

No : <Identifikasi>

**PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL  
DARI PROPILEN DAN AIR  
KAPASITAS 42.000 TON/TAHUN**

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



**Oleh :**

**Nama : Nur Anisah                      Nama : Nabila**  
**No. Mahasiswa : 19521174              No. Mahasiswa : 19521218**

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

**2023**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL  
DARI PROPILEN DAN AIR KAPASITAS 42.000  
TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

<b>Nama</b>	<b>:</b>	<b>Nur Anisah</b>	<b>Nama</b>	<b>:</b>	<b>Nabila</b>
<b>No. Mahasiswa</b>	<b>:</b>	<b>19521174</b>	<b>No. Mahasiswa</b>	<b>:</b>	<b>19521218</b>

Yogyakarta, 12 Juli 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah karya sendiri. Apabila dikemudian 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.



**Nur Anisah**



**Nabila**

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING  
PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL  
ALKOHOL DARI PROPILEN DAN AIR  
KAPASITAS 42.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

**Oleh :**

**Nama : Nur Anisah                      Nama : Nabila**  
**No. Mahasiswa : 19521174              No. Mahasiswa : 19521218**

**Yogyakarta, 12 Juli 2023**

**Pembimbing,**



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

**NIK : 155211305**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI  
PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DARI PROPILEN  
DAN AIR KAPASITAS 42.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : Nabila  
No. Mahasiswa : 19521218

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,

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

Ketua

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Anggota I

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

Anggota II

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

## DAFTAR ISI

<b>LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL</b> .....	<b>i</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING</b> .....	<b>ii</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>iiiv</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>vi</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>vii</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	<b>x</b>
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	<b>xxi</b>
<b>ABSTRAK</b> .....	<b>xiii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.3. Tinjauan Pustaka .....	6
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	13
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b> .....	<b>19</b>
2.2. Pengendalian Kualitas .....	28
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES</b> .....	<b>32</b>
3.1. Diagram Alir Proses dan Material .....	32
3.2. Uraian Proses.....	34
3.4. Neraca Massa.....	56
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK</b> .....	<b>63</b>
4.1. Lokasi Pabrik.....	63
4.2. Tata Letak Pabrik ( <i>Plant Layout</i> ).....	70
4.3. Tata Letak Mesin atau Alat Proses ( <i>Machines Layout</i> ).....	73
4.4. Organisasi Perusahaan.....	76
<b>BAB V UTILITAS</b> .....	<b>90</b>
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	90
5.2. Kebutuhan Air .....	99
5.3. Unit Pembangkit Steam.....	102
5.4. Unit Pembangkit Listrik .....	102

5.5. Unit Penyedia Udara Tekan.....	103
5.6. Unit Penyedia Bahan Bakar.....	103
5.7. Unit Pengolahan Limbah.....	103
<b>BAB VI EVALUASI EKONOMI .....</b>	<b>105</b>
<b>BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN .....</b>	<b>119</b>
7.1. Kesimpulan.....	119
7.2. Saran .....	120
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>121</b>

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Proyeksi Data Ekspor Isopropil Alkohol .....	3
Gambar 1.2 Proyeksi Data Impor Isopropil Alkohol .....	4
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif .....	32
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif .....	33
Gambar 4.1 pencitraan lokasi Warnasari, Cilegon, Banten .....	63
Gambar 4.2 Tata letak pabrik skala 1:2500 .....	72
Gambar 4.3 Tata letak alat proses skala 1:100.....	76
Gambar 4.4 Struktur organisasi perusahaan.....	78
Gambar 6.1 Analisa Kelayakan Ekonomi .....	118

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perusahaan Isopropil Alkohol di Luar Negeri .....	5
Tabel 1.2 Perusahaan Propilen di Indonesia .....	6
Tabel 1.3 Perbandingan Pemilihan Proses .....	11
Tabel 1.4 Indikator Penilaian Proses.....	12
Tabel 1.5 Harga $\Delta H_f$ masing-masing komponen .....	13
Tabel 1.6 Harga $\Delta G_f$ masing-masing komponen.....	15
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk.....	19
Tabel 2.2 MSDS produk .....	19
Tabel 2.3 Sifat Fisika dan Kimia Bahan .....	23
Tabel 2.4 MSDS bahan baku dan pendukung.....	24
Tabel 3.1 Spesifikasi reaktor.....	36
Tabel 3.2 Spesifikasi menara distilasi 1 .....	38
Tabel 3.3 Spesifikasi menara distilasi 2.....	38
Tabel 3.4 Spesifikasi menara distilasi 3.....	39
Tabel 3.5 Spesifikasi adsorber .....	40
Tabel 3.6 Spesifikasi Heat Exchanger 1 .....	40
Tabel 3.7 Spesifikasi cooler 1 .....	43
Tabel 3.8 Spesifikasi cooler 2 .....	43
Tabel 3.9 Spesifikasi cooler 3 .....	44
Tabel 3.10 Spesifikasi condenser 1 .....	44
Tabel 3.11 Spesifikasi condenser 2.....	45
Tabel 3.12 Spesifikasi condenser 3.....	45
Tabel 3.13 Spesifikasi Condenser 4.....	46
Tabel 3.14 Spesifikasi reboiler 1.....	46
Tabel 3.15 Spesifikasi reboiler 2.....	47
Tabel 3.16 Spesifikasi Reboiler 3 .....	48
Tabel 3.17 Spesifikasi mixer.....	48
Tabel 3.18 Spesifikasi Compressor.....	49



Tabel 3.19 Spesifikasi Expansion Valve.....	49
Tabel 3.20 Spesifikasi Tangki .....	50
Tabel 3.21 Spesifikasi Accumulator 1 .....	51
Tabel 3.22 Spesifikasi Accumulator 2 .....	52
Tabel 3.23 Spesifikasi Accumulator .....	52
Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa (P-01, P-02, P-03, dan P-04) .....	53
Tabel 3.25 Spesifikasi Pompa (P-05,P-06, dan P-07).....	54
Tabel 3.26 Spesifikasi Pompa (P-08,P-09, dan P-10).....	55
Tabel 3.27 Spesifikasi Pompa (P-11, P-12, dan P-13).....	56
Tabel 3.28 Neraca massa mixer .....	56
Tabel 3.29 Neraca massa reaktor .....	57
Tabel 3.30 Neraca massa VKD .....	57
Tabel 3.31 Neraca massa kolom ditilasi 1 .....	58
Tabel 3.32 Neraca massa kolom distilasi 2.....	58
Tabel 3.33 Neraca massa kolom distilasi 3.....	58
Tabel 3.34 Neraca panas VKD.....	59
Tabel 3.35 Neraca panas reaktor .....	59
Tabel 3.36 Neraca panas menara distilasi 1 .....	59
Tabel 3.37 Neraca panas menara distilasi 2 .....	60
Tabel 3.38 Neraca panas menara distilasi 3 .....	60
Tabel 3.39 Neraca panas condenser 1 .....	60
Tabel 3.40 Neraca panas condenser 2 .....	60
Tabel 3.41 Neraca panas condenser 3 .....	60
Tabel 3.42 Neraca panas condenser 4 .....	61
Tabel 3.43 Neraca panas reboiler 1 .....	61
Tabel 3.44 Neraca panas reboiler 2.....	61
Tabel 3.45 Neraca panas reboiler 3.....	61
Tabel 3.46 Neraca panas cooler 1 .....	61
Tabel 3.47 Neraca panas cooler 2 .....	62
Tabel 3.48 Neraca panas cooler 3 .....	62
Tabel 3.49 Neraca panas heat exchanger 1 .....	62

Tabel 3.50 Neraca panas heat exchanger 2 .....	62
Tabel 4.1. Perusahaan yang menggunakan IPA sebagai bahan baku .....	64
Tabel 4.2 Perincian bangunan .....	72
Tabel 4.3 Gaji karyawan .....	86
Tabel 4.4 Jadwal hari dan jam kerja karyawan shift.....	89
Tabel 5.1. Dasar pertimbangan penggunaan air laut.....	90
Tabel 5.2 Kebutuhan air proses.....	99
Tabel 5.3 Kebutuhan air pendingin.....	99
Tabel 5.4 Kebutuhan air steam.....	100
Tabel 5.5 Kebutuhan air domestik .....	100
Tabel 6.1 Indeks harga peralatan .....	107
Tabel 6.1 Physical Plant Cost (PPC).....	113
Tabel 6.2 Direct Plant Cost (DPC).....	113
Tabel 6.3 Fixed Capital Investment (FCI) .....	114
Tabel 6.4 Working Capital Investment (WCI).....	114
Tabel 6.5 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	114
Tabel 6.6 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	114
Tabel 6.7 Fixed Manufacturing Cost (FMC) .....	115
Tabel 6.8 General Expense (GE) .....	115
Tabel 6.9 Analisa Keuntungan.....	115
Tabel 6.10 Annual Fixed Cost (Fa).....	116
Tabel 6.11 Regulated Cost (Ra).....	116
Tabel 6.12 Variable Cost (Va) .....	117
Tabel 6.13 Sales Cost (Sa) .....	117
Tabel 6.14 Analisa Kelayakan .....	117

## DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A .....	125
LAMPIRAN B .....	134
LAMPIRAN C .....	137

## KATA PENGANTAR



*Assalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.*

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penulisan Tugas Akhir dengan baik. Sholawat serta salam selalu tercurahkan kepada Nabi Muhammad SAW dan semoga kita semua mendapatkan syafaatnya di hari akhir.

Tugas Akhir yang berjudul “ **Pra Rancangan Pabrik Isopropil Alkohol dari Propilen dan Air Kapasitas 42.000 Ton/Tahun** ” ini menerapkan ilmu-ilmu teknik kimia selama masa studi dan menjadi rangkaian akhir bagi mahasiswa sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana (S1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Dalam kesempatan ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah memberikan bimbingan, bantuan dan kontribusi demi kesempurnaan penulisan ini.

1. Allah SWT yang senantiasa memberikan rahmat dan Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua serta Kakak yang senantiasa memberikan dorongan semangat dan motivasi terlebih atas anggaran yang sudah disisihkan untuk mengenyam pendidikan di Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., selaku Dekan Fakultas

Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Cholila Tamzisy, S.T., M.Eng., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing yang telah memberikan bimbingan, penjelasan, dukungan, dan kesabaran dalam penulisan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan dan semangat.
8. Seluruh civitas akademik Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
9. Semua pihak yang terlibat telah, dengan tulus mendukung penyusunan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan Tugas Akhir ini, sehingga kritik dan saran diperlukan untuk kesempurnaan penulisan ini. Semoga dapat bermanfaat bagi pembaca dan penulis pada khususnya.

*Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

Yogyakarta, 11 Juli 2023

Penyusun.

## ABSTRAK

Isopropil alkohol diproduksi dengan menggunakan propilen dan air sebagai bahan bakunya. Kapasitas pra rancangan yang dihasilkan adalah 42.00 ton/tahun. propilen yang digunakan sebanyak 6.421,510 kg/jam dan 38.529,05 kg/jam air. Selama proses produksi, digunakan proses hidrasi langsung cair-cair dengan kondisi operasi pada suhu 220°C dan tekanan 60 atm. Jenis reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan konversi sebesar 70%. Untuk memenuhi permintaan pasar, hasil akhir produk memiliki kadar 98%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi yang dilakukan, pabrik ini membutuhkan modal investasi sebesar Rp 1.158.126.099.813,34 dan keuntungan setelah pajak diperkirakan sebesar Rp 386.340.145.216,24. Hasil analisa kelayakan menunjukkan bahwa persentase *Return On Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak adalah 42% dan 33%. *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak 1,9 tahun dan 2,3 tahun , persentase *Break Even Point* (BEP) sebesar 42,7% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,5%. *Discounted Cash Flow Rate* sebesar 23,3%. Dengan demikian, dapat diketahui bahwa pabrik ini memiliki risiko menengah-tinggi. Selain itu, pabrik ini juga menguntungkan dan layak untuk didirikan.

**Kata Kunci :** Air, Evaluasi ekonomi, Hidrasi langsung fase cair, Isopropil Alkohol, Propilen

## **ABSTRACT**

*Isopropyl alcohol is produced using propylene and water as raw materials. The resulting pre-design capacity is 42.00 tons/year. propylene used was 6.421,51 kg/hour and 38.529,05 kg/hour of water. During the production process, a liquid-liquid direct hydration process is used with operating conditions at a temperature of 220°C and a pressure of 60 atm. The type of reactor used is the Stirred Tank Flow Reactor (RATB) with a conversion of 70%. To meet market demand, the final product has a content of 98%. Based on the results of the economic evaluation conducted, this factory requires an investment capital of IDR 1.158.126.099.813,34 and an estimated profit after tax of IDR 386.340.145.216,24. The results of the feasibility analysis show that the proportion of Return On Investment (ROI) before and after tax is 42% and 33%. Pay Out Time (POT) before and after tax is 1,9 years and 2,3 years, the proportion of Break Even Point (BEP) is 42,7% and Shut Down Point (SDP) is 23,5%. Discounted Cash Flow Rate of 23,3%. Thus, it can be seen that this factory has a medium-high risk. In addition, this factory is also profitable and feasible to establish.*

*Keywords : Water, Economic evaluation, Liquid phase direct hydration, Isopropyl Alcohol, Propylene*

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

Isopropil alkohol memiliki keterkaitan dengan COVID-19 dalam konteks penggunaannya sebagai bahan aktif dalam pembersih tangan dan disinfektan permukaan. Isopropil alkohol menjadi salah satu jenis alkohol yang digunakan dalam pembersih tangan. Dalam konsentrasi yang tepat, isopropil alkohol memiliki sifat antiseptik dan mampu membunuh mikroorganisme, termasuk virus, pada permukaan kulit.

Isopropil alkohol (IPA) tergolong kedalam senyawa polar karena mengandung gugus hidroksil (OH) polar. Isopropil alkohol tidak berwarna, mudah menguap, dan mudah terbakar. Secara fisik, isopropil alkohol akan larut sempurna dalam air dan pelarut organik seperti asam, ester, dan keton. Senyawa isopropil alkohol banyak digunakan sebagai pelarut, obat-obatan, produk pembersih dan disinfektan, pengawet, bahan baku kimia, produk akhir maupun antara (intermediate) (Kirk Othmer, 2007).

Tingginya permintaan isopropil alkohol di Indonesia dapat terpenuhi dengan adanya impor dari negara lain. Akibatnya, impor isopropil alkohol Indonesia cenderung meningkat dari tahun ke tahun. Hal ini disebabkan belum tersedia pabrik produksi isopropil alkohol dalam negeri. Dengan demikian, pendirian pabrik isopropil alkohol memiliki potensi yang tinggi disamping itu juga memiliki tujuan untuk memenuhi kebutuhan pasar dalam



negeri, yang dapat menghemat devisa dan meningkatkan perolehan devisa dari ekspor isopropil alkohol.

## **1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik**

Kapasitas produksi pabrik isopropil alkohol dapat ditentukan berdasarkan beberapa pertimbangan, antara lain kebutuhan isopropil alkohol, kapasitas pabrik isopropil yang sudah ada di dunia, ketersediaan bahan baku, dan pabrik yang sudah ada di Indonesia.

### **1.2.1. Kebutuhan Isopropil**

Informasi data ekspor isopropil alkohol di Indonesia disajikan pada Gambar 1.1. Gambar tersebut menunjukkan bahwa ekspor isopropil alkohol mengalami peningkatan. Hal tersebut berbanding lurus dengan konsumsi isopropil alkohol di dunia yang juga mengalami peningkatan. Akan tetapi, tidak ada literatur yang memuat informasi mengenai produksi isopropil alkohol di Indonesia sehingga pada gambar tersebut hanya menyajikan data-data pabrik yang memproduksi isopropil alkohol di dunia.

Ekspor isopropil alkohol di Indonesia mengalami kenaikan dari tahun ke tahun. Proyeksi kebutuhan ekspor dapat didekati dengan metode regresi linear berdasarkan pada data yang tersedia, sehingga diperoleh ekspor isopropil sebesar 70.249 ton/tahun.

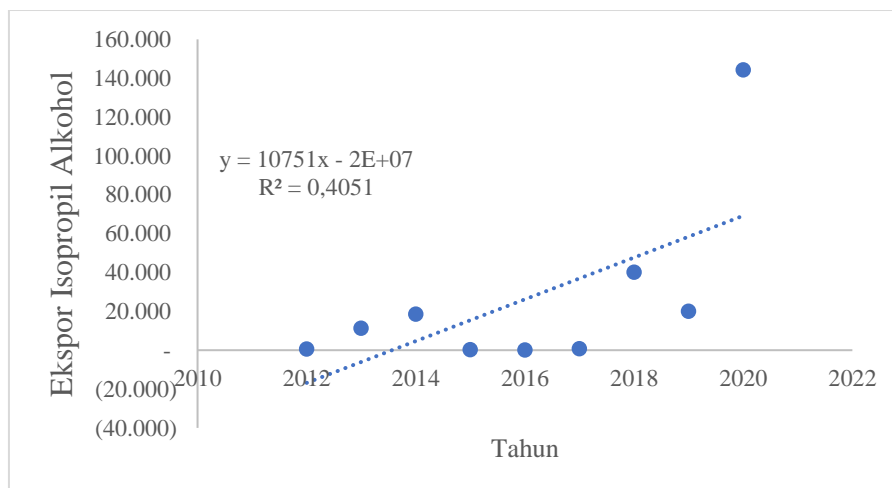
$$\text{Peluang} = 60\%$$

$$\text{Kapasitas} = \text{Ekspor 2027} - (40\% \text{ ekspor 2027})$$

$$\text{Kapasitas} = 117.081 - (40\% \times 117.081) \text{ ton/tahun}$$

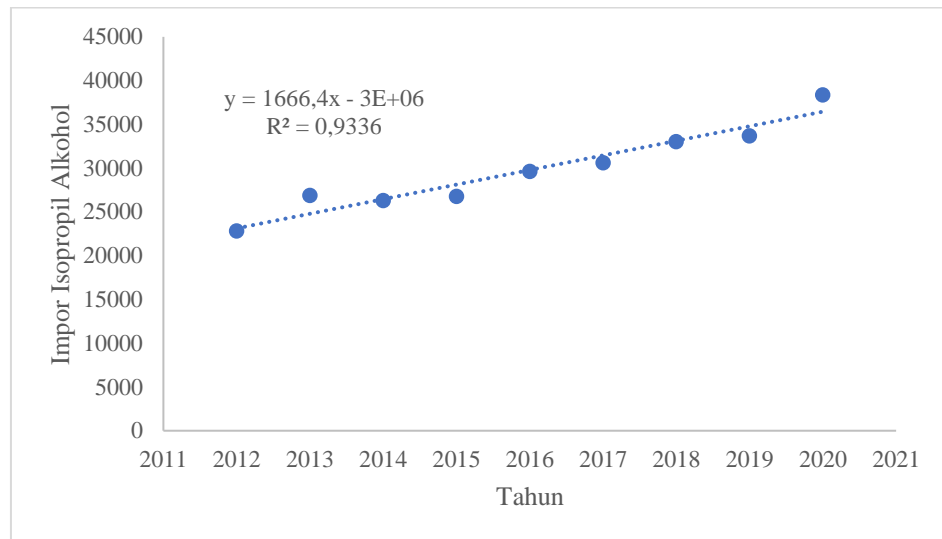
$$\text{Kapasitas} = (117.081 - 46.832) \text{ ton/tahun}$$

$$= 70.249 \text{ ton/tahun}$$



*Gambar 1.1 Proyeksi Data Ekspor Isopropil Alkohol*

Impor isopropil alkohol dari tahun ke tahun juga terus mengalami peningkatan. Gambar 1.2 menyajikan data impor isopropil alkohol. Regresi linear menjadi salah satu langkah yang dapat dilakukan untuk memperoleh estimasi jumlah impor isopropil pada tahun berikutnya. Pengolahan data berdasarkan pada data impor yang tersedia. Setelah dilakukan regresi linear, proyeksi volume impor isopropil alkohol pada tahun 2027 adalah 28.129,290ton.



*Gambar 1.2 Proyeksi Data Impor Isopropil Alkohol*

Kapasitas prarancangan pabrik isopropil alkohol ditentukan dengan mempertimbangkan data proyeksi dan kapasitas minimum pabrik isopropil alkohol di dunia. Dengan memperkirakan data impor dan kapasitas minimum pabrik di dunia, maka diasumsikan bahwa kapasitas pabrik pada tahun 2027 dapat dihitung melalui persamaan linear berikut.

$$\text{Peluang} = 60\%$$

$$\text{Kapasitas} = \text{Impor 2027} - (40\% \text{ impor 2027})$$

$$\text{Kapasitas} = 46.883,200 - (40\% \times 46.883,200) \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Kapasitas} = (46.883,200 - 18.753,280) \text{ ton/tahun}$$

$$= 28.129,920$$

Dengan menggunakan formula penentuan kapasitas, dapat diperoleh hasil perhitungan kapasitas sebesar 42.118,680 ton/tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= \text{demand} - \text{supply} \\
 &= (70.249 - 28.129,920) \text{ ton/tahun} \\
 &= 42.118,680 \approx 42.000 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

### 1.2.2. Kapasitas Pabrik IPA Terpasang di Dunia

Kapasitas pabrik yang memproduksi IPA dalam lingkup dunia dapat dilihat pada tabel berikut.

*Tabel 1.1 Perusahaan Isopropil Alkohol di Luar Negeri*

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (MT/Tahun)
Dow Chemical Company	Texas dan Louisiana, Amerika Serikat	1.000.000
BASF SE	Ludwigshafen, Jerman	550.000
Exxon chemical Co.	Baton Rouge dan Louisiana, Amerika Serikat	500.000
Shell Chemical Co.	Pernis, Belanda	400.000
LG Chem	Yeosu, Korea Selatan	300.000
Nippon Petrochemical Co., Ltd.	Kawasaki, Jepang	60.000

(Guidechem, 2022)

### 1.2.3. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan salah satunya adalah propilen yang telah diproduksi dengan kapasitas terpasang cukup besar oleh beberapa industri di Indonesia.

*Tabel 1.2 Perusahaan Propilen di Indonesia*

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/tahun)
PT Chandra Asri Petrochemical (CAP)	Cilegon, Banten	490.000
PT. Lotte Chemical Titan Nusantara	Cilegon, Banten	450.000
PT. Polychem Indonesia Tbk	Karawang, Jawa Barat	245.000
PT Pertamina RU VI	Indramayu, Jawa Barat	230.000

Berdasarkan tabel 1.2 di atas maka bahan baku dapat diambil dari PT Chandra Asri Petrochemical. Untuk ketersediaan bahan baku air diambil dari PT Krakatau Tirta Industri.

#### **1.2.4. Pabrik yang Sudah Ada di Indonesia**

Keberadaan pabrik IPA di Indonesia sampai saat ini belum ada. Sehingga, Indonesia masih mengimpor IPA dari luar. Oleh karena itu, berdasarkan pertimbangan sebelumnya dan hasil proyeksi data kapasitas sebesar 42.000 ton/tahun diharapkan mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri dan dapat diekspor ke negara lain.

### **1.3. Tinjauan Pustaka**

#### **1.3.1. Isopropil Alkohol (IPA)**

Isopropil alkohol dikenal juga sebagai *isopropanol*, *2-propanol*, *propan-2-o*. IPA merupakan senyawa non polar yang memiliki karakteristik bening, tidak berwarna, dan mudah menguap. Isopropil alkohol banyak digunakan sebagai hand santizier, disinfektan, pelarut,

tinta, sediaan obat, dan produk kecantikan. Isopropil alkohol merupakan contoh sederhana dari alkohol sekunder, dimana atom karbon alkohol melekat pada dua atom karbon lain, sehingga dapat ditampilkan sebagai  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$  serta senyawa ini merupakan isomer struktural propanol yang memiliki berbagai macam kegunaan industri dan rumah tangga.

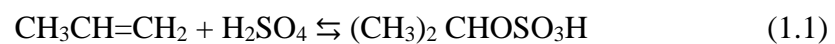
Isopropil alkohol mampu larut dalam senyawa air, alkohol, eter, dan kloroform. Pada tahun 1954 Deoolite melaporakan bahwa isopropil alkohol mampu melarutkan senyawa etil selulosa, polivinil butyral, minyak, alkaloid, getah, dan resin alami namun senyawa tersebut tidak dapat larut dalam larutan garam. Berbeda dengan etanol atau metanol, isopropil alkohol dapat dipisahkan dari larutan air dengan menambahkan garam seperti natrium klorida, natrium sulfat, atau salah satu dari beberapa garam anorganik lainnya, karena alkohol jauh lebih sedikit terlarut dalam larutan garam daripada air bebas garam atau aquades (Merck, 1983). Isopropil alkohol membentuk azeotrope dengan air, dimana memberikan titik didih  $80,37^\circ\text{C}$  dan komposisi berat 87,7% berat (91% vol). Untuk mendapatkan isopropil alkohol dengan kemurnian 99% - 99,9% dapat digunakan proses distilasi azeotrope, semakin menurunnya suhu maka pengaruh kekentalan akan semakin tinggi. Kekentalan isopropil alkohol akan semakin tinggi dengan menurunnya suhu. Pada suhu di bawah  $-70^\circ\text{C}$ , konsentrasinya menyerupai sirup maple yang kental.

