

NO : TA/TK/2018/63

**PRARANCANGAN PABRIK METIL METAKRILAT
DARI ASETON SIANOHRIDRIN, ASAM SULFAT, DAN
METANOL
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Dimar Muktiana Nama : Putri Pamuji R.S

No.Mahasiswa : 14521237 No.Mahasiswa : 14521245

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2018**

LEMBAR PERNYATAAN HASIL KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: Dimar Muktiana	Nama	: Putri Pamuji
No. Mahasiswa	: 14521237	No. Mahasiswa	: 14521245

Yogyakarta, September 2018

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

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



NIM 14521237



NIM 14521245

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK METIL METAKRILAT DARI ASETON SIANOHIDRIN, ASAM SULFAT, DAN METANOL KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

**Nama : Dimar Muktiana
Nim : 14521237**

**Nama : Putri Pamuji R.S
Nim : 14521245**

Yogyakarta, 9 Oktober 2018

Pembimbing

Dr. Diana, S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK METIL METAKRILAT DARI ASETON SIANOHIDRIN, ASAM SULFAT, DAN METANOL KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Dimar Muktiana
No. Mahasiswa : 14521237

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

Yogyakarta, 18 Oktober 2018

Tim Penguji,

Dr. Diana, S.T., M.Sc.
Ketua

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.Eng.
Anggota I

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.
Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi
NIP. 845210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK METIL METAKRILAT DARI ASETON SIANOHIIDRIN, ASAM SULFAT, DAN METANOL KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Putri Pamuji Rahayuning Satuti
No. Mahasiswa : 14521245

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

Yogyakarta, 18 Oktober 2018

Tim Penguji,

Dr. Diana, S.T., M.Sc.
Ketua

 23/10/18

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.Eng.
Anggota I

 23/10/18

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.
Anggota II

 23/10/2018

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi
NIP. 845210102

NIP. 845210102
LEMBAR MOTTO

“Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan, maka apabila engkau telah selesai (dari sesuatu urusan) tetaplah bekerja keras untuk urusan yang lain”
(Qs. Al-Insyirah :6-7)

“Barang siapa bertakwa kepada Allah SWT maka dia akan menjadikan jalan keluar baginya, dan memberinya rezeki dari jalan yang tidak ia sangka, dan barang siapa yang bertakwa kepada Allah SWT maka cukuplah baginya, sesungguhnya Allah SWT melaksanakan kehendak-Nya, Dia telah menjadikan untuk setiap sesuatu kadarnya”
(Qs. Ath-Thalaq:2-3)

“Jenius adalah 1% inspirasi dan 99% keringat. Tidak ada yang dapat menggantikan kerja keras. Keberuntungan adalah sesuatu yang terjadi ketika kesempatan bertemu dengan kesiapan”
(Thomas A. Edison)

“Seorang terpelajar harus sudah berbuat adil sejak dalam pikiran apalagi dalam perbuatan”
(Pramoedya Ananta Toer)

“*Painting is literature in colors. Literature is painting in language*”
(Pramoedya Ananta Toer)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Dengan mengucapkan syukur kepada Allah SWT, saya persembahkan sebuah karya kecilku ini kepada...

Ayahanda Slamet Riyanto dan Ibunda Sri Panti Arini, terima kasih untuk seluruh curahan kasih sayang, dukungan, dan kepercayaan selama ini. Untuk perjuangan panjangnya dan tanggungjawab yang begitu besar.

Bapak dan Ibu adalah segalanya bagiku. Dua bijak pahlawan hidupku yang banyak mengajarku arti kehidupan, yang membantuku mewujudkan impian yang tidak pernah lekang oleh waktu, motivator terbaik dalam hidupku, yang selalu menyilipkan namaku dalam setiap do'a dan pengharapan.

Ibu dan Bapak tercinta, semoga tetesan butir-butir keringatmu terwujud sebagai keberhasilan dan kebahagiaan untuk membanggakanmu.

Adek dan Keluargaku terima kasih atas segalanya, kasih sayang, dukungan dan do'a nya.

Kepada Dr. Diana, S.T.,M.Sc., terima kasih atas segala bimbingannya selama ini. Banyak pengalaman dan pengetahuan berharga yang saya terima. Tanpa Ibu, saya tidak akan bisa menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik.

Dimar Muktiana sebagai partner tugas akhir, terima kasih atas dukungan, kesabaran, dan kerja sama dalam mengerjakan tugas akhir ini hingga selesai.

Untuk sahabat-sahabatku, Putri Faradilla, Lucya Karsini, Retno Angelia, Hadsabsa, Emilia, Zenthise Gandi, "Ra Ayu" ku, lambe syar'i, kawan-kawan kelas D, kawan-kawan kostan, dan untuk semua saudaraku keluarga Lembaga Pers Mahasiswa PROFESI, terima kasih atas dukungannya, kalian adalah keluarga keduaku yang kucintai.

Semua kawan-kawan seperjuangan Teknik Kimia UII angkatan 2014. Empat tahun sudah kita lalui, kebersamaan dalam canda dan tawa, ayo semangat untuk cepat lulus, sukses buat kita semua, sampai bertemu lagi di lain kesempatan.

Almamaterku tercinta, semoga kelak berguna dikemudian hari.

LEMBAR PERSEMBAHAN

Dengan mengucapkan syukur kepada Allah SWT, saya persembahkan sebuah karya kecilku ini kepada...

Ayahanda Punija dan Ibunda Siti Fathonah, terima kasih untuk seluruh curahan kasih sayang, dukungan, dan kepercayaan selama ini. Untuk perjuangan panjangnya dan tanggungjawab yang begitu besar.

Bapak dan Ibu adalah segalanya bagiku. Dua bijak pahlawan hidupku yang banyak mengajarku arti kehidupan, yang membantuku mewujudkan impian yang tidak pernah lekang oleh waktu, motivator terbaik dalam hidupku, yang selalu menyelimkan namaku dalam setiap do'a dan pengharapan.

Ibu dan Bapak tercinta, semoga tetesan butir-butir keringatmu terwujud sebagai keberhasilan dan kebahagiaan untuk membanggakanmu.

Kakak-kakakku terima kasih atas segalanya, kasih sayang, dukungan dan do'a nya.

Kepada Dr. Diana, S.T.,M.Sc., terima kasih atas segala bimbingannya selama ini. Banyak pengalaman dan pengetahuan berharga yang saya terima. Tanpa Ibu, saya tidak akan bisa menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik.

Putri Pamuji Rahayuning Satuti sebagai partner tugas akhir, terima kasih atas dukungan, kesabaran, dan kerja sama dalam mengerjakan tugas akhir ini hingga selesai.

Untuk sahabat-sahabatku, Nisa Aulia Sundari, Restu Estiningrum dan kawan-kawan kelas D, terima kasih atas dukungannya, kalian adalah keluarga keduaku yang kucintai.

Semua kawan-kawan seperjuangan Teknik Kimia UII angkatan 2014. Empat tahun sudah kita lalui, kebersamaan dalam canda dan tawa, ayo semangat untuk cepat lulus, sukses buat kita semua, sampai bertemu lagi di lain kesempatan.

Almamaterku tercinta, semoga kelak berguna dikemudian hari.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Dengan memanjatkan puji syukur atas kehadiran Allah Subhanahu Wata'ala yang telah melimpahkan rahmat, taufik, dan petunjuk-Nya kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik dan tepat waktu.

Adapun tujuan dari penyusunan Tugas Akhir ini adalah untuk memenuhi salah satu syarat kelulusan mahasiswa S1 Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri di Universitas Islam Indonesia Yogyakarta. Dalam penyusunan Tugas Akhir ini, penulis telah memperoleh banyak bimbingan, bantuan serta dorongan dari berbagai pihak yang selanjutnya penulis sajikan dalam Tugas Akhir yang berjudul : PRARANCANGAN PABRIK METIL METAKRILAT DARI ASETON SIANOHDRIK, ASAM SULFAT, DAN METANOL KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna, oleh karena itu penulis akan menerima segala kritik dan saran yang bersifat membangun guna lebih menyempurnakan Tugas Akhir ini. Dan pada kesempatan yang baik ini penulis ingin menyampaikan ucapan banyak terima kasih kepada :

1. Bapak dan Ibu tercinta yang dengan segala keikhlasan hati memberikan bantuan dan dorongan hingga terselesainya penyusunan Tugas Akhir ini.

2. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan izin dan arahan untuk Tugas Akhir Teknik Kimia.
3. Ibu Diana S.T., M.Sc., selaku Dosen Pembimbing dalam penyusunan Tugas Akhir yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan Tugas Akhir ini.
4. Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta beserta seluruh civitas akademik dalam rangka membantu kelancaran penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Kawan sekaligus partner seperjuangan pada khususnya juga keluarga besar Mahasiswa Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia pada umumnya atas kerjasama, bantuan, dan juga dorongan semangat hingga terselesainya penyusunan Tugas Akhir ini.

Sebagai akhir kata penulis ucapkan terima kasih, mudah- mudahan Tugas Akhir ini dapat memberikan sumbangan pemikiran yang bermanfaat bagi para pembaca. Semoga Allah Subhanahu Wata'ala selalu memberikan taufik dan hidayah-Nya kepada kita, Amin.

Wassalamua'laikum Wr.Wb.

Yogyakarta, 5 September 2018

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
LEMBAR MOTTO	vi
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
KATA PENGANTAR.....	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
ABSTRAK	xvii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang.....	1
1.1.1 Ketersediaan Bahan Baku.....	3
1.1.2 Kapasitas Perancangan	3
1.2 Tinjauan Pustaka	5
1.2.1 Macam-macam Proses Produksi	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk.....	11
2.1.1 Metil Metakrilat	11
2.1.2 Amonium Bisulfat	12
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	13
2.2.1 Aseton Sianohidrin.....	13
2.2.2 Asam Sulfat.....	14
2.2.3 Metanol	16
2.3 Pengendalian Kualitas	17
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	17
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	18

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses.....	21
-------------------------------	-----------

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk	26
--	-----------

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik	38
--------------------------------	-----------

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku.....	38
---	-----------

4.1.2 Pemasaran	39
------------------------------	-----------

4.1.3 Ketersediaan Fasilitas Transportasi.....	39
---	-----------

4.1.4 Iklim, Kondisi Tanah dan Daerah.....	39
---	-----------

4.1.5 Tenaga Kerja.....	39
--------------------------------	-----------

4.1.6 Sarana Pendukung.....	40
------------------------------------	-----------

4.1.7 Ketersediaan Air	40
-------------------------------------	-----------

4.1.8 Kebijakan Pemerintah.....	40
--	-----------

4.1.9 Komunikasi.....	40
------------------------------	-----------

4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	41
--	-----------

4.3 Tata Letak Alat (<i>Equipments Layout</i>).....	45
--	-----------

4.4 Alir Proses dan Material.....	47
--	-----------

4.4.1 Alir Proses	47
--------------------------------	-----------

4.4.2 Alir Material.....	49
---------------------------------	-----------

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	59
---	-----------

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	60
---	-----------

4.6 Organisasi Perusahaan	75
--	-----------

4.6.1 Bentuk Perusahaan	75
--------------------------------------	-----------

4.6.2 Struktur Organisasi	77
--	-----------

4.6.3 Perincian Jumlah Karyawan	88
--	-----------

4.6.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	89
--	-----------

4.7 Evaluasi Ekonomi.....	99
----------------------------------	-----------

4.7.1 <i>Capital Investment</i>	102
--	------------

4.7.2 <i>Manufacturing Cost</i>	103
--	------------

4.7.3 <i>General Expense</i>	105
---	------------

4.7.4 Anilisa Keuntungan	105
---------------------------------------	------------

4.7.5 Anilisa Kelayakan	105
--------------------------------------	------------

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan..... 112

5.2 Saran..... 113

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor Metil Metakrilat.....	3
Tabel 1.2. Pabrik metil metakrilat proses ACH.....	5
Tabel 1.3 Pertimbangan pemilihan proses	10
Tabel 3.2.1 Spesifikasi Reaktor	26
Tabel 3.2.2 Spesifikasi Menara Distilasi	28
Tabel 3.2.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	29
Tabel 3.2.4 Spesifikasi Accumulator dan Dekanter	30
Tabel 3.2.5 Spesifikasi Reboiler	31
Tabel 3.2.6 Spesifikasi Kondensor	32
Tabel 3.2.7 Spesifikasi Cooler	33
Tabel 3.2.8 Spesifikasi Heat Exchanger.....	34
Tabel 3.2.9 Spesifikasi Pompa.....	35
Tabel 3.2.10 Spesifikasi Expansion Valve.....	37
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	43
Tabel 4.2 Perincian Tata Letak Alat	45
Tabel 4.3 Neraca Massa di Reaktor 1 A.....	49
Tabel 4.4 Neraca Massa di Reaktor 1 B.....	49
Tabel 4.5 Neraca Massa di Reaktor 1 C.....	50
Tabel 4.6 Neraca Massa di Reaktor 2 A.....	50
Tabel 4.7 Neraca Massa di Reaktor 2 B.....	51
Tabel 4.8 Neraca Massa di Menara Distilasi 1	51

Tabel 4.9 Neraca Massa di Menara Distilasi 2	52
Tabel 4.10 Neraca Massa di Menara Distilasi 3	52
Tabel 4.11 Neraca Massa di Menara Distilasi 4	53
Tabel 4.12 Neraca Massa di Dekanter.....	53
Tabel 4.13 Neraca Panas di Reaktor 1	53
Tabel 4.14 Neraca Panas di Reaktor 2	54
Tabel 4.15 Neraca Panas di Menara Distilasi 1	54
Tabel 4.16 Neraca Panas di Menara Distilasi 2.....	55
Tabel 4.17 Neraca Panas di Menara Distilasi 3.....	55
Tabel 4.18 Neraca Panas di Menara Distilasi 4.....	56
Tabel 4.19 Neraca Panas di Dekanter	56
Tabel 4.20 Neraca Panas di Heater 1	56
Tabel 4.21 Neraca Panas di Heater 2	57
Tabel 4.22 Neraca Panas di Heater 3	57
Tabel 4.23 Neraca Panas di Heater 4	57
Tabel 4.24 Neraca Panas di Cooler 1.....	58
Tabel 4.25 Neraca Panas di Cooler 2.....	58
Tabel 4.26 Neraca Panas di Cooler 3.....	58
Tabel 4.27 Neraca Panas di Cooler 4.....	59
Tabel 4.28 Neraca Panas di Cooler 5.....	59
Tabel 4.29 Kebutuhan Air Tiap Jam	61
Tabel 4.30 Kebutuhan Listrik.....	71
Tabel 4.31 Daftar Kebutuhan Operator	89

Tabel 4.32 Jadwal Kerja.....	93
Tabel 4.33 Rincian Gaji Pegawai.....	97
Tabel 4.34 Data CEP Indeks	101
Tabel 4.35 Data CEP indeks.....	102
Tabel 4.36 Fixed Capital Investment.....	103
Tabel 4.37 Working Capital Investment.....	104
Tabel 4.38 Manufacturing Cost	105
Tabel 4.39 General Expense	106
Tabel 5.1 Hasil Analisa Ekonomi.....	113

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Metil Metakrilat	4
Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik	44
Gambar 4.2 Tata Letak Alat	46
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif.....	47
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif	48
Gambar 4.5 Diagram Pengolahan Air	62
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan	88
Gambar 4.7 Grafik Tahun Vs Indeks Harga	102
Gambar 4.8 Grafik Hubungan Kapasitas terhadap Rupiah	112

ABSTRACT

Methyl methacrylate is widely used in the industries of paint, resin, household appliances, cosmetics, and polymers. Indonesia still imports from various countries for consumption of Methyl methacrylate, and tended to increase in every year. Therefore, the construction of this plant in Indonesia is very important to decreasing imports. Methyl methacrylate plant aims to meet domestic and export demand. This chemical plant is designed with a capacity of 70.000 tons/year in operation for 330 days/year with total 180 employees. Raw materials needed are acetone cyanohydrin 60.132,7180 tons/year, asam sulfat 70.924,8846 tons/year, and metanol 22.954,1131 tons/year. The process manufacture of methyl methacrylate by the hydrolysis and esterification reaction, both of these processes are reacted in the continuous flow stirred tank reactor (CSTR) and reacted in the liquid phase condition. The hydrolysis reaction is set at a temperature of 130 °C and a pressure of 1 atm, while the esterification reaction is set at a temperature of 150 °C and a pressure of 7 atm. Methyl methacrylate product purification using distillation and decantation process, so that the resulting product with a purity of 99,8%. Supporting units of production processes are utility unit, steam, compressed air, air, electricity, fuel oil and waste treatment. The utilities needs are 46.431 kg/hour water supplied from Bengawan Solo river, 24.195.599,402 Kj/hour of saturated steam supplied from fuel boiler with 715 liters/hour of fuel oil, 73,06 m³/jam of compressed air, 342 kW of electricity power supplied by PLN and also need a generator as reserve.

Base on economic analysis, Fix Capital Investment (FCI) of this plant is IDR 527.975.163.174, and Working Capital is IDR 508.351.097.897. Profit before tax is IDR 264.742.025.030 and profit after tax is IDR 198.556.518.773. Return of Investment (ROI) is 50,14 % before tax and 37,61 % after tax. Pay Out Time (POT) is 1,66 years before tax or 2,1 years after tax. Break Even Point (BEP) is 47,90 % and Shut Down Point (SDP) is 34,39%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 21,81% per year. Based on the analysis with these parameters, the plant of Methyl methacrylate can be declared eligible to set up in Indonesian.

Keywords : acetone cyanohydrin, CSTR, methanol, methyl methacrylate, sulfuric acid

ABSTRAK

Metil metakrilat banyak digunakan dalam industri cat, resin, peralatan rumah tangga, kosmetik, dan polimer. Kebutuhan metil metakrilat di Indonesia sampai saat ini masih didatangkan dari luar negeri (impor) dan cenderung mengalami peningkatan tiap tahunnya. Oleh sebab itu, pendirian pabrik metil metakrilat di Indonesia sangat penting untuk mengurangi impor. Pabrik metil metakrilat diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan tidak menutup kemungkinan untuk di ekspor. Pabrik metil metakrilat dirancang dengan kapasitas 70.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari/tahun dengan total pekerja sebanyak 180 karyawan. Bahan baku yang dibutuhkan yakni aseton sianohidrin sebanyak 60.132,7180 ton/tahun, asam sulfat 70.924,8846 ton/tahun, dan metanol 22.954,1131 ton/tahun. Proses pembuatan metil metakrilat melalui reaksi hidrolisis dan esterifikasi, kedua reaksi tersebut dilakukan di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dan reaksi berlangsung pada fase cair. Reaksi hidrolisis dijalankan pada suhu 130 °C dan tekanan 1 atm, sedangkan reaksi esterifikasi pada suhu 150 °C dan tekanan 7 atm. Pemurnian produk metil metakrilat dilakukan dengan proses destilasi dan dekantasi, sehingga diperoleh produk dengan kemurnian 99,8%. Unit utilitas sebagai penunjang proses produksi membutuhkan air sebanyak 46.431 kg/jam yang diambil dari sungai Bengawan Solo, *saturated steam* 24.195.599,402 Kj/jam diperoleh dari *boiler* dengan bahan bakar *fuel oil* 715 liter/jam, kebutuhan listrik 342 kW listrik dipasok dari PLN serta *generator set* sebagai cadangan, dan kebutuhan udara tekan 73,06 m³/jam.

Dari analisis ekonomi, pabrik metil metakrilat ini membutuhkan modal tetap (*fixed capital*) sebesar Rp 527.975.163.174 dan modal kerja (*working capital*) Rp 508.351.097.897. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak yakni Rp 264.742.025.030 tiap tahun. Keuntungan setelah pajak yakni Rp 198.556.518.773 tiap tahun. Hasil analisis kelayakan menyatakan bahwa *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak yakni 50,14 % dan setelah pajak yakni 37,61 %. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,66 tahun sedangkan setelah pajak 2,1 tahun. *Break even point* (BEP) yakni 47,90 % kapasitas, dan *shut down point* (SDP) yakni 34,39% kapasitas. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) yakni 21,81%. Berdasarkan hasil analisa dengan parameter tersebut, maka pabrik metil metakrilat ini layak untuk didirikan di Indonesia.

Kata kunci : asam sulfat, aseton sianohidrin, metanol, metil metakrilat, RATB

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sektor Industri menjadi salah satu sektor strategis yang berperan penting dalam pembangunan negara, turut memacu pertumbuhan ekonomi dan perluasan lapangan pekerjaan. Indonesia termasuk dalam lima besar negara-negara dunia yang kontribusi industri terhadap Produk Domestik Bruto (PDB) cukup tinggi. Sejauh ini, perkembangan sektor industri di Indonesia merupakan penyumbang terbesar yakni 22 persen dalam Produk Domestik Bruto (PDB). (Kemenperin 2017)

Sejalan dengan berkembangnya industri di Indonesia, pertumbuhan pembangunan infrastruktur, manufaktur dan diversifikasi usaha terus mengalami peningkatan. Dari segi manufaktur dan diversifikasi, banyak bahan mentah atau setengah jadi yang diolah menjadi produk intermediet atau produk jadi, sehingga mengurangi ketergantungan kita pada produk impor dan meningkatkan perekonomian negara. Dalam usaha ini pemerintah memprioritaskan pada pembangunan industri yang dapat merangsang pertumbuhan industri yang lain, sehingga diharapkan pertumbuhan tersebut akan semakin pesat.

Perkembangan industri disertai teknologi tersebut menyebabkan meningkatnya kebutuhan bahan kimia, salah satunya yaitu Metil Metakrilat (MMA) dengan rumus molekul $\text{CH}_2\text{C}(\text{CH}_3)\text{COOCH}_3$. MMA atau dengan nama kimia *methyl 2-methylpropenoate* adalah senyawa turunan ester dan salah satu bentuk monomer dari resin akrilik yang digunakan dalam beberapa industri kimia sebagai *intermediet*

yang berfungsi dalam industri cat, industri peralatan rumah tangga, industri kosmetik, dan industri polimer. Bahan kimia ini mudah terbakar, pada suhu kamar berbentuk cairan tak berwarna, mendidih pada temperatur 101 °C, sedikit larut dalam air dan beberapa pelarut organik lainnya. Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan metil metakrilat adalah aseton sianohidrin, asam sulfat dan metanol (Ullmann's 1989).

Pertimbangan utama dalam mendirikan pabrik MMA ini yaitu untuk melakukan usaha secara sosial-ekonomi yang saling menguntungkan, karena pabrik metil metakrilat memiliki potensi pasar cukup besar didasarkan pada permintaan pasar yang tinggi baik dari dalam negeri maupun luar negeri seperti di negara Eropa dan Asia. Di Indonesia sendiri belum terdapat pabrik MMA, sehingga untuk mencukupinya harus mengimpor dari beberapa negara di Asia, Amerika Serikat dan Eropa. Hal tersebut atas dasar data kebutuhan impor metil metakrilat di dalam negeri yang setiap tahun relatif meningkat. Maka dari itu, dengan didirikannya pabrik metil metakrilat ini diharapkan kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi, membuka kesempatan bagi Indonesia menjadi negara pengekspor metil metakrilat ke luar negeri. Di samping itu, akan terciptanya kesempatan lapangan kerja baru, dan juga di dukung dengan ketersediaan bahan baku yang mudah diperoleh, teknologi dan tenaga pelaksana. Agar memperoleh banyak keuntungan, pendirian pabrik metil metakrilat ini juga harus diimbangi dengan kemampuan modal yang memadai.

1.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

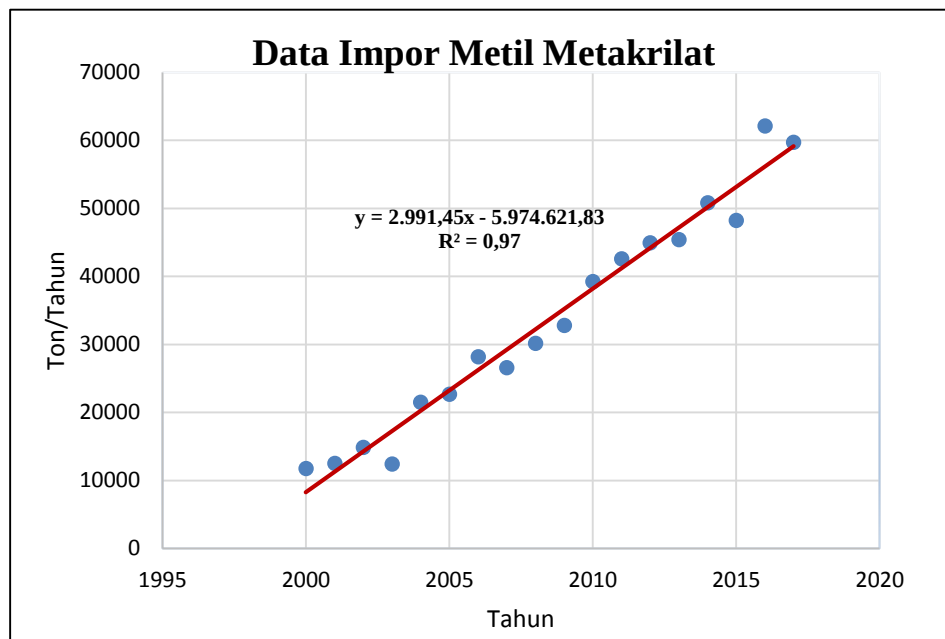
Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang sangat penting untuk kelangsungan hidup suatu pabrik. Untuk menjamin kontinuitas produksi pabrik, bahan baku harus mendapat perhatian yang serius dengan tersedianya secara periodik dalam jumlah yang cukup. Bahan baku yang digunakan pada industri metil metakrilat adalah aseton sianohidrin, asam sulfat dan metanol. Untuk bahan baku aseton sianohidrin harus di import dari beberapa negara seperti Taiwan, Jepang, dan Singapura. Sedangkan di Indonesia kebutuhan bahan baku berupa asam sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia yang berlokasi di kabupaten Gresik, provinsi Jawa Timur dengan kapasitas produksi 600.000 ton/tahun dan bahan baku metanol dapat diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri (KMI) yang terletak di kota Bontang, provinsi Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi 660.000 ton/tahun.

1.1.2 Kapasitas Perancangan

Tabel 1.1 Data impor Metil Metakrilat

Tahun	Ton/Tahun	Tahun	Ton/Tahun
2000	11.798,26	2009	32.814,54
2001	12.506,04	2010	39.234,10
2002	14.890,24	2011	42.580,95
2003	12.411,28	2012	44.968,76
2004	21.538,33	2013	45.400,16
2005	22.682,81	2014	50.814,03
2006	28.201,59	2015	48.264,53
2007	26.590,50	2016	62.136,91
2008	30.173,96	2017	59.723,57

Sumber : (BPS) Perdagangan Luar Negeri Indonesia Tahun 2000-2017



Gambar 1.1 Grafik impor metil metakrilat

Pabrik metil metakrilat ini direncanakan akan didirikan pada tahun 2020 sehingga dari data BPS tahun 2000-2017 dapat ditentukan kapasitas pabrik dengan cara regresi linier dengan persamaan:

$$Y = 2.991,45 X - 5.974.621,83$$

Dari persamaan diatas dapat diketahui bahwa kebutuhan metil metakrilat di Indonesia pada tahun 2020 sekitar 68.107,17 ton/tahun.

Data yang terdapat pada Kirk dan Othmer, 1995, 4 ed, *Encyclopedia of Chemical Technology*, diketahui kapasitas yang menguntungkan untuk pabrik metil metakrilat antara 10.000-400.000 ton/tahun.

