

SKRIPSI

**PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN AMMONIA
KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN**



Suci Kadarsih
NIM 03031381419126

ST Nabila Gazhrint
NIM 03031381419130

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2018**

SKRIPSI

**PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN AMMONIA
KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN**

dibuat untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh
gelar Sarjana Teknik Kimia pada
Universitas Sriwijaya



Suci Kadarsih
NIM 03031381419126

ST Nabila Gazhrint
NIM 03031381419130

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2018**

HALAMAN PENGESAHAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rencana Pabrik Pembuatan Ammonia Dengan Kapasitas 350.000 TON/TAHUN" dipertahankan Suci Keadarsh dan ST Nabila Gazhrint Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 November 2018.

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Dr. Ir. Hj. Tri Kurnia Dewi, M.Sc.

Oleh:

2. Ir. Pamula C. Suci Kadarsh 03031381419126
NIP. 1935121000122001 ST Nabila Gazhrint 03031381419130

3. Dr. Tun Jodah S. Palembang, November 2018
NIP. 197302012000122001

4. Seliana, S.T., M.T. Pembimbing
NIP. 197809192003122001

Prof. Ir. Subriyer Nasir, M.S., Ph.D
NIP. 196009091987031004

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

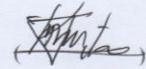
HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rencana Pabrik Pembuatan Ammonia Dengan Kapasitas 350.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan Suci Kadarsih dan ST Nabila Gazhrint di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 November 2018.

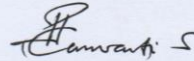
Palembang, Januari 2019

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi


1. Dr. Ir. Hj. Tri Kurnia Dewi, M.Sc.



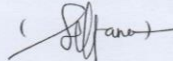
2. Ir. Pamilia Coniwanti, M.T.
NIP. 195512151985032001




3. Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T.
NIP. 197502012000122001



4. Selpiana, S.T., M.T.
NIP. 197809192003122001



Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Suci Kadarsih
NIM : 03031381419126
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Ammonia Kapasitas
50.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama ST Nabila Gazhrint didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, Januari 2019

Yang membuat pernyataan



Suci Kadarsih
NIM. 03031381419126



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS
KATA PENGANTAR

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : ST Nabila Gazhrint
NIM : 03031381419130
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Ammonia Kapasitas 50.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Pada kesempatan ini, terima kasih kepada semua pihak yang telah memberikan dukungan selama pengerjaan Tugas Akhir ini, terutama kepada

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Suci Kadarsih** didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, Januari 2019

Palembang, Januari 2019

Yang membuat pernyataan



ST Nabila Gazhrint
NIM. 03031381419130



KATA PENGANTAR

Puji dan syukur diucapkan kepada Tuhan Yang Maha Esa atas berkat, rahmat, dan karunia-Nya sehingga dapat menyelesaikan penulisan tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Ammonia Kapasitas 350.000 Ton/Tahun”. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.

Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk mengikuti ujian sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya. Dalam laporan ini mencakup perencanaan pabrik dan perancangan alat-alat proses pra rencana pabrik pembuatan Ammonia dengan pertimbangan kelayakan berdasarkan analisa ekonomi. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi seluruh pihak yang membacanya.

Palembang, Januari 2019

Penulis

UCAPAN TERIMAKASIH

Dalam penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dari dukungan berbagai pihak. Penulis secara khusus mengucapkan terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu. Penulis telah menerima banyak bimbingan, petunjuk dan bantuan, serta dorongan dari berbagai pihak baik yang bersifat moral maupun material. Diucapkan terimakasih kepada:

1. Allah SWT dengan segala rahmat dan karunia-Nya yang memberikan kekuatan bagi penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini
2. Kedua orang tua kami tercinta yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk kasih sayang, perhatian, semangat, sertadoa yang tak henti-hentinya demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
3. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
4. Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
5. Bapak Prof. Ir. Subriyer Nasir, M.S., Ph.D. selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan bimbingan dan arahan kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan.
6. Seluruh dosen dan Staf akademik Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya
7. Serta masih banyak lagi pihak-pihak yang sangat berpengaruh dalam proses penyelesaian tugas akhir ini.

Semoga tugas akhir ini turut memberi kontribusi yang bermanfaat bagi semua pihak.

