



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803**

**DME DARI GAS ALAM MELALUI *DIRECT  
PROCESS***

**Oleh :**

**Mohamad Aulia Ramadhan  
NRP. 0221164000113**

**Faza Bahiy Auliyaurrahman  
NRP. 0221164000143**

**Dosen Pembimbing :**

**Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.  
NIP. 1963 01 22 1987 01 1 001**

**Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.  
NIP. 1991 01 10 2015 04 2 002**

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



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803**

**DME DARI GAS ALAM MELALUI *DIRECT PROCESS***

**Oleh :**

**Mohamad Aulia Ramadhan**

**NRP. 02211640000113**

**Faza Bahiy Auliyaurrahman**

**NRP. 02211640000143**

**Dosen Pembimbing :**

**Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.**

**NIP. 1963 01 22 1987 01 1 001**

**Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.**

**NIP. 1991 01 10 2015 04 2 002**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN  
REKAYASA SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020**



**PLANT DESIGN PROJECT – TK184803**

**DME FROM NATURAL GAS BY *DIRECT PROCESS***

**Written by :**

**Mohamad Aulia Ramadhan**

**NRP. 02211640000113**

**Faza Bahiy Auliyaurrahman**

**NRP. 02211640000143**

**Advisors :**

**Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.**

**NIP. 1963 01 22 1987 01 1 001**

**Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.**

**NIP. 1991 01 10 2015 04 2 002**

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND  
SYSTEM ENGINEERING  
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF  
TECHNOLOGY  
SURABAYA  
2020**



## 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*, oksigen, dan recycle CO<sub>2</sub> yang merupakan *byproduct* dari tiap proses. Penambahan CO<sub>2</sub> tersebut dilakukan untuk menciptakan kondisi H<sub>2</sub>/CO = 1 yang mana merupakan rasio optimal dalam pembuatan DME dengan *direct process*. Penambahan *steam* sebanyak 0,045 dari jumlah mol karbon yang terdapat dalam gas alam. Sedangkan untuk oksigen yaitu 0,67 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 232.520,6 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 232.520,6 ton DME/tahun diperlukan bahan baku gas alam sebesar 30,428 MMSCFD atau 728.337,205 kg gas alam/jam.

Proses pembuatan DME menggunakan *direct process* dan dapat diuraikan menjadi 5 tahapan proses, yaitu proses *reforming*, *heat recovery steam generator*, absorpsi CO<sub>2</sub>, proses reaksi pembentukan DME, dan proses purifikasi produk. Pada proses *reforming* gas alam diubah menjadi *syn gas* menggunakan *autothermal reformer*. Tujuan menggunakan *autothermal reformer* adalah untuk melakukan efisiensi panas yang terjadi dalam proses *reforming* karena di dalam proses tersebut terjadi reaksi eksotermis dan endotermis secara simultan. Selanjutnya *syn gas* dengan suhu 1075°C didinginkan untuk dipisah kandungan airnya dan panas yang dimiliki *syn gas* dimanfaatkan untuk menciptakan steam dengan tekanan 23 bar. Lalu kandungan CO<sub>2</sub> pada *syn gas* diabsorb menggunakan solvent DME. Setelah itu, *syn gas* dikonversi menjadi DME dengan katalis Cu/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/ZnO. Reaktor DME beroperasi pada tekanan 50 bar dan suhu dijaga 260°C agar katalis tidak terdeaktivasi. Konversi CO yang menjadi DME mencapai 83%. Lalu produk utama berupa DME dipisahkan dengan *byproduct* berupa CO<sub>2</sub>, *unreacted syngas*, *water*, dan methanol. Di dalam proses purifikasi terdapat tiga proses distilasi, yaitu distilasi DME-CO<sub>2</sub> dengan Water-Methanol, distilasi DME dengan CO<sub>2</sub>, dan distilasi Methanol dengan Water. Sedangkan untuk memisahkan *syngas* hanya diperlukan separator biasa dan untuk memisahkan CO<sub>2</sub> menggunakan CO<sub>2</sub> absorber dengan kolom yang sama yang digunakan pada absorpsi tahap sebelumnya. Kemurnian

DME mencapai 99,45% liquid volume dan sudah *on specification* dengan peraturan ESDM. Penyimpanan DME menggunakan tiga buah tangki bertekanan 19 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 2.625.320.880.865,13 Sedangkan *Break Event Point* (BEP) yang diperoleh adalah sebesar 9,28%.

## LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

### “Pra Desain Pabrik DME dari Gas Alam”

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

Oleh :

**Mohamad Aulia Ramadhan** 02211640000113

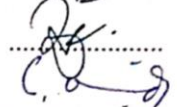
**Faza Bahiy Auliyaurrahman** 02211640000143

Disetujui Oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik :

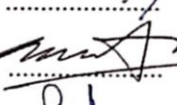
1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng  
(Pembimbing I)
2. Rizky Tetrisyanda, S.T., M  
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA  
(Penguji I)
4. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M. Eng  
(Penguji II)
5. Ni Made Intan Putri Suari., S.T., M.  
(Penguji III)



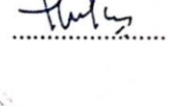
.....



.....



.....



.....



.....



Surabaya, 20 Februari 2020



## 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 (Dimetil Eter) dari Gas Alam** 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. Tuhan Yang Maha Esa yang senantiasa memberikan kemudahan dan petunjuk dalam menghadapi berbagai kesulitan
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng. selaku dosen pembimbing kami sekaligus Kepala Laboratorium Termodinamika, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
3. Ibu Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing kami di Laboratorium Termodinamika, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Ibu Dr. Widiyastuti., ST., MT selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.
5. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
6. Orang tua serta seluruh keluarga kami atas doa, dukungan, bimbingan, perhatian dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
7. Teman - teman dari Laboratorium Termodinamika dan semua teman - teman Teknik Kimia angkatan 2016 FTIRS-ITS serta semua pihak yang telah banyak membantu, yang tidak dapat kami sebutkan satu-persatu.

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, Januari 2020

Penyusun

## DAFTAR ISI

INTISARI.....	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
BAB I LATAR BELAKANG.....	1
1.1    Latar Belakang.....	1
1.2 <i>Supply Demand</i> DME di Indonesia.....	3
1.3    Ketersediaan Bahan Baku.....	5
1.4    Kegunaan DME.....	8
BAB II BASIS DESAIN DATA.....	11
2.1    Kapasitas Produksi.....	11
2.2    Penentuan Lokasi Pabrik.....	14
2.2.1    Ketersediaan Bahan Baku.....	14
2.2.2    Lokasi Pemasaran.....	16
2.2.3    Sumber Energi Listrik dan Air.....	17
2.2.4    Sumber Tenaga Kerja.....	18
2.2.5    Hukum dan Peraturan.....	19
2.2.6    Iklim dan Topografi.....	21
2.3    Karakteristik Bahan Baku dan Produk.....	24
2.3.1    Bahan Baku Utama.....	24
2.3.2    Kualitas Produk.....	25

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES .....	27
3.1 Tipe-tipe Proses .....	27
3.1.1 Pembuatan DME melalui <i>Direct Process</i> .....	27
3.1.2 Pembuatan DME melalui <i>Indirect Process</i> .....	28
3.2 Seleksi Jenis Sintesa DME .....	29
3.3 Seleksi Lisensor Proses .....	32
3.4 Uraian Proses.....	34
3.4.1 Sektor <i>Auto-thermal Reforming</i> .....	34
3.4.2 Sektor Heat Recovery Steam Generation .....	38
3.4.3 Sektor Purifikasi Syngas .....	39
3.4.4 Tahap Sintesa DME.....	40
3.4.5 Tahap Pemurnian.....	42
3.4.6 <i>Propane Refrigeration Cycle</i> .....	43
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI.....	45
4.1 Neraca Massa .....	45
4.1.1 <i>Mixing Point (Feed ke Fired Heater)</i> .....	46
4.1.2 <i>Fired Heater (Q-112)</i> .....	48
4.1.3 <i>Autothermal Reformer (R-110)</i> .....	51
4.1.4 <i>Water Syngas Separator (H-211)</i> .....	53
4.1.5 <i>Mixing Point (Syngas ke Absorber)</i> .....	54
4.1.6 <i>DME Based Absorber (D-210)</i> .....	56
4.1.7 <i>Syngas – DME Carryover Separator (H-214)</i> ....	58
4.1.8 <i>Tee Point (Purge Syngas)</i> .....	60
4.1.9 <i>Mixing Point (Feed ke Reaktor DME)</i> .....	61
4.1.10 Reaktor DME (R-220).....	63

4.1.11	<i>Flash Separator (H-312)</i> .....	64
4.1.12	<i>Unreacted Syngas Separator (H-314)</i> .....	66
4.1.13	Kolom Distilasi DME – Methanol (D-310).....	68
4.1.14	Kolom Distilasi Methanol – <i>Water</i> (D-330).....	70
4.1.15	Mixing Point ( <i>Feed D-320</i> ) .....	72
4.1.16	Kolom Distilasi DME – CO <sub>2</sub> (D-320) .....	75
4.2	Neraca Energi .....	77
4.2.1	<i>Mixing Point (Feed ke Fired Heater)</i> .....	78
4.2.2	<i>Fired Heater (Q-112)</i> .....	79
4.2.3	<i>Oksigen Heater (E-113)</i> .....	80
4.2.4	<i>Autothermal Reformer (R-110)</i> .....	81
4.2.5	<i>Heat Recovery Steam Generation (HRSG)</i> .....	82
4.2.6	<i>Water Syngas Separator (H-211)</i> .....	82
4.2.7	<i>Mixing Point (Syngas ke Absorber)</i> .....	83
4.2.8	<i>DME Based Absorber (D-210)</i> .....	84
4.2.9	<i>Chiller (E-213)</i> .....	84
4.2.10	<i>Syngas – DME Carryover Separator (H-214)</i> ....	85
4.2.11	<i>Tee Point (Purge Syngas)</i> .....	86
4.2.12	<i>Mixing Point (Feed ke Reaktor DME)</i> .....	86
4.2.13	Kompresor (G-222) .....	87
4.2.14	<i>Heat Exchanger (E-223)</i> .....	88
4.2.15	<i>Syngas Heater (E-224)</i> .....	88
4.2.16	Reaktor DME (R-410).....	89
4.2.17	<i>Cooler Produk Reaktor DME (E-311)</i> .....	90
4.2.18	<i>Flash Separator (H-312)</i> .....	90

4.2.19	<i>Chiller</i> (E-313) .....	91
4.2.20	<i>Unreacted Syngas Separator</i> (H-314) .....	91
4.2.21	Kolom Distilasi DME – Methanol (D-310).....	92
4.2.22	Kolom Distilasi Methanol – <i>Water</i> (D-330).....	93
4.2.23	Mixing Point ( <i>Feed</i> Kolom Distilasi D-320).....	94
4.2.24	Kolom Distilasi DME – CO <sub>2</sub> (D-320) .....	95
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN .....		97
5.1	Daftar dan Harga Peralatan .....	97
5.2	Spesifikasi Alat.....	99
5.2.1	Spesifikasi Autothermal Reformer (R-110) .....	99
5.2.2	Spesifikasi CO <sub>2</sub> Recycle Compressor (G-111)...	100
5.2.3	Spesifikasi Fired Heater (Q-112).....	101
5.2.4	Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (E-113) .....	101
5.2.5	Spesifikasi <i>Evaporator</i> (E-120).....	103
5.2.6	Spesifikasi Economizer (E-121).....	104
5.2.7	Spesifikasi DME Based Absorber (D-210) .....	105
5.2.8	Spesifikasi Water - Syngas Separator (H-211)..	106
5.2.9	Spesifikasi <i>Heater</i> (E-213).....	106
5.2.10	Spesifikasi <i>Flash Drum</i> (H-214) .....	107
5.2.11	Spesifikasi Fin Fan (E-215).....	108
5.2.12	Spesifikasi Pompa (L-216).....	109
5.2.13	Reaktor DME (R-220).....	109
5.2.14	Spesifikasi <i>Centrifugal Compressor</i> (G-222)....	111
5.2.15	Spesifikasi <i>Feed Reactor Pre-Heater</i> (E-223) ..	111
5.2.16	Spesifikasi <i>Feed Reactor Pre-Heater</i> (E-224) ..	112

5.2.17	Spesifikasi Distilasi DME (D-310) .....	114
5.2.18	Spesifikasi Heat Exchanger E-311 .....	115
5.2.19	Spesifikasi Separator (H-312) .....	116
5.2.20	Spesifikasi <i>Chiller</i> (E-313).....	116
5.2.21	Spesifikasi Separator (H-314) .....	117
5.2.22	Spesifikasi Chiller (E-315).....	118
5.2.23	Spesifikasi Akumulator (F-316).....	119
5.2.24	Spesifikasi Reboiler (E-317) .....	120
5.2.25	Spesifikasi Pompa (L-318).....	121
5.2.26	Spesifikasi Pompa (L-319).....	121
5.2.27	Spesifikasi Distilasi DME (D-320) .....	122
5.2.28	Spesifikasi Akumulator (F-324).....	123
5.2.29	Spesifikasi <i>Chiller</i> (E-325).....	124
5.2.30	Spesifikasi Reboiler (E-326) .....	125
5.2.31	Spesifikasi Fin Fan (E-328).....	126
5.2.32	Spesifikasi Distilasi DME (D-330) .....	127
5.2.33	Spesifikasi Akumulator (F-331).....	128
5.2.34	Spesifikasi <i>Chiller</i> (E-332).....	129
5.2.35	Spesifikasi Reboiler (E-333) .....	130
5.2.36	Spesifikasi Pompa (L-334).....	131
5.2.37	Spesifikasi DME Storage (F-340) .....	131
5.2.38	Spesifikasi Pompa DME Solvent (L-341).....	132
BAB VI ANALISA EKONOMI .....		133
BAB VII KESIMPULAN .....		149
DAFTAR PUSTAKA.....		151

*(halaman ini sengaja dikosongkan)*



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Jumlah cadangan gas alam di berbagai region .....	5
Tabel 1.2 <i>Properties</i> DME dan bahan bakar lain .....	8
Tabel 2.1 Data <i>Supply Demand</i> LPG di Indonesia.....	11
Tabel 2.2 Data pertumbuhan LPG di Indonesia .....	12
Tabel 2.3 Proyeksi LPG tahun 2021 .....	13
Tabel 2.4 Kapasitas Listrik PLN .....	17
Tabel 2.5 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lokasi.....	23
Tabel 2.6 Spesifikasi Bahan Baku.....	24
Tabel 2.7 Spesifikasi Produk DME .....	25
Tabel 3.1 Kondisi Operasi Sintesa DME secara Langsung.....	28
Tabel 3.2 Kondisi Operasi Sintesa DME Tidak Langsung .....	28
Tabel 3.3 Kelebihan dan Kekurangan Jenis Sintesa DME.....	29
Tabel 3.4 Perbandingan <i>Direct Process &amp; Indirect Process</i> .....	30
Tabel 3.5 Pembobotan Parameter Seleksi Proses.....	32
Tabel 3.6 Perbandingan Kondisi Operasi Sintesa DME .....	33
Tabel 3.7 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lisensor .....	33
Tabel 4.1 Komposisi Gas Alam .....	45
Tabel 4.2 Neraca Massa <i>Mixing Point (Feed ke Fired Heater)</i> ..	46
Tabel 4.3 Neraca Massa <i>Fired Heater (Q-112)</i> .....	48
Tabel 4.4 Neraca Massa <i>Fuel</i> pada <i>Fired Heater (Q-112)</i> .....	49
Tabel 4.5 Neraca Massa <i>Autothermal Reformer (R-110)</i> .....	51
Tabel 4.6 Neraca Massa <i>Water Syngas Separator (H-211)</i> .....	53
Tabel 4.7 Neraca Massa <i>Mixing Point</i> .....	55
Tabel 4.8 Neraca Massa <i>DME Based Absorber (D-210)</i> .....	56
Tabel 4.9 Neraca Massa <i>Syngas – DME Carryover Separator</i> ...	58
Tabel 4.10 Neraca Massa <i>Tee Point (Purge Syngas)</i> .....	60
Tabel 4.11 Neraca Massa <i>Mixing Point (Feed ke Reaktor)</i> .....	62
Tabel 4.12 Neraca Massa Reaktor DME (R-220) .....	63
Tabel 4.13 Neraca Massa <i>Flash Separator (H-312)</i> .....	64
Tabel 4.14 Neraca Massa <i>Unreacted Syngas Separator</i> .....	66
Tabel 4.15 Neraca Massa Kolom Distilasi (D-310) .....	68
Tabel 4.16 Neraca Massa Kolom Distilasi (D-330) .....	70
Tabel 4.17 Neraca Massa <i>Mixing Point (Feed D-320)</i> .....	72

Tabel 4.18 Neraca Massa Kolom Distilasi (D-320) .....	75
Tabel 4.19 Neraca Energi <i>Mixing Point (Feed ke Fired Heater)</i> .....	78
Tabel 4.20 Neraca Energi <i>Fired Heater (Q-112)</i> .....	79
Tabel 4.21 Neraca Energi <i>Oksigen Heater (E-113)</i> .....	80
Tabel 4.22 Neraca Energi <i>Autothermal Reformer (R-110)</i> .....	81
Tabel 4.23 Neraca Energi <i>HRSG</i> .....	82
Tabel 4.24 Neraca Energi <i>Water Syngas Separator (H-211)</i> .....	82
Tabel 4.25 Neraca Energi <i>Mixing Point (Syngas ke Absorber)</i> .....	83
Tabel 4.26 Neraca Energi <i>DME Based Absorber (D-210)</i> .....	84
Tabel 4.27 Neraca Energi <i>Chiller (E-213)</i> .....	85
Tabel 4.28 Neraca Energi <i>Separator (H-214)</i> .....	85
Tabel 4.29 Neraca Energi <i>Tee Point (Purge Syngas)</i> .....	86
Tabel 4.30 Neraca Energi <i>Mixing Point (Feed ke Reaktor)</i> .....	87
Tabel 4.31 Neraca Massa Kompresor (G-222) .....	87
Tabel 4.32 Neraca Energi <i>Heat Exchanger (E-223)</i> .....	88
Tabel 4.33 Neraca Energi <i>Syngas Heater (E-224)</i> .....	89
Tabel 4.34 Neraca Energi <i>Reaktor DME (R-410)</i> .....	89
Tabel 4.35 Neraca Energi <i>Cooler (E-311)</i> .....	90
Tabel 4.36 Neraca Energi <i>Flash Separator (H-312)</i> .....	90
Tabel 4.37 Neraca Energi <i>Chiller (E-313)</i> .....	91
Tabel 4.38 Neraca Energi <i>Separator (H-314)</i> .....	91
Tabel 4.39 Neraca Energi <i>Kolom Distilasi (D-310)</i> .....	92
Tabel 4.40 Neraca Energi <i>Kolom Distilasi (D-330)</i> .....	93
Tabel 4.41 Neraca Energi <i>Mixing Point (Feed D-320)</i> .....	94
Tabel 4.42 Neraca Energi <i>Kolom Distilasi (D-320)</i> .....	95
Tabel 5.1 Daftar Harga Alat .....	97
Tabel 5.2 Spesifikasi <i>Autothermal Reformer</i> .....	99
Tabel 5.3 Spesifikasi <i>CO2 Recycle Compressor (G-111)</i> .....	100
Tabel 5.4 <i>Fired Heater (Q-112)</i> .....	101
Tabel 5.5 <i>Heat Exchanger (E-113)</i> .....	101
Tabel 5.6 Spesifikasi <i>Evaporator (E-120)</i> .....	103
Tabel 5.7 Spesifikasi <i>Economizer (E-121)</i> .....	104
Tabel 5.8 Spesifikasi <i>DME Based Absorber (D-210)</i> .....	105
Tabel 5.9 Spesifikasi <i>Water - Syngas Separator (H-211)</i> .....	106
Tabel 5.10 Spesifikasi <i>Heater (E-213)</i> .....	106

Tabel 5.11 Spesifikasi <i>Flash Drum</i> (H-214) .....	107
Tabel 5.12 Spesifikasi <i>Fin Fan</i> (E-215) .....	108
Tabel 5.13 Spesifikasi Pompa (L-216) .....	109
Tabel 5.14 Reaktor DME (R-220) .....	109
Tabel 5.15 Spesifikasi <i>Centrifugal Compressor</i> (G-222) .....	111
Tabel 5.16 Spesifikasi <i>Feed Reactor Pre-Heater</i> (E-223) .....	111
Tabel 5.17 Spesifikasi <i>Feed Reactor Pre-Heater</i> (E-224) .....	112
Tabel 5.18 Spesifikasi Distilasi DME (D-310) .....	114
Tabel 5.19 Spesifikasi Heat Exchanger E-311 .....	115
Tabel 5.20 Spesifikasi Separator (H-312) .....	116
Tabel 5.21 Spesifikasi <i>Chiller</i> (E-313) .....	116
Tabel 5.22 Spesifikasi Separator (H-314) .....	117
Tabel 5.23 Spesifikasi Akumulator (F-316) .....	119
Tabel 5.24 Spesifikasi Reboiler (E-317) .....	120
Tabel 5.25 Spesifikasi Pompa (L-318) .....	121
Tabel 5.26 Spesifikasi Pompa (L-319) .....	121
Tabel 5.27 Spesifikasi Distilasi DME (D-320) .....	122
Tabel 5.28 Spesifikasi Akumulator (F-324) .....	123
Tabel 5.29 Spesifikasi <i>Chiller</i> (E-325) .....	124
Tabel 5.30 Spesifikasi Reboiler (E-326) .....	125
Tabel 5.31 Spesifikasi Fin Fan (E-328) .....	126
Tabel 5.32 Spesifikasi Distilasi DME (D-330) .....	127
Tabel 5.33 Spesifikasi Akumulator (F-331) .....	128
Tabel 5.34 Spesifikasi <i>Chiller</i> (E-332) .....	129
Tabel 5.35 Spesifikasi Reboiler (E-333) .....	130
Tabel 5.36 Spesifikasi Pompa (L-334) .....	131
Tabel 5.37 Spesifikasi Pompa DME Solvent (L-341) .....	132

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Jumlah produksi LPG Indonesia tahun 2014-2018 ...	3
Gambar 1.2 Grafik <i>supply demand</i> LPG di Indonesia .....	4
Gambar 1.3 Data LPG Indonesia tahun 2016-2050 .....	5
Gambar 1.4 Persebaran cadangan gas alam di Indonesia .....	6
Gambar 2.1 <i>Supply-Demand</i> Gas Bumi Region I .....	15
Gambar 2.2 <i>Supply-Demand</i> Gas Bumi Region V .....	16
Gambar 2.3 Persebaran lokasi PT. Pertamina <i>Refinery Unit</i> .....	17
Gambar 2.4 Peta Pola Ruang Riau .....	19
Gambar 2.5 Peta Rencana Pola Ruang Kalimantan Timur .....	20
Gambar 2.6 Peta Topografi Provinsi Riau .....	22
Gambar 2.7 Peta Topografi Provinsi Kalimantan Timur .....	22
Gambar 3.1 Hasil Seleksi Proses .....	32
Gambar 3.2 Hasil Seleksi Lisensor .....	34
Gambar 3.3 Blok Diagram Pembuatan DME.....	34
Gambar 3.4 Diagram <i>Autothermal Reformer</i> (R-110) .....	35
Gambar 3.5 <i>Process Flow Diagram</i> Sektor HRSG .....	39
Gambar 3.6 <i>Process Flow Diagram CO<sub>2</sub> Absorber</i> .....	40
Gambar 3.7 Kurva Konversi DME terhadap Rasio Syngas .....	41

# **BAB I**

## **LATAR BELAKANG**

### **1.1 Latar Belakang**

Energi adalah salah satu kebutuhan hidup manusia. Energi menjadi sumber utama dalam melakukan aktivitas sehari-hari. Dewasa ini, kebutuhan energi di Indonesia semakin meningkat. Untuk itu diperlukan pemanfaatan energi alternatif seperti batu bara, gas bumi serta energi terbarukan harus terus dikembangkan untuk mencapai ketahanan energi Nasional. Beberapa upaya yang telah dilaksanakan antara lain ialah pengembangan Bahan Bakar Nabati seperti biodiesel dan bioethanol yang digunakan sebagai pengganti bahan bakar minyak seperti solar dan premium. Di lain sisi, pemanfaatan energi nasional yang malah merugikan negara harus segera dibenahi. Tercatat oleh Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2007, bahwa pemakaian minyak tanah untuk rumah tangga mencapai 9,9 juta kiloliter per tahunnya. Hal ini dinilai akan menjadi pemborosan pemerintah jika harus terus menerus mengalokasikan dana APBN untuk mensubsidi minyak tanah yang semakin meningkat kebutuhannya. Dalam proses distribusi minyak tanah sendiri telah terjadi penyelewengan baik oleh distributor maupun konsumen. Jumlah kasus penyelewengan ini mencapai angka 35-40% produk minyak tanah yang didistribusikan. Kemudian, kenaikan harga minyak dunia yang cenderung tidak stabil membuat masyarakat Indonesia resah. Hal ini dikarenakan konsumsi terbesar masyarakat Indonesia, minyak tanah, yang mengalami kenaikan harga, yang menyebabkan masyarakat harus mengeluarkan uang lebih banyak untuk mencukupi kebutuhan hidup, dan secara tidak langsung hal ini menyebabkan penurunan daya beli dan kesejahteraan masyarakat. Beberapa hal tersebut melatar belakangi pemerintah pada tahun 2007 untuk menerapkan program konversi minyak tanah ke *Liquefied Petroleum Gas* (LPG).

Namun, sejak pemerintah menerapkan program konversi minyak tanah ke LPG, konsumsi LPG mengalami kenaikan yang sangat drastis tanpa diiringi dengan produksi LPG yang setara dengan konsumsinya. Berdasarkan Laporan Tahunan Dirjen Migas Tahun 2018 konsumsi LPG subsidi dan non subsidi dalam negeri tahun 2018 adalah 7,576 juta ton, dan  $\pm 27\%$  diantaranya dicukup oleh produksi dalam negeri dan sisanya impor. Produksi LPG cenderung menurun dari tahun 2014 sampai tahun 2018. Penurunan produksi terbesar diperoleh dari penurunan produk kilang LPG pola hulu. Dari kilang LPG pola hulu tersebut penurunan terbesar diperoleh dari penurunan produk LPG dari kilang PT Badak. Penurunan produk LPG dari kilang PT Badak disebabkan saat ini feed gas yang berasal dari lapangan hulu memiliki kandungan propana dan butana yang rendah dikarenakan beberapa lapangan hulu sudah mengalami penurunan produksi (*declining*). Oleh karenanya dibutuhkan tambahan produksi LPG atau bahan bakar sejenisnya untuk mengurangi jumlah impor.

