

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT
DARI ASAM ASETAT DAN ASETON
DENGAN KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK**

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



Disusun oleh :

Nama : Dini Syifa Indani Nama : Dita Amaliana

No. Mahasiswa : 14521125 No. Mahasiswa : 14521300

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

2018

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT
DARI ASAM ASETAT DAN ASETON
DENGAN KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Dini Syifa Indani
No. Mahasiswa: 14521125

Nama : Dita Amaliana
No. Mahasiswa: 14521300

Yogyakarta, 1 November 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

Dini Syifa Indani
NIM. 14521125

Td. Tangan

Dita Amaliana
NIM. 14521300

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT
DARI ASAM ASETAT DAN ASETON
DENGAN KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Dini Syifa Indani

Nama : Dita Amaliana

No. Mahasiswa: 14521125

No. Mahasiswa: 14521300

Yogyakarta, 1 November 2018

Pembimbing I,

H. Daryono, M.S.I., C.Text. ATI

Pembimbing II,

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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
ASETAT ANHIDRAT DARI
ASAM ASETAT DAN ASETON DENGAN KAPASITAS
24.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:
Nama : Dita Amaliana Nama : Dini Syifa Indani
No Mahasiswa: 14521300 No Mahasiswa: 14521125

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, 04 November 2018

Tim Penguji

Ir. Dalyono, M.S.I., C.Text.ATI
Penguji 1

Ir. Tuasikal Muhamad Amin, M.Sn.
Penguji 2

Ir. Dulmalik, M.M.
Penguji 3

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakaatuh

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, Semoga shalawat dan salam senantiasa dilimpahkan kepada Nabi Muhammad SAW., keluarganya, dan para sahabatnya, serta orang-orang yang memegang teguh kitab Allah dan sunnah Rasul-Nya hingga hari kiamat.

Alhamdulillah, atas taufik dan hidayah dari Allah SWT, penyusun dapat melaksanakan dan menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik. Penyusunan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Asetat Anhidrat Dari Asam Asetat Dan Aseton Dengan Kapasitas 24.000 Ton/Tahun” adalah salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penyelesaian tugas akhir dapat berjalan dengan baik atas bantuan dan kerjasama dari berbagai pihak yang telah memberikan bimbingan, perhatian, dan pengarahan dalam menjalankan penyusunan tugas akhir ini. Maka, pada kesempatan kali ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT atas segala petunjuk dan pertolongan kepada hamba-Mu yang sedang menuntut ilmu ini beserta Rasul-Nya yang membawa kita hingga ke zaman saat ini.

2. Kedua Orang Tua dan Keluarga Besar Penulis atas semua doa yang tidak pernah putus dipanjatkan untuk kesuksesan penulis serta dorongan semangat dan dukungannya selama ini sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir (skripsi) ini dengan lancar.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas IslamIndonesia.
4. Bapak Dr.Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas IslamIndonesia.
5. Bapak Ir.Dalyono, M.S.I., C.Text.ATI. dan Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng. yang telah memberikan banyak ilmu kepada kami dan juga telah sabar dalam membimbing kami selama melaksanakan penyelesaian tugas akhir sampai di tahap ini.
6. Teman-teman yang kami sayangi yang telah memberi bantuan dan kerjasamanya, kebersamaan serta kepedulian kepada kami.
7. Semua pihak yang telah ikut membantu kelancaran dalam penyusunan tugas akhir ini, yang tidak bisa kami sebutkan satu per satu.

Semoga Allah SWT memberi keberkahan atas pertolongan dan kebaikan yang telah diberikan kepada kami.

Kami menyadari bahwa tugas akhir ini masih terdapat kesalahan dan kekurangan karena keterbatasan pengetahuan dan kemampuan diri pribadi. Oleh karena itu, dengan kerendahan hati kami mengharapkan adanya saran dan kritik yang membangun demi perbaikan tugas akhir ini dan pembelajaran di masa

mendatang. Akhir kata, semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat yang baik bagi pihak yang membutuhkan.

Wassalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Yogyakarta, 29 Oktober 2018

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRAK	xiv
ABSTRACT.....	xv
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Kegunaan Produk	2
1.3 Penentuan Kapasitas Rancangan	3
1.4 Tinjauan pustaka	6
1.4.1 Asetat Anhidrat	6
1.4.2 PEMILIHAN PROSES	9
BAB II SPESIFIKASI PRODUK.....	13
2.1 Spesifikasi Produk.....	13
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	14
2.3 Pengendalian Kualitas	15
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	17
3.1 Uraian Proses	17
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	17
3.1.2 Proses	17
3.1.3 Tahap Reaksi.....	18
3.2 Spesifikasi Alat Proses	19
3.3 Perencanaan Produksi	33
3.3.1 Kapasitas Perancangan	33
3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses	35
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	37

4.1 Lokasi Pabrik	42
4.2 Tata Letak Pabrik	46
4.3 Tata Letak Alat Proses	50
4.4 Aliran Proses dan Material.....	53
4.4.1 Neraca Massa	53
4.4.1.1 Neraca Massa Total.....	53
4.4.1.2 Neraca Massa Setiap Alat	53
4.4.1.2.1 Neraca Massa Reaktor	53
4.4.1.2.2 Neraca Massa Vaporizer	54
4.4.1.2.3 Neraca Massa Knock Out Drum 1	54
4.4.1.2.4 Neraca Massa Furnace	54
4.4.1.2.5 Neraca Massa Kondenser.....	55
4.4.1.2.6 Neraca Massa Knock Out Dum 2	55
4.4.1.2.7 Neraca Massa Menara Distilasi.....	55
4.4.2 Neraca Panas	56
4.4.2.1 Neraca Panas Reaktor	56
4.4.2.2 Neraca Panas Vaporizer	56
4.4.2.3 Neraca Panas Kondenser.....	56
4.4.2.4 Neraca Panas Furnace	57
4.4.2.5 Neraca Panas Menara Distilasi.....	57
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)	60
4.5.1.1 Unit Pengolahan dan Penyediaan Air	61
4.5.1.2 Unit Penyediaan Air.....	61
4.5.1.3 Unit Pengolahan Air.....	64
4.5.1.4 Kebutuhan Air.....	72
4.5.2 Unit Pembangkit <i>Steam (Steam Generation System)</i>	76
4.5.3 Unit pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	77
4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan	80
4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	80
4.5.6 Unit Pengolahan Limbah.....	81
4.6 Organisasi Perusahaan	82
4.6.1 Bentuk Perusahaan	82
4.6.2 Struktur Organisasi	83
4.6.3 Tugas dan Wewenang	88

4.6.4 Status Karyawan.....	94
4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan	95
4.6.6 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan	97
4.6.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	101
4.7 Evaluasi Ekonomi	103
4.7.1 Harga Alat	104
4.7.2 Analisa Kelayakan	110
4.8 Analisis keuntungan	135
BAB V.....	137
PENUTUP.....	137
5.1 Kesimpulan	137
5.2 Saran.....	139
DAFTAR PUSTAKA	140

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor	4
Tabel 1. 2 Data Pabrik.....	5
Tabel 1. 3 Pemilihan Proses	11
Tabel 3. 1 Tangki	27
Tabel 3. 2 Knock Out Drum.....	28
Tabel 3. 3 Heat Exchanger	29
Tabel 3. 4 Pompa.....	30
Tabel 4. 1 Lokasi Pabrik	48
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total.....	53
Tabel 4. 3 Neraca Massa Reaktor	53
Tabel 4. 4 Neraca Massa Vaporizer	54
Tabel 4. 5 Neraca Massa Knock Out Drum	54
Tabel 4. 6 Neraca Massa Furnace	54
Tabel 4. 7 Neraca Massa Kondenser.....	55
Tabel 4. 8 Neraca Massa Knock Out Drum 2	55
Tabel 4. 9 Neraca Massa Distilasi.....	55
Tabel 4. 10 Neraca Panas Reaktor	56
Tabel 4. 11 Neraca Panas Vaporizer	56
Tabel 4. 12 Neraca Panas Kondenser.....	56
Tabel 4. 13 Neraca Panas Furnace	57
Tabel 4. 14 Neraca Panas Menara Distilasi	57
Tabel 4. 15 Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	72
Tabel 4. 16 Kebutuhan Air Pendingin	74
Tabel 4. 17 Kebutuhan Listrik Proses	78
Tabel 4. 18 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	78
Tabel 4. 19 Rincian Kebutuhan Listrik	80
Tabel 4. 20 Jadwal Kerja Karyawan Shift	96
Tabel 4. 21 Jumlah Karyawan Pabrik	97
Tabel 4. 22 Rincian Penggolongan Jabatan	98
Tabel 4. 23 Rincian Gaji Sesuai Jabatan.....	100
Tabel 4. 24 Indeks Harga Alat	105
Tabel 4. 25 Harga Alat Proses	107
Tabel 4. 26 Harga Alat Proses	108
Tabel 4. 27 Physcal Plant Cost (PPC).....	130
Tabel 4. 28 Direct Plant Cost (DPC).....	130
Tabel 4. 29 Fixed Capital Investment (FCI)	130
Tabel 4. 30 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	130
Tabel 4. 31 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	131
Tabel 4. 32 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	131
Tabel 4. 33 Manufacturing Cost (MC).....	131
Tabel 4. 34 Working Capital (WC).....	131

Tabel 4. 35 General Expense (GE)	132
Tabel 4. 36 Total Production Cost (TPC)	132
Tabel 4. 37 Fixed Cost (Fa).....	132
Tabel 4. 38 Variable Cost (Va)	132
Tabel 4. 39 Regulated Cost (Ra).....	132
Tabel 5. 1 Hasil Analisa Ekonomi	138

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Prediksi Kapasitas	4
Gambar 4. 1 Tampilan Google Earth Lokasi Pabrik.....	43
Gambar 4. 2 Denah Perancangan Bangunan Pabrik	49
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	52
Gambar 4. 4 Grafik Proses Kualitatif.....	58
Gambar 4. 5 Grafik Proses Kuantitatif.....	59
Gambar 4. 6 Diagram Alir Proses Utilitas	64
Gambar 4. 7 Struktur Organisasi.....	87
Gambar 4. 8 Tahun Vs Indeks Harga.....	106
Gambar 4. 9 Grafik Analisis Kelayakan	136

ABSTRAK

Produksi Asetat anhidrat memiliki prospek yang baik untuk dikembangkan, bila ditinjau dari potensi bahan baku maupun industri pemakainya, namun hingga saat ini sektor ini belum dikembangkan secara maksimal. Melihat prospek pasar dan perkembangan konsumsi Asetat Anhidrat di Indonesia untuk berbagai sektor industri terutama industri farmasi yang terus meningkat setiap tahunnya, maka perlu dilakukan kajian pasar untuk mengetahui prospek pendirian pabrik baru dalam bentuk pra perancangan pabrik.

Pabrik ini direncanakan didirikan di kawasan industri Bawen, Semarang, Jawa Tengah dengan kapasitas produksi 24.000 ton pertahun. Adapun pendiriannya dimulai pada awal tahun 2023 dan akan mulai beroperasi pada awal tahun 2025. Proses yang digunakan pada pabrik asetat anhidrat ini adalah dengan mereaksikan ketene yang diperoleh dari *thermal cracking* aseton dengan asam asetat pada reaktor *bubble* yang bersuhu 80 °C dan bertekanan 1 atm.

Perusahaan ini berbadan hukum Perseroan Terbatas (PT) dimana struktur organisasi yang dipakai adalah garis dan staf. Perusahaan ini dipimpin oleh seorang manager dengan jumlah karyawan 130 orang.

Pabrik asetat anhidrat ini membutuhkan bahan baku asam asetat diperoleh dari PT Indo Acidatama Tbk, Solo sebanyak 14.822,8034 ton/tahun, dan Aseton diperoleh dari Shell Oil Company, USA sebanyak 15.341,3874 ton/tahun serta Air sebanyak 273.614,3678 kg/tahun yang diolah dari sungai Bengawan Solo. Listrik 366,9087 kW dari PLN dengan cadangan generator, bahan bakar minyak diesel sebanyak 46,2130 kg/tahun, *steam* sebesar 18311,4393 kg/jam dan udara tekan sebanyak 46,728 m³/jam

Dari hasil analisa ekonomi yang dilakukan, diperoleh Pembangunan konstruksi dan instalasi pabrik dilakukan selama satu tahun sehingga pabrik dapat beroperasi mulai tahun 2025 . Keuntungan sebelum pajak Rp 143.094.165.433 /tahun, dan keuntungan setelah pajak 25% sebesar Rp 107.320.624.075/tahun. Presentase ROI sebelum pajak sebesar 46,10% dan ROI setelah pajak sebesar 34,58%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries dan Newton, 1955). POT sebelum pajak selama 1,8 tahun dan POT setelah pajak selama 2,2 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries dan Newton, 1955). *Break Event Point* (BEP) pada 40,49%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 25,01%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

Dari hasil analisa ekonomi di atas dan jika di tunjang dengan perekonomian Indonesia yang stabil, maka pabrik Asetat Anhidrat dengan kapasitas 24.000 ton pertahun layak (*feasible*) didirikan.

Kata-kata kunci : Asetat Anhidrat, Asam Asetat, Aseton

ABSTRACT

Production of Acetic anhydride has good prospects for development, when viewed from the potential of raw materials and industrial users, but until now this sector has not developed optimally. Seeing the market prospects and development of acetic anhydride consumption in Indonesia for various industrial sectors, especially the pharmacy industry continues to increase each year, it is necessary to study the market to see the prospect of the establishment of a new plant in the form of pre-plant design.

The factory is planned to set up in Bawen, Semarang, Central Java, with a production capacity of 24,000 tons per year. The establishment started in early 2023 and will be operational in early 2025. The process used in acetic anhydride plant by reaction of ketene that prepared by thermal cracking of acetone with acetic acid in the isothermal bubble reactor at the temperature 80°C and pressure 1 atm.

The company was incorporated Limited Liability Company (PT) where the organizational structure used is a line and staff. The company is led by a manager with a number of employees 130 people.

Acetic Anhydride factory is requires material from Acetic Acid obtained from Indo Acidatama Factory Tbk, Solo as many as 14.822,8034 tons / year, and Acetone was obtained from the Shell Oil Company, USA 15.341,3874 ton / year and Water as much as 273.614,3678 kg/year processed from the Bengawan Solo river. Electricity for running process tools and utilities as much as 366,9087 kW from PLN with reserves of generators, diesel fuel as much as 46,2130 kg/year, steam as much as 18311,4393 kg/hour, compressed air as much as 46,728 m³/hour.

From the results of the economic analysis, the result construction and installation of the plant is done for one year so that the plant can be operational starting in 2025. Profit before tax of Rp Rp 143.094.165.433 / year, and a profit after tax 25% of Rp 107.320.624.075/ year. Percentage ROI before taxes by 46,10% and the ROI after tax of 34,58%. Requirement ROI before tax for the chemical plant with a high risk of age is 44% (Aries and Newton, 1955). POT before tax for 1,8 years and 2,2 POT after tax during the year. Requirement POT before tax for high-risk chemical plants maximum is 2 year (Aries and Newton, 1955). Break Event Point (BEP) at 40,49%, and Shut Down Point (SDP) at 25,01%. BEP for chemical plants is generally 40-60%.

From the results of economic analysis and if supported with Indonesia's economy stable, then the acetic anhydride plant with a capacity of 24.000 tons per annum feasible (feasible) was established.

Key words: Acetic Anhydride, Acetic Acid, Acetone

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Di era modern ini, banyak sekali industri yang berkembang di seluruh dunia. Tidak dapat dipungkiri, kegiatan industri memang melekat pada kebutuhan masyarakat dunia khususnya Indonesia. Salah satu kegiatan industri yang berkembang pesat di Indonesia yaitu industri kimia. Industri kimia mencakup berbagai produk zat kimia seperti petrokimia, agrokimia, farmasi, polimer, cat, dan oleokimia.

Industri ini menggunakan proses kimia, termasuk reaksi kimia untuk membentuk zat baru, pemisahan berdasarkan sifat seperti kelarutan atau muatan ion, distilasi, transformasi oleh panas, serta metode-metode lain.

Kita telah banyak mengetahui berbagai macam industri kimia yang telah berdiri di Indonesia. Namun, masih banyak juga industri kimia yang belum tersedia di Indonesia, salah satunya adalah industri kimia asetat anhidrat. Asetat anhidrat biasa digunakan sebagai bahan baku pembantu. Asetat anhidrat ((CH₃CO)₂O) merupakan larutan aktif, tidak berwarna, serta memiliki bau yang tajam. Kapasitas produksi Amerika untuk produk asetat anhidrat ini cukup besar, yaitu lebih dari 900.000 ton per tahun (Kirk Othmer, 1981).

Ketidakterediaannya industri asetat anhidrat di dalam negeri mengharuskan Indonesia melakukan impor ke berbagai negara lain penghasil asetat anhidrat. Hal

ini tentu saja sangat tidak efektif dilihat dari perlunya biaya akomodasi yang tidak murah dan beberapa faktor lainnya.

Maka dari itu, untuk memenuhi kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia, pabrik ini memiliki peluang yang besar untuk didirikan karena didukung oleh:

1. Kebutuhan asetat anhidrat di dunia terus meningkat dari tahun ke tahun.
2. Belum tersedianya pabrik asetat anhidrat di Indonesia.
3. Tersedianya jumlah tenaga kerja yang melimpah di Indonesia, sehingga mengurangi jumlah pengangguran dan meningkatkan pendapatan nasional.

Dalam pendirian suatu pabrik, terdapat dua aspek yang perlu diperhatikan yaitu *raw material oriented* dan *market oriented*. *Raw material oriented* yaitu pertimbangan kemudahan dalam memperoleh bahan baku yang dibutuhkan. Sedangkan *market oriented* yaitu target pasar dalam penjualan produk.

1.2 Kegunaan Produk

Asetat anhidrat merupakan anhidrat dari asam asetat yang struktur antar molekulnya simetris. Asetat anhidrat memiliki berbagai macam kegunaan antara lain sebagai fungisida dan bakterisida, pelarut senyawa organik, berperan dalam proses asetilasi, pembuatan aspirin, dan dapat digunakan untuk membuat acetylmorphine. Asam asetat anhidrat paling banyak digunakan dalam industri selulosa asetat untuk menghasilkan serat asetat, plastik serat kain dan lapisan (Celanase, 2010).

Kegunaan lain yang dimiliki asetat anhidrat adalah sebagai pelarut bahan kimia organik, terutama digunakan dalam produksi selulosa asetat, industri farmasi, pembuatan filter rokok plastik, pewarna, pestisida, rempah-rempah, dan

industri *polishing* logam. Karena kegunaannya sebagai pelarut organik, maka asetat anhidrat juga banyak digunakan untuk kegiatan di laboratorium.

Pabrik asetat anhidrat perlu didirikan di Indonesia dalam upaya penyedia pelarut organik untuk kebutuhan industri-industri yang ada di Indonesia, khususnya industri farmasi. Dengan didirikannya pabrik ini, ketergantungan akan bahan pelarut organik impor akan berkurang. Selain itu, sudah tersedia asam asetat sebagai bahan baku industri asetat anhidrat di Indonesia sehingga dapat meningkatkan devisa negara di bidang industri. Pendirian pabrik asetat anhidrat ini juga dapat membuka lapangan kerja baru bagi sumber daya manusia yang ada di Indonesia. Hal-hal tersebut berarti membantu usaha pemerintah untuk mengurangi angka pengangguran dan meningkatkan pendapatan nasional.

1.3 Penentuan Kapasitas Rancangan

Hingga saat ini (tahun 2018), pabrik asam asetat anhidrat masih belum ada yang didirikan di Indonesia, hal ini mengakibatkan masih tidak adanya persaingan dari dalam negeri dan membuka adanya peluang ekspor ke luar negeri.

Dengan pendirian pabrik asetat anhidrat di Indonesia maka diharapkan dapat mengurangi impor dan memacu pertumbuhan industri lainnya, terutama industri yang membutuhkan asetat anhidrat sebagai bahan baku. Maka dari itu diperlukannya didirikan pabrik asetat anhidrat di Indonesia dengan kapasitas tertentu.

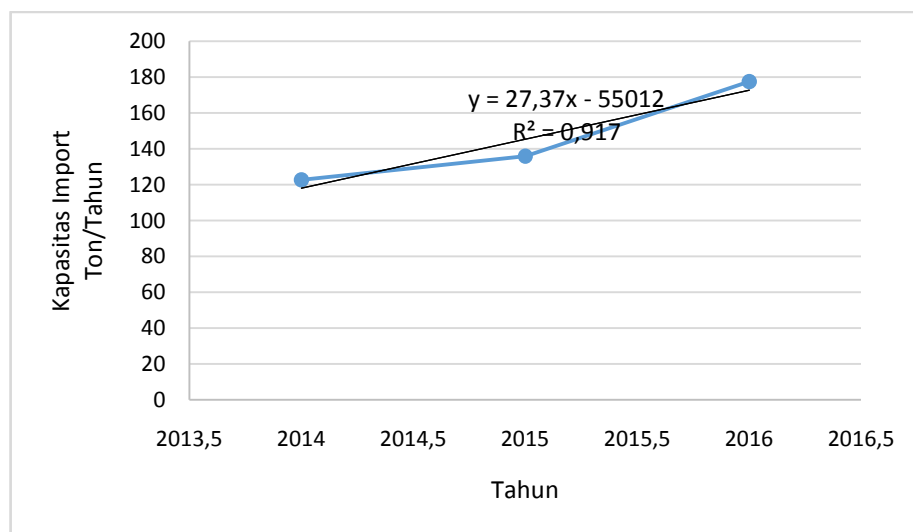
Adapun faktor - faktor yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas pabrik asetat anhidrat yaitu :

1. Kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia

Berdasarkan data import statistika tahun 2012-2016 mengenai kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 1 Data Impor

Tahun	Jumlah Kebutuhan (kg)	Jumlah Kebutuhan (ton)
2012	205620	205,620
2013	179228	179,228
2014	129684	129,684
2015	135854	135,854
2016	173431	173,431



Gambar 1. 1 Prediksi Kapasitas

Dapat dilihat dari data di atas bahwa kebutuhan asam asetat anhidrat di Indonesia adalah sebesar 357 ton/tahun. Hal tersebut memang relatif kecil jika dibandingkan dengan kebutuhan bahan kimia yang lain.

2. Pabrik asetat anhidrat yang sudah berdiri

- ASIA

Shanghai Ruizheng Chemical Technology Co., Ltd.

Pabrik tersebut mampu menyuplai asetat anhidrat sebanyak 2.000 ton/bulan atau dapat diartikan sebanyak 24.000 ton/tahun.

(www.alibaba.com, 2018)

- Dunia

Tabel 1. 2 Data Pabrik

Pabrik	Lokasi Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
Celanese Acetate	Narrows, Va	350.000
Celanese Chemical	Pampa, Tex	250.000
Eastman Chemical	Kimspport, Tenn	1.800.000
Total		2.400.000

(www.icis.com, 2007)

Berdasarkan data diatas, pabrik asetat anhidrat yang sudah berdiri berkapasitas sekitar 20.000 – 2.000.000 ton/tahun. Oleh karena itu dengan membuat pabrik berkapasitas 24.000 ton/ tahun, kebutuhan asetat anhidrat dalam negeri sangat dapat tercukupi dan asetat anhidrat berlebih dapat di *export* untuk bersaing dengan pasar global. Dan sisa nya akan di *export* kebeberapa negara di dunia antara lain :

Negara	Tahun	Kebutuhan Import (Ton/Tahun)
China	2017	3.068,825
Japan	2017	8.987,208
Malaysia	2017	2.304,602

Singapore	2017	8.043,330
-----------	------	-----------

Sumber : *data.un.org*

Hal ini dapat dilakukan mengingat asetat anhidrat merupakan bahan penunjang dalam proses produksi selulosa asetat, industri farmasi, pembuatan filter rokok plastik, pewarna, pestisida, rempah-rempah dan industri *polishing* logam.

3. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama pembuatan asetat anhidrat yaitu asam asetat dan aseton. Penyedia bahan baku asam asetat berasal dari PT Indo Acidatama Tbk. yang beralamat di Jl. Raya Solo-Sragen KM 11,1 Kebakkramat, Karanganyar, Surakarta, Indonesia. Dengan kapasitas produksi asam asetat sebesar 16.500 ton per tahun (www.acidatama.co.id). Sedangkan untuk penyedia aseton berasal dari Shell Oil Company, Deer Park Texas USA dengan kapasitas produksi sebesar 166.000 ton per tahun yang diimpor melalui transportasi laut. Untuk itu dibutuhkan infrastruktur transportasi yang memadai berupa pelabuhan dan jalur darat untuk memudahkan transportasi bahan baku.

1.4 Tinjauan pustaka

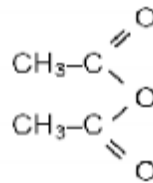
1.4.1 Asetat Anhidrat

Asetat anhidrat ((CH₃CO)₂O) merupakan larutan aktif, tidak berwarna, serta memiliki bau yang tajam (berbau cuka) karena reaksinya dengan kelembapan di udara membentuk asam asetat. Asetat anhidrat

mempunyai nama IUPAC etanoil etanoat dan disingkat sebagai Ac_2O , adalah salah satu anhidrida asam paling sederhana.

Kapasitas produksi Amerika untuk produk asetat anhidrat ini cukup besar, yaitu lebih dari 900.000 ton per tahun (Kirk othmer, 1991). Asetat anhidrat merupakan suatu senyawa yang memiliki kegunaan yang sangat bervariasi. Asetat anhidrat digunakan dalam pembuatan *cellulose acetate*, serat asetat, obatobatan, aspirin, dan berperan sebagai pelarut dalam penyiapan senyawa organik (Kurniawan, 2004).

Asetat anhidrat memiliki rumus struktur seperti gambar di bawah ini (Celanase, 2010):

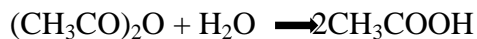


Beberapa reaksi yang dapat terjadi pada asetat anhidrat adalah (Celanase, 2010):

1. Asetilasi



2. Hidrolisis menjadi asam asetat



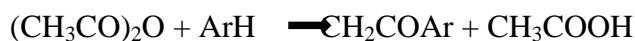
3. Amonolisis menjadi acetamida



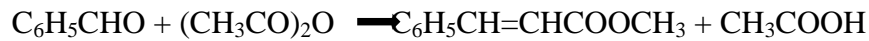
4. Alkoholisis menjadi ester



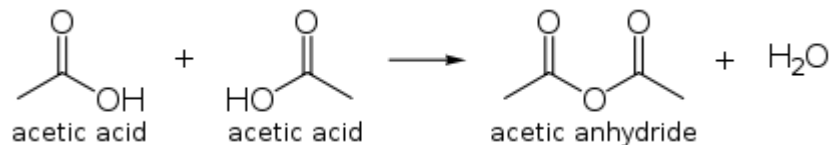
5. Pembentukan ketone melalui Friedel-Crafts acylation



6. Reaksi kondensasi (Perkin)



Asetat Anhidrat dihasilkan melalui reaksi kondensasi asam asetat, sesuai persamaan reaksi



25% asam asetat di dunia digunakan pada proses ini. Asetat anhidrat mengalami hidrolisis dengan pelan pada suhu kamar, membentuk asam asetat. Ini adalah kebalikan dari reaksi kondensasi pembentukan asetat anhidrat ; $(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COOH}$

Selain itu, senyawa ini juga bereaksi dengan alkohol membentuk sebuah ester dan asam asetat. Contohnya reaksi dengan etanol membentuk etil asetat dan asam asetat ;



Asetat Anhidrat merupakan senyawa korosif, iritan, dan mudah terbakar. Untuk memadamkan api yang disebabkan anhidrida asetat jangan menggunakan air, karena sifatnya yang reaktif terhadap air. Karbon dioksida adalah pemadam yang disarankan. Fungsi asetat anhidrat di industri adalah sebagai pelarut bahan kimia organik, terutama digunakan dalam produksi selulosa asetat, industri farmasi, pembuatan filter rokok plastik, pewarna, pestisida, rempah-rempah, dan industri *polishing* logam. Karena kegunaannya sebagai pelarut organik, maka asetat anhidrat juga banyak digunakan untuk kegiatan di laboratorium.

