

**SKRIPSI**

**PRA RENCANA  
PABRIK PEMBUATAN DIMETIL ETER DENGAN  
KAPASITAS 69.000 TON/TAHUN**



**Ria Rismawati**

NIM. 03031181419010

**Sri Yunita Hayati**

NIM. 03031281419152

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2019**

**SKRIPSI**  
**PRA RENCANA**  
**PABRIK PEMBUATAN DIMETIL ETER DENGAN**  
**KAPASITAS 69.000 TON/TAHUN**



Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar  
Sarjana Teknik Kimia  
Pada  
Universitas Sriwijaya

**Ria Rismawati**

NIM. 03031181419010

**Sri Yunita Hayati**

NIM. 03031281419152

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

## HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN DIMETIL ETER KAPASITAS  
69.000 TON/TAHUN

### SKRIPSI

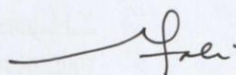
Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat  
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Ria Rismawati                    03031181419010  
Sri Yunita Hayati                03031281419152

Indralaya, 03 Januari 2019

Pembimbing



Ir. H. Farida Ali, DEA  
NIP. 195511081984032001

Mengetahui  
Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

## LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

<b>Ria Rismawati</b>	<b>03031181419010</b>
<b>Sri Yunita Hayati</b>	<b>03031281419152</b>

Judul :

**“PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN DIMETIL ETHER  
KAPASITAS 69.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut diatas telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 03 Januari 2019 oleh Dosen Penguji :

1. Prof. Dr. Ir. Muhammad Said, M.Sc  
NIP. 196108121987031003

(.....)

2. Dr. Ir. Hj. Susila Arita, DEA  
NIP. 196010111985032002

(.....)

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

(.....)

4. Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, ST.MT  
NIP. 197503261999032002

(.....)

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

## HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Dimetil Eter dengan Kapasitas 69.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan **Ria Rismawati** dan **Sri Yunita Hayati** di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 03 Januari 2019.

Palembang, 03 Januari 2019

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Prof. Dr. Ir. Muhammad Said, M.Sc

NIP. 196108121987031003

(.....)

2. Dr. Ir. Hj. Susila Arita, DEA

NIP. 196010111985032002

(.....)

3. Ir. Pamilia Coniwanti, M.T.

NIP. 195512151985032001

(.....)

4. Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, ST.MT

NIP. 197503261999032002

(.....)

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. H. Syaiful, DEA  
NIP. 195810031986031003

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS



Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Ria Rismawati

NIM : 03031181419010

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Dimetil Eter Kapasitas  
69.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Sri Yunita Hayati** 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.

Pelaksanaan, 03 Januari 2019



**Ria Rismawati**  
NIM. 03031181419010

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS



Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Sri Yunita Hayati

NIM : 03031281419152

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Dimetil Eter Kapasitas  
69.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Ria Rismawati** 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, 03 Januari 2019



**Sri Yunita Hayati**  
NIM. 03031281419152

## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat, rahmat dan karunia-Nya, tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Dimetil Eter Kapasitas 69.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik. Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk memperoleh gelar sarjana (S1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

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

Palembang, Januari 2019

Penulis



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	i
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	ii
<b>LEMBAR PERBAIKAN</b> .....	iii
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	iv
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS</b> .....	v
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	vii
<b>RINGKASAN</b> .....	viii
<b>UCAPAN TERIMA KASIH</b> .....	ix
<b>DAFTAR ISI</b> .....	x
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xiii
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xiv
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	xxi
<b>BAB 1 PEMBAHASAN UMUM</b>	
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam Proses Pembuatan Dimetil Eter .....	3
1.4. Sifat Fisika dan Kimia .....	5
<b>BAB 2 PERENCANAAN PABRIK</b>	
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	8
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi .....	9
2.3. Pemilihan Bahan Baku .....	12
2.4. Pemilihan Proses .....	13
2.5. Uraian Proses .....	15
<b>BAB 3 LOKASI DAN LETAK PABRIK</b>	
3.1. Lokasi Pabrik .....	19
3.2. Luas Area .....	21
<b>BAB 4 NERACA MASSA DAN NERACA PANAS</b>	
4.1. Neraca Massa .....	25
4.2. Neraca Panas .....	33

## **BAB 5 UTILITAS**

5.1. Unit Pengadaan Air.....	44
5.2. Unit Pengadaan <i>Refrigerant</i> .....	47
5.3. Unit Penyediaan Steam.....	47
5.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik .....	48
5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	50

## **BAB 6 SPESIFIKASI PERALATAN ..... 52**

## **BAB 7 ORGANISASI PERUSAHAAN**

7.1. Struktur Organisasi .....	81
7.2. Manajemen Perusahaan .....	81
7.3. Kepegawaian .....	82
7.4. Penentuan Jumlah Pekerja .....	83

