



**TUGAS AKHIR PRA DESAIN PABRIK – TK184803**

**PRA DESAIN PABRIK DME DARI GAS  
ALAM DENGAN PROSES TIDAK  
LANGSUNG**

**Oleh :**

**Alifone Firdaus Nur W. A**

**NRP. 0221174600017**

**Tatik Gusti Wulanndari**

**NRP. 0221174600019**

**Dosen Pembimbing :**

**Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA**

**NIP. 19580612 198403 1 003**

**Annas Wiguno, S.T., M.T.**

**NIP. 19891125 201504 1 001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN  
REKAYASA SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2019**



**PLANT DESIGN PROJECT – TK184803**

**DME PLANT FROM NATURAL GAS WITH  
INDIRECT PROCESS**

**Written By :**

**Alifone Firdaus Nur W. A**

**NRP. 0221174600017**

**Tatik Gusti Wulanndari**

**NRP. 0221174600019**

**Advisors :**

**Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA**

**NIP. 19580612 198403 1 003**

**Annas Wiguno, S.T., M.T.**

**NIP. 19891125 201504 1 001**

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND  
SYSTEMS ENGINEERING  
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF  
TECHNOLOGY  
SURABAYA  
2019**

## LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

### “Pra Desain Pabrik DME dari Gas Alam dengan Proses Tidak Langsung”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

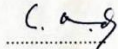

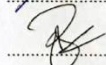

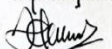
**Alifone Firdaus Nur W. A**

02211746000017

**Tatik Gusti Wulanndari**

02211746000019

Disetujui Oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik :

- |                                      |   |                 |
|--------------------------------------|---|-----------------|
| 1. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA       |    | (Pembimbing I)  |
| 2. Annas Wiguno, S.T., M.T           |    | (Pembimbing II) |
| 3. Rizky Tetrisyanda., S.T., M.T     |    | (Penguji I)     |
| 4. Donny Satria Bhuana, S.T., M. Eng |   | (Penguji II)    |
| 5. Hikmatun Ni'mah, S.T, M.Sc, Ph.D  |  | (Penguji III)   |



## INTISARI

Sejak Indonesia menjalankan program konversi minyak tanah ke LPG pada tahun 2007, konsumsi LPG dalam negeri melonjak drastis. Kebutuhan LPG untuk program tersebut pada tahun 2007 sebesar 0,033 juta ton dan meningkat secara signifikan dari tahun ke tahun hingga pada tahun 2017 menjadi sebesar 5.461.934 Mton. Selisih antara jumlah produksi dan kebutuhan dipenuhi dari impor, yang jumlahnya setiap tahun terus meningkat seiring berjalannya program konversi minyak tanah ke LPG. Tentunya dengan adanya impor ini mengakibatkan beban anggaran Pemerintah semakin besar dan dapat menimbulkan ketergantungan dari pihak luar. Tingginya kebutuhan energi dan pentingnya pengembangan bahan bakar alternatif menjadi latar belakang utama pendirian industri DME ini. Didukung dengan ketersediaan bahan baku gas alam di Indonesia yang cukup untuk memproduksi DME sebagai bahan bakar alternatif. Dengan kondisi demikian maka industri DME di Indonesia memiliki prospek positif kedepannya

Pabrik DME akan didirikan dan siap beroperasi pada tahun 2024, dengan pembelian peralatan pada tahun 2021 dan masa konstruksi selama 2 tahun (2022-2023). Lokasi pabrik direncanakan di daerah Balikpapan Selatan, Kota Balikpapan, Kalimantan Timur. Pemilihan lokasi pabrik ini berkaitan dengan ketersediaan bahan baku utama berupa gas alam.

Bahan baku utama dalam proses pembuatan DME yaitu gas alam yang memiliki komposisi sebesar 94,6% hidrokarbon, 5,5% CO<sub>2</sub>, dan sisanya N<sub>2</sub>. Adapun bahan baku tambahan berupa *steam* dan oksigen. Penambahan *steam* sebanyak 2,5 dari jumlah mol karbon yang terdapat dalam gas alam. Sedangkan untuk oksigen yaitu 0,55 dari jumlah mol karbon yang terdapat dalam gas alam. Kebutuhan tersebut bergantung pada komposisi gas alam yang digunakan untuk proses produksi.

Kapasitas produksi DME direncanakan sebesar 80.000 ton DME/tahun. Perencanaan ini berdasarkan jumlah produksi,

konsumsi, ekspor, dan impor LPG yang diproyeksikan pada tahun 2023. Dalam pemenuhan kapasitas tahunan, pabrik akan beroperasi kontinyu 24 jam per hari selama 330 hari. Untuk memproduksi DME sebesar 80.000 ton DME/tahun diperlukan bahan baku gas alam sebesar 68.669 ton gas alam/tahun atau 8.670,3 kg gas alam/jam.

Proses pembuatan DME dapat diuraikan menjadi 5 tahapan proses, yaitu proses *reforming*, sintesa metanol, pemurnian metanol, sintesa DME, dan pemurnian DME. Pada proses *reforming* gas alam diubah menjadi *syn gas* melalui *combined reformer* (*steam reformer* dan *POX reformer*). Tujuan menggunakan *combined reformer* yaitu hidrokarbon dalam gas alam terkonversi secara sempurna menjadi *syn gas*. Selanjutnya *syn gas* dikonversi menjadi metanol dengan katalis Cu/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/ZnO. Reaktor metanol beroperasi pada tekanan rendah sesuai dengan yang telah dikembangkan oleh Lurgi. Konversi CO mencapai 10,10% serta CO<sub>2</sub> 4,132%. Sebelum masuk tahap selanjutnya, metanol dipisahkan terlebih dahulu dari sisa hidrokarbon dan air. Kemurnian metanol mencapai 99,45% massa untuk selanjutnya masuk dalam tahap sintesa DME dengan reaksi dehidrasi metanol dengan menggunakan katalis  $\gamma$ -alumina. Konversi yang dapat dicapai sebesar 87,23%. Sebelum masuk dalam penyimpanan, DME perlu dipisahkan dahulu dari air dan sisa metanol dalam tahap pemurnian DME. Penyimpanan DME dalam tangki bertekanan atmosferik yaitu 5 bar.

Dari perhitungan analisa ekonomi, dengan harga jual DME sebesar \$1.549 per ton. Adapun diperoleh *Internal Rate Return* (IRR) sebesar 26,99%. Dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan suku bunga 10,5% dan waktu pengembalian modal (*pay out period*) selama 3,5 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted cash flow*. Modal untuk pendirian pabrik menggunakan rasio 60% modal sendiri dan 40% modal pinjaman. Modal total yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik adalah sebesar Rp

2.209.928.546.000,00 Sedangkan *Break Event Point* (BEP) yang diperoleh adalah sebesar 25,12%.

Halaman ini sengaja dikosongkan

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami haturkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas rahmat dan karunia-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik yang berjudul **Pra Desain Pabrik DME dari Gas Alam Dengan Proses Tidak Langsung** tepat pada waktunya. Tugas Akhir ini merupakan syarat kelulusan bagi mahasiswa tahap sarjana di Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.

Selama penyusunan laporan ini, kami banyak sekali mendapat bimbingan, dorongan, serta bantuan dari banyak pihak. Untuk itu, kami ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA dan Annas Wiguno, S.T., M.T selaku dosen pembimbing kami di Laboratorium Termodinamika, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember
3. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng selaku Kepala Laboratorium Termodinamika, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Seluruh dosen Departemen Teknik Kimia FTIRS – ITS atas semua ilmu serta bimbingan selama masa perkuliahan.
5. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan kasih sayang tulus, motivasi, bimbingan, dan doa.
6. Teman – teman di Laboratorium Termodinamika yang berjuang bersama dalam menyelesaikan tugas penelitian.
7. Teman - teman Lintas Jalur 2017 Teknik Kimia FTIRS – ITS yang selalu memberi semangat dan dukungan.
8. Serta semua pihak lainnya yang tidak bisa disebutkan penulis satu persatu yang telah membantu selama penulisan laporan.

Kami menyadari bahwa penulisan laporan ini masih banyak kekurangan dan jauh dari sempurna, oleh karena itu kami



sangat mengharapkan saran dan masukan yang konstruktif demi kesempurnaan laporan ini.

Surabaya, Juli 2019

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>INTISARI .....</b>	<b>iv</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>viii</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>x</b>
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	<b>xv</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xix</b>
<b>BAB I LATAR BELAKANG</b>	
I.1    Latar Belakang .....	I-1
I.2    Kebutuhan DME di Indonesia.....	I-2
I.3    Ketersediaan Bahan Baku .....	I-3
I.4    Kegunaan DME.....	I-7
<b>BAB II BASIS DESAIN DATA</b>	
II.1    Kapasitas Produksi .....	II-1
II.2    Lokasi Pabrik .....	II-3
II.3    Kualitas Bahan Baku dan Produk.....	II-8
II.3.1    Bahan Baku Utama .....	II-8
II.3.2    Kualitas Produk .....	II-10
<b>BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES</b>	
III.1    Seleksi Proses.....	III-1
III.1.1    Seleksi Proses Sintesa DME dari Gas Alam ...	III-1
III.1.2    Seleksi Proses <i>Reforming</i> .....	III-6
III.1.3    Seleksi Sintesa Metanol .....	III-11
III.1.4    Sintesa DME dari Metanol.....	III-18
III.2    Uraian Proses .....	III-20
III.2.1    Tahap <i>Reforming</i> .....	III-20

III.2.2	Tahap Sintesa Metanol.....	III-22
III.2.3	Tahap Pemurnian Metanol .....	III-23
III.2.4	Tahap Sintesa DME.....	III-24
III.2.5	Tahap Pemurnian DME .....	III-25

## **BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI**

IV.1	Neraca Massa.....	IV-1
IV.1.1	<i>Splitter</i> .....	IV-2
IV.1.2	<i>Mixing</i> .....	IV-4
IV.1.3	<i>Steam Reformer</i> .....	IV-6
IV.1.4	<i>POX Reformer</i> .....	IV-7
IV.1.5	<i>Flash Drum I</i> .....	IV-10
IV.1.6	<i>Mixing</i> .....	IV-12
IV.1.7	Reaktor Metanol.....	IV-14
IV.1.8	<i>Flash Drum II</i> .....	IV-16
IV.1.9	<i>Mixing</i> .....	IV-18
IV.1.10	Distilasi Metanol .....	IV-20
IV.1.11	Reaktor DME .....	IV-22
IV.1.12	Distilasi DME .....	IV-24
IV.2	Neraca Energi .....	IV-26
IV.2.1	Kompresor I .....	IV-27
IV.2.2	<i>Splitter</i> .....	IV-27
IV.2.3	<i>Mixing</i> .....	IV-28
IV.2.4	Heat Exchanger .....	IV-29
IV.2.5	<i>Steam Reformer</i> .....	IV-30
IV.2.6	<i>POX Reformer</i> .....	IV-31

IV.2.7 WHB.....	IV-32
IV.2.8 <i>Cooler I</i> .....	IV-32
IV.2.9 Flash Drum I.....	IV-33
IV.2.10 <i>Mixing</i> .....	IV-34
IV.2.11 Kompresor II.....	IV-34
IV.2.12 <i>Cooler II</i> .....	IV-35
IV.2.13 Reaktor Metanol.....	IV-36
IV.2.14 <i>Expansion Valve I</i> .....	IV-36
IV.2.15 <i>Expander</i> .....	IV-37
IV.2.16 <i>Flash Drum II</i> .....	IV-38
IV.2.17 Kompresor III.....	IV-39
IV.2.18 <i>Mixing</i> .....	IV-39
IV.2.19 Distilasi Metanol.....	IV-40
IV.2.20 Kompresor IV.....	IV-41
IV.2.21 Pompa.....	IV-42
IV.2.22 <i>Heater</i> .....	IV-42
IV.2.23 Kompresor V.....	IV-43
IV.2.24 <i>Expansion Valve II</i> .....	IV-44
IV.2.25 Reaktor DME.....	IV-44
IV.2.26 <i>Expansion Valve III</i> .....	IV-45
IV.2.27 <i>Cooler III</i> .....	IV-45
IV.2.28 Distilasi DME.....	IV-46
IV.2.29 <i>Expansion Valve IV</i> .....	IV-46

## **BAB V DAFTAR HARGA DAN PERALATAN**

V.1 Daftar dan Harga Peralatan.....	V-1
-------------------------------------	-----

V.2 Spesifikasi Alat .....	V-2
V.2.1 Kompresor I .....	V-2
V.2.2 <i>Heat Exchanger</i> .....	V-3
V.2.3 <i>Steam Reformer</i> .....	V-4
V.2.4 <i>POX Reformer</i> .....	V-5
V.2.5 WHB .....	V-6
V.2.6 <i>Cooler I</i> .....	V-8
V.2.7 <i>Flash Drum I</i> .....	V-9
V.2.8 Kompresor II .....	V-9
V.2.9 <i>Cooler II</i> .....	V-10
V.2.10 Reaktor Metanol .....	V-11
V.2.11 <i>Expander</i> .....	V-12
V.2.12 <i>Flash Drum II</i> .....	V-13
V.2.13 <i>Kompresor III</i> .....	V-14
V.2.14 Distilasi Metanol .....	V-14
V.2.15 Kondensor I .....	V-15
V.2.16 Akumulator I .....	V-16
V.2.17 <i>Reboiler I</i> .....	V-17
V.2.18 Kompresor IV .....	V-18
V.2.19 Tangki Metanol .....	V-19
V.2.20 Pompa .....	V-19
V.2.21 <i>Heater</i> .....	V-20
V.2.22 Kompresor V .....	V-21
V.2.23 Reaktor DME .....	V-22
V.2.24 <i>Cooler III</i> .....	V-23

V.2.25 Distilasi DME.....	V-24
V.2.26 Kondensor II.....	V-25
V.2.27 Akumulator II.....	V-26
V.2.28 <i>Reboiler II</i> .....	V-27
V.2.29 Tangki DME.....	V-28

## **BAB VI ANALISIS EKONOMI**

VI.1	Pengelolaan Sumber Daya Manusia .....	VI-1
VI.1.1	Bentuk Badan Perusahaan .....	VI-1
VI.1.2	Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-2
VI.1.3	Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VI-7
VI.1.4	Sistem Kerja.....	VI-9
VI.2	Utilitas.....	VI-11
VI.2.1	Unit Pengolahan Air .....	VI-12
VI.2.2	Unit Penyediaan Steam .....	VI-12
VI.2.3	Unit Pembangkit Tenaga Listrik.....	VI-13
VI.2.4	Unit Pendingin.....	VI-13
VI.3	Analisis Ekonomi .....	VI-13
VI.3.1	Laju Pengembalian Modal ( <i>Internal Rate of Return, IRR</i> ) .....	VI-14
VI.3.2	Waktu Pengembalian Modal ( <i>Pay Out Time, POT</i> ) VI-14	
VI.3.3	Titik Impas ( <i>Break Even Point, BEP</i> ).....	VI-14

## **BAB VII KESIMPULAN .....VII-1**

## **DAFTAR PUSTAKA.....xvii**

Halaman ini sengaja dikosongkan

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel I.1</b> Perbandingan Bahan Baku Pembuatan DME .....	I-4
<b>Tabel II.1</b> Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor LPG di Indonesia .....	II-1
<b>Tabel II.2</b> Proyeksi Ekspor, Impor, Produksi dan Konsumsi LPG Tahun 2024.....	II-2
<b>Tabel II.3</b> Spesifikasi Gas Alam.....	II-9
<b>Tabel II.4</b> Spesifikasi Produk DME.....	II-10
<b>Tabel III.1</b> Kondisi Operasi Pembentukan DME dengan Proses Tidak Langsung .....	III-3
<b>Tabel III.2</b> Mekanisme Reaksi pada Proses Langsung .....	III-4
<b>Tabel III.3</b> Kondisi Operasi Proses Langsung .....	III-5
<b>Tabel III.4</b> Perbandingan Proses Langsung dan Proses Tidak Langsung .....	III-5
<b>Tabel III.5</b> Perbandingan Proses Sintesa Metanol.....	III-16
<b>Tabel III.6</b> Perbandingan Proses Sintesa DME dari Metanol ..	III-19
<b>Tabel IV.1</b> Komposisi Gas Alam.....	IV-1
<b>Tabel IV.2</b> Neraca Massa <i>Splitter</i> .....	IV-2
<b>Tabel IV.3</b> Neraca Massa <i>Mixing</i> .....	IV-4
<b>Tabel IV.4</b> Neraca Massa <i>Steam Reformer</i> .....	IV-6
<b>Tabel IV.5</b> Neraca Massa <i>POX Reformer</i> .....	IV-7
<b>Tabel IV.6</b> Neraca Massa <i>Flash Drum I</i> .....	IV-10
<b>Tabel IV.7</b> Neraca Massa <i>Mixing</i> .....	IV-12
<b>Tabel IV.8</b> Neraca Massa Reaktor Metanol .....	IV-15
<b>Tabel IV.9</b> Neraca Massa <i>Flash Drum II</i> .....	IV-16
<b>Tabel IV.10</b> Neraca Massa <i>Mixing</i> .....	IV-18
<b>Tabel IV.11</b> Neraca Massa Distilasi Metanol.....	IV-20
<b>Tabel IV.12</b> Neraca Massa Reaktor DME.....	IV-23
<b>Tabel IV.13</b> Neraca Massa Distilasi DME .....	IV-24
<b>Tabel IV.14</b> Neraca Energi Kompresor I .....	IV-27
<b>Tabel IV.15</b> Neraca Energi <i>Splitter</i> .....	IV-28
<b>Tabel IV.16</b> Neraca Energi <i>Mixing</i> .....	IV-28
<b>Tabel IV.17</b> Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> .....	IV-29



<b>Tabel IV.18</b>	Neraca Energi <i>Steam Reformer</i> .....	IV-30
<b>Tabel IV.19</b>	Neraca Energi <i>POX Reformer</i> .....	IV-31
<b>Tabel IV.20</b>	Neraca Energi WHB .....	IV-32
<b>Tabel IV.21</b>	Neraca Energi <i>Cooler I</i> .....	IV-33
<b>Tabel IV.22</b>	Neraca Energi <i>Flash Drum I</i> .....	IV-33
<b>Tabel IV.23</b>	Neraca Energi <i>Mixing</i> .....	IV-34
<b>Tabel IV.24</b>	Neraca Energi Kompresor II .....	IV-35
<b>Tabel IV.25</b>	Neraca Energi <i>Cooler II</i> .....	IV-35
<b>Tabel IV.26</b>	Neraca Energi Reaktor Metanol .....	IV-36
<b>Tabel IV.27</b>	Neraca Energi <i>Expansion Valve I</i> .....	IV-37
<b>Tabel IV.28</b>	Neraca Energi <i>Expander</i> .....	IV-37
<b>Tabel IV.29</b>	Neraca Energi <i>Flash Drum II</i> .....	IV-38
<b>Tabel IV.30</b>	Neraca Energi Kompresor III .....	IV-39
<b>Tabel IV.31</b>	Neraca Energi <i>Mixing</i> .....	IV-40
<b>Tabel IV.32</b>	Neraca Energi Distilasi Metanol .....	IV-40
<b>Tabel IV.33</b>	Neraca Energi Kompresor IV .....	IV-41
<b>Tabel IV.34</b>	Neraca Energi Pompa .....	IV-42
<b>Tabel IV.35</b>	Neraca Energi <i>Heater</i> .....	IV-43
<b>Tabel IV.36</b>	Neraca Energi Kompresor V .....	IV-43
<b>Tabel IV.37</b>	Neraca Energi <i>Expansion Valve II</i> .....	IV-44
<b>Tabel IV.38</b>	Neraca Energi Reaktor DME .....	IV-44
<b>Tabel IV.39</b>	Neraca Energi <i>Expansion Valve III</i> .....	IV-45
<b>Tabel IV.40</b>	Neraca Energi <i>Cooler III</i> .....	IV-45
<b>Tabel IV.41</b>	Neraca Energi Distilasi DME.....	IV-46
<b>Tabel IV.42</b>	Neraca Energi <i>Expansion Valve IV</i> .....	IV-47
<b>Tabel V.1</b>	Daftar dan Harga Peralatan .....	V-1
<b>Tabel V.2</b>	Spesifikasi Kompresor I.....	V-2
<b>Tabel V.3</b>	Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> .....	V-3
<b>Tabel V.4</b>	Spesifikasi <i>Steam Reformer</i> .....	V-4
<b>Tabel V.5</b>	Spesifikasi <i>POX Reformer</i> .....	V-5
<b>Tabel V.6</b>	Spesifikasi WHB .....	V-6
<b>Tabel V.7</b>	Spesifikasi <i>Cooler I</i> .....	V-8
<b>Tabel V.8</b>	Spesifikasi <i>Flash Drum I</i> .....	V-9
<b>Tabel V.9</b>	Spesifikasi Kompresor II.....	V-9
<b>Tabel V.10</b>	Spesifikasi <i>Cooler II</i> .....	V-10

<b>Tabel V.11</b> Spesifikasi Reaktor Metanol.....	V-11
<b>Tabel V.12</b> Spesifikasi <i>Expander</i> .....	V-12
<b>Tabel V.13</b> Spesifikasi <i>Flash Drum II</i> .....	V-13
<b>Tabel V.14</b> Spesifikasi Kompresor III .....	V-14
<b>Tabel V.15</b> Spesifikasi Distilasi Metanol .....	V-14
<b>Tabel V.16</b> Spesifikasi Kondensor.....	V-15
<b>Tabel V.17</b> Spesifikasi Akumulator .....	V-16
<b>Tabel V.18</b> Spesifikasi <i>Reboiler I</i> .....	V-17
<b>Tabel V.19</b> Spesifikasi Kompresor IV .....	V-18
<b>Tabel V.20</b> Spesifikasi Tangki Metanol.....	V-19
<b>Tabel V.21</b> Spesifikasi Pompa.....	V-19
<b>Tabel V.22</b> Spesifikasi <i>Heater</i> .....	V-20
<b>Tabel V.23</b> Spesifikasi Kompresor V .....	V-21
<b>Tabel V.24</b> Spesifikasi Reaktor DME.....	V-22
<b>Tabel V.25</b> Spesifikasi <i>Cooler III</i> .....	V-23
<b>Tabel V.26</b> Spesifikasi Distilasi DME .....	V-24
<b>Tabel V.27</b> Spesifikasi Kondensor II .....	V-25
<b>Tabel V.28</b> Spesifikasi Akumulator II .....	V-26
<b>Tabel V.29</b> Spesifikasi <i>Reboiler II</i> .....	V-27
<b>Tabel V.30</b> Spesifikasi Tangki DME .....	V-28
<b>Tabel VI.1</b> Kebutuhan Karyawan Pabrik Dimetil eter (DME) dari gas alam .....	VI-8
<b>Tabel VI.2</b> Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2 .....	VI-9

Halaman ini sengaja dikosongkan

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar I.1</b> Jumlah produksi, konsumsi, ekspor dan impor LPG tahun 2013 - 2017 .....	I-3
<b>Gambar I.2</b> Cadangan Gas Bumi Indonesia .....	I-5
<b>Gambar I.3</b> Realisasi Penyerapan Gas Bumi 2017 .....	I-5
<b>Gambar I.4</b> Lokasi Daerah yang Memproduksi Gas Di Indonesia .....	I-6
<b>Gambar II.1</b> Struktur Hierarchi Pemilihan Lokasi Pabrik.....	II-3
<b>Gambar II.2</b> Penentuan Lokasi Pabrik DME.....	II-4
<b>Gambar II.3</b> Hasil Pembobotan Aspek-Aspek Penentuan Lokasi Pabrik DME .....	II-4
<b>Gambar II.4</b> Peta Lokasi Daerah Balikpapan Selatan – .....	II-5
<b>Gambar II.5</b> Neraca Gas Kalimantan Timur .....	II-5
<b>Gambar III.1</b> Ilustrasi Pembentukan DME melalui Proses Tidak Langsung.....	III-2
<b>Gambar III.2</b> Diagram Blok Proses langsung .....	III-4
<b>Gambar III.3</b> <i>Steam Reformer</i> .....	III-7
<b>Gambar III.4</b> <i>Autothermal Reformer</i> .....	III-8
<b>Gambar III.5</b> <i>Partial Oxidation Reformer</i> .....	III-9
<b>Gambar III.6</b> <i>Combined Reformer</i> .....	III-10
<b>Gambar III.7</b> Hasil Rasio H <sub>2</sub> /CO dari Proses <i>Reforming</i> .....	III-10
<b>Gambar III.8</b> Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Tinggi – ICI.....	III-12
<b>Gambar III.9</b> Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Rendah – Lurgi.....	III-13
<b>Gambar III.10</b> Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Tinggi dan Sedang – MGC.....	III-14
<b>Gambar III.11</b> Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Sedang – Kellog.....	III-15
<b>Gambar III.12</b> Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Sedang – Nissui Topsoe .....	III-16

Halaman ini sengaja dikosongkan



# **BAB I**

## **LATAR BELAKANG**

### **I.1 Latar Belakang**

Untuk mencukupi kebutuhan energi yang semakin meningkat, pemanfaatan energi alternatif seperti gas bumi, batubara, dan energi terbarukan terus dikembangkan. Di sektor transportasi, substitusi penggunaan bahan bakar minyak sulit untuk dilakukan karena adanya persyaratan seperti mudah dibawa dan mempunyai padat energi yang tinggi. Berbagai alternatif telah dikembangkan, antara lain pengembangan bahan bakar nabati baik berupa biodiesel, ataupun berupa bioethanol yang bertujuan untuk mensubstitusi daripada minyak solar dan premium.

Sejak Indonesia menjalankan program konversi minyak tanah ke LPG pada tahun 2007, konsumsi LPG dalam negeri melonjak drastis. Kebutuhan LPG untuk program tersebut pada tahun 2007 sebesar 0,033 juta ton dan meningkat secara signifikan dari tahun ke tahun hingga pada tahun 2017 menjadi sebesar 5.461.934 Mton. Selisih antara jumlah produksi dan kebutuhan dipenuhi dari impor, yang jumlahnya setiap tahun terus meningkat seiring berjalannya program konversi minyak tanah ke LPG. Tentunya dengan adanya impor ini mengakibatkan beban anggaran Pemerintah semakin besar dan dapat menimbulkan ketergantungan dari pihak luar. Melihat kondisi yang ada, maka dirasa perlu dilaksanakan kajian dan penelitian tentang sumber energi alternatif lain sebagai substitusi dari bahan bakar minyak, seperti pencairan batubara, gasifikasi batubara, ataupun penggunaan DME.

DME sebagai bahan bakar adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$  yang dapat dihasilkan dari berbagai sumber bahan baku seperti gas bumi, batubara, serta biomassa. DME mempunyai angka cetan yang tinggi dan mempunyai karakteristik menyerupai LPG. Kebutuhan DME yang merupakan jenis energi alternatif baru untuk kebutuhan memasak diperkirakan pada tahun 2050 mencapai 1 juta TOE (BPPT, 2016). Bahan baku pembuatan DME dapat berupa *syngas* langsung (*one step process*)

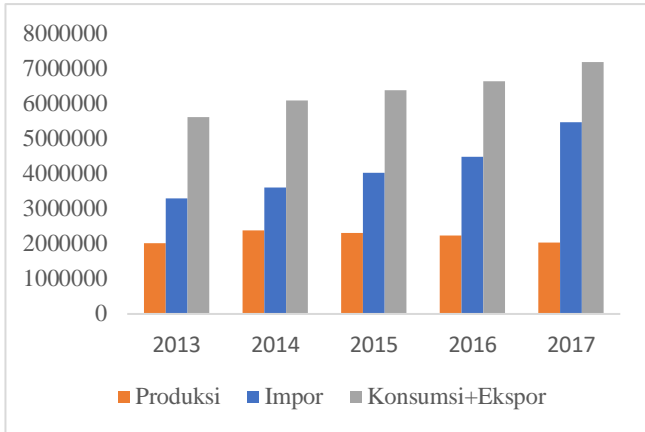
atau melalui methanol (*two step process*). Syngas dapat diperoleh dari proses gasifikasi batubara dan biomassa, maupun pengolahan gas alam.