1.4.2 PEMILIHAN PROSES

Asetat anhidrat dapat diproduksi secara massal (skala industri) dari beberapa macam proses (Kurniawan, 2004), sebagai berikut:

1. Oksidasi asetaldehid

Asetat anhidrat dapat disiapkan dengan oksidasi langsung dari asetaldehid dengan menggunakan pelarut asam asetat dan katalis kobalt asetat serta tembaga asetat sebagai agen pendorong. Asetaldehid diumpankan ke dalam reaktor bersama dengan udara. Reaksi dijalankan pada suhu 60°C dengan tekanan 1 atm atau pada suhu 70 °C dengan tekanan 6 sampai dengan 7 atm. Kondisi tersebut menghasilkan *peracetic acid*. *Peracetic acid* bereaksi dengan asetaldehid membentuk *acetaldehyde monoperoxyasetate*. *Acetaldehyde monoperoxyasetate* inilah yang akan membentuk asetat anhidrid, asam asetat dan air. Persamaan reaksi yang terjadi adalah :



(*peracetic acid*)



(*acetaldehyde monoperoxyasetate*)

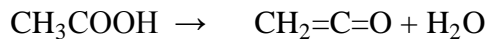


Dengan proses tersebut, konversi asetaldehida adalah 95% sedangkan *yield* asetat anhidrat terhadap asam asetat adalah 0.5 dalam rasio massa. Proses oksidasi ini relatif sederhana, teknologi yang digunakan cukup efektif namun tingkat korosifnya sangat tinggi. Sumber teknologi ini berasal dari pabrik kimia Kanada, yaitu Sha Winigan.

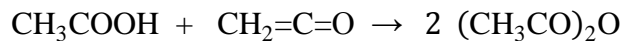
2. Metode Ketene

a. Dekomposisi asam asetat

Pada kondisi operasi 700-750 °C, tekanan 0,2-0,3 atm dan 0,2-0,3 % trietil fosfit sebagai katalis, asam asetat akan mengalami dehidrasi (secara pirolisis) dan menghasilkan produk ketene. Konversi asam asetat mencapai sekitar 85-90 % dan selektivitas ketene sebesar 90-95%. Persamaan reaksinya adalah :



Tahap kedua, ketene yang sudah terbentuk bereaksi dengan asam asetat membentuk asetat anhidrat. Kemudian hasil yang didapat, dipisahkan dengan cara distilasi untuk memisahkan asetat anhidrat dengan air yang terbentuk dan asam asetat yang belum terkonversi (sisa). Konversi ketene mencapai 100%. Sumber teknologi ini berasal dari pabrik kimia Jerman bernama Wacher. Persamaan reaksinya adalah sebagai berikut:



Kekurangan dari proses ini adalah prosesnya yang membutuhkan tekanan vakum dan waktu tinggal di reaktor yang sangat singkat pada tahap pembuatan ketene.

b. Dekomposisi aseton

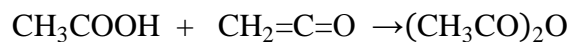
Tahap pertama adalah reaksi *cracking* dari aseton pada tekanan atmosferis bersuhu 700-800 °C tanpa katalisator. Persamaan reaksinya sebagai berikut :



Reaksi samping yang mungkin terjadi adalah:



Pada tahap kedua, gas keluar dari *furnace* dikontakkan dengan asam asetat glasial cair sehingga terbentuk campuran uap dan cairan. Campuran tersebut kemudian dimasukkan ke dalam *quenching* reaktor. Reaktor dioperasikan pada suhu 80°C dengan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi di reaktor adalah:

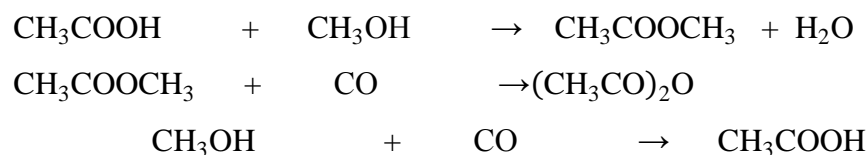


Hasil yang didapatkan, yaitu metana dan sisa aseton dipisahkan dengan cairan (asetat anhidrat dan asam asetat). Sedangkan pengambilan asetat anhidrat setelah dilakukan distilasi untuk memisahkan asam asetat dan asetat anhidrat.

Keuntungan proses ini adalah tidak diperlukannya katalisator dalam proses, dan hasilnya mudah dipisahkan. Hasil samping yang diperoleh adalah gas metana yang dapat dijual atau digunakan sebagai bahan bakar.

3. Karbonilasi Metil Asetat

Asetat anhidrat dapat dibuat dengan karbonilasi metil asetat dengan cara yang sama dengan karbonilasi metanol menjadi asam asetat. Metanol dan asam asetat dilarutkan dalam katalis asam sulfat untuk menghasilkan metil asetat. Kondisi operasinya tekanan atmosferis dan bersuhu 65-85 °C akan menghasilkan konversi sebesar 100%. Kemudian, metanol dan metil asetat bereaksi dengan karbon monoksida dan metana yang dilarutkan dalam campurankatalis iodine-rhodium atau dalam katalis nikel. Karbonilasi (penambahan karbon monoksida) metanol dan metil asetat akan menghasilkan asam asetat dan asetat anhidrat pada kondisi operasi sekitar 180 °C dengan tekanan 2,55 MPa. Persamaan reaksinya sebagai berikut :



PEMILIHAN PROSES

Tabel 1. 3 Pemilihan Proses

Proses aspek	Oksidasi Asetaldehid	Karbonilasi Metil Asetat	Proses Ketene	
			Dekomposisi asam asetat	Dekomposisi Aseton
Katalis	Tembaga	Iodine-rhodium / Nikel	Trietil fosfat	Tidak diperlukan
Fase reaksi	Cair-Gas	Cair-Cair	Gas-Cair	Gas-Cair
Suhu reaksi	70 °C	180 °C	700-750 °C	700-800 °C
Produk samping yang komersil	Tidak ada	Tidak ada	Tidak ada	Gas metana
Konversi	95%	100%	85-90%	90%
Kemurnian	(Belum diketahui)	(Belum diketahui)	95-99 %	98-99%

Proses yang dipilih pada proses ini adalah pembuatan asetat anhidrat dengan proses ketena dari dekomposisi aseton. Alasan pemilihan proses ini adalah karena proses ini tidak perlu menggunakan katalis, menghasilkan asetat anhidrat dengan tingkat kemurnian yang lebih tinggi, dan dengan proses ini juga dapat dihasilkan produk samping yang dapat dijual secara komersial yaitu berupa metana

BAB II

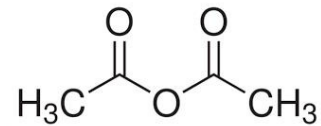
SPEKIFIKASI PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

- Asetat Anhidrat (Perry's) & MSDS:

✓ Rumus Molekul : $C_4H_6O_3$

✓ Struktur Kimia :



✓ Berat Molekul : 102,09

✓ Titik Beku : $-73^{\circ}C$

✓ Titik Didih : $139,6^{\circ}C$

✓ Densitas pada $20^{\circ}C$: 1,08 kg/l

✓ Viskositas $15^{\circ}C$: 0,97 mPa. S

✓ Fase $30^{\circ}C$: Cair

✓ Tekanan kritis : 46,18atm

✓ Suhu kritis : $296^{\circ}C$

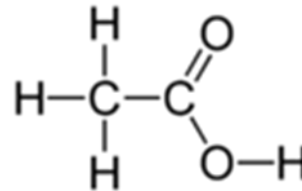
✓ Kemurnian : 99%

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

- Asam Asetat

✓ Rumus Molekul : $C_2H_4O_2$

✓ Struktur Kimia :



✓ Berat Molekul : 60,05 gr/ml

✓ Titik Beku : $16,6^{\circ}C$

✓ Titik Didih : $118,1^{\circ}C$

✓ Densitas pada $20^{\circ}C$: 1,05 gram/ml

✓ Fase $30^{\circ}C$: Cair

✓ Tekanan uap : 0,02 atm

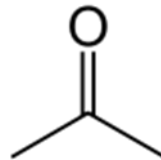
✓ Suhu kritis : $21,67^{\circ}C$

✓ Kemurnian : 99 %

- Aseton

✓ Rumus Molekul : C_3H_6O

✓ Struktur Kimia :



✓ Berat Molekul : 58,08 gr/ml

✓ Titik Beku : $-94,6^{\circ}C$

✓ Titik Didih	: 56,05 ⁰ C
✓ Densitas pada	: 0,79 gram/ml
✓ Fase 30 °C	: Cair
✓ Tekanan uap	: 0,23 atm
✓ Suhu kritis	: 235 ⁰ C
✓ Kemurnian	: 99 %

2.3 Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Asetat Anhidrat ini meliputi:

a. Pengawasan mutu bahan baku

Pengawasan mutu bahan baku adalah pengawasan yang dilakukan pada bahan dasar dan bahan tambahan pembuatan asetat anhidrat yang bertujuan untuk memantau atau monitoring kualitas bahan baku dari mulai bahan baku tersebut datang dari supplier hingga bahan baku tersebut siap untuk digunakan pada proses produksi sewaktu - waktu.

b. Pengawasan mutu selama proses produksi

Pengawasan mutu total proses adalah pengawasan dan pengendalian mutu saat berlangsungnya proses produksi. Pengawasan dalam proses produksi yang paling utama adalah pengendalian alat –alat proses yang

digunakan mulai dari mengontrol suhu, tekanan, volume cairan, aliran cairan serta kondisi alat yang digunakan.

Selain itu aspek pengawasan yang perlu diamati adalah keadaan bahan dan reaksi yang ditimbulkan, standar operasional mesin produksi dan keadaan produk akhir sebelum finished good disimpan di gudang maupun kelayakan pemasaran atau konsumsi.

c. Pengawasan mutu barang jadi

Pengawasan mutu barang jadi adalah pengendalian kualitas finished good pada akhir proses dimana barang masih didalam gudang maupun yang telah dipasarkan. Pengendalian mutu ini terus dilaksanakan hingga produk habis masa kadaluarsa.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pada proses produksi asetat anhidrat dengan menggunakan proses dekomposisi aseton terbagi menjadi beberapa tahap yaitu :

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap pertama yaitu persiapan bahan baku, dimana tahap persiapan bahan baku ini digunakan untuk menyimpan bahan baku yang berupa aseton dan asam asetat sebelum dilanjutkan pada tahap proses produksi. Bahan baku tersebut disimpan didalam tangki penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

3.1.2 Proses

Proses ini dimulai dari aseton cair dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm dari tangki penyimpanan. Sebelum dialirkan kedalam *Vaporizer* untuk diuapkan, aseton terlebih dahulu dipompa. Kemudian setelah menguap, aseton dimasukkan kedalam *Knock Out Drum* yang berfungsi untuk memisahkan antara aseton uap dan aseton cair. Selanjutnya untuk aseton cair yang tidak teruapkan akan dikembalikan kedalam *Vaporizer*. Kemudian gas aseton tadi dipanaskan kedalam *furnace* sehingga aseton terdekomposisi menjadi Ketena dan Metana pada suhu 705°C

Bahan selanjutnya yaitu asam asetat cair dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm dari tangki penyimpanan dialirkan kedalam reaktor. Di reaktor tersebut dengan suhu 80°C dan tekanan 1 atm dilakukan proses *quenching* yang bertujuan untuk membentuk asetat anhidrat.

3.1.3 Tahap Reaksi

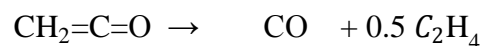
1. Reaksi Dekompisisi Aseton

Reaksi *cracking* dari aseton terjadi didalam *furnace* dengan tekanan atmosferis bersuhu 700-800 °C tanpa katalisator. Reaksi dekomposisi aseton yang terjadi yaitu :

(Kurniawan, 2004):

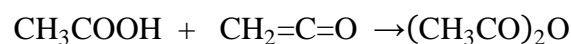


Reaksi samping yang mungkin terjadi adalah:



2. Reaksi Pembentukan Asetat Anhidrat

Asam asetat cair dialirkan kedalam reaktor dan bertemu dengan gas ketene. Campuran tersebut kemudian bereaksi didalam *quenching* reaktor. Kondisi operasi pada reaktor inidengan suhu 80 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi didalam reaktor sebagai berikut :



Cairan asam asetat dan asetat anhidrat dipisahkan dengan gas metana dan aseton. Sehingga asetat anhidrat dan asam asetat yang tersisa dari

reaktor tersebut akan dialirkan menuju kolom destilasi untuk dipisahkan dan akan memperoleh asetat anhidrat dengan kemurnian 99%.

3.2 Spesifikasi Alat Proses

1. Vaporizer (VP-01)

Tugas : Menguapkan aseton dari Tangki Penyimpanan T-02 dan aseton recycle sebanyak 3026,6311 kg/jam

Jenis : *Shell & tube vaporizer*

Kondisi operasi:

Suhu : 56,2°C

Tekanan : 1 Atm

Spesifikasi Vaporizer:

Shell : ID : 29 in

Baffle space : 7 1/4 in

pass : 4 passes

Tube : OD : 1 in

BWG : 8

panjang : 3,6575 m

pitch : 1 5/9 in *square*

jumlah : 217 buah

pass : 4 passes

Jenis Pemanas: *Steam*

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade 10*

Jumlah : 1

Harga : US\$ 109,679.9583

2. Furnace (F-01)

Tugas : Memanaskan aseton fase gas yang keluar dari *Knock Out Drum* KO-01 sebanyak 2421,3048 kg/jam dari 56,2°C hingga 705 °C.

Jenis : *Fire-box furnace*

Kondisi operasi:

Suhu Masuk : 56,2 °C

Suhu Keluar : 705 °C

Tekanan : 1 atm

Bahan bakar : Hasil atas KO-02

Spesifikasi Furnace :

Box : Panjang : 6,7056 m

Lebar : 2,3432 m

Tinggi : 1,6574 m

Tube : ID : 4,026 in

Spacing Ratio : 1,5

Jumlah : -Baris Vertikal : 10 buah

-Baris Horizontal : 14 buah

Stack : ID Cerobong : 72 in

Tinggi : 8,5266 m

Bahan : *Stainless steel* SA 167 grade 10

Jumlah : 1

Harga : US\$ 337,722.8717

3. Reaktor (R-01)

Tugas : Mereaksikan asam asetat dengan ketene menjadi asetat anhidrat sebagai produk dari pabrik ini.

Jenis : Reaktor gelembung dengan coil pendingin

Kondisi operasi :

Suhu : 80°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi Reaktor:

Volume : 29746,6215 liter

Tinggi total : 7,5421 m

Diameter : 3,2538 m

- *Shell* : Tinggi : 6,5076m

Tebal minimum : 0,2321in

- *Head*:Jenis: *Torispherical dishead head*

Tinggi : 0,5172 m

Tebal minimum : 0,3151 in

Spesifikasi Coil :

Jenis pendingin : Air (H₂O)

Diameter Dalam : 2,88 in

Diameter Luar : 2,469 in

Panjang Pipa	:45,8341 m
Jumlah Lilitan Koil	: 7 lilitan
Tinggi Koil	: 0,6584 m
Waktu Tinggal	: 1,1816 Jam
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel</i> SA 167 grade 10
Harga	: US\$ 406,387.0956

4. Menara Destilasi (MD-01)

Tugas : Memisahkan asetat anhidrat dengan asam asetat dari campuran hasil reaktor R-01 sebanyak 11942,5225 kg/jam.

Jenis : *Sieve Tray*

Kondisi operasi:

Suhu Umpan : 120,8484 °C

Suhu Atas : 111,2333 °C

Suhu Bawah : 141,3647 °C

Tekanan umpan : 1 atm

Tekanan distilasi : 0,8 atm

Tekanan bottom : 1,1 atm

Spesifikasi menara distilasi

Seksi *rectifying* : 5 plate

Seksi *stripping* : 7 plate

Tinggi menara	: 13,360 m
Diameter menara	: 1,011 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,19 m
Tebal <i>head</i>	: 0,25 m
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: <i>Stainless steel SA 167 grade 10</i>
Harga	: US\$ 168,061.6862

5. Condensor (CD-01)

Tugas : Mengembunkan aseton gas dari campuran gas keluaran atas reaktor (R-01) sebanyak 484,2610 kg/jam

Jenis : *Sheel and Tube condenser*

Kondisi operasi:

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi Condesor:

<i>Sheel</i>	: ID	: 15 1/4 in
	Buffle	: 7 5/8 in
	Flow area	: 0,2019 ft ²
	<i>Pressure drop</i> :	0,7744 psi
<i>Tube</i>	: ID	: 0,62 in
	OD	: 0,75 in
	Flow area	: 0,9915 ft ²
	<i>Pressure drop</i> :	0,1722 psi

Panjang pipa	: 4,8768 m
Jenis Pengembun	: Air (H ₂ O)
Bahan	: <i>Stainless steel SA 167 grade 10</i>
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 22,621.4914

6. Reboiler (RB-01)

Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01 untuk mensuplai panas pada MD-01.

Jenis : *Kettle Reboiler*

Kondisi operasi:

Suhu Pemanas : Steam bersuhu 250°C

Tekanan : 1,1 atm

Spesifikasi Reboiler:

- *Shell* : ID : 13,25 in
pass : 2
- *Tube* : OD : 0,75 in
 BWG : 16
 Panjang : 5,4864 m
Pitch : 1 in-square
 Jumlah : 90
Pass : 2
 Bahan : *Stainless steel SA 167 grade 10*

Jumlah : 1
Harga : US\$ 35,074.7367

7. Condensor Menara Destilasi (CD-02)

Tugas : Mengembunkan sebagian uap dari puncak MD-01 sebanyak 8823,0978 kg/jam untuk dikembalikan sebagai refluks dan diambil sebagai distilat.

Jenis : *Shell and tube condenser.*

Kondisi operasi:

Tekanan : 0,8 atm

Spesifikasi :

Shell : ID : 15 1/4in

Baffle : 7 5/8 in

Flow area : 0,2019 ft²

Pressure drop : 0,0015 psi

Tube : ID : 0,634 in

OD : 0,75 in

Flow area : 0,2618 ft²

Pressure drop : 0,3919 psi

Panjang pipa : 4,8768 m

Jenis Pendingin : Air (H₂O)

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade 10*

Jumlah : 1

Harga : US\$ 33,246.7374

8. Accumulator (Acc-01)

Tugas : Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar.

Jenis : Tangki silinder horizontal

Kondisi Operasi :

Suhu : 80 °C

Tekanan Masuk : 1 atm

Tekanan Keluar : 2 atm

Spesifikasi :

Waktu tinggal : 5 menit

Volume tangki : 1,2167 m²

Diameter : 24,6265 in

Tebal shell : 0,1534 in

Tebal head : 0,1875 in

Tinggi head : 0,1659 m

Tinggi total tangki : 0,9573 m

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade 10*

Harga : US\$ 11,996.4909

Tabel 3. 1 Tangki

9. Tangki

Nama Alat	Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-01)	Tangki Penyimpanan Aseton (T-02)	Tangki Penyimpanan Produk Asetat Anhidrat (T-03)
Fungsi	Menyimpan asam asetat sebagai umpan masuk.	Menyimpan aseton sebagai umpan masuk.	Menyimpan produk akhir berupa asetat anhidrat.
Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical dishead head</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical dishead head</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical dishead head</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 204 Grade C	Stainless Steel 204 Grade C	Stainless Steel 204 Grade C
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
	Suhu : 30°C	Suhu : 30°C	Suhu : 30°C
Waktu Tinggal	7 hari	7 hari	7 hari
Spesifikasi	Kapasitas Perancangan : 2077,6631m ³	Kapasitas Perancangan : 505,7498 m ³	Kapasitas Perancangan : 570,5077 m ³
	Diameter tangki : 21,3360 m	Diameter tangki : 7,5449 m	Diameter tangki : 7,8541 m
	Tinggi tangki : 7,3152 m	Tinggi tangki : 11,3173 m	Tinggi tangki : 11,7811 m
	Tebal <i>head</i> : 1,2529 m	Tebal <i>head</i> : 0,5642 m	Tebal <i>head</i> : 0,6630 m
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 889,435.9122	US\$ 354,974.6152	\$ 173,926

Tabel 3. 2 Knock Out Drum

10. Knockout Drum (KO)

Nama Alat	Knockout Drum-01 (KO-01)	Knockout Drum-02 (KO-02)
Fungsi	Memisahkan uap dan cairan aseton yang keluar dari Vaporizer (VP-01).	Memisahkan uap dan cairan yang keluar dari condensor (CD-01).
Jenis	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel</i> SA 167 Grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 Grade 10
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
	Suhu : 56,2 °C	Suhu : 30 °C
Spesifikasi <i>sheel</i>	Diameter : 24 in	Diameter : 14 in
	Tinggi : 1,9549 m	Tinggi : 1,2403 m
	Tebal : 0,1875 in	Tebal : 0,875 in
Spesifikasi <i>head</i>	Jenis : <i>Elliptical Dishead Head</i>	Jenis : <i>Elliptical Dishead Head</i>
	Tebal: 0,1875 in	Tebal: 0,75 in
	Tinggi total KO: 1,9629 m	Tinggi total KO: 1,2521 m
Jumlah	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 31,075.9882	US\$ 25,135.9905

Tabel 3. 3 Heat Exchanger

11. Heat Exchanger

Nama Alat	<i>Heater-01 (HE-01)</i>	<i>Cooler-02(CI-02)</i>	<i>Cooler-03(CI-03)</i>
Fungsi	Memanaskan asam asetat <i>fresh feed</i> dan <i>recycle</i> untuk masuk ke reaktor (R-01) dari suhu 30°C menjadi suhu 80°C.	Mendinginkan campuran gas keluaran <i>furnace</i> (F-01) dari suhu 705°C menjadi suhu 80°C.	Mendinginkan campuran Asetat Anhidrat dan Asam asetat keluar dari Reboiler dari suhu 141 °C menjadi suhu 40 °C.
Jenis Alat	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 10</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 10</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 10</i>
Kebutuhan <i>Steam</i> /pendingin	980,8612 kg/jam	87240,6260 kg/jam	7771,7926 kg/jam
Luas Transfer Panas	89,1562 ft ²	48,2028 ft ²	82,6558 ft ²
Spesifikasi <i>Annulus</i>	IPS : 4 in	IPS : 2 in	IPS : 2,50 in
	ID : 4,026 in	ID : 2,067 in	ID : 2,469 in
	OD : 4,50 in	OD : 2,38 in	OD : 2,88 in
	<i>Pressure drop</i> : 0,0013 psi	<i>Pressure drop</i> : 1,3550 psi	<i>Pressure drop</i> : 1,2305 psi
Spesifikasi <i>Inner Pipe</i>	IPS : 3 in	IPS : 1,25 in	IPS : 1,25 in
	ID : 3,068 in	ID : 1,380 in	ID : 1,380 in
	OD : 3,50 in	OD : 1,660 in	OD : 1,66 in
	<i>Pressure drop</i> : 0,1509 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,4912 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,013 psi
	Panjang pipa : 6,10 m	Panjang pipa : 7,32 m	Panjang pipa : 6,10 m
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 19,308.2427	US\$ 19,650.9925	US\$ 19,193.9927

Tabel 3. 4 Pompa

12. Pompa

Nama Alat	Pompa-01 (P-01)	Pompa-02 (P-02)	Pompa-03 (P-03)
Fungsi	Mengalirkan larutan asam asetat FF dari tangki penyimpanan T-01 ke HE-01.	Mengalirkan larutan asam asetat FF + Rdari HE-01 ke Reaktor-01.	Mengalirkan larutan aseton kedalam VP-01.
Jenis Alat	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10
Laju Alir	1.813,0530 kg/jam	2.631,4923 kg/jam	3.026,6311 kg/jam
Spesifikasi Pompa	IPS : 1 1/2 in	IPS : 1 in	IPS : 2 in
	ID : 1,610 in	ID : 1,049 in	ID : 2,067 in
	OD : 1,90 in	OD : 1,320 in	OD : 2,380 in
	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>
	Luas area : 2,04 in ²	Luas area : 0,864 in ²	Luas area : 3,35 in ²
Spesifikasi pompa	Kapasitas pompa : 13,1323 gpm	Kapasitas pompa : 22,2852 gpm	Kapasitas pompa : 45,6134 gpm
	Total head : 3,3547 m	Total head : 16,3506 m	Total head : 28,2691 m
	Putaran spesifik : 2098,991 rpm	Putaran spesifik: 833,5597 rpm	Putaran spesifik: 790,9365 rpm
	Jenis impeller : Mixed flow	Jenis impeller : Radial flow	Jenis impeller : Radial flow
	Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 0,25 Hp
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 13,252.995	US\$ 13,252.995	US\$ 20,336.4924

Nama Alat	Pompa-04 (P-04)	Pompa-05 (P-05)	Pompa-06 (P-06)
Fungsi	Mengalirkan larutan aseton recycle dari KO-01 untuk di recycle sebelum masuk vaporizer.	Mengalirkan larutan asam asetat dan asetat anhidrat ke dalam MD-01.	Mengalirkan larutan asam asetat dan asetat anhidrat dari hasil atas MD-01 untuk direcycle kembali.
Jenis Alat	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10
Laju Alir	605,3262 kg/jam	11.942,5225 kg/jam	8.912,2195 kg/jam
Spesifikasi Pompa	IPS : 1 in	IPS : 3 in	IPS : 2 1/2 in
	ID : 1,049 in	ID : 3,068 in	ID : 2,469 in
	OD : 1,320 in	OD : 3,50 in	OD : 2,88 in
	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>
	Luas area : 0,864 in ²	Luas area : 7,38 in ²	Luas area : 4,79 in ²
Spesifikasi pompa	Kapasitas pompa : 9,3927 gpm	Kapasitas pompa : 61,3922 gpm	Kapasitas pompa : 22,2852 gpm
	Total head : 4,4967 m	Total head : 16,8430 m	Total head : 3,5751 m
	Putaran spesifik: 1424,9558 rpm	Putaran spesifik: 1353,0759 rpm	Putaran spesifik: 2.098,991 rpm
	Jenis impeller : Mixed flow	Jenis impeller : Mixed flow	Jenis impeller : Mixed flow
	Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 0,5 Hp	Power motor : 0,13 Hp
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 13,252.9950	US\$ 26,048.9901	US\$ 20,336.4923

Nama Alat	Pompa-07 (P-07)	Pompa-08 (P-08)	Pompa-09 (P-09)
Fungsi	Mengalirkan larutan aseton dari KO-02 untuk direcycle sebelum masuk vaporizer.	Mengalirkan larutan asetat anhidrat 99% dari hasil bawah MD-01 ke Cooler-03.	Mengalirkan larutan asetat anhidrat dari Cooler-03 ke tangki penyimpanan.
Jenis Alat	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>	Pompa <i>Centrifugal single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10	<i>Stainless Steel</i> SA 167 grade 10
Laju Alir	484,2610 kg/jam	3030,3030 kg/jam	3030,3030 kg/jam
Spesifikasi Pompa	IPS : 1 in	IPS : 1 1/2 in	IPS : 1 1/2 in
	ID : 1,049 in	ID : 1,61 in	ID : 1,61 in
	OD : 1,32 in	OD : 1,90 in	OD : 1,90 in
	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>
	Luas area : 0,864 in ²	Luas area : 2,04 in ²	Luas area : 2,04 in ²
Spesifikasi pompa	Kapasitas pompa : 7,5142 gpm	Kapasitas pompa : 16,7255 gpm	Kapasitas pompa : 14,5418 gpm
	Total head : 3,9579 m	Total head : 3,5753 m	Total head : 3,4349 m
	Putaran spesifik: 1402,5548 rpm	Putaran spesifik: 2258,2959 rpm	Putaran spesifik: 2169,9597 rpm
	Jenis impeller : Mixed flow	Jenis impeller : Mixed flow	Jenis impeller : Mixed flow
	Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 0,05 Hp	Power motor : 0,05 Hp
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	US\$ 13,252.9950	US\$ 13,252.9950	US\$ 13,252.9950

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Dalam perancangan pabrik tentu diperlukan adanya penentuan kapasitas produksi pertahunnya. Penentuan kapasitas perancangan pabrik ditentukan berdasarkan beberapa faktor, yaitu : kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia, ketersediaan bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal.

Kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan dan juga penurunan, hal ini menunjukkan pesat tidaknya perkembangan industri kimia di Indonesia. Karena belum adanya pabrik asetat anhidrat di Indonesia dan semakin banyaknya permintaan asetat anhidrat dari negara lain, maka sebagian besar produksi di ekspor dibanding dengan dikonsumsi sendiri. Hal ini didasarkan pada kebutuhan asetat anhidrat di negara lain lebih besar dibanding kebutuhan di Indonesia.