## **BAB 8 ANALISA EKONOMI**

8.1. Keuntungan (Profitabilitas).....	89
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal .....	90
8.3. Total Modal Akhir .....	92
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	94
8.5. Break Even Point (BEP) .....	95
8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	98

## **BAB 9 KESIMPULAN ..... 99**

## **DAFTAR PUSTAKA**

## **LAMPIRAN**

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1.	Spesifikasi Dimetil Eter Sebagai Bahan Bakar .....	8
Tabel 2.2.	Kapasitas Produsen DME yang sudah ada .....	10
Tabel 2.3.	Penggunaan DME.....	10
Tabel 2.4.	Aplikasi dan Penggunaan DME .....	11
Tabel 2.5.	Data Kebutuhan Impor Dimetil Eter di Indonesia.....	11
Tabel 2.6.	Perbandingan Proses Pembuatan Dimetil Eter.....	13
Tabel 3.1.	Rincian Area Pabrik.....	22
Tabel 5.1.	Total Kebutuhan <i>Refrigerant</i> .....	47
Tabel 7.1.	Pembagian Jam Kerja Pekerja Shift .....	83
Tabel 7.2.	Perincian Jumlah Karyawan.....	85
Tabel 8.1.	Angsuran Pengembalian Modal .....	91
Tabel 8.2.	Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	98

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.	Data Impor Dimetil Eter.....	12
Gambar 2.2.	Flowsheet Pembuatan Dimetil Eter .....	18
Gambar 3.1.	Peta Lokasi Pabrik .....	22
Gambar 3.2.	Layout Pabrik Pembuatan Dimetil Eter .....	23
Gambar 3.3.	Tata Letak Peralatan Pabrik Pembuatan Dimetil Eter .....	24
Gambar 7.1.	Struktur Organisasi Perusahaan.....	87
Gambar 8.1.	Break Even Point .....	97

## DAFTAR NOTASI

### 1. Absorber

A	: Cross section area tower, m <sup>2</sup>
BM	: BM, kg/kmol
Cc	: Tebal korosi maksimum, in
D	: Diameter kolom, m
D <sub>G</sub> , D <sub>L</sub>	: Difusivitas gas dan liquid, m <sup>2</sup> /s
E <sub>j</sub>	: Efisiensi pengelasan
F <sub>L</sub> , F <sub>G</sub>	: Koefisien transfer massa gas dan liquid, kmol/m <sup>2</sup> .s
G	: Kelajuan superfisial molar gas, kmol/m <sup>2</sup> .s
G'	: Kelajuan superfisial gas, kmol/m <sup>2</sup> .s
H <sub>tG</sub>	: Tinggi unit transfer fase gas, m
H <sub>tL</sub>	: Tinggi unit transfer fase liquid, m
H <sub>tog</sub>	: Tinggi unit transfer overall, m
L	: Kelajuan liquid total, kg/m <sup>2</sup> .s
L'	: Kelajuan superfisial massa liquid, kg/m <sup>2</sup> .s
m	: Rasio distribusi kesetimbangan
P	: Tekanan desain, psi
Sc <sub>g</sub> , Sc <sub>l</sub>	: Bilangan Schmidt gas dan liquid
Z	: Tinggi packing, m
ΔP	: Perbedaan tekanan, N/m <sup>2</sup>
ε	: Energi tarik menarik molecular
ε <sub>Lo</sub>	: Fraksi volume liquid, m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
μ <sub>G</sub> , μ <sub>L</sub>	: Viskositas gas dan liquid, kg/ms
ρ <sub>L</sub> , ρ <sub>G</sub>	: Densitas gas dan liquid, kg/m <sup>3</sup>
σ <sub>L</sub>	: Tegangan permukaan liquid, N/m
φ <sub>lt</sub>	: Total hold-up liquid

### 2. Accumulator

Cc	: Tebal korosi maksimum, in
----	-----------------------------

$E_j$	: Efisiensi pengelasan
ID, OD	: Diameter dalam, diameter luar, m
L	: Panjang accumulator, m
P	: Tekanan desain, psi
S	: Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	: Temperatur operasi, °C
t	: Tebal dinding accumulator, cm
V	: Volume total, m <sup>3</sup>
V <sub>S</sub>	: Volume silinder, m <sup>3</sup>
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### 3. Compressor

k	: Konstanta Kompresi
n	: Jumlah stage
$\eta$	: Efisiensi compressor
P <sub>IN</sub>	: Tekanan masuk, bar
P <sub>OUT</sub>	: Tekanan keluar, bar
T <sub>1</sub>	: Temperatur masuk kompressor, °C
T <sub>2</sub>	: Temperatur keluar kompressor, °C
P <sub>W</sub>	: Power kompressor, HP
Q	: Kapasitas kompressor, lb/menit
R <sub>c</sub>	: Rasio kompresi
W	: Laju alir massa, lb/jam
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### 4. Condenser, Cooler, Heater, Partial Condenser, Reboiler, Evaporator