Tingginya kebutuhan energi dan pentingnya pengembangan bahan bakar alternatif menjadi latar belakang utama pendirian industri DME ini. Didukung dengan ketersediaan bahan baku gas alam di Indonesia yang cukup untuk memproduksi DME sebagai bahan bakar alternatif. Dengan kondisi demikian maka industri DME di Indonesia memiliki prospek positif kedepannya.

## **I.2 Kebutuhan DME di Indonesia**

Berikut adalah data *supply demand* LPG pada tahun 2013 – 2017 terlihat produksi kilang LPG stabil sedangkan jumlah konsumsi LPG dalam negeri terus meningkat sehingga terjadi defisit yang menyebabkan harus dilakukan impor LPG dari luar negeri untuk memenuhi kebutuhan LPG dalam negeri. Penambahan volume ini didorong oleh jumlah penduduk yang meningkat, ekonomi yang tumbuh terutama ekonomi mikro, serta kesadaran masyarakat untuk menggunakan energi bersih dan ramah lingkungan (bila dibandingkan dengan minyak tanah ataupun kayu bakar). Badan Usaha yang melakukan impor dan ekspor LPG hanya PT Pertamina (Persero). Digambarkan pada Gambar I.1, Kementerian ESDM tahun 2017 mencatat kegiatan produksi, konsumsi, ekspor dan impor terhadap LPG setiap tahun mengalami peningkatan. Hal ini dikarenakan adanya program pengalihan Minyak Tanah ke LPG yang telah berlangsung sejak tahun 2007, dimana semakin banyak masyarakat terutama sektor rumah tangga yang beralih menggunakan LPG. Impor LPG PT Pertamina berasal dari Negara Australia, Kuwait, UAE, US, Saudi Arabia, Qatar, Iran, Malaysia, Bahrain, Nigeria, Texas, Netherland, Norwegia, dan Angola. Ekspor LPG hanya dilakukan untuk negara tujuan Timor Leste dengan alasan untuk menjaga stabilitas hubungan baik antar kedua negara, dimana Pemerintah Timor Leste saat ini masih mengandalkan pasokan energi dari PT Pertamina (Persero).





**Gambar I.1** Jumlah produksi, konsumsi, ekspor dan impor LPG tahun 2013 - 2017

Tingginya kebutuhan LPG dalam negeri mendorong perlunya bahan bakar alternatif yang bertujuan untuk mensubstitusi LPG. Dimetil eter (DME) adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$  yang dapat dihasilkan dari berbagai sumber bahan baku seperti gas bumi, batubara, serta biomassa. DME mempunyai angka cetan yang tinggi dan mempunyai karakteristik menyerupai LPG. Penggunaan DME sebagai sebagai bahan alternatif pengganti LPG diharapkan mampu menekan jumlah impor LPG yang tiap tahunnya mengalami peningkatan guna memenuhi kebutuhan dalam negeri.

### **I.3 Ketersediaan Bahan Baku**

DME dapat diproduksi dari bahan bakar fosil (gas alam dan batubara). Jenis barubara kalori rendah dapat digunakan untuk produksi DME. Selain itu, DME juga dapat diproduksi dari biomassa. Meskipun batubara kalori rendah dengan harga terendah dapat diproses untuk menghasilkan DME, gas alam lebih ekonomis untuk memproduksi DME. Berdasarkan penelitian (Ogawa, 2003; Washimi, 2012; Toyo Engineering, 2007; Ohno et al, 2005; Japan DME Forum, 2007; JFE R&D, 2011; Ogawa 2002), konversi gas alam menjadi DME lebih tinggi dibandingkan dengan sumber

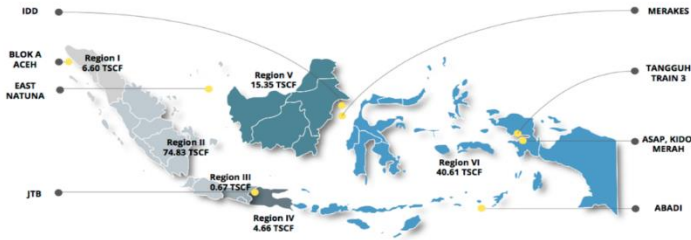
bahan baku lainnya. Proses pembentukan DME dengan bahan baku biomassa membutuhkan proses yang lebih panjang untuk menghasilkan DME sehingga akan memerlukan lebih banyak biaya. Tabel III.1 menyajikan perbandingan penggunaan bahan baku pembuatan DME.

**Tabel I.1** Perbandingan Bahan Baku Pembuatan DME

No.	Bahan Baku	% Konversi	Proses
1.	Gas Alam	70,2	<i>Reformer</i> – Sintesa DME – Pemisahan – Produk DME
2.	Batubara	66,3	<i>Coal Gasifier</i> – <i>Shift Converter</i> – <i>Desulfurization/CO<sub>2</sub> Removal</i> – Sintesa DME – Pemurnian – Produk DME
3.	Biomassa	53,3	Pengeringan – <i>Gasifier</i> – <i>Desulfurization/CO<sub>2</sub> Removal</i> – Sintesa DME – Pemurnian – Produk DME

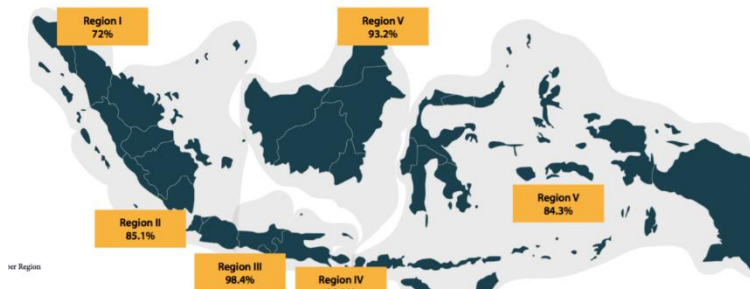
Menurut ESDM tahun 2018, Gas Bumi merupakan energi primer ketiga yang paling banyak digunakan di dalam negeri setelah minyak bumi dan batubara. Untuk itu gas bumi memegang peranan penting dalam kebijakan bauran energi (*energy mix policy*) di Indonesia. Pemerintah secara agresif terus mendorong pemanfaatan gas bumi domestik, diantaranya melalui pembangunan infrastruktur gas bumi (pipa dan LPG/CNG/LNG) untuk menstimulasi industri dalam negeri dan menjaga lingkungan hidup yang lebih bersih.

Cadangan gas bumi Indonesia per januari 2017 mencapai 142.72 TSCF, sebesar 100.36 TSCF merupakan cadangan terbukti dan 42.36 TSCF merupakan cadangan potensial. Dapat dilihat pada Gambar I.2 cadangan terbesar berada di region II sebesar 74.83 TSCF yang sudah termasuk *East Natuna* sebesar 46 TSCF, kemudian Region VI sebesar 40.61 TSCF dan Region V sebesar 15.35 TSCF.



**Gambar I.2** Cadangan Gas Bumi Indonesia

Dari total produksi gas bumi di tahun 2017, pemanfaatan gas bumi Indonesia 58.59% diserap oleh domestik dan 41.41% untuk ekspor. Penyerapan domestik meliputi sektor industri yang menyerap sebesar 23.18%, sektor kelistrikan sebesar 14.09%, sektor pupuk sebesar 10.64%, *Lifting* Migas sebesar 2.73%, LNG Domestik sebesar 5.64%, LPG Domestik sebesar 2.17% dan 0.15% untuk Program Pemerintah berupa Jargas Rumah Tangga dan SPBG. Untuk ekspor gas pipa sebesar 12.04% dan LNG ekspor 229.37%. Pada Gambar I.3, berdasarkan data realisasi dan kontrak, Region III memenuhi kontrak dengan pemanfaatan gas sebesar 98.4% dimana paling besar digunakan untuk sektor kelistrikan, disusul oleh Region V dengan pemanfaatan gas sebesar 93.2% dimana sektor pupuk, own-used Bontang dan sektor industry menyerap sesuai kontrak, selanjutnya Region II dengan pemanfaatan gas sebesar 85.1% untuk penyerapan sesuai kontrak sektor *lifting* migas dan sektor industri.



**Gambar I.3** Realisasi Penyerapan Gas Bumi 2017

Menurut BP *Statistical Review of World Energy* tahun 2015, Indonesia mempunyai cadangan gas alam yang sangat besar. Saat ini, negara Indonesia mempunyai cadangan gas terbesar ketiga di wilayah Asia Pasifik (setelah Australia dan China), Indonesia berkontribusi sebesar 1.5% dari total cadangan gas alam yang ada di dunia. Cadangan gas alam Indonesia tersebar di beberapa daerah. Gambar I.4 menunjukkan lokasi produksi gas Indonesia untuk 4 daerah produksi gas terbanyak.



**Gambar I.4** Lokasi Daerah yang Memproduksi Gas Di Indonesia

Salah satu daerah penghasil gas adalah Arun yang berlokasi di Lhokseumawe, Aceh Utara. PT Arun Natural Gas Liquefaction, perusahaan ini memiliki 6 unit pengolahan, namun saat ini hanya 2 unit yang beroperasi dikarenakan menipisnya cadangan gas alam di daerah tersebut. Yang kedua terdapat di pulau Kalimantan yang memiliki sumber daya alam yang cukup melimpah, salah satunya gas alam. PT Pertamina Hulu Mahakam yang berlokasi di Kalimantan Timur, adalah Badan Usaha Milik Negara yang telah menguasai blok Mahakam yang sebelumnya dikuasai oleh Total E&P dan Inpex Corporation. Berdasarkan perkiraan blok Mahakam masih memiliki potensi sebesar 57 juta barrel minyak (*million barrel Oil/MMBO*), 45 juta barel kondensat dan 4.9 *Triliun Standard Cubic Feet/TSCF* Selanjutnya ladang gas Tangguh merupakan sebuah ladang gas alam yang terletak di Kabupaten Teluk Bintuni, Provinsi Papua Barat. Ladang gas ini mengandung lebih dari 500 miliar  $m^3$  cadangan gas alam.

#### **I.4 Kegunaan DME**

*International DME Association* tahun 2010 menyatakan bahwa DME adalah bahan bakar multi-guna dan bahan baku kimia yang dapat digunakan berbagai aplikasi, dari bahan bakar otomotif dan pengganti LPG, hingga pembangkit tenaga listrik dan produksi olefin, gas sintesis, dan hidrogen. DME adalah sumber energi modern dan aman yang sangat menguntungkan dibandingkan dengan sumber energi lain yang saat ini digunakan. DME memiliki catatan keselamatan yang sangat baik dan jangka panjang. DME adalah non-karsinogenik, non-mutagenik, dan hampir tidak beracun. Seperti bahan bakar lainnya, DME sangat mudah terbakar tetapi telah terbukti sangat aman bila ditangani dengan benar. DME adalah gas yang tidak berwarna yang dapat terurai secara alami, tidak korosif, dan tidak akan mencemari tanah atau lapisan bawah tanah jika terjadi kebocoran.

Sebagai bahan bakar alternatif pengganti LPG, DME diharapkan mampu menekan jumlah impor LPG sehingga kebutuhan bahan bakar industri dan rumah tangga dalam negeri dapat terpenuhi. Penurunan jumlah impor LPG dapat menghemat devisa negara serta pengolahan dan pemurnian gas alam menjadi DME oleh Negara berdampak pada harga bahan bakar yang lebih rendah daripada harga LPG saat ini.

Sedangkan untuk potensi pasar bahan bakar diesel untuk transportasi dari DME dapat dianalogikan berdasarkan pada kebutuhan solar Indonesia yang mencapai lebih dari 29.836.779 KL minyak pada tahun 2017. Bahan bakar DME yang sangat bersih menghasilkan pembakaran tanpa asap, CO<sub>2</sub> rendah, menghasilkan gas buang sedikit, dan emisi NO<sub>x</sub> 90% lebih sedikit daripada bahan bakar otomotif standar. Untuk penggunaan otomotif, DME memiliki efisiensi total tertinggi dari semua bahan bakar cair sintetik dan penghematan bahan bakar 30% lebih tinggi. DME sebagai bahan bakar truk sudah sampai taraf uji coba aplikasi di Jepang, hingga telah dibuat beberapa stasiun pengisian bahan bakar DME di Jepang. Beberapa pabrik Jepang sudah membuat truk-truk yang siap dengan bahan bakar DME. Seperti kita ketahui

bahwa kendaraan pabrikan Jepang memegang pasar yang luas di Indonesia, termasuk kendaraan truk sehingga terdapat potensi dan peluang besar penyediaan truk-truk berbahan bakar DME di Indonesia di masa depan.

## BAB II BASIS DESAIN DATA

### II.1 Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi menjadi salah satu faktor penting dalam pendirian pabrik pembuatan DME dari *Syngas* hasil gas alam *reforming* yang direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2024 dengan mengacu pada kebutuhan terhadap energi yang semakin meningkat. Perhitungan kapasitas pabrik DME ini mempertimbangkan data ekspor, impor, produksi, dan konsumsi LPG di Indonesia pada tahun-tahun sebelumnya, yang kedepannya akan disubstitusi dengan DME. Menurut data pada Tabel II.1 yang dihimpun dari Kementerian ESDM tahun 2018, total produksi pada tahun 2017 mengalami penurunan dari tahun-tahun sebelumnya, sebaliknya angka impor untuk LPG pada tahun-tahun terakhir mengalami kenaikan, hal ini bertujuan untuk dapat memenuhi kebutuhan pasar akan LPG yang semakin menunjukkan peningkatan setiap tahunnya.

**Tabel II.1** Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor LPG di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton)		Total (Ton)	Ekspor (Ton)	Impor (Ton)	Konsumsi (Ton)
	Gas Refinery	Oil Refinery				
2007	546734	862696	1409430	268000	137800	1281000
2008	910663	780103	1690766	10051	415000	1843817
2009	1430671	694547	2125218	88463	917171	2922080
2010	1828743	649628	2478371	279	1621959	4347465
2011	1580598	704842	2285439	76566	1991774	5030547
2012	1824297	377242	2201539	205	2573670	5607430
2013	1447055	563935	2010990	286	3299808	5607430
2014	1831683	547445	2379128	483	3604009	6093138

2015	1631599	675808	2307407	392	4025600	6376990
2016	1410169	831398	2241567	580	4475929	6642633
2017	1162575	865366	2027941	360	5461934	7190871

Dari data pada Tabel II.1 dapat dilakukan perhitungan untuk memprediksi nilai kebutuhan DME sebagai substitusi LPG sebesar 20 persen sebagai sumber energi pada tahun 2024 dengan persamaan :

$$F = F_0(1+i)^n \dots\dots\dots (1)$$

Dimana:

- F = Perkiraan kebutuhan DME pada tahun 2024
- F<sub>0</sub> = Kebutuhan DME pada tahun terakhir
- i = Perkembangan rata-rata
- n = Selisih waktu

(*Timmerhaus et al, 2004*)

**Tabel II.2** Proyeksi Ekspor, Impor, Produksi dan Konsumsi LPG Tahun 2024

Proyeksi	DME (Ton)
Ekspor	724.6293627
Impor	10305907.7
Produksi	2102738.582
Konsumsi	9822017.507

Tabel II.2 merupakan hasil prediksi perkembangan LPG di Indonesia pada tahun 2024, kebutuhan pasar di Indonesia dapat ditentukan menggunakan persamaan :

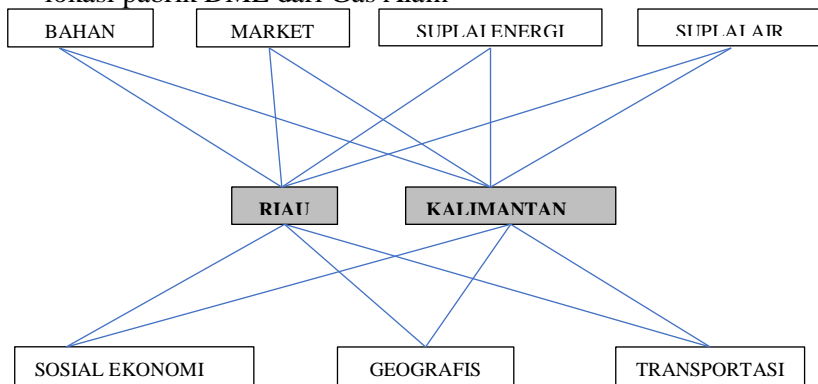
$$\begin{aligned}
 S &= (\text{Produksi} - \text{Konsumsi}) + (\text{Impor} - \text{Ekspor}) \\
 &= (2102738.582 - 9822017.507) + (10305907.7 - 724.6293627) \\
 &= 2585904.1 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$



Portal Berita Indonesia DME dan LPG tahun 2012 menyebutkan bahwa kebutuhan LPG di Indonesia terus meningkat. Dari badan Energi Dunia (International Energy Agency-IEA), Konsumsi LPG di dominasi pada sector rumah tangga, industri dan komersial. Meningkatnya kebutuhan LPG ini terjadi sebagai hasil pelaksanaan program konversi minyak tanah ke LPG. PT Pertamina (persero) berencana melakukan kombinasi bahan bakar untuk rumah tangga tidak hanya murni LPG tetapi dengan menggunakan campuran anatara LPG dengan DME 20 persen, 50 persen, 80 persen, dan DME 100 persen. Maka kebutuhan DME berdasar pada substitusi LPG sebesar 20 persen adalah sebesar 517180.83 ton/tahun, meninjau dari ketersediaan bahan baku utama, pabrik ini digunakan sebesar 15% dari kebutuhan DME pada tahun 2024, yakni sebesar 77577.124 ton/tahun.

## II.2 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik bertujuan untuk membantu pabrik beroperasi dan memproduksi secara lancar, efektif dan efisien. Dalam menentukan lokasi berdirinya pabrik, banyak aspek-aspek yang perlu diperhatikan yang dapat mempengaruhi besarnya biaya produksi serta biaya distribusi dari produk yang dihasilkan. Berikut adalah evaluasi aspek-aspek yang memungkinkan untuk penentuan lokasi pabrik DME dari Gas Alam



**Gambar II.1** Struktur Hierarchi Pemilihan Lokasi Pabrik

Dapat dilihat pada Gambar II.2, berdasarkan metode pembobotan dari *hierarchi* penentuan lokasi pabrik pada Gambar II.1 dengan menggunakan *software Expert Choice*, didapatkan bahwa lokasi di Kalimantan Timur merupakan lokasi yang paling baik untuk mendirikan pabrik pembuatan DME.

Synthesis with respect to: Goal: Lokasi

Overall Inconsistency = ,07



### Gambar II.2 Penentuan Lokasi Pabrik DME

Dari hasil pembobotan menggunakan *software Expert Choice*, didapatkan Kalimantan Timur lebih unggul daripada Riau dengan rincian pembobotan pada Gambar II.3, dimana bahan baku menjadi faktor yang paling utama untuk penentuan lokasi pabrik untuk dapat beroperasi secara kontinyu dan efisien. Disusul dengan pasar, suplai air, suplai energi, transportasi, social ekonomi, dan geografis. Dengan memperoleh hasil *inconsistency* sebesar 0.07.



### Gambar II.3 Hasil Pembobotan Aspek-Aspek Penentuan Lokasi Pabrik DME

Tujuan penentuan lokasi suatu pabrik adalah untuk membantu pabrik beroperasi atau berproduksi dengan lancar, efektif dan efisien. Sehingga Kalimantan Timur sangat cocok untuk didirikannya pabrik DME dari gas alam, mengingat Kalimantan Timur merupakan daerah penghasil gas alam terbesar kedua di Indonesia yang cukup untuk menunjang kontinuitas pabrik. Hal ini berarti dalam menentukan lokasi pabrik perlu adanya aspek-aspek yang mempengaruhi besarnya biaya produksi dan biaya distribusi dari produk yang akan dihasilkan serta aspek-

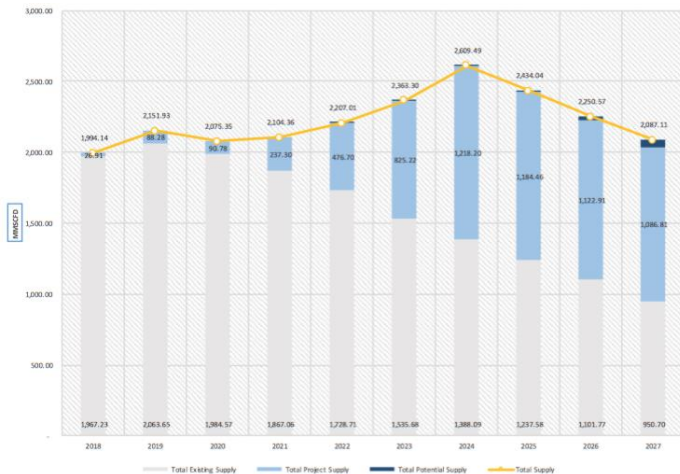
aspek penunjang lainnya. Gambar II.4 menunjukkan lokasi pabrik DME akan didirikan di Jalan Prapartan, Balikpapan Selatan, Kota Balikpapan, Kalimantan Timur.



**Gambar II.4** Peta Lokasi Daerah Balikpapan Selatan –

Pabrik DME ini akan didirikan dengan pemilihan lokasi yang mempertimbangkan beberapa aspek yang berpengaruh terhadap proses operasi, antara lain :

1. Bahan baku



**Gambar II.5** Neraca Gas Kalimantan Timur

Suatu pabrik didirikan berdekatan dengan sumber bahan baku utamanya yang bertujuan untuk menjamin ketersediaan bahan baku sehingga kontinuitas pabrik tetap terjamin, dan

meminimalisir biaya untuk transportasi bahan baku dari sumber ke pabrik yaitu di daerah Bontang, Kalimantan Timur. Menurut data ESDM tahun 2018 pada Gambar II.5, proyeksi Kalimantan Timur memiliki *Total Supply* gas alam sebesar 2.609.49 MMSCFD. Hal ini menjadi aspek utama sebagai pertimbangan pemilihan lokasi pabrik untuk dapat menunjang proses produksi berjalan dengan lancar dan efisien.

2. Target Pasar

Potensi pasar yang besar untuk DME sebagian besar berada di negara-negara asia seperti China, Korea, dan India. Dimana permintaan energi di negara-negara tersebut meningkat secara cepat. Salah satu faktor utama adalah harga DME yang dapat bersaing dengan permintaan pasar dibandingkan dengan LPG. Namun rencananya produk DME pabrik ini akan dijual ke Pertamina, yang berarti lebih dekat dengan Kalimantan Timur dibandingkan dengan Riau. Hal ini dikarenakan Pertamina membutuhkan pasokan DME sebagai bahan bakar campuran LPG untuk memenuhi kebutuhan LPG yang semakin meningkat setiap tahunnya. Namun apabila memungkinkan untuk melakukan ekspor DME, Kalimantan Timur juga di fasilitasi berbagai model transportasi untuk dapat menjangkau pasar internasional DME yaitu China, Korea, dan India.

3. Suplai Energi

Energi menjadi salah satu faktor penting agar proses produksi dapat beroperasi. Untuk dapat memenuhi kebutuhan energi, dapat dengan cara membuat power plant sendiri ataupun dengan menggunakan sumber energi listrik yang tersedia seperti pasokan listrik dari PLN. Dalam aspek ini Kalimantan Timur lebih unggul dibandingkan dengan Riau. Dikutip dari kompas.com tahun 2018 seluruh Desa di Kalimantan Timur telah teraliri listrik, sementara untuk wilayah riau belum semuanya teraliri oleh listrik. Menurut data *statistic*, sebanyak 150 desa di Riau belum teraliri

tenaga listrik PLN Namun untuk kebutuhan industri tidak bisa hanya menggantungkan tenaga listrik dari PLN saja, perlu pembangunan untuk power plant untuk menunjang keberlangsungan dari proses produksi.

4. Suplai Air

Suplai Air sangat diperlukan untuk berlangsungnya proses produksi, air laut dan air tanah yang cukup melimpah dapat digunakan untuk air proses, ataupun air sanitasi. Riau tercatat dilewati oleh 15 sungai, sedangkan Kalimantan timur hanya dilewati oleh 12 sungai, namun keduanya berada dekat dengan laut sehingga kebutuhan air dapat teratasi.

5. Sosial Ekonomi

Hal ini berkaitan dengan kondisi masyarakat sekitar yang umumnya hidup sebagai petani maupun nelayan dengan kondisi social ekonomi yang rendah. Dengan didirikannya pabrik ini diharapkan kondisi perekonomian masyarakat akan meningkat, dengan cara memberdayakan masyarakat sekitar untuk turut berpartisipasi terhadap kegiatan penunjang produksi. Merujuk pada data BPS tahun 2017, Upah Minimum Regional (UMR) Kalimantan Timur sebesar Rp 2.161.253, hal ini menguntungkan bagi pabrik dalam segi ekonomi sebagai standar gaji bagi karyawan daerah sekitar untuk membantu memperbaiki ekonomi lingkungan sekitar pabrik.

6. Geografis

Letak geografis juga diperhitungkan untuk pemilihan lokasi suatu pabrik, untuk dapat memperkirakan nilai investasi pabrik, karakteristik lokasi baik itu iklim, suhu, kelembaban, dan bencana alam yang mungkin dapat terjadi. Bentuk permukaan tanah yang sebagian besar daratannya landau atau dataran rendah dan sebagian berbukit yang masih merupakan hutan. Data BNPB tahun 2013-2018 mencatat terjadi 38 kejadian puting beliung, 86 kejadian tanah longsor, 137 bencana banjir, 161 kebakaran hutan dan lahan.

## 7. Transportasi

Ketersediaan transportasi sangatlah mendukung untuk proses produksi maupun proses distribusi produk. Lokasi pabrik yang terletak berdekatan dengan laut dan dikelilingi oleh pulau-pulau kecil disekitarnya sehingga memungkinkan air laut yang tenang dan terhindar dari ombak besar. Hal ini memudahkan transportasi laut dalam pendistribusian produk DME. Selain itu Bontang ini terdapat beberapa pelabuhan yang dapat digunakan sebagai distribusi DME, tercatat ada 4 pelabuhan yang dapat melayani kapal berukuran sampai dengan 40.000 DWT.

## **II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk**

### **II.3.1 Bahan Baku Utama**

Gas alam merupakan bahan bakar fosil berbentuk gas. Gas alam merupakan campuran hidrokarbon yang mempunyai daya kembang besar, daya tekan tinggi, berat jenis spesifik yang rendah dan dengan cara alamiah terdapat dalam bentuk gas. Pada dasarnya, gas alam tersebut teerkumpul di bawah tanah dengan berbagai macam komposisi yang terdapat didalam kandungan minyak bumi (*associated gas*). Semua kandungan minyak bumi berhubungan dengan gas alam, dimana gas itu larut dalam minyak mentah serta juga seringkali membentuk “*gas cap*” diatas kandungan minyak bumi itu. Selain itu, gas alam tersebut juga dapat berkumpul pada tambang batu bara serta juga lading gas bumi.

Dikutip dari pendidikan.co.id, komposisi utama gas alam ialah metana (80%), sisanya itu ialah etana (7%), propane (6%), dan butana (4%), isobutana, dan sisanya pentana. Selain dari komposisi-komposisi tersebut, gas ala mini dapat juga mengandung helium, nitrogen, karbon dioksida, serta juga karbon-karbon lainnya. Menurut Kemeterian ESDM, gas alam memiliki beberapa jenis, seperti gas pipa, LNG, LPG, dan CNG.

Gas alam ini menjadi sumber energi yang mudah terbakar. Gas alam tersebut terdiri dari senyawa hydrogen serta juga karbon.

Hal tersebut membuat gas alam menjadi salah satu energi yang mempunyai sifat bersih serta aman untuk pemakaian sehari-hari. Gas alam tersebut dapat ditemukan dengan sifat berwarna atau juga tidak berwarna.