### 1.3.2. Macam-macam Proses

#### a) Proses Hidrasi Tidak Langsung (*Indirect Process*)

Hidrasi tidak langsung didasarkan pada reaksi dua langkah, yaitu propilena dan asam sulfat. Pada langkah pertama, campuran ester sulfat akan terbentuk dan menghasilkan produk utama isopropil hidrogen sulfat dan diisopropil sulfat. Kemudian dihidrolisis untuk dapat menghasilkan alkohol dan asam sulfat.

##### 1. Langkah 1 : Esterifikasi



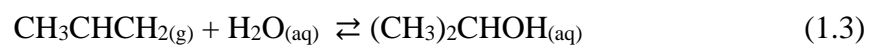
##### 2. Langkah 2 : Hidrogenasi



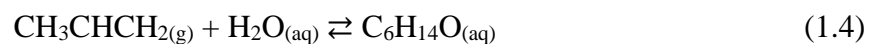
Dua jenis reaktor yang berbeda biasanya digunakan dalam proses hidrogenasi tidak langsung. Pada metode pertama, reaksi esterifikasi antara propilen dan air dilakukan dalam absorber menggunakan katalis asam kuat (konsentrasi asam > 80%) pada suhu 20-30 °C dan tekanan 7-30 atmosfer. Metode kedua menggunakan katalis asam lemah (konsentrasi asam 60%-80%) untuk menghidrolisis sulfat pada suhu 60-65°C dan tekanan 10 atmosfer. Isopropil alkohol dengan kemurnian produk 99% mengubah isopropil alkohol 98% menjadi propilena dengan selektivitas 98%.

### b) Proses Hidrasi Langsung (*Direct Process*)

Proses hidrasi langsung merupakan jenis metode baru yang dikembangkan dari metode hidrasi tidak langsung. Secara komersial proses hidrasi langsung terbagi menjadi tiga jenis yaitu proses hidrasi fase gas, fase cair-gas, dan fase cair. Proses hidrasi langsung mengikuti persamaan sebagai berikut.



dengan reaksi samping menghasilkan isopropil eter



Perbedaan mendasar antara proses langsung dan tidak langsung terletak pada penggunaan tekanan yang jauh lebih tinggi untuk mereaksikan langsung propilen dengan air.

#### 1) Proses Hidrasi Langsung Fase Gas

Proses ini pertama kali diperkenalkan oleh ICI pada tahun 1951 di bawah kondisi suhu dan tekanan yang sangat tinggi 230-290°C, 20,3-25,3 MPa menggunakan katalis  $\text{WO}_3\text{-ZnO}$ . Dan pada tahun yang sama, metode Beba-Chemie diperkenalkan. Pada proses ini propilen dan air akan diuapkan setelah melewati reaktor bed dengan katalis  $\text{H}_3\text{PO}_4$ . Kondisi pengoperasian adalah 20-260°C dan 2,5-6,6 MPa. Dalam proses ini, hanya sekitar 5-6% propilen yang direaksikan, selektivitas untuk isopropil alkohol sebesar 96%, dan diperlukan kemurnian propilen 99%. Propilen yang



sebagian besar tidak ikut bereaksi dapat dilakukan proses daur ulang.

## **2) Proses Hidrasi Langsung Fase Cair**

Proses ini dikembangkan oleh Tokuyama Soda menggunakan katalis asam lemah. Bahan baku propilen cair dan air dipanaskan, selanjutnya direaksikan di dalam reaktor pada kondisi 220-290°C dan tekanan 60-120 atm. Katalis terlarut kemudian dipisahkan dan didaur ulang. Konversi propilen yang diperoleh adalah 60-70%, selektivitas untuk isopropil alkohol adalah 98-99%, dan kemurnian bahan baku propilen yang dibutuhkan adalah 95%.

## **3) Proses Hidrasi Langsung Fase Cair-Gas**

Proses ini dikembangkan oleh *Deutche-Texaco* menggunakan *Trickle Bed Reactor* (TBR). Air dan gas propilena dimasukkan melalui bagian atas reaktor dan mengalir ke bawah melalui resin penukar ion. Reaksi dilakukan pada suhu 200-260°C dan tekanan 100-160 atm untuk dapat menghasilkan cairan isopropil alkohol. Propilen yang dikonversi dari proses ini lebih dari 75% dengan kemurnian propilen 92% dan selektivitas 92-93% terhadap isopropil alkohol. Selain isopropil alkohol, reaksi samping juga menghasilkan produk samping yaitu diisopropil eter (DIPE) (Pfeuffer, B. *et al*,2009).

Selain itu, beberapa proses alternatif juga dapat digunakan untuk menghasilkan isopropil alkohol, seperti proses

hidroformilasi dan proses fermentasi, tetapi pendekatan yang dijelaskan di atas adalah yang paling umum digunakan dalam industri.

Tabel 1.3 Perbandingan Pemilihan Proses

Indikator	Hidrasi Tidak Langsung	Fase Gas	Hidrasi Langsung	
			Fase Gas-Cair	Fase Cair-Cair
Katalis	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	WO <sub>3</sub> .ZnO	Ion exchange resin/Tungstate acid	Asam lemah (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
Tekanan (P)	7-30 atm	70-160 atm	100-160 atm	60-120 atm
Suhu (°C)	60-75°C	230-290°C	220-290°C	200-260°C
Reaktor	RATB/CSTR /Absorber	Fixed bed	Trickle bed, Bubble	CSTR
Kemurnian bahan baku (% wt)	65%	99%	92%	95%
Konversi terhadap propilen	93%	5-6%	<75%	60-70%
Perbandingan umpan air dan propilen	-	2:1	12-15:1	2,5:1
Selektivitas <i>By-Product</i>	98%	96%	98-99%	93%
	Diisopropil eter, Natrium sulfat	Diisopropil eter	Diisopropil eter	Diisopropil eter
Kelebihan	Selektivitas tinggi, kemurnian produk yang dihasilkan tinggi, tekanan dan suhu operasi rendah	Selektivitas tinggi, kemurnian bahan baku yang dihasilkan tinggi (99%)	Selektivitas dan konversi yang dihasilkan tinggi, permasalahan korosi dan lingkungan dapat diminimalisir karena tidak menggunakan	Selektivitas tinggi

Kekurangan	Penggunaan katalis asam menyebabkan faktor korosi meningkat	Konversi yang dihasilkan rendah, penggunaan alat-alat yang tahan terhadap tekanan tinggi membutuhkan biaya operasional yang besar	n katalis yang bersifat asam	Konversi yang dihasilkan rendah, penggunaan alat-alat yang tahan terhadap tekanan tinggi membutuhkan biaya operasional yang besar
		Penggunaan alat-alat yang tahan terhadap tekanan tinggi membutuhkan biaya operasional yang besar	Penggunaan alat-alat yang tahan terhadap tekanan tinggi membutuhkan biaya operasional yang besar	Konversi yang dihasilkan rendah, penggunaan alat-alat yang tahan terhadap tekanan tinggi membutuhkan biaya operasional yang besar

*Tabel 1.4 Indikator Penilaian Proses*

Indikator	Hidrasi Tidak Langsung	Fase Gas	Nilai	
			Fase Gas-Cair	Fase Cair-Cair
Tekanan (atm)	80	60	60	70
Suhu operasi	90	50	60	60
Kemurnian bahan baku	60	100	90	100
Konversi	100	50	70	70
Selektivitas	60	80	70	100
Total nilai	390	340	350	400

(US Patent 025679 AI, 2016)

Berdasarkan data dan perolehan nilai pada tabel di atas, dapat disimpulkan bahwa proses pembuatan isopropil alkohol dari propilen dan air adalah dengan proses hidrasi langsung pada fase cair-cair.

## 1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika digunakan untuk menentukan sifat (endotermik/eksotermik) dan arah reaksi (reversible/irreversible) dari reaksi.

#### 1) Entalpi ( $\Delta H_f$ )

$\Delta H$  mewakili panas reaksi yang dihasilkan selama proses reaksi kimia, seperti reaksi yang membentuk produk berupa isopropil alkohol. Besarnya nilai  $\Delta H$  menunjukkan besarnya energi yang dibutuhkan atau dihasilkan.  $\Delta H$  positif (+), menunjukkan bahwa panas diperlukan untuk terjadinya reaksi. Oleh karena itu, semakin tinggi  $\Delta H$ , semakin tinggi energi yang dibutuhkan. Di sisi lain,  $\Delta H$  negatif (-), menunjukkan bahwa menghasilkan panas selama proses reaksi.

#### Reaksi 1:

Harga  $H_f$  masing-masing komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada tabel sebagai berikut.

*Tabel 1.5 Harga  $\Delta H_f$  masing-masing komponen*

Komponen	$\Delta H_f$ , kJ/mol
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	20,42
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	-272,59
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	-318,82
H <sub>2</sub> O	-240,56

$$\Delta H_f^\circ_{298,15\text{ k}} = \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ_{298,15\text{ k}} &= (\Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}) - (\Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_6 + \Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O}) \\ &= (-272,59) - (20,42 + (-240,56)) \\ &= -52,45 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena  $\Delta H_f^\circ_{298,15}$  bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

### Reaksi 2:

$$\Delta H_f^\circ_{298,15\text{ k}} = \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ_{298,15\text{ k}} &= (\Delta H_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O} + \Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O}) - (2 \times \Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}) \\ &= (-318,82 + (-240,56)) - (2 \times (-272,59)) \\ &= -14,2 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena  $\Delta H_f^\circ_{298,15}$  bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

## 2) Energi Gibbs ( $\Delta G$ )

Energi Gibbs menyatakan reaksi kimia spontan atau tidak disengaja.

$\Delta G$  bernilai positif (+), menunjukkan bahwa reaksi tidak terjadi secara spontan.  $\Delta G$  bernilai negatif (-), menunjukkan bahwa reaksi terjadi secara spontan dan membutuhkan sedikit energi. Oleh karena itu, semakin kecil atau semakin negatif  $\Delta G$ , semakin baik reaksinya, karena lebih sedikit energi yang dibutuhkan untuk pembangkitan spontan.

Tabel 1.6 Harga  $\Delta G_f$  masing-masing komponen

Komponen	$\Delta G_f$ , kJ/mol
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	62,72
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	-173,59
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	-121,88
H <sub>2</sub> O	-227,36

$$\Delta G_f_{298,15\text{ K}} = \sum \Delta G_f \text{ produk} - \sum \Delta G_f \text{ reaktan}$$

Dari *Smith Van Ness*, persamaan :

$$\ln K_{298,15} = \frac{-\Delta G_f}{RT}$$

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = - \frac{\Delta H_{298,15}}{R (T_2 - T_1)}$$

Dengan:

$K_1$  : Konstanta kesetimbangan pada 298,15K

$K_2$  : Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

$T_1$  : Suhu standar (25°C)

$T_2$  : Suhu operasi (145,67°C)

$R$  : Tetapan gas ideal = 8,314 J/mol.K

$\Delta H^\circ_{298,15}$  : panas reaksi standar pada 298,15K

**Reaksi 1:**

$$\Delta G_f_{298,15\text{ K}} = (\Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}) - (\Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_6 + \Delta G_f \text{ H}_2\text{O})$$

$$= (-173,59) - (62,72 + (-227,36))$$

$$= -8,95 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_{298,15} = \frac{-\left(\frac{-8,95\text{ kJ}}{\text{mol}}\right)}{8,314 \text{ J/mol} \cdot \text{K} \times 298,15 \text{ K}}$$

$$= 3,610 \times 10^{-3}$$

$$K_{298,15} = 1,003$$

Pada suhu 145,67°C (418,82 K) besarnya konstanta kesetimbangan dapat dihitung sebagai berikut.

$$\ln K \frac{K_1}{K_{298,15}} = \frac{-\left(\frac{52,45 \text{ kJ}}{\text{mol}}\right)}{8,314 \text{ J/mol.K (418,82-298,15)K}}$$

$$\ln \frac{K_1}{3,610 \times 10^{-3}} = 0,052$$

$$K_1 = 1,053$$

### Reaksi 2:

$$\Delta G_f \text{ }_{298,15 \text{ K}} = (\Delta G_f \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O} + \Delta G_f \text{ H}_2\text{O}) - (2 \times \Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O})$$

$$= (-121,88 + (-227,36)) - (2 \times (-173,59))$$

$$= -2,06 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K \text{ }_{298,15} = \frac{-\left(\frac{2,06 \text{ kJ}}{\text{mol}}\right)}{8,314 \text{ J/mol.K} \times 298,15 \text{ K}}$$

$$= 8,31 \times 10^{-4}$$

$$K_{298,15} = 1,00083$$

Pada suhu 145,67°C (418,82K) besarnya konstanta kesetimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

$$\ln K \frac{K_2}{K_{298,15}} = \frac{-\left(\frac{14,2 \text{ kJ}}{\text{mol}}\right)}{8,314 \text{ J/mol.K (418,82-298,15)K}}$$

$$\ln \frac{K_2}{1,33} = 0,01415$$

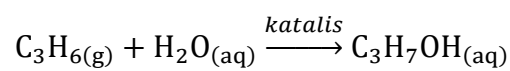
$$K_2 = 1,014$$

Reaksi yang berlangsung keduanya yaitu *irreversible*, dengan nilai K > 1, hasil perhitungan menunjukkan bahwa nilai kesetimbangan K<sub>1</sub>

adalah 1,053 dan  $K_2$  adalah 1,014 yang mengindikasikan bahwa reaksi bergerak searah menuju produk atau *irreversible* karena nilai  $K$  positif (+).

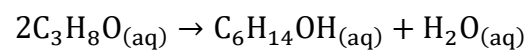
Pada perbandingan diatas didapatkan reaksi berlangsung secara *irreversible* sebagai berikut.

➤ Reakasi utama :



Propilen      Air                      IPA

➤ Reakasi samping :



IPA                      DIPE                      Air

#### 1.4.2. Kinetika Reaksi

Ditinjau dari segi kinetika, reaksi hidrasi langsung pembentukan isopropil alkohol merupakan reaksi orde dua dan reversible dengan reaksi kimia sebagai faktor yang paling berpengaruh. Persamaan konstanta kecepatan reaksi pembentukan isopropil alkohol sebagai berikut (Pfeuffer, 2011).

Kecepatan reaksi:

$$r_{rev,IPA} = k_{+,IPA} \left( cp \cdot cw - \frac{C_A}{K_{C,IPA}} \right)$$

$$r_{rev,DIPE} = k_{+,DIPE} (c^2_{IPA}) - \frac{C_{DIPE} \cdot C_W}{K_{C,DIPE}}$$



Harga konstanta kecepatan reaksi:

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

dengan,  $C_A = C_{A0} (C_{A0} - X_A)$

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A)$$

$$(-r_A) = k \cdot C_{A0} (1 - X_A) (C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A))$$

$$(-r_A) = k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \left( \frac{C_{B0}}{C_{A0}} - X_A \right)$$

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

maka,

$$k_1 = 5,08 \exp\left(-\frac{26610}{RT}\right) = 0,005407 \text{ m}^3 \cdot \text{kmol/jam}$$

$$k_2 = 10,9 \exp\left(-\frac{33780}{RT}\right) = 0,01081 \text{ m}^3 \cdot \text{kmol/jam}$$

Kondisi operasi dibatasi oleh suhu maksimal yang diperbolehkan. Hal ini berkaitan dengan terbentuknya produk samping, karena pada suhu lebih dari 160 °C isopropil alkohol akan banyak berkurang membentuk diisopropil eter. Jadi, reaksi dijalankan pada suhu 145,67 °C.

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1. Spesifikasi Produk

Untuk memilih kualitas produk yang sesuai dengan permintaan pasar, beberapa variable harus dipenuhi meliputi, spesifikasi bahan baku, spesifikasi produk dan pengendalian kualitas. Dibawah ini merupakan spesifikasi produk.

*Tabel 2.1 Spesifikasi Produk*

Keterangan	Produk	
	Isopropil Alkohol	Diisopropil Eter
Rumus molekul	$C_3H_8O$	$C_3H_7OH$
Bentuk	Cairan	Cairan
Kenampakan pada suhu ruang (32°C)	Cair	Cair
Berat molekul (g/gmol)	42,081	42,081
Titik beku (°C)	-89	-
Titik didih (°C)	82,5	69

*Tabel 2.2 MSDS produk*

a) Isopropil Alkohol

Identifikasi Produk :

- Nama Produk : Isopropil Alkohol
- Rumus Kimia :  $C_3H_8O$

Sifat Fisikokimia:

- 
- Wujud : Cairan bening, tidak berwarna
  - Bau : Bau khas alkohol
  - Kelarutan dalam Air : Campuran dengan air dalam segala perbandingan

Bahaya:

- Bahaya Api : Isopropil alkohol mudah terbakar dan dapat menyebabkan kebakaran atau ledakan.
- Bahaya Kesehatan : Isopropil alkohol dapat menyebabkan iritasi pada kulit, mata, dan saluran pernapasan. Paparan yang berkepanjangan atau berulang dapat menyebabkan kering, pecah-pecah, dan iritasi kulit. Jika terhirup dalam jumlah yang signifikan, dapat menyebabkan efek sistemik pada sistem saraf pusat.
- Bahaya Lingkungan : Isopropil alkohol dapat mencemari air tanah dan sumber air jika tumpah atau dibuang dengan tidak tepat.

Langkah-langkah Keamanan:

- Penanganan : Gunakan perlindungan pribadi yang sesuai, termasuk sarung tangan tahan bahan kimia, kacamata pelindung, dan pakaian pelindung. Hindari kontak langsung dengan kulit, mata, dan pakaian. Hindari inhalasi uap atau kabut isopropil alkohol.
  - Penyimpanan : Simpan dalam wadah tertutup rapat di tempat yang sejuk, kering, dan terpisah dari bahan yang mudah terbakar. Jauhkan dari sumber panas dan percikan api.
  - Pemadam Kebakaran : Gunakan metode pemadaman yang sesuai untuk api sekitar isopropil alkohol, seperti penyiram air, busa pemadam api,
-

---

atau serbuk kimia kering. Jauhkan bahan yang tidak terlibat dalam kebakaran.

Penanganan Darurat:

- Kontak Kulit : Cuci area yang terkena dengan air bersih dan sabun lembut. Lepas pakaian yang terkontaminasi dengan hati-hati. Cari bantuan medis jika terjadi iritasi atau luka.
- Kontak Mata : Bilas mata dengan air bersih selama minimal 15 menit, sambil mengangkat kelopak mata. Hubungi dokter atau profesional medis segera.
- Pernapasan : Pindahkan ke daerah yang bersih dan segar. Jika terjadi kesulitan bernapas atau gejala berlanjut, cari bantuan medis.

---

b) Diisopropil Eter

---

Identifikasi Produk :

- Nama Produk : *Diisopropyl Ether*
- Rumus Kimia :  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOCH}(\text{CH}_3)_2$

Sifat Fisikokimia:

- Wujud : Cairan bening, tidak berwarna
- Bau : Bau tajam, karakteristik
- Kelarutan dalam Air : Sangat sedikit larut dalam air

Bahaya:

- Bahaya Api : Diisopropil eter sangat mudah terbakar dan dapat menyebabkan kebakaran atau ledakan.
- Bahaya Kesehatan : Paparan diisopropil eter dapat menyebabkan iritasi

---

pada kulit, mata, dan saluran pernapasan. Inhalasi uap atau kabut diisopropil eter dapat menyebabkan gangguan sistem saraf pusat, seperti sakit kepala, pusing, atau kesadaran terganggu. Kontak dengan kulit dalam waktu lama dapat menyebabkan kering, pecah-pecah, dan iritasi kulit.

- Bahaya Lingkungan : Diisopropil eter dapat mencemari air tanah dan sumber air jika tumpah atau dibuang dengan tidak tepat.

#### Langkah-langkah Keamanan:

- Penanganan : Gunakan perlindungan pribadi yang sesuai, termasuk sarung tangan tahan bahan kimia, kaca mata pelindung, dan pakaian pelindung. Hindari kontak langsung dengan kulit, mata, dan pakaian. Hindari inhalasi uap atau kabut diisopropil eter.
- Penyimpanan : Simpan dalam wadah tertutup rapat di tempat yang sejuk, kering, dan terpisah dari bahan yang mudah terbakar. Jauhkan dari sumber panas, percikan api, dan bahan oksidator.
- Pemadam Kebakaran : Gunakan metode pemadaman yang sesuai untuk api sekitar diisopropil eter, seperti penyiram air, busa pemadam api, atau serbuk kimia kering. Jauhkan bahan yang tidak terlibat dalam kebakaran.

#### Penanganan Darurat :

- Kontak Kulit : Cuci area yang terkena dengan air bersih dan sabun lembut. Lepas pakaian yang terkontaminasi dengan hati-hati. Cari bantuan medis jika terjadi iritasi atau luka.

- Kontak Mata : Bilas mata dengan air bersih selama minimal 15 menit, sambil mengangkat kelopak mata. Hubungi dokter atau profesional medis segera.
- Pernapasan : Pindahkan ke daerah yang bersih dan segar. Jika terjadi kesulitan bernapas atau gejala berlanjut, cari bantuan medis.

## 2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Pendukung

Penentuan spesifikasi bahan dilakukan untuk menyesuaikan kualitas produk sehingga akan memenuhi kualitas permintaan pasar.

*Tabel 2.3 Sifat Fisika dan Kimia Bahan*

Keterangan	Bahan Baku		Katalis
	Propilen	Air	Asam Lemah
Rumus molekul	$C_3H_6$	$H_2O$	$H_2SO_4$
Bentuk	Cair, Gas	Tidak berwarna	
Kenampakan pada suhu ruang (32°C)	Cair	Cair	Cair
Berat molekul (g/gmol)	42,081	18	98
Titik beku (°C)	-182,2	0	-10
Titik didih (°C)	-47,7	100	-340

*Tabel 2.4 MSDS bahan baku dan pendukung*

---

a) Propilen

---

Identifikasi Produk :

- Nama Produk : Propilen
- Rumus Kimia :  $C_3H_6$

Sifat Fisikokimia :

- Wujud : Gas tak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Kelarutan dalam Air: Sangat tidak larut dalam air

Bahaya :

- Bahaya Api : Propilen adalah bahan yang mudah terbakar dan dapat menyebabkan kebakaran atau ledakan.
- Bahaya Kesehatan: Pemaparan propilen dapat menyebabkan iritasi pada kulit, mata, dan saluran pernapasan. Inhalasi propilen dalam jumlah yang tinggi dapat menyebabkan efek sistemik pada sistem saraf pusat, seperti sakit kepala, pusing, atau gangguan kesadaran. Kontak kulit yang berkepanjangan atau berulang dapat menyebabkan kering, pecah-pecah, dan iritasi kulit.
- Bahaya Lingkungan : Propilen dapat mencemari air, tanah, dan lingkungan jika tumpah atau dibuang dengan tidak tepat.

Langkah-langkah Keamanan :

- Penanganan: Gunakan perlindungan pribadi yang sesuai, termasuk sarung tangan tahan bahan kimia, kacamata pelindung, dan pakaian
-

---

pelindung. Hindari kontak langsung dengan kulit, mata, dan pakaian. Hindari inhalasi gas propilen.

- Penyimpanan: Simpan dalam wadah tertutup rapat di tempat yang sejuk, kering, dan berventilasi baik. Jauhkan dari sumber panas, percikan api, dan bahan oksidator.
- Pemadam Kebakaran: Gunakan metode pemadaman yang sesuai untuk api sekitar propilen, seperti penyiram air, busa pemadam api, atau serbuk kimia kering. Jauhkan bahan yang tidak terlibat dalam kebakaran.

Penanganan Darurat :

- Kontak Kulit : Cuci area yang terkena dengan air bersih dan sabun lembut. Lepas pakaian yang terkontaminasi dengan hati-hati. Cari bantuan medis jika terjadi iritasi atau luka.
- Kontak Mata : Bilas mata dengan air bersih selama minimal 15 menit, sambil mengangkat kelopak mata. Hubungi dokter atau profesional medis segera.
- Pernapasan : Pindahkan ke daerah yang bersih dan segar. Jika terjadi kesulitan bernapas atau gejala berlanjut, cari bantuan medis.

---

b) Asam Sulfat

---

Identifikasi Produk :

- Nama Produk : Asam Sulfat
- Rumus Kimia :  $H_2SO_4$

Sifat Fisikokimia:

---



- 
- Wujud : Cairan bening, tidak berwarna atau berwarna kecoklatan
  - Bau : Bau tajam, menyengat
  - Kelarutan dalam Air : Bereaksi dengan air, menghasilkan panas

Bahaya:

- Bahaya Api : Asam sulfat bersifat sangat mudah terbakar dan dapat menyebabkan kebakaran berbahaya.
- Bahaya Kesehatan : Asam sulfat bersifat korosif dan dapat menyebabkan luka bakar serius pada kontak dengan kulit, mata, atau sistem pernapasan. Jika terhirup, dapat menyebabkan iritasi saluran pernapasan dan masalah pernapasan.
- Bahaya Lingkungan : Asam sulfat sangat korosif dan dapat mencemari air, tanah, dan lingkungan jika tumpah atau dibuang dengan tidak tepat.

Langkah-langkah Keamanan :

- Penanganan : Gunakan perlindungan pribadi yang sesuai, termasuk kacamata pelindung, sarung tangan tahan kimia, dan pakaian pelindung. Hindari kontak langsung dengan kulit, mata, atau pakaian. Hindari inhalasi uap atau kabut asam sulfat.
  - Penyimpanan : Simpan dalam wadah tertutup rapat di tempat yang sejuk, kering, dan terpisah dari bahan yang mudah terbakar. Hindari penyimpanan bersama bahan yang dapat menyebabkan reaksi berbahaya.
  - Pemadam Kebakaran : Gunakan metode pemadaman yang sesuai
-

---

untuk api sekitar asam sulfat, seperti penyiram air, busa pemadam api, atau serbuk kimia kering. Jauhkan bahan yang tidak terlibat dalam kebakaran.

