

**PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN DIMETIL ETER
KAPASITAS 144.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk memenuhi salah satu syarat mengikuti
Ujian Sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Sriwijaya**

OLEH:

INDIRA RAYOSA 03031181419016

DWI FUSPITASARIE 03031181419044

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

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN DIMETIL ETER
KAPASITAS PRODUKSI 144.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

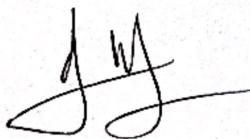
Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Indira Rayosa 03031181419016
Dwi Fuspitasarie 03031181419044

Palembang, Juli 2021

Pembimbing



Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 197505112000122001

Mengetahui



HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Dimetil Eter Kapasitas Produksi 144.000 Ton/tahun" telah dipertahankan Indira Rayosa dan Dwi Fuspitasarie dihadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 November 2018.

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

Lia Cundari, S.T., M.T. : 

NIP. 198412182008122002

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

NIP. 195608311984032002

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

NIP. 198010312005011003

Palembang, Juli 2021

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Allah SWT, atas berkat, rahmat dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Dimetil Eter Kapasitas 144.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.

Penulis menyampaikan banyak terima kasih kepada semua pihak yang telah memberikan bantuan selama penggeraan tugas akhir ini, yaitu:

1. Kedua orang tua yang telah memberikan dukungan baik secara materiil maupun moril.
2. Ibu Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D., selaku dosen pembimbing tugas akhir.
3. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah berkontribusi hingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.

Penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Palembang, Oktober 2018

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
KATA PENGANTAR.....	ii
DAFTAR ISI.....	iii
DAFTAR TABEL	vi
DAFTAR GAMBAR.....	vii
DAFTAR NOTASI.....	viii
DAFTAR LAMPIRAN	xviii
INTISARI	xix
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1.Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan	4
1.4. Sifat-Sifat Fisika dan Kimia	5
BAB 2 PERENCANAAN PABRIK	8
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	8
2.2. Pemilihan Kapasitas	10
2.3. Pemilihan Bahan Baku	11
2.4. Pemilihan Proses	11
2.5. Uraian Proses.....	12
BAB 3 LOKASI DAN LETAK PABRIK.....	14
3.1. Lokasi Pabrik.....	14
3.2. Tata Letak Pabrik	16
3.3. Luas Area	17

BAB 4 NERACA MASSA DAN PANAS	18
4.1. Neraca Massa	18
4.2. Neraca Panas	24
BAB 5 UTILITAS	29
5.1. Unit Pengadaan Steam	29
5.2. Unit Pengadaan Air	30
5.3. Unit Pengadaan Refrigeran	35
5.4. Unit Pengadaan Tenaga Listrik	35
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	37
BAB 6 SPESIFIKASI PERALATAN.....	40
6.1. Tangki-01 (T-01).....	40
6.2. Tangki-02 (T-02).....	40
6.3. Tangki-03 (T-03).....	41
6.4. Tangki-04 (T-04).....	42
6.4. Kompresor-01 (K-01).....	43
6.5. Kompresor-02 (K-02).....	43
6.6. Kompresor-03 (K-03).....	44
6.7. Furnace-01 (F-01)	44
6.8. Reaktor-01 (R-01)	45
6.9. Heat Exchanger-01 (HE-01)	46
6.10. Cooler-01 (C-01).....	47
6.11. Cooler-02 (C-02).....	47
6.12. Cooler-03 (C-03).....	48
6.13. Cooler-04 (C-04).....	49
6.14. Partial Condensor-01 (PC-01).....	50
6.15. Knock Out Drum-01 (KOD-01).....	51
6.16. Absorber-01 (AB-01).....	52
6.11. Kolom Distilasi-01 (KD-01)	53
6.18. Kolom Distilasi-02 (KD-02)	54
6.19. Condenser-01 (CD-01).....	55