Palembang, Januari 2019

Penulis

DAFTAR ISI

	Halaman
HALAMAN JUDUL	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
HALAMAN PERSETUJUAN	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS	v
KATA PENGANTAR	vii
UCAPAN TERIMA KASIH	viii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xii
DAFTAR NOTASI	xiii
DAFTAR LAMPIRAN	xxii
BAB I PEMBAHASAN UMUM	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Sejarah dan Perkembangan	1
1.3 Proses Pembuatan.....	2
1.4 Sifat Fisika dan Kimia.....	5
BAB II PERENCANAAN PABRIK	
2.1 Alasan Pendirian Pabrik.....	7
2.2 Penentuan Kapasitas Produksi	7
2.3 Pemilihan Bahan Baku	9
2.4 Pemilihan Proses	9
2.5 Uraian Proses	14
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	
3.1 Pemilihan Lokasi Pabrik	19
3.2 Tata Letak Peralatan.....	22
3.3 Tata Letak Pabrik	24
3.4 Luas Area Pabrik.....	25
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	
4.1 Neraca Massa	26
4.2 Neraca Panas	33
BAB V UTILITAS	
5.1 Unit Pengadaan <i>Steam</i>	45
5.2 Unit Pengadaan Air.....	46
5.3 Unit Pengadaan Tenaga Listrik.....	49
5.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar	51

BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN

Spesifikasi Peralatan.....	54
----------------------------	----

BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN

7.1 Bentuk Organisasi Perusahaan.....	90
7.2 Struktur Organisasi	90
7.3 Tugas dan Wewenang	91
7.4 Sistem Kerja	94
7.5 Penentuan Jumlah Karyawan	95

BAB VIII ANALISA EKONOMI

8.1 Keuntungan (<i>Profitability</i>).....	101
8.2 Lama Waktu Pengembalian Pinjaman	102
8.3 Total Modal Akhir.....	104
8.4 Laju Pengembalian Modal	106
8.5 <i>Break Even Point</i>	108

BAB IX KESIMPULAN

Kesimpulan	112
------------------	-----

DAFTAR PUSTAKA	113
-----------------------------	------------

LAMPIRAN.....	115
----------------------	------------

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 1.1. Sifat Fisik dan Kimia Produk dan Bahan Baku	5
Tabel 2.1. Data Impor Ammonia	8
Tabel 2.2. Perbandingan Bahan Baku pada Pembuatan Ammonia	10
Tabel 2.3 Perbandingan Metode Proses Pembuatan Ammonia	12
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja <i>Shift</i>	95
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan	97
Tabel 8.1 Angsuran Pengembalian Pinjaman	102
Tabel 8.2 Kesimpulan Analisa Ekonomi	111

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1. Grafik Impor Ammonia di Indonesia.....	8
Gambar 2.2. <i>Flowsheet</i> Pra Rencana Pabrik Ammonia.....	18
Gambar 3.1. Lokasi Pembangunan Pabrik.....	19
Gambar 3.2. Tata Letak Peralatan.....	23
Gambar 3.3. Tata Letak Pabrik	24
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	99
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i>	109

DAFTAR NOTASI

1. Compressor, Expander

BHP	: Brake Horse Power, power yang dibutuhkan, HP
k	: Konstanta kompresi
n	: Jumlah stage
η	: Efisiensi kompresor
P_{in}	: Tekanan masuk, atm
P_{out}	: Tekanan keluar, atm
T_1	: Temperatur masuk kompresor, °C
T_2	: Temperatur keluar kompresor, °C
P_w	: Power kompresor, Hp
Q	: Kapasitas kompresor
R_c	: Ratio kompresi, tidak berdimensi
W	: Laju alir massa, lb/jam
P	: Densitas, kg/m ³

2. Knok Out Drum

A	: Vessel Area Minimum, m ²
C	: Corrosion maksimum, in
D	: Diameter vessel minimum, m
E	: Joint efisiensi
H_L	: Tinggi liquid, m
H_t	: Tinggi vessel, m
P	: Tekanan desain, psi
Q_v	: Laju alir volumetric massa, m ³ /jam
Q_L	: Liquid volumetric flowrate, m ³ /jam
S	: Working stress allowable, psi
t	: tebal dinding tangki, m
U_v	: Kecepatan uap maksimum, m/s
V_t	: Volume Vessel, m ³

V_h	: Volume head, m^3
V_t	: Volume vessel, m^3
ρ	: Densitas, kg/m^3
μ	: Viskositas, cP
ρ_g	: Densitas gas, kg/m^3
ρ_l	: Densitas liquid, kg/m^3

