



TUGAS AKHIR PRA DESAIN PABRIK – TK184803

DIMETHYL ETHER (DME) DARI BATUBARA

Oleh:

Silvania Wemona Rahma

NRP. 0221164000018

Kezia Dewi Rona Liemen

NRP. 0221160000056

Dosen Pembimbing

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

NIP. 19630122 19870 1 001

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

NIP. 19891125 201504 1 001

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA

SISTEM

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2020



PLANT DESIGN FINAL PROJECT – TK184803

DIMETHYL ETHER (DME) FROM COAL

Written By:

Silvania Wemona Rahma

NRP. 02211640000018

Kezia Dewi Rona Liemen

NRP. 02211600000056

Advisors:

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

NIP. 19630122 19870 1 001

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

NIP. 19891125 201504 1 001

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND
SYSTEMS ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul :

“PRA DESAIN PABRIK *DIMETHYL ETHER* (DME) DARI BATUBARA”

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya


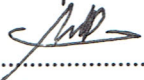
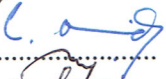
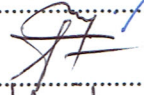
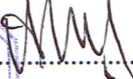
Oleh :

Silvania Wemona Rahma
Kezia Dewi Rona Liemen

NRP 0221164000018
NRP 0221164000056

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.
(Pembimbing 1)
2. Annas Wiguno, S.T., M.T.
(Pembimbing 2)
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.
(Penguji I)
4. Dr. Ir. Sumarno, M.Eng.
(Penguji II)
5. Dr. Lailatul Qadariah, S.T., M.T.
(Penguji III)


.....

.....

.....

.....

.....



Surabaya, 11 Februari 2020

INTISARI

Menurut data dari Kementerian ESDM pada tahun 2018, tercatat sebanyak 39,9 miliar ton batubara tersebar luas di penjuru Indonesia terutama di Pulau Kalimantan dan Pulau Sumatra. Dengan persediaan batubara yang begitu melimpah, potensi pemanfaatan batubara sebagai sumber energi maupun bahan baku produksi sangat tinggi. Namun pada tahun 2018, dari 557,7 juta ton batubara yang diproduksi Indonesia, 64% diantaranya diekspor ke negara-negara lain seperti Cina, India, dan Jepang. Pemerintah telah mengamankan hilirisasi industri minerba dalam UU No. 4 Tahun 2009. Hal ini berarti batubara tidak diekspor secara mentah, tetapi diolah terlebih dahulu menjadi produk dengan nilai yang lebih tinggi.

Batubara dapat diolah menjadi *synthetic gas* yang kemudian dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku produksi berbagai senyawa kimia seperti dimetil eter (DME), methanol, ammonia, dan lain sebagainya. DME merupakan zat kimia stabil dengan titik didih -25°C pada tekanan atmosferik dan tekanan uap sekitar 0,6 MPa pada 25°C . Viskositas DME berada pada rentang 0,12 – 0,15 kg/m atau setara dengan viskositas propana dan butana – dua konstituen utama pada LPG. Selain itu, DME terbakar dengan nyala api biru terang dan memiliki kandungan racun sangat rendah seperti LPG.

Pada tahun 2018, 70% dari kebutuhan LPG domestik dipenuhi dari impor luar negeri. Karena kemiripan karakteristik DME dengan propana dan butana, maka DME berpotensi digunakan sebagai alternatif LPG. Studi menunjukkan bahwa DME dapat dicampur dengan LPG hingga 20% tanpa perlu modifikasi apapun. Dengan didirikannya pabrik DME dari batubara, maka diharapkan dapat mengurangi kebutuhan impor DME oleh Indonesia.

DME dari batubara melalui beberapa tahapan proses sebagai berikut:

1. Unit Gasifikasi → tahap pembuatan syngas dari batubara

2. Unit *Water Gas Shift* → tahap penyesuaian kandungan H₂ dan CO dalam syngas
3. Unit *Acid Gas Removal* → tahap penghilangan kandungan *acid gas* dalam syngas
4. Unit Sintesa DME → tahap pembuatan DME dari syngas
5. Unit Purifikasi DME → tahap pemurnian DME

Adapun pabrik direncanakan beroperasi dalam kondisi-kondisi berikut ini.

- Operasi : 24 jam/hari selama 330 hari/tahun
- Kebutuhan bahan baku : 312.500 kg/jam *feed* batubara
- Kapasitas produksi : 660.000.000 kg DME/tahun dengan kemurnian 99,7% wt

Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 20% dan pinjaman bank sebesar 80% dengan suku bunga 7,5% per tahun yang dilunasi dalam jangka waktu 10 tahun. Dari analisa ekonomi yang telah dilakukan, diperoleh hasil sebagai berikut:

- Investasi : 453.818.215 USD
- *Internal Rate of Return* : 29%
- POT : 5,68 tahun
- BEP : 18,79%
- NPV 20 tahun : 700.269.189 USD

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis ucapkan kepada Tuhan YME karena atas berkat dan rahmat-Nya penulis mampu menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik ini yang berjudul “*Dimethyl Ether (DME)* dari Batubara” yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-Surabaya.

Penulis mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu dan membimbing dalam penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik ini, di antaranya:

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng, selaku Dosen Pembimbing 1 Tugas Pra Desain Pabrik dan sekaligus Kepala Laboratorium Termodinamika.
2. Bapak Annas Wiguno S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing 2 Tugas Pra Desain Pabrik.
3. Dr.Eng Widiyastuti, ST., MT., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, FTIRS-ITS.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
5. Orangtua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
6. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia yang tersayang, terima kasih atas segala dukungan, bantuan dan kerjasamanya.
7. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2016 (K56) yang sangat mendukung kami dalam mengerjakan Tugas Pra Desain Pabrik ini.
8. Semua pihak yang berperan dalam penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa laporan ini masih jauh dari sempurna sehingga diperlukan evaluasi untuk peningkatan kualitas yang berkelanjutan. Oleh karena itu, penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari para pembaca. Penulis mengharapkan semoga laporan ini dapat menambah wawasan dan bermanfaat bagi para pembacanya.

Surabaya, Januari 2020

Penulis

DAFTAR ISI

INTISARI.....	iii
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR	xii
BAB I PENDAHULUAN.....	I-1
I.1 Latar Belakang.....	I-1
I.2 Karakteristik DME.....	I-3
I.3 Aplikasi DME.....	I-4
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-3
II.2.2 Lokasi Pemasaran.....	II-7
II.2.3 Utilitas	II-8
II.2.4 Aksesibilitas dan Fasilitas	II-10
II.2.5 Ketersediaan Tenaga Kerja	II-11
II.2.6 Ketersediaan Lahan.....	II-12
II.2.7 Kesimpulan	II-14
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk.....	II-15
II.3.1 Kualitas Bahan Baku.....	II-15
II.3.2 Kualitas Produk.....	II-17
BAB III SELEKSI PROSES DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1 Seleksi Proses	III-1
III.1.1 Unit Gasifikasi	III-1
III.1.2 Unit Preparasi Batubara	III-9
III.1.3 Unit <i>Sour Shift Gas Reactor</i>	III-11
III.1.4 Unit <i>Acid Gas Removal</i>	III-13
III.1.5 Unit Sintesa DME	III-21
III.2 Uraian Proses	III-25
III.2.1 Proses Pembentukan Syngas.....	III-25
III.2.2 Proses Pembentukan Produk.....	III-30

III.3 Perbandingan Spesifikasi Produk dengan Produk di Pasaran III-31	
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	IV-1
IV.1 Konsep Neraca Massa.....	IV-1
IV.2 Konsep Neraca Energi	IV-1
IV.3 Hasil Perhitungan	IV-2
IV.3.1 Hasil Neraca Massa.....	IV-4
IV.3.2 Hasil Neraca Panas.....	IV-33
BAB V HARGA DAN SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-1
VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-7
VI.2 Utilitas	VI-8
VI.2.1 Unit Pengolahan Air.....	VI-9
VI.2.2 Unit Penyedia Steam.....	VI-11
VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik	VI-11
VI.2.4 Unit <i>Oxygen Plant</i>	VI-12
VI.2.5 Unit Refrigerasi Etilena.....	VI-12
VI.3 Analisa Ekonomi	VI-13
VI.3.1 Asumsi Perhitungan	VI-13
VI.3.2 Analisa Keuangan	VI-14
VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal	VI-14
VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal.....	VI-14
VI.3.5 Analisa Titik Impas	VI-14
VI.3.4 Analisa Sensitivitas	VI-16
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	VIII-1
CATATAN REVISI	IX-1

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Karakteristik dari DME dan Konstituen Utama dari LPG	I-3
Tabel I.2	Data Impor Dimethyl Ether di Indonesia	I-6
Tabel II.1	Data <i>Supply</i> dan <i>Demand</i> LPG di Indonesia	II-1
Tabel II.2	Prediksi Data <i>Supply</i> & <i>Demand</i> LPG Indonesia 2022	II-2
Tabel II.3	Batubara Indonesia dalam Juta Ton per Desember 2018 ...	II-5
Tabel II.4	Jumlah Rumah Tangga di Jawa-Kalimantan Tahun 2015 ..	II-8
Tabel II.5	Kapasitas Pembangkit Listrik Jawa Timur Tahun 2017	II-9
Tabel II.6	Kapasitas Pembangkit Listrik Jawa Timur Tahun 2017	II-9
Tabel II.7	Data Ketenagakerjaan Kab. Tuban Tahun 2018.....	II-11
Tabel II.8	Data Ketenagakerjaan Kab. Kutai Timur Tahun 2017	II-12
Tabel II.9	Luas Penggunaan Lahan Tuban.....	II-12
Tabel II.10	Luas Penggunaan Lahan Kutai Timur	II-14
Tabel II.11	Rangkuman Aspek Pemilihan Lokasi Pabrik	II-15
Tabel II.12	Spesifikasi Batubara PT. IW BMC.....	II-15
Tabel II.13	<i>Proximate Analysis</i> Batubara PT. IW BMC	II-16
Tabel II.14	<i>Ultimate Analysis</i> Batubara PT. IW BMC.....	II-17
Tabel II.15	Kandungan Ash dalam Batubara PT. IW BMC	II-17
Tabel II.16	Spesifikasi Produk DME	II-17
Tabel III.1	Kelebihan dan Kekurangan <i>Moving Bed Gasifier</i>	III-3
Tabel III.2	Kelebihan dan Kekurangan <i>Fluidized Bed Gasifier</i>	III-4
Tabel III.3	Kelebihan dan Kekurangan <i>Entrained Flow Gasifier</i>	III-5
Tabel III.4	Perbandingan <i>Gasifier</i> untuk Gasifikasi Batubara.....	III-6
Tabel III.5	Perbandingan Ukuran <i>Feed</i> & Produk <i>Size Reduction</i> ...	III-9
Tabel III.6	Perbandingan Proses <i>Grinding</i>	III-10
Tabel III.7	Kondisi Reaktor <i>Sour Gas Shift</i> Katalis Co-Mo	III-12
Tabel III.8	Perbandingan Berbagai Proses <i>Acid Gas Removal</i>	III-19
Tabel III.9	<i>Heat of Reaction Acid Gas</i> dalam Larutan Amine.....	III-20
Tabel III.10	Perbandingan Pelarut Amine untuk Absorpsi Kimia ..	III-20
Tabel III.11	Kondisi Operasi Sintesa DME <i>Indirect</i>	III-24
Tabel III.12	Perbandingan Metode <i>Direct</i> dan <i>Indirect</i>	III-25
Tabel III.13	Perbandingan Spesifikasi Produk dengan Simulasi....	III-31
Tabel IV.1	Komposisi <i>Feedstock</i> Batubara dan Analisa <i>Ultimate</i>	IV-3
Tabel IV.2	Neraca Massa pada <i>Gasifier</i> (R-120).....	IV-4
Tabel IV.3	Neraca Massa Tee-1	IV-6
Tabel IV.4	Neraca Massa pada Reaktor <i>Water Gas Shift</i> (R-130)....	IV-8
Tabel IV.5	Neraca Massa pada Mixer-1.....	IV-9
Tabel IV.6	Neraca Massa pada Reaktor Hidrolisa COS (R-140)....	IV-11

Tabel IV.7	Neraca Massa pada Syngas <i>Flash Drum</i> (H-143).....	IV-12
Tabel IV.8	Neraca Massa pada Amine <i>Absorber</i> (D-210)	IV-14
Tabel IV.9	Neraca Massa pada <i>Rich Amine Flash Drum</i> (H-214) ..	IV-16
Tabel IV.10	Neraca Massa pada Amine <i>Regenerator</i> (D-220)	IV-18
Tabel IV.11	Neraca Massa pada <i>Reflux Flash Drum</i> (H-224)	IV-20
Tabel IV.12	Neraca Massa pada Amine <i>Reboiler</i> (E-441).....	IV-22
Tabel IV.13	Neraca Massa pada Mixer-2.....	IV-23
Tabel IV.14	Neraca Massa pada Tee-2.....	IV-25
Tabel IV.15	Neraca Massa pada Reaktor Sintesa DME (R-310)	IV-26
Tabel IV.16	Neraca Massa pada Distilasi CO ₂ -DME (D-410).....	IV-27
Tabel IV.17	Neraca Massa pada <i>Reflux Drum</i> Distilasi (H-413)	IV-30
Tabel IV.18	Neraca Massa pada <i>Reboiler</i> Distilasi (E-411)	IV-31
Tabel IV.19	Neraca Energi <i>Heater</i> Oksigen (E-322)	IV-33
Tabel IV.20	Neraca Energi <i>Gasifier</i> (R-120)	IV-34
Tabel IV.21	Neraca Energi <i>Cooler</i> Syngas (E-122).....	IV-35
Tabel IV.22	Neraca Energi Reaktor <i>Water Gas Shift</i> (R-130)	IV-36
Tabel IV.23	Neraca Energi Mixer-1	IV-36
Tabel IV.24	Neraca Energi Reaktor Hidrolisa COS (R-140).....	IV-37
Tabel IV.25	Neraca Energi <i>Compressor</i> (G-141)	IV-37
Tabel IV.26	Neraca Energi Syngas <i>Air-Cooler</i> (E-142)	IV-38
Tabel IV.27	Neraca Energi Amine <i>Absorber</i> (D-210)	IV-38
Tabel IV.28	Neraca Energi Amine JT-Valve (A-213)	IV-39
Tabel IV.29	Neraca Energi <i>Lean/Rich Amine</i> HE (E-215).....	IV-39
Tabel IV.30	Neraca Energi Amine <i>Regenerator</i> (D-220)	IV-40
Tabel IV.31	Neraca Energi <i>Reflux Flash Drum</i> (H-413)	IV-41
Tabel IV.32	Neraca Energi Amine <i>Reboiler</i> (E-222).....	IV-41
Tabel IV.33	Neraca Energi Pompa Amine (L-221A).....	IV-42
Tabel IV.34	Neraca Energi Amine <i>Cooler</i> (E-216).....	IV-42
Tabel IV.35	Neraca Energi Syngas JT-Valve (A-211).....	IV-43
Tabel IV.36	Neraca Energi Syngas <i>Heater</i> (E-212).....	IV-43
Tabel IV.37	Neraca Energi Reaktor Sintesa DME (R-310)	IV-44
Tabel IV.38	Neraca Energi DME <i>Cooler</i> (E-311).....	IV-44
Tabel IV.39	Neraca Energi DME JT-Valve (A-312)	IV-45
Tabel IV.40	Neraca Energi Kolom Distilasi CO ₂ -DME (D-410)....	IV-45
Tabel IV.41	Neraca Energi <i>Reflux Flash Drum</i> Distilasi (H-413) ..	IV-46
Tabel IV.42	Neraca Energi <i>Reboiler</i> Distilasi (E-411)	IV-47
Tabel IV.43	Neraca Energi <i>Sales DME Cooler</i> (E-416).....	IV-47
Tabel VI.1	Daftar Kebutuhan Karyawan.....	VI-7
Tabel VI.2	Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2.....	VI-8

Tabel VI.3 Ringkasan <i>Cashflow</i> Pabrik DME.....	VI-15
Tabel VI.4 Sensitivitas Harga Batubara terhadap IRR.....	VI-16
Tabel VI.5 Sensitivitas Harga DME terhadap IRR	VI-17
Tabel VI.6 Sensitivitas Jumlah CAPEX terhadap DME	VI-17
Tabel VI.7 Sensitivitas Harga Syngas rasio H ₂ /CO = 0,62	VI-18
Tabel VI.8 Sensitivitas Harga Syngas rasio H ₂ /CO = 1	VI-19

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Neraca Batubara	I-2
Gambar I.2 Neraca LPG Tahun 2016-2050.....	I-5
Gambar II.1 Persebaran Lahan di Tuban.....	II-13
Gambar III.1 Blok Diagram Pembuatan DME dari Batubara.....	III-1
Gambar III.2 <i>Moving Bed Gasifier</i>	III-2
Gambar III.3 <i>Fluidized Bed Gasifier</i>	III-4
Gambar III.4 <i>Entrained Flow Gasifier</i>	III-5
Gambar III.5 Diagram Proses <i>Shell Gasification</i>	III-8
Gambar III.6 Reaksi <i>Water Gas Shift</i>	III-12
Gambar III.7 Struktur Molekul Berbagai Jenis Amine	III-15
Gambar III.8 Unit Membran	III-17
Gambar III.9 Ilustrasi Sintesa DME <i>Indirect</i>	III-23
Gambar III.10 Blok Diagram Pabrik DME dari Batubara	III-25
Gambar VI.1 Struktur Organisasi	VI-2
Gambar VI.2 Grafik <i>Breakeven Point</i>	VI-15
Gambar VI.3 Analisa Sensitivitas.....	VI-19

BAB I

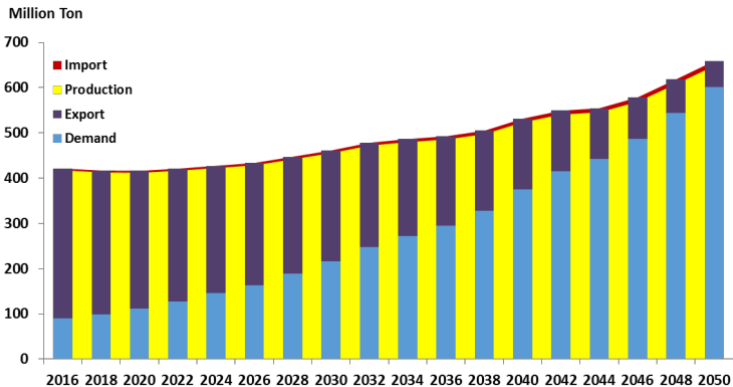
PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Potensi sumber daya batubara di Indonesia sangat melimpah terutama di Pulau Kalimantan dan Pulau Sumatra, sedangkan di daerah lainnya dapat dijumpai batubara walaupun dalam jumlah kecil dan belum dapat ditentukan keekonomisannya, seperti di Jawa Barat, Jawa Tengah, Papua, dan Sulawesi. Total cadangan batubara yang terdapat di Indonesia adalah 22,6 miliar ton atau 2,2% dari total cadangan global (BP 201).

Sumber dan produksi batubara Indonesia sebagian besar hanya tersebar di empat dari 34 provinsi: Kalimantan Timur, Sumatera Selatan, Kalimantan Selatan, dan Kalimantan Tengah. Cekungan batubara Kutai, Tarakan, dan Barito yang terletak di Kalimantan Timur memiliki batubara kualitas menengah (nilai kalorifik antara 5.100-6.100 kcal/kg) sementara cekungan Sumatera Tengah dan Selatan memiliki cadangan batubara kualitas rendah (nilai kalorifik <5.100 kcal/kg) Berdasarkan data dari Departemen Energi dan Sumber Daya Mineral, produksi batubara di tahun 2018 mencapai 417 juta ton.

(C. J. Adiatma, 2018)



Gambar I.1 Neraca Batubara

(Sumber: BPPT Outlook Energi Indonesia, 2018)

Dari segi kuantitas, batubara termasuk cadangan energi fosil terpenting bagi Indonesia. Jumlahnya sangat berlimpah. Jumlah ini sebenarnya cukup untuk memasok kebutuhan energi listrik hingga ratusan tahun ke depan. Sayangnya, Indonesia tidak mungkin membakar habis batubara dan mengubahnya menjadi energi listrik melalui PLTU. Selain mengotori lingkungan melalui polutan CO₂, SO₂, NO_x dan C_xH_y cara ini dinilai kurang efisien dan kurang memberi nilai tambah tinggi. Batubara sebaiknya tidak langsung dibakar, akan lebih bermakna dan efisien jika dikonversi menjadi migas sintetis, atau bahan petrokimia lain yang bernilai ekonomi tinggi. Salah satu cara yang dipertimbangkan dalam hal ini adalah gasifikasi batubara.

Batubara dapat dijadikan *synthetic gas (syngas)* melalui proses gasifikasi. *Syngas* didapatkan dari reaksi sintesa gas alam melalui serangkaian proses pemecahan CH₄ menjadi CO, CO₂, dan H₂. *Syngas* dapat dimanfaatkan untuk berbagai hal, seperti DME, methanol dan ammonia. Sehingga bahan baku yang paling memungkinkan untuk menggantikan gas alam adalah batubara.

I.2 Karakteristik DME

Dimethyl ether (DME) memiliki monostruktur kimia yang sederhana ($\text{CH}_3\text{-O-CH}_3$). Secara fisik DME berfasa gas yang tidak berwarna pada suhu ambien. DME merupakan zat kimia yang stabil, dengan titik didih -25°C . Tekanan uap DME sekitar 0,6 Mpa pada 25°C dan dapat dicairkan seperti halnya LPG. Viskositas DME 0,12-0,15 kg/ms, setara dengan viskositas propana dan butane (konstituen utama LPG), sehingga infrastruktur untuk LPG dapat juga digunakan untuk DME. Seperti LPG, DME terbakar dengan nyala biru terang. Sebuah studi tentang kandungan racun dalam DME menegaskan bahwa kandungan racunnya sangat rendah, sama dengan kandungan racun di LPG, jauh dibawah methanol. Oleh karena itu, DME memiliki nilai *Wobbe Index* 52 – 54 atau setara dengan gas alam dan LPG.

Tabel I.1 Karakteristik dari DME dan Konstituen Utama dari LPG

Properti	DME (CH_3OCH_3)	Propana (C_3H_8)	n-Butana (C_4H_{10})
Titik Didih ($^\circ\text{C}$)	-24,9	-42,1	-0,5
Tekanan Uap saat 20°C (bar)	5,1	8,4	2,1
Densitas Liquida saat 20°C (kg/m^3)	668	501	610
Densitas Spesifik (gas)	1,59	1,52	2,01
<i>Lower Heating Value</i> (MJ/kg)	28,43	46,36	45,74
<i>Auto Ignition Temperature at 1 atm</i> ($^\circ\text{C}$)	235-350	470	365
<i>Flammability Limits in air</i> (vol.%)	3,4-17	2,1-9,4	1,9-8,4

(Sumber : *International DME Association*, 2014)

I.3 Aplikasi DME

Dengan sifat-sifat fisik dan kimiawi tersebut DME banyak digunakan untuk aplikasi industri berikut :

1. Pengganti LPG

Permintaan LPG di Asia Tenggara akan semakin meningkat dikarenakan kebutuhan akan LPG yang terus meningkat dan harga LPG diperkirakan juga akan semakin meningkat seiring dengan meningkatnya pertumbuhan pasar. Salah satu pasar yang potensial dari DME adalah sebagai pengganti LPG. DME dapat dicampurkan dengan LPG sampai 20% tanpa modifikasi apapun. Poin ini merupakan pasar utama dari pendirian pabrik *dimethyl ether* ini.

2. Sebagai Bahan Bakar *Power Plant*

Dimethyl ether merupakan bahan bakar yang relative lebih bersih dibandingkan dengan LPG dan membutuhkan biaya investasi yang lebih rendah jika dibandingkan dengan LPG. DME lebih menguntungkan dari LNG dalam hal biaya untuk penyimpanan. DME dapat diproduksi secara massal dari beberapa bahan baku seperti gas alam dan batubara.

3. Pengganti Bahan Bakar Diesel

Mesin diesel merupakan pasar yang sangat prospektif untuk DME karena harganya yang kompetitif, angka setana (*Cetane Number*) yang tinggi dan hamper tidak mempunyai emisi PM (*Particulate Matter*). Perusahaan-perusahaan mobil diesel seperti Nissan Diesel, Hino Motors, Isuzu, Mitsubishi Motors di Jepang dan Volvo di Swedia saat ini secara aktif mengembangkan mobil berbahan bakar DME.

4. Bahan Bakar *Fuel Cell*

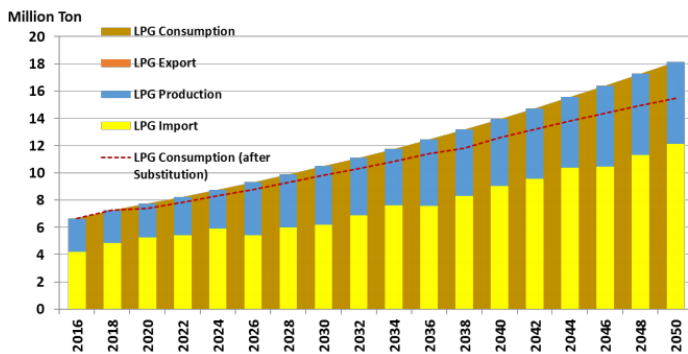
Bahan bakar untuk *fuel cell* merupakan pasar yang sangat menjanjikan dalam waktu jangka panjang untuk DME karena temperatur yang diperlukan untuk *reforming* cukup rendah.

Secara umum DME dapat digunakan sebagai:

- Materi pendingin (*refrigerant*)
- Sebuah pendorong (*propellant*) untuk produk aerosol
- Bahan pelarut (*solvent*)

- Sebuah agen ekstraksi
- Media reaksi kimia

Seperti yang telah dijelaskan di atas, DME dapat dijadikan alternatif sebagai LPG. LPG merupakan salah bentuk energi yang akan terus meningkat kebutuhannya di tahun 2050. Sebagian besar penyediaan LPG tahun 2016 digunakan untuk memenuhi kebutuhan sektor rumah tangga (lebih dari 95%), sedangkan sisanya untuk sektor industri dan komersial. Pada tahun 2050 diperkirakan konsumsi LPG akan tetap didominasi oleh sektor rumah tangga dengan porsi yang lebih rendah (sekitar 89%), sedangkan sektor industri dan komersial masing-masing sebesar 4% dan 7%. Kebutuhan LPG diperkirakan akan meningkat hingga 2,7 kali lipat pada tahun 2050 atau 18,1 juta ton. Hanya sekitar sepertiga dari kebutuhan LPG tersebut yang mampu dipenuhi dari produksi dalam negeri, sehingga pasokan LPG impor tidak dapat dihindari. Ketergantungan impor LPG yang semakin besar akan mengurangi ketahanan energi nasional, sehingga perlu dilakukan upaya substitusi LPG.



Gambar I.2 Neraca LPG Tahun 2016-2050

(Sumber: BPPT Outlook Energi Indonesia, 2018)

DME atau *Dimethyl Ether* (CH_3OCH_3) yang baru-baru ini diakui sebagai sumber energi pengganti yang bersih memiliki aplikasi yang sangat luas, seperti aplikasi pada pelarut,

propellant, pengganti LPG dan bahan bakar transportasi. DME adalah suatu senyawa organik yang berwujud gas, tidak berwarna, bersih serta mudah dicairkan. DME merupakan bahan bakar *multi-source* (dapat diproduksi dari banyak sumber), diantaranya dari gas alam, *fuel oil*, batubara, dan biomassa.

(Ng et al., 1999).

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

(Kamijo, T., 1998)

PT. Bumitangerang Gas Industry merupakan satu-satunya produsen DME Gas di Indonesia dan Asia Tenggara. Saat ini menguasai pangsa pasar 100% pasar DME Gas lokal dengan kapasitas produksi DME 1000 ton/bulan dengan realisasi 60%.

Indonesia sampai sekarang masih mengimpor DME untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri. Dari tahun ke tahun kebutuhan DME di Indonesia terus meningkat, hal ini dapat dilihat pada **Tabel I-2**.

Tabel I.2 Data Impor Dimethyl Ether di Indonesia

No	Tahun	Jumlah (Kg/Tahun)
1.	2012	2.791,404
2.	2013	876,987
3.	2014	885,961
4.	2015	3.425,985
5.	2016	1.349,832

(Sumber : BPS, dikelola oleh Kementerian Perindustrian)

Maka dari itu, dengan didirikannya pabrik DME diharapkan dapat memenuhi kebutuhan bahan bakar yang bersih dan ramah lingkungan, serta dapat dijadikan salah satu sumber pendapatan devisa negara di Indonesia.

