

**PRA RANCANGAN PABRIK UREA DARI AMONIA
DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN PROSES ACES 21
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, 20 September 2022

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 resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun I,

Aninda Dilla Danansya
NIM. 18521115

Penyusun II,

Reza Maulana Aziz
NIM. 18521163

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, 20 Oktober 2022

Pembimbing I,

Pembimbing II,



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



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

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 : Aninda Dilla Danansya

No. Mahasiswa : 18521115

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, 24 November 2022

Tim Penguji,

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



Ketua

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



Anggota I

Lucky Wahyu NS, S.T., M.Eng.



Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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



NIP. 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 materiil yang telah diberikan sejauh ini
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Dr. Ibu 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 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.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Produksi.....	3
1.3 Tinjauan Pustaka.....	8
1.3.1 Amonia.....	8
1.3.2 Karbon dioksida.....	9
1.3.3 Urea.....	9
1.3.4 Proses Pembuatan Urea	10
1.3.5 Pemilihan Proses.....	11
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	17
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	17
1.4.2 Tinjauan Kinetika Reaksi.....	22
BAB II.....	24
PERANCANGAN PRODUK	24
2.1 Spesifikasi Produk	24
2.1.1 Sifat Fisis	24
2.1.2 Sifat Kimia.....	25

2.2	Spesifikasi Bahan Baku	25
2.2.1	Sifat Fisis	25
2.2.2	Sifat Kimia.....	26
2.3	Pengendalian Kualitas.....	27
2.3.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	28
2.3.2	Pengendalian Kualitas Proses	28
2.3.2	Pengendalian Kualitas Produk	29
BAB III		30
PERANCANGAN PROSES		30
3.1	Alir Proses dan Material	30
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif.....	30
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	31
3.2	Uraian Proses	32
3.2.1	Tahap Persiapan Bahan Baku	32
3.2.2	Tahap Sintesa Urea	32
3.2.3	Tahap Dekomposisi	33
3.2.4	Tahap Recovery	34
3.2.5	Tahap Pemurnian	34
3.3	Spesifikasi Alat	35
3.3.1	Spesifikasi Reaktor	35
3.3.2	Spesifikasi Alat Pemisah	36
3.3.3	Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan	39
3.3.4	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan.....	40
3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	42
3.4	Neraca Massa	49
3.4.1	Neraca Massa Total	49
3.4.2	Neraca Massa Alat	50
3.5	Neraca Panas	56
BAB IV		61
PERANCANGAN PABRIK.....		61
4.1	Lokasi Pabrik	61

4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	62
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	63
4.2	Tata Letak Pabrik	64
4.3	Tata Letak Alat Proses	67
4.4	Organisasi Perusahaan	69
4.4.1	Bentuk Perusahaan	69
4.4.2	Struktur Organisasi Perusahaan	72
4.4.3	Tugas dan Wewenang	73
4.4.4	Karyawan	78
4.4.5	Rencana Kerja	78
4.4.6	Sistem Penggajian Karyawan	80
BAB V	84
UTILITAS	84
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	84
5.1.1	Unit Penyediaan Air	84
5.1.2	Unit Pengolahan Air	87
5.1.3	Kebutuhan Air	92
5.2	Unit Pembangkit <i>Steam</i>	94
5.3	Unit Penyedia <i>Dowtherm A</i>	94
5.4	Unit Pembangkit Listrik	95
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan	98
5.6	Unit Penyedia Bahan Bakar	98
5.7	Unit Pembuangan Limbah	99
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	100
BAB VI	107
EVALUASI EKONOMI	107
6.1	Evaluasi Ekonomi	107
6.1.1	Penaksiran Harga Alat	109
6.2	Analisa Kelayakan	109
6.3	Perhitungan Ekonomi	111
6.4	Analisa Kelayakan	130
BAB VII	135

PENUTUP.....	135
6.1 Kesimpulan.....	135
6.2 Saran.....	136
DAFTAR PUSTAKA	137
LAMPIRAN.....	138



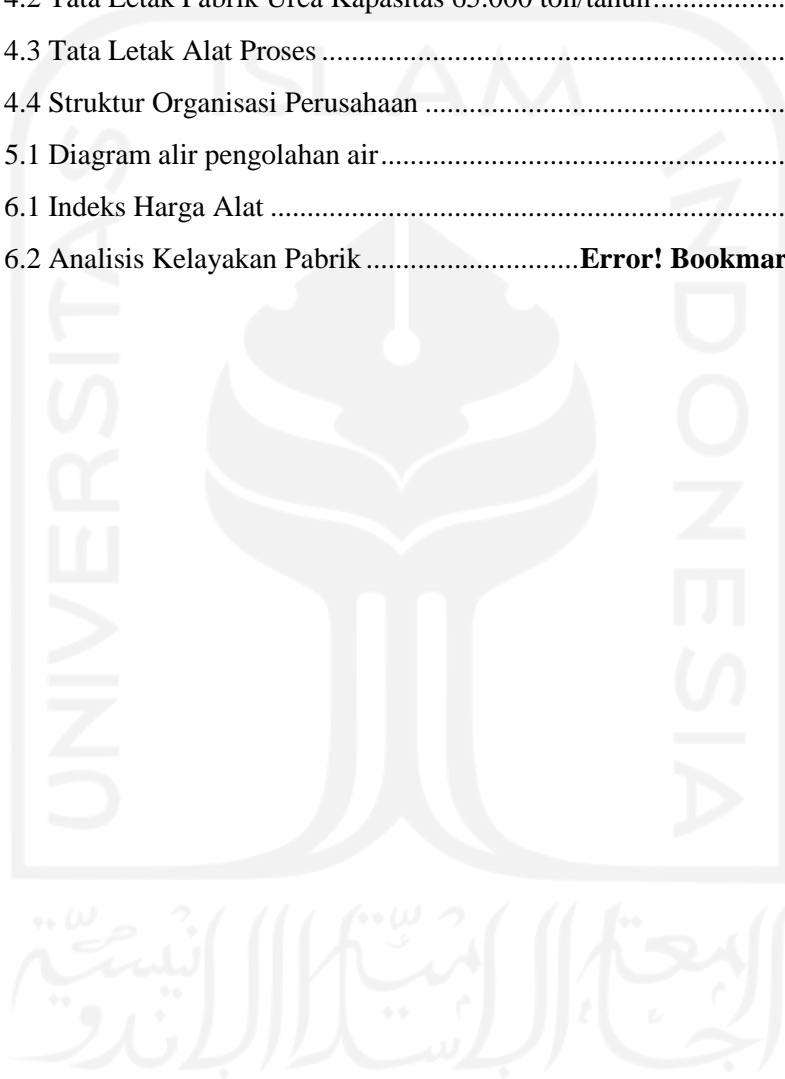
DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Produksi Pabrik Pupuk Urea.....	1
Tabel 1.2 Data Produksi Pupuk Urea di Indonesia	3
Tabel 1.3 Data Konsumsi Pupuk Urea di Indonesia	4
Tabel 1.4 Data Ekspor Pupuk Urea di Indonesia	5
Tabel 1.5 Data Impor Pupuk Urea di Indonesia.....	6
Tabel 1.5 Tabel Perbandingan Proses Pembuatan Urea.....	16
Tabel 1.6 Harga ΔH_f° Komponen.....	18
Tabel 1.7 Harga ΔG_f° Komponen	21
Tabel 2.1 Sifat Fisis Produk Urea	24
Tabel 2.2 Sifat Fisis Bahan Baku.....	25
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan	39
Tabel 3.2 Neraca Massa Total	49
Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor (R-101).....	50
Tabel 3.4 Neraca Massa <i>Medium Pressure Decomposer</i> (D-101).....	50
Tabel 3.5 Neraca Massa <i>Low Pressure Decomposer</i> (D-102).....	51
Tabel 3.6 Neraca Massa <i>Vacuum Concentrator</i> (EV-101)	52
Tabel 3.7 Neraca Massa <i>Prilling Tower</i> (T-101).....	52
Tabel 3.8 Neraca Massa <i>Partial Condensor</i> (E-103).....	53
Tabel 3.9 Neraca Massa <i>Separator</i> (S-101).....	54
Tabel 3.10 Neraca Massa <i>Partial Condensor</i> (E-104).....	54
Tabel 3.11 Neraca Massa <i>Separator</i> (S-102).....	55
Tabel 3.12 Neraca Panas <i>Partial Condensor</i> (E-103).....	56
Tabel 3.13 Neraca Panas <i>Partial Condensor</i> (E-104).....	56
Tabel 3.14 Neraca Panas Reaktor (R-101).....	56
Tabel 3.15 Neraca Panas <i>Medium Pressure Decomposer</i> (D-101).....	57
Tabel 3.16 Neraca Panas <i>Low Pressure Decomposer</i> (D-102).....	57
Tabel 3.17 Neraca Panas <i>Vacuum Evaporator</i> (E-101)	58
Tabel 3.18 Neraca Panas <i>Prilling Tower</i> (T-101).....	59
Tabel 3.19 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (E-101)	59
Tabel 3.20 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (E-102)	59
Tabel 3.21 Neraca Panas <i>Total Condensor</i> (E-105).....	60

Tabel 4.1 Luas Bangunan Pabrik	66
Tabel 4.2 Pembagian Kerja Menurut <i>Shift</i>	79
Tabel 4.3 Gaji Karyawan	82
Tabel 5.1 Syarat Baku Mutu Air Proses	85
Tabel 5. 1 Kebutuhan air pembangkit steam.....	92
Tabel 5. 2 Kebutuhan air proses.....	92
Tabel 5.3. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses	95
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas	96
Tabel 5. 5 Spesifikasi pompa utilitas	100
Tabel 6.1 Indeks Tahun 1991-2002	111
Tabel 6.2 Harga Alat Proses	113
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas	118
Tabel 6.4 <i>Physical Cost</i>	121
Tabel 6.5 <i>Laboratorium cost</i>	124
Tabel 6.6 Supervisi	125
Tabel 6.7 <i>Manufacturing Cost</i>	128
Tabel 6.8 <i>Management Salaries</i>	128
Tabel 6.9 Kesimpulan Kelayakan	133

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	30
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	31
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik	61
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Urea Kapasitas 65.000 ton/tahun.....	67
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	69
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	72
Gambar 5.1 Diagram alir pengolahan air.....	91
Gambar 6.1 Indeks Harga Alat	112
Gambar 6.2 Analisis Kelayakan Pabrik	Error! Bookmark not defined.



ABSTRAK

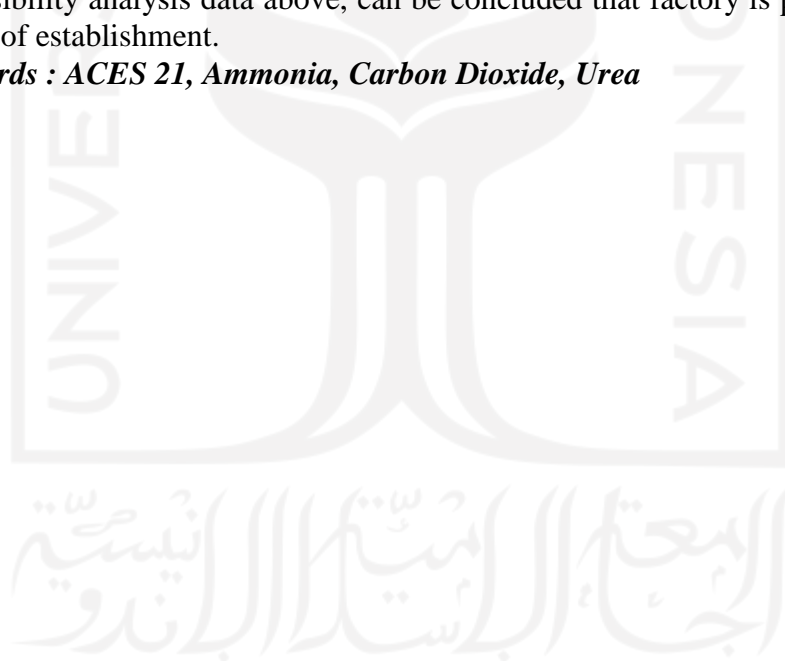
Indonesia merupakan negara agraris yang mana menyebabkan mayoritas penduduknya berprofesi sebagai petani. Karena itulah yang menyebabkan tingginya kebutuhan pupuk di Indonesia seperti urea. Pupuk urea banyak digunakan karena merupakan pupuk anorganik dengan kualitas yang lebih unggul dibandingkan pupuk lainnya. Pabrik Urea dari amonia dan karbon dioksida menggunakan ACES 21 akan dirancang di Sulawesi Tengah dengan kapasitas 65.000 ton/tahun. Bahan baku Amonia yang diperlukan sebanyak 5.046 kg/jam sedangkan karbondioksida sebanyak 6.002 kg/jam. Proses produksi dilakukan pada suhu 206 °C dan tekanan 173 atm di reaktor gelembung secara kontinyu. Reaksi pembentukan asam karbamat berlangsung secara Eksotermis dan reaksi pembentukan urea berlangsung secara Endotermis. Kebutuhan utilitas meliputi total kebutuhan air sebanyak 123.494 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 45,2% dan setelah pajak 31,6%. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak selama 1,7 tahun dan setelah pajak 2 tahun. *Break Even Point (BEP)* sebesar 30,43%, 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

Indonesia is an agricultural country which causes the majority of the population work as farmers. And that is what causes the high demand for fertilizer such as urea. Urea is widely used because urea is an inorganic fertilizer with superior quality compared to the others. Urea manufactory from ammonia and carbon dioxide using Aces 21 will be established in Central Sulawesi and be designed with 65.000 ton/year of capacity. Ammonia raw material that needed is 5.046 kg/hour and for carbon dioxide is 6.002 kg/hour. The product is processed at 206°C of temperature and 173 atm of pressure in bubble reactor continuously. The carbamate acid formation reaction takes place exothermically and the urea formation reaction takes place endothermically. Utilities include 123.494 kg/hour of the total water and 400 kW for electricity of process equipments and utilities. Based on economic analysis, Percent Return On Investment (ROI) before tax is 45,2% and after tax is 31,6%. Pay Out Time (POT) before tax is 1,7 years and after tax is 2 years. Break Even Point (BEP) is 30,42% and Shut Down Point (SDP) is 18,4 %. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) is 42,96%. From the feasibility analysis data above, can be concluded that factory is profitable and worthy of establishment.