3. Heat Exchanger (Cooler, Heater, Partial Condensor, WHB)

A	: Area perpindahan panas, ft^2
a_a, a_p	: Area alir pada annulus, inner pipe, ft^2
a_s, a_t	: Area alir pada shell and tube, ft^2
a''	: External surface per 1 in, ft^2/in
B	: Baffle spacing, in
C	: Clearance antar tube, in
C_p	: Spesifik head, kJ/kg
D	: Diameter dalam tube, in
D_e	: Diameter ekuivalen, in
D_B	: Diameter bundle, in
D_s	: Diameter shell, in
f	: Faktor friksi, ft^2/in^2
g	: Percepatan gravitasi
h	: Koefisien perpindahan panas, $Btu/hr.ft^2.^{\circ}F$
h_i, h_o	: Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam, bagian luar tube
j_H	: Faktor perpindahan panas
k	: Konduktivitas termal, $Btu/hr.ft^2.^{\circ}F$
L	: Panjang tube pipa, ft
LMTD	: Logaritmic Mean Temperature Difference, $^{\circ}F$
N	: Jumlah baffle
N_t	: Jumlah tube
P_T	: Tube pitch, in

ΔP_T : Return drop shell, psi
 ΔP_S : Penurunan tekanan pada shell, psi
 ΔP_t : Penurunan tekanan pada tube, psi
ID : Inside diameter, ft
OD : Outside diameter, ft
Q : Beban panas heat exchanger, Btu/hr
Rd : Dirt factor, hr.ft².°F/Btu
Re : Bilangan Reynold, dimensionless
s : Specific gravity
T₁, T₂ : Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t₁, t₂ : Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_a : Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_a : Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
 Δt : Beda temperatur yang sebenarnya, °F
U : Koefisien perpindahan panas
U_c, U_o: Clean overall coefficient, Design overall coefficient, Btu.hr.ft².°F
V : Kecepatan alir, ft/s
W : Kecepatan alir massa fluida panas, lb/hr
w : Kecepatan alir massa fluida dingin, lb/hr
 μ : Viskositas, Cp

4. Pompa

A : Area alir pipa, in²
D_{opt} : Diameter optimum pipa, in
f : Faktor friksi
g : Percepatan gravitasi, ft/s²
g_c : Konstanta percepatan gravitasi, ft/s²
H_f : Total friksi, ft
H_{fs} : Friksi pada permukaan pipa, ft
H_{fc} : Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
H_{fe} : Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft

H_{fr} : Friksi karena fitting dan valve, ft
 H_d, H_s : Head discharge, suction, ft
 ID : Inside diameter, in
 OD : Outside diameter, in
 K_c, K_e : Contaction, ekspansion contraction, ft
 L : Panjang pipa, m
 L_e : Panjang ekuivalen pipa, m
 $NPSH$: Net Positive Suction Head, ft . lbf/ lb
 P_{uap} : Tekanan uap, psi
 Q_f : Laju alir volumetrik, ft³/s
 Re : Reynold Number, dimensionless
 V_s : Suction velocity, ft/s
 V_d : Discharge velocity, ft/s
 BHP : Brake Horse Power, HP
 MHP : Motor Horse Power, HP
 ΔP : Differential pressure, psi
 ϵ : Equivalent roughness, ft
 η : Efisiensi pompa
 μ : Viskositas, kg/m.hr
 ρ : Densitas, kg/m³

5. Tangki

C : Allowable corrosion, m
 D : Diameter tanki, m
 E : Joint efisiensi
 h : Tinggi head, m
 H : Tinggi silinder tanki, m
 H_t : Tinggi total tanki, m
 P : Tekanan, atm
 S : Allowable stress, psi
 t : Tebal dinding tanki, m

V_h	: Volume head, m^3
V_s	: Volume silinder, m^3
V_t	: Volume tanki, m^3
W	: Laju alir massa, kg/jam
ρ	: Densitas, kg/m^3

6. Reaktor

C	: Tebal korosi yang diizinkan, in
D_T	: Diameter tube, in
D_S	: Diameter reaktor, m
D_P	: Diameter katalis, m
F_{A_0}	: Laju alir umpan, kmol/jam
H_T	: Tinggi tube, m
H_R	: Tinggi shell reaktor, m
k	: Konstanta kecepatan reaksi
N_t	: Jumlah tube
P_t	: Tube pitch, in
P	: Tekanan operasi, atm
S	: Working stress yang diizinkan, psi
t	: Tebal dinding reaktor, mm
V_r	: Volume reaktor, m^3
V_k	: Volume katalis, m^3
ρ, ρ_k	: Densitas fluida, katalis, kg/m^3
ε	: Void fraksi, tidak berdimensi
A_O	: Luas tiap lubang orifice, m^2
A_t	: Luas area total orifice, m^2
A_{pp}	: Luas Perforated Plate, m^2
C	: Corrosion maksimum, in
C_{A_0}	: Konsentrasi reaktan A mula-mula, $kmol/m^3$
C_{B_0}	: Konsentrasi reaktan B mula-mula, $kmol/m^3$
D_B	: Diameter bubble, mm