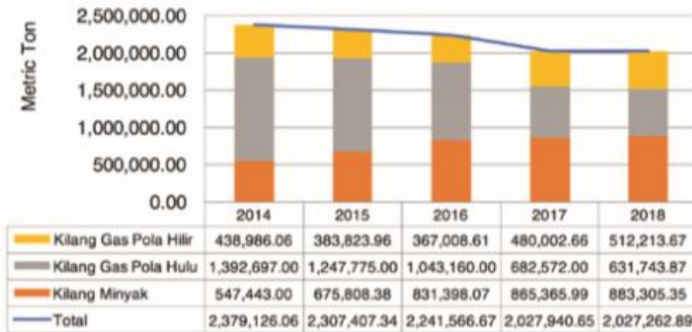
DME (Dimetil Eter) adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$  yang dapat dihasilkan dari pengolahan gas bumi, hasil olahan dan hidrokarbon lain yang pemanfaatannya untuk bahan bakar. DME sebagai Bahan Bakar dapat dimanfaatkan secara langsung atau sebagai campuran. DME memiliki sifat yang hamper sama dengan LPG, yaitu berwujud gas pada kondisi ruang dan mempunyai titik didih yang berdekatan dengan LPG. Sehingga DME mudah untuk dicarikan seperti LPG. Bahan baku DME dapat berupa *synthesis gas (one step process)* atau *methanol (two step process)*.

Mengingat kebutuhan energi nasional yang semakin tinggi, maka diperlukan energi baru yang mana dapat mensubstitusi energi yang telah ada. Potensi ketersediaan gas alam Indonesia yang melimpah juga menjadi latar belakang utama didirikannya Parik DME dari Gas Alam ini.

## 1.2 Supply Demand DME di Indonesia

Pada dasarnya tujuan pembangunan pabrik ini adalah untuk menggantikan peran LPG melalui energi baru yaitu DME, yang hingga saat ini di Indonesia belum terdapat pabrik yang memproduksi bahan bakar tersebut. Oleh karenanya untuk menentukan kapasitas produksi pabrik dapat dilakukan kajian terlebih dahulu mengenai *supply demand* LPG.

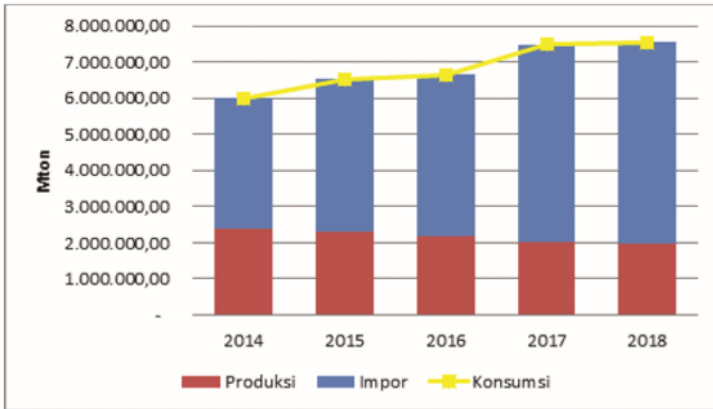
Kondisi terkini menunjukkan bahwa dari total produksi kilang LPG sebesar 2,027 juta ton hanya dapat memenuhi kebutuhan LPG dalam negeri sebesar  $\pm 27\%$  (konsumsi LPG subsidi dan non subsidi dalam negeri tahun 2018 adalah 7,576 juta ton) dengan sisanya dipenuhi dari impor. Dalam beberapa tahun terakhir, produksi LPG dari kilang gas mengalami penurunan dan diperkirakan terus menurun di masa mendatang. Hal ini merupakan akibat dari penurunan produksi bahan baku LPG, yaitu propana ( $C_3H_8$ ) dan butana ( $C_4H_{10}$ ) dari lapangan gas di dalam negeri. Adapun data produksi LPG di Indonesia pada tahun 2014 hingga 2018 disajikan pada Gambar I.1 berikut.



**Gambar 1.1** Jumlah produksi LPG Indonesia tahun 2014-2018  
(Sumber: Dirjen Migas, Laporan Tahunan 2018)

Terlihat dalam lima tahun terakhir hasil produksi kilang LPG mengalami penurunan sedangkan jumlahnya terus meningkat. Hal ini mengakibatkan terjadi defisit yang menyebabkan harus dilakukannya impor untuk memenuhi

kebutuhan dalam negeri. Hingga pada tahun 2018 jumlah impor LPG Indonesia mencapai 5,5 juta ton atau dengan kata lain 70% kebutuhan LPG dalam negeri dicukupi melalui impor. Adapun pada Gambar I.2 disajikan data *supply demand* LPG Indonesia tahun 2014-2015.

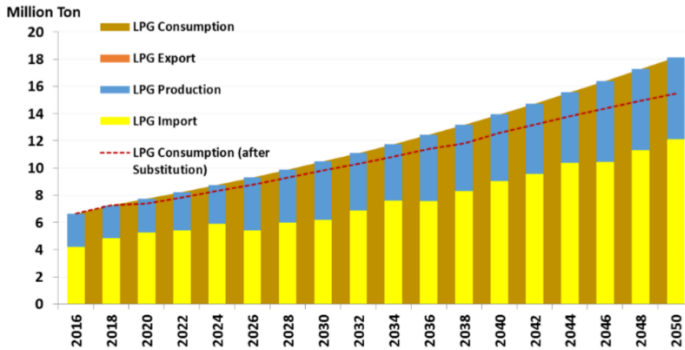


**Gambar 1.2** Grafik *supply demand* LPG di Indonesia  
(Sumber: Dirjen Migas, Laporan Tahunan 2018)

Meskipun dalam kondisi deficit LPG, Indonesia tetap melakukan kegiatan ekspor LPG kepada Timor Leste, hal ini dilakukan untuk menjaga stabilitas hubungan baik antar negara. Pada tahun 2018 PT Pertamina mengekspor LPG Non PSO sebanyak 434,1

Ton. Berdasarkan data dari BPPT, diperkirakan kebutuhan LPG akan meningkat hingga 2,7 kali lipat pada tahun 2050 atau sebanyak 18,1 juta ton. Adapun data perkiraan *supply demand* LPG hingga tahun 2050 disajikan pada Gambar I.3 berikut.





**Gambar 1.3** Data LPG Indonesia tahun 2016-2050  
(Sumber: BPPT, Outlook Energi Indonesia 2018)

### 1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan gas alam di Indonesia masih sangat besar. Menurut data Ditjen Migas tahun 2017, cadangan gas alam konvensional Indonesia mencapai 142.72 TSCF, sebesar 100.36 TSCF merupakan cadangan terbukti dan 42.36 TSCF merupakan cadangan potensial. Adapun jumlah cadangan di masing masing region dapat dilihat pada tabel I.1 berikut, dan untuk lokasi persebaran cadangan gas alam di Indonesia disajikan pada Gambar I.4.

**Tabel 1.1** Jumlah cadangan gas alam di berbagai region

Region	Cadangan gas alam (TSCF)
I	6,60
II	74,83
III	0,67
IV	4,66
V	15,35
VI	40,61

(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)



**Gambar 1.4** Persebaran cadangan gas alam di Indonesia  
(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)

Dari total produksi gas alam di tahun 2017, persentase pemanfaatannya antara lain 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 Program Pemerintah berupa Jargas Rumah Tangga dan SPBG sebesar 0.15%. Sedangkan ekspor gas pipa sebesar 12.04% dan ekspor LNG 29.37%.

Meskipun sebagian besar gas alam telah dimanfaatkan dalam berbagai sektor, hingga saat ini masih terdapat cadangan gas alam yang belum direncanakan pemanfaatannya. Sebagaimana pada tabel I.1 berikut disajikan data jumlah cadangan gas alam beserta rencana pemanfaatannya dari pemerintah.

**Tabel I.1** Proyek-proyek hulu gas alam Indonesia

Lokasi	Jumlah Cadangan	Rencana Pemanfaatan	Keterangan
Blok A Aceh	0,56 TSCF (2P Risk)	Sektor Pupuk dan Sektor Industri	Diperkirakan <i>first gas in</i> pertengahan 2018
East Natuna	46,00 TSCF	(belum ada rencana)	

<b>Lokasi</b>	<b>Jumlah Cadangan</b> <i>(exclude 72% CO<sub>2</sub>)</i>	<b>Rencana Pemanfaatan</b>	<b>Keterangan</b>
Jambaran Tiung Biru (JTB)	1,20 TSCF <i>(exclude 34% CO<sub>2</sub>)</i>	Sektor Kelistrikan dan Sektor Industri	first gas in pada tahun 2020 dengan kemampuan 330 MMSCFD (peak)
IDD	2,32 TSCF	<ul style="list-style-type: none"> <li>• IDD Bangka Dialokasikan ke PT Pertamina</li> <li>• IDD Rapak Ganal belum terdapat rencana</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• IDD Bangka berkapasitas 85 MMSCFD</li> <li>• IDD Rapak Ganal berkapasitas 800 MMSCFD</li> </ul>
Merakes	0,81 TSCF	(belum ada rencana)	Kapasitas 391 MMSCFD. <i>First gas in</i> tahun 2021
Tanggung Train 3	5,7 TSCF (2P Risk)	Sektor Petrokimia dan Sektor Kelistrikan	Kapasitas 709 MMSCFD. <i>First gas in</i> pada kuartal II-2020
Asap-Kido-Merah	1,49 TSCF	Sektor Petrokimia dan Sektor Industri	Kapasitas 170 MMSCFD. <i>First gas in</i> pada kuartal I-2021
Abadi	10,73 TSCF	(belum ada rencana)	Kapasitas 1200 MMSCFD. <i>First gas in</i> pada 2027

(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)

#### 1.4 Kegunaan DME

*Dimethyl Ether* (DME) merupakan senyawa eter yang paling sederhana dengan rumus kimia  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$ . DME adalah senyawa yang mudah terbakar pada kondisi ambien dan akan membentuk fasa *liquid* ketika ditekan di atas 0,5 MPa. Oleh karena itu biasanya DME dipergunakan dan disimpan dalam fasa *liquid*. Sebagaimana pada tabel I.2, *caloric value* DME fasa *liquid* adalah  $4.620 \text{ kcal.L}^{-1}$ , sekitar 85% dari LPG; sedangkan pada fasa gas, 14.200 kcal, atau setara 1,6 kali lipat dari *natural gas*. Selain itu, *cetane number* DME adalah 55 hingga 60, yang setara 1 hingga 1,5 kali lipat dari *diesel fuel*. Karena *properties* seperti demikian, DME memiliki keuntungan khusus untuk dapat masuk kedalam pasar gas dan bahan bakar cair. Potensi kegunaan utama dari *Dimethyl Ether* adalah baik sebagai pengganti *propane* dalam LPG untuk memasak, atau sebagai bahan bakar dalam pembangkit listrik *gas turbine*, dan sebagai bahan bakar transportasi mesin diesel.

**Tabel 1.2** *Properties* DME dan bahan bakar lain

<i>Properties</i>	DME	Propane (LPG)	Methane (Nat.gas)	<i>Diesel fuel</i>
<i>Chemical formula</i>	$\text{CH}_3\text{OCH}_3$	$\text{CH}_8$	$\text{CH}_4$	
<i>Boiling Point (°C)</i>	-25,1	-42,0	-161,5	180 to 370
<i>Liquid density (g cm<sup>-3</sup> at 20 °C)</i>	0,67	0,49	0,42	0,84
<i>Liquid viscosity (kg.m<sup>-1</sup>s<sup>-1</sup> at 25 °C)</i>	0,12 to 0,15	0,2	-	2 to 4
<i>Specific gravity of gas (vs. air)</i>	1,59	1,52	0,55	-

<i>Properties</i>	<b>DME</b>	<b>Propane (LPG)</b>	<b>Methane (Nat.gas)</b>	<i>Diesel fuel</i>
<i>Vapor pressure (MPa at 25 °C)</i>	0,61	0,93	-	-
<i>Explosion limit (%)</i>	3,4 to 17	2,1 to 9,4	5 to 15	0,6 to 6,5
<i>Cetane number</i>	55 to 60	5	0	40 to 55
<i>Net calorific value (kcal Nm<sup>-3</sup>)</i>	14.200	21.800	8.600	-
<i>Net calorific value (kcal L<sup>-1</sup>)</i>	4.620	5.440	5.040	8.400
<i>Net calorific value (kcal kg<sup>-1</sup>)</i>	6.900	11.100	12.000	10.000

(sumber : Prabowo et al, 2017)

DME sangat mungkin untuk dimanfaatkan sebagai substitusi LPG, mengingat sifat-sifat dasarnya yang tidak terlalu berbeda. Pemanfaatan DME sebagai substitusi LPG diperkirakan tidak akan merubah spesifikasi teknik tabung LPG, selain menggantikan karet penyekat (seal) dengan bahan yang cocok terhadap DME. Campuran 20% DME pada LPG tidak memerlukan perubahan apapun pada tabung dan perlengkapan LPG lainnya.

(Boedoyo, 2010)

Selain itu, DME dikenal sebagai energi alternatif yang bersih dan bernilai untuk beberapa alasan, antara lain:

- Ini dapat disimpan dan ditangani dengan aman, karena tidak menghasilkan peroksida peledak.
- Produk pembakarannya, seperti karbon monoksida dan emisi hidrokarbon yang tidak terbakar, lebih kecil dari gas alam karena DME hanya memiliki ikatan C-H dan C-O,

tetapi tidak ada ikatan C-C, dan karena mengandung sekitar 35% oksigen.

- Karena angka setana yang tinggi, DME dianggap sebagai alternatif yang sangat baik untuk bahan bakar transportasi saat ini tanpa emisi bahan partikulat dan gas beracun seperti NO<sub>x</sub> saat pembakaran.
- Memiliki tekanan uap yang serupa dengan LPG, dan karenanya dapat digunakan dalam infrastruktur yang ada untuk transportasi dan penyimpanan.
- DME terdegradasi di atmosfer dan bukan gas rumah kaca

Keuntungan lain dari DME adalah dapat diproduksi dari berbagai bahan baku termasuk gas alam, minyak mentah (*crude oil*), minyak residu (*residual oil*), batubara, biomassa dan produk limbah. Oleh karenanya muncul istilah "*Multi-Source and Multi-Use DME*". Fitur ini menguntungkan untuk memberikan fleksibilitas dan keberlanjutan tidak hanya pada pasokan sumber daya tetapi juga pada pemasaran produk.

## BAB II BASIS DESAIN DATA

### 2.1 Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi adalah salah satu hal yang vital peranannya dalam perencanaan pra desain pabrik. Karena hal tersebut akan berpengaruh kepada tahap-tahap seleksi proses, dan desain alat nantinya. Adapun perlu diketahui bahwa pabrik DME dari gas alam ini diproyeksikan berdiri pada tahun 2021 (3 tahun yang akan datang), kiranya dalam kurun waktu tersebut cukup ideal dalam merencanakan pendirian pabrik mulai saat ini. Seperti pada pembahasan sebelumnya bahwa produksi DME ini ditujukan untuk dapat menggantikan atau menjadi campuran dalam LPG, sehingga dalam penghitungan kapasitas produksi bisa ditinjau terlebih dahulu terhadap *supply demand* LPG di Indonesia. Menurut data dari Dirjen Migas diketahui bahwa pada tahun 2019 produksi LPG semakin menurun, sedangkan kebutuhannya semakin banyak, maka dari dibutuhkan impor LPG untuk mencukupi kebutuhan LPG dalam negeri. Adapun data lengkap disajikan pada Tabel II.1.

**Tabel 2.1** Data *Supply Demand* LPG di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Produksi (ton)</b>	<b>Konsumsi (ton)</b>	<b>Ekspor (ton)</b>	<b>Impor (ton)</b>
2007	1.409.430	1.281.000	268.000	137.800
2008	1.690.766	1.843.817	10.051	415.000
2009	2.125.218	2.922.080	88.463	917.171
2010	2.478.371	4.347.465	279	1.621.959
2011	2.285.439	5.030.547	76.566	1.991.774
2012	2.201.539	5.607.430	205	2.573.670
2013	2.010.990	5.607.430	286	3.299.808
2007	1.409.430	1.281.000	268.000	137.800
2008	1.690.766	1.843.817	10.051	415.000
2014	2.379.128	6.093.138	483	3.604.009
2015	2.307.407	6.376.990	392	4.025.600
2016	2.241.567	6.642.633	580	4.475.929

<b>Tahun</b>	<b>Produksi (ton)</b>	<b>Konsumsi (ton)</b>	<b>Ekspor (ton)</b>	<b>Impor (ton)</b>
2017	2.027.941	7.190.871	360	5.461.934
2018	2.008.990	7.200.876	434,1	5.566.572

(Sumber: Dirjen Migas, Laporan Tahunan 2018)

Dari tabel II.1 tersebut dapat dihitung perkiraan nilai produksi, ekspor, impor dan konsumsi pada tahun 2021 yang mana pabrik akan didirikan, menggunakan persamaan *discounted* sebagai berikut.

$$F = P(1 + i)^n$$

Dimana :  
 F = jumlah produk pada tahun terakhir (ton)  
 P = jumlah produk pada tahun pertama (ton)  
 i = pertumbuhan rata-rata per tahun (%)  
 n = Selisih tahun yang diperhitungkan (-)

(Kusnarjo, 2010)

Berdasarkan data pada tabel II.1 maka dapat dihitung nilai pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor dan impor dari tahun 2007-2018. Adapun hasil penghitungannya disajikan pada tabel II.2 berikut.

**Tabel 2.2** Data pertumbuhan LPG di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Produksi</b>	<b>Konsumsi</b>	<b>Ekspor</b>	<b>Impor</b>
2007-2008	16,64%	30,52%	-96,25%	66,80%
2008-2009	20,44%	36,90%	88,64%	54,75%
2009-2010	14,25%	32,79%	-99,68%	43,45%
2010-2011	-8,44%	13,58%	99,64%	18,57%
2011-2012	-3,81%	10,29%	-99,73%	22,61%
2012-2013	-9,48%	0,00%	28,32%	22,01%
2013-2014	15,47%	7,97%	40,79%	8,44%
2014-2015	-3,11%	4,45%	-23,21%	10,47%
2015-2016	-2,94%	4,00%	32,41%	10,06%
2016-2017	-10,53%	7,62%	-61,11%	18,05%
2017-2018	-0,94%	0,14%	17,07%	1,88%
<b>Rata-rata</b>	<b>2,50%</b>	<b>13,48%</b>	<b>-6,65%</b>	<b>25,19%</b>



Berdasarkan penghitungan melalui persamaan *discounted*, maka didapatkan proyeksi jumlah produksi, ekspor, impor dan konsumsi LPG pada tahun 2021 sebagai berikut.

**Tabel 2.3** Proyeksi LPG tahun 2021

<b>Proyeksi</b>	<b>LPG (ton)</b>
Produksi	2.163.775
Ekspor	353,153
Impor	10.921.839
Konsumsi	10.522.657

Selanjutnya dapat dilakukan penghitungan kebutuhan LPG tahun 2021 berdasarkan persamaan:

$$S = (\text{Produksi} - \text{Konsumsi}) + (\text{Impor} - \text{Ekspor})$$

$$S = (2.163.775 - 10.522.657) + (10.921.839 - 353,153)$$

$$S = 2.562.603 \text{ ton}$$

Kondisi saat ini di Indonesia belum terdapat pabrik DME, tetapi perlu diketahui bahwa pada tahun 2019 telah dilakukan kesepakatan kontrak *joint venture* PT. Bukit Asam bersama PT. Pertamina untuk mendirikan pabrik DME dari batu bara, yang mana direncanakan terkomersialisasi pada tahun 2021. Menurut Direktur Utama PT. Pertamina, pada tahap pertama akan memproduksi sebanyak 1,4 juta metrik ton Gas, dari 5 juta metrik ton batu bara. Dalam konteks ini, maka PT. Bukit Asam adalah salah satu kompetitor yang mana pada tahun 2021 sanggup mencukupi 54,6% kebutuhan LPG di Indonesia. Jika diasumsikan produk PT. Bukit Asam akan digunakan untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri saja, maka kebutuhan total LPG dalam negeri pada tahun 2021 menjadi 1.162.603 ton. Maka kebutuhan DME untuk mensubstitusi LPG 20% adalah 232.520,6 ton. Meninjau dari ketersediaan bahan baku utama yaitu gas alam, pabrik ini diproyeksikan dapat mencukupi sisa kebutuhan DME tersebut, sehingga kapasitas pabrik yang direncanakan adalah sebesar 240.000 ton/tahun.

## 2.2 Penentuan Lokasi Pabrik

Letak atau lokasi adalah salah satu aspek vital dalam perencanaan pendirian pabrik, aspek ini memiliki pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut. Dalam penentuan lokasi pabrik perlu dipertimbangkan sedemikian rupa sehingga produksi dapat ekonomis, menguntungkan, dengan harga produk yang semurah mungkin dan keuntungan yang sebesar mungkin.

Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik DME ini, telah dilakukan pemilihan beberapa parameter, antara lain:

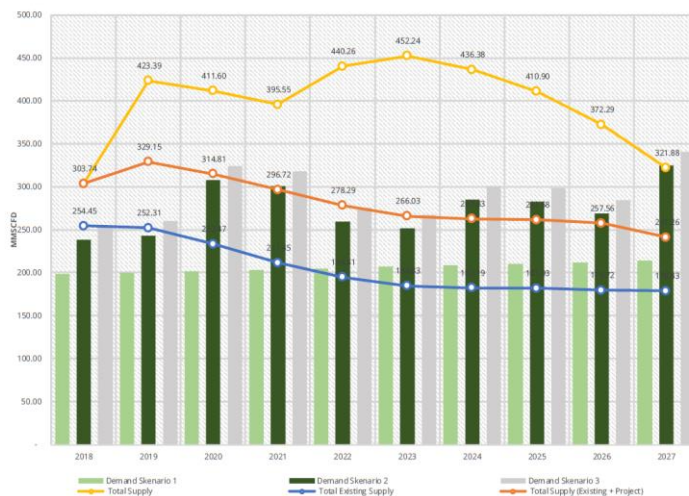
1. Ketersediaan Bahan Baku
2. Lokasi Pemasaran
3. Sumber Energi Listrik dan Air
4. Sumber Tenaga Kerja
5. Hukum dan Peraturan
6. Iklim dan Topografi

Adapun rencana pendirian pabrik DME ini memiliki 2 opsi letak, yaitu di Region I (Wilayah Aceh dan Sumatera Bagian Utara) dan Region V (Wilayah Kalimantan). Dua opsi tersebut dipilih karena pada region tersebut memiliki cadangan gas alam yang melimpah yaitu 6,60 TSCF di Region I dan 15,35 TSCF di Region V, pada kedua wilayah tersebut diprediksi kedepannya jumlah *supply* masih lebih banyak dari jumlah *demand* sehingga bisa disebut surplus, selain itu pada Region I dan V telah dibangun infrastruktur penunjang dalam pengolahan gas alam yang akan dibahas lebih lanjut pada deskripsi seleksi lokasi pabrik.

### 2.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku menjadi salah satu parameter penting dalam penilaian lokasi pabrik, karena harga dari bahan baku bergantung pada lokasi bahan baku tersebut berasal. Semakin lokasi pabrik dekat dengan sumber bahan baku, maka harga bahan baku akan

semakin mudah didapat. Selain memperhatikan jumlah ketersediaan bahan baku, perlu ditinjau pula penggunaan bahan baku yang telah dimanfaatkan untuk industri lain. Berdasarkan laporan neraca gas alam dari ESDM, diketahui bahwa Region I (Wilayah Aceh dan Sumatera Bagian Utara) dan Region V (Wilayah Kalimantan) memiliki nilai ketersediaan gas alam yang melimpah. Adapun data *supply-demand* Gas Bumi pada Region I dan Region V adalah sebagai berikut.

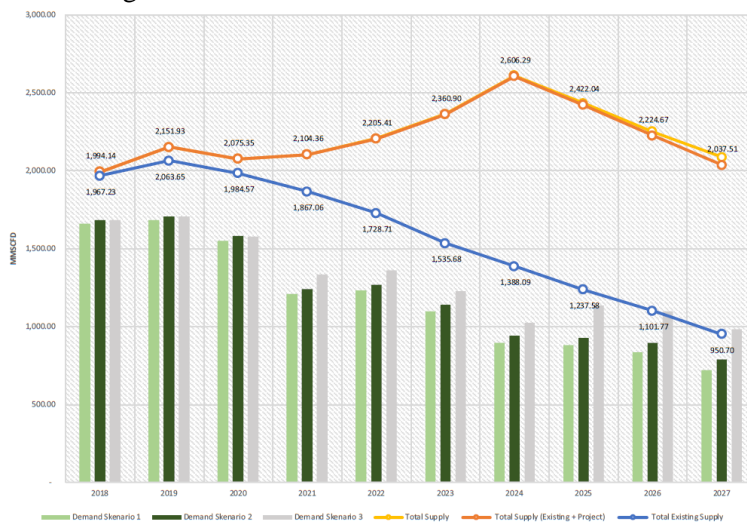


**Gambar 2.1** *Supply-Demand* Gas Bumi Region I

(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)

Dari kondisi yang ada, disimpulkan bahwa berdasarkan kebutuhan gas Skenario I mengalami *surplus supply* dari PHE NSO–NSB, Pertamina Asset I dapat bertahan sampai dengan 2022 dan LNG yang dipasok melalui terminal regasifikasi milik PT Perta-Arun Gas, sedangkan pada Skenario II dan III dimana diasumsikan perekonomian membaik, kebutuhan gas Region I dapat dipenuhi dari tahun 2018-2020 dengan tambahan pasokan gas *Project Supply* seperti Medco Blok A dan Triangle Pase. Secara keseluruhan kebutuhan gas di Region I dapat terpenuhi sampai

tahun 2027 dengan Potensial Supply yaitu PHE NSO-NSB dan ENI Krueng Mane Ltd.



**Gambar 2.2** *Supply-Demand Gas Bumi Region V*  
(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)

Dari kondisi tersebut dapat disimpulkan bahwa berdasarkan *Supply – Demand* gas di Region V mengalami *surplus supply* dari tahun 2018–2027. Hal tersebut dapat menjadi jaminan ekspor gas ke region lainnya seperti Region II, III dan IV yang defisit gas bumi.