6.20. Condenser-01 (CD-01).....	56
6.21. Accumulator-01 (ACC-01)	57
6.22. Accumulator-01 (ACC-01)	57
6.23. Reboiler-01 (RB-01)	58
6.24. Reboiler-02 (RB-02)	59
6.25. Pompa-01 (P-01)	60
6.26. Pompa-02 (P-02)	61
6.27. Pompa-03 (P-03)	62
6.28. Pompa-04 (P-04)	63
 BAB 7 ORGANISASI PERUSAHAAN	 64
7.1. Bentuk Organisasi Perusahaan	64
7.2. Manajemen dan Struktur Organisasi Perusahaan.....	65
7.3. Tugas dan Wewenang	66
7.4. Sistem Kerja	70
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan	72
 BAB 8 ANALISA EKONOMI	 78
8.1. Keuntungan (Profitabilitas)	79
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	80
8.3. Total Modal Akhir.....	82
8.4. Laju Pengembalian Modal	85
8.5. Break Even Point (BEP).....	86
 BAB 9 KESIMPULAN	 90
BAB 10 TUGAS KHUSUS	91
10.1. Reaktor	91
10.2. Kolom Distilasi	115

DAFTAR PUSTAKA**LAMPIRAN**

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 2.1. Spesifikasi Dimetil Eter Sebagai Bahan Bakar.....	9
Tabel 2.2. Impor Dimetil Eter di Indonesia	10
Tabel 3.1. Rincian Area Pabrik	17
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	75
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal	82
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi	88

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1. Grafik Kapasitas Pabrik	10
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik	15
Gambar 3.2. Tata Letak Pabrik.....	17
Gambar 3.3. Tata Letak Peralatan	17
Gambar 3.4. Tata Letak Peralatan	25
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	77
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Event Point</i>	87

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C	:	Tebal korosi yang diizinkan, m
E	:	Effisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	:	Inside diameter, Outside diameter, m
L	:	Panjang accumulator, m
P	:	Tekanan operasi, atm
S	:	Working stress yang diizinkan
t	:	Temperatur Operasi, °C
V	:	Volume total, m ³
V _s	:	Volume silinder, m ³
W	:	Laju alir massa, kg/jam
ρ	:	Densitas, lb/ft ³

2. ABSORBER

A	:	Cross section area tower, m ²
B _M _{AVG}	:	BM rata-rata, kg/kmol
C _c	:	Tebal korosi maksimum, in
D	:	Diameter kolom, m
D _G , D _L	:	Difusivitas gas dan liquid, m ² /s
E _j	:	Efisiensi pengelasan
F _L , F _{FG}	:	Koefisien transfer massa gas dan liquid, kmol/m ² .s
G	:	Kelajuan Superfisial molar gas, kmol/m ² .s
G'	:	Kelajuan Superfisial gas, kmol/m ² .s
H _{fG}	:	Tinggi unit transfer fase gas, m
H _{fL}	:	Tinggi unit transfer fase liquid, m
H _{tot}	:	Tinggi unit transfer overall, m

L	:	Kelajuan liquid total, kg/m ² .s
L'	:	Kelajuan superfisial massa liquid, kg/m ² .s
m	:	Rasio distribusi kesetimbangan
P	:	Tekanan desain, psi
S _{cg} , S _{cl}	:	Bilangan Schmidt gas dan liquid
Z	:	Tinggi Packing, m
ΔP	:	Perbedaan tekanan, N/m ²
ε	:	Energi tarik menarik molecular
ε _{LO}	:	Fraksi volume liquid, m ² /m ³
μ _G , μ _L	:	Viskositas gas dan liquid, kg/ms
ρ _L , ρ _G	:	Densitas gas dan liquid, kg/m ³
σ _L	:	Tegangan permukaan liquid, N/m
φ _{lt}	:	Total hold-up liquid

3. COOLER, HEAT EXCHANGER, KONDENSOR, REBOILER, PARTIAL CONDENSOR

A	:	Area perpindahan panas, ft ²
a _a , a _p	:	Area pada annulus, inner pipe, ft ²
a _s , a _t	:	Area pada shell, tube, ft ²
a''	:	external surface per 1 in, ft ² /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
U_o	: Koefisien overall perpindahan panas, W/m ² .°C
ΔT_{lm}	: Selisih log mean temperatur, °C
h_i, h_{io}	: Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
jH	: Faktor perpindahan panas
k	: Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² .°F
k_w	: Konduktivitas bahan, W/m. °C
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
ΔP	: Pressure drop, 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
V, v	: Laju alir volumetrik shell, tube, m ³ /jam
μ	: Viscositas, cp

