

**PRA RANCANGAN PABRIK  
AMONIA DARI NITROGEN DAN HIDROGEN  
DENGAN KAPASITAS 250.000 TON/ TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

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



Disusun oleh:

Nama : Dimas Alif Prakarsa  
NIM : 18521156

Nama : Alfian Nuriandi Dermawan  
NIM : 18521168

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

**2022**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
PRARANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Alfian Nuriandi Dermawan  
NIM : 18521168

Nama : Dimas Alif Prakarsa  
NIM : 18521156

Yogyakarta, 28 Juli 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri yang di tulis sesuai dengan kaidah dan pedoman ilmiah yang sesuai. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi yang ada pada peraturan.

Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Alfian Nuriandi Dermawan



Dimas Alif Prakarsa

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK  
AMONIA DARI NITROGEN DAN HIDROGEN  
DENGAN KAPASITAS 250.000 TON/ TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

**Dimas Alif Prakarsa**  
18521156

Oleh :

**Alfian Nuriandi Dermawan**  
18521168

Yogyakarta, 28 Juli 2022

**Pembimbing I,**

**Pembimbing II,**



28/7/22



**Dr. Khamdan Cahvari, S.T., M.Sc.    Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng.**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRA RANCANGAN PABRIK  
AMONIA DARI NITROGEN DAN HIDROGEN  
DENGAN KAPASITAS 250.000 TON/ TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

Oleh :

**Dimas Alif Prakarsa**

18521156

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, 28 Juli 2022

Tim Penguji,  
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.  
Ketua

  
05/09/22

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



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

  
30/08/2022

Mengetahui :

**Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia**



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

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRA RANCANGAN PABRIK  
AMONIA DARI NITROGEN DAN HIDROGEN  
DENGAN KAPASITAS 250.000 TON/ TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**


Oleh :

**Alfian Nuriandi Dermawan**  
18521168

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, 28 Juli 2022

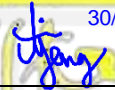
Tim Penguji,  
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.  
Ketua

 05/09/2022

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



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

 30/08/2022

Mengetahui :

**Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia**



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

## KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya sehingga naskah Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan lancar dan baik. Shalawat serta salam selalu tercurahkan atas junjungan terhadap Nabi Muhammad SAW, sahabat dan para pengikutnya.

Tugas Akhir Perancangan Pabrik yang berjudul “ Pra Rancangan Pabrik Amonia dari Bahan Hidrogen dan Nitrogen dengan Kapasitas 250.000 ton/ tahun”, disusun sebagai penerapan dari cabang ilmu teknik kimia yang telah didapat selama bangku kuliah selama 4 tahun ini, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan Naskah laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui pada kesempatan kali kami mengucapkan terima kasih kepada :

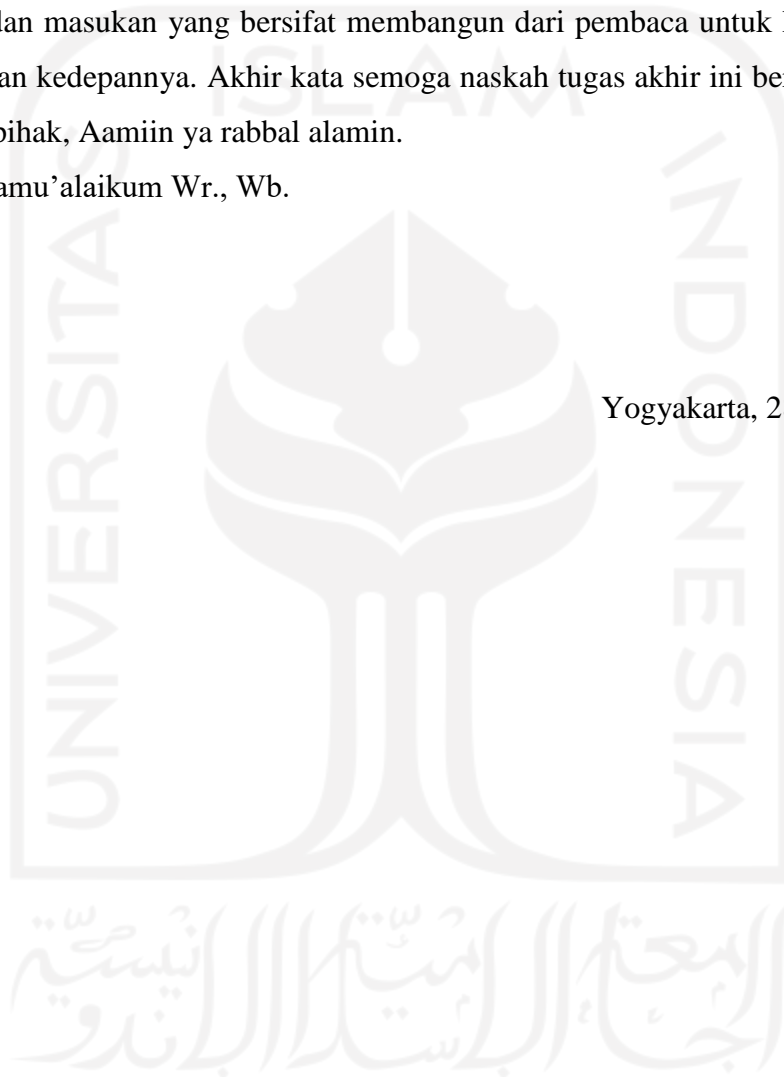
1. Allah SWT yang telah berperan besar atas segala keridhoan-Nya dalam memperlancar penyusunan Tugas Akhir Perancangan Pabrik.
2. Kedua Orang Tua saudara Dimas Alif Prakarsa ( Bapak Sutardi, S.Pd. dan Ibu Iin Setianingsih, S.Pd. SD) yang selalu memberi dorongan semangat, suportif, dan doa selama waktu mengerjakan Tugas Akhir.
3. Kedua Orang Tua Saudara Alfian Nuriandi Dermawan ( Bapak Sunardi Harsono dan Ibu Isnaini Palupi, S.Pd. ) yang selalu memberi dorongan semangat, kasih sayang, motivasi dan doa tiada henti selama waktu mengerjakan Tugas Akhir.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Dr. Khamdan, S.T., M.Sc. dan Ibu Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

6. Seluruh teman-teman seperjuangan khususnya mahasiswa Teknik Kimia angkatan 2018, yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
7. Serta semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Kami menyadari bahwa penyusunan naskah laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan. Sehingga kami sebagai penulis mengharapkan kritik, saran, dan masukan yang bersifat membangun dari pembaca untuk kamu sebagai perbaikan kedepannya. Akhir kata semoga naskah tugas akhir ini bermanfaat bagi semua pihak, Aamiin ya rabbal alamin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 28 Juli 2022



## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR .....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR .....	xv
DAFTAR TABEL.....	xvi
ABSTRAK .....	xviii
<i>ABSTRAC</i> .....	xix
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.3 Tinjauan Pustaka .....	5
1.3.1 Amonia .....	5
1.3.2 Nitrogen.....	6
1.3.3 Hidrogen.....	6
1.4 Proses – Proses Pembuatan Amonia .....	7
1.4.1 Proses Haber – Bosch.....	7
1.4.2 Proses Kellog.....	8
1.4.3 Proses Haldor - Tapsoe.....	8
1.5 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	11
1.5.1 Tinjauan Termodinamika .....	11
1.5.2 Tinjauan Kinetika.....	13
BAB II PERANCANGAN PRODUK .....	15
2.1 Spesifikasi Produk.....	15
2.1.1 Amonia .....	15
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	16
2.2.1 Hidrogen.....	16
2.2.3 Gas Alam.....	17



2.2.4	Nikel ( Katalis ) .....	18
2.2.5	Ferri Oksida ( Katalis ).....	19
2.3	Pengendalian Kualitas .....	19
2.3.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	20
2.3.2	Pengendalian Kualitas Proses Produksi .....	20
2.3.3	Pengendalian Kualitas Produk .....	20
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES.....</b>		<b>22</b>
3.1	Diagram Alir Proses dan Material.....	22
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif .....	22
3.1.2	Diagram Alir Kuanitatif .....	23
3.2	Uraian Proses.....	24
3.2.1	<i>Feed Treating Unit</i> dan Desulfurisasi .....	24
3.2.2	<i>Reforming Unit</i> .....	24
3.2.3	<i>Purification</i> dan Methanasi .....	25
3.2.4	<i>Synthesis</i> .....	26
3.3	Spesifikasi Alat .....	27
3.3.1	Absorber .....	27
3.3.2	Absorber .....	28
3.3.3	Blower .....	28
3.3.4	Filter .....	29
3.3.5	Cooler .....	29
3.3.6	Cooler .....	30
3.3.7	Ekspander .....	30
3.3.8	Ekspander .....	31
3.3.9	Ekspander .....	31
3.3.10	Ekspander .....	32
3.3.11	Ekspander .....	32
3.3.12	Ekspander .....	33
3.3.13	Expansion Valve .....	33
3.3.14	Furnace .....	34
3.3.15	Furnace .....	34

3.3.16 Furnace .....	35
3.3.17 Heater .....	36
3.3.18 Heater .....	36
3.3.19 Kompresor .....	37
3.3.20 Kompresor .....	37
3.3.21 Kompresor .....	38
3.3.22 Kompresor .....	38
3.3.23 Kompresor .....	38
3.3.24 Kompresor .....	39
3.3.25 Kompresor .....	39
3.3.26 Kompresor .....	40
3.3.27 Kompresor .....	40
3.3.28 Kompresor .....	41
3.3.29 Kompresor .....	41
3.3.30 Kondensor .....	41
3.3.31 Kondensor .....	42
3.3.32 Kondensor .....	43
3.3.33 Pompa.....	44
3.3.34 Pompa.....	44
3.3.35 Pompa.....	45
3.3.36 Reaktor ( <i>Primary Reformer</i> ) .....	46
3.3.37 Reaktor ( <i>Secondary Reformer</i> ).....	47
3.3.38 Reaktor <i>High Temperature Shift Converter</i> .....	48
3.3.39 Reaktor <i>Low Temperature Shift Converter</i> .....	49
3.3.40 Reaktor <i>Methanator</i> .....	50
3.3.41 Reaktor <i>Amonia Converter</i> .....	51
3.3.42 Separator.....	52
3.3.43 Separator.....	52
3.3.44 Separator.....	53
3.3.45 Stripper .....	53
3.3.46 Tangki Penyimpanan CO <sub>2</sub> .....	54

3.3.47	Tangki Penyimpanan NH <sub>3</sub> .....	54
3.4	Neraca Massa .....	56
3.4.1	Desulfurizer .....	56
3.4.2	<i>Primary Reformer</i> .....	56
3.4.3	<i>Secondary Reformer</i> .....	57
3.4.4	<i>High dan Low Temperature Shift Converter</i> .....	57
3.4.5	Condenser.....	58
3.4.6	CO <sub>2</sub> Removal.....	58
3.4.7	Methanator .....	59
3.4.8	Separator 1.....	59
3.4.9	Separator 2.....	60
3.4.10	Stripper .....	60
3.4.11	Amonia Converter .....	61
3.4.12	Amonia Separator.....	61
3.4.13	Neraca Massa Total .....	62
3.5	Neraca Panas .....	63
3.5.1	Absorber ( AB-01 ) .....	63
3.5.2	Absorber/ Desulfurizer (AB-02) .....	63
3.5.3	Cooler (CL-01).....	63
3.5.4	Cooler (CL-02).....	64
3.5.5	Furnace (F-01).....	64
3.5.6	Furnace (F-02).....	64
3.5.7	Furnace (F-03).....	65
3.5.8	Heater (HE-01).....	65
3.5.9	Heater (HE-02).....	65
3.5.10	Kondensor (CD-01).....	66
3.5.11	Kondensor (CD-02).....	66
3.5.12	Kondensor (CD-03).....	66
3.5.13	Primary Reformer/Reaktor ( R-01 ) .....	67
3.5.14	Secondary Reformer/Reaktor ( R-02 ) .....	67
3.5.15	High Temperature Shift Converter/ Reaktor ( R-03 ) .....	67

3.5.16	Low Temperature Shift Converter/ Reaktor ( R-04 )	68
3.5.17	Methanator/ Reaktor ( R-05 )	68
3.5.18	Amonia Converter/ Reaktor ( R-06 )	68
3.5.19	Separator (SE-01)	69
3.5.20	Separator (SE-02)	69
3.5.21	Separator (SE-03)	69
3.5.22	Stripper (D-01)	70
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK</b>		<b>71</b>
4.1	Lokasi Pabrik	71
4.2	Tata Letak Pabrik ( <i>Plant Layout</i> )	73
4.3	Tata Letak Mesin/Alat ( <i>Machines Layout</i> )	77
4.4	Organisasi Perusahaan	78
4.4.1	Bentuk Badan Usaha	78
4.4.2	Tipe Organisasi	78
4.4.3	Tugas dan Wewenang	79
4.4.4	Status Karyawan	83
4.4.5	Catatan	84
4.4.6	Sistem Gaji Karyawan	84
4.4.7	Sistem Kerja	84
4.4.8	Waktu Kerja Karyawan	85
4.4.9	Perincian Jumlah Karyawan	86
4.4.10	Penggolongan Jabatan dan Keahlian	91
4.4.11	Fasilitas Karyawan	91
<b>BAB V UTILITAS</b>		<b>93</b>
5.1	Unit Pengadaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)	93
5.1.1	Kebutuhan Air Pendingin	93
5.1.2	Kebutuhan Air Steam	94
5.1.3	Kebutuhan Air Utilitas	94
5.2	Unit Pengadaan Listrik	96
5.3	Pengadaan Bahan Bakar	96
5.4	Unit Penyediaan Udara Tekan	96

5.5	Unit Penyediaan Pemanas Reaktor.....	96
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	97
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas.....	97
5.7.1	Pompa Utilitas (PU-01).....	97
5.7.2	Pompa Utilitas (PU-01).....	98
5.7.3	Pompa Utilitas (PU-01).....	98
5.7.4	Pompa Utilitas (PU-02).....	99
5.7.5	Pompa Utilitas (PU-02).....	99
5.7.6	Pompa Utilitas (PU-02).....	100
5.7.7	Pompa Utilitas (PU-03).....	101
5.7.8	Pompa Utilitas (PU-03).....	101
5.7.9	Pompa Utilitas (PU-03).....	102
5.7.10	Pompa Utilitas (PU-04).....	103
5.7.11	Pompa Utilitas (PU-05).....	103
5.7.12	Pompa Utilitas (PU-06).....	104
5.7.13	Pompa Utilitas (PU-06).....	105
5.7.14	Pompa Utilitas (PU-07).....	105
5.7.15	Pompa Utilitas (PU-07).....	106
5.7.16	Pompa Utilitas (PU-08).....	107
5.7.17	Pompa Utilitas (PU-08).....	107
5.7.18	Pompa Utilitas (PU-09).....	108
5.7.19	Pompa Utilitas (PU-10).....	109
5.7.20	Pompa Utilitas (PU-11).....	109
5.7.21	Pompa Utilitas (PU-12).....	110
5.7.22	Pompa Utilitas .....	110
5.7.23	Boiler .....	111
5.7.24	Unit Pengolahan Air .....	112
5.7.25	Unit Penyedia Udara Bertekanan .....	121
5.7.26	Unit Penyedia Pemanas Reaktor .....	122
<b>BAB VI EKONOMI .....</b>		<b>129</b>
6.1	Evaluasi Ekonomi .....	129

6.2	Penaksiran Harga Peralatan.....	130
6.3	Perhitungan Biaya .....	132
6.3.1	Dasar Perhitungan .....	132
6.3.2	Total Capital Investment .....	132
6.3.2.1	Fixed Capital Investment .....	132
6.3.2.2	Working Capital Investment .....	134
6.3.3	Total Production Cost.....	135
6.3.3.1	Manufacturing Cost.....	135
6.4	Analisa Kelayakan.....	138
6.4.1.	Return Of Investment (ROI) .....	138
6.4.2.	<i>Pay Out Time (POT)</i> .....	139
6.4.3.	<i>Break Even Point (BEP)</i> .....	140
6.4.4.	<i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	142
6.4.5.	<i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)</i> .....	142
BAB VII KESIMPULAN .....		145
7.1	Kesimpulan.....	145
7.2	Saran.....	146
DAFTAR PUSTAKA .....		147
LAMPIRAN AMONIA CONVERTER (R-06).....		150
LAMPIRAN PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM .....		179
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN .....		182

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Ekspor Amonia di Indonesia.....	3
Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Amonia di Indonesia.....	4
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik .....	73
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik .....	75
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Industri .....	77
Gambar 4. 4 Bagan Struktur Organisasi .....	83
Gambar 6. 1 Korelasi Kapasitas Produksi Terhadap Biaya .....	144



## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Kapasitas Pabrik Amonia di Indonesia .....	2
Tabel 1. 2 Data Impor dan Ekspor Amonia .....	3
Tabel 1. 3 Kondisi Operasi pada Proses Pembuatan Amonia .....	9
Tabel 1. 4 Kelebihan dan Kekurangan Proses - Proses Pembuatan Amonia .....	9
Tabel 1. 5 Nilai komponen $\Delta H_f^\circ$ dan $\Delta H$ .....	11
Tabel 1. 6 Nilai Komponen $\Delta G_f^\circ$ .....	12
Tabel 2. 1 Komposisi Gas Alam .....	18
Tabel 3. 1 Neraca Massa Desulfurizer .....	56
Tabel 3. 2 Neraca Massa Primary Reformer .....	56
Tabel 3. 3 Neraca Massa Secondary Reformer .....	57
Tabel 3. 4 Neraca Massa High and Low Shift Converter .....	57
Tabel 3. 5 Neraca Massa Condenser .....	58
Tabel 3. 6 Neraca Massa CO <sub>2</sub> Removal .....	58
Tabel 3. 7 Neraca Massa Methanator .....	59
Tabel 3. 8 Neraca Massa Separator 1 .....	59
Tabel 3. 9 Neraca Massa Separator 2 .....	60
Tabel 3. 10 Neraca Massa Stripper .....	60
Tabel 3. 11 Neraca Massa Amonia Converter .....	61
Tabel 3. 12 Neraca Massa Amonia Separator .....	61
Tabel 3. 13 Neraca Massa Total .....	62
Tabel 3. 14 Neraca Panas Absorber (AB-01) .....	63
Tabel 3. 15 Neraca Panas Adsorber (AB-02) .....	63
Tabel 3. 16 Neraca Panas Cooler (CL-01) .....	63
Tabel 3. 17 Neraca Panas Cooler (CL-02) .....	64
Tabel 3. 18 Neraca Panas Furnace (F-01) .....	64
Tabel 3. 19 Neraca Panas Furnace (F-02) .....	64
Tabel 3. 20 Neraca Panas Furnace (F-03) .....	65
Tabel 3. 21 Neraca Panas Heater (HE-01) .....	65
Tabel 3. 22 Neraca Panas Heater (HE-02) .....	65
Tabel 3. 23 Neraca Panas Kondensor (CD-01) .....	66
Tabel 3. 24 Neraca Panas Kondensor (CD-02) .....	66
Tabel 3. 25 Neraca Panas Kondensor (CD-03) .....	66
Tabel 3. 26 Neraca Panas Primary Reformer (R-01) .....	67
Tabel 3. 27 Neraca Panas Secondary Reformer (R-02) .....	67
Tabel 3. 28 Neraca Panas High Temperature Shift Converter (R-03) .....	67
Tabel 3. 29 Neraca Panas Low Temperature Shift Converter (R-04) .....	68
Tabel 3. 30 Neraca Panas Methanator (R-05) .....	68
Tabel 3. 31 Neraca Panas Amonia Converter (R-06) .....	68



Tabel 3. 32 Neraca Panas Separator (SE-01) .....	69
Tabel 3. 33 Neraca Panas Separator (SE-02) .....	69
Tabel 3. 34 Neraca Panas Separator (SE-03) .....	69
Tabel 3. 35 Neraca Panas Stripper (ST-01) .....	70
Tabel 4. 1 Pengaturan Tugas Shift Karyawan.....	86
Tabel 4. 2 Perincian Jumlah Karyawan Setiap Bagiannya .....	86
Tabel 4. 3 Penggolongan Gaji Karyawan .....	88
Tabel 4. 4 Penggolongan Jabatan dan Keahlian.....	91
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin.....	93
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Steam.....	94
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Utilitas .....	95
Tabel 6. 1 Indeks Harga .....	130
Tabel 6. 2 PPC .....	133
Tabel 6. 3 DPC .....	134
Tabel 6. 4 FCI .....	134
Tabel 6. 5 Working Capital Investment .....	135
Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost .....	136
Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost .....	136
Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing cost (FMC) .....	137
Tabel 6. 9 Manufacturing Cost.....	137
Tabel 6. 10 General Expanse .....	138
Tabel 6. 11 Total Production Cost .....	138
Tabel 6. 12 Fixed Cost ( Fa ).....	141
Tabel 6. 13 Regulated Cost ( Ra ) .....	141
Tabel 6. 14 Variable Cost ( Va ) .....	141
Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	143

## ABSTRAK

Amonia adalah senyawa kimia dengan rumus  $\text{NH}_3$ . Biasanya amonia memiliki karakteristik bening, tidak berwarna, dan berupa gas yang berbau tajam. Amonia secara alami hadir dilingkungan sekitar dihasilkan dari sisa-sisa bahan organik di tanah seperti bangkai, kotoran hewan, dan tumbuhan yang terurai bakteri. Manfaat amonia adalah bahan baku pembuatan pupuk, menetralkan senyawa-senyawa asam yang masih tercampur, dan bahan pembersih rumah tangga yang baik. Untuk memenuhi beberapa kebutuhan amonia di Indonesia, maka Pabrik Amonia dari Hidrogen dan Nitrogen dengan kapasitas 250.000 Ton/Tahun. Pemilihan wilayah pendirian bahan baku, tenaga kerja, transportasi, pemasaran, serta utilitas, dengan pertimbangan tersebut dipilihlah lokasi pabrik yang strategis di daerah Bontang Selatan, Kota Bontang, Kalimantan Timur. Pabrik Amonia ini membutuhkan bahan baku gas alam sebesar 153.699,39 Ton/Tahun. Proses utama pada pembuatan amonia adalah kellog. Gas alam yang dialirkan ke Desulfurizer untuk menghilangkan  $\text{H}_2\text{S}$  lalu masuk ke *Primary Reformer* (R-01) menghasilkan  $\text{H}_2$  kemudian di *Secondary Reformer* (R-02) udara masuk menghasilkan  $\text{N}_2$ , dan di *Amonia Converter* (R-06) direaksikan dengan katalis  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  menghasilkan Amonia. Utilitas yang digunakan adalah steam sebanyak 867.748 Ton/Tahun, air pendingin sebanyak 7.867.615 Ton/Tahun, dan kebutuhan listrik sebanyak 3.932 Kw. Hasil Analisa ekonomi terhadap perancangan Pabrik Amonia diperoleh modal tetap yang dibutuhkan sebanyak Rp 2.209 Miliar. *Working Capital Investment* yang dibutuhkan sebanyak Rp 805 Miliar. Hasil studi kelayakan pabrik yang di peroleh untuk ROI sebelum pajak adalah 23 % dan ROI setelah pajak adalah 16 %. POT sebelum pajak adalah 3,05 Tahun dan POT setelah pajak 3,85 Tahun. BEP berada pada nilai 54,571 % dan SDP berada pada nilai 22,59 %. Nilai DCFR di peroleh nilai sebesar 20,237 %. Secara keseluruhan dari hasil tersebut dapat dikategorikan layak untuk ditinjau lebih lanjut.

**Kata-kata Kunci : Amonia, Hidrogen, Nitrogen, Gas Alam.**

## **ABSTRAC**

*Ammonia is the chemical compound with the formula  $NH_3$ . Ammonia is usually a clear, colorless, gas with strong smell . Ammonia is naturally present in the environment resulting from the remains of organic matter in the soil such as carrion, animal wastes, and plants that are decomposed by bacteria. The benefits of ammonia are raw materials for fertilizer manufacture, neutralizing acidic compounds that are still mixed, and a good disinfectant. To fill some of the needs of ammonia in Indonesia, the Ammonia Plant from Nitrogen and Hydrogen with a capacity of 250,000 Tons/Year. The selection of the area for the establishment of raw materials, labor, transportation, marketing, and utilities, with these considerations selected a strategic factory location in the South Bontang District, Bontang City, East Kalimantan Province. This Ammonia Plant requires natural gas raw materials of 15,699.39 tons/year. The main process in the manufacture of ammonia is kellogg. Natural gas is flowed into the Desulfurizer to remove  $H_2S$  and then enters the Primary Reformer (R-01) to produce  $H_2$  then in the Secondary Reformer (R-02) the incoming air produces  $N_2$ , and the Ammonia Converter (R-06) is reacted with a  $Fe_2O_3$  catalyst to produce Ammonia . The utilities used are steam as much as 867,748 ton/years, cooling water as much as 7,867,615 tons/year and electricity demand as much as 3,932 kW. The results of the economic analysis on the design of the Ammonia Plant obtained the required fixed capital amounting to IDR 2,209 Billion. The required working capita investmentl to IDR 809 billion. The results of the factory feasibility study obtained for ROI before tax is 23 % and ROI after tax is 16 %. POT before tax is 3.05 Years and POT after tax is 3.85 Years. BEP is at 54.571 % and SDP is at 22.59 %. The DCFR value is at 20.237 %. Overall, the results can be categorized as worthy of further review.*

**Keywords: Ammonia, Hydrogen, Nitrogen, Natural Gas**

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Indonesia adalah bangsa yang sangat besar. Mulai dari jumlah penduduk, luas wilayah, sumber daya alam ( perbaharui dan tidak di perbaharui ), dan keberagaman budaya. Dilihat dari jumlah penduduknya, penduduk Indonesia merupakan terbesar ke - 4 di dunia, setelah Cina, India, dan Amerika Serikat. Perpaduan antara sumber daya alam hayati dan tempat hidupnya yang berbeda - beda, menumbuhkan berbagai ekosistem di dalamnya ( Suhendang, 2002 ).

Saat ini Indonesia sedang melakukan pembenahan dari berbagai sektor, yaitu mulai dari sektor infrastruktur, pendidikan, pertanian, energi, kesehatan, maupun industri. Pembangunan industri di Indonesia sampai detik ini terus berkembang guna memenuhi dalam negeri, dan dapat menerobos pasar dunia dengan ekspor.

Perkembangan industri khususnya pada industri kimia di Indonesia mengalami peningkatan secara kualitatif maupun kuantitatif. Hal ini menyebabkan kebutuhan bahan kimia di Indonesia maupun dunia untuk keperluan produk ataupun bahan baku meningkat setiap tahunnya.

Salah satu bahan kimia atau produk yang sering digunakan Indonesia dan belahan negara dunia adalah amonia. Amonia dapat diproduksi dari gas sintesis sebagai bahan intermediet dalam pabrik kimia. Secara langsung maupun tidak langsung amonia di gunakan untuk pembuatan pupuk seperti : urea, amonium nitrat, dan amonium sulfat. Selain itu amonia juga dapat di gunakan untuk proses pembuatan *nitric acid*. ( Pujaatmaka, 1990 )

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Indonesia memiliki cukup banyak pabrik amonia sehingga produksinya juga cukup memenuhi dalam negeri. Berikut adalah data kapasitas pabrik amonia yang ada di Indonesia.

Tabel 1. 1 Kapasitas Pabrik Amonia di Indonesia

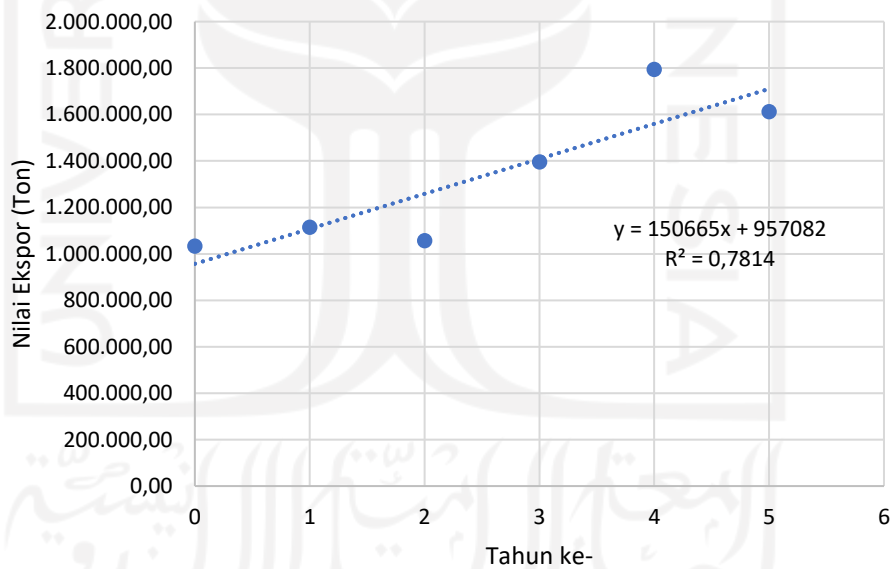
No	Nama Pabrik	Kapasitas ( Ton/Tahun )
1	PT. Kaltim Pasifik Amonia	660.000
2	PT. Pupuk Kujang	330.000
3	PT Petrokimia Gresik	825.000
4	PT Kaltim Parna Industri	40.000
5	PT Surya Esa Perkasa Tbk	700.000
6	PT. Pupuk Sriwidjaja	660.000

Dari data statistik, yang berupa impor dan ekspor ( Tabel 1.2 ) dapat di artikan bahwa kebutuhan amonia Indonesia sudah tercukupi dengan data kapasitas yang sudah berdiri di Indonesia, sehingga kapasitas produksi pada pabrik amonia ini untuk keperluan beberapa negara yang membutuhkan amonia. Negara-negara tujuan ekspor amonia ini adalah Singapura, Vietnam, Filipina, Thailand, Malaysia, dan Australia. Dari beberapa negara tujuan ekspor amonia pada negara-negara tersebut penggunaan amonia hampir sama secara penggunaan dan manfaatnya seperti bahan baku pembuatan pupuk, menetralkan senyawa asam yang masih tercampur, dan sebagai bahan baku produk pembersih rumah tangga. Ditinjau dari bahan baku yang di gunakan, amonia yang di gunakan pada tugas akhir ini berbahan nitrogen dan hidrogen, hidrogen berasal dari gas alam sedangkan nitrogen berasal dari udara yang di *treatment*.

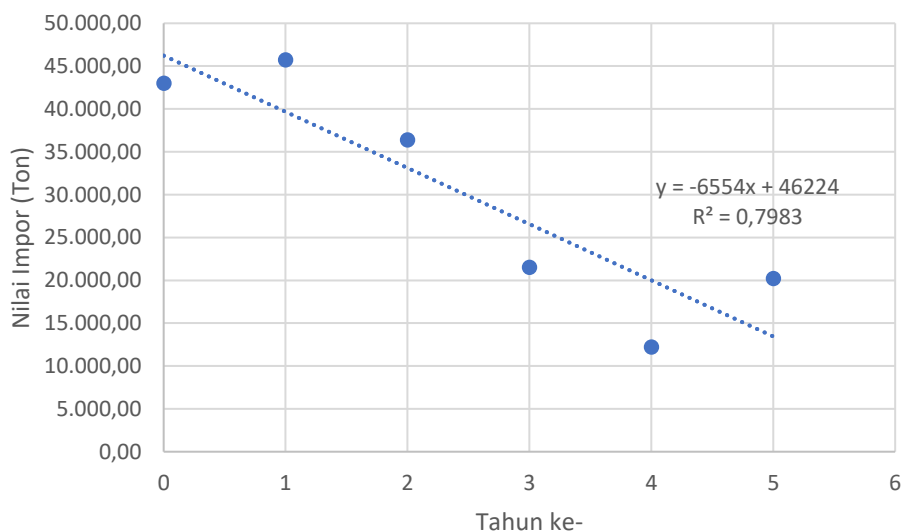
Tabel 1. 2 Data Impor dan Ekspor Amonia

Tahun	Impor (Ton)	Ekspor (Ton)
2015	42.991,210	1.032.346,685
2016	45.732,611	1.114.467,816
2017	36.386,282	1.055.326,843
2018	21.515,864	1.395.556,356
2019	12.200,929	1.792.829,894
2020	20.206,124	1.611.935,812

Sumber : Badan Pusat Statistik



Gambar 1. 1 Grafik Ekspor Amonia di Indonesia



Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Amonia di Indonesia

Dari grafik tersebut di peroleh persamaan linier yang memperkirakan nilai kebutuhan ekspor dan impor pada tahu 2026. Dimana sumbu x adalah tahun sedangkan sumbu y kebutuhan produk ( ton ). Regresi yang di dapatkan pada ekspor amonia adalah  $y = 150.665 x + 957.082$ , di perkirakan nilai ekspor amonia pada tahun 2026 (tahun ke-11) yang akan datang adalah **2.614.397 ton/tahun**. Sedangkan Regresi yang di dapatkan pada impor amonia adalah  $y = -6.554 x + 46.224$ , di perkirakan nilai impor amonia pada tahun 2026 (tahun ke-11) adalah -25.870 ton/tahun. Berdasarkan perhitungan regresi untuk impor amonia pada tahun 2026 mendapatkan nilai minus ( - ), berarti aktivitas impor amonia yang ada di Indonesia tidak ada kegiatannya.

Di Indonesia ada beberapa produsen amonia adalah PT. Kaltim Pasifik Amonia sebesar 660.000 ton/ tahun, PT. Pupuk Kalimantan Timur sebesar 330.000 ton/ tahun, PT Petrokimia Gresik sebesar 825.000 ton/ tahun, PT Kaltim Parna Industri sebesar 40.000 ton/ tahun, PT Surya Esa Perkasa Tbk sebesar sebesar 700.000 ton/ tahun, dan PT. Pupuk Sriwidjaja sebesar 660.000 ton/ tahun. Semakin bertambahnya tahun, maka kebutuhan konsumsi amonia

akan meningkat. Hal tersebut berjalan dengan seiringnya industri – industri yang telah tumbuh. Pendirian pabrik amonia memiliki tingkat potensial yang baik, atau memiliki strategi dengan beberapa alasan :

- Mendukungnya perkembangan pabrik yang menggunakan amonia sebagai bahan baku.
- Membuka lapangan kerja baru sehingga dapat mengurangi ketimpangan sosial yang ada di Indonesia.
- Menambah devisa negara dengan adanya kegiatan ekspor amonia.