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. Karenanya 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) (Dwiputri, dkk. 2021).

Tabel 1.1 Produksi Pabrik Pupuk Urea

Industri	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Pupuk Kalimantan Timur Bontang	3.435.000

Industri	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Pupuk Sriwijaya Palembang	2.617.500
PT. Pupuk Kujang Cikampek	1.140.000
PT. Pupuk Iskandar Muda	1.140.000
PT. Petrokimia Gresik	1.030.000

(Sumber: pupuk-indonesia.com, 2022)

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 dalam negeri
2. Dapat menurunkan angka impor urea sehingga dapat menghemat devisa Negara
3. Mencegah kelangkaan pupuk 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. Yang kemudian kapasitas produksi dipilih dengan memperhatikan peluang pemasaran dan estimasi kemampuan pemenuhan permintaan terhadap produk.

Tabel 1.2 Data Produksi Pupuk Urea di Indonesia

Tahun	Jumlah Produksi (ton)
2014	6.742.366
2015	6.917.317
2016	6.462.938
2017	6.838.063
2018	7.444.697
2019	7.722.799

(Sumber: 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 tahun perencanaan (pada tahun 2025)

P_0 = Jumlah produksi tahun terakhir (pada tahun 2019)

r = Rata-rata pertumbuhan produksi (dalam %)

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

Berdasarkan rumus diatas maka diketahui jumlah estimasi produksi urea pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned} P_t &= P_0 (1 + r)^n \\ &= 7.722.799 (1 + 2,88746\%)^6 \\ &= 9.161.137 \end{aligned}$$

Sehingga proyeksi produksi urea pada tahun 2025 sebesar 9.161.137 ton.

Tabel 1.3 Data Konsumsi Pupuk Urea di Indonesia

Tahun	Jumlah Konsumsi (ton)
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, yaitu:

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

Dimana : P_t = Jumlah konsumsi tahun perencanaan (pada tahun 2025)

P_0 = Jumlah konsumsi tahun terakhir (pada tahun 2019)

r = Rata-rata pertumbuhan konsumsi (dalam %)

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

Berdasarkan rumus diatas maka diketahui jumlah estimasi konsumsi urea pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned} P_t &= P_0 (1 + r)^n \\ &= 5.425.656 (1 + (-0,22814\%))^6 \\ &= 5.351.810 \end{aligned}$$

Sehingga proyeksi konsumsi urea pada tahun 2025 sebesar 5.351.810 ton

Tabel 1.4 Data Ekspor Pupuk Urea di Indonesia

Tahun	Jumlah Ekspor (ton)
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)

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, yaitu:

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

Dimana : P_t = Jumlah ekspor tahun perencanaan (pada tahun 2025)

P_0 = Jumlah ekspor tahun terakhir (pada tahun 2019)

r = Rata-rata pertumbuhan ekspor (dalam %)

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

Berdasarkan rumus diatas maka diketahui jumlah estimasi ekspor urea pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned} P_t &= P_0 (1 + r)^n \\ &= 1.860.700 (1 + 19,75612\%)^6 \\ &= 5.488.613 \end{aligned}$$

Sehingga proyeksi ekspor urea pada tahun 2025 sebesar 5.488.613 ton

Tabel 1.5 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: knoema.com, 2021)

Data impor di atas berdasarkan publikasi knoema 2021. Data tersebut digunakan untuk memproyeksikan atau memperkirakan impor urea pada tahun 2025. Proyeksi data dilakukan dengan rumus yang sama, yaitu:

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

Dimana : P_t = Jumlah impor tahun perencanaan (pada tahun 2025)

P_0 = Jumlah impor tahun terakhir (pada tahun 2019)

r = Rata-rata pertumbuhan impor r (dalam %)

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

Berdasarkan rumus diatas maka diketahui jumlah estimasi impor urea pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned} P_t &= P_0 (1 + r)^n \\ &= 12.601 (1 + 77,44246\%)^6 \\ &= 393.324 \end{aligned}$$

Sehingga proyeksi impor urea pada tahun 2025 sebesar 393.324 ton

Setelah diketahui proyeksi produksi, konsumsi, ekspor, dan impor maka dapat diketahui kapasitas produksinya. 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 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 (NH_4OH) (Cotton dan Wilkinson, 1989).

Dalam keadaan cair, amonia berwarna sedikit kuning. Amonia biasanya digunakan untuk bahan baku pembuatan pupuk seperti urea, pembuatan amonium 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 (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 CON_2H_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* (NH_4OCN) sehingga berubah menjadi urea. Kemudian urea dibuat dari dehidarsi amonium karbamat ($\text{NH}_2\text{COOCNH}_4$) pada tahun 1870 oleh Basaroff dan proses inilah yang digunakan sebagai dasar pembuatan urea dalam skala pabrik (Kirk dan Othmer, 1998).

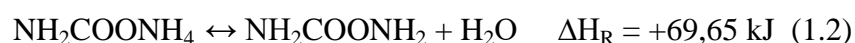
Urea memiliki bentuk berupa serbuk putih dan bersifat higroskopis. Pupuk urea adalah pupuk yang mengandung nitrogen paling tinggi diantara pupuk padat lainnya. Kandungan nitrogen pada pupuk urea sekitar 46%. Urea dapat larut dalam air dan tidak memiliki residu garam setelah dipakai untuk tanaman. Jika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

Menurut pupuk Indonesia, urea yang dijual dipasaran harus memiliki kemurnian sekitar 98% atau yang setara dengan kadar nitrogen sekitar 46%. Kegunaan urea dalam adalah sebagai berikut:

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

1.3.4 Proses Pembuatan Urea

Kirk dan Othmer (1998) mengatakan bahwa urea dibuat dari reaksi antara amonia cair dengan gas CO₂. NH₃ dipilih dalam fase cair karena banyaknya jumlah NH₃ yang dibutuhkan dan juga agar CO₂ dapat terkonversi. Jika NH₃ 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 amonium 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 amonium karbamat menjadi urea juga akan menurun. Konversi amonium 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 komersial pada tahun 1920 ketika IG Farben membuat pabrik urea di Jerman berdasarkan proses dehidrasi amonium karbamat. Amonium karbamat dapat dibuat dengan mereaksikan karbondioksida dan ammonia pada temperatur 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 (NH_3 dan CO_2) tidak dikembalikan dalam sintesis urea. Akan tetapi,

NH_3 yang tidak terkonversi tersebut dinetralkan dengan asam misalnya asam nitrat untuk memproduksi garam amonium (amonium nitrat) sebagai produk samping dari produksi urea.

Kelebihan dari proses ini adalah dapat menghasilkan produk samping berupa garam amonium, 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 di-*recycle* 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, eksep 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 NH_3 ataupun 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 lain sering digunakan. Untuk jenis ini dikembangkan beberapa proses yaitu Proses *Snamprogetti* NH_3 dan *Self Stripping*, Proses *Stamicarbon* CO_2 *Stripping*, ACES 21 Proses, dan Proses *Isobaric Double-Recycle*.

1. Proses *Snamprogetti* NH_3 dan *Self Stripping*

Pada proses *snamprogetti* NH_3 dan *self stripping*, amonia digunakan sebagai media *stripping* karena kelarutan amonia yang besar pada aliran. Akibatnya efluen yang dihasilkan *stripper* mengandung amonia dalam jumlah yang besar sehingga mempengaruhi kelebihan amonia 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, NH_3 digunakan sebagai media *stripping*. Tetapi karena NH_3 , sangat larut dalam larutan *downcomer* reaktor sehingga terjadi

peningkatan konsentrasi NH_3 , di hasil bawah *stripper*. Versi lain adalah proses *stripping* dengan hanya menggunakan panas sebagai pendorongnya (*self-stripping*). Walaupun tidak menggunakan 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 rasio mol NH_3 dan CO_2 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_2

Proses *stamicarbon* CO_2 menggunakan kolom *stripping* untuk memisahkan urea dari komponen lain dengan menggunakan CO_2 sebagai media *stripping*. CO_2 cocok digunakan sebagai media *stripping* karena kelarutan CO_2 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 $\text{NH}_3:\text{CO}_2$ sebesar 3:1. menghasilkan konversi CO_2 sebesar 60%. (Baboo, dkk., 2016).

Hasil dari reaktor dialirkan ke kolom *stripping* yang bertekanan sama dengan reaktor dan menggunakan CO_2 , sebagai media *stripping*. Hasil atas dari

kolom stripping berupa uap NH_3 dan CO_2 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. NH_3 dan CO_2 yang keluar pada atas dekomposer lalu dikondensasi untuk bisa membentuk karbamat. Sedang karbamat sisa bercampur dengan karbamat hasil kondensasi lalu di-*recycle* 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 *snamptogetti* 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

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

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

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 (ΔH_r°)

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 (ΔH_f°), komponen-komponen yang terlibat pada suhu 25 °C (298 K) dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.6 Harga ΔH_f° Komponen

No	Komponen	Harga ΔH_f° (kJ/mol)
1	NH ₃	-45,9
2	CO ₂	-393,5
3	NH ₂ COONH ₄	-645,05
4	H ₂ O	-241,8
5	H ₂ NCONHCONH ₂	-561,6
6	CO(NH ₂) ₂	-333,6

(Yaws, 1999)

Pembentukan urea memiliki 2 reaksi sebagai berikut:



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

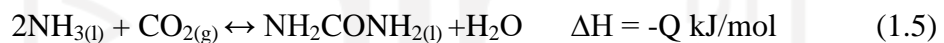
Untuk reaksi 1.3 adalah:

$$\begin{aligned}\Delta H_f^{\circ 298} &= \Delta H_f^{\circ} \text{Produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{reaktan} \\ &= (-645,05) - ((-393,5) + 2 \times (-45,9)) \\ &= -159,75 \text{ kJ/mol} \\ &= -159.750 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Untuk reaksi 1.4 adalah:

$$\begin{aligned}\Delta H_f^{\circ 298} &= \Delta H_f^{\circ} \text{Produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{reaktan} \\ &= ((-333,6) + (-241,8)) - (-645,05) \\ &= 69,65 \text{ kJ/mol} \\ &= 69.650 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

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



Untuk total reaksi:

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

Nilai ΔH 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)

ΔH_r = panas reaksi (J/mol)

Dimana:

T = 298 K

ΔH_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 bereser 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 amonium karbamat menurun karena kedua reaksi endotermis rendah yang berarti jumlah larutan amonium karbamat bertambah dan menambah beban untuk sesksi berikutnya.

1.4.1.1 Energi Bebas Gibbs (ΔG_f°)

Perhitungan energi gibbs (ΔG_f°) digunakan untuk menentukan arah reaksi kimia cenderung spontan atau tidak spontan. ΔG_f° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan ΔG_f° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Berikut merupakan harga ΔG_f° masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.7 Harga ΔG_f° Komponen

No	Komponen	Harga ΔG_f° (kJ/mol)
1	NH ₃	-16,4
2	CO ₂	-393,4
3	NH ₂ COONH ₄	-448,06
4	H ₂ O	-228,6
5	CO(NH ₂) ₂	NA

(Yaws, 1999)

Bila ditinjau dari energi bebas Gibbs diperoleh:

Untuk reaksi 1.3 bersifat spontan. Hal ini dibuktikan dengan perhitungan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
\Delta G_r^\circ (298 \text{ K}) &= \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\
&= -448,06 - ((-393,4) + 2 \times (-16,4)) \\
&= -21,86 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Untuk reaksi 1.4 tidak dapat dibuktikan dikarenakan tidak adanya data mengenai ΔG_f dari Urea.

1.4.2 Tinjauan Kinetika Reaksi

Pembentukan amonium 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:

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

Dimana nilai:

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

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

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

Maka nilai k adalah:

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



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%

(Ullmann's, 2002)

2.1.2 Sifat Kimia

1. Dengan Pemanasan

Urea akan melepaskan amonia (NH_3), amonium sianida (NH_4OCN) dan biuret ($(\text{CONH}_2)_2\text{NH}$) apabila dipanaskan diatas titik leburnya yaitu pada suhu 150-160 °C.

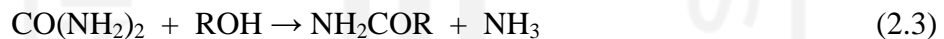


2. Hidrolisa

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 menghasilkam *urethane*



2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Sifat Fisis

Tabel 2.2 Sifat Fisis Bahan Baku

Spesifikasi	Sifat Fisis Bahan	
	Amonia	Karbondioksida
Wujud	Cair	Gas
Nama IUPAC	<i>Azane</i>	<i>Carbon dioxide</i>
Rumus Molekul	NH_3	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	132,4 °C	30,85 °C
Tekanan Kritis	111,3 bar	73,7bar

(Sumber: MSDS Amonia dan MSDS CO₂)

2.2.2 Sifat Kimia

2.2.2.1 NH₃ (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 CO₂ (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 di tetapkan 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 memeberikan isyarat yang berupa suara atau nyala lampu yang menandakan

bahwa belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan. Sehingga *controller* akan mengambil tindakan dengan memperbesar atau memperkecil aliran tangki.

2. *Flow Rate Control*

Jika terjadi penyimpangan terhadap aliran bahan baku, *controller* akan mengambil tindakan dengan memperbesar atau memperkecil 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 memperbesar atau memperkecil 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.

