

**PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPILAMIN DARI HIDROGENASI  
ASETON DAN AMONIA DENGAN KATALIS NIKEL DENGAN  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA**

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



Oleh :

Nama : Ahmad Fauzi Nurullah  
NIM : 15521160

Nama : Raja Willy Haksendra Rode  
NIM : 15521159

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2019**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Ahmad Fauzi Nurullah  
NIM : 15521160

Nama : Raja Willy Haksendra Rode  
NIM : 15521159

Yogyakarta, 04 November 2019

Menyatakan bahwa seluruh hasil tugas Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri.  
Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan  
hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.  
Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun 1

Penyusun 2

(Ahmad Fauzi Nurullah)

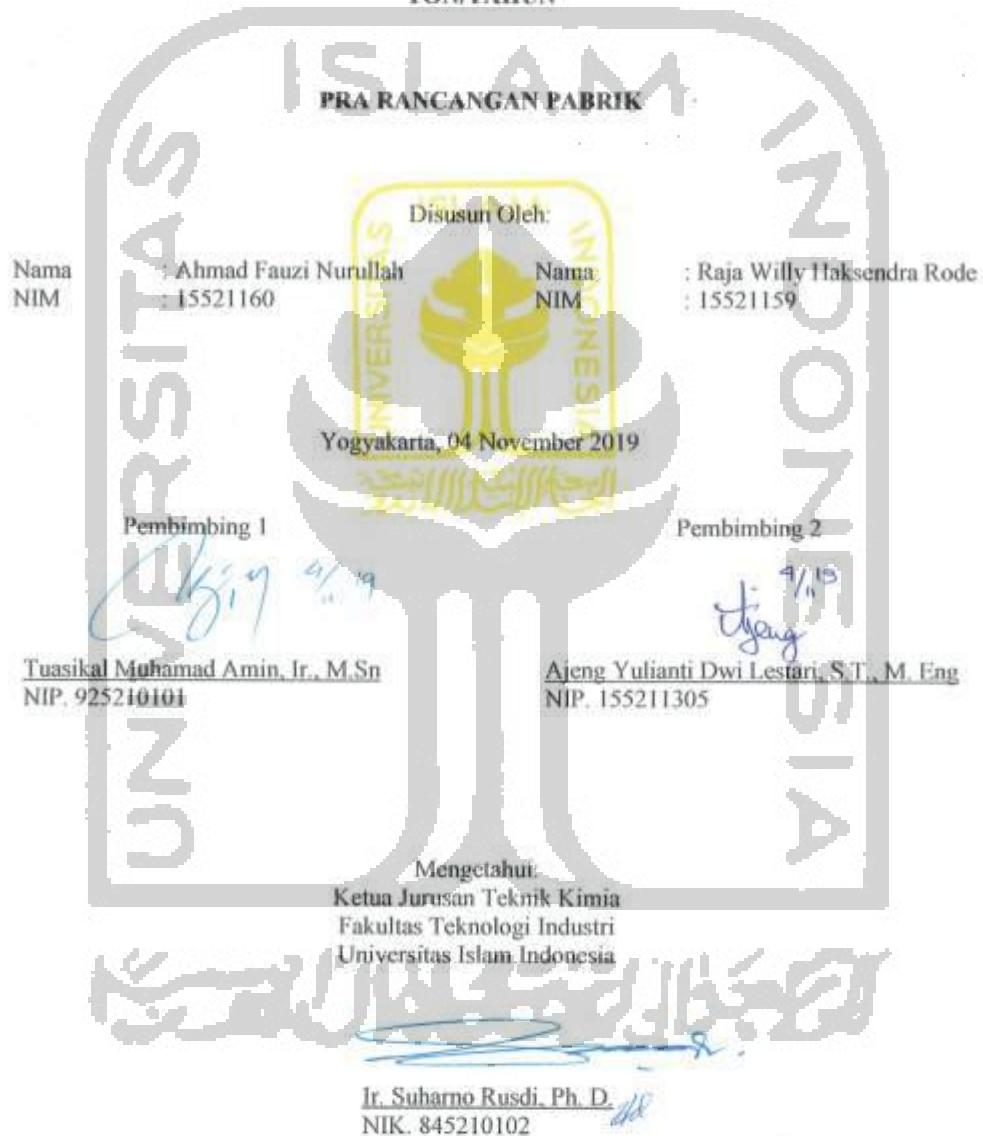
NIM. 15521160

(Raja Willy Haksendra Rode)

NIM. 15521159

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPILAMIN DARI HIDROGENASI ASETON  
DAN AMONIA DENGAN KATALIS NIKEL DENGAN KAPASITAS 10.000  
TON/TAHUN**



## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

### PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPILAMIN DARI HIDROGENASI ASETON DENGAN KATALIS NIKEL DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

#### PRA RANCANGAN PABRIK

Disusun Oleh:

Nama : Ahmad Fauzi Nurullah	Nama : Raja Willy Haksendra Rode
NIM : 155211160	NIM : 155211159

Telah Di pertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, November 2019

Tim Penguji,

Tuasikal Muhammad Amin, Ir., M.Si  
Ketua

Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc  
Anggota 1

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng  
Anggota 2

*(Signature)*  
26/11/2019  
*(Signature)*  
26/11/2019  
*(Signature)*  
27/11/2019

Mengetahui:  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



I. Suharno Rusdi, Ph. D.  
NIK. 845210102

## LEMBAR MOTTO

*“Maka sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan. Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan. Maka apabila engkau telah selesai (dari sesuatu urusan), tetaplah bekerja keras (untuk urusan yang lain). Dan hanya kepada TuhanmuLah engkau berharap.”*

(QS. Al-Insyirah,6-8).

*“Katakan, ”Hai hambaKu yang melanggar batas dan merugikan dirinya sendiri, janganlah kalian berputus asa dari rahmat Allah. ” Sungguh Allah akan mengampuni segala dosa.*

*Dialah Maha Pengampun lagi Maha Penyayang .”*

(QS. Al-Zumar, 53)

*“Menuntut ilmu itu hukumnya wajib muslimin dan muslimat.”*

(HR. Ibnu Abdil Bari)

## **KATA PENGANTAR**

Puji dan syukur kehadirat Allah SWT karena atas limpahan berkah, karunia dan rahmat- Nya kami dapat melaksanakan dan menyelesaikan Laporan Perancangan Pabrik dengan baik. Laporan Perancangan Pabrik ini merupakan persyaratan dalam memenuhi dan menyelesaikan mata kuliah penelitian teknik kimia yang menjadi salah satu syarat kelulusan mahasiswa S1 Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Kami menyadari bahwa penyusunan Laporan Perancangan Pabrik ini tidak lepas dari segala bantuan, bimbingan dan dukungan yang kami dapatkan dari berbagai pihak, sehingga berbagai kesulitan yang kami hadapi dapat terselesaikan dengan semestinya. Oleh karena itu, kami menyampaikan rasa terimakasih kepada:

1. Orang tua kami serta seluruh keluarga tercinta yang selalu memberikan dukungan kepada kami baik secara moral dan material sehingga kegiatan penyusunan laporan ini dapat terlaksana dengan lancar dan baik.
2. Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ir. Suharno Rusdi, Ph.D , selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Tuasikal Muhamad Amin, Ir., M. Sn, selaku Dosen Pembimbing I kami yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
5. Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M. Eng, selaku Dosen Pembimbing 2 kami yang selalu sabra dan senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
6. Seluruh Dosen Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia dari semester 1 sampai

dengan sekarang, yang telah memberikan berbagai macam ilmu sehingga kami bisa sampai pada titik ini.

7. Seluruh teman-teman kami terutama Keluarga Besar Mahasiswa Teknik Kimia FTI-UII yang telah membantu dan memberi semangat kepada kami sehingga kami mampu menyelesaikan laporan ini.
8. Seluruh pihak yang ikut terlibat dalam proses penggerjaan, penyusunan dan penyelesaian tugas akhir ini.

Kami menyadari bahwa penyusunan laporan ini masih terdapat beberapa kekurangan. Oleh karena itu kami mengharapkan saran dari semua pihak yang ingin memberikan saran untuk mewujudkan perkembangan yang positif bagi kami. Demikian laporan ini kami susun, semoga dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membaca. Akhir kata kami ucapan terima kasih.

Yogyakarta, 04 November 2019

Penyusun

## DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	Error! Bookmark not defined.
LEMBAR MOTTO .....	v
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL .....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xiii
ABSTRAK.....	xiv
ABSTRACT.....	xv
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 LATAR BELAKANG .....	1
1.1.1 Penentuan Kapasitas Produksi.....	3
1.2 TINJAUAN PUSTAKA.....	10
1.2.1 Macam-macam Proses.....	10
1.2.2 Seleksi Proses.....	14
1.2.3 Sifat Reaktan dan Kegunaan .....	15
1.2.4 Sifat Produk dan Kegunaan.....	19
1.2.5 Tinjauan Termodinamika .....	20
1.2.6 Tinjauan Kinetika.....	21
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	24
2.1 SPESIFIKASI BAHAN .....	24
2.2 SPESIFIKASI PRODUK.....	27
2.3.PENGENDALIAN KUALITAS.....	29
BAB III PERANCANGAN PROSES .....	32
3.1 URAIAN PROSES.....	32
3.2 SPESIFIKASI ALAT .....	35
3.2.1 Tangki-01 (TP-01) .....	35
3.2.2 Tangki-02 (TP-02) .....	35
3.2.3 Tangki-03 (TP-03) .....	36
3.2.4 Tangki-04 (TP-04) .....	36
3.2.5 Tangki-05 (TP-05) .....	37
3.2.6 <i>Expansion Valve (EV-01)</i> .....	37

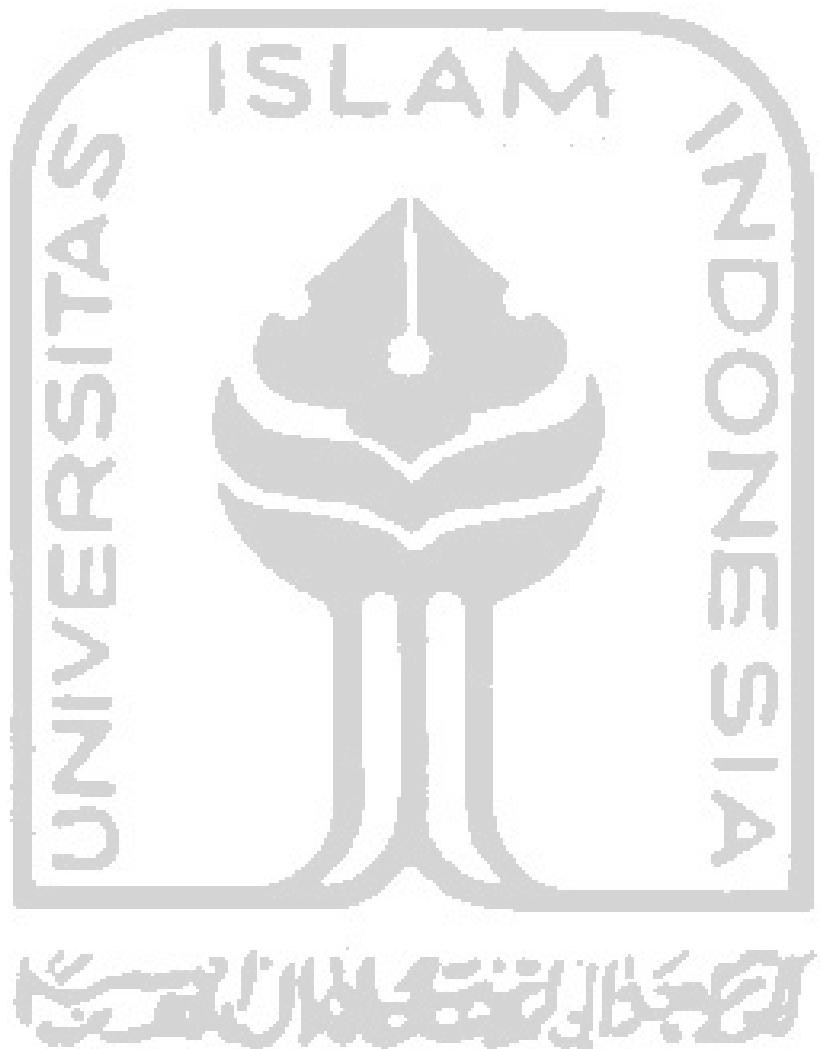
3.2.7 Expansion Valve ( EV-02).....	38
3.2.8 Vaporizer (VP-01).....	38
3.2.9 Vaporizer (VP-02).....	39
3.2.10 Kompresor (C-01).....	39
3.2.11 Reaktor (R-01) .....	40
3.2.12 Kondensor Parsial (CD-01) .....	41
3.2.13 Kondensor Parsial (CD-02) .....	41
3.2.14 Separator (SP-01).....	42
3.2.15 Separator (SP-02) .....	43
3.2.16 Pompa (P-101) .....	43
3.2.17 Pompa (P-102) .....	44
3.2.18 Pompa (P-103) .....	44
3.2.19 Pompa (P-104) .....	45
3.2.20 Pompa (P-105) .....	45
3.2.21 Pompa (P-106) .....	46
<b>3.3 PERENCANAAN PRODUKSI.....</b>	<b>47</b>
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku.....	47
3.2.3 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses.....	48
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....</b>	<b>49</b>
<b>4.1 LOKASI PABRIK.....</b>	<b>49</b>
4.1.1 Faktor Penentu Lokasi Pabrik.....	50
<b>4.2 TATA LETAK PABRIK .....</b>	<b>56</b>
<b>4.3 TATA LETAK ALAT PROSES .....</b>	<b>60</b>
<b>4.4 ALIR PROSES DAN MATERIAL.....</b>	<b>64</b>
4.4.1 Neraca Massa.....	64
4.4.2 Neraca Panas.....	67
<b>4.5 UTILITAS.....</b>	<b>72</b>
4.4.1 Unit Pengadaan Air .....	72
4.4.2 Unit Pengolahan Air .....	78
<b>4.6 LABORATORIUM .....</b>	<b>82</b>
4.6.1 Program Kerja Laboratorium .....	83
4.6.2 Prosedur Analisa Produk.....	84
4.6.3 Unit Pengolahan Limbah .....	85
<b>4.7 ORGANISASI PERUSAHAAN.....</b>	<b>86</b>

4.7.1 Bentuk Organisasi .....	86
4.7.2 Sturktur Organisasi .....	86
4.7.3 Tugas dan Wewenang.....	89
4.7.4 Catatan.....	96
4.8 Evaluasi Ekonomi .....	101
4.8.1 Penaksiran Harga Alat.....	102
4.8.2 Dasar Perhitungan .....	103
4.8.3 Perhitungan Biaya.....	103
4.8.4 Analisis Kelayakan .....	105
4.8.5 Hasil Perhitungan.....	109
4.8.6 Analisis Keuntungan.....	111
4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi .....	111
BAB V PENUTUP .....	115
5.1 Kesimpulan.....	115
5.2 Saran .....	116
DAFTAR PUSTAKA .....	117
LAMPIRAN A REAKTOR.....	119
LAMPIRAN B PEFD.....	149

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1</b> Pabrik Isoproplamin di Dunia .....	2
<b>Tabel 1.2</b> Data Konsumsi Isopropilamin (Ton/Tahun) .....	3
<b>Tabel 1.3</b> Data Ekor Isopropilamin .....	4
<b>Tabel 1.4</b> Impor Isopropilamin di Indonesia .....	6
<b>Tabel 1.5</b> Ketersediaan Bahan Baku Di Indonesia .....	7
<b>Tabel 1.6</b> Kualitas suatu produk Pabrik Isopropylamine .....	9
<b>Tabel 1.7</b> Perbandingan pembentukan Isopropilamin berdasarkan proses.....	14
 <b>Tabel 4. 1</b> Rencana Pembagian Areal Tanah.....	57
<b>Tabel 4. 2</b> Neraca Massa Total.....	64
<b>Tabel 4. 3</b> Neraca Massa di Reaktor (R-01).....	65
<b>Tabel 4. 4</b> Neraca Massa di Kondensor 1 (CD-01).....	65
<b>Tabel 4. 5</b> Neraca Massa di Kondensor 2 (CD-02).....	66
<b>Tabel 4. 6</b> Neraca Massa di Separator 1 ( SP-01).....	66
<b>Tabel 4. 7</b> Neraca Massa di Separator 2 (SP-02).....	67
<b>Tabel 4. 8</b> Neraca Panas pada Reaktor (R-01) .....	67
<b>Tabel 4. 9</b> Neraca Panas pada Kondensor 1 (CD-01).....	68
<b>Tabel 4. 10</b> Neraca Panas pada Kondensor 2 (CD-02).....	68
<b>Tabel 4. 11</b> Neraca Panas pada Vaporizer 1 (VP-01).....	69
<b>Tabel 4. 12</b> Neraca Panas pada Vaporizer 2 (VP-02).....	69
<b>Tabel 4. 13</b> Kebutuhan Pendingin (Dowterm A) .....	74
<b>Tabel 4. 14</b> Kebutuhan Steam .....	75
<b>Tabel 4. 15</b> Kebutuhan Air untuk perkantoran dan rumah tangga .....	76
<b>Tabel 4. 16</b> Gaji Karyawan .....	97

<b>Tabel 4. 17</b> Jadwal Kerja masing-masing regu .....	100
<b>Tabel 4. 18</b> Tabel Physical Plant Cost (PPC) .....	109
<b>Tabel 4. 19</b> Direct Plant Cost (DPC) .....	110
<b>Tabel 4. 20</b> Fixed Capital Investement (FCI).....	110



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b> Grafik Konsumsi Isopropilamin .....	4
<b>Gambar 1.2</b> Grafik Ekspor Isopropilamin .....	5
<b>Gambar 1.3</b> Impor Isopropilamin di Indonesia .....	6
<b>Gambar 4. 1</b> Rencana wilayah pabrik isopropilamin yang akan di dirikan .....	49
<b>Gambar 4. 2</b> Layout Pabrik .....	59
<b>Gambar 4. 3</b> Layout Alat Proses .....	60
<b>Gambar 4. 4</b> Diagram Alir Kualitatif .....	70
<b>Gambar 4. 5</b> Diagram Alir Kuantitatif .....	71
<b>Gambar 4. 6</b> Diagram Alir Proses Pengolahan Air .....	81
<b>Gambar 4. 7</b> Struktur Organisasi .....	88
<b>Gambar 4. 8</b> Grafik SDP dan BEP .....	114

## ABSTRAK

Isopropilamin adalah senyawa organik, sebuah amina. Senyawa ini adalah cairan yang tidak berwarna,higroskopis dengan bau seperti amonia. Senyawa ini larut dengan air dan mudah terbakar. Isopropilamin adalah perantara yang berharga dalam industri kimia. Isopropilamin sebagian besar digunakan dalam bidang pertanian yaitu sebagai bahan baku pada industri pembuatan herbisida dan insektisida. Selain itu juga digunakan untuk : pelarut murni, industri karet sintetis, bidang farmasi, industri tekstil, industri detergent, tetapi dalam jumlah yang cukup sedikit. . Hingga saat ini kebutuhan isopropilamin di Indonesia masih mengimpor dari luar negeri, oleh karena itu pendirian pabrik isopropilamin di Indonesia merupakan salah satu upaya untuk mengurangi impor isopropilamin dari luar negeri. Bahan baku pembuatan isopropilamin adalah aseton, amonia, dan hidrogen yang akan direaksikan di dalam reaktor *fixed bed multitube* yang beroperasi pada suhu 105 °C dan tekanan 0.39 atm, dengan katalis nikel. Pra rancangan pabrik isopropilamin ini berkapasitas 10.000 ton/tahun dan lokasi pabrik dipilih di daerah Cilegon, Banten dengan luas area 43.200 m<sup>2</sup>. Salah satu unit pabrik yang penting adalah unit utilitas yaitu untuk mendukung kelancaran jalannya proses produksi. Unit utilitas meliputi kebutuhan air pendingin, *steam*, dan listrik, dengan rincian kebutuhan pendingin (*Dowterm A*) sebanyak 81748.35 kg/jam, kebutuhan *steam* sebanyak 823.195 kg/jam, kebutuhan listrik sebanyak 280.64 kwh. Bentuk perusahaan yang direncakan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan pimpinan tertinggi dipegang oleh direktur dan dibantu oleh para manager dengan jumlah karyawan sebanyak 132 orang. Berdasarkan hasil analisis ekonomi terhadap perancangan pabrik Isopropilamin diperoleh besarnya *Percent Return of Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak sebesar 28% dan 14%. *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak sebesar 2,61 tahun dan 4,14 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 45% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 20% serta *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 38%. Berdasarkan perhitungan ekonomi dan berbagai pertimbangan lainnya maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik Isopropilamin ini layak untuk didirikan.

Kata –kata Kunci : isopropilamin, aseton, amonia, hidrogenasi.

## **ABSTRACT**

*Isopropylamine is an organic compound, an amine. This compound is a colorless, hygroscopic liquid with a smell like ammonia. This compound is soluble with water and is flammable. Isopropylamine is a valuable intermediary in the chemical industry. Isopropylamine is mostly used in agriculture, as a raw material in the manufacturing industry of herbicides and insecticides. It is also used for: pure solvents, the synthetic rubber industry, the pharmaceutical sector, the textile industry, the detergent industry, but in quite small amounts.. Until now the needs of isopropylamine in Indonesia are still importing from abroad, therefore the establishment of an isopropylamine factory in Indonesia is one of the efforts to reduce isopropylamine imports from abroad. The raw materials for making isopropylamine are acetone, ammonia, and hydrogen which will be reacted in a fixed bed multitube reactor operating at 105 °C and a pressure of 0.39 atm, with a nickel catalyst. The pre-designed isopropylamine plant with a capacity of 10,000 tons / year and the location of the plant was chosen in the area of Cilegon, Banten with an area of 43,200 m<sup>2</sup>. One important plant unit is the utility unit, which is to support the smooth running of the production process. The utility unit includes the need for cooling water, steam and electricity, with the breakdown of the cooling needs (Dowtherm A) of 81748.35 kg / hour, the steam needs of 823,195 kg / hour, the electricity needs of 280.64 kw. The company plan is a Limited Liability Company (PT) with the highest leadership held by the director and assisted by managers with 132 employees. Based on the results of an economic analysis of the design of the Isopropilamin plant, the amount of Percent Return of Investment (ROI) before and after tax is 28% and 14%. Pay Out Time (POT) before and after tax of 2.61 years and 4.14 years. Break Even Point (BEP) of 45% and Shut Down Point (SDP) of 20% and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 38%. Based on economic calculations and various other considerations, it can be concluded that the Isopropilamin plant is feasible to be established.*

*Keywords:* isopropylamine, aceton, ammonia, hydrogenation.

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 LATAR BELAKANG**

Indonesia sebagai negara berkembang yang sedang giatnya melaksanakan pembangunan baik dari sektor pertanian dan industri. Salah satu indutri di Indonesia yang sedang berkembang adalah industri kimia, yang akhir-akhir ini mengalami peningkatan baik secara kualitas maupun kuantitasnya, sehingga kebutuhan akan bahan baku dan bahan penunjang akan meningkat pula.

Saat ini Indonesia masih tergantung pada negara lain dalam memenuhi bahan baku, baik yang digunakan sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu. Oleh karena itu perlu adanya pembangunan dalam industri kimia.

Salah satunya adalah isopropilamin. Isopropilamin sendiri terdiri atas monoisopropilamin (MIPA), diisopropilamin (DIPA), dan triisopropilamin (TIPA). Isopropilamin sebagian besar digunakan dalam bidang pertanian yaitu sebagai bahan baku pada industri pembuatan herbisida dan insectisida. Selain itu juga digunakan untuk : pelarut murni, industri karet sintetis, bidang farmasi, industri tekstil, industri detergent, tetapi dalam jumlah yang cukup sedikit.

Isopropilamin dapat dihasilkan dengan beberapa cara, antara lain:

1. Dari Bahan Baku Alkohol dan Amonia dengan Dehidrasi Katalis
2. Dari Amoniak, Alkohol, dan Hidrogen dengan Dehidrogenasi Katalis
3. Dari Amoniak, Aseton dan Hidrogen dengan Hidrogenasi Katalis
4. Dari Amoniak dan Alkilhalida

Perkembangan industri isopropilamin sejalan dengan kemajuan dalam bidang pertanian khususnya dalam bidang pemberantasan hama (herbisida, insektisida, bakterisida). Industri isopropilamin secara konvensional pertama kali didirikan di Amerika pada tahun 1902. Berikut adalah data kapasitas pabrik isopropilamin di dunia:

**Tabel 1.1 Pabrik Isoproplamin di Dunia**

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	ALPHA CHEMIKA	India	69.312
2	Haihang Industri (Jinan) Co., Ltd.	China	22.040
3	Xiamen Aeco Chemical Industry	China	55.100
4	Qindao Little Fox Biological	China	10.000
5	A. B Enterprises	India	10.664
6	Shanghai ZZ New Material Tech	China	11.540
7	Jinan Boss Chemical Industry	China	15.435

(Sumber:www.alibaba.com),2019)

Penggunaan utama isopropilamin adalah dalam bidang pertanian yaitu sebagai bahan baku pada industri pembuatan herbisida dan insektisida. Di samping digunakan dalam bidang pertanian isopropilamin juga digunakan dalam :

a. Industri Tekstil.

Digunakan sebagai adiktif pada bahan pencelup atau pewarna dan juga sebagai bahan adiktif pada proses pembuatan tekstil yang memiliki sifat khusus.

b. Industri Detergent.