Sehingga dapat diketahui dengan menggunakan perhitungan kapasitas, dimana :

$$\text{Peluang Kapasitas} = \text{Kebutuhan} - \text{Suplai}$$

keterangan :

- Kebutuhan = total ekspor
- Suplai = total impor

Dapat di simpulkan bahwa nilai kapasitas pada tahun 2026 di perkiraan mencapai **2.614.397 ton/tahun**. Dengan nilai peluang kapasitas yang ada maka kami mengambil kapasitas **250.000 ton/tahun** dari peluang kapasitas yang ada untuk pra rancangan pabrik amonia dari nitrogen dan hidrogen.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

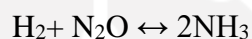
#### 1.3.1 Amonia

Amonia adalah senyawa kimia dengan rumus  $\text{NH}_3$ , memiliki karakter fisik yang berbau kurang sedap, tidak berwarna, dan memiliki kelarutan maupun tekanan dalam air yang besar serta pembentuk basa lemah dan memiliki pH basa. Kegunaan amonia yang sering kita jumpai diantaranya sebagai bahan pembuatan pupuk, senyawa nitrogen, dll. Amonia juga sering dipakai sebagai pelarut karena kepolaran amonia cair hampir menyamai kepolaran air. Karena merupakan senyawa nitrogen, gas amonia ( $\text{NH}_3$ ) sangat reaktif sehingga mudah bereaksi dengan unsur maupun senyawa yang lain. Pada gas amonia terdapat dua elektron



bebas pada unsur N dalam  $\text{NH}_3$  yang memungkinkan senyawa  $\text{NH}_3$  bereaksi dengan  $\text{HCl}$  dan  $\text{BF}_3$  sehingga terbentuk senyawa  $\text{BF}_3\text{NH}_3$  dan  $\text{NH}_4\text{Cl}$  melalui kovalen koordinasi.

Amonia ( $\text{NH}_3$ ) dan garam-garamnya juga merupakan senyawa yang bersifat mudah larut dalam air. Salah satu bentuk transisi dari amonia adalah Ion amonium. Beberapa ion logam amonia yang berbentuk secara kompleks juga terdapat dalam bentuk gas. Pada proses industri, amonia banyak digunakan dalam proses produksi bahan kimia, urea, dll. Amonia yang terukur di perairan berupa amonia total ( $\text{NH}_3$  dan  $\text{NH}_4^+$ ). amonium ( $\text{NH}_4^+$ ) dapat terionisasi, sedangkan amonia yang bebas tidak dapat terionisasi ( Effendi, 2003 ).



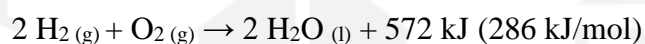
### 1.3.2 Nitrogen

Nitrogen adalah unsur kimia dalam table periodik yang memiliki lambang N dan nomer atom 7. Biasanya ditemukan sebagai gas tanpa warna, tanpa bau, tanpa rasa dan merupakan gas diatomic bukan logam yang stabil, sangat sulit bereaksi dengan unsur atau senyawa lainnya. Dinamakan zat lemas karena zat ini bersifat malas, tidak aktif bereaksi dengan unsur lainnya. Nitrogen mengisi 78,08 % atmosfer bumi dan terdapat dalam banyak jaringan hidup. Zat lemas membentuk banyak senyawa penting seperti asam amino, amoniak, asam nitrat dan sianida. Nitrogen memiliki sifat – sifat fisik sangat dekat dengan oksigen sehingga menyulitkan dalam proses pemisahan oksigen dan nitrogen. Nitrogen tidak mendukung pembakaran, dan karena nitrogen adalah suatu gas yang tergolong *asphyxiant*, maka seseorang dalam lingkungan yang kaya akan nitrogen akan sangat cepat kehilangan kesadaran dan dapat meninggal dunia. Nitrogen pada tekanan atmosferik adalah gas yang tidak berwarna, tidak berasa, tidak berbau. Bila tercairkan, nitrogen 19 % lebih ringan dari air. Titik didih pada tekanan atmosfer adalah  $-196^\circ\text{C}$  (77 K), dan berat molekulnya 28,013.

### 1.3.3 Hidrogen

Hidrogen merupakan salah satu unsur paling melimpah dengan persentase

kira-kira 75% dari total massa unsur alam semesta. Kebanyakan bintang dibentuk oleh hidrogen dalam keadaan plasma. Senyawa hidrogen relatif langka dan jarang dijumpai secara alami di bumi, dan biasanya dihasilkan secara industri dari berbagai senyawa hidrokarbon seperti metana. Hidrogen juga dapat dihasilkan dari air melalui proses elektrolisis. Hidrogen atau H<sub>2</sub> mempunyai kandungan energi per satuan berat tertinggi, dibandingkan dengan bahan bakar manapun. Gas hidrogen sangat mudah terbakar dan akan terbakar pada konsentrasi rendah 4% H<sub>2</sub> di udara bebas. Entalpi pembakaran hidrogen adalah -286 kJ/mol. Hidrogen terbakar menurut persamaan kimia:

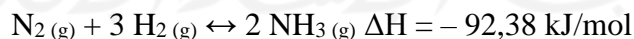


(Neni Muliawati, 2008)

#### 1.4 Proses – Proses Pembuatan Amonia

##### 1.4.1 Proses Haber – Bosch

Pembuatan amonia menurut proses Haber - Bosch dengan cara mengkonversi hidrokarbon menjadi hidrogen, kemudian 3 mol hidrogen akan direaksikan dengan 1 mol gas nitrogen. Kandungan sulfur yang ada pada senyawa hidrokarbon dihilangkan, karena bersifat antikatalis pada proses reaksi. Reaksi pembuatan amonia memiliki sifat eksoterm. Reaksi Haber – Bosch dapat terjadi pada tekanan yang tinggi dan suhu yang rendah. Beberapa data yang mengenai padareaksi sintesis amonia adalah:



Komposisi nitrogen dan hidrogen mempengaruhi kesetimbangan reaksi. Kesetimbangan reaksi pembentukan NH<sub>3</sub> lebih baik terjadi pada temperatur rendah, namun mengakibatkan laju reaksi melambat. Salah satu cara meningkatkan laju reaksi adalah dengan menggunakan katalis. Walaupun tidak mempengaruhi kesetimbangan, namun katalis dapat

mempercepat reaksi. Temperatur yang biasa digunakan dalam proses Haber-Bosch adalah  $500^{\circ}\text{C}$ , dan tekanan dari 150 - 350 atm. Pada umumnya katalis berupa besi dengan campuran  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{MgO}$ ,  $\text{CaO}$ , dan  $\text{K}_2\text{O}$ . Amonia yang telah dihasilkan dicairkan dan ditampung di dalam tangka (Lawrie L, 2006).

#### 1.4.2 Proses Kellog

Proses pembuatan amonia dengan proses Kellog memakai bahan baku dari gas alam. Gas alam tersebut berupa hydrogen dan nitrogen yang dijadikan gas sintesa dengan menggunakan reformer. Proses pembuatan amonia terjadi di dalam alat yang bernama *converter* dengan reaksi utama antara gas hidrogen dan nitrogen. Kondisi tekanan dan temperatur pada proses ini adalah pada  $140 - 150 \text{ kg/cm}^2$  dan  $400 - 500^{\circ}\text{C}$ . Proses Kellog ada dua jenis reaktor amonia yang di pakai, yaitu *Kellog horizontal amonia converter* dan *Kellog vertical quench converter*. Gas sintesa yang dihasilkan dari gas alam ( hydrogen dan nitrogen ) memiliki *impurities* atau zat pengotor seperti  $\text{CH}_4$  dan Ar. Proses purifikasi yang ada dapat menyebabkan gas sintesa yang mengandung  $\text{H}_2$  dan  $\text{N}_2$ , kemudian akan direaksikan di dalam *converter* sehingga menghasilkan amonia ( **Lawrie L, 2006** ).

#### 1.4.3 Proses Haldor - Tapsoe

Perbedaan pada proses Haldor-Topsoe ini adalah konsep aliran umpan masuk konverter secara radial. Jenis aliran ini memberikan keuntungan berupa *pressure drop* pada konverter yang paling kecil jika dibandingkan dengan proses yang ada pada sebelumnya yang menggunakan jenis aliran aksial. Akan hal persiapan penerapan aliran radial ini membuat desain converter menjadi lebih rumit karena ada kemungkinan terjadinya *by-pass* di bed. Reaksi sintesis proses Haldor – Tapsoe pada metode ini dilakukan pada tekanan sekitar 100 atm – 200 atm dan suhu berkisar antara  $400^{\circ}\text{C}$  -  $500^{\circ}\text{C}$ . Adapun promoter yang digunakan pada proses ini adalah caesium dengan konversi maksimum yang dapat dicapai yaitu sekitar  $\pm 30\%$ .

Tabel 1. 3 Kondisi Operasi pada Proses Pembuatan Amonia

Parameter	Proses Haber-Bosch	Proses Kellogg	Haldor – Tapsoe
Tekanan Operasi(atm)	200 – 300	100 – 200	100 - 200
Temperatur Operasi( °C )	500	400 – 500	400 - 500
Sumber Nitrogen	Gas Hasil Pembakaran	Udara Langsung	Udara langsung
Sumber Hidrogen	Kokas atau Gas Alam	Gas Alam	Gas alam ataunafta
Kebutuhan Energi (Gcal/MT Amonia)	8,3/34,8 Gj/T	7,2	6,9
Katalis	Osmium, Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> , MgO,CaO, dan K <sub>2</sub> O	Ni	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>

(Appl Max, 1999)

Tabel 1. 4 Kelebihan dan Kekurangan Proses - Proses Pembuatan Amonia

Proses	Kelebihan	Kekurangan
Haber Bosch	- Harga yang ekonomis karena oksigen lebih murah.	- Menggunakan tekanan yang tinggi. - Memakai energi yang cukup banyak sehingga kenaikan harga energi sangat berpengaruh terhadap biaya produksi.
Kellogg	- Energi yang lebih efisien.	- Katalis yang di

	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Menggunakan tekanan yang rendah.</li> <li>- Menggunakan katalis yang lebih baik (katalis CuO – ZnO yang digunakan memiliki keaktifan dan selektifitas yang tinggi sehingga prosesnya efisien).</li> <li>- Fleksibilitasnya lebih besar dalam pemilihan ukuran pabrik.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>gunakan tidak tahan sulfur dan klorin.</li> <li>- Menggunakan pendingin intermediate cooler yang akan memperbesar investasi desain reactor.</li> <li>- Perlu tambaha biaya karena terdapat tambahan steam.</li> </ul>
<b>Haldor – Tapsoe</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bahan baku menggunakan gas alam yang menghasilkan hydrogen lebih banyak.</li> <li>- Kualitas alat – alatnya lebih baik dan mempunyai ketahanan yang lebih baik juga.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Perlu tambaha biaya karena terdapat tambahan steam.</li> <li>- Alat – alat yang cukup mahal dan pengendalian prosesnya cukup rumit.</li> </ul>

(Appl Max, 1999)

Dari ketiga proses yang ada, maka dapat di simpulkan dan di pilih adalah proses alternatifnya Kellog dengan beberapa alasan dan pertimbangan :

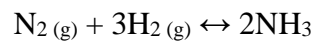
- Secara kondisi operasi, reaksi ini berlangsung dalam fase gas dengan suhu dan tekanan yang di gunakan tidak terlalu tinggi.
- Berdasarkan penggunaan energi proses Kellog termasuk efisiensi dalam penggunaan energinya.

## 1.5 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.5.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat reaksinya eksotermis atau endotermis dan arah reaksinya reversible atau irreversible. Secara perhitungan untuk menentukan reaksi eksotermis atau endotermis suatu panas reaksi dapat dihitung dengan panas pembentukan standar ( $\Delta H$  298 K) pada tekanan 1 atm (Yaws, 1999)

Reaksi yang terjadi :



Tabel 1. 5 Nilai komponen  $\Delta H_f^\circ$  dan  $\Delta H$

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ (kj/kmol)	$\Delta H$ (kj/kmol)
N <sub>2</sub>	0	10440,1170
H <sub>2</sub>	0	11673,5376
NH <sub>3</sub>	-45900	16406,4750

$$\begin{aligned}\Delta H_r^{298\text{K}} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= [ (2 \times \Delta H_f^\circ \text{NH}_3) ] - [ (\Delta H_f^\circ \text{N}_2) + (3 \times \Delta H_f^\circ \text{H}_2) ] \\ &= [ (2 \times -45900 \text{ kj/kmol} ) ] - [ ( 0 \text{ kj/mol} ) + ( 3 \times 0 \text{ kj/mol} ) ] \\ &= -91800 \text{ kj/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_r &= [ \Delta H \text{ N}_2 + \Delta H \text{ H}_2 ] \\ &= [ 10440,1170 + 11673,5376 ] \text{ kj/kmol} \\ &= 22113,6546 \text{ kj.kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_p &= [ \Delta H \text{ NH}_3 ] \\ &= 16406,4750 \text{ kj/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H_p - \Delta H_r \\ &= 16406,4750 - 22113,6546 \\ &= -5707,1796 \text{ kj/kmol}\end{aligned}$$

Karena harga  $\Delta H_{R, 298 K}$  bernilai  $-5707,1796 \text{ kJ/mol}$  ( negative ), maka reaksi ini bersifat **eksotermis**.

Reaksi pembentukan amonia merupakan reaksi Kellog. Hal ini dapat dilihat dari nilai konstanta kesetimbangan (K). Energi bebas Gibbs ( $\Delta H^\circ G$ ) dari reaktan (hydrogen dan nitrogen) dan produk(amonia) adalah (Yaws, 1999) :

Tabel 1. 6 Nilai Komponen  $\Delta G^{\circ f}$

Komponen	Nilai $\Delta G^{\circ f}$ ( kJ/mol )
N <sub>2</sub>	0
H <sub>2</sub>	0
NH <sub>3</sub>	-16,40

Persamaan (Smith and Van Ness, 1975) :

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ f} &= \sum (n\Delta G^{\circ f}) \text{ produk} - \sum (n\Delta G^{\circ f}) \text{ reaktan} \\ &= [ (2 \times \Delta H^{\circ f} \text{ NH}_3) ] - [ (\Delta H^{\circ f} \text{ N}_2) + (3 \times \Delta H^{\circ f} \text{ H}_2) ] \\ &= [ 2 \times -16,40 \text{ kJ/mol} ] - [ 0 \text{ kJ/mol} + (3 \times 0 \text{ kJ/mol}) ] \\ &= -32,8 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta G^{\circ f} = -RT \ln K$$

$$\text{Maka : } K = \exp (-\Delta G^{\circ f} / RT)$$

Keterangan :

$\Delta G^{\circ f}$  : energi bebas Gibbs standar (kJ/mol)T

: temperatur (K)

R : tetapan gas ( $8,314 \times 10^{-3}$ ) kJ/mol K K

: konstanta kesetimbangan pada 298 K

$$K = \exp (-32,8 \text{ kJ/mol} / 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol K} \times 298 \text{ K}) = 561.724,9702$$

Pada proses kellog menggunakan kondisi operasi suhunya adalah  $400^\circ\text{C}$  ( $673 \text{ K}$ ). Jika delta H adalah perubahan entalpi standar (panas reaksi) dan dapat di asumsikan konstan terhadap suhu, maka persamaan ini dapat di

integralkan menjadi :

$$\frac{\ln K_{operasi}}{K_{298}} = -\Delta H^{\circ}r \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

$$\ln K_{673} = 2,65088$$

$$K_{673} = 14,22624$$

Dari perhitungan di atas dapat kita simpulkan bahwa konstanta kesetimbangan reaksi ( K ) dalam membentuk amonia adalah reaksi *reversible* atau bolak – balik.

### 1.5.2 Tinjauan Kinetika

Konstanta kecepatan reaksi pembuatan amonia dapat di nyatakan dalam persamaan :

$$k = k_0 \cdot \exp \left( \frac{-E}{RT} \right)$$

$$k = 17,4549 \cdot \exp \left( \frac{-41712,67}{RT} \right)$$

Keterangan :

$k$  : konstanta kecepatan reaksi

$k_0$  : konstanta Arrhenius

$E$  : energi aktivasi (kcal/kmol)

$R$  : tetapan gas (kcal/mol.K)

$T$  : suhu operasi (K)

Dengan kondisi suhu operasi sebesar 400 °C (673 K), maka nilai  $k$  dapat diperoleh sebagai berikut :

$$k = 17,4549 \cdot \exp \left( \frac{-41712,67}{0,0814 \times 673} \right)$$

$$= 3,58117$$

Dari persamaan tersebut dapat di ketahui semakin tinggi suhu maka kecepatan reaksi dalam membentuk amonia semakin besar. Reaksi amonia merupakan reaksi yang memiliki sifat eksotermis sehingga akan melepaskan



panas yang sangat besar. Panas reaksi akan di lepaskan oleh permukaan katalis dan menyebabkan suhu naik dengan cepat, sehingga efektifitas dan umur katalis akan berkurang. Oleh karena itu, diperlukan adanya *control temperature* yang baik melalui pendingin. ( Kirk, 1978 ).



## BAB II PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi dan melengkapi kualitas produk yang di inginkan maka mekanisme pembuatan amonia dirancang berdasarkan variabel utama yaitu spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan bahan pendukung serta pengendalian kualitas. Dalam proses produksi amonia terdapat 2 bahan yaitu gas alam dan udara yang menggunakan proses pembuatan dengan hasil yang menguntungkan.

### 2.1 Spesifikasi Produk

#### 2.1.1 Amonia

Amonia adalah gas yang tidak berwarna dengan titik didik - 33 °C. Gas amonia memiliki densitas lebih ringan di banding udara, dengan densitas  $\pm 0,6$  kali densitas udara pada suhu yang sama. Bau yang tajam dari amonia sendiri dapat di tangkap atau di deteksi dengan rentang konsentrasi 1 - 5 ppm ( Brigden dan Stringer, 2000 ).

Sifat Fisika :

Rumus molekul	: $\text{NH}_3$
Berat molekul	: 17,03 kg/kgmol
Titik didih	: - 33 °C sampai dengan -35 °C
Titik beku	: - 77,7 °C
Titik lebur	: - 21,77 °C
Titik leleh	: - 107,9 °C
Fase	: Cair
Kondisi penyimpanan	: Suhu 30°C Tekanan 19 atm
Kapasitas panas	: 1,0643 kkal/kg °C
Temperatur kritis (Tc)	: 306,460 °C
Spesifik gravity (Sg)	: 0,8989

Sifat Kimia :

- Bersifat racun
- Pembentukan ion hidroksida akan meningkatkan pH larutan, sehingga larutan menjadi alkali.
- Merupakan senyawa yang relatif stabil. Jika dipanaskan dengan kuat atau dinyalakan maka akan terurai menjadi elemen unturnya.
- Kelarutan amonia sangat besar di dalam air, namun akan menurun seiring dengan kenaikan suhu.

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

### 2.2.1 Hidrogen

Sifat Fisika :

Rumus Molekul	: H <sub>2</sub>
Berat Molekul :	2,016 g/mol
Bentuk	: Gas, tidak berwarna
Titik Didih	: -252,8 °C
Titik Leleh	: -259,2 °C
Specific Gravity	: 0,07
Autoignition	: 565,5°C
Flammability Limit	: 4% - 74%
Densitas Gas (21,1 °C)	: 0,083 kg/m <sup>3</sup>
Harga	: \$ 1300/ton

Sifat Kimia :

- Kekuatan ikatan H-H dalam molekul diatomik sekitar 435 kJ/mol.
- Mengandung 75% ortohidrogen dan 25% para-hidrogen pada temperatur kamar.
- Merupakan atom reaktif, namun tidak aktif pada temperatur kamar.
- Konversi berjalan lambat namun berlanjut bahkan sampai dalam keadaan padat.

### 2.2.2 Nitrogen

#### Sifat Fisika :

Rumus Molekul	: N <sub>2</sub>
Berat Molekul	: 28,013 g/mol
Bentuk	: Gas, tidak berwarna
Titik Didih	: -196,8 °C
Titik Leleh	: -209,9 °C
Specific Gravity	: 0,97
Autoignition	: -
Flammability Limit	: -
Densitas Gas (21,1 °C)	: 1,160 kg/m <sup>3</sup>
Harga	: \$ 0,06/L

#### Sifat Kimia :

- Bersifat kurang reaktif, namun akan reaktif ketika berada pada suhu tinggi dengan logam alkali serta alkali tanah
- Bersifat Inert
- Bersifat tidak beracun
- Mudah Menguap

### 2.2.3 Gas Alam

Dalam pembuatan amonia, gas alam berperan sangat penting sebagai penyedia untuk gas hidrogen. Kebutuhan gas alam disuplai oleh PT Pertamina Gas. Gas alam memiliki spesefikasi berwujud gas, tidak berwarna, berbau khas

Tabel 2. 1 Komposisi Gas Alam

Komponen	Normal (% mol)
CH <sub>4</sub>	92
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1
N <sub>2</sub>	2
CO <sub>2</sub>	0,5
H <sub>2</sub> S	0,5

#### 2.2.4 Nikel ( Katalis )

Sifat Fisika :

Rumus Molekul	: Ni
Berat Molekul	: 58,71 g/mol
Bentuk	: Padat, berlubang
Diameter	: 0,116 cm
Panjang	: 0,4 cm
Titik Nyala	: Tidak mudah terbakar
Titik Lebur	: 1.453 °C
Densitas	: 4.500 kg/m <sup>3</sup>
Densitas bulk	: 1.000 kg/m <sup>3</sup>
Harga	: \$ 1.018/ton

Sifat Kimia :

- Bersifat bivalen.
- Tahan Korosi
- Tahan api dan mudah dipoles

### 2.2.5 Ferri Oksida ( Katalis )

Sifat Fisika :

Rumus Molekul	: $\text{Fe}_2\text{O}_3$
Berat Molekul	: 159,69 g/mol
Bentuk	: Padat, merah kecoklatan
Diameter	: 0,6 cm
Panjang	: 0,4 cm
Titik Nyala	: Tidak mudah terbakar
Titik Lebur	: 1.566 °C
Densitas	: 5,242 g/cm <sup>3</sup>
Densitas bulk	: 1,12138 gr/ml
Harga	: \$ 204/ton

Sifat Kimia :

- Tahan api dan tidak mudah terbakar
- Senyawanya dianggap reaktif dengan asam.
- Sulfat dapat terdekomposisi dengan suhu tinggi menjadi ferri oksida, sulfur dioksida dan sulfat trioksida.

## 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas ( *Quality Control* ) pada pabrik amonia ini dapat di definisikan sebagai suatu aktivitas agar diperoleh produk jadi, sehingga kualitasnya sesuai dengan standar yang diinginkan. Pengendalian kualitas dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di ruang kontrol ( *control room* ), dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator yang telah ditetapkan baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, maupun *temperature control*, *level control*, diketahui dari tanda yang diberikan seperti kondisi lampu yang nyala, suara alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan pada pengendalian kualitas (*quality control*), maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi semula baik secara otomatis maupun manual.

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Tujuan pengendalian kualitas bahan baku adalah untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang akan digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang ditentukan maka dapat di gunakan untuk proses selanjutnya. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi amonia harus dilakukan pengecekan, dan pengolahan sesuai prosedur terhadap kualitas bahan baku yang berupa nitrogen dan hidrogen bahan - bahan pendukung  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ , dan  $\text{C}_4\text{H}_{10}$  dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses secara baik di dalam pabrik.

### 2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Adapun alat-alat kontrol yang digunakan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi suhu dan tekanan. Pengaturan alat kontrol yang diatur dalam kondisi tertentu diantaranya :

- *Level Control* adalah alat yang diletakan pada bagian atas tangki. Apabila tidak sesuai dengan kondisi yang telah ditetapkan, maka menimbulkan sebuah kode berupa nyala lampu maupun suara.
- *Flow Rate* adalah alat yang diletakan pada rangkaian aliran masuk, aliran bahan baku, dan aliran keluar proses.
- *Temperature Control* adalah alat yang diletakan disetiap alat proses. Apabila tidak sesuai dengan kondisi yang telah ditetapkan, maka menimbulkan sebuah kode berupa nyala lampu maupun suara.

### 2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Memperoleh mutu produk dengan standart pasar diperlukan bahan yang berkualitas, mumpuni, serta pengawasan pengendalian kualitas produk yang baik terhadap proses yang ada dengan cara *system control*. Sehingga didapatkan produk dengan kualitas yang di inginkan oleh pasar. Masalah kerusakan produk adalah tanggung jawab perusahaan yang harus mengambil tindakan yang tepat bagi peningkatan kualitas produk akhir serta kelangsungan

hidup perusahaan tersebut. Oleh karena itu perusahaan harus mengumpulkan informasi yang valid tentang keluhan pengguna. Setelah diadakan analisis tentang berbagai kelemahan dan kekurangan pada setiap produk perusahaan maka untuk proses selanjutnya kualitas produk dapat lebih di tingkatkan, dan di pertanggungjawabkan. Terlebih lagi untuk produk amonia yang memiliki sifat produk yang cukup berbahaya, dan sensitif.

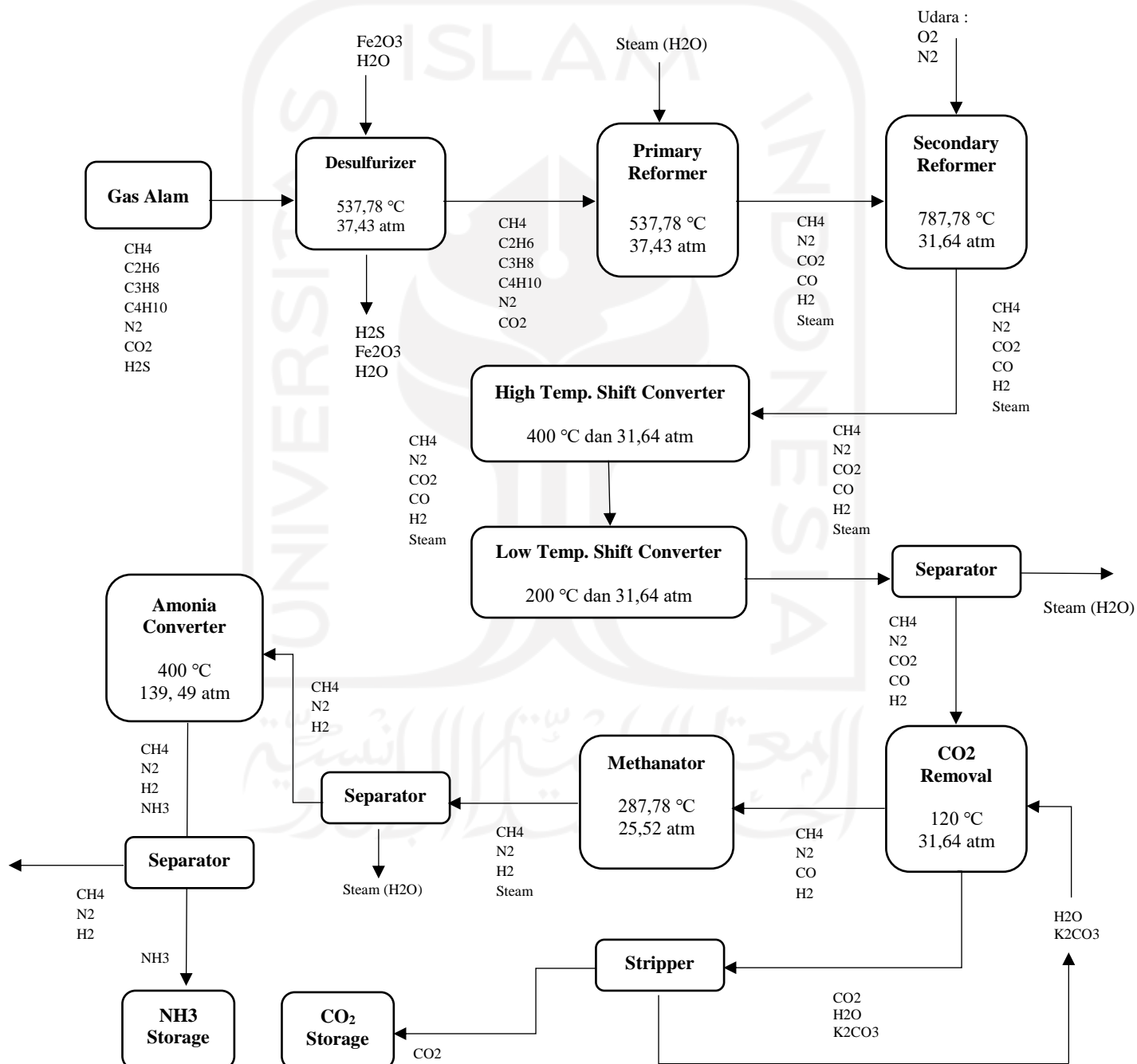




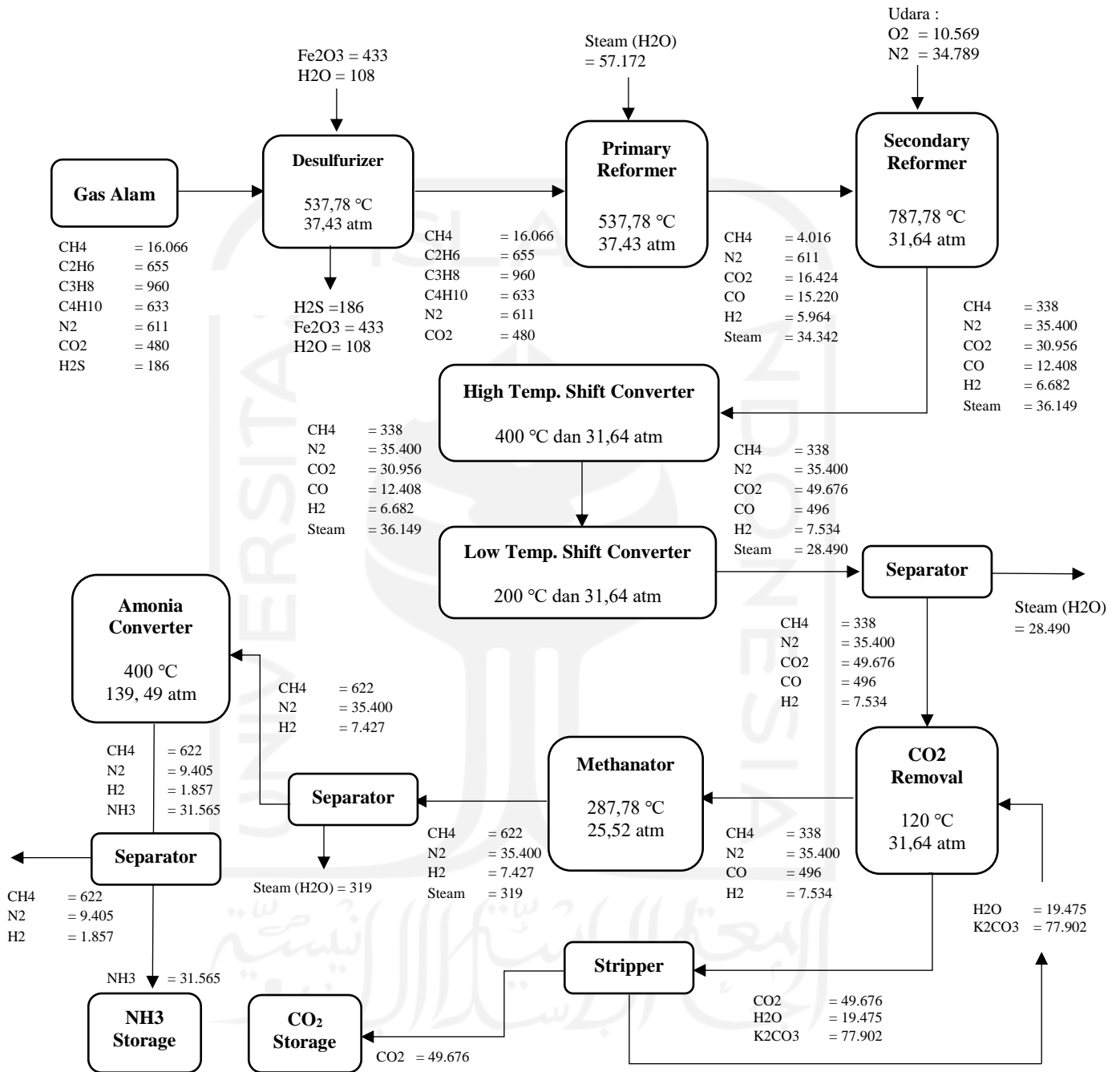
## BAB III PERANCANGAN PROSES

### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material

#### 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



### 3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



## 3.2 Uraian Proses

### 3.2.1 *Feed Treating Unit* dan Desulfurisasi

Gas alam sebelum masuk ke dalam reforming unit harus terlebih dahulu dibersihkan dari pengotornya (impurities) agar tidak menimbulkan keracunan pada katalisator di dalam reforming unit. Sulfur ( H<sub>2</sub>S ) yang terkandung di dalam gas alam akan dipisahkan di dalam desulfurisasi atau desulfurizer (Austin, 1987). Selanjutnya gas alam yang terbebas dari sulfur akan menuju ke reforming unit dengan jalan aliran sebagai berikut :

- Desulfurizer

H<sub>2</sub>S di dalam gas alam akan dipisahkan di desulfurisasi bantuan sponge iron dengan sponge iron + air sebagai media penyerap.

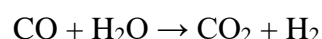
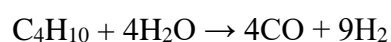
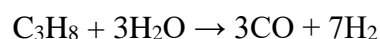
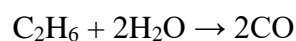
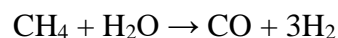
### 3.2.2 *Reforming Unit*

Gas alam yang sudah bersih dicampurkan dengan steam, lalu dipanaskan, kemudian direaksikan di primary reformer (R-01). Hasil reaksinya berupa H<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> yang selanjutnya dikirim ke *secondary reformer* untuk direaksikan dengan udara sehingga dihasilkan N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, dan CO<sub>2</sub> hasil reaksi akan dikirim ke unit purifikasi dan methanasi untuk memisahkan CO<sub>2</sub> (Austin, 1987).

Tahapan yang terjadi pada reforming unit adalah :

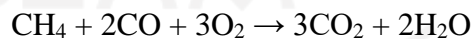
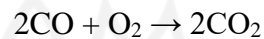
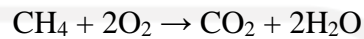
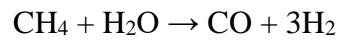
- *Primary Reformer ( R-01 )*

Tahap ini memproses feed gas menjadi gas sintesa secara ekonomis dengan menggunakan katalir Nikel II Oksida sebagai media kontak feed gas dan steam pada tekanan dan temperature (537°C, 37 atm) dengan reaksi **endotermis** sebagai berikut :



- *Secondary Reformer( R-02 )*

Hasil dari *primary reformer* yang masih mengandung banyak CH<sub>4</sub> diubah menjadi H<sub>2</sub> pada suhu dan tekanan ( 787°C, 31 atm ) dengan katalis nikel. Persamaan reaksi sebagai berikut :



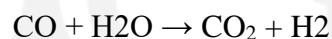
Karena dibutuhkan N<sub>2</sub> untuk mereaksikan pembentukan amonia, maka udara dilewatkan dengan compressor, blower, dan filter pada unit ini.

### 3.2.3 *Purification dan Methanasi*

Tahap-tahap pada proses purification dan methanasi yaitu :

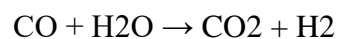
- *High Temperature Shift Converter (HTS) atau ( R-03 )*

Setelah terbentuk H<sub>2</sub> di primary reformer, maka gas proses didinginkan menggunakan cooler hingga temperature yaitu ( 400°C, 31 Atm ) untuk merubah CO menjadi CO<sub>2</sub> dengan persamaan reaksinya sebagai berikut :



- *Low Temperature Shift Converter (LTS) atau ( R-04 )*

Karena CO<sub>2</sub> yang terbentuk tidak sempurna di HTS, maka reaksi tersebut disempurnakan di LTS yang sebelumnya gas proses di dinginkan oleh cooler sehingga temperature yang lebih rendah dari temperature HTS yaitu ( 200°C, 31 Atm ). Hal ini dilakukan agar pembentukan reaksi menjadi lebih sempurna.



