

SKRIPSI

**PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN METANOL DARI GAS ALAM
KAPASITAS 120.000 TON/TAHUN**

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



FANNI PRADITA

03031181419055

RIZKI AGUSTINA

03031181419067

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2019**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN METANOL DARI GAS ALAM
KAPASITAS 120.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

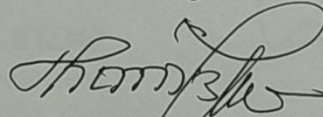
Oleh:

Fanni Pradita 03031181419055

Rizki Agustina 03031181419067

Indralaya, April 2019

Pembimbing



Prof. Dr. Ir. H. M. Djoni Bustan, M.Eng.
NIP. 195603071981031010

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

Fanni Pradita **03031181419055**

Rizki Agustina **03031181419067**

Judul:

**“PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN METANOL DARI GAS ALAM
KAPASITAS 120.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut diatas menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Tugas Akhir Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 15 Januari 2019 oleh Dosen Penguji:

1. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA : (.....)
NIP. 195810031986031003
2. Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T : (.....)
NIP. 195608311984032002
3. Dr. David Bahrin, S.T., M.T : (.....)
NIP. 198010312005011003

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya,

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

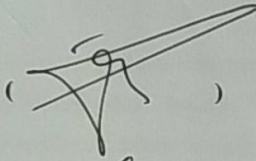
HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metanol Dari Gas Alam Kapasitas 120.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan Fanni Pradita dan Rizki Agustina di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 15 Januari 2019.

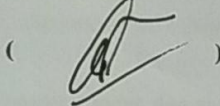
Palembang, April 2019

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

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

()

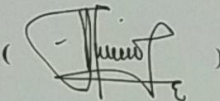
Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T. :
NIP. 195608311984032002

()

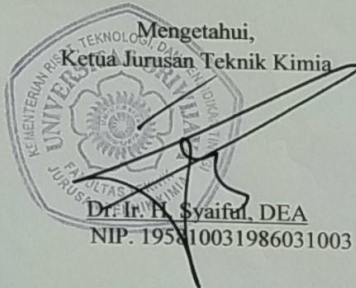
Dr. David Bahrin, S.T., M.T :
NIP. 198010312005011003

()

Novia, S.T., M.T., Ph.D :
NIP. 197311052000032003

()

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia


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

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS



Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Fanni Pradita
NIM : 03031181419055
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metanol dari Gas Alam
dengan Kapasitas 120.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Rizki Agustina** 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.

Indralaya, April 2019



NIM. 03031181419055

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS



Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Rizki Agustina

NIM : 03031181419067

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metanol dari Gas Alam
dengan Kapasitas 120.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Fanni Pradita** 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.

Indralaya, April 2019



NIM. 03031181419067

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat, rahmat, dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metanol dari Gas Alam dengan Kapasitas 120.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan. Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu persyaratan kurikulum Tingkat Sarjana Strata Satu (S1) untuk mengikuti Ujian Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Akhir kata, penulis berharap semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Indralaya, April 2019

Penulis

INTISARI

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN METANOL DARI GAS ALAM KAPASITAS 120.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, April 2019

Fanni Pradita dan Rizki Agustina;

Dibimbing oleh Prof. Dr. Ir. H. M. Djoni Bustan, M.Eng.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

XIV + 351 halaman, 13 tabel, 13 gambar, 4 lampiran

RINGKASAN

Pabrik pembuatan metanol dari gas alam dengan kapasitas 120.000 ton/tahun direncanakan berdiri pada tahun 2023 di Tanjung Api-Api, Palembang, Sumatera Selatan yang diperkirakan memiliki luas area sebesar 5,2 Ha. Proses pembuatan gas sintesa (CO, CO₂, dan H₂) menggunakan reaksi *steam reforming* dan oksidasi parsial dengan jenis reaktor *multitubular fixed bed* dengan katalis Ni/Al₂O₃. Kondisi operasi pembuatan gas sintesa adalah 650°C pada *primary tube* dan 950°C pada *secondary tube* dengan tekanan 32 atm dan 31,5 atm. Proses pembuatan metanol menggunakan reaktor jenis *multitubular fixed bed* (R-02) dengan katalis CuO-ZnO. Kondisi operasi pembuatan metanol 250°C dan tekanan 40 atm.

