

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID
DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Disusun Oleh:

Nama : Ervin Fadlurrohman Fattah

Nama : Adiatma Rifqi Fauzan

NIM : 17521110

NIM : 17521051

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

2022

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID
DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Ervin Fadlurrohman Fattah

Nama : Adiatma Rifqi Fauzan

NIM : 17521110

NIM : 17521051

Yogyakarta, 25 Januari 2022

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 pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Ervin Fadlurrohman Fattah



Adiatma Rifqi Fauzan

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID DAN
UDARA DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Nama : Ervin Fadlurrohman Fattah

Nama : Adiatma Rifqi Fauzan

NIM : 17521110

NIM : 17521051

Yogyakarta, 26 Januari 2022

Pembimbing I

Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE.

NIP. 865210103

Pembimbing II

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

NIP. 175210103

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Ervin Fadlurrohman Fattah

Nama : Adiatma Rifqi Fauzan

NIM : 17521110

NIM : 17521051

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

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 15 Februari 2022

Tim Penguji

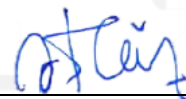
Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE.

Ketua Penguji



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

Penguji I



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Penguji II



Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Indonesia
Universitas Islam Indonesia



Suharno Rusdi, Ph.D.

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Alhamdulillah rabbil'alam, Segala puji hanya milik Allah SWT Tuhan semesta alam. Tiada daya dan upaya melainkan atas pertolongan Allah SWT. 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, puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT karena dengan rahmat, karunia, serta taufik dan hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan tugas akhir kami yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik Asam Asetat Dari Asetaldehid Dan Udara Dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun". Laporan ini disusun berdasarkan pengalaman dan ilmu yang kami peroleh selama menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia.

Pra Rancangan pabrik yang telah kami susun ini dibuat dalam rangka memenuhi tugas kuliah program Studi Teknik Kimia, yang mana sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dengan ini kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik tanpa adanya bantuan dari pihak-pihak terkait. Oleh karena itu, kami mengucapkan banyak terimakasih kepada semua pihak yang telah

membantu kami dalam melaksanakan kegiatan penelitian maupun dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini.

Ucapan terimakasih sebesar-besarnya kami sampaikan kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan nikmat dan karunia-Nya kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Orang tua tercinta yang tiada henti memberikan doa serta dukungannya.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE. selaku Dosen Pembimbing 1 Perancangan Pabrik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing 2 Perancangan Pabrik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Seluruh civitas akademik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Seluruh teman-teman yang telah ikut serta dalam membantu penyelesaian tugas akhir ini terutama anak-anak kos Putra Sunda.

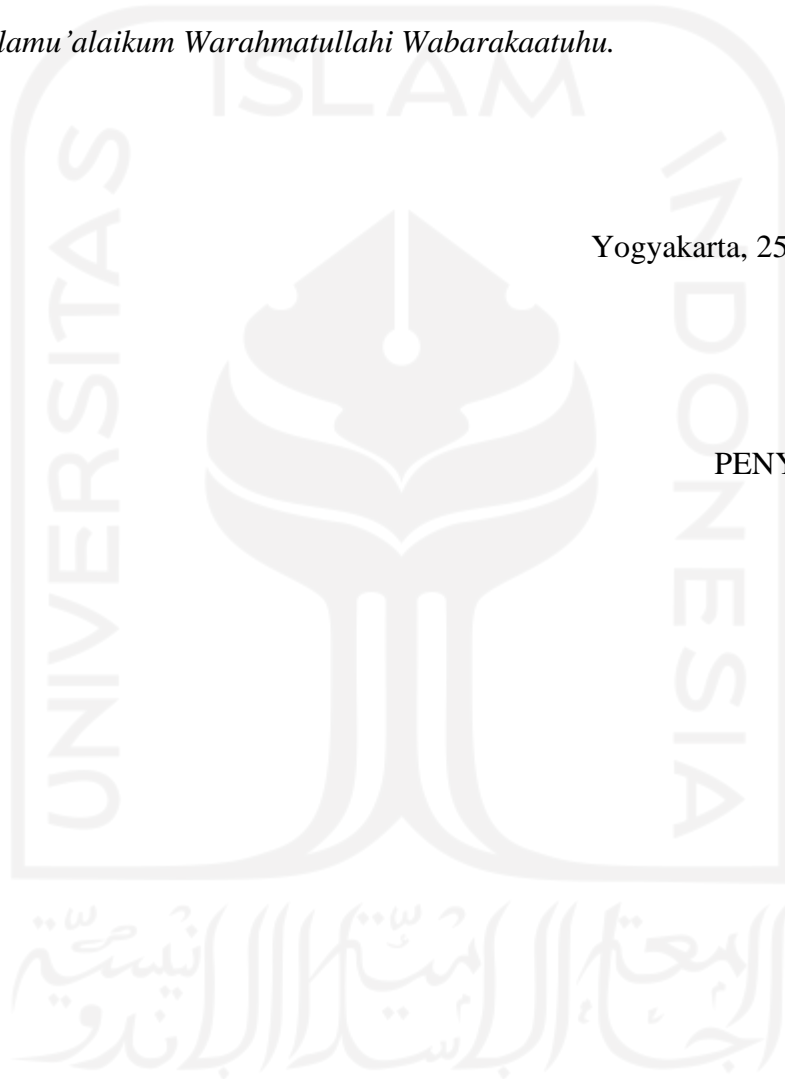
Kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini masih jauh dalam kesempurnaan, oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi kesempurnaan Pra Rancangan Pabrik ini.

Akhir kata, kami mohon maaf apabila dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini terdapat banyak kesalahan. Semoga Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat khususnya bagi penyusun dan umumnya bagi para pembaca.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakaatuhu.

Yogyakarta, 25 Januari 2022

PENYUSUN



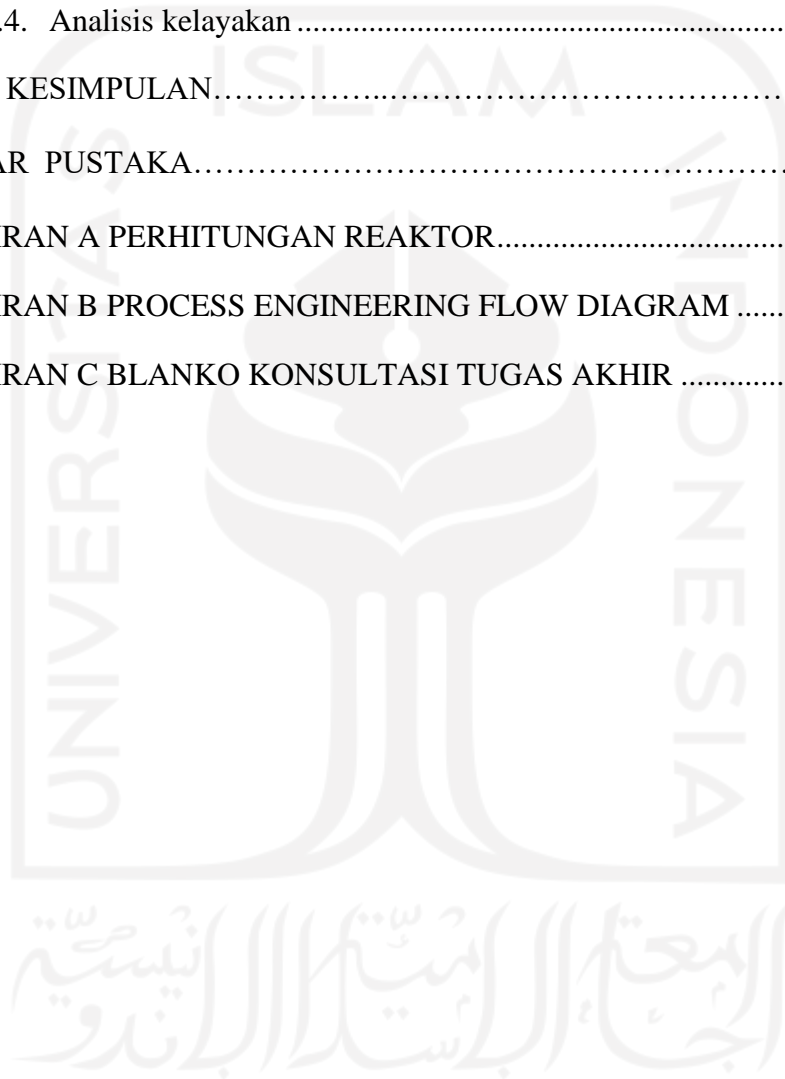
DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK.....	xvi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.2.1. Besarnya nilai konsumsi dalam negeri	2
1.2.2. Tingginya angka impor asam asetat di Indonesia.....	3
1.2.3. Produksi Produk.....	6
1.2.4. Rendahnya Jumlah Ekspor ke Luar Negeri	7
1.2.5. Ketersediaan Bahan Baku.....	10
1.2.6. Kapasitas Produksi Pabrik	11
1.3. Tinjauan Pustaka	12
1.3.1. Bahan Baku dan Produk	12
1.3.2. Reaksi Pembuatan Asam Asetat	14
BAB II PERANCANGAN PRODUK	19
2.1. Spesifikasi Produk	19
2.2. Spesifikasi Bahan Baku.....	20

2.3.	Pengendalian Kualitas	22
2.3.1.	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	23
2.3.2.	Pengendalian Kualitas Proses	23
2.3.3.	Pengendalian Kualitas Produk	25
BAB III PERANCANGAN PROSES		26
3.1.	Uraian Proses	26
3.2.	Spesifikasi Alat/Mesin Produksi	28
3.2.1.	Tangki Penyimpanan	28
3.2.2.	Reaktor (R-030)	29
3.2.3.	Menara Distilasi (MD-070)	30
3.2.4.	Vaporizer (VP-020)	31
3.2.5.	Separator	32
3.2.6.	Alat penukar panas	33
3.2.7.	Pompa	35
3.2.8.	Kompresor	37
3.2.9.	Accumulator	39
3.2.10.	Expansion valve	40
3.3.	Perencanaan Produksi	42
3.3.1.	Neraca Massa	42
3.3.2.	Neraca Panas	45
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		51
4.1.	Lokasi Pabrik	51
4.1.1.	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	51
4.1.2.	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	53
4.2.	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	54

4.3.	Tata Letak Alat Proses (<i>Process plant & equipment</i>)	58
4.4.	Perawatan (<i>Maintenance</i>)	60
4.5.	Pelayanan Teknik (Utilitas)	62
4.5.1.	Unit Penyedia dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	62
4.5.1.1.	Unit Penyediaan Air	62
4.5.1.2.	Unit Pengolahan Air	65
4.5.1.3.	Perhitungan Kebutuhan Air	70
4.5.2.	Unit Pembangkit Uap (<i>Steam Generation System</i>).....	72
4.5.3.	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	73
4.5.4.	Unit Penyedia Udara Tekan	75
4.5.5.	Unit Penyedia Bahan Bakar	76
4.6.	Laboratorium.....	76
4.7.	Organisasi Perusahaan.....	79
4.7.1.	Bentuk Perusahaan.....	79
4.7.2.	Struktur Perusahaan	80
4.7.3.	Tugas dan Wewenang	82
4.7.3.1.	Pemegang Saham	82
4.7.3.2.	Dewan Komisaris	82
4.7.3.3.	Direktur Utama	83
4.7.3.4.	Kepala Bagian	83
4.7.3.5.	Kepala Seksi	85
4.7.4.	Status Karyawan	86
4.7.5.	Ketenagakerjaan.....	89
4.7.6.	Fasilitas Karyawan.....	89
4.7.7.	Golongan dan Penggajian Karyawan.....	91

4.8. Evaluasi Ekonomi	94
4.8.1. Penaksiran harga alat	96
4.8.2. Hasil perhitungan	98
4.8.3. Analisa Keuntungan.....	103
4.8.4. Analisis kelayakan	103
BAB V KESIMPULAN.....	107
DAFTAR PUSTAKA.....	xviii
LAMPIRAN A PERHITUNGAN REAKTOR.....	109
LAMPIRAN B PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM	131
LAMPIRAN C BLANKO KONSULTASI TUGAS AKHIR	133



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data konsumsi asam asetat dalam negeri.....	2
Tabel 1.2 Data Impor Asam Asetat di Indonesia tahun 2011-2020.....	3
Tabel 1.3 Persen Pertumbuhan Kebutuhan Impor Dalam Negeri.....	5
Tabel 1.4 Daftar pabrik yang memproduksi asam asetat	6
Tabel 1.5 Data Ekspor Asam Asetat di Indonesia.....	7
Tabel 1.6 Persen Pertumbuhan Jumlah Ekspor.....	9
Tabel 1.7 daftar beberapa pabrik yang memproduksi Asetaldehid.....	10
Tabel 1.8 Pertimbangan pemilihan alur proses pada pembuatan asam asetat.....	17
Tabel 1.9 Kelebihan dan kekurangan antara metode sintesis dan fermentasi.....	18
Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	28
Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor (R-030).....	29
Tabel 3.3 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-070)	30
Tabel 3.4 Spesifikasi Vaporizer (VP-020).....	31
Tabel 3.5 Spesifikasi Separator.....	32
Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	33
Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas (lanjutan)	34
Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas (lanjutan)	34
Tabel 3.7 Spesifikasi Pompa.....	36
Tabel 3.7 Spesifikasi Pompa (lanjutan)	37
Tabel 3.8 Spesifikasi Kompresor	38
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>Accumulator</i>	39
Tabel 3.11 Spesifikasi Filter udara.....	40
Tabel 3.12 Spesifikasi Expansion valve	41

Tabel 3.13 Neraca massa di vaporizer (VP-020)	42
Tabel 3.14 Neraca massa di <i>separator</i> (SP-021)	42
Tabel 3.15 Neraca massa reaktor (R-030).....	43
Tabel 3.16 Neraca massa kondensor parsial (CDP-040)	43
Tabel 3.17 Neraca massa <i>separator</i> (SP-050).....	44
Tabel 3.18 Neraca massa <i>Separator</i> (SP-060).....	44
Tabel 3.19 Neraca massa menara distilasi (MD-070).....	44
Tabel 3.20 Neraca panas vaporizer (VP-020).....	45
Tabel 3.21 Neraca panas heater (HE-034)	45
Tabel 3.22 Neraca panas heater (HE-034)	45
Tabel 3.23 Neraca panas Reaktor (R-030).....	45
Tabel 3.24 Neraca panas kondensor parsial (CDP-040)	46
Tabel 3.25 Neraca panas separator (SP-050)	46
Tabel 3.26 Neraca panas heater (HE-061)	46
Tabel 3.27 Neraca panas separator (SP-060).....	47
Tabel 3.28 Neraca panas heater (HE-063).....	47
Tabel 3.29 Neraca panas menara distilasi (MD-070).....	47
Tabel 3.30 Neraca panas <i>cooler</i> (CL-081).....	48
Tabel 3.31 Neraca panas <i>cooler</i> (CL-091).....	48
Tabel 4.1 Perincian luas tanah	58
Tabel 4.2 Kebutuhan air domestik	70
Tabel 4.3 Kebutuhan air <i>service</i>	70
Tabel 4.4 Kebutuhan air pembangkit uap	71
Tabel 4.5 Kebutuhan air pendingin.....	71
Tabel 4.6 Kebutuhan listrik proses.....	74

Tabel 4.7 Kebutuhan listrik utilitas.....	75
Tabel 4.8 Jadwal shift kerja karyawan.....	88
Tabel 4.8 Jadwal shift kerja karyawan (lanjutan)	88
Tabel 4.9 Penggolongan Gaji Karyawan	91
Tabel 4.9 Penggolongan Gaji Karyawan (lanjutan).....	92
Tabel 4.9 Penggolongan Gaji Karyawan (lanjutan).....	93
Tabel 4.10 Index harga CEPCI	96
Tabel 4.11 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	98
Tabel 4.12 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	99
Tabel 4.13 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	99
Tabel 4.14 <i>Direct Manufacturing (DMC)</i>	99
Tabel 4.15 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	100
Tabel 4.16 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	100
Tabel 4.17 <i>Manufacturing Cost (MC)</i>	100
Tabel 4.18 <i>Working Capital (WC)</i>	101
Tabel 4.19 <i>General Expense (GE)</i>	101
Tabel 4.20 Total Biaya Produksi.....	101
Tabel 4.21 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	102
Tabel 4.22 <i>Variable Cost (Va)</i>	102
Tabel 4.23 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	102

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Data Impor Asam Asetat di Indonesia tahun 2011-2019	4
Gambar 1.2 Data Ekspor Asam Asetat di Indonesia tahun 2011 - 2019.....	8
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif	43
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif	44
Gambar 4.1 Lokasi pendirian pabrik.....	54
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	57
Gambar 4.3 Perencanaan tata letak alat proses	60
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	81
Gambar 4.5 Hubungan tahun terhadap index CEPCI	97
Gambar 4.6 Grafik Analisa kelayakan pabrik.....	105

ABSTRAK

Asetaldehid memiliki berbagai aplikasi dan merupakan bahan baku dalam pembuatan banyak produk sehari-hari. Asetaldehid juga sering digunakan sebagai basa ketika memproduksi asam asetat, yang juga merupakan bahan kimia dasar dengan banyak kegunaan. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga angka impor asam asetat menurun, maka dirancang pabrik Asam Asetat (CH_3COOH) dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dengan bahan baku asetaldehid sebanyak 40.201,103 ton/tahun dan udara sebanyak 72.361,986 ton/tahun. Pabrik asam asetat direncanakan didirikan di daerah kawasan industri Batang, Jawa Tengah. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Proses produksi dilakukan dengan menggunakan reaktor *fixed bed multitube* pada kondisi operasi 150°C dan tekanan 2,4 atm. perbandingan komponen umpan mol reaktan antara asetaldehid dengan udara adalah 2:1, prosesnya disebut juga oksidasi asetaldehid. Dengan kondisi operasi tersebut dan mengacu pada jurnal dan paten yang ada. Nilai konversi didapat sebesar 94%. Proses pemurnian yang terjadi di *separator* yaitu apada *separator* pertama memisahkan *non-condensable gas* dari produk yaitu udara (O_2 dan N_2), kemudian pada *separator* kedua memisahkan asetaldehid tersisa untuk direcycle ke reaktor dari produk berdasarkan beda titik didihnya yang cukup jauh, produk cair dialirkan menuju menara distilasi. Hasil keluaran atas menara distilasi dialirkan menuju tangki penyimpanan produk sisa/samping dan hasil bawah yang merupakan produk utama dengan kemurnian asam asetat 99% dialirkan ke tangki penyimpanan sebelum didistribusikan. Dalam menunjang proses produksinya, diperlukan air untuk proses utilitas sebanyak 102.741,665 kg/jam dan 373 kW listrik yang disediakan oleh PLN, serta generator sebagai cadangan. Sebuah parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi dengan modal total investasi yang terdiri dari Penanaman Modal Tetap sebesar Rp.443.928.425.991 dan Modal Kerja Rp. 664.524.397.588. Total Biaya produksi Rp. 771.255.265.784 dan Penjualan Tahunan Rp. 925.000.000.000 sehingga didapat keuntungan sebelum pajak Rp.153.744.734.216 dan keuntungan setelah pajak Rp.115.308.550.662. Analisa kelayakan dilihat dari nilai Return On Investment (ROI) setelah pajak 25,97%, Pay Out Time (POT) sesudah pajak 2,9 tahun, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) 12,95%, Break Event Point (BEP) 41,93%, dan Shut Down Point (SDP) 23,48%. Dari parameter-parameter kelayakan di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik asam asetat ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Asam asetat, asetaldehid, oksidasi asetaldehid,

ABSTRACT

Acetaldehyde has a wide range of applications and is a raw material in the manufacture of many everyday products. Acetaldehyde is also often used as a base when producing acetic acid, which is also a basic chemical with many uses. To meet domestic demand so that the import of acetic acid decreases, Acetic Acid (CH_3COOH) factory is designed with a capacity of 50.000 tons/year with 40,201,103 tons/year of acetaldehyde as raw material and 72.361,986 tons/year of air. The acetic acid factory is planned to be established in the Batang industrial area, Central Java. The factory operates for 330 days in 1 year. The production process is carried out using a fixed bed multitube reactor at operating conditions of 150°C and a pressure of 2,4 atm. The mole ratio of reactant feed components between acetaldehyde and air is 2:1, the process is also called acetaldehyde oxidation. With these operating conditions and referring to existing journals and patents. The conversion value obtained is 94%. The purification process that occurs in the separator is that the first separator separates *non-condensable* gas from the product, air (O_2 and N_2), then in the second separator separates the remaining acetaldehyde to be recycled to the reactor from the product based on the boiling point which is quite far, the liquid product goes to the distillation tower. The results at the top of the distillation tower go to the waste/by-product storage tank and the bottom product which is the main product with 99% acetic acid purity stored before distribution. To support the production process, 102.741,665 kg/hour of water is needed for the utility process and 373 kW of electricity provided by PLN, as well as a generator as backup. Parameter of the location of the factory establishment using economic analysis with a total investment capital consisting of Fixed Capital Investment of Rp.443.928.425.991 and Working Capital of Rp. 664,524,397,588. Total Production Cost Rp. 771,255,265,784 and Annual Sales of Rp. 925,000,000,000 so that the profit before tax is Rp. 153,744,734,216 and the profit after tax is Rp. 115,308,550,662. The analysis is seen from the Return-On Investment (ROI) after-tax 25.97%, Pay Out Time (POT) before tax 2.9 years, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) 12.95%, Break Event Point (BEP) 41.93%, and Shut Down Point (SDP) 23.48%. From the parameters above, it can be said that this acetic acid plant is feasible to established.

Keywords : Acetic acid, acetaldehyde, acetaldehyde oxidation

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Sektor industri merupakan salah satu sektor yang mampu mendorong percepatan pertumbuhan ekonomi, dimana pembangunan industri dapat menjadi salah satu pilar perekonomian nasional yang diarahkan dengan menerapkan prinsip-prinsip pembangunan industri berkelanjutan yang didasarkan pada aspek pembangunan ekonomi, sosial dan lingkungan hidup. Tidak berlebihan pula jika sektor industri dikatakan sebagai mesin penggerak utama (*prime mover*) perekonomian nasional, sekaligus tulang punggung ketahanan ekonomi nasional dengan berbasis sumber daya lokal yang memiliki struktur keterkaitan dan kedalaman yang kuat.

Salah satu sektor industri yang memegang peranan penting di Indonesia adalah industri kimia. Peluang pengembangan industri kimia nasional masih terbuka lebar di masa mendatang. Dengan jumlah penduduk sekitar 250 Juta jiwa dan ketersediaan sumber daya alam yang melimpah, Indonesia memiliki peluang menempatkan diri pada garis depan pengembangan industri kimia. Salah satu produk industri kimia yang memiliki pasar cukup luas adalah Asam Asetat. Di Indonesia Asam Asetat banyak digunakan sebagai salah satu bahan penunjang industri lainnya seperti *Cellulose Acetate*, *Vinyl Acetate*, *Acetic Anhydride*, *Purified Terephthalic Acid* (PTA), industri tekstil, *food additive* dan industri plastik.

Selain itu, bahan ini juga banyak diperlukan pada industri farmasi, insektisida, bahan kimia fotografi dan lain- lain.

