



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK
DIMETIL ETER (DME) DARI GAS ALAM**

Disusun oleh:

**Ahmad Farid Arrosyid
NRP. 0221164000098
Moch. Ainun Hikam
NRP. 0221164000158**

Dosen Pembimbing:

Pembimbing I

Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

NIP. 197610202005012001

Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D.

NIP. 198405082009122004

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



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK
DIMETIL ETER (DME) DARI GAS ALAM**

Disusun oleh:

Ahmad Farid Arrosyid

NRP. 02211640000098

Moch. Ainun Hikam

NRP. 02211640000158

Dosen Pembimbing:

Pembimbing I

Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

NIP. 197610202005012001

Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D.

NIP. 198405082009122004

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



PLANT DESIGN PROJECT ASSIGNMENT - TK 184803

**PLANT DESIGN PROJECT
DIMETHYL ETHER (DME) FROM NATURAL GAS**

Proposed by:

Ahmad Farid Arrosyid

NRP. 0221164000098

Moch. Ainun Hikam

NRP. 0221164000158

Advisor I

Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

NIP. 197610202005012001

Advisor II

Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D.

NIP. 198405082009122004

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRI TECHNOLOGY AND SYSTEM
ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2020**

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul:

“PRA DESAIN PABRIK DIMETIL ETER DARI GAS ALAM”

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

Oleh:


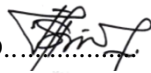

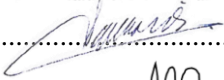

Ahmad Farid Arrosyid

NRP. 0221164000098

Moch. Ainun Hikam

NRP. 0221164000158

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.  (Pembimbing)
2. Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D.  (Pembimbing)
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.S.  (Penguji)
4. Ir. Ignatius Gunardi, M.T.  (Penguji)
5. Prida Novarita Trisanti, S.T., M.T.  (Penguji)



Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia


Dr. Eng. Widiyastuti, ST., MT
NIP. 197503062002122002

Surabaya, Agustus 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 terus 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

DME adalah bahan bakar *multi-source* (dapat diproduksi dari banyak sumber), diantaranya dari gas alam, *fuel oil*, batubara, dan biomassa. Di China, pabrik DME komersial dengan kapasitas 30 ton per hari (10.000 ton/tahun) telah dibangun oleh Lituanhua Group Incorporation dengan Lisensi Teknologi dari Toyo Engineering Japan dan dioperasikan pada bulan Agustus 2003.

Pabrik DME ini 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 Guntung, Bontang, 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% CO₂, dan sisanya N₂. Adapun bahan baku tambahan berupa *steam*, oksigen, dan recycle CO₂ yang merupakan *byproduct* dari tiap proses.

Kapasitas produksi DME direncanakan sebesar 197.050 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 tersebut diperlukan bahan baku gas alam sebesar 512.363 ton/tahun. Proses pembuatan DME menggunakan *indirect process* dapat diuraikan menjadi beberapa tahapan proses, yaitu proses *primary reforming*, *secondary reforming*, *methanol synthesis*, *methanol purification*, *DME synthesis*, dan *DME purification*.

Dari perhitungan analisa ekonomi, dengan harga jual DME sebesar \$550 per ton. Adapun diperoleh Internal Rate Return (IRR) sebesar 17,22%. Dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan suku bunga 9,75% dan waktu pengembalian modal (pay out period) selama 6,9 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada discounted cash flow. Modal untuk pendirian pabrik menggunakan rasio 30% modal sendiri dan 70% modal pinjaman. Modal total yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik adalah sebesar Rp2.752.316.278.584. Sedangkan Break Event Point (BEP) yang diperoleh adalah sebesar 34,77% atau 207,62 ton per hari.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan 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. Orang tua serta seluruh keluarga kami atas doa, dukungan, bimbingan, perhatian dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
3. Ibu Dr. Widiyastuti, S.T.,M.T., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.
4. Bapak Dr. Ir. Susianto, DEA selaku Kepala Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
5. Ibu Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing 1 yang telah banyak memberikan masukan kepada penulis dalam menyelesaikan skripsi ini.
6. Ibu Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D., selaku dosen pembimbing 2 yang telah banyak memberikan masukan kepada penulis dalam menyelesaikan skripsi ini.
7. Seluruh anggota Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS 2019/2020 serta rekan-rekan Teknik Kimia terutama angkatan 2016 yang telah banyak membantu hingga terselesainya skripsi ini dan semua pihak yang tidak bisa disebutkan satu per satu.

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, 30 Juli 2020
Penyusun

DAFTAR ISI

I	BAB I LATAR BELAKANG	I-1
1.1	Latar Belakang.....	I-1
1.2	<i>Supply Demand</i> DME di Indonesia	I-2
1.3	Ketersediaan Bahan Baku DME.....	I-5
1.4	Kegunaan DME	I-8
II	BAB II BASIS DESAIN DATA.....	II-1
II.1	Kapasitas Produksi	II-1
II.2	Penentuan Lokasi Pabrik	II-3
II.2.1	Ketersediaan Bahan Baku	II-4
II.2.2	Lokasi Pemasaran.....	II-6
II.2.3	Sumber Energi Listrik dan Air (Utilitas)....	II-7
II.2.4	Sumber Tenaga Kerja.....	II-8
II.2.5	Letak Geografis	II-9
II.2.6	Aksesibilitas dan Fasilitas	II-10
II.3	Karakteristik Bahan Baku dan Produk	II-14
II.3.1	Bahan Baku Utama.....	II-14
II.3.2	Kualitas Produk.....	II-15
III	BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
III.1	Tipe-tipe Proses	III-1
III.1.1	Pembuatan DME dengan menggunakan <i>Direct Process</i>	III-1
III.1.2	Pembuatan DME dengan menggunakan <i>Indirect Process</i>	III-3
III.2	Seleksi Jenis Proses Sintesa DME	III-4
III.3	Seleksi Lisensor Proses.....	III-6
III.3.1	Tipe Proses Sintesis <i>Methanol</i> (<i>Syngas</i> menjadi <i>Methanol</i>)	III-6
III.3.2	Tipe Proses Dehidrasi <i>Methanol</i> menjadi Dimetil Eter	III-13
III.4	Uraian Proses	III-17

III.4.1	Tahap <i>Reforming</i>	III-18
III.4.2	Tahap Sintesa <i>Methanol</i>	III-21
III.4.3	Tahap Pemurnian <i>Methanol</i>	III-22
III.4.4	Tahap Sintesa DME	III-23
III.4.5	Tahap Pemurnian DME.....	III-23
IV	BAB IV	IV-1
IV.1	Neraca Massa	IV-1
IV.1.1	<i>Mixing Point</i>	IV-2
IV.1.2	<i>Primary Reformer</i> (R-110).....	IV-3
IV.1.3	<i>Secondary Reformer</i> (R-120)	IV-4
IV.1.4	<i>Waste Heat Boiler</i> (E-123).....	IV-5
IV.1.5	<i>Separator</i> (H-125).....	IV-7
IV.1.6	<i>Tee Point</i>	IV-8
IV.1.7	<i>Mixing Point</i>	IV-9
IV.1.8	<i>Methanol Reactor</i> (R-210)	IV-11
IV.1.9	<i>Separator II</i> (H-214)	IV-12
IV.1.10	<i>Tee Point</i>	IV-13
IV.1.11	<i>Methanol Distillation Column I</i> (D-310).IV-15	
IV.1.12	<i>Methanol Distillation Column II</i> (D-320)IV-17	
IV.1.13	<i>Mixing Point</i>	IV-19
IV.1.14	<i>DME Reactor</i> (R-410)	IV-22
IV.1.15	<i>DME Distillation Column I</i> (D-510) ...IV-23	
IV.1.16	<i>DME Distillation Column II</i> (D-520)..IV-26	
IV.2	Neraca Energi.....	IV-29
IV.2.1	<i>Natural Gas Compressor</i> (G-111).....	IV-30
IV.2.2	<i>Primary Reforming Pre-Heater</i> (E-112).IV-30	
IV.2.3	<i>Primary Reformer</i> (R-110).....	IV-31
IV.2.4	<i>Secondary Reformer</i> (R-120)	IV-32
IV.2.5	<i>Oxygen Pre-Heater</i> (E-122)	IV-32
IV.2.6	<i>Waste Heat Boiler</i> (E-123).....	IV-33

IV.2.7	<i>Syn-Gas Cooler (E-124)</i>	IV-33
IV.2.8	Separator (H-125).....	IV-34
IV.2.9	<i>Syngas Compressor (G-126)</i>	IV-34
IV.2.10	<i>Interchanger (E-212)</i>	IV-35
IV.2.11	<i>Methanol Reactor (R-210)</i>	IV-36
IV.2.12	<i>Raw Methanol Cooler (E-213)</i>	IV-36
IV.2.13	<i>Separator II (H-214)</i>	IV-37
IV.2.14	<i>Recycle Gas Compressor (G-215)</i>	IV-37
IV.2.15	<i>JT Valve (K-216)</i>	IV-38
IV.2.16	<i>Methanol Distillation I (D-310)</i>	IV-39
IV.2.17	<i>Methanol Distillation II (D-320)</i>	IV-40
IV.2.18	<i>Methanol Product Cooler (E-325)</i>	IV-40
IV.2.19	<i>DME Reactor Feed Heater (E-412)</i>	IV-41
IV.2.20	<i>DME Reactor (R-410)</i>	IV-41
IV.2.21	<i>DME Product Cooler (E-414)</i>	IV-42
IV.2.22	<i>DME Distillation Column I (D-510)</i> ...	IV-43
IV.2.23	<i>DME Distillation Column II (D-520)</i> ..	IV-44
V	BAB V.....	V-1
V.1	Spesifikasi Alat.....	V-1
V.1.1	Spesifikasi Primary Reformer (R-110)	V-1
V.1.2	Spesifikasi Natural Gas Compressor (G-111) V-2	
V.1.3	Spesifikasi Primary Reforming Pre-Heater (E-112) V-3	
V.1.4	Spesifikasi Secondary Reformer (R-120) ..	V-4
V.1.5	Spesifikasi Boiler Feed Water Pump (L-121) V-5	
V.1.6	Spesifikasi Oxygen Pre-Heater (E-122)	V-6
V.1.7	Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-123)	V-7
V.1.8	Spesifikasi Syngas Cooler (E-124)	V-8
V.1.9	Spesifikasi Separator I (H-125).....	V-9
V.1.10	Spesifikasi Syngas Compressor (G-126)	V-9

V.1.11	Spesifikasi Methanol Reactor (R-210) .	V-10
V.1.12	Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-211).	V-10
V.1.13	Spesifikasi Interchanger (E-212).....	V-11
V.1.14	Spesifikasi Raw Methanol Cooler (E-213)	V-12
V.1.15	Spesifikasi Separator II (H-214).....	V-13
V.1.16	Spesifikasi Recycle Gas Compressor (G-215)	V-14
V.1.17	Spesifikasi Methanol Expansion Valve (K-216)	V-15
V.1.18	Spesifikasi Methanol Distillation Column I (D-310)	V-15
V.1.19	Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column I (E-311)	V-16
V.1.20	Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column I (F-312)	V-17
V.1.21	Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column I (E-313)	V-18
V.1.22	Spesifikasi Methanol Distillation Column II (D-320)	V-19
V.1.23	Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column II (E-321).....	V-20
V.1.24	Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column II (E-322).....	V-21
V.1.25	Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column II (F-323)	V-22
V.1.26	Spesifikasi Methanol Product Pump (L-324)	V-23
V.1.27	Spesifikasi Methanol Product Cooler (E-325)	V-23
V.1.28	Spesifikasi Methanol Storage Tank (F-326)	V-24

V.1.29	Spesifikasi DME Reactor (R-410).....	V-25
V.1.30	Spesifikasi DME Feed Pump (L-411) ..	V-26
V.1.31	Spesifikasi DME Reactor Feed Heater (E-412)	V-27
V.1.32	Spesifikasi DME Expansion Valve (K-413)	V-28
V.1.33	Spesifikasi DME Product Cooler (E-414)	V-28
V.1.34	Spesifikasi DME Distillation Column I (D-510)	V-29
V.1.35	Spesifikasi Condenser DME Distillation Column I (E-511)	V-30
V.1.36	Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column I (F-512)	V-31
V.1.37	Spesifikasi DME Product Pump (L-513)..	V-32
V.1.38	Spesifikasi DME Storage Tank (F-514)	V-33
V.1.39	Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column I (E-515)	V-33
V.1.40	Spesifikasi DME Distillation Column II (D-520)	V-34
V.1.41	Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column II (E-521)	V-36
V.1.42	Spesifikasi Condenser DME Distillation Column II (E-522)	V-37
V.1.43	Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column II (F-523)	V-38
V.1.44	Spesifikasi Methanol Recycle Pump (L-524)	V-38
V.1.45	Spesifikasi Boiler Feed Water Pump II (L-524)	V-39
V.2	Harga Alat.....	V-40

VI	BAB VI	VI-1
VI.1	Pengolahan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.1.1	Bentuk Badan Perusahaan	VI-1
VI.1.2	Struktur Organisasi Perusahaan	VI-1
VI.1.3	Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VI-8
VI.1.4	Status Karyawan dan Pemberian Gaji	VI-8
VI.2	Analisa Ekonomi.....	VI-11
VI.2.1	Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return / IRR</i>)	VI-12
VI.2.2	Waktu Pengembalian Modal (<i>Pay Out Time / POT</i>)	VI-12
VI.2.3	Titik Impas (<i>Break Even Point / BEP</i>)	VI-12
VII	BAB VII	VII-1
I	LAMPIRAN	xv

DAFTAR TABEL

Tabel I-1 Jumlah cadangan gas alam di masing-masing region Indonesia	I-5
Tabel I-2 Proyek-proyek hulu gas alam Indonesia.....	I-7
Tabel I-3 Properties DME dan bahan bakar lain	I-8
Tabel II-1 Data <i>Supply Demand</i> LPG di Indonesia.....	II-1
Tabel II-2 Data pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor dan impor LPG di Indonesia	II-2
Tabel II-3 Proyeksi produksi, ekspor, impor, dan konsumsi LPG tahun 2024	II-2
Tabel II-4 Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN Menurut Jenis Pembangkit (MW).....	II-8
Tabel II-5 Data Lulusan Menurut Jenjang Pendidikan Pada Tahun 2018.....	II-8
Tabel II-6 Jarak Lokasi Pabrik dengan Bandara Internasional Terdekat.....	II-11
Tabel II-7 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lokasi	II-13
Tabel II-8 Spesifikasi Bahan Baku.....	II-15
Tabel II-9 Spesifikasi Produk DME menurut SNI 8219:2017	II-16
Tabel III-1 Kondisi Operasi Pembentukan DME melalui <i>Direct Process</i>	III-3
Tabel III-2 Kondisi Operasi Pembentukan DME melalui <i>Indirect Process</i>	III-4
Tabel III-3 Kelebihan dan Kekurangan Jenis Sintesa DME.....	III-4
Tabel III-4 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Proses Sintesa DME.....	III-5
Tabel III-5 Perbandingan Proses Pembuatan Methanol pada Tekanan Rendah.....	III-11
Tabel III-6 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lisensor Proses Pembuatan Methanol.....	III-13
Tabel III-7 Perbandingan Proses Pembuatan Dimetil Eter.....	III-15
Tabel III-8 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Katalis DME	III-17
Tabel IV-1 Komposisi Gas Alam	IV-1

Tabel IV-2 Neraca Massa <i>Mixing Point</i>	IV-2
Tabel IV-3 Neraca Massa <i>Primary Reformer</i> (R-110).....	IV-3
Tabel IV-4 Neraca Massa Secondary Reformer (R-120)	IV-4
Tabel IV-5 Neraca Massa Waste Heat Boiler (E-123).....	IV-6
Tabel IV-6 Neraca Massa Separator (H-126).....	IV-7
Tabel IV-7 Neraca Massa <i>Mixing Point</i>	IV-10
Tabel IV-8 Neraca Massa Methanol Reactor (R-210).....	IV-11
Tabel IV-9 Neraca Massa Separator II (H-214)	IV-12
Tabel IV-10 Neraca Massa <i>Tee Point</i>	IV-14
Tabel IV-11 Neraca Massa <i>Mixing Point</i> Methanol Distillation Column I (D-310).....	IV-15
Tabel IV-12 Neraca Massa Methanol Distillation Column II (D- 320).....	IV-18
Tabel IV-13 Neraca Massa <i>Mixing Point</i>	IV-20
Tabel IV-14 Neraca Massa DME Reactor (R-410).....	IV-22
Tabel IV-15 Kolom Distilasi DME Distillation Column I (D-510)	IV-24
Tabel IV-16 Neraca Massa DME Distillation Column II (D-520)	IV-26
Tabel IV-17 Neraca Energi Natural Gas Compressor (G-111). IV- 30	
Tabel IV-18 Neraca Energi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)	IV-31
Tabel IV-19 Neraca Energi Primary Reformer (R-110).....	IV-31
Tabel IV-20 Neraca Energi Secondary Reformer (R-120)....	IV-32
Tabel IV-21 Neraca Energi Oxygen Pre-Heater(E-122)	IV-33
Tabel IV-22 Neraca Energi Waste Heat Boiler (E-123).....	IV-33
Tabel IV-23 Neraca Energi Syngas Cooler (E-124).....	IV-34
Tabel IV-24 Neraca Energi Syngas Compressor (G-127).....	IV-35
Tabel IV-25 Neraca Energi Interchanger (E-212).....	IV-35
Tabel IV-26 Neraca Massa Methanol Reactor (R-210).....	IV-36
Tabel IV-27 Neraca Energi Raw Methanol Cooler (E-213)..	IV-36
Tabel IV-28 Neraca Energi Recycle Gas Compressor (G-215) IV- 38	
Tabel IV-29 Neraca Energi Methanol Distillation I (D-310) IV-39	

Tabel IV-30 Neraca Energi Methanol Distillation II (D-320)	IV-40
Tabel IV-31 Neraca Energi Methanol Product Cooler (E-325)	IV-41
Tabel IV-32 Neraca Energi DME Reactor Feed Heater (E-412)	IV-41
Tabel IV-33 Neraca Energi DME Reactor (R-410)	IV-42
Tabel IV-34 Neraca Energi DME Product Cooler (E-414)	IV-42
Tabel IV-35 Neraca Energi DME Distillation Column I (D-510)	IV-43
Tabel IV-36 Neraca Energi DME Distillation Column II (D-520)	IV-44
Tabel V-1 Spesifikasi Primary Reformer (R-110)	V-1
Tabel V-2 Spesifikasi Natural Gas Compressor (G-111)	V-2
Tabel V-3 Spesifikasi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)	V-3
Tabel V-4 Spesifikasi Secondary Reformer (R-120)	V-4
Tabel V-5 Spesifikasi Demin Water Pump (L-121)	V-5
Tabel V-6 Spesifikasi Oxygen Pre-Heater (E-122)	V-6
Tabel V-7 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-123)	V-7
Tabel V-8 Spesifikasi Syngas Cooler (E-124)	V-8
Tabel V-9 Spesifikasi Syngas Expansion Valve (K-125)Error!
Bookmark not defined.	
Tabel V-10 Spesifikasi Separator I (H-126)	V-9
Tabel V-11 Spesifikasi Syngas Compressor (G-127)	V-9
Tabel V-12 Spesifikasi Methanol Reactor (R-210)	V-10
Tabel V-13 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-211)	V-10
Tabel V-14 Spesifikasi Interchanger (E-212)	V-11
Tabel V-15 Spesifikasi Raw Methanol Cooler (E-213)	V-12
Tabel V-16 Spesifikasi Separator II (H-214)	V-13
Tabel V-17 Spesifikasi Recycle Gas Compressor (G-215)	V-14
Tabel V-18 Spesifikasi Methanol Expansion Valve (K-216)	V-15
Tabel V-19 Spesifikasi Methanol Distillation Column I (D-310)	V-15
Tabel V-20 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column I (E-311)	V-16

Tabel V-21 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column I (F-312).....	V-17
Tabel V-22 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column I (E-313)	V-18
Tabel V-23 Spesifikasi Methanol Distillation Column II (D-320)	V-19
Tabel V-24 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column II (E-321)	V-20
Tabel V-25 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column II (E-322).....	V-21
Tabel V-26 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column II (F-323)	V-22
Tabel V-27 Spesifikasi Methanol Product Pump (L-324).....	V-23
Tabel V-28 Spesifikasi Methanol Product Cooler (E-325)	V-23
Tabel V-29 Spesifikasi Methanol Storage Tank (F-326)	V-24
Tabel V-30 Spesifikasi DME Reactor (R-410)	V-25
Tabel V-31 Spesifikasi DME Feed Pump (L-411).....	V-26
Tabel V-32 Spesifikasi DME Reactor Feed Heater (E-412) ...	V-27
Tabel V-33 Spesifikasi DME Expansion Valve (K-413)	V-28
Tabel V-34 Spesifikasi DME Product Cooler (E-414).....	V-28
Tabel V-35 Spesifikasi DME Distillation Column I (D-510) .	V-29
Tabel V-36 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column I (E-511).....	V-30
Tabel V-37 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column I (F-512)	V-31
Tabel V-38 Spesifikasi DME Product Pump (L-513)	V-32
Tabel V-39 Spesifikasi DME Storage Tank (F-514).....	V-33
Tabel V-40 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column I (E-515).....	V-33
Tabel V-41 Spesifikasi DME Distillation Column II (D-520)	V-34
Tabel V-42 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column II (E-521).....	V-36
Tabel V-43 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column II (E-522).....	V-37

Tabel V-44 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column II (F-523)	V-38
Tabel V-45 Spesifikasi Methanol Recycle Pump (L-524)	V-38
Tabel V-46 Daftar Harga Peralatan yan Digunakan.....	V-40
Tabel VI-1 Daftar Gaji Karyawan.....	VI-9
Tabel VI-2 Pembagian Shift.....	VI-11

DAFTAR GAMBAR

Gambar I-1 Jumlah produksi LPG Indonesia tahun 2014-2018.	I-3
Gambar I-2 Grafik <i>supply demand</i> LPG di Indonesia.....	I-4
Gambar I-3 Jumlah konsumsi, ekspor, produksi, dan impor LPG Indonesia tahun 2016-2050	I-5
Gambar I-4 Persebaran cadangan gas alam di Indonesia	I-6
Gambar II-1 <i>Supply-Demand</i> Gas Bumi Region I	II-5
Gambar II-2 <i>Supply-Demand</i> Gas Bumi Region V	II-6
Gambar II-3 Persebaran lokasi PT. Pertamina <i>Refinery Unit</i>	II-7
Gambar II-4 Peta Geografis Indonesia	II-10
Gambar III-1 Diagram Blok Proses langsung	III-2
Gambar III-2 Perbandingan Penggunaan Proses Sintesis Methanol di Dunia	III-7
Gambar III-3 Flowsheet Proses ICI.....	III-9
Gambar III-4 Flowsheet Proses Lurgi	III-10
Gambar III-5 Perbedaan Jenis Reaktor antara (a) Lurgi dan (b) ICI (Smith, 2005).....	III-12
Gambar III-6 Blok Diagram Pembentukan DME dari Gas Alam	III-18
Gambar VI-1 Struktur Organisasi Perusahaan	VI-2

BAB I LATAR BELAKANG

1.1 Latar Belakang

Energi merupakan suatu kebutuhan hidup manusia yang menjadi sumber utama dalam melakukan aktivitas sehari-hari. Saat ini kebutuhan energi di Indonesia semakin meningkat, untuk itu 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. 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 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 menyebabkan masyarakat harus mengeluarkan uang lebih banyak untuk mencukupi kebutuhan hidup, dan secara tidak langsung juga menyebabkan penurunan kesejahteraan masyarakat. Beberapa hal tersebut melatar belakangi pemerintah untuk menerapkan program konversi minyak tanah ke *Liquefied Petroleum Gas* (LPG) pada tahun 2007.

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 tercukupi

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 karena pada 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 CH_3OCH_3 yang dapat dihasilkan dari pengolahan gas bumi, hasil olahan dan hidrokarbon lain. DME dapat digunakan sebagai bahan bakar, yang mana dapat dimanfaatkan secara langsung ataupun sebagai campuran. DME memiliki sifat yang hampir sama dengan LPG, yaitu berwujud gas pada kondisi ruang dan mempunyai titik didih yang berdekatan dengan 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 di Indonesia yang melimpah juga menjadi latar belakang utama didirikannya Pabrik DME dari Gas Alam ini.

1.2 Supply Demand DME di Indonesia

Pada dasarnya tujuan pembangunan pabrik ini adalah untuk substitusi LPG melalui energi baru yaitu DME. Oleh karenanya, untuk menentukan kapasitas produksi pabrik dapat dilakukan kajian terlebih dahulu mengenai *supply demand* LPG.

