

**PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL  
DENGAN PROSES HIDRASI LANGSUNG  
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

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



**Oleh :**

**Nama : Muhammad Arif Zaki Amrullah**

**Nama : Ari Adrianto**

**NIM : 17521037**

**NIM : 17521087**

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

**2021**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN PROSES  
HIDRASI LANGSUNG KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

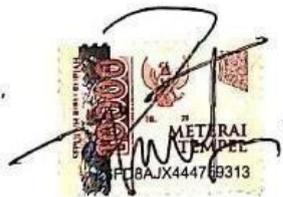
**Kami yang bertanda tangan dibawah ini :**

**Yogyakarta, 20 November 2021**

Nama	: Muhammad Arif Zaki Amrullah	Nama	: Ari Adrianto
NIM	: 17521037	NIM	: 17521087

Menyatakan bahwa hasil Perancangan Pabrik yang dimana sebagai Tugas Akhir ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

TTD



Muhammad Arif Zaki Amrullah  
(NIM : 17521037)

TTD



Ari Adrianto  
(NIM : 17521087)

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING  
PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL  
DENGAN PROSES HIDRASI LANGSUNG KAPASITAS 30.000  
TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

**Oleh :**

Nama : Muhammad Arif Zaki Amrullah

Nama : Ari Adrianto

NIM : 17521037

NIM : 17521087

Yogyakarta, 20 November 2021



**Oleh :**

Pembimbing I,

Pembimbing II,



Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.



Dr. Diana, S.T., M.Sc

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL**  
**DENGAN PROSES KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammmad Arif Zaki Amrullah

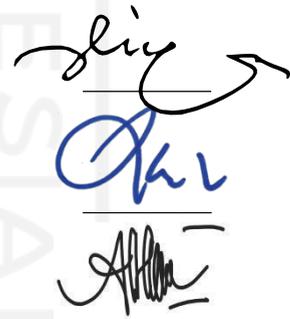
Nim : 17521037

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 November 2021

Tim Penguji,

1. Dr. Diana, S.T., M.Eng.  
Ketua
2. Dra. Kamariah, M.S.  
Anggota I
3. Venitalitya Alethea Sari A, S.T., M.Eng.  
Anggota II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Suharno Rusdi, Ph.D.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL**  
**DENGAN PROSES HIDRASI LANGSUNG KAPASITAS 30.000**  
**TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Ari Adrianto

Nim : 17521087

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 November 2021

Tim Penguji,

1. Dr. Diana, S.T., M.Sc.  
Ketua
2. Dra. Kamariah, M.S.  
Anggota I
3. Venitalitya Alethea Sari A, S.T., M.Eng.  
Anggota II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Suharno Rusdi, Ph.D.

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum Wr., Wb.*

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN PROSES HIDRASI LANGSUNG KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Ayahanda dan Ibunda yang tercinta. Kami sangat bangga menjadi anak ayah yang menjadikan kami selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga. Terima kasih atas segala dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
3. Bapak Suharno Rusdi, Ir., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir yang telah memberkan pengarahan dan bimbingan dalam penulisan dan penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Ibu Diana, Dr., S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
6. Teman – teman Teknik Kimia 2017 yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

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

*Wassalamu'alaikum Wr., Wb.*

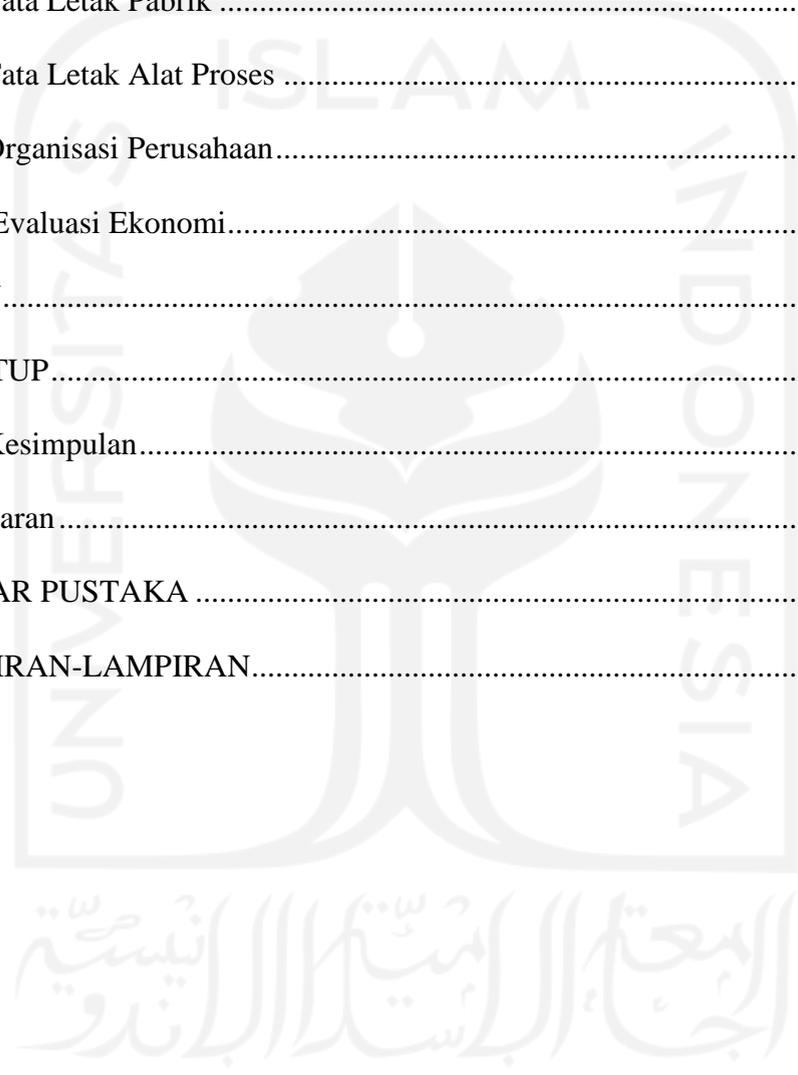
Yogyakarta, 8 November 2021

Penyusun.

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	i
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR .....	xiv
ABSTRAK .....	xv
ABSTRACT.....	xvi
BAB I.....	1
PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Perancangan .....	2
1.3 Tinjauan Pustaka .....	4
1.5 <i>Gross Economic Evaluation (GEE)</i> .....	9
BAB II.....	11
PERANCANGAN PRODUK .....	11
2.1 Spesifikasi Produk.....	11
2.2 Pengendalian Kualitas .....	11
BAB III.....	15
PERANCANGAN PROSES .....	15

3.1 Proses Persiapan Bahan Baku .....	15
3.2 Spesifikasi Alat Proses .....	18
BAB IV.....	46
PERANCANGAN PABRIK.....	46
4.1 Pemilihan Lokasi Pabrik .....	46
4.2 Tata Letak Pabrik .....	55
4.2 Tata Letak Alat Proses .....	57
4.3 Organisasi Perusahaan.....	77
4.4 Evaluasi Ekonomi.....	91
BAB V.....	110
PENUTUP.....	110
5.1 Kesimpulan.....	110
5.2 Saran.....	111
DAFTAR PUSTAKA .....	113
LAMPIRAN-LAMPIRAN.....	116



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Pabrik Isopropil alkohol di Luar Negeri.....	2
Tabel 1.2 Pemilihan Proses Pembuatan Isopropil Alkohol .....	7
Tabel 1.3 Parameter Pemeringkatan Skor Proses .....	8
Tabel 1.4 Parameter Pemeringkatan Skor Proses .....	8
Tabel 1.5 Perhitungan Analisis Ekonomi Kasar Bahan Baku dan Produk.....	9
Tabel 2.1 Spesifikasi bahan baku dan produk.....	11
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Propilen.....	18
Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan DIPE .....	18
Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan IPA.....	19
Tabel 3.4 Spesifikasi Reaktor.....	20
Tabel 3.5 Spesifikasi Vertical Knock Drum.....	21
Tabel 3.6 Spesifikasi Mixer .....	22
Tabel 3.7 Spesifikasi Pompa P-001 dan P-002 .....	23
Tabel 3.8 Spesifikasi Pompa P-003 dan P-004 .....	23
Tabel 3.9 Spesifikasi Pompa P-05 dan P-06 .....	24
Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa P-007 dan P-008 .....	25
Tabel 3.11 Spesifikasi Pompa P-009 dan P-010 .....	25
Tabel 3. 12 Spesifikasi Pompa P-011.....	26
Tabel 3.13 Spesifikasi Cooler (CO-01).....	27
Tabel 3.14 Spesifikasi Cooler (CO-02).....	28
Tabel 3.15 Spesifikasi Cooler ( CO-03).....	28
Tabel 3.16 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01) .....	29
Tabel 3.17 Spesifikasi Menara Destilasi ( MD-02).....	30

Tabel 3.18 Spesifikasi Akumulator (ACC-01).....	31
Tabel 3.19 Spesifikasi Akumulator (ACC-02).....	31
Tabel 3.20 Spesifikasi Condensor (CD-01) .....	32
Tabel 3.21 Spesifikasi Condensor (CD-02) .....	32
Tabel 3.22 Spesifikasi Condensor (CD-03) .....	33
Tabel 3.23 Spesifikasi Reboiler (RB-01).....	33
Tabel 3.24 Spesifikasi Reboiler ( RB-02) .....	34
Tabel 3.25 Spesifikasi HE ( HE-01) .....	35
Tabel 3.26 Spesifikasi HE ( HE-02) .....	36
Tabel 3.27 Neraca Massa Total.....	37
Tabel 3.28 Neraca Massa Mixer .....	37
Tabel 3.29 Neraca Massa Reaktor .....	38
Tabel 3.30 Neraca Massa Vertical Knock Drum .....	38
Tabel 3.31 Neraca Massa Menara Destilasi I .....	39
Tabel 3.32 Neraca Massa Menara Destilasi II .....	39
Tabel 3.33 Neraca Panas Heater 1 .....	40
Tabel 3.34 Neraca Massa Heater 2. ....	40
Tabel 3.35 Neraca Panas Reaktor.....	40
Tabel 3.36 Neraca Panas Vertikal Knock Drum.....	41
Tabel 3.37 Neraca Panas Menara Disitilasi I.....	41
Tabel 3.38 Neraca Panas Menara Destilasi II.....	41
Tabel 3.39 Neraca Panas Cooler 1 .....	42
Tabel 3.40 Neraca Panas Cooler 2 .....	42
Tabel 3.41 Neraca Panas Cooler 3.....	42

Tabel 3.42 Neraca Panas Coler 4. ....	43
Tabel 3.43 Neraca Panas Condensor recycle 1 .....	43
Tabel 3.44 Neraca Panas Condenser 2.....	43
Tabel 3.45 Neraca Panas Condenser 3 .....	44
Tabel 3.46 Neraca Panas Reboiler 1. ....	44
Tabel 3.47 Neraca Panas Reboiler 2. ....	44
Tabel 4.1 Daftar perusahaan yang menggunakan isopropil alkohol dalam negeri. .....	48
Tabel 4.2 Perbandingan Pemilihan Lokasi Pabrik 1 .....	50
Tabel 4.3 Skor Tiap Faktor .....	51
Tabel 4.4 Pemeringkatan Faktor Lokasi Pemilihan Pabrik Isopropil Alkohol .....	53
Tabel 4.5 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik .....	61
Tabel 4.6 Gaji Karyawan .....	87
Tabel 4.7 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift .....	91
Tabel 4.8 Harga Indeks Tahunan .....	93
Tabel 4.9 Physical Plant Cost.....	101
Tabel 4.10 Direct Plant Cost. ....	101
Tabel 4. 11 Fixed Capital Investment (FCI) .....	102
Tabel 4.12 Working Capital Investment (WCI).....	102
Tabel 4.13 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	102
Tabel 4.14 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	103
Tabel 4.15 Fixed Manufacturing Cost (FMC). ....	103
Tabel 4.16 General Expense (GE) .....	104
Tabel 4.17 Analisa Keuntungan.....	104

Tabel 4.18 Annual Fixed Cost (Fa).....	106
Tabel 4.19 Regulated Cost (Ra).....	106
Tabel 4.20 Variabel Cost.....	107
Tabel 4. 21 Sales Cost (Sa) .....	107
Tabel 4.22 Analisis Kelayakan .....	108



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Proyeksi Data Ekspor Isopropil Alkohol (Sumber : BPS, 2021) .....	2
Gambar 1.2 Proyeksi Data Impor Isopropil Alkohol (Sumber : BPS, 2021) .....	3
Gambar 1.3 Produk Isopropil Alkohol 99% .....	4
Gambar 4.1 Letak Geografis Pabrik IPA Indonesia .....	54
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Skala 1:2500 .....	60
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1:100 .....	60
Gambar 4.4 Diagram Alir Proses Pengolahan Air .....	73
Gambar 4.5 Struktur Organisasi Perusahaan .....	80
Gambar 4.6 Grafik Break Event Point .....	109

## ABSTRAK

Pembuatan isopropil alkohol dilakukan melalui proses hidrasi langsung fase cair. Pabrik isopropil alkohol ini direncanakan akan berjalan pada kapasitas 30.000 ton sepanjang 330 hari per tahun. Pabrik ini diharapkan akan menghasilkan isopropil alkohol untuk memenuhi kebutuhan pasar Indonesia. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan isopropil alkohol adalah propilen dan air pabrik ini direncanakan akan di bangun di Warnasari, Serang, Banten, untuk memberikan kemudahan terhadap transportasi bahan baku dan produk akhir karena pasar untuk kedua produk sudah tersedia secara lokal. Proses hidrasi langsung fase cair akan dilakukan pada suhu 220 °C dan pada tekanan 60 atm menggunakan Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB) dengan tingkat konversi reaksi 70%. Pabrik ini membutuhkan bahan baku propilen sebesar 4.475 ton per tahun dan air sebesar 26.850 ton per tahun. Dari studi evaluasi ekonomi pabrik ini, disimpulkan bahwa diperlukan modal investasi Rp. 675.691.181.705 biaya produksi Rp. 1.435.982.205.673 dan laba setelah pajak diperkirakan Rp. 251.935.989.172 Berdasarkan analisis ekonomi, kondisi operasi sifat – sifat bahan baku dan produk, dapat disimpulkan bahwa pabrik isopropil alkohol dengan kapasitas 30.000 ton per tahun adalah beresiko tinggi dan masih layak secara ekonomis. Berdasarkan analisa kelayakan ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return On Investment (ROI)* sebelum pajak 47 % dan sesudah pajak 37 %. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak 1,76 tahun dan sesudah pajak 2,1 tahun. *Break Event Point (BEP)* sebesar 43,13 %, dan *Shut Down Point (SDP)* 26,05 %. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* terhitung 24 %. Dari data analisa kelayakan diatas disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

Kata kunci: isopropil alkohol, propilen, hidrasi langsung fase cair, analisa ekonomi.

## ABSTRACT

*The preparation of isopropyl alcohol is carried out through the direct hydration process of the liquid phase. The isopropyl alcohol plant is planned to run at a capacity of 30.000 tons for 330 days per year. The plant is expected to produce isopropyl alcohol to meet the needs of the Indonesian market. The raw material used in the manufacture of isopropyl alcohol is propylene and water. This factory is planned to be built in Warnasari, Serang, Banten, to provide convenience for the transportation of raw materials and final products because the market for both products is already available locally. The direct hydration process of the liquid phase will be carried out at a temperature of 220 °C and at a pressure of 60 atm using a Stirred Flow Tank Reactor (RATB) with a reaction conversion rate of 70%. This factory requires 4.475 ton per year of propylene as raw material and 26.850 kg per hour of water. From this factory economic evaluation study, it was concluded that an investment capital of Rp. 675.691.181.705 production costs Rp.1. 435.982.205.673 and profit after tax is estimated at Rp. 251.935.989.172 Based on the economic analysis, the operating conditions of the raw material and product properties, it can be concluded that an isopropyl alcohol plant with a capacity of 30.000 tons per year is a high risk and still economically feasible. Based on the economic feasibility analysis of this factory shows the Percent Return On Investment (ROI) before tax is 47% and after tax is 37%. Pay Out Time (POT) before tax 1,76 years and after tax 2,1 years. Break Event Point (BEP) is 43,13%, and Shut Down Point (SDP) is 26,05%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is calculated at 24%. From the feasibility analysis data above, it is concluded that this factory is profitable and feasible to build.*

*Keywords: isopropyl alcohol, propylene, direct hydration of the liquid phase, economic analysis*

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

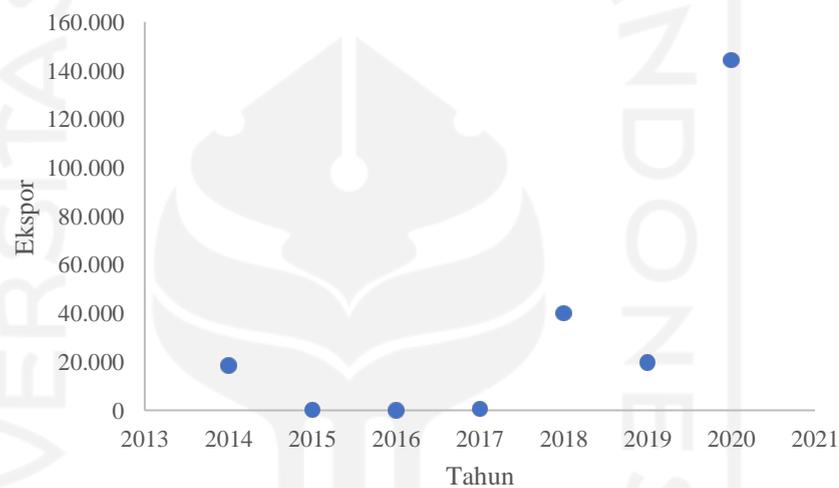
Pandemi Covid-19 telah menyebar di seluruh dunia yang mengakibatkan setiap harinya kasus kematian akibat Covid-19 semakin meningkat. Prevalensi Covid-19 yang semakin meningkat membuat kebutuhan akan hand sanitizer dan disinfektan banyak digunakan di kehidupan sehari-hari. Menurut *Environmental Protection Agency* (EPA) memberikan daftar kandungan disinfektan yang mampu membunuh virus dengan efektif. Salah satu kandungan yang efektif dalam disinfektan adalah isopropil alkohol. Penelitian menunjukkan bahwa Isopropil alkohol mempunyai efektifitas dalam membunuh virus, relatif mudah diperoleh, dan relatif aman digunakan (Inder dan Kumar, 2020). Laporan yang dilansir oleh Technavio (2021) menyebutkan bahwa pasar isopropil alkohol di dunia diperkirakan akan tumbuh sebesar 521,75 ribu ton selama 2020-2024, dengan laju pertumbuhan tahunan sekitar 4%.

Isopropil alkohol merupakan salah satu senyawa polar karena terdapat gugus hidroksil (OH), yang bersifat polar. Isopropil alkohol memiliki karakteristik tidak berwarna, mudah menguap, dan mudah terbakar. Secara fisis, isopropil alkohol benar-benar larut dalam air dan pelarut organik seperti asam, ester, dan keton. Senyawa isopropil alkohol banyak digunakan sebagai solven, obat-obatan, bahan antiseptik, bahan baku kimia dan sebagai produk antara (Kirk Othmer, 2007).

Kebutuhan isopropil alkohol yang semakin meningkat, dan belum adanya pabrik yang berdiri di Indonesia membuat industri isopropil alkohol sangat berpotensi untuk didirikan. Keuntungan yang ditawarkan dari pendirian pabrik isopropil alkohol di Indonesia adalah untuk memenuhi konsumsi masyarakat dan menambah devisa negara.

## 1.2 Kapasitas Perancangan

Data ekspor isopropil alkohol di Indonesia ditunjukkan pada Gambar 1.1. Dari Gambar 1.1 dapat dilihat bahwa terdapat kenaikan ekspor isopropil alkohol dari tahun 2016 hingga tahun 2020. Hal ini menunjukkan bahwa konsumsi isopropil alkohol di dunia juga mengalami peningkatan. Namun demikian, berdasarkan pencarian literatur tidak ditemukan data produksi isopropil alkohol di Indonesia. Data pabrik yang memproduksi isopropil alkohol di dunia ditunjukkan pada Gambar 1.1.