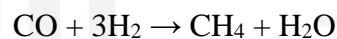
- CO<sub>2</sub> Removal

Komponen CO<sub>2</sub> dapat menyebabkan degradasi di Amonia Converter ( R-06 ) dan merupakan racun bagi katalis, maka senyawa ini dipisahkan dari serap melalui unit CO<sub>2</sub> removal yang disebut alat absorber ( AB-01 ) dengan kondisi operasi ( 120°C, 31 Atm ) sebagai alat penyerap, dan komponen yang dipakai adalah K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan H<sub>2</sub>O untuk penyerapnya. Sistem penyerapan CO<sub>2</sub> di absorber terjadi secara counter-current. Gas proses yang bersih dari CO<sub>2</sub> akan dipisahkan untuk proses pembuatan amonia.

Gas CO<sub>2</sub> hasil dari reforming unit dipisahkan pada Decanter, CO<sub>2</sub> yang telah dipisahkan dikirim sebagai produk samping karena jika sisa CO<sub>2</sub> yang terbawa oleh proses maka dapat menyebabkan keracunan pada katalisator di *Amonia Converter* (R-06).

- Methanasi

Gas proses yang keluar dari absorber (AB-02) masih mengandung komponen CO dan sedikit CH<sub>4</sub> yang akan diubah menjadi CH<sub>4</sub> di methanator pada temperature dan tekanan tertentu (288°C, 25 atm). Persamaan reaksi sebagai berikut :



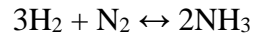
### 3.2.4 *Synthesis*

Gas proses yang keluar dari methanator dinaikan untuk mencapai tekanan, dan suhu yang diinginkan amoniak converter yaitu (400°C, 139,5 Atm) , agar terjadi reaksi pembentukan NH<sub>3</sub>. Setelah terjadi pemebentukan Amonia (NH<sub>3</sub>) pada *Amonia Converter* ( R-06 ) dilakukan kondensasi di condenser (CD-03) dan pemisahan komponen dengan Separator (SE-03) Tahap-tahap yang terjadi :

- *Synthesis*

Gas proses yang mengandung N<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> masuk kedalam proses ini dengan perbandingan 3:1. Temperatur dan tekanan dinaikan menjadi sekitar ( 400°C, 139 atm ) lalu diumpankan ke Amonia Converter dengan katalis Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Dengan persamaan reaksi

:



- *Purge Gas*

*Purge gas* adalah sisa gas yang tidak terpakai lalu *purge gas* berupa  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{N}_2$  dikelola di unit pengolahan limbah ( UCL ) dengan tujuan agar tidak merusak lingkungan secara langsung.

### 3.3 Spesifikasi Alat

#### 3.3.1 Absorber

Kode	:	(AB-01)
Fungsi	:	Memisahkan senyawa $\text{H}_2\text{S}$ yang bersifat asam bagi <i>Primary Reformer</i> (R-01) dengan bantuan senyawa $\text{Fe}_2\text{O}_3$
Jumlah	:	1 (satu)
Jenis	:	<i>Packed tower</i> (Packing : <i>intalox ring</i> )
Bahan Kontruksi	:	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340</i>
Suhu Operasi	:	40 °C
Tekanan Operasi	:	37,425 atm
Tinggi		
- Menara	:	5,27 m
- Packing	:	4,5 m
Jumlah		
- Packing	:	1,171 buah
- Tinggi Head	:	0,385 m
- Tebal Head	:	1,5 in
Dimensi Shell		
- ID	:	51,181 in : 1,3 m
- OD	:	52,181 in : 1,3254 m

### 3.3.2 Absorber

Kode	: (AB-02)
Fungsi	: Memisahkan senyawa CO <sub>2</sub> yang mengganggu bagi <i>Amonia Converter</i> (R-06) dengan bantuan senyawa K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Packed tower</i> (Packing : <i>intalox ring</i> )
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340</i>
Suhu Operasi	: 120 °C
Tekanan Operasi	: 31,641 atm
Tinggi	
- Menara	: 9,61 m
- Packing	: 8,84 m
Jumlah	
- Packing	: 13,280 buah
- Tinggi Head	: 0,385 m
- Tebal Head	: 1,5 in
Dimensi Shell	
- ID	: 51,181 in : 1,3 m
- OD	: 52,181 in : 1,325 m

### 3.3.3 Blower

Kode	: (BL-01)
Fungsi	: Mengalirkan udara menuju filter
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Blower</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>
Kapasitas	: 230250,691 ft <sup>3</sup> / menit
Efisiensi	: 80 %
Tenaga	: 12,6 HP

### 3.3.4 Filter

Kode	: (FL-01)
Fungsi	: Menyaring udara untuk mendapatkan O <sub>2</sub> dan N <sub>2</sub>
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Bag filter</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Wool Black</i>
Kapasitas	: 54429,468 kg/ jam
Flow area	: 233,584 m <sup>2</sup>

### 3.3.5 Cooler

Kode	: (CL-01)
Fungsi	: Menurunkan temperatur produk dari R-02 menuju R-03
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	: 1606,070 ft <sup>2</sup>
UC	: 277,889 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
UD	: 58,374 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
Rd	: 0,01353 (Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/BTU
Rd min	: 0,00350 (Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/BTU

#### *Tube*

- <i>Number of Thumbs</i>	: 657
- <i>Length</i>	: 16 ft
- OD	: 3/4 in
- ID	: 0,62 in
- BWG	: 16
- <i>Pitch</i>	: 1 in <i>Square Pitch</i>

#### *Shell*

- ID	: 31 in
- <i>Baffle Space</i>	: 18,60 in



- *Passes* : 1

### 3.3.6 Cooler

Kode : (CL-02)

Fungsi : Menurunkan temperatur produk dari R-03 menuju R-04

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Shell and Tube*

Bahan Kontruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Luas Area : 1835,671 ft<sup>2</sup>

UC : 242,774 BTU/(Jam.°F.ft<sup>2</sup>)

UD : 66,587 BTU/(Jam.°F.ft<sup>2</sup>)

Rd : 0,0108 (Jam.°F.ft<sup>2</sup>)/BTU

Rd min : 0,0035 (Jam.°F.ft<sup>2</sup>)/BTU

#### *Tube*

- *Number of Thumbs* : 657

- *Length* : 16 ft

- OD : 3/4 in

- ID : 0,62 in

- BWG : 16

- *Pitch* : 1 in *Square Pitch*

#### *Shell*

- ID : 31 in

- *Baffle Space* : 18,60 in

- *Passes* : 1

### 3.3.7 Ekspander

Kode : (EX-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan produk dari Primary Reformer (R-01) menuju Secondary

Reformer (R-02)

Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 787,78 °C

Tekanan Operasi

- In : 37,425 atm  
- Out : 31,641 atm  
Power : 854,038 HP

3.3.8 Ekspander

Kode : (EX-02)  
Fungsi : Menurunkan tekanan produk dari Low  
Temperature Shift Converter (R-04)  
menuju Methanator (R-05)

Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 287,778 °C

Tekanan Operasi

- In : 31,641 atm  
- Out : 25,517 atm  
Power : 309,192 HP

3.3.9 Ekspander

Kode : (EX-03-1)  
Fungsi : Menurunkan tekanan produk dari Amonia  
Converter (R-06) menuju Separator (SE-03)

Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*

Suhu Operasi : 400 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 139,494 atm  
- Out : 110 atm  
Power : 260,194 HP

### 3.3.10 Ekspander

Kode : (EX-03-2)  
Fungsi : Menurunkan tekanan produk dari Amonia  
Converter (R-06) menuju Separator (SE-03)  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 400 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 110 atm  
- Out : 80 atm  
Power : 335,617 HP

### 3.3.11 Ekspander

Kode : (EX-03-3)  
Fungsi : Menurunkan tekanan produk dari Amonia  
Converter (R-06) menuju Separator (SE-03)  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 400 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 80 atm  
- Out : 49 atm  
Power : 476,857 HP

### 3.3.12 Ekspander

Kode	: (EX-03-4)
Fungsi	: Menurunkan tekanan produk dari Amonia Converter (R-06) menuju Separator (SE-03)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Single Stage</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Suhu Operasi	: 400 °C
Tekanan Operasi	
- In	: 49 atm
- Out	: 19 atm
Power	: 731,948 HP

### 3.3.13 Expansion Valve

Kode	: (EXV-01)
Fungsi	: Menurunkan tekanan keluaran produk dari CO2 Removal (AB-01) dari 31,6 atm ke 6 atm
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Globe Valve</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Kondisi Operasi	
- Tin	: 290 °C
- Pin	: 31,6 atm
- Pout	: 6 atm
Dimensi	
- ID	: 12,09 in
- OD	: 12,75 in
- A't	: 115 in <sup>2</sup>
- Le	: 97,531 m

### 3.3.14 Furnace

Kode	: (F-01)
Fungsi	: Memanaskan feed gas dari suhu 40 °C ke 537,778 °C
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: -
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340</i>
Suhu Operasi	: 537,777778 °C
Tekanan Operasi	: 37,4253 atm
Q	: 2,69E+07 BTU/jam
Shedule Number	: 40
OD	: 14 in
ID	: 11 in
Panjang	: 20 ft : 6,096 m
Lebar	: 2,333 ft : 0,7112 m
Tinggi	: 15,706 ft : 4,787269761 m
Volume	: 733 ft <sup>3</sup>
Isolasi	
- Bahan Isolasi	: <i>Kaolin Insulating Brick</i>
- Tebal Isolasi	: 0,205 in

### 3.3.15 Furnace

Kode	: (F-02)
Fungsi	: Memanaskan umpan keluar Reaktor Primary Reformer (R-01) menuju Reaktor Secondary Reformer (R-02)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: -
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340</i>
Suhu Operasi	: 787,778 °C
Tekanan Operasi	: 37,425 atm

Q : 8,10E+05 BTU/jam  
 Shedule Number : 40  
 OD : 30 in  
 ID : 29 in  
 Panjang : 30 ft : 9,144 m  
 Lebar : 5 ft : 1,524 m  
 Tinggi : 27,5 ft : 8,382 m  
 Volume : 4125 ft<sup>3</sup>  
 Isolasi  
 - Bahan Isolasi : *Kaolin Insulating Brick*  
 - Tebal Isolasi : 8,979 in

### 3.3.16 Furnace

Kode : (F-03)  
 Fungsi : Memanaskan umpan berupa Udara sebelum masuk Reaktor (R-02) dari 40 °C menjadi 787,778 °C  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : -  
 Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340*  
 Suhu Operasi : 537,777778 °C  
 Tekanan Operasi : 37,4253 atm  
 Q : 2,69E+07 BTU/jam  
 Shedule Number : 60  
 OD : 18 in  
 ID : 17 in  
 Panjang : 20 ft : 6,096 m  
 Lebar : 3 ft : 0,7112 m  
 Tinggi : 12,178 ft : 4,787269761 m  
 Volume : 731 ft<sup>3</sup>  
 Isolasi

- Bahan Isolasi : *Kaolin Insulating Brick*
- Tebal Isolasi : 0,309 in

### 3.3.17 Heater

Kode	: (HE-01)
Fungsi	: Menaikkan suhu hasil keluaran CO2 Removal (AB-01) ke Methanator (R-05)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340</i>
Suhu Operasi	
- In	: 120 °C
- Out	: 287,778 °C
OD	: 0,75 in
ID Shell	: 25 in
<i>Pipe Length</i>	: 20 ft
<i>Baffle Space</i>	: 15 in
UC	: 222,354 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
UD	: 22,582 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
Rd	: 0,0398

### 3.3.18 Heater

Kode	: (HE-02)
Fungsi	: Memanaskan temperatur produk dari Methanator (R-05) menuju Amonia Converter (R-06)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340</i>
Suhu Operasi	
- In	: 287,8 °C
- Out	: 400,0 °C

OD	: 0,75 in
ID Shell	: 23,25 in
<i>Pipe Length</i>	: 20 ft
<i>Baffle Space</i>	: 13,95 in
UC	: 130,0773 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
UD	: 15,0735 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
Rd	: 0,0587

### 3.3.19 Kompresor

Kode	: (C-01)
Fungsi	: Menaikan tekanan feed gas menuju Furnace (F-01) untuk Primary Reformer (R-01)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Single Stage</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Suhu Operasi	: 40 °C
Tekanan Operasi	
- In	: 30 atm
- Out	: 37,4 atm
Power	: 22,35 HP

### 3.3.20 Kompresor

Kode	: (C-02)
Fungsi	: Menaikan tekanan udara menuju Secondary Reformer (R-02)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Multistage</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Suhu Operasi	: 30 °C
Tekanan Operasi	
- In	: 1 atm



- Out : 31,64 atm  
Power : 232,3 HP

### 3.3.21 Kompresor

Kode : (C-03-1)  
Fungsi : Menaikan tekanan produk dari Methanator (R-05)  
          untuk Amonia Converter (R-06)  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 400 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 25,52 atm  
- Out : 28,5 atm  
Power : 188,44 HP

### 3.3.22 Kompresor

Kode : (C-03-2)  
Fungsi : Menaikan tekanan produk dari Methanator (R-05)  
          untuk Amonia Converter (R-06)  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 400 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 28,5 atm  
- Out : 34,5 atm  
Power : 164,98 HP

### 3.3.23 Kompresor

Kode : (C-03-3)

Fungsi : Menaikan tekanan produk dari Methanator (R-05)  
untuk Amonia Converter (R-06)

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Single Stage*

Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*

Suhu Operasi : 400 °C

Tekanan Operasi

- In : 34,5 atm

- Out : 43,5 atm

Power : 203,76 HP

#### 3.3.24 Kompresor

Kode : (C-03-4)

Fungsi : Menaikan tekanan produk dari Methanator (R-05)  
untuk Amonia Converter (R-06)

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Single Stage*

Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*

Suhu Operasi : 400 °C

Tekanan Operasi

- In : 43,5 atm

- Out : 55,5 atm

Power : 214,19 HP

#### 3.3.25 Kompresor

Kode : (C-03-5)

Fungsi : Menaikan tekanan produk dari Methanator (R-05)  
untuk Amonia Converter (R-06)

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Single Stage*

Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*

Suhu Operasi : 400 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 55,5 atm  
- Out : 70,5 atm  
Power : 213,10 HP

### 3.3.26 Kompresor

Kode : (C-03-6)  
Fungsi : Menaikan tekanan produk dari Methanator (R-05)  
untuk Amonia Converter (R-06)  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 400 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 70,5 atm  
- Out : 88,5 atm  
Power : 203,42 HP

### 3.3.27 Kompresor

Kode : (C-03-7)  
Fungsi : Menaikan tekanan produk dari Methanator (R-05)  
untuk Amonia Converter (R-06)  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 400 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 88,5 atm  
- Out : 109,5 atm  
Power : 191,28 HP

### 3.3.28 Kompresor

Kode : (C-03-8)  
Fungsi : Menaikan tekanan produk dari Methanator (R-05)  
untuk Amonia Converter (R-06)  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 400 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 109,5 atm  
- Out : 139,5 atm  
Power : 218,23 HP

### 3.3.29 Kompresor

Kode : (C-04)  
Fungsi : Menaikan tekanan produk dari Stripper (ST-01)  
Menuju Tangki Penyimpanan CO<sub>2</sub> (T-01)  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 30 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 6 atm  
- Out : 80 atm  
Power : 121,63 HP

### 3.3.30 Kondensor

Kode : (CD-01)  
Fungsi : Mengembunkankan Uap gas Steam (H<sub>2</sub>O)  
dari luaran Low Temperature Shift

	Converter (R-04)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	: 2230,045 ft <sup>2</sup>
UC	: 380,305 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
UD	: 147,512 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
Rd	: 0,00415 (Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/BTU
Rd min	: 0,00350 (Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/BTU
<i>Tube</i>	
- <i>Number of Thumbs</i>	: 361
- <i>Length</i>	: 32 ft
- OD	: 3/4 in
- ID	: 0,652 in
- BWG	: 18
- <i>Pitch</i>	: 1 in <i>Square Pitch</i>
<i>Shell</i>	
- ID	: 31 in
- <i>Baffle Space</i>	: 18,60 in
<i>Passes</i>	: 1

### 3.3.31 Kondensor

Kode	: (CD-02)
Fungsi	: Mengembunkankan Uap gas H <sub>2</sub> O dari luaran Methanator (R-05)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	: 560,876 ft <sup>2</sup>
UC	: 192,578 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
UD	: 109,157 BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )

Rd : 0,00397 (Jam.°F.ft<sup>2</sup>)/BTU

Rd min : 0,00350 (Jam.°F.ft<sup>2</sup>)/BTU

*Tube*

- *Number of Thumbs* : 92

- *Length* : 32 ft

- OD : 1 in

- ID : 0,902 in

- BWG : 18

- *Pitch* : 2 in Square Pitch

*Shell*

- ID : 31 in

- *Baffle Space* : 18,60 in

*Passes* : 1

3.3.32 Kondensor

Kode : (CD-03)

Fungsi : Mengembunkankan Uap gas NH<sub>3</sub> dari luaran Amonia Converter (R-06)

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Shell and Tube*

Bahan Kontruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Luas Area : 1991,185 ft<sup>2</sup>

UC : 284,358 BTU/(Jam.°F.ft<sup>2</sup>)

UD : 123,823 BTU/(Jam.°F.ft<sup>2</sup>)

Rd : 0,00456 (Jam.°F.ft<sup>2</sup>)/BTU

Rd min : 0,00350 (Jam.°F.ft<sup>2</sup>)/BTU

*Tube*

- *Number of Thumbs* : 384

- *Length* : 32 ft

- OD : 3/4 in

- ID : 0,652 in

- BWG : 18
  - *Pitch* : 1 in *Square Pitch*
- Shell*
- ID : 31 in
  - *Baffle Space* : 18,60 in
- Passes* : 1

### 3.3.33 Pompa

- Kode : (P-01)
  - Fungsi : Mengalirkan  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  menuju Absorber (AB-01)
  - Jumlah : 1 (satu)
  - Jenis : *Rotary Pump*
  - Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*
- Pipa
- OD : 0,82 in
  - ID : 1,05 in
  - IPS : 0,75 in
  - *Flow Area.* : 0,534 in<sup>2</sup>
- Pompa
- Kapasitas : 2,803 gpm
  - Rate Volumterik : 0,0062 ft<sup>3</sup>/s
  - Kec Aliran : 3,0732 ft/s
  - Efisien Pompa : 20 %
  - Power Pompa : 0,190 HP
  - Power Motor : 0,25 HP

### 3.3.34 Pompa

- Kode : (P-02)
- Fungsi : Mengalirkan  $\text{K}_2\text{CO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  menuju ke Absorber (AB-02)

Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Rotary pump*  
Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Pipa

- OD : 7,981 in  
- ID : 8,625 in  
- IPS : 8 in  
- *Flow Area.* : 50 in<sup>2</sup>

Pompa

- Kapasitas : 478,957 gpm  
- Rate Volumterik : 1,0671 ft<sup>3</sup>/s  
- Kec Aliran : 3,0732 ft/s  
- Efisien Pompa : 80 %  
- Power Pompa : 14,028 HP  
- Power Motor : 20 HP

3.3.35 Pompa

Kode : (P-03)  
Fungsi : Mengalirkan NH<sub>3</sub> dari SE-03 ke  
Tangki Penyimpanan (T-02)  
Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Impeller : *Mixed Flow*

Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Pipa

- OD : 6,63 in  
- ID : 6,065 in  
- IPS : 6 in  
- *Flow Area.* : 28,90 in<sup>2</sup>

Pompa

- Kapasitas : 280,9148 gpm



- Rate Volumetrik : 0,6259 ft<sup>3</sup>/s
- Kec Aliran : 3,1212 ft/s
- Efisien Pompa : 80 %
- Power Pompa : 60 Hp

### 3.3.36 Reaktor (*Primary Reformer*)

Kode	: (R-01)
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi steam dan metana reformering sehingga menghasilkan syngas (CO <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub> )
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Ferritic Stainless Steel Type 430</i>
Konversi	: 75 %
Suhu Operasi	: 537,7778 °C
Tekanan Operasi	: 37,4253 atm
<i>Pressure drop</i>	: 0 atm
Suhu	
- <i>T in</i>	: 537,78 °C
- <i>T out</i>	: 537,91 °C
Suhu Pendingin	
- <i>Ts in</i>	: 550,00 °C
- <i>Ts out</i>	: 539,61 °C
Tekanan	
- <i>P in</i>	: 37,43 atm
- <i>P out</i>	: 37,43 atm
Dimensi <i>Shell</i>	
- Panjang <i>shell</i> (z)	: 8,2 m
- Tebal <i>shell</i> (ts)	: 0,5 in
- Diameter <i>shell</i> (IDs)	: 1,97 m
- Volume (Vs)	: 24,9375 m <sup>3</sup>

#### Dimensi *Head*

- Tinggi *head* (td) : 1,143 m
- Tebal *head* (th) : 0,5 in
- Volume (Vh) : 0,000373 m<sup>3</sup>
- Jumlah *tube* (Nt) : 420 buah

#### 3.3.37 Reaktor (*Secondary Reformer*)

- Kode : (R-02)
- Fungsi : Tempat terjadinya reaksi penyempurnaan metana untuk di konversi menjadi karbon monoksida, karbon dioksida dan hidrogen dengan bantuan steam.
- Jumlah : 1 (satu)
- Jenis : *Fixed Bed Multitube*
- Bahan Kontruksi : *Ferritic Stainless Steel Type 430*
- Konversi : 85 %
- Suhu Operasi : 787,78 °C
- Tekanan Operasi : 36,64 atm
- Pressure drop* : 0,07 atm
- Suhu
  - *T in* : 787,78 °C
  - *T out* : 789,14 °C
- Suhu Pendingin
  - *Ts in* : 790,00 °C
  - *Ts out* : 789,09 °C
- Tekanan
  - *P in* : 31,64 atm
  - *P out* : 31,57 atm
- Dimensi *Shell*
  - Panjang *shell* (z) : 10,6 m
  - Tebal *shell* (ts) : 0,5 in

- Diameter *shell* (IDs) : 1,98 m
- Volume (Vs) : 32,647 m<sup>3</sup>

Dimensi *Head*

- Tinggi *head* (td) : 1,143 m
- Tebal *head* (th) : 0,5 in
- Volume (Vh) : 0,00038 m<sup>3</sup>

Jumlah *tube* (Nt) : 500 buah

### 3.3.38 Reaktor *High Temperature Shift Converter*

Kode : (R-03)

Fungsi : Untuk mengkonversikan Karbon Monoksida menjadi Karbon Dioksida dengan steam proses (*High Temperature Shift Converter*)

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Bahan Kontruksi : *Ferritic Stainless Steel Type 430*

Konversi : 80 %

Suhu Operasi : 400 °C

Tekanan Operasi : 31,64 atm

*Pressure drop* : 0,07 atm

Suhu

- *T in* : 673,15 °C

- *T out* : 673,23 °C

Suhu Pendingin

- *Ts in* : 683,15 °C

- *Ts out* : 667,30 °C

Tekanan

- *P in* : 31,64 atm

- *P out* : 31,60 atm

Dimensi *Shell*

- Panjang *shell* (z) : 6,3 m

- Tebal *shell* (ts) : 0,5 in
- Diameter *shell* (IDs) : 1,94 m
- Volume (Vs) : 18,69 m<sup>3</sup>

Dimensi *Head*

- Tinggi *head* (td) : 1,1176 m
- Tebal *head* (th) : 0,5 in
- Volume (Vh) : 0,00036 m<sup>3</sup>
- Jumlah *tube* (Nt) : 600 buah

3.3.39 Reaktor *Low Temperature Shift Converter*

- Kode : (R-04)
- Fungsi : Untuk mengkonversikan Karbon Monoksida menjadi Karbon Dioksida dengan steam proses (*Low Temperature Shift Converter*)
- Jumlah : 1 (satu)
- Jenis : *Fixed Bed Multitube*
- Bahan Kontruksi : *Ferritic Stainless Steel Type 430*
- Konversi : 80 %
- Suhu Operasi : 200 °C
- Tekanan Operasi : 31,64 atm
- Pressure drop* : 0,06 atm

Suhu

- *T in* : 200 °C
- *T out* : 200,15 °C

Suhu Pendingin

- *Ts in* : 250 °C
- *Ts out* : 229,28 °C

Tekanan

- *P in* : 31,64 atm
- *P out* : 31,58 atm

Dimensi *Shell*

- Panjang *shell* (z) : 9,9 m
- Tebal *shell* (ts) : 0,625 in
- Diameter *shell* (IDs) : 2,24 m
- Volume (Vs) : 39,16 m<sup>3</sup>

Dimensi *Head*

- Tinggi *head* (td) : 1,2192 m
- Tebal *head* (th) : 0,5 in
- Volume (Vh) : 0,00055 m<sup>3</sup>
- Jumlah *tube* (Nt) : 800 buah

3.3.40 Reaktor *Methanator*

- Kode : (R-05)
- Fungsi : Untuk mengkonversikan
- Jumlah : 1 (satu)
- Jenis : *Fixed Bed Multitube*
- Bahan Kontruksi : *Ferritic Stainless Steel Type 430*
- Konversi : 100 %
- Suhu Operasi : 287,78 °C
- Tekanan Operasi : 25,51 atm
- Pressure drop* : 0,54 atm

Suhu

- T *in* : 200 °C
- T *out* : 200,15 °C

Suhu Pendingin

- Ts *in* : 250 °C
- Ts *out* : 229,28 °C

Tekanan

- P *in* : 25,52 atm
- P *out* : 25,48 atm

Dimensi *Shell*

- Panjang *shell* (z) : 6,4 m

- Tebal *shell* (ts) : 0,625 in
- Diameter *shell* (IDs) : 2,6 m
- Volume (Vs) : 34,04 m<sup>3</sup>

Dimensi *Head*

- Tinggi *head* (td) : 1,4224 m
- Tebal *head* (th) : 0,5 in
- Volume (Vh) : 0,00086 m<sup>3</sup>
- Jumlah *tube* (Nt) : 500 buah

3.3.41 Reaktor *Amonia Converter*

- Kode : (R-06)
- Fungsi : Untuk Mereaksikan nitrogen dan hidrogen untuk memproduksi amonia.
- Jumlah : 1 (satu)
- Jenis : *Fixed Bed Multitube*
- Bahan Kontruksi : *Ferritic Stainless Steel Type 430*
- Katalis : Besi (III) Oksida (Fe<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>)
- Konversi : 75 %
- Suhu Operasi : 400 °C
- Tekanan Operasi : 139,49 atm
- Pressure drop* : 0,54 atm

Suhu

- T *in* : 400 °C
- T *out* : 400,2 °C

Suhu Pendingin

- T<sub>s</sub> *in* : 350 °C
- T<sub>s</sub> *out* : 400,2 °C

Tekanan

- P *in* : 139,49 atm
- P *out* : 139,27 atm

Dimensi *Shell*

- Panjang *shell* (z) : 6,7 m
- Tebal *shell* (ts) : 1,75 in
- Diameter *shell* (IDs) : 1,48 m
- Volume (Vs) : 11,596 m<sup>3</sup>

Dimensi *Head*

- Tinggi *head* (td) : 1,016 m
- Tebal *head* (th) : 0,75 in
- Volume (Vh) : 0,00016 m<sup>3</sup>
- Jumlah *tube* (Nt) : 350 buah

3.3.42 Separator

Kode	: (SE-01)	
Fungsi	: Memisahkan H <sub>2</sub> O dari luaran <i>Low Temperature Shift Converter</i> (R-04)	
Jumlah	: 1 (satu)	
Jenis	: Vertikal separator	
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340</i>	
Suhu Operasi	: 120 °C	
Tekanan Operasi	: 31,641 atm	
Shell		
- Tinggi	: 274,697 in	6,989 m
- Tebal	: 1 in	0,025 m
- OD	: 72 in	1,829 m
Head		
- Tinggi	: 18,83 in	0,339 m
- Tebal	: 0,4742 in	0,012 m
Tinggi Total	: 293,99 in	7,467 m
Nilai H/D	: 0,26 in	0,007 m

3.3.43 Separator

Kode : (SE-02)

Fungsi : Memisahkan H<sub>2</sub>O dari luaran Methanator (R-05)  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : Vertikal separator  
 Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340*  
 Suhu Operasi : 287,778 °C  
 Tekanan Operasi : 25,517 atm

Shell

- Tinggi : 180 in 4,572 m  
 - Tebal : 0,5 in 0,013 m  
 - OD : 60 in 1,524 m

Head

- Tinggi : 13,34 in 0,339 m  
 - Tebal : 0,3596 in 0,009 m

Tinggi Total : 193,34 in 4,911 m

Nilai H/D : 0,22 in 0,222 m

3.3.44 Separator

Kode : (SE-03)  
 Fungsi : Memisahkan NH<sub>3</sub> cair dari CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub>, dan H<sub>2</sub>  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : Vertikal separator

Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340*

Suhu Operasi : 30 °C

Tekanan Operasi : 19 atm

Tinggi Total : 43,910 ft : 13,384 m

Tinggi Head : 2,583 ft : 0,787 m

Tebal Shell : 2 in

3.3.45 Stripper

Kode : (ST-01)

Fungsi : Memisahkan CO<sub>2</sub> dari K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan H<sub>2</sub>O



Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : Packed tower  
 Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340*  
 Suhu Operasi : 30 °C  
 Tekanan Operasi : 6 atm  
 Pressure Drop : 0,0082 atm  
 Dimensi  
 - Tinggi Stripper : 4,5954 m  
 - Tinggi Shell : 4,1776 m  
 - Tinggi Head : 0,2089 m  
 - Diameter : 1,4615 m  
 - Tebal Shell : 0,0016 m  
 - Packing : *Ceramic Racshing Ring*

#### 3.3.46 Tangki Penyimpanan CO<sub>2</sub>

Kode : (T-01)  
 Fungsi : Menyimpan CO<sub>2</sub> gas  
 Waktu Penyimpaman : 10 hari  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : *Spherical Tank*  
 Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340*  
 Suhu Operasi : 30 °C  
 Tekanan Operasi : 80 atm  
 Volume : 13.880,510 m<sup>3</sup>  
 Diameter : 29,882 m

#### 3.3.47 Tangki Penyimpanan NH<sub>3</sub>

Kode : (T-02)  
 Fungsi : Menyimpan NH<sub>3</sub> cair  
 Waktu Penyimpaman : 10 hari  
 Jumlah : 1 (satu)

Jenis	: <i>Tangki Silinder Vertikal Thorispherical head</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340</i>
Suhu Operasi	: 30 °C
Tekanan Operasi	: 19 atm
Volume	: 12.706,812 m <sup>3</sup>
Diameter	: 36,576 m
Tinggi Shell	: 14,6304 m
Tinggi Head	: 5,327 m
Tebal Head	: 0,188 m
Tebal Shell	
- Course 1	: 1 in
- Course 2	: 7/8 in
- Course 3	: 12/16 in
- Course 4	: 5/8 in
- Course 5	: 5/8 in
- Course 6	: 7/16 in
- Course 7	: 5/16 in
- Course 8	: 1/4 in

### 3.4 Neraca Massa

#### 3.4.1 Desulfurizer

Tabel 3. 1 Neraca Massa Desulfurizer

Komponen	In 1 (Kg/ jam)	In 2 (Kg/ jam)	Out 1 (Kg/ jam)	Out 2 (Kg/ jam)
CH <sub>4</sub>	16066,5653	-	16066,5653	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	654,8872	-	654,8872	-
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	960,5012	-	960,5012	-
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	633,0576	-	633,0576	-
N <sub>2</sub>	611,2280	-	611,2280	-
CO <sub>2</sub>	480,2506	-	480,2506	-
H <sub>2</sub> S	185,5514	-	-	185,5514
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	433,8628	-	433,8628
H <sub>2</sub> O	-	108,4657	-	108,4657
<b>Jumlah</b>	<b>19592,0412</b>	<b>542,3284</b>	<b>1091,4786</b>	<b>185,5514</b>
	<b>20134,3696</b>		<b>20134,3696</b>	

#### 3.4.2 Primary Reformer

Tabel 3. 2 Neraca Massa Primary Reformer

Komponen	In (Kg/ jam)	Out (Kg/ jam)
CH <sub>4</sub>	16066,5653	4016,6413
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	654,8872	-
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	960,5012	-
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	633,0576	-
N <sub>2</sub>	611,2280	611,2280
CO <sub>2</sub>	480,2506	16424,5702
CO	-	15219,5778
H <sub>2</sub>	-	5963,8392
Steam	57171,6500	34342,2832
<b>Jumlah</b>	<b>76578,1398</b>	<b>76578,1398</b>

### 3.4.3 Secondary Reformer

Tabel 3. 3 Neraca Massa *Secondary Reformer*

Komponen	In (Kg/ jam)	Out (Kg/ jam)
CH <sub>4</sub>	4016,6413	338,2755
N <sub>2</sub>	35400,2898	35400,2898
CO <sub>2</sub>	16424,5702	30956,7100
CO	15219,5778	12408,9928
H <sub>2</sub>	5963,8392	6682,6746
O <sub>2</sub>	10568,8289	-
Steam	34342,2832	36149,0879
<b>Jumlah</b>	<b>121936,0305</b>	<b>121936,0305</b>

### 3.4.4 High dan Low Temperature Shift Converter

Tabel 3. 4 Neraca Massa *High and Low Shift Converter*

Komponen	In (Kg/ jam)	Out (Kg/ jam)
CH <sub>4</sub>	338,2755	338,2755
N <sub>2</sub>	35400,2898	35400,2898
CO <sub>2</sub>	30956,7100	49676,5619
CO	12408,9928	496,3597
H <sub>2</sub>	6682,6746	7533,5769
Steam	36149,0879	28490,9667
<b>Jumlah</b>	<b>121936,0305</b>	<b>121936,0305</b>

### 3.4.5 Condenser

Tabel 3. 5 Neraca Massa Condenser

<b>Komponen</b>	<b>In (Kg/ jam)</b>	<b>Out 1 (Kg/ jam)</b>	<b>Out 2 ( Condensed Water ) (Kg/ jam)</b>
CH <sub>4</sub>	338,2755	338,2755	-
N <sub>2</sub>	35400,2898	35400,2898	-
CO <sub>2</sub>	49676,5619	49676,5619	-
CO	496,3597	496,3597	-
H <sub>2</sub>	7533,5769	7533,5769	-
Steam	28490,9667	-	28490,9667
<b>Jumlah</b>	<b>121936,0305</b>	<b>93445,06</b>	<b>28490,9667</b>
		<b>121936,0305</b>	