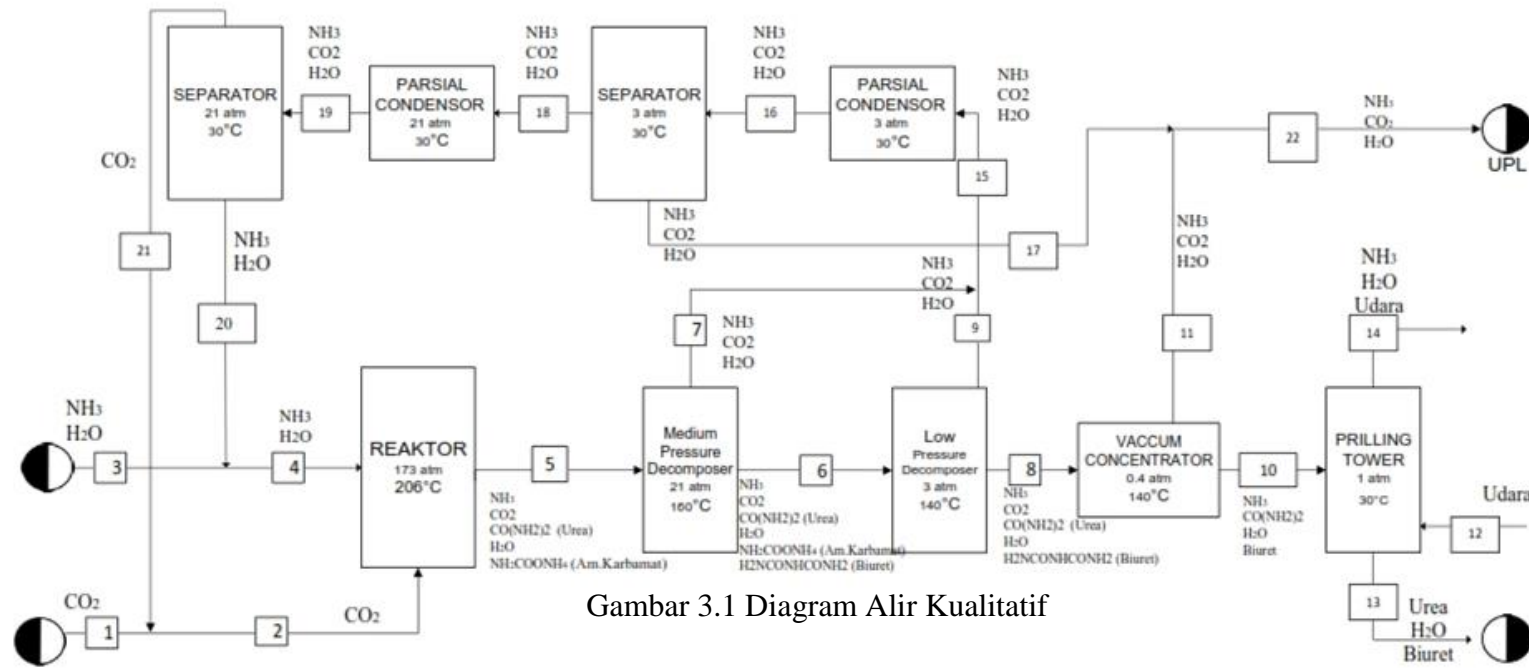
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif

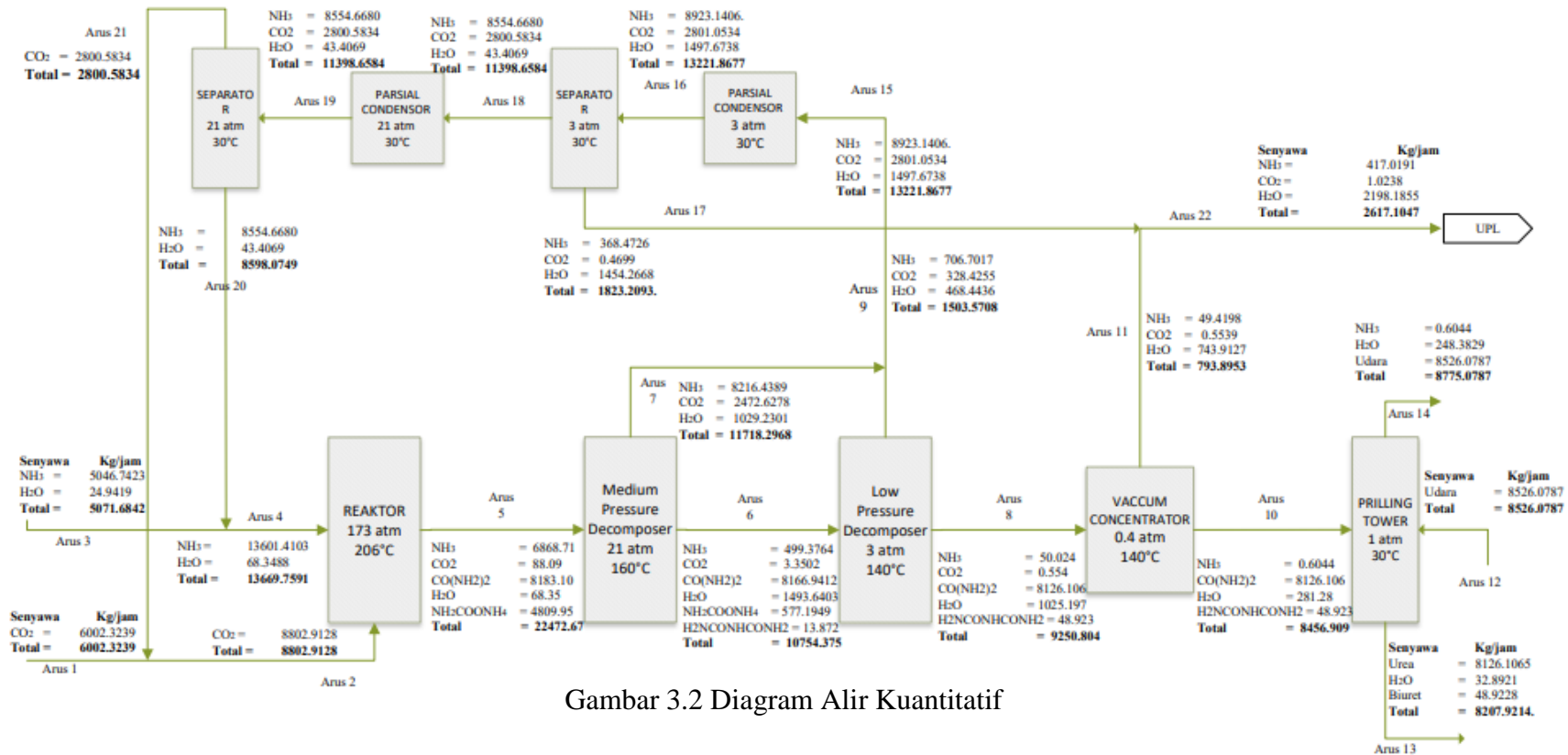
FLOW DIAGRAM KUALITATIF PABRIK UREA DARI AMONIA DAN KARBONDIOKSIDA DENGAN PROSES ACES 21 KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN



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

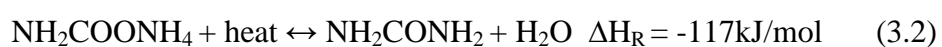
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

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

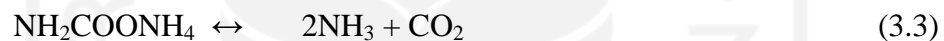
Sintesa reaksi terjadi pada reaktor (R-101) utama dengan fase gas-cair. Reaksi terjadi pada suhu 206 °C dan tekanan 173 atm dengan perbandingan rasio NH₃:CO₂ yaitu 4:1 dan konversi sebesar 68%. Reaksi yang terjadi yaitu reaksi (3.1) pembentukan amonium karbamat dengan konversi 99% dan reaksi (3.2) pembentukan urea dari amonium karbamat dengan konversi 68%.



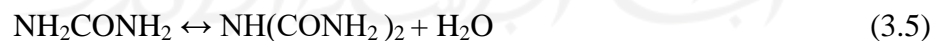
Reaksi (3.1) berlangsung cepat dan menghasilkan panas sehingga diperlukan pengontrolan terhadap suhu. Reaksi (3.2) berlangsung lambat dan membutuhkan panas. Urea yang keluar dari reaktor memiliki konsentrasi 40% berat lalu umpan dialirkan ke *medium pressure decomposer*.

3.2.3 Tahap Dekomposisi

Amonium karbamat yang tidak terkonversi menjadi urea akan di dekomposisi atau penguraian menjadi NH_3 dan CO_2 pada *medium pressure decomposer* (D-101). Selain proses dekomposisi, terjadi juga proses evaporasi 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 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 amonium 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) dan terjadi proses pembentukan biuret mengikuti persamaan reaksi (3.5). 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 dipisahkan menggunakan *vacuum evaporator* untuk menghilangkan kandungan CO₂ dan NH₃ yang bersifat korosif. Kondisi operasi *vacuum 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 reaksi, tahap purifikasi 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 ³
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 ³
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 m³
 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
Fungsi	Menyimpan reaktan amonia	Menyimpan reaktan karbon dioksida	Menyimpan produk urea
Lama Penyimpanan	7 hari	7 hari	10 hari

Tangki	TK-101	TK-102	S-01
Fasa	cair	cair	padat
Jenis Tangki	Tangki bola (<i>spherical</i>)	Tangki bola (<i>spherical</i>)	<i>Vessel silinder</i> dengan dasar konikal
Kondisi	Suhu : 29,85 °C	Suhu : 30 °C	Suhu : 30 °C
Operasi	Tekanan : 16,77 atm	Tekanan : 80 atm	Tekanan : 1 atm
Spesifikasi	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 ³ Tinggi <i>shell</i> : 5,9659 m Tinggi <i>bottom</i> : 2,9829 m
Harga	\$ 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 keluaran *vacuum*

cooncentrator

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.ft².°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 ² .°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 _c	: 993
	- UD	: 70
	- R _d hitung	: 0,013219
	- R _d 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>Shell and tube heat 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 : 25 in
 - ho : 1.500
 - *Pressure drop* : 0,001337 psi
 - U_c : 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 NH₃ 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-102

Fungsi : Menguapkan CO₂

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 : 7,71249891 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 ₃	-	5.046,7423	-	-	0,6044	417,8924
CO ₂	6.002,3293	-	-	-	-	1,0238
CO(NH ₂) ₂	-	-	-	8.126,1065	-	-
H ₂ O	-	24,9419	-	32,8921	248,3829	2.198,1885
NH ₂ COONH ₄	-	-	-	-	-	-
H ₂ CONHCONH ₂	-	-	-	48,9228	-	-
Udara	-	-	8.508,3775	-	8.508,3775	-
Total	6.002,3293	5.071,6842	8.508,3775	8.207,9214	8.757,3649	2.617,1047
Total Keseluruhan	19.582,391			19.582,391		

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 ₃	-	13.601,4103	6.868,7122
CO ₂	8.802,9128	-	88,0291
CO(NH ₂) ₂	-	-	8.183,1024
H ₂ O	-	68,3488	2.522,8704
NH ₂ COONH ₄	-	-	4.809,9577
H ₂ CONHCONH ₂	-	-	-
Udara	-	-	-
Total	8.802,9128	13.669,7591	22.472,6719
Total Keseluruhan	22.472,6719		22.472,6719

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

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

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

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

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

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

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

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 ₃	0,6044	-	-	0,6044
CO ₂	0,0002	-	-	0,0002
CO(NH ₂) ₂	8.126,1065	-	8.126,1065	-
H ₂ O	281,28	-	32,8921	248,3829
NH ₂ COONH ₄	-	-	-	-
H ₂ CONHCONH ₂	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
Total	8.456,9089	8.508,3775	8.207,9214	8.757,3649
Total Keseluruhan	16.965,2863		16.965,2863	

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

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

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

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

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

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

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

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

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

3.5 Neraca Panas

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

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

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

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

Tabel 3.14 Neraca Panas Reaktor (R-101)

Komponen	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
NH ₃	20.493.547	19.868.832
CO ₂	1.353.471	994.100
H ₂ O	353	1.599.495

Komponen	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
CO(NH ₂) ₂	-	5.328/171
NH ₂ COONH ₄	-	2.622.952
Q Reaksi	-	1.692.305
Q Pendingin	10.258.485	-
Total	32.105.857	32.105.857

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

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

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

Komponen	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
NH ₃	77.167	218.447

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

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

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

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

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

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

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

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

Komponen	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
CO ₂	-	2.281.006

Komponen	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
Q <i>Steam</i>	2.281.006	-
Total	2.281.006	2.281.006

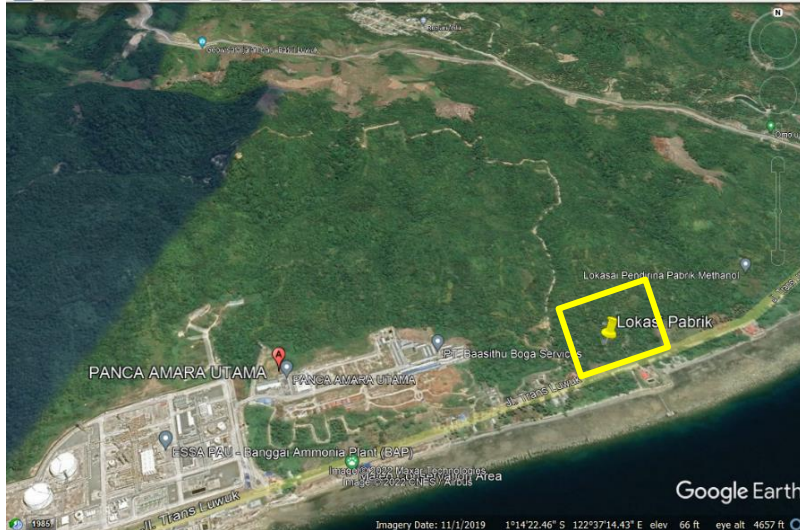
Tabel 3.21 Neraca Panas *Total Condensor* (E-105)

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

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 Sulawesi Tengah, kabupaten Banggai 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 pencegahan 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.

