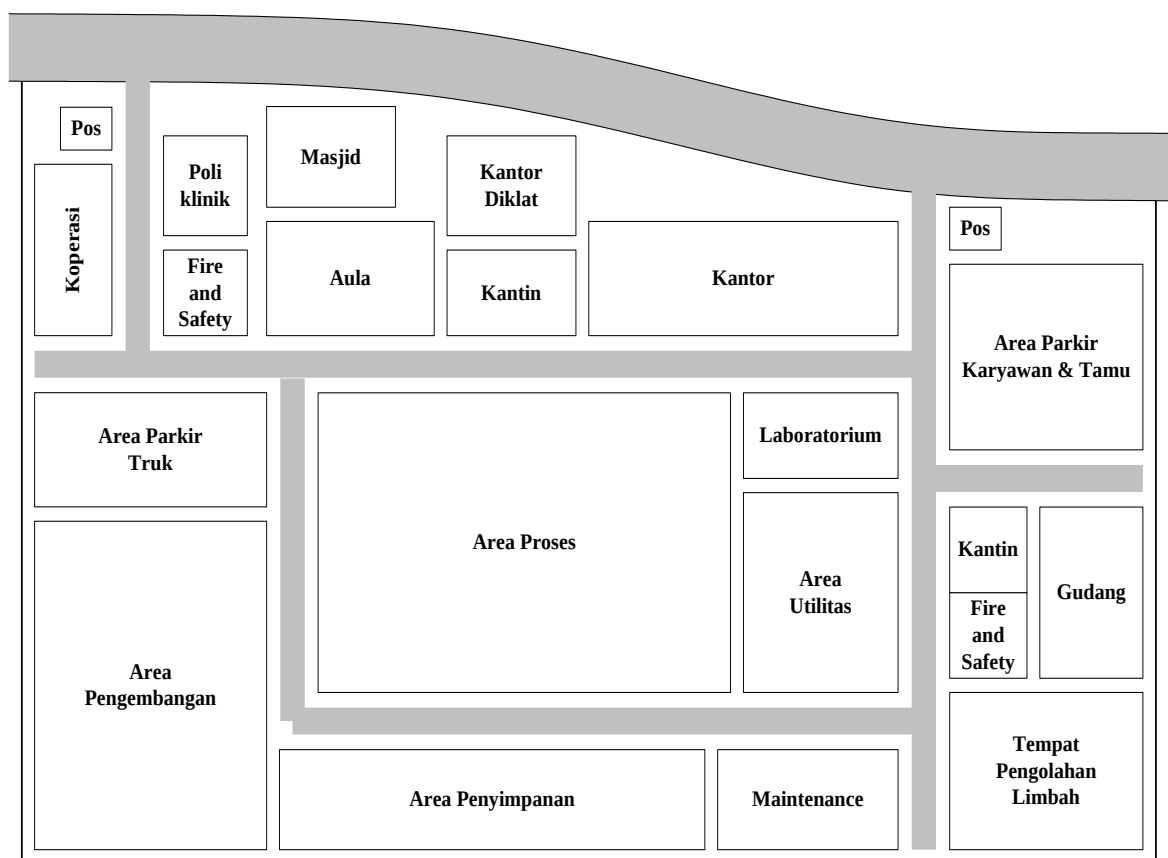
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
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	2.275
<i>Control Room</i>	28	10	280
<i>Control Utilitas</i>	10	10	100
Perluasan pabrik	110	20	2.200
Jalan dan taman	60	40	2.400
Luas Tanah			10.979

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik (lanjutan)

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
Luas Bangunan			6.379
Total	533	331	10.979

LAY OUT PABRIK ASAM AKRILAT

Gambar 4.1 Lay out pabrik skala 1 : 1000 cm

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik 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.

4.3.2 Aliran Udara

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

4.3.3 Pencerayaan

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

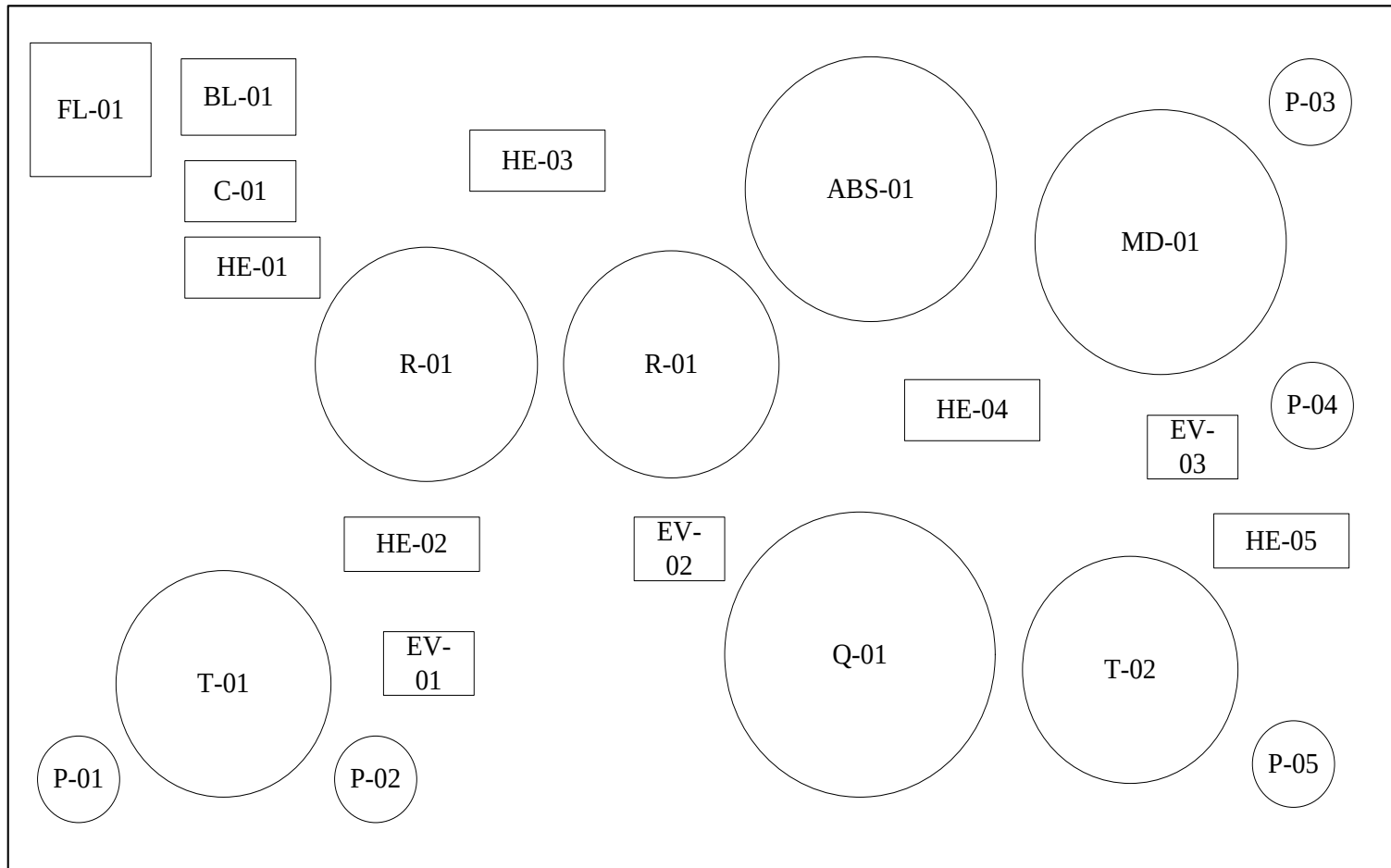
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

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.



Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik asam akrilat

Keterangan Gambar :

- | | |
|--------------------------------|-----------------------|
| 1. Reaktor-01 (R-01) | 13. Heater-02 (HE-02) |
| 2. Reaktor-02 (R-02) | 14. Heater-03 (HE-03) |
| 3. Quencher (Q-01) | 15. Heater-04 (HE-04) |
| 4. Absorber (ABS-01) | 16. Cooler-05 (HE-05) |
| 5. Menara Distilasi (MD-01) | 17. Tangki-01 (T-01) |
| 6. Filter (FL-01) | 18. Tangki-02 (T-02) |
| 7. Blower (BL-01) | 19. Pompa-01 (P-01) |
| 8. Compressor (C-01) | 20. Pompa-02 (P-02) |
| 9. Expansion valve-01 (EV-01) | 21. Pompa-03 (P-03) |
| 10. Expansion Valve-02 (EV-02) | 22. Pompa-04 (P-04) |
| 11. Expansion Valve-03 (EV-03) | 23. Pompa-05 (P-05) |
| 12. Heater-01 (HE-01) | |

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca massa total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
C_3H_6	4.479,8656	0,1120
C_3H_8	21,6071	21,6071
O_2	5.007,6351	7,8787
N_2	16.491,6340	16.491,6684
H_2O	17.305,8164	19.223,6192
C_3H_4O	-	444,6557
CH_3COOH	-	31,8059

Tabel 4.2 Neraca massa total (lanjutan)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
CO ₂	-	23,3090
C ₃ H ₄ O ₂	-	7.061,9022
TOTAL	43.306,5582	43.306,5582

4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

4.4.1.2.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-01)

Tabel 4.3 Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	Masuk, kg/jam			Keluar, kg/jam
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4
C ₃ H ₆	4.479,8656	-	-	0,1120
C ₃ H ₈	21,6071	-	-	21,6072
O ₂	-	5.007,6351	-	1.575,7505
N ₂	-	16.491,6340	-	16.491,6890
H ₂ O	-	-	1.430,7114	3.348,5200
C ₃ H ₄ O	-	-	-	5.938,6506
CH ₃ COOH	-	-	-	31,8059
CO ₂	-	-	-	23,3091
C ₃ H ₄ O ₂	-	-	-	-
Total	4.501,4727	21.499,2691	1.430,7114	27.431,4532
	27.431,4532			27.431,4532

4.4.1.2.2 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-02)

Tabel 4.4 Neraca massa reaktor (R-02)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
	Arus 4	Arus 5
C ₃ H ₆	0,1120	0,1120
C ₃ H ₈	21,6072	21,6071
O ₂	1.575,7505	7,8787
N ₂	16.491,6890	16.491,6884
H ₂ O	3.348,5200	3.348,5141
C ₃ H ₄ O	5.938,6506	444.6557
CH ₃ COOH	31,8059	31,8059
CO ₂	23,3091	23,3090
C ₃ H ₄ O ₂	-	7.061,9023
Total	27.431,4532	27.431,4532

4.4.1.2.3 *Quencher* (Q-01)

Tabel 4.5 Neraca massa *quencher*

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₃ H ₆	0,1120	-	0,1120
C ₃ H ₈	21,6071	-	21,6071
O ₂	7,8787	-	7,8787
N ₂	16.491,6884	-	16.491,6884
H ₂ O	3.348,5141	12.344,1539	15.692,6680
C ₃ H ₄ O	444.6557	-	444.6557
CH ₃ COOH	31,8059	-	31,8059
CO ₂	23,3090	-	23,3090
C ₃ H ₄ O ₂	7.061,9023	-	7.061,9023

Tabel 4.5 Neraca massa *quencher* (lanjutan)

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
Total	27.431,4532	12.344,1539	39.775,6071
	39.775,6071		39.775,6071

4.4.1.2.4 *Absorber* (ABS-01)Tabel 4.6 Neraca massa *absorber*

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₃ H ₆	0,1120	-	0,1120	-
C ₃ H ₈	21,6071	-	21,6071	-
O ₂	7,8787	-	7,8787	-
N ₂	16.491,6884	-	16.491,6884	-
H ₂ O	15.692,6680	3.530,9511	-	19.223,6191
C ₃ H ₄ O	444.6557	-	444.6557	-
CH ₃ COOH	31,8059	-	-	31,8059
CO ₂	23,3090	-	23,3090	-
C ₃ H ₄ O ₂	7.061,9023	-	-	7.061,9023
Total	39.775,6071	3.530,9511	16.989,2309	26.317,3273
	43.306,5582		43.306,5582	

4.4.1.2.5 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.7 Neraca massa menara distilasi

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
	Arus 10	Arus 11	Arus 14
H ₂ O	19.223,6191	19.031,3829	192,2362

Tabel 4.7 Neraca massa menara distilasi (lanjutan)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
	Arus 10	Arus 11	Arus 14
CH ₃ COOH	31,8059	0,3181	31,4878
C ₃ H ₄ O ₂	7.061,9023	70,6190	6.991,2833
Total	26.317,3273	19.102,3200	7.215,0073
	26.317,3273	26.317,3273	

4.4.2 Neraca Panas

Suhu referensi = 25°C

4.4.2.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-01)

Tabel 4.8 Neraca panas reaktor (R-01)

Komponen	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Panas Umpan	5.937.603	
Panas Keluar		8.253.816
Panas Reaksi	-63.523.707	
Beban Panas	70.839.920	
Total	8.253.816	8.253.816

4.4.2.2 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-02)

Tabel 4.9 Neraca panas reaktor (R-02)

Komponen	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Panas Umpan	9.482.380	
Panas Keluar		9.642.089

Tabel 4.8 Neraca panas reaktor (R-02)

Komponen	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Panas Reaksi	-25.011.231	
Beban Panas	25.152.940	
Total	9.624.089	9.624.089

4.4.2.3 Quencher (Q-01)

Tabel 4.10 Neraca panas *quencher*

Komponen	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Panas Umpan	6.085.841	
Panas Keluar		3.044.036
Beban Panas		3.041805
Total	6.085.841	6.085.841

4.4.2.4 Absorber (ABS-01)

Tabel 4.11 Neraca panas *absorber*

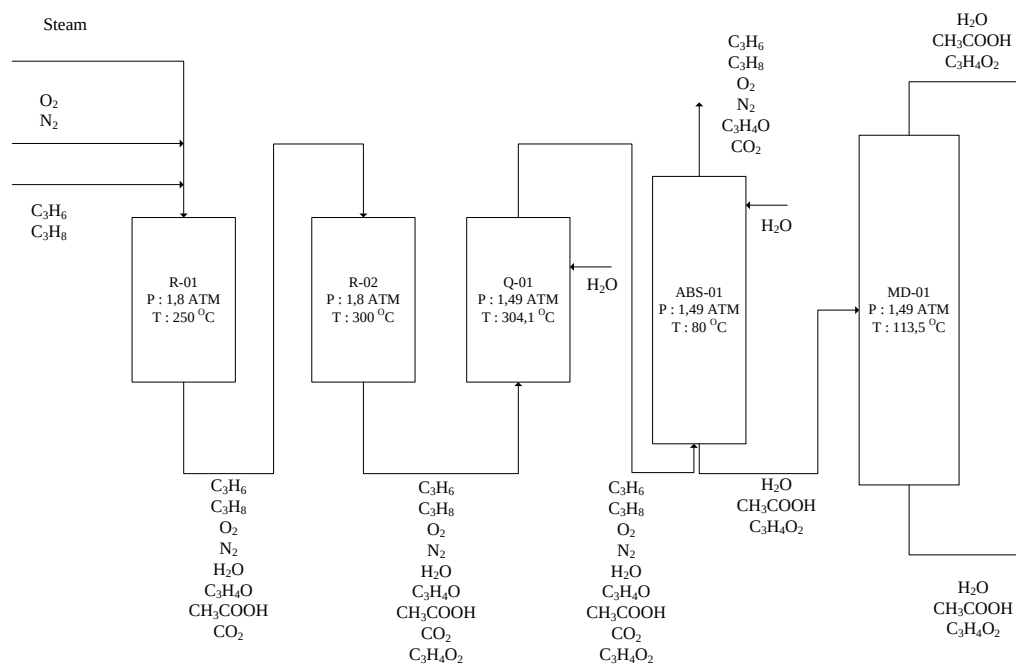
Komponen	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Panas Umpan	3.853.686	
Panas Keluar		6.215.852
Beban Panas	2.362.166	
Total	6.215.852	6.215.852