W, w	: Laju alir massa di shell, tube, kg/jam
T <sub>1</sub> , t <sub>1</sub>	: Temperatur masuk shell, tube, °C
T <sub>2</sub> , t <sub>2</sub>	: Temperatur keluar shell, tube, °C
Q	: Beban panas, kW
U <sub>o</sub>	: Koefisien overall perpindahan panas, W/m <sup>2</sup> .°C

$\Delta T_{lm}$	: Selisih log mean temperatur, °C
A	: Luas area perpindahan panas, m <sup>2</sup>
ID	: Diameter dalam tube, m
OD	: Diameter luar tube, m
L	: Panjang tube, m
$p_t$	: Tube pitch, m
$A_o$	: Luas satu buah tube, m <sup>2</sup>
$N_t$	: Jumlah tube, buah
$V, v$	: Laju alir volumetrik shell, tube, m <sup>3</sup> /jam
$u_t, U_s$	: Kelajuan fluida shell, tube, m/s
$D_b$	: Diameter bundel, m
$D_s$	: Diameter shell, m
$N_{RE}$	: Bilangan Reynold
$N_{PR}$	: Bilangan Prandtl
$N_{NU}$	: Bilangan Nusselt
$h_i, h_o$	: Koefisien perpindahan panas shell, tube, W/m <sup>2</sup> .°C
$I_b$	: Jarak baffle, m
$D_e$	: Diameter ekivalen, m
$k_f$	: Konduktivitas termal, W/m.°C
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\mu$	: Viskositas, Cp
$C_p$	: Panas spesifik, kJ/kg.°C
$h_{id}, h_{od}$	: Koefisien dirt factor shell, tube, W/m <sup>2</sup> .°C
$k_w$	: Konduktivitas bahan, W/m.°C
$\Delta P$	: Pressure drop, psi

## 5. Knock Out Drum

A	: vessel cross sectional area, m <sup>2</sup>
D	: diameter vessel, m
HL	: tinggi liquid, m
Hv	: space untuk vapor, m

L	: tinggi separator, m
Ql	: liquid volumetric flowrate, m <sup>3</sup> /s
Qv	: vapor volumetric flowrate, m <sup>3</sup> /s
Ut	: settling velocity, m/s
V	: volumetric untuk hold up, m <sup>3</sup>
Va	: kecepatan komponen uap maksimum, m/s
Vd	: design velocity, m/s
Vh	: volume head, m <sup>3</sup>
Vs	: volume silinder, m <sup>3</sup>
Vt	: volume separator, m <sup>3</sup>
Wl	: laju alir liquid, kg/jam
Wv	: laju alir uap, kg/jam
$\rho_v$	: densitas uap, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	: densitas liquid, kg/m <sup>3</sup>

## 6. Pompa

A	: Area alir pipa, in <sup>2</sup>
BHP	: Brake Horse Power, HP
D <sub>opt</sub>	: Diameter optimum pipa, in
f	: Faktor friksi
g	: Percepatan gravitasi ft/s <sup>2</sup>
gc	: Konstanta percepatan gravitas, ft/s <sup>2</sup>
H <sub>d</sub> , H <sub>s</sub>	: Head discharge, suction, ft
H <sub>f</sub>	: Total friksi, ft
H <sub>fc</sub>	: Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
H <sub>fe</sub>	: Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft
H <sub>ff</sub>	: Friksi karena fitting dan valve, ft
H <sub>fs</sub>	: Friksi pada permukaan pipa, ft
ID	: Diameter dalam, in
K <sub>C</sub> , K <sub>E</sub>	: Konstanta kompresi, ekspansi, ft
L	: Panjang pipa, m



$L_e$	: Panjang ekuivalen pipa, m
MHP	: Motor Horse Power, HP
NPSH	: Net positive suction head, ft.lbf/lb
$N_{RE}$	: Bilangan Reynold
OD	: Diameter luar, in
$P_{uap}$	: Tekanan uap, psi
$Q_f$	: Laju alir volumetrik, ft <sup>3</sup> /s
$V_d$	: Discharge velocity, ft/s
$V_s$	: Suction velocity, ft/s
$\epsilon$	: Equivalent roughness, ft
$\eta$	: Efisiensi pompa
$\mu$	: Viskositas, kg/ms
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