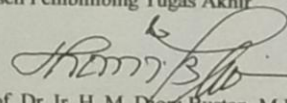
Pabrik pembuatan metanol ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang pimpinannya adalah Direktur Utama. Sistem organisasi perusahaan ini adalah *line and staff* dengan jumlah karyawan sebanyak 129 orang. Hasil dari analisa ekonomi Pra-rencana Pabrik Pembuatan Metanol sebagai berikut:

• <i>Total Capital Investment</i>	= US \$ 104.759.492,86
• <i>Selling Price per Year</i>	= US \$ 192.000.000,00
• <i>Total Production Cost</i>	= US \$ 118.625.849,92
• <i>Annual Cash Flow</i>	= US \$ 63.391.121,99
• <i>Pay Out time</i>	= 2,5 tahun
• <i>Rate of Return</i>	= 53%
• <i>Discounted Cash Flow</i>	= 60,24%
• <i>Break Even Point</i>	= 30,015%
• <i>Service Life</i>	= 11 tahun

Kata kunci : Pabrik, Metanol, *Reforming*, analisa ekonomi

Indralaya, April 2019

Disetujui oleh,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir


Prof. Dr. Ir. H. M. Djoni Bustan, M.Eng.
NIP. 195603071961031010

UCAPAN TERIMAKASIH

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

1. Tuhan Yang Maha Esa dengan segala rahmat dan karunia-Nya yang memberikan kekuatan kepada penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua tercinta yang selama ini telah membantu dalam bentuk kasih sayang, perhatian, semangat, serta doa yang tak henti-hentinya demi kelancaran dan kesuksesan dalam penyelesaian tugas akhir.
3. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
4. Ibu Dr. Leily Nurul Komariah, S.T , M.T selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
5. Prof. Dr. Ir. H. M. Djoni Bustan, M.Eng selaku dosen pembimbing Tugas Akhir.
6. Seluruh Dosen dan Staf Akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
7. Pihak-pihak yang sangat berperan dalam proses penyelesaian tugas akhir ini. Semoga tugas akhir ini turut memberi kontribusi yang bermanfaat bagi semua pihak.

Inderalaya, April 2019

Penulis

DAFTAR ISI

<u>COVER</u>	i
<u>HALAMAN JUDUL</u>	ii
<u>HALAMAN PENGESAHAN</u>	iii
<u>HALAMAN PERSETUJUAN</u>	v
PERNYATAAN INTEGRITAS	vi
KATA PENGANTAR	viii
RINGKASAN	ix
UCAPAN TERIMAKASIH.....	x
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR NOTASI.....	xv
DAFTAR LAMPIRAN.....	xxiv
<u>BAB 1 PENDAHULUAN</u>	1
1.1.Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Macam Proses Pembuatan Metanol	2
1.4. Sifat Fisika dan Kimia.....	5
<u>BAB 2 PERENCANAAN PABRIK</u>	12
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	12
2.2. Pemilihan Kapasitas	12
2.3. Pemilihan Bahan Baku	14
2.4. Pemilihan Proses	14
2.5. Uraian Proses Pembuatan Metanol	14
<u>BAB 3 LOKASI DAN LETAK PABRIK</u>	16
3.1. Pemilihan Lokasi.....	16
3.2. Luas Area	18
3.3. Tata Letak Pabrik	19

<u>BAB 4</u> NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	23
4.1. Neraca Massa	23
4.2. Neraca Panas	30
<u>BAB 5</u> UTILITAS	36
5.1. Unit Pengadaan Steam	36
5.2. Unit Pengadaan Air	37
5.3. Unit Pengadaan Refrigeran	41
5.4. Unit Pengadaan Tenaga Listrik	41
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar	43
<u>BAB 6</u> SPESIFIKASI PERALATAN	45
<u>BAB 7</u> ORGANISASI PERUSAHAAN	60
7.1. Sistem Organisasi	60
7.2. Manajemen Perusahaan	65
7.3. Kepegawaian	66
7.4. Penentuan Jumlah Pekerja	67
<u>BAB 8</u> ANALISA EKONOMI	72
8.1. Keuntungan (Profitabilitas)	73
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	74
8.3. Total Modal Akhir	76
8.4. Laju Pengembalian Modal	78
8.5. Break Even Point (BEP)	79
8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi	81
<u>BAB 9</u> KESIMPULAN	83

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Data Impor Metanol di Indonesia	12
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja <i>Shift</i>	67
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan	69
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal	75
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi	81

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Kebutuhan Metanol di Indonesia	13
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik	19
Gambar 3.2. Tata Letak Pabrik	21
Gambar 3.4. Tata Letak Peralatan	22
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	71
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Event Point</i>	81

DAFTAR NOTASI

1. ADSORBER

C	= Corrosion maksimum, in
D	= Diameter kolom, m
E	= Joint efisiensi
R_i	= jari-jari, m
P_b, P_d	= Densitas gas dan liquid, kg/m^3
P	= Tekanan desain, atm
S	= Working stress allowable, atm
E	= Welding joint efisiensi
Sc_g, Sc_l	= Schmidt number of gas, liquid
L	= Tinggi kolom, m
V_T	= volume kolom
μ_g, μ_L	= Viskositas gas dan liquid kg/m.s
ε	= Voidage of packed bed
ε_p	= internal porosity
t	= tebal dinding, cm