4.4.2.5 Menara Distilasi

Tabel 4.12 Neraca panas menara distilasi

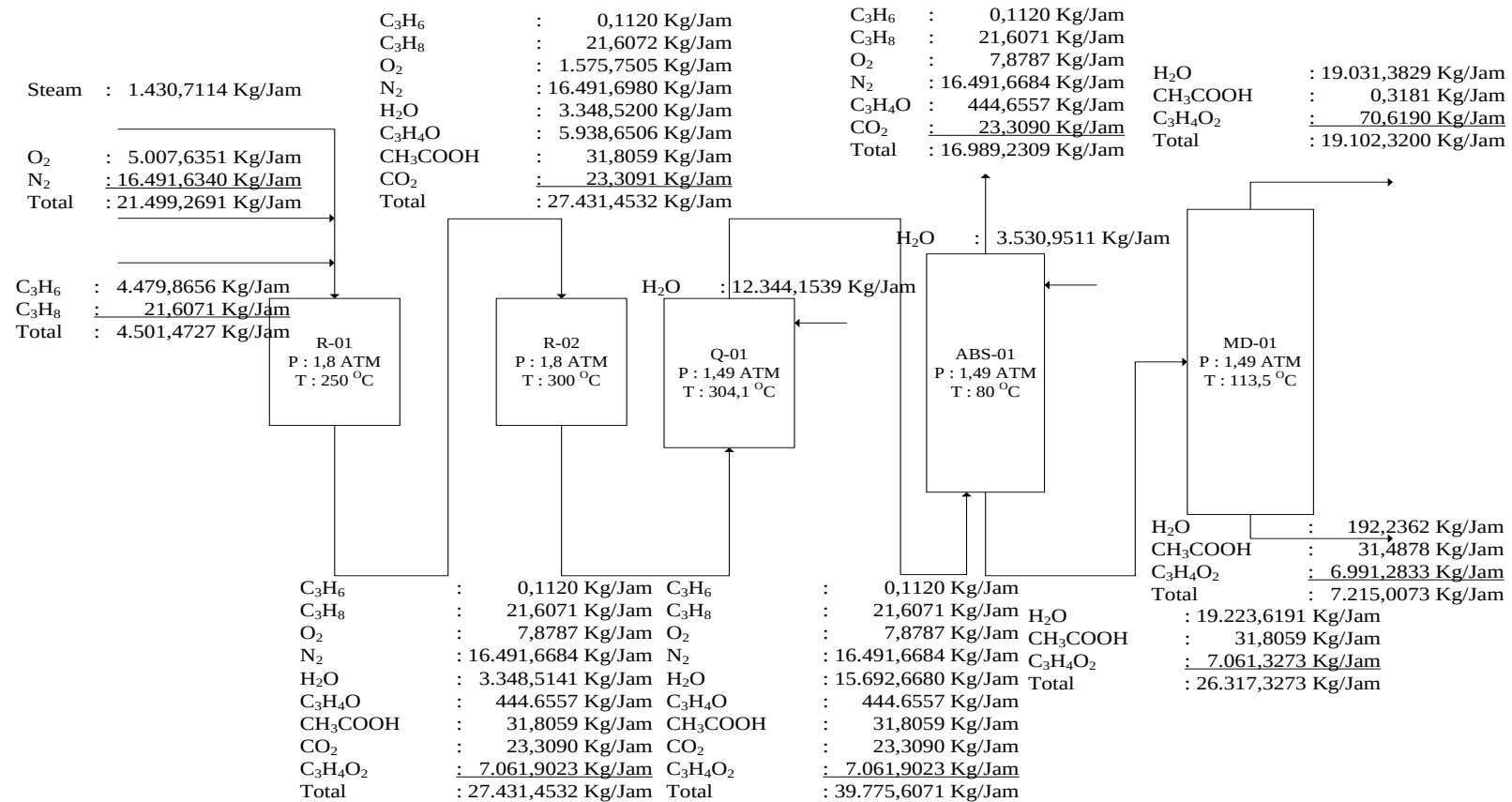
ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Umpan, Total panas = 18.753.035	Hasil Atas, Total panas = 6.611.742
	Hasil Bawah, Total panas = 2.085.984
Qb = 43.132.572	Qc = 53.187.881
61.885.607	61.885.607

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik asam akrilat

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pabrik asam akrilat

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

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

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

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

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

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

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses

pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air pendingin

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

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

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

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

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

c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

3. Air sanitasi.

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

a. Syarat fisika, meliputi:

- 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 sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk

dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

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

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

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water*

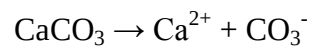
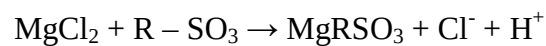
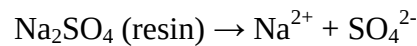
sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

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

a. *Cation Exchanger*

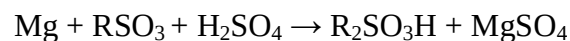
Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



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

Reaksi:

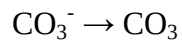
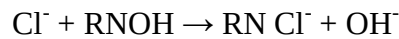


b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang

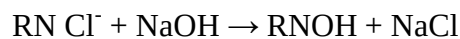
bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

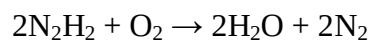
Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



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

4.5.1.3 Kebutuhan Air

4.5.1.3.1 Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel 4.13 Kebutuhan air pembangkit steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	2.402,2012
HE-02	1.136,7980
HE-03	890,5682
HE-04	718,8437
R-01	1.430,7114
RB-01	22.474,4280
Total	29.053,5505

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

$$= 20\% \times 29.053,5505 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.810,7101 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Blowdown } 20\% = 20\% \times 29.053,5505 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.810,7101 \text{ kg/jam}$$

4.5.1.3.2 Air Pendingin

Tabel 4.14 Kebutuhan air pendingin

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-05	4.003,2640
CD-01	636.613,9018
Total	640.617,1658

Jumlah air yang menguap

$$= 0,00085 * 640.617,1658 * 50,61 = 27.558,9453 \text{ kg/jam}$$

Blowdown

$$= 27.558,9453 / (5-1) = 6.889,7363 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air yang terbawa aliran keluar *tower*

$$= 0,15\% * 640.617,1658 = 960,9257 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air *make up*

$$= 27.558,9453 + 6.889,7363 + 960,9257 = 35.409,6073 \text{ kg/jam}$$

4.5.1.3.3 Kebutuhan air proses

Tabel 4.15 Kebutuhan air proses

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Q-01	12.344,1539
ABS-01	3.530,9511
Total	15.875,1050

Make up air proses sebesar 20%

$$= 20\% \times 15.875,1050 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.175,0210 \text{ kg/jam}$$

4.5.1.3.4 Air untuk perkantoran dan rumah tangga

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

$$\text{Jumlah karyawan} = 145 \text{ orang}$$

Tabel 4.16 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

$$= (5.810,7101 + 35.409,6073 + 3.175,0210 + (42.000/24)) \text{ kg/jam}$$

$$= 46.145,3385 \text{ kg/jam}$$

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

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

Kapasitas : 34.864,2607 kg/jam

Jenis : *Water 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 183°C , kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- | | |
|-------------------------|---------------|
| a. | Listrik untuk |
| keperluan alat proses | = 25,1775 kWh |
| b. | Listrik untuk |
| keperluan alat utilitas | = 71,5601 kWh |

- | | | |
|----|---|---------------|
| c. | Listrik untuk instrumentasi dan kontrol | = 5,8043 kWh |
| d. | Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga | = 29,0213 kWh |

Total kebutuhan listrik adalah 150,9106 kWh. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 188,6382 kWh. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

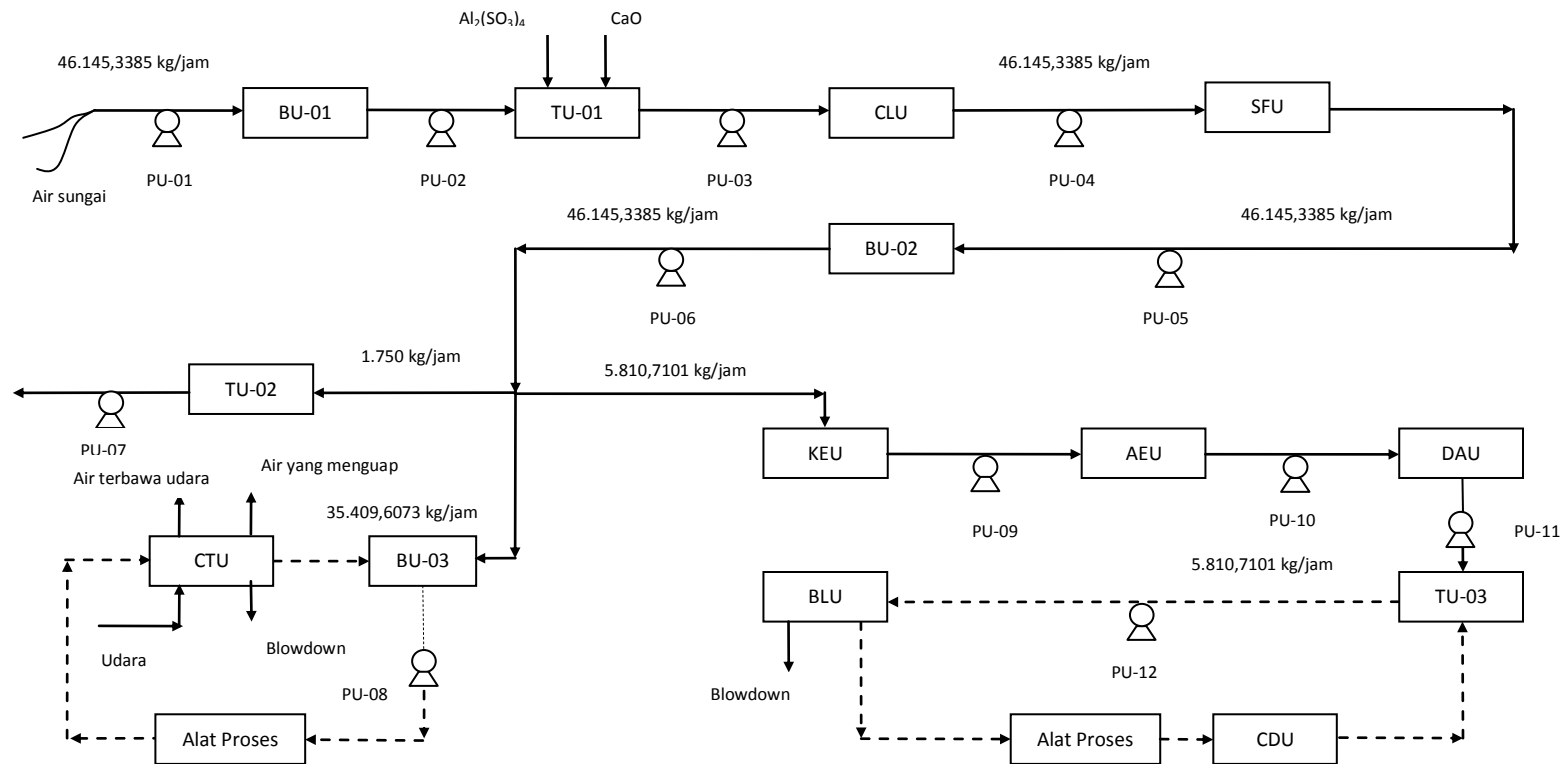
4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*.

Total kebutuhan udara tekan diperkirakan $92,0016 \text{ m}^3/\text{jam}$.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil sebanyak 3.287,3390 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 0,1187 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 3.287,4577 kg/jam.



Gambar 4.5 Diagram alir utilitas

Keterangan:

AEU : Anion Exc. Unit CDU : Condensor DAU : Deaerator SFU : Sand Filter BU : Bak Utilitas PU : Pompa
 BLU : Boiler CLU : Clarifier KEU : Kation Exc. Unit TU : Tangki Utilitas CTU : Cooling Tower Utilitas

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik asam akrilat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

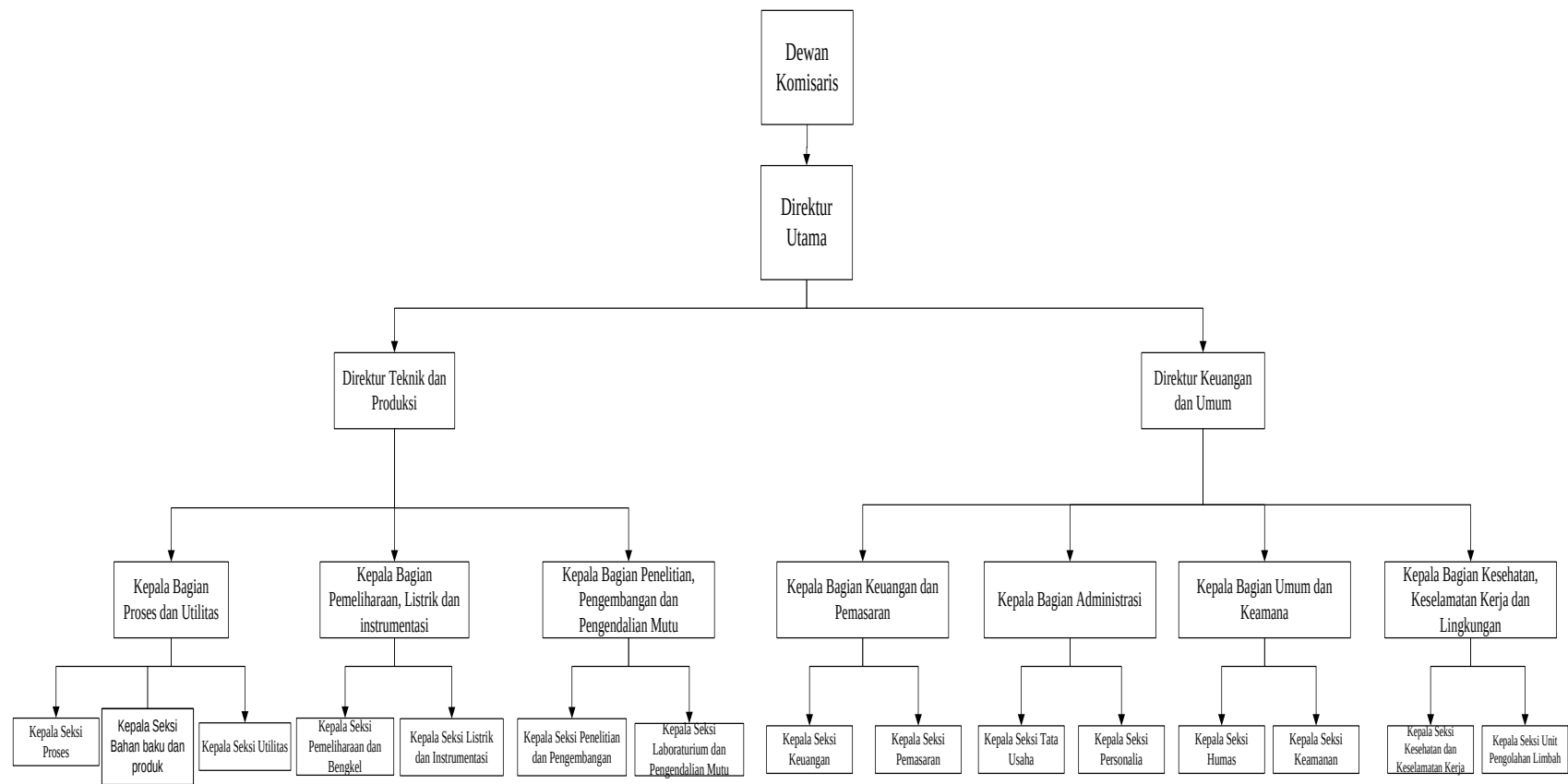
4.6.2 Struktur Organisasi

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 4.6 Struktur organisasi

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. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

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

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:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
3. 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 maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi :

a. **Direktur Teknik dan Produksi**

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

b. **Direktur Keuangan dan Umum**

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

4.6.3.4 Staf Ahli

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

keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4.6.3.5 Kepala Bagian

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

Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

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

Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

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

Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

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

Kepala Bagian Administrasi

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

Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.3.6 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung

jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.6.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

a. Karyawan non-shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan ini adalah direktur, staff, ahli, kepala bidang, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam Kerja	: Senin-Jum'at	: 07.00 – 16.00
Jam Istirahat	: Senin-Kamis	: 12.00 – 13.00
	Jum'at	: 11.00 – 13.00

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang lainnya serta harus selalu siaga untuk keselamatan dan

keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift Pagi : 07.00 – 15.00

Shift Sore : 15.00 – 23.00

Shift Malam : 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini, dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dilakukan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran tiga hari kerja dan satu hari libur, tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 4.17 Jadwal kerja masing-masing regu

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

Keterangan :

P = Shift Pagi S = Shift Siang

M = Shift Malam L = Libur

4.6.5 Status Karyawan, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

4.6.5.1 Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMP.

Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 4.18 Jabatan dan keahlian

Jabatan	Keahlian
Direktur Utama	Magister Teknik Kimia
Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
Staf Ahli	Sarjana Teknik Kimia dan Ekonomi
Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Umum	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Personalia dan Humas	Sarjana Sosial
Kepala Seksi Keamanan	Ahli Madya
Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran	Sarjana Industri/Ekonomi
Kepala Seksi Administrasi dan Keuangan	Sarjana Industri/Ekonomi
Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Pengendalian	Sarjana Teknik Kimia

Tabel 4.18 Jabatan dan keahlian (lanjutan)

Jabatan	Keahlian
Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Utilitas dan Pemeliharaan	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
Operator Proses	Ahli Madya Teknik Kimia
Operator Utilitas	Ahli Madya Teknik Kimia
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	Ahli Madya Teknik Industri/ Ekonomi
Karyawan Administrasi dan Keuangan	Ahli Madya Ekonomi
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
Karyawan Personalia dan Humas	Ahli Madya Sosial
Karyawan Keamanan	Lulusan SMA
Karyawan Proses	Ahli Madya Teknik Kimia
Karyawan Pengendalian	Ahli Madya Teknik Kimia
Karyawan Laboratorium	Ahli Madya Teknik Kimia
Karyawan Utilitas dan Pemeliharaan	Ahli Madya Teknik Kimia dan Teknik Mesin
Sekretaris	Ahli Madya Sekretaris
Medis	Dokter
Paramedis	Sarjana Keperawatan
Sopir	Lulusan SMP
Cleaning Service	Lulusan SMP

4.6.5.2 Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada.

Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut:

Tabel 4.19 Perincian jumlah karyawan (Aries Newton, 1955)

Nama Alat	Σ Unit	Orang/Unit.Shift	Orang/shift
Reaktor	2	0,5	1
Menara Distilasi	1	0,25	0,25
Accumulator	1	0,05	0,05
Kondenser	1	0,05	0,05
Reboiler	1	0,05	0,05
Tangki	2	0,1	0,2
Heater	4	0,25	1
Cooler	1	0,25	0,5
Pompa	6	0,2	1,2
Expansion valve	3	0,2	0,6
Absorber	1	0,25	0,25
Quencher	1	0,5	0,5
Kompresor	1	0,2	0,2
Blower	1	0,25	0,25
Filter	1	0,25	0,25
Total	27		6,10

Jumlah operator untuk alat proses = $6,10 \times 3 \text{ Shift} = 18,3 \text{ Orang}$

Jumlah operator utilitas = $0,5 \times \text{Jumlah operator produksi}$

= $0,5 \times 18,3 \text{ Orang}$

= $9,5 \text{ Orang} = 10 \text{ Orang}$

Sehingga total keseluruhan operator lapangan = $18 \text{ Orang} + 10 \text{ Orang}$

= 25 Orang

Tabel 4.20 Jumlah karyawan

Jabatan	Jumlah
Direktur Utama	1
Direktur Teknik dan Produksi	1
Direktur Keuangan dan Umum	1
Staff Ahli	1
Ka. Bag. Umum	1
Ka. Bag. Pemasaran	1
Ka. Bag. Keuangan	1
Ka. Bag. Teknik	1
Ka. Bag. Produksi	1
Ka. Bag. Litbang	1
Ka. Sek. Personalia	1
Ka. Sek. Humas	1
Ka. Sek. Keamanan	1
Ka. Sek. Pembelian	1
Ka. Sek. Pemasaran	1
Ka. Sek. Administrasi	1
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1
Ka. Sek. Proses	1
Ka. Sek. Pengendalian	1
Ka. Sek. Laboratorium	1
Ka. Sek. Utilitas	1
Ka. Sek. Pengembangan	1
Ka. Sek. Penelitian	1
Karyawan Personalia	3
Karyawan Humas	3
Karyawan Keamanan	6
Karyawan Pembelian	4

Tabel 4.20 Jumlah karyawan (lanjutan)

Jabatan	Jumlah
Karyawan Pemasaran	4
Karyawan Administrasi	3
Karyawan Kas/Anggaran	3
Karyawan Proses	40
Karyawan Pengendalian	5
Karyawan Laboratorium	4
Karyawan Pemeliharaan	7
Karyawan Utilitas	10
Karyawan KKK	6
Karyawan Litbang	3
Sekretaris	5
Medis	2
Paramedis	3
Sopir	6
Cleaning Service	5
Total	145

4.6.5.3 Sistem Gaji Karyawan

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.21 Penggolongan gaji menurut jabatan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Staff Ahli	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Bag. Umum	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Pemasaran	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Keuangan	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Teknik	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Produksi	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Litbang	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Sek. Humas	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Pembelian	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Administrasi	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Pengendalian	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	5.000.000,00	5.000.000,00

Tabel 4.21 Penggolongan gaji menurut jabatan (lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Ka. Sek. Pengembangan	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Penelitian	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Karyawan Personalia	3	4.500.000,00	13.500.000,00
Karyawan Humas	3	4.500.000,00	13.500.000,00
Karyawan Keamanan	6	3.100.000,00	18.600.000,00
Karyawan Pembelian	4	3.100.000,00	12.400.000,00
Karyawan Pemasaran	4	3.100.000,00	12.400.000,00
Karyawan Administrasi	3	3.100.000,00	9.300.000,00
Karyawan Kas/Anggaran	3	3.100.000,00	9.300.000,00
Karyawan Proses	40	3.100.000,00	124.000.000,00
Karyawan Pengendalian	5	3.100.000,00	15.500.000,00
Karyawan Laboratorium	4	3.100.000,00	12.400.000,00
Karyawan Pemeliharaan	7	3.100.000,00	21.700.000,00
Karyawan Utilitas	10	3.100.000,00	31.000.000,00
Karyawan KKK	6	3.100.000,00	18.600.000,00
Karyawan Litbang	3	3.100.000,00	9.300.000,00
Sekretaris	5	3.100.000,00	15.500.000,00
Medis	2	3.100.000,00	6.200.000,00
Paramedis	3	3.100.000,00	9.300.000,00
Sopir	6	3.100.000,00	18.600.000,00
Cleaning Service	5	3.100.000,00	15.500.000,00
Total	145		586.100.000,00

4.6.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Tunjangan

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

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

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

4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang - undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

- a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- c. Sarana peribadatan seperti masjid.
- d. Pakaian seragam kerja dan peralatan - peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata, serta tersedia pula alat - alat keamanan lain seperti *masker*, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
- e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

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 yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik asam akrilat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2016. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2016 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2016, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.22 Harga indeks (Peter Timmerhaus,1990)

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
1987	324	1
1988	343	2
1989	355	3
1990	356	4
1991	361,3	5
1992	358,2	6
1993	359,2	7

Tabel 4.22 Harga indeks (Peter Timmerhaus,1990)

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
1994	368,1	8
1995	381,1	9
1996	381,7	10
1997	386,5	11
1998	389,5	12
1999	390,6	13
2000	394,1	14
2001	394,3	15
2002	395,6	16
2003	402	17
2004	444,2	18
2005	468,2	19
2006	499,6	20
2007	525,4	21
Total	8277,6	231

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 7.302x - 14189$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2016 adalah:

Tabel 4.23 Harga indeks pada tahun perancangan

Tahun	Index
2008	473,42
2009	480,72
2010	488,02
2011	495,32
2012	502,62

Tabel 4.23 Harga indeks pada tahun perancangan (lanjutan)

Tahun	Index
2013	509,93
2014	517,23
2015	524,53
2016	531,83
2017	539,13
2018	546,44
2019	553,74
2020	561,04
2021	568,34
2022	575,64

Jadi indeks pada tahun 2016 = **531,83**

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:

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

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2019

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

Nx : Index harga pada tahun 2019

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

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi asam akrilat	= 40.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2016
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 13.079,-
Harga bahan baku	= Rp 186.515.244.013
Harga bahan pembantu :	
Katalis molibdenum oksida	= Rp 241.787.004.874
Katalis silika	= Rp 106.530.347.424
Harga Jual	= Rp 1.124.794.011.022

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.

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

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

V_a : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

S_a : *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.

$$SDP = \frac{(0,3 R_a)}{(S_a - V_a - 0,7 R_a)} \times 100 \%$$

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: profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *Formaldehyde* memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4.24 *Physical plant cost (PPC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Harga alat	30.327.987.417	2.318.831
2	Instalasi	4.360.681.810	233.738
3	Pemipaan	13.844.736.691	943.300
4	Instrumentasi	3.070.094.816	225.390
5	Isolasi	992.218.404	60.290
6	Instalasi Listrik	3.639.358.490	278.260
7	Pembelian Tanah dan Perbaikan	6.312.925.000	482.676
8	Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan	5.077.440.658	975.457
9	Utilitas	112.077.440.658	385.764
Physical Plant Cost (PPC)		80.383.443.285	5.903.707

Tabel 4.25 *Direct plant cost (DPC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	20.095.860.821	1.475.927
	Total (DPC + PPC)	100.479.304.106	7.379.633

Tabel 4.26 *Fixed capital investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	100.479.304.106	7.379.633
2	<i>Contractors fee</i>	7.033.551.287	516.574
3	<i>Contingency</i>	10.047.930.411	737.963
	Total	117.560.785.804	8.634.171

Tabel 4.27 *Direct manufacturing cost (DMC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	534.832.596.312	40.892.469
2.	<i>Labor</i>	8.335.200.000	637.296
3.	<i>Supervisor</i>	833.520.0	63.730
4.	<i>Maintenance</i>	500.112.000	38.238
5.	<i>Plant Suplies</i>	75.016.800	5.736
6.	<i>Royalty and Patent</i>	56.239.700.551	4.300.000
7.	<i>Utilities</i>	87.174.312.259	6.665.212
	Total	687.990.457.922	52.602.680

Tabel 4.28 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	1.250.280.000	95.594
2	<i>Laboratory</i>	1.250.280.000	95.594
3	<i>Plant Overhead</i>	4.167.600.000	318.648
4	<i>Packaging and Shipping</i>	2.811.985.028	215.000
	Total IMC	9.480.145.028	724.837

Tabel 4.29 *Fixed manufacturing cost (FMC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Depresiasi	11.756.078.580	898.851
2.	<i>Propertay tax</i>	4.702.430.432	359.541
3.	Asuransi	1.175.607.858	89.885
	Total	17.634.117.871	1.348.277

Tabel 4.30 *Total manufacturing cost (MC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	687.990.457.922	52.602.680
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	9.480.145.028	724.837
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	17.634.117.871	1.348.277
	Total	715.104.720.820	54.675.795

Tabel 4.31 *Working capital (WC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	444.569.383.026	3.407.706
2.	<i>Inproses Inventory</i>	357.552.360.410	27.337.897
3.	<i>Product Inventory</i>	59.592.060.068	4.556.316
4.	<i>Extended credit</i>	93.732.834.252	7.166.667
5.	<i>Available cash</i>	4.966.005.006	379.693
	Total	560.412.642.762	42.848.279

Tabel 4.32 *General expense (GE)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Administrasi</i>	42.906.283.249	3.280.548
2.	<i>Sales expense</i>	143.020.944.164	10.935.159
3.	<i>Research</i>	42.906.283.249	3.280.548
4.	<i>Finance</i>	31.635.989.919	2.418.839
	Total	260.469.500.582	19.915.093

Tabel 4.33 Total biaya produksi

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Manufacturing Cost</i>	715.104.720.820	54.675.795
2.	<i>General Expense</i>	260.469.500.582	19.915.093
	Total	975.574.221.402	74.590.888

Tabel 4.34 *Fixed cost (Fa)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Depresiasi	11.756.078.580	898.851
2.	<i>Property tax</i>	4.702.431.432	359.541
3.	Asuransi	1.175.607.858	89.885
	Total	17.634.117.871	1.348.277

Tabel 4.35 *Variable cost (Va)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	534.832.596.312	40.892.469
2	<i>Packing & Shipping</i>	2.811.985.028	215.000
3	Utilitas	87.174.312.259	6.665.212
4	<i>Royalties & patents</i>	56.239.700.551	4.300.000
	Total Va	681.058.594.150	52.072.681

Tabel 4.36 *Regulated cost (Ra)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji karyawan	8.335.200.000	637.296
2	<i>Plant overhead</i>	4.167.600.000	318.648
3	<i>Payroll overhead</i>	1.250.280.000	95.594
4	Supervisi	833.520.000	63.730
5	<i>Laboratorium</i>	1.250.280.000	95.594

Tabel 4.36 *Regulated cost (Ra)* (lanjutan)

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
6	<i>Administration</i>	42.906.283.249	3.280.548
7	<i>Finance</i>	31.635.989.919	2.418.839
8	<i>Sales expense</i>	143.020.944.164	10.935.159
9	<i>Research</i>	42.906.283.249	3.280.548
10	<i>Maintenance</i>	500.112.000	38.238
11	<i>Plant supplies</i>	75.016.800	5.736
	Total	276.881.509.382	21.169.930

4.7.6 Analisa Keuntungan

Harga jual produk asam akrilat =Rp 28.119 /kg

Annual Sales (Sa) =Rp 1.124.794.011.022

Total Cost =Rp 975.574.221.402

Keuntungan sebelum pajak =Rp 149.219.789.621

Pajak Pendapatan = 13%

Keuntungan setelah pajak =Rp 129.821.216.970

4.7.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.7.7.1 Percent Return On Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 64,74 %

ROI sesudah pajak = 56,32 %

4.7.7.2 Pay Out Time (POT)

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

POT sebelum pajak = 1,43 tahun

POT sesudah pajak = 1,63 tahun

4.7.7.3 *Break Even Point (BEP)*

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

$$BEP = 40,29 \%$$

4.7.7.4 *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = 33,24 \%$$

4.7.7.5 *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 117.560.785.804

Working Capital = Rp 506.412.642.762

Salvage Value (SV) = Rp 11.756.078.580

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

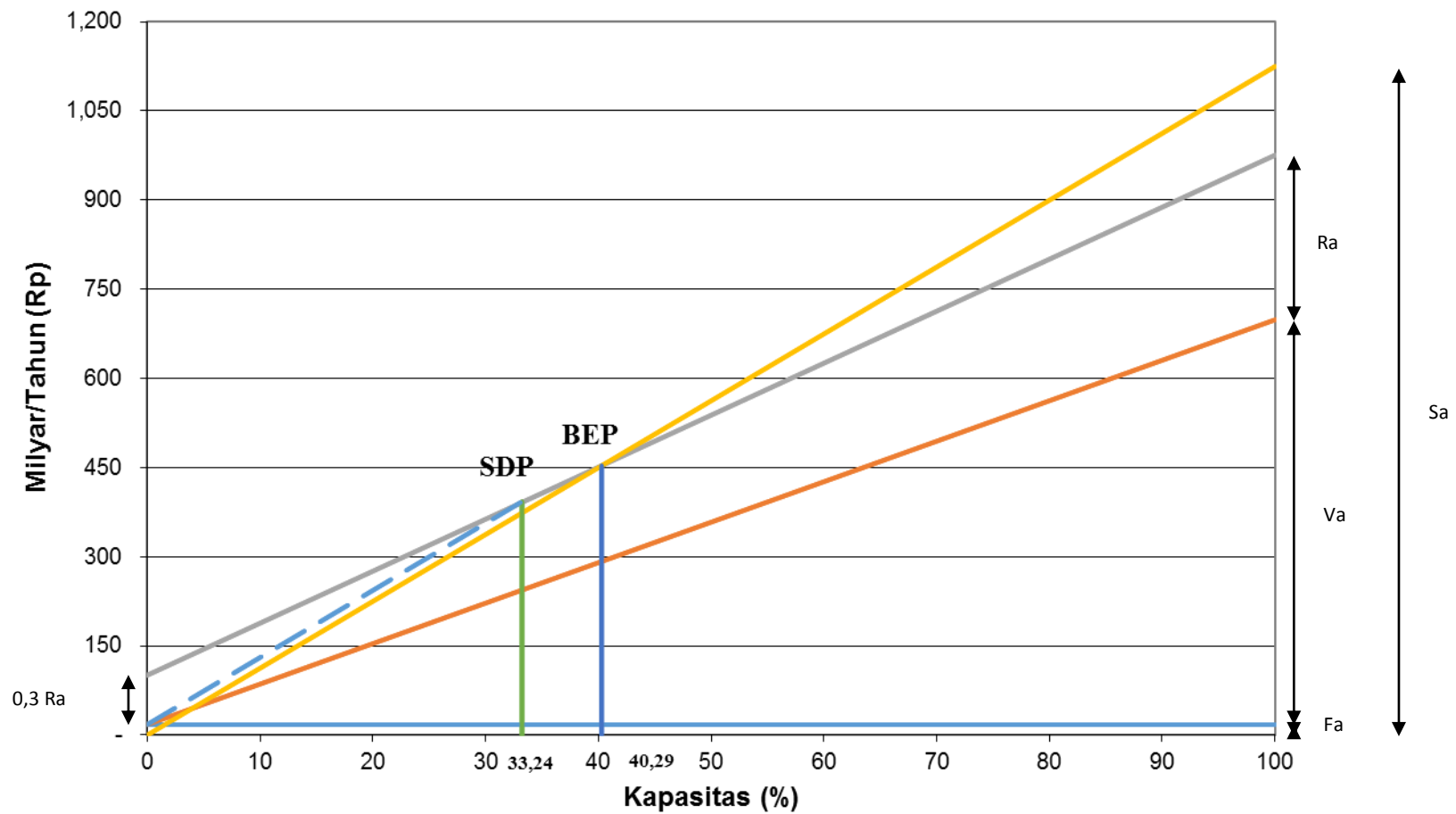
CF = Rp 173.213.285.470

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

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

R = S

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 34,57 \%$



Gambar 4.7 Grafik hubungan % kapasitas vs milyar rupiah

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik asam akrilat dari propilen dan udara dengan kapasitas 40.000 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 149.219.789.621/tahun dan keuntungan setelah pajak (13%) sebesar Rp 129.821.216.970/tahun.