### 3.4.6 CO<sub>2</sub> Removal

Tabel 3. 6 Neraca Massa CO<sub>2</sub> Removal

<b>Komponen</b>	<b>In</b>	<b>Out 1</b>	<b>Out 2 ( Rich Solvent)</b>
CH <sub>4</sub>	338,28	338,28	-
N <sub>2</sub>	35400,29	35400,29	-
CO <sub>2</sub>	49676,56	-	49676,56
CO	496,36	496,36	-
H <sub>2</sub>	7533,58	7533,58	-
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	77901,88	-	77901,88
H <sub>2</sub> O	19475,47	-	19475,47
<b>Jumlah</b>	<b>190822,42</b>	<b>43768,50</b>	<b>147053,91</b>
		<b>190822,42</b>	

### 3.4.7 Methanator

Tabel 3. 7 Neraca Massa Methanator

<b>Komponen</b>	<b>In</b>	<b>Out</b>
CH <sub>4</sub>	338,28	621,91
N <sub>2</sub>	35400,29	35400,29
CO	496,36	-
H <sub>2</sub>	7533,58	7427,21
Steam	-	319,09
<b>Jumlah</b>	<b>43768,5</b>	<b>43768,5</b>

### 3.4.8 Separator 1

Tabel 3. 8 Neraca Massa Separator 1

<b>Komponen</b>	<b>In</b>	<b>Out 1</b>	<b>Out 2</b>
CH <sub>4</sub>	338,28	338,28	-
N <sub>2</sub>	35400,29	35400,29	-
CO	49676,56	49676,56	-
H <sub>2</sub>	496,36	496,36	-
Steam	28490,96	-	28490,97
<b>Jumlah</b>	<b>121936,03</b>	<b>93445,06</b>	<b>28490,97</b>
		<b>121936,03</b>	

### 3.4.9 Separator 2

Tabel 3. 9 Neraca Massa Separator 2

<b>Komponen</b>	<b>In</b>	<b>Out</b>	<b>Out 2 ( Knock Out Water )</b>
CH <sub>4</sub>	621,91	621,91	-
N <sub>2</sub>	35400,29	35400,29	-
H <sub>2</sub>	7427,21	7427,21	-
Steam	319,09	-	319,09
<b>Jumlah</b>	<b>43768,50</b>	<b>43363,19</b>	<b>318,46</b>
		<b>43768,50</b>	

### 3.4.10 Stripper

Tabel 3. 10 Neraca Massa Stripper

<b>Komponen</b>	<b>In</b>	<b>Out 1</b>	<b>Out 2 ( Rich Solvent)</b>
CO <sub>2</sub>	49676,56	49676,56	-
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	77901,88	-	77901,88
H <sub>2</sub> O	19475,47	-	19475,47
<b>Jumlah</b>	<b>147053,91</b>	<b>49676,56</b>	<b>97377,35</b>
		<b>147053,91</b>	

### 3.4.11 Amonia Converter

Tabel 3. 11 Neraca Massa Amonia Converter

Komponen	In	Out
CH <sub>4</sub>	621,91	621,91
N <sub>2</sub>	35400,29	9405,04
H <sub>2</sub>	7427,21	1856,80
NH <sub>3</sub>	-	31565,66
<b>Jumlah</b>	<b>43449,41</b>	<b>43449,41</b>

### 3.4.12 Amonia Separator

Tabel 3. 12 Neraca Massa Amonia Separator

Komponen	In	Out 1	Out 2 ( Liquid Amonia )
CH <sub>4</sub>	621,91	621,91	-
N <sub>2</sub>	9405,04	9405,04	
H <sub>2</sub>	1856,80	1856,80	
NH <sub>3</sub>	31565,66	-	31565,66
<b>Jumlah</b>	<b>43449,41</b>	<b>43449,41</b>	



### 3.4.13 Neraca Massa Total

Tabel 3. 13 Neraca Massa Total

<b>Komponen</b>	<b>In</b>	<b>Out</b>
CH <sub>4</sub>	16066,56526	4016,641314
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	654,8871707	-
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	960,5011837	-
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	633,0575984	-
N <sub>2</sub>	611,228026	611,228026
CO <sub>2</sub>	480,2505919	16424,57024
CO	-	15219,57785
H <sub>2</sub>	-	5963,839168
Steam	57171,65	34342,28323
H <sub>2</sub> O	19475,47031	19475,47031
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	433,862751	433,8627506
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	77901,88123	77901,88123
O <sub>2</sub>	-	-
NH <sub>3</sub>	-	-
<b>Jumlah</b>	<b>174389,3541</b>	<b>174389,3541</b>

### 3.5 Neraca Panas

#### 3.5.1 Absorber ( AB-01 )

Tabel 3. 14 Neraca Panas Absorber (AB-01)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk ( Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar ( Kj/Jam )</b>
Qin	25919666,93	0,0
Qout	0,0	14527015,745
Qserap	-11392651	0,0
<b>Total</b>	<b>14527015,75</b>	<b>14527015,75</b>

#### 3.5.2 Absorber/ Desulfurizer (AB-02)

Tabel 3. 15 Neraca Panas Adsorber (AB-02)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk (Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>
Qin	29969205,45	0,0
Qout	0,0	29647970,063
Qserap	-321235	0,0
<b>Total</b>	<b>29647970,06</b>	<b>29647970,06</b>

#### 3.5.3 Cooler (CL-01)

Tabel 3. 16 Neraca Panas Cooler (CL-01)

<b>Aliran</b>	<b>Input (Kj/Jam)</b>	<b>Output (Kj/Jam)</b>
Qin	184614040,697	0,0
Qout 1	0,0	92044481,769
Qout 2	0,0	92569558,928
<b>Total</b>	<b>184614040,697</b>	<b>184614040,697</b>

### 3.5.4 Cooler (CL-02)

Tabel 3. 17 Neraca Panas Cooler (CL-02)

<b>Aliran</b>	<b>Input (Kj/Jam)</b>	<b>Output (Kj/Jam)</b>
Masuk	93078925,189	0,0
Keluar	0,0	43042942,128
Air Pendingin	0,0	50035983,060
<b>Total</b>	<b>93078925,189</b>	<b>93078925,189</b>

### 3.5.5 Furnace (F-01)

Tabel 3. 18 Neraca Panas Furnace (F-01)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk ( Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar ( Kj/Jam )</b>
Qin	628173,41	0,0
Qbb	28413710,2	0,0
Qout	0,0	29041883,569
<b>Total</b>	<b>29041883,57</b>	<b>29041883,57</b>

### 3.5.6 Furnace (F-02)

Tabel 3. 19 Neraca Panas Furnace (F-02)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk ( Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar ( Kj/Jam )</b>
Qin	771304,13	0,0
Qbb	854730,5	0,0
Qout	0,0	1626034,624
<b>Total</b>	<b>1626034,624</b>	<b>1626034,624</b>

### 3.5.7 Furnace (F-03)

Tabel 3. 20 Neraca Panas Furnace (F-03)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk ( Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar ( Kj/Jam )</b>
Q <sub>in</sub>	679547,05	0,0
Q <sub>bb</sub>	21946328,3	0,0
Q <sub>out</sub>	0,0	22625875,321
<b>Total</b>	<b>22625875,32</b>	<b>22625875,32</b>

### 3.5.8 Heater (HE-01)

Tabel 3. 21 Neraca Panas Heater (HE-01)

<b>Aliran</b>	<b>Input (Kj/Jam)</b>	<b>Output (Kj/Jam)</b>
Q <sub>in</sub>	13927849,44	0,0
Q <sub>out</sub>	0,0	38307608,14
Q Pemanas	24379758,7	0,0
<b>Total</b>	<b>38307608,14</b>	<b>38307608,14</b>

### 3.5.9 Heater (HE-02)

Tabel 3. 22 Neraca Panas Heater (HE-02)

<b>Aliran</b>	<b>Input (Kj/Jam)</b>	<b>Output (Kj/Jam)</b>
Q <sub>in</sub>	37013980,9171	0,0
Q <sub>out</sub>	0,0	53309721,3707
Q Pemanas	16295740,4536	0,0
<b>Total</b>	<b>53309721,37</b>	<b>53309721,37</b>

### 3.5.10 Kondensor (CD-01)

Tabel 3. 23 Neraca Panas Kondensor (CD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Masuk	43491916,894	0,0
Keluar	0,0	23403027,516
Air Pendingin	0,0	20088889,378
<b>Total</b>	<b>43491916,894</b>	<b>43491916,894</b>

### 3.5.11 Kondensor (CD-02)

Tabel 3. 24 Neraca Panas Kondensor (CD-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Masuk	38125541,342	0,0
Keluar	0,0	15210350,237
Air Pendingin	0,0	22915191,105
<b>Total</b>	<b>38125541,342</b>	<b>38125541,342</b>

### 3.5.12 Kondensor (CD-03)

Tabel 3. 25 Neraca Panas Kondensor (CD-03)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Masuk	42916608,855	0,0
Keluar	0,0	539674,451
Air Pendingin	0,0	42376934,404
<b>Total</b>	<b>42916608,855</b>	<b>42916608,855</b>

3.5.13 Primary Reformer/Reaktor ( R-01 )

Tabel 3. 26 Neraca Panas Primary Reformer (R-01)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk (Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>
<b>Qin</b>	127135107,936	0,0
<b>Qout</b>	0,0	208581122,451
<b>Qserap</b>	0,0	-661947625,476
<b>Qreaksi</b>	0,0	580501611
<b>Total</b>	<b>127135107,936</b>	<b>127135107,936</b>

3.5.14 Secondary Reformer/Reaktor ( R-02 )

Tabel 3. 27 Neraca Panas Secondary Reformer (R-02)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk(Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>
<b>Qin</b>	226761117,452	0,0
<b>Qout</b>	0,0	92045420,312
<b>Qserap</b>	0,0	58582213,366
<b>Qreaksi</b>	0,0	76133483,77
<b>Total</b>	<b>226761117,452</b>	<b>226761117,452</b>

3.5.15 High Temperature Shift Converter/ Reaktor ( R-03 )

Tabel 3. 28 Neraca Panas High Temperature Shift Converter (R-03)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk(Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>
<b>Qin</b>	92045420,31	0,0
<b>Qout</b>	0,0	68029196,02
<b>Qserap</b>	0,0	22180249,73
<b>Qreaksi</b>	0,0	1835974,56
<b>Total</b>	<b>92045420,31</b>	<b>92045420,31</b>

3.5.16 Low Temperature Shift Converter/ Reaktor ( R-04 )

Tabel 3. 29 Neraca Panas Low Temperature Shift Converter (R-04)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk(Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>
Qin	43043956,334	0,0
Qout	0,0	23259588,396
Qserap	0,0	21926566,617
Qreaksi	0,0	-2142198,679
<b>Total</b>	<b>43043956,334</b>	<b>43043956,334</b>

3.5.17 Methanator/ Reaktor ( R-05 )

Tabel 3. 30 Neraca Panas Methanator (R-05)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk(Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/Jam)</b>
Qin	3765331,093	0,0
Qout	0,0	53771229,7
Qserap	0,0	-51571097,52
Qreaksi	0,0	1565198,91
<b>Total</b>	<b>3765331,093</b>	<b>3765331,093</b>

3.5.18 Amonia Converter/ Reaktor ( R-06 )

Tabel 3. 31 Neraca Panas Amonia Converter (R-06)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk ( Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar ( Kj/Jam )</b>
Qin	53644350,64	0,0
Qout	0,0	43750332,28
Qserap	0,0	28446084,07
Qreaksi	0,0	-18552065,71
<b>Total</b>	<b>53644350,64</b>	<b>53644350,64</b>

3.5.19 Separator (SE-01)

Tabel 3. 32 Neraca Panas Separator (SE-01)

<b>Aliran</b>	<b>Panas Masuk ( Kj/Jam)</b>	<b>Panas Keluar ( Kj/Jam )</b>
Qin	29537393,83	0,0
Qout 1	0,0	18204302,24
Qout 2	0,0	11333091,6
<b>Total</b>	<b>29537393,83</b>	<b>29537393,83</b>

3.5.20 Separator (SE-02)

Tabel 3. 33 Neraca Panas Separator (SE-02)

<b>Aliran</b>	<b>Input (Kj/Jam)</b>	<b>Output (Kj/Jam)</b>
Qin	38737887,87	0,0
Qout 1	0,0	38360380,38
Qout 2	0,0	377507,4827
<b>Total</b>	<b>38737887,87</b>	<b>38737887,87</b>

3.5.21 Separator (SE-03)

Tabel 3. 34 Neraca Panas Separator (SE-03)

<b>Aliran</b>	<b>Input (Kj/Jam)</b>	<b>Output (Kj/Jam)</b>
Qin	938715,9176	0,0
Qout 1	0,0	189487,9416
Qout 2	0,0	749227,976
<b>Total</b>	<b>938715,9176</b>	<b>938715,9176</b>



### 3.5.22 Stripper (D-01)

Tabel 3. 35 Neraca Panas Stripper (ST-01)

<b>Aliran</b>	<b>Input (Kj/Jam)</b>	<b>Output (Kj/Jam)</b>
Qin	1096053,843	0,0
Qout 1	0,0	687606,923
Qout 2	0,0	408446,9198
<b>Total</b>	<b>1096053,843</b>	<b>1096053,843</b>



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Lokasi suatu industri merupakan hal yang perlu dipertimbangkan untuk menentukan keberlangsungan dalam kemajuan suatu industri pada jangka pendek (sekarang) dan jangka panjang (masa akan datang). Hal ini sangat bergantung terhadap faktor produksi, distribusi, dan eksistensi pabrik yang akan didirikan. Pemilihan lokasi pabrik diklasifikasikan berdasarkan beberapa faktor yang diantaranya sumber bahan baku, pasar, transportasi, ketersediaan tenaga kerja, iklim dan kebijakan pemerintah daerah setempat (Petters & Timmerhaus, 1991). Dengan adanya faktor-faktor tersebut, lokasi yang digunakan untuk mendirikan industri ini adalah Kecamatan Bontang, Kota Bontang, Provinsi Kalimantan Timur. Adapun hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pembangunan industri ini adalah sebagai berikut :

- **Sumber Bahan Baku**

Ketersediaan bahan baku yang mudah diperoleh dengan penentuan lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan atau dekat dengan industri penyuplai bahan baku. Hal ini memungkinkan pabrik dapat memperoleh suplai bahan baku, sehingga proses pengoperasian dapat berlangsung tanpa hambatan karena tersedianya bahan baku secara terus-menerus.

- **Utilitas**

Ketersediaan utilitas seperti air, listrik, dan komponen lain yang memadai. Kebutuhan sumber air bersih untuk keperluan pabrik disuplai dari air laut dan juga pengolahan air menggunakan RO. Suplai aliran listrik diperoleh dari PLN melalui setempat dan pengolahan sumber listrik sendiri dengan menggunakan generator.

- **Pemasaran Hasil Produksi**

Dengan adanya akses melalui jalur darat maupun jalur air yang dapat memudahkan distribusi produk untuk memenuhi kebutuhan produksi industri dalam negeri seperti di Provinsi Kalimantan Timur dan luar Pulau.

Produk yang dihasilkan akan dipasarkan ke PT Pupuk Kaltim sebagai bahan baku pembuatan pupuk dan beberapa industri produsen pupuk lainnya yang ada di Indonesia.

- Tenaga Kerja

Adanya kebutuhan tenaga kerja dalam industri ini diperoleh baik dari tenaga terdidik dan terampil maupun tenaga kasar. Tenaga kerja terdidik dan terlatih direkrut melalui proses penerimaan dari perguruan tinggi dalam negeri dari serta kerjasama dengan pabrik-pabrik lainnya. Sedangkan untuk tenaga kasar direkrut dari warga sekitar. Adanya program penyerapan tenaga kerja ini diharapkan dapat mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia.

- Letak Geografis

Pemilihan lokasi industri ini perlu diperhatikan dari karakteristik dan kondisi lingkungan seperti tanah, ketinggian terhadap permukaan air laut, ketinggian air tanah, drainase, kecepatan angin, kuantitas hujan, dan kemungkinan terjadinya bencana alam. Berdasarkan pertimbangan karakteristik dan kondisi lingkungan tersebut, lokasi pabrik Amonia ini memiliki kondisi lingkungan yang baik dan memungkinkan pengoperasian pabrik dapat berjalan lancar untuk mendukung berdirinya pabrik tersebut.



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik

Lokasi : Kecamatan Bontang Selatan  
 Kota Bontang  
 Provinsi Kalimantan Timur

Mdpl : 14,1 Meter

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

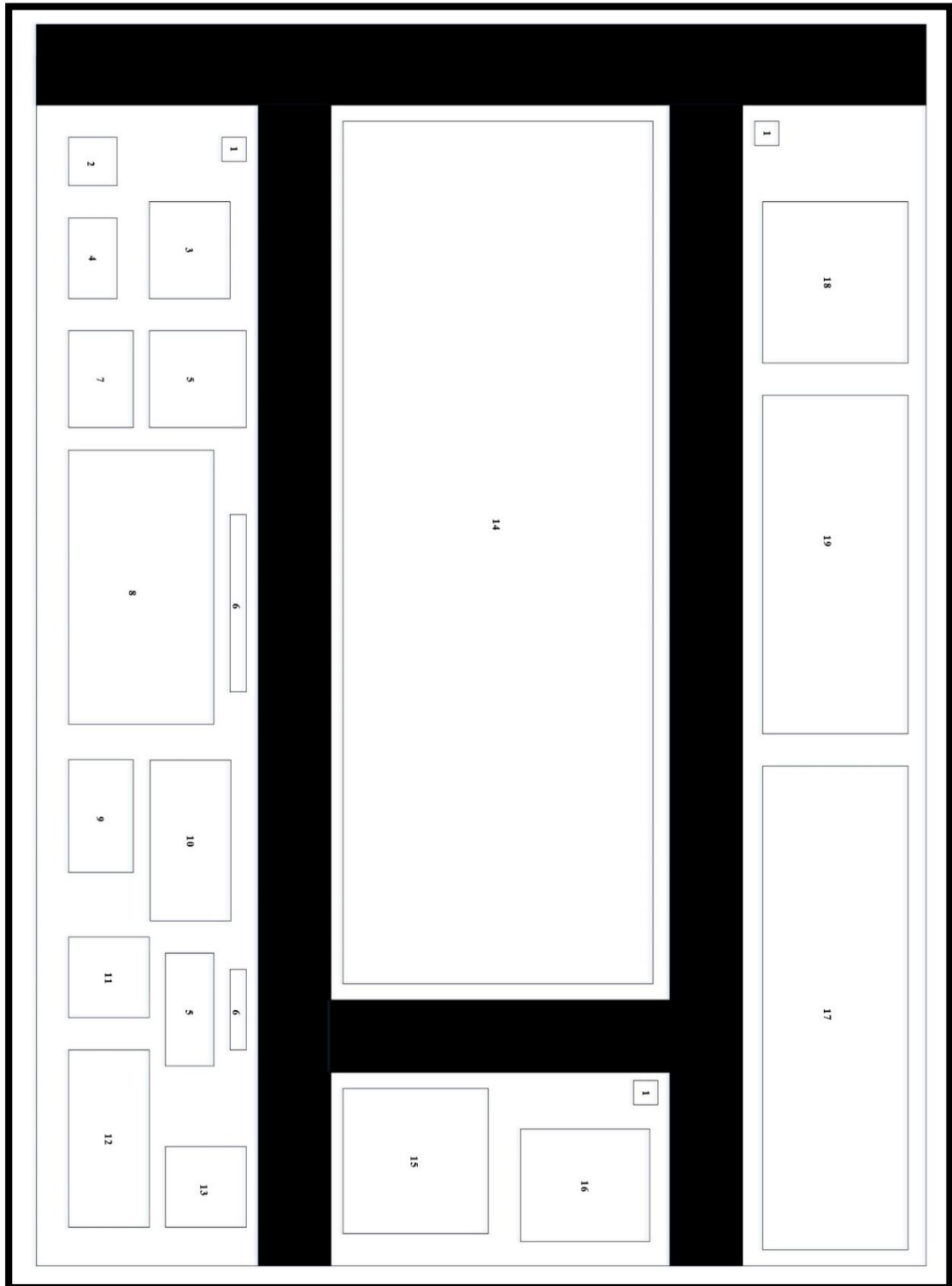
Dalam desain tata letak pabrik dari peralatan-peralatan untuk area pabrik harus dilakukan, dan dirancang dengan perencanaan secara strategis, rasional, memperhatikan banyak faktor, dan keadaan sekitar pabrik sehingga kegiatan proses produksi dalam pabrik dapat berjalan lancar, aman, efisien, dan baik. Adapun faktor-faktor penting yang perlu diperhatikan saat merancang tata letak (lay out) pabrik yaitu :

1. Pertimbangan keselamatan kerja untuk para pekerja pabrik. Letak suatu pabrik harus memperhitungkan dari pemukiman warga, dan lokasi terlindung dari bangunan-bangunan yang ada. Hal – hal yang tidak diinginkan

seperti : kebakaran suatu alat, ledakan suatu alat, factor alam, dan lain-lain tdk berdampak secara langsung ke pemukiman.

2. Distribusi utilitas yang lebih ekonomis. Distribusi utilitas seperti air (pendinginan), steam ( pemanasan), power harus dapat dialirkan dengan mudah, tepat, tidak memakan waktu lama, dan tidak menggunakan energi secara berlebih, sehingga dapat meminimalisir pembiayaan produk.
3. Tata letak peralatan proses dan tata letak pipa harus dirancang secara sistematis, sehingga dapat mempermudah dalam pemeliharaan, pengontrolan, dan perbaikan instrumen pabrik.
4. Kondisi cuaca yang tidak menentu dapat berpengaruh terhadap tata letak pabrik, penempatan peralatan baik di dalam maupun di luar ruangan sehingga perancangan pabrik mengedapankan kenyamanan, optimalisasi kerja, pencegahan kerusakan suatu instrumen dapat dilakukan.
5. Letak kantor, laboratorium, tempat ibadah dan fasilitas pendukung lainnya harus dapat memenuhi syarat Kesehatan, keselamatan, kenyamanan dan berwawasan lingkungan.
6. Pembuangan limbah pabrik didesain agar tidak mengganggu lingkungan, sumber utilitas dan tidak menimbulkan pencemaran lingkungan disekitar pemukiman warga.

Berikut tata letak pabrik ( *Plant Layout* ) :



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik

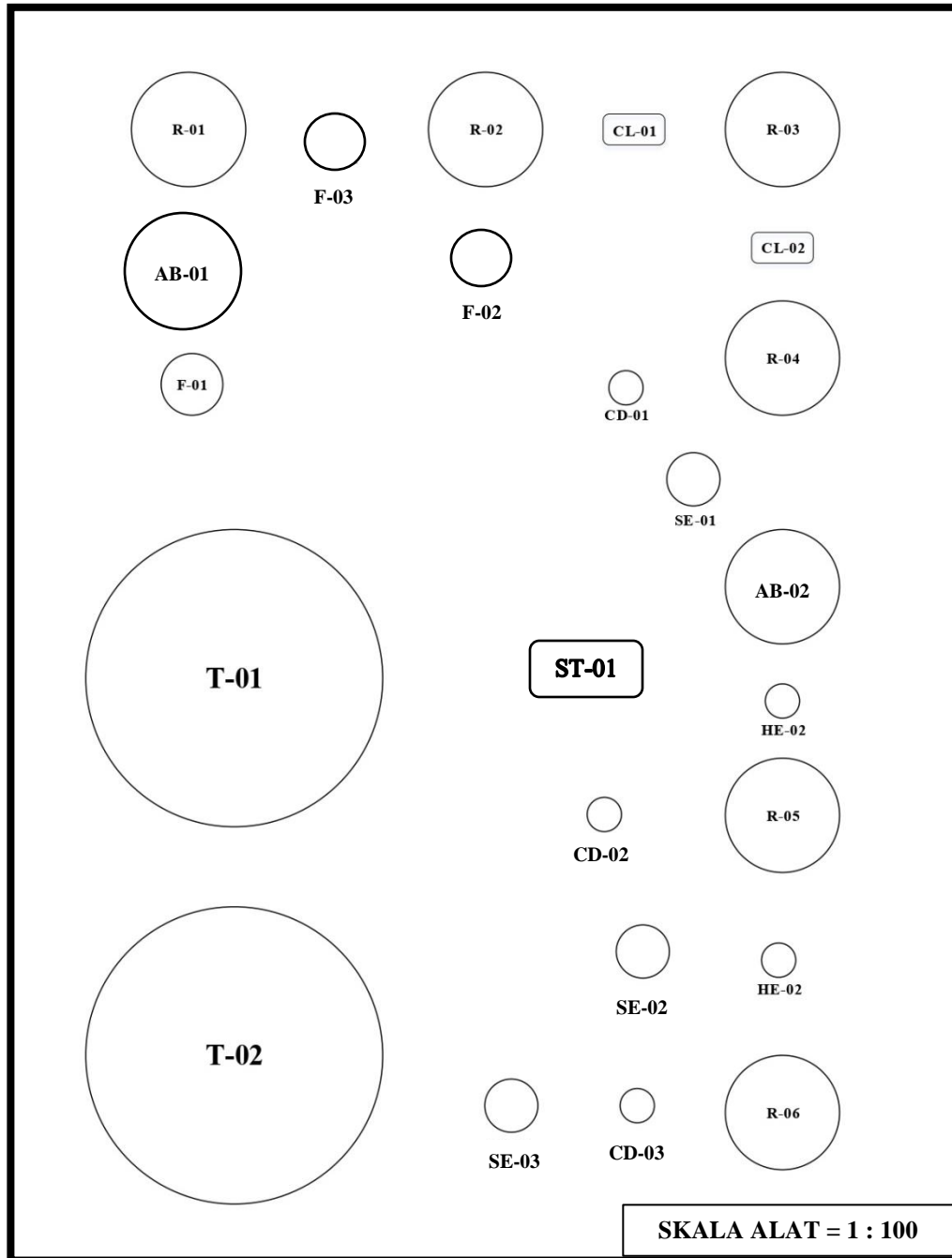
Keterangan :

1. Pos Keamanan	11. Gudang Bahan
2. Kantin	12. Bengkel
3. Masjid	13. Gudang Peralatan
4. Poliklinik	14. Unit Proses
5. Area Parkir	15. Ruang Kontrol
6. Halaman dan Taman	16. Fire Fighter
7. Wisma	17. Unit Utilitas
8. Kantor Pusat	18. Gudang produksi
9. Perpustakaan	19. Area Perluasan
10. Laboratorium	



### 4.3 Tata Letak Mesin/Alat ( *Machines Layout* )

Berikut adalah tata letak mesin/alat ( *Machines Layout* ) pada pabrik amonia :



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Industri



Keterangan :

1. AD = Adsorber	6. HE = Heater
2. AB = Absorber	7. R = Reactor tank
3. CD = Condensor	8. SE = Separator Tank
4. CL = Cooler	9. ST = Stripper
5. F = Furnace	10. T = Tank

#### 4.4 Organisasi Perusahaan

##### 4.4.1 Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Amonia dari nitrogen dan hydrogen adalah berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yaitu salah satu jenis badan usaha yang dilindungi oleh hukum dengan modal yang terdiri dari beberapa saham. Perseroan Terbatas ( PT ) juga suatu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham (persero) yang mempunyai tanggung jawab terhadap hutang-hutang perusahaan sebesar modal yang mereka setorkan dan berbadan hukum.

##### 4.4.2 Tipe Organisasi

Tipe organisasi pada perusahaan yang dipilih adalah tipe garis dan staff, dimana kewenangan secara langsung dari dewan komisaris perusahaan sampai dengan karyawan yang paling rendah tingkatannya.

- a. Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang terperinci, dan jelas.
- b. Pimpinan suatu perusahaan dapat lebih cepat mengambil keputusan, tindakan dapat lebih cepat, dan lebih cepat dalam pemberian tugas, sebab perintah maupun tugas tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan secara langsung.

#### 4.4.3 Tugas dan Wewenang

##### a. Pemegang saham

Pemegang saham adalah orang-orang yang mengumpulkan beberapa modal untuk kepentingan pendirian suatu pabrik dan berjalannya perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas ( PT ) adalah Rapat Umum Pemegang Saham ( RUPS ). Pada RUPS tersebut para pemegang saham bertugas dan berwenang:

- 1) Mengangkat atau memberhentikan Dewan Komisaris.
- 2) Mengangkat atau memberhentikan Direktur perusahaan.
- 3) Mengesahkan hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi setiap tahun dari perusahaan.

##### b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris yaitu selaku pimpinan tertinggi di suatu perusahaan diangkat oleh hasil rapat umum pemegang saham untuk masa jabatan tertentu dan mempunyai tugas dan wewenang :

- 1) Menetapkan kebijaksanaan perusahaan sesuai dengan aturan kebijaksanaan pemerintah.
- 2) Menyetujui atau menolak rencana Direksi. Mengadakan rapat atau forum Dewan Komisaris setiap tahun.
- 3) Mengangkat, melantik atau memberhentikan serta melakukan pengawasan terhadap para Direksinya.

##### c. Direktur Utama

Direktur Utama yaitu membawahi Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Sumber Daya Manusia & Umum, dan Direktur Keuangan & Pemasaran. Tugas dan Wewenang Direktur Utama adalah :

- 1) Mampu Memimpin seluruh dewan atau membawahi direktur yang lain.
- 2) Dapat Menawarkan visi, ide, gagasan dan imajinasi di tingkat tertinggi (biasanya bekerjasama dengan CEO).
- 3) Mampu bertindak sebagai perwakilan organisasi suatu perusahaan dalam hubungannya dengan pihak eksternal.

d. Direktur Teknik dan Produksi

Dalam melaksanakan pekerjaannya, Direktur Teknik dan Produksi mempunyai wewenang dan tugas yaitu merumuskan kebijaksanaan teknik dan jalannya pabrik serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik.

Direktur Teknik dan Produksi membawahi :

1) Manajer Operasi

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- a) Melaksanakan operasi selama pabrik berlangsung.
- b) Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan produk serta hasil produksi.
- c) Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional unit proses, unit produk, dan unit utilitas.

2) Manajer Perencanaan dan Pengembangan

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- a) Membuat perencanaan dan mengevaluasi capaian selama 1 tahun operasi dan seterusnya.
- b) Melaksanakan penelitian untuk meningkatkan kualitas mutu produk dan efisiensi selama proses.
- c) Mengawasi pelaksanaan penelitian dan analisis hasil produksi amonia.

3) Manajer Teknik dan Pemeliharaan

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- a) Mengawasi dan melaksanakan pemeliharaan, perawatan peralatan pabrik dan menjaga keselamatan para pekerja.
- b) Melakukan perbaikan peralatan -peralatan yang mendukung kelancaran operasi pabrik.

e. Direktur Pemasaran dan Keuangan

Direktur Pemasaran dan Keuangan dalam melaksanakan tugas dan wewenang untuk merencanakan anggaran belanja, pembelian dan pendapatan perusahaan serta melakukan pengawasan terhadap input output keuangan perusahaan. Direktur Keuangan dan Pemasaran membawahi :

1) Manajer Keuangan

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- a) Mengatur dan mengawasi setiap perusahaan bagi penyedia bahan baku dan memasukan hasil penjualan produk perusahaan.
- b) Mengatur keuangann, dan mengatur menyerahkan gaji karyawan.
- c) Mengatur dan merencanakan anggaran pembelian barang yang diperlukan.

2) Manajer Pemasaran

Tugas dan wewenang bagian ini adalah:

- a) Menentukan daerah-daerah pemasaran.
- b) Menetapkan harga jual produk ke target dan mempromosikan hasil produksi.
- c) Meningkatkan, da mempererat hubungan kerja sama dengan perusahaan lain.
- d) Bertanggung jawab atas kelancaran transportasi bahan baku dan hasil produksi ke target.

f. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) & Umum

Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) & Umum mempunyai tugas dan wewenang untuk melaksanakan tata laksana seluruh unsur alam organisasi. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) & Umum, membawahi:

1) Manajer Sumber Daya Manusia

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- a) Memberikan pelayanan administrasi kepada semua unsur organisasi yang terkait.
- b) Meningkatkan hubungan kerja sama antar karyawan dan masyarakat sekitar.

- c) Mengatur recruitment pegawai baru jika diperlukan.
- d) Pemberian porsi latihan dan pendidikan bagi karyawan yang bekerja.

2) Manajer Umum

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- 1.) Memberikan pelayanan bagi semua unsur-unsur dalam struktur organisasi baik di bidang kesejahteraan, fasilitas kesehatan, keamanan dan keselamatan kerja bagi seluruh karyawan.
- 2.) Bertanggung jawab atas jalannya pabrik, keamanan dan lingkungan di sekitar pabrik.

g. Manajer

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- 1) Melaksanakan tugas yang diberikan oleh atasan dan melakukan pengawasan terhadap tugas yang di bawahnya.
- 2) Memberikan laporan pertanggungjawaban kepada atasan atas tugas-tugas yang diberikan serta menerima laporan dari bawahannya.
- 3) Mengawasi pelaksanaan dari rencana yang dibuat oleh pimpinan dan memberikan saran-saran terutama yang berhubungan dengan tugasnya.

h. Superintendent

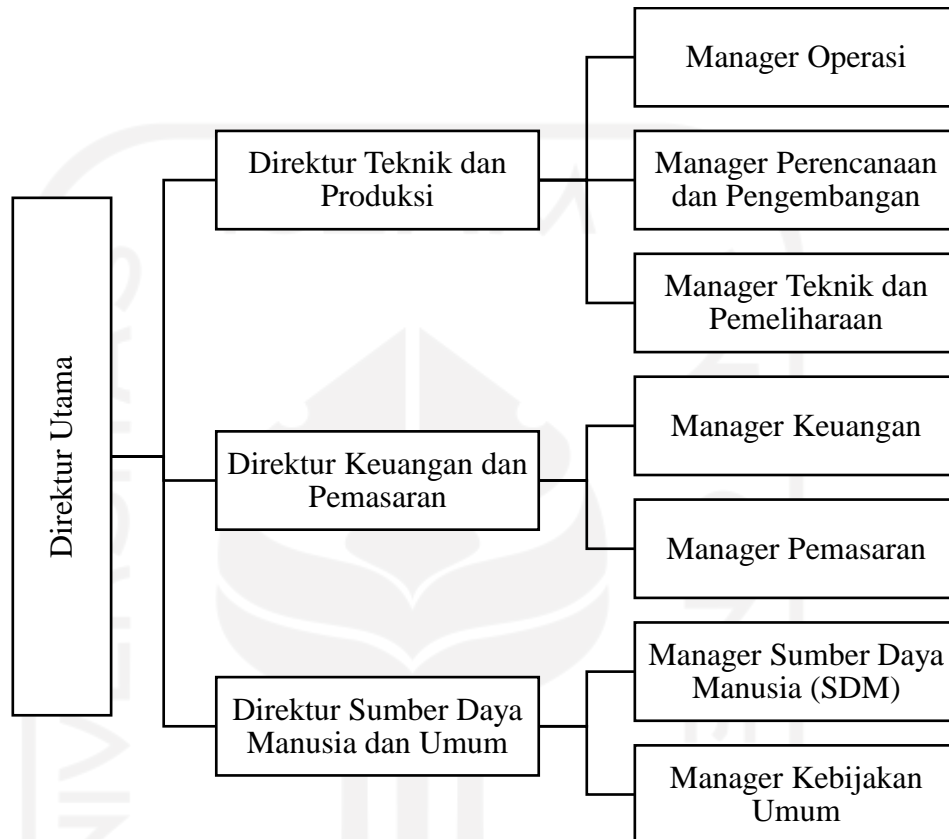
Superintendent mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

- 1) Bertanggung jawab kepada Manajer masing-masing atas pekerjaan dalam mencapai target yang sudah ditentukan.
- 2) Mengenal kualitas dan kuantitas produk dan peralatan kerja yang menjadi tanggung jawabnyanya.
- 3) Menciptakan suasana kerja yang baik, serta menjamin keselamatan para karyawan, mengajukan saran dan membuat laporan secara berkala kepada Kepala Bagian masing-masing.

i. Operator/Karyawan

Operator/karyawan adalah tenaga pelaksana yang secara langsung bekerja melaksanakan tugas di lapangan sesuai dengan bidang, perintah dan

keahliannya masing-masing. Semua pekerjaan operasional dilapangan adalah tanggung jawab operator.