Menurut ESDM, dari total produksi gas bumi di tahun 2017, pemanfaatan gas bumi Indonesia sebesar 58.59% diserap oleh domestic dan 41.41% untuk ekspor. Penyerapan domestic meliputi sektor industry yang menyerap sebesar 23.18%, sektor kelistrikan sebesar 14.09%, sektor pupuk sebesar 10.64%, *Lifting* Migas sebesar 2.73%, LNG *domestic* sebesar 5.64%, LPG domestic sebesar 2.17% dan 0.15% untuk program pemerintah berupa Jargas Rumah Tangga dan SPBG. Untuk ekspor gas pipa sebesar 12.04% dan LNG Ekspor 29.37%. Sektor industri, realisasi penggunaan gas bumi lebih fluktuatif dikarenakan pengaruh harga gasnya yang berdampak nilai kompetitif barang. Selain itu terdapat juga penurunan nilai *supply* gas ke pabrik dikarenakan penurunan alamiah gas. Pada Tabel II.3 disajikan spesifikasi bahan baku gas alam dari Pertamina Hulu Mahakam.

**Tabel II.3** Spesifikasi Gas Alam

<b>Komposisi Gas Alam</b>	<b>Fraksi Mol</b>
CH <sub>4</sub>	0,854
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,042
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,029
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,007
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,006
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,002
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,003
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,003
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00004
CO <sub>2</sub>	0,055
N <sub>2</sub>	0,0004
<b>Total</b>	<b>1,00</b>

### II.3.2 Kualitas Produk

Hasil kajian literature Mandaris et al tahun 2013 pada Tabel II.6, menyatakan bahwa DME, memiliki monostruktur kimia yang sederhana,  $C_2H_6O$  ( $CH_3-O-CH_3$ ), berbentuk gas yang tidak berwarna pada suhu kamar (ambient), zat kimia yang stabil, dengan titik didih  $-25,1^{\circ}C$ . Tekanan uap sekitar 0,6 MPa pada  $25^{\circ}C$  dan dapat dicairkan seperti halnya LPG. Viskositas DME 0,12 – 0,15 kg/ms, setara dengan viskositas propana dan butana (konstituen utama LPG). Sehingga infrastruktur LPG dapat digunakan juga untuk DME. Spesifikasi produk DME dengan *fuel grade* untuk dilakukan pencampuran dengan LPG mengikuti standar ISO TC28/DC4/WG14 yang ditunjukkan pada tabel II.4.

**Tabel II.4** Spesifikasi Produk DME

Karakteristik	Limit	Spesifikasi
<i>Specific Gravity</i>		0,74
<i>Vapor Pressure (psig)</i>		110
Komposisi (% wt)		
DME	Min	98,5
Metanol	Max	0,05
Air	Max	0,03
Hidrocarbon	Max	1,00
CO <sub>2</sub>	Max	0,10
CO	Max	0,01
Residue	Max	0,01
Sulfur	Max	3,00



## BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

### III.1 Seleksi Proses

#### III.1.1 Seleksi Proses Sintesa DME dari Gas Alam

Secara garis besar, DME dapat diproduksi melalui dua tahap. Pertama, hidrokarbon dari gas alam atau batubara dikonversi menjadi *syngas* yang terdiri dari karbonmonoksida, karbondioksida, dan hidrogen. *Syngas* diproses lebih lanjut menjadi DME baik melalui sintesa metanol kemudian dimurnikan terlebih dahulu, yang biasa disebut proses tidak langsung (*indirect process*), atau secara langsung dalam satu tahap sekaligus yang disebut proses langsung (*direct process*).

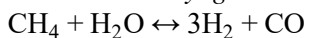
Dalam teknologi proses sintesa DME yang paling berperan adalah katalis. Katalis untuk *feedstock syngas* yang dikonversi langsung menjadi DME atau katalis untuk proses dehidrasi metanol semuanya berbeda karena disuplai dan dipatenkan oleh perusahaan *licensor* masing-masing teknologi proses sintesa DME. Katalis yang tersedia sekarang adalah katalis yang dirancang spesifik, bukan katalis yang *general*.

##### III.1.1.1 Proses Tidak Langsung

Proses ini berlangsung dalam 2 tahap yaitu tahap pertama pembentukan metanol dari *syngas* dan tahap kedua pembentukan DME dengan dehidrasi metanol. Ilustrasi proses tidak langsung dapat dilihat pada Gambar III.1.

Proses tidak langsung berlangsung dalam tiga tahap utama. Tahap pertama yaitu pembentukan *syngas* dari metana. Dilanjutkan tahap dua adalah sintesa metanol dari *syngas*. Tahap ketiga ialah sintesa DME dari dehidrasi methanol dengan katalis asam sulfat atau alumina. Berikut merupakan reaksi-reaksi utama yang terjadi untuk proses tidak langsung :

Pembentukan *syngas* :



$$\Delta H_{298}^{\circ} = 198 \text{ kJ/mol}$$

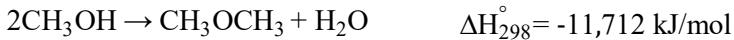
Pembentukan Metanol – 1 :



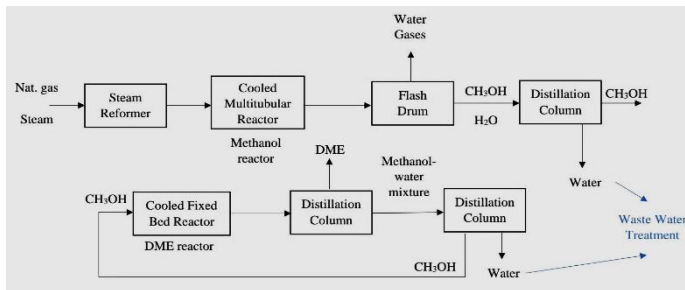
Pembentukan Metanol – 2 :



Dehidrasi Metanol :



Proses secara tidak langsung berlangsung dalam 2 tahap sehingga dibutuhkan dua reaktor. Kondisi operasi untuk tidak langsung proses dapat dilihat pada Tabel III.1.



**Gambar III.1** Ilustrasi Pembentukan DME melalui Proses Tidak Langsung

Reaksi yang terjadi pada proses ini dilakukan pada fasa gas dengan katalis padat  $\gamma$ -alumina. Katalis ini dapat memberikan konversi yang tinggi. Peningkatan temperatur yang cepat akan menurunkan aktivitas katalis sehingga suhu dalam reaktor perlu dijaga secara cermat. *Steam* ditambahkan ke metanol untuk menghindari pengendapan karbon pada permukaan katalis agar umur katalis dapat bertahan lama. Kondisi operasi reaksi pada suhu 250 – 400°C dan tekanan 20 bar. Kemurnian yang dapat dicapai 99,99%. Jenis reaktor yang dipakai untuk proses tidak langsung ini adalah reaktor *fixed bed catalytic dehydration*. Sistem yang dipakai dalam teknologi proses ini relatif sederhana dan sudah dipakai sangat luas. Alasan lainnya yaitu dalam penggunaan sistem ini termasuk jenis *low capital investment* (Brunchi, 2017).

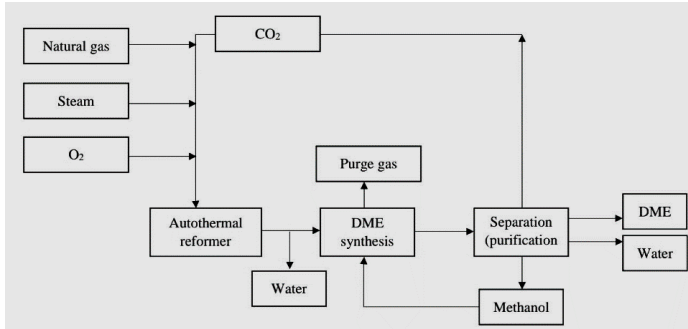
**Tabel III.1** Kondisi Operasi Pembentukan DME dengan Proses Tidak Langsung

Proses	Proses Tidak langsung	
	Metanol	Dehidrasi
Tekanan Reaksi (bar)	50 – 100	20
Temperatur Reaksi (°C)	230 – 270	250 – 400
Konversi Sekali Lewat (%)	Maks 25%	70 – 90%
Hasil Reaksi Samping	–	Water
Reaktor	<i>Fixed Bed</i>	<i>Fixed Bed</i>

Toyo Engineering telah mengembangkan proses tidak langsung. Pada Agustus 2003 Toyo Engineering telah mengerjakan proyek pembuatan DME dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun untuk Lituanhua Group. Setelah keberhasilan pabrik ini, pengembangan pabrik DME berlanjut dengan kapasitas produksi lebih tinggi yaitu 110.000 ton/tahun yang dioperasikan pada akhir 2005. Selanjutnya Desember 2006 Cina menandatangani kerjasama antara Lituanhua Group dan Toyo Engineering untuk pengembangan pabrik DME dengan kapasitas produksi 1.000.000 ton/tahun di Mongolia.

### III.1.1.2 Proses Langsung

JFE Co. telah mengembangkan proses langsung untuk produksi DME, namun masih dalam skala *pilot plant*. Gambar III.2 menjelaskan tentang *flow diagram* proses langsung pembentukan DME dari *syngas*. Proses ini melalui 3 tahap yaitu preparasi *syngas* (*autothermal reformer*), sintesa DME pada *slurry reactor*, dan pemurnian DME pada kolom distilasi.



**Gambar III.2** Diagram Blok Proses langsung

Pada Tabel III.2 berikut menunjukkan reaksi yang berlangsung pada pembuatan DME dengan menggunakan proses langsung dari *syngas*. Tahapan proses tersebut terdiri atas dua reaksi, yaitu reaksi (a) dan (b). Dimana reaksi (a) merupakan reaksi sintesa DME yang melalui 3 langkah, yaitu reaksi sintesa metanol (c), dehidrasi metanol (d), dan reaksi *water-shift gas* (e). Apabila reaksi *water-shift gas* diabaikan, maka reaksi (c) dan (d) akan bergabung menjadi reaksi (b), yang merupakan langkah lain dari proses sintesa DME.

**Tabel III.2** Mekanisme Reaksi pada Proses Langsung

	Reaksi	$\Delta H_{298}^{\circ}$ (kJ/mol)
(a)	$3\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{CO}_2$	- 246
(b)	$2\text{CO} + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$	- 205
(c)	$2\text{CO} + 4\text{H}_2 \rightarrow 2\text{CH}_3\text{OCH}_3$	- 182
(d)	$2\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$	- 23
(e)	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	- 41

Karena kedua reaksi (a) dan (b) menghasilkan dua molekul produk dari enam molekul *syngas*, maka semakin tinggi tekanan reaksi akan memberikan konversi *syngas* yang tinggi. Berdasarkan pertimbangan desain pada proses pembuatan DME, JFE menentukan tekanan reaksi untuk reaksi sintesa DME dengan menggunakan proses langsung adalah 30 – 70 bar. Kondisi operasi untuk sintesa DME dengan proses langsung dapat dilihat pada Tabel III.3.

**Tabel III.3** Kondisi Operasi Proses Langsung

<b>Proses</b>	<b>Kondisi Reaksi</b>
Tekanan Reaksi (bar)	30 – 70
Temperatur Reaksi (°C)	260
<i>Feed Gas</i> (H <sub>2</sub> /CO ratio)	1,0
<i>Ratio Catalyst to Flowrate</i> (kg/(kgmol/h))	4,0

Untuk teknologi proses langsung ini, sintesa DME memerlukan sistem dual katalis yang berperan sebagai katalis sintesa metanol dan katalis dehidrasi metanol dimana katalis terletak pada *single unit* dan biasanya menggunakan *slurry reactor*. Dalam proses ini, dilengkapi dengan unit gasifikasi atau *reforming* untuk mendapatkan *syngas* dari biomass, batubara, atau gas alam. Proses ini sangat pesat perkembangannya dan mayoritas yang sudah terbangun adalah *pilot plant scale*. Perkembangan proses langsung terletak pada bidang katalisnya dan sistem proses secara keseluruhan karena proses ini diprediksi akan lebih efisien di masa depan (Ogawa, 2004).

Proyek pembangunan proses langsung sangat masif dilakukan, namun di sisi lain proses ini tetap bersaing dengan proses tidak langsung yang unggul karena proyek-proyek metanol yang terus berkembang sehingga berdampak penurunan harga metanol yang berarti *cost* metanol semakin murah.

Berdasarkan uraian proses mengenai proses pembuatan DME melalui proses tidak langsung dan proses langsung, maka dibuat perbandingan masing-masing aspek pada Tabel III.4.

**Tabel III.4** Perbandingan Proses Langsung dan Proses Tidak Langsung

<b>Proses</b>	<b>Kelebihan</b>	<b>Kelemahan</b>
Proses Langsung	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Membutuhkan satu reaktor</li> <li>- Waktu sintesa lebih singkat</li> <li>- Konversi 86%</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Tekanan operasi tinggi (30 – 70 bar)</li> <li>- Sulit dalam pengaturan suhu</li> </ul>

		- Masih dalam skala <i>pilot plant</i> dan belum diaplikasikan secara komersial sehingga memiliki resiko cukup besar
Proses Tidak Langsung	- Telah banyak diaplikasikan pada pabrik DME di dunia - Konversi 85 - 95%	- Peralatan yang digunakan lebih banyak - Tekanan operasi sintesa metanol 50 – 100 bar dan sintesa DME 20 bar

Berdasarkan referensi diatas maka digunakan proses yang telah dikembangkan oleh Toyo Engineering yaitu pembuatan DME melalui proses tidak langsung. Hal ini berdasarkan pada konversi yang dihasilkan serta proses tidak langsung sudah banyak diaplikasikan.

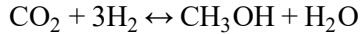
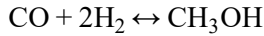
Konfigurasi proses pembuatan DME pada proses tidak langsung adalah sebagai berikut :

1. Seksi reforming
2. Seksi sintesa metanol
3. Seksi sintesa DME

### III.1.2 Seleksi Proses *Reforming*

Untuk mesintesa DME, gas alam harus terlebih dahulu diubah menjadi *syngas*. Proses pembentukan *syngas* disebut sebagai proses *reforming*. Untuk proses reforming dengan bahan baku gas alam terdapat 3 jenis proses, yaitu *steam reforming*, *autothermal reforming*, dan *partial oxidation*. Ketiga proses membutuhkan utilitas dan menghasilkan rasio H<sub>2</sub> dan CO berbeda. Untuk menghasilkan DME dengan menghasilkan metanol dalam jumlah besar dalam waktu singkat. Untuk sintesa metanol yang optimum dibutuhkan H<sub>2</sub> dan CO dengan rasio 2 : 1 hingga 3 : 1

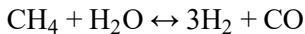
(basis mol). Jumlah tersebut dikarenakan ada reaksi utama dalam sintesa metanol seperti di bawah ini :



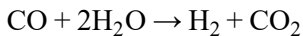
Untuk mendapatkan rasio  $\text{H}_2$  dan  $\text{CO}$  tersebut, diperlukan pemilihan proses yang tepat. Berikut ini penjelasan ketiga proses *reforming* tersebut :

### III.1.2.1 Steam Reforming

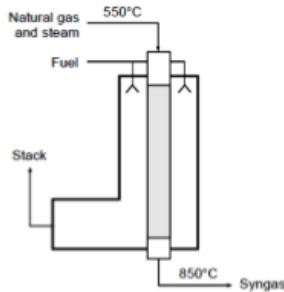
Proses *steam reforming* merupakan proses pembentukan *syngas* dimana reaksi utama pembentukan *syngas* yang terjadi sebagai berikut :



$$\Delta H_{298}^\circ = 198 \text{ kJ/mol}$$



$$\Delta H_{298}^\circ = -41 \text{ kJ/mol}$$



**Gambar III.3** *Steam Reformer*

Reaksi di atas menggunakan katalis nikel dengan reaksi yang sangat endotermik. Reaksi pembentukan *syngas* terjadi di dalam *tube* berisikan katalis dimana panas yang dibutuhkan untuk reaksi berasal dari luar *tube*. *Steam reforming* beroperasi pada suhu 850 – 950°C dan tekanan 20 – 26 bar.  $\text{H}_2/\text{CO}$  yang dihasilkan 2,9 – 6,5 (basis mol) (*Christie, 2000*).

### III.1.2.2 Autothermal Reforming

Pada proses *autothermal reforming*, metana direaksikan dengan oksigen dan *steam* di dalam satu reaktor, reaksi utama yang terjadi adalah :

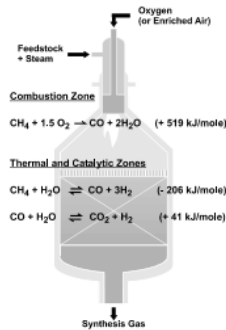
Zona pembakaran :



Zona katalitik dan pemanasan :



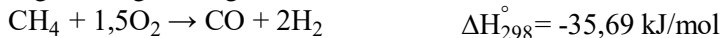
Terdapat dua reaksi utama yaitu, reaksi pembakaran bersifat endotermik sedangkan reaksi katalitik dan pemanasan bersifat eksotermik. Oleh karena itu, panas untuk reaksi (1) didapatkan dari panas yang dihasilkan dari reaksi (2). *Syngas* yang dihasilkan dinyatakan dalam rasio  $\text{H}_2/\text{CO}$  yaitu sebesar 1,6 – 2,6 (basis mol) (*Christie, 2000*).



**Gambar III.4** *Autothermal Reformer*

### III.1.2.3 *Partial Oxidation (POX) Reformer*

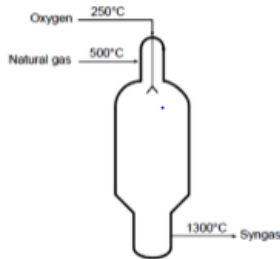
Proses *reforming* jenis ini, gas alam hanya direaksikan dengan oksigen dengan reaksi dibawah ini :



*Partial oxidation* menghasilkan konversi hampir 100%. Hal ini menjadi alasan *partial oxidation* digunakan dalam *combined reforming* untuk mereaksikan gas alam yang tidak terkonversi di *steam reformer*. Dengan temperatur yang tinggi, maka karbon akan terbakar sempurna, sehingga tidak membutuhkan steam. Namun, oksigen yang digunakan harus dengan kemurnian tinggi, yang



mana juga membutuhkan biaya yang tinggi serta untuk mengurangi resiko terjadi ledakan.

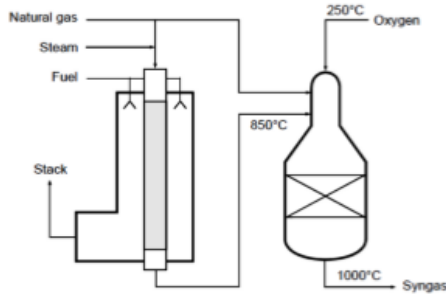


**Gambar III.5** *Partial Oxidation Reformer*

Untuk menghindari terbentuknya endapan karbon, pencampuran reaktor harus sempurna dan suhu reaksi tidak boleh lebih rendah dari 1200°C. Dalam proses *partial oxidation non catalytic* memerlukan penambahan steam untuk menekan pembentukan karbon, sedangkan untuk proses *partial oxidation catalytic* tidak diperlukan steam dan suhunya bisa di bawah 1000°C. Reforming jenis ini dapat menghasilkan H<sub>2</sub>/CO sebesar 1,6 – 1,8 (basis mol) (*Christie, 2000*).

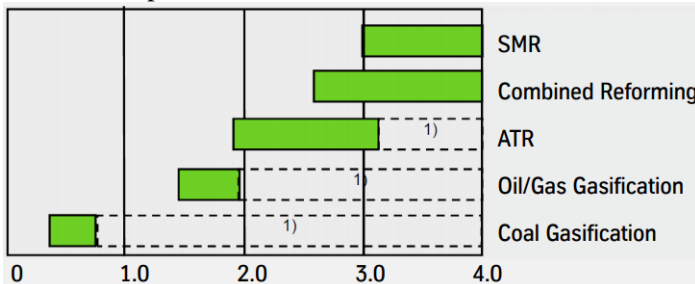
#### **III.1.2.4** *Combined Reformer*

*Combined reformer* menggunakan dua *reformer* sekaligus, yaitu steam reformer dan *partial oxidation*. Diharapkan dari proses *combined reformer* ini hidrokarbon terkonversi menjadi *syngas* secara sempurna. Pada Gambar III.6 berikut disajikan *flow diagram* sederhana dari *combined reformer*.



**Gambar III.6** *Combined Reformer*

*Steam reformer* sebagai *primary reformer* beroperasi pada suhu 850°C, sedangkan pada *partial oxidation* sebagai *secondary reformer* beroperasi pada suhu 1000 – 1200°C. Tekanan yang digunakan yaitu berkisar 20 – 30 bar.  $H_2/CO$  yang dihasilkan sebesar 2,5 – 4 (basis mol) (*Christie, 2000*). Secara singkat, rasio  $H_2/CO$  yang dihasilkan dari tiap proses reforming dapat digambarkan seperti berikut :

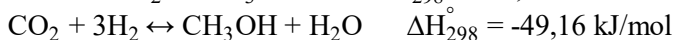


**Gambar III.7** Hasil Rasio  $H_2/CO$  dari Proses *Reforming*

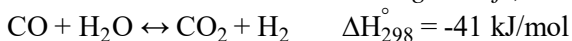
Berdasarkan Gambar III.7 *combined reforming* menghasilkan *syngas* paling tinggi. *Combined reforming* merupakan gabungan antara proses *steam reforming* dan *partial oxidation* dimana gas alam melalui *steam reforming* terlebih dahulu kemudian dilanjutkan dengan *partial oxidation*. Pada *combined reforming* konversi metana ke *syngas* yang dihasilkan lebih tinggi daripada proses *single reforming*.

### III.1.3 Seleksi Sintesa Metanol

Produksi metanol dapat dihasilkan dengan hidrogenasi karbonmonoksida atau karbondioksida dengan bantuan katalis. Gas karbonmonoksida, karbonmonoksida, dan hidrogen didapatkan dari hasil proses gasifikasi batubara maupun *reforming* gas alam. Reaksi sintesa metanol terjadi pada fase gas serta merupakan reaksi eksotermis dengan katalis adalah sebagai berikut :



Agar tercapai konversi kesetimbangan yang tinggi secara termodinamika diperlukan tekanan tinggi dan suhu rendah karena kedua reaksi tersebut terjadi penurunan jumlah mol dan volume. Reaksi sintesa metanol diikuti reaksi *water-gas shift*, berikut :

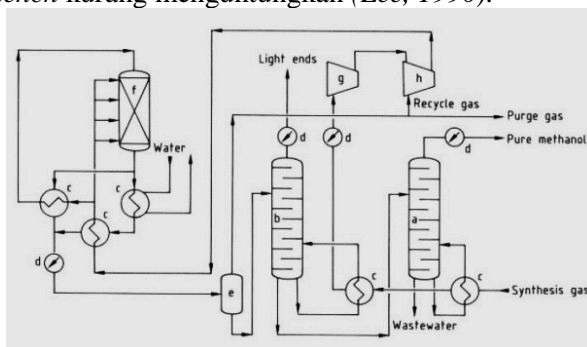


Penggunaan katalis mempengaruhi kondisi operasi sintesa metanol karena masing-masing katalis memiliki aktivitas katalitik pada kondisi tertentu. Berdasarkan penelitian, Produksi metanol dapat dihasilkan dari proses hidrogenasi karbonmonoksida, hidrogenasi, karbondioksida, dan oksidasi parsial metana. Namun, produksi metanol secara komersial didominasi dengan menggunakan proses hidrogenasi karbonmonoksida. Berikut beberapa teknologi proses yang telah digunakan oleh beberapa perusahaan.

#### III.1.3.1 Proses Sintesa Metanol Tekanan Rendah – ICI

Pada tahun 1960an Imperial Industries, Ltd. mengembangkan proses sintesa metanol tekanan rendah dengan katalis berbasis Cu. Katalis Cu telah dikembangkan pada tahun 1920an, namun dalam sintesa metanol belum digunakan. Hal ini dikarenakan katalis berbasis Cu dapat teracuni jika terdapat senyawa sulfur pada umpan reaktor sehingga proses ini dapat dikembangkan setelah adanya teknologi pemisahan sulfur dari *syngas*.

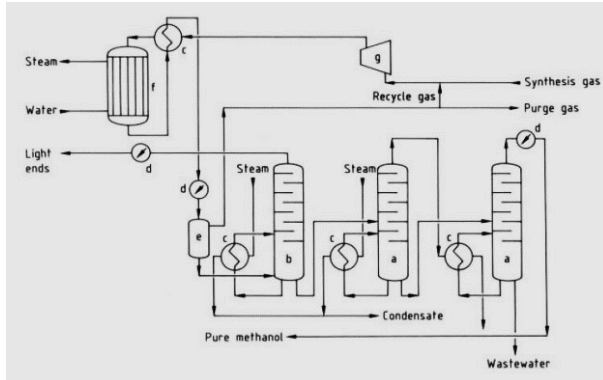
Umpan *syngas* mengandung karbonmonoksida, karbondioksida, hidrogen, dan metana. Rasio CO/H<sub>2</sub> diatur dengan *shift-converter*. Tekanan umpan dinaikkan hingga 50 atm pada kompresor jenis sentrifugal, kemudian diumpungkan ke dalam reaktor jenis *quench* pada suhu 270°C. Reaktor jenis *quench* berupa *single bed* yang mengandung katalis pendukung yang bersifat inert. Keluaran dari reaktor berupa *crude* metanol yang mengandung air, DME, ester, besi karbonil, dan alkohol lain. Kemudian hasil reaksi didinginkan dan *crude* metanol dimurnikan dalam distilasi. Dalam perkembangannya, ICI mengganti jenis reaktor menjadi *tube* berpendingin karena menggunakan reaktor jenis *quench* kurang menguntungkan (Lee, 1990).



**Gambar III.8** Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Tinggi – ICI

### III.1.3.2 Proses Sintesa Metanol Tekanan Rendah – Lurgi

Pada teknologi Lurgi digunakan reaktor jenis quasi isothermal *shell and tube*. Reaksi metanol terjadi di *tube side* yang berisi katalis, sedangkan pada *shell side* dialirkan air pendingin untuk mengambil panas reaksi yang dihasilkan dari reaksi pembentukan metanol. Reaktor beroperasi pada suhu 220 – 260°C dan tekanan 40 – 100 bar. Selain itu, reaktor juga menghasilkan steam bertekanan (Lee, 1990).

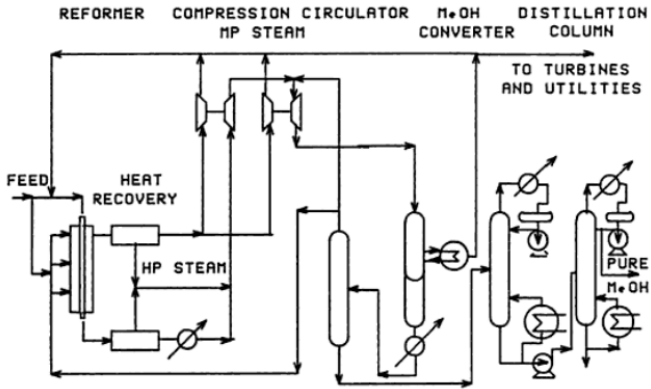


**Gambar III.9** Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Rendah – Lurgi

### III.1.3.3 Proses Sintesa Metanol Tekanan Rendah dan Sedang – Mitsubishi Gas Chemical (MGC)

Pada teknologi MGC, sintesa metanol menggunakan katalis berbasis tembaga (Cu) dengan suhu 200 – 280°C dan tekanan 50 – 150 atm. Jenis reaktor yang digunakan *double-walled tubes* dimana pada bagian anulus diisi dengan katalis. *Syngas* mengalir melalui pipa bagian dalam, sedangkan pipa bagian luar dialiri air pendingin. Pada awalnya, teknologi ini menggunakan tekanan 150 atm, kemudian dikembangkan untuk tekanan kurang dari 100 atm (Ullman, 2005).

