



## Simulasi Pengaruh Kandungan CO<sub>2</sub> dalam Gas Umpan terhadap Reforming dan Shift Converter Sistem Pabrik Amoniak

Simulation of Effect of CO<sub>2</sub> Content in Feed Gas Towards Reforming and Shift Converter System in Ammonia Plant

Jefry Yusuf<sup>1\*</sup>, Husni Husin<sup>2</sup>, Marwan<sup>2</sup>

<sup>1</sup>PT. Pupuk Iskandar Muda

Jln. Medan-Banda Aceh PO. BOX 021 Krueng Geukueh Aceh Utara, Indonesia

<sup>2</sup>Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Syiah Kuala

Jln. Tgk. Syech Abdurrauf 7 Darussalam Banda Aceh 23111, Indonesia

\*E-mail: [jefryyusuf@outlook.co.id](mailto:jefryyusuf@outlook.co.id)

### Abstrak

Perubahan produksi dan pangsa pasar gas alam domestik maupun global mempengaruhi suplai terhadap pabrik pupuk-amoniak baik dari sisi jumlah, komposisi maupun harga. Kondisi ini memungkinkan pabrik amoniak menerima jenis gas alam berat kaya dengan CO<sub>2</sub> (*raw gas*) maupun gas alam ringan minim CO<sub>2</sub> (*treated gas*). Pada penelitian ini telah dilakukan analisa pengaruh perubahan komposisi gas alam terutama kandungan CO<sub>2</sub> dengan variasi 0, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 35, 40, 45 dan 50% vol terhadap operasional *reforming* dan *shift converter* sistem pabrik amoniak-2 PT. PI Mexisting dengan metodologi simulasi menggunakan Aspen HYSYS V8.0. Untuk memproduksi amoniak dengan jumlah yang sama, hasil studi menunjukkan penambahan CO<sub>2</sub> dalam gas umpan akan meningkatkan *pressure drop* sistem, laju pembentukan komponen hidrogen turun sementara konsumsi energi bertambah di *reforming*, beban katalis *shift converter* dan beban *feed gas compressor* meningkat. Kandungan CO<sub>2</sub> sebesar 7% vol masih mungkin diaplikasikan, mengingat ada batasan beban peralatan.

Kata kunci: energi, gas umpan, kandungan CO<sub>2</sub>, *reforming*, simulasi, *shift converter*

### Abstract

Changes in production and market share of natural gas globally and domestically has affected the supply to the fertilizer-ammonia plants both in terms of quantity, composition and price. This condition allows the ammonia plant receive vary specification of natural gas, heavy natural gas (raw gas) rich in CO<sub>2</sub> and lean natural gas (treated gas) minimum of CO<sub>2</sub>. In this study was conducted an analysis effect of changes the composition of natural gas mainly CO<sub>2</sub> content with the variation of 0, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 35, 40, 45 and 50% vol towards operating system of reforming and shift converter in existing ammonia-2 plant of PT. Pupuk Iskandar Muda using simulator Aspen HYSYS V8.0. To produce ammonia at the same quantity, the study result indicated that the addition of CO<sub>2</sub> in the feed gas increases the pressure drop of system, the formation rate of the hydrogen component is decreases while energy consumption increased in reforming. Load of shift converter and feed gas compressor are increased. CO<sub>2</sub> content about 7% vol could be applied by considering load limits of equipment.

Keywords: CO<sub>2</sub> content, energy, feed gas, reforming, simulation, shift converter

### 1. Pendahuluan

Gas alam merupakan sumber daya energi yang efisien dan bersih yang digunakan di seluruh dunia (Lin, dkk., 2010; Xiong, dkk., 2015). Selama beberapa dekade terakhir, peranan gas alam dalam konsumsi gas primer meningkat dari 11% pada tahun 1960 menjadi 22% pada tahun 2010 (Newell & Iler, 2013; Xiong, dkk., 2015). Dengan meningkatnya kebutuhan ekonomi, konsumsi gas alam terus berkembang seperti yang diharapkan. Berdasarkan perkiraan

Badan Energi Internasional, permintaan gas alam ini diharapkan dapat meningkat dari 3,4 tm<sup>3</sup> (triliun meter kubik) pada tahun 2011 sampai 5 tm<sup>3</sup> (triliun meter kubik) pada tahun 2035, dengan tingkat kenaikan 1,6% (International Energy Outlook, 2013; Xiong, dkk., 2015).

Gas alam adalah salah satu dari banyaknya sumber energi yang penting, karena nilai kalori tinggi, efisiensi tinggi dan rendah polusi. Gas alam mengandung banyak komponen yang berbeda dan bervariasi dari

sumber ke sumber (Sun, dkk., 2015). Tidak hanya untuk produksi listrik, namun gas alam juga mendominasi bahan baku untuk produksi massal beberapa bahan kimia seperti amoniak, metanol dan dimetil eter (Makogon, 2010). Gas alam mengandung banyak komponen yang berbeda dan bervariasi dari sumber ke sumber. Gas alam mengandung metana (khususnya 75%- 90% dari total) dan hidrokarbon yang lain, seperti etana, propana dan butana. Didalam adisi, gas mengandung beberapa pengotor yang tidak diinginkan seperti, air, nitrogen, karbondioksida, dan hidrogen sulfida (Sun, dkk., 2015).