Dt, D _R	: Diameter tangki, m
D _O	: Diameter orifice, mm
D _S	: Diameter sparger, m
D _{pp}	: Diameter perforated plate, m
E	: Joint efisiensi
E	: Energi aktivasi
F _{AO}	: Jumlah feed mula-mula, Kmol
h	: Tinggi head, m
H _L	: Tinggi liquid, m
H _S , H	: Tinggi silinder, m
H _S	: Tinggi sparger, m
H _T	: Tinggi tangki, m
ID	: Inside diameter, m
k	: Konstanta kecepatan reaksi, m ³ /kmol jam
K	: Konstanta Boltzmann : 1,30 . 10 ⁻¹⁶ erg/K
L _p	: Jarak pitch, m
M _A	: Berat molekul A
M _B	: Berat molekul B
N	: Bilangan avogadro : 6,203 . 10 ²³ molekul/mol
N _t , N _{or}	: Jumlah orifice
OD	: Outside diameter, m
P	: Tekanan desain, psi
P	: Power, HP
q	: Debit per orifice, m ³ /jam
Q	: Volumetrik flowrate, m ³ /jam
R	: Konstanta umum gas : 1,987 . 10 ⁻³ kkal/mol. K
S	: Working stress allowable, psi
t	: Tebal dinding tanki, m
T	: Temperatur operasi, K
U _c	: Overall heat transfer coefficient
U _g	: Kecepatan masuk gas tiap lubang, m/s

U_s	: Kecepatan superficial gas, m/s
U_t	: Kecepatan terminal bubble, m/s
V	: kecepatan gelembung gas lepas orifice, m/s
V_B	: Volume Bubble, m^3
V_E	: Volume ellipsoidal, m^3
V_S	: Volume silinder, m^3
V_t	: Volume tangki total, m^3
W_L	: Laju alir massa liquid, kg/jam
W_G	: Laju alir massa gas, kg/jam
W	: Laju alir massa, kg/jam
X	: Konversi
μ	: Viskositas, kg/m.hr
ρ	: Densitas, kg/m^3
τ	: Waktu tinggal, jam
σ_A	: Diameter molekul A
σ_B	: Diameter molekul B
ε_g	: Gas hold up

7. Absorber, Stripper

BM_{avg}	: BM rata-rata, kg/kmol
C	: Corrosion maksimum, in
D	: Diameter kolom, m
D_G, D_L	: Diffusivity gas dan liquid, m^2/s
E	: Joint efisiensi
ρ_g, ρ_L	: Densitas gas dan liquid, kg/m^3
F_g, F_L	: Koefisien mass transfer gas dan liquid, $kmol/m^2.s$
G	: Superficial molar gas mass velocity, $kmol/m^2.s$
G'	: Superficial gas mass velocity, $kg/m^2.s$
H_{tG}	: Tinggi transfer unit fase gas, m
H_{tL}	: Tinggi transfer unit fase liquid, m
$H_{t_{og}}$: Overall tinggi transfer unit overall fase gas

L	: Total laju liquid, kg/m ² s
L'	: Superficial liquid mass velocity, kg/m ² s
m	: Ratio distribusi kesetimbangan
P	: Tekanan desain, psi
S	: Working stress allowable, psi
Sc _g , Sc _l	: Schmidt number of gas, liquid
Z	: Tinggi packing, m
μ _g , μ _L	: Viskositas gas dan liquid kg/m.s
ε	: Energy of molecular attraction
ε _{Lo}	: Fractional liquid volume, m ² /m ³
ΔP	: Perbedaan tekanan, N/m ²
σ _L	: Liquid surface tension,