Walaupun kebutuhan asam asetat terbilang cukup tinggi, Indonesia masih belum mampu memenuhi sebagian besar kebutuhan asam asetat yang ada. Satu-satunya produsen asam asetat dalam negeri yaitu PT Indo Acidatama Chemical Industry masih belum mampu memenuhi tingginya permintaan asam asetat di Indonesia, sehingga kebutuhan asam asetat dalam negeri masih mengandalkan impor dari negara lain.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi pabrik ini didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1.2.1. Besarnya nilai konsumsi dalam negeri

Jumlah konsumsi asam asetat di Indonesia dapat dilihat pada tabel 1.1 berikut:

Tabel 1.1 Data konsumsi asam asetat dalam negeri

Konsumen	Jumlah (Ton/Tahun)		
	2012	2013	2014
Industri penyempurnaan kain	1.120,6	1.117,6	1.669,1
Industri barang jadi tekstil dan dari karet lainnya	1.115,22	1.151,85	1.155,48
Industri Kimia Dasar Organik Yang Menghasilkan Bahan Kimia Khusus	121.070,94	122.021,08	123.480,8
Industri produk farmasi	155,83	159,38	186,54
Lainnya	122,12	36,63	40,26
Total	123.584,72	124.486,55	126.532,19

Sumber: Badan Pusat Statistik. (Statistik Industri Manufaktur 2012, 2013, dan 2014).

Dari tabel di atas dapat dilihat bahwa konsumsi dalam negeri asam asetat di Indonesia terhitung cukup tinggi dan meningkat dari tahun 2012 hingga 2014 dengan total lebih dari 120.000 Ton/Tahun.

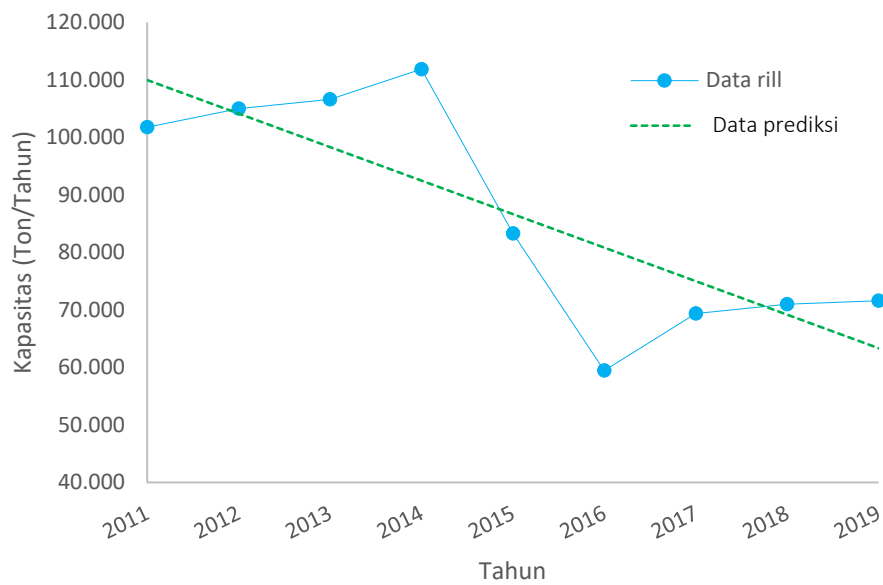
1.2.2. Tingginya angka impor asam asetat di Indonesia

Sebagian besar kebutuhan Asam Asetat di Indonesia masih mengandalkan impor dari luar negeri, hal ini dapat ditunjukkan dengan data statistic impor Asam Asetat yang dapat dilihat pada table 1.2 berikut:

Tabel 1.2 Data Impor Asam Asetat di Indonesia tahun 2011-2020

No	Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
1	2011	101.787
2	2012	104.975
3	2013	106.611
4	2014	111.864
5	2015	83.261
6	2016	59.446
7	2017	69.372
8	2018	70.963
9	2019	71.599

Sumber : Badan Pusat Statistik. (Perdagangan Luar Negeri Impor 2011 – 2019).



Gambar 1.1 Data Impor Asam Asetat di Indonesia tahun 2011-2019

Dari data tersebut maka dapat diketahui Persen Pertumbuhan kebutuhan impor yang dapat diperoleh dari:

Persamaan pertumbuhan rata-rata per tahun:

m tahun yang diproyeksikan = m tahun terakhir dari data * $(1+i)^a$

Dengan i:

$$i = \frac{\sum \%P}{n}$$

Keterangan:

a = Selisih tahun

i = Pertumbuhan rata-rata tiap tahun

%P = Persen pertumbuhan tiap tahun

N = Jumlah data %P

Dari persamaan tersebut dapat dituliskan Persen Pertumbuhan(%P) dari tahun ke tahun yang dapat dilihat pada tabel 1.3 berikut:

Tabel 1.3 Persen Pertumbuhan Kebutuhan Impor Dalam Negeri

Tahun	%P
2011	-
2012	3,132%
2013	1,559%
2014	4,927%
2015	-25,569%
2016	-28,603%
2017	16,696%
2018	2,294%
2019	0,895%
total Σ %P	-24,668%
i	-3,083%

Secara umum proyeksi kebutuhan impor pada tahun 2025 dapat dituliskan dalam persamaan berikut :

$$\text{Impor 2025} = 71.599,050 * (1 + (-3,083))^{(2025-2019)}$$

Dimana hasil kalkulasi dari persamaan tersebut adalah = 59.332,654

Maka, kebutuhan impor pada tahun 2025 di Indonesia diproyeksikan sebesar 59.332,654 Ton/Tahun.

1.2.3. Produksi Produk

Tabel 1.4 Daftar pabrik yang memproduksi asam asetat

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
<i>Celanese</i>	Texas, US	1.200.000
<i>Jiangsu Sopo</i>	China	1.000.000
<i>Jinyimeng Group Co</i>	China	85.000
<i>Sinopec Shanghai Petrochemical</i>	China	45.000
<i>BP Chemical</i>	UK	675.000
<i>Samsung BP chemical</i>	South Korea	600.000
<i>LyondellBasell</i>	Texas, US	550.000
<i>Saudi International Petrochem</i>	Saudi Arabia	460.000
<i>Acetex, Paradies</i>	Prancis	400.000
<i>Showa Denko</i>	Jepang	250.000
<i>Celanese Chemical</i>	Jerman	180.000
<i>Chang Chun Petrochemical</i>	Taiwan	60.000
<i>BASF</i>	Jerman	50.000
<i>Lonza</i>	Swiss	30.000
<i>Svensk Etanolkemi AB</i>	Swedia	20.000
Indo Acidatama	Indonesia	33.000

Sumber : (www.icis.com; www.acidatama.co.id).

Dari tabel tersebut dapat diketahui bahwa Indonesia hanya memiliki satu pabrik yang memproduksi asam asetat yaitu PT. Indo Acidatama Tbk dengan

kapasitas produksi sebesar 33.000 Ton/Tahun. Dimana angka produksi tersebut tidak mampu memenuhi kebutuhan asam asetat dalam negeri.

Melihat besarnya nilai konsumsi dalam negeri serta minimnya produksi asam asetat dalam negeri maka dipilih kapasitas produksi sebesar 50.000 Ton/Tahun. Kapasitas ini diharapkan dapat memenuhi sebagian besar kebutuhan asam asetat dalam negeri sehingga tidak perlu lagi mengimpor asam asetat dari luar negeri.

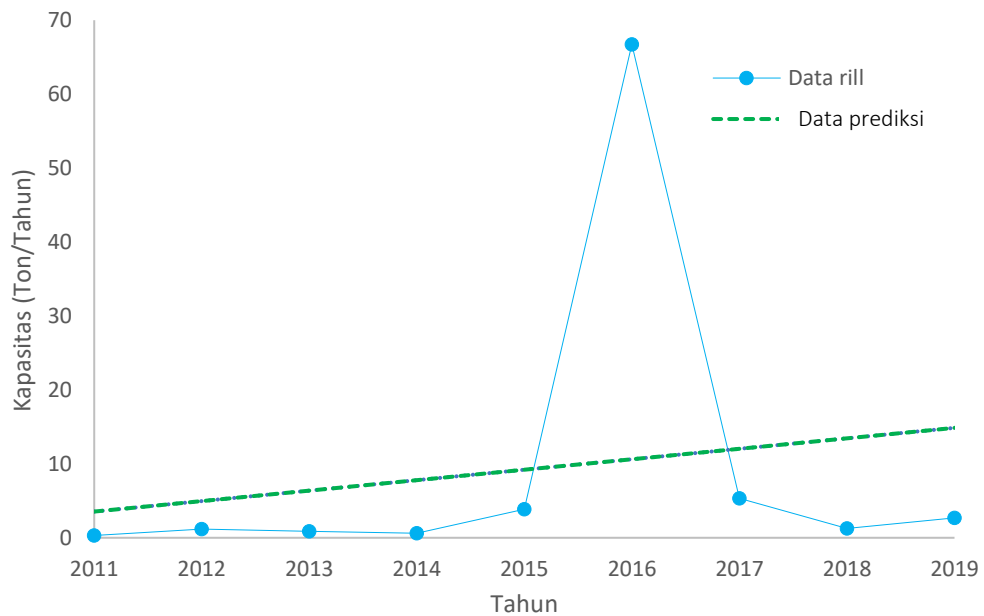
1.2.4. Rendahnya Jumlah Ekspor ke Luar Negeri

Dengan tingginya jumlah impor dan terbatasnya produksi asam asetat dalam negeri, Indonesia masih belum bisa bersaing secara global dalam perdagangan asam asetat. Hal ini dapat dilihat dari minimnya nilai ekspor asam asetat yang dapat dilihat pada tabel 1.5 berikut:

Tabel 1.5 Data Ekspor Asam Asetat di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2011	0,310
2012	1,169
2013	0,870
2014	0,612
2015	3,857
2016	66,737
2017	5,342
2018	1,272
2019	2,686

Sumber : Badan Pusat Statistik. (Perdagangan Luar Negeri Ekspor 2011-2019).



Gambar 1.2 Data Ekspor Asam Asetat di Indonesia tahun 2011 - 2019

Dari data tersebut maka dapat diketahui Persen Pertumbuhan jumlah ekspor yang dapat diperoleh dari:

Persamaan:

m tahun yang diproyeksikan = m tahun terakhir dari data * $(1+i)^a$

Dengan i :

$$i = \frac{\sum \%P}{n}$$

Keterangan:

a = Selisih tahun

i = Pertumbuhan rata-rata tiap tahun

$\%P$ = Persen pertumbuhan tiap tahun

N = Jumlah data $\%P$

Dari persamaan tersebut dapat dituliskan Persen Pertumbuhan (%P) dari tahun ke tahun yang dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.6 Persen Pertumbuhan Jumlah Ekspor

tahun	%P
2011	-
2012	277,097%
2013	-25,577%
2014	-29,655%
2015	530,154%
2016	1630,489%
2017	-91,996%
2018	-76,180%
2019	111,094%
total $\Sigma\%P$	2325,425%
i	290,678%

Secara umum proyeksi jumlah ekspor asam asetat di Indonesia pada tahun 2025 dapat dituliskan dalam persamaan:

$$\text{Ekspor 2025} = 2,686 * (1 + 290,678\%)^{(2025 - 2019)}$$

Yang dimana hasil dari kalkulasi persamaan tersebut adalah = 9.550,372

Maka jumlah ekspor asam asetat di Indonesia pada tahun 2025 diproyeksikan sebesar 9.550,372 Ton/Tahun.

1.2.5. Ketersediaan Bahan Baku

Tabel 1.7 daftar beberapa pabrik yang memproduksi Asetaldehid

Produsen	Lokasi	Kapasitas (ton/ tahun)
<i>Celanese</i>	<i>Texas, AS</i>	227.227
<i>Eastman</i>	<i>Longview, Texas, AS</i>	227.000
<i>Union Carbide</i>	<i>West Virginia, Texas, AS</i>	295.100
<i>Jubilant Life Science</i>	<i>India</i>	30.500
<i>Laxmi Organic Industries</i>	<i>Mumbai, India</i>	30.000
<i>Ashok Alco - chem Limited</i>	<i>Maharashtra, India</i>	10.500
<i>Shijiazhuang Xinyu Sanyang Industrial</i>	<i>Shijiazhuang, China</i>	30.000
<i>Shandong Kunda Biotechnology</i>	<i>Linyi, China</i>	60.000
<i>Sinopec Shanghai Petrochemical</i>	<i>Shanghai, China</i>	42.000
<i>Jinyimeng Group Co</i>	<i>Linyi, China</i>	20.000
<i>PT. Indo Acidatama</i>	<i>Surakarta, Indonesia</i>	30.000

(www.icis.com; en.spc.com.cn; www.chemicalbook.com; acidatama.co.id).

Dari tabel tersebut dapat dilihat bahwa pabrik penghasil Asetaldehid di Indonesia hanya PT. Indo Acidatama dengan kapasitas 30.000 ton/tahun. Kebutuhan bahan baku asetaldehid pabrik ini sebesar 40.201,103 ton/tahun dan untuk mencukupi kebutuhan bahan baku pada pabrik maka harus dilakukan impor bahan baku untuk menutupi kekurangan bahan baku dari dalam negeri

sebesar 10.201,103 ton/tahun. Tangki penyimpanan bahan baku didesain untuk menampung bahan baku selama 30 hari atau 1 bulan, maka kebutuhan asetaldehid yang diambil dari dalam negeri sebesar 2727,273 ton/bulan atau 74,625 % dan asetaldehid yang diimpor sebesar 927,373 ton/bulan atau 25,375 %. Jika mengambil bahan baku dari Amerika Serikat terlalu jauh dan mahal biaya transportasinya, jadi untuk menghemat biaya transportasi maka dicari produsen Asetaldehid terdekat yaitu dari China seperti, *Shandong Kunda Biotechnology* 60.000 Ton/Tahun, *Sinopec Shanghai Petrochemical* 42.000 Ton/Tahun, *Shijiazhuang Xinyu Sanyang Industrial* 30.000 Ton/Tahun, dan *Jinyimeng Group Co* 20.000 Ton/Tahun. Sedangkan untuk kebutuhan udara (O₂) dapat diperoleh dari udara bebas.

1.2.6. Kapasitas Produksi Pabrik

Dari beberapa hasil perhitungan di atas seperti impor asam asetat yang masih tinggi namun fluktuatif, ekspor yang masih rendah, tingginya konsumsi dalam negeri, produksi asam asetat di Indonesia yang masih rendah hanya terdapat satu produsen asam asetat yaitu PT. Indo Acidatama dengan kapasitas produksi 33.000 Ton/Tahun serta asumsi tidak akan ada pabrik atau produsen baru lain hingga 2025, serta dari segi ketersediaan bahan bakunya maka dapat ditentukan kapasitas produksi pabrik adalah sekitar 50.000 Ton/Tahun. Kapasitas ini diharapkan dapat memenuhi sebagian besar kebutuhan asam asetat dalam negeri yang diharapkan agar tidak perlu lagi mengimpor asam asetat dari luar.

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Bahan Baku dan Produk

a. Asam Asetat

Asam asetat atau lebih dikenal sebagai asam cuka (CH_3COOH) adalah suatu senyawa berbentuk cairan, tak berwarna, berbau menyengat, memiliki rasa asam yang tajam dan larut di dalam air, alkohol, gliserol, dan eter. Pada tekanan atmosferik, titik dididhnya $118,1^\circ\text{C}$. Asam asetat mempunyai aplikasi yang sangat luas dibidang industri dan pangan. Di Indonesia, kebutuhan asam asetat masih harus di import, sehingga perlu di usahakan kemandirian dalam penyediaan bahan (Hardoyono, 2007).

Bentuk murni dari asam asetat ialah asam asetat glacial. Asam asetat glacial mempunyai ciri-ciri tidak berwarna, mudah terbakar (titik beku 17°C dan titik didih 118°C) dengan bau menyengat, dapat bercampur dengan air dan banyak pelarut organik. Dalam bentuk cair atau uap, asam asetat glacial sangat korosif terhadap kulit dan jaringan lain suatu molekul asam asetat mengandung gugus –OH dan dengan sendirinya dapat membentuk ikatan hidrogen, maka asam asetat yang mengandung atom karbon satu sampai empat dapat bercampur dengan air (Hewitt, 2003).

Asam asetat adalah pelarut polar, mirip seperti air dan etanol. Asam asetat bercampur dengan mudah dengan pelarut polar atau nonpolar lainnya seperti air, kloroform dan heksana. Sifat kelarutan dan kemudahan bercampur dari asam asetat ini membuatnya digunakan secara luas dalam industri kimia dan laboratorium (Hart, 2003).

b. Asetaldehida

Asetaldehida atau disebut juga etanal (CH_3CHO) merupakan suatu senyawa alifatik yang berupa cairan tidak berwarna, mudah terbakar, dan dapat bercampur dengan air dalam segala perbandingan. Kegunaan asetaldehida yang paling utama adalah sebagai intermedit dalam pembentukan senyawa kimia lainnya. Asetaldehida digunakan dalam pembuatan parfum, resin poliester, dan pewarna dasar. Asetaldehida juga digunakan dalam pembuatan crotonaldehida, perasa dan pengharum asetal, asetaldehida 1,1-dimetilhidrazon, asetaldol, asetaldehida cyanohidrin, polimer dan berbagai turunan halogen, sebagai pengawet pada buah dan ikan, sebagai bahan penyedap, pengeras gelatin, sebagai pelarut karet, dan industri kertas.

Asetaldehida adalah bahan yang mempunyai kegunaan yang sangat luas dalam industri kimia. Lebih dari 90% produk ini digunakan dalam industri sebagai bahan untuk menghasilkan produk kimia yang lain, misalnya sebagai bahan baku pembuatan asam asetat, 2-etil heksanol, pentaeritritol, n-butanol, krotonaldehida, trimetil propana, piridin, kloral, 1-3 butilen glikol, asetat anhidrida, dan asam laktat. Asetaldehida dengan rumus molekul CH_3CHO adalah salah satu senyawa aldehida yang mempunyai sifat cairan, berbau tajam, dan tidak berwarna, mudah terbakar dan dapat bercampur dengan air (Mc. Ketta, 1977).

c. Mangan (Mn)

Mangan (Mn) adalah logam berwarna abu-abu keperakan yang merupakan unsur pertama logam golongan VIIB, dengan berat atom 54.94 g.mol^{-1} , nomor atom 25, berat jenis 7.43 g.cm^{-3} , dan mempunyai valensi 2, 4, dan 7 (selain 1, 3,

5, dan 6). Mangan digunakan dalam campuran baja, industri pigmen, las, pupuk pestisida, keramik, elektronik dan *alloy* (campuran beberapa logam dan bukan logam, terutama karbon), industri baterai, cat, dan zat tambahan makanan. Di alam mangan (Mn) jarang sekali berada dalam keadaan unsur. Umumnya dalam keadaan senyawa dengan berbagai macam valensi. Di dalam hubungannya dengan kualitas air, senyawa mangan dan besi berubah-ubah tergantung derajat keasaman (pH) air. Perubahan senyawa besi dan mangan di alam berdasarkan kondisi pH. Oleh karena itu di dalam sistem pengolahan air, senyawa mangan yang memiliki valensi yang lebih tinggi tidak larut dalam air sehingga dapat dengan mudah dipisahkan secara fisik.

1.3.2. Reaksi Pembuatan Asam Asetat

Macam – macam proses pembuatan asam asetat dalam industri yaitu dapat dilakukan sebagai berikut:

1. Karbonilasi Metanol

Asam asetat juga dibuat dengan cara karbonilasi langsung terhadap methanol dengan reaksi sebagai berikut:



Hal terpenting dalam proses ini adalah tekanan dan suhu yang tinggi yaitu 199 atm dengan suhu 310 °C. Pada konversi metanol 40%, selektivitas 70% mengandung asam asetat. Beberapa penemuan yang sama juga tercatat di Perancis, Amerika Serikat, dan Jerman. Selama perang pada tahun 1939-1945, tercatat bahwa dikembangkan suatu katalis *nickle iodide*. Cobalt dan beberapa logam karbonilasi lainnya dipelajari tetapi tidak lebih aktif dari pada

nickle iodide. Korosi dikendalikan dengan menurunkan suhu operasi menjadi 215 °C dan tekanan 138 atm. Seiring berkembangnya penelitian maka ada 2 macam proses yang banyak digunakan dalam pembuatan asam asetat dengan cara karbonilasi metanol, yaitu :

a. Proses BASF

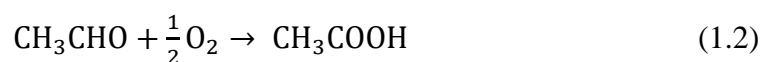
Sejak para peneliti BASF mempelajari katalis copper dan cobalt ditemukan oleh Hastelloy C., sebuah solusi untuk mengatasi korosi pada pembuatan asam asetat pada suhu tinggi yaitu dengan menjalankan tekanan reaksi sebesar 693 atm pada suhu 215 °C. Proses ini menggunakan katalis cobalt dengan yield 90%.

b. Proses Monsanto

Proses Monsanto hampir serupa dengan proses BASF namun dengan penggunaan katalis yang lain, yaitu Rhodium kompleks, serta suhu dan tekanan operasi dapat diturunkan menjadi 175 °C dan tekanan 30 atm dengan yield 90-99%.

2. Proses Oksidasi Asetaldehid

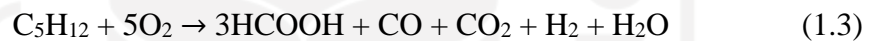
Asam Asetat dapat diperoleh dengan cara mengoksidasikan acetaldehid pada fase cair. Acetaldehid dioksidasikan dengan oksigen dari udara dengan



Perbandingan 2 mol asetaldehid yang masuk untuk setiap 1 mol udara. Reaksi ini terjadi dalam reaktor dengan tekanan 1-20 atm dan suhu 30°-150°C. Dan untuk mempercepat terjadinya reaksi digunakan katalis Mangan Asetat.

3. Proses Oksidasi n-Butana

Pembuatan Asam Asetat dengan proses oksidasi n-Butana dilakukan dalam fase cair dan menggunakan katalis Cobalt untuk mempercepat terjadinya reaksi. Hidrokarbon yang berupa butana cair akan dioksidasi dengan oksigen dalam sebuah reaktor dengan tekanan 45 atm dan suhu 170°C. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah:



Pada proses ini oksigen untuk oksidasi diambil dari udara dengan perbandingan 5,8 bagian udara yang masuk untuk setiap 1 bagian butana. (Ulrich, G.D., 1984)

4. Proses Fermentasi

Asam asetat secara sintesis biasanya diperoleh melalui oksidasi etanol dan asetaldehid, sedangkan dengan cara alami asam asetat dapat diperoleh dari fermentasi bahan yang mengandung karbohidrat seperti pati dan glukosa.

Pembuatan asam asetat secara fermentasi dari bahan-bahan yang mengandung pati dan glukosa terdiri dari dua tahap, yaitu fermentasi alkohol dan fermentasi asam asetat. Pada fermentasi alkohol, bahan yang mengandung pati dihidrolisis terlebih dahulu menjadi glukosa kemudian difermentasi menggunakan *Saccharomyces cerevisiae* secara anaerob untuk

mengkonversinya menjadi bioethanol. Kemudian bioethanol yang sudah terbentuk digunakan sebagai sumber energi bagi *Acetobacter aceti* secara aerob dengan mengoksidasinya menjadi asam asetat.