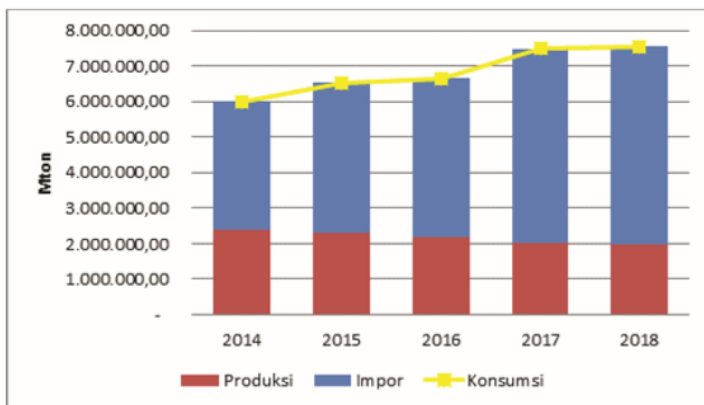
Kondisi terkini menunjukkan bahwa dari total produksi kilang LPG sebesar 2,027 juta ton hanya dapat memenuhi kebutuhan LPG dalam negeri sebesar $\pm 27\%$ (konsumsi LPG subsidi dan non subsidi dalam negeri tahun 2018 adalah 7,576 juta

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 I-1 Jumlah produksi LPG Indonesia tahun 2014-2018
(Sumber: Dirjen Migas, Laporan Tahunan 2018)

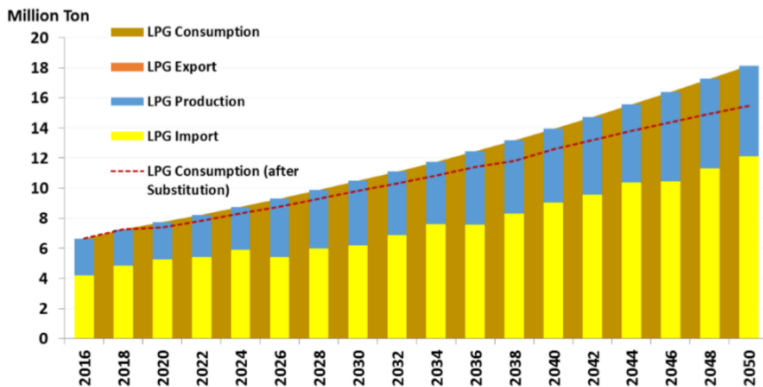
Terlihat dalam lima tahun terakhir hasil produksi kilang LPG mengalami penurunan, sedangkan jumlah konsumsinya terus meningkat. Hal ini mengakibatkan terjadi defisit yang menyebabkan harus dilakukannya impor untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Hingga pada tahun 2018 jumlah impor LPG Indonesia mencapai 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 2014-2018.



Gambar I-2 Grafik *supply demand* LPG di Indonesia

(Sumber: Dirjen Migas, Laporan Tahunan 2018)

Meskipun dalam kondisi defisit 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 (Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi), 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 I-3 Jumlah konsumsi, ekspor, produksi, dan impor LPG Indonesia tahun 2016-2050
(Sumber: BPPT, Outlook Energi Indonesia 2018)

1.3 Ketersediaan Bahan Baku DME

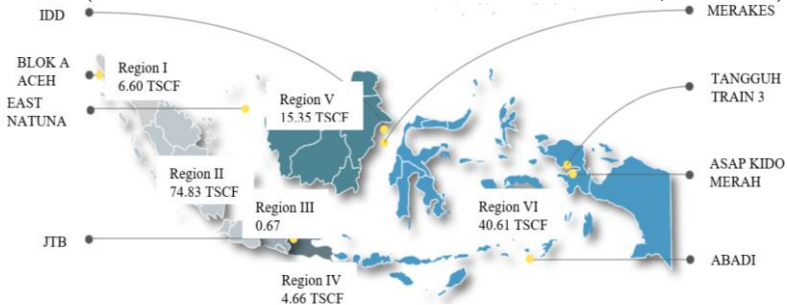
Ketersediaan gas alam di Indonesia masih sangat besar. Menurut data Ditjen Migas (Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi) per Januari 2017, cadangan gas alam konvensional Indonesia mencapai 142,72 TSCF, sebesar 100,36 TSCF merupakan cadangan terbukti dan 42,36 TSCF merupakan cadangan potensial. Adapun 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 I-1 Jumlah cadangan gas alam di masing-masing region Indonesia

Region	Cadangan gas alam (TSCF)
I (Aceh dan Sumatera Utara)	6,60
II (Sumatera Tengah, Sumatera Selatan, Riau, Natuna, dan Jawa Barat)	74,83
III (Jawa Tengah)	0,67

IV (Jawa Timur)	4,66
V (Kalimantan dan Bali)	15,35
VI (Sulawesi, Nusa Tenggara, Maluku, dan Papua)	40,61

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



Gambar I-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 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.2 berikut disajikan data jumlah cadangan gas alam beserta rencana pemanfaatannya dari pemerintah.

Tabel I-2 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	<i>first gas in</i> pada pertengahan 2018
East Natuna	46,00 TSCF (<i>exclude</i> 72% CO ₂)	(belum ada rencana)	
Jambaran Tiung Biru (JTB)	1,20 TSCF (<i>exclude</i> 34% CO ₂)	Sektor Kelistrikan dan Sektor Industri	<i>first gas in</i> pada tahun 2020 dengan kemampuan 330 MMSCFD (<i>peak</i>)
IDD	2,32 TSCF	<ul style="list-style-type: none"> • IDD Bangka Dialokasikan ke PT Pertamina • IDD Rapak Ganal belum terdapat rencana 	<ul style="list-style-type: none"> • IDD Bangka berkapasitas 85 MMSCFD • IDD Rapak Ganal berkapasitas 800 MMSCFD
Merakes	0,81 TSCF	(belum ada rencana)	Kapasitas 391 MMSCFD. <i>First gas in</i> tahun 2021
Tangguh 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

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

1.4 Kegunaan DME

Dimethyl Ether (DME) merupakan senyawa eter yang paling sederhana dengan rumus kimia CH_3OCH_3 . DME adalah senyawa yang mudah terbakar pada suhu kamar 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.3, *caloric value* DME fasa *liquid* adalah $4.620 \text{ kcal.L}^{-1}$, sekitar 85% dari LPG. 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 ke dalam pasar gas dan bahan bakar cair. Potensi kegunaan utama dari DME adalah sebagai pengganti *propane* dalam LPG, sebagai bahan bakar pembangkit listrik *gas turbine*, atau sebagai bahan bakar transportasi mesin diesel. *Properties* dari DME dan beberapa bahan bakar lain ditunjukkan pada Tabel I.3 berikut,

Tabel I-3 Properties DME dan bahan bakar lain

<i>Properties</i>	DME	Propane (LPG)	Methane (Nat.gas)	<i>Diesel fuel</i>
<i>Chemical formula</i>	CH_3OCH_3	CH_8	CH_4	
<i>Boiling Point</i> (°C)	-25,1	-42,0	-161,5	180 to 370
<i>Liquid density</i> (g cm^{-3} at 20 °C)	0,67	0,49	0,42	0,84
<i>Liquid viscosity</i> (kg. $\text{m}^{-1}\text{s}^{-1}$ at 25 °C)	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>Vapor pressure</i> (MPa at 25 °C)	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 L⁻¹)</i>	4.620	5.440	5.040	8.400

(sumber : Prabowo et al, 2017)

Pemanfaatan DME sebagai substitusi LPG dengan *blending* (campuran) diperkirakan tidak akan merubah spesifikasi 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, diantaranya:

- 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 *cetane* yang tinggi, DME dianggap sebagai alternatif yang sangat baik untuk bahan bakar transportasi saat ini tanpa emisi bahan partikulat dan gas beracun seperti NOx 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

II.1 Kapasitas Produksi

Hingga saat ini, pabrik DME di Indonesia hanya PT. Bumi Tangerang Gas Industri dengan kapasitas 3000 ton/tahun. Kebutuhan DME di Indonesia masih terbilang cukup tinggi. Produk DME yang sudah ada digunakan untuk memenuhi kebutuhan industri kosmetik dan pelarut (*solvent*). Oleh karena itu dibutuhkan pabrik DME baru dengan kapasitas yang lebih besar sebagai *blending* LPG guna menekan tingkat impor LPG nasional, sehingga dalam perhitungan kapasitas produksi bisa ditinjau terlebih dahulu terhadap *supply demand* LPG di Indonesia. Menurut data dari Ditjen Migas diketahui bahwa pada tahun 2019 produksi LPG semakin menurun, sedangkan kebutuhannya semakin banyak. Adapun data secara lengkap telah disajikan pada Tabel II.1 berikut.

Tabel II-1 Data *Supply Demand* LPG di Indonesia

Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
2012	2.201.539	5.030.547	205	2.573.670
2013	2.010.990	5.607.430	286	3.299.808
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
2017	2.027.941	7.190.871	360	5.461.934
2018	2.027.263	7.562.184	434	5.566.572

(Sumber: Ditjen Migas, Laporan Tahunan 2018)

Dari tabel II.1 tersebut dapat dihitung perkiraan nilai produksi, ekspor, impor dan konsumsi pada tahun 2024 yang mana pabrik akan beroperasi, menggunakan persamaan *discounted* sebagai berikut (Kusnarjo, 2010).

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

Dimana : F = jumlah produk pada tahun terkahir (ton)

P = jumlah produk pada tahun pertama (ton)

i = pertumbuhan rata-rata per tahun (%)

n = Selisih tahun yang diperhitungkan (-)

Berdasarkan data pada tabel II.1 maka dapat dihitung nilai pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor dan impor dari tahun 2012-2018. Adapun hasil perhitungannya disajikan pada tabel II.2 berikut.

Tabel II-2 Data pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor dan impor LPG di Indonesia

Tahun	Pertumbuhan Produksi	Pertumbuhan Konsumsi	Pertumbuhan Ekspor	Pertumbuhan Impor
2012-2013	-8,66%	11,47%	39,51%	28,21%
2013-2014	18,31%	8,66%	68,88%	9,22%
2014-2015	-3,01%	4,66%	-18,84%	11,70%
2015-2016	-2,85%	4,17%	47,96%	11,19%
2016-2017	-9,53%	8,25%	-37,93%	22,03%
2017-2018	-0,03%	5,16%	20,56%	1,92%
Rata-rata	-0,96%	7,06%	20,02%	14,04%

Berdasarkan perhitungan melalui persamaan *discounted*, maka didapatkan proyeksi jumlah produksi, ekspor, impor dan konsumsi LPG pada tahun 2024 sebagai berikut.

Tabel II-3 Proyeksi produksi, ekspor, impor, dan konsumsi LPG tahun 2024

Proyeksi	LPG (ton)
Produksi	1.950.259,4
Ekspor	900,6
Impor	9.416.139,6

Konsumsi

9.935.392,5

Dengan mengurangi impor LPG sebanyak 40%, maka kapasitas pabrik LPG pada tahun 2024 adalah :

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas pabrik} &= (\text{ekspor} + \text{konsumsi}) - \text{produksi} \\ &= (900,6 + 9.935.392,5) - 1.950.259,4 \text{ ton/tahun} \\ &= 9.936.293,1 - 1.950.259,4 \text{ ton/tahun} \\ &= 7.986.033,7 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Maka dengan blending DME 20%, pada tahun 2024 perkiraan kebutuhan DME sebesar :

$$\begin{aligned}\text{Perkiraan kebutuhan DME} &= 20\% \times \text{Kapasitas pabrik LPG pada tahun 2024} \\ &= 20\% \times 7.986.033,7 \text{ ton/tahun} \\ &= 1.597.206,74 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Pada pendirian pabrik DME ini akan memiliki kapasitas 197.050 ton/tahun yang mana akan menyumbang sebanyak 13% kebutuhan DME dalam negeri pada tahun 2024.

II.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. Pemilihan lokasi yang tepat dapat mendatangkan keuntungan dari segi teknis dan ekonomi. Berdasarkan pertimbangan tersebut yang merujuk pada buku (William D Baasel: *“Preliminary Chemical Engineering Plant Design”*, 2nd Ed. 1990). Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik DME ini, telah dilakukan pemilihan beberapa parameter, antara lain:

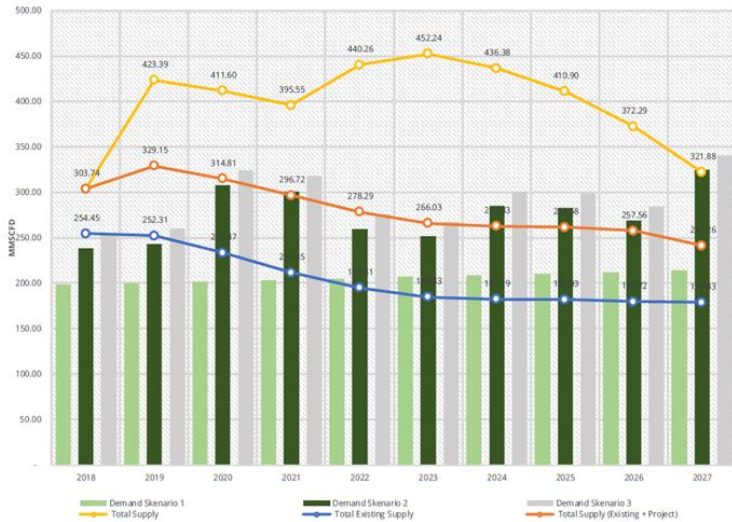
1. Ketersediaan Bahan Baku
2. Lokasi Pemasaran dan Sarana Transportasi
3. Sumber Energi Listrik dan Air (Utilitas)

4. Sumber Tenaga Kerja
5. Letak Geografis
6. Aksesibilitas dan Fasilitas

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 pada 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.

II.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

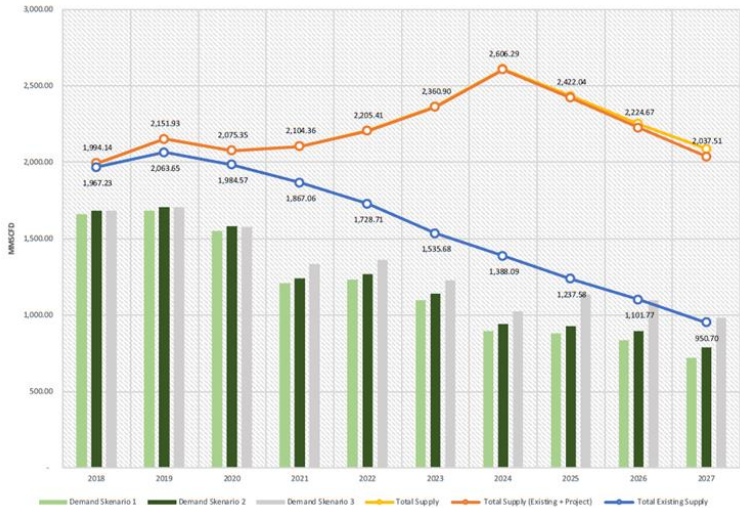
Bahan baku menjadi salah satu parameter penting dalam penilaian lokasi pabrik, karena harga dari bahan baku bergantung pada lokasi bahan baku tersebut berasal. Semakin lokasi pabrik dekat dengan sumber bahan baku, maka harga bahan baku akan semakin murah. Selain memperhatikan jumlah ketersediaan bahan 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 II-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.



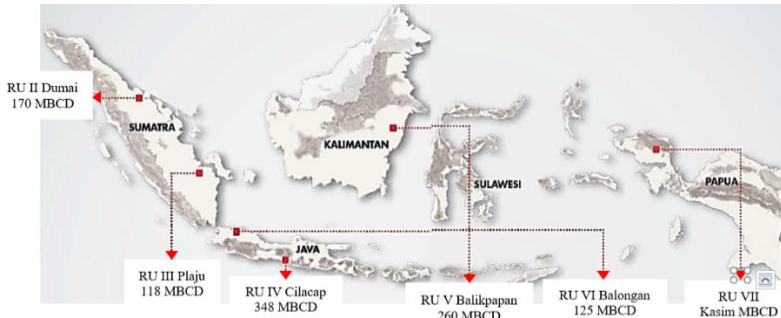
Gambar II-2 Supply-Demand Gas Bumi Region V

(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.

II.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*.



Gambar II-3 Persebaran lokasi PT. Pertamina *Refinery Unit* Berdasarkan persebaran lokasi PT. Pertamina RU, diketahui bahwa di Region I terdapat PT. Pertamina RU II dengan kapasitas 170 MBCD (*metric barrel per calendar day*) yang berlokasi di Dumai dan pada Region V terdapat PT. Pertamina RU V dengan kapasitas 260 MBCD yang berlokasi di Balikpapan, Kalimantan Timur.

II.2.3 Sumber Energi Listrik dan Air (Utilitas)

Utilitas merupakan sistem pendukung proses dalam suatu pabrik yang sangat penting karena dapat mempengaruhi berjalannya proses produksi dan dapat mempengaruhi efisiensi pabrik. Penyediaan air dan listrik merupakan contoh dari beberapa utilitas yang diperlukan suatu pabrik. Kemudahan dalam memperoleh dan memproses keduanya untuk berbagai keperluan akan meningkatkan efisiensi teknis dan ekonomis. Selaras dengan opsi pemilihan letak pabrik di Region I atau Region V, maka peninjauan ketersediaan sumber energi listrik dan air dapat dikerucutkan pada Provinsi Aceh dan Kalimantan Timur.

1. Ketersediaan Pasokan Air

Air dimanfaatkan sebagai fluida pendingin, proses produksi, *steam*, dan kebutuhan lainnya. Sumber air dapat diperoleh dari air laut, air danau dan sungai. Pada Kalimantan Timur sumber air didapatkan dari Sungai Kedang Kepala dengan panjang 319 Km dengan debit aliran 2.500 m³/s dan jarak dengan air laut sangat dekat. Sedangkan

untuk Lhokseumawe sumber air dapat diperoleh dari laut (bps.go.id, 20 Maret 2020).

2. Ketersediaan Pasokan Listrik

Dalam pendirian pabrik, perlu melihat pembangkit listrik yang memiliki kapasitas terbesar seperti terlihat di Tabel II.4 berikut ini,

Tabel II-4 Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN Menurut Jenis Pembangkit (MW)

Provinsi	PLT	PLTU	PL	PLT	PLT	PLTD	Jumlah
	UB	M	TG	GU	MG	Diesel	
	Steam	Steam	Gas	Comb	Gas	PP	
	PP	Oil	PP	ined	Engi		
				Cycle	ne		
				PP			
Aceh	220	-	-	-	184	210,3	614,3
						8	8
Kaltim	220	-	146	60	13.94	230,4	670,4
						6	0

(Dirjen Ketenagalistrikan ESDM, 2016)

II.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 memperkerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat dari daerah lain.

Tabel II-5 Data Lulusan Menurut Jenjang Pendidikan Pada Tahun 2018

Provinsi	Jenjang pendidikan		
	SMA	SMK	Perguruan Tinggi
Aceh	44.412	16.106	27.459
Kaltim	22.601	23.122	14.186

(Data Pendidikan dan Kebudayaan Indonesia, Ristekdikti)

Tersedianya tenaga kerja yang terampil juga diperlukan untuk menjalankan rangkaian produksi. Menurut Tabel II.5, jumlah lulusan yang terdapat pada Provinsi Aceh lebih banyak daripada Provinsi Kalimantan Timur, sehingga menurut parameter ini, dengan membangun pabrik di Provinsi Aceh akan memudahkan pabrik untuk memenuhi kebutuhan tenaga kerja. Selain itu, pertimbangan upah tenaga kerja juga menjadi hal yang perlu diperhatikan. Provinsi Aceh memiliki Upah Minimum Provinsi (UMP) sebesar Rp 3.165.031 pada tahun 2020. Sedangkan Provinsi Kalimantan Timur memiliki UMP sebesar Rp 2.981.378 yang mana lebih rendah daripada UMP di Provinsi Aceh. Dengan lebih rendahnya UMP tenaga kerja, biaya produksi dari pabrik itu sendiri akan lebih ekonomis.

II.2.5 Letak Geografis

Lokasi pendirian pabrik sebaiknya memiliki iklim yang cukup stabil supaya perancangan alat-alat yang nantinya akan digunakan tidak terlalu rumit karena harus menyesuaikan dengan iklim lingkungannya. Selain itu perlu juga mempertimbangkan apakah lokasi pendirian pabrik termasuk daerah rawan bencana seperti gempa bumi, tsunami, maupun gunung berapi yang dapat membahayakan pabrik. Berikut ini adalah kondisi iklim berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika (BMKG). Kondisi iklim beberapa wilayah ini dapat dijadikan basis data untuk pembuatan pabrik yang akan direncanakan dibangun di beberapa wilayah berikut.

- **Provinsi Aceh**

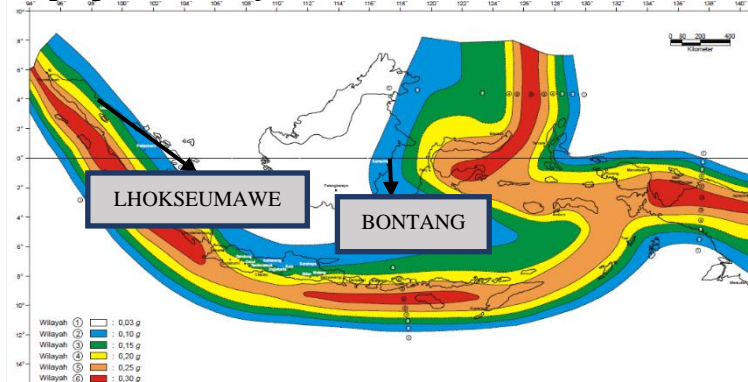
Kelembaban udara rata-rata	: 79,5%
Suhu udara rata-rata	: 27,7 °C
Kecepatan angin rata-rata	: 3,32 m/s

- **Provinsi Kalimantan Timur**

Kelembaban udara rata-rata	: 79,7%
Suhu udara rata-rata	: 27,9 °C
Kecepatan angin rata-rata	: 1,96 m/s

(bmg.go.id, 20 Maret 2020)

Berdasarkan SNI 1726-2002 mengenai Standar Perencanaan Ketahanan Gempa untuk Struktur Bangunan Gedung, Indonesia dibagi menjadi 6 golongan wilayah rawan gempa, untuk peta geografis terlihat pada Gambar II.4.



Gambar II-4 Peta Geografis Indonesia

(Badan Penelitian dan Pengembangan Pemukiman, 2002)

Letak Geografis pulau Kalimantan khususnya daerah Bontang dalam wilayah 2 sedangkan daerah Lhokseumawe, Aceh dalam wilayah 3, sehingga Bontang dan Lhokseumawe termasuk daerah yang tidak rawan gempa karena jauh dari pertemuan lempeng Eurasia (Indo-Australia) yang menyebabkan jauh dari potensi gempa dan letusan gunung berapi.

II.2.6 Aksesibilitas dan Fasilitas

1. Jarak Pelabuhan dengan Lokasi Pabrik

Produk yang akan dijual ke pasar menggunakan via laut. Sehingga perlu dipertimbangkan jarak pabrik ke pelabuhan. Produk yang akan dijual didistribusikan dengan menggunakan *piping* menuju pelabuhan. Berikut jarak pelabuhan dengan alternatif lokasi pabrik.

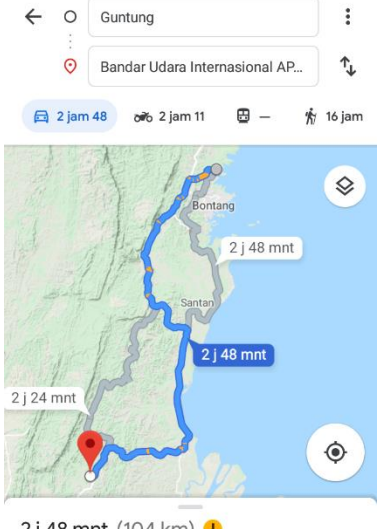
Pada daerah Bontang untuk pendistribusian dari hulu ke hilir dengan menggunakan Pelabuhan daerah Loktuan milik PT. Pupuk Kaltim dengan menjalin kerjasama dalam pengoperasian mendistribusikan produk, jaraknya sejauh 0,8

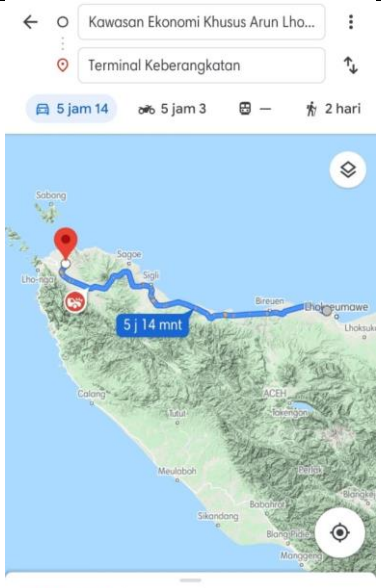
km. Sedangkan untuk daerah Lhokseumawe untuk pendistribusian dari hulu ke hilir dengan menggunakan Pelabuhan Arun-Lhokseumawe sejauh 2,5 km.

