

**PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETANOL
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 22.200
TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Fikri Azhar (19521102)

Muhammad Daffa Arib Akbar (19521098)

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI

ETANOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI

KAPASITAS 22.000 TON/TAHUN

Saya yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Fikri Azhar
No. Mahasiswa: 19521102

Nama : Muhammad Daffa Arib Akbar
No. Mahasiswa: 19521098

Yogyakarta, 8 Agustus 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan 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 risiko dan konsekuensi apapun.

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



Fikri Azhar
NIM. 19521102



Muhammad Daffa Arib Akbar
NIM. 19521098

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI

ETANOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI

KAPASITAS 22.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fikri Azhar
No. Mahasiswa: 19521102

Nama : Muhammad Daffa Arib Akbar
No. Mahasiswa: 19521098

Yogyakarta, 8 Agustus 2023

Pembimbing



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETANOL
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 22.000

TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fikri Azhar

No. Mahasiswa : 19521102

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, 25 Agustus 2023

Tim Penguji,


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

Ketua

 04/09/2023

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

Anggota I

 31/08/2023

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

Anggota II



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Sholeh Ma'Mun, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Alhamdulillahirabbil'alamin, puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan nikmat segala bentuk kenikmatan dan karunia-Nya sehingga laporan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia ini dapat diselesaikan dengan baik dan sesuai harapan.

Laporan Prarancangan Pabrik Kimia berjudul “Prarancangan Pabrik Asetaldehid dari Etanol dengan Proses Dehidrogenasi Kapasitas 22.200 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama menempuh rangkaian pendidikan di bangku perkuliahan, serta merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Seluruh proses penulisan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dapat berjalan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karenanya, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya yang telah memberikan kemudahan serta kelancaran kepada kami sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan.
2. Orang tua dan keluarga kedua penulis yang selalu memberikan motivasi serta dukungan moril dan material selama selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Sholeh Ma'Mun, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
5. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.

6. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
7. Rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya.
8. Beberapa pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dengan tulus dan ikhlas.

Demikian laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini kami susun. Penyusun berharap laporan ini dapat memberikan manfaat yang luas dan memberikan inspirasi kepada pembaca dan diri penyusun sendiri. Penyusun menyadari bahwa laporan ini masih memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun dari pembaca.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Yogyakarta, 8 Agustus 2023

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR LAMPIRAN	xiv
ABSTRAK	xv
ABSTRACT	xvi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	9
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	18
BAB II PERANCANGAN PRODUK	23
2.1 Spesifikasi Produk	23
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	26
2.3 Pengendalian Kualitas	28
BAB III PERANCANGAN PROSES	33
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	33
3.2 Uraian Proses	35
3.3 Spesifikasi Alat	38
3.3.1 Tangki Penyimpanan	38
3.3.2 <i>Mixer</i>	39
3.3.3 Vaporizer	39
3.3.4 Separator	40
3.3.5 Furnace	41
3.3.6 Reaktor	42
3.3.7 Cooler	43
3.3.8 <i>Condensor</i>	44
3.3.9 <i>Reboiler</i>	47
3.3.10 Menara Distilasi	49
3.3.11 Pompa	50
3.4 Neraca Massa	51
3.4.1 Neraca Massa Total	51
3.4.2 Neraca Massa Mixer	51
3.4.3 Neraca Massa Vaporizer	51

3.4.4	Neraca Massa Separator 01	52
3.4.5	Neraca Massa Reaktor.....	52
3.4.6	Neraca Massa Separator 02.....	52
3.4.7	Neraca Massa Menara Distilasi 01.....	53
3.4.8	Neraca Massa Menara Distilasi 02.....	53
3.5	Neraca Panas	53
3.5.1	Neraca Panas Mixer	53
3.5.2	Neraca Panas Vaporizer	54
3.5.3	Neraca Panas Separator-01	54
3.5.4	Neraca Panas Furnace	54
3.5.5	Neraca Panas Reaktor	54
3.5.6	Neraca Panas Condensor Parsial-01	55
3.5.7	Neraca Panas Separator-02	55
3.5.8	Neraca Panas Cooler-01	55
3.5.9	Neraca Panas Menara Distilasi-01	56
3.5.10	Neraca Panas Menara Distilasi-02	56
3.5.11	Neraca Panas Cooler-02.....	56
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		57
4.1	Lokasi Pabrik.....	57
4.2	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	60
4.3	Tata letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	65
4.4	Organisasi Perusahaan.....	67
BAB V UTILITAS.....		84
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	84
5.2	Unit Pembangkit Steam.....	93
5.3	Unit Pembangkit Listrik	94
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan.....	97
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	97
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	98
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas.....	99
BAB VI EVALUASI EKONOMI		110
6.1	Penaksiran Harga Alat.....	111
6.2	Dasar Perhitungan	116
6.3	Perhitungan Biaya	116
6.3.1	<i>Capital Investment</i>	116
6.3.2	<i>Manufacturing Cost</i>	118
6.3.3	<i>General Expense</i>	120
6.4	Analisa Keuntungan	120
6.5	Analisa Kelayakan.....	121
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN		127

7.1	Kesimpulan.....	127
7.2	Saran.....	129
	DAFTAR PUSTAKA	130
	LAMPIRAN.....	132

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Asetaldehid di Indonesia Tahun 2016-2021	3
Tabel 1.2 Data Ekspor Asetaldehid di Indonesia Tahun 2017-2021	4
Tabel 1.3 Data Konsumsi Asetaldehid di Indonesia Tahun 2015-2020.....	6
Tabel 1.4 Data Pabrik Asetaldehid di Dunia.....	7
Tabel 1.5 Data Pabrik Etanol di Indonesia.....	9
Tabel 1.6 Perbandingan Proses Produksi	15
Tabel 1.7 Nilai ΔH_f° Setiap Komponen	18
Tabel 1.8 Nilai ΔG_f° Setiap Komponen	19
Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	38
Tabel 3.2 Spesifikasi <i>Mixer</i>	39
Tabel 3.3 Spesifikasi Vaporizer	39
Tabel 3.4 Spesifikasi Separator-01	40
Tabel 3.5 Spesifikasi Separator-02	41
Tabel 3.6 Spesifikasi Furnace	41
Tabel 3.7 Spesifikasi Reaktor	42
Tabel 3.8 Spesifikasi Cooler-01	43
Tabel 3.9 Spesifikasi Cooler-02.....	44
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>Condensor</i> Parsial-01	44
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>Condensor</i> -01	45
Tabel 3.12 Spesifikasi <i>Condensor</i> -02	46
Tabel 3.13 Spesifikasi <i>Reboiler</i> -01	47
Tabel 3.14 Spesifikasi <i>Reboiler</i> -02.....	48
Tabel 3.15 Spesifikasi Menara Distilasi.....	49
Tabel 3.16 Spesifikasi Pompa	50
Tabel 3.17 Neraca Massa Total.....	51
Tabel 3.18 Neraca Massa <i>Mixer</i>	51
Tabel 3.19 Neraca Massa Vaporizer	51
Tabel 3. 20 Neraca Massa Separator-01	52
Tabel 3. 21 Neraca Massa Reaktor	52
Tabel 3. 22 Neraca Massa Separator-02	52
Tabel 3. 23 Neraca Massa Menara Distilasi-01	53
Tabel 3. 24 Menara Distilasi-02.....	53
Tabel 3. 25 Neraca Panas <i>Mixer</i>	53
Tabel 3. 26 Neraca Panas Vaporizer	54
Tabel 3. 27 Neraca Panas Separator-01	54
Tabel 3. 28 Neraca Panas Furnace	54
Tabel 3. 29 Neraca Panas Reaktor	54
Tabel 3. 30 Neraca Panas <i>Condensor</i> Parsial.....	55
Tabel 3. 31 Neraca Panas Separator-02	55
Tabel 3. 32 Neraca Panas Cooler-01.....	55

Tabel 3. 33 Neraca Panas Menara Distilasi-01	56
Tabel 3. 34 Neraca Panas Menara Distilasi-02	56
Tabel 3. 35 Neraca Panas Cooler-02.....	56
Tabel 4.1 Rincian Penggunaan Area Pabrik	63
Tabel 4.2 Rincian Jam Kerja Karyawan Non-Shift	76
Tabel 4.3 Jam Kerja Karyawan Shift	77
Tabel 4.4 Pembagian Shift Kerja Tiap Kelompok	77
Tabel 4.5 Gaji Karyawan	78
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik	85
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin	86
Tabel 5.3 Kebutuhan Steam Alat Proses.....	87
Tabel 5.4 Kebutuhan Air Layanan Umum.....	88
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses	94
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	95
Tabel 5.7 Kebutuhan Bahan Bakar Pabrik.....	97
Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas	99
Tabel 5.9 Spesifikasi Bak Utilitas.....	103
Tabel 5.10 Spesifikasi Tangki Utilitas	104
Tabel 5.11 Spesifikasi <i>Screeener</i> Utilitas	106
Tabel 5.12 Spesifikasi Sand Filter Utilitas.....	106
Tabel 5. 13Spesifikasi Cooling Tower.....	106
Tabel 5.14 Spesifikasi Blower Cooling Tower	107
Tabel 5.15 Spesifikasi Mixed Bed	107
Tabel 5.16 Spesifikasi Deaerator	108
Tabel 5.17 Spesifikasi Boiler	108
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat Tahun 1987-2018.....	111
Tabel 6.2 Harga Alat Proses Tahun 2028	113
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas Tahun 2028	114
Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC).....	117
Tabel 6.5 Direct Plant Cost (DPC).....	117
Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI)	117
Tabel 6.7 Working Capital Investment	118
Tabel 6.8 Direct Manufacturing Cost	118
Tabel 6.9 Indirect Manufacturing Cost	119
Tabel 6.10 Fixed Manufacturing Cost	119
Tabel 6.11 Total Manufacturing Cost	119
Tabel 6.12 General expense	120
Tabel 6.13 Total Production Cost (TPC)	120
Tabel 6.14 Annual Fixed Cost	123
Tabel 6.15 Annual Sales Value.....	123

Tabel 6.16 Annual Regulated Expenses.....	123
Tabel 6.17 Annual Variable Value.....	124

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Impor Asetaldehid dari Tahun 2016 s.d 2021	3
Gambar 1.2 Ekspor Asetaldehid dari Tahun 2017 s.d 2021	5
Gambar 1.3 Konsumsi Asetaldehid dari Tahun 2015 s.d 2020.....	6
Gambar 2.1 <i>Hazard Diamond</i> Asetaldehid.....	24
Gambar 2.2 <i>Hazard Diamond</i> Hidrogen.....	25
Gambar 2. 3 <i>Hazard Diamond</i> Etanol.....	27
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	33
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	34
Gambar 3.3 Adsorpsi Reaktan	37
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik Asetaldehid	57
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik Asetaldehid	64
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	66
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Asetaldehid.....	69
Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air	109
Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Indeks Harga	112
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi.....	126

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A	132
LAMPIRAN B	152
LAMPIRAN C	154

ABSTRAK

Asetaldehid merupakan bahan kimia intermediet yang umum digunakan sebagai bahan baku pembuatan asam asetat, asam laktat, *ethyl acetate*, pentaerythrytol, n-butanol, dan beberapa bahan kimia lainnya. Sampai saat ini kebutuhan asetaldehid di Indonesia masih bergantung pada kegiatan impor. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, menunjukkan bahwa dalam rentang tahun 2017-2021 terdapat peningkatan jumlah impor yang signifikan terutama pada tahun 2021. Oleh karena itu, akan dibangun pabrik asetaldehid berbahan baku etanol dengan kapasitas produksi 22.200 ton/tahun. Pabrik akan didirikan di daerah Sragen, Jawa Tengah seluas 30.720 m². Produksi asetaldehid dari etanol menggunakan proses dehidrogenasi yaitu pelepasan hidrogen dari senyawa dengan bantuan katalis Cu-Cr yang berlangsung didalam reaktor *fixed bed multitube*. Proses ini dilakukan pada kondisi operasi tekanan 1 atm dan suhu 260°C. Kemudian keluaran reaktor akan dimurnikan menggunakan menara distilasi untuk memperoleh produk akhir berupa asetaldehid dengan kemurnian 99,5%. Untuk mencapai kapasitas produksi 22.200 ton/tahun diperlukan etanol sebanyak 24.759,265 ton/tahun dan katalis Cu-Cr sebanyak 25.785 kg/tahun. Selain itu pabrik membutuhkan komponen penunjang seperti air pendingin 176.663,3932 kg/jam, *steam* 61.718,12744 kg/jam, udara tekan 24,2986 m³/jam, listrik 300,0271 kW, solar 98,3225kg/jam dan *fuel oil* 162,4003 kg/jam. Berdasarkan analisa ekonomi yang dilakukan, pabrik asetaldehid yang dibangun termasuk dalam kategori risiko rendah (*low risk*) dengan perolehan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 168.188.412.260, *Return on Investment* setelah pajak sebesar 23%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak sebesar 3,07 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 55,067 %, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 35 % dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 22,4806 %. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik asetaldehid layak secara ekonomi untuk didirikan.

Kata Kunci: *Asetaldehid, Dehidrogenasi, Fixed Bed, Etanol, Katalis Cu-Cr*

ABSTRACT

Acetaldehyde is an intermediate chemical that is commonly used as raw material for making acetic acid, lactic acid, ethyl acetate, pentaerythritol, n-butanol, and several other chemicals. Until now, the need for acetaldehyde in Indonesia still depends on import activities. Based on data from the Central Statistics Agency, it shows that in the 2017-2021 period there was a significant increase in the number of imports, especially in 2021. Therefore, an acetaldehyde plant made from ethanol raw materials will be built with a production capacity of 22,200 tons/year. The factory will be established in Sragen, Central Java covering an area of 30,720 m². The production of acetaldehyde from ethanol uses a dehydrogenation process that is the release of hydrogen from the compound with the help of a Cu-Cr catalyst that takes place in a fixed bed multitube reactor. This process is carried out under operating conditions of 1 atm pressure and 260°C temperature. Then the reactor output will be purified using a distillation tower to obtain the final product in the form of acetaldehyde with 99.5% purity. To achieve a production capacity of 22,200 tons/year, ethanol is needed as much as 24,759.265 tons/year and Cu-Cr catalysts as much as 25,785 kg/year. In addition, the factory requires supporting components such as cooling water 176,663.3932 kg/hour, steam 61,718.12744 kg/hour, compressed air 24.2986 m³/hour, electricity 300.0271 kW, diesel 98.3225 kg/hour and fuel oil 162.4003 kg/hour. Based on the economic analysis conducted, the acetaldehyde plant built is included in the low-risk category with profit after tax of IDR168,188,412,260-, Return on Investment after tax of 23 %, Pay Out Time (POT) after tax of 3.07 years, Break Even Point (BEP) of 55.067%, Shut Down Point (SDP) of 35% and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 22.4806 %. Based on the results of the economic evaluation, it can be concluded that the acetaldehyde plant is economically feasible to establish.

Keywords: *Acetaldehyde, Dehydrogenation, Fixed Bed, Ethanol, Cu-Cr catalyst*

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri kimia di Indonesia mengalami peningkatan yang baik dari tahun ke tahunnya. Industri kimia merupakan industri yang mengolah bahan baku melalui serangkaian proses kimia menjadi bahan setengah jadi maupun suatu produk berupa bahan jadi yang memiliki nilai ekonomis yang lebih tinggi yang nantinya siap untuk dipasarkan. Dalam memenuhi kebutuhan industri kimia di dalam negeri, untuk saat ini kebutuhan tersebut yang meliputi bahan baku dan bahan pendukung lainnya masih melakukan impor dari luar negeri. Indonesia memiliki sumber daya alam yang cukup melimpah namun pengelolaan dan pemanfaatannya dirasa kurang maksimal, bila dapat dimanfaatkan dan dimaksimalkan secara baik dapat membantu industri untuk mendapatkan bahan-bahan yang diperlukan lebih mudah dan terjangkau.

Salah satu bahan yang memiliki kegunaan yang cukup luas di industri kimia adalah asetaldehida. Asetaldehida dalam istilah IUPAC disebut ethanal atau disebut juga dengan *acetic aldehyde*. Asetaldehida merupakan suatu senyawa aldehyd dengan rumus kimia CH_3CHO atau dikenal dengan Methyl-CHO (MeCHO) yang mempunyai sifat cairan tak berwarna, mudah terbakar, dan mudah larut dalam air. Asetaldehida dapat terbentuk secara alami di alam atau di produksi sintesis dalam skala besar secara komersial. Asetaldehid biasanya digunakan sebagai bahan intermediet (bahan setengah jadi) yang nantinya akan menghasilkan bahan kimia lainnya sebagai produk terakhir. Asetaldehid dapat digunakan untuk pembuatan

asam asetat, asam laktat, *ethyl acetate*, pentaerythrytol, n-butanol, dan pembuatan bahan kimia lainnya.

Dilihat dari kegunaan asetaldehida di dalam industri kimia maka dapat dikatakan merupakan salah satu bahan yang cukup penting dengan tingkat kebutuhan yang cukup tinggi. Sehubungan dengan hal tersebut maka dengan adanya pabrik yang memproduksi asetaldehida di Indonesia dapat memberikan manfaat dan keuntungan yang luas dan baik di dunia industri di dalam negeri.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas produksi merupakan hal yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik akan berpengaruh pada perhitungan teknis serta ekonomis saat perancangan. Terdapat beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan kapasitas produksi suatu pabrik meliputi analisa *supply* dan *demand* yang terdiri atas data produksi, konsumsi, ekspor dan impor.

Dalam penentuan kapasitas perancangan pabrik asetaldehid, terdapat beberapa pertimbangan, antara lain:

A. *Supply*

Supply atau penawaran merupakan suatu kegiatan penyediaan maupun pemenuhan kebutuhan yang dalam hal ini dikaitkan terhadap kebutuhan negara Indonesia terhadap suatu barang/jasa. *Supply* terdiri atas dua bagian penting yaitu Impor dan Produksi dalam negeri.

- **Impor**

Dalam rangka pemenuhan kebutuhan asetaldehid dalam negeri, Indonesia masih melakukan aktivitas impor ke negara lain. Kegiatan impor tersebut

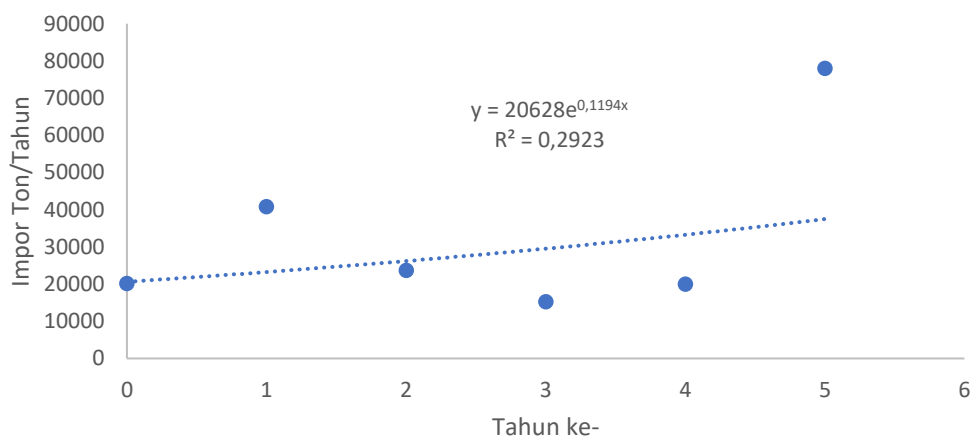
dilakukan karena jumlah produksi dalam negeri yang belum memadai namun kebutuhan akan asetaldehid cukup tinggi sehingga diperlukannya pasokan tambahan. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik, nilai impor asetaldehid Indonesia dari tahun 2016-2021 sempat mengalami naik turun yang dapat dilihat pada Tabel 1.1 dibawah ini:

Tabel 1.1 Data Impor Asetaldehid di Indonesia Tahun 2016-2021

Tahun	Tahun Ke-n	Jumlah Impor (Ton/Tahun)
2016	0	20151
2017	1	40823
2018	2	23697
2019	3	15214
2020	4	19973
2021	5	78002

(Badan Pusat Statistik, 2022)

Berdasarkan data impor tersebut, dapat dibuat grafik hubungan antara jumlah impor asetaldehid dan tahun impor sebagai berikut:



Gambar 1.1 Impor Asetaldehid dari Tahun 2016 s.d 2021

Dilihat dari Gambar 1.1, didapatkan perhitungan proyeksi untuk nilai impor pada tahun 2028 (tahun ke-12) menggunakan perhitungan regresi eksponensial dengan persamaan 1.1 di bawah ini:

$$y = 20628e^{0,1194x} \quad (1.1)$$

Sehingga apabila dilakukan perhitungan, akan didapatkan data impor asetaldehid pada tahun 2028 sebagai berikut:

$$y = 20628e^{0,1194(12)}$$

$$y = 86439,900 \text{ Ton/Tahun}$$

B. Demand

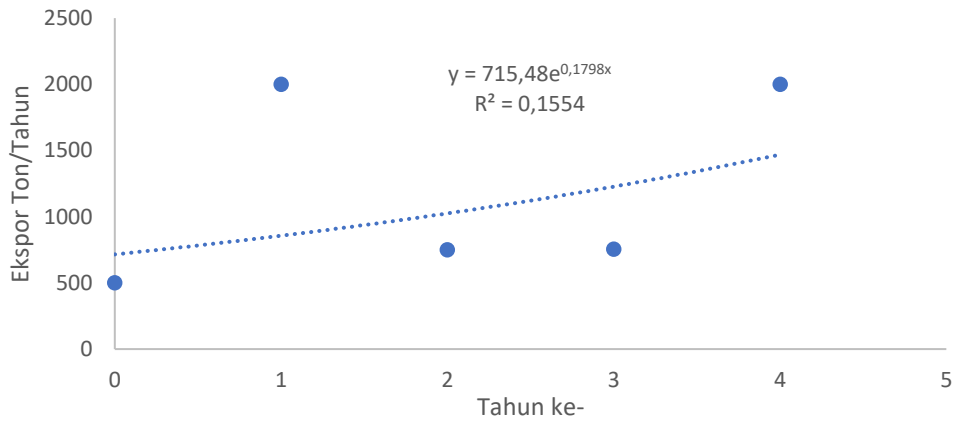
- Ekspor

Berdasarkan data statistik yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) Indonesia mengenai ekspor asetaldehida di Indonesia dari tahun ke tahun. Perkembangan data jumlah ekspor asetaldehida di Indonesia pada tahun 2017-2021 dapat dilihat pada Tabel 1.2 sebagai berikut:

Tabel 1.2 Data Ekspor Asetaldehid di Indonesia Tahun 2017-2021

Tahun	Tahun ke- n	Jumlah Ekspor (Ton/Tahun)
2017	0	500
2018	1	2000
2019	2	750
2020	3	755
2021	4	2000

Berdasarkan data ekspor tersebut, dapat dibuat grafik hubungan antara jumlah ekspor asetaldehid dan tahun ekspor sebagai berikut:



Gambar 1.2 Ekspor Asetaldehid dari Tahun 2017 s.d 2021

Dilihat dari Gambar 1.2, didapatkan perhitungan proyeksi untuk nilai ekspor pada tahun 2028 (tahun ke-11) menggunakan perhitungan regresi eksponensial dengan persamaan 1.2 di bawah ini:

$$y = 715,48e^{0,1798x} \quad (1.2)$$

Sehingga apabila dilakukan perhitungan, akan didapatkan data ekspor asetaldehid pada tahun 2028 sebagai berikut:

$$y = 715,48e^{0,1798(11)}$$

$$y = 5170,95 \text{ Ton/Tahun}$$

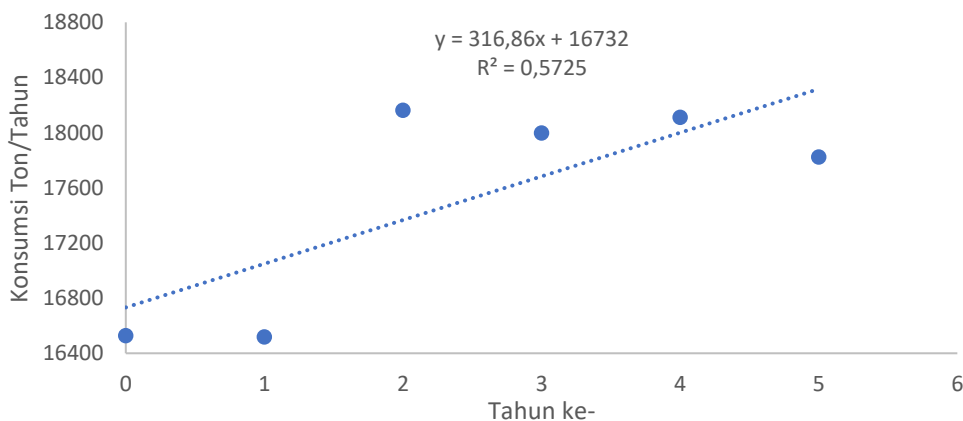
- **Konsumsi**

Asetaldehid termasuk dalam bahan yang memiliki kegunaan yang luas di Industri Kimia seperti sebagai bahan baku untuk pembuatan asam laktat, asetat anhidrid, trimethylol propan dan masih banyak lagi. Berdasarkan hal tersebut, diperoleh data konsumsi asetaldehid di Indonesia mulai dari tahun 2015 hingga 2020 yang terlampir pada Tabel 1.3 sebagai berikut:

Tabel 1.3 Data Konsumsi Asetaldehid di Indonesia Tahun 2015-2020

Tahun	Tahun ke- n	Konsumsi (Ton/Tahun)
2015	0	16528,56
2016	1	16520,15
2017	2	18163,45
2018	3	17998,54
2019	4	18112,52
2020	5	17824,15

Berdasarkan data konsumsi diatas, dapat dibuat grafik hubungan antara jumlah konsumsi asetaldehid dan tahun konsumsi sebagai berikut:



Gambar 1.3 Konsumsi Asetaldehid dari Tahun 2015 s.d 2020

Berdasarkan Gambar 1.3 diatas, didapatkan perhitungan proyeksi untuk nilai ekspor pada tahun 2028 (tahun ke -13) menggunakan perhitungan regresi linear dengan persamaan 1.3 di bawah ini:

$$y = 316,86x + 16732 \quad (1.3)$$

Sehingga apabila dilakukan perhitungan, akan didapatkan data ekspor asetaldehid pada tahun 2028 sebagai berikut:

$$y = 316,86(13) + 16732$$

$$y = 20851,18 \text{ Ton/Tahun}$$

Berdasarkan data impor, ekspor dan konsumsi diatas, dapat ditentukan besarnya peluang produksi dengan persamaan:

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= \text{Supply} - \text{Demand} \\
 &= (\text{Impor} + \text{Produksi}) - (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) \\
 &= (86439,900 + 0) - (5170,95 + 20851,18) \\
 &= 60417,77 \text{ Ton/Tahun}
 \end{aligned}$$

Berikut ini daftar nama pabrik dan negara di dunia yang memproduksi asetaldehid disertai dengan kapasitas produksinya disajikan pada Tabel 1.4 sebagai berikut:

Tabel 1.4 Data Pabrik Asetaldehid di Dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
Celanese	Bay City, Texas	125.000
	Bishop, Texas	120.000
	Clear Lake City, Texas	250.000
	Pampa, Texas	5.000
Eastman	Longview, Texas	250.000
Publicker	Philadelphia, Pennsylvania	35.000
Union Carbide	West Virginia, Texas	325.000
Total		1.110.000

Kapasitas suatu pabrik merupakan faktor yang penting dalam pendirian pabrik, hal ini perlu dilakukan untuk menemukan perhitungan terbaik secara teknis maupun ekonomis. Apabila dilihat dari segi keuntungan maka pabrik dengan kapasitas tertinggi akan memiliki kemungkinan dalam memperoleh keuntungan yang lebih besar, namun perlu diperhatikan pula dari segi pemasaran. Jika ditinjau dari pabrik-pabrik yang telah berdiri di beberapa negara serta kebutuhan dalam negeri yang

cukup tinggi maka diputuskan bahwa kapasitas pabrik yang diambil sekitar 37% dari peluang yang ada, sehingga dalam memenuhi kebutuhan konsumsi, ekspor dan impor pada tahun 2027 maka diperoleh kapasitas pabrik asetaldehid sebesar 21780,0463 ton/tahun. Dari perhitungan kapasitas tersebut, maka dipertimbangkan bahwa kapasitas perancangan pabrik asetaldehida yang diambil sebesar 22.200 ton/tahun atau sekitar 28.700 kiloliter/tahun. Berdasarkan data dari Tabel 1.4, kapasitas produksi pabrik asetaldehid di mancanegara memiliki rentang antara 5.000-325.000 Ton/Tahun sehingga penetapan kapasitas perancangan sebesar 22.200 Ton/Tahun masih termasuk menguntungkan.

Bahan baku produksi asetaldehid berupa etanol dapat diperoleh dengan mudah di Indonesia. Beberapa pabrik yang memproduksi etanol diantaranya PT. Indo Acidatama *Chemical Industry* dengan kapasitas mencapai 39.450 ton/tahun dan PT. Molindo Raya Industrial dengan kapasitas produksi mencapai 80.000 kiloliter/tahun atau setara dengan 63.120 ton/tahun. Dengan jumlah ketersediaan etanol yang tinggi maka keberlangsungan aktivitas produksi asetaldehid dapat terjaga. Kemudian bahan baku katalis berupa Cu-Cr akan di impor dari perusahaan Qing Dao dari China yang memiliki kapasitas produksi sebesar 1000 m³/bulan.