Asam asetat yang digunakan untuk penambah rasa pada makanan atau sering disebut asam cuka diklasifikasikan menjadi dua yaitu cuka dapur dan cuka meja. Kadar asam asetat pada cuka dapur min. 12,5% dan untuk cuka meja min 4 - 12,5%. (SNI 01-3711-1995)

Tabel 1.8 Pertimbangan pemilihan alur proses pada pembuatan asam asetat

No	Pertimbangan	Oksidasi Asetaldehid	Oksidasi n-Butana	Karbonilasi Metanol	
				BASF	Monsanto
1	Bahan Baku	Asetaldehid	n-Butana	Metanol dan CO	Metanol dan CO
2	Kondisi Operasi	30-150°C 1-20 atm	170°C 45 atm	215 °C 693 atm	175°C 30 atm
3	Katalis	Mangan (Mn)	Cobalt (Co)	Cobalt (Co)	Rhodium (Rh)
4	Yield	90-94%	90%	90%	90-99%
5	Konversi	94%	98%		90%
6	Biaya Operasi	Rendah	Tinggi	Tinggi	Tinggi
7	Biaya Investasi	Rendah	Rendah	Rendah	Rendah

Sumber : *Mc. Ketta and Cunningham, 1977*

Tabel 1.9 Kelebihan dan kekurangan antara metode sintesis dan fermentasi

Metode	Kelebihan	Kekurangan
Fermentasi	Bahan baku murah dan mudah didapatkan	Menghasilkan karbon dioksida
	Tidak membutuhkan energi besar karena fermentasi dilakukan pada kondisi operasi rendah	Menggunakan proses batch (proses memakan waktu lama)
	Biaya produksi rendah	Penanganan yang sulit dan jenis mikroorganisme yang beragam
Sintesis	Bahan baku mudah didapatkan	Membutuhkan energi lebih besar dibandingkan metode fermentasi
	Biaya produksi paling rendah dari metode sintesis lainnya	Biaya produksi lebih tinggi dari metode fermentasi
	Yield dan konversi asam asetat yang tinggi	

Dari berbagai proses pembuatan asam asetat, maka dipilih proses pembuatan Asam Asetat dari Asetaldehid dan Udara dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Memiliki kondisi operasi yang relatif rendah dibandingkan dengan proses yang lain.
2. Proses reaksi cukup mudah.
3. Memiliki biaya operasi produksi yang rendah.
4. Memiliki tingkat konversi yang cukup tinggi yakni hingga 94%.
5. Ketersediaan bahan baku yang banyak dan mudah diperoleh.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

1) Asam Asetat

Sifat Fisika

- Rumus molekul : CH_3COOH
- Berat molekul : 60,052 g/mol
- Wujud : Cairan tidak berwarna
- Titik didih : 118 °C (tekanan 1 atm)
- Titik lebur : 16,6°C
- Titik nyala : 40 °C
- Tekanan kritis : 57,9 bar
- Temperatur kritis : 321,25°C
- Densitas (20°C) : 1,049 g/L
- Viskositas (20°C) : 1,22 cP
- Specific gravity : 1,05
- Kapasitas panas : 123,1 J/mol K
- Kemurnian : min. 99 % (produk utama)
min. 70 % (produk sisa/samping)

Sifat Kimia

- a. Asam asetat merupakan asam lemah dan asam karboksilat.

- b. *Flammable* (mudah terbakar)
- c. *Corrosive material*
- d. Larut dengan air, etanol, etil eter, aseton, dan benzena.
- e. *Colorless* (tidak berwarna) dan korosif, serta memiliki bau yang tajam.

Aplikasi/kegunaan :

- Asam asetat 99% : *Industrial use*, digunakan dalam industri Cellulose Acetate, Vinyl Acetate, Acetic Anhydride, Purified Terephthalic Acid (PTA), pelarut dan bahan baku organik, pencetakan tekstil dan industri karet, serat sintetis, pelapis, aditif makanan, pencelupan dan tenun, dan industri lainnya.
- Asam asetat 70% : *laboratory and medical purposes*.

(www.molbase.com; www.msds.com; www.labchem.com ; Sinnott, 2005)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

- **Bahan Baku Utama**

Bahan baku didapatkan dari PT. Indo Acidatama dan *Shijiazhuang Xinyu Sanyang Industrial* yang sama-sama terbuat dari fermentasi alkohol.

1) **Asetaldehid**

Sifat Fisika

- Rumus molekul : CH_3CHO
- Berat molekul : 44,05 g/mol
- Wujud : Cairan tidak berwarna

- Titik didih : 20,16°C (tekanan 1 atm)
- Titik beku : -123,5°C
- Titik nyala : -27°C
- Tekanan kritis : 6,94 MPa
- Temperatur kritis : 181,5°C
- Densitas (20°C) : 0.788 g/cm³
- Viskositas (20°C) : 0,21 cP
- Kelarutan dalam air : > 500 g/L (20 °C)
- Kemurnian : min. 99,0 %

Sifat Kimia

- a. *Flammable* (mudah terbakar)
- b. *Volatile* (mudah menguap)
- c. *Corrosive*
- d. Asetaldehid merupakan senyawa sangat reaktif yang menunjukkan tipe reaksi aldehid dan juga alkil dimana atom hidrogen diaktifkan dengan karbonil.
- e. Asetaldehid larut dalam air, etanol, benzene, dan aseton.

(www.molbase.com; www.msds.com; www.knak.jp; Sinnott, 2005)

2) Udara (oksigen)

- Rumus molekul : O₂
- Komponen : O₂, N₂ (21% O₂, 79% N₂)
- Berat Molekul : 31,999 g/mol
- Wujud : Gas tidak berwarna

- Titik didih : -182,97 °C
- Titik lebur : -218,4 °C
- Tekanan kritis : 50,5 bar
- Temperatur kritis : 154,6 K
- Densitas pada 21,1°C : 1,326 g/cm³ (gas)
- Viskositas pada 25°C : 0.020 75 cP (gas)

(www.molbase.com; www.msds.com; Sinnott, 2005)

- **Bahan pembantu**

Bahan pembantu atau katalis didapatkan dari PT. Mitra Tsalasa Jaya

- 1) **Mangan (II) Asetat**

- Rumus molekul : Mn(CH₃COO)₂
- Berat molekul : 173,03 g/mol
- Wujud : Padatan putih (kristal)
- Titik didih : -
- Titik lebur : 210 °C
- Densitas : 1.74 g/cm³

(www.chemicalbook.com; www.msds.com; Sinnott, 2005)

2.3. Pengendalian Kualitas

Dalam pabrik pembuatan Asam Asetat ini diperlukan suatu sistem pengawasan dan pengendalian dalam proses produksinya. Hal ini perlu dipersiapkan demi terbentuknya produk sesuai dengan spesifikasi yang telah direncanakan. Segala bentuk pengawasan dan pengendalian dalam proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk dengan mutu dan kualitas yang tinggi dengan

kuantitas produksi yang telah ditetapkan. Bentuk pengendalian yang perlu dipersiapkan antara lain:

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum memasuki proses produksi, perlu dipastikan bahan baku yang akan digunakan memiliki kualitas yang baik, benar, dan sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan. Hal ini dimaksudkan agar produk yang terbentuk memiliki kualitas yang baik serta tidak diperlukan banyak proses untuk meningkatkan kualitas bahan baku (*upstream*) yang juga dapat menambah beban biaya operasional produksi dan dapat digunakan dalam proses produksi secara maksimal untuk menghasilkan produk sesuai spesifikasi yang ditentukan. Bahan baku utama yang digunakan dalam proses ini adalah Asetaldehid dari Sinopec Shanghai Petrochemical yang sudah terakreditasi oleh Shanghai Audit Center of Quality System (SAC) dan tersertifikasi GB/T 19001-2000 dan ISO 9001:2000 dan oksigen dari udara. Mangan (II) Asetat merupakan bahan baku pembantu atau merupakan katalis yang digunakan pada proses reaksi (Sinopec, 2018 “*en.spc.com.cn*”).

2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses produksi terdiri dari susunan alat yang berfungsi sebagai sistem pengontrol yang berjalan secara otomatis dengan menggunakan indikator tertentu. Segala bentuk pengawasan dan pengendalian jalannya operasi produksi dijalankan melalui alat pengendali yang berpusat pada *control room*. Hal ini dilakukan untuk mempermudah pengawasan dan

pengendalian ketika proses produksi sedang berjalan. Apabila terjadi penyimpangan pada proses produksi maka dapat diketahui melalui sinyal dan tanda yang dapat berupa nyala lampu, bunyi alarm dan lain sebagainya. Selanjutnya penyimpangan tersebut dikembalikan pada kondisi awal sesuai dengan prosedur yang sudah ditetapkan. Beberapa alat *control* yang digunakan pada pengendalian proses antara lain:

a. *Level Controller*

Berfungsi sebagai pengendali volume cairan pada tangki, apabila kondisi di dalam tangki tidak sesuai dengan kondisi yang ditetapkan sesuai prosedur maka dapat diketahui dengan adanya nyala lampu maupun bunyi alarm. Alat ini dipasangkan pada dinding tangki dengan ketinggian yang disesuaikan dengan prosedur produksi.

b. *Flow Rate Controller*

Berfungsi sebagai pengendali banyaknya aliran yang masuk maupun keluar pada proses produksi. Banyaknya aliran yang masuk maupun keluar disesuaikan dengan prosedur produksi yang sudah ditetapkan sebelumnya.

c. *Pressure Controller*

Merupakan alat yang berfungsi mengatur tekanan masuk dan tekanan keluar pada proses produksi. Hal ini dilakukan untuk mengendalikan besarnya tekanan yang terjadi di dalam sistem. Apabila kondisi operasi pada sistem belum sesuai dengan prosedur produksi maka dapat diketahui melalui adanya nyala lampu maupun bunyi alarm.

d. Temperature Controller

Berfungsi mengatur besaran suhu yang ada di dalam sistem. Apabila suhu yang ada tidak sesuai dengan prosedur produksi maka dapat diketahui melalui adanya nyala lampu ataupun bunyi alarm.

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan agar produk yang dihasilkan memiliki kualitas yang baik dan sesuai dengan spesifikasi yang sudah ditetapkan. Dengan menggunakan bahan baku dan proses yang baik maka diharapkan produk yang dihasilkan memiliki kualitas yang baik pula. Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap variable-variabel proses melalui system kontrol agar sesuai dengan *set point* yang telah ditetapkan. Bentuk pengawasan dan pengendalian kualitas produk dapat dilakukan dengan uji karakteristik produk seperti densitas, viskositas, kemurnian produk dan komposisi pembentuk produk yang dapat dilakukan melalui analisa laboratorium maupun penggunaan alat *control*.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Bahan baku Asetaldehid dengan konsentrasi 99% yang disimpan di dalam Tangki (T-01) dialirkan menuju ke Reaktor (R-01) sebagai umpan. Mangan asetat merupakan katalis yang digunakan untuk reaksi pembentukan asam asetat ini yang berada dalam *packed* reaktor.

Oksigen yang direaksikan diperoleh dari udara bebas dengan cara mengompresikan udara ke reaktor pada tekanan kompresi sebesar 2,4 atm. Kondisi operasi di dalam reaktor adalah suhu 150 °C dan tekanan 2,4 atm dengan perbandingan mol Asetaldehid dan Oksigen dalam reaktor adalah 1:2. Konversi pada reaktor sebesar 94%. Reaktor yang dipakai adalah reaktor *fixed bed multitube* dan reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis. Untuk menjaga suhunya tetap 150 °C, panas reaksi yang timbul diambil media air pendingin dalam reaktor.

Produk reaktor yang berupa campuran gas kemudian dialirkan menuju *partial condenser* (CDP-040) untuk memisahkan sisa udara O₂ dan N₂ dari campuran produk hasil keluaran reaktor dengan kondisi operasi pada tekanan 2,27 atm dan suhu 150 °C. Oksigen dan nitrogen merupakan komponen yang tidak dapat terkondensasi maka bisa dipisahkan dengan sempurna dari campuran asam asetat. Hasil embunan dari CDP-040 yaitu berupa Asetaldehid, air, dan Asam asetat kemudian berubah dari 150 °C saat masuk CDP menjadi 126,97 °C dengan tekanan 2,27 atm saat keluar CDP-040.

Komponen keluaran CDP-040 kemudian dialirkan menuju *separator* (SP-050) untuk dipisahkan antara fase gas dan fase cairnya, yang mana pada fase gas ada komponen O₂ dan N₂, kemudian pada fase cair terdapat H₂O, CH₃CHO, dan CH₃COOH. Fase gas keluar melalui laju atas *separator* sedangkan fase cair keluar melalui laju bagian bawah *separator*, yang mana dialirkan menuju ke *separator* (SP-060) untuk dipisahkan dari sisa bahan baku yaitu asetaldehid (CH₃CHO).

Sebelum masuk SP-060 campuran senyawa keluaran SP-050 dipanaskan terlebih dahulu di heater dari suhu 126,98 °C menjadi 144,78 °C pada tekanan 2,27 atm agar asetaldehid dalam keadaan uap jenuh dan air dan asam asetat dalam cair jenuh. Kemudian pada *separator* (SP-060) asetaldehid dipisahkan kemudian direcycle sebagai umpan reaktor, sedangkan untuk produk cairnya adalah air dan asam asetat lanjut dialirkan menuju menara distilasi (MD-070).

Keluaran SP-060 kemudian dialirkan menuju MD-070 untuk memisahkan airnya sekaligus memurnikan produk asam asetat menjadi 99 %. Umpan masuk dengan suhu 144,78 °C pada tekanan 2,27 atm. Hasil atas keluar dengan suhu 133,24 °C pada tekanan 2,27 atm dengan laju alir sebanyak 206,54 kg/jam dengan kemurnian asam asetat 70 % yang selanjutnya dialirkan menuju tangki penyimpanan produk sisa. Hasil bawah yang menjadi produk utama pabrik ini yaitu asam asetat 99 % dengan suhu 145,97 °C pada tekanan 2,27 atm dengan laju alir sebanyak 6.313,131 kg/jam yang kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan produk dalam kondisi suhu 30 °C pada tekanan 1 atm.

3.2. Spesifikasi Alat/Mesin Produksi

3.2.1. Tangki Penyimpanan

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Spesifikasi	Tangki 1 (T-010)	Tangki 2 (T-080)	Tangki 3 (T-090)
	Bahan Baku (Asetaldehid)	Produk (Asam Asetat)	Produk sisa (Asam Asetat)
Fungsi	Menyimpan bahan baku Asetaldehid untuk proses selama 30 hari	Menyimpan produk Asam asetat 99% selama 15 hari	Menyimpan produk sisa Asam asetat 70% selama 15 hari
Waktu penyimpanan	30 hari	15 hari	15 hari
Kondisi penyimpanan	2,27 atm (30 °C)	1 atm (30 °C)	1 atm (30 °C)
Kapasitas	5753,09 m ³	2691,78 m ³	89,43 m ³
Diameter	24,38 m	21,34 m	6,1 m
Tinggi	10,973 m	7,315 m	3,657 m
Tebal shell	0,88 in	0,63 in	0,19 in
Tinggi puncak head	4,3 m	3,74 m	1,14 m
Tebal head	2 in	1 in	0,38 in
Total tinggi tangki	15,26 m	11,05 m	4,8 m
Harga	\$ 638.000	\$ 409.000	\$ 60.000
Tipe	Tangki silinder <i>flat bottom</i> dengan <i>torispherical roof</i>		
Material	<i>Stainless steel 304</i>		

3.2.2. Reaktor (R-030)

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor (R-030)

Spesifikasi Reaktor	
Fungsi	Mereaksikan Asetaldehid dengan Udara menjadi Asam Asetat
Tipe	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Kondisi operasi	
Tekanan masuk	2,4 atm
Tekanan keluar	2,27 atm
Suhu umpan masuk	150 °C
Suhu umpan keluar	150 °C
Suhu pendingin masuk	30 °C
Suhu pendingin keluar	61,36 °C
Spesifikasi	
Panjang reaktor	27,542 m
Volume reaktor	43,712 m ³
Waktu tinggal	29,24 detik
Diamteter <i>shell</i>	56,779 in
Tebal <i>shell</i>	0,25 in
Tebal <i>head</i>	0,25 in
Panjang head	0,292 m
Jumlah <i>tube</i>	150
Harga	\$ 1.360.000
Material	<i>Stainless steel SA 304</i>

3.2.3. Menara Distilasi (MD-070)

Tabel 3.3 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-070)

Spesifikasi Menara Distilasi	
Fungsi	Memurnikan campuran cairan asam asetat keluaran Separator
Kondisi operasi <i>feed</i>	
Tekanan (atm)	2,27 atm
Suhu (°C)	144,78 °C
Kondisi operasi <i>top</i>	
Tekanan (atm)	2,27 atm
Suhu (°C)	133,241 °C
Kondisi operasi <i>bottom</i>	
Tekanan (atm)	2,27 atm
Suhu (°C)	145,965 °C
Dimensi Menara Distilasi	
Jumlah Plate	14
Tinggi menara (m)	9,85 m
Diameter menara (m)	1,02 m
Tebal shell (in)	0,19 in
Tebal Head (in)	0,19 in
Tebal tray	0,12 in
Harga	\$ 28.000
Tipe	<i>Sieve Plate Distillation Tower</i>
Material	<i>Stainless Steel tipe 304</i>

3.2.4. Vaporizer (VP-020)

Tabel 3.4 Spesifikasi Vaporizer (VP-020)

Spesifikasi vaporizer	
Fungsi	Menguapkan asetaldehid sebagai umpan reactor dari suhu 30 °C menjadi 150 °C
Tipe	<i>Shell and tube heat exchanger</i>
Beban panas	3.422.918 kg/jam
Luas transfer panas	216,71 ft ²
Kebutuhan pemanas	1226,25 kg/jam
Pemanas	<i>Saturated steam 200 °C</i>
<i>ID shell</i>	12 in
<i>Passes of shell</i>	1
<i>ID tube</i>	0,62 in
<i>OD tube</i>	0,75 in
Panjang pipa	12 ft
Jumlah pipa	92
Susunan pipa	$\frac{3}{4}$ " pada 1" <i>triangular pitch</i>
Harga	\$ 40.000
Material	<i>Stainless steel 304</i>

3.2.5. Separator

Tabel 3.5 Spesifikasi Separator

Spesifikasi Separator			
Kode alat	SP-021	SP-050	SP-060
Fungsi	Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk dari dalam vaporizer (VP-020)	Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk dari dalam kondenser parsial (CDP-040)	Memisahkan fase uap asetaldehid dari campuran asam asetat sebelum menuju menara distilasi
Kondisi operasi	2,4 atm (150 °C)	2,27 atm (126,98 °C)	2,27 atm (144,78 °C)
Tinggi	1,307 m	3,42 m	2,68 m
Diameter	0,381 m	0,63 m	0,51 m
Tebal shell	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
Tebal head	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
Harga	\$26.000	\$45.000	\$39.000
Tipe	<i>Vertical drum single stage separator</i>		
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>		

3.2.6. Alat penukar panas

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Spesifikasi alat penukar panas						
Kode	HE-034		HE-061		HE-063	
Fungsi	Memanaskan udara sebelum masuk reactor dari 42,44 °C menjadi 150 °C		Memanaskan keluaran SP-050 menuju SP-060 dari 126,98 °C menjadi 144,78 °C		Memanaskan recycle dari SP-060 menuju R-030 dari 144,78 °C menjadi 150 °C	
Tipe	<i>Double pipe</i>		<i>Double pipe</i>		<i>Double pipe</i>	
Fluida panas	<i>Saturated steam</i>		<i>Saturated steam</i>		<i>Saturated steam</i>	
Fluida dingin	Udara		CH ₃ COOH		CH ₃ CHO	
Luas transfer panas	159,632 ft ²		27,88 ft ²		9,33 ft ²	
Kebutuhan Fluida :	<i>Steam</i> 200 °C 456,73 kg/jam		<i>Steam</i> 200 °C 124 Kg/jam		<i>Steam</i> 200 °C 1,34 Kg/jam	
Spesifikasi :	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
• ID	4,026 in	3,067 in	2,067 in	1,38 in	2,067 in	1,38 in
• OD	4,5 in	3,5 in	2,38 in	1,66 in	2,38 in	1,66 in
• Panjang	15 ft	-	15 ft	-	15 ft	-
• Jumlah <i>hairpin</i>	9	-	3	-	1	-
• Jumlah <i>tube</i>	-	-	-	-	-	-
• Material	<i>Carbon steel</i>		<i>Stainless steel 304</i>		<i>Stainless steel 304</i>	
Susunan <i>tube</i>	-		-		-	
Harga	\$ 18.000		\$ 1.900		\$ 1.300	

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas (lanjutan)

Spesifikasi alat penukar panas						
Kode	RB-073		CDP-040		CD-071	
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah MD-070 pada suhu 145,96 °C menjadi suhu 146,44°C		Mengembunkan hasil atas reaktor dari suhu 150 °C menjadi 126,98°C		Mengembunkan keluaran atas MD-070 pada suhu 133,24 °C menjadi 130,23 °C	
Tipe	<i>Shell and tube</i>		<i>Shell and tube</i>		<i>Shell and tube</i>	
Fluida panas	<i>Saturated steam</i>		<i>Output reaktor</i>		CH ₃ COOH	
Fluida dingin	CH ₃ COOH & H ₂ O		Air pendingin		Air pendingin	
Luas transfer panas	238,7 ft ²		218,81 ft ²		301,2 ft ²	
Kebutuhan fluida :	<i>Steam</i>		Air pendingin		Air pendingin	
	1.226,46 kg/jam		40.738,1 kg/jam		31.313,82 kg/jam	
Spesifikasi :	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
• ID	12 in	0,62 in	12 in	0,62 in	12 in	0,62 in
• OD	-	0,75 in	-	0,75 in	-	0,75 in
• Panjang	-	16 ft	-	16 ft	-	16 ft
• Jumlah tube	-	76	-	90	-	98
• Material	<i>Stainless steel 304</i>		<i>Stainless steel 304</i>		<i>Stainless steel 304</i>	
Susunan tube	$\frac{3}{4}$ " pada 1" <i>triangular pitch</i>		$\frac{3}{4}$ " pada 1" <i>triangular pitch</i>		$\frac{3}{4}$ " pada $\frac{15}{16}$ " <i>triangular pitch</i>	
Harga	\$ 42.000		\$ 29.000		\$ 39.000	

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas (lanjutan)

Spesifikasi alat penukar panas				
Kode	CL-081		CL-091	
Fungsi	Mendinginkan hasil bawah keluaran MD-070 dari suhu 146,154 °C menjadi 30 °C		Mendinginkan hasil atas keluaran MD-070 dari suhu 130,238 °C menjadi 30 °C	
Tipe	<i>Double pipe</i>		<i>Double pipe</i>	
Fluida panas	Hasil bawah MD-070		Hasil atas MD-070	
Fluida dingin	Air pendingin		Air pendingin	
Luas transfer panas	189,475 ft ²		16,125 ft ²	
Kebutuhan fluida :	Air pendingin		Air pendingin	
	1.144,778 kg/jam		41,297 kg/jam	
Spesifikasi :	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
• ID	2,067 in	1,38 in	2,067 in	0,62 in
• OD	2,38 in	1,66 in	2,38 in	0,75 in
• Panjang	15 ft	-	15 ft	-
• Jumlah <i>hairpin</i>	21	-	2	-
• Jumlah <i>tube</i>	-	-	-	-
• Material	<i>Stainless steel 304</i>		<i>Stainless steel 304</i>	
Susunan <i>tube</i>	-		-	
Harga	\$ 35.000		\$ 1.800	

3.2.7. Pompa

Tabel 3.7 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	P-F1	P-F3	P-F7
Fungsi	Mengalirkan bahan baku dari tangki bahan baku	Mengalirkan cairan yang tak teruapkan vaporizer	Mengalirkan campuran dari CDP-040 menuju SP-050
Kapasitas (gpm)	31,659	7,445	88,647
Kecepatan putar (rpm)	2853,024	1569,632	5163,223
Ukuran pipa			
ID (in)	2,067	1,38	4,026
OD (in)	2,38	1,66	4,50
IPS (in)	2,00	1,25	4,00
A (in ²)	2,35	1,50	12,70
Daya pompa			
Efisiensi Pompa	53%	42%	63%
Daya motor (HP)	0,25	0,063	0,75
Harga (\$)	7.000	4.000	10.000
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>		