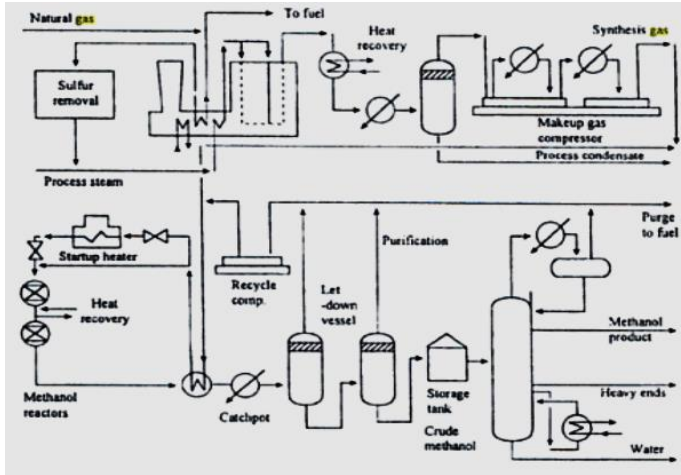
Teknologi MGC menggunakan umpan berupa hidrokarbon. Sebelum masuk *steam reformer*, umpan dihilangkan kandungan sulfurnya agar tidak meracuni katalis berbasis tembaga (Cu). *Steam reformer* beroperasi pada suhu 500°C dengan arus keluar bersuhu 800 – 850°C yang mengandung karbonmonoksida, karbondioksida, dan hidrogen. Selanjutnya *syngas* yang dihasilkan dinaikkan tekanannya dengan kompresor sentrifugal, kemudian diumpankan ke dalam reaktor (Lee, 1990).



**Gambar III.10** Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Tinggi dan Sedang – MGC

#### III.1.3.4 Proses Sintesa Metanol Tekanan Sedang – Kellog

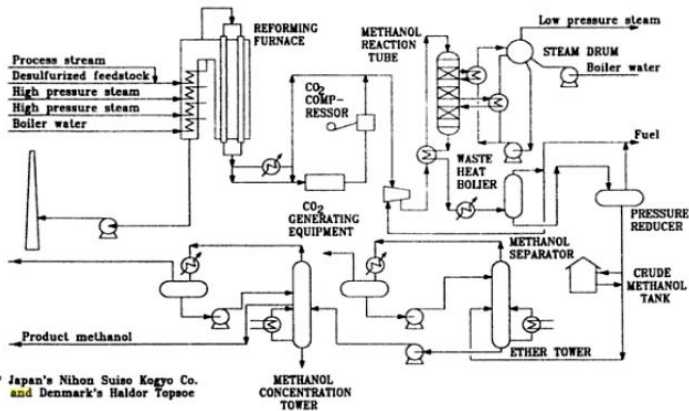
M.W. Kellogg Co. memperkenalkan reaksi sintesa yang sangat berbeda, tetapi pada dasarnya menggunakan reaktor tipe adiabatik. Reaktor berbentuk bulat dan didalamnya berisi tumpukan katalis. *Syngas* mengalir melalui beberapa bed reaktor yang tersusun aksial berseri. Kebalikan dari proses ICI, panas reaksi yang dihasilkan dikontrol dengan *intermediate coolers*. Proses ini menggunakan katalis tembaga dan beroperasi pada rentang suhu 200 – 280°C serta tekanan 100 – 150 atm (Ullman, 2005).



**Gambar III.11** Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Sedang – Kellogg

### III.1.3.5 Proses Sintesa Metanol Tekanan Sedang – Nissui Topsoe

Skema reaktor dari proses Nissui Topsoe dari Denmark didesain oleh Nihin Suiso Kogyo (Japan). Reaktor yang digunakan bertipe adiabatik dengan aliran radial berjumlah tiga yang masing-masing memiliki satu tumpukan katalis dan penukar panas internal. *Syngas* mengalir secara radial melalui katalis bed. Katalis yang digunakan berupa Cu-Zn-Cr yang aktif pada 230 – 280°C dan 100 – 200 atm. Tekanan operasi dari proses ini diatas 150 bar dan suhu operasi 200 – 310°C. Produk pertama perlu didinginkan sebelum reaktor kedua, hasil pendinginan berupa uap (steam) bertekanan rendah (Lee, 1990).



**Gambar III.12** Diagram Proses Sintesa Metanol Tekanan Sedang – Nissui Topsoe

**Tabel III.5** Perbandingan Proses Sintesa Metanol

No.	Spesifikasi	ICI	Lurgi	MGC	Kellog	Nissui Topsoe
1.	Tekanan (bar)	50 – 100	40 – 100	50 – 150	100 – 150	100 – 200
2.	Suhu (°C)	220 – 280	220 – 260	200 – 280	200 – 280	200 – 310
3.	Jenis Reaktor	<i>Quench</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Annular</i>	Adiabatis (aksial)	Adiabatis (radial)
4.	Pendinginan	<i>Cold quench</i>	Air pendingin (on shell)	Air pendingin (outertube)	<i>Intermediate coolers</i>	<i>Intermediete coolers</i>
5.	Kelebihan	Sudah terbukti dan paling	Efisiensi termal dan	Profil suhu ideal, katalis	Kecepatan dan kapasitas	Kecepatan dan kapasitas produksi tinggi



		banyak digunakan	selektivitas yang tinggi, suhu lebih stabil	yang dibutuhkan sedikit	produksi tinggi	
6.	Kekurangan	Efisiensi termal rendah, kerusakan katalis	Kapasitas produksi tidak terlalu besar	Rumit, biaya reaktor mahal	Tingginya kondisi operasi, menurunkan selektivitas	Tingginya kondisi operasi, menurunkan selektivitas

Dari berbagai proses di atas, dipilih proses sintesa metanol menggunakan teknologi proses Lurgi dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Perpindahan Panas Baik

Dengan reaktor multitube, adanya tube akan memperluas bidang kontak antara reaktan dan media pendinginnya. Semakin luas bidang perpindahan panas, semakin cepat kecepatan perpindahan panasnya. Reaksi sintesa metanol merupakan reaksi eksotermis. Sehingga perpindahan panas yang cepat diperlukan untuk mengontrol suhu reaksi sintesa metanol dengan baik.

2. Selektivitas Produk Tinggi

Pada proses ini digunakan katalis berbasis tembaga dengan pendukung berupa senyawa aluminium dan seng ( $\text{Cu}/\text{Al}_2\text{O}_3/\text{ZnO}$ ). Penggunaan katalis berbasis tembaga telah terbukti memiliki selektivitas tinggi terhadap produk metanol, sehingga mayoritas pabrik metanol saat ini menggunakan katalis tersebut.

3. Fabrikasi Reaksi Reaktif Sederhana

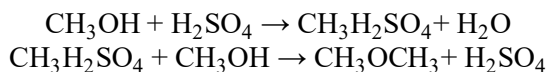
Reaktor yang digunakan ini mirip dengan *heat exchanger* (HE) jenis *multitube*, yang merupakan alat yang umum digunakan di pabrik kimia. Dengan perkembangan teknologi pembuatan HE yang semakin maju, pembuatan reaktor dengan jenis ini relatif mudah dilakukan.

4. Kondisi Operasi Termasuk Kategori Medium  
Penggunaan jenis reaktor dan katalis pada proses Lurgi ini, kondisi operasi yang diperlukan tidak terlalu ekstrim ( $P < 100 \text{ atm}$ ,  $T < 300^\circ\text{C}$ ). Sebagai pembandingan, proses sintesa metanol skala industri yang pertama kali didirikan (Proses BASF), memiliki tekanan operasi 300 atm dan dengan suhu yang ekstrim. Dengan kondisi operasi yang ekstrim, tebal alat yang dipakai cukup wajar, sehingga harga material reaktor relatif murah. Selain itu, kondisi operasi yang semakin rendah, berdampak pada *hazard* bawaan dari proses yang akan semakin rendah.

### III.1.4 Sintesa DME dari Metanol

#### III.1.4.1 Katalis Asam Sulfat

Prosesnya dengan menggunakan metanol yang diuapkan kemudian dilewatkan pada reaktor yang telah terisi katalisator  $\text{H}_2\text{SO}_4$  pada suhu  $125\text{-}140^\circ\text{C}$  dan tekanan 2 atm, campuran produk keluar dari reaktor yang terdiri dari DME, air dan metanol dilewatkan ke *scrubber* kemudian dimurnikan dengan proses distilasi. Konversi yang dihasilkan 45% dengan reaksi yang terjadi :



#### III.1.4.2 Katalis Alumina

Proses kontak langsung antara metanol dan katalis alumina ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) mengandung 10,2% silika disebut juga metode Senderens karena ditemukan oleh Senderens. Reaksi dilakukan pada temperatur tinggi ( $250^\circ\text{C} - 400^\circ\text{C}$ ) dalam fase gas. Dengan

demikian secara teoritik gas metanol dikontakan secara langsung dengan katalis  $\text{Al}_2\text{O}_3$  (padat) dalam reaktor pada temperatur tinggi.

Secara umum sintesa senyawa eter dilakukan dengan dehidrasi senyawa golongan alkohol. Konversi yang dihasilkan 85 – 90% dengan reaksi yang terjadi :



Selanjutnya DME yang terbentuk dimurnikan dengan distilasi, untuk memisahkan antara DME dengan pengotor lain ( $\text{H}_2\text{O}$  dan metanol yang masih tersisa dalam reaksi).

Namun, proses ini memiliki kelemahan yaitu temperatur operasi yang digunakan di dalam reaktor harus memiliki suhu yang tinggi. Meskipun demikian hal ini dapat diatasi dengan cara mendesain kondisi operasi optimum proses agar diperoleh hasil yang maksimal. Perbandingan proses dehidrasi dapat dilihat tabel III.6.

**Tabel III.6** Perbandingan Proses Sintesa DME dari Metanol

<b>Proses</b>	<b>Kelebihan</b>	<b>Kelemahan</b>
Dehidrasi Metanol dengan Asam Sulfat	- Suhu dan tekanan operasi reaktor relatif rendah	- Menggunakan asam sulfat yang bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi dan memerlukan biaya lebih banyak - Konversi rendah
Dehidrasi Metanol dengan Alumina	- Peralatan yang digunakan lebih sedikit - Biaya investasi untuk peralatan lebih sedikit - Konversi tinggi	- Suhu operasi tinggi

Berdasarkan referensi diatas dipilih proses dehidrasi metanol dengan katalis alumina dengan pertimbangan konversi yang dihasilkan tinggi serta proses pemurnian yang mudah.

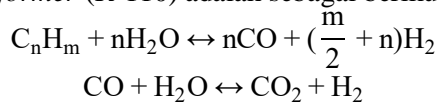
### III.2 Uraian Proses

Perancangan pabrik DME ini terdiri dari 5 proses utama, yaitu proses *reforming*, sintesa metanol, pemurnian metanol, sintesa DME, dan pemurnian DME. Tahapan proses tersebut akan dijelaskan pada sub bab di bawah ini.

#### III.2.1 Tahap *Reforming*

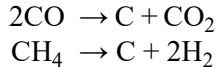
Bahan baku gas alam dengan suhu 30°C dan tekanan 2 bar dinaikkan tekanannya dengan menggunakan kompresor I (G-111) hingga tekanan 21 bar. Kemudian gas alam dibagi menjadi 2 aliran dengan pembagian 50% : 50% (massa). Aliran pertama menuju *steam reformer* (R-110), sedangkan aliran kedua dibypass menuju *POX reformer* (R-120). Gas alam yang menuju *steam reformer* (R-110) akan dicampur terlebih dahulu dengan *steam* bertekanan 21 bar dan suhu 250°C. Campuran gas alam dan *steam* dipanaskan terlebih dahulu di *heat exchanger* (E-112) hingga suhunya mencapai 550°C, kemudian dialirkan ke *steam reformer* (R-110). *Steam reformer* (R-110) terdiri dari *tube-tube* yang berisi tumpukan bed katalis nikel di dalamnya. Reaksi pembentukan *syngas* terjadi di dalam *tube-tube* tersebut. Panas yang dibutuhkan di *steam reformer* (R-110) disuplai dari *flue gas* hasil pembakaran gas alam di dalam *steam reformer* (R-110) yang melewati rongga-rongga antar *tube*.

Di dalam *steam reformer* (R-110) terjadi proses pemecahan hidrokarbon dari gas alam menjadi H<sub>2</sub> dan CO serta pembentukan CO<sub>2</sub> dari reaksi *water-shift gas*. Reaksi yang terjadi pada *steam reformer* (R-110) adalah sebagai berikut :



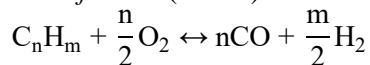
Reaksi pertama bersifat endotermik sehingga membutuhkan panas yang diperoleh dari pembakaran gas alam, sedangkan reaksi kedua merupakan reaksi *water-shift gas* yang bersifat eksotermik.

Pengendalian suhu, tekanan, dan laju alir umpan harus dilakukan untuk mencegah terjadinya pengendapan karbon pada katalis, menurut reaksi :



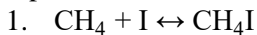
Terbentuknya endapan karbon pada katalis dapat menyebabkan titik panas (*hot spot*) pada reaktor dan merusak katalis. Untuk mencegah hal ini, maka dialirkan *steam* berlebih sehingga suhu dan tekanan dan dikendalikan. Selain itu, pengendalian suhu dapat dilakukan dengan mengatur laju alir *fuel gas* dan udara pembakaran. Sedangkan tekanan dapat dikendalikan dengan cara mengatur laju alir gas yang keluar. Jika tekanan terlalu tinggi, maka laju alir gas keluar diperbesar dan berlaku untuk sebaliknya. Aliran keluaran *steam reformer* (R-110) bersuhu 850°C dan tekanan 19,9 bar, selanjutnya masuk ke *POX reformer* (R-120).

Aliran gas alam yang *dibypass* tanpa melewati *steam reformer* (R-110). Kemudian aliran gas alam ini bersama dengan aliran keluaran dari *steam reformer* (R-110) menuju *POX reformer* (R-120). Proses yang terjadi di dalam *POX reformer* (R-120) yaitu mengkonversi gas alam dan sisa gas alam dari *steam reformer* (R-110) menjadi *syngas*. Di dalam *POX reformer* (R-120) juga terjadi penambahan oksigen dengan suhu 130°C dan tekanan 20 bar yang dialirkan melalui bagian atas *POX reformer* (R-120). Di dalam bed *POX reformer* (R-120) berisi katalis nikel untuk menghindari terbentuknya endapan karbon. Keluaran dari *POX reformer* (R-120) memiliki suhu 940,2°C dan tekanan 18,9 bar. Reaksi yang terjadi di dalam *POX reformer* (R-120) adalah sebagai berikut :



Proses pengendapan karbon pada permukaan katalis nikel terdiri 3 tahap, dimana I adalah inti aktif katalis :

Adsorpsi :



Reaksi Permukaan :

2.  $\text{CH}_4\text{I} + \text{I} \leftrightarrow \text{CH}_3\text{I} + \text{HI}$
3.  $\text{CH}_3\text{I} + \text{I} \leftrightarrow \text{CH}_2\text{I} + \text{HI}$
4.  $\text{CH}_2\text{I} + \text{I} \leftrightarrow \text{CHI} + \text{HI}$
5.  $\text{CHI} + \text{I} \leftrightarrow \text{CI} + \text{HI}$

Desorpsi :

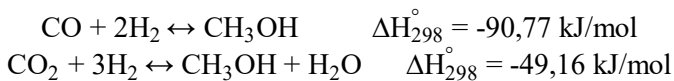
6.  $2\text{HI} \leftrightarrow \text{H}_2 + 2\text{I}$
7.  $\text{CI} \leftrightarrow \text{C}_{\text{Ni}} + 2\text{I}$

$\text{C}_{\text{Ni}}$  merupakan karbon yang terlarut dalam permukaan katalis nikel.

*Syngas* keluaran dari *POX reformer* (R-120) digunakan untuk medium pemanas pada aliran yang akan masuk *steam reformer* (R-110), dan *WHB* (E-211). Kemudian *syngas* didinginkan pada *Cooler I* (E-212) hingga suhu 65°C. Selanjutnya *syngas* masuk ke *flash drum I* (D-213) untuk memisahkan air agar kesetimbangan reaksi metanol tidak bergeser ke arah kiri sehingga konversi *syngas* menjadi metanol tinggi.

### III.2.2 Tahap Sintesa Metanol

Aliran keluaran *syngas* dari *flash drum I* (D-213) dicampur dengan *recycle* sisa *syngas* yang tidak terkonversi menjadi metanol, selanjutnya tekanannya dinaikkan menjadi 81 bar dengan kompresor II (G-214). Akibat kompresi tekanan, suhu *syngas* meningkat hingga 711°C sehingga perlu dilakukan pendinginan. Penurunan suhu *syngas* dengan menggunakan *Cooler II* (E-215) hingga mencapai suhu 248,3°C. Selanjutnya *syngas* masuk ke reaktor metanol (R-210). Jenis reaktor yang digunakan yaitu *fixed bed multitube* menggunakan katalis tembaga. Reaksi pembentukan metanol terjadi di dalam *tube-tube* sedangkan pada bagian *shell* berisi *cooling water*. Reaktor metanol beroperasi pada suhu 248,3°C dan tekan 80,9 bar. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Reaksi diatas sangat eksotermis dan panas reaksi harus cepat dipindahkan untuk melindungi katalis serta mencegah reaksi samping yang tidak diinginkan. Penghilangan panas dengan menambah sirkulasi *cooling water* yang melewati bagian *shell* reaktor. Penambahan *cooling water* ini untuk mengatur kontrol suhu di reaktor, sehingga dapat mempertahankan suhu di dalam reaktor.

Konversi CO pada reaksi pertama 10,10% dan konversi CO<sub>2</sub> pada reaksi kedua menghasilkan 4,132%. Konversi yang dihasilkan dari proses ini dipengaruhi oleh suhu, tekanan, dan rasio H<sub>2</sub>/CO. Secara teoritis, konversi akan meningkat dengan naiknya tekanan dan menurunnya suhu, tetapi *capital cost* dan *syngas compression cost* juga naik. Oleh karena itu, pada proses ini menggunakan katalis tekanan rendah yang mempunyai keaktifan dan selektivitas yang tinggi pada tekanan rendah sehingga tetap dihasilkan konversi yang tinggi.

Selanjutnya gas keluaran dari reaktor metanol diturunkan tekanannya menjadi 2 bar dengan menggunakan *expansion valve I* (K-311) dan *expander* (G-312). *expansion valve I* (K-311) menurunkan tekanan hingga 60 bar kemudian dilanjutkan dengan dialirkan ke *expander* (G-312) hingga tekanan 2 bar. Setelah itu dialirkan ke *flash drum* II (D-312) untuk memisahkan fase gas dan *liquid*. Aliran gas yang kaya dengan *syngas directcycle* dan dicampur dengan aliran *syngas* keluaran dari *flash drum* I (D-213). Sedangkan aliran *liquid* kaya akan air dan metanol dialirkan ke distilasi metanol (D-310).

### III.2.3 Tahap Pemurnian Metanol

*Raw* metanol yang dialirkan ke distilasi metanol (D-310) masih mengandung air dan gas terlarut yang tidak dapat dipisahkan dengan titik didih di bawah titik didih metanol meskipun telah dipisahkan sebelumnya di *flash drum* II (D-313), sehingga perlu dimurnikan dengan distilasi. Distilasi yang digunakan menggunakan *partial condenser* dan *partial reboiler*, dimana gas-gas dengan titik didih di bawah titik didih metanol dinaikkan

tekanannya hingga 20 bar, kemudian *directcycle* dan dicampur dengan keluaran *flash drum* I (D-213). Sedangkan metanol akan menjadi kondensat, dimana diinginkan kemurnian metanol 99,5% mol. Produk bawah berupa air dan metanol 0,5% mol dialirkan ke *waste water treatment*.

### III.2.4 Tahap Sintesa DME

Metanol dengan kadar 99,5% pada temperatur 66,53°C dan tekanan 1 bar masuk ke tangki metanol (F-411). Apabila metanol dari aliran keluaran kondensor langsung dipompa akan mempengaruhi kerja distilasi metanol (D-310). Fungsi dari pompa sendiri yaitu untuk mengalirkan larutan dari tekanan rendah ke tekanan tinggi sehingga akan menyebabkan kerja distilasi tidak optimal karena langsung dihisap oleh pompa. Tangki metanol (F-411) sebagai kontrol level, jika level sudah mencapai lebih dari 50% maka pompa dapat mengalirkan liquid, namun jika level mencapai 25% maka pompa secara otomatis tidak dapat bekerja karena jumlah aliran yang sangat sedikit serta dapat merusak kerja pompa.

Setelah dipompa, aliran metanol menuju *heater* (E-413) untuk menaikkan suhunya serta mengubah fasenya menjadi gas dengan medium pemanas *steam* hasil dari *WHB* (E-211). Kemudian dialirkan ke kompresor V (G-414) untuk menaikkan tekanan hingga 20 bar. Reaktor yang digunakan jenis *fixed bed multitube* dengan bagian *tube* sebagai tempat pembentukan DME dan *shell* sebagai aliran *cooling water*. Karena reaksi pembentukan DME atau dehidrasi metanol merupakan reaksi eksotermis maka dibutuhkan pendingin untuk mempertahankan suhu di dalam reaktor. Reaktor beroperasi pada suhu 256,5°C dan tekanan 20 bar. Konversi yang dihasilkan metanol menjadi DME sebesar 87,23%. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :





### **III.2.5 Tahap Pemurnian DME**

DME hasil dari reaksi diturunkan tekanannya hingga 11 bar menggunakan *valve* (K-511). Kemudian aliran menuju *cooler III* (E-512) untuk didinginkan hingga 89°C. Selanjutnya aliran masuk ke distilasi DME (D-510) untuk dimurnikan. Distilasi DME (D-510) menggunakan *total condenser* dan *partial reboiler*. Produk DME sebagai produk atas keluar dengan kemurnian 99,68% massa sesuai dengan spesifikasi ISO TC28/SC4/WG14. Sedangkan produk bawah *direcycle* dan dicampur dengan keluaran *flash drum II* (D-313) untuk tahap pemurnian kembali di distilasi metanol (D-310).

Halaman ini sengaja dikosongkan

## BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

### IV.1 Neraca Massa

Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran steady state. Maka rumus yang digunakan untuk neraca total :

$$[\text{Akumulasi}] = [\text{Aliran massa masuk}] - [\text{Aliran massa keluar}]$$

Untuk neraca komponen :

$$[\text{Akumulasi}] = [\text{Aliran massa masuk}] - [\text{Aliran massa keluar}] + [\text{Reaksi}]$$

Asumsi aliran steady state, maka akumulasi massa sama dengan nol, sehingga neraca massa proses pembuatan DME dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= 80.000 \text{ ton DME/tahun} \\ &= 10.101 \text{ kg DME/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu operasi} = 330 \text{ hari/tahun; } 24 \text{ jam/hari}$$

$$\text{Basis perhitungan} = 1 \text{ jam operasi}$$

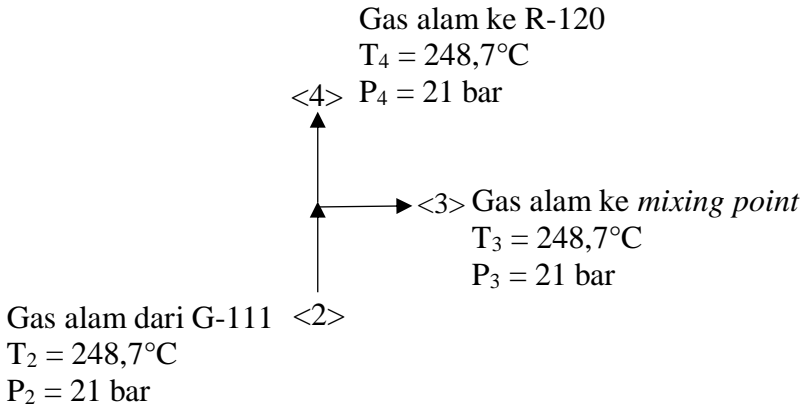
Untuk kapasitas 10.101 kg DME/jam, dibutuhkan bahan baku gas alam sebanyak 8.670,3 kg gas alam/jam dengan data komposisi gas alam sebagai berikut :

**Tabel IV.1** Komposisi Gas Alam

Komposisi Gas Alam	Fraksi Mol
CH <sub>4</sub>	0,854
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,042
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,029
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,007
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,006
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,002
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,003
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,003
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00004
CO <sub>2</sub>	0,055

Komposisi Gas Alam	Fraksi Mol
N <sub>2</sub>	0,0004
<b>Total</b>	<b>1,00</b>

#### IV.1.1 Splitter

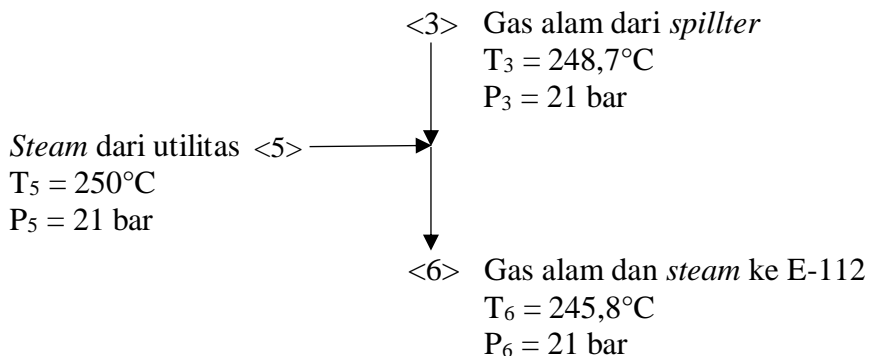


Tabel IV.2 Neraca Massa Splitter

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <2>			Aliran <3>		
CH <sub>4</sub>	68,5%	5.941,0	CH <sub>4</sub>	68,5%	2.970,5
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,3%	544,7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,3%	272,4
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	6,3%	545,3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	6,3%	272,6
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,0%	170,9	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,0%	85,5
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,7%	146,2	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,7%	73,1
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,6%	54,4	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,6%	27,2
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,0%	87,6	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,0%	43,8
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,4%	124,1	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,4%	62,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	1,7	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,9
H <sub>2</sub> O	0,0%	0,0	H <sub>2</sub> O	0,0%	0,0

CO	0,0%	0,0	CO	0,0%	0,0
CO <sub>2</sub>	12,1%	1.049,2	CO <sub>2</sub>	12,1%	524,6
O <sub>2</sub>	0,0%	0,0	O <sub>2</sub>	0,0%	0,0
N <sub>2</sub>	0,1%	5,1	N <sub>2</sub>	0,1%	2,6
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0	H <sub>2</sub>	0,0%	0,0
CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0	CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0
Total	100,0%	8.670,3	Total	100,0%	4.335,2
			<b>Aliran &lt;4&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	68,5%	2.970,5
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,3%	272,4
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	6,3%	272,6
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,0%	85,5
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,7%	73,1
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,6%	27,2
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,0%	43,8
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,4%	62,0
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,9
			H <sub>2</sub> O	0,0%	0,0
			CO	0,0%	0,0
			CO <sub>2</sub>	12,1%	524,6
			O <sub>2</sub>	0,0%	0,0
			N <sub>2</sub>	0,1%	2,6
			H <sub>2</sub>	0,0%	0,0
			CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0			
Total	100,0%	4.335,2			
<b>Total</b>		<b>8.670,3</b>	<b>Total</b>		<b>8.670,3</b>