Berikut ini daftar nama pabrik dan lokasinya di Indonesia yang memproduksi etanol disertai dengan kapasitas produksinya disajikan pada Tabel 1.5 dibawah ini:

Tabel 1.5 Data Pabrik Etanol di Indonesia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas Produksi (Kiloliter/Tahun)	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
PT. Indo Acidatama Tbk.	Sragen, Jawa Tengah	50000	39450
PT. Molindo Raya Industrial	Lawang, Jawa Timur	80000	63120
PT Energi Agro Nusantara (Enero)	Mojokerto, Jawa Timur	33000	26037
Total		163.000	128607

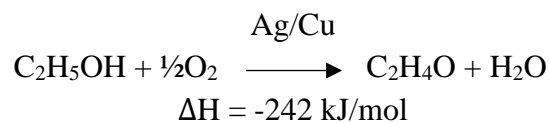
1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Macam-macam Proses

Secara komersil asetaldehid dapat diproduksi dengan beberapa proses diantaranya:

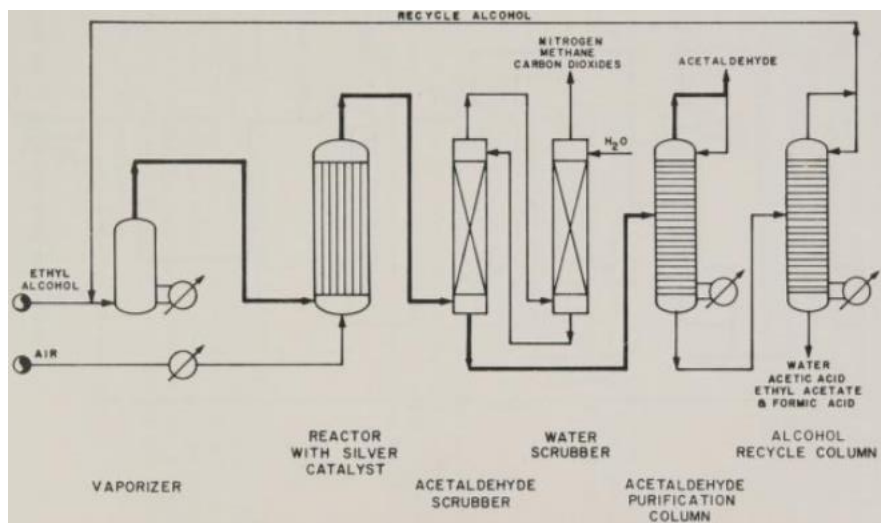
1. Proses Oksidasi Etanol
2. Proses Dehidrogenasi Etanol
3. Proses Hidrasi Asetilen
4. Proses Oksidasi Etilen

a. Oksidasi Etanol



Oksidasi etanol merupakan metode tertua dalam memproduksi asetaldehida. Dalam proses komersil, etanol akan dioksidasi secara katalitik dengan oksigen maupun udara dalam fase uap. Katalis yang umumnya digunakan berupa perak maupun tembaga. Salah satu proses yang dapat digunakan seperti *Verba-Chemie Process*. Jumlah etanol yang terkonversi untuk setiap *pass* sebesar 25-35% dengan

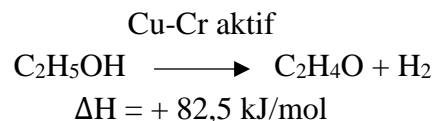
kondisi operasi suhu 500°C dan tekanan atmosfer 1 atm. Etanol yang tidak terkonversi dan asetaldehid akan diserap menggunakan etanol dingin dan untuk gas yang terlepas akan dikontakkan dengan air dingin untuk memisahkan etanol dan asetaldehid. Residu dari proses ini terdiri dari sejumlah besar air dan sejumlah kecil senyawa asam asetat, asam format, dan etil asetat sehingga memerlukan penanganan limbah secara biologi.



Gambar 1.4 Diagram Alir Proses Oksidasi Etanol

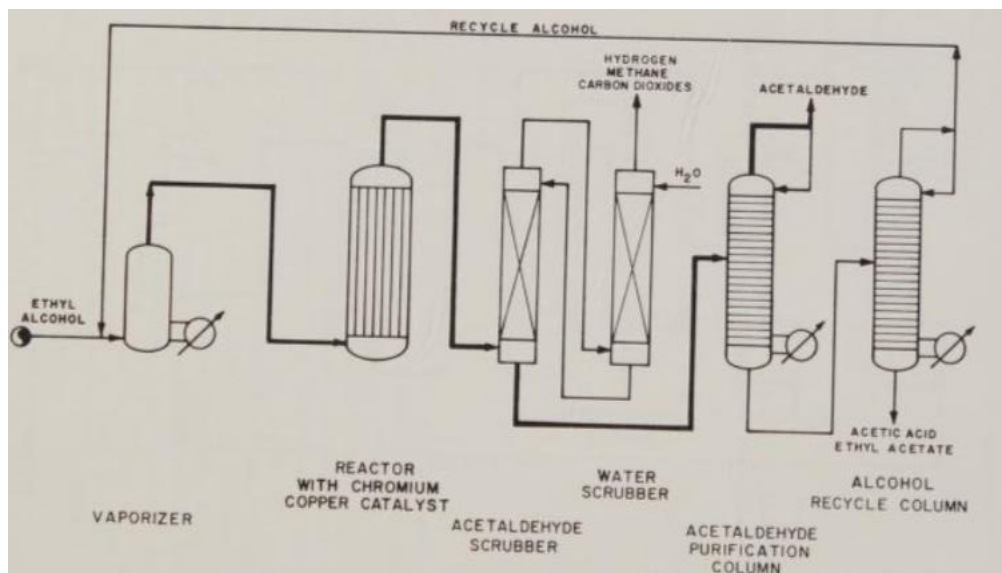
b. Dehidrogenasi Etanol

Reaksi yang digunakan pada proses ini adalah:



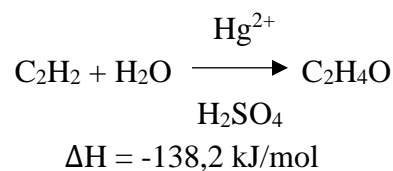
Proses ini termasuk dalam proses endotermis dimana panas hasil reaksi akan dikeluarkan menuju lingkungan sehingga suhu operasi akan naik secara perlahan. Etanol berfase gas akan diumpankan menuju reaktor dengan kondisi operasi reaksi 260-290°C dan tekanan 1 atm dengan bantuan katalis tembaga-krom. Etanol yang terkonversi menjadi asetaldehid selama reaksi sebesar 30-50 % setiap satu siklus

proses dengan nilai yield sebesar 90-95%. Asetaldehida dan etanol akan dipisahkan dari gas buang, yang sebagian besar adalah hidrogen. Asetaldehida murni diperoleh melalui proses distilasi etanol dipisahkan dari air dan produk dengan titik didih lebih tinggi melalui distilasi dan dialirkan kembali ke reaktor. Katalis yang digunakan pada proses ini memiliki umur yang cukup lama tetapi memerlukan reaktivasi. Produk sampingan termasuk asam butirat dan *ethyl acetate*, namun produk samping akan menurun seiring dengan meningkatnya suhu proses.



Gambar 1.5 Diagram Alir Proses Dehidrogenasi Alkohol

c. Hidrasi Asetilen

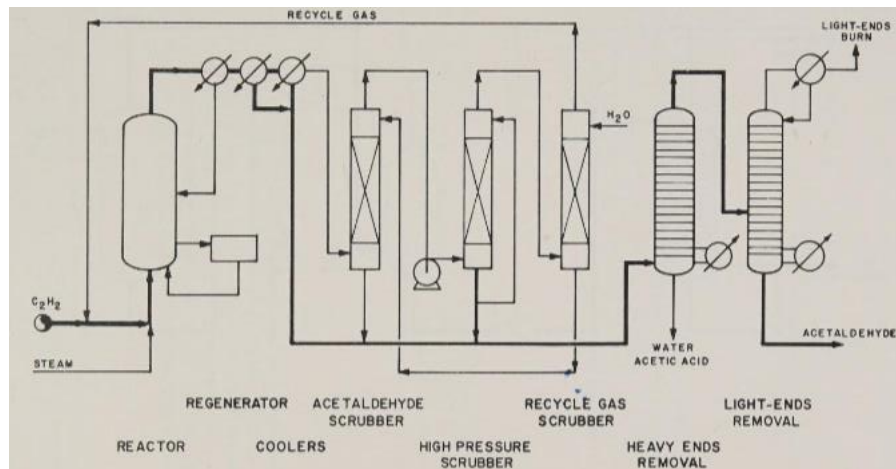


Terdapat dua jenis proses yang pernah digunakan yaitu *German Process* dan *Chisso Process*. Pada *German Process*, digunakan asetilen dengan kemurnian yang tinggi dengan persentase minimal sebesar 97% dan adanya recycle asetilen berfasa gas yang diumpungkan ke dalam alat *Rubber lined vertical reactor* bersamaan

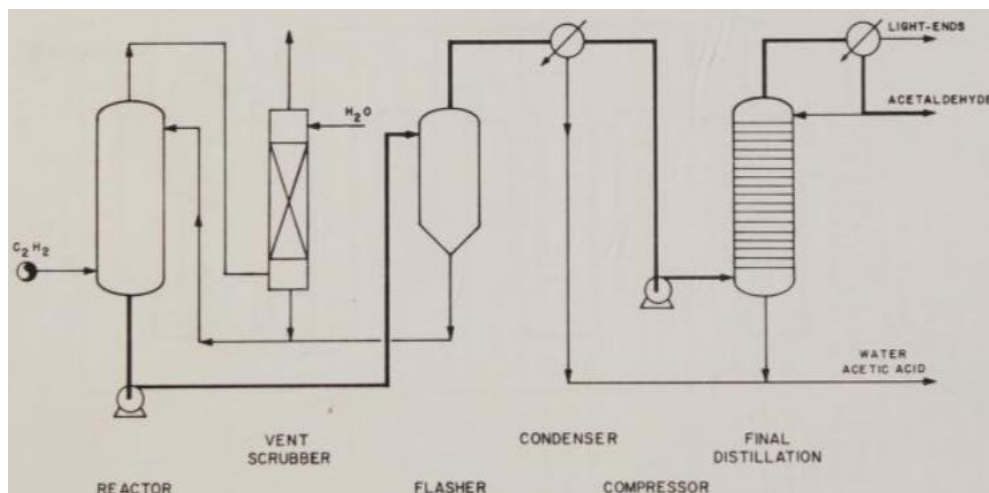
dengan arus steam. Hidrasi asetilen menjadi asetaldehid memerlukan katalis yang terdiri dari garam merkuri, asam sulfat, ferri dan ferro serta air yang dijaga suhunya pada kisaran 90-95°C dengan tekanan 1 sampai 2 atm. Konversi asetaldehid yang diperoleh setiap pass 55%. Bahan baku asetilen yang tidak bereaksi akan dikompres dan dibersihkan menggunakan alat *scrubber column* melalui metode penyerapan.

Untuk *Chisso Process* merupakan pengembangan yang dilakukan pada *German Process*, perbedaan yang terjadi pada suhu reaksi yaitu 68-78°C dan tekanan atmosfer serta penggunaan katalis berupa asam sulfat, merkuri sulfat serta air. Perlakuan terhadap asetilen yang tidak bereaksi, asetilen akan dipisahkan dari produk asetaldehid dalam aliran *scrubber*. Keluaran dari reaktor akan memiliki komposisi berupa asetaldehida, asam sulfat, air dan asam asetat.

Dari kedua proses tersebut, ada beberapa hal yang harus diperhatikan untuk menghindari terbentuknya garam merkuri menjadi *metallic mercury* dan *grey sludge*. Selain itu, penggunaan asam sulfat yang termasuk dalam senyawa korosif dan reaktif mengakibatkan ketahanan alat perlu mendapat perhatian lebih. Harga merkuri yang relatif mahal dan dampaknya yang merupakan senyawa beracun memerlukan penanganan tertentu terhadap bahaya yang dapat ditimbulkan serta penanganan terhadap reaktivitas dari senyawa asetilen.

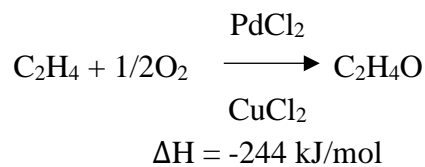


Gambar 1. 6 Diagram Alir *German Process*

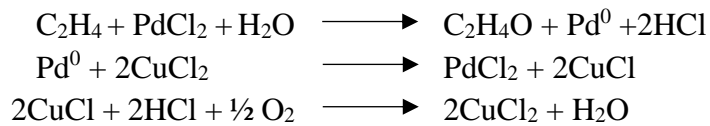


Gambar 1. 7 Diagram Alir *Chisso Process*

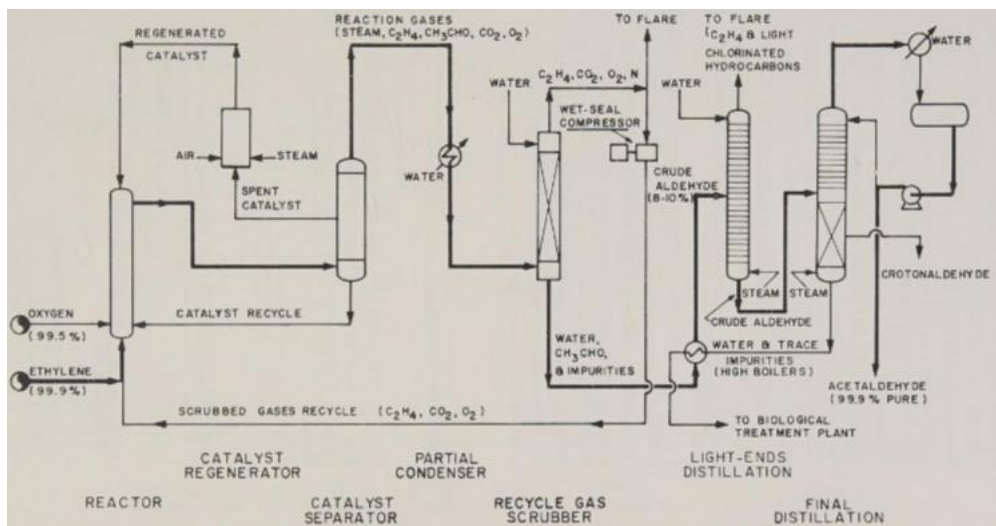
d. Oksidasi Etilen



Selain menggunakan etanol dan asetilen sebagai bahan baku pembuatan asetaldehid, etilen mulai digunakan pada awal tahun 1960 sebagai alternatif pilihan. Proses ini terbagi menjadi dua jenis proses yaitu *One stage* dan *Two stage*. Untuk proses *One stage* atau lebih dikenal dengan *Wacker Process* terdiri dari tiga reaksi sebagai berikut:

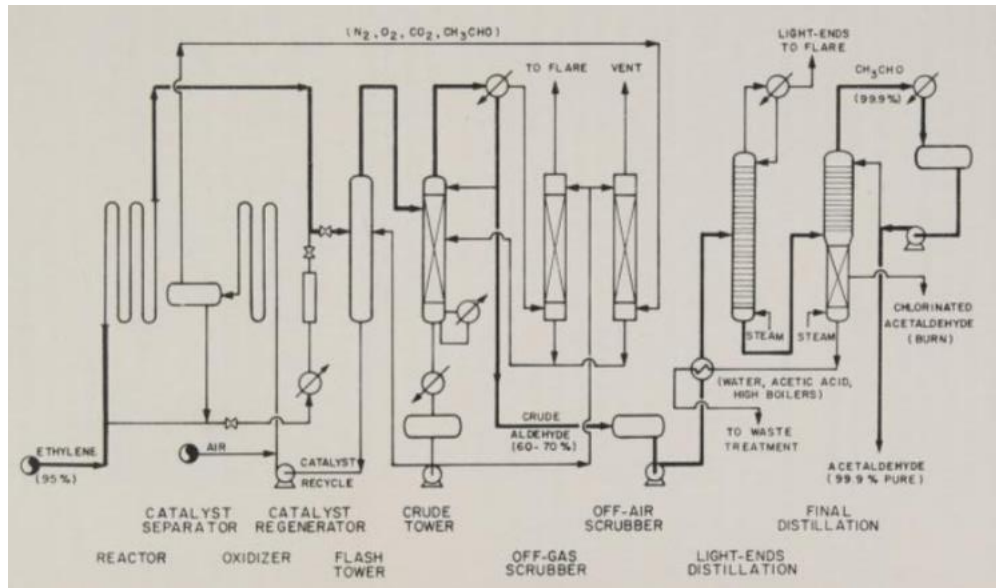


Kondisi operasi yang digunakan berupa suhu 120-130°C dan tekanan berkisar 4 atm dengan konversi etilen untuk tiap *pass* sebesar 75%. Oksigen pada gas *recycle* harus dibatasi dalam jumlah tertentu karena mudah terbakar. Jumlah reaktor yang digunakan hanya satu dimana proses reaksi dan oksidasi beralngsung secara bersamaan.



Gambar 1.8 Diagram Alir Proses *One stage*

Proses *Two stage* akan berlangsung dalam dua reaktor terpisah dimana konversi etilen setiap *pass* cukup tinggi. *Two stage* proses terjadi pada kondisi operasi yang digunakan berupa suhu 125-130°C dan tekanan berkisar 10 atm. Untuk reaktor pertama akan terbentuk asetaldehid dan pada reaktor kedua terjadi *recycle* larutan katalis untuk melakukan proses oksidasi garam tembaga. Hasil pemisahan akhir proses ini terdiri dari asetaldehid dengan kemurnian tinggi pada hasil atas dan residu yang sebagian besar terdiri dari air dengan sejumlah asam asetat dan asetaldehid terkloronasi dalam jumlah kecil.



Gambar 1.9 Diagram Alir Proses *Two stage*

1.3.2 Perbandingan Pemilihan Proses Pembuatan Asetaldehida

Tabel 1.6 Perbandingan Proses Produksi

Proses	Hidrasi Asetilen	Oksidasi Parsial Etanol	Dehidrogenasi Etanol	Oksidasi etilen (<i>One Stage</i>)	Oksidasi etilen (<i>Two Stage</i>)
Fase	<i>Liquid</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Liquid</i>	<i>Liquid</i>
Suhu (°C)	70-100	500	260-290	130	125-130
Tekanan (atm)	1-2	1	1	4	10
Katalis	Merkuri, Asam Sulfat, Besi	Perak atau Tembaga	Tembaga Krom	Palladium	
Konversi (%)	50-60	25-35	30-50	75	95
Yield (%)	93-98	85-95	99	95	95
Produk Samping	Asam asetat, diasetil, kronotaldehid	Asam asetat, etil asetat, karbon dioksida dan metana	Hidrogen, asam asetat, etil asetat	Asam asetat, karbondioksida, chlorinated aldehid, kronotaldehid, chlorinated hidrokarbon	

Tabel 1.7 Kelebihan dan Kekurangan Proses

Proses Produksi	Kelebihan	Kekurangan
Oksidasi Ethanol	<ol style="list-style-type: none"> 1. Bahan baku etanol mudah diperoleh di Indoensia. 2. Proses sederhana untuk dilakukan dan produk samping tidak berbahaya bagi lingkungan. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Suhu reaksi tergolong sangat tinggi dibandingkan proses lainnya dan memungkinkan terjadinya dekomposisi asetaldehid. 2. Katalis yang digunakan memiliki umur yang tidak lama dibanding proses lainnya. 3. Memerlukan kontrol suhu reaksi untuk menghindari oksidasi berlebih asetaldehid menjadi senyawa CO₂. 4. Campuran antara etnaol dan oksigen mudah terbakar. 5. Pada suhu diatas 400°C, senyawa asetaldehid akan terdekomposisi membentuk metana dan karbondioksida. 6. Konversi etanol cenderung rendah
Dehidrogenasi Ethanol	<ol style="list-style-type: none"> 1. Bahan baku etanol mudah diperoleh di Indoensia. 2. Proses sederhana untuk dilakukan dan produk samping tidak berbahaya bagi lingkungan. 3. Umur katalis Cu-Cr termasuk lama dan dapat diregenerasi. 4. Jumlah produk samping dapat menurun apabila suhu yang digunakan agak tinggi. 5. Tidak ditemukan produk samping apabila reaksi terjadi dibawah suhu 300 °C. 6. Sistem <i>recovery</i> energi rendah. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Suhu reaksi tergolong agak tinggi dibandingkan proses lainnya. 2. Konversi etanol cenderung sedang dibanding proses lainnya.

	7. Biaya operasi proses lebih sedikit dibandingkan proses lainnya.	
Hidrasi Asetilen	<ol style="list-style-type: none"> 1. Suhu operasi cenderung rendah dibandingkan dengan proses lain. 2. Tekanan operasi masih tergolong rendah. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Bahan baku asetilen memiliki sifat yang reaktif sehingga cukup berbahaya. 2. Katalis merkuri memiliki harga yang mahal serta memiliki sifat beracun. 3. Pelarut asam sulfat termasuk senyawa reaktif dan korosif. 4. Produk samping cukup berbahaya bagi lingkungan.
Oksidasi Etilen	<ol style="list-style-type: none"> 1. Konversi etanol cenderung tinggi. 2. Suhu operasi cenderung sedang dibandingkan proses lainnya. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Tekanan operasi sangat tinggi dibandingkan proses lainnya. 2. Proses yang dilakukan terlalu sulit dibandingkan dengan keseluruhan proses. 3. Sifat katalis yang digunakan memiliki tingkat korosifitas yang sangat tinggi. 4. Limbah proses sulit diolah akibat jumlah kronotaldehid yang tinggi. 5. Proses oksidasi katalis yang terjadi cenderung mudah terbakar.

Berdasarkan ketiga jenis proses yang telah dipaparkan diatas, dipilih proses yang akan digunakan dalam pembuatan asetaldehid dengan proses dehidrogenasi etanol menggunakan katalis Cu-Cr dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Bahan baku etanol mudah diperoleh di Indonesia sehingga dapat menjaga kontinyuitas produksi.
2. Perolehan asetaldehid cukup tinggi.

3. Produk samping dari reaksi tidak berbahaya bagi lingkungan (jumlah produk samping menurun pada kondisi suhu terlalu tinggi).
4. Proses yang dilakukan sederhana dengan tekanan atmosfer meskipun suhu yang digunakan cukup tinggi.
5. Katalis yang digunakan memiliki umur kegunaan yang cukup lama.
6. Tidak memiliki risiko korosifitas yang tinggi sehingga perawatan alat tidak sulit.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Peninjauan terkait termodinamika reaksi ditujukan untuk mengetahui reaksi tersebut bersifat endotermis maupun eksotermis serta apakah reaksi tersebut berjalan satu arah (*Irreversible*) dan dua arah (*reversible*). Penentuan panas reaksi berjalan secara endotermis atau eksotermis dapat ditentukan menggunakan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada suhu 298 K. Nilai ΔH_f° setiap komponen yang terlibat pada reaksi diatas dapat dilihat pada Tabel 1.7 berikut:

Tabel 1.7 Nilai ΔH_f° Setiap Komponen

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)
Asetaldehid	-166,4
Etanol	-234,81
Hidrogen	0

(Sumber: Yaws, 1999)

Setelah mengetahui nilai ΔH_f° untuk setiap komponen yang terlibat pada reaksi dehidrogenasi etanol, kemudian dilakukan perhitungan untuk memperoleh nilai enthalpy keseluruhan.

- *Enthalpy* Keseluruhan

$$\begin{aligned}\Delta H_{r(298)}^{\circ} &= \Delta H_{f^{\circ}}^{\text{Produk}} - \Delta H_{f^{\circ}}^{\text{Reaktan}} \\ \Delta H_{r(298)}^{\circ} &= \Delta H_{f^{\circ}}^{\circ} [\text{C}_2\text{H}_4\text{O} + \text{H}_2] - \Delta H_{f^{\circ}}^{\circ} [\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}] \\ \Delta H_{r(298)}^{\circ} &= [(-166,4 + 0)] - [(-234,81)] \\ \Delta H_{r(298)}^{\circ} &= 68,41 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Setelah memperoleh nilai *enthalpy* keseluruhan, kemudian dilakukan perhitungan nilai Gibbs keseluruhan reaksi dengan suhu 298 K. Harga energi Gibbs untuk masing-masing komponen terdapat pada Tabel 1.8 berikut:

Tabel 1.8 Nilai ΔG_f° Setiap Komponen

Komponen	ΔG_f° (kJ/mol)
Asetaldehid	-133,3
Etanol	-168,28
Hidrogen	0

(Sumber: Yaws, 1999)

- Energi Gibbs Keseluruhan

$$\begin{aligned}\Delta G_{r(298)}^{\circ} &= \Delta G_{f^{\circ}}^{\text{Produk}} - \Delta G_{f^{\circ}}^{\text{Reaktan}} \\ \Delta G_{r(298)}^{\circ} &= \Delta G_{f^{\circ}}^{\circ} [\text{C}_2\text{H}_4\text{O} + \text{H}_2] - \Delta G_{f^{\circ}}^{\circ} [\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}] \\ \Delta G_{r(298)}^{\circ} &= [(-133,3 + 0)] - [(-168,28)] \\ \Delta G_{r(298)}^{\circ} &= 34,98 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan nilai *enthalpy* dan energi Gibbs yang telah dilakukan, proses pembuatan asetaldehid dengan dehidrogenasi etanol dengan nilai *enthalpy* keseluruhan (ΔH_r°) sebesar 111,23 kJ/mol termasuk dalam reaksi endotermis yang artinya reaksi akan menyerap panas dari lingkungan ke sistem sehingga kalor sistem akan bertambah. Sementara itu, untuk nilai energi Gibbs yang diperoleh sebesar 34,98 kJ/mol, yang mana energi Gibbs memiliki nilai positif sehingga reaksi ini termasuk tidak spontan.

Selanjutnya, untuk memastikan bahwa reaksi dehidrogenasi yang digunakan merupakan reaksi irreversible maka diperlukan adanya perhitungan nilai konstanta kesetimbangan yang terjadi pada suhu 260°C. Penetapan suhu tersebut didasari oleh kondisi reaksi yang endotermis sehingga harus dipilih suhu paling minimum dari rentang yang ada sehingga apabila suhu yang diserap dari lingkungan cukup banyak tidak akan membuat suhu naik terlalu jauh dari rentang. Penentuan konstanta kesetimbangan dapat menggunakan persamaan 14.11a dan 14.11b dari Smith Van Ness.

$$\ln K_1 = \left(\frac{\Delta G^\circ}{RT} \right) \quad (1.4)$$

$$K_1 = \exp \left(\frac{\Delta G^\circ}{RT} \right) \quad (1.5)$$

$$K_1 = e^{\frac{1}{T} \times \left(\frac{-34,98}{8,314} \right)} \quad (1.6)$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) pada suhu 298 K diperoleh melalui penyelesaian persamaan (1.6) sehingga didapatkan nilai

$$K_1 = e^{\frac{1}{298} \times \left(\frac{34,98}{0,008314} \right)}$$

$$K_1 = 38,3785$$

Suhu reaksi dari proses dehidrogenasi diatas berlangsung pada suhu 260°C (533 K), maka untuk memperoleh konstanta kesetimbangan (K_2) pada kondisi suhu tersebut dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[\frac{-\Delta H}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (1.7)$$

Dengan melakukan perhitungan dengan persamaan (1.7) maka dapat diperoleh nilai K_2 sebesar:

$$\ln \frac{K_2}{38,3785} = \left[\frac{-68,45}{0,008314} \right] \left[\frac{1}{533} - \frac{1}{298} \right]$$

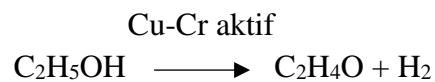
$$\ln \frac{K_2}{38,3785} = 19,7941249$$

$$\frac{K_2}{38,3785} = e^{19,7941249}$$

$$K_2 = 3,52715$$

Berdasarkan hasil perhitungan diatas, apabila diperoleh nilai K bernilai positif maka reaksi berjalan *irreversible*. Nilai K_2 diperoleh sebesar 3,52715 sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan searah menuju produk pada suhu reaksi 260°C karena nilai K bernilai positif (+).

1.4.2 Tinjauan Kinetika



Persamaan kecepatan reaksi dehidrogenasi etanol dapat ditulis sebagai berikut:

$$-r_A = k * C_{A0}$$

Untuk memperoleh nilai konstanta laju reaksi (k), nilai konstanta laju reaksi dapat diperoleh menggunakan persamaan Arrhenius yaitu:

$$k = A * \exp \left(-\frac{E_A}{RT} \right)$$

Dimana:

- k = konstanta laju reaksi
- A = Faktor frekuensi atau pra eksponensial
- E_a = Energi aktivasi (J/mol)
- R = Konstanta gas ideal (8,314 J/mol.K)
- T = Suhu reaksi (Kelvin)

Penentuan nilai kinetika reaksi untuk proses dehidrogenasi diatas menggunakan pendekatan data yang bersumber dari jurnal *Kinetics of the Dehydrogenation of Ethanol to Acetaldehyde on Unsupported Catalysts*, kemudian dilakukan perhitungan untuk memperoleh persamaan konstanta laju reaksi untuk reaksi diatas. Berikut adalah persamaan laju reaksi yang diperoleh:

$$k = 1537674,39 * \exp\left(-\frac{7453,9507}{T}\right)$$

reaksi dilakukan pada suhu operasi 260°C atau 533,15 K sehingga diperoleh nilai konstanta laju reaksi sebesar 1,3032/s dimana orde reaksi tersebut adalah 1 karena termasuk dalam reaksi elementer.