## 2.2.2 Lokasi Pemasaran

Sesuai dengan tujuan didirikannya pabrik DME ini, yaitu untuk membantu mencukupi kebutuhan LPG, maka lokasi pabrik sebaiknya berdekatan dengan PT. Pertamina yang memproduksi LPG di Indonesia. Adapun berikut ini adalah peta persebaran lokasi PT. Pertamina *Refinery Unit*.



### 2.2.4 Sumber Tenaga Kerja

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan dalam merancang suatu pabrik. Lingkungan yang memiliki lebih banyak sumber tenaga kerja yang memadai tentunya akan lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik, karena akan lebih mudah mempekerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat dari daerah lain.

**Tabel 2.5** Data Lulusan Pendidikan Pada Tahun 2018

Daerah	Jenjang pendidikan				
	SD	SMP	SMA	SMK	Perguruan Tinggi
Riau	123.627	81.551	44.281	24.109	27.535
Kalimantan Timur	63.233	49.021	20.249	19.786	14.186

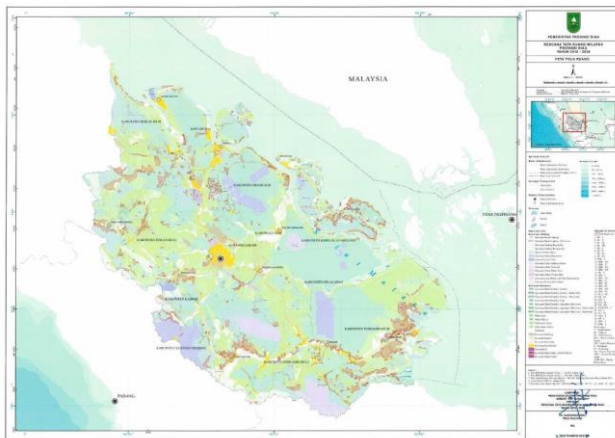
(Data Pendidikan dan Kebudayaan Indonesia, Kemdikbud dan Statistik Pendidikan Tinggi, Ristekdikti)

Tersedianya tenaga kerja yang terampil juga diperlukan untuk menjalankan rangkaian produksi. Menurut **Tabel II.4**, jumlah lulusan yang terdapat pada Provinsi Riau lebih banyak daripada Provinsi Kalimantan Timur, sehingga menurut parameter ini, dengan membangun pabrik di Provinsi Riau akan memudahkan pabrik untuk memenuhi kebutuhan tenaga kerja. Selain itu, pertimbangan upah tenaga kerja juga menjadi hal yang perlu diperhatikan. Provinsi Riau memiliki Upah Minimum Provinsi (UMP) sebesar Rp 2.464.154 pada tahun 2018. Sedangkan Provinsi Kalimantan Timur memiliki UMP sebesar Rp 2.543.331 yang mana jauh lebih tinggi sedikit daripada UMP di Provinsi Riau. Sehingga membangun pabrik di Provinsi Riau akan menghemat pengeluaran pabrik pada aspek ongkos pekerjanya

### 2.2.5 Hukum dan Peraturan

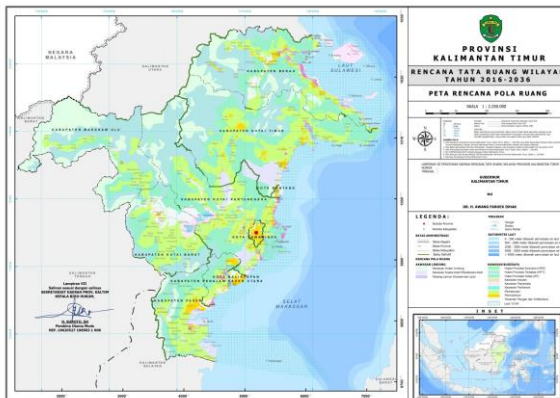
Dalam membangun pabrik pada wilayah di Indonesia yang merupakan negara hukum, maka sebaiknya terdapat peraturan pemerintah yang mendukung pembangunan pabrik atau pengembangan sektor industri pada wilayah yang akan ditempati

Berdasarkan Peraturan Daerah Provinsi Riau Nomor 10 Tahun 2018 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Provinsi Riau Tahun 2018-2038 pada Pasal 5 tertulis bahwa kebijakan untuk mewujudkan tujuan penataan ruang sebagaimana dimaksud dalam Pasal 4 salah satunya meliputi pengembangan industri berbasis sumber daya lokal dengan tetap memelihara dan melestarikan adat dan budaya. Lalu pada Pasal 6, strategi penataan ruang salah satunya meliputi pengembangan industri berbasis sumber daya lokal dengan tetap memelihara dan melestarikan adat dan budaya melalui pembangunan industri besar, menengah, dan kecil berbasis sumber daya lokal untuk akses ketenagakerjaan. Lalu sudah terdapat kawasan industri yang telah didukung pengolahan limbah B3 oleh pemerintah pada Kawasan Industri Dumai, Kawasan Industri Buruk Bakul, Kawasan Industri Tanjung Buton, Kawasan Industri Tenayan, dan Kawasan Industri Kuala Onok.



**Gambar 2.4** Peta Pola Ruang Riau

Berdasarkan Peraturan Daerah Provinsi Kalimantan Timur Nomor 01 Tahun 2016 Tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Provinsi Kalimantan Timur Tahun 2016-2036 Pada Pasal 4 tertulis bahwa kebijakan penataan ruang wilayah provinsi salah satunya meliputi pengembangan sektor ekonomi produktif migas dan batubara yang bernilai tambah tinggi dan berwawasan lingkungan menjadi sektor unggulan provinsi untuk memacu pertumbuhan ekonomi serta pemanfaatannya bagi segenap masyarakat dan pada Pasal 5 tertulis bahwa untuk mewujudkan Pasal 4 diatas meliputi pengembangan kawasan strategis industri turunan migas dan batubara yang mampu mendorong pertumbuhan ekonomi daerah dan meningkatkan daya saing investasi. Pada Pasal 29 tertulis kawasan peruntukan industri dengan luas kawasan kurang lebih 57.176 Ha. Pada Pasal 40 tertulis bahwa kawasan yang memiliki nilai strategis dari sudut kepentingan ekonomi yang berpengaruh terhadap pertumbuhan ekonomi provinsi meliputi Kawasan Industri Manufaktur Kariangau dan Buluminung di Kota Balikpapan dan Kabupaten Penajam Paser Utara dan Kawasan Industri Petrokimia berbasis Migas dan Kondensat di Kota Bontang – Marangkayu Kutai Kartanegara.



**Gambar 2.5** Peta Rencana Pola Ruang Kalimantan Timur



### 2.2.6 Iklim dan Topografi

Berikut ini adalah kondisi iklim berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika (BMKG) tiap provinsi tahun 2019. Kondisi iklim beberapa wilayah ini dapat dijadikan basis data untuk pembuatan pabrik yang akan direncanakan dibangun di beberapa wilayah berikut.

- **Provinsi Riau**

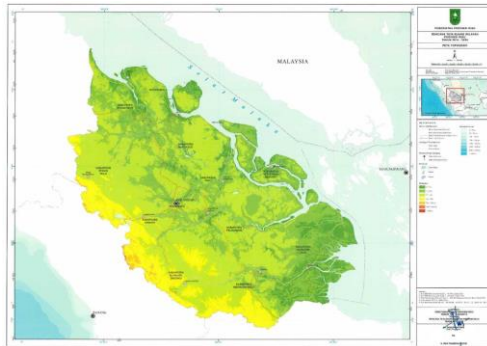
Kelembaban udara rata-rata	: 65 – 100%
Suhu udara rata-rata	: 23 – 31 °C
Kecepatan angin rata-rata	: 0 – 9 km/jam

- **Provinsi Kalimantan Timur**

Kelembaban udara rata-rata	: 50 – 90 %
Suhu udara rata-rata	: 23 – 31 °C
Kecepatan angin rata-rata	: 0 – 9 km/jam

(BMKG 2019)

Provinsi Riau memiliki topografi dengan kemiringan lahan 0–2 persen (datar) seluas 1.157.006 hektar, kemiringan lahan 15–40 persen (curam) seluas 737.966 hektar dan daerah dengan topografi yang memiliki kemiringan sangat curam (> 40 persen) seluas 550.928 (termasuk Provinsi Kepulauan Riau) hektar dengan ketinggian rata-rata 10 meter di atas permukaan laut. Secara umum topografi Provinsi Riau merupakan daerah dataran rendah dan agak bergelombang dengan ketinggian pada beberapa Kota yang terdapat di Wilayah Provinsi Riau antara 2 – 91 m di atas permukaan laut. Kabupaten Bengkalis merupakan Kota yang paling rendah, yaitu berada 2 meter dari permukaan laut, sedangkan Kota Pasir Pengaraian berada 91 m dari permukaan laut. Kebanyakan Kota di Provinsi Riau berada dibawah 10 meter di atas permukaan laut, seperti Rengat, Tembilahan, Siak, Bengkalis, Bagan Siapi-api dan Dumai.



**Gambar 2.6** Peta Topografi Provinsi Riau

Dengan luas wilayah daratan 127.267,52 km<sup>2</sup>, Kalimantan Timur mempunyai topografi bergelombang dari kemiringan landai sampai curam, dengan ketinggian berkisar antara 0-1500 meter di atas permukaan laut dengan kemiringan antara 0-60 persen. Daerah dataran rendah pada umumnya dijumpai pada kawasan sepanjang sungai. Dilihat dari topografi, sebagian besar atau 43,35 persen wilayah daratan termasuk dalam kemiringan di atas 40 persen persen dan 43,22 persen terletak pada ketinggian 100-1000 m di atas permukaan laut, sehingga pemanfaatan lahan di Provinsi Kalimantan Timur harus memperhatikan karakteristik lahan tersebut.



**Gambar 2.7** Peta Topografi Provinsi Kalimantan Timur

Berdasarkan parameter yang telah ditentukan, maka dapat dilakukan pembobotan dan seleksi proses. Adapun metode pembobotan yang digunakan ialah (AHP) *Analytical Hierarchy Process*. AHP adalah teori pengukuran melalui perbandingan berpasangan dan bergantung pada penilaian para ahli untuk mendapatkan skala prioritas. Metode ini dipilih karena dapat membantu dalam mengukur nilai bobot parameter secara objektif. Pemilihan atau pembobotan dinilai konsisten ketika nilai *inconsistency* < 0,1 Hasil pembobotan dan pemilihan proses disajikan pada tabel berikut.

**Tabel 2.6** Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lokasi

Aspek	Bobot Aspek	Parameter	Bobot Parameter
Aspek Produksi dan Distribusi	45%	Lokasi Bahan Baku	60%
		Lokasi Pemasaran	40%
Aspek SDA dan SDM	25%	Sumber Energi Listrik dan Air	40%
		Sumber Tenaga Kerja	60%
Aspek Hukum dan Topografi	30%	Hukum dan Peraturan	80%
		Iklm dan Topografi	20%

Dengan menggunakan *software* “EXPERT CHOICE” didapatkan hasil bahwa lokasi yang dipilih adalah Provinsi Kalimantan Timur

## 2.3 Karakteristik Bahan Baku dan Produk

### 2.3.1 Bahan Baku Utama

Bahan baku utama yang dibutuhkan untuk produksi DME ini adalah gas alam. Gas alam merupakan bahan bakar fosil berfasa gas. Bahan baku ini dapat diperoleh pada kilang gas maupun pada kilang minyak (sebagai *associated gas*). Pada umumnya gas alam memiliki kandungan metana, etana, propana, butana hingga heptana. Selain itu gas alam juga mengandung pengotor seperti hidrogen sulfat, nitrogen, karbon dioksida, dan juga karbon lain sehingga dalam pemrosesan gas alam diperlukan *pre-treatment* terlebih dahulu. Adapun spesifikasi gas alam dari PT. Pertamina Hulu Mahakam yang dibutuhkan di pabrik ini adalah sebagai berikut.

**Tabel 2.7** Spesifikasi Bahan Baku

<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>

### 2.3.2 Kualitas Produk

Produk pabrik ini adalah DME, yang mana nantinya akan dimanfaatkan sebagai campuran bahan bakar LPG. Tentunya DME yang diproduksi memiliki standar atau spesifikasi agar dalam proses produksi diketahui tujuan yang jelas dan sehingga DME yang dihasilkan dapat memenuhi kaidah yang berlaku. Adapun spesifikasi produk DME dengan *fuel grade* untuk dicampur dengan LPG mengikuti standar ISO TC28/DC4/WG14 sebagaimana disajikan pada tabel berikut.

**Tabel 2.8** Spesifikasi Produk DME

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

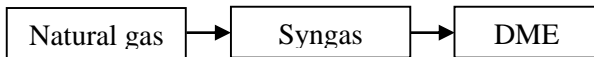
*(halaman ini sengaja dikosongkan)*

## BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

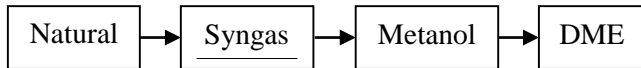
### 3.1 Tipe-tipe Proses

DME dapat dibentuk dari dua macam proses secara umum, yaitu:

1. *Direct Process*

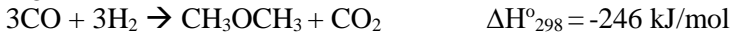


2. *Indirect Process*



#### 3.1.1 Pembuatan DME melalui *Direct Process*

Sintesa DME melalui *direct process* berlangsung sebagaimana reaksi berikut:

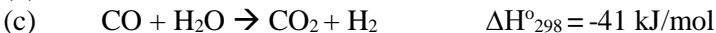


Pada dasarnya reaksi sintesa DME tersebut adalah gabungan dari reaksi sintesa DME secara tidak langsung, sebagaimana reaksi berikut.

Reaksi pada reaktor Metanol:



Reaksi pada reaktor DME:



Reaksi (a) merupakan reaksi pembentukan metanol dari syngas, kemudian reaksi (b) adalah reaksi dehidrasi metanol sehingga dihasilkan DME. Adanya CO di dalam syngas, dapat bereaksi dengan H<sub>2</sub>O sehingga dihasilkan karbon dioksida dan air, reaksi tersebut adalah reaksi *water shift gas*. Karena reaksi pembentukan DME terjadi secara langsung maka pada proses ini hanya dibutuhkan satu buah reaktor saja, yang mana dapat langsung mengonversi syngas menjadi DME. Adapun berikut ini adalah salah satu contoh untuk kondisi operasi sintesa DME secara langsung.

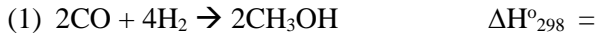
**Tabel 3.1** Kondisi Operasi Sintesa DME secara Langsung

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

(Yotaro, 2005)

### 3.1.2 Pembuatan DME melalui *Indirect Process*

Pembuatan DME melalui *indirect process* berlangsung dalam 2 tahap. Tahap pertama, metanol diproduksi dari syngas sebagaimana reaksi (1), selain itu metanol juga dapat terproduksi dari gas karbon dioksida dan gas hidrogen sebagaimana reaksi (2). Tahap kedua adalah dehidrasi metanol sehingga terbentuk DME sebagaimana reaksi (3). Semua reaksi (1), (2) dan (3) berlangsung secara eksotermis.



$$-182 \text{ kJ/mol}$$



$$-49.4 \text{ kJ/mol}$$



$$-11,712 \text{ kJ/mol}$$

Oleh karena itu sintesa DME melalui *indirect process* membutuhkan dua buah reaktor yang berbeda, yang pertama untuk pembentukan Metanol dan yang kedua untuk pembentukan DME. Adapun kondisi operasi untuk proses tidak langsung disajikan pada tabel berikut.

**Tabel 3.2** Kondisi Operasi Sintesa DME Tidak Langsung

Proses	<i>Indirect Proses</i>	
	Metanol	Dehidrasi
Tekanan Reaksi (bar)	50-100	20
Temperatur Reaksi ( °C )	230-270	250-400
Konversi Sekali Lewat (%)	Maks 25%	70-90%



Proses	<i>Indirect Proses</i>	
	Metanol	Dehidrasi
Hasil Reaksi Samping	-	Air
Reaktor	<i>Phase Fixed</i>	<i>Fixed Bed</i>

### 3.2 Seleksi Jenis Sintesa DME

Berdasarkan uraian singkat mengenai tipe-tipe proses sintesa DME, maka dapat dibandingkan kelebihan dan kekurangan masing-masing proses sebagaimana berikut.

**Tabel 3.3** Kelebihan dan Kekurangan Jenis Sintesa DME

Proses	Kelebihan	Kekurangan
<i>Direct</i>	<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> </ul>
<i>Indirect</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Telah banyak diaplikasikan pada pabrik DME di dunia</li> <li>• Konversi 85-95%</li> <li>• Sintesa DME 20 bar</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Membutuhkan dua reaktor</li> <li>• Membutuhkan peralatan dan utilitas yang lebih banyak</li> <li>• Tekanan operasi sintesa metanol 50-100 bar</li> </ul>

Dalam menentukan jenis sintesa yang akan digunakan, terlebih dahulu dilakukan pembobotan terhadap aspek-aspek yang memiliki dampak terhadap produktivitas, biaya dan analisa dampak lingkungan. Sehingga didapat jenis proses yang paling layak untuk diaplikasikan.

Berdasarkan kajian literatur (Karagoz, 2014) didapatkan informasi perbandingan aspek ekonomi dan dampak lingkungan terhadap jenis proses sintesa DME, *direct* atau *indirect process*. Penghitungan *capital cost* di dalam literatur ini menggunakan basis

harga jual DME \$2.26/gal dan harga *shale gas* \$4.50/kSCF. Sedangkan pembobotan terkait analisa dampak lingkungan dapat ditinjau dari seberapa banyak air dan karbon dioksida yang dihasilkan. Pada kedua proses ini memiliki perbedaan yang sangat signifikan karena adanya perbedaan reaksi yang terjadi. Reaksi *direct process* akan menghasilkan air yang sebanyak 35,1 ton/d, sedangkan *indirect process* akan menghasilkan air yang lebih banyak yaitu, 1760 ton/d. Jika ditinjau dari emisi karbon dioksida, *direct process* akan menghasilkan CO<sub>2</sub> yang lebih sedikit daripada *indirect process* karena proses secara langsung menggunakan *dry reforming* untuk mengonversi CO<sub>2</sub> menjadi syngas.

Mengingat kajian aspek teknis terhadap tipe-tipe proses sintesa DME yang telah dibahas sebelumnya, maka dapat dirangkum perbandingan *direct process vs indirect process* sebagaimana pada tabel berikut.

**Tabel 3.4** Perbandingan *Direct Process & Indirect Process*

Uraian	Proses	
	<i>Direct</i>	<i>Indirect</i>
Aspek Teknis		
1. Operasi		
• Tekanan (bar)	30-70	Sintesa Metanol: 50-100 Proses Dehidrasi: 20
• Suhu (°C)	260	Sintesa Metanol: 230-270 Proses Dehidrasi: 250-400
• Jenis Reaktor	<i>Slurry Reactor</i>	Sintesa Metanol: <i>Phase Fixed</i> Proses Dehidrasi: <i>Fixed Bed</i>
2. Proses		
• H <sub>2</sub> :CO ratio	0,7	2,0

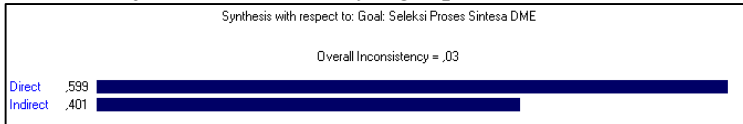
• Konversi	86%	85-95%
<b>Aspek Ekonomis</b>		
<i>Cost Investment</i>		
• <i>Capital cost</i>	25% less	a
• <i>Return of Investment (ROI)</i>	43,24%	26%
• Kenaikan ROI karena integrasi energi	2,25%	1,83%
<b>Aspek Lingkungan</b>		
<i>By product</i>		
• Jumlah air yang diproduksi	35,1 ton/d	1760 ton/d
• Emisi CO <sub>2</sub>	<i>Less than b</i>	b

Berdasarkan parameter yang telah ditentukan, maka dapat dilakukan pembobotan dan seleksi proses. Adapun metode pembobotan yang digunakan ialah (AHP) *Analytical Hierarchy Process*. AHP adalah teori pengukuran melalui perbandingan berpasangan dan bergantung pada penilaian para ahli untuk mendapatkan skala prioritas. Metode ini dipilih karena dapat membantu dalam mengukur nilai bobot parameter secara objektif. Pemilihan atau pembobotan dinilai konsisten ketika nilai *inconsistency* < 0,1 Hasil pembobotan dan pemilihan proses disajikan pada tabel berikut.

**Tabel 3.5** Pembobotan Parameter Seleksi Proses

Aspek	Bobot Aspek	Parameter	Bobot Parameter	Indikator	Bobot Indikator
Aspek Teknis	40%	Kondisi Operasi	50%	Tekanan	40%
				Suhu	40%
		Kondisi Proses	50%	Jenis Reaktor	20%
				H <sub>2</sub> :CO ratio	33,3%
Aspek Ekonomi	40%	<i>Cost Investment</i>	100%	Konversi	66,7%
				<i>Capital Cost</i>	26,3%
				ROI	54,7%
				<i>Increase ROI</i>	19,0%
Aspek Lingkungan	20%	<i>By product</i>	100%	Air	50%
				Terproduksi Emisi CO <sub>2</sub>	50%

Dengan menggunakan *software* “EXPERT CHOICE” didapatkan hasil bahwa jenis sintesa DME yang dipilih adalah *Direct Process*.

**Gambar 3.1** Hasil Seleksi Proses

### 3.3 Seleksi Lisensor Proses

Berdasarkan (Takeishi dan Akaeki, 2010), terdapat beberapa lisensor yang mengembangkan Sintesa DME antara lain: Shizuoka Univ., JFE (NKK), Air products, Haldor Topsoe, dan KOGAS. Berikut ini adalah perbandingan kondisi operasi dan hasil konversi yang dimiliki oleh masing-masing lisensor.

**Tabel 3.6** Perbandingan Kondisi Operasi Sintesa DME

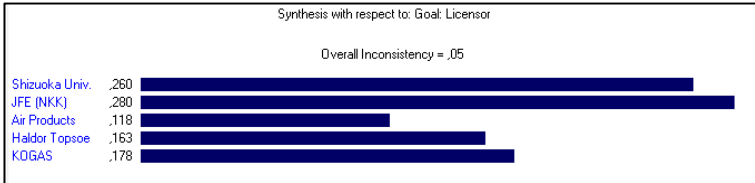
<i>Catalyst</i>	<i>Single type</i>	<i>Mixed type</i>			
	(Cu-Zn/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	(Methanol-synthesis, dehydration condensation, and water-gas shift reaction catalysts)			
<i>Developer</i>	Shizuoka Univ.	JFE (NKK)	Air Products	Haldor Topsoe	KOGAS
<i>H<sub>2</sub>/CO Ratio</i>	1.0	1.0	0.7	2	1.0
<i>Reactor type</i>	Fixed bed reactor	Slurry Reactor	Slurry Reactor	Fixed bed reactor	Fixed bed reactor
<i>Reaction Temperature (°C)</i>	220	250-280	250-280	210-290	240-260
<i>Reaction Pressure (MPa)</i>	1.6	5-6	5-10	7-8	5-6
<i>One-pass conversion (%)</i>	5-15	55-60	33	18	?
<i>DME/(DME +Methanol) (%)</i>	98	90	30-80	60-70	85-95

Berdasarkan informasi yang terdapat pada tabel tersebut, dalam menyeleksi lisensor dapat dilakukan pembobotan terlebih dahulu terhadap masing-masing aspek. Berikut ini adalah tabel hasil pembobotannya.

**Tabel 3.7** Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lisensor

Parameter	Bobot Parameter
<i>H<sub>2</sub>/CO Ratio</i>	14,10%
<i>Reactor type</i>	8,50%
<i>Reaction Temperature (°C)</i>	10,00%
<i>Reaction Pressure (MPa)</i>	10,00%
<i>One-pass conversion (%)</i>	35,80%
<i>Selectivity</i>	21,60%

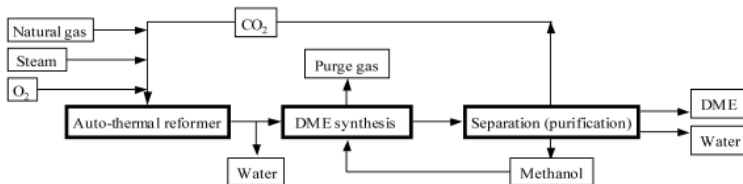
Berdasarkan seleksi menggunakan *software* “EXPERT CHOICE” maka lisensor yang dipilih adalah JFE (NKK), sebagaimana pada gambar berikut.



**Gambar 3.2** Hasil Seleksi Lisensor

### 3.4 Uraian Proses

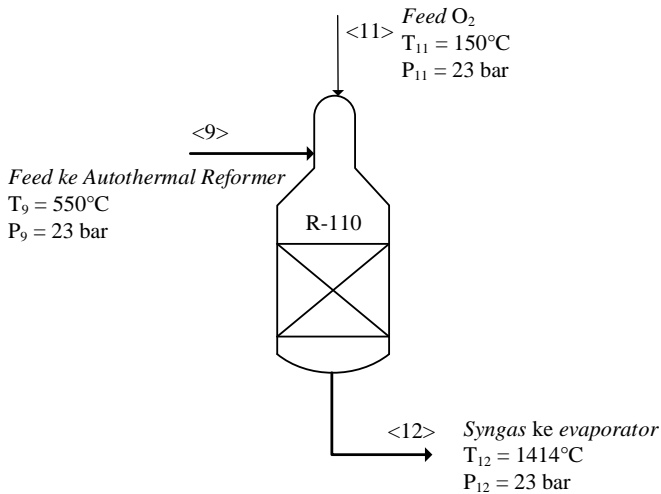
Proses pembuatan DME dari Gas Alam pada pabrik ini dibagi kedalam lima buah sektor utama. Antara lain Sektor *Auto-thermal Reforming*, Sektor *Heat Recovery Steam Generation* (HRSG), Sektor Purifikasi Syngas, Sektor Sintesa DME, dan Sektor Purifikasi DME. Berikut ini adalah *simplified block diagram* sintesa DME dari Gas Alam melalui proses langsung.