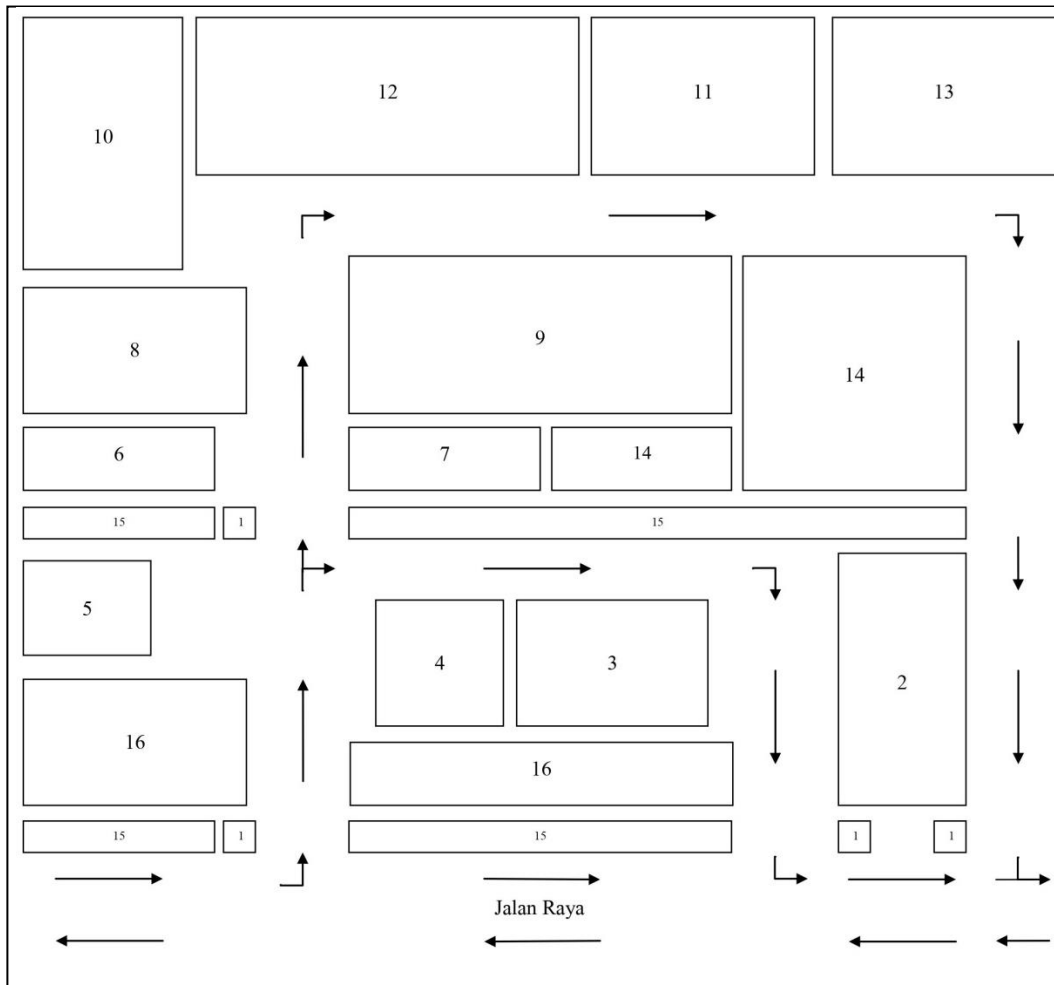
5. Fasilitas Jalan

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 ²)
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 Sparepart	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.

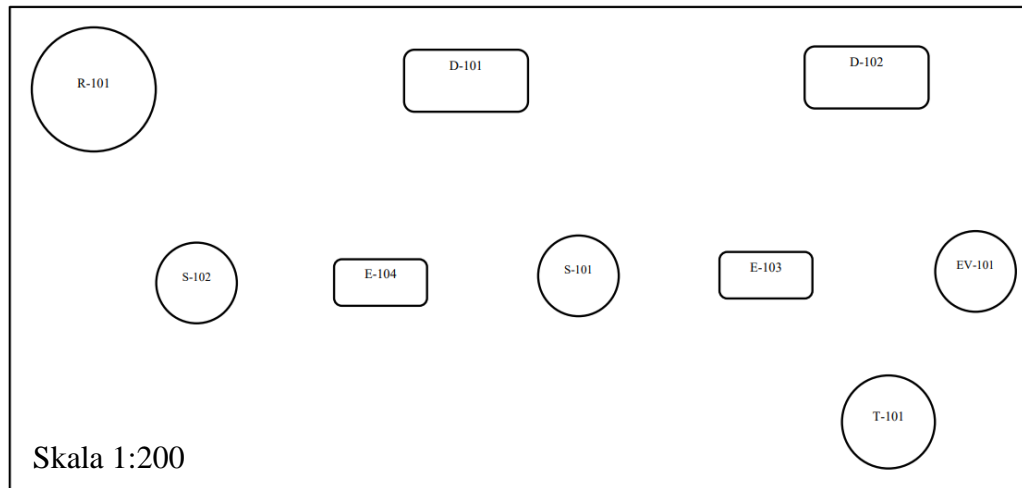
5. Pertimbangan Ekonomi

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:

- R-101 : Reaktor
- D-101 : *Medium Pressure Decomposer*
- D-102 : *Low Pressure Decomposer*
- EV-101 : *Vacuum Evaporator*
- E-103 : *Partial Condensor*
- S-101 : *Separator*
- E-104 : *Partial Condensor*
- S-102 : *Separator*
- 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. Peseroan 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:

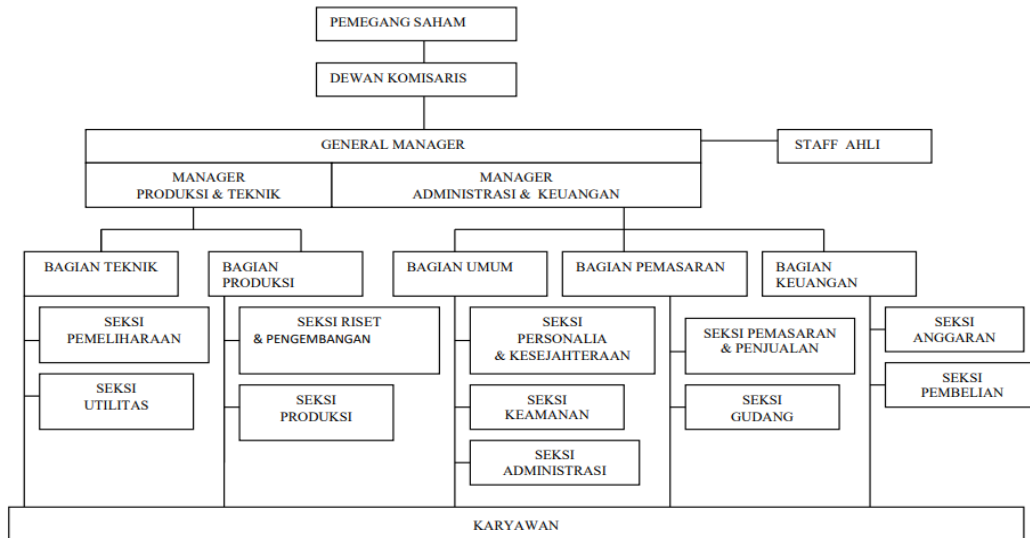
1. Kemudahan mendapatkan modal. Penjualan saham merupakan sumber pendapatan modal yang besar dan mudah dilaksanakan. Modal dibagi dalam saham-saham, sehingga memungkinkan ikut sertanya orang yang

- 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 / keserasian 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 WIB (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

Karyawan	Jumlah	Gaji (Rp)
<i>General Manager</i>	1	50.000.000
<i>Asisten General Manager</i>	1	40.000.000
<i>Manager Produksi & Teknik</i>	1	35.000.000
<i>Manager Administrasi & Keuangan</i>	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

Karyawan	Jumlah	Gaji (Rp)
<i>Cleaning Service</i>	12	3.500.000
Sopir	4	5.000.000
Total	150	375.000.000



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 elektronik, 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 ₂	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 instrument* 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 *screner* dan diumpankan ke bak pengendapan awal

untuk mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai. Selanjutnya diumpankan ke *Reverse osmoso unit* untuk mengurangi konsentrasi garam. Berikutnya alirkan ke bak penggumpal yang mana telah diinjeksikan *aluminium sulfate* yang memiliki fungsi sebagai koagulan untuk menetralsir muatan negatif partikel dari *suspended 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*

Merupakan salah satu metode yang dapat 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 sulit 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 dalam waktu yang telah ditentukan.

3. *Sand Filter*

Setelah melalui tahap *clarifier*, air dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menyangrum 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*

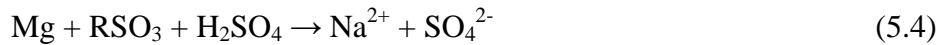
Cation exchanger berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air seperti *Calcium* (Ca), Magnesium (Mg), Natrium (Na), Potassium (K), Mangan (Mn), *Iron* (Fe) diganti dengan ion H^+ sehingga air yang keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion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

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 CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu resin tersebut.

Reaksi :



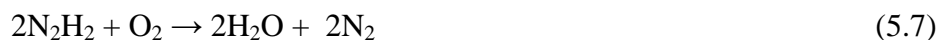
Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi :

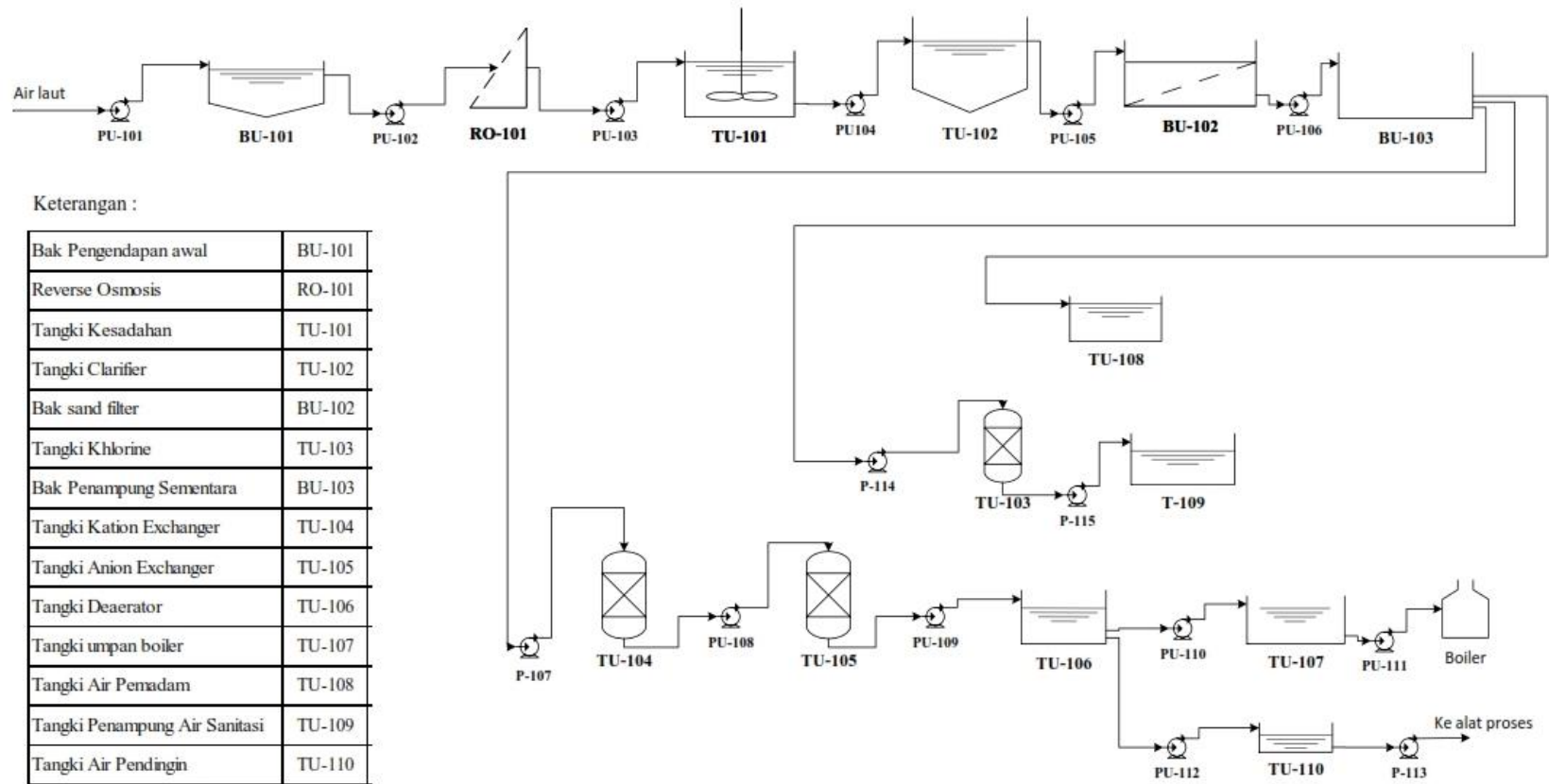


c. Deaerasi

Deaerasi merupakan proses pembebasan air umpan boiler dari oksigen (O_2), air yang telah diproses melalui *demineralisasi (polish water)* akan dipompakan ke dalam dearetor dan diinjeksikan oleh *hidrazin* (N_2H_4), bertujuan untuk meningkatkan oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.



Air yang keluar dari Deaerator ini dialirkan dengan 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 dapat dilihat pada tabel 5.1 sampai 5.4 di bawah ini :

1. Air Pembangkit *Steam*

Tabel 5. 1 Kebutuhan air pembangkit steam

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
E-101	1.110,1956
E-102	12.454,1967
EV-101	1.972,30
MPD-101	6.512,4520
LPD-101	2.482,1515
TOTAL	24.532,3005

2. Air untuk proses

Tabel 5. 2 Kebutuhan air proses

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	51.586,1758
E-103	19.829,7936
E-105	17.024,8953
TOTAL	88.440,8647

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 = 1.000 kg/hari
- Kantin, masjid, dan kebun = 1.500 kg/hari
- Total kebutuhan air untuk kantor = 3.500 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 = 6.000 kg/hari

Maka total untuk keperluan domestik = 17.000 kg/hari

= 708 kg/jam

Kebutuhan Air Total Secara Kontinyu = 123.494,4188 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 O₂, CO₂, H₂S dan NH₃.

- 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.

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* dengan total kebutuhan sebesar 2.482,30 kg/jam.

5.3 Unit Penyedia *Dowtherm A*

Dowtherm A merupakan media pendingin yang dapat digunakan dengan kisaran suhu (12-497)^oC. *Dowtherm A* tidak memerlukan *treatment* secara fisis,

kimia, maupun biologi. *Dowtherm A* digunakan sebagai media pendingin di dalam *partial condenser* (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 8.085,23 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

Nama Alat	Power (hp)
C-102	60
C-103	5
C-104	5
P-101	25
P-102	0,75
P-103	30
BL-101	3
Total	133,75

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

Nama Alat	Power (hp)
CU-101	2
PU-101	7,5
PU-102	100
PU-103	5
PU-104	0,33
PU-105	3
PU-106	1,5
PU-107	0,5

Nama Alat	Power (hp)
PU-108	0,75
PU-109	0,7
PU-110	0,33
TOTAL	121,66

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 sebanyak 70,2386 hp.

Kebutuhan Listrik Total

Jumlah kebutuhan listrik total = 365,2406 Hp

Faktor daya diperkirakan 80% = 340,5869 Kw

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 pertimbangan:

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 $14,8 \text{ m}^3/\text{jam}$.