Sebagai adiktif pada industri detergent yang berfungsi untuk meningkatkan kemampuan detergent menurunkan tegangan permukaan, sehingga proses pencucian berlangsung dengan cepat dan efektif.

c. Industri Karet Sintetis.

Sebagai bahan intermediet yang berfungsi untuk mempercepat proses pembentukan karet.

#### **1.1.1 Penentuan Kapasitas Produksi**

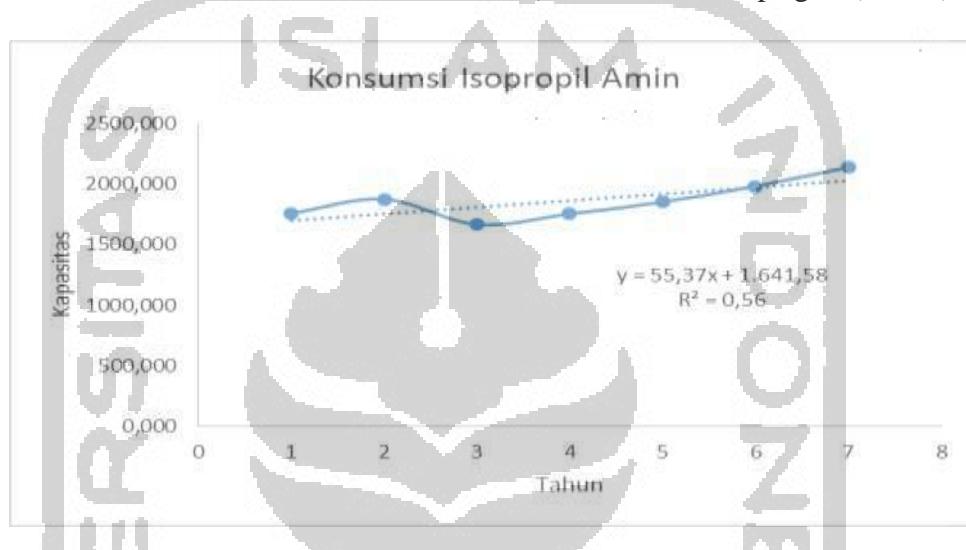
Kebutuhan isopropilamin di Indonesia semakin meningkat sejalan dengan semakin meningkatnya kebutuhan pembuatan herbisida dan insektisida dalam bidang pertanian. Berikut data konsumsi isopropilamin di Indonesia:

**Tabel 1.2 Data Konsumsi Isopropilamin (Ton/Tahun)**

Tahun	Konsumsi Isopropilamin (Ton/Tahun)
2012	1.759,607
2013	1.877,554
2014	1.667,437
2015	1.754,745
2016	1.854,356

Tahun	Konsumsi Isopropilamin (Ton/Tahun)
2017	1.985,456
2018	2.142,113

(Sumber : [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id)),2018)



**Gambar 1.1** Grafik Konsumsi Isopropilamin

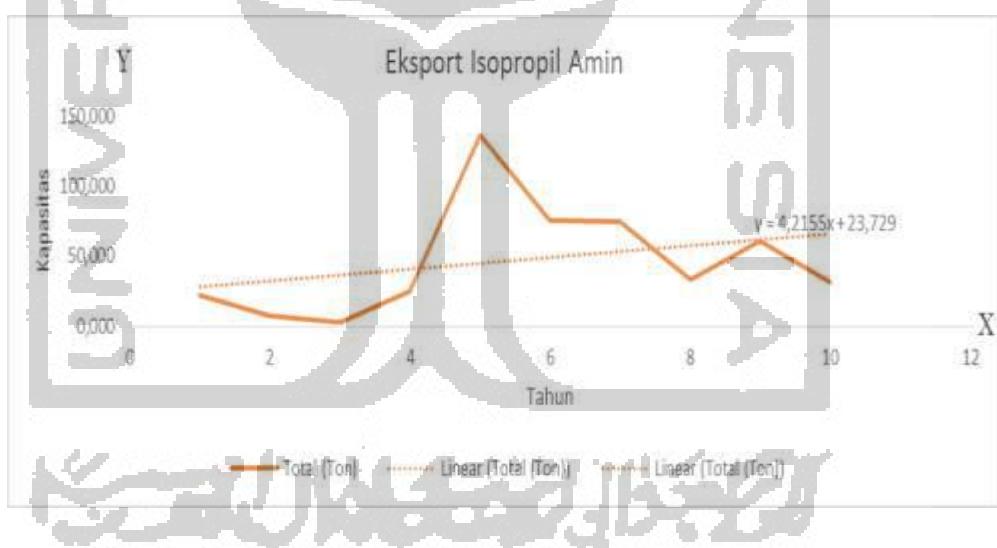
Perkiraan kapasitas produksi merupakan hal yang sangat penting dalam suatu pabrik, agar tidak terjadi kesalahan yang menyebabkan hasil produksi tidak seluruhnya di serap oleh pasar. Perkiraan kapasitas sendiri dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu, ekspor, impor, laju konsumsi, dan kapasitas pabrik terdahulu (lama). Berikut data ekspor impor isopropilamin:

**Tabel 1.3** Data Ekpor Isopropilamin

Tahun	Total (Ton)
2009	22.200
2010	7.370

Tahun	Total (Ton)
2011	3.016
2012	24.908
2013	136.099
2014	75.388
2015	74.680
2016	33.692
2017	60.593
2018	31.201

(Sumber : [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id)),2018)

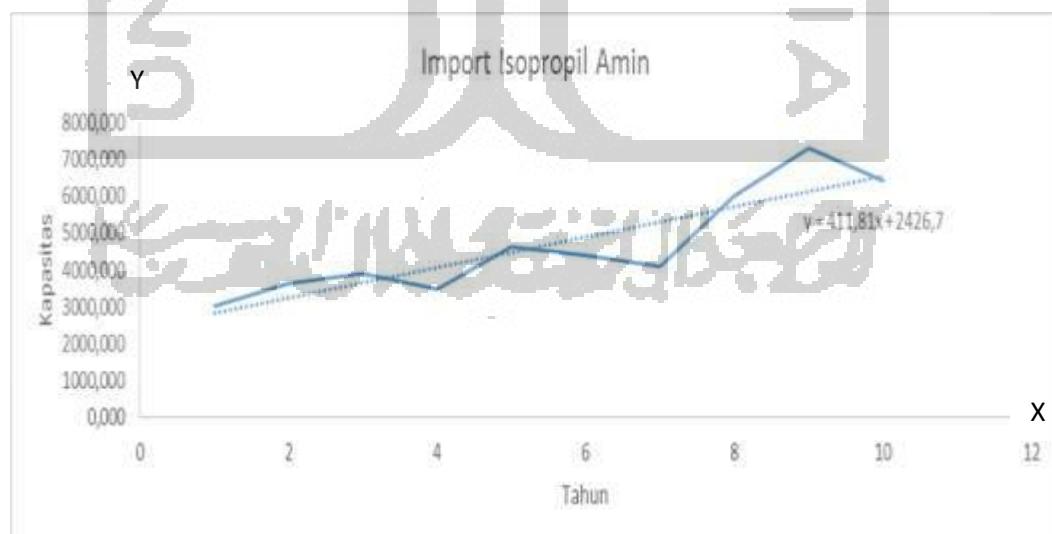


Gambar 1.2 Grafik Ekspor Isopropilamin

**Tabel 1.4** Impor Isopropilamin di Indonesia

Tahun	Total (Ton)
2009	3.030,806
2010	3.651,153
2011	3.921,162
2012	3.492,680
2013	4.629,494
2014	4.394,984
2015	4.083,975
2016	5.986,125
2017	7.306,372
2018	6.419,433

(Sumber:www.bps.go.id),2018)

**Gambar 1.3** Impor Isopropilamin di Indonesia

**Tabel 1.5 Ketersediaan Bahan Baku Di Indonesia**

Senyawa	Tersedia (Ton/Tahun)	Nama Pabrik	Lokasi
Hidrogen	120.540	PT. Air Liquid	Cilegon
Aseton	96.000	Wu Han Kang Zeng	Cina
Amonia	825.000	PT. Petrokimia Gresik	Gresik

Berdasarkan persamaan regresi *linear*, di perkirakan impor isopropilamin di Indonesia sebanyak 9431.250 ton/tahun pada tahun 2025. Secara matematis kapasitas produksi pabrik baru dapat dituliskan sebagai berikut :

$$X = (A + B) - (C + D)$$

Dimana :

X = Kapasitas Produksi Pabrik Baru

A = Konsumsi Dalam Negri

B = Ekspor

C = Impor

D = Kapasitas Produksi Pabrik Lama

Sehubungan dengan rencana pendirian pabrik isopropilamin maka beberapa data yang diperlukan adalah sebagai berikut :

a. Laju Import isopropilamin

Besarnya laju kebutuhan isopropilamin selama 7 tahun terakhir dapat dilihat dari Tabel 1.2 dapat diketahui bahwa laju konsumsi Isopropilamin tiap tahun mengalami kenaikan, sehingga pada tahun 2025 besar laju impor Isopropilamin

sebesar 9431.250 ton/tahun (Menggunakan Microsoft Excel). Dengan pendirian pabrik baru diharapkan kebutuhan dalam negeri sudah terpenuhi, sehingga import isopropilamin di tahun 2024 sama dengan nol.

b. Kapasitas pabrik lama

Dari Badan Pusat Statistik diketahui sampai tahun 2019 belum terdapat pabrik isopropilamin di indonesia, sehingga kapasitas pabrik lama sama dengan nol.

c. Laju konsumsi isopropilamin

Karena pabrik yang memproduksi isopropilamin belum ada, maka laju konsumsi sama dengan laju impor. Dengan demikian di tahun 2024, besar konsumsi Isopropylamine sebesar 9431.250 ton/tahun.

d. Ekspor

Pertumbuhan laju konsumsi isopropylamine cukup pesat, maka pendirian pabrik isopropilamin diharapkan memiliki andil dalam memenuhi permintaan dunia. Untuk itu 5% dari kapasitas produksi di ekspor.

Dengan menggunakan persamaan diatas, dapat dihitung kapasitas produksi pabrik yang baru yaitu :

$$X = 9431.250 + 0 - (0,05 \times 9431.250) - 0$$

$$X = 9902.8125 \text{ ton/tahun}$$

Untuk itu Kapasitas terpasang pada Pabrik ini direncanakan sebesar : 10.000 ton/tahun dengan alasan pabrik isopropilamin yang telah berdiri di dunia sejauh ini

memiliki kapasitas terkecil 10.000 ton/tahun, sehingga kami memilih kapasitas 10.000 ton/tahun agar pabrik dapat berjalan optimal.

**Tabel 1.6** Kualitas suatu produk Pabrik Isopropylamine

Komponen Utama	% Berat (Minimal)	Impuritis	% Berat (Maximal)
Isopropilamin	99 %	Aseton	1 %

(Sumber : [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id)),2013)

Dari tabel tersebut dapat diketahui perdagangan isopropylamin mempunyai kemurnian minimal 99 % dengan impuritis aseton (1 % max). Hal ini disebabkan karena dalam proses pembuatan isopropilamin aseton tidak dapat dipisahkan oleh separator.

## 1.2 TINJAUAN PUSTAKA

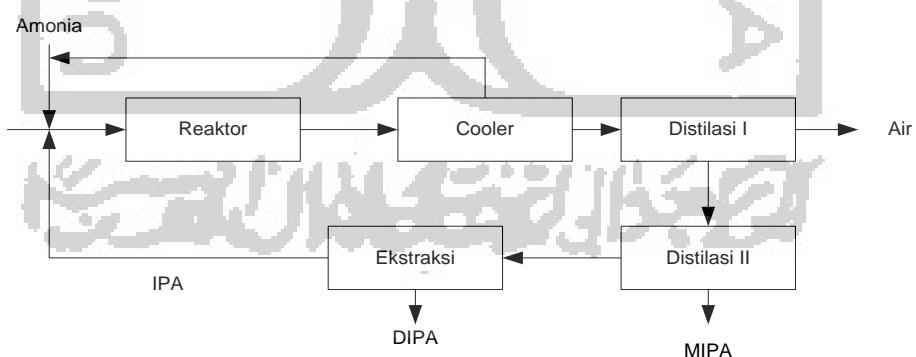
### 1.2.1 Macam-macam Proses

Pembuatan monoisopropilamin (MIPA) secara komersial dikenal ada empat macam proses, yaitu :

1. Proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol
2. Proses dengan bahan baku amonia, isopropanol, dan hidrogen
3. Proses dengan bahan baku amonia, aseton, dan hidrogen
4. Proses dengan bahan baku amonia dan isopropil

Pada prinsipnya keempat proses tersebut hampir sama, yaitu pada suhu dan tekanan tinggi dalam fase gas. Secara garis besar proses tersebut terdiri dari dua unit utama yaitu amonisasi dan purifikasi (distilasi). Unit amonisasi merupakan unit pembentukan MIPA, sedang unit purifikasi adalah unit pemisahan atau pemurnian.

#### A. Proses dengan Bahan Baku Amonia dan Isopropanol



Proses ini terjadi pada fase gas dengan menggunakan katalis dehidrasi yaitu alumina. Reaksi dijalankan pada reaktor fixed multiple bed, pada suhu 300 – 500

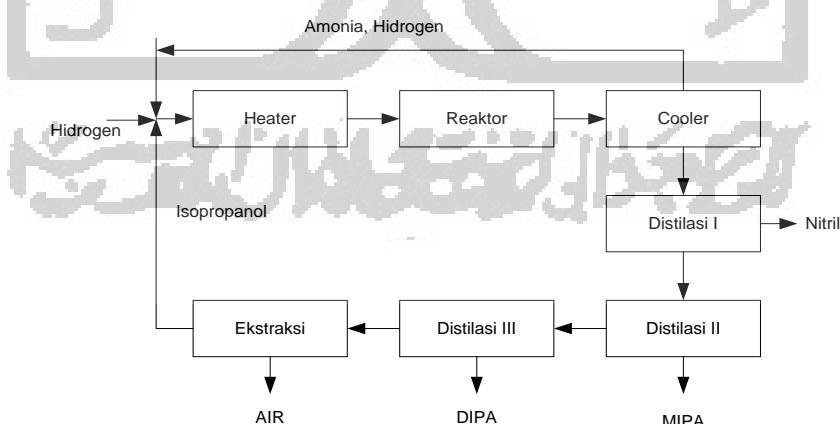
°C dan tekanan 790 – 3500 kPa (100 – 500 psig) dengan kecepatan gas 500 – 1500 vol/vol/jam.

Amonia dan isopropanol dari storage dengan perbandingan 6 : 1 dipanaskan dalam suatu heater sampai menjadi gas superheater, kemudian dimasukkan dalam suatu reaktor fixed multiple bed yang berisi katalis alumina. Reaksi yang terjadi adalah reaksi heterogen gas – solid.



MIPA crude selanjutnya mengalami proses pemurnian yaitu dengan jalan gas campuran MIPA, DIPA, NH<sub>3</sub>, uap air, isopropanol didinginkan sehingga amonia yang tetap pada fase gas dapat dipisahkan dengan di recycle. Sedangkan MIPA dan air dipisahkan dengan cara distilasi, DIPA dan isopropanol dipisahkan dengan cara ekstraksi. Isopropanol yang dapat dari proses ekstraksi di recycle. Kemurnian MIPA yang diperoleh ± 99,9 % dan yield proses 80 %.

#### B. Proses dengan bahan Baku Amonia, Isopropanol, dan Hidrogen



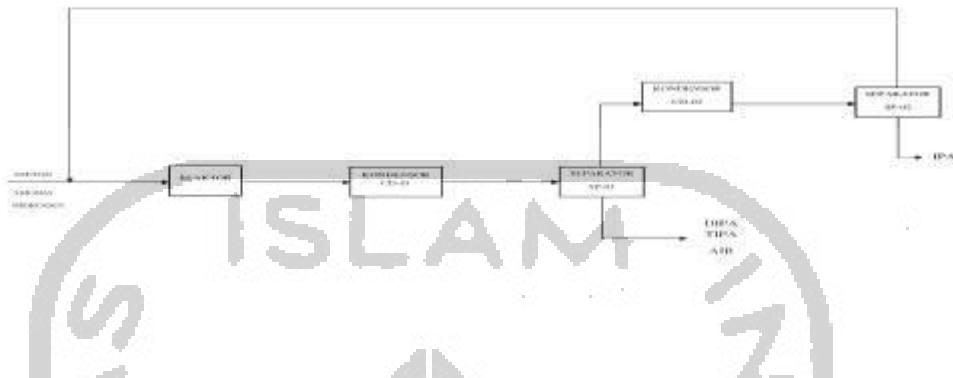
Proses ini juga dijalankan pada fase gas tetapi menggunakan katalis dehidrogenasi yaitu tembaga. Reaksi terjadi pada reaktor fixed multiple bed dengan

suhu  $130 - 250^{\circ}\text{C}$  tekanan  $790 - 3550\text{ kPa}$  ( $100 - 500\text{ psig}$ ) kecepatan gas  $500 - 1500\text{ vol/vol/jam}$ . Reaksi yang terjadi adalah reaksi herogen gas solid. Reaksi utama sama dengan reaksi pada proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol, dengan produk samping nitril, amida, dan DIPA.

Campuran amonia, isopropanol, dan hidrogen dengan perbandingan  $6 : 1 : 5$  dipanaskan dengan heater sampai suhunya  $\pm 200^{\circ}\text{C}$  sehingga seluruh *feed* berubah menjadi gas *superheated*. Campuran gas ini dimasukkan kedalam reaktor fixed multiple bed yang berisi katalis tembaga. Yang perlu dicatat adalah bahwa pada proses ini tidak dikonsumsi hidrogen. Hidrogen pada *feed* berfungsi untuk menjaga aktivitas katalis dengan cara menghambat pembentukan *coke*, sehingga katalis tidak cepat keracunan. Produk yang keluar dari reaktor dipisahkan dengan beberapa tahap untuk mendapatkan MIPA dengan kemurnian yang tinggi.

Tahap pertama adalah pendinginan (*cooler*) pada tahap ini dipisahkan amonia sisa reaksi dan hidrogen, karena hidrogen dan amonia tetap berbentuk gas. Tahap dua adalah tahap destilasi yang berfungsi untuk memisahkan air, nitril, amida, dan produk utama yaitu MIPA. Tahap terakhir yaitu ekstraksi yang berfungsi untuk memisahkan isopropanol di *recycle* untuk menghindari kehilangan bahan baku. Yield pada proses ini sekitar 97 % yang merupakan campuran DIPA dan MIPA. Kemurnian produk lebih rendah dari proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol.

### C. Proses dengan bahan Baku Amonia, Aseton, dan Hidrogen



Reaksi pada proses ini dijalankan pada kondisi yang sama dengan proses dengan bahan baku amonia, aseton, dan hidrogen. Perbedaan skema tersebut adalah pada proses penyerapan hidrogen secara reaksi, sehingga perlu diperhatikan disain reaktor. Karena selama proses akan terjadi penurunan tekanan yang cukup besar. Keuntungan proses ini adalah reaksi berjalan dengan cepat, sehingga yield nya tinggi dengan impurities yang sangat kecil.

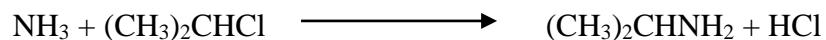
Reaksi yang terjadi adalah :



Produk gas yang keluar dari reaktor dipisahkan dengan cara yang sama dengan proses bahan baku amoniak dan isopropanol.

### D. Proses dengan bahan Baku Amonia dan Isopropil

Proses ini dijalankan sama dengan kondisi pada proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol. Namun fungsi isopropanol sebagai zat yang mengalami amonisasi diganti dengan isopropil klorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Proses pemurnian MIPA sama seperti pada proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol. Yield yg diperoleh sekitar 80%.

### 1.2.2 Seleksi Proses

Untuk mendapatkan proses yang terbaik dari berbagai proses yang ada, maka dilakukan seleksi dengan cara membuat perbandingan aspek teknis dan ekonomis dari masing – masing proses.

**Tabel 1.7 Perbandingan pembentukan Isopropilamin berdasarkan proses**

Parameter	Proses A	Proses B	Proses C	Proses D
1. Tekanan				
a. Proses				
- Kemurnian bahan baku	99,5 %	99,5 %	99%	98 %
- Kemurnian produk	99,9 %	99,5 %	99,9%	99,9 %
- Katalis	Alumina	Tembaga	Nikel	Alumina
- Yield	85%	97 %	98 %	84 %
b. Operasi				
- Suhu (°C)	300 – 500	130 – 250	105 – 269	300 – 500
- Tekanan (psig)	100 – 500	100 – 500	1 – 12	100 – 500
- Fase	Gas	Gas	Gas	Gas

(Sumber : [www.patents.com](http://www.patents.com)),2013)

Berdasarkan perbandingan tersebut, maka proses yang dipilih adalah proses C yaitu proses dengan bahan baku amonia, aseton, dan hidrogen dalam fase gas dengan katalis nikel, dasar pemilihan proses ini adalah sebagai berikut :

1. Kemurnian produk lebih tinggi
2. Yield tinggi
3. Kondisi Operasi yang lebih rendah dan aman dari pada proses yang lain
4. Alat proses yang di gunakan lebih sederhana dari proses lain

### **1.2.3 Sifat Reaktan dan Kegunaan**

#### **A. Aseton**

Aseton juga dikenal sebagai propanon, dimetil keton, 2-propanon, propan-2-on, dimetilformaldehida, dan  $\beta$ -ketopropana, adalah senyawa berbentuk cairan yang tidak berwarna dan mudah terbakar. Ia merupakan keton yang paling sederhana. Aseton larut dalam berbagai perbandingan dengan air, etanol, dietil eter,dll. Ia sendiri juga merupakan pelarut yang penting. Aseton digunakan untuk membuat plastik, serat, obat-obatan, dan senyawa-senyawa kimia lainnya.

##### a. Sifat fisis Aseton

Berat Molekul : 60 g/mol

Titik Didih (1 atm) : 56,53 °C (329,4 K)

Titik Lebur (1 atm) : -94,9 °C (178,2 K)

Density : 0,79 g/cm<sup>3</sup>, cair

Viskositas : 0,32 cP pada 20 °C

### b. Sifat kimia Aseton

- Merupakan reduktor yang lebih lemah daripada aldehid
- Dapat menghasilkan alkohol sekunder
- Apabila dikondensasi dengan asetilen membentuk 2 metil 3 butynediol, suatu intermediate untuk isoprene
- Apabila dengan hidrogen sianida dalam kondisi basa akan menghasilkan aseton sianohidrin

Kegunaan Aseton : sebagai cairan pembersih, selain itu juga dapat sebagai pelarut berbagai macam plastik, dan juga sebagai stok umpan dalam bidang industri.

### B. Amonia

Amonia adalah senyawa kimia dengan rumus molekul  $\text{NH}_3$ . Senyawa ini di dapati berupa gas dengan bau tajam. Walaupun amonia memiliki sumbangan penting bagi keberadaan nutrisi di bumi. Amonia memiliki 2 sifat, yaitu sifat fisis dan sifat kimia :

#### a. Sifat fisis Amonia

Berat molekul : 17 gram/gmol

Titik didih (1 atm) : 239,7 K

Titik beku (1 atm) : 195,4 K

Density kritis : 0,639 gram/ml

Tekanan kritis : 111,3 atm

Suhu kritis : 405,6 K

Volume kritis :  $72,5 \text{ m}^3/\text{gmol}$

b. Sifat kimia Amonia (Kirk dan Othmer, 1991)

- Amonia dapat membentuk senyawa dengan garam dan membentuk senyawa yang baik. Meskipun senyawa tersebut bukan konduktor, tetapi dapat menyebabkan inisiasi suatu elektrolit.
- Amonia bereaksi secara katalitik dengan rantai alkil pada hidrokarbon aromatis nitrile, atau olefin dan beberapa rantai alkana.

Kegunaan amonia : Bahan campuran pupuk urea  $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ , sebagai bahan bakar roket, sebagai pembuat  $\text{NH}_4\text{Cl}$ , sebagai zat untuk membuat hidrazin ( $\text{N}_2\text{H}_4$ ), sebagai bahan dasar pembuat bahan peledak.

**C. Hidrogen**

Hidrogen adalah unsur yang sangat berguna. Karena hidrogen digunakan untuk membuat amonia untuk pupuk, logam penyulingan, dan metanol untuk membuat bahan dasar seperti plastik.

a. Sifat fisis Hidrogen

Titik lebur :  $-259,140^\circ\text{C}$

Titik didih :  $-252,87^\circ\text{C}$

Warna : Tidak berwarna

Bau : Tidak berbau

Densitas : 0,08988 g/cm<sup>3</sup> pada 293 K

Kapasitas Panas : 14,304 J/gK

### b. Sifat kimia Hidrogen

Panas Fusi : 0,117 kJ/mol H<sub>2</sub>

Energi Ionisasi 1 : 1312 kJ/mol

Afinitas Electron : 72,7711 kJ/mol

Panas Atomisasi : 218 kJ/mol

Panas Penguapan : 0,904 kJ/mol H<sub>2</sub>

Jumlah Kulit : 1

Biloks Minimum : -1

Elektronegatifitas : 2,18 (skala Pauli)

Konfigurasi Elektron : 1s1

Biloks Maksimum : 1

Volume Polarisasi : 0,7 Å<sup>3</sup>

Kegunaan : Hidrogen banyak di gunakan di berbagai jenis industri seperti industri pupuk, minyak goreng, makanan, bahan bakar, dll.

