

## SIMULASI PENGARUH STEAM-TO-CARBON RATIO DAN TUBE OUTLET TEMPERATURE TERHADAP REAKSI STEAM REFORMING PADA PRIMARY REFORMER DI PABRIK AMONIAK

Muhammad Natsir Hakiki<sup>1</sup>, Muslikhin Hidayat<sup>2</sup>, Sutijan<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Mahasiswa S2 Pascasarjana Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Gadjah Mada

<sup>2</sup>Staf Pengajar Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Gadjah Mada, Jl. Grafika 2, Yogyakarta, 55281

Email: [mnh101@gmail.com](mailto:mnh101@gmail.com), [mhidayat@ugm.ac.id](mailto:mhidayat@ugm.ac.id)

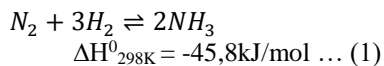
### ABSTRACT

*Steam reforming, the reaction in Ammonia plant between natural gas and H<sub>2</sub>O becoming H<sub>2</sub> and CO/CO<sub>2</sub>, is occurred in Primary Reformer and being completed in Secondary Reformer. In Primary Reformer, the reaction commonly occurred at 450-800°C and 36 bars. The endothermic reaction occurred in Ni-based catalyst inside the tube. The heat for this reaction came from the heat of reaction of combustion in the furnace (outer-tube). The flow of H<sub>2</sub> will increase along with the increasing flow of the feed gas and the heat transferred from outer-tube to inner-tube. In the other side, there will be energy increasing. So there's a need of optimization. The need of energy influenced by many parameters e.g. Steam-to-Carbon Ratio (S/C) and Tube Outlet Temperature (T<sub>out</sub>) of Primary Reformer. Commonly S/C is 3.20 and maximum T<sub>out</sub> is 800°C. That's why; optimization was conducted by energy calculation at various S/C and T<sub>out</sub>. Firstly, reaction and heat transfer in inner-tube and outer-tube were modeled, so we can get the data of temperature and gas composition outlet inner-tube. Then, energy consumption which came from process gas, fuel gas and steam generation was calculated. The range of S/C 2.70-3.70 and T<sub>out</sub> 700°C-800°C were chosen for the simulation. The simulation result shown that the need of energy per kmol-H<sub>2</sub> outlet Primary Reformer at S/C 3.20 and T<sub>out</sub> 800°C was 573.11 MJ/kmol-H<sub>2</sub>. The need of energy per kmol-H<sub>2</sub> outlet Primary Reformer at S/C 3.50 and T<sub>out</sub> 780°C (20°C below common T<sub>out</sub>) was 573.01 MJ/kmol-H<sub>2</sub>. It means that decreasing T<sub>out</sub> (for tube lifetime increasing) must be compensated with increasing S/C.*

*Keywords: Primary Reformer, Steam to Carbon Ratio, Tube Outlet Temperature*

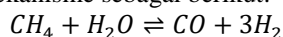
### PENDAHULUAN

Pabrik Amoniak merupakan industri yang mengolah bahan baku berupa gas alam, air dan udara menjadi produk utama berupa NH<sub>3</sub> dan produk samping berupa gas CO<sub>2</sub>. Proses pembentukan NH<sub>3</sub> terjadi menurut mekanisme reaksi sebagai berikut:

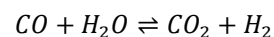


Di ammonia converter, reaksi (1) terjadi secara eksotermis dan umumnya berlangsung pada temperatur 300-500°C dan tekanan 60-180 bar dengan rasio mol H<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> pada kisaran 2,50-3,50. Gas N<sub>2</sub> berasal dari udara, sementara gas H<sub>2</sub> berasal dari reaksi steam reforming gas alam yang terjadi di primary dan secondary reformer.