Penanganan Darurat :

- Kontak Kulit : Cuci area yang terkena dengan air bersih selama 15 menit. Lepas pakaian yang terkontaminasi dengan hati-hati. Cari bantuan medis jika terjadi luka bakar atau iritasi.
- Kontak Mata : Segera bilas mata dengan air selama minimal 15 menit, sambil mengangkat kelopak mata. Hubungi dokter atau profesional medis segera.
- Pernapasan : Pindahkan ke daerah yang bersih dan segar.

---

c) Air

---

Identitas Produk :

- Nama Produk : Air
- Sinonim : H<sub>2</sub>O

Informasi Keselamatan :

- Potensi Bahaya : Air tidak bersifat beracun atau berbahaya dalam kondisi normal penggunaan dan penanganan.
- Dampak Kesehatan : Air tidak memiliki efek kesehatan negatif pada manusia dalam kondisi normal penggunaan.
- Dampak Lingkungan : Air tidak berbahaya bagi lingkungan dalam kondisi normal penggunaan.
- Perlindungan Pribadi : Tidak diperlukan langkah-langkah

---

perlindungan khusus saat menangani air.

- Langkah Pertolongan Pertama : Tidak diperlukan langkah pertolongan pertama khusus untuk air.

Penanganan dan Penyimpanan :

- Penanganan : Air dapat ditangani dengan aman seperti cairan biasa. Hindari kontak langsung dengan mata dan kulit, terutama jika tercemar dengan bahan kimia lain.
- Penyimpanan : Simpan air dalam wadah tertutup rapat pada suhu ruangan. Jauhkan dari bahan kimia yang mudah terbakar atau reaktif.

## **2.2. Pengendalian Kualitas**

### **2.2.1. Pengendalian Kualitas**

Tujuan keseluruhan dari rekayasa mutu dan pengendalian proses adalah untuk memproduksi produk isopropil alkohol. Untuk mencapai upaya kontrol kualitas, ketahanan harus divalidasi dari desain produk dan melalui desain proses produksi dan manufaktur aktual. Dalam hal ini, pengendalian mutu pabrik isopropil alkohol meliputi beberapa aspek, seperti pengendalian mutu bahan baku, pengendalian mutu proses, dan pengendalian mutu produk.

#### **2.1.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas bahan baku harus diterapkan untuk memastikan bahwa proses yang relevan menghasilkan produk

sesuai dengan spesifikasi. Pengendalian mutu bahan baku dapat dipastikan dari spesifikasi bahan baku yang biasa digunakan dan analisis risiko jika bahan tersebut bereaksi. Bahan baku dan sub-bahan propilen harus diuji sebelum proses pembuatan bahan baku. Studi dilakukan dengan menggunakan dua metode, kualitatif dan kuantitatif. Tujuan dari kegiatan ini adalah untuk memastikan bahwa bahan yang digunakan sudah siap untuk diproses di pabrik. Pengujian yang dilakukan meliputi pengecekan berat jenis, kemurnian dan komposisi bahan baku.

### **2.1.2. Pengendalian Kualitas Produksi**

Pengendalian kualitas dalam proses manufaktur bertujuan untuk melindungi produk yang diproduksi. Pengendalian ini harus dilakukan dari awal bahan baku sampai produk jadi. Pemantauan dilakukan tidak hanya di laboratorium, tetapi juga di unit kontrol. Pemantauan dan pengendalian proses operasional dilakukan dengan menggunakan kontrol yang terletak di control room atau ruang pemantauan, dan pemantauan dilakukan secara otomatis dengan menggunakan display. Ketika sinyal atau tanda yang ditunjuk menyala, yaitu lampu, suara alarm, dll., Ini merupakan indikasi penyimpangan pengaturan dan pengukur pengaturan dari tingkat kontrol bahan baku atau produk dan kontrol suhu.

Pemantauan yang dilakukan oleh alat ini berupa pengendalian atau pemantauan kondisi operasi, baik suhu maupun tekanan. Alat kontrol yang harus di setting pada kondisi tertentu antara lain :

a. *Level Control*

*Level control* adalah pengontrol yang dipasang di atas tangki. Tanda atau sinyal berupa suara atau cahaya menyala dan berbunyi jika kondisi operasi yang ditetapkan tidak terpenuhi.

b. *Flow Control*

*Flow control* adalah pengontrol yang dipasang pada aliran masuk bahan baku dan aliran keluar suatu proses.

c. *Temperature Control*

Temperature control adalah alat kontrol yang dipasang pada setiap alat proses yang digunakan. Jika tidak memenuhi kondisi (suhu) pengoperasian yang ditetapkan, maka akan memberikan tanda atau sinyal dengan suara atau cahaya.

Apabila pengendalian proses dilakukan dengan biaya tetap untuk memastikan bahwa produk yang diproduksi memadai dan memenuhi standar, pengendalian mutu dilakukan untuk menentukan apakah bahan baku atau produk memenuhi spesifikasi yang ditentukan. Pemantauan dan pengendalian produksi dilakukan setelah rencana produksi disusun dan proses produksi dijalankan. Pemantauan ini membantu memastikan

bahwa proses berjalan lancar. Kegiatan yang melakukan proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk dengan mutu dan mutu yang sesuai standar, serta sesuai jadwal, tepat waktu dan sesuai rencana.

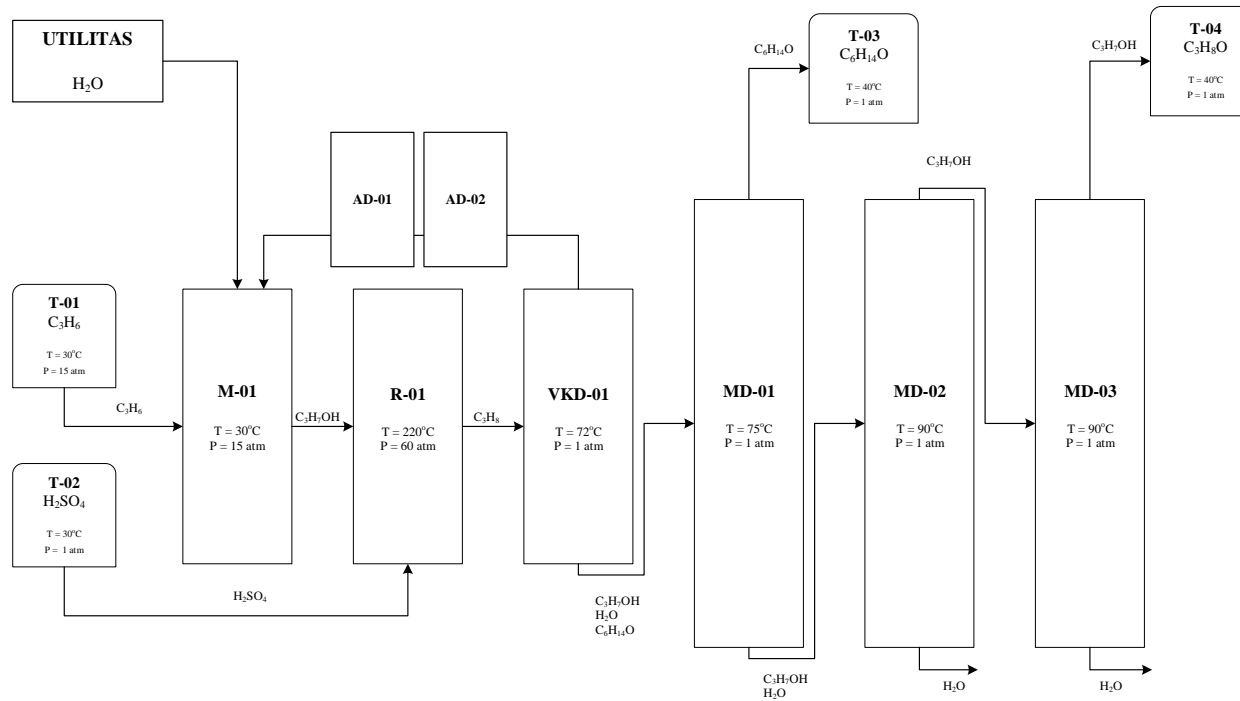
### **2.2.2. Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian kualitas produk diperlukan untuk menjaga kualitas produk itu sendiri supaya konstan. Upaya yang dapat dilakukan untuk memperoleh produk yang berkualitas adalah menjaga kualitas bahan baku dan menetapkan sistem manajemen untuk memantau dan mengendalikan proses.

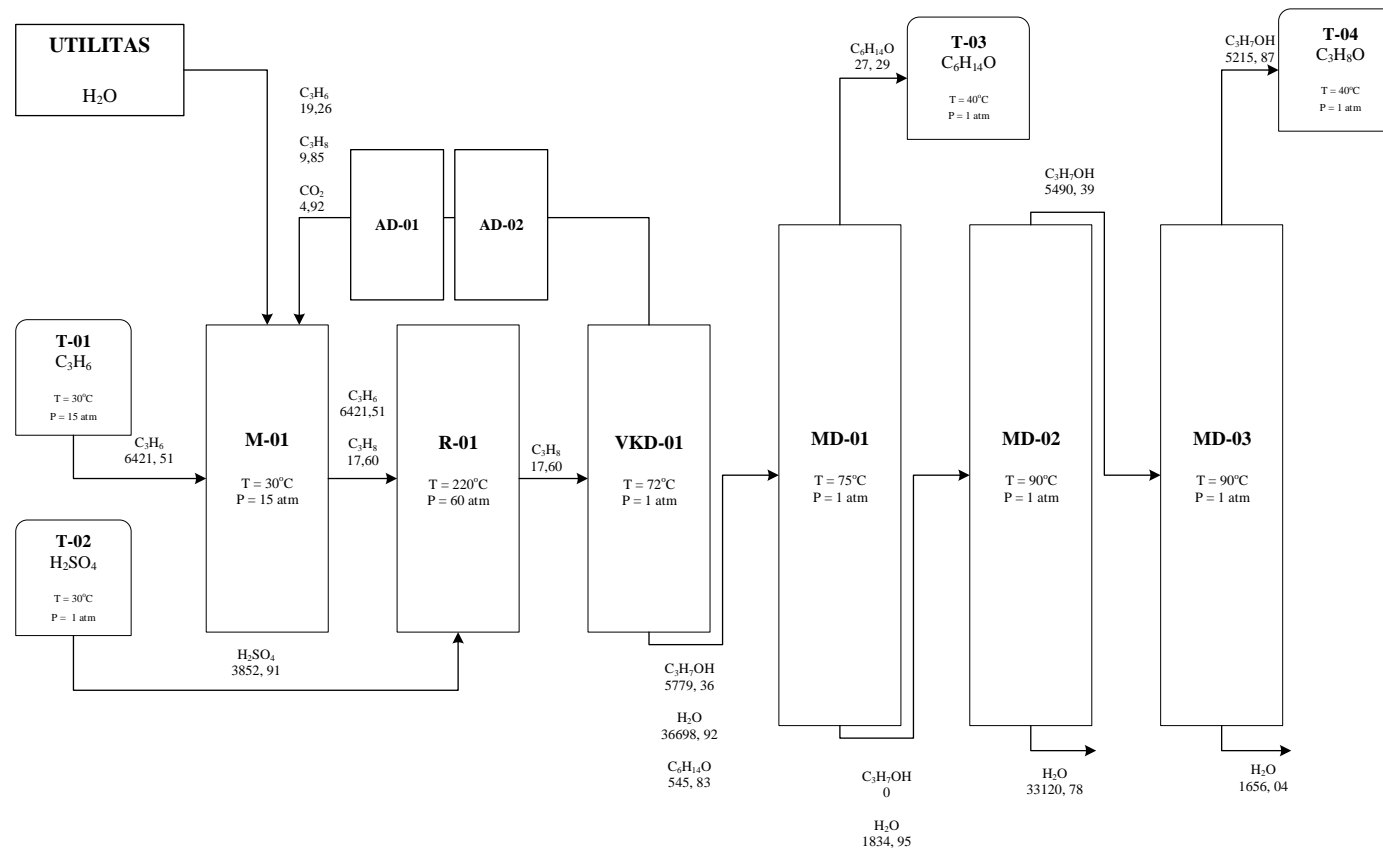
# BAB III

## PERANCANGAN PROSES

### 3.1. Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif



Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif



### 3.2.Uraian Proses

Dalam produksi isopropil alkohol, propilen dan air dijadikan sebagai bahan baku. Selama proses, propilen disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 15 atm. Bahan baku utama yang digunakan adalah propilen yang didapat melalui pembelian dari PT. Chandra Asri Cilegon dalam wujud gas.

Propilen (T-01) di pompa ke mixer (M-01) untuk dicampurkan dengan air dari unit utilitas. Pencampuran dilakukan pada suhu 30°C dan tekanan 15 atm di mixer (M-01). Setelah itu, campuran propilen dan air dipompa ke heater dan dipanaskan menggunakan uap. Hal ini menghasilkan campuran propilen dan air dengan suhu 220°C yang siap dimasukkan ke dalam reaktor. Di dalam reaktor (R-01), campuran propilen dan air yang dimasukkan memiliki tekanan 60 atm dan suhu 220°C. Selanjutnya, resin ion exchange berupa asam kuat H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> juga terdapat di dalam reaktor sebagai katalisator. Reaksi yang terjadi yaitu :



Reaktor yang dipakai ialah jenis CSTR (Continuous Flow Stirred-Tank Reactor) atau RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk). Proses pembentukan isopropil alkohol dilakukan pada suhu 220°C dan tekanan 60 atm. Reaksi tersebut tergolong reaksi eksotermis. Panas yang terhasil akibat reaksi ini ditiadakan dengan menggunakan peralatan pendingin, supaya suhu dalam reaktor tetap terjaga pada 200-220°C.

Produk yang dihasilkan dari reaktor adalah isopropil alkohol, yang kemudian dimasukkan ke dalam vertical knock drum (VKD-01) pada suhu operasi 72°C dan tekanan 1 atm. VKD-01 berperan dalam memisahkan fase gas dan fase cairan.

Produk diumpankan ke dalam vertical knock drum (VKD-01) untuk dipisahkan antara fase gas dan fase cair. Di dalam vertikal knock drum (VKD-01), terjadi pemisahan antara propilen, diisopropil eter, air, dan isopropil alkohol. Propilen akan mengalir ke atas dan dikembalikan ke mixer, sedangkan isopropil alkohol, air, dan diisopropil eter mengalir ke bagian bawah untuk selanjutnya dipisahkan serta dimurnikan di kolom distilasi.

Kadar komersil isopropil yang beredar adalah sebesar 98%, sehingga aliran bawah (bottom) produk dari kolom distilasi I (MD-01) dialirkan kembali ke kolom distilasi II (MD-02) untuk diolah lebih lanjut. Selanjutnya, hasil aliran bawah kolom distilasi II (MD-02) dimasukkan kembali dalam kolom distilasi III (MD-03). Sementara itu, hasil samping dari kolom distilasi I berupa diisopropil eter disimpan dalam tangki penampungan (T-02). Operasi menara distilasi I dilakukan pada suhu 75°C dengan tekanan 1 atm.

Kondisi operasi pada kolom distilasi II (MD-02) berjalan pada suhu 90°C dan tekanan 1 atm dengan umpan yang dimasukkan dalam keadaan jenuh. Karena kemurnian produk yang dihasilkan masih belum mencukupi, maka produk bagian atas dan bawahnya harus dialirkan kembali ke kolom distilasi III. Produk utama isopropil alkohol dengan kemurnian 98% dihasilkan pada bagian atas kolom distilasi III (MD-03) dan dialirkan ke

dalam tangki penyimpanan (T-03), sedangkan produk bagian bawahnya berupa H<sub>2</sub>O yang dipompa kembali menuju proses pengolahan air untuk digunakan kembali dalam reaktor.

### 3.3. Spesifikasi Alat

#### 3.3.1. Spesifikasi Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi reaktor

<b>Spesifikasi Umum Reaktor</b>	
Kode	R-01
Fungsi	Tempat mereaksikan Propylene dan Air menjadi Isopropil Alkohol
Jenis/Tipe	CSTR ( <i>Continuous Stirred Tank Reactor</i> )
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Katalis	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Harga	\$ 474.873,29
Suhu, °C	220°C
Tekanan, atm	60 atm
<b>Konstruksi dan Material</b>	
Bahan	<i>Carbon Steel 299 Grade C</i>
Tinggi Total, m	7,7452 m
Jenis Head	<i>Hemispherical Dished Head</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu	220 °C
Tekanan	60 atm
<b>Spesifikasi</b>	
<b>Dimensi Reaktor</b>	
Bahan Reaktor	<i>Carbon Steel 299 Grade C</i>
Diameter Shell	2,4039 m
Tinggi Shell	4,8079 m
Volume Shell	21,811 m <sup>3</sup>
Volume Head + bottom	8,7523 m <sup>3</sup>
Volume Reaktor	26,1871 m <sup>3</sup>
Tinggi Reaktor	7,7452 m

---

Tinggi Head (OA)	1,4687 m
Tebal Shell	0,1524 in
Tebal Head	0,0762 m
<b>Impeller</b>	
Jenis Impeller	Turbin 6 Blade Disk Standar
Diameter Impeller (Di)	2,4039 m
Ketinggian Impeller dari dasar (Zi)	0,601 m
Ketinggian Cairan (Zl)	5,7724 m
Lebar Impeller (L)	0,2003 m
Lebar Baffle (wb)	0,1362 m
Tinggi Impeller (wi)	0,1603 m
Tebal Baffle (Wb)	0,1603 m
Jarak Baffle dari Tangki (Offset 1 )	0,4007 m
Jarak Baffle dari permukaan cairan (Offset 2)	0,1336 m
Diameter batang penyangga impeller (Dd)	0,5342 m
Jumlah Impeller	2 buah
Kecepatan Pengadukan (N)	302 rpm
Power Pengadukan (P)	0,16 Hp
Panjang Batang Sumbu Pengaduk	7,4491 m
Diameter Dsumbu	1,488 m
<b>Jaket Pendingin</b>	
Tinggi Jaket (L)	5,7724 m
Tebal Jaket (Tj)	0,2037 m
Volume Jaket	217,1557 m <sup>3</sup>

---

### 3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah

Tabel 3.2 Spesifikasi menara distilasi 1

<b>Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)</b>	
Nama dan kode	Menara Distilasi I (MD-01)
Fungsi	Pemisahan DIPE, Air, dan IPA berdasarkan titik didih.
Jenis	Multistage Distillation
Tipe	Sieve tray column
Material	Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	\$ 300.5884,39
<b>Kondisi Operasi</b>	
umpan	98,77 °C      371,92 K
distilat	70,67 °C      343,81 K
bottom	98,88 °C      372,03 K
<b>Data Desain</b>	
Tekanan	1 atm
Temperatur	70 °C
Diameter	3,77 m
Tebal head	0,275 in      0,006985 m
Tinggi head	118 in      3 m
Tebal tray	0,003 in
Jumlah tray	32
Tray spacing	0,3 m
Feed plate	Plate ke-13
Tinggi total	11,952

Tabel 3.3 Spesifikasi menara distilasi 2

<b>Spesifikasi Menara Distilasi (MD-02)</b>	
Nama dan kode	Menara Distilasi II (MD-02)
Fungsi	Pemisahan DIPE, Air, dan IPA berdasarkan titik didih.
Jenis	Azeotrop column

Tipe	Sieve tray column	
Material	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Harga	\$ 2.822.426,66	
<b>Kondisi Operasi</b>		
umpan	98,88 °C	372,03 K
distilat	82,71 °C	355,86 K
bottom	99,94 °C	373,09 K
<b>Data Desain</b>		
Tekanan	1 atm	
Temperatur	90 °C	
Diameter	8,44 m	
Tebal head	0,195 in	0,00495 m
Tinggi head	66,288 in	1,684 m
Tebal tray	0,003 m	
Jumlah tray	18	
Tray spacing	0,3 m	
Feed plate	Plate ke-5	
Tinggi total	12,557 m	

*Tabel 3.4 Spesifikasi menara distilasi 3*

<b>Spesifikasi Menara Distilasi (MD-03)</b>		
Nama dan kode	Menara Distilasi II (MD-03)	
Fungsi	Pemisahan DIPE, Air, dan IPA berdasarkan titik didih.	
Jenis	Azeotrop column	
Tipe	Sieve tray column	
Material	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Harga	\$ 2.822.426,66	
<b>Kondisi Operasi</b>		
umpan	98,88 °C	372,03 K
distilat	82,71 °C	355,86 K
bottom	99,94 °C	373,09 K
<b>Data Desain</b>		
Tekanan	1 atm	
Temperatur	90 °C	
Diameter	8,44 m	

Tebal head	0,195 in	0,00495 m
Tinggi head	66,288 in	1,684 m
Tebal tray	0,003 m	
Jumlah tray	18	
Tray spacing	0,3 m	
Feed plate	Plate ke-5	
Tinggi total	12,557 m	

*Tabel 3.5 Spesifikasi Adsorber*

<b>Spesifikasi Adsorber</b>	
Nama dan kode	Pressure Swing Adsorption (AD-01 dan AD-02)
Fungsi	Menjerap gas C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> , C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> , DAN CO <sub>2</sub>
Jenis	Azeotrop column
Tipe	Sieve tray column
Material	Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	\$ 1.241,86
<b>Data Desain</b>	
Tekanan	15 atm
Temperatur	30 °C
Tebal head	0,3125 in    0,0079 m
Tinggi head	10,0339 in    0,2549 m
Kapasitas adsorpsi	667,02 kg
Tinggi total	0,5097 m

### 3.3.3. Spesifikasi Alat Penukar Panas

*Tabel 3.6 Spesifikasi Heat Exchanger 1*

<b>Spesifikasi Heat Exchanger 1</b>	
Nama alat	= Heat Exchanger 1
Kode	= HE – 01
Fungsi	= Memanaskan Propilen dan Air keluaran P-01 menuju R-01 (30°C → 220°C) media steam
Bahan konstruksi	= Plate high alloy stainless SA-301 grade A
Tipe	= <i>Shell and tube</i>
Jumlah	= 1 unit
Harga	= \$

---

		40.078,46		
<b>Data Desain</b>				
TUBE			SHELL	
		h outside		
Uc	=	1080,8		Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F
UD	=	355,155		Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F
Rd calc	=	0,002		hr.ft <sup>2</sup> .F/Btu
Rd req.	=	0,002		hr.ft <sup>2</sup> .F/Btu
0	=	DP calc.	0,002	Psi
10	=	DP allow.	10	Psi
OD	=	1 ½	in	
ID	=	1 2/5	in	
BWG	=	18		
Pass tabung shell	=	1		
Pitch	=	1	in	
Panjang tabung	=	18	ft	
A	=	1561,34	ft <sup>2</sup>	

---

*Tabel 3.7 Spesifikasi Heat Exchanger 2*

---

<b>Spesifikasi Heat Exchanger 2</b>		
Fungsi	Memanaskan Produk dari VKD-01	
Tipe	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Plate high alloy stainless SA-301 grade A</i>	
Jumlah	1 unit	
Harga	\$ 216.056,76	
<b>Kondisi Operasi</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	40°C	313°C
Suhu Keluar	98°C	371°C
Tekanan Operasi	1 atm	
<b>Mechanical Design</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	18 ft	
IPS	2 in	1,25 in

---



<i>Flow Area</i>	0,3271 in <sup>2</sup>	0,7240 in <sup>2</sup>
ID	0,652 in	0,0165608 in
OD	0,75 in	0,01905 in
<i>Surface Area</i>	0,3271 ft <sup>2</sup> /ft	0,4350 ft <sup>2</sup> /ft
A	140,8832 ft <sup>2</sup>	
Ud	32,0464 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Uc	1438,0722 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Rd	0,031 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F	

Tabel 3.8 Spesifikasi Heat Exchanger 3

<b>Spesifikasi Heat Exchanger 3</b>			
Nama alat	=	Heat Exchanger 1	
Kode	=	HE – 01	
Fungsi	=	Memanaskan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> menuju R-01 (30°C → 220°C) media steam	
Bahan konstruksi	=	Plate high alloy stainless SA-301 grade A	
Tipe	=	Shell and tube	
Jumlah	=	1 unit	
Harga	=	\$ 40.078,46	
<b>Data Desain</b>			
		TUBE	SHELL
			h outside
Uc	=	1080,8	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F
UD	=	355,155	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F
Rd calc	=	0,002	hr.ft <sup>2</sup> .F/Btu
Rd req.	=	0,002	hr.ft <sup>2</sup> .F/Btu
0	=	DP calc.	0,002 Psi
10	=	DP allow.	10 Psi
OD	=	1 ½ in	
ID	=	1 2/5 in	
BWG	=	18	
Pass tabung shell	=	1	
Pitch	=	1 in	

