

**PRA RANCANGAN PABRIK UREA DARI AMONIA  
DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN PROSES ACES  
KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat**

**Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



**Disusun Oleh:**

Nama : Aninda Dilla Danansya

Nama : Reza Maulana Aziz

NIM : 18521115

NIM : 18521163

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

**YOGYAKARTA**

**2022**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN**  
**PRA RANCANGAN PABRIK UREA DARI AMONIA**  
**DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN PROSES ACES 21**  
**KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**

**Saya yang bertanda tangan dibawah ini:**

Nama : Aninda Dilla Danansya

Nama : Reza Maulana Aziz

NIM : 18521115

NIM : 18521163

Yogyakarta,

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



**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK UREA DARI AMONIA  
DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN PROSES ACES 21  
KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : Aninda Dilla Danansya

Nama : Reza Maulana Aziz

NIM : 18521115

NIM : 18521163

Yogyakarta,

Pembimbing I,

Pembimbing II,

  
Dr. Arif Hidavat, S.T., M.T.

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

NIK : 005220101

NIK : 155211303

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK UREA DARI AMONIA**  
**DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN PROSES ACES 21**  
**KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**  
**PRARANCANGAN PABRIK**

**Oleh:**

Nama : Reza Maulana Aziz

No. Mahasiswa : 18521163

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk

Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 10 Oktober 2022

Tim Penguji,

Tanda Tangan

1. Dr. Arif Hidayat, S.T,M.T.

Ketua

2. Dr.Ariany Zulkania, S,T.,M.Eng

Anggota I

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

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIK. 155210506

## KATA PENGANTAR



*Assalamualaikum Wr., Wb*

Segala puji bagi Allah SWT yang mana telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Urea dari Amonia dan Karbon Dioksida dengan Proses ACES 21 Kapasitas 65.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik pada waktu yang telah ditentukan. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas akhir ini merupakan salah satu syarat yang wajib ditempuh untuk menyelesaikan pendidikan sarjana sesuai dengan kurikulum yang telah ditetapkan oleh Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dengan terselesaikannya tugas akhir ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang telah melimpahkan hidayah dan inayah-Nya.
2. Orang tua dan keluarga atas kasih sayang, perhatian, doa serta dukungan moril maupun materil yang telah diberikan sejauh ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia.

5. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T. ,M.T. selaku Dosen Pembimbing I atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.
6. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.
7. Kepada partnerku atas kerjasamanya.
8. Kepada teman-teman Teknik Kimia 2018 atas segala kontribusi dan dukungannya.
9. Semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan dan penyusunan tugas akhir ini.

Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan tugas akhir ini. Untuk itu, saran dan kritik yang bersifat membangun sangat penulis diharapkan untuk memperbaiki penulisan di masa yang akan datang.

Yogyakarta, September 2022

Penyusun

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR TABEL .....	xi
DAFTAR GAMBAR .....	xiii
ABSTRAK .....	xiv
ABSTRACT .....	xv
BAB I .....	16
PENDAHULUAN .....	16
1.1 Latar belakang .....	16
1.2 Kapasitas produksi .....	17
1.3 Tinjauan pustaka .....	21
1.3.1 Amonia .....	21
1.3.2 Karbon dioksida .....	22
1.3.3 Urea .....	22
1.3.4 Proses pembuatan urea .....	23
1.3.5 Pemilihan proses .....	24
1.4 Tinjauan termodinamika dan kinetika .....	30
1.4.1 Tinjauan termodinamika .....	30
1.4.2 Tinjauan Kinetika Reaksi .....	35
BAB II .....	36
PERANCANGAN PRODUK .....	36
2.1 Spesifikasi Produk .....	36
2.1.1 Sifat Fisis .....	36
2.1.2 Sifat Kimia .....	37

2.2	Spesifikasi Bahan Baku .....	37
2.2.1	Sifat Fisis .....	37
2.2.2	Sifat Kimia.....	38
2.3	Pengendalian Kualitas.....	39
2.3.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	40
2.3.2	Pengendalian Kualitas Proses .....	40
2.3.2	Pengendalian Kualitas Produk .....	41
BAB III .....		42
PERANCANGAN PROSES .....		42
3.1	Alir Proses dan Material .....	42
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif.....	42
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	43
3.2	Uraian Proses .....	44
3.2.1	Tahap Persiapan Bahan Baku .....	44
3.2.2	Tahap Sintesa Urea .....	44
3.2.3	Tahap Dekomposisi .....	45
3.2.4	Tahap Recovery .....	46
3.2.5	Tahap Pemurnian .....	46
3.3	Spesifikasi Alat .....	47
3.3.1	Spesifikasi Reaktor .....	47
3.3.2	Spesifikasi Alat Pemisah .....	48
3.3.3	Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan .....	51
3.3.4	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan.....	52
3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	54
3.4	Neraca Massa .....	61
3.4.1	Neraca Massa Total .....	61
3.4.2	Neraca Massa Alat .....	62
3.5	Neraca Panas .....	68
BAB IV .....		73
PERANCANGAN PABRIK.....		73
4.1	Lokasi Pabrik .....	73



4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik .....	74
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	75
4.2	Tata Letak Pabrik.....	76
4.3	Tata Letak Alat Proses .....	79
4.4	Organisasi Perusahaan .....	82
4.4.1	Bentuk Perusahaan.....	82
4.4.2	Struktur Organisasi Perusahaan .....	84
4.4.3	Tugas dan Wewenang .....	85
4.4.4	Karyawan .....	90
4.4.5	Rencana Kerja.....	90
4.4.6	Sistem Penggajian Karyawan .....	92
UTILITAS.....		95
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	95
5.1.1	Unit Penyediaan Air.....	95
5.1.2	Unit Pengolahan Air .....	98
5.1.3	Kebutuhan Air.....	103
5.2	Unit Pembangkit <i>Steam</i> .....	105
5.3	Unit Penyedia <i>Dowtherm A</i> .....	105
5.4	Unit Pembangkit Listrik.....	106
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan .....	109
5.6	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	109
5.7	Unit Pembuangan Limbah .....	110
5.8	Spesifikasi Alat Utilitas .....	111
BAB VI.....		119
EVALUASI EKONOMI.....		119
6.1	Evaluasi Ekonomi .....	119
6.1.1	Penaksiran Harga Alat .....	121
6.2	Analisa Kelayakan .....	121
6.3	Perhitungan Ekonomi.....	123
6.4	Analisa Kelayakan .....	142
BAB VII.....		147
PENUTUP.....		147

6.1 Kesimpulan .....	147
6.2 Saran .....	148
DAFTAR PUSTAKA .....	149
LAMPIRAN REAKTOR .....	152
LAMPIRAN PEFD .....	179
LAMPIRAN Konsultasi Bimbingan .....	181



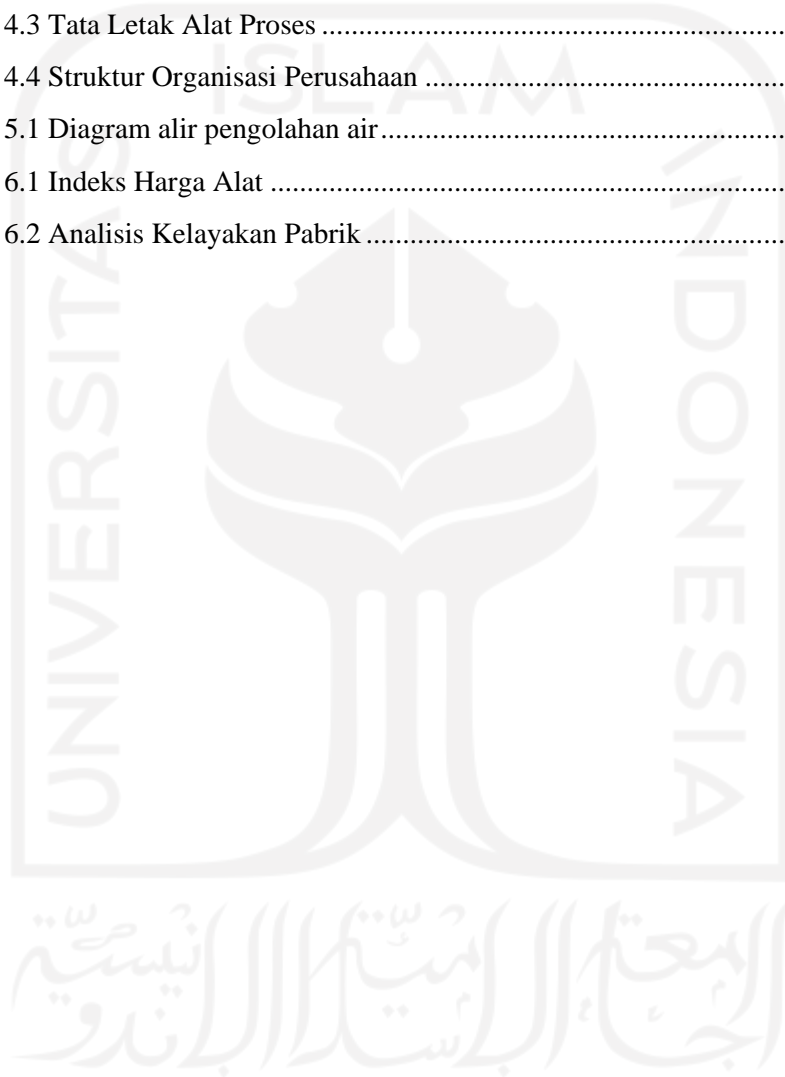
## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Produksi Pupuk Urea di Indonesia.....	17
Tabel 1.2 Data Konsumsi Pupuk Urea di Indonesia.....	19
Tabel 1.3 Data Ekspor Pupuk Urea di Indonesia.....	19
Tabel 1.4 Data Impor Pupuk Urea di Indonesia.....	20
Tabel 1.5 Tabel Perbandingan Proses Pembuatan Urea.....	29
Tabel 1.6 Harga $\Delta H_f^\circ$ Komponen.....	31
Tabel 1.7 Harga $\Delta G_f^\circ$ Komponen.....	34
Tabel 2.1 Sifat fisis produk urea .....	36
Tabel 2.2 Sifat fisis bahan baku .....	37
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan.....	51
Tabel 3.2 Neraca Massa Total .....	61
Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor (R-101).....	62
Tabel 3.4 Neraca Massa <i>Medium Pressure Decomposer</i> (D-101) .....	62
Tabel 3.5 Neraca Massa <i>Low Pressure Decomposer</i> (D-102) .....	63
Tabel 3.6 Neraca Massa <i>Vacuum Concentrator</i> (EV-101).....	64
Tabel 3.7 Neraca Massa <i>Prilling Tower</i> (T-101).....	64
Tabel 3.8 Neraca Massa <i>Partial Condensor</i> (E-103) .....	65
Tabel 3.9 Neraca Massa <i>Separator</i> (S-101).....	66
Tabel 3.10 Neraca Massa <i>Partial Condensor</i> (E-104) .....	66
Tabel 3.11 Neraca Massa <i>Separator</i> (S-102) .....	67
Tabel 3.12 Neraca Panas <i>Partial Condensor</i> (E-103) .....	68
Tabel 3.13 Neraca Panas <i>Partial Condensor</i> (E-104) .....	68
Tabel 3.14 Neraca Panas Reaktor (R-101).....	68
Tabel 3.15 Neraca Panas <i>Medium Pressure Decomposer</i> (D-101) .....	69
Tabel 3.16 Neraca Panas <i>Low Pressure Decomposer</i> (D-102) .....	70
Tabel 3.17 Neraca Panas <i>Vacuum Evaporator</i> (E-101) .....	70
Tabel 3.18 Neraca Panas <i>Prilling Tower</i> (T-101).....	71
Tabel 3.19 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (E-101) .....	71
Tabel 3.20 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (E-102) .....	72

Tabel 3.21 Neraca Panas <i>Total Condensor</i> (E-105) .....	72
Tabel 4.1 Luas Bangunan Pabrik .....	78
Tabel 4.2 Pembagian Kerja Menurut <i>Shift</i> .....	91
Tabel 4.3 Gaji Karyawan .....	93
Tabel 5.1 Syarat Baku Mutu Air Proses.....	96
Tabel 5. 1 Kebutuhan air pembangkit steam .....	103
Tabel 5. 2 Kebutuhan air proses.....	103
Tabel 5.3. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses .....	106
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas .....	107
Tabel 5. 5 Spesifikasi pompa utilitas.....	111
Tabel 6.1 Indeks Tahun 1991-2002 .....	123
Tabel 6.2 Harga Alat Proses .....	125
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas.....	130
Tabel 6.4 <i>Phisical Cost</i> .....	132
Tabel 6.5 <i>Laboratorium cost</i> .....	136
Tabel 6.6 Supervisi.....	137
Tabel 6.7 <i>Manufacturing Cost</i> .....	139
Tabel 6.8 <i>Management Salaries</i> .....	140
Tabel 6.9 Kesimpulan Kelayakan .....	145

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif .....	42
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif .....	43
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik .....	73
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Urea Kapasitas 65.000 ton/tahun .....	79
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses .....	81
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan .....	84
Gambar 5.1 Diagram alir pengolahan air .....	102
Gambar 6.1 Indeks Harga Alat .....	124
Gambar 6.2 Analisis Kelayakan Pabrik .....	146



## ABSTRAK

Pabrik Urea dari amonia dan karbon dioksida menggunakan Aces 21 dirancang dengan kapasitas 65.000 ton/tahun. Pabrik akan didirikan di Sulawesi Tengah, di atas tanah seluas 30.000 m<sup>2</sup> dengan jumlah karyawan sebanyak 150 orang. Bahan baku Amonia yang diperlukan sebanyak 5046 kg/jam sedangkan karbondioksida sejumlah 6002 kg/jam. Proses produksi dilakukan pada suhu 206 °C dan tekanan 173 atm di reaktor gelembung secara kontinyu. Reaksi (1.1) berlangsung secara Eksotermis dan reaksi (1.2) berlangsung secara Endotermis. Kebutuhan utilitas meliputi total kebutuhan air pembangkit *steam* sebanyak 24532 kg/jam, total kebutuhan air proses sebanyak 88440 kg/jam, air *make up* sebanyak 9813 kg/jam, serta listrik untuk alat proses dan utilitas sebanyak 400 kW. Berdasarkan analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 45 % dan setelah pajak 32 %. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 1,7 tahun dan setelah pajak 2 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 30 %, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 18,4 %. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) terhitung sebesar 42,96 %. Dari data analisis kelayakan di atas disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

***Kata kunci : ACES 21, Amonia, Karbon dioksida, Urea***

## ABSTRACT

Urea manufacturing plant from ammonia and carbon dioxide using Aces 21 is designed with a capacity of 65,000 tons/year. The Plant will be established in Central Sulawesi, with 30,000 m<sup>2</sup> of area and 150 employees. Ammonia raw material needed is 5.046 kg/hour while carbon dioxide is 6.002 kg/hour. The production process is carried out at a temperature of 206 °C and a pressure of 173 atm in a continuous bubble reactor. Reaction (1.1) takes place Exothermic and reaction (1.2) takes place Endothermic. Utility requirements include total steam generator water needs 24.532 kg / hour, total process water needs 88.440 kg / hour and make up water needs 9.813 kg / hour, electricity for process equipment and utilities needs 400 kW. Based on economic analysis of this factory, the Percent Return On Investment (ROI) before tax is 45 % and after tax is 32 %. Pay Out Time (POT) before tax for 1.7 years and after tax 2 years. Break Even Point (BEP) by 30%, and Shut Down Point (SDP) by 18.4 %. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) is calculated at 42.96 %. From the feasibility analysis data above it can be concluded that this plant is profitable and feasible to be established.

**Key words:** ACES 21, Ammonia, Carbon Dioxide, Urea

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1 Latar belakang**

Mayoritas penduduk Indonesia berprofesi sebagai petani. Hal ini dikarenakan Indonesia merupakan negara yang memiliki lahan pertanian yang luas dan sumber daya alam yang melimpah atau yang lebih dikenal dengan negara agraris. Oleh karena itu kebutuhan akan pupuk pun meningkat mengingat pupuk merupakan salah satu faktor yang dapat membuat tanah menjadi lebih subur sehingga tanaman dapat tumbuh lebih baik.

Berdasarkan prosesnya, terdapat dua jenis pupuk yaitu pupuk organik (alami) dan pupuk anorganik (buatan). Pupuk organik adalah pupuk yang proses pembuatannya tidak ada campur tangan manusia di dalamnya, pupuk ini terbentuk karena penguraian alam. Sedangkan pupuk anorganik adalah pupuk yang dibuat dengan penambahan zat kimia. Di Indonesia sendiri pabrik pupuk berkembang sangat pesat. Beberapa pabrik pupuk yang ada di Indonesia adalah sebagai berikut: PT. Petrokimia Gresik, PT. Pupuk Kujang Cikampek, PT. Pupuk Kalimantan Timur Bontang, PT. Pupuk Iskandar Muda, dan PT. Pupuk Sriwijaya Palembang. Dan semua pabrik pupuk ini tergabung di bawah naungan PT. Pupuk Indonesia (Persero).

Urea adalah salah satu pupuk anorganik yang kualitasnya lebih unggul untuk tanaman dibandingkan dengan pupuk lainnya. Pupuk urea dapat membuat daun pada tanaman menjadi lebih hijau dan segar, mempercepat pertumbuhan tanaman, serta dapat digunakan untuk semua jenis tanaman. Hal inilah yang



menyebabkan pupuk urea sangat diminati oleh konsumen. Meskipun sudah ada beberapa pabrik pupuk yang beroperasi di Indonesia, akan tetapi distribusi pupuk belum tercukupi secara merata. Dengan dibangunnya pabrik pupuk urea, maka stabilitas produksi dan cadangan urea akan semakin terjaga.

Amonia dan karbondioksida adalah bahan baku yang digunakan dalam pembuatan urea, yang mana bahan baku ini dapat diperoleh dari dalam negeri sehingga lebih mudah untuk mendapatkannya. Dengan pertimbangan tersebut, pabrik urea layak didirikan di Indonesia dengan alasan:

1. Memenuhi kebutuhan pupuk urea dalam negeri
2. Dapat menurunkan angka impor urea sehingga dapat menghemat devisa Negara
3. Mencegah kelangkaan pupuk urea di Indonesia
4. Memperkuat ketahanan pangan nasional
5. Dapat meningkatkan kesejahteraan penduduk sekitar lokasi pabrik.

## 1.2 Kapasitas produksi

Dalam menentukan kapasitas produksi, perlu adanya pertimbangan untuk beberapa faktor seperti mengetahui data produksi dan konsumsi dalam negeri, serta data ekspor dan impor. Kemudian kapasitas produksi dipilih dengan memperhatikan peluang pemasaran dan estimasi kemampuan pemenuhan permintaan terhadap produk.

Tabel 1.1 Data Produksi Pupuk Urea di Indonesia

Tahun	Jumlah produksi (ton)
2014	6.742.366

Tahun	Jumlah produksi (ton)
2015	6.917.317
2016	6.462.938
2017	6.838.063
2018	7.444.697
2019	7.722.799

(Sumber : <https://knoema.com/> 2021)

Data produksi di atas berdasarkan publikasi Asosiasi Produsen Pupuk Indonesia 2021. Data tersebut digunakan untuk memproyeksikan atau memperkirakan produksi urea pada tahun 2025. Proyeksi data dilakukan dengan rumus sebagai berikut:

$$P_t = P_0 (1 + r)^n$$

Dimana :  $P_t$  = Jumlah ; produksi , impor , ekspor , dan konsumsi tahun perencanaan (pada tahun 2025)

$P_0$  = Jumlah ; produksi , impor , ekspor , dan konsumsi tahun terakhir (pada tahun 2019)

$r$  = Rata-rata pertumbuhan ; 2.8874% , 77.4425% , 19.7516% , dan (-0.2281)% angka untuk masing -masing data pertumbuhan produksi , impor , ekspor , dan konsumsi

$n$  = Proyeksi untuk tahun ke-  $n$  (selisih : 6 tahun)

Berdasarkan rumus diatas maka diketahui jumlah estimasi produksi urea pada tahun 2025 sebesar 9.161.137 ton.

Tabel 1.2 Data Konsumsi Pupuk Urea di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Jumlah konsumsi (ton)</b>
2014	5.589.484
2015	5.490.515
2016	5.329.717
2017	5.970.397
2018	6.265.196
2019	5.425.656

(Sumber : Indonesia *Fertilizer Producers Association* 2021)

Data konsumsi di atas berdasarkan publikasi Asosiasi Produsen Pupuk Indonesia 2021. Data tersebut digunakan untuk memproyeksikan atau memperkirakan konsumsi urea pada tahun 2025. Proyeksi data dilakukan dengan rumus yang sama. Berdasarkan perhitungan maka diketahui jumlah estimasi konsumsi urea pada tahun 2025 sebesar 5.351.810 ton.

Tabel 1.3 Data Ekspor Pupuk Urea di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Jumlah ekspor (ton)</b>
2014	1.107.880
2015	831.894
2016	1.253.200
2017	766.864
2018	1.141.720
2019	1.860.700

(Sumber: Indonesia *Fertilizer Producers Association* 2021)

Data ekspor di atas berdasarkan publikasi asosiasi produsen pupuk Indonesia 2021. Data tersebut digunakan untuk memproyeksikan atau memperkirakan ekspor urea pada tahun 2025. Proyeksi data dilakukan dengan rumus yang sama. Berdasarkan perhitungan maka diketahui jumlah estimasi ekspor urea pada tahun 2025 sebesar 5.488.613 ton.

Tabel 1.4 Data Impor Pupuk Urea di Indonesia

Tahun	Jumlah impor (ton)
2014	120.750
2015	95.434
2016	625.900
2017	88.460
2018	112.327
2019	12.601

(Sumber : <https://knoema.com/> 2021)

Data impor di atas berdasarkan publikasi knoema 2021. Data tersebut digunakan untuk memproyeksikan atau memperkirakan konsumsi urea pada tahun 2025. Proyeksi data dilakukan dengan rumus yang sama. Berdasarkan perhitungan maka diketahui jumlah estimasi konsumsi urea pada tahun 2025 sebesar 393.324 ton.

Perhitungan kapasitas produksi pada tahun 2025:

$$\begin{aligned}
 \text{Ketersediaan produk (supply)} &= \text{Produksi dalam negeri} + \text{Impor} \\
 &= 9.161.137 \text{ ton} + 393.324 \text{ ton} \\
 &= 9.554.461 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Permintaan Produk (demand)} &= \text{Konsumsi dalam negeri} + \text{Ekspor} \\
 &= 5.351.810 \text{ ton} + 5.488.613 \text{ ton} \\
 &= 10.840.423 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang Kapasitas} &= \text{Permintaan (demand)} - \text{Ketersediaan (supply)} \\
 &= 10.840.423 \text{ ton} - 9.554.461 \text{ ton} \\
 &= 1.285.962 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Dikarenakan Indonesia sudah memiliki pabrik urea, dan akan didirikan pabrik baru maka kapasitas produksinya memenuhi 5% dari peluang yang ada, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= 5\% \times \text{Peluang kapasitas} \\
 &= 5\% \times 1.285.962 \text{ ton} \\
 &= 64.298 \text{ ton} \approx 65.000 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

### 1.3 Tinjauan pustaka

#### 1.3.1 Amonia

Amonia adalah senyawa kimia dengan rumus  $\text{NH}_3$  dengan molekul yang berbentuk segitiga, serta dapat ditemui di dalam tanah dan di tempat yang berdekatan dengan gunung berapi. Pada suhu dan tekanan normal, amonia adalah gas yang tidak mempunyai warna dan lebih ringan daripada udara. Amonia cair dapat melarutkan logam alkali dengan mudah untuk membentuk larutan yang berwarna dan dapat mengalirkan listrik dengan baik. Amonia juga dapat larut dalam air dan membentuk sedikit ammonium hidroksida ( $\text{NH}_4\text{OH}$ ) (Cotton dan Wilkinson, 1989).

Dalam keadaan cair, amonia berwarna sedikit kuning. Amonia biasanya digunakan untuk bahan baku pembuatan pupuk seperti urea, pembuatan ammonium nitrat, pembuatan ammonium *phospat*, pembuatan *nitric*, pembuatan *acrylonitril* dan untuk produksi asam nitrit sebagai indikator universal, *refrigerant*, bahan bakar roket, desinfektan, serta sebagai zat tambahan pada rokok (Kirk dan Othmer, 1998).

### 1.3.2 Karbon dioksida

Karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ) adalah gas yang tidak berwarna dengan bau samar dan rasa asam. Karbon dioksida pertama kali ditemukan pada abad keenam belas dari produk samping hasil pembakaran dan fermentasi arang. Pada saat ini, karbon dioksida adalah hasil samping dari banyak proses komersial seperti sintesis amonia, produksi hidrogen, produksi gas alam, sintesis kimia tertentu yang melibatkan karbon monoksida dan reaksi asam sulfat dengan dolomit (Kirk dan Othmer, 1998).

Karbon dioksida juga ada secara alami di lingkungan. Senyawa ini terdiri dari dua molekul oksigen yang terikat secara kovalen dengan sebuah molekul karbon. Pada suhu kamar, gas ini tidak berbau, tidak berwarna, dan tidak dapat terbakar. Tetapi jika memiliki konsentrasi yang tinggi, karbon dioksida dapat bersifat beracun bagi manusia dan hewan. Dan karbon dioksida dapat dibuat menjadi es kering dengan merekayasa menjadi padat (Effendi, 2003).

### 1.3.3 Urea

Urea adalah senyawa organik yang memiliki rumus  $\text{CON}_2\text{H}_2$  atau  $(\text{NH}_2)_2\text{CO}$ . Urea pertama kali ditemukan pada tahun 1773 oleh Roulle dan pembuatan urea pertama kali dilakukan pada tahun 1828 oleh Wohler dengan cara memanaskan *ammonium cyanate* ( $\text{NH}_4\text{OCN}$ ) sehingga berubah menjadi urea.

Kemudian urea dibuat dari dehidrasi *ammonium karbamat* ( $\text{NH}_2\text{COONH}_4$ ) pada tahun 1870 oleh Basaroff dan proses inilah yang digunakan sebagai dasar pembuatan urea dalam skala pabrik (Kirk dan Othmer, 1998).

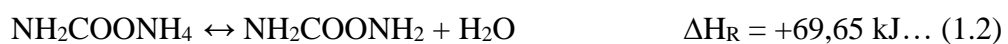
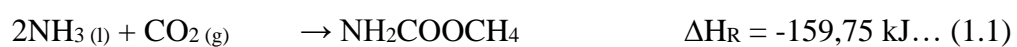
Urea memiliki bentuk berupa serbuk putih dan bersifat higroskopis. Pupuk urea adalah pupuk yang mengandung nitrogen paling tinggi diantara pupuk padat lainnya. Kandungan nitrogen pada pupuk urea sekitar 46%. Urea dapat larut dalam air dan tidak memiliki residu garam setelah dipakai untuk tanaman. Jika dipanaskan, urea dapat terurai menjadi biuret, amonia, dan asam sianitrat (Austin, 1997).

Kegunaan urea dalam adalah sebagai berikut:

1. Sebagai pupuk pertanian, dapat juga dikombinasikan dengan berbagai bahan aditif menjadi urea *ammonium sulfat* (UAS) dan urea fosfat
2. Sebagai bahan baku resin seperti urea *formaldehida*.

#### 1.3.4 Proses pembuatan urea

Urea dibuat dari reaksi antara amonia cair dengan gas  $\text{CO}_2$ .  $\text{NH}_3$  dipilih dalam fase cair karena banyaknya jumlah  $\text{NH}_3$  yang dibutuhkan dan juga agar  $\text{CO}_2$  dapat terkonversi. Jika  $\text{NH}_3$  diubah menjadi fase gas, maka ukuran tangki penyimpanan dan reaktor yang digunakan akan sangat besar. Reaksi pembentukan urea berlangsung secara dua tahap. Tahap pertamanya adalah reaksi pembentukan *ammonium karbamat* yang kemudian pada tahap kedua dilakukan dehidrasi karbamat. Reaksinya adalah sebagai berikut:



Reaksi ini berlangsung dengan tekanan tinggi sekitar 175 bar dan pada suhu 206 °C. Jika suhu turun, maka dapat konversi ammonium karbamat menjadi urea juga akan menurun. Konversi *ammonium karbamat* hanya berlangsung pada fase cair, maka dari itu tekanan harus dijaga agar tetap tinggi. Reaksi (1.1) bersifat eksotermis dan reaksi (1.2) bersifat endotermis. Panas dari reaksi (1.1) dapat digunakan untuk menaikkan suhu pada reaksi (1.2).

### 1.3.5 Pemilihan proses

Urea baru dapat dibuat secara komersil pada tahun 1920 ketika IG Farben membuat pabrik urea di Jerman berdasarkan proses dehidrasi *ammonium karbamat*. *Ammonium karbamat* dapat dibuat dengan mereaksikan karbondioksida dan amonia pada temperature dan tekanan yang tinggi. Ada beberapa proses yang dapat digunakan dalam produksi urea. Beberapa diantaranya menggunakan metode konvensional dan sisanya menggunakan teknologi modern untuk mendapatkan efisiensi yang tinggi. Proses-proses ini mempunyai beberapa kelebihan dan kelemahan tersendiri dalam hal modal, perawatan, kebutuhan energi, efisiensi dan kualitas produk. Teknologi proses yang digunakan dalam industri urea, antara lain:

1. Proses Sekali Lewat (*Once Through Process*)
2. Proses Konvensional (*Conventional Recycle Process*)
3. Proses *Stripping* (*Stripping Process*)

#### 1.3.5.1 Proses Sekali Lewat (*Once Through Process*)

Pada proses ini tidak ada unit resirkulasi sehingga sisa reaktan yang tidak terkonversi ( $\text{NH}_3$  dan  $\text{CO}_2$ ) tidak dikembalikan dalam sintesis urea. Akan tetapi,  $\text{NH}_3$  yang tidak terkonversi tersebut dinetralkan dengan asam misalnya asam nitrat



untuk memproduksi garam *ammonium* (*ammonium nitrat*) sebagai produk samping dari produksi urea.