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas Produksi

Karena DME akan digunakan sebagai alternatif LPG di pasar domestik, maka perlu diketahui neraca *supply* dan *demand* LPG di Indonesia dalam penentuan kapasitas produksi pabrik DME. Di Indonesia penggunaan LPG umumnya digunakan sebagai bahan bakar utama untuk memasak. Industri DME sebagai alternatif LPG sangat potensial. Hal ini dikarenakan konsumsi LPG dalam lima tahun terakhir rata-rata meningkat 5,6% per tahun. Akan tetapi, kemampuan produksi LPG di Indonesia belum dapat memenuhi kebutuhan pasar domestik, sehingga pada tahun 2018 tercatat bahwa sebanyak 73% kebutuhan LPG diimpor dari berbagai negara. Oleh sebab itu, DME dinilai dapat menekan angka impor LPG di Indonesia. Adapun data perdagangan LPG di Indonesia dapat dilihat lebih detail dalam tabel di bawah ini:

Tabel II.1 Data *Supply* dan *Demand* LPG di Indonesia

Tahun	Ton			
	Produksi	Konsumsi	Ekspor	Impor
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 : Kementerian ESDM, 2018)

Berdasarkan data pada tabel di atas, maka digunakan metode *discounted* untuk memprediksi angka produksi, konsumsi, ekspor, dan impor pada tahun 2022. Konstruksi pabrik diasumsikan

dimulai awal tahun 2020 dan memakan waktu kira-kira 24 bulan, sehingga pabrik akan resmi beroperasi pada tahun 2022. Adapun persamaan yang digunakan ialah:

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

dimana:

F = jumlah produk pada tahun yang hendak diprediksi (2020) dalam satuan ton

P = jumlah produk pada tahun terakhir yang diperhitungkan (2018) dalam satuan ton

i = persentase pertumbuhan rata-rata per tahun

n = selisih tahun yang diperhitungkan

Dengan persamaan di atas, diperoleh prediksi angka ekspor, impor, produksi, dan konsumsi LPG di Indonesia pada tahun 2022 sebagai berikut:

Tabel II.2 Prediksi Data *Supply & Demand* LPG Indonesia Tahun 2022

Tahun	Ton			
	Produksi	Konsumsi	Ekspor	Impor
2022	1.732.065	9.389.656	487	8.667.910

Jika tidak memperhitungkan angka impor, maka kebutuhan LPG yang harus dipenuhi adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan LPG nasional} &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} - \text{Produksi} \\ &= 487 + 9.389.656 - 1.732.065 \\ &= 7.658.078 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Angka di atas merupakan kapasitas produksi nasional. Untuk menentukan kapasitas produksi pabrik DME yang akan didirikan, maka perlu dipertimbangkan bahwa DME akan dipasarkan sebagai campuran dengan LPG dengan rasio DME dalam campuran dengan LPG adalah 20%. Dengan demikian kebutuhan DME nasional adalah:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan DME nasional} &= 20\% \times 7.658.078 \\ &= 1.531.616 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Selain itu, perlu diperhatikan pula kompetitor pabrik DME lain yang beroperasi pada tahun 2022. Saat ini di Indonesia, produksi DME 100% dikuasai oleh PT. Bumitangerang Gas Industry di Tangerang, Banten dengan kapasitas produksi 12.000 ton/tahun. Apabila kebutuhan nasional sebagian kecil telah dipenuhi oleh PT. Bumitangerang Gas Industry, maka kebutuhan yang belum terpenuhi sebesar 1,519,616 ton/tahun.

Jika diasumsikan pabrik akan menyerap 43% dari kebutuhan DME yang belum terpenuhi dengan basis perhitungan pabrik waktu beroperasi 330 hari kerja/tahun dan waktu kerja pabrik 24 jam/hari, maka kapasitas produksi pabrik DME yang akan didirikan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi pabrik DME} &= 43\% \times 1,519,616 \\ &= 660.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 2000 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

II.2 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik memberikan pengaruh jangka panjang bagi suatu pabrik. Hal ini karena begitu pabrik telah didirikan, maka pabrik tersebut harus menanggung kelebihan dan konsekuensi dari pemilihan lokasi. Idealnya, lokasi pabrik yang baik dapat meminimalkan biaya produksi dan distribusi serta memaksimalkan keuntungan. Hal-hal yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi suatu pabrik adalah ketersediaan bahan baku, lokasi pemasaran, utilitas, aksesibilitas dan fasilitas, ketersediaan tenaga kerja, dan ketersediaan lahan. Terdapat dua kemungkinan lokasi pendirian pabrik DME, yaitu di Kabupaten Tuban, Jawa Timur dan di mulut tambang batubara PT. Indo Wana Bara Mining Coal (PT. IWBMC) di Kecamatan Melak, Kabupaten Kutai Barat, Kalimantan Timur.

II.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku untuk produksi DME dapat berasal dari beberapa macam sumber energi seperti gas alam, batubara, dan biomassa. Akan tetapi, dipilihlah bahan baku batubara karena

persediaannya yang melimpah di Indonesia. Per Desember 2018, tercatat bahwa Indonesia memiliki potensi sumber daya batubara sebesar 151,4 miliar ton, dimana diperkirakan persediaan batubara yang memungkinkan untuk diambil kira-kira 39,8 miliar ton. Adapun persediaan batubara di Indonesia tersebar di berbagai provinsi sebagaimana terlampir dalam tabel di bawah ini:

Tabel II.3 Batubara Indonesia dalam Juta Ton per Desember 2018

Provinsi	Resources					Reserves
	Hypothetic	Inferred	Indicated	Measured	Total	
Banten	5,47	32,92	12,68	6,50	57,57	7,22
Jawa Tengah	0	0,82	0	0	0,82	0
Jawa Timur	0	0,08	0	0	0,08	0
Aceh	0	138,51	314,22	821,24	1.273,97	570,97
Sumatra Utara	0	7,00	1,84	5,78	14,62	0
Riau	3,86	521,22	810,61	525,71	1.861,39	581,26
Sumatra Barat	1,19	156,70	77,06	241,62	476,57	118,14
Jambi	140,31	2.959,85	2.093,83	2.262,16	7.456,15	2.357,35
Bengkulu	0	183,34	193,08	181,01	557,43	177,61
Sumatra Selatan	3.099,45	13.062,94	13.686,41	12.100,88	41.949,67	10.077,62
Lampung	0	122,95	8,21	3,53	134,69	11,74
Kalimantan Barat	2,26	375,69	6,85	3,70	388,50	0
Kalimantan Tengah	22,54	5.209,69	2.576,00	2.292,51	10.100,75	2.698,97
Kalimantan Selatan	0	6.817,37	4.949,01	7.607,01	19.373,38	5.110,61
Kalimantan Timur	887,99	13.144,99	26.589,91	23.693,35	64.316,24	16.837,10
Kalimantan Utara	25,79	1.267,53	918,09	1.017,93	3.229,34	1.340,24
Sulawesi Barat	11,46	16,00	0,78	0,16	28,41	1,80
Sulawesi Selatan	10,66	13,90	7,63	0,44	32,63	0,33

Provinsi	<i>Resources</i>					<i>Reserves</i>
	<i>Hypothetic</i>	<i>Inferred</i>	<i>Indicated</i>	<i>Measured</i>	Total	
Sulawesi Tenggara	0,64	0	0	0	0,64	0
Sulawesi Tengah	0,52	1,98	0	0	2,50	0
Maluku Utara	8,22	0	0	0	8,22	0
Papua Barat	93,66	32,82	0	0	126,48	0
Papua	7,20	2,16	0	0	9,36	0
Total	4.321,21	44.068,47	52.246,21	50.763,52	151.399,41	39.890,95

(Sumber : Kemetrian ESDM, 2018)

Sebagaimana tercantum dalam tabel di atas, provinsi yang paling kaya akan sumber daya alam batubara adalah Kalimantan Timur dengan persediaan sebanyak 16,8 miliar ton batubara yang mungkin untuk diekstraksi. Dalam tugas ini, perusahaan yang telah dipilih untuk mensuplai batubara adalah PT. Indo Wana Bara Mining Coal (IWBMC) yang terletak di Kecamatan Melak, Kabupaten Kutai Barat, Kalimantan Timur dimana jaraknya hanya 7 km dari Sungai Mahakam. Pada tahun 2014, diperkirakan perusahaan ini mempunyai persediaan batubara sebanyak 533,32 juta ton.

Apabila pabrik DME didirikan di mulut tambang PT. IWBMC, maka biaya transportasi bahan baku menjadi murah karena lokasi pabrik dekat dengan bahan baku. Jika lokasi pabrik di Kabupaten Tuban, maka perlu biaya transportasi dari Pulau Kalimantan ke Pulau Jawa. Batubara akan dikirim dari PT. IWBMC dari Indowana Jetty yang berlokasi di pinggir Sungai Mahakam dan tiba di TUKS (Terminal untuk Kebutuhan Sendiri) Tuban, seperti Dermaga PT. Holcim Indonesia atau Dermaga PT. Semen Indonesia. Pengambilan bahan baku tidak memungkinkan dari Jawa Timur karena tidak ada sumber daya batubara yang tersedia.

II.2.2 Lokasi Pemasaran

DME yang diproduksi akan dicampur dengan LPG dan dipasarkan sebagai bahan bakar kebutuhan domestik. Dengan asumsi bahwa tiap kepala keluarga menggunakan LPG, maka perlu untuk mengetahui berapa banyak kepala keluarga untuk dapat memperkirakan banyaknya kebutuhan LPG di tiap daerah pemasaran. Apabila pabrik didirikan di Tuban, maka daerah yang potensial dijadikan lokasi pemasaran adalah Pulau Jawa, sedangkan jika diasumsikan pabrik didirikan di Kutai Timur, maka daerah pemasaran adalah Pulau Kalimantan. Berikut adalah data mengenai banyaknya kepala keluarga di tiap provinsi untuk kedua pulau tersebut.

Tabel II.4 Jumlah Rumah Tangga di Jawa dan Kalimantan Tahun 2015

Provinsi	Jumlah (Ribu Rumah Tangga)	Total
Kalimantan Barat	1.114	3.830
Kalimantan Tengah	647	
Kalimantan Selatan	1.072	
Kalimantan Timur	852	
Kalimantan Utara	145	
DKI Jakarta	2.659	38.916
Jawa Barat	12.415	
Jawa Tengah	9.066	
Di Yogyakarta	1.106	
Jawa Timur	10.739	
Banten	2.930	

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2016)

Dari tabel di atas, tampak bahwa potensi pemasaran di Pulau Jawa jauh lebih besar karena jumlah rumah tangga di Pulau Jawa 10,2 kali lebih besar dibandingkan rumah tangga di Pulau Kalimantan. Maka dari itu, jika digunakan prinsip *market-oriented* dalam menentukan lokasi pabrik, maka pabrik DME lebih sesuai didirikan di Kabupaten Tuban, Jawa Timur.

II.2.3 Utilitas

Faktor ini mempertimbangkan ketersediaan pasokan listrik dan air untuk menunjang proses produksi. Berikut adalah kapasitas pembangkit tenaga listrik milik PLN menurut jenis pembangkitnya untuk wilayah Provinsi Jawa Timur dan Kalimantan Timur:

Tabel II.5 Kapasitas Pembangkit Listrik Jawa Timur Tahun 2017

No.	Jenis Pembangkit	Kapasitas Terpasang (MW)	Produksi Listrik (GWh)
1	PLTA	309,85	720,91
2	PLTU	5.480,00	45.030,54
3	PLTG	342,00	231,28
4	PLTGU	2.040,00	7.840,87
5	PLTP	-	-
6	PLTD	26,38	44,54
7	PLTMG	-	-
8	PLTMH	1,27	0,10
9	PLTS	-	-
10	PLT Lainnya	-	-
	Total	8.199,50	53.868,24

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2018)

Tabel II.6 Kapasitas Pembangkit Listrik Jawa Timur Tahun 2017

No.	Jenis Pembangkit	Kapasitas Terpasang (MW)	Produksi Listrik (GWh)
1	PLTA	-	-
2	PLTU	636,00	1.612,19
3	PLTG	262,11	838,22
4	PLTGU	60,00	7.840,87
5	PLTP	-	-
6	PLTD	469,40	1.209,41
7	PLTMG	-	-
8	PLTMH	0,26	75,60
9	PLTS	0,43	0,37
10	PLT Lainnya	9,75	6,32
	Total	1.475,95	11.582,98

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2018)

Berdasarkan kedua tabel di atas, tampak bahwa sumber daya listrik tersedia lebih banyak di Jawa Timur daripada di

Kalimantan Timur, sehingga apabila mempertimbangkan aspek kebutuhan utilitas listrik, maka pendirian pabrik di Tuban, Jawa Timur lebih menguntungkan daripada di Kalimantan Timur.

Sementara untuk memenuhi kebutuhan air, berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik pada tahun 2017, di Jawa Timur terdapat 38 perusahaan air bersih dengan kapasitas produksi efektif sebanyak 23.953 liter/detik. Selain itu, total produksi air bersih di wilayah Jawa Timur pada tahun 2017 mencapai 717.048 m³. Pada tahun yang sama, di Kalimantan Timur terdapat 9 perusahaan air bersih dengan kapasitas produksi efektif 6.742 liter/detik. Dengan kapasitas ini, pada tahun 2017 sebanyak 190.449 m³ air bersih diproduksi di Kalimantan Timur. Berdasarkan data-data tersebut, maka di Jawa Timur sumber daya air lebih banyak dibandingkan di Kalimantan Timur.

Mempertimbangkan kapasitas utilitas air dan listrik yang disediakan Jawa Timur dan Kalimantan Timur, maka Jawa Timur dapat menyediakan lebih banyak pasokan air dan listrik untuk pabrik. Dengan demikian, pendirian pabrik DME dari batubara lebih menguntungkan di Tuban, Jawa Timur.

II.2.4 Aksesibilitas dan Fasilitas

Letak geografis Kabutapan Tuban yang berada di bagian utara Provinsi Jawa Timur dan berbatasan langsung dengan pantai memudahkan transportasi laut. Hal ini dikarenakan baku batubara rencananya akan dikirim dari Kalimantan Timur dengan kapal tongkang. Hingga saat ini belum ada pelabuhan komersil di Tuban, akan tetapi terdapat beberapa Terminal untuk Kebutuhan Khusus (TUKS) seperti Dermaga PT. Holcim Indonesia dan PT. Semen Indonesia yang umum digunakan untuk berlabuhnya kapal tongkang pengangkut batubara.

Selain kemudahan akses bagi transportasi laut, wilayah Tuban juga mudah dijangkau dengan transportasi darat sehingga mudah untuk distribusi produk DME ke wilayah-wilayah di sekitarnya. Menurut Badan Pusat Statistik pada tahun 2013, terdapat 94,051 km jalan negara yang melalui Kabupaten Tuban,

81,760 km jalan provinsi, dan 726,120 km jalan kabupaten. Selain itu, distribusi di wilayah Jawa Timur dapat ditunjang dengan 1.421 km jalan provinsi dan distribusi di Jawa Tengah dapat ditunjang dengan 2.285 km jalan provinsi.

Sedangkan jika lokasi pabrik di mulut tambang yaitu Kecamatan Melak, Kabupaten Kutai Barat, Kalimantan timur, maka jarak pabrik sekitar 280 km ke tepi pantai dan 7 km ke Sungai Mahakam. Saat ini Kalimantan Timur memiliki panjang jalan 8.189,78 km yang sudah mencakup jalan negara, jalan provinsi, dan jalan kabupaten. Selain itu, transportasi sungai cukup berkembang di wilayah Pulai Kalimantan. Karena lokasi tambang dekat dengan Sunga Mahakam, maka distribusi produk dapat dilakukan melalui Sungai Mahakam kepada wilayah yang dilalui Sungai Mahakam seperti Kabupaten Kutai Barat, Kabupaten Kutai Kartanegara, Kabupaten Kutai Timur, dan Kota Samarinda.

(Pemerintah Provinsi Kalimantan Timur, 2019)

Berdasarkan segi kemudahan akses dan fasilitas, maka pendirian pabrik DME di Kabupaten Tuban lebih menguntungkan daripada di Kecamatan Melak, Kalimantan Timur. Hal ini karena Kabupaten Tuban, Jawa Timur ditunjang oleh akses transportasi darat dan transportasi laut yang lebih baik.

II.2.5 Ketersediaan Tenaga Kerja

Pabrik DME yang akan didirikan dapat menyerap tenaga kerja dari sekitar lokasi pabrik. Berikut adalah data jumlah penduduk berusia 15 tahun ke atas di Kabupaten Tuban, Jawa Timur sebagai bahan pertimbangan:

Tabel II.7 Data Ketenagakerjaan Kabupaten Tuban Tahun 2018

Kegiatan Utama	Jumlah Penduduk
Angkatan Kerja	659.499
Bekerja	540.855
Pengangguran Terbuka	18.644
Bukan Angkatan Kerja	259.225
Sekolah	52.426
Mengurus Rumah Tangga	174.634

Kegiatan Utama	Jumlah Penduduk
Lainnya	32.165
Total	918.724

(Sumber : Survei Angkatan Kerja Nasional, 2018)

Berikut adalah data jumlah penduduk berusia 15 tahun ke atas di Kecamatan Melak, Kabupaten Kutai Barat, Kalimantan Timur sebagai bahan pertimbangan:

Tabel II.8 Data Ketenagakerjaan Kabupaten Kutai Timur Tahun 2017

Kegiatan Utama	Jumlah Penduduk
Angkatan Kerja	165.882
Bekerja	158.241
Pengangguran Terbuka	7.641
Bukan Angkatan Kerja	82.614
Sekolah	21.920
Mengurus Rumah Tangga	56.718
Lainnya	3.976
Total	248.496

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2018)

Berdasarkan data di atas, maka jumlah penduduk angkatan kerja menganggur yang dapat diserap oleh pabrik DME lebih banyak pada Kabupaten Tuban. Diharapkan dengan didirikannya pabrik ini di Tuban dapat menambah lapangan pekerjaan masyarakat setempat sehingga mengurangi angka pengangguran.

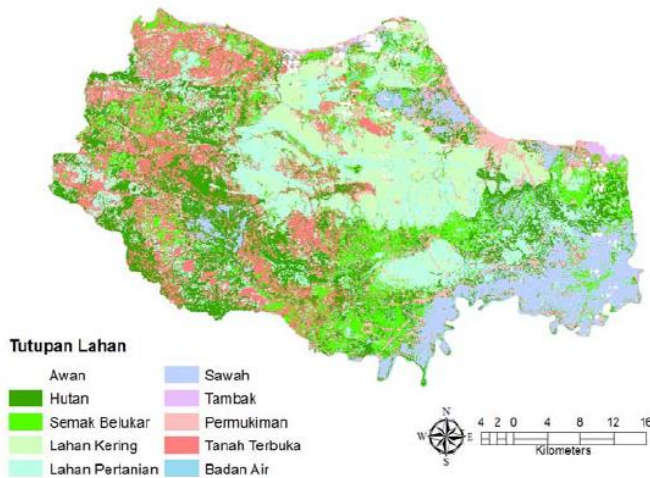
II.2.6 Ketersediaan Lahan

Lokasi pabrik akan memakan luas area yang tidak kecil sehingga perlu dipastikan bahwa Tuban memiliki luas lahan yang cukup untuk didirikannya pabrik DME. Di bawah ini adalah tabel luas penggunaan lahan di Tuban per tahun 2015.

Tabel II.9 Luas Penggunaan Lahan Tuban

No.	Penggunaan Lahan	Luas	
		ha	%
1	Awan	2.171,1	1,2

No.	Penggunaan Lahan	Luas	
		ha	%
2	Badan air	864,8	0,5
3	Hutan	37.001,3	20,1
4	Lahan kering	19.356,2	10,5
5	Lahan pertanian	37.829,3	20,6
6	Permukiman	11.260,5	6,1
7	Sawah	21.104,2	11,5
8	Semak belukar	21.858,6	11,9
9	Tambak	956,8	0,5
10	Tanah terbuka	31.591,9	17,2
	Total	183.994,6	100,0



Gambar II.1 Persebaran Lahan di Tuban

(Widiatmaka, et al., 2015)

Sementara berikut adalah data luas penggunaan lahan pada Kabupaten Kutai Timur per tahun 2015.

Tabel II.10 Luas Penggunaan Lahan Kutai Timur

No.	Penggunaan Lahan	Luas	
		ha	%
1	Awan	24.398,11	0,76
2	Belukar	1.200.864,08	37,65
3	Belukar rawa	183.741,25	5,76
4	Hutan bakau primer	16.464,70	0,52
5	Hutan bakau sekunder	10.723,77	0,34
6	Hutan primer	412.862,52	12,94
7	Hutan rawa primer	348,40	0,01
8	Hutan rawa sekunder	25.404,56	0,80
9	Hutan sekunder	815.506,97	25,57
10	Hutan tanaman	92.985,80	2,92
11	Pertanian Lahan kering campur semak	40.332,70	1,26
12	Perkebunan	296.119,33	9,28
13	Permukiman	10.468,87	0,33
14	Pertanian lahan kering	450,01	0,01
15	Rawa	30.776,26	0,96
16	Pertambangan	22.410,51	0,70
17	Tambak	3.175,20	0,10
18	Transmigrasi	2.833,00	0,09
	Total	3.189.866,04	100,00

(Sumber : Bappeda Kab. Kutai Timur, 2015)

Berdasarkan kedua data di atas, maka pendirian pabrik DME dari batubara masih memungkinkan di kedua lokasi tersebut. Akan tetapi, jika meninjau dari ketersediaan lahan, maka Kabupaten Kutai Timur memiliki lahan lebih banyak dibandingkan Kabupaten Tuban.

II.2.7 Kesimpulan

Dari semua pemaparan di atas, maka hasil analisa dapat dirangkum dalam tabel di bawah ini, dimana lokasi yang lebih menguntungkan menurut tiap aspek dipilih.

Tabel II.11 Rangkuman Aspek Pemilihan Lokasi Pabrik

Aspek	Kab. Tuban, Jawa Timur	Kec. Melak, Kab. Kutai Timur, Kalimantan Timur
Jarak terhadap bahan baku		✓
Jarak terhadap lokasi pemasaran	✓	
Utilitas	✓	
Aksesibilitas & fasilitas	✓	
Ketersediaan tenaga kerja	✓	
Ketersediaan lahan		✓

Dengan demikian, tampak bahwa jika pabrik didirikan di Kabupaten Tuban, Jawa Timur lebih banyak aspek yang menguntungkan daripada Kecamatan Melak, Kabupaten Kutai Timur, Kalimantan Timur. Oleh karena itu, dipilih lokasi pendirian pabrik di Kabupaten Tuban, Jawa Timur terutama karena dekat dengan target pasar dan memiliki infrastruktur yang lebih baik sehingga memudahkan distribusi produk.

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Kualitas Bahan Baku

Bahan baku untuk DME ialah batubara yang diproduksi oleh PT. IWBMK di Kalimantan Timur dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tabel II.12 Spesifikasi Batubara PT. IWBMK

Parameter	Nilai
Gross caloric value (adb, cal/g)	4.750 – 5400
Total moisture (% arb)	30 – 53
Inherent moisture (% adb)	11,7 – 15,9
Ash (% adb)	4,1 – 6
Volatile Matter (% adb)	38,9 – 50,3

Parameter	Nilai
Total Sulphur (% adb)	0,1 – 0,34
Relative density (arb)	1,5
HGI Index	60 – 80
Gross calorific value (arb, cal/g)	3.000 – 4.300

Dalam analisa kandungan batubara, dikenal beberapa basis, di antaranya *as received basis* (arb) dan *air dried basis* (adb). Basis *as received* menunjukkan kandungan batubara ketika batubara tiba di laboratorium untuk analisa, yaitu senyawa organik dan senyawa anorganik termasuk *moisture*. Sementara basis *air dried* menunjukkan kandungan batubara setelah dikeringkan di udara terbuka.

Heating ability dan *rank* batubara dapat ditentukan dari komposisinya. Untuk mengetahui komposisi batubara, terdapat analisa *proximate* dan *ultimate* yang memprediksi parameter yang berbeda. Analisa *proximate* meliputi kandungan sulfur, *moisture*, *volatile matter*, *ash*, dan *fixed carbon*. Sedangkan analisa *ultimate* lebih komprehensif karena memprediksi kandungan elemen-elemen pada batubara yaitu C, H, O, N. Berikut adalah analisa *proximate* dan *ultimate* batubara yang diproduksi PT. IW BMC.

Tabel II.13 *Proximate Analysis* Batubara PT. IW BMC

Parameter	Unit	Results	
		ar	adb
Moisture in analysis	%	-	14,0
Ash content	%	4,1	5,4
Volatile matter	%	31,7	42,0
Fixed carbon	%	29,1	38,6
Total sulfur	%	0,25	0,33
Gross calorific value	Kcal/kg	4194	5558
Hardgrove Grindability Index	-	100	

Tabel II.14 *Ultimate Analysis* Batubara PT. IW BMC

Parameter	Unit	Nilai
C	%	59,63
H	%	3,90
O	%	0,70g
N	%	30,04

Tabel II.15 Kandungan Ash dalam Batubara PT. IW BMC

Parameter	Unit	Nilai
SiO ₂	%	23,69
Al ₂ O ₃	%	22,45
Fe ₂ O ₃	%	23,88
TiO ₂	%	0,84
CaO	%	12,80
MgO	%	2,95
K ₂ O	%	0,48
Na ₂ O	%	0,23
P ₂ O ₅	%	0,05
SO ₃	%	11,45
MnO ₂	%	0,50

II.3.2 Kualitas Produk

International DME Association telah menetapkan standarisasi DME yang digunakan sebagai alternatif LPG beserta regulasi dan rekomendasi penggunaan yang memenuhi syarat *safety* sebagai berikut:

Tabel II.16 Spesifikasi Produk DME

Karakteristik	Unit	Limit	Spesifikasi
Kemurnian	% massa	Min.	98,5
Methanol	% massa	Max.	0,050
Air	% massa	Max.	0,030
Hidrokarbon	% massa	Max.	1,00
CO ₂	% massa	Max.	0,1

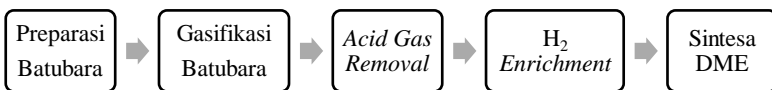
Karakteristik	Unit	Limit	Spesifikasi
CO	% massa	Max.	0,010
Metil format	% massa	Max.	0,050
Etil metil eter	% massa	Max.	0,20
Sulfur	% massa	Max.	3,0

BAB III SELEKSI PROSES DAN URAIAN PROSES

III.1 Seleksi Proses

Proses pembuatan *dimethyl ether* dari batubara dapat diklasifikasikan ke dalam dua pilihan proses, yaitu proses langsung (*direct synthesis process*) dan proses konvensional (*indirect synthesis*). Pada proses langsung, syngas langsung diubah menjadi DME. Sedangkan pada proses konvensional *syngas* yang didapat dikonversi menjadi methanol dahulu dan berlanjut menjadi DME. *Syngas* dapat diproduksi dari gas alam maupun batubara. Untuk memperoleh tingkat produksi DME yang maksimal dari bahan baku batubara, perlu dilakukan pemilihan proses yang tepat agar operasi berlangsung efektif dan efisien. Secara garis besar, batubara yang sudah disiapkan sebelumnya direaksikan dalam unit gasifikasi untuk memperoleh syngas. Setelah itu, syngas dipurifikasi agar kandungan *acid gas* berkurang dan kemudian disintesa menjadi DME.

Pada perancangan pabrik ini, bahan baku yang digunakan adalah batubara. Pembuatan *dimethyl ether* dari batubara secara umum dijabarkan pada Gambar III.1.