2. COOLER, HEAT EXCHANGER, ECONOMIZER, PARTIAL CONDENSER

A	= Area perpindahan panas, ft^2
a_s, a_t	= Area pada shell, tube, ft^2
a''	= external surface per 1 in, $\text{ft}^2/\text{in ft}$
B	= Baffle spacing, in
C	= Clearance antar tube, in
D	= Diameter dalam tube, in
D_e	= Diameter ekivalen, in
f	= Faktor friksi, ft^2/in^2
G_a	= Laju alir massa fluida pada annulus, lb/jam.ft^2
G_p	= Laju alir massa fluida pada inner pipe, lb/jam.ft^2

G_s	= Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft ²
G_t	= Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft ²
g	= Percepatan gravitasi
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft ² .°F
h_i, h_{i_o}	= Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
jH	= Faktor perpindahan panas
k	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² .°F
L	= Panjang tube, pipa, ft
$LMTD$	= Logaritmic Mean Temperature Difference, °F
N	= Jumlah baffle
N_t	= Jumlah tube
P_T	= Tube pitch, in
ΔP_r	= Return drop sheel, Psi
ΔP_s	= Penurunan tekanan pada shell, Psi
ΔP_t	= Penurunan tekanan tube, Psi
ID	= Inside Diameter, ft
OD	= Outside Diameter, ft
ΔP_T	= Penurunan tekanan total pada tube, Psi
Q	= Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
R_d	= Dirt factor, Btu/jam.ft ² .°F
R_e	= Bilangan Reynold, dimensionless
s	= Specific gravity
T_1, T_2	= Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t_1, t_2	= Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_c	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_c	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U_c, U_d	= Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft ² .°F
W	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
w	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	= Viscositas, cp

3. EXPANDER, KOMPRESOR

- k = C_v / C_p
 n = Jumlah Stage
 P_i = Tekanan input, atm
 P_o = Tekanan output, atm
 P = Power kompresor (HP)
 Q = Kapasitas kompresor
 T_i = Temperatur input, K
 T_o = Temperatur output, K
 η = Efisiensi
 V = Volumetrik gas masuk
 ρ = Densitas, kg/m^3
 R_c = Rasio Kompresi
 W = Laju alir massa, lb/jam

4. KNOCK OUT DRUM, FLASH 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

5. POMPA

A = Area alir pipa, in^2
 BHP = Brake Horse Power, HP
 D_i opt = Diameter optimum pipa, in
 E = Equivalent roughness
 f = Faktor friksi
 FK = Faktor keamanan
 g_c = Percepatan gravitasi, ft/s^2
 Gpm = Gallon per menit
 $H_{f\text{ suc}}$ = Total friksi pada suction, ft
 $H_{f\text{ dis}}$ = Total friksi pada discharge, ft
 H_{fs} = Skin friction loss
 H_{fsuc} = Total suction friction loss
 H_{fc} = Sudden Contraction Friction Loss ($ft\ lb_m/lb_f$)
 H_{fe} = Sudden expansion friction loss ($ft\ lb_m/lb_f$)
 ID = Inside diameter pipa, in
 K_C, K_S = Contraction, expansion loss contraction, ft
 L = Panjang pipa, ft
 L_e = Panjang ekuivalen pipa, ft
 NPSH = Net positive suction head (ft)
 N_{Re} = Reynold number, dimension less
 P_{Vp} = Tekanan uap, Psi
 Q_f = Laju alir volumeterik
 V_f = Kapasitas pompa, lb/jam
 V = Kecepatan alir

ΔP = Beda tekanan, Psi

6. REAKTOR

A_t = Luas keseluruhan jumlah tube, m^2
 A_f = Free area, m^2
 A_s = Area shell, m^2
 a'_t = Luas area per tube, m^2
 B = Baffle spacing
 C_{Ao} = konsentrasi awal umpan masuk, $kmol/m^3$
 C = Tebal korosi yang dizinkan, atm
 D_K = Diameter katalis, cm
 D_T = Diameter tube, in
 D_S = Diameter shell, m
 F_{Ao} = Laju alir umpan, $kmol/jam$
 g = Gravitasi
 H_r = Tinggi Reaktor, m
 ID = Inside Diameter, m
 k = Konstanta laju reaksi, $m^3/kmol.s$
 L_t = Panjang tube, m
 M_{fr} = Laju alir massa umpan, kg/h
 N = Bilangan Avogadro
 N_t = Jumlah Tube
 OD = Outside Diameter, m
 P = Tekanan, atm
 P_T = tube pitch, atm
 Q_f = Volumetric Flowrate Umpan
 Re = Bilangan Reynold
 S = Working Stress yang diizinkan, atm
 T = Temperatur. $^{\circ}C$
 t = Tebal dinding vessel
 V_f = Total free volume, m^3