## 7. Reaktor

$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
$C_{AO}$	: Konsentrasi awal umpan, kmol/m <sup>3</sup>
$D_p$	: Diameter katalis, m
$D_s$	: Diameter shell, m
$D_T$	: Diameter tube, in
$F_{AO}$	: Laju alir umpan, kmol/jam
$H_R$	: Tinggi shell reaktor, m
$H_T$	: Tinggi tube, m
$k$	: Konstanta kecepatan reaksi, m <sup>3</sup> /kmol.s
$N_t$	: Jumlah tube, buah
$P$	: Tekanan operasi, bar
$\tau$	: Waktu tinggal, jam
$p_t$	: Tube pitch, in
$S$	: Tegangan kerja yang diizinkan, psi
$t$	: Tebal dinding reaktor, cm
$V_k$	: Volume katalis, m <sup>3</sup>

$V_T$	: Volume reaktor, $m^3$
$\rho, \rho_k$	: Densitas fluida, katalis, $kg/m^3$
$R$	: Konstanta gas ideal, $8,314 \text{ kJ/kmol.K}$
$\sigma_A$	: Diameter molekul, cm
$M$	: Berat molekul, $kg/kmol$
$E_A$	: Energi aktivasi, $kJ/kmol$
$V_E$	: Volume elipsoid, $m^3$
$H_S$	: Tinggi silinder, m
$h$	: Tinggi tutup
$H_T$	: Tinggi total tanki, m

## 8. Stripper

$A$	: Cross sectional area tower, $m^2$
$C_D$	: Konstanta empiris
$C_F$	: Faktor karakteristik packing
$D$	: Diameter tower, m
$D_G$	: Difusifitas gas, $m^2/s$
$D_L$	: Difusifitas liquid, $m^2/s$
$F_G$	: Koefisien fase gas
$F_L$	: koefisien fase liquid
$G$	: Laju alir massa gas, $kg/hr$
$L$	: Laju alir massa liquid, $kg/hr$
$H_{TG}$	: Tinggi unit perpindahan gas, m
$H_{TL}$	: Tinggi unit perpindahan liquid, m
$H_{TO}$	: Tinggi unit perpindahan total, m
$K_L$	: Koefisien perpindahan massa liquid, $kmol/m^2s$
$K_G$	: Koefisien perpindahan massa gas, $kmol/m^2s$
$m$	: Slope rata-rata kurva keseimbangan
$N_{TG}$	: Jumlah unit perpindahan massa gas, m
$N_{TL}$	: Jumlah unit perpindahan massa liquid, m
$N_{TO}$	: Jumlah unit perpindahan massa total, m

$S_{CG}$	: Schimdt number pada gas
$S_{CL}$	: Schimdt number pada liquid
$Z$	: Tinggi packing, m
$\alpha_A$	: Permukaan interfacial spesifik, $L^2/L^3$
$\alpha_{AW}$	: Permukaan interfacial gas dan liquid, $L^2/L^3$
$\varepsilon_{lo}$	: Fractional liquid volume, $m^3/m^3$
$\phi_{Lt}$	: Total hold up liquid
$\beta$	: Konstanta empiris untuk hold up packing
$\mu$	: Viskositas, cp
$\rho$	: Densitas, $lb/ft^3$
$\sigma$	: Tegangan permukaan liquid, dyne/cm

## 9. Tanki

$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
$D$	: Diameter tangki, m
$E_j$	: Efisiensi pengelasan
$P$	: Tekanan desain, psi
$S$	: Tegangan kerja diizinkan, psi
$t$	: Tebal dinding tangki, cm
$V$	: Volume tangki, $m^3$
$W$	: Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	: Densitas

## **DAFTAR LAMPIRAN**

- Lampiran 1 Perhitungan Neraca Massa
- Lampiran 2 Perhitungan Neraca Panas
- Lampiran 3 Perhitungan Spesifikasi Alat
- Lampiran 4 Perhitungan Ekonomi

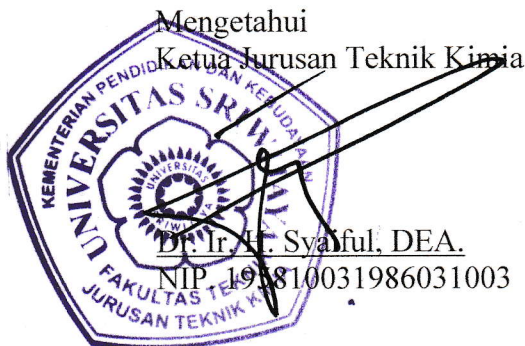
## ABSTRAK

Pabrik pembuatan Dimetil Eter dengan kapasitas 69.000 ton/tahun direncanakan didirikan pada tahun 2023 berlokasi di **kawasan industri Romokalisari, Gresik dengan luas area 3,6 Ha**. Proses pembuatan Dimetil Eter ini mengacu pada US Patent No. 2017/0174599 A1. Bahan baku dari pembuatan Dimetil Eter terdiri dari metana dan oksigen. Reaksi berlangsung pada reaktor *Fluidized Bed Reactor* dengan menggunakan katalis **Cu-ZnO/ $\gamma$ -Alumina** pada temperatur 260°C dan tekanan 30 atm.