Tabel 3.7 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi	P-F9	P-F11	P-F12	P-F13
Fungsi	Mengalirkan campuran produk dari SP-050 menuju SP-060	Mengalirkan campuran produk dari SP-060 menuju MD-070	Mengalirkan hasil bawah MD menuju tangki penyimpanan (T-080)	Mengalirkan hasil atas MD menuju tangki penyimpanan (T-090)
Kapasitas (gpm)	42,943	41,062	39,774	2,231
Kecepatan putar (rpm)	3620,054	3576,843	3544,743	867,619
Ukuran pipa				
ID (in)	2,47	2,47	2,47	0,824
OD (in)	2,88	2,88	2,88	1,05
IPS (in)	2,50	2,50	2,50	0,75
A (in ²)	4,79	4,79	4,79	0,53
Daya pompa				
Efisiensi pompa	58%	58%	57%	42%
Daya motor (HP)	0,25	0,25	0,25	0,05
Harga (\$)	8.000	8.000	8.000	3.500
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>			

3.2.8. Kompresor

Tabel 3.8 Spesifikasi Kompresor

Spesifikasi Kompresor		
	Kompresor 1 (C-033)	Kompresor 2 (C-062)
Fungsi	Menaikkan tekanan umpan O ₂ dari udara menuju reaktor	Menaikkan tekanan asetaldehid <i>recycle</i> dari SP-060 ke <i>mixing point</i>
Kondisi operasi masuk	1 atm (303,15 K)	2,27 atm (417,93 K)
Kondisi operasi keluar	2,4 atm (315,44 K)	2,4 atm (419,37 K)
Laju alir umpan	2.911,80 m ³ /jam	103,45 m ³ /jam
Laju volumetrik gas	2,21 m ³ /s	0,029 m ³ /s
<i>Power</i> kompresor	136,16 HP	0,25 HP
Efisiensi	69 %	66 %
Harga	\$ 81.000	\$ 900
Tipe kompresor	Sentrifugal	

3.2.9. Accumulator

Tabel 3.9 Spesifikasi *Accumulator*

Spesifikasi <i>Accumulator</i>	
Fungsi	Menampung sementara arus keluaran kondenser dari menara distilasi
Kondisi operasi	2,27 atm (130,23 °C)
Diameter	0,5 m
Panjang	1,5 m
Tebal <i>shell</i>	0,19 in
Tebal <i>head</i>	0,19 in
Tinggi <i>head</i>	0,09 m
Tinggi tangki	1,51 m
Tipe	Tangki silinder horizontal
Material	<i>Stainless steel 304</i>
Harga	\$ 1.800

3.2.10. Blower udara

Tabel 3.10 Spesifikasi Blower udara

Spesifikasi Blower Udara (BL-031)	
Fungsi	Menghisap umpan udara sebelum masuk reaktor
Laju alir masuk udara	4619,861 ft ³ /min
Tekanan blower	6,713 psi
Daya	2
Tipe	<i>Centrifugal blower</i>
Harga	\$ 7.500

3.2.11. Filter udara

Tabel 3.11 Spesifikasi Filter udara

Spesifikasi Filter Udara (F-032)	
Fungsi	Menyaring kotoran yang terdapat dalam udara sebelum masuk ke reaktor
Lebar <i>bag</i>	0,203 m
Panjang <i>bag</i>	2,438 m
Jumlah <i>bag</i>	28 buah
Luas <i>cloth</i>	468,907 ft ²
Harga	\$ 20.000

3.2.12. Expansion valve

Tabel 3.12 Spesifikasi Expansion valve

Spesifikasi expansion valve		
Fungsi	Menurunkan tekanan hasil bawah menara distilasi MD-070 dari 2,27 atm menjadi 1 atm	Menurunkan tekanan hasil atas menara distilasi MD-070 dari 2,27 atm menjadi 1 atm
Kondisi operasi masuk	2,27 atm (146,443 °C)	2,27 atm (130,238 °C)
Kondisi operasi keluar	1 atm (146,168 °C)	1 atm (129,838 °C)
Diameter optimal <i>valve</i>	1,164 in	1,154 in
NPS	1,25 in	1,25 in
Sch No.	40	40
Diameter dalam	1,38 in	1,38 in
Diameter luar	1,66 in	1,66 in
Le	40 ft	40 ft
Tipe	<i>Globe valve</i>	<i>Globe valve</i>
Harga	\$ 65	\$ 65

3.3. Perencanaan Produksi

Aliran proses dan material

3.3.1. Neraca Massa

1. Neraca massa di *vaporizer* (VP-020)

Tabel 3.13 Neraca massa di *vaporizer* (VP-020)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	F2	F2'
CH ₃ CHO	5.904,537	5.904,537
H ₂ O	63,449	63,449
Total	5.967,986	5.967,986

2. Neraca massa di *separator* (SP-021)

Tabel 3.14 Neraca massa di *separator* (SP-021)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	F2'	F3	F4
CH ₃ CHO	5.904,537	1.180,907	4.723,630
H ₂ O	63,449	12,690	50,759
Total	5.967,986	5.967,986	

3. Neraca massa di reaktor (R-030)

Tabel 3.15 Neraca massa reaktor (R-030)

Komponen	Masuk (Kg/jam)			Keluar (Kg/jam)
	F4	F5	F10	F6
CH ₃ CHO	4.723,630	-	301,508	301,508
O ₂	-	1.827,323	-	109,639
N ₂	-	7.217,925	-	7.217,925
H ₂ O	50,759	91,366	-	142,125
CH ₃ COOH	-	-	-	6.441,313
Total	14.212,511			14.212,511

4. Neraca massa di kondensor parsial (CDP-040)

Tabel 3.16 Neraca massa kondensor parsial (CDP-040)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	F6	F7
CH ₃ CHO	301,508	301,508
O ₂	109,639	109,639
N ₂	7.217,925	7.217,925
H ₂ O	142,125	142,125
CH ₃ COOH	6.441,313	6.441,313
Total	14.212,511	14.212,511

5. Neraca massa di *separator* (SP-050)

Tabel 3.17 Neraca massa *separator* (SP-050)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	F7	F8	F9
CH ₃ CHO	301,508	-	301,508
O ₂	109,639	109,639	-
N ₂	7.217,925	7.217,925	-
H ₂ O	142,125	-	142,125
CH ₃ COOH	6.441,313	-	6.441,313
Total	14.212,511	14.212,511	

6. Neraca massa di *Separator* (SP-060)

Tabel 3.18 Neraca massa *Separator* (SP-060)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	F9	F10	F11
CH ₃ CHO	301,508	301,508	-
H ₂ O	142,125	-	142,125
CH ₃ COOH	6.441,313	-	6.441,313
Total	6.884,947	6.884,947	

7. Neraca massa di menara distilasi (MD-070)

Tabel 3.19 Neraca massa menara distilasi (MD-070)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	F11	F12	F13
H ₂ O	142,125	63,131	78,994
CH ₃ COOH	6.441,313	6.250	191,313
Total	6.583,438	6.583,438	

3.3.2. Neraca Panas

1. Neraca Panas di *vaporizer* (VP-020)

Tabel 3.20 Neraca panas vaporizer (VP-020)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	400.464,100	$\Delta H2$	1.204.619,865
Q	938.002,417	Qloss	133.846,652
Total	1.338.466,517	Total	1.338.466,517

2. Neraca massa di separator (SP-021)

Tabel 3.21 Neraca panas heater (HE-034)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	1.204.619,865	$\Delta H2$	1.204.619,865
Total	1.204.619,865	Total	1.204.619,865

3. Neraca panas di *heater* (HE-034)

Tabel 3.22 Neraca panas heater (HE-034)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	46.744,046	$\Delta H2$	1.175.469,658
Q	1.254.139,569	Qloss	125.413,957
Total	1.300.883,615	Total	1.300.883,615

4. Neraca Panas di reaktor (R-030)

Tabel 3.23 Neraca panas Reaktor (R-030)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	2.072.798,729	$\Delta H2$	2.011.606,011
ΔHR	88.621,063	Qloss	118.739,163
		Pendingin	31.074,618
Total	2.161.419,792	Total	2.161.419,792

5. Neraca panas di kondensor parsial (CDP-040)

Tabel 3.24 Neraca panas kondensor parsial (CDP-040)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	2.011.606,011	$\Delta H2$	47.311,259
		Qloss	201.160,601
		Pendingin	1.763.134,150
Total	2.011.606,011	Total	2.011.606,011

6. Neraca panas di separator (SP-050)

Tabel 3.25 Neraca panas separator (SP-050)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	2.403.856,064	$\Delta H2$	2.403.856,064
Total	2.403.856,064	Total	2.403.856,064

7. Neraca panas di heater (HE-061)

Tabel 3.26 Neraca panas heater (HE-061)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	1.623.855,898	$\Delta H2$	1.929.108,763
Q	339.169,849	Qloss	33.916,985
Total	1.963.025,748	Total	1.963.025,748

8. Neraca panas di separator (SP-060)

Tabel 3.27 Neraca panas separator (SP-060)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	1.894.032,831	$\Delta H2$	1.894.032,831
Total	1.894.032,831	Total	1.894.032,831

9. Neraca panas di heater (HE-063)

Tabel 3.28 Neraca panas heater (HE-063)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	87.016,982	$\Delta H2$	90.315,307
Q	3.664,806	Qloss	366,481
Total	90.681,788	Total	90.681,788

10. Neraca panas di menara distilasi (MD-070)

Tabel 3.29 Neraca panas menara distilasi (MD-070)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$ (umpan)	1.843.328,562	Distilat	1.769.563,393
Reboiler	2.380.329,111	Bottom	40.179,313
		Kondensor	2.413.914,966
Total	4.223.657,673	Total	4.223.657,673

11. Neraca panas di cooler (CL-081)

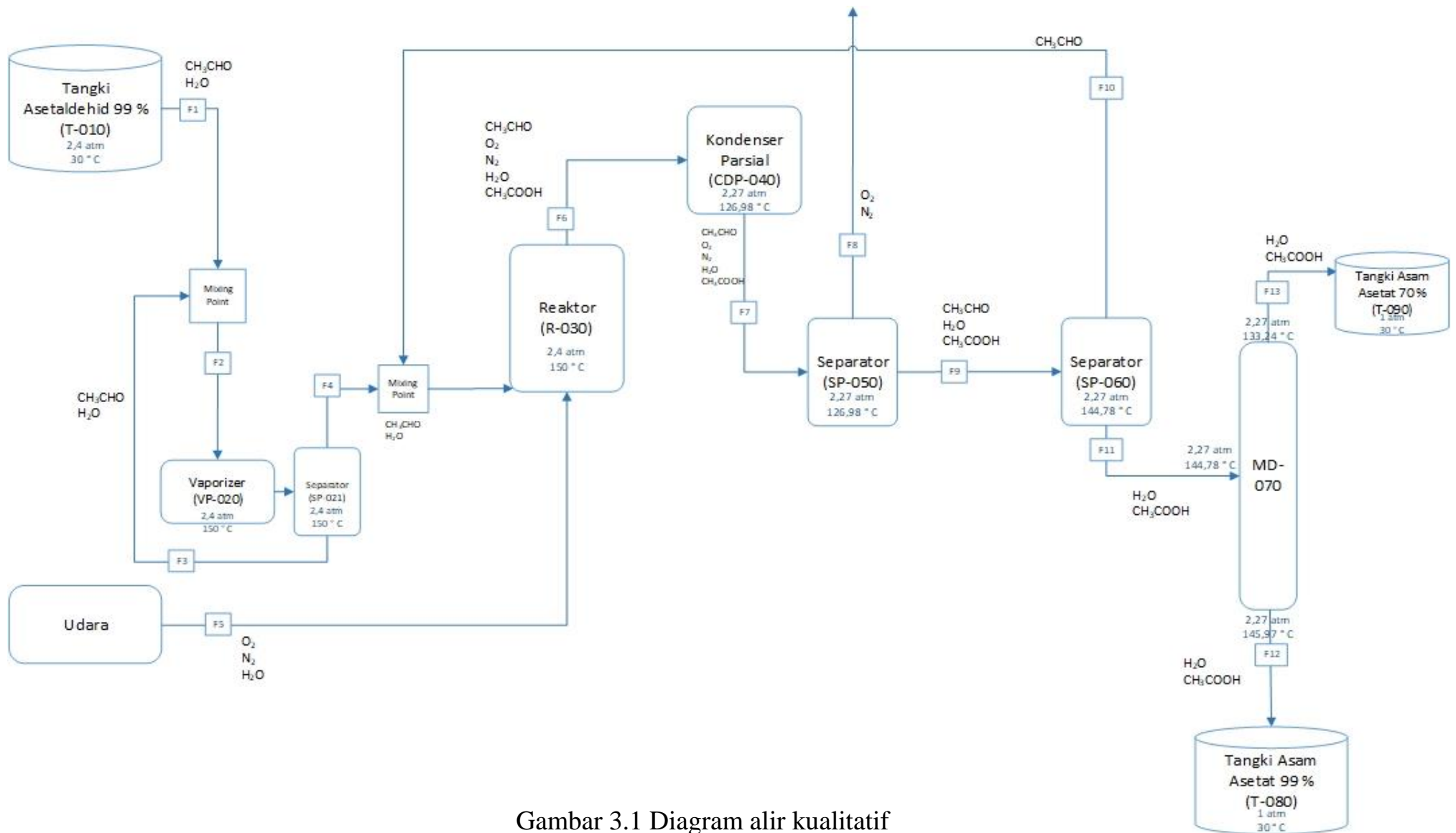
Tabel 3.30 Neraca panas cooler (CL-081)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	1.772.637,880	$\Delta H2$	68.531,164
		Qloss	177.263,788
		Pendingin	1.526.842,928
Total	1.772.637,880	Total	1.772.637,880

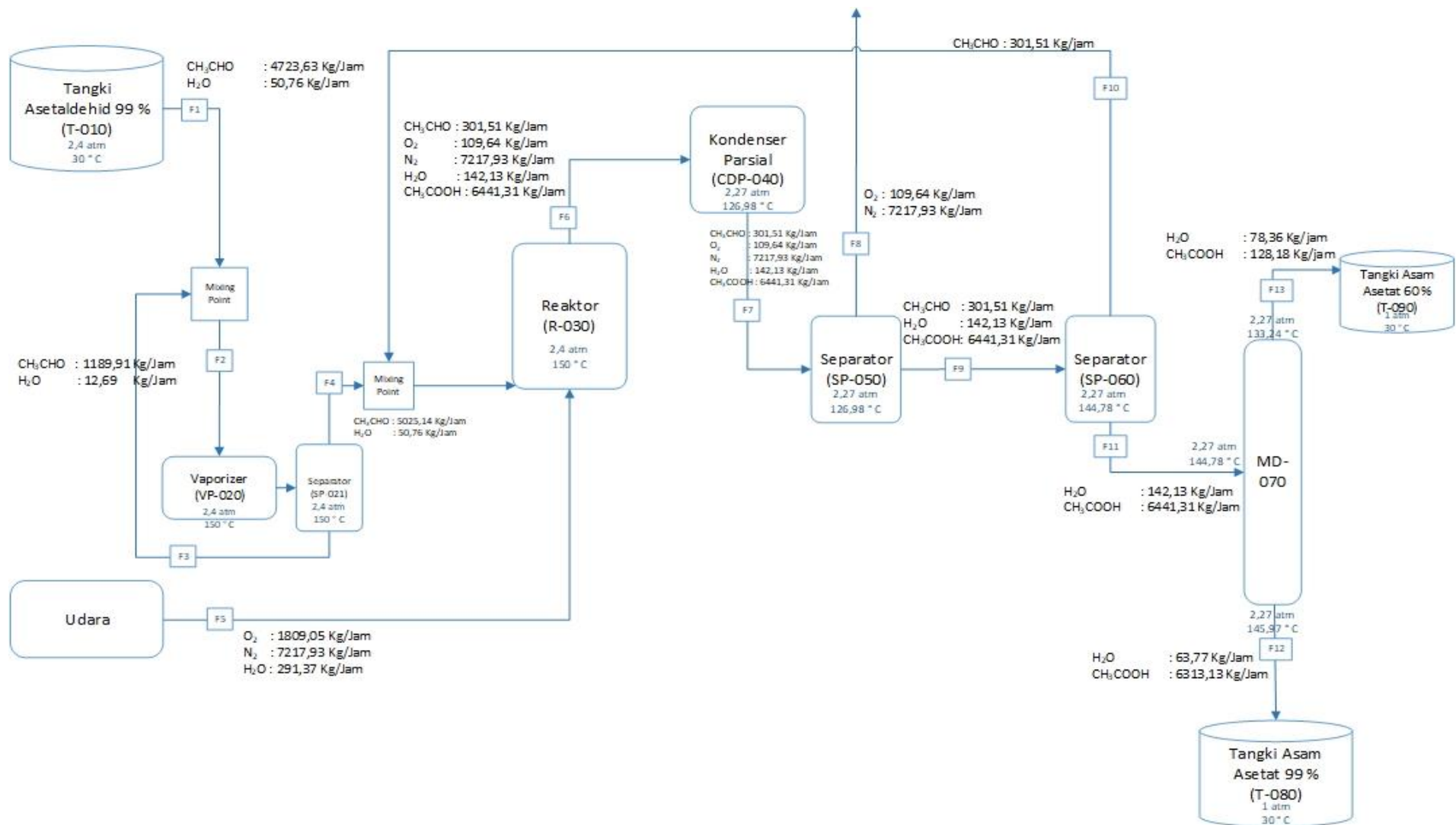
12. Neraca panas di cooler (CL-091)

Tabel 3.31 Neraca panas cooler (CL-091)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	80.682,541	$\Delta H2$	3.713,835
		Qloss	8.068,254
		Pendingin	76.968,706
Total	80.682,541	Total	80.682,541



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif



Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

5.1. Lokasi Pabrik

Dalam perancangan suatu pabrik penentuan lokasi pendirian pabrik adalah suatu hal yang sangat penting. Dengan pemilihan lokasi pabrik yang cukup strategis maka akan memberikan dampak yang cukup baik terkhususnya pada nilai ekonomi pabrik itu sendiri. Pabrik asam asetat dengan kapasitas produksi 50.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Desa Banaran, Kecamatan Banyuputih, Kabupaten Batang, Provinsi Jawa Tengah.

Adapun beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik sebagai berikut:

5.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung memberikan dampak pada tujuan utama pendirian suatu pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

1. **Ketersediaan Bahan Baku**

Lokasi pendirian pabrik idealnya dekat dengan pusat perolehan bahan baku demi mengurangi biaya transportasi dari bahan baku itu sendiri. Sebagian besar bahan baku yang digunakan pabrik ini dibeli dari

PT. Indo acidatama Chemical Industry yang berlokasi di Solo, Jawa Tengah.

2. Pemasaran

Di Indonesia Asam Asetat banyak digunakan sebagai salah satu bahan penunjang industri lainnya seperti *Cellulose Acetate*, *Vinyl Acetate*, *Acetic Anhydride*, *Purified Terephthalic Acid (PTA)*, industri tekstil, *food additive* dan industri plastik.

3. Utilitas

Proses produksi suatu pabrik perlu didukung dengan adanya komponen penunjang seperti air, listrik dan bahan bakar. Ketersediaan komponen penunjang yang melimpah akan mempermudah proses produksi pabrik itu sendiri.

4. Tenaga Kerja

Pada pabrik ini diperlukan tenaga kerja dengan tingkat Pendidikan kejuruan atau menengah dan Sebagian sarjana. Kebutuhan tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah disekitar pabrik.

Batang dirancang oleh Pemda Tk.1 Jawa Tengah sebagai Kawasan industri baru tahun 2020. Dalam upaya menarik minat investor ke Kawasan industri sehingga mewujudkan infrastruktur dasar dan penunjang konektivitas.

Kebutuhan tenaga kerja pula sangat mudah dipenuhi, karena pulau Jawa memiliki jumlah penduduk yang banyak.

5. Transportasi

Pemilihan lokasi pabrik yang sudah memiliki fasilitas transportasi yang baik menjadi faktor yang perlu dipertimbangkan. Tersedianya jalan raya yang memadai, dekat dengan pusat transportasi baik darat (Tol), laut (pelabuhan) dan udara menjadi pertimbangan penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik.

6. Letak Geografis

Demi tercapainya kelancaran pabrik dalam menjalankan produksinya maka pabrik perlu didirikan di daerah kawasan industri strategis. Kebijakan pemerintah dalam pembangunan kawasan industri strategis juga perlu dipertimbangkan guna mempermudah perizinan pendirian pabrik di lokasi tersebut.

5.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung memberikan dampak pada proses industri itu sendiri. Namun memberikan dampak yang cukup signifikan dalam keberlangsungan proses produksi suatu pabrik. Faktor sekunder yang dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

1. Perluasan Area unit.

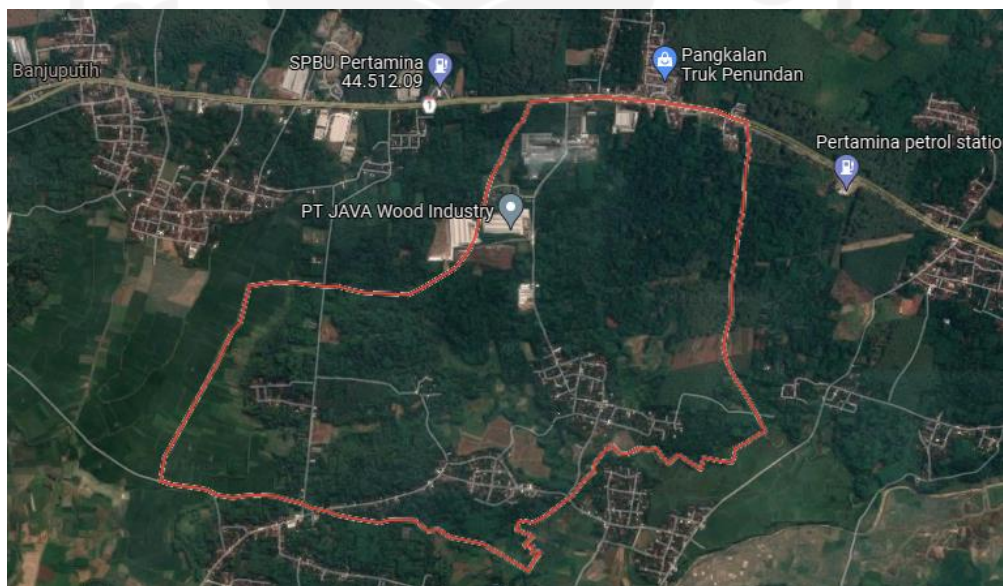
Pemilihan lokasi pabrik yang berada di Kawasan industri strategis memungkinkan adanya perluasan area pabrik yang tidak mengganggu pemukiman penduduk sekitar.

2. Perizinan

Pendirian pabrik di lokasi Kawasan industri strategis memudahkan proses perizinan pendirian pabrik.

3. Sarana dan prasarana

Fasilitas-fasilitas sosial yang dinilai dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup baiknya dipertimbangkan, seperti pendirian pusat Pendidikan dan pelatihan, tempat ibadah, pos keamanan, sarana hiburan dan tempat untuk beristirahat. Fasilitas-fasilitas tersebut tentunya perlu didukung dengan sistem transportasi yang baik dan efisien.