### 1.2.4 Sifat Produk dan Kegunaan

#### A. Isopropilamin

Isopropilamin adalah senyawa organik, sebuah amina. Ini adalah cairan tidak berwarna higroskopis dengan bau seperti amonia. Senyawa ini mudah larut dengan air dan mudah terbakar. Senyawa ini adalah perantara yang berharga dalam industri kimia

- a. Sifat fisis Isopropilamin
- Fase : Cair
- Berat molekul : 59,112 g/mol
- Kondisi penyimpanan : suhu 30 °C, tekanan 1 atm
- Titik didih : 33 °C (306,15 K)
- Titik leleh : -95,20 °C (177,95 K)
- Densitas : 688 mg/ml
- Temperatur kritis (Tc) : 337 °C
- Tekanan kritis (Pc) : 47 atm
- Tekanan uap : 63,41 kpa (pada 20 °C)
- Kapasitas panas : 163,85 JK-1 mol-1
- Kelarutan dalam air : Larut

Kegunaan utama isopropilamin adalah dalam bidang pertanian yaitu sebagai bahan baku pada industri pembuatan herbisida dan insektisida.

### 1.2.5 Tinjauan Termodinamika

Entalpi reaksi ( $\Delta H$ ) dapat digunakan untuk menentukan apakah reaksi endotermis atau eksotermis. Entalpi reaksi aseton, hidrogen dan amonia dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\ln K_e = -\Delta H^\circ / RT + \Delta S^\circ / R$$

Dari hasil plot antara  $\ln K_e$  Vs  $1/T$  diperoleh persamaan  $y = -7797,26x + 24,33$ . Maka dengan mensubstitusi nilai  $R = 0,00831447$  kJ/mol.K pada slope, diperoleh nilai  $\Delta H = 64,83$  kJ/mol (Chandavasu, 1997).

Karena entalpi reaksi bernilai positif, maka reaksi antara aseton, hidrogen, dan amonia merupakan reaksi endotermis. Untuk reaksi endotermis, maka kenaikan suhu akan mengakibatkan kenaikan harga konstanta kesetimbangan (K).

Pada kondisi suhu reaksi  $105^\circ\text{C}$ , diperoleh konstanta kesetimbangan sebesar  $K_e = 3,114$  (Chandavasu, 1997). Harga K kecil, menunjukkan bahwa reaksi pembuatan isopropilamin merupakan reaksi *reversible*.

Apabila ditinjau dari energi Gibbs ( $\Delta G_f^0$ ):

$$\Delta G_f^0 \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} = -162,51 \text{ kjoule/mol}$$

$$\Delta G_f^0 \text{ H}_2 = -365,21 \text{ kjoule/mol}$$

$$\Delta G_f^0 \text{ NH}_3 = -339 \text{ kjoule/mol}$$

$$\Delta G_f^0 \text{ C}_3\text{H}_9\text{N} = -228,6 \text{ kjoule/mol}$$

$$\Delta G_f^0 = \Delta G_f^0 \text{produk} - \Delta G_f^0 \text{reaktan}$$

$$= (-339 + (-228,6)) - (-162,51 + (-365,21)) \text{ kjoule/mol}$$

$$= -39,88 \text{ kjoule/mol}$$

$$\Delta G_f^0 = -RT \ln K$$

$$K = \exp (\Delta G_f^0 / RT)$$

$$= \exp (-39,88 \text{ kJ/mol} / (0,00831447 \text{ kJ/mol.K}) \times 336\text{K})$$

$$= 6,3099E-07$$

$$K = [C][D]/[A][B]$$

$$K = [X/83,7652][X/83,7652]/[(9,3072-X)/83,7652][(74,4579-X)/83,7652]$$

$$K = X^2/[9,3072-X][74,4579-X]$$

$$6,3099E-07 = X^2/[9,3072-X][74,4579-X]$$

$$X = 8,2850$$

### 1.2.6 Tinjauan Kinetika

Konversi kesetimbangan yang dicapai pada kondisi operasi T = 105

$^{\circ}\text{C}$ , P = 0,39 atm dengan perbandingan mol aseton : hidrogen : amonia = 1 : 3 : 3 dan konsentrasi katalis nikel 1,1 mol/L adalah sebesar :  $X_{\text{Ae}} = 0,9581$  (Chandavasu,1997).

Untuk reaksi *reversible*, konversi reaksi diambil 99% dari konversi kesetimbangan, maka diperoleh konversi reaksi sebesar  $X_A = 0,9102$  (Smith, 1985).

Secara umum reaksi esterifikasi aseton, hidrogen dan amonia dapat di simbolkan sebagai berikut:



Dimana :

A = aseton

B = hidrogen

C = amonia

D = isopropilamin

Persamaan kecepatan reaksinya :

$$(-r_A) = k_1 \cdot C_A \cdot C_B \cdot C_C - k_{-1} \cdot C_D.$$

Dengan :

$k$  = konstanta kecepatan reaksi esterifikasi

$k_{-1}$  = konstanta kecepatan reaksi hidrogenasi

$C_A$  = konsentrasi aseton

$C_B$  = konsentrasi hidrogen

$C_C$  = konsentrasi amonia

$C_D$  = konsentrasi isoropilamin

$$C_A = C_{AO}(1-X_A)$$

$$C_B = C_{BO} - C_{AO} \cdot X_A = C_{AO} \cdot (M1 - X_A), \text{ dengan } M1 = C_{BO}/C_{AO}$$

$$C_C = C_{CO} - C_{AO} \cdot X_A = C_{AO} \cdot (M_2 - X_A), \text{ dengan } M_2 = C_{CO}/C_{AO}$$

$$C_D = C_{DO} - C_{AO} \cdot X_A = C_{AO} \cdot (M_3 - X_A), \text{ dengan } M_3 = C_{DO}/C_{AO}$$

Persamaan kecepatan reaksinya menjadi:

$$(-r_a) = K_1 \cdot C_{AO}^2 \cdot (1 - X_A) \cdot (M_1 - X_A) \cdot (M_2 + X_A) - K_{-1} \cdot C_{AO}^2 \cdot (M_3 + X_A)$$

Dengan :

$C_{AO}$  = konsentrasi aseton

$X_A$  = konversi reaksi

$k_1 = 0,0233 \text{ L/mol.jam}$

$k_{-1} = 0,007482 \text{ L/mol.jam}$

(Candavasu, 1997)

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 SPESIFIKASI BAHAN

##### 2.1.1 Aseton ( $C_3H_6O$ )

- Fase	: Cair
- Berat molekul	: 58,08 kg/kgmol
- Kondisi Penyimpanan	: suhu 30 °C, tekanan 1 atm
- Viskositas	: 0,32 cp pada 20 °C
- Titik didih	: 56,53 °C (329,4 K), 1 atm
- Titik leleh	: - 94,6 °C
- Densitas	: 0,792 g/cm <sup>3</sup>
- Temperatur kritis (Tc)	: 235 °C
- Tekanan kritis (Pc)	: 46,81 atm
- Kelarutan	: Larut dalam berbagai perbandingan
Komposisi supplier :	
• $C_3H_6O$	= 98 %
• $H_2O$	= 2 %

(www.chemspider.com),2019)

### 2.1.2 Amonia ( $\text{NH}_3$ )

- Fase : Cair
  - Berat molekul : 17,03 kg/kgmol
  - Kondisi penyimpanan : suhu 30 °C, tekanan 12 atm
  - Massa jenis : 0,6942 g/L
  - Titik didih : - 33,34 °C (239,81 K), 1 atm
  - Titik leleh : - 77,7 °C
  - Densitas : 0,817 g/cm<sup>3</sup> (pada 79 °C)
  - Temperatur kritis ( $T_c$ ) : 306,46 °C
  - Tekanan Kritis ( $P_c$ ) : 187,84 atm
  - Kelarutan dalam air : 89,9 g/100 ml pada 0 °C
  - Komposisi supplier :
    - $\text{NH}_3$  = 99,5 %
    - $\text{H}_2\text{O}$  = 0,5%
- (www.chemspider.com),2019)

### 2.1.3 Hidrogen ( $\text{H}_2$ )

- Fase : Gas
- Berat molekul : 2,016 kg/kgmol
- Kondisi penyimpanan : suhu 30 °C, tekanan 1 atm
- Densitas : 0,08988 g/cm<sup>3</sup> pada 20 °C
- Titik didih : -252,879 °C
- Titik leleh : 259,1 °C

- Kapasitas panas : 14,304 J/g K
- Kelarutan dalam air : 0,00160 g.kg<sup>-1</sup> pada 20 °C dan 1 atm

Komposisi supplier :

- H<sub>2</sub> = 100%

(www.chemspider.com),2019)

### 2.2.3 Katalis (Nikel)

- Rumus Molekul : Ni
- Fase : Solid
- Massa Atom : 58,6934 u
- Densitas : 1.22 g/mL
- Kelarutan : Tidak Larut
- Tekanan Uap : 0 mmHg
- Titik Lebur : 1728 K (1455 °C, 2651 °F)
- Titik Didih : 3186 K (2913 °C, 5275 °F)
- Kepadatan : 8,908 g/cm<sup>3</sup>
- Kalor Peleburan : 17,48 kJ/mol
- Kalor Penguapan : 377,5 kJ/mol

(www.chemspider.com),2019)

## 2.2 SPESIFIKASI PRODUK

### 2.2.1 Mono Isopropilamin ( $C_3H_9N$ )

- Fase : Cair
  - Berat molekul : 59,112 g/mol
  - Kondisi penyimpanan : suhu 30 °C, tekanan 1 atm
  - Titik didih : 33 °C (306,15 K)
  - Titik leleh : -95,20 °C (177,95 K)
  - Densitas : 688 mg/ml
  - Temperatur kritis ( $T_c$ ) : 337 °C
  - Tekanan kritis ( $P_c$ ) : 47 atm
  - Tekanan uap : 63,41 kpa (pada 20 °C)
  - Kapasitas panas :  $163,85 \text{ JK}^{-1} \text{ mol}^{-1}$
  - Kelarutan dalam air : Larut
- ([www.chemspider.com](http://www.chemspider.com)), 2019)

### 2.2.2 Diisopropilamin ( $C_6H_{15}N$ )

- Fase : Cair
- Massa molar : 101,19 g/mol
- Titik didih : 84 °C
- Titik leleh : 61 °C
- Densitas :  $717 \text{ kg/m}^3$
- Temperatur kritis ( $T_c$ ) : 393°C
- Tekanan Kritis ( $P_c$ ) : 35 atm

- Kapasitas panas : 0,4745 Kkal/kgmol
- Kelarutan dalam air : Larut

([www.chemspider.com](http://www.chemspider.com)),2019)

### 2.2.3 Tri Isopropilamin ( $C_9H_{21}N$ )

- Fase : Cair
- Massa molar : 143,274 g/mol
- Titik didih : 131,8 °C (404,9 K) pada 1,9 Kpa
- Titik leleh : 52°C
- Densitas : 752 kg/m<sup>3</sup>
- Temperatur kritis (Tc) : 468°C
- Tekanan Kritis (Pc) : 26 atm
- Tekanan uap : 9,1 mmHg pada 25 °C
- Entalpi dari uap : 36,9 kj/mol
- Titik nyala : 21,9 °C
- Kapasitas panas : 4,525 Kkal/kgmol

([www.chemspider.com](http://www.chemspider.com)),2019)

## 2.3. PENGENDALIAN KUALITAS

Pengendalian kualitas (*Quality control*) pada pabrik Isopropilamin ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk mengetahui seberapa jauh kualitas bahan baku yang digunakan, apakah bahan baku sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu, sebelum bahan baku digunakan dalam proses produksi, bahan baku harus di uji terlebih dahulu di laboratorium dan di ambil sampel tertentu. Dilakukan pengujian terhadap aseton, amonia, dan hidrogen. Uji yang dilakukan antara lain sebagai berikut : uji viskositas, densitas, volatilitas, kadar komposisi komponen, dan kemurnian bahan baku.

### 2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses pada umumnya bertujuan agar aliran produk di setiap alat proses dapat sesuai dengan nilai yang sudah ditetapkan sehingga akan terbentuk suatu produk yang di inginkan. Dalam pengendalian kualitas proses produksi dilakukan dengan menggunakan alat pengendali di dalam ruang *control room* dimana didalam *control room* terdapat *controller* yang tersambung dengan *sensor* tertentu yang sudah terpasang di setiap alat

proses sehingga dapat memudahkan dalam pengendalian sistem setiap tahapan proses produksi. Dalam pengendalian kualitas proses meliputi aliran sistem control dan macam alat sebagai berikut :

a. Alat Kontrol Sistem

Alat kontrol sistem yang digunakan antara lain berupa, *sensor*, *controller*, dan *actuator*. *Sensor* yang digunakan berupa manometer untuk sensor aliran fluida, level kontrol, dan tekanan. Sedangkan untuk *temperature* digunakan *thermocouple*. Alat *sensor* digunakan untuk mengidentifikasi informasi variable-variable proses tertentu pada setiap alat proses, sebelum informasi dikirim ke *controller*, informasi dari *sensor* terlebih dahulu ditransmisikan menggunakan *transmitter* agar informasi dapat dibaca dalam *controller*. Untuk informasi yang sudah sampai di *controller* akan dibandingkan dengan *set point* yang telah ditentukan. Kemudian selanjutnya, *controller* akan mengirim informasi ke *actuator* yang di mana informasi akan digunakan untuk memanipulasi variable *sensor* agar sesuai dengan variable yang ada pada *controller*. *Actuator* dapat dibagi menjadi dua antara lain : *manual hand valve* dan *automatic control valve*.

b. Aliran Kontrol Sistem

Untuk aliran pneumatic dapat digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*. Untuk aktuator pneumatik yang kerjanya

dapat bermodulasi diperlukan satu alat kontrol yang fungsinya untuk menyuplai udara bertekanan yang khusus bernama *I/P controller*. *I/P controller* ini fungsinya akan mengubah perintah kontrol dari sistem kontrol yang berupa sinyal arus, menjadi besar tekanan udara yang harus disuplai ke *actuator*.

Untuk aliran *electric* biasanya digunakan untuk variabel suhu dari *sensor* menuju ke *controller* menurut prinsip kerja *thermocouple* yang dimana apabila salah satu bagian pangkal lilitan dipanasi, maka pada kedua ujung pengantaryang lain akan muncul dan menimbulkan beda potensial (*electro motive force*, emf) sehingga akan mengalir arus listrik pada rangkaian tersebut. Akan tetapi untuk variabel *flow* dari *sensor* ke *controller* menggunakan aliran mekanik.

### 2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pada pengendalian kualitas produk dilakukan untuk bertujuan agar memperoleh kualitas mutu produk yang sesuai standar MSDS (*Material Safety Data Sheet*). Dalam pengujian mutu terdiri dari beberapa uji spesifikasi antara lain : viskositas, densitas, kadar impuritis air, kemurnian, *specific gravity* dan yang lainnya. Untuk pengujian biasanya dilakukan 1 jam sekali dengan menggunakan metode sampel.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 URAIAN PROSES

##### A. Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang terdiri dari hidrogen dengan kemurnian 100% (TP-02), aseton dengan kemurnian 98% (TP-01), dan amonia dengan kemurnian 99,5% (TP-03). Dengan perbandingan bahan baku aseton, amonia, dan hidrogen sebesar 1 : 3 : 3. Tekanan pada tangki di turunkan menggunakan *expansion valve* agar tercapai kondisi operasi pada reaktor. Kemudian masing-masing feed di panaskan dan di ubah fase nya dari liquid menjadi gas dengan HE (VP-01) dan HE (VP-02) yang kemudian di alirkan gas tersebut ke dalam reaktor. Pada HE ini terjadi proses pemanasan juga terjadi proses evaporasi sehingga feed yang keluar dari HE berupa gas yang bersuhu 105 °C telah mencapai kondisi operasi pada reaktor.

##### B. Reaksi

Feed di umpankan kedalam reaktor (R-01) yang berisi katalis nikel, reaksi yang terjadi adalah reaksi endotermis dan mengikuti reaksi orde satu.

Persamaan reaksinya adalah :



Dengan reaksi samping sebagai berikut :



Untuk menjaga suhu reaktor agar tidak melampaui 200 °C, maka reaktor diberi jaket pendingin. Jika katalis dalam keadaan baik (fresh) maka reaksinya berjalan dengan sangat cepat dengan jumlah produk samping yang kecil. Produk yang keluar reaktor berupa gas dengan suhu kira –kira 105 °C yang terdiri dari aseton, amonia, air, hidrogen, isopropilamin (MIPA), diisopropilamin (DIPA), dan triisopropilamin (TIPA).

#### C. Pemisahan

Untuk mendapatkan produk yang relatif murni dan untuk mendapatkan kembali bahan baku selama proses maka gas yang keluar dari reaktor yang terdiri aseton, amonia, air, hidrogen, isopropilamin (MIPA), diisopropilamin (DIPA), dan triisopropilamin (TIPA) harus dipisahkan satu dengan yang lainnya. Produk gas keluar reaktor diumpulkan kedalam kondensor parsial (CD-01) yang berfungsi untuk menurunkan suhu . Untuk memisahkan gas dan liquid setelah keluar kondensor parstial ini diumpulkan kedalam separator (SP-01). Komponen liquid berupa DIPA, TIPA dan AIR yang keluar dari separator akan di alirkan ke tangka UPL.

Tahap berikutnya yaitu fase gas yang keluar dari reaktor akan di masukan kembali ke kondensor parsial (CD-02) dan kemudian di masukin lagi ke dalam separator (SP-02). Hasil Atas yang terdiri dari ammonia dan hidrogen di recycle kembali ke dalam reaktor untuk di jadikan feed, kemudian hasil bawah terdiri dari MIPA dan aseton yang menjadi produk di alirkan ke dalam tangka produk (TP-05) dengan kondisi operasi 1 atm dan suhu 30 °C.

#### D. Pengendalian Produk

MIPA sebagai produk utama dipompa dan disimpan pada sebuah tangki penyimpanan pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C dengan kemurnian produk 99 %. Untuk memudahkan pemasaran sampai ke konsumen maka dilakukan pengemasan dengan kemasan drum.



### 3.2 SPESIFIKASI ALAT

#### 3.2.1 Tangki-01 (TP-01)

Fungsi	: Menyimpan aseton sebanyak 1405.988 kg/jam
Jenis	: Silinder tegak ber atap kerucut
Kondisi	: Tekanan : 1 atm
	: Temperatur : 30 °C atau 303 K
Volume	: 87,7739 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 3,4 m
Diameter	: 6,679 m
Tebal Shell	: 0,0625 m
Bahan	: Carbon Steel SA-285 grade C
Harga	: \$ 42.253 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ),2015)

#### 3.2.2 Tangki-02 (TP-02)

Fungsi	: Menyimpan hidrogen sebanyak 142.5381 kg/jam
Jenis	: Tangki Bola
Kondisi	: Tekanan : 1 atm
	: Temperatur : 30 °C atau 303 K
Volume	: 178,52 m <sup>3</sup>
Diameter	: 6,986 m
Tebal Shell	: 0,2190 in
Bahan	: Carbon Steel SA-285 grade C
Harga	: \$ 16.145 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ),2015)

### 3.2.3 Tangki-03 (TP-03)

Fungsi	: Menyimpan ammonia sebanyak 376.6858 kg/jam
Jenis	: Silinder horizontal dengan tutup dishead head
Kondisi	: Tekanan : 12 atm
	: Temperatur : 30 °C atau 303 K
Volume	: 39,02 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 3,1 m
Diameter	: 2,7 m
Tebal Shell	: 0,2 m
Tebal Tutup	: 0,9 m
Bahan	: Carbon Steel SA-285 grade C
Harga	: \$ 17.606 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ),2015)

### 3.2.4 Tangki-04 (TP-04)

Fungsi	: Menyimpan produk isopropilamin sebanyak 1262.6263 kg/jam
Jenis	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Kondisi	: Tekanan : 1 atm
	: Temperatur : 30 °C atau 303 K
Volume	: 401,3436 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 7 m
Diameter	: 5.8 m
Tebal Shell	: 0,2 m
Tinggi Head	: 1,524 m

Bahan	: Carbon Steel SA-285 grade C
Harga	: \$ 48.357 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ),2015)

### 3.2.5 Tangki-05 (TP-05)

Fungsi	: Menyimpan produk UPL sebanyak 567.50 kg/jam
Jenis	: Silinder tegak ber atap kerucut
Kondisi	: Tekanan : 1 atm
	: Temperatur : 30 °C atau 303 K
Volume	: 8,78 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 3,4 m
Diameter	: 2,74 m
Tebal Shell	: 0,0625 m
Bahan	: Carbon Steel SA-285 grade C
Harga	: \$ 9.507 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ),2015)

### 3.2.6 Expansion Valve (EV-01)

Fungsi	: Untuk menurunkan tekanan aseton dari tangki penyimpanan
Jenis	: <i>Globe valve</i>
Debit	: 4,2280 m <sup>3</sup> /jam
Spesifikasi	: ID : 1,61 in : OD : 1,9 in : a't : 1,5 in <sup>2</sup> : v : 1,2136 m/s

Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Harga	: \$ 11 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ),2015)

### 3.2.7 Expansion Valve ( EV-02)

Fungsi	: Untuk menurunkan tekanan ammonia dari tangki penyimpanan								
Jenis	: <i>Globe valve</i>								
Debit	: 4,6292 m <sup>3</sup> /jam								
Spesifikasi	<table> <tr> <td>: ID</td> <td>: 1,61 in</td> </tr> <tr> <td>: OD</td> <td>: 1,9 in</td> </tr> <tr> <td>: a't</td> <td>: 1,5 in<sup>2</sup></td> </tr> <tr> <td>: v</td> <td>: 1,3287 m/s</td> </tr> </table>	: ID	: 1,61 in	: OD	: 1,9 in	: a't	: 1,5 in <sup>2</sup>	: v	: 1,3287 m/s
: ID	: 1,61 in								
: OD	: 1,9 in								
: a't	: 1,5 in <sup>2</sup>								
: v	: 1,3287 m/s								
Bahan	: <i>Stainless steel</i>								
Harga	: \$ 13 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ),2015)								

### 3.2.8 Vaporizer (VP-01)

Fungsi	: Untuk menaikkan suhu dan menguapkan cairan aseton sebelum masuk reaktor	
Uc	: 41,1670 BTU/hr.Ft <sup>2</sup> .F	
Spesifikasi	<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>
	ID : 19,25 in	Panjang : 3,048 m
	Baffle : 0,25 m	OD : 0,75 in
	Pass : 1	Pass : 2
Bahan	: <i>Carbon steel</i>	

Harga : \$ 13.967 ([www.matches.com](http://www.matches.com)),2015)

### 3.2.9 Vaporizer (VP-02)

Fungsi	: Untuk menaikkan suhu dan menguapkan cairan ammonia sebelum masuk reaktor								
Uc	: 63,6444 BTU/hr.Ft <sup>2</sup> .F								
Spesifikasi	<table border="0"> <tr> <td><i>Shell Side</i></td> <td><i>Tube Side</i></td> </tr> <tr> <td>ID : 31 in</td> <td>Panjang : 3,66 m</td> </tr> <tr> <td>Baffle : 0,4 m</td> <td>OD : 1 in</td> </tr> <tr> <td>Pass : 1</td> <td>Pass : 2</td> </tr> </table>	<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>	ID : 31 in	Panjang : 3,66 m	Baffle : 0,4 m	OD : 1 in	Pass : 1	Pass : 2
<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>								
ID : 31 in	Panjang : 3,66 m								
Baffle : 0,4 m	OD : 1 in								
Pass : 1	Pass : 2								
Bahan	: Carbon steel								
Harga	: \$ 12.089 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ),2015)								

### 3.2.10 Kompresor (C-01)

Fungsi	: Untuk menaikkan tekanan umpan masuk ke dalam kondensor 1
Jenis	: Sentrifugal single stage
Jumlah Stage	: 1
Tekanan Masuk	: 0,39 atm
Tekanan Keluar	: 1 atm
Daya	: 0,75 HP
Harga	: \$ 1.878 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ),2015)

### 3.2.11 Reaktor (R-01)

Fungsi : Untuk mereaksikan aseton,hidrogen dan ammonia

Jenis : Fix Bed

Konversi : 99 %

Kondisi : Tekanan : 0,39 atm  
              : Suhu reaksi : 105 °C atau 378 K

Jumlah Tube : 1288

Diameter Luar *Tube* : 1320 in

Diameter Dalam *Tube* : 1049 in

Diameter Dalam *Shell* : 62,1995 in

Diameter Luar *Shell* : 192 in

Tinggi Reaktor : 12,60 m

Volume Reaktor : 24,69 m<sup>3</sup>

Tebal Dinding *Shell* : 0,1449 in

Tebal *Head* : 0,1449 in

Katalisator : Nikel

Bahan : Carbon Steel SA-285 grade C

Harga : \$ 178.638 ([www.matches.com](http://www.matches.com)),2015)

### 3.2.12 Kondensor Parsial (CD-01)

Fungsi : Untuk mengembunkan uap hasil reaktor

Jenis : *Shell and Tube*

Luas Transfer Panas :  $427,55 \text{ ft}^2$

Rd : 0,00737

Shell : ID Shell :  $17 \frac{1}{4} \text{ in}$

Baffle Space :  $8 \frac{5}{8} \text{ in}$

Pass : 2 tube

*Pressure Drop* : 0,00247 psi

Tube : OD :  $1 \frac{1}{4} \text{ in}$

BWG : 8

Jumlah : 112

*Pressure Drop* : 0,0644 psia

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 24.648 ([www.matches.com](http://www.matches.com)),2015)