Kelebihan dari proses ini adalah dapat menghasilkan produk samping berupa garam *ammonium*, prosesnya yang sederhana, dan tidak banyak membutuhkan alat proses. Dan kekurangan dari proses ini adalah membutuhkan bahan baku dalam jumlah besar karena konversi reaktan menjadi produk urea yang kecil dan tidak adanya unit resirkulasi (Ullmann, 2002).

#### **1.3.5.2 Proses Konvensional (*Conventional Recycle Processes*)**

Pada Proses ini gas karbondioksida, cairan amonia dan karbamat yang telah direcycle diumpankan ke dalam reaktor dengan perbandingan mol  $\text{NH}_3$ :  $\text{CO}_2$  tinggi yaitu 5:1. Reaktor dioperasikan pada tekanan 210 bar dengan konversi sebesar 60%. Proses ini mengalami 2 tingkatan dekomposisi dan kondensasi dengan 2 *loop recycle*.

Hasil keluaran reaktor yang mengandung urea, ekse amonia dan karbamat yang tak teruraikan diekspansikan sampai tekanan 18-25 bar dan kemudian diumpankan ke MP *desorber* kemudian ke separator. Hasil dari *flash separator* diumpankan ke dekomposer pertama. Pada alat ini, sebagian karbamat terdekomposisi. Hasil keluaran alat ini diumpankan ke *second flash separator* yang dioperasikan pada 2-5 bar untuk menghilangkan gas dari dekomposer pertama. Karbondioksida dan amonia sisa dihilangkan pada dekomposer kedua dan *recovery separator*.

Kelebihan dari proses ini adalah sistem *recovery* yang bagus. Dan kekurangan dari proses ini adalah menggunakan alat yang lebih banyak karena

memiliki 2 tingkat resirkulasi, kebutuhan utilitas lebih besar, dan air banyak terikut di arus *recycle* mengurangi konversi urea (Ullmann, 2002).

### 1.3.5.3 Proses *Stripping* (*Stripping Processes*)

Pada proses ini  $\text{NH}_3$  ataupun  $\text{CO}_2$  digunakan sebagai *stripping agent* yaitu zat yang tidak terkonversi di dalam larutan urea yang keluar dari reaktor. *Stripping processes* memiliki beberapa kelebihan yaitu energi yang dibutuhkan lebih kecil dan perbandingan reaktan lebih reaktan lebih mudah. Maka dari itu proses stripping merupakan proses yang sering digunakan. Untuk jenis ini dikembangkan beberapa proses yaitu Proses Snamprogetti  $\text{NH}_3$  dan *Self Stripping*, Proses *Stamicarbon*  $\text{CO}_2$  *Stripping*, ACES 21 Proses, dan Proses isobaric *Double-Recycle*.

#### 1. Proses Snamprogetti $\text{NH}_3$ dan *Self Stripping*

Pada proses snamprogetti  $\text{NH}_3$  dan *self-stripping*, ammonia digunakan sebagai media *stripping* karena kelarutan ammonia yang besar pada aliran. Akibatnya efluen yang dihasilkan *stripper* mengandung ammonia dalam jumlah yang besar sehingga mempengaruhi kelebihan ammonia pada aliran selanjutnya. Karbondioksida dikompresi kemudian dialirkan ke reaktor yang dioperasikan pada tekanan 150 bar, suhu 185 °C dengan perbandingan mol  $\text{NH}_3:\text{CO}_2$  dibuat 3,5: 1 dan menghasilkan konversi sebesar 64%.

Pada awal perkembangan,  $\text{NH}_3$  digunakan sebagai media stripping. Tetapi karena  $\text{NH}_3$ , sangat larut dalam larutan *downcomer* reaktor sehingga terjadi peningkatan konsentrasi  $\text{NH}_3$ , di hasil bawah *stripper*. Versi lain adalah proses *stripping* dengan hanya menggunakan panas sebagai pendorongnya (*self-stripping*). Walaupun tidak menggunakan  $\text{NH}_3$ , sebagai media *stripping*, rasio  $\text{NH}_3:\text{CO}_2$  keluar

dari bagian bawah stripper tetap tinggi sehingga menambah beban seksi resirkulasi seperti pada proses konvensional. Di samping itu metode *self-stripping* membutuhkan suhu tinggi sekitar 200-210 °C sehingga tidak dimungkinkan menggunakan *stainless steel*. Stripper untuk *self-stripping* terbuat dari titanium dan bimetal zirconium-stainless tube.

Kelebihan dari proses ini adalah penggunaan umpan dengan perbandingan ratio mol NH<sub>3</sub> dan CO<sub>2</sub> yang lebih rendah daripada proses *total recycle* sehingga penghematan alat dan biaya dapat dilakukan. Adapun kekurangannya adalah memerlukan lebih banyak *stage recovery* amonia bertekanan rendah, panas tinggi, dan bahan konstruksi stripper mahal (Ullmann, 2002).

## 2. Proses Stamicarbon CO<sub>2</sub>

Proses stamicarbon CO<sub>2</sub> menggunakan kolom *stripping* untuk memisahkan urea dari komponen lain dengan menggunakan CO<sub>2</sub> sebagai media stripping. CO<sub>2</sub> cocok digunakan sebagai media stripping karena kelarutan CO<sub>2</sub> relatif kecil dalam aliran. Reaktan yang tidak bereaksi (amonia dan gas karbondioksida) serta hasil samping berupa karbamat dikembalikan ke reaktor yang dioperasikan pada tekanan 140 bar, suhu 180 °C dengan perbandingan mol NH<sub>3</sub>:CO<sub>2</sub> sebesar 3:1. menghasilkan konversi CO<sub>2</sub> sebesar 60%. (Baboo, dkk., 2016).

Hasil dari reaktor dialirkan ke kolom stripping yang bertekanan sama dengan reaktor dan menggunakan CO<sub>2</sub>, sebagai media *stripping*. Hasil atas dari kolom *stripping* berupa uap NH<sub>3</sub> dan CO<sub>2</sub> dimasukkan ke kondensor parsial yang dioperasikan pada tekanan sama dengan reaktor. Keluaran kondensor ini dimasukkan ke reaktor sebagai arus *recycle*. Sedangkan hasil bawah kolom

*stripping* berupa campuran karbamat dan reagen yang tidak bereaksi dialirkan ke dekomposer.

Reaksi dekomposisi karbamat berjalan cepat dan endotermis sehingga panas perlu ditambahkan untuk mendorong terjadinya reaksi. Supaya semua gas yang tidak bereaksi dan karbamat yang tidak terdekomposisi terpisah dari produk maka larutan urea harus dipanaskan pada dekomposer dengan tekanan rendah 4 atm.  $\text{NH}_3$  dan  $\text{CO}_2$  yang keluar pada atas dekomposer lalu dikondensasi untuk bisa membentuk karbamat. Sedang karbamat sisa bercampur dengan karbamat hasil kondensasi lalu *direcycle* ke reaktor. Setelah melewati dekomposer, urea yang terpisah dipisahkan dalam *evaporator* dan *prilling tower*. Urea yang diperoleh berkadar 99,8%.

Karbamat sangat korosif terhadap baja biasa sehingga untuk area sintesis digunakan material stainless steel untuk konstruksinya. Proses ini memiliki keuntungan sama dengan proses *Snamprogetti*  $\text{NH}_3$  dan kekurangan proses ini adalah membutuhkan investasi yang besar. Di seluruh dunia ada 125 pabrik yang menggunakan proses *stamicarbon*. (Ullmann, 2002).

### 3. Proses Isobaric *Double Recycle*

Dikembangkan oleh Montedison. Rasio  $\text{NH}_3:\text{CO}_2$  di reaktor 4:1 hingga 5:1. Memiliki dua dekomposer yang dipasang secara seri. Prosesnya terlalu kompleks sehingga proses ini jarang sekali digunakan. (Ullmann, 2002).

### 4. Advanced Process for Cost and Energy Saving 21 (ACES 21)

*Advanced process for cost and energy saving 21* (ACES 21) dioperasikan pada tekanan 175 bar, suhu 190 °C dengan perbandingan  $\text{NH}_3:\text{CO}_2$  sebesar 4:1

menghasilkan konversi sebesar 68%. Proses ini terdiri dari reaktor, stripper, dan karbamat kondensor. Cairan amonia diumpankan ke reaktor melalui *high pressure carbamat* sebagai tenaga penggerak selama sirkulasi di sintesa loop. Sampai saat ini terdapat 7 pabrik yang menggunakan poses ini (Fertilizer Manual, 1998).

Berdasarkan tinjauan pustaka di atas, terdapat tiga proses yang dapat digunakan sebagai proses pembuatan urea. Perbandingan antara ketiga proses tersebut dipaparkan dalam tabel berikut:

Tabel 1.5 Tabel Perbandingan Proses Pembuatan Urea

<b>Proses</b>	<b>Kelebihan</b>	<b>Kekurangan</b>
<i>Once Through Process</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Proses yang sederhana</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Banyaknya garam ammonia yang terbentuk sebagai produk samping</li> <li>• Konversi karbon dioksida rendah</li> <li>• Biaya produksi tinggi</li> <li>• Kebutuhan energi tinggi</li> <li>• Polusi yang dihasilkan tinggi</li> </ul>
<i>Conventional Recycle Process</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Konversi karbon dioksida tinggi</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Biaya produksi tinggi</li> <li>• Kebutuhan energi tinggi</li> <li>•</li> </ul>

Proses	Kelebihan	Kekurangan
		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Polusi yang dihasilkan tinggi</li> </ul>
<i>Snamprogetti</i> NH <sub>3</sub> dan <i>Self Stripping</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Konsumsi tekanan uap rendah</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Biaya produksi tinggi</li> <li>• Kebutuhan energi tinggi</li> </ul>
<i>Stamicarbon</i> CO <sub>2</sub>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Urea yang dihasilkan cukup tinggi</li> <li>• Kemurnian urea tinggi</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Biaya produksi tinggi</li> <li>• Kebutuhan energi tinggi</li> </ul>
<i>Isobaric Double Recycle</i>		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Proses yang kompleks</li> </ul>
ACES 21	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Biaya produksi rendah</li> <li>• Pemulihan energi tinggi</li> <li>• Polusi yang dihasilkan rendah</li> <li>• Efisiensi tinggi</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Biaya modal tinggi</li> </ul>

Berdasarkan tabel 1.5 diatas, maka dipilih metode ACES 21 dengan pertimbangan pada proses ACES 21 memiliki kelebihan lebih banyak dan kekurangan lebih sedikit dibandingkan dengan proses lainnya.

#### 1.4 Tinjauan termodinamika dan kinetika

##### 1.4.1 Tinjauan termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis atau eksotermis) dan reaksi berlangsung secara spontan atau tidak, serta arah reaksi (*reversible* atau *irreversible*).

#### 1.4.1.1 Perubahan entalpi ( $\Delta H_r^\circ$ )

Kirk & Othmer (1998) menyatakan bahwa penentuan sifat reaksi eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan perhitungan perubahan entalpi, untuk menghitungnya diperlukan data-data panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ ), komponen-komponen yang terlibat pada suhu 25 °C (298 K) dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.6 Harga  $\Delta H_f^\circ$  Komponen

No	Komponen	Harga $\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol)
1	NH <sub>3</sub>	-45,9
2	CO <sub>2</sub>	-393,5
3	NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-645,05
4	H <sub>2</sub> O	-241,8
5	H <sub>2</sub> NCONHCONH <sub>2</sub>	-561,6
6	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-333,6

(Yaws, 1999)

Pembentukan urea memiliki 2 reaksi sebagai berikut:



Reaksi pembentukan urea adalah eksotermis. Hal ini dapat dibuktikan dengan reaksi sebagai berikut:

Untuk reaksi 1:

$$\begin{aligned}\Delta H_r^{\circ 298} &= \Delta H_f^{\circ} \text{Produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{reaktan} \\ &= (-645,05) - (-393,5) + 2 \times (-45,9) \\ &= -159,75 \text{ kJ/mol} \\ &= -159750 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Untuk reaksi 2:

$$\begin{aligned}\Delta H_r^{\circ 298} &= \Delta H_f^{\circ} \text{Produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{reaktan} \\ &= ((-333,6) + (-241,8)) - (-645,05) \\ &= 69,65 \text{ kJ/mol} \\ &= 69650 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Reaksi pertama berlangsung cepat sedangkan reaksi kedua berlangsung lambat dan tidak sempurna. Total reaksi keduanya adalah sebagai berikut:



Untuk total reaksi:

$$\begin{aligned}\Delta H_r^{\circ 298} &= \Sigma \Delta H_f^{\circ} \text{produk} - \Sigma \Delta H_f^{\circ} \text{reaktan} \\ &= (\Delta H_f^{\circ} \text{NH}_2\text{CONH}_2 + \Delta H_f^{\circ} \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f^{\circ} 2\text{NH}_3 + \Delta H_f^{\circ} \text{CO}_2) \\ &= ((-333,6) + (-241,8)) - 2 \times (-45,9) + (-393,5) \\ &= (-575,4) - (-485,3) \\ &= -90,1 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai  $\Delta H$  negatif, maka ditinjau dari segi termodinamika reaksi pembuatan urea merupakan reaksi eksotermis. Dalam termodinamika, reaksi *reversible* dapat ditunjukkan dari harga konstanta kesetimbangan berikut:

$$\frac{\partial \ln K}{\partial T} = \frac{\Delta H_r}{R \cdot T^2}$$



Dari penjabaran didapatkan:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = - \frac{\Delta H_r}{R} \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Dimana nilai K dapat dicari dengan menggunakan persamaan berikut :

$$K = \exp \left( \frac{-\Delta H_r}{R \cdot T} \right)$$

Dengan:

R = konstanta gas ideal (8,314 J/K.mol)

T = suhu (K)

$\Delta H_r$  = panas reaksi (J/mol)

Dimana:

T = 298 K

$\Delta H_r$  = - 90,1 kJ/mol

(Ness & Abbot, 1975)

Sehingga didapatkan nilai K pada suhu operasi yaitu :

$$\begin{aligned} K &= \exp \left( \frac{-90,1}{8,314 \times 298} \right) \\ &= 0.9643 \end{aligned}$$

Nilai K mendekati 1 yang berarti reaksi adalah reaksi bolak-balik (*reversible*). Reaksi pembentukan urea termasuk reaksi eksotermis maka temperatur dijaga agar tidak melebihi temperatur operasi yaitu 206°C, jika suhu naik sehingga  $T_2 > T_1$  maka  $K_2 < K_1$  sehingga reaksi akan bergeser ke arah kiri.

Hal ini akan mengakibatkan menurunnya konversi pembentukan urea. Kemudian laju korosi akan meningkat dan tekanan dalam reaktor akan melampaui tekanan operasi. Sedangkan pada temperatur yang rendah mengakibatkan konversi

pembentukan urea dari *ammonium karbamat* menurun karena kedua reaksi endotermis rendah yang berarti jumlah larutan *ammonium karbamat* bertambah dan menambah beban untuk sesksi berikutnya.

#### 1.4.1.1 Energi Bebas Gibbs ( $\Delta G_f^\circ$ )

Perhitungan energi *gibbs* ( $\Delta G_f^\circ$ ) digunakan untuk menentukan arah reaksi kimia cenderung spontan atau tidak spontan.  $\Delta G_f^\circ$  bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan  $\Delta G_f^\circ$  bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan  $\Delta G_f^\circ$  bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi. Berikut merupakan harga  $\Delta G_f^\circ$  masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.7 Harga  $\Delta G_f^\circ$  Komponen

No	Komponen	Harga $\Delta G_f^\circ$ (kJ/mol)
1	NH <sub>3</sub>	-16,4
2	CO <sub>2</sub>	-393,4
3	NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-448,06
4	H <sub>2</sub> O	-228,6
5	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	NA

(Yaws, 1999)

Bila ditinjau dari energi bebas *Gibbs* diperoleh:

$$\Delta G_r^\circ (298 \text{ K}) = \sum \Delta G_f^\circ_{\text{produk}} - \sum \Delta G_f^\circ_{\text{reaktan}}$$

## 1.4.2 Tinjauan Kinetika Reaksi

Pembentukan *ammonium karbamat* sebelum menjadi urea, terjadi dalam fase heterogen non katalitik. Hal yang mempengaruhi kecepatan reaksi diantaranya suhu, tekanan dan komposisi reaktan. Namun, dalam reaksi heterogen terdapat keadaan yang lebih kompleks karena reaksi terjadi lebih dari dua fase. Reaktan akan berpindah dari satu fase ke fase lain selama reaksi dan kecepatan terjadinya transfer massa menjadi berpengaruh. Semakin cepat reaksi terjadi, maka semakin besar pengaruh transfer massa dalam keberlangsungan reaksi (Levensipel, 1984).

Tinjauan kinetika reaksi penting untuk dilakukan agar mengetahui konversi serta waktu yang dibutuhkan oleh suatu reaksi. Mengetahui konversi dan waktu dibutuhkan sehingga desain dan *sizing equipment reactor* pada pabrik dapat dilakukan. Untuk nilai kinetika reaksi dapat dievaluasi mengikuti persamaan. Menurut Dente, M., dkk. (1992), laju reaksi mengikuti persamaan:

$$(-ra) = k.Ca$$

$$k = A \exp\left(-\frac{E_a}{R.T}\right)$$

Dimana nilai:

$$A = 4.2 \times 10^{11} \text{ kmol/m}^3.\text{s}$$

$$E_a/R = 16000 \text{ K}$$

$$T = 479\text{K}$$

Maka nilai ( $k$ ) adalah:

$$\begin{aligned} ((k) &= (4,2 \times 10^{11} \text{ kmol/m}^3.\text{s}) \exp^{(-16000\text{K}/479\text{K})} \\ &= 1,31 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3.\text{s} \text{ (Dente, M., dkk. (1992))} \end{aligned}$$

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 Sifat Fisis

Tabel 2.1 Sifat fisis produk urea

Spesifikasi	Sifat Fisis
Produk	Urea
Fase	Padat
Nama IUPAC	<i>Diaminometanal</i>
Rumus Molekul	$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$
Berat Molekul	60,07 g/mol
Titik Leleh	132,7 °C
Kelarutan dalam air	108g/100 mL (20 °C) 167g/100 mL (40 °C) 251g/100 mL (60 °C) 400g/100 mL (80 °C) 733g/100 mL (100 °C)
Densitas	$1,33 \cdot 10^3 \text{ kg/m}^3$
Kemurnian	98% Urea
Impurites	0,02% H <sub>2</sub> O dan Biuret

(Ullmann's,2002)

### 2.1.2 Sifat Kimia

#### 1. Dengan Pemanasan

Urea akan melepaskan amonia ( $\text{NH}_3$ ), amonium sianida ( $\text{NH}_4\text{OCN}$ ) dan biuret ( $\text{CONH}_2$ )<sub>2</sub>NH apabila dipanaskan diatas titik leburnya yaitu pada suhu (150-160) °C.

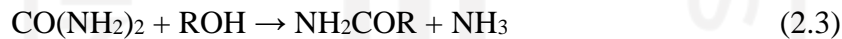
$$2\text{CO}(\text{NH}_2)_2 \rightarrow \text{NH}_3 + (\text{CONH}_2)_2\text{NH} \quad (2.1)$$

#### 2. Hidrolisa

Urea akan menghasilkan asam dan amonia apabila urea dihidrolisa. Hidrolisa terjadi apabila ada enzim urease dan dipercepat dengan menggunakan basa atau asam. Organisme tertentu dalam tanah juga menyebabkan hidrolisa urea membentuk *amonium karbonat*.



#### 3. Urea bereaksi dengan alkohol menghasilkan *urethane*



## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1 Sifat Fisis

Tabel 2.2 Sifat fisis bahan baku

Spesifikasi	Sifat Fisis Bahan	
	Ammonia	Karbondioksida
Wujud	Cair	Gas
Nama IUPAC	<i>Azane</i>	<i>Carbon dioxide</i>
Rumus Molekul	$\text{NH}_3$	$\text{CO}_2$
Berat Molekul	17.03 g/mol	44 g/gmol

Spesifikasi	Sifat Fisis Bahan	
	Amonia	Karbondioksida
Titik Didih	-33,34 °C	-78,5 °C
Densitas	0,6942 g/L	1,98 g/L
Titik Leleh	-77,73 °C	-57 °C
Kelarutan dalam air	89 g/10ml (25 °C)	1,45 g/L
Temperatur Kritis	1.324 °C	30.85 °C
Tekanan Kritis	1.113 bar	73.7 bar
Warna	Tidak Berwarna	Tidak Berwarna

(Sumber: MSDS Amonia dan MSDS CO<sub>2</sub>)

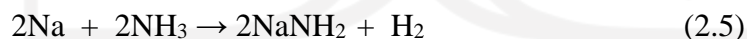
## 2.2.2 Sifat Kimia

### 2.2.2.1 NH<sub>3</sub> (Amonia)

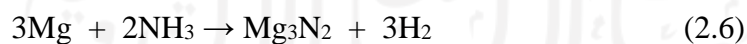
1. Amonia dapat bereaksi dengan klorida



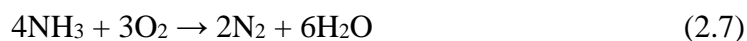
2. Amonia dapat bereaksi dengan natrium



3. Amonia dapat bereaksi dengan magnesium



4. Amonia dapat dioksidasi dengan oksigen

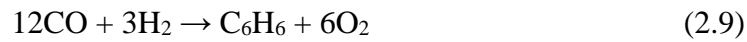


### 2.2.2.1 CO<sub>2</sub> (Karbon Dioksida)

1. Kalsium karbonat dapat terurai menjadi kalsium oksida dan karbon dioksida bila dilakukan pemanasan



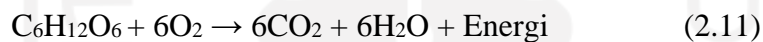
2. Karbon monoksida dapat bereaksi dengan gas hidrogen untuk menghasilkan benzen dan karbon dioksida



3. Tembaga oksida dapat bereaksi dengan karbon monoksida untuk menghasilkan karbon dioksida dan tembaga



4. Karbon dioksida dapat dihasilkan dari reaksi respirasi



(Perry dan Green, 1997)

### 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan mulai dari bahan baku sampai menjadi produk. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Urea ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

Kegiatan pengendalian dilaksanakan dengan cara memonitor keluaran (*output*), membandingkan dengan standar, menafsirkan perbedaan-perbedaan dan mengambil tindakan untuk menyesuaikan kembali proses-proses itu sehingga sama/sesuai dengan standar (Buffa, 1999).

Pengendalian merupakan kegiatan yang dilakukan untuk menjamin agar kegiatan produksi dan operasi yang dilaksanakan sesuai dengan apa yang telah

direncanakan dan apabila terjadi penyimpangan tersebut dapat dikoreksi sehingga apa yang diharapkan dapat tercapai.

### **2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas dari bahan baku bertujuan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang akan digunakan, apakah sudah sesuai spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap bahan baku karbondioksida dan amonia dengan maksud supaya bahan tersebut dapat diproses di dalam pabrik.

### **2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses**

Pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang sedang berlangsung dilakukan untuk memperoleh kualitas produk yang sesuai dengan standar. Pengawasan dan pengendalian proses dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic* dengan menggunakan *controller*.

Apabila terjadi penyimpangan terhadap alat kontrol yang di awal sudah ditetapkan baik itu dari *level control*, *temperature control*, maupun *flow rate* bahan baku atau produk dapat diketahui dari sinyal yang diberikan yaitu bunyi alarm maupun nyala lampu. Apabila terjadi penyimpangan di beberapa indikator kontrol, maka penyimpangan tersebut akan dikembalikan ke kondisi awal yang sudah ditetapkan baik secara otomatis atau manual. Sehingga secara otomatis kontroler akan mengambil tindakan untuk memperbaiki penyimpangan tersebut. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu:

1. *Level Control*



Merupakan alat yang ditempatkan pada bagian atas tangki, alat tersebut akan memberikan isyarat yang berupa suara atau nyala lampu yang menandakan bahwa belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan. Sehingga *controller* akan mengambil tindakan dengan memepersbesar atau memeperskecil aliran tangki.

### 2. *Flow Rate Control*

Jika terjadi penyimpangan terhadap aliran bahan baku, *controller* akan mengambil tindakan dengan memepersbesar atau memeperskecil aliran bahan baku sampai aliran bahan baku memenuhi syarat.

### 3. *Temperature Control*

Jika terjadi penyimpangan pada suhu yang telah ditetapkan, maka akan ada isyarat berupa nyala lampu atau suara yang pada saat itu juga *controller* akan mengambil tindakan dengan memepersbesar atau memeperskecil aliran steam hingga suhu yang keluar dari alat memenuhi syarat.

## **2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk**

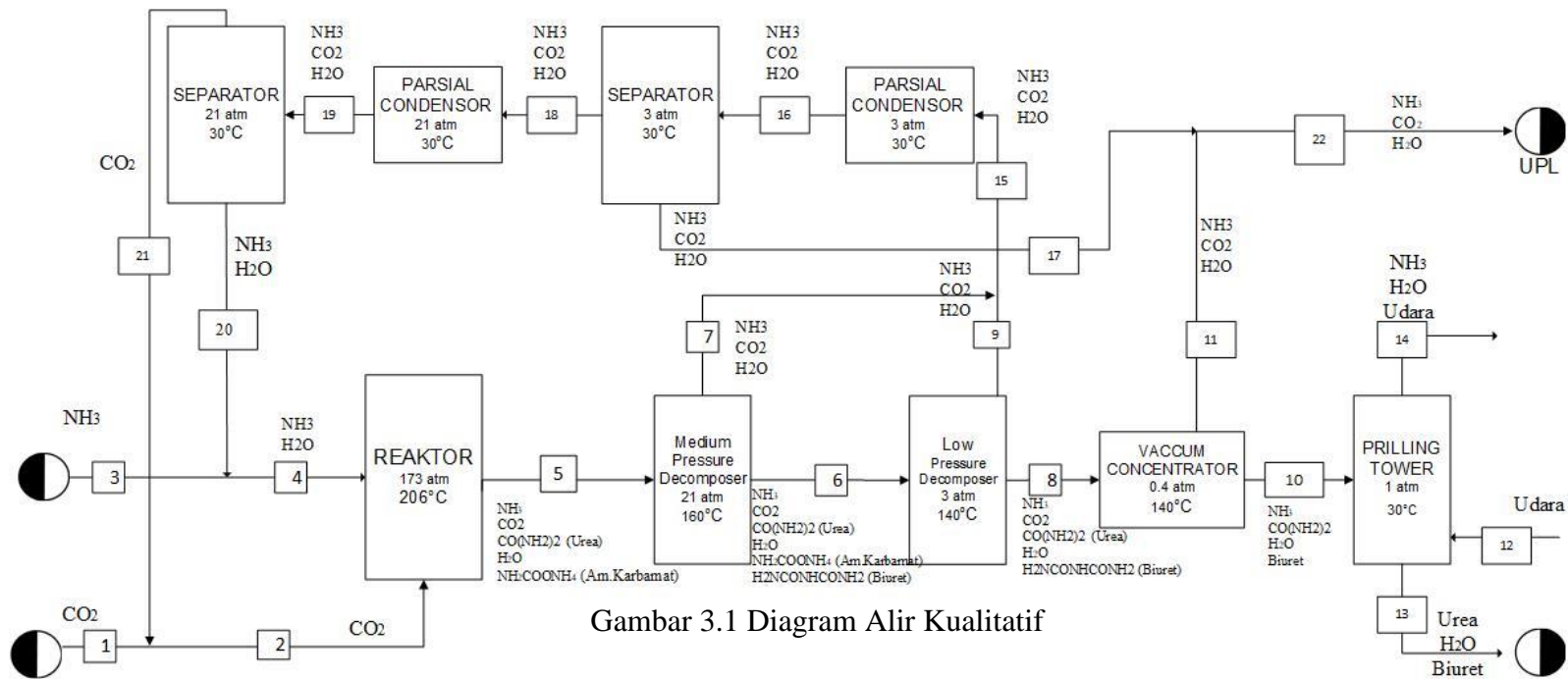
Untuk mempertahankan kualitas produk yang dihasilkan, maka pengendalian kualitas produk harus dilakukan. Perlu diperhatikan beberapa langkah yang akan diambil untuk bisa mengatur produk, sehingga produk yang dihasilkan sesuai dengan standar kualitas SNI (standar nasional indonesia). Pengawasan serta pengendalian proses dilakukan dengan cara *system control* sehingga produk yang sesuai standar kualitas dapat dipasarkan.