Panjang tabung	=	18 ft
A	=	1320,02 ft <sup>2</sup>

Tabel 3.9 Spesifikasi cooler 1

<b>Spesifikasi Cooler 1</b>				
Nama alat	=	Cooler 1		
Kode	=	CO - 01		
Fungsi	=	Mendinginkan produk dari MD-01		
Tipe	=	Shell and tube		
Bahan konstruksi	=	Carbon Stell SA-283 Grade C		
Jumlah	=	1 unit		
Harga	=	\$ 11.6283,98		
<b>Data Desain</b>				
IDt	=	0,902	in	0,0207 m
ODt	=	1	in	0,0254 m
Flow area	=	0,639	in <sup>2</sup>	0,0004 m <sup>2</sup>
passes	=	4		
<b>Hot Fluid : Shell, Produk (Gases)</b>				
IDs	=	15,25	in	0,3874 m
baffle	=	9,15	in <sup>2</sup>	0,0059 m <sup>2</sup>
passes	=	2		
A	=	376,992	ft <sup>2</sup>	35,0237 m <sup>2</sup>
Ud	=	271,68	Btu/hr ft <sup>2</sup> F	
Uc	=	14,1947	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F	
Rd	=	0,0668		
Rd min	=	0,001		

Tabel 3.10 Spesifikasi cooler 2

<b>Spesifikasi Cooler 2</b>	
Nama alat	= Cooler 2
Kode	= CO - 02
Fungsi	= Mendinginkan produk dari MD-03
Tipe	= Double pipe
Bahan konstruksi	= Carbon Stell SA-283 Grade C
Jumlah	= 1 unit

Harga	=	\$ 11.6283,98		
<b>Data Desain</b>				
ho	=	1288,6	hio	= 2569,33
		Uc	=	858,189
		UD	=	315,93
		RD calculated	=	0,0072
		RD required	=	0,002
0,09		$\Delta P$ Calculated (psi)	0,7446	
10		$\Delta P$ Allowable (psi)	10	

Tabel 3.11 Spesifikasi cooler 3

<b>Spesifikasi cooler 3</b>				
Nama alat	=	Cooler 3		
Kode	=	CO – 03		
Fungsi	=	Mendinginkan produk dari MD-03		
Tipe	=	Double pipe		
Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 Grade C		
Jumlah	=	1 unit		
Harga	=	\$ 11.6283,98		
<b>Data Desain</b>				
	=	Uc	=	196,56
	=	UD	=	141,09
	=	RD calculated		0,0032
	=	RD required		0,002
0,601		$\Delta P$ Calculated (psi)	2,64	
10		$\Delta P$ Allowable (psi)	10	

Tabel 3.12 Spesifikasi condenser 1

<b>Spesifikasi Condenser 1</b>				
Nama alat	=	Condensor 1		
Kode	=	CD - 01		
Fungsi	=	Mengembunkan hasil sisa VKD-01 menuju pipa mixer		

Tipe	=	<i>Shell and tube</i>
Jumlah	=	1 unit
Harga	=	\$ 610.773,13

**Data Desain**

OD	=	1 1/2 in
ID	=	1 2/5 in
BWG	=	18
Pass tabung shell	=	1
Pitch	=	1 in
Panjang tabung	=	18 ft
A	=	414,39 ft <sup>2</sup>

*Tabel 3.13 Spesifikasi condenser 2*

<b>Spesifikasi Condenser 2</b>		
Nama alat	=	Condensor 1
Kode	=	CD - 01
Fungsi	=	Mengembunkan hasil sisa VKD-01 menuju pipa mixer
Tipe	=	<i>Shell and tube</i>
Jumlah	=	1 unit
Harga	=	\$ 610.773,13
<b>Data Desain</b>		
OD	=	1 1/2 in
ID	=	1 2/5 in
BWG	=	18
Pass tabung shell	=	1
Pitch	=	1 in
Panjang tabung	=	18 ft
A	=	414,391 ft <sup>2</sup>

*Tabel 3.14 Spesifikasi condenser 3*

<b>Spesifikasi Cooler 3</b>		
Nama alat	=	Condensor 3
Kode	=	CD - 03

Fungsi	=	Mengembunkan uap hasil MD-02
Tipe	=	<i>Shell and tube</i>
Jumlah	=	1 unit
Harga	=	\$ 610.773,13

<b>Data Desain</b>		
OD	=	1 1/2 in
ID	=	1 2/5 in
BWG	=	18
Pass tabung shell	=	1
Pitch	=	1 in
Panjang tabung	=	18 ft
A	=	17059,5046 ft <sup>2</sup>

*Tabel 3.15 Spesifikasi Condenser 4*

<b>Spesifikasi Condenser 4</b>		
Nama alat	=	Condensor 4
Kode	=	CD - 04
Fungsi	=	Mengembunkan uap hasil MD-03
Tipe	=	<i>Shell and tube</i>
Jumlah	=	1 unit
Harga	=	\$ 610.773,13
<b>Data Desain</b>		
OD	=	1 1/2 in
ID	=	1 2/5 in
BWG	=	18
Pass tabung shell	=	1
Pitch	=	1 in
Panjang tabung	=	18 ft
A	=	1817,39 ft <sup>2</sup>

*Tabel 3.16 Spesifikasi reboiler 1*

<b>Spesifikasi Reboiler 1</b>		
Kode	=	RB-01
Fungsi	=	Menguapkan cairan hasil produk bawah MD-01
Jumlah	=	1 alat
Tipe	=	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>

Jenis Bahan	=	Carbon Stell SA-283 Grade C	
Jumlah Tube	=	32	
Harga	=	\$ 5.165.464,16	
<b>Cold Fluid : Tube (Dowtherm)</b>			
BWG	=	18 in	0,4572 m
IDt	=	0,902 in <sup>2</sup>	0,0006 m <sup>2</sup>
ODt	=	1 in	0,0254 m
Flow area	=	0,639 in	0,0162 m
passes	=	8 (ft <sup>2</sup> /ft)	
<b>Hot Fluid : Shell (Gases)</b>			
IDs	=	12	0,3048 m
baffle	=	7,2 in <sup>2</sup>	0,0046 m <sup>2</sup>
passes	=	2 in	0,0508 m
A	=	276,461 ft <sup>2</sup>	25,6841 m <sup>2</sup>
Ud	=	1430,24	
Uc	=	8176,2 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Rd	=	0,0006	
Rd min	=	0,001	
Jumlah Alat	=	1 Unit	

Tabel 3.17 Spesifikasi reboiler 2

<b>Spesifikasi Reboiler 2</b>			
Kode	=	RB-02	
Fungsi	=	Menguapkan cairan hasil produk bawah MD-02	
Jumlah	=	1 alat	
Tipe	=	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jenis Bahan	=	Carbon Stell SA-283 Grade C	
Jumlah Tube	=	32	
Harga	=	\$ 5.165.464,16	
<b>Cold Fluid : Tube</b>			
BWG	=	18 in	0,4572 m
IDt	=	0,902 in <sup>2</sup>	0,0006 m <sup>2</sup>
ODt	=	1 in	0,0254 m
Flow area	=	0,639 in	0,0162 m
passes	=	8 (ft <sup>2</sup> /ft)	
<b>Hot Fluid : Shell (Gases)</b>			
IDs	=	12 in	0,3048 m
baffle	=	7,2 in <sup>2</sup>	0,0046 m <sup>2</sup>

passes	=	2 in	0,0508 m
A	=	276,461 ft <sup>2</sup>	25,6841 m <sup>2</sup>
Ud	=	450,724	
Uc	=	10199,9 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Rd	=	0,0021	
Rd min	=	0,001	
Jumlah Alat	=	1 Unit	

Tabel 3.18 Spesifikasi Reboiler 3

<b>Spesifikasi Reboiler 3</b>			
Nama alat	=	Reboiler 3	
Kode	=	RB - 03	
Fungsi	=	Menguapkan cairan hasil produk bawah MD-03	
Tipe	=	Shell and tube	
Bahan konstruksi	=	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah	=	1 unit	
Harga	=	\$ 5.165.464,16	
<b>Data Desain</b>			
ho	=	6853,8799	hio = 771,8066
	=	Uc	= 693,691
	=	UD	= 290,5656
	=	RD calculated	= 0,009
	=	RD required	= 0,002
0,004		$\Delta P$ Calculated (psi)	0
10		$\Delta P$ Allowable (psi)	10

### 3.3.4. Spesifikasi Alat Pendukung Lainnya

#### 1. Spesifikasi Mixer

Tabel 3.19 Spesifikasi mixer

<b>Spesifikasi Mixer</b>	
Nama alat	= Mixer
Kode alat	= M-01
Fungsi	= Mencampurkan Propilen dengan Air
Harga	= \$ 101.183,99
<b>Data Desain</b>	

Tipe	=	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup thorispherical	
Kapasitas	=	56,9774	
Tekanan	=	15 atm	220,44 psi
Temperatur	=	30 °C	303,15 K
Diameter	=	3,22 m	126,77 in
Tinggi Tangki	=	8,0591 m	317,288 in
Tebal Dinding	=	0,0381 m	1,5 in
Bahan Konstruksi	=	Low-alloy SA-204 Grade A	

## 2. Spesifikasi *Compressor*

*Tabel 3.20 Spesifikasi Compressor*

<b>Spesifikasi <i>Compressor</i></b>	
Nama alat	= Compressor 1
Kode	= CP – 01
Fungsi	= Menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 15 atm
Tipe	= Centrifugal Multistage
Jumlah	= 1 alat
Harga	= \$ 77.757,86
<b>Data Desain</b>	
Kapasitas	= 1944,05 kg/jam
Tenaga	= 15 HP

## 3. Spesifikasi *Expansion Valve*

*Tabel 3.21 Spesifikasi Expansion Valve*

<b>Spesifikasi <i>Expansion Valve</i></b>	
Nama Alat	= Expansion Valve 1
Kode	= EV - 01
Fungsi	= Menurunkan tekanan keluaran R-01 dari 60 atm menjadi 1 atm
Jumlah	= 1 alat
Jenis	= Globe Valve Open
Harga	= \$ 229.181,05
<b>Data Desain</b>	
Kapasitas	= 44977 kg/jam



ID	=	4,026 in
OD	=	4,5 in
a't	=	12,7 ft2

### 3.3.5. Spesifikasi Alat Penyimpanan

#### 1. Tangki

Tabel 3.22 Spesifikasi Tangki

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi Alat	Menyimpan bahan baku propilen	Menyimpan katalis H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Menyimpan Diisopropil Ether	Menyimpan Isopropil Alkohol
Lama Penyimpanan	7 Hari	30 hari	7 hari	7 hari
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
Jenis Tangki	Tangki silinder tegak (horizontal) dengan berbentuk torispherical head	Tangki silinder tegak (vertikal) dengan dasar flat bottomed dan atap berbentuk conical head	Tangki Silinder Horizontal	Tangki Silinder Horizontal
Harga	\$ 26.5638,11	\$ 76.700	\$ 11.995,31	\$ 33.586,87
<b>Kondisi Operasi</b>				
Suhu	30°C	30°C	40 C	40 C
Tekanan	15 atm	1 atm	1 atm	1 atm
<b>Mechanical Design</b>				
Bahan	Carbon Steels SA-283 Grade C	Carbon Steels SA-283 Grade C	Low Alloy SA-204 Grade A	Low Alloy SA-204 Grade A
Kapasitas	6967,0000 bbl	30515008,89 kg	8183,2053 m <sup>3</sup>	771,8151 m <sup>3</sup>
Diameter	12,192 m	7,62 m	6,0960 m	12,802 m
OD	12,197 m	7,506 m	6,101 m	12,809 m

Jumlah Course	7	4	4	4
	<i>Course 1 =</i>	<i>Course 1 =</i>	<i>Course 1 =</i>	<i>Course 1 =</i>
	0,3125 in	0,1316 in	0,25 in	0,4375 in
Tebal Shell, in	<i>Course 2 =</i>	<i>Course 2 =</i>	<i>Course 2 =</i>	<i>Course 2 =</i>
	0,1875 in	0,1283 in	0,1875 in	0,375 in
	<i>Course 3 =</i>	<i>Course 3 =</i>	<i>Course 3 =</i>	<i>Course 3 =</i>
	0,25 in	0,1250 in	0,1875 in	0,375 in
	<i>Course 4 =</i>	<i>Course 4 =</i>	<i>Course 4 =</i>	<i>Course 4 =</i>
	0,25 in	0,1875 in	0,1875 in	0,3125 in
	<i>Course 5 =</i>			
	0,25 in			
	<i>Course 6 =</i>			
	0,1875 in			
	<i>Course 7 =</i>			
	0,1875 in			
Jenis Head	<i>Torispheric al Head</i>	<i>Conical Head</i>	<i>Torispherical Head</i>	<i>Torispherical Head</i>
Panjang	25,2881 m	24,625 m	13,5223 m	25,1047 m
Tebal dinding	0,0038 m	0,0048 m	0,0037 m	0,0094 m

## 2. Accumulator

Tabel 3.23 Spesifikasi Accumulator 1

<b>Spesifikasi Accumulator 1</b>	
Nama alat	= fmulator 1
Kode	= ACC - 01
Fungsi	= Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara MD-01 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
Tipe	= <i>Shell and tube</i>
Jumlah	= 1 unit
Harga	= \$ 38.960
<b>Data Desain</b>	
Volume	= 22247,7 m <sup>3</sup>
Tekanan	= 1 atm
Diameter shell	= 540 In
Tebal shell	= 0,29 In
Tebal	= 0,28 In

head		
Tinggi total	=	14,22 m <sup>3</sup>
Tinggi head	=	9,98 In

Tabel 3.24 Spesifikasi Accumulator 2

<b>Spesifikasi Accumulator 2</b>		
Nama alat	=	Accumulator 2
Kode	=	ACC - 02
Fungsi	=	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara MD-02 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
Tipe	=	<i>Shell and tube</i>
Jumlah	=	1 unit
Harga	=	\$ 35.980
<b>Data Desain</b>		
Volume	=	134994 m <sup>3</sup>
Tekanan	=	1 atm
Diameter shell	=	2383 in
Tebal shell	=	537 in
Tebal head	=	0,2897 in
Tinggi total	=	14 m <sup>3</sup>
Tinggi head	=	10 in

Tabel 3.25 Spesifikasi Accumulator

<b>Spesifikasi Accumulator 3</b>		
Nama alat	=	Accumulator 3
Kode	=	ACC - 03
Fungsi	=	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara MD-03 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
Tipe	=	<i>Shell and tube</i>
Jumlah	=	1 unit
Harga	=	\$ 35.980

<b>Data Desain</b>	
Volume	= 3811,14 m <sup>3</sup>
Tekanan	= 1 atm
Diameter shell	= 726 in
Tebal shell	= 0,2954 in
Tebal head	= 0,2897 in
Tinggi total	= 19 m <sup>3</sup>
Tinggi head	= 10 in

### 3.3.6. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

#### 1. Spesifikasi Pompa

Tabel 3.26 Spesifikasi Pompa (P-01, P-02, P-03, dan P-04)

<b>Parameter</b>	<b>Pompa</b>				
Nama alat	: Pompa 1	Pompa 2	Pompa 3	Pompa 4	
Kode alat	: P - 01	P - 02	P -03	P - 04	
Fungsi	: Mengalirkan umpan C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> dari Tangki - 01 ke Heater - 01	Mengalirkan umpan H <sub>2</sub> O dari Utilitas ke Mixer (M-01).	Mengalirkan katalis (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) dari tangki-02 menuju reactor.	Mengalirkan umpan propilen dan air dari M-01 ke HE-01/	
Tipe	: Centrifugal Pump	Centrifugal Pumps	Centrifugal pumps	Centrifugal pumps	
Impeller	: Mixed flow impeller	Mixed flow impeller	Mixed flow impeller	Mixed flow impeller	
Jumlah	: 1 alat	1 alat	1 Alat	1 Alat	
Bahan konstruksi	: Commercial Steel	Commercial Steel	Commercial Steel	Commercial Steel	
Harga	: \$ 15.805,59	\$ 21.732,69	\$ 23.990,63	\$ 23.990,63	
<b>Spesifikasi</b>					
Kapasitas	: 68,80 gpm	199,13 gpm	204,44 gpm	251,02 gpm	
Rate Volumetrik	: 459,90 ft <sup>3</sup> /s	0,443 ft <sup>3</sup> /s	1366,50 ft <sup>3</sup> /s	1677,81 ft <sup>3</sup> /s	
Kecepatan Aliran	: 2,98 ft/s	5,021 ft/s	2,518 ft/s	3,091 ft/s	
	ID	3,067 in	4,026 in	5,761 in	5,761 in
	OD	3,5 in	4,5 in	6,63 in	6,63 in
	IPS	3 in	4 in	6 in	6 in
Flow Area	: 7,38 in <sup>2</sup>	12,7 in <sup>2</sup>	26,1 in <sup>2</sup>	26,1 in <sup>2</sup>	

Efisiensi pompa	:	58%	70%	75%	75%
Power Pompa	:	199,32 Watt	1745,68 watt	2090,79 Watt	16644,41 Watt
Power Motor	:	249,21 Watt	2155,07 watt	2518,97 watt	1981,25 Watt

Tabel 3.27 Spesifikasi Pompa (P-05,P-06, dan P-07)

Parameter		Pompa		
Nama alat	:	Pompa 5	Pompa 6	pompa 7
Kode alat	:	P - 05	P - 06	P - 07
Fungsi	:	Mengalirkan hasil keluaran refluks ACC-01 menuju MD-01	Mengalirkan hasil keluaran refluks ACC-01 menuju MD-01	Mengalirkan produk samping DIPE dari ACC-01 ke T-03
Tipe	:	Centrifugal Pump	Centrifugal Pumps	Centrifugal pumps
Impeller	:	Mixed flow impeller	Mixed flow impeller	Mixed flow impeller
Jumlah	:	1 alat	1 alat	1 Alat
Bahan konstruksi	:	Commercial Steel	Commercial Steel	Commercial Steel
Harga	:	\$ 9.878,49	\$ 7.902,79	\$ 23.708,38
<b>Spesifikasi</b>				
Kapasitas	:	247,55 gpm	8,44 gpm	219,73 gpm
Rate Volumetrik	:	0,55 ft <sup>3</sup> /s	56,44 ft <sup>3</sup> /s	1468,73 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,75 ft/s	1,812 ft/s	132,26 ft/s
Ukuran Pipa				
	ID	6,056 in	1,38 in	0,824 in
	OD	6,30 in	1,66 in	1,05 in
	IPS	6 in	1,25 in	0,75 in
Flow Area	:	28,90 in <sup>2</sup>	1,50 in <sup>2</sup>	0,53 in <sup>2</sup>

Efisiensi pompa	:	76%	40%	40%
Power Pompa	:	2464,61 Watt	150,48 Watt	492186,9 Watt
Power Motor	:	2969,37 Watt	188,14 Watt	620826,3 watt

Tabel 3.28 Spesifikasi Pompa (P-08,P-09, dan P-10)

Parameter		Pompa		
Nama alat	=	Pompa 8	pompa 9	pompa 10
Kode alat	=	P - 08	P-09	P - 10
Fungsi	=	Mengalirkan produk bottom dari RB-01 menuju MD-02	Mengalirkan hasil keluaran refluks CC-02 menuju MD-02	Mengalirkan produk bottom RB-02 menuju MD-03
Tipe	=	Centrifugal Pump	Centrifugal Pumps	Centrifugal pumps
Impeller	=	Mixed flow impeller	Mixed flow impeller	Mixed flow impeller
Jumlah	=	1 alat	1 alat	1 Alat
Bahan konstruksi	=	Commercial Steel	Commercial Steel	Commercial Steel
Harga	=	\$ 13.265,40	\$ 13.265,40	\$ 21.732,68
<b>Spesifikasi</b>				
Kapasitas	=	233,58 gpm	1379,28 gpm	182,23 gpm
Rate Volumetrik	=	1561,3 ft <sup>3</sup> /s	9219,22 ft <sup>3</sup> /s	1218,09 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	=	2,59ft/s	131,94 ft/s	2,02 ft/s
	ID	6,06 in	2,06 in	6,065 in
	OD	6,63 in	2,38 in	6,63 in
	IPS	6 in	2 in	6 in
Flow Area	=	28,90 in <sup>2</sup>	3,35 in <sup>2</sup>	28,9 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	=	78%	45%	78%
Power Pompa	=	2064,09 Watt	1044438 Watt	1773,12 Watt
Power Motor	=	2486,90 Watt	1305548 Watt	2136,35 watt

Tabel 3.29 Spesifikasi Pompa (P-11, P-12, dan P-13)

Parameter		Pompa		
Nama alat	=	Pompa 8	pompa 9	pompa 10
Kode alat	=	P - 08	P-09	P - 10
Fungsi	=	Mengalirkan produk bottom dari RB-01 menuju MD-02	Mengalirkan hasil keluaran refluks CC-02 menuju MD-02	Mengalirkan produk bottom RB-02 menuju MD-03
Tipe	=	Centrifugal Pump	Centrifugal Pumps	Centrifugal pumps
Impeller	=	Mixed flow impeller	Mixed flow impeller	Mixed flow impeller
Jumlah	=	1 alat	1 alat	1 Alat
Bahan konstruksi	=	Commercial Steel	Commercial Steel	Commercial Steel
Harga	=	\$ 13.265,40	\$ 13.265,40	\$ 21.732,68
<b>Spesifikasi</b>				
Kapasitas	=	233,58 gpm	1379,28 gpm	182,23 gpm
Rate Volumetrik	=	1561,3 ft <sup>3</sup> /s	9219,22 ft <sup>3</sup> /s	1218,09 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	=	2,59ft/s	131,94 ft/s	2,02 ft/s
	ID	6,06 in	2,06 in	6,065 in
	OD	6,63 in	2,38 in	6,63 in
	IPS	6 in	2 in	6 in
Flow Area	=	28,90 in <sup>2</sup>	3,35 in <sup>2</sup>	28,9 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	=	78%	45%	78%
Power Pompa	=	2064,09 Watt	1044438 Watt	1773,12 Watt
Power Motor	=	2486,90 Watt	1305548 Watt	2136,35 watt

### 3.4.Neraca Massa

#### a) Neraca Massa Mixer

Tabel 3.30 Neraca massa mixer

Komponen	Input Kg/Jam	Output Kg/Jam
----------	--------------	---------------

	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>		6.421,51	6.421,51
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>		17,60	17,60
CO <sub>2</sub>		8,80	8,80
H <sub>2</sub> O	38.529,05		38.529,05
	38.529,05	6447,91	44.976,96
Total		44.976,96	44.976,96

### b) Neraca Massa Reaktor

*Tabel 3.31 Neraca massa reaktor*

Komponen	Input Kg/Jam		Output Kg/Jam
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	6.421,51		1.926,45
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	17,60		17,60
CO <sub>2</sub>	8,80		8,80
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OH			5.779,36
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O			545,83
H <sub>2</sub> O	38.529,05		36.698,92
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		3.852,91	3.852,91
	44.976,96	3.852,91	48.829,87
Total		48.829,87	48.829,87

### c) Neraca Massa Vertical Knock Drum

*Tabel 3.32 Neraca massa VKD*

Komponen	Input Kg/Jam	Output Kg/Jam	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	1.926,45		1.926,45
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	17,60		17,60
CO <sub>2</sub>	8,80		8,80
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OH	5.779,36	5.779,36	
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	545,83	545,83	
H <sub>2</sub> O	36.698,92	36.698,92	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3.852,91		3.852,91
	48.829,87	43.024,11	5.805,76
Total	48.829,87		48.829,87

### d) Neraca Massa Kolom Distilasi



Tabel 3.33 Neraca massa kolom ditilasi 1

Komponen	Input Kg/Jam	Output Kg/Jam	
	Arus 7	Arus 8 (D)	Arus 9 (B)
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	545,83	27,29	518,54
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OH	5.779,36	5.779,36	0,00
H <sub>2</sub> O	36.698,92	34.863,98	1.834,95
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3.852,91	0,00	3.852,91
	46.877,01	40.670,62	6.206,39
Total	46.877,01	46877,01	

Tabel 3.34 Neraca massa kolom distilasi 2

Komponen	Input Kg/Jam	Output Kg/Jam	
	Arus 8	Arus 10	Arus 11
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	27,29	0,00	27,29
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OH	5.779,36	5.490,39	288,97
H <sub>2</sub> O	34.863,98	1.743,20	33.120,78
	40.670,62	7.233,59	33.437,04
Total	40.670,62	40.670,62	

Tabel 3.34 Neraca massa kolom distilasi 3

Komponen	Input Kg/Jam	Output Kg/Jam	
	Arus 10	Arus 12	Arus 13
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	0,00	0,00	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OH	5.490,39	5.215,87	274,52
H <sub>2</sub> O	1.743,20	87,16	1.656,04
	7.233,59	5.303,03	1.930,56
Total	7.233,59	7.233,59	

## e) Neraca Massa Adsorber

Tabel 3.35 Neraca massa adsorber

Komponen	Input Kg/Jam	Output Kg/Jam	
	Arus 7	Arus 8 (15)	Arus R
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	1926,45	19,26	1907,19
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	17,60	9,85	7,75
CO <sub>2</sub>	8,80	4,92	3,88
	1952,85	34,04	1918,82

Total	1952,85	1952,85
-------	---------	---------

### 3.5. Neraca Panas

#### a) Neraca Panas *Vertical Knock Drum*

Tabel 3.36 Neraca panas VKD

	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)
Q In	571.416.516,78	Q Out (gas)	307.476.635,80
		Q Out (cair)	568.341.750,42
Total	571.416.516,78	Total	571.416.516,78

#### b) Neraca Panas Reaktor

Tabel 3.37 Neraca panas reaktor

	Panas Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk Reaktor	835.779,37	
Q keluar Reaktor		854.351,591
Q reaksi	18.579,10	
Sub Total	854.358,47	854.351,591
Pendingin		6883
Total	8543.584,74	854.358,47