### 3.2.13 Kondensor Parsial (CD-02)

Fungsi : Untuk mengembunkan uap keluar dari separator

Jenis : *Shell and Tube*

Luas Transfer Panas :  $660,24 \text{ ft}^2$

Rd : 0,005969

Shell : ID Shell :  $21 \frac{1}{4} \text{ in}$

Baffle Space :  $10 \frac{5}{8} \text{ in}$

Pass : 2 tube

	<i>Pressure Drop</i>	: 0,000681 psi
Tube	: OD	: 1 1/4
	BWG	: 8
	Jumlah	: 166
Bahan	<i>Pressure Drop</i>	: 0,0640 psia
Harga	: <i>Carbon Steel</i>	: \$ 28.169 (www.matches.com),2015)
<b>3.2.14</b>	<b>Separator (SP-01)</b>	
Fungsi	: Memisahkan antara fase gas dengan fase cair hasil kondensor 1	
Jenis	: <i>Flash Drum</i>	
Tinggi	: 4,7 m	
Diameter	: 1,524 m	
Tebal Shell	: 2/16 in	
Tebal Head	: 2/16 in	
Volume	: 1,720 m <sup>3</sup>	
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-167 Grade 10</i>	
Jumlah	: 1	
Harga	: \$ 19.131 (www.matches.com),2015)	

### 3.2.15 Separator (SP-02)

Fungsi	: Memisahkan antara fase gas dengan fase cair hasil kondensor 2
Jenis	: <i>Flash Drum</i>
Tinggi	: 4,29 m
Diameter	: 1,067 m
Tebal Shell	: 2/16 in
Tebal Head	: 2/16 in
Volume	: 1,165 m <sup>3</sup>
Bahan	: Carbon Steel SA-167 Grade 10
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 14.789 ( <a href="http://www.matches.com">www.matches.com</a> ), 2015)

### 3.2.16 Pompa (P-101)

Fungsi	: Untuk mengalirkan bahan baku aseton dari tangki penyimpanan ke vaporizer
--------	--

Jenis	: <i>Centrifugal</i>
Kapasitas	: 9,468 gpm
Ukuran Pipa	: IPS : 3 in
	Sch : 40
	OD : 3,5 in
At	: 7,380 in <sup>2</sup>
Head Pompa	: 4,38 m
Tenaga Pompa	: 0,5 HP

Tenaga Motor : 0,148 HP  
 Harga : \$ 587 (www.matches.com),2015)

### 3.2.17 Pompa (P-102)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku ammonia dari tangki penyimpanan ke vaporizer

Jenis : *Centrifugal*

Kapasitas : 3,349 gpm

Ukuran Pipa : IPS : 1,5 in  
 Sch : 40  
 OD : 1,9 in  
 At : 5,340 in<sup>2</sup>

Head Pompa : 2,34 m

Tenaga Pompa : 0,17 HP

Tenaga Motor : 0,057 HP

Harga : \$ 352 (www.matches.com),2015)

### 3.2.18 Pompa (P-103)

Fungsi : Untuk mengalirkan umpan liquid dari kondensor 1 ke separator 1

Jenis : *Centrifugal*

Kapasitas : 3,205 gpm

Ukuran Pipa : IPS : 1,5 in  
 Sch : 40

OD : 1,9 in  
 At : 5,340 in<sup>2</sup>  
*Head Pompa* : 2,38 m  
 Tenaga Pompa : 0,17 HP  
 Tenaga Motor : 0,057 HP  
 Harga : \$ 352 ([www.matches.com](http://www.matches.com)), 2015

### 3.2.19 Pompa (P-104)

Fungsi : Untuk mengalirkan umpan liquid dari separator 1 ke tangki UPL  
 Jenis : *Centrifugal*  
 Kapasitas : 3,205 gpm  
 Ukuran Pipa : IPS : 1,5 in  
                  Sch : 40  
                  OD : 1,9 in  
                  At : 5,340 in<sup>2</sup>  
*Head Pompa* : 2,38 m  
 Tenaga Pompa : 0,17 HP  
 Tenaga Motor : 0,057 HP  
 Harga : \$ 352 ([www.matches.com](http://www.matches.com)), 2015

### 3.2.20 Pompa (P-105)

Fungsi : Untuk mengalirkan umpan liquid dari kondensor 2 ke separator 2

Jenis : *Centrifugal*

Kapasitas : 9,818 gpm

Ukuran Pipa : IPS : 3 in

Sch : 40

OD : 3,5 in

At : 8,230 in<sup>2</sup>

*Head Pompa* : 4,38 m

Tenaga Pompa : 0,75 HP

Tenaga Motor : 0,193 HP

Harga : \$ 587 ([www.matches.com](http://www.matches.com)), 2015)

### 3.2.21 Pompa (P-106)

Fungsi : Untuk mengalirkan umpan liquid dari separator 2 ke tangki produk

Jenis : *Centrifugal*

Kapasitas : 9,818 gpm

Ukuran Pipa : IPS : 3 in

Sch : 40

OD : 3,5 in

At : 8,230 in<sup>2</sup>

*Head Pompa* : 4,38 m

Tenaga Pompa : 0,75 HP

Tenaga Motor : 0,193 HP

Harga : \$ 587 ([www.matches.com](http://www.matches.com)), 2015)

### 3.3 PERENCANAAN PRODUKSI

#### 3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Kebutuhan bahan baku dipengaruhi oleh ketersediaan bahan baku yang tersedia. Bahan baku aseton direncanakan akan diperoleh dari pabrik Wu Han Kang Zeng S.T co.,LTd, Cina. Ammonia diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik, Jawa Timur. Sedangkan hydrogen diperoleh dari PT. Air Liquid Cilegon, Jawa Barat.

**Tabel 3. 1 Kebutuhan Bahan Baku**

<b>Komponen</b>	<b>Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)</b>	<b>Rata-rata ketersedian bahan baku (ton/tahun)</b>
Aseton  Kebutuhan = 1.377,868 kg/jam	10.912,72	96.000
Amonia  Kebutuhan = 1.211,574 kg/jam	9.595,665	825.000
Hidrogen  Kebutuhan = 142,538 kg/jam	1.128,902	120.540

Table 3.1 menunjukan bahwa ketersediaan bahan baku untuk membuat isopropilamin yaitu aseton ammonia dan hidrogen dapat memenuhi kebutuhan

pabrik. Dengan kata lain bahwa ketersediaan bahan mencukupi proses produksi disetiap tahunnya.

### **3.2.3      Analisis Kebutuhan Peralatan Proses**

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk melakukan proses dan seberapa lama umur ataupun jam kerja peralatan begitu juga dengan perawatannya. Dengan adanya analisis ini maka akan dapat diketahui biaya atau anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

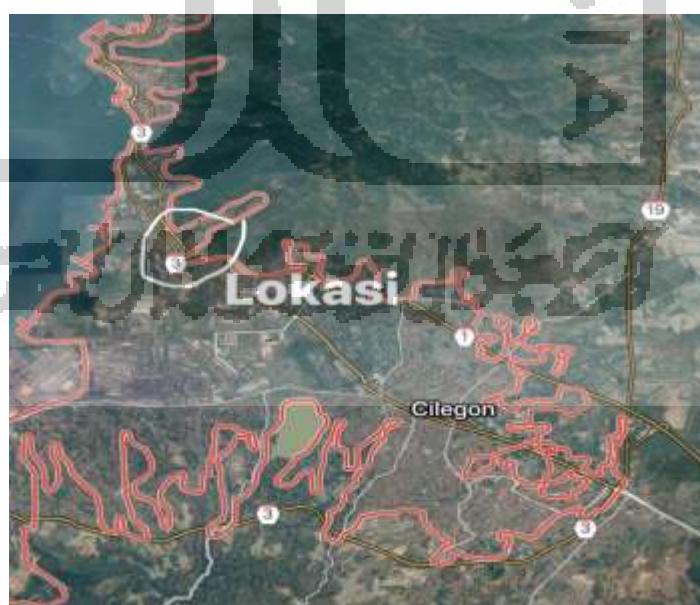
## BAB IV

# PERANCANGAN PABRIK

### 4.1 LOKASI PABRIK

Penentuan lokasi suatu pabrik merupakan hal yang penting karena akan mempengaruhi kelangsungan hidup dari suatu perusahaan. Tetapi banyak perusahaan yang kurang memperhatikan pentingnya penentuan lokasi pabrik itu, karena hanya mengejar target investasi saja. Sehingga banyak perusahaan yang didirikan tanpa mempertimbangkan lokasi ekonomis, mengalami kesulitan dalam menjamin kelangsungan hidupnya.

Dalam penentuan lokasi pabrik ada beberapa faktor yang harus diperhatikan agar diperoleh lokasi yang baik yang sesuai dengan pabrik yang direncanakan. Faktor-faktor tersebut meliputi faktor utama dan faktor khusus. Dengan memperhatikan dan mempertimbangkan faktor tersebut, maka dipilih daerah Cilegon sebagai lokasi tempat didirikannya pabrik isopropilamin ini.



**Gambar 4. 1** Rencana wilayah pabrik isopropilamin yang akan di dirikan

#### 4.1.1 Faktor Penentu Lokasi Pabrik

##### A. Faktor Utama

###### 1. Bahan Baku

Bahan baku merupakan salah satu faktor yang penting dan harus diperhatikan dalam penentuan lokasi suatu pabrik. Pada dasarnya suatu pabrik sebaiknya didirikan di daerah yang dekat dengan sumber bahan bakunya. Sehingga pengadaan dan transportasi bahan bakunya mudah diatasi dan mempunyai nilai ekonomi yang tinggi. Hal-hal yang perlu ditinjau mengenai bahan baku ini adalah sebagai berikut :

- a. Jarak sumber bahan baku dengan pabrik
- b. Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama digunakannya
- c. Bagaimana proses pembuatannya, transportasinya dan penyimpanan bahan bakunya.
- d. Kemungkinan untuk mendapatkan sumber lain.

Bahan baku utama yaitu *Hidrogen 100%* diperoleh dari PT. Air Liquid Cilegon Jawa Barat. *Aceton* sebesar 99 % Wu Han Kang Zeng S.T co.,LTd dari Cina dan *Amonia 98%* diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik yang berlokasi di Gresik Jawa Timur. Pabrik ini mempunyai kapasitas 100.000 ton/tahun sehingga sangat mencukupi untuk kebutuhan pabrik isopropilamin yang akan didirikan.

## 2. Pemasaran Produk

Pemasaran pabrik atau industri didirikan karena adanya permintaan akan barang/produk yang dihasilkan. Oleh karena itu hasil produksi pabrik memerlukan daerah pemasaran, hal ini dapat disebabkan daerah pemasaran merupakan salah satu faktor utama dalam penentuan lokasi dari suatu pabrik. Ada banyak keuntungan apabila lokasi suatu pabrik dekat dengan daerah pemasaran, diantaranya : keamanan transportasi, biaya pengiriman, dan yang terpenting adalah perkembangan hasil produksi pabrik akan dapat meningkat pesat.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam masalah pemasaran :

- a. Kebutuhan konsumen akan produk
- b. Daerah pemasaran produk
- c. Jarak pemasaran dari lokasi pabrik
- d. Berapa banyak produk yang beredar dipasaran dan bagaimana perkembangannya dimasa-masa yang akan datang
- e. Bagaimana sistem pemasaran yang dipakai
- f. Direncanakan sistem penjualan untuk daerah-daerah yang jauh.

Prioritas utama pemasaran pabrik isopropilamin ini adalah untuk memenuhi kebutuhan isopropilamin di Indonesia yang sementara ini masih di impor dari luar negeri, selain itu juga semakin berkembangnya industrialisasi di negara lain tidak menutup kemungkinan produk dari

pabrik isopropilamin ini dapat bersaing dengan pasar impor sehingga akan dapat meningkatkan cadangan devisa negara dalam bidang industrialisasi.

### 3. Utilitas

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting bagi suatu industri kimia baik untuk kebutuhan proses maupun keperluan lainnya, misalnya pendinginan, air minum dan sebagainya. Untuk memenuhi kebutuhan air diambil dari dua macam sumber :

- a. Langsung dari sumbernya.
- b. Dari instalasi penyediaan air.

Apabila kebutuhan air ini cukup besar, maka pengambilan air langsung dari sumbernya dapat lebih ekonomis atau perpaduan antara dua sumber diatas. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemakaian air sumber adalah :

- 1. Sampai berapa lama sumber air tersebut melayani kebutuhan pabrik
- 2. Bagaimana kualitas air yang disediakan untuk pabrik
- 3. Bagaimana pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air tersebut

Kebutuhan air untuk pabrik isopropylamine dapat diambil dari sungai terdekat dengan perpaduan air PDAM untuk keperluan air bersih bagi karyawan.

#### 4. Tenaga dan Bahan Bakar

Suatu pabrik memerlukan bahan bakar dan listrik untuk keperluan menjalankan alat-alat serta penerangan pabrik secara keseluruhan. Kebutuhan bagi pabrik biasanya volumenya cukup besar, sehingga diperlukan suatu daerah yang dekat dengan sumber tenaga listrik dan bahan bakar. Hal-hal yang perlu diperhatikan sehubungan dengan tenaga dan bahan bakar, dalam penentuan lokasi suatu pabrik :

- a. Bagaimana kemungkinan pengadaan tenaga listrik di lokasi pabrik
- b. Berapa harga tenaga listrik dan bahan bakar yang diperlukan.
- c. Bagaimana persediaan tenaga listrik dan bahan bakar dimasa yang akan datang.

Sumber tenaga listrik untuk keperluan pabrik isopropilamin dapat diperoleh dari PLN maupun dengan menyediakan tenaga pembangkit tenaga listrik sendiri berupa generator. Sedangkan bahan bakar diperoleh dari distribusi Pertamina.

#### 5. Iklim dan Geografis

Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan menyangkut hubungan antara pemilihan lokasi pabrik dengan iklim dan letak geografis dari suatu daerah, antara lain :

- a. Keadaan alam, dimana alam yang menyulitkan konstruksi akan mempengaruhi spesifikasi perlatan

- b. Keadaan angin (kecepatan dan arahnya), pada suatu situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat itu, bagaimana akibatnya pada daerah itu
- c. Gempa bumi yang pernah terjadi
- d. Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang

B. Faktor Khusus

1. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pengangkutan bahan baku dan pengangkutan produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dalam waktu yang relatif singkat. Karena perlu diperhatikan beberapa fasilitas yang ada di daerah itu, seperti :

- a. Jalan raya yang dapat dilalui mobil dan truk
- b. Adanya pelabuhan

Pada pabrik isopropilamin ini, transportasi darat merupakan transportasi yang paling utama.

2. Buruh dan Tenaga Kerja

Faktor buruh dan tenaga kerja merupakan faktor yang penting bagi suatu perusahaan karena berhasil tidaknya pencapaian tujuan dari perusahaan juga dipengaruhi oleh sumber daya manusia yang kualitas dan kemampuannya tinggi. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan tenaga kerja dihubungkan dengan lokasi pabrik yang akan dipilih, antara lain :

- a. Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang di inginkan
- b. Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- c. Peraturan perburuhan
- d. Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah

### 3. Peraturan Pemerintah dan Peraturan Daerah

Pendirian pabrik isopropilamin ini di dukung oleh kebijakan pemerintah kota Cilegon dalam kaitannya untuk menjadikan kota Cilegon sebagai pusat kawasan Industri di Lingkar Timur dengan menciptakan kawasan Industri “*Industrial Estate*”. Daerah Cilegon merupakan daerah industri yang dalam tahap pembangunan dan pengembangan menjadi kota yang maju. Telah diketahui daerah cilegon memiliki potensi industri yang sangat baik, sudah terdapat banyak pabrik besar yang telah berjalan.

Akses transportasi pada kota tersebut juga tidak terlalu sulit, dikarenakan Cilegon merupakan kota strategis.

### 4. Perpajakan dan Asuransi

Perpajakan dan asuransi didalam mendirikan suatu pabrik juga merupakan faktor yang menentukan untuk pengambilan daerah lokasi pabrik, jangan sampai pabrik yang ada akan memberatkan pabrik tersebut.

## 5. Keadaan Lingkungan dan Masyarakat

Menurut pengamatan, masyarakat disekitar lokasi pabrik memiliki adat istiadat yang baik. Selain itu fasilitas perumahan, pendidikan, poliklinik dan peribadatan sudah tersedia.

### 4.2 TATA LETAK PABRIK

Tata letak adalah pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas. Tata letak pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam mendapatkan effisiensi kerja, keselamatan kerja serta kelancaran kerja para pekerja dan juga untuk kelancaran proses.

Untuk mendapatkan kondisi yang optimum, maka perlu dipertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

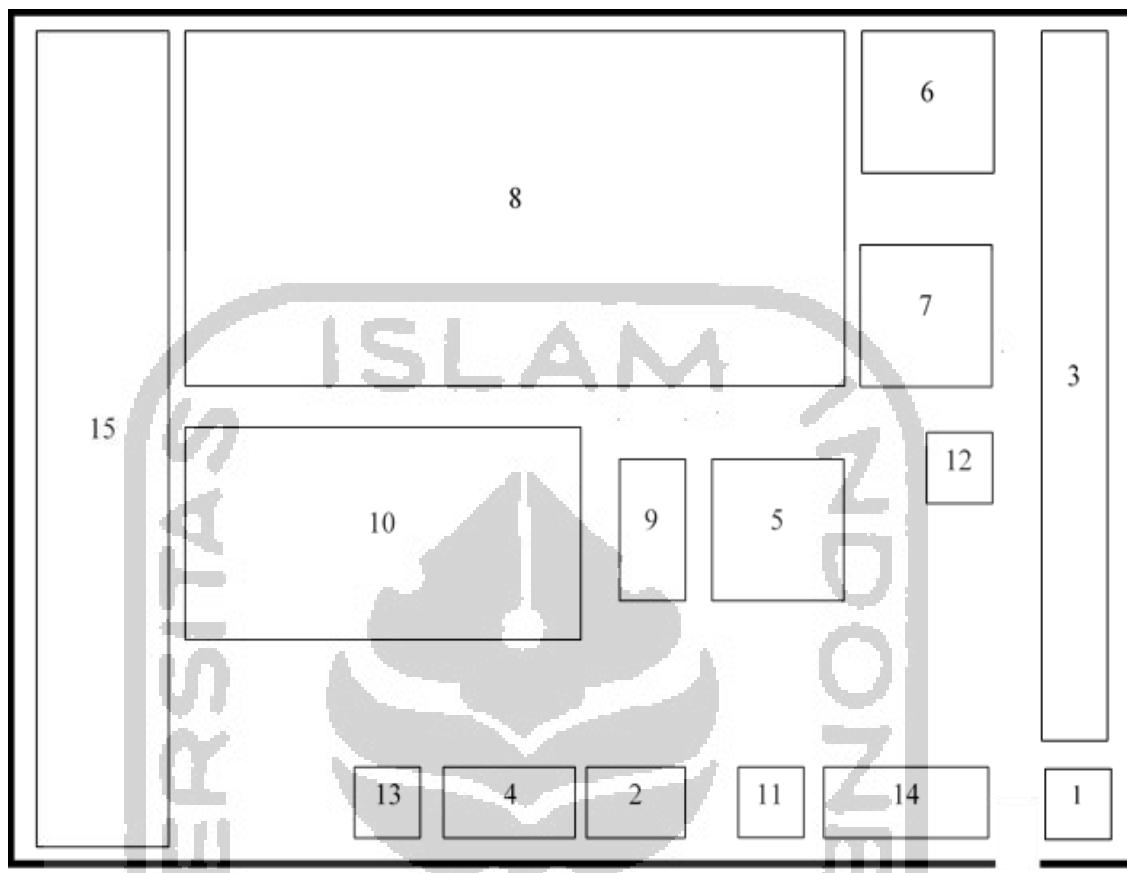
- a. Bahan baku, tenaga kerja, transportasi, steam, efektifitas dan efisiensi penanganan
- b. Bahan yang mudah terbakar dan berbahaya disimpan pada tempat khusus yang jauh dari unit proses dan untuk pengamanan juga disediakan unit pemadam kebakaran
- c. Sistem perpipaan yang merupakan salah satu bagian terpenting yang mempengaruhi operasi pabrik di letakkan pada posisi yang tepat sehingga memudahkan aktifitas kerja.

- d. Jarak antara unit proses yang satu dengan yang lain diatur sedemikian rupa sehingga memudahkan proses pengendalian, perbaikan, dan tidak mengganggu lalu lintas pekerja
- e. Bangunan pabrik diusahakan memenuhi standart bangunan, misalnya : ventilasi yang cukup, jarak yang cukup antara bangunan yang satu dengan yang lainnya
- f. Persediaan tanah untuk perluasan dan perkembangan pabrik  
Pembagian areal tanah masing-masing bangunan/ peralatan pada pabrik isopropilamin ini, direncanakan sebagai berikut :

**Tabel 4. 1 Rencana Pembagian Areal Tanah**

No.	Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )
01.	Pos keamanan	100
02.	Tempat parkir	1000
03.	Kantin dan pop-kar	200
04.	Poliklinik	100
05.	Masjid	250
06.	Bengkel	400
07.	Gudang	200
08.	Ruang control	200

No.	Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )
09.	Laboratorium	100
10.	Daerah utilitas	5000
11.	Unit pengolahan lanjutan	800
12.	Area proses	12800
13.	Daerah perluasan pabrik	5500
14.	Jalan dan halaman	8000
15.	Gedung serba guna	150
16.	Pemadam Kebakaran	200
17.	Perpustakaan	200
18.	Perumahan	8000
	TOTAL	43200



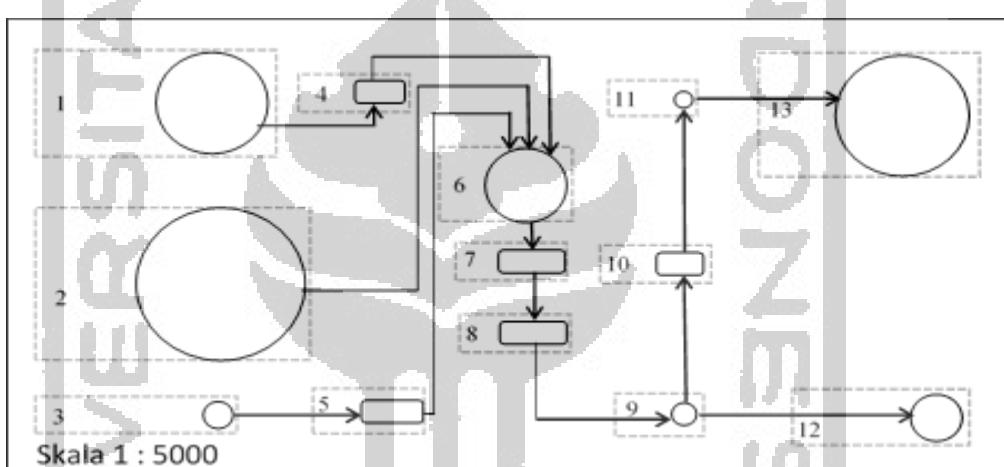
Skala 1:1000

#### **Gambar 4.2 Layout Pabrik**

No	Keterangan	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos Keamanan	100
2	Gedung Serbaguna	150
3	Parkiran	1000
4	Kantin	200
5	Bengkel	400
6	Gudang	400
7	Pemadam Kebakaran	400
8	Utilitas	5000
9	Ruang Kontrol	200
10	Area Proses	1800
11	Poliklinik	100
12	Labolatorium	100
13	Perpustakaan	100
14	Musholla	250
15	Area Perluasan	2300

### 4.3 TATA LETAK ALAT PROSES

Dalam perancangan suatu pabrik, ada beberapa hal yang harus di perhatikan demi keamanan dan kenyamanan bagi para karyawan, selain itu konstruksi yang ekonomis dan operasi yang efisien pada unit proses bergantung pada *layout* pabrik dan spesifikasi alat. Berikut ini adalah faktor-faktor yang menjadi pertimbangan:



**Gambar 4.3 Layout Alat Proses**

No	Keterangan	Diameter
1	Tangki 01	6,679 m
2	Tangki 02	10,109 m
3	Tangki 03	1,8 m
4	Vaporizer 1	3,048 m
5	Vaporizer 2	3,6576 m
6	Reaktor	4,8768 m
7	Kompressor	4,032 m
8	Kondensor 01	4,065 m
9	Separator 01	1,524 m
10	Kondensor 02	2,8 m
11	Separator 02	1,068 m
12	Tangki UPL	3,1 m
13	Tangki Produk	7,9962 m

#### **4.3.1 Pertimbangan Ekonomi Meliputi Konstruksi dan Biaya Operasi**

Perancangan tata letak pabrik yang ideal adalah dengan memberikan jarak terpendek antara pipa-pipa proses dan kebutuhan bahan konstruksi yang sedikit sehingga akan meminimalisir biaya konstruksi.

#### **4.3.2 Kebutuhan Proses**

Agar alat-alat proses dapat beroperasi dengan baik, maka tata letak alat harus memberikan ruang yang cukup untuk masing-masing alat. Selain itu, dengan memberikan ruang yang cukup, maka pendistribusian utilitas akan menjadi mudah.

#### **4.3.3 Kenyamanan Dalam Pengoperasian**

Untuk alat-alat yang harus di letakkan di dekat *control room* adalah peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator. Selain itu juga untuk mempermudah operator dalam pengoperasian, peralatan seperti *valve*, tempat sampel dan instrumentasi di letakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah di jangkau oleh operator.

#### 4.3.4 Kenyamanan Dalam Perawatan

Untuk kenyamanan dalam perawatan maka di perlukan ruang yang cukup untuk perawatan. Misalnya pembersihan *tube* pada *heat exchanger* yang memerlukan ruang yang cukup.