**Gambar 3.3** Blok Diagram Pembuatan DME

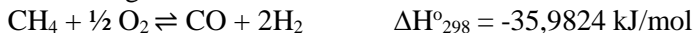
#### 3.4.1 Sektor *Auto-thermal Reforming*

Proses *reforming* gas alam menggunakan *Autothermal Reforming* (R-110) yang berfungsi untuk menghasilkan syngas (CO dan H<sub>2</sub>). Terdapat dua aliran umpan kedalam *Autothermal Reforming* antara lain umpan berupa Oksigen, aliran <11>, yang sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *steam* melalui *heat exchanger* (E-113). Umpan kedua yaitu aliran <23> yang mengandung *natural gas*, *steam*, dan *recycled CO<sub>2</sub>*, yang mana aliran tersebut sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu melalui *fired heater* (Q-112).

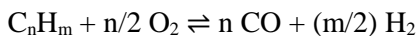


**Gambar 3.4** Diagram *Autothermal Reformer* (R-110)

Reaktor ini menggabungkan dua proses *reforming*, yaitu *Partial Oxidation Reforming* (POX) dan *Steam Methane Reforming* (SMR). *Partial oxidation reforming* atau proses oksidasi parsial merupakan reaksi pembentukan syngas yang berasal dari *methane* dengan *insufficient oxygen* atau oksigen yang sangat sedikit dimana reaksi dapat terjadi tanpa adanya katalis dan reaksi bersifat sangat eksotermis.

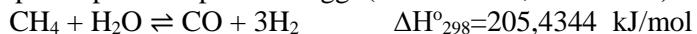


Hidrokarbon dengan rantai yang lebih tinggi akan bereaksi dengan reaksi :



(Olah, et al., 2006)

Sedangkan *steam methane reforming* merupakan reaksi antara *methane* dengan *superheated steam* untuk membentuk syngas. Reaksi ini membutuhkan katalis, biasanya berbasis nikel, dan beroperasi pada temperatur tinggi (800–1000°C, 20–30 atm).

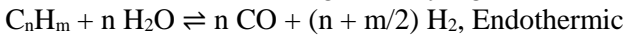




Reaksi pertama merupakan reaksi *steam reforming* dan reaksi kedua merupakan *water-gas shift reaction* (WGS). Dikarenakan reaksi ini sangat endotermis, maka pada SMR dibutuhkan *heat* yang ditambahkan dengan cara membakar *natural gas* yang digunakan sebagai *fuel*, aliran <7>. Konsentrasi dari tiap komponen bergantung pada kondisi reaksi: temperatur, tekanan, dan H<sub>2</sub>O/CH<sub>4</sub> *ratio*. Pembentukan syngas akan meningkat ketika temperatur meningkat dan tekanan menurun. Dengan meningkatnya temperatur, reaksi WGS akan semakin berkurang dan CO dan H<sub>2</sub> akan menjadi *main product*.

(Olah, et al., 2006)

Hidrokarbon yang lebih tinggi dalam gas alam, LPG atau hidrokarbon cair akan bereaksi dengan cara yang sama :



(Dybkjaer, 1994)

Proses *reforming* dibagi kedalam tiga zona, antara lain:

1. *Burner*

*Burner* menyediakan pencampuran aliran umpan dalam nyala difusi turbulen. Inti nyala memiliki suhu yang sangat tinggi, seringkali di atas 2000°C.

2. *Combustion Chamber*

Zona pembakaran terjadi dalam nyala difusi turbulen (*turbulent diffusion flame*) di mana hidrokarbon dan oksigen secara bertahap dicampur dan dibakar. Pembakaran berlangsung sebagai proses substoikiometrik dengan rasio oksigen terhadap hidrokarbon keseluruhan 0,55 - 0,6. Pembakaran metana terjadi melalui berbagai reaksi radial, tetapi dalam model yang disederhanakan dapat dianggap sebagai satu reaksi molekuler, yaitu pembakaran metana menjadi karbon monoksida dan air yang sangat eksotermik dengan rasio oksigen terhadap metana 1,5.

3. *Catalyst Bed*



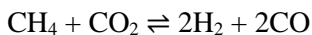
Setelah melalui zona pembakaran, proses *reforming* berlanjut pada zona *catalytic zone*, yang menggunakan *fixed catalyst bed*, dimana konversi hidrokarbon terakhir terjadi melalui reaksi katalitik heterogen. Pada saat keluar dari zona katalitik, *syngas* akan berada dalam kesetimbangan sehubungan dengan *methane reforming* (1) dan *water-gas shift reaction* (2).

(Dybkaer, 1994)

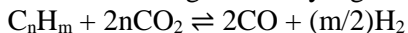
Agar memproduksi *syngas* tanpa mengonsumsi dan memproduksi banyak panas, maka digabungkan POX yang eksotermis dengan SMR yang endotermis dengan tujuan untuk mendapatkan reaksi netral termodinamika keseluruhan dimana proses ini disebut "*autothermal reforming*" atau ATR. Panas yang dihasilkan oleh POX akan dikonsumsi oleh SMR yang endotermis. POX dan SMR dapat dilangsungkan secara simultan di dalam satu reaktor sehingga CAPEX berkurang dan menurunkan kompleksitas sistem.

(Olah, et al., 2006)

Pada bagian ATR pada umumnya dihasilkan rasio  $H_2/CO$  sebesar 1,6 - 2,6, sedangkan untuk menghasilkan konversi DME yang lebih tinggi dibutuhkan rasio  $H_2/CO = 1$ , maka dilakukan recycle  $CO_2$  yang berasal dari *byproduct methane reforming* dan *byproduct direct synthesis* DME kedalam ATR sehingga terjadi reaksi berikut ini:



Untuk hidrokarbon dengan rantai yang lebih tinggi, berlaku reaksi:



(Sutton, 2002)

Berdasarkan literatur, hasil optimasi *recycle*  $CO_2$  adalah sebagai berikut:

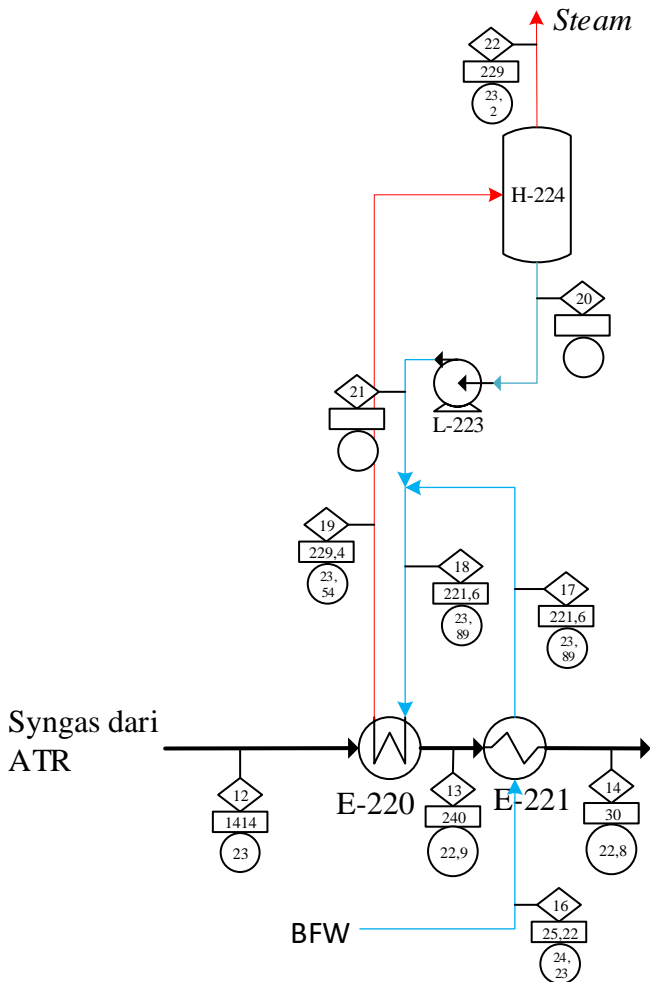
1. Menghasilkan  $H_2/CO = 1$  dengan  $CO_2$  *recycle* pada 2.3Mpa.
2. Di bawah kondisi  $m = 0,34$ ,  $S/C = 0,10$ , outlet suhu *reformer*  $1.200^\circ C$  :
  - Formasi jelaga:  $0,004g / Nm^3$  (Target:  $0,01g / Nm^3$ )

- Residu Metana: 0,03%

Dikarenakan jumlah formasi jelaga atau karbon yang terbentuk sangat sedikit sekali jumlahnya, maka *Boudard reaction* (reaksi disproporsionasi karbon monoksida menjadi karbon dioksida dan grafit) diasumsi tidak terjadi. (Mestier, 2005)

### 3.4.2 Sektor Heat Recovery Steam Generation

Merupakan tahapan untuk memanfaatkan panas keluaran *Autothermal Reformer* (R-110) sebagai pemanas boiler feed water, aliran <16>, sehingga dapat dihasilkan *steam* untuk kebutuhan proses produksi, aliran <19>. Adapun spesifikasi *steam* yang dihasilkan adalah *steam* bertekanan 23 bar. Sistem aliran pada HRSG diatur secara *counter current*, mula-mula *Boiling Feed Water* (BFW) dipanaskan melalui *economizer* (E-221), untuk menaikkan suhu BFW hingga suhu *saturated*, kemudian keluaran dari *economizer* dialirkan menuju *vaporizer* (E-220) sehingga terbentuk *steam* sesuai dengan spesifikasi diatas. Berikut ini adalah *process flow diagram* untuk sektor HRSG.



**Gambar 3.5** *Process Flow Diagram* Sektor HRSG

### 3.4.3 Sektor Purifikasi Syngas

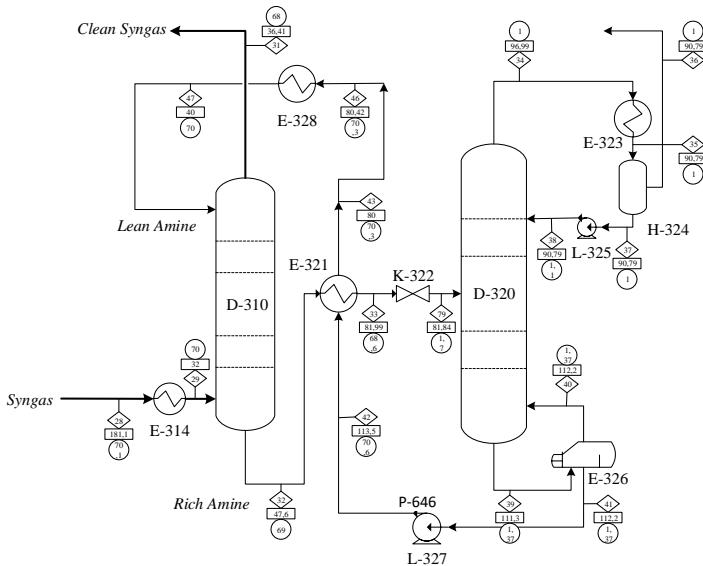
Proses purifikasi syngas ini berfungsi untuk mengurangi kadar CO<sub>2</sub> yang merupakan hasil dari proses reforming, aliran

<29>. Kadar CO<sub>2</sub> ini harus dikurangi agar pada reaksi sintesa DME didapatkan konversi yang lebih besar (bergeser pada produk DME). Selain itu sektor ini juga diperuntukkan untuk mengabsorb CO<sub>2</sub> yang terbawa oleh *unreacted syngas* keluaran reaktor DME yang nantinya akan di-*recycle* menuju reaktor kembali.

Adapun pelarut yang digunakan untuk mengabsorb CO<sub>2</sub> adalah MDEA (*Methyl diethanolamine*), aliran <31>. MDEA digunakan untuk menghilangkan CO<sub>2</sub> dalam jumlah besar dari gas konsentrasi tinggi karena kebutuhan energi untuk regenerasi lebih rendah daripada kebutuhan untuk amina lainnya.

(Arthur, 2006)

Untuk proses purifikasi CO<sub>2</sub>, mula-mula *syngas* diumpankan menuju kolom absorber (D-310) Berikut ini adalah *process flow diagram* untuk sektor purifikasi *syngas*.

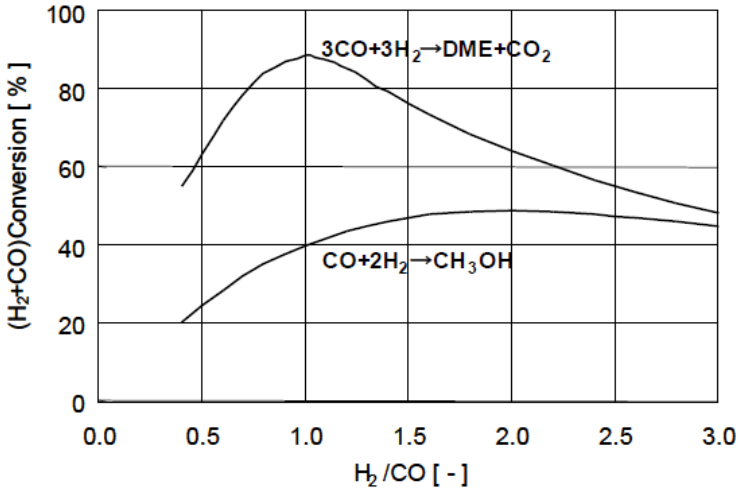


**Gambar 3.6** *Process Flow Diagram CO<sub>2</sub> Absorber*

### 3.4.4 Tahap Sintesa DME

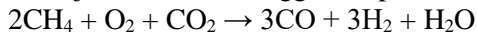
Syngas yang telah diproduksi oleh *Auto-thermal Reformer* (ATR) kemudian dialirkan menuju reaktor DME. Berdasarkan

kajian yang telah dilakukan oleh Lisensor JFE, konversi DME paling optimal didapat pada kondisi operasi tekanan 5 MPa dan suhu 260°C dengan rasio syngas  $H_2/CO = 1,0$ . Pada gambar III.7 disajikan data kesetimbangan konversi DME terhadap rasio syngas.



**Gambar 3.7** Kurva Konversi DME terhadap Rasio Syngas

Untuk mendapatkan rasio syngas yang optimal, maka dapat dilakukan optimasi pada proses *reforming* gas alam, yaitu dengan cara *me-recycle* gas  $CO_2$  yang terbentuk sebagai produk samping sintesa DME menuju ke ATR. Sehingga didapatkan reaksi berikut:



Reaksi sintesa DME adalah sangat eksotermik, sedangkan katalis  $Cu-Zn/Al_2O_3$  akan terdeaktivasi pada temperatur 300°C, sehingga diperlukannya kontrol terhadap suhu reaksi. Semakin tinggi konversi sintesa DME maka akan semakin besar pula panas reaksi yang dihasilkan, dan *hot spot* pada reaktor dapat menyebabkan kerusakan pada katalis.

Kontrol terhadap suhu reaksi dapat dilakukan dengan menggunakan pendingin pada bagian *shell* reaktor. Reaktor

tersebut berisi solven inert dan mengandung partikel-partikel katalis halus, kemudian gas reaktan akan membentuk gelembung dan berdifusi kedalam solvent, sehingga akan terjadi reaksi sintesa DME. Panas yang dihasilkan dari reaksi akan secara cepat diserap oleh solvent, yang berkapasitas panas tinggi, dan konduktivitas thermal yang efektif, sehingga distribusi suhu pada *slurry* akan menjadi homogen/ menyeluruh. Panas yang terproduksi dari reaktor kemudian diserap oleh air pendingin yang dialirkan melalui bagian *shell* reaktor. Sintesis DME pada *multitube tubular reactor* ini akan menghasilkan produk berfasa gas sehingga pemisahan *liquid* dan katalis tidak diperlukan.

### 3.4.5 Tahap Pemurnian

Produk dari reaktor DME kemudian dialirkan menuju unit pemisahan yang terdiri atas dua buah *separator* dan tiga buah kolom distilasi. Mula-mula produk dari reaktor DME didinginkan dan terkondensasi, sehingga terbentuk komponen cair yang merupakan campuran DME, methanol, dan water serta terdapat komponen uap yaitu syngas yang tidak bereaksi,  $\text{CO}_2$ , dan sebagian merupakan DME yang tidak terkondensasi.

Kemudian produk atas separator pertama didinginkan kembali untuk mengondensasi DME, selanjutnya aliran tersebut dipisah fase uap dan liquidnya di separator kedua. Produk atas separator kedua mengandung syngas dan  $\text{CO}_2$  yang kemudian akan dialirkan menuju absorber untuk mengurangi kadar  $\text{CO}_2$  nya, sedangkan produk bawahnya mengandung sebagian besar DME yang selanjutnya akan dimurnikan melalui kolom distilasi.

Adapun produk bawah separator pertama yang mengandung DME, methanol dan water mula-mula didistilasi sehingga didapatkan DME sebagai distilat dan campuran methanol water sebagai *bottom product*. Distilat tersebut kemudian dialirkan menuju kolom distilasi untuk pemurnian DME. Untuk aliran yang mengandung methanol dan water akan didistilasi kembali sehingga terbentuk distilat berupa methanol berfasa gas yang kemudian akan

direcycle menuju reaktor, dan water sebagai produk bawah distilasi dialirkan menuju waste water treatment.

### 3.4.6 *Propane Refrigeration Cycle*

Sektor ini merupakan unit penyediaan propane pendingin yang disebut sebagai siklus refirgerasi. Siklus ini adalah sebuah sistem yang memanfaatkan prinsip kompresi uap/gas (vapor compression). Sistem ini terdiri dari sebuah kompresor, sebuah kondenser, sebuah *expansion valve* dan *heat exchanger* yang akan menukar panas antara propane pendingin dan aliran yang akan didinginkan. Dalam siklus ini terdapat sisi jalur tekanan tinggi dan rendah, “Compressor-delivery head”, “discharge line”, “kondenser” dan “liquid line” membentuk sisi jalur tekanan tinggi (*high-pressure side*), sedangkan “Expansion line”, “evaporator”, “suction line” dan “compressor-suction head” membentuk sisi jalur tekanan rendah (*low-pressure side*) dari sistem ini.

Refrigeran yang ideal akan memiliki sifat termodinamika yang baik, nonkorosif terhadap komponen mekanis, dan aman, termasuk kebebasan dari toksisitas dan mudah terbakar. Ia tidak akan menyebabkan penipisan ozon atau perubahan iklim. Sifat termodinamika yang diinginkan adalah suatu titik didih yang agak di bawah suhu target, panas penguapan yang tinggi, massa jenis yang moderat dalam bentuk cair, massa jenis relatif yang relatif tinggi dalam bentuk gas, dan suhu kritis yang tinggi. Oleh karenanya digunakan senyawa propane sebagai zat pendingin.

*(halaman ini sengaja dikosongkan)*



## BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

### 4.1 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:

$$\text{Kapasitas Produksi} = 240.000 \text{ ton DME/tahun}$$

$$= 29.358,661 \text{ kg DME/jam}$$

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

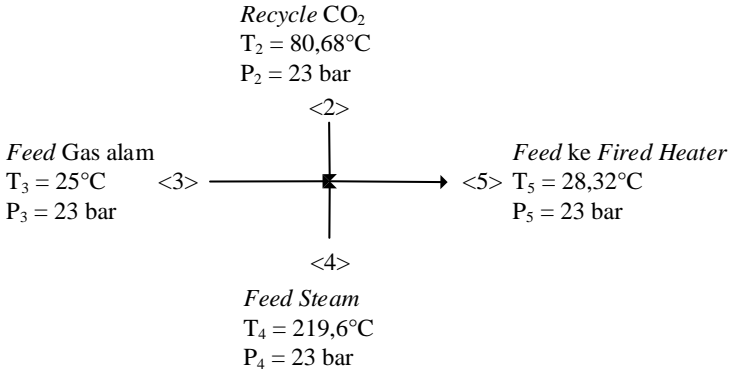
$$\text{Basis perhitungan} = 1 \text{ jam operasi}$$

Untuk kapasitas 29.358,661 kg DME/jam, dibutuhkan bahan baku gas alam sebanyak 30.347,383 kg gas alam/jam dengan data komposisi gas alam sebagai berikut :

**Tabel 4.1** Komposisi Gas Alam

Komposisi Gas Alam	Fraksi Mol
CH <sub>4</sub>	0,852
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,193
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,895
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	6,989
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	5,991
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,997
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,995
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	2,995
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	3,994
CO <sub>2</sub>	5,492
N <sub>2</sub>	3,994
<b>Total</b>	<b>1,00</b>

#### 4.1.1 Mixing Point (Feed ke Fired Heater)



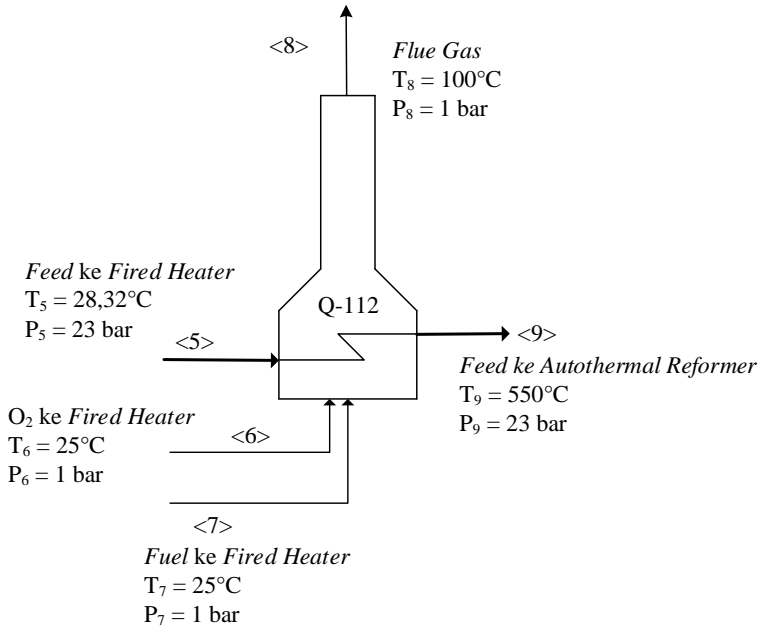
**Tabel 4.2** Neraca Massa *Mixing Point (Feed ke Fired Heater)*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;2&gt;</b>			<b>Aliran &lt;5&gt;</b>		
CH <sub>4</sub>	0,39%	190,547	CH <sub>4</sub>	25,85%	20.924,492
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,003	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,36%	1.911,275
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,39%	1.935,300
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,76%	615,736
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,65%	527,774
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,27%	218,380
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,40%	327,571
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,48%	391,254
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,01%	6,066
CO <sub>2</sub>	89,73%	44.281,684	CO <sub>2</sub>	59,24%	47.944,814
N <sub>2</sub>	0,03%	12,634	N <sub>2</sub>	0,04%	29,592
H <sub>2</sub> O	0,00%	0,000	H <sub>2</sub> O	1,53%	1.235,968
CO	8,68%	4.284,626	CO	5,29%	4.284,626
H <sub>2</sub>	0,06%	29,878	H <sub>2</sub>	0,04%	29,878
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	1,12%	551,945	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,68%	551,945
Total	100,00%	49.351,320	Total	100%	80.934,671
<b>Aliran &lt;3&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	68,32%	20.733,944			

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,30%	1.911,272			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	6,38%	1.935,300			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,03%	615,736			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,74%	527,774			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,72%	218,380			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,08%	327,571			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,29%	391,254			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,02%	6,066			
CO <sub>2</sub>	12,07%	3.663,130			
N <sub>2</sub>	0,06%	16,957			
H <sub>2</sub> O	0,00%	0,000			
CO	0,00%	0,000			
H <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,00%	0,000			
Total	100%	30.347,383			
<b>Aliran &lt;4&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000			
CO <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
N <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
H <sub>2</sub> O	100,00%	1.235,967			
CO	0,00%	0,000			
H <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,00%	0,000			

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Total	100,00%	1.235,967			
<b>Total</b>		<b>80.934,670</b>	<b>Total</b>		<b>80.934,670</b>

#### 4.1.2 Fired Heater (Q-112)



**Tabel 4.3** Neraca Massa Fired Heater (Q-112)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <5>			Aliran <9>		
$\text{CH}_4$	25,85%	20.924,492	$\text{CH}_4$	25,85%	20.924,492
$\text{C}_2\text{H}_6$	2,36%	1.911,275	$\text{C}_2\text{H}_6$	2,36%	1.911,275
$\text{C}_3\text{H}_8$	2,39%	1.935,300	$\text{C}_3\text{H}_8$	2,39%	1.935,300
n- $\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,76%	615,736	n- $\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,76%	615,736
i- $\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,65%	527,774	i- $\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,65%	527,774
n- $\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,27%	218,380	n- $\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,27%	218,380

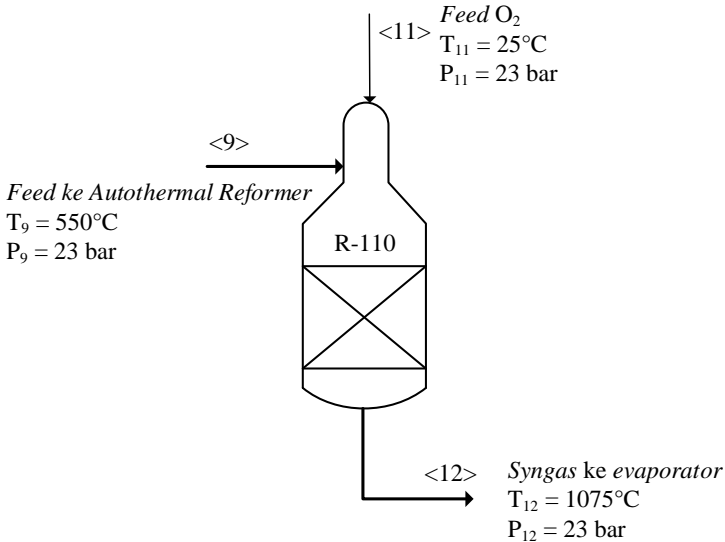
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,40%	327,571	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,40%	327,571
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,48%	391,254	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,48%	391,254
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,01%	6,066	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,01%	6,066
CO <sub>2</sub>	59,24%	47.944,814	CO <sub>2</sub>	59,24%	47.944,814
N <sub>2</sub>	0,04%	29,592	N <sub>2</sub>	0,04%	29,592
H <sub>2</sub> O	1,53%	1.235,968	H <sub>2</sub> O	1,53%	1.235,968
CO	5,29%	4.284,626	CO	5,29%	4.284,626
H <sub>2</sub>	0,04%	29,878	H <sub>2</sub>	0,04%	29,878
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,68%	551,945	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,68%	551,945
Total	100,00%	80.934,671	Total	100,00%	80.934,671
<b>Total</b>		<b>80.934,670</b>	<b>Total</b>		<b>80.934,670</b>