**BAB III**  
**PERANCANGAN PROSES**

**3.1 Alir Proses dan Material**

**3.1.1 Diagram Alir Kualitatif**

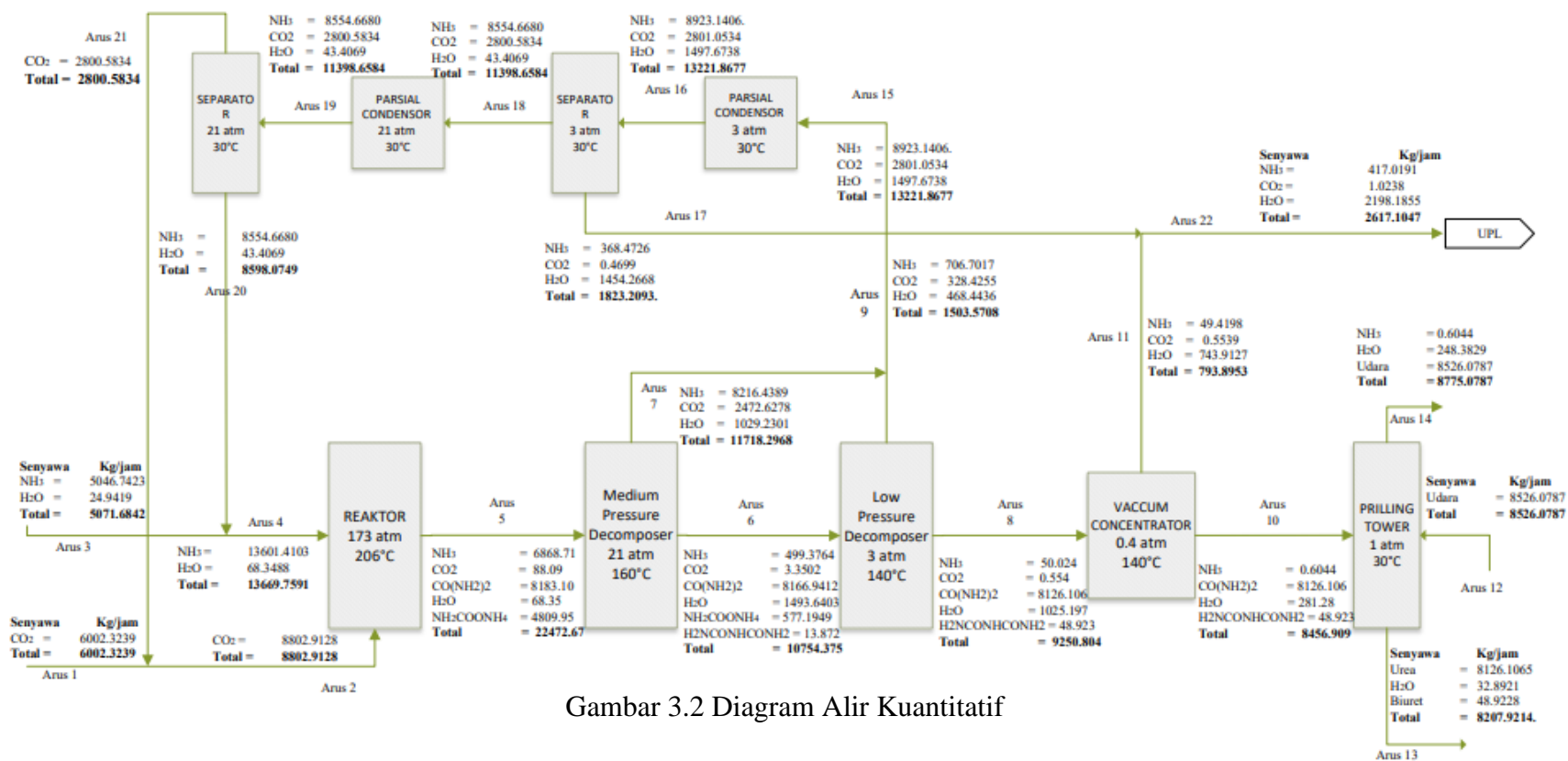
**FLOW DIAGRAM KUALITATIF PABRIK UREA DARI AMONIA DAN KARBONDIOKSIDA DENGAN PROSES ACES 21 KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**



**Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif**

### 3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif

ISI Δ M  
**FLOW DIAGRAM KUANTITATIF PABRIK UREA DARI AMONIA DAN KARBONDIOKSIDA DENGAN PROSES ACES 21 KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

## 3.2 Uraian Proses

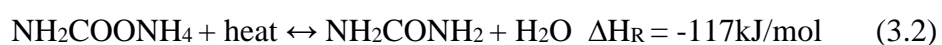
### 3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Proses pembuatan urea menggunakan bahan baku amonia dan karbon dioksida. Umpan segar karbondioksida gas ditekan dengan menggunakan kompresor (C-101) sampai 173 atm dengan dicampur arus hasil *recycle* dari sesi *recovery* dan dinaikan suhunya menggunakan heater (E-101) untuk di alirkan ke reaktor. Umpan segar amonia cair ditekan dengan pompa (P-101) sampai tekanan 173 atm dan dicampur dengan amonia hasil *recycle* dari sesi *recovery*, dinaikan suhunya menggunakan *vaporizer* (E-102) untuk kemudian di alirkan ke reaktor.

Laju alir amonia cair dan karbon dioksida gas masuk reaktor diatur sedemikian rupa menggunakan sistem pengendalian proses dengan instrument *temperature control*, *flow transmitter* dan *flow controller*, yang terintegrasi dengan keran pompa umpan amonia, karbon dioksida dan *steam* sehingga perbandingan umpan masuk reaktor tetap.

### 3.2.2 Tahap Sintesa Urea

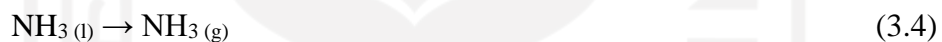
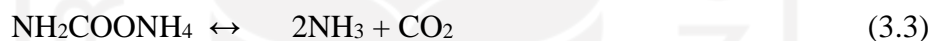
Sintesa reaksi terjadi pada reaktor (R-101) utama dengan fase gas-cair. Reaksi terjadi pada suhu 206 °C dan tekanan 173 atm dengan perbandingan rasio NH<sub>3</sub>: CO<sub>2</sub> yaitu 4:1 dan konversi sebesar 68%. Reaksi yang terjadi yaitu reaksi (3.1) pembentukan ammonium karbamat dengan konversi 99% dan reaksi (3.2) pembentukan urea dari ammonium karbamat dengan konversi 68%.



Reaksi (3.1) berlangsung cepat dan menghasilkan panas sehingga diperlukan pengontrolan terhadap suhu. Reaksi (3.2) berlangsung lambat dan membutuhkan panas. Urea yang keluar dari reaktor memiliki konsentrasi 40% berat lalu umpan dialirkan ke *medium pressure decomposer*.

### 3.2.3 Tahap Dekomposisi

Ammonium karbamat yang tidak terkonversi menjadi urea akan di dekomposisi atau penguraian menjadi  $\text{NH}_3$  dan  $\text{CO}_2$  pada *medium pressure decomposer* (D-101). Selain proses dekomposisi, terjadi juga proses evaporasi  $\text{NH}_3$ . Proses ini berlangsung pada tekanan 21 atm dan suhu  $160\text{ }^\circ\text{C}$  dan reaksi yang terjadi yaitu:



Pada *medium pressure decomposer* (D-101) terjadi dekomposisi karbamat dan evaporasi  $\text{NH}_3$  dalam larutan mengikuti reaksi (3.3) dan (3.4). Proses dekomposisi dilakukan dengan penambahan panas yang berjalan pada suhu  $160\text{ }^\circ\text{C}$  dan tekanan 21 atm. Dengan kondisi operasi tersebut, sebagian kecil urea akan berubah menjadi biuret mengikuti reaksi hidrolisa sebagai reaksi samping, sebagai berikut:



Gas-gas hasil dekomposisi keluaran atas *medium pressure decomposer* dikirim ke sesi *recovery* dan hasil bawah dialirkan menuju *low pressure decomposer* (D-102). Konsentrasi urea menjadi 80% berat.

Dekomposisi ammonium karbamat dilanjutkan pada *low pressure decomposer* (D-102), dengan asumsi seluruhnya terdekomposisi, gas amonia dan karbon dioksida seluruhnya teruapkan mengikuti persamaan reaksi (3.3) dan reaksi (3.4) terjadi proses pembentukan biuret mengikuti persamaan reaksi 5. Proses berjalan pada tekanan 3 atm dan suhu 140 °C. Tinggi permukaan air pada *medium pressure decomposer* dan *low pressure decomposer* diatur menggunakan *level indicator* yang terintegrasi dengan keran. Gas-gas amonia dan karbon dioksida yang terbentuk di alirkan menuju sesi *recovery* untuk mengurangi kadar air sehingga urea memiliki kadar 90% berat urea dan hasil bawah dialirkan menuju sesi konsentrasi pemurnian selanjutnya.

#### **3.2.4 Tahap Recovery**

Gas-gas hasil dekomposisi maupun evaporasi dari tahap sebelumnya, selanjutnya dialirkan menuju kondensor parsial untuk mengembunkan gas amonia. Keluaran kondensor parsial dialirkan ke separator untuk di pisahkan antara fase gas dan cairnya. Hasil bawah separator berupa amonia cair dicampur dengan aliran segar amonia masuk unit pembuangan limbah. Sedangkan hasil atas gas karbondioksida dialirkan menuju reaktor dan separator.

#### **3.2.5 Tahap Pemurnian**

Larutan urea yang keluar dari *low pressure decomposer* kemudian dipekatan menggunakan *vacuum concentrator evaporator* untuk menghilangkan kandungan CO<sub>2</sub> dan NH<sub>3</sub> yang bersifat korosif. Kondisi operasi *vacuum concentrator evaporator* pada tekanan 0,4 atm dan suhu 140 °C. Larutan urea pekat dengan konsentrasi 96% hasil di alirkan ke sesi pembutiran.

Pembutiran berlangsung pada *prilling tower* dengan proses kontak antara larutan urea pekat dan udara untuk membentuk butir-butir urea padat dengan konsentrasi 99% berat. Padatan *prill* urea kemudian di angkut menggunakan belt conveyor dan ditampung dalam silo untuk selanjutnya dikemas.

Dari perancangan pabrik kimia dalam proses pembuatan urea dari bahan baku amonia dan karbondioksida dengan metode ACES 21 kapasitas 65.000 ton/tahun. Agar mencapai produk dengan kualitas yang diinginkan, maka perlu pemilihan proses yang tepat agar lebih efektif. Adapun beberapa tahapan proses yaitu meliputi tahap persiapan bahan baku, tahap sintesis reaksi, tahap purifikasi, tahap konsentrasi, tahap *recovery* dan tahap pembentukan *prill*. Dijelaskan dalam beberapa tahapan proses, agar dapat dimengerti serta mengurangi kesalahpahaman dalam menjelaskan tahapan prosesnya.

### 3.3 Spesifikasi Alat

Harga alat yang digunakan berdasarkan referensi buku *Plant Design and Economic for Chemical Engineers* oleh Peters & Timmerhaus, ed.5, 2003.

#### 3.3.1 Spesifikasi Reaktor

##### 1. Reaktor (R-101)

###### Spesifikasi Umum

Kode	: R-101
Fungsi	: Mereaksikan larutan amonia dan gas karbon dioksida 100% menjadi urea
Jenis	: Reaktor gelembung
Jumlah	: 1 buah

Harga : \$ 624.215,00

### **Kondisi Operasi**

Suhu : 206 °C

Tekanan : 172,712 atm

### **Konstruksi dan Material**

Bahan : *Low alloy carbon steel*

Diameter : 3,578743 m

Tinggi : 4,32089 m

Tebal *shell* : 0,0032 m

Tebal *head* : 0,0032 m

Tinggi *head* : 0,949 m

Jenis pendingin : Jaket pendingin

Tebal jaket : 0,3202 m

### **3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah**

#### **1. *Medium Pressure Decomposer* (D-101)**

Kode : D-101

Fungsi : Untuk mendekomposisi amonium karbamat dan memisahkan gas hasil dekomposisi

Tipe : *Horizontal drum separator*

Tekanan operasi : 21,51 atm

Diameter *shell* : 48 in

Panjang dekomposer : 2,9316 m

Tinggi lilitan koil : 4,0868 m



Suhu *steam* : 200 °C  
Suhu operasi : 160 °C  
*Steam* yang dibutuhkan : 11.966.226,93 Btu/jam  
Tinggi *head* : 0,2697 m  
Tebal *head* : 0,02 m  
Tebal *shell* : 0,003 m  
Harga : \$ 103.081,00

2. *Low Pressure Decomposer* (D-102)

Kode : D-102  
Fungsi : Untuk mendekomposisi amonium karbamat dan memisahkan gas-gas  
Tipe : *Horizontal drum separator*  
Tekanan operasi : 2,96 atm  
Diameter *shell* : 28 in  
Panjang dekomposer : 3,09636 m  
Tinggi lilitan koil : 1,3887 m  
Suhu *steam* : 200 °C  
Suhu operasi : 140 °C  
*Steam* yang dibutuhkan : 4.560.799,64 Btu/jam  
Tinggi *head* : 0,2012 m  
Tebal *head* : 0,00476 m  
Tebal *shell* : 0,01 m  
Harga : \$ 27.886,75

### 3. Separator (S-101)

Kode	: S-101
Fungsi	: Memisahkan kondensat air
Tipe	: <i>Vertical drum decomposer</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Kondisi operasi	: Suhu : 53 °C Tekanan : 1,1053 bar
Diameter	: 0,82 m
Volume	: 10.342,9264 m <sup>3</sup>
Tinggi <i>head</i>	: 0,20 m
Total panjang	: 5,691 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,015 m
Tebal <i>head</i>	: 0,01 m
Harga	: \$ 12.449,44

### 4. Separator (S-102)

Kode	: S-102
Fungsi	: Memisahkan kondensat amonia
Tipe	: <i>Vertical drum decomposer</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Kondisi operasi	: Suhu : 25 °C Tekanan : 10,96 bar
Volume	: 8.385,807 m <sup>3</sup>
Tinggi <i>head</i>	: 0,21 m

Total panjang : 2,2663 m  
 Diameter : 1,0160 m  
 Tebal *shell* : 0,012 m  
 Tebal *head* : 0,012 m  
 Harga : \$ 12.449,00

5. *Prilling Tower* (T-101)

Kode : T-101  
 Fungsi : Membutirkan produk urea  
 Tipe : *Spray drying tower*  
 Bahan : *Carbon steel*  
 Kondisi operasi : Suhu : 140 °C  
 Tekanan : 1 atm  
 Volume tower : 11,2083 m<sup>3</sup>  
 Diameter : 1,5283 m  
 Tinggi : 12,23 m  
 Harga : \$ 248.988,83

3.2.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan

Tangki	TK-101	TK-102	S-01
<b>Fungsi</b>	Menyimpan reaktan amonia	Menyimpan reaktan karbon dioksida	Menyimpan produk urea
<b>Lama Penyimpanan</b>	7 hari	7 hari	10 hari

<b>Tangki</b>	<b>TK-101</b>	<b>TK-102</b>	<b>S-01</b>
<b>Fasa</b>	cair	cair	padat
<b>Jenis Tangki</b>	Tangki bola ( <i>spherical</i> )	Tangki bola ( <i>spherical</i> )	<i>Vessel silinder</i> dengan dasar konikal
<b>Kondisi</b>	Suhu : 29,85 °C	Suhu : 30 °C	Suhu : 30 °C
<b>Operasi</b>	Tekanan : 16,77 atm	Tekanan : 80 atm	Tekanan : 1 atm
<b>Spesifikasi</b>	Bahan : <i>Alloy steel</i> SA-203 grade C Diameter : 14,42 m Tebal : 0,5 in	Bahan : <i>Alloy steel</i> SA-203 grade C Diameter : 15,1989 m Tebal : 2,25 in	Bahan : <i>Carbon steel</i> Diameter : 5,9 m Tinggi : 8,9488 m Volume : 361,1485 m <sup>3</sup> Tinggi <i>shell</i> : 5,9659 m Tinggi <i>bottom</i> : 2,9829 m
<b>Harga</b>	\$ 136.943,86	\$ 995.955,33	\$ 37.348,32

### 3.2.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

#### 1. *Belt Conveyor* (BC-101)

Kode : BC-101

Fungsi : Untuk mengangkut produk urea prill ke gudang  
pengepakan

Bahan : Logam *carbon steel* SA 283 grade C

Kondisi operasi : Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Panjang *conveyor* : 28,86 m  
Tinggi *conveyor* : 14,433 m  
Lebar *belt* : 40,46 cm  
Daya : 1 HP  
Harga : \$ 56.022,00

2. Pompa (P-101)

Kode : P-101  
Fungsi : Menaikkan tekanan *fresh feed ammonia*  
Jumlah *stage* : 5  
*Power* pompa : 25 HP  
*Power* motor : 25 HP  
Efisiensi pompa : 0,24  
Efisiensi motor : 0,88  
Kapasitas pompa : 26,197 gpm  
Harga : \$ 35.294,17

3. Pompa (P-102)

Kode : P-102  
Fungsi : Menaikkan tekanan keluaran *vacuum concentrator*  
Jumlah *stage* : 1  
*Power* pompa : 0,75 HP  
*Power* motor : 1 HP  
Efisiensi pompa : 0,38  
Efisiensi motor : 0,75

Kapasitas pompa : 31,177 gpm

Harga : \$ 2.240,00

4. Pompa (P-103)

Kode : P-103

Fungsi : Menaikkan tekanan *recycle* amonia

Jumlah *stage* : 5

*Power* pompa : 30 HP

*Power* motor : 40 HP

Efisiensi pompa : 0,45

Efisiensi motor : 0,880

Kapasitas pompa : 44,412 gpm

Harga : \$ 38.593,27

5. *Blower* (BL-101)

Kode : BL-101

Fungsi : Untuk mengalirkan udara lingkungan ke *prilling tower*

Tipe alat : *Blower centrifugal*

Kondisi operasi : Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Harga : \$ 6.132,00

### 3.2.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. *Partial Condensor* (E-103)

Kode : E-103

Fungsi : Mengembunkan uap air di arus

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Kebutuhan air : 1.966.251,976 Btu/jam

*Tube side* : - OD : 1 in

- BWG : 18

- Panjang : 16 ft

- Jumlah *tube* : 26 buah

- Pass : 2 pass

- hio : 1.804 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

- *Pressure drop* : 0,0000104 psi

*Shell side* : - ID : 18 in

- ho : 1.000

- *Pressure drop* : 0,013062 psi

- Uc : 643

- UD : 250

- Rd hitung : 0,003627

Harga : \$ 9.322,14

## 2. *Partial Condensor* (E-104)

Kode : E-104

Fungsi : Mengembunkan uap air sehingga kemurnian arus  
gas bertambah

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Kebutuhan *dewterm* : 3.531.940,209 Btu/jam

<i>Tube side</i>	: - OD	: 1 in
	- BWG	: 18
	- Panjang	: 16 ft
	- Jumlah <i>tube</i>	: 118 buah
	- Pass	: 2 pass
	- hio	: 150.948 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	- <i>Pressure drop</i>	: 0,00004088 psi
<i>Shell side</i>	: - ID	: 18 in
	- ho	: 1.000
	- <i>Pressure drop</i>	: 0,0038159 psi
	- U <sub>c</sub>	: 993
	- UD	: 70
	- Rd hitung	: 0,013219
	- Rd min	: 0,003
Harga	: \$ 55.932,00	

3. *Total Condensor (E-105)*

Kode	: E-105
Fungsi	: Mengembunkan uap air sehingga kemurnian arus gas bertambah
Jenis	: <i>Double pipe exchanger</i>
Kebutuhan air	: 1.351.168,728 Btu/jam
<i>Tube side</i>	: - OD : 1 in
	- BWG : 18



	- Panjang	: 16 ft
	- Jumlah <i>tube</i>	: 55 buah
	- Pass	: 1 pass
	- hio	: 87
	- <i>Pressure drop</i>	: 0,00037 psi
<i>Shell side</i>	: - ID	: 18 in
	- ho	: 1.500
	- <i>Pressure drop</i>	: 0,001013 psi
	- Uc	: 82.21
	- UD	: 250
	- Rd hitung	: 0,03
	- Rd min	: 0,003
Harga	: \$ 1.244,94	

4. *Vacum Concentrator Evaporator* (EV-101)

Kode	: EV-101
Fungsi	: Menguapkan air dalam larutan urea
Jenis	: <i>Vacum drum evaporator</i>
<i>Steam</i> yang dibutuhkan	: 3.628.534,50 Btu/jam
<i>Tube side</i>	: - OD : 0,75 in
	- BWG : 12
	- Panjang : 16 ft
	- Jumlah <i>tube</i> : 26 buah
	- Pass : 1 pass

- hio : 2.000

- *Pressure drop* : 0,00476 psi

*Shell side* : - ID : 24 in

- ho : 1.500

- *Pressure drop* : 0,001337 psi

- U<sub>c</sub> : 857

- UD : 200

- Rd hitung : 0,0057367

- Rd min : 0,003

Harga : \$ 74.696,65

5. *Heat Exchanger (E-101)*

Kode : E-101

Fungsi : Memanaskan suhu NH<sub>3</sub> sebelum masuk reaktor

Jenis : *Shell and tube*

*Tube side* : - OD : 0,25 in

- Panjang : 16 ft

- Jumlah *tube* : 144 buah

- *Pressure drop* : 0,002123 psi

*Shell side* : - ID : 21,25 in

- *Pressure drop* : 0,03812 psi

- Rd : 0,04235

6. *Heat Exchanger (E-102)*

Kode : E-101

Fungsi : Menguapkan CO<sub>2</sub>  
 Jenis : *Shell and tube vaporizer*  
*Tube side* : - OD : 0,25 in  
                   - Panjang : 16 ft  
                   - Jumlah *tube* : 208 buah  
                   - *Pressure drop* : 0,150165 psi  
*Shell side* : - ID : 25 in  
                   - *Pressure drop* : 0,000002 psi  
                   - Rd : 0,0043076

7. Kompresor (C-101)

Kode : C-101  
 Fungsi : Menaikkan tekanan yang masuk ke reaktor dari 80 atm menjadi 173 atm  
 Jenis : Sentrifugal  
 Jumlah *stage* : 1  
 Power : 7,5171 Hp  
 Harga : \$ 14.717,00

8. Kompresor (C-102)

Kode : C-102  
 Fungsi : Menaikkan tekanan yang keluar dari *separator* (S-101) dari 0,4 atm menjadi 1 atm  
 Jenis : Sentrifugal  
 Jumlah *stage* : 1

*Power* : 7,71 Hp

Harga : \$ 3.925,00

9. Kompresor (C-103)

Kode : C-103

Fungsi : Menaikkan tekanan yang keluar dari *separator*  
(S-102) dari 11 atm menjadi 173 atm

Jenis : Sentrifugal

Jumlah *stage* : 2

*Power* : 7, 57048399 Hp

Harga : \$ 49.058,00

10. Kompresor (C-104)

Kode : C-104

Fungsi : Menaikkan tekanan yang keluar dari *evaporator*  
(EV-101) dari 11 atm menjadi 173 atm

Jenis : Sentrifugal

Jumlah *stage* : 2

*Power* : 7, 57048399 Hp

Harga : \$ 49.058,00

### 3.4 Neraca Massa

#### 3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/jam)			Keluar (Kg/jam)		
	Arus 1	Arus 3	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 22
NH <sub>3</sub>	-	5.046,7423	-	-	0,6044	417,8924
CO <sub>2</sub>	6.002,3293	-	-	-	-	1,0238
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	-	-	8.126,1065	-	-
H <sub>2</sub> O	-	24,9419	-	32,8921	248,3829	2.198,1885
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	-	-	-	48,9228	-	-
Udara	-	-	8.508,3775	-	8.508,3775	-
<b>Total</b>	<b>6.002,3293</b>	<b>5.071,6842</b>	<b>8.508,3775</b>	<b>8.207,9214</b>	<b>8.757,3649</b>	<b>2.617,1047</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>19.582,391</b>			<b>19.582,391</b>		

### 3.4.2 Neraca Massa Alat

Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor (R-101)

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 2	Arus 4	Arus 5
NH <sub>3</sub>	-	13.601,4103	6.868,7122
CO <sub>2</sub>	8.802,9128	-	88,0291
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	-	8.183,1024
H <sub>2</sub> O	-	68,3488	2.522,8704
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	-	4.809,9577
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	-	-	-
Udara	-	-	-
<b>Total</b>	<b>8.802,9128</b>	<b>13.669,7591</b>	<b>22.472,6719</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>22.472,6719</b>		<b>22.472,6719</b>

Tabel 3.4 Neraca Massa *Medium Pressure Decomposer* (D-101)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
NH <sub>3</sub>	6.868,7122	499,3764	8.216,4389
CO <sub>2</sub>	88,0291	3,3502	2.472,6278
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	8.183,1024	8.166,9412	-
H <sub>2</sub> O	2.522,8704	1.493,6403	1.029,2301
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	4.809,9577	577,1949	-

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	-	13,8721	-
Udara	-	-	-
<b>Total</b>	<b>22.472,6719</b>	<b>10.754,3750</b>	<b>11.718,2968</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>22.472,6719</b>	<b>22.472,6719</b>	

Tabel 3.5 Neraca Massa *Low Pressure Decomposer* (D-102)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 6	Arus 8	Arus 9
NH <sub>3</sub>	499,3764	50,0242	706,7017
CO <sub>2</sub>	3,3502	0,5540	328,4255
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	8.166,9412	8.126,1065	-
H <sub>2</sub> O	1.493,6403	1.025,1967	468,4436
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	577,1949	-	-
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	13,8721	48,9228	-
Udara			
<b>Total</b>	<b>10.754,3750</b>	<b>9.250,8042</b>	<b>1.503,5708</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>10.754,3750</b>	<b>10.754,3750</b>	

Tabel 3.6 Neraca Massa *Vacuum Concentrator* (EV-101)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 8	Arus 10	Arus 11
NH <sub>3</sub>	50,0242	0,6044	49,4198
CO <sub>2</sub>	0,5540	0,0002	0,5539
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	8.126,1065	8.126,1065	-
H <sub>2</sub> O	1.025,1967	281,28	743,9217
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	48,9228	48,9228	-
Udara	-	-	-
<b>Total</b>	<b>9.250,8042</b>	<b>8.456,9089</b>	<b>793,8953</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>9.250,8042</b>	<b>9.250,8042</b>	

Tabel 3.7 Neraca Massa *Prilling Tower* (T-101)

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	Arus 10	Arus 12	Arus 13	Arus 14
NH <sub>3</sub>	0,6044	-	-	0,6044
CO <sub>2</sub>	0,0002	-	-	0,0002
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	8.126,1065	-	8.126,1065	-
H <sub>2</sub> O	281,28	-	32,8921	248,3829
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	-	-	-
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	48,9228	-	48,9228	-



Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	Arus 10	Arus 12	Arus 13	Arus 14
Udara	-	8.508,3775	-	8.508,3775
<b>Total</b>	<b>8.456,9089</b>	<b>8.508,3775</b>	<b>8.207,9214</b>	<b>8.757,3649</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>16.965,2863</b>		<b>16.965,2863</b>	

Tabel 3.8 Neraca Massa *Partial Condensor* (E-103)

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 7	Arus 9	Arus 16
NH <sub>3</sub>	8.216,4389	706,7017	8.923,1406
CO <sub>2</sub>	2.472,6278	328,4255	2.801,0534
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> O	1.029,2301	468,4436	1.497,6738
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	-	-	-
Udara	-	-	-
<b>Total</b>	<b>11.718,2968</b>	<b>1.503,5708</b>	<b>13.221,8677</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>13.2218677</b>		<b>13.2218677</b>

Tabel 3.9 Neraca Massa *Separator* (S-101)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 16	Arus 17	Arus 18
NH <sub>3</sub>	8.923,1406	368,4726	8.554,6680
CO <sub>2</sub>	2.801,0534	0,4699	2.800,5834
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> O	1.497,6738	1.454,2668	43,4069
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	-	-	-
Udara	-	-	-
<b>Total</b>	<b>13.221,8677</b>	<b>1.823,2093</b>	<b>11.398,6584</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>13.221,8677</b>	<b>13.221,8677</b>	

Tabel 3.10 Neraca Massa *Partial Condensor* (E-104)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 18	Arus 19
NH <sub>3</sub>	8.554,6680	8.554,6680
CO <sub>2</sub>	2.800,5834	2.800,5834
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	-
H <sub>2</sub> O	43,4069	43,4069
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	-
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	-	-

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 18	Arus 19
Udara	-	-
<b>Total</b>	<b>11.398,6584</b>	<b>11.398,6584</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>11.398,6584</b>	<b>11.398,6584</b>

Tabel 3.11 Neraca Massa *Separator* (S-102)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 19	Arus 20	Arus 21
NH <sub>3</sub>	8.554,6680	8.554,6680	-
CO <sub>2</sub>	2.800,5834	-	2.800,5834
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> O	43,4069	43,4069	-
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	-	-	-
Udara	-	-	-
<b>Total</b>	<b>11.398,6584</b>	<b>8.598,0749</b>	<b>2.800,5834</b>
<b>Total Keseluruhan</b>	<b>11.398,6584</b>	<b>11.398,6584</b>	

### 3.5 Neraca Panas

Tabel 3.12 Neraca Panas *Partial Condensor* (E-103)

<b>Komponen</b>	<b>Q in (kJ/jam)</b>	<b>Q out (kJ/jam)</b>
NH <sub>3</sub>	2.259.813	562.552
CO <sub>2</sub>	293.908	69.297
H <sub>2</sub> O	325.260	172.626
Pendingin	-	2.074.505
<b>Total</b>	<b>2.878.982</b>	<b>2.878.982</b>

Tabel 3.13 Neraca Panas *Partial Condensor* (E-104)

<b>Komponen</b>	<b>Q in (kJ/jam)</b>	<b>Q out (kJ/jam)</b>
NH <sub>3</sub>	3.269.437	-
CO <sub>2</sub>	442.934	-
H <sub>2</sub> O	14.022	-
Pendingin	-	3.726.394
<b>Total</b>	<b>3.726.394</b>	<b>3.726.394</b>

Tabel 3.14 Neraca Panas Reaktor (R-101)

<b>Komponen</b>	<b>Q in (kJ/jam)</b>	<b>Q out (kJ/jam)</b>
NH <sub>3</sub>	20.493.547	19.868.832
CO <sub>2</sub>	1.353.471	994.100

<b>Komponen</b>	<b>Q in (kJ/jam)</b>	<b>Q out (kJ/jam)</b>
H <sub>2</sub> O	353	1.599.495
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	5.328/171
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	2.622.952
Q Reaksi	-	1.692.305
Q Pendingin	10.258.485	-
<b>Total</b>	<b>32.105.857</b>	<b>32.105.857</b>

Tabel 3.15 Neraca Panas *Medium Pressure Decomposer* (D-101)

<b>Komponen</b>	<b>Q in (kJ/jam)</b>	<b>Q out (kJ/jam)</b>
NH <sub>3</sub>	1.678.074	2.975.937
CO <sub>2</sub>	34.596	318.343
H <sub>2</sub> O	495.510	1.113.628
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	969.697	2.470.162
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	377.533	130.128
NH <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	-	2.386
<i>Steam</i>	12.023.847	-
Q Reaksi	-	8.568.672
<b>Total</b>	<b>15.579.259</b>	<b>15.579.259</b>

Tabel 3.16 Neraca Panas *Low Pressure Decomposer* (D-102)

Komponen	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	77.167	218.447
CO <sub>2</sub>	699	35.749
H <sub>2</sub> O	193.662	596.893
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	658.986	2.132.842
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	29.881	-
NH <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	548	7.170
Steam	4.374.453	-
Q Reaksi	-	2.344.293
<b>Total</b>	<b>5.335.398</b>	<b>5.335.398</b>

Tabel 3.17 Neraca Panas *Vacuum Concentrator Evaporator* (E-101)

Komponen	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	17.915	12.992
CO <sub>2</sub>	384	58
H <sub>2</sub> O	278.444	297.415
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	1.289.770	2.032.845
NH <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	4.052	7.170
Q Penguapan	-	2.330.344
Q Pemanas	3.190.255	-
<b>Total</b>	<b>4.780.824</b>	<b>4.780.824</b>

Tabel 3.18 Neraca Panas *Prilling Tower* (T-101)

<b>Komponen</b>	<b>Q in (kJ/jam)</b>	<b>Q out (kJ/jam)</b>
NH <sub>3</sub>	477	-
CO <sub>2</sub>	0,3755	-
H <sub>2</sub> O	135.853	9.390
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	2.132.843	1.464.551
NH <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>	7.171	4.676
Q Penguapan	-	436.144
Q Udara Masuk	315.178	-
Q Udara Keluar	-	676.760
<b>Total</b>	<b>2.591.521</b>	<b>2.591.521</b>

Tabel 3.19 Neraca Panas *Heat Exchanger* (E-101)

<b>Komponen</b>	<b>Q in (kJ/jam)</b>	<b>Q out (kJ/jam)</b>
NH <sub>3</sub>	319.156	17.842.766
H <sub>2</sub> O	1.433	44.971
Q <i>Steam</i>	17.567.147	-
<b>Total</b>	<b>17.887.737</b>	<b>17.887.737</b>

Tabel 3.20 Neraca Panas *Heat Exchanger* (E-102)

<b>Komponen</b>	<b>Q in (kJ/jam)</b>	<b>Q out (kJ/jam)</b>
CO <sub>2</sub>	-47.384	2.233.622
Q <i>Steam</i>	2.281.006	-
<b>Total</b>	<b>2.233.622</b>	<b>2.233.622</b>

Tabel 3.21 Neraca Panas *Total Condensor* (E-105)

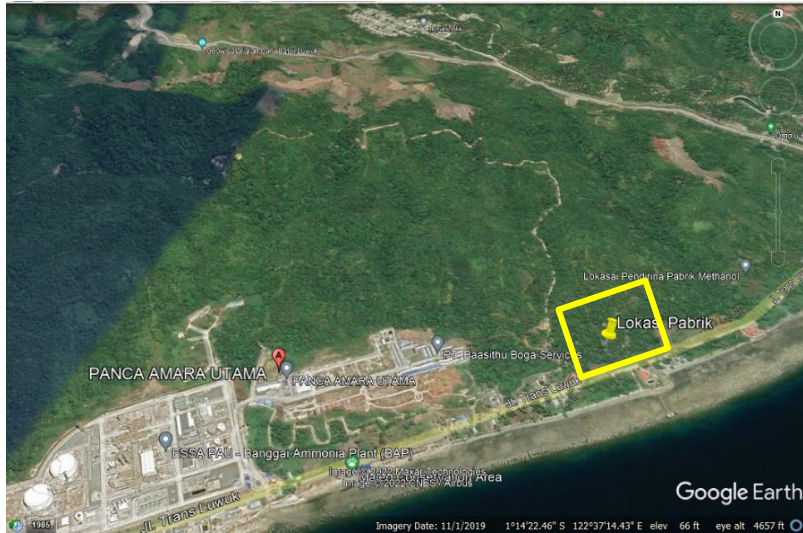
<b>Komponen</b>	<b>Q in (kJ/jam)</b>	<b>Q out (kJ/jam)</b>
NH <sub>3</sub>	12.516	14.478
CO <sub>2</sub>	58	284
H <sub>2</sub> O	161.563	170.954
Q Pengembunan	-	1.785.412
Q Pendingin	1.796.992	-
<b>Total</b>	<b>1.971.129</b>	<b>1.971.129</b>



## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan dan pemilihan lokasi pabrik pada perancangan pabrik merupakan salah satu faktor yang sangat penting. Penentuan sebuah lokasi pabrik nantinya akan memberi pengaruh besar terhadap kegiatan pabrik, mulai dari distribusi produk ataupun produksi produk. Maka dari itu, pertimbangan yang utama dalam perancangan pabrik adalah penentuan dan pemilihan lokasi pabrik.