2. Jarak Bandara dengan Lokasi Pabrik

Pekerja yang berasal dari luar daerah, para investor, dan tamu lainnya dapat menggunakan transportasi udara menuju kota terdekat dari lokasi pabrik. Tabel II.6 melampirkan jarak dari lokasi pabrik dengan bandara internasional terdekat.

Tabel II-6 Jarak Lokasi Pabrik dengan Bandara Internasional Terdekat

Lokasi Pabrik	Bandara	Jarak	Gambar
Guntung, Kalimantan Timur	APT Pranoto International Airport	104 Km	

Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Arun Lhokseumawe	Sultan Iskandar Muda Internasional Airport	258 Km	
---	--	--------	---

(Google Maps, 2020)

3. Ketersediaan Layanan Komunikasi

Ketersediaan layanan komunikasi untuk mempermudah hubungan komunikasi pabrik dengan kantor pusat, pasar, dan vendor merupakan hal yang perlu ditinjau. Layanan komunikasi yang tersedia adalah telepon dan telepon seluler.

Berdasarkan parameter yang telah ditentukan, maka dapat dilakukan pembobotan dan seleksi proses. Adapun metode pembobotan yang digunakan ialah *Analytical Hierarchy Process* (AHP) menggunakan aplikasi *Expert Choice*. 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 II.7 berikut.

Tabel II-7 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lokasi

No.	Parameter	Bobot Parameter	Nilai	
			Kalimantan Timur	Lhokseumawe, Aceh
1.	Ketersediaan Bahan Baku	0.240	0.857	0.143
2.	Lokasi Pemasaran	0.197	0.667	0.333
3.	Sarana Transportasi	0.132	0.500	0.500
4.	Letak geografis	0.108		
	Ketahanan		0.667	0.333
	gempa			
	Suhu			
	lingkungan		0.500	0.500
	Kelembapan			
	udara		0.500	0.500
	Kecepatan			
	angina		0.667	0.333
5.	Utilitas	0.073		
	Ketersediaan pasokan air		0.667	0.333

	Keterse daan pasoka n listrik		0.500	0.500
7.	Tenag a kerja	0.089	0.333	0.667
8.	Aksesi bilitas dan fasilita s	0.161		
	Jarak pelabu han dan lokasi		0.750	0.250
	Jarak bandar a dan lokasi		0.667	0.333
	Komun ikasi satelit		0.500	0.500
	Total Nilai	1.000	4.992	3.008

Dari hasil pembobotan menggunakan *Expert Choice* (*inconsistency* 0.04) didapatkan lokasi pendirian pabrik yang sesuai adalah di Kalimantan Timur, dimana hasil pembobotan terdapat pada Tabel II.7. Maka pendirian lokasi pabrik DME dari gas alam berada Kalimantan Timur.

II.3 Karakteristik Bahan Baku dan Produk

II.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 Gas Kalimantan Timur yang dibutuhkan di pabrik ini adalah sebagai berikut.

Tabel II-8 Spesifikasi Bahan Baku

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

(Pertamina Gas Kalimantan Timur, 2019)

II.3.2 Kualitas Produk

1. Spesifikasi Produk *Dimetil eter* (DME)

Dimetil eter (DME) adalah senyawa organik yang terdiri dari karbon, hidrogen dan oksigen dengan rumus molekul CH₃OCH₃. Pada kondisi tekanan dan suhu standar DME berbentuk seperti gas. DME merupakan bentuk eter yang paling sederhana yang dapat dijadikan bahan bakar. Berikut merupakan spesifikasi DME sesuai dengan SNI sebagai acuan standart produk DME. Spesifikasi berdasarkan SNI 8219:2017 dijelaskan pada Tabel II.9 berikut,

Tabel II-9 Spesifikasi Produk DME menurut SNI 8219:2017

No.	Karakteristik	Satuan	Batasan syarat mutu		Metode Uji
			Minimal	Maksimal	
1.	Spesific Gravity 60/60 °F		Dilaporkan		ASTM D1657/ ASTM D2598
2.	Tekanan Uap @ 100 °F	psig		145	ASTM D1267
3.	Residue on evaporation of 100 ml	ml		0,05	ASTM D2158
4.	Korosi bilah tembaga 1 jam @ 100 °F			No.1	ASTM D1838
5.	Total Sulfur	mg/ kg		140	
6.	Kandungan Air	%m assa		0,03	ISO 17197

7.	Komp osisi			
	CH ₃ O	%vo	99,5	ASTM D2163/ ISO 17196
	CH ₃	l		
	CH ₃ O	%vo	0,4	
	H	l		
	Lainn ya	%vo l	0,1	
8.	Etil atau butil Merka ptan	mg/l	11,38 ^{a)}	ASTM D5305

CATATAN

a) 11,38 mg/l setara dengan 50 ml/1000 AG

(Badan Standar Nasional, 2017)

Pada PT. Bumi Tangerang Gas Industri yang merupakan satu-satunya pabrik DME di Asia Tenggara memiliki spesifikasi produk DME yang dihasilkan adalah sebagai berikut :

DME	: 99,85 wt % min
CO ₂	: 0,1 wt % max
Methyl alcohol	: 0,01 wt % max.
Methyl format	: 0,01 wt % max.
Evaporation residue	: 0,02 wt % max
Water	: 0,02 wt % max

2. Sifat Fisik *Dimetil eter* (DME)

- Wujud : Gas (P=1 atm, dan T=25°C)
- Berat Molekul : 46,069 gr/mol
- Titik Didih (1 atm) : -24,84°C
- Titik Beku (1 atm) : -141,49 °C
- Tekanan Kritis : 52,99 atm
- Temperatur Kritis : 126,95 °C
- Densitas Kritis : 0,271 g/cm³

- Volume Kritis : 170 cm³/mol
 - Tegangan Muka (25°C) : 11,36 dyne/cm
 - Densitas (25°C) : 0,655 gr/cm³
 - Panas Penguapan : 948,64 kJ/kg
 - Δhf° : -184,05 kJ/kmol
 - ΔG°f₂₉₈ : -112,93 kJ/kmol
 - Kapasitas panas cair (25°C) : -114,8 J/molK
 - Viskositas Cair (25°C) : 0,149 mPa.s
 - Kelarutan dalam air (1 atm) : 2,4 gr/100ml atm
 - Indeks Bias (-42,5°C) : 1,3441
 - Panas Pembakaran : 347,6 kcal/mol
- (Yaws, 1999)

3. Sifat Kimia Dimetil Eter

- a. Dimetil eter beraksi dengan karbon monoksida dan air menjadi asam asetat dengan katalisator kobalt

$$\text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \rightarrow 2 \text{CH}_3\text{COOH} \quad (\text{Pers. 1})$$
- b. Dimetil eter bereaksi dengan sulfur trioksida membentuk dimetil sulfat
- c.
$$\text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{SO}_3 \rightarrow (\text{CH}_3)_2\text{SO}_4 \quad (\text{Pers. 2})$$
- d. Degan hidrogen sulfat dengan bantuan katalisator Tungsten sulfite (WS₂) membentuk dimetil sulfid

$$\text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{CH}_3\text{SCH}_3 + \text{H}_2\text{O} \quad (\text{Pers. 3})$$
- e. Reaksi osidasi dimetil eter akan menghasilkan formaldehid

$$\text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O} \quad (\text{Pers.4})$$

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

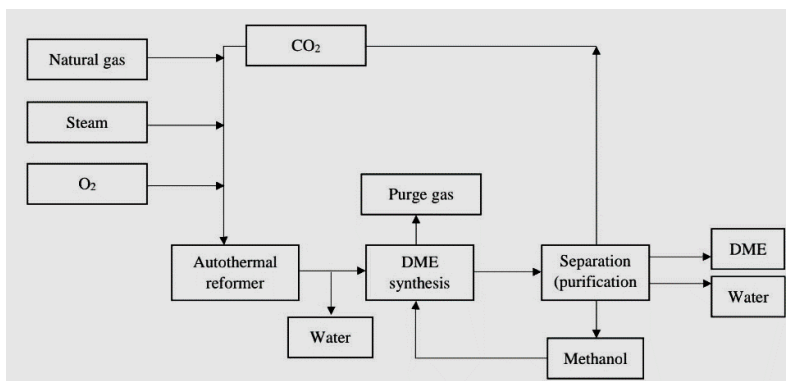
III.1 Tipe-tipe Proses

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

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

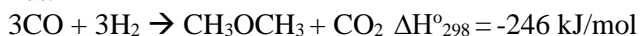
III.1.1 Pembuatan DME dengan menggunakan *Direct Process*

JFE Co. telah mengembangkan proses langsung untuk produksi DME, namun masih dalam skala *demonstration plant*. Gambar III.1 menjelaskan tentang *flow diagram* proses langsung pembentukan DME dari *syngas*. Proses ini melalui 3 tahap yaitu preparasi *syngas* (*autothermal reformer*), sintesa DME pada *slurry reactor*, dan pemurnian DME pada kolom distilasi.



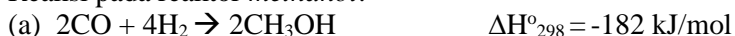
Gambar III-1 Diagram Blok Proses langsung

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

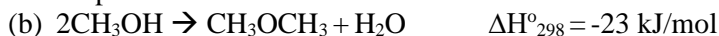


Pada dasarnya reaksi sintesa DME tersebut adalah gabungan dari reaksi sintesa DME secara tidak langsung, sebagaimana reaksi berikut.

Reaksi pada reaktor *methanol*:



Reaksi pada reaktor DME:



Reaksi (a) merupakan reaksi pembentukan *methanol* dari *syngas*, kemudian reaksi (b) adalah reaksi dehidrasi *methanol* sehingga dihasilkan DME. Adanya CO di dalam *syngas*, dapat bereaksi dengan H_2O sehingga dihasilkan karbon dioksida dan air, reaksi tersebut adalah reaksi (c) *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 III-1 Kondisi Operasi Pembentukan DME melalui *Direct Process*

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

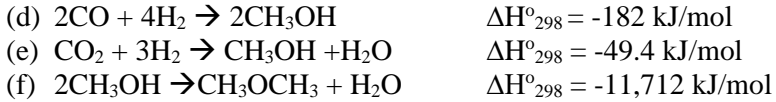
(Yotaro, 2005)

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

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

III.1.2 Pembuatan DME dengan menggunakan *Indirect Process*

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



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

Tabel III-2 Kondisi Operasi Pembentukan DME melalui *Indirect Process*

Proses	<i>Indirect Proses</i>	
	<i>methanol</i>	Dehidrasi
Tekanan Reaksi (bar)	50-100	20
Temperatur Reaksi (°C)	230-290	250-400
Konversi Sekali Lewat (%)	38%	70-90%
Hasil Reaksi Samping	-	<i>Water</i>
Reaktor	<i>Phase Fixed</i>	<i>Fixed Bed</i>

III.2 Seleksi Jenis Proses Sintesa DME

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

Tabel III-3 Kelebihan dan Kekurangan Jenis Sintesa DME

Proses	Kelebihan	Kekurangan
<i>Direct</i>	<ul style="list-style-type: none"> Membutuhkan satu reaktor Waktu sintesa lebih singkat Konversi 86% 	<ul style="list-style-type: none"> Tekanan operasi tinggi (30-70 bar) Sulit dalam pengaturan suhu Masih dalam skala <i>pilot plant</i> dan mulai uji coba untuk <i>demonstration plant</i>,

		belum diaplikasikan secara komersial sehingga memiliki resiko yang cukup besar
<i>Indirect</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Telah banyak diaplikasikan pada pabrik DME di dunia • Konversi 85-95% • Sintesa DME 20 bar 	<ul style="list-style-type: none"> • Peralatan yang digunakan lebih banyak • Tekanan operasi sintesa <i>methanol</i> 50-100 bar

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.

Mengingat kajian aspek teknis terhadap tipe-tipe proses sintesa DME yang telah dibahas sebelumnya, maka dapat dilakukan pembobotan dan seleksi proses. Adapun metode pembobotan yang digunakan ialah (AHP) *Analytical Hierarchy Process* menggunakan *software expert choice*. Pemilihan atau pembobotan dinilai konsisten ketika nilai *inconsistency* < 0,1 Hasil pembobotan dan pemilihan proses disajikan pada tabel III.4 berikut.

Tabel III-4 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Proses Sintesa DME

No.	Parameter	Bobot Parameter	Nilai	
			Direct	Indirect
1.	Tekanan Reaktor	0.110	0.333	0.667
2.	Suhu Reaktor	0.110	0.500	0.500
3.	Jenis Reaktor	0.141	0.333	0.667

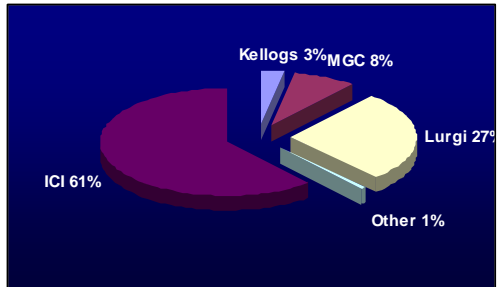
4.	H ₂ : CO ratio	0.164	0.250	0.750
5.	%konversi	0.192	0.333	0.667
6.	Capital Cost	0.089	0.667	0.333
7.	Water Product	0.059	0.250	0.750
8.	Emisi CO ₂	0.059	0.667	0.333
9.	Komposisi Produk	0.076	0.500	0.500
Total Nilai		1.000	3.833	5.167

Dari hasil pembobotan menggunakan *Expert Choice* (*inconsistency* 0,04) didapatkan proses sintesa DME yang sesuai adalah menggunakan *indirect process*, dimana hasil pembobotan terdapat pada Tabel III.4, selanjutnya dilakukan pembobotan untuk seleksi lisensor proses pembuatan DME.

III.3 Seleksi Lisensor Proses

III.3.1 Tipe Proses Sintesis *Methanol* (*Syngas* menjadi *Methanol*)

Proses pembuatan DME melalui *indirect process* dilakukan dengan mengubah gas alam menjadi *methanol* terlebih dahulu, kemudian dilakukan dehidrasi *methanol* untuk menghasilkan DME. Maka perlu dilakukan pemilihan lisensi proses yang akan digunakan untuk pembuatan *methanol*. Saat ini ada beberapa proses yang digunakan didunia, seperti ICI (Imperial Chemical Industry), Lurgi, Nissui Topsoe, Kellog, Mitsubishi Gas Company (MGC) dan lainnya.



Gambar III-2 Perbandingan Penggunaan Proses Sintesis Methanol di Dunia

Namun yang paling sering digunakan adalah proses Lurgi dan ICI, sehingga yang dibahas disini adalah kedua proses tersebut. Kedua proses tersebut pada prinsipnya sama. Perbedaannya terletak pada jenis reaktor yang digunakan, serta bagaimana memindahkan panas reaksi pada reaktor. Untuk jelasnya kedua proses tersebut adalah sebagai berikut:

a. Proses ICI (Imperial Chemical Industry)

Proses ICI menggunakan reaktor adiabatic (quench converter). *Syngas* yang terbentuk dikompresi sampai tekanan 50-100 atm dan didinginkan sampai temperatur 200°C, kemudian bercampur dengan aliran *recycle* masuk ke *ICI quench reaktor*, dimana di dalam satu reaktor terdiri dari beberapa bed katalis.

Proses pembuatan *methanol* secara garis besar dibagi menjadi 2 bagian :

1. Proses sintesis *methanol*

- *Syngas* loop dikompresi dalam sebuah sirkulator.
- Kemudian *Syngas* masuk dalam konverter
- Aliran selanjutnya adalah *Feed /effluent exchanger*, *heat recovery exchanger* dan *separator*. Untuk plant yang lebih luas loop tekanan operasi adalah 80 - 100 bar. Konverter terdiri dari katalis berbasis tembaga (Copper) dan suhunya adalah 240 °C - 270 °C. Reaksi pembentukan methanol :

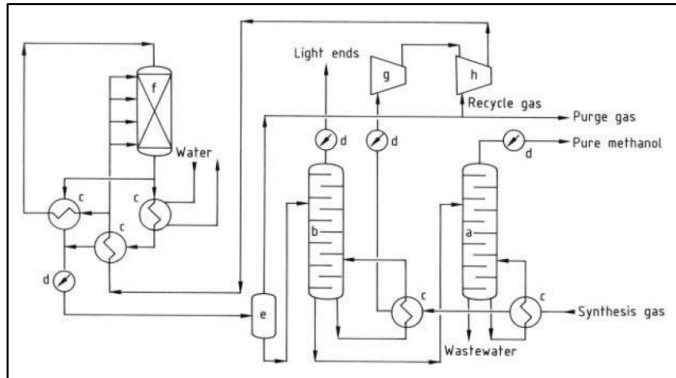


Reaksi dibatasi oleh kesetimbangan, konsentrasi *methanol* yang keluar jarang sekali lebih dari 7 %. Effluent dari konverter didinginkan menjadi 40 °C untuk mengkondensasi produk *methanol*. Gas yang tidak bereaksi *directly* menuju sirkulator. Sebuah *purge* diambil dari *recycle* gas untuk memindahkan kembali *inert* seperti Nitrogen, Argon Metana, dan Surplus Hidrogen yang digunakan sebagai bahan bakar.

2. Proses pemurnian *methanol*

Crude methanol dari separator terdiri dari air dan *by product* tingkat rendah yang dipisahkan dengan distilasi 2 kolom. Kolom pertama memindahkan kembali bahan-bahan ringan seperti Eter, Ester, Aseton dan Hidrokarbon yang lebih ringan. Kolom kedua memindahkan air, alkohol yang lebih tinggi dan hidrokarbon yang lebih tinggi.

Dari literatur (*Petrochemical Process*) diperoleh informasi bahwa biaya produksi didominasi oleh biaya gas alam dan *capital charges*. Feed dan bahan bakar yang digunakan adalah 7,0 sampai 7,8 Gcal/metric ton *methanol*. *Capital cost* dapat dipengaruhi oleh lokasi dan infrastruktur yang tersedia. Untuk plant 2000 ton/hari biayanya adalah U.S \$ 250 - 300 juta. Berikut disajikan uraian proses ICI pada Gambar III.4 dibawah ini,



Gambar III-3 Flowsheet Proses ICI

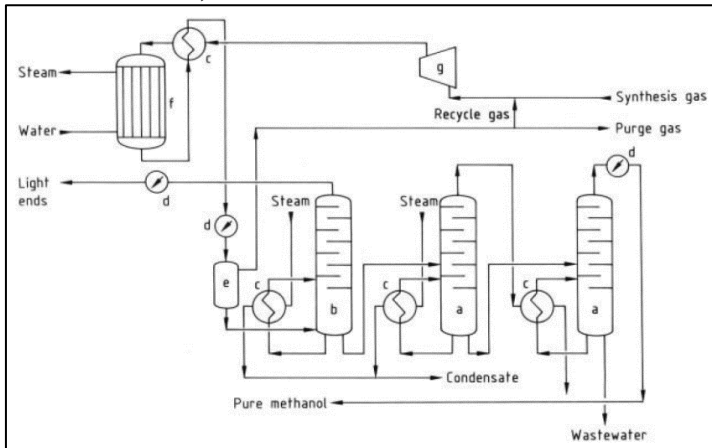
Kelebihan : Sering digunakan dengan kapasitas besar
 Kekurangan : Efisiensi termal rendah dan adanya *bypass* katalis (Ullman, 1997)

b. Proses Lurgi

Setelah diperoleh *syngas*, selanjutnya dikompresi dengan *single casing - syngas / recycle compressor* kurang lebih 80 bar. Kombinasi *single casing compressor* menguntungkan karena adanya tekanan tinggi pada aliran masuk *syngas* dan rendahnya rasio *recycle methanol* sintesis.

Synthesis loop meliputi : *recycle compressor, feed/effluent interchanger, tubular reaktor, final dan methanol separator*. Pada reaktor *methanol* proses Lurgi, digunakan katalis berbasis tembaga yang dipasang pada tabung vertikal dengan dialiri *boiling water* di sekelilingnya. Reaksi terjadi pada kondisi isothermal. Pengontrol temperatur pada reaksi tersebut dilakukan dengan mengatur tekanan yang dihasilkan oleh *steam* tekanan tinggi. Karena panas reaksi berpindah secara langsung, *synthesis loop* dijalankan pada *rate recycle* rendah. *Methanol* yang dihasilkan sebanyak 1,2 kg/l katalis yang diperlukan. Kondisi reaksi isothermal dan seleksi katalis dapat menahan pembentukan *by product* hingga mendekati level yang rendah. Sebagian *recycle gas* dibuang untuk menghilangkan *inert*.

Methanol dipisahkan dari produk gas dan dilakukan distilasi. Pada sistem *energy saving three column, by product* dengan titik didih rendah dan tinggi dihilangkan. Dari literatur (*Petrochemical Process*) diperoleh informasi bahwa konsumsi energi untuk pabrik yang berdiri sendiri (termasuk unit utilitas) kurang lebih 29 GJ per metric ton *methanol*. Total biaya untuk mendirikan pabrik dengan kapasitas 3.000 MTPD termasuk pabrik oksigen dan unit utilitas adalah U.S \$270 - 320 juta, tergantung lokasi dan sarana penunjang lainnya. Berikut disajikan uraian proses Lurgi pada Gambar III.5 dibawah ini,



Gambar III-4 Flowsheet Proses Lurgi

Kelebihan : Efisiensi termal tinggi, selektivitas tinggi, dan suhu yang lebih stabil

Kekurangan : Kapasitas produksi tidak terlalu besar (Ullman, 1997)

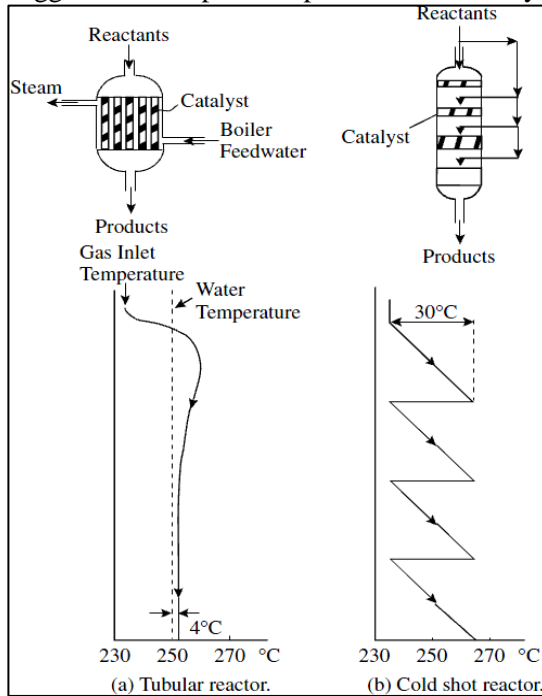
Dari uraian proses tersebut, didapatkan perbandingan dari kedua proses tersebut dan disajikan dalam tabel III.5

Tabel III-5 Perbandingan Proses Pembuatan Methanol pada Tekanan Rendah

Uraian	Proses	
	ICI	Lurgi
Kondisi Operasi		
- Tekanan (atm)	50-100	40 – 100
- Suhu (°C)	250 – 300	250
Katalis		
- Yield (kg/Lh)	Rendah 3	Medium – Tinggi 5
- Lifetime (tahun)		
Reaktor		
- Jenis Reaktor	<i>Fixed Bed - Quench</i>	<i>Tubular Isothermal</i> 1
- Jumlah reactor	1	<i>Boiler Feed Water</i> Sulit
- Pendinginan	<i>Cold Quench</i> Mudah	
- Katalis Loading		
Proses		
- Reaksi samping	++	+
- Konversi	90 - 95 %	90 - 95 %

Perbedaan pada reaktor dari kedua lisensor proses tersebut yaitu, pada *quench converter* pada ICI, umpan yang masuk langsung kontak dengan katalis sehingga menyebabkan kerusakan pada katalis dan menyebabkan reaksi terhenti. Sedangkan pada reaktor *Shell and Tube* pada Lurgi, pendingin menggunakan *boiling water* yang mengalir di dalam *shell* dan *boiling water* dapat

menyerap panas yang dihasilkan reaksi di dalam *tube* yang berisi katalis sehingga reaktor dapat mempertahankan suhunya.