Pabrik ini akan didirikan perusahaan berbentuk perseroan terbatas (PT) dengan sistem organisasi *Line and Staff*, yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama dengan total karyawan 161 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi pabrik Dimetil Eter ini layak didirikan karena telah memenuhi persyaratan parameter ekonomi sebagai berikut

- *Total Capital Investment (TCI)* : US\$ 61,477,245.33
- *Total Production Cost (TPC)* : US\$ 143,137,161.00
- Total Penjualan per Tahun (SP) : US\$ 197,655,365.00
- *Annual Cash Flow* : US\$ 46,114,218.86
- *Pay Out Time* : 1,4 tahun
- *Rate of Return* : 66,51 %
- *Break Even Point* : 26,93 %
- *Service Life* : 11 tahun

**Kata Kunci** : Dimetil Eter, Pabrik, Analisa Ekonomi



Inderalaya, 03 Januari 2019  
Menyetujui,  
Dosen Pembimbing Tugas Akhir



Ir. Hj. Farida Ali, DEA  
NIP. 195511081984032001

# **BAB 1**

## **PEMBAHASAN UMUM**

### **1.1. Latar Belakang**

Indonesia memiliki sumber daya alam yang melimpah di berbagai wilayahnya. Indonesia juga merupakan salah satu negara eksportir hasil bumi terbesar di Asia, baik berupa cairan, padatan maupun gas. Hasil bumi berupa batuan mineral sampai energi fosil yang tertanam jutaan tahun sangat penting untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari manusia yang semakin beragam. Salah satu penggunaannya yaitu sebagai bahan bakar otomotif ataupun industri.

Kebutuhan bahan bakar di dunia semakin meningkat, maka lama kelamaan akan mengakibatkan harga bahan bakar meningkat. Jika permintaan terhadap bahan bakar semakin banyak, ketersediaannya akan semakin menipis karena energi fosil merupakan sumber daya yang tak dapat diperbaharui.

Disisi lain, saat ini senyawa dimetil eter (DME) sudah banyak dimanfaatkan sebagai salah satu sumber alternatif bahan bakar yang lebih bersih dan ramah lingkungan. DME selain bisa digunakan untuk solvent, parfum, sabun, dan berbagai barang sehari-hari lainnya, DME juga dapat menjadi campuran atau menggantikan 100% gas LPG, LNG, dan sebagai pengganti bahan bakar diesel. Namun, produksi DME di Indonesia masih sedikit, hanya diproduksi oleh PT. Bumi Tangerang Gas Industri di Tangerang, Banten, dan beberapa perusahaan yang sedang mengembangkan DME seperti PT. Pertamina-PT. Arrtue Mega Energie di Cilegon, Banten dan Eretan, Jawa Barat, serta Ferrostaal AG Germany yang akan beroperasi di Papua Barat.

Hasil produksi itu belum terlalu mencukupi kebutuhan dimetil eter Indonesia, sehingga Indonesia masih harus banyak mengimpor DME dari luar. Hal ini merupakan salah satu faktor pendukung untuk membuat pra rancangan pabrik pembuatan dimetil eter sebagai salah satu solusi untuk mengatasi keterbatasan dimetil eter tersebut. Pendirian pabrik DME ini diharapkan mampu memenuhi kebutuhan bahan bakar yang bersih, aman dan ramah lingkungan bagi masyarakat Indonesia.

## 1.2. Sejarah dan Perkembangan

Dimetil eter (DME) merupakan gas sederhana yang tidak beracun, tidak mengandung sulfur, nitrogen, sehingga emisi seperti SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub>, serta jelaga lebih rendah dari solar. Pada tahun 1809 P.Bollay adalah orang yang pertama kali mengenalkan proses dehidrasi metanol secara kontinyu dengan menggunakan katalis asam sulfat. Proses ini distandarisasi 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 H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang bisa menyebabkan korosi, maka perlu serangkaian peralatan khusus yang memiliki tingkat ketahanan tinggi terhadap korosi. Untuk mengatasi permasalahan tersebut, diperkenalkan proses reaksi dalam fase uap dengan menggunakan katalis asam sulfat. Jenis reaksi yang paling umum dilakukan yaitu pada tekanan dibawah atmosferik.

