

# Pra-Desain Pabrik Pembuatan *Ethylene* dari Sales Gas dengan Teknologi *Oxidative Coupling Methane*

Akas Steven Tambunan, Kartiko Agung Pramudito, Juwari Purwo Sutikno, dan Rendra Panca Anugraha  
Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)  
e-mail: kartikoagung.p@gmail.com

**Abstrak**—*Ethylene* salah satu produk intermediate dari gas alam, merupakan salah satu senyawa penting dalam mata rantai industri petrokimia. Berdasarkan Pusat Data dan Informasi Kementerian Perindustrian Indonesia, permintaan *ethylene* di Indonesia pada tahun 2020 mencapai 2000 KTPA. *Ethylene* dapat diproduksi dari Metana yang merupakan komponen utama penyusun gas alam. Untuk memanfaatkan potensi sumber daya alam yang melimpah di Indonesia, saat ini pemerintah mendukung penuh berbagai pengembangan industri, salah satunya industri kimia dasar berbasis minyak dan gas. Pengembangan industri kimia dasar berbasis migas ini akan meningkatkan nilai jual migas secara keseluruhan. Karena selama ini migas di Indonesia hanya digunakan untuk pembangkit tenaga listrik dan ekspor dengan nilai jual yang kecil. *Ethylene* umumnya diproduksi menggunakan Teknologi *Thermal Cracking* dengan bahan baku yang mahal. Di Indonesia, produksi gas alam masih memiliki potensi yang besar untuk diolah. Pada penelitian ini dilakukan perancangan pabrik mengolah komponen utama gas alam sebagai bahan baku alternatif untuk memproduksi *ethylene* menggunakan *Oxidative Coupling of Methane* (OCM). Untuk mencapai 600 produksi *ethylene* KTA, pabrik ini direncanakan berlokasi di Blok Masela, mendekati pusat sumber daya alamnya yang akan dieksploitasi dan dikembangkan. Proses utamanya adalah mereaksikan metana dengan oksigen di dalam OCM Reactor. Dari hasil analisis ekonomi didapatkan IRR sebesar 19,47%, POT selama 5,8 Tahun, BEP sebesar 31,194 %. Maka dapat disimpulkan dari segi teknis dan ekonomis pabrik ini layak untuk didirikan.

**Kata Kunci**—*Ethylene*, *Oxidative Coupling Methane* (OCM), Gas Alam.

## I. PENDAHULUAN

SEKTOR industri menjadi penggerak utama pembangunan ekonomi nasional karena telah mampu memberikan nilai signifikan dalam peningkatan lapangan kerja, devisa negara, serta mampu memberikan kontribusi dalam peningkatan nilai tambah produk dan pembentukan daya saing nasional.

Berdasarkan RIPIN 2015 – 2035 tersebut, salah satu komoditas yang diprioritaskan dari awal tahun 2015 sampai akhir tahun 2035 adalah *etilena*. *Etilena* banyak digunakan dalam industri kimia dengan produk akhir yang beragam. Sebelum membuat produk akhir tersebut, *ethylene* akan diolah menjadi *polietilena*, *etile dikolorida*, *etilen oksida*, *etilbenzen* dan *vinil asetat* yang dapat dibuat menjadi produk akhir berupa kemasan makanan, mainan, film, wadah makanan, botol, pipa, *anti freeze*, karpet, guci, botol, dan peralatan rumah.

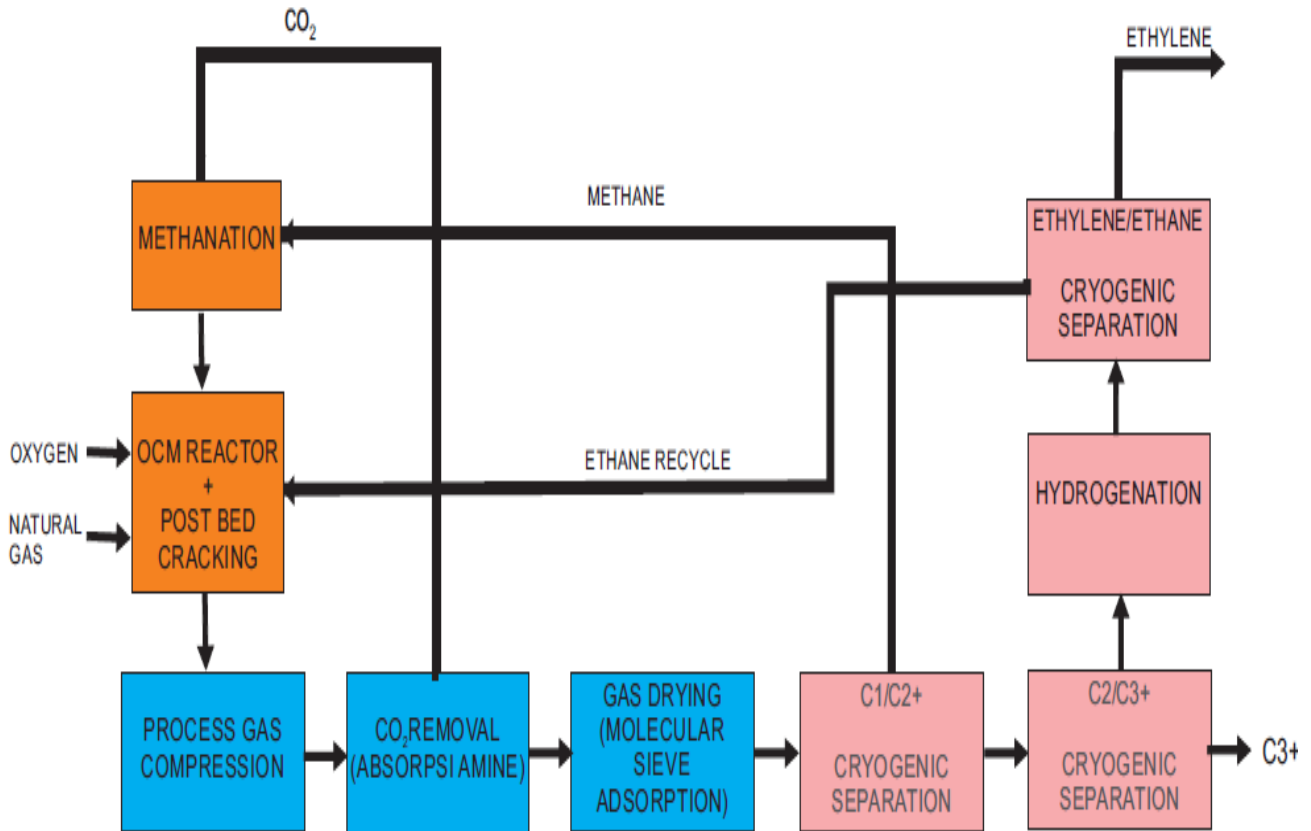
*Ethylene* paling banyak digunakan sebagai bahan baku *polyethylene* yang digunakan sebagai bahan dasar plastik.

Akan tetapi, produksi *ethylene* dalam negeri cenderung konstan, sehingga produksi *polyethylene* sendiri tidak mengalami perubahan signifikan sejak 10 tahun terakhir. Menurut *British Plastic Federation* (BPF), Indonesia masih mengimpor 40% kebutuhan *polietilena* dalam negeri. Hal ini disebabkan karena jumlah bahan baku yaitu *ethylene* yang kurang. Kementerian Perindustrian mengatakan bahwa produksi *ethylene* dalam negeri tidak mengalami kenaikan signifikan, sedangkan permintaan *ethylene* cenderung meningkat sehingga harus dilakukan impor untuk memenuhi permintaan dari pasar.

Kebutuhann *ethylene* dalam negeri akan terus mengalami peningkatan seiring dengan meningkatnya perkembangan, pertumbuhan dan pembangunan ekonomi nasional. Di Indonesia sendiri, proyeksi pertumbuhan permintaan dari tahun 2017 – 2023 adalah sekitar 3.1%. Hal ini membuktikan bahwa pasar *etilena* di Indonesia sangat menjanjikan. Sampai tahun 2018, pabrik yang memproduksi *ethylene* hanya PT. Chandra Asri Petrochemical Indonesia. Produk *ethylene* dari PT. Chandra Asri Petrochemical Indonesia hampir semuanya dikonsumsi sebagai bahan baku *Low Linear Density Polyethylene* (LLPDE) dan *High Density Polyethylene* (HDPE). Saat ini, *ethylene* yang diproduksi oleh PT Chandra Asri Petrochemical adalah 860 KTPA.

Berdasarkan data dalam Tabel 1 dari Direktorat Jendral Minyak dan Gas Alam Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM), cadangan gas alam mencapai 135,5 TSCF per tanggal 1 Januari 2018. Komposisi gas alam berbeda-beda tergantung dari kondisi sumur dan spesifikasi gas jual yang diinginkan. Akan tetapi, secara umum komponen utama penyusun gas alam adalah *metana* ( $\text{CH}_4$ ) dan *etana* ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ) dengan *impurities* seperti  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  dan  $\text{H}_2\text{S}$ . Di Indonesia sendiri, mayoritas gas alam digunakan untuk memenuhi kebutuhan industri maupun suplai *power plant*. Dalam memenuhi kebutuhan industri, terutama industri petrokimia, gas alam banyak digunakan sebagai *feedstock*. Kandungan *metana* pada gas alam dapat digunakan sebagai bahan baku alternatif pengganti *nafta* dalam memproduksi *etilena*. Produksi *etilena* sendiri di Indonesia pada umumnya menggunakan *nafta* sebagai *feedstock*, akan tetapi bahan baku berupa *nafta* sendiri masih harus diimpor. Oleh sebab itu gas alam dengan cadangannya yang melimpah, dapat digunakan sebagai bahan baku alternatif.

Dengan pertimbangan-pertimbangan di atas, melimpahnya cadangan gas alam di Indonesia, kurangnya produksi *etilena* dan peningkatan kebutuhan *etilena*, maka hal tersebut menjadikan landasan untuk membangun pabrik *etilena* dengan bahan baku gas alam. Selain itu, pertimbangan juga diperkuat oleh Permenperin no. 49 dan no. 102 tahun



Gambar 1. Diagram Alir Proses Pembuatan Ethylene.

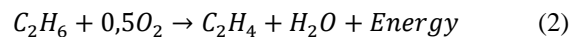
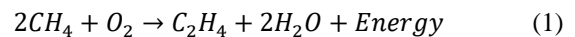
2009 yang bertujuan membatasi impor, berisi tentang kewajiban instansi untuk membentuk tim Peningkatan Produk Dalam Negeri (P3DN). Kebijakan dalam P3DN bertujuan untuk meningkatkan penggunaan produk-produk dalam negeri, dalam hal ini berupa penggunaan gas alam sebagai bahan baku utama produksi etilena.

## II. URAIAN PROSES

Secara umum *Oxidative Coupling Methane* (OCM) merupakan proses mengubah metana (CH<sub>4</sub>) menjadi ethylene (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) dengan cara mereaksikannya dengan oksigen (O<sub>2</sub>). Namun, reaksi tersebut masih belum bisa menghasilkan yield ethylene yang diinginkan, sehingga pada proses ini ada berbagai macam jenis reaktor dan banyak unit separasi yang digunakan untuk memisahkan hasil dari reaksi samping agar dapat direaksikan kembali sehingga dapat menghasilkan yield ethylene yang diharapkan seperti pada proses yang ditunjukkan dalam diagram alir Gambar 1. Pada Tabel 2 terdapat beberapa spesifikasi produk yang digunakan untuk pembuatan ethylene.

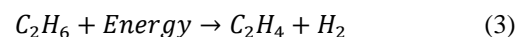
### A. Reaction Unit

Reaktor OCM, *Feed gas* berupa sales gas dan gas O<sub>2</sub> dialirkan masuk ke dalam OCM Reaktor milik *licensor Siluria* yang merupakan reaktor *fixed-bed*. Reaktor ini terdiri dari dua *chamber*, yang pertama adalah *OCM Reactor Section* dan yang kedua adalah *Ethane Conversion Section* [1]–[3]. Gas metana, etana, dan oksigen dialirkan ke bagian pertama dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi ini terjadi pada suhu 800°C dan tekanan 5-10 atm dengan katalis *nanowires-based biocatalysts*. Katalis ini dapat memberikan konversi metana sebesar 40% dan lebih selektif terhadap reaksi pembentukan ethylene. CO dan CO<sub>2</sub> yang terbentuk sebagai hasil reaksi samping nantinya akan dikirim ke *methanator* untuk direaksikan dengan hydrogen menjadi metana kembali. Reaksi OCM yang eksotermis menghasilkan panas yang akan digunakan dalam reaksi konversi etana yang bersifat endotermis [3].

Etana yang tidak bereaksi pada *chamber OCM* kemudian dialirkan kembali ke dalam reaktor *chamber* kedua, yaitu “*Ethane Conversion Section*”. Reaksi yang terjadi dalam *chamber* kedua adalah konversi etana menjadi ethylene melalui *non-oxidative dehydrogenation* dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi ini terjadi pada suhu 900°C dan sangat endotermis. Hasil reaktor berupa CH<sub>4</sub> yang tidak bereaksi, H<sub>2</sub>, ethylene, etana, CO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub>O, dan komponen C<sub>3+</sub> kemudian dialirkan menuju unit purifikasi [3].

*Methanator*, produk CO<sub>2</sub> hasil dari reaktor kemudian dipisahkan dalam unit CO<sub>2</sub> removal yang terdiri dari *MEA Wash* dan *Caustic Wash*, kemudian dikirim ke *methanator*. Begitu juga dengan metana yang tidak bereaksi dan hydrogen dipisahkan dalam unit *Cryogenic Separation*, kemudian

Tabel 1.

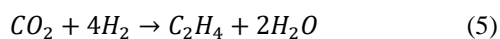
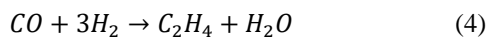
Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor Etilena di Indonesia

Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
2014	600	1.236.192	700	636.892
2015	600	1.286.524	19.109	705.633
2016	860	1.389.941	114.404	644.345
2017	860	1.360.635	120.077	620.711
2018	860	1.240.771	252.678	633.449

Tabel 2.  
Spesifikasi produk

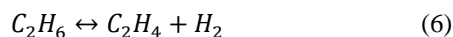
Komponen	Sales spec.	Unit
Ethylene	> 99,95	Vol %
Methane + Ethane	< 500	Vol ppm
Total C3 and heavier	< 10	Vol ppm
Acetylene	< 5	Vol ppm
CO	< 2	Vol ppm
CO <sub>2</sub>	< 5	Vol ppm
H <sub>2</sub> O	< 3	Vol ppm
Alcohol	< 10	Wt ppm
Oksigen	< 2	Vol ppm
Hidrogen	< 5	Vol ppm
Total Sulphur	< 2	Wt ppm
Total Combined Nitrogen	< 1	Vol ppm

dikirim ke *methanator* [3]. Di dalam *methanator*, CO<sub>2</sub> dan CO bereaksi dengan H<sub>2</sub> yang terkandung dalam aliran *recycle metana* dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi terjadi pada suhu 300°C dan bersifat *eksotermis*. Unit ini bermaksud untuk meningkatkan efisiensi karbon terhadap keseluruhan proses. *Metana* yang terbentuk kemudian dialirkan ke dalam Reaktor OCM untuk direaksikan menjadi *ethylene* [3].

*Dehydrogenator*, Aliran *ethane recycle* dari unit *C<sub>2</sub> Fractioner* kemudian dipanaskan dengan aliran produk *ethylene* dari reaktor OCM hingga suhu 900°C dengan tekanan *atmosferik*. Reaksi sangat *endotermik*, maka membutuhkan energi yang cukup besar [3]. Dalam reaktor terjadi reaksi sebagai berikut, dengan konversi *ethane* sebesar 80%:



Unit ini bermaksud untuk meningkatkan jumlah produksi *ethylene* terhadap keseluruhan proses.

**B. Purification Unit**

*Compressor*, *Efluen* reaktor OCM kemudian dialirkan menuju *gas/gas exchanger*. Aliran produk diturunkan suhunya menjadi 45°C dan melakukan *preheat* untuk aliran *recycle C<sub>1</sub>* dan *recycle CO<sub>2</sub>*. Kemudian aliran *efluen* didinginkan lebih lanjut sampai suhu 45°C sehingga H<sub>2</sub>O berupa *liquid* dapat dipisahkan dari gas di dalam separator. Gas yang sudah bebas dari H<sub>2</sub>O kemudian dialirkan ke *three stages compressor* untuk ditingkatkan tekanannya menjadi 35 bar. Tekanan yang tinggi ini dibutuhkan untuk proses pemisahan pada bagian *downstream* dan menjaga agar proses dapat dilakukan dengan 1 train [3].

*Amine Absorber*, Gas dari kompresor kemudian dialirkan menuju *CO<sub>2</sub> removal* yang terdiri dari proses *absorpsi* CO<sub>2</sub> dalam gas dengan menggunakan pelarut *monoetanolamina* (MEA). Tujuan dari proses ini adalah untuk menghilangkan

Tabel 3.

Total Flowrate Feed dan Produk

Komponen	Flowrate (ton/tahun)
<i>Feed</i>	
Sales Gas	1862880.00
O <sub>2</sub>	3170315.85
Hidrogen	4302.00
<i>Produk</i>	
Ethylene	650000.00
C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub>	123864.96
Kondensat	36187.76

Tabel 4.  
Total Kebutuhan Utilitas

Komponen	Flowrate (ton/tahun)
Steam	4866906.83
Liquid propane	6220913.02

Tabel 5.  
Perhitungan Fixed Capital Investment (FCI)

Deskripsi	% E	Biaya (USD)
Engineering and Supervision	35%	77570081.00
Purchased Equipment	100%	221628802.00
Instalasi dan pengecatan	45%	99732961.00
Instrumentasi dan kontrol	40%	88651521.00
Perpipaan dan isolasi	70%	155140161.00
Sistem kelistrikan	12%	26595456.00
Fasilitas pelayanan dan Yard improvement	80%	177303041.00
Bangunan	20%	44325760.00
Tanah	10%	22162880.00
Biaya konstruksi	35%	77570081.00
Kontraktor	20%	44325760.00
Biaya tak terduga	48%	106381825.00
Fixed Capital Investment		USD 1,141,388,328

kandungan CO<sub>2</sub> karena gas CO<sub>2</sub> yang bercampur dengan air dapat mengakibatkan korosi dalam sistem perpipaan, selain itu CO<sub>2</sub> harus dihilangkan karena dapat membeku pada suhu rendah seperti pada proses *cryogenic*. Gas dari kompresor yang masih mengandung CO<sub>2</sub> dialirkan menuju bagian bawah kolom *absorber* pada suhu 32°C dan tekanan 34 bar. Larutan MEA (*Lean Amine*) dialirkan menuju bagian atas kolom *absorber* pada suhu 38°C dan tekanan 33 bar. Proses *absorpsi* menghilangkan CO<sub>2</sub> dari gas sampai kandungan CO<sub>2</sub> dalam gas mencapai 1 ppm. Gas yang keluar dari bagian atas kolom *absorber* kemudian dialirkan menuju unit *drying*. Larutan MEA yang meninggalkan kolom absorber sudah jenuh dengan CO<sub>2</sub> (*Rich Amine*) kemudian dialirkan menuju unit *Amine Regeneration* [3], [4].

*Molecular Sieve Adsorption*, Pada unit ini, gas proses yang mengandung produk *ethylene* kemudian dihilangkan kandungan CO<sub>2</sub> yang masih tersisa sebelum nantinya masuk ke *refrigeration unit*. Penghilangan kandungan CO<sub>2</sub> menggunakan *molecular sieve* dengan zeolite 4A. Pada *top product* merupakan gas yang mengandung 1 ppm air dan CO<sub>2</sub> sementara pada *bottom product* merupakan CO<sub>2</sub> yang dialirkan menuju *methanator*. Pada unit ini terdapat dua *molecular sieve*, dimana satu alat untuk proses operasi dan satu alat lagi untuk proses regenerasi. Proses regenerasi *molecular sieve* menggunakan 5% volume dari *sweet gas* yang kemudian akan di-*recycle* [3].

*Cryogenic Refrigeration*, Pada unit ini, gas proses yang mengandung *ethylene* akan didinginkan hingga suhu -120°C dengan menggunakan *cascade refrigeration*. Gas proses pertama-tama akan didinginkan dari suhu 55°C hingga suhu -40°C dengan menggunakan *refrigerant propane*.

Tabel 6.

Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost, DPC)			
Deskripsi	%	Biaya lain	Total
Bahan Baku			217347478.00
Tenaga kerja			2914800.00
Biaya supervisi	15%	L	437220.00
Utilitas	40%	TPC	468547084.80
Perawatan dan perbaikan	7%	FCI	79897183.00
Operating supplies	15%	M	11984577.00
Laboratorium	15%	L	437220.00
Paten dan royalti	4%	TPC	46854708.48
Biaya produksi langsung ( DPC )			828420271.60

Keterangan:

L = Biaya tenaga kerja (Labour)

M = Biaya perawatan (Maintenance)

Tabel 7.

Biaya Tetap (Fixed Charges, FC)			
Deskripsi	%	Biaya lain	Total
Depresiasi (peralatan,bangunan)*	10%	FCI	114138832.00
Pajak	2%	FCI	22827766.40
Asuransi	0.60%	FCI	6848329.28
Total biaya tetap ( FC )			143814929.68

Tabel 8.

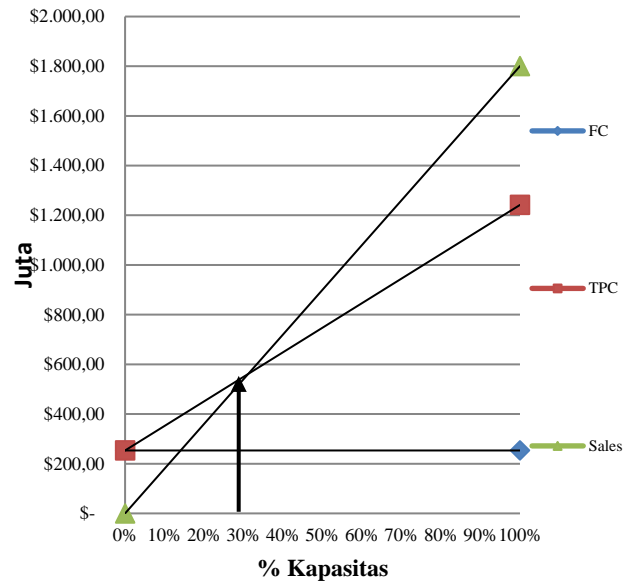
Biaya Tetap, variabel, dan semivariabel	
Keterangan	Jumlah
Biaya Tetap ( FC )	143814929.30
Biaya Variabel ( VC )	
Royalti	46854708.48
Bahan baku	217347478.00
Utilitas	468547084.82
	732749271.30
Biaya semivariabel (SVC)	
Gaji karyawan	2914800.00
Biaya Supervisi	437220.00
Pemeliharaan & perbaikan	79897182.95
Operating supplies	11984577.44
Laboratorium	437220.00
Pengeluaran umum	152277802.57
Plant Overhead cost	117136771.20
	365085574.16
Total Penjualan ( S )	1800414326.00

Kemudian gas didinginkan dari suhu -40°C hingga suhu -90°C dengan menggunakan *refrigerant ethylene*. Terakhir, gas didinginkan dari suhu -90°C hingga suhu -120°C dengan menggunakan *refrigerant methane*. Gas kemudian dialirkan menuju *Separation Unit* untuk dipisahkan antara komponen metana, etana, ethylene, dan kondensat [3].

### C. Separation Unit

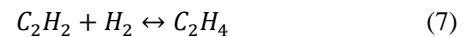
*Demethanizer*, Gas metana akan dipisahkan dari gas yang lebih berat dan dialirkan kembali menuju *Reactor OCM* untuk direaksikan kembali. *Demethanizer* berfungsi untuk memisahkan methane dari fraksi hidrokarbon yang lebih berat. *Feed* dari *Demethanizer* adalah *chilled gas* dari *Cryogenic Refrigeration*. Produk atas hasil *Demethanizer* adalah metana dan sedikit karbon monoksida yang akan dialirkan ke *methanator*. Produk bawah dari *Demethanizer* yang berupa hidrokarbon yang lebih berat yang akan dialirkan ke *Deethanizer* [3], [5], [6].

*Deethanizer*, Produk bawah dari *Demethanizer* merupakan kandungan C<sub>2</sub><sup>+</sup> yang dialirkan ke menara *Deethanizer*. *Deethanizer* berfungsi untuk memisahkan ethane dari fraksi hidrokarbon yang lebih berat. Produk atas hasil *Deethanizer* adalah etana dan ethylene yang akan dialirkan ke *Dehydrogenation reactor*. Produk bawah dari *Deethanizer* adalah C<sub>3</sub><sup>+</sup> yang akan dijual sebagai kondensat [3], [5], [6].



Gambar 2. Grafik Break Even Point (BEP).