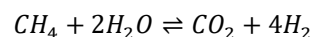
Di primary reformer, reaksi steam reforming berlangsung secara endothermis dalam tube berkatalis Ni pada temperatur 450-800°C dan tekanan 36 bar. Reaksi steam reforming yang melibatkan CH<sub>4</sub> (Xu and Froment, 1989) terjadi menurut mekanisme sebagai berikut:



$$\Delta H_{298K}^0 = 206,11 \text{ kJ/mol} \dots (2)$$

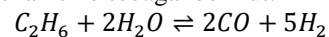


$$\Delta H_{298K}^0 = -41,17 \text{ kJ/mol} \dots (3)$$

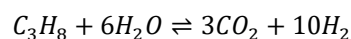


$$\Delta H_{298K}^0 = 164,94 \text{ kJ/mol} \dots (4)$$

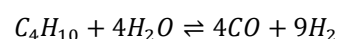
Reaksi steam reforming yang melibatkan C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (Huang dan Reimert, 2012), C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> (Uskov et.al., 2017) dan C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> (Seong et.al., 2013) terjadi menurut mekanisme sebagai berikut:



$$\Delta H_{298K}^0 = 348 \text{ kJ/mol} \dots (5)$$



$$\Delta H_{298K}^0 = 354,95 \text{ kJ/mol} \dots (6)$$



$$\Delta H_{298K}^0 = 609,72 \text{ kJ/mol} \dots (7)$$

Secara teoritis, reaksi steam reforming akan bergeser ke arah kanan jika dilakukan penambahan jumlah reaktan sehingga jumlah produk H<sub>2</sub> yang dihasilkan bertambah. Sifat endothermis reaksi juga menyebabkan terjadinya penambahan jumlah

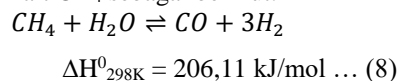
produk H<sub>2</sub> jika temperatur reaksi dinaikkan. Namun demikian, penambahan jumlah reaktan sebanding dengan peningkatan jumlah energi yang dibutuhkan supaya reaksi bisa berlangsung secara optimal. Di sisi lain, kenaikan temperatur reaksi di *inner-tube* berarti peningkatan jumlah gas bahan bakar yang direaksikan di *outer-tube*. Dengan demikian, perlu dilakukan optimasi konsumsi energi tiap satuan produksi.

Konsumsi energi di *primary reformer* dipengaruhi oleh berbagai parameter. Diantaranya konsentrasi CO<sub>2</sub> dalam gas alam umpan, kandungan hidrokarbon berat (*Heavy Hydrocarbon*) dan Sulfur dalam gas alam umpan, *Steam-to-Carbon Ratio*, *Tube inlet Temperature* dan *Tube Outlet Temperature*. Konsentrasi CO<sub>2</sub> dan kandungan HHC dapat diminimalkan dengan mengoperasikan CO<sub>2</sub> *removal* dan HHC *removal*. Kandungan Sulfur dapat dihilangkan dengan mengoperasikan *Sulfur removal*.

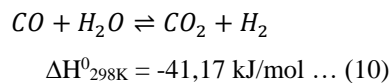
Parameter yang divariasikan pada perhitungan konsumsi energi adalah *Steam-to-Carbon Ratio* (batasan S/C umumnya sebesar 3,20) dan *Tube Outlet Temperature* (batasan T<sub>out</sub> maksimum 800°C). Simulasi perhitungan konsumsi energi dilakukan pada berbagai nilai S/C dan T<sub>out</sub>, sehingga didapat nilai konsumsi energi optimal.

