

No: TA/TK/2018/48

**PRARANCANGAN PABRIK AMIL ASETAT DARI  
AMIL ALKOHOL DAN ASAM ASETAT KAPASITAS  
35.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat**

**Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**

**Konsentrasi Teknik Kimia**



**Oleh:**

**Nama : Rizka Aida S**

**Nama : Tyas Risnawati A**

**No. Mahasiswa : 14521225**

**No. Mahasiswa : 14521016**

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

**2018**

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

### PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Rizka Aida S                      Nama : Tyas Risnawati A  
No. Mahasiswa : 14521225                      No. Mahasiswa : 14521016

Yogyakarta, 8 September 2018

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

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

Td. Tangan



Rizka Aida Syarifa

Td. Tangan



Tyas Risnawati Aziza

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

## PRARANCANGAN PABRIK AMIL ASETAT DARI AMIL ALKOHOL DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Rizka Aida S                      Nama : Tyas Risnawati A  
No. Mahasiswa : 14521225              No. Mahasiswa : 14521016

Yogyakarta, 8 September 2018

Pembimbing I,

Ir. Tuasikal Muhamad Amin, M.Sn.

Pembimbing II,

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN AMIL ASETAT DARI AMIL ALKOHOL DAN ASAM  
ASETAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Rizka Aida S                      Nama : Tyas Risnawati A  
No. Mahasiswa : 14521225              No. Mahasiswa : 14521016

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

Yogyakarta, 4 Oktober 2018

Tim Penguji,

Ir. Tuasikal Muhamad Amin, M.Sn.  
Ketua

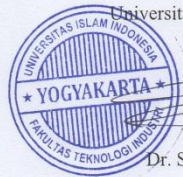
Ir. Drs. Faisal R M, M.T., Ph.D  
Anggota I


Venitalitya Alethea Sari A, S.T., M.Eng  
Anggota II



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



  
Dr. Suharno Rusdi

## KATA PENGANTAR

*Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.*

Puji syukur atas kehadiran Allah Swt yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan kepada junjungan kita Rasullulah SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “**PRA RANCANGAN PABRIK AMIL ASETAT DARI AMIL ALKOHOL DAN ASAM ASETAT DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama bangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelas Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayah-Nya
2. Keluarga yang selalu memberikan dorongan semangat, motivasi, dan kasih sayang yang tidak terbatas
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Ir. Tuasikal Muhamad Amin, M.Sn, dan Tintin Mutiara, S.T., M.Eng, selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan

pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini

5. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Seluruh kakak angkatan yang telah menyemangati dan memberi bantuan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman Teknik Kimia 2014 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa di dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

*Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.*

Yogyakarta, 8 September 2018

Penyusun

## DAFTAR ISI

Lembar Judul Tugas Akhir Perancangan Pabrik.....	i
Lembar Pernyataan Keaslian Hasil Perancangan Pabrik .....	ii
Lembar Pengesahan Pembimbing .....	iii
Lembar Pengesahan Penguji .....	iv
Kata Pengantar .....	v
Daftar Isi.....	vii
Daftar Tabel .....	xi
Daftar Gambar.....	xiii
Daftar Lampiran .....	xiv
Abstrak .....	xv
<i>Abstract</i> .....	xvi
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka.....	6
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b> .....	14
2.1 Spesifikasi Produk .....	14
2.1.1 Amil Asetat .....	14
2.2 Spesifikasi Bahan.....	15
2.2.1 Amil Alkohol.....	15
2.2.2 Asam Asetat .....	15
2.3 Spesifikasi Katalis .....	16
2.3.1 Amberlyst 15 .....	16
2.4 Pengendalian Kualitas .....	17

2.4.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	17
2.4.2	Pengendalian Proses Produksi.....	17
2.4.3	Pengendalian Kualitas Produk .....	19
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES.....</b>		<b>20</b>
3.1	Uraian Proses .....	20
3.2	Spesifikasi Alat/Mesin Produk .....	22
3.2.1	Tangki Penyimpanan Bahan Asam Asetat (T-01).....	22
3.2.2	Tangki Penyimpanan Bahan Amil Alkohol (T-02).....	23
3.2.3	Tangki Penyimpanan Produk Amil Asetat (T-03) .....	24
3.2.4	Reaktor (R-01).....	25
3.2.5	Menara Distilasi 1 (MD-01).....	26
3.2.6	Menara Distilasi 2 (MD-02).....	26
3.2.7	<i>Heater</i> 1 (HE-01) .....	27
3.2.8	<i>Heater</i> 2 (HE-02) .....	28
3.2.9	<i>Cooler</i> 1 (CL-01).....	29
3.2.10	<i>Cooler</i> 2 (CL-02).....	31
3.2.11	<i>Cooler</i> 3 (CL-03).....	32
3.2.12	Kondensor 1 (CD-01).....	33
3.2.13	Kondensor 2 (CD-02).....	34
3.2.14	Reboiler 1 (RB-01).....	35
3.2.15	Reboiler 2 (RB-02).....	36
3.2.16	Akumulator 1 (ACC-01) .....	37
3.2.17	Akumulator 2 (ACC-02) .....	37
3.2.18	Pompa 1 (P-01).....	38
3.2.19	Pompa 2 (P-02).....	39



3.2.20 Pompa 3 (P-03).....	39
3.2.21 Pompa 4 (P-04).....	40
3.2.22 Pompa 5 (P-05).....	41
3.2.23 Pompa 6 (P-06).....	42
3.2.24 Pompa 7 (P-07).....	42
3.2.25 Pompa 8 (P-08).....	43
3.2.26 Pompa 9 (P-09).....	44
3.2.27 Pompa 10 (P-10).....	45
3.3 Perencanaan Produksi .....	45
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku .....	45
3.3.2 Analisa Kebutuhan Alat Proses .....	46
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....</b>	<b>47</b>
4.1 Lokasi Pabrik .....	47
4.2 Tata Letak Pabrik ( <i>Plant Layout</i> ) .....	51
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses ( <i>Machine Layout</i> ).....	55
4.4 Alir Proses dan Material .....	58
4.4.1 Neraca Massa .....	58
4.4.2 Neraca Panas .....	60
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas) .....	67
4.6 Organisasi Perusahaan .....	75
4.7 Evaluasi Ekonomi .....	86
<b>BAB V PENUTUP.....</b>	<b>115</b>
5.1 Kesimpulan .....	115
5.2 Saran .....	116
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>117</b>

LAMPIRAN.....	118
---------------	-----

Lampiran A (Perhitungan Reaktor)

Lampiran B (Kartu Konsultasi Bimbingan Perancangan Pabrik)

Lampiran C (*Process Engineering Flow Diagram*)

## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Amil Asetat di Indonesia pada tahun 2013-2017 .....	3
Tabel 1. 2 Data Kapasitas Produksi Amil Asetat di Luar Negeri .....	5
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik .....	53
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total.....	58
Tabel 4. 3 Neraca Massa pada Reaktor .....	59
Tabel 4. 4 Neraca Massa pada Menara Distilasi 1 .....	59
Tabel 4. 5 Neraca Massa pada Menara Distilasi 2 .....	60
Tabel 4. 6 Neraca Panas pada Reaktor .....	60
Tabel 4. 7 Neraca Panas pada Menara Distilasi 1 .....	61
Tabel 4. 8 Neraca Panas pada Menara Distilasi 2 .....	61
Tabel 4. 9 Neraca Panas pada Heater – 01 .....	62
Tabel 4. 10 Neraca Panas pada Heater – 02.....	62
Tabel 4. 11 Neraca Panas pada Cooler – 01.....	63
Tabel 4. 12 Neraca Panas pada Cooler – 02.....	63
Tabel 4. 13 Neraca Panas pada Cooler – 03.....	64
Tabel 4. 14 Kebutuhan Air Pendingin .....	72
Tabel 4. 15 Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	73
Tabel 4. 16 Jadwal Kerja Tiap Regu .....	83
Tabel 4. 17 Gaji Karyawan .....	84
Tabel 4. 18 Harga Alat-Alat Proses .....	89
Tabel 4. 19 Luas Tiap Bangunan .....	93
Tabel 4. 20 Harga Alat Utilitas .....	95
Tabel 4. 21 Harga Alat Lokal.....	96
Tabel 4. 22 <i>Physical Plant Cost</i> .....	106
Tabel 4. 23 <i>Direct Plant Cost</i> .....	107
Tabel 4. 24 <i>Fixed Capital Investment</i> .....	107
Tabel 4. 25 <i>Direct Manufacturing Cost</i> .....	108
Tabel 4. 26 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> .....	108
Tabel 4. 27 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> .....	109

Tabel 4. 28 <i>Total Manufacturing Cost</i> .....	109
Tabel 4.29 <i>Working Capital</i> .....	110
Tabel 4.30 <i>General Expenses</i> .....	110
Tabel 4. 31 Total Biaya Produksi.....	110
Tabel 4. 32 Total Capital Investment.....	111

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Impor Amil Asetat ke Indonesia.....	3
Gambar 1. 2 Skema Reaksi Esterifikasi.....	6
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik .....	50
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Skala 1 : 1600 .....	54
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses .....	57
Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif .....	65
Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif .....	66
Gambar 4. 6 Hubungan % Kapasitas vs Milyar Rupiah .....	114

## **DAFTAR LAMPIRAN**

Lampiran A (Perhitungan Reaktor)

Lampiran B (Kartu Konsultasi Bimbingan Perancangan Pabrik)

Lampiran C (*Process Engineering Flow Diagram*)

## ABSTRAK

Amil Asetat merupakan salah satu ester asetat yang dihasilkan dari proses esterifikasi amil alkohol dan asam asetat. Amil asetat dapat digunakan sebagai bahan kimia untuk cat, obat-obatan, dan komponen pada aroma sintetis. Pabrik amil asetat dari amil alkohol dan asam asetat direncanakan akan dibangun di Kabupaten Semarang, Provinsi Jawa Tengah. Pabrik dengan kapasitas 35000 ton/tahun ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari dengan 250 orang karyawan. Untuk memperoleh produk yang sesuai dengan kapasitas, dibutuhkan 86871,7949 ton/tahun amil alkohol dan 19743,5897 ton/tahun asam asetat sebagai bahan baku utama. Proses produksi untuk esterifikasi akan dioperasikan dengan suhu 95 °C dan tekanan 1,3 atm menggunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan konversi reaksi 81%. Berdasarkan evaluasi ekonomi, diperoleh *total capital investment* sebesar Rp 1.025.178.441.431; total biaya produksi sebesar Rp 847.521.314.921; keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 184.978.685.078;,, pabrik amil asetat ini tergolong *low risk* dengan nilai ROI 23,3% setelah pajak, POT setelah pajak 3 tahun, BEP 44,3%, SDP 17,48%, dan DCFR 23,68%. Berdasarkan nilai di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik amil asetat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun layak secara ekonomi untuk dikaji lebih lanjut.

**Kata Kunci:** Amil alkohol; Amil asetat; Asam Asetat; Esterifikasi

## ABSTRACT

*Amyl Acetate is one of acetate ester produced from the esterification process by amyl alcohol and acetic acid. Amyl acetate is used as a paint, components of drugs and synthetic scents such as banana. The Amyl Acetate plant is located in Semarang, Central Java. The plant is designed to fulfill 35.000 tons/year capacity and this plant will be operated continuously for 330 days/year using 250 labors. In order to gain the product as the designed capacity, 86871,7949 tons/year of amyl alcohol and 19743,5897 tons/year of acetic acid is required as the main raw material. The production process of esterification will be operated on 95 °C and 1,3 atm using fixed bed multitube reactor with 81% of conversion. Based on the economical feasibility studies , total capital investment Rp 1.025.178.441.431; total production cost Rp 847.521.314.921; profit before taxes Rp 184.978.685.078; this plant is categorized as low risk chemical plant with 23,3% ROI (after taxes), 3 years POT (after taxes), 44,30% BEP, 17,48% SDP, and 23,68% DCFR. From those point, we can say that the preliminary design of this Amyl Acetate plant with 35000 tons/year capacity is quiet appealing for further studies.*

**Keywords:** *Amyl alcohol; Amyl acetate; Acetic acid; Esterification*



# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai negara berkembang, saat ini masih mengandalkan impor bahan industri kimia untuk memenuhi kebutuhan proses produksi perusahaan-perusahaan kimia dalam negeri. Dewasa ini kemajuan teknologi khususnya di bidang industri kimia sedang mengalami peningkatan yang signifikan. Industri ini mengolah bahan mentah menjadi bahan setengah jadi maupun bahan jadi yang siap untuk dipasarkan. Permintaan pasar terhadap kebutuhan bahan-bahan kimia semakin meningkat sehingga pembangunan industri kimia perlu ditumbuh kembangkan.

Salah satu bahan kimia yang banyak digunakan adalah amil asetat. Amil asetat adalah salah satu ester asetat yang memiliki rumus kimia  $\text{CH}_3\text{COOC}_5\text{H}_{11}$ . Amil asetat dihasilkan dari proses esterifikasi antara amil alkohol dan asam asetat. Pada industri kimia, amil asetat digunakan sebagai bahan *intermediate* maupun bahan baku. Amil asetat banyak digunakan sebagai pelarut (*solvent*). Amil asetat merupakan pelarut dengan titik didih menengah (*medium boiling solvent*), yang secara cepat melarutkan resin-resin dan memberikan ketahanan pada lapisan pelindung.

Amil asetat dapat digunakan sebagai bahan kimia untuk cat, penyamakan kulit, tekstil dan bahan industri sablon. Kegunaan lainnya sebagai bahan obat-obatan, parfum, tepung sintetis dan sebagai komponen pada aroma sintetis seperti apricot, pisang, pir, nanas, delima, dan raspberry (Mc Ketta. 1977).

Meskipun kebutuhan amil asetat di Indonesia cukup tinggi, namun kebutuhannya sendiri belum dapat terpenuhi dari dalam negeri. Hal ini tentunya merugikan karena sampai saat ini belum ada pabrik amil asetat di Indonesia, sehingga banyak industri harus memasok dari luar negeri dengan harga mahal. Pendirian pabrik amil asetat di Indonesia diharapkan mampu memberikan dampak positif bagi perkembangan industri cat, farmasi dan industri lainnya di Indonesia, serta mengurangi angka impor amil asetat bagi Indonesia.

Faktor ketersediaan bahan baku dan pasar produk menjadi pertimbangan pemilihan lokasi pendirian pabrik. Lokasi pabrik menjadi salah satu faktor yang menunjang kesuksesan pabrik. Terdapat beberapa industri cat dan farmasi di Pulau Jawa. Pembangunan pabrik amil asetat di Pulau Jawa diharapkan mampu membantu perkembangan industri-industri tersebut yang sudah berdiri dan memicu industri baru lainnya sehingga meningkatkan perekonomian negara. Lokasi pabrik berada di wilayah Kabupaten Semarang diharapkan mampu membantu mengembangkan daerah tersebut.

#### **1.1.1.1 Penentuan Kapasitas Pabrik**

Penentuan kapasitas produksi pabrik tentunya akan berpengaruh pada perhitungan teknis maupun ekonomisnya. Terdapat beberapa pertimbangan dalam penentuan kapasitas produksi dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu:

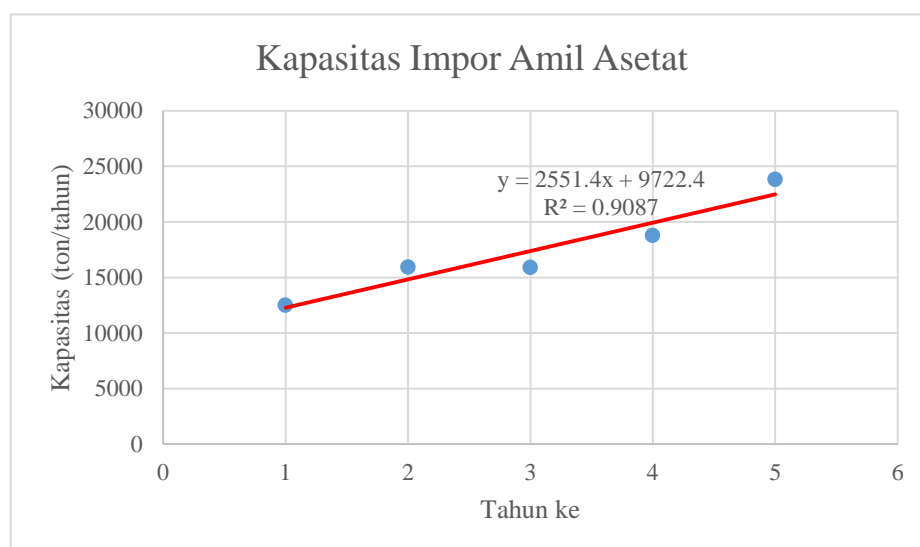
- a. Kebutuhan/Pemasaran Produk di Indonesia

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, Indonesia masih mengimpor amil asetat dari luar negeri. Pada saat ini, pabrik amil asetat belum ada di Indonesia. Jumlah data impor amil asetat dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Data Impor Amil Asetat di Indonesia pada tahun 2013-2017

Tahun	Kapasitas (ton/tahun)
2013	12486,00
2014	15911,65
2015	15905,13
2016	18762,35
2017	23817,51

(Sumber: Badan Pusat Statistik 2018)



Gambar 1. 1 Grafik Impor Amil Asetat ke Indonesia

Dari perhitungan dengan persamaan di atas, maka diperoleh persamaan berikut:

$$Y = ax+b \quad \dots (1.1)$$

$$Y = 2551,4 X + 9722,4 \quad \dots (1.2)$$

Dengan Y adalah jumlah amil asetat yang diimpor pada tahun X, sehingga pada tahun 2022 diperkirakan Indonesia akan membutuhkan amil asetat sebesar 35.236 ton/tahun.

b. Ketersediaan Bahan Baku

Tersedianya bahan baku yang cukup akan memudahkan tercapainya produksi amil asetat di dalam negeri. Bahan baku asam asetat diperoleh dari PT. Indo Acidatama Chemical Industry dan amil alkohol diperoleh dari Tianjin di China.

c. Kapasitas Rancangan Minimum

Kapasitas pabrik harus disesuaikan dengan kapasitas minimum pabrik yang telah berdiri terlebih dahulu karena pabrik tersebut telah memiliki analisis ekonomi terkait dengan kapasitas yang sesuai dan memberikan keuntungan. Daftar pabrik amil asetat yang telah berdiri dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Data Kapasitas Produksi Amil Asetat di Luar Negeri

No.	Produsen	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	Commercial Solvents Corporation	Amerika Serikat	330.000
2	Chino Mines, Hurley, N M	Mexico	225.000
3	Climax Molybdenum, Ft. Madison, Iowa	Amerika Serikat	100.000
4	Frische Bros, New Jersey	Amerika Serikat	15.000
5	Kennecott. U. Copper, Magna, Utah	Amerika Serikat	240.000
6	Langeloth Metallurgical, Pennsylvania	Amerika Serikat	40.000
7	Newmont Gold, Carlin, Nevada	Amerika Serikat	195.000
8	Pasminco, Clarkesville, Tennessee	Amerika Serikat	150.000
8	Publicker Industries, Inc, Pennsylvania	Amerika Serikat	205.000
10	Zinc Corporation, Monaco, Pennsylvania	Amerika Serikat	110.000
Total			1.610.000

(Mc Ketta, 1977)

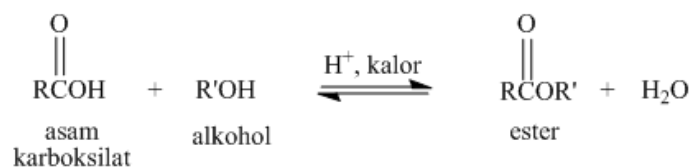
Dari produksi amil asetat yang telah ada, kapasitas terkecil pabrik amil asetat adalah 15.000 ton/tahun yang diproduksi oleh Frizche Bros, New Jersey dan kapasitas terbesar pabrik amil asetat adalah 330.000 ton/tahun yang diproduksi oleh Commercial Solvent Corporation.

Berdasarkan faktor-faktor di atas, maka dapat dipilih kapasitas rancangan produksi pada tahun 2022 sebesar 35000 ton/tahun dengan harapan:

1. Dapat memenuhi sebagian kebutuhan amil asetat dalam negeri
2. Dapat mengurangi ketergantungan impor amil asetat
3. Dapat menghemat devisa negara
4. Dapat menyerap tenaga kerja dalam negeri
5. Dapat memicu berdirinya pabrik-pabrik baru yang menggunakan bahan baku amil asetat dan mendukung upaya pengembangan industri farmasi, makanan maupun industri kimia lainnya

## 1.2 Tinjauan Pustaka

Esterifikasi dapat diartikan sebagai reaksi pembentukan ester. Pada pembentukan ester, reaksi yang paling umum terjadi adalah reaksi antara asam karboksilat dengan alkohol. Reaksi tersebut memerlukan bantuan katalis asam. Asam yang digunakan sebagai katalis biasanya asam kuat seperti asam klorida dan asam sulfat (Kirk and Othmer, 2006).



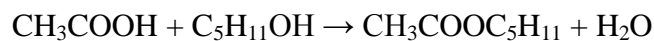
Gambar 1. 2 Skema Reaksi Esterifikasi

Katalis yang digunakan dalam esterifikasi dapat berupa katalis asam atau katalis basa dan berlangsung secara reversibel (Supardjan, 2004). Untuk

memperoleh rendemen tinggi dari ester tersebut, kesetimbangan harus digeser ke arah sisi ester dengan menambahkan salah satu pereaksi secara berlebih. Kuat asam dari asam karboksilat hanya memainkan peranan kecil dalam laju pembentukan ester (Fessenden dan Fessenden, 2006).

Proses pembuatan amil asetat biasanya menggunakan cara esterifikasi dengan bahan baku amil alkohol dan asetat sebagai asam karboksilatnya. Adapun cara-cara yang dapat dipakai dalam pembuatan amil asetat, antara lain (Kirk dan Othmer, 1952):

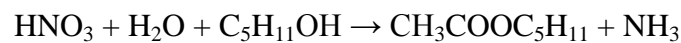
a. Pembuatan ester dari asam organik



Asam asetat    Amil alkohol    Amil Asetat Air

Berdasarkan reaksi tersebut, kerugian yang ditimbulkan adalah terbentuknya hasil samping yaitu air ( $\text{H}_2\text{O}$ ), sedangkan kelebihan adalah pada suhu dan tekanan yang relatif rendah reaksi dapat berjalan dengan baik, bahan baku tidak beracun, dan reaksi berjalan reversibel.

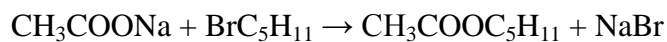
b. Pembuatan ester dari asam nitrat



Asam nitrat    Air    Amil alkohol    Amil asetat    Amonia

Kekurangan dari reaksi ini adalah reaksi berjalan sangat lambat dan reaksi lebih kompleks jika dibandingkan dengan reaksi yang lain, sedangkan kelebihan adalah reaksi dapat berjalan pada suhu dan tekanan yang rendah sehingga dapat mengurangi bahaya ledakan pada saat reaksi.

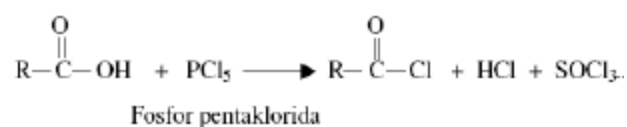
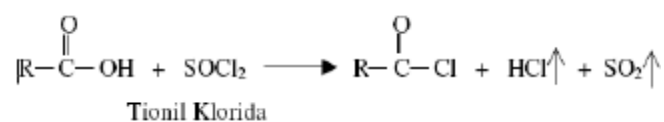
c. Pembuatan ester dari garam dan alkil halida



Natrium Asetat    Amil bromida    Amil asetat

d. Pembuatan ester dari asil halida

Asil halida adalah turunan asam karboksilat yang paling reaktif. Asil klorida lebih murah dibandingkan dengan asil halida lain. Asil halida biasanya dibuat dari asam dengan tionil klorida atau fosfor pentaklorida.