Pertimbangan lain yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi pabrik adalah karakteristik dan sifat bahan baku yang ingin digunakan. Jika bahan baku yang akan digunakan bersifat berbahaya, maka lokasi pabrik sebaiknya berada si dekat sumber bahan baku. Sebaliknya jika produk yang digunakan bersifat berbahaya, maka lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan konsumen. Namun dalam hal ini, pertimbangan tersebut dapat dikesampingkan karena pabrik urea tidak mempunyai bahan baku maupun produk yang bersifat berbahaya.

Untuk perancangan pabrik Urea ini akan dipilih lokasi di daerah Kabupaten Banggai, Sulawesi Tengah dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut:

#### **4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor primer adalah faktor yang mempengaruhi tujuan utama dari pabrik. Tujuan utama meliputi distribusi dan produksi, beberapa faktor-faktor primer yang mempengaruhi dalam penentuan dan pemilihan lokasi pabrik adalah :

1. Penyediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik yang dipilih adalah di Sulawesi Tengah, kabupaten Banggai karena lokasi tersebut dekat dengan sumber bahan baku yaitu amonia yang berasal dari PT. Panca Amara Utama dan bahan baku karbon dioksida dari PT.Pupuk Kujang.

2. Pemasaran

Pemasaran merupakan suatu hal yang memberi pengaruh besar terhadap studi kelayakan proses. Dengan strategi pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan memberi jaminan terhadap kelangsungan proyek. Maka dari itu, lokasi di kawasan Sulawesi relatif strategis untuk memproduksi serta pemasaran produk terutama karena mayoritas masyarakat bermata pencaharian sebagai petani. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan darat maupun jalan laut kedepannya.

### 3. Penyediaan bahan bakar dan energi

Penyediaan listrik dapat diperoleh dari PLN dan bahan bakar dapat diperoleh dari distributor. Kebutuhan air sebagai penunjang proses produksi dapat diambil dari air laut Banggai, yang terletak di sebelah lokasi rencana pembangunan *plant*.

### 4. Tenaga Kerja

Kawasan industri merupakan salah satu tujuan untuk para pekerja. Sebagian besar dari tenaga kerja yang dibutuhkan di pabrik ini adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana sesuai dengan kebutuhan. Faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja pada tenaga kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga tenaga kerja yang diterima saat perekrutan merupakan tenaga kerja yang berkualitas dan berkerja sebagaimana mestinya.

### 5. Transportasi

Sarana transportasi darat maupun laut akan sangat menunjang kelangsungan produksi. Kabupaten Banggai merupakan kawasan industri yang strategis yang mana telah dilengkapi dengan sarana transportasi yang cukup lengkap yaitu dengan adanya jalan raya serta dekat dengan pelabuhan.

## **4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik**

### 1. Kebijakan Pemerintah

Pada akhir-akhir ini pemerintah menginginkan pengembangan kawasan industri baru di luar Jawa. Upaya ini dilakukan guna memacu pemerataan terhadap pembangunan dan perekonomian yang inklusif. Maka dari itu, pemerintah sebagai

fasilitator telah memberikan kemudahan dalam perizinan yang menyangkut teknis pelaksanaan pendirian suatu pabrik.

## 2. Lingkungan Sekitar

Pendirian pabrik akan berbanding lurus dengan ketersediaan lapangan kerja, sehingga warga lingkungan sekitar pabrik berpeluang besar mendapat kesempatan mendapatkan pekerjaan. Selain itu, pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keamanan dan keselamatan masyarakat sekitar lokasi pabrik dikarenakan beberapa gas buang yang dikeluarkan pabrik tidak melebihi ambang batas polusi yang telah diatur oleh pemerintah.

### 4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat atau kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan menyimpan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung dan tambahan-tambahan lain yang dirancang untuk mendukung kelancaran dari pelaksanaan proses produksi. Pemanfaatan area pabrik secara efektif dan efisien diharapkan tidak ada area kosong yang dibiarkan begitu saja dan dapat menghemat lahan yang berarti pula dapat menghemat biaya investasi dan pajak. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

#### 1. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan di masa yang akan datang. Perluasan pabrik harus diperhitungkan sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi masalah besar di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik jika dimungkinkan pabrik menambah

kapasitas produksi atau ingin mengolah bahan baku sendiri, sehingga perlu adanya penambahan peralatan.

## 2. Harga Tanah

Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah. Pemakaian tempat harus disesuaikan terhadap area yang tersedia. Jika perlu ruangan dibuat bertingkat, sehingga dapat menghemat tempat.

## 3. Kualitas, Kuantitas, dan Letak Bangunan

Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik yang meliputi, kekuatan fisik maupun kelengkapannya, misalnya ventilasi, insulasi, dan instalasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja dan perawatan.

## 4. Faktor Keamanan

Faktor yang paling penting adalah keamanan. Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan seperti hidran, *reservoir* air, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, faktor-faktor pencegah harus tetap disediakan, misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjadinya ledakan dan kebakaran.

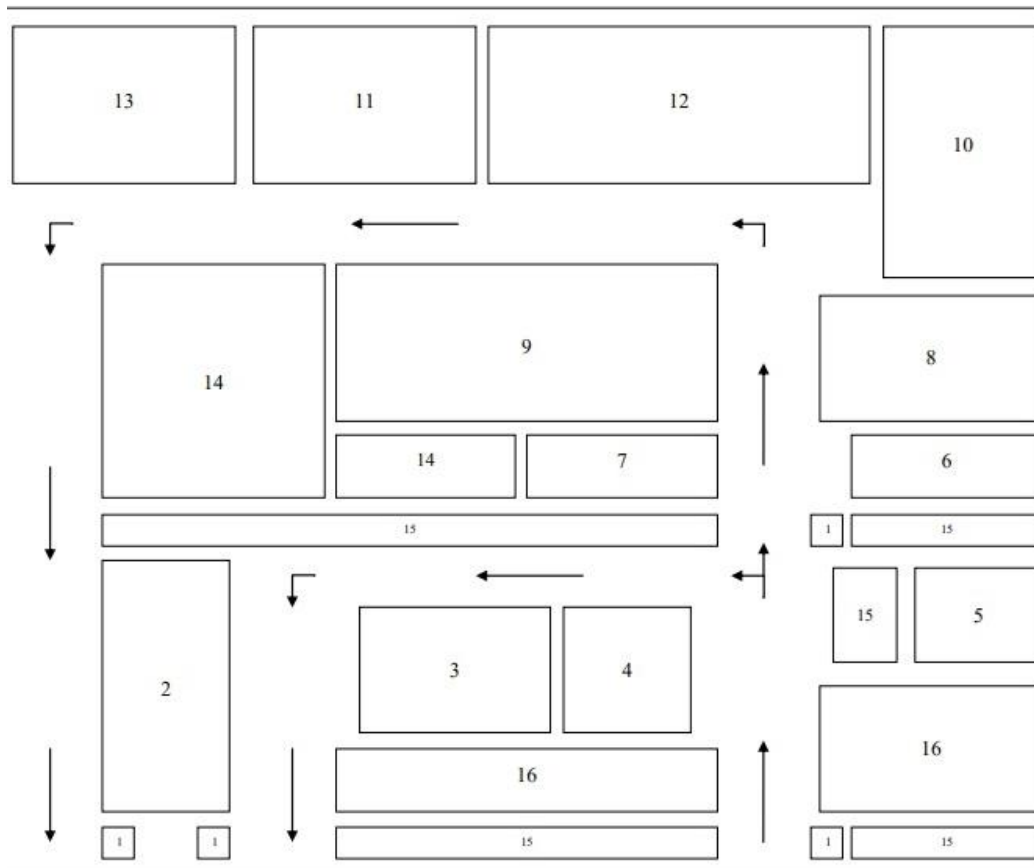
## 5. Fasilitas Jalan

Jalan raya yang berfungsi sebagai jalur pengangkutan bahan baku, produk, dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses dan kelancaran distribusi.

Rincian luas lahan yang direncanakan dan tata letak pabrik ditunjukkan pada Tabel 4.1 dan Gambar 4.2 sebagai berikut:

Tabel 4.1 Luas Bangunan Pabrik

No	Penggunaan Lahan	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos keamanan	100
2	Kantor	800
3	Masjid	600
4	Kantin	400
5	Poliklinik	300
6	Laboratorium	300
7	Ruang Kontrol	300
8	Bengkel dan Gudang <i>Sparepart</i>	700
9	Area Proses	1500
10	Penyimpanan Produk	1000
11	Penyimpanan Bahan Baku	900
12	Utilitas	1500
13	Unit Pembuangan Limbah	900
14	Area Pengembangan	1700
15	Jalan dan Taman	4500
16	Tempat Parkir	1300



Skala 1:1000

Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Urea Kapasitas 65.000 ton/tahun

#### 4.3 Tata Letak Alat Proses

Saat merancang tata letak proses, terdapat beberapa hal yang perlu dipertimbangkan sebagai berikut:

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalur aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

## 2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara didalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini dilakukan dengan tujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara atau keadaan berhenti pada suatu tempat berupa akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan. Selain itu arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

## 3. Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan pada seluruh area pabrik harus memadai. Terutama pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau memiliki resiko tinggi harus diberikan penerangan lebih.

## 4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan *layout* peralatan, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan supaya karyawan mendapatkan akses keseluruhan alat proses dengan cepat dan mudah. Sehingga apabila terjadi gangguan terhadap alat proses bisa segera diperbaiki. Selain itu, keamanan dan kesehatan karyawan juga menjadi prioritas yang tinggi dalam menjalankan tugasnya.

## 5. Pertimbangan ekonomi

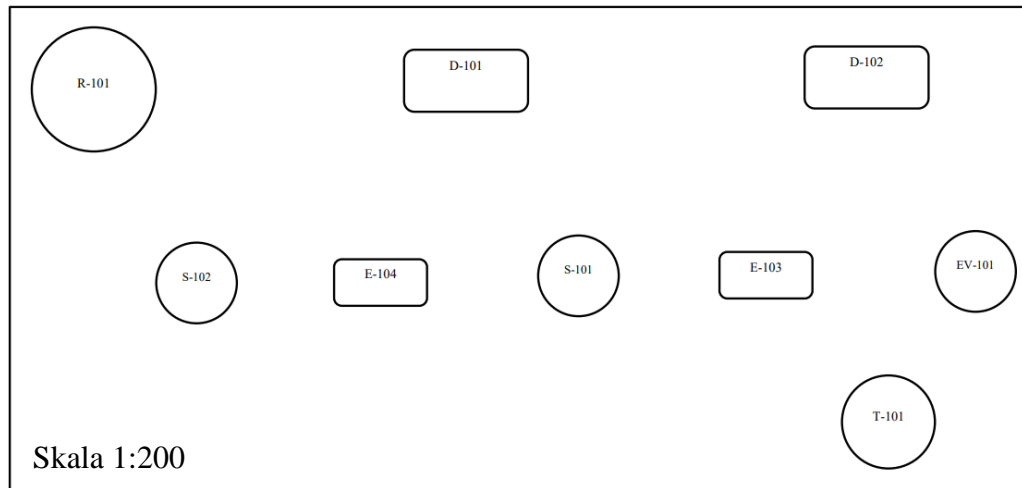
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan dapat meminimalisir biaya operasi dan tetap menjamin kelancaran serta keamanan produk pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

## 6. Jarak antar alat proses

Dalam penempatan beberapa alat proses baiknya dipisahkan berdasarkan tekanan dan suhu. Untuk alat proses yang mempunyai tekanan dan suhu operasi



yang tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat lainnya, sehingga dapat menghindari jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut. Selain itu agar tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

Keterangan :

- 1) R-101 : Reaktor
- 2) D-101 : *Medium pressure decomposer*
- 3) D-102 : *Low pressure decomposer*
- 4) EV-101 : *Vacum concentrator evaporator*
- 5) E-103 : *Partial kondensor*
- 6) S-101 : *Separator*
- 7) E-104 : *Partial kondensor*
- 8) S-102 : *Separator*
- 9) T-101 : *Prilling tower*

## 4.4 Organisasi Perusahaan

### 4.4.1 Bentuk Perusahaan

Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan dapat dibedakan menjadi empat bagian, yaitu:

1. Perusahaan perseorangan, modal hanya dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap keberhasilan perusahaan
2. Persekutuan firma, modal dapat dikumpulkan dari dua orang bahkan lebih, tanggungjawab perusahaan didasari dengan perjanjian yang pendiriannya berdasarkan dengan akte notaris
3. Persekutuan komanditer (*Commanditaire Venootshaps*) yang biasa disingkat dengan CV terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masingnya memiliki peran sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya memasukkan modalnya dan bertanggungjawab sebatas dengan modal yang dimasukan saja)
4. Perseroan Terbatas (PT), modal diperoleh dari penjualan saham untuk mendirikan perusahaan, pemegang saham bertanggungjawab sebesar modal yang dimiliki.

Dengan pertimbangan diatas, bentuk perusahaan yang direncanakan pada prarancangan pabrik urea ini adalah:

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri Urea
- Lokasi Perusahaan : Kabupaten Banggai, Sulawesi Tengah

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor, sebagai berikut:

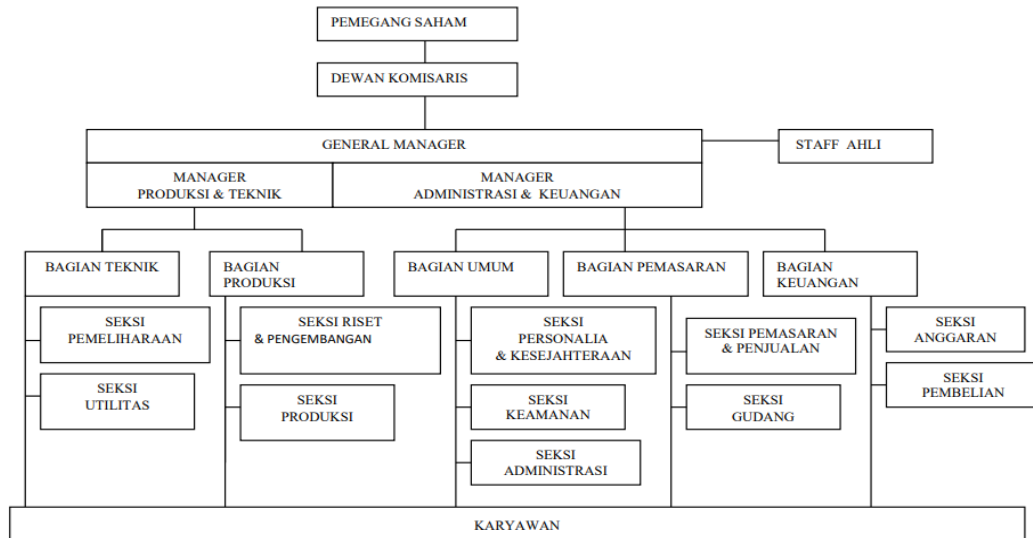
1. Kemudahan mendapatkan modal. Penjualan saham merupakan sumber pendapatan modal yang besar dan mudah dilaksanakan. Modal dibagi dalam saham-saham, sehingga memungkinkan ikut sertanya orang yang ingin memasukkan modal dalam jumlah kecil dan tidak menghalangi pemasukan modal berjumlah besar, sehingga mudah bergerak di pasar modal dan efektif dalam pengumpulan modal dengan jalan menjual saham
2. Wewenang dan tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah manajer beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh dengan pergantian pemegang saham, manajer, staf, dan karyawan perusahaan
5. Efektivitas manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan manajer yang cakap dan berpengalaman.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham
3. Modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham

4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang pemburuhan.

#### 4.4.2 Struktur Organisasi Perusahaan



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang digunakan pada prarancangan pabrik urea ini adalah sistem *line and staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebalikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional. Sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab kepada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada 2 kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh manajer perusahaan beserta bawahannya.

#### **4.4.3 Tugas dan Wewenang**

##### **1. Pemegang Saham**

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

- Memilih dan memberhentikan dewan komisaris
- Meminta pertanggungjawaban kepada dewan komisaris

##### **2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris sebagai wakil dari para pemegang saham dan semua keputusan dipegang dan ditentukan oleh rapat persero. Biasanya yang menjadi ketua dewan komisaris adalah ketua dari para pemegang saham yang dipilih dari rapat umum pemegang saham. Tugas dan wewenang dewan komisaris:

- Memilih dan memberhentikan manager
- Mengawasi *manager*

- Menyetujui atau menolak rencana kerja yang diajukan oleh manager
- Mempertanggungjawabkan perusahaan kepada pemegang saham

### 3. *General Manager*

*General manager* merupakan pimpinan perusahaan yang bertanggungjawab kepada dewan komisaris dan membawahi:

- a. Manager Administrasi
- b. Manager Produksi

Tugas dan wewenang *manager* utama:

- Bertanggungjawab kepada dewan komisaris.
- Menetapkan kebijaksanaan, peraturan, dan tata tertib perusahaan.
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan.
- Mengangkat dan memberhentikan pegawai.
- Bertanggungjawab atas kelancaran jalannya perusahaan

### 4. *Manager*

Disamping *manager* utama tersebut ada juga asisten *general manager* dan dua *manager* yaitu, *manager* produksi dan *manager* administrasi, yang tugasnya yaitu:

#### a. *Asisten General Manager*

Bertugas mengurus segala permasalahan dan proses yang terjadi di perusahaan. Sedang untuk permasalahan yang menyangkut hubungan dengan perusahaan lain ditangani oleh *general manager*

#### b. *Manager* Produksi

*Manager* produksi bertanggungjawab pada *manager* utama dalam hal:

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

c. Manager Administrasi Keuangan

Manager keuangan bertanggungjawab kepada *manager* utama dalam hal:

- Biaya perusahaan
- Laba ruginya perusahaan
- Neraca Keuntungan
- Administrasi perusahaan
- Perencanaan pemasaran dan penjualan

5. Kepala Bagian (Kabag)

Terdiri dari kabag produksi, kabag *Quality Control/ QA*, kabag keuangan, kabag umum, dan kabag pemasaran. Tugas umum kepala bagian adalah:

- Menjalankan organisasi / mengatur / mengkoordinasi / mengawasi pekerja-pekerja seksi dibawahnya
- Bertanggungjawab atas kerja seksi-seksi dibawahnya
- Membuat laporan berkala dari seksi-seksi dibawahnya
- Mengajukan saran-saran / pertimbangan-pertimbangan mengenai usaha perbaikan kepala seksi

Tugas khusus kepala bagian:

a. Kepala Bagian Produksi

Menyelenggarakan dan mengembangkan produksi dengan cara yang ekonomis dalam batas kualitas yang direncanakan oleh perusahaan disamping secara periodik menganalisa kualitas produk dan bahan baku.

b. Kepala Bagian QC / QA

Mengusahakan dan menjaga kelancaran operasi disegala bidang produksi seperti pemenuhan prosedur kerja *job description* tiap pegawai, menentukan proses yang harus dikerjakan dan menjaga kualitas produk.

c. Kepala Bagian Umum

Melaksanakan dan mengatur segala sesuatu yang berkaitan dengan urusan personalia, sekretariat perusahaan dan *security*.

d. Kepala Bagian Keuangan

Merencanakan, menyelenggarakan dan mengevaluasi hasil operasi keuangan.

6. Staf Bagian

Tugas umum kepala seksi:

- Melakukan tugas operasional dalam bidang masing-masing
- Melaksanakan rencana yang telah ditetapkan direksi
- Bertanggung jawab atas kelancaran / keharmonisan kerja dari tiap bagian yang dipegang

Tugas khusus staf bagian:

a. Bagian Produksi dan Proses



Melaksanakan proses produksi sesuai dengan ketentuan yang telah ditetapkan, dan mengadakan kegiatan agar proses produksi dapat berlangsung dengan baik, mulai dari bahan baku masuk sampai produk akhir.

b. Bagian Personalia

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

c. Bagian Keamanan

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

d. Bagian Administrasi

Melaksanakan dan mengatur administrasi dan inventarisasi perusahaan.

e. Bagian Pemasaran dan Penjualan

Melaksanakan dan mengatur penjualan produksi kepada konsumen. Dalam hal ini manager utama berperan dalam menentukan kebijaksanaan perusahaan.

f. Bagian Gudang

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

g. Bagian Administrasi

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

h. Bagian Pembelian

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

#### **4.4.4 Karyawan**

Sistem upah karyawan dibat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan, yaitu:

1. Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik / perusahaan bila diperlukan saja, Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

#### **4.4.5 Rencana Kerja**

Dalam kegiatan operasi, pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330 hari dalam setahun. Pembagian jam kerja dibedakan berdasarkan status karyawan, yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

1. Karyawan *Shift*

Karyawan shift merupakan tenaga yang secara langsung menangani produksi. Kelompok kerja shift ini dibagi menjadi 3 shift sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok dimana setiap hari terdapat 3 kelompok bertugas dan 1 kelompok istirahat, dengan pengaturan shift sebagai berikut:

*Shift I* (pagi) : jam 07.00 – 15.00 WITA

*Shift II* (siang) : jam 15.00 – 23.00 WITA

*Shift III* (malam) : jam 23.00 – 07.00 WITA

Tabel 4.2 Pembagian Kerja Menurut *Shift*

Kelompok	Hari						
	1	2	3	4	5	6	7
A	I	II	III		I	II	III
B		I	II	III		I	I
C	III		I	II	III		I
D	II	III		I	II	II	

Keterangan:

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*

 : Libur

## 2. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas, *staff* seksi, dan semua karyawan bagian umum. Karyawan *non shift* bekerja selama 5 hari kerja dalam seminggu dan libur pada hari sabtu dan minggu serta hari-hari libur

nasional. Seminggu total kerjanya adalah 45 jam seminggu. Dengan peraturan sebagai berikut:

Senin – Kamis : Jam 07.30 – 16.30 WITA

Jam 12.00 – 13.00 WITA ( istirahat )

Jumat : Jam 07.30 – 17.00 WITA

Jam 11.00 – 13.30 WITA ( istirahat )

#### **4.4.6 Sistem Penggajian Karyawan**

1. Sistem gaji pegawai di perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan.

Besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut :

- Segi jabatan / golongan
- Segi tingkat pendidikan
- Segi pengalaman kerja / keahlian dan masa kerja
- Segi lingkungan yang berhubungan dengan resiko kerja

2. Fasilitas dan Jaminan Sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut :

- Tunjangan istri / suami
- Tunjangan anak
- Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji

### 3. Fasilitas Dinas

Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan, sebagai berikut:

- Fasilitas air bersih
- Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri, atau suami dan anak
- Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun
- Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi
- Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan
- Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya.
- Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua.

Tabel 4.3 Gaji Karyawan

<b>Karyawan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji (Rp)</b>
<i>General Manager</i>	1	50.000.000
<i>Asisten General Manager</i>	1	40.000.000

<b>Karyawan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji (Rp)</b>
<i>Manager</i> Produksi & Teknik	1	35.000.000
<i>Manager</i> Administrasi & Keuangan	1	35.000.000
Kepala Bagian Produksi & Teknik	2	30.000.000
Ketua Seksi Bagian Produksi & Teknik	4	20.000.000
Karyawan Proses	12	10.000.000
Karyawan Laboratorium	4	10.000.000
Karyawan Utilitas	6	10.000.000
Karyawan non Lokal	22	12.000.000
Karyawan Pemeliharaan	12	10.000.000
Kepala Bagian Administrasi & Keuangan	3	20.000.000
Ketua Seksi Bagian Administrasi & Keuangan	7	13.000.000
Karyawan Pembelian	6	10.000.000
Karyawan Gudang	12	10.000.000
Karyawan Pemasaran	8	10.500.000
Karyawan Administrasi	8	10.000.000
Karyawan Personalia	4	10.000.000
Karyawan Keamanan	12	5.000.000
Tenaga Medis	8	15.000.000
<i>Cleaning Service</i>	12	3.500.000
Sopir	4	5.000.000
<b>Total</b>	<b>150</b>	<b>375.000.000</b>

## **BAB V**

### **UTILITAS**

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

##### **5.1.1 Unit Penyediaan Air**

Pada unit Pengadaan Pengolahan Air atau yang sering dikenal dengan *raw water treatment plant (RWTP)* adalah sebuah proses pengolahan air baku menjadi air bersih karena air yang diambil dari alam masih banyak mengandung kotoran (*impurities*) yang terdiri dari *suspended solid (impurities* terlarut) yang diolah pada proses klarifikasi dan *dissolved solid (impurities* terlarut) yang diolah pada proses demineralisasi. Utilitas berperan sebagai unit penunjang kelancaran pelaksanaan proses produksi, unit utilitas menyediakan bahan-bahan dan alat penggerak peralatan yang ada pada proses produksi pabrik. Utilitas yang diperlukan pada prarancangan pabrik urea adalah sebagai berikut :

##### **1. Unit Pembangkit Steam**

Pada unit pembangkit *steam* memiliki tugas untuk menyediakan kebutuhan steam sebagai media pemanas.

##### **2. Unit Pembangkit Listrik**

Pada unit Pembangkit Listrik bertugas sebagai memenuhi kebutuhan listrik untuk menggerakkan alat proses, alat utilitas, alat elektronika, AC dan untuk penerangan pada pabrik.

##### **3. Unit Penyedia Udara dan Instrumen**

Pada unit ini memiliki tugas untuk memenuhi kebutuhan udara bersih.

#### 4. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit Pengadaan bahan bakar bertugas menyediakan kebutuhan bakar bakar di pabrik.