### IV.1.2 Mixing



Tabel IV.3 Neraca Massa *Mixing*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <3>			Aliran <6>		
CH <sub>4</sub>	68,5%	2.970,5	CH <sub>4</sub>	20,4%	2.970,5
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,3%	272,4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,9%	272,4
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	6,3%	272,6	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,9%	272,6
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,0%	85,5	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,6%	85,5
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,7%	73,1	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,5%	73,1
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,6%	27,2	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,2%	27,2
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,0%	43,8	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,3%	43,8
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,4%	62,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,4%	62,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,9	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,9
H <sub>2</sub> O	0,0%	0,0	H <sub>2</sub> O	70,2%	10.233,5
CO	0,0%	0,0	CO	0,0%	0,0
CO <sub>2</sub>	12,1%	524,6	CO <sub>2</sub>	3,6%	524,6
O <sub>2</sub>	0,0%	0,0	O <sub>2</sub>	0,0%	0,0
N <sub>2</sub>	0,1%	2,6	N <sub>2</sub>	0,0%	2,6
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0	H <sub>2</sub>	0,0%	0,0
CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0	CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>
Total	100,0%	4.335,2	Total	100,0%	14.568,7
<b>Aliran &lt;5&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0	0,0			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0	0,0			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0	0,0			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0	0,0			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0	0,0			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0	0,0			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0	0,0			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0	0,0			
H <sub>2</sub> O	100,0	10.233,5			
CO	0,0	0,0			
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0			
O <sub>2</sub>	0,0	0,0			
N <sub>2</sub>	0,0	0,0			
H <sub>2</sub>	0,0	0,0			
CH <sub>3</sub> OH	0,0	0,0			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0	0,0			
Total	100,0	0,0			
<b>Total</b>		<b>14.568,7</b>	<b>Total</b>		<b>14.568,7</b>

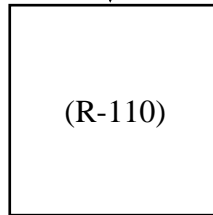
### IV.1.3 Steam Reformer

Gas alam dan *steam* dari E-112

$T_7 = 550^\circ\text{C}$

$P_7 = 20,9 \text{ bar}$

<7>



Syngas dan gas alam ke R-120

$T_9 = 850^\circ\text{C}$

<9>  $P_9 = 19,9 \text{ bar}$

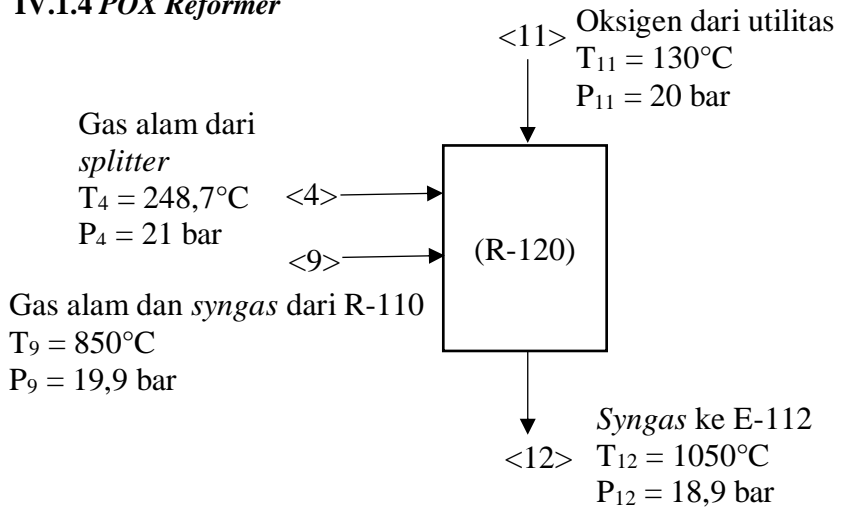
Tabel IV.4 Neraca Massa *Steam Reformer*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <7>			Aliran <9>		
CH <sub>4</sub>	20,4%	2.970,5	CH <sub>4</sub>	5,4%	785,9
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,9%	272,4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,1
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,9%	272,6	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,6%	85,5	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,5%	73,1	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,2%	27,2	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,3%	43,8	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,4%	62,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,9	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub> O	70,2%	10.233,5	H <sub>2</sub> O	39,7%	5.788,0
CO	0,0%	0,0	CO	26,8%	3.902,4
CO <sub>2</sub>	3,6%	524,6	CO <sub>2</sub>	19,8%	2.889,1
O <sub>2</sub>	0,0%	0,0	N <sub>2</sub>	0,0%	0,0



N <sub>2</sub>	0,0%	2,6		0,0%	2,6
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0	H <sub>2</sub>	8,2%	1.200,9
CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0	CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0
Total	100,0%	14.568,7	Total	100,0%	14.568,9
<b>Total</b>		<b>14.568,7</b>	<b>Total</b>		<b>14.568,9</b>

#### IV.1.4 POX Reformer



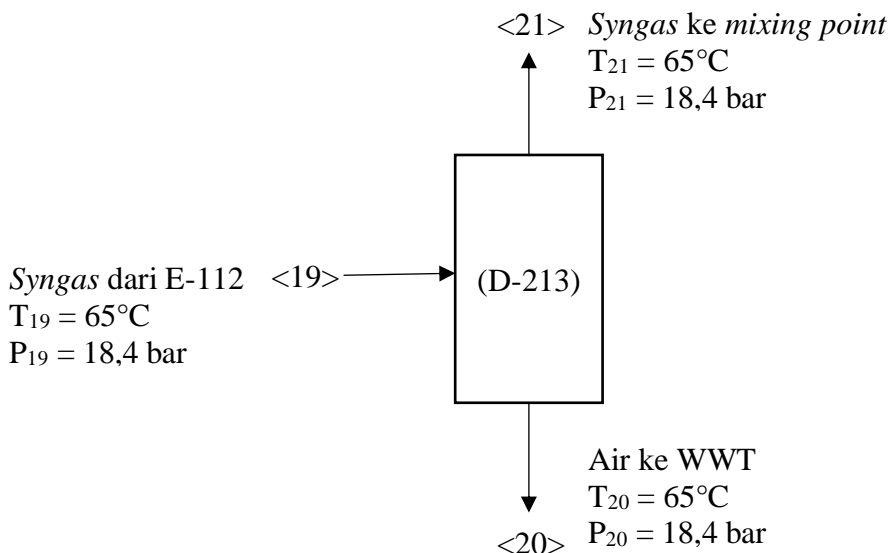
Tabel IV.5 Neraca Massa POX Reformer

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <4>			Aliran <12>		
CH <sub>4</sub>	68,5%	2.970,5	CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,3%	272,4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	6,3%	272,6	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,0%	85,5	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0

i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,7%	73,1	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,6%	27,2	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,0%	43,8	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,4%	62,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,9	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub> O	0,0%	0,0	H <sub>2</sub> O	22,1%	5.981,1
CO	0,0%	0,0	CO	45,6%	12.354,8
CO <sub>2</sub>	12,1%	524,6	CO <sub>2</sub>	10,9%	2.941,8
O <sub>2</sub>	0,0%	0,0	O <sub>2</sub>	13,0%	3.529,0
N <sub>2</sub>	0,1%	2,6	N <sub>2</sub>	0,0%	5,1
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0	H <sub>2</sub>	8,4%	2.277,7
CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0	CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0
Total	100,0%	4.335,2	Total	100,0%	27.089,5
<b>Aliran &lt;9&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	5,4%	785,9			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,1			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0			
H <sub>2</sub> O	39,7%	5.788,0			
CO	26,8%	3.902,4			
CO <sub>2</sub>	19,8%	2.889,1			
O <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
N <sub>2</sub>	0,0%	2,6			
H <sub>2</sub>	8,2%	1.200,9			
CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0			

Total	100,0%	14.568,9		
<b>Aliran &lt;11&gt;</b>				
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0		
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0	0,0		
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0	0,0		
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0	0,0		
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0	0,0		
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0	0,0		
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0	0,0		
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0	0,0		
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0	0,0		
H <sub>2</sub> O	0,0	0,0		
CO	0,0	0,0		
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0		
O <sub>2</sub>	100,0	8.185,5		
N <sub>2</sub>	0,0	0,0		
H <sub>2</sub>	0,0	0,0		
CH <sub>3</sub> OH	0,0	0,0		
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0	0,0		
Total	100,0	8.185,5		
<b>Total</b>		<b>27.089,5</b>	<b>Total</b>	<b>27.089,5</b>

### IV.1.5 Flash Drum I

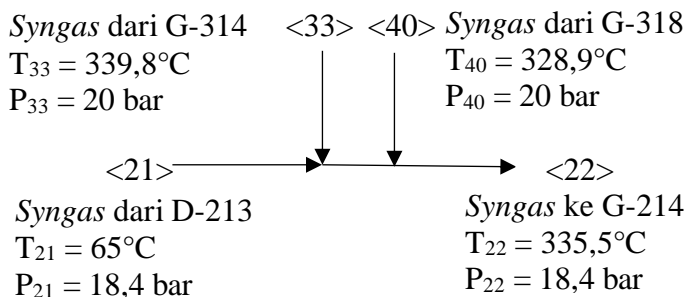


Tabel IV.6 Neraca Massa *Flash Drum I*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <19>			Aliran <20>		
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0	CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub> O	22,1%	5.981,1	H <sub>2</sub> O	100,0%	5.504,5
CO	45,6%	12.354,8	CO	0,0%	0,1

Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CO <sub>2</sub>	10,9%	2.941,8	CO <sub>2</sub>	0,0%	2,1
O <sub>2</sub>	13,0%	3.529,0	O <sub>2</sub>	0,0%	0,1
N <sub>2</sub>	0,0%	5,1	N <sub>2</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub>	8,4%	2.277,7	H <sub>2</sub>	0,0%	0,0
CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0	CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0
Total	100,0%	27.089,5	Total	100,0%	5.506,8
			<b>Aliran &lt;21&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
			H <sub>2</sub> O	2,2%	476,6
			CO	57,2%	12.354,7
			CO <sub>2</sub>	13,6%	2.939,7
			O <sub>2</sub>	16,4%	3.528,9
			N <sub>2</sub>	0,0%	5,1
			H <sub>2</sub>	10,6%	2.277,7
			CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0
			Total	100,0%	21.582,7
<b>Total</b>		<b>27.089,5</b>	<b>Total</b>		<b>27.089,5</b>

### IV.1.6 Mixing



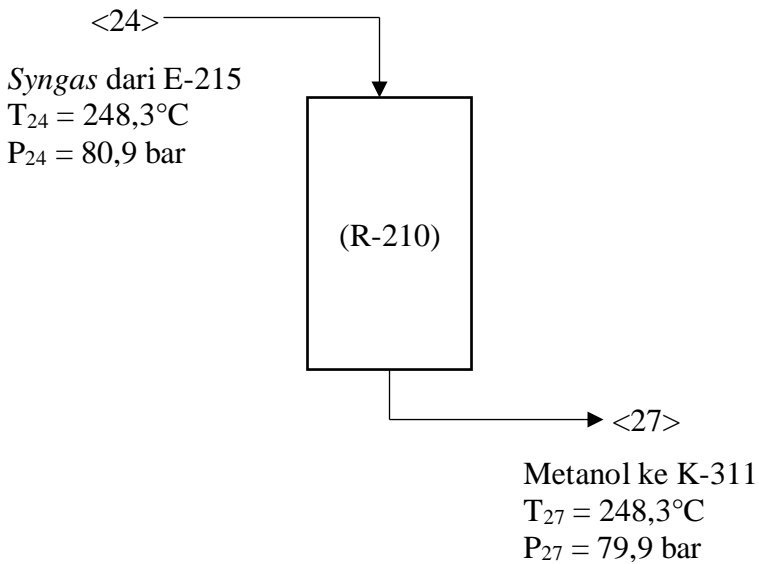
Tabel IV.7 Neraca Massa *Mixing*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran $\langle 21 \rangle$			Aliran $\langle 22 \rangle$		
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0	CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0% <i>rte</i>	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub> O	2,2%	476,6	H <sub>2</sub> O	0,1%	1.538,9
CO	57,2%	12.354,7	CO	4,5%	112.329,1
CO <sub>2</sub>	13,6%	2.939,7	CO <sub>2</sub>	2,8%	70.651,3
O <sub>2</sub>	16,4%	3.528,9	O <sub>2</sub>	86,1%	2.159.377,6
N <sub>2</sub>	0,0%	5,1	N <sub>2</sub>	0,1%	2.488,6
H <sub>2</sub>	10,6%	2.277,7	H <sub>2</sub>	2,6%	65.554,4
CH <sub>3</sub> OH	0,0%	0,0	CH <sub>3</sub> OH	3,9%	96.679,9
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0

Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Total	100,0%	21.582,7	Total	100,0%	2.508.619,8
<b>Aliran &lt;33&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0			
H <sub>2</sub> O	0,0%	1.048,9			
CO	4,1%	100.980,8			
CO <sub>2</sub>	2,7%	67.725,6			
O <sub>2</sub>	86,7%	2.159.367,2			
N <sub>2</sub>	0,1%	2.488,6			
H <sub>2</sub>	2,6%	63.519,6			
CH <sub>3</sub> OH	3,8%	94.511,6			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0			
Total	100,0%	2.489.642,2			
<b>Aliran &lt;40&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0			
H <sub>2</sub> O	0,1%	1,6			
CO	0,0%	0,1			

Komponen	Fraksi	Massa (kg)		
CO <sub>2</sub>	0,2%	6,2		
O <sub>2</sub>	0,3%	10,4		
N <sub>2</sub>	0,0%	0,0		
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0		
CH <sub>3</sub> OH	99,4%	3.185,4		
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0		
Total	100,0%	3.203,9		
<b>Total</b>		<b>2.514.428,8</b>	<b>Total</b>	<b>2.508.619,8</b>

#### IV.1.7 Reaktor Metanol

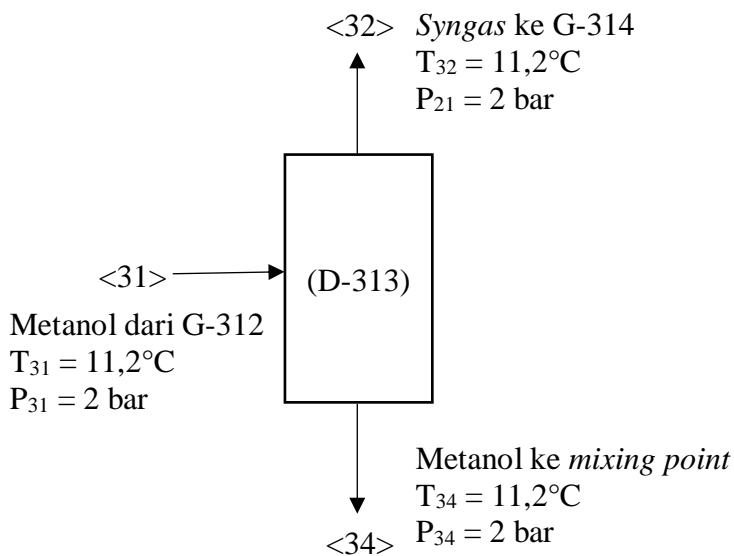




**Tabel IV.8 Neraca Massa Reaktor Metanol**

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;24&gt;</b>			<b>Aliran &lt;27&gt;</b>		
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0	CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub> O	0,1%	1.538,9	H <sub>2</sub> O	0,1%	2.733,9
CO	4,5%	112.329,1	CO	4,0%	100.981,0
CO <sub>2</sub>	2,8%	70.651,3	CO <sub>2</sub>	2,7%	67.732,0
O <sub>2</sub>	86,1%	2.159.377,6	O <sub>2</sub>	86,1%	2.159.377,6
N <sub>2</sub>	0,1%	2.488,6	N <sub>2</sub>	0,1%	2.488,6
H <sub>2</sub>	2,6%	65.554,4	H <sub>2</sub>	2,5%	63.519,7
CH <sub>3</sub> OH	3,9%	96.679,9	CH <sub>3</sub> OH	4,5%	111.786,6
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0
Total	100,0%	2.508.619,8	Total	100,0%	2.508.619,3
<b>Total</b>		<b>2.508.619,8</b>	<b>Total</b>		<b>2.508.619,3</b>

### IV.1.8 Flash Drum II

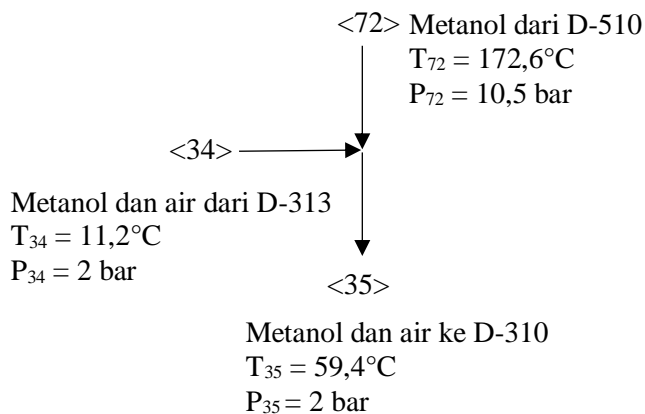


**Tabel IV.9** Neraca Massa *Flash Drum II*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <31>			Aliran <32>		
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0	CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub> O	0,1%	2.733,9	H <sub>2</sub> O	0,0%	1.048,9
CO	4,0%	100.981,0	CO	4,1%	100.980,8
CO <sub>2</sub>	2,7%	67.732,0	CO <sub>2</sub>	2,7%	67.725,6

Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
O <sub>2</sub>	86,1%	2.159.377,6	O <sub>2</sub>	86,7%	2.159.367,2
N <sub>2</sub>	0,1%	2.488,6	N <sub>2</sub>	0,1%	2.488,6
H <sub>2</sub>	2,5%	63.519,7	H <sub>2</sub>	2,6%	63.519,6
CH <sub>3</sub> OH	4,5%	111.786,6	CH <sub>3</sub> OH	3,8%	94.511,6
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0
Total	100,0%	2.508.619,3	Total	100,0%	2.489.642,2
			<b>Aliran &lt;34&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0000
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0000
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0000
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0000
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0000
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0000
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0000
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0000
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0000
			H <sub>2</sub> O	8,9%	1.685,0
			CO	0,0%	0,1
			CO <sub>2</sub>	0,0%	6,4
			O <sub>2</sub>	0,1%	10,4
			N <sub>2</sub>	0,0%	0,0
			H <sub>2</sub>	0,0%	0,0
			CH <sub>3</sub> OH	91,0%	17.275,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0			
Total	100,0%	18.977,1			
<b>Total</b>		<b>2.508.619,3</b>	<b>Total</b>		<b>2.508.619,3</b>

### IV.1.9 Mixing

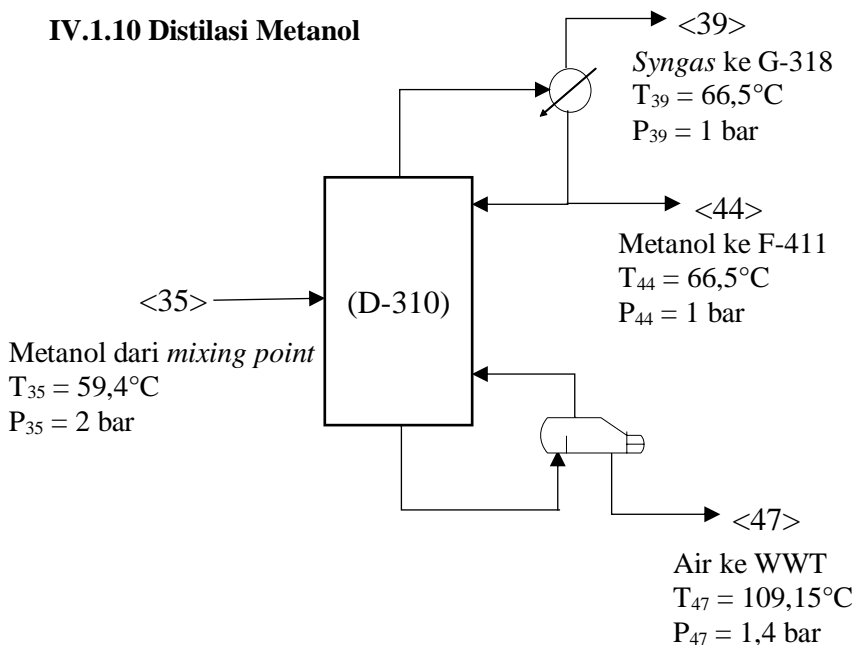


**Tabel IV.10 Neraca Massa *Mixing***

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <34>			Aliran <35>		
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0000	CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub> O	8,9%	1.685,0	H <sub>2</sub> O	22,6%	5.653,4
CO	0,0%	0,1	CO	0,0%	0,1
CO <sub>2</sub>	0,0%	6,4	CO <sub>2</sub>	0,0%	6,4
O <sub>2</sub>	0,1%	10,4	O <sub>2</sub>	0,0%	10,4
N <sub>2</sub>	0,0%	0,0	N <sub>2</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0	H <sub>2</sub>	0,0%	0,0

Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH <sub>3</sub> OH	91,0%	17.275,0	CH <sub>3</sub> OH	77,3%	19.291,3
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0
Total	100,0%	18.977,1	Total	100,0%	24.961,7
<b>Aliran &lt;72&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0			
H <sub>2</sub> O	66,3%	3.978,8			
CO	0,0%	0,0			
CO <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
O <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
N <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
CH <sub>3</sub> OH	33,7%	2.021,6			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0			
Total	100,0%	<b>6.000,4</b>			
<b>Total</b>		<b>24.961,7</b>	<b>Total</b>		<b>24.961,7</b>

### IV.1.10 Distilasi Metanol



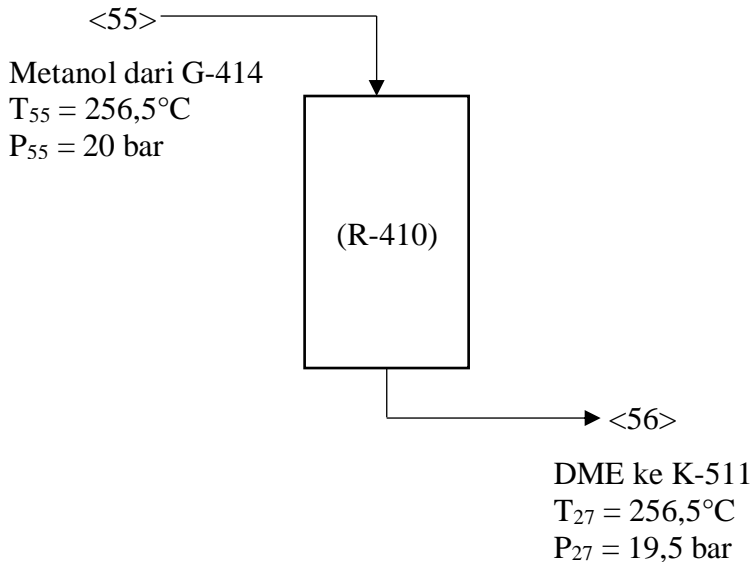
**Tabel IV.11** Neraca Massa Distilasi Metanol

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <35>			Aliran <39>		
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0	CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0

H <sub>2</sub> O	22,6%	5.653,4	H <sub>2</sub> O	0,1%	1,6			
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>			
CO	0,0%	0,1	CO	0,0%	0,1			
CO <sub>2</sub>	0,0%	6,4	CO <sub>2</sub>	0,2%	6,2			
O <sub>2</sub>	0,0%	10,4	O <sub>2</sub>	0,3%	10,4			
N <sub>2</sub>	0,0%	0,0	N <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0	H <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
CH <sub>3</sub> OH	77,3%	19.291,3	CH <sub>3</sub> OH	99,4%	3.185,4			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0			
Total	100,0%	<b>24.961,7</b>	Total	100,0%	3.203,9			
			<b>Aliran &lt;44&gt;</b>					
			CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0			
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0			
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0			
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0			
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0			
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0			
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0			
			H <sub>2</sub> O	0,3%	45,3			
			CO	0,0%	0,0			
			CO <sub>2</sub>	0,0%	0,2			
			O <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
			N <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
			H <sub>2</sub>	0,0%	0,0			
			CH <sub>3</sub> OH	99,7%	16.055,8			
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0			
			Total	100,0%	16.101,3			
						<b>Aliran &lt;47&gt;</b>		
						CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
						C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
						C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0

	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
	H <sub>2</sub> O	99,1%	5.606,4
	CO	0,0%	0,0
	CO <sub>2</sub>	0,0%	0,0
	O <sub>2</sub>	0,0%	0,0
	N <sub>2</sub>	0,0%	0,0
	H <sub>2</sub>	0,0%	0,0
	CH <sub>3</sub> OH	0,9%	50,0
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0
	Total	100,0%	5.656,5
<b>Total</b>	<b>24.961,7</b>	<b>Total</b>	<b>24.961,7</b>

#### IV.1.11 Reaktor DME

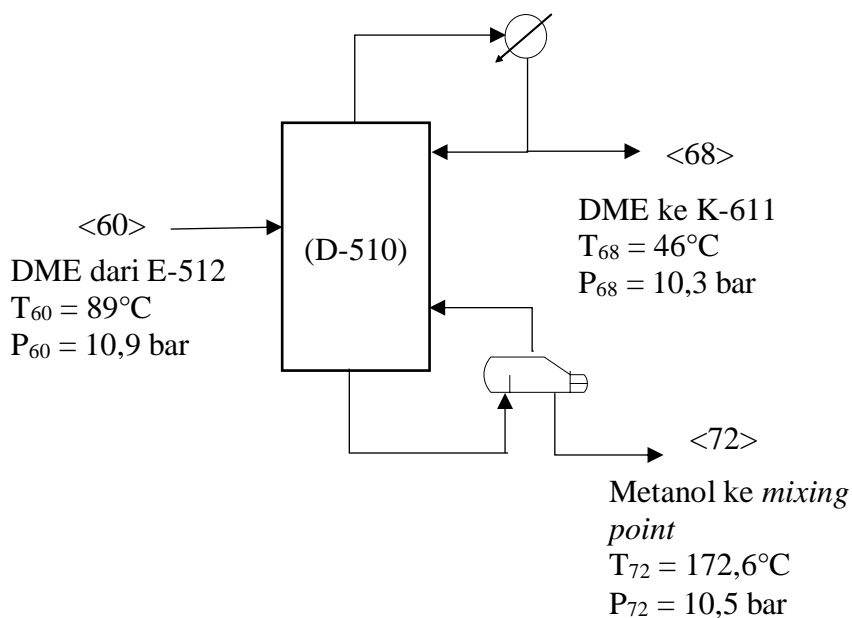




**Tabel IV.12** Neraca Massa Reaktor DME

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <55>			Aliran <56>		
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0	CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub> O	0,3%	45,3	H <sub>2</sub> O	24,7%	3.982,6
CO	0,0%	0,0	CO	0,0%	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0%	0,2	CO <sub>2</sub>	0,0%	0,2
O <sub>2</sub>	0,0%	0,0	O <sub>2</sub>	0,0%	0,0
N <sub>2</sub>	0,0%	0,0	N <sub>2</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0	H <sub>2</sub>	0,0%	0,0
CH <sub>3</sub> OH	99,7%	16.055,8	CH <sub>3</sub> OH	12,7%	2.049,9
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	62,5%	10.068,7
Total	100,0%	16.101,3	Total	100,0%	16.101,4
<b>Total</b>		<b>16.101,3</b>	<b>Total</b>		<b>16.101,4</b>

### IV.1.12 Distilasi DME



**Tabel IV.13** Neraca Massa Distilasi DME

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <60>			Aliran <68>		
CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0	CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0

Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub> O	24,7%	3.982,6	H <sub>2</sub> O	0,0%	3,8
CO	0,0%	0,0	CO	0,0%	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0%	0,2	CO <sub>2</sub>	0,0%	0,2
O <sub>2</sub>	0,0%	0,0	O <sub>2</sub>	0,0%	0,0
N <sub>2</sub>	0,0%	0,0	N <sub>2</sub>	0,0%	0,0
H <sub>2</sub>	0,0%	0,0	H <sub>2</sub>	0,0%	0,0
CH <sub>3</sub> OH	12,7%	2.049,9	CH <sub>3</sub> OH	0,3%	28,3
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	62,5%	10.068,7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	99,7%	10.068,7
Total	100,0%	16.101,4	Total	100,0%	10.101,0
			<b>Aliran &lt;72&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,0%	0,0
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0%	0,0
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0%	0,0
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0%	0,0
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0%	0,0
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0%	0,0
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0%	0,0
			H <sub>2</sub> O	66,3%	3.978,8
			CO	0,0%	0,0
			CO <sub>2</sub>	0,0%	0,0
			O <sub>2</sub>	0,0%	0,0
			N <sub>2</sub>	0,0%	0,0
			H <sub>2</sub>	0,0%	0,0
CH <sub>3</sub> OH	33,7%	2.021,6			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0%	0,0			
Total	100,0%	<b>6.000,4</b>			
<b>Total</b>		<b>16.101,4</b>	<b>Total</b>		<b>16.101,4</b>

## IV.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi menggunakan neraca energi komponen dan neraca energi *overall*. Dalam teori ini, berlaku hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran *steady state*, dan satuan yang digunakan adalah kJ, maka rumus yang digunakan :

$$[\text{Akumulasi energi}] = [\text{Aliran energi masuk}] - [\text{Aliran energi keluar}]$$

Perhitungan neraca energi berdasarkan pada overall mechanical energy balance dan overall energy balance

$$\frac{1}{2}(v_{out}^2 - v_{in}^2) + g(z_{out} - z_{in}) + \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$
$$\Delta H_{in} + \frac{1}{2}v_{in}^2 + gz_{in} + Q = \Delta H_{out} + \frac{1}{2}v_{out}^2 + gz_{out} + W_s$$

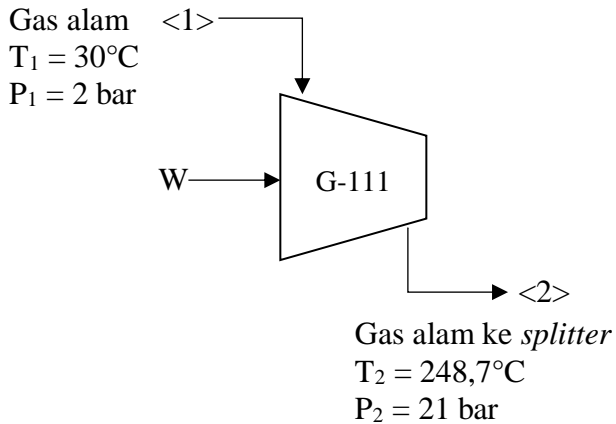
dengan asumsi :

- 1 Tidak terjadi perubahan kecepatan ( $\Delta v = 0$ )  
Tidak terjadi perubahan ketinggian antara suction dan discharge ( $\Delta z = 0$ )
- 2 discharge ( $\Delta z = 0$ )
- 3 Nilai  $\sum F$  sangat kecil ( $\sum F = 0$ )

Sehingga neraca energi proses pembuatan DME dari gas alam dapat dihitung sebagai berikut:

Kapasitas Produksi	= 80.000 ton DME/tahun
	= 10101 kg DME/jam
Waktu operasi	= 330 hari/tahun; 24 jam/hari
Basis perhitungan	= 1 jam operasi
Satuan Panas	= kJ/h

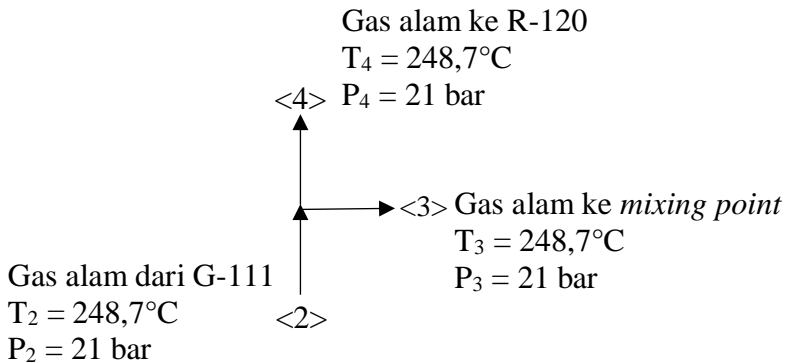
### IV.2.1 Kompresor I



**Tabel IV.14 Neraca Energi Kompresor I**

Neraca Energi Kompresor I (G-111)			
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
H <sub>1</sub>	-40272751,8	H <sub>2</sub>	-36039898,6
W	4232853,2		
<b>Total</b>	<b>-36039898,6</b>	<b>Total</b>	<b>-36039898,6</b>

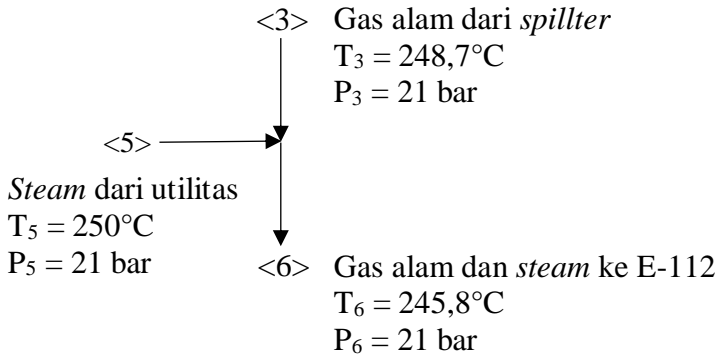
### IV.2.2 Splitter



**Tabel IV.15** Neraca Energi *Spilitter*

<b>Neraca Energi Spilitter</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>2</sub>	-36039898,6	H <sub>3</sub>	-18019949,3
		H <sub>4</sub>	-18019949,3
<b>Total</b>	<b>-36039898,6</b>	<b>Total</b>	<b>-36039898,6</b>

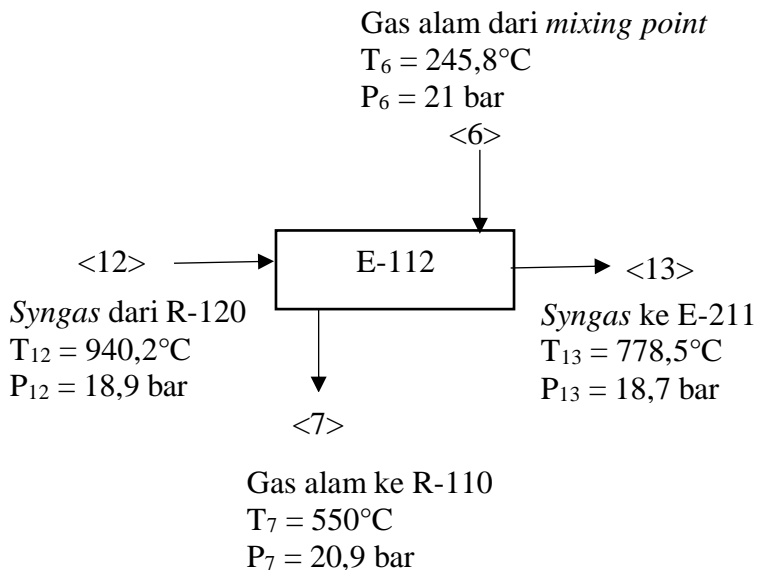
**IV.2.3** *Mixing*



**Tabel IV.16** Neraca Energi *Mixing*

<b>Neraca Energi Mixing</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>3</sub>	-18019949,3	H <sub>6</sub>	-152233435,7
H <sub>5</sub>	-134213486,4		
<b>Total</b>	<b>-152233435,7</b>	<b>Total</b>	<b>-152233435,7</b>

## IV.2.4 Heat Exchanger



**Tabel IV.17** Neraca Energi *Heat Exchanger*

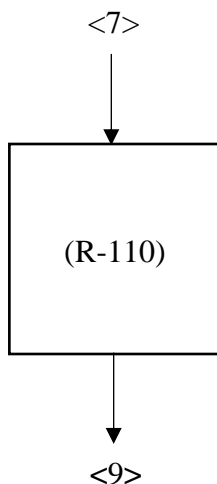
Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (E-112)			
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$H_6$	-152233435,7	$H_7$	-140729594,0
$H_{12}$	-94350212,3	$H_{13}$	-105854053,9
<b>Total</b>	<b>-246583647,9</b>	<b>Total</b>	<b>-246583647,9</b>

### IV.2.5 Steam Reformer

Gas alam dan *steam* dari E-112

$T_7 = 550^\circ\text{C}$

$P_7 = 20,9 \text{ bar}$



Syngas dan gas alam ke R-120

$T_9 = 850^\circ\text{C}$

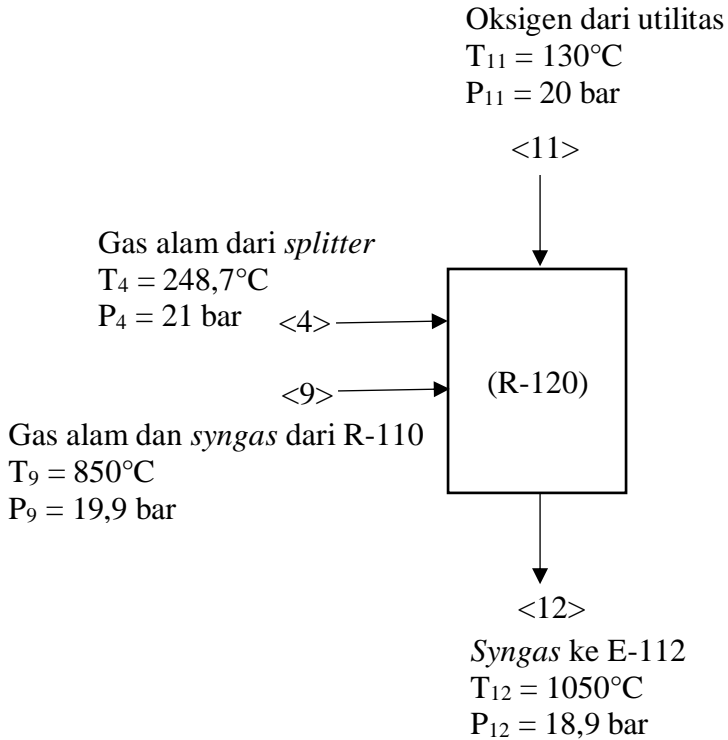
$P_9 = 19,9 \text{ bar}$

**Tabel IV.18** Neraca Energi *Steam Reformer*

<b>Neraca Energi <i>Steam Reformer</i> (R-110)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
$H_7$	-140729594,0	$H_9$	-89877903,6
Q	50851690,4		
<b>Total</b>	<b>-89877903,6</b>	<b>Total</b>	<b>-89877903,6</b>



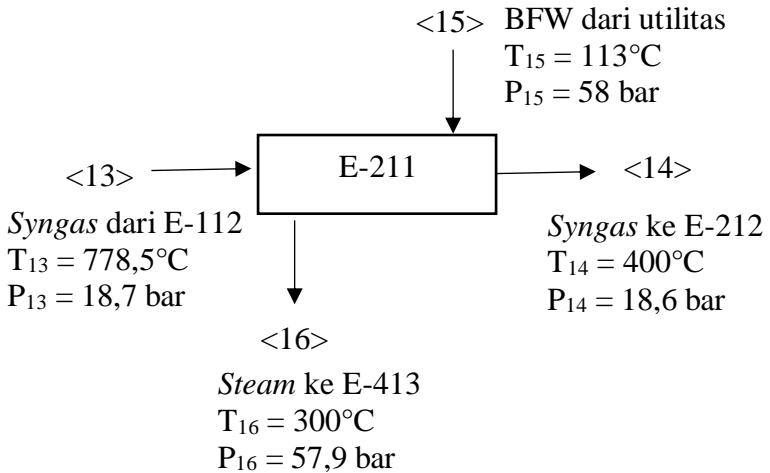
### IV.2.6 POX Reformer



**Tabel IV.19** Neraca Energi *POX Reformer*

<b>Neraca Energi <i>POX Reformer</i> (R-120)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>4</sub>	-18019949,3	H <sub>12</sub>	-94350212,3
H <sub>9</sub>	-89877903,6		
H <sub>11</sub>	771395,06		
<b>Total</b>	<b>-94350212,3</b>	<b>Total</b>	<b>-94350212,3</b>

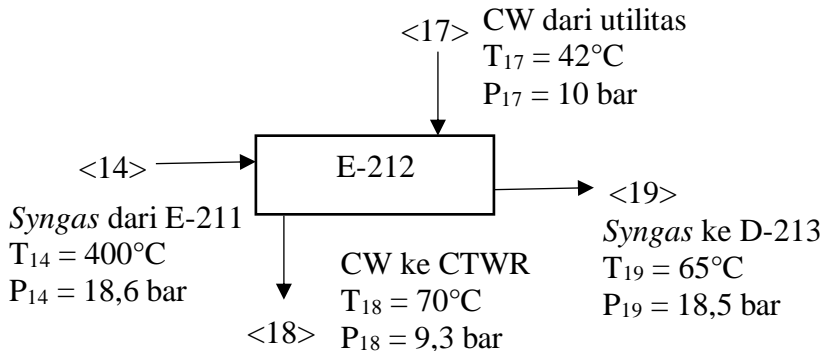
#### IV.2.7 WHB



**Tabel IV.20 Neraca Energi WHB**

Neraca Energi WHB (E-211)			
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$H_{13}$	-105854053,9	$H_{14}$	-131642800,9
$H_{15}$	-161723526,3	$H_{16}$	-135934779,4
<b>Total</b>	<b>-267577580,2</b>	<b>Total</b>	<b>-267577580,2</b>

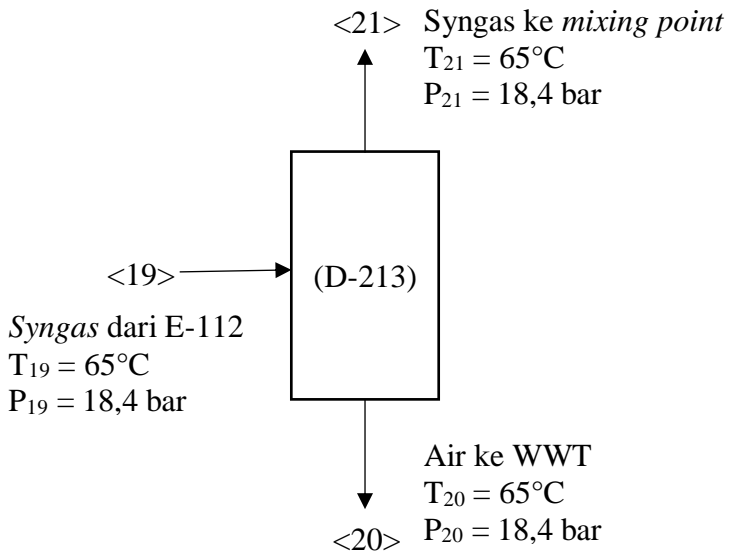
#### IV.2.8 Cooler I



**Tabel IV.21 Neraca Energi Cooler I**

<b>Neraca Energi Cooler I (E-212)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>14</sub>	-131642800,9	H <sub>18</sub>	-4386263028,6
H <sub>17</sub>	-4420100335,2	H <sub>19</sub>	-165480107,5
<b>Total</b>	<b>-4551743136,1</b>	<b>Total</b>	<b>-4551743136,1</b>

**IV.2.9 Flash Drum I**



**Tabel IV.22 Neraca Energi Flash Drum I**

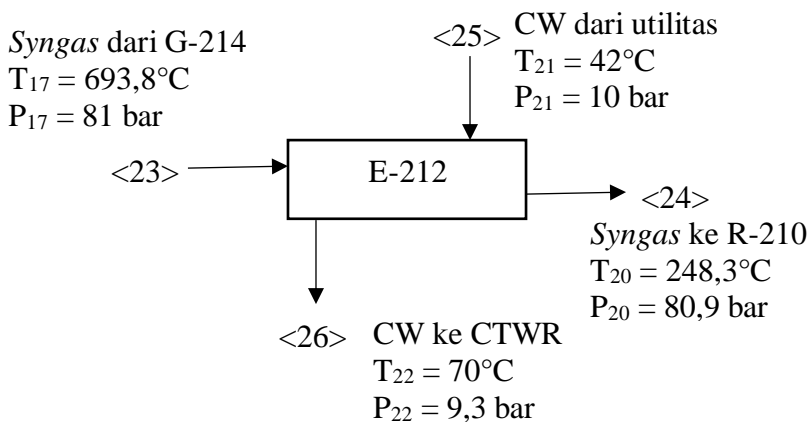
<b>Neraca Energi Flash Drum I (D-213)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>19</sub>	-165480107,5	H <sub>20</sub>	-83454540,6
		H <sub>21</sub>	-82025566,9
<b>Total</b>	<b>-165480107,5</b>	<b>Total</b>	<b>-165480107,5</b>



**Tabel IV.24 Neraca Energi Kompresor II**

<b>Neraca Energi Kompresor II (G-214)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>22</sub>	-668485330,2	H <sub>23</sub>	664683582,2
W	1333168912,4		
<b>Total</b>	<b>664683582,2</b>	<b>Total</b>	<b>664683582,2</b>

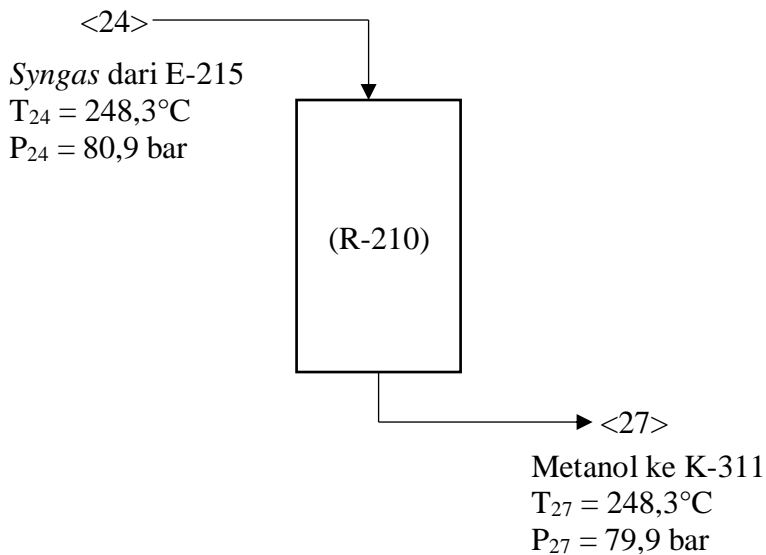
**IV.2.12 Cooler II**



**Tabel IV.25 Neraca Energi Cooler II**

<b>Neraca Energi Cooler II (E-215)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>23</sub>	669704439,2	H <sub>24</sub>	-976064663,3
H <sub>25</sub>	-214896869369,0	H <sub>26</sub>	-213251100266,6
<b>Total</b>	<b>-214227164929,8</b>	<b>Total</b>	<b>-214227164929,8</b>

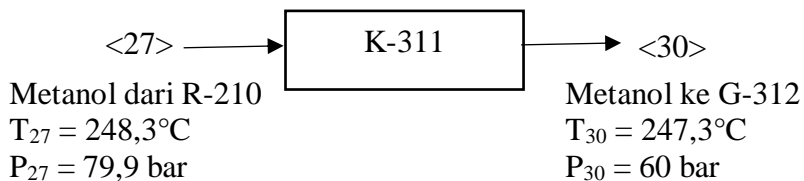
### IV.2.13 Reaktor Metanol



**Tabel IV.26** Neraca Energi Reaktor Metanol

Neraca Energi Reaktor Metanol (R-210)			
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
H <sub>24</sub>	-976064663,3	H <sub>27</sub>	-1030189499,3
Q	-43805997,1		
<b>Total</b>	<b>-1030189499,3</b>	<b>Total</b>	<b>-1030189499,3</b>

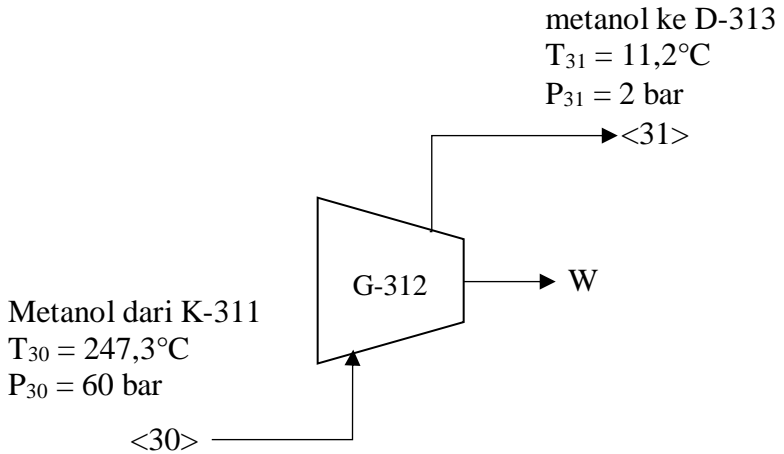
### IV.2.14 Expansion Valve I



**Tabel IV.27** Neraca Energi *Expansion Valve I*

<b>Neraca Energi <i>Expansion Valve I</i> (K-311)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>27</sub>	-1030189499,3	H <sub>30</sub>	-1030189499,3

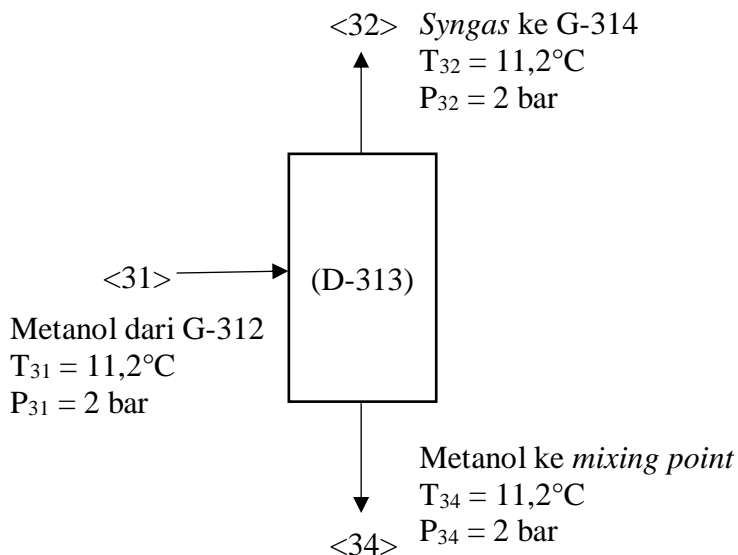
**IV.2.15 Expander**



**Tabel IV.28** Neraca Energi *Expander*

<b>Neraca Energi <i>Expander</i> (G-312)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>30</sub>	-1030189499,3	H <sub>31</sub>	-1828130013,2
		W	797940513,9
<b>Total</b>	<b>-1030189499,3</b>	<b>Total</b>	<b>-1030189499,3</b>

#### IV.2.16 Flash Drum II



**Tabel IV.29** Neraca Energi *Flash Drum II*

<b>Neraca Energi <i>Flash Drum II</i> (D-313)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
$H_{31}$	-1828130013,2	$H_{32}$	-1669560261,3
		$H_{34}$	-158569751,9
<b>Total</b>	<b>-1828130013,2</b>	<b>Total</b>	<b>-1828130013,2</b>

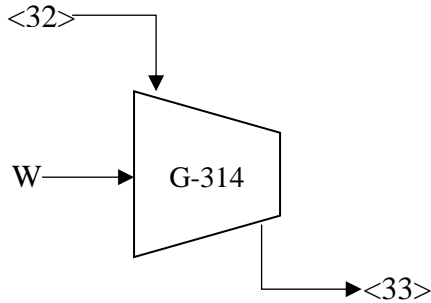


### IV.2.17 Kompresor III

Syngas dari D-313

$$T_{32} = 11,2^{\circ}\text{C}$$

$$P_{32} = 2 \text{ bar}$$



Syngas ke mixing point

$$T_{33} = 339,8^{\circ}\text{C}$$

$$P_{33} = 20 \text{ bar}$$

**Tabel IV.30** Neraca Energi Kompresor III

Neraca Energi Kompresor III (G-314)			
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$H_{32}$	-1669560261,3	$H_{33}$	-576615868,8
W	1092944392,5		
<b>Total</b>	<b>-576615868,8</b>	<b>Total</b>	<b>-576615868,8</b>

### IV.2.18 Mixing

Metanol dan air dari D-313

$$T_{34} = 11,2^{\circ}\text{C}$$

$$P_{34} = 2 \text{ bar}$$

<34>

<72>

Metanol dari D-510

$$T_{72} = 172,6^{\circ}\text{C}$$

$$P_{72} = 10,5 \text{ bar}$$

Metanol dari air ke D-310

$$T_{35} = 59,4^{\circ}\text{C}$$

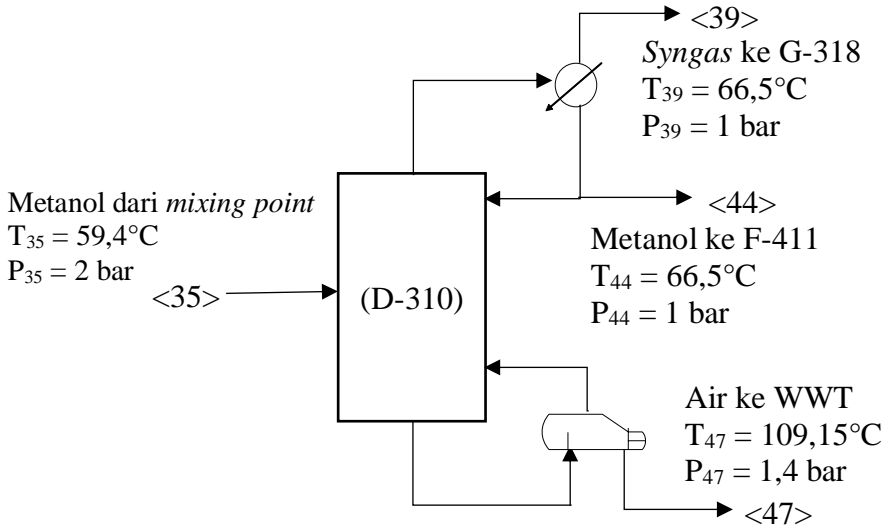
$$P_{35} = 2 \text{ bar}$$

<35>

**Tabel IV.31 Neraca Energi *Mixing***

Neraca Energi <i>Mixing</i>			
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
H <sub>34</sub>	-158569751,9	H <sub>35</sub>	-233334770,4
H <sub>72</sub>	-74765018,5		
<b>Total</b>	<b>-233334770,4</b>	<b>Total</b>	<b>-233334770,4</b>

**IV.2.19 Distilasi Metanol**



**Tabel IV.32 Neraca Energi Distilasi Metanol**

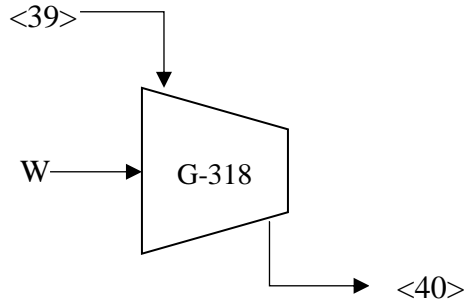
Neraca Energi Distilasi Metanol (D-310)			
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
H <sub>35</sub>	-233334770,4	H <sub>39</sub>	-19917441,1
		H <sub>44</sub>	-119535628,0
		H <sub>47</sub>	-87424401,9
<b>Total</b>	<b>-233334770,4</b>	<b>Total</b>	<b>-233334770,4</b>