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 *silica 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 alfa-terpineol dari terpenting dan air 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.

5.7 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 sungai 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
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 m³/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 : *Plate and frame membrane*

Over design : 0,20

3. Tangki Keadahan

Kode : TU-101

Fungsi : Mencampurkan air dengan 5% dan CaOH 5%

Jenis : Tangki Silinder Berpengaduk

Kapaitas : 12,3796 m³

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 m³

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 m³/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 m³

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 : 0,6800 m³

Dimensi : Diameter : 0,95 m

Tinggi : 0,95 m

Pengaduk : *Marine propeller*

Power : 4,8616 Hp

Jumlah : 1

4. Penyediaan Air Proses

1. Kation *Exchanger*

Kode : TU-104

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg

Jenis : *Down flow cation exchanger*

Kapasitas : 29,44 m³/jam

Dimensi : Diameter : 2,2614 m
Tinggi : 0,5682 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 m³/jam

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

Jumlah : 1

3. Deaerator

Kode : TU-106

Fungsi : Menghilangkan kandungan gas CO₂, NH₃, dan H₂O

Kapasitas : 29,4388 m³/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 m³

Dimensi : Diameter : 2,2407 m

Tinggi : 4,4815 m

Jumlah : 1

5. *Boiler*

Kode : BU-101

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

Jenis : *Water tube boiler*

Steam : 35.326,5128 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 m³

Dimensi : Diameter : 2 m

Tinggi : 2 m

Jumlah : 1



BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan 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 beresiko rendah adalah 11% dan ROI minimum untuk pabrik beresiko tinggi adalah 40% (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 beresiko rendah selama 5 tahun, sedangkan untuk pabrik beresiko 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

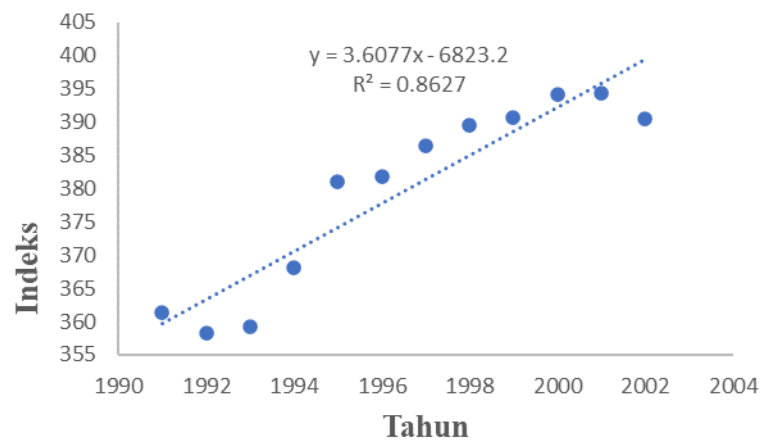
1. *Fixed Capital*

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

No	Tahun	Indeks
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

No	Nama Alat	Kode Alat	N	Harga US \$		Total Harga US \$
				2002	2026	
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
18	Silo	S-01	1	30.000	37.348	37.348,32
19	<i>Separator-101</i>	S-101	1	10.000	12.449	12.449,44
20	<i>Separator-102</i>	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 ₂	T-102	5	800.000	995.955	4.979.776,64
23	<i>Vacuum Evaporator</i>	EV-101	1	60.000	74.697	74.697,65
24	<i>Valve Exxpantion Reactor</i>	V-101	1	3.500	4.357	4.357,30
25	<i>Valve Exxpantion MPD</i>	V-102	1	3.850	4.793	4.793,04
26	<i>Valve Exxpantion LPD</i>	V-103	1	3.851	4.794	4.794,28
27	<i>Belt Conveyor</i>	BC-101	1	40.000	49.798	49.798,77
28	<i>Compressor-104</i>	C-104	1	2.100	2.614	2.614,38
29	<i>Expander-102</i>	Ex-102	1	2.500	3.112	3.112,36
Jumlah						6. 831.512,81

(Peters & Timmerhaus, 2003)

\$ 1 = Rp 15.000

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

Capital Investment

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 *Purchased Equipment Cost* (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

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

Pemasangan menggunakan 5 % tenaga asing dan 95 % tenaga Indonesia

Perincian ongkos buruh:

ASING = $5\% \times 10.247 \text{ MHA} \times \text{US } \$ 20/\text{MHA}$ = US \$ 10.247,27

IND = $95\% \times 10.247 \text{ MHA} \times (3\text{MHI}/\text{MHA}) \times \text{Rp } 40.000/\text{MHI}$
= 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) = $0.05 \times \text{PEC Murni}/\text{US } \$ 20$
= 17.078,78 = 17.079

Pemasangan menggunakan 100% tenaga Indonesia

Ongkos buruh = $100\% \times 17.079 \text{ MHA} \times (3 \text{ MHI}/\text{MHA}) \times \text{Rp } 40.000/\text{MHI}$
= 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) = $0.05 \times \text{PEC Murni}/\text{US } \$ 20$

$$= 17.078,78 = 17.079$$

Pemasangan menggunakan 100% tenaga Indonesia

$$\begin{aligned} \text{Ongkos buruh} &= 100\% \times 17.079 \text{ MHA} \times (3 \text{ MHI/MHA}) \times \text{Rp } 40.000/\text{MHI} \\ &= \text{Rp } 2.049.453.842,22 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya Listrik:} &= \text{US } \$ 683.,151,28 \\ &+ \text{Rp } 2.049.453.842,22 \end{aligned}$$

7. Bangunan

Besarnya: 0,40 PEC murni

$$\text{Biaya bangunan:} = \text{US } \$ 2.732.605,12$$

8. Tanah dan Perbaikan

$$\text{Luas tanah diperkirakan} = 34.000 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga tanah diperkirakan} = \text{Rp } 850.000/\text{m}^2$$

$$\text{Biaya pembelian tanah} = \text{Rp } 28.900.000.000$$

Biaya perbaikan tanah (10-15%) PEC murni

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

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

$$+ \text{Rp } 28.900.000.000$$

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

No	Nama Alat	Kode Alat	N	Harga US \$		Total Harga US \$
				2002	2026	
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
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	<i>Tangki Clarifier</i>	TU-102	1	30.000	37.348	37.348,32
20	<i>Bak Sand Filter</i>	BU-102	2	15.000	18.674	37.348,32
21	<i>Tangki 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

No	Nama Alat	Kode Alat	N	Harga US \$		Total Harga US \$
				2002	2026	
23	Tangki Kation <i>Exchanger</i>	TU-104	1	25.500	31.746	31.746,08
24	Tangki Anion <i>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
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
Jumlah						1.782.807,88

(Peters & Timmerhaus, 2003)

Biaya pengangkutan sampai lokasi (25% PEC)	= US \$ 445.701,97
Biaya instalasi utilitas (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
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
Jumlah		29.816.520	61.793.734.168	511.591.107.231

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	<i>Contractor's fee</i>	= US \$ 1.499.324,58
Diambil 0,04 DPC		+ Rp 3.089.686.708,38

12. *Contingency*

Besarnya 10-25% DPC	<i>Biaya contingency</i>	= US \$ 7.496.622,88
Diambil 0,20 DPC		+ Rp 15.448.433.541,91

Fixed Capital Investment (FCI)

FCI	= DPC + <i>Contingency</i> + <i>Contractor's fee</i>
	= US \$ 46.479.061,88
	+ Rp 95.780.287.959,87

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 *raw material* = 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 *raw material inventory* = US \$ 13.679.950,49

2. *Inprocess Inventory*

Hold up time = 0,5 bulan

Biaya = (0,5 * MC / bulan * total *hold up time*)

Inprocess inventory = 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

CO₂ *fresh feed* = 6.002,33 kg/jam, dalam 1 tahun = 47.970.616,13 kg

Harga CO₂ = 2,49 US \$/kg (<https://indonesian.alibaba.com/product-detail/99-99-99-999-50kg-CO2-16001139241103.html>)

Biaya CO₂ = US \$ 119.206.981,09

NH₃ *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*

Karyawan	Jumlah	Gaji (Rp)	Biaya 1 tahun
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	Jumlah	Gaji (Rp)	Biaya 1 tahun
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
Total	62		9.168.000.000

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 & Teknik</i>	1	35.000.000	420.000.000
<i>Manager Administrasi & Keuangan</i>	1	35.000.000	420.000.000
Total	4		1.920.000.000

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 0,11 dari penjualan produk selama 1 tahun

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

Totak *indirect manufacturing coat* = 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*

Komponen	US \$	Rp	Biaya Total (Rp)
<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
Total	229.707.244	48.723.665.440	3.494.332.323,033

4. *General Expense*

a. *Administrasi*

1. *Management Salaries*

Tabel 6.8 *Management Salaries*

Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	Biaya 1 tahun
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

Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	Biaya 1 tahun
Sopir	4	4.000.000	192.000.000
Total	84		9.756.000.000

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* = $0,1 \times 0,25 \text{ FC} + 0,15 \times 0,5 \text{ WC}$

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

= Rp 4.436.321.492.766,46

Keuntungan = Pejualan Produk – Biaya Produksi

= Rp 4.436.321.492.766,46 - Rp 4.077.795.915,615

= Rp 358.525.577.151,31

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

= 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)

ROI = (profit/FCI) x 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

ROI = 0,452

b. *Return on Investment* Setelah Pajak

Profit setelah pajak = Rp 250.967.904.005,92

ROI = 0,316

2. *Poy Out Time* (POT)

POT = (FCI/(Profit + 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)*

<i>Raw material</i>	= Rp 2.565.603.971.842,92
<i>Packaging & transport</i>	= Rp 44.363.214.927,66
Utilitas	= Rp 64.177.004.387,87
Royalti	= Rp 208.507.110.160,02
<i>Variable Cost (Va)</i>	= Rp 2.882.651.301.318,48

c. *Regulated Cost (Ra)*

Labor	= Rp 9.168.000.000
Supervisi	= Rp 1.920.000.000
<i>Payroll overhead</i>	= 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)*

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

$$= 18,40\%$$

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:

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

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

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

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

$$CF = \text{laba setelah pajak} + \text{besarnya depresiasi} + \text{finance} = \text{Rp } 353.168.364.776,26$$

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

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

$$WC+SV+C((1+i)^{n-1}+(1+i)^{n-2} + \dots + (1+i)^0) = \underline{28.303.548.671.457,10} -$$

00,00

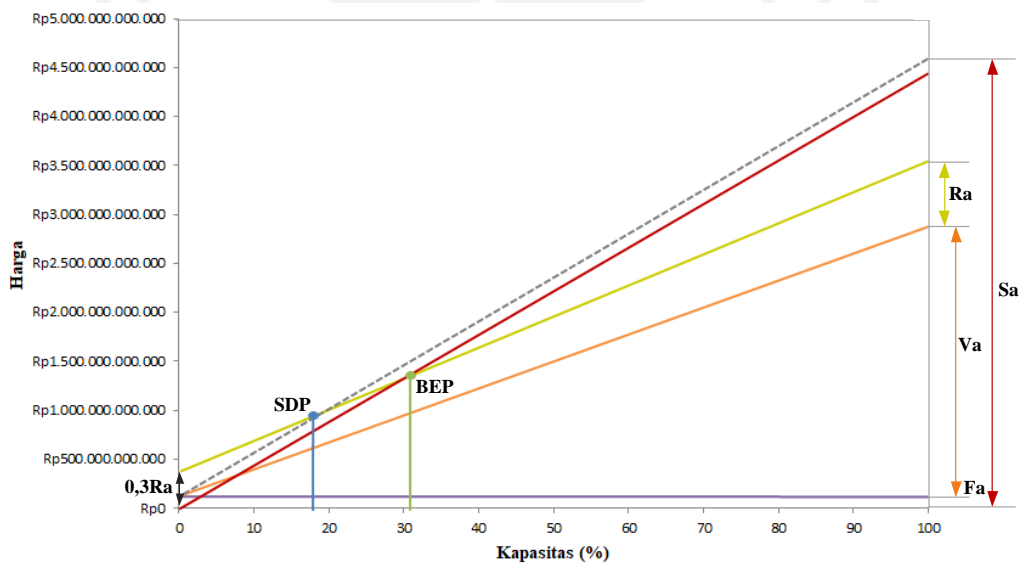
$$\text{Dengan } \textit{trial and error} \text{ diperoleh nilai } i = 0,43$$

$$= 42,958\%$$

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	

No	Keterangan	Perhitungan	Batasan
2	<i>Pay Out Time (POT)</i> , tahun		
	POT sebelum pajak	1,7	Max, low 5 th , high 2 th
	POT setelah pajak	2	
3	<i>Break Even Point (BEP)</i>	30	Berkisar 40-60%
4	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	18,4	
5	<i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	42,956	5,625 bunga bank = min



Gambar 6.2 Analisis Kelayakan Pabrik

BAB VII

PENUTUP

6.1 Kesimpulan

1. Perancangan pabrik urea dengan kapasitas 65.000 ton/tahun akan didirikan di kawasan industri dengan luas tanah sebesar 30.000 m² dengan jumlah pekerja 150 orang
2. Pendirian pabrik urea diharapkan dapat memenuhi kebutuhan urea dalam negeri terutama untuk provinsi Sulawesi Tengah dan sekitarnya sehingga dapat mengurangi jumlah impor, dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi, serta dapat mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia
3. Pabrik pupuk urea merupakan pabrik kimia yang tergolong sebagai pabrik kimia *high risk* dikarenakan tingginya suhu dan tekanan yang terjadi pada saat kondisi operasi
4. Hasil perhitungan ekonomi dapat disimpulkan sebagai berikut:
 - ROI sebelum pajak 45% dan sesudah pajak 32% (minimum ROI sebelum pajak 44% untuk pabrik *high risk industrial chemical*);
 - 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);
 - BEP sebesar 30% kapasitas produksi;
 - SDP sebesar 18,4%;
 - DCFR sebesar 42,96%

5. 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. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc.Graw Hill Book Company, New York.
- Austin. 1984. *Proses Industri Kimia*. Mc.GrawHillBook Company, New York.
- Austin, T.G. 1997. *Shreve's Chemical Process Industries Fifth Edition*. Mc.Graw-Hill Book Company, New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. 1976. *Chemical Engineering* volume 6.
- Direktorat Jendral Pajak. 2019. *Pengenaan Pajak Penghasilan*. Jakarta.
- Dente, M., dkk. 1992. *Gas-Liquid Reactor in the Synthesis of Urea*. Permagon Press Ltd. Great Britain.
- Dwiputri, M.I., Nawasanjani, A., dan Anugraha, R.P. 2021 Pra Desain Pabrik Urea dari Amonia dan CO₂ Berbasis Proses Stamicarbon CO₂ Stripping. *Jurnal Teknik ITS* Vol 10 No.1: 13-18.
- Efendi. 2003. *Telaah Kualitas Air Bagi Pengelolaan Sumber Daya dan Lingkungan Perairan*. Yogyakarta: KANISIUS (Anggota IKAPI).
- Evans, F.I. 1974. *Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Plants* volume 2. Gulf Publishing. Co, Houston.
- Froment, G.F., and Bischoff, K. B. 1979. *Chemical Reactor Analysis and Design*. John Wiley & Sons., Inc., New York.
- Gunasekara, M. 2008. *Urea Final Report*. University of Moratuwa.
- Kirk, R.E and Othmer, D.F. 2007. *Ensyyclopedia of Chemical Technology*. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Mc.Graw Hill, Kogakusha. Ltd, Tokyo.