Air bersih dari pabrik biasanya digunakan untuk memenuhi kebutuhan sebagai berikut:

a. Unit Proses

Air proses merupakan air yang digunakan sebagai bahan baku pembuatan alfa-terpineol, bahan baku spesifikasi dan jumlah kebutuhan air proses pada tabel 5.1 berikut ini:

Tabel 5.1 Syarat Baku Mutu Air Proses

Spesifikasi	Nilai	Satuan
Turbiditas	<0,1	FTU
Ph	6,5-7,5	
M-Alkali	<10	mg/L
Iron	<0,1	mg/L
SiO <sub>2</sub>	2	mg/L

(Sumber: Batan.go.id)

b. Air Pendingin

Air pendingin adalah air yang digunakan untuk pertukaran atau perpindahan panas pada peralatan proses pendinginan dan penukar panas untuk keperluan perpindahan panas zat dalam aliran ke air. Saat menyediakan air untuk tujuan pendinginan, hal-hal berikut harus dipertimbangkan:



1. Kesadahan air yang dapat menyebabkan endapan atau *scale* (kerak) pada sistem pemipaan
  2. Mikroorganisme seperti bakteri atau plankton berkembang dan tumbuh di air sungai, menyebabkan fouling instrumen pertukaran panas
  3. Besi yang dapat menyebabkan korosi
  4. Minyak, ini adalah penyebab gangguan *film corrosion inhibitor*, yang menyebabkan endapan, karena mungkin merupakan makanan mikroba sehingga dapat menurunkan koefisien perpindahan panas (*heat transfer coefficient*).
  5. Bahan yang menyebabkan korosi dan bahan yang mengurangi efisiensi perpindahan panas biasanya berasal dari senyawa asam kuat.
- c. Air untuk keperluan umum dan sanitasi

Air Umum adalah air yang dibutuhkan oleh sarana untuk memenuhi kebutuhan pekerja seperti mandi, cuci, kakus (MCK) dan kebutuhan kantor lainnya, serta kebutuhan rumah tangga. Air sanitasi diperlukan untuk membersihkan atau membersihkan peralatan seperti pabrik, utilitas, dan laboratorium. Beberapa kebutuhan atau syarat air *saniter* (sanitasi) adalah:

- Persyaratan fisik: di bawah suhu kamar, tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau, dan tingkat kekeruhan  $< 1 \text{ mg SiO}_2/\text{liter}$
- Persyaratan kimia: tidak mengandung zat organik atau anorganik yang larut dalam air atau logam berat beracun lainnya
- Persyaratan biologis (bakteriologis): bebas kuman/bakteri, terutama bebas patogen

d. Air pemadam kebakaran (*hydrant*)

Bagian dari utilitas fasilitas ini adalah air pemadam kebakaran (*hydrant*). Jika suatu saat terjadi kebakaran di suatu tempat di pabrik, kebutuhan air ini sangat diperlukan. Oleh karena itu, penggunaan air untuk keperluan ini tidak terus menerus dan digunakan secara tidak sengaja hanya pada saat terjadi kebakaran. Pada kenyataannya, kebutuhan air ini melalui saluran pemadam kebakaran yang dihubungkan oleh kanal melintasi seluruh lokasi pabrik. Pipa *hydrant* terutama disiapkan di lokasi pabrik yang strategis, aspek utamanya adalah menjangkau seluruh area pabrik dengan lebih baik. Perkiraan jumlah air yang dibutuhkan untuk pemadam kebakaran sekitar 1.100 kg/jam akan ditampung dalam bak penampung. Peralatan pemadam kebakaran seperti hidran kebakaran (*fire hydrant*) harus ditempatkan di lokasi yang strategis, dan peralatan pemadam kebakaran portabel (*portable fire fighting equipment*) dipasang di semua ruangan dengan akses yang mudah. Terdapat fasilitas ini diharapkan fasilitas ini dapat menjaga kesehatan dan keselamatan kerja pabrik.

### **5.1.2 Unit Pengolahan Air**

Perancangan pabrik urea ini, air yang dibutuhkan diambil dari air laut yang terdekat dengan pabrik. Kebutuhan air pabrik dapat bersumber dari sumber air di sekitar pabrik dengan terlebih dahulu mengolahnya untuk memenuhi kebutuhan pemakaian. Perawatan dapat mencakup perawatan secara fisik dan kimia. Air yang diperoleh dari laut terlebih dahulu diolah sebelum dipergunakan karena masih mengandung banyak kotoran seperti tanah, lumpur dan kotoran lainnya. Air baku mula-mula dilewatkan *screener* dan diumpankan ke bak pengendapan awal untuk

mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air laut. Selanjutnya diumpankan ke *Reverse osmoso unit* untuk mengurangi konsentrasi garam. Berikutnya alirkan ke bak penggumpal yang mana telah diinjeksika *aluminium sulfate* yang memiliki fungsi sebagai koagulan untuk menetralsir muatan negatif partikel dari *suspendid solid* sehingga tidak saling tolak menolak menjadi pin *floct*. Kemudian untuk menetralkan pH air setelah diinjeksikan *aluminium sulfate* dan diharapkan bisa mendapatkan pH air pada kisaran 6,4-6,7 maka diinjeksi dengan *causatic*.

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

1. *Reverse Osmosis*

Merupakankan salah satu metode yang dapt digunakan untuk mengolah air laut menjadi air yang dapat digunakan untuk proses, atau bahkan di konsumsi. Pada metode ini digunakan filter berupa *plat and frame membrane* yang cocok digunakan untuk pengolahan air dalam kapasitas besar.

2. *Clarifier*

Proses yang terjadi di *clarifier* adalah flokulasi yang merupakan sebuah proses penyatuan flok dari partikel yang seulit membentuk flok, sehingga dapat membentuk flok yang lebih berat untuk di *blowdown*, dan air bersih akan keluar dari *clarifier* secara *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap dan di *blowdown* secara berkala dalamm waktu yang telah ditentukan.

3. *Sand Filter*

Setelah melalui tahap *clarifier*, air dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menyaring partikel-partikel *solid* yang lolos atau terbawa bersama air saat proses di

*clarifier*, air keluar dari *sand filter* dialirkan ke dalam suatu tangki penampung sementara. Selanjutnya dari tangki penampung sementara dialirkan sebagai air peoses sebagai media pendingin, demineralisasi, dan sebagian digunakan lagi untuk air keperluan umum atau air sanitasi.

#### 4. Demineralisasi

Untuk umpan *boiler* dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan, yaitu bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung dalam *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0,02 ppm.

Beberapa tahapan proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

##### a. *Cation Exchanger*

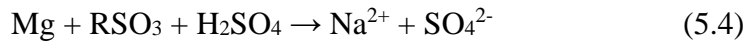
*Cation exchanger* berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air seperti *Calcium* (Ca), *Magnesium* (Mg), *Natrium* (Na), *Potassium* (K), *Mangan* (Mn), *Iron* (Fe) diganti dengan ion H<sup>+</sup> sehingga air yang keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H<sup>+</sup>, sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H<sup>+</sup>.

Reaksi:



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

Reaksi :



b. *Anion Exchanger*

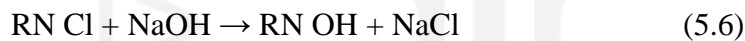
*Anion exchanger* berfungsi untuk mengikat *anion* yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa sehingga anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan membantu resin tersebut.

Reaksi :



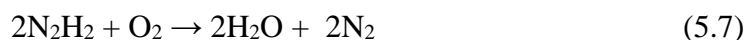
Dalam waktu tertentu, *anion* resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi :

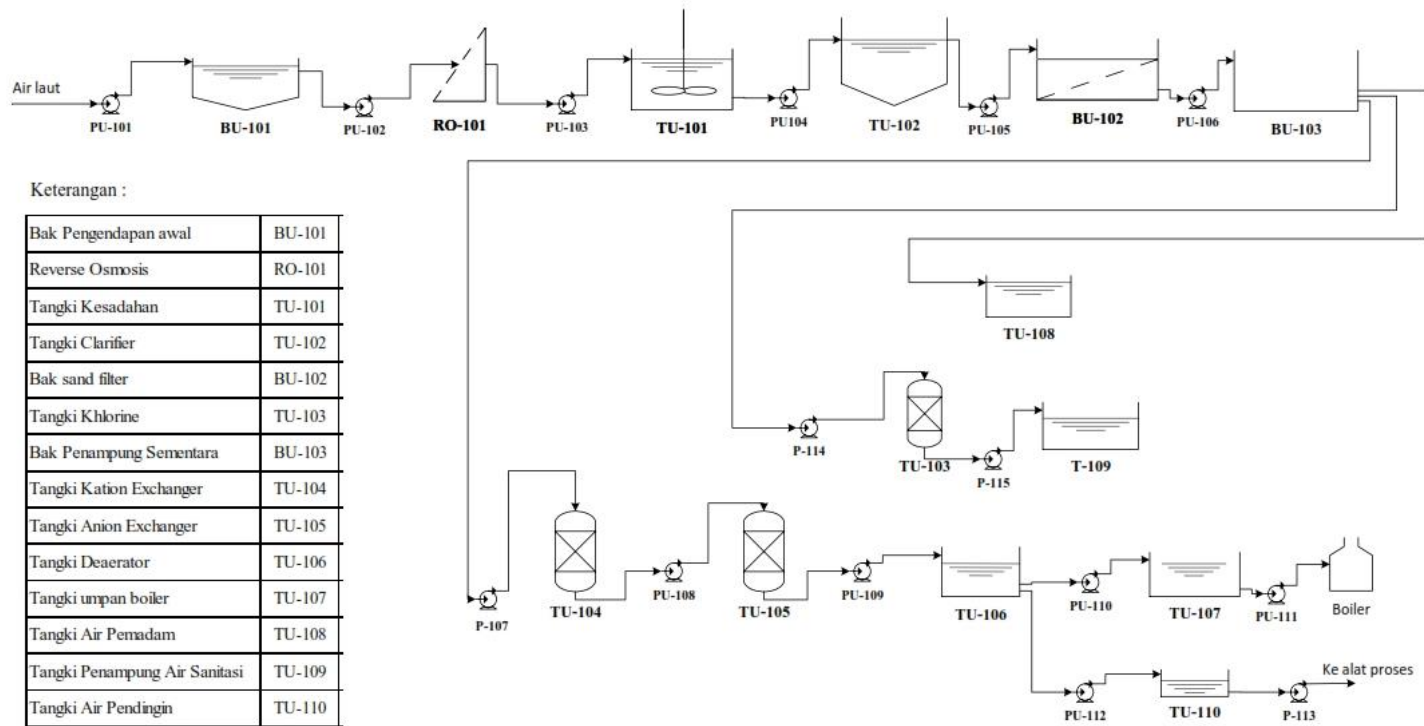


c. *Deaerasi*

Deaerasi merupakan proses pembebasan air umpan *boiler* dari oksigen ( $\text{O}_2$ ), air yang telah diproses melalui *demineralisasi (polish water)* akan dipompakan ke dalam dearetor dan diinjeksikan oleh *hidrazin* ( $\text{N}_2\text{H}_4$ ), bertujuan untuk meningkatkan oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.



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



Gambar 5.1 Diagram alir pengolahan air

### 5.1.3 Kebutuhan Air

Kebutuhan air pada pabrik urea dengan kapasitas 65,000 ton/tahun ini dapat dilihat pada tabel 5.1 sampai 5.4 sebagai berikut :

#### 1. Air Pembangkit *Steam*

Tabel 5. 1 Kebutuhan air pembangkit *steam*

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
E-101	1110.1956
E-102	12454.1967
EV-101	1972.30
MPD-101	6512.4520
LPD-101	2482.1515
<b>TOTAL</b>	<b>24532.3005</b>

#### 2. Air untuk proses

Tabel 5. 2 Kebutuhan air proses

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Reaktor	51586.1758
E-103	19829.7936
E-105	17024.8953
<b>TOTAL</b>	<b>88440.8647</b>

#### 3. Penyediaan Air Untuk Keperluan Domestik

##### a. Air Kantor

- Jumlah Karyawan = 150 orang
- Kebutuhan air masing-masing = 50 kg/hari

(SNI 03-7065-2005)

Total kebutuhan air masing-masing karyawan

Diperkirakan kebutuhan air untuk :

- Bengkel = 200 kg/hari
- Poliklinik = 300 kg/hari
- Laboratorium = 500 kg/hari
- Pemadam kebakaran = 1000 kg/hari
- Kantin, masjid, dan kebun = 1500 kg/hari
- Total kebutuhan air untuk kantor = 3500 kg.jam

b. Air Rumah Tangga

Diperkirakan perumahan sebanyak 30 rumah, jika masing-masing rumah rata – rata dihuni 4 orang, maka :

- Jumlah rumah = 30 rumah
- Kapasitas tiap rumah = 4 orang
- Kebutuhan air satu orang diperkirakan = 50 kg/hari

(SNI 03-7065-2005)

- Total kebutuhan rumah tangga = 6000 kg/hari

Maka total untuk keperluan domestik = 17000 kg/hari

= 708 kg/jam

Kebutuhan Air Total Secara Kontinyu = 123494,43 kg/jam



## 5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Air produk deaerasi atau air yang dihasilkan dari gas buang digunakan sebagai suplai air *boiler*. Air dikirim ke *boiler* dan kemudian dialirkan ke steam bertekanan tinggi. Energi uap bertekanan tinggi digunakan untuk menggerakkan turbin dan energi tersisa berupa uap bertekanan rendah/tekanan sedang yang digunakan sebagai elemen pemanas untuk unit proses. Hal-hal perlu dipertimbangkan saat menangani air umpan *boiler*:

- Zat-zat penyebab korosi

Korosi yang terjadi pada *boiler* terjadi karena umpan mengandung larutan asam dan gas terlarut seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S dan NH<sub>3</sub>.

- Zat-zat penyebab *foaming*

Air yang diperoleh dari proses pemanasan dapat menghasilkan gelembung di boiler. Hal ini disebabkan sejumlah besar zat organik, anorganik dan zat-zat lain tidak larut. Efek berbusa terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

- Zat-zat yang menyebabkan *scale foaming*

Terbentuknya endapan atau kerak disebabkan oleh adanya kekerasan dan temperatur yang tinggi, yang dapat berupa karbonat dan silikat.

## 5.3 Unit Penyedia *Dowtherm A*

*Dowtherm A* merupakan media pendingin yang dapat digunakan dengan kisaran suhu (12-497°C). *Dowtherm A* tidak memerlukan treatment secara fisis, kimia, maupun biologi. *Dowtherm A* digunakan sebagai media pendingin di dalam *Partial Condensor* (E-104). Alasan dipilihnya pendingin jenis *Dowtherm A* karena jenis pendingin ini dapat bekerja pada suhu tinggi. Apabila menggunakan

air pendingin biasa untuk menurunkan suhu maka proses pendinginan akan menjadi tidak efektif. Hal ini disebabkan air pendingin pada saat proses pendinginan dapat menjadi panas dan menguap sebagian terlebih dahulu sebelum proses pendinginan berakhir. Sehingga pemilihan jenis pendingin yang digunakan memiliki sifat fisik dan kimia yang lebih ringan dan dapat bertahan pada suhu tinggi. Kebutuhan *Dowtherm A* sebesar 8085,23 kg/jam disediakan oleh unit *dowtherm* .

#### 5.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh lokasi pabrik. PLN memenuhi kebutuhan listrik dan bertindak sebagai cadangan sebagai *generator*, menghindari kebingungan yang mungkin terjadi dengan PLN. Genset atau *generator* yang digunakan adalah genset AC (*generator* arus bolak-balik) berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan dengan trafo (*Transformator*) sesuai kebutuhan.

#### 1. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Tabel 5.3. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Nama Alat	Power (hp)
C-101	5
C-102	60
C-103	5
C-104	5
P-101	25

<b>Nama Alat</b>	<b>Power (hp)</b>
P-102	0.75
P-103	30
BL-101	3
<b>Total</b>	<b>133.75</b>

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses = 133,7500 hp

Maka total power yang dibutuhkan = 99,7775 kw

## 2. Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

<b>Nama Alat</b>	<b>Power (hp)</b>
CU-101	2
PU-101	7.5
PU-102	100
PU-103	5.00
PU-104	0.33
PU-105	3.00
PU-106	1.50
PU-107	0.50
PU-108	0.75
PU-109	0.70
PU-110	0.33
<b>TOTAL</b>	<b>121.66</b>

Jumlah kebutuhan listrik utilitas = 121,66 hp

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas = 255,4130 hp

Angka keamanan diambil 10 % sehingga dibutuhkan = 280,9543 hp

### **3. Kebutuhan listrik alat instrumentasi dan kontrol**

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat instrumentasi dan kontrol diperkirakan sebesar 5%, diperkirakan sebesar 25% dari kebutuhan alat proses dan utilitas sebanyak 14,0477 hp.

### **4. Kebutuhan Listrik Laboratorium, Rumah Tangga, Perkantoran, dan lain-lain.**

Jumlah kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga perkantoran, dan lain-lain, diperkirakan sebesar 25 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas sebesar 70,2386 *house power*.

Kebutuhan Listrik Total

Jumlah kebutuhan listrik total = 365,2406 *House power*

Faktor daya diperkirakan 80 % = 340,5869 *Killo watt*

Energi listrik sebesar ini diperoleh dari PLN, namun disediakan generator sebagai cadangan 400 kW. Kebutuhan listrik pada pra rancangan pabrik urea dipenuhi dari dua sumber yaitu PLN dan generator diesel. Generator juga digunakan sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan petimbangan:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan dengan *transformer*

## 5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyediaan udara tekan atau unit suplai udara terkompresi digunakan untuk mengoperasikan peralatan seperti mengoperasikan katup kontrol dan membersihkan sistem operasi. Udara terkompresi harus didistribusikan dengan kondisi bersih dan kering pada tekanan 1atm. Udara instrumentasi diekstraksi dari udara lingkungan pabrik, hanya perlu meningkatkan tekanan udara dengan kompresor. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut, kompresor digunakan dan didistribusikan melalui pipa. Dalam pabrik urea jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 14,8 m<sup>3</sup>/jam.

Mekanisme untuk menghasilkan udara tekan dapat dijelaskan sebagai berikut: Udara lingkungan dikompresi oleh kompresor dengan filter untuk mencapai tekanan 3,72 atm dan kemudian melewati tumpukan silika gel untuk mendapatkan udara kering. Selain itu, udara kering disuplai ke unit kontrol yang membutuhkannya.

## 5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

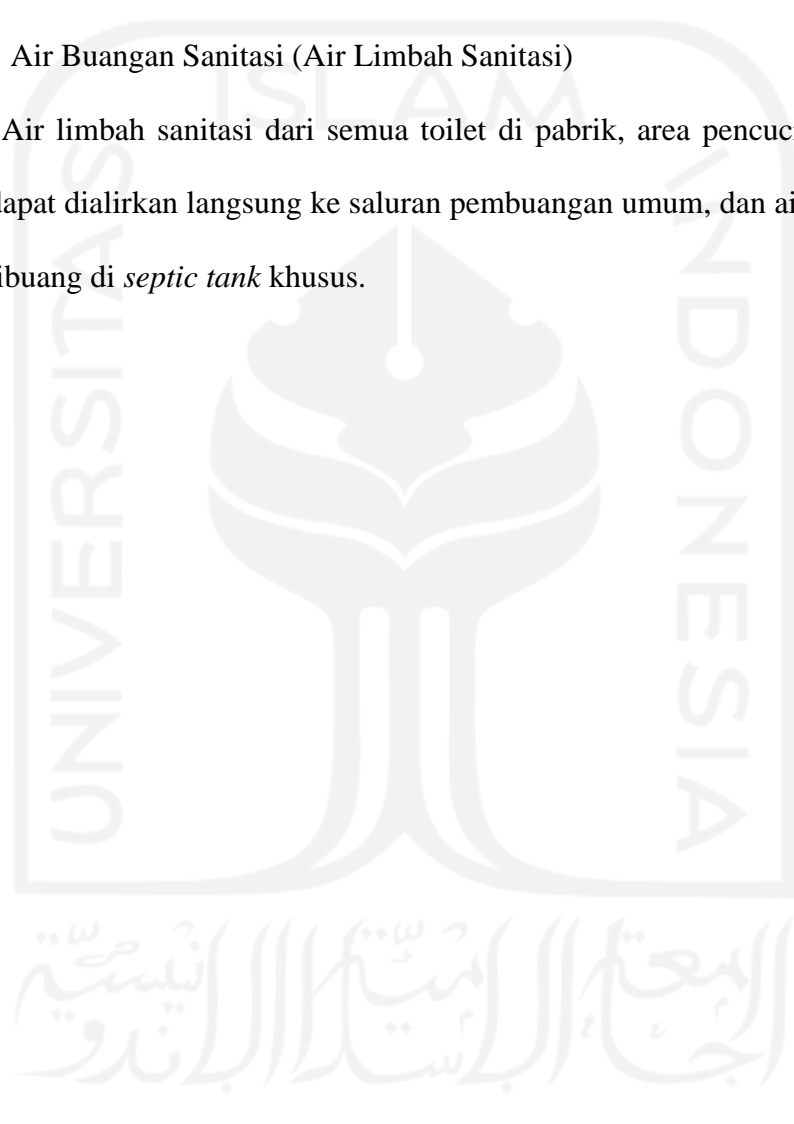
Mengingat sebagian kebutuhan listrik pabrik dipenuhi oleh genset itu sendiri, maka diperlukan unit pemasok bahan bakar untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar tersebut. Selain *generator*, boiler juga digunakan. Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar cair yang diperoleh dari PT. Pertamina EP Asset 4 Donggi Matindok Field, Kecamatan Toili Barat, Kabupaten Banggai, Sulawesi Tengah yaitu solar 37,3218 kg/jam (untuk genset) dan *fuel oil* 1,5783 kg/jam (untuk *boiler*).

## 5.7 Unit Pembuangan Limbah

Beberapa limbah yang dihasilkan dari pabrik urea dari amonia dan karbondioksida sebagai berikut:

### 1. Air Buangan Sanitasi (Air Limbah Sanitasi)

Air limbah sanitasi dari semua toilet di pabrik, area pencucian, dan area dapur dapat dialirkan langsung ke saluran pembuangan umum, dan air limbah dari toilet dibuang di *septic tank* khusus.



## 5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

### 1. Pompa

Tabel 5. 5 Spesifikasi pompa utilitas

Kode	Fungsi	Jenis	Ukuran Pipa			Daya	Motor	Laju Alir
			ID (ft)	SCH	IPS (in)	Hp	Hp	gpm
PU-01	Mengalirkan air laut ke BPA	Sentrifugal	0,6651	40	8	4,9218	7,5	652,41
PU-02	Mengalirkan air dari BPA ke RO	Sentrifugal	0,6651	40	8	72,4806	100	652,41
PU-03	Mengalirkan air dari RO ke TK	Sentrifugal	0,6651	40	8	3,2531	5	652,41
PU-04	Mengalirkan air dari TK ke CL	Sentrifugal	0,6651	40	8	0,1822	0,33	652,41
PU-05	Mengalirkan air dari CL ke SF	Sentrifugal	0,6651	40	8	2,1163	3	652,41
PU-06	Mengalirkan air dari SF ke BPS	Sentrifugal	0,6651	40	8	0,9914	1,5	652,41
PU-07	Mengalirkan air untuk domestik	Sentrifugal	0,0518	40	0,5	0,3010	0,5	3,74
PU-08	Mengalirkan air dari KEU ke AEU	Sentrifugal	0,3355	40	3	0,4552	0,75	129,60
PU-09	Mengalirkan air dari AEU ke DAU	Sentrifugal	0,2557	40	3	0,4958	0,75	129,60

Kode	Fungsi	Jenis	ID	SCH	IPS	Daya (Hp)	Motor (Hp)	Laju alir (gpm)
PU-10	Mengalirkan air dari TUB ke BLU	Sentrifugal	0,5054	40	6	0,2214	0,5	155,5242





## 2. Penyediaan Air

### 1. Bak Pengendap Awal

Kode	: BU-101
Fungsi	: Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air tanah
Jenis	: Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Kapasitas	: 148,3193 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	: Panjang : 24,2376 m Lebar : 12,1188 m Tinggi : 6,0594 m
Jumlah	: 1

### 2. Reverse Osmosis

Kode	: RO-101
Fungsi	: Menyaring molekul dan ion – ion suatu larutan dengan cara memberikan tekanan pada larutan
Jenis	: <i>Plate and frame membrane</i>
<i>Over design</i>	: 0,20

### 3. Tangki Keadahan

Kode	: TU-101
Fungsi	: Mencampurkan air dengan 5% dan CaOH 5%
Jenis	: Tangki Silinder Berpengaduk
Kapaitas	: 12,3796 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Diameter : 2,5077 m

Tinggi : 2,5077 m

Jumlah : 1

4. *Clarifier*

Kode : TU-102

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang ada pada air dari tangki kesadahan

Jenis : *External solid recirculation clarifier*

Kapasitas : 297,1095 m<sup>3</sup>

Dimensi : Diameter : 7,2335 m

Tinggi : 9,6447 m

Jumlah : 1

5. *Sand Filter*

Kode : BU-102

Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran yang berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di *clarifier*

Jenis : Bak persegi terbuka dengan saringan pasir

Kapasitas : 148,1933 m<sup>3</sup>/jam

Dimensi : Diameter : 6,2140 m

Jumlah : 2

6. Bak Penampung Sementara

Kode : BU-103

Fungsi : Menampung sementara *raw water* setelah disaring di *sand filter*

Jenis : Bak persegi terbuka dengan rangka beton

Kapasitas : 148,1933 m<sup>3</sup>

Dimensi : Panjang : 6,6673 m

Lebar : 3,3337 m

Tinggi : 3,3337 m

Jumlah : 1

### 3. Pengolahan Air Sanitasi

#### 1. Tangki Klorinasi

Kode : TU-103

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan sanitasi

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Kapasitas : 40.800 m<sup>3</sup>

Dimensi : Diameter : 3,73 m

Tinggi : 3,73 m

Pengaduk : *Marine propeller*

*Power* : 49 Hp

Jumlah : 1

### 4. Penyediaan Air Proses

#### 1. *Kation Exchanger*

Kode : TU-104

Fungsi : Menghilangkan kesdahan air yang disebabkan oleh *kation-kation* seperti Ca dan Mg untuk umpan *boiler*

Jenis : *Down Flow Cation Exchanger*

Kapasitas : 29,44 m<sup>3</sup>/jam

Dimensi : Diameter : 2,2614 m  
Tinggi : 1,5682 m

Jumlah : 1

## 2. *Anion Exchanger*

Kode : TU-105

Fungsi : Menghilangkan anion dari air yang keluar dari *kation exchanger unit*

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 29,44 m<sup>3</sup>/jam

Dimensi : Diameter : 1,7516 m  
Tinggi : 1,2010 m

Jumlah : 1

## 3. Deaerator

Kode : TU-106

Fungsi : Menghilangkan kandungan gas CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, dan H<sub>2</sub>S

Kapasitas : 29,4388 m<sup>3</sup>/jam

Jenis : Tangki silinder tegak

Dimensi : Diameter : 3,9168 m  
Tinggi : 1,7223 m

Jumlah : 1

4. Tangki Umpan *Boiler*

Kode : TU-107

Fungsi : Mencampur kondensat sirkulasi dan *make up* uap air umpan boiler

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 17,6633 m<sup>3</sup>

Dimensi : Diameter : 2,2407 m

Tinggi : 4,4815 m

Jumlah : 1

5. *Boiler*

Kode : *Boiler*

Fungsi : Membuat steam jenuh pada suhu 200 °C, tekanan 15,3 atm

Jenis : *Water tube boiler*

*Steam* : 35326,5128 kg/jam

Jumlah : 1

6. Tangki Bahan Bakar

Kode : TBU-111

Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar boiler untuk kebutuhan 7 hari.

Jenis : Tangki silinder dengan *conical roof* dan *float bottom*

Volume : 8,2626 m<sup>3</sup>

Dimensi : Diameter : 2 m

Tinggi : 2 m

Jumlah : 1



## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

#### 6.1 Evaluasi Ekonomi

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimasi) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi dari suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya keuntungan yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dana layak atau tidak didirikan.

Dalam hal ini evaluasi ekonomi ada beberapa faktor yang ditinjau yaitu:

1. *Return on investment*
2. *Pay out time*
3. *Discounted cash flow*
4. *Break even point*
5. *Shut down point*

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)
  - a. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

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

b. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

*Fixed capital investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik untuk mengoperasikannya.

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

a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

*Manufacturing cost* merupakan jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *manufacturing cost* meliputi:

- *Direct Cost*

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

- *Indirect Cost*

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

- *Fixed Cost*

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

- Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

*General expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

3. Pendapatan Modal



Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- Biaya Tetap (*fixed cost*)
- Biaya Variabel (*variable cost*)
- Biaya Mengambang (*regulated cost*)

### 6.1.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan yang menunjang proses produksi pabrik selalu berubah-ubah setiap tahunnya karena dipengaruhi oleh kondisi ekonomi. Harga peralatan pada tahun rencana pabrik didirikan yaitu tahun 2026 dapat ditentukan dengan menggunakan *index* harga pada tahun tersebut. *Index* harga pada tahun analisa yaitu tahun 2017 dapat ditentukan dengan persamaan regresi linier terhadap index-index harga tahun sebelumnya.

### 6.2 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dilakukan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak. Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

#### 1. Return On Investment (ROI)

*Return on investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan

$$ROI b = \frac{\text{keuntungan sebelum pajak} \times 100\%}{\text{Fixed capital}}$$

$$ROI a = \frac{\text{keuntungan sesudah pajak} \times 100\%}{\text{Fixed capital}}$$

Dengan:

ROI a = % ROI sebelum pajak

ROI b = % ROI sesudah pajak

Nilai ROI minimum untuk pabrik berisiko rendah adalah 11% dan ROI minimum untuk pabrik berisiko tinggi adalah 44% (Aries and Newton, 1955).