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1. Asetaldehida

Sifat Fisis

Rumus Molekul	: CH ₃ CHO
Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Kemurnian	: 99,5% berat
Impuritis	: Etanol 0,4% berat dan Air 0,1% berat
Berat Molekul	: 44,05 gr/mol
Titik Nyala	: -39°C (tabung tertutup); - 40°C (tabung terbuka)
Titik Didih	: 21 °C
Titik Lebur	: -121 °C
Densitas	: 0,785 g/ml pada 25°C (air = 1)
Suhu Kritis	: 188 °C
Tekanan Kritis	: 63,2 atm
Viskositas	: 0,2456 mPa.s pada 15 °C
Kelarutan	: Dalam air 1 x 10 ⁶ mg/l pada 25°C; Larut dalam alkohol, eter, benzena, bensin, toluen, terpentin, nafta, dan aseton
Panas Pembakaran	: -1166,37 kJ/mol pada 25°C (cairan)
Panas Penguapan	: 26,11 kJ/mol pada 25°C

Sifat Kimia:

Secara kimia, senyawa asetaldehid memiliki sifat cairan dan uap yang sangat mudah terbakar, berbahaya jika tertelan, menyebabkan iritasi mata yang serius, dapat menyebabkan iritasi pernapasan, diduga menyebabkan cacat genetik dan dapat menyebabkan kanker. Berdasarkan standar *National Fire Protection Association* (NFPA) 704 atau yang lebih dikenal dengan sebagai *symbol Hazard Diamond*, tingkat bahaya pada asetaldehid dapat dilihat pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1 *Hazard Diamond* Asetaldehid

Berdasarkan Gambar 2.1 dapat diketahui beberapa informasi bahaya dari senyawa asetaldehid diantaranya:

a. Kesehatan (Warna Biru)

Bahaya kesehatan pada asetaldehid masuk ke tingkat 2. Hal ini dikarenakan apabila secara tidak sengaja terhirup maka dapat menyebabkan iritasi, menyebabkan mual dan tidak sadarkan diri. Selain itu, jika terjadi kontak dengan mata maupun kulit dapat menyebabkan luka bakar maupun cedera ringan sehingga perlu adanya penanganan dalam penggunaannya.

b. Mudah Terbakar (Warna Merah)

Asetaldehid masuk dalam tingkat bahaya kebakaran 4. Asetaldehid mampu menguap dengan cepat pada tekanan atmosfer dan suhu lingkungan normal serta menyebar di udara sehingga sangat mudah terbakar.

c. Ketidakstabilan (Warna Kuning)

Asetaldehid berada pada tingkat 2 untuk ketidakstabilan. Hal ini dikarenakan asetaldehid mudah mengalami perubahan kimia yang hebat pada suhu dan tekanan tinggi.

d. Peringatan Khusus

Asetaldehid tidak memiliki peringatan khusus

2.1.2. Hidrogen

Sifat Fisis

Rumus Molekul	: H ₂
Bentuk	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Berat Molekul	: 2,02 gr/mol
Titik Didih	: -252,9 °C
Titik Lebur	: -259,2 °C
Densitas	: 0,082 g/L
Suhu Kritis	: -239,9 °C
Tekanan Kritis	: 63,2 atm
Kelarutan	: Larut dalam air

Sifat Kimia:

Gas hidrogen memiliki sifat yang berbahaya, sangat mudah terbakar, dapat menggantikan oksigen dan menyebabkan mati lemas dengan cepat, dapat membentuk campuran eksplosif dengan udara atau dipanaskan dan mampu terbakar dengan api tak terlihat. Berdasarkan standar *National Fire Protection Association* (NFPA) 704 atau yang lebih dikenal dengan sebagai *symbol Hazard Diamond*, tingkat bahaya pada hidrogen dapat dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2 *Hazard Diamond* Hidrogen

Berdasarkan Gambar 2.2 dapat diketahui beberapa informasi bahaya dari senyawa hidrogen diantaranya:

a. Kesehatan (Warna Biru)

Tingkat bahaya Kesehatan hidrogen berada pada tingkat 0 yang berarti hidrogen tidak akan menimbulkan masalah bagi Kesehatan sehingga tidak perlu adanya tindakan pencegahan khusus.

b. Mudah Terbakar (Warna Merah)

Bahaya hidrogen untuk mudah terbakar berada pada tingkat 4. Hidrogen mampu menguap dengan cepat pada tekanan atmosfer dan suhu lingkungan normal serta menyebar di udara sehingga menyebabkan hidrogen sangat mudah terbakar.

c. Ketidakstabilan (Warna Kuning)

Hidrogen memiliki ketidakstabilan pada tingkat 0 sehingga kondisinya stabil bahkan dalam kondisi terbakar.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Hidrogen tidak memiliki peringatan khusus (Airgas, 2020).

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1. Etanol

Sifat Fisis

Rumus Molekul	: C_2H_5OH
Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Kemurnian	: min 95 % (berat)
Impuritis	: air max 5% (berat)
Berat Molekul	: 46,07 gr/mol
Titik Nyala	: 13 °C (tabung tertutup)
Titik Didih	: 78 °C
Titik Lebur	: -114 °C
Densitas	: 0,7893 g/ml (25 °C)
Suhu Kritis	: 243,1 °C

Tekanan Kritis	: 63 atm
Viskositas	: 1,17 cP pada 20 °C
Panas Pembakaran	: -1166,37 kJ/mol pada 25°C (cairan)
Panas Penguapan	: 26,11 kJ/mol pada 25°C

Sifat Kimia:

Secara kimia, etanol memiliki sifat dapat menyebabkan iritasi mata yang serius dan apabila dalam kondisi cairan maupun uap senyawa ini sangat mudah menyala. Berdasarkan standar *National Fire Protection Association (NFPA) 704* atau yang lebih dikenal dengan sebagai *symbol Hazard Diamond*, tingkat bahaya pada etanol dapat dilihat pada Gambar 2.3.



Gambar 2. 3 *Hazard Diamond* Etanol

Berdasarkan Gambar 2.3 dapat diketahui beberapa informasi bahaya dari senyawa etanol diantaranya:

a. Kesehatan (Warna Biru)

Bahaya kesehatan pada etanol berada pada tingkat 2. Hal ini dikarenakan apabila secara tidak sengaja terhirup uapnya maka dapat menyebabkan iritasi mata hidung dan tenggorokan maupun cedera ringan sehingga diperlukan pengawasan selama penggunaan. Namun jika berwujud cair tidak berbahaya.

b. Mudah Terbakar (Warna Merah)

Bahaya etnaol untuk mudah terbakar berada pada tingkat 3. Etanol mampu menyala di hampir semua kondisi lingkungan sekitar.

c. Ketidakstabilan (Warna Kuning)

Etanol memiliki ketidakstabilan pada tingkat 0 sehingga kondisinya stabil bahkan dalam kondisi terbakar.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Etanol tidak memiliki peringatan khusus

2.2.2. Katalis

Jenis	: Cu-Cr
Bentuk	: Sphere
Porositas	: 0,36
Densitas	: 4,5 gr/ml
Diameter katalis	: 0,3175
<i>Sphericity</i>	: 0,87
<i>Bulk density</i>	: 6,174 gr/ml
Kemurnian	: min. 99%

2.3 Pengendalian Kualitas

Dalam rangka menghasilkan produk asetaldehida yang memiliki spesifikasi dan kualitas dengan standar yang diinginkan, maka diperlukan suatu tindakan pengendalian kualitas (*quality control*) yang terdiri dari pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Adanya pengendalian kualitas terhadap bahan baku memiliki tujuan untuk memastikan bahan baku yang digunakan telah memenuhi kriteria yang telah ditetapkan untuk proses produksi. Tahap pengendalian kualitas bahan baku dilakukan diawal proses sebelum bahan baku dapat memasuki tahap proses produksi di laboratorium. Tahap yang dilakukan berupa pengujian terhadap kesesuaian konsentrasi pada bahan baku yang digunakan selama produksi dalam hal ini yaitu etanol. Bahan pendukung berupa katalis Chromium-Tembaga harus

dianalisa terlebih dahulu mengenai sifat fisisnya serta kesesuaiannya terhadap standar yang ditetapkan.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian kualitas proses pada pabrik asetaldehida menggunakan beberapa sistem kontrol otomatis yang dioperasikan melalui ruang kendali. Apabila terindikasi adanya penyimpangan dalam proses, maka alat kontrol (*controller*) akan memberikan tanda berupa bunyi alarm, nyala lampu maupun lainnya. Beberapa alat kontrol yang digunakan pada proses produksi diantaranya:

A. Flow Controller (FC)

Flow controller berfungsi mengatur kecepatan aliran keluar masuk fluida dalam pipa atau unit proses lainnya. Pengendalian kecepatan aliran fluida umumnya dilakukan pada arus keluarannya. Sinyal elektrik yang diterima oleh alat kendali diubah menjadi sinyal pneumatik dan diterima oleh *control valve* sehingga *valve* akan bergerak.

B. Temperature Controller (TC)

Temperature controller berfungsi mengontrol suhu bahan dalam alat proses. Alat ini bekerja dengan *set point* atau nilai batas yang ditetapkan. Apabila terjadi penyimpangan dari *set point* yang telah ditentukan maka akan diberikan sinyal tertentu sehingga bagian *control valve* akan dilakukan pengendalian. *Temperature controller* dipasang pada alat-alat yang memerlukan aliran *steam* dan air pendingin.

C. *Pressure Controller (PC)*

Pressure controller berfungsi mengatur tekanan operasi pada suatu alat tertentu. Proses kerjanya dengan menggunakan *set pressure* yang diatur pada nilai tertentu. Apabila terjadi penyimpangan tekanan pada alat proses maka akan diberikan untuk segera dilakukan pengendalian.

D. *Level Indicator (LI)*

Level indicator berfungsi untuk mengetahui ketinggian cairan yang ada dalam tangki.

E. *Level Controller (LC)*

Level controller berfungsi mengatur ketinggian permukaan (*level*) cairan dalam suatu alat proses. Pengendalian ketinggian permukaan cairan menggunakan operasi dari sebuah *control valve* dengan cara mengatur laju arus keluar masuk cairan.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi merupakan suatu langkah yang dilakukan untuk menjaga kualitas suatu produk yang akan dihasilkan. Kegiatan ini sudah harus dilakukan mulai dari awal proses hingga terbentuknya produk. Selain pengawasan mutu bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk jadi, pengawasan terhadap mutu air yang digunakan untuk menunjang mutu proses juga penting untuk dilakukan. Keseluruhan pengawasan mutu dapat dilakukan analisa pada laboratorium maupun menggunakan alat kontrol. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi juga dilakukan menggunakan alat pengendalian yang terletak di ruang kendali. Proses pengendalian dilakukan dengan *automatic control*

menggunakan indikator yang apabila terjadi penyimpangan terhadap indikator yang telah ditepatkan atau diatur berupa nyala lampu, suara alarm dan sebagainya. Jika terjadi penyimpangan maka harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula/awal secara manual maupun otomatis.

Sejumlah alat kendali yang akan dijalankan berupa kontrol terhadap kondisi operasi seperti tekanan dan temperatur. Saat pengendalian proses dilakukan terhadap suatu kerja pada harga tertentu agar dihasilkan produk yang sesuai standar, maka pengendalian mutu harus dilakukan sebagai upaya mengetahui kesesuaian produk terhadap spesifikasi yang ada.

Setelah penyusunan perencanaan produksi dan proses produksi dilakukan perlu adanya pengawasan serta pengendalian produksi sehingga proses dapat berjalan sebagaimana mestinya. Aktivitas produksi diharapkan dapat menghasilkan produk dengan mutu yang sesuai standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan perencanaan serta tepat waktu, untuk itu perlu dilakukan pengendalian produk diantaranya:

1. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dilakukan karena adanya penyimpangan seperti mutu produk tidak memenuhi standar, terdapat kerusakan operasi dan alat. Penyimpangan tersebut dapat diketahui atau dideteksi melalui hasil *monitoring* atau analisa pada bagian laboratorium. Pengendalian harus kualitas produk harus dilakukan sebelum proses distribusi.

2. Pengendalian Kuantitas

Pengendalian kuantitas dilakukan akibat adanya penyimpangan yang disebabkan oleh kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengiriman bahan baku, perbaikan alat yang memerlukan waktu lama dan lainnya. Penyimpangan yang terjadi perlu dilakukan tindakan identifikasi penyebab dan evaluasi. Selanjutnya, setelah melakukan proses evaluasi maka perlu diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

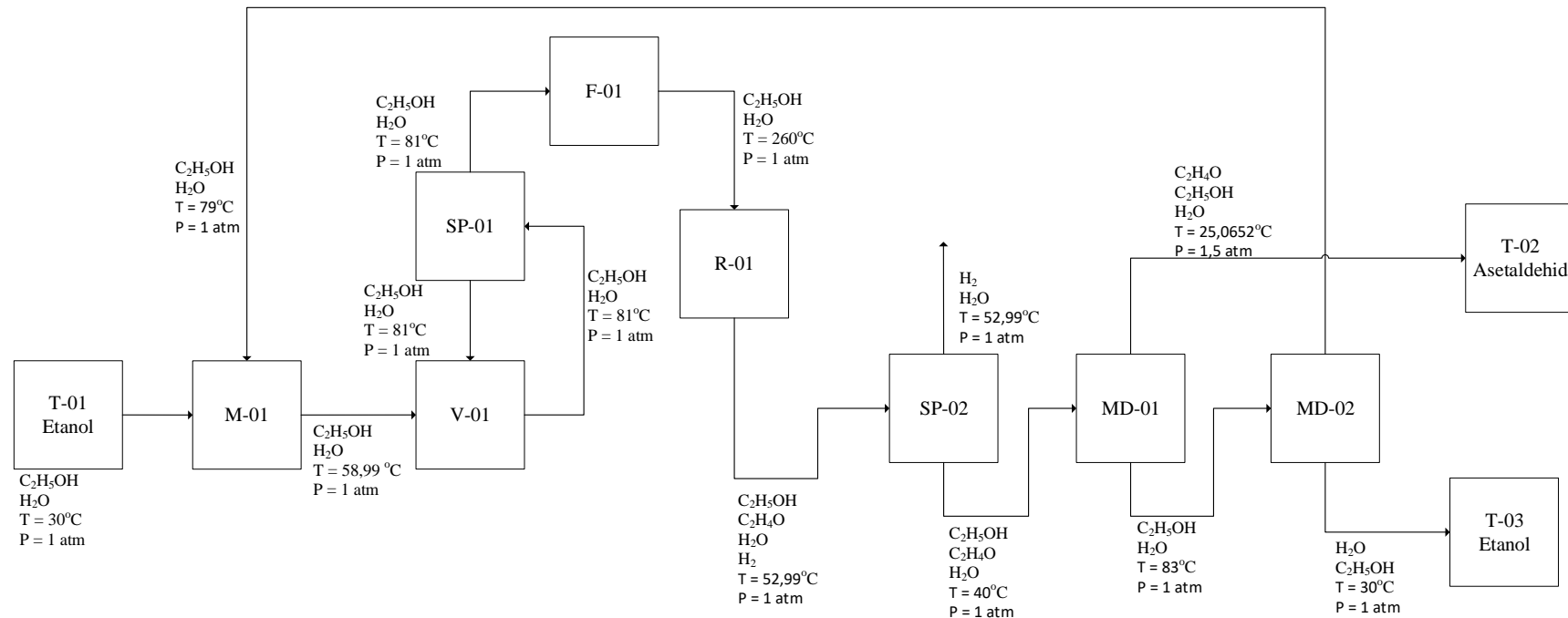
3. Pengendalian Bahan Proses

Kesesuaian antara kapasitas produksi yang direncanakan dan jumlah produksi tiap tahunnya perlu diperhatikan dengan seksama. Untuk mencapai hal tersebut, diperlukan bahan proses yang mencukupi sehingga adanya pengendalian bahan proses dilakukan sebagai langkah pencegahan terjadinya kekurangan.

BAB III PERANCANGAN PROSES

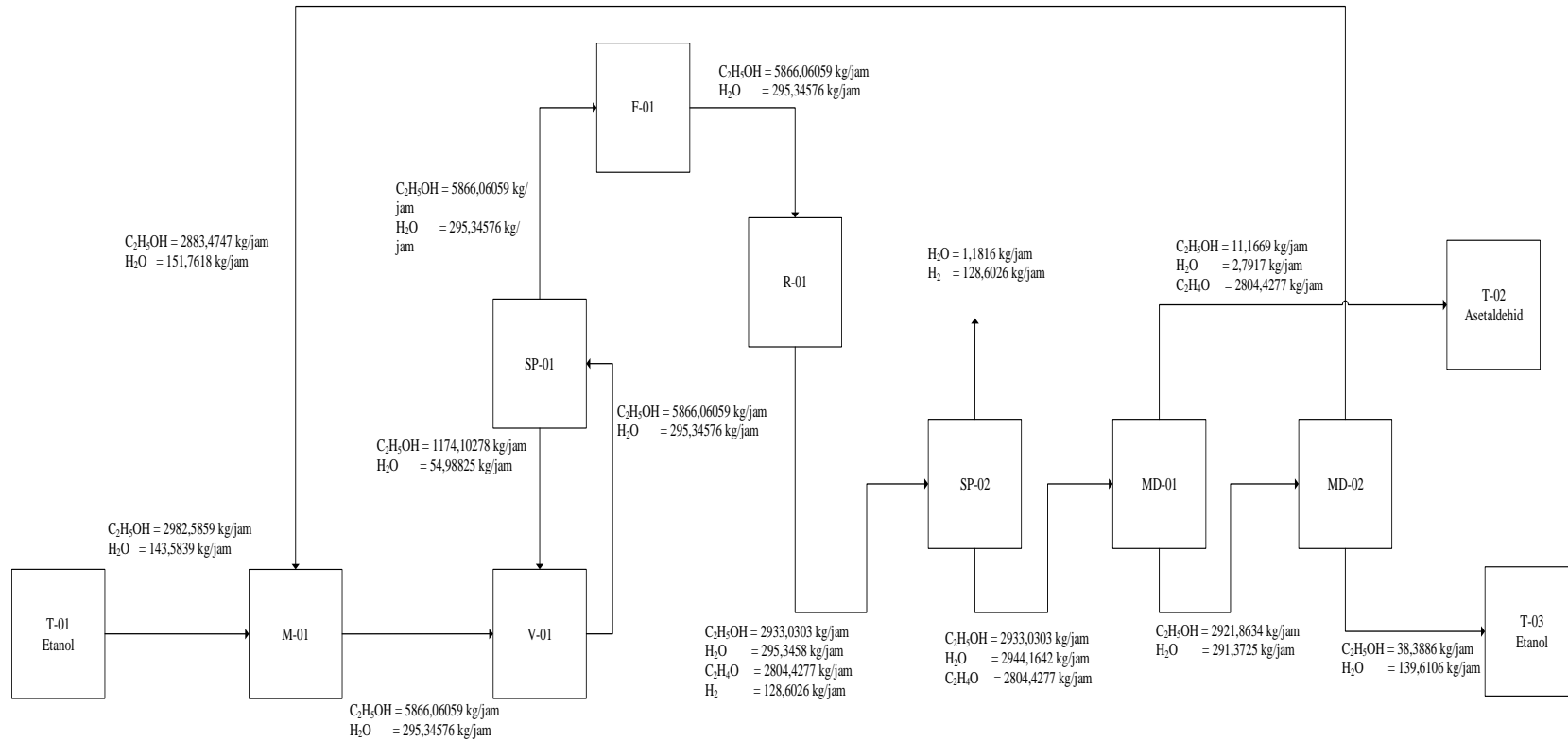
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif

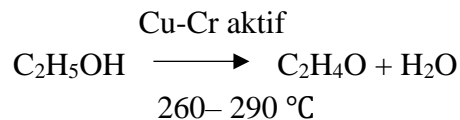


Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Rangkaian proses

Secara komersial, pembuatan asetaldehida melalui proses dehidrogenasi fase uap etanol memiliki reaksi sebagai berikut:



Pada tahap awal etanol dengan kondisi 30°C dan 1 atm dari tangki penyimpanan akan diuapkan terlebih dahulu menggunakan *vaporizer*. Hasil keluaran *vaporizer* selanjutnya akan dimasukkan ke dalam alat *separator* 1 untuk memisahkan bahan baku yang sudah menjadi gas dan yang masih dalam fase cair. Keluaran atas dari *separator* dialirkan menuju ke *furnace* untuk dinaikkan suhunya menjadi 260°C sedangkan keluaran bawah akan di *recycle* kedalam *vaporizer*. Setelah mencapai suhu 260°C, aliran bahan diumpankan kedalam reaktor dan direaksikan dengan bantuan katalis berupa krom tembaga pada tekanan 1 atm dan temperatur 260°C menggunakan reaktor *fixed bed*. Oleh karena reaksi tersebut bersifat endotermis maka diperlukan penambahan panas dari luar untuk menjaga agar suhu didalam reaktor tetap stabil. Dalam hal ini digunakan steam sebagai pemanas.

Setelah keluar dari reaktor, produk yang masih berfase gas dimasukkan ke dalam kondensor untuk diturunkan suhunya menjadi 52,945°C serta mengubah fase sebagian besar produk menjadi cair. Selanjutnya, aliran produk diumpankan ke dalam *separator* 2 untuk dipisahkan dengan gas hidrogen yang terbentuk selama reaksi sehingga komposisi produk tersisa asetaldehida, etanol dan air. Untuk memperoleh asetaldehida dengan kemurnian tinggi, diperlukan untuk memisahkan

senyawa etanol dan air yang ada pada produk menggunakan Menara distilasi. Menara distilasi yang digunakan berjumlah 2 alat dikarenakan hanya terdapat 3 senyawa berbeda pada aliran. Sebelum masuk kedalam Menara distilasi, keluaran *separator-02* akan didinginkan kembali hingga mencapai titik *bubble point*. Selanjutnya aliran produk dimasukkan ke dalam Menara distilasi yang bertujuan memperoleh asetaldehid dengan kemurnian hingga 99,5 %. Keluaran atas Menara distilasi 1 dimasukkan ke dalam tangki penyimpanan produk dengan suhu 25,1031°C sedangkan keluaran bawah akan diumpankan ke dalam Menara Distilasi 2.

Umpan menara distilasi 2 berupa campuran etanol dan air. Dari umpan tersebut, etanol memiliki titik didih yang lebih rendah daripada air sehingga keluaran atas dari menara distilasi 2 akan berupa etanol akan di *recycle* menuju ke alat *Mixer-01* untuk dicampur dengan umpan sedangkan keluaran bawahnya akan diproses ke unit pengolahan limbah.

3.2.2 Proses Reaksi

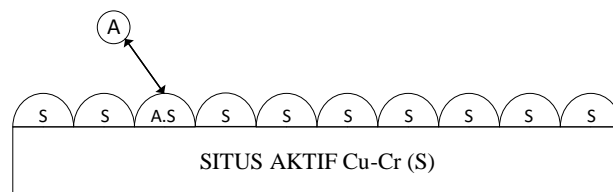
Reaksi yang digunakan untuk menghasilkan asetaldehid dari etanol adalah dehidrogenasi. Dehidrogenasi merupakan reaksi pelepasan hidrogen dari suatu senyawa. Proses ini berlangsung dalam fase gas dan memerlukan bantuan katalis berupa Cu-Cr. Pada reaksi fase gas dengan katalis berpori, reaksi katalitik yang terjadi melalui tahapan seperti dibawah ini:

1. Difusi molekul reaktan dari badan utama fluida menuju ke permukaan luar katalis/mulut pori katalis (Difusi eksternal)

2. Difusi molekul reaktan dari permukaan luar katalis menuju bagian dalam pori (Difusi internal)

3. Adsorpsi Reaktan

Molekul C_2H_5OH (A) akan teradsorpsi ke permukaan aktif katalis Cu-Cr (S) sedangkan air (B) yang terkandung pada umpan tidak teradsorpsi ke permukaan aktif katalis sehingga dapat diilustrasikan sebagai berikut:



Gambar 3. 3 Adsorpsi Reaktan

4. Terjadi reaksi permukaan molekul etanol yang telah menempel pada situs aktif katalis. Reaksi yang terjadi menggunakan mekanisme *Dual Site* fase gas yang mana etanol yang teradsorpsi oleh situs aktif akan bereaksi dengan situs aktif lain untuk membentuk produk.

5. Setelah bereaksi, produk berupa asetaldehid dan hidrogen akan melepaskan diri dari permukaan aktif katalis atau mengalami desorpsi.

6. Difusi molekul produk dari molekul bagian dalam pori ke permukaan luar katalis (Difusi internal).

7. Difusi molekul produk dari permukaan luar katalis menuju badan utama fluida (difusi eksternal).

Suhu reaksi yang cukup tinggi dapat menyebabkan deaktivasi katalis berupa sintering. Hal ini terjadi karena katalis kehilangan sifat aktifnya akibat paparan suhu yang terlalu tinggi sehingga suhu dalam reaktor perlu dijaga agar stabil.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Tangki Penyimpanan

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01 (Etanol)	T-02 (Asetaldehid)	T-03 (Etanol)
Fungsi alat	Menyimpan Bahan Baku Etanol	Menyimpan Produk Asetaldehid 99,5%	Menyimpan etanol sisa produksi
Lama penyimpanan	7 hari	7 hari	30 hari
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1	1
Jenis Tangki	Tangki Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>torispherical roof</i>	Tangki Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>torispherical roof</i>	Tangki Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>torispherical roof</i>
Kondisi Operasi	Suhu (°C): 30 °C Tekanan (atm): 1 atm	Suhu (°C): 25 °C Tekanan (atm): 1,5 atm	Suhu (°C): 30 °C Tekanan (atm): 1 atm
Spesifikasi	Bahan konstruksi : <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i> Volume tangki : 809,2527 m ³ Diameter : 13,716 m Tinggi : 7,9374 m Jumlah <i>course</i> : 3 Tebal <i>shell</i> : <i>Course 1</i> : 0,375 in <i>Course 2</i> : 0,25 in <i>Course 3</i> : 0,1875 in	Bahan konstruksi : <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i> Volume tangki : 730,0217 m ³ Diameter : 12,192 m Tinggi : 7,6892 m Jumlah <i>course</i> : 3 Tebal <i>shell</i> : <i>Course 1</i> : 0,3125 in <i>Course 2</i> : 0,25 in <i>Course 3</i> : 0,1875 in	Bahan konstruksi : <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i> Volume tangki : 163,0431 m ³ Diameter : 7,62 m Tinggi : 5,0679 m Jumlah <i>course</i> : 2 Tebal <i>shell</i> : <i>Course 1</i> : 0,25 in <i>Course 2</i> : 0,1875 in
<i>Head & Bottom</i>	Jenis <i>Head</i> : <i>Torispherical</i> Tebal <i>Head</i> : 1,125 in Jenis <i>Bottom</i> : <i>Flat Bottom</i> Tebal <i>Bottom</i> : 0,75 in	Jenis <i>Head</i> : <i>Torispherical</i> Tebal <i>Head</i> : 1 in Jenis <i>Bottom</i> : <i>Flat Bottom</i> Tebal <i>Bottom</i> : 0,75 in	Jenis <i>Head</i> : <i>Torispherical</i> Tebal <i>Head</i> : 0,625 in Jenis <i>Bottom</i> : <i>Flat Bottom</i> Tebal <i>Bottom</i> : 0,4375 in

3.3.2 Mixer

Tabel 3.2 Spesifikasi Mixer

Parameter	Identifikasi
Kode	M-01
Fungsi	Mencampurkan umpan dari T-01 dan keluaran top MD-02
Jenis	<i>Torispherical flanged and dished head</i>
Material	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
Diameter	1,2596 m
Tinggi tangki	1,7797 m
Volume	1,5689 m ³
Tebal shell	0,1875 in
Tebal head	0,1875 in
Diameter pengaduk	0,3779 m
Jenis pengaduk	<i>Turbin 6 blade</i>
Kecepatan pengaduk	157,3463 rpm
Tenaga pengaduk	0,25 hp
Jumlah pengaduk	1

3.3.3 Vaporizer

Tabel 3.3 Spesifikasi Vaporizer

Kondisi Operasi				
Posisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	<i>Steam</i>		Etanol dan Air	
Jenis Fluida	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Laju Alir Cairan	-	4451,7569 Kg/Jam	7390,497387 Kg/Jam	1229,09103 Kg/Jam
Laju Alir Uap	4451,7569 Kg/Jam	-	-	6161,40636 Kg/Jam
Suhu	300 °C	300 °C	58,9942 °C	81 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm

Spesifikasi			
<i>Shell Side</i>		<i>Tube Side</i>	
<i>Length</i>	16 ft	<i>Length</i>	16 ft
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	8
ID	19,25 in	OD	0,87 in
<i>Baffle Space</i>	3,85 in	<i>Number</i>	50
		A	209,44 ft ²
		BWG	16
		<i>Pitch</i>	1,25 in
ΔP_s	0,707 psi	ΔP_t	0,744 psi
Rd min	0,001	Rd min	0,001
Rd =			0,01211

3.3.4 Separator

a. Separator-01

Tabel 3.4 Spesifikasi Separator-01

Parameter	Identifikasi
Nama dan Kode	Separator-01 (SP-01)
Fungsi	Memisahkan fasa cair dan gas dari produk berupa campuran etanol dan air
Jenis	Drum silinder vertikal dengan <i>torispherical head</i>
Material	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi operasi	P : 1 atm T : 81 °C
Spesifikasi	
<i>Shell</i>	Panjang : 3,0158 m Tebal : 0,1875 in Diameter luar : 40 in
<i>Head</i>	Panjang : 0,2240 m Tebal : 0,1875 in

b. Separator-02

Tabel 3.5 Spesifikasi Separator-02

Parameter	Identifikasi
Nama dan Kode	Separator-02 (SP-02)
Fungsi	Memisahkan hidrogen dari produk
Jenis	Drum silinder horizontal dengan <i>torispherical head</i>
Material	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi operasi	P : 1 atm T : 52,9449 °C
Spesifikasi	
<i>Shell</i>	Panjang : 2,2402 m Tebal : 0,1875 in Diameter luar : 22 in
<i>Head</i>	Panjang : 0,1517 m Tebal : 0,1875 in

3.3.5 Furnace

Tabel 3.6 Spesifikasi Furnace

Parameter	Identifikasi
Kode	F-01
Fungsi	Memanaskan suhu umpan masuk reaktor
Jumlah	1 alat
Tipe	<i>Fire Box Furnace</i>
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu Masuk	81 °C
Suhu Keluar	260 °C
Dimensi Alat	
Panjang	3,048 m
Lebar	1,016 m
Tinggi	1,778 m
Volume	5,5061 m
Dimensi Stack	
ID	0,08382 m
Tinggi	41,1292 m
Isolasi	
Bahan Isolasi	<i>Kaolin Insulating Firebrick</i>
Tebal Isolasi	0,0021 m