- 2) *Return On Investment* (ROI):

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 64,74%, dan ROI setelah pajak sebesar 56,32%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries & Newton, 1955).

- 3) *Pay Out Time* (POT):

POT sebelum pajak selama 1,43 tahun dan POT setelah pajak selama 1,63 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia

dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

- 4) *Break Event Point* (BEP) pada 40,29%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 33,24%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
- 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 35%. Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 8,62% (<http://www.bi.go.id/id/perbankan/suku-bunga-dasar>, bulan mei 2012). Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar $1,5 \times \text{suku bunga pinjaman bank}$ ($1,5 \times 8,62\% = 12,93\%$).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik asam akrilat dari propilen dan udara dengan kapasitas 40.000 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*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Biro Pusat Statistik, 2009-2014, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol. 1, Pergamon Internasional Library, New York.
- Evans, F.L., 1980, *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plant*, Vol. 2, 2nd ed, Gulf Publishing Co., United States of America.
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Kirk, Othmer., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd ed, Vol. 1. John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston

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

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

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Powell, P.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, McGraw Hill, Inc., New York

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

Walas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment Selection and Design*, 3rd ed, Butterworth, United States of America.

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Company, Inc., New York.

Tecnor Orbichem. 2010. orbichem.com

alibaba.com

bi.go.id

icis.com

matche.com

pajak.go.id

LAMPIRAN A

REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

- Kode : R-02
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara akrolein dan udara menjadi asam akrilat sebanyak 27.431,4532 kg/jam
- Jenis : *fixed bed multi tube*
- Kondisi Operasi : T : 250-350°C
- P : 1,8 atm
- Reaksi Eksotermis
- Tujuan :
- a. Menentukan jenis reaktor
 - b. Menyusun persamaan kecepatan reaksi *overall*
 - c. Menyusun neraca massa dan panas sekita elemen volume setebal ΔZ
 - d. Spesifikasi katalis
 - e. Menentukan media pendingin
 - f. Menentukan kondisi gas
 - g. Menentukan jenis, ukuran dan susunan *tube*
 - h. Menentukan dimensi *shell*
 - i. Menentukan jumlah pendingin yang dibutuhkan
 - j. Menghitung bilangan *reynold* di *shell* dan *tube*
 - k. Menghitung koefisien perpindahan panas

- l. Menghitung *pressure drop* di *shell* dan *tube*
- m. Menghitung berat katalis
- n. Menghitung waktu tinggal
- o. Menghitung tebal *shell*
- p. Menghitung tebal dan tinggi *head*
- q. Menghitung tinggi dan volume reaktor
- r. Menghitung diameter pipa pemasukan dan pengeluaran reaktor dan pipa pendingin
- s. Menentukan tebal isolator

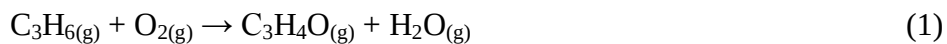
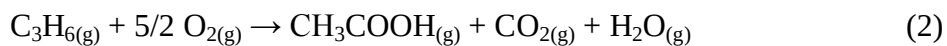
A. Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih adalah jenis *fixed bed multi tube* dengan pertimbangan sebagai berikut (Hill, 1977):

1. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas katalitis padat
2. Reaksi yang sangat eksotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas dapat optimal
3. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
4. Umur katalis panjang 12-15 bulan
5. Membutuhkan sedikit perlengkapan bantu
6. Konstruksi reaktor *fixed bed multi tube* lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah
7. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*.

B. Menyusun Persamaan Kecepatan Reaksi Overall

Reaksi



$$-r_i = A_i \exp \left[\frac{-E_i}{RT} \right] p_{\text{C}_3\text{H}_6} p_{\text{O}_2}$$

Keterangan:

$p_{\text{C}_3\text{H}_6}$: Tekanan parsial propilen dalam kPa

p_{O_2} : Tekanan parsial oksigen dalam kPa

$$-r_1 = 159000 \exp \left[\frac{-15000}{RT} \right] p_{\text{C}_3\text{H}_6} p_{\text{O}_2}$$

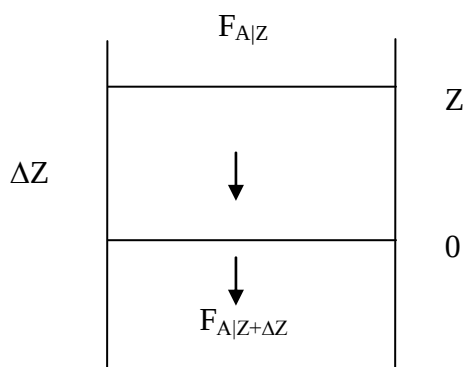
$$-r_2 = 883000 \exp \left[\frac{-20000}{RT} \right] p_{\text{C}_3\text{H}_6} p_{\text{O}_2}$$

$$-r_3 = 361000 \exp \left[\frac{-63000}{RT} \right] p_{\text{C}_3\text{H}_6} p_{\text{O}_2}$$

(aulavirtual-exactas.dyndns.org)

C. Menyusun Neraca Massa dan Panas sekitar Elemen Volume setebal ΔZ

1. Neraca massa gas pada elemen volume pada kondisi *steady*:



Rate of in – out – reaksi = acc

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} - r \cdot \Delta W = 0$$

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} = r \cdot \Delta V \cdot \rho_b$$

$$F_{A|Z+\Delta Z} - F_{A|Z} = -r \cdot A \cdot \Delta Z \cdot \rho_b$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A|Z+\Delta Z} - F_{A|Z}}{\Delta Z} = -r \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot \rho_b$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = -r \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot \rho_b$$

$$-F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} = -r \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot \rho_b$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{r \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}}$$

Untuk N_T buah *tube*:

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{r \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}} \cdot N_T$$

Reaksi 1 Untuk $\frac{dX_{A1}}{dZ}$, sehingga:

$$\frac{dX_{A1}}{dZ} = \frac{r \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}} \cdot N_T$$

Reaksi 2 Untuk $\frac{dX_{A2}}{dZ}$, sehingga:

$$\frac{dX_{A2}}{dZ} = \frac{r \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}} \cdot N_T$$

Reaksi 3 Untuk $\frac{dX_{A3}}{dZ}$, sehingga:

$$\frac{dX_{A3}}{dZ} = \frac{r \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}} \cdot N_T$$

Kondisi Batas:

Pada saat, $Z = 0$ $X_A = X_0 = 0$

$Z = H$ $X_A = X = 0,985$

$\frac{dX_A}{dZ}$: perubahan konversi propilen tiap *increment* panjang reaktor

r : laju reaksi, kmol/m³/jam

ρ_b : bulk density katalis, kg/m³

F_{A0} : laju alir mol mula-mula C₃H₆, kmol/jam

2. Neraca Panas pada elemen volume (sisi *tube*) setebal ΔZ pada kondisi *steady*:

Rate of in – out + reaksi – panas yang diserap pendingin = acc

$$\Sigma H_{i|Z} - \Sigma H_{i|Z+\Delta Z} + (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A - U_D \cdot A \cdot (T - T_p) = 0$$

$$\Sigma H_{i|Z+\Delta Z} - \Sigma H_{i|Z} = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A - U_D \cdot A \cdot (T - T_p)$$

$$\begin{aligned} \Sigma H_{i|Z+\Delta Z} - \Sigma H_{i|Z} \\ &= (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot (X_{A|Z+\Delta Z} - X_{A|Z}) \\ &\quad - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{\Sigma H_{i|Z+\Delta Z} - \Sigma H_{i|Z}}{\Delta Z} \\ &= (-H_R) \cdot F_{A0} \cdot \lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{X_{A|Z+\Delta Z} - X_{A|Z}}{\Delta Z} \\ &\quad - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p) \end{aligned}$$

$$\frac{\Sigma dH_i}{dZ} = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)$$

$$\Sigma(F_i \cdot Cp_i) \cdot \frac{dT}{dZ} = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{\Sigma(F_i \cdot Cp_i)}$$

Untuk N_T buah *tube*:

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{\Sigma(F_i \cdot Cp_i)} \cdot N_T$$

Kondisi batas:

Pada saat, $Z = 0$ $T = T_{in} = 250^\circ\text{C}$

$Z = H$ $T = T_{out}$

$\frac{dT}{dZ}$: perubahan temperatur tiap *increment* panjang reaktor

ΔH_R : panas reaksi pada suhu reaksi, kJ/kmol

T_p : suhu pendingin, K

F_i : mol masing-masing komponen, kmol/jam

Cp_i : kapasitas panas tiap komponen, kJ/kg/K

3. Neraca Panas pendingin pada elemen volume (sisi *shell*) setebal ΔZ pada

kondisi *steady*:

Rate of in – out + panas yang diserap pendingin = acc

$$Wp \cdot Cpp \cdot Tp_{Z+\Delta Z} - Wp \cdot Cpp \cdot Tp_Z + U_D \cdot A \cdot (T - T_p) = 0$$

$$Wp \cdot Cpp \cdot (Tp_{Z+\Delta Z} - Tp_Z) = -U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)$$

$$Tp_{Z+\Delta Z} - Tp_Z = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)}{Wp \cdot Cpp}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{T_{pZ+\Delta Z} - T_{pZ}}{\Delta Z} = - \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dZ} = - \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

Untuk N_T buah tube:

$$\frac{dT_p}{dZ} = - \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}} \cdot N_T$$

Kondisi batas:

Pada saat, $Z = 0$ $T_p = T_{pout} = 187^\circ\text{C}$

$Z = H$ $T_p = T_{pin}$

$\frac{dT_p}{dZ}$: perubahan suhu pendingin tiap increment panjang reaktor

W_p : laju alir massa pendingin, kg/jam

C_{pp} : kapasitas panas pendingin, kJ/kmol/K

D. Spesifikasi Katalis

Katalis yang digunakan adalah *silica*, dengan spesifikasi:

- Wujud : padat
- Bentuk : bola
- Diameter : 0,75 cm
- *Density* : 3005 kg/m³
- *Bulk Density* (ρ_b) : 6679 kg/m³

E. Menentukan Jenis Pendingin

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor memiliki suhu yang tinggi yaitu 250°C atau 523K, karena suhu reaksi yang tinggi dipilih pendingin yang suhunya memenuhi untuk reaksinya. Pendingin yang digunakan adalah

dowtherm A, pendingin ini dapat bekerja pada fase uap dan cair. Berikut sifat-sifat fisis *dowtherm A*:

- Berat Molekul : 165 g/gmol
- Kapasitas panas (C_{pp}) : $0,1152 + 0,0003402 T$.cal/gr.K
- Konduktivitas panas (k_p) : $1,512 - 0,0010387 T$.cal/g.cm.K
- Viskositas (μ_p) : $35,5898 - 0,04212 T$ (g/cm.J)
- Density (ρ_p) : $1,3644 - 9,7073 \cdot 10^{-4} T$.g/cm³
- Suhu : 366,3 – 671,89 K

F. Menentukan Kondisi Gas

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas adalah:

1. Menghitung Berat Molekul (BM)

$$\text{BM campuran} = \sum (\text{BM}_i \cdot y_i)$$

BM_i : berat molekul komponen i, kg/kmol

y_i : fraksi mol komponen i

Tabel A.1 Data berat molekul tiap komponen (Yaws, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)
C ₃ H ₆	42,081
C ₃ H ₈	44,096
O ₂	31,999
N ₂	28,013
H ₂ O	18,015
C ₃ H ₄ O	56,064

$C_2H_4O_2$	60,053
CO_2	44,010
$C_3H_4O_2$	72,064

2. Menghitung Kapasitas Panas (C_p)

Kapasitas panas gas dihitung dengan menggunakan persamaan dari

Yaws (1999), sebagai berikut:

$$C_{p_i} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_p \text{ campuran} = \sum(C_{p_i} \cdot y_i)$$

A,B,C,D,E : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, K

C_{p_i} : kapasitas panas komponen i, kJ/kmol K

y_i : fraksi mol komponen i

Tabel A.2 Data konstanta kapasitas panas tiap komponen (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	D	E
C_3H_6	31,298	0,072449	0,00019481	-2,1582E-07	6,2974E-11
C_3H_8	28,277	0,116	0,00019597	-2,3271E-07	6,8669E-11
O_2	29,526	-0,0088999	0,000038083	-3,2629E-08	8,8607E-12
N_2	29,342	-0,0035395	0,000010076	-4,3116E-09	2,5935E-13
H_2O	33,933	-0,0084186	0,000029906	-1,7825E-08	3,6934E-12
C_3H_4O	109,243	-0,50952	0,0017059	-1,8068E-06	6,5983E-10
$C_2H_4O_2$	34,85	0,037626	0,00028311	-3,0767E-07	9,2646E-11
CO_2	27,437	0,042315	-0,000019555	3,9968E-09	-2,9872E-13
$C_3H_4O_2$	7,755	0,29386	-0,00020878	7,1591E-08	-9,096E-12

3. Menghitung Viskositas (μ)

Viskositas gas juga dihitung dari persamaan di Yaws (1999), yaitu:

$$\mu_i = A + BT + CT^2$$

$$\mu \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \left(\frac{x_i}{\mu_i} \right)}$$

A,B,C : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, K

μ_i : viskositas komponen i, micropoise

x_i : fraksi massa komponen i

Tabel A.3 Data konstanta viskositas tiap komponen (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C
C ₃ H ₆	-7,23	0,3418	-0,000094516
C ₃ H ₈	-5,462	0,32722	-0,00010672
O ₂	44,224	0,562	-0,000113
N ₂	42,606	0,475	-0,0000988
H ₂ O	-36,826	0,429	-0,0000162
C ₃ H ₄ O	-16,91	0,32167	-0,000052581
C ₂ H ₄ O ₂	-28,66	0,2351	0,00022087
CO ₂	11,363	0,49918	-0,00010876
C ₃ H ₄ O ₂	-6,532	0,306	-0,00004662

4. Menghitung Konduktivitas Panas (k)

Konduktivitas panas gas dihitung dari persamaan di Yaws (1999), yaitu:

$$k_i = A + BT + CT^2$$

$$k \text{ campuran} = \sum (k_i \cdot x_i)$$

A,B,C : konstanta (Yaws, 1999)

- T : temperatur, K
- k_i : konduktivitas panas komponen i, W/m/K
- x_i : fraksi massa komponen i

Tabel A.4 Data konstanta konduktivitas panas tiap komponen (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C
C ₃ H ₆	-0,01116	0,000075155	6,5558E-08
C ₃ H ₈	-0,00869	0,000066409	7,876E-08
O ₂	0,00121	0,000086157	-1,3348E-08
N ₂	0,00309	0,00007593	-1,1014E-08
H ₂ O	0,00053	0,000047093	4,9551E-08
C ₃ H ₄ O	-0,00827	0,000049529	3,5739E-08
C ₂ H ₄ O ₂	0,00234	-6,5956E-06	1,1569E-07
CO ₂	-0,01183	0,00010174	-2,2242E-09
C ₃ H ₄ O ₂	-0,00889	0,000060453	1,2049E-08

G. Menentukan Jenis, Ukuran dan Susunan Tube

Spesifikasi ukuran pipa (*tube*) berdasarkan tabel 11 Kern, sebagai berikut:

- Diameter dalam *tube* (IDT) : 2,469 in
- Diameter luar *tube* (ODT) : 2,88 in
- *Flow area* per pipa ($a't$) : 4,79 in²
- Jumlah *tube pass* (Ntb) : 1

- Jumlah *tube* (N_T) : 100 (trial supaya perbandingan H/D dalam kisaran 2-5)
- Susunan *tube* : *triangular pitch*
- P_T (*Pitch*) : $1,25 \cdot ODT$ (Kern, 1965)
- C (*Clearance*) : $PT - ODT$ (Kern, 1965)

Susunan *tube* yang dipilih adalah *triangular pitch*, dengan alasan (Agra, 1988):

1. Turbulensi yang terjadi pada susunan *tube* segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan persegi, karena fluida yang mengalir di antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.
2. Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam *shell* pada susunan persegi.