#### c) Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3.38 Neraca panas menara distilasi 1

	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)
$\Delta H_{\text{umpan}}$	13.141.534,46	$\Delta H_{\text{bottom}}$	1.075.865,299
$\Delta H_{\text{reboiler}}$	84.235.066,64	$\Delta H_{\text{destilat}}$	7.656.703,139
		$\Delta H_{\text{condensor}}$	88.644.032,67
Total	97.376.601,10	Total	97.376.601,10

Tabel 3.39 Neraca panas menara distilasi 2

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{\text{umpan}}$	12.411.811,89	$\Delta H_{\text{bottom}}$	8.110.027,071
$\Delta H_{\text{reboiler}}$	27.367.768,28	$\Delta H_{\text{destilat}}$	1.614.746,955
		$\Delta H_{\text{condensor}}$	30.054.806,15
Total	39.779.580,17	Total	39.779.580,17

Tabel 3.40 Neraca panas menara distilasi 3

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{\text{umpan}}$	1.767.143,27	$\Delta H_{\text{bottom}}$	582.084,82
$\Delta H_{\text{reboiler}}$	2.542.781,93	$\Delta H_{\text{destilat}}$	925.847,66
		$\Delta H_{\text{condensor}}$	2.801.992,12
Total	4.309.925,22	Total	4.309.925,22

#### d) Neraca Panas Condenser

Tabel 3.41 Neraca panas condenser 1

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	1.124.895.165,47	Q Out	15.890.615,15
		Q Pendingin	1.109.004.550,32
Total	1.124.895.165,47	Total	1.124.895.165,47

Tabel 3.42 Neraca panas condenser 2

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	10.869.274.699.075,50	Q Out	153.631.419.154,64
		Q Pendingin	10.715.643.279.920,90
Total	10.869.274.699.075,50	Total	10.869.274.699.075,50

Tabel 3.43 Neraca panas condenser 3

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	543.470.163.774,01	Q Out	7.681.641.038,37
		Q Pendingin	535.788.522.735,64
Total	543.470.163.774,01	Total	543.470.163.774,01

Tabel 3.44 Neraca panas condenser 4

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	27.179.617.270,21	Q Out	384.148.646,45
		Q Pendingin	26.795.468.623,75
Total	27.179.617.270,12	Total	27.179.617.270,12

## e) Neraca Panas Reboiler

Tabel 3.45 Neraca panas reboiler 1

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	12.565.052,11	Q Out	24.303.663,75
Q Steam	11.738.611,63		
Total	24.303.663,75	Total	24.303.663,75

Tabel 3.46 Neraca panas reboiler 2

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	11.920.630,33	Q Out	45.628.488,28
Q Steam	33.707.857,95		
Total	45.628.488,28	Total	45.628.488,28

Tabel 3.47 Neraca panas reboiler 3

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	1.131.002,72	Q Out	3.387.654,15
Q Steam	2.256.651,42		
Total	3.387.654,15	Total	3.387.654,15

## f) Neraca Panas Cooler

Tabel 3.48 Neraca panas cooler 1

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	7.446.102,12	Q Out	2.445.273,44
		Q Pendingin	5.000.828,68
Total	7.446.102,12	Total	7.446.102,12

Tabel 3.49 Neraca panas cooler 2

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	1.077.666,17	Q Out	349.203,46
		Q Pendingin	728.462,70
Total	1.077.666,17	Total	1.077.666,17

Tabel 3.50 Neraca panas cooler 3

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	919.092,01	Q Out	232.275,71
		Q Pendingin	686.816,30
Total	919.092,01	Total	919.092,01

### g) Neraca Panas Heat Exchanger

Tabel 3.51 Neraca panas heat exchanger 1

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	51.099.971,26	Q Out	271.183.347,20
Q Pemanas	220.083.375,93		
Total	271.183.347,20	Total	271.183.347,20

Tabel 3.52 Neraca panas heat exchanger 2

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q In	2.572.134,41	Q Out	12.547.485,15
Q Pemanas	9.975.350,73		
Total	12.547.485,15	Total	12.547.485,15

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1. Lokasi Pabrik

Secara geografis, lokasi memiliki pengaruh yang besar dalam pengoperasian pabrik Isopropil Alkohol (IPA). Dasar pemilihan lokasi dapat menjadi pertimbangan yang serius dengan mempertimbangkan aspek-aspek seperti bahan baku, distribusi produk, pangsa pasar, sumber daya manusia, transportasi, lingkungan dan utilitas.



*Gambar 4.1 pencitraan lokasi Warnasari, Cilegon, Banten*

*Sumber : Google Earth*

Beberapa faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi di atas adalah sebagai berikut.

#### 1. Faktor Primer

Faktor primer mencakup proses pembuatan dan distribusi produk. Faktor-faktor tersebut terdiri dari :

a. Ketersediaan Bahan Baku

Pemilihan lokasi untuk membangun pabrik dapat dilakukan dengan mempertimbangkan tempat sumber bahan baku utama dan tambahan yang berdekatan. Tujuannya adalah untuk memastikan ketersediaan bahan baku dan pengadaan yang ekonomis. Bahan baku yang digunakan adalah propilen yang dipasok oleh PT. Chandra Asri Petrochemical (CAS).

b. Pemasaran produk

Lokasi pabrik yang dipilih harus berdekatan dengan keberadaan konsumen. ketemtuan ini diambil untuk mempermudah distribusi dan pemasaran produk. Pemasaran memiliki pengaruh yang signifikan terhadap studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat, pabrik dapat menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan bisnisnya. Dalam hal pemasaran, lokasi pabrik relatif strategis karena dekat dengan kosnumen yang memerlukan isopropil alkohol sebagai bahan baku, seperti industri farmasi, kosmetik, dan pelumas. Tabel 4.1 menunjukkan daftar perusahaan yang menggunakan isopropil alkohol sebagai bahan baku.

*Tabel 4.1. Perusahaan yang menggunakan IPA sebagai bahan baku*

Nama Perusahaan	Lokasi	Jenis Industri
PT. Kimia Farma Tbk	Jakarta Pusat, DKI Jakarta	Farmasi, disinfektan, dan <i>hand sanitizer</i>
PT. Sari Husada	Jakarta Selatan, DKI	Farmasi (obat-obatan)

	Jakarta	atau dalam formulasi produk farmasi)
PT. Pasific	Jakarta Utara, DKI Jakarta	Cat dan tinta
PT. Chandra Asri Petrochemical	Cilegon, Banten	Petrokimia (plastik, cat, dsb)
PT. Petrokimia Gresik	Gresik, Jawa Timur	Petrokimia (pelarut, bahan kimia plastik, dsb)
PT. Pupuk Kaltim	Bontang, Kalimantan Timur	Pemurnian produk

Dari hasil di atas terlihat bahwa lokasi pabrik yang berpotensi membeli bahan baku isopropil alkohol berada di sekitar lokasi pabrik yang akan didirikan.

#### c. Sarana transportasi

Penetapan lokasi Kawasan Warnasari, Cilegon, Banten untuk kecamatan telah memenuhi syarat lokasi yang telah memiliki infrastruktur yang memadai, antara lain :

##### ➤ Transportasi Darat

Jarak antara lokasi bahan baku (propilen) dan lokasi pabrik isopropil alkohol dapat ditempuh menggunakan transportasi darat selama sekitar 10,7 km. Sarana transportasi lainnya dapat dilakukan melalui jalan raya dengan jarak sekitar 14,3 km dari Pelabuhan Merak dan dekat dengan 149 dari Bandara Radin Inten.

##### ➤ Transportasi Udara

Kedua bandara, yakni Bandara Udara Soekarno-Hatta International Airport di Kota Tangerang, Banten, dan Kota Tangerang Selatan, Banten, berjarak sekitar 105 km dari pabrik.



➤ Transportasi Laut

Lokasi pendirian pabrik isopropil alkohol berdekatan dengan Pelabuhan Ciwandan, Pelabuhan Indonesia II, Pelabuhan Umum Merak Banten.

d. Ketersediaan tenaga kerja atau Sumber Daya Manusia (SDM)

Lokasi yang terpilih mempunyai potensi untuk dengan mudah mendapatkan pekerja yang diperlukan oleh pabrik, hal ini dapat dibuktikan dengan adanya banyak pemukiman penduduk dan kompleks perumahan beberapa perusahaan di kawasan industri tersebut. Pekerja juga berpotensi sebagai tenaga kerja yang memiliki pendidikan dan keterampilan yang diperlukan karena terdapat Politeknik Krakatau, LP3K, Institut, serta Universitas di Provinsi Banten. PT Krakatau Industrial Estate Cilegon (PT. KIEC) juga memiliki sekolah dengan standar internasional untuk mendukung pendidikan di sekitar kawasan industri.

e. Kebutuhan Air dan Listrik

Dalam pendirian suatu pabrik, energi listrik, air, dan bahan bakar merupakan faktor penunjang yang sangat penting. Tempat yang dipilih terletak di kawasan Warnasari, Cilegon, Banten sehingga pasokan listrik dapat diperoleh tanpa perlu memproduksi sendiri, khususnya bahan bakar diesel dipesan dari PT Pertamina RU VI Balongan sementara pengolahan air proses dapat dilakukan sendiri karena dekat dengan laut. Di area terdekat, sumber energi yang dapat diakses

termasuk PT Krakatau Industrial Estate Cilegon dan PT Krakatau Daya Listrik memiliki pembangkit listrik dengan kapasitas 3.400 MVA dan industri pembangkit air proses dengan kapasitas 2.000 L/s. Jika masih kurang, pasokan listrik dapat diperoleh dari PLTU Suralaya dan pasokan air dari Krakatau Tirta Industri *Water Treatment Plant*.

f. Keadaan dan Iklim

Kota Cilegon terkenal sebagai kota manufaktur dan menjadi pusat industri di daerah Banten bagian barat. Kota ini memiliki lokasi strategis yang terhubung langsung dengan selat sunda, dan terhubung dengan Jalan Tol Jakarta-Merak. Cilegon memiliki wilayah yang relatif datar di daerah tengah dan pantai barat hingga timur kota. Kota Cilegon memiliki berbagai macam fasilitas penting negara, seperti Pelabuhan Indonesia II, Pelabuhan Merak, Pelabuhan Cigading Habeam Centre, Kawasan Industri Krakatau Steel, PLTU Suralaya, PLTU Krakatau Daya Listrik, Krakatau Tirta Industri Water Treatment Plant. Kekurangan utamanya adalah rentan terhadap gempa dan tsunami karena berbatasan langsung dengan Selat Sunda dan Anak Gunung Krakatau. Berdasarkan iklim, Kota Banten memiliki iklim yang sama seperti rata-rata wilayah Indonesia, yaitu tropis dan tidak ekstrem. Kota Cilegon memiliki iklim tropis dengan suhu rata-rata 22 °C - 33 °C, curah hujan maksimum terjadi pada bulan Desember-Februari dan minimum pada bulan Juli-September. Intensitas hujan setiap tahun di Kota Cilegon berkisar antara 1800 – 2100.

## 2. Faktor Sekunder

Lokasi pabrik harus dekat dengan konsumen. Pilihan ini menyederhanakan distribusi dan pemasaran produk. Pemasaran merupakan salah satu pemberi pengaruh besar dalam proses pembuktian konsep. Pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan pabrik. Dari sisi pemasaran, lokasi pabrik ini relatif strategis karena dekat dengan konsumen yang membutuhkan bahan baku isopropil alkohol, seperti industri farmasi, kosmetik, dan pelumas.

### a. Perluasan

Mempertimbangkan perluasan pabrik dalam kurun waktu 10 hingga 20 tahun ke depan menjadi salah satu hal penting. Harapannya, setiap pabrik yang dibangun dapat tumbuh dengan menambah unit produksi, sehingga diperlukan struktur pabrik yang memungkinkan untuk ekspansi.

### b. Perizinan

Perusahaan akan menjalin kerja sama dengan Dinas Perindustrian dan Perdagangan Provinsi Banten untuk menggelar acara Sosialisasi Sistem Informasi Industri Nasional (SIINas) dan Sosialisasi Perizinan dan Regulasi Industri (IUI) bagi perusahaan di Kawasan Industri. Dalam rangka mematuhi Peraturan Menteri Perindustrian No.15 Tahun 2019

mengenai Perizinan Izin Usaha Industri, pembangunan pabrik telah memiliki dasar hukum yang sah.

c. Fasilitas dan Prasarana

Perusahaan akan menyediakan sejumlah sarana seperti hotel, pusat kesehatan, arena olahraga, tim pemadam kebakaran, pengamanan 24-jam, pasar/supermarket, kompleks perumahan, lembaga keuangan, fasilitas rekreasi umum, dan lapangan golf. Semua fasilitas tersebut akan mendukung kebutuhan di daerah pabrik yang akan segera dibangun setelah beroperasi.

d. Masyarakat

Sikap warga sekitar yang positif terhadap hadirnya pabrik baru. Hal ini disebabkan oleh adanya peluang kerja yang tersedia bagi mereka serta dukungan untuk perkembangan industri kreatif di wilayah tersebut, yang berarti meningkatkan kesejahteraan warga. Selain itu, pendirian pabrik ini tidak akan membahayakan keselamatan dan keamanan warga sekitar karena sudah ada jaminan dampak dan faktor-faktornya dari perusahaan.

#### **4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)**

Tata letak pabrik harus dibuat sedemikian rupa dalam suatu pabrik untuk mencapai efisiensi produksi, efektivitas operasional, kenyamanan dan keselamatan kerja. Pada umumnya, tujuan perencanaan pabrik adalah menciptakan lingkungan produksi yang efisien, produktif, aman, dan dapat beradaptasi dengan baik, sehingga perusahaan dapat mencapai keunggulan dan bersaing di pasar.

Pendirian pabrik melibatkan banyak faktor yang harus diperhatikan untuk memastikan keberhasilan dan efisiensi operasional. Beberapa faktor tersebut antara lain :

- 1) Diperlukan pendistribusian utilitas yang efektif dan efisien, termasuk instalasi didalamnya untuk memfasilitasi distribusi gas, steam, dan listrik yang dibutuhkan dalam proses produksi.
- 2) Kemudahan pada operasi dan proses yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan serta perawatan peralatan proses dan kemudahan dalam mengontrol hasil produk.
- 3) Keselamatan dan keamanan para tenaga kerja perlu dipastikan dengan menerapkan tata letak pabrik yang sesuai, sistem keamanan yang memadai, dan prosedur keselamatan kerja yang sesuai.
- 4) Perencanaan ekspansi pabrik harus direncanakan dari awal sehingga jika diperlukan penambahan ruang, dapat diatasi dengan mudah.
- 5) Perlu mempertimbangkan permasalahan terkait pengolahan limbah agar tidak mengganggu atau mencemarkan lingkungan.

6) Pemakaian lahan atau ruang yang efisien dan ekonomis.

Secara umum, tata letak pabrik terdiri dari beberapa area utama yang meliputi :

1. Wilayah administrasi atau kantor, laboratorium, dan fasilitas pendukung yang terdiri dari :

- a. Wilayah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- c. Fasilitas bagi karyawan seperti, poliklinik, kafetaria, gedung serbaguna, dan tempat ibadah (masjid).

2. Wilayah proses dan ruang kontrol

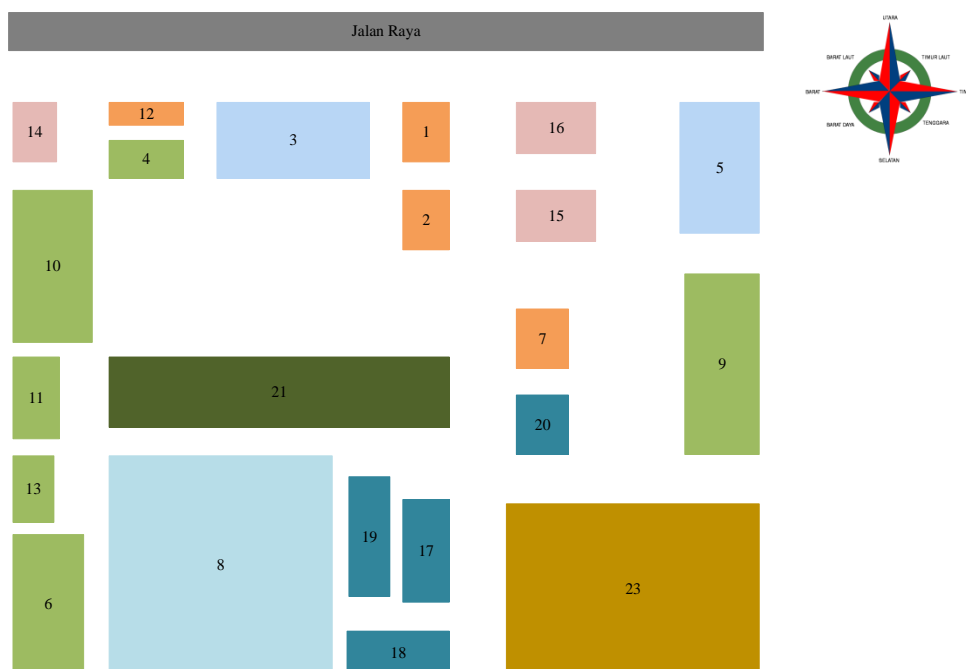
Lokasi proses dan area kontrol merupakan tempat peralatan proses ditempatkan dan berlangsungnya proses produksi. Area kontrol sebagai pusat pengendalian pelaksanaan proses.

3. Wilayah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

Lokasi penyimpanan bahan baku dan peralatan mesin lainnya meliputi area gudang, umum, bengkel, dan garasi. Fasilitas bengkel digunakan untuk melakukan perbaikan pada mesin dan peralatan pendukung produksi yang mengalami kerusakan.

4. Wilayah utilitas dan pemadam kebakaran

Wilayah utilitas dan pemadam kebakaran adalah tempat utama di mana air, steam, air pendingin dan listrik diproduksi dan disediakan untuk mendukung proses serta unit pemadam kebakaran.



Gambar 4.2 Tata letak pabrik skala 1:2500

Tabel 4.2 Perincian bangunan

No	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m <sup>2</sup> )
		P (m)	L (m)	
1	Pos keamanan	8	8	64
2	Area penimbangan	8	10	80
3	Parkiran karyawan	60	30	1800
4	Parkiran tamu	10	5	50
5	Parkiran truk	15	10	150
6	Gudang bahan baku	94	70	6.598,10
7	Utilitas	45	45	2025
8	Area produksi unit	55	55	3025
9	Area penyimpanan produk	25	30	750
10	Kantor utama	35	20	700
11	Laboratorium	20	15	300
12	Kantin	15	15	300
13	Masjid	25	15	225
14	Klinik	10	10	100

15	Bengkel	25	15	375
16	Gudang peralatan	30	30	900
17	Unit pemadam kebakaran	20	10	200
18	Unit pengolahan limbah	25	30	750
19	<i>Control room</i>	15	9	135
20	Kantor produksi dan proses	20	15	300
21	Taman	90	20	1800
22	Jalan	40	10	400
23	Area perluasan	50	30	1500
Total luas tanah				22.602,10

#### 4.3. Tata Letak Mesin atau Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam merancang tata penempatan peralatan proses di pabrik, harus dipertimbangkan agar efisiensi dapat tercapai. Beberapa hal yang harus diperhatikan yaitu sebagai berikut.

##### 1. Aliran bahan baku dan produk

Memastikan jalur yang sesuai untuk mengalirkan bahan baku dan produk akan memberikan manfaat ekonomi yang signifikan dan juga mendukung kelancaran dan keamanan produksi.

##### 2. Aliran udara dan cahaya

Perlu diperhatikan terkait kelancaran sirkulasi udara di sekitar dan dalam area proses. Tujuannya adalah untuk mencegah terjadinya stagnasi udara, di mana bahan kimia berbahaya dapat menumpuk dan membahayakan keselamatan para pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga harus diperhatikan.

##### 3. Proses

Pada peralatan yang memerlukan fokus tambahan dari operator, harus ditempatkan di dekat ruang kontrol. *Valve*, titik pengambilan sampel, dan



perangkat harus ditempatkan di lokasi dan elevasi yang mudah dijangkau oleh operator.

#### 4. Pencahayaan

Pencahayaan di seluruh wilayah pabrik harus memadai dan peralatan proses yang berisiko tinggi harus dilengkapi dengan pencahayaan yang lebih terang.

#### 5. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam merancang susunan peralatan, terdapat hal yang menjadi perhatian yaitu, memastikan bahwa pekerja dapat mengakses semua alat proses dengan mudah dan cepat, sehingga jika ada kerusakan pada alat proses, dapat segera diperbaiki. Selain itu, keselamatan juga menjadi prioritas utama.

#### 6. Keamanan

Penempatan peralatan proses harus presisi dan sebaik mungkin, untuk menghindari kemungkinan terjebak dalam kebakaran serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran. Di samping itu, tata letak proses harus direncanakan sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- b. Dapat mengaktifkan penggunaan luas lantai.
- c. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga mengakibatkan penurunan pengeluaran untuk modal yang tidak penting.

- d. Jika tata letak peralatan proses dirancang sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu menggunakan alat angkut yang mahal.
- e. Karyawan merasa puas dengan pekerjaannya.

#### 7. Perawatan

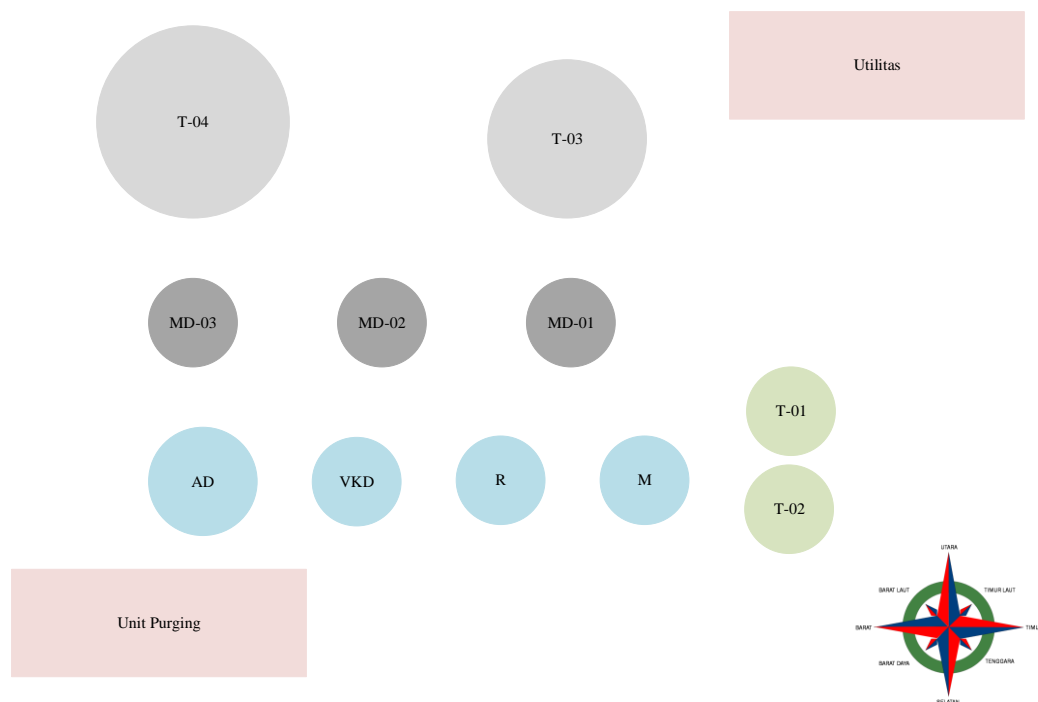
Penempatan peralatan proses harus mempertimbangkan ruang untuk pemeliharaan. Contohnya, pada *heat exchanger* yang memerlukan ruang yang cukup untuk membersihkan tabung.

#### 8. Pertimbangan ekonomi

Penempatan peralatan proses seharusnya optimal agar dapat mengurangi biaya konstruksi dan operasional. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan menata penempatan peralatan sehingga menghasilkan pipa yang lebih pendek dan membutuhkan bahan konstruksi yang lebih sedikit.

#### 9. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses dengan suhu dan tekanan operasi yang tinggi, sebaiknya ditempatkan dengan jarak yang cukup dari alat proses lainnya. Hal ini bertujuan untuk mencegah bahaya ledakan atau kebakaran pada alat tersebut yang dapat membahayakan alat proses lainnya.