3.3.6 Reaktor

Tabel 3.7 Spesifikasi Reaktor

Parameter	Identifikasi
Spesifikasi Umum	
Kode	R-01
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi etanol
Jenis	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Mode operasi	<i>Semi-batch</i>
Jumlah	1
Harga (\$)	21291
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	260
Tekanan, atm	1
Kondisi operasi	Non-adiabatis, non isothermal
Konstruksi Material	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA283 Grade C</i>
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	0,7735
Tebal <i>shell</i> , in	0,1875
Tinggi total, m	6,467
Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical</i>
Insulasi	
Bahan	<i>Kaolin Insulating Brick</i>
Konduktivitas panas, W/m.K	0,4497
Tebal isolasi, m	0,07796
Spesifikasi Khusus	
Jenis katalis	<i>Copper Chromite</i>
Bentuk katalis	<i>Sphere</i>
Ukuran katalis, mm	3
Tinggi katalis, m	6,1
Porositas tumpukan	0,36
WHSV, /jam	0,2275
<i>Pressure drop</i> di sepanjang tumpukan katalis, atm	1
Dimensi tube	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA283 Grade C</i>
Diameter, in	OD : 1

	ID : 0,902
Panjang, m	6,1
Jumlah <i>tube</i>	538
Tipe	<i>Triangular Pitch</i>
Ukuran <i>pitch</i> , in	1,25

3.3.7 Cooler

a. Cooler-01

Tabel 3.8 Spesifikasi Cooler-01

Kondisi Operasi				
Posisi	<i>Annulus</i>		<i>Inner</i>	
Fluida	Asetaldehid, etanol dan air		Air pendingin	
Jenis Fluida	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Laju Alir Cairan	5995,709611 Kg/jam	5995,709611 Kg/jam	4049,487154 Kg/Jam	4049,487154 Kg/Jam
Laju Alir Uap	-	-	-	-
Suhu	52,945 °C	41,627 °C	25 °C	35°C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Spesifikasi				
<i>Annulus</i>		<i>Inner</i>		
<i>Length</i>	15 ft	<i>Length</i>	15 ft	
Hairpin	3	Hairpin	3	
ID	4,026 in	ID	3,068 in	
OD	4,5 in	OD	3,5 in	
a_a	3,14 in ²	a_p	7,38 in ²	
SCH	40	SCH	40	
ΔPa	1,9307 psi	ΔPp	0,2732 psi	
Rd min	0,001	Rd min	0,003	
Rd =	0,006632			

b. *Cooler-02*

Tabel 3.9 Spesifikasi Cooler-02

Kondisi Operasi				
Posisi	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	etanol dan air		Air pendingin	
Jenis Fluida	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Laju Alir Cairan	168,7366115 Kg/Jam	168,7366115 Kg/Jam	1294,767056 Kg/jam	1294,767056 Kg/jam
Laju Alir Uap	-	-	-	-
Suhu	112,679 °C	30 °C	25 °C	35°C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Spesifikasi				
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>		
<i>Length</i>	15 ft	<i>Length</i>	15 ft	
Hairpin	3	Hairpin	3	
ID	4,026 in	ID	3,068 in	
OD	4,5 in	OD	3,5 in	
a_a	3,14 in ²	a_p	7,38 in ²	
SCH	40	SCH	40	
ΔPa	0,0033 psi	ΔPp	0,0186 psi	
Rd min	0,001	Rd min	0,003	
Rd =			0,01125	

3.3.8 *Condensor*

a. *Condensor Parsial-01*

Tabel 3.10 Spesifikasi *Condensor Parsial-01*

Kondisi Operasi				
Posisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Air		Asetaldehid, etanol, hidrogen dan air	
Jenis Fluida	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Laju Alir Cairan	45916,44388 Kg/Jam	45916,44388 Kg/Jam	-	6031,622217 Kg/Jam

Laju Alir Uap	-	-	6161,4064 Kg/Jam	129,7841384 Kg/Jam
Suhu	20 °C	60 °C	270,0565 °C	52,9449 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm

Spesifikasi			
<i>Shell Side</i>		<i>Tube Side</i>	
<i>Length</i>	16 ft	<i>Length</i>	16 ft
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	8
ID	27 in	OD	1 in
<i>Baffle Space</i>	13,5 in	<i>Number</i>	286
		A	1197,9968 ft ²
		BWG	16
		Pitch	1,25 in
ΔPs	0,4521 psi	ΔPt	0,0892 psi
Rd min	0,001	Rd min	0,005
Rd =			0,0029443

b. *Condensor-01*

Tabel 3.11 Spesifikasi *Condensor-01*

Kondisi Operasi				
Posisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Asetaldehid, etanol dan air		Air	
Jenis Fluida	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Laju Alir Cairan	-	7990,583522 Kg/Jam	70281,57821 Kg/Jam	70281,57821 Kg/Jam
Laju Alir Uap	7990,583522 Kg/Jam	-	-	-
Suhu	41,6268 °C	25,1031 °C	20 °C	35 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm

Spesifikasi			
<i>Shell Side</i>		<i>Tube Side</i>	
<i>Length</i>	20 ft	<i>Length</i>	20 ft
Passes	1	Passes	8
ID	37 in	OD	1 in
<i>Baffle Space</i>	12,333 in	<i>Number</i>	598
		A	3131,128 ft ²
		BWG	16
		<i>Pitch</i>	1,25 in
ΔP_s	0,0149 psi	ΔP_t	3,5114 psi
Rd min	0,0005	Rd min	0,002
Rd =			0,002985

c. *Condensor-02*

Tabel 3.12 Spesifikasi *Condensor-02*

Kondisi Operasi				
Posisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Etanol dan air		Air	
Jenis Fluida	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Laju Alir Cairan	-	5842,429037 Kg/Jam	27594,34534 Kg/Jam	27594,34534 Kg/Jam
Laju Alir Uap	5842,429037 Kg/Jam	-	-	-
Suhu	84,6202 °C	79 °C	20 °C	60 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm

Spesifikasi			
<i>Shell Side</i>		<i>Tube Side</i>	
<i>Length</i>	12 ft	<i>Length</i>	162ft
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	8
ID	21,25 in	OD	1 in
<i>Baffle Space</i>	10,625 in	<i>Number</i>	252
		A	791,6832 ft ²
		BWG	16
		<i>Pitch</i>	1,25 in

ΔP_s	0,0055 psi	ΔP_t	0,9235 psi
Rd min	0,0005	Rd min	0,002
Rd =	0,0077		

3.3.9 Reboiler

a. Reboiler-01

Tabel 3.13 Spesifikasi Reboiler-01

Kondisi Operasi				
Posisi	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	<i>Steam</i>		Etanol dan Air	
Jenis Fluida	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Laju Alir Cairan	-	3338,086949 Kg/Jam	-	10545,76 Kg/Jam
Laju Alir Uap	3338,086949 Kg/Jam	-	10545,76 Kg/Jam	-
Suhu	300 °C	300 °C	200 °C	83 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm

Spesifikasi			
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	15 ft	<i>Length</i>	15 ft
Hairpin	4	Hairpin	4
ID	4,026 in	ID	3,068 in
		OD	3,5 in
		A	110,04 ft ²
		SCH	40
ΔP_a	2,0752 psi	ΔP_a	0,3739 psi
Rd min	0,001	Rd min	0,001
Rd =	0,003809		

b. *Reboiler-02*

Tabel 3.14 Spesifikasi *Reboiler-02*

Kondisi Operasi				
Posisi	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Asetaldehid, etanol dan air		<i>Steam</i>	
Jenis Fluida	<i>Cold</i>		<i>Hot</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Laju Alir Cairan	2924,77960 Kg/Jam	168,73661 Kg/Jam	-	2367,571227 Kg/Jam
Laju Alir Uap	-	2756,042989 Kg/Jam	2367,571227 Kg/Jam	-
Suhu	91,8324 °C	112,6791 °C	300 °C	300 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm

Spesifikasi			
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	15 ft	<i>Length</i>	15 ft
Hairpin	3	Hairpin	3
ID	4,026 in	ID	3,068 in
		OD	3,5 in
		A	82,53 ft ²
		SCH	40
ΔPa	0,9197 psi	ΔPa	0,0233 psi
Rd min	0,001	Rd min	0,001
Rd =			0,0042

3.3.10 Menara Distilasi

Tabel 3.15 Spesifikasi Menara Distilasi

Parameter	Identifikasi	
	Menara Distilasi-01 (MD-01)	Menara Distilasi-02 (MD-02)
Nama dan Kode	Menara Distilasi-01 (MD-01)	Menara Distilasi-02 (MD-02)
Fungsi	Memisahkan komponen asetaldehid sebagai keluaran distilat dan etanol serta air sebagai keluaran <i>bottom</i>	Memisahkan komponen etanol sebagai keluaran distilat dan air sebagai keluaran <i>bottom</i>
Jenis	<i>Multistage Distillation</i>	<i>Multistage Distillation</i>
Tipe	<i>Sieve tray</i>	<i>Sieve tray</i>
Material	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi		
Umpan	Tekanan : 1 atm Suhu : 41,4915 °C	Tekanan : 1 atm Suhu : 84,6202 °C
Distilat	Tekanan : 1 atm Suhu : 25,0652 °C	Tekanan : 1 atm Suhu : 79 °C
<i>Bottom</i>	Tekanan : 1 atm Suhu : 84,61 °C	Tekanan : 1 atm Suhu : 111,2003 °C
Spesifikasi		
<i>Shell</i>	Diameter : 1,3470 m Tinggi : 10,3106 m Tebal : 0,1875 in	Diameter : 1,0661 m Tinggi : 5,8844 m Tebal : 0,1875 in
<i>Head</i>	Jenis : <i>Torispherical head</i> Tebal : 0,25 in Tinggi : 11,1467 in	Jenis : <i>Torispherical head</i> Tebal : 0,25 in Tinggi : 9,0004 in
Tipe tray	Jenis : <i>Sieve tray</i> Feed plate : 7 Tebal <i>tray</i> : 0,005 m Jumlah plate aktual: 15 Diameter hole : 0,005 m <i>Tray spacing</i> : 0,5 m Jumlah lubang: 5515	Jenis : <i>Sieve tray</i> Feed plate : 5 Tebal <i>tray</i> : 0,005 m Jumlah plate aktual: 9 Diameter hole : 0,005 m <i>Tray spacing</i> : 0,5 m Jumlah lubang: 3461

3.3.11 Pompa

Tabel 3.16 Spesifikasi Pompa

Parameter	Identifikasi						
	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07
Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan cairan etanol 95% menuju <i>Mixer-01</i>	Mengalirkan keluaran <i>Mixer</i> menuju <i>Vaporizer-01</i>	Mengalirkan keluaran <i>bottom SP-02</i> menuju <i>CL-01</i>	Mengalirkan keluaran ACC-01 menuju T-02 serta menaikkan tekanan cairan	Mengalirkan keluaran <i>Reboiler-01</i> menuju MD-02	Mengalirkan keluaran ACC-02 menuju ke <i>Mixer</i>	Mengalirkan keluaran <i>Reboiler-02</i> menuju <i>Cooler-02</i>
Viskositas (cP)	0,9577	0,6329	0,4313	0,2288	0,4028	0,4393	0,257041
Kapasitas	4,7266 m ³ /Jam	9,5968 m ³ /Jam	9,4612 m ³ /Jam	4,3702 m ³ /Jam	4,7266 m ³ /Jam	4,8852 m ³ /Jam	0,239 m ³ /Jam
<i>Pump Head</i> (m)	5	5	5	5	5	5	5
Suhu Fluida	30 °C	54,54 °C	52,95 °C	25,1 °C	84,61 °C	79 °C	112,2 °C
<i>Submersibility</i>	<i>immersed</i>						
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Efisiensi Pompa	0,48	0,59	0,6	0,5	0,48	0,59	0,48
Daya Motor (hp)	0,25 hp	0,5 hp	0,5 hp	10 hp	0,25 hp	0,25 hp	0,05 hp
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
<i>Material Construction</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.17 Neraca Massa Total

Senyawa	<i>Input (Kg/Jam)</i>	<i>Output (Kg/jam)</i>		
	Arus 1	Arus	Arus	Arus
C ₂ H ₅ OH	2982,58588	11,16695	29,12596	9,26267
H ₂ O	143,58393	2,79174	139,61065	1,18155
C ₂ H ₄ O	-	2804,42771	-	-
H ₂	-	-	-	128,60259
Total	3126,1698	3126,1698		

3.4.2 Neraca Massa Mixer

Tabel 3.18 Neraca Massa Mixer

Senyawa	<i>Input (Kg/Jam)</i>		<i>Output (Kg/jam)</i>
	Arus 1	Arus	Arus 2
C ₂ H ₅ OH	2982,58588	2883,47471	5866,06059
H ₂ O	143,58393	151,76183	295,34576
Total	6161,40636		6161,40636

3.4.3 Neraca Massa Vaporizer

Tabel 3.19 Neraca Massa Vaporizer

Senyawa	<i>Input (Kg/Jam)</i>		<i>Output (Kg/jam)</i>
	Arus 2	Arus 5	Arus 3
C ₂ H ₅ OH	5866,06059	1174,10278	7040,16337
H ₂ O	295,34576	54,98825	350,33402
Total	6161,40636	1229,09103	7390,49739

3.4.4 Neraca Massa Separator 01

Tabel 3.20 Neraca Massa Separator-01

Senyawa	<i>Input</i> (Kg/Jam)	Top (Kg/jam)	Bottom (Kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	7040,16337	5866,06059	1174,10278
H ₂ O	350,33402	295,34576	54,98825
Total	7390,49739	6161,40636	1229,09103

3.4.5 Neraca Massa Reaktor

Tabel 3.21 Neraca Massa Reaktor

Senyawa	<i>Input</i> (Kg/Jam)	<i>Output</i> (Kg/jam)
	Arus 4	Arus 5
C ₂ H ₅ OH	5866,06059	2933,03030
H ₂ O	295,34576	295,34576
C ₂ H ₄ O	-	2804,42771
H ₂	-	128,60259
Total	6161,40636	6161,40636

3.4.6 Neraca Massa Separator 02

Tabel 3.22 Neraca Massa Separator-02

Senyawa	<i>Input</i> (Kg/Jam)	Top (Kg/jam)	Bottom (Kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	2933,03030	-	2933,03030
H ₂ O	295,34576	1,18155	294,1642
C ₂ H ₄ O	2804,42771	-	2804,42771
H ₂	128,60259	128,60259	-
Total	6161,40636	129,78414	6031,62222

3.4.7 Neraca Massa Menara Distilasi 01

Tabel 3.23 Neraca Massa Menara Distilasi-01

Senyawa	<i>Input (Kg/Jam)</i>	<i>Output (Kg/jam)</i>	
	Arus	Arus	Arus
C ₂ H ₅ OH	2933,03030	11,16695	2921,86335
H ₂ O	294,1642	2,79174	291,37247
C ₂ H ₄ O	2804,42771	2804,42771	-
Total	6031,6222	2818,38639	3213,23583

3.4.8 Neraca Massa Menara Distilasi 02

Tabel 3.24 Menara Distilasi-02

Senyawa	<i>Input (Kg/Jam)</i>	<i>Output (Kg/jam)</i>	
	Arus	Arus	Arus
C ₂ H ₅ OH	2921,8634	2883,4747	38,3886
H ₂ O	291,3725	151,7618	139,6106
Total	3213,2358	3035,2365	177,9993

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Mixer

Tabel 3.25 Neraca Panas *Mixer*

Komponen	Q _{in} (Kjoule/Jam)	Q _{out} (Kjoule/Jam)
Umpan	447469,4446	-
Keluaran <i>Mixer</i>	-	447469,4446
Q total	447469,4446	447469,4446

3.5.2 Neraca Panas Vaporizer

Tabel 3.26 Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Umpan	619060,40059246	-
<i>Steam</i>	6253828,048	-
Keluaran <i>Vaporizer</i>	-	6872888,4482
Total	6872888,4482	6872888,4482

3.5.3 Neraca Panas Separator-01

Tabel 3.27 Neraca Panas Separator-01

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Umpan Vaporizer	6872888,4482	-
<i>Top Separator</i>	-	6701297,4922
<i>Bottom Separator</i>	-	171590,9560
Total	6872888,4482	6872888,4482

3.5.4 Neraca Panas Furnace

Tabel 3.28 Neraca Panas Furnace

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Umpan <i>Top Separator</i>	6701297,49222191	-
Pemanas	2068174,776	-
Keluaran <i>Furnace</i>	-	8769472,268
Total	8769472,2680	8769472,2680

3.5.5 Neraca Panas Reaktor

Tabel 3.29 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Umpan	8769472,2680	-
Panas <i>Steam</i>	4000105,8257	-
Panas Reaksi	-	4572433,9958
Produk	-	8197144,0979
Total	12769578,0937	12769578,0937

3.5.6 Neraca Panas Condensor Parsial-01

Tabel 3.30 Neraca Panas *Condensor* Parsial

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Keluaran Reaktor	8197144,097877	-
Pendingin	-	7675416,616777
Keluaran Kondensor	-	521464,576591
<i>Q loss</i>	-	262,904509
Total	8197144,097877	8197144,097877

3.5.7 Neraca Panas Separator-02

Tabel 3.31 Neraca Panas Separator-02

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Keluaran Kondensor	521464,576591	-
<i>Top Separator</i>	-	105321,117645
<i>Bottom Separator</i>	-	416143,458946
Total	521464,576591	521464,576591

3.5.8 Neraca Panas Cooler-01

Tabel 3.32 Neraca Panas Cooler-01

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Keluaran <i>Separator</i>	416143,458946	-
Air Pendingin	-	194807,7761
Keluaran <i>cooler</i>	-	221335,6829
Total	416143,458946	416143,458946

3.5.9 Neraca Panas Menara Distilasi-01

Tabel 3.33 Neraca Panas Menara Distilasi-01

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Umpan	221335,68286	-
Distilat	-	428,67449
Bottom		494062,37460
Kondensor	-	4417080,08207
<i>Reboiler</i>	4690235,44830	-
Total	4911571,13116	4911571,13116

3.5.10 Neraca Panas Menara Distilasi-02

Tabel 3.34 Neraca Panas Menara Distilasi-02

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Umpan	494062,37476	-
Distilat	-	409598,84235
Bottom		58463,15560
Kondensor	-	4611633,64980
<i>Reboiler</i>	4585633,27300	-
Total	5079695,64776	5079695,64776

3.5.11 Neraca Panas Cooler-02

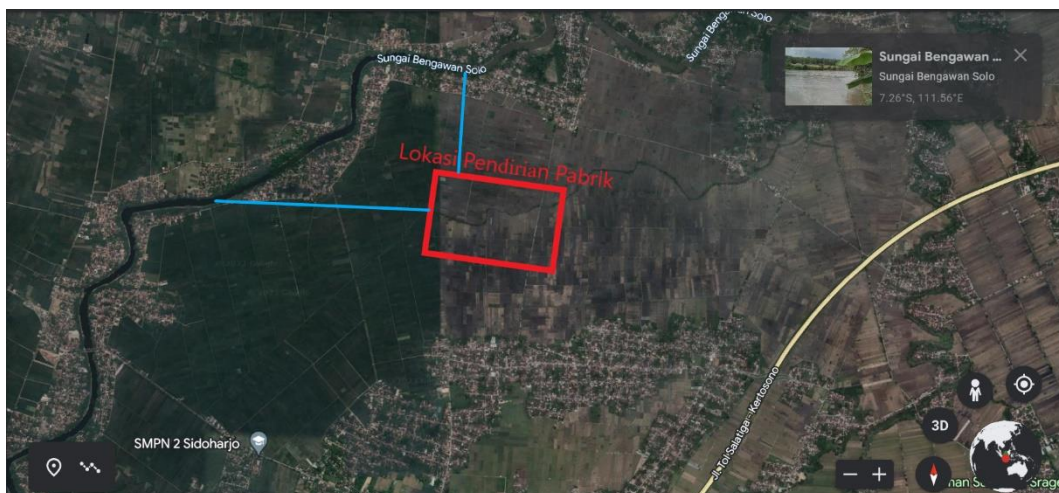
Tabel 3.35 Neraca Panas Cooler-02

Komponen	Qin (Kjoule/Jam)	Qout (Kjoule/Jam)
Bottom MD-02	58463,15560	-
Air Pendingin	-	55089,84904
Keluaran <i>cooler-02</i>	-	3373,306554
Total	58463,15560	58463,15560

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pendirian pabrik menjadi satu diantara faktor penting sehingga harus direncanakan sebaik mungkin karena menjadi penentu kemajuan dan keberlangsungan pabrik kedepan. Letak geografis suatu pabrik yang tepat mampu memaksimalkan kegiatan produksi, meminimalkan pengeluaran distribusi dan memberikan potensi yang baik untuk pengembangan pabrik yang nantinya dapat berdampak pada penurunan kebutuhan dari segi ekonomi. Pendirian pabrik asetaldehid direncanakan di daerah Sragen, Jawa Tengah.



Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik Asetaldehid

Penentuan lokasi dikawasan Sragen, Jawa Tengah memiliki pertimbangan terhadap beberapa faktor sebagai berikut:

A. Sumber Bahan Baku

Pemilihan daerah sragen sebagai lokasi pendirian pabrik dikarenakan dekatnya sumber bahan baku yaitu etanol yang diperoleh dari PT. Indo Acidatama dimana kapasitas produksinya sebesar 39450 ton/tahun dengan

kebutuhan etanol yang telah dirancang sebesar 24759,2648 ton/tahun. Berdasarkan kondisi tersebut, diharapkan kebutuhan akan bahan baku pabrik dapat dengan mudah terpenuhi sehingga mampu menjaga kontinuitas operasional pabrik asetaldehid yang akan didirikan. Waktu tempuh antara lokasi pendirian pabrik dan pabrik pemasok bahan baku etanol berkisar 35 menit perjalanan dengan jarak tempuh sekitar 30 km.

B. Pemasaran Produk

Penjualan dari produk yang dihasilkan suatu pabrik harus jelas, karena dapat mempengaruhi nilai penjualan dari produk yang dihasilkan. Produk yang dihasilkan harus sesuai dengan permintaan dari konsumen baik dari segi kualitas produk, harga, bentuk dan ketentuan lainnya yang harus dipenuhi. Pabrik yang memerlukan asetaldehid sebagai bahan baku diantaranya PT. Petro Oxo Nusantara (Produsen Etil Heksanol dan Butil Alkohol), PT. Polygon Mas (Produsen Polivinil Asetat), PT. Pamolite Adhesive Industry (Produsen Polivinil Asetat), PT. Indo Asia Tirta Manunggal (Produsen resin dan vinil asetat), serta dilakukan aktivitas ekspor ke beberapa negara seperti Jerman dan Cina melalui Pelabuhan Tanjung Mas.

C. Transportasi dan Komunikasi

Pendirian pabrik harus ditempatkan dekat dengan pasar, sumber bahan baku maupun persimpangan antara pasar dan sumber bahan baku serta Pelabuhan, jalan kereta api, jalan raya yang bertujuan untuk memudahkan transportasi dan meminimalkan biaya yang harus dikeluarkan perusahaan maupun karyawan. Lokasi yang dipilih berdekatan dengan akses jalan umum

sehingga pabrik tidak perlu membangun akses jalan raya kembali. Selain itu, lokasi pabrik tidak jauh dari Pelabuhan Tanjung Mas yang akan digunakan untuk keperluan ekspor.

D. Fasilitas Air

Pendirian suatu pabrik haruslah dekat dengan sumber air. Dalam hal ini, lokasi yang dipilih diatas dekat dengan salah satu sumber air terbesar yaitu Bengawan Solo sehingga jalannya suatu pabrik menjadi lebih mudah. Jarak antara Sungai Bengawan Solo dan lokasi pendirian pabrik tidak terpaut terlalu jauh. Dengan dekatnya pabrik dari sumber air akan memudahkan jalannya aktivitas-aktivitas yang membutuhkan air dalam jumlah yang besar seperti proses produksi, aktivitas kantor dan sebagainya. Selain itu, sungai tersebut memiliki jumlah air yang besar sehingga pabrik dapat mengantisipasi permasalahan kekurangan jumlah kebutuhan air.

E. Ketenagakerjaan

Berjalannya suatu pabrik tidak hanya dipengaruhi oleh ketersediaan peralatan proses yang memadai dan jumlah bahan baku yang memadai diperlukan pula tenaga kerja. Dengan jumlah tenaga kerja yang cukup, proses produksi mulai dari pengolahan bahan baku hingga diperolehnya produk akhir dapat berjalan dengan baik. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pendirian pabrik dirancang tidak jauh serta tidak terlalu dekat dengan lokasi pemukiman agar tidak kesulitan dalam mencari tenaga kerja. Daerah sragen memiliki beberapa Kawasan industry yang cukup besar, salah satunya PT. Indo Acidatama Tbk. sehingga dalam mencari tenaga kerja berpengalaman tidak akan terlalu sulit.

F. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik perlu diperhitungkan sebagai rencana kegiatan pabrik dalam perkiraan kurun waktu 10 – 20 tahun kedepan. Hal ini perlu dilakukan mengingat dalam kurun waktu tersebut memungkinkan terjadinya peningkatan jumlah konsumsi terutama lingkup domestik yang mana memerlukan area pabrik yang lebih luas sebagai upaya peningkatan kemampuan produksi sehingga tidak akan mengalami kesulitan dalam mencari lahan untuk perluasan. Pemilihan lokasi diatas telah melalui beberapa pertimbangan terhadap dampak yang mungkin ditimbulkan, perluasan dapat dilakukan dibagian timur lokasi pabrik yang mana area tersebut memiliki jarak yang cukup jauh terhadap area pemukiman warga sehingga tidak akan mengganggu aktivitas warga sekitar.

G. Peraturan Daerah

Dalam mendirikan suatu bangunan pabrik diwajibkan memiliki surat-surat dari instansi yang berhubungan dengan keberlangsungan pabrik, baik itu pemda ataupun badan pertanahan setempat serta dari instansi lainnya yang terkait. Lahan yang akan digunakan untuk pendirian pabrik harus bebas dari kemungkinan sengketa, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat membangun maupun pada saat mendatang.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Penentuan tata letak pabrik menjadi bagian penting dalam proses perancangan pabrik. Penentuan tata letak pabrik akan menyesuaikan komponen produksi yang digunakan. Tata letak pabrik harus dirancang seoptimal mungkin sehingga dapat memberikan kemudahan akses bagi karyawan, meningkatkan keselamatan kerja,

meminimalisir biaya, memudahkan dalam pengawasan serta akses kendaraan yang beroperasi. Perencanaan tata letak pabrik memerlukan beberapa pertimbangan diantaranya (Peters, 2004):

1. Pengembangan lokasi baru serta perluasan lokasi pabrik di masa mendatang.
2. Pertimbangan Kesehatan, keamanan dan keselamatan kerja.
3. Pemeliharaan dan perbaikan peralatan
4. Luas bangunan, konstruksi dan kondisi bangunan sudah memenuhi syarat.
5. Kenyamanan dan aksesibilitas operasional seperti bahan baku, produk, dan karyawan.
6. Distribusi ekonomis utilitas dan bahan baku
7. Luas lahan yang tersedia dan yang dibutuhkan.
8. Urutan proses produksi
9. Pembuangan limbah
10. Kemudahan akses transportasi seperti jalan raya dan akses kendaraan pengangkut bahan baku dan produk.

Secara garis besar perencanaan *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa area utama sebagai berikut:

1. Area Kantor

Area utama pabrik terdiri dari perkantoran, koperasi dan kantin. Lokasi area kantor terletak cukup jauh dari area proses untuk menghindari terjadinya risiko yang tidak diinginkan.

2. Area Layanan Umum

Area layanan umum terdiri dari masjid, klinik, kantor pemadam kebakaran, ruang arsip dan gedung olahraga. Area ini diletakkan dekat dengan area yang memiliki tingkat aktivitas karyawan yang tinggi seperti area produksi dan area utama sehingga apabila terjadi keadaan darurat dapat ditangani secara cepat dan tanggap. Selain itu memudahkan karyawan untuk melakukan kegiatan diluar aktivitas utamanya.

3. Area Utama

Area utama terdiri dari tiga area yaitu area produksi dan area distribusi. Area utama harus terletak di lokasi yang mudah dijangkau untuk pendistribusian bahan baku, pengangkutan dan pengiriman serta pengawasan. Area produksi terdiri dari area proses, area pengolahan air dan ruang kontrol sedangkan area distribusi terdiri dari area gudang penyimpanan, area parker truk dan area *loading space*.

4. Area Pendukung

Area pendukung terdiri dari area pengolahan limbah, area penyedia listrik, bengkel, ruang alat, laboratorium, ruang teknik, mess karyawan. Area ini diletakkan berdekatan dengan area utama. Penempatan laboratorium pada area ini bertujuan untuk memudahkan mobilitas kegiatan pengendalian kualitas dan kuantitas dari produk sebelum pendistribusian produk dan bahan baku serta pengujian kelayakan penggunaan bahan baku. Selain itu, dengan dekatnya area bengkel dan ruang alat akan mempermudah dalam perawatan dan perbaikan peralatan yang digunakan.

5. Area Perluasan

Area perluasan sudah harus diperhitungkan sejak proses perancangan pabrik sebagai langkah antisipasi di masa mendatang dengan kemungkinan adanya peningkatan jumlah produksi pabrik. Penentuan lahan tersebut harus mempertimbangkan faktor seperti jumlah penambahan alat, jarak antara pabrik dan pemukiman sekitar atau fasilitas publik, akses karyawan serta akses kendaraan pabrik.