(Hart Harlod, 1990)

e. Pembuatan ester dari karbon dioksida



Dari persamaan 1.8, kerugian yang ditimbulkan adalah CO<sub>2</sub> merupakan bahan baku yang beracun, reaksi hanya dapat berjalan jika tekanan dan temperatur reaksi tinggi, sedangkan keuntungannya adalah kemurnian amil asetat yang dihasilkan tinggi dan tidak menghasilkan produk samping.

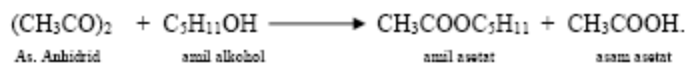


## f. Pembuatan ester dari asam amino



Kekurangan pada persamaan 1.9 adalah reaksi hanya dapat berjalan pada temperatur tinggi dan hasil samping berupa amoniak, sedangkan kelebihan adalah reaksi ini mempunyai konversi yang tinggi.

## g. Pembuatan ester dari asam anhidrid



Pada proses ini terdapat kelebihan dan kekurangan. Kekurangannya adalah hasil samping yang dihasilkan berupa asam asetat sehingga dapat menyebabkan kemurnian amil asetat menjadi rendah dan reaksi dapat mengubah sifat ester. Kelebihannya adalah jika ditambahkan katalis (asam sulfat, zink klorida, sodium asetat) reaksi lebih cepat dibandingkan reaksi sejenis lainnya.

Menurut kelebihan dan kekurangan yang dimiliki oleh masing-masing reaksi amil asetat maka dipilih pembuatan amil asetat dari asam organik (asam asetat) dan alkohol (amil alkohol) dengan pertimbangan bahan baku tidak korosif dan tidak beracun. Reaksi esterifikasi amil asetat terjadi dengan melepaskan panas (eksotermis).

Sifat reaksi yang reversibel memberikan keuntungan karena reaksi dapat dengan mudah dikontrol. Berhentinya reaksi bukan karena reaktan yang habis, namun karena suatu kondisi yang diberlakukan untuk sistem reaksi. Untuk mendapatkan konversi yang tinggi, kondisi operasi harus

diatur sedemikian rupa. Berikut beberapa faktor yang dapat mempengaruhi laju reaksi esterifikasi dan konversi antara lain:

#### 1. Waktu Reaksi

Semakin lama waktu reaksi maka kemungkinan kontak antar zat semakin besar sehingga akan menghasilkan konversi yang besar. Jika kesetimbangan reaksi sudah tercapai maka dengan bertambahnya waktu reaksi tidak akan menguntungkan karena tidak memperbesar hasil.

#### 2. Perbandingan Zat Pereaksi

Reaksi esterifikasi pada umumnya terjadi pada fasa cair dengan salah satu reaktan dibuat berlebihan untuk memperbesar frekuensi tumbukan antara molekul yang satu dengan yang lain (Kirk dan Othmer, 2006) sehingga reaksi dapat berlangsung lebih cepat.

#### 3. Temperatur Reaksi

Dikarenakan sifat dari reaksi yang eksotermis, maka temperatur dapat mempengaruhi harga konstanta laju reaksi. Semakin tinggi temperatur yang dioperasikan maka semakin tinggi konversi yang dihasilkan karena akan meningkatkan pergerakan molekul sehingga tumbukan antar molekul akan lebih sering terjadi (Keenan dkk, 1984). Hal ini sesuai dengan persamaan *Arrhenius*, bila temperatur naik maka harga  $k$  semakin besar, sehingga reaksi berjalan cepat dan hasil konversi makin besar.

#### 4. Katalisator

Sifat reaksi esterifikasi yang lambat membutuhkan katalisator agar berjalan lebih cepat. Katalisator berfungsi untuk mengurangi energi aktivasi pada suatu reaksi, sehingga reaksi dapat berlangsung lebih mudah.

Reaksi pembentukan amil asetat melalui proses esterifikasi dengan bahan baku amil alkohol dan asam asetat dapat berlangsung pada fasa cair maupun uap. Reaksi dengan fasa cair atau uap membutuhkan reaktor, kondisi operasi dan jenis katalis yang berbeda. Reaksi dengan fasa cair tidak memerlukan *pretreatment* untuk bahan baku karena pada suhu ruangan reaktan telah berfasa cair. Berbeda dengan reaksi fasa uap, diperlukan *pretreatment* untuk mengubah fasa dari reaktan sehingga konfigurasi alatnya lebih kompleks. Reaksi pada fasa cair lebih aman dijalankan karena untuk mempertahankan fasa cair memerlukan konstruksi alat yang memberikan resiko bahaya lebih rendah. Oleh karena itu dipilih reaksi dengan fasa cair karena memberikan keuntungan yang lebih banyak.

Reaksi esterifikasi berjalan sangat lambat sehingga dibutuhkan waktu yang cukup lama agar mencapai kesetimbangan. Pada reaksi ini diperlukan katalis untuk mempercepat tercapainya kesetimbangan. Katalis yang biasanya digunakan pada reaksi esterifikasi adalah katalis cair seperti asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dan asam klorida (HCl). Katalis homogen tersebut memberikan efek katalitik yang sangat kuat tetapi menimbulkan reaksi samping seperti pembentukan alkil klorida, dehidrasi, maupun isomerisasi.

Katalis tersebut juga dapat menimbulkan korosi pada alat-alat proses dan kontaminasi pada produk ester (Mandake dkk, 2013).

Pilihan katalis lain yang dapat digunakan pada reaksi esterifikasi adalah katalis padat. Katalis jenis *cation exchange resin* biasa digunakan untuk reaksi esterifikasi. Katalis jenis ini mempunyai sifat selektif saat adsorpsi reaktan sehingga dapat mempengaruhi konversi kesetimbangan (Zeng dkk, 2012). Kelemahan dari katalis ini adalah lebih mahal dari katalis asam tetapi dapat digunakan pada *continous stirred tank reactor* atau *fixed bed reactor* sehingga lebih ekonomis. Amberlyst 15 mempunyai diameter pori sebesar 300Å dengan konsentrasi situs aktif  $\geq 1,7$  eq/L (Pal dkk, 2012).

Struktur pori Amberlyst 15 lebih besar dibandingkan dengan katalis jenis Dowex yang mempunyai diameter pori 200Å dan stabilitas kimia serta termalnya yang baik membuat resin ini banyak digunakan pada banyak reaksi khususnya reaksi esterifikasi sebagai katalis. Pada umumnya reaksi yang menggunakan katalis *acid regenerated cation exchangers* menghasilkan konversi dan selektivitas produk ester yang besar. Berdasarkan keunggulan tersebut, Amberlyst 15 dipilih sebagai katalis dalam proses pembentukan amil asetat.

Proses pembentukan amil asetat dengan esterifikasi berlangsung dalam *fixed bed reactor* dengan bahan isian katalis *ion exchange resin* jenis Amberlyst 15. Hasil dari reaktor masih berupa campuran dari produk dan sisa bahan baku yang belum bereaksi yaitu amil asetat, air, amil alkohol,

asam asetat. Proses pemurnian diperlukan untuk mendapatkan spesifikasi produk yang diinginkan.

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 Amil Asetat

Rumus Molekul	: $C_5H_{11}COOCH_3$
Fase (30°C, 1 atm)	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Berat Molekul	: 130,18 kg/kmol
Polaritas	: Polar
<i>Normal boiling point</i>	: 148,74°C
<i>Melting point</i>	: -70,8 °C
<i>Specific gravity</i>	: 0,88 (STP)
<i>Flash point</i>	: 23°C (STP)
<i>Vapor Pressure</i>	: 3,5 mmHg (25°C)
<i>Flammability limits</i>	
<i>Upper</i>	: 1,1%
<i>Lower</i>	: 7,5%
LD50	: 6500 mg/kg
Viskositas	: 0,872 cP pada 20 °C
Kemurnian	: 99%

## 2.2 Spesifikasi Bahan

### 2.2.1 Amil Alkohol

Rumus Molekul	: $C_5H_{11}OH$
Fase (30°C, 1 atm)	: Cair
Warna	: Tidak Berwarna
Berat Molekul	: 88,15 kg/kmol
Polaritas	: Polar
<i>Normal boiling point</i>	: 137,9 °C
<i>Melting point</i>	: -79°C
<i>Specific gravity</i>	: 0,82 (STP)
<i>Flash point</i>	: 33°C (STP)
<i>Vapor Pressure</i>	: 2,2 mmHg (25°C)
<i>Flammability limits</i>	
<i>Upper</i>	: 1,2%
<i>Lower</i>	: 10%
LD50	: 4613 mg/kg
Viskositas	: 5 cP pada 20 °C
Kemurnian	: 99%

### 2.2.2 Asam Asetat

Rumus Molekul	: $CH_3COOH$
Fase (30°C, 1 atm)	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Berat Molekul	: 60,05 kg/kmol

Polaritas	: Polar
<i>Normal boiling point</i>	: 118,1 °C
<i>Melting point</i>	: 16,6°C
<i>Specific gravity</i>	: 1,0 (STP)
<i>Flash point</i>	: 39°C (STP)
<i>Vapor Pressure</i>	: 15,7 mmHg (25°C)
<i>Flammability limits</i>	
<i>Upper</i>	: 4%
<i>Lower</i>	: 19,9%
LD50	: 3310 mg/kg
Viskositas	: 1,056 cP (25°C)
Kemurnian	: 99.5%

## 2.3 Spesifikasi Katalis

### 2.3.1 Amberlyst 15

Nama dagang	: Amberlyst 15
Jenis	: <i>Macroporous sulphonate copolymer</i>
Bentuk	: <i>Porous spherical beads</i>
Fase (25°C, 1 atm)	: Padat
Ukuran partikel	: 3 mm
Suhu maksimum	: 120 °C
<i>Bulk density</i>	: 0,742 g/cm <sup>3</sup>
<i>Particle density</i>	: 1,505 g/cm <sup>3</sup>
Porositas	: 0,36



Luas muka : 53 m<sup>2</sup>/g

Umur katalis : 2 tahun

## **2.4 Pengendalian Kualitas**

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

### **2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang digunakan. Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan sebelum proses produksi dengan cara melakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku.

### **2.4.2 Pengendalian Proses Produksi**

Pengendalian proses produksi dalam pabrik meliputi aliran dan alat sistem kontrol yang dilakukan untuk menjaga agar kualitas produk yang dihasilkan dan proses pengendalian ini harus sudah dilakukan sejak bahan baku sampai menjadi produk. Pengawasan mutu dapat dilakukan dengan cara analisa di laboratorium maupun menggunakan alat sistem kontrol.

Pengendalian proses serta pengawasan produksi dilakukan dengan alat pengendali yang berpusat pada *control room* dan dilakukan dengan cara *automatic control* yang dapat memberikan sinyal. Sinyal tersebut dapat berupa nyala lampu, bunyi alarm, dan sebagainya. Apabila terjadi suatu hal yang menyimpang, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan seperti kondisi semula dengan cara manual maupun otomatis. Terdapat beberapa

alat sistem kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu. Diantaranya adalah:

a. Sensor

Sensor digunakan untuk mengidentifikasi variabel proses. Sebagai contoh manometer digunakan untuk sensor aliran fluida, tekanan, dan level. Sedangkan *thermocouple* digunakan sebagai sensor suhu.

b. *Controller* dan Indikator

Di dalamnya terdapat level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.

c. *Actuator*

Fungsi dari *actuator* ini adalah untuk memanipulasi agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan adalah *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

Aliran sistem kontrol yang meliputi pengendalian proses produksi yaitu:

- a. Aliran *pneumatis* atau yang biasa disebut dengan aliran udara tekan ini digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* atau aliran listrik digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik atau aliran gerakan / perpindahan level digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

### **2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk**

Selain pengendalian proses produksi, kualitas produk juga harus dikendalikan kualitasnya agar memperoleh mutu produk standar. Dengan adanya pengawasan dan pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*, maka akan didapatkan produk yang berkualitas dan layak untuk dipasarkan. Untuk mengetahui apakah produk yang dihasilkan sudah sesuai dengan standar yang ada atau belum, maka perlu dilakukan uji densitas, viskositas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

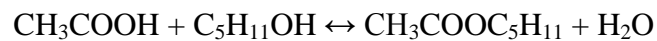
Proses pembuatan amil asetat menggunakan bahan baku asam asetat dengan kemurnian 99,8% dan amil alkohol dengan kemurnian 99%. Reaksi ini berlangsung pada suhu 95°C dan pada tekanan 1,3 atm secara kontinyu.

Metanol yang dialirkan menuju R-01 menggunakan pompa 4 (P-04) sebagian berasal dari tangki penyimpanan 1 (T-01) dengan suhu 30 °C dan sebagian lagi berasal dari arus *recycle* hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) dengan suhu 136,78 °C. Percampuran kedua arus tersebut menghasilkan suhu 109,53 °C yang kemudian akan masuk ke *cooler* (CL-03) untuk didinginkan agar sesuai dengan suhu reaksi.

Asam asetat murni sebagai bahan baku kedua yang berasal dari tangki penyimpanan 2 (T-02) dialirkan menuju reaktor (R-01) menggunakan pompa 3 (P-03) setelah sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu di *heater*(HE-01). Suhu bahan dari T-01 yaitu 30 °C dinaikkan menjadi suhu 95 °C agar sesuai dengan suhu reaksi.

Perbandingan komposisi arus reaktan asam asetat dengan amil alkohol dijaga tetap sebesar 1:3. Reaktor yang digunakan merupakan jenis *Fixed Bed Multitube* dengan kondisi *isothermal* pada keadaan *steady state*. Terjadi reaksi esterifikasi antara asam asetat dan amil alkohol membentuk amil asetat

di dalam reaktor dengan menambahkan katalis. Penambahan katalis akan menurunkan energi aktivasi sehingga energi yang dibutuhkan untuk bereaksi lebih mudah tercapai dan membuat reaksi berjalan lebih cepat. Katalis yang digunakan adalah *Amberlyst-15*. Persamaan reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Hasil keluaran dari reaktor berupa campuran antara produk dan sisa bahan baku yang belum bereaksi yaitu amil asetat, air, amil alkohol, dan asam asetat. Proses pemurnian dilakukan supaya mendapatkan produk dengan spesifikasi yang diinginkan.

Hasil campuran dari reaktor yang bersuhu 95 °C dialirkan menuju *heater* (HE-02) untuk dipanaskan hingga mencapai suhu operasi menara distilasi 1 (MD-01) yaitu 126,3 °C. Setelah memenuhi suhu operasi, campuran dialirkan menuju MD-01 menggunakan pompa 5 (P-05). Proses yang terjadi dalam MD-01 yaitu pemisahan air dan asam asetat dari campuran. Hasil atas MD-01 terdiri dari air dan asam asetat yang akan dialirkan menuju UPL setelah sebelumnya didinginkan dalam CL-02 dari 100,22 °C menjadi 35 °C menggunakan P-06. Hasil bawah MD-01 sebagian besar terdiri dari produk amil asetat dan reaktan amil alkohol dengan kondisi suhu keluar 140,76 °C.

Hasil bawah MD-01 kemudian dialirkan menuju MD-02 menggunakan pompa 7 (P-07) dengan kondisi operasi 139,22 °C dan 1,05 atm. Hasil atas dari MD-02 sebagian besar adalah reaktan amil alkohol yang akan digunakan

kembali dalam proses pembuatan amil asetat di dalam reaktor. Sedangkan hasil bawah MD-02 adalah produk amil asetat dengan kemurnian 99 %. Produk kemudian dialirkan menuju *cooler* (CL-03) menggunakan pompa 9 (P-09) untuk didinginkan dari suhu 148,05 °C menjadi 35 °C. Produk selanjutnya disimpan di tangki penyimpanan (T-03).

### 3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

Spesifikasi pada pabrik amil asetat dirancang berdasarkan pertimbangan efisiensi dan optimasi proses. Berikut ini adalah spesifikasi dari masing-masing alat yang digunakan pada pabrik pembuatan amil asetat dari amil alkohol dan asam asetat:

#### 3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Asam Asetat (T-01)

Fungsi	: Menyimpan $\text{CH}_3\text{COOH}$ pada suhu 303 K dengan waktu tinggal 1 minggu	
Jenis	: Tangki silinder vertikal	
Fase	: Cair	
Jumlah	: 1 buah	
Kondisi Operasi	: Suhu	: 303 K
	: Tekanan	: 1 atm
Bahan	: Baja <i>stainless steel</i> SA 167 grade 3	
Spesifikasi	: Diameter	: 9,984 m
	: Tinggi	: 4,992 m

Tebal *shell*

*Course* I : 0,0072 m

*Course* II : 0,0058 m

*Course* III : 0,0044 m

*Course* IV : 0,0030 m

Volume cairan : 325,704 m<sup>3</sup>

Kapasitas : 340999,13 kg

Harga : Rp 7.393.989.547

### 3.2.2 Tangki Penyimpanan Bahan Amil Alkohol (T-02)

Fungsi : Menyimpan C<sub>5</sub>H<sub>11</sub>OH pada suhu 303 K dengan waktu tinggal 1 bulan

Jenis : Tangki silinder vertikal

Fase : Cair

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Suhu : 303 K

Tekanan : 1 atm

Bahan : Baja *stainless steel* SA 167 grade 3

Spesifikasi : Diameter : 20,167 m

Tinggi : 10,083 m

Tebal *shell*

	<i>Course I</i>	: 0,0126 m
	<i>Course II</i>	: 0,0107 m
	<i>Course III</i>	: 0,0088 m
	<i>Course IV</i>	: 0,0049 m
	<i>Course V</i>	: 0,0029 m
Volume cairan		: 2684,991 m <sup>3</sup>
Kapasitas		: 2185985,75 kg
Harga		: Rp 11.830.383.275

### 3.2.3 Tangki Penyimpanan Produk Amil Asetat (T-03)

Fungsi	: Menyimpan $\text{CH}_3\text{COOC}_5\text{H}_{11}$ pada suhu 303 K dengan waktu tinggal 1 bulan	
Jenis	: Tangki silinder vertikal	
Fase	: Cair	
Jumlah	: 1 buah	
Kondisi Operasi	Suhu	: 303 K
	Tekanan	: 1 atm
Bahan	: Baja <i>stainless steel</i> SA 167 grade 3	
Spesifikasi	Diameter	: 17,719 m
	Tinggi	: 8,860 m
	Tebal <i>shell</i>	
	<i>Course I</i>	: 0,0104 m



*Course II* : 0,0085 m

*Course III* : 0,0066 m

*Course IV* : 0,0048 m

*Course V* : 0,0029 m

Volume cairan : 1821,200 m<sup>3</sup>

Kapasitas : 3181818,25 kg

Harga : Rp 8.872.787.456

### 3.2.4 Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan amil alkohol dengan asam asetat membentuk amil asetat dengan kecepatan umpan amil alkohol = 10968,6610 kg/jam dan asam asetat = 2492,8775 kg/jam

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan *conical roof* dan *flat bottom*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Eksotermis

Suhu : 368 K

Tekanan : 1,3 atm

Bahan : *Carbon steel SA 167 grade C*

Spesifikasi : Diameter : 1,80 m

Tinggi : 13,97 m

Tebal *shell* : 0,0042 m  
 Tebal *head* : 0,0042 m  
 Harga : Rp 3.943.461.092

### 3.2.5 Menara Distilasi 1 (MD-01)

Fungsi : Memisahkan H<sub>2</sub>O sebagai produk atas menara  
 dengan kecepatan umpan = 13546,6174 kg/jam

Jenis : *Sieve plate distillation tower*

Kondisi Operasi : - Puncak Menara : Tekanan : 1 atm  
 Suhu : 373,22 K  
 - Umpan : Tekanan : 1,05 atm  
 Suhu : 399,30 K  
 - Dasar Menara : Tekanan : 1,10 atm  
 Suhu : 413,76 °C

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade 3*

Spesifikasi : Diameter : Puncak : 1,331 m  
 Dasar : 2,215 m  
 Tinggi : 10,38 m  
 Tebal *shell* : 3/16 in  
 Tebal *head* : 3/16 in

Harga : Rp 7.393.989.547

### 3.2.6 Menara Distilasi 2 (MD-02)

Fungsi : Memisahkan CH<sub>3</sub>COOC<sub>5</sub>H<sub>11</sub> sebagai produk bawah

menara dengan kecepatan umpan = 12899,96111 kg/jam

Jenis : *Sieve plate distillation tower*

Kondisi Operasi: - Puncak Menara : Tekanan : 1 atm  
 Suhu : 409,78 °C  
 - Umpan : Tekanan : 1,05 atm  
 Suhu : 412,22 °C  
 - Dasar Menara : Tekanan : 1,10 atm  
 Suhu : 421,05 °C

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade 3*

Spesifikasi : Diameter : Puncak : 4,519 m  
 Dasar : 4,915 m  
 Tinggi : 40,92 m  
 Tebal *shell* : 3/16 in  
 Tebal *head* : 3/16 in

Harga : Rp 52.448.032.520

### 3.2.7 Heater 1 (HE-01)

Fungsi : Memanaskan reaktan dari T-01 masuk R-01  
 dengan pemanas steam jenuh dengan kecepatan  
 umpan = 2029,757 kg/j

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Beban panas : 213028,2969 Kcal/jam

Luas transfer panas	: 0,8900 m <sup>2</sup>
Umpan dan pemanas	: Kecepatan umpan masuk : 109,1669 kg/j Kecepatan steam jenuh : 2029,7570 kg/j Jumlah hairpin : 1
<i>Inner pipe</i>	: OD pipa ; Sch.No : 1,66 in ; 40 ID pipa : 1,38 in <i>Flow area</i> : 1,495 in <sup>2</sup> <i>Surface area</i> : 0,434 ft <sup>2</sup> /ft <i>Pressure drop</i> : 0,01895 psi Panjang : 10 ft
<i>Annulus</i>	: OD pipa ; Sch.No : 2,88 in ; 40 ID pipa : 2,47 in <i>Pressure drop</i> : 0,77156 psi Panjang : 10 ft
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Harga	: Rp 13.802.114

### 3.2.8 Heater 2 (HE-02)

Fungsi	: Memanaskan reaktan dari R-01 masuk MD-01 dengan pemanas steam jenuh dengan kecepatan umpan = 13546,617kg/j
--------	--

Jenis	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Beban panas	: 936744,9269 Kcal/jam
Luas transfer panas	: 6,7645 m <sup>2</sup>
Umpan dan pemanas	: Kecepatan umpan masuk : 480,0374 kg/j Kecepatan steam jenuh : 13546,6174 kg/j Jumlah hairpin : 5
<i>Inner pipe</i>	: OD pipa ; Sch.No : 1,90in ; 40 ID pipa : 1,61 in <i>Flow area</i> : 2,0348 in <sup>2</sup> <i>Surface area</i> : 0,4972 ft <sup>2</sup> /ft <i>Pressure drop</i> : 0,01885 psi Panjang : 16 ft
<i>Annulus</i>	: OD pipa ; Sch.No : 4,50in ; 40 ID pipa : 4,0690 in <i>Pressure drop</i> : 0,8764psi Panjang : 16 ft
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Harga	: Rp 14.985.152