Kapasitas pabrik metil metakrilat dengan teknologi aseton sianohidrin (ACH) di luar negeri ditunjukkan pada tabel 1.2 sebagai berikut :

Tabel 1.2 Pabrik Metil Metakrilat Proses ACH (Kirk dan Othmer, 1995)

No	Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	Room and Haas, Deer Park (Texas)	372.000
2	Lucite (Ineos and ICI), Memphis (Tennessee)	290.000
3	CYRO, Fortier (Louisiana)	125.000
4	Fenoquimica, Mexico	16.000
5	Quimica Metacril, Brazil	13.000
6	Inoes and ICI, Billingham (UK)	220.000
7	Rohm/De Gussa, Worms/ Wesseling (FRG)	200.000
8	Atochem	135.000
9	Respol/ DeGussa, Worm/Wesseling (FRG)	200.000
10	Mitsubishi Gas, Jepang	50.000
11	Mitsubishi Rayon, Ohtake (Jepang)	215.000
12	Kuraray, Nakajo (Jepang)	50.000
13	Formosa Plastics, Taiwan	154.000
14	Koahsiung Monomer Co. Taiwan	80.000

Atas berbagai pertimbangan diatas, maka perancangan pabrik metil metakrilat akan dibangun pada kapasitas produksi sebesar 70.000 ton/tahun guna mencukupi kebutuhan metil metakrilat baik dalam maupun luar negeri.

1.2 Tinjauan Pustaka

Metil Metakrilat (MMA) merupakan senyawa turunan ester dan salah satu bentuk monomer dari resin akrilik yang digunakan dalam beberapa industri kimia

sebagai *intermediet* yang berfungsi dalam industri cat, industri peralatan rumah tangga, industri kosmetik, dan industri polimer. Metil Metakrilat mempunyai rumus molekul $\text{CH}_2\text{C}(\text{CH}_3)\text{COOCH}_3$ dengan nama kimia *methyl 2-methylpropenoate*. Bahan kimia ini mudah terbakar, pada suhu kamar berbentuk cairan tak bewarna, mendidih pada temperatur 101°C , sedikit larut dalam air dan beberapa pelarut organik lainnya.

1.2.1 Macam-macam Proses Produksi

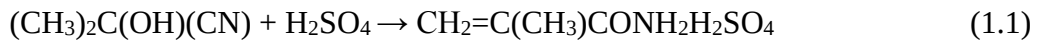
Berdasarkan bahan baku yang digunakan proses pembuatan metil metakrilat dapat dilakukan dengan tiga cara antara lain (Kirk dan Othmer, 1995):

1.2.1.1 Metil Metakrilat dari Aseton Sianohidrin

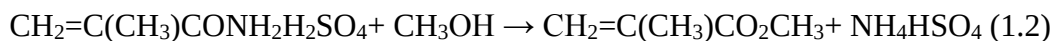
Proses produksi yang paling aman untuk memproduksi metil metakrilat adalah proses aseton sianohidrin (ACH). Pertama kali digunakan untuk produksi secara komersil tahun 1937 yang dipatenkan oleh ICI (produsen metil metakrilat) tahun 1934. Teknologi ini dilakukan dengan cara menghidrolisa aseton sianohidrin untuk menghasilkan metakrilamit sulfat. Aseton sianohidrin direaksikan dengan asam sulfat berlebih (1,4-1,8 mol asam sulfat per mol aseton sianohidrin). Asam sulfat berfungsi sebagai reaktan, katalis dan pelarut untuk reaksi.

Reaksi ini berlangsung di dalam reaktor tangki alir berpengaduk pada suhu $80\text{-}100^\circ\text{C}$ dengan tekanan 1 atm, kemudian diikuti dengan proses pemanasan singkat thermal cracking (reaksi perengkahan) pada suhu $120\text{-}160^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm untuk mengkonversi produk samping (α -hydroxyisobutyramit sulfat) menjadi metakrilamit sulfat. Proses pada tahap ini berlangsung selama ± 1 jam dengan

konversi 90-98%. Reaksi yang berlangsung di dalam reaktor hidrolisis sebagai berikut:



Proses selanjutnya, ekstraksi metakrilamid sulfat dengan metanol berlebih di dalam reaktor esterifikasi (reaktor tangki alir berpengaduk) pada kondisi operasi suhu 100-150°C dan tekanan 7 atm untuk mendapatkan produk metil metakrilat dengan produk samping amonium bisulfat. Waktu tinggal dalam reaktor ini kurang dari 1 jam dengan konversi 80-98%. Reaksi yang berlangsung di dalam reaktor eksterifikasi sebagai berikut:



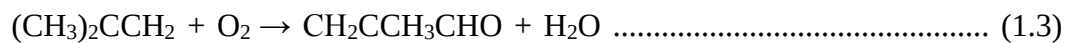
Selanjutnya hasil proses esterifikasi akan melalui beberapa proses separasi (pemisahan) dan purifikasi (pemurnian) hingga didapatkan produk metil metakrilat dengan kemurniaan tinggi dan bersih dari pengotornya.

1.2.1.2 Metil Metakrilat dari Isobutanol atau Isobutilena

Tahap pertama mengoksidasi isobutanol menjadi metakrolein, kemudian tahap kedua mengoksidasi metakrolein menjadi asam metakrilat.

Tahap terakhir adalah mereaksikan asam metakrilat dengan metanol untuk menghasilkan metil metakrilat. Ketiga reaksi ini berlangsung dengan bantuan beberapa katalis. Katalis yang dipakai pada tahap pertama adalah oksida logam multi komponen yang mengandung bismut, molibdenum dan sejumlah logam lain untuk meningkatkan aktivitas dan selektivitas. Tahap kedua menggunakan katalis yang dasarnya mengandung fosfolibdat, namun juga mengandung logam alkali untuk mengontrol keasaman. Tahap ketiga umumnya menggunakan katalis asam

sulfat. Masing-masing reaksi ini berlangsung dalam reaktor yang berbeda. Konversi yang dihasilkan 75%. Reaksi yang berlangsung sebagai berikut:



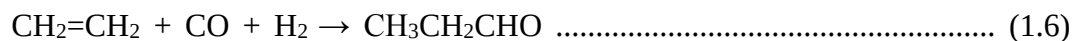
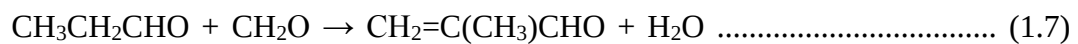
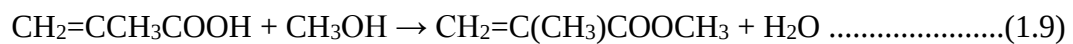
Reaktor oksidasi pertama beroperasi pada suhu 395°C dan tekanan operasi 1-2 atm. Reaktor oksidasi tahap kedua beroperasi pada suhu 350°C dan tekanan operasi 7 atm. Tahap ketiga menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk dengan kondisi operasi suhu 70-100°C dan tekanan 6,8-7,5 atm. Selanjutnya aliran keluar dari reaktor ketiga dialirkan melalui scrubber untuk mendapatkan crude metil metakrilat. Keluaran scrubber yang berupa gas dilewatkan ke dalam absorber untuk menyerap metakrolein yang tidak bereaksi. Sebagai penyerap biasanya digunakan larutan asam karboksilat. Gas keluar absorber dikirim ke unit pembakaran sebelum dibuang ke udara, sedangkan metakrolein yang terserap dialirkan ke stripper, dimana metakrolein akan dikembalikan ke reaktor kedua dan penyerap dikembalikan ke absorber. metil metakrilat mentah yang diperoleh dikirim ke menara distilasi untuk mendapatkan metil metakrilat dengan kemurnian yang tinggi.

1.2.1.3 Metil Metakrilat dari Etilena

Pembuatan metil metakrilat dari etilena melewati 4 tahap yaitu mengkondensasi etilena dengan karbon monoksida dan hidrogen untuk mendapatkan propanoldehid pada fase gas dengan kondisi operasi suhu 30°C dan

tekanan 15 atm. Propanoldehid kemudian direaksikan dengan formaldehid untuk mendapatkan metakrolein pada kondisi operasi suhu 160-185°C, tekanan 49 atm dan reaksi berjalan pada fase cair. Metakrolein yang terbentuk direaksikan dalam fase gas dengan oksigen pada tekanan 350 atm dan suhu 100°C, sehingga menghasilkan asam metakrilat yang kemudian direaksikan dengan metanol menghasilkan metil metakrilat.

Reaksi tahap terakhir tersebut terjadi pada fase cair pada suhu 70-100°C dan tekanan 6,8-7,5 atm. Reaksi ini akan memberikan konversi sebesar 75% dengan menggunakan katalis berupa logam multi komponen. Reaksi yang berlangsung sebagai berikut:



Tabel 1.3 Pertimbangan pemilihan proses (Kirk dan Othmer, 1995)

Faktor	Aseton Sianohidrin	Isobutilena / Isobutanol	Etilena
Alat proses	Lebih sederhana	Lebih rumit	Lebih rumit
Proses	1. Hidrolisa	Oksidasi 2 tahap	Kondensasi 4 tahap
	2. Esterifikasi		
Suhu	1. 80-160°C	1. 300-400°C	30-450°C
	2. 100-150°C	2. 270-350°C	
Tekanan	1. 1 atm	1. 1-2 atm	6,8-350 atm
	2. 7 atm	2. 1-10 atm	
Konversi	80-98%	30-75%	68-75%
Katalis	Cair	Padat	Padat
Jenis reaktor	RATB	PFR, RATB	PFR, RATB

Berdasarkan kondisi operasi masing-masing proses tersebut, dipilih menggunakan teknologi aseton sianohidrin berdasarkan pertimbangan berikut:

1. Konversi bahan baku menjadi produk tertinggi sekitar 80-98%.
2. Kondisi operasi yang mudah dicapai sehingga tidak memerlukan perlakuan awal yang rumit dan tidak memerlukan energi yang besar.
3. Katalis yang digunakan juga sebagai reaktan dan pelarut sehingga tidak memerlukan perlakuan khusus seperti pada proses yang lain.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Metil Metakrilat

1. Sifat Fisis

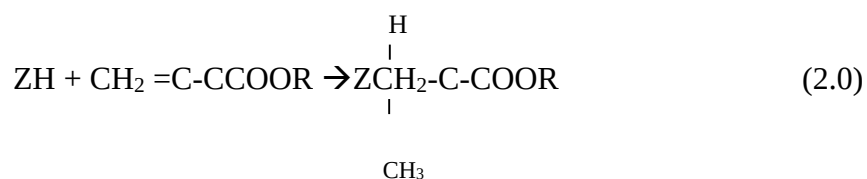
Rumus molekul	: $\text{CH}_2\text{C}(\text{CH}_3)\text{CO}_2\text{CH}_3$	
Fase	: Cair	
Warna	: tidak bewarna	
Berat molekul	: 100,11 g/mol	
Titik didih	: 100,45°C	(Perry, 1984)
Titik lebur	: -48°C	
Specific gravity	: 0,946	
Temperatur kritis	: 290,85°C	
Tekanan kritis	: 36,32 atm	
Densitas	: 931,5888 kg/m ³	
Viskositas	: 0,512 cP	
Kelarutan	: sedikit larut dalam air (15 mg/ml), larut dalam pelarut organik	
Kemurnian	: 99,8%	

(www.chemicaland21.com)

2. Sifat Kimia

a. Reaksi adisi pada ikatan rangkap karbon

Penambahan hidrogen sianida, hidrogen halida, hidrogen sulfida, mercaptan, alkil amina, alkohol, phenol atau phosphina akan menghasilkan β yang tersubstitusi menjadi α -metil propinat



b. Reaksi Dies-Alder

Reaksi Dies-Alder terjadi dengan diena, seperti butadiena dan siklopentadiena

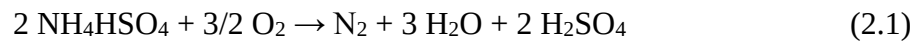
2.1.2 Amonium Bisulfat

1. Sifat Fisis

Rumus molekul	: NH_4HSO_4	
Fase	: Cair	
Warna	: tidak berwarna	
Berat molekul	: 115,11 g/mol	
Titik didih	: 490°C	(Perry, 1984)
Specific gravity	: 1,248	
Densitas	: $1247,8760 \text{ kg/m}^3$	
Kelarutan	: larut dalam air (767 mg/ml) dan metanol	
Kemurnian	: 98%	
Impuritas	: maks 2% asam sulfat	(www.chemicaland21.com)

2. Sifat Kimia

Reaksi oksidasi, amonium bisulfat dapat dioksidasi membentuk asam sulfat, nitrogen dan air:



2.2 Spesifikasi Bahan Baku

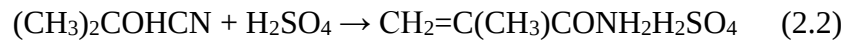
2.2.1 Aseton Sianohidrin

1. Sifat Fisis

Rumus molekul	: $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{OH})\text{CN}$	
Bentuk fisik	: Cairan kekuningan	
Warna	: Tidak berwarna	
Berat molekul	: 85,11 g/mol	
Titik didih	: 190 °C (760 mmHg)	(Perry, 1984)
Titik lebur	: -19°C	
Temperatur kritis	: 373,85 °C	
Tekanan kritis	: 41,9 atm	
Densitas	: 0,995 g/cm ³	
Kelarutan	: larut dalam air (1000 mg/ml)	
Viskositas	: 0,59 cP (30 °C)	
Kemurnian	: 98,0%	
Impuritas	: 2,0 % H ₂ O	

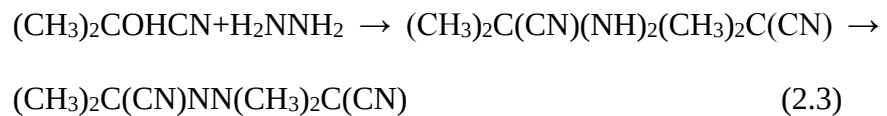
2. Sifat Kimia

- a. Bereaksi dengan asam sulfat membentuk metakrilamid sulfat



- b. Bereaksi dengan hydrazine

Aseton sianohidrin akan bereaksi dengan hydrazine membentuk hydrazine A yang kemudian dengan oksidasi menggunakan air dan klorin akan menghasilkan 2,2 azobisisobutyronitrile (AIBN)



(Perry, 1999)

2.2.2 Asam Sulfat

1. Sifat Fisis

Rumus molekul : H_2SO_4

Bentuk fase : Cair

Warna : Tidak bewarna

Berat molekul : 98,08 g/mol

Titik didih : 337 °C (Perry, 1984)

Titik lebur : 10,49°C (1 atm)

Temperatur kritis : 651,85°C (1 atm)

Tekanan kritis : 63,16 atm

Densitas : 1826,9712 kg/m³ (30°C)

Kelarutan : larut dalam air

Viskositas : 19,7 cP (30°C)

Specific gravity : 1,84

Kemurnian : 98,0%

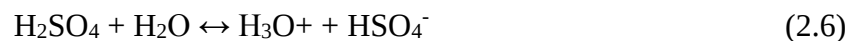
Impuritas : Chlorida (Cl) maksimal 10 ppm, Nitrat (NO₃) maksimal 5 ppm, Besi (Fe) maksimal 50 ppm, Timbal (Pb) maksimal 50 ppm.

2. Sifat Kimia

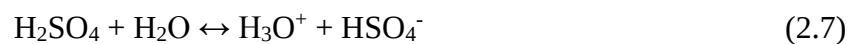
- a. Merupakan asam kuat
- b. Bersifat higroskopis
- c. Asam sulfat murni sangat kecil sekali ter-ionkan



Kecilnya asam sulfat yang terionkan ini yang menyebabkan konduktivitas termal asam sulfat mempunyai harga rendah pada kemurnian 100%. Jika asam sulfat murni dilarutkan dalam air, dissosiasi terjadi sangat cepat.



Dengan terjadinya dissosiasi ini maka konduktivitasnya akan naik sangat cepat, dan pada kandungan air yang tinggi dissosiasi kedua akan terjadi



(Perry, 1999)

2.2.3 Metanol

1. Sifat Fisis

Rumus molekul : CH_3OH

Bentuk Fisik : Cair

Warna : Tidak bewarna

Berat molekul : 32,04 g/mol

Titik didih : 65°C (Perry, 1984)

Titik lebur : -98°C

Temperatur kritis : 219,43°C

Tekanan kritis : 79,90 atm

Densitas : 0,787 g/cm³ (30°C)

Viskositas : 0,5050 cP (30°C)

Kemurnian : 98,0%

Kelarutan : larut dalam air

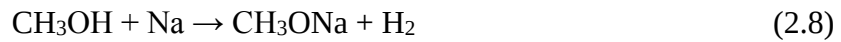
Impuritas : 2,0% H₂O

(<http://www.medcogroup.co.id>)

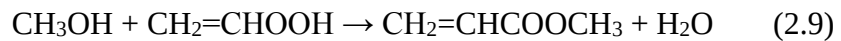
2. Sifat Kimia

Metanol merupakan alkohol alifatik dengan rumus molekul CH_3OH yang reaktivitasnya ditentukan oleh gugus hidroksinya. Reaksi dengan metanol terjadi melalui pecahnya gugus C-O dan ikatan -H. Reaksi yang penting dalam industri :

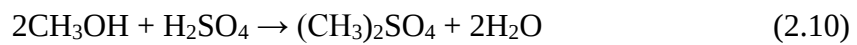
- a. Dengan logam Na membentuk sodium metilat dan H₂ (Considine, 1970):



- b. Dengan asam akrilat membentuk metil akrilat (Ullmann's, 1989):



- c. Dengan asam sulfat membentuk dimetil sulfat (Considine, 1970):



- d. Dehidrogenasi metanol akan menghasilkan formaldehid:



(Perry, 1999)

2.3 Pengendalian Kualitas

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

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku berupa Aseton Sianohidrin, Asam sulfat dan Metanol dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Uji yang dilakukan

antara lain uji densitas, pH, viskositas, volatilitas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset, baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

a. *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

b. *Flow Rate*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

c. *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka dilakukan uji densitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Reaksi dan Kondisi Operasi

Tahap proses hidrolisis reaksi berlangsung antara suhu 80-130°C pada tekanan 1 atm. Apabila suhu operasi kurang dari 80°C akan meningkatkan terbentuknya produk samping yang berupa turunan senyawa α -hidroksi isobutiramid, sehingga kemurnian metil metakrilat yang dihasilkan akan menurun. Proses akan membutuhkan alat tambahan berupa *cracker* untuk menghilangkan senyawa turunan α -hidroksi isobutiramid pada hasil reaksi hidrolisis. Metode lain untuk meminimalkan terbentuknya α -hidroksi isobutiramid dengan mereaksikan bahan pada kondisi operasi 130°C dan tekanan 1 atm. Hasil dari reaksi hidrolisis ini adalah metakrilamid sulfat.

Tahap proses esterifikasi reaksi berlangsung pada suhu 150°C dan tekanan 7 atm. Tekanan operasi tinggi sekitar 7 atm dipilih, mengingat titik didih metanol yang relatif rendah dan dikhawatirkan akan terjadi penguapan dari metanol yang menghambat kelangsungan reaksi, karena reaksi berlangsung pada fase cair dengan suhu operasi sekitar 150°C.

Reaksi hidrolisis dan esterifikasi bersifat eksotermis (menghasilkan panas), untuk menghindari terjadinya kenaikan suhu dan mempertahankan kondisi operasinya, maka kedua jenis reaktor dilengkapi dengan koil pendingin. Proses reaksi berjalan dengan baik jika campuran bahan baku dan reaktan bercampur secara homogen, dengan jalan pengadukan (*mixing*). Untuk itu reaktor yang digunakan adalah reaktor tangki alir berpengaduk yang dilengkapi koil pendingin.

3.1.2 Langkah Proses

Proses pembuatan metil metakrilat yang menggunakan bahan baku aseton sianohidrin, asam sulfat, dan metanol, pada dasarnya melalui tahapan proses sebagai berikut :

3.1.2.1 Penyiapan Bahan Baku

a. Tahap Penyiapan Aseton Sianohidrin (ACH)

Aseton sianohidrin (ACH) disimpan dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm di dalam tangki penyimpanan (T-01), pada kondisi demikian ACH dalam keadaan cair karena titik didihnya suhu 190°C tekanan 1 atm, selain itu juga dikarenakan fase reaktor adalah cair-cair. Dari tangki penyimpanan (T-01), ACH dialirkan menggunakan pompa (P-01) kemudian dipanaskan pada *heater* (HE-01) sampai suhu 130°C, dialirkan menuju reaktor hidrolisis (R-01A).

b. Tahapan Penyiapan Asam Sulfat

Asam sulfat 98% disimpan dalam fase cair pada suhu 30°C tekanan 1 atm di dalam tangki (T-02). Sebelum masuk reaktor hidrolisis, asam

sulfat dialirkan menggunakan pompa (P-02) dan dipanaskan sampai suhu 130°C dengan *heater* (HE-02).

c. Tahapan Penyiapan Metanol

Metanol 98% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-03). Dari tangki penyimpan, metanol dialirkan menuju heater (HE-03) dengan pompa (P-03) untuk dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 150°C dan tekanan 7 atm. Kemudian metanol dimasukkan ke reaktor esterifikasi (R-02).

3.1.2.2 Tahap Reaksi

1. Tahap pembentukan metakrilamid sulfat

Metakrilamid sulfat merupakan senyawa intermediat, produk dari reaksi antara aseton sianohidrin dengan asam sulfat pada reaktor hidrolisis (R-01) dengan perbandingan mol aseton sianohidrin dengan asam sulfat 1 : 1,8. Reaktor hidrolisis yang dipakai adalah reaktor alir tangki berpengaduk dengan koil pendingin dan reaksi berlangsung pada fase cair. Kondisi operasi berlangsung pada suhu 130°C dan tekanan 1 atm. Pada reaksi ini asam sulfat berfungsi sebagai reaktan, pelarut, dan katalis. Reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksotermis untuk itu agar reaksi dapat dijaga tetap pada suhu operasi 130°C, maka reaktor dipasang koil pendingin. Hasil reaktor ini adalah metakrilamid sulfat, sisa aseton sianohidrin, sisa asam sulfat dan air yang kemudian dialirkan menuju reaktor esterifikasi (R-02) direaksikan dengan metanol.

2. Tahap reaksi pembentukan metil metakrilat

Reaksi pembentukan metil metakrilat terjadi di reaktor esterifikasi yang disusun seri dengan jumlah reaktor 2 unit yaitu (R-02A) dan (R-02B), yang juga merupakan reaktor alir tangki berpengaduk. Reaksi yang terjadi dalam reaktor esterifikasi ini bersifat eksotermis, sehingga perlu dilengkapi dengan koil pendingin. Kondisi operasi reaktor esterifikasi ini yaitu pada suhu 150°C tekanan 7 atm. Metakrilamid sulfat yang berasal dari reaktor hidrolisis direaksikan dengan metanol, dimana perbandingan mol metakrilamid sulfat dengan metanol 1 : 1,6.

Reaksi yang terjadi pada reaktor esterifikasi, merupakan reaksi metanolisis dan juga merupakan reaksi eksotermis, sehingga menggunakan koil pendingin. Hasil keluaran reaktor ini adalah produk metil metakrilat, ammonium bisulfat, sisa metakrilamid sulfat, sisa metanol, sisa aseton sianohidrin, sisa asam sulfat, dan air. Kemudian hasil dari reaktor esterifikasi ini dialirkan ke tahap pemisahan dan pemurnian produk.

3.1.2.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

Tahap ini bertujuan untuk memperoleh produk metil metakrilat hingga mencapai kemurnian 99,8%. Produk reaktor esterifikasi dialirkan menuju Menara Distilasi (MD-01) untuk dipisahkan dari asam- asamnya. Umpan masuk menara distilasi ini dirancang pada suhu 125°C tekanan 2 atm, hasil keluaran reaktor esterifikasi perlu diturunkan tekanan dengan menggunakan *expansion valve* sampai tekanan 2 atm. Hasil atas *light key component* (LK)

menara distilasi (MD-01) adalah metil metakrilat, aseton sianohidrin, metakrilamid sulfat, methanol, air dan asam sulfat dengan kemurnian 67%. Hasil bawah *heavy key component* (HK) terdiri dari amonium bisulfat dan asam sulfat. Hasil bawah akan diproses untuk memisahkan asam sulfat dan amonium bisulfat dengan menara distilasi (MD-04), sedangkan hasil atas akan diumpankan ke menara distilasi (MD-02) pada suhu 104°C tekanan 2 atm. Hasil atas menara distilasi (MD-02) dengan kemurnian komponen 77% akan diumpankan ke menara distilasi (MD-03), sedangkan hasil bawah berupa aseton sianohidrin, metakrilamid sulfat, asam sulfat, dan sedikit MMA akan digunakan kembali (*recycle*) sebagai umpan reaktor hidrolisis.

Pada menara distilasi (MD-04) amonium bisulfat diambil sebagai produk samping. Amonium bisulfat banyak digunakan di industri pupuk (*fertilizer*). Amonium bisulfat yang umum dipasaran memiliki kadar 95-98% di tampung pada Tangki penyimpanan (T-05). Hasil bawah kolom distilasi berupa asam sulfat akan digunakan kembali (*recycle*) sebagai umpan reaktor hidrolisis (R-01).

Pada kolom distilasi (MD-03) metanol diambil atau dipisahkan sebagai hasil atas yang di-*recycle* kembali untuk umpan reaktor esterifikasi (R-02). Hasil bawah menara distilasi (MD-03) dengan kemurnian metil metakrilat 95% idialirkan ke Dekanter (DC-01) guna mendapatkan kemurnian produk yang lebih tinggi.

Sehingga diperoleh hasil atas (*light component*) dari (DC-01) yakni metil metakrilat kemurnian 99,8% dengan kandungan 0,181% air dan

0,019% metanol yang kemudian dimasukkan ke tangki penyimpan produk (T-04), sedangkan hasil bawah (*heavy component*) (DC-01) dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL).