## METODOLOGI PENELITIAN

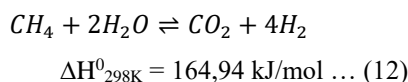
Simulasi diawali dengan memodelkan reaksi dan transfer panas di *inner-tube* dan *outer-tube*. Reaksi di *inner-tube* melibatkan CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> dan C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> melalui mekanisme yang berbeda-beda. Xu dan Froment (1989) mengemukakan persamaan terkait CH<sub>4</sub> sebagai berikut:



$$r_1 = \frac{\frac{k_1}{p_{H_2}^{2,5}} \left( p_{CH_4} \cdot p_{H_2O} - \frac{p_{H_2}^3 \cdot p_{CO}}{K_1} \right)}{(DEN)^2} \dots (9)$$



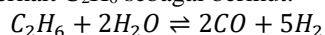
$$r_2 = \frac{\frac{k_2}{p_{H_2}} \left( p_{CO} \cdot p_{H_2O} - \frac{p_{H_2} \cdot p_{CO_2}}{K_2} \right)}{(DEN)^2} \dots (11)$$



$$r_3 = \frac{\frac{k_3}{p_{H_2}^{3,5}} \left( p_{CH_4} \cdot p_{H_2O}^2 - \frac{p_{H_2}^4 \cdot p_{CO_2}}{K_3} \right)}{(DEN)^2} \dots (13)$$

$$DEN = 1 + K_{CO} \cdot p_{CO} + K_{H_2} \cdot p_{H_2} + K_{CH_4} \cdot p_{CH_4} + \left( \frac{K_{H_2O} \cdot p_{H_2O}}{p_{H_2}} \right) \dots (14)$$

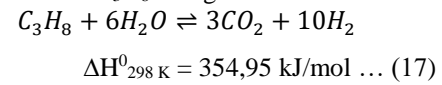
Huang dan Reimert (2012) mengemukakan persamaan terkait C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> sebagai berikut:



$$\Delta H^0_{298K} = 348 \text{ kJ/mol} \dots (15)$$

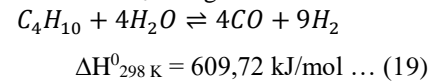
$$r_4 = k_4 \cdot p_{C_2H_6}^{1,58} \dots (16)$$

Uskov et.al. (2017) mengemukakan persamaan terkait C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> sebagai berikut:



$$r_5 = \frac{k_5 \cdot p_{C_3H_8}}{p_{B.R.10^3} \cdot T} \dots (18)$$

Seong et.al. (2013) mengemukakan persamaan terkait C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> sebagai berikut:



$$r_6 = k_6 \cdot p_{C_4H_{10}}^{1,01} \cdot p_{H_2O}^{-0,09} \dots (20)$$

Berdasarkan penyusunan neraca massa di sisi *inner-tube*, didapat perubahan masing-masing komponen (F<sub>i</sub>) sebagai berikut:

$$\frac{dF_{CH_4}}{dz} = -(r_1 + r_3) \cdot A \cdot \rho_B \dots (21)$$

$$\frac{dF_{C_2H_6}}{dz} = -(r_4) \cdot A \cdot \rho_B \dots (22)$$

$$\frac{dF_{C_3H_8}}{dz} = -(r_5) \cdot A \cdot \rho_B \dots (23)$$

$$\frac{dF_{C_4H_{10}}}{dz} = -(r_6) \cdot A \cdot \rho_B \dots (24)$$

$$\frac{dF_{CO}}{dz} = -(-r_1 + r_2 - 2 \cdot r_4 - 4 \cdot r_6) \cdot A \cdot \rho_B \dots (25)$$

$$\frac{dF_{CO_2}}{dz} = -(-r_2 - r_3 - 3 \cdot r_5) \cdot A \cdot \rho_B \dots (26)$$

$$\frac{dF_{H_2O}}{dz} = -(r_1 + r_2 + 2 \cdot r_3 + 2 \cdot r_4 + 6 \cdot r_5 + 6 \cdot r_6) \cdot A \cdot \rho_B \dots (27)$$

$$\frac{dF_{H_2}}{dz} = -(-3 \cdot r_1 - r_2 - 4 \cdot r_3 - 5 \cdot r_4 - 10 \cdot r_5 - 9 \cdot r_6) \cdot A \cdot \rho_B \dots (28)$$

Berdasarkan penyusunan neraca panas di sisi *inner-tube*, didapat perubahan temperatur gas proses (T) sebagai fungsi panjang *tube* (z) sebagai berikut:

$$\frac{dT}{dz} = \frac{U_c \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T_f - T) - \sum (r_j \cdot \Delta H_{fj} \cdot A \cdot \rho_B)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \dots (29)$$

Reaksi pembakaran gas alam berlangsung cepat, sehingga diasumsikan bahwa gas bahan bakar masuk ke sisi *furnace (outer-tube)* dalam kondisi *pre-combustion* (Tamzysi, 2017). Reaksi pembakaran terjadi antara CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> dan H<sub>2</sub> dengan O<sub>2</sub> menghasilkan CO/CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O.