V_K	= Volume katalis, m^3
V_K	= Volume shell, m^3
V_t	= Volume reaktor, m^3
V_{TR}	= Volume tube reaktor, m^3
W_k	= Berat katalis
X	= Konversi
ρ	= Densitas
ε_A	= Voidage
φ	= Porositas Katalis
σ	= Diameter Partikel, cm
ΔP_b	= Pressure Drop, kPa

7. TANGKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan, dimensionless
h	= Tinggi head, m
H	= Tinggi silinder, m
H_T	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Operasi, atm
S	= Working stress yang diizinkan, Psia
T	= Temperatur Operasi, K
t	= Lama persediaan/penyimpanan, hari
V_h	= Volume ellipsoidal head, m^3
V_s	= Volume silinder, m^3
V_t	= Volume tangki, m^3
W	= Laju alir massa, kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m^3

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1. PatenUtama dan Pendukung

Lampiran 2. Tugas Khusus

Lampiran 3. Biodata

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Pesatnya perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi meningkatkan penggunaan bahan-bahan kimia. Indonesia adalah negara berkembang yang sedang giat melaksanakan pembangunan di segala bidang, salah satunya adalah pembangunan dalam sektor industri. Pertumbuhan dan perkembangan industri di Indonesia diharapkan dapat memenuhi kebutuhan bahan baku maupun bahan antara dalam industri kimia, menciptakan lapangan kerja, pemanfaatan sumber daya alam, dan memungkinkan menghasilkan devisa bagi negara dengan adanya produk ekspor. Peningkatan eksplorasi gas alam perlu diimbangi dengan peningkatan pemanfaatannya, sehingga diperlukan peningkatan produksi komoditi-komoditi turunan petrokimia berbasis gas alam seperti metanol.

Metanol atau metil alkohol adalah produk industri hulu petrokimia yang merupakan turunan dari gas alam yang digunakan oleh berbagai industri. Metanol banyak digunakan sebagai bahan baku untuk berbagai macam produk petrokimia, sintesis kimia, dan bahan bakar mesin bakar internal pada kendaraan bermotor. Untuk Indonesia, 80% pembeli metanol adalah industri formaldehid yang menghasilkan *adhesives* untuk *plywood* dan industri *wood processing* lainnya.

Kebutuhan metanol terus bertambah seiring dengan perkembangan industri-industri di Indonesia. Walaupun tingkat konsumsi metanol di Indonesia cukup besar, namun sampai saat ini hanya terdapat satu perusahaan yang memproduksi metanol, yaitu PT. Kaltim Methanol Industri. Secara ekonomi, metanol mempunyai dampak yang cukup berarti terhadap perkembangan dunia karena dapat menyumbangkan pendapatan dan dapat menciptakan lapangan kerja. Sehubungan dengan hal tersebut, maka sangat tepat apabila didirikan pabrik metanol di Indonesia yang bertujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan tidak menutup kemungkinan untuk dapat diekspor ke luar negeri, dan juga dapat menciptakan lapangan kerja.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Metanol murni pertama kali berhasil diisolasi tahun 1661 oleh Robert Boyle, ketika ia menghasilkannya melalui distilasi buxus (kotak kayu). Ini kemudian dikenal sebagai spiritus pirolitik (*pyrolitic spirit*). Pada tahun 1834, ahli kimia Perancis Jean Baptiste Dumas dan Eugene Peligot menentukan komposisinya.

Pada 1923, ahli kimia Jerman Alwin Mittasch dan Mathias Pier, bekerja untuk BASF, mengembangkan sarana untuk mengubah gas sintesis menjadi metanol. Menurut paten yang diajukan pada 12 Januari 1926 dengan nomor patent 1569775, proses ini menggunakan katalis kromium dan mangan oksida dan sangat kuat diperlukan kondisi tekanan berkisar 50-220 atm dan suhu sampai 450°C. Produksi metanol modern telah dibuat lebih efisien dengan menggunakan katalis yang mampu beroperasi pada tekanan yang lebih rendah, metanol modern tekanan rendah (LPM) dikembangkan oleh ICI pada akhir tahun 1960 dengan teknologi yang dimiliki sekarang oleh Johnson Matthey yang merupakan lisensi terkemuka teknologi metanol.