8. Furnace

q _n	: Neat heat release, Btu/jam
q _r	: Radiant duty, Btu/jam
t _f , t _t	: Temperatur fluida, temperatur dinding, °F
A _r , a	: Luas area radiant section, luas tube, ft ²
OD	: diameter luar tube, in
L	: panjang tube, ft
N _t	: Jumlah tube
A _{cp}	: cold plane surface, ft ²
V	: Volume furnace, ft ³
L _{beam}	: Mean beam Length, ft
E _g	: gas emisivitas
q _s	: Heat loss fuel gas, Btu/jam
h _{cc}	: koefisien konveksi, Btu/jam.ft ² °F
h _{cl}	: koefisien gas radiant, Btu/jam.ft ² °F
h _{cw}	: koefisien wall radiant, Btu/jam.ft ² °F
A _{cw}	: wall area per row, ft ²
f	: factor seksi konveksi

- Uc : overall transfer coefisient di seksi konveksi, Btu/jam.ft² °F
 ρ_g : densitas fuel gas, lb/ft³
 G : mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft²

9. Adsorber (Molecular sieve)

- C : Korosi maksimum, m
 D : Diameter, m
 E : *Joint efficiency*, m
 He : Tinggi ellipsoidal, m
 Hs : Tinggi silinder, m
 OD : Outside diameter, m
 P : Tekanan, atm
 S : *Working stress allowable*, m
 T : Tempertaur, °C
 t : Tebal dinding, m
 Tp : Tinggi *packing*, m
 V : Volume total, m³
 Vk : Kapasitas kolom, m³
 Vp : Volume *packing*, m³
 W : Laju alir massa, $\frac{\text{kg}}{\text{jam}}$
 ρ : Densitas campuran, $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

10. DIMENSIONLESS NUMBER

- N_{Re} : Reynold Number
 Sc : Schmidt
 jH : Faktor perpindahan panas
 f : Friction factor

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 Tugas Khusus	115
Lampiran 2 Neraca Massa	160
Lampiran 3 Neraca Panas	208
Lampiran 4 Spesifikasi Peralatan	302
Lampiran 5 Perhitungan Analisa Ekonomi	561

ABSTRAK

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN AMMONIA DENGAN KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, 14 November 2018

Suci Kadarsih dan ST Nabila Gazhrint; Dibimbing oleh Prof. Ir. Subriyer Nasir, MS., Ph.D

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xvii + 521 halaman, 7 tabel, 7 gambar, 4 lampiran

ABSTRAK

Pabrik Ammonia direncanakan berlokasi di daerah Kecamatan Muara Kaman, Kalimantan Timur. Pabrik ini meliputi area seluas 12,55 Ha dengan kapasitas 350.000 ton per tahun.

Proses pembuatan Ammonia dilakukan melalui proses pembentukan *Syn gas* dengan bahan baku gas alam, *steam* dan udara yang berlangsung pada reaktor *Multi Tubular Fixed Bed dan Fixed Bed Reactor dengan bantuan katalis Nikel Oksida*. *Syn gas* yang telah terbentuk (H_2) direaksikan dengan N_2 dari udara pada *Multi Fixed Bed Reactor* berlangsung pada temperatur 450 °C di bed 1, 440 °C di bed 2 dan 430 °C di bed 3 dengan tekanan 150 atm.

Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh seorang direktur utama dengan jumlah karyawan 260 orang.

Berdasarkan hasil analisa ekonomi, maka Pabrik Pembuatan Ammonia layak didirikan dengan hasil analisa ekonomi sebagai berikut:

a) Biaya Investasi	= US \$ 384.591.179,82
b) Hasil penjualan per tahun	= US \$ 680.930.414
c) Biaya produksi per tahun (TPC)	= US \$ 301.240.220,78
d) <i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	= US \$ 317.457.895,20
e) <i>Pay Out time</i>	= 1,66 tahun
f) <i>Rate of return on investment</i>	= 74,04 %
g) <i>Discounted Cash Flow –ROR</i>	= 52,98 %
h) <i>Break Even Point</i>	= 37,55 %
i) <i>Service Life</i>	= 11 tahun

Kata Kunci : Ammonia, Analisa Ekonomi, *Multi Fixed Bed Reactor*.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Industri kimia yang berkembang di Indonesia saat ini telah mengalami peningkatan yang signifikan. Dengan banyaknya pabrik-pabrik kimia yang telah berdiri di beberapa wilayah Indonesia. Teknologi dan inovasi diperlukan dalam membangun sebuah industri kimia agar mampu mendapatkan produk yang berkualitas dan ekonomis, sehingga bisa mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri. Maka dari itu, perlu didirikan pabrik *ammonia* untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, dan dapat mendorong industri-industri baru untuk menggunakan *ammonia* sebagai bahan baku.