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

Tabel 3.2.1 Spesifikasi Reaktor

Kode	Fungsi	Tipe	Jumlah	Konversi	Fase	Kondisi operasi	Spesifikasi	Harga
Reaktor (R-01)	Mereaksikan aseton sianohidrin dan asam sulfat dengan reaksi hidrolisis menghasilkan produk intermediat yakni metakrilamid sulfat.	RATB	3 buah seri (R-01 A), (R-01 B), (R-01 C)	R-01 A: 72 % R-01 B: 92% R-01 C: 98%	Cair	Tekanan : 1 atm T umpan : 130 °C T produk : 150 °C Reaksi : Eksotermis	Material : <i>Stainless Steel 304 Grade 3</i> ID : 2,886 m OD: 2,895 m H reaktor: 3,942 m H shell: 2,812 m H head: 0,570 m V reaktor: 21,847 m ³ Bentuk head: <i>Torospherical head</i> Jenis Pengaduk: <i>six blade disk turbin</i> Jenis Pendingin: Koil	US \$ 1.072.195,9882

Lanjutan Tabel 3.2.1 Spesifikasi Reaktor

Kode	Fungsi	Tipe	Jumlah	Konversi	Fase	Kondisi operasi	Spesifikasi	Harga
Reaktor (R-02)	Mereaksikan metakrilamid sulfat dengan metanol menghasilkan produk utama yaitu metil metakrilat (MMA) dan produk samping amonium bisulfat.	RATB	2 buah seri (R-02 A), (R-02 B),	R-02 A:71% R-02 B:92%	Cair	Tekanan : 7 atm T umpan : 150 °C T produk : 150 °C Reaksi : Eksotermis	Material : <i>Stainless Steel 304 Grade 3</i> ID : 3,927 m OD: 3,962 m H reaktor:5,497 m H shell:3,927 m H head: 0,784m V reaktor: 52,465 m ³ Bentuk head: <i>Torispherical head</i> Jenis Pengaduk: <i>six blade disk turbin</i> Jenis Pendingin: Koil	US \$ 1.208.368,3152

Tabel 3.2.2 Spesifikasi Menara Distilasi

Kode	MD-01	MD-02	MD-03	MD-04
Fungsi	Memisahkan asam sulfat dan ammonium bisulfat dari campuran komponen.	Memisahkan metakrilamid sulfat dan campuran metil metakrilat.	Memisahkan metanol dari campuran untuk digunakan kembali di reaktor esterifikasi.	Memisahkan produk samping, mengambil asam sulfat untuk digunakan kembali sebagai umpan reaktor hidrolisis.
Tipe	<i>Plate to plate sieve tray</i> dengan <i>condensor</i> total dan <i>reboiler</i> parsial	<i>Plate to plate sieve tray</i> dengan <i>condensor</i> total , <i>reboiler</i> parsial	<i>Plate to plate sieve tray</i> dengan <i>condensor</i> total , <i>reboiler</i> parsial	<i>Plate to plate sieve tray</i> dengan <i>condensor</i> total , <i>reboiler</i> parsial
Kondisi Operasi	Umpan : P :2,150 atm ; T: 125,335 °C Distilat : P: 2 atm; T:104,475 °C Bottom : P: 2,170 atm; T: 314,037 °C	Umpan : P :2,071 atm ; T: 104,475 °C Distilat : P: 2 atm; T:102,148 °C Bottom: P: 2,167 atm; T: 210,354 °C	Umpan : P:2,075 atm; T: 102,148 °C Distilat: P: 2 atm; T:85,198 °C Bottom : P:2,167 atm; T:124,366 °C	Umpan :P: 2,071 atm; T: 314,037 °C Distilat :P:2 atm; T:294,49 °C Bottom:P:2,167atm;T: 361,104 °C
Material	<i>Stainles Steel 304 Grade 3</i>	<i>Stainles Steel 304 Grade 3</i>	<i>Stainles Steel 304 Grade 3</i>	<i>Stainles Steel 304 Grade 3</i>
Tinggi Menara	10,699 m	10,899 m	9,191 m	6,562 m
Umpan masuk	<i>Plate</i> ke 2 dari atas kolom	<i>Plate</i> ke 10 dari atas kolom	<i>Plate</i> ke 3 dari atas kolom	<i>Plate</i> ke 3 dari atas kolom
Spesifikasi	1. Diameter atas & bawah : 1,690 m 2. Jumlah <i>Plate</i> aktual : 18 <i>plate</i> 3. Tebal <i>shell</i> : 0,00635 m 4. Tinggi <i>head</i> : 0,313 m 5. Jenis <i>head</i> : <i>Torispherical dished head</i>	1.Diameter atas & bawah : 1,295 m 2.Jumlah <i>Plate</i> aktual : 20 <i>plate</i> 3.Tebal <i>shell</i> : 0,00635 m 4.Tinggi <i>head</i> : 0,25 m 5.Jenis <i>head</i> : <i>Torispherical dished head</i>	1.Diameter atas & bawah : 1,128 m 2.Jumlah <i>Plate</i> aktual : 11 <i>plate</i> 3.Tebal <i>shell</i> : 0,00635 m 4.Tinggi <i>head</i> : 0,23 m 5.Jenis <i>head</i> : <i>Torispherical dished head</i>	1.Diameter atas & bawah : 1,121 m 2.Jumlah <i>Plate</i> aktual : 9 <i>plate</i> 3.Tebal <i>shell</i> : 0,00476 m 4.Tinggi <i>head</i> : 0,166 m 5.Jenis <i>head</i> : <i>Torispherical dished head</i>
Harga	US \$ 18.189,6228	US \$ 17.227,0543	US \$ 7.110,4120	US \$ 6.384,8689

Tabel 3.2.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Kode	T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
Fungsi	Menyimpan persediaan aseton sianohidrin selama 1 bulan	Menyimpan persediaan asam sulfat selama 7 hari	Menyimpan persediaan metanol selama 7 hari	Menyimpan produk metil metakrilat selama 7 hari	Menyimpan produk samping ammonium bisulfat selama 7 hari
Tipe	Silinder tegak dengan alas datar (<i>flat bottomed</i>) dan <i>conical dished head</i>	Silinder tegak dengan alas datar (<i>flat bottomed</i>) dan <i>conical dished head</i>	Silinder tegak dengan alas datar (<i>flat bottomed</i>) dan <i>conical dished head</i>	Silinder tegak dengan alas datar (<i>flat bottomed</i>) dan <i>conical dished head</i>	Silinder tegak dengan alas datar (<i>flat bottomed</i>) dan <i>conical dished head</i>
Kondisi Operasi	T: 30 °C; P : 1 atm	T: 30 °C; P : 1 atm	T: 30 °C; P : 1 atm	T: 45 °C; P : 1 atm	T: 45 °C; P : 1 atm
Kapasitas	7234,2961 m ³	1017,2913 m ³	756,9864 m ³	1963,5988 m ³	973,0611 m ³
Dimensi	ID : 24,3839 m H tangki : 20,1231 m H head : 1,8351 m t shell: 0,0318 m t head : 0,0254 m jumlah course : 10	ID : 12,1919 m H tangki : 11,8903 m H head : 0,9175 m t shell: 0,0158 m t head : 0,0095 m jumlah course : 6	ID : 10,6679 m H tangki : 12,1588 m H head : 1,1860 m t shell: 0,0095 m t head : 0,0079 m jumlah course : 6	ID : 13,7159 m H tangki: 15,7952 m H head : 1,1648 m t shell: 0,0158 m t head: 0,0127 m jumlah course : 8	ID : 12,1919 m H tangki : 11,6245 m H head : 0,6518 m t shell: 0,0222 m t head : 0,0158 m jumlah course : 6
Material	Carbon Stell SA-283C	Stainless Steel 410 Grade A	Carbon Stell SA-283C	Carbon Stell SA-283C	Carbon Stell SA-283C
Harga	US \$ 305.731,6431	US \$ 362.998,2203	US \$ 206.149,9871	US \$ 331.234,4950	US \$ 312.998,2215

Tabel 3.2.4 Spesifikasi Akumulator & Dekanter

Kode	(AC-01)	(AC-02)	(AC-03)	(AC-04)	(DC-01)
Fungsi	Menampung sementara distilat dari MD-01 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar	Menampung sementara distilat dari MD-01 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar	Menampung sementara distilat dari MD-03 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar	Menampung sementara distilat dari MD-04 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar	Memurnikan produk metil metakrilat dengan kadar kemurnian 99,8%
Tipe	<i>Horizontal drum dengan torispherical dished head</i>	<i>Horizontal drum dengan torispherical dished head</i>	<i>Horizontal drum dengan torispherical dished head</i>	<i>Horizontal drum dengan torispherical dished head</i>	<i>Horizontal drum dengan torispherical dished head</i>
Material	<i>Stainless steel SA 167 Grade 5 Type 321</i>	<i>Stainless steel SA 167 Grade 5 Type 321</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C Type 321</i>	<i>Stainless steel SA 167 Grade 5 Type 321</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	3,2251 m ³	2,8238 m ³	0,5876 m ³	0,9435 m ³	10,3873 m ³
Tekanan	2 atm	2 atm	2 atm	2 atm	1 atm
Suhu	104,48 °C	192,115 °C	85,20 °C	294,49 °C	45 °C
Diameter	1,0851 m	1,0381 m	0,6152 m	0,7203 m	1,981 m
Panjang total	3,6277 m	3,4867 m	2,2179 m	2,5334 m	6,411 m
Tebal silinder	0,00476 m	0,00476 m	0,00476 m	0,00476 m	0,00476 m
Tebal head	0,00476 m	0,00476 m	0,00476 m	0,00476 m	0,00349 m
Harga	US \$ 13.418,1424	US \$ 12.389,8729	US \$ 3.409,9479	US \$ 6.418,1749	US \$ 14.068,2767

Tabel 3.2.5 Spesifikasi Reboiler

Kode	(RB-01)	(RB-02)	(RB-03)	(RB-04)
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD-01 sebagai hasil bawah	Menguapkan cairan yang keluar dari MD-02 sebagai hasil bawah	Menguapkan cairan yang keluar dari MD-03 sebagai hasil bawah	Menguapkan cairan yang keluar dari MD-04 sebagai hasil bawah
Jenis	<i>Kettle Reboiler; Shell and tube</i>	<i>Kettle Reboiler; Shell and tube</i>	<i>Kettle Reboiler; Shell and tube</i>	<i>Kettle Reboiler; Shell and tube</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Tekanan	Shell (Steam) 2,445 psi	Shell (Steam) 0,715 psi	Shell (Steam) 0,00015 psi	Shell(Steam) 2,7253 psi
IPS	-	-	-	-
ID	37 in	17,25 in	25 in	15,25 in
OD	-	-	-	-
Baffle Space	27,75 in	13 in	19 in	10,68 in
Pass	1	1	1	1
Tekanan	Tube (Heavy Organics) 0,00406 psi	Tube (Heavy organics) 0,0333 psi	Tube (Light organics) 3,318 psi	Tube (Heavy organics) 0,06482 psi
IPS	-	-	-	-
ID	1,4 in	1,4 in	0,37 in	1,12 in
OD	1,5 in	1,5 in	0,5 in	1,25 in
Hairpins	-	-	-	-
Jumlah tube	275 buah	38 buah	446 buah	54 buah
Layout	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>
Long	24 ft	24 ft	16 ft	24 ft
Passes	1	6	2	1
Harga	US \$ 332.054,2864	US \$ 86.664,8801	US \$ 168.174,9717	US \$ 81.510,0917

Tabel 3.2.6 Spesifikasi Kondensor

Kode	(CD-01)	(CD-02)	(CD-03)	(CD-04)
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas MD-01	Mengembunkan uap hasil atas MD-02	Mengembunkan uap hasil atas MD-03	Mengembunkan uap hasil atas MD-04
Jenis	<i>Total Condenser</i>	<i>Total Condenser</i>	<i>Total Condenser</i>	<i>Total Condenser</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Tekanan IPS ID OD Baffle Space Pass	<i>Shell (Water)</i> 0,0981 psi - 19,25 in - 14 in 1	<i>Shell (Water)</i> 0,1105 psi - 17,25 in - 13 in 1	<i>Shell (Water)</i> 0,04374 psi - 21,25 in - 16 in 1	<i>Annulus (Water)</i> 1,56 psi 4 in 4,03 in 4,50 in - -
Tekanan IPS ID OD Hairpins Jumlah tube Layout Long Passes	<i>Tube (Light Organics)</i> 0,0684 psi - 0,48 in 0,75 in - 262 buah <i>Triangular pitch</i> 8 ft 1	<i>Tube (Light organics)</i> 0,01 psi - 0,87 in 1 in - 104 buah <i>Triangular pitch</i> 18 ft 6	<i>Tube (Light organics)</i> 0,0043 psi - 0,87 in 1 in - 118 buah <i>Triangular pitch</i> 16 ft 2	<i>Inner pipe (Heavy organics)</i> 1,1470 psi 3 in 3,07 psi 3,50 in 2 buah - - 15 ft -
Harga	US \$ 12.124,9196	US \$ 13.622,1075	US \$ 18.148,6958	US \$ 3.436,5256

Tabel 3.2.7 Spesifikasi Cooler

Kode	(CO-01)	(CO-02)	(CO-03)	(CO-04)	(CO-05)
Fungsi	Menurunkan suhu produk R-02 masuk MD-01 dari suhu 150 °C menjadi 125 °C	Menurunkan suhu recycle MD-02 ke R-01 dari 203,7 °C menjadi 130 °C	Menurunkan suhu recycle MD-04 ke R-01 dari 284 °C menjadi 130 °C	Menurunkan suhu produk MD-04 ke tangki penyimpanan dari 338 °C menjadi 45 °C	Menurunkan suhu produk MD-03 ke Dekanter dari 117 °C menjadi 45 °C
Jenis	<i>Shell and tube</i>	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Tekanan	<i>Shell (Water)</i> 0,0278 psi	<i>Annulus (Water)</i> 1,5949 psi	<i>Annulus (Water)</i> 5,6210 psi	<i>Shell (Water)</i> 1,4454 psi	<i>Shell (Water)</i> 1,6552 psi
IPS	-	3 in	4 in	-	-
ID	17,2500 in	3,068 in	4,026 in	17,25 in	13,25 in
OD	-	3,5 in	4,5 in	-	-
Baffle Space	13 in	-	-	13 in	13 in
Pass	1	-	-	1	1
Tekanan	<i>Tube (Heavy Organics)</i> 3,3800 psi	<i>Innerpipe (Heavy organics)</i> 0,7192 psi	<i>Inner pipe (Heavy Organics)</i> 1,7378 psi	<i>Tube (Heavy organics)</i> 0,7192 psi	<i>Tube (Light organics)</i> 0,7705 psi
IPS	-	2 in	3 in	-	-
ID	0,87 in	2,067 in	3,068 in	0,870 in	0,870 in
OD	1 in	2,38 in	3,5 in	1 in	1 in
Jumlah Hairpins	-	10 buah	4 buah	-	-
Jumlah tube	112 buah	-	-	104 buah	112 buah
Layout	<i>Square pitch</i>	-	-	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>
Long	16 ft	15 ft	15 ft	16 ft	16 ft
Passes	2	-	-	6	2
Harga	US \$ 56.702,6725	US \$ 2.538,1202	US \$ 1.870,0988	US \$ 53.803,1040	US \$ 22.525,1993

Tabel 3.2.8 Spesifikasi Heater

Kode	(HE-01)	(HE-02)	(HE-03)	(HE-04)
Fungsi	Memanaskan aseton sianohidrin masuk ke reaktor hidrolisis dari 30 °C menjadi 130 °C	Memanaskan asam sulfat masuk ke reaktor hidrolisis dari 30 °C menjadi 130 °C	Memanaskan metanol masuk ke reaktor esterifikasi dari 53 °C menjadi 150 °C	Memanaskan produk reaktor hidrolisis masuk ke reaktor esterifikasi dari 130 °C menjadi 150 °C
Jenis	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Double pipe</i>	<i>Shell and tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Tekanan	Shell (Steam) 0,00054 psi	Shell (Steam) 0,00031 psi	Annulus (Steam) 0,5335 psi	Shell (Steam) 0,00005 psi
IPS	-	-	2 in	-
ID	17,25 in	15,25 in	2,067 in	17,25 in
OD	-	-	2,38 in	-
Baffle Space	13 in	11 in	-	13 in
Pass	1	1	-	1
Tekanan	Tube (Heavy Organics) 0,736 psi	Tube (Heavy Organics) 1,229 psi	Inner pipe (Light Organics) 6,9095 psi	Tube (Heavy organics) 0,230 psi
IPS	-	-	1,25 in	-
ID	0,87 in	0,87 in	1,38 in	0,870 in
OD	1 in	1 in	1,66 in	1 in
Hairpins	-	-	6 buah	-
Jumlah tube	104 buah	74 buah	-	112 buah
Layout	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>	-	<i>Square pitch</i>
Long	16 ft	16 ft	15 ft	16 ft
Passes	6	6	-	2
Harga	US \$ 42.741,7872	US \$ 37.801,7816	US \$ 3.114,3513	US \$ 57.454,4124

Tabel 3.2.9 Spesifikasi Pompa

Kode	(P-01)	(P-02)	(P-03)	(P-04)	(P-05)	(P-06)	(P-07)	(P-08)
Fungsi	Mengalirkan bahan baku aseton sianohidrin dari tangki penyimpanan ke R-01	Mengalirkan bahan baku Asam sulfat dari tangki penyimpanan ke R-01	Menaikkan tekanan metanol dari tangki penyimpanan ke R-02	Menaikkan tekanan produk R-01 ke R-02	Mengalirkan produk R-02 mnuju ke MD-01	Mengalirkan refluks produk atas MD-01	Mengalirkan produk bawah MD-01 ke MD-04	Mengalirkan refluks produk atas MD-02
Jenis	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>
Kondisi: Tekanan masuk Tekanan keluar Suhu	1 atm 1 atm 30 °C	1 atm 1 atm 30 °C	1 atm 1 atm 30 °C	1 atm 7 atm 130 °C	7 atm 7 atm 150 °C	2 atm 2 atm 104 °C	2 atm 2 atm 314 °C	2 atm 2 atm 102 °C
Dimensi: Kapasitas Head Daya Ns	10,05 m ³ /jam 5,81 m 1,5 Hp 2328,15 rpm (Mixed flow impellers)	6,10 m ³ /jam 2,52 m 1 Hp 3398,85 rpm (Mixed flow impellers)	7,63 m ³ /jam 83,1 m 10 Hp 276,06 rpm (Radial flow impellers)	32,05 m ³ /jam 67,7 m 20 Hp 658,91 rpm (Radial flow impellers)	32,50 m ³ /jam 8,19 m 5 Hp 3237,98 rpm (Mix flow impellers)	19,73 m ³ /jam 11,57 m 2 Hp 1946,05 rpm (Mix flow impellers)	12,76 m ³ /jam 5,42 m 1,5 Hp 1382,81 rpm (Mix flow impellers)	17,03 m ³ /jam 10,28 m 2 Hp 1976,30 rpm (Mix flow impellers)
Jumlah	2	2	2	2	2	2	2	2
Harga	US \$ 25.989	US \$ 25.989	US \$ 25.989	US \$ 36.943	US \$ 36.943	US \$ 32.217	US \$ 28.996	US \$ 32.217

Lanjutan Tabel 3.2.9 Spesifikasi Pompa

Kode	(P-09)	(P-10)	(P-11)	(P-12)	(P-13)	(P-14)	(P-15)
Fungsi	Mengalirkan recycle produk bawah MD-02 menuju R-01	Menaikkan tekanan recycle atas MD-03 menuju R-02	Mengalirkan produk bawah MD-03 menuju dekanter	Mengalirkan recycle produk atas MD-04 menuju R-01	Mengalirkan produk bawah MD-04 menuju T-05	Mengalirkan produk metil metakrilat dari dekanter menuju T-04	Mengalirkan produk sisa dari dekanter ke UPL
Jenis	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>	<i>Centrifugal pump single stage</i>
Kondisi: Tekanan masuk Tekanan keluar Suhu	2 atm 2 atm 130 °C	2 atm 7 atm 150 °C	2 atm 2 atm 45 °C	2 atm 2 atm 130 °C	2 atm 2 atm 45 °C	1 atm 1 atm 45 °C	1 atm 1 atm 45 °C
Dimensi: Kapasitas Head Daya Ns	2,98 m ³ /jam 4,38 m 0,5 Hp 1567,56 rpm (<i>Mix flow impellers</i>)	3,54 m ³ /jam 75,51 m 3 Hp 201,87 rpm (<i>Radial flow impellers</i>)	13,89 m ³ /jam 1,14 m 0,5 Hp 4647,99 rpm (<i>Mix flow impellers</i>)	32,05 m ³ /jam 67,7 m 20 Hp 658,91 rpm (<i>Radial flow impellers</i>)	7,25 m ³ /jam 12,15 m 5 Hp 568,38 rpm (<i>Radial flow impellers</i>)	11,54 m ³ /jam 17,65 m 5 Hp 1084,41 rpm (<i>Mix flow impellers</i>)	0,65 m ³ /jam 16,81 m 0,5 Hp 266,27 rpm (<i>Radial flow impellers</i>)
Jumlah	2	2	2	2	2	2	2
Harga	US \$ 22.982	US \$ 22.982	US \$ 28.996	US \$ 22.982	US \$ 25.989	US \$ 28.996	US \$ 18.686

Tabel 3.2.10 Expansion Valve

Kode	(EV-01)	(EV-02)	(EV-03)	(EV-04)	(EV-05)
Fungsi	Menurunkan Tekanan produk R-02 menuju ke MD-01	Menurunkan tekanan produk atas MD-04 menuju R-01	Menurunkan Tekanan produk bawah MD-02 menuju R-01	Menurunkan tekanan produk bawah MD-03 menuju Dekanter	Menurunkan tekanan produk samping dari hasil bawah MD-04 ke Tangki Penyimpanan
Jenis	<i>Relief valve</i>	<i>Relief valve</i>	<i>Relief valve</i>	<i>Relief valve</i>	<i>Relief valve</i>
Kondisi:					
Tekanan masuk	7 atm	2 atm	2 atm	2 atm	2 atm
Tekanan keluar	2 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Suhu masuk	150 °C	294 °C	210 °C	124 °C	361 °C
Suhu keluar	134 °C	284 °C	203 °C	117 °C	338 °C
Jumlah	1	1	1	1	1
Harga	US \$ 798	US \$ 488	US \$ 427	US \$ 643	US \$ 798

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor yang menentukan keberhasilan dan keberlangsungan proses suatu pabrik. Lokasi pabrik yang baik harus mencakup aspek ketersediaan bahan baku, pemasaran, fasilitas transportasi, tenaga kerja, air, iklim, kebijakan pemerintah mengenai kawasan industri, pajak dan sarana komunikasi. Berdasarkan tinjauan hal-hal di atas, maka dipilih lokasi pabrik metil metakrilat di kawasan industri Gresik dengan pertimbangan sebagai berikut :

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan industri metil metakrilat adalah aseton sianohidrin, asam sulfat, dan metanol. Bahan baku aseton sianohidrin diperoleh secara *import* dari negara Jepang, Singapura dan Taiwan karena di Indonesia belum ada yang memproduksinya, maka dipilih lokasi pabrik di Gresik yang dekat dengan pelabuhan kota Surabaya. Bahan baku lainnya seperti asam sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik (kapasitas 600.000 ton/tahun) dan metanol diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri (KMI) yang terletak di kota Bontang, provinsi Kalimantan Timur (kapasitas produksi 660.000 ton/tahun). Gresik terletak dekat dengan pelabuhan dan jalan raya, sehingga akan mempermudah pengadaan bahan baku.

4.1.2 Pemasaran

Produk metil metakrilat sebagian besar akan dipasarkan di daerah industri Jawa, Sumatera dan Kalimantan yang merupakan pusat Industri baik menengah maupun industri besar, yang semuanya merupakan pasar potensial produk metil metakrilat. Sebagian akan diekspor ke pabrik plastik (Malaysia, Australia, Cina), resin (Jepang, Malaysia, Cina), cat (Jepang) dan kosmetik (Argentina, Amerika).

4.1.3 Ketersediaan Fasilitas Transportasi

Transportasi sangat dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Lokasi di Gresik akan mempermudah dalam penjualan produk di dalam maupun luar negeri, karena Gresik dilewati jalur pantura yaitu jalan utama penghubung Gresik dengan Surabaya. Surabaya memiliki transportasi yang sangat lengkap baik darat, laut dan udara yang sangat mendukung dari segi pemasaran.

4.1.4 Iklim, Kondisi Tanah dan Daerah

Keadaan tanah yang sangat luas dan merupakan tanah datar dengan iklim yang relatif stabil dianggap sangat menguntungkan disamping sebagai salah satu kawasan industri di Indonesia, sehingga manajemen dampak lingkungan dapat dikelola dengan baik. Kawasan industri Gresik masih luas sehingga perluasan lokasi pabrik sangat memungkinkan jika diperlukan.

4.1.5 Tenaga Kerja

Sebagian besar penduduk Indonesia tinggal di Pulau Jawa, sehingga tenaga kerja biasa sampai tenaga kerja ahli dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan dapat juga dari daerah Jawa Timur.

4.1.6 Sarana Pendukung

Fasilitas pendukung seperti air, energi dan bahan bakar tersedia cukup memadai. Untuk kebutuhan utilitas dapat dipenuhi oleh perusahaan penyedia jasa pemenuhan kebutuhan utilitas, kebutuhan tenaga listrik dipenuhi oleh PLN yang jalurnya di kawasan ini dan untuk air dapat diambil dari air sungai.

4.1.7 Ketersediaan Air

Kebutuhan pabrik akan air sangat besar, untuk itu diperlukan lokasi yang memungkinkan penyediaan air yang memadai. Gresik merupakan daerah yang memiliki persediaan air yang relatif bagus, bahkan di Kawasan Industri Gresik terdapat unit pengolahan pendukung proses yang khusus untuk penyediaan kebutuhan air bagi industri-industri yang membutuhkannya atau dapat juga disediakan dengan cara pengeboran tanah. Kawasan Gresik dilewati sungai dengan kapasitas air yang besar yaitu sungai Bengawan Solo dan sungai Brantas.

4.1.8 Kebijakan Pemerintah

Gresik adalah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga semua hal yang menyangkut kebijakan pemerintah baik perihal perijinan, lingkungan masyarakat serta faktor sosial sangat didukung pemerintah.

4.1.9 Komunikasi

Komunikasi merupakan faktor yang penting untuk kemajuan suatu industri. Di daerah Gresik khususnya kawasan industri Gresik fasilitas telekomunikasi mudah didapatkan.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik efisien dan area produksi serta distribusi berjalan dengan lancar sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan proses beberapa perlengkapan fisik seperti kantor, bengkel, poliklinik, dan laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjagaan dan sebagainya harus ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas barang dan proses.

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

1. Daerah proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat- alat yang berhubungan dengan proses produksi. Daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap adanya kemungkinan bahaya kebakaran, ledakan, asap atau gas beracun, harus benar-benar diperhatikan dalam menentukan letak. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti, hidran penampung air yang cukup, penahan ledakan tangki penyimpan bahan baku dan produk berbahaya harus diletakkan di area yang khusus, serta perlu adanya

jarak antara bangunan satu dengan yang lainnya guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas area yang tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyediaan area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah sangat tinggi maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan di atas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat penyediaan tempat.

1. Instalasi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam dan listrik akan membantu kemudahan kerja perawatannya. Penempatan pesawat proses sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya sehingga terjalin kelancaran beroperasi serta memudahkan perawatannya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi, laboratorium dan ruang kontrol merupakan pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta yang akan dijual.

2. Daerah proses

Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.

3. Daerah pergudangan umum, bengkel, dan garasi.

4. Daerah utilitas.

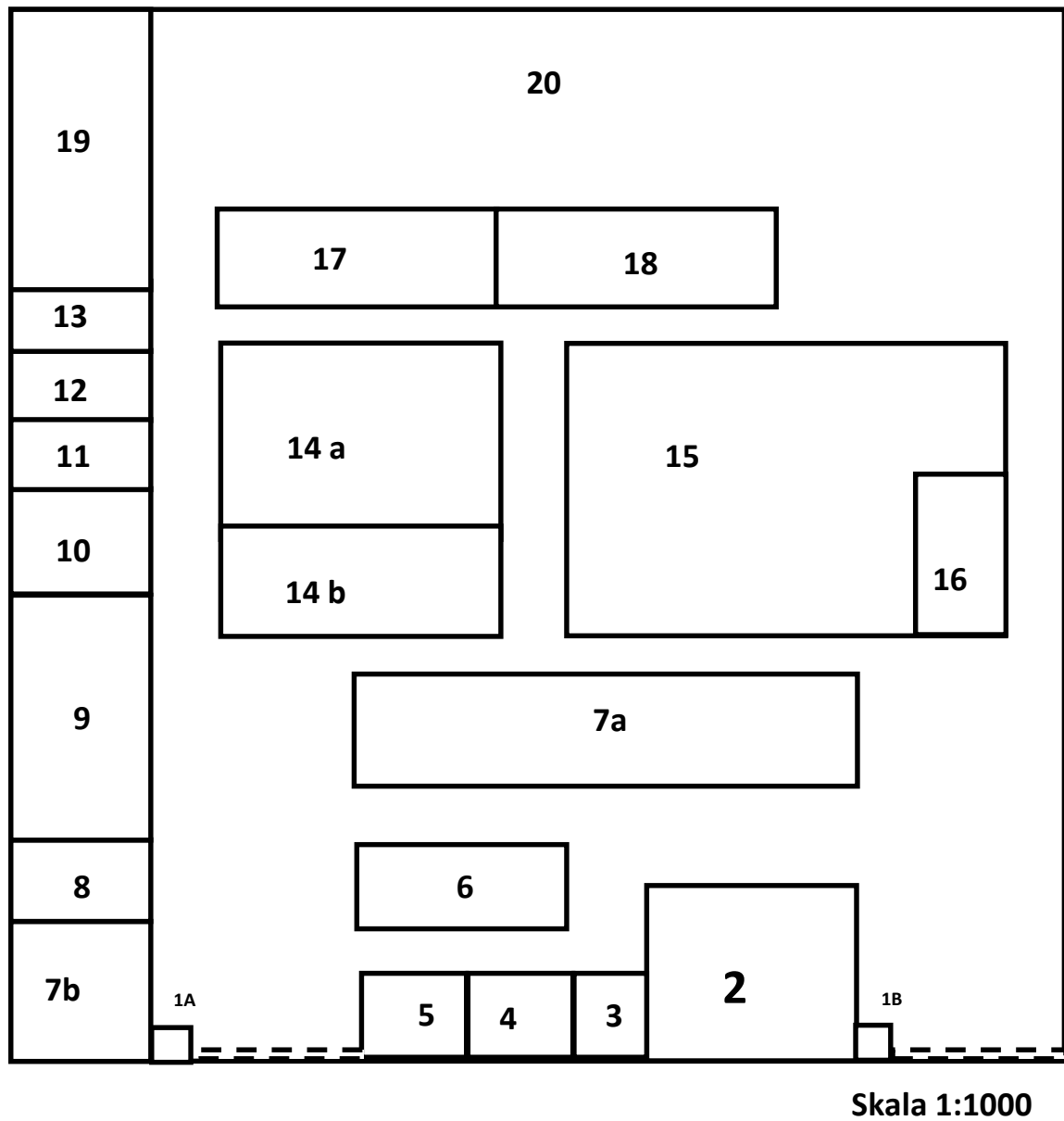
Daerah dimana kegiatan penyediaan air, *steam*, udara tekan dan listrik dipusatkan.