*Gambar 4.3 Tata letak alat proses skala 1:100*

#### 4.4. Organisasi Perusahaan

##### 4.4.1. Bentuk Perusahaan

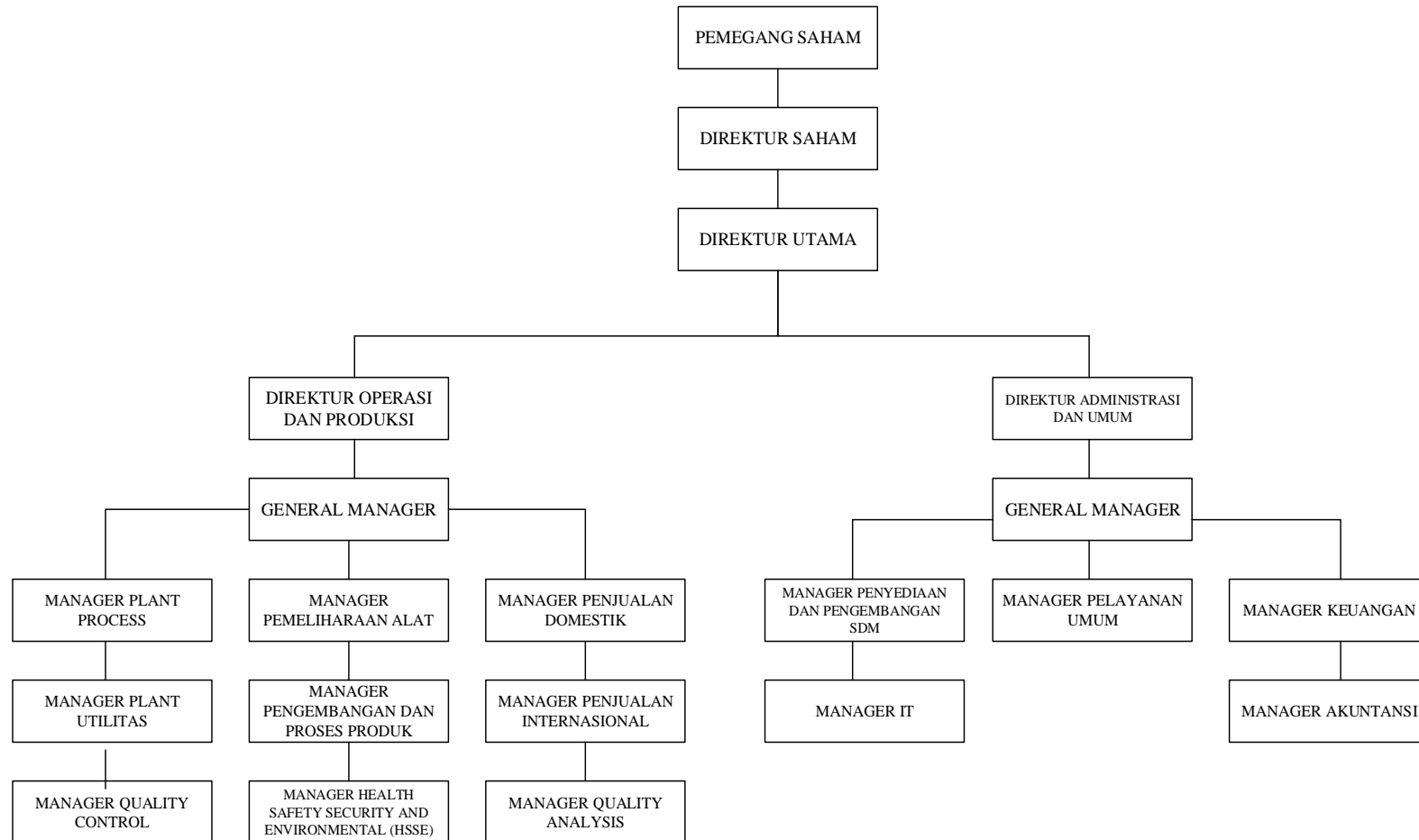
Pabrik isopropil yang akan didirikan memiliki detail sebagai berikut.

- a) Bentuk perusahaan : PT (Perseroan Terbatas)
- b) Status perusahaan : Swasta
- c) Kapasitas produksi : 42.000 ton/tahun

Pemilihan bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini didasari oleh beberapa pertimbangan, di antaranya :

1. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.

2. Keterbatasan tanggung jawab sehingga kelancaran produksi hanya tergantung oleh pemegang saham perusahaan.
3. Pemilik dan pengelola perusahaan berbeda satu sama lain. Para pemilik perusahaan adalah investor dan pengelola perusahaan terdiri dari direksi dan staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Pertumbuhan dan keberlanjutan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemilik saham, manajemen beserta staf dan pegawai perusahaan.
5. Fleksibilitas dan keefektifan manajemen diwakili oleh para pemilik saham yang duduk di dalam dewan komisaris. Dewan komisaris tersebut memiliki wewenang untuk menunjuk anggota dewan direksi, termasuk Direktur Utama yang memiliki pengalaman yang memadai.
6. Akses ke sumber daya dan peluang lebih luas dengan menarik investasi yang signifikan dari masyarakat, sehingga nantinya akan dapat digunakan untuk memperluas bisnis perusahaan.
7. Kredibilitas dan kepercayaan PT sering dianggap lebih kredibel dan dapat memperoleh kepercayaan dari pihak ketiga, seperti mitra bisnis, investor, dan perbankan.
8. Kontinuitas hukum yang memiliki keberlanjutan lebih baik dalam hal perubahan kepemilikan.



*Gambar 4.4 Struktur organisasi perusahaan*

#### **4.4.2. Struktur Organisasi**

Untuk dapat menjalankan proses pabrik dengan benar, perusahaan membutuhkan kepemimpinan atau organisasi untuk mendistribusikan tugas dan wewenang secara tepat. Struktur organisasi dalam suatu perusahaan berbeda-beda sesuai dengan bentuk dan kebutuhan perusahaan tersebut. Tingkat manajemen perusahaan meliputi:

1. Pemegang Saham
2. Dewan Komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur
5. General Manager
6. Manager
7. Karyawan dan Operator

Dalam menjalankan tanggung jawab, kewajiban dan hak setiap individu tentu saja ada berbagai tingkat kepemimpinan. Tanggung jawab, kewajiban, dan wewenang tertinggi berada di tangan manajemen puncak, dewan direksi. Kekuasaan tertinggi ada pada rapat umum pemegang saham.

#### **1.1. Tugas dan Wewenang**

##### **1.1.1. Pemegang Saham**

Pemegang saham (pemilik perusahaan) merupakan kumpulan individu yang mengumpulkan dana untuk membangun

dan menjalankan operasi perusahaan. Badan tertinggi perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat tersebut, para pemegang saham menyatakan :

- a. Pengangkatan dan Pemberhentian Komite
- b. Pemilihan dan Pemberhentian Direksi
- c. Hitung laba rugi tahunan perusahaan dengan meninjau hasil operasi dan neracanya.

### **1.1.2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksana pemegang saham, hal ini untuk membuat dewan bertanggung jawab kepada pemegang saham. Tanggung jawab Dewan Komisaris meliputi:

- a. Mengevaluasi dan menyetujui rencana dewan untuk kebijakan dan tujuan umum Keuntungan perusahaan, alokasi sumber pendanaan, arah pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

### **1.1.3. Direktur Utama**

Direktur Utama merupakan pimpinan yang bertanggung jawab penuh atas kemajuan dan kemunduran perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang diambil sebagai Direktur Perseroan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi,

Direktur Pemasaran, Direktur Pengembangan Teknik, Direktur Keuangan, dan Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum.

#### **1.1.4. Direktur**

Direktur bertanggung jawab atas pelaksanaan kegiatan perusahaan dan melaporkannya langsung kepada Direktur Utama.

Tugas masing-masing direktur adalah sebagai berikut.

a. Direktur Produksi

Tugas Direktur Produksi adalah mengarahkan pelaksanaan kegiatan pabrik yang berkaitan dengan produksi dan operasi.

b. Direktur Pemasaran

Tugas Direktur Pemasaran adalah memimpin pelaksanaan pemasaran dan strategi bisnis.

c. Direktur Teknik dan Pengembangan

Tugas Direktur Teknik dan Pengembangan adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik seperti engineering (keteknikan), development (pengembangan), equipment maintenance (pemeliharaan peralatan), procurement (pengadaan), dan laboratory (laboratorium).

d. Direktur Keuangan

Tanggung jawab Direktur Keuangan mencakup tanggung jawab atas urusan administrasi dan keuangan.

e. Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum



Tanggung jawab Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum meliputi Sumber Daya Manusia (personalia) Humas, Keamanan, keselamatan kerja.

#### **1.1.5. General Manager**

Tugas General Manager adalah mengkoordinasikan, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan di lingkungannya. General Manager bertanggung jawab kepada masing-masing Direktur. General Manager (GM) terdiri dari anggota sebagai berikut.

a. GM Produksi

Bertugas mengkoordinasikan kegiatan pabrik dibidang pemrosesan dan pasokan bahan baku, dan produksi.

b. GM Pemasaran

Bertanggung jawab atas kegiatan penjualan dan pemasaran produk.

c. GM Jasa Teknik dan Pembangunan Usaha

Bertugas mengkoordinir kegiatan yang berkaitan dengan riset, pengembangan bisnis, kontrol kualitas.

d. GM Keuangan

Bertugas mengkoordinasi akun keuangan.

e. GM Sumber Daya Manusia dan Umum

Bertanggung jawab atas kegiatan yang berkaitan dengan manajemen, staf dan anggaran perusahaan.

### 1.1.6. Manajer

Manajer melaksanakan pekerjaannya di lingkungannya sesuai dengan rencana yang ditetapkan oleh masing-masing direktur. Setiap manajer bertanggung jawab kepada General Manager masing-masing sesuai dengan tugasnya.

a. Manager Teknik Produksi

Bertugas secara langsung memandu dan memantau kelancaran proses produksi.

b. Manager Teknik Keandalan dan Jaminan Kualitas

Bertugas untuk tanggung jawab dalam memasok dan menjaga kemurnian bahan baku dan mengendalikan produk yang diproduksi.

c. Manager Pemeliharaan

Bertugas dalam pemeliharaan dan penggantian peralatan dan peralatan pendukungnya.

d. Manager Pemasaran Wilayah

Bertugas dalam kegiatan pemasaran regional.

e. Manager Perencanaan dan Pengembangan Pemasaran

Bertugas untuk perencanaan pemasaran dan kegiatan pengembangan.

f. Manager Pengadaan dan Ekspor

Bertugas atas pengadaan produk dan operasi ekspor.

g. Manager TI

Bertugas atas perencanaan dan pengembangan teknologi informasi serta hal-hal yang berkaitan dengan pemrosesan *big data* internal.

h. Manager Perencanaan dan Management

Bertugas atas kegiatan perencanaan perusahaan, terutama pengelolaan sumber daya.

i. Manager Rancangan Bangunan dan Perakayasa

Bertugas atas perencanaan pengembangan pabrik dan rekayasa proses produksi.

j. Manager Pengembangan Usaha dan Teknologi

Bertugas atas kegiatan perencanaan pengembangan bisnis dan teknologi yang digunakan oleh perusahaan.

k. Manager Management Operasi dan Pengembangan Holding

Bertugas atas kegiatan manajemen operasional perusahaan dan pengembangan pemangku kepentingan.

l. Manager Analisis dan Administrasi Keuangan Holding

Bertugas atas analisis keuangan dan pekerjaan kantor dengan investor perusahaan.

m. Manager Akuntansi

Bertugas atas akuntansi arus keuangan perusahaan.

n. Manager Keuangan

Bertugas atas aliran dana masuk dan keluar perusahaan.

o. Manager Sumber Daya Manusia

Bertugas mengkoordinir kegiatan yang berkaitan kepegawaian.

p. **Manager Umum**

Bertugas untuk mengatur kegiatan yang berkaitan dengan hubungan bisnis, pemerintah, dan masyarakat.

q. **Manager Keamanan**

Bertugas dalam melakukan kegiatan yang berkaitan dengan pengawasan langsung masalah keamanan perusahaan.

#### **4.4.3. Lainnya**

##### **1) Cuti Tahunan**

Karyawan berhak atas 12 hari cuti tahunan setiap tahun. Jika tidak mengambil hak cuti dalam satu tahun, maka hak cuti untuk tahun itu akan berakhir.

##### **2) Hari Libur Nasional**

Karyawan harian (non-shift) tidak bekerja pada hari libur nasional. Karyawan shift melapor untuk bekerja dengan catatan bahwa hari libur tersebut dihitung sebagai lembur (*overtime*). Kerja lembur (*overtime*) dapat dilakukan apabila terdapat keperluan mendesak dan berdasar persetujuan kepala bagian.

##### **3) Sistem Gaji Karyawan**

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 25. Apabila pada tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran dilakukan sehari sebelumnya.

*Tabel 4.3 gaji karyawan*

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Orang/Bulan)	Gaji (/Bulan)	Gaji (/tahun)
1	Direktur Utama	1	Rp47.000.000	Rp47.000.000	Rp564.000.000
2	Direktur Utama Produksi dan Teknik	1	Rp37.000.000	Rp37.000.000	Rp444.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp37.000.000	Rp37.000.000	Rp444.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp42.000.000	Rp42.000.000	Rp504.000.000
5	Kep. Bag. Produksi	1	Rp32.000.000	Rp32.000.000	Rp384.000.000
6	Kep. Bag. Teknik	1	Rp32.000.000	Rp32.000.000	Rp384.000.000
7	Kep. Bag. Keuangan dan Administrasi	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
8	Kep. Bag. Pemasaran	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
9	Kep. Bag. Umum	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
10	Kep. Bag. K3 dan Litbang	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
11	Kep. Sek. Proses	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
12	Kep. Sek Pengendalian	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
13	Kep. Sek. Laboratorium	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
14	Kep. Sek. Pemeliharaan	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
15	Kep. Sek. Utilitas	1	Rp27.000.000	Rp27.000.000	Rp324.000.000
16	Kep. Sek. Pembelian	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
17	Kep. Sek. Pemasaran	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000

18	Kep. Sek. Administrasi	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
19	Kep. Sek. Kas	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
20	Kep. Sek. Personalia	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
21	Kep. Sek. Humas	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
22	Kep. Sek. Keamanan	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
23	Kep. Sek. K3	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
24	Kep. Sek. Litbang	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
25	Karyawan Proses	6	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
26	Karyawan Pengendalian	3	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
27	Karyawan Laboratorium	4	Rp11.000.000	Rp11.000.000	Rp132.000.000
28	Karyawan Pemeliharaan	3	Rp11.000.000	Rp11.000.000	Rp132.000.000
29	Karyawan Utilitas	5	Rp11.000.000	Rp11.000.000	Rp132.000.000
30	Karyawan Pembelian	2	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
31	Karyawan Pemasaran	2	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
32	Karyawan Administrasi	2	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
33	Karyawan Kas	2	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
34	Karyawan Personalia	2	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
35	Karyawan Humas	2	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
36	Karyawan Keamanan	4	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
37	Karyawan K3	3	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
38	Karyawan Litbang	3	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
39	Operator	52	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
40	Sopir	4	Rp4.700.000	Rp4.700.000	Rp56.400.000
41	Librarian	1	Rp4.700.000	Rp4.700.000	Rp56.400.000
42	Ceaning Service	5	Rp4.700.000	Rp4.700.000	Rp56.400.000
43	Dokter	2	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
44	Perawat	4	Rp5.500.000	Rp5.500.000	Rp66.000.000
Total					Rp10.255.200.000

#### 4) Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini dijadwalkan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam setiap hari. Hari yang tidak merupakan hari libur akan digunakan untuk perbaikan atau pemeliharaan dan penutupan (*maintenance* atau *shutdown*). Sementara itu, jam kerja karyawan di pabrik ini terbagi menjadi dua kategori, yaitu karyawan shift dan karyawan non shift.

##### a. Karyawan non shift

Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak terlibat dalam proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah direktu, staf ahli, manajer umum, manajer serta bagian administrasi. Karyawan non shift ini bekerja dengan rincian sebagai berikut.

##### ▪ Hari Senin-Kamis

Pukul 07.00-12.00 WIB (jam kerja)

Pukul 12.00-13.00 WIB (istirahat)

Pukul 13.00-16.00 WIB (jam kerja)

##### ▪ Hari Jumat

Pukul 07.00-11.15 WIB (jam kerja)

Pukul 11.15-13.00 WIB (istirahat)

Pukul 13.00-16.00 WIB (jam kerja)

##### ▪ Hari Sabtu, Minggu, dan hari besar libur

##### b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung mengurus proses produksi atau mengelola bagian-bagian tertentu dari pabrik yang terkait dengan keamanan dan kelancaran produksi. Termasuk dalam karyawan pergantian ini adalah operator produksi, beberapa bagian teknik, bagian pergudangan, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus tetap siap mengawasi keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan pergantian bekerja secara shift, dengan tiga shift yang diatur sebagai berikut.

▪ Karyawan Operasi

Shift pagi : pukul 07.00-16.00 WIB

Shift sore : pukul 14.00-22.00 WIB

Shift malam : pukul 22.00-06.00 WIB

*Tabel 4.4 jadwal hari dan jam kerja karyawan shift*

<b>Hari ke- /jam</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>
<b>07.00-16.00</b>	C	C	C	C	B	B	B	B	A	A	A	A	D	D	D	D
<b>14.00-22.00</b>	D	D	D	D	A	A	A	A	C	C	C	C	B	B	B	B
<b>22.00-06.00</b>	B	B	B	B	C	C	C	C	D	D	D	D	A	A	A	A
<b>Libur</b>	A	A	A	A	D	D	D	D	B	B	B	B	C	C	C	C

Keterangan : A-D nama grup/regu



## **BAB V**

### **UTILITAS**

Unit yang mendukung proses atau dikenal juga sebagai unit utilitas adalah komponen yang sangat penting dalam menjamin kelancaran suatu proses di pabrik.

#### **5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Berfungsi sebagai air untuk keperluan proses, air pendingin, air umpan, dan sanitasi untuk kebutuhan perkantoran dan perumahan. Fungsi air pendingin diperlukan untuk alat *cooler*.

##### **5.1.1. Unit Penyedia Air**

Unit penyedia air menjadi salah satu bagian utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri atau rumah tangga. Unit ini memiliki peranan penting dalam menjaga kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Untuk memenuhi kebutuhan air pabrik, umumnya digunakan sumber air dari sumur, sungai, danau, atau bahkan laut. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air baku berasal dari laut pantai Anyer, Serang, Banten. Penggunaan air laut sebagai sumber air didasarkan pada beberapa pertimbangan, yaitu:

*Tabel 5.1. Dasar pertimbangan penggunaan air laut*

Kelebihan	Kekurangan
a) Dapat diperoleh dalam jumlah yang besar karena luasnya cakupan laut yang tidak terbatas. Beberapa pabrik di	Pengolahan air laut cenderung membutuhkan biaya yang lebih banyak jika dibandingkan air sungai dan air sumur karena

<p>Indonesia juga telah menggunakan air laut sebagai utilitas untuk mengurangi konsumsi air tawar.</p> <p>b) Letak laut tidak terlalu jauh dari pabrik.</p> <p>c) Dapat digunakan dalam jangka panjang.</p>	<p>membutuhkan proses desalinasi untuk pemisahan garam-garam mineral dan air.</p>
---	---

Air yang terdapat di lingkungan pabrik digunakan untuk beberapa keperluan sebagai berikut.

a) Air Proses

Beberapa hal yang harus diperhatikan pada air proses, meliputi :

- Kekerasan (*hardness*) yang dapat menyebabkan pengendapan kerak.
- Kandungan oksigen yang dapat menyebabkan korosi.
- Kandungan minyak yang dapat membentuk lapisan film dan mengganggu transfer panas serta menimbulkan endapan.

b) Air Pendingin

Beberapa faktor yang membuat air menjadi pilihan sebagai media pendingin antara lain :

- Tersedia dalam jumlah yang melimpah.
- Mudah diatur dan diolah.
- Mampu menyerap panas dalam jumlah besar per satuan volume tanpa mengalami dekomposisi.

- Tidak mengalami penyusutan yang signifikan saat digunakan untuk pendinginan pada batas suhu tertentu.

c) Air Boiler

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

- Bahan-bahan yang dapat menyebabkan korosi

Korosi terjadi karena air mengandung larutan asam dan gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ , dan  $H_2S$  yang masuk ke dalam air.

- Bahan-bahan yang dapat menyebabkan terbentuknya kerak (*reforming scale*)

Terbentuknya kerak disebabkan oleh adanya kesadahan dan suhu yang tinggi, yang biasanya terdiri dari garam karbonat dan silikat.

- Bahan-bahan yang dapat menyebabkan pembentukan busa dan kabut (*foaming dan priming*)

Pembentukan busa terjadi ketika gelembung atau busa terbentuk di permukaan air dan keluar bersamaan dengan uap. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan dapat menyebabkan pembuihan pada boiler karena adanya bahan organik dan anorganik dalam jumlah yang cukup besar. Efek pembuihan terjadi pada alkalinitas yang tinggi. Sementara itu, *priming* terjadi ketika tetesan air terdapat dalam uap (busa dan kabut), yang menurunkan efisiensi energi uap dan pada akhirnya menyebabkan endapan kristal garam. *Priming* dapat disebabkan oleh konstruksi boiler yang buruk,

kecepatan aliran yang berlebihan, atau fluktuasi tiba-tiba dalam aliran.

d) Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga perusahaan, seperti air minum, laboratorium, dan lain-lain. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi persyaratan tertentu, antara lain :

a. Persyaratan fisik :

- Suhu normal di bawah suhu udara luar.
- Warna jernih.
- Tidak berbau.
- Tidak berasa

b. Persyaratan kimia :

- Tidak mengandung bahan organik maupun anorganik.
- Tidak beracun

c. Persyaratan bakteriologis :

- Tidak memiliki mikroorganisme, khususnya mikroorganisme patogen, seperti *Salmonella*, *Pseudomonas*, *Escherichia coli*.

### 5.1.2. Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari laut dengan menjalani proses pengolahan terlebih dahulu agar sesuai untuk digunakan. Pengolahan dapat mencakup tindakan fisik dan kimia. Langkah-langkah pengolahan air terdiri dari :

a) Penyaringan awal

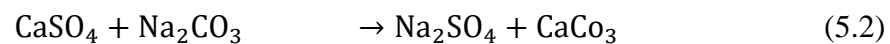
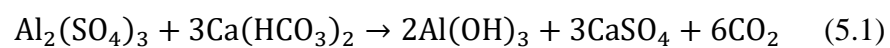
Sebelum proses pengolahan dimulai, air laut harus disaring terlebih dahulu untuk memastikan kelancaran proses berikutnya. Air laut disaring menggunakan *screen* (penyaringan awal) untuk menahan kotoran berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan lain-lain. Setelah itu, air dialirkan ke bak pengendap.

b) Bak sedimentasi

Air laut yang telah difilter kemudian dialirkan ke bak sedimentasi awal untuk memisahkan lumpur dan kotoran yang tidak tersaring oleh penyaring awal. Selanjutnya, air laut tersebut dialirkan ke bak sedimentasi yang dilengkapi dengan pengaduk untuk mempercepat proses pengendapan.

c) Bak koagulasi

Air yang telah melewati bak sedimentasi awal kemudian dialirkan ke bak koagulasi untuk menggumpalkan koloid-koloid yang terlarut dalam air. Hal ini dilakukan dengan menambahkan senyawa kimia, seperti tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Reaksi kimia yang terjadi dalam bak koagulasi adalah sebagai berikut.



d) *Clarifier*

Setelah melewati bak koagulasi, air dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan atau mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak koagulasi. Air baku yang sudah mengalir ke *clarifier* dengan aliran

yang ditentukan akan diaduk menggunakan agitator. Air yang keluar dari pinggir *clarifier* akan meluap (*overflow*), sedangkan flok (*sludge*) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan dibuang secara berkala pada waktu yang telah ditentukan.

e) Bak penyaringan pasir (*sand filter*)

Setelah melewati *clarifier*, air dialirkan ke bak penyaringan pasir untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih tersisa atau belum terendapkan dalam air. Bak ini menggunakan media penyaringan yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil.

f) Pengolahan air laut (desalinasi)

Pengolahan air laut pada pabrik isopropil alkohol ini menggunakan teknologi *Membrane Reverse Osmosis*. Reverse osmosis merupakan suatu proses buatan yang berkebalikan dengan osmosis alami. Pada proses osmosis, air akan melewati membran semi-permeabel ke arah konsentrasi yang lebih tinggi. Sedangkan pada reverse osmosis, air yang mengandung garam tinggi dipompakan dengan tekanan tinggi ke dalam membran, sehingga proses perpindahan massa akan berlawanan dengan peristiwa osmosis. Air yang memiliki kadar salinitas rendah akan melewati membran, sedangkan yang masih tersisa akan menjadi konsentrat dari proses ini. Dengan reverse osmosis, air laut yang memiliki kadar garam sekitar 10.000 ppm dapat dikurangi menjadi 100 ppm. Air hasil pengolahan ini akan disalurkan ke seluruh bagian bak penampung.

g) Bak penampung sementara

Setelah melewati bak penyaring, air kemudian mengalir ke tangki penampung yang siap didistribusikan sebagai air untuk keperluan perumahan, kantor, air umpan boiler, air pendingin, dan air untuk proses lainnya.

### 5.1.3. Tangki Karbon Aktif

Setelah melalui bak penampung, air dialirkan menuju tangki karbon aktif. Agar aman untuk dikonsumsi, air harus dicampur dengan klorin atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang, dan lain-lain yang terdapat dalam air. Klorin adalah bahan kimia yang sering digunakan karena harganya terjangkau dan masih memiliki kemampuan disinfektan selama beberapa jam setelah dicampurkan. Klorin dalam air akan membentuk asam hipoklorit, dengan reaksi sebagai berikut.



Selanjutnya, asam hipoklorit akan memecah sehingga reaksinya menjadi :



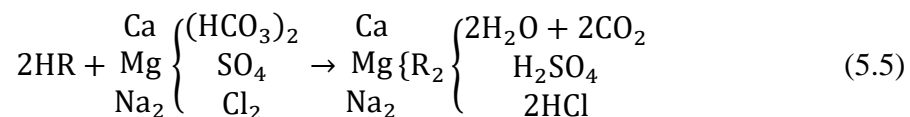
Kemudian, air dipindahkan ke reservoir air bersih untuk kebutuhan minum dan perkantoran.