Kebutuhan asetat anhidrat di Indonesia dan untuk kebutuhan ekspor diperkirakan sebesar 24.000 ton/tahun. Hal ini ditentukan berdasarkan kapasitas pabrik-pabrik asetat anhidrat yang telah berdiri di Asean.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia”, dikatakan bahwa kebutuhan Asetat Anhidrat di Indonesia dari tahun ke tahun kurang terpenuhi.

Dengan kapasitas tersebut diharapkan :

- a. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengekspor ke negara-negara lain.
- b. Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar karena laju import Asetat Anhidrat dapat ditekan seminimal mungkin.

2. Ketersediaan bahan baku

Kontinuitas ketersediaan bahan baku dalam pembuatan Asetat Anhidrat adalah penting dan mutlak yang harus diperhatikan pada penentuan kapasitas produksi suatu pabrik. Diharapkan kebutuhan bahan baku Asam Asetat Glasial dapat diperoleh dari PT Indo Acidatama Tbk yang beralamat di Jalan Raya Solo-Sragen KM 11,1 Kebakramat Karanganyer Surakarta Indonesia dengan kapasitas produksi 16.500 ton/tahun (www.acidatama.co.id,2015). Kebutuhan Aseton sebagian besar diperoleh dari produsen luar negeri. Salah satu produsen dalam

negeri yang memproduksi Aseton ialah Shell Oil Company, Deer Park Texas USA yang kapasitas produksinya 166.000 ton per tahun.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik itu sendiri.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
 - 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
 - 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi sesuai yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Tata letak peralatan dan fasilitas suatu rancangan pabrik merupakan syarat terpenting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik yang meliputi desain sarana pemipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan dan kelistrikan.

Hal ini secara khusus memberikan informasi yang dapat digunakan terhadap biaya bangunan dan tempat agar diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum mendirikan pabrik.

Lokasi dari suatu pabrik merupakan bagian yang sangat terpenting karena dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan. Penentuan lokasi pabrik yang tepat tidak semudah yang diperkirakan, banyak faktor yang dapat mempengaruhinya. Idealnya, lokasi pabrik yang dipilih harus memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas pabrik.

Lokasi yang baik akan menentukan hal-hal sebagai berikut :

- Kemampuan untuk melayani konsumen dengan memuaskan.
- Kemampuan untuk mendapatkan bahan mentah yang berkesinambungan dengan harga sampai ditempat cukup murah.
- Kemudahan untuk mendapatkan tenaga karyawan.

Oleh karena itu, pemilihan tempat bagi berdirinya suatu pabrik harus memperhatikan beberapa faktor yang berperan yaitu faktor primer dan faktor sekunder.

a. Faktor Primer

Faktor ini secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk yang diatur menurut macam dan kualitasnya. Yang termasuk dalam faktor utama adalah:

1. Letak pasar

Pabrik yang letaknya dekat dengan pasar dapat lebih cepat melayani konsumen, sedangkan biayanya juga lebih terutama biaya angkutan.

2. Letak sumber bahan baku

Idealnya, sumber bahan baku tersedia dekat dengan lokasi pabrik. Hal ini lebih menjamin penyediaan bahan baku, setidaknya dapat mengurangi keterlambatan penyediaan bahan baku, terutama untuk bahan baku yang berat. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku adalah :

- Lokasi sumber bahan baku
- Besarnya kapasitas bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya
- Cara mendapatkan bahan baku dan cara transportasinya
- Harga bahan baku serta biaya pengangkutan
- Kemungkinan mendapatkan sumber bahan baku yang lain

3. Fasilitas Pengangkutan

Pertimbangan-pertimbangan kemungkinan pengangkutan bahan baku dan produk menggunakan angkutan gerbong kereta api, truk, angkutan melalui sungai dan laut dan juga angkutan melalui udara yang sangat mahal.

4. Tenaga Kerja

Tersedianya tenaga kerja menurut kualifikasi tertentu merupakan faktor pertimbangan pada penetapan lokasi pabrik tetapi tenaga terlatih atau *skilled labor* di daerah setempat tidak selalu tersedia. Jika didatangkan dari daerah lain diperlukan peningkatan upah atau penyediaan fasilitas lainnya sebagai daya tarik.

5. Pembangkit tenaga listrik

Pabrik yang menggunakan tenaga listrik yang besar akan memilih lokasi yang dekat dengan sumber tenaga listrik.

b. Faktor Sekunder

Yang termasuk ke dalam faktor sekunder antara lain adalah :

1. Harga tanah dan gedung

Harga tanah dan gedung yang murah merupakan daya tarik tersendiri. Perlu dikaitkan dengan rencana jangka panjang. Jika harga tanah mahal mungkin hanya dapat diperoleh luas tanah yang terbatas, sehingga perlu dipikirkan untuk membuat bangunan walaupun pembangunan gedungnya lebih mahal.

2. Kemungkinan perluasan

Perlu diperhatikan apakah perluasan dimasa yang akan datang dapat dikerjakan di satu tempat atau perlu lokasi lain, apakah disekitar sudah banyak pabrik lain. Hal ini menjadi masalah tersendiri dalam hal perluasan pabrik di masa mendatang.

3. Fasilitas servis

Terutama untuk pabrik yang relatif kecil yang tidak memiliki bengkel sendiri. Perlu dipelajari adanya bengkel-bengkel di sekitar daerah tersebut yang mungkin diperlukan untuk perbaikan alat-alat pabrik. Perlu juga dipelajari adanya fasilitas layanan masyarakat, misalnya rumah sakit umum, sekolah-sekolah, tempat-tempat ibadah, tempat-tempat kegiatan olahraga, tempat-tempat rekreasi, dan sebagainya.

Untuk pabrik yang besar, mungkin beberapa fasilitas tersebut dapat dilayani sendiri walaupun merupakan beban tambahan. Keuntungannya selain merupakan daya tarik bagi pekerja, juga membantu penjagaan kesehatan fisik dan mental sehingga efisiensi kerja dapat tetap dipertahankan.

4. Fasilitas finansial

Perkembangan perusahaan dibantu oleh fasilitas finansial, misalnya adanya pasar modal, bursa, sumber-sumber modal, bank, koperasi simpan pinjam, dan lembaga keuangan lainnya. Fasilitas

tersebut akan lebih membantu untuk memberikan kemudahan bagi suksesnya dalam usaha pengembangan pabrik.

5. Persediaan air

Industri kimia memerlukan unit pendukung yaitu air untuk kebutuhan steam. Karena itu, di daerah lokasi diperlukan adanya sumber air yang kemungkinan diperoleh dari air sungai, danau, sumur, laut.

6. Peraturan daerah setempat

Peraturan daerah setempat perlu dipelajari terlebih dahulu mungkin terdapat beberapa persyaratan atau aturan yang berbeda dengan daerah lain.

7. Masyarakat daerah

Sikap tanggapan dari masyarakat daerah terhadap pembangunan pabrik perlu diperhatikan dengan seksama, karena hal ini akan menentukan perkembangan pabrik di masa yang akan datang. Keselamatan dan keamanan masyarakat perlu dijaga dengan baik. Hal ini merupakan suatu keharusan sebagai sumbangan kepada masyarakat.

8. Iklim di daerah lokasi

Suatu pabrik ditinjau dari segi teknik, adakalanya membutuhkan kondisi operasi misalnya kelembaban, udara, panas matahari, dan sebagainya. Hal ini berhubungan dengan kegiatan pengolahan, penyimpanan bahan baku atau produk. Disamping itu, iklim juga

mempengaruhi gairah kerja dan moral para karyawan. Keaktifan kerja karyawan dapat meningkatkan hasil produksi.

9. Keadaan tanah

Sifat-sifat mekanika tanah dan tempat pembangunan pabrik harus diketahui. Hal ini berhubungan dengan rencana pondasi untuk alat-alat, bangunan gedung, dan bangunan pabrik.

10. Perumahan

Bila di sekitar daerah lokasi pabrik telah banyak perumahan, selain lebih membuat kerasan para karyawan juga dapat meringankan investasi perumahan karyawan.

11. Daerah pinggiran kota

Daerah pinggiran kota dapat menjadi lebih menarik untuk pembangunan pabrik. Akibatnya dapat timbul aspek desentralisasi industri.

Alasan pemilihan daerah lokasi di pinggiran kota antara lain :

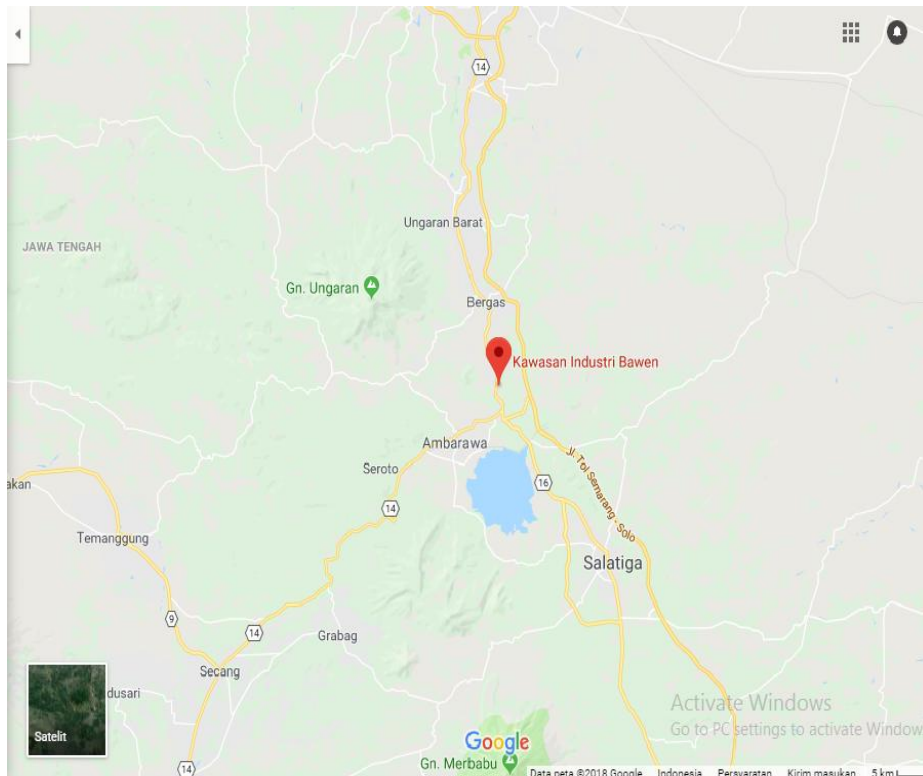
- Upah buruh relatif rendah
- Harga tanah lebih murah
- Servis industri tidak terlalu jauh dari kota

4.1 Lokasi Pabrik

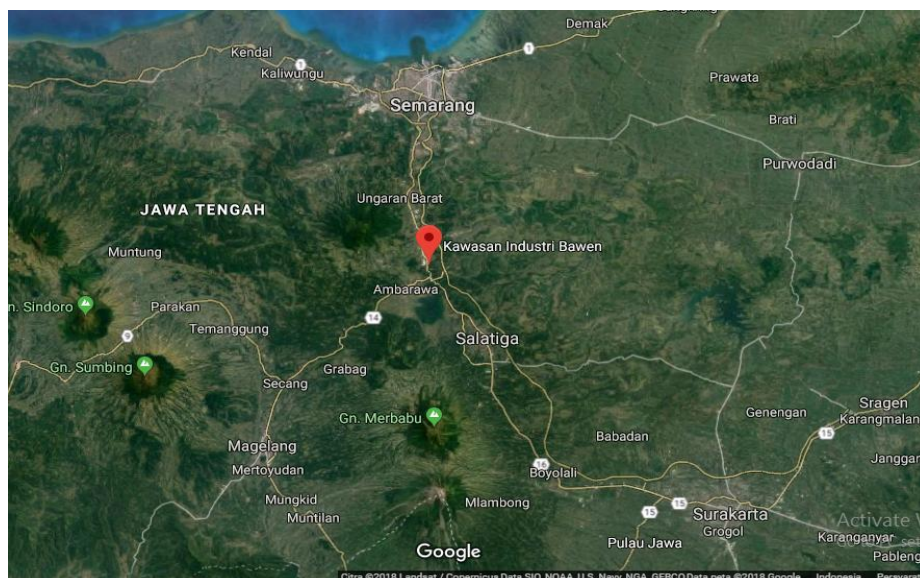
Secara geografis, penentuan lokasi suatu pabrik sangat menentukan kemajuan pada saat produksi serta untuk masa yang akan datang karena akan berdampak pada faktor produksi dan distribusi dari suatu pabrik yang didirikan. Penentuan lokasi pabrik harus sesuai berdasarkan perhitungan biaya produksi dan

distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologis dan sikap masyarakat di daerah sekitar pabrik (Peters,2004).

Berdasarkan faktor-faktor diatas, maka pendirian Pabrik Asetat Anhidrat direncanakan berlokasi dikawasan industri Bawen, Semarang, Jawa Tengah.



Gambar 4. 1 Tampilan Google Earth Lokasi Pabrik



Beberapa pertimbangannya sebagai berikut :

1. Bahan baku

Bahan baku utama pembuatan asetat anhidrat yaitu asam asetat dan aseton. Penyediaan bahan baku asam asetat berasal dari PT Indo Acidatama Tbk. yang beralamat di Jl. Raya Solo-Sragen KM 11,4 Kemiri Kebakkramat, Karanganyar, Surakarta, Indonesia. Dengan kapasitas produksi asam asetat sebesar 16.500 ton per tahun (www.acidatama.co.id, 2015). Sedangkan untuk penyedia aseton berasal dari Shell Oil Company, Deer Park Texas USA dengan kapasitas produksi sebesar 166.000 ton per tahun yang diimpor melalui transportasi laut. Untuk itu dibutuhkan infrastruktur transportasi yang memadai berupa pelabuhan dan jalur darat untuk memudahkan transportasi bahan baku.

2. Transportasi

Transportasi diperlukan untuk mendistribusikan bahan baku, pemasaran hasil produksi dan sebagainya. Pemilihan lokasi pabrik ini terletak di kawasan industri Bawen, Semarang, Jawa Tengah yang berlokasi di tepi jalan tol Semarang-Solo dengan akses langsung ke arteri primer jalan tol yang merupakan jalur pertigaan penghubung kota yaitu Semarang-Solo-Yogyakarta. Selain itu, ketersediaan transportasi laut dan transportasi udara sangat mendukung diantaranya pelabuhan Tanjung mas dan pelabuhan Tanjung Perak serta Bandara Internasional Ahmad Yani. Hal ini akan memudahkan transportasi bahan baku dan produk di Indonesia maupun di luar negeri.

3. Utilitas

Kebutuhan air bersih dapat diperoleh dari Daerah Aliran Sungai (DAS) Tuntang dan Danau Rawa Pening yang digunakan sebagai sumber air untuk industri. Kebutuhan listrik juga dapat dipenuhi oleh generator dengan memanfaatkan bahan bakar gas produk samping yang berupa gas metan dan sebagainya.

4. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja diantaranya tenaga kerja profesional dan non-profesional. Ketersediaan tenaga kerja di Indonesia cukup banyak mengingat jumlah penduduk yang ada di Pulau Jawa relatif tinggi.

5. Letak geografis

Kondisi iklim di Indonesia yang cukup normal dengan keadaan suhu rata-rata yaitu 30-40°C. Dipertengahan tahun pertama Indonesia mengalami musim kemarau sedangkan pada pertengahan selanjutnya Indonesia mengalami musim penghujan.

Potensi gempa di kawasan industri ini relatif kecil mengingat letak geografis yang jauh dari cincin api (*ring of flame*) dan gunung berapi sehingga dapat dikatakan aman dan proses produksi dapat berjalan lancar.

6. Biaya untuk lahan pabrik

Lahan yang tersedia untuk lokasi pabrik ini masih cukup luas dan harganya yang terjangkau.

7. Bahan buangan dan kondisi lingkungan

Hasil samping yang dibuang ke lingkungan diolah terlebih dahulu pada sistem utilitas sehingga tidak menyebabkan pencemaran lingkungan.

8. Kemungkinan perluasan dan ekspansi

Ekspansi pabrik dimungkinkan karena tanah sekitar memang dikhususkan untuk daerah pembangunan industri.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik yaitu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga didapatkan hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) serta bahan alternatif (*areal handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor dibawah ini :

- a. Urutan proses produksi.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.
- d. Pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja .

- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi.
- h. Masalah pembuangan limbah cair.
- i. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

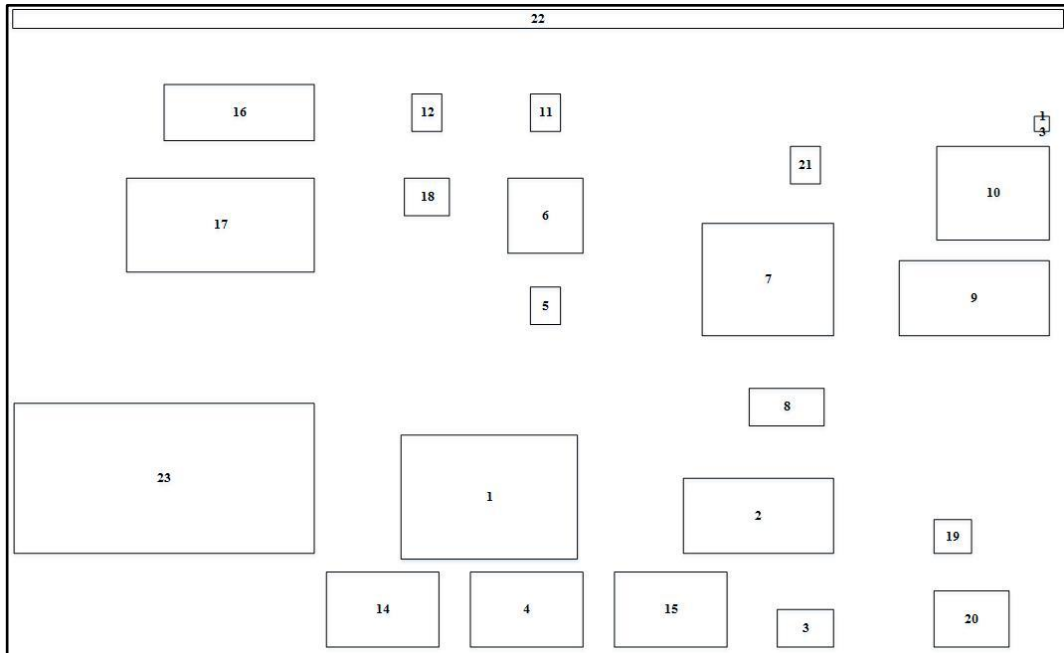
Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Peters,2004) :

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi *material handling*.
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa agar mempermudah perbaikan dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*.
3. Mengurangi ongkos produksi.
4. Meningkatkan keselamatan kerja.
5. Mengurangi kerja semimumum mungkin.
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Perincian luas tanah yang digunakan sebagai tempat berdirinya pabrik diuraikan dalam :

Tabel 4. 1 Lokasi Pabrik

No.	Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m²
		M	M	m²
1	Area Proses	50	30	1.500
2	Area Utilitas	40	20	800
3	Bengkel	15	10	150
4	Gudang Peralatan	30	20	600
5	Kantin	8	10	80
6	Kantor Teknik dan Produksi	20	20	400
7	Kantor Utama	35	30	1.050
8	Laboratorium	8	10	80
9	Parkir Utama	40	20	800
10	Parkir Truk	30	25	750
11	Perpustakaan	8	10	80
12	Poliklinik	8	10	80
13	Pos Keamanan	4	4	16
14	Control Room	30	20	600
15	Control Utilitas	30	20	600
16	Area Rumah Dinas	40	15	600
17	Area Mess	50	25	1.250
18	Masjid	12	10	120
19	Unit Pemadam Kebakaran	12	10	120
20	Unit Pengolahan Limbah	20	15	300
21	Taman	8	10	80
22	Jalan	280	5	1.400
23	Daerah Perluasan	80	40	3.200
	Luas Bangunan			9.676
	Luas Tanah			14.656



Gambar 4. 2 Denah Perancangan Bangunan Pabrik

Skala 1: 1000

Keterangan gambar :

- | | |
|-------------------------------|-----------------------------|
| 1. Area Proses | 13. Pos Keamanan |
| 2. Area Utilitas | 14. <i>Control Room</i> |
| 3. Bengkel | 15. <i>Control Utilitas</i> |
| 4. Gudang Peralatan | 16. Area Rumah Dinas |
| 5. Kantin | 17. Area Mess |
| 6. Kantor Teknik dan Produksi | 18. Mesjid |

- | | |
|------------------|----------------------------|
| 7. Kantor Utama | 19. <i>Fire and Safety</i> |
| 8. Laboratorium | 20. Unit Pengolahan Limbah |
| 9. Parkir Utama | 21. Taman |
| 10. Parkir Truk | 22. Jalan |
| 11. Perpustakaan | 23. Daerah Perluasan |
| 12. Poliklinik | |

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, diantaranya:

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses harus diperhatikan. Hal ini untuk menghindari terjadinya stagnasi udara disuatu 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 *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

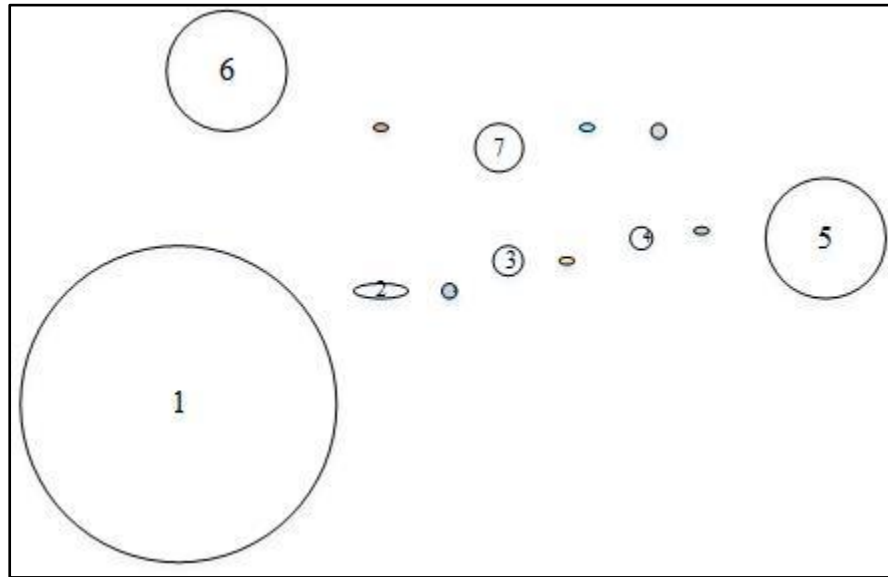
5. Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat – alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menggantungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

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

(Vilbrant,1959)



Keterangan:

- | | |
|---------------------------|--------------------|
| 1. Tangki Asam Asetat | ● : Knock Out Drum |
| 2. Vaporizer | ● : Heat Exchanger |
| 3. Furnace | ● : Heat Exchanger |
| 4. Menara Distilasi | ● : Heat Exchanger |
| 5. Tangki Asetat Anhidrat | ○ : Kondenser |
| 6. Tangki Aseton | ○ : Knock Out Drum |
| 7. Reaktor | |

Skala 1 : 500

Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Rumus Molekul	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Asetat Anhidrat	C ₄ H ₆ O ₃		3.030,3030
Asam Asetat	C ₂ H ₄ O ₂	1.813,0530	30,6091
Aseton	C ₃ H ₆ O	1.937,0439	
Metana	CH ₄		534,9550
Etilen	C ₂ H ₄		51,4711
Ketene	C ₂ H ₂ O		
CO	CO		102,7587
Total		3.750,0969	3.750,0969

4.4.1.2 Neraca Massa Setiap Alat

4.4.1.2.1 Neraca Massa Reaktor

Tabel 4. 3 Neraca Massa Reaktor

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Asetat Anhidrat	30,6091	3.060,9122
Asam Asetat FF	1.813,0530	
Asam Asetat R	8.881,6103	8.881,6103
Aseton	484,2610	484,2610
Metana	534,9550	534,9550
Etilen	51,4711	51,4711
Ketene	1.247,8591	
CO	102,7587	102,7587
Total	13.115,9682	13.115,9682

4.4.1.2.2 Neraca Massa Vaporizer

Tabel 4. 4 Neraca Massa Vaporizer

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton R KO -2	484,2610	3.026,6311
Aseton R KO -1	605,3262	
Aseton FF	1.937,0439	
Total	3.026,6311	3.026,6311

4.4.1.2.3 Neraca Massa Knock Out Drum 1

Tabel 4. 5 Neraca Massa Knock Out Drum

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton Uap	3.026,6311	2.421,3048
Aseton Cair		605,3262
Total	3.026,6311	3.026,6311

4.4.1.2.4 Neraca Massa Furnace

Tabel 4. 6 Neraca Massa Furnace

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton	2.421,3048	484,2610
Metana		534,9550
Etilen		51,4711
Ketene		1.247,8591
CO		102,7587
Total	2.421,3048	2.421,3048

4.4.1.2.5 Neraca Massa Kondenser

Tabel 4. 7 Neraca Massa Kondenser

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton	484,2610	484,2610
Metana	534,9550	534,9550
Etilen	51,4711	51,4711
CO	102,7587	102,7587
Total	1.173,4457	1.173,4457

4.4.1.2.6 Neraca Massa Knock Out Dum 2

Tabel 4. 8 Neraca Massa Knock Out Drum 2

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)
Aseton	484,2610	484,2610
Metana	534,9550	534,9550
Etilen	51,4711	51,4711
CO	102,7587	102,7587
Total	1.173,4457	1.173,4457

4.4.1.2.7 Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 4. 9 Neraca Massa Distilasi

Komponen	In (kg/jam)	Out (kg/jam)	
	10	12	13
Asetat Anhidrat	3.060,9122	30,6092	3.030,3030
Asam Asetat	8.912,2195	8.881,6103	30,6092
Total	11.973,1316	11.973,1316	

4.4.2 Neraca Panas

4.4.2.1 Neraca Panas Reaktor

Tabel 4. 10 Neraca Panas Reaktor

Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Asam Asetat	1.299.784,8859	1.083.154,0716
Asetat Anhidrat		319.479,1888
Aseton	-36.491,4839	36.491,4839
Ketene	-82.099,5078	
Metana	-68.681,3541	68.681,3541
CO	-5.882,3395	5.882,3395
Etilen	-4649,7925	4.649,7925
Sub total	1.497.589,3637	1.518.338,2303
Panas Reaksi	2.347.630,7865	
Pendingin		2.326.881,9198
Total	3.845.220,1501	3.845.220,1501

4.4.2.2 Neraca Panas Vaporizer

Tabel 4. 11 Neraca Panas Vaporizer

Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Aseton	63.928,1544	1.394.903,8834
Panas yang dilepas		-999.785,9900
Total	395.117,8934	395.117,8934

4.4.2.3 Neraca Panas Kondenser

Tabel 4. 12 Neraca Panas Kondenser

Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Aseton	10.398,788	15.661,015
Metana	38.051,366	38.050,974
CO	3.589,314	3.589,277
Etilen	1.945,251	1.945,230
Panas yang diambil		-5.261,778
Total	53.984,719	53.984,719