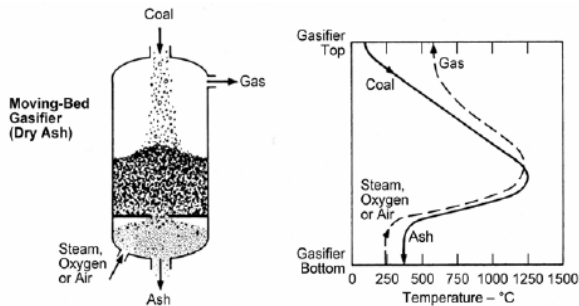
Gambar III.1 Blok Diagram Proses Pembuatan DME dari Batubara

III.1.1 Unit Gasifikasi

Dalam proses gasifikasi terdapat banyak jenis reactor yang digunakan, secara umum dapat digolongkan menjadi 3 kategori yaitu *moving-bed gasifiers*, *fluidized-bed gasifiers*, dan *entrained-flow gasifiers*. Masing-masing unit gasifikasi, memiliki

karakteristik tersendiri yang membedakan dari kategori unit gasifikasi yang lain.

Moving-bed gasifiers merupakan gasifikasi dengan batubara yang bergerak ke bawah secara perlahan karena pengaruh gravitasi dan terjadi proses gasifikasi oleh hembusan secara *counter-current* dengan batubara. Karena pengaturan *counter-current*, *syngas* dari zona gasifikasi digunakan sebagai preheater dan memirolisis batubara yang bergerak ke bawah. Proses ini membutuhkan oksigen yang sangat sedikit, tetapi produk pirolisis ikut terbawa ke dalam produk *syngas*. Temperatur keluaran dari *syngas* rendah dan jenis batubara yang digunakan adalah *lump coal*. Partikel yang sangat kecil sering terbentuk dari proses ini yang dapat menyumbat jalur *syngas* yang bergerak ke atas. Contoh: Lurgi Process Gasifier.



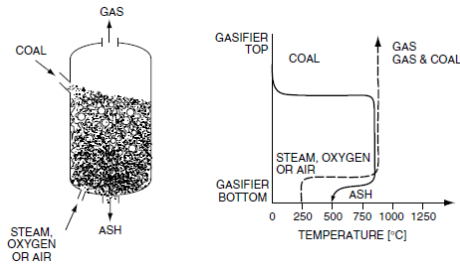
Gambar III.2 *Moving Bed Gasifier*

Tabel III.1 Kelebihan dan Kekurangan *Moving Bed Gasifier*

Kelebihan	Kekurangan
Sangat cocok untuk skala kecil dan mudah dalam desain dan pengoperasiannya	Sulit menjaga temperature pada bed dan pencampuran gas dalam bed sangat kurang memadai
Membutuhkan O ₂ dalam jumlah sedikit	Syngas yang dihasilkan sulit sekali diprediksi sehingga tidak cocok bila dipergunakan secara komersial.
	Hanya dapat digunakan untuk batubara dengan grade yang tinggi.

(Higman, 2008)

Fluidized-bed gasifiers memiliki karakteristik pencampuran antara bahan baku dan oksidan yang sangat bagus, sehingga meningkatkan kualitas transfer panas dan massa. Proses ini juga meratakan distribusi material *bed*, sehingga sejumlah bahan bakar yang tidak bereaksi sempurna akan ikut keluar bersama abu (*ash*). Namun, proses ini mempunyai kelemahan, konversi karbon yang lebih rendah daripada *moving-bed* ataupun *entrained gasifiers*. Secara umum, suhu operasi proses ini selalu di bawah titik *softening* dari abu, karena *slagging* dari abu akan mengganggu fluidisasi bed. Operasi suhu rendah dari *fluidized-bed gasification*, menandakan bahwa proses ini cocok menggunakan bahan baku seperti *low-rank coal* atau biomassa. Contoh : Winker gasifier, Kellog Rust Westinghouse, U-Gas.



Gambar III.3 *Fluidized Bed Gasifier*

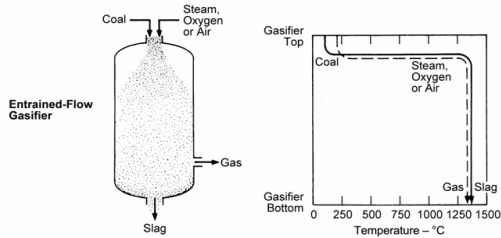
Tabel III.2 Kelebihan dan Kekurangan *Fluidized Bed Gasifier*

Kelebihan	Kekurangan
Kondisi temperatur dapat lebih dikontrol karena proses pencampuran yang baik	Resiko abrasi dan erosi partikel <i>solid</i> pada reaktor dan perpipaan lebih besar
Cocok digunakan dalam skala industri	Pada temperatur tinggi cenderung membentuk <i>agglomerate</i> dari partikel <i>solid</i> , pembentukan <i>agglomerate</i> dapat diturunkan dengan menurunkan temperatur tapi akibat turunnya temperatur rate reaksi juga akan menurun
Transfer massa dan panas antara gas dan partikel <i>solid</i> lebih sempurna	
Dapat digunakan pada segala jenis batubara	

(Higman, 2008)

Entrained-flow gasifiers beroperasi dengan aliran co-current antara udara dan steam dengan bahan baku dengan waktu tinggal dalam proses yang sangat pendek (beberapa detik). Ukuran partikel batubara 100 μm atau lebih kecil, agar kualitas transfer massa baik dan dapat dialirkan bersama gas. Karena waktu tinggal dalam proses yang sangat pendek, proses ini membutuhkan temperatur yang tinggi untuk menghasilkan konversi karbon yang tinggi, sehingga semua *entrained-flow gasifiers* beroperasi pada suhu di mana *slagging* bahan baku akan terjadi. Suhu operasi tinggi

membutuhkan oksigen yang sangat tinggi. Contoh: Kopper Totzek, Shell, Texaco.



Gambar III.4 *Entrained Flow Gasifier*

Tabel III.3 Kelebihan dan Kekurangan *Entrained Flow Gasifier*

Kelebihan	Kekurangan
Waktu kontak sangat cepat sehingga proses pembentukan agglomerate dapat diminimalkan	Membutuhkan O_2 dalam jumlah yang besar untuk menjaga suhu operasi yang tinggi.
Bisa digunakan untuk jenis batubara apa saja (grade rendah-grade tinggi)	Gas yang dihasilkan bersuhu sangat tinggi.
Rate reaksi yang tinggi menyebabkan utilisasi karbon.	Pemilihan konstruksi pada combustion zone dikarenakan tingginya suhu pada zone tersebut.
Ash yang dihasilkan adalah inert, hal ini terjadi karena banyaknya O_2 yang digunakan.	
Sangat cocok digunakan pada skala yang besar karena hasil yang banyak	

(Higman, 2008)

Dari ketiga jenis proses gasifikasi di atas dapat disimpulkan dalam Tabel III.4

Tabel III.4 Perbandingan *Gasifier* untuk Gasifikasi Batubara

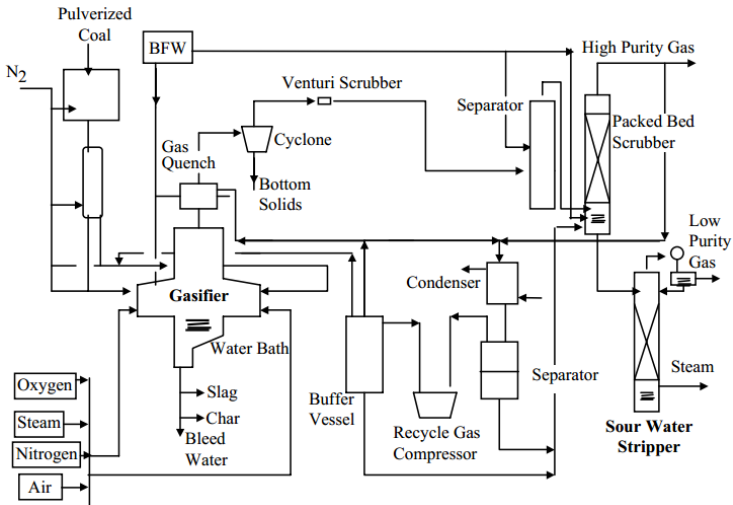
Kategori	Moving-bed		Fluidized-bed		Entrained-flow
	Kondisi abu (ash)	Dry bottom	Slagging	Dry ash	Agglomerate
Tipe Proses	Lurgi	BGL	Winkler, HTW, KBR, CFB, HRL	KRW, U-Gas	KT, Shell, GEE, E-Gas, Siemens, MHI, PWR
Karakteristik Bahan Baku					
Ukuran	6-50 mm	6-50 mm	6-10 mm	6-10 mm	< 100 μm
Toleransi partikel kecil	Dibatasi	Injeksi melalui tuyeres	Bagus	Lebih bagus	Tidak terbatas
Toleransi terjadinya caking dari batubara	Ya (dengan pengaduk)	Ya (dengan pengaduk)	Mungkin	Ya	Ya
Jenis batubara yang disarankan	Semua jenis	High	Rendah	Semua jenis	Semua jenis

Karakteristik Operasi					
Suhu gas keluaran	Rendah (425-650 °C)	Rendah (425-650 °C)	Sedang (900-1050 °C)	Sedang (900-1050 °C)	Tinggi (1250-1600 °C)
Kebutuhan oksigen	Rendah	Rendah	Sedang	Sedang	Tinggi
Kebutuhan steam	Tinggi	Rendah	Sedang	Sedang	Rendah
Karakteristik lain	Hidrokarbon dalam gas (tar, phenol)	Hidrokarbon dalam gas (tar, phenol)	Konversi karbon lebih rendah	Konversi karbon lebih rendah	Gas murni, konversi karbon yang tinggi

(Higman, 2008)

Dari perbandingan ketiga metode di atas maka dipilih gasifier tipe *entrained-flow* dengan teknologi Shell Gasification. Kelebihan dalam menggunakan Shell Gasification :

- Menghasilkan konversi hampir 100% pada berbagai macam tipe batubara.
- Memiliki efisiensi termal yang tinggi, di angka 75-80 %.
- Pemulihan panas yang efisien melalui produksi *high-pressure superheated steam*.
- Produksi *clean-gas* tanpa adanya *by-products* yang signifikan.
- Hasil yang tinggi.
- Sesuai dengan lingkungan.



Gambar III.5 Diagram Proses *Shell Gasification*

(Sunggyu, 2007)

III.1.2 Unit Preparasi Batubara

Batubara yang disuplai oleh PT. IWBMC dapat digolongkan sebagai *low rank coal* tipe *sub-bitumious* karena kandungan karbonnya antara 35-45%. Struktur *low rank coal* yang sangat berpori membuat *low rank coal* memiliki lebih banyak sisi aktif sehingga lebih reaktif dibandingkan *high rank coal*. Hal ini menguntungkan karena memudahkan proses gasifikasi pada tahap selanjutnya.

(Mishra, et al., 2018)

Berdasarkan hasil *sieve analysis*, batubara mampu melewati *sieve* dengan ukuran mesh 50 sehingga dapat diperkirakan bahwa ukuran batubara < 297 mikron atau 0.0297 cm. Mengacu pada proses gasifikasi terpilih yaitu dengan *entrained flow*, persyaratan ukuran partikel batubara yang diperkenankan agar reaksi berlangsung optimal adalah < 100 mikron atau 0.01 cm. Dengan demikian batubara perlu direduksi ukurannya sebelum digunakan sebagai *feedstock* dalam unit gasifikasi.

Unit *size reduction* terdiri atas beberapa jenis, di antaranya *crusher* dan *grinder*. *Size reduction* dengan *crusher* menggunakan prinsip tekanan antara kedua permukaan solid. Sementara *grinder* bekerja atas dasar prinsip *impact*, dimana partikel dirotasikan dalam *mill* dan mengalami tumbukan sehingga pecah dan ukurannya menjadi lebih kecil. Umumnya *crusher* digunakan untuk obyek berukuran besar dan kemampuan mereduksi ukurannya pun terbatas. *Grinder* mampu mereduksi ukuran partikel hingga menjadi seperti bubuk. Berikut adalah perbandingan ukuran *feed* dan produk antara kedua jenis *size reduction*.

Tabel III.5 Perbandingan Ukuran *Feed* dan Produk pada *Size Reduction*

Jenis	Ukuran (cm)			
	<i>Feed</i>		Produk	
	Max.	Min.	Max.	Min.
<i>Crusher</i>				
<i>Primary</i>	152.4	30.48	50.8	10.16
<i>Secondary</i>	12.7	2.54	2.54	1.016

Jenis	Ukuran (cm)			
	Feed		Produk	
	Max.	Min.	Max.	Min.
<i>Grinder</i>				
<i>Coarse</i>	0.470	0.084	0.058	0.008
<i>Fine</i>	0.117	0.015	0.008	0.0009

(Green & Perry, 2008)

Berdasarkan data pada tabel di atas, *grinding* lebih sesuai untuk digunakan sebagai unit *size reduction* preparasi batubara karuna bahan baku sudah berukuran 50 mesh sehingga tidak diperlukan proses *crushing*.

Tabel III.6 Perbandingan Proses *Grinding*

Dasar Seleksi	<i>Ball Mill</i>	<i>Hammer Mill</i>	<i>Rod Mill</i>
Konsumsi daya	280 kW	90 kW	210 kW
Ukuran partikel	0,01 – 1 mm	0,6 – 6 mm	0,8 – 6 mm
Investasi	Tinggi	Rendah	Rendah

Berdasarkan pemaparan pada Tabel III-3, dipilih *hammer mill* karena mampu menghasilkan ukuran partikel batubara hingga 20 mesh. Untuk hasil yang lebih halus, *peripheral speed* dapat ditingkatkan hingga 110 m/s (360 ft/s); mampu mengurangi dari 0,1 ke 15 ton/jam dengan ukuran lebih halus dari 200 mesh.

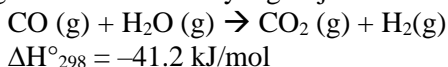
Pada dasarnya, umpan yang diproses dengan *hammer mill* beresiko meledak. Api atau ledakan dihasilkan oleh kontak antara material mudah terbakar (debu, gas atau uap) ketika bercampur dengan oksigen di udara. Ketika hal ini terjadi di dalam silo atau saat proses, kenaikan pada tekanan akan cepat terjadi dan menyebabkan ledakan dalam sepersekian detik. Walaupun sedikit bara api yang masuk ke pengumpul debu (*dust collector*) tetap dapat memicu ledakan. Dengan mencegah percikan dan partikel panas sehingga tidak masuk ke pengumpul debu maka ledakan dapat dihindari.

Dengan menggunakan *infrared detectors*, sistem akan mendeteksi cahaya yang meradiasi dari percikan, dan partikel panas yang melintasi titik deteksi dan mengaktifasi sirkuit kontrol. Sistem deteksi ini memiliki beberapa opsi untuk mengatur resiko kebakaran.

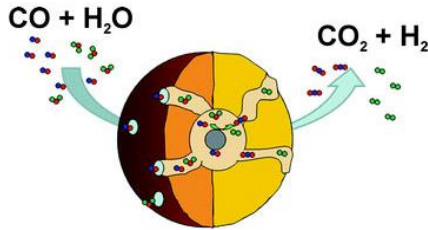
1. Sinyal elektrik yang dihasilkan oleh sensor akan mengaktifasi sirkuit control, umumnya dengan mengoperasikan *water-extinguishing curtain*. Percikan dapat dipadamkan tanpa menghentikan produksi.
2. Penghentian proses yang otomatis dan mencegah adanya umpan material mudah terbakar.
3. Alarm dan sistem kontrol dapat diaktivasi dengan adanya deteksi partikel panas dengan menggunakan alat seperti *diverter valves*.

III.1.3 Unit *Sour Shift Gas Reactor*

Syngas hasil gasifikasi mengandung hidrogen, karbon dioksida, dan gas asam seperti hidrogen sulfida (H_2S). Sebelum memasuki proses sintesa DME, perlu dilakukan penyesuaian H_2 untuk rasio CO dalam gasifikasi dari batubara. Proses tersebut dinamakan *Water Gas Shift Reaction*. Disebut sebagai *water gas shift reaction* karena reaksi yang terjadi menggunakan *steam* atau uap air sebagai reaktan. Reaksi yang terjadi adalah :



Bila tujuan dari produksi *syngas* adalah untuk mendapatkan yield H_2 yang tinggi, maka akan menguntungkan bila kita meningkatkan rasio H_2 terhadap CO (dan H_2O) dengan mengkonversi menjadi H_2 (dan CO_2) melalui reaksi WGS.



Gambar III.6 Reaksi *Water Gas Shift*

(Sumber: globalsyngas.org)

Dalam reaksi WGS, bila syngas masih mengandung H_2S maka perlu digunakan katalis yang toleran dengan sulfur. Contohnya adalah katalis *Co-Mo-based*. Inlet sulfur minimum dalam feed sebaiknya mengandung 300 ppm. Konverter *sour gas* komersial dengan katalis *Co-Mo* beroperasi di suhu $250-350^\circ C$ dan pada tekanan atmosferik hingga 40 bar. Perlu diingat bahwa semua katalis *sour shift* berbasis kobalt-molibdenum mengkonversi H_2S dengan adanya CO menjadi COS. Sehingga, konsentrasi COS di outlet reaktor *sour gas shift* dalam kesetimbangan. Dalam keadaan dengan tekanan yang tinggi dan rasio uap/gas kering yang relatif tinggi, konsentrasi COS biasanya di bawah 0,1 ppmv. Dalam kondisi tertentu, konsentrasi COS bisa lebih tinggi sehingga diperlukan hidrolisa COS.

Salah satu keuntungan menggunakan katalis Kobalt-Molibdenum ialah, suhu operasi yang digunakan lebih rendah daripada *High Temperature Shift* (HTS) konvensional yaitu pada ($250-350^\circ C$). Katalis *iron oxide-chromium* beroperasi pada ($350-450^\circ C$). Tabel III.3 menunjukkan kondisi operasi reactor SGS dengan katalis kobalt-molibdenum.

Tabel III.7 Kondisi Reaktor *Sour Gas Shift* dengan Katalis *Co-Mo*

Kriteria	Bed 1	Bed 2	Bed 3
Inlet Feed Composition (mole %)			
CO	46	16	3,1
CO ₂	6,9	26	34,2
H ₂	47	57,9	62,6

Kriteria	Bed 1	Bed 2	Bed 3
CH ₄	0,1	0,1	0,1
Sulfur	0,25	-	-
Inlet stream/gas, molar ratio	0,96	0,7	0,61
Pressure, bar	35	34	33
Inlet Temperature, °C	266	288	278
Outlet Temperature, °C	411	367	292
Space Velocity, h ⁻¹	2940	2220	1785
Outlet CO, mole %	16	3,1	1

Oleh karena itu, kesetimbangan WGS cenderung menghasilkan konsentrasi CO yang kecil. Katalis SGS juga membutuhkan uap yang lebih sedikit untuk menghasilkan konversi CO yang sama atau lebih tinggi karena kemungkinan pembentukan logam sangat kecil. Dan juga katalis ini tidak berpengaruh terhadap racun seperti NH₃ atau HCN ketika hadir dengan konsentrasi kecil (dibawah 0.5%).

(Ratnasamy & Wagner, 2009)

Katalis tidak pernah dioperasikan dibawah suhu 475 °F (246 °C) atau di atas 900 °F (482 °C) karena *sintering* (pengerasan) berlangsung pada suhu tinggi. Reactor WGS dapat digunakan sebagai *single*, *double* atau *triple shift*, dengan konversi CO 80%, 95%, and 98% secara berturut - turut. Contoh teknologi katalis SGS adalah SüdChemie, Haldor Topsoe, Johnson Matthey, dan Unicat.

(Ghezal-Ayagh, et al., 2013)

III.1.4 Unit Acid Gas Removal

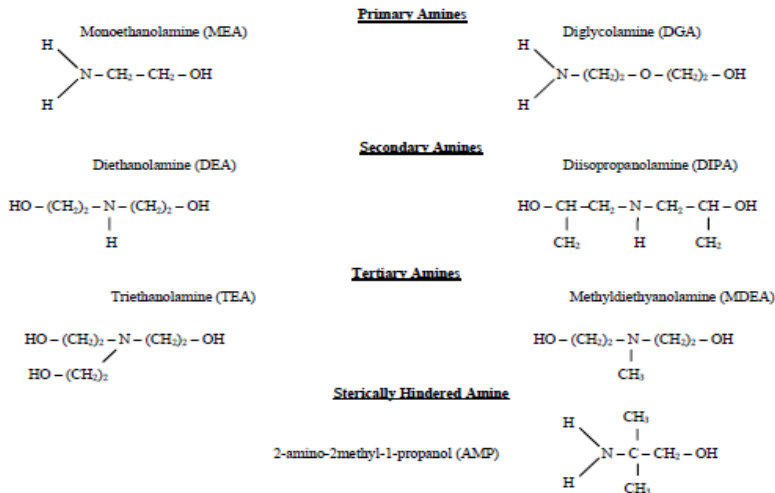
Proses *acid gas removal* bertujuan untuk mengurangi kandungan “*acid gas*” seperti CO₂, H₂S dan komponen sulfur lainnya agar memenuhi spesifikasi produk. Sebelum disintesa menjadi DME, maka syngas perlu dipurifikasi terlebih dahulu untuk meminimalisir kandungan CO₂ dan H₂S. Kedua *impurities* ini jika bereaksi dengan air maka dapat menghasilkan asam lemah sehingga berpotensi menyebabkan korosi pada perpipaan. Selain

itu, H₂S juga merupakan senyawa beracun dengan *Threshold Limit Value* (TLV) sebesar 10 ppmv. Jika kandungan H₂S mencapai lebih dari 1000 ppmv, dalam rentang waktu beberapa menit dapat mengakibatkan kematian bagi yang menghirup.

Gas yang banyak mengandung CO₂ dan H₂S disebut *sour gas*, sedangkan gas yang telah diproses sehingga memiliki sedikit kandungan CO₂ dan H₂S disebut *sweet gas*. Berikut adalah beberapa metode yang dapat digunakan untuk mengurangi kadar CO₂ dan H₂S dalam syngas.

A. Absorpsi Kimia dengan Amine

Absorpsi adalah fenomena terjadinya transfer massa *solute* yang awalnya berada pada fase gas menuju pelarut yang berfase cair. Umumnya pelarut yang digunakan untuk menyerap CO₂ dan H₂S adalah senyawa alkaloamine yaitu amine dengan gugus -OH yang melekat pada gugus hidrokarbon sehingga volatilitasnya berkurang, contohnya seperti monoethanolamine (MEA), diglycoamine (DGA), diethanolamine (DEA), dan methyldiethanolamine (MDEA). Penggunaan amine sebagai pelarut umumnya diencerkan dengan air hingga kira-kira 10-65 % wt.



Gambar III.7 Struktur Molekul Berbagai Jenis Amine

Dalam hal ini, *sour gas* akan disuplai dari bagian bawah kolom absorpsi dan mengalami kontak dengan pelarut secara *counter-current* untuk memaksimalkan transfer massa antara kedua fluida tersebut. Pada proses ini, mekanisme pengurangan kandungan *acid gas* berlangsung dalam dua tahap, yaitu absorpsi secara fisik lalu diikuti dengan reaksi kimia antara CO_2 dan H_2S dengan pelarut amine. Kondisi operasi dalam kolom absorpsi umumnya yaitu bertekanan tinggi. Hal ini berdasarkan pernyataan dalam Hukum Henry yaitu solubilitas gas dalam zat cair berbanding lurus dengan tekanan gas. Dengan demikian, pada tekanan tinggi, solubilitas gas dalam zat cair juga tinggi sehingga mudah terlarut dalam zat cair. Selain itu, kondisi suhu dalam kolom absorpsi juga umumnya rendah karena solubilitas gas dalam zat cair berbanding terbalik dengan suhu. Suhu tinggi menyebabkan meningkatnya energi kinetik sehingga molekul-molekul gas bergerak lebih cepat sehingga sulit terlarut dengan zat cair.

Aliran pelarut amine yang meninggalkan kolom absorpsi kaya akan CO_2 dan H_2S sehingga disebut *rich amine*. *Rich amine*

kemudian memasuki *flash tank* yang tekanannya jauh lebih rendah daripada kolom absorpsi, sehingga terjadilah *flashing* yang menyebabkan teravaporisasinya kandungan hidrokarbon dalam aliran tersebut. *Rich amine* lalu dipanaskan dengan *heat exchanger* dan diproses dalam sistem regenerasi amine yang menerapkan prinsip *stripping* dalam temperatur tinggi. Amine yang telah bersih dari kandungan *acid gas* disebut *lean amine* dan didinginkan kembali sebelum disuplai ke kolom absorpsi.

Sistem amine merupakan salah satu metode *acid gas removal* yang paling banyak dikenal dan mampu mengurangi kandungan *acid gas* hingga tingkat ppm, namun memerlukan energi tinggi pada proses regenerasi amine. Oleh karena itu, metode ini cenderung membutuhkan biaya operasi yang tinggi. Selain itu, ada kemungkinan terjadinya *solvent loss* pada saat proses *recovery*.

(Kidnay & Parrish, 2006)

B. Absorpsi Fisik

Pada metode absorpsi fisik, terjadi transfer massa *solute* dari fase gas ke pelarut berfase cair tanpa terjadinya reaksi kimia. Karena solubilitas gas dalam zat cair berbanding lurus dengan tekanan dan berbanding terbalik dengan suhu, maka kondisi operasi optimal dalam kolom absorpsi adalah pada tekanan tinggi dan suhu rendah. Umumnya metode ini dipilih apabila tekanan parsial CO₂ melebihi 35 bar dan diperlukan pengurangan kadar CO₂ dalam jumlah banyak. Beberapa jenis pelarut yang beredar secara komersil adalah Estasolvan (tributyl phosphate atau TBP), Fluor Solvent (propylene carbonate atau PC), Purisol (normal methyl pyrrolidone atau NMP), Rectisol dan Ifpexol (methanol), Selexol (dimethyl ether dari polyethylene glycol atau DEPG), serta Sepasolv-MPE (campuran polyethylene glycol dialkyl ether).

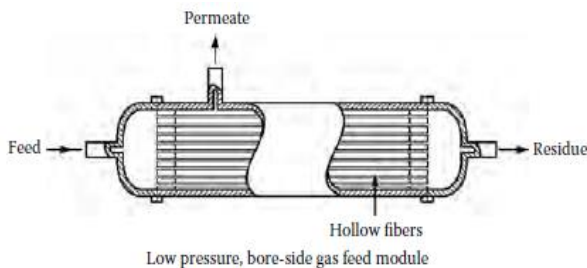
Metode ini cenderung ekonomis karena memiliki biaya modal dan operasi yang relatif rendah. Hal ini karena absorpsi tidak memerlukan panas tambahan, sehingga energi hanya diperlukan untuk siklus *recycle* pelarut. Selain itu, biaya operasi untuk

meregenerasi pelarut juga rendah. Terdapat tiga opsi untuk meregenerasi pelarut, yaitu *pressure reduction*, *inert gas stripping*, dan *thermal regeneration*. Proses *pressure reduction* dan *inert gas stripping* hanya membutuhkan energi yang sedikit, sedangkan *thermal regeneration* memang membutuhkan lebih banyak energi dibandingkan kedua proses tersebut. Akan tetapi, energi yang dikonsumsi untuk *thermal regeneration* masih lebih sedikit jika dibandingkan dengan regenerasi pelarut pada metode absorpsi kimia. Kerugian metode ini yaitu kurang baik untuk mengurangi kandungan H₂S sehingga sulit memenuhi spesifikasi produk.

(Zhenhong, et al., 2014)

C. Membran

Untuk memisahkan komponen *acid gas*, membran bekerja atas dasar prinsip laju permeasi. Komponen yang memiliki laju permeasi lebih cepat dapat berdifusi menembus membran. CO₂, H₂, He, dan H₂O merupakan beberapa contoh gas yang memiliki kemampuan permeabilitas tinggi sehingga dapat berdifusi menembus membran lebih cepat. Lain halnya dengan CO, N₂, CH₄ ataupun senyawa hidrokarbon lain yang memiliki laju permeasi rendah. Dengan demikian, membran memisahkan kedua jenis komponen yang permeabilitasnya tinggi dan rendah. Dalam suatu membran, komponen yang berdifusi menembus membran disebut sebagai permeat, yaitu aliran yang kaya akan *acid gas*.



Gambar III.8 Unit Membran

Sementara komponen yang memiliki laju berdifusi lebih rendah akan keluar sebagai residu atau non-permeat atau disebut juga *retentate*, umumnya merupakan aliran yang kaya hidrokarbon.

Sistem membran tidak membutuhkan biaya operasi yang tinggi seperti unit absorpsi. Penggunaan membran untuk mengurangi kandungan *acid gas* dinilai lebih ekonomis daripada metode absorpsi karena tidak mengonsumsi banyak energi dan kemungkinan terjadinya *solvent loss* saat regenerasi juga rendah. Membran efektif digunakan untuk mengurangi kandungan *acid gas* dalam jumlah banyak pada *feed gas* kurang dari 50 MMSCFD. Lebih dari itu, maka sistem membran membutuhkan biaya yang tinggi.