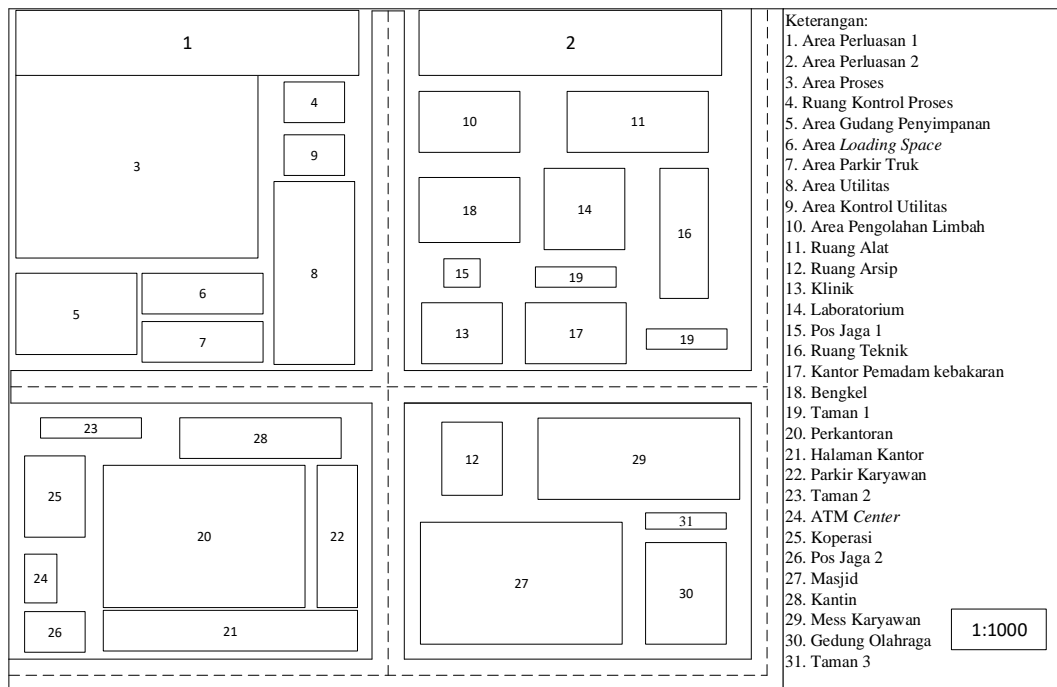
Pembangunan pabrik direncanakan memiliki luas keseluruhan seluas m² dengan perincian penggunaan area pada Tabel berikut:

Tabel 4. 1 Rincian Penggunaan Area Pabrik

No	Nama Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Perluasan 1	85	16	2400
2	Area Perluasan 2	75	16	1080
3	Area Proses	60	45	2600
4	Ruang kontrol Proses	15	10	150
5	Area Gudang Penyimpanan	30	20	600
6	Area <i>Loading Space</i>	30	10	300
7	Area Parkir Truk	30	10	300
8	Area utilitas	20	45	900
9	Area Kontrol Utilitas	15	10	150
10	Area pengolahan limbah	25	15	375
11	Ruang alat	35	15	525
12	Ruang arsip	15	18	270
13	Klinik	20	15	300
14	Laboratorium	20	20	400
15	Pos Jaga 1	9	7	63
16	Ruang teknik	12	32	384
17	Kantor Pemadam Kebakaran	25	15	375
18	Area Bengkel	25	16	400
19	Taman 1	40	10	400
20	Perkantoran	50	35	1750
21	Halaman kantor	63	10	630

Tabel 4.1 Rincian Penggunaan Area Pabrik (Lanjutan)

No	Nama Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
22	Parkir karyawan	10	35	350
23	Taman 2	25	5	125
24	ATM <i>Center</i>	8	12	96
25	Koperasi	15	20	300
26	Pos Jaga 2	15	10	150
27	Masjid	50	30	1500
28	Kantin	40	10	400
29	Mess Karyawan	50	20	1000
30	Gedung Olahraga	20	25	500
31	Taman 3	20	4	80
Luas total bangunan				18853
Luas tanah		192	160	30720



Gambar 4.2 Layout Pabrik Asetaldehid

4.3 Tata letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Perencanaan tata letak mesin/alat proses menjadi bagian penting dalam perancangan pabrik dan harus dibuat sedemikian rupa. Perencanaan tersebut harus memperhatikan beberapa faktor penting seperti:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Kelancaran aliran bahan baku dan produk dapat memberikan keuntungan ekonomis yang cukup besar. Selain itu, dampak lainnya berupa dapat menunjang keamanan dan kelancaran proses produksi.

2. Aliran Udara

Sirkulasi udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal tersebut bertujuan untuk mengantisipasi adanya stagnasi udara (ditandai dengan kecepatan angin yang rendah) yang dapat mengakibatkan pada menumpuknya bahan kimia berbahaya tertentu yang terbawa oleh udara sehingga dapat membahayakan pekerja.

3. Pencahayaan

Pencahayaan pada area proses pabrik harus memadai selama 24 jam penuh terutama pada malam hari. Pada alat-alat proses tertentu yang memiliki risiko bahaya yang cukup tinggi harus mendapatkan pencahayaan yang cukup banyak sehingga diperlukan adanya penerangan tambahan.

4. Akses Manusia dan Kendaraan

Akses manusia dan kendaraan pabrik di area proses perlu diperhatikan mengingat area tersebut memiliki risiko bahaya. Akses yang diberikan harus

memudahkan untuk mencapai alat-alat proses, memudahkan perawatan serta perbaikan alat dan memberikan keamanan bagi setiap pekerja yang ada.

5. Pertimbangan Ekonomi

Peletakan alat proses diupayakan dapat meminimalisir biaya operasi sampai titik optimum dan dapat menguntungkan secara ekonomis, namun tetap mengutamakan faktor keamanan dan keselamatan.

6. Jarak Antar Alat Proses

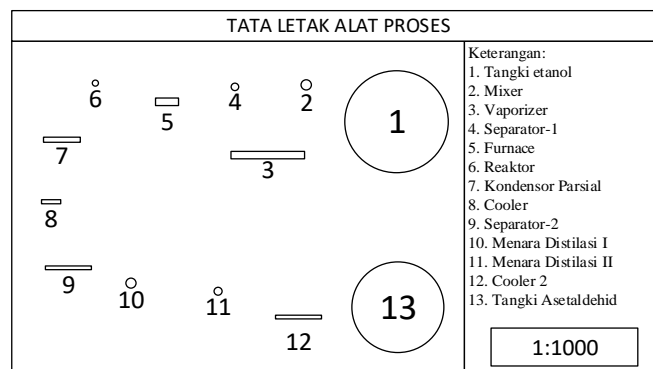
Setiap alat proses memiliki kondisi operasi tertentu sehingga harus diletakkan pada jarak yang optimal terutama alat yang memiliki suhu dan/atau tekanan yang tinggi.

7. Pemeliharaan dan Perawatan Alat (*Maintenance*)

Kegiatan *maintenance* diperlukan untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik terutama pada alat-alat proses. Penempatan alat proses yang optimal akan memudahkan pekerja melakukan *maintenance* dari satu alat ke alat lainnya.

Berikut ini *lay out* alat proses pabrik asetaldehid yang disajikan pada Gambar

4.3 sebagai berikut:



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

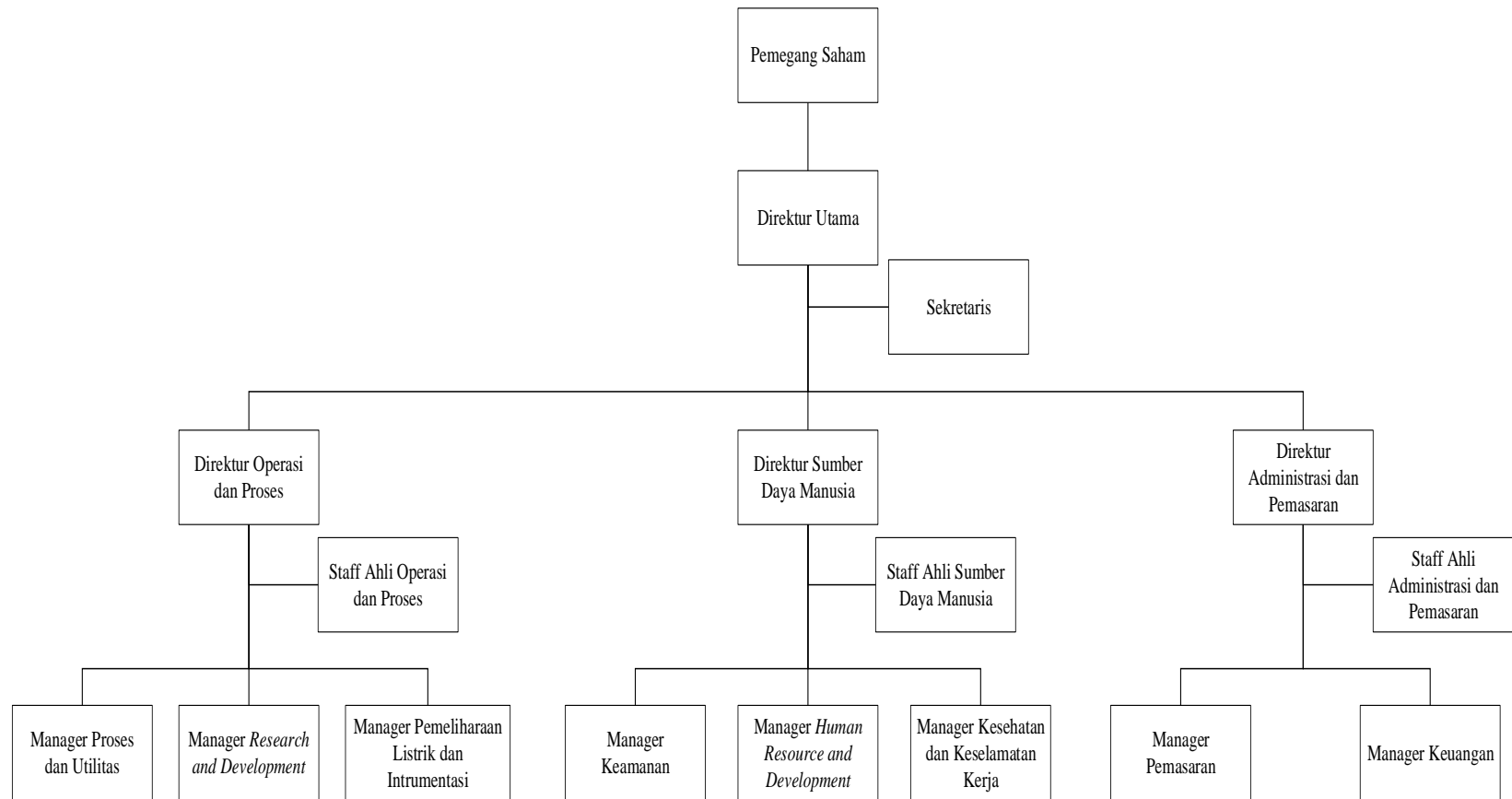
4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Perusahaan

Sebagai salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan, struktur organisasi perusahaan erat kaitannya dengan kelancaran komunikasi yang akan mempengaruhi kinerja seluruh karyawan di perusahaan. Pabrik Asetaldehid ini akan didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah badan hukum yang merupakan persekutuan modal, didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham. Pemegang saham Perseroan tidak bertanggung jawab secara pribadi atas perikatan yang dibuat atas nama Perseroan dan tidak bertanggung jawab atas kerugian Perseroan melebihi saham yang dimiliki. Pemilihan bentuk perusahaan dalam Perseroan Terbatas memiliki beberapa alasan sebagai berikut:

1. Kemudahan dalam memperoleh modal dengan sistem penjualan saham perusahaan di pasar modal dan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
2. Pemegang saham memiliki tanggungjawab yang terbatas sehingga kelancaran produksi berada ditangan pimpinan perusahaan.
3. Pemilik perusahaan (pemegang saham) dan pengurus perusahaan (direksi beserta jajaran staf dibawah pengawasan dewan komisaris) terpisah satu sama lain sehingga keberlangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak akan berpengaruh apabila pemegang saham, direksi beserta staffnya berhenti.

4. Efisiensi dari manajemen dimana para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat sehingga dapat memperluas lapangan usaha.
6. Bidang usaha yang kekayaan pribadi terpisah dari kekayaan perusahaan.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Asetaldehid

4.4.2. Tugas dan Wewenang

1. Dewan Komisaris

Dewan komisaris dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Umumnya anggota dewan komisaris terdiri dari orang maupun badan hukum pemegang saham mayoritas di perusahaan atau memiliki pengalaman dalam perusahaan. Dewan komisaris memiliki beberapa tugas diantaranya:

- Mengawasi dan mengevaluasi kinerja direktur
- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahannya pemasaran.
- Membantu direktur dalam kegiatan penting.
- Melakukan pengawasan terhadap pelaksanaan Rencana Jangka Panjang Perusahaan (RJPP) dan Rencana Kerja dan Anggaran Perusahaan (RKAP).
- Mengkaji sistem manajemen perusahaan.
- Memantau efektivitas penerapan *Good Corporate Governance* dan melaporkannya dalam RUPS.

2. Direktur Utama

Sebagai pemegang jabatan tertinggi dalam perusahaan, direktur utama memiliki tanggungjawab terhadap kestabilan dan kesuksesan perusahaan sesuai dengan target yang ditetapkan dalam RUPS. Direktur utama bertanggungjawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan serta kebijakan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Selain itu direktur utama memiliki tugas sebagai berikut:

- Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien.
- Menyampaikan laporan kinerja perusahaan kepada pemegang saham
- Merancang dan menjalankan kebijakan umum pabrik berdasarkan kebijakan yang ada dalam RUPS.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian atas persetujuan dewan komisaris dalam rapat pemegang saham.
- Merencanakan serta mengawasi pelaksanaan tugas dan tanggungjawab setiap orang dalam perusahaan.
- Menjalin kerjasama dan mewakili perusahaan dalam hubungan maupun perjanjian dengan pihak luar perusahaan.

3. Sekretaris

Sekretaris akan dipilih secara langsung oleh direktur utama. Sekretaris bertugas dan bertanggungjawab dalam membantu kelancaran administrasi perusahaan, mencatat hasil dari berbagai rapat penting perusahaan termasuk RUPS, berkomunikasi dengan berbagai pihak, melakukan pengarsipan *file* dan dokumen perusahaan, membuat penjadwalan perusahaan dan supervisi terhadap karyawan baru.

4. Direktur *Plant*

Direktur *plant* bertanggungjawab langsung kepada direktur utama terkait segala urusan mengenai proses operasi dalam pabrik. Terdapat beberapa tugas yang dilimpahkan kepada direktur *plant* seperti mengepalai seluruh pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan sektor produksi, operasi, teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan, pengadaan dan laboratorium. Direktur ini

akan membawahi beberapa bidang seperti proses dan utilitas, *research and development*, serta pemeliharaan listrik dan instrumentasi.

5. Direktur Sumber Daya Manusia

Direktur Sumber Daya Manusia bertanggungjawab langsung kepada direktur utama terkait pengembangan dan pengelolaan SDM. Tugas yang dimiliki mengenai personalia, keamanan, humas, dan keselamatan kerja serta memimpin segala kegiatan yang berhubungan dengan tugasnya. Direktur ini akan membawahi beberapa bidang seperti kesehatan dan keselamatan kerja (K3), *human resource and development* dan keamanan.

6. Direktur Administrasi dan Pemasaran

Direktur administrasi dan pemasaran bertanggungjawab langsung kepada direktur utama terkait tugas utamanya mengenai perencanaan alokasi anggaran belanja dan pendapatan perusahaan, administrasi, melaksanakan strategi dan kebijakan pemasaran produk, dan pengawasan terhadap arus keuangan perusahaan. Direktur ini akan membawahi beberapa bidang seperti keuangan dan pemasaran.

7. Kepala Bagian

Tugas kepala bagian meliputi mengkoordinir, mengatur dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkup bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian bertanggungjawab kepada direktur yang membawahinya. Berikut merupakan kepala bagian yang dibawahi oleh setiap direktur:

A. Direktur *Plant*

- Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Memiliki tugas dan wewenang dalam menjalankan dan mengawasi proses produksi, mengawasi penyediaan bahan baku serta penanganan kelancaran utilitas. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian proses dan utilitas akan dibantu oleh beberapa divisi seperti divisi produksi, divisi utilitas dan pengolahan limbah, dan divisi *control room*.

- Kepala Bagian *Research and Development*

Memiliki tugas dan wewenang evaluasi produk sebelum, selama dan setelah proses produksi untuk memastikan kualitasnya sesuai dengan standar, mengembangkan strategi untuk memperbaiki dan meningkatkan kualitas produk, menetapkan prosedur pengujian produk dan mempelajari perkembangan teknologi untuk peningkatan kualitas produk. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian *research and development* akan dibantu oleh beberapa divisi yaitu divisi laboratorium, divisi *quality control* dan divisi penelitian proses dan teknologi.

- Kepala Bagian Pemeliharaan Kelistrikan dan Instrumentasi

Memiliki tugas dan wewenang dalam pengawasan dan pelaksanaan pemeliharaan peralatan pabrik dan instrumentasi kelistrikan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian pemeliharaan kelistrikan dan instrumentasi akan dibantu oleh beberapa divisi yaitu divisi instrumentasi kelistrikan dan divisi perawatan pabrik.

B. Direktur Sumber Daya Manusia

- Kepala Bagian K3

Memiliki tugas dan wewenang dalam memastikan perusahaan telah menerapkan program K3 secara baik, mengelola program K3 serta penerapannya secara efektif, melakukan analisa risiko kerja dalam perusahaan dan memastikan setiap tenaga kerja bekerja sesuai dengan Standar Operasional Prosedur (SOP) yang ada.

- Kepala Bagian *Human Resource and Development* (HRD)

Memiliki tugas dan wewenang dalam pengembangan kebijakan SDM, mengelola proses rekrutmen dan seleksi, merancang pelatihan dan pengembangan SDM, manajemen kinerja dan konflik, serta merancang dan mengimplementasikan program penghargaan dan kompensasi. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian HRD akan dibantu oleh beberapa divisi yaitu divisi pelatihan tenaga kerja dan divisi personalia.

- Kepala Bagian Keamanan

Memiliki tugas dan wewenang dalam melakukan pemeriksaan keamanan pada area tertentu serta menjaga dan memelihara aset dan inventaris perusahaan.

C. Direktur Administrasi dan Pemasaran

- Kepala Bagian Keuangan

Memiliki tugas dan wewenang seperti mengelola keuangan perusahaan, membuat laporan keuangan, mengelola risiko keuangan, membuat perencanaan keuangan jangka pendek dan jangka panjang serta

mempertahankan hubungan dengan investor. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian keuangan akan dibantu oleh beberapa divisi yaitu divisi pembelian dan divisi penjualan.

- Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab atas pengembangan strategi pemasaran, mengelola anggaran pemasaran, mengelola pendistribusian produk dan memonitor pasar.

8. Staf Ahli

Staff ahli berisikan tenaga ahli yang bertugas membantu direktur menjalankan tugas yang berkaitan dengan teknik, administrasi serta hukum. Staff ahli akan bertanggungjawab langsung kepada direktur bidangnya masing-masing. Tugas dari staf ahli diantaranya memberikan saran dan masukan terkait pengembangan dan perencanaan, melakukan evaluasi terhadap bidangnya dan memberikan saran hukum.

4.4.3. Pengaturan Jam Kerja Karyawan

Pabrik Asetaldehid direncanakan memiliki jumlah total karyawan sebanyak 142 orang dan akan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu dengan total hari kerja 330 hari dalam setahun. Waktu yang tersisa dalam setahun akan digunakan untuk keperluan perbaikan serta perawatan pabrik. Berdasarkan waktu kerjanya, karyawan diklasifikasikan menjadi dua, yaitu:

- 1) Karyawan *Non-shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang melakukan aktivitas kerja selama 5 hari dalam seminggu dengan total waktu kerja selama 40 jam.

Sedangkan pada hari sabtu, minggu dan hari-hari besar karyawan *non-shift* libur. Karyawan *non-shift* tidak menangani proses produksi atau aktivitas produksi secara langsung. Karyawan *non shift* terdiri dari Direktur utama, Sekretaris, Direktur, Direktur, Kepala Bagian serta bawahan yang beraktivitas di area perkantoran. Untuk perincian lebih lanjut mengenai jam kerja karyawan *non-shift* terdapat pada Tabel 4.2 berikut:

Tabel 4.2 Rincian Jam Kerja Karyawan *Non-Shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin - Kamis	08.00-16.00 WIB	12.00-13.00 WIB
Jum'at	08.00-18.00 WIB	11.30-13.00 WIB

2) Karyawan *Shift*

Berbeda dengan karyawan *non-shift*, karyawan *shift* memiliki kegiatan dan jam kerja yang berbeda. Karyawan *shift* merupakan orang-orang menangani secara langsung proses produksi dan mengatur bagian tertentu dari perusahaan yang berkaitan dengan keamanan dan kelancaran produksi selama 24 jam. Karyawan *shift* terdiri atas operator, bagian teknik, bagian pergudangan serta bagian lainnya yang memerlukan kesiagaan dalam penanganan dan pengawasan untuk menjaga keselamatan dan keamanan jalannya pabrik. Waktu kerja karyawan *shift* umumnya sama yaitu 8 jam namun akan dibagi menjadi beberapa giliran dalam kurun waktu 24 jam sehari. Jam kerja karyawan *shift* dalam sehari akan dibagi menjadi 3 *shift* yang telah dirincikan pada Tabel 4.3 berikut:

Tabel 4.3 Jam Kerja Karyawan Shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
<i>Shift Pagi (P)</i>	06.30-14.30 WIB	11.00-12.00 WIB
<i>Shift Sore (S)</i>	14.30-22.30 WIB	18.30-19.30 WIB
<i>Shift Malam (M)</i>	22.30-06.30 WIB	02.30-03.30 WIB

Karyawan *shift* akan dibagi menjadi 4 kelompok yaitu A, B, C dan D. Setiap kelompok akan dikepalai oleh satu orang. Setiap hari akan ada 3 kelompok saja yang bertugas dan 1 kelompok akan libur. Untuk kelompok yang mendapatkan *shift* kerja di hari libur maupun hari besar yang ditetapkan pemerintah tetap berkewajiban untuk masuk, namun kegiatan tersebut akan dihitung sebagai kerja lembur dan mendapatkan bayaran sesuai dengan jam lemburnya. Berikut ini adalah pembagian *shift* kerja untuk masing-masing kelompok selama 1 bulan.

Tabel 4.4 Pembagian Shift Kerja Tiap Kelompok

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

Kelompok	Tanggal															
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	
A	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	
B	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	
C	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	
D	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	

4.4.4. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji berdasarkan pada ketentuan jabatan atau golongan, tingkat Pendidikan, pengalaman kerja dan tingkat risiko pekerjaan yang dilakukan. Pada perusahaan ini terdapat tiga jenis pembagian gaji, yaitu:

a) Gaji Pokok

Gaji tersebut diberikan kepada karyawan tetap perusahaan dengan nominal yang sesuai dengan peraturan perusahaan serta akan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya. Berikut ini adalah nominal gaji karyawan untuk masing-masing jabatan:

Tabel 4.5 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji/bulan (Rp)
1	Direktur Utama	50000000
2	Sekretaris Direktur Utama	23000000
3	Staff Direktur Utama	18000000
4	Direktur Operasi dan Proses	30000000
5	Staff Direktur Operasi dan Proses	18000000
6	Direktur Sumber Daya Manusia	30000000
7	Staff Sumber Daya Manusia	18000000
8	Direktur Administrasi dan Pemasaran	30000000
9	Staff Direktur Administrasi dan Pemasaran	18000000
10	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	16000000
11	Kepala Bagian <i>Research and Development</i>	16000000
12	Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi	16000000
13	Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja	16000000
14	Kepala Bagian Keuangan	16000000
15	Kepala Bagian Pemasaran	16000000
16	Kepala Bagian <i>Human Resource and Development</i>	16000000

Tabel 4.5 Gaji Karyawan (lanjutan)

No.	Jabatan	Gaji/bulan (Rp)
17	Kepala Bagian Keamanan	16000000
18	Karyawan Produksi	10000000
19	Karyawan <i>Control Room</i>	10000000
20	Karyawan Quality Control	10000000
21	Karyawan Laboratorium	10000000
22	Karyawan Penelitian Proses dan Teknologi	12500000
23	Karyawan Utilitas dan Pengolahan Limbah	10000000
24	Karyawan Perawatan Pabrik	10000000
25	Karyawan Instrumentasi Kelistrikan	10000000
26	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	10000000
27	Karyawan Keuangan	7500000
28	Karyawan Pembelian	7500000
29	Karywaan Penjualan	7500000
30	Karyawan Analisa Pasar dan Perencanaan Pemasaran	7500000
31	Karyawan Pelayanan Umum	7500000
32	Karyawan Humas	7500000
33	Karyawan Transportasi	6500000
34	Karyaran Personalia	6500000
35	Karyawan Gudang	5000000
36	Karyawan keamanan	5500000
37	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	5500000
38	Dokter	8000000
39	Suster	6000000
40	Sopir	4500000
41	<i>Cleaning service</i>	3800000

b) Gaji Harian

Gaji harian akan diberikan kepada karyawan tidak tetap/buruh harian serta karyawan borongan.

c) Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokoknya. Gaji lembur akan diberikan minimal satu hari atau maksimal dua hari setelah kegiatan dilakukan. Penentuan nominal uang lembur didasarkan pada Peraturan Pemerintah No.35 Pasal 30 ayat 3 Tahun 2021 dengan ketentuan sebagai berikut:

- Jam pertama sampai dengan jam kedelapan dibayar sebesar dua kali upah sejam.
- Jam kesembilan dibayar sebesar tiga kali upah sejam.
- Jam kesepuluh, kesebelas dan kedua belas dibayar sebesar empat kali upah sejam.

Perhitungan upah kerja lembur didasarkan pada gaji bulanan yang diperoleh. Gaji perbulan yang diperoleh akan dikali dengan $1/173$ dimana angka tersebut diperoleh dari perkiraan jumlah jam kerja perminggu (40 Jam) dikali jumlah minggu dalam sebulan (4,33 minggu).

4.4.5. Hak dan Fasilitas Karyawan

Terdapat beberapa fasilitas dan hak karyawan yang wajib diberikan oleh perusahaan demi menunjang efektivitas kinerja karyawan antara lain:

1. Hak Cuti

a) Cuti Tahunan

Berdasarkan Undang-undang No. 6 Pasal 79 ayat 3 tahun 2023 tentang Cipta Kerja, seluruh karyawan mendapatkan hak cuti tahunan paling sedikit 12 hari kerja apabila yang bersangkutan telah bekerja selama 12 bulan secara terus

menerus. Karyawan pabrik asetaldehid ini mendapatkan hak cuti tahunan sebanyak 15 hari setiap tahunnya. Jika yang bersangkutan tidak mengambil hak cuti tahunan maka hak tersebut akan hangus pada tahun itu dan tahun berikutnya akan mendapatkan kembali hak cuti tahunan yang sama

b) Cuti Hamil dan Haid

Untuk karyawan/buruh perempuan berhak memperoleh istirahat selama 1,5 (satu setengah) bulan sebelum saatnya melahirkan anak dan 1,5 (satu setengah) bulan sesudah melahirkan menurut perhitungan dokter kandungan atau bidan. Sedangkan apabila mengalami keguguran kandungan berhak memperoleh istirahat 1,5 (satu setengah) bulan atau sesuai dengan surat keterangan dokter kandungan atau bidan.

Karyawan/buruh perempuan yang dalam masa haid merasakan sakit dan memberitahukan kepada pengusaha, tidak wajib bekerja pada hari pertama dan kedua pada waktu haid.

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional termasuk dalam hari libur kerja. Sedangkan untuk karyawan shift, pada hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari tersebut diperhitungkan sebagai hari kerja lembur (*overtime*) serta mendapatkan upah kerja lembur.

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Pemberian jam kerja lembur hanya dilakukan apabila terdapat keperluan yang mendesak harus segera diselesaikan serta mendapatkan persetujuan dari kepala bagian yang bersangkutan. Berdasarkan Undang-undang No. 6 Pasal 78

ayat 1 b tahun 2023 tentang Cipta Kerja, waktu kerja lembur hanya dapat dilakukan paling lama 4 jam dalam 1 hari dan 18 jam dalam 1 minggu. Karyawan yang melakukan kerja lembur berhak atas upah kerja lembur sesuai yang telah ditetapkan oleh perusahaan.

4. Pakaian Kerja

Demi menghindari terjadinya kesenjangan sosial antar karyawan, maka perusahaan memberikan dua pasang seragam kerja dan apabila terdapat kerusakan yang mengakibatkan seragam menjadi tidak layak pakai maka perusahaan akan menggantinya. Selain itu perusahaan juga menyediakan peralatan lain yang disediakan dalam lingkungan pabrik seperti masker, *safety helmet*, pelindung wajah, pakaian pelindung, kacamata pengaman, sarung tangan dan peralatan serta alat pelindung diri lainnya. Seluruh atribut yang disediakan didalam lingkungan pabrik akan selalu dicek secara berkala dan akan diganti apabila sudah mengalami kerusakan yang berakibat tidak layak pakai.

5. Jamsostek

Selain menerima gaji pokok tiap bulannya, seluruh karyawan pabrik akan mendapatkan tunjangan yang bertujuan memberikan kesejahteraan kepada karyawan. Tunjangan tersebut diantaranya:

a. Tunjangan Kesehatan

Seluruh karyawan pabrik akan mendapatkan asuransi Kesehatan sesuai dengan Permenaker Nomor 5 Tahun 2021. Berdasarkan peraturan tersebut jaminan sosial yang diperoleh diantaranya:

- Jaminan Kecelakaan Kerja
- Jaminan Hari Tua
- Jaminan Kematian

Apabila ada karyawan yang mengalami kecelakaan ataupun sakit sehingga harus mendapatkan perawatan, maka perusahaan harus mengganti keseluruhan dari biaya perawatan.

b. Tunjangan Hari Raya

Seluruh karyawan akan memperoleh tunjangan hari raya dengan besaran nominal sesuai dengan 1 bulan gaji pokok tiap tahunnya serta pemberian tunjangan minimal kepada karyawan yang sudah bekerja minimal 1 bulan. Penyerahan tunjangan hari raya dilakukan paling lambat tujuh hari sebelum hari raya.

c. Tunjangan Keluarga

Tunjangan tersebut akan diberikan kepada karyawan dengan perincian tunjangan suami/istri dan tunjangan anak (maksimal dua anak) dengan besaran 10% dan 2 % dari gaji pokok.