Pada tahun 1984, dikembangkan proses pembentukan dimetil eter dari reaksi fase uap metanol dengan menggunakan katalis gamma-alumina berpori dan Besi (III) Oksida. Tahun 1989, dikembangkan proses dehidrasi fase uap dari metanol dengan menggunakan katalis gamma-alumina dengan memasukkan 5-45% berat steam atau air ke dalam 100% berat metanol, sehingga mengurangi terbentuknya deposit karbon dipermukaan katalis. Tahun 1990, proses tersebut dikembangkan dengan katalis alumina dan logam oksida golongan 3 A.

Pabrik Dimetil Eter (DME) kali pertama berdirinya di Jepang di tahun 2002, guna mengatasi krisis energi disana. Didirikan oleh developer JFE Holdings (*Jeiefui Horudingusu Kabushikigaisha*), pabrik DME dibuat menggunakan proses *direct synthesis* menghasilkan kapasitas 5 ton/hari. Tahun berikutnya, pabrik dimetil eter juga berdiri di China dengan kapasitas 10.000 ton/tahun oleh Developer TEC (*Toyo Engineering Corporation*). Selain berdiri di China, Jepang juga mendirikan pabrik DME kedua di Kushiro, Jepang dengan kapasitas produksi 5 ton/hari oleh developer JFE Holdings (*Jeiefui Horudingusu Kabushikigaisha*), dan di tahun 2005 bertambah menjadi 100 ton/hari.

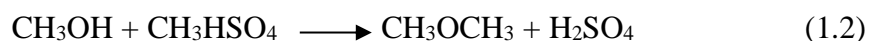
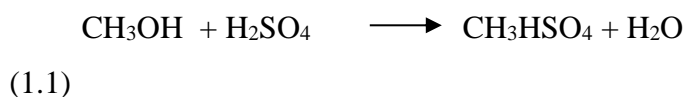
Pada tahun 2006, Iran mendirikan pabrik dimetil eter dengan kapasitas lebih besar yaitu 80.000 ton/tahun menggunakan gas alam sebagai bahan baku. Di tahun 2008, pabrik DME dari *methanol grade AA* dengan kapasitas 80.000 ton/tahun di Niigata, Jepang didirikan oleh *Mitshubishi Gas Corporation (MGC)*. Di Indonesia telah ada pabrik pembuatan *Dimethyl Ether (DME)* yang dikelola oleh PT. Bumi Tangerang Gas Industri. Di Asia Tenggara, pabrik Bumi Tangerang menjadi satu-satunya pabrik dimetil eter yang menggunakan bahan baku metanol, maka yang terjadi hanyalah reaksi dehidrasi metanol. Kapasitas produksinya yaitu sekitar 3000 ton/tahun. Saat ini, sudah ada sekitar tiga pabrik DME yang beroperasi di Indonesia.

### 1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Dimetil Eter

Secara umum sintesis senyawa eter dilakukan dengan dehidrasi senyawa golongan alkohol. Di industri, terdapat dua metode sintesis dimetil eter yang bisa digunakan, yaitu dehidrasi metanol (katalis asam sulfat) dan dehidrasi metanol (katalis alumina) dengan *direct contact*.

#### 1.3.1. Dehidrasi Metanol menggunakan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>'s Catalyst

Dehidrasi metanol ini berlangsung dengan menguapkan metanol cair lalu dialirkan kedalam reaktor yang sudah berisi katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> pada tekanan 2 atm dan suhu 125-140°C . Produk keluaran reaktornya terdiri atas dimetil eter, metanol, dan air. Lalu dimasukkan kedalam *scrubber*, kemudian dimurnikan dengan proses destilasi. Berikut reaksi yang terjadi dalam proses pembentukan dimetil eter:



Keuntungan dari proses ini adalah suhu dan tekanan operasi reaktor yang relatif rendah, namun peralatan yang digunakan lebih banyak, menggunakan asam sulfat yang bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi yang harganya lebih mahal, serta konversi yang dihasilkan juga rendah, yaitu sekitar 45%.