### 3.2.9 Cooler 1 (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan suhu campuran umpan amil alkohol

dengan kecepatan umpan = 11516,8605 kg/j

Jenis	: <i>Double pipe heat exchanger</i>	
Beban panas	: 401634,8429 Kcal/jam	
Luas transfer panas	: 45,0426 m <sup>2</sup>	
Umpan dan pemanas	Kecepatan umpan masuk	: 11516,8605 kg/j
	Kecepatan air pendingin	: 5060,5990 kg/j
	Jumlah hairpin	: 2
<i>Inner pipe</i>	OD pipa ; Sch.No	: 3,5 in ; 40
	ID pipa	: 3,069 in
	<i>Flow area</i>	: 7,3937 in <sup>2</sup>
	<i>Surface area</i>	: 0,9158 ft <sup>2</sup> /ft
	<i>Pressure drop</i>	: 2,0273 psi
	Panjang	: 12 ft
<i>Annulus</i>	OD pipa ; Sch.No	: 6,6250 in ; 40
	ID pipa	: 6,0650 in
	<i>Pressure drop</i>	: 0,0313 psi
	Panjang	: 12 ft
Jumlah	: 1 buah	
Bahan	: <i>Stainless steel</i>	
Harga	: Rp 492.932.636	

### 3.2.10 Cooler 2 (CL-02)

Fungsi	: Mendinginkan hasil atas MD-01 dengan kecepatan umpan = 646,656 kg/j
Jenis	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Beban panas	: 164868,484 Kcal/jam
Luas transfer panas	: 4,5221 m <sup>2</sup>
Umpan dan pemanas	: Kecepatan umpan masuk : 646,6563 kg/j Kecepatan air pendingin : 2077,343 kg/j Jumlah hairpin : 4
<i>Inner pipe</i>	: OD pipa ; Sch.No : 1,90 in ; 40 ID pipa : 1,61 in <i>Flow area</i> : 2,035 in <sup>2</sup> <i>Surface area</i> : 0,497 ft <sup>2</sup> /ft <i>Pressure drop</i> : 0,024712 psi Panjang : 12 ft
<i>Annulus</i>	: OD pipa ; Sch.No : 2,88 in ; 40 ID pipa : 2,47 in <i>Pressure drop</i> : 2,338 psi Panjang : 12 ft
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Stainless steel</i>

Harga : Rp 83.798.548

### 3.2.11 Cooler 3 (CL-03)

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah MD-02 dengan  
Kecepatan umpan = 4419,1919 kg/j

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban panas : 185022,625 Kcal/jam

Luas transfer panas : 12,6250 m<sup>2</sup>

Umpan dan pemanas : Kecepatan umpan masuk : 4419,1919 kg/j  
Kecepatan pendingin : 9251,131 kg/j

Lay Out HE 2 – 4

*Shell* : ID *shell* : 10

Jumlah pipa : 40

Pass : 2

*Tube* : OD pipa ; Sch.No : 0,75 ; 10

ID pipa : 0,48

*Pitch* : 1

Panjang : 16

Pass : 4

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless steel*



Harga : Rp 566.872.532

### 3.2.12 Kondensor 1 (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara MD-01 dengan kecepatan umpan

3211,6930 kg/jam

Jenis : *Shell and tube condenser*

Beban panas : 1719470,8750 Kcal/jam

Luas transfer panas : 49,1894 m<sup>2</sup>

*Shell Side* : Fluida panas : Uap dari MD-01

ID : 17,25

Pass : 1

*Tube Side* : Fluida dingin: Air

OD : 0,75

ID : 0,62

Pass : 2

Koefisien perpindahan panas

- UC : 243,9648 Btu/j sqft F

- UD : 121,8600 Btu/j sqft F

Faktor kekotoran : Rd min : 0,002

Rd terhitung : 0,0041

Bahan : *Stainless Steel*

Harga : Rp 640.812.427

### 3.2.13 Kondensor 2 (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara MD-02 dengan kecepatan umpan

8480,7692 kg/jam

Jenis : *Shell and tube condenser*

Beban panas : 9220927,0000 Kcal/jam

Luas transfer panas : 244,7986 m<sup>2</sup>

*Shell Side* : Fluida panas : Uap dari MD-02

ID : 35

Pass : 1

*Tube Side* : Fluida dingin: Air

OD : 0,75

ID : 0,62

Pass : 2

Koefisien perpindahan panas

- UC : 243,9648 Btu/j sqft F

- UD	: 81,4500 Btu/j sqft F
Faktor kekotoran	: Rd min : 0,0020
	Rd terhitung : 0,0082
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Harga	: Rp 1.054.875.842

### 3.2.14 Reboiler 1 (RB-01)

Fungsi	: Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01 pada suhu 413,76 K dengan pemanas steam jenuh pada suhu 433 K
Jenis	: <i>Shell and tube kettle reboiler</i>
Beban panas	: 1974635,1250 Kcal/jam
Luas transfer panas	: 66,6616 m <sup>2</sup>
Shell Side	: ID : 19,25
	Pass : 1
Tube Side	: OD : 0,75
	ID : 0,62
	Pass : 2
Koefisien perpindahan panas	
- UC	: 250,0000 Btu/j sqft F

- UD	: 171,3400 Btu/j sqft F
Faktor kekotoran	: Rd min : 0,0015
	Rd terhitung : 0,0018
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Harga	: Rp 90.699.605

### 3.2.15 Reboiler 2 (RB-02)

Fungsi	: Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01 pada suhu 421,05 K dengan pemanas steam jenuh pada suhu 433 K
Jenis	: <i>Shell and tube kettle reboiler</i>
Beban panas	: 9197000,0000 Kcal/jam
Luas transfer panas	: 1047,6100 m <sup>2</sup>
Shell Side	: ID : 54,00
	Pass : 1
Tube Side	: OD : 0,75
	ID : 0,62
	Pass : 2
Koefisien perpindahan panas	
- UC	: 250,0000 Btu/j sqft F

- UD	: 149,6000 Btu/j sqft F
Faktor kekotoran	: Rd min : 0,0015
	Rd terhitung : 0,0027
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Harga	: Rp 6.112.364.692

### 3.2.16 Akumulator 1 (ACC-01)

Fungsi	: Menampung sementara hasil atas MD-01 dengan waktu tinggal 20 menit
Jenis	: Tangki silinder horizontal
Kondisi Operasi	: Suhu : 373,22 °C
	Tekanan : 1,00 atm
Spesifikasi	: Diameter : 0,8805 m
	Tinggi : 1,7609 m
	Tebal <i>shell</i> : 0,1442 in
	Jenis <i>head</i> : <i>Elliptical dished head</i>
	Tebal <i>head</i> : 0,1442 in
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 178 grade C</i>
Harga	: Rp 492.932.636

### 3.2.17 Akumulator 2 (ACC-02)

Fungsi	: Menampung sementara hasil atas MD-02 dengan waktu tinggal 20 menit
--------	--

Jenis	: Tangki silinder horizontal
Kondisi Operasi	: Suhu : 309,78°C
	: Tekanan : 1,00 atm
Spesifikasi	: Diameter : 2,1710 m
	: Tinggi : 4,3420 m
	: Tebal <i>shell</i> : 0,0044 m
	: Jenis <i>head</i> : <i>Elliptical dished head</i>
	: Tebal <i>head</i> : 0,0044 m
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 178 grade C</i>
Harga	: Rp 2.563.249.710

### 3.2.18 Pompa 1 (P-01)

Fungsi	: Mengalirkan CH <sub>3</sub> COOH dari mobil tangki menuju T-01 dengan kecepatan =2029,7567 kg/j
Tipe	: Pompa sentrifugal
Pemilihan Pipa	: IPS : 4 in
	: Sch No : 40
	: OD : 4,5 in
	: ID : 4,026 in
Kapasitas Pompa	: 423,098 gpm
Head Pompa	: 14,26 m
Putaran Pompa	: Efisiensi motor : 0,88

*Motor standard* : 10 Hp  
 Ns : 1750 rpm  
 Tipe *impeller* : *Francis screw*

Harga : Rp 187.314.402

### 3.2.19 Pompa 2 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan  $C_5H_{11}OH$  dari mobil tangki menuju T-02 dengan kecepatan = 3036,0913 kg/j

Tipe : Pompa sentrifugal

Pemilihan Pipa : IPS : 4 in  
 Sch No : 40  
 OD : 4,5 in  
 ID : 4,026 in

Kapasitas Pompa : 423,098 gpm

Head Pompa : 14,42 m

Putaran Pompa : Efisiensi motor : 0,88  
*Motor standard* : 7,5Hp  
 Ns : 1750 rpm  
 Tipe *impeller* : *Francis screw*

Harga : Rp 187.314.402

### 3.2.20 Pompa 3 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan  $CH_3COOH$  dari T-01 menuju R-01

dengan kecepatan =2029,7567 kg/j

Tipe	: Pompa sentrifugal	
Pemilihan Pipa	: IPS	: 0,5 in
	Sch No	: 40
	OD	: 0,84 in
	ID	: 0,622 in
Kapasitas Pompa	: 8,569 gpm	
Head Pompa	: 43,49 m	
Putaran Pompa	: Efisiensi motor	: 0,88
	<i>Motor standard</i>	: 0,75 Hp
	Ns	: 1750 rpm
	Tipe <i>impeller</i>	: Radial
Harga	: Rp 98.586.527	

### 3.2.21 Pompa 4 (P-04)

Fungsi	: Mengalirkan $C_5H_{11}OH$ dari T-02 menuju R-01	
	dengan kecepatan =3036,0913 kg/j	
Tipe	: Pompa sentrifugal	
Pemilihan Pipa	: IPS	: 0,8 in
	Sch No	: 40
	OD	: 1,050 in



	ID	: 0,824 in
Kapasitas Pompa	:	16,419 gpm
Head Pompa	:	40,55 m
Putaran Pompa	: Efisiensi motor	: 0,88
	<i>Motor standard</i>	: 1,00 Hp
	Ns	: 1750 rpm
	Tipe <i>impeller</i>	: Radial
Harga	:	Rp 102.529.988

### 3.2.22 Pompa 5 (P-05)

Fungsi	:	Mengalirkan hasil dari R-01 menuju MD-01 dengan kecepatan =13546,6172 kg/j
Tipe	:	Pompa sentrifugal
Pemilihan Pipa	: IPS	: 1,5 in
	Sch No	: 40
	OD	: 1,900 in
	ID	: 1,610 in
Kapasitas Pompa	:	70,177 gpm
Head Pompa	:	16,82 m
Putaran Pompa	: Efisiensi motor	: 0,88
	<i>Motor standard</i>	: 1,50 Hp

Ns : 1750 rpm

Tipe *impeller* : Radial

Harga : Rp 122.247.294

### 3.2.23 Pompa 6 (P-06)

Fungsi : Mengalirkan hasil atas MD-01 dari AC-01 menuju  
UPL dengan kecepatan = 646,6563 kg/j

Tipe : Pompa sentrifugal

Pemilihan Pipa : IPS : 0,5 in

Sch No : 40

OD : 0,840 in

ID : 0,622 in

Kapasitas Pompa : 2,772 gpm

Head Pompa : 6,28 m

Putaran Pompa : Efisiensi motor : 0,88

*Motor standard* : 0,50 Hp

Ns : 1750 rpm

Tipe *impeller* : Radial

Harga : Rp 39.434.611

### 3.2.24 Pompa 7 (P-07)

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah MD-01 dari RB-01  
menuju MD-02 dengan kecepatan = 12899,9609

	kg/j
Tipe	: Pompa sentrifugal
Pemilihan Pipa	: IPS : 1,5 in
	Sch No : 40
	OD : 1,900 in
	ID : 1,610 in
Kapasitas Pompa	: 67,533 gpm
Head Pompa	: 13,83 m
Putaran Pompa	: Efisiensi motor : 0,88
	<i>Motor standard</i> : 1,50 Hp
	Ns : 1750 rpm
	Tipe <i>impeller</i> : Radial
Harga	: Rp 120.275.563

### 3.2.25 Pompa 8 (P-08)

Fungsi	: Mengalirkan hasil atas MD-02 dari AC-01 kembali ke R-01 dengan kecepatan = 8480,7695 kg/j
Tipe	: Pompa sentrifugal
Pemilihan Pipa	: IPS : 1,5 in
	Sch No : 40
	OD : 1,900 in
	ID : 1,610 in

Kapasitas Pompa	: 45,249 gpm
Head Pompa	: 14,90 m
Putaran Pompa	: Efisiensi motor : 0,88
	<i>Motor standard</i> : 1,00 Hp
	Ns : 1750 rpm
	Tipe <i>impeller</i> : Radial
Harga	: Rp 116.332.102

### 3.2.26 Pompa 9 (P-09)

Fungsi	: Mengalirkan hasil bawah MD-02 dari RB-02 menuju T-03 dengan kecepatan =4419,1919 kg/j
Tipe	: Pompa sentrifugal
Pemilihan Pipa	: IPS : 1,0 in
	Sch No : 40
	OD : 1,320 in
	ID : 1,049 in
Kapasitas Pompa	: 22,329 gpm
Head Pompa	: 18,03 m
Putaran Pompa	: Efisiensi motor : 0,88
	<i>Motor standard</i> : 0,75 Hp
	Ns : 1750 rpm
	Tipe <i>impeller</i> : Radial

Harga : Rp 106.473.449

### 3.2.27 Pompa 10 (P-10)

Fungsi : Mengalirkan  $\text{CH}_3\text{COOC}_5\text{H}_{11}$  dari T-03 menuju mobil konsumen dengan kecepatan = 8480,7695

kg/j

Tipe : Pompa sentrifugal

Pemilihan Pipa : IPS : 4,0 in

Sch No : 40

OD : 4,500 in

ID : 4,026 in

Kapasitas Pompa : 423,098 gpm

Head Pompa : 14,38 m

Putaran Pompa : Efisiensi motor : 0,88

*Motor standard* : 0,75 Hp

$N_s$  : 1750 rpm

Tipe *impeller* : *Francis screw*

Harga : Rp 187.314.402

## 3.3 Perencanaan Produksi

### 3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisa kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku asam asetat

diperoleh dari PT. Indo Acidatama Chemical Industry, Surakarta, Jawa Tengah. Untuk amil alkohol diperoleh dari Tianjin Beifang Imp. & Exp. Co., Ltd, Cina sedangkan untuk katalis Amberlyst-15 diperoleh dari Chemeiliva, Cina.

### **3.3.2 Analisa Kebutuhan Alat Proses**

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja dan perawatannya. Dengan menganalisis kebutuhan proses, maka anggaran yang diperlukan untuk proses akan dapat diketahui. Baik dari segi pembelian, maupun dari segi perawatannya.

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (Peter dan Timmerhaus, 2003).

Pabrik amil asetat dengan bahan baku amil alkohol dan asam asetat direncanakan akan didirikan di Kabupaten Semarang, Provinsi Jawa Tengah dengan pertimbangan berikut:

##### **1. Ketersediaan Bahan Baku**

Selama ini di Indonesia belum ada produsen amil asetat, sehingga masih bergantung pada impor. Sebagai pertimbangan utama penentuan lokasi dapat dilakukan dengan memilih lokasi yang dekat dengan sumber bahan baku atau pasar produk.

Kabupaten Semarang dekat dengan Pelabuhan Tanjung Mas yang dapat mendukung pemenuhan kebutuhan bahan baku amil alkohol yang diimpor dari Tianjin Beifang Imp. & Exp. Co., Ltd, China. Untuk bahan

baku asam asetat diperoleh dari perusahaan lokal PT. Indo Acidatama Chemical Industry yang berada di Surakarta sehingga tidak terlalu jauh dari rencana lokasi pabrik.

## 2. Sarana Transportasi

Kabupaten Semarang mempunyai jalur transportasi darat dan laut yang baik untuk mendukung aktivitas distribusi bahan baku dan produk. Untuk jalur darat salah satunya melalui Jalur Pantura yang banyak digunakan sebagai jalur utama untuk ke kota lain. Sedangkan untuk jalur laut terdapat Pelabuhan Tanjung Mas yang dapat digunakan untuk aktivitas ekspor dan impor terutama impor bahan baku amil alkohol.

## 3. Pasar Produk

Daerah Semarang memiliki posisi yang strategis karena terletak di jalur lalu lintas ekonomi Pulau Jawa. Produk amil asetat yang dihasilkan sebagian besar akan dipasarkan di dalam negeri yang digunakan sebagai bahan kimia pencampur cat, pelarut pada kerajinan kulit, dan industri sablon. Jika melihat salah satu permintaan terbesar amil asetat sebagai pencampur cat di Pulau Jawa, pasar terbesar produk ini tersebar di Jakarta, Jawa Barat, dan Jawa Timur.

## 4. Iklim dan Gempa

Iklim yang terlalu panas akan mengakibatkan perlunya peralatan pendingin yang lebih banyak, sedangkan iklim yang terlalu dingin/lembab akan berakibat bertambahnya biaya konstruksi pabrik karena perlunya perlindungan khusus pada alat-alat proses. Iklim di wilayah Semarang



adalah tropis. Sebagian besar bulan ditandai dengan curah hujan yang signifikan. Di Semarang, suhu rata-rata tahunan adalah 26,7 °C dengan curah hujan rata-rata 2182 mm.

#### 5. Utilitas

Terdapat aliran Sungai Tuntang yang melewati lokasi pabrik sehingga dapat dimanfaatkan sebagai sumber utilitas pabrik. Laju alir Sungai Tuntang mencapai 28.800 m<sup>3</sup>/jam.

Untuk bahan bakar berupa *fuel oil* dapat diperoleh dari Perusahaan Energi Nasional PT. Pertamina RU VI Balongan atau PT Pertamina RU IV Cilacap. PT Pertamina RU VI Balongan dipilih karena untuk mencapai lokasi dapat melewati jalur Pantura yang lebih memadai untuk kendaraan berkapasitas besar. Sedangkan untuk kebutuhan listrik didapat dari Perusahaan Listrik Negara (PT PLN) .

#### 6. Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja. Kabupaten Semarang memiliki tingkat pengangguran terbuka (TPT) sebesar 4,57% dari total jumlah angkatan kerja sehingga dengan adanya pembangunan pabrik baru di daerah tersebut diharapkan dapat menurunkan angka TPT.

## 7. Pengolahan Limbah dan Pembuangan Limbah

Limbah pabrik tidak akan dibuang langsung ke lingkungan namun diolah terlebih dahulu di unit pengolahan limbah (UPL). Untuk limbah cair dilakukan penyesuaian pH dengan lingkungan sehingga aman saat dibuang ke lingkungan. Sedangkan limbah padat yaitu katalis, endapan-endapan dan resin diolah dahulu dan diregenerasi sehingga dapat digunakan kembali.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik

## 4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik merupakan suatu tata cara dalam mengatur fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik guna melancarkan proses produksi. Tata letak pabrik meliputi rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan seluruh aktivitas di dalam pabrik meliputi kantor, gudang, kamar serta semua fasilitas lain yang berhubungan dengan proses dalam menghasilkan produk. Oleh karena itu tata letak pabrik disusun secara cermat agar tidak terjadi kesulitan di kemudian hari. Berikut adalah faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik:

- a. Letak peralatan produksi ditata dengan baik
- b. Persediaan tanah dan susunan pabrik memungkinkan adanya perluasan.
- c. Kemungkinan terjadinya kebakaran, kecelakaan, dan sebagainya.
- d. Cuaca atau iklim lingkungan.
- e. Terjaminnya kelancaran distribusi bahan baku, produk, air, steam, dan bahan lain secara tepat.
- f. Penggunaan ruang kerja yang efisien.
- g. Penyediaan pengolahan limbah yang memadai.

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

- Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat

pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

- Daerah Proses dan Ruang Kontrol

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

- Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

- Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

<b>No</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Luas, m<sup>2</sup></b>
1	Gedung Pertemuan	2703,36
2	Gedung Perkantoran	1802,24
3	Klinik	614,4
4	Kantin	806,4
5	Gedung Logistik I	768
6	Gedung Logistik II	1177,6
7	Bengkel	768
8	Tempat Ibadah	696,96
9	Laboratorium	460,8
10	Pos Jaga	358,4
11	Parkir dan Taman	33070,04
12	Area Proses	798,72
13	Area Utilitas	737,28
14	Area Tangki I	860,16
15	Area UPL	860,16
16	Area Tangki II	860,16
17	Luas Tanah	94685,36
18	Luas Bangunan	47342,68
Total		94685,36



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Skala 1 : 1600

### 4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (Machine Layout)

Pemasangan alat-alat proses produksi harus diperhatikan terutama pada aliran bahan baku dan produk, lalu lintas alat berat dan jarak antar alat proses. Tujuannya agar kelancaran produksi, keamanan, dan keselamatan terjaga sehingga dapat menekan biaya produksi dan meningkatkan keuntungan. Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

#### 1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Penempatan pipa juga perlu diperhatikan, untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian tupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

#### 2. Aliran udara

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

#### 3. Pencahayaan

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

#### 4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki.

#### 5. Tata letak alat proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik, diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

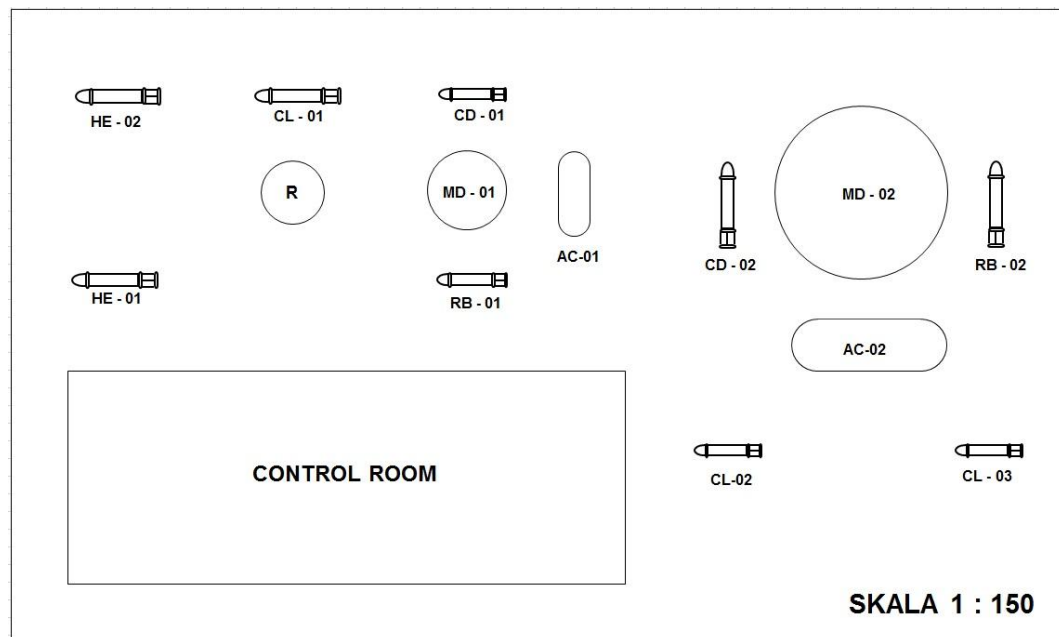
#### 6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses yang lainnya, sehingga apabila terjadi kejadian yang tidak diinginkan seperti ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan pada alat-alat proses lainnya.