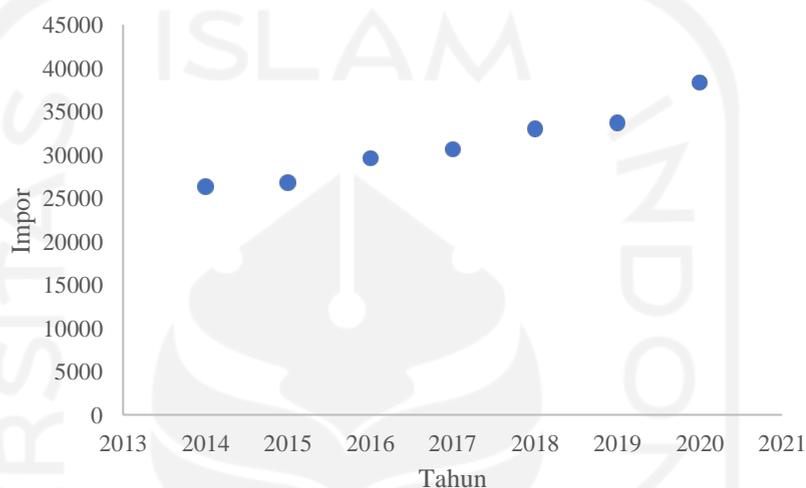
Gambar 1.1 Proyeksi Data Ekspor Isopropil Alkohol (Sumber : BPS, 2021).

Tabel 1.1. Pabrik Isopropil alkohol di Luar Negeri

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
<b>Asia</b>		
Tokuyama Soda Co., Ltd.	Tokuyama, Jepang	38.000
Nippon Petrochemical Co., Ltd.	Kawasaki, Jepang	60.000
Mitsui Toatsu Chemical Inc.	Takaishi, Jepang	33.000

Sumber : Guidchn, 2020

Gambar 1.2 menunjukkan data impor isopropil alkohol dari tahun 2014 hingga 2020. Impor isopropil alkohol mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Untuk memproyeksikan jumlah impor isopropil alkohol pada tahun mendatang, maka dilakukan regresi linear dari data impor yang sudah ada. Berdasarkan regresi linear yang dilakukan, didapatkan proyeksi impor isopropil alkohol pada tahun 2026 adalah sebesar 48.363 ton.



Gambar 1.2 Proyeksi Data Impor Isopropil Alkohol (Sumber : BPS, 2021).

Kapasitas perancangan pabrik isopropil alkohol ditentukan berdasarkan proyeksi data impor dan dengan mempertimbangkan kapasitas minimal dari pabrik isopropil alkohol di Asia. Dengan melihat data impor dan pabrik asia diatas, jika pabrik direncanakan pada tahun 2026 perkiraan kapasitas dapat dihitung dengan persamaan garis linear sebagai berikut:

$$\text{Peluang} = 40\%$$

$$\text{Kapasitas} = \text{Impor 2026} - (40\% \text{ Impor 2026})$$

$$\text{Kapasitas} = 48363,400 - (40\% \times 48363,400)$$

$$\text{Kapasitas} = (48363,400 - 19345,36) \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Kapasitas} = 29018,040 \approx 30000 \text{ ton/tahun}$$

Alasan pemakaian peluang 40% karena kami ingin mempertimbangkan kapasitas minimal dari pabrik isopropil alkohol di Asia. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka ditetapkan kapasitas prarancangan pabrik isopropil alkohol yang akan didirikan sebesar 30.000 ton/tahun.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

#### 1.1.1 Isopropil Alkohol (IPA)

Isopropil alkohol (*isopropanol*, *2-propanol*, *propan-2-ol*, *IPA*) merupakan senyawa non polar yang memiliki karakteristik bening, tidak berwarna, dan mudah menguap. Isopropil alkohol banyak digunakan sebagai hand sanitizer, disinfektan, pelarut, tinta, sediaan obat, dan produk kecantikan (Slaughter et.al., 2014).



Gambar 1.3 Produk Isopropil Alkohol 99%

Isopropil alkohol mampu larut dalam senyawa air, alkohol, eter, dan klorofom. Selain itu, Deoolite 1954 melaporkan bahwa isopropil alkohol mampu melarutkan senyawa etil selulosa, polivinil butyral, minyak, alkaloid, getah, dan resin alami. Isopropil alkohol membentuk azeotrope dengan air, dimana memberikan titik didih  $80,37^{\circ}\text{C}$  dan komposisi berat 87,7% berat (91 vol%). Proses pemurnian isopropil alkohol 99%-99.9% dapat digunakan distilasi azeotrope, semakin menurunnya suhu maka pengaruh kekentalan akan semakin tinggi

Isopropil alkohol mampu larut dalam air, alkohol, *eter*, dan *kloroform*. Senyawa kimia ini dapat melarutkan *etil selulosa*, *polivinil butiral*, banyak

minyak, *alkaloid*, getah, dan resin alami (Doolite, 1954). Namun senyawa ini tidak dapat larut dalam larutan garam.

### 1.1.2 Teknik Proses

Berdasarkan literatur dari buku Kirk and Othmer, 1997 dan *Encyclopedia of Chemical Technology* (Lugsdon and Loke, 1996), proses pembuatan Isopropil Alkohol (IPA) dapat dilakukan melalui 2 proses yaitu sebagai berikut :

#### A. Proses hidrasi tidak langsung (*Indirect Hydration*)

Proses hidrasi tidak langsung terdiri dari 2 tahap reaksi yaitu :

##### Tahap 1 : Esterifikasi

Pada tahap ini terjadi reaksi esterifikasi antara propilen dan asam sulfat sebagai katalis membentuk isopropil hidrogen sulfat



##### Tahap 2 : Hidrolisis

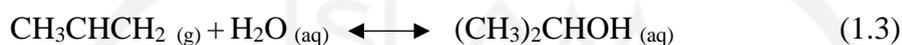
Pada tahap ini terjadi reaksi hidrolisis isopropil hidrogen sulfat dan air membentuk isopropil alkohol dan asam sulfat.



Metode hidrasi tidak langsung umumnya menggunakan dua jenis reactor yang berbeda. Pada proses pertama, reaksi esterifikasi antara propilen dan air terjadi didalam absorber menggunakan katalis asam kuat (konsentrasi asam >80%) pada suhu 20-30 °C dan tekanan 7-30 atm. Proses kedua menggunakan katalis asam lemah (konsentrasi asam 60%-80%) untuk menghidrolisis ester sulfat pada suhu 60-65 °C pada tekanan 10 atm. Konversi terhadap propilen sebesar 98% dan selektivitas isopropil alkohol 98% dengan kemurnian produk isopropil alkohol 99% (Kirk and Othmer, 2000).

## B. Proses hidrasi langsung (*Direct Hydration*)

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.



### a. Proses hidrasi langsung fase gas.

Proses ini pertama kali dikenal pada tahun 1951 oleh ICI pada kondisi suhu dan tekanan yang sangat tinggi yaitu 230 – 290°C dan 120-160 atm dengan katalis  $\text{WO}_3\text{-ZnO}$ . Kemudian pada tahun yang sama dikenalkan metode *Veba-Chemie*. Metode ini menggunakan proses propilen dan air diuapkan setelah itu dilewatkan dalam bed bed reactor dengan katalis  $\text{H}_3\text{PO}_4$ . Kondisi operasinya adalah sebesar 240-260 °C dan 70–160 atm. Pada proses ini propilen yang bereaksi hanya sekitar 5-6% dengan selektivitas isopropil alkohol 96% dan kemurnian propilen dibutuhkan sebesar 99%. Propilen yang sebagian besar tidak bereaksi di *Recycle*.

### b. Proses hidrasi langsung fase cair.

Proses ini dikembangkan oleh Tokuyama Soda dengan menggunakan katalis asam lemah. Bahan baku propilen cair dan air dipanaskan, kemudian direaksikan dalam reaktor dengan kondisi 220-290 °C dan tekanan 60-120 atm. Katalis yang terlarut kemudian dipisahkan dan di *recycle*. Konversi yang dihasilkan terhadap propilen sebesar 60 -70% dengan selektivitas isopropil alkohol sebesar 98-99% dan kemurnian bahan baku propilen yang dibutuhkan 95%.

c. Proses hidrasi langsung fase cair-gas.

Proses ini dikembangkan oleh *Deutche-Texaco* dengan menggunakan *Trickle Bed Reactor (TBR)*, air dan gas propilen dimasukkan dari atas reactor tersebut dan mengalir kebawah melalui *ion-exchanger resin*. Reaksi berlangsung pada kondisi suhu 200-260°C dan tekanan 100-160 atm, menghasilkan isopropil alkohol cair. Propilen yang terkonversi dari proses ini lebih dari 75% dengan selektivitas isopropil alkohol 92-93% dan kemurnian propilena yang dibutuhkan sebesar 92%. Selain isopropil alkohol terbentuk juga produk samping dari reaksi samping yaitu diisopropil eter (DIPE) (Pfeuffer, B. *et al*,2009).

Tabel 1.2 Pemilihan Proses Pembuatan Isopropil Alkohol.

Parameter	Hidrasi Tidak Langsung	Hidrasi Langsung		
		Fase Gas	Fase Gas-Cair	Fase Cair - Cair
Katalis	SO <sub>4</sub> /Sulfuric Acid	WO <sub>3</sub> .ZnO	Ion exchanger resin/Tungstate Acid	Ion-exchanger resin
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	CSTR/Absorber	Fixed Bed	Trickle Bed, Bubble Reactor	CSTR
Kemurnian bahan baku (% wt)	65%	99%	92%	95%
Konversi terhadap propilen	93%	5%-6%	<75%	60-70%
Selektivitas	98%	96%	98%-99%	93%
By-product	Diisopropil eter	Diisopropil eter	Diisopropil eter	diisopropil eter

## Natrium sulfat

Perbandingan umpan air dan propilen	-	2:1	12-15:1	2,5 : 1
-------------------------------------	---	-----	---------	---------

Tabel 1.3 Parameter Pemingkatan Skor Proses.

Nilai	Parameter Penilaian				
	Suhu Operasi (°C)	Kemurnian Bahan Baku	Konversi (%)	Tekanan (MPa)	Selektivitas
100	0 - 50	100-95%	84 - 100	0 – 15	100-98%
90	51 - 100	95-85%	67 - 83	15 – 30	98-96%
80	101 - 150	85-75%	53 - 66	30 – 45	96-94%
70	151 - 200	75-65%	36 - 52	45 – 60	94-92%
60	201 - 250	65-55%	19 - 35	60 – 75	92-90%
50	251 - 300	<55%	0 - 18	>75	<90%

Tabel 1.4 Parameter Pemingkatan Skor Proses.

Parameter	Nilai			
	Hidrasi Tidak Langsung	Fase Gas	Hidrasi Langsung Fase Cair-Cair	Fase Gas-Cair
Suhu Operasi	90	50	60	60
Kemurnian Bahan Baku	60	100	100	90
Konversi	100	50	70	70
Tekanan (atm)	80	60	70	60

Selektivitas	60	80	100	70
Total Nilai	390	340	400	350

(US Patent 025679 AI, 2016)

Pada metode analisis *engineering adjustment* didapatkan bahwa proses hidrasi langsung cair-cair memiliki skor penilaian tertinggi jika dibandingkan dengan proses lainnya.

### 1.5 Gross Economic Evaluation (GEE)

GEE merupakan suatu penilaian awal secara kuantitatif menggunakan teknik analisa ekonomi. GEE dihitung menggunakan harga beli bahan baku dan harga jual produk. Data harga bahan baku dan produk beserta perhitungan analisa ekonomi kasar dapat dilihat pada Tabel 1.9.

Tabel 1.5 Perhitungan Analisis Ekonomi Kasar Bahan Baku dan Produk.

Bahan	Rp	Kebutuhan (kg/tahun)	Total (\$/tahun)
Propilen (99,6%)	14.095 <sup>(1)</sup>	35.442.142	35009.09
Resin Ion Exchange	9.520 <sup>(2)</sup>	4.961.900	3310.40
Air	0	212.652.871	0
Total bahan baku			<b>3.831.949</b>
Produk			
Isopropil Alkohol	35.212	29.999.993.760	73584274.49
Diisopropil Alkohol	11.268	526.782.000	36917.03
TOTAL			<b>7362.119.152</b>

Sumber : *Chemical Prices List, 2021*

*Gross Economic Evaluation* (GEE) dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut (Peters dan Timmerhaus, 1991):

$$GEE = \frac{\text{Harga jual produk utama + produk samping}}{\text{Harga beli bahanbaku}}$$

$$\begin{aligned} & \frac{73584274.49 + 36917.03}{35009.09 + 3310.40} \\ & = \mathbf{1.921} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diperoleh hasil GEE sebesar 1.921. Hasil tersebut memenuhi syarat justifikasi kapasitas pabrik yaitu lebih dari 2,5. Parameter penilaian GEE yang menggunakan nilai 2,5 memiliki arti bahwa total harga jual produk per harga beli bahan baku sebesar 40% apabila dibandingkan dengan biaya total dan beberapa biaya lain seperti utilitas, upah karyawan, peralatan, perawatan dan lain-lain (Peters dan Timmerhaus, 1991). Semakin tinggi nilai GEE menandakan bahwa keuntungan yang akan didapat juga akan semakin besar.

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

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

Tabel 2.1 Spesifikasi bahan baku dan produk.

Keterangan	Bahan Baku		Produk		Katalis
	Propilen	Air	Isopropil Alkohol	Diisopropil Ether	
Rumus	$C_3H_6$	$H_2O$	$C_3H_7OH$	$C_3H_7OH$	$H_2SO_4$
Molekul					
Kenampakkan Pada Suhu Kamar ( $32^{\circ}C$ )	Cair (dibawah tekanan), Gas	Cair	Cair	Cair	Cair
BM (g/gmol)	42,081	18	42,081	42,081	98
Titik beku ( $^{\circ}C$ )	$-182,2^{\circ}C$	$0^{\circ}C$	$-89^{\circ}C$	-	$-10^{\circ}C$
Titik didih ( $^{\circ}C$ )	$-47,7^{\circ}C$	$100^{\circ}C$	$82,5^{\circ}C$	$69^{\circ}C$	$-340^{\circ}C$
Bentuk	Cair, Gas	Tidak berwarna	Cairan	Cairan	

( Kirk Othmer, 1964).

#### 2.2 Pengendalian Kualitas

Tujuan keseluruhan dari rekayasa mutu dan pengendalian proses adalah untuk menghasilkan produk isopropil alkohol. Untuk mencapai upaya pengendalian kualitas, ketahanan harus ditinjau dari desain produk dan berlanjut melalui desain proses produksi dan manufaktur aktual. Dalam hal ini, pengendalian kualitas (*quality control*) Pabrik isopropil alkohol meliputi beberapa aspek

diantaranya pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk :

### **221 Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian mutu kualitas bahan baku perlu dilakukan untuk memastikan bahwa proses yang terjadi akan menghasilkan produk yang sesuai spesifikasi. Pengendalian kualitas bahan baku umumnya dapat ditinjau dari spesifikasi bahan baku yang digunakan dan analisis resiko saat bahan bereaksi. Sebelum dilakukan proses produksi bahan baku, bahan baku propilen serta bahan-bahan pembantu perlu dilakukan pengujian. Pengujian dilakukan secara 2 metode yakni kualitatif dan kuantitatif. Kegiatan ini bertujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

### **222 Pengendalian kualitas produksi**

Pengendalian kualitas pada proses produksi bertujuan untuk menjaga produk yang dihasilkan. Pengendalian ini sudah harus dilakukan dari mulai bahan baku sampai menjadi produk. Pengawasan bukan hanya dilakukan dilaboratorium tetapi juga di alat control. Pengawasan dan pengendalian terhadap jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang terdapat pada *control room* atau ruang pengawasan, pengawasan dilakukan secara *automatic control* dengan menggunakan indikator. Apabila sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya menyala, maka itu merupakan tanda terjadinya penyimpangan pada indicator yang telah di tetapkan dan di atur baik dari *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, dan *temperature control*.

Pengawasan yang dikontrol oleh alat ini berupa pengontrolan atau pengawasan terhadap kondisi operasi baik dari segi temperatur maupun tekanan. Alat control yang harus di atur pada kondisi tertentu yaitu antara lain:

a. *Level Control*

*Level control* adalah alat kontrol yang di pasang pada bagian atas tangki. Apabila belum sesuai dengan kondisi operasi yang di tetapkan maka tanda atau isyarat berupa suara atau lampu akan menyala dan berbunyi.

b. *Flow control*

*Flow control* adalah alat kontrol yang dipasang pada aliran masuk bahan baku, dan aliran keluar proses.

c. *Temperature control*

*Temperature control* adalah alat kontrol yang dipasang didalam setiap alat proses yang digunakan. Apabila belum sesuai dengan kondisi operasi yang di tetapkan maka tanda atau isyarat berupa suara atau lampu akan menyala dan berbunyi.

Apabila pengendalian proses dilakukan suatu kerja pada satu harga tertentu supaya produk yang dihasilkan sesuai dan memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk dapat mengetahui bahan baku atau produk sudah sesuai dengan spesifikasi yang telah di tentukan. Pengawasan dan pengendalian produksi dilakukan setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dilakukan. Pengawasan ini dilakukan demi kelancaran proses dengan baik.

Kegiatan berjalannya proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk dengan mutu dan kualitas yang sesuai dengan standar, serta jumlah produksi sesuai dengan rencana pada waktu yang tepat sesuai dengan jadwal.

## **223 Pengendalian kualitas produksi**

Pengendalian kualitas pada produk diperlukan untuk menjaga mutu standard dari produk itu sendiri. Upaya yang dapat dilakukan untuk

mendapatkan produk yang berkualitas yaitu dengan cara menjaga mutu dari bahan baku, pengawasan serta pengendalian terhadap proses dengan cara mengadakan sistem kontrol.



## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

#### **3.1 Proses Persiapan Bahan Baku**

##### **a. Propilen**

Propilen merupakan bahan baku utama yang diperoleh dengan cara membeli dari PT. Chandra Asri Cilegon, dalam bentuk gas dan disimpan dalam tangki propilen (T-02) dengan tekanan 15 atm dan suhu 30 °C. propilen dialirkan menuju mixer (M-01) dengan menggunakan Kompresor (K-01).

##### **b. Air**

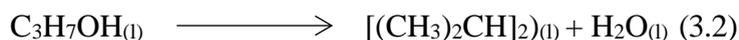
Air juga merupakan bahan baku utama yang diperoleh dari unit utilitas dalam bentuk cair dengan tekanan 15 atm dan suhu 30 °C yang akan dipompakan menuju *Heat Exchanger* (HE-02) menggunakan pompa (P-03) sehingga suhu air menjadi 220°C dan tekanan 60 atm. Kemudian di alirkan ke dalam Reaktor (R-01).

#### **1.1 Uraian Proses**

Untuk proses pembuatan isopropil alkohol digunakan propilen dan air sebagai bahan bakunya. Pada proses pembuatan isopropil alkohol, propilen di simpan didalam tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 15 atm sebanyak 4475. 01776 kg/jam.

Dari (T-01), propilen dipompa menuju mixer (M-01) untuk dicampurkan dengan air yang dialirkan dari unit utilitas. Pencampuran pada mixer (M-01) dengan suhu 30°C dan tekanan 15 atm. Dari mixer (M-01), propilen dan air kemudian di pompa menuju heater guna di panaskan dengan memakai steam. Dengan demikian di peroleh propilen dan air yang bersuhu 220°C yang siap dimasukkan kedalam reaktor. Campuran propilen dan air dimasukkan ke reaktor (R-01) pada tekanan 60 atm dan suhu 220 °C dimana didalam reaktor juga terdapat resin ion exchange asam kuat H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang berfungsi sebagaikatalisator.

Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah :



Reaktor yang digunakan adalah reaktor jenis “CSTR“ atau *Continuous Flow Stirred-Tank Reactor*. Reaksi pembentukan isopropil alkohol direaktor berlangsung pada suhu 220 °C dan tekanan 60 atm. Reaksi pembentukan isopropil alkohol adalah reaksi eksotermis. Panas yang keluar pada reaksi ini kemudian dihilangkan dengan pendingin sehingga temperatur dalam reaktor dapat di pertahankan pada suhu 200-220 °C.