H. Menentukan Dimensi Shell

$$IDS = \sqrt{\frac{2 \cdot N_T \cdot 0,5 \cdot \sin 60 \cdot P_T^2}{\pi/4}}$$

$$= 0,9571 \text{ m}$$

$$B = (0,2 \sim 1) \cdot IDS \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 0,25 \cdot IDS$$

$$= 0,2393 \text{ m}$$

$$De = \frac{4 \cdot (P_T^2 \cdot 0,5 \cdot 0,86 - 1/8 \cdot \pi \cdot ODT^2)}{0,5 \cdot \pi \cdot ODT} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 0,1069 \text{ m}$$

$$A_s = \frac{IDS \cdot C \cdot B}{P_T} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 0,0458 \text{ m}^2$$

IDS : diameter dalam *shell*, m

B : jarak *baffle*, m

De : diameter efektif *shell*, m

A_s : *flow area shell*, m^2

I. Menentukan Jumlah Pendingin yang Dibutuhkan (W_p)

W_p : 500.000 kg/jam

W_p ditentukan dengan cara trial-error supaya $\Delta T_p \leq 20^\circ\text{C}$

J. Menghitung Bilangan Reynold (Re) di Shell dan Tube

Bilangan Reynold di *Shell* (Re_s)

$$G_s = \frac{W_p}{A_s}$$

$$= 10.916.886 \text{ kg/m}^2/\text{jam}$$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot D_s}{\mu_p} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 719.949$$

Re_s : bilangan Reynold *shell*

W_p : laju alir massa pendingin, kg/jam

μ_p : viskositas pendingin, kg/m/jam

Bilangan Reynold di *Tube* (Re_t)

$$G_t = \frac{W_T}{A_T}$$

$$= 8.876.584 \text{ kg/m}^2/\text{jam}$$

W_T diperoleh dari perhitungan Neraca Massa

$$Ret = \frac{D_p \cdot G_t}{\mu_{camp}} \quad (\text{Hill, 1977})$$

$$= 806.327$$

Ret : bilangan Reynold *tube*

D_p : diameter partikel katalis, m

WT : laju alir massa gas total, kg/jam

μ_{camp} : viskositas gas campuran, kg/m/jam

K. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Shell side

$$h_o = jH \left(\frac{k_p}{Des} \right) \left(\frac{C_{pp} \cdot \mu_p}{k_p} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_o = 3.281 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

Tube side

$$h_i = jH \left(\frac{k_{camp}}{IDT} \right) \left(\frac{C_{p\text{ camp}} \cdot \mu_{camp}}{k_{camp}} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_i = 1.197 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

$$h_{io} = h_i \frac{IDT}{ODT} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_{io} = 1.026 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$U_C = 782 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

$$U_D = \frac{U_C}{1 + R_D \cdot U_C} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$U_D = 713 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

h_o : koefisien perpindahan panas di *shell*, kJ/jam/m²/K

- k_s : konduktivitas panas pendingin, kJ/jam/m²/K
 C_{pp} : kapasitas panas pendingin, kJ/kg/K
 h_i : koefisien perpindahan panas di *tube*, kJ/jam/m²/K
 U_C : koefisien perpindahan panas overall saat bersih, kJ/jam/m²/K
 U_D : koefisien perpindahan panas overall saat kotor, kJ/jam/m²/K
 R_D : *Dirt factor* : 0,0025 ft².jam.ft².°F/Btu
: 1,22301.10⁻⁴ jam.m².K/kJ

L. Menghitung Pressure Drop (ΔP) di Tube dan Shell

Tube side, persamaan Ergun:

$$\frac{(P_0 - P_z)}{Gt} \cdot \rho \cdot \frac{IDT}{H} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1 - \varepsilon)} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu_{camp}}{Dp \cdot Gt} + 1,75$$

(Hill, 1977)

$$\frac{(P_0 - P_z)}{H} = \frac{Gt}{IDT \cdot \rho} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu_{camp}}{Dp \cdot Gt} + 1,75 \right]$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{(P_z - P_0)}{\Delta Z} = - \frac{Gt}{IDT \cdot \rho} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu_{camp}}{Dp \cdot Gt} + 1,75 \right]$$

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{Gt}{IDT \cdot \rho} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu_{camp}}{Dp \cdot Gt} + 1,75 \right]$$

Kondisi batas:

Pada saat, $Z = 0$ $P = P_{in} = 1,8 \text{ atm}$

$Z = H$ $P = P_{out} = P_z$

ρ : densitas campuran gas, kg/m³

μ_{camp} : viskositas gas campuran, kg/m/jam

ε : porositas tumpukan katalis

Shell side

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot (N + 1) \cdot IDS}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot De \cdot Sg}$$

(Kern, 1965)

ΔP_s : *pressure drop* di *shell*, atm

f : *friction factor* (fig.29 Kern) : 0,001 ft²/in²

N : jumlah *baffle* = Z/B

Sg : *spesific gravity* pendingin

Pressure drop pada shell dan tube dianggap tetap karena kondisi operasinya adalah isobar.

Ketiga persamaan diferensial untuk reaktor (R-02) diselesaikan secara simultan menggunakan metode *Runge-Kutta*. Perhitungan reaktor *fixed bed multutibe* ini diselesaikan dengan menggunakna bantuan Ms. Excel.

Tabel A.5 Hasil perhitungan bed metode runge kutta

ΔZ	0,1		
Z	X ₃	T	TP
0	0,0000	573	460
	0,0124	573,0484	459,8574
	0,0247	573,0969	459,7145
	0,0371	573,1456	459,5714
0,1	0,0248	573,0972	459,7140
	0,0372	573,1458	459,5709
	0,0496	573,1946	459,4276
	0,0620	573,2436	459,2840
0,2	0,0496	573,1949	459,4271
	0,0620	573,2438	459,2836

	0,0745	573,2929	459,1397
	0,0869	573,3421	458,9957
0,3	0,0745	573,2931	459,1393
	0,0869	573,3423	458,9952
	0,0994	573,3916	458,8510
	0,1119	573,4411	458,7064
0,4	0,0994	573,3919	458,8505

Tabel A.5 Hasil perhitungan bed metode runge kutta (lanjutan)

Z	X₃	T	TP
	0,1119	573,4414	458,7060
	0,1244	573,4910	458,5612
	0,1369	573,5407	458,4162
0,5	0,1244	573,4912	458,5607
	0,1369	573,5410	458,4157
	0,1494	573,5908	458,2705
	0,1620	573,6408	458,1250
0,6	0,1495	573,5911	458,2700
	0,1620	573,6411	458,1246
	0,1746	573,6912	457,9789
	0,1871	573,7415	457,8329
0,7	0,1746	573,6915	457,9784
	0,1871	573,7418	457,8324
	0,1997	573,7922	457,6863
	0,2123	573,8427	457,5398
0,8	0,1998	573,7924	457,6858
	0,2123	573,8430	457,5393
	0,2250	573,8937	457,3927
	0,2376	573,9445	457,2458

0,9	0,2250	573,8940	457,3922
	0,2376	573,9448	457,2453
	0,2502	573,9957	457,0981
	0,2629	574,0468	456,9507
1	0,2503	573,9960	457,0977
	0,2629	574,0471	456,9503
	0,2756	574,0984	456,8026
	0,2883	574,1498	456,6547
1,1	0,2756	574,0987	456,8021

Tabel A.5 Hasil perhitungan bed metode runge kutta (lanjutan)

Z	X₃	T	TP
	0,2883	574,1500	456,6543
	0,3010	574,2016	456,5061
	0,3137	574,2532	456,3578
1,2	0,3010	574,2019	456,5057
	0,3137	574,2535	456,3573
	0,3265	574,3053	456,2087
	0,3392	574,3573	456,0598
1,3	0,3265	574,3056	456,2082
	0,3392	574,3576	456,0593
	0,3520	574,4097	455,9102
	0,3648	574,4619	455,7609
1,4	0,3520	574,4100	455,9097
	0,3648	574,4622	455,7604
	0,3776	574,5146	455,6108
	0,3904	574,5671	455,4610
1,5	0,3776	574,5149	455,6103
	0,3904	574,5674	455,4605
	0,4032	574,6201	455,3104
	0,4161	574,6729	455,1601

1,6	0,4033	574,6204	455,3099
	0,4161	574,6732	455,1596
	0,4290	574,7262	455,0090
	0,4418	574,7793	454,8582
1,7	0,4290	574,7265	455,0085
	0,4419	574,7796	454,8577
	0,4547	574,8329	454,7066
	0,4676	574,8863	454,5553
1,8	0,4548	574,8332	454,7061

Tabel A.5 Hasil perhitungan bed metode runge kutta (lanjutan)

Z	X₃	T	TP
	0,4677	574,8866	454,5548
	0,4806	574,9402	454,4032
	0,4935	574,9939	454,2514
1,9	0,4806	574,9405	454,4027
	0,4935	574,9942	454,2509
	0,5065	575,0481	454,0988
	0,5195	575,1021	453,9465
2	0,5065	575,0484	454,0983
	0,5195	575,1024	453,9460
	0,5325	575,1566	453,7934
	0,5455	575,2109	453,6406
2,1	0,5325	575,1569	453,7929
	0,5455	575,2112	453,6401
	0,5585	575,2657	453,4870
	0,5715	575,3203	453,3337
2,2	0,5585	575,2660	453,4865
	0,5716	575,3206	453,3332
	0,5846	575,3754	453,1796
	0,5977	575,4304	453,0257

2,3	0,5846	575,3757	453,1791
	0,5977	575,4307	453,0252
	0,6108	575,4858	452,8711
	0,6239	575,5410	452,7168
2,4	0,6108	575,4861	452,8706
	0,6239	575,5413	452,7163
	0,6370	575,5967	452,5617
	0,6501	575,6523	452,4068
2,5	0,6370	575,5971	452,5612

Tabel A.5 Hasil perhitungan bed metode runge kutta (lanjutan)

Z	X₃	T	TP
	0,6502	575,6526	452,4063
	0,6633	575,7084	452,2512
	0,6765	575,7642	452,0958
2,6	0,6633	575,7087	452,2507
	0,6765	575,7646	452,0953
	0,6897	575,8206	451,9397
	0,7029	575,8768	451,7838
2,7	0,6897	575,8209	451,9392
	0,7029	575,8771	451,7833
	0,7161	575,9335	451,6271
	0,7293	575,9900	451,4707
2,8	0,7161	575,9338	451,6266
	0,7294	575,9903	451,4702
	0,7426	576,0470	451,3135
	0,7559	576,1039	451,1566
2,9	0,7426	576,0474	451,3130
	0,7559	576,1042	451,1561
	0,7692	576,1612	450,9989
	0,7825	576,2184	450,8415

3	0,7692	576,1615	450,9984
	0,7825	576,2187	450,8410
	0,7958	576,2761	450,6833
	0,8092	576,3336	450,5253
3,1	0,7959	576,2764	450,6827
	0,8092	576,3339	450,5248
	0,8225	576,3916	450,3666
	0,8359	576,4494	450,2081
3,2	0,8226	576,3919	450,3660

Tabel A.5 Hasil perhitungan bed metode runge kutta (lanjutan)

Z	X₃	T	TP
	0,8359	576,4497	450,2076
	0,8493	576,5077	450,0488
	0,8627	576,5659	449,8898
3,3	0,8494	576,5081	450,0483
	0,8628	576,5663	449,8893
	0,8762	576,6246	449,7300
	0,8896	576,6831	449,5705
3,4	0,8762	576,6249	449,7295
	0,8896	576,6834	449,5699
	0,9031	576,7421	449,4101
	0,9166	576,8010	449,2501
3,5	0,9031	576,7425	449,4096
	0,9166	576,8013	449,2495
	0,9301	576,8603	449,0892
	0,9436	576,9195	448,9286
3,6	0,9301	576,8607	449,0887
	0,9436	576,9199	448,9281
	0,9572	576,9793	448,7672
	0,9707	577,0388	448,6061

3,7	0,9572	576,9796	448,7667
	0,9708	577,0391	448,6055
	0,9843	577,0989	448,4441
	0,9979	577,1587	448,2825
3,8	0,9844	577,0992	448,4436
	0,9979	577,1591	448,2819
	1,0115	577,2192	448,1200
	1,0252	577,2794	447,9578
3,9	1,0116	577,2195	448,1195

Dari hasil perhitungan menggunakan Ms. Excel diperoleh:

$$\text{IDS} = 0,9571 \text{ m}$$

$$\text{Pada saat } Z = H = 3,8 \text{ m}$$

$$\text{Maka : } X = 0,9844$$

$$T = 577,0992 \text{ K}$$

$$T_{\text{pin}} = 448,4436 \text{ K}$$

M. Menghitung Berat Katalis yang diperlukan (W)

$$\begin{aligned}
 W &= V \cdot \rho_b \cdot N_T \\
 &= \frac{\pi}{4} \cdot \text{ID}^2 \cdot H \cdot \rho_b \cdot N_T \\
 &= 7.835,6370 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

N. Menghitung Waktu Tinggal (t)

$$\begin{aligned}
 T &= \frac{H \cdot A_T}{W_T / \rho_{\text{camp}}} \cdot 3600 \\
 &= 0,0017 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

$$\text{dengan } \rho_{\text{camp}} = \frac{P \cdot B M_{\text{camp}}}{R \cdot T} = 1,1284 \text{ kg/m}^3$$

t : waktu tinggal, detik

ρ_{camp} : densitas gas campuran

R : konstanta gas ideal : $0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol/K}$

P : tekanan gas saat $Z = H$, atm

T : temperatur gas saat $Z = H$, K

O. Menghitung Tebal Shell (ts)

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan berikut:

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13.1})$$

ts : tebal *shell* minimum, in

P : *design pressure*, psig

r_i : jari-jari dalam *shell* ($0,5 \cdot \text{IDS}$), in

f : *maximum allowable stress* (Tabel 13.1 Brownell), psig

E : efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 Brownell)

C : *corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan yang digunakan untuk *shell* terbuat dari *carbon steel SA 283 grade C*, dengan spesifikasi:

f = 12650 psi

E = 0,8 (*double-welded butt joint*)

C = 0,125 in

P = 1,8 atm, over design 20%

P = 31,752 psi

r_i = $0,5 \cdot \text{IDS} = 18,8403$ in

ts = 0,1568 in

Digunakan ts standar = 0,1875 in

$$ODS = IDS + 2ts = 38,0555 \text{ in}$$

P. Menghitung Tinggi dan Tebal Head

Bahan yang digunakan untuk *head* sama dengan bahan *shell* yaitu *carbon steel SA 283 grade C*, dan *head* yang dipilih berbentuk *torispherical dished head*, karena cocok digunakan untuk tekanan dibawah 200 psi. (Brownell, 1959)

Tebal head dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{P \cdot r_i \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers. 7.77})$$

th : tebal head, in

ri : jari-jari dalam, in

$$w = 1 / 4(3 + \sqrt{r / icr}) \quad (\text{Brownell, pers. 7.76})$$

Dari tabel 5.7 Brownell untuk OD = 40 in dan tebal shell = 0,1875 in diperoleh:

$$icr = 2,5$$

$$r = 40$$

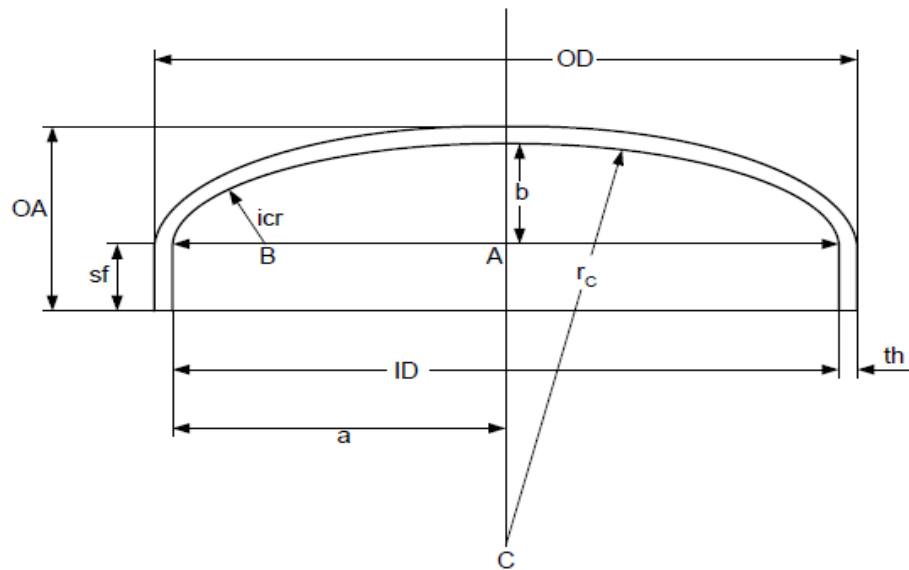
$$w = 1,75$$

$$th = 0,1297 \text{ in}$$

Digunakan th standar = 0,1875 in

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell, didapatlan sf = 1,5 ~ 2 (diambil 2 in)

Tinggi head (OA) dihitung dengan cara sebagai berikut:



$$a = \frac{IDS}{2} = 18,8403 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 16,3403 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 37,5 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = 33,7527 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 6,2473 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf = 8,4348 \text{ in} = 0,2142 \text{ m}$$

Q. Menghitung Tinggi Reaktor Total (Hr) dan Volume Reaktor

$$\text{Tinggi reaktor (H)} = 3,8 \text{ m} = 149,6063 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi reaktor total (Hr)} = H + 2 \cdot OA = 4,2285 \text{ m}$$

Volume reaktor diperoleh dari volume shell ditambah 2 kali volume head.