Gambar 4. 4 Bagan Struktur Organisasi

#### 4.4.4 Status Karyawan

Sistem upah atau gaji kepada karyawan dibuat berbeda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian dari karyawan atau tenaga kerja. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut :

##### 1) Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan berdasarkan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji setiap bulan sesuai dengan kedudukan, dan keahlian.

## 2) Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan ( SK ) Direksi dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap akhir pekan atau tergantung kesepakatan.

## 3) Karyawan Borongan

Karyawan Borongan adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan.

### 4.4.5 Catatan

#### 1) Cuti Tahunan

Karyawan memiliki hak cuti tahunan selama 12 hari selama setahun. Apabila jatah cuti dalam waktu 1 tahun tidak dipergunakan maka hak cuti tahunan tersebut akan hilang untuk tahun itu.

#### 2) Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak termasuk kerja. Sedangkan untuk karyawan shift tidak memiliki hak tersebut di hari libur nasional sehingga tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

#### 3) Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur dapat diartikan apabila ada keperluan yang mendesak, mendadak dan atas persetujuan kepala bagian.

### 4.4.6 Sistem Gaji Karyawan

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

### 4.4.7 Sistem Kerja

Pabrik pembuatan Amonia dengan kapasitas 250.000 ton/tahun beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun secara kontinu dengan waktu kerja

selama 24 jam/hari. Waktu untuk bekerja diatur dengan sistem *shift* dan *non-shift* untuk menjaga kelancaran selama melakukan proses produksi serta mekanisme administrasi dan menuju ke pemasaran. (Cleland, DI and WR King, 1983).

#### 4.4.8 Waktu Kerja Karyawan

Kegiatan operasi pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330 hari dalam setahun dan waktu sekitar 35 hari per tahun digunakan untuk turn around. Untuk melaksanakan jalannya perusahaan, jam kerja pegawai diatur sebagai berikut :

Untuk melaksanakan jalannya perusahaan, jam kerja pegawai diatur sebagai berikut :

- 1) Kelompok pegawai non shift
  - a) Hari Senin – Kamis :  
Pukul 08.00 - 16.00 WIB, istirahat pukul 11.30 s/d 12.30 WIB
  - b) Hari Jumat :  
Pukul 08.00 - 16.30 WIB, istirahat pukul 11.30 s/d 13.00 WIB
  - c) Hari Sabtu – Minggu :  
Libur
- 2) Kelompok pegawai shift
  - Shift I (Pagi-Sore) : jam 08.00 - 16.00
  - Shift II (Sore-Malam) : jam 16.00 - 24.00
  - Shift III (Malam-Pagi) : jam 24.00 - 08.00

Pengaturan tugas shift

  - Shift I : Lima hari kerja satu hari libur
  - Shift II : Lima hari kerja dua hari libur
  - Shift III : Lima hari kerja dua hari libur



Tabel 4. 1 Pengaturan Tugas Shift Karyawan

Hari/Tim	1	2	3	4	5	6	7	8
A	I	I	II	II	III	III	*	*
B	II	II	III	III	*	*	I	I
C	III	III	*	*	I	I	II	II
D	*	*	I	I	II	II	III	III

Keterangan :

I : Shift I

II : Shift II

III : Shift III

#### 4.4.9 Perincian Jumlah Karyawan

Berikut adalah perincian jumlah karyawan di setiap bagian-bagiannya :

Tabel 4. 2 Perincian Jumlah Karyawan Setiap Bagiannya

BAGIAN	JUMLAH (ORANG)
Direktur Utama	1
Sekretaris Direktur Utama	1
A. Direktur Teknik dan Produksi	1
1. Sekretaris Direktur Teknik dan Produksi	1
2. Manajer Operasi	1
a. Superintenden Proses	1
- Foreman	1
- Operator Kontrol	11
- Operator Lapangan	22
b. Superintenden Utilitas	1
- Foreman	1
- Operator Kontrol	16
- Operator Lapangan	26

3. Manajer Perencanaan dan Pengembangan	1
a. Superintenden Perencanaan	1
- Staff	3
b. Superintenden Riset dan Pengembangan	1
- Staff	3
c. Kepala Laboratorium	1
- Staff	3
d. Analisis Lab	5
4. Manajer Teknik dan Pemeliharaan	1
a. Superintenden Pemeliharaan dan Perbengkelan	1
- Mekanik	10
b. Superintenden Instrumen	1
- Operator Instrumensasi	6
<b>B. Direktur Keuangan dan Pemasaran</b>	1
1. Sekretaris Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
2. Manajer Keuangan	1
a. Superintenden Keuangan	1
- Staff	4
b. Superintenden Administrasi	1
- Staff	4
3. Manajer Pemasaran	1
a. Superintenden Penjualan	1
- Staff	4
b. Superintenden Promosi	1
- Staff	4
c. Superintenden Pergudangan	1
- Staff	10
<b>C. Direktur SDM dan Umum</b>	1
1. Sekretaris Direktur SDM dan Umum	1
2. Manajer SDM	1
a. Superintenden Humas	1

- Staff	4
b. Superintenden Kepegawaian	1
- Staff	4
c. Superintenden Diklat	1
- Staff	4
3. Manajer Urusan Umum	1
a. Superintenden Kesehatan	1
- Dokter	4
- Perawat	4
b. Superintenden Adminstrasi Umum	1
- Staff	4
c. Superintenden Transportasi	1
- Staff	4
d. Superintenden Keselamatan Kerja	1
- Staff	2
e. Security	24
f. Pemadam Kebakaran	5
<b>Jumlah Karyawan</b>	<b>226</b>

Tabel 4. 3 Penggolongan Gaji Karyawan

BAGIAN	Jumlah	Gaji (orang/bulan)	Gaji (/bulan)	Gaji (/tahun)
Direktur Utama	1	Rp55.000.000,00	Rp55.000.000,00	Rp660.000.000,00
Sekretaris Direktur Utama	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
A. Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp30.000.000,00	Rp30.000.000,00	Rp360.000.000,00
Sekretaris Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp10.000.000,00	Rp10.000.000,00	Rp120.000.000,00
1. Manajer Operasi	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
a. Superintenden Proses	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
- Foreman	1	Rp7.000.000,00	Rp7.000.000,00	Rp84.000.000,00

-	Operator Kontrol	11	Rp5.000.000,00	Rp55.000.000,00	Rp660.000.000,00
-	Operator Lapangan	22	Rp5.000.000,00	Rp110.000.000,00	Rp1.320.000.000,00
b.	Superintenden Utilitas	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Foreman	1	Rp7.000.000,00	Rp7.000.000,00	Rp84.000.000,00
-	Operator Kontrol	25	Rp5.000.000,00	Rp80.000.000,00	Rp960.000.000,00
-	Operator Lapangan	29	Rp5.000.000,00	Rp130.000.000,00	Rp1.560.000.000,00
2.	Manajer Perencanaan dan Pengembangan	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
a.	Superintenden Perencanaan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	3	Rp4.000.000,00	Rp12.000.000,00	Rp144.000.000,00
b.	Superintenden Riset dan Pengembangan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	3	Rp4.000.000,00	Rp12.000.000,00	Rp144.000.000,00
c.	Kepala Laboratorium	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	3	Rp4.000.000,00	Rp12.000.000,00	Rp144.000.000,00
-	Analisis Lab	5	Rp6.000.000,00	Rp30.000.000,00	Rp360.000.000,00
3.	Manajer Teknik dan Pemeliharaan	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
a.	Superintenden Pemeliharaan dan Perbengkelan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Mekanik	10	Rp5.000.000,00	Rp50.000.000,00	Rp600.000.000,00
b.	Superintenden Instrumen	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Operator Instrumensasi	6	Rp5.000.000,00	Rp30.000.000,00	Rp360.000.000,00
B.	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp30.000.000,00	Rp30.000.000,00	Rp360.000.000,00
	Sekretaris Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp10.000.000,00	Rp10.000.000,00	Rp120.000.000,00
1.	Manajer Keuangan	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
a.	Superintenden Keuangan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
b.	Superintenden Administrasi	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
2.	Manajer Pemasaran	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00

a.	Superintenden Penjualan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
b.	Superintenden Promosi	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
c.	Superintenden Pergudangan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	10	Rp4.000.000,00	Rp40.000.000,00	Rp480.000.000,00
C.	Direktur SDM dan Umum	1	Rp30.000.000,00	Rp30.000.000,00	Rp360.000.000,00
	Sekretaris Direktur SDM dan Umum	1	Rp10.000.000,00	Rp10.000.000,00	Rp120.000.000,00
1.	Manajer SDM	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
a.	Superintenden Humas	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
b.	Superintenden Kepegawaian	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
c.	Superintenden Diklat	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
2	Manajer Urusan Umum	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
a.	Superintenden Kesehatan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
	Perawat	4	Rp5.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
	Dokter	4	Rp8.000.000,00	Rp32.000.000,00	Rp384.000.000,00
b.	Superintenden Adminstrasi Umum	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
c.	Superintenden Transportasi	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
d.	Superintenden Keselamatan Kerja	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00	Rp180.000.000,00
-	Staff	2	Rp4.000.000,00	Rp8.000.000,00	Rp96.000.000,00
-	Security	24	Rp4.000.000,00	Rp96.000.000,00	Rp1.152.000.000,00
-	Pemadam Kebakaran	5	Rp4.500.000,00	Rp22.500.000,00	Rp270.000.000,00
	Jumlah Karyawan	238	Rp747.500.000,00	Rp1.517.500.000,00	Rp18.210.000.000,00

#### 4.4.10 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Penggolongan jabatan dan keahlian para pekerja untuk minimal Pendidikannya adalah sebagai berikut :

Tabel 4. 4 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

<b>Jabatan</b>	<b>Pendidikan</b>
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Manajer	S-2
Foreman	S-1
Kepala Bagian	S-1
Analisi Lab	S-1/D-3
Pegawai Staff	D-3
Operator	SLTA
Security	SLTA
Pemadam Kebakaran	SLTA

#### 4.4.11 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas semua karyawan yang bekerja dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi Kesehatan, jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan dapat bekerja maksimal, dan tidak merasa jenuh apabila sedang menjalankan tugas, dan kegiatannya masing-masing. Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

##### 1) Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan adalah hal yang sangat penting, dan sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan harus menyediakan fasilitas poloklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat secara langsung.

2) Seragam Kerja

Menghindari kesenjangan antar karyawan yang bekerja, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya, selain itu juga diberikan masker sebagai alat pelindung saat berkerja.

3) Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali dalam sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang dipilih oleh perusahaan.

4) Koperasi

Koperasi karyawan bertujuan agar mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok karyawan, dan perlengkapan lainnya.

5) Tunjangan Hari Raya (THR)

THR ini diberikan setiap tahun yaitu saat menjelang Hari Raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sama dengan gaji satu bulan.

6) Asuransi

Merupakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan bagi karyawan yang bekerja.

7) Masjid dan Tempat Ibadah

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban pada agamanya dan melaksanakan aktifitas kerohanian lainnya.

8) Transportasi

Meningkatkan produktifitas dan mengurangi beban karyawan, perusahaan memberikan uang transport setiap harinya yang diberikan bersamaan dengan penerimaan gaji karyawan.

## **BAB V**

### **UTILITAS**

Utilitas adalah unit pelayanan atau penunjang yang sangat penting untuk kelancaran proses dalam suatu industri. Utilitas sangat di perlukan didalam pabrik amonia ini antara lain :

#### **5.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)**

Dalam perancangan pabrik amonia ini yang berlokasi di Kota Bontang, kebutuhan air berasal dari air laut di karenakan lebih dekat dengan pabrik yang akan di dirikan. Hal-hal yang menjadi pertimbangan air laut menjadi sumber utilitas air antara lain :

- a. Letaknya dekat dengan letak pendirian pabrik.
- b. Laut merupakan sumber air yang memiliki kontinuitas relatif tinggi sehingga kemungkinan kekeringan relatif kecil.
- c. Pengolahan air laut tidak memerlukan alat penunjang air yang banyak.

Kebutuhan air pabrik ammoonia ini antara lain :

##### **5.1.1 Kebutuhan Air Pendingin**

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan pendingin, seperti : cooler, condenser, dan absorber.

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Absorber-01	AB-01	108,47
Absorber-02	AB-02	19475,47
Condesor-01	CD-01	192793,96
Condesor-02	CD-02	40567
Condesor-03	CD-03	406693,314
Cooler-01	CL-01	98906,73917
Cooler-02	CL-02	66787,09368
Reaktor-05	R-05	1217,782463



Reaktor-06	R-06	1271,673918
<b>Total</b>		<b>827821,50</b>

Air pendingin dilakukan over design sebanyak 20 % dari total kebutuhan sehingga kebutuhannya yaitu 993.385,8 kg/jam. Dan kebutuhan make up air pendingin sebanyak 22.516,7448 kg/jam.

### 5.1.2 Kebutuhan Air Steam

Air umpan boiler digunakan untuk alat proses yang membutuhkan steam, seperti : heater, dan reactor.

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Steam

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Heater-01	HE-01	8784,620274
Heater-02	HE-02	5871,751799
Steam ke Stripper	ST-01	57171,65
Steam ke Reaktor	R-01	19475,47
<b>Total</b>		<b>91303,49238</b>

Kebutuhan air pembangkit steam dilakukan over design 20% sehingga kebutuhannya yaitu 109.564 kg/jam. Make up air umpan boiler dari kebutuhan sebesar 21.913 kg/jam.

### 5.1.3 Kebutuhan Air Utilitas

Kebutuhan air untuk utilitas total dari dosmetik water, service water, air pendingin, dan steam water.

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Utilitas

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	Domestik Water	2942
2	Sevice Water	167
3	Air Pendingin	993386
4	Steam Water	109564
	<b>Total</b>	<b>1106058,32</b>

Air yang berasal dari air laut dilakukan pengolahan atau treatment terlebih dahulu untuk memenuhi syarat-syarat air sehingga dapat dipergunakan sebagai penunjang utilitas. Ada beberapa bagian proses pengolahan air, antara lain : pengolahan secara kimia, pengolahan secara fisika dan penambahan bahan kimia tertentu yang diperlukan.

Air laut dialirkan menggunakan pompa ke screener untuk menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar dari air laut setelah disaring lebih lanjut lalu dialirkan ke bak ekualisasi untuk menampung air laut untuk kemudian dilakukan injeksi chlorine untuk mencegah pertumbuhan ganggang, dsb. Selanjutnya air dari bak ekualisasi (koagulasi dan flukolasi) dialirkan menuju ke Reverse osmosis (RO) berguna untuk menyaring molekul besar dan ion ion suatu larutan dengan cara memberikan tekanan pada larutan yang mengalir. Kemudian dari Reverse osmosis (RO) dialirkan menuju bak penampungan air yang selanjutnya akan diolah lebih lanjut untuk keperluan air dosmetik, *service water*, air pendingin ke cooling tower, serta air untuk umpan boiler sebagai steam. Berikut adalah pengolahan air di unit utilitas :

a. Pengolahan air sanitasi

Pengolah air sanitasi bertujuan agar air dapat digunakan untuk kebutuhan harian. Sebelum digunakan dan di tampung di tangka air bersih di gunakan karbon aktif untuk penyerap bau, warna, dan mineral lainnya. Kemudian air yang sudah bersih ditampung dalam tangki penampung air sanitasi.

b. Pengolahan Air pendingin

Kebutuhan air pendingin untuk cooler, condenser, dan absorber sebesar **827.821,50 Kg/jam**. Pengolahan air dingin akan di dinginkan di cooling tower, dan airnya jika sudah dipakai pada alat proses maka akan di kembalikan ke cooling tower dan seterusnya.

c. Pengolahan Steam

Kebutuhan steam untuk heater, dan reactor sebesar **91.303,49 kg/jam**. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh boiler. Air yang masuk boiler adalah air yang memiliki kesadahan yang cukup rendah karena air yang memiliki kesadahan tinggi dapat menimbulkan kerak di dalam boiler. Oleh karena itu, sebelum masuk boiler air dilewatkan dalam ion exchanger terlebih dahulu untuk mengurangi tingkat kesadahan.

## 5.2 Unit Pengadaan Listrik

Listrik adalah kebutuhan vital suatu pabrik. Pabrik amonia ini membutuhkan listrik untuk pengerak alat-alat proses, utilitas, instrumen, bengkel, ruang kontrol, dan keperluan perkantoran. Kebutuhan listrik total sebesar **3.932,0037 kW**. Seluruh kebutuhan listrik ini dipenuhi berasal dari PLN. Pabrik amonia juga menggunakan cadangan generator diesel. Generator diesel berfungsi ketika listrik terjadi pemadaman pada area pabrik.

## 5.3 Pengadaan Bahan Bakar

Pada amonia ini, peralatan yang digunakan untuk bahan bakar berupa solar adalah boiler dan generator diesel. Boiler menggunakan bahan bakar sebesar **1.344,541 kg/jam** yang dibeli dari Pertamina. Sedangkan generator diesel menggunakan bahan bakar sebesar **151,125 kg/jam**.

## 5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Instrumen pada Unit penyediaan udara tekan digunakan untuk menggerakkan instrumen pengendali yang bekerja secara pneumatik. Udara tekan yang digunakan pada pabrik amonia ini sebanyak **84,11 m<sup>3</sup> /jam**.

## 5.5 Unit Penyediaan Pemanas Reaktor

Pada amonia ini, pemanas yang digunakan pada reaktor adalah helium. Peralatan yang digunakan untuk pemanas helium berupa furnace dan kompresor untuk dialirkan ke reaktor. Kebutuhan helium sebagai pemanas sebesar **1.062.403,453 kg/jam**

## 5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik amonia ini menghasilkan limbah berupa limbah padat, cair dan gas. Proses produksi amonia ini akan diolah lebih lanjut di Unit Pengolahan Limbah (UPL).

## 5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

### 5.7.1 Pompa Utilitas (PU-01)

Kode	: (PU-01-1)
Fungsi	: Mengalirkan air dari laut menuju Screener (SC-01)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	: <i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 1905,5429 gpm
Rate Volumetrik	: 4,2456 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	: 4,4361 ft/s
Ukuran Pipa	
- ID	: 13,25 in
- OD	: 14 in
- IPS	: 14 in
- <i>Flow Area</i>	: 138 in <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	: 78 %
Power Pompa	: 18,5130 HP = 13.805,1622 Watt
Power Motor	: 25 HP = 18.642,5 Watt

### 5.7.2 Pompa Utilitas (PU-01)

Kode	: (PU-01-2)
Fungsi	: Mengalirkan air dari laut menuju Screener (SC-01)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	: <i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 1905,5429 gpm
Rate Volumetrik	: 4,2456 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	: 4,4361 ft/s
Ukuran Pipa	
- ID	: 13,25 in
- OD	: 14 in
- IPS	: 14 in
- <i>Flow Area</i>	: 138 in <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	: 78 %
Power Pompa	: 19,5756 HP = 14.597,542 Watt
Power Motor	: 25 HP = 18.642,5 Watt

### 5.7.3 Pompa Utilitas (PU-01)

Kode	: (PU-01-3)
Fungsi	: Mengalirkan air dari laut menuju Screener (SC-01)
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	: <i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 1905,5429 gpm
Rate Volumetrik	: 4,2456 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	: 4,4361 ft/s

Ukuran Pipa

- ID : 13,25 in
- OD : 14 in
- IPS : 14 in
- *Flow Area* : 138 in<sup>2</sup>

Efisiensi Pompa : 78 %

Power Pompa : 19,5756 HP = 14.597,542 Watt

Power Motor : 25 HP = 18.642,5 Watt

5.7.4 Pompa Utilitas (PU-02)

Kode : (PU-02-1)

Fungsi : Mengalirkan air dari Screener (SCU-01) menuju  
Bak Ekualisasi (BEU-01)

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Impeller : *Mixed Flow Impellers*

Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Kapasitas : 1905,5429 gpm

Rate Volumetrik : 4,2456 ft<sup>3</sup>/s

Kecepatan Aliran : 4,4361 ft/s

Ukuran Pipa

- ID : 13,25 in
- OD : 14 in
- IPS : 14 in
- *Flow Area* : 138 in<sup>2</sup>

Efisiensi Pompa : 78 %

Power Pompa : 39,4381 HP = 29.408,986 Watt

Power Motor : 60 HP = 44.742 Watt

5.7.5 Pompa Utilitas (PU-02)

Kode : (PU-02-2)  
 Fungsi : Mengalirkan air dari Screener (SCU-01) menuju  
 Bak Ekualisasi (BEU-01)  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : *Centrifugal Pump*  
 Impeller : *Mixed Flow Impellers*  
 Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*  
 Kapasitas : 1905,5429 gpm  
 Rate Volumetrik : 4,2456 ft<sup>3</sup>/s  
 Kecepatan Aliran : 4,4361 ft/s  
 Ukuran Pipa  
 - ID : 13,25 in  
 - OD : 14 in  
 - IPS : 14 in  
 - *Flow Area* : 138 in<sup>2</sup>  
 Efisiensi Pompa : 78 %  
 Power Pompa : 40,5007 HP = 30.201,36 Watt  
 Power Motor : 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.6 Pompa Utilitas (PU-02)

Kode : (PU-02-3)  
 Fungsi : Mengalirkan air dari Screener (SCU-01) menuju  
 Bak Ekualisasi (BEU-01)  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : *Centrifugal Pump*  
 Impeller : *Mixed Flow Impellers*  
 Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*  
 Kapasitas : 1905,5429 gpm  
 Rate Volumetrik : 4,2456 ft<sup>3</sup>/s  
 Kecepatan Aliran : 4,4361 ft/s  
 Ukuran Pipa

- ID : 13,25 in
  - OD : 14 in
  - IPS : 14 in
  - *Flow Area* : 138 in<sup>2</sup>
- Efisiensi Pompa : 78 %
- Power Pompa : 40,5007 HP = 30.201,36 Watt
- Power Motor : 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.7 Pompa Utilitas (PU-03)

- Kode : (PU-03-1)
- Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Ekualisasi (BEU-01) menuju RO dan Bak Penampungan Air
- Jumlah : 1 (satu)
- Jenis : *Centrifugal Pump*
- Impeller : *Mixed Flow Impellers*
- Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 1905,5429 gpm
- Rate Volumetrik : 4,2456 ft<sup>3</sup>/s
- Kecepatan Aliran : 4,4361 ft/s
- Ukuran Pipa
- ID : 13,25 in
  - OD : 14 in
  - IPS : 14 in
  - *Flow Area* : 138 in<sup>2</sup>
- Efisiensi Pompa : 78 %
- Power Pompa : 38,7024 HP = 28.860,384 Watt
- Power Motor : 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.8 Pompa Utilitas (PU-03)

- Kode : (PU-03-2)
- Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Ekualisasi (BEU-01)



menuju RO dan Bak Penampungan Air

Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	: <i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 1905,5429 gpm
Rate Volumetrik	: 4,2456 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	: 4,4361 ft/s
Ukuran Pipa	
- ID	: 13,25 in
- OD	: 14 in
- IPS	: 14 in
- <i>Flow Area</i>	: 138 in <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	: 78 %
Power Pompa	: 39,765 HP = 29.652,764 Watt
Power Motor	: 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.9 Pompa Utilitas (PU-03)

Kode	: (PU-03-3)
Fungsi	: Mengalirkan air dari Bak Ekualisasi (BEU-01) menuju RO dan Bak Penampungan Air

Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	: <i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 1905,5429 gpm
Rate Volumetrik	: 4,2456 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	: 4,4361 ft/s
Ukuran Pipa	
- ID	: 13,25 in
- OD	: 14 in

- IPS	: 14 in	
- <i>Flow Area</i>	: 138 in <sup>2</sup>	
Efisiensi Pompa	: 78 %	
Power Pompa	: 39,765 HP	= 29.652,764 Watt
Power Motor	: 60 HP	= 44.742 Watt

#### 5.7.10 Pompa Utilitas (PU-04)

Kode	: (PU-04)	
Fungsi	: Mengalirkan air dari Bak Penampungan Air menuju tangki sanitasi	
Jumlah	: 1 (satu)	
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	: <i>Mixed Flow Impellers</i>	
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	: 16,0653 gpm	
Rate Volumetrik	: 0,0358 ft <sup>3</sup> /s	
Kecepatan Aliran	: 2,5331 ft/s	
Ukuran Pipa		
- ID	: 1,610 in	
- OD	: 1,9 in	
- IPS	: 1,5 in	
- <i>Flow Area</i>	: 2,04 in <sup>2</sup>	
Efisiensi Pompa	: 20 %	
Power Pompa	: 0,5097 HP	= 380,089 Watt
Power Motor	: 0,75 HP	= 559,275 Watt

#### 5.7.11 Pompa Utilitas (PU-05)

Kode	: (PU-05)	
Fungsi	: Mengalirkan air menuju perumahan dan kantor	
Jumlah	: 1 (satu)	
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>	

Impeller : *Radial Flow Impellers*

Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Kapasitas : 16,0653 gpm

Rate Volumetrik : 0,0358 ft<sup>3</sup>/s

Kecepatan Aliran : 2,5331 ft/s

Ukuran Pipa

- ID : 1,610 in

- OD : 1,9 in

- IPS : 1,5 in

- *Flow Area* : 2,04 in<sup>2</sup>

Efisiensi Pompa : 20 %

Power Pompa : 1,3662 HP = 1.018,809 Watt

Power Motor : 2 HP = 1.491,4 Watt

#### 5.7.12 Pompa Utilitas (PU-06)

Kode : (PU-06-1)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampungan menuju  
Hot Basin

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Impeller : *Axial Flow Impellers*

Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Kapasitas : 2.567,1421 gpm

Rate Volumetrik : 5,7196 ft<sup>3</sup>/s

Kecepatan Aliran : 4,5115 ft/s

Ukuran Pipa

- ID : 15,25 in

- OD : 16 in

- IPS : 16 in

- *Flow Area* : 183 in<sup>2</sup>

Efisiensi Pompa : 78 %

Power Pompa : 38,2243 HP = 28.503,855 Watt  
Power Motor : 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.13 Pompa Utilitas (PU-06)

Kode : (PU-06-2)  
Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampungan menuju Hot Basin  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Pump*  
Impeller : *Axial Flow Impellers*  
Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*  
Kapasitas : 2.567,1421 gpm  
Rate Volumetrik : 5,7196 ft<sup>3</sup>/s  
Kecepatan Aliran : 4,5115 ft/s  
Ukuran Pipa  
- ID : 15,25 in  
- OD : 16 in  
- IPS : 16 in  
- *Flow Area* : 183 in<sup>2</sup>  
Efisiensi Pompa : 78 %  
Power Pompa : 38,2243 HP = 28.503,855 Watt  
Power Motor : 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.14 Pompa Utilitas (PU-07)

Kode : (PU-07-1)  
Fungsi : Mengalirkan air Hot Basin menuju Cooling Tower  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Pump*  
Impeller : *Axial Flow Impellers*  
Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Kapasitas : 2.567,1421 gpm  
 Rate Volumetrik : 5,7196 ft<sup>3</sup>/s  
 Kecepatan Aliran : 4,5115 ft/s  
 Ukuran Pipa  
 - ID : 15,25 in  
 - OD : 16 in  
 - IPS : 16 in  
 - *Flow Area* : 183 in<sup>2</sup>  
 Efisiensi Pompa : 78 %  
 Power Pompa : 36,795 HP = 27.438,015 Watt  
 Power Motor : 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.15 Pompa Utilitas (PU-07)

Kode : (PU-07-2)  
 Fungsi : Mengalirkan air Hot Basin menuju Cooling Tower  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : *Centrifugal Pump*  
 Impeller : *Axial Flow Impellers*  
 Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*  
 Kapasitas : 2.567,1421 gpm  
 Rate Volumetrik : 5,7196 ft<sup>3</sup>/s  
 Kecepatan Aliran : 4,5115 ft/s  
 Ukuran Pipa  
 - ID : 15,25 in  
 - OD : 16 in  
 - IPS : 16 in  
 - *Flow Area* : 183 in<sup>2</sup>  
 Efisiensi Pompa : 78 %  
 Power Pompa : 36,795 HP = 27.438,015 Watt  
 Power Motor : 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.16 Pompa Utilitas (PU-08)

Kode	: (PU-08-1)
Fungsi	: Mengalirkan air dari cooling tower menuju penampungan
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	: <i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 2.567,1421 gpm
Rate Volumetrik	: 5,7196 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	: 4,5115 ft/s
Ukuran Pipa	
- ID	: 15,25 in
- OD	: 16 in
- IPS	: 16 in
- <i>Flow Area</i>	: 183 in <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	: 78 %
Power Pompa	: 38,2243 HP = 28.503,855 Watt
Power Motor	: 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.17 Pompa Utilitas (PU-08)

Kode	: (PU-08-2)
Fungsi	: Mengalirkan air dari cooling tower menuju penampungan
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	: <i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 2.567,1421 gpm
Rate Volumetrik	: 5,7196 ft <sup>3</sup> /s

Kecepatan Aliran : 4,5115 ft/s

Ukuran Pipa

- ID : 15,25 in
- OD : 16 in
- IPS : 16 in
- *Flow Area* : 183 in<sup>2</sup>

Efisiensi Pompa : 78 %

Power Pompa : 38,2243 HP = 28.503,855 Watt

Power Motor : 60 HP = 44.742 Watt

#### 5.7.18 Pompa Utilitas (PU-09)

Kode : (PU-09)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampungan ke

*Kation Exchanger*

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Impeller : *Mixed Flow Impellers*

Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Kapasitas : 566,2792 gpm

Rate Volumetrik : 1,2617 ft<sup>3</sup>/s

Kecepatan Aliran : 3,6335 ft/s

Ukuran Pipa

- ID : 7,981 in
- OD : 8,63 in
- IPS : 8 in
- *Flow Area* : 50 in<sup>2</sup>

Efisiensi Pompa : 60 %

Power Pompa : 4,1796 HP = 3.116,740 Watt

Power Motor : 5 HP = 3.728,5 Watt

#### 5.7.19 Pompa Utilitas (PU-10)

Kode	: (PU-10)	
Fungsi	: Mengalirkan air dari <i>Kation Exchanger</i> menuju <i>Anion Exchanger</i>	
Jumlah	: 1 (satu)	
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	: <i>Mixed Flow Impellers</i>	
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	: 566,2792 gpm	
Rate Volumetrik	: 1,2617 ft <sup>3</sup> /s	
Kecepatan Aliran	: 3,6335 ft/s	
Ukuran Pipa		
- ID	: 7,981 in	
- OD	: 8,63 in	
- IPS	: 8 in	
- <i>Flow Area</i>	: 50 in <sup>2</sup>	
Efisiensi Pompa	: 60 %	
Power Pompa	: 5,2764 HP	= 3.934,594 Watt
Power Motor	: 5 HP	= 3.728,5 Watt

#### 5.7.20 Pompa Utilitas (PU-11)

Kode	: (PU-11)	
Fungsi	: Mengalirkan air dari anion exchanger menuju Tangka Demin	
Jumlah	: 1 (satu)	
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	: <i>Mixed Flow Impellers</i>	
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	: 566,2792 gpm	
Rate Volumetrik	: 1,2617 ft <sup>3</sup> /s	
Kecepatan Aliran	: 3,6335 ft/s	



Ukuran Pipa

- ID : 7,981 in
- OD : 8,63 in
- IPS : 8 in
- *Flow Area* : 50 in<sup>2</sup>

Efisiensi Pompa : 60 %

Power Pompa : 9,3304 HP = 6.957,68 Watt

Power Motor : 7,5 HP = 5.592,75 Watt

5.7.21 Pompa Utilitas (PU-12)

Kode : (PU-12)

Fungsi : Mengalirkan air dari Tangka Demin menuju  
Deaerator

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Impeller : *Mixed Flow Impellers*

Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Kapasitas : 566,2792 gpm

Rate Volumetrik : 1,2617 ft<sup>3</sup>/s

Kecepatan Aliran : 3,6335 ft/s

Ukuran Pipa

- ID : 7,981 in
- OD : 8,63 in
- IPS : 8 in
- *Flow Area* : 50 in<sup>2</sup>

Efisiensi Pompa : 60 %

Power Pompa : 10,3066 HP = 7.685,626 Watt

Power Motor : 10 HP = 7.457 Watt

5.7.22 Pompa Utilitas

Kode : (PU-13)  
 Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger menuju alat proses  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : *Centrifugal Pump*  
 Impeller : *Mixed Flow Impellers*  
 Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*  
 Kapasitas : 566,2792 gpm  
 Rate Volumetrik : 1,2617 ft<sup>3</sup>/s  
 Kecepatan Aliran : 3,6335 ft/s  
 Ukuran Pipa  
 - ID : 7,981 in  
 - OD : 8,63 in  
 - IPS : 8 in  
 - *Flow Area* : 50 in<sup>2</sup>  
 Efisiensi Pompa : 60 %  
 Power Pompa : 10,3066 HP = 7.685,626 Watt  
 Power Motor : 10 HP = 7.457 Watt

#### 5.7.23 Boiler

Kode : (BO-01)  
 Fungsi : Pembentukan *saturated steam*  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*  
 Massa Air Umpan : 157.941.432,37 kJ/jam  
 Luas Perpindahan Panas : 396,2926 m<sup>2</sup>  
 Efisiensi Pembakaran : 80 %  
 Kebutuhan Steam : 109.564,19 kg/jam  
 Kebutuhan Bahan Bakar : 1.344,541 kg/jam  
 Volume Bahan Bakar : 455,712 m<sup>3</sup>  
 D : 6,6211 m

H : 13,2422 m

#### 5.7.24 Unit Pengolahan Air

- *Screener*

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar dari air laut sebelum disaring lebih lanjut.

Jenis Filter : *Rake Screener*

- Jumlah air tersaring : 1082687,7589 kg/jam
- Densitas (p) : 1000 kg/ m<sup>3</sup>
- Debit (Q) : 0,3007 m<sup>3</sup>/s
- Kecepatan aliran : 1 m/s
- Luas area filter : 3,2372 ft<sup>2</sup>

- Bak Ekualisasi

Fungsi : Menampung air laut untuk kemudian dilakukan injeksi chlorine untuk mencegah pertumbuhan ganggang, dsb.