Gambar III-5 Perbedaan Jenis Reaktor antara (a) Lurgi dan (b) ICI (Smith, 2005)

Dalam menentukan lisensor proses untuk pembentukan *methanol* yang akan digunakan, terlebih dahulu dilakukan pembobotan terhadap aspek-aspek teknis yang disajikan pada tabel III.6 menggunakan metode pembobotan (AHP) *Analytical Hierarchy Process* menggunakan *software expert choice*. Pemilihan atau pembobotan dinilai konsisten ketika nilai *inconsistency* < 0,1 Hasil pembobotan dan pemilihan proses disajikan pada Tabel III.6 berikut,

Tabel III-6 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lisensor Proses Pembuatan Methanol

No.	Parameter	Bobot Parameter	Nilai	
			Direct	Indirect
1.	Tekanan Reaktor	0.110	0.500	0.500
2.	Suhu Reaktor	0.110	0.500	0.500
3.	Jenis Reaktor	0.081	0.667	0.333
4.	Pendingin Reaktor	0.081	0.333	0.667
5.	Katalis Loading	0.060	0.667	0.333
6.	Lifetime Katalis	0.060	0.333	0.667
7.	Yield Product	0.193	0.250	0.750
8.	Reaksi Sampling	0.141	0.333	0.667
9.	Konversi	0.165	0.500	0.500
Total Nilai		1.000	4.083	4.917

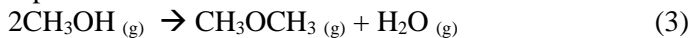
Dari hasil pembobotan menggunakan *Expert Choice* didapatkan lisensor proses pembuatan *methanol* yang sesuai adalah menggunakan proses yang dikembangkan oleh Lurgi.

III.3.2 Tipe Proses Dehidrasi *Methanol* menjadi Dimetil Eter

Ada beberapa macam katalis yang dapat digunakan pada pembuatan dimetil eter di industri, diantaranya:

- a. Dehidrasi *methanol* dengan menggunakan Katalis HZSM-5
Dehidrasi *methanol* Menggunakan Katalis HZSM-5 merupakan katalis yang sangat baik karena katalis HZSM-5 mempunyai aktivitas yang tinggi sehingga selektifitas DME dan konversi *methanol* tinggi untuk reaksi dehidrasi *methanol* ke DME. Proses produksi *Dimethyl Ether*

melalui dehidrasi *methanol* berlangsung sesuai reaksi seperti berikut :



Reaksi tersebut bersifat eksotermis dan berlangsung dalam fase uap pada *range* suhu 220 – 350°C dan tekanan 10-16 bar (Tavan dkk., 2013).

Konversi : 89,6 %

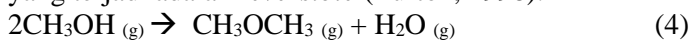
Kelebihan : Suhu operasi reaktor relatif rendah dibandingkan dengan γ -alumina

Kekurangan : Harga katalis yang mahal dan penggantian katalisnya yang sulit.

b. Dehidrasi *methanol* menggunakan katalis γ -Al₂O₃

Pada reaksi dehidrasi *methanol*, air merupakan komponen yang dapat menghambat proses reaksi *methanol* menjadi DME dengan cara menutupi sisi aktif katalis sehingga diperlukan katalis yang tahan terhadap air (Jun, dkk., 2002). Proses kontak langsung (*direct contact*) yang terjadi antara *methanol* dengan katalis alumina menghasilkan Dimethyl Ether (DME), air, serta *methanol* yang belum bereaksi. Kontak langsung terjadi di dalam reaktor antara *methanol* dan katalis γ -Al₂O₃ (padat) pada temperatur 280-340°C dalam fase gas dengan tekanan 10-16 atm. Hasil reaksi yang terbentuk dimurnikan dengan proses distilasi guna memisahkan antara DME dengan produk samping (H₂O dan *methanol* yang belum bereaksi) (J Fuel Chem Technol, 2013).

Reaksi berlangsung dalam fase gas dan reaktor yang digunakan adalah jenis *fixed bed multitube*, reaksi dehidrasi ini bersifat eksotermis. Jika reaktor bekerja pada suhu diatas 400°C dapat menyebabkan kerusakan pada katalis. Pada reaksi ini tidak ada reaksi samping dan reaksi yang terjadi adalah *reversible* (Turton, 1998).



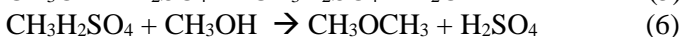
Konversi : 70 – 85 %

Kelebihan : Prosesnya sederhana sehingga peralatan yang digunakan sedikit
 Kekurangan : Suhu operasi lebih tinggi (Turton, 1998).

c. Dehidrasi *methanol* menggunakan katalis asam sulfat

Dalam proses dehidrasi *methanol*, katalis asam atau katalis dengan sisi aktif yang bersifat asam sangat potensial untuk pembentukan *dimethyl ether* (Wang dkk, 2002). Salah satu katalis asam yang umum digunakan adalah asam sulfat. Reaksi dehidrasi dengan katalis asam sulfat ini menghasilkan produk yang terdiri dari *dimethyl ether*, air, dan *methanol* sebagai reaktan yang belum bereaksi. *Methanol* terlebih dahulu diuapkan kemudian dialirkan ke reaktor yang berisi katalis H₂SO₄ pada suhu 125-140°C dan tekanan 2 atm. Pada tahap selanjutnya, produk yang terbentuk dialirkan menuju scrubber dan dimurnikan dengan proses distilasi (Xia dkk., 2004).

Reaksi :



Konversi : 45 %

Kelebihan : Suhu dan tekanan operasi paling rendah diantara proses dehidrasi lain

Kekurangan : Menggunakan katalis asam sulfat (H₂SO₄) yang bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi yang harganya lebih mahal.

Tabel III-7 Perbandingan Proses Pembuatan Dimetil Eter

Pembeding	Jenis katalis		
	$\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$	HZSM-5	Asam Sulfat
Konversi	85 %	89,6 %	45 %
Tekanan	10 -16 bar	10 – 16 bar	2 atm
Suhu Operasi	230– 280°C	220– 250°C	125–140°C

Kelebihan	<ul style="list-style-type: none"> - Konversi lebih tinggi dibanding proses dehidrasi katalis asam sulfat - Proses sederhana, sehingga peralatan yang digunakan sedikit 	<ul style="list-style-type: none"> - Menghasilkan konversi paling tinggi diantara katalis lain 	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu dan tekanan operasi reaktor paling rendah diantara proses dehidrasi lain
Kekurangan	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu operasi tinggi - Tekanan operasi reaktor tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu operasi tinggi - Tekanan operasi reaktor tinggi - Harga katalis lebih mahal dari alumina - Penggantian katalis lebih sulit 	<ul style="list-style-type: none"> - Bersifat korosif - Peralatan yang dibutuhkan lebih banyak

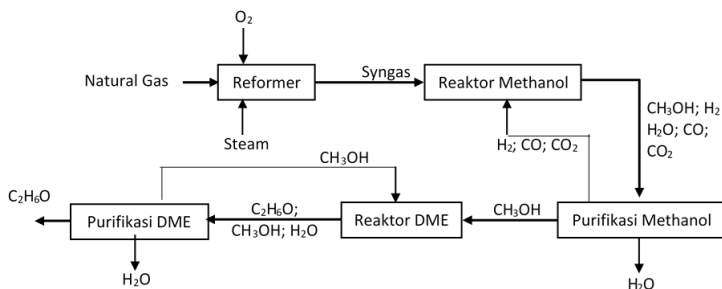
Berdasarkan pembobotan berbagai proses yang ada untuk memproduksi DME dengan menggunakan aplikasi *Expert Choice* didapatkan hasil seperti yang disajikan pada Tabel III.8, maka digunakan dehidrasi *methanol* dengan menggunakan katalis γ - Al_2O_3 karena proses ini sudah banyak dipakai dan prosesnya juga sederhana dengan biaya investasi rendah.

Tabel III-8 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Katalis DME

No	Param eter	Bobot Parameter	Nilai		
			Alumina	HZSM	Asam Sulfat
1.	Kondis i	0.195	0.252	0.252	0.496
2.	Operasi Konversi	0.276	0.429	0.429	0.142
3.	Pengoperasian	0.138	0.540	0.297	0.163
4.	Biaya Investasi	0.391	0.493	0.311	0.196
Total Nilai		1.000	1.714	1.289	0.997

III.4 Uraian Proses

Seperti uraian diatas diketahui bahwa proses pembuatan DME dari gas alam melalui proses *indirect* terbagi menjadi 3 proses, yaitu proses reforming gas alam menjadi *syngas*, kemudian *syngas* menjadi *methanol* (sintesa *methanol*) dan kemudian *methanol* menjadi dimetil eter. Secara garis besar, proses pembentukan akan seperti **Gambar III.11** berikut ini,



Gambar III-6 Blok Diagram Pembentukan DME dari Gas Alam
III.4.1 Tahap Reforming

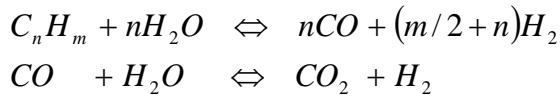
Tujuan dari proses *reforming* adalah untuk memperoleh *syngas* (CO , CO_2 , H_2) sebagai bahan baku yang digunakan dalam reaksi sintesa *methanol*, yang didapat melalui suatu reaksi katalitik *reforming* antara hidrokarbon, steam, dan O_2 . Reaksi reforming berlangsung dalam *Primary Reformer* (R-110) dan *Secondary Reformer* (R-120). Kebutuhan panas di dalam *Primary Reformer* ini disuplai dengan cara tidak langsung melalui panas pembakaran dari *Fuel NG*, sedangkan di *Secondary Reformer*, panas berasal dari reaksi pembakaran hidrokarbon dan gas *oxygen* (O_2).

III.4.1.1 Primary Reforming

Gas alam dari sumber sebagai bahan baku dengan tekanan 28,8 barg dan temperatur 30°C dialirkan ke *Natural Gas Compressor* (G-111) untuk dinaikkan tekanannya hingga 45 bar. Selanjutnya gas alam dicampur dengan *saturated steam* yang berasal dari *Waste Heat Boiler* (E-123) pada tekanan 44,8 bar. Kemudian campuran gas alam dan *steam* dipanaskan dengan menggunakan *Primary Reforming Preheater* (E-112) hingga temperaturnya 527°C dengan menggunakan media pemanas keluaran dari *Secondary Reformer* (R-120).

Proses di *Primary Reformer* (R-110) ini berfungsi untuk pemecahan gas alam dan penguraian CO dengan katalis yang berbasis nikel dengan temperatur operasi $550\text{-}900^\circ\text{C}$. Gas yang keluar dari *Primary Reformer* berupa CO , CO_2 , H_2 , N_2 , CH_4 , C_2H_6

dan *residual steam*. Reaksi yang terjadi pada *reformer* ini adalah sebagai berikut :



Reaksi pertama adalah reaksi utama dalam *reformer* yang bersifat sangat endotermik yang berarti membutuhkan suplai panas dalam jumlah besar yang diperoleh dari pembakaran *Fuel NG* secara tidak langsung. Reaksi kedua adalah reaksi pergeseran CO (*Water Shift Gas Conversion*) yang sedikit eksotermik atau melepas panas. Pengendalian temperatur, tekanan, dan laju alir umpan harus dilakukan untuk mencegah terjadinya *cooking* (pembentukan karbon) pada katalis. Terbentuknya deposit karbon pada katalis dapat menyebabkan *hot spot* (titik panas) pada reaktor yang dapat merusak katalis. Untuk mencegah hal ini, maka dialirkan *steam* secara berlebih agar temperatur dan tekanan dapat dikendalikan. Selain itu, temperatur dapat dikendalikan pula dengan mengatur laju alir pemanas yaitu *fuel NG* dan udara pembakaran. Sedangkan tekanan dapat pula dikendalikan dengan cara mengatur laju alir gas yang keluar, jika tekanan terlalu tinggi, maka laju alir gas keluar diperbesar, sehingga tekanan dapat turun, sebaliknya jika tekanan terlalu rendah, maka laju alir gas keluar diperkecil, sehingga tekanan dapat naik.

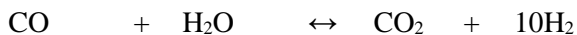
III.4.1.2 Secondary Reforming

Syn Gas yang keluar dari *Primary Reformer* (R-110) dengan temperatur 789°C selanjutnya dimasukkan ke *Secondary Reformer* (R-120). *Secondary Reformer* merupakan proses yang bertujuan untuk mengkonversi sisa gas alam dari *Primary Reformer* dengan menggunakan katalis berkadar Nikel tinggi yang beroperasi pada temperatur 950°C -1050°C.

Panas pembentukan reaksi yang dihasilkan digunakan untuk pembentukan *steam* dari aliran *boiler feed water* (BFW). Di sini juga terjadi penambahan oksigen yang berasal dari *Air Separation Plant*, selanjutnya aliran oksigen dipanaskan di *Oxygen*

Pre-heater (E-122) hingga temperatur mencapai 130°C dengan pemanas *Steam*.

Reaksi kimia yang terjadi pada *Secondary Reformer* meliputi:



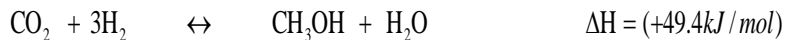
Gas keluar dari *secondary reformer* ini disebut *gas synthetic* (*syn gas*) dengan temperatur keluar 970°C. Gas produk mengandung CH₄ sisa, H₂, CO, CO₂ serta *excess steam* bersamaan dengan sejumlah inert (N₂). *Syn gas* yang keluar dari *Secondary Reformer* selanjutnya digunakan untuk memanaskan aliran *feed* yang akan dimasukkan ke *Primary Reformer* melalui *Primary Reforming Preheater* (E-112) hingga temperaturnya turun menjadi 718,1°C, selain itu *syn gas* yang dihasilkan juga dimanfaatkan panasnya untuk menghasilkan *steam* di *Waste Heat Boiler* (E-123) hingga temperaturnya turun menjadi 282,6°C.

Selanjutnya *syn gas* tersebut didinginkan lagi di *Synthetic Gas Cooler* (E-124) hingga temperatur 40°C dengan pendingin *cooling water*. Kemudian diturunkan tekanannya dengan *Syngas Expansion Valve* (K-125) sebelum masuk ke *Separator I* (H-126) pada suhu 37,4°C, separator ini berfungsi untuk memisahkan kondensat yang berupa *process steam* dari *syngas*.

III.4.2 Tahap Sintesa *Methanol*

Syn gas yang keluar dari *Separator I* dikompresi hingga tekanan 60 bar dengan *Syngas Compressor* (G-127), lalu kemudian dicampur dengan *gas recycle* dari *Separator II* (H-214) yang sebelumnya telah dikompresi pada *Recycle Gas Compressor* (G-215) hingga tekanannya 60 bar. Kemudian *syn gas* dimasukkan ke dalam *Methanol Reactor* (R-210) yang beroperasi pada tekanan 50-100 bar. Reaktor ini berupa *multi tubular fixed bed reaktor* menggunakan katalis berbasis tembaga, dimana pada umumnya digunakan katalis Cu/ZnO/Al₂O₃. Katalis ini beroperasi dengan baik pada tekanan 50-100 bar dan keaktifan katalis cukup tinggi pada suhu 230 – 270°C. Reaktor tersebut dapat disebut juga *catalyst filled tubular reactor* karena katalis tersebut dipasang di dalam *tube - tube* vertikal dalam reaktor, di mana kemudian *syn gas* dialirkan pada bagian *tube* sehingga melewati *bed* katalis tersebut.

Reaksi yang terjadi pada *reaktor methanol* adalah sebagai berikut:



reaksi di atas bersifat eksotermis dan panas reaksi harus cepat dipindahkan untuk melindungi katalis dan mencegah reaksi samping yang tidak diinginkan. Penghilangan panas dilakukan dengan mensirkulasi *thermal fluid* yang melewati *shell-side reactor*. Hal ini disebabkan *tube* katalis terendam dalam *thermal fluid* maka suhu gas yang keluar diturunkan ke temperatur *thermal fluid*, sehingga dapat mencegah *overheating* katalis dan mencegah terjadinya *hot spot* (titik panas) yang dapat menyebabkan deaktivasi katalis. Sistem ini memberikan kontrol suhu di reaktor, agar sesuai dengan suhu reaksi yaitu 260°C, sekaligus memanfaatkan panas reaksi dari *thermal fluid* yang sudah digunakan untuk membangkitkan *Steam* di *Waste Heat Boiler* (E-211) sekaligus mendinginkan *thermal fluid* agar dapat disirkulasi kembali ke dalam reaktor.

Konversi yang dihasilkan dari proses ini dipengaruhi oleh tekanan, *syngas space velocity*, dan ratio H_2/CO (komposisi *syngas*). Secara teoritis, konversi akan meningkat dengan naiknya tekanan, tetapi *capital cost* dan *syngas compression cost* juga naik. Oleh karena itu, pada proses ini digunakan katalis tekanan rendah yang mempunyai keaktifan dan selektivitas yang tinggi pada tekanan rendah sehingga tetap dihasilkan konversi yang tinggi.

Selanjutnya *steam* dari *Waste Heat Boiler* (E-211) yang dihasilkan pada proses ini digunakan untuk kebutuhan panas. Kemudian produk didinginkan dengan memanfaatkan panasnya untuk memanaskan *feed* reaktor di dalam *Interchanger* (E-212) sehingga suhu menjadi 217,2 °C. Kemudian aliran produk didinginkan pada *Raw Methanol Cooler* (E-213) dengan *cooling water*, produk gas perlu didinginkan karena nantinya akan dialirkan ke *Methanol Distillation Column* dalam bentuk *liquid*. Selanjutnya produk dialirkan menuju *separator II* (H-214). *Separator* ini berfungsi untuk memisahkan gas-gas terlarut yang akan di *recycle* kembali menuju *Methanol Reactor*. Sebagian kecil gas keluaran *Separator II* di *purge* untuk menghilangkan *inert*, *purge* di sini dapat pula digunakan sebagai bahan bakar (*fuel gas*) untuk *primary reformer*, bahan bakar *Boiler*, dan aliran gas lainnya dikompresikan di *Recycle Gas Compressor* (G-215) untuk dialirkan kembali menuju ke *Methanol Reactor*.

III.4.3 Tahap Pemurnian Methanol

Raw methanol yang keluar dari *separator II* dialirkan ke *Methanol Distillation Column I* (D-310). Kolom ini menggunakan *full reflux* untuk memisahkan gas-gas terlarut dari methanol dan air. Hasil atas didinginkan dengan *cooling water* pada *Condenser Distillation Column I* (E-311) kemudian dialirkan menuju *Accumulator Distillate Column Distillation I* (F-312) untuk memisahkan antara *methanol* dan air dengan gas-gas. Kemudian air dan methanol dialirkan menuju *Methanol Distillation Column II* (D-320).

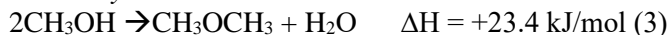
Pada *Methanol Distillation Column II* akan dipisahkan methanol dengan air untuk mendapatkan methanol dengan

kemurnian >99,85%. Kolom ini menggunakan total kondensator dengan pendingin cooling water pada *Condenser Distillation Column II* (E-322). Hasil atas berupa methanol didinginkan sebelum dialirkan ke *Accumulator Distilat Column Distillation II* (F-323), hasil methanol sebagian di refluks kembali kemudian methanol yang sudah murni dipompa menuju *Methanol Storage Tank* (F-326) menggunakan *Methanol Product Pump* (L-324) dan didinginkan di dalam *Methanol Product Cooler* (E-325) sebelum disimpan.

III.4.4 Tahap Sintesa DME

Aliran *methanol* yang berasal dari proses sebelumnya dengan kondisi yang sudah diatur masuk ke dalam reaktor yang kondisinya 250°C, dan tekanan 15.5 bar. Pada reaktor terjadi reaksi pembentukan DME (dalam *single reactor*) dengan reaksi:

Methanol dehydration :



Konversi dari *methanol* mencapai 80% di dalam reaktor. Berdasarkan katalis dan kinematika reaksi, reaktor harus dioperasikan minimum 15 bar. Reaktor beroperasi secara *adiabatic* dan reaksi terjadi secara eksothermis, temperatur outlet adalah 250°C. Produksi DME melalui *catalytic dehydration* dari *methanol* menggunakan katalis alumina silica yang mengandung >94% alumina.

Mula-mula *methanol*, kadar 99,95% pada temperatur 40°C dan tekanan 1.25 bar dicampurkan dengan aliran recycle methanol keluaran dari *DME Distillation Column II* (D-520), sebagai feed dalam fase liquid dipompa dengan *DME Feed Pump* (L-411) dan dilewatkan pada *DME Reactor Feed Heater* (E-412).

Kemudian hasil keluaran *DME Reactor* (R-410) diturunkan tekanannya dengan *DME Expansion Valve* (K-413) hingga 10.1 bar dan didinginkan hingga 89°C di *DME Product Cooler* (E-414) sebelum dimurnikan pada kolom distilasi.

III.4.5 Tahap Pemurnian DME

Di dalam unit separasi ini dilakukan dengan proses pemisahan produk menggunakan kolom distilasi. Unit separasi

tersebut dibagi menjadi 2 tahapan proses separasi. Kolom distilasi pertama *DME Distillation Column I* (D-510) bertujuan untuk memisahkan DME dari *methanol* dan air serta impurities-impurities lainnya pada kolom destilasi ini digunakan *total condenser*, di mana liquid dengan titik didih di atas titik didih DME akan kembali menuju kolom distilasi dan DME yang terbentuk akan dialirkan menuju *DME Storage Tank* (F-514) dengan *DME Product Pump* (L-513). Kemurnian DME yang didapatkan dalam proses ini adalah >99,5% berat. *Bottom product* sebagian *direcycle* di *Reboiler Distillation Column* hingga suhu 151.8°C, dan sebagian di alirkan menuju kolom distilasi yang ke dua *DME Distillation Column II* (D-520) pada tempeartur 109.3°C.

Proses distilasi kedua ini bertujuan untuk memisahkan *methanol* dan air dari komponen yang tidak diperlukan. Kolom distilasi ini menggunakan *total condenser*, di mana sebagian produk atas akan di-*recycle* kembali menuju tangki akumulator untuk dikombinasikan dengan feed awal. Sedangkan produk bawah pada *Reboiler Distillation Column* (E-521) akan dialirkan menuju *Waste Water*.