Berdasarkan penyusunan neraca panas di sisi *outer-tube*, didapat perubahan temperatur gas bahan bakar ( $T_f$ ) sebagai fungsi panjang *tube* ( $z$ ) sebagai berikut:

$$\frac{dT_f}{dz} = \frac{(-n_t \cdot U_c \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T_f - T) - \frac{U_A (T_f - T)}{L_t})}{\sum F_{fi} \cdot C_{pi}} \quad \dots (30)$$

Energi yang diperlukan untuk proses *steam reforming* terdiri dari energi yang terkandung dalam gas proses (NG1) dan gas bahan bakar (NG2), serta energi pembangkitan steam untuk bahan baku (NG3). Metode perhitungan konsumsi energi tiap satuan produksi (NG) dalam simulasi ini adalah sebagai berikut:

$$NG1 = \sum \frac{F_i \Delta H_{ci}}{3600 \cdot 10^3} \quad \dots (31)$$

$$NG2 = \sum \frac{F_{fi} \cdot C_{pfi} \cdot (T_f - T_{ref})}{10^3} \quad \dots (32)$$

$$NG3 = \sum \frac{F_{fsi} \Delta H_{ci}}{3600 \cdot 10^3} \cdot \frac{F_{SR}}{F_{ST}} \quad \dots (33)$$

$$NG = \frac{NG1 + NG2 + NG3}{F_{H_2}} \quad \dots (34)$$

Batasan S/C umumnya sebesar 3,20 sehingga dipilih kisaran S/C 2,70-3,70. Batasan  $T_{out}$  maksimum sebesar 800°C sehingga dipilih kisaran  $T_{out}$  700-800°C. Nilai minimal  $T_{out}$  dibatasi karena reaksi bersifat *endothermic*, sehingga nilai  $T_{out}$  yang terlalu rendah berakibat rendahnya jumlah produk  $H_2$ . Nilai maksimal  $T_{out}$  dibatasi karena nilainya sebanding dengan nilai temperatur dinding *tube* (*tube wall temperature*). Kenaikan *tube wall temperature* sebesar 20°C dapat menurunkan umur pemakaian *tube* (*tube lifetime*) hingga setengahnya (Farnell, 2003).

Data gas inlet *primary reformer* yang dipakai sebagai basis simulasi, data *tube* dan *burner* tersaji pada Tabel 1, 2 dan 3.

Tabel 1. Data inlet Primary Reformer pada S/C 3,20

No	Parameter	Satuan	Data	
			Proses	Fuel
1	Tekanan	Bar	36,44	2,76
2	Temperatur	°C	451	1796,37
3	Komposisi			
	CH <sub>4</sub>	Kmol/jam	1076,1	-
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Kmol/jam	75,6	-
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Kmol/jam	47,21	-
	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Kmol/jam	14,89	-
	O <sub>2</sub>	Kmol/jam	-	238,03
	CO	Kmol/jam	-	7,22
	CO <sub>2</sub>	Kmol/jam	3,63	832,96
	H <sub>2</sub> O	Kmol/jam	4571,23	1432,51
	H <sub>2</sub>	Kmol/jam	50,59	2,61
	N <sub>2</sub>	Kmol/jam	17,6	6770,04
	Ar	Kmol/jam	0,21	66,31