4.4.2.4 Neraca Panas Furnace

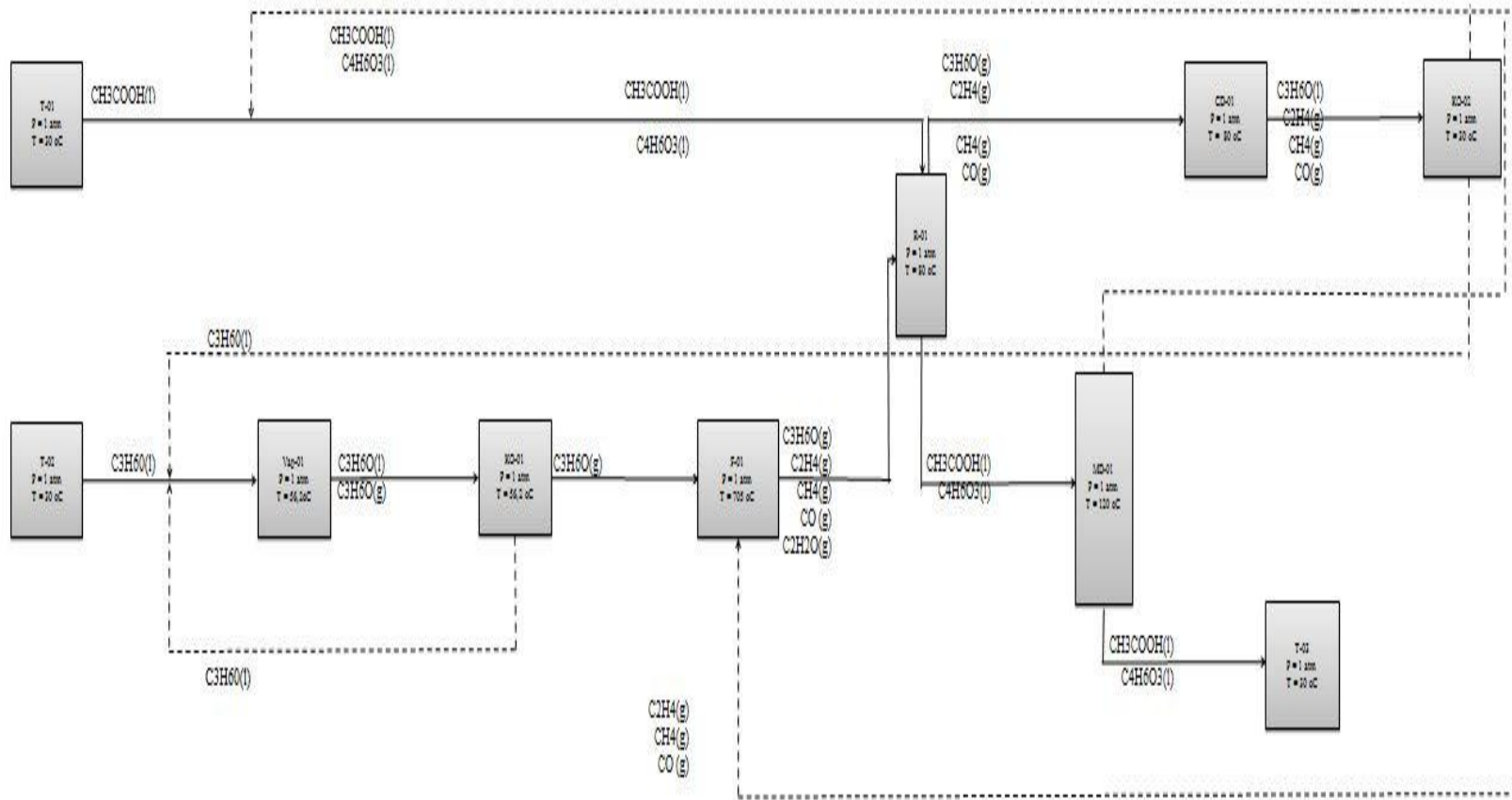
Tabel 4. 13 Neraca Panas Furnace

Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Feed		
Aseton	87.040,0503	-16.706,3436
Keluar Furnace		
Aseton	-6.748,0719	910.989,7042
Ketene	-12.291,9859	1.659.418,0988
Metana	-12.001,1125	1.620.150,1910
CO	-604,8715	81.657,6503
Etilen	-866,4383	116.969,1692
Panas reaksi		2.636.987,7394
Fuel gas	6.954.938,6390	
Total	7.009.466,2092	7.009.466,2092

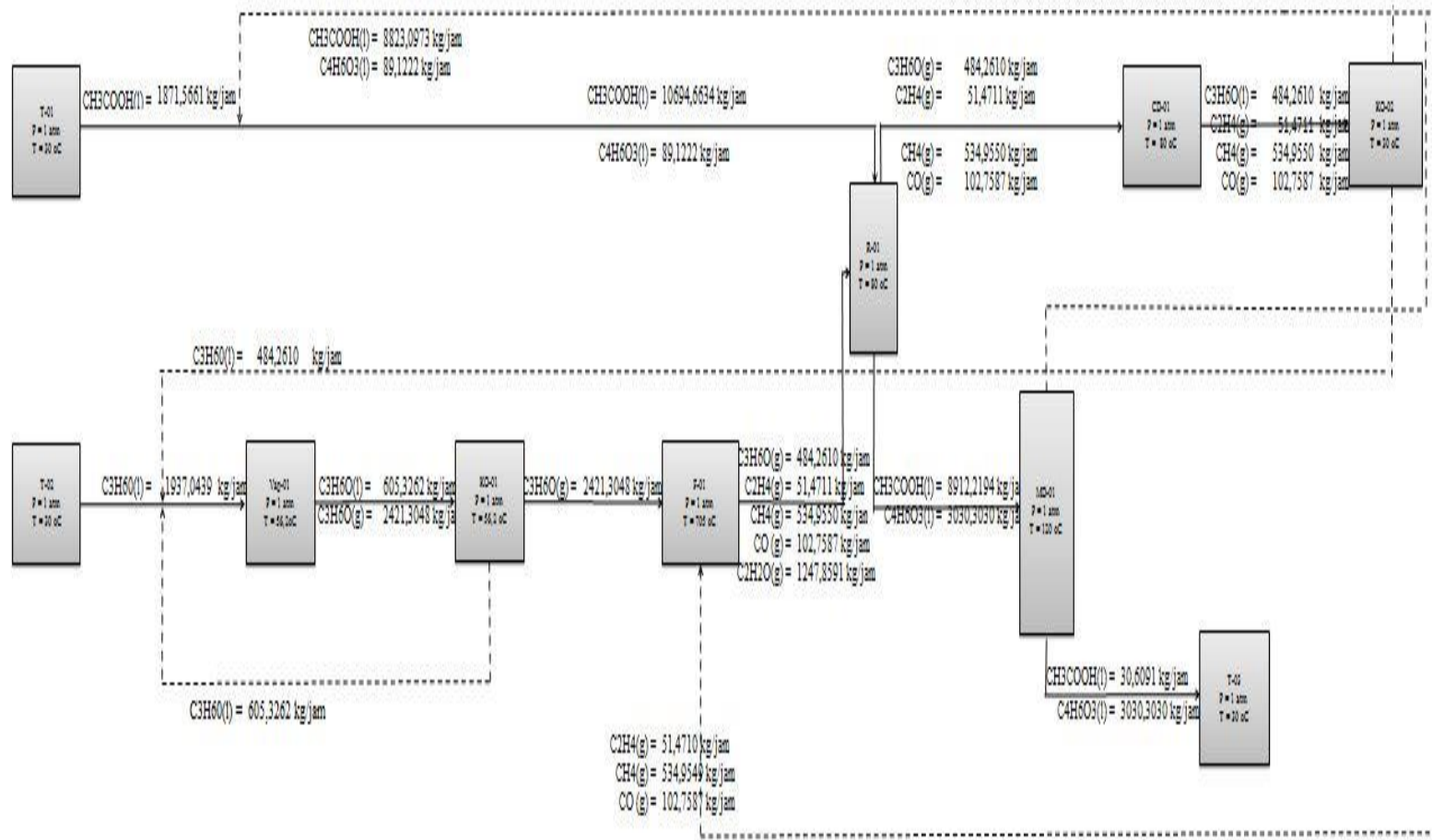
4.4.2.5 Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 4. 14 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	In (kJ/jam)	Out (kJ/jam)
Distilat		
Asam Asetat	1.934.749,0256	2.943.371,8653
Aseton	573.023,4161	14.573,1377
Bottom		
Asam Asetat		7.839,4740
Aseton		677.785,1932
Panas Reaksi	3.043.954,7651	
Pendingin		1.908.157,5367
Total	5.551.727,2069	5.551.727,2069



Gambar 4. 4 Grafik Proses Kualitatif



Gambar 4. 5 Grafik Proses Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Unit pendukung proses antara lain: unit penyediaan air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air untuk perkantoran dan perumahan), *steam*, listrik dan pengadaan bahan bakar.

Unit pendukung proses yang dibutuhkan pada prarancangan pabrik ini antara lain meliputi:

1. Unit Pengolahan dan Penyediaan Air

Berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan. Proses pendinginan digunakan di *cooler*.

2. Unit Penyediaan *Steam*

Digunakan untuk proses pemanasan di *Heater*.

3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Berfungsi menyediakan bahan bakar untuk Boiler dan Generator

4. Unit Penyediaan Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses maupun penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan Generator *Set* sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

5. Unit pengolahan limbah

Berfungsi untuk mengolah limbah pabrik baik yang berupa padat, cair maupun gas.

4.5.1.1 Unit Pengolahan dan Penyediaan Air

4.5.1.2 Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Asetat Anhidrat, sumber air yang digunakan berasal dari Sungai Bengawan Solo yang panjangnya sekitar 548,53 km dan mengalir dua provinsi yaitu Jawa Tengah dan Jawa Timur. Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai. Pengolahan dilakukan secara fisis dan kimia.

Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

- Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena pertimbangan sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- Tidak terdekomposisi.

- Air Sanitasi

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

- Syarat Fisika, meliputi :

- Suhu : Dibawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau

- Syarat Kimia, meliputi :
 - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
 - Tidak beracun
 - Kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm.
- Syarat Bakteriologis :
 - Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen.
- Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

 - Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃. O₂ masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
 - Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

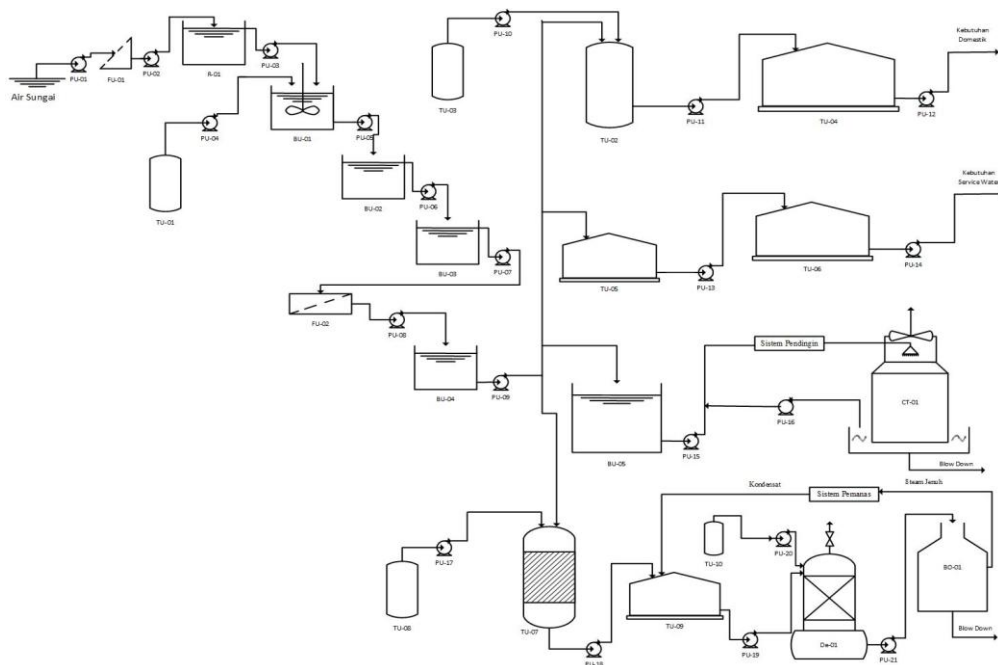
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

4.5.1.3 Unit Pengolahan Air

Pada perancangan suatu pabrik dibutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Dan pada pabrik ini sumber air didapatkan dari sungai terdekat di sekitar daerah pabrik. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :



Gambar 4. 6 Diagram Alir Proses Utilitas

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Screening
3. R-01 : Reservoir
4. BU-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap I
7. BU-03 : Bak Pengendap II
8. FU-02 : Sand Filter
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
10. TU-02 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki *Service Water*
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak *Cooling Water*
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. TU-07 : *Mixed-Bed*
18. TU-08 : Tangki NaCl
19. TU-09 : Tangki Air Demin
20. TU-10 : Tangki N₂H₄
21. De-01 : Deaerator
22. BO-01 : Boiler

1. Penghisapan

Air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang selanjutnya air tersebut dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk proses penyaringan untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan diolah di dalam reservoir.

2. Penyaringan (*Screening*)

Sebelum air dari sungai akan digunakan sebagai air bersih, maka di proses ini air disaring untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya. Pada tahap *screening* partikel yang berukuran padat dan besar akan tersaring secara langsung tanpa menggunakan bahan kimia. Sementara untuk partikel yang kecil masih akan terbawa bersama air yang kemudian akan diolah ke tahap pengolahan air berikutnya. Tujuan penyaringan yaitu untuk memisahkan kotoran yang besar agar tidak terikut ke pengolahan selanjutnya, sehingga pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas agar meminimalisir alat *screen* menjadi kotor.

3. Penampungan (*Reservoir*)

Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi. Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.

4. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan pada proses Flokulasi bertujuan untuk mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.

5. Bak Pengendap 1 dan Bak Pengendap 2

Tujuan dari adanya bak pengendap 1 dan 2 ini adalah mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi). Endapan serta flok yang berasal dari proses koagulasi akan diendapkan pada bak pengendap 1 dan bak pengendap 2.

6. Penyaringan (*Sand Filter*)

Pada tahap ini terjadi proses filtrasi dimana air yang keluar dari bak pengendap 2 masih terdapat kandungan padatan tersuspensi, sehingga harus di proses ke alat filter untuk difiltrasi.

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiler Feed Water*).

7. Bak Penampung Air Bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi sudah bias disebut dengan air bersih. Kemudian air keluaran proses filtrasi akan ditampung dalam bak penampungan air bersih. Dalam hal ini air bersih yang ditampung langsung dapat digunakan sebagai air layanan umum (*service water*) serta untuk air pendingin. Kegunaan air bersih ini juga dapat digunakan untuk *domestic water* dan *boiler feed water*, namun air harus di desinfektanisasi terlebih dahulu menggunakan resin untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ dimana tujuan penghilangan mineral-mineral tersebut untuk menghasilkan air demin yang melalui proses demineralisasi.

8. Demineralisasi

Pada proses demineralisasi bertujuan untuk menyiapkan air yang digunakan untuk *boiler feed water* dan air ini harus murni serta bebas dari kadar mineral-mineral yang terlarut didalamnya. Proses demineralisasi ini dapat dilakukan dengan alat yang terdiri dari penukaran anion (*anion exchanger*) dan kation (*cation exchanger*).

Demineralisasi diperlukan karena air umpan boiler memerlukan syarat-syarat :

- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi *steam* yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*. Jika *steam* digunakan sebagai pemanas yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silica, hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O₂, CO₂, H₂S dan NH₃.
- Bebas dari zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil dari proses pemanasan biasanya menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi akibat adanya alkalinitas yang tinggi.

Pengolahan air di unit demineralisasi , yaitu :

Proses *Cation Exchanger* dan *Anion Exchanger* berlangsung pada Resin *Mixed-Bed*. Resin *Mixed-Bed* adalah kolom resin campuran antara resin kation dan resin anion. Air yang mengandung kation dan anion bila dilewatkan ke Resin *Mixed-Bed* tersebut, kation akan terambil oleh resin kation dan anion akan terambil oleh resin anion. Saat resin kation dan anion telah jenuh oleh ion-ion, resin penukar kation dan anion akan diregenerasi kembali.

○ Anion (*Anion Exchanger*)

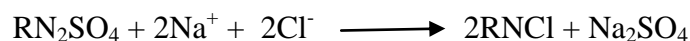
Anion Exchanger memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RNOH_3 . Sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut :



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



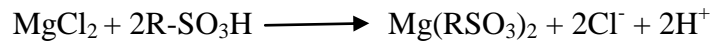
Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl . Reaksi Regenerasi :



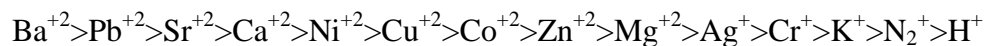
○ Kation (*Cation Exchanger*)

Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation. Untuk *cation exchanger* berupa resin padat yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula RSO_3H dan $(\text{RSO}_3)\text{Na}$, dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ . karena disini kita menggunakan ion H^+ sehingga air akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

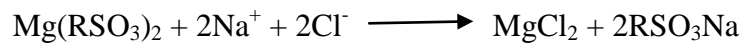
Reaksi penukar kation :



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



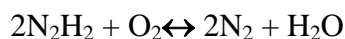
Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :



9. Deaerator

Unit Dearator ini bertujuan untuk menghilangkan gas CO_2 dan O_2 yang terikat dalam feed water. Air yang sudah mengalami demineralisasi biasanya masih ada kandungan gas-gas terlarut terutama CO_2 dan O_2 . Gas-gas tersebut harus dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator. Dalam unit deaerator diinjeksikan zat-zat kimia sebagai berikut :

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut:



Berdasarkan reaksi tersebut maka hidrazin berfungsi untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama O₂ sehingga tidak terjadinya korosi.

Unit Deaerator memiliki fungsi untuk memanaskan air yang keluar dari proses pertukaran ion yang terjadi di alat penukar ion (*ion exchanger*) dan sisa kondensat yang belum dikirim sebagai umpan ketel, pada unit deaerator air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C agar gas-gas yang terlarut dalam air yaitu O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan. Hal ini disebabkan gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang dapat menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan pada akhirnya akan menutupi permukaan pipa-pipa, hal itulah penyebab terjadinya korosi pada pipa-pipa ketel. Dalam hal ini perlu adanya pemanasan yaitu pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas yang ada di dalam deaerator.

4.5.1.4 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*/Pemanas

Tabel 4. 15 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heat Exchanger 1</i>	HE-01	980,8612
<i>Vaporizer</i>	V-01	12.601,5827
<i>Reboiler 1</i>	Rb-01	1.677,0889
Total		15.259,5327

Direncanakan *steam* yang digunakan adalah *saturated steam* dengan

kondisi :

$$P = 587 \text{ psia} = 38 \text{ atm}$$

$$T = 251 \text{ }^\circ\text{C} = 484 \text{ K}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20 \%$$

Perancangan dibuat over design sebesar 20%

$$\text{Kebutuhan steam} = 20\% \times 15.259,5327 \text{ kg/jam}$$

$$= 18.311,4393 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Blowdown} = 15\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 15\% \times 18.311,4393 \text{ kg/jam}$$

$$= 2.746,7159 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Steam Trap} = 5\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 5\% \times 2.746,7159 \text{ kg/jam}$$

$$= 915,5720 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air make up untuk *steam*

$$= \text{Blowdown} + \text{Steam Trap}$$

$$= 2.746,7159 \text{ kg/jam} + 915,5720 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.662,2879 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4. 16 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Reaktor 1</i>	R-01	61.288,7038
<i>Cooler 1</i>	CL-01	86.606,6468
<i>Cooler 2</i>	CL-02	7.771,7926
<i>Condenser 1</i>	CD-01	2.180,0106
<i>Condenser 2</i>	CD-02	47.610,1727
Total		205.457,3265

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi :

Kebutuhan air pendingin :

$$= 20\% \times 205.457,3265 \text{ kg/jam}$$

$$= 246.548,7918 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah air yang menguap (W_e) :

$$= 0,00085 \times W_c \times (T_{in} - T_{out}) \quad (\text{Perry, 1987})$$

$$= 0,00085 \times 246.548,7918 \times 10$$

$$= 2.095,6647 \text{ kg/jam}$$

- *Drift Loss* (W_d) :

$$= 0,0002 \times W_c \quad (\text{Perry, 1987})$$

$$= 0,0002 \times 246.548,7918$$

$$= 49,3098 \text{ kg/jam}$$

- *Blowdown* (W_b)(*cycle* yang dipilih 4 kali) :

$$= \frac{W_e - (\text{cycle} - 1)W_d}{\text{cycle} - 1} \quad (\text{Perry, 1987})$$

$$= \frac{2.095,6647 - (4-1)49,3098}{4-1}$$

$$= 2.046,3550 \text{ kg/jam}$$

Sehingga jumlah makeup air adalah :

$$W_e = 2.095,6647 \text{ kg/jam}$$

$$W_d = 49,3098 \text{ kg/jam}$$

$$W_b = 2.046,3550 \text{ kg/jam}$$

- Kebutuhan *Make Up Water* (W_m) :

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_m = 2.095,6647 \text{ kg/jam} + 49,3098 \text{ kg/jam} + 2.046,3550$$

$$\text{kg/jam}$$

$$W_m = 4.191,3295 \text{ kg/jam}$$

3. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik terdiri dari kebutuhan air untuk tempat tinggal area mess dan kebutuhan air karyawan.

- Kebutuhan Air Karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari.

Diambil kebutuhan air tiap orang

$$= 100 \text{ liter/hari}$$

$$= 4,2626 \text{ kg/jam}$$

Jumlah karyawan

$$= 130 \text{ orang}$$

Kebutuhan air untuk semua karyawan

= 554,1367 kg/jam

- Kebutuhan Air area mess

Jumlah mess = 30 rumah

Penghuni mess = 60 orang

Kebutuhan air untuk mess = 7.500 kg/jam

Total kebutuhan air domestik = (554,1367+7.500) kg/jam

= 8.054,1367 kg/jam

4. Kebutuhan *Service Water*

Kebutuhan air *service water* diperkirakan sekitar 700 kg/jam .
perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk layanan umum yang meliputi laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel dan lain-lain.

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam (Steam Generation System)*

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

Kapasitas : 18.311,4393 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih

terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 153°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

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

4.5.3 Unit pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Pabrik Asetat Anhidrat kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN.

Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan yaitu:

Kapasitas : 470 Kw

Jumlah : 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

a) Kebutuhan Listrik untuk alat proses

Tabel 4. 17 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa	P-01	0,0500	37,2850
Pompa	P-02	0,0500	37,2850
Pompa	P-03	0,2500	186,4250
Pompa	P-04	0,0500	37,2850
Pompa	P-05	0,5000	372,8500
Pompa	P-06	0,1300	96,9410
Pompa	P-07	0,0500	37,2850
Pompa	P-08	0,0500	37,2850
Pompa	P-09	0,0500	37,2850
Total		1,1800	879,926

Power yang dibutuhkan = 879,926 Watt

= 0,8799 kW

b) Kebutuhan Listrik untuk utilitas

Tabel 4. 18 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1.491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	100,0000	74.570,0000
Pompa-01	PU-01	20,6570	15.403,8994
Pompa-02	PU-02	20,6903	15.428,7924
Pompa-03	PU-03	20,5149	15.297,9296
Pompa-04	PU-04	1,2449	928,3501
Pompa-05	PU-05	19,9364	14.866,5986
Pompa-06	PU-06	19,2934	14.387,0572
Pompa-07	PU-07	8,5623	6.384,9282
Pompa-08	PU-08	9,5870	7.148,9995
Pompa-09	PU-09	9,5870	7.148,9995
Pompa-10	PU-10	0,0200	14,9140

Pompa-11	PU-11	1,0929	814,9545
Pompa-12	PU-12	1,0927	814,8495
Pompa-13	PU-13	0,7238	539,7245
Pompa-14	PU-14	0,6758	503,9729
Pompa-15	PU-15	5,5441	4.134,2450
Pompa-16	PU-16	6,7106	5.004,1059
Pompa-17	PU-17	0,0300	22,3710
Pompa-18	PU-18	2,3557	1.756,6704
Pompa-19	PU-19	1,0989	819,4709
Pompa-20	PU-20	0,0000	0,0000
Pompa-21	PU-21	1,0986	819,2022
Pompa-22	PU-22	17,0677	12.727,3817
Total		269,5840	201.028,8169

Power yang dibutuhkan = 201.028,8169 Watt

= 201,0288 kW

c) Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

- Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sekitar 15 kW
- Listrik yang digunakan untuk penerangan sekitar 100 kW

d) Kebutuhan Listrik untuk bengkel dan laboratorium

- Listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 40 kW

e) Kebutuhan Listrik untuk instrumentasi

- Listrik untuk instrumentasi sekitar 10 kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik Asetat Anhidrat :

Tabel 4. 19 Rincian Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	0,8799
	b. Utilitas	201,0288
2	a. Listrik Ac	15,0000
	b. Listrik Penerangan	100,0000
3	Laboratorium dan Bengkel	40,0000
4	Instrumentasi	10,0000
Total		366,9087

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 366,9087 kW. Dengan faktor daya sebesar 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 458,6359 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 46,728 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan *generator*. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator yaitu solar sebanyak 46,2130 kg/jam. Sedangkan untuk bahan bakar *fuel oil* yang digunakan pada boiler sebanyak 1.356,2412 kg/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik Asetat Anhidrat ini dikalsifikasikan adalah cair dan gas.

Limbah cair berasal dari :

a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

b. Air Limbah Laboratorium dan Limbah Cair dari Proses

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik Asetat Anhidrat harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu :

- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks. 20 mg/l
- TSS : maks. 80 mg/l
- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

c. Limbah gas yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah :

Gas buang yang dihasilkan pabrik ini adalah karbon dioksida. Dalam proses penguapan, bahan seperti karbon dioksida dibutuhkan pengawasan yang ketat agar gas terkondensasi secara sempurna. Kondensasi yang sempurna bertujuan agar gas-gas yang akan diupkan berubah fasa menjadi cair

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Asetat Anhidrat 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.

Bentuk perusahaan-perusahaan besar, rata-rata menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Dan bentuk PT ini adalah asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk Perusahaan PT dipilih berdasarkan beberapa factor yang mendukung antara lain :

- 1) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, dikarenakan jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di dalam perusahaan.
- 2) Penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
- 3) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
- 4) Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap dan caranya mengatur waktu.

4.6.2 Struktur Organisasi

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

- a. Pemegang saham
- b. Direktur Utama
- c. Direktur

- d. Staff Ahli
- 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.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang.
3. Pembagian tugas kerja yang jelas.
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas - azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem *line* dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran

produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang - orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

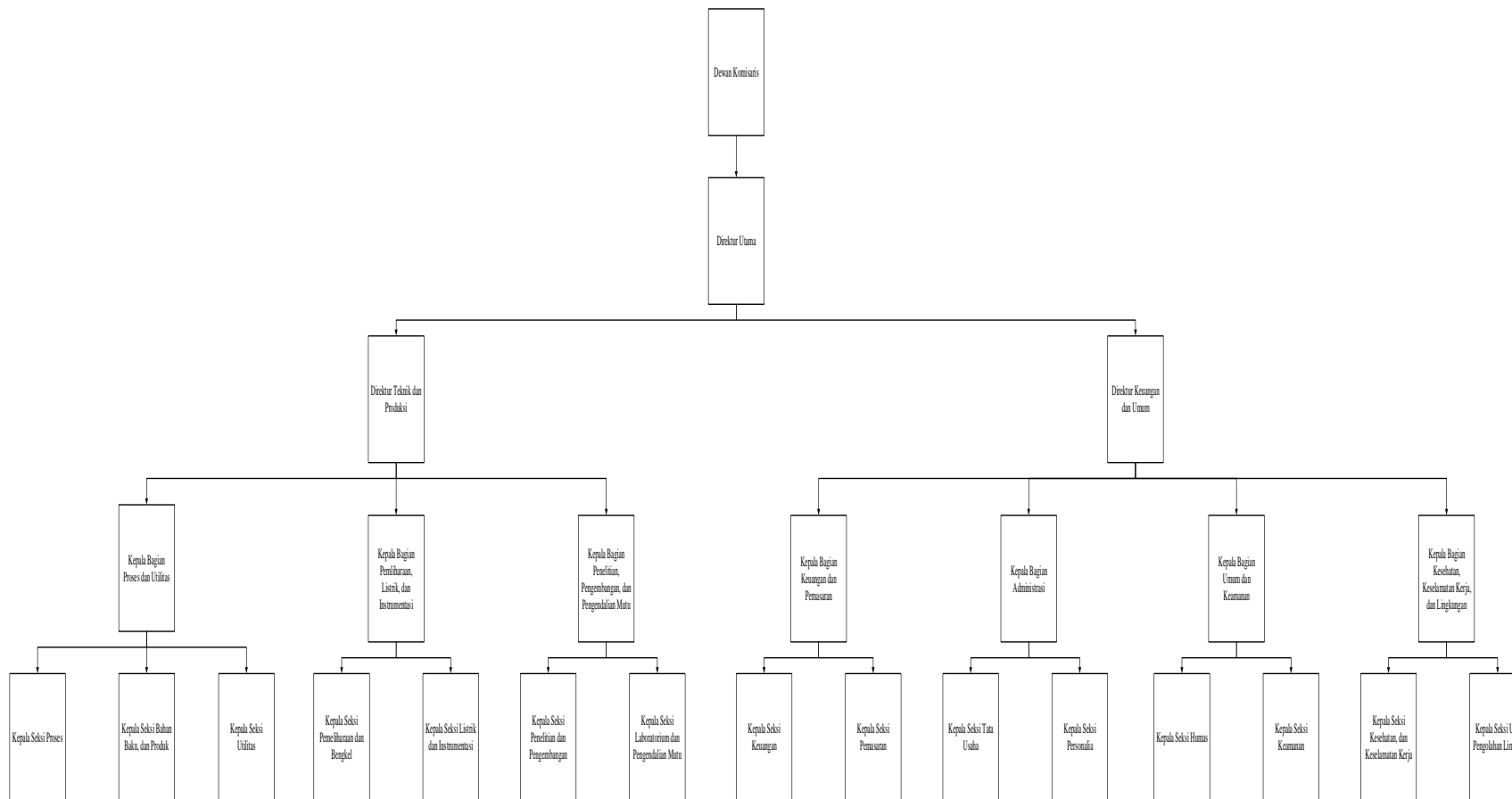
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari - harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan

membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Asetat Anhidrat kapasitas 24.000 ton/tahun.