Ammonia adalah senyawa kimia dengan rumus NH_3 . Biasanya senyawa ini didapati berupa gas dengan bau tajam yang khas. *Ammonia* yang digunakan secara komersial dinamakan *ammonia anhidrat*. Zat *ammonia* biasanya digunakan sebagai obat-obatan, bahan campuran pupuk urea dan ZA (Zwavelzure ammoniak), bahan pembuatan amonium klorida pada baterai, asam nitrat, zat pendingin, membuat hidrazin sebagai bahan bakar roket, bahan dasar pembuatan bahan peledak, kertas plastik, dan detergen dan jika dilarutkan kedalam air maka zat tersebut akan dapat menjadi pembersih alat perkakas rumah tangga.

Bahan baku yang digunakan pada pembuatan *ammonia* ini berupa gas alam dan nitrogen. Pabrik *ammonia* ini rencananya akan didirikan di Kabupaten Muara Kaman, Kalimantan Timur. Lokasi pendirian pabrik yang dipilih sangat strategis karena dekat dengan bahan baku dan berada di lokasi dengan transportasi yang mendukung.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Produksi *ammonia* sudah dimulai sejak abad ke-8 dalam bentuk garam *ammonia*. Sedangkan *ammonia* pertama kali diproduksi dalam bentuk gas oleh Joseph Priestly pada tahun 1774. Pada tahun 1909 Fritz Haber dan Carl Bosch mengembangkan teknologi pembuatan *ammonia* dari nitrogen yang berasal dari

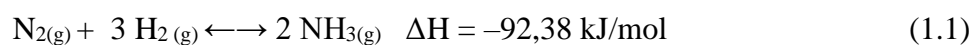
udara dan dikenal dengan proses Haber-Bosch, yang selanjutnya diterapkan untuk produksi *ammonia* berskala industri untuk pertama kalinya di Jerman.

Pada tahun 1908 sehubungan dengan kebutuhan terhadap nitrat yang semakin meningkat sedangkan pasokan nitrat semakin berkurang, Haber menemukan proses yang murah dan efisien untuk menghasilkan *ammonia* dan mengubahnya menjadi nitrat. Pada tahun 1910, menjelang dimulainya Perang Dunia I, pasokan nitrat dari Chili ke Jerman benar-benar diputus sehingga pabrik-pabrik Jerman berusaha menerapkan teknik-teknik Haber pada skala besar. Oleh karena itulah, Haber dianggap sangat berjasa bagi kemanusiaan.

1.3. Proses Pembuatan *Ammonia*

1.3.1. Proses Haber-Bosch

Pembuatan *ammonia* menurut Haber Bosch dengan mengkonversi kandungan hidrokarbon menjadi gas hidrogen, kemudian 3 mol gas hidrogen akan direaksikan dengan 1 mol gas nitrogen. Kandungan sulfur yang terdapat pada senyawa hidrokarbon dihilangkan, karena bersifat antikatalis pada proses reaksi. Reaksi pembuatan *ammonia* dengan proses ini bersifat eksoterm. Reaksi terjadi pada tekanan tinggi dan suhu rendah. Beberapa data relevan mengenai reaksi sintesis *ammonia* adalah:



Komposisi nitrogen dan hidrogen mempengaruhi kesetimbangan reaksi. Kesetimbangan reaksi pembentukan NH_3 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°C , dan tekanan dari 150-350 atm. Pada umumnya katalis berupa besi dengan campuran Al_2O_3 , MgO , CaO , dan K_2O . *Ammonia* yang telah dihasilkan dicairkan dan ditampung di dalam tangki.

1.3.2. Proses Kellogg

Pembuatan *ammonia* dengan proses Kellogg menggunakan bahan baku dari gas alam. Gas alam tersebut dijadikan gas sintesa dengan menggunakan reformer.

Proses pembuatan *ammonia* terjadi di dalam *Ammonia converter* dengan reaksi utama antara gas hidrogen dan nitrogen. Kondisi tekanan dan temperatur yang digunakan adalah pada 140-150 kg/cm² dan 360-500°C. Ada dua jenis reaktor *ammonia*, yaitu *Kellog horizontal ammonia converter* dan *Kellog vertical quench converter*. Gas sintesa yang dihasilkan dari gas alam memiliki *impurities* seperti CH₄ dan Ar. Proses purifikasi menyebabkan gas sintesa hanya mengandung H₂ dan N₂ yang kemudian akan direaksikan di dalam *converter* sehingga menghasilkan *ammonia*.