## 2. Pay Out Time ( POT )

*Pay out time* adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi

$$D = \frac{\text{Fixed capital}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}}$$

Nilai POT untuk pabrik berisiko rendah selama 5 tahun, sedangkan untuk pabrik berisiko tinggi selama 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

## 3. Break Event Point ( BEP )

*Break event point* adalah titik impas dimana pabrik tidak mempunyai suatu keuntungan maupun kerugian

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

Dengan:

Fa = *Fixed capital* pada produk maksimum per tahun

Ra = *Regulated expense* pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum per tahun

Va = *Variable expense* pada produksi maksimum per tahun

## 4. Shut Down Point ( SDP )

*Shut down point* adalah keadaan dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *fixed cost* sehingga pabrik harus ditutup

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

### 6.3 Perhitungan Ekonomi

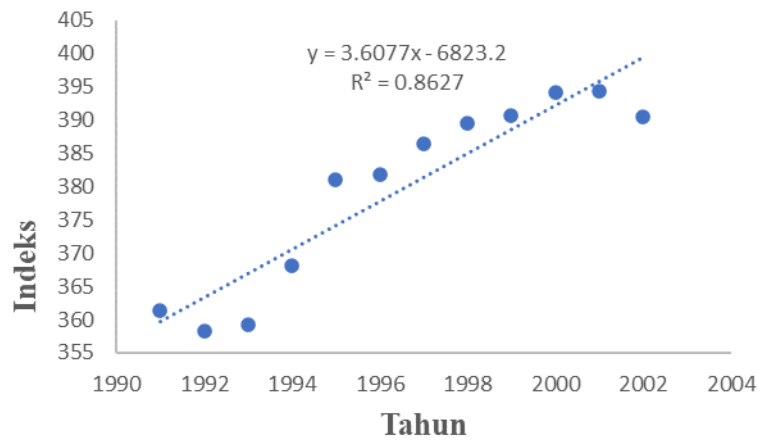
#### *Capital Investment*

##### 1. *Fixed Capital*

Tabel 6.1 Indeks Tahun 1991-2002

No	Tahun	Indeks
1	1991	361,3
2	1992	358,2
3	1993	359,2
4	1994	368,1
5	1995	381,1
6	1996	381,7
7	1997	386,5
8	1998	389,5
9	1999	390,6
10	2000	394,1
11	2001	394,3
12	2002	390,4

(Peters & Timmerhaus, 2003)



Gambar 6.1 Indeks Harga Alat

$$y = ax + b$$

$$= 3,6077x - 6.823,17$$

Dengan:

y = indeks

x = tahun

Sehingga diketahui indeks tahun 2026 adalah 486,03

Harga diambil dari Peters & Timmerhaus (2002) dengan indeks 390,40

Mencari Harga Tangki Tahun 2026

- harga tangki kapasitas yang sama tahun 2002 adalah (US\$)(Ex) = 5.000
- indeks tahun 2002 (Nx) = 390,4
- indeks tahun 2026 (Ny) = 486,0262
- harga tangki kapasitas yang sama tahun 2026 adalah (US\$) (Ey)

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

$$Ey = \frac{486,03}{390,40} \times 5.000$$

= 6.224,72

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	N	Harga US \$		Total Harga US \$
				2002	2026	
1	<i>Blower-101</i>	BL-101	1	5.000	6.225	6.224,72
2	<i>Compressor-101</i>	C-101	1	4.000	4.980	4.979,72
3	<i>Compressor-102</i>	C-102	1	4.800	5.976	5.975,73
4	<i>Compressor-103</i>	C-103	1	5.000	6.335	6.224,72
5	<i>Expander-101</i>	Ex-101	1	10.000	12.449	12.449,44
6	<i>Heat Exchanger-101</i>	E-101	1	10.000	12.449	12.449,44
7	<i>Heat Exchanger-102</i>	E-102	1	12.438	15.485	15.484,62
8	Kondensor Parsial	E-103	1	7.488	9.322	9.322,14
9	Kondensor Parsial	E-104	1	44.928	55.933	55.932,85
10	Kondensor Total, <i>Double Pipe</i>	E-105	1	1.000	1.245	1.244,94
11	<i>Low Pressure Decomposer</i>	D-102	1	22.400	27.887	27.886,75
12	<i>Medium Pressure Decomposer</i>	D-101	1	82.800	103.081	103.081,75
13	<i>Prilling Tower</i>	T-101	1	200.000	248.989	248.988,83
14	Pompa-101	P-101	5	28.350	35.294	176.470,83
15	Pompa-102	P-102	1	1.800	2.241	2.240,90
16	Pompa-103	P-103	5	31.000	38.593	192.966,34
17	Reaktor	R-101	1	501.400	624.215	624.215,00

No	Nama Alat	Kode Alat	N	Harga US \$		Total Harga US \$
				2002	2026	
18	Silo	S-01	1	30.000	37.348	37.348,32
19	Separator-101	S-101	1	10.000	12.449	12.449,44
20	Separator-102	S-102	1	10.000	12.449	12.449,44
21	Tangki Penyimpanan Amonia	T-101	1	110.000	136.944	136.943,86
22	Tangki Penyimpanan CO <sub>2</sub>	T-102	5	800.000	995.955	4.979.776,64
23	Vacuum Concentrator Evaporator	EV-101	1	60.000	74.697	74.697,65
24	Valve Exxpantion Reactor	V-101	1	3.500	4.357	4.357,30
25	Valve Exxpantion MPD	V-102	1	3.850	4.793	4.793,04
26	Valve Exxpantion LPD	V-103	1	3.851	4.794	4.794,28
27	Belt Conveyor	BC-101	1	40.000	49.798	49.798,77
28	Compressor-104	C-104	1	2.100	2.614	2.614,38
29	Expander-102	Ex-102	1	2.500	3.112	3.112,36
<b>Jumlah</b>						<b>6.829.271,91</b>

(Peters & Timmerhaus, 2003)

\$ 1 = Rp 15.000

Harga alat total (US \$) = 6.831.512,81  
= Rp 102.472.692.111

*Capital Invesment*

1. *Purchase Equipment Cost (PEC)*

PEC Murni	= US \$ 6.831.512,81
Biaya pengangkutan sampai pelabuhan (15% PEC)	= US \$ 1.024.726,92
Asuransi pengangkutan (0,5-0,75% PEC) diambil 0,70%	= US \$ 478.205,90
Biaya pengangkutan sampai lokasi (25% PEC)	= US \$ 1.707.878,20
Total <i>Purchased Equipment Cost</i> (PEC)	= US \$ 16.873.837
1 man hour asing	= US \$ 20,00
1 man hour indonesia	= Rp 40.000
1 man hour asing	= 3 man hour indonesia

### 2. *Instalation Cost* (Biaya Pemasangan)

Besarnya biaya instalasi adalah 43% dari PEC Murni (aries newton, P.77)

Material = 0,11 PEC Murni = US \$ 751.466,41

Buruh = 0,32 PEC Murni

Jumlah man hour asing (MHA) = 0.32 x PEC Murni/US \$ 20  
= 109.304,2049 = 109.304

Pemasangan alat memakai 5% tenaga asing dan 95 % tenaga Indonesia, sehingga:

Perincian ongkos buruh:

ASING = 5% x 109.304 MHA x US \$ 20/MHA = US \$ 109.304,20

IND = 95% x 109.304 MHA x (3MHI/MHA) x Rp 40000/MHI  
= Rp 12.460.679.360

Total biaya instalasi: = US \$ 860.770,61

+ Rp 12.460.679.361

### 3. *Piping Cost* (Biaya Pemipaan)

sistem : proses *fluid*

Besarnya: 86 % PEC murni (material 49%, buruh 37%) (aries newton, P.78)

Material = 0,49 PEC murni = US \$ 3.347.441,28

Buruh = 0,37 PEC murni

Jumlah man hour asing (MHA) = 0.37 x PEC Murni/US \$ 20

= 126.382,987 = 126.383,000

Pemasangan menggunakan 100 % tenaga Indonesia

Ongkos buruh = 100% x 126.383 MHA x (3 MHI/MHA) x Rp 40.000/MHI

= Rp 15.165.958.432,44

Total biaya pemipaan: = US \$ 3.347.441,28

+ Rp 15.165.958.432,44

#### 4. *Instrumentation Cost* (Biaya Instrumentasi)

Besarnya: 15 % PEC murni (material 12%, buruh 3%) (aries newton, P.97)

Material = 0,12 PEC murni = US \$ 819.781,54

Buruh = 0,03 PEC murni

Jumlah man hour asing (MHA) = 0.03 x PEC Murni/US \$ 20

= 10.247,27 = 10.247,00

Pemasangan menggunakan 5 % tenaga asing dan 95 % tenaga Indonesia

Perincian ongkos buruh:

ASING = 5% x 10.247 MHA x US \$ 20/MHA = US \$ 10.247,27

IND = 95% x 10.247 MHA x (3MHI/MHA) x Rp 40.000/MHI

= Rp 1.168.188.690

Total biaya instrumentasi: = US \$ 830.028,81

+ Rp 1.168.188.690



### 5. *Insulation Cost* (Biaya Insulasi)

Besarnya: 8 % PEC murni

Material = 0,03 PEC murni = US \$ 204.945,38

Buruh = 0,05 PEC murni

Jumlah man hour asing (MHA) = 0.05 x PEC Murni/US \$ 20  
= 17.078,78 = 17.079

Pemasangan menggunakan 100 % tenaga Indonesia

Ongkos buruh = 100% x 17.079 MHA x (3 MHI/MHA) x Rp 40.000/MHI  
= Rp 2.049.453.842,22

Total biaya insulation: = US \$ 204,945.38  
+ Rp 2.049.453.842,22

### 6. Fasilitas Listrik

Besarnya : 10-15% PEC murni (diambil 15% dengan material 10%, buruh 5%)

(aries newton, P.102)

Material = 0,10 PEC murni = US \$ 683.151,28

Buruh = 0,05 PEC murni

Jumlah man hour asing (MHA) = 0.05 x PEC Murni/US \$ 20  
= 17.078,78 = 17.079

Pemasangan menggunakan 100 % tenaga Indonesia

Ongkos buruh = 100% x 17.073 MHA x (3 MHI/MHA) x Rp 40.000/MHI  
= Rp 2.049.453.842,22

Total biaya Listrik: = US \$ 683.,151,28  
+ Rp 2.049.453.842,22

## 7. Bangunan

Besarnya: 0,40 PEC murni

Biaya bangunan: = US \$ 2.732.605,12

## 8. Tanah dan Perbaikan

Luas tanah diperkirakan = 34.000 m<sup>2</sup>

Harga tanah diperkirakan = Rp 850.000/m<sup>2</sup>

Biaya pembelian tanah = Rp 28.900.000.000

Biaya perbaikan tanah (10-15 %) PEC murni

Diambil 0,13 PEC murni = US\$ 888.096,66

Total biaya tanah dan perbaikan = US \$ 888.096,66

+ Rp 28.900.000.000

## 9. Utilitas

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	N	Harga US \$		Total Harga US \$
				2002	2026	
1	Pompa Utilitas	PU-101	2	5.000	6.225	12.499,44
2	Pompa Utilitas	PU-102	2	7.150	8.901	17.802,70
3	Pompa Utilitas	PU-103	2	5.000	6.225	12.499,44
4	Pompa Utilitas	PU-104	2	5.000	6.225	12.499,44
5	Pompa Utilitas	PU-105	2	5.000	6.225	12.499,44
6	Pompa Utilitas	PU-106	2	5.000	6.225	12.499,44
7	Pompa Utilitas	PU-107	2	1.000	1.245	2.489,89
8	Pompa Utilitas	PU-108	2	3.000	3.735	7.469,66

No	Nama Alat	Kode Alat	N	Harga US \$		Total Harga US \$
				2002	2026	
9	Pompa Utilitas	PU-109	2	3.000	3.735	7.49,66
10	Pompa Utilitas	PU-110	8	4.000	4.980	39.838,21
11	<i>Cooling Tower</i>	CT-101	1	91.800	114.286	114.286,87
12	<i>Anion Exchanger</i>	AE-101	1	11.000	13.694	13.694,39
13	<i>Kation Exchanger</i>	KE-101	1	11.000	13.694	13.694,39
14	Deaerator	DU-101	1	20.000	24.899	24.899,88
15	<i>Boiler</i>	BU-101	1	210.000	261.438	261.438,27
16	Bak Pengendapan awal	BU-101	1	200.000	248.989	248.989,83
17	<i>Reverse Osmosis</i>	RO-101	1	21.000	26.144	26.144,83
18	Tangki Kesadahan	TU-101	1	21.000	26.144	26.144,83
19	Tangki <i>Clarifier</i>	TU-102	1	30.000	37.348	37.348,32
20	Bak <i>Sand Filter</i>	BU-102	2	15.000	18.674	37.348,32
21	Tangki <i>Khlorine</i>	TU-103	1	9.000	11.204	11.204,50
22	Bak Penampungan Sementara	BU-103	1	200.000	11.204	11.204,50
23	Tangki <i>Kation Exchanger</i>	TU-104	1	25.500	31.746	31.746,08
24	Tangki <i>Anion Exchanger</i>	TU-105	1	14.400	17.927	17.927,20
25	Tangki Deaerator	TU-106	1	26.000	32.369	32.369,55
26	Tangki Umpan <i>Boiler</i>	TU-107	1	24.000	29.879	29.879,66
27	Tangki Air Pemadam	TU-108	3	3.500	4.357	13.071,91
28	Tangki Penampung Air Sanitasi	TU-109	1	11.000	13.694	13.694,39

No	Nama Alat	Kode Alat	N	Harga US \$		Total Harga US \$
				2002	2026	
29	Tangki Air Pendingin	TU-110	1	30.000	37.348	37.348,32
30	Tangki Bahan Bakar	TB-101	1	18.000	22.409	22.409,99
31	Generator	GU-101	1	43.300	53.906	53.906,08
32	Kompresor (Udara Tekan)	KU-101	1	10.000	12.449	12.449,44
33	Unit Pengolahan Limbah	UPL	1	90.000	112.045	112.045,97
34	<i>Refrigerasi Dewtherm A</i>	RG-101	1	10.000	12.449	12.449,44
35	<i>Dowtherm A</i>	CD	1	0	194.046	194.046,58
36	Kompresor (Udara Tekan)	CD	1	1.500	1.867	1.867,42
37	Bahan Bakar <i>Boiler</i> dan gen	CD	1	0	233.890	233.890,57
<b>Jumlah</b>						<b>1.782.807,88</b>

(Peters & Timmerhaus, 2003)

Biaya pengangkutan sampai lokasi (25% PEC) = US \$ 445.701,97

Biaya instalasi utilitas (0.75 dari PEC utilitas) = US\$ 1.337.105,91

Biaya Utilitas = US\$ 1.782.807,88

Total biaya utilitas = US \$ 3.565.615,75

Jadi besarnya *Physical cost* dapat dihitung

Tabel 6.4 *Physical Cost*

No	Keterangan	US \$	Rupiah	Total Harga (Rp)
1	<i>Purchase Equipment Cost (EC)</i>	16.873.837		253.107.549.514
2	Instalasi	860.711	12.460.679.361	25.372.238.567

No	Keterangan	US \$	Rupiah	Total Harga (Rp)
3	Pemipaan	3.347.441	15.165.958.432	65.377.577.567
4	Instrumentasi	830.029	2.336.377.380	13.618.620.782
5	Isolasi	204.945	2.049.453.842	5.123.634.606
6	Listrik	683.151	2.049.453.842	12.296.723.053
7	Bangunan	2.732.605		40.989.076.844
8	Tanah dan Perbaikan	888.097	28.900.000.000	42.221.449.974
9	Utilitas	3.565.616		53.484.236.324
<b>Jumlah</b>		<b>29.816.520</b>	<b>61.793.734.168</b>	<b>511.591.107.231</b>

Total *physical plant cost* (PPC) = US \$ 29.986.491,54

+ Rp 61.793.734.167,66

#### 10. *Engineering and Construction* (E & C)

Besarnya: 0,25 PPC

E & C = US \$ 7.496.622,88

+ Rp 15.448.433.541,91

*Direct Plan Cost* (DPC) = PPC + (E & C) = US \$ 37.483.114,42

+ Rp 77.242.167.709,57

#### 11. *Contractor's Fee*

Besarnya 2-6 % DPC *Contractor's fee* = US \$ 1.499.324,58

Diambil 0,04 DPC +Rp 3.089.686.708,38

#### 12. *Contingency*

Besarnya 10 - 25 % DPC *Biaya contingency* = US \$ 7.496.622,88

Diambil 0,20 DPC + Rp 15.448.433.541,91

### *Fixed Capital Investment (FCI)*

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DPC} + \text{Contingency} + \text{Contractor's fee} \\ &= \text{US \$ } 46.479.061,88 \\ &+ \text{Rp } 95.780.287.959,87 \end{aligned}$$

### *2. Working Capital*

Diambil 1 tahun = 12 bulan periode

#### *1. Raw Material Inventory*

Persediaan dalam 1 tahun

Karbon Dioksida	= 6.002,33 kg/jam, dalam 1 tahun = 3.961.537,37 kg
Harga	= 2,49 US \$/kg
Biaya	= US \$ 9.844.420
Amonia	= 5.071,68 kg/jam, dalam 1 tahun = 3.347.311,56 kg
Harga	= 0,69 US \$/kg
Biaya	= US \$ 2.309.644,98
Total biaya <i>raw material</i>	= US \$ 12.514.565,24

#### *Shipping:*

Biaya asuransi 0,5% biaya bahan baku	= US \$ 49.222,10
Biaya pengangkutan sampai lokasi 15% biaya bahan baku	= US \$ 1.476.663,05
Total biaya <i>raw material inventory</i>	= US \$ 13.679.950,49

#### *2. Inprocess Inventory*

*Hold up time* = 0,5 bulan

$$\text{Biaya} = (0,5 * \text{MC} / \text{bulan} * \text{total hold up time})$$

$$\text{Inprocess inventory} = \text{US \$ } 4.785.567,58$$

+ Rp 1.015.076.363,33

### 3. *Product Inventory*

Biaya yang diperlukan 1 bulan *manufacturing cost*

Biaya produk *inventory* = US \$ 19.142.270,32

+ Rp 4.060.305.453,34

### 4. *Extended Credit*

Diperkirakan sejumlah besarnya penjualan produk untuk 1 bulan produksi

*Extended credit* = US \$ 24.646.230,52

### 5. *Available Cash*

Diperkirakan sejumlah 1 bulan *manufacturing cost*

Available cash = US \$ 19.142.270,32

+ Rp 4.060.305.453,34

Total biaya *working capital* = US \$ 81.396.289,23

+ Rp 9.135.687.270,01

Total Biaya FCI & WCI = 2.023.046.241.926,44

### 3. *Manufacturing Cost*

#### 1. *Direct Manufacturing Cost*

##### a. *Raw Material (Basis Free On Board)*

Kebutuhan bahan baku selama 1 tahun

CO<sub>2</sub> *fresh feed* = 6.002,33 kg/jam, dalam 1 tahun = 47.970.616,13 kg

Harga CO<sub>2</sub> = 2,49 US \$/kg (<https://indonesian.alibaba.com/product-detail/99-99-99-999-50kg-CO2-1600139241103.html> )

Biaya CO<sub>2</sub> = US \$ 119.206.981,09

NH<sub>3</sub> *fresh feed* = 9.484,94 kg/jam, dalam 1 tahun = 75.120.701,02 kg

Harga Amonia = 0,69 US \$/kg (<https://indonesian.alibaba.com/g/price-of-liquid-ammonia-nh3.html>)

Biaya Amonia = US \$ 51.833.283,70

Total biaya *raw material* = US \$ 171.040.264,79

Shipping:

Biaya asuransi 0,5% biaya bahan baku = US\$ 855.201,32

Biaya pengangkutan sampai lokasi 15% biaya bahan baku = US\$ 25.656.039,72

Total biaya *raw material inventory* = US\$ 197.551.505,83

b. Labor

Tabel 6.5 *Laboratorium cost*

<b>Karyawan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji (Rp)</b>	<b>Biaya 1 tahun</b>
Kepala Bagian Produksi & Teknik	2	30.000.000	720.000.000
Ketua Seksi Bagian Produksi & Teknik	4	25.000.000	1.200.000.000
Karyawan Proses	12	10.000.000	1.440.000.000
Karyawan Laboratorium	4	10.000.000	480.000.000
Karyawan Utilitas	6	10.000.000	720.000.000
Karyawan non Lokal	22	12.000.000	3.168.000.000
Karyawan Pemeliharaan	12	10.000.000	1.440.000.000
<b>Total</b>	<b>62</b>		<b>9.168.000.000</b>

Total Labor = Rp 9.168.000.000

c. Supervisi



Tabel 6.6 Supervisi

Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	Biaya 1 tahun
<i>General Manager</i>	1	50.000.000	600.000.000
<i>Asisten General Manager</i>	1	40.000.000	480.000.000
<i>Manager Produksi &amp; Teknik</i>	1	35.000.000	420.000.000
<i>Manager Administrasi &amp; Keuangan</i>	1	35.000.000	420.000.000
<b>Total</b>	<b>4</b>		<b>1.920.000.000</b>

Total Supervisi = Rp 1.920.000.000

d. *Maintenance*

Besarnya 6-7% FCI (diambil 0,07 FCI)

Biaya *maintenance* = US \$ 3.253.534,33

+ Rp 6.704.620.157,19

e. *Plant Supplies*

Besarnya 0,15 *maintenance*

Biaya *plant supplies* = US \$ 488.030,15

+ Rp 1.005.693.023,58

f. Royalti dan Paten

Diestimasi 0-6% dari harga jual produk, diambil 0,05 dari harga jual produk

Produk Urea = 65.001.048 kg/th = 143.174.113,46 lb/th

Harga jual produk Urea = 4,55 US \$ / kg

Hasil penjualan BO 1 tahun = US \$ 295.754.766,18

Hasil penjualan 1 tahun = US \$ 295,754,766.18

Biaya royalti dan paten = US \$ 13.900.474,01

= Rp 208.507.110.160,02

g. Utilitas

Besarnya 25-50% dari biaya bangunan dan kontingensi, diambil 0,38

Biaya Utilitas = US \$ 3.887.106,64

+ Rp 5.870.404.745,93

Total biaya *direct manufacturing cost* = US \$ 219.080.650,97

+ Rp 24.668.717.926,70

2. *Indirect Manufacturing Cost*

a. *Payroll Overhead*

Besarnya 10-20% labor, diambil 0,20 labor

Biaya *payroll overhead* = Rp 1.833.600.000,00

b. Laboratorium

Besarnya 10-20% labor, diambil 0,10 labor

Biaya laboratorium = Rp 1.833.600.000,00

c. *Plant overhead*

Besarnya 50-100% labor, diambil 0,50 labor

Biaya *plant overhead* = Rp 4.584.000.000,00

d. *Packaging dan Transporting*

Besarnya 0,01 dari penjualan produk selama 1 tahun

Biaya *packaging dan transporting* = US \$ 2,957,547.66

Total *indirect manufacturing cost* = US \$ 2,957,547.66

+ 8.251.200.000,00

3. *Fixed Manufacturing Cost*

a. Depresiasi

Besarnya 12,5% FCI, diambil 0,125 FCI

Depresiasi = US \$ 5.809.882,74  
+ Rp 11.972.545.994,98

b. *Property taxes*

Besarnya 2-4% FCI, diambil 0,02 FCI

*Property taxes* = US \$ 929.581,24  
+ Rp 1.915.605.759,20

c. Asuransi

Diambil besarnya 0,02 FCI

Asuransi = US \$ 929.581,24  
+ Rp 1.915.605.759,20

Total *fixed manufacturing cost* (Fa) = US \$ 7.669.045,21  
+ Rp 15.803.747.513,38

Tabel 6.7 *Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>US \$</b>	<b>Rp</b>	<b>Biaya Total (Rp)</b>
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	219.080.651	23.668.717.927	3.310.878.482.431
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	2.957.548	8.251.200.000	52.614.414.928
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	7.669.045	15.355.808.237	130.839.425.674
<b>Total</b>	<b>229.707.244</b>	<b>48.723.665.440</b>	<b>3.494.332.323,033</b>

4. *General Expense*

a. *Administrasi*

1. *Management Salaries*

Tabel 6.8 *Management Salaries*

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji (Rp)</b>	<b>Biaya 1 tahun</b>
Kepala Bagian Administrasi & Keuangan	3	30.000.000	1.080.000.000
Ketua Seksi Bagian Adminstrasi & Keuangan	7	15.000.000	1.260.000.000
Karyawan Pembelian	6	10.000.000	720.000.000
Karyawan Gudang	12	10.000.000	1.440.000.000
Karyawan Pemasaran	8	10.000.000	960.000.000
Karyawan Administrasi	8	10.000.000	960.000.000
Karyawan Personalia	4	10.000.000	480.000.000
Karyawan Keamanan	12	5.000.000	720.000.000
Tenaga Medis	8	15.000.000	1.440.000.000
<i>Cleaning Service</i>	12	3.500.000	504.000.000
Sopir	4	4.000.000	192.000.000
<b>Total</b>	<b>84</b>		<b>9.756.000.000</b>

2. *Legal Fee and Auditing*

Diadakan setiap tahun = Rp 150.000.000

3. *Peralatan Kantor tiap tahun*

Biaya total Administrasi = Rp 10.006.000.000

b. *Sales*

Diambil 0,06 sales price

Besarnya biaya *sales* = US \$ 18.928.305,04

c. *Research*

Diambil 0,04 sales price

Besarnya biaya *research* = US \$ 11.830.190,65

d. *Finance*

Di Indonesia, *finance* digunakan pendekatan:

Uang yang disimpan terdiri atas

1. Untuk FC = 0,25 FC, dengan bunga per tahun = 0,10
2. Untuk WC = 0,50 WC, dengan bunga per tahun = 0,15

Maka: *Finance* = 0,1 x 0,25 FC + 0,15 x 0,5 WC

Total *finance* = US \$ 7.266.698,24

+ Rp 3.079.683.744,25

Total biaya *general expense* = US \$ 38.025.193,32

+ Rp 13.085.683.744,25

Total Biaya Produksi (*Production Cost*)

*Production cost* = *Manufacturing cost* + *General expense*

= MC + GE

= US \$ 267.732.437,76

+ Rp 61.809.349.184

Perhitungan Keuntungan Produksi

Biaya produksi = Rp 4.077.795.915,615

Hasil penjualan total = US \$ 295.754.766,18

$$= \text{Rp } 4.436.321.492.766,5$$

Keuntungan = Pejualan Produk – Biaya Produksi

$$= \text{Rp } 4.436.321.492.766,46 - \text{Rp } 4.0777.795.915.615,15$$

$$= \text{Rp } 358.525.577.151,31$$

Pajak = 30% dari keuntungan (Perpu no.1 tahun 2020)

$$= \text{Rp } 107.557.673.145,39$$

Maka:

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 358.525.577.151,31

Keuntungan Setelah Pajak = Rp 250.967.904.005,92

#### 6.4 Analisa Kelayakan

##### 1. *Return on Investment* (ROI)

$$\text{ROI} = (\text{profit}/\text{FCI}) * 100\%$$

Untuk industrial *chemical* dengan *low risk* ROI = min. 11 - 44 % (Aries-Newton)

##### a. *Return on Investment* Sebelum Pajak

Profit sebelum pajak = Rp 358.525.577.151,31

FCI = Rp 792.966.216.208,79

$$\text{ROI} = 0,452$$

##### b. *Return on Investment* Setelah Pajak

Profit setelah pajak = Rp 250.967.904.005,92

$$\text{ROI} = 0,316$$

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

$$\text{POT} = (\text{FCI}/(\text{Profit} + \text{Depresiasi}))$$

Untuk industri kimia dengan risiko rendah *max accetable* POT = 5 tahun

a. *Poy Out Time* Sebelum Pajak

FCI = Rp 792.966.216.208,79

Profit = Rp 358.525.577.151,31

Depresiasi = Rp 99.120.777.026,10

POT = 1,7 tahun  
= 20,9 bulan

b. *Poy Out Time* Setelah Pajak

Profit = Rp 250.967.904.005,92

POT = 2 tahun  
= 27,2 bulan

3. *Break Even Point* (BEP)

a. *Fixed Manufacturing Cost* (Fa)

*Fixed manufacturing cost* (Fa) = Rp 130.839.425.674,45

b. *Variable Cost* (Va)

*Raw material* = Rp 2.565.603.971.842,92

*Packaging & transport* = Rp 44.363.214.927,66

Utilitas = Rp 64.177.004.387,87

Royalti = Rp 208.507.110.160,02

*Variable Cost* (Va) = Rp 2.882.651.301.318,48

c. *Regulated Cost* (Ra)

Labor = Rp 9.168.000.000

Supervisi = Rp 1.920.000.000

*Payroll overhead* = Rp 1.833.600.000

<i>Plant overhead</i>	= Rp 4.584.000.000
Laboratorium	= Rp 1.833.600.000
<i>General expense</i>	= Rp 583.463.529.581,76
<i>Maintenance</i>	= Rp 55.507.635.134,62
<i>Plant supplies</i>	= Rp 8.326.145.270,19
<i>Regulated Cost (Ra)</i>	= Rp 666.636.572.986,56

d. Penjualan (Sa)

Total penjualan produk selama 1 tahun:

$$Sa = \text{Rp } 4.436.321.492.766,46$$

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= (Fa + 0,3 Ra) / (Sa - Va - 0,7 Ra) \times 100\% \\ &= 30,43\% \end{aligned}$$

4. *Shut Down Point (SDP)*

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= ((0,3 Ra) / (Sa - Va - 0,7 Ra)) \times 100\% \\ &= 18,40\% \end{aligned}$$

5. *Discounted Cash Flow (DCF)*

*Future Value Analysis*

Persamaan:

$$(FC+WC) (1+i)^n = WC+ SV+C ((1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i)^0)$$

Dimana:

$$FC = \text{Rp } 795.966.216.208,79$$

$$WC = \text{Rp } 9.135.687.270,01$$

$$SV = \text{salvage value} = \text{Rp } 99.120.777.026,10$$

$$n = \text{perkiraan umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$



CF = laba setelah pajak + besarnya depresiasi + *finance* = Rp 353.168.364.776,26