### 5.1.4. Tangki Air Bersih

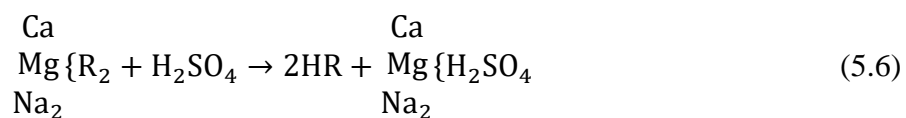
Reservoir air bersih ini berfungsi sebagai tempat penyimpanan air bersih yang sudah diproses. Air bersih ini digunakan untuk kebutuhan minum dan keperluan kantor.

### 5.1.5. Tangki *Cation Exchanger*

Aliran dari reservoir digunakan sebagai air tambahan (*make up*) untuk boiler, kemudian air dialirkan ke tangki penukar kation (*cation exchanger*). Tangki ini memuat resin yang menggantikan kation-kation yang ada dalam air dengan ion  $H^+$  sehingga air yang keluar dari penukar kation mengandung anion dan ion  $H^+$ . Reaksi yang terjadi yaitu :



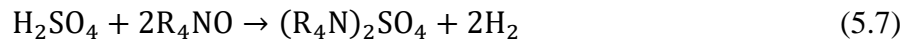
Dalam jangka waktu tertentu, resin kation akan mencapai titik jenuh dan karenanya memerlukan regenerasi menggunakan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ). Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



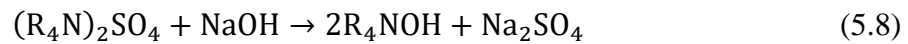
### 5.1.6. Tangki *Anion Exchanger*

Air yang mengalir keluar dari tangki kation exchanger kemudian dialirkan ke tangki anion exchanger. Tangki ini bekerja dengan menangkap ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan bantuan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ , dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan terperangkap dalam resin. Proses ini menghasilkan reaksi sebagai berikut.





Dalam jangka waktu tertentu, resin anion akan mencapai titik jenuh, oleh karena itu perlu direvitalisasi dengan menggunakan larutan NaOH. Tindakan tersebut akan menghasilkan reaksi sebagai berikut.



### 5.1.7. Unit Deaerator

Sebelum dimasukkan ke dalam boiler, air mengalami proses di unit deaerator dan unit pendingin. Proses deaerasi bertujuan untuk menghilangkan gas-gas yang dapat menyebabkan korosi pada boiler, seperti oksigen ( $\text{O}_2$ ) dan karbondioksida ( $\text{CO}_2$ ) dari air umpan boiler. Air yang telah melalui proses demineralisasi (dengan kation exchanger dan anion exchanger) kemudian dipompa ke dalam deaerator.

Dalam pengolahan air untuk boiler, tidak boleh terdapat gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menyebabkan korosi. Fungsi dari unit deaerator adalah untuk menghilangkan gas  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$  yang dapat menyebabkan korosi. Di dalam deaerator, bahan kimia berupa hidrazin ( $\text{N}_2\text{H}_2$ ) diinjeksikan untuk mengikat oksigen dengan reaksi yang ditunjukkan di bawah ini. Sehingga, dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator kemudian dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).



### 5.1.8. Bak Air Pendingin

Penggunaan *cooling tower* dalam kegiatan sehari-hari melibatkan air bekas pabrik yang kemudian didinginkan. Kehilangan air karena penguapan, udara, dan *blow down* di *cooling tower* diatasi dengan penggunaan air bersih yang disimpan di bak. Agar air pendingin tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menyebabkan lumut, bahan kimia tertentu harus diinjeksikan ke dalamnya.

Beberapa bahan kimia yang digunakan untuk tujuan ini adalah fosfat, yang membantu mencegah kerak terbentuk, klorin untuk membunuh mikroorganisme, dan zat dispersant untuk mencegah penggumpalan.

## 5.2. Kebutuhan Air

### 5.2.1. Kebutuhan Air Proses

*Tabel 5.2 kebutuhan air proses*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Mixer	38.529,05

### 5.2.2. Kebutuhan Air Pendingin

*Tabel 5.3 kebutuhan air pendingin*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler	142.576,44
Condenser	673.360.595,33

### 5.2.3. Kebutuhan Air Steam

*Tabel 5.4 kebutuhan air steam*

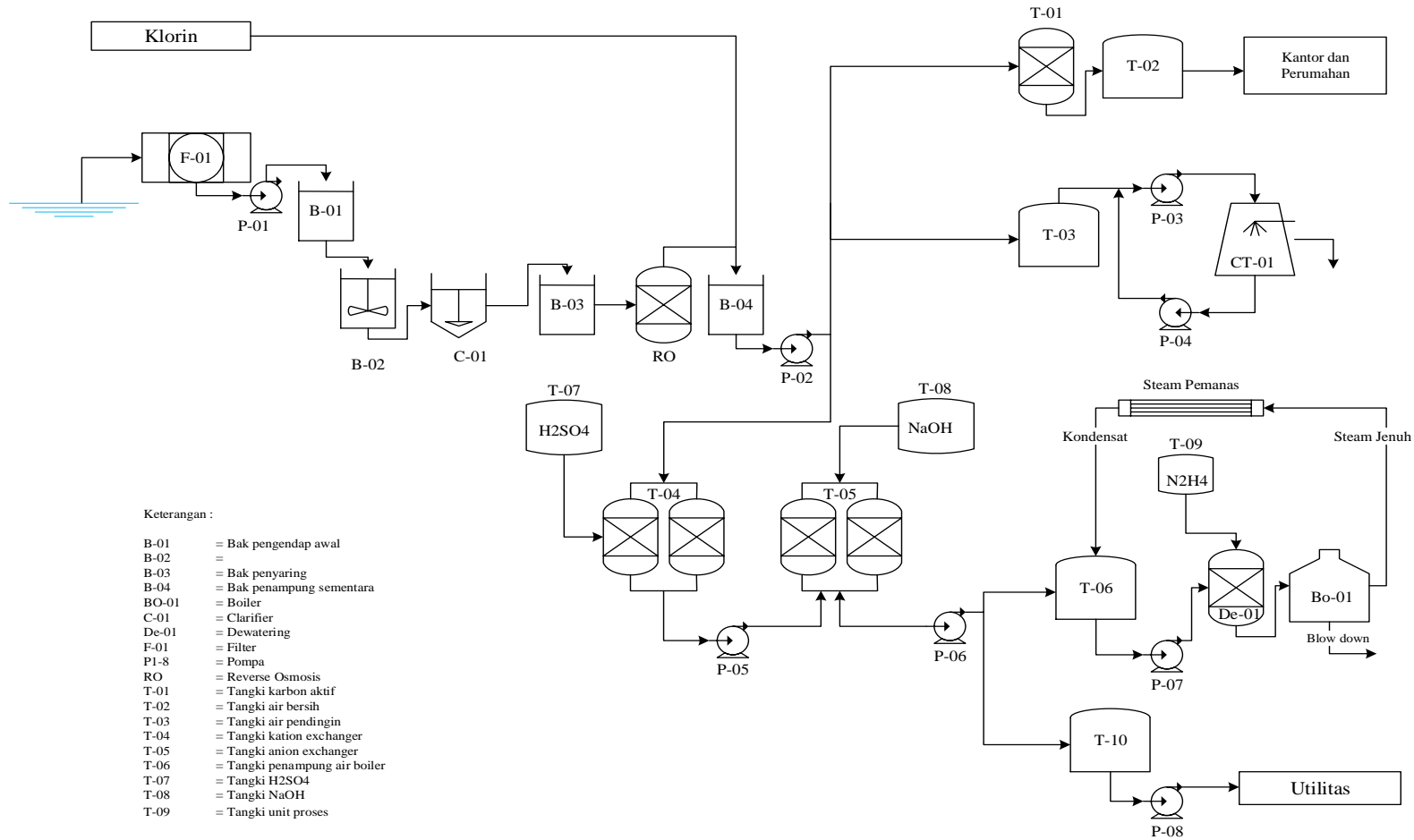
Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Heat exchanger	8.716,48

### 5.2.4. Kebutuhan Air Domestik

*Tabel 5.5 kebutuhan air domestik*

Kepentingan	Jumlah (kg/jam)
Kepentingan kantor	708
Kepentingan karyawan	3.333
Kepentingan rumah tangga	3.910

Kebutuhan air total = 67.336.257, 30 kg/jam



### 5.3. Unit Pembangkit Steam

Tujuan unit ini adalah untuk memenuhi kebutuhan steam dalam proses produksi dengan menyediakan boiler yang dapat menghasilkan steam sebanyak 10.459,78 kg/jam.

Sebelum memasuki boiler, umpan pertama-tama dialirkan ke *economizer*, sebuah perangkat penukar panas yang menggunakan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam *economizer*, suhu air ditingkatkan hingga mencapai 150°C sebelum akhirnya dialirkan ke dalam boiler.

Di dalam boiler, *burner* bertanggung jawab untuk memanaskan tungku pembakaran dan lorong api. Gas sisa pembakaran ini kemudian masuk ke *economizer* sebelum akhirnya dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler dapat menyerap panas dari dinding dan pipa-pipa, sehingga akhirnya air tersebut menjadi uap.

### 5.4. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik tersebut akan dipenuhi oleh PLN dan generator sebagai cadangannya. Tugas dari unit ini adalah untuk memenuhi kebutuhan listrik yang terdiri dari :

1. Kebutuhan *plant* (peralatan proses dan utilitas) = 44,2960 kWh
2. Laboratorium, rumah tangga, perkantoran, dsb = 31,4882 kWh
3. Peralatan instrumentasi dan kontrol = 20,000 kWh

Jumlah total kebutuhan listrik adalah 96,34 kWh.

### **5.5. Unit Penyedia Udara Tekan**

Udara tekan diperlukan untuk mengoperasikan kontrol pneumatik. Perkiraan total kebutuhan tekanan udara adalah 46,72 m<sup>3</sup> per jam.

### **5.6. Unit Penyedia Bahan Bakar**

Bahan bakar dimanfaatkan untuk keperluan pembakaran pada boiler, sedangkan diesel digunakan untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar pada boiler menggunakan jenis *fuel oil* yang diperoleh dari PT. PERTAMINA (Persero) secara langsung dengan total 14.937,60 m<sup>3</sup> per jam.

### **5.7. Unit Pengolahan Limbah**

Limbah yang dihasilkan di pabrik ini terdiri dari limbah padat, cair, dan gas. Kandungan pada limbah tersebut merupakan campuran bahan organik seperti char, amonia, karbon dioksida, dan diisopropiletil eter.

Proses pengolahan limbah cair meliputi :

1. Air yang mengandung zat organik dan anorganik.
2. Air limbah sanitasi.
3. *Back wash filter*, air berminyak dari pelumas pompa.
4. Sisa regenerasi.
5. *Blow down cooling water*.

Air limbah sanitasi dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi klorin. Fungsi klorin adalah sebagai disinfektan untuk membunuh mikroorganisme penyebab penyakit.

Sisa air regenerasi dari mixer yang mengandung NaOH dinetralkan dengan menambahkan  $H_2SO_4$ . Langkah ini diperlukan jika pH air limbah melebihi tujuh. Jika pH air limbah kurang dari tujuh, ditambahkan NaOH. Air berminyak dari buangan pelumas pompa diolah atau dipisahkan dari air dengan cara perbedaan berat jenis. Minyak yang terdapat di bagian atas dialirkan ke penampungan terakhir dan dibuang.

Proses pengolahan sampah gas mencakup:

1. Mengatur emisi gas buang.
2. Menghilangkan materi partikulat dari udara pembuangan
  - a. Filter udara.
  - b. Pembakaran gas buang (*flare*).
  - c. Pengendap cyclone.
  - d. Filter basah.
  - e. Pengendap sistem gravitasi

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Terdapat beberapa metode dasar yang dapat digunakan secara kuantitatif untuk menentukan apakah pabrik baru tersebut menarik secara ekonomi atau tidak menarik, diantaranya sebagai berikut.

4. *Return On Investment (ROI)*
5. *Pay Out Time (POT)*
6. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*
7. *Break Even Point (BEP)*
8. *Shut Down Point (SDP)*

Analisa metode pra rancangan tersebut dapat dilakukan dengan mengestimasi hal-hal sebagai berikut.

1. Total modal investasi (*total capital investement*) yang terdiri dari :
  - a) Modal tetap (*fixed capital investment*)
  - b) Modal kerja (*working capital investment*)



2. Penentuan biaya produksi (*production cost*) yang terdiri dari :
  - a) Biaya produksi (*production cost*)
  - b) Biaya pengeluaran produksi (*general expense*)
3. Pendapatan modal yang terdiri dari :
  - c) Biaya tetap (*fixed cost*)
  - d) Biaya variabel (*variable cost*)
  - e) Biaya mengambang (*regulated cost*)

### **6.1. Penaksiran Harga Peralatan**

Biaya peralatan akan berubah tiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui biaya peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan biaya alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu indeks harga peralatan operasi pada tahun tersebut. Di dalam analisis ekonomi biaya-biaya alat maupun biaya-biaya lain diperhitungkan pada tahun analisis. Untuk mencari biaya pada tahun analisis, maka dicari indeks pada tahun analisis. Indeks harga tahun analisis dapat diperkirakan dengan data indeks dari tahun 1990 sampai tahun analisis, dan dapat dicari dengan persamaan regresi linier. Pada perancangan ini, tahun 2026 digunakan sebagai tahun dan untuk tahun analisis dipilih tahun 2026.

Tabel 6.1 Indeks harga peralatan

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (tahun-ke)
1990	357,600	1
1991	361,300	2
1992	358,200	3
1993	359,200	4
1994	368,100	5
1995	381,100	6
1996	381,700	7
1997	386,500	8
1998	389,500	9
1999	390,600	10
2000	394,100	11
2001	394,300	12
2002	395,600	13
2003	402,000	14
2004	444,200	15
2005	468,200	16
2006	499,600	17
2007	525,400	18
2008	575,400	19
2009	521,900	20
2010	550,800	21
2011	585,700	22
2012	584,600	23
2013	567,300	24
2014	576,100	25
2015	556,800	26
2016	541,700	27
2017	567,500	28
2018	603,100	29
2019	607,500	31
2020	596,200	32
2021	708,000	33
2022	813,000	34
2023	679,047	35
2024	690,136	36
2025	701,225	37
2026	712,314	38

(Peter Timmerhaus, 1990)

Persamaan yang diperoleh adalah  $y = 11,089x - 21754$

Dengan demikian, dapat diketahui bahwa indeks pada tahun 2023 sebesar 679,047. Harga alat lainnya dapat dihitung pada tahun evaluasi atau dapat ditentukan melalui referensi (Peter & Timmerhaus 1990 dan Aries & Newton 1995). Persamaan untuk harga alat pada tahun evaluasi yaitu (Aries & Newton, 1995) :

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

dengan :

$E_x$  : harga pembelian pada tahun 2026

$E_y$  : harga pembelian pada tahun referensi (2014)

$N_x$  : indeks harga pada tahun 2014

$N_y$  : indeks harga paada tahun 2026

## 6.2. Dasar Perhitungan

- |                                       |                       |
|---------------------------------------|-----------------------|
| a. Kapasitas pabrik isopropil alkohol | : 42.000 ton/tahun    |
| b. Satu tahun operasi                 | : 330 hari            |
| c. Umur pabrik                        | : 10 tahun            |
| d. Pabrik didirikan tahun             | : 2026                |
| e. Kurs mata uang tahun 2023          | : 1 \$ = Rp 15.040,35 |

## 6.3. Perhitungan Biaya

### 6.3.1. *Capital Investment*

Modal investasi (*capital investment*) merupakan modal yang diperlukan untuk pembelian peralatan, pemasangan peralatan, dan pembangunan fasilitas-fasilitas produksi beserta fasilitas-fasilitas pendukung pabrik.

Modal ini terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment*

Adalah biaya keseluruhan yang meliputi instalasi alat proses, bangunan, alat bantu, dan kegiatan rekayasa dalam pendirian pabrik baru.

2. *Working Capital Investment*

Adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan bisnis secara normal atau modal yang digunakan untuk melakukan kegiatan operasi suatu perusahaan.

**6.3.2. Manufacturing Cost**

Adalah penjumlahan antara *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dalam produksi. Biaya ini terdiri dari :

2. *Direct cost*

Merupakan pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

3. *Indirect cost*

Merupakan pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena pengoperasian pabrik.

4. *Fixed cost*

Merupakan biaya-biaya yang dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak, atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

### 6.3.3. *General Expense*

Pengeluaran umum dapat meliputi pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

## 6.4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisis atau penilaian kelayakan. Beberapa metode yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah sebagai berikut.

b. *Return On Investment* (ROI) yaitu kecepatan tahunan dimana keuntungan yang diperoleh akan mengembalikan modal yang dikeluarkan dan dinyatakan dalam persentase.

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

c. *Pay Out Time* (POT) dapat didefinisikan sebagai berikut.

a) Jumlah tahun yang dijalani dalam pengoperasian perusahaan atau pabrik sampai modal awal (*initial investment*) dapat diperoleh kembali.

b) Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

- c) Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\textit{Fixed Capital}}{(\textit{Keuntungan tahunan} + \textit{depresiasi})}$$

- d. *Break Even Point* (BEP) didefinisikan sebagai berikut.
- Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
  - Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
  - Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

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

Keterangan :

Fa : *annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra : *annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Va : *annual variable value* pada produksi maksimum

Sa : *annual sales value* pada produksi maksimum

- d. *Shut Down Point* (SDP) didefinisikan sebagai :

- a. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
- b. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.
- c. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- d. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- e. *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFR) didefinisikan sebagai berikut.
  - a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
  - b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
  - c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

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

Keterangan :

FC : *fixed capital*

WC : *working capital*

SV : *salvage value*

C : *cash flow : profit after tax + depresiasi + finance*

N : umur pabrik : 10 tahun

I : nilai DCFR

## 6.5. Perhitungan

*Tabel 6.1 Physical Plant Cost (PPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	290.180.226.143,57	19.293.513,17
2	<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	72.545.056.533,64	4.823.378,29
3	<i>Instalation Cost</i>	92.587.366.384,84	6.155.952,86
4	<i>Piping Cost</i>	212.335.155.676,92	14.117.747,36
5	<i>Instrumentation Cost</i>	81.018.418.305	5.386.755,47
6	<i>Insulation Cost</i>	4.604.031.058,44	1.208.987,82
7	<i>Electrical Cost</i>	29.018.022.613,45	1.929.351,31
8	<i>Building Cost</i>	30.423.785.526,00	2.022.817,73
9	<i>Land and Yard Improvement</i>	20.341.892.763,00	1.352.492,48
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		846.634.634.082,85	56.291.073,85

*Tabel 6.2 Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Engineering and construction</i>	169.326.926.816,57	11.258.214,72
2	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	846.634.634.082,85	56.291.073,85



<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	1.015.961.560.899,43	6.754.928,83
--------------------------------	----------------------	--------------

*Tabel 6.3 Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	1.015.961.560.899,43	67.549.288
2	<i>Contractor's fee</i>	41.884.378.677	2.701.972
3	<i>Contingency</i>	101.596.156.089,94	6.754.929
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		1.158.196.179.425,35	77.006.189

*Tabel 6.4 Working Capital Investment (WCI)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material inventory</i>	65.168.052,08	4.332,89
2	<i>Inprocess inventory</i>	753.230.725.486,23	50.080.831,19
3	<i>Product inventory</i>	44.592.920.635,52	2.964.895,68
4	<i>Extended credit</i>	137.426.819.655,93	9.137.239,26
5	<i>Available cash</i>	44.592.920.635,52	2.964.895,68
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>		962.461.019.465,31	63.992.142,40
<i>Fixed Capital Investment + Working Capital Investment (FCI+WCI)</i>		2.120.587.119.278,66	140.993.671,62

*Tabel 6.5 Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	716.848.572,92	47.661,85
2	<i>Labor</i>	16.542.600.000,00	1.099.884,97
3	<i>Supervisor</i>	3.308.520.000,00	219.976,99
4	<i>Maintenance</i>	92.655.694.354,02	6.160.495,09
5	<i>Plant supplies</i>	13.898.354.153,10	992.739.582,36
6	<i>Royalty and patents</i>	30.233.900.324,30	2.010.192,64
7	<i>Utilities</i>	129.917.615.097,60	8.637.967,00
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		287.273.532.502	19.100.252,82

*Tabel 6.6 Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll overhead</i>	2.481.390.000,00	164.982,74
2	<i>Laboratory</i>	1.654.260.000,00	109.988,49

3	<i>Plant overhead</i>	6.617.040.000	439.953,99
4	<i>Packaging</i>	60.467.800.648,61	4.020.385,27
5	<i>Shipping</i>	15.116.950.162,15	1.005.096,31
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		86.337.440.810,76	5.740.406,82

Tabel 6.7 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	92.655.694.354,02	6.160.495,09
2	<i>Property taxes</i>	57.909.808.971,26	3.850.309,43
3	<i>Insurance</i>	11.581.961.794,25	770.061,88
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		162.147.465.119,54	10.780.866,41
<i>Total Manufacturing Cost (MC) DMC+IMC+FMC</i>		535.758.438.432,27	35.621.526,06

Tabel 6.8 General Expense (GE)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	30.233.900.324,30	2.010.192,63
2	<i>Sales expense</i>	423.274.604.540,29	28.142.696,92
3	<i>Research</i>	42.327.460.454,02	2.814.269,69
4	<i>Finance</i>	43.934.728.999,02	2.921.133,82
<i>General Expense (GE)</i>		539.770.694.317,65	35.888.293,07
<i>Manufacturing Cost + General Expense (MC+GE)</i>		1.075.529.132.749,93	71.509.819,13

Tabel 6.9 Analisa Keuntungan

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total penjualan	1.511.695.016.215,33	107.978.215.443,95
2	Total <i>production cost</i>	1.075.529.132.749,93	76.823.509.482,14
Total keuntungan		436.165.883.465,39	87.233.176.693,07
Keuntungan setelah dikurangi dengan pajak 20%		348.932.706.772,31	24.923.764.769,45

## 6.6. Analisa Kelayakan

### a. Isopropil Alkohol

- Produksi = 42.000 Ton/Tahun
- Harga jual = Rp 35.000/kg
- Total penjualan = Rp 1.511.695.016.215,33

b. Diisopropil Eter

- Produksi = 518,540 kg/jam
- Harga jual = Rp 11.000
- Total penjualan = Rp 1.511.695.016.215,33

6.6.1. *Return on Investment (ROI)*

- ROI sebelum pajak = 42%
- ROI sesudah pajak = 33%

6.6.2. *Pay Out Time (POT)*

- POT sebelum pajak = 1,93 tahun
- POT sesudah pajak = 2,30 tahun

6.6.3. *Break Even Point (BEP)*

*Tabel 6.10 Annual Fixed Cost (Fa)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	92.650.087.985,06	6.160.122,33
2	<i>Property taxes</i>	57.906.304.990,66	3.850.076,46
3	<i>Insurance</i>	11.581.260.998,13	77.0015,29
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		162.137.653.973,86	10.780.214,09

*Tabel 6.11 Regulated Cost (Ra)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji karyawan	10.255.200.000,00	681.848,10
2	<i>Payroll overhead</i>	2.051.040.000,00	136.369,62
3	<i>Supervision</i>	92.650.087.985,06	6.160.122,33
4	<i>Plant overhead</i>	13.897.513.197,76	992.679.514,13
5	Laboratorium	1.025.520.000,00	68.184,81

6	<i>Maintenance</i>	92.650.087.985,06	6.160.122,33
7	<i>Administration</i>	30.233.900.324,30	2.010.192,63
8	<i>Sales expense</i>	423.274.604.540,29	28.142.696,92
9	<i>Research</i>	42.327.460.454,02	2.814.269,69
10	<i>Finance</i>	42.411.742.385,57	2.819.873,43
11	<i>Plant supplies</i>	13.897.513.197,76	992.679.514,13
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		663.767.428.887,02	44.132.592,36

Tabel 6.12 Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	716.848.572,92	47.661,85
2	<i>Packaging</i>	60.467.800.648,61	4.020.385,27
3	<i>Shipping</i>	15.116.950.162,15	1.005.096,31
4	<i>Utilities</i>	96.329.252.126,13	6.404.742,73
5	<i>Royalty and patent</i>	30.233.900.324,30	2.010.192,64
<i>Variable Cost (Va)</i>		202.864.751.834,12	13488078,81

Tabel 6.13 Sales Cost (Sa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Annual sales cost</i>	1.511.695.016.215,33	107.978.215.443,95
<i>Sales Cost (Sa)</i>		1.511.695.016.215,33	107.978.215.443,95

Dengan demikian, nilai BEP yang diperoleh sebesar 42,794%

#### 6.6.4. Shut Down Point (SDP)

SDP yang diperoleh menunjukkan hasil 23,588%

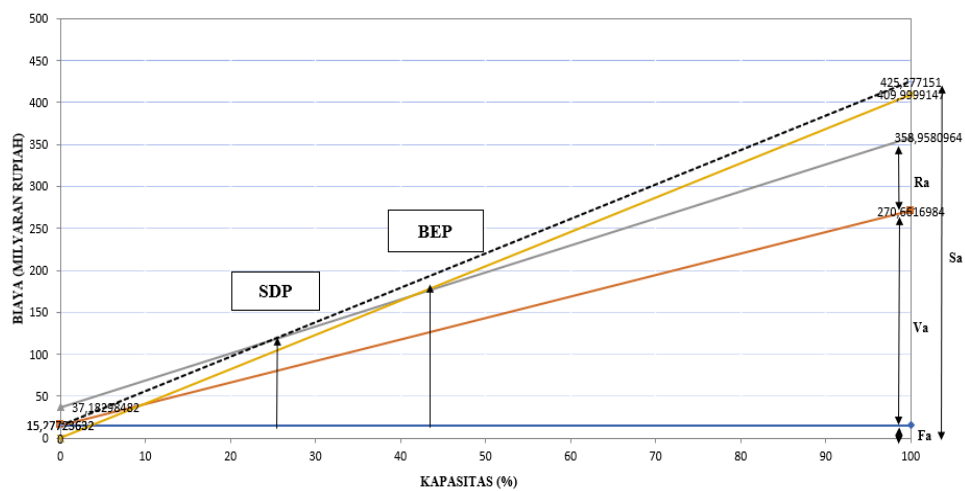
#### 6.6.5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

DCFR yang diperoleh sebesar 23,347%

Tabel 6.14 Analisa Kelayakan

Parameter	Terhitung	Persyaratan	Kriteria
ROI sebelum pajak	42%	a. Pabrik <i>high risk</i> minimal 44% b. Pabrik <i>low risk</i> minimal	Memenuhi (pabrik yang akan didirikan berisiko tinggi dapat dilihat

		11%	pada kondisi operasi yang digunakan)
	1,9 tahun		Memenuhi
POT sebelum pajak		a. Pabrik <i>high risk</i> minimal 2 tahun	(pabrik yang akan didirikan berisiko tinggi dapat dilihat pada kondisi operasi yang digunakan)
		b. Pabrik <i>low risk</i> maksimal 5 tahun	
BEP	42,794%	40-60%	Memenuhi
SDP	23,588%	20-30%	Memenuhi
DCFR	23,347%	$I = 1,5 \times$ bunga simpanan bank (5,75%)	Memenuhi



Gambar 6.1 Analisa Kelayakan Ekonomi

## **BAB VII**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **7.1. Kesimpulan**

Pabrik isopropil alkohol dengan kapasitas 42.000 ton per tahun membutuhkan 6421,51 kg/jam bahan baku berupa propilen dan 38529,05 kg/jam air dari *water treatment*.