Jenis : Bak Beton Bertulang

Waktu tinggal air : 4 jam

*Over Design* : 20 %

Kebutuhan Air : 1.082.687,2316 kg/jam

Densitas (p) : 1.000 kg/ m<sup>3</sup>

Volume (V) : 5.196,9 m<sup>3</sup>

Dimensi Bak

- p : 28 m
- l : 14 m
- t : 14 m
- V : 5.488 m<sup>3</sup>

Kebutuhan Chlorine

- Jumlah air : 1143,1582 kgal/jam
- Kadar Chlorine : 0,7711 kg/jam

Kebutuhan Kaporit

- Kadar Kaporit : 10,3938 kg/jam

Injeksi Corrosion Inhibitor

- Bahan kimia dipakai : Zn
- Jumlah air laut : 5.196,9012 m<sup>3</sup>/jam
- Total Kebutuhan Zn : 10,3938 kg/jam

- Reverse Osmosis (SW)

Fungsi : Memberi tekanan pada larutan dengan menyaring molekul besar dan ion larutan

Jenis : *Spiral Wound, flow channl 90 mil*

Bahan : *Composite*

Housing : *Stainless Steel*

T operasi : 30 °C

P operasi : 50 atm

*Permeate Volumetris*

- Nilai : 487.209,4915 L/jam

- *Over Design* : 20 %

- *Recovery* : 45 %

*Permeate Volumetris Design*

- Nilai : 584,6513 m<sup>3</sup>/jam

- Flux RO : 15 L/m<sup>2</sup>/jam

Area

- Nilai : 38.976,7593 m<sup>2</sup>

- *Area per elements* : 29,729 – 40,8773 m<sup>2</sup>

- *Area per press. vessel* : 300 – 1000 m<sup>2</sup>

- *Number of Membran* : 6

- *Number of housing* : 20

*A per Element Used*

- Nilai : 324,8063 m<sup>2</sup>
- *Area per press. vessel* : 1948,8380 m<sup>2</sup>

• Reverse Osmosis (BW)

Fungsi : Memberi tekanan pada larutan dengan menyaring molekul besar dan ion larutan

Jenis : *Spiral Wound, flow channl 90 mil*

Bahan : *Composite*

Housing : *Stainless Steel*

T operasi : 30 °C

P operasi : 20 atm

*Permeate Volumetris*

- Nilai : 389.767,5932 L/jam
- *Over Design* : 20 %
- *Recovery* : 80 %

*Permeate Volumetris Design*

- Nilai : 467.721,1118 L/jam
- Flux RO : 35 L/m<sup>2</sup>/jam

Area

- Nilai : 13.363,4603 m<sup>2</sup>
- *Area per elements* : 29,729 – 40,8773 m<sup>2</sup>
- *Area per press. vessel* : 300 – 1000 m<sup>2</sup>
- *Number of Membran* : 6
- *Number of housing* : 8

*A per Element Used*

- Nilai : 278,4054 m<sup>2</sup>
- *Area per press. vessel* : 1670,4325 m<sup>2</sup>

- Bak Penampung Air

Fungsi : Menampung air yang keluar dari Reverse Osmosis, selanjutnya akan dikirim ke tangka demineralisasi, cooling tower, dan keperluan umum

Jenis : Bak Beton Bertulang  
 Kebutuhan air : 1.082.687,7589 kg/jam  
 Waktu tinggal air : 8 jam  
*Over Design* : 20 %  
 Volume Bak : 10.393,8025 m<sup>3</sup>  
 Dimensi Bak  
 - p : 35 m  
 - l : 18 m  
 - t : 18 m  
 - V : 11.340 m<sup>3</sup>

- Tangki Sanitasi

Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan umum

Jenis : Tangki Silinder Tegak  
 Kebutuhan air : 3108 kg/jam  
 Waktu tinggal air : 4 jam  
*Over Design* : 20 %  
 Jumlah air design : 14.920 kg/jam  
 Volume Tangki : 14,92 m<sup>3</sup>  
 Densitas (p) : 1000 kg/m<sup>3</sup>  
 Volume Tangki : 14,68 m<sup>3</sup>  
 Dimensi Tangki  
 - D = H : 2,67 m

- Hot Basin

Fungsi : Menampung air yang akan didinginkan di Cooling Tower

Jenis : Bak Beton Bertulang

Waktu tinggal air : 1 jam

Jumlah Air : 993.385,7991 kg/jam

*Over Design* : 20 %

Volume Bak : 1192,06 m<sup>3</sup>

Dimensi Bak

- p : 17 m

- l : 8,5 m

- t : 8,5 m

- V : 1228,25 m<sup>3</sup>

- Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air yang digunakan sebelum disirkulasi menjadi 30 °C

Jenis : *Induced Draft Cooling Tower*

Air yang didinginkan : 993.385,80 kg/jam

Densitas air : 1 jam

Suhu

- T in air : 40 °C

- T out air : 30 °C

- T dry bulb : 30 °C

- T wet bulb : 24 °C

- T approach : T out – Twb = 6 °C

*Cooling Range* : 10 °C

*Water Concentration* : 3.5 gal/(min.ft<sup>2</sup>) (*fig.12.14, Perry, 1984*)

*Area Tower* : 1249,777 ft<sup>2</sup>

*Power fan* : 49,99 HP (*fig.12.15, Perry, 1984*)

Motor Standar : 3 HP (*Standard NEMA*)

Beban : 21,9 mmbtu/hr

Tinggi Menara : 8 m

- Ion Exchanger

Cation Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh kation

Jenis : *Down Flow Cation Exchanger*

Kecepatan air olahan : 86.193,6265 kg/jam

Kecepatan aliran air : 3 – 5 gpm/ft<sup>2</sup> (Ryan, 1946)

- Dipilih : 5 gpm/ft<sup>2</sup>

- Luas : 75,91ft<sup>2</sup>

- Diameter : 9,83 ft

Kemampuan zeolite : 80.000 grain kesadahan/ft<sup>3</sup>

Kesadahan air : 100 ppm

Kesadahan 1 sikl. Op. : 94,81 kg

Volume zeolite : 182,73 ft<sup>3</sup>

Densitas zeolite : 13,85 lb/ft<sup>3</sup>

Kebutuhan zeolite : 2.530,87 kg

Tinggi Bed (Z) : 0,73 m

Regenerasi

- Kebutuhan HCl : 0,35 - 0,5 lb/1000 grain

- Dipilih : 0,5

- HCl : 331,57 kg

- Kebutuhan HCl/ tahun : 7.957,582 kg/tahun

- Anion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh anion

Jenis : *Strongly Basic Cation Exchanger*

Kecepatan air olahan : 86.193,6265 kg/jam



Kecepatan aliran air	: 4 – 7 gpm/ft <sup>2</sup>	(Ryan, 1946)
- Dipilih	: 7 gpm/ft <sup>2</sup>	
- Luas	: 54,22 ft <sup>2</sup>	
- Diameter	: 2,53 m	
Kemampuan <i>strongly basic</i>	: 10.000 grain kesadahan/ft <sup>3</sup>	
Kesadahan air	: 250 ppm	
Kesadahan 1 sikl. Op.	: 237,03 kg	
Volume <i>strongly basic</i>	: 365,79 ft <sup>3</sup>	
Densitas (R-NH <sub>2</sub> )	: 13,85 lb/ft <sup>3</sup>	
Kebutuhan (R-NH <sub>2</sub> )	: 5.066,2 kg	
Tinggi Bed (Z)	: 2,06 m	
Regenerasi		
- Kebutuhan NaOH	: 3,5 lb/cuft	(Powell, 1954)
- NaOH	: 1.280,27 kg	
- Kebutuhan NaOH/ tahun	: 4.599.556,566 kg/tahun	
• Tangki NaOH		
Tugas	: Menyiapkan larutan NaOH yg digunakan untuk regenerasi resin pada AE	
Jenis	: Tangki Silinder Vertikal dengan Atap Conical dan Dasar Rata.	
Kadar	: 5%	
Kapasitas	: 2 regenerasi	
	: 1.161,15 kg = 27.876,1004 kg/tahun	
Densitas (ρ)	: 3,2811 kg/jam	
Volume (V)	: 22,36 m <sup>3</sup>	
Over design	: 20 %	
Vol. design (V')	: 26,83 m <sup>3</sup>	
D	: 3,24 m	
H	: 3,24 m	

- Tangki HCl

Tugas : menyiapkan larutan HCl yg digunakan untuk regenerasi resin pada Cation Exchanger

Jenis : Tangki Silinder Vertikal dengan Atap Conical dan Dasar Rata

Kadar : 5%

Kapasitas : 2 regenerasi  
: 663,13 kg = 5.252.004,678 kg/tahun

Densitas ( $\rho$ ) : 618,1738 kg/jam

Volume (V) : 134,71 m<sup>3</sup>

Over design : 20 %

Vol. design (V') : 13,99 m<sup>3</sup>

D : 2,61 m

H : 2,61 m

- Tangki Demin Water

Fungsi : Menampung air bersih hasil ion exchanger untuk keperluan proses dan make-up steam

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Kebutuhan air : 86.193,6265 kg/jam

Waktu tinggal air : 2 jam

*Over Design* : 20 %

Jumlah air design : 206864,7036 kg/jam

Volume Bak : 206,8647 m<sup>3</sup>

Volume Tangki : 2.390,2974 m<sup>3</sup>

Dimensi Tangki

- D = H : 6,4112 m

- Deaerator

Fungsi : Menghilangkan gas - gas yang

	terlarut dalam air umpan boiler untuk mengurangi terjadinya korosi
Jenis	: Silinder tegak yang berisi packing. Udara mengalir dari bagian bawah tangki
Kebutuhan air	: 86.193,63 kg/jam
Kec. Volumetrik air	: 86,1936 m <sup>3</sup> /jam
Waktu tinggal air	: 12 jam
<i>Over Design</i>	: 20 %
Kec. Volumetrik air design	: 103,4324 m <sup>3</sup> /hr
Jumlah Tangki	: 2
Volume 1 Tangki	: 620,5941 m <sup>3</sup>
Dimensi Tangki	
- D = H	: 7,5526 m
• Tangki Kaporit (NaOCl)	
Fungsi	: Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 minggu
Jenis	: Tangki Silinder Vertikal dengan Atap Conical dan Dasar Rata
Konsentrasi kaporit dalam air yang olahan	: 2 ppm
Kebutuhan kaporit	: 2,2863 kg/jam 20.028,1318 kg/tahun
Kebutuhan larutan kaporit 5 %	: 46 kg/jam
Density	: 1000 kg/m <sup>3</sup>
Keperluan 1 minggu operasi	
Volume Cairan	: 7,682 m <sup>3</sup>
Over design 20 %	: 9,2184 m <sup>3</sup>

#### Dimensi Tangki

- $H/D = 2$  : 2.435,2321 galon
- $D$  : 2,4231 m
- $H$  : 4,8463 m

- Tangki Klorinasi (Karbon Aktif)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk perumahan, dan kantor

Jenis : Tangki Silinder Berpengaduk

#### Kapasitas Tangki

- $w$  : 3.108,3333 kg/jam
- $\rho$  : 1.000 kg/m<sup>3</sup>
- $Q$  : 3,1083 m<sup>3</sup>/jam
- Volume Tangki : 6,2167 m<sup>3</sup>

#### Kebutuhan Kaporit

- $m$  : 0,0447 kg
- $V$  kaporit : 0,00002 m<sup>3</sup>
- Kadar klor aktif : 0,75

#### Volume Tangki Klorinasi

- Over Design : 20 %
- $V$ . tangki klorinasi : 7,46 m<sup>3</sup>

#### Dimensi Tangki

- $D = H$  : 2,1182 m

#### 5.7.25 Unit Penyedia Udara Bertekanan

- Kompresor

Fungsi : Mengompres udara menjadi bertekanan

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifuge Compressor*

Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

T in	: 30 °C
P out	: 7,10584 psi
K	: 1,19
Q	: 2.970,314 ft <sup>3</sup> /jam
Efisiensi	: 85 %
Daya	: 8,6023 HP
Maka, digunakan	: 10 HP

- Tangki Silica Gel

Fungsi	: Menampung udara kering
Jumlah	: 1 (satu)
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kebutuhan Silica Gel	: 4,89 kg/jam
Volume Silica Gel	: 0,002099 m <sup>3</sup> /jam
Volume Total	: 0,002 m <sup>3</sup>
Regenerasi	: 24 jam
Dimensi Tangki	
- D	: 0,3497 m
- L	: 0,5246 m

#### 5.7.26 Unit Penyedia Pemanas Reaktor

- Furnace Utilitas

Kode	: FU-01
Fungsi	: Memanaskan umpan berupa Helium sebelum masuk Reaktor (R-01) dari 30 °C menjadi 550 °C
Jumlah	: 1 (satu)
Jenis	: -
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340</i>
Suhu Operasi	: 550 °C
Tekanan Operasi	: 37,4253 atm

Q : 9,60E+08 BTU/jam  
 Shedule Number : 90  
 OD : 26 in  
 ID : 25,25 in  
 Panjang : 41,6 ft : 12,679 m  
 Lebar : 6,5 ft : 1,981 m  
 Tinggi : 36,65 ft : 11,17 m  
 Volume : 294 ft<sup>3</sup>  
 Isolasi  
 - Bahan Isolasi : *Kaolin Insulating Brick*  
 - Tebal Isolasi : 0,508 in

- Furnace Utilitas

Kode : FU-02  
 Fungsi : Memanaskan umpan berupa Udara  
 sebelum masuk Reaktor (R-02)  
 dari 30 °C menjadi 800 °C  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : -  
 Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340*  
 Suhu Operasi : 800 °C

Tekanan Operasi : 31,64 atm  
 Q : 2,69E+07 BTU/jam  
 Shedule Number : 80  
 OD : 24 in  
 ID : 22 in  
 Panjang : 39,3 ft : 11,978 m  
 Lebar : 5,8 ft : 1,7678 m  
 Tinggi : 33,258 ft : 10,1346 m  
 Volume : 213 ft<sup>3</sup>  
 Isolasi

- Bahan Isolasi : *Kaolin Insulating Brick*
- Tebal Isolasi : 0,471 in

- Furnace Utilitas

Kode : FU-03

Fungsi : Memanaskan umpan berupa Helium sebelum masuk Reaktor (R-03) dari 30 °C menjadi 450 °C

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : -

Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340*

Suhu Operasi : 450 °C

Tekanan Operasi : 31,64 atm

Q : 5,8685E+07 BTU/jam

Shedule Number : 60

OD : 20 in

ID : 19,5 in

Panjang : 34 ft : 10,363 m

Lebar : 5,2 ft : 1,5849 m

Tinggi : 27,4 ft : 8,3515 m

Volume : 135 ft<sup>3</sup>

Isolasi

- Bahan Isolasi : *Kaolin Insulating Brick*
- Tebal Isolasi : 0,373 in

- Furnace Utilitas

Kode : FU-04

Fungsi : Memanaskan umpan berupa Helium sebelum masuk Reaktor (R-04) dari 30 °C menjadi 250 °C

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : -  
 Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 340*  
 Suhu Operasi : 250 °C  
 Tekanan Operasi : 36,64 atm  
 Q : 2,53E+08 BTU/jam  
 Shedule Number : 60  
 OD : 18 in  
 ID : 17 in  
 Panjang : 32,5 ft : 6,096 m  
 Lebar : 4,9 ft : 1,4935 m  
 Tinggi : 26,15 ft : 7,9705 m  
 Volume : 72.56 ft<sup>3</sup>  
 Isolasi  
 - Bahan Isolasi : *Kaolin Insulating Brick*  
 - Tebal Isolasi : 0,309 in  
  
 • Kompresor Utilitas  
 Kode : CU-01  
 Fungsi : Menaikan tekanan Helium untuk  
*Primary Reformer (R-01)*  
 Jumlah : 1 (satu)  
 Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
 Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
 Suhu Operasi : 30 °C  
 Tekanan Operasi  
 - In : 15 atm  
 - Out : 37,4 atm  
 Power : 37,14 HP

- Kompresor Utilitas



Kode : CU-02-1  
Fungsi : Menaikan tekanan Helium untuk  
*Secondary Reformer (R-02)*  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 30 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 15 atm  
- Out : 23 atm  
Power : 41,68 HP

- Kompresor Utilitas

Kode : CU-02-2  
Fungsi : Menaikan tekanan Helium untuk  
*Secondary Reformer (R-02)*  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 30 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 23 atm  
- Out : 31,6 atm  
Power : 33,98 HP

- Kompresor Utilitas

Kode : CU-03-1  
Fungsi : Menaikan tekanan Helium untuk  
*High Temperature Shift (R-03)*  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*

Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 30 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 15 atm  
- Out : 18 atm  
Power : 37,65 HP

- Kompresor Utilitas

Kode : CU-03-2  
Fungsi : Menaikan tekanan Helium untuk  
*High Temperature Shift (R-03)*  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 30 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 18 atm  
- Out : 23 atm  
Power : 51,17 HP

- Kompresor Utilitas

Kode : CU-03-3  
Fungsi : Menaikan tekanan Helium untuk  
*High Temperature Shift (R-03)*  
Jumlah : 1 (satu)  
Jenis : *Centrifugal Single Stage*  
Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*  
Suhu Operasi : 30 °C  
Tekanan Operasi  
- In : 23 atm  
- Out : 27 atm

Power : 35,40 HP

- Kompresor Utilitas

Kode : CU-03-4

Fungsi : Menaikan tekanan Helium untuk  
*High Temperature Shift (R-03)*

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Single Stage*

Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*

Suhu Operasi : 30 °C

Tekanan Operasi

- In : 27 atm

- Out : 31,6 atm

Power : 35,34 HP

- Kompresor Utilitas

Kode : CU-03-4

Fungsi : Menaikan tekanan Helium untuk  
*High Temperature Shift (R-03)*

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifugal Single Stage*

Bahan Kontruksi : *Carbon Steel*

Suhu Operasi : 30 °C

Tekanan Operasi

- In : 27 atm

- Out : 31,6 atm

Power : 35,34 HP

## **BAB VI**

### **EKONOMI**

#### **6.1 Evaluasi Ekonomi**

Evaluasi ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan pendirian suatu pabrik yang akan didirikan. Faktor - faktor yang diperhatikan dalam evaluasi ekonomi suatu pabrik antara lain :

- a. Return On Investment ( ROI )
- b. Pay Out Time ( POT )
- c. Discounted Cash Flow ( DCF )
- d. Break Event Point ( BEP )
- e. Shut Down Point ( SDP )

Sebelum pabrik didirikan diperlukan analisis ekonomi, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal antara lain :

1. Penentuan Modal Industri (Total Capital Investment)

Total Capital Investment terdiri dari :

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

2. Penentuan Biaya Produksi Total (Total Production Cost)

Total Production Cost terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
- b. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)
- c. Pendapatan modal

Perlu juga dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal untuk mengetahui titik impas dari pendirian pabrik. Hal-hal tersebut antara lain :

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

## 6.2 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan mengalami perubahan yang cukup signifikan setiap tahunnya tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh karena itu, diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun yang dirikan dan perlu diketahui indeks harga peralatan pada tahun itu juga.

Indeks harga tahun 2026 diperkirakan dengan garis linier menggunakan data indeks harga dari tahun 1987 sampai 2015, sebagai berikut :

Tabel 6. 1 Indeks Harga

<b>Tahun (Xi)</b>	<b>Indeks (Yi)</b>
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7

<b>Tahun ( Xi )</b>	<b>Index ( Yi )</b>
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	590,72
2017	600,765
2018	610,81
2019	620,855
2020	630,9
2021	640,945
2022	650,99
2023	661,035
2024	671,08
2025	681,125
2026	691,17

Sumber : ([www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci))

Dari indeks harga di atas maka diperoleh persamaan regresi linier adalah :

$$y = 10,045x - 19660$$

Persamaan regresi linier tersebut digunakan untuk mencari indeks harga pada tahun pabrik didirikan. Dalam rencana, pabrik akan didirikan pada tahun 2026. Indeks harga pada tahun 2026 adalah **691,17**. Sedangkan indeks harga pada tahun 2014 (dijadikan sebagai acuan tahun referensi peralatan) adalah **576,1**.

Harga peralatan pada tahun 2026 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

$$Ex = \left(\frac{Nx}{Ny}\right) Ey$$

Keterangan :

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = nilai indeks tahun X

Ny = nilai indeks tahun Y

### 6.3 Perhitungan Biaya

#### 6.3.1 Dasar Perhitungan

- |                            |                                    |
|----------------------------|------------------------------------|
| 1. Kapasitas Produksi      | = 250.000 Ton/Tahun                |
|                            | = 250.000.000 Kg/Tahun             |
| 2. Satu tahun operasi      | = 330 Hari                         |
| 3. Umur Pabrik             | = 10 Tahun                         |
| 4. Tahun Pendirian Pabrik  | = 2026                             |
| 5. Indeks Harga Tahun 2026 | = 691,17                           |
| 6. Upah Buruh Asing        | = US\$ 20/man hour                 |
| 7. Upah Buruh Indonesia    | = Rp 20.000,-/man hour             |
| 8. Kurs Dollar             | = Rp 15.000 = 1 \$                 |
| 9. Harga Jual Amonia       | = Rp 10.000,-/ Kg                  |
| 10. UMR Bontang            | = Rp 3.814.917,48,- ( Tahun 2026 ) |

#### 6.3.2 Total Capital Investment

*Total Capital Investment* adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas, penunjang dan operasi pabrik. Total Capital Investment terdiri dari :

##### 6.3.2.1 Fixed Capital Investment

*Fixed Capital Investment* adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, meliputi :

- *Purchased Equipment Cost*
- *Equipment Installation*
- *Piping*
- *Instrumentation*
- *Insulation*
- *Electrical*
- *Building*
- *Land and Yard Improvement*
- *Utility*
- *Engineering Cost*
- *Construction Cost*
- *Contractor fee*
- *Contigency*

*Physical Plant Cost (PPC)* = 1 + 2 +...+ 8 + 9

*Direct Plant Cost (DPC)* = PPC + 10 + 11

*Fixed Capital Investment (FCI)* = DPC + 12 + 13

Tabel 6. 2 PPC

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	45.173.081,70	677.596.225.480,32
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	11.293.270,42	169.399.056.370,08
3	<i>Instalasi cost</i>	7.522.823,87	112.842.358.083,32
4	Pemipaan	10.683.433,82	160.251.507.326,10
5	Instrumentasi	11.320.374,27	169.805.614.105,37
6	Insulasi	1.754.221,34	26.313.320.089,49
7	Listrik	4.517.308,17	67.759.622.548,03
8	Bangunan	5.196.200,00	77.943.000.000,00
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	4.844.133,33	72.662.000.000,00
<b>Total</b>		<b>102.304.846,93</b>	<b>1.534.572.704.002,71</b>



Tabel 6. 3 DPC

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Engineering and contruction</i>	122.765.816,32	1.841.487.244.803,26
<b>Total</b>		<b>122.765.816,32</b>	<b>1.841.487.244.803,26</b>

Tabel 6. 4 FCI

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Direct Plant Cost</i>	122.765.816,32	1.841.487.244.803,26
2	<i>Cotractor's fee</i>	12.276.581,63	184.148.724.480,33
3	<i>Contingency</i>	12.276.581,63	184.148.724.480,33
<b>Total</b>		<b>147.318.979,58</b>	<b>2.209.784.693.763,91</b>

#### 6.3.2.2 Working Capital Investment

*Working capital investment* adalah total biaya pengeluaran untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu atau yang di tentukan, meliputi :

1. *Raw Material Inventory*
2. *In Process Inventory*
3. *Product Inventory*
4. *Extented Credit*
5. *Available Cash*

Tabel 6. 5 *Working Capital Investment*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Raw Material Inventory</i>	2.968.610,40	44.529.155.938,72
2	<i>In Process Inventory</i>	13.626.134,83	204.392.022.382,02
3	<i>Product Inventory</i>	9.909.916,24	148.648.743.550,56
4	<i>Extented Credit</i>	17.283.237,43	259.248.561.391,51
5	<i>Available Cash</i>	9.909.916,24	148.648.743.550,56
	<b>Total</b>	<b>53.697.815,12</b>	<b>805.467.226.813,38</b>

### 6.3.3 Total Production Cost

#### 6.3.3.1 *Manufacturing Cost*

*Manufacturing cost* adalah jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang terikat dalam pembuatan suatu produk.

##### 1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

*Direct Manufacturing Cost* adalah total biaya pengeluaran yang berkaitan khusus dalam pembuatan suatu produk, meliputi :

- *Raw material*
- *Tenaga kerja*
- *Supervisor*
- *Maintenance cost*
- *Plant supplies*
- *Royalties and patent*
- *Utilities*

Tabel 6. 6 *Direct Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Raw material</i>	32.654.714,36	489.820.715.325,94
2	Tenaga kerja	1.214.000,00	18.210.000.000,00
3	<i>Supervisor</i>	121.400,00	1.821.000.000,00
4	<i>Maintenance cost</i>	4.419.569,39	66.293.540.812,92
5	<i>Plant supplies</i>	32.034.680.786,13	480.520.211.791.975,00
6	<i>Royalties and patent</i>	2.135.645,39	32.034.680.786,13
7	<i>Utilities</i>	23.761.416,17	356.421.242.476,37
<b>Total</b>		<b>32.098.987.531,43</b>	<b>481.484.812.971.377,00</b>

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost adalah total biaya pengeluaran secara akibat tidak langsung karena operasional atau berjalannya pabrik, meliputi:

- a. *Payroll overhead*
- b. *Laboratory*
- c. *Plant overhead*
- d. *Packaging*
- e. *Shipping*

Tabel 6. 7 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Payroll overhead</i>	242.800,00	3.642.000.000,00
2	<i>Laboratory</i>	242.800,00	3.642.000.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	971.200,00	14.568.000.000,00
4	<i>Packaging and shipping</i>	19.011.561,17	285.173.417.530,66
<b>Total</b>		<b>20.468.361,17</b>	<b>307.025.417.530,66</b>

### 3. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost adalah total biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak beroperasi atau pengeluaran yang memiliki sifat tetap, tidak tergantung pada waktu maupun tingkat jumlah produksi, meliputi :

- a. *Depresiasi*
- b. *Property tax*
- c. *Insurance*

Tabel 6. 8 *Fixed Manufacturing cost (FMC)*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Depresiasi</i>	14.731.897,96	220.978.469.376,39
2	<i>Property tax</i>	7.365.948,98	110.489.234.688,20
3	<i>Insurance</i>	1.473.189,80	22.097.846.937,64
<b>Total</b>		<b>23.571.036,73</b>	<b>353.565.551.002,23</b>

Tabel 6. 9 *Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	64.969.680,70	974.545.210.523,29
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	20.468.361,17	307.025.417.530,66
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	23.571.036,73	353.565.551.002,23
<b>Total</b>		<b>109.009.078,60</b>	<b>1.635.136.179.056,18</b>

### 4. *General Expense*

*General Expense* adalah pengeluaran secara umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk dalam manufacturing cost, meliputi :

- a. *Administration*

b. *Sales expense*

c. *Research*

d. *Finance*

Tabel 6. 10 *General Expans*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Administration</i>	3.270.272,36	49.054.085.371,69
2	<i>Sales expense</i>	23.981.997,29	359.729.959.392,36
3	<i>Research</i>	16.351.361,79	245.270.426.858,43
4	<i>Finance</i>	4.020.335,89	60.305.038.411,55
<b>Total</b>		<b>47.623.967,34</b>	<b>714.359.510.034,02</b>

Tabel 6. 11 *Total Production Cost*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>General Expans</i>	47.623.967,34	714.359.510.034,02
2	<i>Manufacturing Cost</i>	109.009.078,60	1.635.136.179.056,18
<b>Total</b>		<b>156.633.045,94</b>	<b>2.349.495.689.090,19</b>

#### 6.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk layak atau tidaknya dari suatu pabrik yang akan diirikan. Evaluasi kelayakan tersebut diantaranya lain :

##### 6.4.1. Return Of Investment (ROI)

*Return On Investment (ROI)* adalah kecepatan pengembalian banyaknya modal investasi, dinyatakan dalam persentase ( % ) terhadap modal yang tetap

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

Batasan minimum ROI sebelum pajak untuk Industri Kimia adalah untuk low risk yaitu 11% dan high risk yaitu 44%.

- Profit = Sales Price – Total Product Cost

- Pajak = 30 %
- Hasil Penjualan = Rp 2.851.734.175.306,580,-
- Biaya Produksi = Rp 2.349.495.689.090,190,-
- Profitbefore taxes = Hasil penjualan – biaya produksi  
= Rp 502.238.486.216,39,-
- Profitafter taxes = 30% x Keuntungan  
= Rp 351.566.940.351,473,-
- ROI sebelum pajak =

$$ROI = \frac{\text{Kebutuhan Sebelum Pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

$$= 23 \%$$

- ROI setelah pajak =

$$ROI = \frac{\text{Kebutuhan Sesudah Pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

$$= 16 \%$$

#### 6.4.2. Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time ( POT )* adalah jumlah tahun yang berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya Fixed Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT \text{ sebelum pajak} =$$

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit Before Taxes} + 0,1 FCI)} \times 100\%$$

$$= 3,05 \text{ Tahun}$$

POT setelah pajak =

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Profit\ After\ Taxes + 0,1\ FCI)} \times 100\%$$
$$= 3,85\ \text{Tahun}$$

Batasan maksimum Pay Out Time ( POT ) setelah pajak untuk skala industri kimia Low risk yaitu 5 tahun dan High risk yaitu 2 tahun.

#### 6.4.3. Break Even Point (BEP)

Break Event Point ( BEP ) adalah suatu titik impas (hal tersebut pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian). Total Kapasitas pabrik pada saat sales value = total cost. Suatu pabrik akan mengalami jika beroperasi di bawah standar Break Event Point ( BEP ) dan mendapatkan keuntungan jika beroperasi diatas Break Event Point ( BEP ). Harga Break Event Point ( BEP ) pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas.

$$Break\ Even\ Point = \frac{Fa + (0,3xRa)}{(Sa - Va - (0,7xRa))} \times 100\%$$
$$= 54,571\ \%$$

Keterangan :

*Fa* : Fixed manufacturing cost

*Ra* : Regulated cost

*Va* : Variabel cost

*Sa* : Sales price

- Fixed Cost (*Fa*) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya baik pabrik produksi ataupun tidak berproduksi.
- Variabel Cost (*Va*) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi total kapasitas produksi.
- Ragulated Cost (*Ra*) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya proporsional dengan total kapasitas produksi.

Biaya-biaya tersebut bisa menjadi biaya tetap atau menjadi biaya variabel.

Tabel 6. 12 *Fixed Cost ( Fa )*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Depresiasi</i>	14.731.897,96	220.978.469.376,39
2	<i>Property Taxes</i>	7.365.948,98	110.489.234.688,20
3	<i>Insurance</i>	1.473.189,80	22.097.846.937,64
<b>Total</b>		<b>23.571.036,73</b>	<b>353.565.551.002,23</b>

Tabel 6. 13 *Regulated Cost ( Ra )*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	Gaji karyawan	1.214.000,00	18.210.000.000,00
2	<i>Payroll overhead</i>	242.800,00	3.642.000.000,00
3	<i>Supervision</i>	121.400,00	1.821.000.000,00
4	<i>Plant Overhead</i>	971.200,00	14.568.000.000,00
5	<i>Lab</i>	242.800,00	3.642.000.000,00
6	<i>Maintance</i>	4.419.569,39	66.293.540.812,92
7	<i>Administration</i>	3.270.272,36	49.054.085.371,69
8	<i>Sales Expans</i>	23.981.997,29	359.729.959.392,36
9	<i>Research</i>	16.351.361,79	245.270.426.858,43
10	<i>Finance</i>	4.020.335,89	60.305.038.411,55
11	<i>Plant Supplies</i>	662.935,41	9.944.031.121,94
<b>Total</b>		<b>55.498.672,13</b>	<b>832.480.081.968,87</b>

Tabel 6. 14 *Variable Cost ( Va )*

No	Komponen	Harga ( \$ )	Harga ( Rp )
1	<i>Raw Material</i>	32.654.714,36	489.820.715.325,94



2	<i>Packaging</i>	19.011.561,17	285.173.417.530,66
3	<i>Utilities</i>	23.761.416,17	356.421.242.476,37
4	<i>Royalty and patent</i>	2.135.645,39	32.034.680.786,13
<b>Total</b>		<b>77.563.337,07</b>	<b>1.163.450.056.119,10</b>

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

*Shut Down Point* adalah level produksi pabrik yang mana biaya untuk mengoperasikan pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik tersebut dan membayar sejumlah fixed cost.

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

$$= 22,59 \%$$

#### 6.4.5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi ekonomi keuntungan pabrik dengan cara *Discounted Cash Flow* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik tersebut berakhir (*present value*).  
Dihitung dengan persamaan :

$$(FC+WC)(1+i)^n = CF[(1+i)^n-1+(1+i)^{n-2}+...+(1+i)+1]+SV+WC$$

Keterangan :

R = S

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

CF = *Annual Cash Flow ( After Profit + taxes + depresiasi inance )*

I = *Discounted cash flow rate*

n = Umur Pabrik ( 10 Tahun )

*Salvage Value* = 10 % x FCI

= Rp 220.978.469.376,-

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow} &= \text{Profit after taxes} + \text{Depresiasi} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp } 632.850.448.139,- \end{aligned}$$

*Discounted cash flow rate* dihitung secara trial and error,

$$R = \text{Rp } 19.041.570.632.261,-$$

$$S = \text{Rp } 19.041.570.632.261,-$$

$$R-S = 0$$

Dari Trial dan error di peroleh :

$$\text{Harga } i = 0,2024$$

$$\text{Sehingga DCFR} = 20,237 \%$$

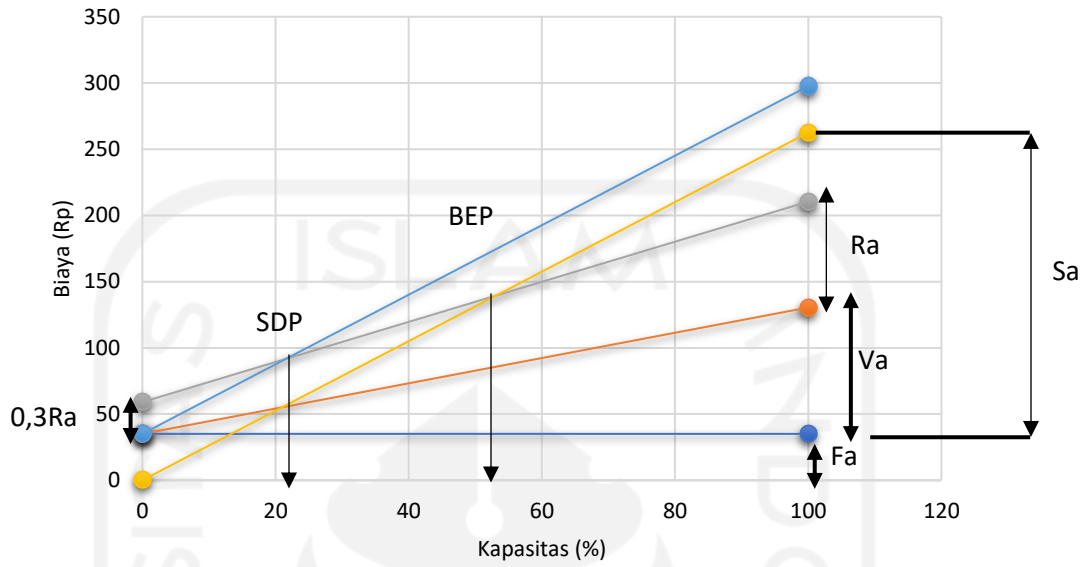
$$\text{Suku bunga pinjaman bank} = 5,25 \%$$

$$\text{DCFRR minimum} = 7,88 \%$$

Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi	Layak/Tidak
ROI sebelum pajak	23%	ROI before taxes	Aries Newton, P.193	Layak
ROI setelah pajak	16%	minimum low 11 %, high 44%		
POT sebelum pajak	3,05	POT before taxes	Aries Newton, P.196	Layak
POT setelah pajak	3,8	maksimum, low 5 th, high 2th		
BEP	54,571 %	Berkisar 40 - 60%	-	Layak
SDP	22,590 %	berkisar 20-30%		Layak
DCFRR	20,237 %	> 1,5 bunga bank = minimum	7,88%	Layak

Dalam miliar



Gambar 6. 1 Korelasi Kapasitas Produksi Terhadap Biaya

## BAB VII KESIMPULAN

### 7.1 Kesimpulan

Dalam menyusun Prarancangan Pabrik Amonia dari Hidrogen dan Nitrogen dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pabrik Amonia tergolong industri kimia yang memiliki resiko tinggi (*High Risk*). Karena menggunakan tekanan dan temperature yang tinggi.
2. Pabrik Amonia ini memperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 502 miliar/tahun, dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp. 351 miliar/ tahun.
3. Dari analisa ekonomi, pabrik Amonia ini memperoleh nilai *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 23 %, dan sesudah pajak sebesar 16 %. Sehingga pabrik ini dianggap sudah memenuhi syarat dari ketentuan yaitu minimal nilai ROI sebelum pajak sebesar 11% untuk industri kimia.
4. Dari analisa ekonomi, Pabrik Amonia memperoleh nilai *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 3,05 tahun, dan sesudah pajak sebesar 3,85 tahun. Sehingga pabrik Amonia ini dianggap sudah memenuhi syarat dari ketentuan yaitu maksimal nilai POT sebelum pajak sebesar 5 tahun untuk industri kimia.
5. Dari analisa ekonomi, Pabrik Amonia mendapatkan *Break Even Point* (BEP) dicapai pada 54,571 % dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 22,59 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40%-60% , dan SDP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 20%-30%
6. Dari analisa ekonomi, Pabrik Amonia memperoleh nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 20,237 % , untuk pabrik kimia DCFRR minimal sebesar 1,5 dari suku bunga simpanan. Suku bunga simpanan bank sebesar 5,25% sehingga nilai DCFRR minimal sebesar 7,88% dengan artian para investor tertarik untuk deposit

ke Pabrik Amonia ini daripada ke bank. Karena nilai DCFRR Pabrik Amonia ini lebih besar dari bunga simpanan di bank yang lebih besar.