Gambar 4.1 Lokasi pendirian pabrik

5.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah suatu mekanisme yang melibatkan pengetahuan tentang kebutuhan dan pemanfaatan ruang untuk fasilitas dan proses produksi

yang disusun secara efisien demi tercapainya siklus produksi yang baik dan efisien pula.

Pengaturan tata letak pabrik menjadi bagian yang cukup penting dalam perencanaan pembangunan pabrik, hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam perencanaan tata letak pabrik adalah:

1. Keamanan tata letak pabrik.

Faktor keamanan menjadi pertimbangan utama dalam proses perencanaan tata letak pabrik. Penempatan posisi alat dalam layout pabrik harus mengikuti standar-standar keamanan yang ditetapkan oleh perusahaan maupun asosiasi keamanan (ANSI, API, ASME, NFPA).

2. Efisiensi tata letak pabrik.

Efisiensi tata letak pabrik berpengaruh penting dalam berjalannya proses produksi suatu pabrik, dimana penetapan tata letak pabrik yang efisien dapat memberikan keuntungan dari segi ekonomi terkhususnya meminimalisir biaya transport dari satu unit ke unit lainnya.

3. Lalu lintas transportasi yang dinilai baik dan efisien.

Lalu lintas transportasi yang baik memungkinkan proses produksi berjalan dengan efisien dan meningkatkan faktor keamanan transportasi di dalam pabrik itu sendiri. Selain itu batas kecepatan yang diizinkan di dalam pabrik menjadi faktor yang perlu dipertimbangkan pula.

Selain alat proses produksi utama fasilitas-fasilitas umum lain seperti kantor, Gudang, laboratorium dan lain sebagainya perlu disusun dengan mempertimbangkan efisiensi transportasi dan keamanannya.

Secara umum tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa area utama, yaitu:

1. Area administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung, yang terdiri dari:

- a. Area administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- b. Laboratorium sebagai pusat pengembangan proses produksi dan control kualitas terhadap bahan baku dan produk
- c. Fasilitas-fasilitas sosial lain bagi masyarakat seperti: tempat ibadah, tempat istirahat dan pusat Kesehatan karyawan.

2. Area proses produksi dan perluasan

Area dimana pusat produksi suatu pabrik berjalan yang mempertimbangkan keselamatan dan keamanan dalam perencanaannya.

3. Area penyimpanan dan perbaikan

Area yang disediakan khusus untuk penyimpanan dan perbaikan alat-alat atau bahan yang digunakan pabrik seperti pergudangan, bengkel dan garasi.

4. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran.

Area yang dikhususkan untuk penyediaan air, kebutuhan uap, air pendingin, dan tenaga listrik. Ketersediaan komponen tersebut menunjang berjalannya proses produksi di dalam pabrik. Pemadam kebakaran berfungsi sebagai pengamanan pertama apabila terjadi kebakaran ataupun ledakan pada lokasi pabrik.

Berdasarkan faktor-faktor pertimbangan diatas dapat disimpulkan tujuan dari perencanaan tata letak pabrik adalah:

- Menjamin keselamatan dan keamanan tenaga kerja.
- Memastikan proses produksi berjalan dengan baik dan efisien.
- Mengadakan pengaturan alat-alat pabrik yang fleksibel.
- Memaksimalkan penggunaan area pabrik.

Perencanaan tata letak (*plant layout*) pabrik asam asetat dari asetaldehid dan udara dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dapat dilihat dalam gambar berikut.



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Tabel 4.1 Perincian luas tanah

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Kantor Utama	90	32	2.856
2	Control Utilitas	10	9	89
3	Pos Keamanan	5	5	27
4	Mess Karyawan	35	53	1.881
5	Kantor Teknik	25	32	802
6	Area Parkir	61	42	2.552
7	Parkir Truk	30	44	1.339
8	Klinik	20	18	366
9	Masjid	16	16	261
10	Kantin	16	16	261
11	Bengkel	30	21	642
12	Unit Pemadam Kebakaran	30	18	548
13	Gudang Peralatan	30	21	638
14	Laboratorium	25	21	535
15	Utilitas	44	44	1.939
16	Area Proses	117	44	5.177
17	Control Room Proses	17	9	153
18	Ruang K3	25	21	535
19	Taman	63	35	2.246
20	Jalan	219	12	1.748
21	Perluasan Pabrik	97	95	9.139
Luas Bangunan				20.601
Luas Tanah				33.733

5.3. Tata Letak Alat Proses (*Process plant & equipment*)

Dalam perencanaan tata letak alat proses ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, seperti:

1. Siklus aliran bahan baku hingga produk

Siklus aliran produksi yang efisien dapat menguntungkan secara ekonomi juga meningkatkan kelancaran dan keamanan proses produksi.

2. Aliran Udara

Aliran udara perlu diperhatikan demi menghindari adanya stagnasi udara pada area tertentu yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan tenaga kerja ataupun proses produksi itu sendiri.

3. Penerangan

Penerangan pada Kawasan pabrik perlu diperhatikan untuk menghindari adanya kecelakaan akibat minimnya pencahayaan pada area tertentu yang dapat membahayakan keselamatan tenaga kerja dan proses produksi.

4. Lalu lintas dan transportasi

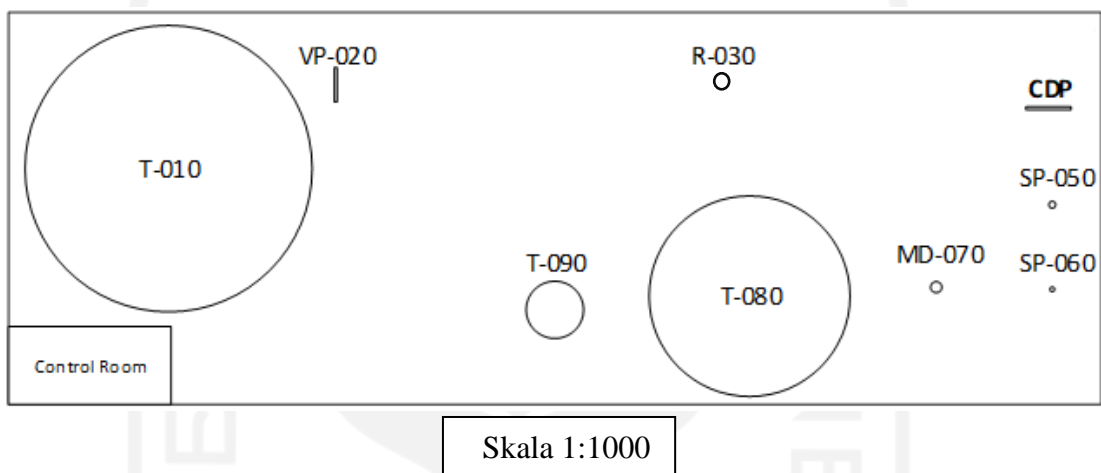
Perlu adanya transportasi dan sistem lalu lintas yang baik di dalam pabrik. Hal ini dimaksudkan untuk mempermudah akses apabila terjadi keadaan darurat. Sistem transportasi yang baik juga dapat meningkatkan keselamatan dan keamanan tenaga kerja dan keberlangsungan proses produksi.

5. Jarak pada alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya diberikan jarak dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi

ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Perencanaan tata letak alat proses (*process plant & equipment layout*) pabrik asam asetat dari asetaldehid dan udara dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dapat dilihat pada gambar sebagai berikut.



Gambar 4.3 Perencanaan tata letak alat proses

5.4. Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwai sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat

perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

1) Overhaul 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2) Repairing

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi maintenance:

a. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula

5.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

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

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

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

5.5.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

5.5.1.1. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Asam Asetat ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Bengawan Solo. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut;

- a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- d. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin

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

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

2. Air Umpan Boiler (Boiler Feed Water)

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

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃.

- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (scaleforming),

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

- c. Zat yang menyebabkan foaming.

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

3. Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid.

Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- a) Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : Dibawah suhu udara
- Warna : Jernih

- Rasa : Tidak berasa

- Bau : Tidak berbau

- b) Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.

- Tidak mengandung bakteri.

5.5.1.2. Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

1. Penyaringan Awal / Screen (WF)

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal dimana air sungai dilewatkan Screen (penyaringan awal) yang berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian baru dialirkan ke bak pengendap.

2. Bak pengendap (B-01)

Air laut setelah melalui filter dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran yang mudah mengendap karena ukurannya yg masih cukup besar tetapi lolos dari penyaring awal (screen). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

3. Bak penggumpal (B-02)

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas atau alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 .

4. Clarifier (C-01)

Air setelah melewati bak penggumpal air dialirkan ke Clarifier untuk memisahkan/mengendapkan gumpalan gumpalan dari bak penggumpal.

Air baku yang telah dialirkan kedalam clarifier yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan agitator. Air keluar clarifier dari bagian pinggir secara overflow sedangkan sludge (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di blow down secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

5. Bak Penyaring/sand filter (B-03)

Setelah keluar dari clarifier air kemudian dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. penyaringan dan pengendapan secara bertahap ini bertujuan untuk memastikan bahwa air benar benar bersih dr pengotor sehingga aman digunakan untuk proses produksi maupun kegiatan pabrik lainnya. Penyaringan pada tahap ini menggunakan sand filter yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

6. *Reverse Osmosis*

Air yang sudah melalui penyaringan di sand filter dialirkan ke dalam alat reverse osmosis untuk di desalinasi. Proses desalinasi merupakan proses untuk menghilangkan kadar garam yang ada di dalam air.

7. Bak Penampung Sementara (B-04)

Air yang sudah melalui proses sand filter kemudian dialirkan kedalam tangki penampung sementara. proses selanjutnya bergantung pada fungsi air tersebut karena setelah dari bak penampung sementara

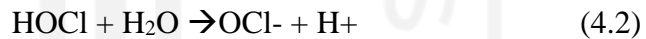
spesifikasi untuk air proses, air umpan boiler dan air pendingin berbeda dengan air yang digunakan untuk kegiatan selain proses produksi.

8. Tangki Karbon Aktif (TU-01)

Air setelah melalui bak penampung sementara (B-04) dialirkan ke Tangki Karbon Aktif (TU-01). Dalam Tangki Karbon Aktif ini Air ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klor adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya adalah sebagai berikut :



Asam hipoklorid pecah sesuai reaksi berikut :



Kemudian air dialirkan ke Tangki Air Bersih (TU- 02) untuk keperluan air minum dan perkantoran.

9. Tangki air bersih (TU-02)

Tangki air bersih ini fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

10. Demineralisasi

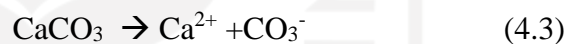
Untuk umpan ketel (boiler) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses

demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada filtered water sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm, Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. Cation Exchanger

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

Reaksi:



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

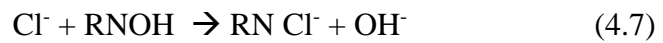
Reaksi:



b. Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion- anion seperti CO₃²⁻ Cl⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut,

Reaksi:



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

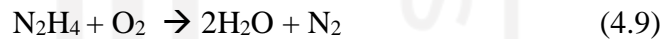
Reaksi:



c. Deaerasi

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

Reaksi:



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

d. Sistem Pendingin dan Menara Pendingin (Cooling Tower)

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif dan tidak menimbulkan kerak. Maka perlu adanya penambahan komponen lain seperti:

1. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
2. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.

3. Zat dispersan, untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan fosfat).

Air yang telah digunakan pada *cooler*, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

5.5.1.3. Perhitungan Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Domestik

Tabel 4.2 Kebutuhan air domestik

Penggunaan	Jumlah kg/hari
Karyawan	12200
Mess	24000
Kantor	12000
Total	48200

2. Kebutuhan Air Service

Tabel 4.3 Kebutuhan air service

Penggunaan	Jumlah kg/hari
Bengkel	500
Poliklinik	500
Laboratorium	500
Pemadam kebakaran	800
Kantin, musholla, dan kebun	3000
Total	5300

3. Kebutuhan Air Pembangkit Uap

Tabel 4.4 Kebutuhan air pembangkit uap

Penggunaan	Kode	Jumlah kg/jam
Vaporizer	VP-020	427,481
Heat exchanger	HE-034	456,728
Heat exchanger	HE-061	123,518
Heat exchanger	HE-063	1,335
Reboiler	RB-073	1215,867
Total		2224,929

Overdesign sebesar 20%, maka kebutuhan air pembangkit uap sebesar 2669,914 kg/jam. Air pembangkit steam sebanyak 80% digunakan Kembali, maka make up yang diperlukan adalah sebanyak 20%. Sehingga make up steam sebesar :

$$= 20\% \times 2669,914 \text{ kg/jam} = 533,983 \text{ kg/jam}$$

4. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.5 Kebutuhan air pendingin

Penggunaan	Kode	Jumlah kg/jam
Reaktor	R-030	8.318,348
Kondensor parsial	CDP-040	40.738,074
Kondensor total	CD-071	31.313,823
Cooler	CL-091	41,297
Cooler	CL-081	1.144,778
Total		81.556,320

Overdesign sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin sebesar 97.867,58 kg/jam.

- Jumlah air yang menguap (W_e)
 $= 97.867,58 \times 0,00085 \times (318-298)$
 $= 1.663,749 \text{ kg/jam}$
- Jumlah air yang terbawa aliran keluar tower (W_d)
 $= 97.867,58 \times 0,0002 = 19,574 \text{ kg/jam}$
- *Blowdown* (W_b)
 $= 535,009 \text{ kg/jam}$
- *Make up water* (W_m)
 $= 2218,332 \text{ kg/jam}$

5.5.2. Unit Pembangkit Uap (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler* dengan spesifikasi sebagai berikut:

Sistem penyedia *steam* terdiri dari deaerator dan *boiler*. Proses deaerasi terjadi dalam deaerator berfungsi untuk membebaskan air bebas mineral (*demin water*) dari komponen udara melalui *spray*, *sparger* yang berkontak secara *counter current* dengan *steam*. *Demin water* yang sudah bebas dari komponen udara ditampung dalam drum dari deaerator. Deaerator memiliki waktu tinggal 12 jam.

Larutan hidrazin diinjeksikan ke dalam deaerator untuk menghilangkan oksigen terlarut dalam air bebas mineral.

Kandungan oksigen keluar dari deaerator didesain tidak lebih besar dari 0,007 ppm. Hidrazin (N_2H_4), yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada *boiler* dengan kadar 5 ppm. Air pendingin air harus mempunyai sifat-sifat yang tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan kimia sebagai berikut:

1. Fosfat berguna mencegah timbulnya kerak
2. Chlorin untuk membunuh mikroorganisme
3. Zat dispersan untuk mencegah terjadinya penggumpalan.

5.5.3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Demi memenuhi kebutuhan listrik pabrik, sumber listrik utama diambil dari PLN dan dipersiapkan generator cadangan untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada sumber listrik utama.

Pada perancangan pabrik Asam Asetat ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator set sebagai cadangan dengan total kebutuhan listrik sebesar 373,013 kW.

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya

harus diperhatikan. Generator ini berfungsi untuk menyediakan listrik bagi bahan-bahan yang tidak boleh berubah-ubah tenaganya. Generator yang digunakan arus bolak-balik (AC) sistem 3 *phase*.

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

Tabel 4.6 Kebutuhan listrik proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa	P-F1	0,250	186,425
Pompa	P-F3	0,063	46,606
Pompa	P-F7	0,750	559,275
Pompa	P-F9	0,250	186,425
Pompa	P-F11	0,250	186,425
Pompa	P-F12	0,250	186,425
Pompa	P-F13	0,050	37,285
Kompresor	C-033	136,165	101.537,933
Kompresor	C-062	0,250	186,425
Blower	B-031	2,000	1.491,400
Total		140,277	104.604,624

Tabel 4.7 Kebutuhan listrik utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Cooling Tower	CT-01	10,00	7457,00
kompresor	C-01	5,00	3728,50
Bak penggumpal	B-02	2,00	1491,40
Pompa	PU-01	5,00	3728,50
Pompa	PU-02	5,00	3728,50
Pompa	PU-03	5,00	3728,50
Pompa	PU-04	5,00	3728,50
Pompa	PU-05	5,00	3728,50
Pompa	PU-06	5,00	3728,50
Pompa	PU-07	5,00	3728,50
Pompa	PU-08	0,05	37,29
Pompa	PU-09	0,25	186,43
Pompa	PU-10	0,25	186,43
Pompa	PU-11	5,00	3728,50
Pompa	PU-12	5,00	3728,50
Pompa	PU-13	0,25	186,43
Pompa	PU-14	0,25	186,43
Pompa	PU-15	0,17	124,28
Pompa	PU-16	0,05	37,29
Pompa	PU-17	0,25	186,43
Pompa	PU-18	0,05	37,29
Total		63,567	47401,663

5.5.4. Unit Penyedia Udara Tekan

Kebutuhan udara dapat terpenuhi dengan memanfaatkan udara yang ada disekitar yang kemudian dimodifikasi sesuai dengan spesifikasi udara yang

dibutuhkan, maka dari itu diperlukan compressor untuk menyesuaikan spesifikasi udara sesuai dengan kebutuhan. Pada pabrik ini dibutuhkan udara tekan sebesar 40,78 m³/Jam dengan tekanan sebesar 7,1 bar. Udara tekan diperlukan sebagai penggerak alat-alat control yang ada. Penggunaan udara bebas dilengkapi dengan tangki silika untuk mengurangi kadar air yang ada pada udara.

5.5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertanggung jawab dalam memenuhi kebutuhan bahan bakar yang digunakan baik pada alat proses, alat penunjang ataupun alat utilitas. Sebagian besar bahan bakar yang ada dimanfaatkan untuk pengoperasian generator dan boiler. Kebutuhan bahan bakar yang perlu disediakan adalah sebesar 245,05 Liter/Jam dengan jenis bahan bakar yang digunakan adalah Solar (Industrial Diesel Oil).

5.6. Laboratorium

Laboratorium memegang peranan penting dalam menjaga kualitas produk yang dihasilkan. Selain menjaga mutu produk keberadaan laboratorium juga dapat memfasilitasi pengembangan proses produksi sehingga dapat meningkatkan efisiensi dari proses produksi itu sendiri. Laboratorium juga dapat difungsikan sebagai sistem pengendali pencemaran yang dihasilkan dari proses produksi, baik pencemaran udara maupun pencemaran air. Laboratorium merupakan fasilitas yang cukup penting guna meningkatkan kualitas pabrik dari segi teknis maupun non teknis.

Secara umum laboratorium bertanggung jawab dalam:

1. Mengontrol kualitas bahan baku dan komponen lain yang digunakan dalam proses produksi.
2. Mengontrol kualitas produk yang akan dipasarkan.
3. Mengontrol mutu dari komponen penunjang seperti; air proses, air pendingin, air umpan boiler, steam, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.
4. Pengembangan kualitas produk ataupun proses produksinya.
5. Mengontrol limbah yang dihasilkan dari proses produksi.

Berikut Analisa dan kontrol mutu yang dapat dilakukan dengan adanya fasilitas laboratorium:

1. Analisa *feed water*, *Dissolved oxygen*, PH, *hardness*, *total solid*, *suspended solid* serta *oil* dan *organic matter*.

Syarat kualitas *feed water*:

❖ DO (*Dissolved Oxygen*): lebih baik $0 < 0,007$ ppm ($< 0,005$ cc/l)

❖ PH : >7

❖ *Hardness* : 0

Temporary hardness maksimum : ppm CaCO₃

Total solid: < 200 ppm (0-600 psi), < 10 ppm (600-750 psi)

Suspended solid: 0

Oil dan organic matter : 0

- Penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silica sebagai SiO_2
- Air bebas mineral, analisisnya sama dengan penukar ion
- Analisa cooling water, yang dianalisa PH jenuh CaCO_3 dan indeks Langelier.

Syarat kualitas air pada cooling water :

- ❖ PH jenuh CaCO_3 : $11,207 - 0,916 \log \text{Ca} + \log \text{Mg} - 0,991 \log \text{total alkalinitas} + 0,032 \log \text{SC}_4$
 - ❖ indeks Langelier : PH jenuh CaCO_3 (0,6- 10)
2. Analisa air umpan boiler, yang dianalisa meliputi alkalinitas total, sodium phosphate, chloride. PH, oil dan organic matter, total solid serta konsentrasi silica.
 3. Air minum yang dihasilkan dianalisa meliputi PH, kadar khlor dan kekeruhan
 4. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi PH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut, dan kadar Fe.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian :

1. Laboratorium Pengamatan

Laboratorium ini bertanggung jawab dalam menganalisa semua arus yang ada pada proses produksi yang nantinya akan dituliskan dalam "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan lebih lanjut spesifikasi dari hasil pengamatan.

2. Laboratorium Analisa/Analitik

Laboratorium ini bertanggung jawab dalam melakukan analisa sifat-sifat dan kandungan kimiawi yang ada pada bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (additive, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain).

3. Laboratorium Penelitian

Laboratorium ini bertanggung jawab dalam melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material juga proses yang digunakan untuk meningkatkan kualitas produk. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian dengan focus pada hal-hal baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk di dalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

4.7. Organisasi Perusahaan

4.7.1. Bentuk Perusahaan

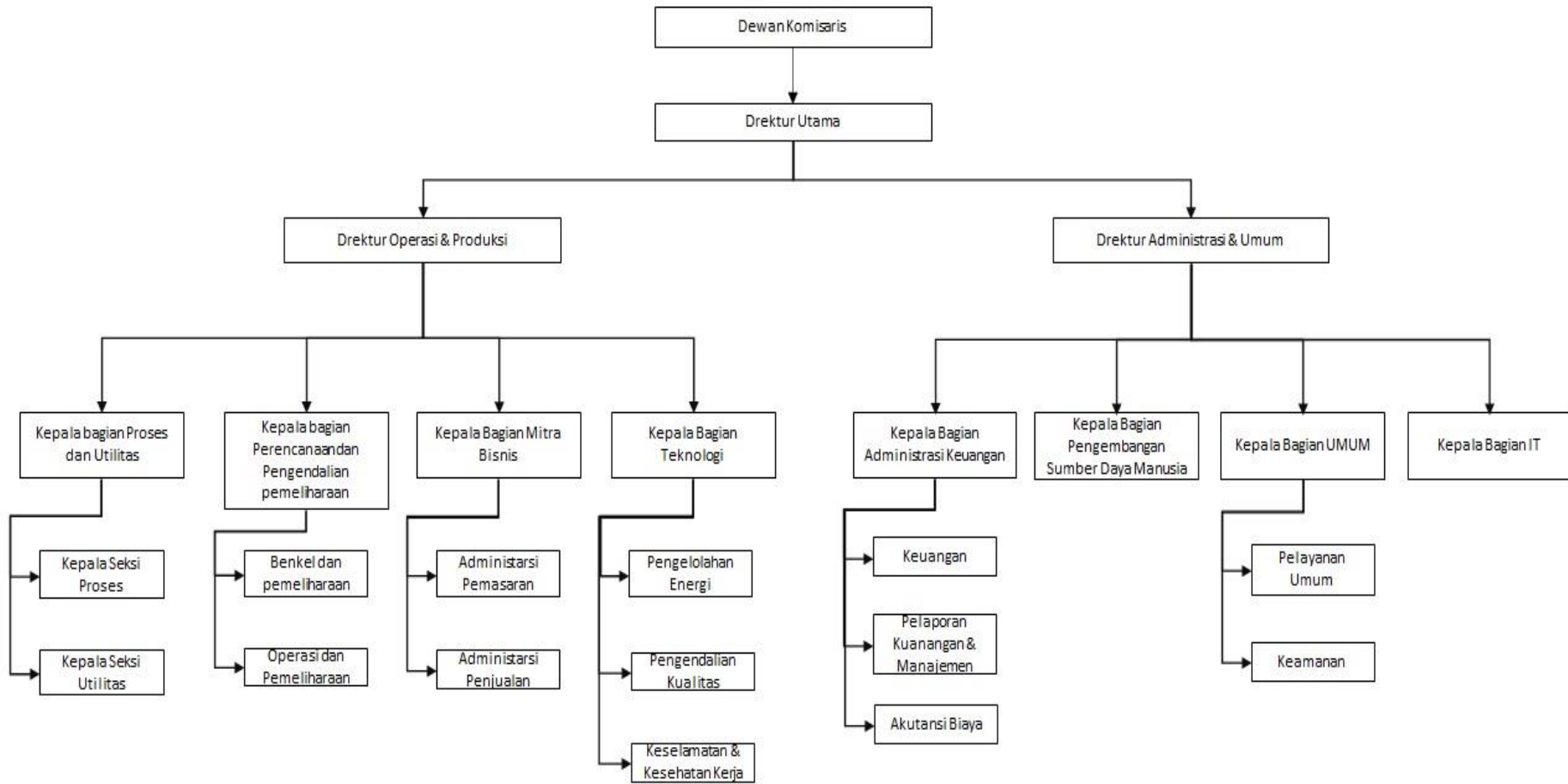
Pabrik Asam Asetat ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yang dirancang dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dengan status perusahaan terbuka. Perseroan Terbatas merupakan perusahaan yang modalnya didapatkan dari penjualan saham dimana tiap sekutu mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih dan pemegang saham bertanggung jawab untuk menyetorkan secara penuh apa yang tersebut di dalam tiap saham.

Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya.

Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

4.7.2. Struktur Perusahaan

Struktur perusahaan yang baik dapat menciptakan garis koordinasi dan garis instruksi yang jelas sehingga dapat menghindari adanya tumpang tindih tanggung jawab. Pada pabrik ini dipilih model sistem organisasi perusahaan berbentuk “*line and staff organization*” dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasannya saja dan garis instruksi bergerak dari dewan direksi menuju kepala bagian/kepala department, dan diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya yang dilengkapi dengan staff ahli dan bertanggung jawab dalam memberikan masukan kepada direktur.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7.3. Tugas dan Wewenang

4.7.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham memegang kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas (PT). Widjaja (2003) menjelaskan bahwa pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) memiliki wewenang sebagai berikut:

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

4.7.3.2. Dewan Komisaris

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

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

4.7.3.3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisiaris terhadap segala kebijakan perusahaan yang telah diambil. Tugas dan wewenang direktur umum antara lain:

1. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen dapat berlangsung dengan baik.
2. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
3. Mengkoordinasi kerja sama antara bagian produksi dan bagian umum.

Dalam pelaksanaannya, Direktur utama membawahi Direktur Operasi & Produksi dan Direktur Administrasi & Umum.

4.7.3.4. Kepala Bagian

Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur utama. Tugas umum kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan kerja sesuai bidangnya. Berdasarkan bidangnya, kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas Kepala Bagian Proses dan Utilitas adalah mengatur dan menjaga kelancaran unit proses dan unit utilitas agar rate production

pabrik tercapai dengan mengatur jalannya proses produksi. Dalam pelaksanaannya, Kepala Bagian Proses dan Utilitas membawahi Seksi Proses, dan Seksi Utilitas.

2. Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan

Tugas Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan adalah mengatur dan menjaga jumlah pasokan Listrik agar selalu mencukupi kebutuhan pabrik serta secara rutin melakukan uji kelayakan terhadap setiap instrumen dalam area pabrik. Kepala bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan membawahi seksi Pemeliharaan dan bengkel dan seksi listrik dan instrumentasi.

3. Kepala Bagian Teknologi

Kepala Bagian Teknologi bertugas untuk secara terus menerus melakukan perhitungan tentang kebutuhan dan pengolahan energi dalam pabrik. selain itu melakukan penelitian demi mengembangkan kuantitas dan kualitas produksi pabrik dan secara rutin melakukan pengujian terhadap kualitas baha baku dan produk agar tetap dalam range nilai standar pabrik sehingga produk keluaran sesuai dengan spesifikasi dari produk yang diinginkan dan mengatur kebijakan tentang Keselamatan & Kesehatan Kerja (K3). Kepala Bagian Teknologi membawahi seksi Pengolahan energi, seksi pengendalian kualitas dan seksi Kesehatan & Keselamatan Kerja (K3).

4. Kepala Bagian Administrasi Keuangan

Kepala Bagian Administrasi Keuangan bertugas mencatat dan menghitung aliran dana keluar dan masuk perusahaan. Kepala Bagian Administrasi Keuangan membawahi seksi keuangan, Pelaporan Keuangan & manajemen dan seksi akuntansi biaya.

5. Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia

Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia bertugas menjaga kualitas SDM dalam perusahaan melalui pelatihan kerja dan lain lain sehingga dapat tetap menjaga etos kerja dari setiap pegawai.

6. Kepala Bagian UMUM

Kepala Bagian UMUM bertugas mengatur kegiatan-kegiatan penunjang dalam pabrik seperti menjaga kebersihan kantor, keamanan dan lain lain. Kepala Bagian UMUM membawahi seksi Pelayanan Umum, dan seksi keamanan.

7. Kepala Bagian IT

Kepala Bagian IT bertugas mengatur dan menjaga aliran informasi, dan menjaga kualitas peralatan penunjang dalam pabrik seperti komputer, alat kontrol dan lain lain.

4.7.3.5. Kepala Seksi

Kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagian masing-masing sesuai dengan bidangnya. Tugas kepala seksi yaitu mengatur dan

melakukan koordinasi secara langsung kepada karyawan setiap seksi.

Berdasarkan bidangnya, kepala seksi terdiri dari :

- a. Kepala Seksi Proses
- b. Kepala Seksi Utilitas
- c. Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan
- d. Kepala Seksi Operasi dan Pemeliharaan
- e. Kepala Seksi Administrasi Pemasaran
- f. Kepala Seksi Administrasi Penjualan
- g. Kepala Seksi Pengolahan Energi
- h. Kepala Seksi Pengendalian Kualitas
- i. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja
- j. Kepala Seksi Keuangan
- k. Kepala Seksi Pelapor Keuangan & Manajemen
- l. Kepala Seksi Akuntansi Biaya
- m. Kepala Seksi Pelayanan Umum
- n. Kepala Seksi Keamanan

4.7.4. Status Karyawan

Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shutdown* pabrik). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

a) Karyawan Nonshift

Karyawan nonshift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah direktur, manager, kepala bagian dan semua karyawan bagian umum. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan nonshift dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin- Jumat : jam 07.00 – 15.00 WIB

Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Selain hari Jumat : jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : jam 11.30 – 13.00 WIB

Hari minggu dan hari libur hari besar semua karyawan nonshift libur.

b) Karyawan Shift

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift yaitu operator pada bagian produksi dan utilitas, bagian listrik dan instrumentasi, kepala shift dan satpam. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan

secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Seluruh karyawan shift mendapat cuti lama 12 hari tiap tahunnya. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam jadwal sebagai berikut :

Shift pagi : jam 07.00 – 15.00

Shift sore : jam 15.00 – 23.00

Shift malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu/kelompok (A / B / C / D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga kelompok masuk dan ada satu kelompok yang libur. Jadwal pembagian kerja masing-masing kelompok ditampilkan dalam bentuk tabel sebagai berikut :

Tabel 4.8 Jadwal shift kerja karyawan

Shift	Hari ke-														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Pagi	D	D	D	D	D	C	C	C	C	C	B	B	B	B	B
Siang	B	A	A	A	A	A	A	D	D	D	D	D	C	C	C
Malam	C	C	C	B	B	B	B	B	A	A	A	A	A	D	D
Libur	A	B	C	C	C	D	A	A	B	B	C	D	D	A	A

Tabel 4.8 Jadwal shift kerja karyawan (lanjutan)

Shift	Hari ke-														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Pagi	A	A	A	A	A	D	D	D	D	D	C	C	C	C	C
Siang	C	C	B	B	B	B	B	A	A	A	A	A	D	D	D
Malam	D	D	D	C	C	C	C	C	B	B	B	B	B	A	A
Libur	B	B	C	D	D	A	A	B	C	C	D	D	A	B	B

4.7.5. Ketenagakerjaan

Menurut statusnya, karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut:

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

4.7.6. Fasilitas Karyawan

Kesejahteraan atau fasilitas yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

1. Tunjangan
 - a. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja
 - c. Tunjangan lain yang besarnya ditentukan berdasarkan undangundang yang berlaku.
2. Cuti
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun

- b. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan Dokter.
 - c. Cuti hamil bagi karyawan wanita.
 - d. Pakaian kerja, diberikan pada setiap karyawan sejumlah 1 pasang untuk setiap tahunnya
3. Pengobatan
- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
4. Kantin perusahaan menyediakan pelayanan makan siang bagi karyawan yang berada di lokasi pabrik.
5. Transportasi perusahaan menyediakan sarana transportasi untuk antar jemput karyawan.
6. Asuransi perusahaan menjamin seluruh karyawan dengan mengasuransikan ke perusahaan asuransi setempat.
7. Tempat ibadah, perusahaan memberikan fasilitas tempat ibadah berupa masjid yang dipergunakan karyawan untuk beribadah.

4.7.7. Golongan dan Penggajian Karyawan

Perencanaan jumlah karyawan perlu diperhitungkan dengan tepat sehingga tidak ada tenaga kerja yang disia-siakan. Berdasarkan publikasi pemerintah daerah Batang, Jawa Tengah didapatkan upah minimum sebesar Rp 2.129.117. Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut :

- Jabatan atau golongan
- Tingkat pendidikan
- Pengalaman Kerja keahlian dan masa kerja
- Lingkungan kerja berkaitan dengan resiko kerja

Segi penggajian karyawan diberikan setiap awal bulan dan jumlah yang dibayarkan sesuai dengan jabatan/golongan.

Berikut penggolongan jabatan, dan gaji sesuai Tabel berikut:

Tabel 4.9 Penggolongan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jml	Gaji	Gaji	Gaji
			(Rp./orang/bln)	(Rp./bln)	(Rp./thn)
1	Direktur Utama	1	40.000.000	40.000.000	480.000.000
2	Direktur Produksi & Teknik	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
3	Direktur Keuangan&Umum	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
4	Staff Ahli	3	18.000.000	54.000.000	648.000.000
5	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
6	Ka. Bag. Perencanaan dan pemeliharaan	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000

Tabel 4.9 Penggolongan Gaji Karyawan (lanjutan)

7	Ka. Bag. Mitra Bisnis	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
8	Ka. Bag. Teknologi	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
9	Ka. Bag. Litbang	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
10	Ka. Bag. Administrasi Keuangan	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
11	Ka. Bag. SDM	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
12	Ka. Bag. Umum	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
13	Ka. Bag. IT	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
14	Ka. Sek. Utilitas	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
15	Ka. Sek. Proses	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
17	Ka. Sek. Penjualan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
18	Ka. Sek. Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
19	Ka. Sek. Pengelolaan Energi	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
20	Ka. Sek. Pengendalian Kualitas	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
21	Ka. Sek. Keuangan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
22	Ka. Sek. Keamanan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
23	Ka. Sek. K3	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
24	Ka. Sek. Manajemen dan Akutansi Biaya	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000

Tabel 4.9 Penggolongan Gaji Karyawan (lanjutan)

25	Karyawan Proses	8	7.000.000	80.000.000	960.000.000
26	Karyawan Utilitas	6	7.000.000	24.000.000	288.000.000
27	Karyawan Pengendalian Kualitas	3	7.000.000	21.000.000	252.000.000
28	Karyawan Pemeliharaan	3	7.000.000	21.000.000	252.000.000
29	Karyawan Pengelolaan energi	3	7.000.000	42.000.000	504.000.000
30	Karyawan Keuangan	3	4.500.000	13.500.000	162.000.000
31	Karyawan SDM	3	4.500.000	13.500.000	162.000.000
32	Karyawan Pelayanan umum	2	4.500.000	9.000.000	108.000.000
33	Karyawan Keamanan	2	4.500.000	9.000.000	108.000.000
34	Karyawan Pembelian	2	4.500.000	9.000.000	108.000.000
35	Karyawan Pemasaran	2	4.500.000	9.000.000	108.000.000
36	Karyawan IT	3	4.500.000	13.500.000	162.000.000
37	Karyawan K3	3	4.500.000	13.500.000	162.000.000
38	Karyawan Akutansi Biaya	2	4.500.000	9.000.000	108.000.000
39	Operator	30	4.100.000	123.000.000	1.476.000.000
40	Supir	4	3.150.000	12.600.000	151.200.000
41	Satpam	4	3.150.000	12.600.000	151.200.000
42	<i>Cleaning service</i>	5	3.150.000	15.750.000	189.000.000
43	Dokter	2	10.000.000	20.000.000	240.000.000
44	Perawat	4	4.450.000	17.800.000	213.600.000
Total		122	561.500.000	964.750.000	11.577.000.000

4.8. Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi merupakan bagian yang sangat penting dalam pertimbangan pendirian suatu pabrik, pabrik yang didirikan harus memberikan keuntungan secara ekonomis supaya proses produksi dapat terus berjalan. Evaluasi ekonomi ini juga menjadi penentu apakah suatu pabrik layak didirikan atau tidak. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent Return on investment* (ROI)
 - b. *Pay out time* (POT)
 - c. *Break event point* (BEP)
 - d. *Shut down point* (SDP)
 - e. *Discounted cash flow rate* (DCFR)

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau

tidak maka dilakukan analisis kelayakan. Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

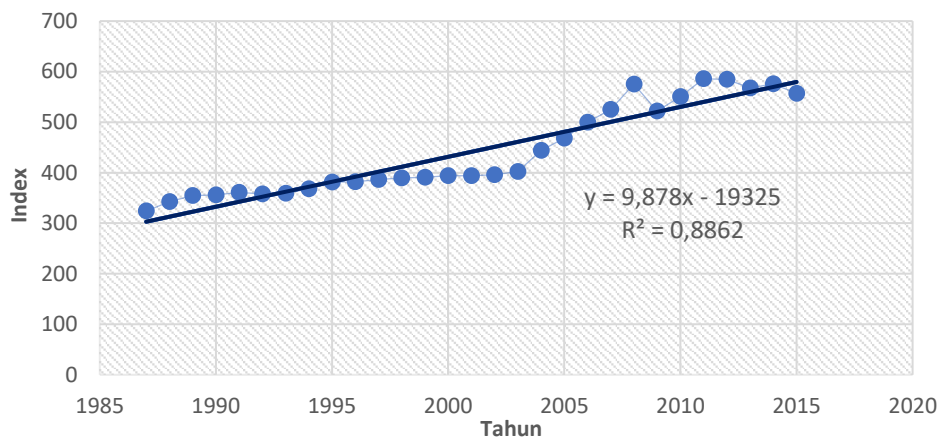
1. *Percent Return on Investment* (ROI) merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.
2. *Pay Out Time* (POT) adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
3. *Break Even Point* (BEP) adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.
4. *Shut Down Point* (SDP) adalah 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 keuntungan).
5. *Discounted Cash Flow Rate* merupakan Analisa kelayakan ekonomi yang memperkirakan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

4.8.1. Penaksiran harga alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 4.10 Index harga CEPCI

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324,00
2	1988	343,00
3	1989	355,00
4	1990	356,00
5	1991	361,30
6	1992	358,20
7	1993	359,20
8	1994	368,10
9	1995	381,10
10	1996	381,70
11	1997	386,50
12	1998	389,50
13	1999	390,60
14	2000	394,10
15	2001	394,30
16	2002	395,60
17	2003	402,00
18	2004	444,20
19	2005	468,20
20	2006	499,60
21	2007	525,40
22	2008	575,40
23	2009	521,90
24	2010	550,80
25	2011	585,70
26	2012	584,60
27	2013	567,30
28	2014	576,10
29	2015	556,80



Gambar 4.5 Hubungan tahun terhadap index CEPCI

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 9,878x - 19325$. Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2025 adalah 677,95.

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (Aries & Newton, 1955)

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Dimana dalam hubungan ini : Ex : Harga alat pada tahun x (2025)

Ey : Harga alat pada tahun y (ref)

Nx : Index harga pada tahun x (2025)

Ny : Index harga pada tahun y (ref)

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

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

Dimana : Ea = Harga alat a

Eb = Harga alat b

Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

4.8.2. Hasil perhitungan

Perhitungan rencana terkait pendirian pabrik Asam Asetat memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan tersebut masing-masing disajikan pada table sebagai berikut:

Tabel 4.11 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	99.651.738.111	6.872.534
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	24.912.934.528	1.718.133
3	Instalasi cost	19.868.494.819	1.370.241
4	Pemipaan	25.101.929.203	1.731.168
5	Instrumentasi	25.586.442.827	1.764.582
6	Insulasi	4.381.240.210	302.154
7	Listrik	14.947.760.717	1.030.880
8	Bangunan	30.901.698.750	2.131.152
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	50.600.081.550	3.489.661
Total		295.952.320.715	20.410.505

Tabel 4.12 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construstion</i>	59.190.464.143	4.082.101
Total (PPC+Engineer and Construct)		355.142.784.858	24.492.606

Tabel 4.13 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	<i>Direct Plant Cost</i>	355.142.784.858	24.492.606
2	<i>Cotractor's fee</i>	35.514.278.486	2.449.261
3	<i>Contingency</i>	53.271.417.729	3.673.891
Total		443.928.481.072	30.615.757

Tabel 4.14 *Direnct Manufacturing (DMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	393.405.092.557	27.131.386
2	<i>Labor</i>	11.577.000.000	798.414
3	<i>Supervision</i>	2.315.400.000	159.683
4	<i>Maintenance</i>	17.757.139.243	1.224.630
5	<i>Plant Supplies</i>	2.663.570.886	183.695
6	<i>Royalty and Patents</i>	46.250.000.000	3.189.655
7	<i>Utilities</i>	29.291.417.680	2.020.098
Direct Manufacturing Cost (DMC)		503.259.620.366	34.707.560

Tabel 4.15 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.315.400.000	159.683
2	<i>Laboratory</i>	2.315.400.000	159.683
3	<i>Plant Overhead</i>	6.946.200.000	479.048
4	<i>Packaging and Shipping</i>	46.250.000.000	3.189.655
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	57.827.000.000	3.988.069

Tabel 4.16 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	35.514.278.486	2.449.261
2	<i>Property taxes</i>	8.878.569.621	612.315
3	<i>Insurance</i>	4.439.284.811	306.158
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	48.832.132.918	3.367.733

Tabel 4.17 *Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	503.259.620.366	34.707.560
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	57.827.000.000	3.988.069
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	48.832.132.918	3.367.733
	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	609.918.753.284	42.063.362

Tabel 4.18 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	107.292.297.970	7.399.469
2	<i>Inproses Onventory</i>	83.170.739.084	5.735.913
3	<i>Product Inventory</i>	55.447.159.389	3.823.942
4	<i>Extended Credit</i>	252.272.727.273	17.398.119
5	<i>Available Cash</i>	166.341.478.168	11.471.826
	<i>Working Capital (WC)</i>	664.524.401.885	45.829.269

Tabel 4.19 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	24.396.750.131	1.682.534
2	<i>Sales Expense</i>	60.991.875.328	4.206.336
3	<i>Research</i>	42.694.312.730	2.944.435
4	<i>Finance</i>	33.253.586.489	2.293.351
	<i>General Expenses (GE)</i>	161.336.524.678	11.126.657

Tabel 4.20 *Total Biaya Produksi*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	609.918.753.284	42.063.362
2	<i>General Expenses (GE)</i>	161.336.524.678	11.126.657
	<i>Total Production Cost (TPC)</i>	771.255.277.962	53.190.019

Tabel 4.21 *Fixed Cost (Fa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depresiasi	35.514.278.486	2.449.261
2	<i>Property Taxes</i>	8.878.569.621	612.315
3	Asuransi	4.439.284.811	306.158
	Total Nilai Fa	48.832.132.918	3.367.733

Tabel 4.22 *Variable Cost (Va)*

No	<i>Type of Expense</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	393.405.092.557	27.131.386
2	<i>Packaging and Shipping</i>	46.250.000.000	3.189.655
3	<i>Utilities</i>	29.291.417.680	2.020.098
4	<i>Royalty & Patent</i>	46.250.000.000	3.189.655
	Total Nilai Va	515.196.510.237	35.530.794

Tabel 4.23 *Regulated Cost (Ra)*

No	<i>Type of Expense</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	11.577.000.000	798.414
2	<i>Payroll Overhead</i>	2.315.400.000	159.683
3	<i>Supervision</i>	2.315.400.000	159.683
4	<i>Plant Overhead</i>	6.946.200.000	479.048
5	<i>Laboratorium</i>	2.315.400.000	159.683
6	<i>General Expense</i>	161.336.524.678	11.126.657
7	<i>Maintenance</i>	17.757.139.243	1.224.630
8	<i>Plant Supplies</i>	2.663.570.886	183.695
	Total Nilai Ra	207.226.634.808	14.291.492

4.8.3. Analisa Keuntungan

Annual Sales (Sa)	= Rp. 925.000.000.000
Total Cost	= Rp. 771.255.277.962
Keuntungan sebelum pajak	= Rp. 153.744.722.038
Pajak pajak	= 25 % dari keuntungan sebelum pajak
	= (Rp. 38.436.180.509)
Keuntungan setelah pajak	= Rp. 115.308.541.528

4.8.4. Analisis kelayakan

1. Return on Investment (ROI)

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

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

$$\text{ROI sebelum pajak} = 34,63 \%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = 25,97 \%$$

2. Pay Out Time (POT)

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

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

POT sebelum pajak = 2,3 tahun

POT setelah pajak = 2,9 tahun

3. Break Even Point (BEP)

Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 40 – 60 %.

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

$$\text{BEP} = 41,93 \%$$

4. Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 23,48 \%$$

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 443.928.481.072

Working Capital = Rp 664.524.401.885

Salvage Value (SV) = Rp 35.514.278.486

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

CF = Rp 148.564.577.278

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Dari hasil trial& error, diperoleh :

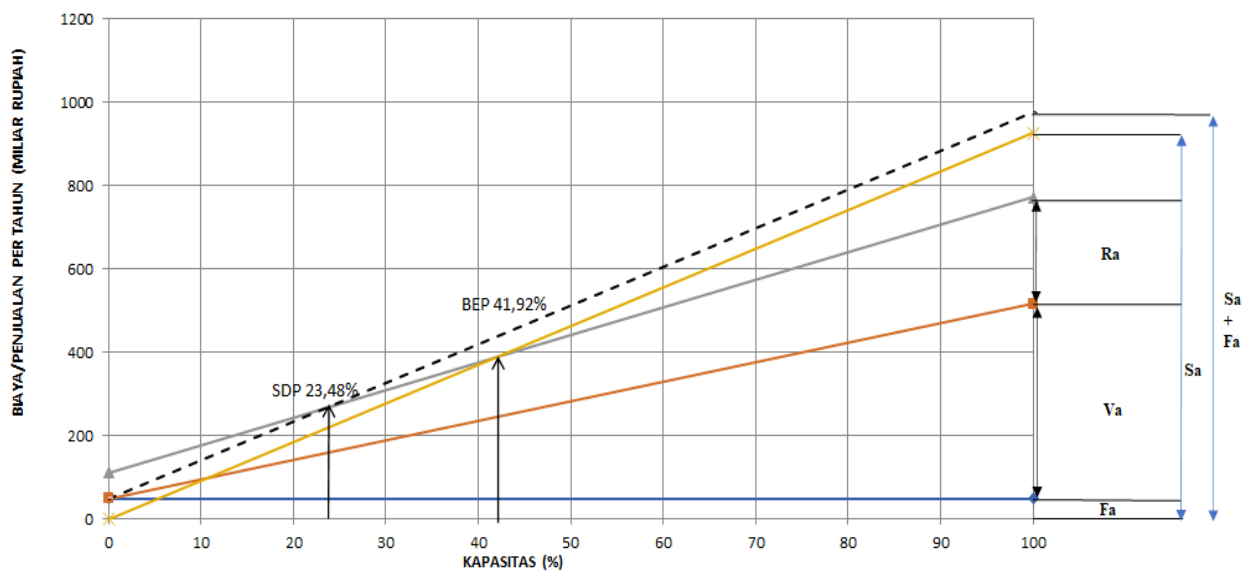
R = Rp 3.746.430.405.050

S = Rp 3.746.430.405.050

i = 12,95 %

Minimum nilai DCFR : 1.5 x bunga pinjaman bank (Aries Newton).