Berdasarkan perhitungan utilitas dapat diketahui bahwa jumlah kebutuhan air yang dibutuhkan adalah 67336257, 30 kg/jam yang akan digunakan untuk kebutuhan air proses, air pendingin, air steam, serta air domestik. Jumlah bahan bakar yang digunakan sebanyak 14,93 m<sup>3</sup>/jam. Total daya yang dibutuhkan untuk peralatan proses dan keperluan lainnya sebesar 96,34 kWh.

Selain perhitungan teknis, perhitungan ekonomi juga dilakukan dalam prarancangan ini. Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi, pabrik berkapasitas 40.000 ton/tahun yang memproduksi isopropil alkohol dari propilen dan air diklasifikasikan sebagai pabrik dengan tingkat risiko menengah-tinggi dan tergolong layak untuk didirikan. Hasil analisa kelayakan tersebut diantaranya sebagai berikut.

#### 2. Keuntungan yang diperoleh

Keuntungan sebelum dan sesudah pajak adalah Rp 482.925.181.520,303 dan Rp 386.340.145.216,24

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

Persentase ROI sebelum dan sesudah pajak sebesar 42% dan 33%. ROI sebelum pajak untuk pabrik berisiko sedang adalah 11%.

#### 4. *Pay Out Time* (POT)

POT yang dihasilkan sebelum dan sesudah pajak adalah selama 1,9 tahun dan 2,3 tahun lamanya. POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik berisiko tinggi adalah 2 tahun.

#### 5. *Break Even Point* (BEP)

Persentase hasil perolehan BEP sebesar 42,7% dengan persentase SDP sebesar 23,5%.

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

DCFR yang diperoleh sebesar 23,3%.

### **7.2.Saran**

1. Optimasi dalam pemilihan alat proses, alat penunjang, dan bahan baku perlu diperhatikan supaya keuntungan yang diperoleh dapat optimal kembali.
2. Dalam pra rancangan pabrik ini, tidak jauh dari produksi limbah. Sehingga diharapkan pabrik-pabrik kimia yang berkembang akan lebih ramah lingkungan.

## DAFTAR PUSTAKA

- American Water Works Association. (2012). *Water treatment plant design*. McGraw-Hill Education.
- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1954). *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGrawHill Book Co. Inc, New York.
- Brown, G.G. (1978). *Unit Operation 14th ed, Modern Asia Edition*, John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process equipment design: vessel design*. John Wiley & Sons.
- Comtrade, U. N. (2010). *The United Nations commodity trade flow database*. <http://comtrade.un.org/>.
- Coulson, J. J., & Richardson, J. F. (1983). *Chemical Equipment Design*.
- Hill, C. G., & Root, T. W. (2014). *Introduction to chemical engineering kinetics and reactor design*. John Wiley & Sons.
- Couper, J. R. (2005). *Chemical process equipment: selection and design*. Gulf professional publishing.
- FOGLER, H. S. (1999). *Elements of Chemical Reaction Engineering*, Printice-Hall International. Inc., New Jersey.
- Hill, C. G., & Root, T. W. (2014). *Introduction to chemical engineering kinetics and reactor design*. John Wiley & Sons.
- Kern, D.Q. (1985). *Process Heat Transfer*. Mc GrawHill Book Co. Ltd, New York.



- Kirk, R.E., and Othmer, D.F. (1997). *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th ed., The Interscience Encyclopedia Inc, New York.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering*, John Wiley & Sons, New York.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2018). *Unit operation of chemical engineering*. McGraw-Hill.
- McKetta Jr, J. J. (Ed.). (1997). *Encyclopedia of chemical processing and design*. CRC press.
- Perry, R. H., Chilton, C. H., & Kirkpatrick, S. D. (1973). *Chemical Engineers' Handbook*. Section 3. McGraw Hill. New York, 1, 973.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (Vol. 4). New York: McGraw-Hill.
- Puskás, J., Egedy, A., & Nemeth, S. (2018). Development of operator training simulator for isopropyl alcohol producing plant. *Education for Chemical Engineers*, 22, 35-43.
- Rase, H. F., & Holmes, J. R. (1977). *Chemical reactor design for process plants* (Vol. 2). New York: Wiley.
- Slaughter, R. J., Mason, R. W., Beasley, D. M. G., Vale, J. A., & Schep, L. J. (2014). Isopropanol poisoning. *Clinical toxicology*, 52(5), 470-478.
- Smith, J. M. (1950). *Introduction to chemical engineering thermodynamics*.
- Treybal, R. E. (1980). *Mass transfer operations*. New York, 466, 493-497.

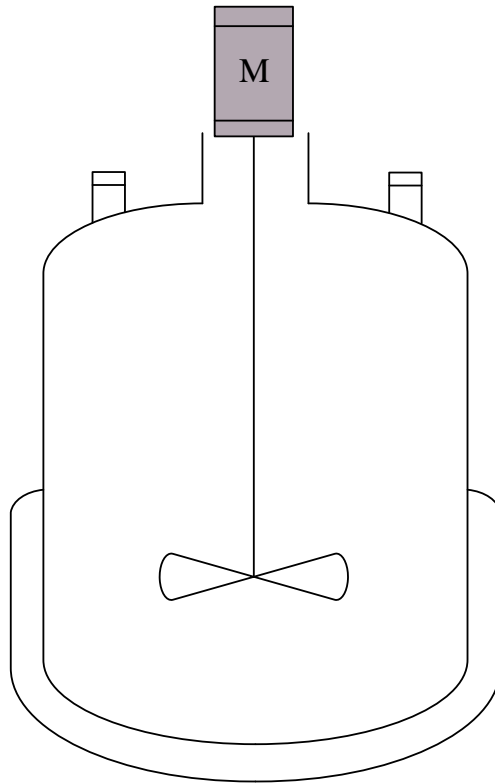
Ulrich, G. D. (1984). A guide to chemical engineering process design and economics (p. 295). New York: Wiley.

Yaws, C. L., Lin, X., & Bu, L. (1999). Chemical Properties Handbook. McGraw Hill Companies Inc., USA.



## LAMPIRAN A

### REAKTOR-01



*Gambar 1 Desain CSTR*

- Fungsi** : Mereaksikan isopropil sulfat menjadi isopropil alkohol
- Kondisi operasi** : Tekanan = 60 atm  
Suhu = 220°C
- Tujuan** :
1. Menghitung neraca massa
  2. Menentukan konversi dan waktu tinggal
  3. Meghitung neraca panas
  4. Optimasi reaktor

## 5. Perancangan reaktor

- Alasan penggunaan** :
1. Reaksi berjalan pada fase cair-cair
  2. Konstruksi sederhana
  3. Harga alat relatif lebih murah
  4. Perawatan dan pembersihan alat lebih mudah

**1. Mencari Harga Konstanta Kecepatan Reaksi**

Neraca massa bahan masuk reaktor :

Komponen	Input Kg/Jam	Output Kg/Jam
C3H6	6.421,51	1.926,45
C3H8	17,60	17,60
CO2	8,80	8,80
C3H7OH		5.779,36
C6H14O		545,83
H2O	38.529,05	36.698,92
H2SO4	38.52,91	38.52,91
Total	48.829,87	48.829,87

Kecepatan volumetrik umpan ( $F_v$ )

$$F_v = \frac{6.421,51}{90,9868} + \frac{17,60}{86,9147} + \frac{8,80}{144,2662} + \frac{38.529,05}{819,4391}$$

$$F_{A0} = \frac{6.421,51}{90,9868} + \frac{17,60}{86,9147} + \frac{8,80}{144,2662} = 70,576 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$F_{B0} = \frac{38.529,05}{819,4391} = 47,018 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{F_v} = \frac{6.421,51+17,60+8,80}{42+44+44} = 152,8931 \text{ mol/jam}$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{F_v} = \frac{38.529,05}{18} = 2140,5029 \text{ mol/jam}$$

Menurut harga  $k$

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

$$\text{dengan, } C_A = C_{A0} (C_{A0} - X_A)$$

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A)$$

$$(-r_A) = k \cdot C_{A0} (1 - X_A) (C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A))$$

$$(-r_A) = k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \left( \frac{C_{B0}}{C_{A0}} - X_A \right)$$

$$\text{dimana, } M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

maka,

$$k_1 = 5,08 \exp\left(-\frac{26610}{RT}\right) = 0,005407 \text{ m}^3 \cdot \text{kmol/jam}$$

$$k_2 = 10,9 \exp\left(-\frac{33780}{RT}\right) = 0,01081 \text{ m}^3 \cdot \text{kmol/jam}$$

## 2. Mencari Dimensi Reaktor

Volume reaktor :

$$V = \frac{F_v \cdot C_{A0} \cdot X}{k_1 \cdot C_a \cdot C_b} = 72.662,81 \text{ L}$$

Over design = 20%

Sehingga, nilai  $V$  :  $V = V_r \times (100 + 20)\%$

$$V = 72,66281 \times 1,2$$

$$V = 87 \text{ m}^3$$

### 3. Mencari Diameter *Shell*

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

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

$$D = \sqrt{\frac{4V_{\text{shell}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 87}{3,14}} = 4 \text{ m} = 150 \text{ in} = 13 \text{ ft}$$

$$H = \frac{4V_{\text{shell}}}{D^2 \pi} = 7,6306 \text{ m} = 300,4192494 \text{ in}$$

### 4. Menghitung Tebal Tangki

Tebal tangki ( $T_s$ ) dapat dihitung dengan menggunakan persamaan *Brownell eq (13.1)* sebagai berikut.

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

Keterangan :

$T_s$  = tebal *shell* atau dinding (in)

$P$  = tekanan desain (psia)

$r_i$  = jari-jari dalam *shell* (in)

$F$  = *maximum allowable stress* = 18,750 psi

$E$  = efisiensi pengelasan = 80%

$C$  = faktor korosi = 0,125 in

$$\text{Maka, } T_s = \frac{(1050,2338 \text{ psig} \times 75,1048 \text{ in})}{(0,125 \text{ in} \times 85\% - 0,6 \times 1050,2338 \text{ psig})} + C$$

$$T_s = 5,28 \text{ in}$$

### 5. Menghitung Tebal *Head*

$$T_h = \frac{P \cdot D_i}{4fE - 0,4P} + 0,125$$

Keterangan :

Th = tebal head

P = tekanan desain

Di = diameter

f = tekanan maksimum

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi

$$\text{Maka, Th} = \frac{1050,23 \text{ psig} \times 150,2096247 \text{ in}}{(4 \times 18735,3 \text{ psig} \times 85\%) - (0,4 \times 1050,23 \text{ psig})} + 0,125$$

$$\text{Th} = 2,61 \text{ in}$$

Dengan demikian, dipilih tebal head yang sesuai standar yaitu 3 in.

## 6. Menghitung Tinggi Reaktor Total

$$\text{ID} = \text{OD} - 2T_s$$

$$= 162,20 - (2.5,28)\text{in}$$

$$= 156,20 \text{ in}$$

Berdasarkan Table 5.11 Brownell & Young, untuk Th = 3 in maka *standart straight flanged* (sf) = 4,5

$$\text{Tinggi Head (OA)} = \text{icr} + \text{sf} + \text{Th}$$

$$= (144 + 4,5 + 78,10) \text{ in}$$

$$= 85,60 \text{ in}$$

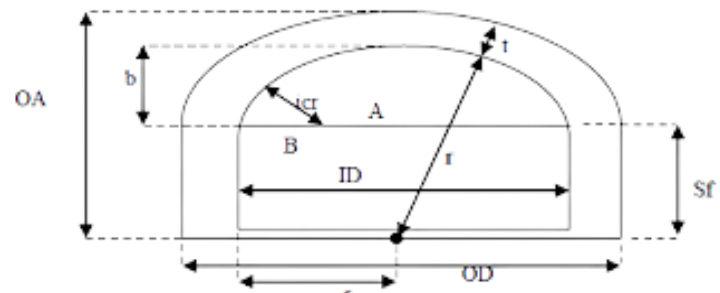
$$= 2,17 \text{ m}$$

$$\text{maka, tinggi bottom} = 2,17 \text{ m}$$

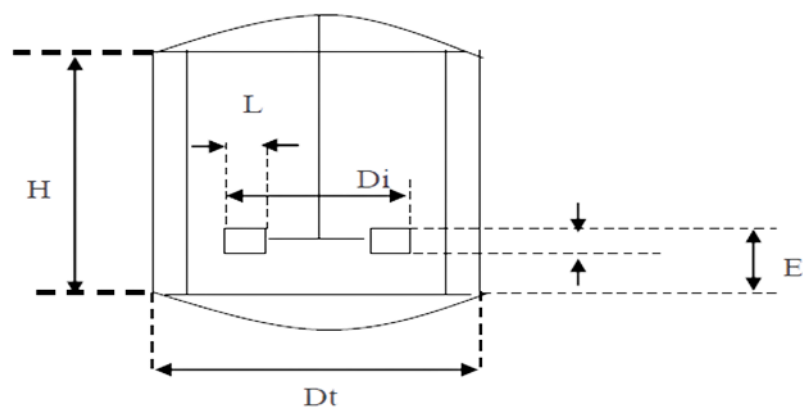
$$\text{Sehingga, tinggi total} = \text{H shell} + \text{H head} + \text{H bottom}$$

$$= 11,97 \text{ m}$$





## 7. Menghitung Tinggi Pengaduk



Karena campuran memiliki nilai viskositas  $<1000$  cP, maka dapat digunakan *six pitched blade turbine*. Selanjutnya, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi maka dapat dipilih jenis *flat blade turbine impellers* sebagai pengaduk.

b. Pengaduk : *flat blade impeller*

c. Jumlah sudu (*blade*) : 6 buah

d. Jumlah baffle : 4

e.  $W_i/D_i$  : 1/5

f.  $D_i/ID$  : 1/3

g.  $z_i/D_i$  : 3/4

h. Lebar baffle :  $0,17D_i$

i. Lebar pengaduk :  $1/4D_i$

Dengan ID = 150,20962 in, maka dapat diperoleh :

$$D_i = ID/3 = 50,07 \text{ in}$$

$$W_i = D_i/5 = 10,01 \text{ in}$$

$$Z_i = 3D_i/4 = 37,55 \text{ in}$$

$$W_b = 0,17i = 8,51 \text{ in}$$

$$L = D_i/4 = 12,52 \text{ in}$$

$$Z_L = 4V_r/\pi D_i^2 = 356,76 \text{ in}$$

$$r = 1/4D_i = 12,51 \text{ in}$$

$$\text{Offset 1} = 1/2D_i = 25,03 \text{ in}$$

$$\text{Offset 2} = 1/6D_i = 8,34 \text{ in}$$

$$D_d = 2/3D_i = 33,379 \text{ in}$$

$$W = 1/5D_i = 10,01 \text{ in}$$

## 8. Perancangan Kebutuhan Air Pendingin

Menghitung panas yang diserap air pendingin :

$$\Delta H \text{ masuk} + \Delta H \text{ reaksi} = \Delta H \text{ keluar} + Q \text{ reaksi}$$

$$Q \text{ reaksi} = 18579101,71 \text{ kg/jam}$$

Q air pendingin	18579101,71 kg/jam	17609588,4424 Btu/jam
T in	30°C	303 K
T out	50°C	323 K

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = \frac{Q \text{ air pendingin}}{\int c_p dT}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 12.340,17 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Menghitung } \Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 323,66 \text{ } ^\circ\text{F}$$

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

$$A = \frac{17.609.588,44 \text{ Btu/jam}}{24.274,97 \text{ Btu/ft}^2}$$

$$A = 725,42 \text{ ft}^2$$

$$A = 67,39 \text{ m}^2$$

A = luas selimut reaktor + luas penampang bawah reaktor

$$A = 91,41 \text{ m}^2$$

Luas transfer panas > luas selubung tangki, maka reaktor menggunakan jaket pendingin.

## 9. Perancangan Jaket Pendingin

$$Q \text{ yang diserap} = 17.609.588,44 \text{ Btu/jam}$$

$$\rho_{\text{air pendingin yang masuk}} = 1.022,87 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate air pendingin} = 217,15 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Diambil spasi jaket} = 2 \text{ in}$$

Diameter dalam jaket (DI) = diameter dalam + (2 x tebal dinding) + (2 x jarak jaket)

$$\text{Diameter dalam jaket (DI)} = 166,2 \text{ in}$$

Tebal dinding jaket :

$$\text{Bahan} = \textit{Carbon steel}$$

$$H = 356,77 \text{ in}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{H-1}{144} \times \rho_{\text{air}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 12,73 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = P \text{ desain reaktor} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P \text{ desain} = 27,4 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 244,03 \text{ kPa}$$

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n \cdot C$$

Keterangan :

$$f = \textit{allowable stress} = 18750 \text{ psia}$$

$$E = \textit{welded joint} = 0,85$$

$$C = \textit{corrosion allowance} = 0,125$$

$$n = \textit{umur alat} = 10 \text{ tahun}$$

$$D = \textit{diameter} = 166,2 \text{ in}$$

$$t_j = 0,268 \text{ in} \rightarrow \textit{diambil tebal jaket standar} = 0,3125 \text{ in} = 0,0079375 \text{ m}$$

$$\textit{Diameter luar jaket (D2)} = D1 + (2 \times \textit{tebal jaket})$$

$$D \text{ luar} = 166,835 \text{ in} = 4,237 \text{ m}$$

$$\textit{Luas yang dilalui air pendingin (A)} = 163,399 \text{ in}^2$$

$$\textit{Luas yang dilalui air pendingin (A)} = 0,105 \text{ m}^2$$

Kecepatan alir pendingin (v) :

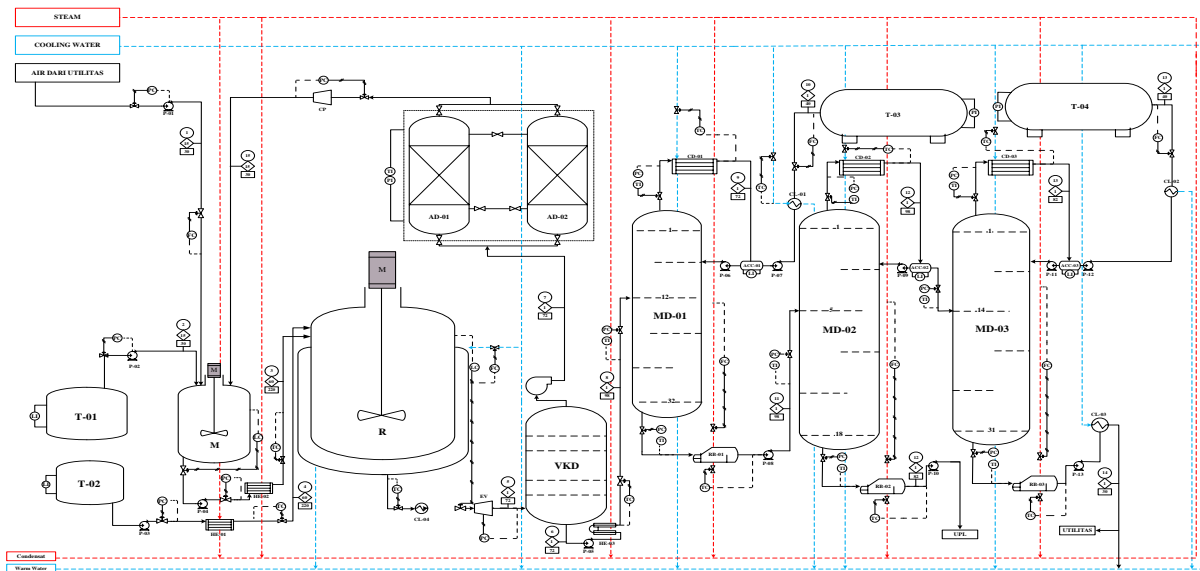
$$v = \frac{Q_w}{A}$$

$$v = 2060,439 \text{ m/jam}$$

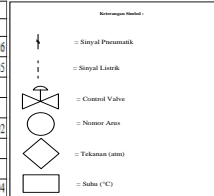
$$v = 0,5723 \text{ m/s}$$

# LAMPIRAN B

## PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DARI PROPILEN DAN AIR KAPASITAS 42.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/Jam)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>		6.421,51	6.421,51		1.926,45	1.926,45	1.926,45								19,26	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>		17,60	17,60		17,60	17,60	17,60								9,83	
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> O					5.779,36	5.779,36		5.779,36				288,07	5.215,87			
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> O					545,83	545,83		27,29	518,34	518,34						
CO <sub>2</sub>		8,80			8,80	8,80	8,80								4,92	
H <sub>2</sub> O	38.529,05		38.529,05		36.698,92	36.698,92		34.863,98	1.834,95	1.834,95	1.743,20	33.120,78	87,16	1.656,04		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>					3.852,91	3.852,91	3.852,91									
<b>TOTAL</b>	38.529,05	6.447,91	44.968,16		3.852,91	48.829,87	48.829,87	1.952,85	40.670,62	2.353,48	2.353,48	1.743,20	33.409,74	5.303,03	1.656,04	34,04



**KETERANGAN:**

- FC = Flow Controller
- PC = Pressure Controller
- TC = Temperature Controller
- LI = Level Indicator
- PI = Pressure Indicator
- TI = Temperature Indicator
- ACC = Accumulator
- AD = Adsorber
- CD = Condenser
- CL = Cooler
- CP = Compressor
- EV = Expansion Valve
- HE = Heat Exchanger
- M = Mixer
- MD = Membran Distilasi
- P = Pompa
- R = Reaktor
- RB = Reboiler
- T = Tangki
- VKD = Vertical Knock Drum

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
SUCI, KARAS  
2023**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DARI  
PROPILEN DAN AIR KAPASITAS 42000 TON/TAHUN**

**Dibuat Oleh:**  
1. Nur Anisah (19521174)  
2. Nabila (19521218)

**Dosen Pembimbing:**  
Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

## LAMPIRAN C

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Nur Anisah  
 No. MHS : 19521174
2. Nama Mahasiswa : Nabila  
 No. MHS : 19521218

Judul Prarancangan \*) :

PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DARI PROPILEN DAN  
AIR KAPASITAS 42.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 9 April 2023

Batas Akhir Bimbingan : 6 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	07-10-2022	Pengarahan Tugas Akhir	<i>Jy</i>
2.	15-11-2022	Penemuan kapasitas dan tinjauan Perancangan	<i>Jy</i>
3.	28-01-2023	Pembuatan neraca massa alat	<i>Jy</i>
4.	15-02-2023	Pembuatan neraca Panas alat	<i>Jy</i>
5.	20-03-2023	Penemuan spesifikasi alat	<i>Jy</i>
6.	05-04-2023	Perancangan dan penemuan reaktor	<i>Jy</i>
7.	03-05-2023	Perancangan alat-alat besar dan kecil	<i>Jy</i>
8.	27-05-2023	Kecil	
9.	07-07-2023	PEFD dan Naskah	<i>Jy</i>
10.	12-07-2023	Revisi PEFD dan Naskah	<i>Jy</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12 Juli 2023

Pembimbing,

*Jy*

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

\*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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