Penggunaan metanol sebagai bahan bakar mulai mendapat perhatian ketika krisis minyak tahun 1970 karena ketersediaan, biaya rendah, dan manfaat terhadap lingkungan. Pada pertengahan 1990, lebih dari 20.000 kendaraan bahan bakar fleksibel mampu beroperasi dengan metanol atau bensin diperkenalkan di Amerika Serikat. Selain itu, rendahnya tingkat metanol dicampur dalam bahan bakar bensin yang dijual di Eropa selama tahun 1980 dan awal tahun 1990.

1.3. Macam Proses Pembuatan

Proses pembuatan metanol berdasarkan tekanan yang digunakan dalam proses pembuatannya dibagi menjadi dua, yaitu proses tekanan tinggi dan proses tekanan rendah. Proses tekanan tinggi pembuatan metanol dioperasikan pada tekanan 300 bar, menggunakan katalis krom oksida-seng oksida untuk perubahan katalitik dari CO dan CO₂ dengan H₂ menjadi metanol pada suhu 320°C sampai 400°C. Kekurangan dari proses ini adalah mahalnya komponen yang diperlukan untuk tekanan tinggi, biaya energi yang lebih tinggi, serta biaya peralatan yang relatif cukup tinggi.

Pembuatan metanol proses tekanan rendah menggunakan tekanan 50-150 bar dan suhu 200°C sampai 500°C. Jenis katalis yang digunakan ialah *cooper based catalyst*. Keunggulan dari proses ini adalah biaya investasi dan produksi yang lebih rendah, kemampuan operasi yang lebih baik, serta lebih fleksibel dalam penentuan ukuran pabrik. Adapun beberapa proses yang menggunakan tekanan rendah antara lain:

1) The ICI Low Pressure Methanol (LPM) Process

Proses ini merupakan proses yang paling umum digunakan dalam proses pembuatan metanol. Paten dari proses ini dimiliki oleh Imperial Chemical Industry (ICI) dan sekarang lisensinya dipegang oleh anak perusahaannya yaitu Syntetik. Deskripsi prosesnya adalah sebagai berikut, umpan gas alam dipanaskan dan dikompresi lalu kemudian didesulfurisasi sebelum dimasukkan ke dalam *saturator*. Setelah didesulfurisasi gas alam kemudian di masukkan ke dalam *saturator*, di dalam *saturator* gas alam dikontakkan dengan air panas.

Pada proses ini sekitar 90% kebutuhan steam untuk proses dapat dicapai. Selanjutnya gas alam kemudian dipanaskan ulang dan ditambahkan kekurangan *steam* yang dibutuhkan untuk proses. Campuran gas alam dengan uap panas ini kemudian dikirim kedalam *methanol synthesys reformer* (MSR). Di dalam MSR ini gas alam dirubah menjadi H_2, CO_2, CO . Gas hasil ini kemudian didinginkan dengan serangkaian alat penukar panas. Panas yang dihasilkan digunakan untuk memanaskan air umpan masuk *boiler*, menghasilkan uap panas dan kebutuhan yang lain. Lalu gas hasil ini dikirim ke dalam *methanol converter* (ICI *tube cooled reactor*). Reaksi yang berlangsung dengan bantuan katalis dalam reaktor ini menghasilkan *crude methanol* dan bahan lain, hasil dari reaktor kemudian dipisahkan dengan separator, gas yang masih belum terkonversi dipakai sebagai bahan bakar MSR. *Crude methanol* yang sudah dipisahkan dari bahan lain kemudian dikirim ke unit distilasi fraksionasi untuk menghasilkan metanol yang lebih murni.

2) The ICI Leading Concept Methanol (LCM) Process

Proses ini merupakan perbaikan dari proses ICI LPM, terutama dalam hal unit reformer. Prosesnya adalah sebagai berikut. Umpan masuk gas alam

pertama-tama di desulfurisasi sebelum memasuki *saturator*. Dalam *saturator* gas alam dikontakkan dengan air panas yang dipanaskan oleh gas hasil yang keluar dari *Advanced Gas Heated Reformer* (AGHR). Pengaturan sirkuit *saturator* ini memungkinkan untuk mendapatkan sebagian uap panas yang dibutuhkan untuk proses dan mengurangi sistem uap panas dari *boiler*.

Campuran gas alam dan uap panas ini kemudian dipanaskan sebelum memasuki AGHR, dalam AGHR gas campuran memasuki tabung-tabung yang berisi katalis yang dipanaskan oleh gas hasil dari *reformer* kedua. Kira-kira 25 % gas alam terkonversi dalam AGHR menjadi CO₂. Setelah keluar dari AGHR gas alam memasuki *reformer* kedua kemudian ditambahkan semburan oksigen yang merubah gas alam dengan bantuan katalis menjadi gas hasil yaitu H₂, CO₂, dan CO. Gas hasil ini suhunya berkisar 1000°C dan hanya mengandung sangat sedikit metana yang tidak terkonversi.