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi

Berdasarkan gambar struktur tersebut telah dijelaskan sebelumnya urutan tugas dari masing-masing pekerja yang terikat didalam perusahaan dari jabatan yang teratas sampai yang terbawah.

4.6.3 Tugas dan Wewenang

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:

- a) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b) Mengangkat dan memberhentikan direktur
- c) Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

2) Dewan Komisaris

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

- a) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.

- b) Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- c) Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

3) Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

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

b. Direktur Keuangan dan Umum

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

c. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang

berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

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

d. Kepala Bagian

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

- **Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

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

- **Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi**

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

- **Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu**

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

- **Kepala Bagian Produksi**

Tugas : Mengawasi terkait pemakaian bahan baku, pemakaian packing material dengan tujuan meminimalkan pemborosan dan kegagalan proses, menjaga dan mengawasi agar mutu bahan baku dalam proses dan mutu produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang telah ditetapkan serta mengawasi pembuatan laporan produksi terkait laporan absensi, pemakaian bahan baku, hasil produksi dan jam berhenti (*stoppage*) tiap-tiap mesin.

- **Kepala Bagian Teknik**

Tugas : Bertanggung jawab atas penyediaan mesin untuk keberlangsungan proses terkait peralatan dan kebutuhan listrik untuk kelancaran produksi. Melakukan pengecekan terkait perawatan mesin proses.

- **Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

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

- **Kepala Bagian Administrasi**

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

- **Kepala Bagian Humas dan Keamanan**

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

- **Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan**

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

e. Kepala Seksi

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

- **Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

- **Kepala Seksi Proses**

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

- **Kepala Seksi Utilitas**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

- **Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel**

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

- **Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat- alat instrumentasi.

- **Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu**

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

- **Kepala Seksi Keuangan**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

- **Kepala Seksi Pemasaran**

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

- **Kepala Seksi Personalia**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

- **Kepala Seksi Humas**

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

- **Kepala Seksi Keamanan**

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

- **Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja**

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

4.6.4 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

1. Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Asetat Anhidrat dari aseton dan asam asetat ini akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

- a. Pegawai *non shift* yang bekerja selama 6 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai *non shift* termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah

tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Senin- Kamis : 07.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 07:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)

Sabtu : 07:00 – 12:00

Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

b. Pegawai *shift* bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 *shift*.

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *shift* sebagai berikut :

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 24.00

Shift III : 24.00- 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok.

Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*.

Berikut adalah jadwal kerja karyawan *shift* :

Tabel 4. 20 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	II	II	II	-	III	III	III	-	I	I	I	-
B	-	III	III	III	-	I	I	I	-	II	II	II
C	I	I	I	-	II	II	II	-	III	III	III	-
D	-	II	II	II	-	III	III	III	-	I	I	I

4.6.6 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

a. Jumlah Pekerja

Tabel 4. 21 Jumlah Karyawan Pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Ka. Bag. Produksi	1
5	Ka. Bag. Teknik	1
6	Staf Ahli	1
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1
9	Ka. Bag. Litbang	1
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1
11	Ka. Bag. K3	1
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
13	Ka. Sek. UPL	1
14	Ka. Sek. Utilitas	
15	Ka. Sek. Proses	1
16	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1
17	Ka. Sek. Pemeliharaan	1
18	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
19	Ka. Sek. Laboratorium	1
20	Ka. Sek. Keuangan	1
21	Ka. Sek. Pemasaran	1
22	Ka. Sek. Personalia	1
23	Ka. Sek. Humas	1
24	Ka. Sek. Keamanan	1
25	Ka. Sek. K3	1
26	Operator Proses	12
27	Operator Utilitas	6
28	Karyawan Personalia	4
29	Karyawan Humas	4
30	Karyawan Litbang	4
31	Karyawan Pembelian	4
32	Karyawan Pemasaran	4

33	Karyawan Administrasi	3
34	Karyawan Kas/Anggaran	3
35	Karyawan Proses	11
36	Karyawan Pengendalian	5
37	Karyawan Laboratorium	5
38	Karyawan Pemeliharaan	5
39	Karyawan Utilitas	8
40	Karyawan K3	5
41	Karyawan Keamanan	4
42	Sekretaris	2
43	Dokter	2
44	Perawat	3
45	Supir	6
46	Cleaning Service	5
Total		130

b. Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan.

Tabel 4. 22 Rincian Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Jenjang Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2	Direktur Produksi dan Teknik	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian Penelitian, Mutu dan Pengembangan	Sarjana Kimia
5	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrument	Sarjana Teknik Mesin / Sarjana Teknik Elektro
7	Kepala Departemen Keuangan dan Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Departemen Administrasi	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Departemen Umum dan Keamanan	Sarjana Hukum
10	Kepala Departemen Kesehatan, Keselamatan Kerja dan	Sarjana Teknik Kimia / Sarjana Teknik Lingkungan

No	Jabatan	Jenjang Pendidikan
	Lingkungan	
11	Kepala Divisi	Sarjana Teknik Kimia
12	Operator	STM/SMU/Sederajat
13	Sekretaris	Akademi Sekretaris
14	Staff	STM/SMU/Sederajat
15	Medis	Dokter
16	Paramedis	Keperawatan
17	Lain – lain	SLTA

c. Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

- Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

- Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

- Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan :

Tabel 4. 23 Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp 35.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 25.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 25.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 15.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 15.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 15.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 15.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 15.000.000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 15.000.000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 15.000.000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 15.000.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000
13	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 10.000.000
14	Ka. Sek. UPL	1	Rp 10.000.000
15	Ka. Sek. Proses	1	Rp 10.000.000
16	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 10.000.000
17	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 10.000.000
18	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 10.000.000
19	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 10.000.000
20	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 10.000.000
21	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 10.000.000
22	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 10.000.000
23	Ka. Sek. Humas	1	Rp 10.000.000
24	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 10.000.000
25	Ka. Sek. K3	1	Rp 10.000.000
26	Karyawan Personalia	4	Rp 4.000.000
27	Karyawan Humas	4	Rp 4.000.000
28	Karyawan Litbang	4	Rp 4.000.000
29	Karyawan Pembelian	4	Rp 4.000.000
30	Karyawan Pemasaran	4	Rp 4.000.000
31	Karyawan Administrasi	3	Rp 4.000.000
32	Karyawan Kas/Anggaran	3	Rp 4.000.000
33	Karyawan Proses	11	Rp 4.000.000
34	Karyawan Pengendalian	5	Rp 4.000.000

35	Karyawan Laboratorium	5	Rp	4.000.000
36	Karyawan Pemeliharaan	5	Rp	4.000.000
37	Karyawan Utilitas	8	Rp	4.000.000
38	Karyawan K3	5	Rp	4.000.000
39	Karyawan Keamanan	4	Rp	4.000.000
40	Operator proses	12	Rp	5.000.000
41	Operator Utilitas	6	Rp	5.000.000
42	Sekretaris	2	Rp	7.000.000
43	Dokter	2	Rp	6.500.000
44	Perawat	3	Rp	4.500.000
45	Supir	6	Rp	3.000.000
46	Cleaning Service	5	Rp	3.000.000
Total		130	Rp	440.000.000

4.6.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

1. Tunjangan

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

2. Cuti

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

3. Pakaian Kerja

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

4. Pengobatan

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

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

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

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

- Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.

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

4.7 Evaluasi Ekonomi

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

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow Rate*

4. *Break Even Point*

5. *Shut Down Point*

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

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

4.7.1 Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk

memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2023 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2023, dicari dengan persamaan regresi linier.

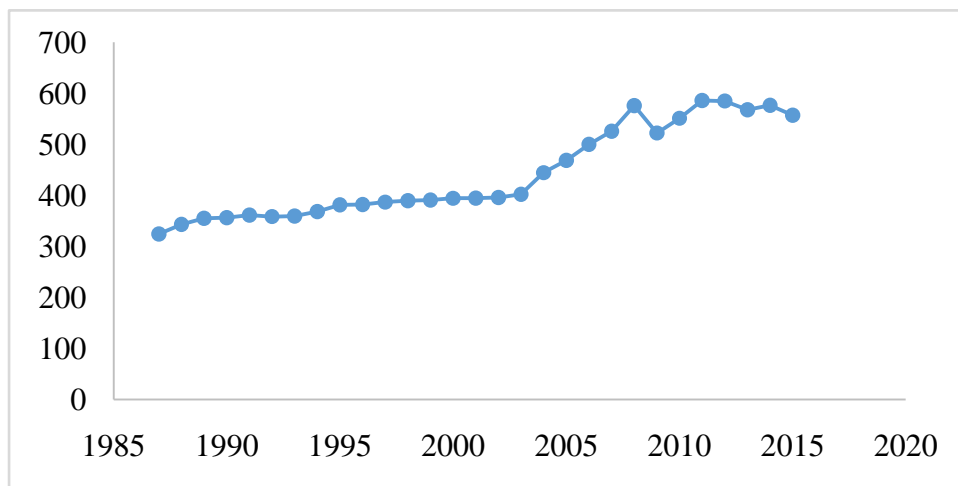
Tabel 4. 24 Indeks Harga Alat

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

26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8

(www.chemengonline.com/pci)

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linier yang diperoleh adalah $y = 9,878x - 19.325$. Pabrik Asetat Anhidrat dengan Kapasitas 24.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2023, berikut adalah grafik hasil *plotting* data :



Gambar 4. 8 Tahun Vs Indeks Harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi Linear yang diperoleh adalah $y = 9,878x - 19325$. Pabrik Asetat Anhidrat dari Asam Asetat dan Aseton dengan kapasitas 24.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2023, maka dari persamaan regresi Linear diperoleh indeks sebesar 658,194.

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters

dan Timmerhaus, pada tahun 1990, Aries dan Newton, pada tahun 1955.

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

Dalam hubungan ini:

Ex :Harga pembelian pada tahun 2023

Ey :Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)

Nx :Index harga pada tahun 2023

Ny :Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)

Berdasarkan rumus tersebut, maka didapatkan hasil perhitungan alat sebagai berikut :

Tabel 4. 25 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Total
Tangki Asam asetat	T-01	1	\$ 889.436
Tangki Aseton	T-02	1	\$ 354.975
Tangki Asetat anhidrat	T-03	1	\$ 383.880
Vaporizer	V-01	1	\$ 109.680
Furnace	F-01	1	\$ 337.723
Menara Destilasi	MD-01	1	\$ 168.062
Reaktor	R-01	1	\$ 406.387
Knockout Drum 1	KO-01	1	\$ 31.076
Knockout Drum 2	KO-02	1	\$ 25.135
Condenser 1	CD-01	1	\$ 22.621
Condenser 2	CD-02	1	\$ 33.247
Reboiler	RB-01	1	\$ 35.075
Heater	HE-01	1	\$ 19.308
Cooler 1	CL-02	1	\$ 19.651
Cooler 2	CL-03	1	\$ 19.194

Pompa 1	P-01	2	\$	13.253
Pompa 2	P-02	2	\$	13.253
Pompa 3	P-03	2	\$	20.336
Pompa 4	P-04	2	\$	13.253
Pompa 5	P-05	2	\$	26.049
Pompa 6	P-06	2	\$	20.336
Pompa 7	P-07	2	\$	13.253
Pompa 8	P-08	2	\$	13.253
Pompa 9	P-09	2	\$	13.253
Akumulator		1	\$	11.996
Total		34	\$	3.013.685

Tabel 4. 26 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Total
Screening	FU-01	1	\$ 30.619
Reservoir	BU-01	1	\$ 1.714
Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	\$ 1.714
Bak Pengendap I	BU-03	1	\$ 1.714
Bak Pengendap II	BU-04	1	\$ 1.714
Sand Filter	FU-02	1	\$ 7.883
Bak Air Penampung Sementara	BU-05	1	\$ 1.714
Bak Air Pendingin	BU-06	1	\$ 11.082
Cooling Tower	CT-01	1	\$ 11.082
Blower Cooling Tower	BL-01	1	\$ 177.659
Deaerator	De-01	1	\$ 1.485
Boiler	Bo-01	1	\$ 3.770
Tangki Alum	TU-01	1	\$ 10.054
Tangki Klorinasi	TU-02	1	\$ 17.023
Tangki Kaporit	TU-03	1	\$ 1.257
Tangki Air Bersih	TU-04	1	\$ 94.599
Tangki Service Water	TU-05	1	\$ 27.191
Tangki Air Bertekanan	TU-06	1	\$ 27.191
Mixed Bed	TU-07	1	\$ 126.932
Tangki NaCl	TU-08	1	\$ 26.849
Tangki Air Demin	TU-09	1	\$ 260.947
Tangki Hydrazine	TU-10	1	\$ 51.984
Pompa 1	PU-01	2	\$ 33.589
Pompa 2	PU-02	2	\$ 33.589
Pompa 3	PU-03	2	\$ 33.589

Pompa 4	PU-04	2	\$	10.054
Pompa 5	PU-05	2	\$	33.589
Pompa 6	PU-06	2	\$	33.589
Pompa 7	PU-07	2	\$	33.589
Pompa 8	PU-08	2	\$	33.589
Pompa 9	PU-09	2	\$	33.589
Pompa 10	PU-10	2	\$	10.054
Pompa 11	PU-11	2	\$	15.081
Pompa 12	PU-12	2	\$	15.081
Pompa 13	PU-13	2	\$	10.054
Pompa 14	PU-14	2	\$	10.054
Pompa 15	PU-15	2	\$	49.127
Pompa 16	PU-16	2	\$	49.127
Pompa 17	PU-17	2	\$	10.054
Pompa 18	PU-18	2	\$	25.820
Pompa 19	PU-19	2	\$	25.820
Pompa 20	PU-20	2	\$	10.054
Pompa 21	PU-21	2	\$	25.820
Pompa 22	PU-22	2	\$	33.589
Tangki Bahan Bakar	TU-11	1	\$	27.306
Kompresor	K-01	2	\$	12.567
Total		69	\$	1.491.990

4.7.2 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 adalah perhitungan – perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

1. Dasar Perhitungan

- Kapasitas Produksi = 24.000 ton/tahun
- Satu tahun operasi = 330 hari
- Tahun pendirian pabrik = 2023
- Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 15.191
- Upah pekerja asing : \$ 25/manhour
- Upah pekerja Indonesia : Rp. 20.000/manhour
- 1 manhour asing : 2 manhour Indonesia
- 5 % tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

2. Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

- *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

- *Working Capital Investment*

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

b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries and Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi:

- *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

- *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

- *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya –biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

c. *General Expense*

Berupa pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

d. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$\% \text{ ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (4.1)$$

e. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan :

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

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\% \quad (4.2)$$

f. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan :

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

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100\% \quad (4.3)$$

Keterangan:

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

g. *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*).
- Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (4.4)$$

h. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan:

- Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah

terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

- Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR

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

Keterangan :

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow (profit after taxes + depresiasi + finance)*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

i. Perhitungan Biaya

A. Fixed Capital Investment (FCI)

a. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

Harga pembelian alat proses dan alat utilitas dari tempat pembelian.

Alat proses = \$ 3.013.685

Alat utilitas = \$ 1.491.990

Total PEC = alat proses + alat utilitas
= \$ 3.013.685 + \$ 1.491.990
= \$ 4.505.675
= Rp. 68.445.717.107

b. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

Biaya pengangkutan = 15% PEC
= 15% x \$ 4.505.675
= \$ 675.851,33

Biaya administrasi dan pajak = 10% PEC
= 10% x \$ 4.505.675
= \$ 450.567,55

Total DEC = \$ 675.851,33 + \$ 450.567,55
= \$ 1.126.418,88
= Rp. 17.111.429.277

c. Biaya Pemasangan (*Instalation Cost*)

Besarnya instalasi adalah 43% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC)

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 11\% \text{ PEC} \\ &= 11\% \times \$ 4.505.675 \\ &= \$ 495.624,31 \\ &= \text{Rp. } 7.529.028.882\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Labor} &= 32\% \text{ PEC} \\ &= 32\% \times \$ 4.505.675 \\ &= \$ 1.441.816,17\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tenaga asing} &= 5\% \times \text{labor} \\ &= 5\% \times \$ 1.441.816,17 \\ &= \$ 72.090,81\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Labor} \times 2 \times (\text{Rp.}20.000 / \$ 20) \\ &= 95\% \times \$ 1.441.816,17 \times 2 \times (\text{Rp.}20.000 / \$ 20) \\ &= \text{Rp. } 2.739.450.727 \\ &= \$ 180.333,80\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total biaya instalasi} &= \$ 495.624,31 + \$ 72.090,81 + \$ 180.333,80 \\ &= \$ 748.048,92 \\ &= \text{Rp. } 11.363.611.083\end{aligned}$$

d. Biaya Pemipaan (*Piping Cost*)

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 21\% \text{ PEC} \\ &= 21\% \times \$ 4.505.675 \\ &= \$ 946.191,86\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Labor} &= 15\% \text{ PEC} \\
&= 15\% \times \$ 4.505.675 \\
&= \$ 675.851,33 \\
\text{Tenaga asing} &= 5\% \text{ Labor} \\
&= 5\% \times \$ 675.851,33 \\
&= \$ 33.792,57 \\
\text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Labor} \times 2 \times (\text{Rp}.20.000 / \$ 20) \\
&= 95\% \times \$ 675.851,33 \times 2 \times (\text{Rp}.20.000 / \$ 20) \\
&= \text{Rp}. 1.284.117.529 \\
&= \$ 84.531,47 \\
\text{Total biaya pemipaan} &= \$ 946.191,86 + \$ 33.792,57 + \$ 84.531,47 \\
&= \$ 1.064.515,90 \\
&= \text{Rp}. 16.171.060.999,32
\end{aligned}$$

e. Biaya Instrumentasi (*Instrumentation Cost*)

$$\begin{aligned}
\text{Material} &= 6\% \times \text{PEC} \\
&= 6\% \times \$ 4.505.675 \\
&= \$ 270.340,53 \\
\text{Labor} &= 24\% \times \text{PEC} \\
&= 24\% \times \$ 4.505.675 \\
&= \$ 1.081.362,13 \\
\text{Tenaga asing} &= 5\% \text{ Labor} \\
&= 5\% \times \$ 1.081.362,13 \\
&= \$ 54.068,11
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Labor} \times 2 \times (\text{Rp.}20.000 / \$ 20) \\
&= 95\% \times \$ 1.081.362,13 \times 2 \times (\text{Rp.}20.000 / \$ 20) \\
&= \text{Rp. } 2.054.588.045,61 \\
&= \$ 135.250,35
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total biaya} &= \$ 270.340,53 + \$ 54.068,11 + \$ 135.250,35 \\
&= \$ 459.658,99 \\
&= \text{Rp. } 6.982.679.677
\end{aligned}$$

f. Biaya Isolasi (*Insulation Cost*)

$$\begin{aligned}
\text{Material} &= 3\% \text{ PEC} \\
&= 3\% \times \$ 4.505.675 \\
&= \$ 135.170,27
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Labor} &= 5\% \text{ PEC} \\
&= 5\% \times \$ 4.505.675 \\
&= \$ 225.283,78
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tenaga asing} &= 5\% \text{ Labor} \\
&= 5\% \times \$ 225.283,78 \\
&= \$ 11.264,19
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Labor} \times 2 \times (\text{Rp.}20.000 / \$ 20) \\
&= 95\% \times \$ 225.283,78 \times 2 \times (\text{Rp.}20.000 / \$ 20) \\
&= \text{Rp. } 428.039.176,17 \\
&= \$ 28.177,16
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total biaya insulasi} &= \$ 135.170,27 + \$ 11.264,19 + \$ 28.177,16 \\
&= \$ 174.611,61 \\
&= \text{Rp. } 2.652.524.982
\end{aligned}$$

g. Biaya Listrik (*Electrical Cost*)

Biaya listrik biasanya berkisar antara 10% - 15% dari PEC. Diambil biaya listrik 10% dari PEC.

$$\begin{aligned}
\text{Total biaya listrik} &= 10\% \text{ PEC} \\
&= 10\% \times \$ 4.505.675 \\
&= \$ 450.567,55 \\
&= \text{Rp. } 6.844.571.710,72
\end{aligned}$$

h. Biaya Bangunan (*Building Cost*)

$$\begin{aligned}
\text{Luas bangunan} &= 9.676 \text{ m}^2 \\
\text{Harga bangunan} &= \text{Rp. } 4.000.000 / \text{m}^2 \\
\text{Total biaya bangunan} &= \text{Luas} \times \text{Harga} \\
&= 9.676 \text{ m}^2 \times \text{Rp. } 4.000.000 / \text{m}^2 \\
&= \text{Rp. } 38.704.000.000,00 \\
&= \$ 2.547.824,37
\end{aligned}$$

i. Tanah dan Perluasan Tanah (*Land and Yard Improvement*)

$$\begin{aligned}
\text{Luas tanah} &= 14.656 \text{ m}^2 \\
\text{Harga tanah} &= \text{Rp. } 4.000.000 / \text{m}^2 \\
\text{Total harga tanah} &= \text{Luas} \times \text{Harga} \\
&= 14.656 \text{ m}^2 \times \text{Rp. } 4.000.000 / \text{m}^2 \\
&= \text{Rp. } 58.624.000.000
\end{aligned}$$

$$= \$ 3.859.127,11$$

a. *Engineering and Construction*

Untuk PPC lebih dari US\$ 5.000.000, *Engineering and Construction* sebesar 20% dari PPC.

$$\begin{aligned} \text{Engineering and Construction} &= 20\% \text{ PPC} \\ &= 20\% \times \$ 14.936.449 \\ &= \$ 2.987.289,77 \\ &= \text{Rp. } 45.379.918.967,30 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{DPC (Direct Plant Cost)} &= \text{PPC} + \text{Engineering and Construction} \\ &= \$ 14.936.449 + \$ 45.379.918.967,30 \\ &= \$ 17.923.738,65 \\ &= \text{Rp. } 272.279.513.804 \end{aligned}$$

b. *Contractor's fee*

Biasanya berkisar antara 4 % sampai 10% dari nilai *Direct Plant Cost*.

Pada analisa ini diambil nilai *contractor's fee* sebesar 4% dari nilai DPC.

$$\begin{aligned} \text{Contractor's fee} &= 4\% \text{ DPC} \\ &= 4\% \times \$ 17.923.738,65 \\ &= \$ 716.949,55 \\ &= \text{Rp. } 10.891.180.552,15 \end{aligned}$$

c. *Contingency*

Nilai dari *contingency* biasanya kurang dari samadengan 10% DPC

$$\begin{aligned} \text{Contingency} &= 10\% \text{ DPC} \\ &= 10\% \times \$ 17.923.738,65 \end{aligned}$$

$$= \$ 1.792.373,86$$

$$= \text{Rp. } 27.227.951.380,38$$

B. Manufacturing Cost

Biaya yang dikeluarkan untuk pembuatan suatu produk (per tahun).

1. Direct Manufacturing Cost

Merupakan pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu pabrik.

a. Raw Material

$$\text{Asam Asetat} = 14.822.803,4088 \text{ Kg/th}$$

$$\text{Total harga} = \text{Rp. } 67.551.961.975$$

$$\text{Aseton} = 15.341.387,4737 \text{ Kg/th}$$

$$\text{Total harga} = 158.474.691.637$$

$$\text{Total Raw Material} = \text{Rp. } 226.026.653.612/\text{th}$$

$$= \text{Rp. } 627.851.816/\text{hr}$$

b. Tenaga Kerja

Pekerja yang berhubungan langsung dengan produksi

$$\text{Total biaya tenaga kerja} = \text{Rp. } 9.474.000.000$$

$$= \$ 623.658$$

c. Supervisor

Biaya *supervisor* biasanya berkisar antara 10% sampai 25% dari *labor cost*. Pada analisa kali ini diambil biaya *supervisor* sebesar 15% dari *labor cost*.

$$\text{Biaya } \textit{supervisor} = 10\% \text{ Labor}$$

$$= 10\% \times \text{Rp. } 9.474.000.000$$

= Rp. 1.421.100.000

= \$ 93.548

d. *Maintenance*

Biaya *maintenance* biasanya berkisar antara 2% sampai 4% dari *fixed capital investment* (FCI). Pada analisa kali ini diambil biaya *maintenance* sebesar 2% dari *fixed capital*.

Maintenance = 2% FCI

= 2% x Rp. 310.398.645.736

= Rp. 6.207.972.915

= \$ 408.661

e. *Plant Supplies*

Biasanya nilai *plant supplies* sebesar 15% dari biaya *maintenance*.

Plant Supplies = 15% *Maintenance*

= 15% x Rp. 6.207.972.915

= Rp. 931.195.937

= \$ 61.299

f. *Royalties and Patents*

Nilai dari royalti dan paten biasanya berkisar antara 1 sampai 5 %.