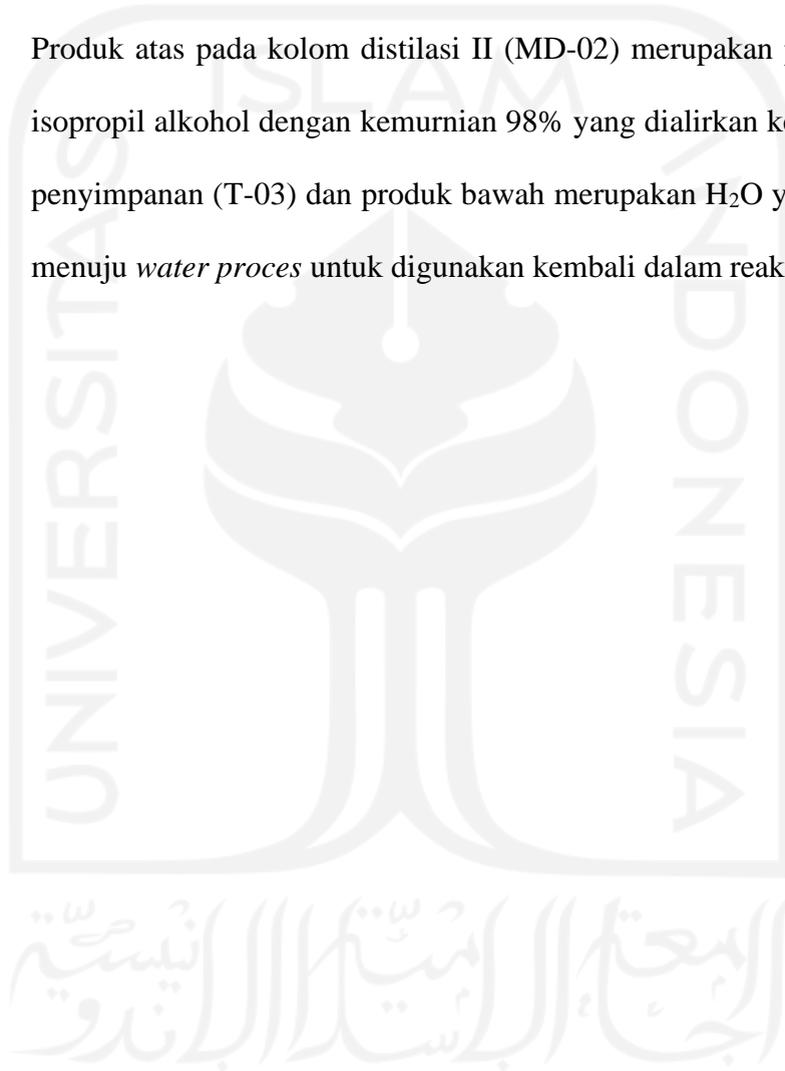
Produk yang keluar dari reaktor merupakan isopropil alkohol, dimasukkan kedalam *vertical knock drum* (VKD-01) dengan kondisi operasi temperature 72 °C dan tekanan 1 atm. *Vertical knock drum* (VKD-01) ini berfungsi untuk memisahkan antara fase gas dan fase cairan.

Produk yang dimasukkan kedalam *vertical knock drum* (VKD-01) untuk memisahkan fase gas dan fase liquid. Dalam *vertical knock drum* (VKD-01) terjadi pemisahan antara propilen, diisopropil eter, air dan isopropil alkohol. Dimana propilen keatas dan dikembalikan menuju mixer sedangkan yang menuju kolom distilasi adalah isopropil alkohol, air, dan diisipropil eter untuk dimurnikan lebih lanjut.

Isopropil alkohol yang dipasarkan berkadar 98% maka produk bawah kolom distilasi I (MD-01) kembali dialirkan ke kolom distilasi II(MD-02) untuk dimurnikan, sedangkan produk atas adalah diisopropil

ether yang merupakan hasil samping yang disimpan didalam tangki penampungan (T-02). Kondisi operasi pada menara distilasi I temperature 75°C dan tekanan 1 atm.

Kolom distilasi II (MD-02) ini beroperasi pada temperature 90°C dan tekanan 1 atm dan feed yang masuk dalam keadaan jenuh. Produk atas pada kolom distilasi II (MD-02) merupakan produk utama isopropil alkohol dengan kemurnian 98% yang dialirkan kedalam tangki penyimpanan (T-03) dan produk bawah merupakan H<sub>2</sub>O yang di pompa menuju *water proces* untuk digunakan kembali dalam reaktor.



### 3.2 Spesifikasi Alat Proses

#### 1. Tangki penyimpanan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Propilen

Spesifikasi alat	T-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku propilen
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan flat torispherical head
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	15 atm
Diameter	7,620 m
Tinggi	3,658 m
Volume	1254 m <sup>3</sup>
Tebal <i>head</i>	0,005 m
Tebal dinding	0,005 m
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga	\$ 93719,882

Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan DIPE.

Spesifikasi alat	T-02
Fungsi	Menyimpan produk samping DIPE.
Jenis	Silinder horizontal dengan <i>torispherical head</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Diameter	6,096 m

Panjang	13,522 m
Volume	113,2731 m <sup>3</sup>
Tebal <i>head</i>	0,003714 m
Tebal dinding	0,003538 m
Bahan	<i>Low Alloy SA-204 grade A</i>
Harga	\$ 9517.551

Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan IPA.

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>T-03</b>
Fungsi	Menyimpan produk IPA.
Jenis	Silinder Horizontal dengan torispherical head
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Diameter	12,80 m
Panjang	25,10 m
Volume	896,89 m <sup>3</sup>
Tebal <i>head</i>	0,003713 m
Tebal dinding	0,007159 m
Bahan	<i>Low Alloy SA-204 grade A</i>
Harga	\$ 26649.142

## 2 Reaktor

Tabel 3.4 Spesifikasi Reaktor.

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>R-01</b>
Fungsi	Mereaksikan propylene dan air
Jenis	<i>CSTR (jumlah 1 )</i>
Bahan	<i>Stainless Stell SA-301 Grade A</i>
Suhu opeasi	220 °C
Tekanan operasi	60 atm
Diameter shell	3,0170 m
Volume shell	45,4722 m <sup>3</sup>
Tinggi shell	6,1420 m
Volume Head + bottom :	17,5439 m <sup>3</sup>
Volume Reaktor :	54.2441 m <sup>3</sup>
Tinggi Reaktor	9,7464 m
Tinggi Head (OA) :	1,8022 m
Tebal Shell :	0,1524 m
Tebal Head :	0,0762 m
<b>Impeller</b>	
Jenis	<i>Turbin 6 Blade Disk Standar</i>
Diameter Impeller (Di) :	3,0710 m
Ketinggian Impeller dari dasar (Zi) :	0,7678 m
Ketinggian Cairan (Zl) :	7,3267 m
Lebar Impeller (L) :	0,2559 m
Lebar Baffle (wb) :	0,1740 m
Tinggi Impller (wi) :	0,2047 m
Tebal Baffle	0,2047 m

Jarak Baffle dari Tangki (Offset 1):	0,5118 m
Jarak Baffle dari permukaan cairan (Offset 2):	0,1706 m
Diameter batang penyangga impeller(Dd):	0,6824 m
Jumlah Impeller :	2 buah
Kecepatan Pengadukan (N) :	283 rpm
Power Pengadukan (P) :	0.49 HP
Panjang Batang Sumbu Pengaduk:	9,2835 m
Diameter Sumbu:	1,5214 m
<b>Jaket pendingin</b>	
Tinggi Jaket (L) :	7,3267 m
Tebal Jaket (Tj) :	0,2321 m
Volume Jaket :	167,218 m <sup>3</sup>
ID	3,5 m
OD	3,5 m
Harga	\$ 227189.535

### 3 Vertical Knock Drum

Tabel 3.5 Spesifikasi Vertical Knock Drum

Spesifikasi alat	VKD-101
Fungsi	Untuk memisahkan campuran vapor dan liquid dari reaktor
Jenis	Silinder vertikal, elliptical dished head
Bahan	Stainless Stell SA-301 Grade A
Suhu operasi	72°C
Tekanan operasi	1 atm
vapour-liquid separation factor, (Flv)	0,5772

$U_{v \max}$	200,4394 ft/detik
Flow rate (Qv)	9,4440 ft <sup>3</sup> /detik
Diameter Vessel, D	1,0335 ft
OD	138 in
T	2 in
Icr	6 in
R	130 in
Tinggi separator	2,7344 m
Volume Shell	12,3022 ft <sup>3</sup>
Harga	\$ 227189.535

4 *Mixer*

Tabel 3.6 Spesifikasi Mixer.

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>M-101</b>
Fungsi	Mencampur propilen dengan Air
Jenis	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup thorispherical dengan tutup dan alas thorispherical
Bahan	Low-alloy SA - 204 grade A
Suhu operasi	30 °C
Tekanan operasi	15 atm
Volume Tangki	39.6758 m <sup>3</sup>
Diameter <i>Shell</i>	2,86 m
Tinggi <i>Shell</i>	5,1432 m
Diameter Tutup/tangki	2,86 m
Tinggi tangki	7,1432 m
Kecepatan pengadukan	4 rps
Efisiensi pengaduk	80%
Daya	17 HP

Volume Shell	36,6238228 m <sup>3</sup>
Harga	\$ 70989

## 5 Pompa

Tabel 3.7 Spesifikasi Pompa P-001 dan P-002.

Spesifikasi alat	P-001	P-002
Fungsi	Mengalirkan Umpan Propilen dari Tangki (T-01) ke Mixer (M-01).	Mengalirkan umpan H <sub>2</sub> O dari Utilitas ke Mixer (M-01).
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	47,7813976	138,7739543
Ukuran pipa		
ID (in)	3,067	4,026
OD (in)	3.50	4,50
IPS (in)	3.00	4,00
Flow Area (in <sup>2</sup> )	7.3800	12,7000
Sch N	40	40
Motor penggerak (HP)	0,1771	1,3467
Speed pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1
Harga	\$ 6270.386	\$ 8621.781

Tabel 3.8 Spesifikasi Pompa P-003 dan P-004.

Spesifikasi alat	P-003	P-004
Fungsi	Mengalirkan Umpan Propilen dan Air dari Mixer (M-01) ke Heater (HE-01).	Mengalirkan hasil keluaran refluks FD-01 menuju ke MD-01

Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	174,7950	172,5166
Ukuran pipa :		
ID (in)	5,761	6,056
Sch N	40	40
IPS (in)	6	6
Efisiensi	83 %	76 %
Motor penggerak (HP)	2,2445	2,7441
Speed pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1
Harga	\$ 9517,551	\$ 9517,551

Tabel 3.9 Spesifikasi Pompa P-05 dan P-06.

Spesifikasi alat	P-005	P-006
Fungsi	Mengalirkan hasil keluaran refluks ACC-01 menuju ke MD-01	Mengalirkan produk samping Diisopropil Ether dari ACC-01 menuju ke T-02
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	11,424	4,478
Ukuran pipa :		
ID (in)	1,380	0,824
Sch N	40	40
IPS (in)	1.25	0.75
Efisiensi	40 %	40 %
Motor penggerak (HP)	0,2746	0,1167
Speed pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1

Harga	\$ 3918,991	\$ 3135,193
-------	-------------	-------------

Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa P-007 dan P-008.

Spesifikasi alat	P-007	P-008
Fungsi	Mengalirkan produk bottom dari RB-01 menuju ke MD-02	Mengalirkan hasil keluaran refluks ACC-02 menuju ke MD-02
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	239,3407938	20,461
Ukuran pipa :		
ID (in)	6,065	2,067
Sch N	40	40
NPS (in)	6	2
Efisiensi	78%	50%
Motor penggerak (HP)	2,9352	0,3784
Speed pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1
Harga	\$ 9405,580	\$ 5262,646

Tabel 3.11 Spesifikasi Pompa P-009 dan P-010.

Spesifikasi alat	P-009	P-010
Fungsi	Mengalirkan produk samping Isopropil Alkohol dari ACC-02 menuju ke T-03	Mengalirkan dari Produk bottom dari RB-02 menuju ke T-04
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal

Kapasitas (gpm)	26,341	135,545
Ukuran pipa :		
ID (in)	2,469	6,065
Sch N	40	40
NPS (in)	2,5	6
Efisiensi	55 %	75 %
Motor penggerak (HP)	0,7841	4,7331
<i>Speed</i> pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1
Harga	\$ 5262,646	\$ 8621,781

Tabel 3. 12 Spesifikasi Pompa P-011.

Spesifikasi alat	P-011
Fungsi	Mengalirkan produk samping Isopropil Alkohol dari ACC-02 menuju ke T-03
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	137,277
Ukuran pipa :	
ID (in)	6,065
Sch N	40
NPS (in)	6
Efisiensi	80 %
Motor penggerak (HP)	1,3661
<i>Speed</i> pompa (rpm)	3500
Jumlah	1
Harga	\$ 8621,781

## 6 Cooler

Tabel 3.13 Spesifikasi Cooler (CO-01).

Spesifikasi alat	CO-01
Fungsi	Mendinginkan produk dari reaktor (R-01)
Jenis	<i>Shell and Tube Condenser</i>
Bahan	Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Suhu masuk	160 °C
Suhu keluar	40 °C
Laju Transfer panas	1 atm
Spesifikasi <i>Shell</i>	
<i>Cold fluid</i>	Air Pendingin
Houtside	137550,9242 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F
DP calc	1,7808 psi
DP allow	10,0000 psi
Spesifikasi <i>Tube</i>	
<i>H outside</i>	4243,9094 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F
DP calc	5,0287 psi
DP allow	10 psi
Rd calc	0,002 hr.ft <sup>2</sup> .F/Btu
Rd req	0,002 hr.ft <sup>2</sup> .F/Btu
Harga	\$ 140000,000

Tabel 3.14 Spesifikasi Cooler (CO-02).

Spesifikasi alat	CO-02
Fungsi	Mendinginkan produk dari (MD-02)
Jenis	<i>Double pipe exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steels SA-301 Grade A</i>
Suhu masuk	82,71 °C
Suhu keluar	40 °C
Laju Transfer panas	1 atm
<i>Cold fluid</i>	<i>Inner (Air Pendingin)</i>
<i>sch</i>	40
ID	2,067 in
IPS	2 in
A”	0,622 ft <sup>2</sup>
OD	2,38 in
<i>Hot Fluid</i>	Arus keluaran (Annulus, Steam)
ID	3,068 in
OD	3,5 in
IPS	3 in
A”	0,917 ft <sup>2</sup>
Harga	\$ 15800

Tabel 3.15 Spesifikasi Cooler ( CO-03).

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>CO-03</b>
Fungsi	Mendinginkan Recycle dari RB-02
Jenis	<i>Shell and Tube Condenser</i>
Bahan	<i>Stainless Steels SA-301 Grade A</i>
Suhu masuk	99,94 °C
Suhu keluar	40 °C
Kebutuhan air pendingin	3,5807+E05 Kg/jam
Laju Transfer panas	1147,7944 ft <sup>2</sup>
Spesifikasi <i>Shell</i>	
OD	1 ¼ in
BWG	18
Pitch	2 in
Spesifikasi <i>Tube</i>	<i>Triangular</i>
ID	1
Pass Tabung	
Harga	\$ 102000

## 7 Menara destilasi

Tabel 3.16 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01).

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>MD-01</b>
Fungsi	Memisahkan DIPE, air, dan IPA berdasarkan titik didih.
Type	<i>Sieve Tray Coloumn</i>
T operasi	75°C
P operasi	1 atm
Diameter	1,557820331 m

Tebal shell	3/16 in
Tinggi head	1,421 m
Tebal head	¼ in
Jumlah tray	24 tray
Tebal tray	0,003 m
Tray spacing	0,3 m
Feed plate	Masuk pada plate ke 6
H total tower	9,7 m
Harga	\$ 3130000,000

Tabel 3.17 Spesifikasi Menara Destilasi ( MD-02).

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>MD-02</b>
Fungsi	Memisahkan DIPE, air, dan IPA berdasarkan titik didih.
Type	Sieve Tray Coloumn
T operasi	95°C
P operasi	1 atm
Diameter	1,66 m
Tebal shell	3/16 in
Tinggi head	1,421 m
Tebal head	¼ in
Jumlah tray	18 tray
Tebal tray	0,003 m
Tray spacing	0,3 m
Feed plate	Masuk pada plate ke 9
H total tower	7,2 m
Harga	\$ 2906000,000

## 8 Akumulator (ACC-01)

Tabel 3.18 Spesifikasi Akumulator (ACC-01).

<b>Spesifikasi Alat</b>	ACC-01
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara MD-01
Type	Tangki silinder horizontal
Volume	1654,4232 m <sup>3</sup>
Tekanan	1 atm
Diameter shell	540 in
Jumlah	1 buah
Tebal shell	0,2954 in
Tebal head	0,2897 in
Tinggi total	14,22 m
Tinggi head	9,98 in

Tabel 3.19 Spesifikasi Akumulator (ACC-02).

<b>Spesifikasi Alat</b>	ACC-02
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara MD-02
Type	<i>Tangki silinder horizontal</i>
Volume	5499 m <sup>3</sup>
Tekanan	1 atm
Diameter shell	772 in
Jumlah	1 buah
Tebal shell	0,2995 in
Tebal head	0,2898 in
Tinggi total	20 m
Tinggi head	10 in

Tabel 3.20 Spesifikasi Condensor (CD-01).

<b>Spesifikasi alat</b>	CD-01
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas Vertikal Knock Drum
Type	Shell and tube
Tube	
OD	1 ¼ in
BWG	18
Picth	1 in
Passes	1
Shell	
ID	1,15 in
Panjang tabung	18 ft
A	5019,6852 ft <sup>2</sup>
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 40000

Tabel 3.21 Spesifikasi Condensor (CD-02).

<b>Spesifikasi alat</b>	CD-02
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas Menara Distilasi 1
Type	Shell and tube
Tube	
OD	1 ¼ in
BWG	18
Picth	1 in
Passes	1
Shell	
ID	1,15 in
Panjang tabung	18 ft

A	4060,0395 ft <sup>2</sup>
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 43300

Tabel 3.22 Spesifikasi Condensor (CD-03).

Spesifikasi alat	CD-02
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas Menara Distilasi II
Type	Shell and tube
Tube	
OD	1 ¼ in
BWG	18
Picth	1 in
Passes	1
Shell	
ID	1,15 in
Panjang tabung	18 ft
A	4060,0395 ft <sup>2</sup>
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 43300

## 10 Reboiler (RB-01)

Tabel 3.23 Spesifikasi Reboiler (RB-01).

Spesifikasi alat	RB-01
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD I sebagai hasil bawah
Type	Kattle Reboiller
Tube	
OD	1 ¼ in

BWG	18
Picth	3 in
Pass tabung	3
Shell	
ID	1,15 in
Panjang tabung	18 ft
A	4281,4962 ft <sup>2</sup>
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 30200

Tabel 3.24 Spesifikasi Reboiler ( RB-02).

Spesifikasi alat	RB-02
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD II sebagai hasil bawah
Type	Kattle Reboiller
Tube	
OD	1 ¼ in
BWG	18
Picth	1 in
Pass tabung	1
Shell	
ID	1,15 in
Panjang tabung	18 ft
A	4060,0395 ft <sup>2</sup>
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 30200

## 11 Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3.25 Spesifikasi HE ( HE-01).

Spesifikasi alat	HE-01
Fungsi	untuk memanaskan Propilen dan H <sub>2</sub> O keluaran dari Mixer (M-01) menuju reaktor dari suhu 30°C menjadi 160°C, dengan media pemanas steam
Jenis	<i>Double pipe</i>
Bahan	Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Suhu masuk	30 °C
Suhu keluar	160 °C
Laju Transfer panas	1 atm
<i>Cold fluid</i>	Air Pendingin
<i>sch</i>	40
ID	2,067 in
IPS	2 in
A''	0,622 ft <sup>2</sup>
OD	2,38 in
<i>Hot Fluid</i>	Arus keluaran
ID	4,026 in
OD	4,5 in
IPS	4 in
A''	1,178 ft <sup>2</sup>
Harga	\$ 28100

Tabel 3.26 Spesifikasi HE ( HE-02).

Spesifikasi alat	HE-02
Fungsi	Memanaskan produk dari (FD-01)
Type	1-2 Shell and tube heat exchanger
Tube	
OD	1 ¼ in
BWG	18
Picth	1 in
Pass tabung	1
Shell	
ID	1,15 in
Panjang tabung	18 ft
A	8046,2601 ft <sup>2</sup>
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 190000

### 1.2.4 Neraca Massa Alat

Tabel 3.27 Neraca Massa Total.