Komposisi dari gas alam sangat bervariasi untuk satu sumber dengan sumber lainnya misalnya, rasio CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> untuk gas alam Natuna yang terletak di Laut Cina Selatan (Suhartanto dkk, 2001) dan zona D pada Dalam formation yang terletak di sebelah selatan Iran, masing-masing adalah 71/28 dan 85/2,5 (Galimov dan Rabbani, 2001). Untuk gas alam Point A Aceh rasio CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> adalah 19,39/72,5. Amoniak disintesis dari hidrogen dan nitrogen. Sumber Reaksi sistesis amoniak adalah sebagai berikut :



Gas alam digunakan sebagai bahan baku untuk memproduksi gas sintesis melalui

**Tabel 1.** Spesifikasi gas alam sebagai bahan baku

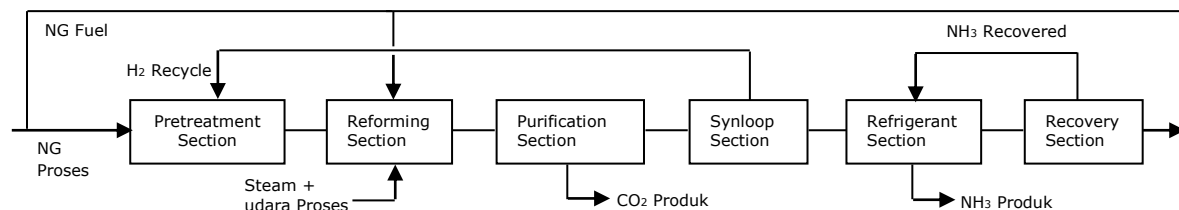
Komponen	Raw gas (% vol)		Treated gas (% vol)	
	70,79	72,50	93,05	93,43
CH <sub>4</sub>	70,79	72,50	93,05	93,43
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,11	4,55	4,67	4,48
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,98	1,65	0,68	0,71
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,26	0,51	0,21	0,21
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,28	0,39	0,17	0,15
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,16	0,23	-	-
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,11	0,13	-	-
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +	0,10	0,31	-	-
N <sub>2</sub>	0,91	0,34	1,22	1,02
CO <sub>2</sub>	23,30	19,39	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S, ppm	80-200	80-200	Trace	Trace
Mercury, µg/nm <sup>3</sup>	3-300	3-300	Trace	Trace
Mass LHV, kcal/gr	6618	7438	11640	11683

(Sumber : PIM, 2014)

steam reforming. Selanjutnya untuk memproduksi amoniak, gas sistesis ini akan direaksikan dengan nitrogen dengan rasio hidrogen dan nitrogen mulai dari 3:1 (Aasberg-Petersen dkk, 2011).

Tingginya pertumbuhan permintaan pasar domestik dan global akan gas alam, diprediksikan suplai untuk domestik termasuk pabrik pupuk akan mengalami perubahan baik dari sisi jumlah, harga dan komposisi. Kemungkinan gas alam sebagai bahan baku utama yang digunakan pada pabrik pupuk tidak hanya gas alam berat atau *raw gas* tetapi juga gas alam ringan atau *treated gas* (*similar to LNG*). Komposisi LNG memiliki rasio CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> sekitar 0,0/92,13. Perbandingan komposisi *raw gas* dengan *treated gas* atau LNG seperti yang ditunjukkan Tabel 1.

PT. Pupuk Iskandar Muda (PT. PIM) merupakan salah satu perusahaan yang bergerak di bidang petrokimia yang menggunakan gas alam sebagai bahan baku utama untuk memproduksi pupuk dan produk samping lainnya. Pabrik amoniak-2 didesain untuk menerima bahan baku *raw gas* untuk memproduksi 1200 MTPD amoniak. Diagram alir proses pabrik ini secara umum seperti yang ditunjukkan dalam Gambar 1.



**Gambar 1.** Flow diagram sederhana amoniak secara keseluruhan

Menurut Twigg, 1989; Yexin dan Gosnell, 2004; Broadhurst dan Cotton, 2005, keberadaan karbon dioksida dalam bahan baku akan menurunkan efisiensi proses reforming. Perubahan temperatur keluaran reaktor merupakan fungsi dari jumlah karbon dioksida dalam gas alam sebagai umpan. Selain itu pressure drop akan meningkat hingga 25% baik di upstream dan downstream reforming sistem.

Penelitian ini bertujuan hanya untuk melihat pengaruh kandungan CO<sub>2</sub> dalam gas alam sebagai bahan baku produksi amoniak terhadap beban feed gas compressor dan waste heat boiler, temperatur dan pressure operasional serta laju pembentukan komponen kunci di reforming dan shift converter sistem dengan metode simulasi menggunakan Aspen HYSYS V8.0.

**2. Metodologi dan Bahan**

**2.1. Prosedur penelitian**

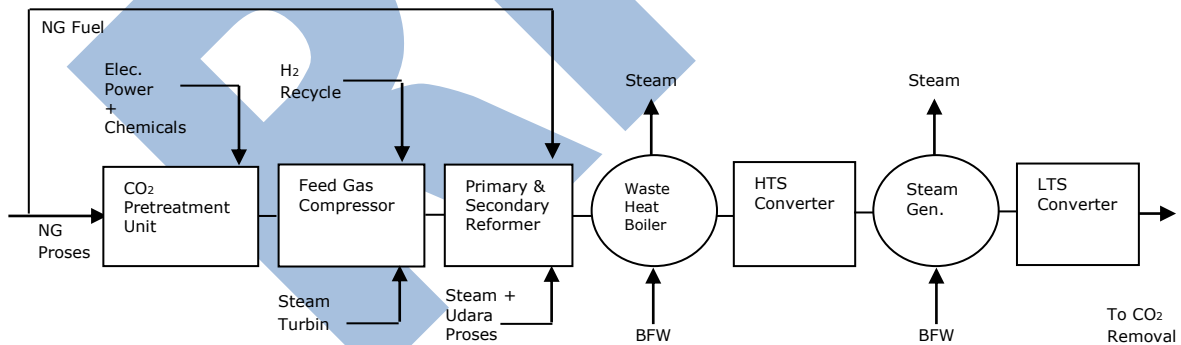
Penelitian ini bersifat prediksi yang akan terjadi terhadap pabrik amoniak-2 PT. PIM seandainya komposisi gas alam sebagai bahan baku pembuatan amoniak berubah. Secara umum prosedur penelitian ini dimulai dari penyiapan sebuah simulator. Software yang digunakan sebagai simulator adalah Aspen HYSYS V8.0. Simulator yang disetup

tidak melibatkan proses penghilangan sulfur dan merkuri tetapi hanya proses treatment kandungan CO<sub>2</sub> dalam gas umpan, compressor, steam reforming dan shift converter. Detail boundary sistem dari penelitian ini dapat dilihat pada Gambar 2.

Parameter-parameter proses aktual untuk membangun simulator diambil dari pabrik dan dimasukkan ke Aspen HYSYS 8.0. Pre-simulator yang telah jadi diuji, dengan cara membandingkan kondisi proses aktual pabrik dengan hasil simulasi. Jika selisih keduanya sangat dekat maka proses validasi simulator telah selesai dan siap untuk digunakan untuk penelitian.

Variabel bebas dalam penelitian ini berupa komposisi gas umpan dengan variasi komponen CO<sub>2</sub> yaitu 0, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 35, 40, 45 dan 50% vol merujuk pada kondisi yang pernah dan akan terjadi seperti pada Tabel 1. Variabel terikat atau tetap merupakan nilai parameter kontrol aktual pabrik seperti yang ditunjukkan pada Tabel 2.

Kedua variabel ini dijadikan sebagai input terhadap simulator, proses berjalan dan diperoleh hasil untuk setiap variabel bebas. Secara sederhana, prosedur penelitian ini dapat dilihat pada Gambar 3.



**Gambar 2.** Flow diagram sederhana pretreatment, reforming dan shift converter system

**Tabel 2.** Variabel-variabel tetap penelitian

Parameter	Gas alam	Suc FG Compressor	In. Pri. Ref.	Out. Pri. Ref.	Out. Sec. Ref.	Out. HTSC	Out. LTSC
Temperatur (°C)	27	28	498	-	-	-	-
Pressure (kg/cm <sup>2</sup> g)	29,4	27,8	-	-	-	-	33
CH <sub>4</sub> (kmol/jam)	-	-	-	554	26	-	-
CO <sub>2</sub> (kmol/jam)	-	-	-	-	-	-	-
CO (kmol/jam)	-	-	-	-	-	263	23
Rasio S/C	-	-	-	-	-	-	-
Rasio H/N	-	-	-	-	-	-	2,9

(Sumber : PIM, 2004)

## 2.2. Proses simulasi

Aspen HYSYS V8.0 telah digunakan untuk melakukan simulasi berdasarkan penelitian yang telah dilakukan oleh (Amin dkk., 2013). Prosedur untuk pengembangan proses simulasi terdiri dari pemilihan komponen bahan kimia untuk proses dan juga model thermodinamikanya. Selain itu unit operasi dan kondisi operasi, kapasitas pabrik dan input kondisi harus semuanya dipilih dan dispesifikasi.

### 2.2.1. Komponen bahan kimia

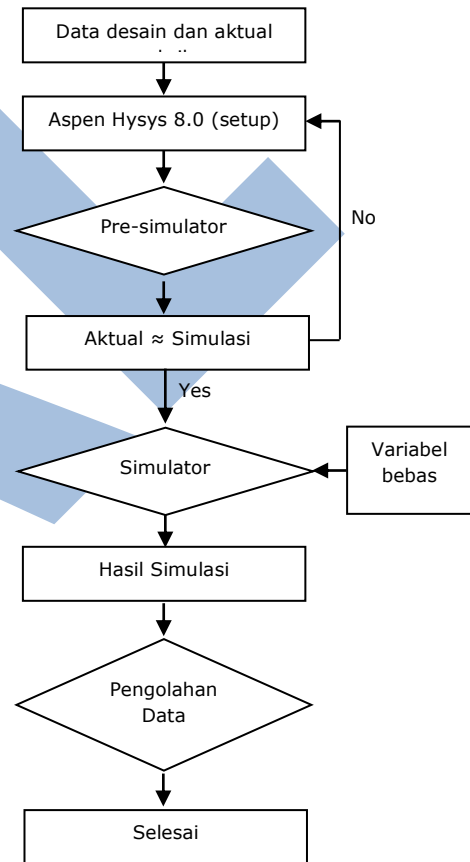
Aspen HYSYS V8.0 berisi informasi untuk komponen berikut yang digunakan pada simulasi: metana, etana, propana, n-butana, i-butana, n-pentana, i-pentana, n-hexana, hidrogen, karbon dioksida, carbon monoksida, nitrogen, argon dan air.

### 2.2.2. Model thermodinamika

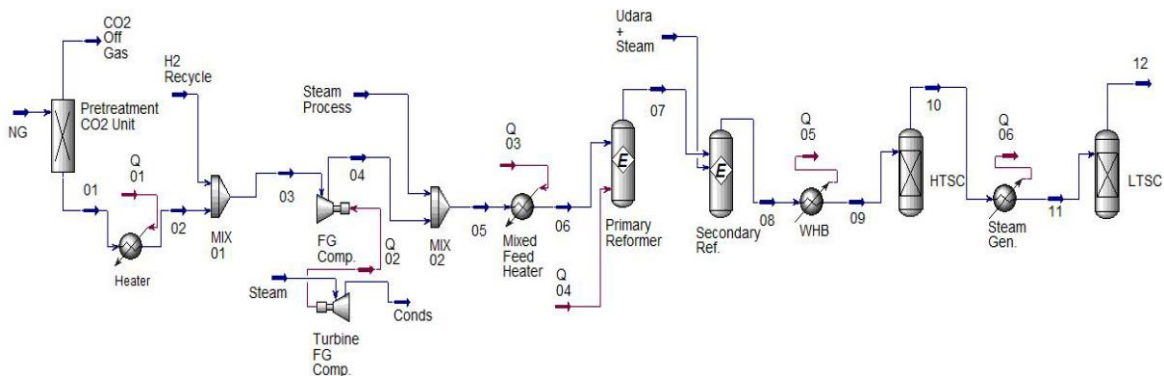
Melihat komponen bahan kimia yang terlibat dalam simulasi ini terdiri dari hidrokarbon, Peng-Robinson thermodinamika model dipilih untuk digunakan sebagai property package untuk kalkulasi. *Property package* PR mampu memecahkan satu, dua, atau tiga fase sistem dengan tingkat efisiensi yang tinggi dan kehandalan serta berlaku atas berbagai kondisi: *range* temperatur > -271°C atau -456°F dan *range* tekanan < 100,000 kPa atau 15,000 psia. *Property package* PR ini juga berisi parameter interaksi biner yang ditingkatkan untuk semua perpustakaan pasangan hidrokarbon-hidrokarbon (kombinasi dilengkapi dan dihasilkan interaksi parameter), serta untuk binari hidrokarbon bebas. Persamaan keadaan Peng-Robinson sangat direkomendasikan untuk oil, gas, atau petrochemical aplikasi.

### 2.2.3. Kapasitas pabrik, unit operasi dan kondisi operasi

Kapasitas pabrik telah dispesifikasi yaitu 1200 metrik ton per hari produk ammonia, setara dengan 4576 kmol/jam komponen hidrogen dan 1578 kmol/jam komponen nitrogen di outlet LTSC. Beberapa kondisi operasi (variabel terikat) yang diperlukan untuk simulasi proses telah didefinisikan seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4. Unit-unit proses yang terlibat antara lain *splitter*, *reaktor*, *heat exchanger*, *compressor* dan *expander*.



Gambar 3. Diagram alir prosedur penelitian



Gambar 4. Proses flow diagram simulasi

### 3. Hasil dan Analisis

#### 3.1. Verifikasi Simulator

Pertama, setiap reaktor seperti *primary reformer*, *secondary reformer*, HTSC dan LTSC serta *heat exchanger* yang terlibat dalam proses produksi amoniak sesuai dengan *scope* penelitian *diset-up* dan dirangkai dengan *software* Aspen HYSYS V8.0 seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4, kemudian nilai aktual industri yang merujuk pada (PIM, 2004) dimasukkan ke dalam rangkaian simulator dan dijalankan. Perbandingan hasil simulasi dengan data industri dapat dilihat pada Tabel 3. Hasil perbandingan menunjukkan akurasi reaktor simulator sangat bagus. Persen *error* rata-rata untuk reaktor *primary reformer*, *secondary reformer*, HTSC dan LTSC berturut-turut adalah 0,18; 0,42; 0,12; dan 0,01.

#### 3.2. Hasil simulasi

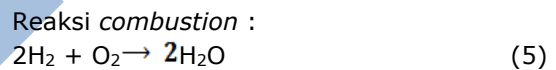
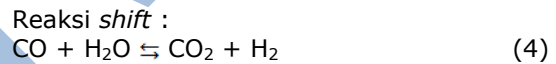
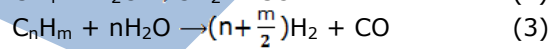
##### 3.2.1. Steam Reforming

Steam reforming pada pabrik amoniaknya umumnya terdiri dari dua reaktor berkatalis yaitu *primary* dan *secondary reformer*. *Primary reformer-fired reformer* adalah tempat pertama dimana hidrokarbon di konversi. Gas alam dicampur dengan steam dengan rasio tertentu, *mixed feed* ini dipanaskan terlebih dahulu di area konveksi seksi dari *primary reformer*. *Hot mixed process feed* distribusikan ke *tube-tube* katalis *reformer* yang berada pada radian seksi *primary reformer*. *Feed* turun melewati

katalis nikel dan bereaksi membentuk hidrogen, karbon dioksida dan karbon monoksida (PIM, 2004).

Gas keluaran *primary reformer* masuk ke *secondary reformer-adiabatic oxidative reformer* bersamaan dengan injeksi udara pada *line* yang berbeda. Temperatur Jumlah udara yang ditambahkan diatur dibatasi oleh temperatur dan rasio komponen hidrogen dan nitrogen di *inlet* amoniak *converter* adalah 2,8 – 3 atau setara dengan rasio 2,9 – 2,92 dioutlet LTSC (PIM, 2004).

Ada dua jenis reaksi yang terjadi didalam *steam reforming* secara bersamaan yaitu *reaksi reforming* dan *shift*. Reaksi utama di *steam reforming* dapat dilihat pada reaksi 2, 3, dan 4. Total reaksi konversi ini bersifat endotermis, dimana panas reaksi disediakan/berasal dari *downward firing gas fuel* diantara *rows tubes* pada area seksi radian pada *primary reformer* sementara pada *secondary reformer* disediakan/berasal dari reaksi *combustion* (Aasberg-Petersen dkk, 2011). Reaksi metana *reforming* dan *shift* dibatasi oleh kesetimbangan reaksi.



**Tabel 3.** Perbandingan kondisi reaktor industri dengan simulator

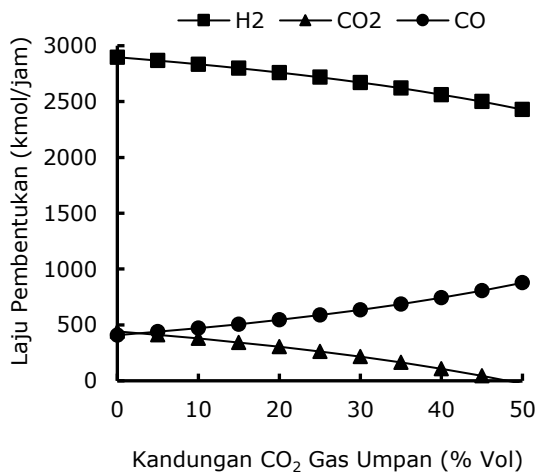
	Primary reformer			Secondary reformer		
	Industri	Simulasi	% Error	Industri	Simulasi	% Error
Molar flow (kmol/h)	4392	4392	0,00	6772	6772	0,00
Temperatur (°C)	823	823	0,00	998	997,6	0,04
Pressure (kg/cm <sup>2</sup> g)	36,23	36,23	0,00	34,82	34,82	0,00
Outlet (kmol/h)						
H <sub>2</sub>	2899	2898	0,03	3700	3706	0,16
N <sub>2</sub>	25	25	0,00	1581	1578	0,19
Ar	0	0	0,00	19	19	0,00
CO	431	435	0,93	917	904	1,42
CO <sub>2</sub>	483	480	0,62	529	540	2,08
CH <sub>4</sub>	554	554	0,03	26	26	0,00
	HTSC			LTSC		
	Industri	Simulasi	% Error	Industri	Simulasi	% Error
Molar flow (kmol/h)	7414	7414	0,00	7654	7653	0,01
Temperatur (°C)	317	370,8	0,05	205	205	0,00
Pressure (kg/cm <sup>2</sup> g)	33,79	33,79	0,00	33,41	33,41	0,00
Outlet (kmol/h)						
H <sub>2</sub>	4347	4347	0,00	4587	4587	0,00
N <sub>2</sub>	1578	1578	0,00	1578	1578	0,00
Ar	19	19	0,00	19	19	0,00
CO	262	263	0,38	23	23	0,00
CO <sub>2</sub>	1181	1181	0,60	1420	1421	0,07
CH <sub>4</sub>	26	26	0,03	26	26	0,00

Hasil studi menunjukkan penambahan kandungan atau volumetrik karbon dioksida dalam gas umpan akan menurunkan laju pembentukan komponen hidrogen dan karbon dioksida di *primary reformer*. Sebaliknya, laju pembentukan CO meningkat. Penurunan dan peningkatan laju ketiga komponen rata-rata adalah 9,38 kmol/jam untuk kenaikan 1% vol CO<sub>2</sub>. Profil laju pembentukan komponen di *primary reformer* ditunjukkan pada Gambar 5.

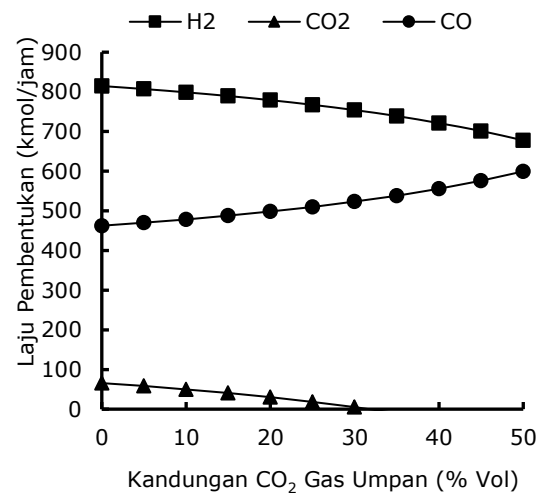
Untuk mendapatkan jumlah metan yang sama pada outlet *primary reformer*, penambahan volumetrik CO<sub>2</sub> harus diimbangi oleh pemberian panas dari luar terhadap *tube catalyst*. Untuk penambahan

1% vol CO<sub>2</sub> penambahan panas dalam bentuk *fuel* rata-rata yang diperlukan adalah 0,18 Gcal/jam. Fenomena ini sesuai dengan tulisan (Yexin dan Gosnell, 2004).

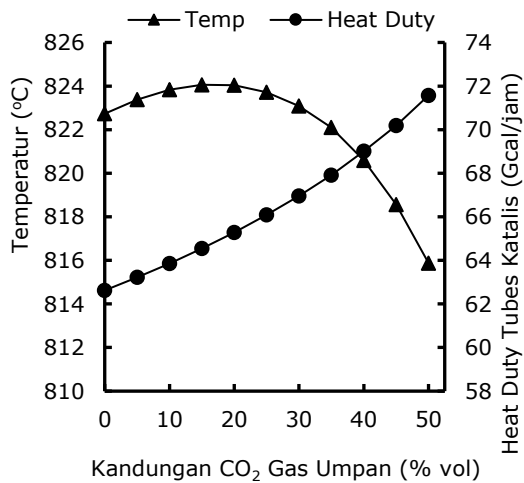
Temperatur operasional *primary reformer* mengarah turun untuk penambahan volume CO<sub>2</sub>. Profil temperatur dan panas yang dibutuhkan untuk memanaskan *tubes* katalis dapat dilihat pada Gambar 6. *Inefisiensi primary reformer* terjadi jika penambahan sejumlah volume CO<sub>2</sub> dalam gas umpan, ini berdasarkan fakta tingginya konsumsi panas dimana akan menaikkan jumlah gas *fuel* yang diperlukan di *primary reformer*, disisi lain komponen hidrogen yang dihasilkan jauh lebih rendah.



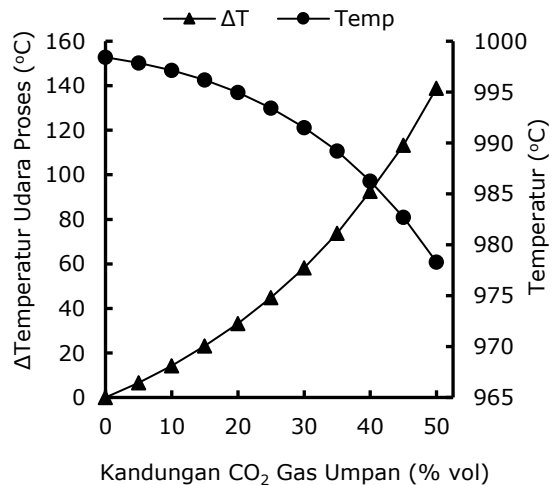
Gambar 5. Laju pembentukan komponen H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> dan CO pada *primary reformer*.



Gambar 7. Laju pembentukan komponen H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> dan CO pada *secondary reformer*.



Gambar 6. Profil temperatur dan *heat duty* tubes katalis pada *primary reformer*.



Gambar 8. Profil Δtemperatur udara proses dan temperatur outlet pada *secondary reformer*.

Laju pembentukan komponen hidrogen dan karbon dioksida juga mengalami penurunan pada *secondary reformer*. Sebaliknya, laju pembentukan CO meningkat seperti yang ditunjukkan pada Gambar 7. Untuk mengejar metan slip yang sama di *secondary reformer*, diperlukan panas yang berlebih. Pada studi ini, untuk menjaga rasio H/N di *synloop*, maka *adjustment* panas ini tidak dilakukan dengan penambahan udara proses seperti reaksi 5. Tetapi hanya dengan menaikkan temperatur udara proses.

Pada Gambar 8 dapat dilihat bahwa, semakin tinggi kandungan CO<sub>2</sub> didalam reaktor *secondary* maka temperatur udara proses juga semakin tinggi. Menaikkan temperatur udara proses berarti menaikkan jumlah *fuel* ke *primary reformer*. Panas udara proses ini memanfaatkan panas *fuel gas convection section primary reformer*. Meskipun panas yang ditambah sudah cukup besar, tetapi *trending* temperatur keluaran *secondary reformer* mengarah turun.

Zhanga dkk., 2003, Zamaniyan dkk., 2008, dan Nikoo dan Amin, 2011 menulis bahwa reaksi *shift* yang diharapkan mampu membantu kekurangan panas pada kasus tingginya volume CO<sub>2</sub> pada kedua reaktor *steam reforming* diatas, tidak berkontribusi signifikan sehingga diperlukan panas dari luar yang lebih besar. Pada reaksi *shift* keberadaan CO<sub>2</sub> *intial* menggeser kesetimbangan reaksi ke arah kiri.

### 3.2.2. Shift Converter

Syngas hasil proses *reforming* seperti yang telah dijelaskan sebelumnya memiliki komponen utama berupa hidrogen, karbon oksida, nitrogen, argon dan sisa metana dalam konsentrasi tertentu tergantung pada propertis dan jumlah material umpan dan kondisi operasi pada seksi *reforming*. Tergantung pada tujuan akhir penggunaan syngas ini dan itu mungkin perlu dilakukan perubahan komposisi. Pada pabrik amoniak, *carbon oxides* perlu dihilangkan secara keseluruhan melalui tahapan *shift konversi*, *carbon dioxide removal* dan *methanasi* (Aasberg-Petersen dkk., 2011).

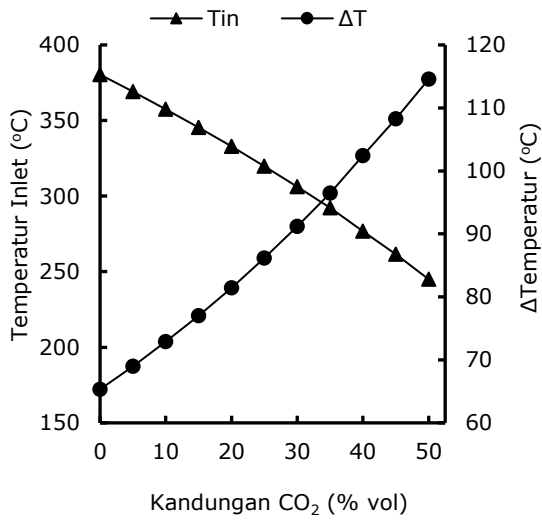
Untuk mengoptimalkan *yield hydrogen* dan untuk menghilangkan *carbon monoksida*, syngas selanjutnya dialirkan ke *shift converter* sistem dimana reaksi *water gas shift* (WGS) atau sering disebut juga reaksi *shift* memainkan peran untuk merubah CO menjadi CO<sub>2</sub> seperti yang ditunjukkan pada reaksi 4. Reaksi WGS adalah reaksi ekso-termis *reversible*. Konstanta kesetimbangan

reaksi menurun dengan naiknya temperatur. Reaksi secara termodinamika lebih menyukai pada temperatur rendah dan secara kinetika lebih menyukai temperatur tinggi (Smith, 2010). Reaksi *shift* hampir selalu dioperasikan secara adiabatik.

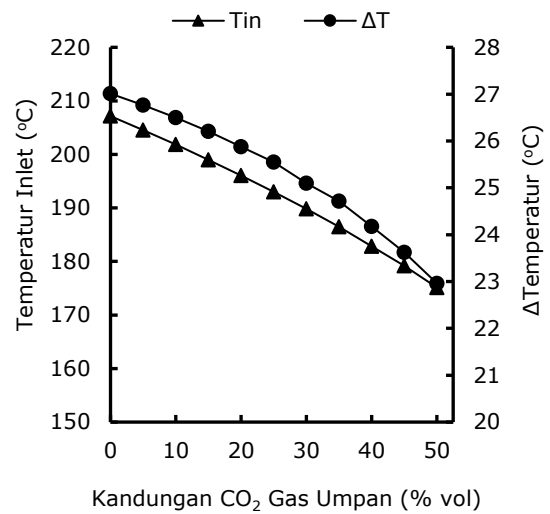
Ketika reaksi berlangsung, temperatur meningkat hingga mencapai kesetimbangan. Pada pabrik amoniak, syngas yang akan masuk ke seksi atau unit sintesa amoniak harus benar-benar bebas dari komponen yang memiliki unsur oksigen seperti CO dan CO<sub>2</sub>, sehingga sangat penting CO *leakage* dari *shift converter* ini harus serendah mungkin. Oleh karena itu, sudah menjadi kebiasaan untuk menggunakan dua reaktor yang terhubung secara seri *inter-stage cooling*, yaitu *high temperatur shift converter* (HTSC) dan *low shift temperatur converter* (LTSC). Prinsip kinerja HTSC dan LTSC sangat dipengaruhi oleh temperatur dan *steam to gas ratio* (mol/mol). Kondisi operasi HTSC berada pada *pressure atmosferic* hingga 50 kg/cm<sup>2</sup> dengan temperatur 300 hingga 500°C. LTSC merupakan WGSR pada temperatur rendah. Umumnya kondisi operasi LTSC berada pada *pressure atmosferic* hingga 50 kg/cm<sup>2</sup> dengan temperatur 175 hingga 275°C .

Bertambahnya volume CO<sub>2</sub> dalam gas umpan meningkatkan jumlah CO keluaran *steam reforming* ke HTSC. Untuk mendapatkan nilai setingan CO slip HTSC, kerja atau beban rektor ini lebih besar. Ini ditandai oleh tingginya  $\Delta$  temperatur *bed* katalis seperti yang ditunjukkan pada Gambar 9. Laju konversi CO menjadi CO<sub>2</sub> meningkat tajam seperti pada Gambar 10 dengan penambahan laju pembentukan rata-rata adalah 12,12 kmol/jam untuk setiap penambahan 1% vol CO<sub>2</sub>. Merespon tingginya CO di upstream, temperatur inlet HTSC yang diperlukan menjadi lebih rendah (Zamaniyan dkk, 2008). Hal ini dikarenakan jumlah CO yang besar mendorong reaksi ke arah kanan. Reaksi berjalan sebagai fungsi termodinamika. Profil temperatur inlet HTSC dan LTSC dapat dilihat pada Gambar 9 dan 11.

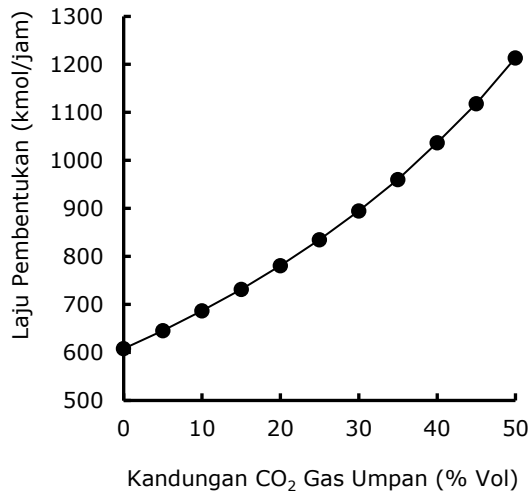
Umpan *inlet* LTSC memiliki *steam to gas* lebih rendah dan jumlah hidrogen dan CO sama untuk setiap kenaikan CO<sub>2</sub> dalam gas umpan *steam reforming*, temperatur *inlet* LTSC bisa lebih rendah merespon kondisi umpan untuk mencapai kesetimbangan (Zamaniyan dkk., 2008). Untuk beban konversi LTSC yang sama, selisih temperatur *inlet* dengan *outlet* konverter ( $\Delta$  temperatur reaktor) lebih rendah.



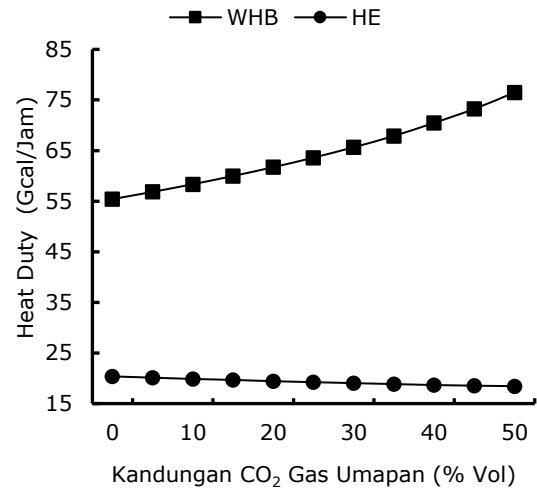
**Gambar 9.** Profil  $\Delta$ temperatur *bed* katalis dan temperatur *inlet* pada HTSC



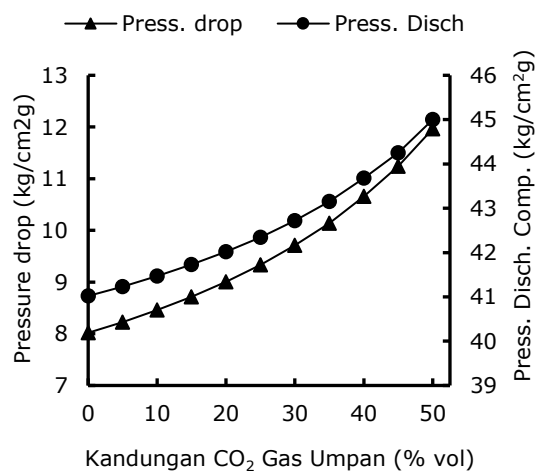
**Gambar 11.** Profil  $\Delta$ temperatur *bed* katalis dan temperatur *inlet* pada LTSC.



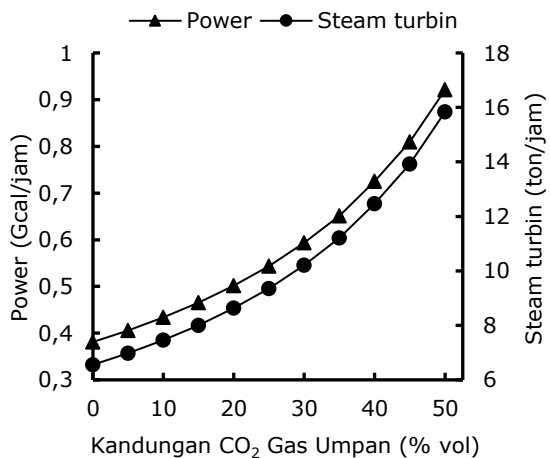
**Gambar 10.** Laju konversi CO menjadi CO<sub>2</sub> pada HTSC



**Gambar 12.** Heat duty WHB dan HE steam generator



**Gambar 13.** Pressure drop sistem



**Gambar 14.** Kinerja feed gas compressor dan kebutuhan steam turbin

### 3.2.3. Steam Generator

Ada dua *exchanger* sebagai pembangkit steam pada sistem ini yaitu *Waste Heat Boiler* (WHB) dan *HE steam generator*. WHB memanfaatkan panas *syngas* dari *secondary reformer* ke HTSC, *HE steam generator* memanfaatkan panas *syngas* dari HTSC ke LTSC (PIM, 2004).

Hasil simulasi Gambar 12 menunjukkan bahwa beban panas WHB meningkat dengan bertambahnya volume CO<sub>2</sub> didalam gas umpan. Penambahan panas ini semata-mata hanya disebabkan oleh penambahan massa dari CO<sub>2</sub>, padahal temperatur gas yang menuju ke WHB lebih rendah. Beban HE steam generator cenderung menurun. Penambahan 1% vol CO<sub>2</sub> meningkatkan beban WHB 0,42 Gcal/jam dan menurunkan beban HE steam generator 0,04 Gcal/jam.

### 3.2.4. Feed Gas Compressor

*Feed gas compressor* berfungsi menaikkan *pressure* gas umpan hingga bernilai tertentu, menjaga nilai ini sesuai dengan kebutuhan sistem *steam reforming*, *shift converter* dan purifikasi (PIM, 2004).

Bertambahnya volume CO<sub>2</sub> gas umpan menaikkan menaikkan *pressure drop* sistem. Untuk penambahan 1% vol CO<sub>2</sub> akan meningkatkan *pressure drop* sistem rata-rata 0,08 kg/cm<sup>2</sup>g. Profil *pressure drop* untuk setiap penambahan CO<sub>2</sub> dapat lihat pada Gambar 13. Untuk mencapai *back pressure* di LTSC sebesar 33 kg/cm<sup>2</sup>g, kenaikan *pressure drop* ini akan menambah kerja *feed gas compressor*. Ini dapat dilihat pada Gambar 14 bahwa *pressure discharge* memiliki *trending* yang sama dengan *power compressor*.

Secara otomatis kebutuhan *steam* untuk menggerakkan *turbin compressor* ini juga akan meningkat seperti yang ditunjukkan pada Gambar 14.

### 3.2.5. Limit Plant Existing

Peralatan-peralatan pada *plant existing* telah dirancang dengan batasan operasional tertentu. Perubahan % vol CO<sub>2</sub> dalam gas umpan harus mengikuti batasan yang ada untuk memenuhi unsur proses dan *mechanical*. Bila semua parameter hasil studi dengan nilai tertentu seperti yang tertera pada Gambar 5 - 14 di masukkan ke Tabel 4, maka beban WHB menjadi kunci seberapa besar % vol CO<sub>2</sub> gas umpan yang dibolehkan. Kandungan CO<sub>2</sub> sebesar 6,91 ≈

7% vol dalam gas umpan masih mungkin dioperasikan pada *plant existing*.

**Tabel 4.** Batasan pengoperasian

Item	Unit	Limit	
		Min.	Max.
Temp. Pri. Reformer	°C	750	850
Heat duty tubes catalyst	Gcal/h	-	64,27
Temp. Sec. Reformer	°C	950	1050
Heat duty WHB	Gcal/h	-	57,42
Temp. HTSC	°C	330	380
Temp. LTSC	°C	190	245
Heat Duty HE Steam Gen.	Gcal/h	-	20,60

(Sumber : PIM, 2004)

## 4. Kesimpulan

Penambahan CO<sub>2</sub> dalam gas umpan akan menurunkan efisien di reforming dan *shift converter* sistem atau pabrik amoniak secara keseluruhan.

Untuk penambahan 1% vol CO<sub>2</sub> akan mengakibatkan :

- o Laju pembentukan komponen hidrogen di *primary* dan *secondary reformer* menurun sebesar 9,38% vol dan 2,74% vol.
- o Sebaliknya konsumsi energi dalam bentuk *heat duty primary reformer* meningkat 0,18 gcal/jam dan temperatur udara proses *secondary reformer* naik sebesar 2,78°C.
- o Beban katalis *shift converter* meningkat terutama HTSC yang ditandai dengan meningkatnya temperatur *bed* katalis sebesar 0,98°C.
- o *Pressure drop* sistem meningkat 0,08 kg/cm<sup>2</sup>g yang disertai oleh penambahan beban *feed gas compressor* sebesar 0,01 gcal/jam dengan penambahan konsumsi steam turbin 0,08 ton per jam .
- o Beban WHB meningkat sebesar 0,42 gcal/jam.

## Ucapan Terima kasih

Rasa terima kasih dan penghargaan disampaikan kepada PT. Pupuk Iskandar Muda atas dukungan data operasional dan data pendukung lainnya pada penelitian ini.

## Referensi

- Aasberg-Petersen K., Dybkjær I., Ovesen C.V., Schjødt N.C., Sehested J., Thomsen S.G. (2011) Natural gas to synthesis gas e Catalysts and catalytic processes, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 3(2), 423 - 459.

- Amin M. R., Sharear S., Siddique N., Shaidul Islam (2013) Simulation of ammonia synthesis, *American Journal of Chemical Engineering*, 1(3), 59 - 64.
- Broadhurst V. P., Cotton J. B. (2005) Taking Feed Stock, *Hydrocarbon Engineering*.
- Galimov E.M., Rabbani A.M. (2001) Geochemical characteristics and origin of natural gas in Southern Iran, *Geochem. Int.*, 39, 780 - 792.
- International Energy Outlook, (2013) U.S. Energy Information Administration..
- Lin, WS., Zhang, N., Gu, AZ. (2010) LNG (liquefied natural gas): a necessary part in China's future energy infrastructure, *Energy*, 35, 4383 - 4391.
- Makogon Y. F. (2010) Natural gas hydrates- A promising source of energy, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2, 49 - 59.
- Newell, RG., Iler, S. (2013) The global energy outlook, National Bureau of Economic Research, Cambridge, MA.
- Nikoo, M. K., Amin, N.A.S. (2011) Thermodynamic analysis of carbon dioxide reforming of methane in view of solid carbon formation, *Fuel Processing Technology*, 92, 678 - 691.
- PIM (2004) *Manual Operating Ammonia Plant*, PT. Pupuk Iskandar Muda.
- PIM (2014) *Natural Gas Laboratorium Analysis*, PT. Pupuk Iskandar Muda.
- Smith R. J. B., Loganathan M., Shanta M.S. (2010) A review of the water gas shift reaction kinetics, *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 8, 1 - 34.
- Suhartanto, T., York, A.P.E., Hanif, A. (2001) Potential utilisation of Indonesia's natural gas field via methane dry, *Catalyst Letter*, 71, 49 - 54.
- Sun, C.Z., Wen, B.Y., Bai, B.F. (2015) Application of nanoporous graphene membranes in natural gas processing: Molecular simulation of CH<sub>4</sub>/CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>/H<sub>2</sub>S and CH<sub>4</sub>/N<sub>2</sub> separation, *Chemical Engineering Science*, 138, 616 - 621.
- Twigg, V. M. (1989) *Catalyst Handbook Second Edition*, Wolfe Publishing Ltd.
- Xiong, X.O., Lin, W.S., Gu, A.Z. (2015) Integration of CO<sub>2</sub> cryogenic removal with a natural gas pressurized liquefaction process using gas expansion refrigeration, *Energy*, 35, 1 - 9.
- Yexin Y., Gosnell H. J. (2004) New fertilizer plant- cnoc chemical ltd, *The 49<sup>th</sup> Annual Safety in Ammonia Plants and Related Facilities Symposium* Denver, Colorado, USA.
- Zamaniyan A., Zoghi, A.T., Ebrahimi H. (2008) Software development for design and simulation of terraced wall and top fired primary steam reformers, *Computers and Chemical Engineering*, 32, 1433 - 1446.
- Zhanga X., Colleen S.M. L., Mingosa P. M., and Hayward O. D. (2003) Carbon dioxide reforming of methane with Pt catalysts using, *Catalyst Letters*, 88, 3 - 4.