#### 7. *Maintenance*

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





Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

#### 4.4 Alir Proses dan Material

##### 4.4.1 Neraca Massa

##### 4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Input	Keluar		
	Umpan (kg/jam)	Produk (kg/jam)	Limbah (kg/jam)	<i>Recycle</i> (kg/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	2492,8775	-	6,4666	467,1802
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	10968,6610	44,1919	-	7962,9306
H <sub>2</sub> O	40,8870	-	640,1897	6,4666
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	44,1919	4375,0000	-	44,1919
Total	13546,6174	13546,6174		

#### 4.4.1.2 Reaktor

Tabel 4. 3 Neraca Massa pada Reaktor

Komponen	Input			Output
	Arus 1 (kg/jam)	Arus 3 (kg/jam)	Arus 14 (kg/jam)	Arus 5 (kg/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	-	2025,6973	467,1802	473,6467
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	3005,7304	-	7962,9306	8007,1225
H <sub>2</sub> O	30,3609	4,0595	6,4666	646,6562
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	-	-	44,1919	4419,1919
Total	13546,6174			13546,6174

#### 4.4.1.3 Menara Distilasi – 01

Tabel 4. 4 Neraca Massa pada Menara Distilasi 1

Komponen	Input	Output	
	Arus 5 (kg/jam)	Arus 8(kg/jam)	Arus 11 (kg/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	473,6467	6,4666	467,1802
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	8007,1225	-	8007,1225
H <sub>2</sub> O	646,6562	640,1897	6,4666
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	4419,1919	-	4419,1919
Total	13546,6174	13546,6174	

#### 4.4.1.4 Menara Distilasi - 02

Tabel 4. 5 Neraca Massa pada Menara Distilasi 2

Komponen	Input	Output	
	Arus 11 (kg/jam)	Arus 14 (kg/jam)	Arus 17 (kg/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	467,1802	467,1802	-
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	8007,1225	7692,9306	44,1919
H <sub>2</sub> O	6,4666	6,4666	-
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	4419,1919	44,1919	4375,0000
Total	12899,9611	12899,9611	

#### 4.4.2 Neraca Panas

##### 4.4.2.1 Reaktor

Tabel 4. 6 Neraca Panas pada Reaktor

Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	543715,1250	-
Produk	-	508526,2188
Q reaksi	300669,1250	-
Q pendingin	-	335858,0312
Total	844384,2500	844384,2500

#### 4.4.2.2 Menara Distilasi – 01

Tabel 4. 7 Neraca Panas pada Menara Distilasi 1

Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	1590347,477	-
Produk	-	1845511,704
Qu	-	1719470,8800
Qr	1974635,1070	-
Total	3564982,5840	3564982,5840

#### 4.4.2.3 Menara Distilasi – 02

Tabel 4. 8 Neraca Panas pada Menara Distilasi 2

Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	1781938,2500	-
Produk	-	1758011,0780
Qu	-	9220927,0000
Qr	9196999,8280	-
Total	10978938,0780	10978938,0780

#### 4.4.2.4 Heater – 01

Tabel 4. 9 Neraca Panas pada Heater – 01

Komponen	Q masuk(Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	5205,6992	-
Produk	-	75572,6107
Beban panas <i>heater</i>	70366,9115	-
Total	75572,6107	75572,6107

#### 4.4.2.5 Heater – 02

Tabel 4. 10 Neraca Panas pada Heater – 02

Komponen	Q masuk(Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	492860,8750	-
Produk	-	728918,3750
Beban panas <i>heater</i>	236057,5000	-
Total	728918,3750	728918,3750

#### 4.4.2.6 Cooler – 01

Tabel 4. 11 Neraca Panas pada Cooler – 01

Arus	Q masuk(Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	568347,8130	-
Produk	-	467136,8440
Beban panas <i>cooler</i>	-	101210,9690
Total	568347,8130	568347,8130

#### 4.4.2.7 Cooler – 02

Tabel 4. 12 Neraca Panas pada Cooler – 02

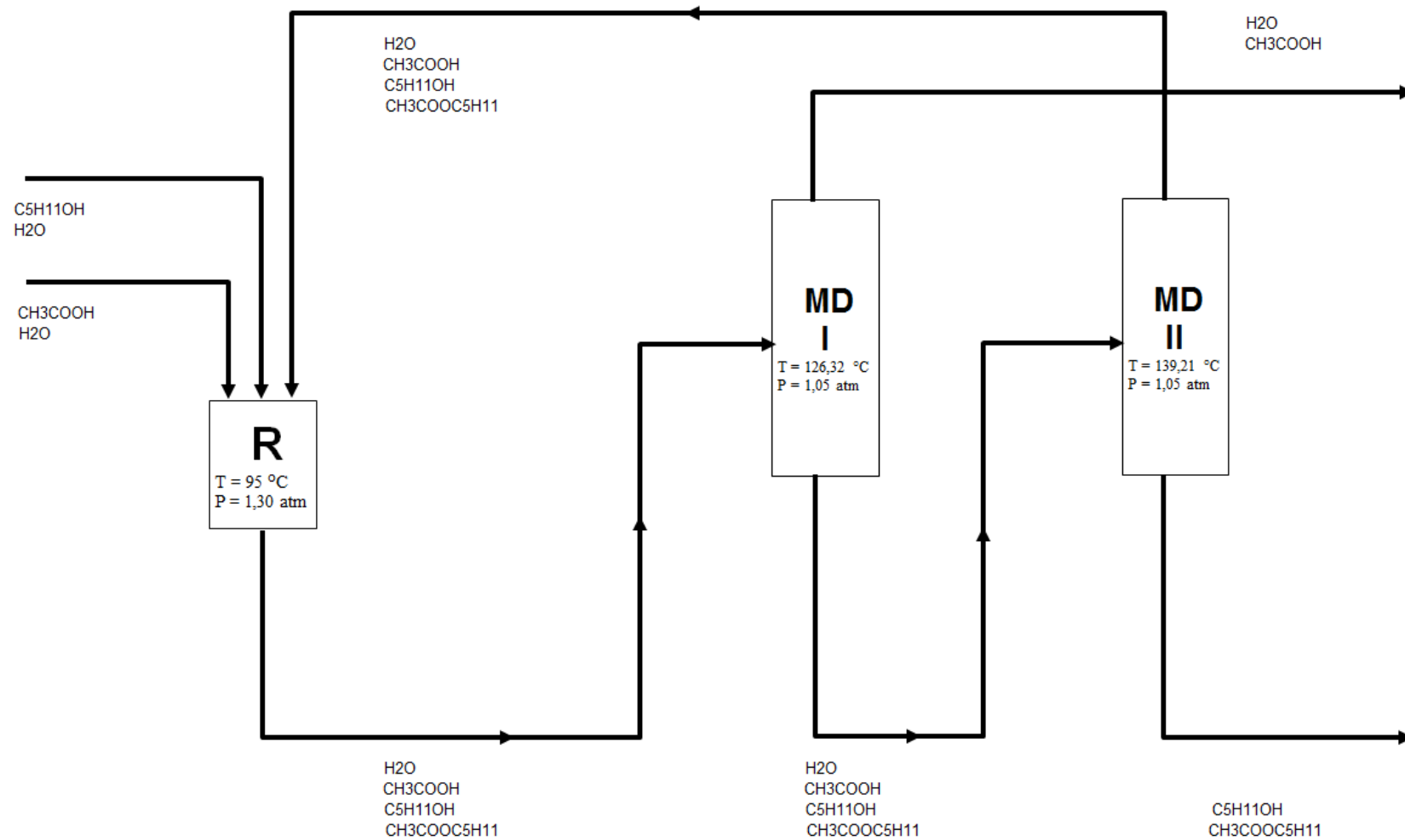
Arus	Q masuk(Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	48196,0470	-
Produk	-	6649,1880
Beban panas <i>cooler</i>	-	41546,8590
Total	48196,0470	48196,0470

**4.4.2.8 Cooler – 03**

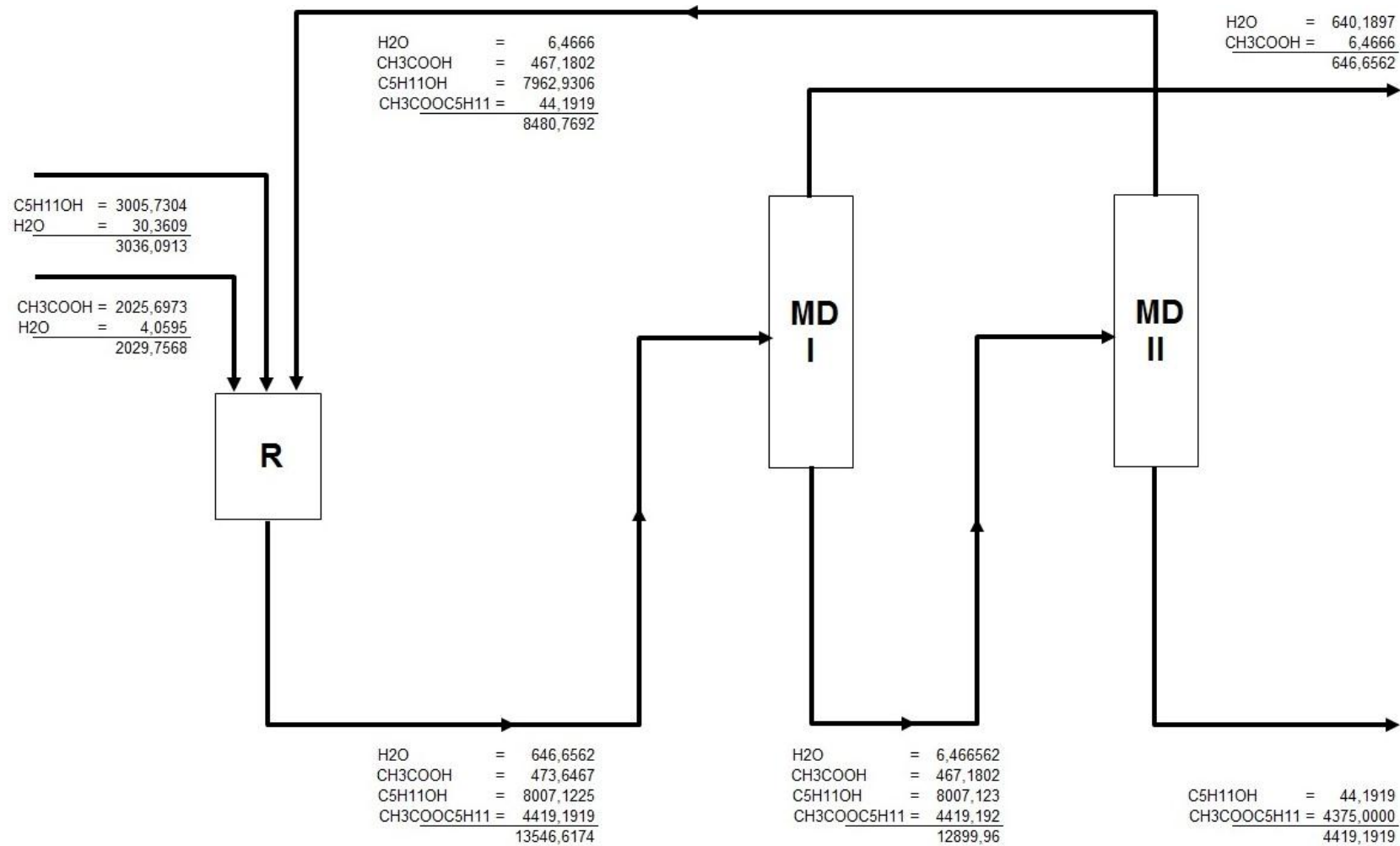
Tabel 4. 13 Neraca Panas pada Cooler – 03

Arus	Q masuk(Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	198786,6880	-
Produk	-	13764,0630
Beban panas <i>cooler</i>	-	185022,6250
Total	198786,6880	198786,6880





Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif

## **4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)**

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi Amil Asetat agar tidak terjadi kendala dalam proses produksinya.

Untuk menjamin kelancaran proses produksi pabrik Amil Asetat dari amil alkohol dan asam asetat, terdapat unit penunjang yang berkaitan dengan penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Penyedia *Steam*
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Pengadaan Bahan Bakar
5. Unit Penyediaan Udara Tekan

### **4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

#### **4.5.1.1 Unit Penyediaan Air**

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam suatu proses produksi. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam produksi amil asetat ini, air sungai dipilih untuk keperluan lingkungan pabrik. Air sungai akan digunakan untuk keperluan di lingkungan pabrik sebagai:

1. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai fluida pendingin pada alat penukar panas atau *heat exchanger*. Penggunaan air sebagai fluida pendingin berdasarkan faktor berikut:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar
  - b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
  - c. Dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
  - d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin
  - e. Tidak terdekomposisi
2. Air Umpan Boiler

Umpan atau *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Adapun prasyarat air umpan boiler, yaitu:

- a. Tidak membuih (berbusa)
- b. Tidak membentuk kerak dalam boiler
- c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

3. Air Sanitasi

Air sanitasi pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman, dan lainnya.

Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- a. Syarat fisika, meliputi:
  - Suhu : dibawah suhu udara
  - Rasa : tidak berasa

- Warna : jernih/tidak berwarna
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

1. Tidak mengandung bahan beracun
2. Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak larut dalam air.
3. Tidak mengandung bakteri terutama pathogen yang dapat merubah sifat fisik air.

#### **4.5.1.2 Unit Pengolahan Air**

Berikut merupakan tahapan-tahapan pengolahan air:

##### 1. *Clarifier*

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada disekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar memenuhi persyaratan untuk digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisika, kimia, dan penggunaan *ion exchanger*.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan, kemudian air baku dialirkan ke bagian tengah clarifier untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan keluar melalui pinggiran clarifier sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi.

##### 2. Penyaringan

Air hasil dari clarifier dialirkan menuju saringan pasir dengan tujuan untuk memisahkan dengan partikel-partikel padatan yang terbawa. Air setelah penyaringan tersebut dialirkan menuju tangki

penampung yang kemudian di distribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi.

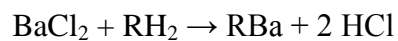
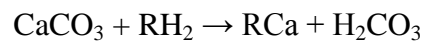
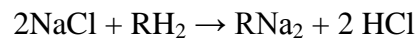
### 3. Demineralisasi

Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan boiler:

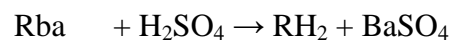
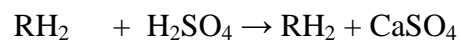
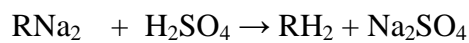
#### a. *Cation Exchanger*

Resin yang berada didalam *cation exchanger* berupa H<sup>+</sup> berfungsi sebagai pengganti kation yang dikandung dalam air.

Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam cation exchanger:

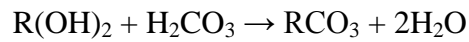
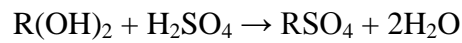
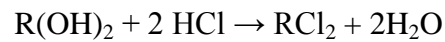


Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 2% reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah

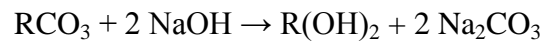
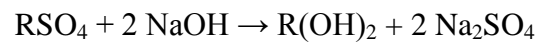
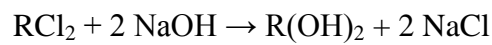


#### b. *Anion Exchanger*

*Anion exchanger* memiliki fungsi mengikat ion-ion negatif yang terlarut dalam air menggunakan resin bersifat basa. Berikut reaksi yang terjadi dalam *anion exchanger*:

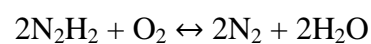


Apabila resin sudah jenuh dilakukan dengan pencucian menggunakan larutan NaOH 4%. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah:



### c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen ( $\text{O}_2$ ) dan karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$  yang dapat korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin ( $\text{N}_2\text{H}_2$ ) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada tube boiler. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler.

#### 4.5.1 Kebutuhan Air

##### 1. Air Pendingin

Tabel 4. 14 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
1	Reaktor	R-01	12888,7197
2	Cooler-01	CL-01	5060,5479
3	Cooler-02	CL-02	2077,3430
4	Cooler-03	CL-03	9251,1309
5	Condenser-01	CD-01	85973,5469
6	Condenser-02	CD-02	461046,3438
<b>Total</b>			<b>576297,6250</b>



## 2. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Tabel 4. 15 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
1	Heater-01	HE-01	2029,7570
2	Heater-01	HE-02	13546,6201
3	Reboiler-01	RB-01	4015,5029
4	Reboiler-02	RB-02	18702,4902
<b>Total</b>			38294,3711

## 3. Kebutuhan Air Proses

Pada pabrik amil asetat tidak dibutuhkan air sebagai bahan baku sehingga tidak ada air yang dipersiapkan untuk kebutuhan proses.

## 4. Air Rumah Tangga dan Kantor

Dianggap 1 orang menggunakan 5 kg/jam air

Jumlah karyawan = ± 250 orang

Kebutuhan air untuk karyawan = 1250,0000 kg/j

Dianggap 1 orang membutuhkan 10 kg/j air

Jumlah keluarga = ± 150 orang

Kebutuhan air untuk keluarga=1500,0000 kg/j

Kebutuhan lain-lain:

- air hydrant = 150 kg/j ( 5 % air untuk karyawan + keluarga )

- air taman = 150 kg/j ( 5 % air untuk karyawan + keluarga )

Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor:

$$= 3300,0000 \text{ Kg/j}$$

Kebutuhan air total keseluruhan

$$= 576297,6300 \text{ kg/j} + 38294,3700 \text{ kg/j} + 0,0000 \text{ kg/j} + 3300,0000 \text{ kg/j}$$

$$= 617892,0000 \text{ kg/j}$$

#### 4.5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit pembangkit steam berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk boiler.

Sebelum air dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan boiler, mula-mula diatur terlebih dahulu kadar silika, oksigen, dan bahan terlarut lainnya dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Air kemudian dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam boiler yaitu alat penukar panas dengan tujuan memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran residu boiler. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul kemudian dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

#### 4.5.3 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk keperluan alat proses
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga

Total kebutuhan listrik adalah 258,76 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

#### **4.5.4 Unit Penyedia Udara Tekan**

Pada pabrik amil asetat udara tekan digunakan untuk menggerakkan instrumen kontrol.

### **4.6 Organisasi Perusahaan**

#### **4.6.1 Bentuk Perusahaan**

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

#### **4.6.2 Bentuk Organisasi**

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur utama
- d. Direktur
- e. Kepala bagian
- f. Kepala seksi
- g. Karyawan dan operator

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

### **4.6.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.6.3.1 Pemegang Saham**

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

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

#### **4.6.3.2 Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahannya pemasaran
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
3. Membantu direktur dalam hal-hal penting

#### **4.6.3.3 Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama direktur produksi dan teknik, serta direktur administrasi, keuangan dan umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

- a. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham di akhir masa jabatannya
- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen

- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
- d. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum

#### **4.6.3.4 Kepala Bagian**

##### **a) Kepala Bagian Produksi**

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang dan kelancaran produksi.

Kepala bagian produksi membawahi:

- Seksi proses

Tugas seksi proses meliputi:

- a. Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang
- b. Mengawasi jalannya proses produksi

- Seksi Pengendalian

Tugas seksi pengendalian meliputi:

- a. Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

- Seksi Laboratorium

Tugas seksi laboratorium yaitu:

- a. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu

- b. Mengawasi dan menganalisa produk
- c. Mengawasi kualitas buangan pabrik

**b) Kepala Bagian Teknik**

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Teknik membawahi:

- Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan antar lain:

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan *table* pabrik
- b. Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

- Seksi Utilitas

Tugas seksi utilitas antar lain:

- a. Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas, memenuhi kebutuhan proses, air, *steam*, dan tenaga listrik

**c) Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran**

Tugas Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan, dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

- Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian antara lain:

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- b. Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gedung

- Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran antara lain:

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur distribusi barang dari gudang

**d) Kepala Bagian Administrasi, Keuangan, dan Umum**

Tugas Kepala Bagian Administrasi, Keuangan, dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala bagian administrasi, keuangan, dan umum membawahi:

- Seksi Administrasi dan Keuangan

Tugas seksi administrasi dan keuangan antara lain:

- a. Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.



- Seksi Personalia

Tugas seksi personalia antara lain:

- a. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- b. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis
- c. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

- Seksi Humas

Tugas seksi humas antara lain:

- a. Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan

- Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan antara lain:

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan
- b. Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

#### 4.6.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Sistem kepegawaian pada pabrik amil asetat ini terdapat dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (*non-shift*) dan jadwal kerja pabrik (*shift*). Sedangkan gaji karyawan berdasarkan pada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja.

##### 4.6.4.1 Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Jadwal non shift

Senin – Kamis

Jam Kerja : 07.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat

Jam Kerja : 07.00 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu Libur.

b. Karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi:

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift sore : 15.00 – 23.00

- Shift malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian dari bagian teknik, gudang, keamanan, dan bagian-

bagian yang selalu siap siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik.

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

Tabel 4. 16 Jadwal Kerja Tiap Regu

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

Keterangan:

P : Shift Pagi

M : Shift Malam

S : Shift Siang

L : Libur

#### 4.6.4.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

##### a. Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4. 17 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Per Orang	Gaji per bulan
1	Direktur	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
2	Kepala Bagian	3	Rp 35.000.000	Rp 105.000.000
3	Kepala Seksi	9	Rp 20.000.000	Rp 180.000.000
4	Staff	50	Rp 10.000.000	Rp 500.000.000
5	Operator Lapangan	108	Rp 9.000.000	Rp 972.000.000
6	Gudang	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
7	Bengkel	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
8	<i>Security</i>	40	Rp 5.000.000	Rp 200.000.000
9	Perawat	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
10	Dokter	2	Rp 15.000.000	Rp 30.000.000
11	Driver	13	Rp 5.000.000	Rp 65.000.000
Jumlah		250		Rp 2.230.000.000

##### b. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

#### 4.6.4.3 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

a. Tunjangan

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

b. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

c. Pakaian Kerja

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

d. Pengobatan

- Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja

- Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian yang diberikan kepada keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia.

#### 4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam penentuan kelayakan dari suatu rancangan pabrik kimia diperlukan estimasi profitabilitas. Estimasi profitabilitas meliputi beberapa faktor yang ditinjau, yaitu:

##### 1. *Return On Investment (ROI)*

*Return On Investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang di investasi.

##### 2. *Pay Out Time*

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah yang telah diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi

##### 3. *Break Even Point*

*Break Even Point* adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan.

##### 4. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan "*Discounted Cash Flow*" merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow*

adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bunga bank selama umur pabrik.