4. FURNACE

q_n	: Neat heat release, Btu/jam
q_r	: Radiant duty, Btu/jam
t_f, t_t	: Temperatur fluida, temperatur dinding, °F
$A_{rt,a}$: Luas area radiant section, luas tube, ft ²
OD	: diameter luar tube, in
L	: panjang tube, ft
Nt	: Jumlah tube
A_{cp}	: cold plane surface, ft ²
V	: Volume furnace, ft ³
L_{beam}	: Mean beam Length, ft
Eg	: gas emisivitas
qs	: 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	: faktor seksi konveksi
U_c	: overall transfer coefisient dalam seksi konveksi, Btu/jam.ft ² °F
ρ_g	: densitas fuel gas, lb/ft ³
G	: mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft ²

4. KNOCK OUT DRUM

A	: <i>Vessel Area Minimum</i> , m ²
C	: <i>Corrosion maksimum</i> , in
D	: Diameter <i>Vessel minimum</i> ,m
E	: <i>Joint effisiensi</i>
H _L	: Tinggi <i>Liquid</i> , m
H _T	: Tinggi <i>Vessel</i> ,m
P	: Tekanan desain, psi
Q _V	: Laju alir <i>Volumetric massa</i> , m ³ /jam
Q _L	: <i>Liquid Volumetric flowrate</i> , m ³ /jam
S	: <i>Working stress Allowable</i> , psi
t	: tebal dinding tangki, m
U _V	: Kecepatan uap maksimum, m/s
V _t	: Volume <i>Vessel</i> , m ³
V _h	: Volume <i>Head</i> , m ³
V _t	: Volume <i>Vessel</i> , m ³
ρ	: Densitas, kg/m ³
μ	: Viskositas, cP
ρ _g	: Densitas gas, kg/m ³
ρ _l	: Densitas <i>Liquid</i> , kg/m ³

5. KOLOM DISTILASI

A _d	: Downcomer area, m ²
A _t	: Tower area, m ²
A _n	: Net area, m ²
A _a	: Active area, m ²
A _b	: Hole area, m ²

A_{da}	:	Aerated area, m ²
C	:	Faktor korosi yang dizinkan, m
C_{sb}	:	Kapasitas vapor, m/det
Dl	:	Clearance, mm
d_h	:	Diameter hole, mm
d_c	:	Diameter kolom, mm
e	:	Total entrainment, kg/det
E	:	Joint efficiency, dimensionless
F	:	Friction factor, dimensionless
F_{iv}	:	Paramater aliran, dimensionless
h_a	:	Aerated liquid drop, m
h_f	:	Froth height, mm
h_w	:	Weir height, mm
h_σ	:	Weep point, cm
H	:	Tinggi kolom, m
L_w	:	Weir length
L	:	Laju alir massa liquid solvent, kg/det
N_m	:	Jumlah tray minimum
ΔP	:	Pressure drop
P	:	Tekanan desain, atm
q	:	Laju alir volume umpan solvent, m ³ /det
Q	:	Laju alir volume umpan gas, m ³ /det
Q_p	:	Aeration factor, dimensionless
R	:	[L/D] refluks ratio, dimensionless
R_h	:	Radius Hydrolic, m
R_m	:	Refluks minimum
R_{eh}	:	Reynold modulus, dimensionless
S	:	Working stress, N/m ²

S _s	:	Stage umpan
S _t	:	Jumlah stages
t	:	Tebal dinding vessel, m
T	:	Temperatur operasi, °C
T _{av}	:	Temperatur rata-rata, °C
U _f	:	Kecepatan aerated mass, U _f
V	:	Laju alir massa umpan gas, kg/det
V _d	:	Downcomer velocity, m/det
α	:	Relatif volatil, dimensionless
Δ	:	Liquid gradien, cm
ρ_g	:	Densitas gas, kg/m ³
ρ_l	:	Densitas liquid, kg/m ³
ψ	:	Fractional entrainment, dimensionless

6. KOMPRESSOR

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

7. 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 suc}	= Total friksi pada suction, ft
H _{f 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