1.3.3. Proses Claude

Proses pembuatan *ammonia* dengan proses Claude menggunakan bahan baku berupa hidrogen murni yang berasal dari fraksinasi gas *oven coke* dan nitrogen dari likuifaksi udara. Kondisi operasi pembuatan *ammonia* pada tekanan dan temperatur yang tinggi, yaitu 1000 atm dan 500-650°C. Katalis yang digunakan pada proses ini berupa katalis besi, mengakibatkan konversi hidrogen yang dihasilkan sebesar 30-40% tanpa *recycle* dan menghasilkan konversi *ammonia* 40%.

1.3.4. Proses Casale

Pembuatan *ammonia* dengan proses Casale menggunakan bahan baku dari gas alam. Gas sintesa dibentuk dari gas alam dengan menggunakan reformer. Kondisi operasi pembuatan *ammonia* dengan proses Casale pada tekanan 500-600 atm. Basis proses ini adalah pengendalian panas dengan membuang 2-3% *ammonia* di dalam gas *converter* melalui penurunan laju pembentukan *ammonia* dan menghilangkan panas berlebih yang terdapat di dalam katalis.

1.3.5. Proses Fauser

Proses ini menggunakan bahan baku berupa hidrogen hasil elektrolisis dengan sel Fauser dan nitrogen berasal dari unit pemurnian *tail gases* yang berasal dari menara absorpsi dalam *Ammonia oxidation plant*. Campuran hidrogen dan nitrogen dialirkan menuju pembakar oksigen setelah dikompresi hingga tekanan 200-300 atm. Setiap oksigen yang terkandung dalam campuran gas, dicampur dengan hidrogen melalui katalis tembaga, sehingga air yang dihasilkan dikondensasikan dengan pendingin dan dipisahkan dengan *water separator*.

1.3.6. Proses Mont Cenis

Proses ini pada awalnya dikembangkan untuk menggunakan hidrogen yang dipisahkan dari *cake oven gas* melalui *liquefaction*. Ciri utama dari proses Mont Cenis ini adalah tekanan operasinya kurang lebih 100 atm dan temperatur katalis mencapai 400 °C. Campuran nitrogen dan hidrogen setelah ditekan hingga 100 atm lalu dipanaskan pada temperatur 300°C dalam *interchanger* dan dilewatkan melalui unit pemurnian tersebut. Karbon monoksida dan oksigen yang terkandung dalam jumlah kecil pada gas ketika dikontakan dengan katalis nikel bereaksi dengan hidrogen dan membentuk gas metana serta air.

Sifat-Sifat Fisika dan Kimia Produk dan Bahan Baku

Tabel 1.1. Sifat-sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk

No.	Nama Senyawa	Rumus Molekul	Berat Molekul (gr/mol)	Densitas (gr/cm ³)	Wujud	Warna	Titik Didih T _d (°C)	Titik Lebur T _f (°C)	Tekanan Kritis P _{kritis} (atm)	Temperatur Kritis T _{kritis} (K)	ΔH _{0f} (l) (Kj/mol)	ΔG _{0f} (l) (Kj/mol)
1.	Nitrogen	N ₂	28,02	1,153	Gas	Tidak berwarna	-195,8	-209,9	33,49	126,2	0	0
2.	Metana	CH ₄	16,04	0,423	Gas	Tidak Berwarna	-162	-182,5	45,79	190,3	-74,85	-50,84
3.	Etana	C ₂ H ₆	30,07	0,545	Gas	Tidak Berwarna	-88,58	-182,8	48,2	305,4	-84,68	-32,93
4.	Propana	C ₃ H ₈	44,1	0,501	Gas	Tidak Berwarna	-42,09	-187,6	14,15	96,6	-103,85	-23,47
5.	Isobutana	i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,524	Gas	Tidak berwarna	-11,7	-1,59	35,569	407,5	-134,52	-20,88
6.	Normal-butana	n-C ₄ H ₁₀	58,12	2,5985	Gas	Tidak berwarna	-0,5	-135	36	426	-126,15	-17,15
7.	Isopentana	i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,616	Gas	Tidak berwarna	27,7	159,9	32,9	1309,4	-154,47	-14,81
8.	n-Pentana	n- C ₅ H ₁₂	72,15	0,616	Gas	Tidak Berwarna	36	-129,8	33,3	469	-146,44	-8,37