#### 5. *Shut Down Point (SDP)*

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit)

Terdapat beberapa analisa yang perlu dilakukan sebelum melakukan estimasi profitabilitas dari suatu rancangan pabrik kimia. Analisa tersebut terdiri dari penentuan modal industri (*Capital Investment*) dan pendapatan modal. Penentuan modal industri terdiri dari:

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal Kerja
3. Biaya Produksi Total

Meliputi:

- a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

Analisa pendapatan modal berfungsi untuk mengetahui titik impas atau *Break Even Point* dari suatu rancangan pabrik. Analisa pendapatan modal terdiri dari:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)

c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

#### 4.7.1 Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \cdot N_x/N_y$$

Dimana:  $E_x$  : Harga pembelian pada tahun 2018

$E_y$  : Harga pembelian pada tahun referensi

$N_x$  : Indeks harga pada tahun 2018

$N_y$  : Indeks harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga dapat diperkirakan dengan persamaan

$$E_b = E_a \left( \frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6}$$

Dimana:  $E_a$  : Harga Alat A

$E_b$  : Harga Alat B

$C_a$  : Kapasitas alat A

$C_b$  : Kapasitas alat B

1. Harga diambil dari:

a. Ce index 1954 : 86,1 (Aries dan Newton)

b. Ce index 2018 : 585,4

2. Harga dalam Rupiah dibulatkan dalam ratusan ribu terdekat



Harga dalam Dollar dibulatkan dalam satuan terdekat

Kurs Dollar 25 Agustus 2018 \$ 1 = Rp 14.500,00

3. Upah Buruh:

- a. Buruh Asing = \$ 20,00/ man hour
- b. Buruh Lokal = Rp 10.000 / man hour
- c. Perbandingan man hour asing = 2 *man hour* lokal

Tabel 4. 18 Harga Alat-Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			Th 1954	Th 2018	
1	Reaktor	1	\$ 40.000	\$ 271.963	\$ 271.963
2	Menara Distilasi-01	1	\$ 75.000	\$ 509.930	\$ 509.930
3	Menara Distilasi-02	1	\$ 532.000	\$ 3.617.106	\$ 3.617.106
4	Tangki-01	1	\$ 75.000	\$ 509.930	\$ 509.930
5	Tangki-02	1	\$ 120.000	\$ 815.889	\$ 815.889
6	Tangki-03	1	\$ 90.000	\$ 611.916	\$ 611.916
7	Heater-01	1	\$ 140	\$ 952	\$ 952
8	Heater-02	1	\$ 152	\$ 1.033	\$ 1.033
9	Cooler-01	1	\$ 5.000	\$ 33.995	\$ 33.995
10	Cooler-02	1	\$ 850	\$ 5.779	\$ 5.779
11	Cooler-03	1	\$ 5.750	\$ 39.095	\$ 39.095
12	Condenser-01	1	\$ 6.500	\$ 44.194	\$ 44.194

Sambungan Tabel 4.18 Harga Alat-Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			Th 1954	Th 2018	
13	Condenser-02	1	\$ 10.700	\$ 72.750	\$ 72.750
14	Akumulator-01	1	\$ 5.000	\$ 33.995	\$ 33.995
15	Akumulator-02	1	\$ 26.000	\$ 176.776	\$ 176.776
16	Reboiler-01	1	\$ 920	\$ 6.255	\$ 6.255
17	Reboiler-02	1	\$62.000	\$ 412.542	\$ 421.542
18	Pompa-01	2	\$ 950	\$ 6.459	\$ 12.918
19	Pompa-02	2	\$ 950	\$ 6.459	\$ 12.918
20	Pompa-03	2	\$ 500	\$ 3.400	\$ 6.799
21	Pompa-04	2	\$ 520	\$ 3.536	\$ 7.071
22	Pompa-05	2	\$ 620	\$ 4.215	\$ 8.431
23	Pompa-06	2	\$ 200	\$ 1.360	\$ 2.270
24	Pompa-07	2	\$ 610	\$ 4.147	\$ 8.295
25	Pompa-08	2	\$ 590	\$ 4.011	\$ 8.023
26	Pompa-09	2	\$ 540	\$ 3.671	\$ 7.343
27	Pompa-10	2	\$ 950	\$ 6.459	\$ 12.918
Total					\$ 7.223.958

**PHYSICAL PLANT COST**

1. Harga alat sampai ditempat	= 125% x PEC
	= 1.25 x \$ 7.223.958,38
	= \$ 9.029.947,98
2. Instalasi	
Material (11% PEC)	= 0,11 x \$ 7.223.958,38
	= \$ 794.635,38
Buruh (32% PEC)	= 0,32 x \$ 7.223.958,38
	= \$ 2.311.666,68
Jumlah <i>Man Hour</i>	= \$ 2.311.666,68 / \$ 20
	= 115583,3341 man hour
• Buruh Asing (5%)	= 0,05 x 115583,3341 man hr
	= \$ 115.583,33
• Buruh Lokal (95%)	= 0,95 x 2 x 115583,3341
	= Rp 2.196.083.348,52
3. Pemipaan	
Material (21% PEC)	= 0,21 x \$ 7.223.958,38
	= \$ 2.762.864,60
Buruh (15% PEC)	= 0,15 x \$ 7.223.958,38
	= \$ 2.672.864,60
Jumlah <i>Man Hour</i>	= \$ 2.672.864,60 / \$ 20
	= 133643,2301 man hour
• Buruh Asing (5%)	= 0,05 x 133643,2301 man hr

$$= \$ 133.643,23$$

- Buruh Lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 133643,2301$   
= Rp 2.539.221.371,72

#### 4. Instrumentasi

Material (12% PEC) =  $0,12 \times \$ 7.223.958,38$   
= \$ 1.773.750,01

Buruh (3% PEC) =  $0,03 \times \$ 7.223.958,38$   
= \$ 433.437,50

Jumlah *Man Hour* =  $\$ 433.437,50 / \$ 20$   
= 21671,87515 man hour

- Buruh Asing (5%) =  $0,05 \times 21671,87515$   
= \$ 21.671,88

- Buruh Lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 21671,87515$   
= Rp 411.765.627,85

#### 5. Isolasi

Material (3% PEC) =  $0,03 \times \$ 7.223.958,38$   
= \$ 216.718,75

Buruh (5% PEC) =  $0,05 \times \$ 7.223.958,38$   
= \$ 361.197,92

Jumlah *Man Hour* =  $\$ 361.197,92 / \$ 20$   
= 18059,89596 man hour

- Buruh Asing (5%) =  $0,05 \times 18059,89596$   
= \$ 18.059,09

- Buruh Lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 18059,89596$   
= Rp 343.138.023,21

## 6. Listrik

Material (12% PEC) =  $0,12 \times \$ 7.223.958,38$   
= \$ 866.875,01

Buruh (3% PEC) =  $0,03 \times \$ 7.223.958,38$   
= \$ 216.718,75

Jumlah *Man Hour* =  $\$ 216.718,75 / \$ 20$   
= 10835.93757 man hour

- Buruh Asing (5%) =  $0,05 \times 10835.93757$   
= \$ 10.835,94

- Buruh Lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 10835.93757$   
= Rp 205.882.813,92

## 7. Bangunan

Tabel 4. 19 Luas Tiap Bangunan

No.	Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Gedung Pertemuan	2703,36
2	Gedung Perkantoran	1802,24
3	Klinik	614,4
4	Kantin	806,4
5	Gedung Logistik I	768
6	Gedung Logistik II	806,4

Sambungan Tabel 4.19 Luas Tiap Bangunan

No.	Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )
7	Bengkel	768
8	Laboratorium	460,8
9	Tempat Ibadah	696,96
10	Pos Jaga	358,4
11	Parkir dan Taman	33.070,04
12	Area Proses	798,72
12	Area Proses	798,72
13	Area Utilitas	737,28
14	Area Tangki I	860,16
15	Area Tangki II	860,16
16	Area UPL	860,16
Total		47.432,68

Harga bangunan rata-rata = Rp 1.200.000

Biaya bangunan = Rp 1.200.000 x 47.342,68

= Rp 56.811.216.000

#### 8. Tanah

Luas tanah = 94685,36

Harga tanah = Rp 400.000,00

Biaya tanah = Rp 37.874.144.000

## 9. Utilitas

Tabel 4. 20 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			Th 1954	Th 2108	
1	Pompa (PU-01)	2	\$ 750	\$ 5.099	\$ 10.199
2	Pompa (PU-02)	2	\$ 750	\$ 5.099	\$ 10.199
3	Pompa (PU-03)	2	\$ 750	\$ 5.099	\$ 10.199
4	Pompa (PU-04)	2	\$ 740	\$ 5.031	\$ 10.063
5	Pompa (PU-05)	2	\$ 2.500	\$ 16.998	\$ 33.995
6	Pompa (PU-06)	2	\$ 2.500	\$ 16.998	\$ 33.995
7	Pompa (PU-07)	2	\$ 200	\$ 1.360	\$ 2.720
8	Pompa (PU-08)	2	\$ 200	\$ 1.360	\$ 2.720
9	Pompa (PU-09)	2	\$ 730	\$ 4.963	\$ 9.927
10	Tangki (TU-01)	1	\$ 10.000	\$ 67.991	\$ 67.991
11	Tangki (TU-02)	1	\$ 12.000	\$ 81.589	\$ 81.589
12	Tangki (TU-03)	1	\$ 2.000	\$ 13.598	\$ 13.598
13	Tangki (TU-04)	1	\$ 14.500	\$ 98.587	\$ 98.587
14	Tangki (TU-07)	1	\$ 77.000	\$ 523.528	\$ 523.528
15	Tangki (TU-08)	1	\$ 84.000	\$ 571.122	\$ 571.122
16	Clarifier (CLU-01)	1	\$ 50.000	\$ 339.954	\$ 339.954
17	Saringan Pasir (SPU-01)	1	\$ 23.000	\$ 156.379	\$ 156.739
18	<i>Anion Exchanger</i> (AE-01)	1	\$ 1.000	\$ 6.799	\$ 6.799
19	<i>Kation Exchanger</i> (KE-01)	1	\$ 1.000	\$ 6.799	\$ 6.799
20	Deaerator (D-01)	1	\$ 500	\$ 3.400	\$ 3.400

Sambungan Tabel 4.20 Harga Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Harga	Harga	Harga	
			Satuan	Satuan		
			Th 1954	Th 2108		
21	Boiler	1	\$ 10.000	\$ 67.991	\$ 67.991	
22	Cooling Tower (CT-01)	1	\$ 22.000	\$ 149.580	\$ 149.580	
23	Generator (G-01)	1	\$ 47.000	\$ 319.755	\$ 319.755	
24	Tangki Flokulator	1	\$ 5700	\$ 38.755	\$ 38.755	
Jumlah					\$ 2.569.641	

Tabel 4. 21 Harga Alat Lokal

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga
1	Bak Utilitas (BU-01)	1	88000000	Rp 88.000.000
2	Bak Utilitas (BU-02)	1	88000000	Rp 88.000.000
3	Bak Utilitas (BU-03)	1	54400000	Rp 54.400.000

1. Harga alat sampai ditempat = 125% x PEC  
= 1.25 x \$ 2.569.680,64  
= \$ 3.212.051,05
2. Instalasi
  - Material (11% PEC) = 0,11 x \$ 2.569.680,64  
= \$ 282.660,49
  - Buruh (32% PEC) = 0,32 x \$ 2.569.680,64



$$= \$ 822.285,07$$

Jumlah *Man Hour*

$$= \$ 822.285,07 / \$ 20$$

$$= 41114,25338 \text{ man hour}$$

- Buruh Asing (5%)

$$= 0,05 \times 41114,25338$$

$$= \$ 41.114,25$$

- Buruh Lokal (95%)

$$= 0,95 \times 2 \times 41114,25338$$

$$= \text{Rp } 781.170.814,22$$

### 3. Pemipaan

Material (21% PEC)

$$= 0,21 \times \$ 2.569.680,64$$

$$= \$ 539.624,58$$

Buruh (15% PEC)

$$= 0,15 \times \$ 2.569.680,64$$

$$= \$ 385.446,13$$

Jumlah *Man Hour*

$$= \$ 385.446,13 / \$ 20$$

$$= 19272,30627 \text{ man hour}$$

- Buruh Asing (5%)

$$= 0,05 \times 19272,30627$$

$$= \$ 19.272,31$$

- Buruh Lokal (95%)

$$= 0,95 \times 19272,30627$$

$$= \text{Rp } 366.173.819,16$$

### 4. Instrumentasi

Material (24% PEC)

$$= 0,24 \times \$ 2.569.680,64$$

$$= \$ 616.713,80$$

Buruh (3% PEC)

$$= 0,03 \times \$ 2.569.680,64$$

$$= \$ 77.089,23$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Man Hour} &= \$ 77.089,23 / \$ 20 \\ &= 3854,461254 \text{ man hour} \\ \bullet \text{ Buruh Asing (5\%)} &= 0,05 \times 3854,461254 \\ &= \$ 3.854,46 \\ \bullet \text{ Buruh Lokal (95\%)} &= 0,95 \times 2 \times 3854,461254 \\ &= \text{Rp } 73.234.763,83 \end{aligned}$$

#### 5. Isolasi

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% PEC)} &= 0,03 \times \$ 2.569.680,64 \\ &= \$ 77.089,23 \\ \text{Buruh (5\% PEC)} &= 0,05 \times \$ 2.569.680,64 \\ &= \$ 128.482,04 \\ \text{Jumlah Man Hour} &= \$ 128.482,04 / \$ 20 \\ &= 6424,102091 \\ \bullet \text{ Buruh Asing (5\%)} &= 0,05 \times 6424,102091 \\ &= \$ 6.424,10 \\ \bullet \text{ Buruh Lokal (95\%)} &= 0,95 \times 2 \times 6424,102091 \\ &= \text{Rp } 122.057.939,72 \end{aligned}$$

#### 6. Listrik

$$\begin{aligned} \text{Material (12\% PEC)} &= 0,12 \times \$ 2.569.680,64 \\ &= \$ 308.356,84 \\ \text{Buruh (3\% PEC)} &= 0,03 \times \$ 2.569.680,64 \\ &= \$ 77.089,23 \\ \text{Jumlah Man Hour} &= \$ 77.089,23 / \$ 20 \end{aligned}$$

= 3854,461254 man hour

- Buruh Asing (5%) = 0,05 x 3854,461254

= \$ 3.854,46

- Buruh Lokal (95%) = 0,95 x 2 x 3854,461254

= Rp 73.234.763,83

*Physical Plant Cost Utilitas* = \$ 5.731.583,89 + Rp 1.646.272.100,77

## 4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	= 35000 ton/tahun
Pabrik beroperasi	= 330 hari
Tahun pendirian pabrik	= 2019
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 14.500

## 4.7.3 Perhitungan Biaya

### 4.7.3.1 *Capital Investment*

Modal atau *capital investment* adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu:

#### a. *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

#### b. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau *equity* dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah:

#### a. Investasi cepat kembali

- b. Aman, baik secara hukum, teknologi, dan lain sebagainya
- c. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum)

#### **4.7.3.2 Manufacturing Cost**

*Manufacturing cost* merupakan jumlah *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost*, dan *fixed manufacturing cost* atau biaya-biaya yang bersangkutan dalam pembuatan produk. *Manufacturing cost* meliputi:

##### *a. Direct cost*

Pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

##### *b. Indirect cost*

Pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

##### *c. Fixed Cost*

Biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak waktu dan tingkat produksi.

#### **4.7.3.3 General Expenses**

Berupa biaya umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. *General expense* meliputi:

##### *a. Administrasi*

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah *management salaries, legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor. Besarnya

biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari *manufacturing cost*.

b. *Sales*

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya *sales* diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expense* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar.

c. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

#### **4.7.3.4 Analisa Kelayakan**

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut ini perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

a) *Percent Return On Investment*

*Return On Investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi. Investasi uang dapat dirujuk sebagai asset, modal, pokok, basis biaya

investasi. ROI biasanya dinyatakan dalam bentuk persentase dan bukan dalam nilai desimal.

ROI tidak memberikan indikasi berapa lamanya suatu investasi. Namun, ROI sering dinyatakan dalam satuan tahunan atau disetahunkan dan sering juga dinyatakan untuk suatu tahun kalender atau fiscal.

ROI digunakan untuk membandingkan laba atas investasi antara investas-investasi yang sulit dibandingkan dengan menggunakan nilai moneter.

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

b) *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi

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

c) *Discounted Cash Flow of Return*

*Discounted Cash Flow* atau DCF adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrument investasi dalam beberapa waktu ke depan. Konsep DCF ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat

setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang terdiskon', karena cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana di masa mendatang untuk kemudian di cut dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini.

Biasanya seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakanlah DCF.

Persamaan untuk menentukan DFCR:

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

Dimana:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

n : Umur Pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

d) *Break Even Point* (BEP)

*Break Even Point* (BEP) merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik



*break even point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Salah satu tujuan utama dari perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba, untuk memperoleh keuntungan/laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah berikut:

- Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil-kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tetap dipertahankan sebisanya.
- Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang di inginkan/dikehendaki
- Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin

BEP dapat dihitung dengan persamaan berikut:

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

Dimana:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

e) *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point (SDP)* merupakan suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Dengan kata lain pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup. Untuk menghitung nilai SDP, dapat diperoleh menggunakan persamaan berikut:

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

#### 4.7.3.5 Hasil Perhitungan

##### a. Penentuan *Physical Plant Cost*

Tabel 4. 22 *Physical Plant Cost*

No	Komponen	\$	Rp
1	Harga alat sampai ditempat	\$ 9.029.947,98	
2	Instalasi	\$ 910.218,76	Rp 2.196.083,349
3	Pemipaan	\$ 3.673.382,24	Rp 2.539.221.372
4	Instrumentasi	\$ 1.755.421,89	Rp 411.765.628
5	Insulasi	\$ 234.778,65	Rp 343.138.023
6	Listrik	\$ 877.710,94	Rp 205.882.814
7	Bangunan	-	Rp 56.811.216.000
8	Tanah	-	Rp 37.874.144.000
9	Utilitas	\$ 5.731.583,89	Rp 1.646.272.101
<i>Physical Plant Cost</i>		\$ 22.213.044,94	Rp 102.027.723.286

Tabel 4. 23 *Direct Plant Cost*

No.	Komponen	\$	Rp
1	<i>Physical plant cost</i>	\$ 22.213.044,94	Rp 102.027.723.285,98
2	<i>Engineering &amp; construction</i>	\$ 5.553.261,23	Rp 25.506.930.821,49
		\$ 27.766.306,17	Rp 127.534.654.107,47

Tabel 4. 24 *Fixed Capital Investment*

No.	Komponen	\$	Rp
1	<i>Direct plant cost</i>	\$ 27.766.206,17	Rp 127.534.654.107,47
2	<i>Contractor Fee (5%)</i>	\$	Rp 26.507.304.679,23
3	<i>Contingency (15%)</i>	\$ 4.164.945,93	Rp 19.130.198.116,12
		\$ 31.931.252,10	Rp 173.172.156.902,83

*Fixed Capital Investment* = Rp 636.175.312.301,52

Tabel 4. 25 *Direct Manufacturing Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	460.424.492.035,20
2	Gaji Karyawan	26.760.000.000
3	<i>Supervise (10% karyawan)</i>	2.676.000.000
4	<i>Maintenance (2% FCI)</i>	12.273.506.246
5	<i>Plant Supplies (15% maintenance)</i>	1.908.525.937
6	<i>Royal dan Patt (1% sales)</i>	10.325.000.000
7	Utilitas dan UPL	89.045.055.069,26
Total		603.862.579.287

Tabel 4. 26 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead (15% Karyawan)</i>	4.014.000.000
2	Laboratorium (10% karyawan)	2.676.000.000
3	<i>Packaging dan Shipping (5% sales)</i>	5.162.500.00
4	<i>Plant Overhead</i>	13.380.000.000
Total		25.232.500.000

Tabel 4. 27 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Depresiasi (10% FCI)	63.617.531.230
2	<i>Property Tax</i> (2% FCI)	12.723.506.246
3	Asuransi (2% FCI)	12.723.506.246
Total		89.064.543.722

Tabel 4. 28 *Total Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct manufacturing cost</i>	603.862.579.287
2	<i>Indirect manufacturing cost</i>	25.232.500.000
3	<i>Fixed manufacturing cost</i>	89.064.543.722
Total		718.159.623.010

Tabel 4.29 *Working Capital*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	59.846.635.251
2	<i>In process inventory</i>	89.769.952.876
3	<i>Product inventory</i>	59.846.635.251
4	<i>Available cash</i>	59.846.635.251
5	<i>Extended credit</i>	119.693.270.502
Total		389.003.129.130

Tabel 4.30 *General Expenses*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Administrasi (3% <i>Manufacturing Cost</i> )	21.544.788.690
2	<i>Sales</i> (5% <i>Manufacturing Cost</i> )	35.907.981.150
3	<i>Finance</i> (5% WC+FCI)	51.525.922.072
4	Riset (2% <i>sales</i> )	20.650.000.000
Total		129.361.691.912

Tabel 4. 31 Total Biaya Produksi

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	718.159.623.010
2	<i>General Expense</i>	129.361.691.912
Total		847.521.314.921,96

Tabel 4. 32 *Total Capital Investment*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Fixed Capital Investment</i>	636.175.312.301,52
2	<i>Working Capital</i>	389.003.129.130
Total		1.025.178.441.431,72

Harga jual produk:

$$\text{Harga dasar} = \frac{\text{total biaya produksi}}{\text{volume produksi}}$$

$$= \frac{\text{Rp } 847.521.314.921,96}{35.000.000 \text{ kg/tahun}}$$

$$= \text{Rp } 24.214,89$$

Total sales

$$\text{Amil Asetat} = \text{Rp } 29.500 / \text{kg}$$

$$\text{Produksi tiap tahun} = 35.000.000 \text{ kg}$$

$$\text{Annual Sales} = \text{Rp } 1.032.500.000.000$$

## b. Analisa Keuntungan

Keuntungan = Total penjualan produksi – Total biaya produksi

### a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Sales = Rp 1.032.500.000.000

Total biaya produksi = Rp 847.521.314.921,96

Keuntungan = Rp 184.978.685.078,04

### b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak = Rp 20%

Keuntungan = Rp 147.982.948.062,43

## c. Analisa Kelayakan Ekonomi

### 1. Return On Investment

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}}$$

ROI sebelum pajak = 29,1%

ROI sesudah pajak = 23,3%

### 2. Pay Out Time

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{(\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

POT sebelum pajak = 2.55907 tahun

POT sesudah pajak = 3.00649 tahun

### 3. Break Even Point (BEP)

(Fa) = Rp 89.064.543.722

Variable Cost (Va) = Rp 564.957.047.104

Regulated Cost (Ra) = Rp 193.499.724.095



$$\text{Sales (Sa)} = \text{Rp } 1.032.500.000.000$$

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

$$\text{BEP} = 44,30\%$$

#### 4. *Shut Down Point*

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

$$\text{SDP} = 17,48\%$$

#### 5. *Discounted Cash Flow Rate*

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

$$\text{Salvage value} = \text{Rp } 63.617.531.230,15$$

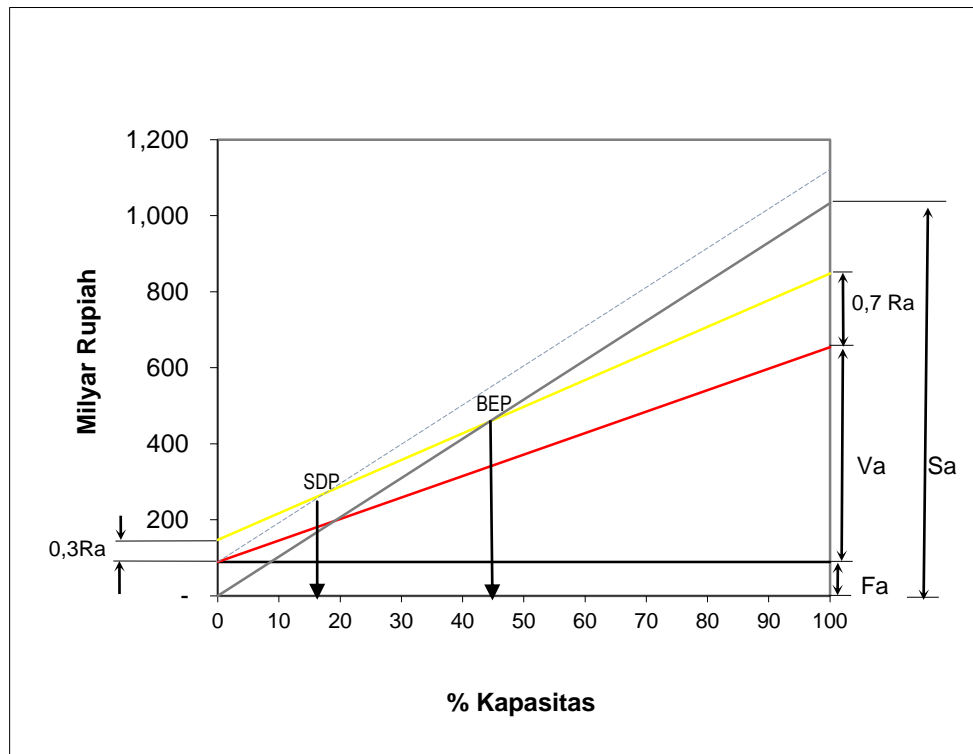
$$\text{Working capital} = \text{Rp } 389.003.129.130,20$$

$$\text{Fixed capital} = \text{Rp } 636.175.312.301,52$$

$$\text{Cash flow} = \text{annual profit} + \text{finance} + \text{depresiasi}$$

$$= \text{Rp } 262.859.401.364,17$$

Dengan cara *trial and error* diperoleh nilai  $i = 23,86\%$



Gambar 4. 6 Hubungan % Kapasitas vs Milyar Rupiah

## BAB V PENUTUP

### 5.1 Kesimpulan

Pabrik amil asetat dari amil alkohol dan asam asetat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena:

1. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku dan jenis produk, maka pabrik amil alkohol dan asam asetat ini tergolong pabrik berisiko rendah (*low risk*).
2. Berdasarkan hasil analisa ekonomi dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

- a. Keuntungan yang diperoleh:

Keuntungan sebelum pajak Rp 184.978.685.078 /tahun, dan keuntungan setelah pajak (20 %) sebesar Rp 147.982.948.062 /tahun.

- b. *Return On Investment* (ROI):

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 29,1 %, dan ROI setelah pajak sebesar 23,3 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia adalah 11 % (Aries & Newton, 1955).

- c. *Pay Out Time* (POT):

POT sebelum pajak selama 2,6 tahun dan POT setelah pajak selama 3 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

- d. *Break Event Point* (BEP) pada 44,3 %, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 17,48 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

- e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 23,86 % dengan bunga bank sebesar 1,5-2% dari jumlah investasi.

## 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. Inflasi market sangat berpengaruh pada modal awal yang diperlukan dalam pendirian pabrik sehingga penting untuk merencanakan waktu yang tepat untuk membangun pabrik.

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim, 2018. Data Kebutuhan Impor Amil Asetat. <http://bps.go.id/> Diakses pada 20 April 2018.
- Anonim, 2018. Harga Amil Asetat. [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com). Diakses pada 4 Juni 2018.
- Anonim, 2018. Kurs Rupiah Terhadap Dollar. [www.bi.go.id](http://www.bi.go.id). Diakses pada 25 Agustus 2018.
- Aries, Robert S., Newton, Robert D., “*Chemical Engineering Cost Estimation*”, 1955, Mcgraw Hill, New York.
- Brown, G.G., Katz, D., Foust, A.S., dan Schneidewind, C., “*Unit Operation*”, John Wiley and Sons, Inc., New York. 1978.
- Brownell, Lloyd E., Young, Edwin H., “*Equipment Design*”, John Wiley & Sons, Inc., 1959.
- Fessenden R. J dan J. S Fessenden., “*Kimia Organik Jilid 2*”, Jakarta: Erlangga, 1982.
- Hart, Harold, Leslie E Crame. David J. Hart., “*Kimia Organik. Terjemahan*”, 1990.
- Keenan., C. W. Kleinfelter., and J. H. Wood., “*Kimia untuk Universitas. Diterjemahkan oleh Pudjaatmaka, Terjemahan dari: General College Chemistry*”, Jakarta: Erlangga, 1984.
- Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, Mcgraw Hill, 1983.
- Kirk - Othmer, *Encyclopedia Of Chemical Technology*, New York: John Wiley & Sons Inc, 2006.

- Lee, M.J., Wu, H.T., Kang, C.H., and Lin, H.M., “*Kinetics of Catalytic Esterification of Acetic Acid with Amyl Alcohol over Amberlyst 15*”, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 34, No.7, pp. 960-963., 2001.
- Levenspiel, O., “*Chemical Reaction Engineering*”, ed.3, pp.427-429, John Wiley & Sons Inc., New York. 1999.
- Mc.Ketta, J.J., and Cunningham W.A., *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol.31, Marcel Dekker, Inc., New York, 1977.
- Perry, R.H., and Green, D.W., *Perry’s Chemical Engineers’ Handbook*, New York: McGraw-Hill Inc., 1999.
- Rase, F. Howard, “*Chemical Reactor Design Process Plant*”, Vol 1, John Wiley and Sons, Inc, New York, 1977.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbot, M.M., “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”, 6th ed, Mcgraw Hill, 2001.
- Supardjan., “*Sintesis Diasetil Hekasagamavunon-1 dengan Katalis Basa*”, *J. Pharmacon*. Vol. 5, No. 2, h.48-5, 2004.
- Timmerhause, Klaus D., “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4ed, Mcgraw Hill, 1958.
- Treybal, R.E., “*Mass Transfer Operation*”, 3rd ed., pp. 189-210; 252-261, McGraw-Hill Book Company, Singapore. 1975.
- Yaws, C.L., “*Chemical Properties Handbook*”, New York: McGraw-Hill Inc., 1999.

# **LAMPIRAN A**

**(PERHITUNGAN REAKTOR)**

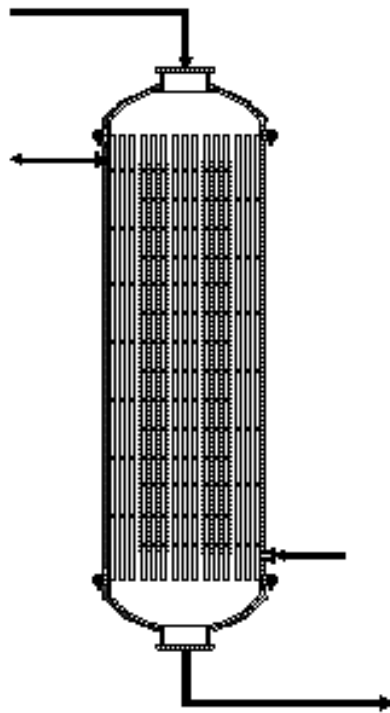
## REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

Tugas: Mereaksikan amil alkohol dengan asam asetat membentuk amil asetat dengan kecepatan umpan amil alkohol sebesar 10968,6610 kg/jam dan kecepatan umpan asam asetat sebesar 2492,8775 kg/jam pada tekanan 1,3 atm dan suhu 95 °C

Reaktor : *Fixed Bed Multitube*

Kondisi operasi :  $T = 95 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 1,3 \text{ atm}$





Tabel 1 Komposisi umpan

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	10968,6610	124,6439
H <sub>2</sub> O	40,8870	2,2715
CH <sub>3</sub> COOH	2492,8775	41,5480
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	44,1919	0,3399

Konversi amil alkohol dan asam asetat menjadi CH<sub>3</sub>COOC<sub>5</sub>H<sub>11</sub>: 81%

Kapaitas produk

$$= 100.000 \text{ ton/tahun} \cdot \frac{1000 \text{ kg/ton}}{330 \text{ hari/tahun} \cdot 24 \text{ jam/hari}}$$

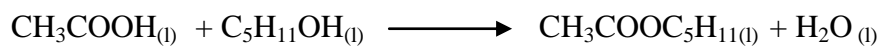
$$= \frac{4419,1919 \text{ kg/jam}}{130 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 34,1560 \text{ kmol/jam}$$

Uraian Neraca Massa pada reaksi

Reaksi:

Satuan: kmol/jam



$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH} &= n_{Ao} (1 - XA) \\ &= 41,5480 \quad 0,19 \\ &= 7,89411206 \quad \text{Kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH} &= n_{Bo} - n_{Ao} XA \\ &= 124,6439 \quad - \quad 41,5480 \quad 0,81 \\ &= 90,9900285 \quad \text{Kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{COOC}_5\text{H}_{11} &= n_{\text{Co}} + n_{\text{Ao XA}} \\
 &= 0,3399 \quad + \quad 41,5480 \quad 0,81 \\
 &= 33,993784 \quad \text{Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= n_{\text{Do}} + n_{\text{Ao XA}} \\
 &= 2,2715 \quad + \quad 41,5480 \quad 0,81 \\
 &= 35,9253455 \quad \text{Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 2 Hasil Reaksi

Komponen	Kmol/jam	Kg/jam
$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH}$	90,9900	8007,1225
$\text{H}_2\text{O}$	35,9523	646,6562
$\text{CH}_3\text{COOH}$	7,8941	473,6467
$\text{CH}_3\text{COOC}_5\text{H}_{11}$	33,9938	4419,1919
Total		13546,6174

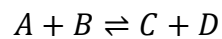
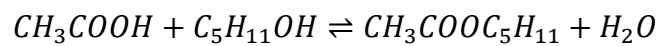
Tabel 3 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Total massa masuk reaktor		Komponen	Total massa keluar reaktor	
	kg/jam	kmol/jam		kmol/jam	kg/jam
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	10968,6610	124,6439	C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	90,9900	8007,1225
H <sub>2</sub> O	40,8870	2,2715	H <sub>2</sub> O	35,9253	646,6562
CH <sub>3</sub> COOH	2492,8775	41,5480	CH <sub>3</sub> COOH	7,8941	473,6467
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	44,1919	0,3399	CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	33,938	4419,1919
Total	13546,6174	168,8033	Total	168,8033	13546,6174

### KONSTANTA LAJU REAKSI

Konstanta kecepatan reaksi ditentukan berdasarkan data Jurnal (Lee dkk, 2001)

dengan persamaan reaksi:



Dari data literatur diperoleh:

Densitas C<sub>5</sub>H<sub>11</sub>OH = 0,812 Kg/l

Densitas CH<sub>3</sub>COOH = 1,043 Kg/l

Densitas CH<sub>3</sub>COOC<sub>5</sub>H<sub>11</sub> = 0,872 Kg/l

Densitas H<sub>2</sub>O = 1,027 Kg/l

Densitas Amberlyst 15 = 1,200 Kg/l

Tabel 4 Volume Umpan

Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam	Densitas	Volume
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	88	124,6439	10968,66097	0,812	13508,20316
H <sub>2</sub> O	18	2,2715	40,88698882	1,027	39,81206312
CH <sub>3</sub> COOH	60	41,5480	2492,877493	1,043	2390,103061
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	130	0,3399	44,19191919	0,872	50,67880641
			13546,61737		15988,79709

Kondisi awal:

$$\text{Konsentrasi awal CH}_3\text{COOH} = 0,001734 \text{ Kgmol/lit}$$

$$\text{Konsentrasi awal C}_5\text{H}_{11}\text{OH} = 0,005202 \text{ Kgmol/lit}$$

$$\text{Konsentrasi awal CH}_3\text{COOC}_5\text{H}_{11} = 0,000014 \text{ Kgmol/lit}$$

$$\text{Konsentrasi awal H}_2\text{O} = 0,000380 \text{ Kgmol/lit}$$

$$\text{Konversi reaktor (X}_a) = 0,8100$$

Kecepatan reaksi:

$$(-r_A) = \frac{k(C_A C_B - 1,7899 C_C (C_D)^4)}{(1 + 0,792 C_B + 27,136 (C_D)^4)^2}$$

$$k = 1,4934 E^{+07} \exp \frac{-6609}{T}$$

$$= 0,11 \text{ cm}^3 / (\text{mol dt})$$

$$= 397,61 \text{ Lt} / (\text{Kmol jam})$$

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

$$= 0,001734 (1 - 0,81)$$

$$= 0,000329 \text{ Kmol/Lt}$$

$$C_B = C_{Bo} - C_{Ao}X_A$$

$$= 0,005202 - 0,001734(0,81)$$

$$= 0,003797 \text{ Kmol/Lt}$$

$$C_C = C_{Co} + C_{Ao}X_A$$

$$= 0,000014 + 0,001734(0,81)$$

$$= 0,001419 \text{ Kmol/Lt}$$

$$C_D = C_{Do} + C_{Ao}X_A$$

$$= 0,000380 + 0,001734(0,81)$$

$$= 0,001784 \text{ Kmol/Lt}$$

$$(-r_A) = \frac{397,61(0,000329 \cdot 0,003797 - 1,7899 \cdot 0,001419(0,001784)^4)}{(1 + 0,792 \cdot 0,003797 + 27,136(0,001784)^4)^2}$$

$$= 0,000494 \text{ Kmol/Lt jam}$$

Waktu reaksi:

$$\left(\frac{V}{F_v}\right) = \frac{C_{Ao}X_A}{-r_A}$$

$$t = \frac{C_{Ao}X_A}{-r_A}$$

$$= \frac{0,001734 \text{ Kmol/Lt} \cdot 0,810}{0,000494 \text{ Kmol/Lt jam}}$$

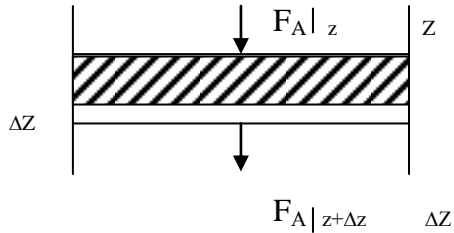
$$= 2,841 \text{ jam}$$

Diperoleh kesimpulan:

1. Waktu reaksi = 2,841 jam
2. Suhu operasi = 95 °C = 203 °F
3. Perbandingan reaktan  $\text{CH}_3\text{COOH} : \text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH} = 1 : 3$
4. Konversi yang dapat dicapai = 0,81

## PENYUSUNAN MODEL MATEMATIS PADA ELEMEN VOLUME

### 1. NERACA MASSA PADA ELEMEN VOLUME



Masuk – keluar = akumulasi

$$F_A|_Z - [ F_A|_{Z+\Delta Z} + (-r_A) dv ] = Acc$$

$$dV = A.\Delta Z$$

$$\text{dimana } A = \frac{\pi.Di^2}{4}$$

Neraca massa elemen volume juga meninjau ruang kosong diantara tumpukan katalis sehingga porositas ( $\epsilon$ ) berpengaruh. Porositas ( $\epsilon$ ) didapat dari Brown, fig.219 & 220.

Maka :

$$dV = \frac{\pi.Di^2}{4} \epsilon.\Delta z$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \frac{\pi Di}{4} \epsilon \Delta Z = 0$$

$$\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi Di^2}{4} \epsilon$$

$$-\frac{F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi Di^2}{4} \epsilon$$

$$\text{dimana } F_A = F_{A0}(1-X_A)$$

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

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

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

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

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

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

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(kC_A C_B) \cdot \pi \cdot Di^2}{4F_{A0}} \varepsilon$$

$$C_A = \frac{n_A}{n_t} \frac{Pt}{RT}$$

$$= \frac{n_{A0}(1 - X_A)Pt}{n_1 \cdot RT}$$

$$C_B = \frac{n_B}{n_t} \frac{Pt}{RT}$$

$$= \frac{n_{A0} \left( \frac{n_{B0}}{n_{A0}} - X_A \right) Pt}{n_1 \cdot RT}$$

Maka:

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\left( \frac{n_{A0}}{n_t} \cdot \frac{Pt}{RT} \right)^2 \cdot k(1 - X_A) \left( \frac{n_{B0}}{n_{A0}} - X_A \right) \pi \cdot Di^2 \varepsilon}{4F_{A0}}$$

.....(1)

Dimana:

$\frac{dX_A}{dz}$  = Perubahan konversi persatuan panjang

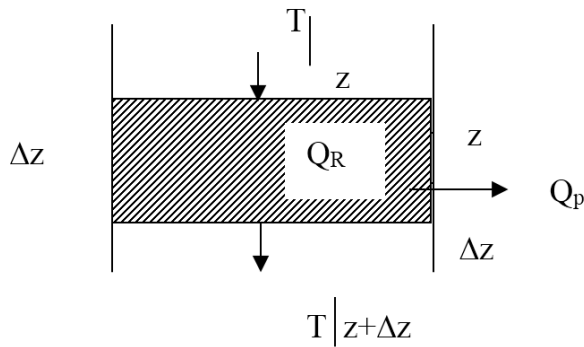
Di = Diameter dalam



$\varepsilon$  = porositas tumpukan katalis

$F_{A0}$  = Kecepatan molar A mula-mula

## 2. NERACA PANAS PADA ELEMEN VOLUME



Masuk – keluar = akumulasi

$$\sum m.c_p (T|_z - T_o) - (\sum m.c_p (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P) = 0$$

$$Q_R = \Delta H_R.n_{AO} \cdot \Delta X_A$$

$$Q_P = U.A. \Delta T$$

$$= U. \pi .D_O. \Delta z.(T_s - T)$$

$$\sum m.c_p ( T|_z - T|_{z+\Delta z} ) - \Delta H_R.n_{AO} \cdot \Delta X_A - U. \pi .D_O.\Delta z. (T_s - T) = 0$$

$$\sum m.c_p ( T|_z - T|_{z+\Delta z} ) = \Delta H_R.n_{AO} \cdot \Delta X_A + U. \pi .D_O. \Delta z. (T_s - T)$$

$$\Delta H_R n_{AO} \Delta X_A + U \pi D_O (T_s - T)$$

$$T|_z - T|_{z+\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{AO} \Delta X_A + U \pi D_O (T_s - T)}{\sum m.C_p} : \Delta z$$

$$\frac{T|_z - T|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot \pi_0 \cdot (T_s - T)}{\sum m \cdot C_p}$$

$$\frac{\Delta T}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot D_0 (T_s - T)}{\sum m \cdot C_p}$$

Lim  $\Delta z \rightarrow 0$

$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R \cdot n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot \pi_0 (T_s - T)}{\sum m \cdot C_p}$	.....(2)
---	----------

dimana :

$dT/dz$  = perubahan suhu persatuan panjang katalis

$\Delta H_R$  = panas reaksi

$U$  = over all heat transfer coefficient

$D_0$  = diameter luar

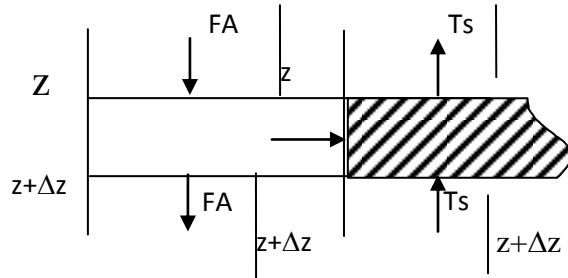
$T$  = suhu gas

$T_s$  = suhu penelitian

$\sum m \cdot C_p$  = kapasitas panas

### 3. NERACA PANAS UNTUK PENDINGIN PADA ELEMEN VOLUME

Tinjauan: elemen panas



Masuk – keluar = akumulasi

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

$$Q_p = U \cdot A \cdot \Delta T ; \text{dimana : } A = \pi \cdot D_o \cdot \Delta z. \text{ dan } \Delta T = (T - T_s)$$

$$\text{Sehingga } Q_p = U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)$$

$$m_p \cdot C_{p_p} \cdot (T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) = - U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)$$

---


$$\text{.....} : m_p \cdot C_{p_p} \cdot \Delta z$$

$$T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z \quad U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)$$

---


$$= - \frac{\text{.....}}{\text{.....}}$$

$\Delta z$

$m \cdot C_{p_p}$

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

$\lim \Delta z \rightarrow 0$

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

.....(3)

**PENURUNAN TEKANAN ( *PRESSURE DROP* )**

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (fixed bed) menggunakan rumus 11.6 (Chapter 11, Rase) hal 492, Chemical Reactor Design for Process Plants.

$$\frac{gc \cdot dP}{\mu_s \cdot dz} = 150 \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu_s}{D_p^2} + 1,75 \left( \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \right) \frac{G}{D_p}$$

Persamaan di atas dapat ditulis :

$$\boxed{\frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot gc} \left( \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \right)} \dots\dots\dots(4)$$

dimana :

$$f_k = 1,75 + 150 \left( \frac{1 - \epsilon}{D_p \cdot G / \mu} \right)$$

dimana :

$\frac{dP}{dz}$  = perubahan tekanan per satuan panjang

$f_k$  = faktor friksi

$gc$  = konstanta gravitasi

$G$  = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm<sup>3</sup>

$\rho_f$  = densitas gas, g/cm<sup>3</sup>

$D_p$  = diameter partikel katalisator, cm

$\epsilon$  = porositas tumpukan katalisator

$\mu$  = viskositas gas, g/cm.jam

Sehingga diperoleh 4 persamaan differensial simultan sebagai berikut:

$$1) \boxed{\frac{dX_A}{dz} = \frac{\left( \frac{n_{A0}}{n_t} \cdot \frac{Pt}{RT} \right)^2 \cdot k(1 - X_A) \left( \frac{n_{B0}}{n_{A0}} - X_A \right) \pi \cdot Di^2 \epsilon}{4F_{A0}}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R \cdot n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot \pi_0 (T_s - T)}{\Sigma m \cdot C_p}$$

$$2) \quad \frac{dT_s}{dz} = -\frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)_p}$$

$$3) \quad \frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot g_c} \left( \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \right)$$

Selanjutnya persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan program computer dengan Metode Numeris Runge Kutta.

### OVERALL HEAT TRANSFER

#### 1. Koefisien transfer panas pipa (hio)

Dari pers. 6-2, Kern diperoleh :

$$h_{io} = 0,027 \left( \frac{D_p \cdot G_t}{\mu} \right)^{0,8} \left( \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{k}{D_i} \right) \dots\dots\dots(5)$$

Persamaan diatas berlaku untuk organic liquid, larutan aqueous, dan gas pada

Re > 10.000

dimana :

Dp = diameter partikel katalis

Di = diameter dalam pipa

k = konduktivitas thermal

μ = viskositas gas

Cp = panas jenis gas

Gt = kecepatan massa per satuan luas

hi = koefisien transfer panas pipa dalam

hio = hi  $\cdot \frac{ID}{OD}$  .....(Kern,1983)

2. Koefisien transfer panas dinding pipa dalam shell ( ho )

Dari persamaan , Kern :

$$h_o = 0,36 \left( \frac{De \cdot G_p}{\mu_p} \right)^{0,55} \left( \frac{C_{p_p} \cdot \mu_p}{k_p} \right)^{0,33} \left( \frac{k_p}{De} \right) \dots\dots\dots(Kern,1983, p137) \dots\dots\dots(6)$$

Persamaan diatas berlaku untuk Re antara 2000 – 1.000.000

dimana :

ho = koefisien transfer panas

De = diameter equivalent

Gp = kecepatan massa pendingin per satuan luas

$\mu_p$  = viskositas pendingin

kp = konduktivitas thermal pendingin

Cp<sub>p</sub> = panas spesifik pendingin

3. Overall heat transfer coefisient

Ud = overall transfer coefisient pada saat kotor

Uc = overall transfer coefisient pada saat bersih

Rd = faktor tahanan panas pengotor

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{(h_{io} + h_o)} \quad R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d}$$

$$Rd.Uc.Ud = Uc - Ud$$

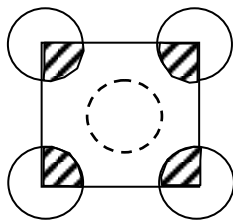
$$Rd.Uc.Ud + Ud = Uc$$

$$(Rd.Uc + 1).Ud = Uc$$

$$\text{Maka : } Ud = \frac{Uc}{(Rd.Uc + 1)}$$

### LAY OUT PIPA DALAM REAKTOR (Kern, 1983, P. 139)

Pipa dalam reaktor disusun secara square pitch, dimana luas penampang 1 pipa menempati luasan sebesar  $Pt^2$ .