8. 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

9. 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

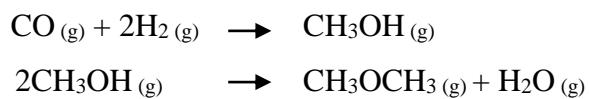
DAFTAR LAMPIRAN

Halaman

Lampiran 1. Perhitungan Neraca Massa	130
Lampiran 2. Perhitungan Neraca Panas	165
Lampiran 3. Perhitungan Spesifikasi Peralatan	232
Lampiran 4. Perhitungan Ekonomi	459

INTISARI

Pabrik pembuatan dimetil eter dengan kapasitas 144.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri tahun 2023 di Teluk Terate, Kecamatan Kramatwatu, Kabupaten Serang, Provinsi Banten, Indonesia yang diperkirakan memiliki luas area sebesar 4 ha. Proses pembuatan dimetil eter menggunakan proses sintesis *syngas* hingga terbentuk metanol dan dilanjutkan dengan proses dehidrasi metanol dalam reaktor jenis *multitube fixed bed* (R-01) dengan katalis ZSM-5. Kondisi operasi pembuatan dimetil eter adalah 250°C dan tekanan 20 atm dengan reaksi:



Produk dimetil eter yang dihasilkan selanjutnya melewati proses separasi menggunakan *knock out drum* (KOD-01) dan Absorber (AB-01), dilanjutkan dengan purifikasi dimetil eter dari metanol dan air menggunakan kolom distilasi (KD-01) sedangkan untuk memisahkan metanol dari air menggunakan kolom distilasi (KD-02).

Pabrik ini merupakan perusahaan perseroan terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh Dewan Komisaris dengan jumlah karyawan sebanyak 148 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik dimetil eter ini layak didirikan dengan perincian sebagai berikut:

- *Total Capital Investment* = US \$ 32.311.835,74
- *Selling Price per Year* = US \$ 458.354.520,032
- *Total Production Cost* = US \$ 386.567.596,13
- *Annual Cash Flow* = US \$ 16.716.360,91
- *Pay Out time* = 2,53 tahun
- *Rate of Return* = 74,98 %
- *Discounted Cash Flow* = 95,33 %
- *Break Even Point* = 36,7932%
- *Service Life* = 11 tahun

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1.Latar Belakang

Indonesia merupakan negara yang sedang berusaha untuk mengembangkan kemampuannya sendiri agar tidak ketergantungan terhadap negara lain. Dengan tersedianya sumber daya alam yang melimpah bangsa Indonesia dapat memanfaatkan dan mengembangkannya menjadi berbagai macam sektor terutama sektor industri yang diharapkan dapat membantu meningkatkan perekonomian bangsa Indonesia.

Kebutuhan terhadap bahan bakar dunia akan terus meningkat sehingga akan mengakibatkan harga bahan bakar pun meningkat, sedangkan semakin banyaknya permintaan mengenai bahan bakar ketersediaan dari bahan bakar tersebut akan semakin menurun. Hal ini merupakan salah satu faktor pendukung untuk membuat suatu pra rencana pabrik pembuatan dimetil eter sebagai salah satu solusi untuk mengatasi masalah tersebut. Dimetil eter, selama ini dikenal sebagai *propellant* dalam industri parfum, obat pembasmi nyamuk, *foam* (sabun pencukur kumis bagi pria), pengharum ruangan, *colognes*, *hair sprays*, *personal care mousses*, *antiperspirants*, *room air fresheners*, dan industri *coating* serta otomotif. Namun, sekarang ini DME banyak dimanfaatkan sebagai salah satu sumber bahan bakar alternatif ramah lingkungan yang dapat menggantikan LPG, LNG, dan bahan bakar diesel.

Indonesia memiliki cadangan minyak bumi dan batubara yang melimpah tetapi dikarenakan kebutuhan terhadap bahan bakar terus meningkat akan menyebabkan ketersediaan bahan bakar semakin menipis. Sehingga diperlukan adanya bahan bakar alternatif seperti dimetil eter (DME). Pendirian pabrik DME diharapkan dapat memenuhi kebutuhan akan bahan bakar yang bersih dan ramah lingkungan. Berdasarkan sumber yang didapat bahwa Indonesia telah berupaya memproduksi DME di dalam negeri seperti PT. Bumi Tangerang Gas Industri yang berada di kota Tangerang (268.000 ton/thn) dan PT. Pertamina bekerjasama