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,000049 \cdot IDS^3 && (\text{Brownell, pers.5.11}) \\ &= 0,000043 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \cdot IDS^2 \cdot H$$

$$= 2,7325 \text{ m}^3$$

Volume reaktor = volume shell + 2 volume head

$$= 2,7326 \text{ m}^3$$

R. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran Reaktor dan Pipa Pendingin

1. Diameter pipa pemasukan gas

$$\text{Debit gas masuk reaktor} = \frac{W_T}{\rho_0} = 24.310,3428 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 238,4439 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Densitas gas umpan} = 1,1284 \text{ kg/m}^3 = 0,0705 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas, pers. 6.32})$$

$$= 32,4425 \text{ in}$$

Digunakan diameter pipa standar (Appendix K, Brownell) dengan

spesifikasi: OD = 34 in

ID = 33,25 in

SN = ST

2. Diameter pipa pengeluaran gas

$$\text{Debit gas keluar reaktor} = \frac{W_T}{\rho} = 23.196,0673 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 227,5148 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Densitas gas keluar} = 1,1826 \text{ kg/m}^3 = 0,0738 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas, pers. 6.32})$$

$$= 31,9590 \text{ in}$$

Digunakan diameter pipa standar (Appendix K, Brownell) dengan

spesifikasi: OD = 34 in

ID = 33,25 in

SN = ST

3. Diameter pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin

Direncanakan pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin berukuran sama, karena debit dan densitas dianggap tetap.

$$\begin{aligned}\text{Debit pendingin masuk} &= \frac{W_p}{\rho_p} = 544,7429 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 5,3430 \text{ ft}^3/\text{detik}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas pendingin} = 917,8642 \text{ kg/m}^3 = 57,3074 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter optimum (Dopt)} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas, pers. 6.32}) \\ &= 14,0325 \text{ in}\end{aligned}$$

Digunakan diameter pipa standar (Appendix K, Brownell) dengan

spesifikasi: OD = 16 in

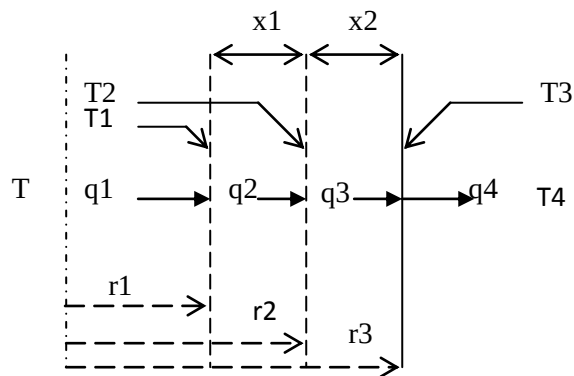
ID = 15 in

SN = 40

S. Menentukan Tebal Isolator

Asumsi:

- Kadaan steady state
- Suhu dinding luar isolator = 50 °C
- Suhu udara luar = 35 °C



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari isolator luar

x_1 = tebal plat dinding shell

x_2 = tebal isolator

T = suhu pendingin

T_1 = suhu dinding shell dalam

T_2 = suhu dinding luar

T_3 = suhu isolator luar

T_4 = suhu udara luar

Bahan : asbestos, dengan sifat – sifat (Kern, 1965) :

- $\rho = 36 \text{ lb/ft}^3 = 577,0176678 \text{ kg/m}^3$
- $k = 0,117 \text{ btu/j/ft}^2/\text{°F}$
- $c_p = 0,25 \text{ btu/lb/°F}$
- $\epsilon = 0,96$

Data lain yang diperlukan :

- Diameter shell, $D = 0,9571 \text{ m} = 3,1392 \text{ ft}$
- Tebal plat dinding shell, $x_1 = 0,1875 \text{ in} = 0,015625 \text{ ft}$
- Suhu dinding dalam shell, $T_1 = 577,0992 \text{ K} = 304,0992\text{°C} = 579,3786\text{°F}$
- Suhu isolator dalam, $T_3 = 50 \text{ °C} = 122 \text{ °F} = 582 \text{ °R}$
- Suhu isolator luar, $T_4 = 35 \text{ °C} = 95 \text{ °F} = 555 \text{ °R}$

- Bahan dinding shell = carbon steel dengan $k = 24 \text{ btu/ft}^2/\text{°F}$

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu:

- Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam shell ke dinding shell dalam (q_1)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell dalam ke dinding shell luar (q_2)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell luar ke permukaan luar isolator (q_3)
- Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (q_4)

1. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes – udara

$$T_f = \frac{T_3 + T_4}{2} = \frac{122 + 95}{2} = 108,5 \text{ °F}$$

$$= 108,5 \text{ °F} = 315,5 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Daftar A-5, Holman, 1988):

$$\nu = 1,726 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \quad \beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$k = 0,0274 \text{ W/m/°C} \quad \text{Pr} = 0,7046$$

$$\rho = 1,1279 \text{ kg/m}^3$$

Panjang reaktor = 3,8 m

$$\text{Gr. Pr} = \frac{g \beta (T_3 - T_4) L^3}{\nu^2} \text{Pr}$$

$$= 6,0456 \times 10^{10}$$

$\text{Gr. Pr} > 10^9$ maka aliran turbulen sehingga bias dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman. 1988):

$$\begin{aligned}
 h_c &= 1.31 (\Delta T)^{1/3} \\
 &= 3,2307 \text{ W/m}^2/\text{C} = 0,5689 \text{ btu/j/F/ft}^2
 \end{aligned}$$

2. Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara

Dengan menggunakan persamaan berikut (Kern, 1980) :

$$h_r \cdot (T_3 - T_4) = \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4)$$

dengan T_3 dan T_4 dalam ^0R serta $\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ btu/j/ft}^2/\text{R}$ maka

$$\begin{aligned}
 h_r &= \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4) / (T_3 - T_4) \\
 &= 40,0197 \text{ btu/j/R/ft}^2
 \end{aligned}$$

Pada keadaan steady state $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$ dengan q adalah panas yang ditransfer tiap lapisan

$$q_2 = k_s \cdot A_1 (T_1 - T_2) / x_1 = k' \pi L (D + 2x_1) (T_1 - T_2) / x_1$$

$$q_3 = k \cdot A_2 (T_2 - T_3) / x_2 = k'' \pi L (D + 2x_1 + 2x_2) (T_2 - T_3) / x_2$$

$$q_4 = (h_r + h_c) A_3 (T_3 - T_4) = (h_r + h_c) \pi L (D + 2x_1 + 2x_2) (T_3 - T_4)$$

Jika dianggap suhu pada permukaan shell bagian dalam sama dengan suhu rata-rata pendingin, maka :

$$q_2 = 4.861,5542 \pi L (579,379 - T_2) \text{ btu/j/R/ft}^2$$

$$q_3 = 0,117 \pi L (3,1705 + 2x_2) (T_2 - 122) / x_2$$

$$q_4 = 1095,8935 \pi L (3,1705 + 2x_2)$$

Jika $q_2 = q_4$ didapat persamaan hubungan T_2 dengan x_2 yaitu

$$T_2 = 578,6639 - 0,4508 x_2 \quad (a)$$

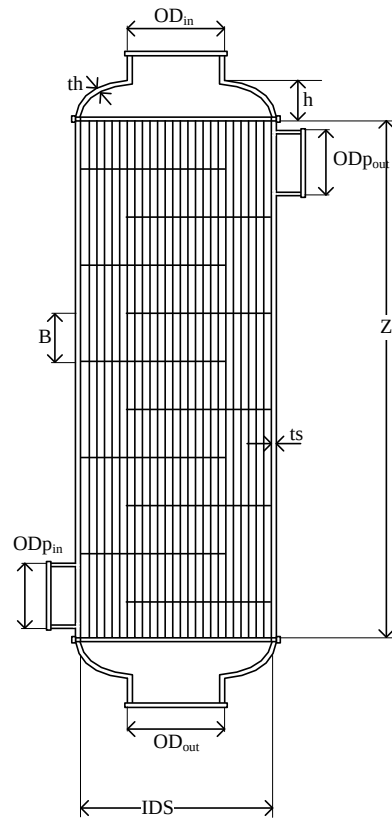
$$q_3 = q_4 \text{ maka didapat}$$

$$T_2 = 122 + 1095,8935 x_2 \quad (b)$$

Dari persamaan (a) dan (b) didapat nilai $x_2 = 0,4165 \text{ ft} = 0,1270 \text{ m}$ dan

$$T_2 = 578,476 \text{ } ^\circ\text{F} = 303,598 \text{ } ^\circ\text{C} = 576,598 \text{ K}$$

Gambar Rancangan Reaktor

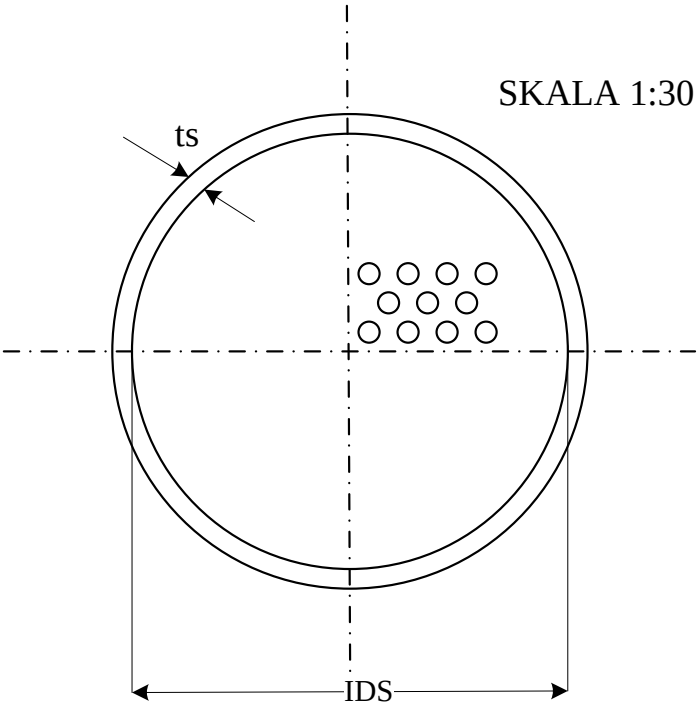


Keterangan :

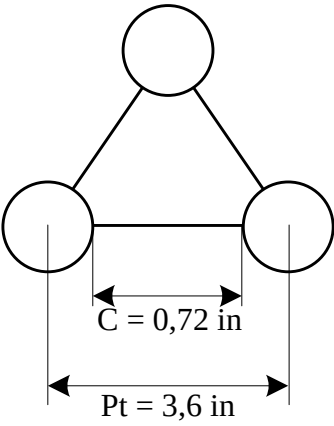
- OD_{in} : Pipa pemasukan umpan gas
- OD_{out} : Pipa pengeluaran gas
- ODp_{in} : Pipa pemasukan dowtherm A
- ODp_{out} : Pipa pengeluaran dowtherm A
- IDS : Diameter dalam shell
- B : Jarak baffle
- Z : Tinggi reaktor
- ts : Tebal shell
- th : Tebal head
- h : Tinggi head

SKALA 1:50

Reaktor *Fixed Bed Multitube*



Gambar penampang melintang reaktor



Gambar susunan pipa
triangular pitch

LAMPIRAN B

MENARA DISTILASI

Kode : MD-01

Fungsi : Memisahkan asam akrilat, asam asetat, dan air sebanyak
26.317,3273 kg/jam

Jenis : *Sieve Tray Tower*

Kondisi Operasi : P : 1,49 atm

1. Neraca Massa

Umpan

Komponen	Kmol/Jam	xf	Kg/Jam
H ₂ O	1.067,0896	0,9155	19.223,6192
C ₂ H ₄ O ₂	0,5296	0,0005	31,8059
C ₃ H ₄ O ₂	97,9949	0,0841	7.061,9023
Total	1.165,6141	1,0000	26.317,3273

Distilat

Komponen	Kmol/Jam	Xd	Kg/Jam
H ₂ O	1.056,4187	0,9991	19.031,3830
C ₂ H ₄ O ₂	0,0053	0,0000	0,3181
C ₃ H ₄ O ₂	0,9799	0,0009	70,6190
Total	1.057,4039	1,0000	19.102,3200

Bottom

Komponen	Kmol/Jam	Xb	Kg/Jam
H ₂ O	10,6709	0,0986	192,2362
C ₂ H ₄ O ₂	0,5243	0,0048	31,4878
C ₃ H ₄ O ₂	97,0149	0,8965	6.991,2833
Total	108,2102	1,0000	7.215,0073

2. *Light* Komponen (LK) = H₂O

Heavy Komponen (HK) = C₃H₄O₂

3. Suhu Umpan Masuk = 113,5298 °C

= 386,6798 K

4. Menghitung efisiensi plate

Dari perhitungan melalui excel diperoleh :

α_{avg} LK = 3,8065

Suhu puncak = 107,3784 °C = 380,5284 K

Suhu bottom = 151,3424 °C = 424,4924 K

Jumlah plate = 13 (tanpa reboiler)

R_{min} = 0,3521

R = 1,5 R_{min} = 0,5282

Viskositas umpan (μ_f) = 0,2213 cP

Efisiensi overall (E_o) = 0,5342

5. Menghitung jumlah *plate* aktual

N actual = $\frac{N-1}{E_o} = 26$ (tanpa reboiler)

Jumlah plate pada seksi bawah = 13 plate

Jumlah plate pada seksi atas = 13 plate

6. Dipilih *plate spacing* = 0,6 m

7. Menara distilasi dipilih *sieve tray*

Alasan = murah dan aman

- Menentukan dimensi menara

a. Seksi atas menara (*enriching*)

1) Kondisi operasi

P = 1,29 atm

T = 380,5284 K

2) Menghitung parameter aliran (Kf)

Densitas cairan distilat (ρ_L) = 416,4836 kg/m³

Densitas gas distilat (ρ_v) = 0,7464 kg/m³

L_w = 10.089,2536 kg/jam

V_w = 29.191,5736 kg/jam

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} = 0,0146$$

Dari Fig. 11-27 Coulson untuk nilai FLV tersebut,

nilai Kf = 0,11

3) Menghitung *flooding vapour velocity* (U_v)

$$U_v = Kf \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

U_v = 2,5961 m/s

Diambil persen *flooding* 70% sehingga U_v = 1,8173 m/s

- 4) Menghitung *Maximum volumetric rate* (Q_v) dan luas permukaan aktif (A_n)

$$Q_v = V/\rho_v = 10,8639 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_n = Q_v/U_v = 5,9782 \text{ m}^2$$

- 5) Menghitung luas kolom

$$\text{Trial downcomer} = 12\%$$

$$A_c = A_n/(1-0,12) = 6,7934 \text{ m}^2$$

- 6) Menghitung diameter menara

$$D_c = \left(\frac{4 \times A_c}{\pi} \right)^{0,5} = 2,9418 \text{ m} = 9,6490 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi diameter enriching} = 2,9418 \text{ m}$$

- 7) Menentukan *liquid flow pattern*

$$Q = L_w/\rho_L$$

$$Q = 0,00673 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dari Fig. 11.28 Coulson dapat dilihat bahwa aliran cross flow (*single pass*)

- 8) Menentukan *layout enriching section* (di atas *feed point*)

- *Provisional plate design*

$$\text{Diameter kolom} = 2,9418 \text{ m}$$

$$\text{Luas area kolom (} A_c \text{)} = 6,7934 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas downcomer (} A_d \text{)} = 12\% A_c = 0,8152 \text{ m}^2$$

$$\text{Net Area (} A_n \text{)} = A_c - A_d = 5,9782 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area (} A_a \text{)} = A_c - 2A_d = 5,1630 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole area (} A_h \text{)} = 10\% A_a \text{ (trial awal)}$$

$$= 0,5163 \text{ m}^2$$

Dari Fig. 11.31 Coulson untuk $(A_d/A_c) = 0,12$ maka

$$l_w/D_c = 0,76$$

$$\text{Panjang weir (hw)} = 2,2357 \text{ m}$$

Diambil :

$$\text{Tinggi weir (hw)} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Diameter Hole} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Tebal plate} = 5 \text{ m}$$

(untuk material *carbon steel* diameter *hole* = tebal *plate*)