Perincian luas tanah bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1	Pos keamanan: A	(5 x 5)	25
	B	(5 x 5)	25
2	Perkantoran	(32 x 30)	960
3	Perpustakaan	(10 x 12)	120
4	Masjid	(15 x 12)	180
5	Kantin dan koperasi	(15 x 12)	180
6	Gedung serba guna	(30 x 12)	360
7	Tempat parkir: A	(72 x 16)	1152
	B	(20 x 20)	400
8	Poliklinik	(20 x 10)	200
9	Mess Karyawan	(20 x 35)	700
10	Gudang	(20 x 15)	300
11	Bengkel	(20 x 10)	200
12	Pemadam kebakaran	(20 x 10)	200
13	Laboratorium	(20 x 10)	200
14	Area tangki : A. Bahan baku	(60 x 38)	2280
	B. Produk	(60 x 33)	1680
15	Area proses	(50 x 50) – (20 x 5)	2400
16	Ruang control	(15 x 5)	100
17	Utilitas	(40 x 14)	560
18	Pengolahan Limbah	(40 x 14)	560
19	Jalan dan taman	(80 x 50)	4000
20	Perluasan pabrik	(96 x 50)	4600
21	Luas Tanah	(No 1 s/d 20)	32857
22	Luas Bangunan	No 21 – (No 1 s/d 18)	20000

Tata letak pabrik metil metakrilat dari aseton sianohidrin akan dirancang seperti pada gambar berikut ini :



Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik

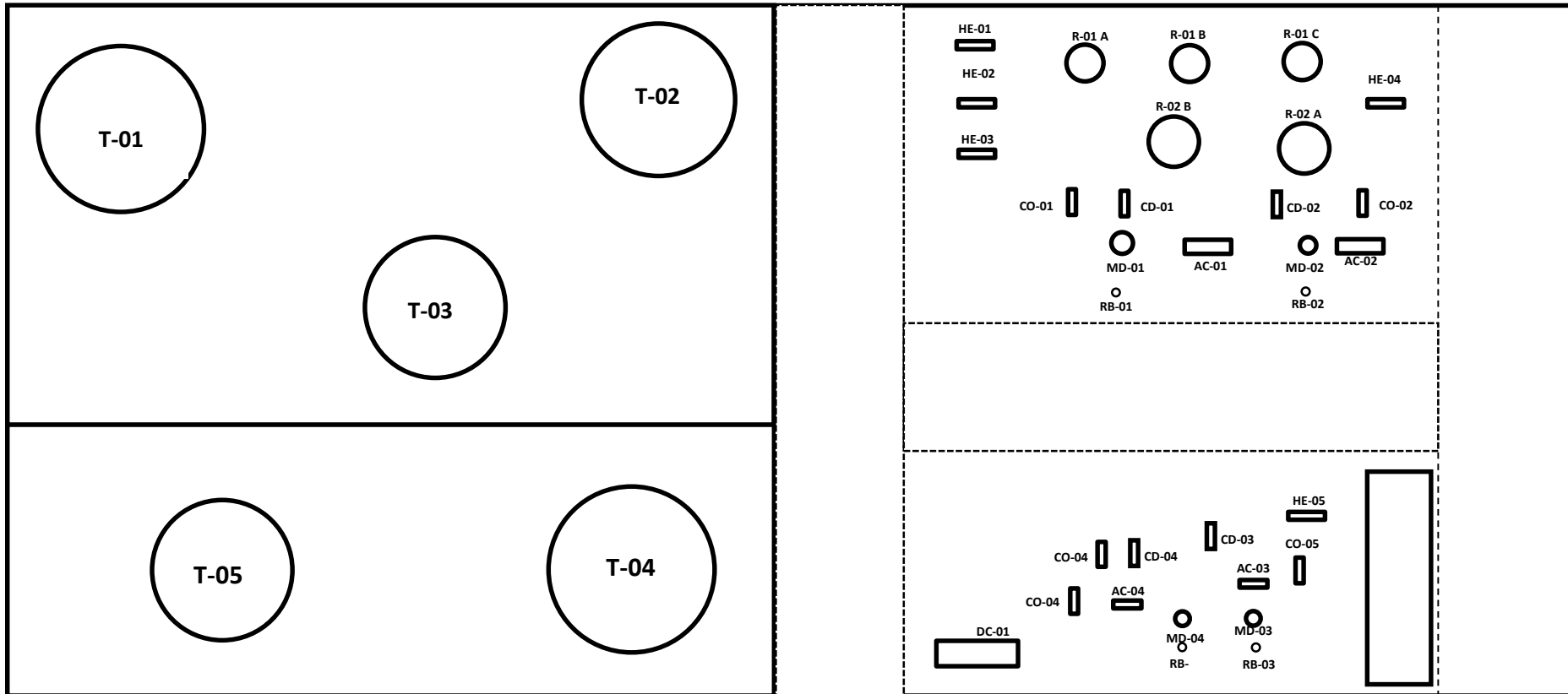
4.3 Tata Letak Alat (*Equipments Layout*)

Tata letak dari alat-alat proses diusahakan sesuai dengan urutan kerja dan fungsi masing-masing alat agar mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja dari para karyawan serta keselamatan proses. Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *lay out* peralatan proses pabrik, antara lain :

1. Tata letak peralatan dilakukan berdasarkan urutan prosesnya, sehingga diperoleh efisiensi secara teknis dan ekonomis serta memudahkan dalam kontrol, pengawasan, dan keleluasaan gerak operator.
2. Letak peralatan berada dalam lokasi yang memadai, sehingga memberikan cukup ruang gerak dalam pemasangan, perawatan maupun perbaikan.
3. Peralatan pabrik disusun sedemikian rupa, terutama untuk alat-alat yang beresiko tinggi diberi jarak yang cukup sehingga memudahkan dalam penanggulangan bahaya baik berupa kecelakaan kerja maupun kebakaran.

Tabel 4.2 Perincian Tata letak mesin

Kode Alat	Keterangan
T-01	Tangki bahan baku aseton sianohidrin
T-02	Tangki bahan baku asam sulfat
T-03	Tangki bahan baku metanol
R-01 A, R-01 B, R-01 C	RATB hidrolisis
R-02 A; R-02 B	RATB esterifikasi
MD	Menara distilasi
DC	Dekanter
HE	<i>Heat exchanger</i>
CO	<i>Cooler</i>
RB	<i>Reboiler</i>
CD	<i>Condensor</i>
AC	<i>Accumulator</i>
T-04	Tangki penyimpanan produk MMA
T-05	Tangki penyimpanan by produk ammonium bisulfat

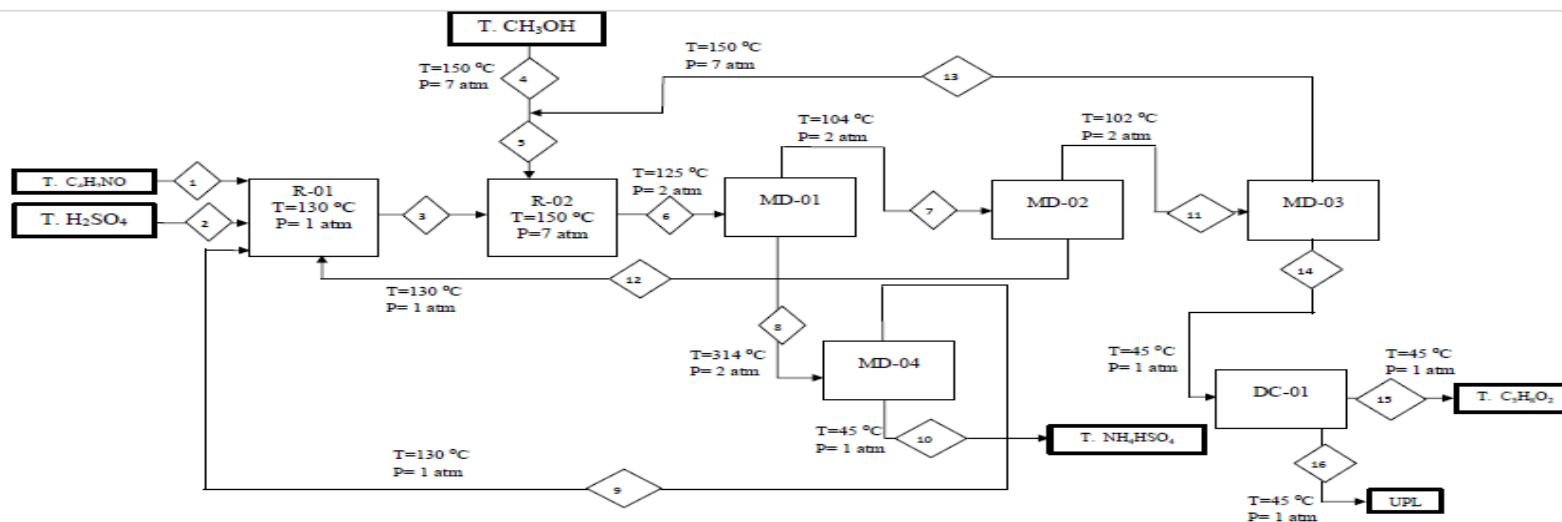


Gambar 4.2 Tata Letak Alat

Skala 1:500

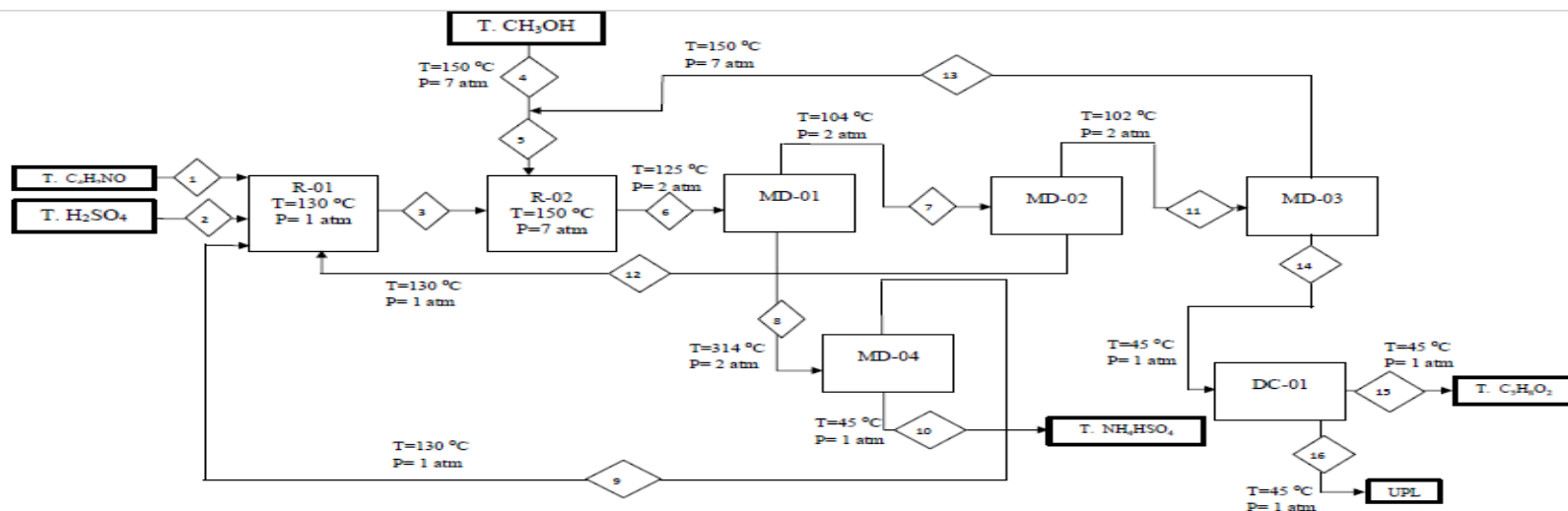
4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Alir Proses



Komponen	Arus															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
CH ₃ OH				√	√	√	√				√		√	√	√	√
H ₂ O	√	√	√	√	√	√	√				√		√	√	√	√
C ₅ H ₈ O ₂			√			√	√				√	√		√	√	√
C ₄ H ₇ NO	√		√			√	√				√	√		√		√
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄			√			√	√	√	√			√				
H ₂ SO ₄		√	√			√	√	√	√	√		√				
NH ₄ HSO ₄			√			√		√	√	√						

Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif



Komponen	Arus (kg/jam)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
CH_3OH	0,00	0,00	0,00	2898,25	4967,00	2110,98	2110,98	0,00	0,00	0,00	2110,98	0,00	2068,76	42,22	0,17	42,05
H_2O	154,95	182,76	337,71	59,15	162,59	500,29	500,29	0,00	0,00	0,00	500,29	0,00	103,44	396,86	2,38	394,47
$C_5H_8O_2$	0,00	0,00	182,14	0,00	0,00	9107,23	9107,23	0,00	0,00	0,00	8925,08	182,14	0,00	8925,08	8835,83	89,25
C_4H_7NO	7592,51	0,00	154,82	0,00	0,00	154,82	154,82	0,00	0,00	0,00	6,19	148,63	0,00	6,19	0,00	6,19
$C_4H_7NOH_2SO_4$	0,00	0,00	17753,16	0,00	0,00	1420,25	1349,24	71,01	71,01	0,00	0,00	1349,24	0,00	0,00	0,00	0,00
H_2SO_4	0,00	8955,16	7318,57	0,00	0,00	7318,57	365,93	6952,64	6744,06	208,58	0,00	365,93	0,00	0,00	0,00	0,00
NH_4HSO_4	0,00	0,00	134,88	0,00	0,00	10398,73	0,00	10398,73	134,88	10263,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	7747,46	9137,92	25881,28	2957,39	5129,59	31010,87	13588,49	17422,38	6949,96	10472,43	11542,55	2045,94	2172,19	9370,35	8838,38	531,97

Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

4.4.2 Alir Material

A. Neraca Massa

1. Reaktor 1 A (R-01A)

Tabel 4.3 Neraca Massa di Reaktor 1 A (R-01A)

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 12	Arus 9	
H ₂ O	155	183	-	-	338
C ₅ H ₈ O ₂	-	-	182	-	182
C ₄ H ₇ NO	7.593	-	149	-	2.102
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	-	-	1.349	71	13.562
H ₂ SO ₄	-	8.955	366	6.744	9.563
NH ₄ HSO ₄	-	-	-	135	135
Total	7.748	9.138	2.046	6.950	25.882
	25.882				

2. Reaktor 1 B (R-01B)

Tabel 4.4 Neraca Massa di Reaktor 1 B (R-01B)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
H ₂ O	338	338
C ₅ H ₈ O ₂	182	182
C ₄ H ₇ NO	2.102	570
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	13.562	16.859
H ₂ SO ₄	9.563	7.798
NH ₄ HSO ₄	135	135
Total	25.882	25.882

3. Reaktor 1 C (R-01C)

Tabel 4.5 Neraca Massa di Reaktor 1 C (R-01C)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 3
H ₂ O	338	338
C ₅ H ₈ O ₂	182	182
C ₄ H ₇ NO	570	155
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	16.859	17.753
H ₂ SO ₄	7.798	7.319
NH ₄ HSO ₄	135	135
Total	25.882	25.882

4. Reaktor 2 A (R-02A)

Tabel 4.6 Neraca Massa di Reaktor 2 A (R-02A)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 13	
CH ₃ OH	-	2.898	2.069	2.741
H ₂ O	338	59	103	500
C ₅ H ₈ O ₂	182	-	-	7.139
C ₄ H ₇ NO	155	-	-	155
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	17.753	-	-	5.021
H ₂ SO ₄	7.319	-	-	7.319
NH ₄ HSO ₄	135	-	-	8.136
Total	25.882	2.957	2.172	31.011
	31.011			

5. Reaktor 2 B (R-02B)

Tabel 4.7 Neraca Massa di Reaktor 2 B (R-02B)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 6
CH ₃ OH	2.741	2.111
H ₂ O	500	500
C ₅ H ₈ O ₂	7.139	9.107
C ₄ H ₇ NO	155	155
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	5.021	1.420
H ₂ SO ₄	7.319	7.319
NH ₄ HSO ₄	8.136	10.399
Total	31.011	31.011

6. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 4.8 Neraca Massa di Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
CH ₃ OH	2.111	2.111	-
H ₂ O	500	500	-
C ₅ H ₈ O ₂	9.107	9.107	-
C ₄ H ₇ NO	155	155	-
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	1.420	1.349	71
H ₂ SO ₄	7.319	366	6.953
NH ₄ HSO ₄	10.399	-	10.399
Total	31.011	13.588	17.423
		31.011	

7. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 4.9 Neraca Massa di Menara Distilasi 2 (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 11	Arus 12
CH ₃ OH	2.111	2.111	-
H ₂ O	500	500	-
C ₅ H ₈ O ₂	9.107	8.925	182
C ₄ H ₇ NO	155	6	149
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	1.350	-	1.349
H ₂ SO ₄	366	-	366
NH ₄ HSO ₄	-	-	-
Total	13.589	11.542	2.046
		13.589	

8. Menara Distilasi 3 (MD-03)

Tabel 4.10 Neraca Massa di Menara Distilasi 3 (MD-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 13	Arus 14
CH ₃ OH	2.111	2.069	42
H ₂ O	500	103	397
C ₅ H ₈ O ₂	8.925	-	8.925
C ₄ H ₇ NO	6	-	6
Total	11.542	2.172	9.370
		11.542	

9. Menara Distilasi 4 (MD-04)

Tabel 4.11 Neraca Massa di Menara Distilasi 4 (MD-04)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
$C_4H_7NOH_2SO_4$	71	71	-
H_2SO_4	6.953	6.744	209
NH_4HSO_4	10.399	135	10.264
Total	17.423	6.950	10.473
		17.423	

10. Dekanter (DC-01)

Tabel 4.12 Neraca Massa di Dekanter (DC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
CH_3OH	42	0,2	42
H_2O	396	2	394
$C_5H_8O_2$	8.925	8.836	89
C_4H_7NO	6	-	6
Total	9.369	8.838	531
		9.369	

B. Neraca Panas

1. Reaktor 1 (R-01)

Tabel 4.13 Neraca Panas di Reaktor 1 (R-01)

Panas masuk (kJ/jam)		Panas keluar (kJ/jam)	
ΔH_R	5.349.668	ΔH_p	3.360.145
ΔH_{rks}	-6.495.332	Panas yg hilang ke dinding	-225.290
		Beban pendingin	-4.280.518
Total	1.145.664	Total	-1.145.664

2. Reaktor 2 (R-02)

Tabel 4.14 Neraca Panas di Reaktor 2 (R-02)

Panas masuk (kJ/jam)		Panas keluar (kJ/jam)	
ΔH_R	5.822.055	ΔH_p	5.831.706
ΔH_{rks}	-23.998.826	Panas yg hilang ke dinding	-1.200.423
		Beban pendingin	-22.808.054
Total	-18.176.771	Total	-18.176.711

3. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 4.15 Neraca Panas di Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
CH ₃ OH	566.070	440.896	-
H ₂ O	210.325	166.246	-
C ₅ H ₈ O ₂	1.786.386	1.394.104	-
C ₄ H ₇ NO	47.142	36.929	-
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	149.765	111.189	24.057
H ₂ SO ₄	1.096.402	43.081	3.187.776
NH ₄ HSO ₄	767.100	-	2.142.793
Jumlah	4.623.190	2.192.445	5.354.626
		7.547.070	
Reboiler	10.915.388	-	
Condenser	-	7.991.508	
Total	15.538.578	15.538.578	

4. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 4.16 Neraca Panas di Menara Distilasi 2 (MD-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 7	Arus 11	Arus 12
CH ₃ OH	440.896	427.225	-
H ₂ O	166.247	161.354	-
C ₅ H ₈ O ₂	1.394.104	1.324.115	71.243
C ₄ H ₇ NO	36.929	1.432	88.132
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	111.189	-	275.938
H ₂ SO ₄	43.081	-	104.150
Jumlah	2.192.446	1.914.126	539.463
		2.453.590	
Reboiler	5.172.377	-	
Condenser	-	4.911.233	
Total	7.364.823	7.364.823	

5. Menara Distilasi 3 (MD-03)

Tabel 4.17 Neraca Panas di Menara Distilasi 3 (MD-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 11	Arus 13	Arus 14
CH ₃ OH	427.226	322.684	11.203
H ₂ O	161.355	26.017	165.206
C ₅ H ₈ O ₂	1.324.115	-	1.732.499
C ₄ H ₇ NO	1.432	-	1.866
Jumlah	1.914.127	348.700	1.910.775
		2.259.476	
Reboiler	5.947.244	-	
Condenser	-	5.601.895	
Total	7.861.371	7.861.371	

6. Menara Distilasi 4 (MD-04)

Tabel 4.18 Neraca Panas di Menara Distilasi 4 (MD-04)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
$C_4H_7NOH_2SO_4$	24.058	16.637	-
H_2SO_4	3.187.777	2.114.997	113.105
NH_4HSO_4	2.142.794	18.512	2.441.222
Jumlah	5.354.628	2.150.147	2.554.328
		4.704.475	
Reboiler	200.487	-	
Condenser	-	850.641	
Total	5.555.115	5.555.115	

7. Dekanter (DC-01)

Tabel 4.19 Neraca Panas di Dekanter (DC-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
CH_3OH	2.132	8	2.124
H_2O	33.230	199	33.031
$C_5H_8O_2$	331.362	328.048	3.314
C_4H_7NO	361	-	361
Total	367.085	328.256	38.829
		367.085	

8. Heater 1 (HE-01)

Tabel 4.20 Neraca Panas di Heater (HE-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C_4H_7NO	109.711	2.425.520
H_2O	3.249	68.215
Beban steam (Qs)	2.380.774	-
Total	2.493.735	2.493.735

9. *Heater 2 (HE-02)*Tabel 4.21 Neraca Panas di *Heater 2 (HE-02)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	64.106	1.406.327
H ₂ O	3.833	80.458
Beban steam (Qs)	1.418.846	-
Total	1.486.786	1.486.786

10. *Heater 3 (HE-03)*Tabel 4.22 Neraca Panas di *Heater 3 (HE-03)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OH	357.694	1.696.524
H ₂ O	19.299	85.530
Beban steam (Qs)	1.405.061	-
Total	1.782.054	1.782.054

11. *Heater 4 (HE-04)*Tabel 4.23 Neraca Panas di *Heater 4 (HE-04)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H ₂ O	148.673	177.656
C ₅ H ₈ O ₂	37.520	45.379
C ₄ H ₇ NO	49.460	59.550
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	1.964.772	2.367.227
H ₂ SO ₄	1.149.315	1.377.843
NH ₄ HSO ₄	10.404	12.345
Beban steam (Qs)	679.855	-
Total	4.040.000	4.040.000

12. Cooler 1 (CO-01)

Tabel 4.24 Neraca Panas di Cooler 1 (CO-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OH	623.674	564.017
H ₂ O	230.190	209.612
C ₅ H ₈ O ₂	1.966.185	1.779.966
C ₄ H ₇ NO	51.787	46.976
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	164.620	149.233
H ₂ SO ₄	1.202.286	1092.600
NH ₄ HSO ₄	837.062	764.577
Beban pendingin (Qc)	-	468.822
Total	5.075.804	5.075.804

13. Cooler 2 (CO-02)

Tabel 4.25 Neraca Panas di Cooler 2 (CO-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C ₅ H ₈ O ₂	68.230	37.520
C ₄ H ₇ NO	84.600	47.482
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	265.162	149.323
H ₂ SO ₄	100.241	574.66
Beban pendingin (Qc)	-	226.444
Total	518.234	518.233

14. Cooler 3 (CO-03)

Tabel 4.26 Neraca Panas di Cooler 3 (CO-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	21.157	7.859
H ₂ SO ₄	2.743.706	1.059.094
NH ₄ HSO ₄	25.025	10.404
Beban pendingin (Qc)	-	1.712.530
Total	2.789.888	2.789.888

15. *Cooler 4 (CO-04)*Tabel 4.27 Neraca Panas di *Cooler 4 (CO-04)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	104.734	6.019
NH ₄ HSO ₄	2.287.348	152.969
Beban pendingin (Qc)	-	2.233.094
Total	2.392.082	2.392.082

16. *Cooler 5 (CO-05)*Tabel 4.28 Neraca Panas di *Cooler 5 (CO-05)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OH	10.408	2.132
H ₂ O	154.199	33.230
C ₅ H ₈ O ₂	1.610.638	331.362
C ₄ H ₇ NO	1.737	361
Beban pendingin (Qc)	-	1.409.898
Total	1.776.984	1.776.984

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit pendukung proses atau unit utilitas merupakan unit penunjang produksi dalam pabrik. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik. Unit utilitas terdiri dari :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pengadaan dan pengolahan *steam*
3. Unit pengadaan udara tekan
4. Unit penyediaan listrik
5. Unit pengadaan bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah cair

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

1. Sumber Air

Unit penyediaan air merupakan unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Unit ini sangat berpengaruh untuk menunjang kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Sumber air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan di dalam pabrik, diambil dari air permukaan. Pada umumnya, air permukaan diperoleh dari air sumur, air sungai dan air laut. Dalam prarancangan pabrik metil metakrilat ini, sumber air baku yang digunakan berasal dari Sungai Bengawan Solo. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air antara lain:

- a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahannya relatif lebih murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang rumit dan biaya pengolahannya yang lebih besar.
- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- c. Letak sungai berada tidak terlalu jauh dengan lokasi pabrik.
- d. Sungai Bengawan Solo merupakan salah satu sungai di pulau Jawa yang mempunyai volume air yang melimpah bahkan di musim kemarau.