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	4475,017	1342,505
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,880	0,880
CO <sub>2</sub>	0,880	0,880
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	-	4027,516
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	-	380,376
H <sub>2</sub> O	26850,110	25574,726
Total	31327	31327

#### 1. Mixer (M-01)

Tabel 3.28 Neraca Massa Mixer.

Komponen	Masuk (Kg/Jam)			Keluar (Kg/Jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 6	Arus 3
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	3803,765	-	671,252	4475,017
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,440	-	0,440	0,880
CO <sub>2</sub>	0,440	-	0,440	0,880
H <sub>2</sub> O	-	26850,110	-	26850,110
Total	3804,645	26850,110	672,132	31327
		31327		31327

## 2. Reaktor (R-01)

Tabel 3.29 Neraca Massa Reaktor.

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 3	Arus 4
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	4475,017	1342,505
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,880	0,880
CO <sub>2</sub>	0,880	0,880
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	-	4027,516
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	-	380,376
H <sub>2</sub> O	26850,110	25574,726
Total	31327	31327

## 3. Vertical Knock Drum (VKD-01)

Tabel 3.30 Neraca Massa Vertical Knock Drum.

Komponen	Masuk	Keluar	
	(Kg/Jam)	(Kg/Jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 8
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	1342,505	1342,505	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,880	0,880	
CO <sub>2</sub>	0,880	0,880	
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	4027,516		4027,5160
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	380,376		380,376
H <sub>2</sub> O	25574,726		25574,726
Total		1344,265	29982,619
	31327		31327

#### 4. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.31 Neraca Massa Menara Destilasi I.

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Liquid	Vapor
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	380,376	19,018	361,357
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	4027,516	3987,240	40,275
H <sub>2</sub> O	25574,726	25574,726	-
Total	29983	29983	

#### 5. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.32 Neraca Massa Menara Destilasi II.

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Liquid	Vapor
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	19,0188	-	19,018
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	3987,240	119,362	3787,878
H <sub>2</sub> O	25574,726	25574,726	25,574
Total	29581	29581	

### 4.2.3 Neraca Panas.

#### 1. Heater (HE-01)

Tabel 3.33 Neraca Panas Heater 1.

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
<b>Q In</b>	164967829,920	<b>Q Out</b>	867072890
<b>Q Pemanas</b>	850576107,490		
<b>Total</b>	867072890	<b>Total</b>	867072890

#### 2. Heater (HE-02)

Tabel 3.34 Neraca Massa Heater 2.

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
<b>Q In</b>	8998014,750	<b>Q Out</b>	8828957,790
		<b>Q Pemanas</b>	169056,970
<b>Total</b>	8998014,750	<b>Total</b>	8998014,750

#### 3. Reaktor

Tabel 3.35 Neraca Panas Reaktor.

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
<b>Q In</b>	824544085,100	<b>Q Out</b>	849902696,900
$\Delta H_{rks}$	339042,140		
		<b>Q Pendingin</b>	2501956,650
<b>Total</b>	824883127,250	<b>Total</b>	824883127,250

#### 4. Vertikal Knock Drum (VKD)

Tabel 3.36 Neraca Panas *Vertikal Knock Drum*.

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
Q In	39816766,05	Q Out (gas)	210194034,730
		Q Out (cair)	396065720,190
<b>Total</b>	<b>39816766,05</b>	<b>Total</b>	<b>39816766,050</b>

#### 5. Menara Distilasi I

Tabel 3.37 Neraca Panas Menara Distilasi I.

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H_{\text{umpan}}$	8863995,740	$\Delta H_{\text{bottom}}$	8808098,289
$\Delta H_{\text{reboiler}}$	18717,820	$\Delta H_{\text{destilat}}$	42560,41549
		$\Delta H_{\text{condensor}}$	32054,850
<b>Total</b>	<b>8882713,556</b>	<b>Total</b>	<b>8882713,556</b>

#### 6. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.38 Neraca Panas Menara Destilasi II

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H_{\text{umpan}}$	8808552,617	$\Delta H_{\text{bottom}}$	8064212,820
$\Delta H_{\text{reboiler}}$	1816184,445	$\Delta H_{\text{destilat}}$	665636,045
		$\Delta H_{\text{condensor}}$	1894888,200
<b>Total</b>	<b>10624737,060</b>	<b>Total</b>	<b>10624737,060</b>

## 7. Coler (CO-01)

Tabel 3.39 Neraca Panas Cooler 1

<b>Panas Masuk (Kj/Jam)</b>		<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>	
<b>Q In</b>	840170461,831	<b>Q Out</b>	50258138,293
		<b>Q Pendingin</b>	78991232,353
<b>Total</b>	840170461,831	<b>Total</b>	840170461,831

## 8. Cooler (CO-02)

Tabel 3.40 Neraca Panas Cooler 2

<b>Panas Masuk (Kj/Jam)</b>		<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>	
<b>Q In</b>	10114509,961	<b>Q Out</b>	10013033,940
		<b>Q Pendingin</b>	101476,021
<b>Total</b>	10114509,961	<b>Total</b>	10114509,961

## 9. Cooler (CO-03)

Tabel 3.41 Neraca Panas Cooler 3.

<b>Panas Masuk (Kj/Jam)</b>		<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>	
<b>Q In</b>	660778,233	<b>Q Out</b>	166919,182
		<b>Q Pendingin</b>	493859,051
<b>Total</b>	660778,233	<b>Total</b>	660778,233

Tabel 3.42 Neraca Panas Coler 4.

<b>Panas Masuk (Kj/Jam)</b>		<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>	
<b>Q In</b>	8048040,572	<b>Q Out</b>	538675,485
		<b>Q Pendingin</b>	7509365,087
<b>Total</b>	8048040,572	<b>Total</b>	8048040,572

**10. Condenser (CD-01)**

Tabel 3.43 Neraca Panas Condensor recycle 1

<b>Panas Masuk (Kj/Jam)</b>		<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>	
<b>Q In</b>	113998363,501	<b>Q Out</b>	16045953,020
		<b>Q Pendingin</b>	110647995,772
<b>Total</b>	113998363,501	<b>Total</b>	113998363,501

**11. Condenser (CD-02)**

Tabel 3.44 Neraca Panas Condenser 2.

<b>Panas Masuk (Kj/Jam)</b>		<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>	
<b>Q In</b>	32224,197	<b>Q Out</b>	31364,441
		<b>Q Pendingin</b>	859,756
<b>Total</b>	32224,197	<b>Total</b>	32224,197

### 13. Condenser (CD-03)

Tabel 3.45 Neraca Panas Condenser 3

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
<b>Q In</b>	617618,402	<b>Q Out</b>	526821,244
		<b>Q Pendingin</b>	90797,158
<b>Total</b>	617618,402	<b>Total</b>	617618,402

### 14. Reboiler (RB-01)

Tabel 3.46 Neraca Panas Reboiler 1.

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H_{\text{umpan}}$	8863995,740	$\Delta H_{\text{bottom}}$	8808098,289
$\Delta H_{\text{reboiler}}$	18717,820	$\Delta H_{\text{destilat}}$	42560,41549
		$\Delta H_{\text{condensor}}$	32054,850
<b>Total</b>	8882713,556	<b>Total</b>	8882713,556

### 15. Reboiler (RB-02)

Tabel 3.47 Neraca Panas Reboiler 2.

Panas Masuk (Kj/Jam)		Panas Keluar (Kj/Jam)	
$\Delta H_{\text{umpan}}$	8808552,617	$\Delta H_{\text{bottom}}$	8064212,82
$\Delta H_{\text{reboiler}}$	1816184,445	$\Delta H_{\text{destilat}}$	665636,045
		$\Delta H_{\text{condensor}}$	1894888,20
<b>Total</b>	10624737,06	<b>Total</b>	10624737,06



## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Pemilihan Lokasi Pabrik

Secara geografis, lokasi memberikan pengaruh besar terhadap beroperasinya pabrik isopropil alkohol. Landasan pemilihan lokasi menjadi pertimbangan yang serius dengan melihat aspek-aspek seperti distribusi bahan baku, produk, pangsa pasar, sumber daya manusia, transportasi, lingkungan, dan utilitas.



Gambar 3.1 Pencitraan Satelit Kawasan Warnasari, Banten (*Google Earth*)

Kawasan Warnasari, Serang, Banten (Gambar 3.1) dipilih sebagai lokasi berdirinya pabrik isopropil alkohol dengan melihat beberapa aspek dan pertimbangan yang terbagi menjadi faktor primer dan sekunder.

#### 1. Faktor Primer

Faktor primer meliputi proses produksi dan distribusi pabrik. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama khususnya maupun bahan baku samping umumnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan untuk pengamanan ketersediaan bahan baku dan perolehan bahan baku yang ekonomis. Bahan baku yang digunakan yaitu propilen yang dipasok dari PT. Chandra Asri *Petrochemical* (Cilegon) dengan kapasitas produksi propilen sebesar 490.000 ton/tahun.

b. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik harus mendekati dengan keberadaan konsumen. Pemilihan tersebut untuk simplifikasi distribusi dan pemasaran produk. Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin untuk kelangsungan pabrik. Dari segi pemasaran, lokasi pabrik relatif strategis karena dekat dengan konsumen yang membutuhkan bahan baku isopropil alkohol, misalnya industri farmasi, industri kosmetik, dan pelumas. Tabel 1.5 menunjukkan daftar perusahaan yang menggunakan isopropil alkohol sebagai bahan bakunya. Dari Tabel 1.5 dilihat bahwa lokasi pabrik yang berpotensi membeli bahan baku isopropil alkohol terletak berdekatan dengan lokasi pabrik yang akan didirikan.

Tabel 4.1 Daftar perusahaan yang menggunakan isopropil alkohol dalam negeri.

No	Nama Perusahaan	Jenis Industri	Lokasi Pabrik
1	PT Ikeuchi Indonesia	Disinfektan dan Pewangi	Bekasi, Jawa Barat
2	PT Kimia Farma Tbk	Disinfektan dan Hand Sanitizer	Jakarta
3	PT Pasific	Cat dan Tinta	Jakarta Utara

(Kementerian Perindustrian, 2020)

### c. Sarana Transportasi

Penetapan lokasi kecamatan Kawasan Warnasari, Serang, Banten telah memenuhi kriteria lokasi yang memiliki infrastruktur :

#### - Transportasi Darat

Jarak antara lokasi bahan baku (propilen) dengan lokasi pabrik isopropil alkohol menggunakan transportasi darat adalah kurang lebih 25 km. Untuk sarana transportasi lainnya dapat dilakukan melalui darat dengan adanya jalan raya berjarak 12.3 km dari Pelabuhan Merak dan dekat dengan 138 dari Bandara Radin Inten.

#### - Transportasi Udara

Bandara Udara Soekarno-Hatta International Airport, Kota Tangerang, Banten, Kota Tangerang Selatan, Banten. Kedua bandara berada sejauh  $\pm 126$  km dari pabrik.

#### - Transportasi Laut

Jarak antara lokasi pendirian pabrik isopropil alkohol berdekatan dengan Pelabuhan Indonesia II dan Pelabuhan Umum Merak Banten.

### d. Ketersediaan Tenaga Kerja (SDM)

Tabel 1.3 menunjukkan bahwa lokasi yang dipilih memiliki potensi untuk mudah memperoleh tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik, hal ini dibuktikan pada kawasan industri terdapat pemukiman warga contohnya seperti Komplek Anyer Residence,

Pemukiman Tegal Ratu, dan Perumahan Bumi Waringin Asri. Selain itu juga terdapat kompleks perumahan PT *Synthetic Rubber*, PT Chandra Asri Petrochemical, dan PT. Otsuka Lautan Chemical. Tenaga kerja juga berpotensi sebagai tenaga kerja yang memiliki pendidikan dan keahlian yang diperlukan karena terdapat Politeknik Krakatau, LP3K dan Institut Teknologi Indonesia (ISI) di Provinsi Banten. PT Krakatau Industrial Estate Cilegon (PT. KIEC) juga memiliki sekolah bertaraf internasional untuk mendukung pendidikan di sekitar kawasan industri.

e. Kebutuhan Air dan Listrik (Utilitas)

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik, air dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Lokasi yang dipilih berada di kawasan Warnasari, Serang, Banten sehingga kebutuhan listrik dapat diperoleh tanpa perlu mengolah sendiri, khusus bahan bakar diesel dipesan dari PT Pertamina RU VI Balongan sedangkan air proses dapat diolah sendiri karena dekat dengan laut. Pada area terdekat, sumber energi yang dapat diakses diantaranya PT Krakatau Industrial Estate Cilegon memiliki pembangkit listrik sebesar 3.400 MVA dan industri pembangkit air proses sebesar 2.000 L/s. Apabila masih kurang dapat diperoleh persediaan listrik dari PLTU Suralaya dan persediaan air dari Krakatau Tirta Industri *Water Treatment Plant*.

f. Keadaan dan Iklim

Tabel 1.3 menunjukkan letak geografisnya kota Cilegon berada dibagian paling ujung sebelah Barat Pulau Jawa di tepi Selat Sunda. Kota Cilegon dikenal sebagai kota industri. Kota Cilegon memiliki berbagai macam objek vital negara, antara lain 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, (Rencana Lot) Pembangunan Jembatan Selat Sunda dan (Rencana Lot) Kawasan Industri Berikat Selat Sunda. Kekurangannya yaitu rawan gempa karena berbatasan langsung dengan Selat Sunda dan Anak Gunung Krakatau. Berdasarkan iklim, Kota Cilegon mempunyai iklim tropis dengan suhu rata-rata 22 °C – 33 °C, curah hujan maksimum terjadi pada bulan Desember Februari dan minimum pada bulan Juli-September dengan intensitas rata-rata 143.5 mm per bulan. Kota Banten sebagaimana iklim di rata-rata wilayah Indonesia yaitu tropis dan tidak ekstrim.

Tabel 4.2 Perbandingan Pemilihan Lokasi Pabrik 1

Faktor	Lokasi		
	Pelabuhan Bakauheni, Lampung Selatan	Warnasari, Serang, Banten	Guntung, Kalimantan Timur (PT. Pupuk Kaltim)
Bahan Baku	Jarak dengan bahan baku propilen yang diperoleh dari PT. Chandra Asri yaitu 60,7 km	Jarak dengan bahan baku propilen yang diperoleh dari PT. Chandra Asri dengan jarak 13,8 km.	Jarak dengan bahan baku propilrn yang diperoleh dari PT. Chandra Asri yaitu jarak 2.212 km.
Transportasi	Sarana transportasi dapat dilakukan melalui darat dengan adanya jalan raya, berjarak 2 km dari Pelabuhan Bakauheni dan Bandara Radin Inten II 106 km.	Sarana transportasi dapat dilakukan melalui darat dengan adanya jalan raya berjarak 12.3 km dari Pelabuhan Merak dan dekat dengan 138 dari Bandara Radin Inten	Sarana transportasi dapat dilakukan melalui darat dengan adanya jalan raya, berjarak 6,1 km dari Pelabuhan Tanjung Redeb dan dekat dengan Bandara Internasional Sepinggan (117 km).
Pasar Utama	Jarak ke pasar utama produk (PT.Chandra Asri 148 km, PT. Visco Prima Indonesia 158 km.	Jarak ke pasar utama produk (PT. Chandra Asri 125 km) dan PT. Visco Prima Indonesia 117 km.	Jarak ke pasar utama produk (PT Chandra Asri 2.356 km) dan (PT. Visco Prima Indonesia 2.336 km).

Faktor	Lokasi		
	Pelabuhan Bakauheni, Lampung Selatan	Cilegon, Banten (PT. Krakatau Cilegon)	Guntung, Kalimantan Timur (PT. Pupuk Kaltim)
Tenaga Kerja	Sangat mudah didapat karena lokasi merupakan daerah kawasan industri. Jumlah angkatan kerja sebanyak 179.673 (BPS, 2019)	Sangat mudah didapat karena lokasi merupakan daerah kawasan industri. Jumlah angkatan kerja sebanyak 198.294 (BPS, 2019)	Relatif mudah didapat Jumlah angkatan kerja sebanyak 56.051 (BPS, 2019)
UMR	Rp 2.185.101 (BPS,2020)	Rp 3.693.411 (BPS,2020)	Rp 3.640.294 (BPS,2020)
Ketersediaan Lahan	1.200 Ha	426 Ha	450 Ha
Utilitas	Sumber air dekat dengan Pelabuhan Bakauheni dan sumber listrik dari PLN Kalianda Bakauheni dengan kapasitas 100 MW	Sumber air dekat dengan air laut Anyer dan sumber listrik didukung oleh PT. Krakatau Steel dengan kapasitas 400 MW	Sumber air dekat dengan air laut dan sumber listrik didukung oleh PT. Kaltim dengan kapasitas 150 MW
Iklim dan Cuaca	Iklim tropis dengan suhu sekitar 25°C-31°C dan rata-rata curah hujan 140.6 mm per bulan.	Iklim tropis dengan suhu sekitar 23°C-34°C dan rata-rata curah hujan 143.5 mm per bulan.	Iklim tropis dengan suhu rata-rata 28-35°C dan rata-rata curah hujan 280.3 mm per bulan.
Kebijakan Pemerintah	Mendapat dukungan dari pemerintah	Mendapat dukungan dari pemerintah	Mendapat dukungan dari pemerintah

Tabel 4.3 Skor Tiap Faktor

No	Faktor	Skor
1	<b>Bahan Baku</b>	
	Jarak (km)	
	0 – 25	100
	26 – 50	90
	51 – 75	80
	76 – 100	70
	101 – 125	60
	126 – 150	50
2	<b>Transportasi</b>	
	Darat dan Laut	100
	Darat	70
	Laut	50
3	<b>Pasar Utama</b>	
	Jarak (km)	

	<100	100
	101 – 300	90
	301 – 500	80
	501 – 700	70
	701 – 900	60
	>900	50
<b>4</b>	<b>Tenaga Kerja</b>	
	>20.000	100
	17.500 - 20.000	90
	15.000 - 17.500`	80
	12.500 - 15.000	70
	10.000 - 12.500	60
	<10.000	50
<b>5</b>	<b>UMR</b>	
	<Rp 2.000.000	100
	Rp 2.000.001 - Rp 2.500.000	90
	Rp 2.500.001 - Rp 3.000.000	80
	Rp 3.000.001 - Rp 3.500.000	70
	Rp 3.500.001 - Rp 4.000.000	60
	>Rp 4.000.000	50
<b>No</b>	<b>Faktor</b>	<b>Skor</b>
<b>6</b>	<b>Utilitas</b>	
	a. Sumber Air	
	Sungai dan Laut	100
	Sungai	70
	Laut	50
	b. Sumber Listrik (MW)	
	>500	100
	401-500	90
	301-400	80
	201-300	70
	101-200	60
	<100	50
<b>7</b>	<b>Ketersediaan Lahan (Ha)</b>	
	>120	100
	91-120	90
	71-90	80
	46-70	70
	20-45	60
	<20	50
<b>8</b>	<b>Kebijakan Pemerintah</b>	
	Mendukung	100
	Tidak mendukung	50
<b>9</b>	<b>Kondisi Iklim dan Cuaca</b>	
	Stabil	100
	Tidak Stabil	50

Berikut adalah perbandingan pemilihan lokasi pabrik isopropil alkohol berdasarkan metode pemeringkatan faktor dapat dilihat pada

Tabel 1.5.

Tabel 4.4 Pemeringkatan Faktor Lokasi Pemilihan Pabrik Isopropil Alkohol.