7. Dari data di atas secara keseluruhan didapatkan bahwa dari Pabrik Amonia layak dipertimbangkan untuk direalisasikan atau didirikan pembangunannya di Bontang Selatan karena mempunyai indikator ekonomi yang cukup menjanjikan alias menguntungkan untuk kedepannya.

## 7.2 Saran

1. Perancangan suatu pabrik kimia tidak lepas dari limbah. Limbah yang tidak diolah dengan baik maka dapat mencemari lingkungan sekitar pabrik, yang diharapkan perkembangan pabrik kimia kedepannya lebih memperhatikan pengolahan limbah, dan yang ramah lingkungan.
2. Pemilihan alat proses, bahan baku, dan utilitas sangat perlu diperhatikan untuk menekan biaya operasional agar Pabrik Amonia mendapatkan keuntungan serta kualitas yang baik Ketika sampai ke pasar.

## DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2022. Chemical Price. <http://alibaba.com/>. Diakses pada tanggal 19 Juli 2020, pukul 21.00 WIB.
- Amiruddin, A., Surasa, T., Harlim, T., Genisa, A., Amiruddin, K. and Pudjaatmaka, A.H., 1990. Kamus Kimia: kimia organik.
- Appl, M., 1999. Amonia: Priciples & industrial practice.
- Austin. Shreve, 1987, Shreve's chemical process industries, 5 th ed, Mc Graw Hill International Book Company: New York.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, Unit Operation, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Ic., New York
- Brownell, L. E. and Young, E. H., 1959, Process Equipment Design, Wiley Eastern Limited, New Delhi
- Coulson,J.M. and Richardson,J. F., 2005, Chemical Engineering Design, vol. 6, 4ed., Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Effendi, A., Hellgardt, K., Zhang, Z.G. and Yoshida, T., 2003. Characterisation of carbon deposits on Ni/SiO<sub>2</sub> in the reforming of CH<sub>4</sub>-CO<sub>2</sub> using fixed- and fluidised-bed reactors. *Catalysis Communications*, 4(4), pp.203-207.
- Fogler, Scott H., 1999, "Elements of Chemical Reaction Engineering", 3rd Ed., Prentice Hall International Inc., USA
- Geankoplis, C.J., 1983, Transport Processes and Unit Operations, 2nd ed., Allynand Bacon Inc., Boston.
- Kern, D.Q, 1983, " Process Heat Transfer ", Mc GrawHill Book Co.Inc., New York
- Kirk, R. E. and Othmer, D., 1980, Encyclopedia of Chemical Technology, vol. 9, 3 ed., John Wiley & Sons, Inc., New York

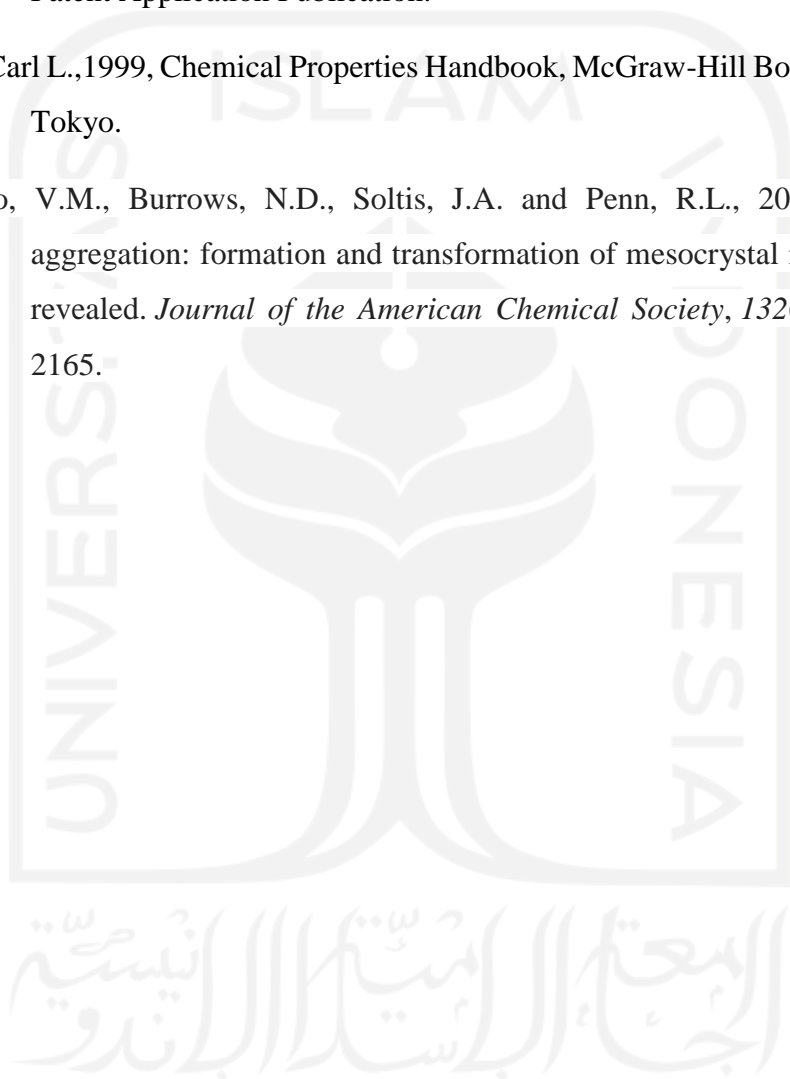
- Kirk, R. E., Othmer, D. F., Kroschwitz, J. I., Howe-Grant, M. 1998. Encyclopedia of Chemical Technology. John Wiley & Sons: New Jersey.
- Matche. 2022. Equipment cost. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 10 Juli 2022, pukul 19.00 WIB.
- Mhhe.2022. <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/> Diakses pada tanggal 12 Juli 2022, pukul 13.00 WIB.
- Nahar, A., Singh, S. 2012. How Much Catalyst is Needed for Synthesizing Amonia, 229-238. Houston, TX : USA.
- Nakamura, S. 2007. The TOYO Urea Granulation Technology, The Challenges and Achievements in Producing Urea Granules. 20th AFA International Annual Technical Conference: Tunisia.
- Nishikawa, G., Yanagawa, T., Morikawa, H., Sakata, E., Kojima, Y. 2001. Large Scale Urea Granulation Plants based on TEC Technology. Toyo Engineering Corporation: Chiba.
- Smith, J.M., 1981, Chemical Engineering Kinetics, 3 rd ed., McGraw Hill Book Company, New York.
- Stamicarbon. 2012. Licensing Urea Technology: Providing Integral Innovative Technologies for Reliable, Cost-Efficient Urea Plants. Stamicarbon B. V.: Sittard.
- Statistik, B.P., 2017. Badan pusat statistik. *Badan Pusat Statistik*.
- Suhendang, E., 2002, June. Growth and Yield Studies: The Implication for the Management of Indonesian Tropical Forest. In *MI, Saharudin., TS Kiam, YY Hwai, D. Othman and Korsgaard. Proceedings of the Malaysia-ITTO International Workshop on Growth and Yield of Managed Tropical Forest. Forestry Departement Peninsular Malaysia. Kualalumpur, 25th-29th June.*

Sutresna, Nana, 2008, Kimia, Grafindo Media Pratama: Jakarta Uhde. 2005. UFT Fluid Bed Granulation, Superior Technology. Uhde Fertilizer Technology B. V.: NW Roermond.

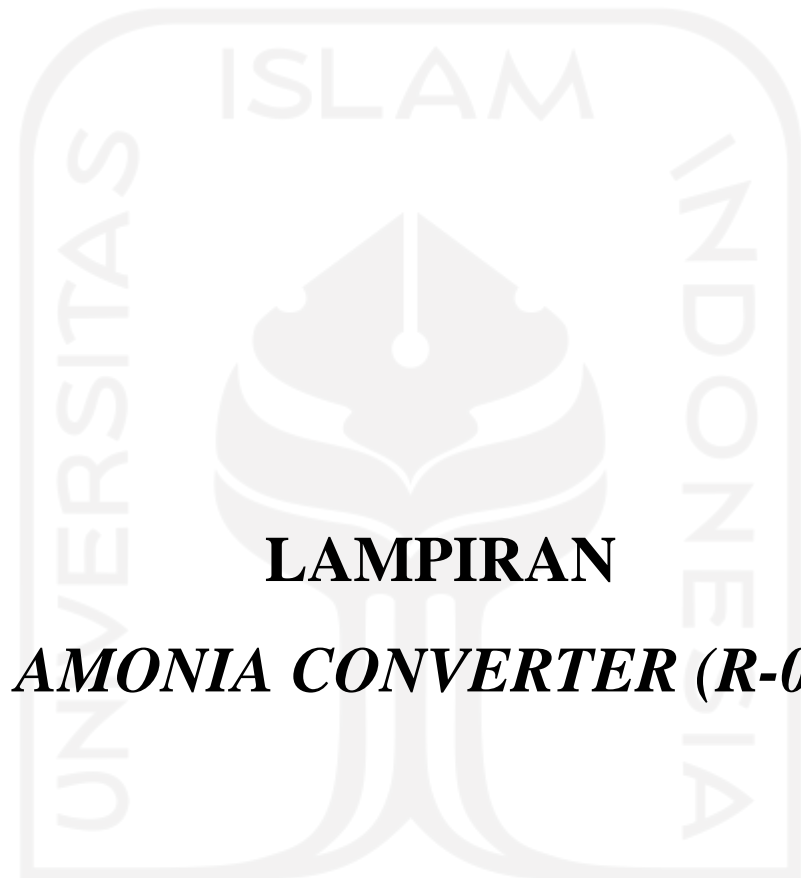
US Patent No 1988/4,728,506. *Start-Up Method For Amonia Plant*. United States Patent Application Publication.

Yaws, Carl L., 1999, Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill Book Company, Tokyo.

Yuwono, V.M., Burrows, N.D., Soltis, J.A. and Penn, R.L., 2010. Oriented aggregation: formation and transformation of mesocrystal intermediates revealed. *Journal of the American Chemical Society*, 132(7), pp.2163-2165.







**LAMPIRAN**  
***AMONIA CONVERTER (R-06)***

الجمعة المباركة  
الاستاذة الانيسة

Kode : R-06  
Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi H<sub>2</sub> dan N<sub>2</sub> reformering sehingga menghasilkan NH<sub>3</sub>  
Jenis : *Fixed Bed Multitube*  
Bahan : *Ferritic Stainless Steel type 430*  
Jumlah : 1 buah  
Tekanan : 139,49 atm  
Suhu : 400 °C  
Tujuan :  
- Menentukan Jenis Reaktor  
- Menemukan dimensi reactor  
- Menghitung *pressure drop*  
- Menghitung berat katalis

Jenis Reaktor yang di pilih reactor fixed bed multitube dengan pertimbangan :

- a. Reaksi yang terjadi adalah fasa gas dengan katalis padat.
- b. Pressure drop lebih kecil daripada reaktor menggunakan fluidized bed.
- c. Reaksi eksotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin optimal.
- d. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube
- e. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reactor.

### 1. Kondisi Operasi

Kondisi : Eksotermis  
Tekanan masuk umpan (P) : 139,49 atm  
Konversi (x) : 75 %

## 2. Data Arus Input

Komp	BM	Arus 18 (Gas Alam)			Arus 19 (Steam)		
		Mol%	Mole Flow (kmol/jam)	Mass Flow (kg/jam)	Mol%	Mole Flow (mol/jam)	Mass Flow (kg/jam)
CH <sub>4</sub>	16	0,77	38,869	621,909	1,23	38,87	621,909
N <sub>2</sub>	28	25,20	1264,296	35400,289	10,63	335,89	9405,040
H <sub>2</sub>	2	74,02	3713,607	7427,214	29,38	928,40	1856,803
NH <sub>3</sub>	17	0,00	0,00	0,000	58,76	1856,80	31565,660
<b>Total</b>		100,00	5016,772	43449,413	100,00	3159,97	43449,413

## 3. Menentukan Yi

Komp	BM	Mol%	Fi (kg/jam)	ni (kmol/jam)	yi	Bmi x Yi
CH <sub>4</sub>	16	0,7793	621,910	38,869	0,008	0,1246
N <sub>2</sub>	28	25,2025	35400,290	1264,296	0,252	7,0567
H <sub>2</sub>	2	74,0180	7427,214	3713,607	0,740	1,48036
NH <sub>3</sub>	17	0	0,000	0,000	0,000	0
<b>Total</b>		<b>100</b>	<b>5017,1612</b>	43449,414	5016,772	1,000

## 4. Menentukan Z umpan Reaktor

Komp	BM	yi (1)	Pc (bar)	Pc (Atm)	Tc (K)	ω	Yi.BM	Yi.Pc	Yi.Tc	Yi.w (1)
CH <sub>4</sub>	16	0,0077	46,0400	45,4379	190,5800	0,0110	0,1240	0,3520	1,4766	0,0001
N <sub>2</sub>	28	0,2520	33,4962	33,0582	126,1000	0,5600	7,0564	8,3311	31,7789	0,1411
H <sub>2</sub>	2	0,7402	13,1300	12,9583	33,1800	-0,2200	1,4805	9,5922	24,5611	-0,1629
NH <sub>3</sub>	17	0,0000	112,7800	111,3052	405,6500	0,2520	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>		<b>1,0000</b>	1,0000	205,4462	202,7596	755,5100	0,6030	8,6608	18,2754	57,8166

$$T_c \text{ Umpan} = 57,8166 \text{ K}$$

$$P_c \text{ umpan} = 18,2754 \text{ atm}$$

$$T_r = T/T_c = 11,6428$$

$$P_r = P/P_c = 7,6329$$

$$P_r/T_r = 0,6556$$

menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3.61 sampai 3.66 (Smith, van nes)

$$B^n = \frac{BPc}{RTc} = B^o + \omega B^1$$

$$B^o = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}}$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^n \frac{Pr}{Tr}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}}$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BPc}{RTc}\right) \left(\frac{Pr}{Tr}\right)$$

Komp	yi	Tr	Pr	Bo
CH <sub>4</sub>	0,008	3,5321	3,0700	0,0270
N <sub>2</sub>	0,252	5,3382	4,2197	0,0541
H <sub>2</sub>	0,740	20,2878	10,7649	0,0796
NH <sub>3</sub>	0,000	1,6594	1,2533	-0,1047
<b>Total</b>	1,000	30,8176	19,3078	0,0559

B1	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Yi.Z
0,1381	0,0285	0,8692	1,0248	0,0080
0,1388	0,1318	0,7905	1,1042	0,2783
0,1390	0,0490	0,5306	1,0260	0,7594
0,1185	-0,0748	0,7552	0,9435	0,0000
0,5345	0,1345	2,9455	4,0985	1,0457

## 5. Volume Gas Masuk Reaktor

Dimana :

Vg = Laju alir volumetrik, cm<sup>3</sup>/s

n = mol umpan, mol/s

R = Konstanta gas, cm<sup>3</sup>.atm/gmol.K

T = temperatur, K

P = Tekanan, atm

$$Vg = \frac{Z.n.R.T}{P}$$

Sehingga didapatkan hasil,

$$Z = 1,0456$$

$$\begin{aligned}
 n &= 1393,5479 \text{ mol/s} \\
 T &= 673,15 \text{ K} \\
 P &= 139,4942 \text{ atm} \\
 R &= 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K} \\
 V_g &= 0,577 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

### 6. Densitas Umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

$$\rho = 1317,369845 \text{ lb/ft}^3$$

### 7. Viskositas Umpan

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$T^2 = 453130,9225 \text{ K}^2$$

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

Viskositas Fase Gas

Komp	yi	$\eta$ gas	$\mu_{gas}$	$\mu_{gas}$	$\mu_{gas}$
		mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
CH <sub>4</sub>	0,00779	209,0466	2,09047E-05	0,0753	1,82121E-05
N <sub>2</sub>	0,25202	317,5829	3,17583E-05	0,1143	2,76678E-05
H <sub>2</sub>	0,74018	155,6031	1,55603E-05	0,0560	1,35561E-05
NH <sub>3</sub>	0	0,0874	8,73584E-09	0,0000	7,61066E-09
Total	1,0000	682,3200	6,8232E-05	0,2456	5,94437E-05

Komp	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$y_i \cdot \mu_{gas}$	$\eta$ gas
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	mikropoise
CH <sub>4</sub>	1,6292E-07	0,00059	1,41936E-07	1,62920
N <sub>2</sub>	8,00391E-06	0,02881	6,973E-06	80,03905
H <sub>2</sub>	1,15174E-05	0,04146	1,0034E-05	115,17444
NH <sub>3</sub>	0	0	0	0
Total	1,96843E-05	0,070863	1,71489E-05	196,84269

$$\mu_{gas} = 1,96843E-05 \text{ kg/m.s}$$

### 8. Menentukan Kapasitas Panas Gas Umpan

$$T_{rev} = 273,15 \text{ K}$$

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$T^2 = 453130,9225 \text{ K}$$

$$T^3 = 305025080,5 \text{ K}$$

$$T^4 = 2,05328E+11 \text{ K}$$

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

Komp	y <sub>i</sub>	BM	C <sub>p</sub>	C <sub>p</sub>	C <sub>p</sub>	C <sub>p</sub> = y <sub>i</sub> .C <sub>p</sub>
		(kg/kmol)	J/mol.K	kJ/kmol.K	kJ/kg.K	kJ/kg.K
CH <sub>4</sub>	0,00775	0,0160	57,4934	57,4934	3593,3401	27,8408
N <sub>2</sub>	0,25201	0,0280	20,1757	20,1757	720,5593	181,5909
H <sub>2</sub>	0,74024	0,0020	29,4490	29,4490	14724,4884	10899,6301
NH <sub>3</sub>	0	0,0170	47,3073	47,3073	2782,7807	0
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>0,0630</b>	<b>154,4254</b>	<b>154,4254</b>	<b>21821,1685</b>	<b>11109,0618</b>

Komp	Fi	Fi.C <sub>p</sub>	C <sub>p</sub> .y <sub>i</sub>
	(kg/jam)	kJ/jam.K	kJ/kmol.K
CH <sub>4</sub>	621,9096	17314,4401	0,4455
N <sub>2</sub>	35400,2898	6428371,1732	5,0845
H <sub>2</sub>	7427,2141	80953886,4717	21,7993
NH <sub>3</sub>	0	0	0
<b>Total</b>	<b>43449,4136</b>	<b>87399572,0850</b>	<b>27,3293</b>

$$C_p \text{ campuran} = 22,8501 \text{ Kjoule/kmol.K}$$

$$= 87399572,0850 \text{ Kjoule/h.K}$$

$$= \mathbf{11109,0618 \text{ kjoule/kg.K}}$$

### 9. Menentukan ΔHR

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

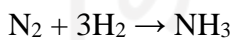
$$T_{rev} = 273,15 \text{ K}$$

$$T = 673,15 \text{ K}$$

Komp	$\Delta H_f$ (kJ/mol )	$\Delta H_f$ (kJ/kmol )	$\Delta H$ (J/mol )	$\Delta H$ (kJ/kmol )
CH <sub>4</sub>	-74,73	-74730	18365,3602	18365,3602
N <sub>2</sub>	0	0	10440,1170	10440,1170
H <sub>2</sub>	0	0	11673,5376	11673,5376
NH <sub>3</sub>	-45,9	-45900	16406,4750	16406,4750
Total	-74,73	-74730	18365,3602	18365,3602

### Qreaksi

Reaksi pembentukan 1



$\Delta H_f$  produk -  $\Delta H_f$  reaktan

$$\Delta H_{R\ 298} = -45900 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_r = 22113,65458 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_p = 16406,47501 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{R} = -5707,1796 \text{ kJ/kmol (Reaksi Eksotermis)}$$

### 10. Menentukan Konduktivitas Umpan

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

$$T = 673,15K$$

$$T^2 = 453130,9225 K$$

Konduktivitas pada fase gas

Komponen	y <sub>i</sub>	k <sub>gas</sub>	y <sub>i</sub> .k <sub>gas</sub>
		W/m.K	W/m.K
CH <sub>4</sub>	0,0077	0,1001	0,0008
N <sub>2</sub>	0,2520	0,0492	0,0124
H <sub>2</sub>	0,7402	0,3192	0,2363
NH <sub>3</sub>	0,0000	0,0873	0,0000
Total	1,0000	0,5558	0,2494

$$k \text{ Campuran} = 0,2494 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,8979 \text{ kJ/m.h.K}$$

$$= 0,2144 \text{ kcal/m.h.K}$$

$$= 0,000595801 \text{ cal/cm.s.K}$$

### 11. Katalisator

Katalis	: $\text{Fe}_2\text{O}_3$
Bentuk	: Padatan
Diameter	: 0,006 m
Panjang	: 0,004 m
Densitas	: $4500 \text{ kg/m}^3$
Void Fraction	: 0,54
Volume katalis per tube	: $2,27 \text{ ft}^3$
Densitas bulk	: $1121,38 \text{ kg/m}^3$

### 12. Menentukan Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio  $D_p/D_t$  terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi serbuk katalisator di bandingkan dnegan pipa kosong ( $hw/h$ ) yang telah diteliti oleh Colburn's yaitu :

$D_p/D_t$	0,05	0,10	<b>0,15</b>	0,20	0,25	0,30
$hw/h$	5,50	7,00	<b>7,80</b>	7,50	7,00	6,60

Dipilih  $D_p/D_t$  **0,15** (Karena menghasilkan perpindahan panas yang paling besar) dimana,

Jenis :  $\text{Fe}_2\text{O}_3$

Ukuran :  $D = 0,63 \text{ in} = 1,6002 \text{ cm}$

*Void Fraction* = 0,56

Densitas Bulk =  $1121,38 \text{ kg/m}^3$

$V_s$  =  $0,11304 \text{ cm}^3$

$D_p$  = 0,6 cm

$D_p/D_t$  = 0,15

$D_t$  = 4 cm = 1,57480315 in



Jenis Tube	Steel Pipe					
IPS	2	in	5,08	cm	0,0508	m
OD	2,38	in	6,0452	cm	0,060452	m
ID	2,067	in	5,25018	cm	0,0525018	m
Flow area per tube	3,35	in <sup>2</sup>	21,61286	cm <sup>2</sup>	0,002161286	m <sup>2</sup>
Sc.Num	40	Ft				
Surface per lin ft (Outside)	0,622	ft <sup>2</sup> /ft				
Surface per lin ft (Inside)	0,542	ft <sup>2</sup> /ft				

Aliran dalam pipa adalah aliran transisi, maka  $N_{re} = 4500$

$$N_{Re} = \frac{Gt \cdot Dt}{\mu}$$

$$N_{Re} = 4500 \text{ (Nilai Re yg biasa dipakai di fase gas)}$$

$$\mu = 0,07086 \text{ kg/m.h}$$

$$Dt = 0,05250 \text{ m}$$

$$G \text{ (umpan total)} = 43449,41355 \text{ gr/s}$$

$$Gt = \frac{\mu \cdot N_{Re}}{Dt} \quad Gt = \text{Kecepatan massa per satuan luas}$$

$$Gt = 6073,7947 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$= 0,1687 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

$$At = \frac{G}{Gt}$$

$$At = 7,1549 \text{ m}^2$$

$$= 71549,2238 \text{ cm}^2$$

$$Ao = \frac{\pi}{4} ID^2$$

$Ao = \text{Luas penampang pipa}$

$$Ao = 0,00216 \text{ m}^2$$

$$= 21,63805 \text{ cm}^2$$

$$Nt \max = \frac{At}{Ao}$$

Nt = (jumlah pipa) max

Nt max = 3306,6398 buah

$\rho_s$  = 4,5 gr/cm<sup>3</sup>

P = 139,4942 atm

BM = 8,6608 g/gmol

R = 82,05 cm<sup>3</sup>.atm/gmol.K

T udara = 303 K

$\rho_g$  = 0,0198 g/cm<sup>3</sup>

$$\rho_{\text{udara}} = \frac{P_{\text{udara}} \cdot BM_{\text{udara}}}{R \cdot T_{\text{udara}}}$$

$$= 0,0486 \text{ g/cm}^3$$

#### Katalis Besi Oksida :

Bentuk = Bubuk padat

Re = 4500

Fd = 0,014 (Sumber : Brownell Young Book, fig.69, page 76)

$$V \max = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g \cdot Dp}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}}$$

= 121,3961 cm/s

= 4370,2613 m/h

$$Q = \frac{G}{\rho_g}$$

Q = 610529,4289 cm<sup>3</sup>/s

$$At = \frac{Q}{V_{\max}}$$

$$A_t = 5029,2323 \text{ cm}^2$$

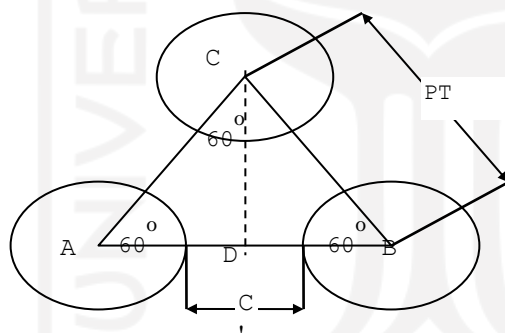
$$Nt_{min} = \frac{A_t}{A_o}$$

$$Nt_{min} = 530 \text{ buah}$$

$$\text{ambil } Nt = 550 \text{ buah}$$

### 13. Menentukan Diameter Reaktor

Pipe (tube) disusun dengan pola 'triangular pitch atau susunan segitiga ' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi ( $h_o$ ). Sehingga, transfer panas lebih baik dari pada susunan square pitch atau susunan persegi (Sources : Kern, 1993)



Susunan tube = triangular

$$\text{Pitch tube (PT)} = 1.25 \times \text{ODt} \quad 2,975 \text{ in} \quad 7,5565 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{ODt} \quad 0,595 \text{ in} \quad 1,5113 \text{ cm}$$

Untuk menghitung diameter shell, di cari luas penampang shell total ( $A_{total}$ )

Luas Shell = Luas Segitiga

$$A_{total} = 2 \cdot Nt \cdot \text{Luas segitiga } ABC$$

$$\frac{\pi}{4} \times I D_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left( \frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot \sin 60 \right)$$

$$\frac{\pi}{4} x ID_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left( \frac{1}{2} \cdot P_T^2 \cdot 0,866 \right)$$

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

$$ID_s = 148,4837 \text{ cm}$$

$$= 1,4848 \text{ m}$$

$$= 58,4582 \text{ in}$$

#### 14. Menghitung Neraca Massa

Dihitung dengan menggunakan neraca massa komponen yang terlibat dalam reaksi. Persamaan laju reaksi pada reaksi ini mengikuti persamaan laju reaksi orde 1.

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{F_{N_2(z+r\Delta z)} - F_{N_2(z)}}{\Delta z} + (-r_{N_2}) \cdot \eta \cdot \pi R^2 = 0$$

$$\frac{dF_{N_2}}{dz} = -(-r_{N_2}) \cdot \eta \cdot \pi R^2$$

Dimana :

$$F_{N_2} = F_{N_{20}}(1 - x)$$

$$\frac{dx}{dz} = \frac{(-r_{N_2}) \cdot \eta \cdot \pi R^2}{F_{N_{20}}}$$

Dimana :

$$-r_{N_2} = \frac{1}{2} (R_{NH_3})$$

$$\frac{dx}{dz} = \frac{(R_{NH_3}) \cdot \eta \cdot \pi R^2}{2 \cdot F_{N_{20}}}$$

Keterangan :

$F_{N_2}$  = Kecepatan massa nitrogen, kg/jam

R = Jari-jari katalisator, m

l = Tinggi bed reaktor, m

- x = konversi nitrogen, %
- $\epsilon$  = Porositas  $(P_p - P_b)/P_p$
- $\eta$  = effectiveness factor

## 15. Menghitung Neraca Panas

*Panas masuk – panas keluar + panas generatio – panas transfer = ACC*

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - U \cdot A (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V + U \cdot \Delta z \cdot \pi D \cdot (T - T_p)$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \Delta z + U \cdot \Delta z \cdot \pi D \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 + U \cdot \pi D \cdot (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 + U \cdot \pi D \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 - U \cdot \pi D \cdot (T - T_p)$$

Keterangan :

$$H = Q = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_{ref})$$

$$dH = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 - U \cdot \pi D \cdot (T - T_p)$$

Sehingga :

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{dx}{dz} - U \cdot \pi D \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

## 16. Menghitung Neraca Panas Pendingin

Panas yang diberikan oleh gas reactor = panas yang diterima gas pendingin

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} W_s C p_s \left( \frac{T_c|z+\Delta z - T_c|z}{\Delta Z} \right) = U_D \cdot \pi \cdot D \cdot \Delta Z (T - T_c)$$

$$W_s C p_s \frac{dT_s}{dz} = U_D \cdot \pi \cdot D \cdot (T - T_c)$$

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot D \cdot (T - T_c)}{W_s C p_c}$$

Keterangan :

UD = Koefisien transfer panas overall, W/m<sup>2</sup>.K, gr/cm<sup>3</sup>

D = Diameter, m

Ws = Laju massa pendingin, kg/jam

Cps = Kapasitas panas pendingin, kJ/kg.K

## 17. Menghitung Pressure Drop

Nilai dalam pipa sama dengan nilai penurunan tekanan dalam pipa berisi katalis (Fixed bed multitube) digunakan persamaan

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

**Ergun 11.6 ( Fogler chapter 11 hal 492 )**

Keterangan :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm<sup>3</sup>

K = Densitas gas, gr/cm<sup>3</sup>

Dp = Densitas pertikel katalisator, cm

g = Gaya Gravitasi, cm/det<sup>2</sup>

l = Porosity tumpukan katalisator

m = Viskositas gas, gr/cm jam

## 18. Mechanical Design

- **Tube**

$$\text{IDt} = 1,15 \text{ in}$$

$$\text{ODt} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{TebalTube} = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

$$\text{Ketebalan} = 0,05 \text{ in}$$

$$\text{Tebal Tube} = 0,1250 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan yang diijinkan ( f )} = 75200 \text{ psi}$$

$$\text{Efficiency pengelasan ( E )} = 0,8$$

$$\text{Faktor korosi ( c )} = 0,125 \text{ in}$$

- **Shell**

$$\text{Tekanan Operasi} = 2050,564 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan Desain} = 2460,677 \text{ psi}$$

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

(Sources : Brownell & Young, page 254)

$$\text{Tebal shell (ts)} = 1,35 \text{ in}$$

$$\text{ODs} = \text{IDs} + 2(\text{Tebal Shell})$$

$$\text{ODs} = 61,95 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 72 \text{ in}$$

- **Head Reaktor**

Bentuk *Hemispherical Dished Head* karena Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas

Tebal Head :

$$t_h = \frac{pd_i}{4fE - 0.4p} + c \quad (7.88)$$

(Brownel & Young, 1959, Pers. 7.88 , hal 140)

$$\text{Th} = \text{Tebal tutup} = 2460,68 \text{ psi}$$

$$\text{D} = \text{Diameter} = 58,46 \text{ in}$$

$$\text{P} = \text{Tekanan Desain} = 75200 \text{ psi}$$

F = Tekanan maksimum	= 75185,3 psi
E = Efisiensi Pengelasan	= 85%
C = Faktor Korosi	= 0,125 in
Didapatkan th	= 0,6899 in
Th standar	= 0,750 in
Th = tb	= 0,750 in

(T-5.7, Hal. 89, Brownell and Young, 1959)

Tinggi Head :

Sf	= 4 in
----	--------

Sehingga dipilih

Icr	= 4,375
-----	---------

R	= 72
---	------

DH = CR	= 0,5 * ID
	= 35,25 in

OD =	72 in
------	-------

ID =	70,5 in
------	---------

Tinggi head (OA)	= cr + sf + th
	= 40 in
	= 1,0160 m

Maka Tinggi Bottom =	1,0160 m
----------------------	----------

Maka tinggi total :

H total	= H Shell + H head + H Bottom
	= 8,7320 m

(Brownell & Young, 1959, Tabel 5.11, hal 94)

- **Volume Reaktor**

Volume head (VH)	= 0.000049 x ID <sup>3</sup>
	= 9,78884405 in <sup>3</sup>
	= 0,000160411 m <sup>3</sup>



$$\begin{aligned} \text{Volume Shell (VS)} &= \pi/4 \cdot (ID_s)^2 \cdot Z \\ &= 707621,4067 \text{ in}^3 \\ &= 11,59586275 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Reaktor (VR)} &= \text{Vol shell} + (\text{Vol top head}) \\ &= 707631,1956 \text{ in}^3 \\ &= 11,59602317 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= V/Q \\ \text{Volume Tube} &= 273,84601 \text{ in}^3 \\ &= 0,00449 \text{ m}^3 \\ Q &= 0,01154 \text{ m}^3/\text{s} \\ T &= 23,32403575 \text{ s} \end{aligned}$$