2. Kebutuhan Air Tiap Jam

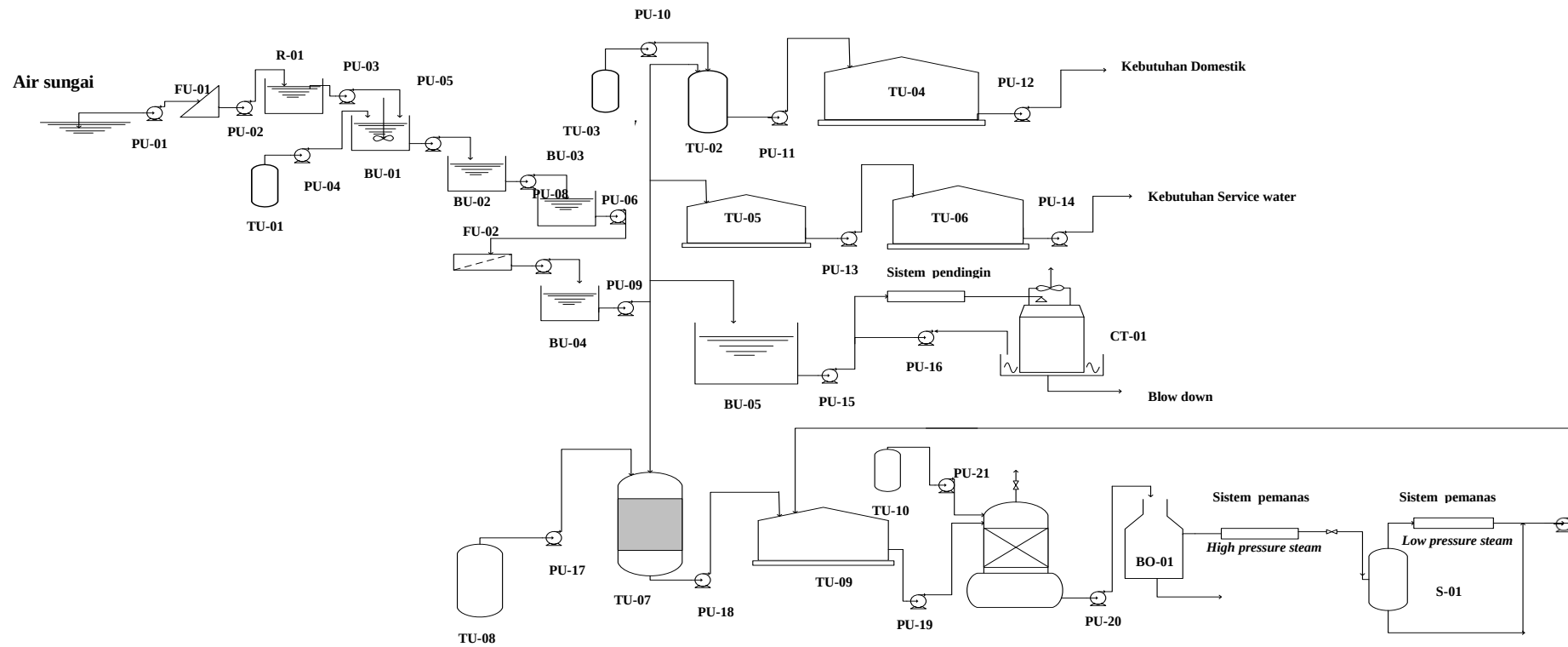
Tabel 4.29 Kebutuhan Air Tiap Jam

No.	Kebutuhan	Jumlah Air yang Diolah (Kg/jam)
1.	Air Pendingin Reaktor R-01 = 219.554 kg/jam Reaktor R-02 = 545.126 kg/jam Condenser-01 = 127.445 kg/jam Condenser-02 = 78.252 kg/jam Condenser-03 = 89.257 kg/jam Condenser-04 = 13.566 kg/jam Cooler-01 = 7.465 kg/jam Cooler-02 = 3.606 kg/jam Cooler-03 = 27.269 kg/jam Cooler-04 = 53.337 kg/jam Cooler-05 = 33.675 kg/jam Jumlah = 1.198.552 kg/jam	Air make up (3 %) 36.676
2.	Air Steam High Pressure Steam Reboiler-01 = 27.329 kg/jam Reboiler-02 = 12.944 kg/jam Reboiler-04 = 217 kg/jam Jumlah = 40.490 kg/jam Low Pressure Steam Reboiler-03 = 2.837 kg/jam Heater-01 = 1.136 kg/jam Heater-02 = 677 kg/jam Heater-03 = 670 kg/jam Heater-04 = 324 kg/jam Jumlah = 5.645 kg/jam	Air make up (20% Kebutuhan High Pressure Steam) 8.098
3.	Air kebutuhan Domestik Air kantor = 18.000 kg/hari Air Rumah Tangga = 16.000 kg/hari Poliklinik = 250 kg/hari Laboratorium = 100 kg/hari Kantin, musholla, taman dll. = 5.000 kg/hari Jumlah = 39.350 kg/hari = 1.640 kg/jam	1.640
4.	Air penyediaan Service Bengkel = 300 kg/hari Pemadam Kebakaran = 100 kg/hari Jumlah = 400 kg/hari = 17 kg/jam	17
Total Kebutuhan Air Secara Kontinue		46.431

Sehingga kebutuhan total kebutuhan air secara kontinue adalah sebesar 46.431 kg/jam. Air ini akan diolah terlebih dahulu sebelum dapat digunakan sesuai kebutuhan.

3. Pengolahan Air

Berikut ini merupakan diagram alir pengolahan air :



Gambar 4.5 Diagram Pengolahan Air

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Screening
3. R-01 : Reservoir
4. BU-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap I
7. BU-03 : Bak Pengendap II
8. FU-02 : Sand Filter
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
10. TU-02 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki *Service Water*
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak *Cooling Water*
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. TU-07 : *Mixed-Bed*
18. TU-08 : Tangki NaCl
19. TU-09 : Tangki Air Demin
20. TU-10 : Tangki N_2H_4
21. De-01 : Deaerator
22. BO-01 : Boiler
23. S-01 : Separator

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

1. Penghisapan

Pengambilan air dari sungai dilakukan dengan cara pemompaan yang kemudian dialirkan ke penyaringan (screening) dan langsung dimasukkan ke dalam reservoir.

2. Penyaringan (*Screening*) (FU-01)

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

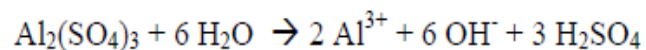
3. Penampungan (Reservoir) (R-01)

Air sungai setelah melalui *filter* dialirkan ke bak pengendap awal, untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai yang tidak lolos dari penyaring awal (*sreen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

4. Bak penggumpal (BU-01)

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa.

Larutan alum berupa tepung berwarna putih, dapat larut dalam air, stabil dalam udara, tidak mudah terbakar, tidak dapat larut dalam alkohol dan dapat dengan cepat membentuk gumpalan. Alum berfungsi sebagai bahan penggumpal (*floculant*) untuk menjernihkan air. Zat-zat pengotor dalam bentuk senyawa suspensi koloidal tersusun dari ion-ion bermuatan negatif yang saling tolak-menolak. Aluminium Sulfat dalam air akan larut membentuk ion Al^{3+} dan OH^- serta menghasilkan asam sulfat sebagai berikut:



Ketika ion yang bermuatan positif dalam koagulan (Alum, Al^{3+}) bertemu / kontak dengan ion negatif tersebut pada kondisi pH tertentu maka akan terbentuk *floc* (butiran gelatin). Pembentukan flok terbaik pada PH 6,5 – 7,5. Butiran partikel *floc* ini akan terus bertambah besar dan berat sehingga cenderung akan mengendap ke bawah. Jumlah alum yang diinjeksikan sebanyak 0,06% dari air umpan dengan konsentrasi 26% volum.

5. Bak Pengendap I dan II (BU-02 dan BU-03)

Flok dan endapan dari proses koagulasi diendapkan dalam bak pengendap I dan II.

6. *Sand filter* (FU-02)

Air setelah keluar dari bak pengendapan dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

7. Bak Penampung Air Bersih (BU-04)

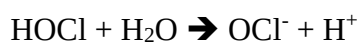
Air dari proses filtrasi merupakan air bersih, ditampung di dalam bak penampung air bersih. Air bersih tersebut kemudian digunakan secara langsung untuk air pendingin dan air layanan (*Service Water*). Air bersih kemudian digunakan juga untuk air domestik yang terlebih dahulu di desinfektanisasi, dan umpan boiler terlebih dahulu di demineralisasi.

8. Klorinasi (TU-02)

Pada tangki klorinasi ditambahkan klor atau kaport untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti *amoeba*, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klor adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya dapat dituliskan pada Persamaan berikut ini :



Asam hipoklorid pecah sesuai reaksi berikut:



Kemudian air dialirkan ke tangki (TU-04) tangki air bersih untuk keperluan domestik.

9. Tangki penampung sementara air bersih (TU-05) dan (TU-06)

Air bersih dari BU-04 dialirkan ke TU-05, kemudian dinaikkan tekannya dari 1 atm menjadi 2 atm. Selanjutnya air bertekanan tersebut dialirkan untuk keperluan *service water*.

10. Bak air pendingin (BU-05)

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal tersebut di atas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- a. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak dan korosi.
- b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- c. Zat *dispersant*, untuk mencegah timbulnya penggumpalan dan kerak.

11. *Mixed bed* (TU-07)

Air untuk umpan ketel pada reaktor harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut yang terdapat didalamnya, Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi. Alat demineralisasi terdiri atas penukar kation (*cation exchanger*) dan penukar anion (*anion exchanger*). Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain, dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler. Proses *Cation Exchanger* dan *Anion Exchanger* berlangsung pada Resin *Mixed-Bed*. Resin *Mixed-Bed* adalah kolom resin campuran antara resin kation dan resin anion. Air yang mengandung kation dan anion bila dilewatkan ke

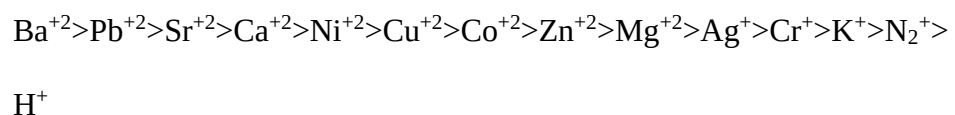
Resin *Mixed-Bed* tersebut, kation akan terambil oleh resin kation dan anion akan terambil oleh resin anion. Saat resin kation dan anion telah jenuh oleh ion-ion, resin penukar kation dan anion akan diregenerasi kembali.

a. Cation Exchanger

Cation Exchanger ini berisi resin penukar kation dengan formula RSO_3H , dimana pengganti kation – kation yang dikandung dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Reaksi penukar kation:



Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :



Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl .

Reaksi regenerasi:



b. Anion Exchanger

Anion Exchanger berfungsi untuk mengikat ion –ion negatif (anion) yang larut dalam air dengan resin yang bersifat basa, yang mempunyai formula

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

Reaksi Penukar Anion :



Ion SO_4^{2-} dapat menggantikan ion OH^- yang ada dalam resin karena selektivitas SO_4^{2-} lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :



Sebelum masuk *boiler* air diproses dalam unit *deaerator* dan unit pendingin.

12. Deaerator

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan *korosi* pada *boiler* seperti *oksigen* (O_2) dan *karbon dioksida* (CO_2). Air yang telah mengalami *demineralisasi* masih mengandung gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2 . Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu, karena dapat menimbulkan *korosi*. Unit *deaerator* diinjeksikan bahan kimia berupa Hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen sesuai dengan reaksi sebagai berikut:



Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *boiler*. Air yang keluar dari *daerator* dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler*.

13. Penyediaan *steam* 1 (BO-01)

Air demineralisasi digunakan sebagai umpan *boiler* yang akan memproduksi *steam*. *Steam* yang digunakan sebagai pemanas dalam kondisi jenuh atau *saturated steam* yang memiliki suhu 371°C dengan tekanan 21.330 kPa. Kemudian, *steam* dengan suhu tersebut dialirkan pada sistem pemanas dengan tekanan tinggi (*High pressure steam*) yang digunakan untuk memanaskan *reboiler* (RB-01) dengan kebutuhan *steam* sebanyak 27.329 kg/jam, (RB-02) sebanyak 12.944 kg/jam, (RB-04) sebanyak 217 kg/jam.

14. Penyediaan *steam* 2 (S-01)

Kondensat dari sistem pemanas dengan tekanan tinggi, diturunkan tekanannya terlebih dahulu, kemudian dialirkan menuju *separator*. Hasil atas *separator* berupa uap yang memiliki suhu 155 °C dengan tekanan 551 kPa dialirkan pada sistem pemanas dengan tekanan rendah (*Low pressure steam*) yang digunakan untuk memanaskan *reboiler* (RB-03) dengan kebutuhan *steam* sebanyak 2.837 kg/jam, *heater* (HE-01) sebanyak 11.356 kg/jam, (HE-02) sebanyak 677 kg/jam, (HE-03) sebanyak 670 kg/jam dan (HE-04) sebanyak 324 kg/jam. Hasil bawah berupa cairan digabungkan dengan aliran kondensat tekanan rendah kemudian dialirkan menuju tangki demin (TU-09) yang akan diolah kembali menjadi *steam*.

4.5.2 Unit Penyediaan Listrik

Pada perancangan pabrik metil metakrilat ini, kebutuhan listrik akan dipenuhi dari listrik PLN dan generator. Generator yang digunakan adalah generator jenis arus bolak-balik (AC) berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan dengan menggunakan transformator.

Generator yang digunakan jenis generator AC tiga fase dengan pertimbangan tegangan listrik stabil, daya kerja lebih besar, kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit dan motor tiga fase harganya relatif lebih murah. Kebutuhan listrik total sebanyak 342 Kw, kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN, apabila terjadi pemadaman di gunakan satu generator cadangan berkekuatan 500 Kw dengan bahan bakar solar.

Tabel 4.30 Kebutuhan Listrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Proses	137
2	Utilitas	40
3	Listrik AC	15
4	Penerangan	100
5	Laboratorium dan Bengkel	40
6	Instrumentasi	10
Total		342

4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada *generator* dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan adalah

bahan bakar cair yaitu solar (untuk *generator*) dan *fuel oil* (untuk *boiler*) yang diperoleh dari PERTAMINA atau distribusinya. Pemilihan didasarkan ada pertimbangan bahan baku cair :

- Mudah didapat
- Tersedia secara kontinue
- Mudah dalam penyimpanannya

Pada umumnya, penggunaan mesin *diesel* di Indonesia menggunakan bahan bakar solar yang memiliki nilai cetane sebanyak 48, cukup mudah terbakar sehingga pembakaran pun menjadi lebih efisien dan meningkatkan tenaga mesin generator juga. Berikut ini beberapa kelebihan dari mesin *diesel* dengan bahan bakar solar yakni:

1. Mempunyai torsi yang lebih besar dibandingkan mesin *fuel oil*.
2. Memiliki efisiensi bahan bakar yang tinggi.
3. Perawatan mesin diesel lebih mudah karena pada mesin diesel tidak ada busi.
4. Mesin diesel lebih tahan banting.

Sedangkan *Fuel heavy diesel oil* mengandung *light diesel oil* yang masih bercampur minyak residu. Minyak diesel berat ini digunakan sebagai bahan bakar *boiler* (mesin uap), *heating furnance* (tungku pemanas), atau *engine diesel medium-speed* ukuran besar atau medium. Tetapi dibandingkan dengan *fuel/light diesel oil*, *heavy oil* mempunyai kekurangan, sehingga minyak ini hampir tidak pernah digunakan sebagai bahan bakar *engine* untuk *diesel* putaran tinggi dikarenakan beberapa hal sebagai berikut:

1. Banyak mengandung pengotoran-pengotoran, sehingga sistem bahan bakar pada *engine* mudah menjadi buntu.
2. Mempunyai viscosity tinggi, sehingga partikel-partikel dari kabut minyak yang diinjeksikan ukurannya besar-besar, sehingga mengakibatkan pembakaran kurang sempurna cenderung menghasilkan partikel-partikel *carbon*. Dengan demikian, bagian-bagian yang bergesekan mengalami keausan lebih cepat, dan *exhaust* gas bewarna hitam.
3. Kandungan sulfur tinggi, sehingga lebih menambah keausan korosif.

Kebutuhan bahan bakar solar sebanyak 58,76 liter/jam sedangkan *fuel oil* sebanyak 715 liter/jam. Generator digunakan pada waktu PLN tidak dapat mensuplai listrik, diperkirakan dalam satu bulan PLN tidak dapat mensuplai listrik selama 4 kali, 4 jam dalam sehari. Maka kebutuhan bahan bakar solar selama 1 bulan sebanyak :

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan solar 1 bulan} &= 58,76 \text{ L/jam} \times 4 \text{ jam/hari} \times 4 \text{ hari} \\ &= 940 \text{ L/bulan}\end{aligned}$$

4.5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol *pneumatic* (membuka dan menutup *valve*). Kebutuhan setiap alat kontrol *pneumatic* sekitar 28,32 L/menit (Considine, 1970). Kebutuhan udara tekan diperkirakan 73,06 m³/jam digunakan untuk mengatur sekitar 43 buah alat kontrol *pneumatic*. Alat yang digunakan untuk penyediaan udara tekan berupa kompresor dengan

jenis *single stage*, udara tekan diperoleh dari udara lingkungan yang disaring dengan *filter*, kemudian ditekan dengan *kompresor*, dikondensasikan kemudian dikeringkan (*drying*) dan disimpan dalam tangki penyimpan udara.

4.5.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dalam pabrik metil metakrilat berupa limbah cair yang berasal dari :

- a. Hasil bawah *Decanter* terdiri dari metanol 42,05 kg/jam, air 394,47 kg/jam, metil metakrilat 89,25 kg/jam, dan aseton sianohidrin 6,19 kg/jam.
- b. Limbah dari unit utilitas yang berupa air *blowdown*.

Limbah yang dibuang menuju unit pengolah limbah telah disesuaikan temperaturnya sehingga tidak terlalu panas, diatur pada suhu 35°C. Selanjutnya limbah akan dibuat netral dengan menambahkan larutan bersifat basa jika limbah mengandung asam dan sebaliknya jika limbah mengandung basa maka akan dinetralkan dengan larutan asam. Pada pabrik metil metakrilat ini limbah yang dihasilkan hanya sedikit bersifat asam karena sebagian besar limbah di *recycle* untuk keperluan bahan baku pabrik dan sebagian dijual sebagai produk samping.

Proses pengolahan limbah, terutama limbah cair, dapat diolah menggunakan tiga macam proses yaitu, secara fisika, kimia, dan biologis. Pada pabrik metil metakrilat, digunakan pengolahan limbah secara fisik dan kimia, dengan pertimbangan limbah yang dihasilkan tidak terlalu berbahaya.

- Pengolahan secara Fisika

Tujuan : Memisahkan bahan-bahan yang berukuran besar dan terapung

Tahapan pengolahannya antara lain:

- a. Penyaringan

Cara yang efisien dan murah untuk menyisihkan bahan tersuspensi yang berukuran besar.

- b. Flotasi

Digunakan untuk menyisihkan bahan-bahan yang mengapung (minyak, lemak) agar tidak mengganggu proses pengolahan berikutnya.

- c. Filtrasi

Menyisihkan sebanyak mungkin partikel tersuspensi dari dalam air agar tidak mengganggu proses pengolahan berikutnya.

- d. Adsorpsi

Menyisihkan kemungkinan adanya senyawa organik terlarut.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik metil metakrilat direncanakan berdiri di kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah badan usaha yang merupakan persekutuan modal, didirikan berdasarkan perjanjian, dan melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham (Sukandar, 2011). Pendiri perusahaan

berkewajiban mengambil bagian modal itu dalam bentuk saham dan mereka mendapat bukti surat saham sebagai bentuk penyertaan modal. 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.

Bentuk Perseroan Terbatas dipilih, karena bentuk perusahaan ini memiliki kelebihan antara lain:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh Dewan Komisaris, sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
3. Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur Utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
4. Lapangan usaha lebih luas. PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha nya.
5. Badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri terpisah dari kekayaan pribadi.

6. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan yang ada.
7. Mudah bergerak di pasar modal.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum Dagang. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham. Pemiliknya adalah para pemegang saham serta yang memilih suatu direksi yang memimpin jalannya perusahaan. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.6.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain (Zamani, 1998):

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi
3. Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi
4. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*)
5. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*)
6. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab
7. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)
8. Adanya koordinasi

9. Struktur organisasi disusun sederhana
10. Pola dasar organisasi harus relatif permanen
11. Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*)
12. Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya
13. Penempatan orang harus sesuai keahliannya

Struktur organisasi perseroan terbatas terdiri dari pemegang saham, direksi, dan komisaris. Dalam PT, para pemegang saham, melalui komisarisnya melimpahkan wewenangnya kepada direksi untuk menjalankan dan mengembangkan perusahaan sesuai dengan tujuan dan bidang usaha perusahaan.

a. Pemegang saham

Otoritas tertinggi dalam suatu struktur hierarki organisasi adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), yang diadakan minimum sekali dalam setahun, tetapi jika dianggap mendesak RUPS dapat diadakan sesuai kesepakatan forum. RUPS dihadiri oleh para pemegang saham, badan pengelola dan para direktur. Menurut (Sutarto, 2002) hak dan kuasa dari RUPS adalah sebagai berikut :

1. Mengajukan pertanggung jawaban dari Dewan Komisaris dan Staff direksi melalui meeting pemegang saham.
2. Melalui *meeting*, dapat melakukan penggantian dewan komisaris dan staff direksi serta secara legal mengesahkan pemberhentian pemegang saham ketika mengajukan pengunduran diri.

3. Menentukan jumlah keuntungan tahunan yang didapat untuk juga dibagi atau diinvestasikan.

b. *Board of Commissioners* / Dewan Komisaris

Dewan komisaris dipilih pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) untuk mewakili pemegang saham dalam mengontrol keseluruhan pabrik. Dewan komisaris bertanggung jawab pada RUPS. Tugas dari Dewan komisaris antara lain:

1. Menentukan *outline* dari kebijakan perusahaan.
2. Melakukan meeting tahunan dengan pemegang saham (RUPS).
3. Menanyakan laporan akuntabilitas direktur setiap periode.
4. Melakukan pengawasan dan supervisi terhadap setiap kegiatan dan tanggung jawab direktur.

c. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pimpinan tertinggi yang ditunjuk oleh Dewan komisaris.

Tugas dari direktur antara lain :

1. Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efisien dan efektif.
2. Mengatur dan melaksanakan kebijakan publik dibawah pengarahan RUPS.
3. Mengatur kolaborasi berdasarkan kepentingan dari perusahaan.
4. Mewakili perusahaan dalam pertemuan dan hubungan kontrak dengan pihak ketiga.

5. Merencanakan dan mengawasi implementasi dari tanggung jawab setiap orang dalam perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Ekonomi (S-2, minimal S- 1 dan berpengalaman 4 tahun di bidangnya).

Direktur Utama dibantu oleh 3 Direktur, yaitu :

- Direktur Produksi

Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan dan laboratorium.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S2, minimal S-1 dan berpengalaman 4 tahun di bidangnya)

Direktur Produksi dibantu oleh 3 Kepala Bagian, yaitu:

- Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : Bertugas dan bertanggung jawab terhadap kelangsungan proses produksi, penyediaan utilitas dan operasi pabrik secara keseluruhan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Kepala Bagian Proses dan Utilitas membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu:

- Kepala Seksi Proses

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan pembuatan produk.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Karyawan : 17 orang, terdiri dari :

a) 5 orang *Engineer* (S-1 Teknik Kimia)

b) 12 orang Operator (STM/SMA/SMK/ D-3 Teknik Kimia)

➤ Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang utilitas baik dalam hal penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan, baik untuk proses maupun instrumentasi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia atau Teknik Mesin

Karyawan : 28 orang, terdiri dari :

a) 3 orang *Engineer* (S-1 Teknik Kimia atau Teknik Mesin)

b) 25 operator (SMA/SMK/STM/D-3 Teknik Kimia)

- Kepala Bagian Pengembangan

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Kepala Bagian Pengembangan membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu:

➤ Kepala Seksi Laboratorium dan Penjamin Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan identifikasi limbah.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Karyawan : 8 orang, yang terdiri dari :

a) 2 orang *Staff I* (S-1 Teknik Kimia)

b) 2 orang *Staff* II (D-3 Teknik Kimia)

c) 4 orang Analis (STM-Kimia)

➤ Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Karyawan : 4 orang, yang terdiri dari :

a) 2 orang *Staff* I (S-1 Teknik Kimia/ Teknik Mesin)

b) 2 orang *Staff* II (D-3 Teknik Kimia/ Teknik Mesin)

• Direktur Pemasaran dan Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab dalam hal keuangan, mulai dari pendataan, pengaturan, pengawasan dan pengecekan. Selain mengurus masalah keuangan, direktur ini juga bertanggung jawab atas bidang pemasaran dan perencanaan keuangan.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman minimal 3 tahun di bidangnya)

Direktur Pemasaran dan Keuangan dibantu oleh 2 Kepala Bagian, yaitu:

- Kepala Bagian Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Kepala Bagian Pemasaran membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

➤ Kepala Seksi Pemasaran Produk

Tugas : Bertugas dan bertanggung jawab dalam hal pemasaran produk.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

a) 1 orang *Staff* I (S-1 Ekonomi)

b) 1 orang *Staff* II (D-3 Ekonomi)

c) 1 orang *Staff* III (SMA/SMK)

➤ Kepala Seksi Pembelian Bahan Baku dan Pendukung

Tugas : Bertugas dan bertanggung jawab dalam hal pengadaan bahan baku dan bahan pendukung.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

a) 1 orang *Staff* I (S-1 Ekonomi)

b) 1 orang *Staff* II (D-3 Ekonomi)

c) 1 orang *Staff* III (SMA/SMK)

- Kepala Bagian Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab kepada direktur pemasaran dan keuangan dalam bidang keuangan perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Kepala Bagian Keuangan membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu:

➤ Kepala Seksi Administrasi

Tugas : Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi tentang keuangan masa depan. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

Pendidikan : Sarjana Hukum/Ekonomi

Karyawan : 4 orang, yang terdiri dari :

a) 2 orang *Staff* II (D-3 Manajemen Perusahaan)

b) 2 orang *Staff* III (SMK Administrasi)

➤ Kepala Seksi Akuntansi

Tugas : Mencatat utang piutang perusahaan, mengatur administrasi kantor dan pembukuan, mengaudit masalah perpajakan.

Pendidikan : Sarjana Hukum/Ekonomi

Karyawan : 4 orang, yang terdiri dari :

a) 2 orang *Staff* II (D-3 Manajemen Perusahaan)

b) 2 orang *Staff* III (SMK Administrasi)

• Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum

Tugas : Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang personalia, relasi perusahaan, dan pelayanan umum. Serta mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Pendidikan : Sarjana Psikologi / Sarjana Ekonomi (S-2, minimal S-1 atau 4 tahun pengalaman)

Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum dibantu oleh 2 Kepala Bagian, yaitu :

- Kepala Bagian Sumber Daya Manusia

Tugas : Bertanggung jawab kepada direktur Sumber Daya Manusia dan Umum dalam bidang personalia dan pendidikan.

Pendidikan : Sarjana Psikologi

Kepala Bagian Sumber Daya Manusia membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

➤ Kepala Seksi Perekrutan dan Pengembangan

Tugas : Bertanggung jawab dan bertugas melaksanakan perekrutan karyawan baru serta pengembangan sumber daya manusia.

Pendidikan : Sarjana Psikologi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

- a) 1 orang Manajer (Sarjana Psikologi)
- b) 1 orang Asisten (Sarjana Psikologi)
- c) 1 orang Administrator SMA/SMK)

➤ Kepala Seksi Personalia

Tugas : Bertanggung jawab dan bertugas atas kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

Pendidikan : Sarjana Hukum, Teknik Industri / Psikologi

Karyawan : 4 orang, yang terdiri dari :

- a) 2 orang *Staff* II (D-3 Komunikasi)

b) 2 orang *Staff* III (SMK Administrasi)

- Kepala Bagian Umum

Tugas : Bertanggung jawab kepada direktur Sumber Daya Manusia dan Umum dalam hubungan masyarakat dan pelayanan umum.

Pendidikan : Sarjana Ilmu Komunikasi

Kepala Bagian Umum membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

➤ Kepala Seksi Hubungan Masyarakat

Tugas : Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan, serta menjalani relasi atau kerja sama dengan instansi lain.