- Keyes, F. 1974. *Industrial Chemical*
- Koesnadi, C.S., Farhan, M., dan Raden, D. 2021. 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.
- Livenspiel, O. 1975. *Chemical Reaction Engineering* 2nd Ed. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Ludwig, E.E. 1964. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* Volume II dan III. Houston, Texas.
- Mc. Cabe, L. and Smith, J.C. 1974. *Unit Operation of Chemical Processing and Design* volume 20 No.3.
- Perry, R.H. and Chilton, C.H. 1985. *Chemical Engineering Hand Book* 6th Ed. Mc.Graw Hill, Kokakusha, Tokyo.
- Peter, M.S. and Timmerhous, K.D. 1980. *Plants Design and Economics for Chemical Engineers* 3rd Ed. Mc Graw Hill. Inc, Singapura.
- Rase, H.F. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plants* volume I. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* 4th ed. Mc.Graw-Hill Book Co., New York.
- Ullmann's. 2002. *Encyclopedia of Industrial Chemistry* vol. A11, VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim.
- US Patent 3,929,878. 1975. *Decomposition of Ammonium Carbamate*.
- Walas, S.M. 1988. *Chemical Process Equipment* 3rd ed. Butterworths series in chemical engineering, USA.

Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc.Graw Hill Companies Inc.,
USA.

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

<https://knoema.com/> diakses pada 6 Januari 2022

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

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

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

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



LAMPIRAN A

REAKTOR

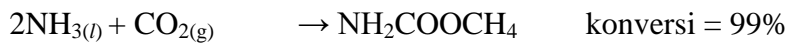
Fungsi	Mereaksikan amonia cair dan karbon dioksida gas menjadi urea
Jenis	Reaktor gelembung (<i>Bubble tank reactor</i>) silinder tegak dan tangki tertutup
Kondisi Operasi	Suhu : 206°C Tekanan : 172,712 atm
Reaksi	Eksotermis
Tujuan Perancangan	A. Menentukan jenis reaktor B. Menghitung neraca massa C.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



$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 65.000 \text{ ton/yahun} \times \frac{1000\text{kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 8.207,0797 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Waktu reaksi = 41,67 menit Dente.M ,dkk 1992

Basis: 200,6276

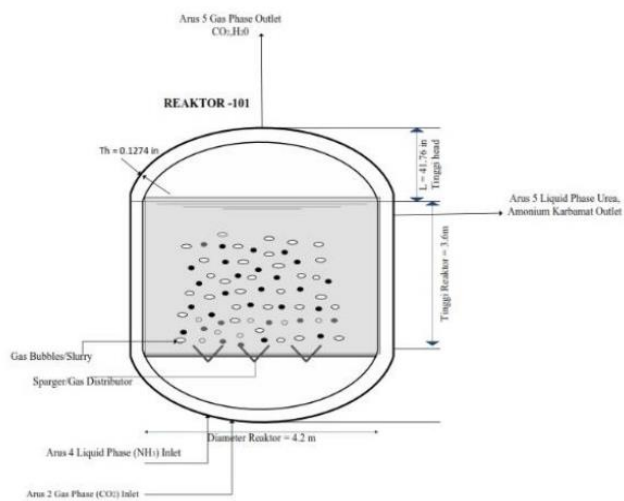
Reaksi 1	4 2NH _{3(l)}	1 CO _{2(g)}	X = 99%	NH ₂ COONH _{4(l)}
M	802,5106	200,6276	→	-
R	397,2427	198,6214		198,6214
S	405,2678	2,00628		198,6214

Reaksi 2	NH ₂ COONH _{4(l)}	X = 68%	CO(NH ₂) _{2(l)}	H ₂ O
M	198,6214	→	-	-
R	135,0625		135,0625	135,0625
S	63,5588		135,0625	135,0625

Komponen	BM	Kemurnian	Impuriti	
NH ₃	17	0,995	0,005	H ₂ O
CO ₂	44	1		

Komponen	BM	Kemurnian	Impuriti	
$\text{CO}(\text{NH}_2)_2(l)$	60	0,98	0,02	H_2O & Biuret
H_2O	18			
$\text{NH}_2\text{COONH}_4$	78			
$\text{H}_2\text{CONHCONH}_2$	103			

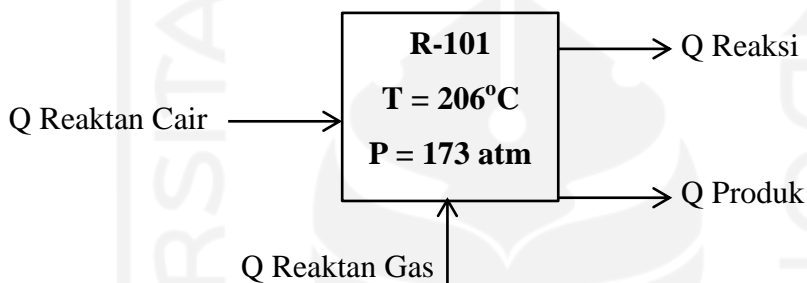
A. Neraca Massa di Reaktor



Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 2	Arus 4	Arus 5
NH_3	-	13.601,4103	6.868,7122
CO_2	8.802,9128	-	88,0291
$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	-	-	8.183,1024
H_2O	-	68,3488	2.522,8704
$\text{NH}_2\text{COONH}_4$	-	-	4.809,9577
$\text{H}_2\text{CONHCONH}_2$	-	-	-

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 2	Arus 4	Arus 5
Udara	-	-	-
Total	8.802,9128	13.669,7591	22.472,6719
Total Keseluruhan	22.472,6719		22.472,6719

B. Menghitung Neraca Panas di Reaktor



1. Panas Masuk

Reaktan Cair

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

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

T = Temperatur (K)

T = 206°C = 479 K

T_{ref} = 25°C = 298 K

Komponen	A	B	C	D
NH ₃	-182,157	3,3618	-0,014398	2,0371E-05
H ₂ O	92,053	-0,039953	-2,11E-04	5,3469E-0,7

Komponen	kmol/jam	Cp dT (J/mol)	Q (kJ/jam)
NH ₃	802,510574	30.912,760586	24.807.817,2372
H ₂ O	0,027917	13.965,588443	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°C = 479 K

T_{ref} = 25°C = 298 K

Komponen	A	B	C	D	E
CO ₂	-182,157	3,3618	-0,014398	2,0371E-05	-2,987E-13

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Cp dT (J/mol)	Q (kJ/jam)
CO ₂	8.827,6163	200,6276	7,441E+03	1.492.890,0615
Total				1.492.890,0615

Sehingga, panas masuk = panas larutan + panas gas
= 24.808.207,1196 + 1.492.890,0615
= 26.301.097,1811 kJ/jam

2. Panas Generasi

Panas generasi = panas yang timbul karena terjadinya reaksi

Panas reaksi 1: $2 \text{NH}_3 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{NH}_2\text{COONH}_4$

Data panas pembentukan pada suhu 25°C

dHf 298 NH ₃	-45,9 kJ/mol
dHf 298 CO ₂	-393,5 kJ/mol
dHf 298 NH ₂ COONH ₄	-645,05 kJ/mol
dHf 298 H ₂ O	-241,8 kJ/mol
dHf 298 biuret	-561,6 kJ/mol
dHf 298 CO(NH ₂) ₂	-333,6 kJ/mol

Data kapasitas panas:

Komponen	A	B	C	D	E
Cp liq NH ₃ (J/mol)	-182,157	3,3618	-1,4E-02	2,04E-05	
Cp gas CO ₂ (J/mol)	27,437	0,0423	-2,0E-05	4,0E-09	-3,0E-13
Cp H ₂ O (J/mol)	92,053	-0,03995	-2,1E-04	5,35E-07	
Cp gas NH ₃ (J/mol)	33,357	-0,01258	8,89E-05	-7,2E-08	1,86E-12
Cp liq CO(NH ₂) ₂ (J/mol)	965,507	-5,0993	1,0E-0,2	-6,4E-06	

Komponen	Cp J/mol.K	Sumber
Biuret	131,3	Wiki
NH ₂ COONH ₄	172,0434	Pubchem
CO(NH ₂) ₂	20.548,4689	Yaws

Data kapasitas panas:

Komponen	A	B	C	D
CO ₂	-3.981,02	52,511	-2,3E-01	3,29E-04
NH ₃	-182,157	3,3618	-0,014398	2,0371E-05
H ₂ O	92,053	-0,039953	-2,11E-04	5,3469E-0,7

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

Panas reaksi 1: $2 \text{NH}_3 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{NH}_2\text{COONH}_4$

Panas reaktan reaksi 1

Komponen	Cp dt (J/mol)
CO ₂	6.313,4841
NH ₃	22.591,1986
Total	28.904,6827

Panas produk reaksi 1 $T = 206^\circ\text{C} = 479 \text{ K}$

Komponen	Cp dt (J/mol)
NH ₂ COONH ₄	23.765,3

(Sumber: *Fertilizer Manual*)

Panas reaksi pada keadaan standard

$$\begin{aligned} \Delta H_r^{\circ}_{298} &= \Delta H^{\circ}_f_{\text{produk}} - \Delta H^{\circ}_f_{\text{reaktan}} \\ &= (-645,05) - (-393,5) + 2(-45,9) \\ &= -159,75 \text{ kJ/mol} \\ &= -15.975 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$Q \text{ reaksi 1} = \Delta H_r^{\circ}_{298} + \text{panas produk} - \text{panas reaktan}$$

$$= -15.975 + 23.765,3 - 28.904,6827$$

$$= -21.114,3827 \text{ J/mol}$$

Mol yang bereaksi = 135 kmol/jam

$$Q \text{ reaksi 1} = -21.114,3827 \times 135$$

$$= -2.850.441,6645 \text{ kJ/jam}$$

Panas reaksi 2



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

Komponen	Cp dt (J/mol)
$\text{NH}_2\text{COONH}_4$	23.765,3

$$\text{Panas produk reaksi 1} \quad T = 206^\circ\text{C} = 479 \text{ K}$$

Komponen	Cp dt (J/mol)
H_2O	11.840,1799
$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	20.548,4689
Total	32.388,6487

Panas reaksi pada keadaan standard

$$\Delta H_r^\circ_{298} = -333,6 + (-241,8) - (-645,04)$$

$$= 69,65 \text{ kJ/mol}$$

$$= 69.650 \text{ J/mol}$$

$$Q \text{ reaksi 2} = \Delta H_r^\circ_{298} + \text{panas produk} - \text{panas reaktan}$$

$$= 69.650 + 32.388,6487 - 23.765,3$$

$$= 78.273,3487 \text{ J/mol}$$

Mol urea bereaksi = 259,2977 kmol/jam

$$Q \text{ reaksi 2} = 81.845,7602 \times 259,2977$$

$$= 20.296.101,54 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ reaksi total} = Q \text{ reaksi 1} + Q \text{ reaksi 2}$$

$$= 17.445.657,6247 \text{ kJ/jam}$$

3. Panas Keluar Reaktor

Kapasitas panas zat:

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

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

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

Komponen	kmol/jam	Cp dt (J/mol)	Q (kJ/jam)
CO ₂	3,8517	333.641,5312	1.285.093,4529
NH ₃	778,0473	30.912,7606	24.051.588,5154
H ₂ O	135,0904	11.840,1799	1.599.495,188
CO(NH ₂) ₂	259,2977	20.548,4689	5.328.171,3014
NH ₂ COONH ₄	122,0225	23.765,3	2.899.900,3822
Total	1.298,3096		35.164.248,8399

Sehingga panas yang harus diserap pendingin adalah:

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

$$Q \text{ akumulasi} = [5,43\text{E}+09 + (-3,18\text{E}+08) - (-2,1785\text{E}+10)]$$

$$= -10.837.427,25 \text{ kJ/jam}$$

$$= -2.590.210,14 \text{ kcal/jam}$$

$$Q \text{ yang diserap pendingin} = Q \text{ akumulasi}$$

$$= 2.590.210,14 \text{ kcal/jam}$$

Neraca Panas Total

Komponen	Q (kJ/jam)	Q (kJ/jam)
CO ₂	1.492.890,0615	1.285.093,4529
NH ₃	24.807.817,2372	1.285.093,4529
H ₂ O	389,8824	24.051.588,5154
CO(NH ₂) ₂	-	1.599.495.188
NH ₂ COONH ₄	-	5.328.171.3014
Q Reaksi	-	2.899.900,5871
Q Pendingin	10.837.427,2459	-
Total	37.138.524,4270	37.138.524.427

C. Menentukan sifat-sifat fisis umpan

1. Umpan Cair

a. Densitas

Untuk menghitung densitas suatu zat digunakan rumus

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

Dimana: T = Temperatur (K)

A, B, C, dan D = Konstanta

Komponen	A	B	n	T _c
NH ₃	0,2369	0,2547	0,2887	405,65
H ₂ O	0,3471	0,274	0,2857	647,13

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

Komponen	BM	rho (g/ml)	rho (kg/m ³)	xi	xi.rho
NH ₃	17	0,526	525,9606	0,9985	525,1717
H ₂ O	18	0,9854	985,3744	0,0015	1,4781

Sehingga densitas umpan cairan adalah $= 525,1717 + 1,4781 \text{ kg/m}^3$

$$= 526,6498 \text{ kg/m}^3$$

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 ₃	-8,591	876,4	0,02681	-3,6E-05
H ₂ O	-10,2158	1.792,5	0,01773	-1,3E-05