Rincian penjualan produk asetat anhidrat sebagai berikut:

Produksi = 24.000.000 kg/tahun

Harga = \$ 2,100 /Kg

Total harga = \$ 50.400.000 /tahun

= Rp. 765.626.400.000 /tahun

$$\begin{aligned}
 \text{Royalties and patents} &= 1\% \text{ harga penjualan} \\
 &= 1\% \times \text{Rp. } 765.626.400.000 \\
 &= \text{Rp. } 7.656.264.000 \\
 &= \$ 239.258.250
 \end{aligned}$$

g. Utilitas

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya kebutuhan utilitas} &= \text{Rp. } 74.604.340.097 \\
 &= \$ 4.911.088
 \end{aligned}$$

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Merupakan pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

a. *Payroll Overhead*

Pengeluaran perusahaan untuk pensiunan, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, keamanan, dan sebagainya. Besarnya *payroll overhead* ini biasanya berkisar antara 15 sampai 20% *labor cost*.

$$\begin{aligned}
 \text{Payroll overhead} &= 15\% \text{ Labor} \\
 &= 15\% \times \text{Rp. } 9.474.000.000 \\
 &= \text{Rp } 1.421.100.000 \\
 &= \$ 93.548
 \end{aligned}$$

b. *Laboratory*

Laboratory dibutuhkan untuk menjamin *quality control*, karenanya biaya tergantung dari produk yang dihasilkan. Nilai *laboratory* biasanya berkisar antara 10 sampai 20% *labor cost*.

$$\begin{aligned} \text{Laboratory} &= 10\% \text{ Labor} \\ &= 10\% \times 9.474.000.000 \\ &= \text{Rp. } 947.400.000 \\ &= \$ 303.407 \end{aligned}$$

c. *Plant Overhead*

Biaya untuk *service* yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk didalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan, dan *engineering*. Biaya *plant overhead* biasanya berkisar antara 50 sampai 100% *labor cost*.

$$\begin{aligned} \text{Plant overhead} &= 50\% \text{ Labor} \\ &= 50\% \times \text{Rp. } 9.474.000.000 \\ &= \text{Rp. } 4.737.000.000 \\ &= \$ 311.829 \end{aligned}$$

d. *Packaging and Shipping*

Biayanya sebesar 10% dari harga penjualan produknya. Biaya *container* untuk *packaging* tergantung dari sifat-sifat dan chemis produk juga nilainya.

$$\begin{aligned}
\text{Packaging and Shipping} &= 10\% \text{ Sales Price} \\
&= 10\% \times \text{Rp. } 765.626.400.000 \\
&= \text{Rp. } 76.562.640.000 \\
&= \$ 5.040.000
\end{aligned}$$

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan *initial fixed capital investment* dan harganya tetap tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

a. *Depreciation*

Nilainya berkisar antara 8 sampai 10% dari nilai FCI.

$$\begin{aligned}
\text{Depreciation} &= 10\% \text{ FCI} \\
&= 10\% \times \text{Rp. } 310.398.645.736 \\
&= \text{Rp. } 31.039.864.573 \\
&= \$ 2.043.306
\end{aligned}$$

a. *Property Taxes*

Nilainya berkisar antara 1 sampai 2% dari nilai FCI.

$$\begin{aligned}
\text{Property Taxes} &= 1\% \text{ FCI} \\
&= 1\% \times \text{Rp. } 310.398.645.736 \\
&= \text{Rp. } 3.103.986.457 \\
&= \$ 204.330
\end{aligned}$$

b. *Insurance*

Nilai *Insurance* biasanya 1% dari nilai FCI.

$$\text{Insurance} = 1\% \text{ FCI}$$

$$= 1\% \times \text{Rp. } 310.398.645.736$$

$$= \text{Rp. } 3.103.986.457$$

$$= \$ 20.619.209.109$$

C. Working Capital

a. Raw Material Inventory

Persediaan bahan baku untuk kebutuhan produksi selama 3 bulan

$$\text{Raw material inventory} = (90/330) \times \text{total raw material}$$

$$= (90/330) \times \text{Rp. } 226.026.653.612$$

$$= \text{Rp. } 61.643.632.803$$

$$= \$ 4.057.904$$

b. Inprocess Inventory

Persediaan bahan baku dalam proses untuk satu hari proses dengan harga 50% *manufacturing cost*.

$$\text{Inprocess Inventory} = (30/330) \times (50\% \text{ total manufacturing cost})$$

$$= (30/330) \times (50\% \times \text{Rp. } 447.237.504.048)$$

$$= \text{Rp. } 60.986.932.370$$

$$= \$ 4.014.675$$

c. Product Inventory

Biaya penyimpanan produk sebelum dikirim ke konsumen selama 3 bulan.

$$\text{Product Inventory} = (90/330) \times \text{total manufacturing cost}$$

$$= (90/330) \times \text{Rp. } 447.237.504.048$$

$$= \text{Rp. } 40.657.954.913$$

$$= \$ 2.676.450$$

d. Extended Credit

Modal untuk biaya pengiriman produk sampai ke konsumen selama 3 bulan.

$$\begin{aligned} \text{Extended Credit} &= (90/330) \times \text{penjualan produk} \\ &= (90/330) \times \text{Rp. 765.626.400.000} \\ &= \text{Rp. 208.807.200.000} \\ &= \$ 13.745.454 \end{aligned}$$

e. Available Cash

Dana untuk pembayaran gaji, jasa, dan material selama 3 bulan.

$$\begin{aligned} \text{Available Cash} &= (90/330) \times \text{total manufacturing cost} \\ &= (90/330) \times \text{Rp. 447.237.504.048} \\ &= \text{Rp. 121.973.864.740} \\ &= \$ 8.029.350 \end{aligned}$$

D. General Expense

Yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

a. Administration

Biaya administrasi penggajian, audit (3-6% MC)

$$\begin{aligned} \text{Administration} &= 4\% \text{ manufacturing cost} \\ &= 4\% \times \text{Rp. 447.237.504.048} \\ &= \text{Rp. 17.889.500.161} \\ &= \$ 1.177.638 \end{aligned}$$

b. Sales Expense

Penjualan, distribusi, *advertising* (5-22% MC)

$$\begin{aligned} \text{Sales Expense} &= 20\% \text{ manufacturing cost} \\ &= 20\% \times \text{Rp. } 447.237.504.048 \\ &= \text{Rp. } 89.447.500.809 \\ &= \$ 5.888.190 \end{aligned}$$

c. Research

Riset atau penelitian dan pengembangan bernilai 3,5% sampai 8% dari *manufacturing cost* karena *industrial chemical*.

$$\begin{aligned} \text{Research} &= 8\% \text{ manufacturing cost} \\ &= 8\% \times \text{Rp. } 447.237.504.048 \\ &= \text{Rp. } 35.779.000.323 \\ &= \$ 2.355.276 \end{aligned}$$

d. Finance

Biaya untuk membayar bunga pinjaman bank atau deviden para pemegang saham, nilainya berkisar antara 2 sampai 4% dari FCI+WCI

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 4\% \times \text{Capital Investment} \\ &= 4\% \times (\text{Rp. } 310.398.645.736 + \text{Rp. } 494.069.584.827) \\ &= \text{Rp. } 32.178.729.222 \\ &= \$ 2.118.275 \end{aligned}$$

j. Hasil Perhitungan

Tabel 4. 27 Physical Plant Cost (PPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 68.445.717.107	\$ 4.505.676
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 17.111.429.277	\$ 1.126.419
3	Instalasi cost	Rp 11.363.611.083	\$ 748.049
4	Pemipaan	Rp 16.171.060.999	\$ 1.064.516
5	Instrumentasi	Rp 6.982.679.677	\$ 459.659
6	Insulasi	Rp 2.652.524.982	\$ 174.612
7	Listrik	Rp 6.844.571.711	\$ 450.568
8	Bangunan	Rp 38.704.000.000	\$ 2.547.824
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 58.624.000.000	\$ 3.859.127
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp 226.899.594.837	\$ 14.936.449

Tabel 4. 28 Direct Plant Cost (DPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 45.379.918.967	\$ 2.987.290
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp 272.279.513.804	\$ 17.923.739

Tabel 4. 29 Fixed Capital Investment (FCI)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 272.279.513.804	\$ 17.923.739
2	Kontraktor	Rp 10.891.180.552	\$ 716.950
3	Biaya tak terduga	Rp 27.227.951.380	\$ 1.792.374
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 310.398.645.736	\$ 20.433.062

Tabel 4. 30 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 226.026.653.612	\$ 14.878.985
2	<i>Labor</i>	Rp 9.474.000.000	\$ 623.659
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.421.100.000	\$ 93.549
4	<i>Maintenance</i>	Rp 6.207.972.915	\$ 408.661
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 931.195.937	\$ 61.299
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 7.656.264.000	\$ 504.000

7	<i>Utilities</i>	Rp 74.604.340.097	\$ 4.911.088
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp326.321.526.560	\$ 21.481.241

Tabel 4. 31 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.421.100.000	\$ 93.549
2	<i>Laboratory</i>	Rp 947.400.000	\$ 62.366
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 4.737.000.000	\$ 311.829
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 76.562.640.000	\$ 5.040.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 83.668.140.000	\$ 5.507.744

Tabel 4. 32 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 31.039.864.574	\$ 2.043.306
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 3.103.986.457	\$ 204.331
3	<i>Insurance</i>	Rp 3.103.986.457	\$ 204.331
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 37.247.837.488	\$ 2.451.967

Tabel 4. 33 Manufacturing Cost (MC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 326.321.526.560	\$ 21.481.241
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 83.668.140.000	\$ 5.507.744
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 37.247.837.488	\$ 2.451.967
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp 447.237.504.048	\$ 29.440.952

Tabel 4. 34 Working Capital (WC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 61.643.632.803	\$ 4.057.905
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 60.986.932.370	\$ 4.014.675
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 40.657.954.913	\$ 2.676.450
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 208.807.200.000	\$ 13.745.455
5	<i>Available Cash</i>	Rp 121.973.864.740	\$ 8.029.351
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp 494.069.584.827	\$ 32.523.835

Tabel 4. 35 General Expense (GE)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 17.889.500.162	\$ 1.177.638
2	<i>Sales expense</i>	Rp 89.447.500.810	\$ 5.888.190
3	<i>Research</i>	Rp 35.779.000.324	\$ 2.355.276
4	<i>Finance</i>	Rp 32.178.729.223	\$ 2.118.276
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 175.294.730.518	\$ 11.539.381

Tabel 4. 36 Total Production Cost (TPC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 447.237.504.048	\$ 29.440.952
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 175.294.730.518	\$ 11.539.381
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 622.532.234.567	\$ 40.980.333

Tabel 4. 37 Fixed Cost (Fa)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 31.039.864.574	\$ 2.043.306
2	<i>Property taxes</i>	Rp 3.103.986.457	\$ 204.331
3	<i>Insurance</i>	Rp 3.103.986.457	\$ 204.331
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp 37.247.837.488	\$ 2.451.967

Tabel 4. 38 Variable Cost (Va)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp 226.026.653.612	\$ 14.878.985
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 76.562.640.000	\$ 5.040.000
3	<i>Utilities</i>	Rp 74.604.340.097	\$ 4.911.088
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 7.656.264.000	\$ 504.000
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp 384.849.897.708	\$ 25.334.073

Tabel 4. 39 Regulated Cost (Ra)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 9.474.000.000	\$ 623.659
2	<i>Plant overhead</i>	Rp 4.737.000.000	\$ 311.829
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp 1.421.100.000	\$ 93.549
4	<i>Supervision</i>	Rp 1.421.100.000	\$ 93.549
5	<i>Laboratory</i>	Rp 947.400.000	\$ 62.366

6	<i>Administration</i>	Rp 17.889.500.162	\$ 1.177.638
7	<i>Finance</i>	Rp 32.178.729.223	\$ 2.118.276
8	<i>Sales expense</i>	Rp 89.447.500.810	\$ 5.888.190
9	<i>Research</i>	Rp 35.779.000.324	\$ 2.355.276
10	<i>Maintenance</i>	Rp 6.207.972.915	\$ 408.661
11	<i>Plant supplies</i>	Rp 931.195.937	\$ 61.299
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp 200.434.499.370	\$ 13.194.293

Berdasarkan rincian perhitungan tersebut maka didapatkan data untuk menguji apakah pabrik layak dibangun, berikut perhitungannya :

1. Percent Return On Investment (ROI)

$$ROI = \frac{Keuntungan}{FixedCapital} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 46,10 %

ROI setelah pajak = 34,58 %

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries and Newton, 1955).

2. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{FixedCapitalInvestement}{KeuntunganTahunan + Depresiasi}$$

POT sebelum pajak = 1,8 tahun

POT setelah pajak = 2,2 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries and Newton, 1955).

3. Break Even Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = 40,49 \%$$

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%–60%.

4. Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 25,01\% \text{ (SDP pabrik kimia umumnya adalah 20\% - 30\%)}$$

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

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

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

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 310.398.645.736$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 494.069.584.827$$

$$\text{Salvage Value (SV)} = \text{Rp } 31.039.864.574$$

$$\begin{aligned} \text{Cash flow (CF)} &= \text{Annual profit} + \text{depresiasi} + \\ &\text{finance} \\ &= \text{Rp } 139.501.396.604 \end{aligned}$$

$$\text{Dengan trial \& error diperoleh nilai } i : 0,1747$$

$$\text{DCFR} : 17,47 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Minimum nilai DCFR} &: 1,5 \times \text{suku bunga acuan} \\ &\text{bank} \end{aligned}$$

$$: 5,5 \%$$

$$\text{Kesimpulan} : \text{Memenuhi syarat}$$

$$: 1,5 \times 5,5\% = 8,25 \%$$

(Didasarkan pada suku bunga acuan di bank BCA saat ini adalah 5,5 %, berlaku mulai 1 Oktober 2018)

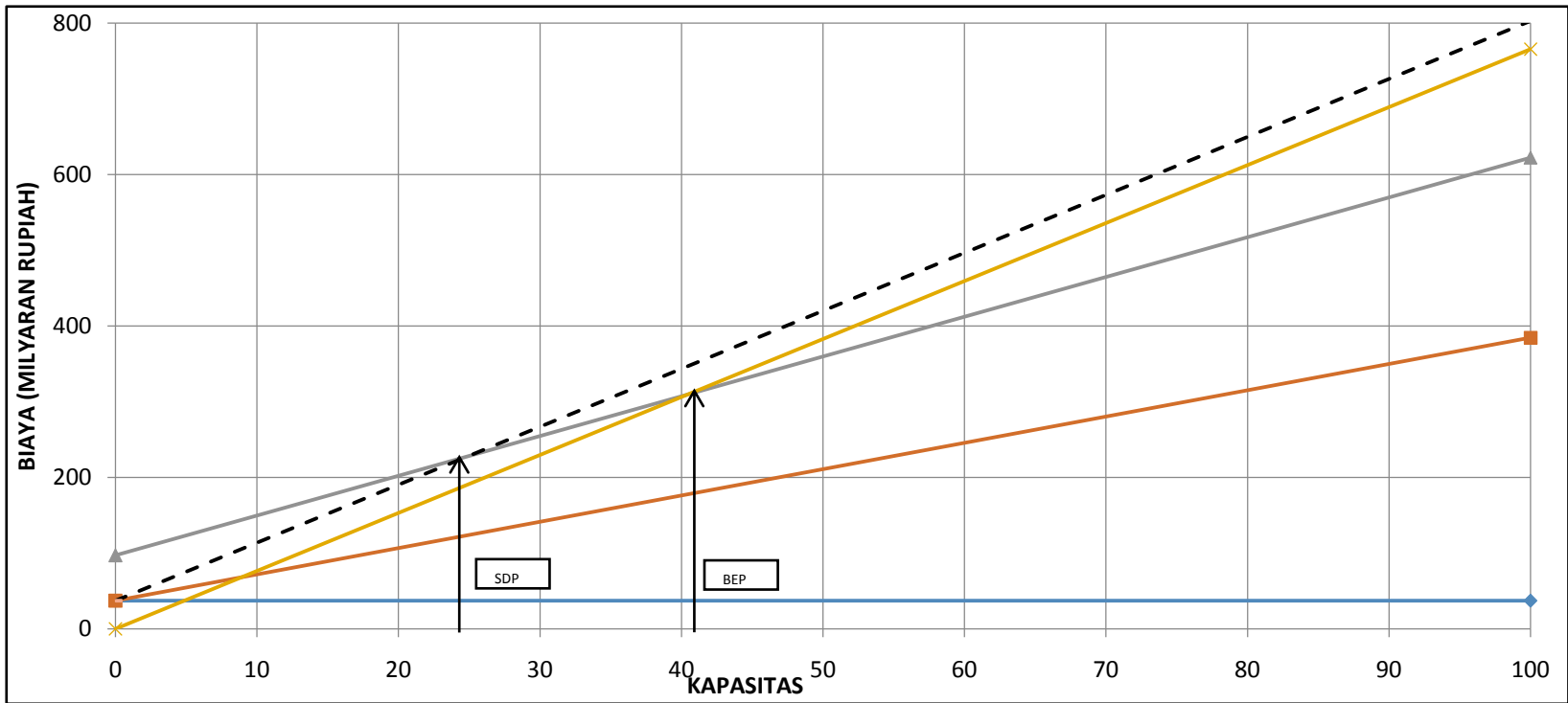
4.8 Analisis keuntungan

- Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan	: Rp 765.626.400.000
Total biaya produksi	: Rp 622.532.234.567
Keuntungan	: Total penjualan - Total biaya produksi
	: Rp 143.094.165.433

- Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak	: 25 % x Rp 143.094.165.433
	: Rp 35.773.541.358 (Dirjen Pajak RI)
Keuntungan	: Keuntungan setelah pajak
	: Rp 107.320.624.075



Gambar 4. 9 Grafik Analisis Kelayakan

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik Asetat Anhidrat dari Asam Asetat dan Dekomposisi Aseton menjadi Ketene ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
2. Pabrik Asetat Anhidrat didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan import, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
3. Pabrik Asetat Anhidrat akan didirikan dengan kapasitas 24.000 ton/tahun, dengan bahan baku Asam Asetat sebanyak 1.871,5661 kg/jam dan Aseton sebanyak 1.937,0439 kg/jam.
4. Pabrik akan didirikan di kawasan industri Bawen, dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena lokasinya yang tepat di kawasan industri.
5. Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut :

Tabel 5. 1 Hasil Analisa Ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan (Aries and Newton, 1945)
<i>Profit</i>		
<i>Profit</i> sebelum pajak	Rp 143.094.165.433	
<i>Profit</i> sesudah pajak	Rp 107.320.624.075	keuntungan setelah pajak (25%)
<i>Return on investment(ROI)</i>		
(ROI)sebelum pajak	46,10 %	<i>Industrial Chemical</i> min 44 %
(ROI)setelah pajak	34,58 %	
<i>Pay out time(POT)</i>		
(POT)sebelum pajak	1,8 tahun	<i>Industrial Chemical</i> min 2 th / <i>High Risk</i> , 5 th/ <i>low Risk</i>
(POT)setelah pajak	2,2 tahun	
<i>Break even point(BEP)</i>	40,49 %	40 % -60 %
<i>Shut down point(SDP)</i>	25,01 %	20 % -30 %
<i>Discounted cash flow rate of return(DCFRR)</i>	17,47 %	1,5 x suku bunga acuan bank = 8,25 % (suku bunga acuan BCA 2018: 5,5 %)

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.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc Graw Hill Handbook Co., Inc. New York
- Badan Pusat Statistik. 2018. Statistik Indonesia. www.bps.go.id. Diakses pada tanggal 19 Maret 2018 pukul 19.28 WIB
- Brown, G.G. 1978. *Unit Operations*. John Wiley and Sons Inc. New York
- Brownell, L.E. and Young. E.H. 1979. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons Inc. New York.
- Coulson, J. M. and Richardson, J. F. 1983. *Chemical Engineering, 1st edition, Volume 6*. Pergason Press. Oxford.
- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Mc. Graw-Hill International Book Company Inc. New York.
- Kirk, R. E., and Othmer D. F. 1998. *Encyclopedia of Chemical Technology, 4th ed.* The Interscience Encyclopedia Inc. New York.
- Levenspiel, O., 1976, *Chemical Reaction Engineering, 2nd Edition*, John Wiley and Sons Inc., New York
- Matche. 2018. *equipment cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 07 Oktober 2018 pukul 04.17 WIB
- Perry, R. H., and Green, D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineers, 7th ed.* McGraw Hill Companies Inc. USA.
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., West, R.E., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th ed.*, Mc-Graw Hill, New York.
- PT Indo Acidatama, 2015, *About Us*, www.acidatama.co.id,

diakses pada tanggal 29 Agustus 2018

Smith, J.M. and Van Ness, H.H., 1975, *Introduction to Chemical Engineering*

Thermodynamics, 3rd editon, McGraw Hill International Book Co., Tokyo

Ten Otto, 2011. Prarancangan Pabrik Asetat Anhidrat Dengan Proses Ketena Dari Dekomposisi Aseton Dengan Kapasitas 8.000 Ton/Tahun. Diakses pada tanggal 18 Maret 2018 pukul 20.52 WIB.

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

Wallas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3rd ed., Butterworths series in
Chemical engineering, USA

Yaws, C.L. dkk., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Companies
Inc., USA

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

Fungsi : Menyerap gas ketene dari campuran gas keluaran *furnace* menggunakan solven asam asetat dan mereaksikannya membentuk asetat anhidrid.

Tipe alat : Reaktor gelembung

Kondisi operasi : Eksotermis pada 80 oC, 1 atm.

Sistem pendingin : Koil yang dicelupkan, dengan air pendingin di dalam pipa

Asumsi :

a. Operasi berjalan kontinyu.

b. Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas – cair, dengan jumlah gas yang relatif sedikit yang direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar.

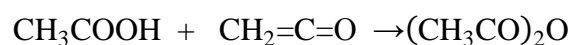
c. Di dalam reaktor gelembung, aliran gas di anggap Plug Flow, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor selalu seragam

Kondisi operasi (Kurniawan, 2004) :

- Temperatur : Eksotermis pada suhu 80 °C

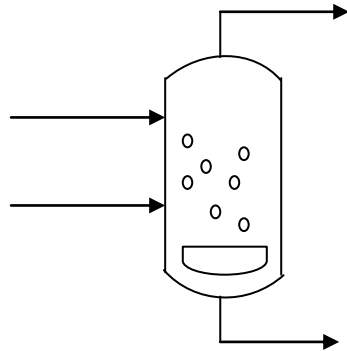
- Tekanan : 1 atm

Persamaan reaksi :



Asam Asetat Ketene Asetat Anhidrat

Perancangan Reaktor (R-01)

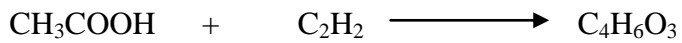


Kode Alat : R-01

Bahan :Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304

1. Neraca Massa

Reaksi yang terjadi di Reaktor-01



Komponen masuk reaktor :

- o Arus 7

Komponen	Kg/jam	Fraksi Berat	BM	Kmol/jam	Fraksi Mol
Aseton	484,2610	0,2000	58,0800	8,3378	0,1085
Etilen	51,4711	0,0213	28,0600	1,8343	0,0239
Metana	534,9550	0,2209	16,0400	33,3513	0,4338
CO	102,7587	0,0424	28,0100	3,6686	0,0477
Ketene	1.247,8591	0,5154	42,0400	29,6827	0,3861
Total	2.421,3048	1,0000		76,8748	1,0000

- Arus 8

Komponen	Kg/jam	Fraksi Berat	BM	Kmol/jam	Fraksi Mol
Asam Asetat R	8.881,6103	0,8250	60,0500	147,9036	0,8250
Asam Asetat FF	1813.0503	0,1750	60,0500	30,1924	0,1750
Total	10.694,6634	1,0000		178,0960	1,0000

Komponen Keluar Reaktor

- Arus 9

Komponen	Kg/jam	Fraksi Berat	BM	Kmol/jam	Fraksi Mol
Aseton	484,2610	0,4127	58,0800	8,3378	0,1767
Etilen	51,4711	0,0439	28,0600	1,8343	0,0389
Metana	534,9550	0,4559	16,0400	33,3513	0,7067
CO	102,7587	0,0876	28,0100	3,6686	0,0777
Total	1.173,4457	1,0000		47,1921	1,0000

- Arus 10

Komponen	Kg/jam	Fraksi Berat	BM	Kmol/jam	Fraksi Mol
Asam Asetat	8.912,2195	0,7463	60,0500	148,4133	0,8333
Asetat Anhidrat	3.060,9122	0,2537	102,0900	29,9825	0,1667
Total	11.973,1316	1,0000		178,3958	1,0000

Neraca Massa Total Reaktor :

Komponen	In	Out
Aseton	484,2610	484,2610
Etilen	51,4711	51,4711
Metana	534,9550	534,9550
CO	102,7587	102,7587
Ketene	1.247,8591	
Asam Asetat R	8.881,6103	8.881,6103
Asam Asetat FF	1.813,0530	

Asetat Anhidrat		3.060,9122
Total	13.115,9682	13.115,9682

2. Neraca Panas

Panas umpan masuk cair :

- Suhu masuk reaktor (T_R) : $80\text{ }^\circ\text{C} = 353\text{ K}$
- Suhu referensi (T_{ref}) : $25\text{ }^\circ\text{C} = 298\text{ K}$

$$Q_{INPUT} = \int_{T_{ref}}^{T_R} m \cdot cp \cdot dT = m \cdot \int_{T_{ref}}^{T_R} cp \cdot dT$$

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

$$\int_{T_{ref}}^{T_R} cp \cdot dT = \left[AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} + \frac{ET^5}{5} \right]_{T_{ref}}^{T_R}$$

- **Kapasitas Panas (CP)**

Kapasitas panas untuk masing-masing komponen cair :

CP cair = A+BT+CT ² +DT ³ [Joule/(mol K)]				
Komponen	A	B	C	D
Asam Asetat	-18,944	1,0971E+00	-2,8921E-03	2,9275E-06
asetat anhidrat	71,831	8,8879E-01	-2,6534E-03	3,3501E-06

Sehingga panas umpan masuk fase cair :

Komponen	M (kgmol/jam)	∫Cp.Dt (kJ/kgmol)	Qinput (kJ/jam)
Asam Asetat	178,0959759	-7.298,227145	-1.299.784,886
Jumlah			-1.299.784,886

Panas umpan masuk gas:

$C_p \text{ gas} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ [Joule/(mol K)]					
Komponen	A	B	C	D	E
Aseton	35,918	9,3896,E-02	1,8730,E-04	-2,1643,E-07	6,3E-11
Ketene	-14,704	3,1238,E-01	-4,3385,E-04	2,9499,E-07	-8E-11
Metana	34,942	-3,9957,E-02	1,9184,E-04	-1,5303,E-07	3,9E-11
CO	29,556	-6,5807,E-03	2,0130,E-05	-1,2227,E-08	2,3E-12
Etilen	32,083	-1,4831,E-02	2,4774,E-04	-2,3766,E-07	6,8E-11

Sehingga panas umpan masuk fase gas :

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qinput (kJ/jam)
Aseton	8,337826588	-4.376,618236	-36.491,4839
Ketene	29,68266265	-2.765,907788	-82.099,50781
Metana	33,35130635	-2.059,33025	-68.681,35406
CO	3,668643699	-1.603,409855	-5.882,339461
Etilen	1,834321849	-2.534,88369	-4.649,792539
Jumlah			-197.804,4778

Panas keluar fase cair :

Komponen	M (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qoutput (kJ/jam)
Asam Asetat	148,4133133	7.298,227145	1.083.154,072
Asetat Anhidrat	29,68266265	10.763,15803	319.479,1888
Jumlah			1.402.633,260

Panas keluar fase gas :

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qoutput (kJ/jam)
Aseton	8,337826588	4.376,618236	36.491,4839
Metana	33,35130635	2.059,33025	68.681,35406
Etilen	1,834321849	2.534,88369	4.649,792539
CO	3,668643699	1.603,409855	5.882,339461

Jumlah	115.704,970
--------	--------------------

Diperoleh panas yang masuk ke reaktor sebesar :

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = -1.497.589,364 \text{ kJ/Jam}$$

$$= -357.693,079 \text{ k.kal/Jam}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = 1.518.338,230 \text{ kJ/Jam}$$

$$= 362.648,861 \text{ k.kal/Jam}$$

- **Panas Reaksi (ΔH_R°)**

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) \text{ Ketene} = -61,09 \text{ kJ/mol} = -1,46\text{E}+04 \text{ k.kal/kmol}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) \text{ Asam Asetat} = -434,84 \text{ kJ/mol} = -1,04\text{E}+05 \text{ k.kal/kmol}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) \text{ Asetat Anhidrat} = -575,72 \text{ kJ/mol} = -1,38\text{E}+05 \text{ k.kal/kmol}$$

$$\begin{aligned} - \Delta H_R &= \Delta H_f \text{ Asetat anhidrat} - (\Delta H_f \text{ Ketene} + \Delta H_f \text{ Asam asetat}) \\ &= -1,91\text{E}+04 \text{ k.kal/kmol} \end{aligned}$$

$$- \text{ Mol ketene yang bereaksi} = 29,6827 \text{ kmol/Jam}$$

$$\begin{aligned} - \Delta H &= \Delta H_R \times \text{mol ketene} \\ &= -565.677,7698 \text{ k.kal/kmol} \end{aligned}$$

$$\text{Maka, } \Delta H_{\text{Reaksi}} = \Delta H'_{298} + \Delta H_{\text{Produk}} + \Delta H_{\text{Reaktan}}$$

$$= -5,61\text{E}+05 \text{ k.kal/Jam}$$

Qci (Panas yang harus dibuang) :

$$Q_{ci} = 5,61\text{E}+05 \text{ k.kal/Jam} \text{ (**Reaksi Eksotermis**)}$$

Tanda (-) artinya panas yang terbentuk dari reaktor, karena panas yang terbentuk sangat besar maka diperlukan sebuah koil pendingin. Panas yang hilang ke sekeliling secara konveksi adalah sebesar 1,48% dan media pendingin yang digunakan adalah air.

$$Q_1 = 1,48\% \times Q_{ci} = 4.955,7817 \text{ k.kal/Jam}$$

Panas yang diserap :

$$\begin{aligned} Q_2 &= Q_{ci} - Q_1 \\ &= 555.766,2063 \text{ k.kal/Jam} \\ &= 555.766.206,3337 \text{ kal/jam} \\ &= 2.205.458,7077 \text{ Btu/Jam} \end{aligned}$$

3. Menghitung konstanta kecepatan reaksi (k)

$$k = A e^{-E / RT}$$

$$k = 10^{5,81} e^{(-46,260 / -RT)} \quad (\text{J. Chem. Soc. B. 1971,1727-1728})$$

Dengan : $T = 80^\circ\text{C}$

$$= 353 \text{ k}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$= 1,9858 \text{ cal/mol.K}$$

Maka : $K = 689.700,7998 \text{ L/mol.s}$

$$K = 689.700.799,7731 \text{ L/kmol.s}$$

4. Menentukan kecepatan laju volumetrik umpan masuk reaktor

Input Reaktor :

Komponen	BM	Basis			
		kgmol/jam	Kg/jam	kmol/s	kg/s
fase cair :					
CH3COOH	60,0500	178,0960	10.725,2725	0,0496	2,9792
Jumlah		178,0960	10.725,2725		
fase gas udara :					
C2H2O	42,0400	29,6827	1.247,8591	0,0082	0,3466
C3H6O	58,0800	8,3378	484,2610	0,0023	0,1345
CH4	16,0400	33,3513	534,9550	0,0093	0,1486
CO	28,0100	3,6686	102,7587	0,0010	0,0285
C2H4	28,0600	1,8343	51,4711	0,0005	0,0143

Jumlah	76,8748	2.421,3048	0,0214	0,6726
---------------	----------------	-------------------	---------------	---------------