Pendidikan : Sarjana Ilmu Komunikasi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

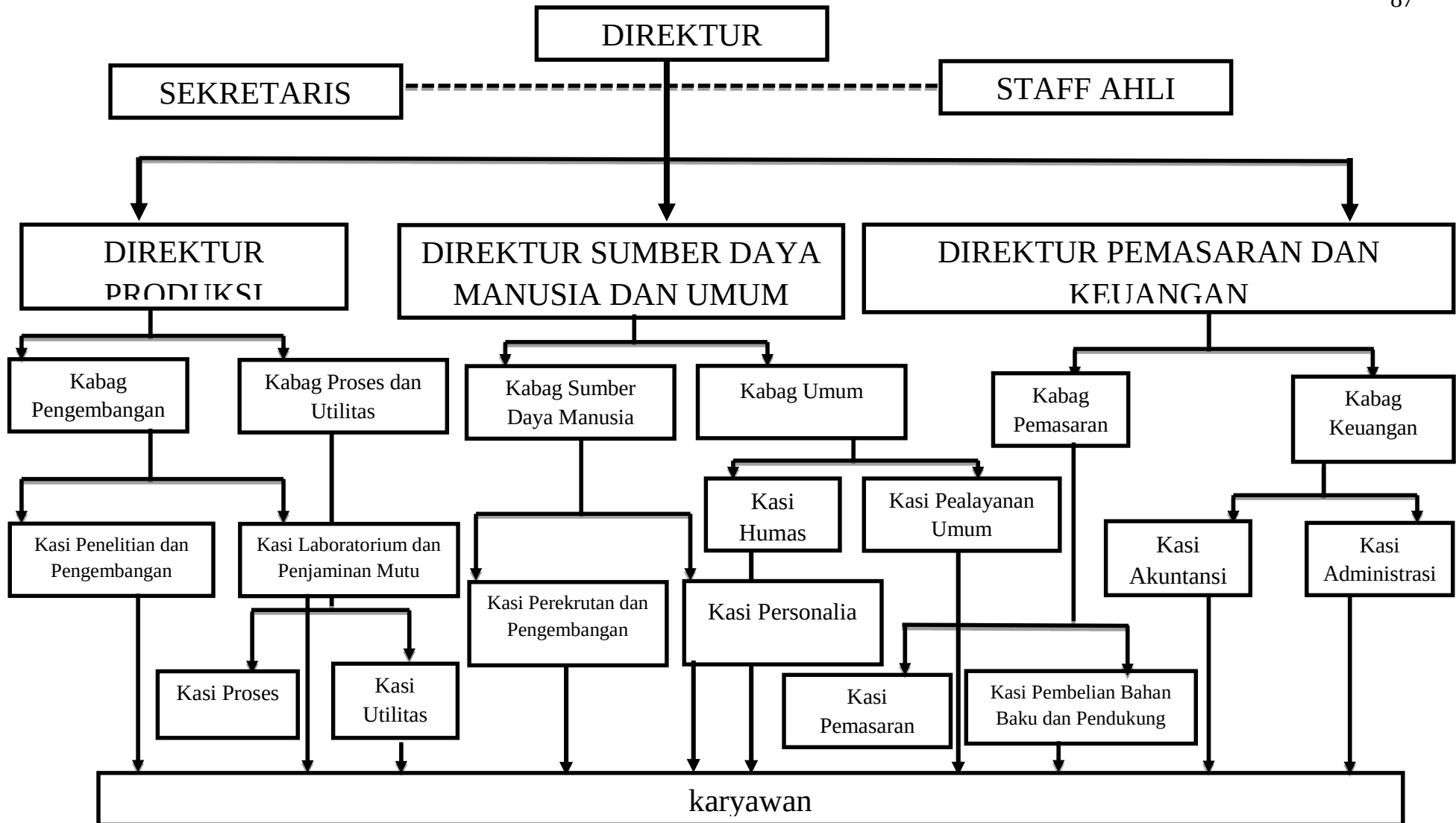
a) 1 orang Manajer Tim (Sarjana Ilmu Komunikasi)

b) 1 orang asisten (Sarjana Ilmu Komunikasi)

c) 1 orang *Staff* III (SMA/SMK)

➤ Kepala Seksi Pelayanan Umum

Tugas : Menjaga keamanan dan kebersihan pabrik, serta memberikan pelayanan umum kepada pegawai.



Gambar 4.6 Sruktur Organisasi Perusahaan

4.6.3 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.

Tabel 4.31 Daftar Kebutuhan Operator Tiap Unit

Alat	Jumlah unit	Operator	Operator
		unit.shift	Shift
Proses Produksi			
Tangki Penyimpanan	5	0,1	0,5
Reaktor	5	0,5	2,5
Dekanter	1	0,5	0,5
Menara Distilasi	4	0,5	2
<i>Cooler</i>	5	0,25	1,25
<i>Heater</i>	5	0,25	1,25
<i>Pompa</i>	15	0,2	3

Lanjutan Tabel 4.31 Daftar Kebutuhan Operator Tiap Unit

Utilitas			
<i>Kation Exchanger</i>	1	0,5	0,5
<i>Anion Exchanger</i>	1	0,5	0,5
<i>Dearator</i>	1	1	1
<i>Cooling Tower</i>	2	1	2
<i>Boiler</i>	1	0,1	0,1
<i>Sand Filter</i>	1	0,1	0,1
<i>Wastewater treatment plant</i>	1	2	2
<i>Air instrument plants</i>	1	1	1
Jumlah			9,61

Kebutuhan operator : 10 orang/shift

Jumlah shift : 3 shift

Jumlah operator : 40 orang

4.6.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

4.6.4.1 Sistem Kepegawaian

Pada pabrik metil metakrilat ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Menurut statusnya karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap, yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
2. Karyawan harian, yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.
3. Karyawan borongan, yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan.

4.6.4.2 Pembagian jam kerja karyawan

Pabrik metil metakrilat beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan (*shut down*) alat pabrik. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam 2 golongan, yaitu :

1. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk karyawan harian yaitu direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan jam kerja sebagai berikut:

- Hari Senin – Kamis

Pukul 08.00 – 12.00 (jam kerja)

Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)

Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)

- Hari Jumat

Pukul 08.00 – 11.30 (jam kerja)

Pukul 11.30 – 13.00 (istirahat)

Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)

- Hari sabtu, minggu dan hari besar libur

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang terlibat secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan *shift* terdiri dari operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, karyawan yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Karyawan *shift* bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam tiga *shift* dengan pengaturan sebagai berikut:

- *Shift* pagi (*day shift*) : pukul 07.00 - 15.00
- *Shift* sore (*swing shift*) : pukul 15.00 - 23.00

- *Shift* malam (*night shift*) : pukul 23.00 - 07.00

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

Tabel 4.32 Jadwal kerja masing-masing regu

Regu	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M
B	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L
C	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P
D	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S

Keterangan:

P : *Shift* pagi

S : *Shift* siang

M : *Shift* malam

L : Libur

Kelancaran produksi pada pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan para karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan mempengaruhi jalannya perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan diberlakukan adanya absensi. Absensi juga digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier pada karyawan di dalam perusahaan.

4.6.4.3 Sistem Gaji

Pada pabrik metil metakrilat ini sistem penggajian didasarkan pada:

1. Keadaan perusahaan. Perusahaan ini mempunyai suatu sistem *starting salary* berdasarkan jenjang pendidikan.
2. Kondisi sosial di Indonesia. Sistem penggajian selalu menyesuaikan kondisi ketenagakerjaan di Indonesia khususnya tentang besar gaji yang selalu berpatokan minimal sebesar peraturan yang dikeluarkan pemerintah dalam hal ini Departemen Tenaga Kerja.
3. *Market Level* .Disamping menyesuaikan pengupahan minimal sesuai pengupahan secara nasional, tetapi juga melihat *market level* di perusahaan-perusahaan lain yang sejenis.
4. Latar Belakang Pendidikan. Ada 4 kategori pendidikan untuk menentukan besarnya upah, yaitu:
 - SMU
 - SMU plus
 - Sarjana Muda/D3

- Sarjana

5. Komponen Upah di Perusahaan, terdiri atas :

- a. *Living Cost*/ Upah pokok

- b. *Supporting*

- Tunjangan golongan

- Tunjangan jabatan

- Tunjangan *shift*

- c. *Sosial Welfare*:

- Tunjangan keluarga

- Tunjangan perumahan

- Tunjangan pengobatan

- Tunjangan transportasi

- Tunjangan pendidikan

Setiap karyawan juga berhak atas adanya kenaikan gaji/upah setiap tahun.

Perhitungan kenaikan gaji/upah tersebut dilakukan berdasarkan ketentuan sebagai berikut:

1. Laju inflasi nasional selama satu tahun pada tahun yang bersangkutan yang dikeluarkan oleh Biro Pusat Statistik dan juga kondisi perusahaan saat itu.
2. Prestasi dari pekerja itu sendiri yang diterima dari hasil penilaian yang dilakukan sebanyak dua kali dalam setahun.
3. Perhitungan kenaikan upah pokok

$$B = S \times (IR + \alpha_1) + \alpha_2 \dots\dots\dots (4.1)$$

Keterangan :

B : Kenaikan gaji

S : Gaji pokok

IR : Inflasi Rate nasional

Bagi pekerja yang lembur mendapatkan upah lembur yang perhitungannya disesuaikan dengan SK Menteri Tenaga Kerja RI No. KEP 72/1984, yaitu:

- a. Upah lembur per jam adalah $1/173$ x upah bruto per bulan, di mana upah bruto adalah: upah pokok + uang makan + tunjangan transportasi.
- b. Untuk hari kerja biasa, jam pertama 150% x upah per jam, dan untuk jam kedua dan seterusnya 200% x upah per jam.
- c. Upah untuk hari libur biasa dan hari libur nasional adalah :
 - 7 jam pertama : 200% x upah per jam
 - 7 jam kedelapan : 300% x upah per jam
 - 7 jam kesembilan : 400% x upah per jam

Tabel 4.33 Perincian golongan dan gaji pegawai

No	Jabatan		Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi, Keuangan dan Umum	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
13	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
14	Ka. Sek. Proses	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
15	Ka. Sek. Bahan baku dan Produk	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumen	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
25	Karyawan Personalia	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
26	Karyawan Humas	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
27	Karyawan Litbang	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
28	Karyawan Pembelian	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
29	Karyawan Pemasaran	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000

Lanjutan Tabel 4.33 perincian golongan dan gaji

30	Karyawan Administrasi	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
31	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
32	Karyawan Proses	18	Rp 8.000.000	Rp 144.000.000
33	Karyawan Pengendalian	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
34	Karyawan Laboratorium	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
36	Karyawan Utilitas	12	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
37	Karyawan K3	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
38	Operator proses	20	Rp 5.000.000	Rp 100.000.000
39	Operator Utilitas	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
40	Sekretaris	6	Rp 7.000.000	Rp 42.000.000
41	Dokter	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000
42	Perawat	4	Rp 4.500.000	Rp 18.000.000
43	Satpam	8	Rp 4.000.000	Rp 32.000.000
44	Supir	10	Rp 3.900.000	Rp 36.000.000
45	Cleaning Service	9	Rp 3.900.000	Rp 32.400.000
			Rp 546.300.000	Rp 1.429.100.000

4.6.4.4 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan keluarganya, perusahaan memberikan fasilitas-fasilitas penunjang seperti: tunjangan, fasilitas kesehatan, transportasi, koperasi, Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3), cuti, dan lain-lain.

1. Tunjangan.

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.

- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada 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 kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan lebih besar dari Rp. 1.000.000,00 per bulan.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi pada perancangan pabrik dilakukan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan atau tidak. Dan untuk mendapatkan perkiraan/estimasi 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 atau titik dimana pabrik tidak untung dan tidak rugi. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Investasi modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Produksi Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
4. Analisa Keuntungan
5. Analisa Kelayakan

Dalam evaluasi ekonomi, semua harga diperhitungkan sesuai dengan harga pada tahun pabrik direncanakan berdiri, yaitu tahun 2018. Data-data harga diambil dari Peter & Timmerhaus (1990), Perry (1998), dan www.matche.com (2014).

Harga alat pada tahun tertentu ditentukan menggunakan persamaan berikut:

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

dengan :

N_x = harga alat pada tahun X

N_y = harga alat pada tahun Y

E_x = nilai indeks untuk tahun X

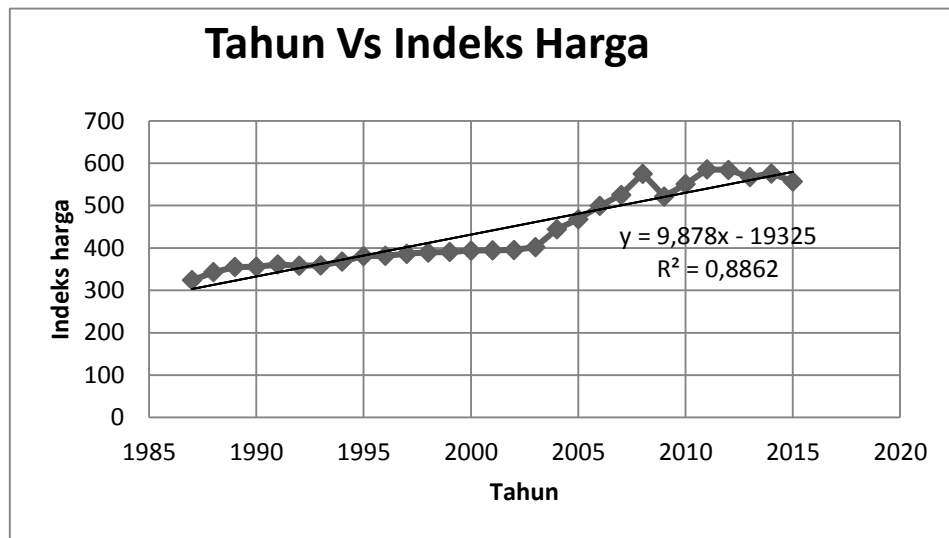
E_y = nilai indeks untuk tahun Y

Berdasarkan data dari buku www.chemengonline.com/pci diperoleh nilai CEP

Indeks dari tahun 1987-2015 seperti berikut :

Tabel 4.34 Data CEP Indeks

No	(Xi)	Indeks (Yi)	No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324	16	2002	395,6
2	1988	343	17	2003	402
3	1989	355	18	2004	444,2
4	1990	356	19	2005	468,2
5	1991	361,3	20	2006	499,6
6	1992	358,2	21	2007	525,4
7	1993	359,2	22	2008	575,4
8	1994	368,1	23	2009	521,9
9	1995	381,1	24	2010	550,8
10	1996	381,7	25	2011	585,7
11	1997	386,5	26	2012	584,6
12	1998	389,5	27	2013	567,3
13	1999	390,6	28	2014	576,1
14	2000	394,1	29	2015	556,8
15	2001	394,3			



Gambar 4.7 Grafik Tahun Vs Indeks Harga

Grafik pada gambar 4.7 didekati dengan regresi linier sehingga diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$y = 9,878 x - 19325$$

dengan : x = harga alat pada tahun X

$$y = CEP \text{ index pada tahun-}x$$

Untuk mendapatkan nilai CEP index pada tahun diatas Tahun 2000, maka harus dilakukan ekstrapolasi berdasarkan persamaan yang sudah didapat. Hasil ekstrapolasi *CEP Index* diperoleh:

Tabel 4.35 Data CEP Indeks pada Beberapa Tahun Regresi Linear

Tahun	Index
2016	589,048
2017	598,926
2018	608,804
2019	618,682
2020	628,560

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2019, dengan CEP index sebesar 618,682

4.7.1 Capital Investment

a. Fixed Capital Investment

Fixed capital atau modal tetap merupakan modal yang diperlukan untuk pembangunan dan pemasangan fasilitas-fasilitas pabrik secara fisik.

Tabel 4.36 *Fixed Capital Investment*

No.	Komponen	Rp
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	97.636.688.992
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	68.345.682.294
3	<i>Installation</i>	20.358.569.069
4	<i>Piping</i>	32.147.539.558
5	<i>Instrumentation</i>	24.289.765.216
6	<i>Insulation</i>	2.809.693.638
7	<i>Electrical</i>	14.645.503.349
8	Pembelian Tanah dan Perbaikan	40.000.000.000
9	Bangunan dan Perlengkapan	51.750.000.000
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		351.983.442.116
10	<i>Eng.and Costruction (20% PPC)</i>	70.396.688.423
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>		70.396.688.423
11	<i>Contractor's Fee (10% DPC)</i>	42.238.013.054
12	<i>Contingency (15% DPC)</i>	63.357.019.581
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		527.975.163.174

b. *Working Capital Investment*

Working capital atau modal kerja merupakan modal yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau produksi dari suatu pabrik dalam jangka waktu tertentu.

Tabel 4.37 *Working Capital Investment*

No.	Komponen	Rp
1	<i>Raw material inventory</i>	31.906.150.728
2	<i>In process inventory</i>	82.907.093.282
3	<i>Product inventory</i>	77.379.953.729
4	<i>Extended credit</i>	238.777.946.429
5	<i>Available cash</i>	77.379.953.729
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>		508.351.097.897

4.7.2 *Manufacturing Cost*

a. *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost atau biaya produksi langsung meliputi biaya yang berhubungan secara langsung dengan proses produksi.

b. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost atau biaya produksi tidak langsung merupakan biaya pengeluaran yang diadakan sebagai akibat (tidak langsung) dari operasi produksi.

c. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap merupakan biaya tertentu yang akan selalu dikeluarkan baik ketika pabrik beroperasi atau tidak, biaya ini juga tidak tergantung pada jumlah produksi. Yang termasuk dalam biaya tetap adalah depresiasi, pajak, asuransi dan sewa.

Tabel 4.38 *Manufacturing Cost*

No.	Komponen	Rp
1.	Bahan baku proses	1.504.147.105.727
2.	<i>Labor</i>	17.149.200.000
3.	Supervisi	2.572.380.000
4.	<i>Maintenance</i>	10.559.503.263
5.	<i>Plant supplies</i>	1.583.925.490
6.	<i>Royalties and patent</i>	26.265.574.107
7.	Bahan baku utilitas	48.851.821.859
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		1.611.129.510.446
8.	<i>Payroll overhead</i>	2.572.380.000
9.	<i>Laboratory</i>	1.714.920.000
10.	<i>Plant overhead</i>	8.574.600.000
11.	<i>Packaging and shipping</i>	131.327.870.536
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		144.189.770.536
12.	<i>Depreciation</i>	52.797.516.317
13.	<i>Property tax</i>	10.559.503.263
14.	<i>Insurance</i>	5.279.751.632
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		68.636.771.213
<i>Manufacturing Cost</i>		1.823.956.052.194

4.7.3 General Expense

General Expense atau pengeluaran umum adalah biaya pengeluaran pabrik yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*. *General expense* ini meliputi biaya administrasi, penjualan produk, penelitian, dan biaya pembelanjaan.

Tabel 4.39 *General Expense*

No.	Komponen	Rp
1	<i>Administration</i>	54.718.681.566
2	<i>Sales expense</i>	392.150.551.222
3	<i>Research</i>	54.718.681.566
4	<i>Finance</i>	36.271.419.137
<i>General Expense (GE)</i>		537.859.333.491

4.7.4 Anilisa Keuntungan

Pendapatan per tahun = Rp 2.626.557.410.715

Total cost per tahun = Rp 2.361.815.385.685

Keuntungan sebelum pajak = Rp 264.742.025.030

Pajak pendapatan = Rp 66.185.506.258

Keuntungan sesudah pajak = Rp 198.556.518.773

4.7.5 Anilisa Kelayakan

a. *Return of Investment (ROI)*

ROI adalah kecepatan tahunan pengembalian investasi (modal) dari keuntungan. Persamaan untuk ROI adalah :

$$P_{rb} = \frac{P_b \times r_a}{I_f}$$

$$P_{ra} = \frac{P_a \times r_a}{I_f}$$

dengan :

P_{rb} = ROI sebelum pajak, dinyatakan dalam desimal

P_{ra} = ROI setelah pajak, dinyatakan dalam desimal

P_b = Keuntungan sebelum pajak per satuan produksi

P_a = Keuntungan setelah pajak per satuan produksi

r_a = Kapasitas produksi tahunan

I_f = *Fixed capital investmen*

Besar kecilnya ROI bervariasi tergantung pada derajat resiko atau kemungkinan kegagalan yang terjadi. Untuk kategori *low risk chemical industry*, *minimum acceptable ROI before tax* adalah sebesar 11% (Aries and Newton, 1955).

ROI sebelum pajak = 50,14 %

ROI sesudah pajak = 37,61 %

Pabrik metil metakrilat ini masih masuk dalam batas ROI *before tax* yang disyaratkan, yaitu diatas 11%.

b. *Pay Out Time (POT)*

POT merupakan jangka waktu pengembalian investasi (modal) berdasarkan keuntungan perusahaan dengan mempertimbangkan depresiasi. Berikut adalah persamaan untuk POT :

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{I_f}{(P_b \times r_a) + (0,1 \times I_f)}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{I_f}{(P_a \times r_a) + (0,1 \times I_f)}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 1,66 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = 2,1 \text{ tahun}$$

Untuk kategori *low risk chemical industry, maximum acceptable POT before tax* adalah 5 tahun (Aries and Newton, 1955). Pabrik metil metakrilat ini masih masuk dalam batas *POT before tax* yang disyaratkan, yaitu di bawah 5 tahun.

c. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik (10 tahun). *Rate of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimum dimana suatu pabrik (proyek) dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

DCF didapat dengan *trial and error* dengan persamaan :

$$FC + WC = C \times \left[\frac{1}{(1+i)} + \frac{1}{(1+i)^2} + \frac{1}{(1+i)^3} + \dots + \frac{1}{(1+i)^{10}} \right] + \frac{WC + SV}{(1+i)^{10}}$$

dengan :

FC = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital*

C = *Annual cash flow*

= keuntungan setelah pajak + *finance + depreciation*

SV = *Salvage value* (10% x FC)

Dengan *trial and error* diperoleh $i = DCF = 21,81 \%$

DCF lebih besar dibandingkan suku bunga pinjaman ($\pm 7,88\%$), sehingga memenuhi persyaratan yaitu DCF didapatkan lebih dari 1,5 kali suku bunga simpanan bank yang berlaku.

d. *Break Even Point* (BEP)

BEP merupakan titik perpotongan antara garis *sales* dengan *total cost*, yang menunjukkan tingkat produksi dimana *sales* akan sama dengan *total cost*. Pengoperasian pabrik di bawah kapasitas tersebut akan mengakibatkan kerugian dan pengoperasian pabrik di atas kapasitas produksi tersebut, maka pabrik akan untung. BEP dinyatakan dengan persamaan :

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

dengan :

F_a = *Fixed expense* tahunan pada produksi maksimum

R_a = *Regulated expense* tahunan pada produksi maksimum

S_a = *Sales* pada produksi maksimum

V_a = *Variable expense* tahunan pada produksi maksimum

Annual Fixed Expanse (Fa)

<i>Depreciation</i>	Rp 52.797.516.317
<i>Property taxes</i>	Rp 10.559.503.263
<i>Insurance</i>	Rp 5.279.751.632
Fa	Rp 68.636.771.213

Annual Regulated Expanses (Ra)

<i>Labor cost</i>	Rp 17.149.200.000
<i>Payroll overhead</i>	Rp 2.572.380.000
<i>Supervisor</i>	Rp 2.572.380.000
<i>Laboratory</i>	Rp 1.714.920.000
<i>General expense</i>	Rp 537.859.333.491
<i>Plant overhead</i>	Rp 8.574.600.000
<i>Maintenance</i>	Rp 10.559.503.263
<i>Plant supplies</i>	Rp 1.583.925.490
Ra	Rp 582.586.242.244

Annual Variable Expanse (Va)

<i>Raw material</i>	Rp 1.504.147.105.727
<i>Packaging & shipping</i>	Rp 131.327.870.536
<i>Utilitas</i>	Rp 48.851.821.859
<i>Royalties</i>	Rp 26.265.574.107
Va	Rp 1.710.592.372.229

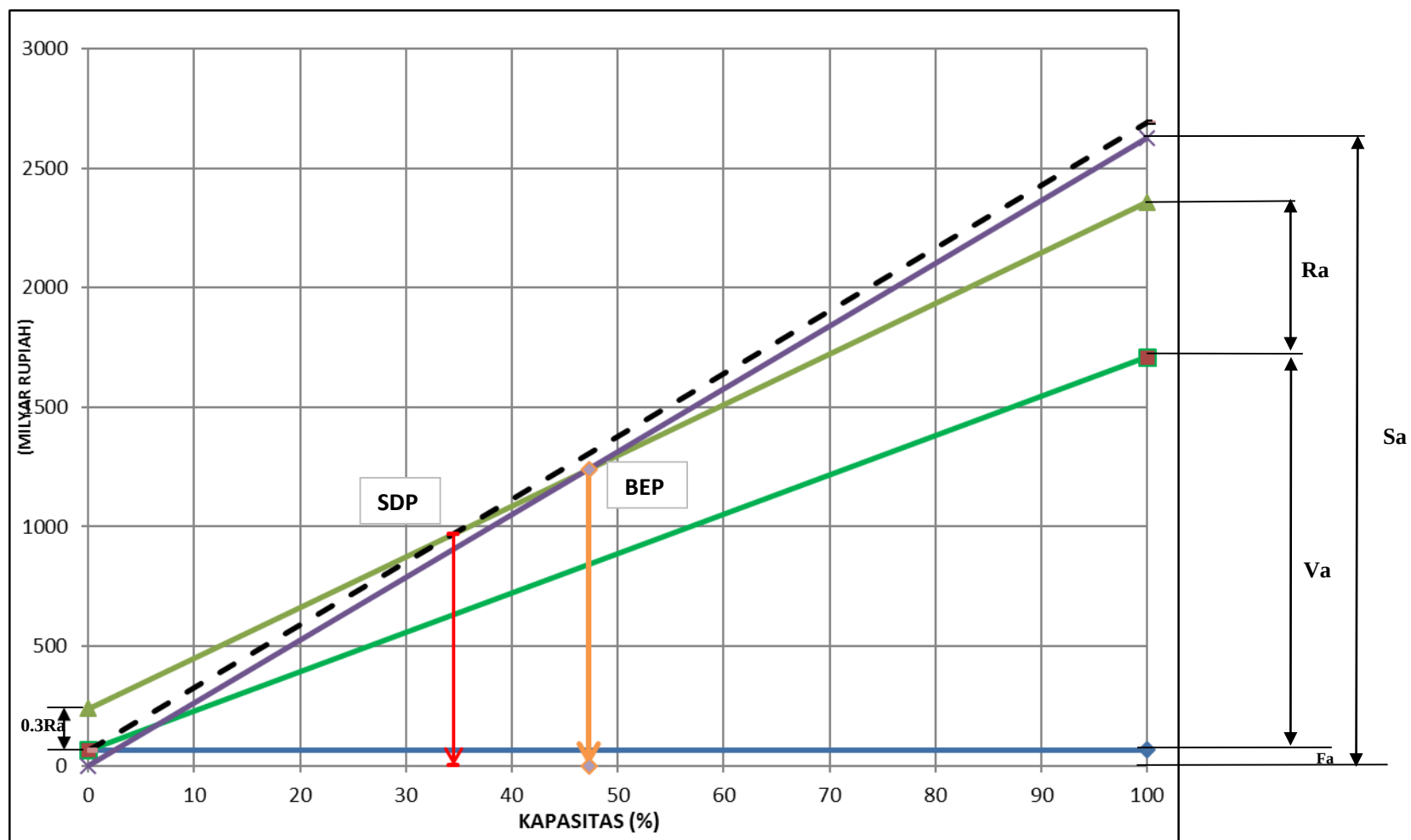
BEP = 47,90 %

e. *Shut Down Point* (SDP)

SDP adalah suatu tingkat produksi dimana pada kondisi ini, menutup pabrik lebih menguntungkan daripada mengoperasikannya. Keadaan ini terjadi bila *output* turun sampai di bawah BEP dan pada kondisi dimana *fixed expense* dengan selisih antara *total cost* dan *total sales*. SDP dinyatakan dengan persamaan berikut :

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

$$SDP = 34.39 \%$$



Gambar 4.8 Grafik Hubungan % Kapasitas vs Rupiah/Tahun

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

1. Pabrik metil metakrilat digolongkan beresiko rendah karena beroperasi pada kondisi suhu dan tekanan yang tidak ekstrim serta sifat bahan-bahan yang aman.
2. Analisa kelayakan ekonomi sebagai berikut :

Tabel 5.1 Hasil Analisa Ekonomi

No.	Parameter kelayakan	Perhitungan	Standar kelayakan (Aries and Newton, 1945)	Keterangan
1.	<i>Profit</i> sebelum pajak	Rp 264.742.025.030		
2.	<i>Profit</i> sesudah pajak	Rp 198.556.518.773		
3.	ROI sebelum pajak	50,14 %	Min. 11 %	Memenuhi persyaratan
4.	ROI sesudah pajak	37,61 %		pabrik beresiko rendah
5.	POT sebelum pajak	1,66 tahun	Maks. 5 tahun	Memenuhi persyaratan
6.	POT sesudah pajak	2,1 tahun		pabrik beresiko rendah
7.	DCFR	21,81 %	Min. 1,5 x deposito	Memenuhi syarat
8.	BEP	47,90 %	40%-60%	Memenuhi syarat
9.	SDP	34,39 %		

Berdasarkan hasil analisis diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik metil metakrilat dari aseton sianohidrin, asam sulfat dan metanol dengan kapasitas 70.000 ton/tahun 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 metil metakrilat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

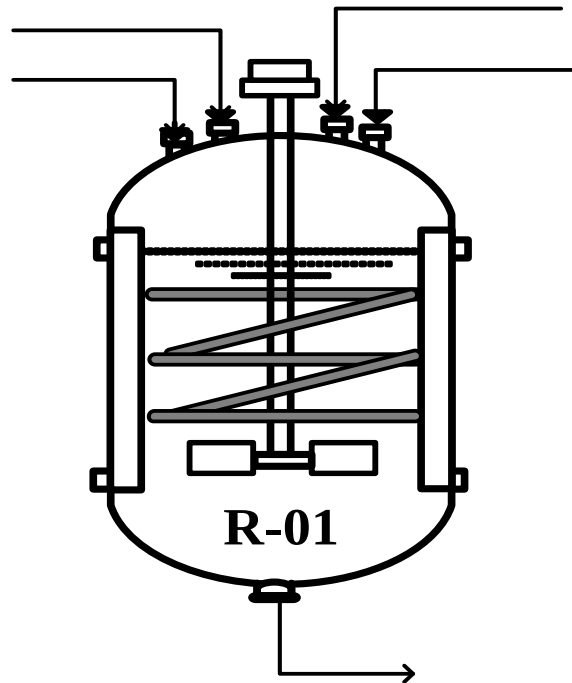
- Anonim, 2018, "*Industrial Chemical*", <http://www.Chemicalland21.com>, diakses Minggu, 4 Februari 2018, pukul 10.00 WIB.
- Anonim, 2018, "*Import Data and Price of Material*", <http://www.alibaba.com>, diakses Kamis, 8 Februari 2018, pukul 19.00 WIB.
- Anonim, 2018, "*Equipment Cost*", <http://www.matche.com>, diakses Rabu, 8 Agustus 2018, pukul 20.30 WIB.
- Anonim, 2018, "*Harga Keekonomian BBM Solar Industri PT Pertamina (persero)*", <http://www.infohargabbm.com>, diakses Rabu, 8 Agustus 2018, pukul 21.00 WIB.
- Anonim, 2018, "*Kurs Dollar Hari Ini*", <http://www.kurs.dollar.web.id>, diakses Sabtu, 11 Agustus 2018, pukul 20.00 WIB.
- Anonim, 2018, "*Tarif Dasar PLN September 2018*", <http://www.listriik.org>, diakses Minggu, 12 Agustus 2018, pukul 20.00 WIB.
- Anonim, 2018, "*Suku Bunga Simpanan*", <http://www.bca.co.id>, diakses Senin 13 Agustus 2018, pukul 20.00 WIB.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1954, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc.Graw Hill Book Company Inc., New York.
- Biro Pusat Statistik, 2018. "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Import Menurut Jenis Barang dan Negara Asal, Jakarta, <http://www.bps.go.id>, diakses Kamis 8 Februari, pukul 20.00 WIB.
- Brownell, L. E., dan Young, E.H., 1979, "*Process Equipment Design*", Wiley Eastern Limited New Delhi.
- Brown, G.G., 1950, "*Unit Operations*", pp. 131-143; 174-186; John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Considine, 1970, "*Industrial Pipe work Engineering*", John Wiley and Sons Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, "*Chemical Engineering Design*", Vol. 6, pp.157-161; 762-778, Pergamon Press, Oxford.