dengan perusahaan minyak swasta, PT Arrtu Mega Energie (AME) membangun pabrik metanol dari batubara kualitas rendah di Peranap (Riau), dan pabrik DME (dari metanol, Peranap) di Eretan, Jawa Barat dengan kapasitas produksi 1,7 juta ton/tahun. Akan tetapi, Produksi tersebut tidak cukup untuk memenuhi kebutuhan DME di Indonesia. Untuk mencakupi kebutuhan dimetil eter yang tinggi, Indonesia mengimpor DME dari luar negeri. Oleh karena itu, diperlukannya pendirian pabrik DME untuk memenuhi kebutuhan DME di Indonesia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Dimetil eter (DME) merupakan senyawa eter yang sederhana dengan rumus kimia CH_3OCH_3 . DME merupakan gas tidak berwarna, tidak beracun, tidak mengandung unsur sulfur (S) dan nitrogen (N), sehingga memungkinkan emisi seperti SO_x , NO_x , *particulate matter* dan jelaga yang lebih rendah dari solar. DME juga tidak bersifat korosif terhadap metal.

Pada tahun 1809 P. Bollay adalah orang yang pertama kali mengenalkan proses dehidrasi metanol secara kontinyu dengan menggunakan katalis asam sulfat. Proses ini distandardisasi di Amerika Serikat dan disebut dengan proses Barbet. Proses dehidrasi fase *liquid* metanol dengan menggunakan asam sulfat sebagai katalis memerlukan biaya yang relatif mahal, terutama untuk proses recovery katalis. Hal ini dikarenakan sifat asam sulfat yang sangat korosif, sehingga diperlukan peralatan khusus yang memiliki tingkat ketahanan yang tinggi terhadap korosi. Untuk mengatasi permasalahan tersebut maka diperkenalkan proses reaksi dalam fase uap dengan menggunakan katalis asam sulfat. Jenis reaksi yang paling umum dilakukan yaitu pada tekanan dibawah atmosferik. Meskipun demikian, apabila ditinjau dari segi biaya untuk pemurnian produk dimetil eter, reaksi pada tekanan dibawah atmosferik ini kurang ekonomis.

Pada tahun 1984, dikembangkan proses pembentukan dimetil eter dari reaksi fase uap metanol dengan menggunakan katalis γ -alumina berpori dan Besi (III) Oksida. Tahun 1989, dikembangkan proses dehidrasi fase uap dari metanol dengan menggunakan katalis γ -alumina dengan memasukkan 5 – 45% berat *steam* atau air ke dalam 100% berat metanol, sehingga dapat mengurangi terbentuknya deposit karbon di permukaan katalis. Tahun 1990, proses tersebut dikembangkan

masih dengan menggunakan reaksi fase uap, tetapi katalis yang digunakan adalah alumina dan logam oksida dari golongan 3A. Walaupun proses ini berlangsung pada temperatur rendah, aktivitas katalis tetap tinggi sehingga terbentuknya produk samping pun dapat dikurangi.

Dalam pertemuan kongres kelompok Insinyur Otomotif pada tahun 1995 oleh Haldor Topsoe A/S. Diperkenalkan suatu metode pembentukkan dimetil eter dengan menggunakan katalis yang memiliki komposisi khusus dalam suatu *fixed bed reactor*, sehingga dimetil eter dapat diproduksi secara langsung dari gas – gas hasil sintesa. Selain itu, ada juga proses Lurgi Mega DME, dimana gas alam disintesa menjadi metanol kemudian dimasukkan ke dalam *vessel* sehingga terbentuk campuran dimetil eter, air dan hidrokarbon lainnya. Campuran ini kemudian didestilasi untuk mendapatkan dimetil eter yang lebih murni.