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

Komponen	log μ	μ (cp)	xi	μ.xi
NH ₃	-1,0895	0,0814	0,9985	0,08125
H ₂ O	-0,3945	0,4032	0,0015	0,0006

Sehingga viskositas cairan $= 0,08125 + 0,0006 \text{ cp}$

$$= 0,05185 \text{ cp}$$

c. Tegangan Permukaan

Untuk NH₃ dapat dihitung dengan persamaan berikut:

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

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

Komponen	A	Tc	n	sigma
NH ₃	100,098	405,65	1,2222	10,208
H ₂ O	132,674	647,13	0,955	64,5075

Dari perhitungan di atas didapat $\sigma = 74,71552 \text{ dyne/cm}$
 $= 0,074716 \text{ N/m}$

2. Umpan Gas

a. Densitas

Diketahui:

$$P = 175 \text{ bar} = 172,712 \text{ atm}$$

$$R = 0,08206 \text{ atm}\cdot\text{m}^3/\text{mol}\cdot\text{K}$$

$$T = 497 \text{ K}$$

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

$$T_c = 87,89^{\circ}\text{F} = 304,2 \text{ K}$$

$$P_c = 1.070,6 \text{ psia} = 73,81527 \text{ bar} \quad (\text{Yaws. Critical Properties})$$

Densitas gas CO₂ dapat diketahui dengan persamaan berikut:

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{P \sum y_i \cdot \text{BM}_i}{Z \cdot R \cdot T}$$

Untuk mencari nilai Z perlu diketahui:

$$T_r = \frac{T}{T_c} = 1,57$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = 2,37$$

Dari table diperoleh $Z = 0,93$ Grafik *compressibility factor*. Maka densitas gas:

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{172,71 \text{ atm} \times 44\text{g/mol}}{0,8 \times 0,08206 \text{ L. atm/mol. K} \times 479 \text{ K}}$$

$$= 207,8855 \text{ kg/m}^3$$

b. Viskositas

Viskositas dapat dihitung dengan persamaan:

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

Dimana: T = Temperatur (K)

$A, B, \text{ dan } C$ = Konstanta

μ_{gas} = Viskositas gas (micropoise)

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

Komponen	A	B	C
CO ₂	11,336	0,4992	-0,0001

Maka, $\mu_{\text{gas}} = 225,4892 \text{ micropoise}$

$$= 0,022549 \text{ cP}$$

3. Menghitung difusitas gas CO₂ dalam larutan (Dab)

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

Dimana:

ϕ : Association parameter = 1

M : Berat molekul pelarut = 17,0015 kg/kmol

T : Temperatur = 463 K

μ : Viskositas pelarut = 0,08185 cp = 0,08 mN.s/m²

V_m : Volume molar solute = 0,034 m³/kmol

Maka:

$$\begin{aligned} D_{ab} &= \frac{7,4 \times 10^{-8} \times (1 \times 17)^{0,5} \text{kg/kmol} \times 453\text{K}}{0,081850 \text{ mN.s/m}^2 \times 0,034^{0,6} \text{m}^3/\text{kmol}} \\ &= 0,01313 \text{ m}^2/\text{s} \\ &= 47,2555 \text{ m}^2/\text{jam} \end{aligned}$$

D. Menghitung Dimensi Reaktor

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

$$\begin{aligned} \rho \text{ cairan} &= 526,6498 \text{ kg/m}^3 = 0,526649755 \text{ g/cm}^3 \\ \mu \text{ cairan} &= 0,081850086 \text{ cP} = 0,0000819 \text{ kg/cm.s} \\ \sigma \text{ cairan} &= 0,074715518 \text{ N/m}^2 = 0,074715518 \text{ kg/m.s}^2 \\ D_{ab} &= 0,01313 \text{ m}^2/\text{s} = 131,2652706 \text{ cm}^2/\text{s} \\ \rho \text{ gas} &= 207,885471 \text{ kg/m}^3 = 0,207885471 \text{ g/cm}^3 \\ \mu \text{ gas} &= 0,022549 \text{ cP} = 0,000225489 \text{ kg/cm.s} \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2 = 980 \text{ cm/s}^2 \end{aligned}$$

1. Menghitung *Superficial Velocity* (U_{sg})

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

Dari perhitungan didapat:

$$D = 3,58 \text{ m}$$

$$F_v = 42,4735 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$A = 10,05 \text{ m}^2$$

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 Perrt 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

$$\begin{aligned} We &= \frac{d_o U_{sg}^2 \rho}{\sigma} \\ &= 1,92E-05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Fr &= \frac{U_{sg}}{g d_o} \\ &= 0,023949 \end{aligned}$$

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*

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

$$Fl = 25,90561 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$A = 10,05 \text{ m}^2$$

Sehingga vL :

$$vL = 0,0007 \text{ m/s}$$

$$hg = 0,007425$$

5. Menghitung Volume Cairan dalam Reaktor

Range waktu tinggal di reaktor 1.200-2.500 detik (Dente, M., dkk, 1992)

$$\text{Digunakan waktu tinggal} = 2.500 \text{ detik} = 0,69444 \text{ jam}$$

Sehingga volume cairan:

$$\text{Volume cairan} = \frac{\text{Laju alir massa} \times \text{waktu tinggal}}{\rho \text{ cairan}} = 17,99 \text{ m}^3$$

6. Menghitung Volume Cairan dan Gas

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

$$= 18,1246 \text{ m}^3$$

Diambil *safety factor* = 20%

Sehingga volume reaktor total:

$$V = 1,2 \times 18,1059$$

$$= 22,65574 \text{ m}^3$$

7. Menghitung Tinggi dan Diameter Reaktor

$$K = 4,20E+11 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$Ea/RT = 16.000 \text{ K}$$

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

$$(-r_a) = 1,31\text{E-}03 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$= 4,71 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$\text{Diambil diameter reaktor (dr)} = 3,57874 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga luas penampang (Ar)} = 11,2373 \text{ m}^2$$

Dari penurunan persamaan *Plug Flow Reactor* dihasilkan:

$$Z = \frac{F_{a0}}{A_r \cdot (-r_a)} \int_{x=0}^{x=0,68} \frac{dx}{(1-x)}$$

Dengan:

$$Z : \text{Tinggi reaktor (m)} = ?$$

$$A_r : \text{Luas Penampang Reaktor (m}^2\text{)} = 11 \text{ m}^2$$

$$F_{a0} : \text{Laju alir molar CO}_2 \text{ umpan (kmol/jam)} = 200,628 \text{ kmol/jam}$$

$$X : \text{Konversi} = 68\%$$

Sehingga persamaan menjadi:

$$Z = \frac{F_{a0}}{A_r \cdot (-r_a)} \times (-\ln(1-x)) \Big|_0^x$$

$$Z = \frac{F_{a0}}{A_r \cdot (-r_a)} \times [-\ln(1-x) - (-\ln(1-0))]$$

$$Z = \frac{F_{a0}}{A_r \cdot (-r_a)} \times [-\ln(1-x) + \ln(1-0)]$$

$$Z = \frac{F_{a0}}{A_r \cdot (-r_a)} \times \left[-\ln\left(\frac{1-x}{1}\right) \right]$$

$$Z = \frac{F_{a0}}{A_r \cdot (-r_a)} \times [-\ln(1-x)]$$

Diketahui:

$$\frac{F_{ao}}{Ar. (-ra)} = 3,7921 \text{ m}$$

$$Z = \frac{F_{ao}}{Ar. (-ra)} \times [-\ln(1 - x)]$$

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

Dari perhitungan didapat:

$$D = 3,579 \text{ m}$$

$$L = 4,321 \text{ m}$$

Sehingga:

$$V_r = \frac{\pi \times D^2 \times Z}{4}$$

$$= 43,441399 \text{ m}^3 \quad \text{sesuai dengan } \textit{safety factor}$$

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-Bischoff)

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

$$= 1,404376$$

2. Menghitung Volume Tiap Gelembung

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

$$= 2,2\text{E-}07 \text{ m}^3/\text{gelembung}$$

3. Menghitung Jumlah Lubang Orifice

Kecepatan volume gas masuk:

$$V_g = \frac{\text{kecepatan umpan gas masuk, } G \text{ (kg/jam)}}{\rho_g}$$
$$= 42,4735 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Jumlah gelembung:

$$N_{\text{gel}} = \frac{\text{kecepatan volume gas}}{\text{volume gelembung}}$$
$$= 1,95\text{E}+08 \text{ gel/jam}$$
$$= 54.120,46 \text{ gel/s}$$

Jumlah lubang *orifice*:

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

Dimana laju alir volumetric (Q_i) dihitung dengan persamaan:

$$Q_i = \left[\frac{\frac{\pi}{6} \times D_b^3 \times g^{\frac{3}{5}}}{1.378} \right]^{\frac{5}{6}}$$
$$= 0,008891 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Sehingga:

$$N_{\text{hole}} = 4.777,1602$$

4. Menghitung Waktu Tinggal Gelembung

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

Dimana tinggi cairan dalam reaktor

$$\text{tinggi cairan} = \frac{4 \times \text{volume cairan}}{3,14 \times D_r^2}$$

$$= 1,789372 \text{ m}$$

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

Diketahui:

$$V_t = 0,15495 \text{ m/s}$$

Sehingga:

$$\theta = \frac{7,93259 \text{ m}}{0,15495 \text{ m/s}}$$

$$= 11,54794 \text{ detik}$$

5. Merancang *Perforated Plate*

$$\text{Diameter orifice} = 0,5 \text{ cm} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Luas lubang orifice} = 0,3925 \text{ cm}^2 = 3,93\text{E-}05 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah lubang orifice} = 4,777,16$$

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

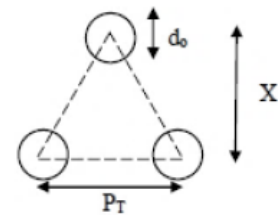
$$\text{Luas orifice total} = \text{Jumlah orifice} \times (\text{luas orifice} + 0,5 \text{ jarak center to center})$$

$$\text{Luas sparger} = 0,3750 \text{ m}^2$$

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

$$A_n = \frac{0,126 \text{ m}^2}{70 \%}$$

$$= 0,54 \text{ m}^2$$



$$\begin{aligned} \text{Diameter perforated plate} &= \left(\frac{4 \times A_n}{\pi} \right)^{0,5} \\ &= 0,82611 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi plate} &= 0,5 \times D \text{ plate} \\ &= 0,4130531 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Menentukan Tekanan Desain

Diketahui:

$$\rho \text{ cairan} = 526,65 \text{ kg/m}^3 = 32,87769 \text{ lb/ft}^3$$

$$h \text{ cairan} = 1,789 \text{ m} = 5,870643 \text{ ft}$$

$$P \text{ operasi} = 175 \text{ bar}$$

Maka:

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 175 \text{ bar} + \frac{\rho (1 + h)}{144}$$

$$= 175 \text{ bar} + 1,112052 \text{ psi}$$

$$= 175 \text{ bar} + 0,076673 \text{ bar}$$

$$= 175,076673 \text{ bar}$$

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

Sehingga diambil *overdesign* = 5% di atas tekanan kerja normal

Maka:

$$P \text{ desain} = 1,05 \times P \text{ total}$$

$$= 183,83051 \text{ bar}$$

7. Menentukan Tebal Dinding *Shell* Reaktor

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

(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*, in

P : Tekanan desain = 2.683,925 psi

F : *Allowable stress* = 118.000.000 psi

(Fertilizer manufacture – M E Pozin)

Efisiensi *single welded butt joint*:

E = 80% (table 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 = 0,127 in

sehingga diambil t_s standar = 0,1875 in

8. Menghitung Diameter *Shell*

ID *shell* = 140,895 in

OD *shell* = ID *shell* + 2 t_s

$$= 140,895 \text{ in} + (2 \times 0,1875)$$

$$= 141,27047 \text{ in}$$

Maka dipilih OD standar

$$\text{OD} = 144 \text{ in} = 3,6576 \text{ m}$$

9. Menghitung Tebal *Head* Reaktor

Bentuk tutup yang digunakan adalah *elliptical dished head* karena dapat digunakan pada kondisi operasi tekanan lebih dari 200 atm.