(Jahn, et al., 2012)

Peningkatan pada suhu operasi dapat meningkatkan permabilitas komponen, tetapi mengurangi selektivitasnya. Membran merupakan polimer organik, sehingga memiliki batas maksimum suhu agar unit memiliki *lifespan* yang lebih lama. Oleh karena itu, suhu operasi tetap perlu dijaga agar tidak melebihi suhu maksimum. Sebaliknya, semakin tinggi tekanan pada *feed*, maka permeabilitas dan selektivitas berkurang. Akan tetapi, tekanan tinggi pada *feed* juga dapat meningkatkan selisih tekanan dalam membran, sehingga aliran yang menembus membran bertambah. Efek yang sama juga dapat dicapai dengan menurunkan tekanan pada aliran permeat. Dengan demikian, tekanan permeat selalu didesain serendah mungkin. Selain itu, untuk menjaga kualitas membrane maka *feed* harus mengandung *impurities* sesedikit mungkin. Contoh pengotor yang mungkin terdapat dalam *feed gas* adalah:

- **Liquid** → Fase cair dapat terbentuk karena kondensasi hidrokarbon fraksi berat akibat pendinginan atau penurunan tekanan dalam membran.
- **Partikel solid** → Partikel solid dapat menyebabkan erosi membran maupun menghalangi celah-celah dalam membran sehingga aliran fluida tidak dapat bergerak.

- **Inhibitor korosi dan *well additives*** → Dapat merusak bahan membran.

(Kidnay & Parrish, 2006)

Tabel III.8 Perbandingan Berbagai Proses *Acid Gas Removal*

Parameter	Absorpsi Amine	Absorpsi Fisik	Membran
Pemahaman Teknologi	Familiar digunakan	Familiar digunakan	Tergolong baru
Kemampuan Memenuhi Spesifikasi CO₂ dan H₂S	CO ₂ dan H ₂ S hingga tingkat ppm	Sulit memenuhi spesifikasi H ₂ S	Tidak dapat memenuhi spesifikasi CO ₂ dan H ₂ S yang sangat rendah
Konsumsi Energi	Sedang – Tinggi	Rendah – Sedang	Rendah
Biaya Operasi	Tinggi	Sedang	Rendah – Sedang
Biaya Maintenance	Rendah – Sedang	Rendah – Sedang	Rendah
Kemudahan Aplikasi	Relatif kompleks	Relatif kompleks	Relatif mudah
Dampak Lingkungan	Sedang	Sedang	Rendah

(Shimekit & Mukhtar, 2012)

Berdasarkan hal-hal yang telah dipaparkan di atas, maka proses absorpsi dengan pelarut amine dipilih karena mampu mencapai spesifikasi kandungan CO₂ dan H₂S yang sangat rendah walaupun memerlukan energi dan biaya operasional yang lebih tinggi. Selain itu, metode absorpsi dengan pelarut amine untuk mengurangi kandungan *acid gas* paling umum digunakan di industri pengolahan gas sehingga lebih familiar untuk dioperasikan.

Absorpsi kimia dengan pelarut amine perlu dilakukan seleksi lagi untuk pemilihan *solvent* yang sesuai. Berikut adalah tabel yang menyatakan perbandingan antara berbagai jenis pelarut amine yang mungkin digunakan.

Tabel III.9 *Heat of Reaction Acid Gas* dalam Larutan Amine

Jenis Amine	H ₂ S, btu/lb (kJ/kg)	CO ₂ , btu/lb (kJ/kg)
MEA	610 (1.420)	825 (1.920)
DEA	555 (1.290)	730 (1.700)
MDEA	530 (1.230)	610 (1.420)

(Kidnay & Parrish, 2006)

Tabel III.10 Perbandingan Pelarut Amine untuk Absorpsi Kimia

Jenis Amine	Kelebihan	Kekurangan
MEA	<ul style="list-style-type: none"> • Kapasitas besar pada konsentrasi sedang 	<ul style="list-style-type: none"> • Menghasilkan <i>byproduct</i> yang korosif • <i>Heat of reaction</i> tinggi sehingga butuh energi tinggi untuk regenerasi • Laju korosi tinggi pada konsentrasi MEA > 20%
DEA	<ul style="list-style-type: none"> • <i>Vapor pressure</i> lebih rendah sehingga kemungkinan hilang karena evaporasi rendah • Dapat beroperasi pada <i>acid gas loading</i> tinggi • Energi lebih sedikit untuk 	<ul style="list-style-type: none"> • Terjadi reaksi sampingan <i>irreversible</i> dengan CO₂ menghasilkan produk yang korosif sehingga kurang sesuai jika kandungan CO₂ dalam feed terlalu tinggi

Jenis Amine	Kelebihan	Kekurangan
	regenerasi dibandingkan MEA	
MDEA	<ul style="list-style-type: none"> • Energi untuk regenerasi paling sedikit dibandingkan jenis amine lainnya • <i>Vapor pressure</i> paling rendah di antara pelarut amine lainnya sehingga kemungkinan <i>solvent loss</i> rendah • Lebih tahan terhadap degradasi • Tidak korosif 	<ul style="list-style-type: none"> • Laju reaksi dengan CO₂ rendah • Dapat mengalami <i>foaming</i> pada konsentrasi tinggi • Biaya pelarut mahal

(Kidnay & Parrish, 2006)

Berdasarkan tabel di atas, maka MDEA dipilih sebagai pelarut absorpsi kimia karena sifatnya yang paling tidak korosif. Reaksi dengan MDEA juga tidak menghasilkan produk sampingan lain yang sifatnya korosif. MDEA juga memiliki *heat of reaction* yang paling kecil dibandingkan jenis pelarut lainnya, sehingga energi yang diperlukan untuk meregenerasi pelarut lebih kecil dibandingkan yang lain.

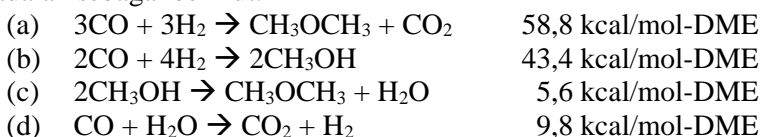
III.1.5 Unit Sintesa DME

Untuk memperoleh DME dari syngas, terdapat dua opsi metode yang dapat dilakukan, yaitu *direct synthesis* dan *indirect synthesis*. Pada metode yang pertama, DME disintesa secara langsung dari syngas. Perusahaan yang telah menerapkan langsung

metode ini yaitu Korea Gas Corporation dan JFE Holdings, Inc (Jepang). Sementara metode *indirect* merupakan metode yang paling umum digunakan untuk memperoleh DME. Syngas dikonversi menjadi methanol lalu methanol didehidrasi sehingga menghasilkan DME.

A. *Direct Synthesis*

Persamaan dan reaksi yang digunakan perusahaan JFE Holdings, Inc dari Jepang untuk mensintesa DME dari syngas adalah sebagai berikut:



Reaksi (a) merupakan reaksi *overall* sintesa DME yang terdiri atas tiga reaksi berlanjut, yaitu sintesa methanol pada reaksi (b), dehidrasi methanol pada reaksi (c), dan reaksi *water-gas shift* pada reaksi (d). Reaksi (b) hingga (d) berlangsung atas bantuan katalis sintesis pada suhu 260°C dan tekanan 5 MPa (5000 kPa atau 725,2 psia).

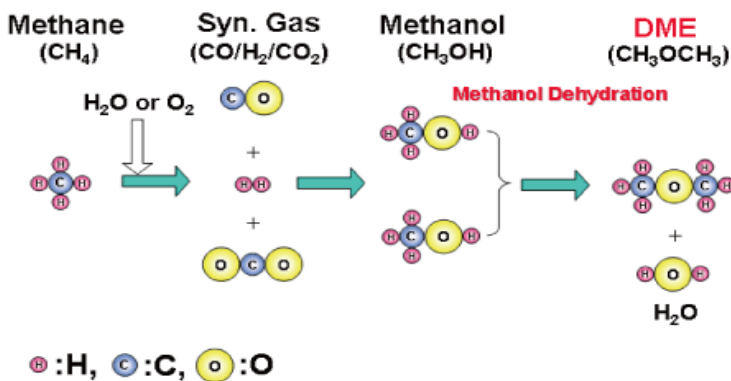
Reaksi sintesa DME memerlukan *heat of reaction* yang tidak sedikit, oleh karena itu suhu operasi perlu dikontrol dengan baik untuk mencegah terjadinya penurunan konversi equilibrium dan deaktivasi katalis akibat kenaikan suhu. JFE Holdings, Inc. memanfaatkan reaktor berjenis *slurry bed*. Dalam reaktor tersebut, syngas dikontakkan dengan *slurry* yang mengandung suspensi katalis dengan medium reaksi. Karena *heat capacity* dan konduktivitas termal dari medium reaksi cukup tinggi, maka *heat of reaction* dapat diserap oleh medium reaksi dan kontrol suhu dalam reaktor menjadi lebih mudah. Berdasarkan hasil operasi *test run* JFE Holdings, Inc, maka metode ini berhasil mencapai konversi syngas menjadi DME sebesar 93% dan selektivitas DME sebesar 91%. Pada operasi *test run* yang ke-200, tingkat konversi DME mampu mencapai 96% dengan kemurnian DME 99.6%.

(Ohno, et al., 2005)

Permasalahan yang mungkin muncul dalam metode *direct synthesis* adalah syngas tidak terkonversi menjadi DME, sehingga aliran produk atau efluen reaktor DME mengandung syngas. Oleh karena itu, reaksi sintesa DME perlu dijalankan dalam kondisi sedekat mungkin dengan kesetimbangan kimia. Kesetimbangan DME yang dimaksud adalah ketika laju reaksi *forward* pada reaksi (a) sama dengan laju reaksi kebalikannya. Hal ini dapat dicapai apabila pemilihan katalis sesuai. Katalis berbasis tembaga dipilih karena memiliki fungsi asam untuk meningkatkan aktivitas reaksi dan selektivitas DME. Fungsi ini mendukung reaksi dehidrasi methanol menjadi DME dan air pada reaksi (c). (Schodel, et al., 2015)

B. Indirect Synthesis

Salah satu perusahaan yang telah memiliki teknologi untuk sintesa *indirect* DME adalah Toyo Engineering. Reaksi yang terlibat adalah sebagai berikut.



Gambar III.9 Ilustrasi Sintesa DME *Indirect*

- | | | |
|-----|---|---------------|
| (a) | $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$ | 91 kJ/mol-DME |
| (b) | $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$ | 49 kJ/mol-DME |
| (c) | $2\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$ | 23 kJ/mol-DME |

Pertama, syngas dikonversi menjadi methanol pada reaksi (a) dan (b), lalu methanol didehidrasi menjadi DME pada reaksi (c). Semua reaksi di atas tergolong eksotermis. Rasio H_2/CO pada *feed* yang ideal untuk reaksi sintesa *indirect* adalah 2.

Reaksi-reaksi di atas membutuhkan dua reaktor, yaitu reaktor pertama untuk sintesa methanol dari syngas lalu reaktor kedua untuk dehidrasi methanol. Berikut adalah kondisi operasi yang sesuai dari kedua reaktor tersebut.

Tabel III.11 Kondisi Operasi Sintesa DME *Indirect*

Parameter	Reaktor I Sintesa Methanol	Reaktor II Dehidrasi Methanol
Tekanan (MPa)	8 – 10	1 – 2
Suhu (°C)	180 – 270	300 – 340
Konversi <i>One Through</i> (%)	38	70
<i>Byproduct</i> Reaksi	-	<i>Water</i>
Tipe Reaktor	<i>Phase Fixed</i>	<i>Fixed Bed</i>
Efisiensi <i>Cold Gas</i> (%)	57	57
Efisiensi <i>Cold Gas</i> Teoritis (%)	66	87

(Toyo Engineering, 2002)

Keuntungan utama penggunaan metode *indirect* adalah karena reaksi terpisah menjadi dua reaktor, yaitu reaktor untuk pembentukan methanol dan reaktor pembentukan DME. Dengan demikian, mudah untuk mengontrol kondisi operasi yang optimum untuk setiap reaksi. Selain itu, metode *indirect* menghasilkan *reaction heat* yang lebih sedikit dibandingkan metode *direct*. Akan tetapi, secara ekonomis sintesa *indirect* membutuhkan biaya yang lebih besar dibandingkan *direct* karena membutuhkan dua reaktor. Selain itu, karena syngas dikonversi terlebih dahulu menjadi methanol baru menjadi DME, maka ada kemungkinan DME yang terproduksi lebih sedikit karena tidak semua syngas dan methanol terkonversi.

Tabel III.12 Perbandingan Metode *Direct* dan *Indirect*

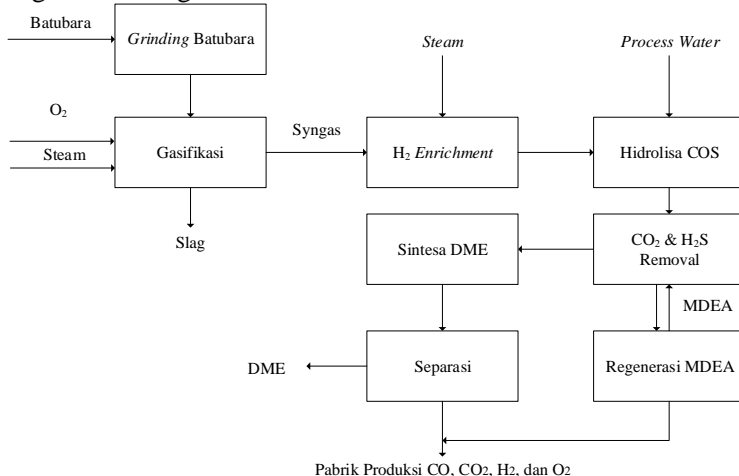
Parameter	<i>Direct Synthesis</i>	<i>Indirect Synthesis</i>
Jumlah Reaktor	✓	
Persen Konversi	✓	
Faktor Ekonomis	✓	
Kemudahan Aplikasi		✓

Pemilihan metode sintesa yang sesuai sangat esensial karena berdampak pada banyaknya produksi DME yang bisa dicapai. Berdasarkan hal-hal yang telah dipaparkan, maka metode *direct synthesis* dinilai lebih sesuai untuk memperoleh DME dari syngas. Hal ini karena metode *direct* memiliki persen konversi yang lebih tinggi sehingga produksi DME bisa lebih banyak dengan biaya proses yang lebih ekonomis.

III.2 Uraian Proses

III.2.1 Proses Pembentukan Syngas

Secara garis besar proses tersebut dapat digambarkan dengan blok diagram sederhana berikut.



Gambar III.10 Blok Diagram Sederhana Pabrik DME dari Batubara

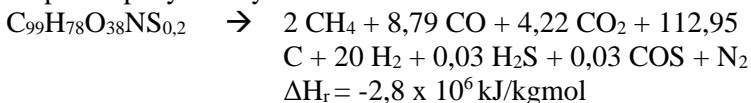
Pada mulanya batubara kering dari *open yard* (F-110) dipindahkan dengan *scraper conveyor* (J-112) dan dimasukkan ke *hammer mill* (C-114) dengan *belt conveyor* (J-113A).

Dalam *hammer mill*, batubara mengalami proses *grinding* untuk dikecilkan ukuran partikelnya menjadi 100 mikron agar memenuhi syarat *feed gasifier* teknologi Shell. Setelah itu, batubara disaring dengan *screen* (H-115) sehingga batubara yang ukurannya telah memenuhi syarat lolos dan dipindahkan dengan *screw conveyor* untuk ditampung di *pulverized coal bin* (F-118). Sementara batubara yang ukurannya belum memenuhi syarat disuplai lagi ke *hammer mill* dengan bantuan *bucket elevator* (J-116) dan *scraper conveyor* (J-113B).

Batubara lalu disuplai ke bagian atas *gasifier* (R-120) dengan *screw conveyor* (J-119) dan bereaksi dengan oksigen dan *saturated steam* bertekanan 20 bar. *Gasifier* yang digunakan berjenis *entrained flow* dengan teknologi Shell. Di dalam *gasifier* terdapat *burner* sehingga kondisi operasi mampu mencapai 1500°C dan dilengkapi dengan *membrane wall* yang dapat dialiri *cooling water* untuk mempertahankan kondisi suhu pada keadaan yang sama. Reaksi untuk menghasilkan syngas terbagi ke dalam beberapa zona yaitu sebagai berikut:

1. Zona Devolatilisasi

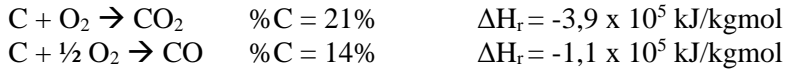
Pada zona ini, batubara 100% terurai menjadi komponen-komponen penyusunnya menurut reaksi berikut:



Reaksi di atas sangat eksotermis sehingga zona devolatilisasi memiliki suhu sekitar 1300°C. Adapun seluruh komponen yang dihasilkan dalam fase gas kecuali karbon yang dalam fase solid. Dengan demikian, komponen yang berfase gas akan keluar dari bagian atas *gasifier*, sedangkan unsur C akan turun ke bawah atau zona selanjutnya untuk bereaksi membentuk syngas.

2. Zona Combustion

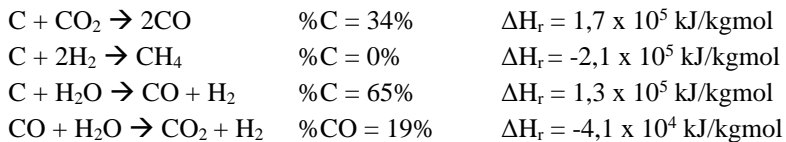
Pada zona ini, karbon bereaksi dengan oksigen yang disuplai dari Air Separation Unit (ASU) sehingga menghasilkan CO₂ dan CO menurut reaksi dan konversi C di bawah ini.



Kedua reaksi merupakan reaksi eksotermis sehingga panas akibat reaksi dapat menaikkan suhu dalam *gasifier* hingga mencapai 2882°C. Sisa karbon yang belum bereaksi akan turun menuju zona gasifikasi.

3. Zona Gasifikasi

Pada zona gasifikasi, terjadi reaksi antara karbon dengan CO₂ dan H₂ yang terbentuk akibat reaksi-reaksi pada zona sebelumnya serta dengan dan H₂O atau *saturated steam* 20 bar yang disuplai ke dalam *gasifier*. Selain itu gas CO yang telah terbentuk dari reaksi di zona *combustion* bereaksi juga dengan sebagian *steam*. Adapun reaksi-reaksinya beserta konversi reaktan adalah:

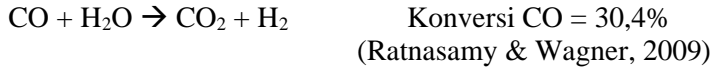


(Sunggyu, 2007)

Umumnya kandungan CH₄ ditemukan sedikit pada syngas keluaran *gasifier*, sehingga reaksi antara karbon dengan H₂ membentuk CH₄ dapat dikatakan memiliki konversi mendekati 0. Sebagai reaksi di atas merupakan reaksi endotermis sehingga suhu dalam zona gasifikasi turun menjadi 1500°C.

Dari reaksi-reaksi di atas, didapatkan aliran produk syngas dengan suhu 1500°C dan rasio mol H₂/CO 0,62. Sementara *ash* dan karbon yang tidak bereaksi akan keluar sebagai *slag*. Karena syarat proses sintesa DME adalah rasio H₂/CO = 1, maka perlu proses H₂ *enrichment* untuk menambah kandungan H₂. Syngas didinginkan hingga suhu 260°C dengan syngas *cooler* (E-122)

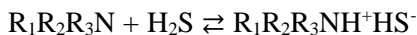
sebelum disuplai ke dalam reaktor H_2 enrichment (R-130) dimana terjadi proses *water gas shift*. Reaktor yang digunakan bertipe *fixed bed* dengan katalis sebagai *packing* yang dapat menoleransi kandungan sulfur dalam syngas yaitu cobalt-molibdenum (Co-Mo). Syngas bereaksi dengan *saturated steam* 20 bar menurut reaksi berikut:



Syngas dengan rasio $H_2/CO = 1$ kemudian diproses dalam reaktor COS hidrolisa (R-140) untuk mereaksikan COS dengan *process liquid water* menjadi H_2S . Hal ini karena proses *acid gas removal* yang dipilih hanya dapat menghilangkan senyawa sulfur dalam bentuk H_2S . Reaktor yang digunakan berjenis *fixed bed* dengan katalis TiO_2 sebagai *packing*. Berikut adalah reaksi yang terjadi:



Setelah itu, syngas dikompres dengan *compressor* (G-141) dari tekanan 19,8 bar menjadi 70 bar agar proses absorpsi CO_2 & H_2S *removal* dapat berlangsung secara optimal. Kenaikan tekanan mengakibatkan kenaikan suhu syngas menjadi $658,2^\circ C$, sehingga syngas didinginkan dengan *air fan cooler* (E-142) sampai suhu ambient $30^\circ C$. Pendinginan menyebabkan terbentuknya fase *liquid* sehingga perlu dipisahkan dengan separator (H-143). Setelah itu, syngas disuplai ke bagian bawah kolom absorpsi (D-210) untuk proses penghilangan CO_2 dan H_2S . Syngas mengalami kontak dengan *lean MDEA* 40% wt. yang disuplai pada bagian atas kolom dengan suhu $40^\circ C$, sehingga kandungan CO_2 dan H_2S dalam syngas larut dalam MDEA. Karena proses absorpsi yang terjadi adalah secara kimiawi, maka pelarut amine juga bereaksi dengan CO_2 dan H_2S dimana reaksi ini sangat eksotermis. H_2S bereaksi dengan amine melalui mekanisme transfer proton *direct* untuk menghasilkan amine hidrosulfida sebagaimana tampak dalam reaksi berikut ini:



Sementara itu CO₂ juga bereaksi dengan air dalam pelarut amine sehingga membentuk asam karbonik yang secara perlahan-lahan akan terdisosiasi menjadi ion bikarbonat. Ion bikarbonat lalu bereaksi asam-basa dengan amine untuk menghasilkan reaksi *overall* (d) di bawah ini.

- (a) $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_2\text{CO}_3$ (asam karbonik)
- (b) $\text{H}_2\text{CO}_3 \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{HCO}_3^-$ (ion bikarbonat)
- (c) $\text{H}^+ + \text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{N} \rightleftharpoons \text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH}^+$ Reaksi asam-basa
- (d) $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{NH}^+ \text{HCO}_3^-$ Reaksi *overall*

Reaksi CO₂ tidak secepat reaksi dengan H₂S karena tahap disosiasi menjadi ion bikarbonat yaitu reaksi (b) terjadi relatif lambat.

(Kidnay & Parrish, 2006)

MDEA yang kaya CO₂ dan H₂S keluar dari bawah kolom absorpsi sebagai *rich* MDEA, lalu diturunkan tekanannya dari 68,9 bar menjadi 11,4 bar dengan JT-Valve (A-213). Penurunan tekanan drastis ini menyebabkan terjadinya *flashing*, sehingga komponen yang ter vaporisasi dipisahkan dalam *amine flash drum* (H-214) dan keluar sebagai *purge*. *Rich* MDEA lalu dipanaskan dengan *lean/rich* MDEA *heat exchanger* (E-215) sehingga suhunya naik dari 72,5°C menjadi 121°C. *Rich* MDEA didistilasi dalam kolom regenerasi amine (D-220) untuk memisahkan kandungan *acid gas*. Komponen *acid gas* keluar dari bagian atas kolom sedangkan *lean* MDEA keluar sebagai *bottom product* pada suhu 186,3°C. *Lean* MDEA didinginkan dengan *lean/rich* MDEA *heat exchanger* (E-215) hingga suhunya 120,5°C. Untuk mengantisipasi MDEA yang terhilang dalam sistem regenerasi, maka disuplai *make-up* MDEA 40% wt sebesar 50 tpd sebelum aliran *lean* MDEA dipompa hingga tekanan 69,3 bar. Setelah dipompa, *lean* MDEA didinginkan dengan *lean amine cooler* (E-216) hingga suhu ambien 40°C. Sementara komponen *acid gas* yang keluar sebagai *top product* pada kolom regenerasi MDEA didinginkan dengan *condenser* (E-223) sebelum dipisahkan dengan *flash drum* (H-224). *Acid gas* keluar sebagai *feed* ke pabrik produksi CO, CO₂, H₂, dan O₂, sedangkan apabila ada *liquid* yang tersisa akan di-*reflux* kembali ke dalam kolom regenerasi.

Proses absorpsi kimiawi dengan pelarut MDEA dapat mengurangi kandungan CO₂ dalam syngas dari yang semula 24% menjadi hanya 4%, sedangkan senyawa H₂S hanya tersisa hampir 0 ppm. Dengan demikian, syngas siap digunakan sebagai bahan baku reaktor sintesa DME.

III.2.2 Proses Pembentukan Produk

Aliran syngas yang keluar dari kolom absorpsi dipisah menjadi dua dengan rasio 0,46 menuju ke pabrik amonia dan SNG, serta 0,54 sisanya disuplai untuk produksi DME. Syngas untuk DME lalu diturunkan tekanannya dengan JT-valve (A-211) dari 68,2 bar menjadi 50 bar. Syngas lalu dipanaskan dengan *saturated steam* 50 bar pada *heater* (E-212) hingga suhunya 260°C sebelum dikirim ke reaktor sintesa DME (R-310) yang beroperasi pada suhu 260°C dan tekanan 50 bar. Adapun mekanisme reaksi sintesa DME yang dipilih adalah metode *direct* teknologi JFE dengan reaksi sebagai berikut:

- (a) $3\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{CO}_2$
- (b) $2\text{CO} + 4\text{H}_2 \rightarrow 2\text{CH}_3\text{OH}$
- (c) $2\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$
- (d) $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$

dimana reaksi (a) merupakan reaksi *overall* yang terdiri atas reaksi *three-step* yaitu reaksi sintesa methanol (b), reaksi dehidrasi methanol (c), dan reaksi *water-gas shift* (d). Konversi syngas menjadi DME adalah 96%.

(Ohno, et al., 2005)

Reaktor berjenis *slurry bed* dimana *slurry* merupakan campuran katalis bifungsional CuO-ZnO-Al₂O₃/γ-Al₂O₃ dengan *medium oil*. Katalis berbasis besi CuO-ZnO-Al₂O₃ dapat berfungsi baik pada reaksi (b) dan (d), sementara katalis berbasis asam γ-Al₂O₃ umum dipergunakan dalam proses dehidrasi methanol menjadi DME pada reaksi (c). Rasio massa katalis besi terhadap asam optimal pada 2:1 untuk memastikan bahwa *limiting step* reaksi adalah tahapan sintesa methanol.

(Aguayo, et al., 2007)

Karena reaksi sintesa DME sangat eksotermis, maka reaktor DME juga dilengkapi dengan *cooling water jacket* agar suhu operasi tetap stabil. Produk DME beserta sebagian kecil syngas yang tidak bereaksi keluar sebagai produk gas dan didinginkan dengan *air fan cooler* (E-311) hingga suhu ambien 38°C. DME lalu diturunkan tekanannya dengan JT-valve (A-312) dari 49,3 bar menjadi 9 bar agar sesuai dengan tekanan *sales* DME pada umumnya. Penurunan tekanan menyebabkan suhu DME juga turun menjadi -8,6°C. Pada kondisi ini, terbentuk dua fase DME atau dapat dikatakan DME pada kondisi *saturated* sebelum disuplai untuk proses purifikasi di kolom distilasi CO₂-DME (D-410).

Pada kondisi 9 bar, *boiling point* DME adalah 41°C. *Reboiler* distilasi (E-411) menerima panas dengan *saturated steam* 20 bar dengan suhu 212,8°C dan memanaskan *feed* hingga suhu 41°C. Dengan demikian, DME keluar sebagai *bottom product* dalam fase cair dengan suhu 41°C untuk disimpan dalam *storage* (F-415). Sementara *impurities* seperti CO₂, H₂, dan CO keluar sebagai distilat dalam fase gas. Aliran distilat dikondensasi (E-412) dari suhu -42°C hingga -54°C lalu dipisahkan dengan *flash drum* (H-413). Aliran gas keluar sebagai menuju pabrik CO₂, CO, H₂, dan O₂ sedangkan apabila ada cairan yang terbentuk akibat pendinginan, dikembalikan sepenuhnya ke dalam kolom distilasi.

III.3 Perbandingan Spesifikasi Produk dengan Produk di Pasaran

Berdasarkan simulasi dengan *software* Aspen HYSYS V8.8 untuk uraian proses di atas, maka diperoleh produk DME sebesar 2000 tpd atau setara dengan 83.333,33 kg/jam dari bahan baku batubara. Adapun berikut adalah spesifikasi produk jika dibandingkan dengan DME yang beredar di pasaran menurut *International DME Association*.

Tabel III.13 Perbandingan Spesifikasi Produk dengan Simulasi

Karakteristik	Unit	Spesifikasi	Hasil Simulasi
Kemurnian	% massa	≥ 98,5	99,7

Karakteristik	Unit	Spesifikasi	Hasil Simulasi
Methanol	% massa	$\leq 0,050$	0
Air	% massa	$\leq 0,030$	0,03
Hidrokarbon	% massa	$\leq 1,00$	0
CO ₂	% massa	$\leq 0,1$	0
CO	% massa	$\leq 0,010$	0
Metil format	% massa	$\leq 0,050$	0
Etil metil eter	% massa	$\leq 0,20$	0
Sulfur	% massa	$\leq 3,0$	0

BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

IV.1 Konsep Neraca Massa

Perhitungan neraca massa dan energi merupakan salah satu prinsip dasar yang dapat digunakan untuk menentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan utilitas, dan lain-lain. Perhitungan neraca massa dapat menggunakan neraca komponen maupun neraca *overall*. Dalam teori hukum kekekalan massa, berlaku rumus sebagai berikut:

Akumulasi massa dalam sistem	=	Aliran massa masuk – Aliran massa keluar + Generasi – Konsumsi
---------------------------------	---	--

Apabila terdapat reaktor dalam sistem, maka generasi merupakan produk yang dihasilkan dan konsumsi adalah komponen yang bertindak sebagai reaktan. Dalam asumsi kondisi *steady state*, tidak ada massa yang terakumulasi dalam sistem sehingga hukum kekekalan massa menjadi:

Aliran massa masuk + Generasi	=	Aliran massa keluar + Konsumsi
----------------------------------	---	-----------------------------------

Apabila tidak terdapat reaksi dalam sistem yang ditinjau, maka komponen generasi dan konsumsi dapat diabaikan sehingga aliran massa masuk sama dengan aliran massa keluar.

IV.2 Konsep Neraca Energi

Perhitungan neraca energi juga salah satu prinsip utama dalam teknik kimia. Neraca energi dapat digunakan untuk mengetahui kebutuhan energi proses, kebutuhan utilitas, dan lain-lain. Dalam teori hukum kekekalan energi berlaku:

Akumulasi energi dalam sistem	=	Aliran energi masuk – Aliran energi keluar
----------------------------------	---	---

Apabila kondisi operasi *steady state*, maka tidak ada akumulasi energi dalam sistem sehingga aliran energi masuk sama dengan aliran energi keluar.

IV.3 Hasil Perhitungan

Perhitungan neraca massa dan neraca energi Pabrik DME dari Batubara dilakukan dengan *software* Aspen HYSYS V8.8. Adapun *fluid package* yang dipilih adalah Peng-Robinson untuk proses pembentukan syngas hingga setelah proses *acid gas removal*, sedangkan proses sintesa DME dan purifikasinya menggunakan *fluid package* NRTL karena dapat memprediksi fase *liquid* lebih akurat. Satuan yang digunakan adalah kg material untuk neraca massa dan kJ untuk neraca energi.

Adapun asumsi-asumsi yang digunakan dalam perhitungan adalah sebagai berikut:

- Kapasitas Bahan Baku
 - a. Batubara : 312.500 kg/jam (tanpa ash)
- Kapasitas Produksi
 - a. DME : 83.333,34 kg/jam
- Basis Perhitungan : 1 jam operasi
- Waktu Operasi : 1 tahun = 330 hari kerja
1 hari = 24 jam
- Suhu referensi : 25 °C
- Kondisi Operasi dan Komposisi Bahan Baku
 - a. Batubara:
 - Suhu : 25 °C
 - Tekanan : 1 bar
- Komposisi Bahan Baku
 - a. *Feedstock* Batubara:

Tabel IV.1 Komposisi *Feedstock* Batubara dar Analisa *Ultimate*

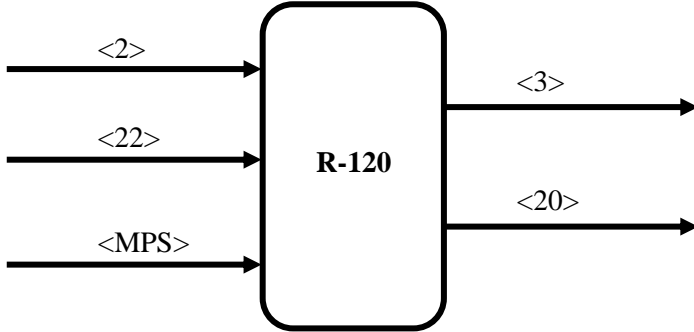
Komposisi		Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)	BM	Jumlah Mol (kgmol/hari)	Fraksi Mol
Batubara	C	0,596	196.980,71	12	16.415,06	0,460
	H	0,039	12.883,19	1	12.883,19	0,361
	O	0,300	99.233,62	16	6.202,10	0,174
	N	0,007	2.312,37	14	165,17	0,005
	S	0,003	1.090,12	32	34,07	0,001
	Total	0,946	312.500,00		35.699,59	1,000
Ash	Ash	0,054	17.838,27			
Total		1	330.338,27			

- Kondisi *steady state* (tidak ada akumulasi)
- Gas ideal
- Perubahan energi kinetik dan energi potensial diabaikan

IV.3.1 Hasil Neraca Massa

1. *Gasifier* (R-120)

Fungsi: Mengkonversi batubara menjadi syngas



Keterangan aliran:

Aliran <2>: *Feed* batubara ukuran 100 mikron

Aliran <22>: Oksigen bersuhu 100°C

Aliran <MPS>: *Medium pressure steam* (20 bar; 212,8°C)

Aliran <3>: Syngas dengan rasio $H_2/CO = 0,62$ dan suhu 1500°C

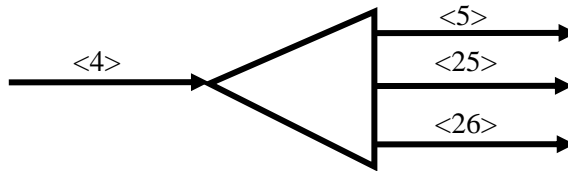
Aliran <20>: *Slag* yaitu karbon yang tidak bereaksi dan *ash*

Tabel IV.2 Neraca Massa pada *Gasifier* (R-120)

Input			Output		
<2>			<3>		
Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
Batubara	0,946	312.500,00	CH ₄	0,008	5.299,58
Ash	0,054	17.838,27	CO	0,864	546.702,19
Total	1	330.338,27	CO ₂	0,081	51.293,66
<22>			H ₂	0,038	24.144,95
Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)	H ₂ S	0,000	178,04
			COS	0,001	317,49

O ₂	1	165.272,64	N ₂	0,007	4.626,88
Total	1	165.272,64	Total	1	632.562,80
<MPS>			<20>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
H ₂ O	1	156.250,00	C	0,0756	1.459,84
Total	1	156.250,00	Ash	0,9244	17.838,27
			Total	1	19.298,11
Total Input		651.860,91	Total Output		651.860,91

2. Tee-1



Keterangan aliran:

Aliran <4>: Syngas yang sudah didinginkan

Aliran <5>: Syngas menuju reaktor *water gas shift*

Aliran <25>: Syngas yang dialirkan ke pabrik methanol (31,1% total flow)

Aliran <26>: Syngas yang di-bypass dari reaktor *water gas shift* (27,5% total flow)

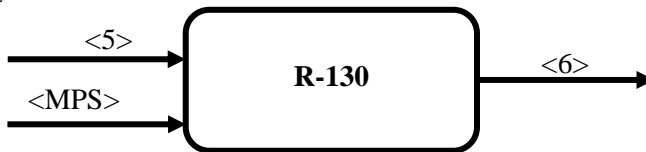
Tabel IV.3 Neraca Massa Tee-1

Input			Output		
<4>			<5>		
Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
CH ₄	0,008	5.299,58	CH ₄	0,008	2.648,37
CO	0,864	546.702,19	CO	0,864	273.204,19
CO ₂	0,081	51.293,66	CO ₂	0,081	25.633,05
H ₂	0,038	24.144,95	H ₂	0,038	12.065,99
H ₂ S	0,000	178,04	H ₂ S	0,000	88,97
COS	0,001	317,49	COS	0,001	158,66
N ₂	0,007	4.626,88	N ₂	0,007	2.312,20
Total	1	632.562,80	Total	1	316.111,43
			<25>		
			Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
			CH ₄	0,008	1.646,66
			CO	0,864	169.868,82
			CO ₂	0,081	15.937,73
			H ₂	0,038	7.502,21
			H ₂ S	0,000	55,32
			COS	0,001	98,65
			N ₂	0,007	1.437,64
			Total	1	196.547,03
			<26>		

		Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
		CH ₄	0,008	1.004,55
		CO	0,864	103.629,18
		CO ₂	0,081	9.722,88
		H ₂	0,038	4.576,75
		H ₂ S	0,000	33,75
		COS	0,001	60,18
		N ₂	0,007	877,04
		Total	1	119.904,34
Total Input	632.562,80	Total Output		632.562,80

3. Reaktor *Water Gas Shift* (R-130)

Fungsi: Memperkaya kandungan H₂ dalam syngas sehingga H₂/CO = 1.



Keterangan aliran:

Aliran <5>: Syngas yang akan diperkaya kandungan H₂

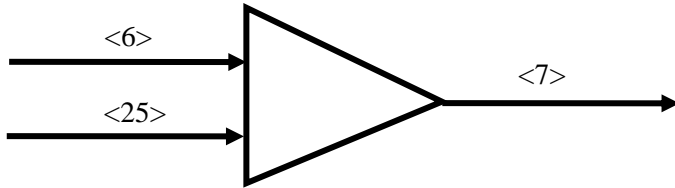
Aliran <6>: Syngas yang telah diperkaya kandungan H₂

Aliran <MPS>: *Medium pressure steam* (20 bar; 212,8^oC)

Tabel IV.4 Neraca Massa pada Reaktor *Water Gas Shift* (R-130)

Komp onen	Input <5>	Reaksi		Output <6>	
	<i>Flowrate</i> (kg/jam)	Generasi (kg/jam)	Konsumsi (kg/jam)	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
CH ₄	2.648,37	-	-	0,0070	2.648,37
CO	273.204,19	-	83.092,14	0,5021	190.112,06
CO ₂	25.633,05	130.552,21	-	0,4125	156.185,26
H ₂	12.065,99	5.980,31	-	0,0477	18.046,29
H ₂ S	88,97	-	-	0,0002	88,97
COS	158,66	-	-	0,0004	158,66
N ₂	2.312,20	-	-	0,0061	2.312,20
Total	316.111,43				
Komp onen	Input <MPS>				
	<i>Flowrate</i> (kg/jam)				
H ₂ O	62.500,00	-	53.440,38	0,0239	9.059,62
Total	62.500,00				
Total Aliran	378.611,43	136.532,52	136.532,52	1	378.611,43

4. Mixer-1



Keterangan aliran:

Aliran <6>: Syngas dari reaktor *water gas shift* (rasio $H_2/CO = 1,32$)

Aliran <25>: Syngas yang di-*bypass* dari reaktor *water gas shift* (rasio $H_2/CO = 0,62$)

Aliran <7>: Syngas dengan rasio $H_2/CO = 1$ sebagai bahan baku sintesa DME

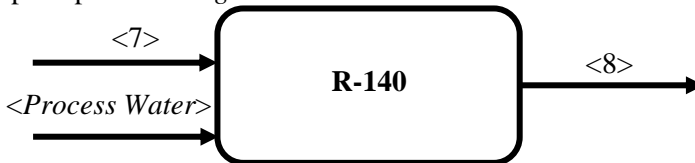
Tabel IV.5 Neraca Massa pada Mixer-1

Input			Output		
<6>			<7>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
CH ₄	0,0070	2.648,37	CH ₄	0,0073	3.652,92
CO	0,5021	190.112,06	CO	0,5892	293.741,24
CO ₂	0,4125	156.185,26	CO ₂	0,3328	165.908,14
H ₂	0,0477	18.046,29	H ₂	0,0454	22.623,05
H ₂ S	0,0002	88,97	H ₂ S	0,0002	122,72
COS	0,0004	158,66	COS	0,0004	218,84
N ₂	0,0061	2.312,20	N ₂	0,0064	3.189,24
H ₂ O	0,0239	9.059,62	H ₂ O	0,0182	9.059,62
Total	1,0000	378.611,43	Total	1	498.515,76

Input		
<26>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
CH ₄	0,0084	1.004,55
CO	0,8643	103.629,18
CO ₂	0,0811	9.722,88
H ₂	0,0382	4.576,75
H ₂ S	0,0003	33,75
COS	0,0005	60,18
N ₂	0,0073	877,04
Total	1	119.904,34
Total Input		498.515,76
Total Output		498.515,76

5. Reaktor Hidrolisa COS (R-140)

Fungsi: Mengubah COS menjadi H₂S agar dapat dihilangkan pada proses *acid gas removal*.



Keterangan aliran:

Aliran <7>: Syngas dari Mixer-1 dengan 0,0004% wt COS

Aliran <Process Water>: H₂O *liquid* dengan suhu 234,3°C dan tekanan 30 bar

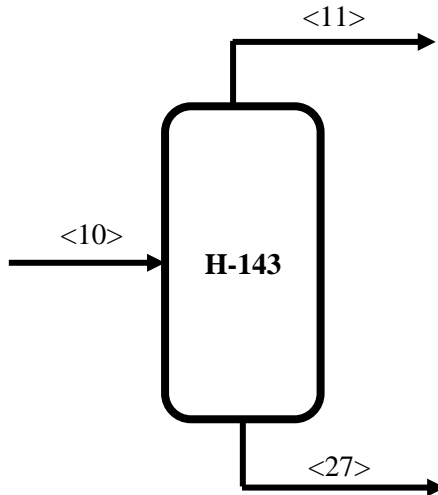
Aliran <8>: Syngas dengan minim kandungan mendekati 0% wt COS

Tabel IV.6 Neraca Massa pada Reaktor Hidrolisa COS (R-140)

Komponen	Input <7>	Reaksi		Output <8>	
	<i>Flowrate</i> (kg/jam)	Generasi (kg/jam)	Konsumsi (kg/jam)	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
CH ₄	3.652,92	-	-	0,0071	3.652,92
CO	293.741,24	-	-	0,5740	293.741,24
CO ₂	165.908,14	155,71	-	0,3245	166.063,85
H ₂	22.623,05	-	-	0,0442	22.623,05
H ₂ S	122,72	120,56	-	0,0005	243,28
COS	218,84	-	212,53	0,0000	6,31
N ₂	3.189,24	-	-	0,0062	3.189,24
H ₂ O	9.059,62	-	63,74	0,0434	22.218,16
Total	498.515,76				
Komponen	Input< <i>Process Water</i> >				
	<i>Flowrate</i> (kg/jam)				
H ₂ O	13.222,28				
Total	13.222,28				
Total Aliran	511.738,05	276,27	276,27	1	511.738,05

6. Syngas *Flash Drum* (H-143)

Fungsi: Memisahkan fase cair dan gas yang terbentuk akibat pendinginan.



Keterangan aliran:

Aliran <10>: Syngas yang terdiri atas fase cair dan gas

Aliran <11>: Syngas dalam fase gas seluruhnya

Aliran <27>: Komponen cair dalam *feed* gas

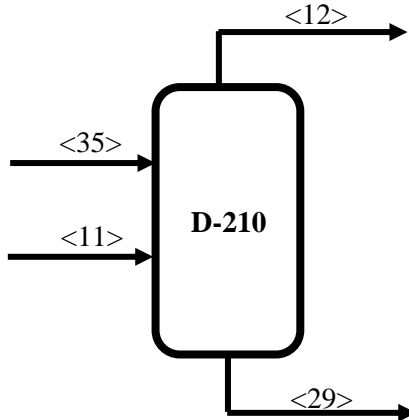
Tabel IV.7 Neraca Massa pada Syngas *Flash Drum* (H-143)

Input			Output		
<10>			<11>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
CH ₄	0,0071	3.652,92	CH ₄	0,00746	3.652,92
CO	0,5740	293.741,24	CO	0,59964	293.739,74
CO ₂	0,3245	166.063,85	CO ₂	0,33864	165.885,65
H ₂	0,0442	22.623,05	H ₂	0,04618	22.622,95

H ₂ S	0,0005	243,28	H ₂ S	0,00049	242,44
COS	0,0000	6,31	COS	0,00001	6,31
N ₂	0,0062	3.189,24	N ₂	0,00651	3.189,13
H ₂ O	0,0434	22.218,16	H ₂ O	0,00107	524,02
Total	1	511.738,05	Total	1	489.863,16
			Output		
			<27>		
			Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
			CH ₄	0,0000	0,00
			CO	0,0001	1,50
			CO ₂	0,0081	178,19
			H ₂	0,0000	0,10
			H ₂ S	0,0000	0,85
			COS	0,0000	0,00
			N ₂	0,0000	0,11
			H ₂ O	0,9917	21.694,14
			Total	1	21.874,89
			Total Input	511.738,05	Total Output

7. Amine Absorber (D-210)

Fungsi: Menghilangkan kandungan CO₂ dan H₂S dalam syngas.



Keterangan aliran:

Aliran <35>: *Lean amine* 40% wt

Aliran <11>: Syngas (*sour gas*) yang masih mengandung 15% mol CO₂

Aliran <12>: Syngas (*sweet gas*) dengan kandungan CO₂ <5% mol

Aliran <29>: *Rich amine* yang kaya CO₂ dan H₂S

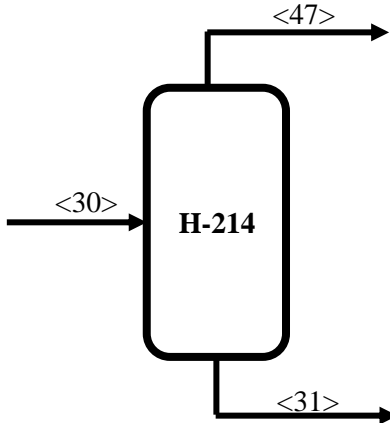
Tabel IV.8 Neraca Massa pada Amine Absorber (D-210)

Input			Output		
<11>			<12>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
CH ₄	0,0075	3.652,92	CH ₄	0,0099	3.641,45
CO	0,5996	293.739,74	CO	0,7980	293.256,69
CO ₂	0,3386	165.885,65	CO ₂	0,1203	44.214,38

H ₂	0,0462	22.622,95	H ₂	0,0614	22.577,89
H ₂ S	0,0005	242,44	H ₂ S	0,0000	0,00
COS	0,0000	6,31	COS	0,0000	5,34
N ₂	0,0065	3.189,13	N ₂	0,0087	3.185,28
H ₂ O	0,0011	524,02	H ₂ O	0,0016	592,93
Total	1,0000	489.863,16	Total	1	367.473,96
<35>			<29>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
MDEA	0,4	486.773,58	MDEA	0,3634	486.773,58
H ₂ O	0,6	730.160,38	CH ₄	0,0000	11,47
Total	1	1.216.933,96	CO	0,0004	483,05
			CO ₂	0,0908	121.671,27
			H ₂	0,0000	45,06
			H ₂ S	0,0002	242,44
			COS	0,0000	0,97
			N ₂	0,0000	3,85
			H ₂ O	0,5451	730.091,46
			Total	1	1.339.323,16
Total Input		1.706.797,12	Total Output		1.706.797,12

8. Rich Amine Flash Drum (H-214)

Fungsi: Memisahkan fase cair dan gas yang terbentuk akibat penurunan tekanan.



Keterangan aliran:

Aliran <30>: Rich amine dalam fase gas dan cair

Aliran <47>: Komponen yang ter vaporisasi karena penurunan tekanan

Aliran <31>: Rich amine dalam fase cair

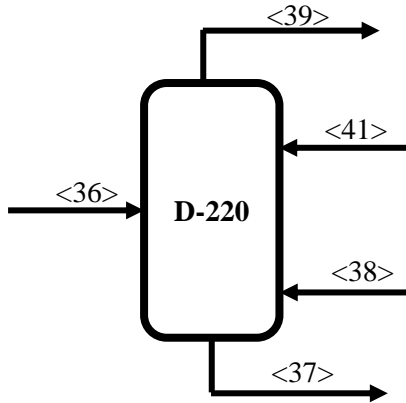
Tabel IV.9 Neraca Massa pada Rich Amine Flash Drum (H-214)

Input			Output		
<30>			<47>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
MDEA	0,3634	486.773,58	MDEA	0,0000	0,02
CH ₄	0,0000	11,47	CH ₄	0,0047	9,52
CO	0,0004	483,05	CO	0,2164	437,16
CO ₂	0,0908	121.671,27	CO ₂	0,7392	1.493,38
H ₂	0,0000	45,06	H ₂	0,0199	40,18

H ₂ S	0,0002	242,44	H ₂ S	0,0004	0,89
COS	0,0000	0,97	COS	0,0000	0,08
N ₂	0,0000	3,85	N ₂	0,0018	3,58
H ₂ O	0,5451	730.091,46	H ₂ O	0,0176	35,58
Total	1	1.339.323,16	Total	1	2.020,40
			Output		
			<31>		
			Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
			MDEA	0,3640	486.773,56
			CH ₄	0,0000	1,95
			CO	0,0000	45,88
			CO ₂	0,0899	120.177,89
			H ₂	0,0000	4,87
			H ₂ S	0,0002	241,54
			COS	0,0000	0,89
			N ₂	0,0000	0,28
			H ₂ O	0,5459	730.055,88
			Total	1	1.337.302,76
			Total Input	1.339.323,16	Total Output

9. Amine Regenerator (D-220)

Fungsi: Memisahkan senyawa *impurities* dari MDEA yang akan disuplai kembali ke kolom absorpsi.



Keterangan aliran:

Aliran <36>: *Rich amine*

Aliran <39>: *Outlet top product dari regenerator*

Aliran <41>: *Reflux dari top product*

Aliran <38>: *Reflux dari bottom product*

Aliran <31>: *Lean amine yang akan menuju reboiler (E-222)*

Tabel IV.10 Neraca Massa pada Amine Regenerator (D-220)

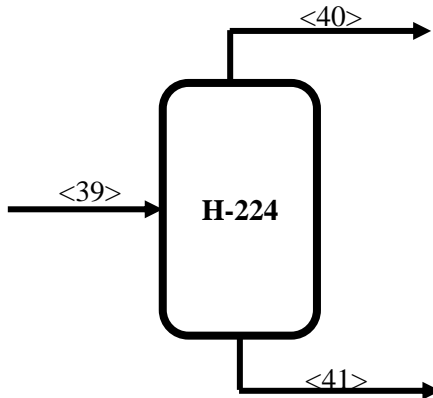
Input			Output		
<36>			<39>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
MDEA	0,3640	486.773,56	MDEA	0,0001	25,17
CH ₄	0,0000	1,95	CH ₄	0,0000	2,00
CO	0,0000	45,88	CO	0,0001	46,13
CO ₂	0,0899	120.177,89	CO ₂	0,4146	157.555,25

H ₂	0,0000	4,87	H ₂	0,0000	4,89
H ₂ S	0,0002	241,54	H ₂ S	0,0007	263,12
COS	0,0000	0,89	COS	0,0000	1,38
N ₂	0,0000	0,28	N ₂	0,0000	0,28
H ₂ O	0,5459	730.055,88	H ₂ O	0,5845	222.104,06
Total	1	1.337.302,76	Total	1	380.002,28
<41>			<37>		
Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
MDEA	0,0001	24,98	MDEA	0,2841	496.801,56
CH ₄	0,0000	0,05	CO ₂	0,0046	7.988,49
CO	0,0000	0,25	H ₂ S	0,0001	177,25
CO ₂	0,1456	37.864,11	H ₂ O	0,7112	1.243.524,61
H ₂	0,0000	0,01	Total	1	1.748.491,91
H ₂ S	0,0004	91,66			
COS	0,0000	0,49			
N ₂	0,0000	0,00			
H ₂ O	0,8540	222.103,73			
Total	1	260.085,27			
<38>					
Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)			
MDEA	0,0189	10.028,19			
CO ₂	0,0141	7.501,74			
H ₂ S	0,0002	107,16			
H ₂ O	0,9668	513.469,06			

Total	1	531.106,15		
Total Input		2.128.494,19	Total Output	2.128.494,19

10. *Reflux Flash Drum (H-224)*

Fungsi: Memisahkan fase gas dan fase cair yang tersisa pada *top product amine regenerator*.



Keterangan aliran:

Aliran <39>: *Top product* dari kolom *regenerator*

Aliran <40>: Dikirim ke pabrik CO₂

Aliran <41>: *Reflux* yang dikembalikan ke kolom *regenerator*

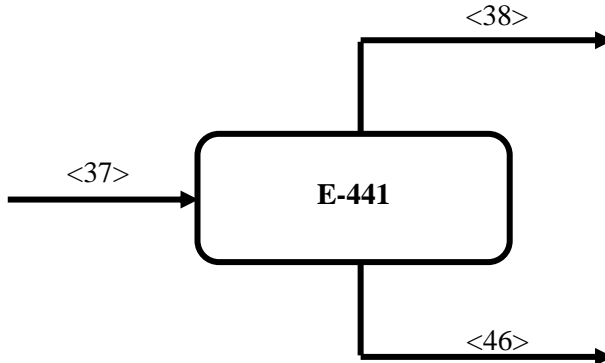
Tabel IV.11 Neraca Massa pada *Reflux Flash Drum (H-224)*

Input			Output		
<39>			<40>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
MDEA	0,0001	25,17	MDEA	0,0000	0,19
CH ₄	0,0000	2,00	CH ₄	0,0000	1,95
CO	0,0001	46,13	CO	0,0004	45,88

CO ₂	0,4146	157.555,25	CO ₂	0,9981	119.691,14
H ₂	0,0000	4,89	H ₂	0,0000	4,88
H ₂ S	0,0007	263,12	H ₂ S	0,0014	171,46
COS	0,0000	1,38	COS	0,0000	0,89
N ₂	0,0000	0,28	N ₂	0,0000	0,28
H ₂ O	0,5845	222.104,06	H ₂ O	0,0000	0,34
Total	1	380.002,28	Total	1	119.917,00
			<41>		
			Komponen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
			MDEA	0,0001	24,98
			CH ₄	0,0000	0,05
			CO	0,0000	0,25
			CO ₂	0,1456	37.864,11
			H ₂	0,0000	0,01
			H ₂ S	0,0004	91,66
			COS	0,0000	0,49
			N ₂	0,0000	0,00
			H ₂ O	0,8540	222.103,73
			Total	1	260.085,27
			Total Input		380.002,28

11. Amine Reboiler (E-411)

Fungsi: Menyuplai panas *steam* ke kolom amine *regenerator*.



Keterangan aliran:

Aliran <37>: *Bottom product* kolom *regenerator* menuju *reboiler*

Aliran <38>: *Reflux* dari *reboiler* menuju ke *regenerator*

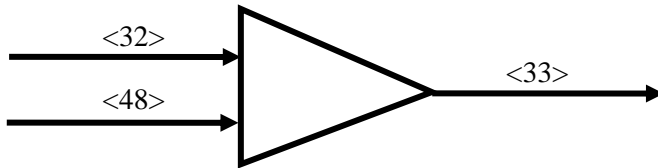
Aliran <46>: *Reboiler* menuju *lean/rich amine heat exchanger*

Tabel IV.12 Neraca Massa pada Amine Reboiler (E-411)

Input			Output		
<37>			<38>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
MDEA	0,2841	496.801,56	MDEA	0,0189	10.028,19
CO ₂	0,0046	7.988,49	CO ₂	0,0141	7.501,74
H ₂ S	0,0001	177,25	H ₂ S	0,0002	107,16
H ₂ O	0,7112	1.243.524,61	H ₂ O	0,9668	513.469,06
Total	1	1.748.491,91	Total	1	531.106,15

		<46>		
		Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
		MDEA	0,4	486.773,37
		CO ₂	0,0	486,75
		H ₂ S	0,0	70,09
		H ₂ O	0,6	730.055,55
		Total	1,0	1.217.385,75
		Total Input	1.748.491,91	Total Output

12. Mixer-2



Keterangan aliran:

Aliran <46>: *Lean* MDEA dari *lean/rich* amine heat exchanger

Aliran <48>: *Make-up* MDEA 0,4% wt

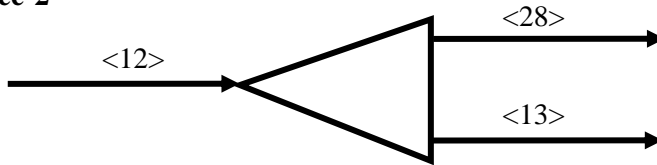
Aliran <32>: MDEA campuran ke pompa amine (L-221A)

Tabel IV.13 Neraca Massa pada Mixer-2

Input			Output		
<32>			<33>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
MDEA	0,3999	486.773,37	MDEA	0,3999	487.606,70
CO ₂	0,0004	486,75	CO ₂	0,0004	486,75

H ₂ S	0,0001	70,09	H ₂ S	0,0001	70,09
H ₂ O	0,5997	730.055,55	H ₂ O	0,5997	731.305,55
Total	1	1.217.385,75	Total	1	1.219.469,09
<48>					
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)			
MDEA	0,4000	833,33			
H ₂ O	0,6000	1.250,00			
Total	1	2.083,33			
Total Input		1.219.469,09			

13. Tee-2



Keterangan aliran:

Aliran <12>: Syngas dengan *acid gas* < 5% mol dari amine *absorber*

Aliran <28>: Syngas yang disuplai ke pabrik SNG dan amonia

Aliran <13>: Syngas untuk produksi DME

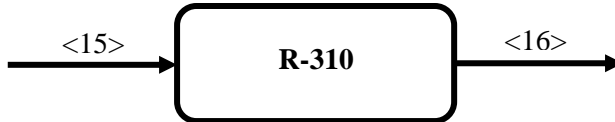
Tabel IV.14 Neraca Massa pada Tee-2

Input			Output		
<12>			<28>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
CH ₄	0,0099	3.641,45	CH ₄	0,0099	1.681,59
CO	0,7980	293.256,69	CO	0,7980	135.423,13
CO ₂	0,1203	44.214,38	CO ₂	0,1203	20.417,63
H ₂	0,0614	22.577,89	H ₂	0,0614	10.426,25
H ₂ S	0,0000	0,00	H ₂ S	0,0000	0,00
COS	0,0000	5,34	COS	0,0000	2,47
N ₂	0,0087	3.185,28	N ₂	0,0087	1.470,93
H ₂ O	0,0016	592,93	H ₂ O	0,0016	273,81
Total	1	367.473,96	Total	1	169.695,81
			<13>		
			Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
			CH ₄	0,0099	1.959,86
			CO	0,7980	157.833,56
			CO ₂	0,1203	23.796,75
			H ₂	0,0614	12.151,64
			H ₂ S	0,0000	-
			COS	0,0000	2,87
			N ₂	0,0087	1.714,35
			H ₂ O	0,0016	319,12

		Total	1	197.778,16
Total Input	367.473,96	Total Output		367.473,96

14. Reaktor Sintesa DME (R-310)

Fungsi: Mensintesa syngas menjadi produk DME.



Keterangan aliran:

Aliran <15>: syngas yang siap menjadi bahan baku DME

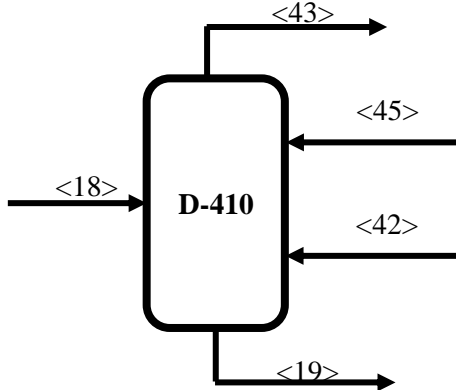
Aliran <16>: DME dalam fase gas

Tabel IV.15 Neraca Massa pada Reaktor Sintesa DME (R-310)

Komp onen	Input <15>	Reaksi		Output <16>	
	<i>Flowrate</i> (kg/jam)	Generasi (kg/jam)	Konsumsi (kg/jam)	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
CH ₄	1.959,86	-	-	0,0099	1.959,86
CO	157.833,56	-	151.520,22	0,0319	6.313,34
CO ₂	23.796,75	79.357,95	-	0,5216	103.154,70
H ₂	12.151,64	-	10.905,21	0,0063	1.246,43
COS	2,87	-	-	0,0000	2,87
N ₂	1.714,35	-	-	0,0087	1.714,35
H ₂ O	319,12	-	-	0,0016	319,12
CH ₃ O CH ₃	-	83.067,48	-	0,4200	83.067,48
Total	197.778,16	162.425,43	162.425,43	1	197.778,16

15. Distilasi CO₂-DME (D-410)

Fungsi: Memisahkan CO₂ dan kandungan *impurities* lain dalam DME.



Keterangan aliran:

Aliran <18>: DME dengan tingkat kemurnian 42% wt

Aliran <43>: aliran keluar top product dari kolom distilasi

Aliran <45>: aliran reflux dari top product

Aliran <42>: aliran reflux dari bottom product

Aliran <19>: aliran DME yang menuju ke reboiler (E-411)

Tabel IV.16 Neraca Massa pada Distilasi CO₂-DME (D-410)

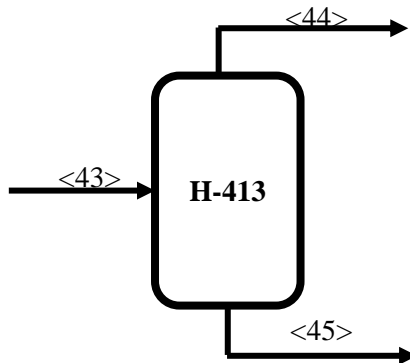
Input			Output		
<18>			<43>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
CH ₄	0,0099	1.959,86	CH ₄	0,0039	3.089,97
CO	0,0319	6.313,34	CO	0,0082	6.424,07
CO ₂	0,5216	103.154,70	CO ₂	0,9725	763.501,87
H ₂	0,0063	1.246,43	H ₂	0,0016	1.262,30

COS	0,0000	2,87	COS	0,0002	119,07
N ₂	0,0087	1.714,35	N ₂	0,0023	1.806,51
H ₂ O	0,0016	319,12	H ₂ O	0,0000	0,00
CH ₃ OC H ₃	0,4200	83.067,48	CH ₃ OC H ₃	0,0113	8.908,52
Total	1	197.778,16	Total	1	785.112,30
<45>			<19>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
CH ₄	0,0017	1.130,11	CH ₄	0,0000	0,00
CO	0,0002	110,72	CO	0,0000	0,00
CO ₂	0,9846	660.347,18	CO ₂	0,0000	0,50
H ₂	0,0000	15,88	H ₂	0,0000	0,00
COS	0,0002	116,52	COS	0,0000	5,32
N ₂	0,0001	92,16	N ₂	0,0000	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00	H ₂ O	0,0005	339,36
CH ₃ OC H ₃	0,0132	8.854,91	CH ₃ OC H ₃	0,9995	690.558,00
Total	1	670.667,48	Total	1	690.903,18
<42>					
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)			
CH ₄	0,0	0,00			
CO	0,0	0,00			
CO ₂	0,0	0,49			

H ₂	0,0	0,00		
COS	0,0	4,99		
N ₂	0,0	0,00		
H ₂ O	0,0	20,24		
CH ₃ OC H ₃	1,0	607.544,12		
Total	1,0	607.569,84		
Total Input		1.476.015,48	Total Output	1.476.015,48

16. *Reflux Flash Drum* Distilasi (H-413)

Fungsi: Memisahkan fase gas dan cair dalam *top product* setelah pendinginan.



Keterangan aliran:

Aliran <43>: aliran keluar dari bagian atas kolom distilasi

Aliran <44>: aliran fase gas yang dikirim sebagai *feed* pabrik CO₂

Aliran <45>: aliran fase cair yang dikembalikan ke kolom distilasi

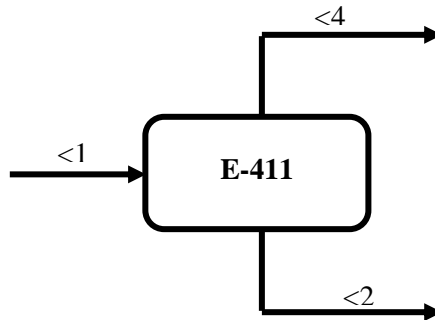
Tabel IV.17 Neraca Massa pada *Reflux Drum* Distilasi (H-413)

Input			Output		
<43>			<44>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
CH ₄	0,0039	3.089,97	CH ₄	0,0171	1.959,86
CO	0,0082	6.424,07	CO	0,0552	6.313,34
CO ₂	0,9725	763.501,87	CO ₂	0,9013	103.154,69
H ₂	0,0016	1.262,30	H ₂	0,0109	1.246,43
COS	0,0002	119,07	COS	0,0000	2,54
N ₂	0,0023	1.806,51	N ₂	0,0150	1.714,35
H ₂ O	0,0000	0,00	H ₂ O	0,0000	-
CH ₃ OC H ₃	0,0113	8.908,52	CH ₃ O CH ₃	0,0005	53,61
Total	1	785.112,30	Total	1	114.444,82
			<45>		
			Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
			CH ₄	0,0017	1.130,11
			CO	0,0002	110,72
			CO ₂	0,9846	660.347,18
			H ₂	0,0000	15,88
			COS	0,0002	116,52
			N ₂	0,0001	92,16
			H ₂ O	0,0000	-

		CH ₃ O CH ₃	0,0132	8.854,91
		Total	1	670.667,48
Total Input	785.112,30	Total Output		785.112,30

17. Reboiler Distilasi (E-411)

Fungsi: Menyuplai panas ke kolom distilasi.



Keterangan aliran:

Aliran <19>: aliran DME dari bagian bawah kolom distilasi

Aliran <42>: aliran reflux ke kolom distilasi

Aliran <20>: aliran DME menuju ke tangki penyimpanan DME

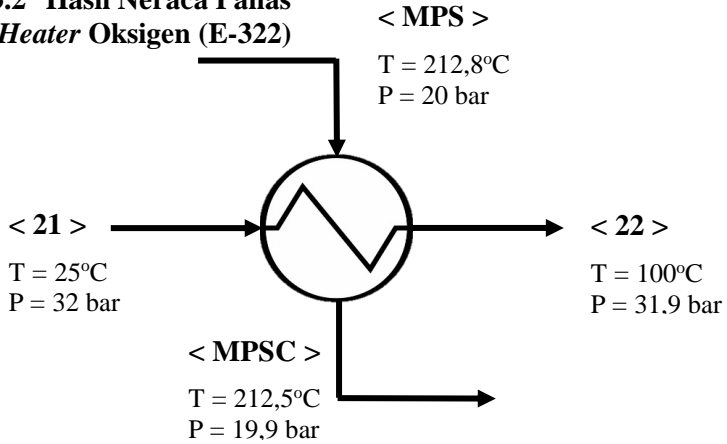
Tabel IV.18 Neraca Massa pada *Reboiler* Distilasi (E-411)

Input			Output		
<19>			<42>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/jam)
CH ₄	0,00	0,00	CH ₄	0,00000	0,00
CO	0,00	0,00	CO ₂	0,00000	0,49
CO ₂	0,00	0,50	COS	0,00001	4,99

H ₂	0,00	0,00	H ₂ O	0,00003	20,24
COS	0,00	5,32	CH ₃ O CH ₃	0,99996	607.544,12
N ₂	0,00	0,00	Total	1	607.569,84
H ₂ O	0,00	339,36	<20>		
CH ₃ OC H ₃	1,00	690.558,00	Kompo nen	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (kg/jam)
Total	1,00	690.903,18			
			CO ₂	0,0000	0,01
			COS	0,0000	0,33
			H ₂ O	0,0038	319,12
			CH ₃ O CH ₃	0,9962	83.013,87
			Total	1	83.333,34
Total Input		690.903,18	Total Output		690.903,18

IV.3.2 Hasil Neraca Panas

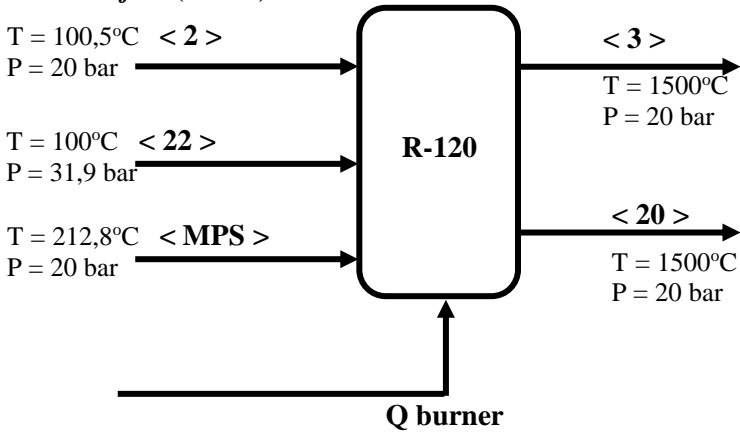
1. Heater Oksigen (E-322)



Tabel IV.19 Neraca Energi Heater Oksigen (E-322)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₂₁	-1.527.703,13	H ₂₂	10.462.902,38
H _{MPS}	-82.010.223,06	H _{MPSC}	-94.000.828,58
Total	-83.537.926,20	Total	-83.537.926,20

2. Gasifier (R-120)



Tabel IV.20 Neraca Energi Gasifier (R-120)

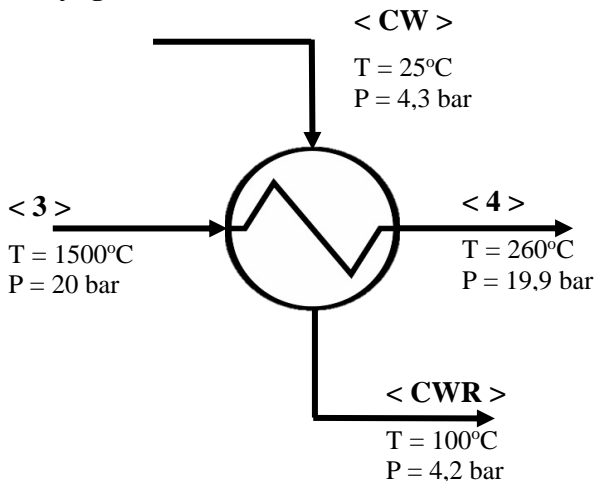
Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₂	98.206.660,85	H ₃	-1.021.681.549,87
H ₂₂	10.462.902,38	H ₂₀	3.399.025,61
H _{MPS}	-2.050.255.576,57		
Q	923.303.506,76		
Total	-1.018.282.506,57	Total	-1.018.282.524,26

$$\Delta H_r = -460.174.896 \text{ kJ/jam} = -4,6 \times 10^8 \text{ kJ/jam}$$

Dengan HHV SNG (*mass basis*) = $5,5 \times 10^4$ kJ/kg

Kebutuhan SNG / *fuel* = 8.344 kg/jam

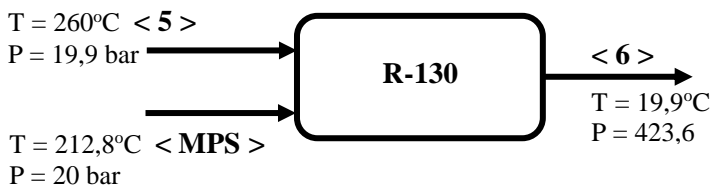
3. Cooler Syngas (E-122)



Tabel IV.21 Neraca Energi Cooler Syngas (E-122)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₃	-1.021.681.549,87	H ₄	-2.411.286.627,70
H _{CW}	-67.834.761.206,03	H _{CWR}	-66.445.156.128,21
Total	-68.856.442.755,90	Total	-68.856.442.755,91

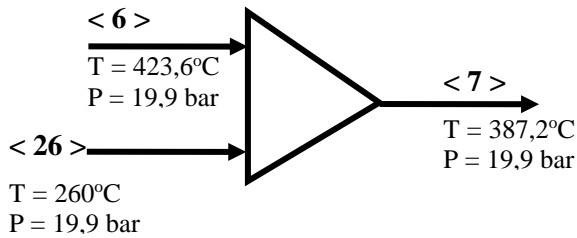
4. Reaktor Water Gas Shift (R-130)



Tabel IV.22 Neraca Energi Reaktor *Water Gas Shift* (R-130)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₅	-1.204.995.399,61	H ₆	-2.025.078.666,58
H _{MPS}	-820.102.230,63		
Total	-2.025.078.666,58	Total	-2.025.078.666,58

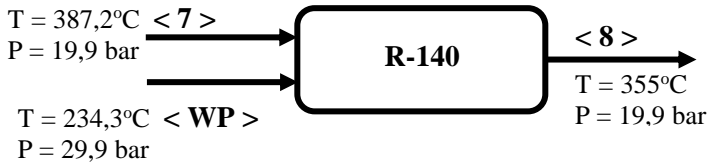
5. Mixer-1



Tabel IV.23 Neraca Energi Mixer-1

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₆	-2.025.078.666,58	H ₇	-2.482.145.887,12
H ₂₆	-457.067.220,54		
Total	-2.482.145.887,12	Total	-2.482.145.887,12

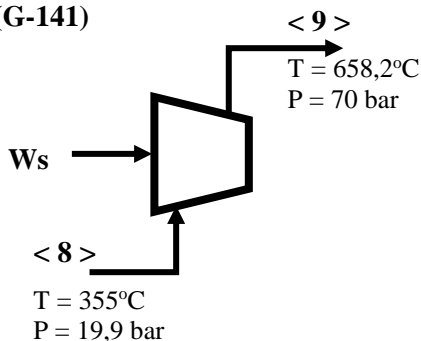
6. Reaktor Hidrolisa COS (R-140)



Tabel IV.24 Neraca Energi Reaktor Hidrolisa COS (R-140)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₇	-2.482.145.887,12	H ₈	-2.679.516.359,26
H _{WP}	-197.383.582,41		
Total	-2.679.516.359,26	Total	-2.679.516.359,26

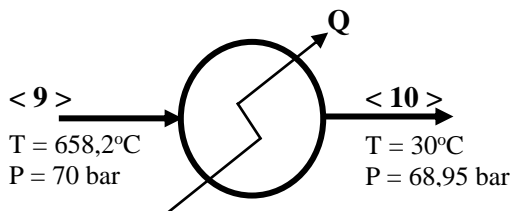
7. Compressor (G-141)



Tabel IV.25 Neraca Energi *Compressor (G-141)*

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₈	-2.679.516.359,26	H ₉	-2.397.743.094,73
W _s	281.773.264,53		
Total	-2.397.743.094,73	Total	-2.397.743.094,73

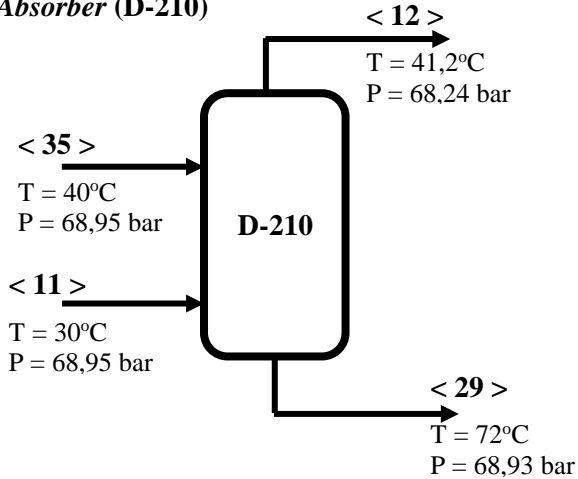
8. Syngas Air-Cooler (E-142)



Tabel IV.26 Neraca Energi Syngas *Air-Cooler* (E-142)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₉	-2.397.743.094,73	H ₁₀	-3.019.847.106,23
		Q	622.104.011,50
Total	-2.397.743.094,73	Total	-2.397.743.094,73

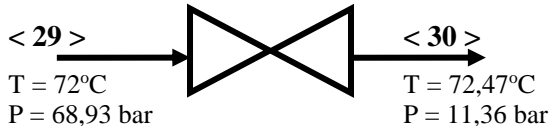
9. Amine Absorber (D-210)



Tabel IV.27 Neraca Energi Amine *Absorber* (D-210)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₁₁	-4.121.178.337,13	H ₁₂	-3.019.847.106,23
H ₃₅	-13.435.872.142,32	H ₂₉	-14.537.203.373,22
Total	-17.557.050.479,45	Total	-17.557.050.479,45

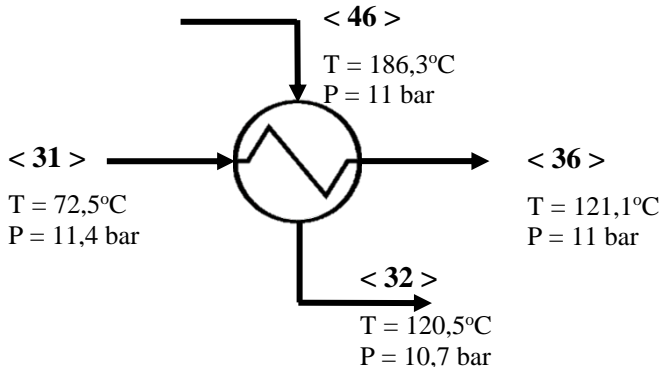
10. Amine JT-Valve (A-213)



Tabel IV.28 Neraca Energi Amine JT-Valve (A-213)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₂₉	-14.537.203.373,22	H ₃₀	-14.537.203.370,30
Total	-14.537.203.373,22	Total	-14.537.203.370,30

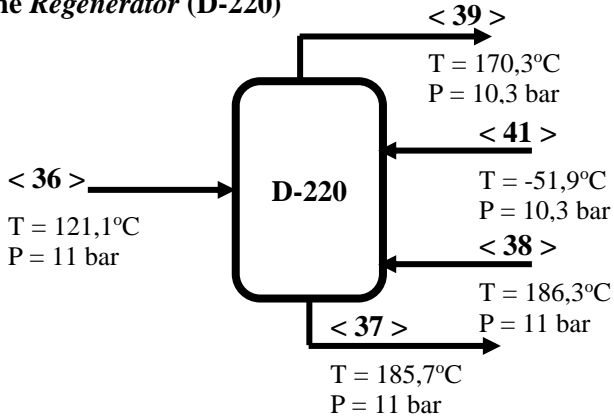
11. Lean/Rich Amine Heat Exchanger (E-215)



Tabel IV.29 Neraca Energi *Lean/Rich* Amine Heat Exchanger (E-215)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₃₁	-14.521.707.024,44	H ₃₆	-14.195.474.793,69
H ₄₆	-12.766.531.377,40	H ₃₂	-13.092.763.608,12
Total	-27.288.238.401,84	Total	-27.288.238.401,81

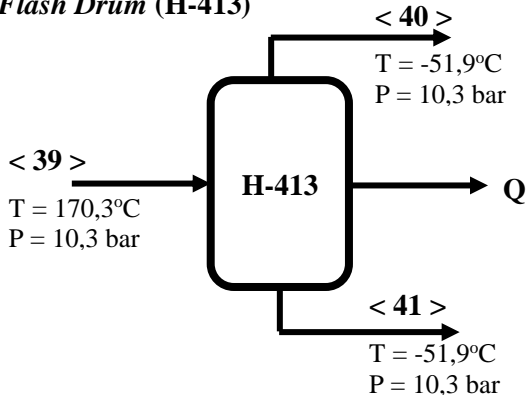
12. Amine Regenerator (D-220)



Tabel IV.30 Neraca Energi Amine Regenerator (D-220)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₃₆	-14.195.474.793,69	H ₃₉	-4.315.924.222,84
H ₃₈	-6.847.286.407,93	H ₃₇	-20.664.909.260,14
H ₄₁	-3.938.280.601,78		
Total	-24.980.833.482,98	Total	-24.980.833.482,98

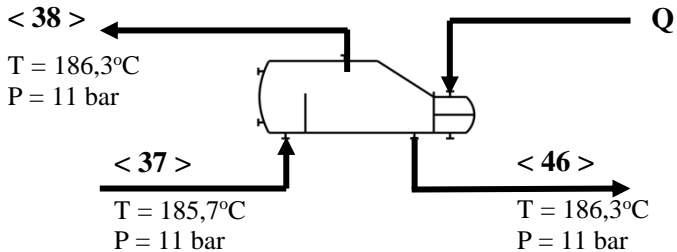
13. Reflux Flash Drum (H-413)



Tabel IV.31 Neraca Energi *Reflux Flash Drum* (H-413)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₃₉	-4.315.924.222,84	H ₄₀	-1.080.047.260,21
		H ₄₁	-3.938.280.601,78
		Q	702.402.246,35
Total	-4.315.924.222,84	Total	-4.315.925.615,64

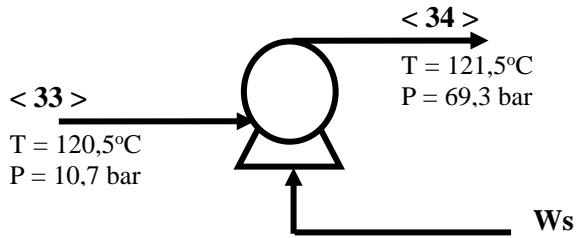
14. Amine Reboiler (E-222)



Tabel IV.32 Neraca Energi *Amine Reboiler* (E-222)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₃₇	-20.664.909.260,14	H ₃₈	-6.847.286.407,93
Q	1.051.091.474,81	H ₄₆	-12.766.531.377,40
Total	-19.613.817.785,33	Total	-19.613.817.785,33

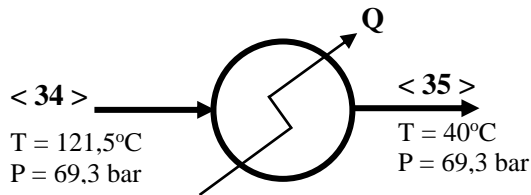
15. Pompa Amine (L-221A)



Tabel IV.33 Neraca Energi Pompa Amine (L-221A)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₃₃	-13.115.169.840,62	H ₃₄	-13.105.355.296,32
Ws	9.814.544,31		
Total	-13.105.355.296,31	Total	-13.105.355.296,32

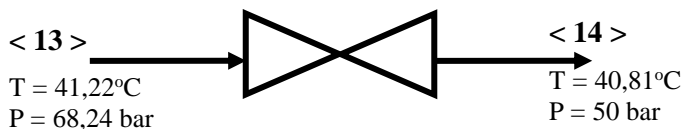
16. Amine Cooler (E-216)



Tabel IV.34 Neraca Energi Amine Cooler (E-216)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₃₄	-13.105.355.296,32	H ₃₅	-13.462.346.700,33
		Q	356.991.404,01
Total	-13.105.355.296,32	Total	-13.105.355.296,32

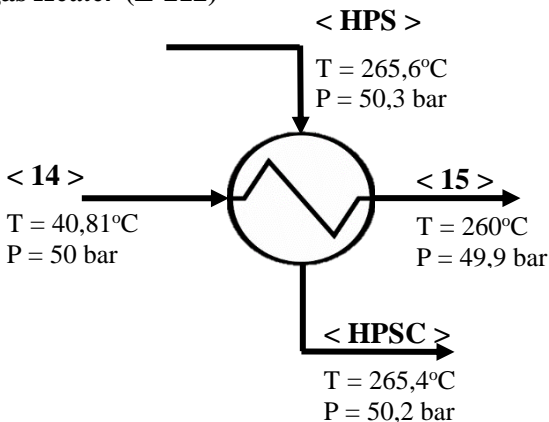
17. Syngas JT-Valve (A-211)



Tabel IV.35 Neraca Energi Syngas JT-Valve (A-211)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₁₃	-843.758.370,78	H ₁₄	-843.758.370,78
Total	-843.758.370,78	Total	-843.758.370,78

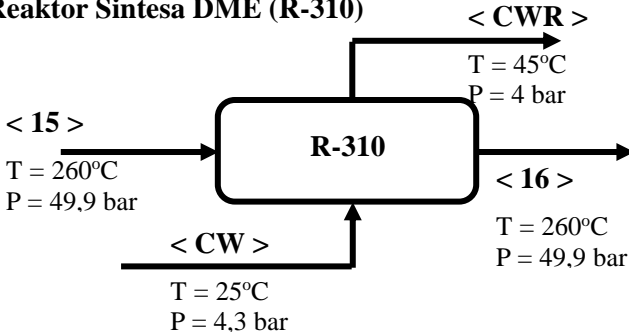
18. Syngas Heater (E-212)



Tabel IV.36 Neraca Energi Syngas Heater (E-212)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₁₄	-843.758.370,78	H ₁₅	-762.733.977,12
H _{HPS}	-637.054.508,66	H _{HPSC}	-718.078.902,32
Total	-1.480.812.879,44	Total	-1.480.812.879,44

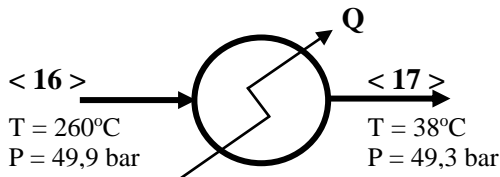
19. Reaktor Sintesa DME (R-310)



Tabel IV.37 Neraca Energi Reaktor Sintesa DME (R-310)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₁₅	-762.733.977,12	H ₁₆	-1.228.201.735,14
H _{CW}	-85.739.396.367,41	H _{CWR}	-85.273.928.609,38
Total	-86.502.130.344,53	Total	-86.502.130.344,53

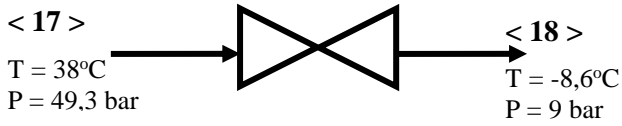
20. DME Cooler (E-311)



Tabel IV.38 Neraca Energi DME Cooler (E-311)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₁₆	-1.228.201.735,14	H ₁₇	-1.328.621.017,45
		Q	100.419.282,31
Total	-1.228.201.735,14	Total	-1.228.201.735,14

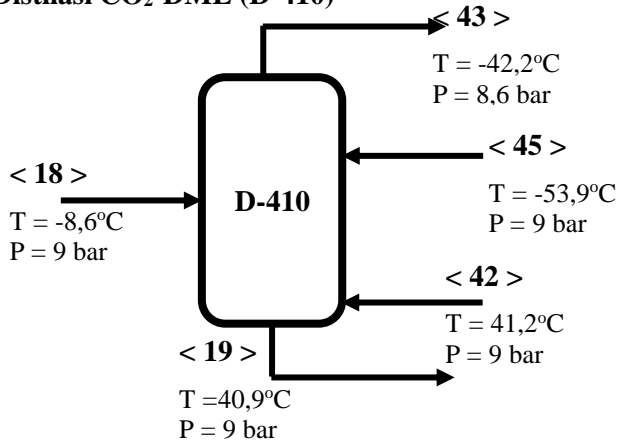
21. DME JT-Valve (A-312)



Tabel IV.39 Neraca Energi DME JT-Valve (A-312)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₁₇	-1.328.621.017,45	H ₁₈	-1.328.621.017,45
Total	-1.328.621.017,45	Total	-1.328.621.017,45

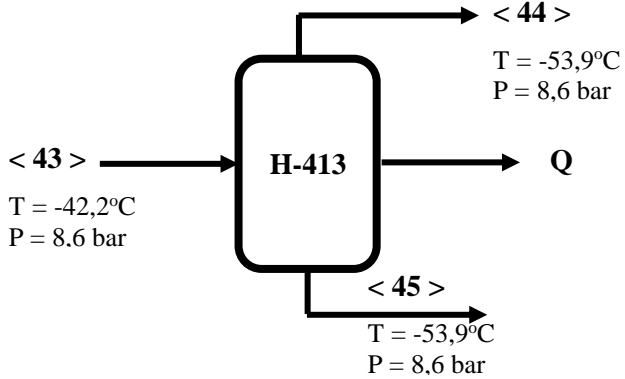
22. Kolom Distilasi CO₂-DME (D-410)



Tabel IV.40 Neraca Energi Kolom Distilasi CO₂-DME (D-410)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₁₈	-1.328.621.017,45	H ₄₃	-6.953.674.872,68
H ₄₅	-6.239.165.285,32	H ₁₉	-3.029.126.338,88
H ₄₂	-2.415.014.908,79		
Total	-9.982.801.211,56	Total	-9.982.801.211,56

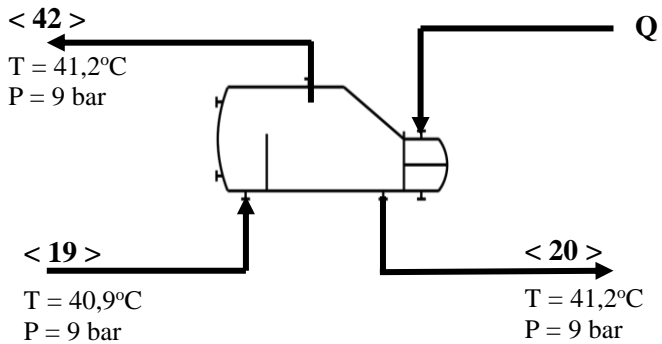
23. Reflux Flash Drum Distilasi (H-413)



Tabel IV.41 Neraca Energi Reflux Flash Drum Distilasi (H-413)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₄₃	-6.953.674.872,68	H ₄₄	-966.520.070,33
		H ₄₅	-6.239.165.285,32
		Q	252.010.482,97
Total	-6.953.674.872,68	Total	-6.953.674.872,68

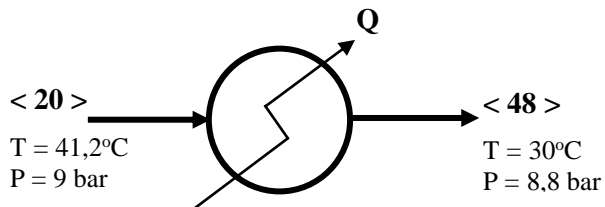
24. Reboiler Distilasi (E-411)



Tabel IV.42 Neraca Energi *Reboiler* Distilasi (E-411)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₁₉	-3.029.126.338,88	H ₄₂	-2.415.014.908,79
Q	245.659.901,66	H ₂₀	-368.450.951,50
Total	-2.783.466.437,22	Total	-2.783.465.860,29

25. Sales DME Cooler (E-416)



Tabel IV.43 Neraca Energi *Sales DME Cooler* (E-416)

Input (kJ)		Output (kJ)	
H ₂₀	-368.450.951,50	H ₄₈	-370.795.014,69
		Q	2.344.063,19
Total	-368.450.951,50	Total	-368.450.951,50

BAB V HARGA DAN SPESIFIKASI ALAT

1. Feed Stock Open Yard

Spesifikasi	Keterangan	
No Kode	F-110	
Fungsi	Menyimpan batubara	
Volume	104.651	m ³
Kapasitas	7.500.000	Kg
Tipe	Pile Open Yard	
Waktu Penyimpanan	15 hari	
Panjang	40 m	
Lebar	100 m	

2. Scrapper Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No Kode	J-112
Fungsi	Mengangkut batubara dari feedstock open yard ke bucket elevator
Kapasitas	312,5 ton/jam
Tipe	<i>Throught belt on 20° idlers</i>
Lebar Belt	1,06 m
Kecepatan <i>belt</i> normal	2,03 m/s
Kecepatan <i>belt</i> maksimal	3,05 m/s
Kapasitas maksimal	330 ton/jam

Spesifikasi	Keterangan
<i>Power</i> motor	1700 Watt/30,48 m
Kemiringan	20°
Jumlah	1
Harga	Rp 734.956.061,48

3. Belt Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No Kode	J-113
Fungsi	Mengangkut serbuk batubara dari scrapper conveyor yard ke hammer mill
Kapasitas	312,5 ton/jam
Tipe	<i>Throught belt on 20° idlers</i>
Lebar Belt	1,06 m
Kecepatan <i>belt</i> normal	2,03 m/s
Kecepatan <i>belt</i> maksimal	3,05 m/s
Kapasitas maksimal	330 ton/jam
<i>Power</i> motor	1700 Watt/30,48 m
Kemiringan	20°
Jumlah	1
Harga	Rp 344.241.714,98

4. Hammer Mill

Spesifikasi	Keterangan
Kode	C-114
Fungsi	Memperkecil ukuran batubara
Jumlah	1 buah
Kapasitas	312.5 ton/jam
Tipe	<i>Reversible Hammer Mill No. 815</i>
Dimensi alat	1,2 x 2,3 m
Ukuran <i>feed</i> maksimal	0,254 m
Ukuran Produk	0,0001 m
Kecepatan maksimal	900 rpm
Kapasitas maksimal	330-400 ton/jam
<i>Power</i> motor	900-1200 hp
Harga	Rp 912.240.544,70

5. Screen

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-115
Fungsi	Memisahkan batubara yang <i>on size</i> dengan batubara yang <i>over size</i>
Tipe	<i>High-speed vibrating screen tyler</i> ukuran 150 mesh
Kapasitas	312,5 ton/jam
Diameter kawat (nominal)	0,064 mm
Bukaan	0,105 mm
Desain <i>Sieve</i>	150 mikron (0,00015 m)
Luas	933,91 m ²

Jumlah (unit)	1
Harga	Rp 203.102.611,84

6. Bucket Elevator

Spesifikasi	Keterangan
No Kode	J-116
Fungsi	Mengangkut serbuk batubara yang terlalu besar dan tidak lolos screen ke belt conveyor
Kapasitas	31,25 ton/jam
Tipe	<i>Continuous bucket elevator</i>
Ukuran Bucket	0,254 x 0,152 x 0,159 m
Bucket Spacing	0,4 m
Kecepatan bucket	1,14 m/s
Tinggi Elevator	7,62 m
Lebar belt	0,28 m
<i>Power motor</i>	3 hp
Jumlah	1
Harga	Rp 234.084.366,19

7. Screw Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-117
Fungsi	Mengangkut batubara dari bucket elevator ke bin pulverized coal

Jumlah	1 buah
Kapasitas	312,5 ton/jam
Tipe	<i>Loading of material in trough class I-45% full</i>
Diameter Conveyor	0,51 m
Panjang	30,5 ft
Ukuran batubara maksimal	0,09 m
Kecepatan maksimal	105 rpm
Harga	Rp 860.604.287,45

8. Bin Pulverized Coal

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F -118
Fungsi	Menampung batubara sebelum masuk gasifier
Bahan Kostruksi	carbon steel SA 212 B
Kapasitas	134 m ³
Diameter bag. Atas	3,05 m
Diameter bag. Bawah	1,83 m
Tinggi silinder	18,7 m
Tebal shell	0,016 m
Tinggi conical	7,3 m
Tebal tutup bawah	0,016 m
Jumlah	1
Harga	Rp 564.556.412,57

9. Screw Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-119
Fungsi	Mengangkut batubara dari bin pulverized coal ke gasifier
Jumlah	1 buah
Kapasitas	312,5 ton/jam
Tipe	<i>Loading of material in trough class I-45% full</i>
Diameter Conveyor	0,51 m
Panjang	30,5 m
Ukuran batubara maksimal	1,1 m
Kecepatan maksimal	105 rpm
Harga	Rp 860.604.287,45

10. Gasifier

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-210
Fungsi	Merubah batubara menjadi <i>syngas</i>
Jumlah	1 buah
Bahan	<i>Nickel</i> memiliki tipe <i>Hastelloy C-22</i>
Kapasitas	67,29 m ³
Tipe	<i>Fixed Bed Gasifier</i> dengan aliran <i>downdraft</i>
Diameter <i>feed</i>	100 mikron
Dimensi Alat sebelum Diisolasi	
Diameter dalam	3,93 m
Diameter luar	3,96 m
Tinggi silinder	5,9 m

Tebal silinder	0,01 m
Tebal tutup atas	0,01 m
Tebal tutup bawah	0,02 m
Tinggi <i>Gasifier</i>	5,9 m
Dimensi Alat sebelum Diisolasi	
Diameter dalam	4,4 m
Diameter luar	4,6 m
Tebal <i>dense refractory</i> (t_d)	0,06 m
Tebal <i>insulating refractory</i> (t_i)	0,0089 m
Tebal <i>steel shell</i> (t_s)	0,0112 m
Harga	Rp 17.212.085.749,00

11. Oxygen Heater

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-121			
Fungsi	Mengkondisikan oksigen yang akan dimasukkan ke gasifier			
Ketentuan	Shell and Tube 2-4 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 19	=	25	°C
	Steam	=	218,5	°C
Suhu keluar	Arus 20	=	100	°C
	Steam	=	212,5	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,002	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	Psi
	ΔP Gas	<	5	Psi

Shell	ID	=	0,64	m
	Baffle	=	0,13	m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	8,209	Psi
Tube	OD	=	0,02	m
	ID	=	0,015	m
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,25	in triangular
	Panjang	=	6,1	m
	Jumlah	=	256	
	Passes	=	4	
	ΔP	=	1,420	psi
Rd	0,00397			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	93,4			m ²
Jumlah	1			buah
Harga	Rp 870.931.538,90			

12. Syngas Cooler

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-212			
Fungsi	Mengkondisikan <i>feed syngas</i> yang akan dimasukkan ke <i>desulfurizer</i>			
Ketentuan	Shell and Tube 1-1 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 6	=	250	°C
	CWS	=	25,0	°C

Suhu keluar	Arus 57	=	50	°C
	CWS	=	45	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,002	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	Psi
	ΔP Gas	<	5	Psi
Shell	ID	=	0,89	m
	Baffle	=	0,18	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,395	Psi
Tube	OD	=	0,038	m
	ID	=	0,036	m
	BWG	=	13	
	Pitch	=	1,8750	in triangular
	Panjang	=	6,1	m
	Jumlah	=	246	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2,420	psi
Rd			0,00691	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area			179,4	m ²
Jumlah			3	buah
Harga	Rp 1.315.003.351,22			

13. Open Yard Slag

Spesifikasi	Keterangan	
No Kode	F-123	
Fungsi	Menyimpan slag dari proses gasifikasi	
Volume	4.183	m ³
Kapasitas	371.625	kg
Tipe	Pile Open Yard	
Waktu Penyimpanan	30 hari	
Panjang	13,68 m	
Lebar	34,19 m	

14. Water Gas Shift Reactor

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	R-130	
Fungsi	Mengkonversi CO dan H ₂ O menjadi CO ₂ dan H ₂	
Tipe	Fixed Bed Reactor	
Kapasitas	16,3 m ³	
Bahan konstruksi	Plate steels SA-167 Grade 11-316	
Waktu tinggal	30 s	
Tipe sambungan	Double welded butt joint	
Jenis tutup	Standard Dished head	
ID shell	2,54 m	
OD shell	2,59 m	
Tinggi shell	3,81 m	

Tebal shell	0,025 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
Jumlah	1 buah
Harga	Rp 1.302.954.891,20

15. COS Hydrolysis Reactor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R – 130
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi COS dengan H ₂ O menjadi H ₂ S
Tipe	Fixed bed reaktor
Volume	21,6 m ³
Diameter	2,6 m
Tinggi	3,9 m
Tebal silinder	0,03 m
Bentuk tutup atas	Eliptical dish head
Tebal tutup atas	0,006 m
Bentuk tutup bawah	Eliptical dish head
Tebal tutup bawah	0,006 m
Bahan konstruksi	SA-182 grade F-310
Jumlah	1 buah
Harga	Rp 1.857.184.052,32

16. Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-141
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran feed flue gas
Jumlah Stage	1
Bahan	Carbon Steel
Kondisi Operasi	$P_{suctio} = 198 \text{ kPa}$ $T_{suctio} = 35 \text{ }^\circ\text{C}$ $P_{discharge} = 700 \text{ kPa}$ $T_{discharge} = 65 \text{ }^\circ\text{C}$ $P_{suctio} = 198 \text{ kPa}$ $T_{suctio} = 35 \text{ }^\circ\text{C}$ $P_{discharge} = 700 \text{ kPa}$ $T_{discharge} = 65 \text{ }^\circ\text{C}$
Kapasitas (kg/jam)	511.738
Rasio Kompresi	3,54
Efisiensi	78,34%
Power (Hp)	695,75
Harga	Rp 860.604.287,45

17. Air Cooler

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-142
Type	Induced Draft
Fungsi	Mendinginkan udara keluaran kompresor
N (number of row)	6
Nt(number of tube)	282
L(length of tube)	12,2 m
Diameter Fan	1,34 m
Power (Hp)	32

Jumlah Fan	5
Kapasitas (lb/h)	1.128.177,7
Rate Udara (lb/h)	14.014.638,7
Bahan Tube	Carbon Steel
Bahan Header	Carbon Steel
Fintube OD (inch)	1
Tube Pitch (inch)	2
Harga	Rp 774.543.858,70

18. Flash Drum

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-143			
Fungsi	Memisahkan syngas dengan air yang terkandung di dalamnya			
Kapasitas	32.886	ft ³	931	m ³
Bahan Kontrusi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	12,7376	ft	3,8824	m
Diameter Tangki	5,9340	ft	1,8087	m
Jenis Tutup Kiri	Standard Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standard Dished Head			
Panjang Tutup Kiri	1,0029	ft	0,3057	m

Panjang Tutup Kanan	1,0029	ft	0,3057	m
Tebal Tutup	4,83	in	0,1227	m
Tebal Shell	3	in	0,0762	m
ID Shell	71,2086	in	1,8087	m
OD Shell	78	in	1,9812	m
Harga	Rp 2.975.969.626,00			

19. Kolom Absorber

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	D-210	
Fungsi	Mengabsorpsi H ₂ S dan CO ₂ dengan solvent MDEA 40% wt	
Tipe	Sieve Tray	
Tekanan Operasi	69	bar
Suhu Operasi	30	°C
Diameter Kolom	1,34	m
Tinggi Kolom	16,2	m
Tebal Silinder Kolom	0,013	m
Tebal Tutup	0,05	m
Tinggi Tutup Atas	0,24	m
Tinggi Tutup Bawah	0,24	m
Weir Height	2	m
Jumlah Tray	11	
Bahan Konstruksi	SA 283 Grade B	
Jumlah	1 buah	
Kapasitas	465,50	gpm
Harga	Rp 55.078.674.396,80	

20. Feed DME Reactor Heater

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-212			
Fungsi	Mengkondisikan feed liquid yang akan dimasukkan ke Reaktor DME			
Ketentuan	Shell and Tube 2-4 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 4	=	265,6	°C
	Arus 10	=	40,8	°C
Suhu keluar	Arus 5	=	265,4	°C
	Arus 15	=	260	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,002	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	5	psi
Shell	ID	=	0,84	m
	Baffle	=	0,17	m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,000	psi
Tube	OD	=	0,025	m
	ID	=	0,021	m
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,25	in triangular
	Panjang	=	6,1	m
	Jumlah	=	486	
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0,925	psi

Rd	0,04181	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	354,4	m ²
Jumlah	4	buah
Harga	Rp 1.437.209.160,04	

21. Heat Exchanger Amine Regeneration

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-215			
Fungsi	Mengkondisikan Lean Amine yang akan diregenerasi menjadi Rich Amine			
Ketentuan	Shell and Tube 2-4 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 31	=	72,5	°C
	Arus 46	=	186,3	°C
Suhu keluar	Arus 36	=	121	°C
	Arus 33	=	120,5	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,002	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	5	psi
Shell	ID	=	1	m
	Baffle	=	0,2	m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	2,009	psi
Tube	OD	=	0,025	m
	ID	=	0,015	m
	BWG	=	14	

	Pitch	=	1,25	in triangular
	Panjang	=	6,1	M
	Jumlah	=	700	
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0,006	psi
Rd	0,02029			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	255,3			m ²
Jumlah	4			buah
Harga	Rp 1.463.027.288,66			

22. Amine Regenerator

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-220	
Fungsi	Memisahkan H ₂ O dari MDEA, CO ₂ dan gas lainnya	
Tipe	Parsial Kondensor, Total Reboiler	
Kapasitas	32,3	m ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	4,6	m
Tray spacing	0,61	m
Active area	13,3	m ²
Hole area	0,3	m ²
Downcomer area	1,5	m ²

Active/tower area	74	%
Hole spacing	0,05	m
Weir length	3,35	m
Weir height	0,05	m
Downcomer clearance	0,025	m
Number of tray	9	
Tinggi Kolom	11,3	m
Tebal Shell	0,04	m
Harga	Rp 1.893.329.432,39	

23. Reflux Pump D-220

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	L-221B	
Fungsi	Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-220	
Tipe	Centrifugal	
Kapasitas	0,071 m ³ /s	
Material case	Cast iron	
Material rotor	Carbon steel	
Suction pressure	860	kPa
Discharge pressure	900	kPa
Beda ketinggian	9,1 m	
Ukuran pipa	12 in Sch 40 (0,3 m)	
Power pompa	60 hp	

Jumlah	1 buah
Harga	Rp 206.545.028,99

24. Reboiler D-220

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-222			
Fungsi	Memanaskan bottom product kolom distilasi			
Ketentuan	Shell and Tube 2-4 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Steam	=	212,8	°C
	Arus 37	=	185,7	°C
Suhu keluar	Steam	=	200	°C
	Arus 38	=	186	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,002	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	Psi
	ΔP Gas	<	5	psi
Shell	ID	=	0,64	m
	Baffle	=	0,13	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,087	psi
Tube	OD	=	0,038	m
	ID	=	0,036	m
	BWG	=	13	
	Pitch	=	1,875	in triangular
	Panjang	=	6,1	m
	Jumlah	=	110	

	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,263	psi
Rd			0,18078	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area			80,2	m ²
Jumlah			4	buah
Harga	Rp 2.409.692.004,86			

25. Condenser D-220

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-223			
Fungsi	Mendingingan top product hingga suhu -59			
Ketentuan	Shell and Tube 1-2 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Ethylene	=	-91,5	°C
	Arus 39	=	170,3	°C
Suhu keluar	Ethylene	=	-90	°C
	Arus 40	=	-38	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	5	psi
Shell	ID	=	0,2	m
	Baffle	=	0,04	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,052	psi
Tube	OD	=	0,02	m

	ID	=	0,016	m
	BWG	=	16	
	Pitch	=	1	in square
	Panjang	=	4,88	m
	Jumlah	=	26	
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,559	psi
Rd	0,09545			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	15,2			m ²
Jumlah	3			buah
Harga	Rp 774.543.858,70			

26. DME Reactor

No. Kode	R-310
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi pembentukan DME
Tipe	Slurry Bed Reactor
Tekanan	50 bar
Suhu	260 °C
Diameter	2,6 m
Tinggi	20,4 m
Tebal silinder	0,06 m
Tipe Tutup Atas	Elliptical Dish Head
Tebal t_a	0,064 m
Tipe Tutup Bawah	Elliptical Dish Head
Tebal t_b	0,064 m
Bahan konstruksi	SA-240 Grade M
Harga	Rp 96.387.680.194,40

27. DME Air Cooler

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-311
Type	Induced Draft
Fungsi	Mendinginkan udara keluaran kompresor
N (number of row)	6
Nt (number of tube)	300,6
L(length of tube)	12,2 m
Diameter Fan	1,34 m
Power (Hp)	6
Jumlah Fan	2
Kapasitas (ton/h)	218
Rate Udara (ton/h)	2.986
Bahan Tube	Carbon Steel
Bahan Header	Carbon Steel
Fintube OD (m)	0,025
Tube Pitch (m)	0,051
Harga	Rp 774.543.858,70

28. Kolom Distilasi DME-CO₂

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-410	
Fungsi	Untuk memisahkan DME dari CO ₂ dengan kemurnian 99.6%	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	19,88	m ³
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	

Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	4,6	m
Tray spacing	0,61	m
Active area	13,3	m ²
Hole area	0,3	m ²
Downcomer area	1,5	m ²
Active/tower area	74	%
Hole spacing	0,05	m
Weir length	3,35	m
Weir height	0,05	m
Downcomer clearance	0,025	m
Number of tray	10	
Tinggi Kolom	9,6	m
Tebal Shell	0,035	m
Harga	Rp 49.054.444.384,65	

29. Reboiler D-410

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-411			
Fungsi	Memanaskan Bottom product kolom distilasi			
Ketentuan	Shell and Tube 2-4 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Steam	=	212,8	°C

	Arus 19	=	40,8	°C
Suhu keluar	Steam	=	212,8	°C
	Arus 42	=	41	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,002	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	Psi
	ΔP Gas	<	5	Psi
Shell	ID	=	0,2	m
	Baffle	=	0,04	m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	7,259	Psi
Tube	OD	=	0,038	In
	ID	=	0,035	In
	BWG	=	13	
	Pitch	=	1,875	in triangular
	Panjang	=	6,1	m
	Jumlah	=	21	
	Passes	=	4	
	ΔP	=	3,169	Psi
Rd	0,14122			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	15,3			m ²
Jumlah	4			Buah
Harga	Rp 2.581.812.862,35			

30. Condenser D-410

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-412			
Fungsi	Mendingingan top product hingga suhu -54			
Ketentuan	Shell and Tube 2-4 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Ethylene	=	-91,5	°C
	Arus 43	=	-42,2	°C
Suhu keluar	Ethylene	=	-90	°C
	Arus 44	=	-54	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	Psi
	ΔP Gas	<	5	Psi
Shell	ID	=	0,94	m
	Baffle	=	0,19	m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	1,599	Psi
Tube	OD	=	0,02	m
	ID	=	0,016	m
	BWG	=	16	
	Pitch	=	1,0000	in triangular
	Panjang	=	4,88	m
	Jumlah	=	886	
	Passes	=	4	
	ΔP	=	1,743	Psi
Rd	0,00562			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)

Luas area	516,9	m ²
Jumlah	3	Buah
Harga	Rp 1.721.208.574,90	

31. Flash Drum D-410

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-413			
Fungsi	Memisahkan gas-gas yang masih terkandung di dalam kondenser			
Kapasitas	34.507,92	ft ³	977,16	m ³
Bahan Kontrusi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	129,45	ft	39,46	m
Diameter Tangki	3,88	ft	1,18	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Kiri	0,66	ft	0,20	m
Panjang Tutup Kanan	0,66	ft	0,20	m
Tebal Tutup	0,71	in	0,02	m
Tebal Shell	3,00	in	0,08	m
ID Shell	46,56	in	1,18	m
OD Shell	78,00	in	1,98	m
Harga	Rp 2.581.812.862,35			

32. Pompa Reflux D-420

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	L-414	
Fungsi	Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-410	
Tipe	Centrifugal	
Kapasitas	2.139	Gpm
Material case	Cast iron	
Material rotor	Carbon steel	
Suction pressure	860	kPa
Discharge pressure	900	kPa
Beda ketinggian	7,9 m	
Ukuran pipa	16 in Sch 40	
Power pompa	150 hp	
Jumlah	1 buah	
Harga	Rp 1.463.027.288,66	

33. DME Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-415
Fungsi	Menyimpan produk DME
Tipe	<i>Spherical tank</i>
Suhu	41,2 °C
Tekanan	9 bar

Kapasitas Tanki	1.747 m ³ per tank
Volume DME	1.572 m ³ per tank
Diameter bejana	14,94 m
Tebal bejana	0,025 m
Bahan konstruksi	<i>High Alloy Steel SA-240 Grade B</i>
Jumlah (unit)	2
Harga	Rp 16.351.481.461,55

34. DME Air Cooler

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-416
Type	Induced Draft
Fungsi	Mendinginkan DME keluaran kolom distilasi
N (number of row)	6
Nt(number of tube)	297,6
L(length of tube)	40 ft
Diameter Fan	4.4 ft
Power (Hp)	1
Jumlah Fan	1,00
Kapasitas (lb/h)	183.729,8
Rate Udara (lb/h)	2.956.870,2
Bahan Tube	Carbon Steel
Bahan Header	Carbon Steel
Fintube OD (inch)	1
Tube Pitch (inch)	2

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter kelayakan pendirian suatu pabrik. Dalam menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain IRR (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*), dan BEP (*Break Even Point*).

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

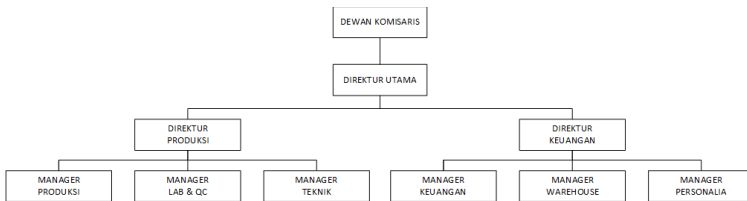
Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik DME dari batubara adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal tersebut ditentukan karena beberapa pertimbangan sebagai berikut.

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

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

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

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



Gambar VI.1 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi tersebut adalah sebagai berikut.

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung dan terbatas sesuai dengan besarnya saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi milik pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan modal paling sedikit 1 tahun. Kekuasaan tertinggi terletak ditangan pemegang saham dan merekalah yang memilih serta menentukan direktur.

2. Dewan Komisaris

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

Tugas Dewan Komisaris adalah:

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

3. Direktur Utama

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

Tugas Direktur Utama adalah:

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana, dan cara melaksanakannya
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan
- 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

4. Direktur Produksi

Direktur produksi yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan. Dalam hal tersebut, Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Manager Quality yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Produksi adalah:

- Membantu direktur 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 mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Produksi adalah:

- Bagian produksi bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi yang terdiri dari supervisor, foreman dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas Manager Laboratorium & Quality Control (QC) adalah:

- Bagian Lab & QC bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas 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.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian Lab & QC.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas Manager Teknik adalah:

- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Membantu dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian teknik.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

5. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan administrasi perusahaan. Dalam hal tersebut Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan, Manager Personalia, dan Manager Warehouse yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Keuangan adalah:

- Membantu direktur 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.

Tugas Manager Keuangan adalah:

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak, dan pembukuan perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan.

Tugas Manager Warehouse adalah:

- Bagian tersebut bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian.
- Bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau serta mendapatkan keuntungan yang optimum.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan

Tugas Manager Personalia adalah:

- Bagian ini bertugas di bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan.
- Memberikan bantuan kepada Direktur dalam masalah-masalah kepegawaian antara lain penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi DME dari batubara diuraikan sebagai berikut.

Tabel VI.1 Daftar Kebutuhan Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
		karyawan
1	Dewan Komisaris	3
2	Direktur Utama	1
3	Direktur Produksi & Keuangan	2
4	Kepala Divisi (bagian)	7
5	Manager	4
6	Supervisor	6
7	Foreman	12
8	Operator	
	a.Lulusan D-3	12
	b.Lulusan SMU	20
9	Dokter	1
11	Perawat	2
12	Sekuriti	10
13	Karyawan Kebersihan	10
14	Supir	8
Total		124

Pabrik DME dari batubara menggunakan basis 330 hari kerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan sistem *shift* karyawan. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut.

Shift I : 07.00 – 15.00
Shift II : 15.00 – 23.00
Shift III : 23.00 – 07.00

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

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

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

Untuk pekerja non-*shift* pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut:

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00
 Istirahat : 12.00 – 13.00
 Jumat : 08.00 – 16.30
 Istirahat : 11.30 – 13.00

VI.2 Utilitas

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

1. Air

Berfungsi sebagai sanitasi, air umpan boiler dan air pendingin.

2. *Steam*
Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas.
3. Listrik
Befungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
4. Bahan Bakar
Befungsi sebagai bahan bakar untuk *boiler*, *generator*, dan *gasifier*
5. Oksigen *Plant*
Befungsi untuk suplai reaktan pada *gasifier* saat proses gasifikasi batubara
6. Refrigerasi Etilena
Befungsi untuk mendinginkan *condenser* pada distilasi DME-CO₂
Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu:

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, dimana sebelum digunakan air laut perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik DME ini digunakan untuk kepentingan :

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi:

- a. Syarat Fisik
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Tidak berwarna
 - Tidak berasa
 - Tidak berbau
 - Kekeruhan SiO₂ tidak lebih dari 1 mg / liter
- b. Syarat Kimia

- pH = 6,5 - 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO₄, Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat Biologis
- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen

2. Air Umpan *Boiler* (*Boiler Feed Water*)

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Air untuk keperluan umpan *boiler* harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak boiler, antara lain:

- Tidak boleh membuih
- Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler
- Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Untuk memenuhi syarat tersebut guna mencegah kerusakan pada boiler, maka sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu melalui:

- a. *Demineralizer*, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- b. *Deaerator*, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

3. Air Pendingin

Penyediaan air pendingin bertujuan untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi transfer panas, dimana air digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut.

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

- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung:

- a. Hardness : dapat memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. Besi : dapat menyebabkan korosi
- c. Silika : dapat menyebabkan kerak
- d. Minyak : dapat menyebabkan turunnya *heat transfer*

VI.2.2 Unit Penyedia Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari *boiler*. Kebutuhan steam digunakan sebagai penukar panas dan untuk keperluan proses. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit *steam* yaitu *boiler*. *Steam* diproduksi dengan mengumpalkan air pada boiler yang kemudian diapanaskan sehingga air umpan boiler berubah fase menjadi *saturated steam*. Pada DME dari batubara diproduksi jenis *steam Medium Pressure Saturated Steam* (212,8 °C; 20 bar) dan *High Pressure Superheated Steam* (265,6 °C; 50 bar).

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Listrik pada pabrik DME dari batubara digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik proses dan operasional non-proses dari pabrik ini. Pada *plant* tersebut direncanakan semua keperluan listrik dapat disuplai sendiri untuk mengurangi ketergantungan pada suplai listrik PLN dan untuk mengurangi resiko kekurangan suplai listrik dari PLN yang menyebabkan terhambatnya proses industri. Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik DME ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik untuk proses produksi dan untuk penerangan pabrik dan kantor.

VI.2.4 Unit Oxygen Plant

Unit penyediaan oksigen ini direncanakan terdiri dari 3 unit utama, yaitu:

1. *Air Compression and Purification Unit*: udara 1 bar di kompresi sampai tekanan 5 bar dengan temperatur rendah 46°C. setelah itu penghilangan kandungan CO₂, H₂O.
2. *Liquefaction Unit*: udara diturunkan suhunya hingga mencapai temperature -168°C sehingga fasenya berubah menjadi campuran gas-liquid yang kemudian masuk menjadi *feed High Pressure Column* dan *Low Pressure Column*. Media pendinginnya adalah purge nitrogen dari column dengan suhu kurang lebih -195°C.
3. *Air Separation Unit*: pada unit ini feed udara dibagi menjadi 3 aliran, 2 aliran masuk kedalam HP-Column, sedangkan 1 aliran masuk kedalam LP-Column dengan tekanan rendah

VI.2.5 Unit Refrigerasi Etilena

Unit refrigerasi dengan etilena digunakan sebagai pendingin atau *condensor* pada *top product* kolom distilasi pada tahap purifikasi DME. Etilena dipilih sebagai pendingin karena pada tekanan atmosferik, senyawa ini memiliki titik didih sangat rendah yaitu -169,2°C sehingga mampu mendinginkan hingga lebih rendah dari -50°C. Siklus refrigerasi menggunakan *economizer* agar mengurangi beban kompresor sehingga mengurangi kebutuhan energi. Adapun sistem refrigerasi terdiri atas alat-alat berikut:

1. *Low Temperature Compressor*: Untuk menaikkan tekanan etilena yang keluar dari *condenser*.
2. *High Temperature Compressor*: Untuk menaikkan tekanan aliran campuran outlet dari kompresor sebelumnya dan hasil *recycle* dari *economizer*.
3. *Air Cooler*: Untuk mendinginkan aliran outlet kompresor hingga suhu ambien.
4. *Expansion Valve*: Untuk menurunkan tekanan aliran hingga sama seperti tekanan keluaran *Low Temperature Compressor*.

5. *Economizer*: Berupa kolom separator untuk memisahkan fase gas dan cair yang terbentuk akibat pendinginan dan penurunan tekanan. Aliran gas akan di-*recycle* menuju *High Temperature Compressor*.
6. *Expansion Valve*: Untuk menurunkan tekanan aliran keluaran cair dari kolom *economizer* hingga sesuai dengan kondisi operasi awal etilena sebelum disuplai ke dalam *condenser* distilasi.

VI.3 Analisa Ekonomi

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik DME dari batubara digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut.

- Bahan baku utama yang diperlukan adalah batubara berkualitas rendah atau *low-rank coal*;
- Produk utama yang dihasilkan adalah DME, sedangkan produk sampingan berupa syngas dengan rasio $H_2/CO = 0,62$ yang akan dikirim ke pabrik methanol serta syngas dengan rasio $H_2/CO = 1$ yang akan dikirim ke pabrik SNG dan ammonia;
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 3% setiap tahun
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 3% setiap tahun;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 20% dan pinjaman bank sebesar 80% dengan suku bunga sebesar 7,5% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 10 tahun;
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 20 tahun secara *straight line*.

VI.3.2 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik DME ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik DME terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas/kinerja keuangan.

VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*)

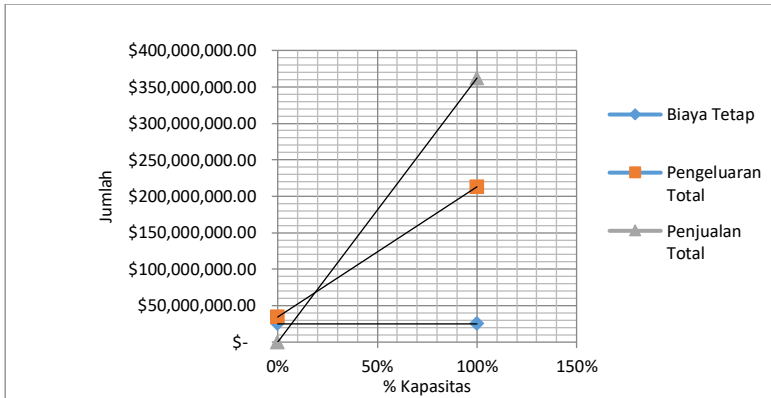
Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan harga $i = 29,1\%$. IRR yang diperoleh lebih besar dari bunga pinjaman yaitu $7,5\%$ per tahun. Dengan $IRR = 29,1\%$ yang didapat dari hasil perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Payout Time/POT*)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah $5,68$ tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 20 tahun.

VI.3.5 Analisa Titik Impas (*Breakeven Point/BEP*)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D dimana produksi total sama dengan hasil penjualan didapatkan nilai Break Even Point sebesar $18,79\%$. Grafik BEP dapat dilihat pada Gambar VI.2.



Gambar VI.2 Grafik *Breakeven Point*

Dari parameter analisa ekonomi tersebut menunjukkan bahwa pabrik DME dari batubara ini layak untuk didirikan. Ringkasan analisa ekonomi dari pabrik DME dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel VI.3 Ringkasan *Cashflow* Pabrik DME

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	Total Capital Investment	USD	453.818.214,65
2	Bunga Bank	% / tahun	7,5
3	IRR	%	29
4	POT	tahun	5,68
5	BEP	%	18,79
6	Harga Batubara	USD/ton	44,46
9	Biaya Bahan Baku Utama	USD/tahun	110.038.500
10	Harga Jual DME	USD/ton	443,66
11	Harga Jual Syngas (H ₂ /CO = 0,62)	USD/Nm ³	0,38

No	Keterangan	Unit	Jumlah
12	Harga Jual Syngas (H ₂ /CO = 1)	USD/Nm ³	0,51
13	Total Pendapatan	USD/tahun	362.085.738
14	Lama konstruksi	tahun	2
15	Hari operasi per tahun	hari/tahun	330
16	Umur pabrik	tahun	20

VI.3.4 Analisa Sensitivitas

A. Sensitivitas Harga Batubara terhadap IRR

Analisa sensitivitas dilakukan dengan asumsi terjadi peningkatan dan penurunan harga batubara hingga 15%. Pada setiap perubahan harga batubara, diperoleh IRR sebagai berikut:

Tabel VI.4 Sensitivitas Harga Batubara terhadap IRR

Fluktuasi	Harga Batubara	IRR
85%	\$ 37,79	32,3%
90%	\$ 40,01	31,2%
95%	\$ 42,24	30,1%
100%	\$ 44,46	29,1%
105%	\$ 46,68	28,0%
110%	\$ 48,91	26,9%
115%	\$ 51,13	25,8%

Berdasarkan tabel di atas, maka apabila terjadi kenaikan harga batubara hingga 15% harga yang digunakan dalam asumsi perhitungan, maka IRR akan turun menjadi 25,8%. Karena nilai IRR masih lebih besar daripada suku bunga bank, maka IRR tidak sensitif terhadap perubahan harga batubara.

B. Sensitivitas Harga DME terhadap IRR

Analisa sensitivitas dilakukan dengan asumsi terjadi peningkatan dan penurunan harga DME hingga 15%. Pada setiap perubahan harga DME, diperoleh IRR sebagai berikut:

Tabel VI.5 Sensitivitas Harga DME terhadap IRR

Fluktuasi	Harga DME	IRR
85%	\$ 377,11	20,4%
90%	\$ 399,29	23,3%
95%	\$ 421,48	26,2%
100%	\$ 443,66	29,1%
105%	\$ 465,84	31,9%
110%	\$ 488,03	34,8%
115%	\$ 510,21	37,6%

Berdasarkan tabel di atas, maka apabila terjadi penurunan harga jual DME hingga 15%, maka nilai IRR menjadi 20,4% atau masih memenuhi karena lebih besar dibandingkan suku bunga pinjaman bank (7,5%). Dengan demikian, IRR tidak sensitif terhadap harga DME.

C. Sensitivitas Jumlah CAPEX terhadap IRR

Analisa sensitivitas dilakukan dengan asumsi terjadi peningkatan dan penurunan CAPEX hingga 15%. Pada setiap perubahan besar CAPEX, diperoleh IRR sebagai berikut:

Tabel VI.6 Sensitivitas Jumlah CAPEX terhadap DME

Fluktuasi	Jumlah CAPEX	IRR
85%	\$ 307.727.372,36	33,3%
90%	\$ 325.828.982,50	31,8%
95%	\$ 343.930.592,64	30,4%
100%	\$ 362.032.202,78	29,1%
105%	\$ 380.133.812,92	27,9%

110%	\$ 398.235.423,06	26,8%
115%	\$ 416.337.033,19	25,7%

Berdasarkan tabel di atas, maka apabila terjadi peningkatan biaya CAPEX hingga 15% dari asumsi, maka IRR menjadi 15,7% atau masih memenuhi karena lebih besar daripada besar suku bunga bank (7,5%). Dengan demikian, IRR tidak sensitif terhadap parameter CAPEX.

D. Sensitivitas Harga Syngas ($H_2/CO = 0,62$) terhadap IRR

Analisa sensitivitas dilakukan dengan asumsi terjadi peningkatan dan penurunan harga syngas dengan rasio $H_2/CO = 0,62$ hingga 15%. Pada setiap perubahan harga, diperoleh IRR sebagai berikut:

Tabel VI.7 Sensitivitas Harga Syngas dengan rasio $H_2/CO = 0,62$

Fluktuasi	Harga Syngas	IRR
85%	\$ 0,32	28,2%
90%	\$ 0,34	28,5%
95%	\$ 0,36	28,8%
100%	\$ 0,38	29,1%
105%	\$ 0,40	29,4%
110%	\$ 0,42	29,6%
115%	\$ 0,44	29,9%

Berdasarkan tabel di atas, maka ketika terjadi penurunan harga jual syngas hingga 15%, maka IRR menjadi 28,2% sehingga masih memenuhi karena lebih besar dari suku bunga bank (7,5%). Dengan demikian, IRR tidak sensitif terhadap harga syngas dengan rasio $H_2/CO = 0,62$.

E. Sensitivitas Harga Syngas ($H_2/CO = 1$) terhadap IRR

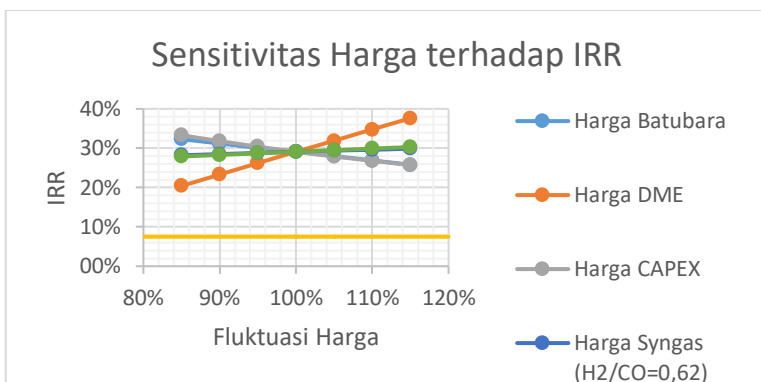
Analisa sensitivitas dilakukan dengan asumsi terjadi peningkatan dan penurunan harga syngas dengan rasio $H_2/CO = 1$

hingga 15%. Pada setiap perubahan harga, diperoleh IRR sebagai berikut:

Tabel VI.8 Sensitivitas Harga Syngas dengan rasio $H_2/CO = 1$

Fluktuasi	Harga Syngas	IRR
85%	\$ 0,44	27,9%
90%	\$ 0,46	28,3%
95%	\$ 0,49	28,7%
100%	\$ 0,51	29,1%
105%	\$ 0,54	29,5%
110%	\$ 0,56	29,9%
115%	\$ 0,59	30,3%

Berdasarkan tabel di atas, maka ketika terjadi penurunan harga jual syngas hingga 15%, maka IRR menjadi 27,9% sehingga masih memenuhi karena lebih besar dari suku bunga bank (7,5%). Dengan demikian, IRR tidak sensitif terhadap harga syngas dengan rasio $H_2/CO = 1$.



Gambar VI.3 Analisa Sensitivitas Berbagai Parameter terhadap IRR

BAB VII KESIMPULAN

VII.1 Diskusi

Untuk mengetahui kelayakan dari hasil Pra Desain Pabrik DME dari batubara tersebut perlu dilakukan evaluasi terhadap semua rencana dan rancangan secara menyeluruh, yaitu meliputi tinjauan teknis dan ekonomis sebagai berikut.

VII.1.1 Tinjauan Secara Teknis

Produksi DME dari batubara tersebut menggunakan cara *direct synthesis* syngas yang dihasilkan dari gasifikasi batubara menjadi DME. Proses ini berlangsung dengan mereaksikan syngas dengan rasio CO/H₂ yaitu 1. Batubara yang digunakan diperoleh dari PT. Indo Wana Bara Mining Coal. Reaktor yang digunakan dalam proses *direct synthesis* ini adalah *slurry bed reactor* dengan katalis CuO-ZnO-Al₂O₃. Pabrik DME ini didirikan untuk memenuhi kebutuhan LPG dalam negeri sehingga mampu mendukung upaya pemerintah dalam mengurangi beban impor dan memperbesar pendapatan negara.

VII.1.2 Tinjauan Secara Ekonomis

Berdasarkan uraian pada bab-bab sebelumnya, dapat disimpulkan sebagai berikut.

1. Perencanaan operasi : 24 jam/hari selama 330 hari
2. Kapasitas pabrik : 312.500 kg/jam batubara masuk
3. Hasil produksi
DME : 660.000.000 kg/tahun 99,7%
massa
4. Lokasi pendirian pabrik : Tuban, Jawa Timur
5. Umur pabrik : 20 tahun
6. Masa konstruksi : 2 tahun

7. Analisa ekonomi	
a. Permodalan	
Modal tetap (FCI)	: 363.054.572 USD
Modal kerja (WCI)	: 90.763.643 USD
Biaya produksi/tahun (TPC)	: 209.637.004 USD
b. Penerimaan	
Hasil penjualan/tahun	: 362.085.738 USD
c. Rentabilitas	
Bunga bank	: 7,5% per tahun
Laju inflasi	: 3% per tahun
IRR	: 29%
NPV	: 700.269.189 USD
<i>Pay out time</i>	: 5,68 tahun
<i>Break even point</i>	: 18,79%

VII.2 Kesimpulan

Berdasarkan uraian di atas mengenai segi teknis dan ekonomis, pabrik tersebut sudah memenuhi syarat untuk dilanjutkan ke tingkat perencanaan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aguayo, A. T. et al., 2007. Kinetic Modeling of Dimethyl Ether Synthesis in a Single Step on a CuO-ZnO-Al₂O₃/gamma-Al₂O₃ Catalyst. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 46(17), pp. 5522-5530.
- Anon., t.thn. <http://www.matche.com>. [Online].
- Association, I. D., 2018. *International DME Association*. [Online] Available at: <https://www.aboutdme.org/> [Diakses 30 September 2019].
- BPPT, 2018. *BPPT Outlook Energi Indonesia 2018*. [Online] Available at: <https://www.bppt.go.id/outlook-energi/bppt-outlook-energi-indonesia-2018> [Diakses 25 September 2019].
- BPS, 2018. *Penduduk Berumur 15 Tahun Ke Atas Menurut Provinsi dan Jenis Kegiatan Selama Seminggu yang Lalu, Agustus*, Jakarta: s.n.
- Brownell, L. E. & Young, E. H., 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- C. J. Adiatma, D. A. A. P. T., 2018. *Coal Dynamics and Energy Transition in*. [Online] Available at: <http://iesr.or.id/2018/11/report-coal-dynamics-in-indonesia/> [Diakses 12 January 2020].
- Delledonne, D., Rivetti, F. & Ramano, U., 2011. *Developments in the production and application of dimethylcarbonate*. s.l.:Elsevier Science B.V. All rights reserved.
- Dewi, R. G., Siagian, U. W. & Wisnuaji, B. A., 2018. The Synthesis of Dimethyl Ether (DME) from Natural Gas and Coal. *Journal of Built Environment, Technology and Engineering*, Volume 4, pp. 169-176.
- DNPI, 2010. *Kurva Pembiayaan Pengurangan Gas Rumah Kaca Indonesia*, s.l.: s.n.

- Fang, S. & Fujimoto, K., 1996. *Direct synthesis of dimethyl carbonate from carbon dioxide and methanol catalyzed by base*. Tokyo, Japan: Elsevier.
- Fogler, 1999. *Element of Chemical Reaction Engineering*. New Delhi: Prentice-Hall of India.
- Ghezel-Ayagh, H., Jolly, S., Ptel, D. & Stauffer, D., 2013. Solid Oxide Fuel Cell System Utilizing Syngas from Coal Gasifiers. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Volume 52, pp. 3112-3120.
- Global Syngas Technologies Council, 2019. *Syngas Conditioning and Purification*. [Online]
Available at: <https://www.globalsyngas.org/syngas-conditioning-and-purification/water-gas-shift/>
[Diakses 5 October 2019].
- Green, D. W. & Perry, R. H., 2008. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. 8th penyunt. New York: Mc-Graw Hill.
- Higman, C. a. M. J. v. d. B., 2008. *Gasification*. 2nd penyunt. Houston: Gulf Professional Publishing.
- Jahn, J., van den Bos, W. & van den Broeke, T., 2012. *Evaluation of Membrane Processes for Acid Gas Treatment*. Doha, Society of Petroleum Engineers.
- Kern, D. Q., 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo: International Edition, McGraw-Hill Book.
- Kidnay, A. J. & Parrish, W. R., 2006. *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Boca Raton: CRC Press.
- Kusnarjo, 2010. *Desain Alat Perpindahan Panas*. s.l.:s.n.
- Kusnarjo, 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. s.l.:s.n.
- Ludwig, E. E., 1947. *Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Texas: Gull Publishing Houston.
- McCabe, W. L. & Smith, J. C., 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering*. Singapore: McGraw-Hill International Book Company.

- Mishra, A., Gautam, S. & Sharma, T., 2018. Effect of Operating Parameters on Coal Gasification. *International Journal of Coal Science & Technology*, 5(2), pp. 113-125.
- Ohno, Y. et al., 2005. 100 tons/day Demonstration Plant Operation and Scale Up Study. *Slurry Phase DME Direct Synthesis Technology* .
- Pemerintah Provinsi Kalimantan Timur, 2019. *Infrastruktur Kalimantan Timur*. [Online]
Available at: <https://kaltimprov.go.id/halaman/infrastruktur> [Diakses Desember 2019].
- Perindustrian, K., 2019. *Data Impor Dimethyl Ether di Indonesia*. [Online]
Available at: <https://kemenperin.go.id/> [Diakses 28 September 2019].
- Ratnasamy, C. & Wagner, J. P., 2009. Water Gas Shift Catalysis. *Catalysis Reviews*, III(51), pp. 325-440.
- Schodel, N. et al., 2015. *Direct Synthesis of DME at Equilibrium*. United States of America, Paten No. US 2015/0018592 A1.
- Shimekit, B. & Mukhtar, H., 2012. *Natural Gas Purification Technologies - Major Advances for CO2 Separation and Future Direction*. Shanghai: InTech China.
- Silla, H., 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- Smith, R., 1955. *Chemical Process Design*. Singapore: McGraw Hill International Book Company.
- Smith, V. N., 1967. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. Singapore: McGraw Hill Inc..
- Sunggyu, L., 2007. *Handbook of Alternative Fuel Technology*. 2nd penyunt. Florida: CRC Press.
- Tamboli, A. H., Chaugule, A. A. & Hern, K., 2017. *Catalytic Developments in The Direct Dimethyl Carbonate Synthesis*

From Carbon Dioxide and Methanol. Myongji University, Yongin Gyenggi-do Korea: Elsevier.

Toyo Engineering, 2002. *Dimethyl Ether (DME)*. [Online] Available at: <https://www.toyo-eng.com/jp/en/products/energy/dme/> [Diakses Oktober 2019].

Widiatmaka, et al., 2015. Daya Dukung Lingkungan Berbasis Kemampuan Lahan. *Jurnal Manusia dan Lingkungan*, 22(2), pp. 247-259.

Zhenhong, B., Kokkeong, L. & Mohdshariff, A., 2014. Physical Absorption of CO₂ Capture: A Review. *Advanced Materials Research*, pp. 134-143.

CATATAN REVISI

Poin Revisi	Jawaban / Perbaikan	Keterangan
<p>Temperatur penyimpanan DME di <i>storage</i> terlalu tinggi (40°C).</p>	<p>Penambahan <i>air-cooler</i> sebelum DME disimpan di <i>storage</i> sehingga suhu penyimpanan menjadi 30°C.</p>	<p>Hlm V-22 s/d V-23 Hlm C-125 s/d C-127 Hlm D-4</p>
<p>Penambahan ulasan mengenai proses <i>size reduction</i> batubara agar tidak meledak.</p>	<p>Pada dasarnya, umpan yang diproses dengan <i>hammer mill</i> beresiko meledak. Api atau ledakan dihasilkan oleh kontak antara material mudah terbakar (debu, gas atau uap) ketika bercampur dengan oksigen di udara. Dengan menggunakan <i>infrared detectors</i>, sistem akan mendeteksi cahaya yang meradiasi dari percikan, dan partikel panas yang melintasi titik deteksi dan mengaktifasi sirkuit kontrol.</p>	<p>Hlm III-7 s/d III-8</p>
<p>Neraca massa tidak perlu dicantumkan untuk alat yang tidak mengalami</p>	<p>Penghapusan neraca massa pada alat-alat yang tidak mengalami perubahan massa (misal: <i>air cooler</i>, <i>heat exchanger</i>, <i>compressor</i>).</p>	<p>Seluruh Bab 4</p>

perubahan massa.		
Perbaiki blok diagram neraca massa untuk proses distilasi.	Penambahan blok diagram <i>overall</i> neraca massa distilasi pada amine regenerator & distilasi CO ₂ -DME.	Hlm A-29 Hlm A-39
Narasi kurang jelas pada bagian analisa ekonomi (Appendiks D).	Perbaiki narasi pada bagian kalkulasi POT.	Hlm D-11
Cek spesifikasi <i>hammer mill</i> .	Penambahan spesifikasi ukuran feed maksimal.	Hlm V-2
Uraian proses gasifikasi diperjelas.	Penambahan uraian meliputi proses reaksi, panas reaksi, dan suhu pada tiap zona dalam <i>gasifier</i> .	Hlm III-20 s/d III-21
Ralat penamaan sumbu x pada grafik BEP (tertulis % BEP).	Nama sumbu x diganti dari % BEP menjadi % Kapasitas.	Hlm VI-12 Hlm D-10
Satuan pada spek alat tidak konsisten.	Satuan disamakan menjadi satuan SI.	Seluruh Bab 5

<p>Pertimbangkan utilitas pendingin etilena.</p>	<p>Penambahan uraian utilitas pendingin etilena pada laporan & penambahan faktor utilitas pada analisa ekonomi dari 10% TPC menjadi 12% TPC.</p>	<p>Hlm VI-10 Hlm D-7</p>
<p>Penambahan syngas menuju <i>plant</i> Methanol & Amonia sebagai <i>side-product</i>.</p>	<p>Penambahan syngas pada perhitungan analisa ekonomi & sensitivitas. Hasil perhitungan:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. IRR = 29% 2. POT = 5,68 tahun 3. NPV = 700.269.189 USD 4. IRR tidak sensitif terhadap CAPEX, harga batubara, DME, dan syngas 	<p>Lampiran <i>Cashflow</i> Hlm VI-11 s/d VII-2</p>