Pada perkembangan selanjutnya diperkenalkan proses reaksi fase uap dengan menggunakan katalis padat seperti alumina dan proses tersebut dilakukan pada kondisi bertekanan. Komersil *plant* DME yang berada di China dengan kapasitas 30 ton/hari (10.000 ton/tahun) telah dibangun oleh Lituanhua Group Incorporation dengan lisensi teknologi dari Tokyo Engineering Japan yang start up di bulan Agustus 2003. Dengan keberhasilan ini maka dilanjutkan pembangunan lagi dengan kapasitas yang lebih besar yaitu 110.000 ton/tahun dan start up dilakukan di akhir tahun 2005. Kemudian pada bulan Desember 2006, China telah menandatangi kerjasama pembangunan DME Plant antara Lituanhua Group dan Tokyo Engineering dengan kapasitas yang jauh lebih besar, yaitu mencapai 1 juta ton/tahun di provinsi Mongolia yang akan menjadi kilang DME terbesar di dunia. Swedia Energy Agency telah mensponsori dalam penelitian selama lima tahun (2006-2010) untuk pengembangan mesin diesel DME sebagai pengganti solar (*gas oil*). Perusahaan *automotive* Swevia yaitu Volvo telah mengembangkan mesin diesel DME generasi ketiga. Demikian juga perusahaan *automotive* Jepang, Nissan dengan proyek mesin diesel DME, 6900 cc type PW 25 A DME untuk kendaraan berat.

1.3. Macam – macam Proses Pembuatan

Secara umum sintesis senyawa gugus eter dilakukan dengan cara dehidrasi senyawa golongan alkohol. Ada dua metode yang dilakukan untuk mensintesis dimetil eter, yaitu :

- a) Sintesis dimetil eter dari campuran CO dan H₂.
- b) Sintesis dimetil eter dari proses dehidrasi metanol.

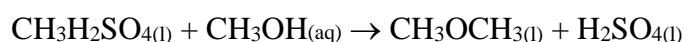
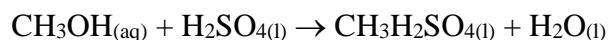
1.2.1. Sintesis dimetil eter dari campuran CO dan H₂

Pada proses ini, DME dapat dihasilkan dengan cara mencampurkan CO dan H₂ ke dalam reaktor. Pada proses ini akan terbentuk metanol dan dimetil eter. Metanol yang terbentuk merupakan produk *intermediet* yang kemudian akan diubah menjadi dimetil eter pada reaktor yang sama. Katalis yang digunakan untuk sintesa metanol, seperti katalis sistem Tembaga Oksida – Seng Oksida, sistem Seng Oksida – Kromium Oksida, sistem Tembaga Oksida – Seng Oksida/Kromium Oksida sedangkan katalis yang biasa digunakan untuk proses dehidrasi metanol adalah katalis asam-basa seperti alumina, silika-alumina dan zeolit. Katalis yang digunakan untuk sintesa metanol dapat dicampur dengan katalis dehidrasi metanol. Adapun reaksi yang terjadi pada metode ini adalah :

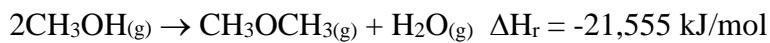


1.2.2. Sintesis dimetil eter dari proses dehidrasi metanol

Pada proses ini, DME dihasilkan dengan cara dehidrasi metanol di dalam reaktor. Pada proses ini dapat digunakan katalis berupa asam sulfat dan alumina. Proses dehidrasi metanol menggunakan katalis asam sulfat dilakukan dengan menguapkan metanol kemudian melewatkannya di dalam reaktor yang telah terisi katalisator yaitu H₂SO₄ pada suhu 125-140 °C dan tekanan 2 atm, campuran produk yang keluar dari reaktor berupa dimetil eter, air dan metanol. Campuran produk tersebut akan dimurnikan dengan proses distilasi akan mendapatkan DME dengan konsentrasi lebih tinggi. Reaksi yang terjadi pada proses ini adalah :



Proses dehidrasi metanol menggunakan katalis alumina (Al_2O_3) dilakukan dengan mengontakkan metanol dengan katalis alumina (Al_2O_3) yang mengandung 10,2% silika yang disebut dengan Sanderens secara langsung (*direct contact*). Reaksi dilakukan pada suhu tinggi ($250 - 400^\circ\text{C}$) dalam fase uap atau gas. Dengan demikian secara teoritik gas metanol dikontakkan secara langsung dengan katalis Alumina berfase padat dalam reaktor. Dimetil eter yang terbentuk dipurifikasi dengan cara didestilasi yang bertujuan untuk memisahkan campuran DME dengan pengotor lain yaitu H_2O dan metanol yang masih tersisa). Reaksi yang terjadi pada proses ini adalah :