(Sources : Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959)

- **Nozzle**

Dipilih jenis tube : Stainless Steel

Diameter saluran gas umpan :

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0.52} \rho^{-0.37}$$

(Sources : Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

di mana :

- G = kec. umpan masuk
- P = densitas gas umpan mix
- G = 12,072 kg/s
- $\rho$  = 19 kg/m<sup>3</sup>
- Dopt = 369,0310697 mm
- = 14,52879012 in

Dipilih ukuran standart sch 30

ID = 15,2500 in

OD = 16,0000 in

Diameter saluran gas umpan :

Densitas gas out ( $\rho$ )

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T}$$

$$\rho = 58,35393497 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

(Sources : Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

di mana :

G = kec. umpan out

P = densitas gas out

G = 12,072 kg/s

$\rho = 58,35393497 \text{ kg/m}^3$

D opt = 243,64405 mm

= 9,592290614 in

Dipilih ukuran standart sch 40

ID = 10,0200 in

OD = 10,7500 in

Diameter pendingin keluar :

$$\rho p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} Tin)$$

T pendingin out = 1,37 K

rho p = 0,759489601 gr/cm<sup>3</sup>

= 759,4896005 kg/m<sup>3</sup>

di mana :

G = kec. Aliran Pendingin

$$\begin{aligned} \rho &= \text{densitas pendingin} \\ G &= 12,072 \text{ kg/s} \\ \rho &= 759,4896005 \text{ kg/m}^3 \\ D_{\text{opt}} &= 94,27763658 \text{ mm} \\ &= 3,71171998 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran standart sch 30

$$ID = 4,026 \text{ in}$$

$$OD = 4,5 \text{ in}$$

Menghitung

Menghitung volume total tumpukan katalis :

$$\begin{aligned} V &= 309641,9119 \text{ in}^3 \\ &= 5,074121828 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung berat tumpukan katalis :

$$\begin{aligned} W &= V \times \text{Density bulk} \\ &= 5690,018736 \text{ Kg} \end{aligned}$$

### 19. Beban Panas (Q)

$$T_{\text{in}} : 400 \text{ }^\circ\text{C} = 673,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} : 400 \text{ }^\circ\text{C} = 673,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} : 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Input :

Komponen	BM	massa	mol	∫Cp.dT		Q in
		kg/jam	kmol/jam	joule/mol	kJ/mol	kJ/jam
CH4	16	621,9096	38,869	17453,316	17453,316	678399,035
N2	28	35400,2898	1264,296	9713,877	9713,877	12281216,255
H2	2	7427,2141	3713,607	10955,903	10955,903	40685917,504
Total		43449,4136	5016,7725	38123,0953	38123,0953	<b>53645532,7942</b>

Output :

Komponen	BM	massa	mol	∫Cp.dT		Q in
		kg/jam	kmol/jam	joule/mol	kJ/mol	kJ/jam
CH4	16	621,9096	38,869	17166,643	17166,643	667256,257
N2	28	35400,2898	1264,296	9612,373	9612,373	12152885,375
H2	2	7427,2141	3713,607	10808,715	10808,715	40139321,596
total		43449,4136	43449,4136	5016,7725	37587,7315	<b>52959463,2274</b>

Beban Panas (Q) = 650270,457 Btu/jam

Kebutuhan air pendingin = 261,237 kg/jam

Viskositas Campuran = 287,1514 mP

Panas Konduktivitas Campuran = 0,0484 W/m.K

Kapasitas Panas Campuran = 0,4863 Kj/Kg

Densitas Campuran = 59,2867 Kg/m<sup>3</sup>

## 20. ΔTLMTD

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

ΔTLMTD = 126,1969 F

Factor Correction = 0,795 (Fig 18 Hal. 828, Kern)

ΔTLMTD Correction = 100,3265 F

## 21. Overall Heat Transfer Coeficiency

Berdasarkan Tabel 8 Hal. 840, Kern, nilai UD untuk fluida panas gas (light organic) dan fluida dingin Water adalah :

UD of Gas-Water = 75 – 150 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F

UD Trial = 75 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F

## 22. Heat Transfer Area

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 86,42 \text{ ft}^2$$

### 23. Luas Selubung Reaktor

$$\text{Luas Selubung Reaktor} = \pi \cdot D \cdot H + \frac{1}{4} \cdot D^2$$

$$L = 437,117 \text{ ft}^2$$

Maka,

**Luas Selubung > A (Heat Transfer Area) = Menggunakan Pendingin Jacket**  
**Sehingga luas selimut mencukupi sebagai luas transfer panas dengan menggunakan Jacket.**

### 24. Ukuran Jacket Pendingin

$$\text{ID} = \text{OD Tangki} + 2 \cdot \text{jw}$$

$$\text{ID} = 77,28 \text{ in}$$

### 25. Tebal Dinding Jacket

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

$$t = 1,568 \text{ in}$$

$$t \text{ standar} = 1,625 \text{ in}$$

$$\text{ODs} = 80,529 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 84 \text{ in}$$

### 26. Tebal Head dan Bottom Jacket

$$t_h = \frac{pdt}{4fe - 0,4p} + C$$

$$t_h = 46,5 \text{ in}$$

$$= 1,1811 \text{ m}$$

### 27. Luas Permukaan Transfer panas Jacket

Luas permukaan tangki untuk tebal head < 1 in :

$$De = \text{OD} + \frac{\text{OD}}{42} + 2 \cdot \text{sf} + \frac{2}{3} \cdot \text{icr}$$

$$De = 8,2083 \text{ ft}$$

$$A_{\text{total}} = 248,23 \text{ ft}^2$$

## 28. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Overall (Ud)

### a. Tube Side

$C_p =$	22,8501	kJ/kmol.K	11108,3883	kJ/kg.K	2653,1941	Btu/lb.F
$\mu =$	0,0002	g/cm.s	0,0476	lb/ft.h		
$k =$	0,2494	W/m.k	0,1441	Btu/ft.h.F		

$$PR = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$PR = 876,6191$$

$$G_t = 0,1687 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

$$D_t = 5,25018 \text{ cm}$$

$$\frac{G_t D_t}{\mu} = 4500$$

$$j_H = 15 \quad (\text{Sumber : fig. 24 Kern Page 834})$$

$$j_H \cdot \left( \frac{k}{ID_t} \right) \cdot (PR)^{1/3}$$

$$h_i = 120,1201 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 104,3228 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

### b. Shell Side

Didalam shell digunakan pemanas dengan spesifikasi berikut :

Sifat fisis pemanas → Liquid

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}\mu_s &= 9,34272 \text{ gr/cm.h} \\ &= 0,098529481 \text{ lb/ft.h}\end{aligned}$$

CPs :

$$\begin{aligned}T &= 673,15 \text{ K} \\ \text{CPs} &= 0,32720 \text{ Cal/gr.K} \\ &= 1,36964 \text{ J/gr.K}\end{aligned}$$

Ks :

$$\begin{aligned}T &= 623,15 \text{ K} \\ \text{Ks} &= 0,89231 \text{ Btu/ft.h.F} \\ \text{CPs} &= 150,86465 \text{ Btu/lb.F} \\ \mu_s &= 0,62780 \text{ lb/ft.h} \\ \text{Ks} &= 0,89231 \text{ Btu/ft.h.F}\end{aligned}$$

**c. Menghitung Bilangan Reynold di Shell (Res)**

$$\begin{aligned}\text{IDs (diameter dalam shell)} &= 73,28122 \text{ in} \\ \text{B (baffle Spacing)} &= 54,96091 \text{ in} \\ \text{PT (Pitch Tube)} &= 2,975 \text{ in} \\ \text{C' (jarak antar tube)} &= 0,595 \text{ in} \\ \text{Ws (Laju aliran pemanas)} &= 140436,3415 \text{ kg/jam} \\ &= 309608,7673 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$a_s = \frac{\text{IDs} \cdot \text{C}' \cdot \text{B}}{144 \cdot \text{PT}}$$

$$\begin{aligned}\text{As (flow area pada shell)} &= 5,59389 \text{ in}^2 \\ &= 0,03885 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

$$G_s \text{ (Mass velocity fluida dalam shell)} = 25105,29948 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$\begin{aligned}\text{De (Diameter Equivalen)} &= 2,656693374 \text{ in} \\ &= 6,748 \text{ cm}\end{aligned}$$

$$Re_s = \frac{Gs \cdot De}{\mu_s}$$

$$Re_s = 8852,91109$$

$$jH = 70 \quad (\text{Sources : fig. 28 Kern, Page 838})$$

$$h_o = jH \left( \frac{Ks}{De} \right) \left( \frac{Cp_s \cdot \mu_s}{k_s} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 1335,88695 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

### 29. Clean Overall Coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$Uc = 96,76611 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

### 30. Rd (Dirty Factor)

Dari Grafik didapatkan

$$Rd \text{ Shell} = 0,029 \quad (\text{Sources : fig.29, Kern, page 839})$$

$$Rd \text{ Tube} = 0,00039 \quad (\text{Sources : fig.26, Kern, page 839})$$

$$Rd = Rd \text{ Shell} + Rd \text{ Tube}$$

$$= 0,02939 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$$

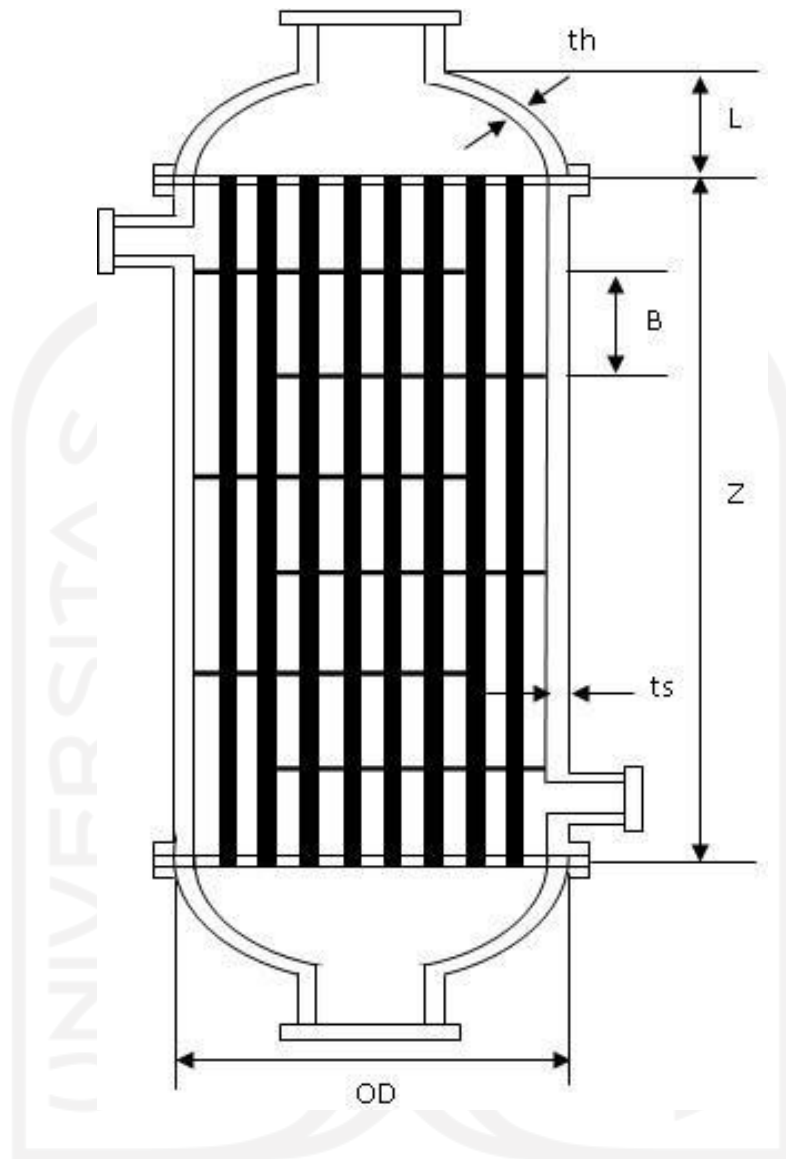
$$Ud = \frac{1}{Rd + \frac{1}{Uc}}$$

$$Ud = 25,1736 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$= 122,8974 \text{ kkal/h.m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 514,5466 \text{ kj/h.m}^2 \cdot \text{K}$$





UNIVERSITA C  
الجامعة الإسلامية

Outside Diameter (OD)	= 72	in
Tebal shell (ts)	= 1,75	in
Tinggi Tube (z)	= 263,77	in
Baffle Spacing (B)	= 43,84	in
Tinggi Head (L)	= 40	in
Tebal head (th)	= 0,75	in

## Simulasi MATLAB dalam pendekatan Runge kutta orde-4

### 1. MAINPROGRAM

```

clear all
clc
global AR FA0 FB0 FC0 FD0 rhob R ART g D
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
D = 1.8613;
R = 8.314;
rhob = 1.12138;
Nt = 350;
FA0 = 39.1/Nt;%CH4
FB0 = 1264.45/Nt;%N2
FC0 = 3713.61;%H2
FD0 = 0;%NH3
L = 120;
g = 980.665;
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
r = D/2;
AR = (pi*r^2)*10000/Nt;
ART = (pi*r^2)*10000;
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
nint=10;%Jumlah interval untuk perhitungan
nprt=1;%Jumlah interval sampai cetak
z0 = 0;
x0 = 0;
T0 = 673.15;
p0 = 139.49;
Ts0 = 623.15;

%Step 1-3 Runge-kutta ordo 4
delz=10;
z(1)=z0;
x(1)=x0;
T(1)=T0;
p(1)=p0;
Ts(1)=Ts0;

fprintf('%5.0f %18.0f %18.0f %18.0f
%18.0f\n', [z(1),x(1),T(1),p(1),Ts(1)])
for i = 1:100
    k1x = P1(z(i),x(i),T(i),p(i),Ts(i))*delz;
    k1T = P2(z(i),x(i),T(i),p(i),Ts(i))*delz;
    k1p = P3(z(i),x(i),T(i),p(i),Ts(i))*delz;
    k1Ts = P4(z(i),x(i),T(i),p(i),Ts(i))*delz;
    k2x =
P1(z(i)+0.5*delz,x(i)+0.5*k1x,T(i)+0.5*k1T,p(i)+0.5*k1p,Ts(i)+0
.5*k1Ts)*delz;
    k2T =
P2(z(i)+0.5*delz,x(i)+0.5*k1x,T(i)+0.5*k1T,p(i)+0.5*k1p,Ts(i)+0
.5*k1Ts)*delz;
    k2p =
P3(z(i)+0.5*delz,x(i)+0.5*k1x,T(i)+0.5*k1T,p(i)+0.5*k1p,Ts(i)+0
.5*k1Ts)*delz;

```

```

    k2Ts =
P4(z(i)+0.5*delz,x(i)+0.5*k1x,T(i)+0.5*k1T,p(i)+0.5*k1p,Ts(i)+0
.5*k1Ts)*delz;
    k3x =
P1(z(i)+0.5*delz,x(i)+0.5*k2x,T(i)+0.5*k2T,p(i)+0.5*k2p,Ts(i)+0
.5*k1Ts)*delz;
    k3T =
P2(z(i)+0.5*delz,x(i)+0.5*k2x,T(i)+0.5*k2T,p(i)+0.5*k2p,Ts(i)+0
.5*k1Ts)*delz;
    k3p =
P3(z(i)+0.5*delz,x(i)+0.5*k2x,T(i)+0.5*k2T,p(i)+0.5*k2p,Ts(i)+0
.5*k1Ts)*delz;
    k3Ts =
P4(z(i)+0.5*delz,x(i)+0.5*k2x,T(i)+0.5*k2T,p(i)+0.5*k2p,Ts(i)+0
.5*k1Ts)*delz;
    k4x =
P1(z(i)+delz,x(i)+k3x,T(i)+k3T,p(i)+k3p,Ts(i)+k3Ts)*delz;
    k4T =
P2(z(i)+delz,x(i)+k3x,T(i)+k3T,p(i)+k3p,Ts(i)+k3Ts)*delz;
    k4p =
P3(z(i)+delz,x(i)+k3x,T(i)+k3T,p(i)+k3p,Ts(i)+k3Ts)*delz;
    k4Ts =
P4(z(i)+delz,x(i)+k3x,T(i)+k3T,p(i)+k3p,Ts(i)+k3Ts)*delz;
    z(i+1)=z(i)+delz;
    x(i+1)=x(i)+(k1x+2*k2x+2*k3x+k4x)/6;
    T(i+1)=T(i)+(k1T+2*k2T+2*k3T+k4T)/6;
    p(i+1)=p(i)+(k1p+2*k2p+2*k3p+k4p)/6;
    Ts(i+1)=Ts(i)+(k1Ts+2*k2Ts+2*k3Ts+k4Ts)/6;
    fprintf('%5.2f %18.4f %18.4f
%18.4f\n',[z(i+1),x(i+1),T(i+1),p(i+1),Ts(i+1)])

    figure(1)
    plot(z,x,'r','linewidth',2); hold on; grid on
    xlabel('Panjang reaktor (cm)')
    ylabel('Konversi')
    title('Profil konversi sepanjang reaktor')

    figure(2)
    plot(z,T,'b','linewidth',2); hold on; grid on
    xlabel('Panjang reaktor (cm)')
    ylabel('Suhu reaksi (K)')
    title('Profil suhu sepanjang reaktor')

    figure(3)
    plot(z,p,'b','linewidth',2); hold on; grid on
    xlabel('Panjang reaktor (cm)')
    ylabel('Tekanan reaksi (atm)')
    title('Profil tekanan sepanjang reaktor')

    figure(4)
    plot(z,Ts,'b','linewidth',2); hold on; grid on
    xlabel('Panjang reaktor (cm)')
    ylabel('Suhu Pendingin (K)')
    title('Profil Suhu Pendingin sepanjang reaktor')
end

```

## 2. Pendekatan Konversi

```
function dxdT = P1(z,x,T,p,Ts)
global AR FA0 FB0 FC0 FD0 rhob R rA FA FB FC FD yA yB yC yD
k = 3.58117;
FA = FA0*(1-x);
FB = FB0-FA0*x;
FC = FC0+FA0*x;
FD = FD0+FA0*3*x;
yA = FA/(FA+FB+FC+FD);
yB = FB/(FA+FB+FC+FD);
yC = FC/(FA+FB+FC+FD);
yD = FD/(FA+FB+FC+FD);
rA = -k*yA*p/(R*T);
dxdT = -rA*AR*rhob/FA0;
end
```

## 3. Pendekatan Suhu

```
function dTdz = P2(z,x,T,p,Ts)
global AR FA FB FC FD HR4 rA
HR1 = -63.425-4.3355e-01*T+1.7220e-05*T^2;%CH4
HR2 = 0;%N2
HR3 = 0;%H2
HR4 = 0;%NH3
dHR = (HR1+HR2-HR3-HR4)*1000;
Cp1 = 34.942-0.038287*T+0.000192*T^2-1.5e-07*T^3+3.9321e-11*T^4;%CH4
Cp2 = 29.342-3.54e-05*T+1.0076e-05*T^2-4.5116e-08*T^3+2.5935e-13*T^4;%N2
Cp3 = 25.399+2.0178e-02*T-3.8549e-05*T^2+3.1880e-08*T^3-8.7585e-12*T^4;%H2
Cp4 = 33.573-0.012581*T+8.8906e-05*T^2-7.1783e-08*T^3+1.8569e-11*T^4;%NH3
dTdz = -rA*-dHR*AR/(FA*Cp1+FB*Cp2+FC*Cp3+FD*Cp4);
end
```

## 4. Pendekatan Tekanan

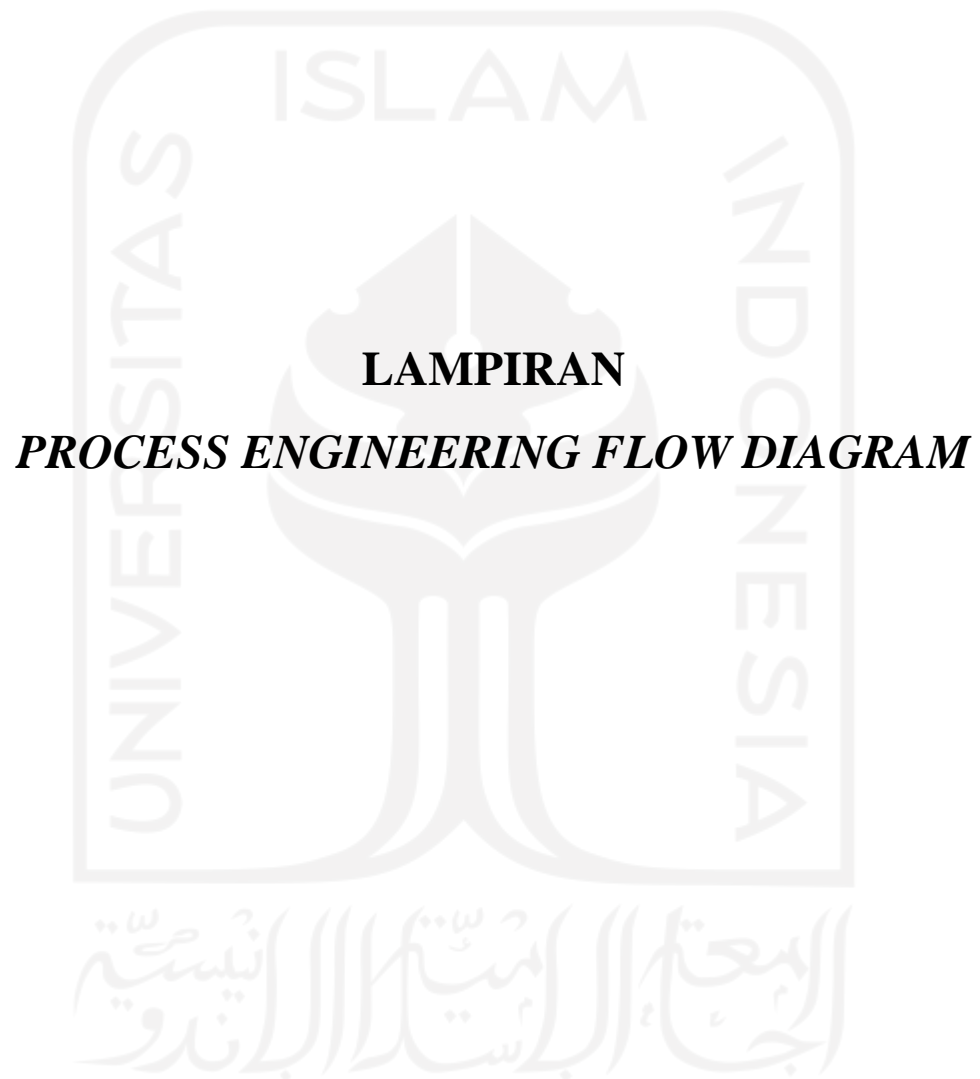
```
function dpdz = P3(z,x,T,p,Ts)
global AR rhob R FA FB FC FD yA yB yC yD ART g D
rho = (yA^2*p/(R*T))+(yB^2*p/(R*T))+(yC^2*p/(R*T))+(yD^2*p/(R*T));
G = (FA*16+FB*28+FC*2+FD*17)/(AR*3600);
miu1 = 3.844+4.0112e-01*T-0.00014303*T^2;%CH4
miu2 = 42.606+0.475*T-0.0000988*T^2;%N2
miu3 = 27.758+0.212*T-0.0000328*T^2;%H2
miu4 = 0.00457+0.000023293*T+1.481e-07*T^2;%NH3
miutotal = (yA*miu1+yB*miu2+yC*miu3+yD*miu4)*1e-08;
e = 0.56;
dpdz = (-G/(rho*g*1.1273))*((1-e)/e^3)*((150*(1-e)*miutotal/1.1273)+1.75*G);
```

5. Pendekatan Suhu Kritis

```
function dTsdZ = P4(z,x,T,p,Ts)
global AR rhob R FA FB FC FD yA yB yC yD ART g D
Nt = 175;
Ud = 142.9288676;
ODt = 0.06;
Cpp = 1.3696;
Wp = 140436.3415;

dTsdZ = Ud*pi*ODt*Nt*(T-Ts)/Wp*Cpp;
```

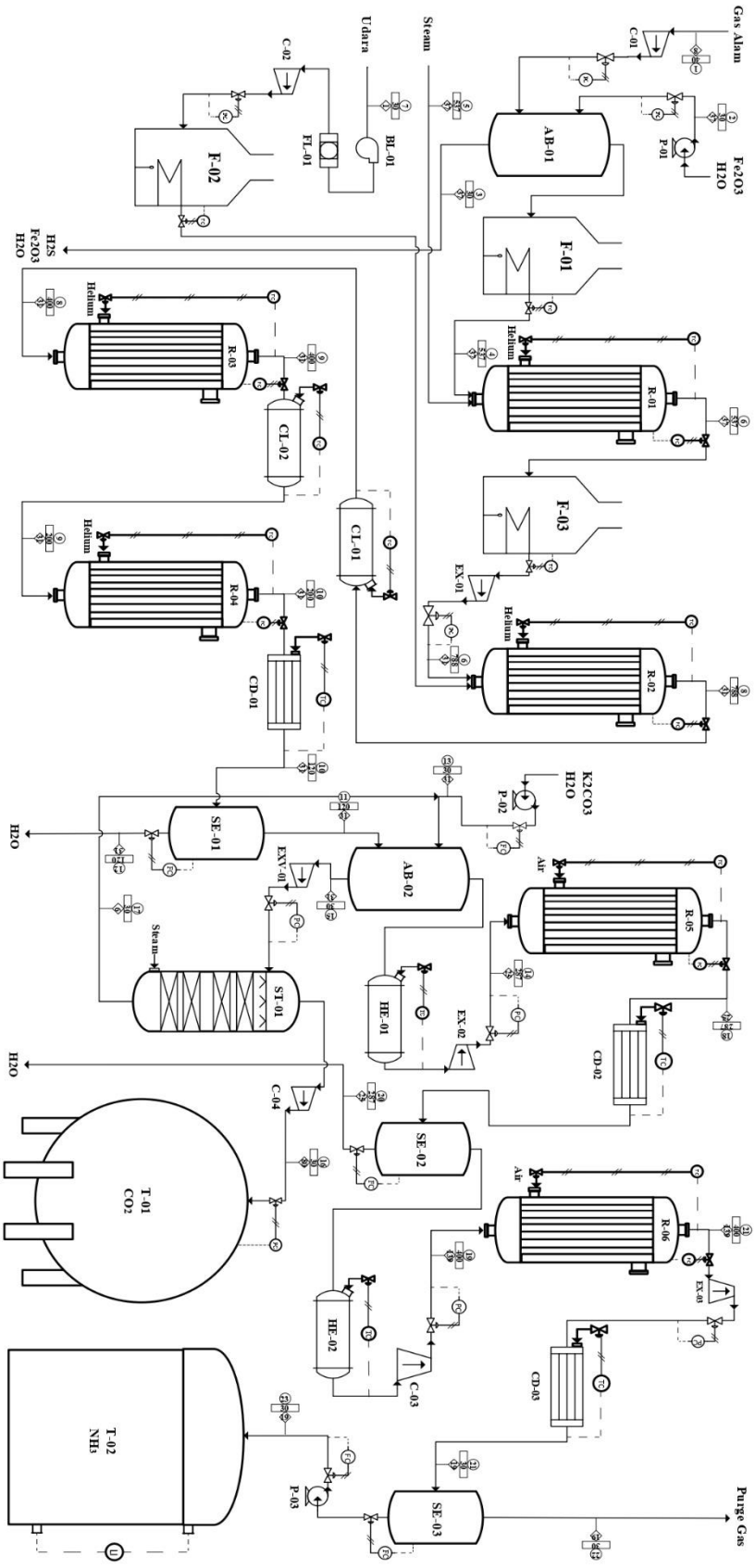




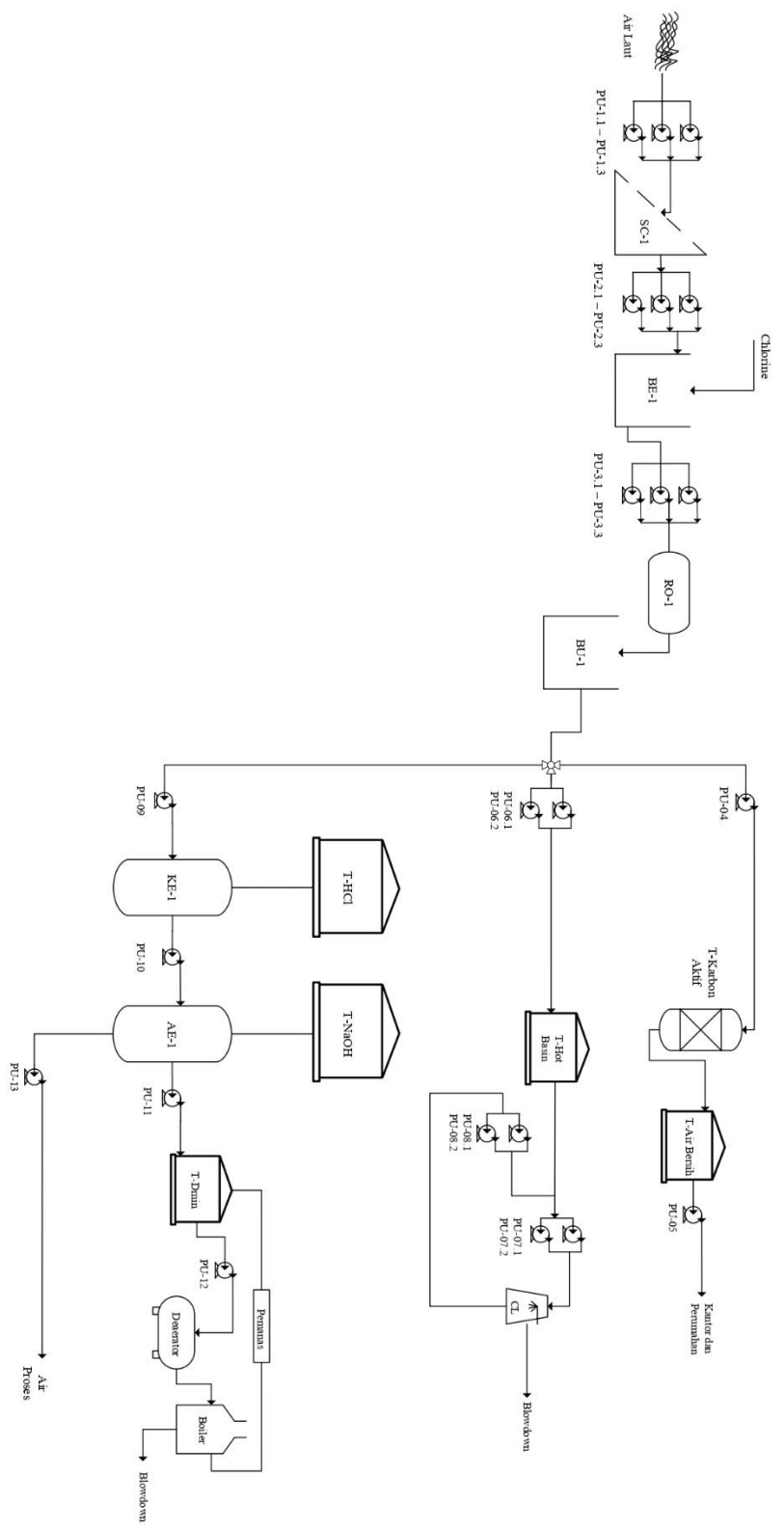
**LAMPIRAN**

***PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM***

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK AMONIA DARI HIDROGEN DAN NITROGEN DENGAN KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN



Komponen	Area (m <sup>2</sup> )																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
CHH	1046.77	0	0	1108.67	0	0	1101.64	0	0	318.33	318.33	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHB	67.49	0	0	67.49	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHS	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHD	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHG	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHH	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHJ	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHK	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHL	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHM	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHN	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHO	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHP	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHQ	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHR	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHS	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHT	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHU	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHV	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHW	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHX	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHY	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CHZ	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH1	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH2	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH3	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH5	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH6	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH7	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH8	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH9	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH0	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH1	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH2	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH3	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH5	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH6	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH7	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH8	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH9	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH0	86.59	0	0	86.59	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0





## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa: Dimas Alif Prakarsa

No. MHS : 18521156

2. Nama Mahasiswa: Alfian Nuriandi Dermawan

No. MHS : 18521168

Judul Prarancangan \*)

### PRARANCANGAN PABRIK AMONIA DARI NITROGEN DAN HIDROGEN DENGANKAPASITAS 250.000 TON/TAHUN

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	28/12/2021	Konsultasi data – data untuk mencari kapasitas.	
2	06/01/2022	Menentukan kapasitas.	
3	10/01/2022	Menentukan proses, dan tinjauan pustaka.	
4	18/01/2022	Konsultasi kinetika, dan termodinamika.	
5	03/02/2022	Konsultasi Diagram alir.	
6	08/03/2022	Konsultasi neraca massa ke-1	
7	22/03/2022	Konsultasi neraca massa ke-2	
8	09/04/2022	Konsultasi neraca massa dan reactor.	
9	23/05/2022	Berdiskusi tentang produk samping, buangan gas, dan alat – alat perancangan.	
10	28/06/2022	Konsultasi mengenai perancangan alat – alat proses.	
11	20/07/2022	Konsultasi mengenai reactor.	
12	28/07/2022	Finalisasi Naskah Tugas Akhir.	

**Di Draft**

**Penulisan**

**Yogyakarta, 28 Juli 2022**



**Pembimbing,**

**Dr. Khamdan Cahyasari, S.T., M.Sc.**

\*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

3. Nama Mahasiswa: Dimas Alif Prakarsa

No. MHS : 18521156

4. Nama Mahasiswa: Alfian Nuriandi Dermawan

No. MHS : 18521168

Judul Prarancangan \*)

### PRARANCANGAN PABRIK AMONIA DARI NITROGEN DAN HIDROGEN DENGANKAPASITAS 250.000 TON/TAHUN

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	23/12/2021	Konsultasi kapasitas.	
2	20/01/2022	Konsultasi termodinamika.	
3	08/01/2022	Konsultasi diagram alir.	
4	22/03/2022	Konsultasi neraca massa, dan reactor.	
5	30/03/2022	Konsultasi neraca massa.	
6	19/05/2022	Berdiskusi tentang produk samping.	
7	09/06/2022	Konsultasi pengolahan produk samping, dan alat – alat.	
8	04/07/2022	Konsultasi tentang tata letak pabrik, tata letak mesin, dan organisasi perusahaan.	
9	12/07/2022	Konsultasi lokasi pendirian pabrik.	
10	19/07/2022	Konsultasi utilitas, gaji karyawan, dan beberapa sub bab evaluasi ekonomi.	
11	25/07/2022	Konsultasi evaluasi ekonomi.	
12	26/07/2022	Finalisasi Naskah Tugas Akhir.	

**Di Draft**

**Penulisan**

**Yogyakarta, 28 Juli 2022**



**Pembimbing,**

**Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng.**

\*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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