**Tabel 4.4** Neraca Massa *Fuel* pada *Fired Heater* (Q-112)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;6&gt;</b>			<b>Aliran &lt;8&gt;</b>		
CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000	CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00%	0,000	CO <sub>2</sub>	15,78%	10.082,757
N <sub>2</sub>	76,71%	46.006,458	N <sub>2</sub>	72,02%	46.009,095
H <sub>2</sub> O	0,00%	0,000	H <sub>2</sub> O	11,36%	7.256,443
CO	0,00%	0,000	CO	0,00%	0,000
H <sub>2</sub>	0,00%	0,000	H <sub>2</sub>	0,00%	0,000
O <sub>2</sub>	23,29%	13.970,159	O <sub>2</sub>	0,84%	537,319
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,00%	0,000

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Total	100,00%	59.976,617	Total	100,00%	63.885,613
<b>Aliran &lt;7&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	68,32%	2.670,706			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,30%	246,188			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	6,38%	249,283			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,03%	79,312			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,74%	67,982			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,72%	28,129			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,08%	42,194			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,29%	50,397			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,02%	0,781			
CO <sub>2</sub>	12,07%	471,842			
N <sub>2</sub>	0,06%	2,184			
H <sub>2</sub> O	0,00%	0,000			
CO	0,00%	0,000			
H <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,00%	0,000			
Total	100,00%	3.908,997			
<b>Total</b>		<b>63.885,613</b>	<b>Total</b>		<b>63.885,613</b>

### 4.1.3 Autothermal Reformer (R-110)



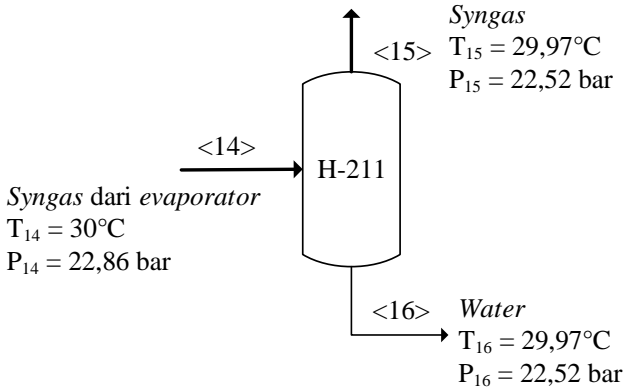
**Tabel 4.5** Neraca Massa Autothermal Reformer (R-110)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;9&gt;</b>			<b>Aliran &lt;12&gt;</b>		
CH <sub>4</sub>	25,85%	20.924,492	CH <sub>4</sub>	0,24%	275,709
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,36%	1.911,275	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,004
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,39%	1.935,300	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,76%	615,736	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,65%	527,774	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,27%	218,380	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,40%	327,571	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,48%	391,254	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,01%	6,066	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	59,24%	47.944,814	CO <sub>2</sub>	20,96%	23.869,999
N <sub>2</sub>	0,04%	29,592	N <sub>2</sub>	0,03%	29,592
H <sub>2</sub> O	1,53%	1.235,968	H <sub>2</sub> O	15,56%	17.723,014
CO	5,29%	4.284,626	CO	58,80%	66.948,053
H <sub>2</sub>	0,04%	29,878	H <sub>2</sub>	3,92%	4.467,664

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,68%	551,945	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,48%	551,945
Total	100,00%	80.934,671	Total	100,00%	113.865,980
<b>Aliran &lt;11&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000			
CO <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
N <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
H <sub>2</sub> O	0,00%	0,000			
CO	0,00%	0,000			
H <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
O <sub>2</sub>	100,00%	32.931,509			
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,00%	0,000			
Total	100,00%	32.931,509			
<b>Total</b>		<b>113.865,980</b>	<b>Total</b>		<b>113.865,980</b>



#### 4.1.4 Water Syngas Separator (H-211)



**Tabel 4.6** Neraca Massa Water Syngas Separator (H-211)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <14>			Aliran <15>		
CH <sub>4</sub>	0,24%	275,709	CH <sub>4</sub>	0,29%	280,049
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,004	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,004
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	20,96%	23.869,999	CO <sub>2</sub>	24,80%	23.897,159
N <sub>2</sub>	0,03%	29,592	N <sub>2</sub>	0,03%	29,592
H <sub>2</sub> O	15,56%	17.723,014	H <sub>2</sub> O	0,22%	209,125
CO	58,80%	66.948,053	CO	69,45%	66.920,056
H <sub>2</sub>	3,92%	4.467,664	H <sub>2</sub>	4,64%	4.467,482
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,48%	551,945	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,57%	551,921
Total	100,00%	113.865,980	Total	100,00%	96.355,388

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			<b>Aliran &lt;16&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
			CO <sub>2</sub>	0,03%	4,601
			N <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			H <sub>2</sub> O	99,97%	17.505,762
			CO	0,00%	0,205
			H <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,00%	0,024
			Total	100,00%	17510,592
			<b>Total</b>		<b>113.865,980</b>

#### 4.1.5 Mixing Point (Syngas ke Absorber)

*Syngas ke Absorber*

$$T_{19} = 19,74^{\circ}\text{C}$$

$$P_{19} = 20,27 \text{ bar}$$

<19>



*Recycle Unreacted Syngas*

$$T_{18} = -35,29^{\circ}\text{C}$$

$$P_{18} = 20,27 \text{ bar}$$

<17>

*Syngas*

$$T_{17} = 29,84^{\circ}\text{C}$$

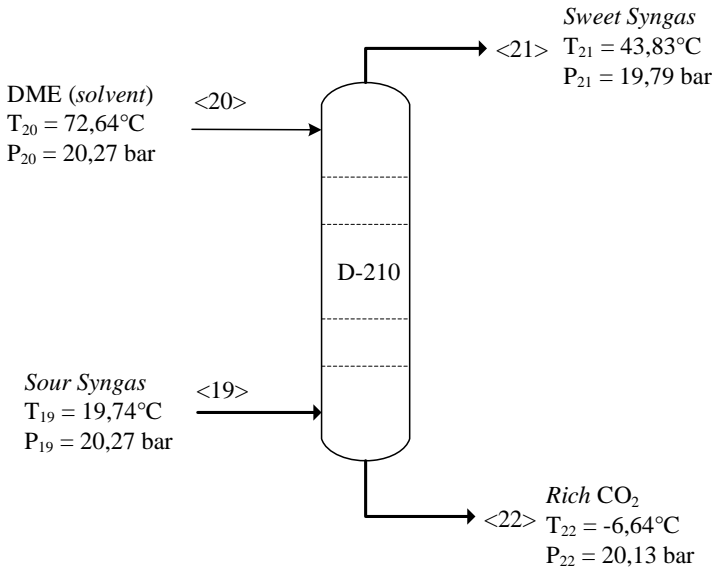
$$P_{17} = 20,27 \text{ bar}$$

**Tabel 4.7 Neraca Massa *Mixing Point***

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;17&gt;</b>			<b>Aliran &lt;19&gt;</b>		
CH <sub>4</sub>	0,29%	280,049	CH <sub>4</sub>	0,56%	689,524
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,004	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,004
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	24,80%	23.897,159	CO <sub>2</sub>	30,18%	36.971,836
N <sub>2</sub>	0,03%	29,592	N <sub>2</sub>	0,12%	147,511
H <sub>2</sub> O	0,22%	209,125	H <sub>2</sub> O	0,17%	209,202
CO	69,45%	66.920,056	CO	63,68%	78.016,438
H <sub>2</sub>	4,64%	4.467,482	H <sub>2</sub>	4,03%	4.942,819
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,010
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,57%	551,921	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	1,26%	1.538,253
Total	100,00%	96.355,388	Total	100,00%	122.515,598
<b>Aliran &lt;18&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	1,57%	409,475			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000			
CO <sub>2</sub>	49,98%	13.074,677			
N <sub>2</sub>	0,45%	117,919			
H <sub>2</sub> O	0,00%	0,077			
CO	42,42%	11.096,382			
H <sub>2</sub>	1,82%	475,337			

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,010			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	3,77%	986,332			
Total	100,00%	26.160,210			
<b>Total</b>		<b>122.515,598</b>	<b>Total</b>		<b>122.515,598</b>

#### 4.1.6 DME Based Absorber (D-210)

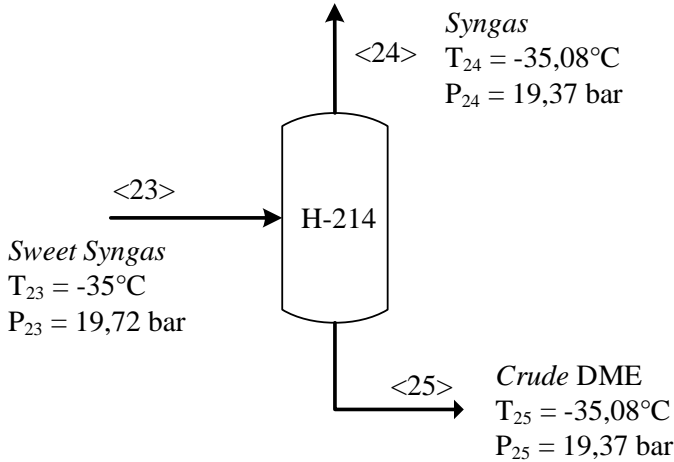


**Tabel 4.8** Neraca Massa DME Based Absorber (D-210)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <19>			Aliran <21>		
CH <sub>4</sub>	0,56%	689,524	CH <sub>4</sub>	0,15%	589,618
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,004	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,001
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	30,18%	36.971,836	CO <sub>2</sub>	1,54%	5.894,188
N <sub>2</sub>	0,12%	147,511	N <sub>2</sub>	0,04%	141,251
H <sub>2</sub> O	0,17%	209,202	H <sub>2</sub> O	0,06%	244,732
CO	63,68%	78.016,438	CO	19,69%	75.389,715
H <sub>2</sub>	4,03%	4.942,819	H <sub>2</sub>	1,29%	4.921,242
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,010	CH <sub>3</sub> OH	0,04%	149,653
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	1,26%	1.538,253	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	77,19%	295.549,170
Total	100,00%	122.515,598	Total	100,00%	382.879,569
Aliran <20>			Aliran <22>		
CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000	CH <sub>4</sub>	0,02%	99,907
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,004
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	0,02%	118,901	CO <sub>2</sub>	7,31%	31.196,549
N <sub>2</sub>	0,00%	0,000	N <sub>2</sub>	0,00%	6,260
H <sub>2</sub> O	0,25%	1.719,104	H <sub>2</sub> O	0,39%	1.683,574
CO	0,00%	0,000	CO	0,62%	2.626,724
H <sub>2</sub>	0,00%	0,000	H <sub>2</sub>	0,01%	21,577
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,42%	2.864,670	CH <sub>3</sub> OH	0,64%	2.715,026
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	99,32%	682.395,625	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	91,01%	388.384,708
Total	100,00%	687.098,299	Total	100,00%	426.734,328
<b>Total</b>		<b>809.613,897</b>	<b>Total</b>		<b>809.613,897</b>

#### 4.1.7 Syngas – DME Carryover Separator (H-214)



**Tabel 4.9** Neraca Massa Syngas – DME Carryover Separator

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <23>			Aliran <24>		
CH <sub>4</sub>	0,15%	589,618	CH <sub>4</sub>	0,56%	508,523
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,001	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	1,54%	5.894,188	CO <sub>2</sub>	2,20%	1.987,314
N <sub>2</sub>	0,04%	141,251	N <sub>2</sub>	0,15%	136,480
H <sub>2</sub> O	0,06%	244,732	H <sub>2</sub> O	0,00%	0,743
CO	19,69%	75.389,715	CO	81,11%	73.274,867
H <sub>2</sub>	1,29%	4.921,242	H <sub>2</sub>	5,43%	4.909,338
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,04%	149,653	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,031

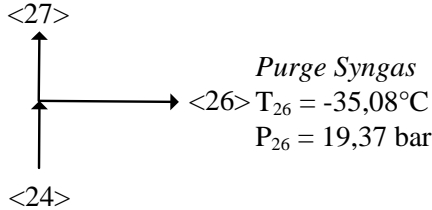
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	77,19%	295.549,170	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	10,54%	9.517,324
Total	100,00%	382.879,569	Total	100,00%	90.334,619
			<b>Aliran &lt;25&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,03%	81,095
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
			CO <sub>2</sub>	1,34%	3.906,874
			N <sub>2</sub>	0,00%	4,771
			H <sub>2</sub> O	0,08%	243,989
			CO	0,72%	2.114,847
			H <sub>2</sub>	0,00%	11,904
			O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			CH <sub>3</sub> OH	0,05%	149,622
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	97,77%	286.031,846			
Total	100,00%	292.544,950			
<b>Total</b>		<b>382.879,569</b>	<b>Total</b>		<b>382.879,569</b>

#### 4.1.8 Tee Point (Purge Syngas)

Syngas ke Air Cooler

$$T_{27} = -35,08^{\circ}\text{C}$$

$$P_{27} = 19,37 \text{ bar}$$



Syngas

$$T_{24} = -35,08^{\circ}\text{C}$$

$$P_{24} = 19,37 \text{ bar}$$

**Tabel 4.10** Neraca Massa Tee Point (Purge Syngas)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <24>			Aliran <26>		
CH <sub>4</sub>	0,56%	508,523	CH <sub>4</sub>	0,56%	50,852
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	2,20%	1.987,314	CO <sub>2</sub>	2,20%	198,731
N <sub>2</sub>	0,15%	136,480	N <sub>2</sub>	0,15%	13,648
H <sub>2</sub> O	0,00%	0,743	H <sub>2</sub> O	0,00%	0,074
CO	81,11%	73.274,867	CO	81,11%	7.327,487
H <sub>2</sub>	5,43%	4.909,338	H <sub>2</sub>	5,43%	490,934
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,031	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,003
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	10,54%	9.517,324	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	10,54%	951,732
Total	100,00%	90.334,619	Total	100,00%	9.033,462



Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			<b>Aliran &lt;27&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,56%	457,670
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
			CO <sub>2</sub>	2,20%	1.788,583
			N <sub>2</sub>	0,15%	122,832
			H <sub>2</sub> O	0,00%	0,668
			CO	81,11%	65.947,380
			H <sub>2</sub>	5,43%	4.418,404
			O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,028
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	10,54%	8.565,592
			Total	100,00%	81.301,157
			<b>Total</b>		<b>90.334,619</b>

#### 4.1.9 Mixing Point (Feed ke Reaktor DME)

Syngas dari Air Cooler

$T_{28} = 25^{\circ}\text{C}$

$P_{28} = 19,30 \text{ bar}$

<28>



<30>

Feed ke Reaktor DME

$T_{30} = 25,59^{\circ}\text{C}$

$P_{30} = 19,30 \text{ bar}$

<29>

Recycle Methanol

$T_{29} = 167,9^{\circ}\text{C}$

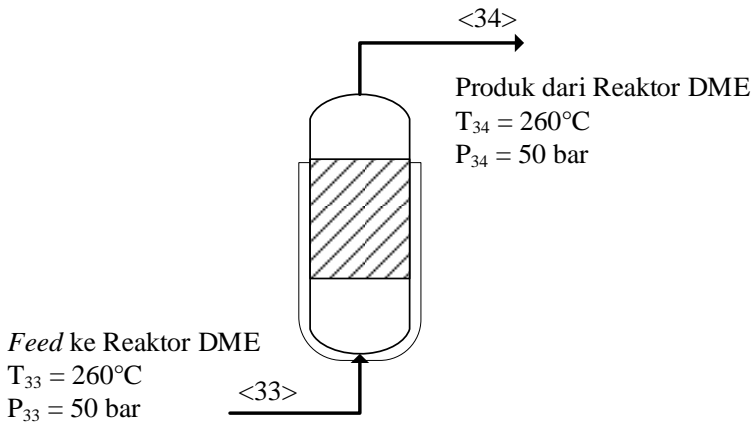
$P_{29} = 19,30 \text{ bar}$

**Tabel 4.11** Neraca Massa *Mixing Point* (Feed ke Reaktor)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;28&gt;</b>			<b>Aliran &lt;30&gt;</b>		
CH <sub>4</sub>	0,56%	457,670	CH <sub>4</sub>	0,56%	454,134
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	2,20%	1.788,583	CO <sub>2</sub>	2,17%	1.777,482
N <sub>2</sub>	0,15%	122,832	N <sub>2</sub>	0,15%	121,909
H <sub>2</sub> O	0,00%	0,668	H <sub>2</sub> O	0,01%	12,261
CO	81,11%	65.947,380	CO	80,63%	65.945,371
H <sub>2</sub>	5,43%	4.418,404	H <sub>2</sub>	5,42%	4.432,184
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,028	CH <sub>3</sub> OH	0,58%	471,820
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	10,54%	8.565,592	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	10,49%	8.576,297
Total	100,00%	81.301,157	Total	100,00%	63.885,613
<b>Aliran &lt;29&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000			
CO <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
N <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
H <sub>2</sub> O	2,40%	11,592			
CO	0,00%	0,000			
H <sub>2</sub>	0,00%	0,000			

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
CH <sub>3</sub> OH	97,59%	471,792			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,02%	0,075			
Total	100,00%	483,459			
<b>Total</b>		<b>81.791,458</b>	<b>Total</b>		<b>81.791,458</b>

#### 4.1.10 Reaktor DME (R-220)

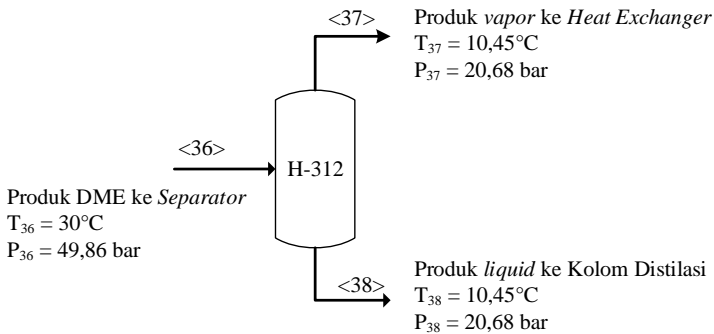


**Tabel 4.12** Neraca Massa Reaktor DME (R-220)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;28&gt;</b>			<b>Aliran &lt;30&gt;</b>		
CH <sub>4</sub>	0,56%	454,134	CH <sub>4</sub>	0,56%	454,134
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	2,17%	1.777,482	CO <sub>2</sub>	36,84%	30.128,262

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
N <sub>2</sub>	0,15%	121,909	N <sub>2</sub>	0,15%	121,909
H <sub>2</sub> O	0,01%	12,261	H <sub>2</sub> O	0,12%	98,731
CO	80,63%	65.945,371	CO	13,94%	11.399,914
H <sub>2</sub>	5,42%	4.432,184	H <sub>2</sub>	0,58%	476,973
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,58%	471,820	CH <sub>3</sub> OH	0,78%	634,944
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	10,49%	8.576,297	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	47,04%	38.475,288
Total	100,00%	454,134	Total	100,00%	454,134
<b>Total</b>		<b>81.791,458</b>	<b>Total</b>		<b>81.791,458</b>

#### 4.1.11 Flash Separator (H-312)

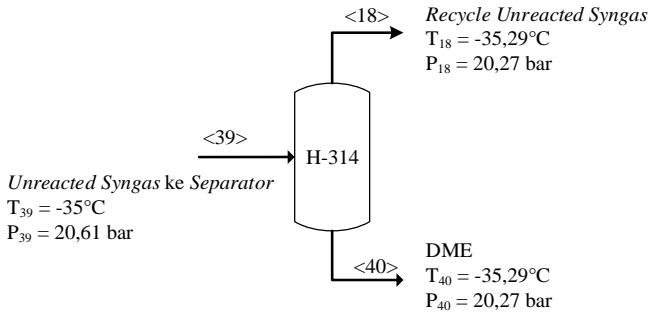


**Tabel 4.13** Neraca Massa *Flash Separator (H-312)*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;36&gt;</b>			<b>Aliran &lt;37&gt;</b>		
CH <sub>4</sub>	0,56%	454,134	CH <sub>4</sub>	0,90%	432,875
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	36,84%	30.128,262	CO <sub>2</sub>	49,18%	23.565,937
N <sub>2</sub>	0,15%	121,909	N <sub>2</sub>	0,25%	119,852

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
H <sub>2</sub> O	0,12%	98,731	H <sub>2</sub> O	0,02%	7,565
CO	13,94%	11.399,914	CO	23,47%	11.249,484
H <sub>2</sub>	0,58%	476,973	H <sub>2</sub>	0,99%	475,898
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,78%	634,944	CH <sub>3</sub> OH	0,03%	11,991
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	47,04%	38.475,288	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	25,16%	12.058,541
Total	100,00%	81.790,155	Total	100,00%	47.922,143
			<b>Aliran &lt;38&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,06%	21,259
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
			CO <sub>2</sub>	19,38%	6.562,324
			N <sub>2</sub>	0,01%	2,057
			H <sub>2</sub> O	0,27%	91,166
			CO	0,44%	150,431
			H <sub>2</sub>	0,00%	1,075
			O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			CH <sub>3</sub> OH	1,84%	622,953
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	78,00%	26.416,747			
Total	100,00%	33.868,012			
<b>Total</b>		<b>81.790,155</b>	<b>Total</b>		<b>81.790,155</b>

#### 4.1.12 Unreacted Syngas Separator (H-314)

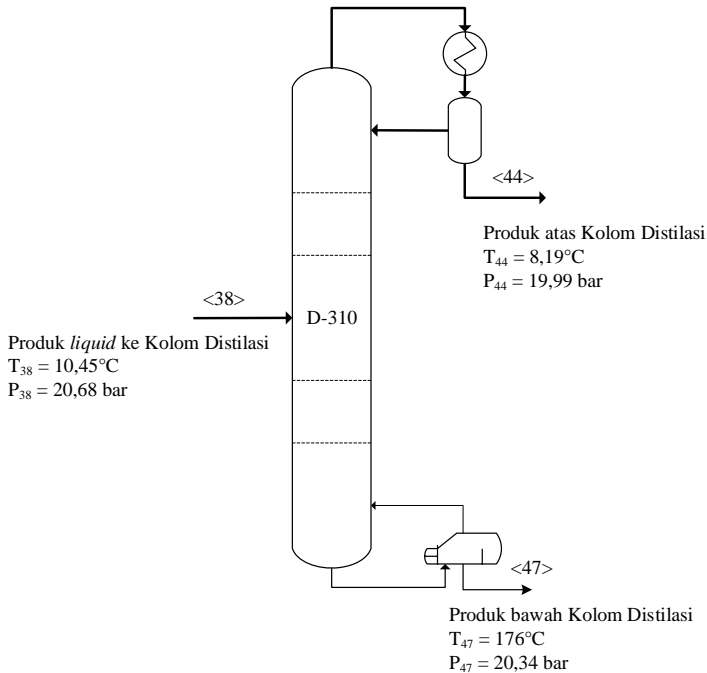


**Tabel 4.14** Neraca Massa *Unreacted Syngas Separator*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <39>			Aliran <18>		
CH <sub>4</sub>	0,90%	432,875	CH <sub>4</sub>	1,57%	409,475
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	49,18%	23.565,937	CO <sub>2</sub>	49,98%	13.074,677
N <sub>2</sub>	0,25%	119,852	N <sub>2</sub>	0,45%	117,919
H <sub>2</sub> O	0,02%	7,565	H <sub>2</sub> O	0,00%	0,077
CO	23,47%	11.249,484	CO	42,42%	11.096,382
H <sub>2</sub>	0,99%	475,898	H <sub>2</sub>	1,82%	475,337
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,03%	11,991	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,010
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	25,16%	12.058,541	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	3,77%	986,332
Total	100,00%	47.922,143	Total	100,00%	26.160,210
			Aliran <40>		
			CH <sub>4</sub>	0,06%	23,399
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
			CO <sub>2</sub>	19,38%	10.491,260
			N <sub>2</sub>	0,01%	1,933
			H <sub>2</sub> O	0,27%	7,488
			CO	0,44%	153,101
			H <sub>2</sub>	0,00%	0,561
			O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			CH <sub>3</sub> OH	1,84%	11,981
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	78,00%	11.072,209
			Total	100,00%	21.761,933
<b>Total</b>		<b>47.922,143</b>	<b>Total</b>		<b>47.922,143</b>

### 4.1.13 Kolom Distilasi DME – Methanol (D-310)



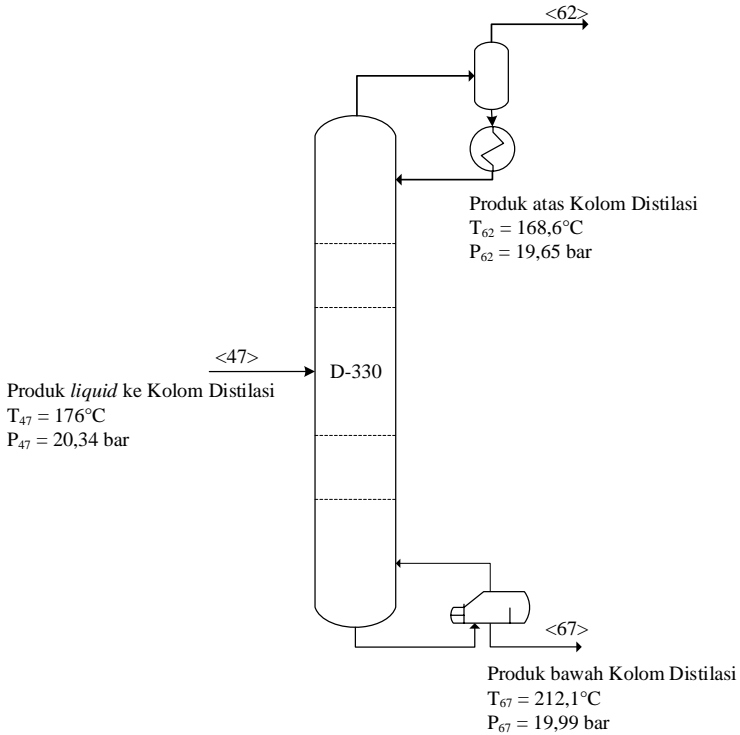
**Tabel 4.15** Neraca Massa Kolom Distilasi (D-310)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <38>			Aliran <44>		
CH <sub>4</sub>	0,06%	21,259	CH <sub>4</sub>	0,06%	21,259
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000