- Cek *weeping*

$$\text{Maksimum liquid rate (Lw)} = L/3600 = 2,8026 \text{ kg/s}$$

$$\text{Diambil harga turn down ratio} = 80\%$$

Minimum liquid rate pada 80% turn down ratio

$$= 2,2421 \text{ kg/s}$$

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times l_w} \right)^{2/3}$$

dimana : h_{ow} = weir crest, mm liq

L_w = liquid rate, kg/s

L_w = weir length, m

Diperoleh :

$$\text{Max } h_{ow} = 15,63 \text{ mm liq}$$

$$\text{Min } h_{ow} = 13,47 \text{ mm liq}$$

$$\text{Pada minimum rate} = h_w + h_{ow} = 63,47 \text{ mm liq}$$

Dari fig. 11.30 Coulson diperoleh harga $K_2 = 30,3$

$$U_h = \frac{(K_2 - 0,9(25,4 - dh))}{\rho v^{0,5}}$$

Dimana : U_h = kecepatan uap melewati *hole*, m/s

dh = diameter *hole*, mm

Maka U_h = 13,8204 m/s

Kecepatan minimum uap aktual (V_h) = 16,8335 m/s

Kecepatan minimum baik jika di atas *weep point*, jadi trial benar

- *Plate pressure drop* (ΔP_t)

$$\Delta P_t = 9,81 \cdot 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_L \quad (\text{pers. 11.87 Coulson})$$

Di mana ΔP_t = *total plate pressure drop*, Pa/(N/m²)

h_t = *total late pressure drop*, mm liq

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

di mana : h_d = *dry plate pressure drop*, mm liq

h_w = *height of weir*

$h_w + h_{ow}$ = *head of clear liquid on plate*, mm liq

h_r = *residual loss*, mm liq

$$h_d = 51 (V_{h_{\max}}/C_o)^2 \cdot (\rho_v/\rho_L)$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan uap maksimum } (V_{h_{\max}}) &= Q_v/A_h \\ &= 21,0419 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Dari fig. 11.34 Coulson untuk $(dh/\text{dia.hole}) = 1$ dan

$$A_h/A_p \approx A_h/A_a = 1\% \text{ diperoleh } C_o = 0,84$$

$$h_d = 57,3525 \text{ mm liq}$$

$$h_r = 12,5 \cdot 10^3 / \rho_L = 30,0132 \text{ mm liq}$$

$$h_t = 153,0002 \text{ mm liq}$$

$$\Delta P_t = 625,1136 \text{ Pa}$$

- *Downcomer liquid back-up*

Downcomer pressure drop

Tinggi celah antara dinding *downcomer* dengan *plate* (hap)

$$\text{Diambil hap} = h_w - 10 \text{ mm} = 40 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas area di bawah downcomer (Aap)} &= \text{hap} \cdot l_w \\ &= 0,0894 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_d = 0,8152 \text{ m}^2$$

$A_{ap} < A_d$, maka $A_m = A_{ap}$

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{l_w}{\rho_L \cdot A_m} \right)^2$$

dimana : h_{dc} = head loss in downcomer, mm

A_m = downcomer area, m^2

$$h_{dc} = 0,9399 \text{ mm}$$

Back-up in downcomer (hb)

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 219,5746 \text{ mm} \\ &= 0,2196 \text{ m} \end{aligned}$$

$h_b < 0,5$ (plate spacing + weir height)

$h_b < 0,3250$

jadi, pemilihan *plate spacing* memenuhi syarat

- *Cek residence time (tr)*

$$Tr = \frac{Ad \cdot hb \cdot \rho_L}{lw}$$

$$tr = 26,6007 \text{ s}$$

waktu tinggal minimal 3 detik, jadi memenuhi syarat

- Cek *entrainment*

Actual percentage flooding for design area

$$Uv = Qv / An = 1,8173$$

$$Uv = Kf \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

Di mana : uf = *flooding vapour velocity*, m/s

Kf = konstanta *flooding*, diperoleh dari fig. 11.27

Coulson

$$\text{Untuk Flv} = 0,0146$$

$$\text{Diperoleh harga } Kf = 0,11$$

$$Uf = 2,5961 \text{ m/s}$$

$$\%flooding = (uv/uf) \times 100 = 70\%$$

$$Flv = 0,0146$$

Dari fig. 11.29 diperoleh $\psi = 0,099$

$\psi < 0,1$ maka memenuhi

- Trial *layout*

Digunakan tipe *catridge*

$$\text{Lebar } \textit{calming zone} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Lebar } \textit{support ring} \text{ untuk } \textit{sectional plate} = 50 \text{ mm}$$

- *Perforated plate*

Dari fig. 11.32 untuk $lw/Dc = 0,76$, maka $\theta_c = 85^\circ$

Angle subtended at plate edge by unperforated strip

$$= 180^\circ - 85^\circ$$

$$= 95^\circ$$

Panjang rata-rata *unperforated strip*

$$= ((lw/Dc) - 50 \cdot 10^{-3}) \pi (/ 180^\circ)$$

$$= 4,7923 \text{ m}$$

$$\text{Luas unperforated strip, } AuP = 50 \cdot 10^{-3} \cdot 4,7923$$

$$= 0,2396 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas calming zone, } Acz = 2(50 \cdot 10^{-3}) \cdot (lw - 2 \cdot 50 \cdot 10^{-3})$$

$$= 0,2286 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas area total untuk perforasi, } Ap = Aa - (AuP + Acz)$$

$$= 4,6948 \text{ m}^2$$

$$Ah/Ap = 0,1100$$

Dari fig. 11.33 Coulson diperoleh $lp/dh = 2,8$

Pemilihan diameter *hole* memenuhi (di antara 2,5 – 4)

- Jumlah *hole*

$$\text{Luas area per hole} = 0,25 \cdot \pi \cdot dh^2$$

$$= 0,0019625$$

$$\text{Jumlah hole} = Ah / \text{luas area per hole}$$

$$= 263$$

9) Menghitung tebal *shell* menara

Bahan yang dipilih adalah *carbon steel SA-283 grade C*

Dari Brownell diperoleh :

Max allowable stress (f) = 12650 psi

Effisiensi pengelasan (E) = 0,8

(double welded butt joint)

Corrothion allowable (C) = 0,125

Jari-jari (r) = 0,5 Dc
= 57,9089 in

Tekanan operasi = 1,49 atm

Over design = 20%

Tekanan perancangan = 1,788 atm
= 26,2764 psi

Tebal *shell* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan

$$ts = \frac{Pxr_i}{fE-0,6P} + C \quad (\text{pers. 13-1 Brownell})$$

ts = 0,1582 in

dipilih tebal *shell* standar = 0,1875 in

10) Menentukan tebal *head* atas

Digunakan *head* bentuk *toispherical dished head*

Bahan yang dipilih adalah *carbon steel* SA-283 graded C

Dari Brownell diperoleh :

Max allowable stress (f) = 12650 psi

Effisiensi pengelasan (E) = 0,8

(double welded butt joint)

Corrothion allowable (C) = 0,125

Tekanan operasi = 1,29 atm

Over design = 20%

Tekanan perancangan = 1,548 atm

= 22, 7493 pasi

Tebal *shell* = 0,1875 in

OD = ID + 2.ts

Dari table 5.7 Brownell untuk OD = 120 in dan ts = 0,1875 in diperoleh :

rc = 144 in

irc = 7,25 in

untuk icr > 6%rc, berlaku rumus :

$$w = 0,25 \left(3 + \left(\frac{r}{irc} \right)^{0,5} \right) \quad (\text{pers. 7.76 Brownell})$$

w = 1,7413

tebal *head* (th) :

$$th = \frac{p \cdot r \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot p} + C$$

th = 0,2040 in

dipilih tebal *head* standar = 0,25 in

11) Menentukan tinggi head

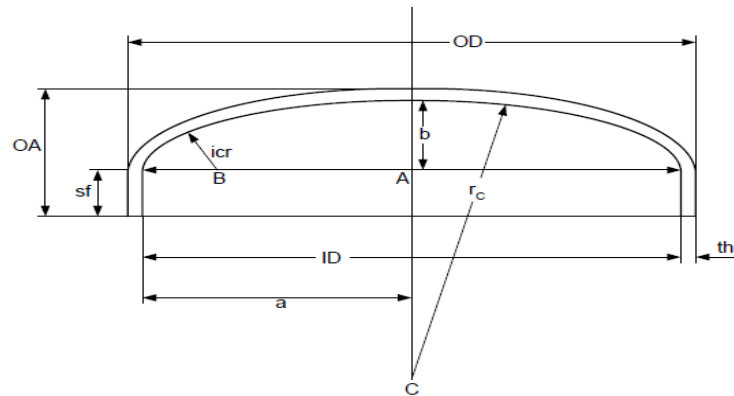
OD = 120 in

th = 0,25 in

Dari table 5.8 Brownell diperoleh sf = 1,5 s/d 2,5 in

Dipilih sf = 2

Dari persamaan untuk fig. 5.8 Brownell



$$BC = r - icr = 106,7500 \text{ in}$$

$$AB = (ID/2) - icr = 52,5625 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2} = 92,9126 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 21,0874 \text{ in}$$

$$\text{tinggi head } OA = \text{tebal head} + b + sf$$

$$= 23,3374 \text{ in}$$

$$= 0,5928 \text{ m}$$

$$= 1,9448 \text{ ft}$$

b. Seksi bawah menara (*stripping*)

1) Kondisi operasi

$$P = 1,69 \text{ atm}$$

$$T = 424,4924 \text{ K}$$

2) Menghitung parameter aliran (Kf)

$$\text{Densitas cairan distilat } (\rho_L) = 400,8631 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas gas distilat } (\rho_v) = 3,2352 \text{ kg/m}^3$$

$$L_w = 36.406,5809 \text{ kg/jam}$$

$$V_w = 29.191,5736 \text{ kg/jam}$$

$$F_{lv} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} = 0,1120$$

Dari fig. 11-27 Coulson untuk nilai F_{lv} tersebut nilai $K_f = 0,1$

- 3) Menghitung *flooding vapour velocity* (U_v)

$$U_v = K_f \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$U_v = 1,1086 \text{ m/s}$$

Diambil persen *flooding* 70%, sehingga $U_v = 0,7767 \text{ m/s}$

- 4) Menghitung *maximum volumetric rate* (Q_v) dan luas permukaan aktif (A_n)

$$Q_v = V/\rho_v = 2,5064 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_n = Q_v/U_v = 3,2297 \text{ m}^2$$

- 5) Menghitung luas kolom

$$\text{Trial downcomer} = 12\%$$

$$A_c = A_n/(1 - 0,12) = 3,6701 \text{ m}^2$$

- 6) Menghitung diameter menara

$$D_c = \left(\frac{4 \cdot A_c}{\pi} \right)^{0,5} = 2,1623 \text{ m} = 7,0922 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi diameter stripping} = 2,1623 \text{ m}$$

- 7) Menentukan *liquid flow pattern*

$$Q = L_w/\rho_L$$

$$Q = 0,0252 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dari fig. 11.28 Coulson dapat dilihat bahwa aliran cross flow (*single pass*)

8) Menentukan *layout enriching section* (di atas *feed point*)

- *Provisional plate design*

$$\text{Diameter kolom} = 2,9418 \text{ m}$$

(memakai diameter yang lebih besar/diameter seksi enriching)

$$\text{Luas area kolom (Ac)} = 3,6701 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas downcomer (Ad)} = 12\% \cdot \text{Ac} = 0,4404 \text{ m}^2$$

$$\text{Net area (An)} = \text{Ac} - \text{Ad} = 3,2297 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area (Aa)} = \text{Ac} - 2 \cdot \text{Ad} = 2,7893 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Hole area (Ah)} &= 10 \% \text{Aa (trial awal)} \\ &= 0,2789 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari fig. 11.31 Coulson untuk $(\text{Ad}/\text{Ac}) = 0,12$ maka $\text{lw}/\text{Dc} = 0,76$

$$\text{Panjang weir (lw)} = 2,2357 \text{ m}$$

Diambil :

$$\text{Tinggi weir (hw)} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Diameter hole} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Tebal plate} = 5 \text{ mm}$$

(untuk material *carbon steel* diameter hole = tebal plate)

- *Cek weeping*

$$\text{Maximum liquid rate (Lw)} = \text{L}/3600$$

$$= 10,1129 \text{ kg/s}$$

$$\text{Diambil harga turn down ratio} = 80\%$$

Minimum liquid rate pada 80 % turn down ratio

$$= 8,0904 \text{ kg/s}$$

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

Di mana : h_{ow} = weir crest, mm liq

L_w = liquid rate, kg/s

L_w = weir length, m

Diperoleh :

$$\text{Max } h_{ow} = 37,73 \text{ mm liq}$$

$$\text{Min } h_{ow} = 32,52 \text{ mm liq}$$

$$\text{Pada minimum rate} = h_w + h_{ow} = 82,52 \text{ mm liq}$$

Dari fig 11.30 Coulson diperoleh harga $K_2 = 30,8$

$$U_h = \frac{(K_2 - 0,9(25,4 - d_h))}{\rho_v^{0,5}}$$

Di mana : U_h = kecepatan uap melewati hole, m/s

d_h = diameter hole, mm

$$\text{maka } U_h = 6,9162 \text{ m/s}$$

kecepatan minimum uap actual

$$(V_h) = 0,7 \cdot Q_v / A_h = 7,1886 \text{ m/s}$$

kecepatan minimum baik jika di atas weep point, jadi trial benar.

- Plate pressure drop (ΔP_t)

$$\Delta P_t = 9,81 \cdot 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_L \quad (\text{pers. 11.87 Coulson})$$

Dimana ΔP_t = *total plate pressure drop*, Pa/(N/m²)

h_t = *total late pressure drop*, mm liq

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

dimana : h_d = *dry plate pressure drop*, mm liq

h_w = *height of weir*

$h_w + h_{ow}$ = *head of clear liquid on plate*, mm liq

h_r = *residual loss*, mm liq

$$h_d = 51 (V_{h_{\max}}/C_o)^2 \cdot (\rho_v/\rho_L)$$

kecepatan uap maksimum ($V_{h_{\max}}$) = Q_v/A_h

$$= 8,9857 \text{ m/s}$$

Dari fig. 11.34 Coulson untuk $(d_h/\text{dia.hole}) = 1$ dan

$A_h/A_p \approx A_h/A_a = 1\%$ diperoleh $C_o = 0,84$

$$h_d = 47,1006 \text{ mm liq}$$

$$h_r = 12,5 \cdot 10^3 / \rho_L = 31,1827 \text{ mm liq}$$

$$h_t = 166,0145 \text{ mm liq}$$

$$\Delta P_t = 652,8465 \text{ Pa}$$

- *Downcomer liquid back-up*

Downcomer pressure drop

Tinggi celah antara dinding *downcomer* dengan *plate*

(hap)

$$\text{Diambil hap} = h_w - 10 \text{ mm} = 40 \text{ mm}$$

$$\text{Luas area di bawah downcomer (Aap)} = \text{hap} \cdot l_w$$

$$= 0,0894 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0,4404 \text{ m}^2$$

$A_{ap} < A_d$, maka $A_m = A_{ap}$

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{l_w}{\rho_L \cdot A_m} \right)^2$$

di mana : h_{dc} = head loss in downcomer, mm

A_m = downcomer area, m^2

$$h_{dc} = 13,2101 \text{ mm}$$

Back-up in downcomer (h_b)

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 266,96 \text{ mm}$$

$$= 0,2669 \text{ m}$$

$h_b < 0,5$ (plate spacing + weir height)

$h_b < 0,325 \text{ m}$

jadi, pemilihan plate spacing memenuhi syarat

- Cek residence time (tr)

$$Tr = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{l_w}$$

$$tr = 4,6604 \text{ s}$$

waktu tinggal minimal 3 detik, jadi memenuhi syarat

- Cek entrainment

Actual percentage flooding for design area

$$U_v = Q_v / A_n = 0,7760 \text{ m/s}$$

$$U_v = K_f \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

Dimana : u_f = *flooding vapour velocity*, m/s

K_f = konstanta *flooding*, diperoleh dari fig. 11.27

Coulson

Untuk Fl_v = 0,1120

Diperoleh harga K_f = 0,1

u_f = 1,1086 m/s

%*flooding* = $(u_v/u_f) \times 100$ = 70%

Fl_v = 0,1120

Dari fig. 11.29 diperoleh ψ = 0,016

$\psi < 0,1$ maka memenuhi

- *Trial layout*

Digunakan tipe *catridge*

Lebar *calming zone* = 50 mm

Lebar *support ring* untuk *sectional plate* = 50 mm

- *Perforated plate*

Dari fig. 11.32 untuk $l_w/D_c = 0,76$, maka $\theta_c = 85^\circ$

Angle subtended at plate edge by unperforated strip

= $180^\circ - 85^\circ$

= 95°

Panjang rata-rata *unperforated strip*

= $((l_w/D_c) - 50 \cdot 10^{-3}) \pi (/ 180^\circ)$

= 4,7923 m

Luas *unperforated strip*, A_{uP} = $50 \cdot 10^{-3} \cdot 4,7923$

$$= 0,2396 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas } \textit{calming zone}, A_{cz} &= 2(50.10^{-3})(l_w - 2.50.10^{-3}) \\ &= 0,2286 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas area total untuk perforasi}, A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\ &= 2,3211 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_h/A_p = 0,1202$$