#### 4.3.5 Aliran Udara

Untuk menghindari terjadinya stagnasi udara sehingga mengakibatkan penumpukan bahan kimia berbahaya, maka aliran produk di dalam dan di sekitar area proses harus di perhatikan sirkulasi nya. Selain itu juga, yang perlu di perhatikan adalah arah hembusan angin.

#### 4.3.6 Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai, terlebih lagi untuk tempat-tempat proses yang beresiko tinggi, maka perlu penerangan tambahan.

#### 4.3.7 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi yang tinggi, sebaik nya di pisahkan dari alat-alat proses lain nya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat-alat tersebut, tidak akan membahayakan alat-alat proses lain nya.

#### 4.3.8 *Maintenance*

Maintenance bertujuan untuk menjadi sarana ataupun fasilitas peralatan pabrik agar produksi dapat berjalan dengan baik, sehingga akan tercapai produksi dengan spesifikasi yang di harapkan. Perawatan preventif di lakukan setiap hari untuk menjaga alat dari kerusakan dan menjaga kebersihan alat. Sedangkan untuk perawatan periodik di lakukan sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Perawatan alat-alat proses di lakukan sesuai dengan prosedur yang tepat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

a. *Over head 1 x 2 tahun*

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian komponen-komponen alat yang sudah rusak dan lain-lain.

b. *Repairing*

Merupakan perbaikan ulang alat-alat setelah di lakukan pemeriksaan. Sehingga alat-alat yang sudah di perbaiki benar-benar sudah normal kembali.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

1. Umur Alat

Semakin lama umur alat, maka akan semakin banyak perawatan yang harus di lakukan, hal tersebut juga menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

2. Bahan Baku

Salah satu penyebab kerusakan alat adalah penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas. Hal tersebut bisa terjadi karena bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan penumpukan kotoran pada alat.

### 3. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang terdidik, terlatih dan berpengalaman merupakan salah satu faktor untuk menjaga alat dari kerusakan.

## 4.4 ALIR PROSES DAN MATERIAL

### 4.4.1 Neraca Massa

#### a. Neraca Massa Total

**Tabel 4. 2** Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	1.377,868	13,77868
NH <sub>3</sub>	1.211,574	835,0773
H <sub>2</sub>	142,5381	95,50053
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHNH <sub>2</sub>	-	1.248,848
C <sub>6</sub> H <sub>15</sub> N	-	59,38494
C <sub>9</sub> H <sub>21</sub> N	-	56,05311
H <sub>2</sub> O	28,72859	452,0668
<b>TOTAL</b>	<b>2.760,709</b>	<b>2.760,709</b>

b. Neraca Massa di Reaktor (R-01)

**Tabel 4. 3** Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	1.377,868	13,77868
NH <sub>3</sub>	1.211,574	835,0773
H <sub>2</sub>	142,5381	95,50053
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHNH <sub>2</sub>	-	1.248,848
C <sub>6</sub> H <sub>15</sub> N	-	59,38494
C <sub>9</sub> H <sub>21</sub> N	-	56,05311
H <sub>2</sub> O	28,72859	452,0668
TOTAL	2.760,709	2.760,709

c. Neraca Massa di Kondensor 1 (CD-01)

**Tabel 4. 4** Neraca Massa di Kondensor 1 (CD-01)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	13,779	13,779
NH <sub>3</sub>	835,077	835,077
H <sub>2</sub>	95,5	95,5
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHNH <sub>2</sub>	1.248,8	1.248,8
C <sub>6</sub> H <sub>15</sub> N	59,385	59,385
C <sub>9</sub> H <sub>21</sub> N	56,053	56,053
H <sub>2</sub> O	451,6471	451,6471
TOTAL	2.760,2892	2.760,2892

d. Neraca Massa di Kondensor 2 (CD-02)

**Tabel 4. 5** Neraca Massa di Kondensor 2 (CD-02)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	13,779	13,779
NH <sub>3</sub>	835,077	835,077
H <sub>2</sub>	95,5	95,5
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHNH <sub>2</sub>	1.248,8	1.248,8
C <sub>6</sub> H <sub>15</sub> N	-	-
C <sub>9</sub> H <sub>21</sub> N	-	-
H <sub>2</sub> O	-	-
TOTAL	2.193,20	2.193,20

e. Neraca Massa di Separator 1 (SP-01)

**Tabel 4. 6** Neraca Massa di Separator 1 ( SP-01)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	13,779	13,779	-
NH <sub>3</sub>	835,08	835,08	-
H <sub>2</sub>	95,5	95,5	-
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHNH <sub>2</sub>	1.248,848	1.248,848	-
C <sub>6</sub> H <sub>15</sub> N	59,385	-	59,385
C <sub>9</sub> H <sub>21</sub> N	56,053	-	56,053
H <sub>2</sub> O	451,647	-	451,647
TOTAL	2.760,2892	2.760,2892	

f. Neraca Massa di Separator 2 (SP-02)

**Tabel 4. 7** Neraca Massa di Separator 2 (SP-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kg/Jam)</b>	<b>Keluar (Kg/Jam)</b>	
		<b>Hasil Atas</b>	<b>Hasil Bawah</b>
CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	13,779	-	13,779
NH <sub>3</sub>	835,08	835,08	-
H <sub>2</sub>	95,5	95,5	-
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHNH <sub>2</sub>	1.248,848	-	1.248,85
C <sub>6</sub> H <sub>15</sub> N	-	-	-
C <sub>9</sub> H <sub>21</sub> N	-	-	-
H <sub>2</sub> O	-	-	-
<b>TOTAL</b>	<b>2.193</b>		<b>2.193</b>

**4.4.2** Neraca Panas

a. Neraca Panas pada Reaktor (R-01)

**Tabel 4. 8** Neraca Panas pada Reaktor (R-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/Jam)</b>	<b>Keluar (Kj/Jam)</b>
Aseton	154.941,0592	1.549,410592
Amonia	61.771,0301	42.575,6825
Hidrogen	5.687,859715	3.810,866009
Air	1.342,186364	21.120,34658
MIPA	-	180.196,6788
DIPA	-	14.603,85588
TIPA	-	19.496,60368

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/Jam)</b>	<b>Keluar (Kj/Jam)</b>
Qreaksi	1.323.724,752	-
Qpendingin	-	1.264.113,443
Total	1.547.466,887	1.547.466,887

b. Neraca Panas pada Kondensor 1 (CD-01)

**Tabel 4. 9** Neraca Panas pada Kondensor 1 (CD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/Jam)</b>	<b>Keluar (Kj/Jam)</b>
Arus 5	2.041.132,8987	
Arus 6		211.738,9747
Pendingin		1.829.393,924
Total	2.041.132,8987	2.041.132,8987

c. Neraca Panas pada Kondensor 2 (CD-02)

**Tabel 4. 10** Neraca Panas pada Kondensor 2 (CD-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/Jam)</b>	<b>Keluar (Kj/Jam)</b>
Arus 8	237.713,7009	
Arus 9		33.736,0043
Pendingin		203.977,6966
Total	237.713,7009	237.713,7009

d. Neraca Panas pada Vaporizer 1 (VP-01)

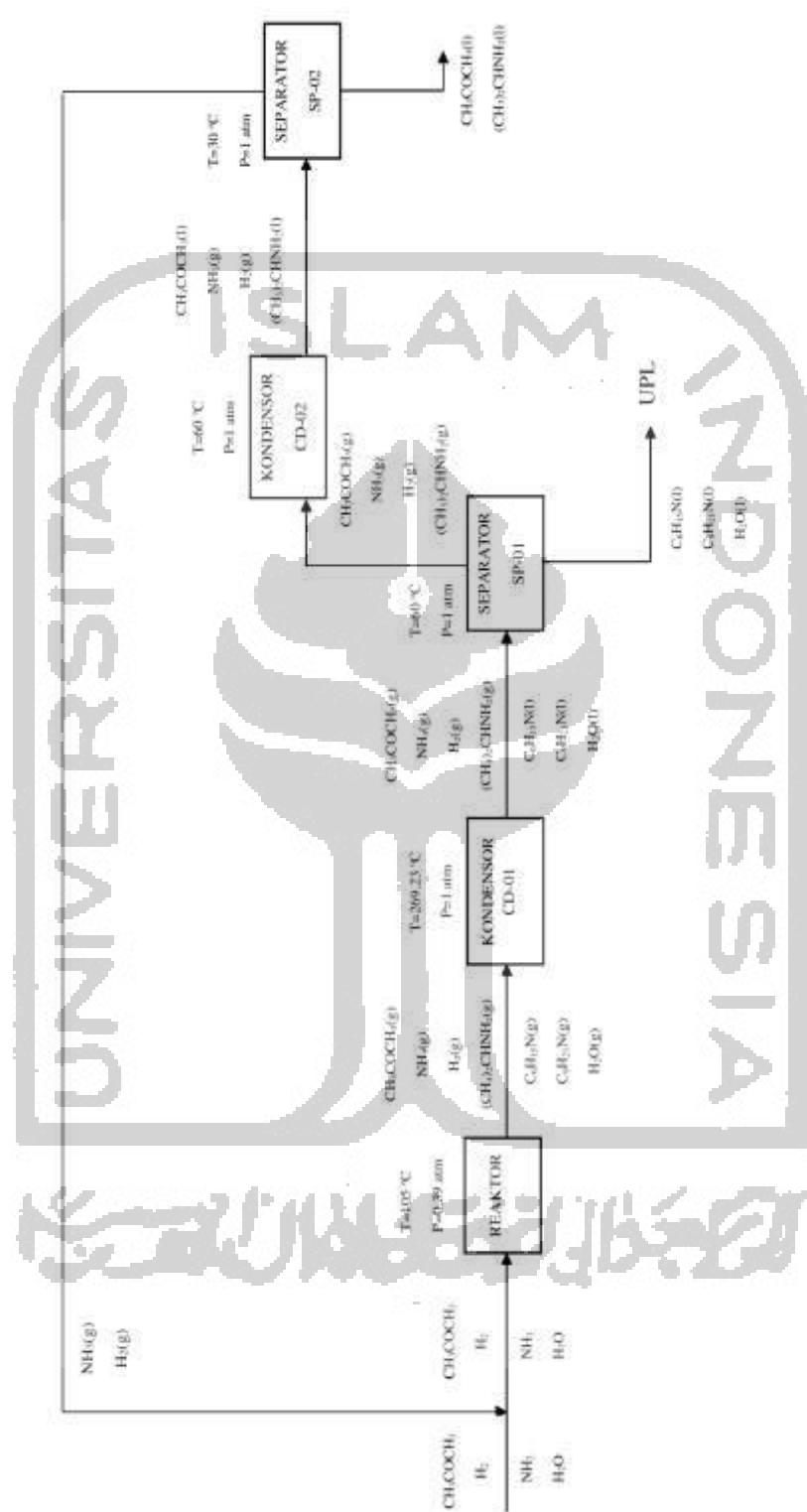
**Tabel 4. 11** Neraca Panas pada Vaporizer 1 (VP-01)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
Aseton	270.362,8798	154.941,0592
Air	9.265,2670	4.233,1689
Pemanas		120.453,9187
Total	279.628,1468	279.628,1468

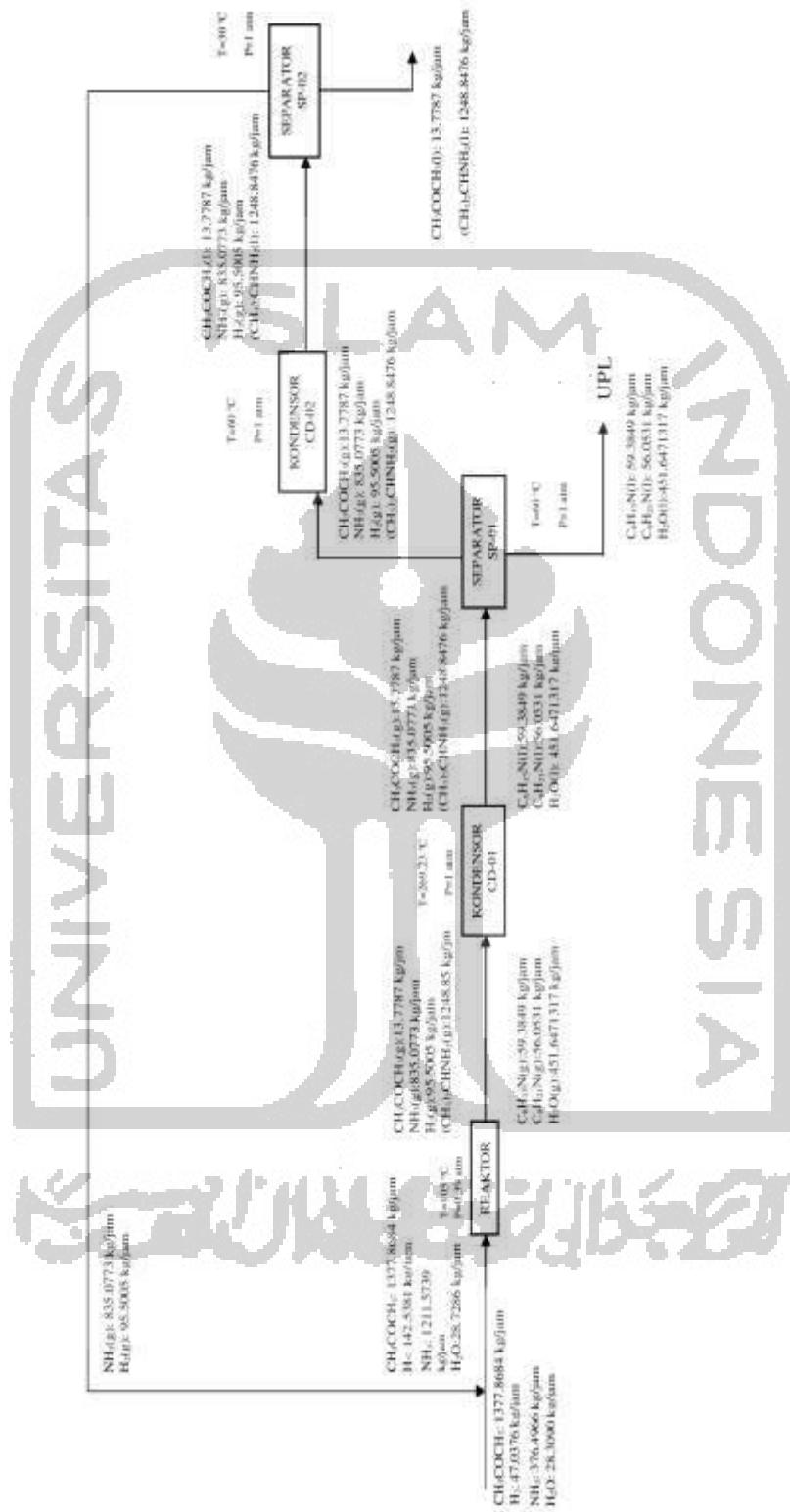
e. Neraca Panas pada Vaporizer 2 (VP-02)

**Tabel 4. 12** Neraca Panas pada Vaporizer 2 (VP-02)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
Ammonia	1.437.872,8456	145.258,2109
Air	38,0514	129.390,4556
Pemanas		1.163.262,2306
Total	1.437.910,8970	1.437.910,8970



Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif

## 4.5 UTILITAS

Unit utilitas merupakan bagian yang sangat penting didalam industri kimia.

Tanpa adanya unit utilitas maka proses produksi didalam suatu pabrik tidak akan berjalan dengan baik. Oleh karena itu unit utilitas memegang peranan yang cukup penting didalam suatu pabrik. Unit-unit utilitas yang ada didalam pabrik meliputi :

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

### 4.4.1 Unit Pengadaan Air

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit ini bertugas menyediakan air untuk keperluan industri secara keseluruhan. Pada umumnya, kebutuhan air dari suatu pabrik dapat disuplai dari sumur, sungai maupun laut. Pada perancangan pabrik isopropilamin ini, sumber air yang digunakan untuk keperluan utilitas diperoleh dari sungai yang tidak terlalu jauh dari lokasi pabrik.

- a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biayanya relative murah.

- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya cukup tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- c. Lokasi sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan dilingkungan pabrik akan digunakan untuk :

a. Air Pendingin

Pada umumnya air ini digunakan sebagai media pendingin. Ada beberapa faktor yang menjadikan air digunakan sebagai media pendingin, yaitu :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Memiliki sifat yang mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi dan tidak dapat terdekomposisi.

b. Air Umpam Boiler

Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler, antara lain :

- Kandungan senyawa yang dapat menyebabkan korosi
- Kandungan senyawa yang menimbulkan kerak (*Scale reforming*)

Kerak bias terbentuk dikarenakan adanya kesadahan dan paparan suhu yang tinggi

### c. Air Sanitasi

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

- Syarat fisika :
  - Dibawah suhu udara
  - Memiliki warna jernih
  - Tidak berasa
  - Tidak berbau
- Syarat kimia :
  - Tidak mengandung zat organic dan anorganik yang terlarut
  - Tidak mengandung bakteri

**Tabel 4. 13 Kebutuhan Pendingin (Dowterm A)**

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
R-01	65.400
CD-01	8.783,921
CD-02	7.564,429
<b>TOTAL</b>	<b>81.748,35</b>

Diperkirakan air yang hilang 10% karena menguap akibat proses, sehingga *make up* air untuk pendingin menjadi.

$$= 10\% \times 81.748,35 \text{ kg/jam}$$

$$= 8.174,835 \text{ kg/jam}$$

**Tabel 4. 14 Kebutuhan Steam**

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah (Kg/Jam)</b>
VP-01	384,2597
VP-02	438,9553
<b>TOTAL</b>	<b>823,195</b>

Diperkirakan air yang hilang 10% karena menguap akibat proses, sehingga *make up* air untuk steam

$$= 10\% \times 823,195 \text{ kg/jam}$$

$$= 82,3195 \text{ kg/jam}$$

**Tabel 4. 15 Kebutuhan Air untuk perkantoran dan rumah tangga**

No	Nama Alat	Kebutuhan (kg/hari)
1	Karyawan	7.920,000
2	Perumahan	42.000,000
3	Laboratorium	792,000
4	Bengkel	792,000
5	Kebersihan, pertamanan dan lain-lain	792,000
	Jumlah	52.296,000

Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 60 kg/hari (MenKes No.405 Tahun)

Jumlah karyawan = 132 orang

## 2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

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

Kapasitas : 1.947.278,640 Btu/jam

Jenis : *Water Tube*

Jumlah : 1

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika yang mungkin masih terikut, yaitu dengan cara menambahkan bahan-bahan kimia kedalam *boiler feed water*.

### 3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik meliputi :

Listrik untuk keperluan alat proses : 2,4320 kW

Listrik untuk keperluan alat utilitas : 60,021 kW

Listrik untuk semua area dalam ruangan : 133,6 kW

Listrik untuk semua area luar ruangan : 98 kW

### 4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Untuk alat *pneumatic control* diperlukan udara tekan untuk mengoperasikannya. Total kebutuhan udara tekan yang digunakan adalah 25,08 m<sup>3</sup>/jam.

## 5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan *fuel oil grade 4 (Hougen vol. 1)* sebanyak 66,1273 kg/jam. Sedangkan kebutuhan solar sebanyak 28,378 kg/jam.

## 6. Unit Penyedia Downterm A

Media pendingin pada reaktor *fixed bed* digunakan *Downterm A*, hal tersebut dikarenakan suhu pada reaktor sangat tinggi. Kebutuhan *downterm A* pada raktor sebanyak 65.400 kg/jam.

### 4.4.2 Unit Pengolahan Air

Sumber air pabrik isopropilamin berasal dari air sungai cibaliung. Pengolahan air untuk kebutuhan pabrik dilakukan dengan cara fisis dan kimia. Pengolahan secara fisis yaitu dengan cara di endapkan sedangkan pengolahan secara kimia dengan cara penambahan zat kimia seperti klorin.

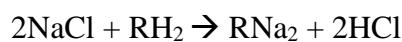
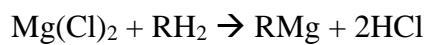
Pengolahan air ini pada tahap penyaringan menggunakan *screen* untuk menyaring kotoran dan benda-benda asing yang ada pada air. Air yang tersaring kemudian dipompa menuju bak pengendap untuk mengendapkan lumpur dan kotoran yang masih terbawa oleh air. Kemudian dialirkan ke tangki flokulator untuk menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap dengan cara menambahkan aluminium sulfat dan soda abu.

Kemudian air dipompa menuju ke *clarifier* untuk mengendapkan gumpalan-gumpalan yang sudah terbentuk. Hasil keluaran *clarifier* kemudian masuk ke *sand filter* untuk menyaring kotoran halus yang terbawa oleh air dengan media *filter* berupa pasir dan kerikil. Setelah proses *sand filtrasi* selesai kemudian air ditampung ke dalam tangki penampungan sementara yang kemudian akan didistribusikan sesuai dengan kebutuhan.

Air yang digunakan sebagai umpan *boiler* harus diolah terlebih dahulu untuk menghilangkan padatan yang terkandung di dalam air. Padatan tersebut berupa garam terlarut dalam bentuk ion positif (*cation*) dan ion negatif (*anion*). Ion tersebut dihilangkan dengan menggunakan alat *cation exchanger* dan *anion exchanger*. *Cation Exchanger* diisi resin *cation* yang akan mengikat *cation* dan melepaskan ion H<sup>+</sup> sedangkan pada *Anion Exchanger* anion dalam air bertukar dengan ion OH<sup>-</sup> dari resin anion. Resin juga dapat mengalami kejemuhan. Maka dari itu perlu penyegaran kembali secara regenerasi. Regenerasi resin kation menggunakan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan pada resin anion menggunakan larutan NaOH.

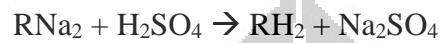
Reaksi yang terjadi di *ion exchanger*:

a. *Cation Exchanger*

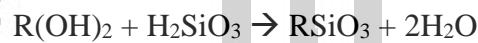
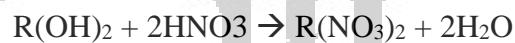
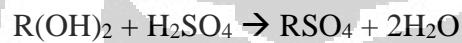


Apabila resin sudah jenuh dilakukan pencucian dengan menggunakan larutan  $H_2SO_4$  4%.

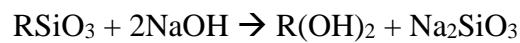
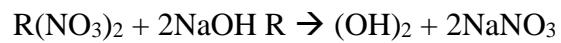
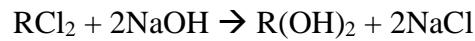
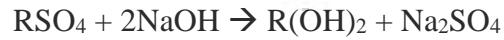
Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah:

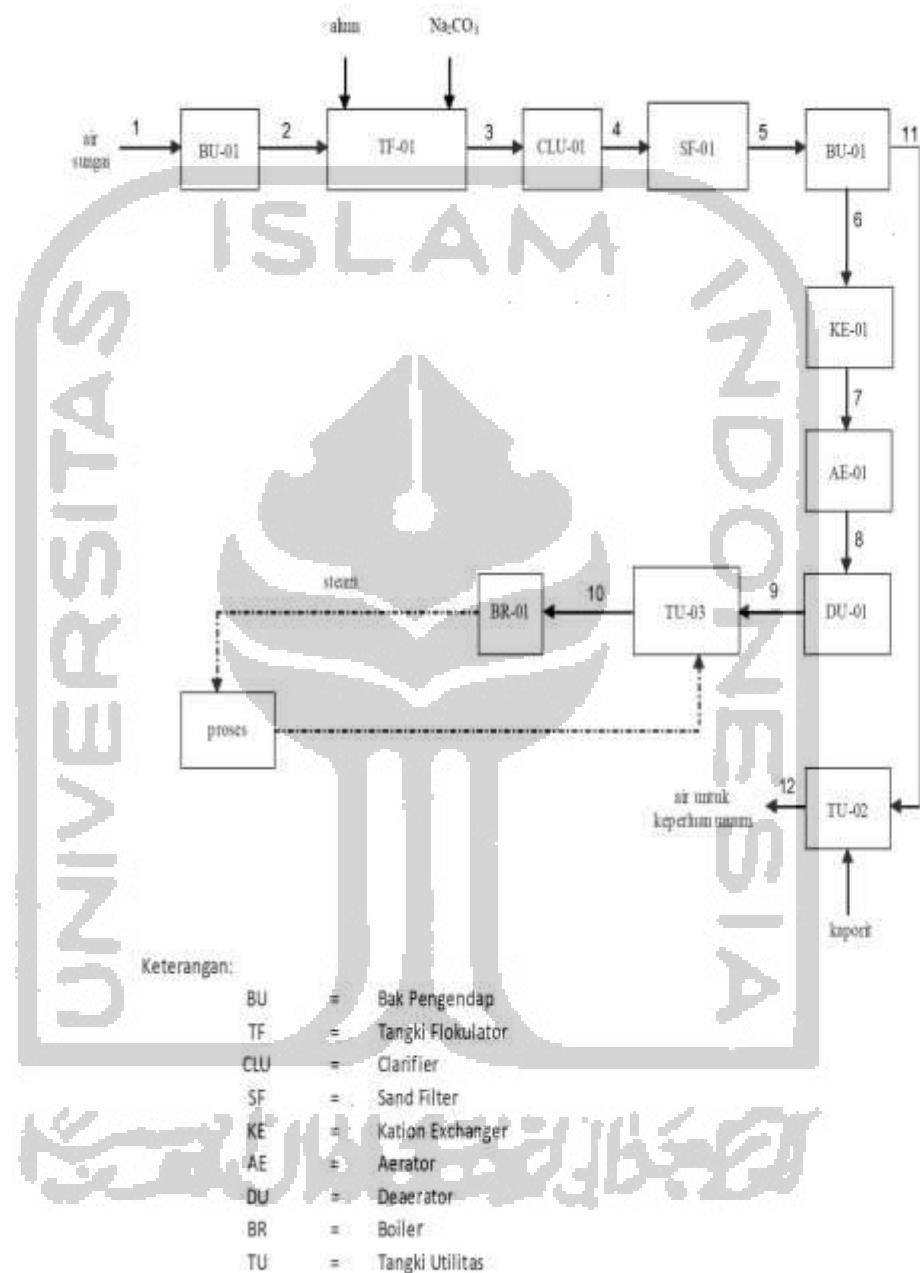


b. Anion *Exchanger*



Apabila resin sudah jenih dilakukan dengan pencucian menggunakan larutan  $NaOH$  40%. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah:





**Gambar 4. 6** Diagram Alir Proses Pengolahan Air

#### 4.6 LABORATORIUM

Laboratorium merupakan unit yang paling penting terkait dengan kualitas bahan. Data hasil penelitian dari laboratorium dapat digunakan untuk mengendalikan kualitas bahan baku dan produk agar sesuai dengan standar dan spesifikasi yang diharapkan. Laboratorium juga berperan penting dalam pengendalian lingkungan.