C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
CO <sub>2</sub>	19,38%	6.562,324	CO <sub>2</sub>	19,70%	6.562,323
N <sub>2</sub>	0,01%	2,057	N <sub>2</sub>	0,01%	2,057
H <sub>2</sub> O	0,27%	91,166	H <sub>2</sub> O	0,02%	6,579
CO	0,44%	150,431	CO	0,45%	150,430
H <sub>2</sub>	0,00%	1,075	H <sub>2</sub>	0,00%	1,075
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	1,84%	622,953	CH <sub>3</sub> OH	0,46%	152,232
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	78,00%	26.416,747	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	79,30%	26.416,671
<b>Total</b>	<b>100,00%</b>	<b>33.868,012</b>	<b>Total</b>	<b>100,00%</b>	<b>33.312,626</b>
			<b>Aliran &lt;47&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
			CO <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			N <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			H <sub>2</sub> O	15,23%	84,588
			CO	0,00%	0,000
			H <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			CH <sub>3</sub> OH	84,76%	470,721
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,01%	0,076			
Total	100,00%	555,385			
<b>Total</b>		<b>33.868,012</b>	<b>Total</b>		<b>33.868,012</b>

#### 4.1.14 Kolom Distilasi Methanol – Water (D-330)

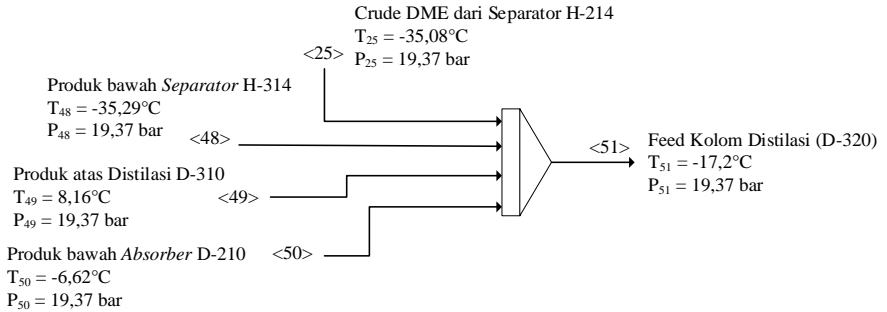


**Tabel 4.16** Neraca Massa Kolom Distilasi (D-330)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <47>			Aliran <62>		
CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000	CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CO <sub>2</sub>	0,00%	0,000	CO <sub>2</sub>	0,00%	0,000
N <sub>2</sub>	0,00%	0,000	N <sub>2</sub>	0,00%	0,000
H <sub>2</sub> O	15,23%	84,588	H <sub>2</sub> O	2,39%	11,492
CO	0,00%	0,000	CO	0,00%	0,000
H <sub>2</sub>	0,00%	0,000	H <sub>2</sub>	0,00%	0,000
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	84,76%	470,721	CH <sub>3</sub> OH	97,60%	469,984
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,01%	0,076	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,02%	0,076
Total	100,00%	555,385	Total	100,00%	481,551
			<b>Aliran &lt;67&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
			CO <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			N <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			H <sub>2</sub> O	99,00%	73,095
			CO	0,00%	0,000
			H <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			CH <sub>3</sub> OH	1,00%	0,738
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,00%	0,000			
Total	100,00%	73,833			
<b>Total</b>		<b>555,385</b>	<b>Total</b>		<b>555,385</b>

#### 4.1.15 Mixing Point (*Feed D-320*)



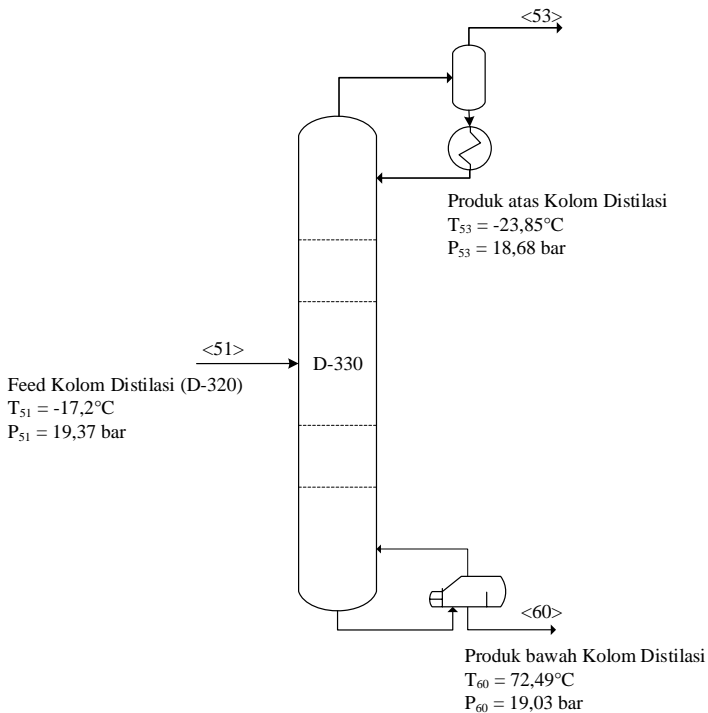
**Tabel 4.17** Neraca Massa *Mixing Point (Feed D-320)*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;25&gt;</b>			<b>Aliran &lt;51&gt;</b>		
CH <sub>4</sub>	0,03%	81,095	CH <sub>4</sub>	25,85%	225,660
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,36%	0,004
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,39%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,76%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,65%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,27%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,40%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,48%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,01%	0,000
CO <sub>2</sub>	1,34%	3.906,874	CO <sub>2</sub>	59,24%	52.157,007
N <sub>2</sub>	0,00%	4,771	N <sub>2</sub>	0,04%	15,021
H <sub>2</sub> O	0,08%	243,989	H <sub>2</sub> O	1,53%	1.941,630
CO	0,72%	2.114,847	CO	5,29%	5.045,103
H <sub>2</sub>	0,00%	11,904	H <sub>2</sub>	0,04%	35,117
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,05%	149,622	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	3.028,862
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	97,77%	286.031,846	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,68%	711.905,434
Total	100,00%	292.544,950	Total	100%	774.353,838
<b>Aliran &lt;48&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,06%	23,399			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000			

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000			
CO <sub>2</sub>	19,38%	10.491,260			
N <sub>2</sub>	0,01%	1,933			
H <sub>2</sub> O	0,27%	7,488			
CO	0,44%	153,101			
H <sub>2</sub>	0,00%	0,561			
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
CH <sub>3</sub> OH	1,84%	11,981			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	78,00%	11.072,209			
Total	100,00%	21.761,933			
<b>Aliran &lt;49&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,06%	21,259			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000			
CO <sub>2</sub>	19,70%	6.562,323			
N <sub>2</sub>	0,01%	2,057			
H <sub>2</sub> O	0,02%	6,579			
CO	0,45%	150,430			
H <sub>2</sub>	0,00%	1,075			
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
CH <sub>3</sub> OH	0,46%	152,232			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	79,30%	26.416,671			
Total	100,00%	33.312,626			

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
<b>Aliran &lt;50&gt;</b>					
CH <sub>4</sub>	0,02%	99,907			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,004			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000			
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000			
CO <sub>2</sub>	7,31%	31.196,549			
N <sub>2</sub>	0,00%	6,260			
H <sub>2</sub> O	0,39%	1.683,574			
CO	0,62%	2.626,724			
H <sub>2</sub>	0,01%	21,577			
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000			
CH <sub>3</sub> OH	0,64%	2.715,026			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	91,01%	388.384,708			
Total	100,00%	426.734,328			
<b>Total</b>		<b>774.353,838</b>	<b>Total</b>		<b>774.353,838</b>

#### 4.1.16 Kolom Distilasi DME – CO<sub>2</sub> (D-320)



**Tabel 4.18** Neraca Massa Kolom Distilasi (D-320)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Aliran <51>			Aliran <53>		
CH <sub>4</sub>	25,85%	225,660	CH <sub>4</sub>	0,39%	225,660
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,36%	0,004	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,004
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,39%	0,000	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,76%	0,000	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,65%	0,000	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,27%	0,000	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,40%	0,000	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,48%	0,000	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,01%	0,000	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CO <sub>2</sub>	59,24%	52.157,007	CO <sub>2</sub>	89,71%	52.029,810
N <sub>2</sub>	0,04%	15,021	N <sub>2</sub>	0,03%	15,021
H <sub>2</sub> O	1,53%	1.941,630	H <sub>2</sub> O	0,00%	0,000
CO	5,29%	5.045,103	CO	8,70%	5.045,103
H <sub>2</sub>	0,04%	35,117	H <sub>2</sub>	0,06%	35,117
O <sub>2</sub>	0,00%	0,000	O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
CH <sub>3</sub> OH	0,00%	3.028,862	CH <sub>3</sub> OH	0,00%	0,000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,68%	711.905,434	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	1,12%	648,771
Total	100%	774.353,838	Total	100,00%	57.999,488
			<b>Aliran &lt;60&gt;</b>		
			CH <sub>4</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00%	0,000
			n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00%	0,000
			C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00%	0,000
			CO <sub>2</sub>	0,02%	127,196
			N <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			H <sub>2</sub> O	0,27%	1.941,630
			CO	0,00%	0,000
			H <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			O <sub>2</sub>	0,00%	0,000
			CH <sub>3</sub> OH	0,42%	3.028,862
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	99,29%	711.256,663			
Total	100,00%	716.354,351			
<b>Total</b>		<b>774.353,838</b>	<b>Total</b>		<b>774.353,838</b>



## 4.2 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 :  
**[Akumulasi energi] = [Aliran energi masuk] - [Aliran energi keluar]**

Perhitungan neraca energi berdasarkan pada overall mechanical energy balance dan overall

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

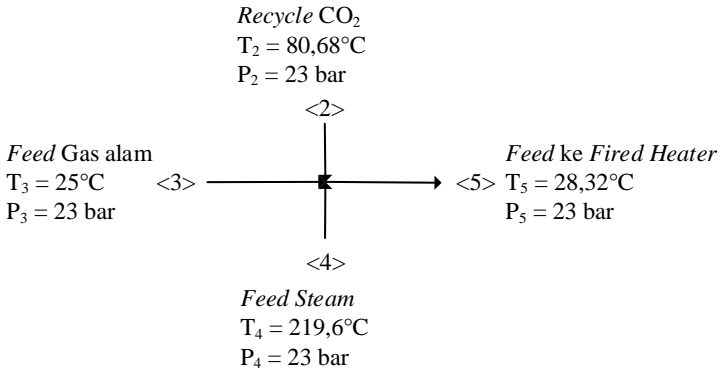
$$\frac{1}{2}(v_{out}^2 - v_{in}^2) + g(z_{out} - z_{in}) + \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$\Delta H_{in} + \frac{1}{2}v_{in}^2 + gz_{in} + Q = \Delta H_{out} + \frac{1}{2}v_{out}^2 + gz_{out} + W_s$$

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

Kapasitas Produksi	= 240.000 ton DME/tahun = 29.358,661 kg DME/jam
Waktu operasi	= 330 hari/tahun; 24 jam/hari
Basis perhitungan	= 1 jam operasi
Satuan Panas	= kJ/h
Kondisi <i>reference</i>	: T = 25°C = 298,15 K P = 1 bar

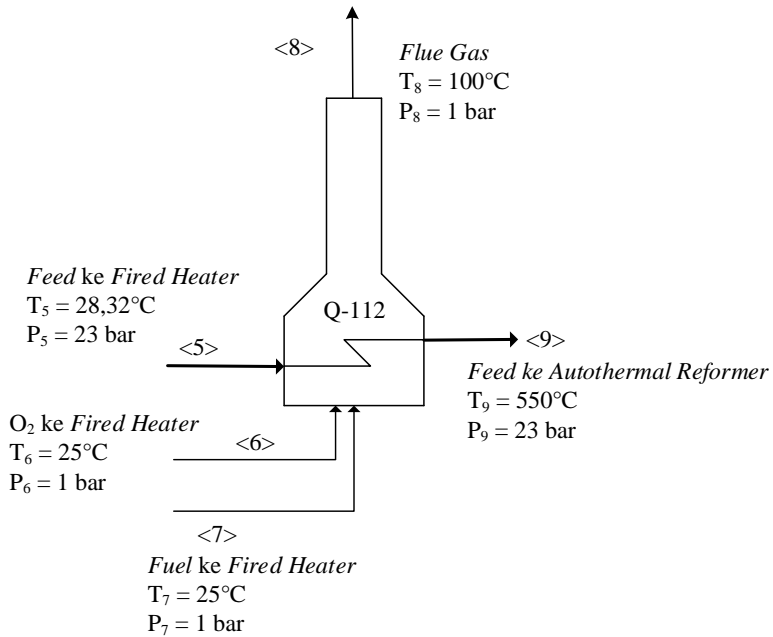
#### 4.2.1 Mixing Point (Feed ke Fired Heater)



**Tabel 4.19** Neraca Energi *Mixing Point (Feed ke Fired Heater)*

<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
$\Delta H_2$	-416.259.212,434	$\Delta H_5$	-577.311.894,779
$\Delta H_3$	-144.841.113,977		
$\Delta H_4$	-16.211.568,367		
<b>Total</b>	<b>-577.311.894,779</b>	<b>Total</b>	<b>-577.311.894,779</b>

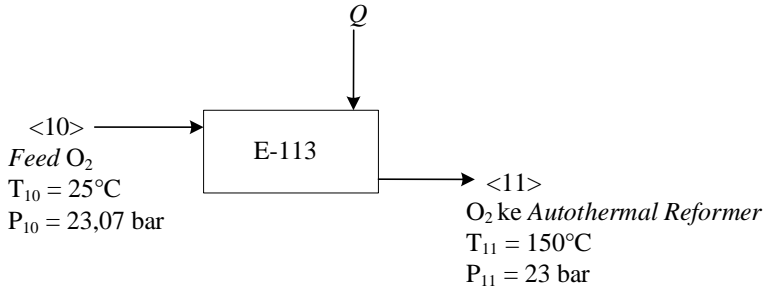
### 4.2.2 Fired Heater (Q-112)



**Tabel 4.20** Neraca Energi *Fired Heater* (Q-112)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_5$	-577.311.894,779	$\Delta H_8$	-92.137.554,480
$\Delta H_6$	-17.045,899	$\Delta H_9$	-503.728.159,093
$\Delta H_7$	-18.552.912,290		
<b>Total</b>	<b>-595.865.713,573</b>	<b>Total</b>	<b>-595.865.713,573</b>

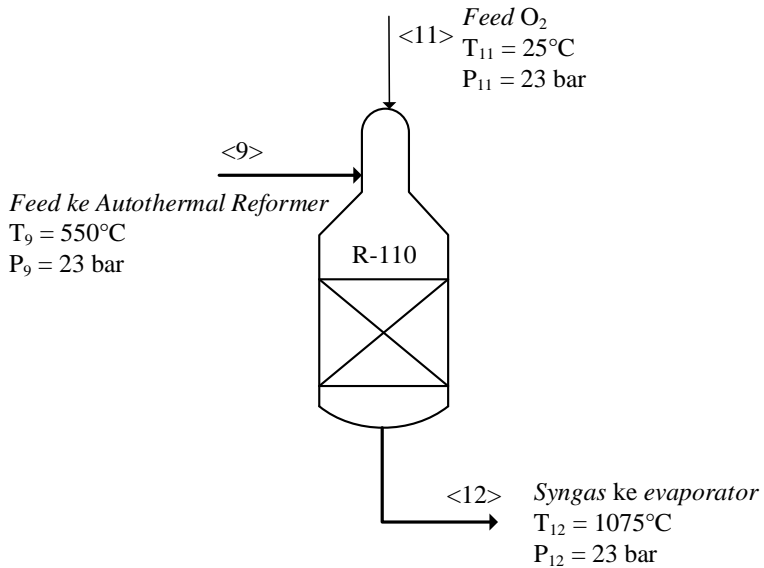
### 4.2.3 Oksigen Heater (E-113)



**Tabel 4.21** Neraca Energi Oksigen Heater (E-113)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{10}$	-221.090,049	$\Delta H_{11}$	3.723.500,669
$Q$	3.944.590,718		
<b>Total</b>	<b>3.723.500,669</b>	<b>Total</b>	<b>3.723.500,669</b>

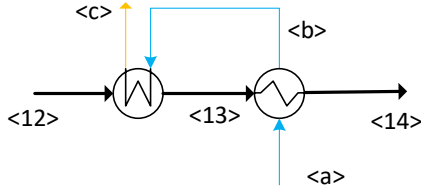
#### 4.2.4 Autothermal Reformer (R-110)



**Tabel 4.22** Neraca Energi Autothermal Reformer (R-110)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_9$	-503.728.159,093	$\Delta H_{12}$	-500.004.736,291
$\Delta H_{11}$	3.723.500,669		
<b>Total</b>	<b>-500.004.736,291</b>	<b>Total</b>	<b>-500.004.736,291</b>

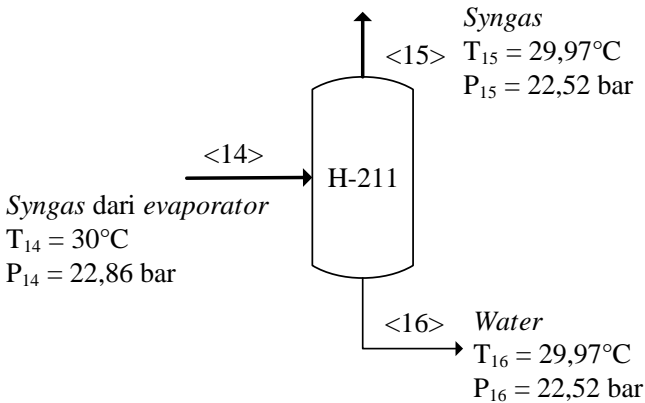
#### 4.2.5 Heat Recovery Steam Generation (HRSG)



**Tabel 4.23** Neraca Energi HRSG

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{12}$	-500.004.736,291	$\Delta H_{14}$	-760.908.798,214
$\Delta H_a$	-1.510.082.585,138	$\Delta H_c$	-1.249.178.523,216
<b>Total</b>	<b>-2.010.087.321,43</b>	<b>Total</b>	<b>-2.010.087.321,43</b>

#### 4.2.6 Water Syngas Separator (H-211)



**Tabel 4.24** Neraca Energi Water Syngas Separator (H-211)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{14}$	-760.908.798,214	$\Delta H_{15}$	-483.795.974,065
		$\Delta H_{16}$	-277.179.112,353

<b>Total</b>	<b>-760.908.798,214</b>	<b>Total</b>	<b>-760.908.798,214</b>
--------------	-------------------------	--------------	-------------------------

#### 4.2.7 Mixing Point (Syngas ke Absorber)

*Syngas ke Absorber*

$$T_{19} = 19,74^{\circ}\text{C}$$

$$P_{19} = 20,27 \text{ bar}$$

<19>



*Recycle Unreacted Syngas*

$$T_{18} = -35,29^{\circ}\text{C}$$

$$P_{18} = 20,27 \text{ bar}$$

<17>

*Syngas*

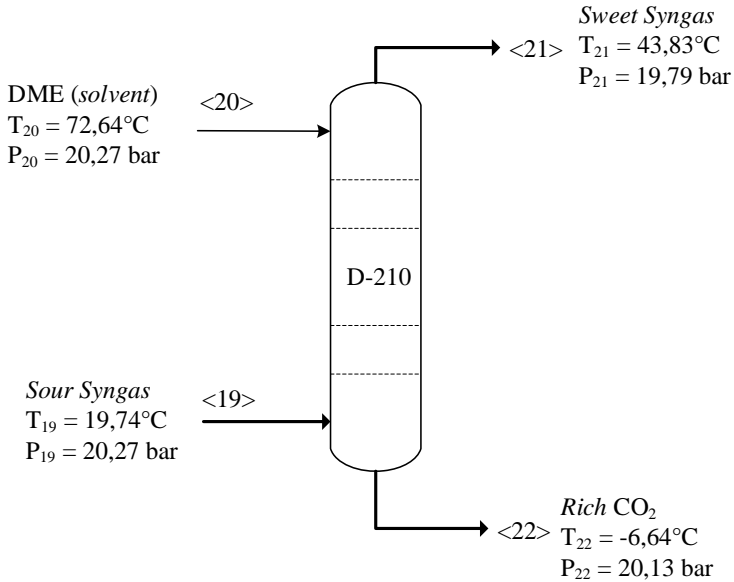
$$T_{17} = 29,84^{\circ}\text{C}$$

$$P_{17} = 20,27 \text{ bar}$$

**Tabel 4.25** Neraca Energi *Mixing Point (Syngas ke Absorber)*

<b>Masuk (kJ/h)</b>		<b>Keluar (kJ/h)</b>	
$\Delta H_{17}$	-483.795.974,065	$\Delta H_{19}$	-652.727.561,327
$\Delta H_{18}$	-168.931.587,263		
<b>Total</b>	<b>-652.727.561,327</b>	<b>Total</b>	<b>-652.727.561,327</b>

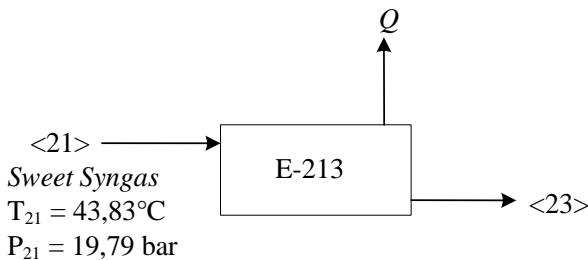
#### 4.2.8 DME Based Absorber (D-210)



**Tabel 4.26** Neraca Energi DME Based Absorber (D-210)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{19}$	-652.727.561,327	$\Delta H_{21}$	-1.536.925.009,050
$\Delta H_{20}$	-2.977.469.255,482	$\Delta H_{22}$	-2.093.268.790,179
<b>Total</b>	<b>-3.630.193.799,229</b>	<b>Total</b>	<b>-3.630.193.799,229</b>

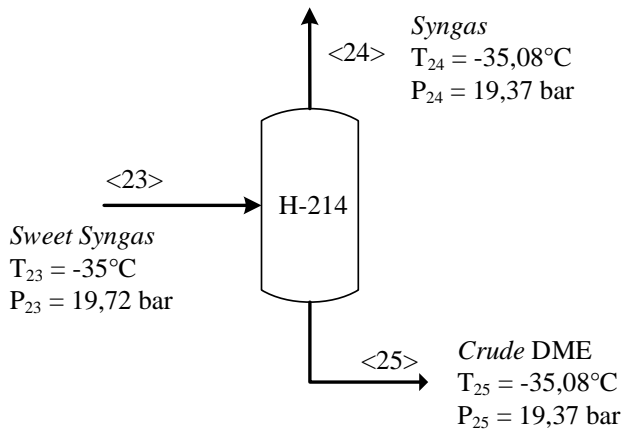
#### 4.2.9 Chiller (E-213)





**Tabel 4.27** Neraca Energi *Chiller* (E-213)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{21}$	-1.536.925.009,050	$\Delta H_{23}$	-1.711.730.624,808
		Q	174.805.615,758
<b>Total</b>	<b>-1.536.925.009,050</b>	<b>Total</b>	<b>-1.536.925.009,050</b>

**4.2.10 Syngas – DME Carryover Separator (H-214)****Tabel 4.28** Neraca Energi *Separator* (H-214)

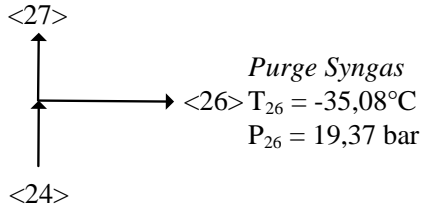
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{23}$	-1.711.730.624,808	$\Delta H_{24}$	-357.738.729,989
		$\Delta H_{25}$	-1.353.991.894,820
<b>Total</b>	<b>-1.711.730.624,808</b>	<b>Total</b>	<b>-1.711.730.624,808</b>

#### 4.2.11 Tee Point (Purge Syngas)

Syngas ke Air Cooler

$$T_{27} = -35,08^{\circ}\text{C}$$

$$P_{27} = 19,37 \text{ bar}$$



Syngas

$$T_{24} = -35,08^{\circ}\text{C}$$

$$P_{24} = 19,37 \text{ bar}$$

**Tabel 4.29** Neraca Energi Tee Point (Purge Syngas)

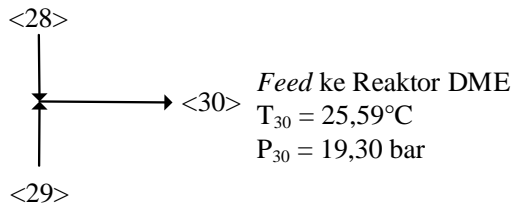
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{24}$	-357.738.729,989	$\Delta H_{26}$	-35.773.872,999
		$\Delta H_{27}$	-321.964.856,990
<b>Total</b>	<b>-357.738.729,989</b>	<b>Total</b>	<b>-357.738.729,989</b>

#### 4.2.12 Mixing Point (Feed ke Reaktor DME)

Syngas dari Air Cooler

$$T_{28} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$P_{28} = 19,30 \text{ bar}$$



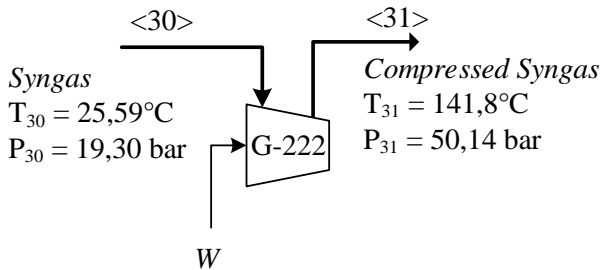
Recycle Methanol

$$T_{29} = 167,9^{\circ}\text{C}$$

$$P_{29} = 19,30 \text{ bar}$$

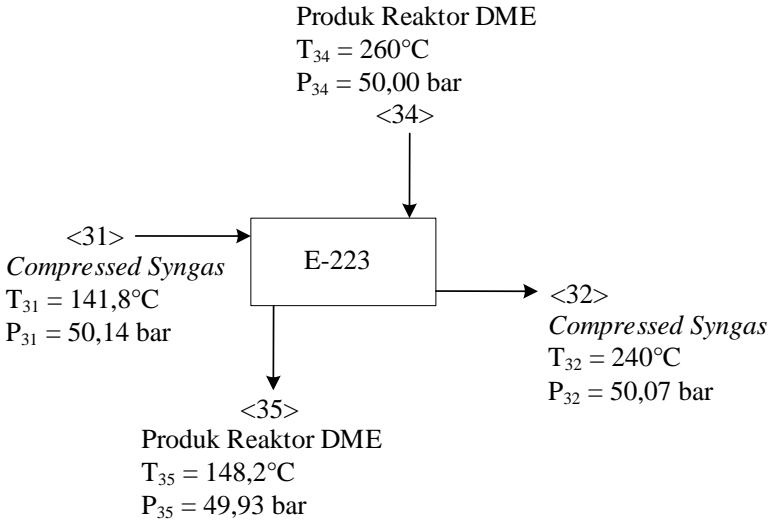
**Tabel 4.30** Neraca Energi *Mixing Point (Feed ke Reaktor)*