1.4. Sifat – sifat Fisika dan Kimia

1.4.1. Bahan Baku

1. Karbon monoksida

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	CO
2.	Berat molekul (gr/mol)	28,0104
3.	Densitas (gr/cm ³)	1,25
4.	Pelarut	Alkohol dan air
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, T_d ($^\circ\text{C}$)	-205,05
8.	Titik lebur, T_f ($^\circ\text{C}$)	-191,49
9.	Tekanan kritis, P_c (atm)	34,99
10.	Temperatur kritis, T_c (K)	-140,25
11.	$\Delta H^{\circ}\text{f}_{(\text{g})}$ (kj/kmol)	-110,65
12.	$\Delta G^{\circ}\text{f}_{(\text{g})}$ (kj/kmol)	-137,169

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

2. Hidrogen

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	H ₂
2.	Berat molekul (gr/mol)	2
3.	Densitas (gr/cm ³)	0,08988
4.	Pelarut	air
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, T _d (°C)	-252,87
8.	Titik lebur, T _f (°C)	-259,15
9.	Tekanan kritis, P _c (atm)	13,13
10.	Temperatur kritis, T _c (K)	-240,18
11.	ΔH°f _(g) (kj/kmol)	0
12.	ΔG°f _(g) (kj/kmol)	0

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

1.4.2. Produk

1. Dimetil eter

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	C ₂ H ₆ O
2.	Berat molekul (gr/mol)	46,07
3.	Densitas (kg/m ³)	668
4.	Pelarut	metanol, etanol, toluena dan air
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tak Bewarna
7.	Titik didih, T _d (°C)	-24,9
8.	Titik lebur, T _f (°C)	-138,5
9.	Tekanan kritis, P _c (atm)	52,4
10.	Temperatur kritis, T _c (K)	400
11.	ΔH°f _(g) (kj/kmol)	-184,18
12.	ΔG°f _(g) (kj/kmol)	-26,99

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

2. Metanol

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	CH_3OH
2.	Berat molekul (gr/mol)	32,042
3.	Densitas (kg/m^3)	791,8
4.	Viskositas (mPa.s)	0,59
5.	Titik didih, T_d ($^\circ\text{C}$)	64,7
6.	Titik lebur, T_f ($^\circ\text{C}$)	-97
7.	Tekanan kritis, P_c (atm)	80,97
8.	Temperatur kritis, T_c (K)	239,45
9.	$\Delta H^\circ f_{(l)}$ (kj/kmol)	-238,660
10.	$\Delta G^\circ f_{(l)}$ (kj/kmol)	-166,270
11.	$\Delta H^\circ f_{(g)}$ (kj/kmol)	-201,3
12.	$\Delta G^\circ f_{(g)}$ (kj/kmol)	-238,660

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

3. Air

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	H_2O
2.	Berat molekul (gr/mol)	18
3.	Densitas (kg/m^3)	1
4.	Pelarut	alkali dan etil eter
5.	Titik didih, T_d ($^\circ\text{C}$)	100
6.	Titik lebur, T_f ($^\circ\text{C}$)	0
7.	Tekanan kritis, P_c (atm)	220,55
8.	Temperatur kritis, T_c (K)	373,95
9.	$\Delta H^\circ f_{(l)}$ (kj/kmol)	-285,830
10.	$\Delta G^\circ f_{(l)}$ (kj/kmol)	-237,129
11.	$\Delta H^\circ f_{(g)}$ (kj/kmol)	-242
12.	$\Delta G^\circ f_{(g)}$ (kj/kmol)	-228,572