Dengan melakukan pemeriksaan secara rutin dapat diketahui proses produksi berjalan normal atau tidak. Jika analisa produk yang dihasilkan tidak sesuai spesifikasi maka dapat dengan mudah diatasi.

Laboratorium berada di bawah bidang teknik dan perekayasaan yang mempunyai tugas pokok antara lain:

- a. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk
- b. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi
- c. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan boiler, dan lain-lain yang berkaitan dengan proses produksi

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja shift dan non-shift.

#### 4.6.1 Program Kerja Laboratorium

##### 1. Analisa bahan baku dan produk

Analisa pada kandungan air dalam aseton dan amonia meliputi: densitas, titik didih, kemurnian, kadar air, viskositas, spesifik gravity, warna dan impurities.

##### 2. Analisa untuk keperluan utilitas

Adapun analisa untuk utilitas, meliputi:

- a. Air minum yang dianalisa meliputi pH, kadar khlorin dan kekeruhan.
- b. Air proses penjernihan yang dianalisa adalah kadar pH, silikat, Ca sebagai  $\text{CaCO}_3$ , khlor sebagai  $\text{Cl}_2$ , sulfur sebagai  $\text{SO}_3$  dan zat padat lain.
- c. Resin penukar ion yang dianalisa adalah kesadahan  $\text{CaCO}_3$  dan silikat sebagai  $\text{SiO}_2$ .
- d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi kesadahan, pH, jumlah  $\text{O}_2$  terlarut, dan kadar Fe.
- e. Air dalam boiler yang dianalisa meliputi pH, zat padat terlarut, kadar Fe, kadar  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{PO}_4$ , dan  $\text{SiO}_3$ .

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

### 1. Laboratorium fisika

Bagian ini melakukan pemeriksaan dan pengamatan terhadap sifat fisik bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan seperti: viskositas dan spesific gravity.

### 2. Laboratorium analitik

Bagian ini melakukan analisa sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk, analisa air dan bahan kimia yang digunakan seperti katalis.

### 3. Laboratorium penelitian dan pengembangan (Litbang)

Laboratorium litbang ini melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berkaitan dengan kinerja proses.

#### **4.6.2 Prosedur Analisa Produk**

##### a. *Infra red spectrophotometer* (IRS)

Pengujian ini dilakukan dengan cara mengambil sampel isopropilamin kemudian dianalisa menggunakan *Infra red spectrophotometer* (IRS). Alat ini dapat menentukan kandungan gugus organik yang tersusun, apakah sudah memenuhi kriteria sebagai produk atau belum.

b. *Gas chromatography (GC)*

Pengujian dilakukan dengan mengambil sampel isopropilamin kemudian di injeksikan ke *injection port* yang terletak di bagian atas GC. Jika lampu kuning menyala maka hasil akan keluar pada kertas recorder. Lama analisa sekitar 20 menit.

#### 4.6.3 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik isopropilamin berupa limbah cair.

Limbah cair ini berasal dari:

a. Air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik dikumpulkan kemudian diolah dengan aerasi dan menggunakan desinfektan *Calcium Hypoclorite*.

b. Air sisa proses

Limbah dari hasil bawah dekanter berupa  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  dan hasil atas separator berupa bau amonia. Limbah dialirkan ke kolam penampungan akhir bersama-sama dengan aliran air dari pengolahan yang lain.

## 4.7 ORGANISASI PERUSAHAAN

### 4.7.1 Bentuk Organisasi

Bentuk perusahaan dari pabrik ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Dasar pertimbangan dari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- Mudah mendapatkan modal, selain modal dari bank, modal dapat juga diperoleh dari penjualan saham.
- Kekayaan perseroan terpisah dari kekayaan setiap pemegang saham.
- Demi kelancaran produksi, maka tanggung jawab setiap pemegang saham dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh terhentinya pemegang saham, direksi, maupun karyawan.

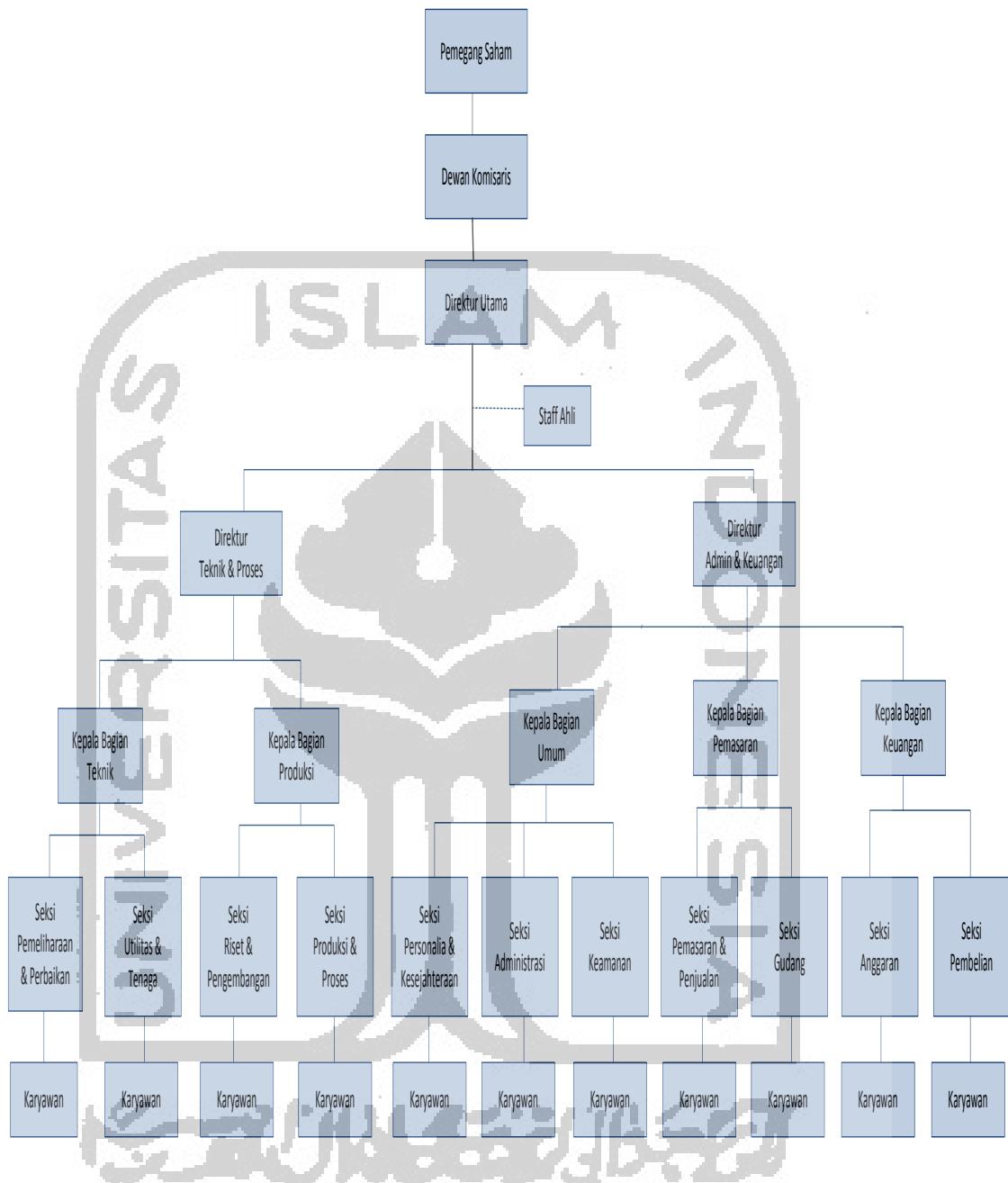
### 4.7.2 Sturktur Organisasi

Bentuk Organisasi : GARIS DAN STAF

Bentuk organisasi ini mempunyai keuntungan antara lain:

- Dapat dipergunakan oleh setiap organisasi yang bagaimanapun besar maupun tujuan.
- Ada pembagian yang jelas antara pimpinan, staf dan pelaksana.

- Bakat-bakat yang berbeda dari para karyawan dapat dikembangkan menjadi suatu spesialisasi.
- Sistem penempatan “ The Right Man in The Right Place ” lebih mudah dilaksanakan.
- Pengambilan keputusan dapat dilakukan dengan cepat walaupun banyak orang yang diajak berunding kerena pimpinan perusahaan dapat mengambil keputusan yang mengikat.
- Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dicapai karena ada anggota-anggota staf yang ahli dalam bidangnya yang dapat memberikan nasehat dan mengerjakan perencanaan yang teliti.
- Koordinasi dapat pula dengan pula dengan mudah dikerjakan karena sudah ada pembagian tugas masing-masing.
- Disiplin dan moral para karyawan biasanya tinggi karena tugas yang dilaksanakan oleh seseorang sesuai dengan bakat, keahlian dan pengalaman.



**Gambar 4. 7 Struktur Organisasi**

### 4.7.3 Tugas dan Wewenang

#### 1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka adalah pemilik perusahaan dan mempunyai kekuasaan tertinggi dalam perusahaan.

Tugas dan wewenang pemegang saham :

- Memilih dan memberhentikan komisaris.
- Meminta pertanggungjawaban kepada Dewan Komisaris.

#### 2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris sebagai wakil dari pemegang saham dan semua keputusan dipegang dan ditentukan oleh Rapat Persero. Biasanya yang menjadi Ketua Dewan Komisaris adalah Ketua dari Pemegang Saham, dipilih dari Rapat Umum Pemegang Saham.

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris :

- Memilih dan memberhentikan Direktur
- Mengawasi Direktur
- Menyetujui dan menolak rencana kerja yang diajukan Direktur
- Mempertanggungjawabkan Perusahaan kepada Pemegang Saham

### 3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan membawahi :

- Direktur teknik dan Produksi
- Direktur Keuangan

Tugas dan Wewenang :

- Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris
- Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib perusahaan
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Mengangkat dan memberhentikan pegawai
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

### 4. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal:

- Pengawasan dan peningkatan mutu produksi
- Perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi
- Pengawasan peralatan pabrik
- Perbaikan pemeliharaan alat-alat produksi.

## 5. Direktur Keuangan dan Administrasi

Direktur Keuangan bertanggung jawab pada Direktur Utama dalam

hal :

- Laba rugi perusahaan
- Neraca keuangan
- Administrasi perusahaan
- Perencanaan pemasaran dan penjualan

## 6. Staff Ahli

Direksi dibantu oleh beberapa staf ahli yang bertanggung jawab langsung kepada Direktur. Staf ahli ini bersifat sebagai konsultan yang diminta pertimbangannya apabila perusahaan mengalami suatu masalah.

Staf ahli tersebut yaitu :

- Ahli Teknik
- Ahli Proses
- Ahli Ekonomi dan Marketing
- Ahli Hukum

## 7. Kepala Bagian

- Kepala Bagian terdiri dari :
  1. Kepala Bagian Teknik
  2. Kepala Bagian Produksi
  3. Kepala Bagian Umum

4. Kepala Bagian Pemasaran
  5. Kepala Bagian Keuangan
- Tugas umum Kepala Bagian adalah :
    1. Menjalankan organisasi/ mengatur/ mengkoordinasi atau mengawasi pekerjaan-pekerjaan seksi bawahannya.
    2. Bertanggung jawab atas kerja seksiseksi bawahannya.
    3. Membuat laporan-laporan berkala dari seksi-seksi bawahannya.
    4. Mengajukan saran-saran atau pertimbangan-pertimbangan mengenai usaha perbaikan kepala seksi.
  - Tugas khusus Kepala Bagian :
    1. Kepala Bagian Teknik  
Mengusahakan dan menjaga kelancaran operasidi segala bidang produksi seperti pemeliharaan, perbaikan, penampungan bahan baku (utilitas).
    2. Kepala Bagian Produksi  
Menyelenggarakan dan mengembangkan produksi dengan cara yang ekonomis dalam batas kualitas yang direncanakan oleh perusahaan disamping secara periodik mengenalkan kualitas produk dan bahan baku.
    3. Kepala Bagian Umum  
Melaksanakan dan mengatur arus barang produksi dari peusahaan kepada konsumen.

#### 4. Kepala Bagian Pemasaran

Melaksanakan dan mengatur arus barang produksi dari perusahaan kepada konsumen.

#### 5. Kepala Bagian Keuangan

Merancanakan, menyelenggarakan dan mengevaluasi hasil operasi keuangan.

### 8. Kepala Seksi

Tugas Umum Kepala Seksi :

1. Melakukan tugas operasional dalam bidang masing-masing.
2. Merencanakan rencana yang telah ditetapkan direksi.
3. Bertanggung jawab atas kelancaran/ keserasian kerja atau personalia dari seksi-seksi Kepala bagian.

Tugas Khusus Kepala Seksi :

1. Seksi Pemeliharaan dan Perbaikan

Menjamin keadaan peralatan/ mesin-mesin yang ada dalam

pabrik selalu dalam keadaan baik dan siap diapakai dengan pemeliharaan yang efisien dan efektif.

2. Seksi Utilitas dan Pembangkit Tenaga

Menyediakan unsur penunjang proses dalam pabrik yaitu

meliputi : air, listrik, steam dan bahan bakar.

### 3. Seksi Riset dan Pengembangan

Mengadakan pemeriksaan dan memetapkan acceptabilitas bahan baku, bahan pembantu maupun produk, selain itu juga dapat melakukan penelitian guna keperluan pengembangan bila diperlukan.

### 4. Seksi Produksi dan Proses

Melakukan pembuatan produksi sesuai dengan ketentuan yang direncanakan dan mengadakan kegiatan agar proses produksi berlangsung secara baik, mulai dari bahan baku masuk hingga produk.

### 5. Seksi Personalia dan Kesejahteraan

Mengembangkan dan menyelenggarakan kebijaksanaan dan program perusahaan dalam bentuk tenaga kerja yang baik dan memuaskan.

### 6. Seksi Keamanan

Melaksanakan dan mengatur hal-hal yang berkaitan dengan keamanan perusahaan.

### 7. Seksi Administrasi

Melaksanakan dan mengatur administrasi serta inventarisasi perusahaan.

## 8. Seksi Pemasaran dan Penjualan

Melaksanakan dan mengatur penjualan produksi kepada konsumen. Disini Direktur Utama berperan untuk menentukan kebijaksanaan perusahaan.

## 9. Seksi Gudang

Melaksanakan penyimpanan dan pengeluaran serta mengamankan bahan baku/ bahan pembantu dan mengatur serta melaksanakan penyimpanan dan penerimaan serta pengiriman produksi ke konsumen.

## 10. Seksi Anggaran

Mengadakan pembukuan dan mengadakan dana keuangan yang cukup dengan mendayagunakan modal dan mengamankan fisik keuangan.

## 11. Seksi Pembelian

Mengadakan pembelian dan persediaan dari semua peralatan beserta spare part dan semua bahan-bahan untuk keperluan produksi dengan memperhatikan mutu, harga dan jumlah yang tepat.

#### 4.7.4 Catatan

##### a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Sedangkan untuk karyawan yang sakit akan di berikan cuti sakit sesuai dengan keterangan dari dokter.

##### b. Hari Libur Nasional

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

##### c. Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur dapat di lakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan dari kepala bagian.

##### b. Siste Gaji Karyawan

Gaji karyawan akan di bayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Apabila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji di berikan pada hari berikut nya.

**Tabel 4. 16 Gaji Karyawan**

No.	JABATAN	Jumlah (org)	Gaji/bln/ Orang	Total (Rp)
1.	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
2.	Sekretaris Direktur	3	4.000.000	12.000.000
3.	Direktur Teknik dan Proses	1	30.00.000	30.000.000
4.	Direktur Administrasi & Keuangan	1	25.000.000	25.000.000
5.	Staff Ahli	4	5.000.000	20.000.000
6.	Kepala Bagian Teknik	1	20.000.000	20.000.000
7.	Kepala Bagian Produksi	1	20.000.000	20.000.000
8.	Kepala Bagian Umum	1	20.000.000	20.000.000
9.	Kepala Bagian Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
10.	Kepala Bagian Keuangan	1	20.000.000	20.000.000
11.	Kasi Pemeliharaan & Perbaikan	1	15.000.000	15.000.000
12.	Kasi Utilitas & Energi	1	15.000.000	15.000.000
13.	Kasi Riset & Pengembangan	1	15.000.000	15.000.000
14.	Kasi Produksi & Proses	1	15.000.000	15.000.000
15.	Kasi Personalia & Kesejahteraan	1	15.000.000	15.000.000
16.	Kasi Keamanan	1	15.000.000	15.000.000
17.	Kasi Administrasi	1	15.000.000	15.000.000
18.	Kasi Pemasaran & Penjualan	1	15.000.000	15.000.000
19.	Kasi Gudang	1	15.000.000	15.000.000
20.	Kasi Anggaran	1	15.000.000	15.000.000
21.	Kasi Pembelian	1	15.000.000	15.000.000

No.	JABATAN	Jumlah (org)	Gaji/bln/ Orang	Total (Rp)
22.	Karyawan Bagian Proses (kepala)	4	6.000.000	24.000.000
23.	Karyawan Bagian Proses (regu)	24	5.000.000	120.000.000
24.	Karyawan Bagian Laboratorium	6	3.000.000	18.000.000
25.	Karyawan Bagian Utilitas & Energi	12	5.000.000	60.000.000
26.	Karyawan Bagian Personalia	3	5.000.000	15.000.000
27.	Karyawan Bagian Pemasaran	3	5.000.000	15.000.000
28.	Karyawan Bagian Administrasi	3	5.000.000	15.000.000
29.	Karyawan bagian Pembelian	3	5.000.000	15.000.000
30.	Karyawan Bagian Pemeliharaan	4	5.000.000	20.000.000
31.	Karyawan Bagian Gudang	8	4.000.00	32.000.000
32.	Karyawan Bagian Keamanan	9	4.000.000	36.000.000
33.	Karyawan Bagian Kebersihan	8	3.000.000	24.00.000
34.	Supir	6	3.500.000	21.000.000
35.	Pesuruh	8	2.500.000	20.000.000
36.	Dokter	3	10.000.000	30.000.000
37.	Perawat	5	3.000.000	15.000.000
	Total	132		882.000.000

**c. Jam Kerja Karyawan**

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi 330 hari dalam setahun, 24 jam per hari. Sisa hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan mesin-mesin. Jam kerja untuk pegawai adalah sebagai berikut:

- a. Jam kerja karyawan non shift

Bekerja dalam enam hari dalam seminggu, sedang hari Minggu dan hari besar libur. Pembagian jam kerja karyawan non-shift sebagai berikut:

- \* Senin sampai Jum'at : 07.00 – 15.00
- \* Sabtu : 07.00 – 13.00

- b. Jam kerja karyawan *shift*

Sehari bekerja dalam 24 jam terbagi dalam 3 shift, yaitu:

- \* Shift I (pagi) : 07.00 – 15.00
- \* Shift II (siang) : 15.00 – 23.00
- \* Shift III (malam) : 23.00 – 07.00

Untuk memenuhi kebutuhan pegawai ini diperlukan 4 regu dimana 3 regu kerja dan 1 regu libur. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan pada tabel.

**Tabel 4. 17 Jadwal Kerja masing-masing regu**

REGU	HARI KE :													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

Keterangan :

P = Pagi

S = Siang

M = Malam

L = Libur

#### d. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik ini sistem upah karyawan berbeda – beda tergantung pada status karyawan, kedudukan dan tanggung jawab serta keahlian.

#### e. Jaminan Sosial

Jaminan Sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain :

- a. Pakaian kerja, diberikan kepada karyawan tetap sebanyak 2 stel pakaian per tahun.
- b. Tunjangan, diberikan kepada karyawan tetap berupa uang dan dikeluarkan bersama – sama dengan gaji, dimana besarnya disesuaikan dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- c. Pengobatan, dapat dilakukan di poliklinik perusahaan secara gratis atau pada rumah sakit atau dokter yang ditunjuk oleh perusahaan, dimana biaya pengobatan menjadi tanggung jawab perusahaan sepenuhnya.
- d. Setiap karyawan berhak menjadi peserta Jamsostek dan dikoordinasikan oleh perusahaan.

#### 4.8 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi di dalam suatu perencanaan pabrik adalah sangat penting, karena perhitungan ekonomi ini dapat diketahui apakah pabrik yang direncanakan ini layak untuk didirikan atau tidak dalam artian feasible (memenuhi).

Faktor-faktor yang perlu ditinjau antara lain :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
2. Lama pengembalian modal (*Pay Out Period*)
3. Resiko Peminjaman Modal (*Rate On Equity*)
4. Titik impas (*Break Even Point*)

Untuk meninjau faktor-faktor diatas, perlu adanya penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production cost*) yang terdiri atas :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expences*)
3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variabel Cost*)

#### 4.8.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung dari kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahunnya 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 Isopropilamin beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2024. Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain dihitung pada analisa. Untuk mencari harga pada analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2024 di perkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1995 sampai 2024, di cari dengan persamaan regresi linear.

#### 4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Isopropilamin	: 10.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari
Umur pabrik	: 10 tahun
Pabrik beroperasi pada tahun	: 2024
Kurs mata uang	: 1 US\$ = RP 14.140  (www.valutafx.com), 20 oktober 2019)
Harga bahan baku terdiri dari	
1. Aseton	: Rp 7.010/kg
2. Hidrogen	: Rp 21.030/kg
3. Amonia	: Rp 4.206/kg
Harga jual produk	: Rp 7.711/kg  (www.alibaba.com), 2019)

#### 4.8.3 Perhitungan Biaya

### *a. Capital Investment*

*Capital Investment* adalah total pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, sekaligus biaya untuk mengoperasikannya. *Capital investment* meliputi :

#### *a. Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik secara fisik.

#### *b. Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* adalah biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama jangka waktu tertentu.

#### *b. Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* merupakan total *Direct*, *Indirect*, dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang berkaitan dalam produksi produk. Menurut

Aries & Newton , *Manufacturing Cost* meliputi :

#### *a. Direct Cost*

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

#### *b. Indirect Cost*

*Indirect Cost* adalah total 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 ataupun pengeluaran yang bersifat tetap, tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

d. *General Expense*

*General Expense* adalah ata pengeluaran umum, meliputi pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan dan termasuk *Manufacturing Cost*.

#### 4.8.4 Analisis Kelayakan

Analisa kelayakan ini bertujuan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga kita dapat mengetahui pabrik tersebut potensial atau tidak. Maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan antara lain :

a. *Percent Return On Investement*

***Percent Return On Investement* adalah :**

Persen keuntungan yang diperoleh dari total biaya yang dikeluarkan.

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

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

***Pay Out Time (POT)* adalah :**

- Jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investement* dengan keuntungan sebelum dikurangi depresiasi.
- Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas keuntungan setiap tahunnya, ditambah dengan penyusutannya.
- Waktu pengembalian modal berdasarkan keuntungan yang telah diperoleh. Perhitungan bertujuan untuk mengetahui berapa lama modal investasi akan kembali.

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

**c. *Break Event Point (BEP)***

***Break Event Point (BEP)* adalah :**

- Titik impas produksi yaitu kondisi pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
- Titik yang menunjukkan biaya dan penghasilan memiliki jumlah yang sama. Dengan BEP dapat ditentukan harga jual dan jumlah

unit yang dijual secara minimum, serta berapa harga jual setiap unit yang harus dicapai untuk mendapat keuntungan.

- Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah BEP dan akan menguntungkan jika beroperasi diatas BEP.

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

#### Keterangan :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Fixed Manufacturing Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Fixed Manufacturing Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Fixed Manufacturing Value* pada produksi maksimum

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

*Shut Down Point (SDP)* adalah :

- Titik atau kondisi dimana proses dihentikan. Penyebabnya antara lain, *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau karena keputusan manajemen akibat harga jual produk yang menurun drastis (tidak menghasilkan profit)

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

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

e. ***Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)***

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

- Merupakan analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan investasi yang tidak kembali pada akhir tahun, selama umur pabrik beroperasi.
- Merupakan laju bunga maksimal, dimana perusahaan dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank yang bersangkutan selama pabrik beroperasi.
- Merupakan besarnya perkiraan atau estimasi keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik beroperasi.

Persamaan untuk menentukan DCFR.

