

Rizky Kusumastuti

Mahasiswa S2
National Central University
Jurusan Teknik Mesin
rizkykusumastuti94@gmail.com

Chung-Jen Tseng

Tenaga Pengajar (Dosen)
National Central University
Jurusan Teknik Mesin
cjtseng@cc.ncu.edu.tw

Widya Wijayanti

Tenaga Pengajar (Dosen)
Universitas Brawijaya
Jurusan Teknik Mesin
widya_dinata@ub.ac.id

Sasmoko

Mahasiswa S3
National Central University
Jurusan Teknik Mesin
sasmoko@ymail.com

PENGARUH TEMPERATUR REFORMER BED TERHADAP PERFORMA PROPANE STEAM REFORMER MENGGUNAKAN COMSOL MULTIPHYSICS 5.3^a

Steam reforming is a method for producing hydrogen gas as a solution for renewable energy generation. One source of hydrogen in a steam reformer is propane gas. The advantage of propane gas is the ease of transportation and storage. The production of hydrogen gas in a steam reformer is certainly influenced by supporting factors such as the temperature of the reformer. In this study, propane steam reforming was simulated in 3D with COMSOL Multiphysics 5.3^a software with bed reformer temperatures varying from 600, 650, 700, 750, 800 and 850 °C with steam to carbon (S/C) ratio 3. The results show that increasing the temperature causes the density of the reformer to decrease, which in turn results in increased gas velocity. In addition, an increase in temperature in the bed reformer increases propane conversion to 87.8% and produces about 40% hydrogen at 850 °C.

Keywords: *Bed Reformer Temperature, Propane, Steam Reformer, Simulation*

1. PENDAHULUAN

Meningkatnya permintaan energi, menipisnya cadangan bahan bakar fosil, dan ancaman polusi menjadikan hidrogen *carrier* (H_2) sebagai energi alternatif yang menarik. Hidrogen secara luas dianggap sebagai bahan bakar masa depan karena kemampuannya untuk menggerakkan pembangkit listrik tanpa memancarkan polutan berbahaya [1]. Memanfaatkan hidrogen adalah salah satu pendekatan yang paling menjanjikan karena tanpa emisi kecuali air dan digunakan dalam sel bahan bakar [2-3].

Gas hidrogen (H_2) biasanya dihasilkan secara industri dari berbagai senyawa hidrokarbon, seperti metana, etana, propana, metanol, etanol, dan dimetil-eter oleh karena itu, teknik untuk memproduksi H_2 harus dikembangkan [3-4]. Secara khusus, propana telah menarik perhatian sebagai bahan sumber H_2 yang potensial karena mudah diangkut. Selain itu, infrastruktur gas yang tersedia dapat digunakan untuk memperoleh propana sebagai gas cair [5]. Dengan menggunakan teknik steam reforming, 1 mol propana dapat dikonversi secara efisien menjadi 4 mol H_2 . *Propane steam reforming* dapat menghasilkan H_2 dalam jumlah terbesar dimana 10 mol H_2 dapat diproduksi per mol propana [3]. Selain itu gas propana dapat dengan mudah disimpan berupa *liquefied petroleum gas* (LPG) [6]. Oleh karena itu, propana adalah salah satu kandidat yang menjanjikan yang dapat diaplikasikan sebagai reaktan pada *steam reforming* [7].

Beberapa peneliti telah meneliti performa *steam reforming*. Xiadong et al pernah meneliti pengaruh temperatur (700-1100°K) dengan *water propane ratio* (WPR) 6 terhadap produksi hidrogen pada *propane steam reforming*. Hasilnya menunjukkan bahwa produksi hidrogen mengalami peningkatan seiring dengan kenaikan temperature [8]. Ali et al juga pernah meneliti mengenai pengaruh temperatur terhadap performa *propane steam reforming*. Hasilnya menunjukkan bahwa dengan peningkatan suhu antara 600-680 °C dan rasio *steam to carbon* (S/C) sebesar 0.33 mampu meningkatkan konversi propana berkisar 50-100% [9]. Hasil tersebut selaras dengan penelitian yang dilakukan oleh Zyryanova et al yang meneliti pengaruh suhu rendah (150-400 °C) terhadap performa *steam reforming of propane-methane mixture* dengan rasio S/C kurang dari 1 yakni 0.58, 0.42 dan 0.39 [10]. Hasilnya konsentrasi volume dari propana di sisi *outlet reformer* mengalami penurunan sekaligus kenaikan gas hidrogen yang signifikan seiring dengan meningkatnya suhu.