6. Fasilitas Penunjang Aktivitas Karyawan

- a. Penyediaan tempat ibadah lengkap dengan sarana air serta listrik.
- b. Penyediaan fasilitas kantin.
- c. Penyediaan fasilitas poliklinik yang akan ditangani oleh dokter dan perawat.
- d. Penyediaan sarana transportasi seperti motor, sepeda, dan bus untuk keperluan tertentu.

BAB V UTILITAS

Unit Utilitas merupakan unit penunjang/pendukung operasional yang ada di dalam suatu industri maupun pabrik yang berperan dalam menyediakan, mempersiapkan serta mendistribusikan segala bahan penunjang operasional. Unit utilitas yang akan dibangun pada pabrik asetaldehid ini antara lain:

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

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Penyediaan Air

Pemenuhan segala kebutuhan air suatu industri umumnya dipenuhi melalui pembelian air maupun penggunaan sumber mata air terdekat seperti sumur, sungai, danau maupun laut. Untuk Perancangan Pabrik Asetaldehid ini akan mengambil air dari Sungai Bengawan Solo untuk memenuhi segala kebutuhan air dengan beberapa alasan yaitu:

- Air sungai termasuk sumber air yang relatif besar sehingga ketersediaan air akan selalu ada dan sekaligus mencegah terjadinya kendala kekurangan air.
- Pengolahan air sungai relatif mudah, sederhana dan lebih murah jika dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang terbilang cukup rumit dan memerlukan biaya yang lebih banyak.

- Letak sungai berada didekat lokasi pabrik meminimalisir pengeluaran biaya pengolahan air.

Kebutuhan air untuk pabrik asetaldehid dibagi menjadi beberapa bagian sesuai dengan keperluan diantaranya:

1. Air Domestik

Air domestik digunakan untuk keperluan perumahan serta perkantoran. Berdasarkan Undang-Undang Nomor 17 pasal 6 Tahun 2019 tentang Sumber Daya Air, menjelaskan bahwa kebutuhan air per orang minimal sebanyak 60 liter/orang/hari. Dengan jumlah karyawan pabrik sebanyak 138 orang serta perumahan karyawan maka rincian kebutuhan air domestik keseluruhan dapat dijelaskan sebagai berikut:

- Kebutuhan Air Karyawan

Jumlah karyawan : 142 Orang
 Kebutuhan per orang : 60 liter/hari
 Total kebutuhan : 8254,69 kg/hari
 343,95 kg/jam

- Kebutuhan Perumahan Karyawan

Jumlah Rumah : 35
 Jumlah orang per rumah : 4
 Kebutuhan per orang : 60 kg/hari
 Total kebutuhan : 8400 kg/hari
 350 kg/jam

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

No	Jenis Kebutuhan	Kebutuhan air (Kg/Jam)
1	Karyawan	343,95
2	Perumahan Karyawan	350
Total		693,95

2. Air Pendingin

Air sebagai media pendingin alat proses produksi termasuk mudah dalam proses pengolahan serta pengaturannya. Selain itu, air yang digunakan harus memenuhi beberapa syarat seperti memiliki daya serap panas yang cukup tinggi, tidak terdekomposisi tidak mengandung besi dan oksigen terlarut yang dapat mengakibatkan korosi, silika penyebab kerak. Air pendingin akan diproduksi melalui *cooling tower*. Air pendingin yang telah digunakan sebagai media perpindahan panas akan disirkulasikan serta didinginkan kembali di *cooling tower*. Kebutuhan air pendingin untuk keseluruhan proses produksi dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Jenis Kebutuhan	Kebutuhan air (kg/jam)
1	<i>Cooler-01</i>	3103,853
2	<i>Cooler-02</i>	329,563
3.	<i>Condensor Parsial-01</i>	45916,444
4.	<i>Condensor-01</i>	70281,579
5.	<i>Condensor-02</i>	27588,055
Total		147219,494

Perancangan jumlah air pendingin dibuat *over design* sebesar 20% sehingga total air pendingin yang diperlukan sebanyak 176663,3932 kg/jam. Proses pendinginan yang berlangsung akan mengalami *blowdown* sehingga diperlukan penambahan air *make-up*. Berdasarkan perhitungan yang dilakukan, diperoleh jumlah air *make-up* yang dibutuhkan sebanyak 5534,742 kg/jam.

3. Air kebutuhan steam

Air steam digunakan sebagai media pemanas dalam pabrik. Air yang digunakan untuk umpan *boiler* harus memenuhi beberapa persyaratan diantaranya tidak mengandung zat penyebab *scaling*, *fouling*, dan *foaming*. Kebutuhan *steam* untuk peralatan pada pabrik ini terlampir pada Tabel berikut:

Tabel 5.3 Kebutuhan Steam Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Steam (kg/jam)
<i>Vaporizer</i>	V-01	4451,756868
Reaktor	R-01	40378,28817
<i>Reboiler</i>	RB-01	3338,087117
<i>Reboiler</i>	RB-02	3263,640711
Total		51431,77286

Perancangan akan dibuat *over design* sebesar 20% dari total kebutuhan sehingga menjadi 61718,12744 kg/jam. Proses pada *boiler* menggunakan air pembangkit *steam* sebesar 80% dari jumlah kebutuhan untuk dimanfaatkan kembali sehingga diperlukan adanya air *make-up* sebesar 20% dari kebutuhan. Adanya penambahan air *make-up* diakibatkan oleh adanya *blowdown* pada *boiler* sebesar 15% dan penggunaan *steam trap* sebesar 5% sehingga total air *make-up* yang dibutuhkan sebanyak 12343,62549 kg/jam.

4. Air untuk layanan umum dan laboratorium

Air tersebut digunakan untuk suplai kebutuhan diluar aktivitas utama pabrik seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, poliklinik, kantin, mushola dan taman. Kebutuhan air diperkirakan sebesar 250 kg/jam dengan perincian sebagai berikut:

Tabel 5.4 Kebutuhan Air Layanan Umum

No	Jenis Kebutuhan	Kebutuhan air (Kg/Jam)
1	Bengkel	25
2	Laboratorium	60
3.	Pemadam Kebakaran	45
4.	Poliklinik	40
5.	Kantin	30
6.	Mushola	25
7.	Taman	25
Total		250

5.1.2 Pengolahan Air

Air yang digunakan untuk kebutuhan air pendingin, *steam*, air domestik, dan air layanan umum berupa air sungai sehingga harus melalui beberapa tahapan pengolahan sebelum dapat digunakan. Tahapan pengolahan air meliputi dua jenis pengolahan yaitu pengolahan secara fisis dan pengolahan secara kimiawi sebagai berikut:

1. Penghisapan

Air yang berasal dari sungai akan dipompa dan dialirkan menuju alat penyaringan kasar (*Screen*) guna menghilangkan kotoran yang berukuran cukup besar yang terikut dalam aliran air.

2. *Screening*

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan kotoran yang terdapat dalam air. Penyaringan dilakukan menggunakan saringan kasar, Penyaringan kasar bertujuan untuk memisahkan kotoran yang berukuran cukup besar seperti daun, ranting, dan sampah lainnya tanpa bantuan bahan kimia. Pada alat saringan akan

dilengkapi dengan pembilas untuk menghilangkan kotoran sehingga meminimalisir terjadinya kerusakan alat maupun penumpukkan kotoran.

3. Koagulasi dan Flokulasi

Pada tahapan ini, dilakukan proses koagulasi yang bertujuan untuk menggumpalkan partikel koloid yang sebelumnya sudah ditambahkan zat kimia tertentu dan penambahan tersebut menyebabkan partikel menjadi netral dan membentuk endapan. Koagulan yang umumnya digunakan berupa tawas atau aluminium sulfat $Al_2(SO_4)_3$. Selanjutnya terdapat proses flokulasi yang bertujuan untuk mempercepat proses penggabungan gumpalan partikel hasil proses koagulasi menjadi gumpalan yang lebih besar dan selanjutnya akan dipisahkan dengan tahapan sedimentasi dan filtrasi.

4. Sedimentasi

Proses sedimentasi akan dilakukan pada bak yang bertujuan untuk mengendapkan secara alami *flok* yang terbentuk akibat proses koagulasi dan flokulasi. *Flok* yang terbentuk akan dibuang melalui *blow down*.

5. Sand Filter

Pada tahapan ini, air dari bak sedimentasi akan dialirkan menuju alat *sand filter* untuk proses filtrasi. Air akan dialirkan dari bagian atas ke bagian bawah dan melewati media *filter* yang menyaring partikel pengotor seperti *suspended solid*. Keluaran dari *sand filter* berupa air dengan kandungan *suspended solid* dibawah 1 ppm dan pH sebesar 6,5 sampai 7,5. Selanjutnya air dialirkan menuju bak penampungan sementara. Apabila *sand filter* sudah kotor maka akan dibersihkan dengan metode *back wash*.

6. Penampungan Air Bersih

Air yang telah melalui seluruh tahapan *pre-treatment* sudah dapat dikatakan sebagai air bersih dan akan ditampung dalam bak penampungan sementara. Kemudian air bersih akan didistribusikan ke tahap pengolahan tertentu agar dapat digunakan untuk keperluan seperti:

- Air domestik
- Air layanan umum
- Air umpan boiler
- Air umpan *cooling tower*

7. Kloronasi

Proses kloronasi merupakan proses penambahan klorin pada air untuk membunuh kuman, bakteri, jamur serta mikroorganisme lainnya sehingga air dapat layak dikonsumsi. Proses ini dilakukan pada air domestik yang disalurkan menuju perkantoran dan perumahan karyawan. Air yang telah melalui tahapan ini akan dialirkan menuju tangki penyimpanan air domestik.

8. *Cooling Tower*

Alat ini digunakan untuk memperoleh air pendingin yang akan digunakan pada alat-alat pendingin seperti *cooler* dan *Condensor*. Proses pendinginan yang terjadi memanfaatkan udara sebagai media pendingin. Umpan awal *cooling water* berasal dari *filtered water storage tank* berupa tangki berisi campuran air dari semua alat pendingin yang ada dengan suhu sekitar 47°C kemudian dialirkan ke bagian atas *cooling tower*. Saat air keluar dari lubang saluran (*swirl*) terjadi pelepasan panas laten menyebabkan sebagian air

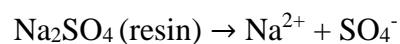
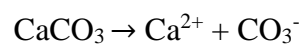
menguap sehingga diperlukan adanya *make-up water* untuk mengganti sejumlah air yang menguap. Setelah proses pendinginan selesai, temperature air turun menjadi 20°C dan dialirkan ke bak air pendingin sebelum digunakan kembali.

9. Demineralisasi

Sebelum dapat diumpankan ke dalam boiler, air umpan *boiler* harus melalui beberapa tahapan diantaranya demineralisasi dan deaerasi agar air tersebut terbebas dari mineral terlarut. Demineralisasi merupakan proses penghilangan kandungan ion pada air umpan *boiler*. Mineral/Ion pengotor yang terkandung akan diambil menggunakan resin. Tahapan ini terbagi menjadi dua proses, yaitu *kation exchanger* dan *anion exchanger*.

A. *Kation Exchanger*

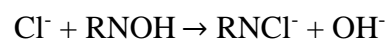
Proses *kation exchanger* akan menghilangkan mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} dan Na^+ dari air umpan. Ion-ion tersebut akan diganti dengan ion H^+ sehingga keluaran air akan mengandung anion dan ion H^+ . Berikut reaksi yang terjadi pada tahap *kation exchanger*:



Dalam kurun waktu tertentu, *kation* resin akan mencapai titik jenuh dan harus dilakukan regenerasi agar resin dapat bekerja kembali. Proses regenerasi dilakukan dengan penambahan senyawa asam kuat H_2SO_4 .

B. Anion Exchanger

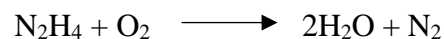
Proses *anion exchanger* berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif terlarut dalam air seperti CO_3^- , SO_4^- , Cl^- dan ion lainnya. Ion negatif yang terkandung menyebabkan air bersifat basa dan apabila terjadi proses pemanasan akan terbentuk gas CO_2 penyebab korosi. Berikut reaksi yang terjadi pada tahap *anion exchanger*:



Saat resin telah mencapai titik jenuh maka perlu dilakukan proses regenerasi agar resin dapat digunakan kembali. Proses regenerasi dilakukan dengan penambahan larutan NaOH.

10. Deaerasi

Setelah melalui proses demineralisasi, air umpan *boiler* kemudian diumpankan menuju proses deaerasi yang bertujuan untuk menghilangkan gas terlarut dalam air seperti O_2 dan CO_2 yang dapat menyebabkan korosi. Korosi yang terjadi pada *boiler* dapat memperpendek umur penggunaan *boiler*. Untuk menghilangkan kandungan gas tersebut dapat menggunakan senyawa hidrazin (N_2H_4) yang berfungsi mengikat gas terlarut dalam air. Reaksi yang berlangsung dari deaerasi sebagai berikut:



Setelah proses deaerasi selesai maka air keluaran deaerator sudah dapat diumpankan ke dalam *boiler*. Untuk mengendalikan kadar *suspended solid* maka dibuat sistem *blowdown*. Sistem *blowdown* akan membuang sejumlah air umpan *boiler* untuk meminimalisir terjadinya kerak, karat, endapan yang tidak

diperlukan dan masalah lainnya. Akibat adanya sejumlah air umpan yang terbuang maka diperlukan *make up water* agar kebutuhannya tetap mencukupi.

5.2 Unit Pembangkit Steam

Unit ini ditujukan untuk mensuplai kebutuhan *steam* selama proses produksi dengan menyediakan peralatan berupa ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 57.834,8847 Kg/Jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1

Boiler akan dilengkapi dengan unit *economizer safety valve system* dan pengaman lain yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg dengan menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Kemudian kadar pH juga diatur hingga mencapai rentang 10,5-11,5 untuk menghindari terjadinya tingkat korosifitas yang tinggi. Umpan terlebih dahulu dimasukkan ke dalam *economizer* yang berupa alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Air akan dipanaskan hingga mencapai suhu 300°C lalu diumpankan ke *boiler*.

Gas sisa pembakaran berasal dari alat *burner* dimana api yang keluar akan memanaskan lorong dan pipa bagian api dan gas tersebut masuk ke *economizer* untuk diserap panasnya oleh air hingga mendidih. *Steam* yang telah terkumpul dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan ke alat proses produksi.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Sumber kebutuhan listrik di pabrik asetaldehid ini disuplai oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain itu terdapat generator yang difungsikan sebagai sumber listrik cadangan apabila sumber listrik utama mengalami gangguan atau terjadi pemadaman secara mendadak. Generator yang digunakan berjenis generator diesel dengan bahan bakar utama berupa solar dengan spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas : AC Generator

Jenis : 1000 kW

Kebutuhan listrik yang harus disuplai untuk pabrik asetaldehid terbagi menjadi beberapa bagian diantaranya:

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya (hp)	Watt
Mixer-01	M-01	0,25	186,4250
Pompa-01	P-01	0,25	186,4250
Pompa-02	P-02	0,5	372,8500
Pompa-03	P-03	0,5	372,8500
Pompa-04	P-04	10	7457,0000
Pompa-05	P-05	0,25	186,4250
Pompa-06	P-06	0,25	186,4250
Pompa-07	P-07	0,05	37,2850
Total		12,05	8985,6850

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya (hp)	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	75,0000	55927,5000
Kompresor Udara	CP-01	3,0000	2237,1000
Pompa-01	PU-01	10,0000	7457,0000
Pompa-02	PU-02	15,0000	11185,5000
Pompa-03	PU-03	15,0000	11185,5000
Pompa-04	PU-04	0,0500	37,2850
Pompa-05	PU-05	15,0000	11185,5000
Pompa-06	PU-06	15,0000	11185,5000
Pompa-07	PU-07	5,0000	3728,5000
Pompa-08	PU-08	7,5000	5592,7500
Pompa-09	PU-09	7,5000	5592,7500
Pompa-10	PU-10	0,0500	37,2850
Pompa-11	PU-11	0,0500	37,2850
Pompa-12	PU-12	0,0500	37,2850
Pompa-13	PU-13	0,0500	37,2850
Pompa-14	PU-14	0,0500	37,2850
Pompa-15	PU-15	7,5000	5592,7500
Pompa-16	PU-16	7,5000	5592,7500
Pompa-17	PU-17	1,5000	1118,5500
Pompa-18	PU-18	7,5000	5592,7500
Pompa-19	PU-19	3,0000	2237,1000
Pompa-20	PU-20	3,0000	2237,1000
Pompa-21	PU-21	3,0000	2237,1000
Total		103,3	151600,81

Kebutuhan listrik total untuk seluruh alat utilitas sebesar 151600,81 Watt atau 151,6008 KW.

c. Kebutuhan Listrik Alat Kontrol

Listrik yang disuplai untuk kebutuhan alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik penggerak motor atau sebesar 37,9002 kW.

d. Kebutuhan Listrik Perumahan

Listrik yang akan disuplai untuk kebutuhan area perumahan pabrik terdiri dari listrik untuk rumah dan listrik untuk sarana lingkungan sekitar perumahan yang besarnya sekitar 40%. Untuk kebutuhan listrik setiap rumah diperkirakan sebesar 680 watt/rumah dengan total 23,8 kW untuk 35 rumah serta 9,52 kW untuk sarana lingkungan perumahan sehingga dibutuhkan daya total sebesar 33,32 kW.

e. Kebutuhan Listrik Layanan Umum dan Laboratorium

Listrik yang disuplai akan dipergunakan untuk memenuhi kebutuhan dari bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, poliklinik, kantin, mushola dan taman. Jumlah listrik yang disuplai diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik penggerak motor atau sebesar 22,74 kW.

f. Kebutuhan Listrik Penerangan

Listrik yang dibutuhkan untuk penerangan area pabrik dan sekitarnya diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik penggerak motor atau sebesar 22,74 kW.

g. Kebutuhan Listrik Perkantoran

Kebutuhan listrik perkantoran meliputi penggunaan AC, komputer, monitor, dan lainnya. Jumlah suplai listrik diperkirakan mencapai 15% dari total kebutuhan listrik penggerak motor atau sebesar 22,74 kW.

Tabel 5.7 Total Kebutuhan Listrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (kWh)
1	Power plant	8,986
2	Utilitas	151,601
3	Penerangan	22,740
4	Peralatan kantor	22,740
5	Bengkel laboratorium	22,740
6	Perumahan	33,32
7	Instrumentasi	37,900
Total		300,0271

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Pada pabrik ini diperlukan udara tekan yang digunakan untuk menggerakkan instrument *control* yang bekerja secara pneumatik. Dalam pabrik asetaldehid terdapat sekitar 13 alat *control* yang memerlukan udara tekan. Perkiraan udara tekan yang dibutuhkan untuk semua alat *control* sekitar 24,2986 m³/Jam dengan tekanan 6,267atm.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertanggungjawab dalam penyediaan kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar yang tersuplai berupa bahan bakar untuk kebutuhan generator, *boiler* dan *furnace*. Jenis bahan bakar yang digunakan diantaranya solar untuk generator listrik serta *fuel oil* untuk *furnace* dan *boiler* dengan pembagian sebagai berikut:

Tabel 5.8 Kebutuhan Bahan Bakar Pabrik

No.	Jenis Kebutuhan	Jumlah bahan bakar (Kg/Jam)
1	<i>Furnace</i>	65,518
2	<i>Boiler</i>	96,8823
3	Generator Listrik	98,3225

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses produksi, aktivitas karyawan dan unit utilitas dari pabrik asetaldehid berupa limbah cair. Sebelum dapat dibuang, limbah tersebut harus diolah terlebih dahulu untuk menghindari terjadinya risiko pencemaran lingkungan sekitar. Limbah cair yang akan diolah diantaranya berasal dari laboratorium, layanan umum, proses produksi, kantor dan perumahan.

- Limbah laboratorium diolah dengan proses *physical treatment* (proses pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrol pH) dan *biological treatment*.
- Air buangan domestik dari perkantoran dan perumahan akan dikumpulkan dahulu ke dalam satu bak khusus yang kemudian akan diolah dalam unit stabilisasi. Pada unit tersebut, air akan ditambahkan lumpur aktif yang bertindak sebagai desinfektan, aerasi dan injeksi gas klorin yang akan membunuh mikroorganisme yang terkandung dalam air.
- Buangan dari proses utilitas yaitu dari unit demineralisasi harus dinetralkan terlebih dahulu sebelum dapat dibuang. Apabila air buangan memiliki pH lebih dari 7 maka akan ditambahkan NaOH sedangkan pH kurang dari 7 akan ditambahkan H₂SO₄.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	Identifikasi				
Kode Alat	PU-1	PU-2	PU-3	PU-4	PU-5
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screening	Mengalirkan air sungai dari screening ke Reservoir/ Sedimentasi (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Sedimentasi (B-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan air dari Tangki Alum (TU-01) menuju ke Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02) menuju ke Bak Pengendapan 1 (BU-03)
Kapasitas (gpm)	1231,2214	1551,6169	1436,0361	0,0519	1436,0361
Tipe	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Efisiensi Pompa	88%	92%	91%	45%	91%
Daya Motor (hp)	10 hp	15 hp	15 hp	0,05 hp	15 hp
Jumlah	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Spesifikasi					
IPS (in)	12	12	12	0,125	12
No. Sch	30	30	30	40	30
OD (in)	12,75	12,75	12,75	0,405	12,75
ID (in)	12,09	12,09	12,09	0,269	12,09

Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Parameter	Identifikasi				
Kode Alat	PU-6	PU-7	PU-8	PU-9	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 1 (BU-03) menuju Bak Pengendap 2 (BU-04)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-04) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)	Mengalirkan air dari Bak Sand Filter/ Bak Saringan Pasir (FU-02) menuju Bak Penampung Sementara (BU-05)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) menuju ke area kebutuhan air	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)
Kapasitas (gpm)	1364,2343	1296,0225	1231,2214	1231,2214	0,0000253
Tipe	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Efisiensi Pompa	90,5%	90%	89,5%	89,5%	45%
Daya Motor (hp)	15 hp	5 hp	7,5 hp	7,5 hp	0,05 hp
Jumlah	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Spesifikasi					
IPS (in)	12	12	12	12	0,125
No. Sch	30	30	30	30	40
OD (in)	12,75	12,75	12,75	12,75	0,405
ID (in)	12,09	12,09	12,09	12,09	0,269

Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Parameter	Identifikasi				
Kode Alat	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih (TU-04)	Mengalirkan air dari tangki bersih (TU-04) menuju area domestik	Mengalirkan air dari Tangki air servis menuju Tangki air bertekanan	Mengalirkan air dari Tangki air bertekanan menuju area kebutuhan servis	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-06) menuju ke Cooling Tower (CT-01)
Kapasitas (gpm)	3,5203	3,5203	1,2862	1,2862	908,8901
Tipe	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Efisiensi Pompa	45%	45%	45%	45%	85%
Daya Motor (hp)	0,05 hp	0,05 hp	0,05 hp	0,05 hp	7,5 hp
Jumlah	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Spesifikasi					
IPS (in)	0,75	0,75	0,375	0,375	10
No. Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	1,05	1,05	0,675	0,675	10,75
ID (in)	0,824	0,824	0,493	0,493	10,02

Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Parameter	Identifikasi					
Kode Alat	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari Cooling Tower (CT-01) menuju recycle dari bak air dingin	Mengalirkan air dari tangki penampung H ₂ SO ₄ menuju Mixed Bed (TU-05)	Mengalirkan air dari Mixed Bed (TU-05) menuju Tangki air Demin	Mengalirkan air dari Tangki air Demin menuju Tangki Deaerator (De-01)	Mengalirkan larutan hydrazine dari Tangki N ₂ H ₄ (T-09) menuju Tangki Deaerator (De-01)	Mengalirkan air dari Deaerator (De-01) menuju Boiler
Kapasitas (gpm)	908,8901	317,5247	317,5247	317,5247	317,5247	317,5247
Tipe	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>					
Efisiensi Pompa	85%	79,8%	79,8%	79,8%	79,8%	79,8%
Daya Motor (hp)	7,5 hp	1,5 hp	7,5 hp	3 hp	3 hp	3 hp
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Spesifikasi						
IPS (in)	10	6	6	6	6	6
No. Sch	40	40	40	40	40	40
OD (in)	10,75	6,625	6,625	6,625	6,625	6,625
ID (in)	10,02	6,065	6,065	6,065	6,065	6,065

Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Utilitas

Parameter	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Mengendapkan Kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran.	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi O ₂)	Menampung sementara raw water setelah disaring di <i>sand filter</i>	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Bak persegi	Bak Silinder Tegak	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang dilapisi porselin	Beton bertulang
Spesifikasi						
Panjang (m)	14,1332	-	15,9042	15,6345	8,3124	21,6699
Lebar (m)	14,1332	-	15,9042	15,6345	83124	21,6699
Tinggi (m)	7,0666	75284	7,9521	7,8173	4,1562	10,8349
Diameter (m)	-	7,5284	-	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1	1

Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki Utilitas

Parameter	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu	mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01)	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Jenis	Silinder Tegak	Silinder Tegak Berpengaduk	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
Spesifikasi					
Tinggi (m)	3,717	1,0151	0,1321	2,9281	2,0932
Diameter (m)	1,8585	1,0151	0,1321	2,9281	2,0932
Volume (m ³)	10,0783	0,8211	0,0018087	19,7066	7,2
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.10 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Parameter	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09
Fungsi	Menampung larutan H_2SO_4 yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>kation exchanger</i> .	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>anion exchanger</i> .	Menampung air bebas mineral sebagai air umpan boiler.	Menyimpan larutan N_2H_4
Jenis	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>			
Spesifikasi				
Tinggi (m)	3,495	1,868	13,1314	4,5773
Diameter (m)	3,495	1,868	13,1314	4,5773
Volume (m ³)	33,5233	5,1151	1777,4821	75,2816
Jumlah	1	1	1	1

Tabel 5.12 Spesifikasi *Screener* Utilitas

Parameter	<i>Screening</i> (FU-01)
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting dan sampah-sampah lainnya.
Bahan	Alumunium
Spesifikasi	
Kapasitas (Kg/Jam)	293816,9935
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter lubang (cm)	1
Jumlah	1

Tabel 5.13 Spesifikasi Sand Filter Utilitas

Parameter	<i>Sand Filter</i> (FU-02)
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Bahan	<i>Spheres</i>
Ukuran pasir (mesh)	28
Spesifikasi	
Volume (m ³)	33,8327
Panjang (m)	4,075
Tinggi (m)	2,0375
Lebar (m)	4,075
Jumlah	1

Tabel 5.14 Spesifikasi Cooling Tower

Parameter	<i>Cooling Tower</i> (CT)
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	<i>Cooling Towwer Induced Draft</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	176,6634
Panjang (m)	4,5626
Tinggi (m)	10,3372
Lebar (m)	4,5626
Jumlah	1

Tabel 5.15 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Parameter	<i>Blower Cooling Tower (BL-01)</i>
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 285 Grade C</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	124689,808
Efisiensi	0,90
Power (Hp)	75
Jumlah	1

Tabel 5.16 Spesifikasi *Mixed Bed*

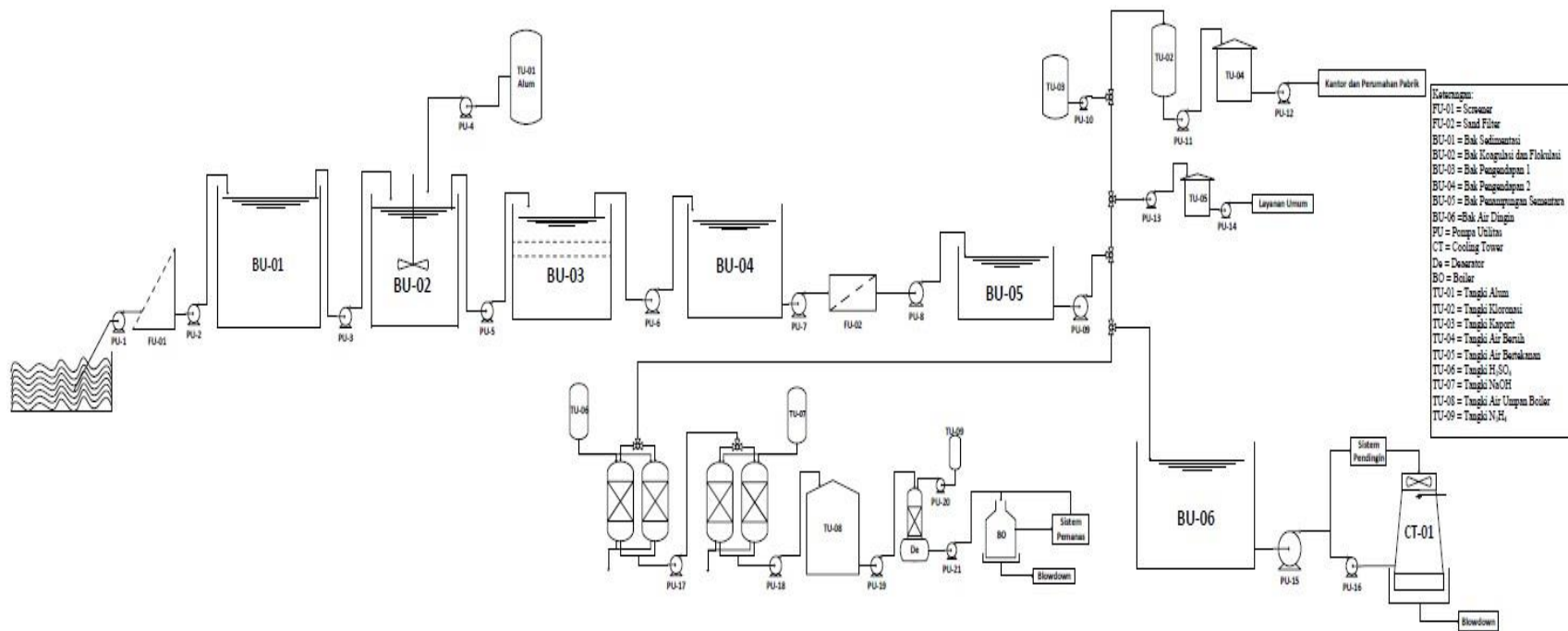
Parameter	<i>Mixed Bed</i>
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO ₄ , dan NO ₃ .
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Resin	<i>Synthetic Gel Zeolit</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Spesifikasi	
Diameter tangki (m)	2,1434
Tinggi tangki (m)	1,6764
Tinggi bed (m)	1,3970
Volume bed (m ³)	5,0382
Volume bak resin (m ³)	30456,9478
Tebal (in)	0,1875
Jumlah	1

Tabel 5.17 Spesifikasi Deaerator

Parameter	<i>Deaerator (De)</i>
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada <i>Reboiler</i> .
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	61,7181
Diameter (m)	4,5524
Tinggi (m)	34,5524
Volume (m ³)	74,0618
Jumlah	1

Tabel 5.18 Spesifikasi Boiler

Parameter	<i>Boiler</i>
Fungsi	Membuat <i>saturated steam</i>
Kondisi Operasi	
Jenis <i>boiler</i>	<i>Water tube</i>
Kapasitas (Kg/s)	16,5357
Kapasitas <i>steam</i> (Kg/s)	13,7798
Jenis bahan bakar	Solar
Tekanan (atm)	84,8
Suhu (°C)	300
(Kg/Jam)	96,8823
Spesifikasi	
Panjang (m)	19,5359
Diameter (m)	9,7679
Luas transfer panas (m ²)	402,6255



Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air

BAB VI EVALUASI EKONOMI

Selain memerlukan peninjauan terhadap proses yang diterapkan, dalam perancangan pabrik diperlukan pula analisa ekonomi untuk menentukan apakah pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Analisa ekonomi dilakukan untuk memperoleh estimasi kelayakan suatu pabrik akan investasi modal dapat dikembalikan, serta terjadinya titik impas (tidak memperoleh untung maupun rugi) sehingga bisa diperkirakan apakah menarik atau tidak bagi investor.