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

#### Keterangan :

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Capital*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi+finance*

n : umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

#### 4.8.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rancangan pendirian pabrik Akrilonitril memerlukan rancangan PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Berikut ini adalah hasil perhitungan analisis ekonomi.

**Tabel 4. 18 Tabel Physical Plant Cost (PPC)**

No	Jenis	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	<b>432.821</b>
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	<b>108.205</b>

<b>3</b>	<i>Instalation Cost</i>	<b>64.923</b>
<b>4</b>	<i>Piping Cost</i>	<b>211.974</b>
<b>5</b>	<i>Instrumentation Cost</i>	<b>129.846</b>
<b>6</b>	<i>Insulation Cost</i>	<b>34.626</b>
<b>7</b>	<i>Electrical Cost</i>	<b>43.282</b>
<b>8</b>	<i>Building Cost</i>	<b>325.785</b>
<b>9</b>	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	<b>1.848.787</b>
	<b>Total</b>	<b>3.200.249</b>

**Tabel 4. 19** Direct Plant Cost (*DPC*)

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Engineering &amp; Contruction</i>	<b>640.050</b>	<b>8.973.498.217</b>
	<b>Total (DPC+PPCP)</b>	<b>3.840.299</b>	<b>53.840.989.301</b>

**Tabel 4. 20** Fixed Capital Investement (*FCI*)

No	Fixed Capital	Harga (\$)	Harga (Rp)

<b>1</b>	<b><i>Direct Plant Cost (DPC)</i></b>	<b>3.840.299</b>	<b>53.840.989.301</b>
<b>2</b>	<b><i>Contractors fee (10%.DPC)</i></b>	<b>384.030</b>	<b>5.384.098.930</b>
<b>3</b>	<b><i>Contingency (10%.DPC)</i></b>	<b>576.045</b>	<b>8.076.148.395</b>
<b>TOTAL</b>		<b>4.800.373,51</b>	<b>67.301.236.626</b>

#### 4.8.6 Analisis Keuntungan

Harga jual produk isopropilamin : Rp 7.711/kg

Annual Sales (Sa) : Rp 77.110.000.000/tahun

Harga beli aseton : Rp 7.010/kg

Harga beli amonia : Rp 4.206/kg

Harga beli hidrogen : Rp 21.300/kg

Total Manufacturing Cost : Rp 39.243.912.956

Keuntungan sebelum pajak : Rp 19.806.174.891

Keuntungan setelah pajak (50%) : Rp 9.903.087.446 (Aries.Newton)

#### 4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

##### a. *Percent Return On Investement (ROI)*

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

$$ROI b = \frac{Rp\ 19.806.174.891}{Rp\ 70.105.454.819} \times 100\%$$

$$ROI b = 28\%$$

$$ROI a = \frac{Keuntungan\ sesudah\ pajak}{Fixed\ Capital} \times 100\%$$

$$ROI a = \frac{Rp\ 9.903.087.446}{Rp\ 70.105.454.819} \times 100\%$$

$$ROI a = 14\%$$

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

$$POT b = \frac{Fixed\ Capital}{(Keuntungan\ sebelum\ pajak + Depresiasi)}$$

$$POT b = \frac{Rp\ 70.105.454.819}{(Rp\ 19.806.174.891 + Rp\ 7.010.545.481)}$$

$$POT b = 2,61\ tahun$$

$$POT a = \frac{Fixed\ Capital}{(Keuntungan\ setelah\ pajak + Depresiasi)}$$

$$POT a = \frac{Rp\ 70.105.454.819}{(Rp\ 9.903.087.446 + Rp\ 7.010.545.481)}$$

$$POT a = 4,14\ tahun$$

**c. *Break Even Point (BEP)***

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

$$\begin{aligned}
 &= \frac{[9.113.709.126 + 0,3(23.622.063.074)]}{[77.110.000.000 - 24.568.052.908 - 0,7(23.622.063.074)]} \times 100\% \\
 &= 45 \%
 \end{aligned}$$

**d. Shut Down Point (SDP)**

$$\begin{aligned}
 SDP &= \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \\
 &= \frac{0,3(23.622.063.074)}{[77.110.000.000 - 24.568.052.908 - 0,7(23.622.063.074)]} \times 100\% \\
 SDP &= 20 \%
 \end{aligned}$$

**e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)**

Umur pabrik : 10 tahun

*Fixed Capital Investement* : Rp 70.105.454.819

*Working Capital* : Rp 47.819.088.863

*Salvage Value (SV)* : Rp 7.010.545.481

*Cash Flow (CF)* : Rp 56.932.797.990

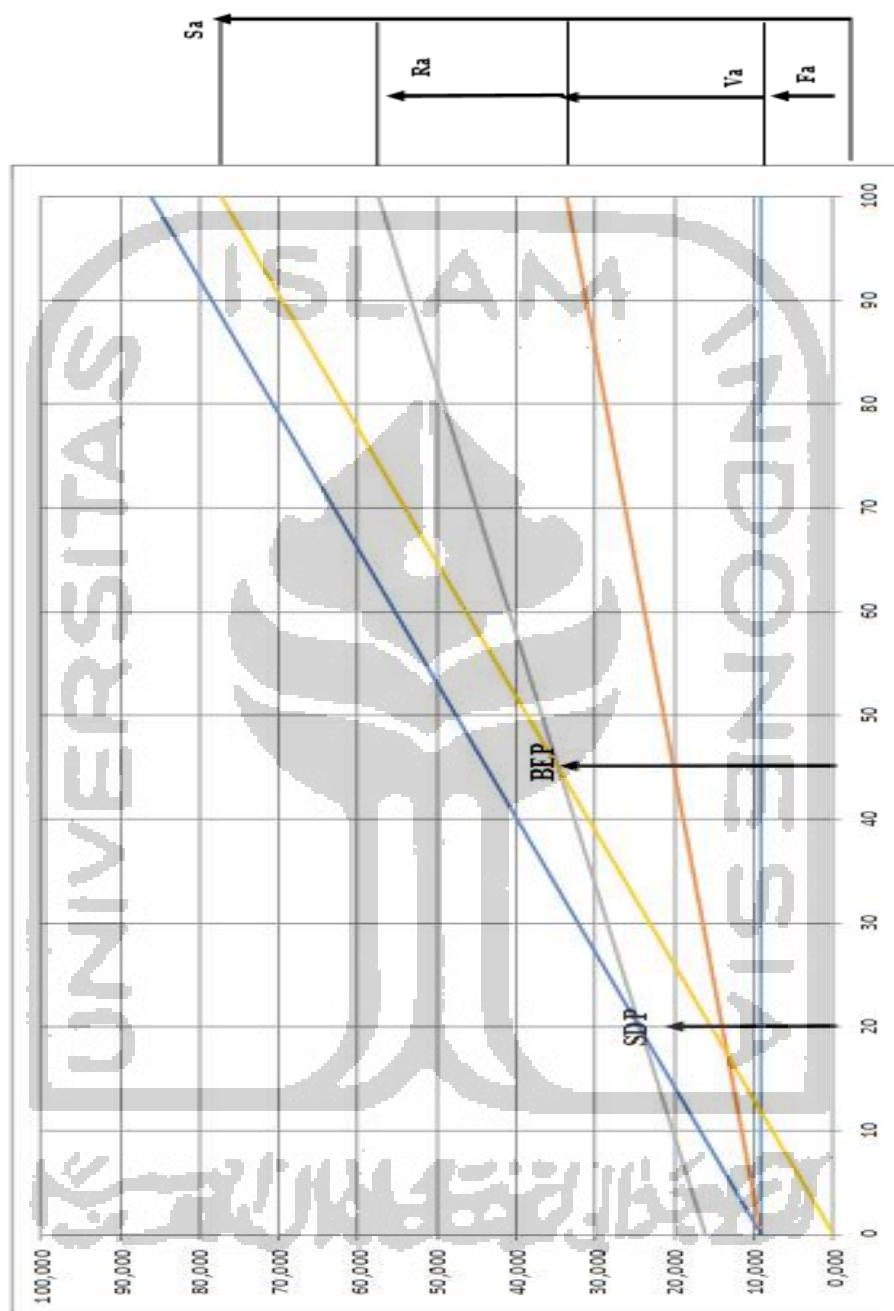
Discounted cash flow dihitung secara *trial & error* dengan batas bawah

mengikuti suku bunga sebesar 5,25 % ([www.bi.go.id](http://www.bi.go.id)), oktober 2019)

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

$$R = S$$

Dengan *trial & error* maka diperoleh nilai  $i = 38 \%$



**Gambar 4. 8** Grafik SDP dan BEP

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan uraian pada bab – bab sebelumnya, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. Perencanaan Operasi : 24 jam / hari
2. Proses yang digunakan : 330 hari per tahun
3. Kapasitas Produksi : 10.000 ton per tahun
4. Bahan Baku
  - Asetone : 1.377,868 kg/jam
  - Amonia : 1.211,574 kg/jam
  - Hidrogen : 142,5381 kg/jam
5. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
6. Struktur Organisasi : Garis dan Staf
7. Jumlah Tenaga Kerja : 132 Orang
8. Umur Pabrik : 10 tahun
9. Masa Konstruksi : 2 Tahun
10. Lokasi Pabrik : Pulo Merak, Cilegon , Banten
11. Analisa Ekonomi
  - Modal Tetap (FCI) : Rp. 70.105.454.819
  - Modal Kerja (WCI) : Rp. 47.819.088.863
  - Return On Investment (ROI) B : 28%

- Return On Investment (ROI) A : 14 %
- Pay Out Time (POT) sebelum pajak : 2,6 tahun
- Pay Out Time (POT) setelah pajak : 4,14 tahun
- Break Event Point (BEP) : 45 %
- SDP : 20%
- DCFR : 38 %

Dari uraian diatas, dapat dilihat bahwa baik dipandang dari segi teknik maupun ekonomis pabrik isopropilamin ini layak untuk didirikan.

## 5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia di perlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia di antaranya sebagai berikut:

1. Pabrik Isopropilamin dapat di realisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan isopropilamin dalam negri di masa mendatang yang jumlah nya semakin meningkat setiap tahun nya.
2. Untuk mengoptimalkan keuntungan yang di peroleh, maka perlu di perlukan optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku.
3. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga di harapkan berkembang nya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

## DAFTAR PUSTAKA

**Aries R.S. & Newton, R.D.,** 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", McGraw-Hill Book Company, New York.

**Badger, W.L.,** and Banchero,J.T.,1955, "Introduction to Chemical Engineering", In ted, McGraw-Hill Book Company Inc,N.Y.

**Brownell,L.E. Young ,**1959,"Process Equipment Design", John Willey & Sons Inc.,N.Y.

**Chandavasu, C, 1997,**"Pervaporation-assied Esterification of Salicylic acid", New Jersey Institute of Tecnology, Newark, New Jersey

**Faith,W.L.,Keyes,D.B & Clark,R.L,**1960,"Industrial Chemical",4<sup>th</sup> ed .John Willey & Sons Inc.,New York

**Foust,A.S.,**1960,"Principles of Unit Operation",John Willey & Sons Inc.,New York.

**Geankoplis,C.J.,**1983,"Transport Processes and Unit Operations 2<sup>ed</sup>",Allyn and Bacon Inc.,Bouston

**Harriot,P.,**1964,"Process Control". TMH ed ,McGraw Hill Book Company Inc., New Delhi.

**Hesse,H.C.,**1962,"Proses Equipment Design",8<sup>th</sup> prnt, Van Nostrand Reinhold Company Inc., New Jersey.

**Hougen,O.A.,** Watson,K.M.,1954, "Chemical Process Principles", John Willey & Sons Inc,New York

**Joshi ,M.V.,** 1981 , "Proses Equipment Design",McGraw Hill Company Ltd

**Kern,D.Q.,** 1965 , " Process Heat Transfer",In ted , McGraw Hill Book Company Inc. ,N.Y.

**Keppel,I.,** 1965 , "Process System Analysis and Control ", Int ed , McGraw Hill Book Company Inc. , New York.

**Levnspiel ,O.,** 1962 , "Chemical Engineering Reaction " , John Willey & Sons Inc. , New York.

**Ludwig** , 1977, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*” , Vol. 1-2 , 2<sup>nd</sup> ed , Gulf Publishing Co. Houston , Texas

**McCabe ,W.L.**, 1993 , “*Unit Operation of Chemical Engineering*” , 5<sup>th</sup> ed . Int. ed , McGraw-Hill Inc. , New York.

**Othmer ,Kirk.**, “*Encyclopedia, of Chemical Processing and Design* “ , Vol.14 , Marcell Dekker Inc., New York.

**Perry , Chilton** , 1999 , “*Perry’s Chemical Engineer’s Handbook*” , 7<sup>th</sup> ed , McGraw-Hill Book Company Inc., New York.

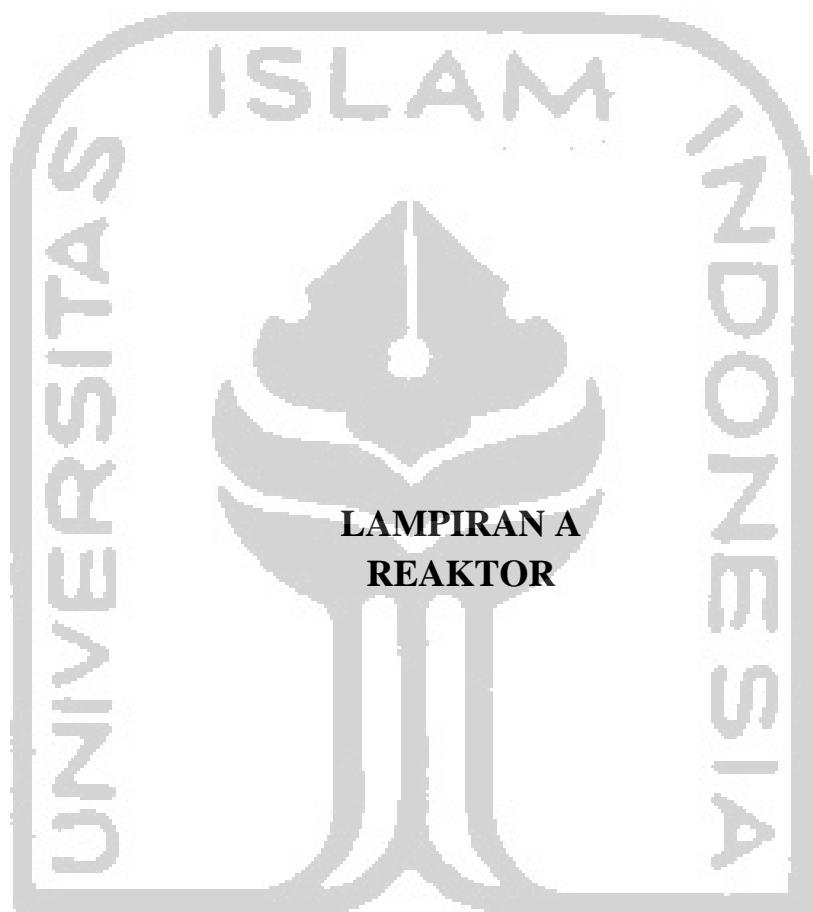
**Sherwood, T**, 1957 , “*The Properties of Gasses and Liquid*” , 3<sup>th</sup> ed , McGraw-Hill Book Company Inc., New York.

**Severn ,WH** , 1954 , “*Steam , Air , and Gas Power*” , Modern Engineering Asia Edition , John Willey & Sons Inc., New York.

**Treybal , R.E.** , 1981 , “*Mass Transfer Operations*”, 3ed , Mc Graw-Hill Book Company Inc. , New York.

**Van Ness, H.C., Smith, J.M.**, 1987 , “*Intoruction to Chemical Engineering Thermodynamics*” , 5ed , McGraw-Hill Book Company , New York.

**Wesley,W.E.**, 1989 , “*Industrial Water Pollution Control* “ , 2ed , McGraw-Hill Book Company ,Singapore.



lampiran A  
REAKTOR

## **REAKTOR STAGE 1**

Jenis

: Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fungsi

: Tempat berlangsungnya reaksi antara propilen, amonia, dan udara untuk menjadi akrilonitril

Kondisi Operasi

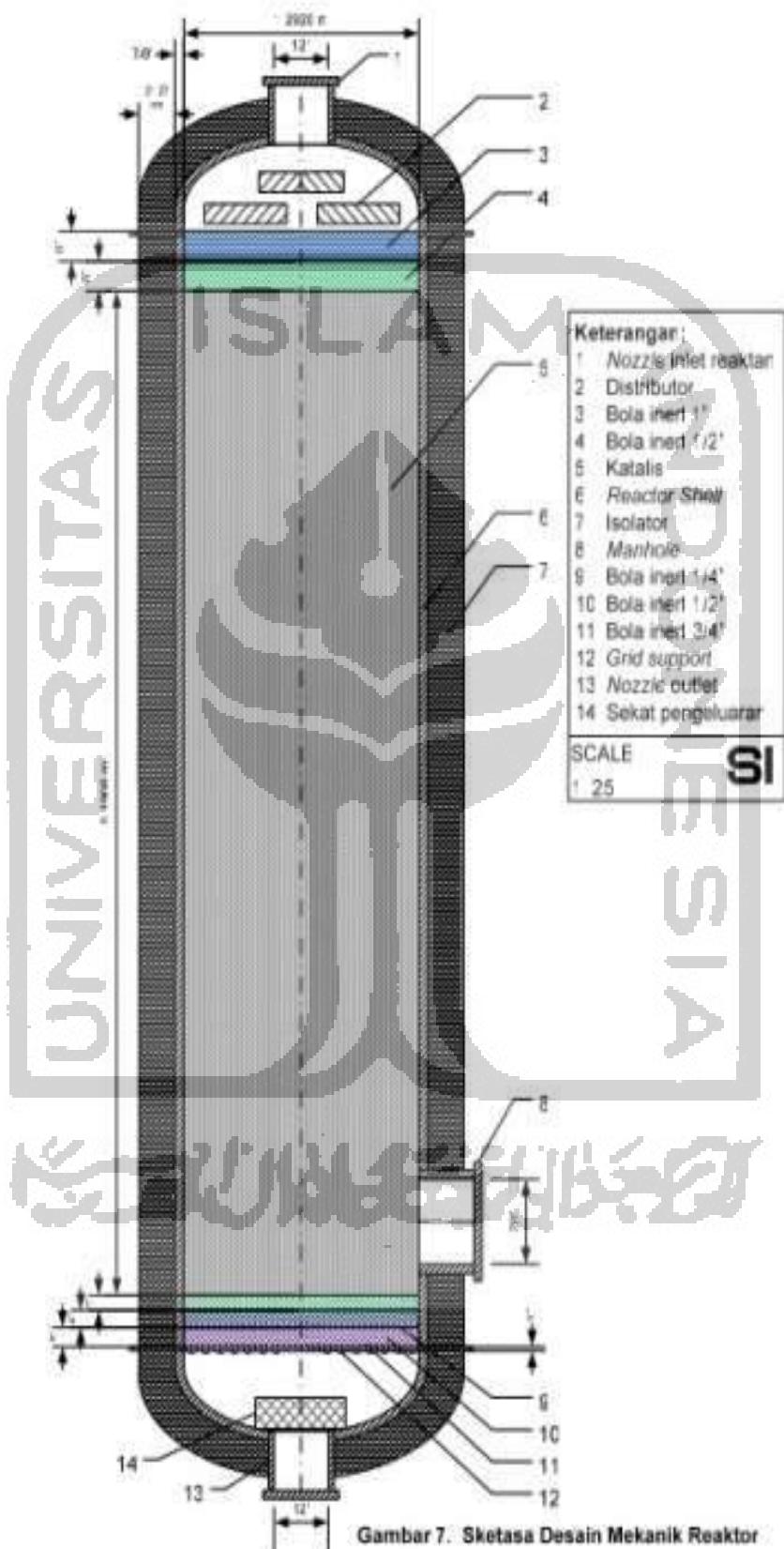
: Suhu = 105 °C

Tekanan = 0,39 atm

Reaksi = Eksotermis

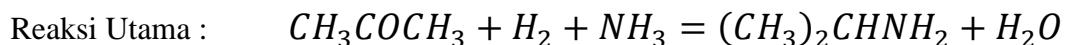
Tujuan

1. Menentukan Jenis Reaktor
2. Persamaan – Persamaan Matematis Reaktor
3. Data-data sifat fisis bahan
4. Menentukan Dimensi Reaktor



Gambar 7. Sketasa Desain Mekanik Reaktor

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



## 1. MENENTUKAN JENIS REAKTOR

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

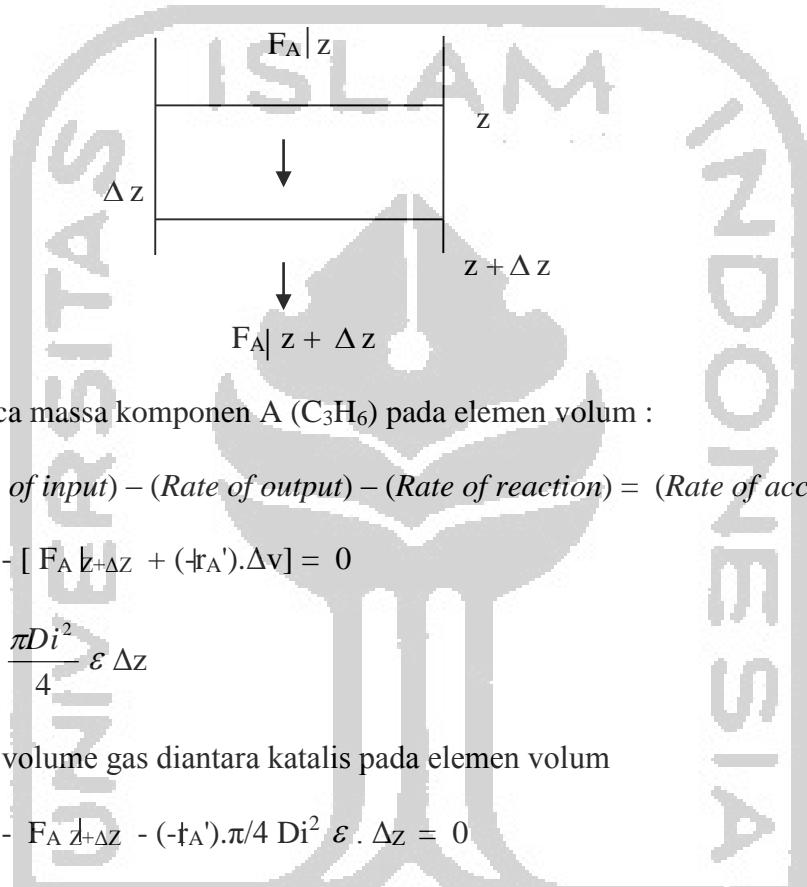
- a. Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. Umur katalis 12-15 bulan
- c. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. Pengendalian suhu relatif mudah, karena menggunakan tipe shell and tube.
- f. Kapasitas produksi cukup tinggi.
- g. Pressure drop rendah.
- h. Kontrol temperatur lebih baik.