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

DAFTAR PUSTAKA

- ACS Material. 2017. *ZSM-5Catalyst*. (Online). <https://www.acsmaterial.com/zsm-5-catalyst-1029.html>. (Diakses pada 15 Agustus 2018)
- Alibaba. 2018. *Dimethyl Ether Industrial Price*. (Online). www.alibaba.com. (Diakses pada 3 September 2018)
- Anonim. 2010. *Gambar Reactor Fixbed Multi Tube*. (Online). <http://bukanlelakiistimewa.blogspot.co.id/2010/10/gambar-reactor-fixbed-multi-tube.html> (Diakses pada 7 Mei 2018)
- Anonim. 2013. Dimetil eter (CH_3OCH_3). (Online). <http://www.acidatama.co.id/produk-chemical-detail>. (Diakses 10 April 2018).
- Anonim. 2015. Economic Indicators. (Online). <http://www.chemengonline.com/pci>. (Diakses 27 Agustus 2018).
- Anonim. 2015. Indeks Harga Perdagangan Besar Bahan Bangunan/Konstruksi Indonesia 2002-2015. (Online). http://www.bps.go.id/website/tabelExcel/Indo/indo_20_1458.xls. (Diakses 5 September 2018).
- Anonim. 2016. Kurs Dollar. (Online). <http://kursdollar.net/grafik/USD>. (Diakses pada 5 September 2018).
- Anonim. 2018. *Distillation Tower*. (Online). <https://www.mathworks.com/help/mpc/examples/design-and-cosimulate-control-of-high-fidelity-distillation-tower-with-aspen-plus-dynamics.html>. (Diakses pada 23 Juni 2018).
- Arthur, K. 2017. *Distillation Fundamentals*. (Online). <https://neutrium.net/unit-operations/distillation-fundamentals/>. (Diakses pada 23 Juni 2018).
- Badan Pusat Statistik. 2016. *Indeks Harga Perdagangan Besar Menurut Sektor (Tahunan) 2000-2016*. (Online). <http://www.bps.go.id/linkTableDinamis/view/id/930> (Diakses pada 3 September 2018).
- Badan Pusat Statistik. 2017. *Indeks Harga Produsen (IHP) Indonesia Triwulan Menurut Sektor 2010-2017*. (Online). <https://www.bps.go.id/dynamitable/2015/10/31/969/indeks-harga-produsen-ihp-indonesia-triwulanan-menurut-sektor-2010-100-2010-2017.html> (Diakses pada 3 September 2018).

- Bai, Z., dan Hongfang, M. 2013. “*Process simulation of dimethyl eter synthesis via methanol vapor phase dehydration*”. *Polish Journal of Chemical Technology*, Vol. 15, No. 2, hal. 122-127.
- Timothy ,C.P. (2017). *US Patent No. US 2017/0088495 A1*.
- Ismail, S. 1999. Alat Industri Kimia. Unsri: Palembang.
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering*. United States: John Wiley & Sons.
- Ludwig, E. (1997). *Applied Process Design, 3rd Edition*. United States of America: Gulf Profesional.
- McCabe, W. L., 1995. *Unit Operations of Chemical Engineering*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Matches. 2015. *Matche's Process Equipment Cost Estimates*. (online). www.matche.com. (Diakses 6 September 2018).
- Perry, R. H. (1999). *Perry's Chemical Engineers Handbook*. New York: McGraw-Hill.
- Peters, M. S. dan K. D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fourth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- PSE. 2017. *Multitubular Reactors*. (Online). <https://www.psenterprise.com/sectors/chemicals/reaction/cases/multitubular-reactors>. (Diakses pada 1 Juli 2018).
- Putri, S. K. 2013. *Penggunaan Reaktor Fixed Bed dan Fluidized Bed dalam Industri*. (Online). http://www.academia.edu/7756836/PENGGUNAAN_REAKTOR_FIXED_BED_DAN_FLUIDIZED_BED_DALAM_INDUSTRI (Diakses pada 1 Juli 2018).
- Rase, H. F. (n.d.). *Chemical Reactor Design For Process Plants Volume Two : Case Studies and Design Data*. New York: John Wiley & Sons.
- Sarabjit S. Randhava, R. L. (2014). *US Patent No. 8,791,165 B2*.
- Sinnott, R. (2005). *Chemical Engineering Design (Vol. VI)*. Oxford: Butterworth-Heinemann.

- Smith, J. M. dan H. C. Van Ness. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Timmerhaus, M. S. (1991). *Plant Design And Economics For Chemical Engineers 4th Edition*. Singapore: McGraw-Hill.
- Treybal, R. E. (1980). *Mass Transfer Operation*. New York: McGraw-Hill.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment*. Washington: Butterworth-Heinemann.
- 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*. New York: McGraw-Hill.
- Ziyang Bai, H. M. (2013). Process Simulation of Dimethyl Ether Synthesis Via Methanol Vapor Phase Dehydration. *Polish Journal of Chemical Technology*, 122-127.