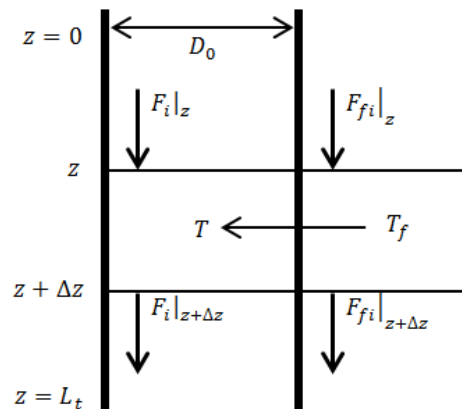
Tabel 2. Data tube di Primary Reformer

No	Parameter	Satuan	Data
1	Jumlah row	-	9
2	Jumlah tube/row	-	42
3	Panjang tube berisi katalis	Mm	10200
4	Diameter inner-tube	Mm	89,5
5	Diameter outer-tube	Mm	116
6	Jarak antar tube	Mm	552,5
7	Jarak antar row	Mm	1676

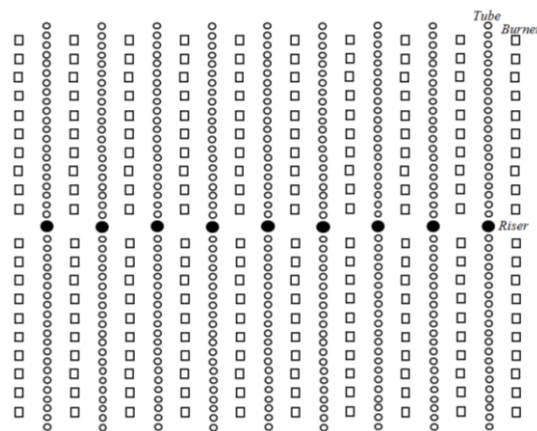
Tabel 3. Data burner di Primary Reformer

No	Parameter	Satuan	Data
1	Jumlah row	-	10
2	Jumlah burner/row	-	20
3	Panjang furnace	Mm	16252
4	Lebar furnace	Mm	13030

Model proses yang terjadi di *inner-tube* dan *outer-tube* tersaji di Gambar 1. Susunan *tube* dan *burner* tersaji pada Gambar 2.



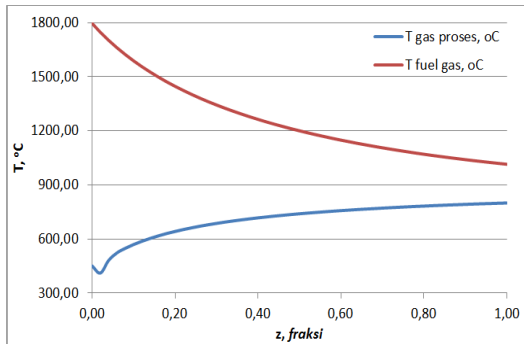
Gambar 1. Model Proses di inner dan outer-tube



Gambar 2. Susunan Tube, Burner dan Riser di Primary Reformer

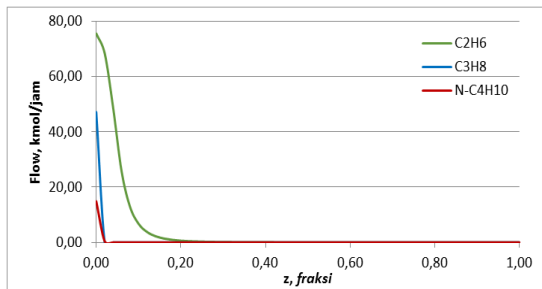
**HASIL DAN PEMBAHASAN**

Simulasi reaksi dan transfer panas di sisi *inner-tube* dan *outer-tube* menghasilkan profil temperatur gas proses (T) dan gas bahan bakar (T<sub>f</sub>) sebagai fungsi panjang *tube* (z). Profil yang menampilkan temperatur dalam satuan °C dan panjang *tube* dalam satuan fraksi (0=inlet dan 1=outlet) tersaji pada Gambar 3 sebagai berikut:

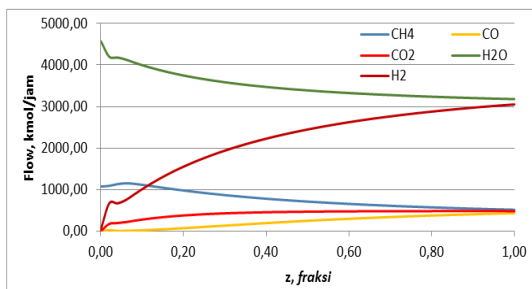


Gambar 3. Profil Temperatur Gas Proses dan Fuel Gas sebagai fungsi Posisi

Jumlah mol masing-masing komponen dalam gas proses di sisi *inner-tube* (F<sub>i</sub>) mengalami perubahan sebagai fungsi panjang *tube* (z). Profil yang menampilkan komposisi dalam satuan kmol/jam dan panjang *tube* dalam satuan fraksi (0=inlet dan 1=outlet) tersaji pada Gambar 4 dan 5.



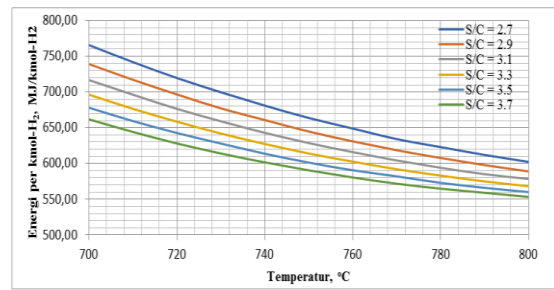
Gambar 4. Profil Komposisi Gas Proses sebagai fungsi Posisi (A)



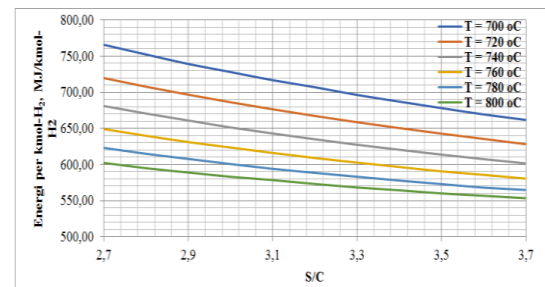
Gambar 5. Profil Komposisi Gas Proses sebagai fungsi Posisi (B)

Berdasarkan Gambar 4, *flow* C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> dan C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> cenderung habis sebelum mencapai 10% bagian awal *tube*. *Flow* C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> juga menurun secara bertahap hingga benar-benar bereaksi sempurna pada posisi 80% panjang *tube*. Reaksi C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> dan C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> dengan H<sub>2</sub>O menjadi CO/CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> mengganggu kesetimbangan reaksi *steam methane reforming* (SMR). Gangguan ini menyebabkan reaksi SMR sempat bergeser ke arah kiri sehingga terjadi kenaikan sesaat *flow* CH<sub>4</sub> pada posisi 2-4% awal *tube* (Gambar 5). Di sisi lain, terlihat penurunan sesaat temperatur gas proses pada posisi *tube* yang sama (Gambar 3).

Konsumsi energi tiap satuan produksi sebagai fungsi T<sub>out</sub> dihitung pada berbagai nilai S/C. Hasil perhitungan konsumsi energi dalam satuan MJ/kmol-H<sub>2</sub> dan menampilkan nilai temperatur dalam satuan °C tersaji pada Gambar 6 dan 7 sebagai berikut:



Gambar 6. Konsumsi energi per kmol-H<sub>2</sub> sebagai fungsi T<sub>out</sub> pada berbagai nilai S/C