( Hill, hal 425-431 )

## 2. PERSAMAAN – PERSAMAAN MATEMATIS REAKTOR

### a. Neraca Massa Reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan *steady state* dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume :



$$\frac{-F_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A') \pi D i^2}{4} \varepsilon$$

Dimana  $F_A = - F_{AO} (1 - X_A)$

$$dF_A = - F_{AO} \cdot dX_A$$

$$F_{AO} \cdot \frac{dX_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A') \pi D i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{dx_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_{A'}) \pi D i^2}{4 \cdot F_{AO}} \varepsilon$$

$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dx_A}{dz} = \frac{(-r_{A'}) \pi D i^2 \varepsilon}{4 \cdot F_{AO}}$$

dimana :

$$\frac{dx_A}{dz} = \text{perubahan konversi}$$

$$\varepsilon = \text{porositas}$$

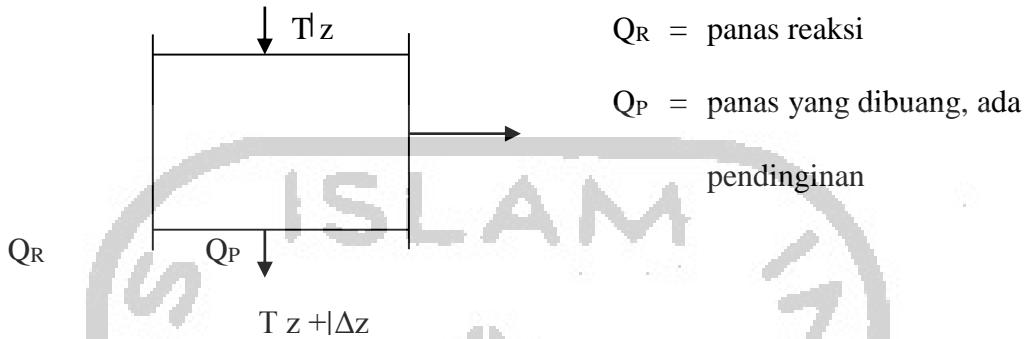
$$(-r_{A'}) = \text{kecepatan reaksi} = k C_A \cdot C_B$$

$$Di = \text{diameter dalam pipa}$$

**Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Stage 1**

Input	Massa, Kg/Jam	Output	Massa, Kg/Jam
Aseton	1377,868359	Aseton	13,77868359
Amonia	1211,573902	Amonia	835,0773117
Hidrogen	142,5381061	Hidrogen	95,50053107
Air	28,72859353	Air	452,0667686
MIPA		MIPA	1248,847616
DIPA		DIPA	59,38493845
TIPA		TIPA	56,05311022
Total	2760,70896	Total	2760,70896

c. Neraca panas elemen volume



$$(\text{rate of input}) - (\text{rate of output}) + (\text{heat of reaction}) = (\text{rate of accumulation})$$

$$\Sigma m.C_p (T_z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m.C_p (T_z - T_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{AO} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta z$$

$$Q_P = U \pi D_o \Delta z (T - T_s)$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = \Delta H_R . F_{AO} . \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

:  $\Delta Z$

$$(\Sigma m.C_p) \left( \frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R . F_{AO} . \left( \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\left( \frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R . F_{AO} . \left( \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$(\Sigma m.C_p)$

$$\lim \Delta Z \quad 0 \longrightarrow$$

$$\frac{dT}{dZ} = \Delta H_R \cdot Fao \cdot \left( \frac{dXA}{dZ} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z \cdot (T - T_s)$$


---


$$(\Sigma m \cdot C_p)$$

Dimana:

$\frac{dT}{dZ}$	= Perubahan Suhu persatuan panjang katalis
$\Delta H_R$	= Panas Reaksi
U	= Overall heat transfer coefficient
D <sub>o</sub>	= Diameter luar
T	= Suhu gas
T <sub>s</sub>	= Suhu penelitian
T <sub>s</sub>	= Kapasitas panas

d. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari *Hidrocarbon Processing*.

$$C_p = 0,11152 + 3,402 \times 10^{-4} T, \text{ cal/g.K}$$

$$\rho = 1,3644 - 9,7073 \times 10^{-3} T, \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5898 - 6,04212 T, \text{ gr/cm.Jam}$$

$$k = 1,512 - 0,0010387T, \text{ cal/gram.cm.K}$$

Pendingin : Dowterm A

	K	C	F
T in	303	30	86
T out	278	105	221
delta T	75	75	135

$$C_p \text{ pendingin} = 0,2384 \text{ Cal/gr.K}$$

$$= 0,4295 \text{ Btu/lb.K}$$

$$= 0,9980 \text{ J/gr.K}$$

Menghitung densitas pendingin pada T in:

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$\rho \text{ pendingin} = 1,0043 \text{ gr/cm}^3$$

Menghitung konduktivitas thermal pendingin pada T in:

$$K_p = 1.512 - 0.0010387 \times T_{in}$$

$$k \text{ pendingin} = 1,1246 \text{ cal/cm.jam.K}$$

$$= 0,4708 \text{ kJ/m.jam.K}$$

$$= 1,1604 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

Menghitung viskositas pendingin pada T in:

$$\mu_p = 35.5898 - 0.04212 \times T_{in}$$

$$\mu \text{ pendingin} = 19,8790 \text{ gr/cm.jam}$$

$$= 0,0055 \text{ gr/cm.det}$$

$$= 1,9879 \text{ kg/m.jam}$$

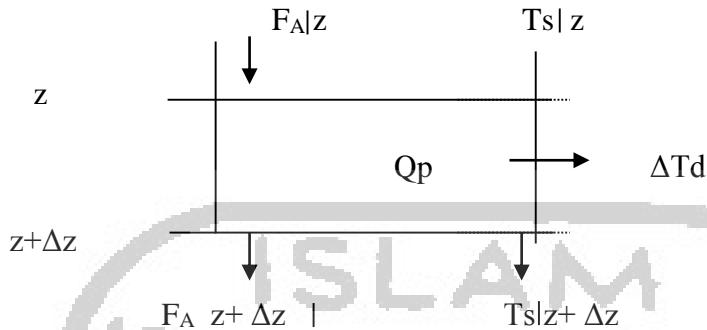
$$= 1,3358 \text{ lb/ft.jam}$$

Menentukan pendingin yang dibutuhkan:

Pendingin yang dipakai adalah downterm A = 65.400 kg/jam

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$m_p \cdot C_{pp} (T_s|z - T_o) + Q_p - m_p \cdot C_{pp} (T_s|z + \Delta z - T_b) = 0$$

$$m_p \cdot C_{pp} (T_s|z - T_s|z + \Delta z) = -Q_p$$

$$(T_s|z - T_s|z + \Delta z) = -\frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)p}$$

$$(T_s|z - T_s|z + \Delta z) / \Delta z = -\frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)p}$$

$$-(T_s|z + \Delta z - T_s|z) / \Delta z = -\frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)p}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)p}$$

#### e. Pressure Drop

Pressure drop dalam pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Fogler).

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[ \frac{150(1-\varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Keterangan :

- G = Kecepatan aliran massa perluas penampang, kg/m<sup>2</sup>.jam
- $\rho$  = Densitas gas, kg/m<sup>3</sup>
- D<sub>p</sub> = Diameter pertikel katalisator, m
- $\varepsilon$  = Porositas tumpukan katalisator
- $\mu$  = Viskositas gas, kg/m.jam

### 3. DATA – DATA SIFAT FISIS BAHAN

- a. Menentukan umpan Yi masuk

**Tabel 2 Umpan YI Masuk Reaktor**

Komponen	Bmi	Massa	Mol	yi
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
Aseton	58	1377,868359	23,75635101	0,141
Amonia	17	1211,573902	71,26905304	0,424
Hidrogen	2	142,5381061	71,26905304	0,424
Air	18	28,72859353	1,596032974	0,010
MIPA	59			
DIPA	101			
TIPA	143			
Total		2760,70896	167,8904901	1,000

- b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 604,4058 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.K}$$

$$P = 0,39 \text{ atm}$$

$$T = 105 \text{ K}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 13,351 \text{ m}^3/\text{dtk}$$

c. Menetukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} = \frac{(0,39 \text{ atm})(16,4435)}{\left(82,05 \text{ atm} \cdot \frac{\text{cm}^3}{\text{gmol.K}}\right)(105\text{K})(0,9982)} = 0,000746 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositas umpan

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

**Tabel 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor**

Formula	A	B	C
Aseton	-4,455	2,6655E-01	-5,6936E-06
Amonia	-7,674	3,6700E-01	-4,4700E-06
Hidrogen	27,758	2,1200E-01	-3,2800E-05
Air	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05

(Chemical properties handbook,Mc Graw-hill Carl L.yaws)

**Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor**

Komponen	y <sub>i</sub>	μ <sub>gas</sub> (micropoice)	μ <sub>gas</sub> (kg/s.m)	μ <sub>gas</sub> (kg/jam.m)	μ <sub>gas</sub> (lb/ft.jam)
Aseton	0,141	13,5114	0,0000014	0,004864	0,004864
Amonia	0,424	55,3601	0,0000055	0,019930	0,019930
Hidrogen	0,424	43,8113	0,0000044	0,015772	0,015772
Air	0,010	1,1695	0,0000001	0,000421	0,000421
<b>TOTAL</b>	<b>1,000</b>	<b>113,8522</b>	<b>0,0000114</b>	<b>0,040987</b>	<b>0,040987</b>

**Tabel 5 Perhitungan Viskositas Umpam Masuk Reaktor (lanjutan)**

Komponen	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ (kg/s.m)	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ (kg/jam.m)	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ lb/ft.jam	$\eta$ gas micropoise
Aseton	0,0000014	0,004864	0,004864	13,5114
Amonia	0,0000055	0,019930	0,019930	55,3601
Hidrogen	0,0000044	0,015772	0,015772	43,8113
Air	0,0000001	0,000421	0,000421	1,1695
<b>TOTAL</b>	<b>0,0000114</b>	<b>0,040987</b>	<b>0,040987</b>	<b>113,8522</b>

$$\begin{aligned}\mu_{\text{gas}} &= 0,000011 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00011 \text{ gram/cm.s}\end{aligned}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

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

**Tabel 6 Data Konduktivitas Umpam Masuk Reaktor**

Formula	A (W/m.K)	B (W/m.K)	C (W/m.K)
$\text{C}_3\text{H}_6$	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
$\text{NH}_3$	0,00457	2,3239E-05	1,4810E-07
$\text{O}_2$	0,00121	8,6157E-05	-1,3346E-08
$\text{N}_2$	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08

(Chemical properties handbook,Mc Graw-hill Carl L.yaws)

**Tabel 7 Perhitungan Konduktivitas Umpang Reaktor**

Komponen	Y <sub>i</sub>	k <sub>gas</sub> (W/m.K)	y <sub>i</sub> .k <sub>gas</sub> (W/m.K)
Aseton	0,141	0,007	0,001
Amonia	0,424	0,035	0,015
Hidrogen	0,424	0,204	0,087
Air	0,010	0,025	0,000
TOTAL	1,000	0,270	0,102

k campuran  
= 0,102 W/m.K  
= 0,3685 kJ/jam.m.K  
= 0,0880 kkal/jam.m.K  
= 0,0002 kal/cm.dtk.K

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

**Tabel 8 Data Kapasitas Panas Umpam Reaktor**

Komponen	A (joule/mol.K)	B (joule/mol.K)	C (joule/mol.K)	D (joule/mol.K)	E (joule/mol.K)
Aseton	3,5918,E+01	9,3897,E-02	1,8730,E-04	-2,1643,E-07	6,3174,E-11
Amonia	3,3573,E+01	-1,2581,E-02	8,8906,E-05	-7,1783,E-08	1,8569,E-11
Hidrogen	2,5399,E+01	2,0178,E-02	-3,8549,E-05	3,1880,E-08	-8,3759,E-12
Air	3,3933,E+01	-8,4186,E-03	2,9906,E-05	-1,7825,E-08	3,6934,E-12
Delta	32,206	0,023	0,000	0,000	0,000

(Chemical properties handbook,Mc Graw-hill Carl L.yaws)

**Tabel 9 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor**

Komponen	Yi	BM (kg/kmol)	Cp joule/mol.K	Cp kjoule/kmol.K	Cp kjoule/kg.K	Cpi = yi.Cp kjoule/kg.K
Aseton	0,141	58	87,7734	87,7734	1,5133	0,2141
Amonia	0,424	17	38,0227	38,0227	2,2366	0,9494
Hidrogen	0,424	2	29,0691	29,0691	14,5345	6,1699
Air	0,010	18	34,1365	34,1365	1,8965	0,0180
TOTAL	1,000		189,0018	189,0018	20,1810	7,3515

**Tabel 10 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas (Lanjutan)**

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi (kj/jam.K)	Cp.yi (kj/kmol.K)
Aseton	1.377,87	295,05	12,42
Amonia	1.211,57	1.150,32	16,14
Hidrogen	142,54	879,44	12,34
Air	28,73	0,52	0,32
<b>TOTAL</b>	<b>2.760,71</b>	<b>2.325,33</b>	<b>41,22</b>

$$Cp \text{ campuran} = 41,2247 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 2325,3317 \text{ kJ/jam.K}$$

$$= 7,3515 \text{ kJ/kg.K}$$

g. Menentukan panas reaksi ( $\Delta H_R$ )

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta Cp.dT$$

(Chemical properties handbook,Mc Graw-hill Carl L.yaws)

**Tabel 11 Data Panas Reaksi Reaktor**

Formula	A (kJ/mol )	B (kJ/mol )	C (kJ/mol )	D (kJ/mol )	E (kJ/mol )
Aseton	3,5918,E+01	9,3897,E-02	1,8730,E-04	-2,1643,E-07	6,3174,E-11
Amonia	3,3573,E+01	-1,2581,E-02	8,8906,E-05	-7,1783,E-08	1,8569,E-11
Hidrogen	2,5399,E+01	2,0178,E-02	-3,8549,E-05	3,1880,E-08	-8,3759,E-12
Air	3,3933,E+01	-8,4186,E-03	2,9906,E-05	-1,7825,E-08	3,6934,E-12
MIPA	-4,7580,E+00	4,0947,E-01	-2,8998,E-04	1,1548,E-07	-2,0187,E-11
DIPA	-3,8690,E+01	8,3934,E-01	-6,8079,E-04	3,1403,E-07	-6,5038,E-11
TIPA	-4,6899,E+01	1,1357,E+00	-8,4797,E-04	3,3979,E-07	-5,7551,E-11

(Chemical properties handbook,Mc Graw-hill Carl L.yaws)

**Tabel 12 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor Stege 1**

Komponen	$\Delta H_f$ (kJ/mol )	$\Delta H_f$ (kJ/kmol )	$\Delta H$ (J/mol )	$\Delta H$ (kJ/kmol )
Aseton	-217,57	-217570	6.522,090	6.522,090
Amonia	-45,90	-45900	2.957,079	2.957,079
Hidrogen	0,00	0	2.314,440	2.314,440
Air	-241,80	-241800	2.709,733	2.709,733
MIPA	-83,8	-83800	8.368,841	8.368,841
DIPA	-150	-150000	14.263,274	14.263,274
TIPA	-161,00	-161000	20.173,778	20.173,778
<b>TOTAL</b>	<b>-900,07</b>	<b>-900070</b>	<b>57.309,235</b>	<b>57.309,235</b>

Dari data didapat:

$$\Delta H_{R298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{R298} = -405306,1262 \text{ kJ/kmol}$$

h. Data sifat katalis (*Nikel*)

Jenis : Ni

Diameter : 5 mm

Density : 8,9 gr/cm<sup>3</sup>

#### 4. DIMENSI REAKTOR

- Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh *ratio* Dp / Dt terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu  $h_w/h$  telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

Dp/Dt	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h <sub>w</sub> /h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

..... (Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

dipilih Dp/Dt = 0,15

Keterangan :

$h_w$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp = diameter katalisator

Dt = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,5 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,5 / 0,15 = 3,33 \text{ cm} = 1,312 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 1 in

Outside diameter = 1,32 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 1,049 in

Flow area per pipe = 0,854 in<sup>2</sup>

Surface per in ft = 0,344 ft<sup>2</sup>/ft

Aliran dalam pipa turbule dipilih  $N_{Re} = 2.500$

$$N_{Re} = \frac{G_g D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

$$\mu_g = \text{viskositas umpan} = 0,000114 \text{ g/cm.det}$$

$$D_t = \text{Diameter tube} = 2,6645 \text{ cm}$$

$$G_t = \frac{(0,000114)(2.500)}{2,6645} = 0,1068 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 3.845,695 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

At : luas penampang total

$$At = \frac{Gt}{Gt} = \frac{766,8386}{0,1068} = 7.178,7 \text{ cm}^2$$

Ao : luas penampang pipa

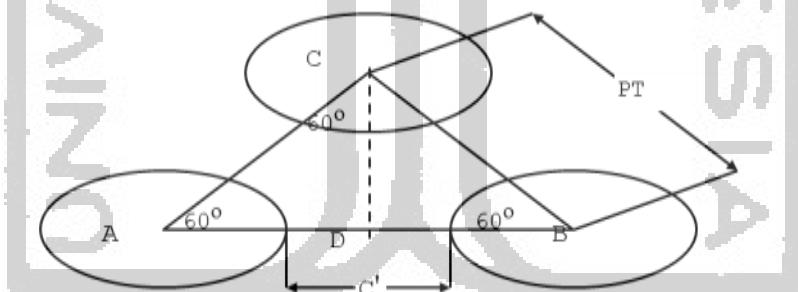
$$Ao = \frac{\pi}{4} ID^2 = \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) \times 2,6645^2 \\ = 5,5730 \text{ cm}^2$$

Nt (jumlah pipa) max

$$Nt = \frac{At}{Ao} = \frac{7,1787,7}{5,5730} = 1288,1243 \text{ buah}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola *triangular pitch*.



$$PT = 1,25 \times ODT \\ = 1,25 \times 1,32 = 1,65 \text{ in}$$

$$C' = PT - OD$$

$$= 1,65 - 1,32 = 0,330 \text{ in}$$

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

$$ID_s = 157,987 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 62,200 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P.r}{f.E - 0,6.P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

$t_s$  = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan  
(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

r = ID/2 = (183,422/2) in

P = 23,2848 psi

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c$$

$$ts = \frac{23,2848x(183,422 / 2)}{12650x0,85 - 0,6x23,2848} + 0,125$$

$$= 0,3239 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 3/8 in

Diameter luar reaktor = ID + 2\*ts

$$= 183,422 + (2*0,3239)$$

$$= 184,172 \text{ in}$$

Sehingga dipilih diameter luar reaktor standar 192 in.

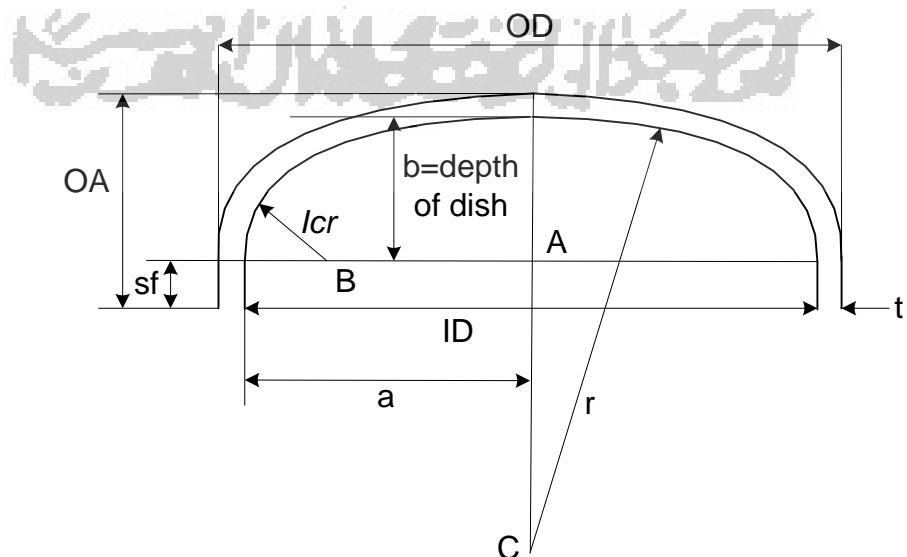
(tabel 5.7, P.90, Brownell,1959)

## 5. Menghitung head reaktor

### a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipsitical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.ID_s}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design 23,2848 psi

ID<sub>s</sub> = diameter dalam reactor 183,422 in

F = maksimum allowable stress 12650 psi

E = efisiensi pengelasan 0,85

C = faktor korosi 0,125 in

$$t_h = \frac{6,8796 \times 62,1995}{(2 \times 12650 \times 0,85) - (0,2 \times 6,8796)} + 0,125$$

$$= 0,1449 \text{ in}$$

dipilih tebal head reaktor standar 3/16 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

$$ODs = 192 \text{ in}$$

$$ts = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{didapat : } irc = 11\frac{1}{2} \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

$$a = IDs/2 = 31,0998 \text{ in}$$

$$AB = a - irc = 25,5998 \text{ in}$$

$$BC = r - irc = 164,500 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 162,4959 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 7,5041 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 3/8 in didapat sf = 1 1/2 - 3 in perancangan  
digunakan sf = 3 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} hH &= th + b + sf \\ &= (3/16 + 7,5041 + 3) \text{ in} \\ &= 10,6916 \text{ in} \\ &= 0,2716 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

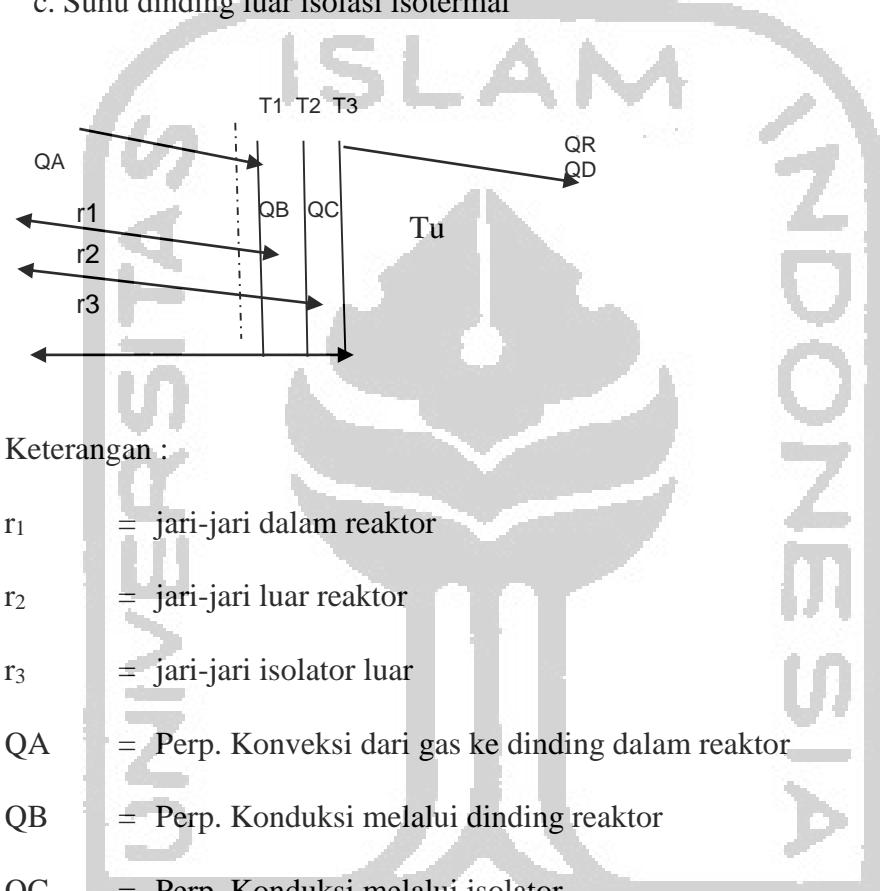
$$\text{Tinggi reaktor total} = \text{panjang tube} + \text{tinggi head top}$$

$$\begin{aligned} HR &= 496,0633 \text{ in} + 10,6916 \text{ in} \\ &= 506,7549 \text{ in} \\ &= 42,2296 \text{ ft} \\ &= 12,87 \text{ m} \end{aligned}$$

## 6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan steady state  $QA=QB=QC=(QD+QR)$
- Suhu dinding luar isolasi isotermal



Keterangan :

- $r_1$  = jari-jari dalam reaktor  
 $r_2$  = jari-jari luar reaktor  
 $r_3$  = jari-jari isolator luar  
 $QA$  = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor  
 $QB$  = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor  
 $QC$  = Perp. Konduksi melalui isolator  
 $QD$  = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator  
 $QR$  = Perp. Panas radiasi  
  
 $T_1$  = Suhu dinding dalam reaktor  
 $T_2$  = Suhu dinding luar reaktor  
 $T_3$  = Suhu isolator luar  
 $T_u$  = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan
  - \* bahan isolasi : *asbestos*, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.}^{\circ}\text{C}$$

$$\epsilon = 0,96$$

$$* \text{ carbon steel : } k_s = 41,5519 \text{ W/m.}^{\circ}\text{C}$$

\* sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 313$$

$$\nu = 0,000017$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^{\circ}\text{C}$$

$$\Pr = 0,70489$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2\pi k_s L (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2\pi k_{is} L (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad \dots\dots(b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hcA(T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2\pi r_3 L (T_3 - T_4) \quad \dots\dots(c)$$

Karena  $\text{Gr}_L \cdot \Pr > 10^9$ , sehingga :

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2}$$

$$h_{ow} = 750 \left[ \frac{L_w}{\rho_L l_w} \right]^{2/3}$$

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

.....(d)

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

$$T_2 = 401,339 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 6 \text{ cm}$$

**Tabel 11 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan  
Metode Range Kutta**

$\Delta z$	0.1000		
<b>z (m)</b>	<b>X</b>	<b>T (K)</b>	<b>Ts (K)</b>
0	0	378	303
0,1000	0,0362	377,729	313,9933172
0,2000	0,0711	377,499	323,1755673
0,3000	0,1047	377,302	330,8913664
0,4000	0,1370	377,134	337,4060833
0,5000	0,1681	376,989	342,9280623
0,6000	0,1980	376,865	347,6234519
0,7000	0,2269	376,758	351,6264493
0,8000	0,2547	376,667	355,0465897
0,9000	0,2814	376,588	357,9740621
1,0000	0,3072	376,519	360,4836697
1,1000	0,3321	376,461	362,6378365
1,2000	0,3561	376,410	364,4889268
1,3000	0,3792	376,366	366,0810589
1,4000	0,4014	376,328	367,4515429
1,5000	0,4229	376,295	368,6320319
1,6000	0,4436	376,267	369,6494522
1,7000	0,4635	376,243	370,526763
1,8000	0,4827	376,222	371,2835792
1,9000	0,5012	376,203	371,9366878
2,0000	0,5191	376,188	372,5004761
2,1000	0,5363	376,174	372,9872908
2,2000	0,5529	376,162	373,4077383
2,3000	0,5689	376,152	373,770939
2,4000	0,5844	376,143	374,0847416
2,5000	0,5993	376,136	374,355905
2,6000	0,6136	376,129	374,5902533

2,7000	0,6274	376,123	374,7928073
2,8000	0,6408	376,118	374,9678977
2,9000	0,6536	376,114	375,1192611
3,0000	0,6660	376,110	375,2501224
...	...	...	...
12,0000	0,9874	376,088	376,0878154
12,1000	0,9879	376,088	376,0878182
12,2000	0,9883	376,088	376,0878209
12,3000	0,9887	376,088	376,0878235
12,4000	0,9891	376,088	376,0878259
12,5000	0,9895	376,088	376,0878283
12,6000	0,9899	376,088	376,0878305
12,7000	0,9903	376,088	376,0878327
12,8000	0,9906	376,088	376,0878347
12,9000	0,9909	376,088	376,0878367
13,0000	0,9913	376,088	376,0878386



lampiran b  
pefd

## PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPILAMIN DARI HIDROGENASI ASETON DAN AMONIA DENGAN KATALIS NIKEL DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