### IV.2.20 Kompresor IV

Syngas dari D-310

$T_{39} = 66,5^{\circ}\text{C}$

$P_{39} = 1 \text{ bar}$



Syngas ke mixing point

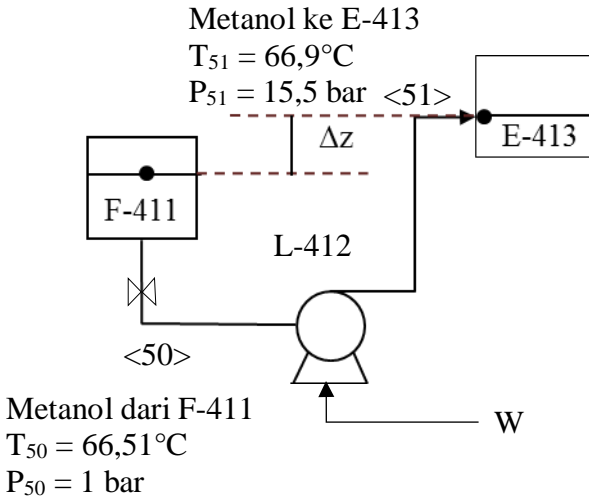
$T_{40} = 328,9^{\circ}\text{C}$

$P_{40} = 20 \text{ bar}$

**Tabel IV.33** Neraca Energi Kompresor IV

<b>Neraca Energi Kompresor IV (G-318)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
$H_{39}$	-19917441,1	$H_{40}$	-18520787,5
W	1396653,6		
<b>Total</b>	<b>-18520787,5</b>	<b>Total</b>	<b>-18520787,5</b>

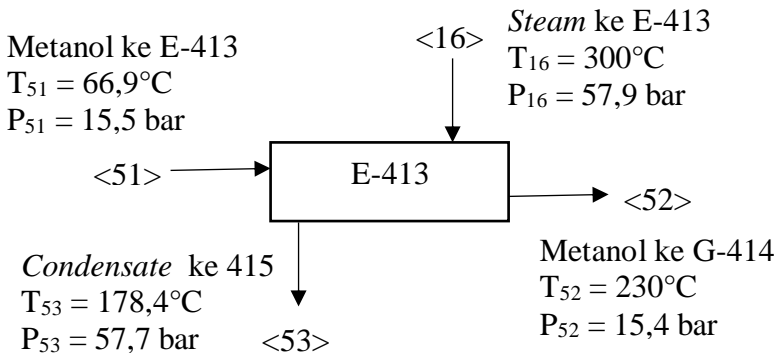
### IV.2.21 Pompa



**Tabel IV.34 Neraca Energi Pompa**

<b>Neraca Energi Pompa (L-412)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
$H_{50}$	-119535628,0	$H_{51}$	-119493640,9
W	41987,1		
<b>Total</b>	<b>-119493640,9</b>	<b>Total</b>	<b>-119493640,9</b>

### IV.2.22 Heater



**Tabel IV.35** Neraca Energi *Heater*

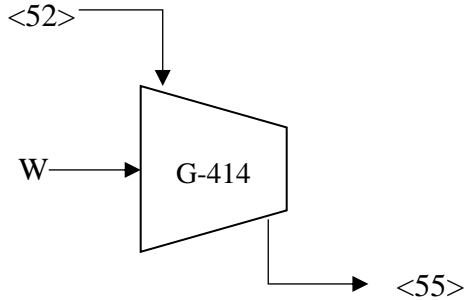
<b>Neraca Energi <i>Heater</i> (E-413)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>16</sub>	-135934779,4	H <sub>52</sub>	-96802851,2
H <sub>51</sub>	-119493640,9	H <sub>53</sub>	-158625569,1
<b>Total</b>	<b>-255428420,2</b>	<b>Total</b>	<b>-255428420,2</b>

**IV.2.23 Kompresor V**

Metanol dari E-413

T<sub>52</sub> = 230°C

P<sub>52</sub> = 15,4 bar



Metanol R-410

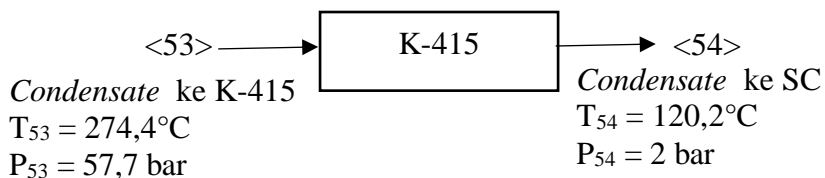
T<sub>55</sub> = 256,5°C

P<sub>55</sub> = 20 bar

**Tabel IV.36** Neraca Energi Kompresor V

<b>Neraca Energi Kompresor V (G-414)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>52</sub>	-96802851,2	H <sub>55</sub>	-96116861,0
W	685990,2		
<b>Total</b>	<b>-96116861,0</b>	<b>Total</b>	<b>-96116861,0</b>

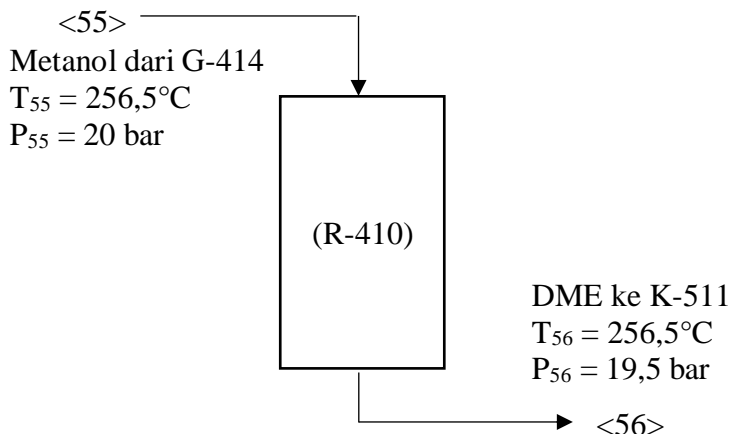
#### IV.2.24 Expansion Valve II



**Tabel IV.37** Neraca Energi *Expansion Valve II*

<b>Neraca Energi <i>Expansion Valve II</i> (K-415)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>53</sub>	-158625569,1	H <sub>54</sub>	-158625569,1

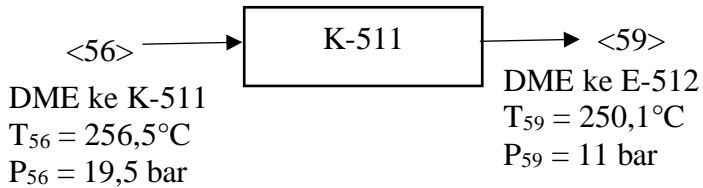
#### IV.2.25 Reaktor DME



**Tabel IV.38** Neraca Energi Reaktor DME

<b>Neraca Energi Reaktor DME (R-410)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>55</sub>	-96116861,0	H <sub>56</sub>	-100391231,0
Q	-4274370,0		
<b>Total</b>	<b>-100391231,0</b>	<b>Total</b>	<b>-100391231,0</b>

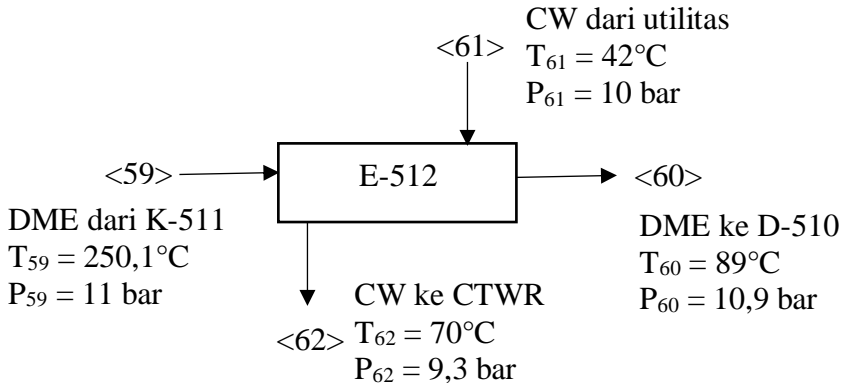
#### IV.2.26 Expansion Valve III



**Tabel IV.39** Neraca Energi *Expansion Valve III*

<b>Neraca Energi <i>Expansion Valve III</i> (K-511)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>56</sub>	-100391231,0	H <sub>59</sub>	-100391231,0

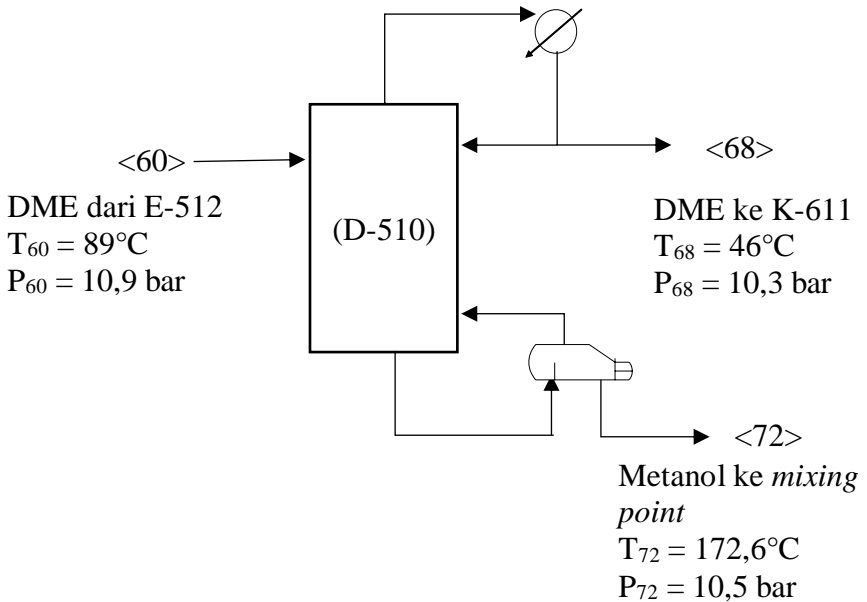
#### IV.2.27 Cooler III



**Tabel IV.40** Neraca Energi *Cooler III*

<b>Neraca Energi <i>Cooler III</i> (E-512)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>59</sub>	-100391231,0	H <sub>60</sub>	-116105696,5
H <sub>61</sub>	-2052749505,6	H <sub>62</sub>	-203703504,0
<b>Total</b>	<b>-2153140736,52</b>	<b>Total</b>	<b>-2153140736,52</b>

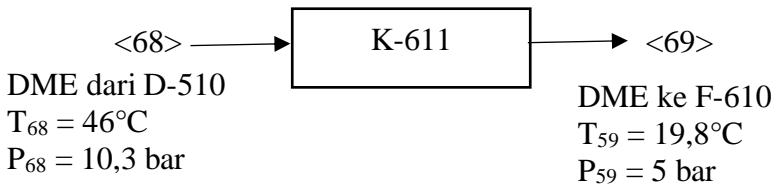
#### IV.2.28 Distilasi DME



Tabel IV.41 Neraca Energi Distilasi DME

Neraca Energi Distilasi DME (D-510)			
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$H_{60}$	-116105696,5	$H_{68}$	-44260103,5
		$H_{72}$	-74962309,6
<b>Total</b>	<b>-116105696,5</b>	<b>Total</b>	<b>-116105696,5</b>

#### IV.2.29 Expansion Valve IV





**Tabel IV.42** Neraca Energi *Expansion Valve IV*

<b>Neraca Energi <i>Expansion Valve IV</i> (K-611)</b>			
<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
H <sub>68</sub>	-44260103,5	H <sub>69</sub>	-44260103,5

Halaman ini sengaja dikosongkan

## BAB V

### DAFTAR HARGA DAN PERALATAN

#### V.1 Daftar dan Harga Peralatan

Daftar harga dan peralatan yang digunakan dalam Pra Desain Pabrik DME dari gas alam dengan proses tidak langsung sebagai berikut :

**Tabel V.1 Daftar dan Harga Peralatan**

Kode		Nama Alat	Jmlh	Harga (US\$,thn 2014)		Harga total (US\$,thn 2021)
				per unit	total	
G	111	Kompresor I	1	658.400	658.400	758.017
E	112	Heat Exchanger	1	20.300	20.300	23.371
R	110	Steam Reformer	1	2.560.000	2.560.000	2.947.334
R	120	POX Reformer	1	2.350.000	2.350.000	2.705.560
E	211	WHB	1	81.100	81.100	93.371
E	212	Cooler I	1	85.700	85.700	98.667
D	213	Flash Drum I	1	2.577.800	2.577.800	2.967.827
G	214	Kompresor II	1	1.780.000	1.780.000	2.049.318
E	215	Cooler II	1	68.900	68.900	79.325
R	210	Reaktor Methanol	1	2.670.000	2.670.000	3.073.977
G	311	Expander I	1	850.000	850.000	978.607
G	312	Expander II	1	475.000	475.000	546.869
D	313	Flash Drum II	1	2.677.800	2.677.800	3.082.957
G	314	Kompresor III	1	1.450.000	1.450.000	1.669.388
D	310	Distilasi Methanol	1	1.739.000	1.739.000	2.002.115
F	316	Akumulator I	1	14.800	14.800	17.039
E	315	Kondensor I	1	18.700	18.700	21.529

E	317	Reboiler I	1	26.200	26.200	30.164
G	318	Kompresor IV	1	303.500	303.500	349.420
F	411	Tangki Methanol	1	117.700	117.700	135.508
L	412	Pompa	2	71	141	162
E	413	Heater	1	101.500	101.500	116.857
G	414	Kompresor V	1	181.800	181.800	209.307
R	410	Reaktor DME	1	2.380.000	2.380.000	2.740.099
K	511	Valve	5	7.600	38.000	43.749
E	512	Cooler III	1	49.600	49.600	57.105
D	510	Distilasi DME	1	1.739.000	1.739.000	2.002.115
E	513	Kondensor II	1	14.800	14.800	17.039
F	514	Akumulator II	1	17.300	17.300	19.918
E	515	Reboiler II	1	33.000	33.000	37.993
F	610	Tangki DME	1	115.200	115.200	132.630
<b>Total harga peralatan</b>						<b>29.007.338</b>

## V.2 Spesifikasi Alat

### V.2.1 Kompresor I

Tabel V.2 Spesifikasi Kompresor I

Nama	Spesifikasi
Kode	G-111
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan gas alam dari 2 bar hingga 21 bar agar sesuai dengan kondisi operasi pada <i>Steam Reforming</i> (R-110)
Jumlah	1 buah 2 <i>stages</i>
Bahan	<i>Cast iron</i>
	$P_{suction} = 2 \text{ bar}, \quad T_{suction} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Kondisi operasi	$P_{discharge} = 21 \text{ bar,}$	$T_{discharge} = 248,7 \text{ }^\circ\text{C}$
Kapasitas	8670,3 kg/jam	
Efisiensi	71%	
Power	1600 hp	

### V.2.2 Heat Exchanger

**Tabel V.3** Spesifikasi Heat Exchanger

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-112
Fungsi	memanaskan umpan masuk gas alam dengan medium pemanas <i>syngas</i> , produk dari <i>Steam Reformer</i> (R-110) dan <i>POX Reformer</i> (R-120)
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,001 \text{ hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F/Btu}$
	$\Delta P_{liquid} < 10 \text{ psi}$
	$\Delta P_{gas} < 2 \text{ psi}$
<i>Shell</i>	ID = 17 in
	<i>Baffle</i> = 17
	Passes = 1
	$\Delta P = 1,8 \text{ psi}$
<i>Tube</i>	ID = 1,4 in

	OD	=	1,5	in
	BWG	=	17	
	<i>Pitch</i>	=	1 7/8	in <i>Triangular</i>
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	12	ft
	Jumlah	=	44	
	$\Delta P$	=	1,6	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,017	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	294	ft <sup>2</sup>

### V.2.3 Steam Reformer

**Tabel V.4** Spesifikasi *Steam Reformer*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	R-110
Fungsi	Mereaksikan steam dengan gas alam untuk menghasilkan syngas
Kapasitas	1525,4 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Type	<i>Fired Heater Reactor</i>
Jumlah	1 buah
Fase	Gas dengan katalis padat
Kondisi Operasi	
Suhu	878 °C
Tekanan	22,9 bar
Katalis	
Basis Material	NiO

Bentuk	Raschig ring
Diameter	9,6 mm
<i>Bulk density</i>	10,03 kg/m <sup>3</sup>
Porositas	0,58
<i>Tube</i>	
Jumlah <i>tube</i>	269
OD	4 in
ID	3,44 in
Panjang	20 ft
Susunan	<i>Triangular pitch</i>
Waktu tinggal	49 detik
<i>Furnace</i>	
Tinggi	20,00 ft
Panjang	20,46 ft
Lebar	14,92 ft

#### V.2.4 POX Reformer

Tabel V.5 Spesifikasi POX Reformer

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-120
Fungsi	mereaksikan gas alam dan oksigen untuk menghasilkan <i>syngas</i>
Kapasitas	10108,0 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Tipe	<i>Fixed bed reaktor</i>
	dengan tutup atas : <i>conical dished head</i>
	dan tutup bawah <i>standard dished head</i>

Jumlah	1 buah
Waktu Tenggat	12 detik
Dimensi	
Silinder	
ID	11,42 ft
OD	11,4 ft
Tebal	1 1/16 in
Tinggi	6,7 in
Tutup Atas	
Jenis	<i>Conical Dishead</i>
Tebal	1 1/16 in
Tinggi	3,30 ft
Tutup Bawah	
Jenis	<i>Standart Dishead</i>
Tebal	1 1/16 in
Tinggi	1,93 ft
Total Tinggi	14,4 ft

### V.2.5 WHB

**Tabel V.6** Spesifikasi WHB

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	E-211
Fungsi	memanfaatkan panas dari aliran produk <i>syngas</i> untuk menghasilkan <i>steam</i>
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>



Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,001 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$
	$\Delta P_{\text{liquid}} < 10 \text{ psi}$
	$\Delta P_{\text{gas}} < 2 \text{ psi}$
Shell	ID = 25 in
	<i>Baffle</i> = 25
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 1,0 \text{ psi}$
Tube	ID = 1,4 in
	OD = 1,5 in
	BWG = 15
	<i>Pitch</i> = 1 7/8 in <i>Triangular</i>
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 10 ft
	Jumlah = 110
$\Delta P = 0,002 \text{ psi}$	
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,001 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$
	Luas area = 648 ft <sup>2</sup>

## V.2.6 Cooler I

**Tabel V.7** Spesifikasi Cooler I

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	E-212
Fungsi	mendinginkan aliran produk <i>syngas</i> dari 400°C menjadi 65°C dengan medium pendingin <i>cooling water</i>
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,001$ hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 37 in
	<i>Baffle</i> = 28
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 1,3$ psi
Tube	ID = 1,4 in
	OD = 1,5 in
	BWG = 17
	<i>Pitch</i> = 1 7/8 in <i>Triangular</i>
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 12 ft

	Jumlah = 260
	$\Delta P = 0,2$ psi
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0011$ hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area = 1735 ft <sup>2</sup>

### V.2.7 Flash Drum I

**Tabel V.8** Spesifikasi *Flash Drum I*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-317
Fungsi	memisahkan H <sub>2</sub> O dari syngas
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade S</i>
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>elliptical dished head</i>
Diameter	10,0 ft
Tinggi	17,2 ft
Tebal <i>shell</i>	10/16 in
Tebal tutup atas	2 6/16 in
Tebal tutup bawah	2 6/16 in

### V.2.8 Kompresor II

**Tabel V.9** Spesifikasi Kompresor II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-214
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>syngas</i> dari 18,4 bar hingga 81 bar agar sesuai dengan kondisi operasi pada reaktor metanol
Jumlah	1 buah

Bahan	<i>Cast iron</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 18,4 \text{ bar}$ , $T_{suction} = 336 \text{ }^\circ\text{C}$
	$P_{discharge} = 81,0 \text{ bar}$ , $T_{discharge} = 694 \text{ }^\circ\text{C}$
Kapasitas	2508620 kg/jam
Efisiensi	78%
Power	510000 Hp

### V.2.9 Cooler II

**Tabel V.10** Spesifikasi *Cooler II*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	E-512
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	6 buah disusun paralel
Ketentuan	$R_D > 0,001 \text{ hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F/Btu}$
	$\Delta P_{liquid} < 10 \text{ psi}$
	$\Delta P_{gas} < 2 \text{ psi}$
<i>Shell</i>	ID = 39 in
	<i>Baffle</i> = 8
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 0,3 \text{ psi}$
<i>Tube</i>	ID = 0,6 in
	OD = 0,8 in

	BWG = 17
	<i>Pitch</i> = 15/16 in <i>Triangular</i>
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 12 ft
	Jumlah = 1206
	$\Delta P$ = 0,2 psi
Hasil Perhitungan	$R_D$ = 0,007 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area = 4025 ft <sup>2</sup>

## V.2.10 Reaktor Metanol

Tabel V.11 Spesifikasi Reaktor Metanol

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-210
Fungsi	Mereaksikan syngas menjadi Methanol dengan bantuan katalis
	Cu/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /ZnO
Tipe	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Fase	Gas dengan katalis padat
Bahan Konstruksi	<i>low alloy SA-353</i>
Jumlah	1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	248,3 °C
Tekanan	80,9 bar
Katalis	
Jenis	Cu/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /ZnO
Bentuk	<i>Pellet</i>

Diameter	5,8	mm
<i>Bulk density</i>	1441,7	kg/m <sup>3</sup>
Densitas partikel	2482,9	kg/m <sup>3</sup>
Porositas	0,419	
Berat Katalis	472095	kg
<i>Tube</i>		
Jumlah <i>tube</i>	154855	
OD	1,000	in
ID	0,902	in
Panjang	29	ft
<i>Pressure drop</i>	0,27	bar
<i>Shell</i>		
OD	38,7	ft
ID	36,4	ft
Tebal	14	in
<i>Pressure drop</i>	0,005	bar
Waktu Tinggal	14	detik
Tinggi Reaktor	20,3	m
Volume Reaktor	3221,6	m <sup>3</sup>

### V.2.11 Expander

**Tabel V.12** Spesifikasi *Expander*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-312
Tipe	<i>Centrifugal expander</i>
Fungsi	Menurunkan tekanan metanol dari 60 bar hingga 2 bar
	agar sesuai kondisi operasi pada <i>Flash Drum II</i> (D-313)

Jumlah	1 buah 3 stages
Bahan	Cast iron
Kondisi operasi	$P_{suction} = 60$ bar, $T_{suction} = 520$ K
	$P_{discharge} = 2$ bar, $T_{discharge} = 284$ K
Kapasitas	2508619 kg/jam
Efisiensi	75%
Power	330000 hp

### V.2.12 Flash Drum II

Tabel V.13 Spesifikasi Flash Drum II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-313
Fungsi	memisahkan H <sub>2</sub> O dari metanol
Material	High Alloy Steel SA 240 Grade S
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard</i>
	<i>dished head</i>
Diameter	10,0 ft
Tinggi	17,9 ft
Tebal <i>shell</i>	4/16 in
Tebal tutup atas	6/16 in
Tebal tutup bawah	6/16 in

### V.2.13 Kompresor III

Tabel V.14 Spesifikasi Kompresor III

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-314
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran <i>recycle</i> dari 2 bar hingga 20 bar agar sesuai dengan kondisi operasi pada <i>feed</i> dari G-214
Jumlah	1 buah 2 <i>stages</i>
Bahan	<i>Cast iron</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 2 \text{ bar}$ $T_{suction} = 11,2 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $P_{discharge} = 20 \text{ bar}$ $T_{discharge} = 339,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Kapasitas	2489642 kg/jam
Efisiensi	80%
<i>Power</i>	340000 hp

### V.2.14 Distilasi Metanol

Tabel V.15 Spesifikasi Distilasi Metanol

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-310
Fungsi	Memisahkan methanol dari air dan <i>syngas</i>
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade A</i>
Jumlah	1 unit
Jumlah <i>Plate</i>	22 <i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2 ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>
Diameter Kolom	7,5 in
<i>Area of Coloumn</i>	44,2 ft <sup>2</sup>



<i>Active Area</i>	35,4	ft <sup>2</sup>
<i>Active of Holes</i>	3,5	ft <sup>2</sup>
<i>Area of Downcomer</i>	4,4	ft <sup>2</sup>
$A_h/A$	0,1	
$A_d/A$	0,1	
$A_h/A_A$	0,1	
$d_h$	0,3	in
$h_w$	1,5	in
$l_w$	65,4	in
<i>Vessel</i>		
<i>Tipe Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
<i>Tinggi Vessel</i>	46,9	ft
<i>Tebal Shell</i>	5/16	in
<i>Tipe Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
<i>Tinggi Head</i>	1,5	ft
<i>Tebal Head</i>	6/16	in

## V.2.15 Kondensor I

**Tabel V.16** Spesifikasi Kondensor

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Kode	E-315		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>		
Jumlah	1	buah	
Ketentuan	$R_D$	> 0,001	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid}$	< 10	psi

	$\Delta P$ gas	< 2	psi
<i>Shell</i>	ID	= 12	in
	<i>Baffle</i>	= 2	
	<i>Passes</i>	= 1	
	$\Delta P$	= 0,2	psi
<i>Tube</i>	ID	= 0,6	in
	OD	= 0,8	in
	BWG	= 16	
	<i>Pitch</i>	= 1	in <i>Triangular</i>
	<i>Passes</i>	= 2	
	Panjang	= 8	ft
	Jumlah	= 82	
	$\Delta P$	= 9	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	= 0,431	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	= 258	ft <sup>2</sup>

### V.2.16 Akumulator I

Tabel V.17 Spesifikasi Akumulator

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-316
Fungsi	Menyimpan sementara distilat (metanol) sebelum dialirkan ke dalam Tangki Metanol (F-316)

Tipe	Silinder horisontal dengan bentuk <i>torispherical dishead head</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	306,6 ft <sup>3</sup>
Tinggi	206,3 in
Diameter	59,4 in
Tebal <i>Shell</i>	4/16 in
Tebal <i>head</i>	4/16 in
Tinggi <i>head</i>	14,0 in

### V.2.17 Reboiler I

**Tabel V.18** Spesifikasi *Reboiler I*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	E-317
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,003$ hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
<i>Shell</i>	ID = 23 in
	<i>Baffle</i> = 21
	<i>Passes</i> = 1

	$\Delta P$	=	9,1	psi
Tube	ID	=	1,4	in
	OD	=	1,5	in
	BWG	=	17	
	Pitch	=	1 7/8	in Triangular
	Passes	=	2	
	Panjang	=	16	ft
	Jumlah	=	91	
	$\Delta P$	=	0,007	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0034	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	607	ft <sup>2</sup>

### V.2.18 Kompresor IV

Tabel V.19 Spesifikasi Kompresor IV

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-318
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran <i>recycle</i> dari 1 bar hingga 20 bar
	agar sesuai kondisi operasi pada <i>feed</i> dari G-214
Jumlah	1 buah 2 <i>stages</i>
Bahan	<i>Cast iron</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 1 \text{ Bar}$ , $T_{suction} = 67 \text{ }^\circ\text{C}$ $P_{discharge} = 20 \text{ Bar}$ , $T_{discharge} = 329 \text{ }^\circ\text{C}$
Kapasitas	3203,9 kg/jam
Efisiensi	70%
Power	539 hp

## V.2.19 Tangki Metanol

**Tabel V.20** Spesifikasi Tangki Metanol

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	F-411
Fungsi	Menampung larutan metanol sebagai bahan baku sintesa DME
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade S</i>
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>
Diameter	10 ft
Tinggi	19,2 ft
Tebal	8/16 in
Tebal tutup atas	12/16 in
Tebal tutup bawah	12/16 in

## V.2.20 Pompa

**Tabel V.21** Spesifikasi Pompa

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	L-412
Fungsi	Mengalirkan metanol dari F-411 menuju E-413
Jumlah	2 unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	95,62 gpm
<i>Power</i>	771 hp
Material	<i>Case</i> : <i>Cast iron</i>
	<i>Rotor</i> : <i>Carbon steel</i>

Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i>	40
OD	4,5 in
ID	4,0 in
<i>Flow Area</i>	12,7 in <sup>2</sup>