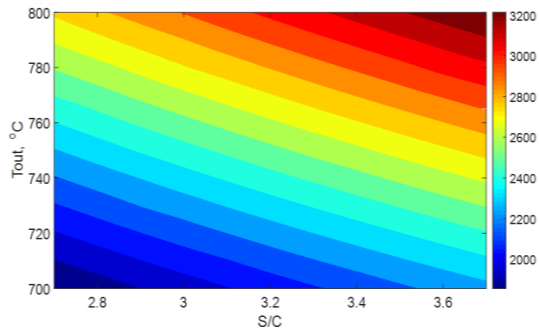


Gambar 7. Konsumsi energi per kmol-H<sub>2</sub> sebagai fungsi S/C pada berbagai nilai T<sub>out</sub>

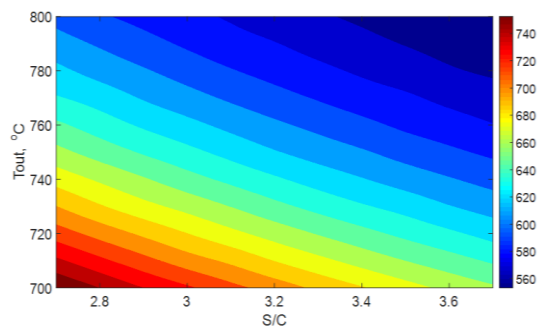
Pada Gambar 6 terlihat bahwa konsumsi energi per kmol-H<sub>2</sub> menurun seiring dengan peningkatan T<sub>out</sub>. Di sisi lain, kenaikan rasio S/C pada gas proses inlet *primary reformer* dapat menurunkan konsumsi energi tiap satuan produksi.

Pada Gambar 7 terlihat bahwa konsumsi energi per kmol-H<sub>2</sub> menurun seiring dengan peningkatan rasio S/C pada gas proses inlet *primary reformer*. Di sisi lain, kenaikan T<sub>out</sub> dapat menurunkan konsumsi energi tiap satuan produksi.

Jumlah kmol-H<sub>2</sub> dan konsumsi energi per kmol-H<sub>2</sub> pada berbagai nilai S/C dan T<sub>out</sub> tersaji pada Gambar 8 dan 9 sebagai berikut:



Gambar 8. Jumlah kmol-H<sub>2</sub> sebagai fungsi T<sub>out</sub> dan S/C



Gambar 9. Konsumsi energi per kmol-H<sub>2</sub> sebagai fungsi T<sub>out</sub> dan S/C

Gambar 8 menunjukkan bahwa kenaikan S/C dan T<sub>out</sub> berbanding lurus dengan kenaikan *flow* H<sub>2</sub> outlet *Primary Reformer*. Gambar 9 menunjukkan bahwa kenaikan S/C dan T<sub>out</sub> dapat menurunkan konsumsi energi per kmol-H<sub>2</sub>. Konsumsi energi per satuan produk H<sub>2</sub> pada S/C 3,20 dan T<sub>out</sub> 800°C adalah sebesar 573,11 MJ/kmol-H<sub>2</sub>. Simulasi pada T<sub>out</sub> 780°C (atau 20°C di bawah batasan temperatur) dan S/C 3,50 menghasilkan konsumsi energi sebesar 573,01 MJ/kmol-H<sub>2</sub>. Dengan demikian, penurunan T<sub>out</sub> yang dilakukan untuk menjaga *lifetime tube* perlu dikompensasi dengan kenaikan S/C.

## KESIMPULAN

Berdasarkan hasil simulasi, dapat disimpulkan bahwa *flow* C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> dan C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> menurun drastis pada 2-4% bagian awal *tube*, dan cenderung habis bereaksi sebelum mencapai 10% bagian awal *tube*. Reaksi C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> dan C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> dengan H<sub>2</sub>O menjadi CO/CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> menggeser kesetimbangan reaksi *steam methane reforming* (SMR) ke arah kiri. Hal ini menyebabkan kenaikan sesaat *flow* CH<sub>4</sub> pada posisi 2-4% awal *tube*. Untuk optimasi konsumsi energi, diperlukan tambahan 0,3 mol steam per mol C gas umpan pada saat menurunkan *Tube Outlet Temperature* sebesar 20°C.