Faktor	Bobot	Skor Lokasi			Skor Berimbang		
		Pelabuhan Bakauheni	Cilegon, Banten	Guntung, Kaltim	Pelabuhan Bakauheni	Cilegon, Banten	Guntung, Kaltim
Bahan Baku	0,200	80	100	50	16,000	20,000	10,000
Transportasi	0,115	100	100	100	11,500	11,500	11,500
Pasar Utama	0,200	100	100	50	20,000	20,000	10,000
Tenaga Kerja	0,100	50	90	100	5,000	9,000	10,000
UMR	0,070	90	60	60	6,300	4,200	4,200
Ketersediaan Lahan	0,100	100	100	100	10,000	10,000	10,000
Utilitas	0,115	75	90	80	8,625	10,350	9,200
Kondisi Iklim dan Cuaca	0,050	100	100	100	5,000	5,000	5,000
Kebijakan Pemerintah	0,050	100	100	100	5,000	5,000	5,000
Total	1,000				87,425	95,050	74,900

Keterangan :

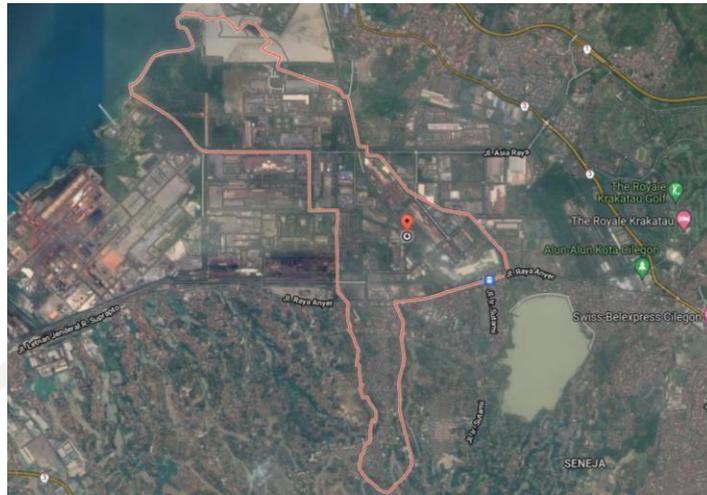
$\geq 85$  : Sangat Baik

75 - 84 : Baik

65 - 74 : Cukup

$\leq 64$  : Kurang

Berdasarkan hasil pemeringkatan skor, Cilegon, Banten memiliki skor yang paling tinggi yaitu sebesar 95,050 dibandingkan dengan Pelabuhan Bakauheni Lampung dan Guntung Kalimantan Timur yang mendapatkan skor masing-masing 87,425 dan 74,900, sehingga pabrik isopropil alkohol akan didirikan di Warnasari, Kecamatan Anyar, Serang, Banten. Peta lokasi wilayah dan lahan pendirian lokasi pabrik tersebut ditunjukkan oleh Gambar 1.4.



Gambar 4.1 Letak Geografis Pabrik IPA Indonesia.

## 2. Faktor Sekunder

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik namun, berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

### a. Perluasan Pabrik

Memiliki pertimbangan untuk ekspansi pabrik dalam jangka 10 atau 20 tahun ke depan. Perluasan pabrik adalah salah satu hal untuk mengembangkan potensi pabrik yang didirikan sehingga hal ini kemungkinan besar terjadi apabila pabrik masih berdiri. Pentingnya hal ini agar tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

### b. Perizinan

PT IPA Indonesia akan bekerja sama dengan Dinas Perindustrian dan Perdagangan Provinsi Banten mengadakan kegiatan Sosialisasi Sistem Informasi Industri Nasional (SIINas) serta Sosialisasi Perizinan dan Regulasi Industri (IUI) bagi perusahaan industri di Kawasan Industri. Peraturan Menteri Perindustrian No.15 Tahun

2019 tentang Perizinan Izin Usaha Industri, pabrik yang akan didirikan telah mendapat payung hukum.

c. Prasarana dan Fasilitas

PT IPA Indonesia memiliki fasilitas sejumlah hotel, rumah sakit, gelanggang olahraga, pemadam kebakaran, petugas keamanan 24-jam, supermarket/pasar, kompleks perumahan, bank, tempat rekreasi masyarakat dan lapangan golf. Hal ini menunjang fasilitas yang di daerah pabrik yang akan didirikan apabila telah beroperasi.

d. Masyarakat

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka dan mendukung berkembangnya industri kreatif di kawasan tersebut yang artinya menambah kesejahteraan masyarakat. Selain itu, pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah mendapat jaminan dari PT IPA Indonesia.

## 4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan dan dipersiapkan untuk meningkatkan keselamatan, keamanan dan kenyamanan dalam segala aspek. Secara umum tujuan perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi. Dengan adanya kombinasi yang optimal ini diharapkan proses produksi akan berjalan lancar dan para karyawan juga akan selalu merasa senang dengan pekerjaannya.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

1. Kemudahan dalam operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan

kemudahan dalam pemeliharaan peralatan proses serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi.

2. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
3. Keselamatan kerja para pekerja harus dijamin melalui penerapan tata letak pabrik yang tepat.
4. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa bagi personil diantaranya peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan berbahaya.
5. Adanya kemungkinan perluasan pabrik.
6. Adanya servis area seperti tempat parkir dan kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid dan gedung pertemuan serta gedung olahraga yang dapat dimanfaatkan oleh umum.
7. Harus memperhatikan masalah pengolahan limbah agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan.
8. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis.

Secara garis besar layout pabrik terbagi atas beberapa daerah utama yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Arena ini terdiri dari:

- a. Daerah 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-fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula, dan masjid.

## 2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah proses dan ruang kontrol merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

## 3. Daerah pergudangan, umum, bengkel dan garasi

Daerah pergudangan, umum, bengkel dan garasi merupakan lokasi penyimpanan bahan baku serta alat penunjang mesin lainnya. Bengkel digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin serta alat-alat penunjang produksi.

## 4. Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran

Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran merupakan pusat lokasi kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

### **4.2 Tata Letak Alat Proses**

Dalam perancangan pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan adalah:

#### 1. Aliran bahan baku dan produk

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

#### 2. Aliran udara

Diperlukannya perhatian mengenai kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya

stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan bagi keselamatan para pekerja, dan selain itu juga harus memperhatikan arah hembusan angin.

### 3. Operasi

Pada peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat *control room*. *Valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

### 4. Pencahayaan

Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi untuk keselamatan, maka harus diberikan penerangan tambahan. Selain itu, penerangan seluruh pabrik haruslah memadai demi keselamatan.

### 5. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak peralatan, maka yang perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, dan selain itu juga keamanan menjadi prioritas utama.

### 6. Keamanan

Letak alat-alat proses harus tepat dan sebaik mungkin, apabila terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran. Selain itu tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- b. Dapat mengaktifkan penggunaan luas lantai.

- c. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

#### 7. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *heat exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan tube.

#### 8. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

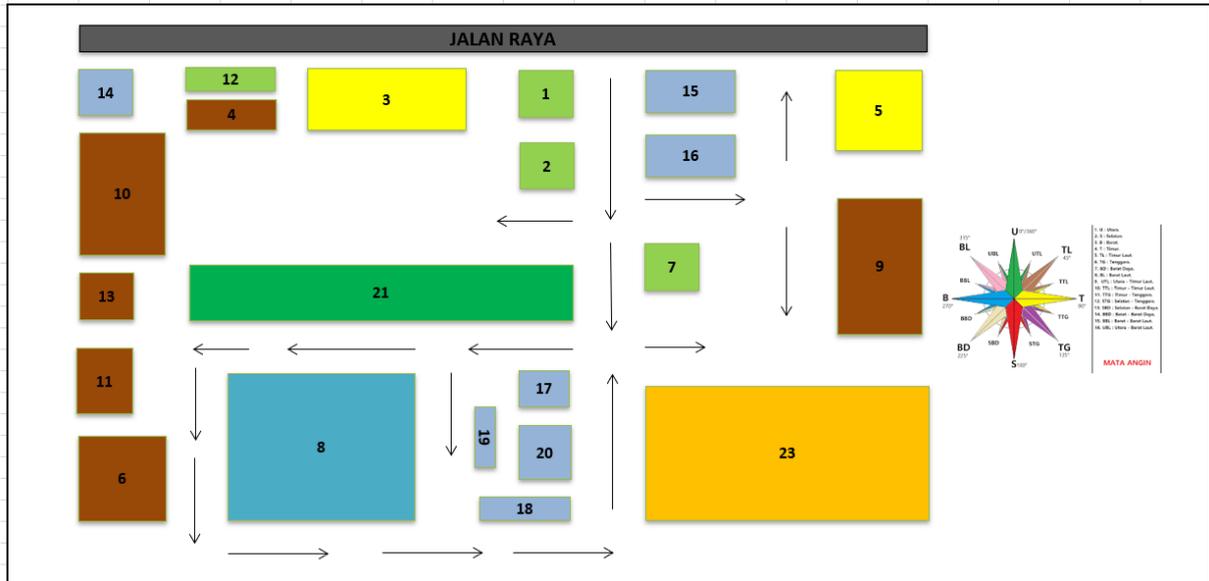
#### 9. Pertimbangan ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan biaya operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan perpipaian yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

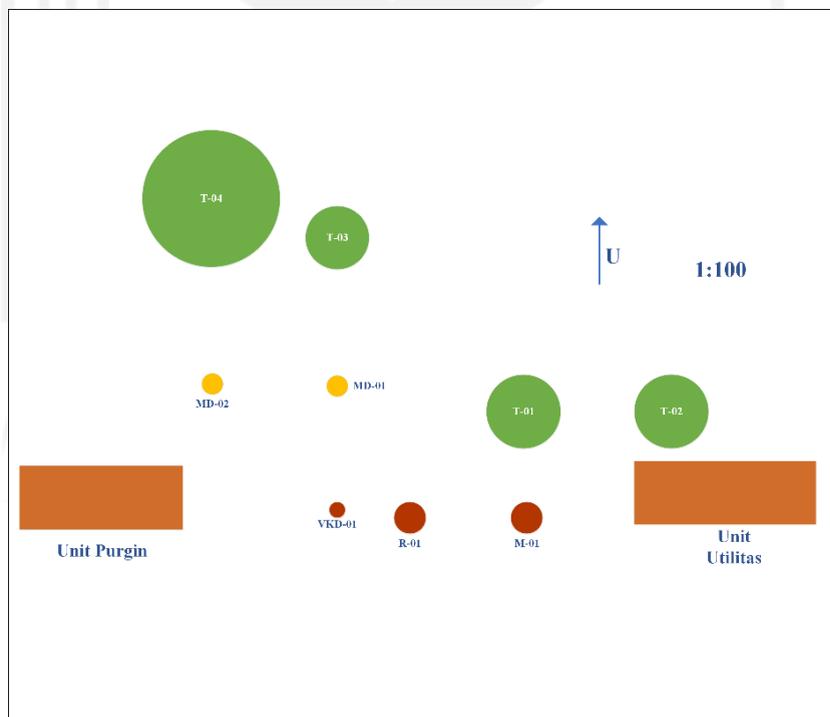
#### 10. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya diberi jarak aman dari alat proses lainnya, sehingga apabila

terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Skala 1:2500



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1:100

Tabel 4.5 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.

No Lokasi	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m <sup>2</sup> )
		P (m)	L(m)	
1	Pos keamanan	8	8	64
2	Stasiun penimbangan	8	10	80
3	Parkiran karyawan	50	20	1000
4	Parkiran Tamu	10	5	50
5	Parkiran Truk	15	10	150
6	Gudang bahan baku	94	70	6598
7	Utilitas	40	40	1600
8	Area produksi unit	50	50	2500
9	Area penyimpanan produk	25	30	750
10	Kantor utama	35	20	700
11	Laboratorium	20	15	300
12	Kantin	15	15	225
13	Mesjid	20	15	300
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	Control room	10	8	80
20	Kantor produksi dan proses	15	15	225
21	Taman	100	20	2000
22	Jalan	40	10	400
23	Area perluasan	40	30	1200

Total Luas Tanah	20547
------------------	-------

#### 4.2.1 Pelayanan Utilitas

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

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

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

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

2. Unit Penyediaan *Steam*

Digunakan untuk proses pemanasan di *heat exchanger*.

3. Unit Penyediaan Listrik

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

4. Unit penyediaan udara bertekanan

Berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

5. Unit pengolahan limbah

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

#### **4.2.2 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Supply Section*)**

##### **1. Unit Penyediaan Air**

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Unit ini sangat berpengaruh dalam kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Dalam memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut yang sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air baku yang digunakan berasal dari air laut pantai Anyer, Serang, Banten. Pertimbangan menggunakan air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

##### **Kelebihan :**

- a) Dapat diperoleh dalam kapasitas yang besar dikarenakan cakupan laut yang luas dan tidak terbatas. Hal ini juga telah diterapkan beberapa pabrik di Indonesia menggunakan air laut sebagai utilitas karena meminimalisir adanya pengurangan konsumsi air tawar.
- b) Letak laut berada tidak terlalu jauh dengan pabrik.
- c) Dapat digunakan dalam skala panjang.

##### **Kekurangan :**

- a) Pengolahan air laut cenderung membutuhkan biaya yang lebih banyak jika dibandingkan air sungai dan air sumur karena membutuhkan proses desalinasi untuk pemisahan garam-garam mineral dan air. Air yang berada dalam lingkungan pabrik, digunakan untuk:

a. Air untuk proses

Hal-hal yang diperhatikan dalam air proses antara lain:

- ✓ Kesadahan (hardness) yang dapat menyebabkan kerak
- ✓ Oksigen yang dapat menimbulkan korosi
- ✓ Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan film yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

b. Air pendingin

Pada umumnya, ada beberapa faktor yang menyebabkan air digunakan sebagai media pendingin, yaitu:

- ✓ Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
- ✓ Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- ✓ Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi dan tidak terdekomposisi.
- ✓ Tidak mengalami peyusutan yang berarti dalam batasan dengan adanya temperatur pendinginan

c. Air boiler

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

- ✓ Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas

terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  yang masuk ke badan air.

- ✓ Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale reforming*)

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

- ✓ Zat yang menyebabkan *Foaming* dan *Priming*

*Foaming* adalah terbentuknya gelembung atau busa dipermukaan air dan keluar bersama *steam*. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik dan anorganik dalam jumlah cukup besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi. Sedangkan, *Priming* adalah adanya tetes air dalam *steam* (buih dan kabut) yang menurunkan efisiensi energi *steam* dan pada akhirnya menghasilkan deposit kristal garam. *Priming* dapat disebabkan oleh konstruksi boiler yang kurang baik, kecepatan alir yang berlebihan atau fluktuasi tiba-tiba dalam aliran.

#### d. Air sanitasi

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

- ❖ Syarat fisik :
  - Suhu normal dibawah suhu udara luar
  - Warna jernih
  - Tidak berasa
  - Tidak berbau

❖ Syarat kimia :

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun

❖ Syarat bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen, seperti *Salmonella*, *Pseudomonas*, *Escherichia coli*.

## 2. Unit Pengelolaan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air laut dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi secara fisik dan kimia. Adapun tahapan–tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

a. Penyaringan Awal/*screen*

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari laut harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air laut dilewatkan *screen* (penyaringan awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian dialirkan ke bak pengendap.

b. Bak pengendap

Air laut setelah melalui *filter* dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air laut yang tidak lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

c. Bak penggumpal

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak

penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Adapun reaksi yang terjadi dalam bak penggumpal adalah:



d. *Clarifier*

Air setelah melewati bak penggumpal dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan/ mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan *agitator*. Air keluar *clarifier* dari bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blow down* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

e. Bak Penyaring/*sand filter*

Air setelah keluar dari *clarifier* dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

f. Desalinasi

Desalinasi pada pabrik isopropil alkohol ini menggunakan teknologi *Membrane Reverse Osmosis*. *Reverse Osmosis* adalah suatu

proses buatan yang berkebalikan dengan osmosis biasa. Pada proses osmosis, air akan melewati membran semi-permeabel ke arah konsentrasi yang lebih tinggi. Proses ini adalah proses yang terjadi secara alami. Sedangkan pada *reverse osmosis* air yang memiliki konsentrasi garam yang tinggi dipompakan dengan tekanan yang tinggi kedalam membran, sehingga proses perpindahan massa akan memiliki arah yang terbalik daripada peristiwa osmosis. Air yang memiliki kadar salinitas yang rendah akan menembus membran, sedangkan yang masih bersisa akan menjadi konsentrat dari proses ini. Dengan *reverse osmosis*, air laut yang memiliki kadar berkisar 10.000 ppm bisa diturunkan menjadi 100 ppm. Air keluaran dari proses desalinasi ini akan didistribusikan ke setiap bagian bak penampung.

g. Bak Penampung Sementara

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang siap akan kita distribusikan sebagai air perumahan/ perkantoran, air umpan boiler, air pendingin dan sebagai air proses.

## 2. Tangki Karbon Aktif

Air setelah melalui bak penampung dialirkan ke Tangki Karbon Aktif. Air harus ditambahkan dengan klorin atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klorin adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin

dalam air membentuk asam hipo klorit, reaksinya adalah sebagai berikut:



Selanjutnya, asam hipo klorit pecah sesuai reaksi berikut:



Kemudian air dialirkan ke Tangki air bersih untuk keperluan air minum dan perkantoran.

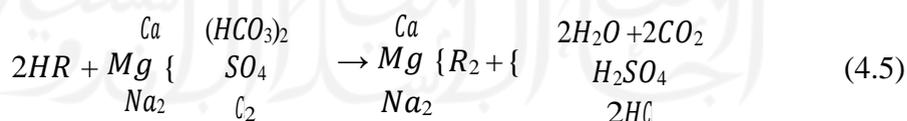
#### 2.1.1.1.1 Tangki air bersih

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

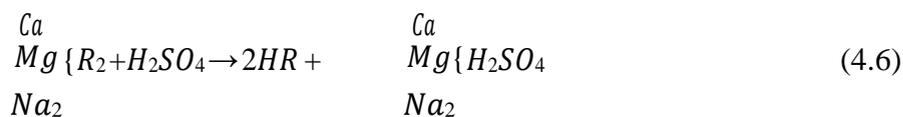
#### 2.2 Tangki Kation Exchanger

Air dari bak penampung berfungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke tangki *cation exchanger*. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion  $\text{H}^+$  sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion  $\text{H}^+$ .

Adapun reaksinya adalah sebagai berikut:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu di regenerasi kembali dengan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ). Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :



### 2.3 Tangki Anion Exchanger

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* kemudian diumpankan ke tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $CO_3^{2-}$ ,  $Cl^-$ , dan  $SO_4^{2-}$  akan terikat dengan resin. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :

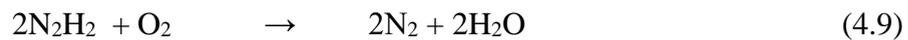


Sebelum masuk *boiler* air diproses dalam unit deaerator dan unit pendingin.

### 2.4 Unit Deaerator

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen ( $O_2$ ) dan karbondioksida ( $CO_2$ ). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas  $O_2$  dan  $CO_2$  yang dapat

menimbulkan korosi. Di dalam deaerator di injeksikan bahan kimia berupa hidrazin ( $N_2H_2$ ) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

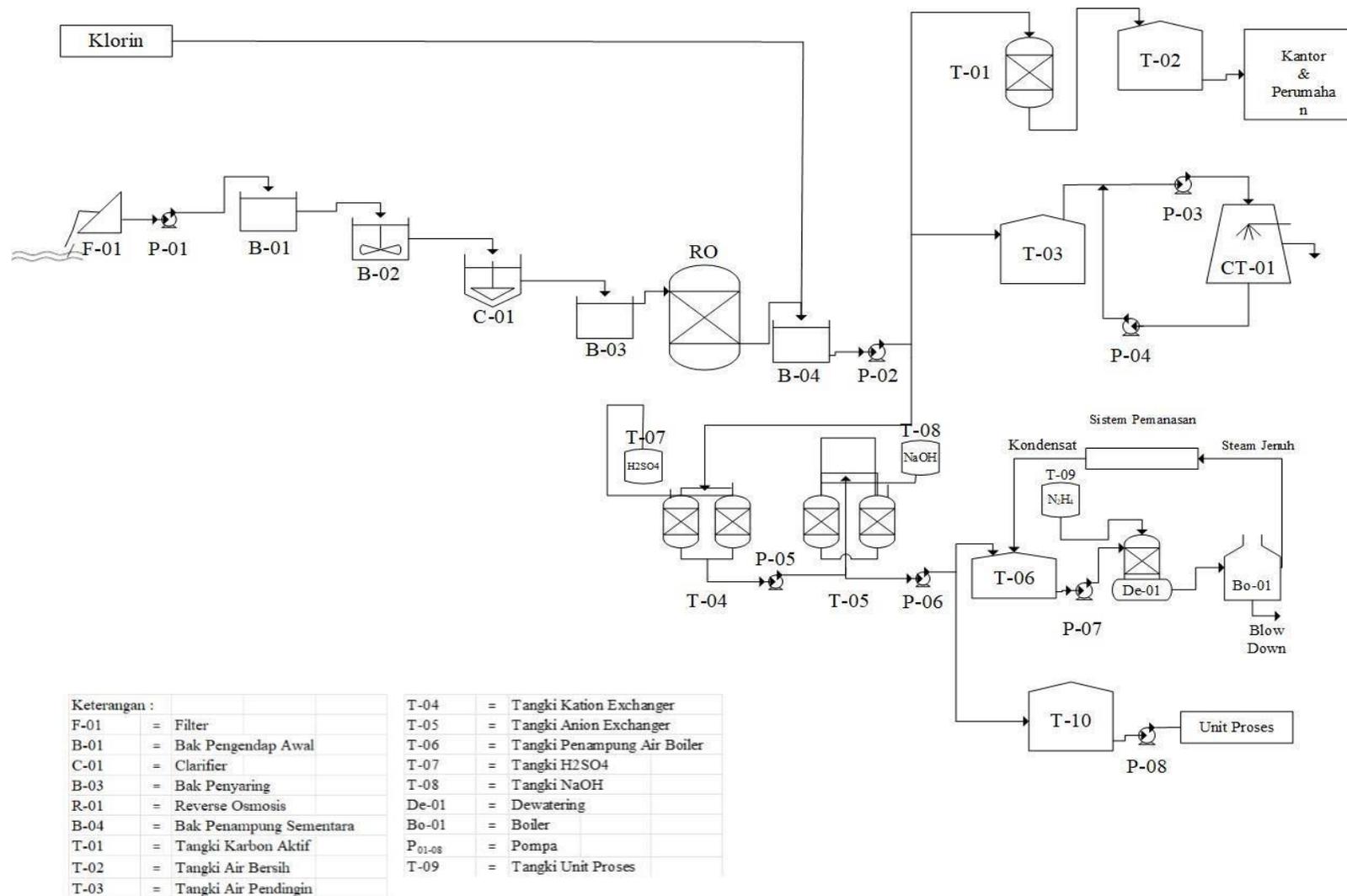
### 3. Bak Air Pendingin

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka ke dalam air pendingin di injeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
- Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- Zat *dispersant*, untuk mencegah timbulnya penggumpalan.