Output Reaktor :

Komponen	BM	Basis	
		kgmol/jam	Kg/jam
CH ₃ COOH	60,0500	148,4133	8.912,2195
(CH ₃ CO) ₂ O	102,0900	29,9825	3.060,9122
C ₃ H ₆ O	58,0800	8,3378	484,2610
CH ₄	16,0400	33,3513	534,9550
CO	28,0100	3,6686	102,7587
C ₂ H ₄	28,0600	1,8343	51,4711
Jumlah		225,5879	13.146,5773

NM Reaktor = Input = Output

$$13.146,5773 = 13.146,5773$$

- Menentukan densitas untuk fase cair :

$$\rho_L = A.B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana : ρ CH₃COOH = densitas CH₃COOH, g/ml

T = Temperatur operasi (353 K)

T_c = Temperatur kritis

Komponen	A	B	n	T_c (K)	T (K)	(1-(T/T_c))
CH ₃ COOH	0,35182	0,26954	0,26843	592,71	353,0000	0,7843

Maka, $\rho_L = 0,9837$ gr/ml

$$= 0,9837 \text{ kg/L}$$

- Menghitung kecepatan laju volumetrik umpan masuk fase cair

$$F_c = \frac{m}{\rho}$$

Komponen	m (kg/jam)	ρ (gr/ml)	ρ (kg/L)	F_{v1} = m/ρ
CH ₃ COOH	10725,2725	0,9837	0,9837	10.902,9293

Maka, F_c (fase cair) = 10.902,9293 L/Jam

- Menentukan viskositas untuk fase cair

Komponen	A	B	C	D
Asam Asetat	-3,8937	7,85E+02	6,67E-03	-7,5606,E-06

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 0,5498 \text{ cP} \\ &= 0,0005 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

- Menentukan kecepatan laju volumetrik umpan masuk reaktor fase gas

Komponen	m (kg/jam)	ρ (gr/cm ³)	ρ (kg/L)
C ₂ H ₂ O	1247,8591	0,0016	0,0016
C ₃ H ₆ O	484,2610	0,0006	0,0006
CH ₄	534,9550	0,0007	0,0007
CO	102,7587	0,0001	0,0001
C ₂ H ₄	51,4711	0,0001	0,0001

- Total massa = 2.421,3048 kg/jam
- Densitas campuran gas = 0,0031 g/cm³

Maka, Kecepatan laju volumetrik umpan masuk fase gas (F_{vg}) :

$$\begin{aligned} F_{vg} &= \frac{\text{Massa gas}}{\rho_{\text{gas}}} = \frac{2421,3048 \text{ kg/jam}}{0,0031 \text{ g/cm}^3} \\ &= 769,9702 \text{ m}^3/\text{Jam} = 769.970,1543 \text{ L/jam} \\ &= 213.880,5984 \text{ cm}^3/\text{s} \end{aligned}$$

5. Menentukan konsentrasi komponen umpan masuk reaktor

$$C_{\text{Komponen}} = \frac{\text{mol komponen masuk}}{F_v}$$

$$\begin{aligned} CA_o &= \frac{29,6827 \text{ kgmol/jam}}{769970,1543 \text{ L/jam}} = 0,00003855 \text{ kmol/L} \\ &= 38,5504 \text{ mol/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CB_o &= \frac{178,0960 \text{ kgmol/jam}}{10.902,9293 \text{ L/jam}} = 0,0163 \text{ kmol/L} \\ &= 16.334,6905 \text{ mol/m}^3 \end{aligned}$$

6. Menghitung difusivitas cair dan gas

- Difusivitas gas

$$D_v = \frac{1.013 \times 10^{-7} T^{1.75} \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b} \right)^{1/2}}{P \left[\left(\sum_a v_i \right)^{1/3} + \left(\sum_b v_i \right)^{1/3} \right]^2}$$

$$D_v = 0,0891 \text{ cm}^2/\text{s}$$

- Difusivitas cairan

$$D_L = \frac{1.173 \times 10^{-13} (\phi M)^{0.5} T}{\mu V_m^{0.6}} \quad (8.22)$$

where D_L = liquid diffusivity, m^2/s ,

ϕ = an association factor for the solvent,

= 2.6 for water (some workers recommend 2.26),

= 1.9 for methanol,

= 1.5 for ethanol,

= 1.0 for unassociated solvents,

M = molecular mass of solvent,

μ = viscosity of solvent, $\text{mN s}/\text{m}^2$,

T = temperature, K,

V_m = molar volume of the solute at its boiling point, m^3/kmol . This can be estimated from the group contributions given in Table 8.6.

$$D_L = 0,000004321 \text{ cm}^2/\text{s}$$

7. Menentukan diameter gelembung

Menentukan diameter gelembung dengan diameter orifice

$$D_B = \left[\frac{6.d_o.\sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3} \quad (\text{Perry Ed.5 P 18-68})$$

Untuk keadaan gelembung yang stabil berlaku syarat :

$$D_B < 0.078 \left[\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0.5} \quad (\text{Perry Ed.5 P.18-68})$$

Dimana : D_B = diameter gelembung = 0,2420 cm
 D_o = diameter orifice = 0,1050 cm
 g = gravitasi bumi = 980 cm/s²
 ρ_L = densitas cairan (CH₃COOH) = 0,9837 gr/cm³
 ρ_G = densitas gas (C₂H₂O) = 0,0016 gr/cm³
 σ = surface tension = 21,6501 dyne/cm
= 0,0217 N/m

Komponen	A	Tc (K)	n	T (K)
CH ₃ COOH	57,0500	592,7100	1,0703	353,0000

Range diameter orifice adalah = 0,004 < D_o < 0,95 cm

Trial : Diambil diameter orifice = 0,105 cm

Cek stabilitas gelembung, stabil bila $D_B < 0,3662$

$$D_B = 0,2419$$

Maka, diameter orifice yang memenuhi syarat diperbolehkan :

- Diameter Orifice (D_o) = 0,105 cm
- Diameter gelembung (D_B) = 0,2419 cm

8. Menentukan koefisien transfer massa fase cair (K_{AL})

Untuk $D_B \geq 2$ mm berlaku :

$$K_L = 0,42 \left[\frac{\mu_L \cdot g}{\rho_L} \right]^{1/3} \left[\frac{\rho_L \cdot D \cdot A \cdot L}{\mu_L} \right]^{1/2}$$

Untuk $D_B < 2$ mm

$$K_L = K_L(2\text{mm}) \cdot 500 \cdot D_B$$

$$= 0,2461 \text{ m/s}$$

$$K_L = 0,000203 \text{ m/s} = 0,0203 \text{ cm/s} \quad (\text{memenuhi})$$

Dari tabel 2-39 Perry 1999 Hal 23-43, diketahui range K_L untuk bubble column =
0,01-0,04 cm/s

9. Menentukan bilangan Hatta

$$MH^2 = \frac{\text{Konversi max dalam film}}{\text{Difusifita s max melalui film}}$$

$$MH^2 = \frac{k \cdot C_{CH_3COOH} \cdot D_{AL}}{K_{AL}^2} \quad (\text{Lavenspiel ed.3 P.534})$$

Dimana :

$$MH = \text{Bilangan hatta} = 343,0151$$

$$k = \text{Konstanta kecepatan reaksi} = 689.700.799,733 \text{ (L/kmol.dtk)}$$

$$C_{B_0} = \text{Konsentrasi cairan} = 0,0163 \text{ (kmol/L)}$$

$$D_{AL} = \text{Difusifitas gas ke cairan} = 0,00000432 \text{ (cm}^2\text{/dtk)}$$

$$K_{AL} = \text{Koefisien transfer massa} = 0,0203 \text{ cm/dtk}$$

Belaku ketentuan jika :

- $MH > 2$: Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh
- $0,02 < MH < 2$: Difusi gas dan kecepatan reaksi adalah reaksi yang berpengaruh
- $MH < 0,02$: Reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh

10. Kecepatan linier gelembung

- Kecepatan volumetrik gas tiap lubang orifice

$$Q^{6/5} = \frac{D_b^3 \cdot \pi \cdot g^{3/5}}{1.378 \cdot x6}$$

$$\text{Dimana : } D_B = \text{Diameter gelembung} = 0,2420 \text{ cm}$$

$$g = \text{Gravitas bumi} = 980 \text{ cm/s}^2$$

Maka, $Q = 0,4025 \text{ cm}^3/\text{s}$

- Frekuensi gelembung :

$$f_b = \frac{Q \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_g)}{\pi \cdot D_o \cdot \sigma} \quad (\text{Perry Ed. 5 P.15-68})$$

Dimana : ρ_L = densitas cairan = $0,9837 \text{ gr/cm}^3$
 ρ_g = densitas gas = $0,0031 \text{ gr/cm}^3$
 D_o = diameter orifice = $0,1050 \text{ cm}$
 σ = surface tension = $21,6501 \text{ dyne/cm}$
 Q = kec. Volumetrik gas tiap lubang orifice = $0,4025 \text{ cm}^3/\text{s}$
 G = gravitasi bumi = 980 cm/s^2

Maka, $f_b = 54,1831 \text{ gelembung/dtk}$

- Volume satu gelombang :

$$V_o = \frac{\pi \cdot D_b^3}{6}$$

$V_o = 0,0074 \text{ cm}^3$

- Menghitung jumlah orifice

$$N_b = \frac{Qg}{V_o}$$

Dimana : V_o = Volume satu gelembung = $0,0074 \text{ cm}^3$

Qg = Kec. Laju volumetrik umpan masuk gas = $213.880,5984 \text{ cm}^3/\text{dtk}$

Maka, $N_b = 28.838.116,6410$

- Menghitung jumlah lubang orifice

$$N_{hole} = \frac{N_b}{f_b}$$

Dimana : fb = frekuensi gelembung = 54,1831 (gelembung/dkt)
Nb = jumlah orifice = 28.838.116,6410

Maka, Nhole = jumlah lubang orifice = 532.234,9895 lubang

11. Menentukan rising velocity (terminal velocity)

- Untuk $D_b > 0,14$ cm dapat dihitung dengan :

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b \cdot \rho_L}} + \sqrt{\frac{g \cdot D_b}{2}} \quad (\text{Treyball ed.3 P.142})$$

Dimana : σ = surface tension = 21,6501 dyne/cm = 21,6501 gr/dtk²
 D_B = diameter gelembung = 0,2420 cm
 ρ_L = densitas cairan = 0,9837 gr/cm³
 g = gravitasi bumi = 980 cm/dtk²

Maka, $V_t = 24,3761$ cm/dtk

- Reynold gelembung

$$Re = \frac{\rho_L \cdot D_b \cdot V_t}{\mu_L}$$

Dimana : ρ_L = Densitas cairan = 0,9837 gr/cm³
 D_B = Diameter gelembung = 0,2420 cm
 V_t = terminal velocity = 24,3761 cm/dtk
 μ_L = viskositas solvent = 0,0055 gr/cm.dtk

Maka, $Re = 1055,4230$

12. Menentukan diameter sparger

- Perhitungan oriface

Dipilih alat berupa perforated dengan susunan triangular pitch, alasan :

- a. Jumlah lubang tiap satuan luas lebih besar dari square pitch.
- b. Ukuran reaktor lebih kecil dan turbelensi terjamin.

Diketahui : Diameter orifice (D_o) = 0,1050 cm

Jumlah lubang orifice (N_{hole}) = 532.234,9895 lubang

Jika P_t adalah jarak antara pusat lubang :

$$P_t = 1.25 \times D_o \quad (\text{Coulson vol.6 P.521})$$

Dimana : D_o = diameter orifice = 0,1050

Maka, $P_t = 0,1313$ cm

- Luas lubang orifice

$$L_o = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_o^2$$

Dimana : D_o = Diameter orifice = 0,1050 cm

Maka, $L_o = 0,0087$ cm²

Pada orifice susunan triangular pitch, diperoleh hubungan :

$$CB^2 = CD^2 + DB^2$$

$$P_t^2 = CD^2 + (1/2 P_t)^2$$

$$C_D = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t$$

- Menghitung luas ΔABC

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4} \sqrt{3} \cdot P_t^2$$

$$L_{\Delta ABC} = 0,0075$$
 cm²

- Mengitung luas lubang ΔABC

$$\Delta ABC = 1/8 \cdot \pi \cdot D_o^2$$

$$\text{Luas } \Delta ABC = 0,0043$$
 cm²

Jadi, luas plate yang dibutuhkan tiap lubang (A_n) :

$$A_n = \frac{\text{Luas 1 lubang oriface} \times \text{Luas } \Delta ABC}{\text{Luas lubang } \Delta ABC}$$

$$A_n = \frac{\frac{\pi}{4} \cdot D_o^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot \sqrt{3} \cdot P_t^2}{\frac{\pi}{8} \cdot D_o^2}$$

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t^2 = 0,0149 \text{ cm}^2$$

- Luas sparger (A_{sp})

$A_{sp} = \text{Jml lubang} \times \text{Luas plate yang diperlukan tiap lubang}$

$$A_{sp} = N_{hole} \times A_n$$

Dimana : $N_{hole} = 532.234,9895$

$$A_n = 0,0149 \text{ cm}^2$$

Maka, $A_{sp} = 7.940,2226 \text{ cm}^2$

- Diameter sparger (D_{sp})

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sp}}{\pi}}$$

Dimana : $A_{sp} = 7.940,2226 \text{ cm}^2$

Maka, $D_{sp} = 100,5730 \text{ cm}$

- Kecepatan supervisial gas dalam reaktor (V_{gs}) :

$$V_{gs} = \frac{fvg}{A_{sp}}$$

Dimana : $fvg = 231.880,5984 \text{ cm}^3/\text{dtk}$

$$A_{sp} = 7.940,2226 \text{ cm}^2$$

Maka, $V_{gs} = 26,9363 \text{ cm}/\text{dtk}$

- Hold up gas (H_g)

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t}$$

(Ullmann's Vol. 84)

Dimana : $V_t = 24,3761 \text{ cm}/\text{dtk}$

$$V_{gs} = 26,9363 \text{ cm/dtk}$$

Maka , $H_g = 0,5249$

13. Menentukan koefisien transfer fase gas (K_{ag})

Pada kondisi $Re = 400 - 2500$, maka :

$$\frac{K_{ag} \cdot Pt}{Gm} \cdot Sc^{0.56} = 0.281 Re^{0.4} \quad (\text{Treybal ed.3 P.74 tabel 3.3})$$

Dimana : $Pt = \text{tekanan total} = 1 \text{ atm} = 101.325 \text{ Pa}$

$Re = \text{Reynold gelembung} = 1055,4230$

$Gm : \text{kecepatan massa molar } C_2H_2O = 37,3827 \text{ kmol/jam.m}^2$

- Kecepatan massa molar (C_2H_2O)

$$Gm = \frac{Fmol.O_2}{Asp}$$

Dimana : $Fmol C_2H_2O = \text{umpan masuk } C_2H_2O \text{ ke reaksi} = 29,6827 \text{ kmol/jam}$

$$Asp = \text{luas sparger} = 0,7940 \text{ m}^2$$

Maka, $Gm = 37,3827 \text{ kmol/jam.m}^2$

- Schimidt Number (Sc)

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_{AL}} \quad (\text{Treybal ed. 3 p.68 tabel 32})$$

Komponen	A	B	C	T	Viskositas
C2H2O	-10,9240	0,4124	-0,0001	353,0000	123,0382

(Carl L. Yaws Tabel 21-1 P.475)

Dimana : $\mu_g = \text{viskositas gas } (C_2H_2O) = 123,0382 \text{ Mikropoise}$

$$= 0,000123 \text{ dyne.dtk/cm}^2$$

$\rho_g = \text{densitas gas} = 0,0016 \text{ gr/cm}^3$

$$D_{AL} = \text{difusivitas gas ke cairan} = 0,00000432 \text{ cm}^2/\text{dtk}$$

$$\text{Maka, } Sc = 17569,6917$$

Setelah didapatkan nilai Gm dan Sc, maka dapat menghitung nilai Kag.

$$\begin{aligned} \text{Nilai Kag adalah sebesar} &= 7,04632E-06 \text{ kmol/jam.m}^2.\text{Pa} \\ &= 0,007 \text{ mol/jam.m}^2.\text{Pa} \end{aligned}$$

14. Menentukan volume dan ukuran reaktor

Persamaan kecepatan reaksi :



Persamaan perancangan reaktor :

(A lost by gas) = (B lost by liquid) = (Disapperance of by reactoin)

$$F_g \cdot dY_A = F_l \cdot d_{XB} = (-r_A''') dv_r$$

$$F_l \cdot d_{XB} = (-r_A''') dv_r$$

$$V_r = F_l \int_{x_{B1}}^{x_{B2}} \frac{d_{XB}}{-r_A'''} \dots (1)$$

$F_L = F_{BO}$ = kecepatan alir molar umpan cair B masuk reaktor, kmol/jam

$$F_L = F_{BO} = C_{Bo} \times F_{VL} \dots (2)$$

Penentuan laju reaksi sebagai fungsi konsentrasi :

- Karena jumlah mol antara reaktan dan produk sama, maka tidak terjadi perubahan volume selama reaksi, $V = V_o = F_v$
- Karena umpan masuk A dan B ekuimolar, maka $F_{Ao} = F_{Bo}$

$$C_B = \frac{F_B}{V} = \frac{F_{B0}(1-X)}{F_V}$$

$$C_B = C_{B0} \cdot (1 - X_B) \dots \dots \dots (3)$$

Berdasarkan parameter bilangan Hatta, maka semua reaksi terjadi pada lapisan utama fase cair. Meskipun demikian, lapisan film tetap memberikan hambatan pada transfer zat A ke lapisan utama fase cair.

Jadi, ketiga hambatan mempengaruhi kecepatan reaksi A :

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_Bf_l}} P_A$$

gas film resistance
liquid film resistance
liquid bulk resistance

Dari persamaan (3) dan (4), maka diperoleh :

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag} \cdot a} + \frac{H_A}{k_{Al} \cdot a \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B) \cdot f_l}} \cdot P_A$$

$$\begin{aligned} \text{Konstanta Henry (Ha)} &= 2,8600\text{E-}05 \text{ atm} \cdot \text{m}^3/\text{mol} = 2,8979\text{E+}00 \text{ Pa} \cdot \text{m}^3/\text{mol} \\ &= 4.200 \text{ m/atm} \\ &= 4,2 \end{aligned}$$

$$\text{Dimana : } F_L = F_{bo} = C_{bo} \cdot F_{vL} = 178,0959 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{bo} = 16.334,6905 \text{ mol/m}^3 = 0,0163 \text{ kmol/L}$$

$$F_{vL} = 10.902,9293 \text{ L/jam}$$

$$X = 99\% = 0,99$$

$$C_{AO} = 0,0000385 \text{ kmol/L} = 0,0385 \text{ kmol/m}^3$$

$$K_{AL} = 0,0203 \text{ cm/dtk} = 0,7323 \text{ m/jam}$$

$$K_{ag} = 0,007 \text{ mol/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{pa}$$

$$Ha = 4,2 \text{ Pa} \cdot \text{m}^3/\text{mol} = 4.200 \text{ Pa} \cdot \text{m}^3/\text{kmol}$$

$$PA = 1,01\text{E+}05 \text{ Pa}$$

$$k = 689.700.799,7731 \text{ L/kmol} \cdot \text{dtk}$$

$$= 2.482.922.879 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$= 2.482.922,879 \text{ m}^3/\text{mol.jam}$$

$$E = 1$$

$$a = 20 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$f_l = 0,98$$

Table 24.1 Characteristics of *G/L* Contactors (from Kramers and Westerterp, 1961).

Flow Pattern	Contactor	a (m^2/m^3)	$f_l = \frac{V_l}{V}$ (-)	Capacity	Comments
Counter Current Flow	Spray tower	60	0.05	Low	Good for very soluble gases high k_g/k_l
	Packed bed	100	0.08	High	Good all rounder, but must have $F_l/F_g \cong 10$
	Plate tower	150	0.15	Medium-high	
	Staged bubble column	200	0.9	Low	Needs mechanical mixer or pulsing device. Good for slightly soluble gases and L_1/L_2 . Has low k_g/k_l .
Cocurrent flow	Static mixer	200	0.2-0.8	Very high	Very flexible, little reported data $i_g \cong i_l$.
Mixed flow of <i>L</i>	Bubble tank	20	0.98	Medium	Cheap to build
	Agitated tank	200	0.9	Medium	Cheap to build but needs a mechanical agitator

Diperoleh hasil :

$$\begin{aligned}
 - \frac{1}{K_{ag} \cdot a} &= 7,0959 \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol} \\
 - \frac{H_A}{K_{al} \cdot a \cdot E} &= 0,2868 \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol} \\
 - \frac{1}{K_{ag} \cdot a} + \frac{H_A}{K_{al} \cdot a \cdot E} &= 7,3827 \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol} \\
 - \frac{H_A}{k \cdot C_{BO}(1 - X_B) \cdot f_l} &\longrightarrow \frac{1,05669E - 10}{(1 - X_B)} = 1,05669E - 10 \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol} \\
 - r_A''' &= \frac{1.01E + 05 \text{ Pa}}{7,3827 + \frac{1,05669E - 10}{(1 - X_B)}} \text{ Pa} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{jam} / \text{mol} \\
 - r_A''' &= \frac{1.01E + 05}{7,3827 + \frac{1,05669E - 10}{(1 - X_B)}} \text{ mol} / \text{m}^3 \cdot \text{jam} \quad \dots(6)
 \end{aligned}$$

Dari persamaan (1), (2) dan (6), maka diperoleh :

$$Vr = C_{B0} \cdot F_{VL} \cdot \int_{X_{B1}}^{X_{B2}} \frac{dX_B}{\frac{1.01E + 05}{7,3827 + \frac{1,05669E - 10}{(1 - X_B)}}} = C_{B0} \cdot F_{VL} \cdot \int_{X_{B1}}^{X_{B2}} \frac{dX_B}{y}$$

$$y = \frac{1.01E + 05}{7,3827 + \frac{1,05669E - 10}{(1 - X_B)}} \text{ mol / m}^3 \cdot \text{jam}$$

Jika digunakan metode Simpson's rule dengan 5 titik (n=5)

$$\int_0^{0.9} \frac{dX_B}{y} = \frac{\Delta x}{3} [(1 \cdot y_{(x=0)}) + (4 \cdot y_{(x+\Delta x)}) + (2 \cdot y_{(x+2\Delta x)}) + (4 \cdot y_{(x+3\Delta x)}) + (1 \cdot y_{(x+4\Delta x)})]$$

$$\int_0^{0.9} (y^{-1}) dX_B = \frac{\Delta x}{3} [(1 \cdot y_{(x=0)}) + (4 \cdot y_{(x+\Delta x)}) + (2 \cdot y_{(x+2\Delta x)}) + (4 \cdot y_{(x+3\Delta x)}) + (1 \cdot y_{(x+4\Delta x)})]$$

$$\Delta X = \frac{X_2 - X_1}{n - 1} = 0,2475$$

Dimana : $X_2 = 0,99$

$$X_1 = 0$$

$$n = 5$$

$$Pa = 1,01E+05 = 7,3827 = 1,05669E-10$$

$$y = \frac{1.01E + 05}{7,3827 + \frac{1,05669E - 10}{(1 - X_B)}} \text{ mol / m}^3 \cdot \text{jam}$$

X	1-XB	Y	Y
0,0000	1,0000	7,28614E-05	7,28614E-05
0,1980	0,8020	7,28614E-05	0,000291446
0,3960	0,6040	7,28614E-05	0,000145723
0,5940	0,4060	7,28614E-05	0,000291446
0,9900	0,0100	7,28614E-05	7,28614E-05
			0,000874337
			7,21328E-05

Dari hasil perhitungan diperoleh :

$$\int_0^{0.9} (y^{-1}) dX_B = 7,21328E-05 \text{ m}^3 \cdot \text{jam/mol}$$

- Volume reaktor

$$V_r = C_{B0} \cdot F_{VL} \cdot \int_{C_{B1}}^{C_{B2}} \frac{dC_B}{-r_A}$$

Dimana : $C_{B0} = 16,3347 \text{ mol/L}$

$F_{VL} = 10.902,9293 \text{ L/jam}$

$V_r = 12,8466 \text{ m}^3 = 12.846,5608 \text{ L}$

15. Menentukan waktu tinggal reaksi

$$\tau = \frac{V}{F_{VL}}$$

Dimana : Volume (V) = 12.846,5608 Liter

Kecepatan laju volumetrik (F_{VL}) = 1.902,9293 L/jam

Maka, Waktu tinggal (t) = 1,1783 jam

16. Volume design reaktor

$$V_t = \frac{V_{cairan}}{1 - H_g}$$

Dimana : $H_g = 0,5249$

$V_{cairan} = 12.846,5608 \text{ Liter}$

Maka, $V_t = 27.042,3832 \text{ Liter}$

- Dirancang untuk tingkat keamanan design reaktor = 20% (sebagai over design) menjadi 110%. Maka, $V_{design} = 29.746,6215 \text{ Liter}$
- Mencari diameter dan tinggi reaktor berdasarkan volume over design reaktor berupa vesel yang terdiri dari silinder dengan tutup dan dasar berbentuk torispherical. Bentuk reaktor dipilih silinder tegak dengan D:H = 1:2

- Volume reaktor = Vol. Silinder + (2x Vol.head)

Diketahui : Vol. teoritis reaktor = 27.042,3832 liter

Vol. Design reaktor = 29.746,6215 liter

- Volume silinder shell

$$V_r = \frac{1}{4} \pi \cdot D_r^2 \cdot H_r$$

$$V_r = \frac{1}{4} \pi \cdot D_r^2 \cdot 2 \cdot D_r$$

Dengan diameter reaktor :

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} \quad D_r = 32,5381 \text{ dm} = 3,2538 \text{ meter}$$

$$H_s = 65,0761 \text{ dm} = 6,5076 \text{ meter}$$

Maka, $V_r = 27042,3832 \text{ dm} = 27,0424 \text{ meter}$

- Volume head to straight flange (Vh):

$$V_h = 0.000049 \cdot D_r^3 \quad (\text{Brownell \& Young, P.88, Eq.51.1})$$

$$V_h = 1,6880 \text{ dm}^3$$

- Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam shell adalah =

volume cairan dengan gas – volume di head bagian dasar = $V_t - V_h$

$$= 27.040,6952 \text{ liter}$$

- Luas penampang reaktor

$$A_r = \frac{\pi}{4} D^2 = 831,0998 \text{ dm}^2 = 83,1100 \text{ m}$$

- Tinggi cairan dan gas dalam reaktor sebelum ada koil

$$= \frac{\text{Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam shell}}{\text{Luas penampang reaktor}} = 32,5360 \text{ dm}$$

$$= 3,2536 \text{ meter}$$

17. Menentukan pressure drop

- Pressure drop gas melalui orifice (ΔP_o) :

$$\Delta P_o = 0.5 \times \frac{\rho_g \cdot V_0^2}{0.9} = 0,0016 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

- Pressure drop gas untuk mengetahui tegangan muka (ΔP_σ) :

$$\Delta P_\sigma = \frac{6 \times \sigma L}{Db} = 53,6789 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2$$

- Pressure drop untuk mengetahui tegangan muka hidrostatis (ΔP_h) :

$$\Delta P_h = \rho_L \cdot g \cdot H = 62.735,4445 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2$$

- Pressure drop total (ΔP_t) :

$$\Delta P_t = \Delta P_o + \Delta P_\sigma + \Delta P_h = 62.789,1249 \text{ Pa} = 0,6197 \text{ atm}$$

18. Menentukan jarak sparger (perforated plate) dengan dinding reaktor

$$ID = \frac{Dr - \left(\sqrt{\frac{A_{sp} \cdot 4}{3.14}} \right)}{2}$$

$A_{sp} = \text{Luas sparger} = 79,4022 \text{ dm}$
 $Dr = \text{Diameter reaktor} = 32,5381 \text{ dm} = 128,1026 \text{ in}$

Maka, $ID = 11,2404 \text{ dm} = 1,1240 \text{ m} = 44,2535 \text{ in}$

19. Mechanical Desain (Perancangan tebal dinding dan head reaktor)

- Tebal dinding reaktor

Untuk bentuk silinder (*cylindrical*) maka persamaan yang dipakai :

$$t_s = \frac{P \cdot R}{S.E. - 0.6P} + C \quad (\text{Rase \& Barrow, tabel 12.2, P.202})$$

Dimana $P \text{ design} = 1.25 \times P \text{ operasi} = 18,37 \text{ psig}$

$$r = 1,6269 \text{ m} = 64,0513 \text{ in}$$

$$E = 0,8 \text{ (efisiensi sambungan type double welded butt join)}$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Maka, $t_s = 0,2321 \text{ in}$