## SARAN

Pada penelitian ini diambil asumsi bahwa aliran gas proses di sisi *inner-tube* berlangsung secara *plugflow*, sehingga tidak ada distribusi konsentrasi maupun temperatur ke arah radial. Di sisi lain, diasumsikan bahwa temperatur dan konsentrasi gas proses di dalam katalis sama dengan temperatur dan konsentrasi di luar katalis pada posisi/panjang *tube* yang sama, sehingga tidak ada distribusi konsentrasi maupun temperatur di berbagai posisi dalam katalis (*intraparticle gradient*). Agar simulasi pada penelitian selanjutnya hasilnya lebih baik, maka disarankan agar *radial distribution* konsentrasi dan temperatur di *inner tube* dan di *intraparticle gradient* tidak diabaikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Farnell, P.W., 2003, Modern Techniques for Optimization of Primary Reformer Operation, Syntex, Cleveland;
- [2] Huang, X., and Reimert, R., 2012, Kinetics of Steam Reforming of Ethane on Ni/YSZ (Ytria-stabilized Zirconia) Catalyst, Fuel, 106, 380-387;
- [3] Seong, M., et.al., 2014, Reactor Sizing for Butane Steam Reforming over Ni and Ru Catalyst, Korean J. Chem. Eng., 31 (3), 412-418;
- [4] Tamzysi, C., 2017, Evaluasi Overheat pada Tube Katalis Primary Reformer PT Pupuk Kujang Cikampek dengan Metode Simulasi Computational Fluid Dynamics (CFD), Yogyakarta, Universitas Gadjah Mada;
- [5] Uskov, S.I., et.al., 2017, Kinetics of Low-Temperature Steam Reforming of Propane in a Methane Excess on a Ni-Based Catalyst, Catalysis in Industry, 9 (2), 104-109;
- [6] Xu, J., & Froment, G. F., 1989, Methane Steam Reforming, Methanation and Water-Gas Shift: Intrinsic Kinetics, AIChE Journal, 35 (1), 88-96.

## DAFTAR LAMBANG

- A = Luas area, m<sup>2</sup>  
 C<sub>pi</sub> = Kapasitas panas i, J/mol/K  
 D<sub>0</sub> = Diameter luar *tube*, m  
 F<sub>i</sub> = Flow gas i di *inner-tube*, kmol/s  
 F<sub>fi</sub> = Flow gas i di *outer-tube*, kmol/s  
 F<sub>fsi</sub> = Flow gas i untuk pembangkitan *steam*, kmol/s  
 F<sub>SR</sub> = Flow *steam* ke *Primary Reformer*, Ton/jam  
 F<sub>ST</sub> = Flow *steam* outlet 101-F, (248,5) Ton/jam  
 k<sub>n</sub> = Konstanta kecepatan reaksi n  
 K<sub>i</sub> = Konstanta kesetimbangan i  
 L<sub>t</sub> = Panjang *tube*, m  
 [1] n<sub>t</sub> = Jumlah *tube*  
 p<sub>i</sub> = Tekanan parsial i, N/m<sup>2</sup>  
 r<sub>j</sub> = Kecepatan reaksi j, kmol/kg-cat/s  
 T = Temperatur gas *inner-tube*, K

$T_f$  = Temperatur gas *outer-tube*, K

$T_{ref}$  = Temperatur *reference*, 298 K

$U_c$  = Koefisien perpindahan panas *overall*, kW/m<sup>2</sup>/K

$U_A$  = koefisien *heat loss overall*, kW/K

$z$  = Satuan panjang *tube*, m

$\Delta H^0_{298K}$  = Entalpi pembentukan pada 298 K, kJ/mol

$\Delta H_{fj}$  = Entalpi pembentukan j, kJ/mol

$\Delta H_{ci}$  = Entalpi pembakaran i, kJ/mol

[2]  $\rho_B$  = *Bulk density* katalis, (863,4) Kg-cat/m<sup>3</sup>