Gambar 4.4 Diagram Alir Proses Pengolahan Air

#### 4. Kebutuhan Air

##### a. Kebutuhan air proses

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Mixing Tank	26850,11

##### b. Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler	595,573
Kondensor	38,639

##### c. Kebutuhan air steam

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Heat Exchanger	5188,000

##### d. Kebutuhan air domestik

Keperluan	Jumlah (kg/jam)
Keperluan kantor	200,000
Keperluan Karyawan	840,000
Keperluan Rumah Tangga	540,000
Total	3957,000

Kebutuhan air total = (26850,11 + 761,055 + 5188,000 + 3957,000)

kg/jam = 770,900 Kg/jam.

#### 4.5.1 Unit Penyediaan Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan kebutuhan steam 5188,000 kg/jam.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari

gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150 °C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan tungku pembakaran dan Lorong api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa maka air menjadi mendidih.

#### 4.5.2 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler, diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil yang disuplai dari PT. PERTAMINA (Persero) dengan total langsung sebanyak 13,1356 m<sup>3</sup>/jam.

#### 4.5.3 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- |   |               |
|---|---------------|
| 1. Kebutuhan Plant (Alat Proses dan utilitas) | = 44,1803 kWh |
| 2. Lab, rumah tangga, perkantoran dll         | = 39,888 kWh  |
| 3. Alat instrumentasi dan control             | = 11,045 kWh  |

Total kebutuhan listrik adalah 118,883 kWh.

Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

#### 4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*.

Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 46,728 m<sup>3</sup>/jam.

#### 4.5.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah limbah padat, cair, dan gas, yaitu campuran zat organik seperti char, amonia, carbon dioksida serta diisopropiletil eter.

Pengolahan bahan buangan cair meliputi:

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

Air buangan sanitasi dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi untuk disinfektan, yaitu membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

Air sisa regenerasi dari mixer yang mengandung NaOH dinetralkan dengan menambahkan  $H_2SO_4$ . Hal ini dilakukan jika pH air buangan lebih dari tujuh (7). Jika pH air buangan kurang dari tujuh ditambahkan NaOH. Air yang berminyak, yang berasal dari buangan pelumas pompa diolah atau dipisahkan dari air dengan cara perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke penampungan terakhir, kemudian dibuang. Pengolahan bahan buangan gas meliputi:

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

### 4.3 Organisasi Perusahaan

#### 4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik isopropil alkohol yang akan didirikan, direncanakan mempunyai klasifikasi sebagai berikut:

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Status perusahaan : Swasta
3. Kapasitas produksi : 30.000 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini di latar belakang atas beberapa pertimbangan-pertimbangan antara lain:

1. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan

adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi di antaranya Direktur utama yang cukup berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas, suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

#### **4.6.2 Struktur Organisasi**

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

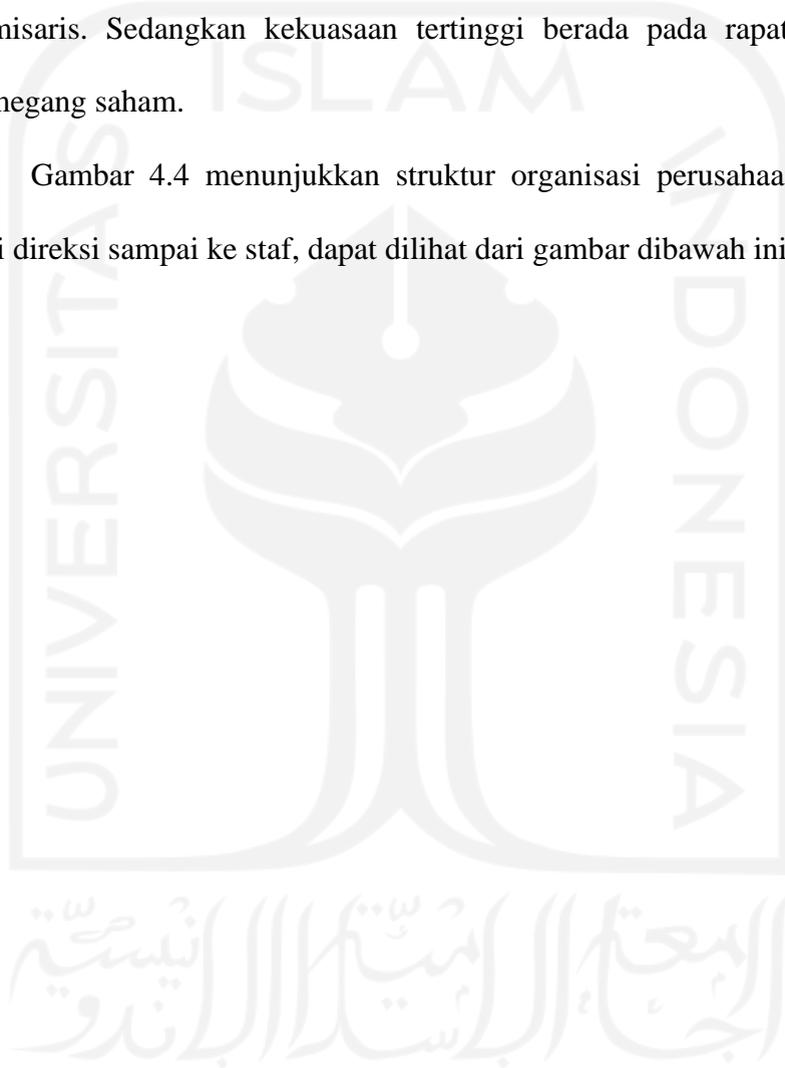
Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

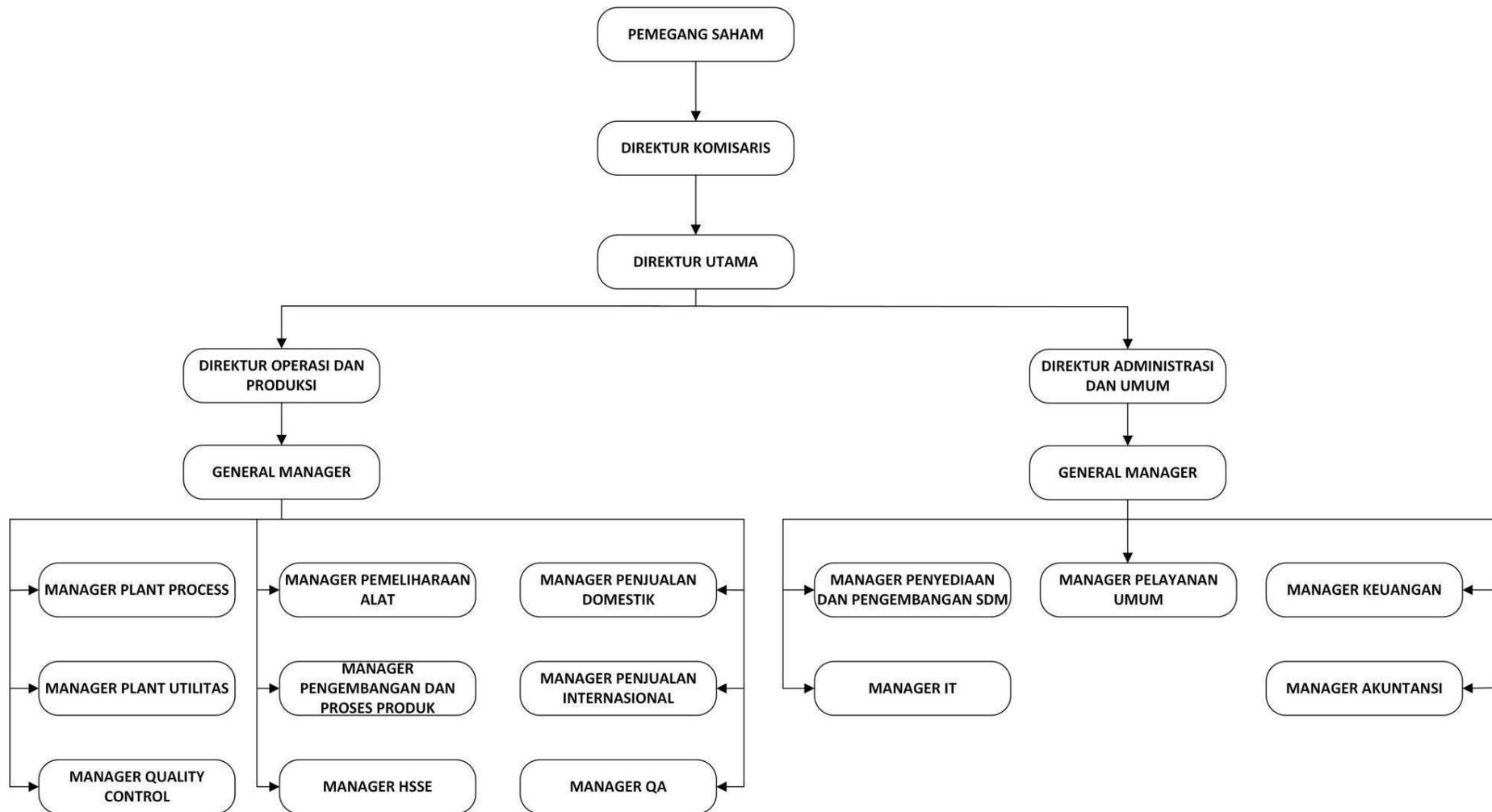
1. Pemegang Saham
2. Dewan Komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur
5. General Manager
6. Manager

## 7. Karyawan dan Operator

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

Gambar 4.4 menunjukkan struktur organisasi perusahaan mulai dari direksi sampai ke staf, dapat dilihat dari gambar dibawah ini.





Gambar 4.5 Struktur Organisasi Perusahaan

### 4.6.3 Tugas dan Wewenang

#### 1. Pemegang Saham

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

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

#### 2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
- b. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

#### 3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan

perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Pemasaran, Direktur Teknik dan Pengembangan, Direktur Keuangan serta Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum.

### **1. Direktur**

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawah oleh Direktur Utama. Adapun tugas masing-masing direktur adalah:

#### **a. Direktur Produksi**

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

#### **d. Direktur Keuangan**

Tugas Direktur Keuangan adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi dan keuangan.

#### **e. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) dan Umum**

Tugas Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

## 2. *General Manager (GM)*

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

### a. GM Produksi

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

### b. GM Pemasaran

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan penjualan dan pemasaran produk.

### c. GM Jasa Teknik dan Pembangunan Usaha

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

### d. GM Keuangan

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pembukuan keuangan.

### e. GM Sumber Daya Manusia dan Umum

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

## 1. Manager

Manager adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para *General Manager* masing-masing. Setiap manager bertanggung jawab terhadap General Manager masing-masing sesuai dengan tugasnya.

### a. Manager Teknik Produksi

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

### b. Manager Teknik Keandalan dan Jaminan Kualitas

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

### c. Manager Pemeliharaan

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

### d. Manager Pemasaran Wilayah

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pemasaran wilayah.

### e. Manager Perencanaan dan Pengembangan Pemasaran

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan pemasaran.

### f. Manager Pengadaan dan Ekspor

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pengadaan produk dan ekspor.

### g. Manager Pengantongan

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pengantongan pasar.

### h. Manager TI

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan

teknologi informasi serta hal-hal yang berhubungan dengan pengolahan *bigdata* perusahaan.

i. Manager Perencanaan dan Managemen

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pengelolaan perusahaan terutama dalam pengelolaan sumber daya.

j. Manager Rancangan Bangun dan Perekayasa.

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pembangunan pabrik serta perekayasa proses produksi.

k. Manager Pengembangan Usaha dan Teknologi

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pengembangan usaha dan teknologi yang digunakan perusahaan.

l. Manager Managemen Operasi dan Pengembangan Holding

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan manajemen pengoperasian perusahaan serta pengembangan *stakeholder*.

m. Manager Analisis dan Administrasi Keuangan Holding

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan analisis keuangan serta administrasi dengan penanam modal perusahaan.

n. Manager Akuntansi

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pembukuan arus keuangan perusahaan.

o. Manager Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab atas alur keluar masuknya keuangan perusahaan.

p. Manager SDM

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

q. Manager Umum

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

r. Manager Keamanan

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

#### 4.6.2 Catatan

##### 1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun.

Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

##### 2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

##### 1. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

## 2. Sistem Gaji Karyawan

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

Tabel 4.6 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Orang/Perbulan)	Gaji (Perbulan)	Gaji (Pertahun)
1	Direktur Utama	1	Rp. 45.000.000	Rp. 45.000.000	Rp. 540.000.000
2	Direktur Produksi & Teknik.	1	Rp. 35.000.000	Rp. 35.000.000	Rp. 420.000.000
3	Direktur Keuangan & Umum	1	Rp. 35.000.000	Rp. 35.000.000	Rp. 420.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp.40.000.000	Rp. 40.000.000	Rp. 480.000.000
5	Kep. Bag. Produksi	1	Rp. 30.000.000	Rp. 30.000.000	Rp. 360.000.000
6	Kep. Bag. Teknik	1	Rp. 30.000.000	Rp.30.000.000	Rp. 360.000.000
7	Kep. Bag. Keuangan & Administrasi	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000	Rp. 300.000.000
8	Kep. Bag. Pemasaran	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000	Rp. 300.000.000
9	Kep. Bag. Umum	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000	Rp. 300.000.000
10	Kep. Bag. K3 & Litbang	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000	Rp. 300.000.000
11	Kep. Sek. Proses	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000	Rp. 300.000.000
12	Kep. Sek. Pengendalian	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000	Rp. 300.000.000
13	Kep. Sek. Laboratorium	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000	Rp. 300.000.000
14	Kep. Sek.	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000	Rp. 300.000.000

	Pemeliharaan				
15	Kep. Sek. Utilitas	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000	Rp. 300.000.000
16	Kep. Sek. Pembelian	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000	Rp. 240.000.000
17	Kep. Sek. Pemasaran	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000	Rp. 240.000.000
18	Kep. Sek. Administrasi	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000	Rp. 240.000.000
19	Kep. Sek. Kas	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000	Rp. 240.000.000
20	Kep. Personalia	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000	Rp. 240.000.000
21	Kep. Sek. Humas	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000	Rp. 240.000.000
22	Kep. Sek. Keamanan	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000	Rp. 240.000.000
23	Kep. Sek. K3	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000	Rp. 240.000.000
24	Kep. Sek. Litbang	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000	Rp. 240.000.000
25	Karyawan Proses	6	Rp. 10.000.000	Rp. 60.000.000	Rp. 720.000.000
26	Karyawan Pengendalian	3	Rp. 10.000.000	Rp. 30.000.000	Rp. 360.000.000
27	Karyawan Laboratorium	4	Rp. 9.000.000	Rp. 36.000.000	Rp. 432.000.000
28	Karyawan Pemeliharaan	3	Rp. 9.000.000	Rp. 27.000.000	Rp. 342.000.000
29	Karyawan Utilitas	5	Rp. 9.000.000	Rp. 45.000.000	Rp. 540.000.000
30	Karyawan Pembelian	2	Rp. 8.000.000	Rp. 16.000.000	Rp. 192.000.000
31	Karyawan Pemasaran	2	Rp. 8.000.000	Rp. 16.000.000	Rp. 192.000.000
32	Karyawan Administrasi	2	Rp. 8.000.000	Rp. 16.000.000	Rp. 192.000.000
33	Karyawan Kas	2	Rp. 8.000.000	Rp. 16.000.000	Rp. 192.000.000
34	Karyawan Personalia	2	Rp. 8.000.000	Rp. 16.000.000	Rp. 192.000.000
35	Karyawan Humas	2	Rp. 8.000.000	Rp. 16.000.000	Rp. 192.000.000
36	Karyawan Keamanan	4	Rp. 8.000.000	Rp. 32.000.000	Rp. 384.000.000
37	Karyawan K3	3	Rp. 8.000.000	Rp. 24.000.000	Rp. 288.000.000
38	Karyawan K3	3	Rp. 8.000.000	Rp. 24.000.000	Rp. 288.000.000

39	Karyawan Litbang	3	Rp. 8.000.000	Rp. 24.000.000	Rp. 288.000.000
40	Operator	52	Rp. 6.000.000	Rp. 312.000.000	Rp. 3.744.000.000
41	Supir	3	Rp. 3.600.000	Rp.10.800.000	Rp.129.600.000
42	Librarian	1	Rp. 3.750.000	Rp 3.750.000	Rp. 45.000.000
43	Cleaning Service	5	Rp. 3.600.000	Rp. 18.000.000	Rp. 216.000.000
44	Dokter	2	Rp. 10.000.000	Rp.20.000.000	Rp. 240.000.000
45	Perawat	4	Rp. 5.000.000	Rp.20.000.000	Rp. 240.000.000
Total		134	Rp. 770.950.00	Rp. 1.378.550.000	Rp. 16.542.600.000

### 1. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua yaitu: karyawan *non shift* dan karyawan *shift*.

#### a. Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non shift* adalah direktur, staf ahli, general manager, manager serta bagian administrasi. Karyawan *non shift* ini bekerja dengan perincian sebagai berikut:

- Hari Senin –Kamis  
Pukul 08.00–12.00 (jam kerja)  
Pukul 12.00–13.00 (istirahat)

Pukul 13.00–16.00 (jam kerja)

- Hari Jumat

Pukul 08.00–11.30 (jam kerja)

Pukul 11.30–13.00 (istirahat)

Pukul 13.00–16.00 (jam kerja)

- Hari Sabtu, Minggu dan hari besar libur

*b.* Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

- Karyawan Operasi

Shift pagi: pukul 08.00-16.00

Shift sore: pukul 16.00-24.00

Shift malam: pukul 24.00-06.00

Tabel 4.3 menunjukkan pembagian jadwal hari kerja karyawan yang bekerja sebagai operator, dapat dilihat sebagai berikut.

Tabel 4.7 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift.

Hari ke-/jam	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	13	14	15	16	17
<b>08.00-16.00</b>	A	A	A	A	B	B	B	B	C	C	C	C	D	D	D	D
<b>16.00-24.00</b>	B	B	B	B	C	C	C	C	D	D	D	D	A	A	A	A
<b>24.00- 8.00</b>	C	C	C	C	D	D	D	D	A	A	A	A	B	B	B	B
<b>LIBUR</b>	D	D	D	D	A	A	A	A	B	B	B	B	C	C	C	C

KET: A – D adalah nama regu

#### 4.4 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.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

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

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

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

Meliputi:

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

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

Meliputi:

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

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

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

#### **4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan**

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik isopropil alkohol beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2025. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2022 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1990 sampai 2022, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.8 Harga Indeks Tahunan.