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1.5 x suku bunga pinjaman bank (1.5 x 5,00% = 7,50%).



Gambar 4.6 Grafik Analisa kelayakan pabrik

Dari gambar 4.6 di atas menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 41,92% dan 23,48%. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti R_a , V_a , F_a , dan S_a dimana diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan di katakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus ditutup karena mengalami kerugian yang besar bahkan hampir bangkrut. Dapat disimpulkan bahwa jumlah kapasitas yang harus di produksi per tahunnya adalah 20.963,6 ton/tahun untuk mencapai titik BEP dan untuk SDP adalah 11.741,11 ton/tahun.

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil Analisa dan perancangan pabrik asam asetat dari asetaldehid dan udara dengan kapasitas 50.000 ton/tahun, maka diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut :

1. Pabrik asam asetat dengan kapasitas produksi 50.000 ton/tahun ini membutuhkan bahan baku asetaldehid sebanyak 40.201,103 ton/tahun dan udara sebanyak 72.361,986 ton/tahun.
2. Pabrik asam asetat ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dan direncanakan akan didirikan di Kawasan industri Batang, tepatnya Kecamatan Banyuputih, Batang, Jawa Tengah. Luas tanah keseluruhan 33.733 m² dan luas bangunan 20.601 m². Pemilihan lokasi pabrik ini didasarkan pada pertimbangan akses transportasi bahan baku dan produk mudah karena dekat dengan jalur bebas hambatan atau jalan toll maupun dengan pelabuhan untuk memudahkan transportasi dan mendapatkan air laut sebagai kebutuhan utilitas
3. Berdasarkan hasil perhitungan Analisa ekonomi didapat hasil sebagai berikut :

- Keuntungan sebelum pajak =Rp. 153.744.722.038
- Keuntungan setelah pajak =Rp. 115.308.541.528
- *Return on investment before tax (ROIb)* = 34,63 %

- *Return on investment after tax (ROIa)* = 25,97 %
- *Pay out time before tax (POTb)* = 2,3 tahun
- *Pay out time after tax (POTa)* = 2,9 tahun
- *Breakeven point (BEP)* = 41,93 %
- *Shut down point (SDP)* = 23,48 %
- *Dishcounted cash flow rate (DCFR)* = 12,95 %

4. Pabrik asam asetat dari asetaldehid dan udara termasuk dalam pabrik berisiko rendah dari kondisi operasinya. Dari segi ketersediaan bahan baku dan peluang penjualan produk juga termasuk risiko rendah.
5. Dari peninjauan secara keseluruhan dapat disimpulkan pabrik asam asetat dari asetaldehid dan udara layak dikaji untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2017. Cost Estimate. Diambil kembali dari Matches:
<http://www.matche.com> diakses tanggal 10 Desember 2021
- Aries, R.S. dan Newton, R.D. 1955. Chemical Engineering Cost Estimation.
New York: McGraw-Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik. 2018. Ekspor dan Impor Diambil kembali dari Badan Pusat
Statistik: <https://www.bps.go.id> diakses tanggal 6 Mei 2021
- Brown, G.G. 1950. Unit Operations. New York: John Wiley and Sons, Inc
- Brownell, L. E., & Young, E. H. 1959. *Process Equipment Design*. New York:
John Wiley and Sons, Inc.
- Coulson, J.M., dan Richardson, J.F. 1989. An Introduction to Chemical
Engineering Design vol 6. New York: Pergamon Press.
- Cravalho, Ernest G., and Joseph L. Smith. 1981. Engineering thermodynamics.
Boston: Pitman.
- Evans, F.L. 1980. Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical
Plants, Vol.2, ed.2. United States of America: Gulf Publishing Co.
- Froment, Gilbert F, Kenneth B Bischoff. 1979. Chemical Reaktor Analysis and
Design. USA :John Wiley and Sons, Inc.
- Geankoplis, Christie, J. 1993. Transport Process and Unit Operation, Third
Edition, USA : Prentice-Hall *International*, Inc.

- Hardoyono.2007. Kondisi Optimum Fermentasi Asam Asetat Menggunakan Acetobacter aceti. Balai Besar Teknologi Pati. Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi. Lampung.
- Hart, H., craine, L.E. and Hart. D.J. 2003. Kimia Organik Edisi Kesebelas. Erlangga. Jakarta.
- Hewitt, P.G. 2003. Conseptual Integrated Science Chemistry. San Francisco. Pearson Education, Inc.
- Ihs. 2017. Chemical Economics Handbook. Diambil kembali dari IHS Markit : <https://ihsmarkit.com> diakses tanggal 20 November 2021
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F. 1981. Encyclopedia of Chemical Engineering Technology. New York: Jhon Wiley and Sons Inc.
- Kern, D. Q. 1965. Process Heat Transfer. Singapore: McGraw-Hill.
- Ludwig, E.E. 1964. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Gulf Publishing, Co., Houston.
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot. 1985. Unit Operation of Chemical Engineering, 4th ed. Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Mc Ketta, J.J., and Cunningham, W.A. 1977. Encyclopedia of Chemical Processing and Design. Vol. V, 101 – 245, Marcel Dekker, Inc., New York
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1950. Perry's Chemical Engineer's Handbook. 3rd edition. McGraw Hill Book Company. Tokyo
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1984. Perry's Chemical Engineer's Handbook. 6th edition. McGraw Hill Book Company. Singapore
- Perry, R.H. and Green, D.W. 1999. Perry's Chemical Engineer's Handbook. 7th

- edition. McGraw Hill Book Company. Singapore
- Peters, M.S and Timmerhause K.D. 2003. Plant design and Economics for Chemical Engineers. Mc Graw Hill Book Company. New York
- Schaum, Helmut, et al. 1978. United States Patent Documents.
- Sinnott, R. K. 2005. Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design. Volume 6. 4th Edition. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J.M., Ness, Van H.C., Abbott, M.M. 2001. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics. 6rd Ed. Mc.Graw-Hill Inc., Singapore.
- Ulrich, G.G. 1984. A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics. New York: John Willey and Sons.
- Walas, S.M. 1990. Chemical Process Equipment: Selection and Design. Oxford: Butterworth-Heinemann.
- Yaws, C. L. 1999. Chemical Properties Handbook. New York: McGraw-Hill.
- <https://www.acidatama.co.id/> diakses tanggal 5 Mei 2021
- <https://indonesian.alibaba.com/> diakses tanggal 10 Desember 2021
- <https://www.epa.gov/> diakses tanggal 28 Juli 2021
- <https://www.icis.com/explore/> diakses tanggal 8 Mei 2021
- <https://www.knak.jp/munikai/china/sinopec-n.htm> diakses tanggal 20 Mei 2021
- <https://www.labchem.com/> diakses tanggal 18 Mei 2021
- <http://www.molbase.com/> diakses tanggal 5 Mei 2021
- <https://www.msds.com/> diakses tanggal 24 Agustus 2021
- <http://spc.sinopec.com/> diakses tanggal 5 Mei 2021



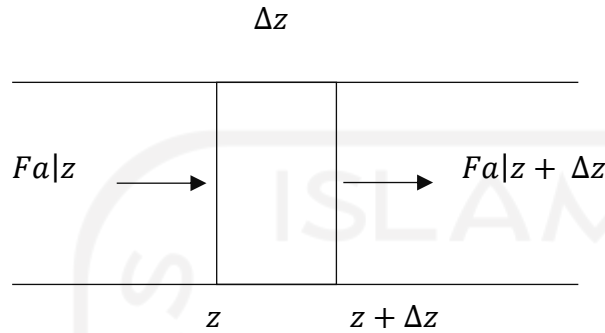
LAMPIRAN A
PERHITUNGAN REAKTOR

LAMPIRAN A. PERHITUNGAN REAKTOR

Nama alat	: Reaktor (R-030)
Fase	: Gas-gas
Fungsi	: Mereaksikan asetaldehid dengan udara membentuk asam asetat
Jenis	: <i>Fixed bed multitube</i>
Kondisi operasi	: Non-adiabatik dan isothermal
	Suhu : 150 °C
	Tekanan : 2,4 atm
	Konversi : 94 %
Reaksi	: Eksotermis
Alasan pemilihan	: <ol style="list-style-type: none">1. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal.2. Zat pereaksi keduanya berwujud gas dengan katalis padat.3. Umur katalis yang panjang sekitar 12-15 bulan.4. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari produk gas keluaran reaktor.5. Pengendalian suhu relative mudah karena menggunakan tipe <i>shell and tube</i>.

1. NERACA MASSA

Ditinjau untuk 1 pipa



Input – output = accumulation

$$Fa|_z - Fa|_{z+\Delta z} + (-rA)\Delta V \cdot \rho B = 0$$

$$\Delta V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot \rho B \cdot \Delta z$$

$$Fa|_{z+\Delta z} - Fa|_z = \frac{(-rA) \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho B \cdot \Delta z}{4}$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Fa|_{z+\Delta z} - Fa|_z}{\Delta z} = \frac{(-rA) \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho B}{4}$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = \frac{(-rA) \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho B}{4}$$

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

$$F_{A0} \frac{d(1 - X_A)}{dZ} = \frac{(-rA) \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho B}{4}$$

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-rA) \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho B}{4}$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-rA) \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho B}{4 \cdot F_{A0}}$$

Dimana :

dX_A/dZ : Perubahan konversi per satuan panjang

$(-r_A)$: Kecepatan reaksi kimia

D : Diamter dalam pipa

F_{A0} : Kecepatan molar A mula-mula

ρ_B : densitas *bulk*, gr/cm^3

Tabel A.1 Neraca massa reaktor

Komponen	Masuk (Kg/jam)			Keluar (Kg/jam)
	F4	F5	F10	F6
CH ₃ CHO	4.723,630	-	301,508	301,508
O ₂	-	1.827,323	-	109,639
N ₂	-	7.217,925	-	7.217,925
H ₂ O	50,759	91,366	-	142,125
CH ₃ COOH	-	-	-	6.441,313
Total	14.212,511			14.212,511

2. Neraca Panas

Tabel A.2 Neraca panas reaktor

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H1$	2.072.798,729	$\Delta H2$	2.011.606,011
ΔHR	88.621,063	Qloss	118.739,163
		Pendingin	31.074,618
Total	2.161.419,792	Total	2.161.419,792

3. Konstanta kecepatan reaksi

Persamaan reaksi :



$$r_A = k \cdot C_A \cdot C_B^{0,5}$$

Harga konstanta kecepatan reaksi (k) :

$$k = 3,02 \times 10^3 \exp(-3980/RT) \text{ gmol/l.tdk}$$

$$k = 0,023658 \text{ gmol/l.tdk}$$

4. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Yi masuk

Tabel A.3 Umpan Yi masuk reaktor

Komponen	BM	Input		yi	Bmi x Yi
		Fi (Kg/jam)	ni (Kmol/jam)		
CH ₃ CHO	44	5025,138	114,208	0,261	11,499
O ₂	32	1827,323	57,104	0,131	4,182
N ₂	28	7217,925	257,783	0,590	16,517
H ₂ O	18	142,125	7,896	0,018	0,325
Total		14212,511	436,990	1,000	32,524

b. Menentukan volume gas masuk reaktor

$$Vg = \frac{z.n.R.T}{P}$$

Dimana : Vg = Laju alir volumetric (cm³/detik)

n = mol umpan (mol/detik)

R = Konstanta gas (82,050 cm³.atm/gmol.K)

T = Temperatur (K), P = Tekanan (atm)

$z =$	0,995	
$n =$	121,386	mol/detik
$T =$	423,150	K
$P =$	2,400	atm
$R =$	82,050	$\text{cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{gmol} \cdot \text{K}$
$V_g =$	1.746.550,325	$\text{cm}^3 / \text{detik}$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{Z \cdot T \cdot R}$$

$$= 0,0023 \text{ gr/cm}^3$$

d. Menentukan viskositas umpan

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

data koefisien berdasarkan Yaws, CL, *Chemical Properties handbook*

$$\mu_{gas} = 0,0000202 \text{ kg/s.m}$$

$$= 0,000202 \text{ gr/cm.s}$$

e. Menghitung konduktivitas umpan

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

data koefisien berdasarkan Yaws, CL, *Chemical Properties handbook*

$$\begin{aligned} k \text{ campuran} &= 0,0304 \text{ W/m.K} \\ &= 0,109 \text{ kJ/jam.m.K} \\ &= 0,0261 \text{ kkal/jam.m.K} \\ &= 0,0000726 \text{ kal/dtk.cm.K} \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas gas umpan

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

data koefisien berdasarkan Yaws, CL, *Chemical Properties handbook*

Tabel A.4 Data koefisien kapasitas panas umpan

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ CHO	34,140	0,040	1,563E-04	-1,644E-07	4,725E-11
O ₂	29,526	-0,009	3,808E-05	-3,263E-08	8,861E-12
N ₂	29,342	-0,004	1,008E-05	-4,312E-09	2,594E-13
H ₂ O	33,933	-0,008	2,991E-05	-1,783E-08	3,693E-12
CH ₃ COOH	34,850	0,038	2,831E-04	-3,077E-07	9,265E-11

Tabel A.5 Perhitungan kapasitas panas campuran gas reaktor

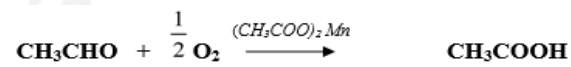
Komponen	y _i	BM	C _p	C _p	C _p	C _{pi} = y _i .C _p
		(kg/kmol)	J/mol.K	kJ/kmol.K	kJ/kg.K	kJ/kg.K
CH ₃ CHO	0,261	44	68,127	68,127	1,548	0,405
O ₂	0,131	32	30,391	30,391	0,950	0,124
N ₂	0,590	28	29,330	29,330	1,048	0,618
H ₂ O	0,018	18	34,493	34,493	1,916	0,035
CH ₃ COOH	0	60	81,12	81,12	1,35	0
Total	1,000	182	243,462	243,462	6,814	1,181

Komponen	F _i	F _i .C _{pi}	C _p .y _i
	(kg/jam)	kJ/jam.K	kJ/kmol.K
CH ₃ CHO	5.025,138	2.033,462	17,805
O ₂	1.827,323	226,778	3,971
N ₂	7.217,925	4.460,154	17,302
H ₂ O	142,125	4,921	0,623
Total	14.212,511	6.725,315	39,702

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= 39,702 && \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 6.725,32 && \text{kJ/jam.K} \\
 &= 1,181 && \text{kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi ΔH_R

$$\Delta H_R(T) = \Delta H^0(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^T \Delta C_p(T - T_{ref})$$



$$T_{ref} = 298,15 \text{ K (25C)}$$

$$T = 423,15 \text{ K (150C)}$$

Tabel A.6 Data koefisien panas reaksi

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ CHO	34,140	0,040	1,563E-04	-1,644E-07	4,725E-11
O ₂	29,526	-0,009	3,808E-05	-3,263E-08	8,861E-12
N ₂	29,342	-0,004	1,008E-05	-4,312E-09	2,594E-13
H ₂ O	33,933	-0,008	2,991E-05	-1,783E-08	3,693E-12
CH ₃ COOH	34,850	0,038	2,831E-04	-3,077E-07	9,265E-11

Tabel A.7 Perhitungan panas reaksi

Komponen	$\Delta H_f \text{ ref (kJ/kmol)}$	$\Delta H \text{ (kJ/kmol)}$
CH ₃ CHO	-166.200	7.751,961
O ₂	0	3.737,700
N ₂	0	3.648,187
H ₂ O	-241.800	4.253,822
CH ₃ COOH	-432.300	9.050,809

$$\Delta H_{ref} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= -24.300 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{reaction} = -26.738,852 \quad \text{kJ/kmol}$$

$\Delta H_R < 0$ maka reaksinya bersifat eksotermis atau menghasilkan panas

h. Katalisator

Katalis : Manganese (II) acetate ($\text{Mn}(\text{CH}_3\text{CO}_2)_2$)

Bentuk : Bola

Ukuran : $D = 0,35 \text{ cm}$

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

Porositas = 0,5

Densitas *bulk* = 0,7 g/ml

i. Menentukan ukuran pipa

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Karena reaksinya eksotermis maka dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar perpindahan panasnya besar.

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu : hw/h , telah diteliti oleh *Colburn's (Smith, Chemical*

Kinetics Engineering, hal 571) yaitu:

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$

Dimana : hw : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp : diameter katalis

Dt : diameter pipa

Sehingga :

$$D_p = 0,401 \text{ cm}$$

$$D_t = 2,671 \text{ cm} = 1,052 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, *Process Heat Transfer*, hal 844 dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{Nominal pipe size} = 3,00 \text{ in}$$

$$\text{Outside diameter} = 3,5 \text{ in}$$

$$\text{Inside diameter} = 2,9 \text{ in}$$

$$\text{Flow area/pipe} = 6,61 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface/lin.ft (out)} = 0,917 \text{ ft}_2/\text{ft}$$

$$\text{Surface/lin.ft (in)} = 0,76 \text{ ft}_2/\text{ft}$$

$$\text{Sch. Number} = 80$$

j. Menentukan jumlah pipa

Dari fig 2.22 Brown "*Unit Operation*" hal 213 berdasarkan perbandingan Dp/Dt didapat porositas (E) = 0,36

$$\text{Faktor Sphericity (Y)} = \frac{\pi \cdot D_p^2}{\left[\pi \cdot D \cdot L + \left(2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) \right]}$$

$$Y = 0,874$$

dari fig 2.19 Brown hal 211 didapat *Reynold number factor* FRE = 52

maka :

$$Re = \frac{F_{RE.GT.DP}}{\mu}, \mu_{\text{campuran}} = 0,000202 \text{ gr/cm.dtk}$$

$$\text{Luas penampang pipa } (A_0) = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2$$

$$= 9,645 \text{ cm}^2$$

$$Re = 3100 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$GT = (3100 \times \mu) / Dt$$

$$= (3100 \times 0,000202) / 0,0736 = 0,179 \text{ gr/cm}^2.\text{dtk}$$

Kecepatan umpan gas (G)

$$G = 14212,511 \text{ kg/jam} = 3947,920 \text{ gr/detik}$$

$$At = G/Gt$$

$$= 3947,920 / 0,085 = 46.337,725 \text{ cm}^2$$

Luas penampang pipa

$$A_0 = 42,592 \text{ cm}^2$$

$$Nt_{\text{max}} = At/A_0 = 1087,932 \text{ pipa}$$

$$Nt_{\text{min}} = 2.009,657 \text{ cm}^2 / 42,592 \text{ cm}^2 = 47,183 \text{ pipa}$$

$$Nt = 150 \text{ buah pipa}$$

k. Menentukan diameter shell

Pipa (*tube*) disusun dengan pola '*triangular pitch*' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar, sehingga memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o).

Susunan tube = triangular

$$\text{Pitch tube } (Ptc) = 1.25 \times ODt = 2,075 \text{ in} = 5,2705 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (Cl)} = P_{tc} - O_{dt} = 0,415 \text{ in} = 1,0541 \text{ cm}$$

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total (A total).

$$A_{total} = 2 \cdot N_t \cdot \text{Luas segitiga ABC}$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot P_T^2 \cdot \sin 60 \right)$$

Jadi,

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

$$ID_s = 142,949 \text{ cm}$$

$$1,429 \text{ m}$$

$$56,279 \text{ in}$$

1. Menentukan pendingin yang dibutuhkan

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 98,233 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ cooling water } 30 \text{ }^\circ\text{C} = 4,182 \text{ kJ/kg.K}$$

$$W_p = \frac{Q_H}{C_p \times \Delta T}$$

$$W_p = 8.318,348 \text{ kg/jam}$$

- m. Mencari UD (Design Overall Coefficient)

- *Tube side*

h_i untuk aliran turbulen dalam pipa dapat dihitung dengan rumus 6-2

Kern, *Process Heat Transfer*, hal 103 :

$$h_i = 0,027 \cdot \frac{k}{D_i} \cdot (RE)^{0,8} (PR)^{1/3}$$

$$RE = \frac{GT \cdot DP}{\mu R} , PR = \frac{Cp \cdot \mu R}{k}$$

Dimana :

K : konduktivitas campuran gas, cal/J.m.K

$$k: \frac{\sum y_i \cdot k_i (Bmi)^{1/3}}{\sum y_i \cdot (Bmi)^{1/3}} \quad (\text{perry, 5-ed.3-249})$$

Keterangan :

BMi : berat molekul gas

Yi : fraksi mol

Re : bilangan Reynold

Dp : diameter partikel katalisator, cm

GT : kecepatan massa campuran gas, gr/jam²

μR : viskositas campuran gas, gr/dt.cm

Cp : kapasitas panas campuran gas, ml/g.mol. K

μp : viskositas pendingin, gr/dt.cm

Kp :konduktivitas pendingin, cal/J.m.K

ID : diameter dalam pipa,cm

Dari perhitungan sebelumnya untuk perbandingan $Dp/Dt = 0,15$ maka $hiw/hi = 7,8$. harga ini dari data hasil penelitian Colburn's (Smith,

Chemical Engineering Kinetics, hal 511) sehingga:

$$hi = 0,805 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot F$$

$$hio = 0,667 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot F$$

- *Shell side*

Pada bagian shell digunakan pendingin air dengan spesifikasi berikut :

$$T = 303,15 \text{ K}$$

$$\mu_p = 22,821 \text{ gr/cm.jam}$$

$$= 0,00634 \text{ gr/cm.det}$$

$$= 1,533 \text{ lb/ft.jam}$$

CPpendingin :

$$CP_p = 4,182 \text{ kJ/kg.K}$$

$$= 1 \text{ btu/lb.F}$$

K_{pendingin} :

$$K_p = 1,235 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

Harga h_o dapat dihitung dengan persamaan :

$$h_o = jH \cdot \left(\frac{K_p}{De} \right) \left(\frac{C_{pp} \cdot \mu_p}{k_p} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Dimana :