1 pipa menempati luasan =  $Pt^2$

maka luas total penampang reaktor ( over design 10%)

$$As = 1,1. Nt.Pt^2$$

dimana:

$As$  = Luas penampang shell

$Nt$  = jumlah pipa

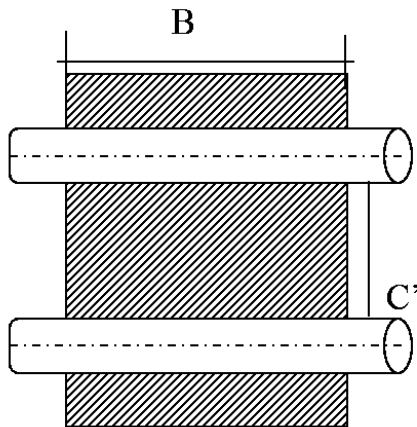
$Pt$  = pitch

Alasan penyusunan pipa secara square pitch:

1. mudah pembersihannya.
2. *pressure* drop kecil.



## FLOW AREA DALAM SHELL



$$A_s = \frac{ID_s \cdot B \cdot C'}{Pt} \dots\dots\dots(7)$$

dimana:

B = Jarak baffle, in

C' = Clearance, in

Pt = Pitch, in

ID<sub>s</sub> = Diameter dalam shell, in

A<sub>s</sub> = Flow area shell, in<sup>2</sup>

## DIAMETER EQUIVALEN (De)

Diameter equivalen dapat dipahami sebagai diameter dari area dalam shell, bila dipandang sebagai pipa (Kern, 1983) p.139

$$De = \frac{4 \left( Pt^2 - \frac{\mu \cdot OD^2}{4} \right)}{\mu \cdot OD} = \frac{4 \times \text{free area}}{\text{wetted perimeter}}$$

$$De = \frac{4Pt^2 - \mu \cdot OD^2}{4 \cdot \mu \cdot OD}$$

.....(8)

## DIAMETER SHELL

Diameter *shell* yang dipakai untuk Nt pipa

$$\text{Luas shell} = A_s = 1,1.Nt.Pt^2 = \frac{\pi.(ID_s)^2}{4}$$

Diameter *shell*:

$$ID_s = \sqrt{\frac{4.A_s}{\mu}}$$

.....(9)

## KATALISATOR (Rase, 1977)

Katalisator yang digunakan berupa Amberlyst 15 dengan:

- Bentuk = pellet

- Ukuran

$$D = 0,3175 \text{ cm}$$

$$H = 0,3175 \text{ cm}$$

- Bulk density = 0,768 g/cm<sup>3</sup>

- Formula = C<sub>18</sub>H<sub>18</sub>O<sub>3</sub>S

## DIAMETER PARTIKEL (Dp)

Yaitu diameter partikel katalis yang ekuivalen dengan diameter bola dengan volume yang sama dengan volume katalis (Rase, 1977, p.493)

$$V_{\text{kat}} = \frac{\pi.D^2}{4}.H$$

$$= \frac{\mu \cdot 0,3175^2}{4} \cdot 0,3175$$

$$= 0,025125 \text{ cm}^3$$

V bola = V kat

$$V \text{ Bola} = \frac{\mu \cdot Dp^3}{4}$$

Maka:

$$Dp = \sqrt[3]{\frac{V_B \cdot 6}{\mu}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{0,025125 \cdot 6}{\mu}}$$

$$= 0,36345 \text{ cm}$$

## PEMILIHAN PIPA

Dalam pemilihan pipa harus diperhatikan faktor perpindahan panas. Pengaruh bahan isian di dalam pipa terhadap koefisien transfer panas konveksi didelik oleh Colburn ( Smith, JM., p.571) dan diperoleh hubungan pengaruh rasio ( $Dp/Dt$ ) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding transfer panas konveksi pada pipa kosong.

Tabel 5 Perbandingan  $Dp/Dt$  dengan  $Hio/h$

$Dp/Dt$	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
$Hio/h$	5,5	7	7,8	7,5	7,0

Dimana:

$(D_p/D_t)$  = rasio diameter katalis per diameter pipa

$(h_{io}/h)$  = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dari data diatas diperoleh  $(h_{io}/h)_{\max}$  terjadi pada 7,8 pada  $(D_p/D_t) = 0,15$

$$\begin{aligned}\frac{D_p}{D_t} &= 0,15 \\ D_t &= \frac{D_p}{0,15} \\ D_t &= \frac{0,36345}{0,15} \text{ cm} \\ &= 2,42298 \text{ cm}\end{aligned}$$

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11):

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

$$OD = 1,32 \text{ in}$$

$$ID = 1,049 \text{ in}$$

$$Sch = 40$$

### **JUMLAH PIPA ( Brown, 1950 )**

Jumlah pipa ditentukan berdasarkan turbulensi gas dalam pipa berkatalis. Dalam suatu reaksi khusus terjadi tumbukan molekul yang optimum (*well mixed*). Keadaan di atas terjadi bila pada keadaan turbulen yaitu bilangan Reynold diatas 3100.

$$Sphericity (\varphi) = \frac{\text{Luas area bola}}{\text{luas area katalis}}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas area bola} &= \pi \cdot Dp^2 \\ &= 3,14 \cdot 0,36345 \\ &= 0,4148 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas area katalis} &= \pi \cdot DH + \frac{2 \cdot \mu \cdot D}{4} \\ &= 0,4748 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{maka } \varphi = \frac{0,4148}{0,4748} = 0,8736$$

Dari fig. 223 Brown diperoleh  $\varepsilon = 0,35$

Tabel 6 Neraca Massa Mula-Mula

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam
CH <sub>3</sub> COOH	41,5480	2492,8774
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	124,6439	10968,6611
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	0,3399	44,1919
H <sub>2</sub> O	2,2715	40,8870
Total	168,8033	13546,6174

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa} &= 13546.6174 \text{ Kg/j} \\ &= 3762.9492 \text{ g/dt} \end{aligned}$$

$$\text{BM rata-rata} = 80.25$$

$$\text{Suhu Umpan (T)} = 368 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan Umpan (P)} = 1,3 \text{ atm}$$

$$\text{Densitas gas } (\rho) = 0.848500 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Viskositas gas} = 0.005390 \text{ g/cm dt}$$

Digunakan pipa Standard

$$\text{ID pipa} = 4.049 \text{ in} = 10.284 \text{ cm}$$

$$\text{OD pipa} = 4.320 \text{ in} = 10.973 \text{ cm}$$

$$\text{BWG} = 16 \text{ in}$$

A. Jumlah Pipa Maximum:

1. Menghitung Gt:

$$\begin{aligned} 4100 &= \frac{Fre Dp Gt}{\mu} \\ &= \frac{50,5 \cdot 0,3635 \text{ cm} \cdot Gt}{0,00539 \frac{\text{g}}{\text{cm dt}}} \\ &= 3405.71 \text{ Gt} \end{aligned}$$

$$Gt = 1.203862 \text{ g/cm}^2\text{dt}$$

2. Menghitung Luas Penampang Pipa:

$$\begin{aligned} A_o &= \frac{3,14 D I^2 e}{4} \\ &= \frac{3,14 \cdot (10,2845 \text{ cm})^2 \cdot 0,36}{4} \\ &= 29.8906 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

3. Menghitung Luas Penampang Total:

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{G}{Gt} \\ &= \frac{3762,9492 \text{ g/dt}}{1,2039 \text{ g/cm}^2\text{dt}} \\ &= 3125,7305 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah Pipa Maximum:

$$\begin{aligned} Nt \max &= \frac{At}{Ao} \\ &= \frac{3125,7305 \text{ cm}^2}{29,8906 \text{ cm}^2} \\ &= 104,5722 \text{ pipa} \end{aligned}$$

B. Jumlah Pipa Minimum:

1. Menghitung Kecepatan Maximum:

$$\begin{aligned} Vmax &= \left[ \frac{4(rb - rg) g Dp}{3 \cdot rd \cdot fD} \right]^{1/2} \\ &= \left[ \frac{4 (1,400 - 0,8485) 0,981 0,3635}{3 \cdot 0,8485 \cdot 1} \right]^{1/2} \\ &= 17,5794 \text{ cm/dt} \end{aligned}$$

2. Menghitung Kecepatan Volume Umpan:

$$\begin{aligned} Fv &= \frac{G}{rg} \\ &= \frac{3762,9492 \text{ g/dt}}{0,8485 \text{ g/cm}^3} \\ &= 4434,8252 \text{ cm}^3/\text{dt} \end{aligned}$$

3. Menghitung Luas Penampang Total:

$$At = \frac{Fv}{v_{max}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{4434,8252 \text{ cm}^3/\text{dt}}{17,5794 \text{ cm}/\text{dt}} \\
 &= 252.2746 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah Pipa Minimum:

$$\begin{aligned}
 Nt \text{ min} &= \frac{At}{Ao} \\
 &= \frac{252,2746 \text{ cm}^2}{29,8906 \text{ cm}^2} \\
 &= 8,4399 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

C. Jumlah Pipa:

1. Menghitung Gt:

diambil bilangan Reynold (Re) = 4500

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{Fre Dp Gt}{\mu} \\
 &= \frac{50,5 \cdot 0,3635 \text{ cm} \cdot Gt}{0,00539 \frac{\text{g}}{\text{cm dt}}} \\
 &= 3405,71 \text{ Gt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Gt &= 4500 / 3405,71 \text{ g/cm}^2 \text{ dt} \\
 &= 1,3213 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Luas Penampang Pipa:

$$\begin{aligned}
 Ao &= \frac{3,14 DI^2 e}{4} \\
 &= \frac{3,14 \cdot (10,2845 \text{ cm})^2 \cdot 0,36}{4} \\
 &= 29,8906 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$



3. Menghitung Luas Penampang total:

$$\begin{aligned}At &= \frac{G}{Gt} \\ &= \frac{3762,9492 \text{ g/dt}}{1,3213 \text{ g/cm}^2\text{dt}} \\ &= 2847,8881 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

Menghitung Jumlah Pipa:

$$\begin{aligned}Nt &= \frac{At}{Ao} \\ &= \frac{2847,8881 \text{ cm}^2}{29,8906 \text{ cm}^2} \\ &= 95 \text{ pipa}\end{aligned}$$

## SIFAT FISIS

### a) Specific Heat

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

Tabel 7 Panas Spesifik Komponen

Komponen	Cp ( joule/mol.K )			
	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> COOH	-18,944	1,0971	-2,8921.10 <sup>-3</sup>	2,9275.10 <sup>-6</sup>
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	105,748	0,74623	-2,1694.10 <sup>-3</sup>	2,7315.10 <sup>-6</sup>
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	1,99	0,57204	-7,6800.10 <sup>-5</sup>	-1,420.10 <sup>-8</sup>
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,9953.10 <sup>-2</sup>	--2,1103.10 <sup>-4</sup>	5,3469.10 <sup>-7</sup>

$$C_p = \sum C_{pi} \cdot y_i$$

### b) Viskositas

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

Tabel 8 Viskositas Komponen

Komponen	$\mu$ ( micropoise.K )	
	Tc	Pc
CH <sub>3</sub> COOH	592,71	57,86
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	586,15	38,8
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	598	28
H <sub>2</sub> O	647,13	220,55

\*Sumber: Robert C. Reid Sifat gas dan zat cair Gramedia Pustaka 1991

$$\mu_i = \frac{\Sigma \mu_i \cdot BM^{1/2} \cdot y_i}{\Sigma BM^{1/2} \cdot y_i}$$

c) Konduktivitas Thermal

$$\tau_i = \frac{T_c^{1/6} \cdot BM^{1/2}}{P_c^{2/3}}$$

$$k = ((14,54 \cdot T/T_c) - 5,14)^{2/3} \cdot C_p/\tau_i \cdot 10^6$$

Tabel 9 Konduktivitas Thermal Komponen

Komponen	T <sub>c</sub>	P <sub>c</sub>
CH <sub>3</sub> COOH	592,71	57,86
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	586,15	38,8
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	598	28
H <sub>2</sub> O	647,13	220,55

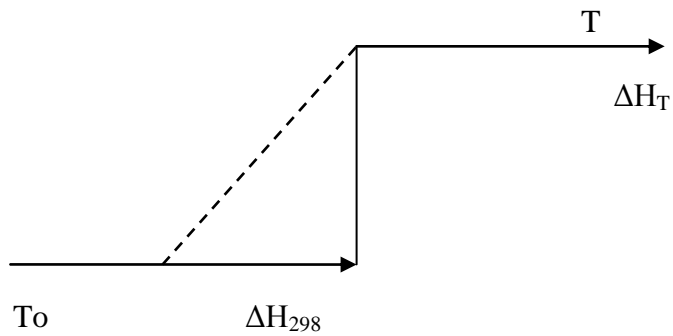
d) Sifat Pendingin

$$C_p = 0,509 \text{ Btu/lb}^\circ\text{K}$$

$$\mu = 0,40 \text{ micropoise.K}$$

$$k = 0,68 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{K}$$

## PANAS REAKSI



$$\Delta H_T = \Delta H_{298} + \int \Delta C_p dT$$

Tabel 10  $\Delta H_f$  Komponen

Komponen	$\Delta H_f$
$\text{CH}_3\text{COOH}$	-434,84
$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH}$	-302,38
$\text{CH}_3\text{COOC}_5\text{H}_{11}$	-505,5
$\text{H}_2\text{O}$	-241,8

Dimana :

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= \Delta H_{fp} - \Delta H_{fR} \\ &= -747,3 - -737,22 \\ &= -10,08 \text{ kJoule/mol} \\ &= -2409,12 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\Delta C_p = \alpha + \beta T + \gamma T^2$$

$$\alpha = A_p - A_R$$

$$\beta = B_p - B_R$$

$$\gamma = C_p - C_R$$

Tabel 11 Cp Komponen

Komponen	Cp ( joule/mol.K )			
	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> COOH	-18,944	1,0971	-2,8921.10 <sup>-3</sup>	2,9275.10 <sup>-6</sup>
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	105,748	0,74623	-2,1694.10 <sup>-3</sup>	2,7315.10 <sup>-6</sup>
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	117,364	1,0496	-2,9677.10 <sup>-3</sup>	3,6617.10 <sup>-6</sup>
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,9953.10 <sup>-2</sup>	--2,1103.10 <sup>-4</sup>	5,3469.10 <sup>-7</sup>

$$\alpha = 94,043 - 86,804$$

$$= 7,239 \text{ joule/mol.K}$$

$$\beta = 0,532087 - 1,84333$$

$$= -1,31124 \text{ joule/mol.K}$$

$$\gamma = -2,8783.10^{-4} - 5,0615.10^{-03}$$

$$= 4,7737.10^{-3} \text{ joule/mol.K}$$

Sehingga :

$$\Delta H_T = \Delta H_{298}^0 + m \int_{T_0}^T \Delta C_p dT$$

$$= \Delta H_{298} + \int_{T_0}^T \alpha + \beta T + \gamma T^2 dT$$

$$= \Delta H_{298} + \alpha(T - T_0) + \frac{\beta}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\gamma}{3}(T^3 - T_0^3)$$

$$= -10,08 \text{ kJoule/mol} + 7,239 ( 298 - 353 ) + \frac{-1,31124}{2} (298^2 - 353^2)$$

$$+ \frac{4,7737.10^{-3}}{3} (298^3 - 353^3) \text{ joule/mol}$$

## PROGRAM KOMPUTER PENYELESAIAN PERSAMAAN DIFERENSIAL SIMULTAN

```

'OPEN "o", 1, "e:\qb\qb3\ristyas\rifix.bas"
CLS
N = 117           'jml pipa
MS = 30.6        'massa pendingin
C = 95           'suhu operasi
TC1 = C
TcC = C
D = 50           'suhu keluar
Td0 = D
DOU = 4.32 * 2.54 'diameter luar pipa
DI = 4.049 * 2.54 'diameter dalam pipa
Pt = 1.25 * DOU  'pitch
CL = Pt - DOU    'clearence
DE = (4 * (Pt ^ 2 - (3.14 * DOU ^ 2 / 4))) / (3.14 * DOU)
'diameter aquivalen
Ass = N * Pt ^ 2 * 1.15 'luas penampang shell
ID = (4 * Ass / 3.14) ^ .5 'diameter dalam shell
BS = ID / 5           'jarak buffle
AT = 3.14 / 4 * DI ^ 2: 'luas penampang pipa
ASi = ID * CL * BS / Pt 'flow area dlm shell
PRINT

PRINT "
ÚAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAÄ;"
PRINT " REAKTOR FIBED
M U L T I T U B E ³"
PRINT "
ÀAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAÙ"
PRINT
PRINT USING " Jumlah pipa = ### pipa"; N
PRINT USING " Diameter luar pipa = ##.## cm"; DOU
PRINT USING " Diameter dalam pipa = ##.## cm"; DI
PRINT USING " Pitch = ##.## cm"; Pt
PRINT USING " Diameter Shell = #.### m"; ID / 100
PRINT USING " Jumlah pendingin = #####.### Kg/j"; MS
* N * 3.6
PRINT 'MS * N * .373 * (536.6 - 504.8)
PRINT : PRINT : PRINT
Dp = .3723
BMA = 60 'CH3COOH
BMB = 88 'C5H11OH
BMC = 130 'CO2
BMD = 18 'H2O

'KECEPATAN MASUK MASING-MASING GAS (KGMOL/JAM)
FAIO = 2492.8775# / BMA
FBIO = 10968.661# / BMB
FCIO = 44.1919 / BMC
FDIO = 40.887# / BMD

```



```

PRINT " kg Lt
"
PRINT " Komponen m(kg/j) densitas(----) Vol(---
-) "
PRINT " Lt
j"
PRINT "

```

```

PRINT
PRINT USING " CH3COOH #####.#### #.####
#####.####"; FAIO * BMA; denA; v1
PRINT USING " C5H11OH #####.#### #.####
#####.####"; FBIO * BMB; DenB; v2
PRINT USING " CH3COOC5H11 #####.#### #.####
#####.####"; FCIO * BMC; DenC; v3
PRINT USING " H2O #####.#### #.####
#####.####"; FDIO * BMD; DenD; v4
PRINT "

```

```

PRINT
PRINT USING "
#####.####"; Vt
PRINT

```

```

CA0 = FAIO / Vt
CB0 = FBIO / Vt
CC0 = FCIO / Vt
CD0 = FDIO / Vt

MBA = CB0 / CA0

```

```

PRINT " Enthalpi Umpan Masuk Reaktor : "
M = bmrt
FA = FAO
FB = FBO
FC = FCO
FD = FDO

```

```

GOSUB 7000
Qo1 = QTOT
INPUT "", P$

```

```

PRINT : PRINT : PRINT " KONDISI AWAL"
A = 0: B = 0: E = 1.3: F = 1
E1 = E

```

```

PRINT " ÚAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAÄ;"
PRINT USING " 3 Suhu gas masuk = ##.# øC
3"; C
PRINT USING " 3 Suhu pendingin keluar = ##.# øC
3"; D
PRINT USING " 3 Tekanan awal = ##.# atm
3"; E
PRINT USING " 3 Increment tebal katalis = #.## cm
3"; F

```







```

PRINT
PRINT
PRINT "      NERACA PANAS : "
PRINT
PRINT "      MASUK :                               KELUAR :
"
PRINT
PRINT "      1. Enthalpi Umpan Masuk Reaktor      1. Enthalpi
hasil reaksi:"
PRINT USING "      Qs1 = #####.### Kcal/jam      Qs2
= #####.### Kcal/jam"; Qo1; Qo2
Ql = Qo1 + (Qre * 3.6) - Qo2
PRINT "      2. Panas Reaksi                    2. Panas
dibawa pendingin"
PRINT USING "      Qr = #####.### Kcal/jam      Qp
= #####.### Kcal/jam"; Qre * 3.6; Ql
TPin = D - (Ql - Qloss) / (MS * N * .373)
PRINT "      -----
----- "
PRINT USING "      #####.### Kcal/jam
#####.### Kcal/jam"; Qo1 + Qre * 3.6; (Qo2 + Ql)
PRINT
PRINT
PRINT "      Dari hasil perhitungan Reaktor diperoleh : "
PRINT
PRINT USING "      Jumlah pipa                = ### pipa"; N
PRINT USING "      Diameter Shell              = ##.## m"; ID / 100
PRINT USING "      Jumlah pendingin            = ##### Kg/j"; MS * N
* 3.6
PRINT USING "      Panjang katalis              = ###.# m"; A / 100
PRINT USING "      = ###.# ft"; A / 100 /
.3048
HH = 46
PRINT USING "      Panjang Pipa                = ###.# m"; HH * .3048
PRINT USING "      = ###.# ft"; HH
PRINT
CLOSE
900 END
910 'KOMPOSISI GAS (GMOL/JAM)

xa = GB

FA = FAO * (1 - xa)      ' CH3COOH
FB = FBO - FAO * xa     ' C5H11OH
FC = FCO + FAO * xa     ' CH3COOC5H11
FD = FDO + FAO * xa     ' H2O

FT = FA + FB + FC + FD
YA = FA / FT; YB = FB / FT; YC = FC / FT; YD = FD / FT
M = BMA * YA + BMB * YB + BMC * YC + BMD * YD

'KAPASITAS PANAS GAS (CAL/GMOL.K)      (Reid,1979)

```

```

CPA = (-18.944 + 1.0971 * (GC + 273) + -.0028921 * (GC + 273)
^ 2 + .0000029275# * (GC + 273) ^ 3) / 4.2
CPB = (105.748 + .74623 * (GC + 273) + -.0021694 * (GC + 273)
^ 2 + .0000027315# * (GC + 273) ^ 3) / 4.2
CPC = (1.99 + .57204 * (GC + 273) + -.0000768 * (GC + 273) ^
2 + -.0000000142# * (GC + 273) ^ 3) / 4.2
CPD = (92.053 + .03995 * (GC + 273) + -.000211# * (GC + 273)
^ 2 + .000000535# * (GC + 273) ^ 3) / 4.2

```

```

CPM = (YA * CPA + YB * CPB + YC * CPC + YD * CPD) / M

```

```

'KAPASITAS pendingin (CAL/GMOL.K)

```

```

CPP = 1

```

```

'RAPAT MASSA CAMPURAN

```

```

RM = .8485

```

```

'VISKOSITAS GAS (gr/dt.cm)

```

```

TcA = 594.4:      PcA = 57.1
TcB = 586:      PcB = 38
TcC = 658:      PcC = 34
TcD = 647.3:    PcD = 217.6

```

```

VISBA = 600.94:  VISTOA = 306.21
VISBB = 1151.1: VISTOB = 349.62
VISBC = 1312.1: VISTOC = 369.97
VISBD = 658.25: VISTOD = 283.16

```

```

VA = 10 ^ (VISBA * ((1 / (GC + 273) - 1 / VISTOA))) / 100
VB = 10 ^ (VISBB * ((1 / (GC + 273) - 1 / VISTOB))) / 100
VC = 10 ^ (VISBC * ((1 / (GC + 273) - 1 / VISTOC))) / 100
VD = 10 ^ (VISBD * ((1 / (GC + 273) - 1 / VISTOD))) / 100

```

```

VM = YA * VA * SQR(BMA) + YB * VB * SQR(BMB)
VM = VM + YC * VC * SQR(BMC) + YD * VD * SQR(BMD)

```

```

VBAH = YA * SQR(BMA) + YB * SQR(BMB) + YC * SQR(BMC) + YD *
SQR(BMD)

```

```

VR = VM / VBAH

```

```

'VISKOSITAS pendingin (gr/dt.cm)

```

```

VP = .75 * .01

```

```

'THERMAL KONDUKTIVITAS (Cal/dt.cm.K)