Bahan yang dipakai adalah carbon steel SA-285 grade C karena banyak digunakan untuk proses bertekanan tinggi dan dapat digunakan untuk diameter tangki yang besar yang mempunyai nilai :

$$S = \text{max allowable stress} = 13.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young tab.13.1 P.251})$$

- Dipilih tebal dinding $\frac{1}{4}$ in

$$t_s \text{ standard} = 0,25 \text{ in} = 0,635 \text{ cm} = 0,0063 \text{ meter}$$

$$OD = ID + (2 \cdot t_s \text{ standard})$$

$$OD = 128,6026 \text{ in} = 3,2665 \text{ m}$$

$$ID = 128,1026 \text{ in}$$

- Tebal head reaktor

Jenis : Torispherical dishead head

Tebal dinding dihitung dengan persamaan :

$$t_H = \frac{0.885 \cdot P \cdot r}{S \cdot E - 0.1P} + C \quad (\text{Rase \& Barrow, tabel 12.1 P200})$$

Dimana : P design = 18,37 psig

$$R = OD = 128,6026 \text{ in}$$

$$S = 13.750 \text{ psig}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

- Dipilih tH (tebal head reaktor) $\frac{3}{8}$ in

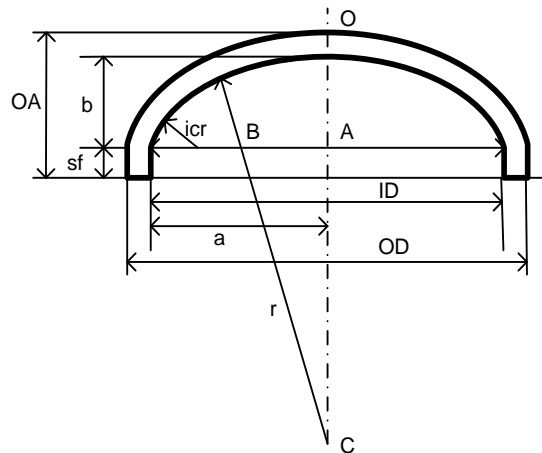
$$D_r \text{ total} = 3,2728 \text{ m} = 327,2857 \text{ cm}$$

$$t_H \text{ standar} = 0,375 \text{ in} = 0,9525 \text{ cm} = 0,0095 \text{ m}$$

Dari tH standard 3/8 in, maka diperoleh nilai standard straight flange (sf) antara 1,5-3 in, diambil : 1,5 in

- Nilai standard straight flange (sf) = 2,25 in = 0,0572 m
- Inside corner radius (icr) = 1,125 in = 0,0286 m

Hubungan flange dan dishead heads (Tosrispherical dishead head) :



Berlaku hubungan dimensional :

- $a = \frac{ID}{2} = 64,0513 \text{ in}$
- $b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 17,7386 \text{ in}$
- $AB = \frac{ID}{2} - (icr) = 62,9263 \text{ in}$
- $BC = r - (icr) = 127,4776 \text{ in}$
- $AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 110,8640 \text{ in}$
- $OA = \text{tH standard} + b + sf = 20,3636 \text{ in}$

Tinggi head = 0,5172 m

- Volume total reaktor

a. Volume pada straight flange (Vsf)

$$V_{sf} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot sf \quad \text{Dimana : } D = OD = 128,6026 \text{ in}$$

$$sf = 2,25 \text{ in}$$

$$\text{Maka, } V_{sf} = 29.211,37 \text{ in}^3 = 0,3787 \text{ m}^3$$

b. Volume total sebuah head

$$V_{t \text{ head}} = V_{\text{head}} + V_{sf}$$

$$\text{Dimana : } V_{\text{head}} = 1,6879 \text{ dm}^3$$

$$V_{sf} = 478,6885 \text{ dm}^3$$

$$\text{Maka, } V_{t \text{ head}} = 808,0243 \text{ dm}^3 = 0,8080 \text{ m}^3$$

c. Volume total

$$\text{Volume total} = V_{\text{silinder reaktor}} + (2 \times V_{t \text{ Head}})$$

$$\text{Dimana : } V_{\text{silinder reaktor}} = 29,7466 \text{ m}^3$$

$$V_{t \text{ Head}} = 0,8080 \text{ m}^3$$

$$\text{Maka, } V_{\text{total}} = 31,3627 \text{ m}^3$$

d. Tinggi total reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head}$$

$$\text{Dimana : } \text{Tinggi shell} = 6,5076 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head} = 0,5172 \text{ m}$$

$$\text{Maka, } \text{tinggi total reaktor} = 7,5421 \text{ m}$$

- Luas selimut (A)

$$\pi \cdot OD \cdot H \quad \text{Dimana : } OD = 128,6026 \text{ in} = 3,2665 \text{ m} = 10,7169 \text{ ft}$$

$$H = 256,2053 \text{ in} = 6,5076 \text{ m} = 21,3504 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, } A = 718,4641 \text{ ft}^2$$

- Menentukan suhu LMTD

Hot Fluid				Cold Fluid			
Tin	30 °C	303 K	86 °F	t in	30 °C	303 K	86 °F
Tout	80 °C	353 K	176 °F	t out	50 °C	323 K	122 °F

$$\Delta t_1 = 36 \text{ }^\circ\text{F (Cold fluid)}$$

$$\Delta t_2 = 90 \text{ }^\circ\text{F (Hot fluid)}$$

$$\text{Maka, } \Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = 58,9333 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Menghitung luas transfer panas

$$U_d = 5 - 50 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \cdot \text{jam} \quad (\text{Kern, tabel 8 Hal. 840})$$

Diambil harga U_d : 50 btu/ft²·°F·jam

$$\text{Maka, } A = Q / (U_d \cdot [\Delta T]_{LMTD})$$

$$= \frac{2.206.393,3525}{2.946,6630}$$

$$= 748,7770 \text{ ft}^2$$

Luas selimut < A terhitung, maka luas selimut tidak mencukupi sebagian luas transfer panas sehingga digunakan **coil pendingin**.

20. Perancangan pendingin pada reaktor

Komponen	A	B	n	Tc (K)
Asam Asetat	0,3518	0,2695	0,2684	592,7100
Asetat Anhidrat	0,3358	0,2408	0,2699	569,1500

T (K)	(1-(T/Tc))	ρ_l (gr/ml)	ρ_l (kg/l)
353,0000	0,7843	0,9837	0,9837
353,0000	0,7700	1,0051	1,0051

(Carl L. Yaws Tabel 8.1 dan 8.2 P.189-208)

Diketahui :

Suhu operasi = 80 °C = 353 K

Pendingin air masuk (t1) = 30°C

Air keluar (t2) = 50°C

$$t_{rata-rata} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 40^\circ\text{C} = 313\text{K}$$

Sifat fisis air pada suhu 40°C :

BM H₂O = 18 kg/kmol

Konduktivitas Thermal (k) = 0,6251 W/m.K

$$= 0,36117354 \text{ Btu/jam.ft}^2(\text{°F/ft})$$

Viscositas (μ) = 0,0067 poise

$$= 6,6540\text{E-}04 \text{ Pa.dtk}$$

$$= 1,6097\text{E+}00 \text{ lb/ft.jam}$$

Cp = 4,1480 kj/kg.C

p = 994,0320 kg/m³

Tabel penentuan konduktivitas thermal H₂O :

Komponen	A	B	C	T	W/m.K
H2O	-0,2758	0,004612	-5,5391E-06	313	0,62509591

Tabel penentuan kapasitas panas H2O :

Komponen	A	B	C	D	T	Viskositas
H2O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-1,26E-05	313	-1,77E-01

(Carl L. Yaws Tabel 22-1 P.501)

Kebutuhan pendingin :

$$W_{air} = \frac{Q_2}{Cp_{air} \cdot (t_2 - t_1)}$$

Dimana :

Q2 = Jumlah panas yang terserap pendingin

$$= 2,2064E+06 \text{ Btu/jam}$$

Cp = Kapasitas panas air pendingin

$$= 1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Diperoleh harga Wa adalah sebesar :

$$W_{air} = 61288,7042 \text{ lb/jam}$$

$$= 27800,0659 \text{ kg/jam}$$

Debit air pendingin (Kecepatan volumetrik air pendingin) :

$$Q_{air} = W_{air}/\rho_{air}$$

$$= 27,9670 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0078 \text{ m}^3/\text{dtk}$$

$$= 0,2743 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

ΔT_{LMTD} : Logaritma rata-rata beda temperatur, $^\circ\text{F}$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 39,1523 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 102,4741 \text{ } ^\circ\text{F}$$

21. Pemilihan jenis dan ukuran coil

Kecepatan medium pendingin (air) di dalam pipa/tube pada umumnya berkisar antara =1.25 - 2.5 m/s,

Dipilih 1.25 m/s = 9000 m/jam

$$V_c = 2,5 \text{ m/s}$$

$$= 8,2021 \text{ ft/dtk}$$

Luas penampang aliran :

$$A = Q_{air}/V$$

$$A = (p/4) \cdot ID^2$$

Dimana :

(Coulson, p. 531)

$$ID = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{air}}{\pi \cdot V}}$$

$$ID = 0,0629 \text{ m}$$

$$= 2,4770 \text{ inch}$$

Sehingga dipilih dimensions of stell pipe (IPS) :

Diameter pipa koil, untuk NPS (Nominal pipe size) = 2 ½ inch

$$\text{Schedule No.} = 40$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 2,88 \text{ inch} = 0,24 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 2,46 \text{ inch} = 0,20 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area per pipe (a'f)} = 4,79 \text{ inch}^2 = 0,03 \text{ ft}^2$$

Surface per lin ft (Ao), luas penampang luar adalah sebesar :

$$= 0,75 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Surface per lin ft (A_i), luas penampang dalam adalah sebesar :

$$= 0,60 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Menentukan kecepatan linier air :

$$V_{\text{air}} = Q / (\pi/4 \cdot ID^2)$$

$$V_{\text{air}} = 2,5163 \text{ m/dtk}$$

Menentukan koefisien transfer panas air dalam koil (h_i) :

$$h_i = \frac{150 \times (1 + 0.011 \cdot T_c \text{ avg}) \cdot (V_{\text{air}})^{0.8}}{(ID)^{0.2}} \quad (\text{Mc Adam, 1985 p. 228})$$
$$= 2388,0723 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koreksi untuk pipa terbentuk koil (Koefisien perpindahan panas dalam koil) :

$$h_{\text{coil}} = h_i \cdot \left(1 + 3.5 \cdot \frac{ID}{D_{he}}\right) \quad (\text{Kern, 1965 : p. 721})$$

Diameter helix (D_{he})

Besarnya diameter helix koil berkisar antara 70 - 80 % D_t .

Dipilih : $D_{he} = 70\% D_t$

Diketahui :

$$D_{\text{reaktor}} = 1,5077 \text{ m} = 4,9466 \text{ ft}$$

Diperoleh :

$$D_{he} = 1,0554 \text{ m} = 3,4626 \text{ ft}$$

$$h_{\text{coil}} = h_i \cdot \left(1 + 3.5 \cdot \frac{ID}{D_{he}}\right)$$

Sehingga,

$$H_{\text{coil}} = 2884,7229 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} H_{io} &= h_{coil} \times ID/OD \\ &= 2473,489 \text{ btu/jam.ft}^2. \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kecepatan linier air pendingin :

$$\begin{aligned} G_t &= W_{air}/(a \cdot f) \\ &= 1842499,7726 \text{ lb/jam. ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= (ID \cdot G_t) / \mu_{air} \\ &= 235512,7471 > 2100 \text{ (Aliran Turbulen)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= \frac{k}{D_c} \times 0.36 \times Re^{0.55} \times \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0.333} \\ &= 936,2877 \text{ btu/jam.ft}^2. \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 679,1600 \text{ btu/jam.ft}^2. \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dirt Overall Coefficient (U_d)

U_d (light organic – water) = 75-150 btu/jam.ft². °F

$$U_d = \frac{U_c \times \frac{1}{R_d}}{U_c + \frac{1}{R_d}}$$

$$U_d = 233,5932 \text{ btu/jam.ft}^2. \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cek Dirt Factor

$$\text{Syarat : } R_d > R_{d \text{ min}} \quad R_{d \text{ min}} = 0,003$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c + U_d}$$

$$R_d = 0,5046 > R_{d \text{ min}} \text{ (memenuhi syarat)}$$

Luas Permukaan pipa (A_c)

$$A_c = \frac{Q_2}{U_d \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 96,2964 \text{ ft}^2$$

$$= 8,9462 \text{ m}^2$$

$$L_c = A_c/A_o \quad \text{dimana } L_c = \text{Panjang pipa koil}$$

$$= 127,8836 \text{ ft}$$

Panjang pipa keseluruhan (L)

$$L = A_c/(p \cdot ID)$$

$$= 149,0530 \text{ ft}$$

Menghitung Pressure drop

Syarat: DP < 10 psi

$$Re_i = \frac{ID \cdot G_i}{\mu_c}$$

$$Re_i = 235512,7471$$

Faktor friksi untuk pipa baja (f),

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re_i^{0.42}}$$

$$= 0,0050$$

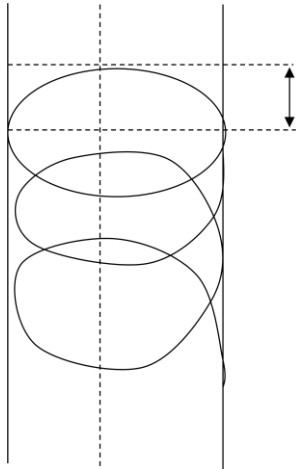
Pressure Drop,

$$\Delta P = \frac{4fG_i^2L_i}{2g\rho_c^2ID}$$

$$G = \text{percepatan gravitasi bumi} = 10 \text{ m/dtk}^2 = 4,25\text{E}+08 \text{ ft/jam}^2$$

$$DP = 0,0499 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi syarat)}$$

22. Menentukan Jumlah Lengkungan Koil



$$AB = DC = D \text{ Spiral Koil} = 3,4626 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AB} = (1/2) * p \text{ DC}$$

$$\text{Keliling busur AC} = (1/2) * p \text{ AC}$$

$$\text{Keliling busur BC} = X$$

$$\text{Keliling busur AC} = (AB^2 + BC^2)^{0,5}$$

$$\text{Ruang kosong antara lengkungan koil (X)} = \text{OD Koil (Rase,1977)}$$

$$X = 1/2 * \text{OD} + \text{OD} + 1/2 * \text{OD}$$

$$= 2 * \text{OD}$$

$$= 0,48 \text{ ft}$$

$$= 0,1463 \text{ m}$$

$$\text{AC} = (AB^2 + BC^2)^{0,5}$$

$$= 3,4957 \text{ ft}$$

Keliling satu koil KL

$$\text{KL} = \text{Kel. busur AB} + \text{Kel. Busur AC}$$

$$= (p/2 * DC) + (p/2 * AC)$$

$$= 10,9246 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan koil (N)

$$N = L/KL \quad \text{dimana } L = \text{panjang pipa koil keseluruhan (ft)}$$

$$= 13,6438 \text{ lilitan}$$

$$= 14 \text{ lilitan}$$

Tinggi koil tanpa jarak

$$H_c = N_c \cdot OD$$

$$= 1,6800 \text{ ft}$$

$$= 0,5121 \text{ m}$$

Tinggi koil total

$$= H_c + \text{Ruang kosong antara lengkungan koil (x)}$$

$$= 0,6584 \text{ m}$$

Menghitung tinggi cairan dengan koil

$$\text{Volume koil} = p/4 * (OD^2) * L_c$$

$$= 5,7824 \text{ ft}^3$$

$$= 0,1637 \text{ m}^3$$

Volume cairan dan gas tanpa koil

$$= p/4 * (D_r^2) * H_s$$

$$= 5,3810 \text{ m}^3$$

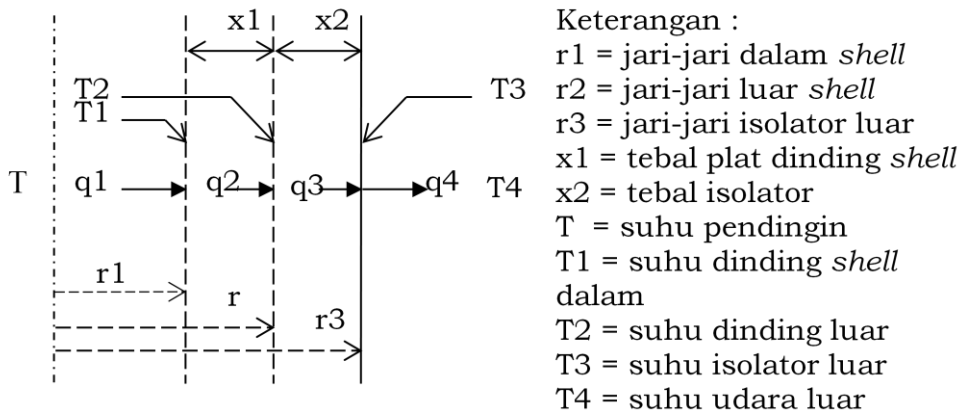
Volume cairan ,gas dan koil

$$= V_{cg} + V_{ci}$$

$$= 5,5447 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Cairan} &= (4 \cdot V_{cgk}) / (3,14 \cdot D_r^2) \\ &= 3,172 \text{ m} \\ &= 3 \text{ m} \end{aligned}$$

23. Menentukan Tebal Isolator



$$\text{ID} = 1,5077 \text{ m} = 4,9465 \text{ ft}$$

$$\text{X1} = 0,25 \text{ in} = 0,0208 \text{ ft}$$

$$\text{T1} = 80\text{C} = 176\text{F}$$

$$\text{T3} = 50\text{C} = 122\text{F}$$

$$\text{T4} = 30\text{C} = 86\text{F}$$

Bahan dinding *shell* = Carbon stell SA-285 Grade C

$$\text{Ks} = 25,7 \text{ btu/jam.ft}^2(\text{F/ft})$$

$$\text{Kis} = 0,0158 \text{ btu/jam.ft}^2(\text{F/ft})$$

$$\text{€is} = 0,9375 \text{ (kisaran €is untuk asbes = 0.93 - 0.945)}$$

- a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes -udara

$$T_{avg} = 40C = 104F$$

Pada suhu 104°F sifat-sifat udara adalah (Daftar A-5, Holman, 1988) :

$$U = 2,00E-05 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$B = 0,0031 \text{ K}^{-1}$$

$$K = 0,0274 \text{ W/m}\cdot\text{C}$$

$$P = 1,1271 \text{ kg/m}^3$$

$$Pr = 0,7045$$

$$L = 3,5823 \text{ m} = 11,7529 \text{ ft}$$

$$Gr_L \cdot Pr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr$$

$$= 5,031E+10$$

$Gr_L \cdot Pr >$ dari 10^9 maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988) :

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

$$= 3,5559 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

$$= 0,6214 \text{ Btu/jam}\cdot\text{ft}^2 \cdot (\text{F/ft})$$

- b. Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Kern,1980) :

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

Dengan T_3 dan T_4 dalam °R serta Konstanta Stefan-Boltzman (σ) = 0.1714×10^{-8}

Btu/jam.ft².°R maka :

$$h_r = \epsilon \sigma \frac{(T_3^4 - T_4^4)}{(T_3 - T_4)}$$

$$h_r = 1,1523 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°R}$$

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

$$q_2 = k_s \cdot A_1 \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} = k_s \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1) \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1}$$

$$q_3 = k_{is} \cdot A_2 \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} = k_{is} \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2}$$

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

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

$$T_1 = 80 \text{ °C} = 353 \text{ K}$$

$$q_2 = k_s \cdot A_1 \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} = k_s \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1) \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1}$$

$$\text{Diperoleh } = 1083019 = 6153,5168$$

$$q_3 = k_{is} \cdot A_2 \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} = k_{is} \cdot \pi \cdot L \cdot (D + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2}$$

$$0,0790 = -9,6398$$

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

$$318,5125 = 127,7052$$

Jika $q_2 = q_4$, didapat persamaan hubungan T_2 dengan X_2 yaitu :

$$175,9482 + -0,0208 X_2 T_2 \text{ (Persamaan a)}$$

Jika $q_3 = q_4$, maka didapat persamaan sebagai berikut :

$$122 + 4031,01 X_2 T_2 \text{ (Persamaan b)}$$

Dari persamaan a dan b maka didapatkan nilai X_2 dan T_2 adalah

$$175,9482 + -0,0208 X2 T2$$

$$\frac{122}{\dots} + 431,01 X2 T2 (-)$$

$$53,9482 + -4031 X2 0$$

$$X2 = 0,0134 \text{ ft}$$

$$X2 = 0,0041 \text{ m}$$

$$T2 = 175,9480\text{F}$$

Jadi tebal isolatornya adalah sebesar

$$X2 = 0,0041 \text{ m}$$

$$= 0,0134 \text{ ft}$$

24. Perancangan Pipa Pemasukan Dan Pengeluaran Pada Reaktor

Diameter pipa optimum untuk bahan konstruksi stainless steel, maka dipakai

persamaan:

(coulson vol 6, p221)

$$d_{opt} = 226G^{0.52} \rho^{-0.37}$$

$$d \text{ optimum} = \text{diameter optimum} = 31,0912 \text{ mm}$$

$$G = \text{kecepatan umpan masuk cair} = 2,9707 \text{ kg/dtk}$$

$$p = \text{densitas cairan} = 983,7056 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = \text{viskositas cairan} = 0,0005 \text{ kg/m.dtk}$$

ditinjau dari dopt maka dipakai commercial pipe steel dengan:

$$\text{NPS} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Sch no} = 40$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in} = 0,0350 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in}$$

$$\text{Re} = \frac{4.G}{\pi.ID.\mu}$$

$$= 196367,6055$$

PERANCANGAN PIPA UMPAN MASUK GAS REAKTOR

diameter pipa optimum untuk bahan konstruksi stainless steel, maka dipakai persamaan:

$$d_{opt} = 226G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{coulson vol 6, p221})$$

D optimum = diameter optimum = 120,3466 mm = 4,7380 in

G = Kecepatan umpan masuk gas = 0,6725 kg/dtk

P = densitas gas = 3,1446 kg/m³

μ = viskositas gas = 1,168E-05 kg/m.dtk

ditinjau dari dopt maka dipakai commercial pipe steel dengan

NPS = 6 in

Sch no = 40

ID = 6,065 in

OD = 6,625 in

$$\text{Re} = \frac{4.G}{\pi.ID.\mu}$$

$$= 476042,527$$

Karena $\text{Re} > 2100$ maka perkiraan aliran turbulen terpenuhi (benar) pipa yang digunakan adalah stainless steel.

PERANCANGAN PIPA PRODUK KELUAR CAIR REAKTOR

diameter pipa optimum untuk bahan konstruksi stainless steel, maka dipakai persamaan:

$$d_{opt} = 226G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{coulson vol 6, p221})$$

D optimum = diameter optimum = 32,8607 mm = 1,2937 in

G = Kecepatan produk keluar cair = 3,3174 kg/dtk

P = densitas cairan = 989,1321 kg/m³

μ = viskositas cairan = 0,0005 kg/m.dtk

ditinjau dari dopt maka dipakai commercial pipe steel dengan

NPS = 1 1/2 in

Sch no = 40

ID = 1,610 in

OD = 1,900 in

$$\text{Re} = \frac{4.G}{\pi.ID.\mu}$$

$$= 198231,7040$$

Karena Re >2100 maka perkiraan aliran turbulen terpenuhi (benar) pipa yang digunakan adalah stainless steel.

PERANCANGAN PIPA PRODUK KELUAR GAS REAKTOR

diameter pipa optimum untuk bahan konstruksi stainless steel, maka dipakai persamaan:

$$d_{opt} = 226G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{coulson vol 6, p221})$$

D optimum = diameter optimum = 105,5413 mm = 4,1552 in

G	= Kecepatan produk keluar gas	= 0,3260 kg/dtk
P	= densitas gas	= 1,6201 kg/m ³
μ	= viskositas gas	= 1,11,E-05 kg/m.dtk

ditinjau dari dopt maka dipakai commercial pipe steel dengan

NPS = 6 in

Sch no = 40

ID = 6,065 in

OD = 6,625 in

$$\text{Re} = \frac{4.G}{\pi.ID.\mu}$$

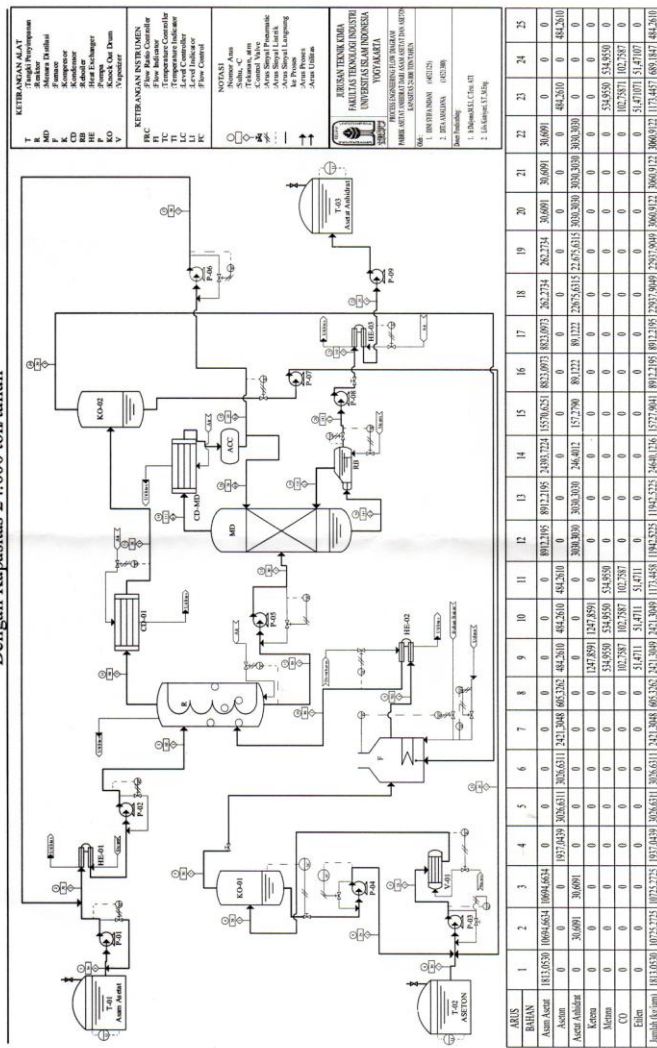
$$= 242860,8346$$

Karena Re >2100 maka perkiraan aliran turbulen terpenuhi (benar) pipa yang digunakan adalah stainless steel.

LAMPIRAN B

PEFD









Process Engineering Flow Diagram Pabrik Asetat Anhidrat Dari Asam Asetat Dan Aseton Dengan Kapasitas 24.000 ton/tahun



KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Dini Syifa Indani
 No. MHS : 14521125
 Nama Mahasiswa : Dita Amaliana
 No. MHS : 14521300
 Judul Prarancangan)* :

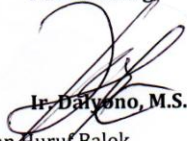
Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	21-03-2018	Pembahasan Judul	
2.	23-05-2018	Konsultasi Bab I	
3.	26-07-2018	Konsultasi Bab 2	
4.	25-09-2018	Konsultasi Bab 3	
5.	05-11-2018	Revisi Bab I	
6.	08-11-2018	Revisi Bab III	
7.	07-11-2018	Revisi Bab IV	
b	09-11-2018	Acc	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 09-11-2018

Pembimbing,














Ir. Daryono, M.S.I., C.Text. ATI.

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Dini Syifa Indani
No. MHS : 14521125
Nama Mahasiswa : Dita Amaliana
No. MHS : 14521300
Judul Prarancangan)* :

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

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	14-03-2018	Penentuan judul prarancangan pabrik kimia	
2.	19-03-2018	Konsultasi Bab I	
3.	12-04-2018	Revisi Bab I	
4.	02-05-2018	Konsultasi Bab 2	
5.	10-05-2018	Revisi bab 2	
6.	24-09-2018	Konsultasi perhitungan alat	
7.	01-10-2018	Konsultasi perhitungan alat	
8.	11-10-2018	Konsultasi utilitas dan evaluasi ekonomi	
9.	20-10-2018		
10.	23-09-2018	Konsultasi alat	
10	15-10-2018	Konsultasi Bab I - 5 dan PFD	
11	30-10-2018	Konsultasi akhir dan ACC	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 08-11-2018

Pembimbing,



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

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy