

# Pra Desain Pabrik Dimetil Eter (DME) dari Gas Alam Menggunakan Metode *Indirect Process*

Luthfi Kurina 'Arifushidqi, Ibrohim Muhammad, Yeni Rahmawati dan Siti Nurkhamidah  
Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)  
*e-mail*: rifqah-18des@chem-eng.its.ac.id

**Abstrak**—Tingginya kebutuhan energi dan pentingnya pengembangan bahan bakar alternatif menjadi latar belakang utama pendirian industri DME ini. Didukung dengan ketersediaan bahan baku gas alam di Indonesia yang cukup untuk memproduksi DME sebagai bahan bakar alternatif. Dengan kondisi demikian maka industri DME di Indonesia memiliki prospek positif kedepannya. Bahan baku utama dalam proses pembuatan DME yaitu gas alam yang memiliki komposisi sebesar 80,27% hidrokarbon, 19,39% CO<sub>2</sub>, dan sisanya N<sub>2</sub>. Adapun bahan baku tambahan berupa steam, oksigen, dan recycle CO<sub>2</sub> yang merupakan byproduct dari tiap proses. Kapasitas produksi DME direncanakan sebesar 210.000 ton/tahun. Perencanaan ini berdasarkan rencana pemerintah, jumlah produksi, konsumsi, ekspor, dan impor LPG yang diproyeksikan pada tahun 2024. Dalam pemenuhan kapasitas tahunan, pabrik akan beroperasi kontinyu 24 jam per hari selama 330 hari. Untuk memproduksi DME tersebut diperlukan bahan baku gas alam sebesar 746.111 ton/tahun. Proses pembuatan DME menggunakan indirect process dapat diuraikan menjadi beberapa tahapan proses, yaitu proses primary reforming, secondary reforming, methanol synthesis, methanol purification, DME synthesis, dan DME purification. Dari perhitungan analisa ekonomi, dengan harga jual DME sebesar \$550 per ton. Adapun diperoleh Internal Rate Return (IRR) sebesar 17,10%. Dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan suku bunga 9,75% dan waktu pengembalian modal (pay out period) selama 5,9 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada discounted cash flow. Modal untuk pendirian pabrik menggunakan rasio 30% modal sendiri dan 70% modal pinjaman. Modal total yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik adalah sebesar Rp1.734.605.045.072. Sedangkan Break Event Point (BEP) yang diperoleh adalah sebesar 42,39%.

**Kata Kunci**—DME, Gas Alam, Indirect Process, LPG.

## I. PENDAHULUAN

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

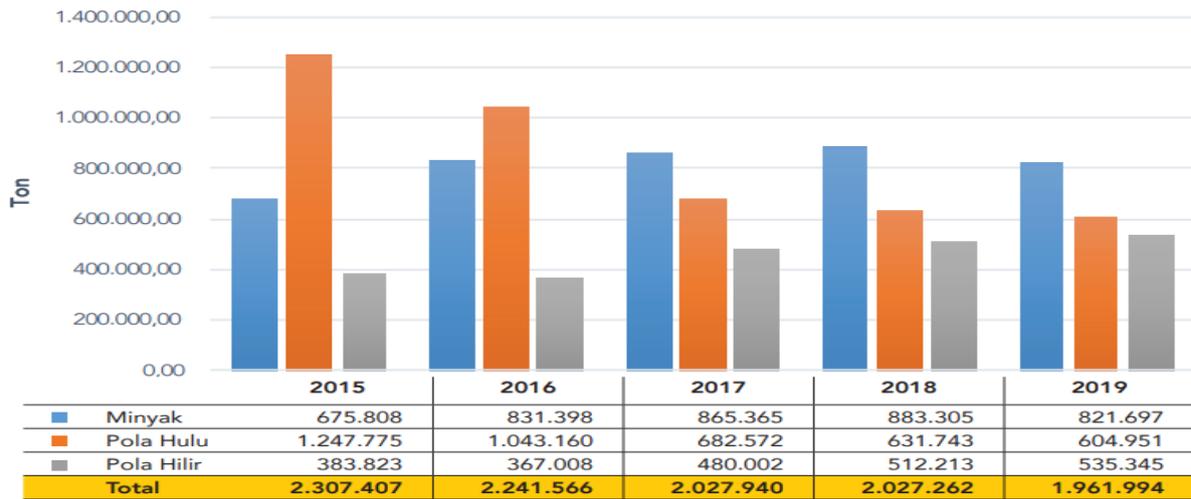
kedepannya. Berikut adalah data produksi LPG di Indonesia pada tahun 2014 hingga 2019 disajikan pada Gambar 1.

Dapat dilihat dari Gambar 1 bahwa pada 5 tahun terakhir terlihat bahwa hasil produksi kilang LPG mengalami penurunan sedangkan jumlah konsumsinya terus meningkat. Hal ini menyebabkan terjadinya defisit yang sehingga harus dilakukannya impor untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Untuk data permintaan dan penawaran disajikan pada Gambar 2.

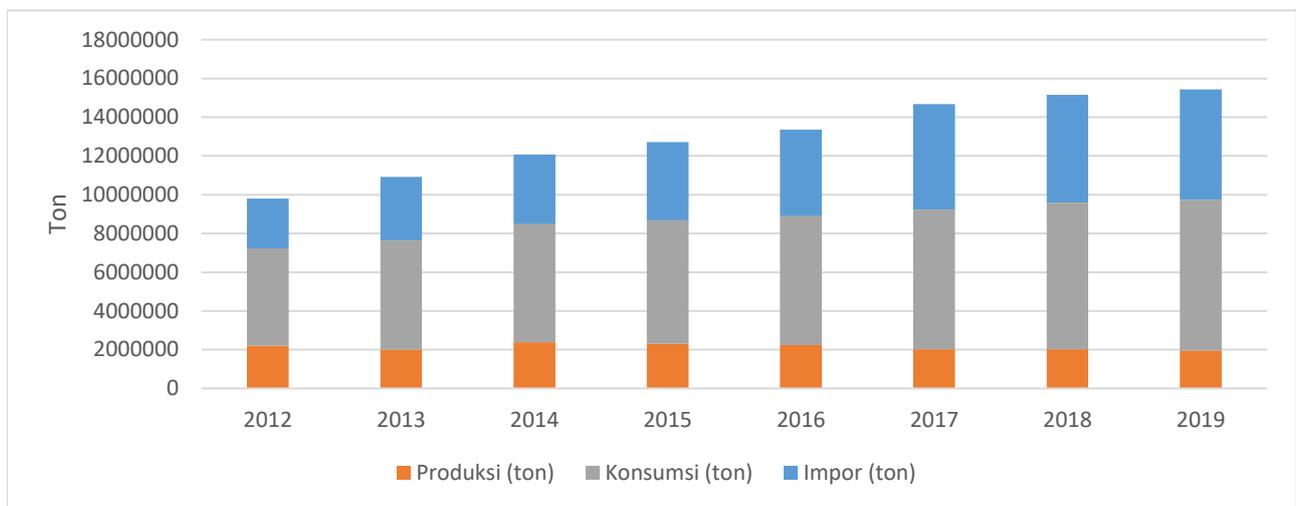
Dari Gambar 2 dapat dilihat bahwa permintaan LPG di Indonesia semakin meningkat. Penambahan volume ini didorong oleh jumlah penduduk yang meningkat, ekonomi yang tumbuh terutama ekonomi mikro, serta kesadaran masyarakat untuk menggunakan energi bersih dan ramah lingkungan (bila dibandingkan dengan minyak tanah ataupun kayu bakar). Badan Usaha yang melakukan impor dan ekspor LPG hanya PT Pertamina (Persero). Digambarkan pada Gambar 1, Kementerian ESDM tahun 2017 mencatat kegiatan produksi, konsumsi, ekspor dan impor terhadap LPG setiap tahun mengalami peningkatan. Hal ini dikarenakan adanya program pengalihan Minyak Tanah ke LPG yang telah berlangsung sejak tahun 2007, dimana semakin banyak masyarakat terutama sektor rumah tangga yang beralih menggunakan LPG.

Tingginya kebutuhan LPG dalam negeri mendorong perlunya bahan bakar alternatif yang bertujuan untuk mensubstitusi LPG. Dimetil eter (DME) adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia CH<sub>3</sub>OCH<sub>3</sub> yang dapat dihasilkan dari berbagai sumber bahan baku seperti gas bumi, batubara, serta biomassa. DME mempunyai angka cetan yang tinggi dan mempunyai karakteristik menyerupai LPG. Penggunaan DME sebagai sebagai bahan alternatif pengganti LPG diharapkan mampu menekan jumlah impor LPG yang tiap tahunnya mengalami peningkatan guna memenuhi kebutuhan dalam negeri.

DME adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia CH<sub>3</sub>OCH<sub>3</sub> yang dapat dihasilkan dari pengolahan gas bumi, hasil olahan dan hidrokarbon lain. DME dapat digunakan sebagai bahan bakar, yang mana dapat dimanfaatkan secara langsung ataupun sebagai campuran. DME memiliki sifat yang hampir sama dengan LPG, yaitu berwujud gas pada kondisi ruang dan mempunyai titik didih yang berdekatan dengan LPG. Bahan baku DME dapat berupa *synthesis gas (one step process)* atau *methanol (two step process)*. Mengingat kebutuhan energi nasional yang semakin tinggi, maka diperlukan energi baru yang mana dapat mensubstitusi energi yang telah ada. Potensi ketersediaan gas alam di Indonesia yang melimpah juga menjadi latar belakang utama didirikannya Pabrik DME dari Gas Alam ini [1]. Menurut Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM),



Gambar 1. Data produksi LPG di Indonesia pada tahun 2015-2019.



Gambar 2. Grafik supply demand LPG di Indonesia.

substitusi LPG dengan DME sebanyak 20% akan mengurangi beban impor LPG sebesar 36%. Penelitian lain membuktikan bahwa DME menghasilkan emisi NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub>, CO, dan partikulat yang lebih rendah serta efisiensi pembakaran lebih tinggi dibandingkan bahan bakar lainnya. DME dapat digunakan sebagai bahan bakar karena memiliki angka *cetane* yang tinggi, sehingga memiliki sifat pembakaran seperti bahan bakar lainnya. Pemanfaatan DME sebagai substitusi LPG dengan *blending* (campuran) diperkirakan tidak akan merubah spesifikasi tabung LPG, selain menggantikan karet penyekat (*seal*) dengan bahan yang cocok terhadap DME. Campuran 20% DME pada LPG tidak memerlukan perubahan apapun pada tabung dan perlengkapan LPG lainnya [2].

Secara garis besar, DME dapat diproduksi melalui dua tahap. Pertama, hidrokarbon dari gas alam dikonversi menjadi *syngas* (CO, CO<sub>2</sub>, dan H<sub>2</sub>O). *Syngas* diproses lebih lanjut menjadi DME baik melalui sintesa *methanol* kemudian dimurnikan terlebih dahulu, yang biasa disebut proses tidak langsung (*indirect process*), atau secara langsung dalam satu tahap sekaligus yang disebut *direct process*. Dalam teknologi proses sintesa DME yang paling berperan adalah katalis. Katalis yang tersedia sekarang adalah katalis yang dirancang spesifik, bukan katalis yang *general* [3]. Berikut adalah

penjelasan mengenai proses langsung dan tidak langsung dalam pembuatan dimetil eter dari gas alam [4].

A. Proses Tidak Langsung

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

Pembentukan *syngas*:



Pembentukan Metanol

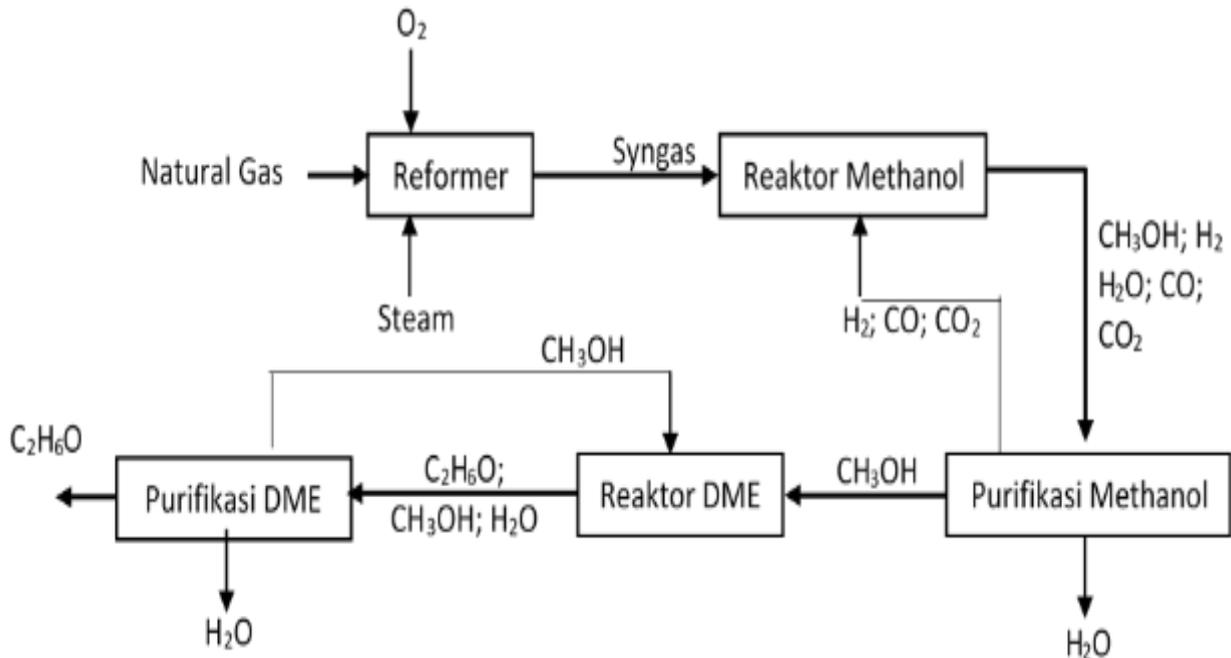


Dehidrasi Metanol:



Tabel 1.  
Spesifikasi DME menurut SNI 9219:2017

No.	Karakteristik	Satuan	Batasan syarat mutu	
			Mini-mal	Maks-imal
1.	<i>Spesific Gravity</i> 60/60°F		Dilaporkan	
2.	Tekanan Uap @100°F	Psig		145
3.	<i>Residue on evaporation of</i> 100 ml	mL		0,05
4.	Korosi bilah tembaga 1 jam @100°F			No.1
5.	Total Sulfur	mg/kg		140
6.	Kandungan Air	%massa		0,03
7.	Komposisi			
	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	% vol	99,5	
	CH <sub>3</sub> OH	% vol		0,4
	Lainnya	% vol		0,1
8.	Etil atau butil Merkaptan	mg/l	11,38 <sup>a)</sup>	



Gambar 3. Skema Proses Pembentukan DME dari Gas Alam.

Proses secara tidak langsung terjadi dalam 2 tahap pembentukan, sehingga dibutuhkan dua reaktor. Reaksi yang terjadi pada proses ini dilakukan pada fasa gas dengan katalis padat nikel dan  $\gamma$ -alumina. Katalis ini dapat memberikan konversi yang tinggi. Peningkatan temperatur yang cepat akan menurunkan aktivitas katalis sehingga suhu dalam reaktor perlu dijaga secara cermat. *Steam* ditambahkan ke metanol untuk menghindari pengendapan karbon pada permukaan katalis agar umur katalis dapat bertahan lama. Kondisi operasi reaksi pada suhu 250 – 400°C dan tekanan 20 bar. Kemurnian yang dapat dicapai 99,99%. Jenis reaktor yang dipakai untuk proses tidak langsung ini adalah reaktor *fixed bed catalytic dehydration*. Sistem yang dipakai dalam teknologi proses ini relatif sederhana dan sudah dipakai sangat luas. Alasan lainnya yaitu dalam penggunaan sistem ini termasuk jenis *low capital investment*[1].

**B. Proses Langsung**

Proses ini melalui 3 tahap utama, yaitu preparasi *syngas* (*autothermal reformer*), sintesa DME pada *slurry reactor*, dan pemurnian DME pada kolom distilasi. Reaksi sintesa DME tersebut adalah gabungan dari reaksi sintesa DME secara tidak langsung. Proses ini hanya dibutuhkan satu buah reaktor saja, yang mana dapat langsung mengonversi *syngas* menjadi DME.

Dalam proses secara langsung, sintesa DME membutuhkan sistem dual katalis yang berguna sebagai katalis sintesa *methanol* dan katalis dehidrasi *methanol* dimana katalis diletakkan pada *single unit* dan biasanya menggunakan *slurry reactor*. Proses ini dikembangkan dengan sangat pesat dan mayoritas yang sudah didirikan adalah skala *pilot plant*. Dalam Tabel 1 ditampilkan spesifikasi DME sesuai dengan SNI 8219:2017 sebagai acuan standart produk DME [5].

**II. URAIAN PROSES**

Setelah menggunakan aplikasi *Expert Choice* untuk menggunakan metode AHP (*Analytical Hierarchy Process*) untuk pembobotan, dipilih proses secara tidak langsung saat pembuatan DME ini. Seperti yang telah disebutkan diatas diketahui bahwa proses pembuatan DME dari gas alam melalui proses tidak langsung terbagi menjadi tiga proses, yaitu proses *reforming* gas alam menjadi *syngas*, kemudian *syngas* menjadi *methanol* (sintesa *methanol*) dan kemudian *methanol* menjadi *dimethyl eter*. Secara garis besar proses pembentukan DME ditunjukkan pada Gambar 3.

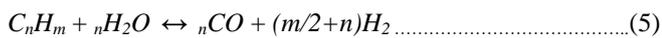
Di bawah ini akan dijelaskan mengenai tahapan proses pembuatan dimetil eter dari gas alam dengan proses tidak langsung (*indirect process*) menggunakan *licensor Lurgi*.

**A. Tahap Reforming**

Tujuan dari proses ini adalah untuk mendapatkan syngas sebagai bahan baku yang digunakan dalam reaksi sintesa *methanol*, yang didapat melalui suatu reaksi katalitik *reforming* antara hidrokarbon, steam, dan O<sub>2</sub>. Reaksi *reforming* berlangsung dalam *Primary Reformer* dan *Secondary Reformer*. Kebutuhan panas di dalam *Primary Reformer* didapatkan secara tidak langsung melalui proses pembakaran *Fuel NG*, sedangkan di *Secondary Reformer*, panas berasal dari reaksi pembakaran hidrokarbon dan gas oxygen (O<sub>2</sub>).

**B. Primary Reforming**

Gas alam dengan tekanan 28,8 bar dan temperatur 30°C dialirkan ke *Natural Gas Compressor* untuk dinaikkan tekanannya ke 45 bar. Selanjutnya gas alam dicampur dengan *saturated steam* yang berasal dari *Waste Heat Boiler* pada tekanan 44,8 bar. Kemudian campuran gas alam dan *steam* dipanaskan dengan menggunakan *Primary Reforming Preheater* hingga temperaturnya 527°C dengan menggunakan panas yang keluar dari *secondary reformer*. Proses di *primary reformer* ini berfungsi untuk memecahkan gas alam dan menguraikan CO dengan katalis nikel dengan temperatur operasi 550-900°C. Gas yang keluar dari *Primary Reformer* berupa CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> dan *residual steam*. Reaksi yang terjadi pada *reformer* ini adalah sebagai berikut :

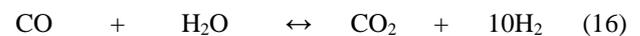
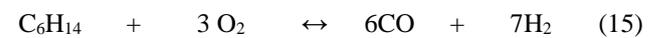
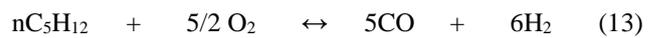
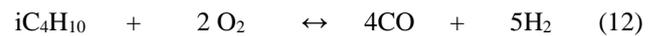
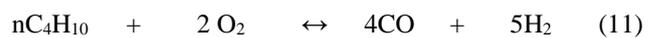
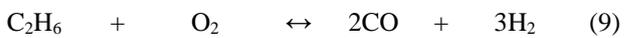
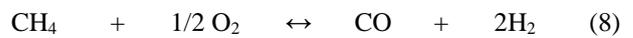
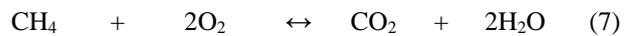


Reaksi pertama adalah reaksi utama dalam *reformer* yang bersifat sangat endotermik, artinya membutuhkan panas dalam jumlah besar yang diperoleh dari hasil pembakaran *Fuel NG* secara tidak langsung. Reaksi kedua adalah reaksi pergeseran CO (*Water Shift Gas Conversion*) yang sedikit eksotermik atau menghasilkan panas. Temperatur, tekanan, dan laju alir umpan harus dikontrol untuk mencegah terjadinya *cooking* (pembentukan karbon) pada katalis. Terbentuknya endapan karbon pada katalis dapat menyebabkan pembentukan *hot spot* (titik panas) pada reaktor yang dapat merusak katalis. Untuk mencegah pembentukan *hot spot* maka dialirkan *steam* secara berlebihan agar temperatur dan tekanan dapat dikendalikan. Selain itu, temperatur juga dapat dikendalikan dengan mengatur aliran pemanas yaitu *fuel NG* dan udara pembakaran. Sedangkan tekanan juga dapat dikendalikan dengan mengatur laju aliran gas yang keluar, jika tekanan terlalu tinggi maka jumlah aliran keluar gas akan meningkat, sehingga tekanan akan turun. Sebaliknya, jika tekanan terlalu rendah maka tekanannya akan turun. Jika kecepatan aliran gas berkurang, maka tekanan akan naik.

**C. Secondary Reforming**

*Syn Gas* yang keluar dari *primary reformer* dengan temperatur 789°C selanjutnya dimasukkan ke *secondary reformer*. Di *secondary reformer* terjadi proses yang bertujuan untuk mengkonversi sisa gas alam dari *primary reformer* dengan menggunakan katalis berkadar Nikel tinggi yang beroperasi pada temperatur 950°C -1050°C. Panas pembentukan reaksi yang dihasilkan digunakan untuk

pembentukan *steam* dari aliran *boiler feed water* (BFW) [6–9]. Di sini juga terjadi penambahan oksigen dari *Air Separation Plant*, kemudian aliran oksigen dipanaskan dengan *steam* dalam *Oxygen Pre-heater* hingga temperatur mencapai 130°C. Reaksi kimia yang terjadi pada *secondary reformer* meliputi:



Gas yang keluar dari *secondary reformer* disebut *synthetic gas* dengan temperatur keluarannya 970°C. Produk gas mengandung sisa CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> serta *excess steam* serta kandungan inert (N<sub>2</sub>). *Syn gas* yang keluar dari *secondary reformer* selanjutnya digunakan untuk memanaskan *feed stream* yang akan diumpankan ke *primary reformer* melalui *Primary Reforming Preheater* hingga temperatur turun menjadi 718,1°C, selain itu *syn gas* yang dihasilkan juga dimanfaatkan panasnya untuk menghasilkan *steam* di *Waste Heat Boiler* hingga temperaturnya turun menjadi 282,6°C.

Kemudian *syn gas* didinginkan kembali hingga temperatur 40°C di *Synthetic Gas Cooler* dengan pendingin *cooling water*. Kemudian sebelum masuk ke *Separator I*, tekanannya diturunkan dengan *Syngas Expansion Valve*. *Separator* ini berfungsi untuk memisahkan kondensat yang berupa *process steam* dari *syngas*.

**D. Tahap Sintesa Methanol**

*Syn gas* dari *Separator I* dikompresi hingga tekanan 60 bar dengan *Syngas Compressor*, lalu kemudian dicampur dengan *gas recycle* dari *Separator II* yang sebelumnya telah dikompresi pada *Recycle Gas Compressor* hingga tekanannya 60 bar. Kemudian *syn gas* dimasukkan ke dalam *Methanol Reactor* yang dioperasikan pada tekanan 50-100 bar. Reaktor ini berupa *multi tubular fixed bed reaktor* menggunakan katalis berbasis tembaga (Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). Reaktor tersebut dapat disebut juga *catalyst filled tubular reactor* karena katalis tersebut dipasang di dalam *tube-tube* vertikal dalam reaktor, sedangkan *syn gas* dialirkan pada bagian *tube* sehingga melewati *bed* katalis tersebut. Reaksi yang terjadi dalam reaktor *methanol* adalah sebagai berikut:



Reaksi di atas bersifat eksotermis dan panas reaksi harus segera dipindahkan untuk melindungi katalis dan mencegah reaksi samping yang tidak diinginkan. Penghilangan panas dilakukan dengan cara menyirkulasi *thermal fluid* melewati *shell-side reactor*. Hal ini dikarenakan *tube* katalis direndam

dalam *thermal fluid*, sehingga dapat mencegah katalis dari *overheating* yang menyebabkan deaktivasi katalis. Sistem ini memberikan kontrol suhu di dalam reaktor, agar sesuai dengan suhu reaksi yaitu 260°C, sekaligus memanfaatkan panas reaksi dari *thermal fluid* yang digunakan untuk menghasilkan *steam* di *Waste Heat Boiler* sekaligus mendinginkan *thermal fluid* agar dapat disirkulasikan kembali ke dalam reaktor.

Selanjutnya *steam* dari *Waste Heat Boiler* yang dihasilkan dalam proses ini digunakan untuk kebutuhan panas. Kemudian produk didinginkan dengan memanfaatkan panasnya untuk memanaskan *feed* reaktor di dalam *Interchanger* sehingga suhu menjadi 217,2 °C. Aliran produk selanjutnya didinginkan menggunakan *cooling water* pada *Raw Methanol Cooler*. Selanjutnya produk dialirkan menuju *separator II*. *Separator* ini berfungsi untuk memisahkan gas terlarut yang akan di *recycle* kembali menuju *Methanol Reactor*. Sebagian kecil gas keluaran *Separator II* dimurnikan untuk menghilangkan gas *inert*, hasil pemurnian dapat digunakan sebagai bahan bakar (*fuel gas*) untuk *primary reformer*, bahan bakar *Boiler*, dan aliran gas lainnya dikompresikan di *Recycle Gas Compressor* untuk dialirkan kembali menuju ke *Methanol Reactor* [10–12].

#### E. Tahap Pemurnian Methanol

*Raw methanol* dari *separator II* dialirkan ke *Methanol Distillation Column I*. Kolom distilasi ini menggunakan *full reflux* untuk memisahkan gas-gas terlarut dari *methanol* dan air. Hasil atas didinginkan dengan *cooling water* pada *Condenser Distillation Column I* kemudian dialirkan menuju *Accumulator Distillate Column Distillation I* untuk memisahkan antara *methanol* dan air dari *inert gas*. Kemudian air dan *methanol* dialirkan menuju *Methanol Distillation Column II*. Dimana *methanol* akan dipisahkan dengan air untuk mendapatkan *methanol* dengan kemurnian >99,85%. Kolom ini menggunakan total kondensor dengan pendingin *cooling water* pada *Condenser Distillation Column II*. *Top product* berupa *methanol* yang didinginkan terlebih dahulu sebelum dialirkan ke *Accumulator Distillate Column Distillation II*. *Methanol* yang sudah murni dipompa menuju *Methanol Storage Tank* menggunakan *Methanol Product Pump* dan didinginkan di dalam *Methanol Product Cooler* sebelum disimpan.

#### F. Tahap Sintesa DME

Aliran *methanol* dari proses sebelumnya masuk ke dalam reaktor dengan kondisi suhu 250°C, dan tekanan 15,5 bar. Pada reaktor terjadi reaksi pembentukan DME (dalam *single reactor*) dengan reaksi:

*Methanol dehydration*:



Di dalam reaktor, konversi dari *methanol* mencapai 80%. Reaktor beroperasi secara *adiabatic* dan reaksi bersifat eksotermis. Produksi DME ini menggunakan katalis alumina silica dengan konsentrasi >94% alumina. Mula-mula *methanol* dengan kadar 99,95% pada temperatur 40°C dan tekanan 1.25 bar dicampurkan dengan aliran *recycle methanol* keluaran dari *DME Distillation Column II* sebagai *feed* dalam fase liquid dan dipompa dengan *DME Feed Pump* untuk dialirkan melewati *DME Reactor Feed Heater*.

Kemudian hasil keluaran *DME Reactor* dimasukkan ke dalam *DME Product Cooler* untuk menurunkan tekanan dan suhunya hingga 10.1 bar dan 89°C.

#### G. Tahap Pemurnian DME

Dalam proses pemurnian DME ini dilakukan pemisahan produk dari komponen yang tidak diinginkan menggunakan kolom distilasi. Unit pemisahan ini dibagi menjadi dua tahapan proses. Pertama, *DME Distillation Column I* bertujuan untuk memisahkan DME dari *methanol* dan air serta zat pengotor lainnya menggunakan *total condenser*, dimana liquid dengan titik didih lebih tinggi dari titik didih DME akan dikembalikan menuju kolom distilasi dan DME yang terbentuk akan dialirkan menggunakan *DME Product Pump* menuju *DME Storage Tank*. DME yang diperoleh dalam proses ini adalah >99,6% volume. Sebagian *bottom product* di-*recycle* dalam *Reboiler Distillation Column* dalam suhu 151.8°C, dan Sebagian lagi dialirkan menuju *DME Distillation Column II* dengan temperatur 109.3°C. Proses distilasi kedua ini bertujuan untuk memisahkan *methanol* dan air dari komponen yang tidak diperlukan. Kolom distilasi ini menggunakan *total condenser*, di mana sebagian produk atas akan di-*recycle* kembali menuju tangki akumulator untuk dicampur dengan *feed* awal. Sedangkan produk bawah dalam *Reboiler Distillation Column* akan dialirkan menuju *Waste Water*.

### III. NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa membutuhkan dasar perhitungan. Dasar perhitungan yang digunakan adalah sebagai berikut:

- Kapasitas produksi: 210.000 ton/tahun
- Hari kerja : 330 hari
- Jam kerja : 24 jam
- Bahan baku gas alam : 746.111 ton/tahun

Perhitungan neraca massa dan panas dilakukan secara terus-menerus hingga mencapai konvergensi berdasarkan jumlah *recycle* yang kembali kedalam proses. Dimana rancangan ini telah menghasilkan produk yang telah memenuhi standar [5], yaitu didapatkan DME dengan kemurnian 99,64% volume.

### IV. ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dilakukan sebagai bentuk *feasibility study* untuk mengetahui apakah perancangan yang dilakukan layak atau tidak. Untuk itu dilakukan evaluasi dan penilaian terhadap investasi dan perkiraan penjualan sebagai acuan utama. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan kelayakan rancangan antara lain adalah laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return/IRR*), waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time/POT*), dan titik impas (*Break Even Point/BEP*). Dari hasil perhitungan analisa ekonomi diperoleh *Total Capital Investment* sebesar Rp. 1.734.605.045.072, dengan bunga pinjaman investasi 9,75% per tahun. Selain itu diperoleh IRR sebesar 17,10%, POT selama 5 tahun 11 bulan, dan BEP sebesar 42,39%. Dengan perkiraan umur dari pabrik ini selama 10 tahun dengan masa pembangunannya selama 2 tahun [13–15].

## V. KESIMPULAN

Dari analisa kelayakan ekonomi diperoleh *Total Investment* sebesar Rp. 1.734.605.045.072, dengan bunga pinjaman investasi sebesar 9,75% per tahun dan *Weighted Average Cost of Capital* (WACC) sebesar 11,33%. Selain itu diperoleh IRR sebesar 17,10%, POT selama 5 tahun 11 bulan, dan BEP sebesar 42,39%. Nilai IRR yang diperoleh lebih besar dari bunga pinjaman bank dan WACC dengan selisih yang cukup signifikan serta waktu pengembalian modal yang lebih kecil dari perkiraan usia pabrik. Selain itu, ditinjau dari proses yang digunakan serta produk yang dihasilkan, dinyatakan bahwa rancangan pabrik ini layak untuk didirikan

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] M. S. Boedoyo, "Pemanfaatan dimethyl ether (Dme) sebagai substitusi bahan bakar minyak dan lpg," *J. Teknol. Lingkung.*, vol. 11, no. 2, pp. 301–311, 2010, doi: 10.29122/jtl.v11i2.1215.
- [2] C. S. Bildea, R. Gyorgy, C. C. Brunchi, and A. A. Kiss, "Optimal design of intensified processes for DME synthesis," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 105, pp. 142–151, 2017, doi: 10.1016/j.compchemeng.2017.01.004.
- [3] C. Arcoumanis, C. Bae, R. Crookes, and E. Kinoshita, "The potential of di-methyl ether (DME) as an alternative fuel for compression-ignition engines: A review," *Fuel*, vol. 87, no. 7, pp. 1014–1030, 2008, doi: 10.1016/j.fuel.2007.06.007.
- [4] A. J. Kidnay and W. Parrish, *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Boca Raton, Florida: CRC Press, 2006.
- [5] B. S. Nasional, *SNI 8219:2017 Spesifikasi DME*. Jakarta: Badan Standardisasi Nasional, 2017.
- [6] Y. Brownell and E. H. Young, *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons, 1959.
- [7] D. M. Himmelblau, *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*, 5th ed. Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall International, 1989.
- [8] D. Q. Kern, *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw-Hill, 1965.
- [9] J. M. Smith and H. C. V. N. M. M. Abbott, *Introduction of Chemical Engineering Thermodynamics*. New York: McGraw-Hill, 2001.
- [10] O. Levenspiel, *Chemical Reaction Engineering*, 3rd ed. New York: John Wiley & Sons., 1999.
- [11] E. E. Ludwig, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 2 Third Edition*. Houston: Gulf Publishing Company, 1997.
- [12] R. Perry, *Chemical Engineer's Handbook*, 7th ed. New York: McGraw-Hill, 1997.
- [13] S. P. Max, D. T. Klaus, and E. W. Ronald, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill Companies, 2003.
- [14] H. Silla, *Chemical Process Engineering Design and Economics*. New York: Marcel Decker, 2003.
- [15] G. Ulrich, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Son, Inc, 1984.