Diperlukan *stress intensification factor for elliprical dished head*

$$V = \frac{1}{6}(2 + k^2)$$

(Pers.7.56 Brownell and Young, 1959 : 133-134)

Dimana:

$$V = \text{Stress internsification factor}$$

$$K = a/b, \text{ major to minor axis ratio} = 2$$

Maka:

$$V = 1$$

Kemudian, untuk tebal *head* digunakan persamaan:

$$t = \frac{pdV}{2fe - 0,2p} + C$$

(Pers. 7.57 Brownell and Young, 1959 : 134)

Dimana:

$$V = \text{Stress intensification factor dari pers. 7.56} = 1$$

$$e = \text{Welded joint efficiency} = 80\%$$

$$C = \text{Corrothion allowable} = 0,125 \text{ in}$$

$$p = \text{Tekanan desain} = 2.683,93 \text{ psi}$$

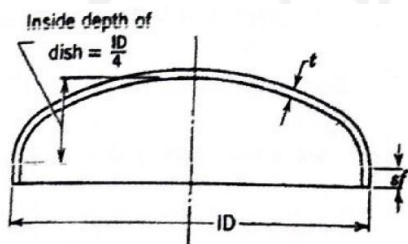
$$f = \text{Allowable stress} = 1\text{E}+08 \text{ psi}$$

$$d = \text{Inside diameter} = 140,9 \text{ in}$$

Maka:

$$t = 0,127 \text{ in, digunakan } t \text{ standar} = 0,1875 \text{ in}$$

10. Menghitung Tinggi Head



$$\begin{aligned} \text{Inside depth of dish} &= \text{ID}/4 \\ &= 35,22 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan diameternya, pada table 5.8 Brownell and Young didapat standar $sf = 1,5-2,25$. Oleh karena itu dipilih $sf = 2$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= \text{tebal head} + \text{inside depth of dish} + sf \\ &= 37,3509 \text{ in} \\ &= 0,949 \text{ m} \end{aligned}$$

F. Menghitung Tekanan Gas Masuk

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

Penurunan tekanan gas ditentukan dengan persamaan:

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

Dengan:

h_G = Penurunan tekanan gas yang akan dinyatakan dalam rapat massa zat cair

h_D = Penurunan tekanan karena melalui *orifice*

h_L = Penurunan tekanan karena tinggi cairan

h_R = Penurunan tekanan karena membentuk gelembung

1. Penurunan Tekanan Karena Melalui *Orifice* (h_D)

h_D dihitung dengan persamaan:

$$h_D = \frac{V_a^2 \rho_g}{2 \cdot g \cdot \rho_L} c_o \left(0,4 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_n} \right) + \frac{4fL}{d_o} + \left(1 + \frac{A_o}{A_n} \right)^2 \right)$$

(Pers. 6.36 Treyball 1981)

A_o = Luas total *orifice* = 0,375 m²

A_n = Luas *perforated plate* = 0,5357 m²

d_o = Diameter *orifice* = 0,005 m

ρ_g = Densitas gas = 207,8855 kg/m³

V_a = Kecepatan linear gas masuk = 0,001174 m/s

c_o = Koefisien *orifice*, dihitung menggunakan persamaan:

$$c_o = 1,9 \left(\frac{d_o}{1} \right)^{0,25}$$

dimana $1/d_o = 0,2-2$ kemudian dipilih $1/d_o = 0,2$

maka:

$$c_o = 2,8412$$

Untuk menghitung factor friksi (f) digunakna persamaan:

$$f = 0,04/(Re)^{0,16} \text{ dimana } Re > 2100 \text{ (diasumsikan aliran turbulen)}$$

Reynold *number* dapat dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho u D}{\mu} \\ &= 3.871,81 \end{aligned}$$

Maka:

$$f = 0,0107$$

sehingga h_D dapat dihitung:

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{V a^2 \rho g}{2 \cdot g \cdot \rho L} \text{co} \left(0,4 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_n} \right) + \frac{4fL}{d_o} + \left(1 + \frac{A_o}{A_n} \right)^2 \right) \\ &= 2,69E-07 \end{aligned}$$

2. Penurunan Tekanan Karena Tinggi Cairan (h_L)

Tinggi cairan dalam reaktor:

$$\text{Volume cairan} = 17,99 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter reaktor} = 3,57874 \text{ m}$$

Maka tinggi cairan di reaktor (H):

$$\begin{aligned} H &= \frac{4 \times \text{volume cairan}}{3,14 \times D r^2} \\ &= 1,7894 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Maka, } h_L = 1,7894$$

3. Penurunan Tekanan Karena Pembentukan Gelembung (h_R)

h_R dapat dihitung dengan persamaan:

$$h_R = \frac{6\sigma_l \cdot g}{\rho_l \cdot d_o \cdot g}$$

dimana:

$$\sigma_l : \text{Tegangan permukaan cairan} = 0,0747155 \text{ kg/ms}^2$$

d_o : Diameter *orifice* = 0,005 m

ρ_l : Densitas liquid = 526,6498 kg/m³

g : Percepatan gravitasi = 9,8 m/s²

maka:

h_R = 0,170243 m

sehingga:

h_G = 1,9596 m

Penurunan tekanan dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned}\Delta P &= \rho_l \times g \times h_G \\ &= 10.113,9 \text{ kg/ms}^2 \\ &= 0,101139 \text{ bar}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga tekanan gas masuk} &= \text{tekanan operasi} + \Delta P \\ &= 175,101\end{aligned}$$

G. Merancang Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air

1. Beban Panas

$$\begin{aligned}\text{Dimana } Q \text{ yang harus diserap} &= 2.590.210,1363 \text{ kcal/jam} \\ &= 10.271.918,63 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

Diketahui C_p air = 1 kkal/kg°C

Suhu air masuk = 30°C ΔT = 50°C

Suhu air keluar = 80°C

Densitas air = 1.056 kg/m³

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

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2}}$$

Dimana:

T_1 : Suhu umpan masuk reaktor = 206°C

T_2 : Suhu Produk keluar reaktor = 206°C

t_1 : Suhu pendingin masuk = 30°C

t_2 : Suhu pendingin keluar = 70°C

maka:

$$LMTD = 155,14152^\circ\text{C}$$
$$= 311,25474^\circ\text{F}$$

3. Overall Heat Transfer Coefficient (Ud)

Hot fluid = Aqueous solution

Cold fluid = Water

Ud range 250-500 Btu/j.ft².°F (kern, 1950), maka dipilih

$$Ud = 300 \text{ Btu/j. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

4. Menentukan Transfer Panas

Luas transfer panas (A):

$$A = \frac{Q}{Ud \cdot LMTD}$$

$$= 110,0055 \text{ ft}^2$$

$$= 10,21984 \text{ m}^2$$

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):

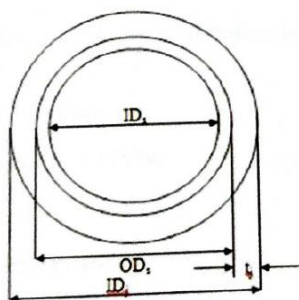
$$\begin{aligned} \text{Ar} &= \pi \times \text{Hr} \times \text{OD} \\ &= 524,032 \text{ ft}^2 \\ &= 48,6842 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Sehingga luas transfer panas < luas tangki, maka selimut bisa digunakan

5. Merancang Kecepatan Volumetrik Pendingin

$$\begin{aligned} G &= \frac{W \text{ air}}{\rho \text{ air}} \\ &= 49,0570 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

6. Menghitung Tebal Jaket



Volume pendingin = Laju alir volumetric pendingin \times waktu tinggal

Diambil waktu tinggal pendingin = 10 menit = 0,1667 jam

Sehingga:

$$\text{Volume pendingin} = 8,176168 \text{ m}^3$$

Dengan:

$$\text{Hr} = 4,3209 \text{ m}$$

$$\text{ODS} = 141,2705 \text{ in} = 3,58827 \text{ m}$$

$$V \text{ pendingin} = \frac{3,14 \times (\text{IDj} - \text{ODs})^2 \times \text{Hr}}{4}$$

$$8,1417575 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times (\text{IDj} - 4,252287 \text{ m})^2 \times 3,6446 \text{ m}}{4}$$

$$8,1417575 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times 3,6446 \text{ m}}{4} \times (\text{IDj} - 4,252287 \text{ m})^2$$

$$8,176168 = 3,391898 \times (\text{IDj} - 3,58827)^2$$

$$8,176168 = 3,391898 \text{ IDj}^2 - 43,673$$

$$\text{IDj}^2 = \frac{8,176168 + 43,673}{3,391898}$$

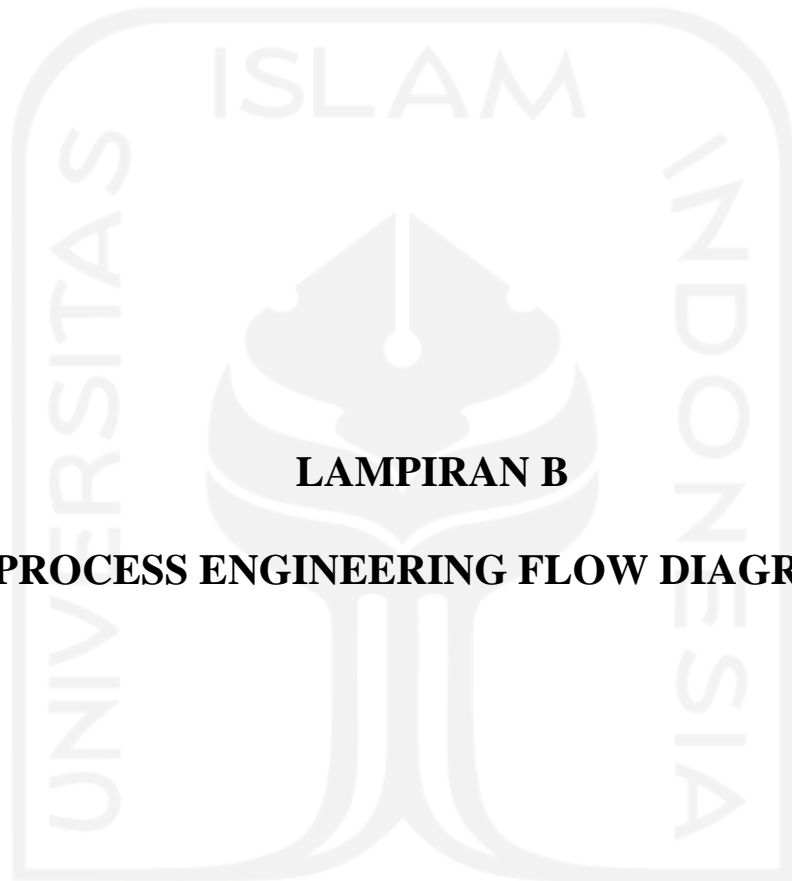
$$\text{IDj}^2 = 15,28618^{0,5}$$

$$= 3,909754 \text{ m}$$

$$\text{Didapat nilai IDj} = 3,9097544 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga tebal jaket} = \text{IDj} - \text{ODs}$$

$$= 0,3215 \text{ m}$$



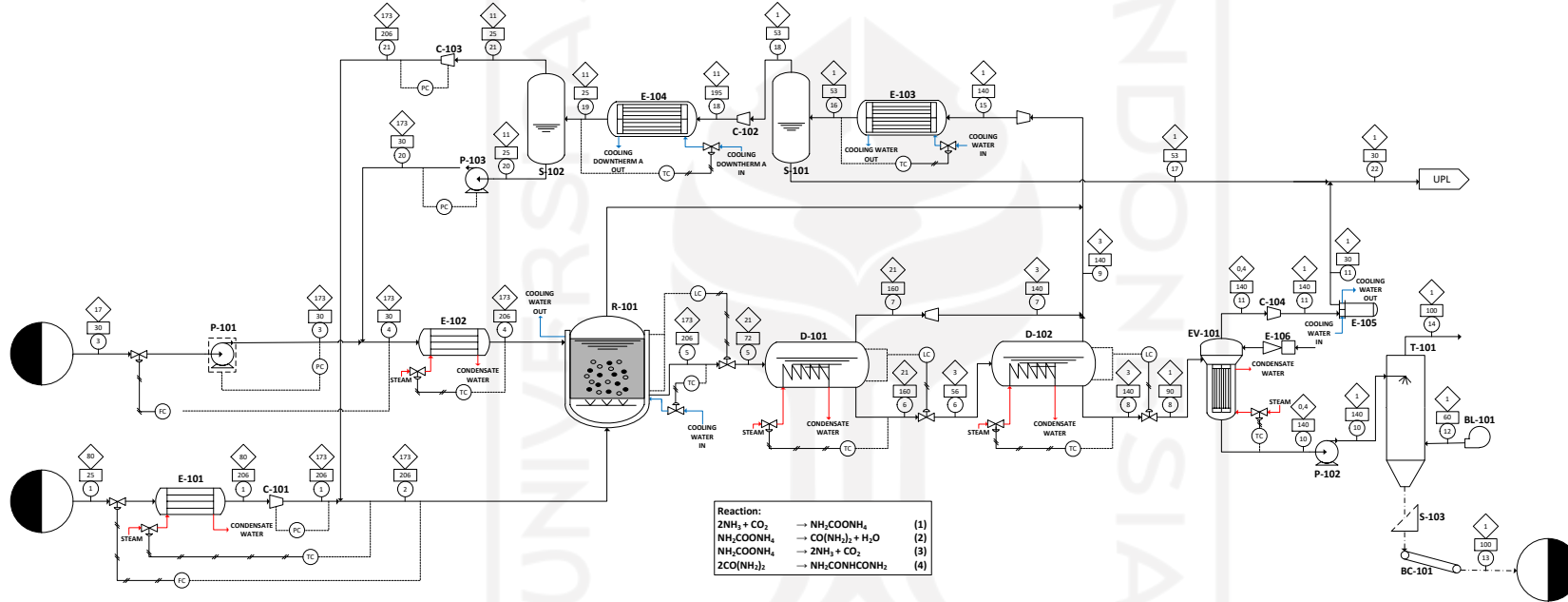
LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

الجامعة الإسلامية
الاستدراكية

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

E-101 Vaporizer CO₂ P-101 Ammonia Pump C-101 CO₂ Compressor E-102 Ammonia Vaporizer C-103 Carbon Dioxide Recycle Compressor P-103 Ammonia Recycle Pump R-101 Bubble Reactor S-102 Separator V-101 Expansion Valve E-104 Partial Condenser D-101 Medium Pressure Decomposer S-101 Separator V-102 Expansion Valve E-103 Partial Condenser C-102 Compressor EX-101 Expander EX-102 Expander D-102 Low Pressure Decomposer V-103 Expansion Valve EV-101 Vacuum Concentrator C-104 Vacuum Compressor P-102 Total Pump E-105 Condenser T-101 Prilling Tower BC-101 Conveyor BL-101 Air Blower E-106 Ejector S-103 Screener



Komponen	Nomer Arus (Kg/Jam)																					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
CO ₂	6002	8803	-	-	88	3	2473	0,6	328	0,0002	1	-	-	0,0002	2801	2801	0	2801	2801	-	2801	1
NH ₃	-	-	5047	13601	6869	499	8216	50	707	1	49	-	-	1	8923	8923	368	8555	8555	8555	-	418
H ₂ O	-	-	25	68	2523	1494	1029	1025	468	281	744	-	33	248	1498	1498	1454	43	43	43	-	2198
CO(NH ₂) ₂	-	-	-	-	8183	8167	-	8126	-	8126	-	-	8126	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NH ₂ COONH ₄	-	-	-	-	4810	577	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NH ₂ CONHCONH ₂	-	-	-	-	-	14	-	49	-	49	-	-	49	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Udara	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8526	-	8526	-	-	-	-	-	-	-	-
Total	6002	8803	5072	13670	22473	10754	11718	9251	1504	8457	794	8526	8208	8775	13222	13222	1823	11399	11399	8598	2801	2617

SYMBOL	KETERANGAN
	Flow Controller
	Level Controller
	Level Indicator
	Pressure Controller
	Temperature Controller
	Tekanan, atm
	Suhu, C
	Nomer Arus
	Control Valve
	Electric Connection
	Piping
	Aliran padatan
	Udara Tekan

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

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

Dibuat Oleh :
1. Aninda Dilla Danayasa (18521115)
2. Reza Maulana Ariz (18521163)

Dosen Pembimbing :
1. Dr. Arif Hidayat S.T., M.T.
2. Lili Kintiriani S.T., M.Eng.