Dari fig. 11.33 Coulson diperoleh $l_p/d_h = 2,75$

Pemilihan diameter *hole* memenuhi (di antara 2,5 – 4)

- Jumlah *hole*

$$\begin{aligned} \text{Luas area per hole} &= 0,25 \cdot \pi \cdot d_h^2 \\ &= 0,0019625 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hole} &= A_h / \text{luas area per hole} \\ &= 263 \end{aligned}$$

9) Menghitung tebal *shell* menara

Bahan yang dipilih adalah *carbon steel SA-283 grade C*

Dari Brownell diperoleh :

$$\text{Max allowable stress (f)} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi pengelasan (E)} = 0,8$$

(double welded butt joint)

$$\text{Corroton allowable (C)} = 0,125$$

$$\begin{aligned} \text{Jari-jari (r)} &= 0,5 D_c \\ &= 57,9089 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1,49 \text{ atm}$$

Over design = 20%

Tekanan perancangan = 1,788 atm

= 26,2764 psi

Tebal *shell* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan

$$ts = \frac{Pxr_i}{fE-0,6P} + C \quad (\text{pers. 13-1 Brownell})$$

ts = 0,1582 in

dipilih tebal *shell* standar = 0,1875 in

10) Menentukan tebal *head* atas

Digunakan *head* bentuk *toispherical dished head*

Bahan yang dipilih adalah *carbon steel* SA-283 graded C

Dari Brownell diperoleh :

Max allowable stress (f) = 12650 psi

Effisiensi pengelasan (E) = 0,8

(double welded butt joint)

Corrothion allowable (C) = 0,125

Tekanan operasi = 1,69 atm

Over design = 20%

Tekanan perancangan = 2,028 atm

= 29,8034 psi

Tebal *shell* = 0,1875 in

$$OD = ID + 2 \cdot ts$$

Dari table 5.7 Brownell untuk OD = 120 in dan ts = 0,1875 in

diperoleh :

$$rc = 114$$

$$irc = 7,25$$

untuk $icr > 6\%rc$, berlaku rumus :

$$w = 0,25 \left(3 + \left(\frac{r}{irc} \right)^{0,5} \right) \quad (\text{pers. 7.76 Brownell})$$

$$w = 1,7413$$

tebal *head* (th) :

$$th = \frac{p \cdot r \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot p} + C$$

$$th = 0,2733 \text{ in}$$

$$\text{dipilih tebal head standar} = 0,3125 \text{ in}$$

11) Menentukan tinggi head

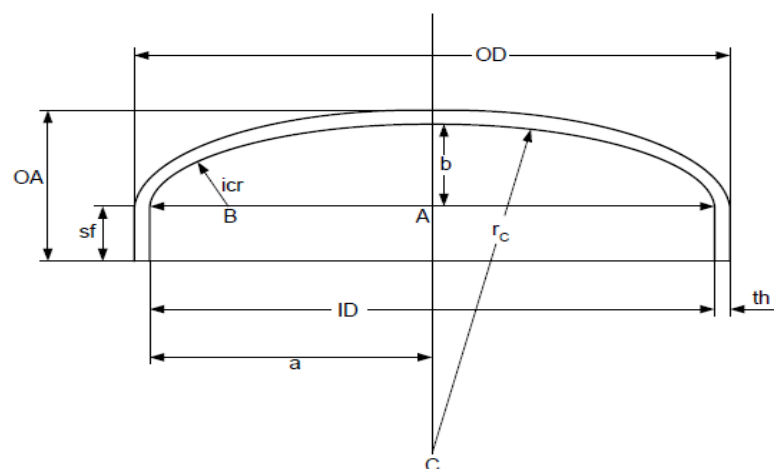
$$OD = 120 \text{ in}$$

$$th = 0,3125 \text{ in}$$

Dari table 5.8 Brownell diperoleh $sf = 1,5$ s/d $2,5$ in

$$\text{Dipilih } sf = 2$$

Dari persamaan untuk fig. 5.8 Brownell



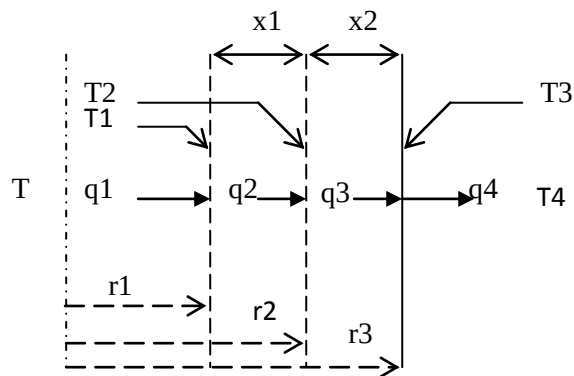
$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr &= 106,7500 \text{ in} \\
 AB &= (ID/2) - icr &= 52,5625 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2} &= 92,9126 \text{ in} \\
 b &= r - AC &= 21,0874 \text{ in} \\
 \text{tinggi head OA} & &= \text{tebal head} + b + sf \\
 & &= 23,3374 \text{ in} \\
 & &= 0,5928 \text{ m} \\
 & &= 1,9448 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah plate} &= 27 \text{ (termasuk reboiler)} \\
 \text{Tray spacing} &= 0,6 \text{ m} \\
 \text{Diameter menara atas} &= 2,9418 \text{ m} \\
 \text{Diameter menara bawah} &= 2,918 \text{ m (dibuat sama atas = bawah)} \\
 H_t' &= 1,5 \cdot D_{\text{atas}} = 4,4127 \text{ m} \\
 H_b' &= 2 \cdot D_{\text{bawah}} = 5,8835 \text{ m} \\
 H &= H_t' + H_b' + (ts \times \text{jumlah plate}) + th \text{ atas} \\
 &= 27,6817 \text{ m} \\
 &= 90,7961 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

- Isolasi Menara

Asumsi:

- d. Kedaan steady state
- e. Suhu dinding luar isolator = 50 °C
- f. Suhu udara luar = 35 °C



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari isolator luar

x_1 = tebal plat dinding shell

x_2 = tebal isolator

T = suhu pendingin

T_1 = suhu dinding shell dalam

T_2 = suhu dinding luar

T_3 = suhu isolator luar

T_4 = suhu udara luar

Bahan : asbestos, dengan sifat – sifat (Kern, 1965) :

- $\rho = 36 \text{ lb/ft}^3 = 577,0176678 \text{ kg/m}^3$
- $k = 0,117 \text{ btu/j/ft}^2/\text{°F}$
- $c_p = 0,25 \text{ btu/lb/°F}$
- $\epsilon = 0,96$

Data lain yang diperlukan :

- Diameter shell, $D = 2,9418 \text{ m} = 9,6490 \text{ ft}$
- Tebal plat dinding shell, $x_1 = 0,1875 \text{ in} = 0,015625 \text{ ft}$
- Suhu dinding dalam shell, $T_1 = 424,6424 \text{ K} = 151,4924 \text{ °C} = 764,6864 \text{ °R}$
- Suhu isolator dalam, $T_3 = 50 \text{ °C} = 122 \text{ °F} = 582 \text{ °R}$
- Suhu isolator luar, $T_4 = 35 \text{ °C} = 95 \text{ °F} = 555 \text{ °R}$

- Bahan dinding shell = carbon steel dengan $k = 25,4851 \text{ btu/ft}^2/^{\circ}\text{F}$
Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu:
 - Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam shell ke dinding shell dalam (q_1)
 - Perpindahan konduksi dari dinding shell dalam ke dinding shell luar (q_2)
 - Perpindahan konduksi dari dinding shell luar ke permukaan luar isolator (q_3)
 - Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udar bebas (q_4)
3. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes – udara

$$T_f = \frac{T_3 + T_4}{2} = \frac{122 + 95}{2} = 108,5^{\circ}\text{F}$$

$$= 108,5^{\circ}\text{F} = 315,5 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Daftar A-5, Holman, 1988):

$$\begin{aligned} \nu &= 1,726 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} & \beta &= 0,0032 \text{ K}^{-1} \\ k &= 0,0274 \text{ W/m}^{\circ}\text{C} & \text{Pr} &= 0,7046 \\ \rho &= 1,1279 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Panjang menara distilasi = 25,9531 m

$$\text{Gr. Pr} = \frac{g \beta (T_3 - T_4) L^3}{\nu^2} \text{Pr} = 6,0066 \times 10^{12}$$

$\text{Gr. Pr} > 10^9$ maka aliran turbulen sehingga bias dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman. 1988):

$$h_c = 1.31 (\Delta T)^{1/3} = 3,2307 \text{ W/m}^2/\text{C} = 0,5689 \text{ btu/j/F/ft}^2$$

4. Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara

Dengan menggunakan persamaan berikut (Kern, 1980) :

$$h_r \cdot (T_3 - T_4) = \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4)$$

dengan T_3 dan T_4 dalam $^{\circ}\text{R}$ serta $\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ btu/j/ft}^2/\text{R}$ maka

$$h_r = \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4) / (T_3 - T_4) = 40,0197 \text{ btu/j/R/ft}^2$$

Pada keadaan steady state $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$ dengan q adalah panas yang ditransfer tiap lapisan

$$q_2 = k_s \cdot A_1 (T_1 - T_2) / x_1 = k' \pi L (D + 2x_1) (T_1 - T_2) / x_1$$

$$q_3 = k \cdot A_2 (T_2 - T_3) / x_2 = k'' \pi L (D + 2x_1 + 2x_2) (T_2 - T_3) / x_2$$

$$q_4 = (h_r + h_c) A_3 (T_3 - T_4) = (h_r + h_c) \pi L (D + 2x_1 + 2x_2) (T_3 - T_4)$$

Jika dianggap suhu pada permukaan shell bagian dalam sama dengan suhu rata-rata pendingin, maka :

$$q_2 = 15.788,9392 \pi L (304,6864 - T_2) \text{ btu/j/R/ft}^2$$

$$q_3 = 0,117 \pi L (9,6803 + 2x_2) (T_2 - 122) / x_2$$

$$q_4 = 1095,8935 \pi L (9,6803 + 2x_2)$$

Jika $q_2 = q_4$ didapat persamaan hubungan T_2 dengan x_2 yaitu

$$T_2 = 304,0145 - 0,1388 x_2 \quad (a)$$

$$q_3 = q_4 \text{ maka didapat}$$

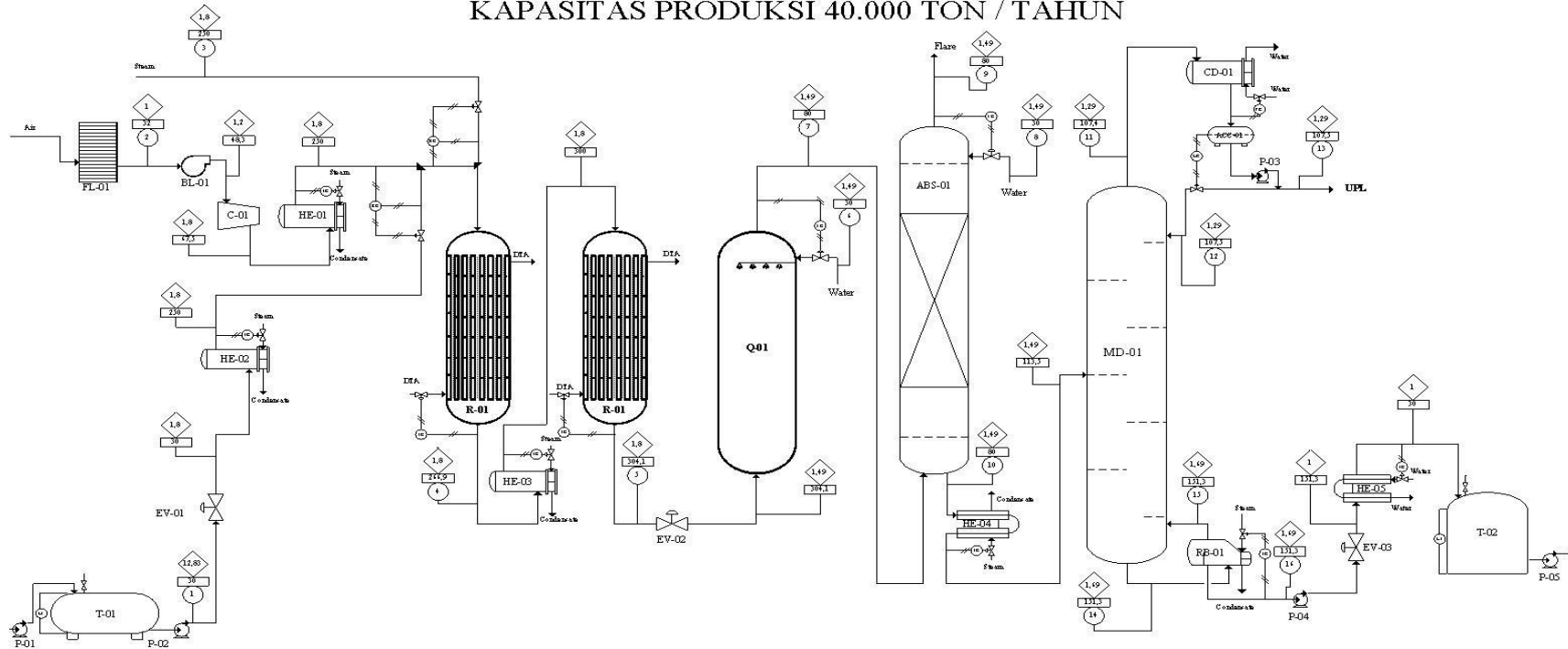
$$T_2 = 122 + 1095,8935 x_2 \quad (b)$$

Dari persamaan (a) dan (b) didapat nilai

$$x_2 = 0,1661 \text{ ft} = 0,0506 \text{ m}$$

$$T_2 = 303,991 ^{\circ}\text{F} = 151,106 ^{\circ}\text{C} = 424,256 \text{ K}$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPYLEN DAN UDARA
KAPASITAS PRODUKSI 40.000 TON / TAHUN



KOMPONEN	NOMOR ARUS (KG/JAM)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
C3H6	4479.8656	-	-	0.1120	0.1120	-	0.1120	-	0.1120	-	-	-	-	-	-	-
C3H8	21.6071	-	-	21.6072	21.6071	-	21.6072	-	21.6071	-	-	-	-	-	-	-
O2	-	5.007.631	-	1.575.7305	7.8787	-	7.8787	-	7.8787	-	-	-	-	-	-	-
N2	-	16.491.6340	-	16.491.6979	16.491.6684	-	16.491.6684	-	16.491.6684	-	-	-	-	-	-	-
H2O	-	-	1.480.7114	3.348.5101	3.348.5141	12.344.1539	15.692.6680	3.330.9511	-	19.223.6192	19.081.3830	5.708.4149	13.321.9481	192.2362	57.6709	134.5653
C3H4O	-	-	-	5.938.6506	444.6557	-	444.6557	-	444.6557	-	-	-	-	-	-	-
CH3COOH	-	-	-	31.8060	31.8059	-	31.8059	-	-	31.8059	0.3181	0.0954	0.2226	31.4878	8.4464	22.0415
CO2	-	-	-	23.3091	23.3090	-	23.3090	-	23.3090	-	-	-	-	-	-	-
C3H4O2	-	-	-	-	7.061.9023	-	7.061.9023	-	7.061.9023	70.6190	21.1857	49.4333	6.991.2833	2.097.3830	4.893.8983	-
TOTAL	45014.727	21.499.2691	1.480.7114	27.431.4332	27.431.4332	12.344.1539	39.775.6071	3.330.9511	16.989.2310	26317.3273	19.102.3200	5.730.4960	13.371.6240	7.215.0073	21.645.022	5.050.3051

ALAT	KETERANGAN
ABF	Absorber
ADC	Accumulator
BL	Blower
C	Compressor
EV	Expansion Valve
FL	Flare
HE	Heat Exchanger
MD	Miscellaneous Distillation
P	Pump
Q	Quench
R	Reactor
RB	Reboiler
T	Tank

ALAT	KETERANGAN
○	Normal Air
□	Temperature C
◇	Temperature Atm
⊕	Flow Controller
⊖	Level Controller
⊗	Level Indicator
⊙	Ratio Controller
⊕	Temp Controller
pk	Control Valve
—	Pipe
—	Utility System

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	
	PROCES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK ASAM AKRILAT DARI PROPYLEN DAN UDARA KAPASITAS PRODUKSI 40.000 TON/TAHUN	
Diberikan oleh:		
1. YUNI SAID A SAFARIANA		(12.521.134)
2. ARDIA HIDA LUTIFIANA		(12.521.151)
Dosen Pembimbing:		
1. DIANA S.T., M.Sc.		