<b>Tahun (X)</b>	<b>Indeks (Y)</b>	<b>X (Tahun - ke)</b>
1990	356,000	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	615,057	30
2020	625,06	31

Sumber: (Peter Timmerhaus, 1990).

Persamaan yang diperoleh adalah:  $y = 10,003 x - 19581$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, sehingga indeks pada tahun 2022 sebesar =

645,066. Harga-harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Peters & Timmerhaus, tahun 1990 dan Aries & Newton, tahun 1955).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

(Aries & Newton, 1955)

Dalam hubungan ini:

$E_x$  : Harga pembelian pada tahun 2022

$E_y$  : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

$N_x$  : Index harga pada tahun 2014

$N_y$  : Index harga pada tahun referensi 2022

#### 4.7.1 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk isopropil alkohol = 30.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun = 2022

Kurs mata uang tahun 2020 = 1 US\$ = Rp 14.200

#### 4.7.2 Perhitungan Biaya

##### 1. Capital Investment

*Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

*Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

1. ***Manufacturing Cost***

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton tabel 23, *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

*Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

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

## 2. *General Expense*

*General Expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

### 4.7.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

#### 1. *Percent Return On Investment*

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

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

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

*Pay Out Time (POT)* adalah:

- a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- 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.

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

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

*Break Even Point (BEP)* adalah:

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. 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.
- c. 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.

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

Dalam hal ini :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

$V_a$  : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

$S_a$  : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

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

*Shut Down Point (SDP)* adalah:

- 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. 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.
  - c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
  - d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.
1. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

*Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)* adalah:

- 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.

Persamaan untuk menentukan DCFR:

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

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

N : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

#### 4.7.5 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik Isopropil Alkohol ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan disajikan pada tabel-tabel di bawah.

Tabel 4.9 *Physical Plant Cost.*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	Rp. 167.939.759.750	\$ 11.852.839
2	<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	Rp. 41.489.939.937	\$ 2.963.209
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp. 49.734.516.565	\$ 3.552.465
4	<i>Piping Cost</i>	Rp. 117.710.553.862	\$ 8.407.896
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp. 45.728.256.651	\$ 3.266.304
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp. 4.604.031.058	\$ 706.397
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp. 16.593.975.975	\$ 1.185.283
8	<i>Building Cost</i>	Rp. 28.344.785.526	\$ 2.024.627
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp. 18.492.392.763	\$ 1.320.885
Physical Plant Cost (PPC)		Rp. 493.926.302.416	\$ 35.280.450

Tabel 4.10 *Direct Plant Cost.*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Engineering and construction</i>	Rp. 98.785.260.483	\$ 7.056.090
2	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	Rp. 592.711.562.890	\$ 42.336.540
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>		Rp. 697.043.193.339	\$ 49.788.799

Tabel 4. 11 *Fixed Capital Investment (FCI).*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	Rp. 592.711.562.899	\$ 42.336.540
2	<i>Contractor's fee</i>	Rp. 41.884.378	\$ 1.693.461
3	<i>Contingency</i>	Rp. 59.271.156.289	\$ 4.233.654
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp. 675.691.181.705	\$ 48.263.656

Tabel 4.12 *Working Capital Investment (WCI).*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp. 45.414.272	\$ 3.243
2	<i>Inproses Inventory</i>	Rp. 589.200.705.362	\$ 42.085.764
3	<i>Product Inventory</i>	Rp. 35.709.133.658	\$ 2.550.652
4	<i>Extended Credit</i>	Rp. 99.626.637.015	\$ 7.116.188
5	<i>Available Cash</i>	Rp. 35.709.133.658	\$ 2.550.652
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>		Rp. 760.291.023.967	\$ 54.306.501
<i>Fixed Capital Investment (FCI) + Working Capital Investment (WCI)</i>		Rp. 1.435.982.205.673	\$ 102.570.157

Tabel 4.13 *Direct Manufacturing Cost (DMC).*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp. 499.556.999	\$ 35.682
2	<i>Labor</i>	Rp. 16.542.600.000	\$ 1.181.614
3	<i>Supervision</i>	Rp 3.308.520.000	\$ 236.322
4	<i>Maintenance</i>	Rp. 54.055.294.536	\$ 3.861.092
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp. 8.108.294.180	\$ 579.163.870
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp. 21.917.860.143	\$ 1.565.561

7	<i>Utilities</i>	Rp.128.224.238.584	\$ 9.158.874
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp. 232.656.364.444	\$ 16.618.311

Tabel 4.14 *Indirect Manufacturing Cost (IMC).*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp. 2.481.390.000	\$ 177.242
2	<i>Laboratory</i>	Rp. 1.654.260.000	\$ 118.161
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp. 6.617.040	\$ 472.645
4	<i>Packaging</i>	Rp. 43.835.720.286	\$ 3.131.122
5	<i>Shipping</i>	Rp. 10.958.930.071	\$ 782.780
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp. 65.547.340.358	\$ 4.681.952

Tabel 4.15 *Fixed Manufacturing Cost (FMC).*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp. 54.055.294.536	\$ 3.861.092
2	<i>Property taxes</i>	Rp. 33.784.559.085	\$ 2.413.182
3	<i>Insurance</i>	Rp. 6.756.911.817	\$ 482.636
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp. 94.596.765.438	\$ 6.756.911
<i>Total Manufacturing Cost (MC) DMC + IMC + FMC</i>		Rp. 392.800.470.241	\$ 28.057.176

Tabel 4.16 *General Expense (GE)*.

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp. 21.917.860.143	\$ 1.565.561
2	<i>Sales expense</i>	Rp. 306.850.042.008	\$ 21.917.860
3	<i>Research</i>	Rp. 30.685.004.200	\$ 2.191.786
4	<i>Finance</i>	Rp. 28.719.644.113	\$ 2.051.403
<i>General Expense (GE)</i>		Rp. 388.172.550.466	\$ 27.726.610
<i>Manufacturing Cost (MC) + General Expense (GE)</i>		Rp. 780.973.020.708	\$ 55.783.787

Tabel 4.17 Analisa Keuntungan.

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total Penjualan	Rp. 1.095.893.007.173	\$ 78.278.071.940
2	Total <i>Production Cost</i>	Rp. 780.723.167.869	\$ 55.765.940.562
	Total Keuntungan	Rp. 314.919.986.465	\$ 22.494.284.747
Keuntungan setelah dikurangi dengan Pajak 20%		Rp. 251.935.989.172	\$ 17.995.427.798

## 1. ANALISA KELAYAKAN

Penjualan :

### 1. Isopropil Alkohol

Produksi	= 30.000 Kg/Tahun
Harga Jual	= 35.000/Kg
Total Penjualan	= Rp 1,095,893,007,173,680 /Tahun

### 2. Diisopropil Ether

Produksi	= 361,357,68,46
Harga Jual	= 11.000/Kg
Total Penjualan	= Rp. 45,893,225,573.676

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

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

ROI sebelum pajak = 47 %

ROI setelah pajak = 37 %

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

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

POT sebelum pajak = 1,766 Tahun

POT setelah pajak = 2,114 Tahun

c. *Break Event Point (BEP)*Tabel 4.18 *Annual Fixed Cost (Fa)*.

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp. 54.055.294.536	\$ 3.861.092
2	<i>Property taxes</i>	Rp. 33.784.559.085	\$ 2.413.182
3	<i>Insurance</i>	Rp. 6.756.911.817	\$ 482.636
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp. 95.355.508.848	\$ 6.811.107

Tabel 4.19 *Regulated Cost (Ra)*.

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Gaji Karyawan</i>	Rp. 16.542.600.000	\$ 1.181.614
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp. 2.481.390.000	\$ 177.242
3	<i>Supervision</i>	Rp. 3.308.520.000	\$ 236.322
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp. 6.617.040.000	\$ 472.645
5	<i>Laboratorium</i>	Rp. 1.654.260.000	\$ 118.161
6	<i>Maintenance</i>	Rp. 54.055.294.536	\$ 3.861.092
7	<i>Administration</i>	Rp. 21.917.860.143	\$ 1.565.561
8	<i>Sales Expense</i>	Rp. 306.850.042.008	\$ 21.917.860
9	<i>Research</i>	Rp. 30.685.004.200	\$ 2.191.786
10	<i>Finance</i>	Rp. 28.719.644.113	\$ 2.051.403
11	<i>Plant Supplies</i>	Rp. 8.108.294.180	\$ 579.163
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp. 480.939.949.183	\$ 34.352.853

Tabel 4.20 Variabel Cost.

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	Rp. 499.556.999	\$ 35.682
2	Packaging	Rp. 43.835.720.286.947	\$ 3.131.122
3	Shipping	Rp. 10.958.930.071	\$ 782.780
4	Utilities	Rp. 128.224.238.584	\$ 9.158.874
5	Royalty & Patent	Rp. 21.917.860.143	\$ 1.565.561
Variable Cost (Va)		Rp. 205.436.306.085	\$ 14.674.021

Tabel 4. 21 Sales Cost (Sa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Annual Sales Cost	Rp. 1.095.893.007.173	\$ 62.371.681
Sales Cost (Sa)		Rp. 1.095.893.007.173	\$ 62.371.681

Dari data tabel diatas dapat disimpulkan :

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

$$BEP = 43,135 \%$$

d. Shut Down Point (SDP) = 26,030 %

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

$$SDP = 26,053 \%$$

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

FCI = Rp. 675.691.181.706

*Working Capital* = Rp. 760.291.023.968

*Salvage Value (SV)* = Rp. 54.055.294.536

*Cash Flow (CF)* = Anual Profit + Depresiasi + Finance

= Rp. 334.710.927.822

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

Dengan *trial & error* diperoleh nilai  $i = 23,593 \%$ .

Tabel 4.22 Analisis Kelayakan

Parameter	Terhitung	Persyaratan	Kriteria
ROI sebelum pajak	47 %	1. Pabrik High Risk Minimal 44 % 2. Pabrik Low Risk Minimal 11 %	Memenuhi ( Karena pabrik yang didirikan termasuk High Risk, ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan.
POT sebelum pajak	1,7 tahun	1. Pabrik High Risk Minimal 2 tahun 2. Pabrik Low Risk Maksimal 5 tahun	Memenuhi ( Karena pabrik yang didirikan termasuk High Risk, ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan.
BEP	43,135 %	40 – 60 %	Memenuhi
SDP	26,053 %	20 – 30 %	Memenuhi

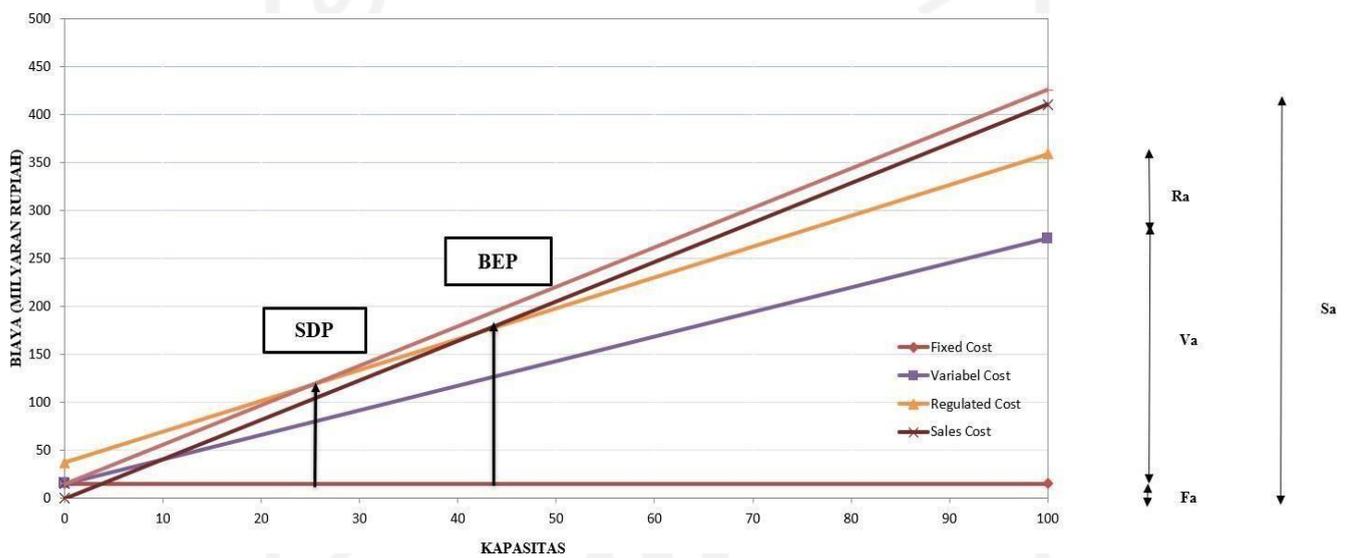
DCFR

24 %

$Interest = 1,5 \times$   
bunga simpanan  
bank (5,25 %)

Memenuhi

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian Pabrik isopropil alkohol dari Propilen dan Air dapat di pahami melalui grafik *Break Event Point* berikut.



Gambar 4.6 Grafik *Break Event Point*

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Pabrik Isopropil alkohol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini membutuhkan bahan baku berupa Propylene dengan jumlah sebesar 4475,000 Kg/jam dan Air yang di dapat dari water proses dengan jumlah sebesar 26850,11 kg/jam.

Berdasarkan perhitungan utilitas yang dilakukan terhadap kebutuhan air, listrik dan steam, didapat bahwa kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 770,900 kg/jam dimana masing-masing terdiri dari kebutuhan air untuk proses sebesar 26850,11 kg/jam, air pendinginan sebesar 76,105 kg/jam, air untuk steam sebanyak 5188,128 kg/jam, proses dan kebutuhan air untuk domestik sebanyak 3957 kg/hari. Kebutuhan listrik total untuk alat-alat proses dan keperluan lainnya sebesar 118,8831 kW. Dan kebutuhan untuk bahan bakar solar sebesar 13,135 ft<sup>3</sup>/jam.

Selain perhitungan secara teknis, dilakukan juga perhitungan secara ekonomi terhadap tugas perancangan pabrik ini, dan berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi maka pabrik isopropil alkohol dari propylene dan air dengan kapasitas 30000 ton/tahun ini digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi dan layak untuk didirikan. Dengan hasil sebagai berikut :

1. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 314.919.986.465.538 dan keuntunagan setelah pajak Rp 251.935.989.172.429

1. *Return On Investment* (ROI)

Persentase ROI sebelum pajak 47 % dan ROI setelah pajak 37 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi minimum 44 %.

2. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 1,76 tahun dan POT setelah pajak selama 2,1 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun.

3. *Break Event Point* (BEP) pada 43,135 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 26,053 %.

4. *Discount Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 24 %. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

## 5.2 Saran

Perancangan suatu panrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihin seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Prarancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.



## DAFTAR PUSTAKA

- Slaughter RJ, Mason RW, Beasley DMG, Vale JA, Schep LJ. Isopropanol poisoning. *Clin Toxicol (Phila)*. 2014;52(5):470–8.
- American Society of Civil Engineers*, 1990, “Water Treatment Plant Design”, 2<sup>ed</sup>  
America Water Works Association, McGraw-Hill Book Co, NY.
- Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, “ *Chemical Engineering Cost Estimation* “,  
Mc GrawHill Book Co. Inc, New York
- Biro Pusat Statistik Indonesia, 2010, Ekspor dan Impor
- Brown, G.G, 1978, “ *Unit Operation* “, 14<sup>th</sup> ed, Modern Asia Edition, John Wiley  
and Sons. Inc, New York
- Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, “ *Process Equipment Design* “, John Wiley  
and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, “ *Chemical Equipment Design* “, John  
Wiley and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, “ *Chemical Equipment Design* “, vol 6,  
Pergamon Press, Oxford
- Fogler, H.S., 1999, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 3<sup>rd</sup> edition,  
Prentice Hall PTR, New Jersey
- Hill, C.G, 1996, “ *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor  
Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Kern, D.Q, 1985, “ *Process Heat Transfer* “, Mc GrawHill Book Co. Ltd, New  
York

- Kunii Daizo and Octave Levenspiel, *Fluidization Engineering*, 2<sup>nd</sup> edition,  
Butterworth-Heinemann, Japan-Oregon
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1997, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4<sup>th</sup> ed.,  
The Interscience Encyclopedia Inc, New York
- Levenspiel, O., 1999, *Chemical Reaction Engineering*, 3<sup>rd</sup> edition, John Wiley &  
Sons, New York
- Ludwig, E.E, 1984, “ *Aplied Process Design for Chemical and Petrochemical  
Plants* “, 2<sup>nd</sup> ed, vol 1, 2, 3., Gulf Publishing Company
- Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P., 1985, “ *Unit Operation of Chemical  
Engineering* “, 4<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore
- Mc Ketta, J.J and Cunningham, W.A, 1975, “ *Encyclopedia of Chemical  
Processing and Design* “, vol 1, Marcell Decker. Inc, New York
- Perry, R.H and Chilton, C.H, “ *Chemical engineering’s Hand Book* “, 6<sup>th</sup> ed, Mc  
GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Peters, M.S and Timmerhouse, K.D., and West., R.E., 2004, “ *Plant Design and  
Economic’s for Chemical engineering’s* “, 5<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Co.  
Ltd., New York
- Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, “ *Chemical Reactor Design for Process Plant*  
“, John wiley and Sons. Inc, New York
- Smith, J.M, 1973, “ *Chemical Engineering Kinetic’s* “, 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book  
Kogakusha, Tokyo

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

*Thermodynamic's* “, 2<sup>nd</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

Treyball, R.E, 1979, “ *Mass Transfer Operation's* ”, 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book

Kogakusha, Tokyo

Ulrich, G.D, 1984, “ *A Guide to Chemical engineering Process Design and*

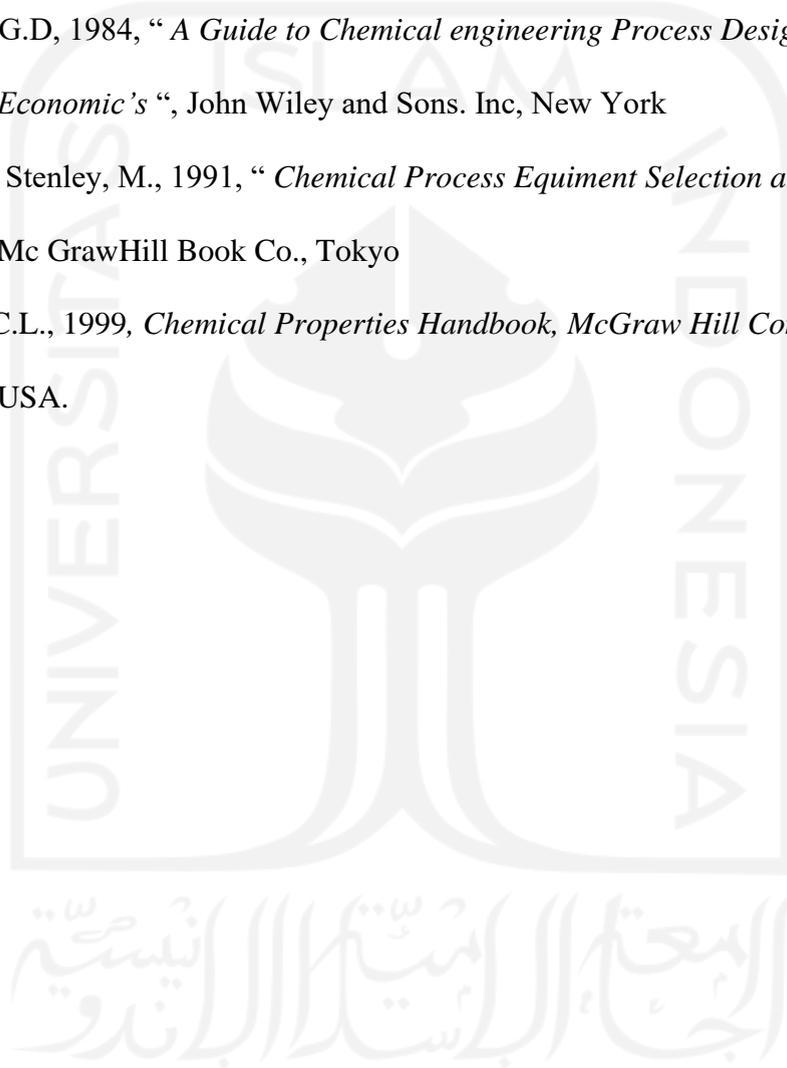
*Economic's* “, John Wiley and Sons. Inc, New York

Wallas, Stenley, M., 1991, “ *Chemical Process Equipment Selection and Design* “,

Mc GrawHill Book Co., Tokyo

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

USA.