- Crowl, D. A. And Louvar, J.F., 2002, "*Chemical Process Safety Fundamentals with Applications*", 2nd ed., pp. 368-370, Prentice Hall PTR, New Jersey.
- Evans, F.L., 1979, "*Equipment Design Handbook*", Vol.1, 2nd ed., Gulf Publishing Co., Houston.
- Fogler, H.S., 2006, "*Elements of Chemical Reaction Engineering*", 4th ed., pp. 12-23, Pearson Education, Inc., Massachusetts.
- Geankoplis, J.Christie., 1978, "*Transport Process and Unit Operation*", Prentice Hall International.
- James, A.Kent., 1974, "*Industrial Chemistry*", 7th Ed., Litton Education Publishing, Inc., New York.
- Kementrian Perindustrian, 2017, "*Perkembangan Sektor Industri di Indonesia*", <http://www.kemenperin.go.id>, diakses Jumat, 9 Februari 2018, pukul 14.00 WIB.
- Kern, D.Q., 1950, "*Process Heat Transfer*", pp. 110-115; 266-276; 468-474; 816; 828-834; 836-845, McGraw-Hill International Book Company Inc., New York.
- Kirk, R.E., and Othmer, F., 1979, "*Enclopedia of Chemical Technology*", 4th Ed., Vol. 15, John Wiley and Sons Company Inc., New York.
- List, H.L.,1986, "*Petrochemical Technology*", pp.5.16, President List Associates., Inc.,New York.
- Mc. Ketta, Jhon J., 1984, "*Encyclopedia of Chemical Processing and Design*", Marcel Dekker Inc, USA.
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1997, "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 7th ed., pp. 12.14 – 12.18; 12.13-12.15; 16.8-16.66; 18.64-18.72; 27.8-27.11; 27.40, Mc Graw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

- Rase, H.F., and Holmes, J. R., 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", Volume One : Principles and Techniques, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Smith, J. M. dan h. C. Van Ness. 2001. "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 6th ED. New York: McGraw Hill Book Company.
- Treyball, R.E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3rd ed., pp. 189-210; 252-261, McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Ullmann's, 1989, "*Encyclopedia of Industrial Chemistry*", Weiihim Fifth Completely Revised Edition, John Wiley and Sons Company Inc., Jerman.
- Ulrich, Gael D., 1984, "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Wiley & Sons, Inc., New York.
- Walas, S.M., 1988, "*Chemical Process Equipment*", 3rd ed., Butterworths series in chemical engineering, USA.
- Yaws, C.L. , 1999, "*Chemical Properties Handbook*", McGraw-Hill, New York.

LAMPIRAN

PERANCANGAN REAKTOR



Nama alat : Reaktor Hidrolisis

Fungsi : Mereaksikan aseton sianohidrin dengan asam sulfat menghasilkan metakrilamid sulfat

Tipe : Reaktor alir tangka berpengaduk (RATB)

Kondisi operasi :

Suhu : 130 °C

Tekanan : 1 atm

Konversi : 98 %

t : 60 menit (kirk & othmer)

Reaksi :



Aseton sianohidrin *asam sulfat* *metakrilamid sulfat*

Secara kinetika persamaan reaksi diatas dapat dituliskan sebagai berikut :



Persamaan kinetika

$$-r_A = k \cdot C_A$$

Neraca mol terhadap A

$$R_{in} - R_{out} + R_{gen} = R_{acc}$$

$$F_A \cdot C_{A0} - F_A C_A + (-r_A \cdot V) = \frac{d(C_A V)}{dt}$$

Stoikiometri

Komponen	Mula-mula	Reaksi	Sisa
A	N_{A0}	$-N_{A0} \cdot X_A$	$N_{A0} \cdot (1 - X_A)$
B	N_{B0}	$-N_{A0} \cdot X_A$	$N_{B0} - N_{A0} \cdot X_A$
C	-	$+N_{A0} \cdot X_A$	$N_{A0} \cdot X_A$

Karena memakai RATB maka $V=V_0$

$$C_B = \frac{NB}{V_0} = \frac{N_{B0} - N_{A0}X_A}{V_0}$$

$$C_B = \frac{N_{A0} \cdot \left(\frac{N_{B0}}{N_{A0}} - X_A \right)}{V_0}$$

$$C_B = C_{A0} \cdot (M - X_A)$$

$$C_A = \frac{NA}{V_0} = \frac{N_{A0} \cdot (1 - X_A)}{V_0}$$

$$C_A = C_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

Maka :

$$-r_A = k \cdot C_A = k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = k \cdot C_A = k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

$$-\frac{d(C_{A0} \cdot (1 - X_A))}{dt} = k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

$$C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)} = k \cdot \int_0^t dt$$

$$-\ln(1 - X_A)]_0^{X_A} = k \cdot t$$

$$\ln\left(\frac{1}{1 - X_A}\right) = k \cdot t$$

Diperoleh nilai $k = 0.0652 \text{ menit}^{-1} = 3,9120 \text{ jam}^{-1}$

1. Neraca massa di sekitar reaktor

a. Komposisi umpan masuk reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraaksi massa (x)	BM (kg/kmol)	(kmol/jam)	Fraaksi mol
H ₂ O	337,7077	0,0130	18	18,7615	0,0659
C ₅ H ₈ O ₂	182,1446	0,0070	100	1,8214	0,0064
C ₄ H ₇ NO	7741,1449	0,2991	85	91,0723	0,3201
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	1420,2526	0,0549	183	7,7609	0,0273
H ₂ SO ₄	16065,1524	0,6207	98	163,9301	0,5762
NH ₄ HSO ₄	134,8812	0,0052	115	1,1729	0,0041
Total	25881,2834	1,0000		284,5192	1,0000

2. Densitas dan kecepatan laju alir volumetrik pada suhu 130°C

$$\text{Density} = A.B^{-(1-T/T_c)^n}$$

$$T = 130 \text{ }^{\circ}\text{C} = 403 \text{ K}$$

Komponen	A	B	n	T _c	ρ (kg/m ³)	x/ρ
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	924,7441	0,0000141
C ₅ H ₈ O ₂	0,30985	0,25357	0,28571	553	797,3005	0,0000088
C ₄ H ₇ NO	0,28033	0,23985	0,2857	647	825,9498	0,0003621
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	0,28517	0,264	0,29	741	823,6567	0,0000666
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,2857	925	1700,7167	0,0003650
NH ₄ HSO ₄	0,75456	0,3	0,28571	882	2074,3456	0,0000025
Total						0,0008192

$$\rho_{\text{campuran}} = 1/\Sigma(x/\rho)$$

$$= 1220,7281 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung kecepatan laju alir volumetrik (F_v)

$$F_v = \frac{\text{Massa} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\text{Densitas} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}$$

$$F_v = 21,2015 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung konsentrasi umpan :

Konsentrasi aseton sianohidrin (C_{A0})

$$C_{A0} = \frac{\text{mol aseton sianohidrin}}{F_v}$$

$$C_{A0} = 4,2956 \text{ kmol/m}^3$$

Konsentrasi asam sulfat (C_{B0})

$$C_{B0} = \frac{\text{mol asam sulfat}}{F_v}$$

$$C_{B0} = 7,7320 \text{ kmol/m}^3$$

Ratio mol umpan masuk (M)

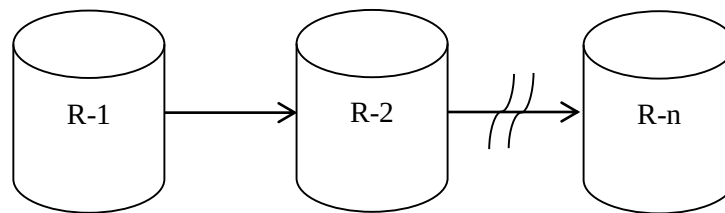
$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

$$M = 1,8$$

Karena prosesnya kontinyu maka dirancang dengan menggunakan beberapa reaktor (RATB) yang dipasang seri dan volume masing-masing reaktor sama. Asumsi-asumsi dalam perhitungan ini :

- a. Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi dalam reaktor.
- b. Kecepatan volumetric (F_v) masuk reaktor sama dengan kecepatan volumetrik keluar reaktor.
- c. *Steady-state*

Konversi dan Optimasi Jumlah Reaktor



Diketahui :

$$X_A = 0,98$$

$$\tau = 1 \text{ jam}$$

$$k = 3,9120 \text{ jam}^{-1}$$

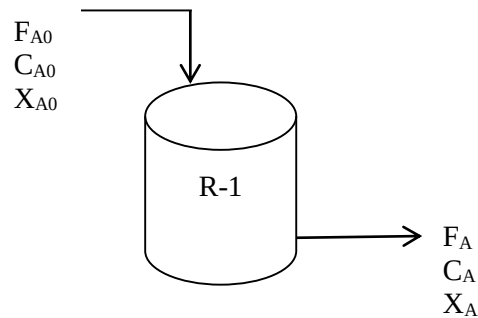
$$F_v = 21,2015 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk 1 buah reaktor

Jumlah reaktor = 1

X_{A0} = 0

X_{A1} = 0,98



Rate of mass input – Rate of mass output – Rate of mass react = Rate of mass acc

$$F_{A0} - F_{A1} - (-r_A)_1 \cdot V_1 = 0$$

$$F_{A0} \cdot F_{A1} = (-r_A)_1 \cdot V_1$$

$$F_V \cdot C_{A0} - F_V \cdot C_{A1} = k \cdot C_{A1} \cdot V_1$$

$$F_V \cdot C_{A0}(1 - X_{A0}) - F_V \cdot C_{A0}(1 - X_{A1}) = k \cdot C_{A0}(1 - X_{A1}) \cdot V_1$$

$$F_V \cdot C_{A0}(X_{A1} - X_{A0}) = k \cdot C_{A0}(1 - X_{A1}) \cdot V_1$$

$$F_V \cdot (X_{A1} - X_{A0}) = k \cdot (1 - X_{A1}) \cdot V_1$$

$$V_1 = \frac{F_V \cdot (X_{A1} - X_{A0})}{k \cdot (1 - X_{A1})} \quad (1)$$

$$V_1 = 265,5593 \, m^3$$

$$\text{Waktu tinggal } \left(\frac{V}{F_V}\right) = 751,529 \, \text{menit}$$

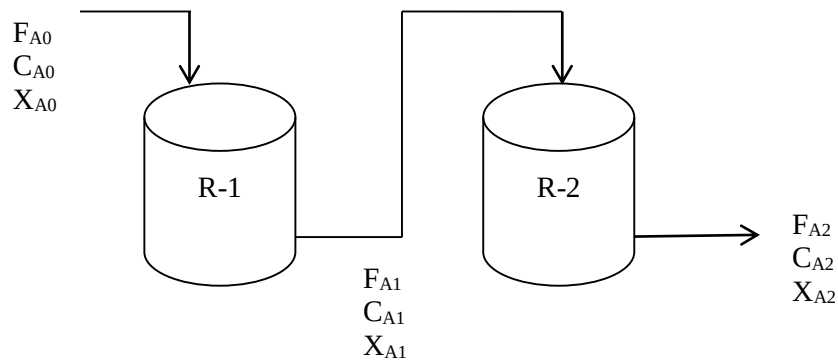
Untuk 2 buah reaktor

Jumlah reaktor = 2

$X_{A0} = 0$

$X_{A2} = 0,98$

$V_1 = V_2$



Persamaan untuk reaktor 1 :

$$V_1 = \frac{F_V \cdot (X_{A1} - X_{A0})}{k \cdot (1 - X_{A1})}$$

Neraca Massa Komponen A untuk reaktor ke-2 sebagai berikut :

Rate of mass input – Rate of mass output – Rate of mass react = Rate of mass acc

$$F_{A1} - F_{A2} - (-r_A)_2 \cdot V_2 = 0$$

$$F_{A1} - F_{A2} = (-r_A)_2 \cdot V_2$$

$$F_V \cdot C_{A1} - F_V \cdot C_{A2} = k \cdot C_{A2} \cdot V_2$$

$$F_V \cdot C_{A1}(1 - X_{A1}) - F_V \cdot C_{A1}(1 - X_{A2}) = k \cdot C_{A1}(1 - X_{A2}) \cdot V_2$$

$$F_V \cdot C_{A1}(X_{A2} - X_{A1}) = k \cdot C_{A1}(1 - X_{A2}) \cdot V_2$$

$$F_V \cdot (X_{A2} - X_{A1}) = k \cdot (1 - X_{A2}) \cdot V_2$$

$$V_2 = \frac{F_V \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot (1 - X_{A2})} \quad (2)$$

$$V_1 = V_2$$

$$\frac{F_V \cdot (X_{A1} - X_{A0})}{k \cdot (1 - X_{A1})} = \frac{F_V \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot (1 - X_{A2})}$$

$$\frac{(X_{A1} - X_{A0})}{(1 - X_{A1})} = \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2})}$$

$$\frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1})} = \frac{(0,98 - X_{A1})}{(1 - 0,98)}$$

$$\frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1})} = \frac{(0,98 - X_{A1})}{(0,02)}$$

$$\frac{(0,98 - X_{A1})(1 - X_{A1})}{(0,02)X_{A1}} = 1$$

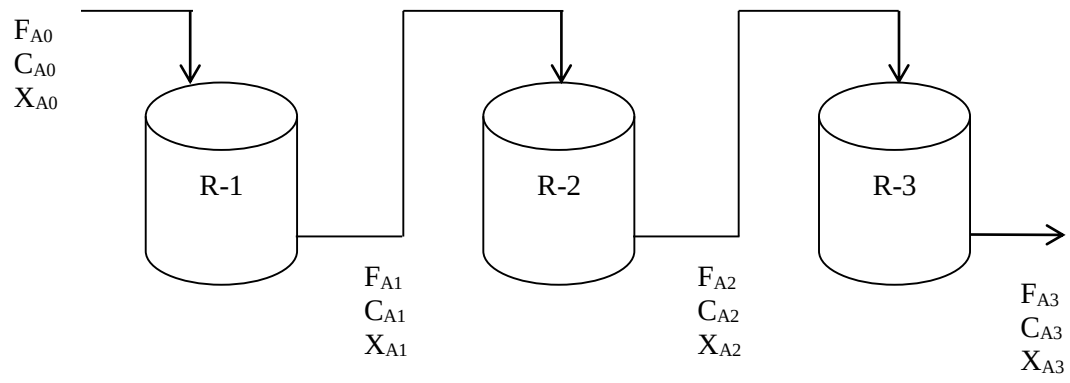
Dengan cara *triall and error* dengan *goal seek* maka diperoleh :

$$X_{A1} = 0,86$$

$$V_1 = V_2 = 39,9026 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal } \left(\frac{V}{F_V}\right) = 93,114 \text{ menit}$$

Untuk 3 buah reaktor



Persamaan untuk reaktor 1 :

$$V_1 = \frac{F_V \cdot (X_{A1} - X_{A0})}{k \cdot (1 - X_{A1})}$$

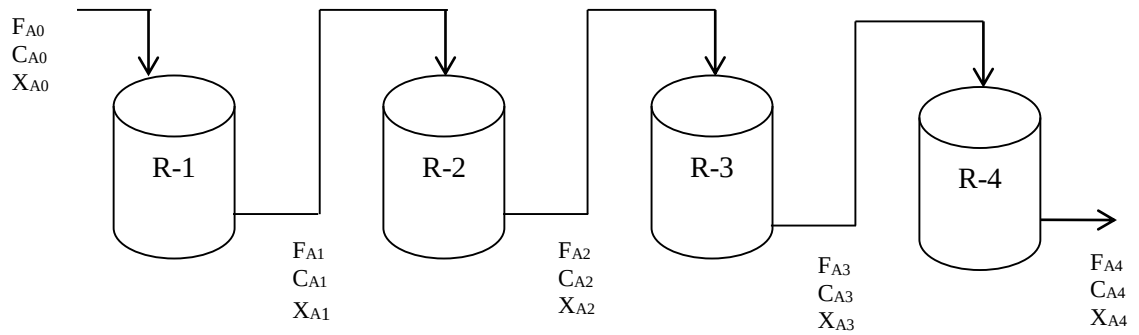
Persamaan untuk reaktor 2 :

$$V_2 = \frac{F_V \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot (1 - X_{A2})}$$

Persamaan untuk reaktor 3 :

$$V_3 = \frac{F_V \cdot (X_{A3} - X_{A2})}{k \cdot (1 - X_{A3})}$$

Untuk 4 buah reaktor



Persamaan untuk reaktor 1 :

$$V_1 = \frac{F_V \cdot (X_{A1} - X_{A0})}{k \cdot (1 - X_{A1})}$$

Persamaan untuk reaktor 2 :

$$V_2 = \frac{F_V \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot (1 - X_{A2})}$$

Persamaan untuk reaktor 3 :

$$V_3 = \frac{F_V \cdot (X_{A3} - X_{A2})}{k \cdot (1 - X_{A3})}$$

Persamaan untuk reaktor 4 :

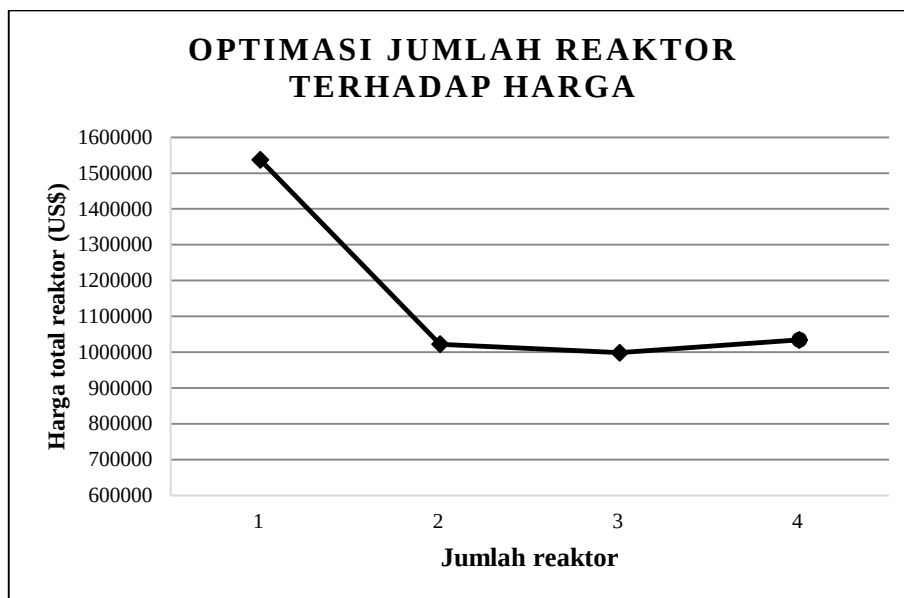
$$V_4 = \frac{F_V \cdot (X_{A4} - X_{A3})}{k \cdot (1 - X_{A4})}$$

Jumlah reaktor (n)	Konversi			
	X _{A1}	X _{A2}	X _{A3}	X _{A4}
1	0,98			
2	0,86	0,98		
3	0,73	0,93	0,98	
4	0,62	0,86	0,95	0,98

Jumlah reaktor (n)	Volume (m ³)				
	V ₁	V ₂	V ₃	V ₄	V reaktor
1	265,559				265,559
2	32,903	32,903			32,903
3	14,543	14,543	14,543		14,543
4	8,992	8,992	8,992	8,992	8,992

Jumlah reaktor (n)	V reaktor (m ³)	Volume over desain 20% (m ³)	Harga US\$	Total harga US\$
1	265,559	318,671	1536900	1536900
2	32,903	39,483	511200	1022400
3	14,543	17,452	332800	998400
4	8,992	10,790	258600	1034400

(<http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>)



Dari hasil optimasi diperoleh jumlah reaktor yang paling ekonomis adalah 3 buah reaktor.

1. Perancangan *shell* reaktor

$$V_{\text{shell}} = 14,543 \text{ m}^3 = 513,536 \text{ ft}^3$$

$$\text{Over design} = 20 \% \quad (\text{Peter \& Timmerhaus, 1991})$$

$$V_{\text{shell}} = 17,452 \text{ m}^3 = 616,243 \text{ ft}^3$$

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor optimum (D:H) 1:1 (Brownell, 1959)

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{\text{shell}}}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 17,452 \text{ m}^3}{\pi}} = 2,812 \text{ m} = 110,703 \text{ in}$$

$$D = H = 2,812 \text{ m} = 110,703 \text{ in}$$

Bentuk reaktor dirancang *vertikal vessel* dengan *formed head*. Tekanan operasi yang dapat digunakan antara 15-200 psig, bagian atas dipilih bentuk *torespherical dished head* (Brownell, hal 88)

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 D_s^3 \quad (\text{Pers. 5.11, Brownell, 1959:88})$$

$$= 66,477 \text{ ft}^3$$

Dimana :

D_s = diameter shell, in

V_{dish} = volume, ft^3

$$\text{Volume sf} = \frac{\pi}{4} D^2 s f$$

$$= 19240,489 \text{ in}^3 = 11,135 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume head} = 2 \times (\text{Volume dish} + \text{Volume sf})$$

$$= 155,223 \text{ in}^3 = 4,395 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume shell} + \text{Volume head}$$

$$= 21,847 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan} = 17,452 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume bottom} = 0,5 \times V_{\text{head}}$$

$$= 2,198 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan dalam shell} = V_{\text{cairan}} - V_{\text{bottom}}$$

$$= 15,254 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam shell} = \frac{4 \times V_{\text{shell}}}{\pi D^2}$$

$$= 2,458 \text{ m} = 8,063 \text{ ft}$$

Menghitung tebal dinding shell reaktor

Digunakan persamaan 13.1 Brownell dan Young, 1959 hal. 254

$$ts = \frac{p r i}{f E - 0.6 p} + C$$

Dimana :

ts = tebal shell, in

p = tekanan desain, psi

$$\text{tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{tekanan desain} = 1,1 \times \text{tekanan operasi} = 16,17 \text{ psia} = 1,47 \text{ psig}$$

$$r = \text{jari-jari shell} = D/2 = 55,351 \text{ in}$$

E = efisiensi sambungan, untuk *single welded butt joint* = 0,85

(Tabel 13.2 Brownell, 1959:254)

C = faktor korosi = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991:542)

f = allowable stress untuk SA-167 tipe 304 = 16000 psi

(Tabel 13.1 Brownell, 1959:251)

ts = 0,131 in

Digunakan tebal standart (ts) = 3/16 in

= 0,187 in (Brownell, 1959:350)

Standarisasi OD :

OD = ID + 2. ts = 111,078 in

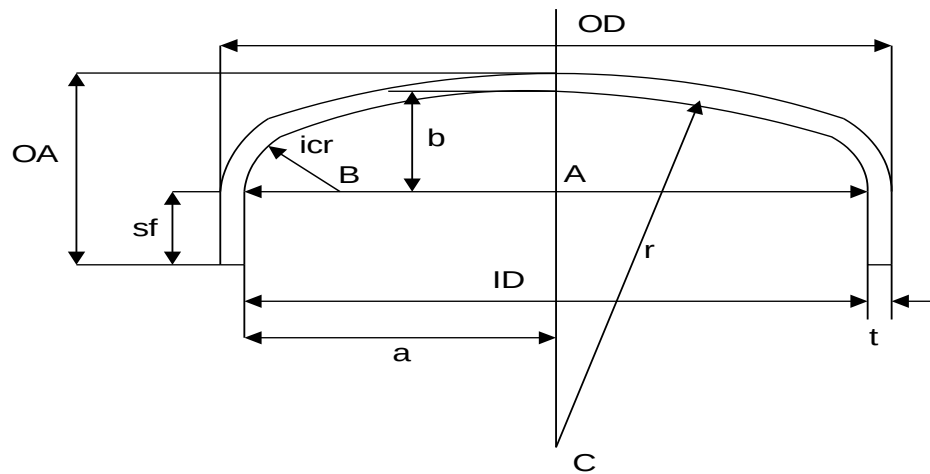
Diambil OD standart = 114 in (Brownell, 1959:91)

2. Menghitung *head* tangki

Bentuk : *torispherical dished head*

Dasar Pemilihan : Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15

psig (1,020689 atm) – 200 psig (13,60919 atm).