### V.2.21 Heater

**Tabel V.22** Spesifikasi *Heater*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	E-413
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,003$ hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 21 in
	<i>Baffle</i> = 6
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 0,7$ psi
Tube	ID = 1,4 in

	OD	=	1,3	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 7/8	in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	12	ft
	Jumlah	=	342	
	$\Delta P$	=	0,000	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0001	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	537	ft <sup>2</sup>

## V.2.22 Kompresor V

Tabel V.23 Spesifikasi Kompresor V

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-414
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan metanol dari 15,4 bar hingga 20 bar
	agar sesuai dengan kondisi operasi pada reaktor DME
Jumlah	1 buah
Bahan	<i>Cast iron</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 15,4$ Bar, $T_{suction} = 230$ °C
	$P_{discharge} = 20$ Bar, $T_{discharge} = 257$ °C
Kapasitas	16101,3 kg/jam
Efisiensi	68%
<i>Power</i>	284 hp

### V.2.23 Reaktor DME

Tabel V.24 Spesifikasi Reaktor DME

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	R-410	
Fungsi	Mereaksikan Metanol menjadi DME dengan bantuan katalis $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$	
Tipe	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>	
Fase	Gas dengan katalis padat	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Katalis		
Jenis	$\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$	
Bentuk	<i>Pellet</i>	
Diameter	3	mm
<i>Bulk density</i>	933,3	kg/m <sup>3</sup>
Densitas partikel	1986,7	kg/m <sup>3</sup>
Porositas	0,525	
Berat Katalis	12616	kg
<i>Tube</i>		
Jumlah <i>tube</i>	9398	
OD	1,5	in
ID	1,4	in
Panjang	10	ft
<i>Pressure drop</i>	0,001	bar
<i>Shell</i>		
OD	13,83	ft
ID	13,5	ft
<i>Pressure drop</i>	0,000014	bar



Waktu Tinggal	54	detik
Tinggi Reaktor	26,3	ft
Volume Reaktor	162,6	m <sup>3</sup>

### V.2.24 Cooler III

Tabel V.25 Spesifikasi Cooler III

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-512		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>		
Jumlah	1 buah		
Ketentuan	$R_D$	>	0,001 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	<	10 psi
	$\Delta P$ gas	<	2 psi
Shell	ID	=	31 in
	<i>Baffle</i>	=	12
	<i>Passes</i>	=	1
	$\Delta P$	=	1,0 psi
Tube	ID	=	1,4 in
	OD	=	1,5 in
	BWG	=	15
	<i>Pitch</i>	=	1 7/8 in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2

	Panjang	=	12	ft
	Jumlah	=	177	
	$\Delta P$	=	0,1	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,000	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	834	ft <sup>2</sup>

## V.2.25 Distilasi DME

**Tabel V.26** Spesifikasi Distilasi DME

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	D-510
Fungsi	Memisahkan DME dari metanol dan air
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Jumlah <i>Plate</i>	17 <i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2 ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>
Diameter Kolom	4,0 in
<i>Area of Coloumn</i>	12,6 ft <sup>2</sup>
<i>Active Area</i>	10,1 ft <sup>2</sup>
<i>Active of Holes</i>	1,0 ft <sup>2</sup>
<i>Area of Downcomer</i>	1,3 ft <sup>2</sup>
$A_i/A$	0,1
$A_d/A$	0,1
$A_h/A_A$	0,1

$d_h$	0,3 in
$h_w$	1,5 in
$l_w$	34,9 in
<i>Vessel</i>	
<i>Tipe Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>
<i>Tinggi Vessel</i>	36 ft
<i>Tebal Shell</i>	10/16 in
<i>Tipe Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>
<i>Tinggi Head</i>	0,94 ft
<i>Tebal Head</i>	14/16 in

## V.2.26 Kondensor II

**Tabel V.27** Spesifikasi Kondensor II

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	E-513
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,001 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$
	$\Delta P \text{ liquid} < 10 \text{ psi}$
	$\Delta P \text{ gas} < 2 \text{ psi}$
Shell	ID = 12 in
	<i>Baffle</i> = 2
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 0,2 \text{ psi}$

Tube	ID	=	0,6	in
	OD	=	0,8	in
	BWG	=	16	
	<i>Pitch</i>	=	1	in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	8	ft
	Jumlah	=	82	
	$\Delta P$	=	6,0	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,002	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	258	ft <sup>2</sup>

### V.2.27 Akumulator II

Tabel V.28 Spesifikasi Akumulator II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-514
Fungsi	Menyimpan sementara distilat (produk utama) sebelum dialirkan ke dalam Tangki DME (F-610)
Tipe	Silinder horisontal dengan bentuk <i>torispherical dishead head</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	180,9 ft <sup>3</sup>
Tinggi	235,7 in
Diameter	42,4 in

Tebal <i>Shell</i>	2 4/16 in
Tebal <i>head</i>	7/16 in
Tinggi <i>head</i>	11,8 in

### V.2.28 Reboiler II

**Tabel V.29** Spesifikasi *Reboiler II*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-515
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,003$ hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
<i>Shell</i>	ID = 23 in
	<i>Baffle</i> = 12
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 5,6$ psi
	ID = 1,4 in
	OD = 1,5 in
	BWG = 17
	<i>Pitch</i> = 1 7/8 in <i>Triangular</i>
	<i>Passes</i> = 2

	Panjang	=	16	ft
	Jumlah	=	91	
	$\Delta P$	=	0,007	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,004	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	607	ft <sup>2</sup>

## V.2.29 Tangki DME

**Tabel V.30** Spesifikasi Tangki DME

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	F-610
Fungsi	Menampung larutan DME sebagai produk
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade S</i>
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>
Diameter	19 ft
Tinggi	35,6 ft
Tebal	1 8/16 in
Tebal tutup atas	1 14/16 in
Tebal tutup bawah	14/16 in

## **BAB VI**

### **ANALISIS EKONOMI**

Analisis ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik layak untuk didirikan. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, perlu dilakukan perhitungan bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah tercantum dalam Bab IV. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi yang dibutuhkan seperti yang tercantum dalam Bab V yang dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain itu, juga diperlukan analisa biaya yang diperlukan untuk beroperasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik.

#### **VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia**

##### **VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan**

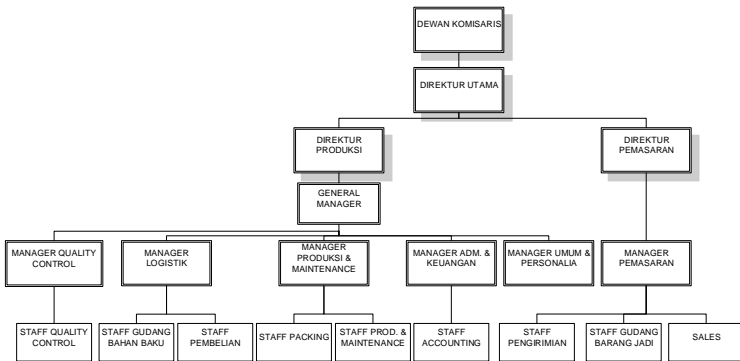
Dalam mengoperasikan Pabrik DME dari Gas Alam ini dipilih suatu bentuk badan perusahaan Perseroan Terbatas (PT), yaitu suatu persekutuan menjalankan perusahaan yang mempunyai modal usaha yang terbagi beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Selain itu permodalannya berasal dari dalam negeri. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
4. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

## VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini adalah garis dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.



**Gambar VI.1** Struktur Organisasi Perusahaan



Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai pemegang saham

Tugas Dewan Komisaris:

- Menunjuk Direktur Utama
- Mengawasi Direktur dan berusaha agar tindakan Direktur tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. Direktur Utama

Direktur adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Tugas Direktur Utama adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengevaluasi program kerja/rencana kerja yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi dan kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada Dewan Komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.

- Mengawasi jalannya perusahaan.  
Selain tugas-tugas diatas, direktur berhak mewakili PT secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

### 3. Direktur Produksi

Direktur bertanggung jawab ke Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya dan membawahi secara langsung General Manager baik yang berhubungan dengan personalia, pembelian, produksi maupun pengawasan produksi. Tugas Direktur Produksi :

- Membantu Direktur Utama dalam perencanaan produksi maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang masing-masing.
- Mengawasi unit produksi melalui General Manager, dan bagian yang bersangkutan.
- Mengendalikan proses produksi, seperti mengadakan penggantian alat produksi.
- Menentukan kapasitas produksi baik menaikkan atau menurunkan kapasitas.

### 4. Direktur Pemasaran

Direktur Pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Tugas Direktur Pemasaran adalah:

- Memperkenalkan jenis produk yang dibuat oleh perusahaan melalui berbagai media yang dibuat oleh perusahaan.
- Membuat rencana pemasaran.
- Melakukan kontrak penjualan dengan konsumen serta meninjau penjualan dan membatalkan penjualan jika terjadi ketidaksesuaian dengan kontrak.
- Melaporkan segala kegiatan yang bersangkutan dengan pemasaran kepada Direktur Utama.
- Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian terkait.

- Mengadakan evaluasi kerja pada tiap bagian yang terkait mengenai pelaksanaan pekerja.
- Mengadakan evaluasi terhadap skill pekerja dalam lingkungan Departemen Pemasaran untuk meningkatkan intensitas pemasaran.
- Menetapkan harga produk.

5. General Manager

General Manager bertanggungjawab kepada Direktur Produksi dan membawahi secara langsung Manager Quality Control (QC), Manager Logistik, Manager Produksi dan Maintenance, Manager Umum dan Personalia, serta Manager Administrasi dan Keuangan. Tugas General Manager adalah :

- Mengadakan pengawasan terhadap semua lini kegiatan.
- Memberikan pengarahan kepada bawahan tentang tugas dan tanggung jawab masing-masing.
- Mengadakan evaluasi secara berkala terhadap semua lini.
- Mengadakan usulan kepada Direktur tentang peningkatan skill karyawan.
- Mengadakan penilaian terhadap penanggung jawab semua lini.

6. Manager Quality Control (QC)

Manager Quality Control membawahi staff quality control (QC). Tugas Manager Quality Control adalah :

- Menetapkan rencana mutu sesuai dengan standar yang berlaku.
- Mengawasi pelaksanaan pengendalian mutu.
- Mengkoordinasi program kalibrasi peralatan inspeksi, ukur, dan uji.
- Memutuskan suatu produk siap untuk dikirim.
- Mencatat semua hasil inspeksi dan pengujian bahan baku dalam dokumen.

7. **Manager Logistik**  
Manager Logistik membawahi staff gudang bahan baku dan staff pembelian. Manager Logistik bertugas memberikan perintah kerja dan mengawasi langsung semua kegiatan yang berkaitan dengan pengadaan bahan baku tambahan sesuai standar dan penyerahannya ke bagian produksi serta kegiatan penyimpanan bahan baku tambahan tersebut.
  
8. **Manager Produksi & Maintenance**  
Manager Produksi & Maintenance membawahi staff Packing dan staff production & maintenance. Tugas manager Produksi & Maintenance adalah :
  - Mengawasi pelaksanaan proses produksi.
  - Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian yang terkait.
  - Membuat laporan hasil produksi dan kesiapan mesin secara berkala.
  - Mengevaluasi setiap bagian mengenai hasil pekerjaan, skill pekerja serta peningkatannya.
  - Mengatur jadwal perbaikan / perawatan mesin produksi.
  
9. **Manager Umum & Personalia**  
Manager Umum & Personalia berhubungan dengan karyawan-karyawan tidak tetap seperti Satuan Pengaman (Satpam). Tugas Manager Umum & Personalia adalah :
  - Mengadakan pengecekan rekapan gaji atau upah untuk karyawan.
  - Mengadakan pengecekan absensi dan lembur untuk karyawan.
  - Mengadakan koordinasi dengan bagian produksi dalam hal meningkatkan kemampuan kerja dan disiplin kerja setiap karyawan.
  - Melakukan teguran atau peringatan terhadap karyawan yang melakukan pelanggaran.

- Melakukan pengecekan, pemeriksaan, atau perawatan secara periodik terhadap ruang kantor, ruang produksi, atau ruang kerja dalam hal kebersihan, kerapian, dan lain sebagainya.

#### 10. Manager Administrasi & Keuangan

Manager Administrasi & Keuangan membawahi staff Accounting. Tugas Manager Administrasi & Keuangan adalah :

- Memeriksa laporan keuangan pabrik.
- Membuat laporan kas barang-barang yang ada di perusahaan secara periodik.
- Memeriksa laporan kas pabrik, apakah sudah sesuai dengan bukti bukti yang sudah ada.
- Membukukan laporan sesuai dengan pos-pos masing-masing departemen.

#### 11. Manager Pemasaran

Manager Pemasaran membawahi staff pengiriman, staff gudang barang jadi dan sales. Tugas dari Manager Pemasaran adalah :

- Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian terkait.
- Mengadakan evaluasi kerja pada tiap bagian yang terkait mengenai pelaksanaan pekerja.
- Mengadakan evaluasi terhadap skill pekerja dalam lingkungan Departemen Pemasaran untuk meningkatkan intensitas pemasaran.

### **VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk terselenggaranya pabrik Methanol dapat diuraikan sebagai berikut:

➤ Penentuan jumlah karyawan operasional

Kapasitas = 80.000 ton/tahun

$$= 242.425 \text{ ton / hari}$$

Berdasarkan *Gambar 6-8 Peters & Timmerhaus 5<sup>th</sup> Edition* halaman 198 untuk kondisi *fluid processing only* dengan kapasitas pabrik .000 ton/tahun, maka diperoleh jumlah karyawan operasi:

$$M = 15,2 P^{0,25}$$

dimana:

M = Karyawan operasi (pekerja-jam/(hari)(tahapan proses))

P = Kapasitas produk (ton/hari)

Maka,

$$M = 15,2 \times (242.425)^{0,25} \\ = 60 \text{ pekerja-jam/(hari)(tahapan proses)}$$

Karena ada 5 tahapan proses (*Syn-Gas Production, Methanol Production, Methanol Purification, DME Production, DME Purification*), maka jumlah karyawan yang dibutuhkan adalah: karyawan = 60 orang-jam/(hari).(tahapan proses) x 5 tahapan proses = 300 orang-jam/hari

**Tabel VI.1** Kebutuhan Karyawan Pabrik Dimetil eter (DME) dari gas alam

No.	Jabatan	Jumlah
		karyawan
1	Dewan Komisaris	4
2	Direktur Utama	1
3	Direktur	2
4	General Manager	1
5	Manager	6
6	Kepala Staff	9
7	Karyawan	
	a. Lulusan S1	36
	b. Lulusan D-3	104
	c. Lulusan SMU	64
8	Dokter	4

9	Perawat	8
10	Sekuriti	24
11	Office Boy	15
12	Karyawan Kebersihan	12
13	Supir	10

#### VI.1.4 Sistem Kerja

Pabrik DME direncanakan bekerja 330 hari per tahun dengan 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus-menerus selama 24 jam para karyawan diberikan jadwal bergilir (shift). Untuk ini jam kerja dibagi dalam tiga waktu kerja dimana tiap shift dibagi masing-masing 8 jam. Distribusi jam kerja diatur sebagai berikut :

Shift I (pagi)	:	07:00 – 15:00
Shift II (siang)	:	13:00 – 23:00
Shift III (malam)	:	23:00 – 07:00

Penggantian shift dilakukan sesuai aturan *International Labour Organization* yaitu sistem *metropolitan rota* atau biasa disebut 2-2-2 (dalam 1 minggu dilakukan 2 hari shift malam, 2 hari shift pagi, 2 hari shift siang, 1 hari libur), sehingga untuk 3 shift dibutuhkan 4 regu dengan 1 regu libur. Sistem ini dapat ditabelkan sebagai berikut :

**Tabel VI.2** Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2

Hari	1	2	3	4	5	6	7
Shift							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

Untuk pekerjaan yang tidak memerlukan pengawasan terus-menerus (*non-shift*) pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut :

Senin - Kamis	:	07:00 – 12:00	-	13:00 – 16:30
Jumat	:	07:00 – 11:30	-	13:00 – 16:00

Untuk hari Sabtu, Minggu dan hari besar merupakan hari libur.

### Jaminan Sosial

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan meliputi :

- a. Tunjangan
  - Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang dilakukan
  - Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja diluar jam kerja (khusus untuk tenaga kerja shift)
- b. Fasilitas
  - Disediakan kendaraan Dinas berupa :
    - Kendaraan roda empat bagi Direktur, General Manager, dan Manager
    - Disediakan kendaraan antar jemput bagi kepala staff dan karyawan bawahannya, atau diganti dengan uang transport yang sesuai
  - Setiap karyawan diberi dua pasang pakaian kerja, perlengkapan penunjang keselamatan kerja yang sesuai dengan bidang yang ditanganinya
- c. Pengobatan
  - Pengobatan ringan dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan kepada tenaga kerja yang membutuhkan
  - Untuk pengobatan berat diberikan penggantian ongkos sebesar 50 % secara langsung kepada rumah sakit, dokter dan apotek yang bersangkutan yang ditentukan oleh perusahaan
  - Karyawan yang mengalami gangguan kesehatan atau kecelakaan dalam melaksanakan tugasnya untuk perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan sepenuhnya
- d. Cuti



- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk pertimbangan ijinnya
  - Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
  - Cuti hamil selama dua bulan bagi tenaga kerja wanita
  - Cuti untuk keperluan dinas atau perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu
- e. Macam Absensi
- Mengingat akan disiplin karyawan untuk menunjang lancarnya produksi maka perlu diadakan suatu peraturan absensi berupa cuti yang terdiri dari :
- Cuti selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan selama satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan lagi.
  - Cuti hamil bagi karyawan wanita satu bulan sebelum melahirkan dan satu bulan setelah melahirkan.
  - Keperluan dinas atas perintah atasan mengingat pertimbangan kondisi perusahaan tertentu.

## **VI.2 Utilitas**

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik DME ini meliputi :

### 1. *Water Treatment System*

Berfungsi untuk mengolah air yang masih mengandung zat-zat pengotor menjadi air bersih (*filtered water*).

### 2. *Demineralized Water Plant*

Berfungsi untuk mengolah air bersih (*filtered water*) dengan menggunakan sistem pertukaran ion agar air bebas dari garam yang terlarut didalamnya sehingga dapat digunakan untuk air umpan *boiler*.

### 3. *Cooling Water System*

Berfungsi sebagai air pendingin pada *heat exchanger*.

4. *Electrical Power Generation System*

Sumber listrik yang digunakan untuk menjalankan peralatan proses dalam *plant*.

5. *Steam Generation System*

Untuk membangkitkan *steam* melalui proses pemanasan air hingga menjadi uap (*steam*)

6. Pengolahan Limbah

Mengelola limbah agar air yang sudah diolah dapat dibuang ke lingkungan dengan aman dan tanpa mencemari lingkungan.

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

### VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air adalah unit yang berfungsi untuk mengolah bahan baku yang masih mengandung zat-zat pengotor tersebut menjadi air bersih yang disebut *filtered water*. *Filtered water* ini selanjutnya digunakan untuk *make-up cooling tower*, bahan baku *demineralized water* (air demin), air minum, dan *service water*. Bahan baku yang digunakan adalah air laut yang diolah dengan cara elektrolisis. Air pada Pabrik DME dari Etanol ini digunakan untuk kepentingan :

- Air sanitasi, meliputi laboratorium dan karyawan.
- Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan boiler

Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air boiler, bak pendingin, kation-anion exchange.

### VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari boiler, pendingin dari reactor, dan dari *waste heat boiler*. Kebutuhan steam digunakan sebagai pemanas di reboiler, pemanas di heater, pemanas di *vaporizer*, dan sebagian besar dipakai untuk menggerakkan turbin untuk menghasilkan listrik, karena

kebutuhan *back-up* jika sewaktu-waktu *supply* listrik dari PLN terhambat. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit steam yaitu Boiler.

### **VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik Methanol dari gas alam ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

- Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu ada gangguan listrik dari PLN
- Untuk penerangan pabrik dan kantor, diambil dari generator

### **VI.2.4 Unit Pendingin**

Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut:

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
- Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

- a. *hardness* : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. besi : penyebab korosi
- c. silika : penyebab kerak
- d. minyak : dapat menyebabkan turunnya heat transfer

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur, dan korosi.

## **VI.3 Analisis Ekonomi**

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak.

Untuk itu pada pra desain pabrik metanol ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah:

1. Laju Pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time, POT*)
3. Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

### **VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return, IRR*)**

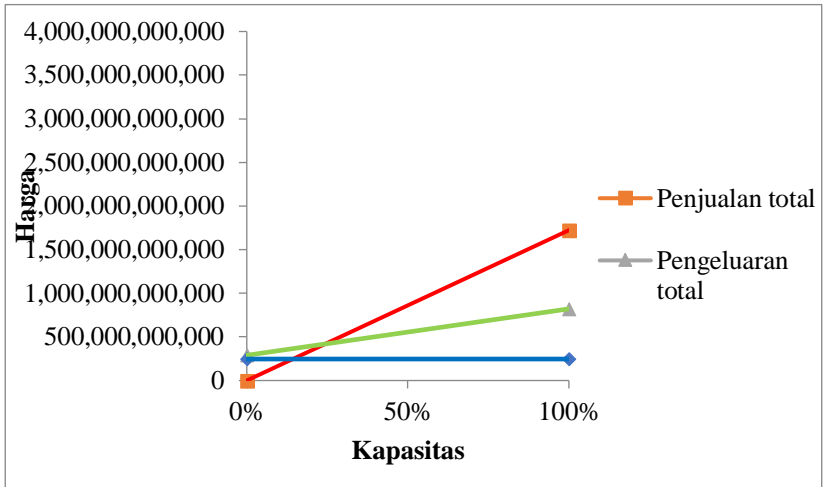
Dari hasil perhitungan appendix D, didapat nilai IRR ( $i$ ) sebesar 26.99%. Nilai  $i$  yang diperoleh lebih besar dari harga  $i$  untuk bunga pinjaman bank yaitu 10.5% per tahun. Dari segi IRR, pabrik ini layak untuk didirikan.

### **VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)**

Dari perhitungan yang dilakukan pada appendix D, didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3.5 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

### **VI.3.3 Titik Impas (*Break Even Point, BEP*)**

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC), Biaya variabel (VC), biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada appendix D didapatkan bahwa titik impas ( $BEP$ ) = 25.12%



**Gambar VI.2** Kurva *Break Event Point*

Halaman ini sengaja dikosongkan

## **BAB VII**

### **KESIMPULAN**

Dari hasil yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Proses terpilih : Tidak Langsung (*Indirect Process*)
2. Perencanaan operasi : Kontinyu, 24 jam/hari, selama 330 hari
3. Kapasitas produksi : 80.000 Ton DME/Tahun
4. Bahan baku : 68.669 Ton gas alam/Tahun
5. Masa konstruksi : 2 Tahun
6. Analisa ekonomi :

IRR (Internal Rate of Return)	26,99%
POT (Pay Out Time)	3,5 Tahun
BEP(Break Even Point)	25,12%

Dari hasil uraian diatas, segi teknis dan ekonomis Pabrik DME dari gas alam dengan Proses Tidak Langsung layak untuk didirikan.

Halaman ini sengaja dikosongkan



## DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, Young, "Process Equipment Design", John Wiley and Son, New York, 1959.
- Geankoplis, C. J., "Transport Process and Unit Operation", Third edition, Prentice Hall of India, New Delhi, 1997.
- Harriott, McCabe Smith, "Unit Operations of Chemical Engineering", 6<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill International Edition, Singapore, 1982.
- Himmelblau, David M., "Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering", 5<sup>th</sup> edition, Prentice Hall International, Inc, Singapore, 1989.
- J.H. Harker, J.R. Backhurst, "Process Plant Design", Heinmann Educational Books", London, 1997.
- Kern, "Processes Heat Transfer", McGraw Hill Book Comp. London. 1965.
- Levenspiel, O., "Chemical Reaction Engineering", 3rd edition, John Wiley and Sons, Singapore, 1972.
- Ludwig, "Applied Process Design for Chemical Engineering and Petrochemical Plants", Vol. 3, Gulf Publishing Company, Houston, Texas.
- Othmer, Kirk, "Encyclopedia of Chemical Technology", Vol.13, John Wiley and Sons, Inc. USA, 1967.
- Perry, R. H., "Chemical Engineer's Handbook", International edition, McGraw Hill Book Co, Singapore.
- Peters, MS., Timmerhaus, KD, "Plant Design and Economics For Chemical Engineerings", fifth edition, McGraw Hill Book Co, Singapore, 1991.
- Ulrich, G. D., "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", John Wiley and Sons, New York, 1984.
- Smith, J. M., and Van Ness, H. C. 2001, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", fourth edition, International edition McGraw Hill Book Co, Singapore, 1987.

Van Winkle, Matthew. 1967. "Distillation". New York: Mc Graw Hill.

[www.Gas Alam Atau Pemanfaatan Gas Bumi \\_ Oil and Gas Jobs.htm](#)

[www.kabupaten\\_bontang.htm](#)

[www.matche.com](#)

[www.eia.gov.com](#)

[www.alibaba.com](#)

[www.esdm.go.id](#)

[www.oil-industry-conversions.html](#)

[www.pertamina.com](#)

[www.sciencedirect.com](#)

## RIWAYAT HIDUP PENULIS



**Alifone Firdaus Nur Wicaksono Adi** lahir di Mojokerto, 27 November 1996. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Penulis menempuh Pendidikan formal sejak tahun 2002 di SDN Puri III, SMP Negeri 1 Puri, dan SMA Negeri 1 Puri. Saat ini penulis sedang menempuh pendidikan formal di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya Sejak tahun 2018. Penulis

melaksanakan kerja praktik di PT. Polychem Indonesia – Divisi Kimia. Tugas akhir merupakan syarat kelulusan jenjang S-1 yang ditempuh penulis di Laboratorium Termodinamika yang terdiri dari tugas pra desain pabrik dan tugas penelitian dengan judul yaitu Pra Desain Pabrik DME dari Gas Alam dengan Proses Tidak Langsung dan Pengukuran Keseimbangan Uap-Cair Sistem Biner Etanol + 1-Butanol, dan Aseton + 1-Butanol serta Sistem Terner Etanol + Aseton + 1-Butanol pada Tekanan Atmosferik di bawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA dan Annas Wiguno S.T, M.T. Penulis berhasil menyelesaikan Pendidikan tingginya pada tahun 2020. Apabila ada kritik dan saran yang membangun terkait penelitian tersebut, maka pembaca dapat menghubungi penulis via e-mail [djogker7@gmail.com](mailto:djogker7@gmail.com)

## RIWAYAT HIDUP PENULIS



**Tatik Gusti Wulanndari** lahir di Jombang, 06 Agustus 1995. Penulis merupakan anak kedua dari dua bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal sejak tahun 2002 di SD Negeri Bangsri, SMP Negeri 1 Tembelang, SMA Negeri Ploso, Jombang, dan D-III Teknik Kimia, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya. Saat ini penulis sedang menempuh pendidikan formal di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan

Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya sejak tahun 2017. Penulis melaksanakan kerja praktik di PT. Polychem Indonesia, Tbk. Tugas akhir merupakan syarat kelulusan jenjang S-1 yang ditempuh penulis di Laboratorium Termodinamika yang terdiri dari tugas pra desain pabrik Dimetil Eter (DME) dari Gas Alam dan Pengukuran Kesetimbangan Uap-Cair Sistem Biner Etanol + 1-Butanol Dan Aseton + 1-Butanol Serta Sistem Ternern Etanol + Aseton + 1-Butanol Pada Tekanan Atmosferik di bawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Kuswandoi, DEA dan Annas Wiguno, S. T., M. T. Penulis berhasil menyelesaikan pendidikan tingginya pada tahun 2020. Apabila ada kritik dan saran yang membangun terkait penelitian tersebut, maka pembaca dapat menghubungi penulis via email : [tgwulan07@gmail.com](mailto:tgwulan07@gmail.com)