BAB IV NERACA MASSA DAN PANAS

IV.1 Neraca Massa

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

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

Untuk neraca komponen :

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

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

$$\text{Kapasitas Produksi} = 197.050,3853 \text{ ton DME/tahun}$$

$$= 24.880,099 \text{ kg DME/jam}$$

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

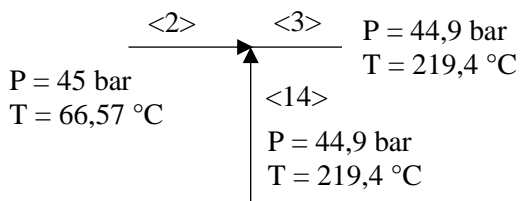
$$\text{Basis perhitungan} = 1 \text{ jam operasi}$$

Untuk kapasitas 24.880,099 kg DME/jam, dibutuhkan bahan baku gas alam sebanyak 64.692,35 kg gas alam/jam dengan data komposisi gas alam sebagai berikut :

Tabel IV-1 Komposisi Gas Alam

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

IV.1.1 *Mixing Point*

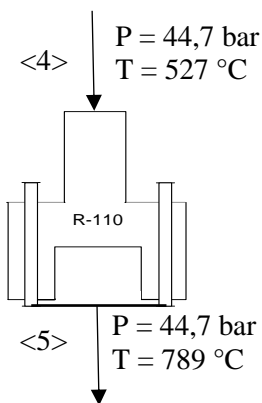


Tabel IV-2 Neraca Massa *Mixing Point*

Masuk (kg)			Keluar(kg)		
Arus 2			Arus 3		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,6855	44344,2162	CH ₄	0,3042	44344,2162
C ₂ H ₆	0,0629	4068,6971	C ₂ H ₆	0,0279	4068,6971
C ₃ H ₈	0,0629	4068,1878	C ₃ H ₈	0,0279	4068,1878
nC ₄ H ₁₀	0,0198	1279,4152	nC ₄ H ₁₀	0,0088	1279,4152
iC ₄ H ₁₀	0,0169	1091,2659	iC ₄ H ₁₀	0,0075	1091,2659
nC ₅ H ₁₂	0,0061	397,0438	nC ₅ H ₁₂	0,0027	397,0438
iC ₅ H ₁₂	0,0101	653,9544	iC ₅ H ₁₂	0,0045	653,9544
C ₆ H ₁₄	0,0142	918,0548	C ₆ H ₁₄	0,0063	918,0548
N ₂	0,0006	36,1725	N ₂	0,0002	36,1725
CO ₂	0,1211	7835,3463	CO ₂	0,0538	7835,3463
H ₂ O	0,0000	0,0000	H ₂ O	0,5562	81067,9520
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	0,0000	0,0000	CH ₃ OH	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	CO	0,0000	0,0000

Total	1,0000	64692,3540	Total	1,0000	145760,3060
Arus 14					
H ₂ O (Steam)	1,0000	81067,9521			
Total	1,0000	81067,9521			
Total		145760,3060	Total		145760,3060

IV.1.2 Primary Reformer (R-110)

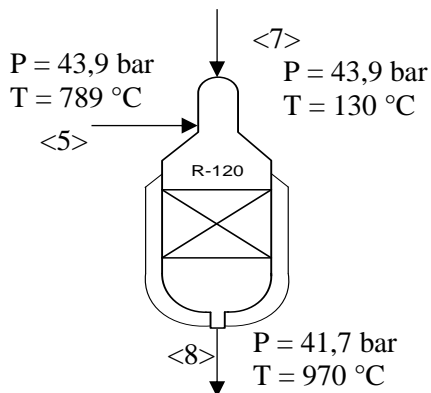


Tabel IV-3 Neraca Massa *Primary Reformer* (R-110)

Masuk (Arus 4)			Keluar (Arus 5)		
Spesies	Fraksi	Massa	Spesies	Fraksi	Massa
CH ₄	0,3042	44344,2162	CH ₄	0,2602	37923,1728
C ₂ H ₆	0,0279	4068,6971	C ₂ H ₆	0,0001	12,9325
C ₃ H ₈	0,0279	4068,1878	C ₃ H ₈	0,0000	0,0096
nC ₄ H ₁₀	0,0088	1279,4152	nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0075	1091,2659	iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0027	397,0438	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000

iC ₅ H ₁₂	0,0045	653,9544	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0063	918,0548	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,0002	36,1725	N ₂	0,0002	36,1723
CO ₂	0,0538	7835,3463	CO ₂	0,1976	28807,7639
H ₂ O	0,5562	81067,9520	H ₂ O	0,3432	50024,1740
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0507	7384,9746
CO	0,0000	0,0000	CO	0,1480	21571,1063
CH ₃ OH	0,0000	0,0000	CH ₃ OH	0,0000	0,0000
Total	1,0000	145760,3060	Total	1,0000	145760,3060

IV.1.3 Secondary Reformer (R-120)

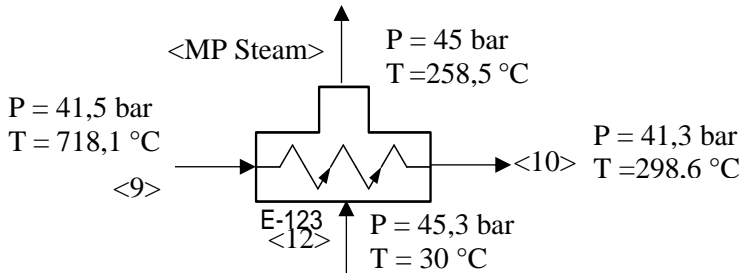


Tabel IV-4 Neraca Massa Secondary Reformer (R-120)

Masuk			Keluar		
Spesies	Fraksi	Massa	Spesies	Fraksi	Massa
Arus 5			Arus 8		
CH ₄	0,260174898	37923,2	CH ₄	0,01	1137,70

C ₂ H ₆	8,87245E-05	12,9	C ₂ H ₆	0,00	0,00
C ₃ H ₈	6,6021E-08	0,0	C ₃ H ₈	0,00	0,00
nC ₄ H ₁₀	2,76317E-11	0,0	nC ₄ H ₁₀	0,00	0,00
iC ₄ H ₁₀	6,56905E-11	0,0	iC ₄ H ₁₀	0,00	0,00
nC ₅ H ₁₂	5,24597E-14	0,0	nC ₅ H ₁₂	0,00	0,00
iC ₅ H ₁₂	3,9414E-14	0,0	iC ₅ H ₁₂	0,00	0,00
C ₆ H ₁₄	2,60321E-17	0,0	C ₆ H ₁₄	0,00	0,00
N ₂	0,000248163	36,2	N ₂	0,00	36,17
CO ₂	0,197637922	28807,8	CO ₂	0,31	59652,52
H ₂ O	0,343194765	50024,2	H ₂ O	0,26	50120,47
H ₂	0,050665197	7385,0	H ₂	0,09	16622,07
CO	0,147990265	21571,1	CO	0,34	66191,38
CH ₃ OH	0	0,0	CH ₃ OH	0,00	0,00
Total	1	145760,306	O ₂	0,00	0,00
Aliran 7			Total	1,00	193760,306
O ₂	1	48000,0			
Total	1	48000,0			
Total	193760,3060		Total	193760,3060	

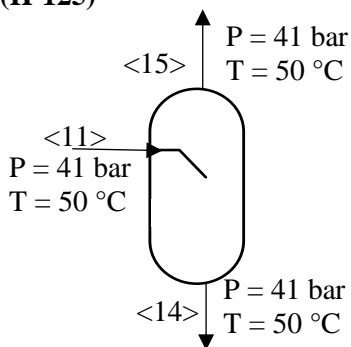
IV.1.4 Waste Heat Boiler (E-123)



Tabel IV-5 Neraca Massa Waste Heat Boiler (E-123)

Masuk			Keluar		
Arus 9			Arus 10		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
CH ₄	0,005871693	1137,7	CH ₄	0,005871693	1137,7
C ₂ H ₆	0	0,0	C ₂ H ₆	0	0,0
C ₃ H ₈	0	0,0	C ₃ H ₈	0	0,0
nC ₄ H ₁₀	0	0,0	nC ₄ H ₁₀	0	0,0
iC ₄ H ₁₀	0	0,0	iC ₄ H ₁₀	0	0,0
nC ₅ H ₁₂	0	0,0	nC ₅ H ₁₂	0	0,0
iC ₅ H ₁₂	0	0,0	iC ₅ H ₁₂	0	0,0
C ₆ H ₁₄	0	0,0	C ₆ H ₁₄	0	0,0
N ₂	0,000186687	36,2	N ₂	0,000186687	36,2
CO ₂	0,307867575	59652,5	CO ₂	0,307867575	59652,5
H ₂ O	0,258672528	50120,5	H ₂ O	0,258672528	50120,5
H ₂	0,085786746	16622,1	H ₂	0,085786746	16622,1
CO	0,341614771	66191,4	CO	0,341614771	66191,4
CH ₃ OH	0	0,0	CH ₃ OH	0	0,0
O ₂	0	0,0	O ₂	0	0,0
Total	1	193760,3	Total	1	193760,3
Arus 12			MP Steam		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
H ₂ O	1	90121,19216	H ₂ O	1	90121,1922
Total	1	90121,19216	Total	1	90121,1922
Total	283881,4981		Total	283881,4981	

IV.1.5 Separator (H-125)

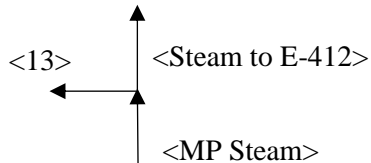


Tabel IV-6 Neraca Massa Separator (H-125)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
Aliran 11			Aliran 15		
CH ₄	0,00587	1137,701	CH ₄	0,008097	1126,845
C ₂ H ₆	0	0,000	C ₂ H ₆	0	0,000
C ₃ H ₈	0	0,000	C ₃ H ₈	0	0,000
nC ₄ H ₁₀	0	0,000	nC ₄ H ₁₀	0	0,000
iC ₄ H ₁₀	0	0,000	iC ₄ H ₁₀	0	0,000
nC ₅ H ₁₂	0	0,000	nC ₅ H ₁₂	0	0,000
iC ₅ H ₁₂	0	0,000	iC ₅ H ₁₂	0	0,000
C ₆ H ₁₄	0	0,000	C ₆ H ₁₄	0	0,000
N ₂	0,00019	36,172	N ₂	0,00026	36,167
CO ₂	0,30787	59652,516	CO ₂	0,392211	54586,338
H ₂ O	0,25867	50120,468	H ₂ O	0,004474	622,702
H ₂	0,08579	16622,066	H ₂	0,119432	16622,066

CO	0,3416	66191,383	CO	0,475526	66181,760
O ₂	0	0,000	O ₂	0	0,000
Total	1	193760,306	Total	1	139175,878
			Aliran 14		
			CH ₄	0,000199	10,856
			C ₂ H ₆	0	0,000
			C ₃ H ₈	0	0,000
			nC ₄ H ₁₀	0	0,000
			iC ₄ H ₁₀	0	0,000
			nC ₅ H ₁₂	0	0,000
			iC ₅ H ₁₂	0	0,000
			C ₆ H ₁₄	0	0,000
			N ₂	9,37E-08	0,005
			CO ₂	0,092814	5066,178
			H ₂ O	0,906811	49497,766
			H ₂	8,13E-30	0,000
			CO	0,000176	9,622
			O ₂	0	0,000
Total	1	54584,428			
Total	193760,306		Total	193760,306	

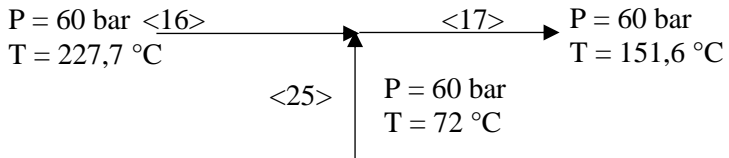
IV.1.6 Tee Point



Tabel IV-7 Neraca Massa Tee Point

Masuk			Keluar		
MP Steam			Arus 13		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
H ₂ O	1	90121,19216	H ₂ O	0,8995	81067,9521
Total	1	90121,19216	Total	0,8995	81067,9521
			Steam to E-412		
			Komponen	Fraksi	Massa
			H ₂ O	0,10046	9053,2401
			Total	0,10046	9053,2401
Total		90121,1922	Total		90121,1922

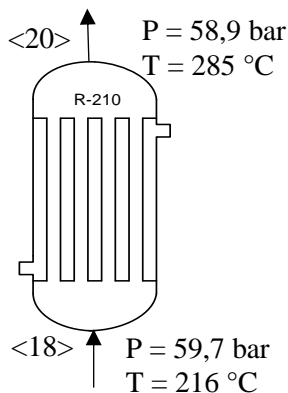
IV.1.7 *Mixing Point*



Tabel IV-8 Neraca Massa Mixing Point

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
Aliran 16			Aliran 17		
CH4	0,00809655	1126,845	CH4	0,024238271	6764,029
C2H6	0	0,000	C2H6	1,0202E-06	0,285
C3H8	0	0,000	C3H8	1,2363E-10	0,000
i-C4H10	0	0,000	i-C4H10	7,17132E-15	0,000
n-C4H10	0	0,000	n-C4H10	1,89925E-14	0,000
i-C5H12	0	0,000	i-C5H12	0	0,000
n-C5H12	0	0,000	n-C5H12	0	0,000
C6H14	0	0,000	C6H14	0	0,000
N2	0,00025987	36,167	N2	0,000322971	90,130
CO2	0,3922112	54586,338	CO2	0,432195136	120610,110
H2O	0,00447421	622,702	H2O	0,002573125	718,067
H2	0,11943209	16622,066	H2	0,096871911	27033,464
CO	0,47552608	66181,760	CO	0,417912559	116624,357
CH3OH	0	0,000	CH3OH	0,025885005	7223,574
O2	0	0,000	O2	0	0,000
Total	1	139175,878	Total	1	279064,015
Aliran 25					
CH4	0,0402978	5637,185			
C2H6	2,0352E-06	0,285			
C3H8	2,4663E-10	0,000			
i-C4H10	1,4306E-14	0,000			
n-C4H10	3,7888E-14	0,000			
i-C5H12	0	0,000			
n-C5H12	0	0,000			
C6H14	0	0,000			
N2	0,00038575	53,962			
CO2	0,47197549	66023,772			
H2O	0,00068172	95,365			
H2	0,0744266	10411,398			
CO	0,36059238	50442,597			
CH3OH	0,05163821	7223,574			
O2	0	0,000			
Total	1	139888,137			
Total		279064,015	IV-10	Total	279064,015

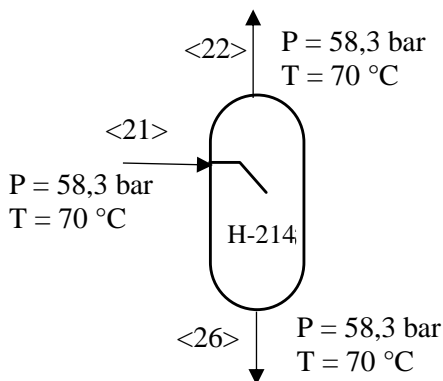
IV.1.8 Methanol Reactor (R-210)



Tabel IV-9 Neraca Massa Methanol Reactor (R-210)

Masuk			Keluar		
Aliran 18			Aliran 19		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
CH ₄	0,02497478	6764,029	CH ₄	0,034342744	9301,197
C ₂ H ₆	1,0512E-06	0,285	C ₂ H ₆	1,74324E-06	0,472
C ₃ H ₈	1,2739E-10	0,000	C ₃ H ₈	2,12037E-10	0,000
i-C ₄ H ₁₀	7,3892E-15	0,000	i-C ₄ H ₁₀	1,22692E-14	0,000
n-C ₄ H ₁₀	1,957E-14	0,000	n-C ₄ H ₁₀	3,2683E-14	0,000
i-C ₅ H ₁₂	0	0,000	i-C ₅ H ₁₂	0	0,000
n-C ₅ H ₁₂	0	0,000	n-C ₅ H ₁₂	0	0,000
C ₆ H ₁₄	0	0,000	C ₆ H ₁₄	0	0,000
N ₂	0,00033278	90,130	N ₂	0,000328205	88,889
CO ₂	0,44532784	120610,110	CO ₂	0,408328147	110589,319
H ₂ O	0,00265131	718,067	H ₂ O	0,009503985	2574,006
H ₂	0,09981547	27033,464	H ₂	0,063054376	17077,296
CO	0,40022522	108394,767	CO	0,305386436	82709,160
CH ₃ OH	0,02667155	7223,574	CH ₃ OH	0,179054364	48494,086
O ₂	0	0,000	O ₂	0	0,000
Total	1	270834,4252	Total	1	270834,4252

IV.1.9 Separator II (H-214)

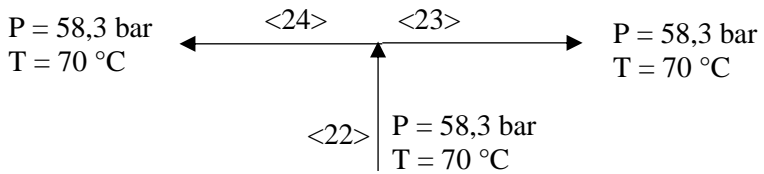


Tabel IV-10 Neraca Massa Separator II (H-214)

Masuk			Keluar (kg)		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
Aliran 21			Aliran 22		
CH ₄	0,03434274	9301,197	CH ₄	0,040478594	9263,366
C ₂ H ₆	1,7432E-06	0,472	C ₂ H ₆	2,04393E-06	0,468
C ₃ H ₈	2,1204E-10	0,000	C ₃ H ₈	2,47653E-10	0,000
nC ₄ H ₁₀	3,2683E-14	0,000	nC ₄ H ₁₀	3,80112E-14	0,000
iC ₄ H ₁₀	1,2269E-14	0,000	iC ₄ H ₁₀	1,43531E-14	0,000
nC ₅ H ₁₂	0	0,000	nC ₅ H ₁₂	0	0,000
iC ₅ H ₁₂	0	0,000	iC ₅ H ₁₂	0	0,000
C ₆ H ₁₄	0	0,000	C ₆ H ₁₄	0	0,000
N ₂	0,0003282	88,889	N ₂	0,000387511	88,680
CO ₂	0,40832815	110589,319	CO ₂	0,473550719	108370,206
H ₂ O	0,00950398	2574,006	H ₂ O	0,000537837	123,082
H ₂	0,06305438	17077,296	H ₂	0,074559653	17062,681
CO	0,30538644	82709,160	CO	0,360993405	82611,911
O ₂	0	0,000	O ₂	0	0,000
CH ₃ OH	0,17905436	48494,086	CH ₃ OH	0,049490237	11325,645
Total	1	270834,425	Total	1	228846,039

		Aliran 26		
		CH4	0,000901003	37,832
		C2H6	1,04443E-07	0,004
		C3H8	1,79213E-11	0,000
		nC4H10	3,64297E-15	0,000
		iC4H10	9,11522E-16	0,000
		nC5H12	0	0,000
		iC5H12	0	0,000
		C6H14	0	0,000
		N2	4,97198E-06	0,209
		CO2	0,052850633	2219,113
		H2O	0,058371481	2450,924
		H2	0,000348056	14,614
		CO	0,0023161	97,249
		O2	0	0,000
		CH3OH	0,885207651	37168,441
		Total	1	41988,387
Total	270834,425	Total	270834,425	

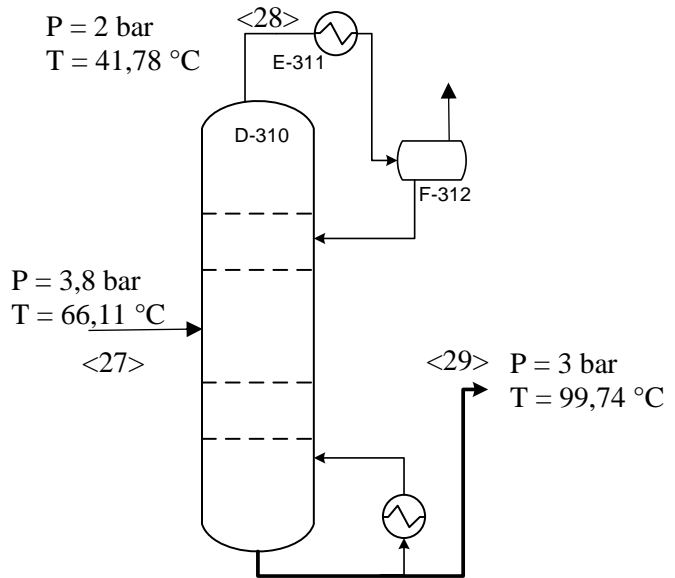
IV.1.10 Tee Point



Tabel IV-11 Neraca Massa *Tee Point*

Masuk			Keluar (kg)		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
Aliran 22			Aliran 23		
CH4	0,04047859	9263,366	CH4	0,040762889	3626,181
C2H6	2,0439E-06	0,468	C2H6	2,05763E-06	0,183
C3H8	2,4765E-10	0,000	C3H8	2,49261E-10	0,000
i-C4H10	1,4353E-14	0,000	i-C4H10	1,0706E-15	0,000
n-C4H10	3,8011E-14	0,000	n-C4H10	3,82045E-14	0,000
i-C5H12	0	0,000	i-C5H12	0	0,000
n-C5H12	0	0,000	n-C5H12	0	0,000
C6H14	0	0,000	C6H14	0	0,000
N2	0,00038751	88,680	N2	0,000390276	34,718
CO2	0,47355072	108370,206	CO2	0,476027799	42346,434
H2O	0,00053784	123,082	H2O	0,000311577	27,717
H2	0,07455965	17062,681	H2	0,074768884	6651,283
CO	0,3609934	82611,911	CO	0,361624018	32169,314
CH3OH	0,04949024	11325,645	CH3OH	0,046112499	4102,071
O2	0	0,000	O2	0	0,000
Total	1	228846,039	Total	1	88957,901
			Aliran 24		
			CH4	0,040297804	5637,185
			C2H6	2,03521E-06	0,285
			C3H8	2,4663E-10	0,000
			i-C4H10	1,43061E-14	0,000
			n-C4H10	3,78883E-14	0,000
			i-C5H12	0	0,000
			n-C5H12	0	0,000
			C6H14	0	0,000
			N2	0,000385753	53,962
			CO2	0,47197549	66023,772
			H2O	0,000681721	95,365
			H2	0,074426599	10411,398
			CO	0,360592384	50442,597
			CH3OH	0,051638214	7223,574
O2	0	0,000			
Total	1	139888,137			
Total	228846,039	Total	228846,039		

IV.1.11 Methanol Distillation Column I (D-310)



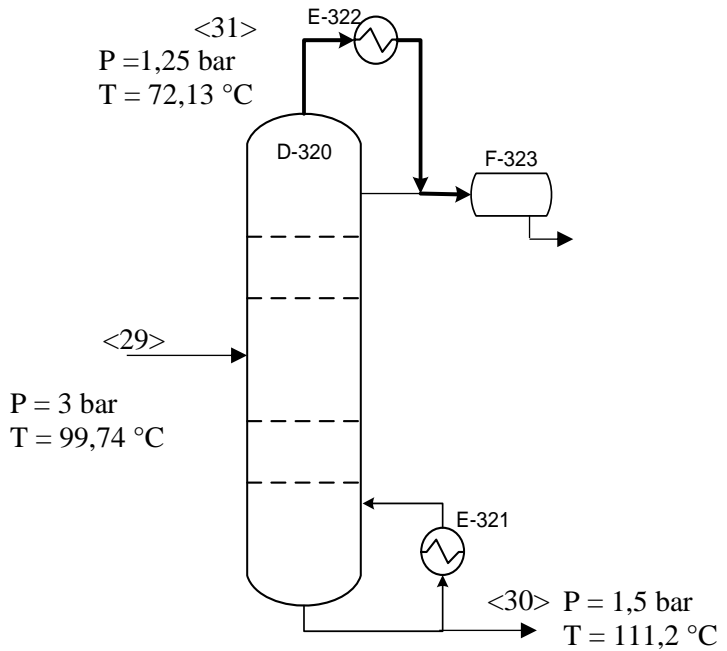
Tabel IV-12 Neraca Massa Mixing Point Methanol Distillation Column I (D-310)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
27			28		
CH ₄	0,0009	37,8316	CH ₄	0,0136	37,8316
C ₂ H ₆	0,0000	0,0044	C ₂ H ₆	0,0000	0,0044
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	0,0044
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000

iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,2088	N ₂	0,0001	0,2088
CO ₂	0,0529	2219,1128	CO ₂	0,7947	2218,0064
H ₂ O	0,0584	2450,9243	H ₂ O	0,0000	0,0082
H ₂	0,0003	14,6143	H ₂	0,0052	14,6143
CO	0,0023	97,2493	CO	0,0348	97,2493
CH ₃ OH	0,8852	37168,4412	CH ₃ OH	0,1516	423,1642
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000	CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000
Total	1,0000	41988,3867	Total	1,0000	2791,0917
			29		
			CH ₄	0,0000	0,0000
			C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
			C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
			nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
			iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
			nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
			iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
			C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
			N ₂	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	1,1064			

		H ₂ O	0,0625	2450,9161
		H ₂	0,0000	0,0000
		CO	0,0000	0,0000
		CH ₃ OH	0,9374	36745,2726
		O ₂	0,0000	0,0000
		CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000
		Total	1,0000	39197,2950
Total	41988,3867	Total	41988,3867	

IV.1.12 Methanol Distillation Column II (D-320)

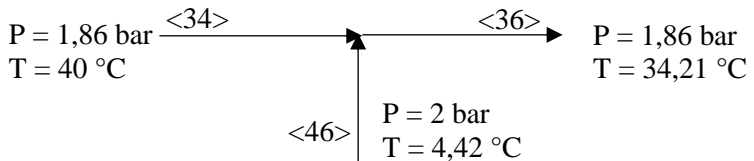


Tabel IV-13 Neraca Massa Methanol Distillation Column II (D-320)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
29			30		
CH ₄	0,0000	0,0000	CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	N ₂	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	1,1064	CO ₂	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0625	2450,9161	H ₂ O	0,9915	2450,9035
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	CO	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	0,9374	36745,2726	CH ₃ OH	0,0085	21,0565
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000	CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000
Total	1,0000	39197,2950	Total	1,0000	2471,9600
			31		
			CH ₄	0,0000	0,0000
			C ₂ H ₆	0,0000	0,0000

		C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
		nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
		iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
		nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
		iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
		C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
		N ₂	0,0000	0,0000
		CO ₂	0,0000	1,1064
		H ₂ O	0,0000	0,0126
		H ₂	0,0000	0,0000
		CO	0,0000	0,0000
		CH ₃ OH	1,0000	36724,2160
		O ₂	0,0000	0,0000
		CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000
		Total	1,0000	36725,3351
Total	39197,2950	Total		39197,2950

IV.1.13 *Mixing Point*

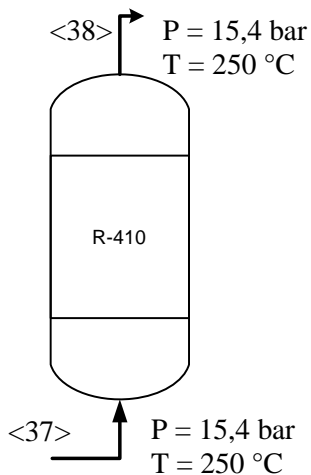


Tabel IV-14 Neraca Massa Mixing Point

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
34			36		
CH ₄	0,0000	0,0000	CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	N ₂	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	1,1064	CO ₂	0,0004	1,1064
H ₂ O	0,0000	0,0126	H ₂ O	0,0020	5,0467
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	CO	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	1,0000	36724,2160	CH ₃ OH	16,1071	39816,0155
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000	CH ₃ OCH ₃	2,5203	6230,0731
Total	1,0000	36725,3351	Total	18,6298	46052,2416
46					
CH ₄	0,0000	0,0000			
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000			