Dilakukan *trial* harga *i* untuk memperoleh harga kedua sisi persamaan sama

$$(FC + WC)(1 + i)^n = 28.303.548.671.457,10$$

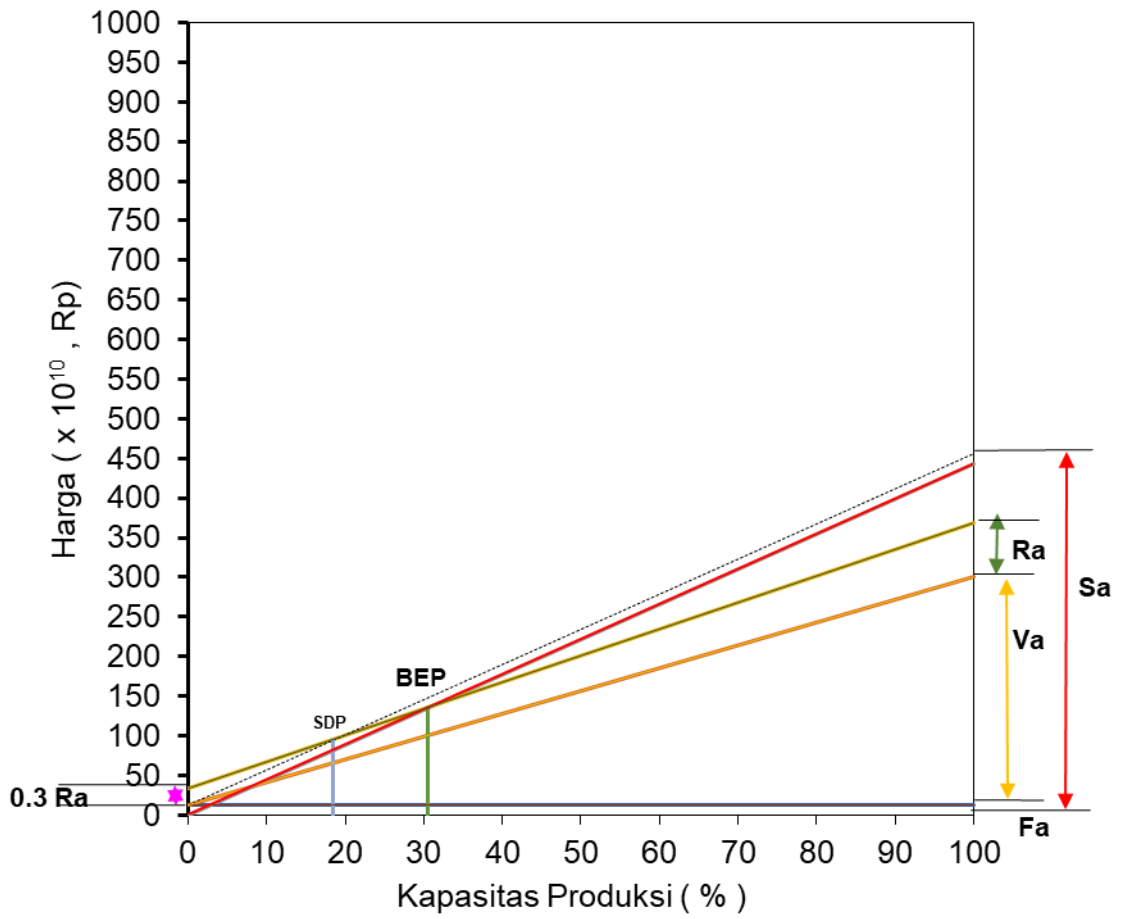
$$WC + SV + C((1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i)^0) = \underline{28.596.548.671.457,10} - 00,00$$

Dengan *trial and error* diperoleh nilai  $i = 0,43$

$$= 42,958\%$$

Tabel 6.9 Kesimpulan Kelayakan

No	Keterangan	Perhitungan	Batasan
1	% <i>Return On Investment</i> (%ROI)		
	ROI sebelum pajak	45	Min, low 11%, high 44%
	ROI setelah pajak	32	
2	<i>Pay Out Time</i> (POT), tahun		
	POT sebelum pajak	1,7	Max, low 5 <sup>th</sup> , high 2 th
	POT setelah pajak	2	
3	<i>Break Even Point</i> (BEP)	30	Berkisar 40-60%
4	<i>Shut Down Point</i> (SDP)	18,4	
5	<i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)	42,96	5,625 bunga bank = min



Gambar 6.2 Analisis Kelayakan Pabrik

## BAB VII

### PENUTUP

#### 6.1 Kesimpulan

1. Prarancangan pabrik urea dengan kapasitas 65.000 ton/tahun akan didirikan dikawasan industri dengan luas tanah sebesar 30.000 m<sup>2</sup> dengan jumlah pekerja 150 orang.
2. Pendirian pabrik Urea diharapkan dapat memenuhi kebutuhan urea dalam negeri terutama untuk seluruh provinsi Sulawesi Tengah sehingga dapat mengurangi jumlah impor, dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi serta dapat mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia.
3. Prarancangan pabrik urea dengan kapasitas 65.000 ton/tahun akan didirikan dikawasan industri dengan luas tanah sebesar 30.000 m<sup>2</sup> dengan jumlah pekerja 150 orang.
4. Pabrik Pupuk Urea merupakan pabrik kimia yang tergolong sebagai pabrik kimia *high risk* dan dari hasil perhitungan ekonomi dapat disimpulkan :
  - a. ROI sebelum pajak 45 % dan sesudah pajak 32 % (minimum ROI sebelum pajak 44% untuk pabrik *high risk industrial chemical* );
  - b. POT sebelum pajak 1,7 tahun dan sesudah pajak 2 tahun ( nilai POT sebelum pajak lebih kecil dari *standar high risk industrial chemical* sebesar 2 tahun );
  - c. BEP sebesar 30 % kapasitas produksi ;
  - d. SDP sebesar 18,4 % ;
  - e. DCFR sebesar 42,96 % .

Hasil analisis ekonomi menunjukkan bahwa semua aspek yang diperoleh sudah memenuhi syarat evaluasi ekonomi sebagai pabrik kimia yang *high risk*.

## **6.2 Saran**

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Dalam tugas perancangan pabrik sebaiknya, mahasiswa meningkatkan waktu membaca buku referensi sejak dini, sehingga terbiasa dan dapat mempermudah dalam pencarian referensi.
4. Dalam pemilihan judul, sebaiknya mahasiswa mempertimbangkan tingkat kesulitan judul, dalam arti ketersediaan data yang di butuhkan dalam perancangan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc.Graw Hill Book Company, New York, 1955
- Austin, *Proses Industri Kimia*, Mc Graw Hill Book Company : New York, 1984
- Austin, T. George. "*Shreve's Chemical Process Industries*". Fifth Edition. McGraw-Hill Book Company. New York , 1997
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering*", volume 6, 1976
- Direktorat Jendral Pajak, "*Pengenaan Pajak Penghasilan*", Jakarta, 2019
- Dente, M., dkk., "*Gas-Liquid Reactor in the Synthesis of Urea*", Chemical Engineering Science, volume 47, No 9-11. Great Britain, 1992
- Dwiputri, Mochamad Irfan , Aufal Nawasanjani., "*Pra Desain Pabrik Urea dari Amonia dan CO2 Berbasis Proses Stamicarbon CO2 Stripping*".Jurnal Teknik ITS volume 10, No. 1. 2021
- Efendi, "*Telaah kualitas air bagi pengelolaan sumber daya dan lingkungan perairan*". KANISIUS (Anggota IKAPI). Yogyakarta, 2003
- Evans, F.I., "*Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Plants*", volume 2, Gulf Publishing. Co, Houston, 1974
- Froment, G.F., and Bischoff, K. B., "*Chemical Reactor Analysis and Design*", John Wiley & Sons., Inc., New York , 1979
- Gunasekara, Dr. Maneeshaa, "*Urea Final Report*", University of Moratuwa, 2008
- Kirk, R.E and Othmer, D.F., "*Ensylopedia of Chemical Technology*", volume 21, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1969

- Kirk, R.E and Othmer, D.F., “*Encyclopedia of Chemical Technology*”, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1995
- Kirk, R.E and Othmer, D.F., “*Encyclopedia of Chemical Technology*”, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1998
- Kirk, R.E and Othmer, D.F., “*Encyclopedia of Chemical Technology*”, John Wiley and Sons. Inc, New York, 2007
- Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, Mc.Graw Hill, Kogakusha. Ltd, Tokyo, 1950
- Keyes F., “*Industrial Chemical*”, 1974
- Koesnadi Claudya Stanila, Farhan Muhammad , Raden Darmawan.,”Pra Desain Pabrik Pembuatan Pupuk Urea dari Gas Alam Menggunakan Metode Snamprogetti dengan Kapasitas 626.000 Ton/tahun. Jurnal Teknik ITS Vol. 10,No. 2, 2021
- Livenspiel, O., “*Chemical Reaction Engineering*”, 2<sup>nd</sup> Ed, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1975
- Ludwig, E.E., “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*”, Volume II dan III, Houston, Texas, 1964
- Mc Cabe, L and Smith, J.C., “*Unit Operation of Chemical Processing and Design*”, volume 20 No.3, 1974
- Perry, R.H and Chilton, C.H., “*Chemical Engineering Hand Book*”, 6<sup>th</sup> Ed, Mc Graw Hill, Kokakusha, Tokyo, 1985
- Peter, M.S and Timmerhous, K.D., “*Plants Design and Economics for Chemical Engineers*”, 3<sup>rd</sup> Ed, Mc Graw Hill. Inc, Singapura, 1980

Rase, H.F., “*Chemical Reactor Design for Process Plants*”, volume I, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1977

Smith, J.M. and Van Ness, H.C., “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”, 4th ed., McGraw-Hill Book Co., New York. , 1987

Ullmann’s, “*Encyclopedia of Industrial Chemistry*”, vol. A11, VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim, 2002

US Patent 3,929,878, “*Decomposition of Ammonium Carbamate*”, 1975

Walas, S.M., “*Chemical Process Equipment*”, 3rd ed., Butterworths series in chemical engineering, USA , 1988

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

<http://www.appi.or.id/> di akses pada 24 Desember 2021

<https://knoema.com/> di akses pada 6 Desember 2021

<http://www.alibaba.com> di akses pada 20 Juni 2022

<https://dir.indiamart.com> di akses pada 15 Juli 2022

<https://molychem.com> di akses pada 16 Juli 2022

<https://www.pupuk-indonesia.com/id/pabrik> di akses pada 19 Juli 2022

## LAMPIRAN

### REAKTOR

Fungsi	Mereaksikan ammonia cair dan karbon dioksida gas menjadi urea
Jenis	Reaktor gelembung ( <i>Bubble tank reactor</i> ) silinder tegak dan tangki tertutup
Kondisi Operasi	Suhu : 206°C Tekanan : 172,712 atm
Reaksi	Eksotermis
Tujuan Perancangan	A. Menentukan jenis reactor B. Menghitung neraca massa C. Perancangan reaktor

#### Alasan Pemilihan Reaktor

1. Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas-cair, dengan jumlah gas yang relatif sedikit direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar
2. Relatif lebih murah, perawatan dan pengoperasiannya lebih mudah
3. Di dalam reaktor gelembung, aliran gas dianggap plug flow, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan didalam reaktor selalu serba sama (mixed flow).

(Perry's, 23 – 49, 1999)

Reaksi :



$$\text{Kapasitas} = 65.000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1000\text{kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$



$$= 8207,0797 \text{ kg/jam}$$

Waktu reaksi = 41,67 menit

Dente.M ,dkk 1992

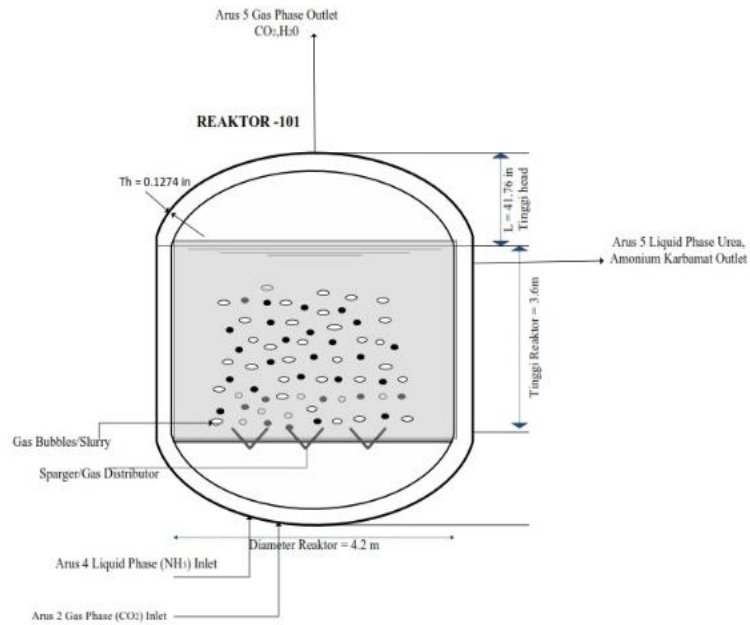
Basis 200.6276

Reaksi 1 :	4 2 NH <sub>3(l)</sub> +	1 CO <sub>2(g)</sub>	X = 99 % →	NH <sub>2</sub> COONH <sub>4(l)</sub>
M	802.5106	200.6276		
R	397.2427	198.6214		198.6214
S	405.2678	2.00628		198.6214

Reaksi 2 :	NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	X = 68 % →	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2(l)</sub> +	H <sub>2</sub> O
M	198.6214			
R	135.0625		135.0625	135.0625
S	63.5588		135.0625	135.0625

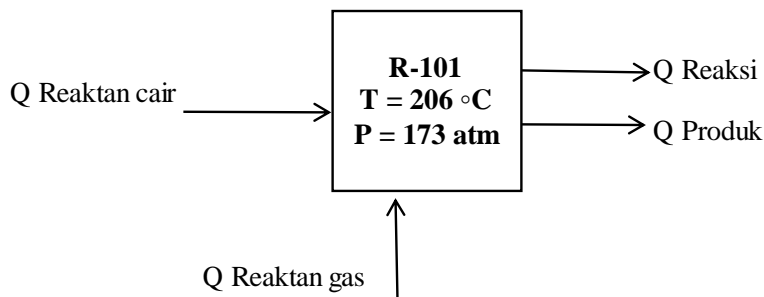
Komponen			impuriti	
	Kemurnian	BM		
NH <sub>3</sub>	0.995	17	0.005	H <sub>2</sub> O
CO <sub>2</sub>	1	44.01		
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	0.98	60.01	0.02	H <sub>2</sub> O & Biuret
H <sub>2</sub> O		18		
NH <sub>4</sub> COONH <sub>2</sub>		78.01		
H <sub>2</sub> CONHCONH <sub>2</sub>		103.02		

## A. Neraca Massa di Reaktor



Komponen	Input arus 2	Input Arus 4	Output arus 5
	(kg/jam)	(kg/jam)	(kg/jam)
$\text{NH}_3$	0.0000	13642.6798	6889.5533
$\text{CO}_2$	8829.6226	0.0000	88.2962
$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	0.0000	0.0000	8105.1024
$\text{H}_2\text{O}$	0.0000	0.5025	2431.6280
$\text{NH}_2\text{COONH}_4$	0.0000	0.0000	4958.2249
Total	8829.6226	13643.1823	22472.8049
TOTAL	22472.8049		22472.8049

## B. Menghitung Neraca Panas di Reaktor



### 1. Panas masuk

Reaktan cair

Dimana :  $T = 206\text{ }^{\circ}\text{C} = 479\text{ K}$

$T_{\text{ref}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298\text{ K}$

Kapasitas panas zat :  $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$  (Yaws)

Dimana : A,B,C dan D : konstanta

T : Temperatur (K)

Komponen	A	B	C	D
NH <sub>3</sub>	-182.157000	3.361800	-0.014398	2.0371E-05
H <sub>2</sub> O	92.053000	-0.039953	-2.11E-04	5.3469E-07

Komponen	kmol/jam	C <sub>p</sub> dT (J/mol)	Q (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	802.510574	30912.760586	24,807,817.2372
H <sub>2</sub> O	0.027917	13965.588443	389.8824
Total			24,808,207.1196

Reaktan gas

Kapasitas panas :  $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$  (Yaws)

Dimana : A,B,C,D dan E : konstanta

T : Temperatur (K)

$T = 206\text{ }^{\circ}\text{C} = 479$

$T_{\text{ref}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298$

Komponen	A	B	C	D	E
CO <sub>2</sub>	2.74E+01	0.042315	-2.0E-05	4.00E-09	-2.987E-13
Komponen	Kg/jam		Kmol/jam	Cp dT (J/mol)	Q (kJ/jam)
CO <sub>2</sub>	8827.6163		200.6276	7.441E+03	1492890.0615
Total					1492890.0615

Sehingga, panas masuk = panas larutan + panas gas  
= 26,301,097.18 kJ/jam

## 2. Panas generasi

Panas generasi : panas yang timbul karena terjadinya reaksi



Data panas pembentukan pada suhu 25°C

dHf 298 NH <sub>3</sub>	-45.9 Kj/mol
dHf 298 CO <sub>2</sub>	-393.5 Kj/mol
dHf 298 am. Carbamat	-645.05 Kj/mol
dHf 298 H <sub>2</sub> O	-241.8 Kj/mol
dHf 298 biuret	-561.6 Kj/mol
dHf 298 CON <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (urea)	-333.6 Kj/mol

Data kapasitas panas :

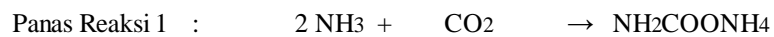
Komponen (Yaws)	A	B	C	D	E
Cp liq NH <sub>3</sub> (J/mol)	-182.15700	3.36180	-1.4E-02	2.04E-05	
Cp gas CO <sub>2</sub> (J/mol)	27.43700	0.04230	-2.0E-05	4.00E-09	-3.0E-13
Cp H <sub>2</sub> O (J/mol)	92.05300	-0.03995	-2.1E-04	5.35E-07	
Cp gas NH <sub>3</sub> (J/mol)	33.35700	-0.01258	8.89E-05	-7.2E-08	1.86E-12
Cp UREA liq (J/mol)	965.50700	-5.09930	1.00E-02	-6.4E-06	

Komponen	Cp J/mol K	Sumber
Biuret	131.3000	Wiki
Am. Karba. Liq.	172.0434	Pubchem
Urea liq	20548.4689	Yaws

Data kapasitas panas :

Komponen (Yaws)	A	B	C	D
CO <sub>2</sub> (l)	-3981.020	52.5110	-2.3E-01	3.29E-04
NH <sub>3</sub> (l)	-182.1570	3.3618	-1.4E-02	2.04E-05
H <sub>2</sub> O (l)	92.0530	-4.0E-02	-2.1E-04	5.35E-07

$$\Delta H_R = \left( \sum n_i \Delta H_f \right)_{\text{produk}} - \left( \sum n_i \Delta H_f \right)_{\text{reaktan}}$$



Panas reaktan reaksi 1

Komponen	Cp dt (J/mol)
CO <sub>2</sub> (g)	6.313E+03
NH <sub>3</sub> (l)	22591.1986
total	28904.6827

Panas produk reaksi 1 T = 206 °C = 479 K

Komponen	Cp dt (J/mol)
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub> (l)	23765.3000

(Sumber : *Fertilizer Manual*)

Panas reaksi pada keadaan standar

$$\begin{aligned} \Delta H_r^{\circ}_{298} &= \Delta H^{\circ}_f(\text{produk}) - \Delta H^{\circ}_f(\text{reaktan}) \\ &= (-645.05) - (-393.5) + 2 \times (-45.9) \\ &= -159.75 \quad \text{Kj/mol} \\ &= -159750 \quad \text{J/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ reaksi 1} &= \Delta H_r^{\circ}_{298} + \text{panas produk} - \text{panas reaktan} \\ &= (-159750 + 20192.88854 - 28904.6827) \\ &= -164889.3827 \quad \text{J/mol} \end{aligned}$$

$$\text{Mol yang bereaksi} = 135 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ reaksi I} &= (-986822.8318 \times 259.2977) \\ &= (22,270,377.1241) \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas Reaksi II



$$T = 206 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	Cp dt (J/mol)
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub> (l)	23765.3000

$$\text{Panas produk reaksi 2 } T = 206 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	Cp dt (J/mol)
H <sub>2</sub> O (l)	11840.1799
NH <sub>2</sub> CONH <sub>2</sub> (l)	20548.4689
total	32388.6487

$$\text{Panas reaksi pada keadaan standar } (T = 25)$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r^{\circ}_{298} &= ((-333.6) + (-241.8)) - (-645.05) \\ &= 69.65 \text{ KJ/mol} \\ &= 69650 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ reaksi II} &= \Delta H_r^{\circ}_{298} + \text{panas produk} - \text{panas reaktan} \\ &= ((69650 + 32388,6487 - 20192,8885)) \\ &= 78273.3487 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\text{Mol urea bereaksi} = 259.2977 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ reaksi II} &= (81845.7602 \times 259.2977) \\ &= 20,296,101.54 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ reaksi total} &= Q \text{ reaksi I} + Q \text{ reaksi II} \\ &= (1,974,275.59) \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### 3. Panas keluar reaktor

Kapasitas panas zat :

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

$$T = 206 \text{ }^\circ\text{C} = 479 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	Cp dt (J/mol)	Q (kJ/jam)
CO <sub>2</sub> (l)	3.8517	333641.5312	1285093.4529
NH <sub>3</sub> (l)	778.0473	30912.7606	24051588.5154
H <sub>2</sub> O (l)	135.0904	11840.1799	1599495.1880
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> (l)	259.2977	20548.4689	5328171.3014
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub> (l)	122.0225	23765.3000	2899900.3822
total	1298.3096		35164248.8399

Sehingga panas yang harus diserap pendingin adalah :

$$Q \text{ masuk} + Q \text{ generasi} - Q \text{ keluar} = Q \text{ akumulasi}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ akumulasi} &= [5.43\text{E}+09 + (-3.18\text{E}+08) - (-2.1785\text{E}+10)] \\ &= -10837427.25 \quad \text{kJ/jam} \\ &= -2590210.14 \quad \text{kcal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ yang diserap pendingin} &= Q \text{ akumulasi} \\ &= 2,590,210.136 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

#### Neraca Panas Total

Komponen	Q (kJ/jam)	Q (kJ/jam)
CO <sub>2</sub>	1,492,890.0615	1,285,093.4529
NH <sub>3</sub>	24,807,817.2372	24,051,588.5154
H <sub>2</sub> O	389.8824	1,599,495.1880
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	5,328,171.3014
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	-	2,899,900.3822
Q Reaksi	-	1,974,275.5871
Q pendingin	10,837,427.2459	-
total	37,138,524.4270	37,138,524.4270

### C. Menentukan sifat-sifat fisis umpan

#### 1. umpan cair

##### 1.a Densitas

Untuk menghitung densitas suatu zat digunakan rumus

$$\rho = A B^{-(1-T/T_C)^n} \quad (\text{Yaws})$$

Dimana :  $T$  = Temperatur (K)

$A, B, C$  dan  $D$  = Konstanta

Komponen	A	B	n	Tc
NH <sub>3</sub>	0.2369	0.2547	0.2887	405.6500
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.2857	647.1300

Diketahui umpan masuk reaktor pada  $T = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$

Komponen	BM	Rho (g/ml)	rho (kg/m <sup>3</sup> )	xi	xi.rho
NH <sub>3</sub>	17	0.5260	525.9606	0.9985	525.1717
H <sub>2</sub> O	18	0.9854	985.3744	0.0015	1.4781

$$\begin{aligned} \text{Sehingga densitas umpan cairan adalah} &= (525.1717 + 1.4781) \text{ kg/m}^3 \\ &= 526.6498 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

##### 1.b Viskositas

Viskositas dapat dihitung dengan persamaan :

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 \quad (\text{Yaws})$$

Dimana :  $T$  = Temperatur (K)

$A, B, C, D$  dan  $E$  = Konstanta



Komponen	A	B	C	D
NH <sub>3</sub>	-8.5910	876.4000	0.02681	-3.6E-05
H <sub>2</sub> O	-10.2158	1792.5000	0.01773	-1.3E-05

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 70 °C = 343 K

Komponen	log μ	μ (cp)	xi	μ · xi
NH <sub>3</sub>	-1.0895	0.0814	0.9985	0.0812
H <sub>2</sub> O	-0.3945	0.4032	0.0015	0.0006

Sehingga viskositas cairan = 0,08125 + 0,0006 cp

$$= 0.081850086 \text{ cp}$$

### 1.c Tegangan permukaan

Untuk NH<sub>3</sub> dapat di hitung dengan persamaan berikut :

$$\sigma = A \left( 1 - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 70 °C = 343 K

Komponen	A	Tc	n	sigma
NH <sub>3</sub>	100.0980	405.6500	1.2222	10.2080
H <sub>2</sub> O	132.6740	647.1300	0.9550	64.5075

Dari perhitungan di atas didapat σ = 74.71552 dyne/cm

$$= 0.074716 \text{ N/m}$$

### 2. Umpan gas

#### 2.a Densitas

Diketahui :

$$P = 175 \text{ bar} = 172.712 \text{ atm}$$

$$R = 0.08206 \text{ atm.m}^3/\text{mol.K}$$

$$T = 479 \text{ K}$$

$$BM = 44 \text{ g/mol}$$

$$T_c = 87,89 \text{ }^\circ\text{F} = 304.2 \text{ K}$$

$$P_c = 1070,6 \text{ psia} = 73.81527 \text{ bar (Yaws.Critical Properties)}$$

Densitas gas CO<sub>2</sub> dapat diketahui dengan persamaan berikut :

$$\rho_{gas} = \frac{P \sum y_i \cdot B M_i}{Z \cdot R \cdot T}$$

Untuk mencari nilai Z perlu diketahui :

$$Tr = \frac{T}{T_c} = 1.57$$

$$Pr = \frac{P}{P_c} = 2.37$$

Dari tabel diperoleh  $Z = 0.93$  Grafik *compressibility factor*

Maka densitas gas

$$\begin{aligned} \rho_{gas} &= \frac{172,71 \text{ atm} \times 44 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{0,8 \times 0,08206 \frac{\text{L} \cdot \text{atm}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 479 \text{K}} \\ &= 207.8855 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

2.b Viskositas gas

Viskositas dapat dihitung dengan persamaan :

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2 \quad (\text{Yaws})$$

Dimana :  $T$  : temperaur (K)

A,B dan C : konstanta

$\mu_{gas}$  : viskositas gas (micropoise)

Diketahui umpan masuk reaktor pada  $T = 206 \text{ } ^\circ\text{C} = 479 \text{ K}$

Komponen	A	B	C
CO <sub>2</sub>	11.3360	0.4992	-0.0001

Maka,  $\mu_{gas} = 225.4892 \text{ micropoise}$

$= 0.022549 \text{ cP}$

3. Menghitung difusitas gas CO<sub>2</sub> dalam larutan (Dab)

$$\frac{D_{ab} \cdot \mu L}{T} = 7,4 \times 10^{-8} \times \frac{(\emptyset \cdot M)^{0,5}}{V_m^{0,6}} \quad (\text{Pers. 3-139 Perry, 1984})$$

Dimana : $\phi$ : Association parameter	=	1
M : Berat molekul pelarut	=	17.0015 kg/kmol
T : Temperatur	=	463.00 K
$\mu$ : Viskositas pelarut	=	0.08185 cp = 0.08 mN.s/m <sup>2</sup>
Vm : Volume molar solute	=	0.034 m <sup>3</sup> /kmol

maka :

$$D_{ab} = \frac{7,4 \times 10^{-8} \times (1 \times 17)^{0,5} \text{ kg/kmol} \times 453 \text{ K}}{0,081850 \text{ mN} \cdot \frac{\text{s}}{\text{m}^2} \times 0,0340^{0,6} \text{ m}^3/\text{kmol}}$$

$$= 0.01313 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$= 47.25550 \text{ m}^2/\text{jam}$$

#### D. Menghitung dimensi reaktor

Dari hasil perhitungan di atas didapat data-data sebagai berikut :

$\rho$ cairan	=	526.6498	kg/m <sup>3</sup>	=	0.526649755	gr/cm <sup>3</sup>
$\mu$ cairan	=	0.081850086	cP	=	0.0000819	kg/m.s
$\sigma$ cairan	=	0.074715518	N/m <sup>2</sup>	=	0.074715518	kg/m.s <sup>2</sup>
Dab	=	0.01313	m <sup>2</sup> /s	=	131.2652706	cm <sup>2</sup> /s
$\rho$ gas	=	207.885471	kg/m <sup>3</sup>	=	0.207885471	gr/cm <sup>3</sup>
$\mu$ gas	=	0.022549	cP	=	0.000225489	kg/cm.s
g	=	9.8	m/s <sup>2</sup>	=	980	cm/s <sup>2</sup>

##### 1. Menghitung superficial velocity (U<sub>sg</sub>)

$$U_{sg} = \frac{F_v}{3600 \cdot A}$$

Dari perhitungan di dapat :

$$D = 3.58 \text{ m}$$

$$F_v = 42.4735 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$A = 10.05 \text{ m}^2$$

Sehingga :

$$U_{sg} = 0.001174 \text{ m/s}$$

## 2. Menghitung diameter gelembung

$$D_b = 2,94 \times \left( \frac{We}{Fr^{0,5}} \right)^{0,071} \left( \frac{\sigma d_o}{g\rho} \right)^{1/3} \quad (\text{Dente, M., dkk., 1992})$$

Dimana :

Menurut Perry 1999 : 18-58 dimana diameter hole plate standar 0,004-0,95 cm.