Aliran gas hasil lalu dilewatkan melalui shell side dari AGHR dan serangkaian alat penukar panas untuk memaksimalkan penggunaan panas. Lalu gas dikompresi sehingga 80 bar. Gas yang telah dikompresi kemudian dikirim ke *methanol converter* untuk mengubahnya menjadi metanol dan air. Metanol hasil kemudian dikirim ke unit distilasi fraksionasi untuk memurnikannya.

3) *Mitsubishi Gas Chemical* (MGC)

Pada proses sintesis metanol dengan teknologi MGC, sintesis metanol masih menggunakan katalis berbasis tembaga (Cu) dengan kondisi operasi reaktor pada kisaran suhu 200–280°C dan kisaran tekanan 50–150 atm. Pada awalnya perusahaan Jepang ini menggunakan tekanan 150 atm, namun kemudian dikembangkan untuk tekanan kurang dari 100 atm. Proses MGC menggunakan reaktor dengan *double-walled tubes* dimana pada bagian anulus diisi dengan katalis. *Syngas* mengalir melalui pipa bagian dalam sedangkan pipa bagian luar dialiri oleh air pendingin (Ullmann, 2005).

Proses MGC menggunakan hidrokarbon sebagai umpan. Umpan dihilangkan kandungan sulfurnya sebelum masuk ke *steam reformer* yang beroperasi pada 500°C. Arus keluar dari *steam reformer* bersuhu 800–850°C dan mengandung karbon monoksida, karbon dioksida, dan hidrogen. Selanjutnya

syngas yang dihasilkan dinaikkan tekanannya dengan kompresor sentrifugal dan dicampur dengan arus *recycle* sebelum diumpankan ke dalam reaktor (Lee,1990).

4) Lurgi

Gas alam dilewatkan dalam proses desulfurisasi untuk menghilangkan kontaminan sulfur. Proses ini berlangsung kira-kira pada suhu 350-380°C dalam reaktor desulfurisasi. Kemudian gas dikompresi dan dialirkan ke dalam unit *reformer*, dalam hal ini Lurgi *reformer* dan *autothermal reformer*. Dalam unit *reformer* gas dicampur dengan uap panas dan diubah menjadi gas H₂, CO₂, dan CO dengan tiga macam langkah pembentukan. Gas hasil kemudian didinginkan dengan serangkaian alat penukar panas.

Panas yang dimiliki oleh gas hasil digunakan untuk membuat uap panas. Pemanas awal gas alam, pemanas air umpan masuk *boiler* dan alat *reboiler* di kolom distilasi. Gas hasil tersebut kembali dikompresi hingga 80-90 bar tergantung pada optimasi proses yang ingin dicapai. Setelah dikompresi gas hasil kemudian dikirim ke dalam reaktor pembentukan metanol.

Pada proses sintesis metanol dengan teknologi Lurgi, digunakan reaktor yang beroperasi pada kisaran suhu 220-260°C dan kisaran tekanan 40-100 bar. Desain reaktor berbeda dari pendahulunya, teknologi ICI. Reaktor yang digunakan ialah Lurgi *tubular* reaktor (proses isothermal), reaksi metanol terjadi di *tube side* yang berisi katalis dan pada *shell side* dialirkan air pendingin. Dalam reaktor ini terjadi reaksi yang mengubah gas hasil menjadi *crude methanol*. *Crude methanol* hasil kemudian dikirim ke dalam unit kolom distilasi untuk menghasilkan kemurnian metanol yang dihasilkan.

1.4. Sifat Fisika

Sifat fisika bahan baku dan produk merupakan salah satu informasi dalam desain suatu pabrik. Berdasarkan Yaws (1997) dan Perry's Chemical Engineers' Handbook (2008), informasi khusus sifat fisika dan kimia untuk pabrik pembuatan metanol menggunakan proses US Patent No. 9,839,899 B2.

1) Methanol

Rumus molekul : CH₃OH

Massa molekul : 32,04 gr/mol

Fase pada suhu kamar : *liquid*
Warna : tidak berwarna
Spgr : 0,792
Titik didih : 64,7°C
Titik beku : -97,68°C
Titik leleh : -97,8°C
Temperatur kritis : 239,58°C
Tekanan kritis : 80,96 bar

2) Hidrogen

Rumus molekul : H₂
Massa molekul : 2,016 gr/mol
Fase pada suhu kamar : gas
Warna : tidak berwarna
Spgr : 0,06948
Titik didih : -252,7°C
Titik beku : -259,2°C
Titik leleh : -259,1°C
Temperatur kritis : -239,82°C
Tekanan kritis : 13,13 bar