C_3H_8	0,0000	0,0000	
nC_4H_{10}	0,0000	0,0000	
iC_4H_{10}	0,0000	0,0000	
nC_5H_{12}	0,0000	0,0000	
iC_5H_{12}	0,0000	0,0000	
C_6H_{14}	0,0000	0,0000	
N_2	0,0000	0,0000	
CO_2	0,0000	0,0000	
H_2O	0,0001	5,0341	
H_2	0,0000	0,0000	
CO	0,0000	0,0000	
CH_3OH	0,0842	3091,7994	
O_2	0,0000	0,0000	
CH_3OCH_3	0,1696	6230,0731	
Total	0,2540	9326,9066	
Total		46052,2416	Total 46052,2416

IV.1.14 DME Reactor (R-410)

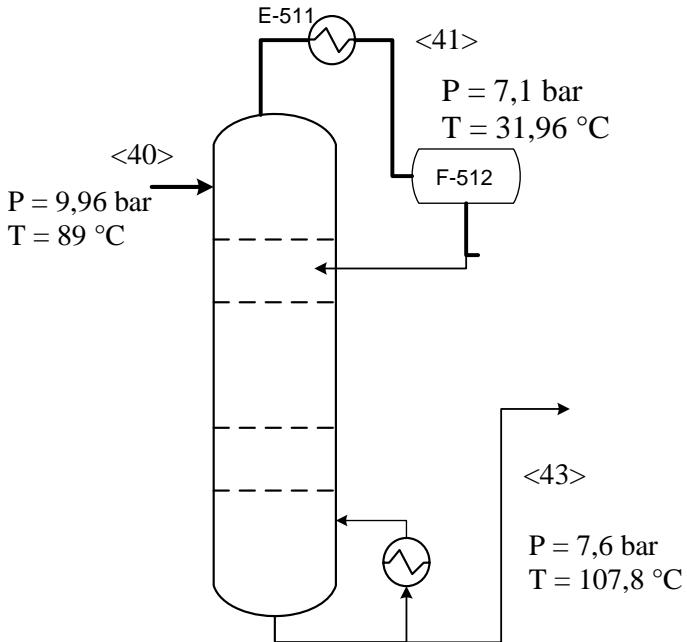


Tabel IV-15 Neraca Massa DME Reactor (R-410)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
37			38		
CH ₄	0,0000	0,0000	CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000

N ₂	0,0000	0,0000	N ₂	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	1,1064	CO ₂	0,0004	1,1064
H ₂ O	0,0001	5,0467	H ₂ O	3,9322	9720,1293
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	CO	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	1,0842	39816,0155	CH ₃ OH	2,1267	5257,0999
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OCH ₃	0,1696	6230,0731	CH ₃ OCH ₃	12,5706	31073,9060
Total	1,2540	46052,2416	Total	18,6298	46052,2416

IV.1.15 DME Distillation Column I (D-510)

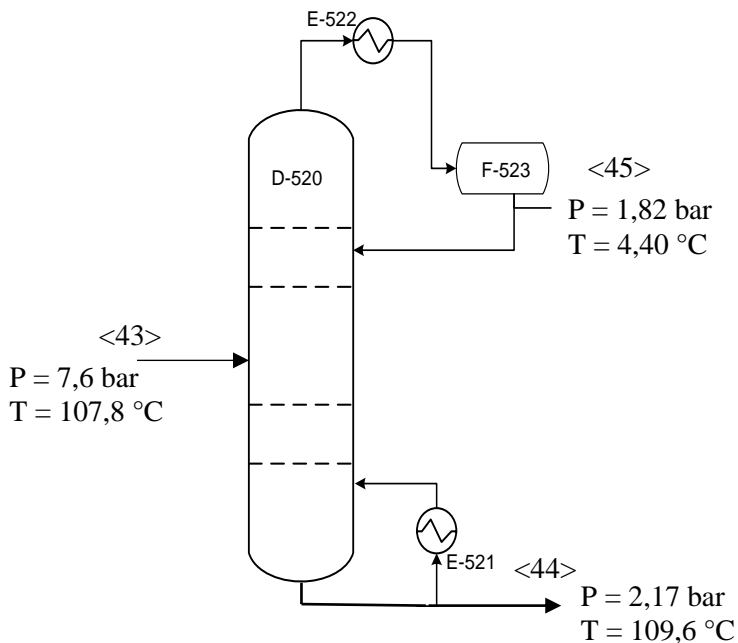


Tabel IV-16 Kolom Distilasi DME Distillation Column I (D-510)

Masuk			Keluar		
Aliran <40>			Aliran <41> Top		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
CH ₄	0,0000	0,0000	CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
n-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	n-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
n-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	n-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
CO ₂	0,9782	1,1064	CO ₂	0,0000	1,1064
N ₂	0,0000	0,0000	N ₂	0,0000	0,0000
H ₂ O	8594,2788	9720,1293	H ₂ O	0,0000	0,8849
CO	0,0000	0,0000	CO	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0000	0,0000
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	4648,1874	5257,0999	CH ₃ OH	0,0018	44,1621
CH ₃ OCH ₃	27474,7180	31073,9060	CH ₃ OCH ₃	0,9981	24833,9458
Total	40718,1624	46052,2416	Total	1,0000	24880,0992
			Keluar		
			Aliran <43> Bottom		
			Komponen	Fr. Massa	Massa (kg)

		CH ₄	0,0000	0,0000
		C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
		C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
		n-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
		i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
		n-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
		i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
		C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
		CO ₂	0,0000	0,0000
		N ₂	0,0000	0,0000
		H ₂ O	0,4591	9719,2451
		CO	0,0000	0,0000
		H ₂	0,0000	0,0000
		O ₂	0,0000	0,0000
		CH ₃ OH	0,2462	5212,9378
		CH ₃ OCH ₃	0,2947	6239,9596
		Total	1,0000	21172,1425
Total	46052,2416	Total		46052,2416

IV.1.16 DME Distillation Column II (D-520)



Tabel IV-17 Neraca Massa DME Distillation Column II (D-520)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
43			44		
CH ₄	0,0000	0,0000	CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000

nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	N ₂	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	CO ₂	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,4591	9719,2451	H ₂ O	0,8201	9714,2278
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	CO	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	0,2462	5212,9378	CH ₃ OH	0,1799	2130,9563
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OCH ₃	0,2947	6239,9596	CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0518
Total	1,0000	21172,1425	Total	1,0000	11845,2359
			45		
			CH ₄	0,0000	0,0000
			C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
			C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
			nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
			iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
			nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
			iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
			C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
			N ₂	0,0000	0,0000
			CO ₂	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0005	5,0341			

		H ₂	0,0000	0,0000
		CO	0,0000	0,0000
		CH ₃ OH	0,3315	3091,7994
		O ₂	0,0000	0,0000
		CH ₃ OCH ₃	0,6680	6230,0731
		Total	1,0000	9326,9066
Total	21172,1425	Total	21172,1425	

IV.2 Neraca Energi

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

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

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

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

dengan asumsi :

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

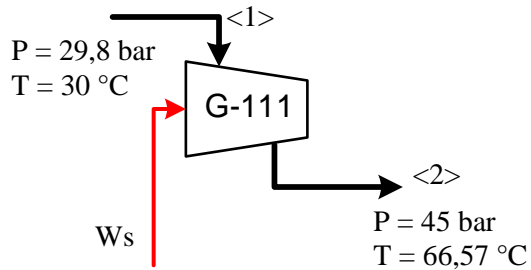
Sehingga persamaan akhir Neraca Energi adalah sebagai berikut,

$$\sum_{in}^i m_i \hat{H}_i - \sum_{out}^i m_i \hat{H}_i + (-\Delta H_{rx}) + Q + W_s = 0$$

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

Kapasitas Produksi	= 197.050 ton DME/tahun
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

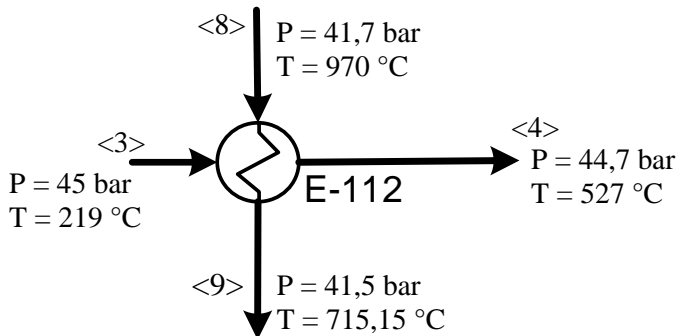
IV.2.1 Natural Gas Compressor (G-111)



Tabel IV-18 Neraca Energi Natural Gas Compressor (G-111)

	Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)
ΔH_1	-1.550.887,51	ΔH_2	2.824.292,21
W_s	4.375.179,72		
Total	2.824.292,21	Total	2.824.292,21

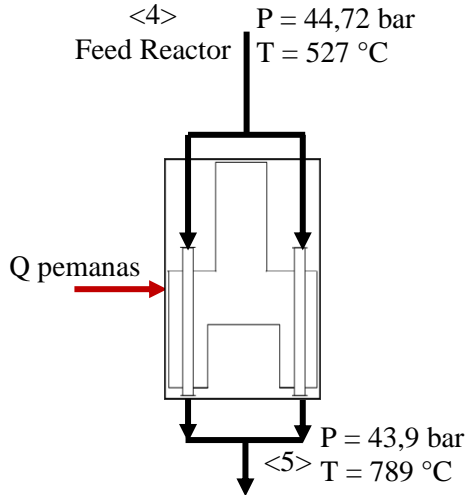
IV.2.2 Primary Reforming Pre-Heater (E-112)



Tabel IV-19 Neraca Energi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_3	48.203.602,16	ΔH_4	166.795.600,03
ΔH_8	481.781.175,13	ΔH_9	339.100.118,50
		Q_{loss}	24.089.058,76
Total	529.984.777,29	Total	529.984.777,29

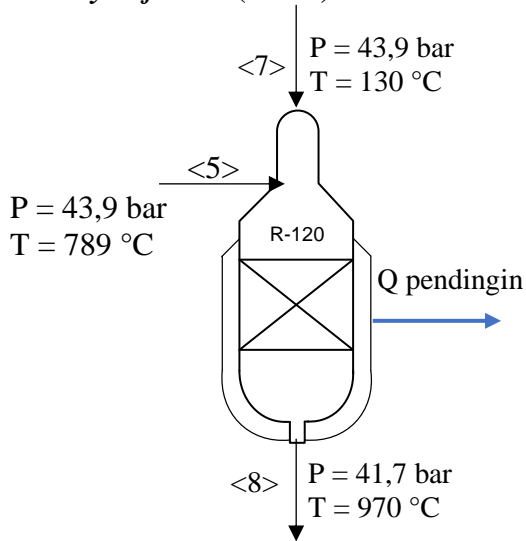
IV.2.3 Primary Reformer (R-110)



Tabel IV-20 Neraca Energi Primary Reformer (R-110)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_4	166.795.600,03	ΔH_5	307.971.956,16
Q_{supply}	362.595.150,71	ΔH_{Rxn}	204.152.358,83
		Q_{loss}	17.266.435,75
Total	529.390.750,74	Total	529.390.750,74

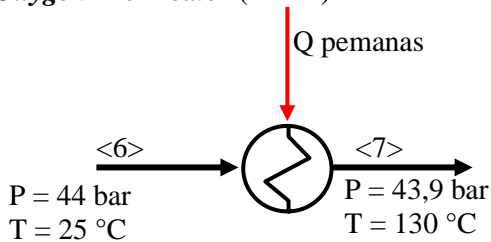
IV.2.4 Secondary Reformer (R-120)



Tabel IV-21 Neraca Energi Secondary Reformer (R-120)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_5	307.971.956,16	ΔH_8	481.781.175,13
ΔH_7	4.409.924,30	Q_{cw}	112.267.738,78
ΔH_{Rxn}	281.667.033,45		
Total	594.048.913,91	Total	594.048.913,91

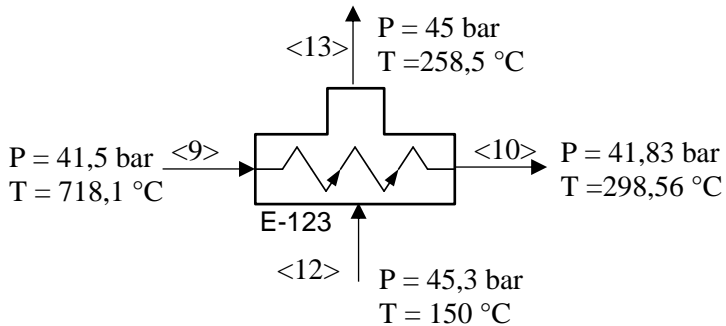
IV.2.5 Oxygen Pre-Heater (E-122)



Tabel IV-22 Neraca Energi Oxygen Pre-Heater(E-122)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_6	-573.246,52	ΔH_6	-573.246,52
Q_{steam}	5.245.442,97	Q_{steam}	5.245.442,97
Total	4.672.196,44	Total	4.672.196,44

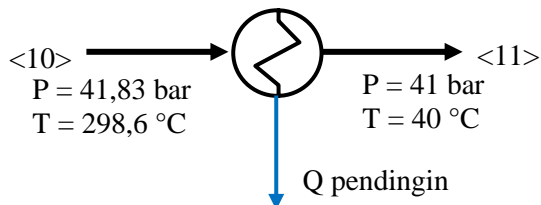
IV.2.6 Waste Heat Boiler (E-123)



Tabel IV-23 Neraca Energi Waste Heat Boiler (E-123)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_9	339.100.118,50	ΔH_9	339.100.118,50
ΔH_{13}	47.371.495,06	ΔH_{13}	47.371.495,06
		Q_{loss}	
Total	386.471.613,56	Total	386.471.613,56

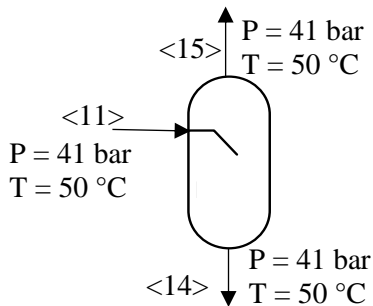
IV.2.7 Syn-Gas Cooler (E-124)



Tabel IV-24 Neraca Energi Syngas Cooler (E-124)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{10}	126.293.626,61	ΔH_{10}	13.922.885,12
		Q_{cw}	112.370.741,49
Total	126.293.626,61	Total	126.293.626,61

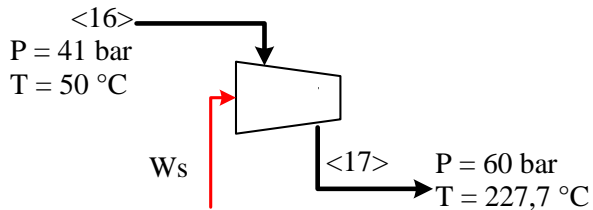
IV.2.8 Separator (H-125)



Tabel IV-25 Neraca Energi Separator I (H-125)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{11}	13.922.885,12	ΔH_{14}	5.834.857,72
		ΔH_{15}	8.088.027,40
Total	13.922.885,12	Total	13.922.885,12

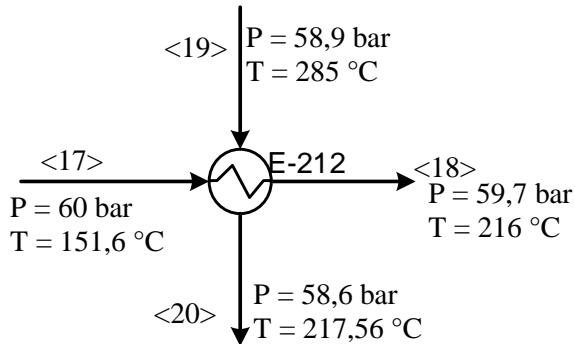
IV.2.9 Syngas Compressor (G-126)



Tabel IV-26 Neraca Energi Syngas Compressor (G-126)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{16}	8.088.027,40	ΔH_{17}	73.856.496,17
W_s	65.768.468,77		
Total	73.856.496,17	Total	73.856.496,17

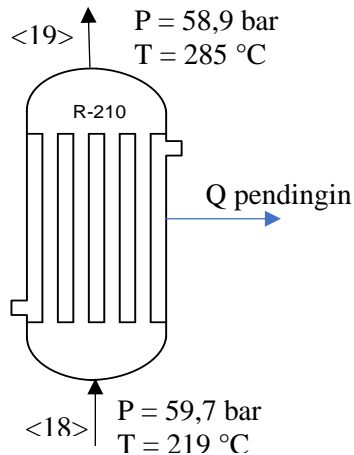
IV.2.10 Interchanger (E-212)



Tabel IV-27 Neraca Energi Interchanger (E-212)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{17}	86.671.523,63	ΔH_{18}	132.852.732,59
ΔH_{19}	166.689.569,69	ΔH_{20}	120.508.360,74
Total	253.361.093,33	Total	253.361.093,33

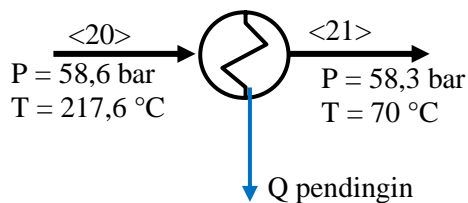
IV.2.11 Methanol Reactor (R-210)



Tabel IV-28 Neraca Massa Methanol Reactor (R-210)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{18}	132.852.732,59	ΔH_{19}	166.689.569,69
ΔH_{Rxn}	135.047.632,20	Q_{cw}	101.210.795,09
Total	267.900.364,79	Total	267.900.364,79

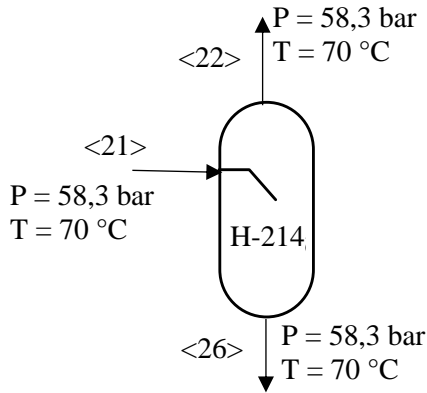
IV.2.12 Raw Methanol Cooler (E-213)



Tabel IV-29 Neraca Energi Raw Methanol Cooler (E-213)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{20}	120.508.360,74	ΔH_{21}	28.431.375,69
		Q	90.076.985,05
Total	120.508.360,74	Total	120.508.360,74

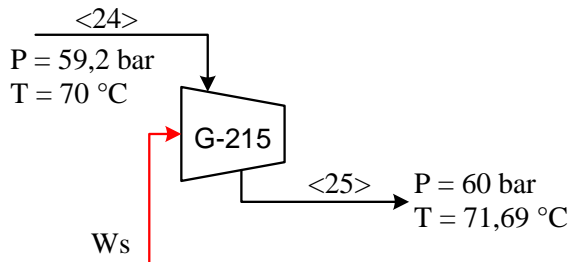
IV.2.13 Separator II (H-214)



Tabel IV-30 Neraca Energi Separator II (H-214)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{21}	28.431.375,69	ΔH_{22}	22.135.333,57
		ΔH_{26}	6.296.042,12
Total	28.431.375,69	Total	28.431.375,69

IV.2.14 Recycle Gas Compressor (G-215)



Tabel IV-31 Neraca Energi Recycle Gas Compressor (G-215)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{24}	13.261.473,36	ΔH_{25}	13.823.935,06
W_s	562.461,71		
Total	13.823.935,06	Total	13.823.935,06

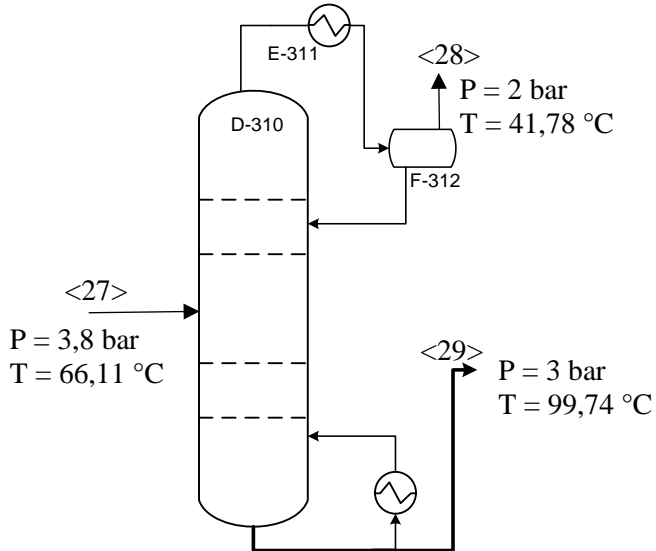
IV.2.15 JT Valve (K-216)



Tabel IV-32 Neraca Energi *JT-Valve* (K-216)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{26}	6.296.042,12	ΔH_{22}	5.857.379,79
		W	438.662,33
Total	6.296.042,12	Total	6.296.042,12

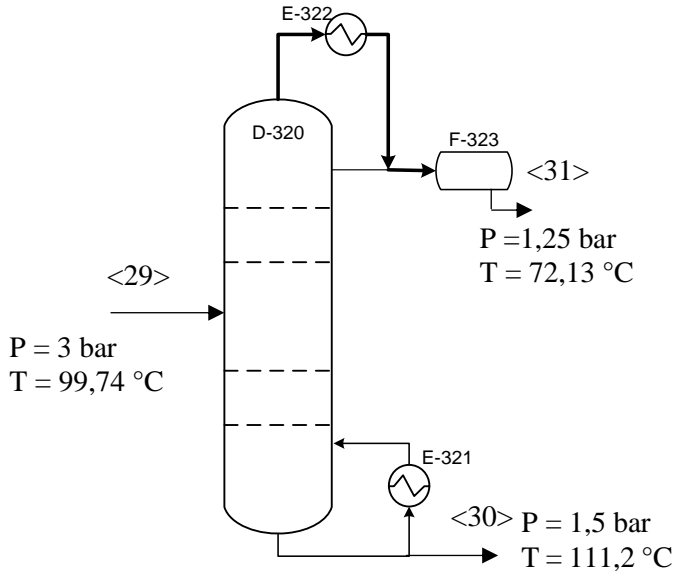
IV.2.16 Methanol Distillation I (D-310)



Tabel IV-33 Neraca Energi Methanol Distillation I (D-310)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{27}	5.857.379,79	ΔH_{27}	5.857.379,79
Q_{steam}	4.451.806,16	Q_{steam}	4.451.806,16
		Q_{cw}	
		Q_{loss}	177.079,89
Total	10.309.185,95	Total	10.309.185,95

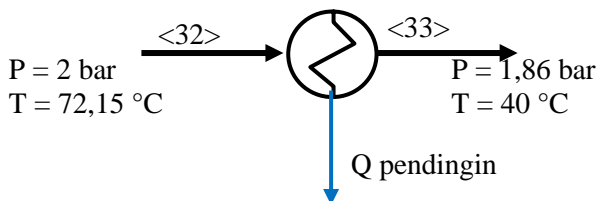
IV.2.17 Methanol Distillation II (D-320)



Tabel IV-34 Neraca Energi Methanol Distillation II (D-320)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{29}	10.007.381,12	ΔH_{29}	10.007.381,12
Q_{steam}	65.392.040,64	Q_{steam}	65.392.040,64
		Q_{cw}	
		Q_{loss}	3.269.602,03
Total	75.399.421,76	Total	75.399.421,76

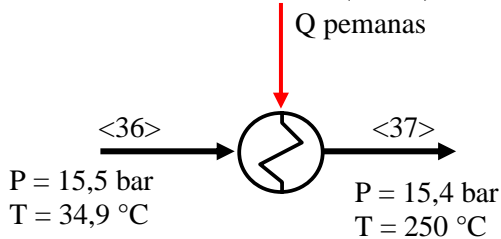
IV.2.18 Methanol Product Cooler (E-325)



Tabel IV-35 Neraca Energi Methanol Product Cooler (E-325)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{33}	4.441.997,44	ΔH_{34}	1.385.597,81
		Q_{cw}	3.056.339,63
Total	4.441.997,44	Total	4.441.997,44

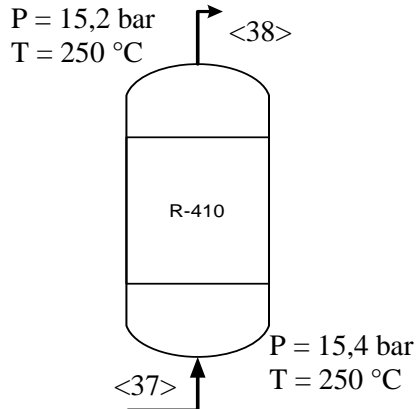
IV.2.19 DME Reactor Feed Heater (E-412)



Tabel IV-36 Neraca Energi DME Reactor Feed Heater (E-412)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{37}	1.153.549,27	ΔH_{38}	15.537.163,45
Q_{steam}	15.140.646,51	Q_{loss}	757.032,33
Total	16.294.195,78	Total	16.294.195,78