Terdapat beberapa parameter yang digunakan sebagai acuan dalam menentukan kelayakan pendirian suatu pabrik serta besarnya pendapatan yang diperoleh dari segi ekonomi. Beberapa parameter yang digunakan antara lain:

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum melakukan perhitungan terhadap parameter diatas, ada beberapa hal yang harus dikalkulasikan terlebih dahulu, yaitu:

1. Penentuan Modal Industri (*Capital Investment*)
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Total Biaya Produksi (*Total Production Cost*)
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan Modal

- a. Biaya Tetap Per Tahun (*Fixed Cost Annual*)
- b. Biaya Variabel Per Tahun (*Variable Cost Annual*)
- c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost Annual*)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Penentuan harga setiap alat yang digunakan akan mengalami perubahan disebabkan oleh kondisi ekonomi sehingga untuk mengetahui harga setiap alat secara pasti diperlukan metode perhitungan harga index peralatan pada tahun tersebut. Pabrik asetaldehid ini direncanakan berdiri pada tahun 2028 dan diperlukan index harga alat pada tahun tersebut.

Analisa harga alat dilakukan pada tahun 2023 untuk pembelian alat pada pendirian pabrik di tahun 2028. Analisa dilakukan menggunakan data index harga alat yang telah ada pada tahun 1987 hingga 2018 (Sumber: chemengonline.com/pci) yang termuat pada Tabel berikut:

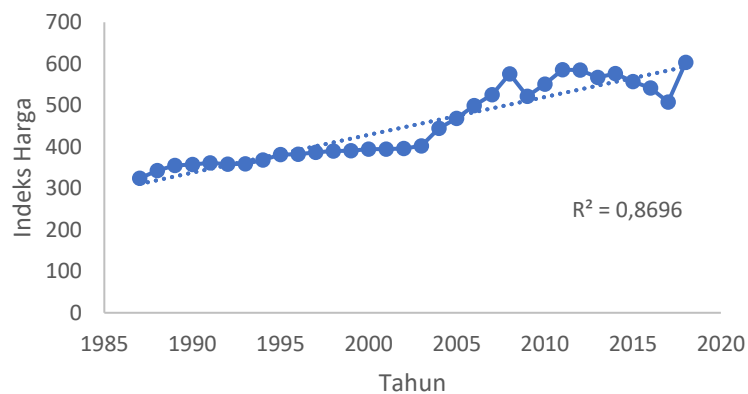
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat Tahun 1987-2018

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5

Tabel 6.1 Indeks Harga Alat 1987-2018 (lanjutan)

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1

Data diatas akan dimuat dalam bentuk grafik hubungan antara tahun dan index harga alat seperti Gambar berikut ini:



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Indeks Harga

Persamaan diperoleh dari grafik diatas adalah $y = 9,1139x - 17799$. Dengan persamaan ini, dapat diperoleh indeks harga pada tahun 2028 sebesar 683,9892. Penentuan harga alat pada tahun pendirian pabrik menggunakan indeks rasio pada tahun referensi dan tahun pembelian alat dengan persamaan dari Aries & Newton (1955) sebagaioi berikut:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.1)$$

Dimana:

N_x : Indeks harga pada tahun 2028

N_y : Indeks harga pada tahun 2014

E_x : Harga alat pada tahun 2028

E_y : Harga alat pada tahun 2014

Dengan menggunakan persamaan 6.1, dipeorleh harga alat pada tahun alat proses dan utilitas 2028 sebagai berikut:

Tabel 6.2 Harga Alat Proses Tahun 2028

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	E_y (\$)	E_x (\$)
1	Tangki Etanol	T-01	1	13800	16384,3967
2	Tangki Asetaldehid	T-02	1	11800	14009,8465
3	Pompa-01	P-01	1	1415	1679,9943
4	<i>Mixer</i>	M-01	1	3200	3799,2804
5	Pompa-02	P-02	1	1805	2143,0316
6	Vaporizer-01	V-01	1	29700	35262,0712
7	Separator-01	SP-01	1	10700	12703,8438
8	<i>Furnace</i>	F-01	1	140300	166574,7002
9	Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>	R-01	1	21291	25278,2747
10	Kondensor-01	CD-01	1	58700	69693,0499
11	Separator-02	SP-02	1	8400	9973,1111
12	Pompa-03	P-03	1	1787	2121,6606
13	<i>Cooler-01</i>	C-01	1	1700	2018,3677

Tabel 6.2 Harga Alat Proses Tahun 2028

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	E _y (\$)	E _x (\$)
14	Menara Distilasi-01	MD-01	1	10964	13017,2845
15	Kondensor-02	CD-02	1	78200	92844,9148
16	Pompa-04	P-04	1	1385	1644,3760
17	<i>Reboiler-01</i>	RB-01	1	21600	25645,1427
18	Akumulator-01	ACC-01	1	4337	5149,2122
19	Pompa-05	P-05	1	1453	1725,1108
20	Menara Distilasi-02	MD-02	1	6486	7700,6665
21	Kondensor-03	CD-03	1	35800	42504,4495
22	Akumulator-02	ACC-02	1	4463	5298,8089
23	Pompa-06	P-06	1	1432	1700,1780
24	<i>Reboiler-02</i>	RB-02	1	23800	28257,1480
25	Pompa-07	P-07	1	1065	1264,4480
26	<i>Cooler-02</i>	C-02	1	1500	1780,9127
Jumlah			26	497083	590174,2814

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas Tahun 2028

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	E _y (\$)	E _x (\$)
1	Pompa 1	PU-1	1	6.874	8.161
2	Pompa 2	PU-2	1	7.438	8.831
3	Pompa 3	PU-3	1	7.293	8.659
4	Pompa 4	PU-4	1	1.065	1.264
5	Pompa 5	PU-5	1	7.293	8.659
6	Pompa 6	PU-6	1	7.150	8.489
7	Pompa 7	PU-7	1	7.009	8.322
8	Pompa 8	PU-8	1	6.874	8.161
9	Pompa 9	PU-9	1	6.874	8.161
10	Pompa 10	PU-10	1	1.065	1.264
11	Pompa 11	PU-11	1	1.081	1.283
12	Pompa 12	PU-12	1	1.081	1.283
13	Pompa 13	PU-13	1	1.065	1.264
14	Pompa 14	PU-14	1	1.065	1.264
15	Pompa 15	PU-15	1	6.135	7.284
16	Pompa 16	PU-16	1	6.135	7.284
17	Pompa 17	PU-17	1	4.035	4.791
18	Pompa 18	PU-18	1	4.035	4.791

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas Tahun 2028 (lanjutan)

19	Pompa 19	PU-19	1	4.035	4.791
20	Pompa 20	PU-20	1	4.035	4.791
21	Pompa 21	PU-21	1	4.035	4.791
22	Boiler	BO	1	1.482.100	1.759.660
23	Kompressor	K	1	3.500	4.155
24	Cooling Tower	CT	1	517.700	614.652
25	Blower	BL-01	1	131.000	155.533
26	Screening	FU-01	1	26.500	31.463
27	Tangki Alum	TU-01	1	25.000	29.682
28	Sand Filter	FU-02	1	46.400	55.090
29	Tangki kloronasi	TU-02	1	10.300	12.229
30	Tangki penyimpanan kaporit	TU-03	1	1.200	1.425
31	Tangki Air Bersih	TU-04	1	32.000	37.993
32	Tangki Air Bertekanan	TU-05	1	22.400	26.595
33	Mixed Bed	MB-01	1	19.400	23.033
34	Tangki H ₂ SO ₄	TU-06	1	31.900	37.874
35	Tangki NaOH	TU-07	1	25.000	29.682
36	Tangki Air Demin	TU-08	1	72.000	85.484
37	Deaerator	De-01	1	49.000	58.176
38	Tangki N ₂ H ₄	TU-09	1	49.100	58.295
39	Tangki BB Boiler	TU-10	1	48.000	56.989
40	Tangki BB Generator	TU-11	1	4.900	5.818
41	Tangki umpan boiler	TU-12	1	49.200	58.414
42	Bak sedimentasi	BU-01	1	1.262.200	1.498.579
43	Bak pengendapan 1	BU-03	1	1.215.300	1.442.895
44	Bak pengendapan 2	BU-04	1	1.170.100	1.389.231
45	Bak penggumpal	BU-02	1	1.215.300	1.442.895
46	Bak sementara	BU-05	1	1.084.800	1.287.956
47	Bak air dingin	BU-06	1	867.100	1.029.486
Jumlah			47	9.558.672	11.348.774

6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam melakukan Analisa ekonomi pabrik asetaldehida ini adalah:

1. Kapasitas produksi : 22.000 ton/tahun
2. Satuan tahun operasi : 330 hari
3. Tahun pabrik didirikan : 2028
4. Nilai kurs mata uang : \$1 =14.999
5. Umur alat : 10 tahun

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* dibagi menjadi 2, yaitu *Fixed Capital Investment* (modal tetap) dan *Working Capital* (modal kerja) (Peters dan Timmerhaus, 2004).

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik asetaldehid ini memerlukan rencana physical plant cost, direct plant cost, fixed capital instrument. Hasil perhitungan masing-masing dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Type of Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Purchased Equipment Cost</i>	183.199.748.533	12.320.182
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	45.799.937.133	3.080.045
3.	<i>Equipment Installation</i>	36.639.949.707	2.464.036
4.	<i>Pipping</i>	27.479.962.280	1.848.027
5.	<i>Instrumentation Cost</i>	14.655.979.883	985.615
6.	<i>Electrical Cost</i>	54.959.924.560	3.696.055
7.	<i>Building Cost</i>	14.655.979.883	985.615
8.	<i>Utilities</i>	183.199.748.533	12.320.182
9.	<i>Land & Yard Improvement</i>	36.639.949.707	2.464.036
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		597.231.180.217	40.163.793

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Type of Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Engineering & Construction Cost</i>	119.446.236.043	8.032.759
<i>Total (PPC + DPC)</i>		716.677.416.260	48.196.551

Tabel 6. 6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Type of Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Total (PPC + DPC)</i>	716.677.416.260	48.196.551
2.	<i>Biaya tak terduga</i>	28.667.096.650	1.927.862
3.	<i>Kontraktor</i>	1.146.683.866	77.114
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		746.491.196.777	50.201.528

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan operasional pabrik dalam kurun waktu tertentu (Peters dan Timmerhaus, 2004). Berikut perincian biaya yang dikeluarkan untuk *working capital investment*:

Tabel 6.7 *Working Capital Investment*

No.	<i>Type of Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw material inventory</i>	82.273.096.797	5.532.865
2.	<i>In Process Inventory</i>	11.323.752.815	761.522
3.	<i>Product Inventory</i>	189.733.771.897	12.759.595
4.	<i>Extended credit</i>	202.741.882.888	13.634.390
5.	<i>Available Cash</i>	189.733.771.897	12.759.595
<i>Working Capital Investment</i>		675.806.276.293	45.447.967

6.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan biaya yang diperlukan untuk aktivitas produksi. *Manufacturing cost* diperoleh dari penjumlahan *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang memiliki keterkaitan dengan aktivitas produksi.

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk keperluan yang berkaitan secara langsung dengan aktivitas produksi. Berikut perincian biaya yang dikeluarkan:

Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost*

No.	<i>Type of Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	411.365.483.986	27.664.326
2.	<i>Labor</i>	16.272.000.000	1.094.292
3.	<i>Supervision</i>	3.254.400.000	218.858
4.	<i>Maintenance</i>	74.649.119.678	5.020.153
5.	<i>Plant Supplies</i>	11.197.367.952	753.023
6.	<i>Royalty and Patents</i>	113.840.263.138	7.655.757
7.	<i>Utilities</i>	481.561.101.566	32.384.981
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		1.112.139.736.319	\$74.791.390

b. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikelurakan untuk keperluan yang tidak berkaitan secara langsung dengan aktivitas produksi.

Berikut perincian biaya yang dikeluarkan:

Tabel 6.9 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	<i>Type of Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Payroll Over Head</i>	3.254.400.000	218.858
2.	<i>Laboratory</i>	3.254.400.000	218.858
3.	<i>Plant Over Head</i>	11.390.400.000	766.004
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	20.568.274.199	1.383.216
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		38.467.474.199	2.586.937

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya harus selalu dikeluarkan pada saat pabrik beroperasi maupun tidak. Pengeluaran ini bersifat tetap yang tidak berkaitan dengan waktu dan tingkat produksi. Berikut perincian biaya yang dikeluarkan:

Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost*

No.	<i>Type of Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Depretiation</i>	74.649.119.678	5.020.153
2.	<i>Property Taxes</i>	14.929.823.936	1.004.031
3.	<i>Insurance</i>	7.464.911.968	502.015
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		97.043.855.581	6.526.199

Tabel 6.11 *Total Manufacturing Cost*

No.	<i>Type of Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	1.112.139.736.319	74.791.390
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	38.467.474.199	2.586.937

Tabel 6.11 *Total Manufacturing Cost* (lanjutan)

No.	Type of Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	97.043.855.581	6.526.199
<i>Manufacturing Cost</i> (MC)		1.247.651.066.099	83.904.526

6.3.3 *General Expense*

General expense adalah biaya yang dikeluarkan untuk keperluan yang berhubungan dengan fungsi perusahaan dan tidak termasuk *manufacturing cost*.

Berikut ini Tabel perincian biaya untuk *general expense*:

Tabel 6.12 *General expense*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	74.859.063.966	5.034.272
2	<i>Sales expense</i>	199.624.170.576	13.424.724
3	<i>Research</i>	59.719.295.742	4.016.122
4	<i>Finance</i>	99.812.085.288	6.712.362
<i>General expense</i>		434.014.615.572	29.187.480

Tabel 6.13 *Total Production Cost* (TPC)

No	Type of Expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	1.247.651.066.099	83.904.526
2	<i>General expense</i>	434.014.615.572	29.187.480
<i>Total Production Cost</i> (TPC)		1.681.665.681.671	110.740.729

6.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan	: Rp 1.897.337.718.966
Total biaya produksi	: Rp 1.681.665.681.671
Keuntungan	: Total penjualan – Total biaya produksi
	: Rp 215.672.037.294

b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak	: 22% x Rp 215.672.037.294
	: Rp 53.906.542.391
Keuntungan	: Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak
	: Rp 168.188.412.260

6.5 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau kecil sehingga dapat dikategorikan berpotensi atau tidak dari segi ekonomi, maka dilakukanlah suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Terdapat beberapa faktor yang digunakan untuk menentukan kelayakan pabrik secara menyeluruh, yaitu:

6.5.1 Return on Investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi minimum adalah 44% sedangkan pabrik dengan risiko rendah mempunyai persentase minimum sebesar 11% (Aries dan Newton, 1955).

Untuk menghitung ROI dapat digunakan persamaan 6.4 berikut:

$$\text{ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\% \quad (6.2)$$

a. ROI b (sebelum pajak)

$$= \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\% = \frac{215.672.037.294}{746.491.196.777} \times 100\% = 29 \%$$

b. ROI a (sesudah pajak)

$$= \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\% = \frac{168.188.412.260}{746.491.196.777} \times 100\% = 23 \%$$

6.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay out time merupakan lama waktu yang diperlukan untuk mendapatkan pengembalian modal berdasarkan total modal investasi serta perolehan keuntungan setiap tahunnya. Industri kimia memiliki syarat POT sebelum pajak berdasarkan risiko pabriknya, pabrik dengan risiko tinggi memiliki maksimal POT selama 2 tahun dan pabrik dengan risiko rendah memiliki maksimal POT selama 5 tahun (Aries dan Newton, 1955). Berikut persamaan yang digunakan untuk menghitung POT:

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \quad (6.3)$$

a. POT sebelum Pajak (POT b)

$$= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} = \frac{746.491.196.777}{215.672.037.294 + 74.649.119.678} = 2,57 \text{ tahun}$$

b. POT setelah Pajak (POT a)

$$= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} = \frac{746.491.196.777}{168.188.412.260 + 74.649.119.678} = 3,07 \text{ tahun}$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas dimana pabrik tidak mengalami kerugian maupun keuntungan sehingga perolehan pendapatan dan pengeluaran seimbang. Perhitungan nilai BEP juga dapat membantu menentukan harga jual dan jumlah penjualan minimum dan banyaknya penjualan agar memperoleh keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berkisar antara 40-60% dan apabila suatu pabrik memiliki BEP dibawah rentang tersebut maka dapat mengalami kerugian. Berikut persamaan *Break Even Point* yang digunakan:

$$\text{BEP} = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.4)$$

Keterangan:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum Annual

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Tabel 6.14 *Annual Fixed Cost*

No.	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Depretiation</i>	74.649.119.678	5.020.153
2.	<i>Property Taxes</i>	14.929.823.936	1.004.031
3.	<i>Insurance</i>	7.464.911.968	502.015
Total		97.043.855.581	6.526.199

Tabel 6.15 *Annual Sales Value*

No.	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Annual Sales Value</i>	1.897.337.718.966	127.595.949
Total		1.897.337.718.966	127.595.949

Tabel 6.16 *Annual Regulated Expenses*

No.	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Labor</i>	16.272.000.000	1.094.292
2.	<i>Payroll Overhead</i>	3.254.400.000	218.858
3.	<i>Supervision</i>	3.254.400.000	218.858
4.	<i>Plant Overhead</i>	11.390.400.000	766.004
5.	<i>Laboratory</i>	3.254.400.000	218.858
6.	<i>General Expense</i>	434.014.615.572	29.187.480
7.	<i>Maintenance</i>	74.649.119.678	5.020.153
8.	<i>Plant Supplies</i>	11.197.367.952	753.023
Total		557.286.703.201	37.477.527

Tabel 6.17 Annual Variable Value

No.	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Raw material	411.365.483.986	27.664.326
2.	Packaging and Shipping	20.568.274.199	1.383.216
3.	Utilities	481.561.101.566	32.384.981
4.	Royalty and Patent	113.840.263.138	7.655.757
Total		1.027.335.122.889	69.088.280

Dengan mensubstitusikan data pada Tabel 6.14 – Tabel 6.17 maka diperoleh persentase BEP sebesar:

$$\text{BEP} = \frac{(97.043.855.581 + 0,3 \times 557.286.703.201)}{(1.897.337.718.966 - 1.027.335.122.889 - 0,7 \times 557.286.703.201)} \times 100\%$$

$$\text{BEP} = 55,067 \%$$

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point merupakan perkiraan kondisi dimana jalannya aktivitas produksi pabrik harus berhenti akibat biaya yang dikeluarkan lebih mahal jika dibandingkan dengan biaya penutupan pabrik dan membayar *fixed cost*. Berikut persamaan SDP yang digunakan:

$$\text{SDP} = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.5)$$

Dengan mensubstitusikan nilai pada Tabel 6.14 – 6.17 maka diperoleh SDP sebesar:

$$\text{SDP} = \frac{(0,3 \times 557.286.703.201)}{(1.897.337.718.966 - 1.027.335.122.889 - 0,7 \times 557.286.703.201)} \times 100\%$$

$$\text{SDP} = 35 \%$$

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate merupakan pendekatan untuk mengevaluasi keuntungan dengan mempertimbangkan *time value* (nilai atas waktu) dari uang berdasarkan jumlah investasi yang belum terkembalikan pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Syarat minimum nilai DCFR yang dimiliki adalah 1,5 kali bunga bank. Berikut ini persamaan yang digunakan untuk menentukan nilai DCFR:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = C \sum_{N=0}^{N=n-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (6.6)$$

Dengan:

FC = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

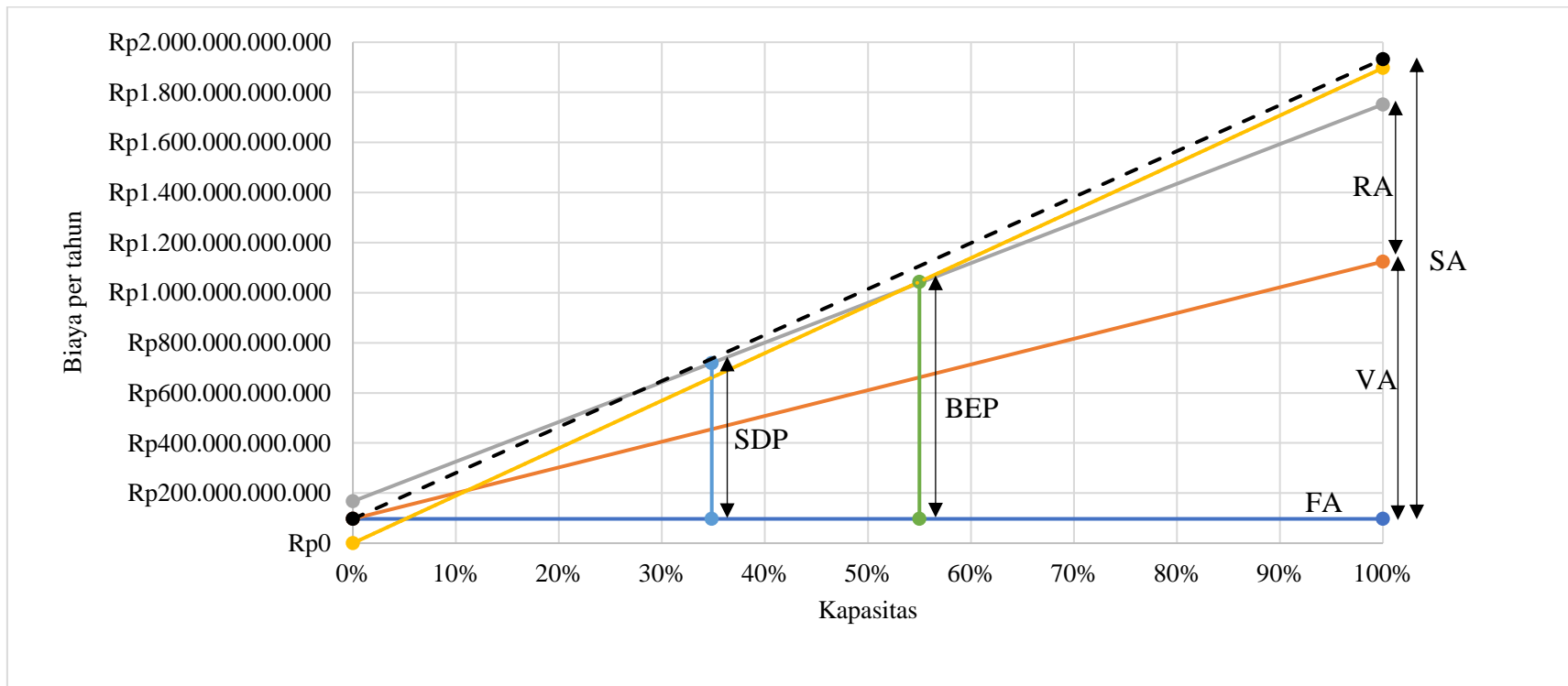
SV = *Salvage value* = depresiasi

i = Nilai DCFR

n = Umur pabrik = 10 tahun

C = *Cash flow* = *profit after taxes* + depresiasi + *finance*

Untuk memperoleh nilai DCFR dilakukan dengan metode *trial and error* sehingga diperoleh nilai DCFR sebesar 22,4806 %. Suku bunga bank yang digunakan sebesar 3,5% sehingga syarat minimum nilai DCFR adalah 5,25 %. Berdasarkan hasil *trial and error* dan syarat minimum yang ada maka dapat disimpulkan bahwa nilai DCFR yang diperoleh memenuhi syarat



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa pada hasil perhitungan prarancangan pabrik asetaldehid dari dehidrogenasi etanol dengan kapasitas 22.200 ton/tahun dari segi teknis dan ekonomis diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Jika ditinjau dari proses produksi, kondisi operasi, kontinuitas ketersediaan bahan baku, sifat bahan baku bahan pendukung dan produk maka dapat dikatakan bahwa pabrik asetaldehid ini memiliki risiko rendah.
2. Dari evaluasi ekonomi serta analisa kelayakan, pabrik asetaldehid dinilai layak untuk didirikan dengan parameter kelayakan sebagai berikut:

a. *Return on Investment* (ROI)

ROI sebelum pajak = 29%

ROI setelah pajak = 22%

Untuk pabrik risiko rendah syarat persentase ROI minimum yang harus dipenuhi sebesar 11%.

b. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak = 2,57 tahun

POT setelah pajak = 3,18 tahun

Untuk pabrik risiko rendah syarat POT yang harus dipenuhi maksimal 5 tahun.

c. *Break Even Point* (BEP)

BEP diperoleh = 55,06%

Umumnya persentase BEP pabrik berada pada rentang 40%-60%.

d. *Shut Down Point (SDP)*

SDP diperoleh = 35%

Umumnya persentase SDP berkisar lebih dari 20%.

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

DCFR diperoleh = 22,4806%

Syarat minimum DCFR yang harus dipenuhi adalah 1,5 kali dari suku bunga pinjaman bank. Dengan suku bunga 3,5% maka minimal DCFR harus dipenuhi sebesar 5,25%.

3. Pabrik asetaldehid didirikan di daerah Sragen, Jawa Tengah berada dekat dengan lokasi sumber air yaitu Sungai Bengawan Solo sehingga dapat meminimalisir kemungkinan kekurangan pasokan air. Selain itu, lokasi pendirian pabrik dekat dengan produsen bahan baku sehingga dapat terjaga kontinuitasnya.

Berdasarkan poin penjelasan diatas, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik asetaldehid dari dehidrogenasi etanol dengan kapasitas 22.200 ton/tahun layak untuk didirikan karena telah memenuhi syarat yang ada.

7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lainnya yang memiliki hubungan untuk meningkatkan tingkat kelayakan pendirian pabrik kimia diantaranya:

1. Optimalisasi penentuan alat proses dan alat penunjang perlu diperhatikan agar perolehan keuntungan dapat lebih maksimal.
2. Produk asetaldehid kedepannya dapat direalisasikan melihat dari kebutuhan setiap tahunnya semakin meningkat.
3. Produksi limbah yang erat kaitannya dengan perancangan pabrik kimia sehingga besar harapannya perkembangan pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Badan Pusat Statistik. 2022. Statistic Indonesia. www.bps.go.id. Diakses pada 25 Oktober 2022 pukul 15.00 WIB.
- Branan, Carl. 2002. Rules of Thumb for Chemical Engineers: Third Edition. Amsterdam: Gulf Professional Publishing an imprint of Elsevier Science.
- Brown, G G (1977). Unit Operarions. CBS, New Delhi
- Brownell, L E. Young, E H. (1959). Equipment Design. John Wiley & Sons, Inc. New York.
- Coulson, J.J and Richardson, J.F. 1983. Chemical Equipment Design. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Eckert, Marc, et.al. 2012. Encyclopedia of Industrial Chemistry: Acetaldehyde. Germany
- Evans, Frank L. .1974. Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants. Volume 2, Texas
- Fogler, H.S. 2006. Elements of Chemical Reaction Engineering. 4th ed. Pearson Education Inc. Massachusetts.
- Froment, G. F. and J. Franckaerts. 1964. Kinetics Study of The Dehydrogenation of Ethanol. Chemical Engineering Science, Vol. 199, P. 807-814.
- Geankoplis, C J. 1993. Transport Processes and Unit Operations Third Edition. Prentice-Hall International, Inc. New Jersey.
- Huang, Yongji, et.al.. 2021. The Catalytic Dehydrogenation of Ethanol by Heterogeneous Catalysts. The Royal Society of Chemistry.
- Kern, D.Q., 1965, Process Heat Transfer, McGraw Hill Book Company Inc., New York.
- Matche, 2023. Equipment cost. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 1 Juli 2023 pukul 19.46 WIB
- Mc. Ketta, John, 1976, “ Encyclopedia Chemical Process and Design, Volume 1”, Marchell Dekker Inc., New York. Perry, R.H., and Green, D.W., 1976, “
- Perry, R.H. and D. W. Green. 1997. Perry’s Chemical Engineering Handbooks, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). Plant design and economics for chemical engineers (4th ed.). McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Peters, M. S., Klaus D. Timmerhaus and Ronald E. West .(2004). Plant design and economics for chemical engineers (5th ed.). McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Rase, Howard F. .1990. Fixed-Bed Reactor Design and Diagnostic: Gas Phase Reactions. Texas

- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics. New York: McGraw-Hill, 1959.
- Soracco, B., et. al.. 1979. Kinetics of The Dehydrogenation of Ethanol to Acetaldehyde on Unsupported Catalysts. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 57.
- Suthirojn, Thanakarn, et. al. 2020. Process Analysis of Acetaldehyde Production from Ethanol via Non-Oxidative Dehydrogenation.
- Treybal (1981). Mass – Transfer Operations. McGraw-Hill. Singapore
- Ulrich, G.D. 1984. A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Walas, S.M., 1988, Chemical Process Equipment, 3rd ed, Butterworths Series in Chemical Engineering, USA.
- Yaws, Carl L., 1999, Chemical Properties Handbook, McGraw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN REAKTOR

REAKTOR (R-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi etanol menghasilkan asetaldehid dan hidrogen.