3) Oksigen

Rumus molekul : O₂
Massa molekul : 32 gr/mol
Fase pada suhu kamar : gas
Warna : tidak berwarna
Spgr : 1,1053
Titik didih : -183°C
Titik beku : -218,79°C
Titik leleh : -218,4°C
Temperatur kritis : -118,42°C
Tekanan kritis : 50,43 bar

- 4) Air
- Rumus molekul : H_2O
- Massa molekul : 18,015 gr/mol
- Fase pada suhu kamar : *liquid*
- Warna : tidak berwarna
- Spgr : 1
- Titik beku : 0°C
- Titik didih : 100°C
- Titik leleh : 0°C
- Temperatur kritis : $374,13^\circ\text{C}$
- Tekanan kritis : 220,55 bar
- 5) Nitrogen
- Rumus molekul : N_2
- Massa molekul : 28,02 gr/mol
- Fase pada suhu kamar : gas
- Warna : tidak berwarna
- Spgr : 1,026
- Titik beku : -210°C
- Titik didih : $-195,8^\circ\text{C}$
- Titik leleh : $-209,86^\circ\text{C}$
- Temperatur kritis : $-146,9^\circ\text{C}$
- Tekanan kritis : 33,94 bar
- 6) Karbon Monoksida
- Rumus molekul : CO
- Massa molekul : 28,01 gr/mol
- Fase pada suhu kamar : gas
- Warna : tidak berwarna
- Spgr : 0.986
- Titik beku : -205°C
- Titik didih : -192°C
- Titik leleh : -207°C

- Temperatur kritis : $-140,08^{\circ}\text{C}$
 Tekanan kritis : 34,99 bar
- 7) Karbon Dioksida
- Rumus molekul : CO_2
 Massa molekul : 44,01 gr/mol
 Fase pada suhu kamar : gas
 Warna : tidak berwarna
 Spgr : 1,53
 Titik beku : $-56,57^{\circ}\text{C}$
 Titik didih : $-78,5^{\circ}\text{C}$
 Titik leleh : $-56,6^{\circ}\text{C}$
 Temperatur kritis : $31,19^{\circ}\text{C}$
 Tekanan kritis : 13,82 bar
- 8) Metana
- Rumus molekul : CH_4
 Massa molekul : 16,04 gr/mol
 Fase pada suhu kamar : gas
 Warna : tidak berwarna
 Spgr : 0,415
 Titik beku : $-182,48^{\circ}\text{C}$
 Titik didih : $-161,4^{\circ}\text{C}$
 Titik leleh : $-182,6^{\circ}\text{C}$
 Temperatur kritis : $-82,42^{\circ}\text{C}$
 Tekanan kritis : 46,04 bar
- 9) Etana
- Rumus molekul : C_2H_6
 Massa molekul : 30,07 gr/mol
 Fase pada suhu kamar : gas
 Warna : tidak berwarna
 Spgr : 0,546
 Titik beku : $-182,8^{\circ}\text{C}$

- Titik didih : $-88,6^{\circ}\text{C}$
 Titik leleh : -172°C
 Temperatur kritis : $32,42^{\circ}\text{C}$
 Tekanan kritis : $48,40\text{ bar}$
- 10) Propana
 Rumus molekul : C_3H_8
 Massa molekul : $44,09\text{ gr/mol}$
 Fase pada suhu kamar : gas
 Warna : tidak berwarna
 Spgr : $0,585$
 Titik beku : $-187,69^{\circ}\text{C}$
 Titik didih : $-42,2^{\circ}\text{C}$
 Titik leleh : $-181,7^{\circ}\text{C}$
 Temperatur kritis : $96,82^{\circ}\text{C}$
 Tekanan kritis : $42,49\text{ bar}$
- 11) n-Butana
 Rumus molekul : C_4H_{10}
 Massa molekul : $58,12\text{ gr/mol}$
 Fase pada suhu kamar : gas
 Warna : tidak berwarna
 Spgr : $0,6$
 Titik beku : $-138,29^{\circ}\text{C}$
 Titik didih : -10°C
 Titik leleh : -135°C
 Temperatur kritis : $152,18^{\circ}\text{C}$
 Tekanan kritis : $37,97\text{ bar}$
- 12) i-Butana
 Rumus molekul : C_4H_{10}
 Massa molekul : $58,12\text{ gr/mol}$
 Fase pada suhu kamar : gas
 Warna : tidak berwarna