*Hydrogenator*, Produk atas utama dari *Deethanizer* yang berupa ethane dan ethylene masih mengandung acetylene. Untuk memaksimalkan produk berupa ethylene maka unit ini diperlukan untuk dengan mereaksikan hydrogen dengan acetylene menjadi ethylene dengan reaksi seperti berikut:



Reaktor beroperasi pada suhu 140°C dengan konversi 90-100% [3], [5], [6].

### III. NERACA MASSA

Dalam Tabel 3 ditunjukkan hasil dari perhitungan neraca massa pra desain pabrik pembuatan ethylene dari sales gas dengan teknologi *Oxidative Coupling Methane (OCM)* dengan kebutuhan *feed sales gas* sebesar 1.862.880 ton/tahun menghasilkan produk utama ethylene 99,95%wt sebanyak 650.000 ton/tahun.

Tabel 4 ditunjukkan hasil dari perhitungan neraca energi pra desain pabrik pembuatan ethylene dari sales gas dengan teknologi *Oxidative Coupling Methane*.

### IV. ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui kelayakan pabrik yang sudah direncanakan untuk didirikan. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini:

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return ,IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time, POT*)
3. Titik impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut:[7]

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi; (a)Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*); (b)Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*) yang terdiri; (a)Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*); (b)Biaya *Plant Overhead (Plant overhead cost, POC)*

3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap; (a)Biaya tetap; (b)Biaya semi variable; (c)Biaya variable.

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik *Ethylene* dari Gas Alam, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut:

1. Modal kerja sebesar 6 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;
2. Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 4% setiap tahun;
3. Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan tambahan, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 4% setiap tahun;
4. Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60% biaya investasi dengan bunga sebesar 12% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 120 bulan (10 tahun);
5. Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line*.

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

Untuk menghitung nilai TCI dibutuhkan nilai FCI dan WCI terlebih dahulu. FCI dapat dihitung dengan perhitungan seperti dalam Tabel 5 [7]. Berikut persamaan untuk menghitung WCI dan TCI [7].

$$WCI = 89\%E \tag{8}$$

$$TCI = FCI + WCI \tag{9}$$

Dengan persamaan diatas maka dapat dihitung nilai TCI sebesar \$1,338,637,961.16.

Untuk menghitung nilai *Manufacturing Cost* maka perlu dihitung nilai DPC, FC, dan POC terlebih dahulu. Perhitungan DPC dapat dilihat pada Tabel 6 yang menunjukkan macam dan banyaknya biaya yang menyusun jumlah DPC [7].

Biaya *plant overhead (Plant overhead Cost, POC)* dapat dihitung dengan menggunakan perkiraan yang sama dengan 10% TPC. Maka, didapatkan nilai POC sebesar \$117,136,771.20. Perhitungan FC dapat dilihat pada Tabel 7 yang menunjukkan jumlah dari depresiasi, pajak, dan asuransi.

Setelah didapat nilai DPC, FC, dan POC maka dapat dihitung nilai *Manufacturing Cost (MC)* dengan menjumlahkan DPC,FC, dan POC. Maka, didapatkan nilai *Manufacturing Cost (MC)* sebesar \$1,089,371,972.20.

Dengan data yang sudah didapatkan maka selanjutnya dapat dihitung nilai IRR, POT dan BEP. Analisa BEP digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana harga produksi sama dengan hasil penjualan. Analisa POT digunakan untuk mengetahui berapa lama waktu yang dibutuhkan untuk modal kembali. Analisa IRR digunakan

Tabel 9.  
*Cummulative cashflow*

Tahun ke-n	<i>Cummulative Cash Flow (USD)</i>
0	-1338637961.00
1	-1111540432.00
2	-858353664.00
3	-578330665.80
4	-270691804.40
5	65376623.55
6	430723880.40
7	826236341.30
8	1252839116.00
9	1711497741.00
10	2203219947.00

untuk mengetahui kelayakan suatu proyek untuk diberi investasi. Dengan persamaan BEP berikut [7],

$$BEP = \frac{FC + (0,3 \times SVC)}{S - (0,7 \times SVC) - VC} \times 100\% \tag{10}$$

Maka, didapatkan nilai BEP sebesar 31,196% dengan grafik seperti yang ditunjukkan dalam Gambar 2. Hasil dari grafik dalam Gambar 2 dapat menunjukkan bahwa nilai BEP yang didapat cukup baik karena memiliki titik potong, dan posisi titik potong tidak terlampaui jauh dari titik nol sehingga waktu yang dibutuhkan agar bisa mencapai titik impas atau *break even point* lebih sedikit, karena dalam pembacaan grafik luas perpotongan antara garis *sales* dengan TPC pada bagian kiri merupakan kerugian yang dialami perusahaan di awal produksi, dan luas perpotongan antara garis *sales* dan TPC pada bagian kanan merupakan keuntungan yang didapatkan oleh perusahaan setelah melalui titik impas atau *break even point*.

Berikut adalah perhitungan total penjualan dari biaya tetap, variabel, dan semivariabel yang ditunjukkan dalam Tabel 8 [7]. POT dapat dihitung dari akumulasi *cash flow* yang dapat dilihat pada Tabel 9. Dengan cara *diinterpolasi* antara tahun ke 4 dan 5 sehingga didapatkan POT selama 5,8 tahun. Nilai IRR dihitung dengan persamaan berikut [7],

$$\sum \frac{CF}{(1 + i)^n} = Total\ Modal\ Akhir\ Masa\ Kontruksi \tag{11}$$

Dimana: n = tahun

CF = cash flow pada tahun ke-n

Dari perhitungan diperoleh nilai i sebesar 19,47%. Dari hasil perhitungan neraca ekonomi didapatkan nilai BEP 31,196%, POT 5,8 tahun, dan IRR 19,47% dengan bunga 12%/tahun. Umur dari pabrik tersebut diperkirakan selama 10 tahun dengan periode pembangunannya selama 2 tahun dengan operasi pabrik 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Adapun rincian dari segi ekonomi adalah sebagai berikut:

- a. Modal Investasi : \$1,338,637,961.16
- b. Biaya Produksi : \$ 1,516,568,588 / tahun
- c. Hasil Penjualan : \$ 2,223,136,563.0888 / tahun
- d. Laba Bersih : \$ 351,319,125 / tahun

## V. KESIMPULAN/RINGKASAN

Pabrik pembuatan *ethylene* dari *sales gas* dengan teknologi *oxidative coupling methane* akan didirikan di daerah Blok Masela. Pabrik akan beroperasi selama 24 jam dalam 1 hari dan 330 hari dalam 1 tahun dengan kapasitas 650.000 ton/tahun. Proses utamanya ada pada reaksi antara *metana* dan *oksigen* menjadi *ethylene* yang perlu melalui 3 unit utama

yaitu unit reaksi, unit purifikasi, dan unit separasi. Pendirian pabrik memerlukan modal sebesar \$1,338,637,961.16, biaya produksi sebesar \$ 1,516,568,588 / tahun, hasil penjualan sebesar \$ 2,223,136,563.0888 / tahun, dan laba bersih sebesar \$ 351,319,125 / tahun. Dari hasil analisa ekonomi didapatkan BEP31,196%, POT 5,8 tahun, dan IRR19,47%. Maka, dapat disimpulkan bahwa Pabrik *Ethylene* dari *sales gas* dengan teknologi *Oxidative Coupling Methane* layak untuk didirikan

#### DAFTAR PUSTAKA

- [1] H. R. Godini *et al.*, "Techno-economic analysis of integrating the methane oxidative coupling and methane reforming processes," *Fuel Process. Technol.*, vol. 106, pp. 684–694, 2013.
- [2] E. E. Ludwig, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 2 Third Edition*. Houston: Gulf Publishing Company, 1997.
- [3] K. Liu, J. Zhao, D. Zhu, F. Meng, F. Kong, and Y. Tang, "Oxidative coupling of methane in solid oxide fuel cell tubular membrane reactor with high ethylene yield," *Catal. Commun.*, vol. 96, pp. 23–27, 2017.
- [4] G. Xiao, T. L. Saleman, Y. Zou, G. Li, and E. F. May, "Nitrogen rejection from methane using dual-reflux pressure swing adsorption with a kinetically-selective adsorbent," *Chem. Eng. J.*, vol. 372, pp. 1038–1046, 2019.
- [5] J. B. Himmelblau, David M. Riggs, *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. New Jersey: Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Sciences, 2004.
- [6] W. L. McCabe, J. C. Smith, and P. Harriott, *Unit operations of chemical engineering*, vol. 5. McGraw-hill New York, 1967.
- [7] G. Ulrich, "A guide to chemical engineering process design and economics. John Wiley&Sons," *Inc., New York*, 1984.