Jenis : *Fixed Bed Multitube Reactor*

Konversi : 50%

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 260°C

Reaksi : Endotermis, nonadiabatis-nonisotermal

Tujuan Perancangan:

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung neraca massa
3. Perancangan spesifikasi reaktor

A. Alasan Pemilihan Reaktor

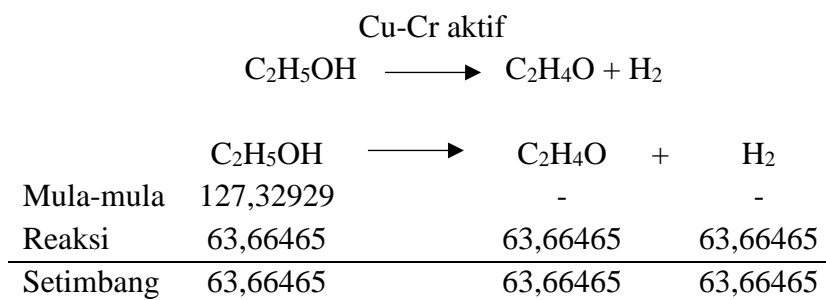
- Zat pereaksi reaktor berupa fase gas dengan katalis padat.
- Reaksi berupa endotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar supaya kontak dengan pemanas optimal.
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
- Umur katalis panjang 12-15 bulan.
- Membutuhkan sedikit perlengkapan tambahan.
- Konstruksi reaktor *fixed bed multitube* lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.

- Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*.

B. Neraca Massa

Senyawa	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/jam)
	Arus	Arus
C ₂ H ₅ OH	5866,06059	2933,03030
H ₂ O	295,34576	295,34576
C ₂ H ₄ O	-	2804,42771
H ₂	-	128,60259
Total	6161,40636	6161,40636

Reaksi yang terjadi:



C. Perancangan Reaktor

1. Menghitung Yi

Senyawa	Input (Kg/Jam)	Kmol/jam	yi = fraksi mol	Bmi x Yi
C ₂ H ₅ OH	5866,0606	127,3293	0,8860	40,8161
H ₂ O	295,3458	16,3899	0,1140	2,0550
Total	6161,40636	143,7192	1,0000	42,8711

2. Menentukan Z Umpan Reaktor

Nilai Z dapat diperoleh melalui koefisien virial menggunakan persamaan 3.61-

3.66 dari Smith Van Ness sebagai berikut:

$$B^{\circ} = \frac{BP_c}{RT_c} = B^{\circ} + \omega B^1 \quad B^{\circ} = 0,0833 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}}$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^{\circ} \frac{Pr}{Tr} \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}}$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c} \right) \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

Senyawa	Yi	Tr	Pr	B0	B1
C2H5OH	0,8860	1,0327	0,0159	-0,3178	-0,0112
H2O	0,1140	0,8239	0,0046	-0,4924	-0,2491
Total	1,0000	1,8566	0,0205	-0,8102	-0,2603

BPc/RTc	W	Pr/Tr	Z	Yi x Z
-0,3250	0,6370	0,0154	0,9950	0,8815
-0,5783	0,3450	0,0056	0,9968	0,1137
-0,9033		0,0209	1,9918	0,9952

3. Menentukan Volume Gas Umpan

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana:

n = mol umpan, mol/dtk : 39,9220

R = Konstanta gas, cm³.atm/gmol.K : 82,05

T = temperatur, K : 533,15

P = Tekanan, atm : 1 atm

V_g = Laju alir volumetrik, cm³/dtk : 1738228,444

Laju alir volumetrik, m³/dtk : 1,73823

4. Menghitung Densitas Umpan

$$\rho = \frac{BM_{\text{campuran}} \times P}{Z \times R \times T}$$

$$BM_{\text{campuran}} = 42,8711$$

Diperoleh densitas umpan sebesar

$$\begin{aligned} \rho &= 0,0009847 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 0,9847 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kapasitas Panas

Nilai kapasitas panas gas umpan diperoleh menggunakan persamaan dari

Yaws (1999) :

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

$$C_{p \text{ campuran}} = \sum(C_{pi} \cdot y_i)$$

Keterangan :

A, B, C, D, E : Konstanta

T : Temperatur umpan,

C_{pi} : Kapasitas panas komponen i,

y_i : Fraksi mol komponen i

Komponen	A	B	C	D	E
Etanol	27,091	0,11055	1,0957E-04	-1,5046E-07	4,6601E-11
Air	33,933	-0,0084186	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
Asetaldehid	34,14	0,04002	1,5634E-04	-1,6445E-07	4,7248E-11
Hidrogen	25,399	0,020178	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12

Komponen	C_p (KJoule/Kmol.K)	C_p (KJoule/Kg.K)
Etanol	98,1393	2,1302
Air	35,5425	1,9724
Asetaldehid	78,8117	1,7891
Hidrogen	29,3231	14,5164

Diperoleh kapasitas panas campuran sebesar

$$C_{p\text{campuran}} = 2,1227 \text{ Kjoule/kg.K}$$
$$= 91,0007 \text{ Kjoule/Kmol.K}$$

6. Menghitung Viskositas

Nilai viskositas gas umpan diperoleh menggunakan persamaan dari Yaws

(1999) sebagai berikut:

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

$$\mu_{\text{campuran}} = \sum(\mu_i \cdot y_i)$$

Keterangan :

A, B, C : Konstanta

T : Temperatur umpan, 533,15 K

μ_i : Viskositas komponen i, gr/cm.s

y_i : Fraksi mol komponen i

Komponen	A	B	C	μ gas (<i>micropoise</i>)	gr/cm.s
etanol	1,499	0,30741	-4,448E-05	152,7515337	0,0001528
Asetaldehid	0,069	0,32046	-4,237E-05	158,8780537	0,0001589
Hidrogen	27,758	0,212	-3,280E-05	131,4624353	0,0001315
Air	-36,826	0,429	-1,620E-05	187,2905175	0,0001873

Diperoleh kapasitas panas campuran sebesar

$$\mu_{\text{gas}} = 0,00015669 \text{ gr/cm.s}$$

7. Menghitung Konduktivitas Termal

Nilai konduktivitas termal gas umpan diperoleh menggunakan persamaan dari

Yaws (1999) sebagai berikut:

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

$$k_{\text{campuran}} = \sum(k_i \cdot y_i)$$

Keterangan :

A, B, C : Konstanta

T : Temperatur umpan, 533,15 K

k_i : Konduktivitas termal komponen i, W/m.K

y_i : Fraksi mol komponen i

Komponen	A	B	C	k (W/m.K)
Etanol	-0,00556	4,3620E-05	8,5033E-08	4,1867E-02
air	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08	3,9722E-02

Diperoleh kapasitas panas campuran sebesar

$$k_{\text{gas}} = 0,041622 \text{ W/m.K}$$

D. Menghitung Dimensi Reaktor

1. Katalisator

Katalis	Cu-Cr
Diameter Katalis	0,3 cm
Bentuk	<i>Sphere</i>
Porosity	0,36
Bulk Density	6174 Kg/m ³ 6,174 gr/ml
Densitas	4500 Kg/m ³ 4,5 gr/cm ³

2. Menentukan Jenis, Ukuran dan Susunan Tube

Diameter pipa reaktor dipilih dengan beberapa pertimbangan agar perpindahan panas yang terjadi berjalan dengan baik. Reaksi berjalan secara endotermis, maka dari itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen supaya koefisien

perpindahan panas lebih besar. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi serbuk katalisator dibandingkan dengan pipa kosong (hw/h) telah diteliti oleh Colburn's yaitu :

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

(Smith, Chem Kinetic Engineering, P.571)

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$ dan $hw/h = 7,8$ (karena menghasilkan panas yang paling besar).

D_p : Diameter Katalisator

D_t : Diameter *Tube*

hw : Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : Koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p : 0,3 cm

D_p/D_t : 0,15

D_t : 2 cm

: 0,787 in

Berdasarkan Tabel 11 *Kern* dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut:

Jenis *Tube* :

OD : 1 in

ID : 0,902 in

BWG : 18

Flow Area per Tube : 0,639 in²

Surface/1in.ft (Outside) : 0,2618 ft²

Surface/1in.ft (Inside) : 0,2361 ft²

Weight per lin ft : 0,545 lb steel

Pipa (*Tube*) disusun dengan pola *triangular pitch* untuk memperbesar terjadinya turbulensi pada aliran fluida dalam *shell* sehingga hal tersebut mengakibatkan koefisien perpindahan panas konveksi (h_o) semakin besar dan transfer panas yang diberikan lebih baik dari pada *square pitch* (Kern, 1983).

Susunan *tube* : *Triangular*

Pitch tube : $1,25 \times OD_t = 1,25 \times 1 = 1,25 \text{ in} = 3,175 \text{ cm}$

Clarence (C') : $P_t - OD_t = 0,25 \text{ in} = 0,635 \text{ cm}$

3. Menentukan Jumlah Tube

Asusmsi Re = 3100
Dp = 0,3 cm
= 0,11811 in
Viskositas = 0,00015669 gr/cm.s
= 0,00001567 Kg/m.s
= 0,56409 gr/cm.jam
= 0,05641 Kg/m.jam

- Menghitung Gt

$$Gt = \frac{Re \times \mu_{campuran}}{Dp} = 1,6191 \text{ gr/cm}^2 \cdot \text{s} = 58288,8272 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Luas Penampang Total

$$A_t = \frac{G}{Gt} = 1057,0476 \text{ cm}^2 = 0,1057 \text{ m}^2$$

- Menghitung Luas Penampang Pipa

$$A_o = \frac{3,14 \times ID^2 \times \theta}{4} = 1,4834 \text{ cm}^2 = 0,00014834 \text{ m}^2$$

- Menghitung Jumlah Pipa Maksimum

$$N_t = \frac{A_t}{A_o} = 713$$

- Menghitung kecepatan maksimum (V_{\max})

$$V_{\max} = \sqrt{\frac{4 \times (\rho_B - \rho_g) \times g \times D_p}{3 \times \rho_g \times F_d}} = 2479,8275 \text{ cm/s} = 89273,7887 \text{ m/jam}$$

$$F_d = 0,4$$

- Menghitung Debit Umpan

$$Q = \frac{G}{\rho_g} = 6256,8598 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,7380 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Menghitung Luas Penampang Total

$$A_t = \frac{V_g}{V_{\max}} = 694,2564 \text{ cm}^2 = 0,0694 \text{ m}^2$$

- Menghitung Jumlah Pipa Minimum

$$N_t = \frac{A_t}{A_0} = 468$$

Berdasarkan perhitungan tersebut diambil jumlah pipa sebanyak 538 pipa.

4. Menentukan Dimensi Shell

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \times N_t \times P_t^2 \times 0,866}{\pi}} = 77,3498 \text{ cm} = 30,4527 \text{ in} = 2,5377 \text{ ft}$$

5. Menentukan Jumlah *Steam* yang Dibutuhkan

Komponen	Q _{in} (Kjoule/Jam)	Q _{out} (Kjoule/Jam)
Umpan	8769472,2680	-
Panas <i>Steam</i>	4000105,8257	-
Panas Reaksi	-	4572433,9958
Produk	-	8197144,0979
Total	12769578,0937	12769578,0937

Panas *steam* yang dibutuhkan : 4000105,8257 Kjoule/Jam

Digunakan *steam* dengan suhu input 300 dan output 250 yang memiliki nilai ΔH sebesar 99,06576052 Kjoule/Kg sehingga *steam* yang dibutuhkan sebanyak :

$$w_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\Delta H} = 40378,2882 \text{ Kg/Jam}$$

6. Sifat Fisis *Steam*

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,310186 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\text{Kapasitas Panas (Cp)} = 0,7693 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Konduktivitas Termal (k)} = 0,9744742782 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

7. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas *Overall* (Ud)

A. *Tube Side*

$$\text{Pr} = \frac{Cp \times \mu}{k}$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{ID_t} \times \text{Pr}^{1/3}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID_t}{OD_t}$$

Dimana:

ID_t = diameter dalam *tube* (in)

OD_t = diameter luar *tube* (in)

Diperoleh

$$h_i = 24,93934 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$h_{io} = 22,58563 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

B. *Shell Side*

- *Baffle Space*

$$\begin{aligned} B &= ID_s \times 0,2 \\ &= 6,09053 \text{ in} \end{aligned}$$

- *Shell Side/Bundle Crossflow Area*(as)

$$as = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times Pt} = 0,25760 \text{ ft}^2$$

- *Mass Velocity (Gs)*

$$G_s = \frac{w_{steam}}{as} = 345568,4826 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- *Diameter Ekuivalen (De)*

$$De = \frac{4 \times (0,5 \times Pt \times 0,866 \times Pt - 0,5 \times \pi \times \frac{OD^2}{4})}{0,5 \times \pi \times OD} = 1,4737 \text{ in}$$

- *Reynold number di Shell*

$$Re_s = \frac{G \times De}{\mu_s} = 55165,04258$$

Diperoleh nilai jH sebesar 138, maka

$$h_o = jH \times \frac{k}{ID_s} \times Pr^{1/3} = 90,4722$$

- *Clean Overall Coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 18,07369 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- *Dirty Factor (Rd)*

$$R_d \text{ Shell} = 0,001 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$$

$$R_d \text{ Tube} = 0,0005 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$$

$$U_d = \frac{1}{R_d + \frac{1}{U_c}} = 17,5966 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$= 85,9138 \text{ kcal/jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 359,4633 \text{ Kjoule/jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

8. Menghitung Panjang Reaktor

Perhitungan panjang reaktor akan menggunakan metode runge kutta 4. Selain itu juga diperoleh nilai tekanan keluaran reaktor, suhu keluaran reaktor dan suhu keluaran *steam* dengan persamaan matematis sebagai berikut:

- *Pressure Drop dalam Tube*

$$\frac{dP}{dz} = \frac{Gt}{\rho \times g_c \times D_p} \times \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \times \left(\frac{150 \times (1-\varepsilon) \times \mu}{D_p} + 1,75Gt \right)$$

- Neraca Massa pada Elemen *Volume*

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \times \pi \times Nt \times IDt^2}{4 \times F_{A0}}$$

- Neraca Panas pada Elemen *Volume*

$$\frac{dT}{dz} = - \frac{(\Delta H_{rT}) \times F_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + Ud \times \pi \times OD \times (T - T_s) \times Nt}{\sum(F_i \times Cp_i)}$$

- Neraca Panas *Steam*

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{Ud \times \pi \times OD \times (T - T_s) \times Nt}{m_{steam} \times Cp_{steam}}$$

Tabel Kondisi Keluaran Reaktor Berdasarkan Runge Kutta 4

z (m)	x (konversi)	T reaktor	Ts	P(atm)
0,0000	0,0000	533,1500	583,1500	1,0000
0,2000	0,0166	533,4797	581,4241	1,0000
0,4000	0,0332	533,8094	579,6982	1,0000
0,6000	0,0499	534,1392	577,9723	1,0000
0,8000	0,0665	534,4689	576,2463	1,0000
1,0000	0,0831	534,7986	574,5204	1,0000
1,2000	0,0997	535,1283	572,7945	1,0000
1,4000	0,1163	535,4580	571,0686	1,0000
1,6000	0,1330	535,7878	569,3427	1,0000
1,8000	0,1496	536,1175	567,6168	1,0000
2,0000	0,1662	536,4472	565,8909	1,0000
2,2000	0,1828	536,7769	564,1650	1,0000
2,4000	0,1994	537,1066	562,4390	1,0000
2,6000	0,2161	537,4364	560,7131	1,0000
2,8000	0,2327	537,7661	558,9872	1,0000
3,0000	0,2493	538,0958	557,2613	1,0000
3,2000	0,2659	538,4255	555,5354	1,0000
3,4000	0,2825	538,7552	553,8095	1,0000
3,6000	0,2992	539,0850	552,0836	1,0000
3,8000	0,3158	539,4147	550,3576	1,0000

4,0000	0,3324	539,7444	548,6317	1,0000
4,2000	0,3490	540,0741	546,9058	1,0000
4,4000	0,3656	540,4038	545,1799	1,0000
4,6000	0,3823	540,7336	543,4540	1,0000
4,8000	0,3989	541,0633	541,7281	1,0000
5,0000	0,4155	541,3930	540,0022	1,0000
5,2000	0,4321	541,7227	538,2763	1,0000
5,3000	0,4404	541,8876	537,4133	1,0000
5,4000	0,4487	542,0524	536,5503	1,0000
5,6000	0,4654	542,3822	534,8244	1,0000
5,7000	0,4737	542,5470	533,9615	1,0000
5,8000	0,4820	542,7119	533,0985	1,0000
5,9000	0,4903	542,8768	532,2356	1,0000
5,4000	0,4487	542,0524	536,5503	1,0000
6,0000	0,4986	543,0416	531,3726	1,0000
6,1000	0,5069	543,2065	530,5096	1,0000

Diperoleh hasil sebagai berikut:

$$\text{Suhu gas keluar } (T_{out}) = 543,2065 \text{ K} = 270,0565 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$Z \text{ (panjang pipa tube)} = 6,1 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan gas keluar} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu steam keluar } (T_{\text{steam out}}) = 530,5096 \text{ K} = 257,3596 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

9. Menghitung tebal *shell* reaktor

- Tekanan *Design* (P_{design})

Over design maksimal 20%

Tekanan Operasi = 1 atm

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 1 \text{ atm} = 1,2 \text{ atm} = 17,63514 \text{ psi}$$

- Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi *Carbon Steel SA 283 Grade C* karena memiliki struktur yang kuat, tahan terhadap korosi dan *allowable stress* mencapai 12650 psi.

- Tebal *Shell*

Untuk menghitung tebal *shell* reaktor menggunakan persamaan dari Brownell, pers 13.1, P.254 yaitu:

$$t_s = \frac{P \times r}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C$$

Keterangan:

t_s = Tebal *shell*, in

P = Tekanan *design*, psi

f = *allowable stress* bahan, psi

E = *joint efficiency*

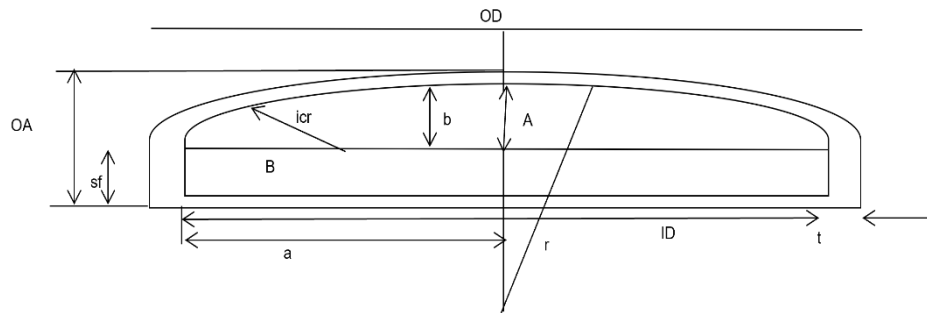
r = Jari-jari dalam *shell*

C = *corrosion allowance*

Diperoleh nilai t_s (tebal *shell*) sebesar 0,1516 in dan dipilin th standar sebesar 0,1875 in.

10. Menghitung *Head* Reaktor

Dipilih *head* berbentuk *torispherical head* karena memiliki konstruksi yang sederhana, ekonomis serta cocok untuk tekanan 15-200 psi.



Bahan konstruksi untuk *head* reactor dipilih *Carbon Steel SA 283 Grade C* karena memiliki konstruksi yang kuat, tahan terhadap korosifitas dan struktur kuat dengan *allowable stress* mencapai 12650 psi.

c. *Tebal Head*

$$t_H = \frac{P \times ID_s}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C$$

Keterangan:

t_H = *Tebal head*, in

P = Tekanan perancangan, psi

f = *allowable stress*, psi

E = *joint efficiency*

C = *corrosion allowance*

Diperoleh nilai t_H (*tebal head*) sebesar 0,1515 in dan dipilin t_H standar sebesar 0,1875 in.

d. *Tinggi Head*

Tebal head standar yang digunakan 0,1875 in dan diameter luar standar *shell* dipilih 32 in sehingga berdasarkan Tabel 5.7 hal.89 Brownell & Young diperoleh data sebagai berikut:

ODs, in : 32

$$T_s, \text{ in} : 0,1875$$

$$i_{cr}, \text{ in} : 2$$

$$r, \text{ in} : 32$$

$$s_f, \text{ in} : 2 (1,5-2)$$

$$a = \frac{ID_s}{2} = 15,2263 \text{ in}$$

$$AB = a - i_{cr} = 13,2263 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{cr} = 28 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 24,6792 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 5,3208 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Head (OA)} = t_H + s_f + b = 7,4723 \text{ in} = 0,1898 \text{ m}$$

11. Tinggi Reaktor

$$HR = \text{panjang tube} + (2 \times \text{tinggi head})$$

$$= 255,1021 \text{ in}$$

$$= 6,4796 \text{ m}$$

12. Volume Reaktor

$$\text{Volume Head} = 0,000049 \times ID_s^3$$

$$= 1,3838 \text{ in}^3$$

$$= 0,000022676 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Shell} = \frac{\pi}{4} \times ID_s^2 \times Z$$

$$= 2,8649 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Reaktor} = \text{Volume Shell} + (2 \times \text{Volume Head})$$

$$= 2,865 \text{ m}^3$$

13. Nozzle

Untuk menentukan spesifikasi nozzle aliran umpan dan keluaran gas serta aliran umpan dan keluaran *steam* digunakan persamaan berikut:

$$D_{i \text{ opt}} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

Keterangan:

G = Kecepatan aliran umpan/keluaran, kg/s

ρ = Densitas aliran umpan/keluaran, kg/m³

a. Diameter Saluran Gas Umpan

$$G = 1,7115 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 0,9874$$

$$D_{i \text{ opt}} = 15,4239 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern dipilih spesifikasi standar sebagai berikut:

IPS : 18 in

OD : 18 in

ID : 17,25 in

Sch. Number : 20

Flow Area per Pipe : 234 in²

b. Diameter Saluran Gas Keluar

$$G = 1,7115 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 0,6792 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{i \text{ opt}} = 17,6967 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern dipilih spesifikasi standar sebagai berikut:

IPS : 20 in
OD : 20 in
ID : 19,25 in
Sch. Number : 20
Flow Area per Pipe : 291 in²

c. Diameter *Steam* Masuk

G = 5,649 kg/s
 ρ = 696,6654 kg/m³
Di opt = 2,5625 in

Berdasarkan Tabel 11 Kern dipilih spesifikasi standar sebagai berikut:

IPS : 3 in
OD : 3,5 in
ID : 3,068 in
Sch. Number : 40
Flow Area per Pipe : 7,38 in²

d. Diameter *Steam* Keluar

G = 5,649 kg/s
 ρ = 844,8169 kg/m³
Di opt = 2,3860 in

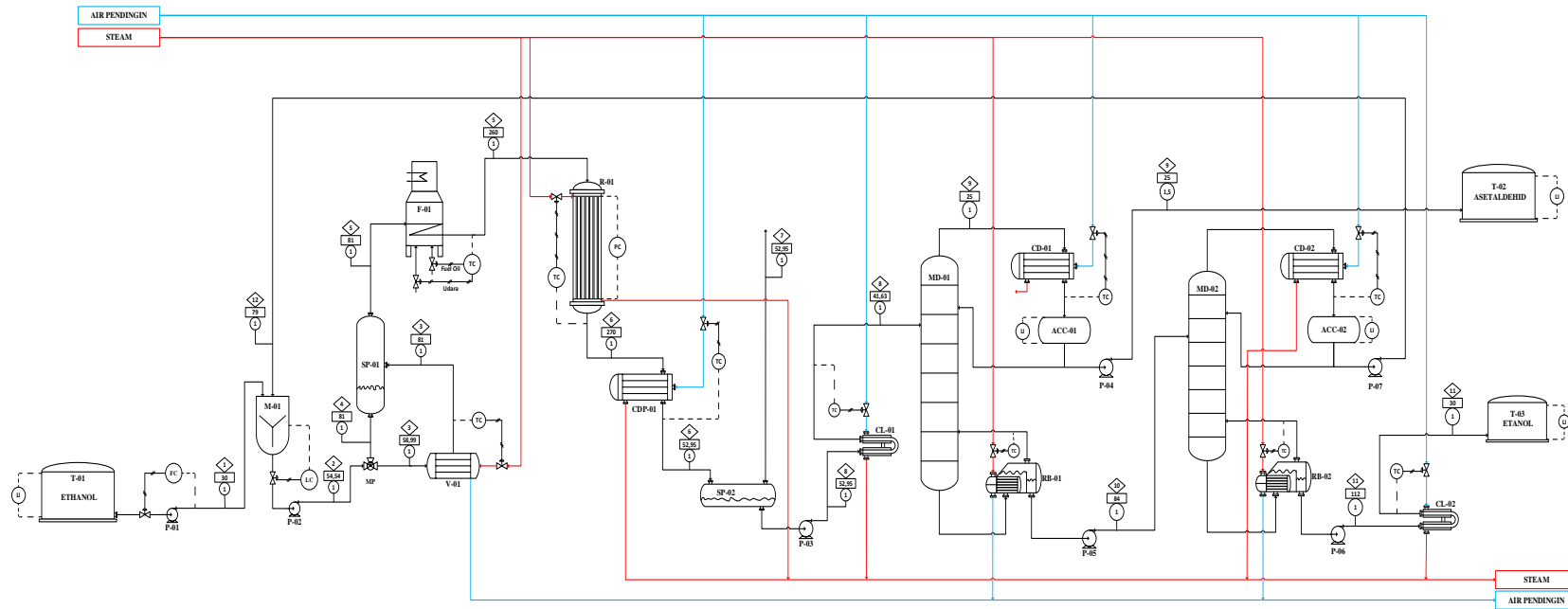
Berdasarkan Tabel 11 Kern dipilih spesifikasi standar sebagai berikut:

IPS	: 2,5 in
OD	: 2,88 in
ID	: 2,469 in
Sch. Number	: 40
<i>Flow Area per Pipe</i>	: 4,79 in ²

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETANOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI
KAPASITAS PRODUKSI 22.200 TON/TAHUN



Komponen	Amis (kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
C ₂ H ₅ OH	2982,5859	5866,0606	7040,1634	1174,1028	5866,0606	2933,0303	-	2933,0303	11,1669	2921,8634	38,3886	2883,4747
H ₂ O	143,5839	295,3458	350,3340	54,9883	295,3458	295,3458	1,1816	294,1642	2,7917	291,3725	139,6106	151,7618
C ₂ H ₄ O	-	-	-	-	-	2804,4277	-	2804,4277	2804,4277	-	-	-
H ₂	-	-	-	-	-	128,6026	128,6026	-	-	-	-	-
Total	3126,1698	6161,4064	7390,4974	1229,0910	6161,4064	6161,4064	129,7841	6031,6222	2818,3864	3213,2358	177,9993	3035,2365

Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan
	Tekanan, atm	M	Mixer
	Temperatur, °C	CL	Cooler
	Normal Area	P	Pompa
	Control Valve	F	Furnace
	Pneumatic	RB	Reboiler
	Electrical	MP	Mixing Point
	Pressure Control	SP	Separator
	Level Control	ACC	Akumulatur
	Flow Control	CD	Kondensator
	Temperature Control	CDP	Kondensator Parsial
	Level Indicator	R	Reaktor
	Vaporizer	MD	Menara Distilasi
	Tanqui		

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA
 2023

Ditusun oleh :

1. Fikri Azhar (19521102)

2. Muhammad Daffa Arib Akbar (19521098)

Dosen Pembimbing :

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

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

PRARANCANGAN PABRIK











KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN


1. Nama Mahasiswa : Fikri Azhar
No. MHS : 19521102
2. Nama Mahasiswa : Muhammad Daffa Arib Akbar
No. MHS : 19521098

Judul Prarancangan *) :
PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETANOL DENGAN PROSES
DEHIDROGENASI KAPASITAS 22.200 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	1-11-2022	Pembahasan Judul Prarancangan	
2	15-11-2022	Penentuan Kapasitas Pabrik	
3	30-12-2022	Pembahasan Hasil BAB 1	
4	17-01-2023	Pembahasan BAB 1, BAB 2 dan Diagram Alir	
5	20-01-2023	Penyerahan Revisi Luaran 2-4	
6	27-03-2023	Pengecekan Neraca Massa dan Perhitungan Alat	
7	17-04-2023	Revisi Perhitungan Alat	
8	16-07-2023	Revisi utilitas	
9	04-08-2023	pembahasan ekonomi	
10	09-08-2023	Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 09 Agustus 2023
Pembimbing,

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

- *) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Fikri Azhar
No. MHS : 19521102
2. Nama Mahasiswa : Muhammad Dalifa Arib Akbar
No. MHS : 19521098

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETANOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 22.200 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **9 April 2023**

Batas Akhir Bimbingan : **6 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	5-05-2023	Pengecekan Perhitungan Akhir Reaktor	
2	24-05-2023	Penyerahan Perhitungan Neraca Panas	
3	5-06-2023	Revisi Perhitungan Kondensor dan Menara Distilasi	
4	23-06-2023	Pengecekan Perhitungan Pompa dan BAB 4	
5	5-07-2023	Revisi BAB 4 dan Pengecekan BAB 5	
6	04-08-2023	Revisi BAB 5 dan Pengecekan BAB 6	
7	08-08-2023	Revisi BAB 6 dan Pengecekan Naskah akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 09 Agustus 2023

Pembimbing,

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

- *) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy