

Pra Rancangan Pabrik Dimethyl Ether (DME) dari Batubara

Gina Nisrina¹, Josephine Tandiono¹, Rizky Tetrisyanda^{1*} dan Gede Wibawa¹

Abstrak—Data Kementerian ESDM pada tahun 2017, tercatat sebanyak 26,2 miliar ton batubara yang tersebar di seluruh Indonesia terlebih di Pulau Kalimantan dan Pulau Sumatra. Dikarenakan ketersediaannya yang melimpah, batubara berpotensi besar untuk dimanfaatkan sebagai sumber energi maupun bahan baku produksi. Bahan baku produksi bermacam senyawa kimia seperti dimetil eter (DME), methanol, ammonia dan sebagainya dapat diperoleh dari batubara yang telah diolah menjadi synthetic gas. Viskositas DME berada pada rentang 0,12 - 0,15 kg/ms atau setara dengan viskositas propana dan butana, sehingga infrastruktur untuk LPG dapat juga digunakan untuk DME. Menurut Menteri ESDM, kebutuhan LPG domestik pada tahun 2021 diperkirakan naik menjadi 9,51 juta ton dan akan terus meningkat. Nyatanya, kenaikan ini tidak diiringi dengan peningkatan produksi LPG. Kemiripan karakteristik yang dimiliki DME dengan LPG membuat DME dapat digunakan sebagai alternatif bahan bakar yang ramah lingkungan. Dengan desain umur pabrik selama 15 tahun, didapatkan *Internal Rate of Return (IRR)* sebesar 41,97% yang mana nilainya lebih besar dari bunga pinjaman bank sebesar 8%. Didapatkan juga *Pay Out Time (POT)* selama 2,73 tahun dan *Break Even Point (BEP)* sebesar 24%.

Kata kunci— Batubara, dimethyl ether, direct synthesis, gasifikasi, indirect synthesis, syngas.

I. PENDAHULUAN

Potensi sumber daya dan cadangan batubara yang dimiliki Indonesia sebagian besar tersebar di Pulau Sumatera dan Pulau Kalimantan, serta sebagian kecil sisanya tersebar di beberapa lokasi Pulau Jawa, Sulawesi dan Papua. Meskipun cadangan batubara Indonesia bukan yang terbesar di dunia, jumlah cadangan batubara relatif signifikan apabila dibandingkan dengan sumber daya fosil lain. Sebanyak 22,6 miliar ton total cadangan batubara tersedia di Indonesia atau setara dengan 2,2% dari total cadangan global [1]. Batubara Indonesia sebagian besar merupakan batubara termal berkualitas rendah dan menengah. Data statistik pengadaan (*stock*) ekspor dan impor batubara Indonesia pada tahun 2014-2019 dapat dilihat pada tabel 1 [2]-[3].

Tabel 1.
Data Pengadaan dan Penggunaan Batubara

Tahun	Jumlah Pengadaan (ton)	Penjualan Domestik (ton)	Ekspor (ton)
2014	440.232.000	72.769.000	356.303.000
2015	417.031.000	67.675.000	328.387.000
2017	482.056.000	152.194.000	319.098.000
2018	568.748.000	184.177.000	342.898.000
2019	657.827.000	152.262.000	454.050.000

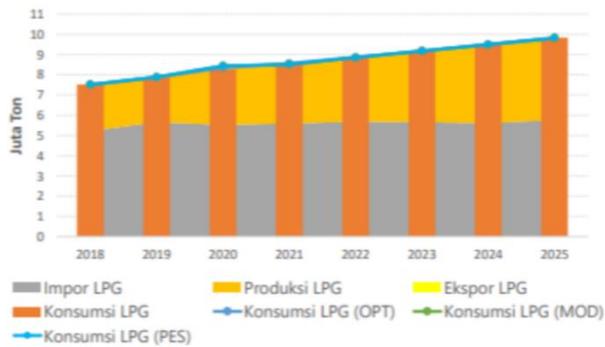
Produksi batubara sebagai salah satu energi fosil selain migas cenderung meningkat setiap tahunnya. Pemerintah justru mengendalikan produksi batubara agar tidak berlebihan dengan menetapkan batas atau acuan produksi. Lebih dari 80% pengguna batubara domestik adalah pembangkit listrik. Kondisi pasar ekspor masih menjadi kunci penting bagi usaha pertambangan batubara di Indonesia.

Bahan baku produksi bermacam senyawa kimia seperti *dimethyl ether* (DME), methanol, ammonia dan sebagainya dapat diperoleh dari batubara yang telah diolah menjadi *synthetic gas*. *Dimethyl ether* (DME) merupakan senyawa eter yang paling sederhana dengan rumus bangun $\text{CH}_3\text{-O-CH}_3$. Rumus molekul dari dimetil eter ini adalah $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}$, tetapi sering pula ditulis seperti $(\text{CH}_3)_2\text{O}$ atau CH_3OCH_3 . Kebanyakan senyawa yang jumlah atomnya sedikit seperti DME, methyl ether dan yang lainnya berada pada fase cair atau gas. Dengan kata lain bahwa DME berada pada fase gas di suhu kamar, namun berada pada fase cair jika ditempatkan pada tangki bertekanan [4].

DME dapat digunakan seperti LPG. DME terbakar dengan nyala biru terang. Sebuah studi menyatakan bahwa kandungan racun dalam DME sangat rendah, sama seperti kandungan racun dalam LPG dan jauh di bawah kandungan racun methanol. DME memiliki rasio nilai kalor dengan resistansi aliran bahan bakar gas (*Number of Wob Index*) 52 - 54 atau setara dengan gas alam. Kompiler gas alam atau LPG bisa digunakan untuk DME tanpa modifikasi. Efisiensi termal dan emisinya hampir sama dengan gas alam [4].

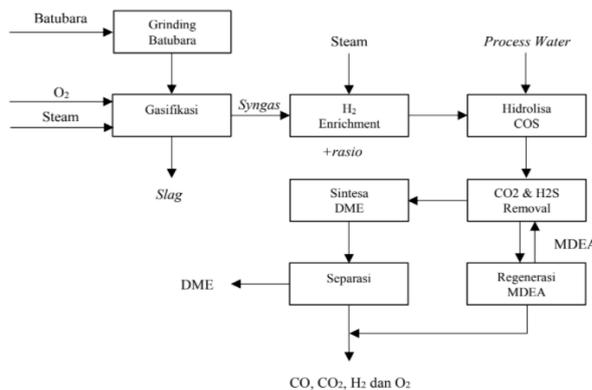
Latar belakang direncanakannya DME sebagai pengganti LPG dikarenakan jumlah produksi gas bumi pada tahun 2020 diperkirakan berkurang antara 127 BSCF hingga 380 BSCF. Sementara konsumsi LPG pada tahun 2020 justru meningkat sebagai akibat kegiatan PSBB. Peningkatan kebutuhan LPG disebabkan oleh peningkatan kebutuhan sektor rumah tangga [4]. Data impor, ekspor, konsumsi, dan konsumsi LPG dari 2018 hingga 2021 beserta perkiraannya hingga tahun 2025 disajikan pada gambar 1 [5].

¹ Departemen Teknik Kimia – FTIRS, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS), Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya, 60111, Indonesia. *Email: rizky.tetrisyanda@its.ac.id



Gambar 1. Neraca LPG di Indonesia

Pembuatan dimethyl ether dari batubara secara umum dapat dijabarkan pada gambar 2.



Gambar 2. Gambaran Umum Proses Pembuatan DME dari Batubara

Batubara dikonversi menjadi *synthetic gas* dan bisa langsung dikonsumsi oleh sektor industri baik sebagai bahan bakar maupun bahan baku (pabrik pupuk dan petrokimia). *Synthetic gas* (*syngas*) ini dapat pula diproses lebih lanjut menjadi DME.

Untuk melakukan gasifikasi batubara, diperlukan oksigen dari *oxygen plant*. Terdapat tiga langkah preparasi oksigen yang akan digunakan untuk gasifikasi [6], yaitu:

1. Pembersihan dan pendinginan (*cleaning and cooling*)

Pada tahap ini, udara yang masuk ke dalam plant disaring menggunakan filter sebelum memasuki kompresor, hal ini dilakukan agar kinerja kompresor tidak menurun akibat partikulat padat yang terikut masuk. Dikarenakan udara yang memasuki kompresor mengalami kenaikan tekanan, tentunya hal ini disertai dengan kenaikan suhu, oleh karena itu selanjutnya dilakukan pendinginan. Setelah itu, udara proses dikontakkan dengan *zeolit molecular mesh*, disebut demikian karena zeolit memiliki pori-pori berukuran molekuler sehingga mampu menyaring molekul dengan ukuran tertentu. Dalam hal ini, zeolit diperuntukkan untuk mengikat air, karena sifatnya yang mudah melepas air saat dilakukan pemanasan tetapi juga mudah mengikat kembali molekul air dalam udara lembab [6].

2. Liqifikasi (*liquifying*)

Setelah dari saringan zeolit, udara proses melewati *expansion turbine* guna menurunkan tekanan. Hal tersebut ditujukan agar mempermudah pemisahan karena suhunya turun. Hal tambahan yang dilakukan sebelum memasukkan udara proses ke dalam *expansion turbine*

adalah mengalirkan udara proses melewati pipa yang berukuran lebih besar atau lebih panjang sehingga suhu udara proses mengalami penurunan. Nantinya udara proses membentuk liquid saat memasuki kolom distilasi karena penurunan suhu yang dilakukan, udara proses yang belum cair dapat disirkulasikan lagi ke dalam kompresor [6].

3. Distilasi (*distillation*)

Pemisahan nitrogen dan oksigen dari udara dilakukan berdasarkan perbedaan titik didihnya. Nitrogen memiliki titik didih lebih rendah daripada oksigen. Titik didih nitrogen sebesar $-195,8^{\circ}\text{C}$, sedangkan titik didih oksigen -183°C . oleh karena itu, gas nitrogen mendidih terlebih dahulu sehingga terpisah dari udara yang lain. Sedangkan oksigen karena merupakan gas terbanyak ke-2 setelah nitrogen dan dengan berat molekul yang tinggi, sehingga ia akan turun ke bawah dalam fasa cair, untuk selanjutnya digunakan dalam proses pabrik DME ini. Namun, ketika mencapai reaktor yang dituju, oksigen akan dengan mudah berubah fasa menjadi gas dikarenakan panjang pipa yang mengalirkannya menyebabkan kenaikan suhu [6].

Pembuatan DME berbahan baku batu bara terdiri dari beberapa proses, yaitu :

A. Gasifikasi batubara permukaan menjadi gas sintesa (*CO dan H2*)

Terdapat tiga jenis gasifikasi yang biasa digunakan dalam dunia industri, yang pertama yaitu *conventional gasification*. Proses ini menggunakan atau tanpa menggunakan pereaksi seperti udara, campuran udara dan air, ataupun campuran oksigen dengan uap air. Yang kedua yaitu *underground coal gasification*(UCG). Proses ini berlangsung di bawah permukaan (tanpa ada penambangan batubara) menggunakan pereaksi berupa udara, campuran udara dengan uap air atau campuran oksigen dengan uap air. Yang ke-tiga yaitu *coal bed methane*(CBM), proses ini merupakan gas metana yang terperangkap di dalam lapisan batubara saat proses *coalification* lalu dimanfaatkan sebagai bahan bakar atau bahan baku proses pabrik dikarenakan sifatnya mirip gas bumi.

Dalam pemilihan alat pada proses gasifikasi ini, terdapat beberapa hal yang dijadikan sebagai acuan, antara lain:

1. Feedstock (*jenis batubara / coal rank*)

Jika digunakan batu bara kualitas rendah seperti jenis *lignite – sub-bituminous* yang memiliki kandungan air tinggi, maka *entrained-flow bed* sebaiknya tidak dipilih, dikarenakan akan membutuhkan *steam* dalam jumlah banyak. Sebagai alternatif, digunakan *fixed bed* untuk batu bara kualitas rendah. Jika feedstok berupa batubara kualitas menengah, lebih bagus digunakan *fluidized bed*.

2. Cost (*Investasi yang digunakan*)

Biaya yang diperlukan berbanding lurus dengan kondisi operasi yang digunakan (suhu, tekanan) dikarenakan diperlukan material yang tahan dengan kondisi tersebut. Berdasarkan suhu operasi, *entrained-flow bed* yang paling tinggi, sehingga biaya investasinya paling tinggi.

3. Kemurnian Syngas

Hasil keluaran gas yang diinginkan tentunya memiliki kemurnian yang tinggi, hal ini dikarenakan akan membuat hasil proses sintesa DME lebih murni dikarenakan hanya sedikit pengotor di dalamnya. *Entrained-flow bed* yang memiliki kemurnian paling tinggi dikarenakan rendahnya kandungan *ash* dan tar.

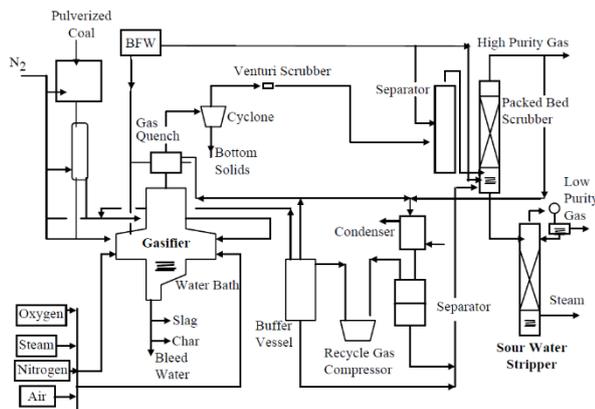
4. Konversi

Konversi dalam hal ini adalah seberapa banyak karbon yang dapat bereaksi dengan oksigen dan *steam*, tentu semakin tinggi konversi maka semakin bagus *bed* tersebut, dikarenakan hampir semua bagian dari karbon yang bereaksi dan tidak terbuang. Dari ketiga jenis *bed*, yang memiliki konversi tertinggi adalah *fixed* serta *entrained flow bed*.

5. Jumlah media gasifikasi (oksigen dan steam)

Semakin banyak media gasifikasi yang diperlukan, maka semakin tinggi biaya operasional yang diperlukan.

Proses gasifikasi yang terdapat pada pabrik ini mengikuti proses gasifikasi oleh teknologi Shell. Proses ini menggunakan reaktor *entrained flow* untuk menggasifikasi batubara dalam keadaan kering dari *dry pulverized bin*. Proses gasifikasi teknologi Shell cocok untuk berbagai jenis batubara termasuk batubara kualitas rendah yang mengandung kelembapan tinggi. Gasifikasi teknologi Shell menggunakan oksigen murni dalam tahapan prosesnya. Secara skematik, proses gasifikasi oleh teknologi Shell dapat dilihat pada gambar 3 [7].



Gambar 3. Skema Gasifikasi oleh Teknologi Shell

Batubara sebelum di masukkan sebagai *feed* pada *vessel* gasifikasi, dihancurkan hingga ukurannya lebih kecil dari 90 mikrometer. Setelah itu, batubara akan direaksikan dengan oksigen murni dan *steam*, dimana kondisi suhu pada tahap ini tinggi yaitu 1800 – 2000°C dengan tekanan sebesar 30 atm. Produk mentah dari reaksi ini mengandung setidaknya 62-63% karbon monoksida dan 28% hidrogen disertai sedikit kandungan karbon dioksida.

Macam-macam *gasifier* pada gasifikasi batubara (*fixed bed*, *entrained bed*) beserta karakteristiknya disajikan pada tabel 2 [8].

TABEL 2.
PERBANDINGAN KARAKTERISTIK GASIFIER PADA PROSES GASIFIKASI

	<i>Fixed Bed</i>	<i>Fluidized Bed</i>	<i>Entrained Bed</i>
Ukuran Partikel	6-50 mm	1-6 mm	<100 µm
Tipe batubara	Kualitas rendah	Kualitas menengah, biomassa	Kualitas tinggi, tidak cocok untuk biomassa
Skala penggunaan	Skala kecil (industri)	Skala industri	Skala besar
Kandungan output gas	Tar, phenol, naphta, trace, amonia, ash dust	Ash dust sangat tinggi	Sedikit ash, bebas tar, dan phenol
Metode kontak	Counter-current, batubara	Co-current, batubara terfluidisasi	Co-current dan down flow
Kebutuhan oksidator	Rendah	Menengah	Tinggi
Temperatur reaksi	1.090 °C	800-1.000 °C	1.200-3.000 °C
Temperatur gas keluaran	425-750 °C	900-1.050 °C	1.250-1.600 °C
Efisiensi gas dingin	80%	89,2%	80%
Tekanan	10-100 bar	10-30 bar	25-40 bar
Konversi batubara menjadi syngas	99%	97%	99%
Kebutuhan steam	Tinggi	Sedang	Rendah
Toleransi kekasaran partikel	Sangat baik	Baik	Buruk
Kebanyakan	-Desain dan pengoperasian relatif mudah	-Heat transfer dan mass transfer antara gas dan partikel padat lebih sempurna	-Waktu kontak cepat -Pembentukan endapan/aglomerasi minimal -Ash yang dihasilkan inert (akibat banyak menggunakan oksidator)
Kekurangan	-Tidak dapat digunakan untuk caking coal -Sulit menjaga temperatur bed	-Jika digunakan temperatur tinggi, kemungkinan terbentuknya aglomerat semakin tinggi, sehingga akan menurunkan laju reaksi -Tingkat konversi paling rendah	-Mudah terbentuk slag yang diakibatkan oleh mencairnya abu oleh suhu operasi yang tinggi

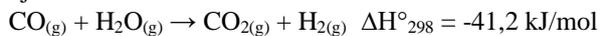
Dari perbandingan pada tabel 2, maka dipilih *gasifier* bertipe *entrained bed* dengan alasan:

- Menghasilkan konversi hampir 100% dengan umpan batubara yang bermacam jenis
- Memiliki efisiensi termal yang tinggi dalam skala 75-80%
- Pemulihan panas yang efisien melalui produksi high pressure superheated steam

d. Produksi clean gas tanpa jumlah by-product yang signifikan.

B. Unit Water Sour Gas Shift

Syngas yang dihasilkan dari proses 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* karena pada reaksi tersebut *steam* digunakan sebagai reaktan. Reaksi yang terjadi adalah :

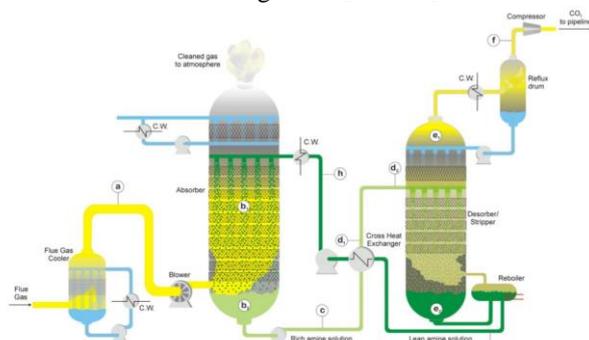


Dalam reaksi WGS, bila *syngas* masih mengandung H_2S maka perlu digunakan katalis yang cocok untuk kondisi yang mengandung sulfur. Contohnya adalah katalis *cobalt-molybdenum* (Co-Mo). Konverter *sour gas* komersial dengan katalis Co-Mo beroperasi di suhu 250 – 350°C dan pada tekanan atmosferik hingga 40 bar. Perlu diketahui bahwa semua kaatalis *sour gas shift* berbasis *cobalt-molybdenum* mengonversi H_2S dengan adanya CO menjadi COS. Sehingga, konsentrasi COS pada outlet reaktor *sour gas shift* dalam kesetimbangan. Konversi CO pada reaktor WGS mencapai 80%, 95% dan 98% [9].

C. Acid Gas Removal

Proses *acid gas removal* bertujuan untuk mengurangi kandungan gas asam seperti CO_2 , H_2S dan komponen sulfur lainnya yang terdapat pada *syngas*. Hal ini bertujuan untuk memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan. Sebelum disintesa menjadi DME, maka *syngas* perlu dipurifikasi terlebih dahulu untuk meminimalisir kandungan CO_2 dan H_2S . Kedua *impurities* ini jika bereaksi dengan air maka dapat menghasilkan asam lemah sehingga berpotensi menyebabkan korosi pada sistem perpipaan. Selain itu, H_2S juga merupakan senyawa *toxic* dengan *Threshold Limit Value* (TLV) sebesar 10 ppmv. Jika kandungan H_2S mencapai lebih dari 1000 ppmv, dalam rentang waktu beberapa menit dapat mengakibatkan kematian bagi yang menghirup.

Gas yang banyak mengandung CO_2 dan H_2S disebut *sour gas*, sedangkan yang telah diproses sehingga memiliki sedikit kandungan CO_2 dan H_2S disebut *sweet*



Gambar 4. Skema Sederhana Amina Absorber

gas. Absorpsi kimia dengan bantuan amina adalah salah satu metode yang dapat digunakan untuk mengurangi kadar CO_2 dan H_2S dalam *syngas*.

Absorpsi adalah fenomena terjadinya transfer massa solute yang awalnya berada pada fase gas menuju pelarut yang berfase cair. Umumnya pelarut yang digunakan

untuk menyerap CO_2 dan H_2S adalah senyawa *alkaloamine* yaitu *amine* dengan gugus -OH yang melekat pada gugus hidrokarbon sehingga volatilitasnya dapat berkurang, contohnya seperti *monoethanolamine*(MEA), *diglycoamine* (DGA), *diethanolamine*(DEA), dan *methyl-diethanolamine* (MDEA). Penggunaan *amine* sebagai pelarut umumnya diencerkan dengan air hingga kira-kira 10-65% wt.

Pelarut MDEA akan digunakan sebagai pelarut dalam proses regenerasi pada pabrik ini. Alasan penggunaan MDEA karena senyawa ini memiliki tekanan uap paling rendah di antara pelarut amina lainnya sehingga dapat memperkecil kemungkinan adanya *solvent loss*, lebih tahan terhadap degradasi dan tidak korosif.

Pada tahap ini, *sour gas* 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 fisik dan kemudian diikuti reaksi kimia antara CO_2 dengan H_2S dengan bantuan pelarut amina [10]. Kondisi operasi pada kolom absorber umumnya memiliki tekanan yang tinggi. Tekanan yang tinggi ini mengakibatkan solubilitas gas dalam zat cair tinggi sehingga gas mudah terlarut dalam zat cair. Selain itu, kondisi suhu dalam kolom absorber umumnya lebih rendah karena solubilitas gas dalam zat cair berbanding terbalik dengan suhu. suhu tinggi menyebabkan energi kinetik zat gas sehingga molekul-molekulnya bergerak lebih cepat dan sukar larut dalam zat cair.

Aliran pelarut amina yang meninggalkan kolom absorpsi mengandung kaya akan CO_2 dan H_2S sehingga disebut dengan *rich amine*. *Rich amine* selanjutnya akan dialirkan masuk ke dalam *flash tank* yang bertekanan lebih rendah daripada kolom absorpsi, sehingga terjadi *flashing* yang menyebabkan teraporasinya kandungan hidrokarbon dalam aliran tersebut. *Rich amine* kemudian dipanaskan dengan *heat exchanger* dan diproses dalam sistem regenerasi amina yang menerapkan prinsip *stripping* dalam temperatur yang tinggi. Amina yang telah dibersihkan dari kandungan *acid gas* disebut sebagai *lean amine* dan didinginkan kembali sebelum disuplai ke kolom absorpsi. Rangkaian *absorber* amina digambarkan dalam gambar 4.

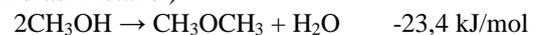
D. Sintesa DME dari syngas

Terdapat dua metode untuk melakukan sintesa DME, yaitu secara langsung dan tidak langsung. Pada proses sintesa tidak langsung, reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

(Sintesa Metanol)



(Dehidrasi Metanol)

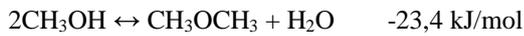


Dengan menggunakan katalis CuO , ZnO , atau Al_2O_3 pada reaksi sintesa metanol, dan katalis γ -alumina pada reaksi dehidrasi metanol. Pada proses sintesa secara langsung, reaksi yang terjadi yaitu:

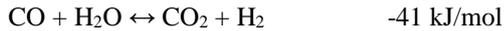
(Sintesa Metanol)



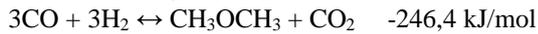
(Dehidrasi Metanol)



(Shift reaction)



(Reaksi keseluruhan)

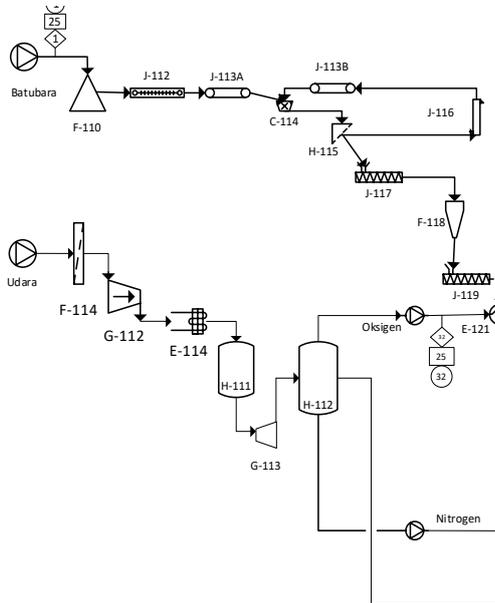


Dari kedua metode tersebut, metode secara langsung dianggap lebih efisien dikarenakan proses sintesa metanol dan DME terjadi dalam satu reaktor [11].

Pada proses sintesa DME ini digunakan dua jenis reaktor, yaitu:

a. Fixed Bed Reactor (fasa gas)

Syngas sebagai reaktan dialirkan dari atas reaktor melewati katalis pada tray. Pertukaran panas terjadi secara



Gambar 5. Diagram Alir Proses Area Preparasi Batubara

langsung, hal ini akan membuat nilai koefisien perpindahan panas bernilai rendah dan menyebabkan kesulitan dalam mempertahankan kondisi isothermal. Oleh karena itu, jika menggunakan reaktor ini perlu meningkatkan reaksi dengan pendinginan antar stage reaktor serta membatasi jumlah konsentrasi awal dari CO yang masuk. Dengan begitu, diharapkan kenaikan suhu dapat dipertahankan.

b. Slurry Reactor (fasa liquid)

Syngas dari reaktor sebelumnya dilewatkan inert mineral oil yang sebelumnya telah dicampur dengan bubuk katalis. Hal ini menyebabkan transfer panas menuju boiler tube lebih efektif di dalam fluida, sehingga diharapkan suhu lebih mudah untuk dipertahankan. Suhu sangat perlu untuk dipertahankan agar konversi CO relatif tinggi dan ukuran reaktor yang diperlukan menjadi kecil.

E. Pemurnian DME

Pada bagian purifikasi DME, dilakukan proses pemisahan produk yang diinginkan (DME) dari zat-zat pengotor seperti CO₂. Kolom distilasi yang digunakan berjenis full condenser dimana liquid dengan titik didih yang lebih rendah daripada titik didih DME akan dikembalikan menuju kolom distilasi dan DME yang terbentuk akan dialirkan menuju DME storage.

II. URAIAN PROSES

A. Preparasi Batubara

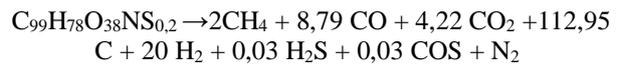
Pada tahap awal, batubara kering dari open yard (F-110) dipindahkan dengan scraper conveyor (J-112) dan dimasukkan ke hammer mill (C-114) dengan belt conveyor (J-113). Di dalam hammer mill batubara akan di-grinding untuk memperkecil ukuran partikelnya menjadi 10 mikron agar memenuhi syarat feed gasifier 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 (F-116) dan scraper conveyor (J-112).

B. Proses Pembentukan Syngas

Batubara kemudian disuplai ke bagian atas gasifier (R-120) dengan screw conveyor (J-119) dan bereaksi dengan oksigen dan saturated steam bertekanan 31,9 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 [7]:

1. Zona Devolatilisasi

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

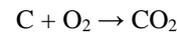


$$\Delta H_r = -2,8 \times 10^6 \text{ kJ/kgmol}$$

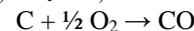
Reaksi di atas merupakan reaksi eksotermis sehingga zona devolatilisasi memiliki suhu sekitar 1300°C. Seluruh komponen yang dihasilkan berupa fase gas kecuali karbon yang dalam fase solid. Sehingga, komponen yang berfase gas akan keluar dari bagian atas gasifier, sedangkan unsur C akan turun ke bawah atau zona selanjutnya untuk bereaksi dan membentuk syngas.

2. Zona Combustion

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



$$\text{Konversi C} = 21\%; \Delta H_r = -3,9 \times 10^5 \text{ kJ/kgmol}$$



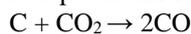
$$\text{Konversi C} = 14\%; \Delta H_r = -1,1 \times 10^5 \text{ kJ/kgmol}$$

Kedua reaksi di atas adalah 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.

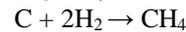
3. Zona Gasifikasi

Pada zona gasifikasi, karbon bereaksi dengan CO₂ dan H₂ yang terbentuk akibat reaksi-reaksi pada zona sebelumnya. Lalu juga bereaksi dengan H₂O atau saturated steam bertekanan 20 bar yang disuplai ke dalam

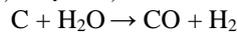
gasifier. Selain itu gas CO yang telah terbentuk dari reaksi di zona *combustion* bereaksi juga dengan sebagian *steam*. Reaksi-reaksi tersebut dapat ditulis sebagai berikut [9] :



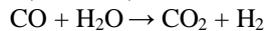
Konversi C = 34%; $\Delta H_r = -1,7 \times 10^5$ kJ/kgmol



Konversi C = 0%; $\Delta H_r = -2,1 \times 10^5$ kJ/kgmol



Konversi C = 65%; $\Delta H_r = 1,3 \times 10^5$ kJ/kgmol

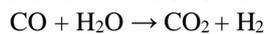


Konversi C = 19%; $\Delta H_r = -4,1 \times 10^4$ kJ/kgmol

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

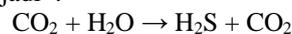
Dari reaksi-reaksi di atas didapatkan aliran produk *syngas* dengan suhu 1500°C dan rasio mol H₂/CO₂ 0,62. Sementara *ash* dan karbon yang tidak bereaksi akan keluar sebagai *slag*. Karena syarat proses sintesa DME adalah rasio H₂/CO = 1, maka perlu proses H₂ *enrichment* untuk menambah kandungan H₂. *Syngas* didinginkan hingga suhu 260°C dengan *syngas cooler* (E-122) sebelum disuplai ke dalam reaktor H₂ *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* bertekanan 20 bar menurut reaksi berikut :



Konversi CO = 30,4%

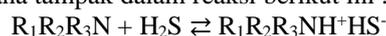
Syngas dengan rasio H₂/CO = 1 kemudian diproses dalam reaktor COS hidrolisa (R-140) untuk mereaksikan COS dengan *process liquid water* menjadi H₂S. Hal ini karena bentuk H₂S. Reaktor yang digunakan berjenis *fixed bed* dengan katalis TiO₂ sebagai *packing*. Berikut adalah reaksi yang terjadi :



Konversi COS = 99,7%

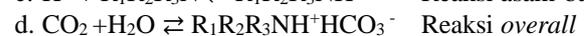
Setelah itu, *syngas* dikompres dengan kompresor (G-141) dari tekanan 19,86 bar menjadi 79 bar agar proses absorpsi CO₂ & H₂S *removal* dapat berlangsung secara optimal. Kenaikan tekanan mengakibatkan kenaikan suhu *syngas* menjadi 65,2°C, sehingga *syngas* didinginkan dengan *air fan cooler* (E-142) sampai suhu ambien 30°C. Perbandingan 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 CO₂ dan H₂S. *Syngas* mengalami kontak dengan *lean MDEA* 40% wt. yang disuplai pada bagian atas kolom dengan suhu 40°C, sehingga kandungan CO₂ dan H₂S dalam *syngas* larut dalam MDEA. Karena proses absorpsi yang terjadi adalah secara kimiawi, maka pelarut *amine* juga bereaksi dengan CO₂ dan H₂S dimana reaksi ini adalah eksotermis. Reaksi H₂S 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

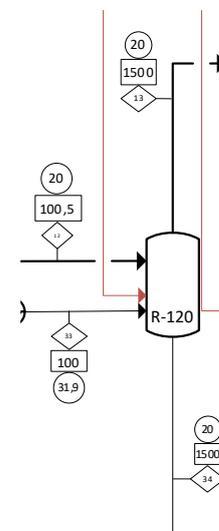
pelarut *amine* sehingga membentuk asam karbonik yang secara perlahan-lahan akan terdisosiasi menjadi ion bikarbonat. Ion bikarbonat lalu bereaksi asam-basa dengan *amine* untuk menghasilkan reaksi *overall* (d) di bawah ini :



Reaksi CO₂ tidak secepat reaksi dengan H₂S karena tahap disosiasi menjadi ion bikarbonat yaitu reaksi (b) terjadi relatif lambat [12].

MDEA yang kaya akan CO₂ dan H₂S keluar dari bawah kolom absorpsi sebagai *rich MDEA*, lalu diturunkan tekanannya dari 66,74 bar menjadi 11,36 bar dengan valve (A-213). Penurunan tekanan drastis menyebabkan terbentuknya 2 fase sehingga perlu dipisahkan menggunakan *amine flash drum* (H-214) dan keluar sebagai *purge*. *Rich MDEA* lalu dipanaskan dengan *lean/rich MDEA heat exchanger* (E-215) hingga suhunya 121,1°C. Untuk mengantisipasi MDEA yang hilang dalam sistem regenerasi, maka disuplai *make-up MDEA* 40% wt. sebelum aliran *lean MDEA* dipompa hingga tekanan 62,97 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 sebelum dipisahkan dengan *flash drum* (H-224). *Acid gas* keluar sebagai *feed* ke pabrik produksi CO, CO₂, H₂, dan O₂. Sedangkan jika terdapat sisa *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.

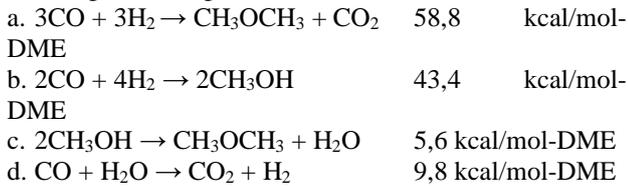


Gambar 6. Diagram Alir Proses Area Gasifikasi

C. 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 *valve* (A-312) dari 68,24 bar menjadi 50 bar. *Syngas* lalu dipanaskan dengan *saturated steam* 50,33 bar pada *heater* (E-212) hingga suhu 260°C sebelum dikirim ke reaktor sintesa DME (R-310) yang beroperasi pada suhu 260°C dan tekanan 49,86 bar. Adapun mekanisme reaksi sintesa DME yang dipilih adalah metode *direct* teknologi JFE dengan reaksi berikut :



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% [11].

Reaktor berjenis *slurry bed* dimana *slurry* merupakan campuran bifungsional $\text{CuO-ZnO-Al}_2\text{O}_3/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ dengan *medium oil*. Katalis berbasis besi $\text{CuO-ZnO-Al}_2\text{O}_3$ dapat 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 [13].

Karena reaksi sintesa DME merupakan reaksi eksotermis, maka reaktor DME akan dilengkapi dengan *cooling water jacket* dengan tujuan menjaga 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 *valve* (A-312) dari 49,28 bar menjadi 9 bar agar sesuai dengan tekanan *sales* DME pada umumnya. Penurunan tekanan menyebabkan suhu DME juga turun menjadi 34,31°C. Pada kondisi ini, terbentuk dua fase DME atau dapat dikatakan DME pada kondisi *saturated* sebelum disuplai untuk proses purifikasi di kolom distilasi CO_2 -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 CO_2 , H_2 , dan CO keluar sebagai distilat dalam fase gas. Aliran distilat dikondensasi dari suhu -49,91°C hingga -80,56°C lalu dipisahkan dengan *flash drum* (H-413). Aliran gas keluar sebagai aliran mengandung CO_2 , CO , H_2 dan O_2 sedangkan apabila ada cairan yang terbentuk akibat pendinginan, dikembalikan sepenuhnya ke dalam kolom distilasi.

III. NERACA MASSA

Berdasarkan perhitungan neraca massa yang telah dilakukan pada pra-rancangan pabrik DME dari batubara dengan asumsi pabrik beroperasi 24 jam selama 330 hari per tahun, dibutuhkan bahan baku berupa *low rank coal* (batubara) sebanyak 314.100 kg/jam untuk menghasilkan DME sebanyak 55.075 kg/jam. Produk akhir DME

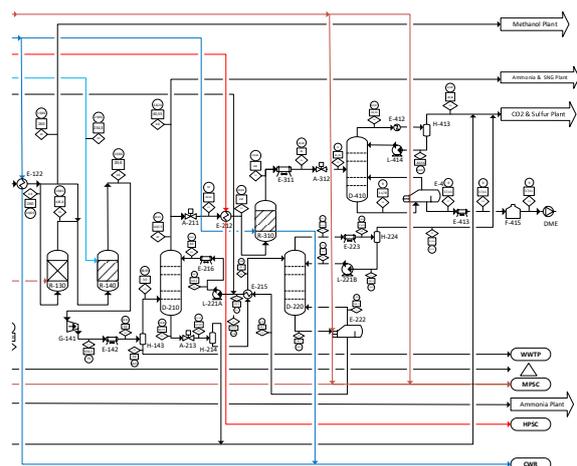
tersebut memiliki kemurnian 0,98% dengan *impurities* berupa CO_2 dan H_2O masing-masing sebesar 0,01% (dalam persen massa).

IV. ANALISA EKONOMI

Dengan desain umur pabrik selama 15 tahun, didapatkan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 41,97% yang dimana nilainya lebih besar dari bunga pinjaman bank sebesar 8%. Kemudian didapatkan *Pay Out Time* (POT) sebesar 2,73 tahun dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 24%.

V. KESIMPULAN/RINGKASAN

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



Gambar 7. Diagram Alir Proses Area Pembentukan Produk

1. Perencanaan operasi: 24 jam/hari, 330 hari (1 tahun)
2. Kapasitas pabrik: 498,44 ton/jam batubara masuk
3. Hasil produksi DME: 13.000 ton/tahun
4. Umur pabrik: 15 tahun
5. Masa konstruksi: 2 tahun
6. Lokasi pendirian pabrik : Sungai Kapih, kecamatan Sambutan, kota Samarinda, Kalimantan Timur
7. Analisa Ekonomi:
 - a) Permodalan
 - Modal Tetap (FCI): Rp 199.322.870.904
 - Modal Kerja (WCI): Rp 49.830.717.726
 - Investasi Total (TCI): Rp 249.153.588.630
 - *Capital expenditure* (CAPEX): Rp 199.322.870.904
 - *Operating expenditure* (OPEX): Rp 143.786.903.680
 - b) Rentabilitas
 - Bunga bank: 8%
 - Laju Inflasi: 1,33%
 - Laju Pengembalian Modal (IRR): 41,97%
 - Waktu Pengembalian Modal (POT): 2,73 tahun
 - *Break Even Point* (BEP): 24%

DAFTAR PUSTAKA

- [1] ESDM, "Cadangan Batubara Indonesia Sebesar 26 Miliar Ton", 2021.[online] Available at: <https://www.esdm.go.id/media-center/news-archives/cadangan-batubara-indonesia-sebesar-26-miliar-ton>.

- [2] Bps.go.id., "Ekspor Batu Bara Menurut Negara Tujuan Utama, 2012-2019.", 2019, [online]. Available at: <https://www.bps.go.id/statictable/2014/09/08/1034/ekspor-batu-bara-menurut-negara-tujuan-utama-2012-2019.html>
- [3] Kaltim.bps.go.id., "Produksi Batubara (Ton), 2017-2019", 2021, [online]. Available at: <https://kaltim.bps.go.id/indicator/10/361/1/produksi-batubara.html>
- [4] Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi, "DME Sebagai Bahan Bakar Substitusi LPG," 2016, [online]. Available at: [https://migas.esdm.go.id/post/read/sarasehan-nasional-dimetil-eter-\(dme\)-sebagai-bahan-bakar-substitusi-lpg](https://migas.esdm.go.id/post/read/sarasehan-nasional-dimetil-eter-(dme)-sebagai-bahan-bakar-substitusi-lpg)
- [5] BPPT, "BPPT Outlook Energi Indonesia 2018," 2018, [Online]. Available at : <https://www.bppt.go.id/outlook-energi/bppt-outlook-energi-indonesia-2018>
- [6] W. F. Castle, "Air separation and liquefaction: Recent developments and prospects for the beginning of the new millennium", International Journal of Refrigeration, 25: 158-172, 2002.
- [7] L. Sunggyu, "Handbook of Alternative Fuel Technology," Florida: CRC Press, 2007.
- [8] C. Higman, "Gasification," Houston: Gulf Professional Publishing, 2008.
- [9] C. Ratnasamy, & J. P., Wagner, "Water Gas Shift Catalysis," Catalysis Reviews, III(51), pp. 325-440, 2009.
- [10] A. Krzemien, A. Wieckol-Ryk, A. Duda, Koterias, Aleksandra, "Risk Assessment of A Post-Combustion and Amine-Based CO2 Capture Ready Process," Polandia : Central Mining Institute, 2013.
- [11] Y. Ohno, "100 tons/day Demonstration Plant Operation and Scale Up Study," Slurry Phase DME, 2005.
- [12] A. J. Kidnay, W. R. Parrish, "Fundamentals of Natural Gas Processing," Boca Raton: CRC Press, 2006.
- [13] A. T. Aguayo, "Kinetic Modelling of Dimethyl Ether Synthesis in a Single Step on a CuO-ZnO-Al₂O₃ Catalyst," Industrial & Engineering Chemistry Research, 46, pp. 5522-5530, 2007.