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{28}$	-312.937.883,280	$\Delta H_{30}$	-315.985.569,992
$\Delta H_{29}$	-3.047.686,712		
<b>Total</b>	<b>-315.985.569,992</b>	<b>Total</b>	<b>-315.985.569,992</b>

**4.2.13 Kompresor (G-222)****Tabel 4.31** Neraca Massa Kompresor (G-222)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{30}$	-315.985.569,992	$\Delta H_{31}$	-298.369.240,643
W	17.616.329,349		
<b>Total</b>	<b>-298.369.240,643</b>	<b>Total</b>	<b>-298.369.240,643</b>

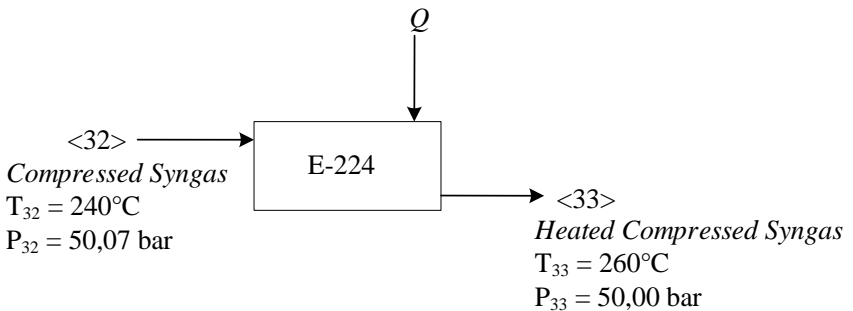
#### 4.2.14 Heat Exchanger (E-223)



**Tabel 4.32** Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-223)

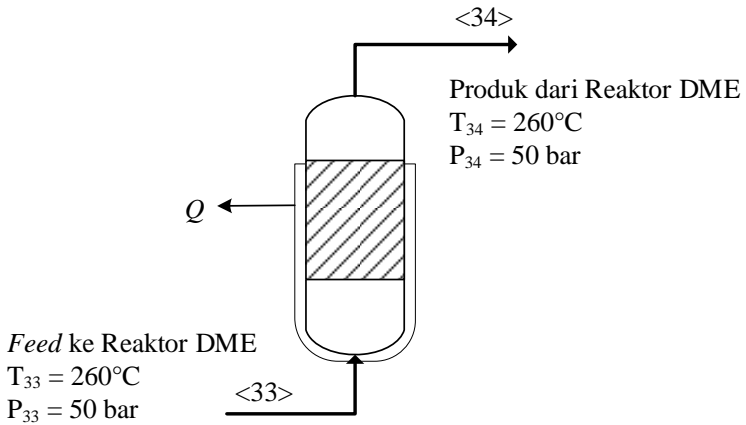
Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{31}$	-298.369.240,643	$\Delta H_{32}$	-283.137.784,249
$\Delta H_{34}$	-449.695.459,516	$\Delta H_{35}$	-464.926.915,910
<b>Total</b>	<b>-748.064.700,159</b>	<b>Total</b>	<b>-748.064.700,159</b>

#### 4.2.15 Syngas Heater (E-224)



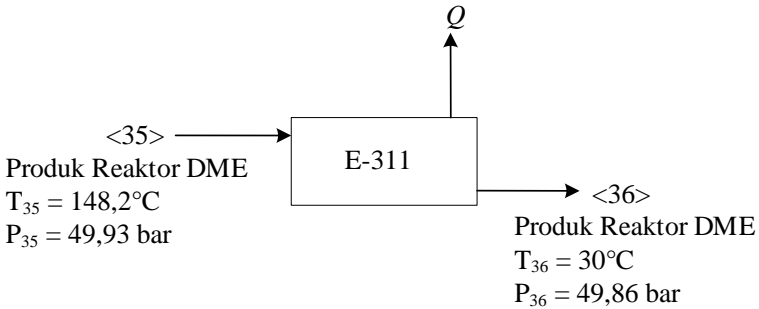
**Tabel 4.33** Neraca Energi *Syngas Heater* (E-224)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{32}$	-283.137.784,249	$\Delta H_{33}$	-279.988.255,141
Q	3.149.529,108		
<b>Total</b>	<b>-279.988.255,141</b>	<b>Total</b>	<b>-279.988.255,141</b>

**4.2.16** Reaktor DME (R-410)**Tabel 4.34** Neraca Energi Reaktor DME (R-410)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{33}$	-4.290.207,853	$\Delta H_{34}$	-449.695.459,516
		$\Delta H_{rx}$	-347.051.411,222
		Q	
<b>Total</b>	<b>-4.290.207,853</b>	<b>Total</b>	

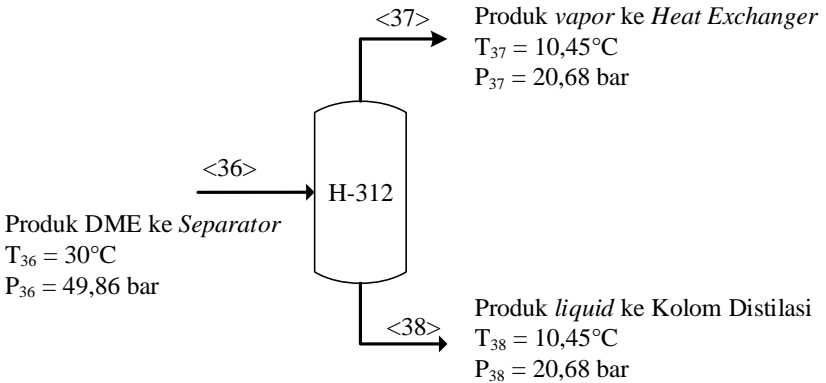
#### 4.2.17 Cooler Produk Reaktor DME (E-311)



**Tabel 4.35** Neraca Energi Cooler (E-311)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{35}$	-464.926.915,910	$\Delta H_{36}$	-492.623.822,977
		Q	27.696.907,068
<b>Total</b>	<b>-464.926.915,910</b>	<b>Total</b>	<b>-464.926.915,910</b>

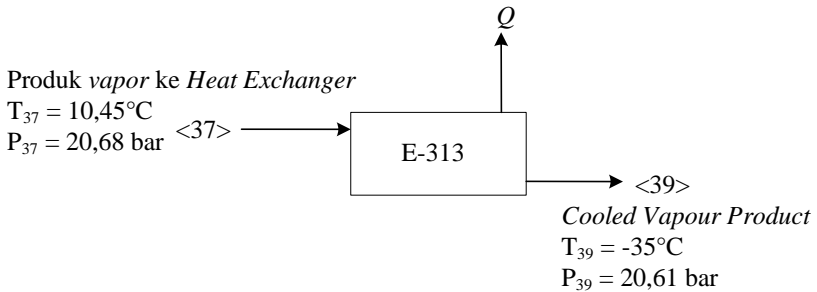
#### 4.2.18 Flash Separator (H-312)



**Tabel 4.36** Neraca Energi Flash Separator (H-312)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{36}$	-492.623.822,977	$\Delta H_{37}$	-307.406.824,849
		$\Delta H_{38}$	-185.216.998,128
<b>Total</b>	<b>-492.623.822,977</b>	<b>Total</b>	<b>-492.623.822,977</b>

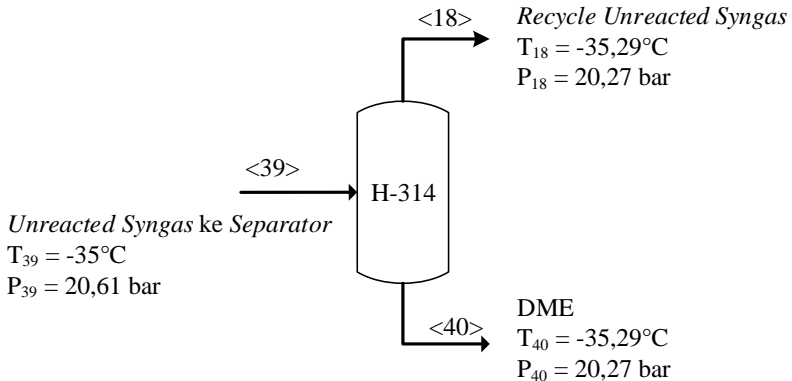
#### 4.2.19 Chiller (E-313)



**Tabel 4.37** Neraca Energi *Chiller* (E-313)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{37}$	-307.406.824,849	$\Delta H_{39}$	-318.356.779,432
		Q	10.949.954,583
<b>Total</b>	<b>-307.406.824,849</b>	<b>Total</b>	<b>-307.406.824,849</b>

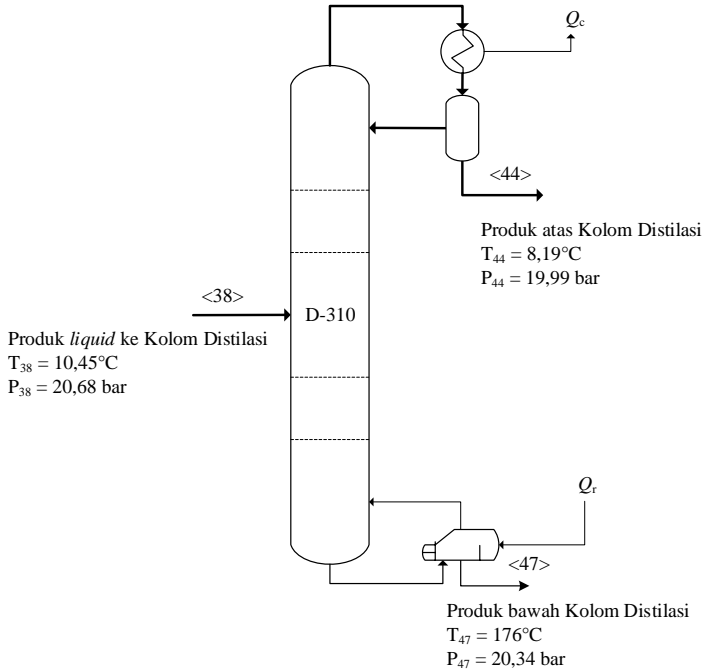
#### 4.2.20 *Unreacted Syngas Separator* (H-314)



**Tabel 4.38** Neraca Energi *Seporator* (H-314)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{39}$	-318.356.779,432	$\Delta H_{18}$	-168.931.587,262
		$\Delta H_{40}$	-149.425.192,170
<b>Total</b>	<b>-318.356.779,432</b>	<b>Total</b>	<b>-318.356.779,432</b>

### 4.2.21 Kolom Distilasi DME – Methanol (D-310)

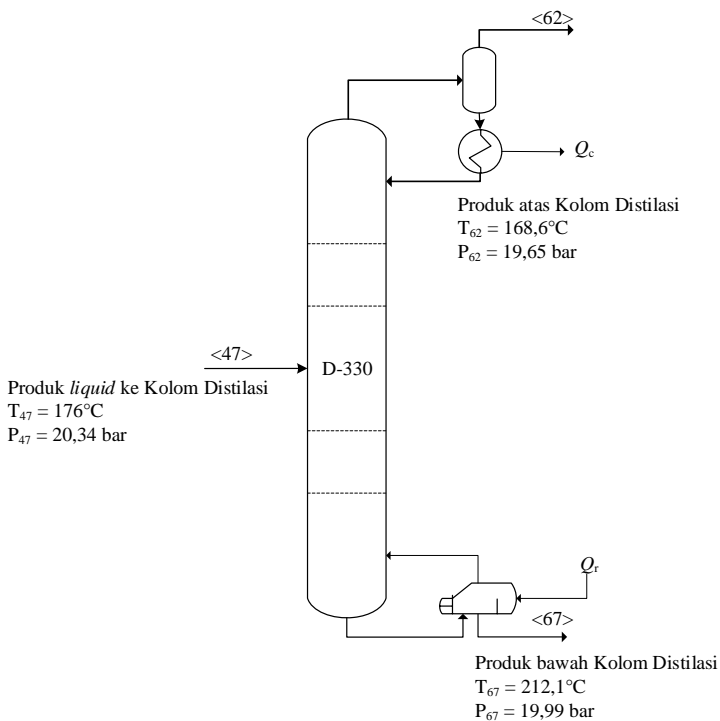


**Tabel 4.39** Neraca Energi Kolom Distilasi (D-310)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{38}$	-185.216.998,128	$\Delta H_{44}$	-180.523.188,800
$Q_r$	29.983.829,495	$\Delta H_{47}$	-4.553.436,814
		$Q_c$	29.839.540,137
<b>Total</b>	<b>-155.233.168,633</b>	<b>Total</b>	<b>-155.233.168,633</b>



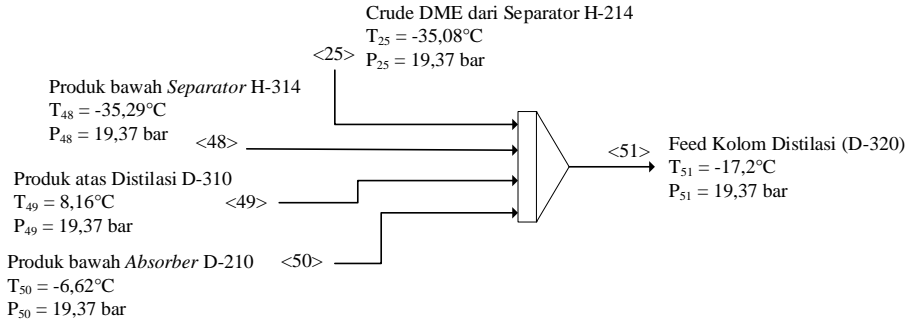
#### 4.2.2 Kolom Distilasi Methanol – Water (D-330)



**Tabel 4.40** Neraca Energi Kolom Distilasi (D-330)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{47}$	-4.553.436,814	$\Delta H_{62}$	-3.035.293,225
$Q_r$	880.703,835	$\Delta H_{67}$	-1.105.717,949
		$Q_c$	46.8041,508
<b>Total</b>	<b>-3.672.732,979</b>	<b>Total</b>	<b>-3.672.732,979</b>

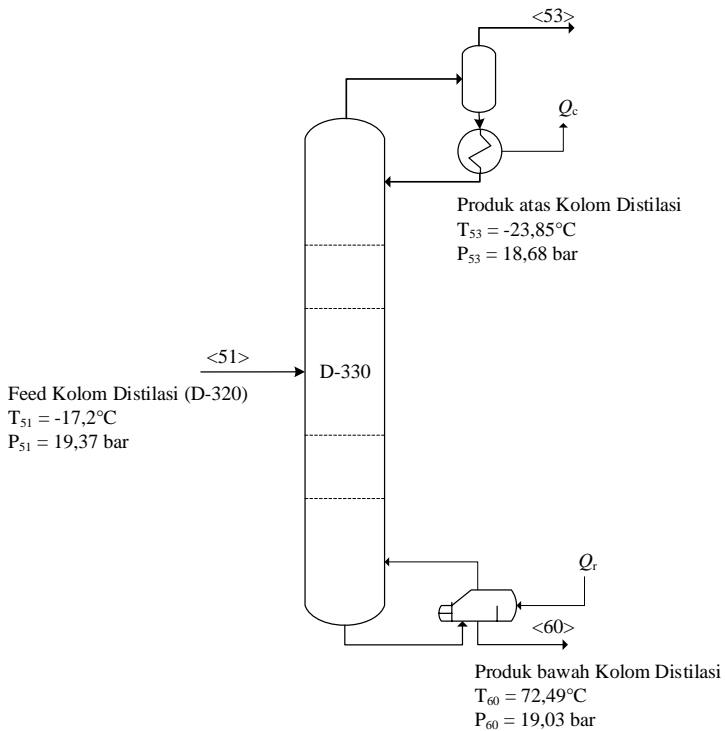
### 4.2.23 Mixing Point (*Feed Kolom Distilasi D-320*)



**Tabel 4.41** Neraca Energi Mixing Point (*Feed D-320*)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{25}$	-1.353.991.894,820	$\Delta H_{51}$	-3.777.209.065,969
$\Delta H_{48}$	-149.425.192,170		
$\Delta H_{49}$	-180.523.188,800		
$\Delta H_{50}$	-2.093.268.790,179		
<b>Total</b>	<b>-3.777.209.065,969</b>	<b>Total</b>	<b>-3.777.209.065,969</b>

#### 4.2.24 Kolom Distilasi DME – CO<sub>2</sub> (D-320)



**Tabel 4.42** Neraca Energi Kolom Distilasi (D-320)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
$\Delta H_{51}$	-3.777.209.065,969	$\Delta H_{53}$	-493.027.785,517
$Q_r$	225.815.659,742	$\Delta H_{60}$	-3.106.160.963,447
		$Q_c$	47.791.794,162
<b>Total</b>	<b>-3.551.393.406,227</b>	<b>Total</b>	<b>-3.551.393.406,227</b>

*(halaman ini sengaja dikosongkan)*

## BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

### 5.1 Daftar dan Harga Peralatan

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

**Tabel 5.1** Daftar Harga Alat

Kode	Nama Alat	Jmlh	Harga (US\$,thn 2014)		Harga total (US\$,thn 2021)
			per unit	total	
R-110	Autothermal Reformer	5	468.200	2.341.000	2.695.199
G-111	CO2 Recycle Compressor	1	60.000	60.000	69.078
Q-112	Fired Heater	1	3.309.800	3.309.800	3.810.580
E-113	Heat Exchanger	1	235.700	235.700	271.362
E-120	Evaporator	1	221.800	221.800	255.359
E-121	Economizer	15	230.100	3.451.500	3.973.720
D-210	DME Based Absorber	1	654.000	654.000	752.952
H-211	Water - Syngas Separator	1	172.900	172.900	199.060
K-212	Expander	1	75.700	75.700	87.154
E-213	Chiller	15	275.000	4.125.000	4.749.122
H-214	Syngas - DME Separator	1	13.900	13.900	16.003
E-215	Fin Fan	2	436.000	872.000	1.003.936
L-216	Pompa Solvent DME	1	20.700	20.700	23.832
R-220	DME Reactor	1	5.600.000	5.600.000	6.447.293

K-221	Expander	1	75.700	75.700	87.154
G-222	Compressor	1	50.000	50.000	57.565
E-223	Heat Exchanger	1	247.200	247.200	284.602
E-224	Heat Exchanger	1	346.700	346.700	399.156
D-310	Methanol - DME Distillation	1	2.850.000	2.850.000	3.281.211
E-311	Heat Exchanger	1	346.700	346.700	399.156
H-312	Flash Separator	1	150.000	150.000	172.695
E-313	Chiller	4	261.300	1.045.200	1.203.341
H-314	Unreacted Syngas Separator	1	150.000	150.000	172.695
E-315	Condenser	1	346.700	346.700	399.156
F-316	Accumulator I	1	100.000	100.000	115.130
E-317	Reboiler	1	150.000	150.000	172.695
L-318	Pump	1	10.200	10.200	11.743
L-319	Reflux Pump	1	7.300	7.300	8.405
D-320	DME - CO2 Distillation	1	2.750.000	2.750.000	3.166.081
K-321	Expander	1	75.700	75.700	87.154
K-322	Expander	1	75.700	75.700	87.154
K-323	Expander	1	75.700	75.700	87.154
F-324	Accumulator II	1	80.000	80.000	92.104
E-325	Condenser	1	108.800	108.800	125.262
E-326	Reboiler	1	275.000	275.000	316.608
L-327	Reflux Pump	1	7.300	7.300	8.405

E-328	Heater	2	670.500	1.341.000	1.543.896
D-330	Water - MeOH Distillation	1	2.000.000	2.000.000	2.302.605
F-331	Accumulator III	1	60.000	60.000	69.078
E-332	Condenser	1	275.000	275.000	316.608
E-333	Reboiler	1	99.600	99.600	114.670
L-334	Reflux Pump	1	2.400	2.400	2.763
F-340	DME Storage Tank	3	950.000	2.850.000	3.281.211
L-341	Pump	1	20.700	20.700	23.832
<b>Total harga peralatan</b>					<b>34.459.743</b>

## 5.2 Spesifikasi Alat

### 5.2.1 Spesifikasi Autothermal Reformer (R-110)

Tabel 5.2 Spesifikasi *Autothermal Reformer*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-110
Fungsi	Mereaksikan gas alam dengan steam, oksigen, dan CO <sub>2</sub> untuk menghasilkan syngas
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Tipe	<i>Fixed bed reaktor</i>
	dengan tutup atas : <i>conical dished head</i>
	dan tutup bawah <i>standard dished head</i>
Jumlah	5 buah
Komponen	NiO/MgO
Carrier	Keramik
Bentuk	<i>Raschig ring</i>
Surface Area	10 mm
Dimensi	Silinder

ID	9,75	ft	=	2,9711	m
OD	10,0	ft	=	3,0480	m
Tebal	1 8/16	in	=	0,0381	m
Tinggi	20,0	ft	=	6,0958	m
Tutup Atas					
Jenis	<i>Conical Dishead</i>				
Tebal	3	in	=	0,0798	m
Tinggi	2,89	ft	=	0,8809	m
Sf	2,50	in	=	0,0635	m
Tutup Bawah					
Jenis	<i>Standart Dishead</i>				
Tebal	1 8/16	in	=	0,0381	m
Tinggi	1,69	ft	=	0,5151	m
Total Tinggi	24,8	ft	=	7,5553	m

## 5.2.2 Spesifikasi CO2 Recycle Compressor (G-111)

**Tabel 5.3** Spesifikasi CO2 Recycle Compressor (G-111)

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 ATR (R-110)
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 2 \text{ bar}$ , $T_{suction} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$
	$P_{discharge} = 21 \text{ bar}$ , $T_{discharge} = 80,0 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Kapasitas	49351,3 kg/jam
Efisiensi	68%



<i>Power</i>	283	hp
--------------	-----	----

### 5.2.3 Spesifikasi Fired Heater (Q-112)

**Tabel 5.4** *Fired Heater (Q-112)*

<b>Nama</b>	<b>Spesifikasi</b>
Kode	Q-112
Tipe	Box Type Furnace (Lobo and Evans)
Fungsi	Untuk memanaskan feed ATR (Nat. Gas dan Steam) hingga 550 C
Jumlah	1 buah
Bahan	Stainless Steel
Kondisi operasi	T keluar = 550 deg C
	P operasi = 23 bar
Feed	80934,7 kg/jam
Fuel Gas	2.461 kg/jam
Udara	42.182 kg/jam (20% excess)
Q	102.630.535 kJ/jam
Ukuran Pipa	NPS 6 inch IPS sch 40
OD tube	6,625 in
Length Tube	54 ft
Dimension	
Panjang	19,83 ft
Lebar	14,17 ft

### 5.2.4 Spesifikasi Heat Exchanger (E-113)

**Tabel 5.5** *Heat Exchanger (E-113)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	E-113

Type	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>		
Jumlah	1 buah		
Ketentuan	$R_D$	>	0,002 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	<	10 psi
	$\Delta P$ gas	<	2 psi
Shell	ID	=	37 in
	<i>Baffle</i>	=	11
	<i>Passes</i>	=	1
	$\Delta P$	=	0,1 psi
Tube	ID	=	1,0 in
	OD	=	1,3 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 4/7 in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	18 ft
	Jumlah	=	407
	$\Delta P$	=	0,0004 psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0165 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	2396 ft <sup>2</sup>

### 5.2.5 Spesifikasi *Evaporator* (E-120)

**Tabel 5.6** Spesifikasi *Evaporator* (E-120)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-120		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 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>	=	11
	<i>Passes</i>	=	1
	$\Delta P$	=	1,1 psi
Tube	ID	=	1,3 in
	OD	=	1,5 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 7/8 in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	20 ft
	Jumlah	=	268
$\Delta P$	=	0,0002 psi	

Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0117	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	2104	ft <sup>2</sup>

### 5.2.6 Spesifikasi Economizer (E-121)

**Tabel 5.7** Spesifikasi Economizer (E-121)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-121			
Tipe	<i>Shell and Tube 2-4 Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>			
Jumlah	15 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	=	39	in
	<i>Baffle</i>	=	12	
	<i>Passes</i>	=	2	
	$\Delta P$	=	1,9	psi
Tube	ID	=	1,3	in
	OD	=	1,5	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 7/8	in Triangular
	<i>Passes</i>	=	4	

	Panjang	=	20	ft
	Jumlah	=	290	
	$\Delta P$	=	0,0001	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0124	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	2277	ft <sup>2</sup>

### 5.2.7 Spesifikasi DME Based Absorber (D-210)

**Tabel 5.8** Spesifikasi DME Based Absorber (D-210)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	D-210	
Fungsi	Mengabsorbpsi komponen CO <sub>2</sub> dari Syngas dengan menggunakan Solvent DME	
Tipe	Random Packing Contactor	
Tekanan desain	279,29	psig
Jumlah Transfer Unit	1	Transfer Units
Tinggi Satuan Transfer Unit	22,5040	meter
Tipe Packing	Ceramic Intalox Saddles 38 mm (1,5 in)	
Diameter Kolom	3,5	meter
Tinggi Kolom	22,5	meter
Tebal Silinder Kolom	0,0127	meter
Bahan Konstruksi	ASTM A 516	
Jumlah	1 buah	
Kapasitas	122.515,598	kg/hr

### 5.2.8 Spesifikasi Water - Syngas Separator (H-211)

**Tabel 5.9** Spesifikasi *Water - Syngas Separator* (H-211)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Kode	H-211	
Fungsi	memisahkan H <sub>2</sub> O dari <i>syngas</i>	
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade B</i>	
Jumlah	1 unit	
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>	
Diameter	4,0	ft
Tinggi	8,7	ft
Tebal <i>shell</i>	5/7	in
Tebal tutup atas	1 1/8	in
Tebal tutup bawah	1 1/8	in