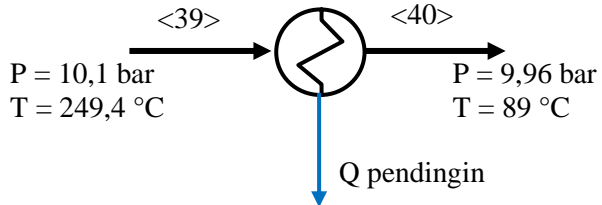
IV.2.20 DME Reactor (R-410)



Tabel IV-37 Neraca Energi DME Reactor (R-410)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{38}	15.537.163,45	ΔH_{39}	17.460.231,19
ΔH_{Rxn}	12.685.894,49	Q_{cw}	10.762.826,76
Total	28.223.057,94	Total	28.223.057,94

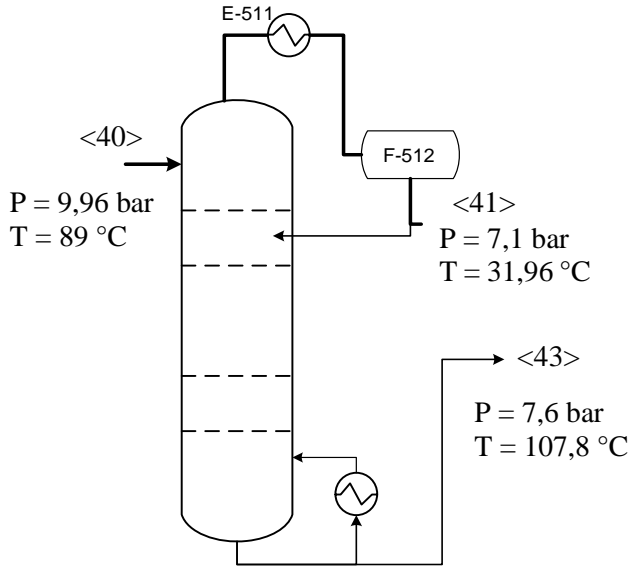
IV.2.21 DME Product Cooler (E-414)



Tabel IV-38 Neraca Energi DME Product Cooler (E-414)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{40}	17.715.751,40	ΔH_{41}	7.770.906,63
		Q_{cw}	9.944.844,78
Total	17.715.751,40	Total	17.715.751,40

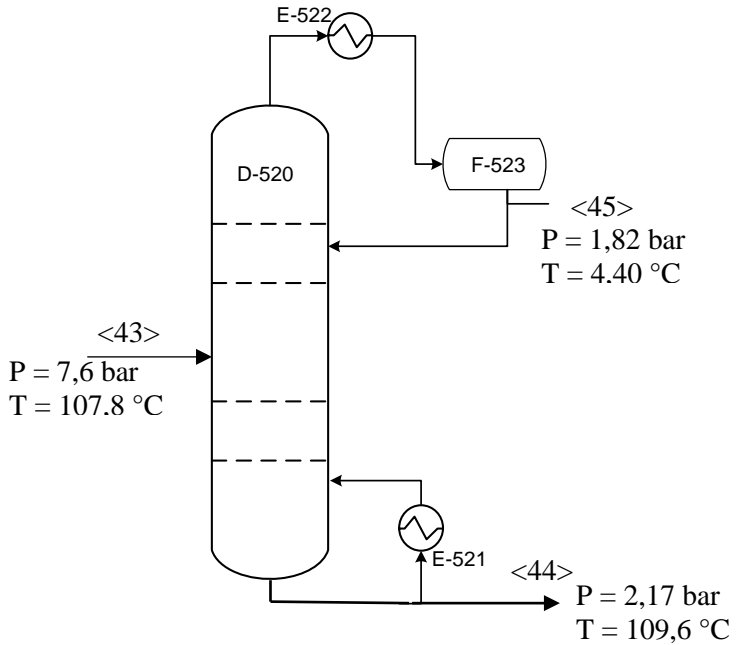
IV.2.22 DME Distillation Column I (D-510)



Tabel IV-39 Neraca Energi DME Distillation Column I (D-510)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{41}	7.770.906,63	ΔH_{42}	460.509,04
Q_{steam}	5.641.845,71	ΔH_{44}	6.059.320,07
		Q_{cw}	6.610.830,94
		Q_{loss}	282.092,29
Total	13.412.752,34	Total	13.412.752,34

IV.2.23 DME Distillation Column II (D-520)



Tabel IV-40 Neraca Energi DME Distillation Column II (D-520)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{44}	6.059.320,07	ΔH_{45}	-487.328,82
Q_{steam}	21.629.324,61	ΔH_{46}	3.908.253,36
		Q_{cw}	23.186.253,91
		Q_{loss}	1.081.466,23
Total	27.688.644,68	Total	27.688.644,68

BAB V DAFTAR DAN HARGA ALAT

V.1 Spesifikasi Alat

V.1.1 Spesifikasi Primary Reformer (R-110)

Tabel V-1 Spesifikasi Primary Reformer (R-110)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-110
Fungsi	Mereaksikan gas alam dengan steam, oksigen, dan CO ₂ untuk menghasilkan syngas
Kapasitas	20344,5 m ³ /jam
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	1 buah
Katalis	
Komponen	NiO/MgO
Carrier	Keramik
Bentuk	<i>Raschig ring</i>
Surface Area	m 10 m
Dimensi	
Silinder	
ID	9,04 ft = 2,75603 m
OD	9,5 ft = 2,8956 m

Tebal	2,75	in	=	0,0698	m
Tinggi	19,0	ft	=	5,79097	m
Tutup Atas					
Jenis	<i>Conical Dishead</i>				
Tebal	3	in	=	0,0762	m
Tinggi	2,75	ft	=	0,83688	m
Sf	2,50	in	=	0,0635	m
Tutup Bawah					
Jenis	<i>Standart Dishead</i>				
Tebal	2,75	in	=	0,0699	m
Tinggi	1,61	ft	=	0,48936	m
Total Tinggi	23,6	ft	=	7,18068	m
<i>Pressure Drop</i>	0,8251	Bar			

V.1.2 Spesifikasi Natural Gas Compressor (G-111)

Tabel V-2 Spesifikasi Natural Gas Compressor (G-111)

Nama	Spesifikasi
Kode	G-111
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan gas alam agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada primary reforming
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 2$ bar, $T_{suction} = 30$ °C $P_{discharge} = 21$ bar, $T_{discharge} = 66,6$ °C

Kapasitas	64692,4	kg/jam
Efisiensi	69%	
Power	1794	hp

V.1.3 Spesifikasi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)

Tabel V-3 Spesifikasi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-112			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Fungsi	Menaikkan suhu gas alam umpan R-110 hingga 527°C dengan memanfaatkan panas aliran produk R-120			
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	31	in
	<i>Baffle</i>	=	10	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	0,5	psi
Tube	ID	=	0,78	in
	OD	=	1	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in Square Pitch
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	18	ft
	Jumlah	=	398	

	ΔP	=	0,1	psi
Hasil	R_D	=	0,0101	hr.ft ² .°F/Btu
Perhitungan	Luas area	=	1876	ft ²

V.1.4 Spesifikasi Secondary Reformer (R-120)

Tabel V-4 Spesifikasi Secondary Reformer (R-120)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	R-120			
Fungsi	Mengkonversi sisa gas alam dari Primary Reformer			
Kapasitas	35426,5	m ³ /jam		
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	1 buah			
Katalis				
Komponen	NiO/MgO			
Carrier	Keramik			
Bentuk	<i>Raschig ring</i>			
Surface Area	10	mm		
Dimensi				
Silinder				
ID	11,01	ft	=	3,35478 m
OD	11,5	ft	=	3,5052 m
Tebal	3	in	=	0,0762 m
Tinggi	23,0	ft	=	7,01012 m

Tutup Atas	
Jenis	<i>Conical Dishead</i>
Tebal	3 in = 0,0762 m
Tinggi	3,32 ft = 1,01306 m
Sf	2,50 in = 0,0635 m
Tutup Bawah	
Jenis	<i>Standart Dishead</i>
Tebal	2,52 in = 0,0639 m
Tinggi	1,94 ft = 0,59238 m
Total Tinggi	28,5 ft = 8,67904 m
<i>Pressure drop</i>	0,85 bar

V.1.5 Spesifikasi Boiler Feed Water Pump (L-121)

Tabel V-5 Spesifikasi Boiler Feed Water Pump (L-121)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Boiler Feed Water Pump
Kode	L-121
Fungsi	Memompa air demin menuju reformer
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	355 Gpm
<i>Power</i>	174 Hp
Material	<i>Case</i> : <i>Cast Iron</i> <i>Rotor</i> : <i>Stainless Steel</i>
Ukuran Pipa <i>Nominal Pipe Size</i>	4 in

<i>Schedule No.</i>	40		
OD	8,6	in	
ID	8,0	in	
<i>Flow Area</i>	0,3	ft ²	= 50,03 in ²

V.1.6 Spesifikasi Oxygen Pre-Heater (E-122)

Tabel V-6 Spesifikasi Oxygen Pre-Heater (E-122)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-122		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>		
Jumlah	1 buah		
Ketentuan	R_D	>	0,002 hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10 psi
	ΔP gas	<	2 psi
Shell	ID	=	29 in
	<i>Baffle</i>	=	8
	<i>Passes</i>	=	1
	ΔP	=	0,0 psi
Tube	ID	=	0,8 in
	OD	=	1,0 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 ¼ in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	16 ft
	Jumlah	=	376
ΔP	=	0,20 psi	
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0079 hr.ft ² .°F/Btu

	Luas area = 1575 ft ²
--	----------------------------------

V.1.7 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-123)

Tabel V-7 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-123)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-123
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk membangkitkan steam proses
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 35 in
	<i>Baffle</i> = 10
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 4,0$ psi
Tube	ID = 0,78 in
	OD = 1 in
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 1/4 in Square Pitch
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 18 ft
	Jumlah = 518
	$\Delta P = 0,2$ psi
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0041$ hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area = 2441 ft ²

V.1.8 Spesifikasi Syngas Cooler (E-124)

Tabel V-8 Spesifikasi Syngas Cooler (E-124)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-124
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk mendinginkan syngas hingga 40°C
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	2 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu $\Delta P_{liquid} < 10$ psi $\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	$ID = 37$ in <i>Baffle</i> = 9 <i>Passes</i> = 1 $\Delta P = 1,4$ psi
Tube	$ID = 0,8$ in $OD = 1,0$ in $BWG = 12$ <i>Pitch</i> = 1 1/4 in Square pitch <i>Passes</i> = 2 Panjang = 18 ft Jumlah = 574 / HE $\Delta P = 9,3$ psi
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0021$ hr.ft ² .°F/Btu Luas area = 2705 ft ²

V.1.9 Spesifikasi Separator I (H-125)

Tabel V-9 Spesifikasi Separator I (H-125)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-125
Fungsi	Memisahkan H ₂ O dari syngas sebelum masuk ke G-126
Material	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>
Diameter	10,0 ft = 3,048 m
Tinggi	14,7 Ft = 4,488 m
Tebal <i>shell</i>	1 1/8 In
Tebal tutup atas	1 3/4 In
Tebal tutup bawah	2 In

V.1.10 Spesifikasi Syngas Compressor (G-126)

Tabel V-10 Spesifikasi Syngas Compressor (G-126)

Nama	Spesifikasi
Kode	G-126
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan syngas agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada reaktor metanol
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 2 \text{ bar}, \quad T_{suction} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$ $P_{discharge} = 21 \text{ bar}, \quad T_{discharge} = 227,7 \text{ } ^\circ\text{C}$

Kapasitas	130946,3	kg/jam
Efisiensi	73%	
Power	24002	Hp

V.1.11 Spesifikasi Methanol Reactor (R-210)

Tabel V-11 Spesifikasi Methanol Reactor (R-210)

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	Methanol Reactor			
Kode	R-210			
Fungsi	Mereaksikan CO dan CO ₂ dengan H ₂ menjadi metanol			
Suhu Operasi	285	°C		
Tekanan Operasi	59,66	bar		
Kapasitas	17,99	m ³		
Diameter dalam (ID)	102,0	in =	2,591	m
Diameter luar (OD)	108	in =	2,743	m
Tinggi total	3,722	m		
Tebel silinder	3	in =	0,076	m
Tipe tutup atas	<i>Standard dished head</i>			
Tebel tutup atas	3	in =	0,076	m
Tipe tutup bawah	<i>Standard dished head</i>			
Tebel tutup bawah	3	in =	0,076	m
Jumlah (unit)	1 unit			
Pressure drop	0,79 bar			

V.1.12 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-211)

Tabel V-12 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-211)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-211
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>

Fungsi	Untuk membangkitkan steam untuk kebutuhan pemanasan			
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP_{liquid}	<	10	psi
	ΔP_{gas}	<	2	psi
Shell	ID	=	37	in
	<i>Baffle</i>	=	10	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	1,2	psi
Tube	ID	=	0,53	in
	OD	=	3/4	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1	in triangular Pitch
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	18	ft
	Jumlah	=	1044	
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0029	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	3689	ft ²

V.1.13 Spesifikasi Interchanger (E-212)

Tabel V-13 Spesifikasi Interchanger (E-212)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-212
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>

Fungsi	Untuk mendinginkan product methanol sekaligus memanaskan aliran umpan reactor methanol		
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>		
Jumlah	2 buah		
Ketentuan	R_D	>	0,002 hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10 psi
	ΔP gas	<	2 psi
Shell	ID	=	33 in
	<i>Baffle</i>	=	11
	<i>Passes</i>	=	1
	ΔP	=	0,2 psi
Tube	ID	=	0,78 in
	OD	=	1 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4 in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	18 ft
	Jumlah	=	522 / HE
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0096 hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	2460 ft ²

V.1.14 Spesifikasi Raw Methanol Cooler (E-213)

Tabel V-14 Spesifikasi Raw Methanol Cooler (E-213)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-213
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>

Fungsi	Untuk mendinginkan raw methanol sebelum dimasukkan kedalam separator II untuk memisahkan gas-gas terlarut.		
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>		
Jumlah	2 buah		
Ketentuan	R_D	>	0,002 hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP_{liquid}	<	10 psi
	ΔP_{gas}	<	2 psi
Shell	ID	=	29 in
	<i>Baffle</i>	=	14
	<i>Passes</i>	=	1
	ΔP	=	7,9 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	=	18 ft
	Jumlah	=	376 / HE
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0027 hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	1772 ft ²

V.1.15 Spesifikasi Separator II (H-214)

Tabel V-15 Spesifikasi Separator II (H-214)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-214
Fungsi	Merecycle syn gas dan methanol yang belum bereaksi

Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>		
Jumlah	1 unit		
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>		
Diameter	10,0	ft =	3,048 m
Tinggi	11,3	ft =	3,454 m
Tebal <i>shell</i>	2 3/4	in	
Tebal tutup atas	3	in	
Tebal tutup bawah	3	in	

V.1.16 Spesifikasi Recycle Gas Compressor (G-215)

Tabel V-16 Spesifikasi Recycle Gas Compressor (G-215)

Nama	Spesifikasi	
Kode	G-215	
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>	
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran keluaran separator H-214 agar sesuai dengan kondisi operasi pada reaktor metanol	
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>	
Kondisi operasi	$P_{suction} = 2$ bar	$T_{suction} = 30$ °C
	$P_{discharge} = 21$ bar	$T_{discharge} = 71,7$ °C
Kapasitas	139888,1	kg/jam
Efisiensi	70%	
<i>Power</i>	190	hp

V.1.17 Spesifikasi Methanol Expansion Valve (K-216)

Tabel V-17 Spesifikasi Methanol Expansion Valve (K-216)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Methanol Expansion Valve
Kode	K-216
Fungsi	Menurunkan tekanan arus <26> menjadi 3,8 bar
Tipe	Linear Opening Valve
Suhu Operasi	70 °C
Tekanan Operasi	59,173 bar
Cv	6

V.1.18 Spesifikasi Methanol Distillation Column I (D-310)

Tabel V-18 Spesifikasi Methanol Distillation Column I (D-310)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Methanol Distillation Column I</i>
Kode	D-310
Fungsi	Proses untuk memisahkan metanol dan off gas
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 Unit
Jumlah Plate	11 Plates
Plate Spacing	2 Ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>
Diameter	
Kolom	4,0 In
Area of Coloumn	12,6 ft ²
Active Area	10,1 ft ²

<i>Active of Holes Area of Downcomer</i>	1,0	ft ²
<i>A_h/A</i>	0,1	
<i>A_d/A</i>	0,1	
<i>A_h/A_A</i>	0,1	
<i>d_h</i>	0,3	in
<i>h_w</i>	1,5	in
<i>l_w</i>	34,9	in
<i>Vessel</i>		
<i>Tipe Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
<i>Tinggi Vessel</i>	24	ft
<i>Tebal Shell</i>	1/3	in
<i>Tipe Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
<i>Tinggi Head</i>	0,89	ft
<i>Tebal Head</i>	4/9	in

V.1.19 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column I (E-311)

Tabel V-19 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column I (E-311)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-311
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk mendinginkan top product methanol distillation column I
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 buah

Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP_{liquid}	<	10	psi
	ΔP_{gas}	<	2	psi
Shell	ID	=	8	in
	<i>Baffle</i>	=	2	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	4,8	psi
Tube	ID	=	0,5	in
	OD	=	0,8	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1	in square
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	12	ft
	Jumlah	=	26	
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0278	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	61	ft ²

V.1.20 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column I (F-312)

Tabel V-20 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column I (F-312)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate Distillation Column I
Kode	F-312
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-310
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 Unit

Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>		
Diameter	3	ft	0,9144 m
Tinggi	5,08539	ft	1,55 m
Tebal	1/5	in	
Tebal tutup atas	1/4	in	
Tebal tutup bawah	1/3	in	

V.1.21 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column I (E-313)

Tabel V-21 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column I (E-313)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-313			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Fungsi	Untuk menguapkan bottom product D-310			
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	15	in
	<i>Baffle</i>	=	4	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	0,7	psi
Tube	ID	=	0,8	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in Square

	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	16	ft
	Jumlah	=	76	
	ΔP	=	1,2	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0033	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	318	ft ²

V.1.22 Spesifikasi Methanol Distillation Column II (D-320)

Tabel V-22 Spesifikasi Methanol Distillation Column II (D-320)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	<i>Methanol Distillation Column II</i>	
Kode	D-320	
Fungsi	Proses untuk memisahkan metanol dan air	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	28	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	12,0	in
<i>Area of Coloumn</i>	113,1	ft ²
<i>Active Area</i>	90,5	ft ²
<i>Active of Holes</i>	9,1	ft ²
<i>Area of Downcomer</i>	11,3	ft ²

A_b/A	0,1	
A_d/A	0,1	
A_b/A_A	0,1	
d_h	0,3	in
h_w	1,5	in
l_w	104,6	in
<i>Vessel</i>		
Tipe <i>Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
Tinggi <i>Vessel</i>	61	ft
Tebal <i>Shell</i>	1/2	in
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
Tinggi <i>Head</i>	2,34	ft
Tebal <i>Head</i>	3/4	in

V.1.23 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column II (E-321)

Tabel V-23 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column II (E-321)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-321			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	19	in
	<i>Baffle</i>	=	5	

	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	9,0	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	=	16	ft
	Jumlah	=	152	
	ΔP	=	1,23	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0048	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	637	ft ²

V.1.24 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column II (E-322)

Tabel V-24 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column II (E-322)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-322			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	19	in
	<i>Baffle</i>	=	6	
	<i>Passes</i>	=	1	

	ΔP	=	2,1	psi
Tube	ID	=	0,8	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in square
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	18	ft
	Jumlah	=	132	
	ΔP	=	2,7	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0024	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	622	ft ²

V.1.25 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column II (F-323)

Tabel V-25 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column II (F-323)

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	Accumulator Distillate Distillation Column II			
Kode	F-323			
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-320			
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 Unit			
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>			
Diameter	7	ft	2,1335	m
Tinggi	11,3128	ft	3,448	m
Tebal	1/5	in		
Tebal tutup atas	1/3	in		

Tebal tutup bawah	1/2 in
-------------------	-----------

V.1.26 Spesifikasi Methanol Product Pump (L-324)

Tabel V-26 Spesifikasi Methanol Product Pump (L-324)

Spesifikasi	Keterangan		
Nama Alat	Methanol Product Pump		
Kode	L-324		
Fungsi	Memompa produk metanol ke Methanol Storage Tank		
Jumlah	1 Unit		
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>		
Kapasitas	220,18	gpm	
<i>Power</i>	3,49	hp	
Material	<i>Case</i>	:	<i>Cast Iron</i>
	<i>Rotor</i>	:	<i>Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa			
<i>Nominal Pipe Size Schedule No.</i>	4	in	
OD	6,6	in	
ID	6,1	in	
<i>Flow Area</i>	0,2	ft ²	= 28,89 in ²

V.1.27 Spesifikasi Methanol Product Cooler (E-325)

Tabel V-27 Spesifikasi Methanol Product Cooler (E-325)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-325

Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Fungsi	Untuk mendinginkan <i>pure methanol</i> sebelum dimasukkan ke dalam tangka penyimpanan			
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	19	in
	<i>Baffle</i>	=	5	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	3,7	psi
Tube	ID	=	0,8	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in square
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	18	ft
	Jumlah	=	132	
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0056	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	622	ft ²

V.1.28 Spesifikasi Methanol Storage Tank (F-326)

Tabel V-28 Spesifikasi Methanol Storage Tank (F-326)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Methanol Storage</i>
Kode	F-326

Fungsi	Menampung larutan metanol sebagai bahan baku DME		
Material	Carbon Steel SA 212 Grade A		
Jumlah	1 Unit		
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>		
Diameter	13	ft	3,9622 m
Tinggi	20,2562	ft	6,1738 m
Tebal	1/3	In	
Tebal tutup atas	1/2	In	
Tebal tutup bawah	1	In	

V.1.29 Spesifikasi DME Reactor (R-410)

Tabel V-29 Spesifikasi DME Reactor (R-410)

Spesifikasi	Keterangan		
Nama Alat	Dimethyl Ether Reactor		
Kode	R-410		
Fungsi	Mereaksikan Metanol menjadi DME dengan bantuan katalis (γ -Al ₂ O ₃)		
Suhu Operasi	285	°C	
Tekanan Operasi	59,66	Bar	
Kapasitas	10,98	m ³	
Diameter dalam (ID)	84,5	in =	2,146 M
Diameter luar (OD)	90	in =	2,286 M

Tinggi total	3,157 M
Tebel silinder	2 1/2 in = 0,063 M
Tipe tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebel tutup atas	2 1/2 in = 0,063 M
Tipe tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebel tutup bawah	2 1/2 in = 0,063 M
Jumlah (unit)	1
Pressure drop	0,2 bar

V.1.30 Spesifikasi DME Feed Pump (L-411)

Tabel V-30 Spesifikasi DME Feed Pump (L-411)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	DME Feed Pump
Kode	L-411
Fungsi	Memompa metanol dari Storage Tank ke DME Reactor
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	268,78 gpm
<i>Power</i>	42,50 hp
Material	<i>Case</i> : <i>Cast Iron</i> <i>Rotor</i> : <i>Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	

<i>Nominal Pipe Size Schedule No.</i>	4	in		
OD	6,6	in		
ID	6,1	in		
<i>Flow Area</i>	0,2	ft ²	=	28,89 in ²

V.1.31 Spesifikasi DME Reactor Feed Heater (E-412)

Tabel V-31 Spesifikasi DME Reactor Feed Heater (E-412)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-412			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Fungsi	Untuk memanaskan <i>feed reactor</i> DME untuk menyesuaikan kondisi operasi di reaktor			
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP_{liquid}	<	10	psi
	ΔP_{gas}	<	2	psi
Shell	ID	=	23	in
	<i>Baffle</i>	=	6	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	5,1	psi
Tube	ID	=	1,0	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in Triangular

	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	18	ft
	Jumlah	=	232	
	ΔP	=	3,4	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0034	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	1093	ft ²

V.1.32 Spesifikasi DME Expansion Valve (K-413)

Tabel V-32 Spesifikasi DME Expansion Valve (K-413)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	DME Expansion Valve
Kode	K-413
Fungsi	Menurunkan tekanan arus <38> menjadi 10,1 bar
Tipe	Linear Opening Valve
Suhu Operasi	250 °C
Tekanan Operasi	15,4 Bar
Cv	3

V.1.33 Spesifikasi DME Product Cooler (E-414)

Tabel V-33 Spesifikasi DME Product Cooler (E-414)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-414
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk mendinginkan raw DME sebelum dipisahkan dalam <i>DME Distillation Column</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu

	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	17	in
	<i>Baffle</i>	=	4	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	7,0	psi
Tube	ID	=	0,8	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in square
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	14	ft
	Jumlah	=	112	
	ΔP	=	1,0	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0062	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	411	ft ²

V.1.34 Spesifikasi DME Distillation Column I (D-510)

Tabel V-34 Spesifikasi DME Distillation Column I (D-510)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	<i>DME Distillation Column I</i>	
Kode	D-510	
Fungsi	Proses untuk memisahkan DME dan air	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	21	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft

Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	8,0	in
Area of Coloumn	50,3	ft ²
Active Area Active of Holes	40,2	ft ²
Area of Downcomer	4,0	ft ²
A _h /A	5,0	ft ²
A _d /A	0,1	
A _h /A _A	0,1	
d _h	0,3	in
h _w	1,5	in
l _w	69,8	in
<i>Vessel</i>		
Tipe Vessel	<i>Vertical tall vessel</i>	
Tinggi Vessel	45	ft
Tebal Shell	1	in
Tipe Head	<i>Torispherical dishead head</i>	
Tinggi Head	1,75	ft
Tebal Head	1 1/2	in

V.1.35 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column I (E-511)

Tabel V-35 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column I (E-511)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-511
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>

Fungsi	Untuk mendinginkan <i>top product</i> D-510			
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	33	in
	<i>Baffle</i>	=	10	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	1,0	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	=	18	ft
	Jumlah	=	522	
	ΔP	=	0,1	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0021	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	2460	ft ²

V.1.36 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column I (F-512)

Tabel V-36 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column I (F-512)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate DME Column I
Kode	F-512

Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-510		
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>		
Jumlah	1 Unit		
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>		
Diameter	6,5	ft	1,9811 m
Tinggi	10,9529	ft	3,3383 m
Tebal	4/9	in	
Tebal tutup atas	1	in	
Tebal tutup bawah	1	in	

V.1.37 Spesifikasi DME Product Pump (L-513)

Tabel V-37 Spesifikasi DME Product Pump (L-513)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	DME Feed Pump
Kode	L-513
Fungsi	Memompa DME dari accumulator F-512 ke DME Storage F-514
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	185 gpm
<i>Power</i>	3 hp
Material	<i>Case</i> : <i>Cast Iron</i> <i>Rotor</i> : <i>Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa Nominal Pipe Size	4 in

<i>Schedule</i>				
<i>No.</i>	40			
<i>OD</i>	6,6	in		
<i>ID</i>	6,1	in		
<i>Flow Area</i>	0,2	ft ²	=	28,89 in ²

V.1.38 Spesifikasi DME Storage Tank (F-514)

Tabel V-38 Spesifikasi DME Storage Tank (F-514)

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	<i>DME Storage</i>			
Kode	F-514			
Fungsi	Menampung produk dimetil eter			
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 Unit			
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>			
Diameter	11	ft	3,3526	m
Tinggi	18,0606	ft	5,5046	m
Tebal	3/4	in		
Tebal tutup atas	1 7/8	in		
Tebal tutup bawah	1 1/2	in		

V.1.39 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column I (E-515)

Tabel V-39 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column I (E-515)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-515

Type	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Fungsi	Untuk menguapkan <i>bottom product</i> D-510			
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	17	in
	<i>Baffle</i>	=	4	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	1,5	psi
Tube	ID	=	0,8	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in Square
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	16	ft
	Jumlah	=	112	
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0034	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	469	ft ²

V.1.40 Spesifikasi DME Distillation Column II (D-520)

Tabel V-40 Spesifikasi DME Distillation Column II (D-520)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>DME Distillation Column II</i>
Kode	D-520

Fungsi	Proses untuk memisahkan Methanol dan air	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	12	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	10,0	in
<i>Area of Coloumn</i>	78,6	ft ²
<i>Active Area</i>	62,9	ft ²
<i>Active of Holes Area of Downcomer</i>	6,3	ft ²
	7,9	ft ²
A_h/A	0,1	
A_d/A	0,1	
A_h/A_A	0,1	
d_h	0,3	in
h_w	1,5	in
l_w	87,2	in
<i>Vessel</i>		
Tipe <i>Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
Tinggi <i>Vessel</i>	28	ft
Tebal <i>Shell</i>	7/8	in
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
Tinggi <i>Head</i>	2,08	ft
Tebal <i>Head</i>	1 3/8	in

V.1.41 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column II (E-521)

Tabel V-41 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column II (E-521)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-521			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	35	in
	<i>Baffle</i>	=	7	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	1,9	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	=	16	ft
	Jumlah	=	518	
	ΔP	=	0,1	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0026	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	2170	ft ²

V.1.42 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column II (E-522)

Tabel V-42 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column II (E-522)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-522			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Fungsi	Untuk mendinginkan <i>top product</i> D-520			
Bahan	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	13	in
	<i>Baffle</i>	=	4	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	4,4	psi
Tube	ID	=	0,8	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1	in triangular
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	16	ft
	Jumlah	=	106	
	ΔP	=	0,9	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0109	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	444	ft ²

V.1.43 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column II (F-523)

Tabel V-43 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column II (F-523)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate DME Column II
Kode	F-523
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-520
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	4,5 ft 1,3715 m
Tinggi	7,40728 ft 2,2576 m
Tebal	1/5 in
Tebal tutup atas	1/3 in
Tebal tutup bawah	3/8 in

V.1.44 Spesifikasi Methanol Recycle Pump (L-524)

Tabel V-44 Spesifikasi Methanol Recycle Pump (L-524)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Methanol Recycle Pump
Kode	L-524
Fungsi	Memompa metanol kembali ke DME reactor
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	59 Gpm
Power	1 Hp

Material	<i>Case</i> : <i>Cast Iron</i>			
	<i>Rotor</i> : <i>Carbon Steel</i>			
Ukuran Pipa <i>Nominal Pipe Size</i>	4	In		
OD	3,5	In		
ID	3,1	In		
<i>Flow Area</i>	0,1	ft ²	=	7,393 in ²

V.1.45 Spesifikasi Boiler Feed Water Pump II (L-524)

Tabel V-46 Spesifikasi Boiler Feed Water Pump II (L-524)

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	BFW Pump II			
Kode	L-122			
Fungsi	Memompa BFW menuju Waste Heat Boiler (E-211)			
Jumlah	1 Unit			
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>			
Kapasitas	289	gpm		
<i>Power</i>	12	hp		
Material	<i>Case</i> :		<i>Cast Iron</i>	
	<i>Rotor</i> :		<i>Carbon Steel</i>	
Ukuran Pipa <i>Nominal Pipe Size</i>	4	in		
OD	6,6	in		
ID	6,1	in		
<i>Flow Area</i>	0,2	ft ²	=	28,89 in ²

V.2 Harga Alat

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

Tabel V-45 Daftar Harga Peralatan yang Digunakan

NO	KODE ALAT	Nama Alat	Jumlah	Harga US\$, 2014		Harga Total US\$, 2021
				Per Unit	Total	
1	R – 110	Primary Reformer	1	1258000	1258000	1449523,958
2	G – 111	Natural Gas Compressor	1	694200	694200	799888,3401
3	E - 112	Primary Reforming Preheater	1	198500	198500	228720,5928
4	R – 120	Secondary Reformer	1	825700	825700	951408,5313
5	L - 121	BFW Pump I	1	10700	10700	12329,01936
6	E - 122	Oxygen Pre Heater	1	173700	173700	200144,9218
7	E - 123	Waste Heat Boiler	1	83200	83200	95866,76736
8	E - 124	Syn Gas Cooler	2	86100	172200	198416,5546
9	H – 125	Separator I	1	27200	27200	31341,05856
10	G – 126	Syn Gas Compressor	1	579500	579500	667725,8616
11	R – 210	Methanol Reactor	1	804500	804500	926980,9416
12	E - 211	Waste Heat Boiler	1	95600	95600	110154,6029
13	E - 212	Interchanger	2	83400	166800	192194,4326

14	E - 213	Raw Methanol Cooler	2	74700	149400	172145,3731
15	H - 214	Separator II	1	27200	27200	31341,05856
16	G - 215	Recycle Gas Compressor	1	111500	111500	128475,2952
17	K - 216	Methanol Expansion Valve	1	1000	1000	1152,2448
18	D - 310	Methanol Distillation Column I	1	459500	459500	529456,4856
19	E - 311	Condenser Distillation Column I	1	10800	10800	12444,24384
20	F - 312	Accumulator Distillate Distillation Column I	1	11300	11300	13020,36624
21	E - 313	Reboiler Distillation Column I	1	19100	19100	22007,87568
22	D - 320	Methanol Distillation Column II	1	975500	975500	1124014,802
23	E - 321	Reboiler Distillation Column II	1	34300	34300	39521,99664
24	E - 322	Condenser Distillation Column II	1	33700	33700	38830,64976

25	F - 323	Accumulator Distillate Distillation Column II	1	20900	20900	24081,91632
26	L - 324	Methanol Product Pump	1	9700	9700	11176,77456
27	E - 325	Methanol Product Cooler	1	33700	33700	38830,64976
28	F - 326	Methanol Storage Tank	1	126500	126500	145758,9672
29	R - 410	DME Reactor	1	605700	605700	697914,6753
30	L - 411	DME Feed Pump	1	9700	9700	11176,77456
31	E - 412	DME Reactor Feed Heater	1	54300	54300	62566,89264
32	K - 413	DME Expansion Valve	1	1000	1000	1152,2448
33	E - 414	DME Product Cooler	1	23700	23700	27308,20176
34	D - 510	DME Distillation Column I	1	1084000	1084000	1249033,363
35	E - 511	Condenser Distillation Column I	1	83400	83400	96097,21632
36	F - 512	Accumulator Distillate	1	19800	19800	22814,44704

		DME Column I				
37	L - 513	DME Product Pump	1	9700	9700	11176,77456
38	F - 514	DME Storage Tank	1	94000	94000	108311,0112
39	E - 515	Reboiler Distillation Column I	1	26500	26500	30534,4872
40	D - 520	DME Distillation Column II	1	1165000	1165000	1342365,192
41	E - 521	Reboiler Distillation Column II	1	79900	79900	92064,35952
42	E - 522	Condenser Distillation Column II	1	25300	25300	29151,79344
43	F - 523	Accumulator Distillate DME Column II	1	15100	15100	17398,89648
44	L - 524	Methanol Recycle Pump	1	6300	6300	7259,14224
45	L - 217	BFW Pump II	1	5980	5980	6890,423904
Total						12010170,18

BAB VI

ANALISA EKONOMI

VI.1 Pengolahan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

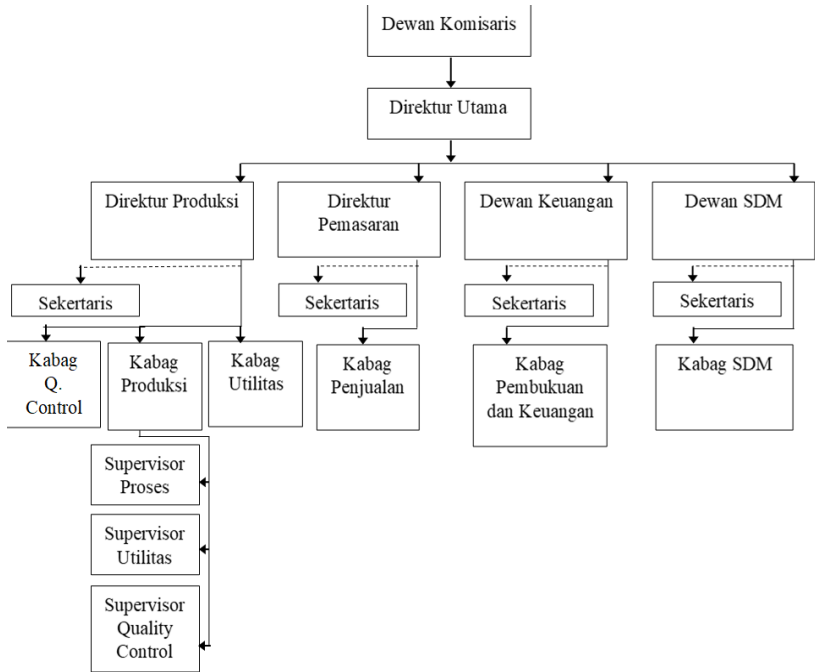
Bentuk badan perusahaan Pabrik Dimetil Eter (DME) dari Gas Alam ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. 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 Struktur Organisasi Perusahaan

Berdasarkan sistem organisasi yang dipilih, yakni garis dan staff maka disusunlah suatu bagan struktur organisasi perusahaan. Jumlah setiap bagian yang ada didasarkan pada jumlah tenaga kerja yang diperlukan oleh perusahaan. Di mana perusahaan dengan kapasitas 197.050 ton/tahun dengan dua tahapan proses utama, maka diperlukan jumlah tenaga kerja sebanyak 124 pekerja.

(Timmerhauss, 1991)



Gambar VI-1 Struktur Organisasi Perusahaan

Bagan diatas merupakan struktur organisasi perusahaan dari Pabrik DME dari Gas Alam ini dan berikut ini merupakan penjelasan pembagian kerja dalam organisasi perusahaan tersebut:

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

- 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 utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur utama

- 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.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.

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

3. Direktur Produksi

Direktur produksi dan pemeliharaan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, terutama yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dan pemeliharaan dibantu oleh supervisor yang menangani bidang proses dan quality control, dan membawahi supervisor di bagian masing-masing.

Tugas direktur produksi adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

4. Direktur Keuangan

Direktur keuangan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana membawahi karyawan di bidangnya.

Tugas direktur keuangan adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

5. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh kepala bagian yang menangani bidang penjualan, dan membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur pemasaran adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

6. Direktur SDM

Direktur SDM bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan bidangnya.

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

Tugas direktur SDM adalah :

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian kepegawaian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

7. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.
- Memastikan dalam produksi berjalan lancar.
- Memastikan bahwa bagian produksi menguasai proses produksi.

8. Kepala Bagian Quality Control

Tugas kepala bagian quality control adalah :

- Memastikan produksi sesuai dengan spesifikasi yang telah ada,
 - Bertanggung jawab untuk dokumentasi inspeksi dan tes yang dilakukan pada produk.
9. Kepala Bagian Utilitas
Tugas kepala bagian utilitas adalah :
- Memelihara alat-alat dalam utilitas dan untuk IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah)
10. Kepala Bagian Penjualan
Tugas kepala bagian penjualan adalah :
- Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
 - Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
 - Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.
11. Kepala Bagian Pembukuan dan Keuangan
Tugas kepala bagian pembukuan dan keuangan adalah :
- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian
 - Tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
 - Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
 - Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.
12. Kepala Bagian SDM
Tugas kepala bagian kepegawaian adalah :
- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.

- Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
- Mengurusi fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur SDM dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.

13. Supervisor Utilitas

Tugas supervisor utilitas adalah :

- Mengawasi dan mengatur support forklift dan alat berat ke semua bagian.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian utilitas yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Menjaga ketersediaan sistem/metode/prosedur baku yang terukur untuk meningkatkan dan mengevaluasi sistem/metode/prosedur pemeliharaan dan perbaikan mesin utilitas maupun cara mengoperasikannya dengan mengatur dan memonitor jadwal pemeliharaan dan perbaikan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian utilitas.

14. Supervisor Proses

Supervisor proses bertugas mengusahakan agar proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien dan memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.

Tugas supervisor proses adalah :

- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.

- Mengkoordinasikan karyawan bagian produksi yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian produksi.

15. Supervisor Quality Control

Tugas supervisor quality control antara lain adalah :

- Mengontrol kualitas produk, meneliti, dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian quality control.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Pabrik DME dari Batubara ini memiliki kapasitas 197.050,385 ton/tahun atau 597,12 ton/hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, maka diperoleh bahwa pabrik ini membutuhkan jam tenaga kerja sebanyak 64 jam tenaga kerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya. Selain itu, pabrik ini secara garis besar memiliki 3 tahapan utama yaitu reforming gas alam menjadi syngas, konversi syngas menjadi metanol, sintesa metanol menjadi DME . Sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 80 tenaga kerja. Dengan 3 shift kerja operator selama 8 jam maka dibutuhkan 20 tenaga kerja sebagai operator (Timmerhauss, 1991).

VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji

Sistem pemberian gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Berdasarkan

statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya : tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

Tabel VI-1 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(Rp)	karyawan	(Rp)
1	Dewan Komisaris	Rp 40.000.000	3	120.000.000
2	Direktur Utama	Rp 30.000.000	1	30.000.000
3	Direktur Produksi	Rp 25.000.000	1	25.000.000
4	Direktur Keuangan dan Aministrasi	Rp 25.000.000	1	25.000.000
5	Kabag:			
	a.Produksi	Rp 12.000.000	1	12.000.000
	b.Keuangan	Rp 12.000.000	1	12.000.000
	c.Warehouse	Rp 12.000.000	1	12.000.000
	d.Personalia	Rp 12.000.000	1	12.000.000

6	Kepala Divisi:			
	a.Pengendalian Proses	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	b.Mutu Produksi dan Lab	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	c.K3	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	d.Teknik dan Maintenance	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	e.Kuangan	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	f.Promosi dan Penjualan	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	g.SDM dan Umum	Rp 10.000.000	1	10.000.000
7	Supervisor	Rp 8.000.000	6	48.000.000
8	Foreman	Rp 6.000.000	12	72.000.000
9	Operator Keuangan	Rp 5.000.000	12	60.000.000
10	Operator Lapangan	Rp 5.000.000	20	100.000.000
11	Karyawan:			
12	a.Maintenance	Rp 4.000.000	8	32.000.000
	b.Laboratorium	Rp 3.000.000	10	30.000.000
	c.Pembukuan dan Keuangan	Rp 3.000.000	4	12.000.000
	d.SDM	Rp 3.000.000	2	6.000.000
	e.Humas	Rp 3.000.000	2	6.000.000
	f.Kesehatan			
	-Dokter	Rp 4.000.000	1	4.000.000
	-Perawat	Rp 3.000.000	2	6.000.000
	g.Keamanan	Rp 2.500.000	10	25.000.000
h.Kebersihan	Rp 2.500.000	10	25.000.000	

	i.Supir	Rp 2.500.000	8	20.000.000
Total				764.000.000

Untuk tenaga kerja operator dan karyawan tidak tetap, diberlakukan sistem waktu kerja shift. Sistem ini terdiri atas tiga shift, yaitu pagi, sore, dan malam, dengan tujuan ada waktu istirahat lebih untuk karyawan tersebut. Dimana sistem pembagian jam kerja adalah sebagai berikut :

1. Karyawan Non Shift
2. Karyawan Shift

Dengan jam kerja : 08.00-17.00 WIB Pagi : 06.00 -14.00

Jam Istirahat : 12.00-13.00 WIB Siang : 14.00-22.00

Malam : 22.00-06.00

Tabel VI-2 Pembagian Shift

Jam Kerja	Karyawan						
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi (06.00-14.00)	Team A	Team D	Team C	Team B	Team A	Team B	Team C
Siang (14.00-22.00)	Team B	Team A	Team D	Team C	Team B	Team C	Team D
Malam (22.00-06.00)	Team C	Team B	Team A	Team D	Team C	Team D	Team A
Libur	Team D	Team C	Team B	Team A	Team D	Team A	Team B

VI.2 Analisa Ekonomi

Analisa Ekonomi dihitung untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain Pabrik Metanol dari Batubara ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang

perlu ditinjau untuk memutuskan layak atau tidaknya pabrik ini didirikan adalah :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay Out Time / POT*)
3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

VI.2.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 17,22\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $9,75\%$ per tahun. Dengan harga $i = 17,22\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

VI.2.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 6 tahun 10 bulan. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VI.2.3 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) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi variabel (SVC) dan biaya total cukup mempengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = $34,77\%$ atau 207,62 ton per hari.

BAB VII KESIMPULAN

Berdasarkan hasil yang telah dipaparkan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut :

1. Perencanaan operasi : kontinyu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Proses terpilih : *indirect process* (proses tidak langsung)
3. Kapasitas produksi DME : 197.050 ton/tahun
4. Bahan baku gas alam : 512.363 ton/tahun
5. Lokasi pabrik : Guntung, Bontang, Kalimantan Timur
6. Umur pabrik : 10 tahun
7. Masa konstruksi : 2 tahun
8. Analisis ekonomi :
 - *Internal Rate of Return* = 17,22%
 - *Pay Out Time* = 6 tahun 10 bulan
 - *Break Even Point* = 34,77% atau 207,62 ton per hari

Berdasarkan hasil analisis ekonomi tersebut, terlihat bahwa IRR sebesar 17,22% berada di atas bunga pinjaman bank sebesar 9,75%. Jangka waktu pengembalian modal (POT) yaitu pada tahun keenam bulan keenam lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 10 tahun. Berdasarkan kondisi seperti ini, pabrik DME dari gas alam ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Arthur, J Kidnay dan William. 2006. *Fundamentals of Natural Gas Processing*. New York: CRC Press.
- Backhurst, J.R. dan Harker, J. H. *Process Plant Design*, HEINEMANN Educational Books, London, 1981.
- Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young, "*Process Equipment Design*", John Wiley & Sons, New York, 1959.
- Coulson, JM, and Richardson, JF, "*Chemical Engineering*", Volume 6, John Willey and Sons, Inc., 1957.
- Geankoplis, Christie J., "*Transport Processes and Unit Operations*", 3rd edition, Prentice-Hall of India, New Delhi, 1997.
- GPSA. 2004. *Engineering Data Book 12th edition. Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association*.
- Higman, C., van der Burgt, M., *Gasification*, Gulf Professional Publishing, Oxford, 2003.
- Kern, Donald Q., *Process Heat Transfer*, International Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo, 1965.
- Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 2nd Edition, volume 3, Interscience Publisher John Willey and Sons., Inc, New York, 1998.
- Ludwig, Ernest E. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Gulf Professional Publishing. Boston. 1997
- Perry, Robert H. and Don Green, "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 7th edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, dan Ronald E. West, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 5th edition, McGraw-Hill Book Company, Boston, 2003.

- Shreve, R.N., “*Chemical Process Industries*”, 2nd edition, Kogakusa Co Ltd, Tokyo, 1959.
- 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., ”*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*”, John Wiley & Sons, Canada, 1984.
- Van Ness, S, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”, 4th edition, International edition, McGraw Hill Inc, Singapore, 1967.
- Walas, Stanley M, “*Chemical Process Equipment*”, Butterworth-Heinemann, USA, 1988.
- Warren L. Mc. Cabe, Julia C. Smith, “*Unit Operations of Chemical Engineering*”, Mc Graw Hill Book Company, New York, 1976.
- Winkle, Van Matthew. Distillation. McGraw Hill Book Company. New York. 1967
- <http://www.esdm.go.id> (diakses 05 Mei 2020, 08.40 WIB)
- <http://www.bps.go.id> (diakses 05 Mei 2020, 09.00 WIB)
- <http://www.bi.go.id> (diakses pada 01 Juli 2020, 18.50 WIB)
- <http://www.alibaba.com> (diakses 05 Juli 2020, 20.00 WIB)
- <http://www.matche.com> (diakses 05 Juli 2020, 21.00 WIB)

BIODATA PENULIS



Ahmad Farid Arrosyid lahir di Kediri, Jawa Timur pada tanggal 12 Mei 1997. Menempuh pendidikan formal di SDN Simomulyo IV Surabaya tahun 2004-2010, kemudian melanjutkan pendidikan tingkat menengah di SMP Negeri 3 Surabaya tahun 2010-2013, kemudian melanjutkan pendidikan menengah atas di SMA Negeri 5 Surabaya tahun 2013-2016. Setelah lulus dari pendidikan menengah atas, penulis melanjutkan ke tingkat sarjana di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Departemen Teknik Kimia pada tahun 2016 dan terdaftar dengan NRP 02211640000098. Penulis memilih Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa dan selanjutnya mengerjakan tugas akhir desain pabrik yang berjudul **“Pra Desain Pabrik Dimetil Eter (DME) dari Gas Alam”** di bawah bimbingan Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T. dan Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D. Selama masa kuliah penulis pernah mendapatkan kesempatan untuk kerja praktek di PT. Kaltim Methanol Industri, Bontang, Kalimantan Timur pada tahun 2019.

Hormat saya,

Ahmad Farid Arrosyid
081332056183
afaahmadfarid@gmail.com

BIODATA PENULIS



Moch. Ainun Hikam lahir di Surabaya, Jawa Timur pada tanggal 18 Desember 1997. Menempuh pendidikan formal di SD Al Muslim Sidoarjo tahun 2004-2010, kemudian melanjutkan pendidikan tingkat menengah di SMP Al Islah Surabaya tahun 2010-2013, kemudian melanjutkan pendidikan menengah atas di SMA Negeri 16 Surabaya tahun 2013-2016. Setelah lulus dari pendidikan menengah atas, penulis melanjutkan ke tingkat sarjana di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Departemen Teknik Kimia pada tahun 2016 dan terdaftar dengan NRP 02211640000158. Penulis memilih Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa dan selanjutnya mengerjakan tugas akhir desain pabrik yang berjudul **“Pra Desain Pabrik Dimetil Eter (DME) dari Gas Alam”** di bawah bimbingan Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T. dan Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D. Selama masa kuliah penulis pernah mendapatkan kesempatan untuk kerja praktek di PT. Kaltim Methanol Industri, Bontang, Kalimantan Timur pada tahun 2019.

Hormat saya,

Moch. Ainun Hikam
082245342465
ainunhikam@gmail.com