K_p : konduktivitas air pendingin. Btu/ft.jam.F

De : Diameter eqivalen shell, ft

jH : kurva perpindahan panas *shell*, fig.28 Kern

$$As = \frac{ID \cdot Cl \cdot B}{Ptc} \quad , \quad Cl = Ptc - OD \quad , \quad Cl = 0,875 \text{ in}$$

$$ID \text{ (diameter shell)} = 56,279 \text{ in}$$

$$B \text{ (baffle)} = 42,209 \text{ in}$$

$$Ptc \text{ (pitch)} = 4,375 \text{ in}$$

$$As = 0,023 \text{ ft}^2$$

$$Gp = \frac{Wp}{Ap} \quad , \quad Wp \text{ (laju alir pendingin)} = 18.338,796 \text{ lb/jam}$$

$$Gp = 800.409 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$De = \frac{4 \cdot (Ptc^2 - \pi \cdot OD^2)/4}{\pi \cdot OD}$$

$$De = 0,211 \text{ ft}$$

$$REp = \frac{Gp \cdot De}{\mu p}$$

$$REp = 110.172$$

$$jH = 200 \text{ (fig.28, Kern)}$$

$$ho = 1257,466 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

dimana :

Cl : *clearance antar tube*

B : *baffle spacing*

As : *flow area of shell*

Wp : *laju alir pendingin*

Gs : *kecepatan massa dalam shell*

ID : *inside diameter*

OD : *outside diameter*

n. UC (koefisien overall pada pipa bersih)

$$UC = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$UC = 0,667 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

o. Menentukan *dirty factor* (Rd)

Dari Kern, Process Heat Transfer, hal 845 diperoleh

Untuk uap organik, $R_d : 0,0005$

Untuk cairan organik, $R_d : 0,0012$

$R_d \text{ total} = 0,0017 \text{ ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{F} / \text{Btu}$

Sehingga :

$$UD = \frac{1}{R_d(UC + 1)}$$

$$UD = 0,667 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$3,250 \text{ kcal/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

$$13,606 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

p. Menentukan panjang reaktor

Untuk mencari panjang reaktor dilakukan dengan trial menggunakan

beberapa persamaan di bawah ini :

Persamaan neraca massa pada elemen volume

$$\frac{dX}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot N_t \cdot \pi \cdot (IDt)^2}{4 \cdot F_{A0}}$$

Persamaan neraca panas pada elemen volume

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX}{dZ} - U_d \cdot \pi \cdot ODt \cdot N_t \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \quad \text{dimana} \quad \Delta H_R = \Delta H_{R_{298}} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

Persamaan neraca panas pemanas

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U_d \cdot \pi \cdot ODt \cdot N_t \cdot (T - T_s)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

Persamaan pressure drop

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G_t}{\rho \cdot g_c \cdot D_p} \cdot \frac{(1-\epsilon)}{(\epsilon)^3} \cdot \left(\frac{150 \cdot (1-\epsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 \cdot G_t \right)$$

$$(-r_A) = k_o \cdot \exp\left(\frac{-E_a}{R \cdot T}\right) \cdot \frac{F_{A0} \cdot (1-x)}{F_{T0}}$$

Pendekatan menghitung Pressure Drop dengan menggunakan Ergun Equation

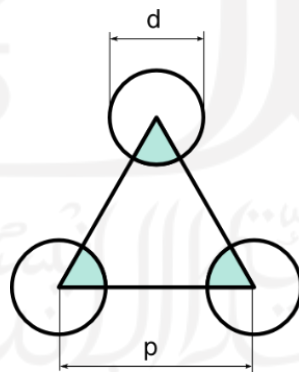
$$\sum F_i \cdot C_{pi} = [F_{A0} \cdot (1-x) \cdot C_{pA}] + \left[\left(F_{B0} + \frac{1}{2} \cdot F_{A0} \cdot x \right) \cdot (C_{pB}) \right] + \left[\left(F_{C0} + \frac{1}{2} \cdot F_{A0} \cdot x \right) \cdot (C_{pC}) \right]$$

Hasil trial :

konversi (X)	=	94	%	
suhu gas masuk (Tin)	=	150	°C	= 423,15 K
suhu gas keluar (Tout)	=	150	°C	= 423,15 K
Z (panjang pipa tube)	=	27,25	m	= 1072,835 in
tekanan masuk (P in)	=	2,4	Atm	
tekanan keluar (P out)	=	2,27	Atm	
Pressure drop	=	0,130		
diameter shell (IDS)	=	1,429	m	= 56,279 in
suhu pendingin masuk (Tp in)	=	30	°C	= 303,15 K
suhu pendingin keluar (Tp out)	=	61,36	°C	= 334,51 K

Spesifikasi Reaktor

1. Spesifikasi *tube*



Susunan pipa : *Triangular pitch*

IPS : 3,00 in

OD : 3,5 in

ID : 2,9 in

Tebal pipa : 0,3 in

Sch. Number : 80
 Panjang pipa : 1072,834 in
 Jumlah pipa : 150

Surface per lin ft

Inside : 0,76 ft²/ft
Outside : 0,917 ft²/ft
Pitch : 4,375 in
Clearance : 0,875 in

2. Menghitung tebal *shell*

Material yang digunakan adalah *stainless steel type 304* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Memiliki *allowable stress* cukup besar
- Tahan terhadap zat yang korosif
- Tahan terhadap tekanan dan suhu tinggi

Tekanan desain reaktor

$$P = 42,336 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress } (f) = 15100 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan } (e) = 0,85 \text{ (double welded butt join)}$$

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

$$\text{Jari-jari tangka } (r_i) = 28,14 \text{ in}$$

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

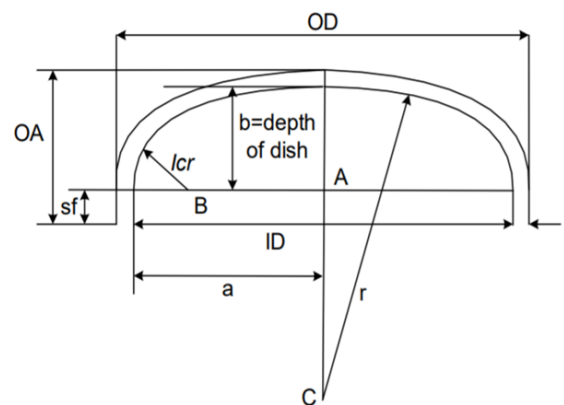
$$= \frac{42,336 \times 16,776}{(17500 \times 0,85) - (0,6 \times 42,336)} + 0,125$$

$$= 0,218 \text{ in}$$

Maka, dipilih tebal *shell* standar 1/4 in

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + 2*(\text{Tebal Shell}) \\ &= 56,279 \text{ in} + 2*(0,25) \\ &= 56,779 \text{ in} \approx 60 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Menghitung *head* reaktor



Bentuk *head*, *flanged dished head* (elipzoidal) cocok digunakan untuk tekanan tinggi dan harga relative murah. Material yang digunakan *stainless steel type 304*.

Keterangan :

ID : diameter dalam Head

OD : diameter luar Head

a : jari-jari dalam Head

t : tebal Head

r : jari-jari luar dish

icr : jari-jari dalam sudut icr

b : tinggi Head

sf : straight flange

OA : tinggi total Head

- Tebal *head* reaktor

$$P = 42,336 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 15100 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (e)} = 0,85 \text{ (double welded butt join)}$$

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

$$\text{Jari-jari tangki (ri)} = 28,14 \text{ in}$$

Tebal *head* dicari menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} tH &= \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + c \\ &= \frac{42,336 \times 56,279}{(2 \times 15100 \times 0,85) - 0,2 \times 42,336} + 0,125 \\ &= 0,218 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, dipilih tebal *head* standar 1/4 in

- Tinggi *head* reaktor

$$OD_s = 56,779 \text{ in}$$

$$t_s = 0,218 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 dan 5.7 Brownell & Young hal. 88-90, didapat :

$$i_c r = 2,125 \text{ in}$$

$$r = 34 \text{ in}$$

$$a = ID_s/2 = 28,14 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr && = 24,515\text{in} \\
 BC &= r - icr && = 56,375\text{in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} && = 50,766\text{in} \\
 b &= r - AC && = 9,234\text{in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan $th = 1/4$ in didapat $sf = 1,5 - 2,5$ in
 perancangan digunakan $sf = 2$ in

$$\text{Tinggi head (OA)} = th + b + sf = 11,484 \text{ in} = 0,292 \text{ m}$$

4. Menentukan tinggi total reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{panjang tube} + 2 \cdot \text{tinggi head} \\
 &= 1072,835 \text{ in} + 2 \cdot 11,484 \text{ in} \\
 &= 1084,319 \text{ in} = 27,542 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung ukuran pipa masuk dan keluar reaktor

- Pipa umpan masuk reaktor

$$\boxed{d, \text{ optimum} = 260 G^{0.52} \rho^{-0.37}}$$

$$= (260 \cdot 3,948^{0.52}) \cdot (6,377^{-0.37})$$

$$= 10,533 \text{ in}$$

Jadi, digunakan pipa dengan ID standar 12,09 in

- Pipa keluaran reaktor

$$D_{opt} = 15,061$$

Jadi, digunakan pipa dengan ID standar 15,25 in

6. Menentukan jumlah *baffle*

Jenis : segmental baffle

Baffle space : $0,75 \times \text{diameter shell} = 0,75 \times 60 = 45 \text{ in}$

Jumlah *baffle* : $\text{panjang katalis/baffle space} = 1072,835/45 = 23$

7. Volume reaktor

- *Volume head*

$$\begin{aligned}V_h &= 0,000049 \times ID^3 \\ &= 0,000049 \times 56,279^3 \\ &= 8,735 \text{ in}^3 = 0,000143 \text{ m}^3\end{aligned}$$

- *Volume shell*

$$\begin{aligned}V_s &= \pi/4 (ID_s)^2 \cdot Z \\ &= 3,14/4 \times 56,279^2 \times 1072,835 \\ &= 2.667.460,861 \text{ in}^3 = 43,712 \text{ m}^3\end{aligned}$$

- *Volume reaktor*

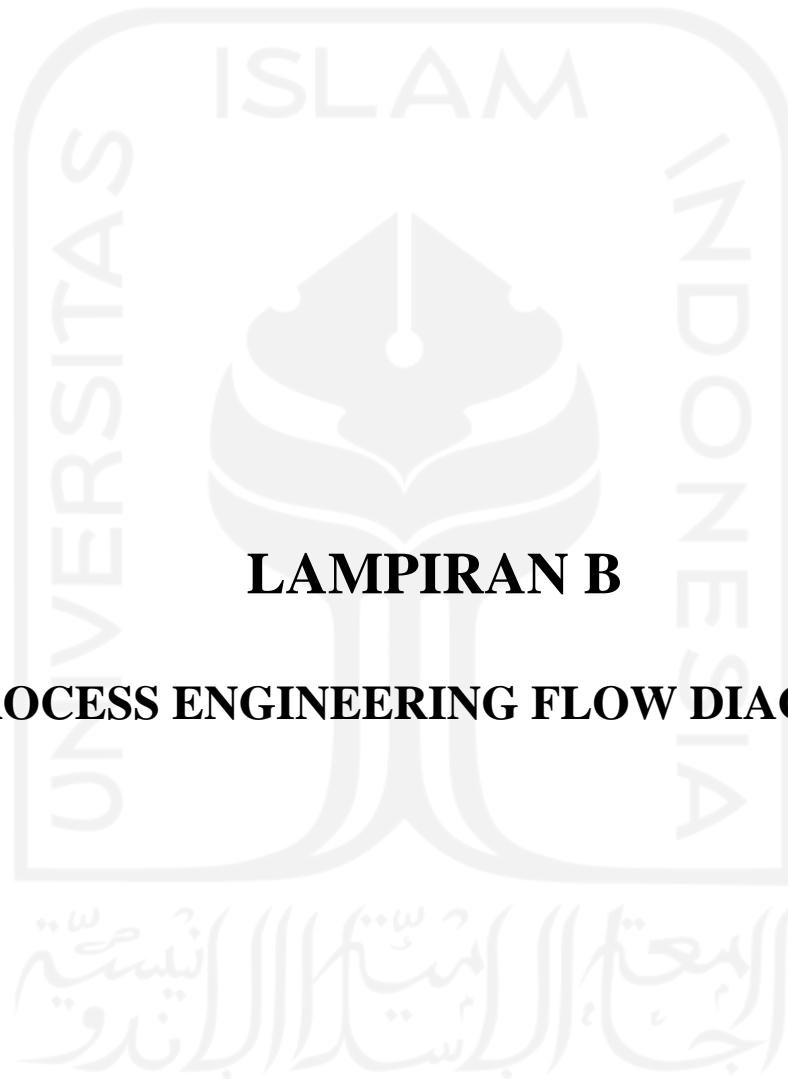
$$\begin{aligned}V &= V_h + V_s \\ &= 2.667.469,595 \text{ in}^3 = 43,712 \text{ m}^3\end{aligned}$$

- Menentukan waktu tinggal

$$\begin{aligned}V_t &= \pi \times \frac{1}{4} \times ID^2 \times Z \\ &= 7.082,693 \text{ in}^3 = 0,116 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= (\Sigma F_i / 3600) / (\Sigma Y_{i,z} \times 1000) \\ &= 0,0040 \text{ m}^3/\text{dk}\end{aligned}$$

$$t = V_t / Q = 0,116 / 0,0040 = 29,24 \text{ detik}$$

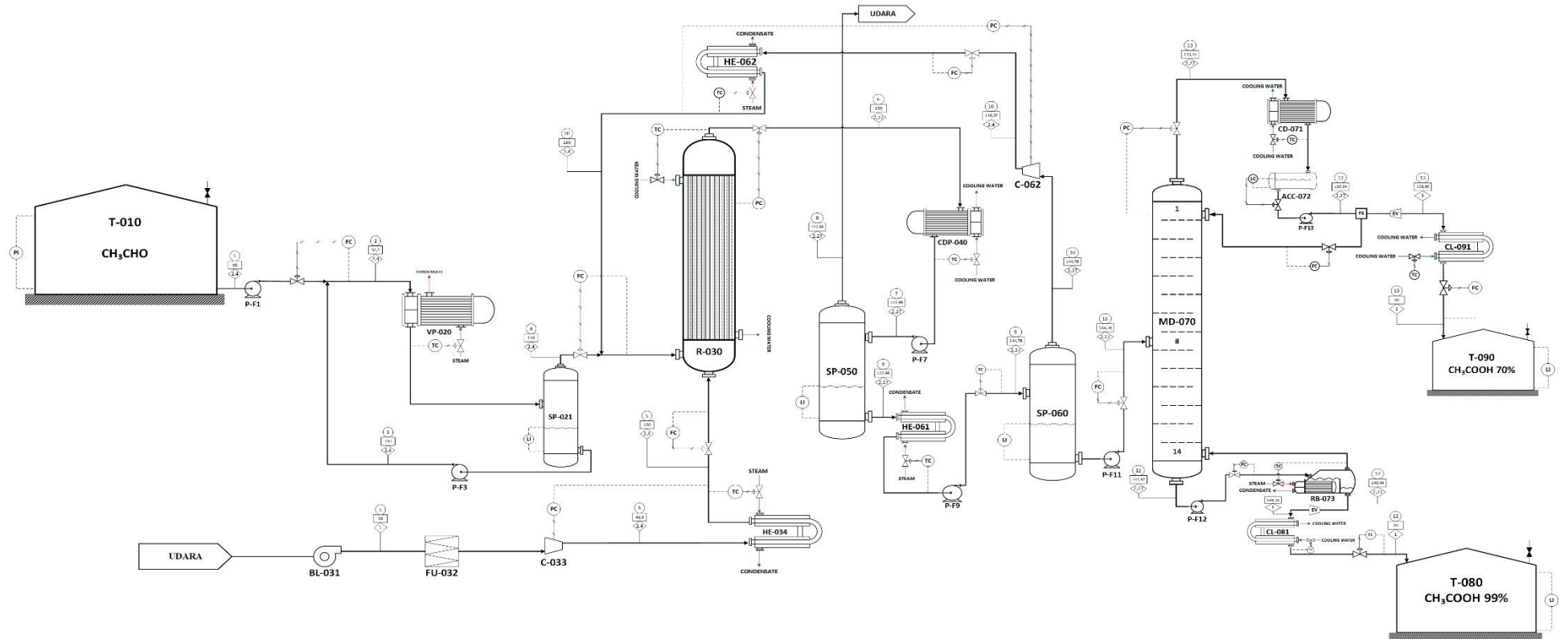


LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID DAN UDARA

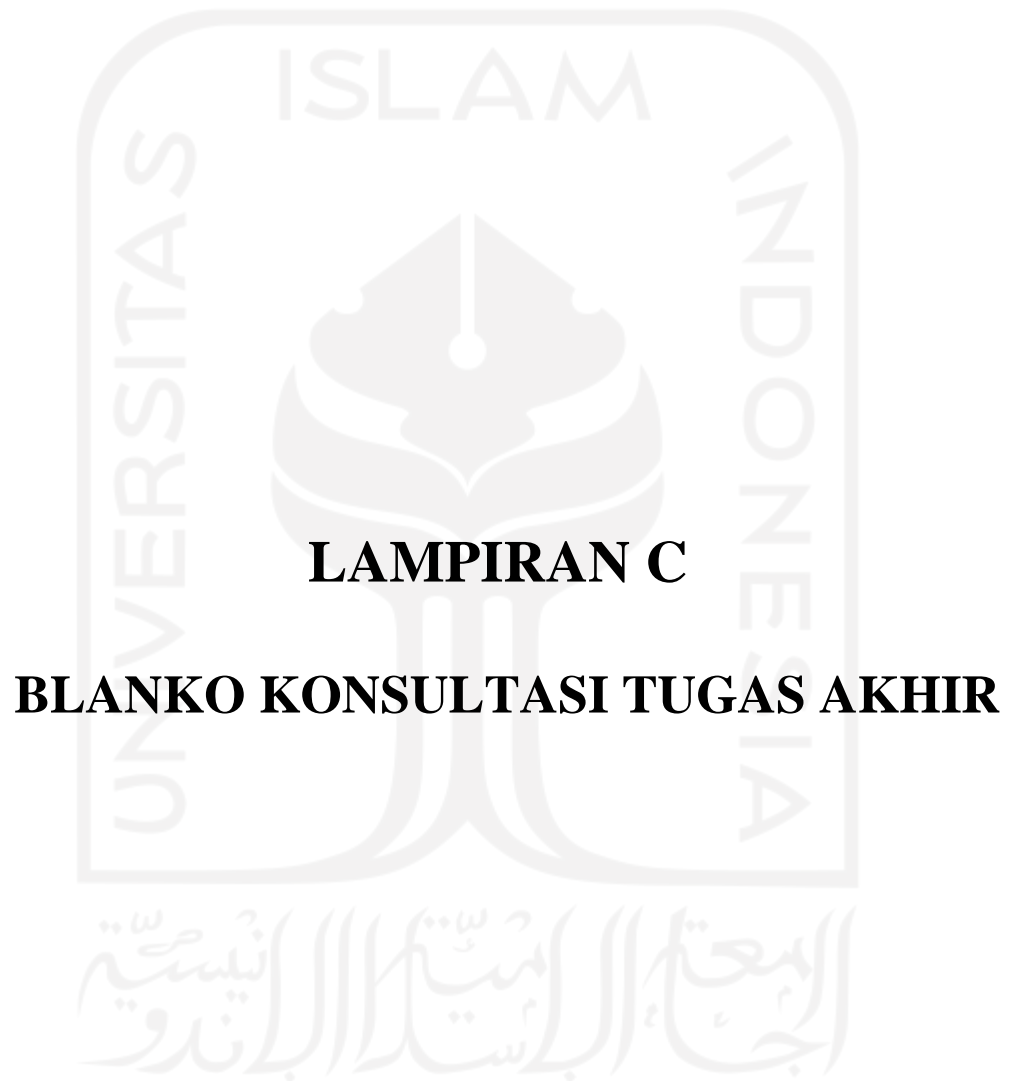
KAPASITAS PRODUKSI : 50.000 TON / TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
CH ₃ CHO	4723,630	5904,537	1180,907	4723,630	-	301,508	301,508	-	301,508	301,508	-	-	-
O ₂	-	-	-	-	1827,323	109,639	109,639	109,639	-	-	-	-	-
N ₂	-	-	-	-	7217,925	7217,925	7217,925	7217,925	-	-	-	-	-
H ₂ O	50,759	63,449	12,690	50,759	91,366	142,125	142,125	-	142,125	-	142,125	63,131	78,994
CH ₃ COOH	-	-	-	-	-	6441,313	6441,313	-	6441,313	-	6441,313	6250	191,313
Total	4774,389	5967,986	1193,597	4774,389	9136,614	14212,510	14212,510	7327,564	6884,946	301,508	6583,438	6313,131	270,307

KETERANGAN	SYMBOL	KETERANGAN	SYMBOL	KETERANGAN
□	Suhu, °C	T	Tangki	FU
◇	Tekanan, atm	VP	Vaporizer	CP
○	Normal arus	R	Reaktor	BL
⊗	Control valve	SP	Separator	P-F
—	Pipelines	MD	Menara Distilasi	RC
---	Electrical	CD	Kondensor	FC
---	Pneumatic	RB	Rebeler	LC
EV	Expansion valve	ACC	Akumulator	TC
MP	Mixing point	HE	Heater	PC
FS	Flow splitter	CL	Cooler	LI

	PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
	PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID DAN UDARA KAPASITAS PRODUKSI : 50.000 TON / TAHUN
DISUSUN OLEH : 1. Adiatma Rifqi Fauzan (17521051) 2. Feryin Fadlurrohman Fattah (17521110)	
DOSEN PEMBIMBING : 1. Dr. Ir. Farhan IIM Saleh, MSIE. 2. Venitalitya Althea Sari Angusta, S.T., M.Eng.	



LAMPIRAN C

BLANKO KONSULTASI TUGAS AKHIR

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Adiatma Rifqi Fauzan
No. MHS : 17521051
2. Nama Mahasiswa : Ervin Fadlurrohman Fattah
No. MHS : 17521110
- Judul Prarancangan *) : PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI
ASETALDEHID DAN UDARA DENGAN KAPASITAS
50.000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 14 April 2021
Batas Akhir Bimbingan : 10 April 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	4/6/2021	Konsultasi judul tugas akhir	
2	4/6/2021	Penentuan judul tugas akhir	
3	4/6/2021	Konsultasi kapasitas produksi	
4	4/6/2021	Penentuan kapasitas produksi	
5	21/12/2021	Konsultasi perancangan proses	
6	21/12/2021	Konsultasi perancangan alat proses	
7	3/1/2022	Konsultasi perancangan utilitas	
8	3/1/2022	Konsultasi evaluasi ekonomi	
9	15/1/2022	Konsultasi PEFD dan naskah tugas akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 26 Januari 2022

Pembimbing,



Farham H. M. Saleh, Dr., Ir., MSIE.

***) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Adiatma Rifqi Fauzan
No. MHS : 17521051
2. Nama Mahasiswa : Ervin Fadlurrohman Fattah
No. MHS : 17521110
- Judul Prarancangan *) : PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI
ASETALDEHID DAN UDARA DENGAN KAPASITAS
50.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 14 April 2021

Batas Akhir Bimbingan : 10 April 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	3/5/2021	Pengajuan dan konsultasi judul tugas akhir	
2	24/5/2021	Penentuan kapasitas produksi	
3	27/5/2021	Penentuan kapasitas produksi	
4	9/6/2021	Konsultasi BAB 1	
5	16/7/2021	Konsultasi BAB 2	
6	6/8/2021	Konsultasi diagram alir proses	
7	31/8/2021	Konsultasi neraca massa	
8	15/11/2021	Konsultasi neraca panas	
9	17/11/2021	Konsultasi perancangan alat dan BAB 3	
10	3/1/2022	Konsultasi utilitas, ekonomi, dan BAB 4	
11	7/1/2022	Konsultasi PEFD	
12	17/1/2022	Konsultasi penulisan naskah tugas akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 26 Januari 2022

Pembimbing,



Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T.,

M.Eng.

***) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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