### 1.3.2. Dehidrasi Metanol dengan Katalis Alumina secara *Direct Contact*

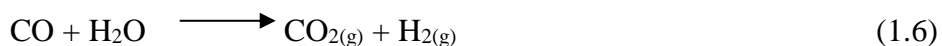
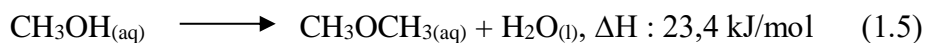
Proses kontak langsung (*direct contact*) antara metanol dengan katalis alumina ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) disebut juga dengan metode *Sendereus*. Reaksi dilakukan pada suhu 250-400°C dan tekanan 14-16 atm dalam bentuk gas atau *vapour*. Oleh karena itu, secara teoritis metanol dikontakkan pada reaktor *fixed bed* menggunakan katalis  $\text{Al}_2\text{O}_3$  (padat) dengan suhu tinggi. Jika reaktor bekerja pada suhu diatas 400°C dapat menyebabkan kerusakan pada katalis. Berikut reaksinya:



DME yang telah terbentuk dipurifikasi lagi memakai distilasi, guna memisahkan DME dengan *impurities* yang masih tersisa seperti  $\text{H}_2\text{O}$  dan metanol. Keuntungan dari penggunaan proses ini adalah prosesnya yang sederhana sehingga peralatan yang digunakan sedikit, konversinya tinggi sekitar lebih dari 75%, dan biaya modal untuk membeli peralatan yang digunakan sedikit, tetapi pada proses ini membutuhkan temperatur operasi yang relatif tinggi. Pada reaksi ini tidak ada reaksi samping dan reaksi yang terjadi dalam *reversible*.

### 1.3.3. Pembuatan Dimetil Eter dari Syngas

Proses pembuatan dimetil eter dilakukan dengan mereaksikan syngas, CO dan  $\text{H}_2$ , dalam reaktor untuk mensintesis metanol. Didalam reaktor tersebut terdapat katalis yang umum digunakan untuk pembuatan etanol seperti Tembaga Oksida-Seng Oksida. Lalu metanol yang dihasilkan didehidrasi dan menghasilkan dimetil eter dan  $\text{H}_2\text{O}$ . Katalis yang digunakan untuk dehidrasi metanol adalah katalis asam basa, seperti alumina, silika-alumina, dan zeolit. Reaksi pembentukan dimetil eter adalah:



Metode ini memiliki proses yang lebih panjang sehingga memerlukan peralatan yang lebih banyak dan menjadi lebih mahal karena harus ada unit-unit proses lain untuk menyediakan bahan baku gas sintesis ( $\text{CO}$  dan  $\text{H}_2$ ).

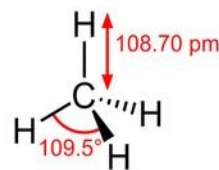
## 1.4. Sifat Fisika dan Kimia

### 1.4.1. Bahan Baku

#### 1) Methane (CH<sub>4</sub>)

<i>Physical State</i>	: Gas
Molecular weight	: 16.05 g/mole
Densitas	: 655.6 μg cm <sup>-3</sup>
<i>Boiling/condensation point</i>	: -161.48 °C (-258.7 °F)
<i>Melting/freezing point</i>	: -187.6 °C (-305.7 °F)
<i>Critical temperature</i>	: -82.45 °C (-116.4 °F)
<i>Flash point</i>	: -188.15 °C (-306.7 °F)
Kelarutan dalam air	: 35 mg dm <sup>-3</sup> (at 17 °C)
ΔH <sub>f</sub>	: -74.87 kJ mol <sup>-1</sup>
ΔH <sub>c</sub>	: -891.1– 890.3 kJ mol <sup>-1</sup>
Kapasitas Kalor (C)	: 35.69 J K <sup>-1</sup> mol <sup>-1</sup>

Struktur Kimia :



Molecular formula : C-H<sub>4</sub>  
(Sumber: msds,2016)

#### 2) Oxygen (O<sub>2</sub>)

<i>Physical State</i>	: Gas
<i>Molecular weight</i>	: 32 g/mole
<i>Boiling/condensation point</i>	: -183.11 °C (-297.6 °F)
<i>Melting/freezing point</i>	: -218.55 °C (-361.4 °F)
<i>Critical temperature</i>	: 154.59 K, 5.043 MPa
<i>Water solubility</i>	: 0.04 g/l
Kalor peleburan	: 0.444 kJ mol <sup>-1</sup>
Kalor penguapan	: 6.82 kJ mol <sup>-1</sup>
Kapasitas Kalor (C)	: 29.378 J K <sup>-1</sup> mol <sup>-1</sup>

Struktur kimia :



Molecular formula :  $O=O$  ( $O_2$ )  
(Sumber: msds, 2014)

#### 1.4.2. Produk

##### 1) Dimethyl Ether ( $C_2H_6O$ )

*Form* : Liquefied gas

*Physical state at 20°C* : Gas

*Colour* : Colourless

*Odour* : Slight ether-like

*Molecular weight* : 46.07 g/mol

*Solubility in water* : 45.6 g/l at 25°C at 1013 hPa

*Boiling point/boiling range* : -24.8 °C at 1013 hPa

*Melting point/range (°C)* : -141.5 °C at 1013 hPa

*Vapour pressure (25 °C)* : 5132,9 hPa

*Flammability range* : 3.3 vol% in air to 26.2

Densitas (pada 20°C) : 677 kg/mol

*Liquid Density* : 0.67 ( $g/cm^2$ , 20°C)