### 5.2.9 Spesifikasi *Heater* (E-213)

**Tabel 5.10** Spesifikasi *Heater* (E-213)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>		
Kode	E-213		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>		
Jumlah	15 buah		
Ketentuan	R <sub>D</sub>	>	0,001 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ <i>liquid</i>	<	10 psi

	$\Delta P$ gas	< 2	psi
Shell	ID	= 39	in
	<i>Baffle</i>	= 12	
	<i>Passes</i>	= 1	
	$\Delta P$	= 9,9	psi
Tube	ID	= 1,3	in
	OD	= 1,5	in
	BWG	= 12	
	<i>Pitch</i>	= 1 7/8	in Triangular
	<i>Passes</i>	= 2	
	Panjang	= 20	ft
	Jumlah	= 299	
Hasil Perhitungan	$R_D$	= 0,0049	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	= 2347	ft <sup>2</sup>

### 5.2.10 Spesifikasi *Flash Drum* (H-214)

**Tabel 5.11** Spesifikasi *Flash Drum* (H-214)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-214
Fungsi	memisahkan DME yang terikut oleh syngas
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade B</i>
Jumlah	1 unit
Tipe	

	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>	
Diameter	7,5	ft
Tinggi	17,2	ft
Tebal <i>shell</i>	1 1/4	in
Tebal tutup atas	2	in
Tebal tutup bawah	2	in

### 5.2.11 Spesifikasi Fin Fan (E-215)

**Tabel 5.12** Spesifikasi *Fin Fan* (E-215)

Spesifikasi	Keterangan	
No. Kode	E-215	
Fungsi	Mendinginkan aliran syngas	
Type	Horizontal Induced Draft Fin Fan	
N (number of row)	4	
Nt (Number of Tube)	2038	
L (Length of Tube)	30	ft
Diameter Fan	28	ft
Transfer Surface	3182	ft <sup>2</sup>
Plot Area	341151	ft <sup>2</sup>
Power	54	HP
Tube Pressure Drop ( $\Delta Pt$ )	3,90	psi
Jumlah fan	2	
Kapasitas	179251,6156 lb/hr	81307,10 kg/hr
Rate Udara	2549056 lb/hr	1156231 kg/hr
Bahan Tube	Carbon Steel	
Bahan Header	Carbon Steel	
Tip Susunan Fin	Embedded Pin	



Fintube OD	1 inch
Tube Pitch	2,5 inch triangular

### 5.2.12 Spesifikasi Pompa (L-216)

**Tabel 5.13** Spesifikasi Pompa (L-216)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-216
Fungsi	Memompa DME dari Storage Tank F-327 ke kolom absorber D-210
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	4.793,823 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	1.903 kPa
Discharge pressure	2.027 kPa
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	22 in Sch 80
Power pompa	1.500 hp
Jumlah	1 buah

### 5.2.13 Reaktor DME (R-220)

**Tabel 5.14** Reaktor DME (R-220)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-220
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi pembentukan dimethyl ether
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Tipe	<i>Multitube Fixed Bed Reaktor</i>
	dengan tutup atas : <i>conical dished head</i>
	dan tutup bawah <i>standard dished head</i>

Jumlah	1 buah
Katalis	
Komponen	Cu-ZnO-Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Bentuk	<i>Powder</i>
Surface Area	45 m <sup>2</sup> /g
Diameter	3 mm
Void frac	0,03
Dimensi	
Silinder	
ID	97,5 in
OD	102 in
Tebal	2,01 in
Tinggi	821 in
Tutup Atas	
Jenis	<i>Elliptical Dished head</i>
Tebal	2,5 in
Tinggi	2,89 ft
Sf	2,50 in
Tutup Bawah	
Jenis	<i>Standart Dishead</i>
Tebal	2,5 in
Tinggi	1,69 ft
Total Tinggi	72,99 ft

### 5.2.14 Spesifikasi *Centrifugal Compressor (G-222)*

**Tabel 5.15** Spesifikasi *Centrifugal Compressor (G-222)*

<b>Nama</b>	<b>Spesifikasi</b>
Kode	G-222
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan feed DME Reactor menjadi 50,14 bar
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 19$ bar, $T_{suction} = 26^{\circ}\text{C}$
	$P_{discharge} = 50$ bar, $T_{discharge} = 141,8^{\circ}\text{C}$
Kapasitas	81791,5 kg/jam
Efisiensi	71%
<i>Power</i>	7365 hp

### 5.2.15 Spesifikasi *Feed Reactor Pre-Heater (E-223)*

**Tabel 5.16** Spesifikasi *Feed Reactor Pre-Heater (E-223)*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	E-223
Tipe	<i>Shell and Tube 2-4 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>
Jumlah	1
Ketentuan	$R_D > 0,001 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$

	$\Delta P$ liquid	<	10	psi
	$\Delta P$ gas	<	2	psi
Shell	ID	=	39	in
	<i>Baffle</i>	=	12	
	<i>Passes</i>	=	2	
	$\Delta P$	=	316,8	psi
Tube	ID	=	1,3	in
	OD	=	1,5	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 7/8	in Triangular
	<i>Passes</i>	=	4	
	Panjang	=	20	ft
	Jumlah	=	238	
	$\Delta P$	=	0,0114	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0062	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	1868	ft <sup>2</sup>

### 5.2.16 Spesifikasi *Feed Reactor Pre-Heater (E-224)*

Tabel 5.17 Spesifikasi *Feed Reactor Pre-Heater (E-224)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-224
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>

Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>		
Jumlah	1		
Ketentuan	$R_D$	>	0,001 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	<	10 psi
	$\Delta P$ gas	<	2 psi
Shell	ID	=	39 in
	<i>Baffle</i>	=	12
	<i>Passes</i>	=	1
	$\Delta P$	=	0,3 psi
Tube	ID	=	0,8 in
	OD	=	1,0 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4 in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	20 ft
	Jumlah	=	736
	$\Delta P$	=	0,0510 psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0030 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	3854 ft <sup>2</sup>

### 5.2.17 Spesifikasi Distilasi DME (D-310)

**Tabel 5.18** Spesifikasi Distilasi DME (D-310)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-310
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>	8 <i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2 ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>
Diameter Kolom	8,0 ft
<i>Area of Coloumn</i>	50,3
<i>Active Area</i>	40,2
<i>Active of Holes</i>	4,0
<i>Area of Downcomer</i>	5,0
$A_h/A$	0,1
$A_d/A$	0,1
$A_h/A_A$	0,1
$d_h$	0,3
$h_w$	1,5
$l_w$	69,8
Tinggi <i>Vessel</i>	20
Tebal <i>Shell</i>	5/8
Tinggi <i>Head</i>	1,78
Tebal <i>Head</i>	2 7/8

### 5.2.18 Spesifikasi Heat Exchanger E-311

**Tabel 5.19** Spesifikasi Heat Exchanger E-311

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-311		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>		
Jumlah	1		
Ketentuan	$R_D$	>	0,001 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	<	10 psi
	$\Delta P$ gas	<	2 psi
Shell	ID	=	39 in
	<i>Baffle</i>	=	12
	<i>Passes</i>	=	1
	$\Delta P$	=	1,5 psi
Tube	ID	=	0,8 in
	OD	=	1,0 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4 in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	20 ft
	Jumlah	=	736
	$\Delta P$	=	0,0510 psi

Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0090	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	3854	ft <sup>2</sup>

### 5.2.19 Spesifikasi Separator (H-312)

**Tabel 5.20** Spesifikasi Separator (H-312)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-312
Fungsi	memisahkan DME dari Methanol
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade B</i>
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>
Diameter	4,0 ft
Tinggi	8,7 ft
Tebal <i>shell</i>	2/3 in
Tebal tutup atas	1 in
Tebal tutup bawah	1 in

### 5.2.20 Spesifikasi Chiller (E-313)

**Tabel 5.21** Spesifikasi Chiller (E-313)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-313
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>
Jumlah	4 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	=	39	in
	<i>Baffle</i>	=	12	
	<i>Passes</i>	=	1	
	$\Delta P$	=	3,1	psi
Tube	ID	=	1,3	in
	OD	=	1,5	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 7/8	in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	20	ft
	Jumlah	=	268	
	$\Delta P$	=	0,0057	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0060	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	2104	ft <sup>2</sup>

### 5.2.21 Spesifikasi Separator (H-314)

**Tabel 5.22** Spesifikasi Separator (H-314)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-314
Fungsi	memisahkan DME yang terikut oleh syngas
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade B</i>
Jumlah	1 unit

Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>	
Diameter	3,5	ft
Tinggi	5,6	ft
Tebal <i>shell</i>	3/4	in
Tebal tutup atas	1 1/8	in
Tebal tutup bawah	1 2/16	in

### 5.2.22 Spesifikasi Chiller (E-315)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-315		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>		
Jumlah	1		
Ketentuan	$R_D$	>	0,001 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	<	10 psi
	$\Delta P$ gas	<	2 psi
Shell	ID	=	39 in
	<i>Baffle</i>	=	12
	<i>Passes</i>	=	1
	$\Delta P$	=	1,5 psi
Tube	ID	=	0,8 in
	OD	=	1,0 in

	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	20	ft
	Jumlah	=	736	
	$\Delta P$	=	0,0010	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0020	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	3854	ft <sup>2</sup>

### 5.2.23 Spesifikasi Akumulator (F-316)

Tabel 5.23 Spesifikasi Akumulator (F-316)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-316
Fungsi	Menyimpan sementara distilat sebelum dialirkan ke reflux dan distilat
Tipe	Silinder horisontal dengan bentuk torispherical dishead head
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1 unit
Kapasitas	11.367,9 ft <sup>3</sup>
Tinggi	913,4 in
Diameter	180,0 in
Tebal <i>Shell</i>	1 7/8 in
Tebal <i>head</i>	3/8 in

Tinggi <i>head</i>	35,2	in
--------------------	------	----

### 5.2.24 Spesifikasi Reboiler (E-317)

Tabel 5.24 Spesifikasi Reboiler (E-317)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-317		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>		
Jumlah	1		
Ketentuan	$R_D$	>	0,001 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	<	10 psi
	$\Delta P$ gas	<	2 psi
Shell	ID	=	39 in
	<i>Baffle</i>	=	12
	<i>Passes</i>	=	1
	$\Delta P$	=	0,3 psi
Tube	ID	=	0,8 in
	OD	=	1,0 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4 in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	20 ft

	Jumlah	=	736
	$\Delta P$	=	0,0020 psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0030 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	3854 ft <sup>2</sup>

### 5.2.25 Spesifikasi Pompa (L-318)

Tabel 5.25 Spesifikasi Pompa (L-318)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	L-318	
Fungsi	Memompa DME dari Flash Separator H-312 ke kolom distilasi D-310	
Tipe	Centrifugal	
Kapasitas	183,1688	gpm
Material case	Cast iron	
Material rotor	Carbon steel	
Suction pressure	2.068	kPa
Discharge pressure	2.078	kPa
Beda ketinggian	25 ft	
Ukuran pipa	8 in Sch 80	
Power pompa	7 1/2	hp
Jumlah	1 buah	

### 5.2.26 Spesifikasi Pompa (L-319)

Tabel 5.26 Spesifikasi Pompa (L-319)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	L-319	
Fungsi	Memompa Produk atas Distilasi D-310 ke Aliran Reflux	
Tipe	Centrifugal	
Kapasitas	180,2134	gpm

Material case	Cast iron	
Material rotor	Carbon steel	
Suction pressure	1.999	kPa
Discharge pressure	2.009	kPa
Beda ketinggian	18	ft
Ukuran pipa	5 in Sch 40	
Power pompa	15	hp
Jumlah	1 buah	

### 5.2.27 Spesifikasi Distilasi DME (D-320)

Tabel 5.27 Spesifikasi Distilasi DME (D-320)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-320	
Fungsi	Memisahkan DME dari CO <sub>2</sub>	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	15	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	20,0	ft
<i>Area of Coloumn</i>	314,3	ft <sup>2</sup>
<i>Active Area</i>	251,4	ft <sup>2</sup>
<i>Active of Holes</i>	25,1	ft <sup>2</sup>
<i>Area of Downcomer</i>	31,4	ft <sup>2</sup>
$A_v/A$	0,1	
$A_d/A$	0,1	

$A_h/A_A$	0,1	
$d_h$	0,3	in
$h_w$	1,5	in
$l_w$	174,4	in
<i>Vessel</i>		
<i>Tipe Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
<i>Tinggi Vessel</i>	40	ft
<i>Tebal Shell</i>	5/8	in
<i>Tipe Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
<i>Tinggi Head</i>	4,93	ft
<i>Tebal Head</i>	4 11/16	in

### 5.2.28 Spesifikasi Akumulator (F-324)

**Tabel 5.28** Spesifikasi Akumulator (F-324)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	F-324
Fungsi	Menyimpan sementara distilat sebelum dialirkan ke reflux dan distilat
Tipe	Silinder horisontal dengan bentuk torispherical dishead head
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1 unit
Kapasitas	32.681,8 ft <sup>3</sup>
Tinggi	1.305,8 in
Diameter	235,5 in
<i>Tebal Shell</i>	2 1/4 in
<i>Tebal head</i>	3/8 in

Tinggi <i>head</i>	53,5	in
--------------------	------	----

### 5.2.29 Spesifikasi *Chiller* (E-325)

Tabel 5.29 Spesifikasi *Chiller* (E-325)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-325		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>		
Jumlah	1		
Ketentuan	$R_D$	>	0,001 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	<	10 psi
	$\Delta P$ gas	<	2 psi
Shell	ID	=	12 in
	<i>Baffle</i>	=	4
	<i>Passes</i>	=	1
	$\Delta P$	=	psi
Tube	ID	=	0,5 in
	OD	=	0,8 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	20 ft
	Jumlah	=	82



	$\Delta P$	=	0,5413	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0030	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	322	ft <sup>2</sup>

### 5.2.30 Spesifikasi Reboiler (E-326)

**Tabel 5.30** Spesifikasi Reboiler (E-326)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-326			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>			
Jumlah	1			
Ketentuan	$R_D$	>	0,001	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	<	10	psi
	$\Delta P$ gas	<	2	psi
Shell	ID	=	39	in
	<i>Baffle</i>	=	12	
	<i>Passes</i>	=	1	
	$\Delta P$	=	0,6	psi
Tube	ID	=	1,3	in
	OD	=	1,5	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 7/8	in Triangular

	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	20	ft
	Jumlah	=	299	
	$\Delta P$	=	7,7840	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0050	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	2347	ft <sup>2</sup>

### 5.2.31 Spesifikasi Fin Fan (E-328)

**Tabel 5.31** Spesifikasi Fin Fan (E-328)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	E-328			
Fungsi	Memanaskan aliran Recycle CO <sub>2</sub> menjadi suhu ruangan untuk mengurangi beban furnace			
Tipe	Horizontal Induced Draft Air Cooler			
N (number of row)	4			
Nt (Number of Tube)	798			
L (Length of Tube)	30	ft		
Diameter Fan	18	ft		
Transfer Surface	1246	ft <sup>2</sup>		
Plot Area	133572	ft <sup>2</sup>		
Power	22	HP		
Tube Pressure Drop ( $\Delta P_t$ )	4,08	psi		
Jumlah fan	2			
Kapasitas	108799,919	lb/hr	49350,77	kg/hr
Rate Udara	1046824	lb/hr	474831	kg/hr

Bahan Tube	Carbon Steel
Bahan Header	Carbon Steel
Tip Susunan Fin	Embedded Pin
Fintube OD	1 inch
Tube Pitch	2,5 inch triangular

### 5.2.32 Spesifikasi Distilasi DME (D-330)

**Tabel 5.32** Spesifikasi Distilasi DME (D-330)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-330	
Fungsi	Memisahkan Methanol dan Water	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	20	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	6,0	ft
<i>Area of Coloumn</i>	28,3	ft <sup>2</sup>
<i>Active Area</i>	22,6	ft <sup>2</sup>
<i>Active of Holes</i>	2,3	ft <sup>2</sup>
<i>Area of Downcomer</i>	2,8	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

lw	52,3	in
<i>Vessel</i>		
<i>Tipe Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
<i>Tinggi Vessel</i>	43	ft
<i>Tebal Shell</i>	5/8	in
<i>Tipe Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
<i>Tinggi Head</i>	1,38	ft
<i>Tebal Head</i>	2 2/16	in

### 5.2.33 Spesifikasi Akumulator (F-331)

**Tabel 5.33** Spesifikasi Akumulator (F-331)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	F-331
Fungsi	Menyimpan sementara distilat sebelum dialirkan ke reflux dan distilat
Tipe	Silinder horisontal dengan bentuk torispherical dishead head
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1 unit
Kapasitas	164,9 ft <sup>3</sup>
Tinggi	225,4 in
Diameter	41,1 in
<i>Tebal Shell</i>	5/8 in
<i>Tebal head</i>	1/4 in
<i>Tinggi head</i>	9,9 in

### 5.2.34 Spesifikasi *Chiller* (E-332)

**Tabel 5.34** Spesifikasi *Chiller* (E-332)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-332		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>		
Jumlah	1		
Ketentuan	$R_D$	> 0,001	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	< 10	psi
	$\Delta P$ gas	< 2	psi
Shell	ID	= 39	in
	<i>Baffle</i>	= 12	
	<i>Passes</i>	= 1	
	$\Delta P$	= ###	psi
Tube	ID	= 1,3	in
	OD	= 1,5	in
	BWG	= 12	
	<i>Pitch</i>	= 1 7/8	in Triangular
	<i>Passes</i>	= 2	
	Panjang	= 20	ft
	Jumlah	= 299	
	$\Delta P$	= 16,3349	psi

Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0030	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	2347	ft <sup>2</sup>

### 5.2.35 Spesifikasi Reboiler (E-333)

Tabel 5.35 Spesifikasi Reboiler (E-333)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-333			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>			
Jumlah	1			
Ketentuan	$R_D$	>	0,001	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	$\Delta P$ liquid	<	10	psi
	$\Delta P$ gas	<	2	psi
Shell	ID	=	39	in
	<i>Baffle</i>	=	12	
	<i>Passes</i>	=	1	
	$\Delta P$	=	0,6	psi
Tube	ID	=	1,3	in
	OD	=	1,5	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 7/8	in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2	

	Panjang	=	20	ft
	Jumlah	=	34	
	$\Delta P$	=	0,5000	psi
Hasil Perhitungan	$R_D$	=	0,0065	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
	Luas area	=	267	ft <sup>2</sup>

### 5.2.36 Spesifikasi Pompa (L-334)

**Tabel 5.36** Spesifikasi Pompa (L-334)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	L-334	
Fungsi	Memompa Produk atas Distilasi D-330 ke Aliran Reflux	
Tipe	Centrifugal	
Kapasitas	3,068188	gpm
Material case	Cast iron	
Material rotor	Carbon steel	
Suction pressure	1.965	kPa
Discharge pressure	1.975	kPa
Beda ketinggian	18	ft
Ukuran pipa	1 in Sch 40	
Power pompa	0,050	hp
Jumlah	1 buah	

### 5.2.37 Spesifikasi DME Storage (F-340)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-340	
Fungsi	Menampung larutan DME sebagai produk selama 30 hari	
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade B</i>	
Kapasitas	10189,231	m <sup>3</sup>

Jumlah	3 unit	
Tipe	<i>Spherical tank</i>	
Diameter	45,92	ft
Tebal	2 12/16	in

### 5.2.38 Spesifikasi Pompa DME Solvent (L-341)

**Tabel 5.37** Spesifikasi Pompa DME Solvent (L-341)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
No. kode	L-341	
Fungsi	Memompa Produk atas Distilasi D-320 ke Aliran Reflux	
Tipe	Centrifugal	
Kapasitas	516,5939	gpm
Material case	Cast iron	
Material rotor	Carbon steel	
Suction pressure	1.868	kPa
Discharge pressure	1.878	kPa
Beda ketinggian	18	ft
Ukuran pipa	1 in Sch 40	
Power pompa	50	hp
Jumlah	1 buah	



## **BAB VI**

### **ANALISA 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**

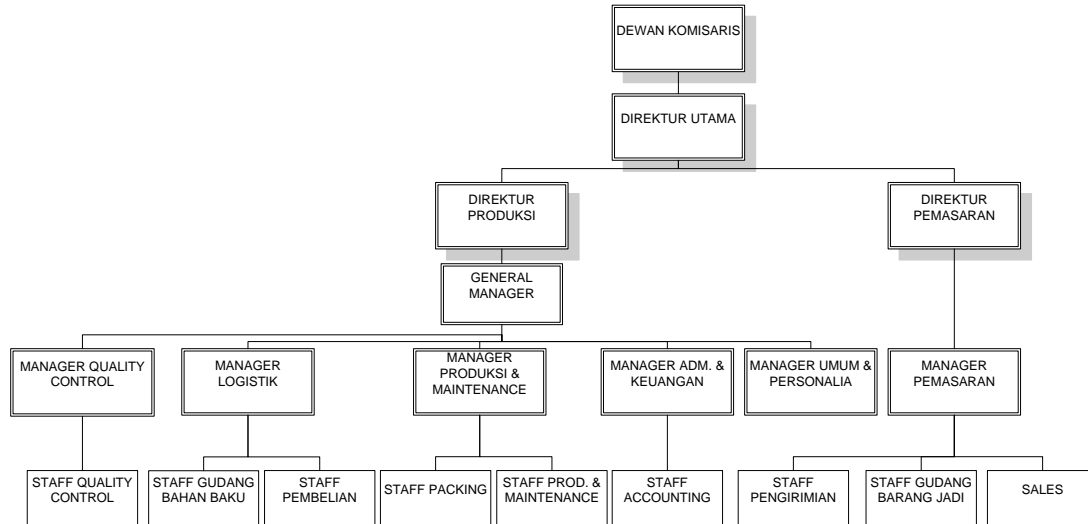
Dalam mengoperasikan Pabrik DME dari Gas Alam ini dipilih suatu bentuk badan perusahaan Perseroan Terbatas (PT), yaitu suatu persekutuan menjalankan perusahaan yang mempunyai modal usaha yang terbagi beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau 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.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

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

➤ Penentuan jumlah karyawan operasional

Kapasitas = 240.000 ton/tahun  
= 707 ton / hari

Berdasarkan *Gambar 6-8 Peters & Timmerhaus 5<sup>th</sup> Edition* halaman 198 untuk kondisi *fluid processing only* dengan kapasitas pabrik 240.000 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,

$M = 15,2 \times (707)^{0,25} = 60$  pekerja-jam/(hari)(tahapan proses)

Karena ada 5 tahapan proses (Syngas 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 V.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

No.	Jabatan	Jumlah
		karyawan
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.1.5 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. Selain air pendingin, pabrik ini juga membutuhkan pendingin berupa refrigerant. Refrigerant yang dipakai adalah *pure propane*. Siklus regenerasi propan dilakukan oleh unit utilitas.

### **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.

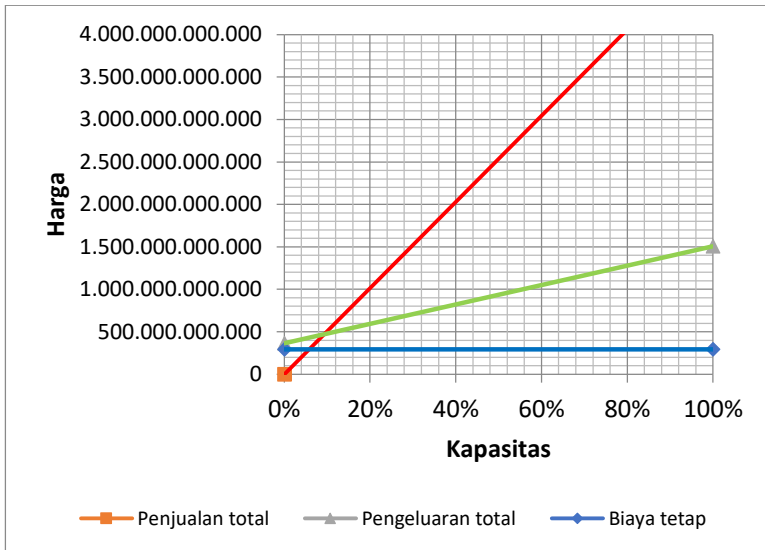
### VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

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) = 9%

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





## **BAB VII KESIMPULAN**

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

1. Proses Terpilih : Langsung (*Direct Process*)
2. Perencanaan operasi : Kontinyu, 24 jam/hari, selama 330 hari
3. Kapasitas Produksi : 240.000 Ton DME/Tahun
4. Bahan baku : 265.843 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)	9,28%

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

*(halaman ini sengaja dikosongkan)*

## DAFTAR PUSTAKA

- Arthur, J Kidnay dan William. 2006. *Fundamentals of Natural Gas Processing*. New York: CRC Press.
- Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Coulson, Richardson, 1999, *Chemical Engineering*, volume 6, third edition, New York, Butterworth Heinemann.
- Geankoplis, Christie J. 1997. *Transport Processes and Unit Operations 3<sup>rd</sup> edition*. New Delhi: Prentice-Hall of India.
- GPSA. 2004. *Engineering Data Book 12<sup>th</sup> edition*. Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association.
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer, International Edition*. Tokyo: McGraw-Hill Book Company.
- Ludwig, E.E. 1965. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical*, vol. I-III. Houston: Gulf Publishing Co.
- Perry, Robert H. and Don Green. 2009. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7<sup>th</sup> edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, and Ronald E. West. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5<sup>th</sup> edition*. Boston: McGraw-Hill Book Company.
- Silla, Harry. 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. New York: Marcel Decker.
- Smith, Robin. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. Manchester: John Wiley & Sons Pte. Ltd.
- Ulrich, Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. Canada: John Wiley & Sons.
- Van Ness, S. 1967. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4<sup>th</sup> edition*. Singapore: International edition, McGraw Hill Inc.
- <http://www.pusri.co.id> (diakses 20 Oktober 2018, 19.45 WIB)
- <http://www.bphmihis.go.id> (diakses 10 November 2018, 14.00 WIB)
- <http://www.alibaba.com> (diakses 13 Januari 2019, 01.00 WIB)

[http:// www.matche.com](http://www.matche.com) (diakses 13 Januari 2019, 16.23 WIB)

<http://www.bi.go.id> (diakses pada 13 Januari 2019, 03.01 WIB)