No.	Nama Senyawa	Rumus Molekul	Berat Molekul (gr/mol)	Densitas (gr/cm ³)	Wujud	Warna	Titik Didih T _d (°C)	Titik Lebur T _f (°C)	Tekanan Kritis P _{kritis} (atm)	Temperatur Kritis T _{kritis} (K)	ΔH _{0f} (l) (Kj/mol)	ΔG _{0f} (l) (Kj/mol)
9.	Heksana	C ₆ H ₁₄	86,18	0,65	Gas	Tidak Berwarna	69	-95	29,95	1415,65	-167,19	-0,25
10.	Heptana plus	C ₇ H ₁₆	100,2	0,684	gas	Tidak Berwarna	98,42	-90,61	26,9	1488,15	-187,78	7,99
11.	Hidrogen	H ₂	2,016	0,08988	Gas	Tidak Berwarna	-252,7	-259,1	12,8	33,3	0	0
12.	Air	H ₂ O	18,016	1	Cair	Tidak Berwarna	100	0	218,3	647	-241,80	-228,60
13.	Ammonia	NH ₃	17,03	0,639	Cair	Tidak berwarna	-33,4	-77,7	113	405,55	-45,90	-16,40
14.	Karbon Monoksida	CO	28,01	1,25	Gas	Tidak Berwarna	-192	-207	34,5	133	-110,54	-137,28
15.	Karbon Dioksida	CO ₂	44,01	1,977	Gas	Tidak Berwarna	-78,5	-56,6	72,9	304,2	-393,51	-394,38
16.	Oksigen	O ₂	32	49,7	Gas	Tidak berwarna	-183	-281,4	50,1357	154,77	0	0

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2006. *Peraturan Ditjen Cipta Karya Dinas PU*. (Online) <http://cipta.karya.pu.go.id/v5/> . (Diakses pada tanggal 25 September 2018).
- Anonim. 2016. *Expors - Impor Ammonia*. Indonesia: Badan Pusat Statistik (BPS).
- Callaghan, C. A. 2006. *Kinetics and Catalysis Of The Water Gases Reaction*.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design* (4th ed., Vol. VI).
- Davey, W., dkk. 2004. *Method For Producing Ammonia On The Basis Of A Nitrogen-Hydrogen Mixture From Natural Gas Patent No. Us 2004/0028595 A1*. United States.
- Felder, R. M., & Rousseau, R. W. 1978. *Elementary Principles of Chemical Processes* (3rd ed.). New York, New York: John Wiley & Sons.
- Filippi, E., dkk. 2013. *Process For Producing Ammonia Synthesis Gas Patent No. US 8,545,727 B2*. United States.
- Filippi, E., dkk. 2018. *Process For Producing Ammonia Synthesis Gas Patent No. US 2018/0072580*. United States.
- Fogler, H. S. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. Prentice Hall International Series.
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Kern, D. Q. 1957. *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw-Hill International Edition.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering* (2nd ed.). New York: John Wiley & Sons.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriot, P. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill International .
- Miligan, D., & Miligan, J. 2014. *Matches*. Retrieved September 2016, from matche.com: <http://matche.com/default.html>.
- Ostuni, R., dkk. 2018. *Process For Synthesis Ammonia Patent No. US 2018/0002184A1*. United States.
- Parrish, R.W. 1976. *Ammonia Synthesis Patent No. US 3,947,551*. United States.

- Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (7th ed.). New York: McGraw-Hill Company.
- Peter, M. S., & Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics For Chemical Engineers* (4th ed., Vol. IV). New York: McGraw-Hill Book Company.
- Rice, F. S. 2007. *Autothermal Reforming Of Natural Gas To Synthesis Gas*. California.
- Shua'ab, A. K. 2007. Equilibrium Adsorption Of Methane And Carbon Dioxide On 5A Molecular Sieve. *Journal Of Engineering* .
- Singh, S. P. 2016. *Apparatus, Systems, And Processes For Producing Syngas And Products Therefrom Patent No. US 9 321 655*. United States.
- Smith, J. M. 1970. *Chemical Engineering Kinetics*.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbot, M. M. 2001. *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics* (6th ed.). Boston: McGraw Hill.
- Treybal, R. E. 1981. *Mass-Transfer Operation*. McGraw-Hill.
- Vibrandt, F. C., & Dryden, C. E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design* (4th ed., Vol. IV). New York: McGraw-Hill International Edition.
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Boston: Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.