**LAMPIRAN-LAMPIRAN**

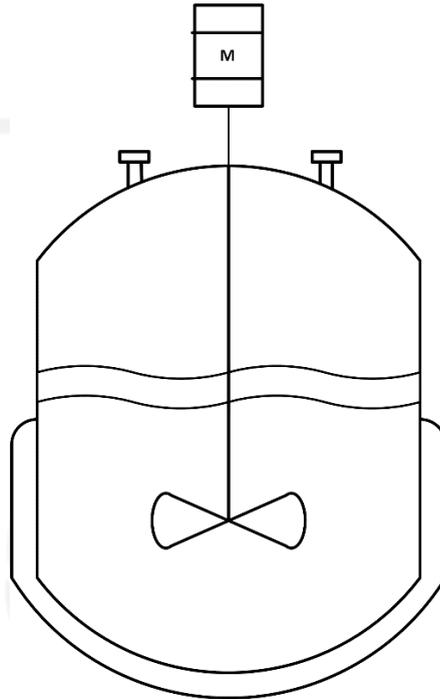


**LAMPIRAN A**  
**REAKTOR**



## Lampiran A

### Reaktor (R-01)



**Gambar 1. Desain Reaktor CSTR**

**Tugas** : Mereaksikan *isopropil sulfat* dengan air menjadi *isopropil alkohol*

**Jenis** : Reaktor Alir Berpengaduk

**Kondisi** :

**Tekanan** : 60 atm

**Suhu** : 220 °C

**Tujuan** :

1. Menentukan konversi dan waktu tinggal
2. Optimasi reactor
3. Perancangan reactor
4. Menghitung neraca massa

## 5. Menghitung neraca panas

Digunakan reaktor jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk, karena :

1. Reaksi berjalan dengan fase cair-cair
2. Harga alat relatif lebih murah
3. Perawatan dan pembersihan alat lebih muda
4. Konstruksi lebih sederhana

### 1. Mencari Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Neraca massa bahan masuk reaktor :

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
C3H6	4475,017	1342,505
C3H8	0,88	0,88
CO2	0,88	0,88
C3H8O	-	4027,516
C6H14O	-	380,376
H2O	26850,11	25574,726
Total	31327	3127

Kecepatan Volumetrik Umpan ( $F_v$ )

Kecepatan Volumetrik Umpan ( $F_v$ )

$$F_v = \frac{4475.0178}{90.9868} + \frac{8.8000}{86.9147} + \frac{8.8000}{144.2662} + \frac{26850.1066}{819.4391}$$

$$F_{A0} = \frac{4475.0178}{90.9868} + \frac{8.8000}{86.9147} + \frac{8.8000}{144.2662} = 49.34537482$$

$$F_{B0} = \frac{26850.1066}{819.4391} = 32.76644721$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{F_v} = \frac{4475.0176+8.800+8.800}{42+44+44} = 106.948042$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{F_v} = \frac{26850.1066}{18} = 1491.67259$$

Menurut harga k

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

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

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

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

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

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

Maka,

$$K_1 = 5.08 \text{ Exp} \left( \frac{-26610}{RT} \right) = 0.005407 \text{ m}^3 \cdot \text{kmol}/\text{jam}$$

$$K_2 = 10.9 \text{ Exp} \left( \frac{-33780}{RT} \right) = 0.01081 \text{ m}^3 \cdot \text{kmol}/\text{jam}$$

## 2. Mencari Dimensi Reaktor

Volume Reaktor :

$$V = \frac{F_v \cdot C_{A0} \cdot X}{k_1 \cdot C_A \cdot C_B} = 37960.979 \text{ L}$$

Over Design = 20%

Maka, nilai V

$$V = V_r \times (100+20)\%$$

$$V = 37,9610 \times 1,2$$

$$V = 45 \text{ m}^3$$

### 3. Mencari diameter Shell

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

$$= \frac{\pi D^3}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 V_{\text{shell}}}{\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4 \times 45}{3,14}}$$

$$= 3 \text{ m}$$

$$= 121 \text{ in}$$

$$= 10 \text{ ft}$$

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

$$H = 6,1457 \text{ m}$$

$$H = 241,9558795 \text{ in}$$

Sf berkisar antara 1,5 sampai dengan 2,5 in , maka dipilih :

### 4. Menghitung tebal tangki

Untuk menghitung tebal tangki/shell (ts) dipergunakan persamaan Brownell

page 254 eq (13.1), yaitu :

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

Dimana,

$T_s$  = Tebal shell/dinding (in)

$P$  = Tekanan design (psia)

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

$F$  = Maksimum allowable stress = 18.750 psi

$E$  = Efisiensi pengelasan = 80%

$C$  = Faktor korosi = 0,125 in

Maka,

$$T_s = \frac{(1049,295 \text{ psi} \times 60,4890 \text{ in})}{(0,125 \text{ in} \cdot 85\% - 0,6 \cdot 1049,295 \text{ psi})} + C$$

$$T_s = 4,2747 \text{ in}$$

Dari hasil  $t_s$  diperoleh tebal standar dari (T-5.7, Hal. 89, Brownell and Young, 1959).

$$T_s = 6 \text{ in}$$

### 5. Menghitung tebal head

$$t_h = \frac{pd_i}{4E - 0,4p} + E$$

Dimana,

$t_h$  = tetap tutup

$P$  = Tekanan design

$d$  = diameter

$f$  = tekanan maksimum

$E$  = efisiensi pengelasan

$C$  = faktor korosi

Didapatkan,

$$t_h = \frac{104,29 \text{ psig} \times 120,977 \text{ in}}{(4 \times 18735,3 \text{ psig} \times 85\%) - (0,4 \times 104,29)} + 0,125$$

$$t_h = 2,1310 \text{ in}$$

Maka, digunakan tebal head standar 3 in.

### 6. Menghitung Tinggi Reaktor Total

$$ID = OD - 2t_s$$

$$= 132 - (2 \cdot 2,1310)$$

$$= 126,977 \text{ in}$$

Untuk  $t_h = 3 \text{ in}$  diperoleh standart staright flanged (sf) = 4,5 (table, 5, 11 brownell & young)

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

$$= 3 \text{ in} + 4,5 \text{ in} + 63,4890 \text{ in}$$

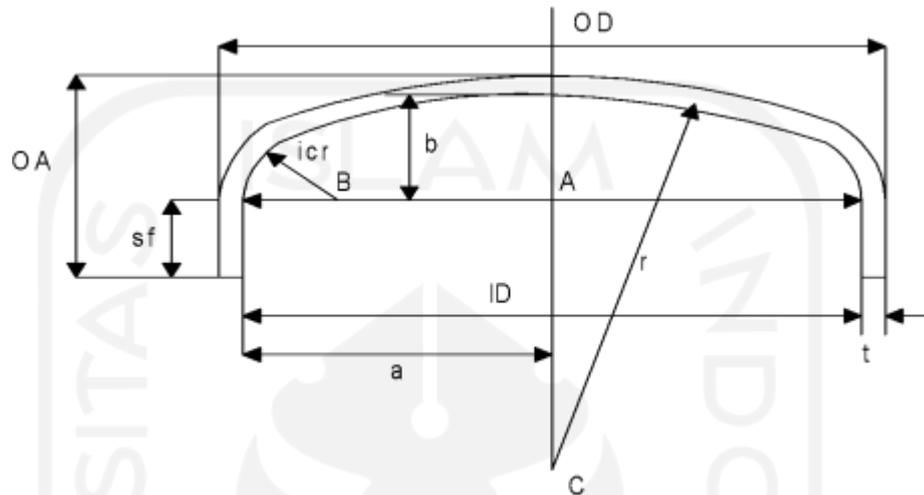
$$= 70,9890 \text{ in}$$

$$= 1,8031 \text{ m}$$

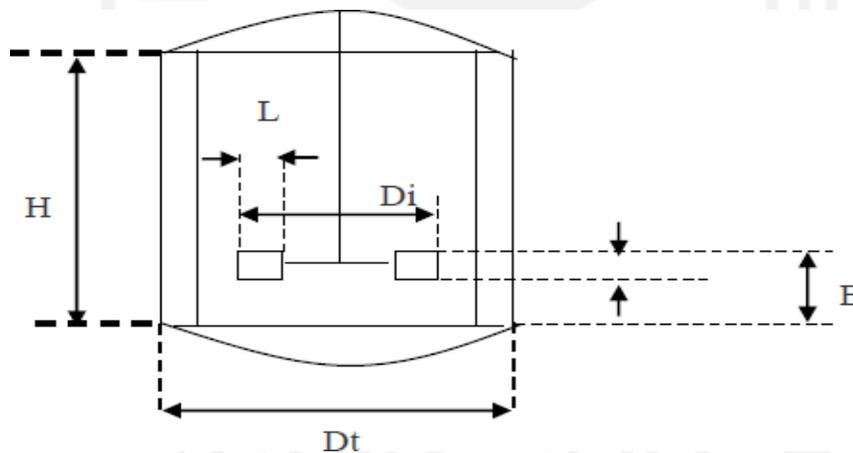
Maka tinggi bottom = 1,8031 m

Maka tinggi total = H shell + H head + H Bottom

= 9,7519 m



### 7. Menghitung Pengaduk



Digunakan six pitched blade turbine, karena dapat digunakan untuk campuran viskositas < 10000 cp.

Dipilih jenis flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

- a. Pengaduk : Flate Blade Impeller
- b. Jumlah sudu (blade) : 6
- c. Jumlah baffle : 4
- d.  $w_i/D_i = 1/5$
- e.  $D_i/ID = 1/3$
- f.  $z_i/D_i = 3/4$
- g. lebar baffle =  $0,17D_i$
- h. lebar pengaduk =  $14/D_i$

Jadi dengan ID = 120,977 in diperoleh :

$$D_i = ID/3 = 40,33 \text{ in}$$

$$w_i = D_i/5 = 8,07 \text{ in}$$

$$W_b = 0,17D_i = 6,86 \text{ in}$$

$$L = D_i/4 = 10,08 \text{ in}$$

$$Z_l = 4 \cdot V_r / \pi \cdot D_i^2 = 288,618 \text{ in}$$

$$r = 1/4D_i = 10,08 \text{ in}$$

$$\text{Offset 1} = 1/2 \cdot D_i = 20,16 \text{ in}$$

$$\text{Offset 2} = 1/6D_i = 6,72 \text{ in}$$

$$D_d = 2/3D_i = 26,88 \text{ in}$$

$$W = 1/5D_i = 8,06 \text{ in}$$

### 8. Perancangan kebutuhan air pendingin

Menghitung panas yang diserap air pendingin :

$$\Delta H_{\text{masuk}} + \Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = 10586922,8 + 339042,1418 = 849902696,9 + Q_{\text{terserap}}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = (10586922,8 + 339042,1418) - 849902696,9$$

$$Q_{\text{reaksi}} = 743876732 \text{ Kg/Jam (Eksotermis)}$$

Q air pendingin	743876732 Kj/Jam	705059012,4568 Btu/jam
T in	30 °C	303 °K

T out	45 °C	318 °K
-------	-------	--------

$$\text{Keb. Air pendingin} = \frac{Q_{\text{air pendingin}}}{\int C_p dT}$$

$$\text{Keb Air pendingin} = 658469,8646 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung  $\Delta T_{\text{LMTD}}$

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

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 328,3150 \text{ °F}$$

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

$$A = \frac{705059012,4568 \text{ Btu/jam}}{24623,62388 \text{ bu/j}^2}$$

$$A = 28633,43819 \text{ ft}^2$$

$$A = 2660,046408 \text{ m}^2$$

A = luas selimut reactor + luas penampang bawah reactor

$$A = 66,631 \text{ m}^2$$

Luas transfer panas > luas selubung tangki maka menggunakan jaket pendingin

## 9. Perancangan jaket pendingin

$$Q \text{ yang diserap} = 705059012,4568 \text{ Btu/jam}$$

$$\rho_{\text{air pendingin masuk}} = 1022,875267 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate air pendingin} = 3,2187 \text{ m}^3/\text{s}$$

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

Diameter dalam jaket (DI) = diameter dalam + (2xtebal dinding) + (2xjarak jaket)

$$\text{Diameter dalam jaket (DI)} = 136,9 \text{ in}$$

Tebal dinding jaket

Bahan : Carbon steel

$$H = 288,45 \text{ in}$$

$$\text{Phidrostatic} = \frac{H - 1}{144} * \rho_{\text{air}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 10,211 \text{ psia}$$

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

$$P_{\text{desain}} = 24,9 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 221,588 \text{ kpa}$$

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

Diketahui :

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

$$E = \text{welded joint} \approx 0,85$$

$$C = \text{Corrossion allowance} \approx 0,125$$

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

$$D = \text{Diameter} \approx 136,9 \text{ in}$$

$$t_j = 0,232 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal jaket standar} = 0,3125 \text{ in} \approx 0,007 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D2)} = D_1 + (2 \times \text{tebal jaket})$$

$$D_{\text{luar}} = 137,531 \text{ in} \approx 3,4932 \text{ m}$$

$$\text{Luas yang dilalui air pendingin (A)} = 134,645 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas yang dilalui air pendingin (A)} = 0,087 \text{ m}^2$$

Kecepatan alir pendingin (v)

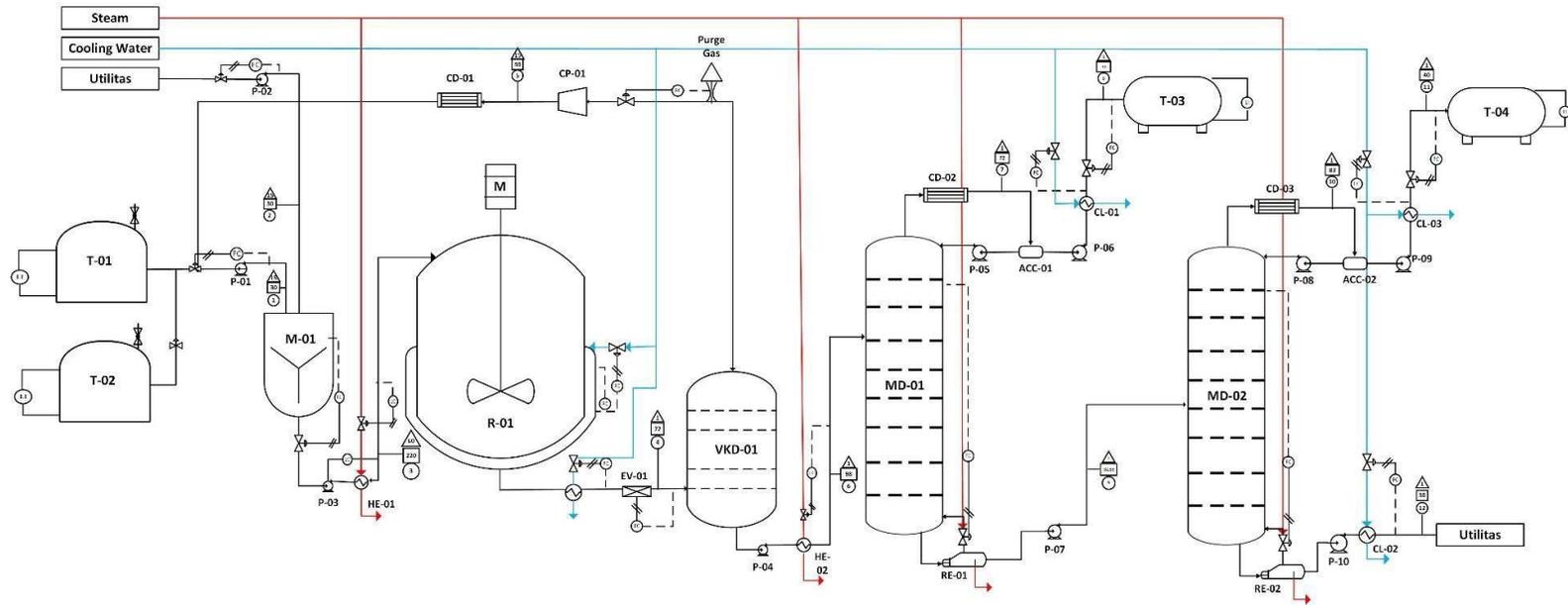
$$V = \frac{Q_w}{A}$$

$$V = 133432,735 \text{ m/jam}$$

$$V = 37,062 \text{ m/s}$$

# LAMPIRAN B

## PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPYL ALCOHOL DENGAN PROSES HIDRASI LANGSUNG KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Komp.	Nomor Arus (kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
C3H6	3.803,77		4.475,02	1.342,51	671,25							
C3H8	0,44		0,88	0,88	0,44							
CO2	0,44		0,88	0,88	0,44							
C6H14O			4.027,52		380,38	361,26	361,26	19,02	19,02	19,02	0,00	
C3H8O			380,38		4.027,52	40,28	40,28	3.987,24	3.787,88	3.787,88	199,36	
H2O		26.850,11	26.850,11	25.574,73		25.574,73	0,00	0,00	25.574,87	25,57	25,57	25.549,15
<b>TOTAL</b>	<b>3.804,65</b>	<b>26.850,11</b>	<b>31.327,00</b>	<b>31.327,00</b>	<b>672,13</b>	<b>29.982,62</b>	<b>401,54</b>	<b>401,54</b>	<b>29.581,13</b>	<b>3.832,47</b>	<b>3.842,47</b>	<b>25.748,51</b>

T	TANK
M	MIXER
P	PUMP
HE	HEAT EXCHANGER
R	REAKTOR
EV	EXPANSI VALVE
FD	FLASH DRUM
MD	MENARA DISTILASI
CD	KONDENSATOR
ACC	ACCUMULATOR
CL	COOLER
RB	REBOILER

Keterangan Simbol	
	: Tekanan, atm
	: Suhu, °C
	: Nomor Arus
	: Control Valve
	: Sinyal Pneumatik
	: Sensor Listrik

Keterangan Instrumen	
FC	Flow Control
TC	Temperature Control
L.C.	Level Control



JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM LAMBUNG  
YOGYAKARTA  
501

---

PROCESS ENGINEERING PLOUWTRAGRAFI  
PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPYL ALCOHOL DARI PROPYLEN DAN  
AIR DENGAN HIDRASI LANGSUNG KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

---

DISUSUN OLEH :

1. Muhammad Anif Zaki Anwarullah  
2. An. Alimatus

(17521087)  
(17521087)

---

DOSEN PEMBIMBING :

Dr. Hs. Pujiastuti, S.T.M.Eng.  
Dr. Diana, S.T.M.Sc.

## LAMPIRAN

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

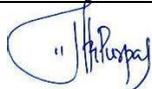
1. Nama Mahasiswa : Ari Adrianto  
No. MHS : 17521087
2. Nama Mahasiswa : Muhammad Arif Zaki Amrullah  
No. MHS : 17521037

Judul Prarancangan \*) :

#### **PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN PROSES HIDRASI LANGSUNG KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

Mulai Masa Bimbingan : **12 Oktober 2021**

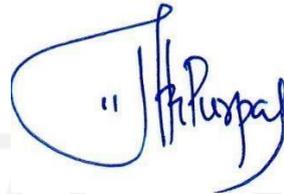
Batas Akhir Bimbingan : **10 April 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	7 Juli 2021	Pemilihan Judul	
2	11 Juni 2021	Kapasitas Produksi	
3	23 Juli 2021	Pemilihan Proses	
4	20 Agustus 2021	Neraca Massa dan Neraca Panas	
5	3 September 2021	Mixer dan Tangki Proses	
6	1 Oktober 2021	Instrumentasi Alat dan Reaktor	
7	9 November 2021	Naskah	
8	12 November 2021	Naskah	
9	20 November 2021	Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 20 November 2021

Pembimbing,



Ifa Puspasari, Dr., S.T., M.Eng.

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