- | | | |
|--|-------------------|-------------|
| | Spgr | : 0,6 |
| | Titik beku | : -159,61°C |
| | Titik didih | : -11,72°C |
| | Titik leleh | : -145oC |
| | Temperatur kritis | : 134,99°C |
| | Tekanan kritis | : 36,48 bar |
- 13) n-Pentana
- | | | |
|--|-----------------------|----------------------------------|
| | Rumus molekul | : C ₅ H ₁₂ |
| | Massa molekul | : 72,15 gr/mol |
| | Fase pada suhu kamar: | <i>liquid</i> |
| | Warna | : tidak berwarna |
| | Spgr | : 0,630 |
| | Titik beku | : -129,73°C |
| | Titik didih | : 36,3°C |
| | Titik leleh | : -129,7°C |
| | Temperatur kritis | : 196,65°C |
| | Tekanan kritis | : 33,69 bar |
- 14) i-Pentana
- | | | |
|--|-----------------------|----------------------------------|
| | Rumus molekul | : C ₅ H ₁₂ |
| | Massa molekul | : 72,15 gr/mol |
| | Fase pada suhu kamar: | liquid |
| | Warna | : tidak berwarna |
| | Spgr | : 0,621 |
| | Titik beku | : -159,90°C |
| | Titik didih | : 27,84°C |
| | Titik leleh | : -160°C |
| | Temperatur kritis | : 187,28°C |
| | Tekanan kritis | : 33,81 bar |
- 15) Heksana
- | | | |
|--|---------------|----------------------------------|
| | Rumus molekul | : C ₆ H ₁₄ |
| | Massa molekul | : 86,17 gr/mol |

Fase pada suhu kamar : *liquid*
Warna : tidak berwarna
Spgr : 0,655
Titik beku : -95,31°C
Titik didih : 69°C
Titik leleh : -94°C
Temperatur kritis : 234,43°C
Tekanan kritis : 30,12 bar

16) Hidrogen Sulfida

Rumus molekul : H₂S
Massa molekul : 34,082 gr/mol
Fase pada suhu kamar : gas
Warna : tidak berwarna
Spgr : 1,1895
Titik beku : -85,47°C
Titik didih : -60,35°C
Titik leleh : -82,9°C
Temperatur kritis : 100,38°C
Tekanan kritis : 89,63 bar

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2018. *Harga Jual Beli Katalis*. (online). www.alibaba.com. (Diakses 17 April 2018).
- Anonim. 2018. *Kurs Jual Beli Dollar*. (Online). www.bi.go.id. (Diakses 17 April 2018).
- Atimtay, A. T., and Littlefield, S. L. *The use of Zinc Oxide Sorbents to Remove Hydrogen Sulfide from Coal Gases*. Departement of Chemical Engineering. 526-533.
- BMKG. 2018. *Prakiraan Cuaca*. (Online): <https://www.bmkg.go.id>. (Diakses pada tanggal 2 Mei 2018).
- Bose, D. 2015. *Design Parameter for Hydro desulfurization (HDS) Unit for Petroleum Naptha at 3500 Barrels per Day*. 9: 99-111.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1979. *Process Equipment Design*. Wiley Eastern Limited: New York.
- Digilib Unila. 2011. *Lokasi dan Tata Letak Pabrik*. (Online): <http://digilib.unila.ac.id/5401/19/BAB%207.pdf>. (Diakses pada 1 Mei 2018)
- Digilib Unila. 2012. *Unit Pendukung Proses dan Laboratorium*. (Online): <http://digilib.unila.ac.id/22/12/BAB%20VI.%20Utilitas78-98.pdf>. (Diakses pada 1 Mei 2018).
- Google Earth. 2018. *Tata Letak Pabrik*. (Online): <http://earth.google.co.id>. (Diakses pada 2 Mei 2018).
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Unsri: Palembang.
- Jonan. 2018. *Tarif Listrik Tidak Ada Kenaikan*. (online). www.finance.detik.com. (diakses 17 April 2018).
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering, Third Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Ludwig, E. E., 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Third Edition*. Gulf Publishing Co: Houston

- McCabe, W. L., 1995. *Unit Operations of Chemical Engineering*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Matches. *Matche's Process Equipment Cost Estimates*. (online). www.matche.com. (Diakses 17 April 2018).
- Perry, R. H dan Don W. Green. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 8th Edition*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fourth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Sinnot, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Volume 6, Fourth Edition: Chemical Engineering Design*. Elsevier Butterworth-Heinemann: Oxford
- Smith, J.M. dan H. C. Van Ness. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Treyball, R.E. 1980. *Mass Transfer Operation*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Wahyono, B. 2012. *Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Penentuan Lokasi Pabrik*. (Online).<http://www.pendidikanekonomi.com/2012/06/faktor-faktor-yang-mempengaruhi.html>. (Diakses pada tanggal 1 Mei 2018).
- Walas, S.M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth-Heinemann: New York.
- Welty et.al. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, Fifth Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Yuliusman. 2016. *Recovery Logam Nikel dari Spent Katalis NiO/Al₂O₃ dengan Teknologi Leaching menggunakan Amonia-Amonium Karbonat*. Jurnal MIPA. 39(2): 143-149.