*Spesifik gravity cairan* : 1.59 (vs udara)

*Viscosity* : 0.12-0.15 (kg/m.s, 25°C)

*Flash point* : -41°C

Panas pembakaran : 347,6 kkal/mol

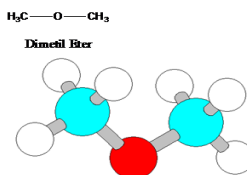
Panas spesifik : 0,5351 kkal/mol (pada -27,68°C)

Panas pembentukan (gas) : -44,3 kal/g

Panas laten (gas) : 111,64 kal/g (pada -24,68°C)

*Cetane Number* : 55-60

Struktur kimia :



Rumus molekul :  $H_3C-O-CH_3$  ( $C_2H_6O$ )  
(Sumber: msds, 2011)

2) Karbon Dioksida (CO<sub>2</sub>)

<i>Physical State</i>	: Gas
Massa molar	: 44.0098 gr/mol
Densitas	: 0,0018 g/cm <sup>3</sup> at 21 C (gas)
Titik lebur	: -56,6 °C
Titik didih	: -88,1 °C
<i>Critical Temperature</i>	: 31,1 C
Specific Volume	: 0,5456 m <sup>3</sup> /kg at 21 C
Vapor Pressure	: 57,30 bar (831,04 psia) at 20 C

Struktur kimia

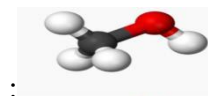


Rumus Molekul

: O=C=O (CO<sub>2</sub>)*(Sumber: msds,2016)*3) Metanol (CH<sub>3</sub>OH)

<i>Physical State</i>	: Liquid
Massa molar	: 32,04 gr/mol
Densitas	: 0,2983 g/ml
Titik lebur	: -97,8 °C (-144 F)
Titik didih	: 64,5 °C (148,1 F)
<i>Specific Gravity</i>	: 0,7915
<i>Critical Temperature</i>	: 240 C (464 F)

Struktur kimia



Rumus Molekul

: CH<sub>3</sub>-OH*(Sumber: msds, 2013)*

## DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba.com. (2018). *Data Harga Produk dan Barang*. <https://www.alibaba.com>, Diakses tanggal 15 November 2018.
- Badan Pusat Statistik Republik Indonesia. (2018). *Data Ekspor Impor*. [http://www.bps.go.id/all\\_newtemplate.php](http://www.bps.go.id/all_newtemplate.php), Diakses tanggal 20 Maret 2018.
- Blackwell, Wayne. (1984). *Chemical Process Design*. New York: McGraw Hill.
- Felder, R.M & Rousseau. (1986). *Elementary Principles of Chemical Processes 2nd Edition*. New York: John Wiley and Sons.
- Green, D. W., & Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7th Edition*. New York: McGraw Hill.
- Ismail, Syarifuddin. (1996). *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Kern, Donald Q. (1983). *Process Heat Transfer*. Singapore: Mc Graw Hill.
- Kementerian ESDM. (2016). *Tarif Tenaga Listrik yang Disediakan Oleh PT Perusahaan Listrik Negara (Persero)*. Kementerian ESDM: Republik Indonesia
- Levenspiel, Octave. (1999). *Chemical Reaction Engineering 3rd Edition*. John Wiley and Sons: USA.
- Ludwig, Ernest E. (1999). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 1 3rd Edition*. Gulf: Houston, TX.
- Matche. (2014). *Data Harga Peralatan*. <https://www.matche.com>, Diakses Tanggal 1 Januari 2018.
- Mccabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2009). *Unit Operations of Chemical Engineering 7th Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Pertamina. 2017. *Harga BBM Industri PT Pertamina (Persero)*. <http://www.infohargabbm.com/>, Diakses Tanggal 28 Desember 2017.
- Peter, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th Edition*. New York: McGraw Hill.

- Sinnott, R. K. (2005). *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6*. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J.M., H.C. Van Ness, M.M. Abbott. (2001). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Treybal, R. E. (1981). *Mass-Transfer Operation 3rd Edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Wallas, S.M. (1990). *Chemical Process Equipment*. Boston: Butterworth-Heinemann.
- Welty, J. R, dkk. (2008). *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer 5th Edition*. John Wiley & Sons, Inc.
- Yaws, Carl L. (2003). *Yaws's Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds*. Knovel.