Diambil diameter hole standar ( $D_o$ ) = 0.5 cm = 0.005 m

$$\begin{aligned} We &= \frac{d_o U_s g^2 \rho}{\sigma} \\ &= 1.92E-05 \\ Fr &= \frac{U_s g}{g d_o} \\ &= 0.023949 \end{aligned}$$

Sehingga  $D_b$  :

$$D_b = 0.007468 \text{ m} = 0.74684 \text{ cm}$$

## 3. Menghitung terminal velocity

$$\begin{aligned} V_t &= 0,7 \sqrt{g D_b} \quad (\text{Dente, M., dkk., 1992}) \\ &= 0.154952 \text{ m/s} \end{aligned}$$

## 4. Menghitung hold up gas

$$h_g = 0,5 \left( \left( 1 + \frac{3v_G + v_L}{V_t} \right) - \sqrt{\left( 1 + \frac{3v_G v_L}{V_t} \right)^2 - \frac{4v_G}{V_t}} \right) \quad (\text{Dente, M., dkk., 1992})$$

Dimana :

$v_L$  adalah superficial velocity liquid

$$v_L = \frac{F_l}{3600 \cdot A} \quad (\text{Foment, 1990})$$

$$F_l = 25.90561 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$A = 10.05 \text{ m}^2$$

Sehingga  $v_L$  :

$$v_L = 0.0007 \text{ m/s}$$

$$h_g = 0.007425$$

5. Menghitung volume cairan dalam reaktor

Range waktu tinggal di reaktor 1200-2500 detik (Dente, M., dkk., 1992)

$$\begin{aligned}\text{Digunakan waktu tinggal} &= 2500 \text{ detik} \\ &= 0.69444 \text{ jam}\end{aligned}$$

Sehingga volume cairan :

$$\begin{aligned}\text{volume cairan} &= \frac{\text{laju alir massa} \times \text{waktutinggal}}{\rho \text{ cairan}} \\ &= 17.9900 \text{ m}^3\end{aligned}$$

6. Menghitung volume cairan dan gas

$$V = \frac{V \text{ cairan}}{1 - \varepsilon} \quad (\text{Foment, 1990})$$

$$= 18.1246 \text{ m}^3$$

Di ambil safety factor = 20%

Sehingga volume reaktor total :

$$\begin{aligned}V &= 1,2 \times 18,1059 \\ &= 22.65574 \text{ m}^3\end{aligned}$$

7. Menghitung tinggi dan diameter reaktor

Dari perhitungan didapat :

$$D = 3.6 \text{ m}$$

$$L = 4.3209 \text{ m}$$

sehingga :

$$\begin{aligned}V_r &= \frac{\pi \times D^2 \times Z}{4} \\ &= 43.441399 \text{ m}^3 \quad \text{Sesuai dengan safety factor}\end{aligned}$$

### E. Merancang sparger (perforated plate)

1. Menghitung koefisien transfer massa gas dan fasa liquid

Digunakan persamaan Calderbank (Pers. 14.3.6-4 p.636 Froment-Biscoff)

$$k_L = 0,42 \sqrt[3]{\frac{\mu_1 g}{\rho_1}} \sqrt{\frac{D_{aL} \rho_1}{\mu_1}} \quad (\text{Foment, 1990})$$

$$= 1.404376 \text{ m/s}$$

2. Menghitung volume tiap gelembung

$$\text{Volume tiap gelembung} = \frac{\pi \times D_b^3}{6}$$

$$= 2.2\text{E-}07 \text{ m}^3/\text{gelembung}$$

4. Jumlah lubang orifice

Kecepatan volume gas masuk :

$$V_g = \frac{\text{kecepatan umpan gas masuk, } G \left( \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\rho_g}$$
$$= 42.4735 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Jumlah gelembung :

$$N_{gel} = \frac{\text{kecepatan volume gas}}{\text{Volume gelembung}}$$
$$= 1.95\text{E}+08 \text{ gel/jam}$$
$$= 54,120.46 \text{ gel/s}$$

Jumlah lubang orifice

$$N_{hole} = \frac{\text{kecepatan volume gas}}{\text{laju alir volumetrik}}$$

Dimana laju alir volumetrik ( $Q_i$ ) di hitung dengan persamaan :

$$Q_i = \left[ \frac{\pi}{6} \times D_b^3 \times g^{\frac{3}{5}} \right]^{\frac{5}{6}}$$
$$= 0.008891 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Sehingga :

$$N_{hole} = 4777.1602$$

5. Menghitung waktu tinggal gelembung

$$\theta = \frac{\text{tinggi cairan}}{\text{kecepatan terminal gas}}$$

Dimana tinggi cairan dalam reaktor

$$\begin{aligned} \text{tinggi cairan} &= \frac{4 \times \text{volume cairan}}{3,14 \times D_r^2} \\ &= 1.789372 \text{ m} \end{aligned}$$

Kecepatan terminal ( $V_t$ ) dihitung untuk mengetahui distribusi gas  $CO_2$  di reaktor

Diketahui :

$$V_t = 0.15495 \text{ m/s}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{7.93259 \text{ m}}{0.15495 \text{ m/s}} \\ &= 11.54794 \text{ detik} \end{aligned}$$

6. Merancang *perforated plate*

$$\text{Diameter orifice} = 0.5 \text{ cm} = 0.005 \text{ m}$$

$$\text{Luas lubang orifice} = 0.3925 \text{ cm}^2 = 3.93E-05 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah lubang orifice} = 4777.16$$

Susunan orifice dirancang *triangular pitch*

$$\text{Jarak center to center dari lubang} = 2 \times D_o$$

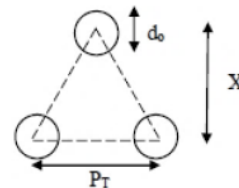
$$P_t = 0.01 \text{ m}$$

$$\text{Luas orifice} + 0,5 \text{ jarak center to center} = 0.0000785 \text{ m}^2$$

Maka, Luas penampang 1 lubang orifice

$$\text{luas orifice total} = \text{jumlah orifice} \times (\text{luas orifice} + 0,5 \text{ jarak center to center})$$

$$\text{atau Luas sparger} = 0.3750 \text{ m}^2$$



$$A_n = \frac{A_o}{\% \text{ open area}} \quad \text{dimana \% open area diambil 30\% (Ludwig, vol II)}$$

$$A_n = \frac{0.1260 \text{ m}^2}{70 \%} = 0.54 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter perforated plate} &= \left( \frac{4 \times A_n}{\pi} \right)^{0.5} \\ &= 0.82611 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi plate} &= 0,5 \times D_{\text{plate}} \\ &= 0.4130531 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 7. Penentuan tekanan desain

Diketahui :

$$\rho \text{ cairan} = 526.650 \text{ kg/m}^3 = 32.87769 \text{ lb/ft}^3$$

$$h \text{ cairan} = 1.789 \text{ m} = 5.870643 \text{ ft}$$

$$P \text{ operasi} = 175.000 \text{ bar}$$

Maka :

$$\begin{aligned} P \text{ total} &= P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 175 \text{ bar} + \frac{\rho (1 - h)}{144} \\ &= 175 \text{ bar} + 1.112052 \text{ psi} \\ &= 175 \text{ bar} + 0.076673 \text{ bar} \\ &= 175.0767 \text{ bar} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1999),

Sehingga di ambil overdesign = 5% di atas tekanan kerja normal

Maka :

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,05 \times P \text{ total} \\ &= 183.83051 \text{ bar} \end{aligned}$$

#### 8. Penentuan tebal dinding shell reaktor

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brownell and Young, 1959})$$



Bahan yang digunakan : *Low alloy carbon steel*

Alasan pemilihan material karena tahan terhadap tekanan tinggi dan tahan korosi

Dimana :

$t_s$  = tebal shell, inchi

$P$  = Tekanan desain = 2683.925 psi

$f$  = allowable stress = 118000000 Psi

(Fertilizer manufacture - M E Pozin)

Effisiensi single welded butt joint :

$E$  = 80% (tabel 3.2 Brownell, 1959 : 254)

Corrosion allowable (C) :

$C$  = 0.125 in

Jari-jari reaktor (r) :

$r$  = 1.789371 m

= 70.448 in

Maka :

$T_s$  = 0.1270 inchi

Sehingga di ambil  $T_s$  standar = 0.1875 in m

9. Perhitungan Diameter Shell

ID shell = 140.895 in

OD shell = ID shell + 2  $t_s$

= 140.89547 in + (2 x 0.1875)

= 141.27047 in

maka di pilih OD standar

OD = 144 in 3.6576 m

10. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk tutup yang digunakan adalah *elliptical dished head*.

Karena dapat digunakan pada kondisi operasi tekanan lebih dari 200 atm

Di perlukan stress intensification factor for elliptical dished head, V

$$V = \frac{1}{6}(2 + k^2) \quad (\text{pers. 7.56 Brownell and Young, 1959 : 133-134})$$

Di mana : V = stress intensification factor

K = a/b, major to minor axis ratio = 2

Maka :

$$V = 1$$

Kemudian, untuk tebal head digunakan persamaan :

$$t = \frac{pdV}{2fe - 0,2p} + C \quad (\text{pers. 7.57 Brownell and Young, 1959 : 134})$$

Dimana :

V = stress intensification factor dari pers. 7.56 = 1

E = welded joint efficiency = 80%

C = corrosion allowable = 0.125 in

p = tekanan desain = 2683.93 psi

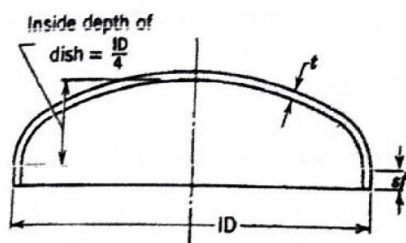
f = allowable stress = 1E+08 psi

d = inside diameter = 140.9 in

Maka :

$$t = 0.1270 \text{ in, digunakan t standar} = 0.1875 \text{ in}$$

### 11. Menghitung tinggi head



Inside depth of dish = ID/4

$$= 35.22 \text{ in}$$

Berdasarkan diameternya, Pada tabel 5.8 Brownell and Young di dapat standar sf

1,5-2,25. Oleh karena itu dipilih  $sf = 2$

Sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi head} &= \text{tebal head} + \text{inside depth of dish} + sf \\ &= 37.3509 \quad \text{in} \\ &= 0.949 \quad \text{m}\end{aligned}$$

#### F. Menghitung Tekanan Gas Masuk

Tekanan inlet gas = Tekanan operasi + penurunan tekanan ( $\Delta P$ )

Penurunan tekanan gas ditentukan dengan persamaan :

$$hG = hD + hL + hR \quad (\text{pers. 6.35 Treyball, 1981})$$

dengan :

$hG$  = penurunan tekanan gas yang akan dinyatakan dalam rapat massa zat cair

$hD$  = penurunan tekanan karena melalui orifice

$hL$  = penurunan tekanan karena tinggi cairan

$hR$  = penurunan tekanan karena membentuk gelembung

1. Penurunan tekanan karena melalui orifice ( $hD$ )

$hD$  dihitung dengan persamaan :

$$hD = \frac{Va^2 \rho g}{2 \cdot g \cdot \rho L} Co \left( 0,40 \left( 1,25 - \frac{Ao}{An} \right) + \frac{4fL}{do} + \left( 1 + \frac{Ao}{An} \right)^2 \right) \quad (\text{pers. 6.36 Treyball, 1981})$$

$$Ao = \text{luas total orifice} = 0.3750 \quad \text{m}^2$$

$$An = \text{luas perforated plate} = 0.5357 \quad \text{m}^2$$

$$do = \text{diameter orifice} = 0.005 \quad \text{m}$$

$$\rho g = \text{densitas gas} = 207.8855 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\rho l = \text{densitas cairan} = 526.6498 \quad \text{kg/m}^3$$

$$Va = \text{kecepatan linear gas masuk} = 0.001174 \quad \text{m/s}$$

$Co$  = koefisien orifice, dihitung menggunakan persamaan :

$$Co = 1,9 \left( \frac{Do}{l} \right) 0,25$$

dimana  $l/Do = 0.2-2$  kemudian dipilih  $l/Do = 0.2$

maka:

$$Co = 2.8412$$

Untuk menghitung faktor friksi (f) digunakan persamaan :

$$f = 0.04/(Re)^{0.16} \text{ dimana } Re > 2100 \text{ (diasumsikan aliran turbulen)}$$

Reynold number dapat dihitung dengan persamaan

$$Re = \frac{\rho u D}{\mu}$$
$$= 3871.81$$

maka:

$$f = 0.0107$$

sehingga hD dapat dihitung :

$$hD = \frac{Va^2 \rho g}{2 \cdot g \cdot \rho L} co \left( 0,40 \left( 1,25 - \frac{Ao}{An} \right) + \frac{4fL}{do} + \left( 1 + \frac{Ao}{An} \right)^2 \right)$$
$$= 2.69E-07 \text{ m}$$

## 2. Penurunan tekanan karena tinggi cairan (hL)

tinggi cairan dalam reaktor :

$$\text{Volme cairan} = 17.9900 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter reaktor} = 3.57874 \text{ m}$$

maka tinggi cairan di reaktor (H) :

$$H = \frac{4 \times \text{volume cairan}}{3,14 \times Dr^2}$$
$$= 1.7894 \text{ m}$$

$$\text{maka, } hL = 1.7894 \text{ m}$$

## 3. Penurunan tekanan karena pembentukan gelembung (hR)

hR dapat dihitung dengan persamaan :

$$hR = \frac{6\sigma \cdot g}{\rho l \cdot do \cdot g}$$

dimana :

$$\sigma_l = \text{tegangan permukaan cairan} = 0.0747155 \text{ kg/ms}^2$$

$$d_o = \text{diameter orifice} = 0.005 \text{ m}$$

$$\rho_l = \text{densitas liquid} = 526.6498 \text{ kg/m}^3$$

$$g = \text{percepatan gravitasi} = 9.8 \text{ m/s}^2$$

maka :

$$h_R = 0.170243 \text{ m}$$

sehingga :

$$h_G = 1.9596 \text{ m}$$

Penurunan tekanan dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P = \rho_l \times g \times h_G$$

$$= 10113.9 \text{ kg/ms}^2$$

$$= 0.101139 \text{ bar}$$

Sehingga tekanan gas masuk = tekanan operasi +  $\Delta P$

$$= 175.101 \text{ bar}$$

### G. Merancang Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air

1. Beban panas

$$\text{Dimana } Q \text{ yang harus diserap} = 2,590,210.1363 \text{ kcal/jam}$$

$$= 10,271,918.63 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Diketahui } C_p \text{ air} = 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} \quad \Delta T = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{densitas air} = 1056 \text{ kg/m}^3$$

Massa air yang dibutuhkan :

$$M_{\text{air}} = \frac{Q \text{ yang diserap}}{C_p \Delta T}$$

$$= 51,804.20 \text{ kg/jam}$$

## 2. Long Mean Temperature Different

$$LMTD = \frac{(T1 - t1) - (T2 - t2)}{\ln \frac{T1 - t1}{T2 - t2}}$$

Dimana :

$$T1 = \text{suhu umpan masuk reaktor} = 206 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = \text{suhu produk keluar reaktor} = 206 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t1 = \text{suhu pendingin masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t2 = \text{suhu pendingin keluar} = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

maka :

$$LMTD = 155.14152 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 311.25474 \text{ } ^\circ\text{F}$$

## 3. Overall heat transfer coefficient (Ud)

$$\text{Hot fluid} = \text{Aqueous solution}$$

$$\text{Cold fluid} = \text{Water}$$

Ud range 250-500 Btu/j ft<sup>2</sup> F (kern, 1950), maka dipilih

$$Ud = 300 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ F}$$

## 4. Menentukan transfer panas

Luas transfer panas (A) :

$$A = \frac{Q}{Ud.LMTD}$$
$$= 110.0055 \text{ ft}^2 = 10.21984 \text{ m}^2$$

Diketahui luas tangki = luas alas + luas selimut shell

Dimana :

$$\text{OD shell} = 141.2704663 \text{ in} = 11.7725 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi reaktor (Hr)} = 4.3209 \text{ m} = 14.1761 \text{ ft}$$

Luas permukaan reaktor (Ar) :

$$Ar = \pi \times Hr \times OD$$
$$= 524.0320 \text{ ft}^2$$
$$= 48.6842 \text{ m}^2$$

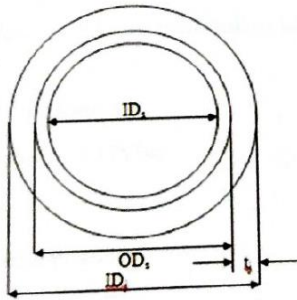
sehingga luas transfer panas < luas tangki, maka selimut bisa digunakan

5. Merancang kecepatan volumetrik pendingin

$$G = \frac{W_{air}}{\rho_{air}}$$

$$= 49.0570 \quad m^3/jam$$

6. Menghitung tebal jaket



Volume pendingin = laju alir volumetrik pendingin x waktu tinggal

di ambil waktu tinggal pendingin = 10 menit = 0.1667 jam

Sehingga :

$$\text{volume pendingin} = 8.176168 \quad m^3$$

Dengan :

$$Hr = 4.3209 \quad m$$

$$ODS = 141.2705 \quad in = 3.58827 \quad m$$

$$V \text{ pendingin} = \frac{3,14 \times (IDj - ODS)^2 \times Hr}{4}$$

$$8.1417575 \quad m^3 = \frac{3,14 \times (IDj - 4.252287 \quad m)^2 \times 3.6446 \quad m}{4}$$

$$8.1417575 \quad m^3 = \frac{3,14 \times 3.6446 \quad m}{4} \times (IDj - 4.252287 \quad m)^2$$

$$8.176168 = 3.391898 \times (IDj - 3.58827)^2$$

$$8.176168 = 3.391898 \quad IDj^2 - 43.673$$

$$IDj^2 = \frac{8.176168 + 43.673}{3.391898153}$$

$$3.391898153$$

$$\begin{aligned} \text{Idj} &= 15.28618^{0,5} \\ &= 3.909754 \text{ m} \end{aligned}$$

Di dapat nilai Idj = 3.9097544 m

$$\begin{aligned} \text{Sehinggal tebal jaket} &= \text{Idj} - \text{Ods} \\ &= 0.3215 \text{ m} \end{aligned}$$





7. Menghitung tinggi dan diameter reaktor

K	=	4.20E+11	kmol/m <sup>3</sup> s	
Ea/RT	=	16000	K	(Dente, M., dkk, 1992)

Treaksi = 206 C = 479 K

(-ra) = 1.31E-03 kmol/m<sup>3</sup>s

= 4.71E+00 kmo/m<sup>3</sup>jam

di ambil diameter reaktor (dr) = 3.57874 m

Sehingga luas penampang (Ar) = 11.2373 m<sup>2</sup>

Dari penurunan persamaan Plug Flow Reaktor dihasilkan :

$$Z = \frac{Fao}{Ar \cdot (-ra)} \int_{x=0}^{x=0,68} \frac{dx}{(1-x)}$$

dengan :

Z = tinggi reaktor (m) = ?

Ar = luas penampang reaktor (m<sup>2</sup>) = 11 m<sup>2</sup>

Fao = laju alir molar CO<sub>2</sub> umpan (kmol/jam) = 200.628 kmol/jam

x = konversi = 68%

Sehingga persamaan menjadi :

$$Z = \frac{Fao}{Ar \cdot (-ra)} x (-\ln(1-x)) \Big|_0^x$$

$$Z = \frac{Fao}{Ar \cdot (-ra)} x [-\ln(1-x) - (-\ln(1-0))] ]$$

$$Z = \frac{Fao}{Ar \cdot (-ra)} x [-\ln(1-x) + \ln(1-0) ]$$

$$Z = \frac{Fao}{Ar \cdot (-ra)} x \left[ -\ln \left( \frac{(1-x)}{(1)} \right) \right]$$

$$Z = \frac{Fao}{Ar \cdot (-ra)} x [-\ln(1-x)]$$

Diketahui :

$$\frac{Fao}{Ar.(-ra)} = 3.7921 \text{ m}$$

$$Z = \frac{Fao}{Ar.(-ra)} \times [-\ln(1-x)]$$

Dengan  $\Delta x$  0,04

Run	x	$(-\ln(1-x))$	Z (m)
1	0	0	0
2	0.04	0.0408	0.1548
3	0.08	0.0834	0.31619
4	0.12	0.1278	0.48476
5	0.16	0.1744	0.66117
6	0.20	0.2231	0.84619
7	0.24	0.2744	1.0407
8	0.28	0.3285	1.24573
9	0.32	0.3857	1.46248
10	0.36	0.4463	1.69238
11	0.40	0.5108	1.93712
12	0.44	0.5798	2.19875
13	0.48	0.6539	2.47978
14	0.52	0.734	2.78331
15	0.56	0.821	3.11327
16	0.60	0.9163	3.4747
17	0.64	1.0217	3.87424
18	0.68	1.1394	4.32089
19	0.72	1.273	4.82726
20	0.76	1.4271	5.41182
21	0.80	1.6094	6.10321
22	0.84	1.8326	6.9494

Sehingga didapat :

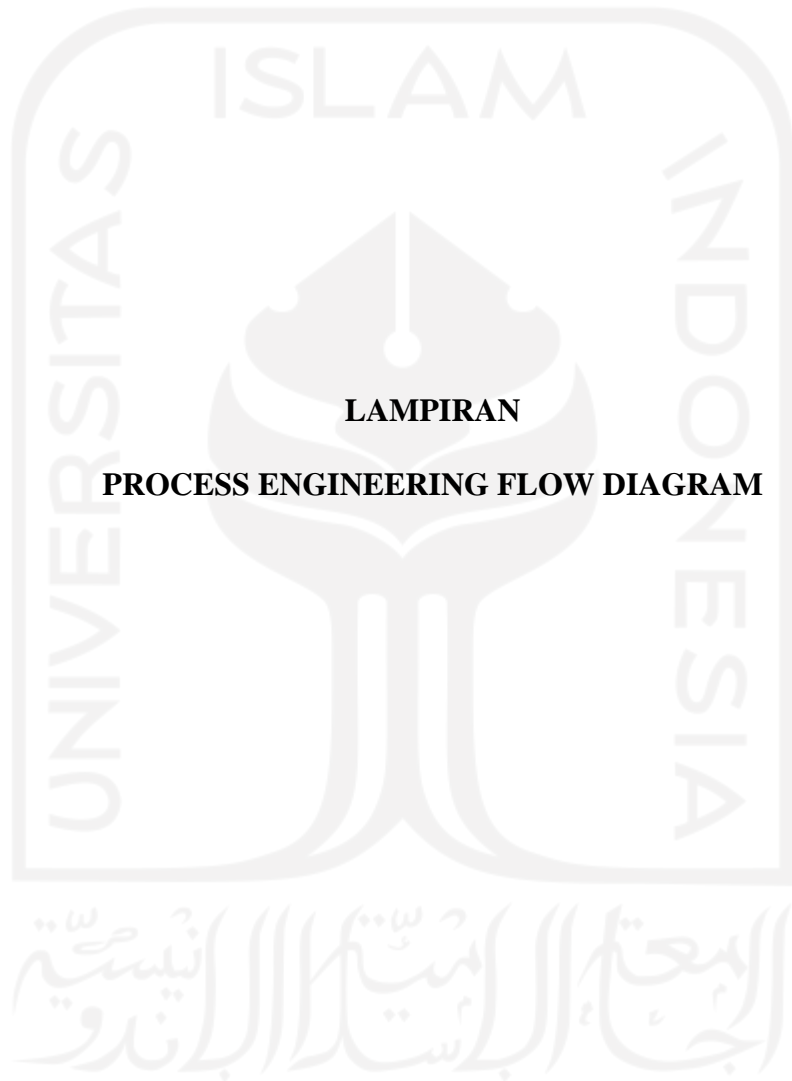
$$Dr = 3.579 \text{ m}$$

$$Hr = 4.321 \text{ m}$$

sehingga :

$$Vr = \frac{\pi \times D^2 \times Z}{4}$$

$$= 43.4414 \text{ m}^3$$



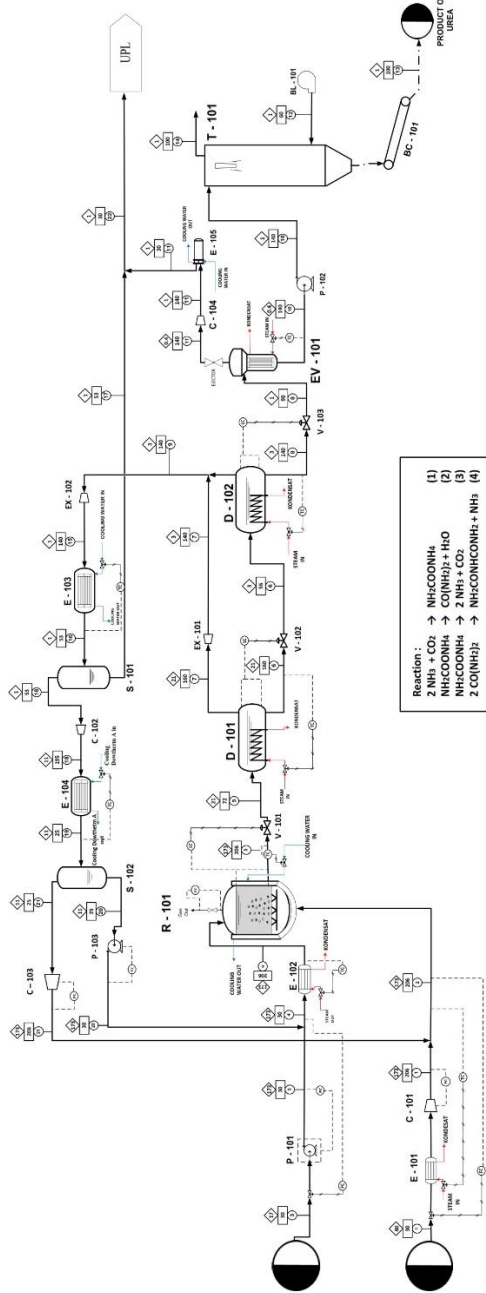
**LAMPIRAN**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RANCANGAN PABRIK UREA DARI AMONIA DAN KARBON DIOKSIDA**  
**DENGAN PROSES ACES 21 KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**

**E - 101** Ammonia Vaporizer Pump  
**C - 101** Carbon Dioxide Compressor  
**E - 102** Ammonia Preheater  
**C - 103** Carbon Dioxide Recycle Compressor  
**P - 103** Ammonia Recycle Pump  
**R - 101** Ammonia Recycle Reactor  
**S - 101** Separator  
**E - 104** Separator  
**V - 101** Separator  
**S - 102** Separator  
**V - 102** Separator  
**S - 103** Separator  
**D - 101** Medium Pressure Separator  
**C - 102** Condenser  
**E - 103** Partial Condenser  
**V - 103** Expansion Valve  
**E - 105** Partial Condenser  
**V - 104** Expansion Valve  
**D - 102** Low Pressure Separator  
**C - 104** Vacuum Compressor  
**P - 102** Compressor Pump  
**E - 106** Total Condenser  
**T - 101** Tower  
**BC - 101** Belt Conveyor  
**BL - 101** Blower

SIMBOL	KETERANGAN
	Flow Controller
	Level Indicator
	Pressure Controller
	Temperature Controller
	Suhu, C
	Memor Agus
	Control Valve
	Electric Connection
	Piping
	Aliran pdaatan
	Udina Takan



Reaction :  
 (1)  $\text{NH}_3 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{NH}_2\text{CONH}_2 + \text{H}_2\text{O}$   
 (2)  $\text{NH}_2\text{CONH}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NH}_4\text{COONH}_2$   
 (3)  $\text{NH}_4\text{COONH}_2 \rightarrow 2 \text{NH}_3 + \text{CO}_2$   
 (4)  $2 \text{CO}(\text{NH}_2)_2 \rightarrow \text{NH}_2\text{CONHCONH}_2 + \text{NH}_3$

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
 YOGYAKARTA

PROFESSOR ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
 PRA RANCANGAN PABRIK UREA DARI AMONIA DAN KARBON DIOKSIDA  
 DENGAN PROSES ACES 21 KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN

Dosen Pembimbing :  
 1. Ir. Agus Muliawan, M.T. (1971101)  
 2. Ir. Muliawan, M.T. (1971101)

Penulis:  
 1. Pr. Affliant, M.T.  
 2. Elm. Anjani, S.T., M.Pg.

Komponen	Number Area (kg/dam)																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	
CO <sub>2</sub>	602	8803	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NH <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COONH <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NH <sub>2</sub> CONH <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> COONH <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Udaran	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	602	8803	5072	13670	22473	10754	11718	9251	1504	8457	794	8508	8207	8758	13222	13222	1823	11399	11399	8598	2801	2617	-

## LAMPIRAN Konsultasi Bimbingan

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Aninda Dilla Danansya  
No. MHS : 18521115
2. Nama Mahasiswa : Reza Maulana Aziz  
No. MHS : 18521163

Judul Prarancangan \*) :

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 5 Desember 2022

**PRARANCANGAN PABRIK UREA KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN  
DARI AMONIA dan KARBON DIOKSIDA DENGAN PROCES ACES 21**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	24 Des 2022	Perkenalan dan diskusi mengenai tahap prarancangan pabrik	<i>Hidayat</i>
2	3 Feb 2022	Review Materi Kinetika Reaksi	<i>Hidayat</i>
3	10 Mar 2022	Persetujuan luaran tahap 1 dan 2	<i>Hidayat</i>
4	16 Mar 2022	Spesifikasi bahan baku dan produk	<i>Hidayat</i>
5	5 April 2022	Persetujuan luaran tahap 3	<i>Hidayat</i>
6	13 April 2022	Pembuatan diagram alir kualitatif	<i>Hidayat</i>
7	20 April 2022	Revisi diagram alir	<i>Hidayat</i>
8	28 April 2022	Persetujuan luaran tahap 4	<i>Hidayat</i>
9	9 Juni 2022	Neraca Massa Total	<i>Hidayat</i>
10	29 Juni 2022	Perancangan Reaktor	<i>Hidayat</i>
11	30 Juni 2022	Lampiran Reaktor	<i>Hidayat</i>
12	6 Juli 2022	Alat Besar	<i>Hidayat</i>
13	19 Juli 2022	Alat Besar	<i>Hidayat</i>
14	29 Juli 2022	Alat Besar	<i>Hidayat</i>
15	16 Agustus 2022	Alat Besar	<i>Hidayat</i>
16	22 Agustus 2022	Alat Kecil	<i>Hidayat</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta,

Pembimbing,

*Hidayat*

Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T.

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Aninda Dilla Danansya  
No. MHS : 18521115
  2. Nama Mahasiswa : Reza Maulana Aziz  
No. MHS : 18521163
- Judul Prarancangan \*) :

PRARANCANGAN PABRIK UREA KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN  
DARI AMONIA dan KARBON DIOKSIDA DENGAN PROCES ACES 21

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	24 Des 2022	Perkenalan dan diskusi mengenai tahap prarancangan pabrik	4
2	3 Feb 2022	Penentuan kapasitas pabrik, latar belakang pendirian pabrik, tinjauan pustaka, dan pemilihan proses	4
3	16 Feb 2022	Persetujuan luaran tahap 1 dan 2	4
4	17 Feb 2022	Persetujuan luaran tahap 3 dan 4	4
5	16 Mar 2022	Spesifikasi bahan baku dan produk	4
6	23 Mei 2022	Neraca Massa	4
7	8 Juli 2022	Persetujuan luaran tahap 5	4
8	4 Agustus 2022	Alat Kecil & PEFD	4
9	26 Agustus 2022	PEFD ,Tata letak proses	4
10	19 September 2022	Naskah	4
11			
12			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta,

Pembimbing,



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

الابتدوية  
انديا