```

```

TIA = TcA ^ (1 / 6) * BMA ^ (1 / 2) / PcA ^ (2 / 3)
TIB = TcB ^ (1 / 6) * BMB ^ (1 / 2) / PcB ^ (2 / 3)
TIC = TcC ^ (1 / 6) * BMC ^ (1 / 2) / PcC ^ (2 / 3)
TID = TcD ^ (1 / 6) * BMD ^ (1 / 2) / PcD ^ (2 / 3)

```

```

jpb = .00001

```

```

KA = ((14.52 * (GC + 273) / TcA) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jpb /
TIA) * CPA

```



```

'PRINT USING "                                = #####.## Lt/(Kmol jam)"; k *
3600
CA = CA0 * (1 - xa)
CB = CB0 - CA0 * xa
CC = CC0 + CA0 * xa
CD = CD0 + CA0 * xa
ra = (k * 3600 * (CA * CB - 1.7889 * CC * CD ^ 4)) / (1 + .792 *
CB + 27.136 * CD ^ 4) ^ 2

' (dx/dz)
RR = 82.06
TT = GC + 273
MM = FBO / FAO
RC = (k * (CA * CB - 1.7889 * CC * CD ^ 4)) / (1 + .792 * CB
+ 27.136 * CD ^ 4) ^ 2
DX = (3.14 * DI ^ 2 * .36 * RC) / (4 * (FAO / N))

' (dT/dz)
Q1 = (-HR1) * DX * FAO / N
(cal/gmol) (1/cm) (gmol/dt) = cal/dt cm
Q2 = (Ud * 3.14 * DOU * (GC - GD))
(cal/cm2
oC dt) (cm) (oC) = cal/dt cm
mcpr = FA * CPA + FB * CPB + FC * CPC + FD * CPD
T = (Q1 - Q2) / (mcpr)

' (dTs/dz)
S = -((Ud * 3.14 * DOU * (GC - GD)) / (MS * CPP))

' (dP/dz)
fk = (150 * (1 - .36) / RE + 1.75) / 100
P = (GT / N) ^ 2 * (1 - .36) * fk
P = -((P / ((Dp) * (RM) * 981 * .36 ^ 3)))

RETURN
7000
FT = FA + FB + FC + FD
TC = C
GOSUB 8000
RETURN
8000
XX = (TC + 273) - 298
YY = (TC + 273) ^ 2 - 298 ^ 2
ZZ = (TC + 273) ^ 3 - 298 ^ 3
WW = (TC + 273) ^ 4 - 298 ^ 4
SS = (TC + 273) ^ 5 - 298 ^ 5

CPA = (-18.944 * XX + 1.0971 / 2 * YY + -.0028921 / 3 * ZZ +
.0000029275# / 4 * WW) / 4.2
CPB = (105.748 * XX + .74623 / 2 * YY + -.0021694 / 3 * ZZ +
.0000027315# / 4 * WW) / 4.2
CPC = (1.99 * XX + .57204 / 2 * YY + -.0000768 / 3 * ZZ + -
.0000000142# / 4 * WW) / 4.2
CPD = (92.053 * XX + .03995 / 2 * YY + -.000211# / 3 * ZZ +
.000000535# / 4 * WW) / 4.2

```



## HASIL RUN PROGRAM :

REAKTOR FIXED BED MULTI TUBE
------------------------------

Jumlah pipa = 117 pipa

Diameter luar pipa = 10,97 cm

Diameter dalam pipa = 10,28 cm

Pitch = 13,72 cm

Diameter Shell = 1,796 m

Jumlah pendingin = 12888,7200 Kg/j

Tabel 12 Kecepatan Massa Masuk Reaktor

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam
CH <sub>3</sub> COOH	41,5480	2492,8774
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	124,6439	10968,6611
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	0,3399	44,1919
H <sub>2</sub> O	2,2715	40,8870

Total 168,8033 13546,6162

Reaksi untuk kondisi operasi T = 95°C dan Tekanan 1,3 atm



Tabel 13 Volume Cairan

Komponen	m (kg/j)	Densitas (kg/Lt)	Vol (Lt/j)
CH <sub>3</sub> COOH	2492,8774	1,0430	2390,1030
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	10968,6611	0,8120	13508,2031
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	44,1919	0,8720	50,6788
H <sub>2</sub> O	40,8870	1,0270	39,8121
			15988,7969

Suhu operasi = 95,00 °C

Suhu referensi = 25 °C

Tabel 14 Enthalpi Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Kgmol/jam	Cp dt	Qs = m Cp dT
CH <sub>3</sub> COOH	41,5480	2230,04	92653,6484
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	124,6439	3579,53	446166,6563
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	0,3399	3056,69	1039,0851
H <sub>2</sub> O	2,2715	1697,44	3855,7307
Total	168,8033		543715,1250

## KONDISI AWAL

Suhu umpan masuk = 95,0 °C

Suhu pendingin keluar = 50,0 °C

Tekanan awal = 1,3 atm

Increment tebal katalis = 1,00 cm

Tabel 15 *Trial and Error Data*

L (cm)	Xa	T (c)	Td (c)	P (atm)
0	0.0000	95.00	50.0	1.300
10	0.0142	95.00	49.9	1.299
20	0.0282	95.01	49.8	1.298
30	0.0419	95.01	49.6	1.296
40	0.0554	95.02	49.5	1.295
50	0.0686	95.02	49.4	1.294
60	0.0815	95.02	49.3	1.293
70	0.0943	95.03	49.2	1.291
80	0.1068	95.03	49.0	1.290
90	0.1191	95.03	48.9	1.289
100	0.1311	95.04	48.8	1.288
110	0.1430	95.04	48.7	1.287
120	0.1546	95.04	48.6	1.285
130	0.1661	95.04	48.4	1.284
140	0.1773	95.05	48.3	1.283
150	0.1884	95.05	48.2	1.282
160	0.1993	95.05	48.1	1.280
170	0.2100	95.05	47.9	1.279
180	0.2205	95.06	47.8	1.278
190	0.2308	95.06	47.7	1.277
200	0.2409	95.06	47.6	1.276
210	0.2509	95.06	47.4	1.274
220	0.2607	95.07	47.3	1.273
230	0.2704	95.07	47.2	1.272
240	0.2799	95.07	47.1	1.271
250	0.2892	95.07	46.9	1.269
260	0.2984	95.07	46.8	1.268
270	0.3075	95.08	46.7	1.267
280	0.3164	95.08	46.5	1.266
290	0.3251	95.08	46.4	1.265
300	0.3338	95.08	46.3	1.263
310	0.3422	95.08	46.2	1.262
320	0.3506	95.08	46.0	1.261
330	0.3588	95.09	45.9	1.260
340	0.3669	95.09	45.8	1.259
350	0.3749	95.09	45.6	1.257
360	0.3827	95.09	45.5	1.256
370	0.3904	95.09	45.4	1.255
380	0.3980	95.09	45.3	1.254

390	0.4055	95.09	45.1	1.252
400	0.4129	95.10	45.0	1.251
410	0.4202	95.10	44.9	1.250
420	0.4273	95.10	44.7	1.249
430	0.4344	95.10	44.6	1.247
440	0.4413	95.10	44.5	1.246
450	0.4482	95.10	44.3	1.245
460	0.4549	95.10	44.2	1.244
470	0.4615	95.10	44.1	1.243
480	0.4681	95.10	43.9	1.241
490	0.4745	95.10	43.8	1.240
500	0.4809	95.10	43.7	1.239
510	0.4871	95.10	43.5	1.238
520	0.4933	95.11	43.4	1.236
530	0.4994	95.11	43.2	1.235
540	0.5054	95.11	43.1	1.234
550	0.5113	95.11	43.0	1.233
560	0.5171	95.11	42.8	1.232
570	0.5229	95.11	42.7	1.230
580	0.5285	95.11	42.6	1.229
590	0.5341	95.11	42.4	1.228
600	0.5396	95.11	42.3	1.227
610	0.5450	95.11	42.1	1.225
620	0.5504	95.11	42.0	1.224
630	0.5557	95.11	41.9	1.223
640	0.5609	95.11	41.7	1.222
650	0.5660	95.11	41.6	1.221
660	0.5711	95.11	41.4	1.219
670	0.5760	95.11	41.3	1.218
680	0.5810	95.11	41.2	1.217
690	0.5858	95.11	41.0	1.216
700	0.5906	95.11	40.9	1.214
710	0.5953	95.11	40.7	1.213
720	0.6000	95.11	40.6	1.212
730	0.6046	95.11	40.4	1.211
740	0.6092	95.11	40.3	1.210
750	0.6136	95.11	40.2	1.208
760	0.6181	95.11	40.0	1.207
770	0.6224	95.11	39.9	1.206
780	0.6267	95.11	39.7	1.205
790	0.6310	95.11	39.6	1.203
800	0.6352	95.11	39.4	1.202
810	0.6393	95.11	39.3	1.201
820	0.6434	95.11	39.1	1.200
830	0.6474	95.11	39.0	1.199
840	0.6514	95.11	38.8	1.197
850	0.6553	95.10	38.7	1.196
860	0.6592	95.10	38.5	1.195
870	0.6630	95.10	38.4	1.194
880	0.6668	95.10	38.2	1.192
890	0.6705	95.10	38.1	1.191
900	0.6742	95.10	37.9	1.190
910	0.6778	95.10	37.8	1.189
920	0.6814	95.10	37.6	1.188
930	0.6850	95.10	37.5	1.186
940	0.6884	95.10	37.3	1.185

950	0.6919	95.10	37.2	1.184
960	0.6953	95.10	37.0	1.183
970	0.6987	95.10	36.9	1.181
980	0.7020	95.10	36.7	1.180
990	0.7053	95.10	36.6	1.179
1000	0.7085	95.09	36.4	1.178
1010	0.7117	95.09	36.3	1.176
1020	0.7149	95.09	36.1	1.175
1030	0.7180	95.09	35.9	1.174
1040	0.7211	95.09	35.8	1.173
1050	0.7241	95.09	35.6	1.172
1060	0.7272	95.09	35.5	1.170
1070	0.7301	95.09	35.3	1.169
1080	0.7331	95.09	35.2	1.168
1090	0.7360	95.09	35.0	1.167
1100	0.7388	95.08	34.8	1.165
1110	0.7417	95.08	34.7	1.164
1120	0.7445	95.08	34.5	1.163
1130	0.7472	95.08	34.4	1.162
1140	0.7500	95.08	34.2	1.161
1150	0.7526	95.08	34.0	1.159
1160	0.7553	95.08	33.9	1.158
1170	0.7579	95.08	33.7	1.157
1180	0.7605	95.08	33.6	1.156
1190	0.7631	95.07	33.4	1.154
1200	0.7657	95.07	33.2	1.153
1210	0.7682	95.07	33.1	1.152
1220	0.7706	95.07	32.9	1.151
1230	0.7731	95.07	32.8	1.150
1240	0.7755	95.07	32.6	1.148
1250	0.7779	95.07	32.4	1.147
1260	0.7803	95.06	32.3	1.146
1270	0.7826	95.06	32.1	1.145
1280	0.7849	95.06	31.9	1.143
1290	0.7872	95.06	31.8	1.142
1300	0.7895	95.06	31.6	1.141
1310	0.7917	95.06	31.4	1.140
1320	0.7939	95.06	31.3	1.138
1330	0.7961	95.05	31.1	1.137
1340	0.7982	95.05	30.9	1.136
1350	0.8003	95.05	30.8	1.135
1360	0.8024	95.05	30.6	1.134
1370	0.8045	95.05	30.4	1.132
1380	0.8066	95.05	30.2	1.131
1390	0.8086	95.04	30.1	1.130
1397	0.8100	95.04	30.0	1.129

Tabel 16 Kecepatan Massa Keluar Reaktor

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam
CH <sub>3</sub> COOH	7,8941	473,6467
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	90,9900	8007,1221
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	33,9938	4419,1919
H <sub>2</sub> O	35,9253	646,6563

Total                                      168,8033                                      13546,6162

Suhu operasi = 95.04 C

Suhu referensi = 25 C

Tabel 17 Enthalpi Hasil Reaksi

Komponen	Kgmol/jam	Cp dt	Qs = m Cp dT
CH <sub>3</sub> COOH	7,8941	2231,48	17615,5469
C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	90,9900	3581,84	325911,2813
CH <sub>3</sub> COOC <sub>5</sub> H <sub>11</sub>	33,9938	3058,78	103979,3750
H <sub>2</sub> O	35,9253	1698,52	61020,0273

Total                                      168,8033                                      508526,2188

NERACA PANAS :

MASUK:

1. Entalpi Umpan Masuk Reaktor

$$Q_{s1} = 543715,1250 \text{ Kcal/jam}$$

2. Panas Reaksi

$$Q_r = 300669,1250 \text{ Kcal/jam}$$

---


$$844384,2500 \text{ Kcal/jam}$$

KELUAR:

1. Entalpi Hasil Reaksi

$$Q_{s2} = 508526,2188 \text{ Kcal/jam}$$

2. Panas Dibawa Pendingin

$$Q_p = 335858,0313 \text{ Kcal/jam}$$

---


$$844384,2500 \text{ Kcal/jam}$$

Dari hasil perhitungan Reaktor diperoleh :

Jumlah pipa	= 117	pipa
Diameter Shell	= 1,80	m
Jumlah pendingin	= 12889	Kg/j
Panjang katalis	= 14,0	m
	= 45,8	ft
Panjang Pipa	= 14,0	m
	= 46,0	ft

#### 1. Menghitung Tebal *Shell*

Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

Tekanan design (p) = 17,64 psi

*Allowable stress* = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari-jari tangki = 35,35 in

Tebal *Shell*:

$$\begin{aligned}t_{shell} &= \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0,4 \cdot p} + c \\&= \frac{17,64 \cdot 35,35}{18750 \cdot 0,85 - 0,4 \cdot 17,64} + 0,125 \\&= 0,164 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipakai tebal *shell* 3/16 in

#### 2. Menghitung Tebal *Head*

Bentuk head: *Elliptical Dished Head*

Digunakan bahan *Carbon steel* SA 178 grade C

$$\text{Tekanan design (p)} = 19,64 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari tangki} = 35,35 \text{ in}$$

Tebal *Head*:

$$\begin{aligned} t_{head} &= \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{2 S \cdot e - 0,2 \cdot p} + c \\ &= \frac{0,885 \cdot 19,64 \cdot 70,71}{2 \cdot 18750 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 19,64} + 0,125 \\ &= 0,164 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal *head* 3/16 in

### 3. Menghitung Ukuran Pipa

Diameter optimum pipa berdasarkan Pers. 15 Peters, hal.525

a. Pipa Pemasukan Umpan Reaktor:

$$\text{Kecepatan Umpan} = 29802,557 \text{ lb/j}$$

$$\text{Densitas Umpan} = 54,4128 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Di &= 2,2 (G/1000)^{0,45} \cdot \text{den}^{(-0,31)} \\ &= 2,2 (29802,557 / 1000)^{0,45} \cdot 54,4128^{(-0,31)} \\ &= 2,936 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran: 3,00 in

b. Pipa Pengeluaran Hasil Reaktor:

$$\text{Kecepatan hasil} = 29802,557 \text{ lb/j}$$

$$\text{Densitas hasil} = 53,9760 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Di} &= 2,2 \cdot (G/1000)^{0,45} \cdot \text{den}^{(-0,31)} \\ &= 2,2 \cdot (29802,557 / 1000)^{0,45} \cdot 53,9760^{(-0,31)} \\ &= 2,943 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran: 3,00 in

c. Pipa Pemasukan dan Pengeluaran Pemanas:

$$\text{Kecepatan HITEC} = 28355,8008 \text{ lb/j}$$

$$\text{Densitas HITEC} = 54,6624 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Di} &= 2,2 \cdot (L/1000)^{0,45} \cdot \text{den}^{(-0,31)} \\ &= 2,2 \cdot (28355,801 / 1000)^{0,45} \cdot 54,6624^{(-0,31)} \\ &= 2,867 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran: 3,00 in



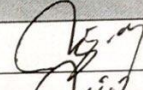
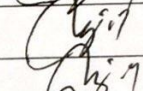
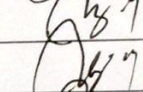
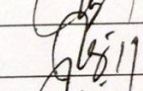
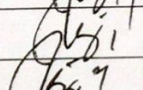
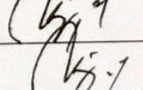
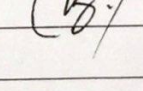
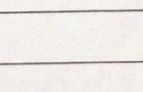
# **LAMPIRAN B**

**(Kartu Konsultasi Bimbingan)**

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Tyas Risnawati Aziza  
 No. MHS : 14521016  
 Nama Mahasiswa : Rizka Aida Syarifa  
 No. MHS : 14521225  
 Judul Prarancangan )\* : PRA RANCANGAN PABRIK AMIL ASETAT DARI  
 AMIL ALKOHOL DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

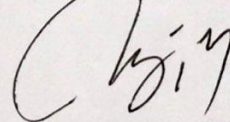
Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018  
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	16-05-2018	Penyerahan SK	
2	21-07-2018	Konsultasi Bab I - III	
3	25-07-2018	Konsultasi alat kecil	
4	2-08-2018	Konsultasi Utilitas	
5	6-08-2018	Konsultasi Ekonomi	
6	8-8-2018	Revisi Utilitas dan ekonomi	
7	30-8-2018	Revisi Naskah	
8	10-9-2018	ACC laporan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 September 2018

Pembimbing,



Ir. Tuasikal Muhamad Amin, M.Sn.

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

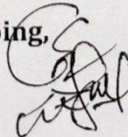
Nama Mahasiswa : Tyas Risnawati Aziza  
No. MHS : 14521016  
Nama Mahasiswa : Rizka Aida Syarifa  
No. MHS : 14521225  
Judul Prarancangan ]\* : Pra Rancangan Pabrik Amil Asetat dari  
Amil Alkohol dan Asam Asetat Kapasitas 35.000 Ton/Tahun  
Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018  
Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	15 - 03-2018	Konsultasi Judul	
2	19 - 03-2018	Penentuan Kapasitas	
3	19 - 04-2018	Neraca Massa	
4	30 - 05-2018	Neraca Panas	
5	14 - 07-2018	Konsultasi Reaktor	
6	23 - 07-2018	konsultasi Alat besar	
7	31 - 07-2018	Konsultasi Utilitas	
8	13 - 08-2018	Konsultasi Ekonomi	
9	31 - 8 -2018	Naskah dan PEFD	
10	5 - 9 -2018	Revisi PEFD	
11	7 - 9-2018	Revisi Naskah	
12	8 /9 /2018	ACC Laporan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8 September 2018

Pembimbing,



Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

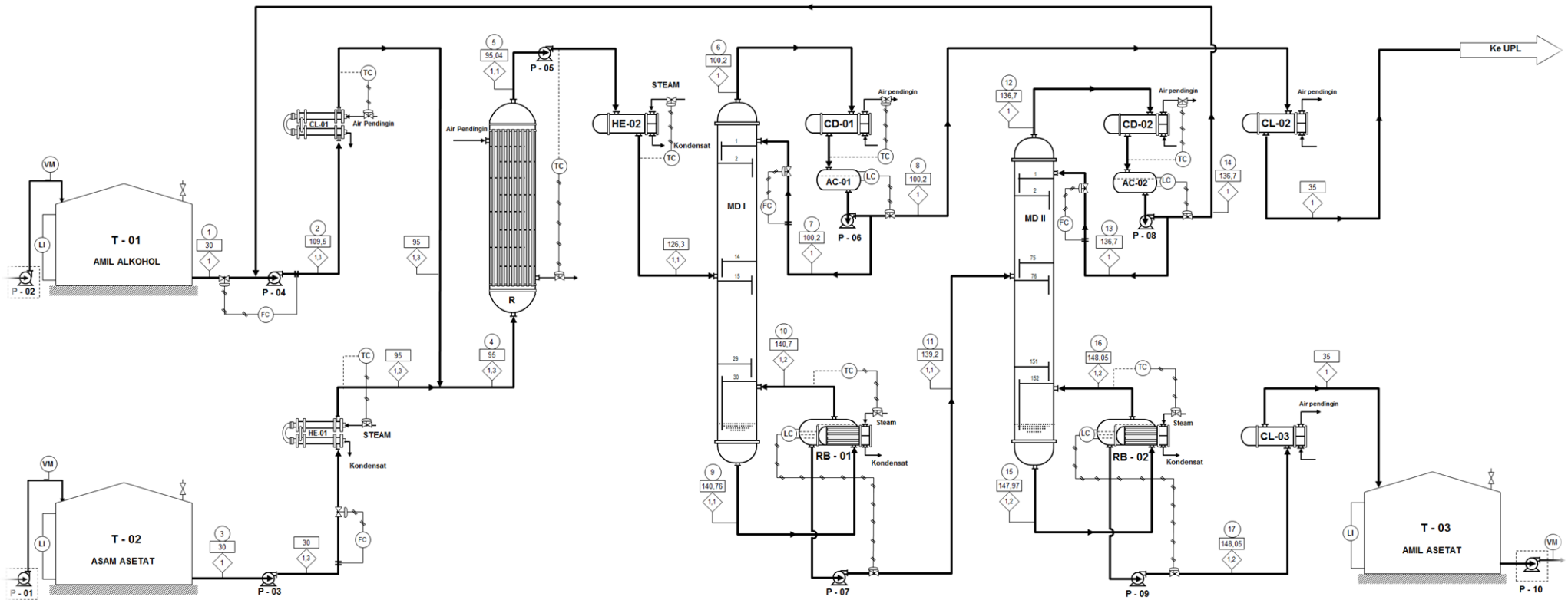
]\*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

# LAMPIRAN C

*(Process Engineering Flow Diagram)*

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK AMIL ASETAT DARI AMIL ALKOHOL DAN ASAM ASETAT**  
**KAPASITAS PRODUKSI : 35.000 TON / TAHUN**



ARUS MASSA (Kg/Jam)

NO	KOMPONEN	NOMOR ARUS																	
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	
1	H <sub>2</sub> O	30,36	36,83	4,06	40,89	646,66	3179,58	2539,39	640,19	15,07	8,61	6,47	59,19	52,73	6,47				
2	CH <sub>3</sub> COOH		467,18	2025,70	2492,88	473,65	32,12	25,85	6,47	1088,94	621,75	467,18	4276,40	3809,22	467,18				
3	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	3005,73	10968,66		10968,66	8007,12				18663,54	10656,42	8007,12	72889,76	64926,83	7962,93	1216,35	1172,16	44,19	
4	CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>		44,19		44,19	4419,19				10300,55	5881,36	4419,19	404,52	360,33	44,19	120418,98	116043,98	4375,00	
<b>Jumlah</b>		3036,09	11516,86	2029,76	13546,62	13546,62	3211,69	2565,04	646,66	30068,10	17168,14	12899,96	77629,87	69149,10	8480,77	121635,33	117216,14	4419,19	

KETERANGAN	
AC	Accumulator
CD	Condenser
CL	Cooler
HE	Heater
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tangki
LC	Level Controller
LI	Level Indicator
PC	Pressure Controller
VM	Volume Meter
TC	Temp. Controller
FC	Flow Controller
N	Nomor Arus
□	Temperatur (°C)
◇	Tekanan (Atm.)
—	Pipa
—	Udara Tahan
----	Sambungan Listrik

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
**YOGYAKARTA**  
**2018**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK AMIL ASETAT DARI AMIL ALKOHOL DAN ASAM ASETAT**  
**KAPASITAS PRODUKSI : 35.000 TON / TAHUN**

*Dikembangkan oleh :*

N A M A : 1. Tya Rizwanita Azma (14512016)  
2. Rizka Aida Syarif (14512223)

**DOSEN PEMBIMBING :** 1. Ir. Tausik Muhammad Anas, S.T,Sn  
2. Timin Muliara, S.T., M.Eng