Ketebalan *head*

$$th = \frac{pr_c W}{2fE - 0.2p} + c \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell, 1959:138})$$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_c / icr}) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell, 1959:138})$$

Dimana :

th = tebal head, in

W = faktor intensifikasi stress

f = allowable stress = 16000 psi (Tabel 13.1 Brownell, 1959:251)

E = efisiensi sambungan, untuk *single welded butt joint* = 0,85

(Tabel 13.2 Brownell, 1959:254)

C = faktor korosi = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991:542)

p = tekanan desain = 1,47 psig

Untuk OD = 114 in (Tabel 5.7, Brownell & Young, 1959:90)

Maka Inside corner radius, $icr = 6 \frac{7}{8} \text{ in} = 6,875 \text{ in}$

Crown radius, $rc = 108 \text{ in}$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_c / icr})$$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{108 / 6,875}) = 1,741$$

Maka,

$$th = 0,135 \text{ in}$$

Digunakan tebal standart (th) = $\frac{3}{16} \text{ in}$

$$= 0,187 \text{ in}$$

Tebal bottom = tebal head = $\frac{3}{16} \text{ in} = 0,187 \text{ in}$ (Brownell, 1959:350)

Tinggi head

Untuk $th = \frac{3}{16} \text{ in}$, maka $sf = 1,5 - 2$ (Tabel 5.6, Brownell & Young, 1959:88)

Diambil $sf = 2 \text{ in}$

$$ID = OD - 2 \cdot ts$$

$$= 113,625 \text{ in} = 2,886 \text{ m}$$

$$a = ID/2$$

$$= 56,813 \text{ in} = 1,443 \text{ m}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 49,938 \text{ in} = 1,268 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 101,125 \text{ in} = 2,569 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 87,935 \text{ in} = 2,234 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$= 20,065 \text{ in} = 0,510 \text{ m}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 22,253 \text{ in} = 0,565 \text{ m}$$

$$\text{Jadi tinggi head} = 22,253 \text{ in} = 0,565 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = 2.OA + h \text{ shell}$$

$$= 155,208 \text{ in} = 3,942 \text{ m}$$

3. Perancangan pengaduk reaktor

Menentukan viskositas campuran

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

$$T = 130\text{ }^{\circ}\text{C} = 403\text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	μ , Cp
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,2118
C ₅ H ₈ O ₂	-4,7825	7,35E+02	1,03E-02	-1,13E-05	0,2151
C ₄ H ₇ NO	-2,3289	1,00E+03	2,83E-04	-8,15E-07	1,3984
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	-2,3289	1,00E+03	2,83E-04	-8,15E-07	1,3984
H ₂ SO ₄	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	3,4538
NH ₄ HSO ₄	-0,8508	9,30E+02	-4,76E-12	1,78E-15	28,7051

Komponen	Massa, kg/jam	Fraksi massa	$x \cdot \mu$, Cp
H ₂ O	337,7077	0,0130	0,0028
C ₅ H ₈ O ₂	182,1446	0,0070	0,0015
C ₄ H ₇ NO	7741,1449	0,2991	0,4183
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	1420,2526	0,0549	0,0767
H ₂ SO ₄	16065,1524	0,6207	2,1439
NH ₄ HSO ₄	134,8812	0,0052	0,1496
Total	25881,2834	1,0000	2,7927

Penentuan jenis pengaduk berdasarkan :

$$T = 130\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\mu = 2,7927\text{ cP}$$

$$\rho = 1220,7281\text{ kg/m}^3$$

$$V\text{ tangki} = 21,847\text{ m}^3$$

Berdasarkan data tersebut dipilih pengaduk Turbin, karena :

- a. Jenis pengaduk ini efektif untuk jangkauan viskositas yang sangat luas
- b. Pencampuran sangat baik, bahkan dalam skala mikro

Dipilih jenis pengaduk turbin dengan 6 *blade disk standar*, dengan alasan:

- Mempunyai efisiensi yang besar untuk campuran
- Mempunyai kapasitas pemompaan yang besar
- Pencampuran sangat baik
- Memiliki jangkauan viskositas yang luas.

Spesifikasi pengaduk (Brown, 507)

$$D_r/D_i = 3$$

$$W/D_i = 1/5$$

$$L/D_i = 1/4$$

$$B/D_i = 0,17$$

$$E/D_i = 1$$

$$Z_t/D_i = 2,9$$

Dimensi alat :

$$\text{Diameter reaktor } (D_r) = 113,625 \text{ in} = 2,886 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pengaduk } (D_i) = 37,875 \text{ in} = 0,962 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi pengaduk } (W) = 7,575 \text{ in} = 0,192 \text{ m}$$

$$\text{Lebar pengaduk } (L) = 9,469 \text{ in} = 0,241 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle } (B) = 6,439 \text{ in} = 0,164 \text{ m}$$

Jarak pengaduk dari dasar (E) = 37,875 in = 0,962 m

Tinggi cairan setelah dimasukkan pengaduk (Zt) = 109,838 in = 2,790 m

Menghitung panjang baffle (Wallas, 1990:288)

Jarak baffle dari dasar tangki

$$\begin{aligned}\text{Offset 1} &= D_i/2 \\ &= 0,481 \text{ m}\end{aligned}$$

Jarak baffle dari permukaan cairan

$$\begin{aligned}\text{Offset 2} &= W/6 \\ &= 0,027 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang baffle} &= H_{L,s} - (\text{offset 1} + \text{offset 2}) \\ &= 1,949 \text{ m}\end{aligned}$$

Menghitung jumlah pengaduk

$$\begin{aligned}S_g &= \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{1220,728 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,221\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{WELH (Water Equivalent Liquid Height)} &= \text{tinggi cairan} \times S_g \quad (\text{Rase, hal. 345}) \\ &= 2,458 \text{ m} \times 1,221 \\ &= 3,000 \text{ m} = 9,843 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah pengaduk, } n &= \frac{WELH}{ID} \\
 &= \frac{3,000 \text{ m}}{2,886 \text{ m}} \\
 &= 1,040 \approx 1 \text{ buah pengaduk}
 \end{aligned}$$

Kecepatan putar pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 Di}} \quad (\text{Rase, hal.345})$$

$$N = 75,599 \text{ rpm}$$

$$= 1,259 \text{ rps}$$

$$\text{Digunakan power standart (N)} = 84 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal. 288})$$

Dipilih motor penggerak jenis Variable-speed belt, karena ekonomis, sederhana, memiliki range yang luas, dan kecepatannya dapat diatur) Digunakan motor dengan typical rpm sebesar 33-200 rpm dan diatur sebesar 84 rpm. (Rase, 1977. Tabel 8.9)

Bilangan Reynold (Nre)

$$N_{Re} = \frac{Di^2 N \rho}{\mu} \quad (\text{Pers. 3.4-1, Geankoplis, 1978})$$

$$N_{Re} = \frac{3,156^2 ft^2 \cdot 1,400 \text{ rps} \cdot 76,208 \text{ lb/ft}^3}{0,001876 \text{ lb/ft} \cdot s}$$

$$= 566412,61 > 10000 \text{ aliran turbulen} \quad (\text{Geankoplis, 1978:144})$$

Bilangan Daya N_p (*Power Number*) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas, "Chemical Process Equipment", halaman 292.

$$N_p = 5$$

Power Pengaduk

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D_i^5}{g_c} \quad (\text{Geankoplis, 1978:146})$$

$$P = \frac{5 \cdot 76,208 \text{ lb/ft}^3 \cdot 1,4^3 \text{ rps}^3 \cdot 3,156^5 \text{ ft}^5}{32,2 \text{ ft.lb/s}^2 \text{ lb}}$$

$$P = 10180,248 \text{ lb.ft/s}$$

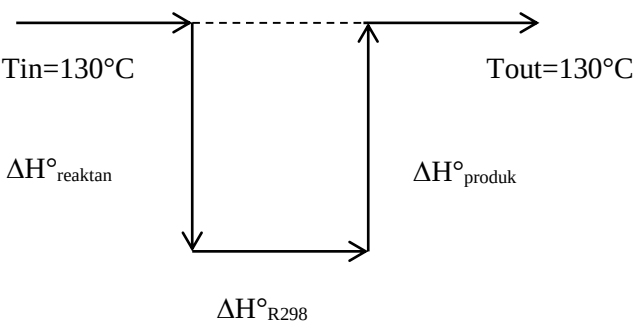
$$= 18,510 \text{ HP} = 13,803 \text{ KW}$$

Diperoleh efisiensi motor 85 % (Tabel 3.1, Towler & Sinnott, hal. 111)

$$\begin{aligned} \text{Daya pengaduk} &= \frac{P}{\text{efisiensi}} = \frac{18,510 \text{ Hp}}{85\%} \\ &= 21,776 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan daya pengaduk standart = 25 Hp

Neraca Panas



Panas masuk

$T = 130^{\circ}\text{C}$

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$

Komponen	mol/jam	Cp dT (J/mol)	ΔH_R (Kj/jam)
H ₂ O	18761,539	7924,378	148673,532
C ₅ H ₈ O ₂	1821,446	20598,908	37519,795
C ₄ H ₇ NO	91072,293	27154,267	2473001,359
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	7760,943	20252,918	157181,748
H ₂ SO ₄	163930,127	15390,017	2522887,506
NH ₄ HSO ₄	1172,880	8870,878	10404,478
Total	284519,227	100191,367	5349668,417

Panas keluar

T = 130 °C

T_{ref} = 25 °C

Komponen	mol/jam	C _p dT (J/mol)	ΔHR (Kj/jam)
H ₂ O	18761,539	7924,378	148673,532
C ₅ H ₈ O ₂	1821,446	20598,908	37519,795
C ₄ H ₇ NO	1821,446	27154,267	49460,027
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	97011,789	20252,918	1964771,845
H ₂ SO ₄	74679,279	15390,017	1149315,419
NH ₄ HSO ₄	1172,880	8870,878	10404,478
Total	284519,227	100191,367	3360145,095

Panas reaksi

Reaksi di reaktor :



Mula-mula 89,251 160,652

Reaksi 87,466 87,466 87,466

Sisa (kmol/jam) 1,785 73,186 87,466

Data energi pembentukan (ΔH_f) pada suhu 25 °C

Komponen	ΔH_{f298} (Kj/mol)
CH ₃ OH	-201,170
H ₂ O	-241,800
C ₅ H ₈ O ₂	-347,360
C ₄ H ₇ NO	-133,000
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	-920,100
H ₂ SO ₄	-735,130
NH ₄ HSO ₄	-1042,910

$$\Delta H_{298K} = \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (-920,100) - (-133,000 + (-735,130))$$

$$= -51,970 \text{ kJ/mol} = 51970 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = (15390,017 + 27154,267) \text{ J/mol}$$

$$= 42544,285 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = 20252,918 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H_{\text{produk}} + \Delta H_{298K} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -74261,366 \text{ J/mol} \quad (\text{Eksotermis})$$

$$\text{Panas reaksi} = \Delta H_{\text{reaksi}} \cdot n_{A0} \cdot X_A$$

$$= -74261,366 \text{ J/mol} \times 87466 \text{ mol/jam}$$

$$= -6495332030 \text{ J/jam}$$

$$= -6495332,030 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas disekitar reaktor

Panas masuk + Panas reaksi = Panas keluar + Panas yang dipertukarkan dengan lingkungan

$$\text{Panas yang dipertukarkan dengan lingkungan} = -4505808,708 \text{ kJ/jam}$$

Diasumsikan panas yang hilang ke dinding (Q_{loss}) sebesar 5 % dari panas yang dipertukarkan dengan lingkungan

$$Q_{\text{loss}} = 0,05 \times -4505808,708 \text{ kJ/jam} = -225290,435 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Panas yang diserap oleh media pendingin} = 0,95 \times -4505808,708 \text{ kJ/jam} = -4280518,273 \text{ kJ/jam}$$

Neraca panas reaktor

Panas masuk (kJ/jam)		Panas keluar (kJ/jam)	
ΔH_R	5349668,4171	ΔH_P	3360145,0954
ΔH_{rks}	-6495332,0297	Panas yg hilang ke dinding	-225290,4354
		Beban pendingin	-4280518,2727
Total	-1145663,6127	Total	-1145663,6127

4. Perancangan Pendingin

a. Menghitung ΔT LMTD

Suhu fluida panas reaktor = 130 °C = 403 K = 266 °F

Suhu fluida dingin masuk = 30 °C = 303 K = 86 °F

Suhu fluida dingin keluar = 50 °C = 323 K = 122 °F

Fluida panas (°F)	Fluida dingin (°F)	ΔT (°F)
266	86	180
266	122	144

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{180-144}{\ln\left(\frac{180}{144}\right)} = 161,331 \text{ °F}$$

b. Menghitung luas transfer panas

Untuk fluida panas *heavy organics* dan fluida dingin *water* nilai UD berkisar antara 5-75 Btu/ft².°F (Tabel 8, Kern, 1965:840)

Diambil, UD = 75 Btu/ft².°F

Luas perpindahan panas yang diperlukan

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}} \\
 &= 479,719 \text{ ft}^2 \\
 &= 44,567 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan pendingin menggunakan jaket atau coil

$$\begin{aligned}\text{Luas selimut} &= \pi \times D \times H \\ &= 26,154 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan $44,567 \text{ m}^2 >$ Luas selimut tangka yang tersedia $26,154 \text{ m}^2$, maka sistem pendingin yang digunakan adalah sistem coil.

Koefisien transfer panas coil ke reaktor

Diketahui sifat fisis air pendingin :

$$\begin{aligned}T_1 &= 30 \text{ }^\circ\text{C} &= 303 \text{ K} &= 86 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_2 &= 50 \text{ }^\circ\text{C} &= 323 \text{ K} &= 122 \text{ }^\circ\text{F} \\ \rho &= 991,056 \text{ kg/m}^3 &= 62 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,682 \text{ cP} &= 0,0005 \text{ lb/ft}^2.\text{s} \\ C_p &= 4,184 \text{ kJ/kg K} \\ k &= 0,362 \text{ Btu/ft. jam. }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Massa air pendingin yang diperlukan :

$$\begin{aligned}m &= \frac{Q}{C_p \text{ air } (T_2 - T_1)} \\ &= 73184,612 \text{ kg/jam} = 161344,258 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Kecepatan volumetrik air :

$$\begin{aligned}F_v &= \frac{m}{\rho} \\ &= 73,845 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Batasan kecepatan aliran air dalam pipa = 1,5 – 2,5 m/s (Coulson, 1983)

Dipilih dengan kecepatan alir (v) = 2 m/s

$$\begin{aligned}\text{Luas permukaan aliran pipa (A)} &= \frac{Fv}{v} \\ &= 0,0082 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter dalam pipa koil (ID)} &= \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \\ &= 0,102 \text{ m} = 4,025 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 11 Kern 1983 diambil ukuran pipa standart :

NPS (Nominal Pipe Size) = 8 in

Sch. Number = 40

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

A' (Flow area per pipe) = 50 in²

a'' = 2,258 ft²/lin ft

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan alir massa air (Gt)} &= \frac{m}{A'} \\ &= 129,075 \text{ lb/ft}^2\text{s} = 464671,464 \text{ lb/ft}^2\text{hr}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Koreksi kecepatan alir air (v)} &= \frac{Gt}{\rho} \\ &= 2,082 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

Bilangan Reynold fluida dalam pipa

$$\begin{aligned}\text{Nre} &= \frac{ID \cdot Gt}{\mu} \\ &= 187340,015\end{aligned}$$

Menghitung koefisien transfer panas

$$hc = \frac{0.87 \cdot k}{Di} \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Pers. 20.4, Kern, 1983})$$

Dimana :

k = konduktivitas panas (0,209 Btu/ft.hr.°F)

Di = diameter dalam reaktor (9,469 ft)

L = diameter pengaduk (3,156 ft)

N = kecepatan putaran pengaduk (5040 rph)

ρ = densitas campuran (76,208 lb/ft³)

μ = viskositas campuran (1,649 lb/hr.ft)

μ_w = viskositas pendingin (1,978 lb/hr.ft)

maka didapat,

$$h_c = 844,371 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

dari figure 24 Kern, diperoleh nilai $jH = 400$

$$h_i = jH \frac{k}{ID} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 242,843 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

Koefisien transfer panas dari pipa ke luar pipa :

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 224,710 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

Untuk koil, harga h_{io} dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{i,o,koil} = h_i \cdot \left(1 + 3,5 \frac{Di_{koil}}{D_{spiralkoil}} \right) \quad (\text{Kern, 1965:721})$$

Diketahui diameter spiral atau heliks koil = $0,7 - 0,8 Di$ (Rase, 1977)

$$D_{he} = 0,8 \times Di$$

$$= 7,575 \text{ ft} = 90,900 \text{ in} = 2,309 \text{ m}$$

$$h_{i,o,koil} = 293,764 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

Koefisien transfer panas reaktor ke koil

$$h_o = 0,00265 \times Nre \quad (\text{pers 20.5b, Kern, 1950})$$

$$= 496,451 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 184,557 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Nilai } R_d = 0,001 - 0,003$$

$$\text{Diambil nilai } R_d = 0,002$$

$$U_D = \frac{1}{\left(\frac{1}{U_c} + R_d\right)}$$

$$= 134,800 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 161,331 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 266,906 \text{ ft}^2$$

$$\text{Panjang koil (L)} = \frac{A}{a''}$$

$$= 118,204 \text{ ft} = 1418,453 \text{ in} = 36,029 \text{ m}$$

$$\text{Volume koil} = \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \cdot L$$

$$= 47,936 \text{ ft}^3$$

$$\text{Luas koil (Ak)} = \pi \times Dk \times a''$$

$$= 53,708 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah lilitan (Nk)} = \frac{A}{Ak}$$

$$= 4,969 \text{ lilitan} \approx 5 \text{ lilitan}$$

Tinggi lilitan koil dalam satu tumpukan tanpa jarak

$$Hk = OD \times Nk$$

$$= 3,572 \text{ ft} = 42,863 \text{ in} = 1,089 \text{ m}$$

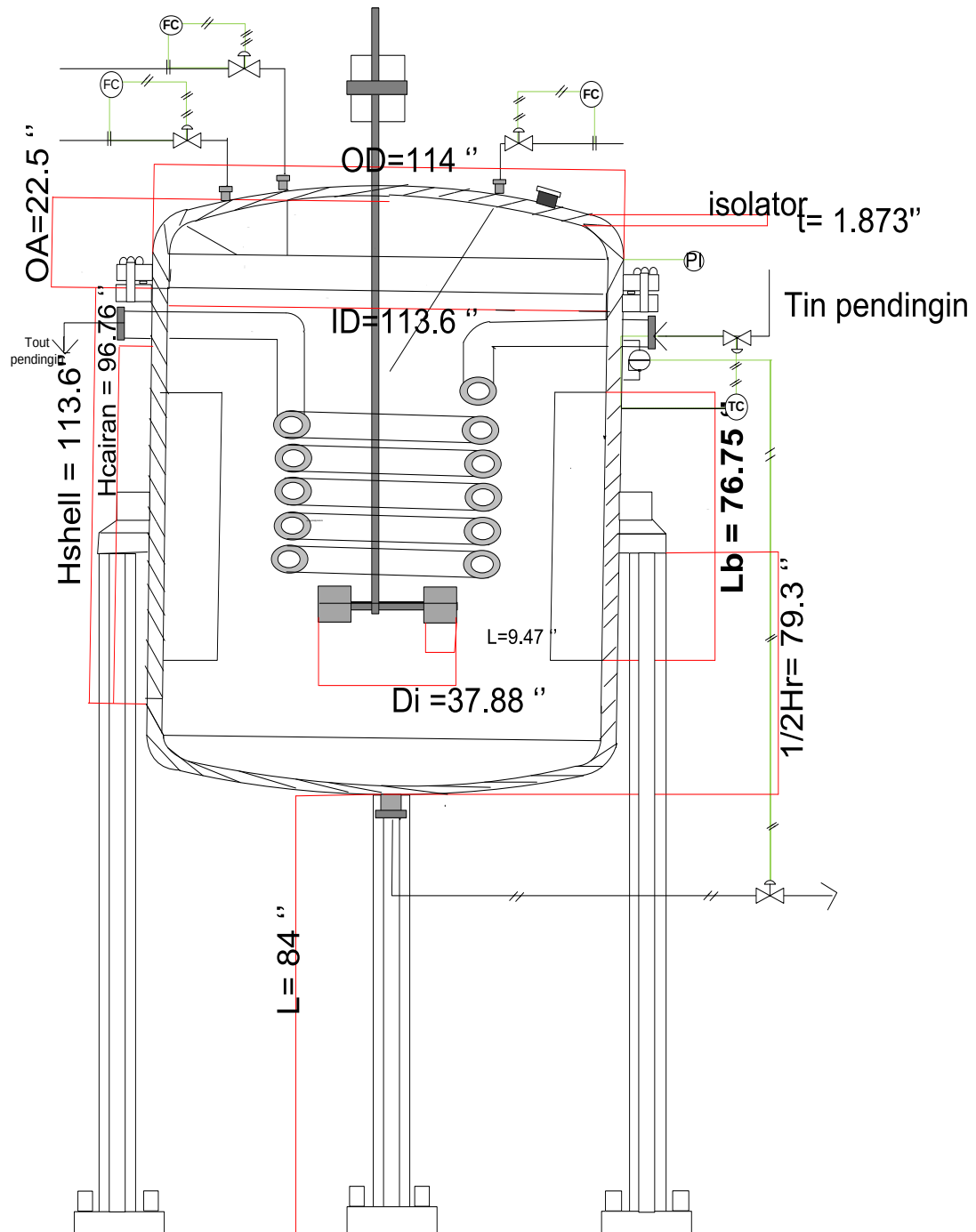
$$\text{Jarak antar koil (Pt)} = 8 \text{ in} = 0,203 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi koil total (Hk total)} = Hk + (Nk - 1) Pt$$

$$= 1,902 \text{ m} = 74,863 \text{ in}$$

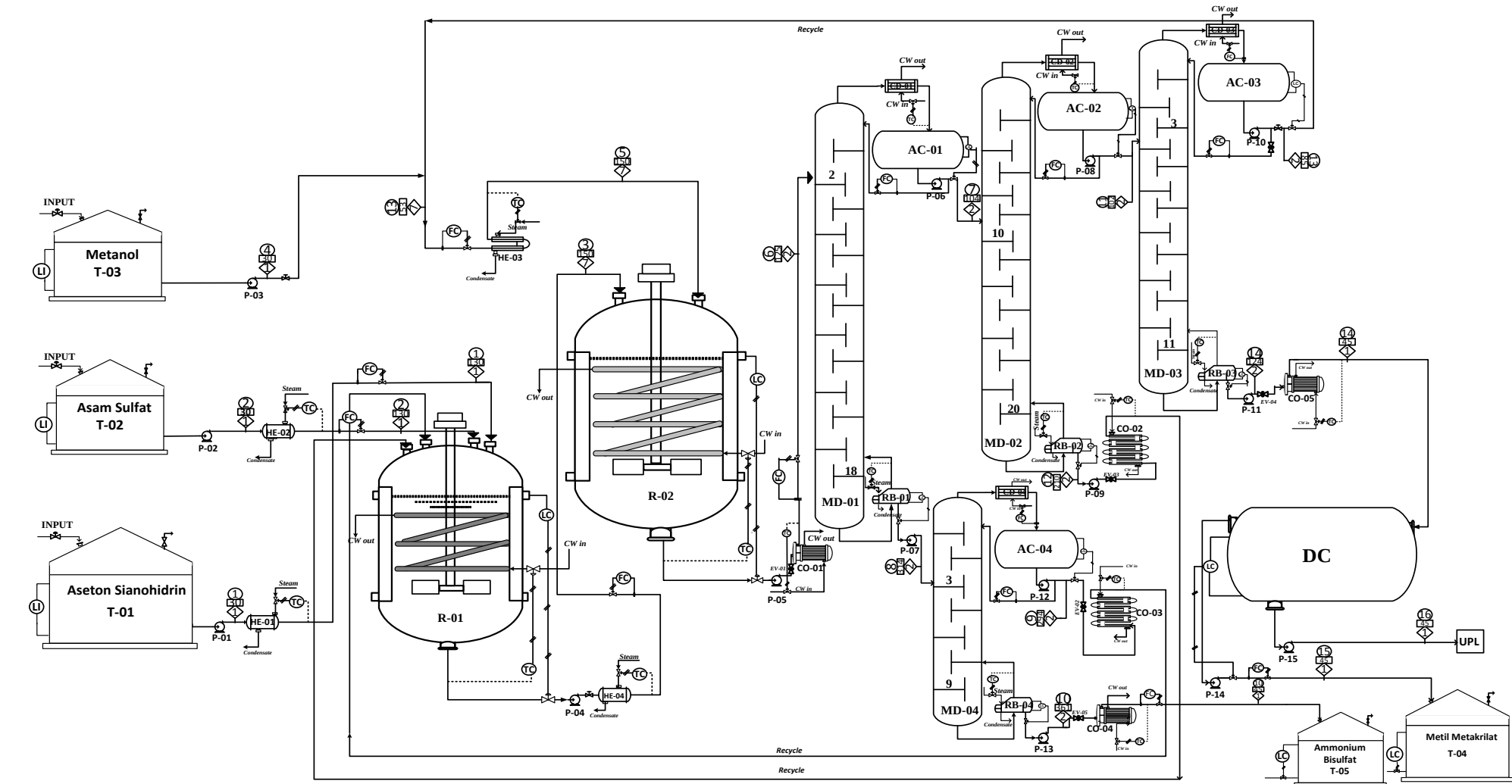
Pemipaan

Spesifikasi	Umpan Arus 1	Umpan Arus 2	Umpan Arus 9	Umpan Arus 12	Produk Arus 3
NPS (in)	1 1/4	1 1/4	1 1/4	1/2	2 1/2
Sch.	40	40	40	40	40
ID (in)	1,38	1,38	1,38	0,622	2,469
OD (in)	1,66	1,66	1,66	0,84	2,88
A (in²)	1,5	1,5	1,5	0,304	4,79



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK METIL METAKRILAT DARI ASETON SIANOHDIRIN, ASAM SULFAT, DAN METANOL
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (Kg/jam)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
CH ₃ OH	0.00	0.00	0.00	2898.25	4967.00	2110.98	2110.98	0.00	0.00	0.00	2110.98	0.00	2068.76	42.22	0.17	42.05
H ₂ O	154.95	182.76	337.71	59.15	162.59	500.29	500.29	0.00	0.00	0.00	500.29	0.00	103.44	396.86	2.38	394.47
C ₅ H ₈ O ₂	0.00	0.00	182.14	0.00	0.00	9107.23	9107.23	0.00	0.00	0.00	8925.08	182.14	0.00	8925.08	8835.83	89.25
C ₄ H ₇ NO	7592.51	0.00	154.82	0.00	0.00	154.82	154.82	0.00	0.00	0.00	6.19	148.63	0.00	6.19	0.00	6.19
C ₄ H ₇ NOH ₂ SO ₄	0.00	0.00	17753.16	0.00	0.00	1420.25	1349.24	71.01	71.01	0.00	0.00	1349.24	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ SO ₄	0.00	8955.16	7318.57	0.00	0.00	7318.57	365.93	6952.64	6744.06	208.58	0.00	365.93	0.00	0.00	0.00	0.00
NH ₄ HSO ₄	0.00	0.00	134.88	0.00	0.00	10398.73	0.00	10398.73	134.88	10263.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	7747.46	9137.92	25881.28	2957.39	5129.59	31010.87	13588.49	17422.38	6949.96	10472.43	11542.55	2045.94	2172.19	9370.35	8838.38	531.97

ALAT	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN
AC	Accumulator	FC	Flow Controller
CD	Condensor	LI	Level Indicator
CO	Cooler	TC	Temperature Controller
DC	Dekanter	Nomor Arus	Nomor Arus
EV	Expansion valve	Suhu, C	Suhu, C
HE	Heater	Tekanan, atm	Tekanan, atm
MD	Menara Distilasi	Control Valve	Control Valve
P	Pompa	Electric Connection	Electric Connection
R	Reaktor	Piping	Piping
RB	Reboiler	Vent	Vent
T	Tangki Penyimpanan	Udara Tekan	Udara Tekan

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	
	PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK METIL METAKRILAT DARI ASETON SIANOHIDRIN, ASAM SULFAT, DAN METANOL KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN	
Dikerjakan Oleh :		
1.DIMAR MUKTIANA		(14521237)
2.PUTRI PAMUJI RAHAYUNING SATUTI		(14521245)
Dosen Pembimbing :		
Dr.Diana, S.T.,M.Sc.		