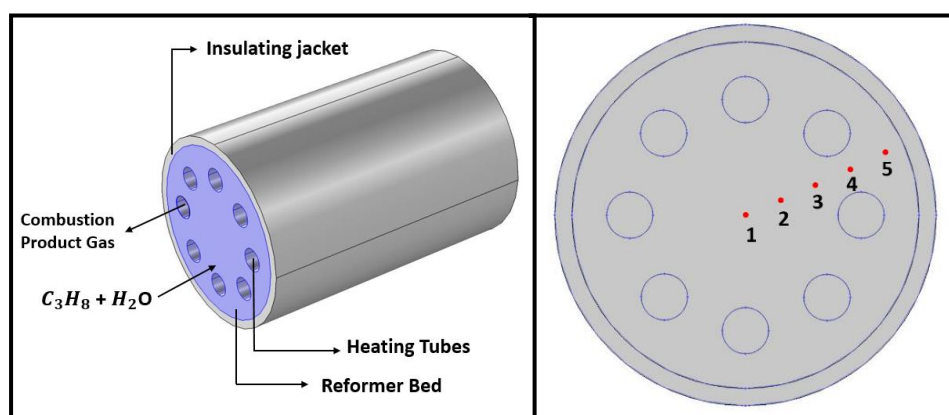
Namun, S/C yang rendah memiliki pengaruh lain seperti pembentukan carbon [11]. Sehingga,

penelitian kali ini ingin menganalisa pengaruh temperatur pada rasio S/C 3 terhadap performa *propane steam reforming* yang disimulasikan menggunakan *software* COMSOL 5.3^a. Selain itu, dengan peningkatan temperatur pada rasio S/C 3 diharapkan mampu meningkatkan performa *steam reformer* yang dapat dilihat dari fraksi mol hidrogen yang dihasilkan dan konversi dari propana. Hasil penelitian ini diharapkan dapat menjadi acuan untuk pengembangan berikutnya.

2. METODE PENELITIAN

2.1 Model Penelitian

Penelitian ini menggunakan model tiga dimensi yang disimulasikan dengan COMSOL Multiphysics 5.3a seperti yang terlihat pada gambar 1. Pada penelitian ini reaksi kimia terjadi di sebuah *porous catalytic bed* (*bed reformer*) dimana energi panas dialirkan melalui *heating tubes* untuk menggerakkan sistem reaksi endotermik. Membran reactor yang terdiri atas reformer bed dan *heating tubes* dilapisi dengan sebuah *insulating jacket*. Propana dan uap air (*steam*) bercampur dalam jumlah stokiometri dan masuk melalui *inlet* dari reaktor. Untuk pemanas reaktor, gas panas dari *burner* dialirkan dari arah yang berlawanan di dalam beberapa tabung berlubang pada *reformer bed* seperti ditunjukkan oleh gambar 1(a).



Gambar 1: (a) Bagian-bagian dari *propane steam reforming*, (b) Metode pengambilan data *steam reformer*

Tabel 1: Geometri *Propane Steam Reforming*

PARAMETER	DIMENSI	UNIT
Diameter <i>Bed Reformer</i>	6×10^{-2}	meter (m)
Diameter <i>Heating tubes</i>	8×10^{-3}	meter (m)
Ketebalan <i>Insulating Jacket</i>	3×10^{-3}	meter (m)
Panjang reformer	0.1	meter (m)

Pada penelitian ini, pengambilan data untuk fraksi mol propana (C_3H_8), hydrogen (H_2), air (H_2O), karbon monoksida (CO) dan karbon dioksida (CO_2) menggunakan 5 garis lurus sepanjang reformer dengan 5 titik dengan radius berbeda seperti yang ditunjukkan pada gambar 1(b). Kelima garis tersebut akan menampilkan data fraksi mol dari setiap spesies sehingga bisa dijadikan rujukan sebagai hasil fraksi mol rata-rata di *steam reformer*.

Pada perhitungan konversi propana menjadi menjadi gas hidrogen dapat dirumuskan sebagai berikut [12]:

$$\%C_3H_8 = \frac{\text{mol propana yang telah terkonversi}}{\text{total mol propana yang masuk ke dalam reformer}} \quad (1)$$

2.2 Simulasi Program COMSOL Multiphysics 5.3a.

Software COMSOL Multiphysics 5.3a adalah sebuah *software* yang memungkinkan penggunaanya menyelesaikan persamaan differensial dengan menggunakan finite element methode (FEM). *Steam Reforming* dimodelkan dengan menambahkan *Fluid flow > Single Phase Flow > Laminar flow* (spf) untuk memodelkan aliran gas propana dan uap air (H_2O) yang masuk ke dalam reformer. Kemudian untuk mensimulasikan aliran

fluida di dalam media berpori dengan menambahkan *Fluid Flow > Porous Media and Subsurface Flow > Darcy's Law* (dl). Sedangkan untuk mengetahui transpor panas yang terjadi pada *propane steam reforming* digunakan *Heat Transfer > Heat transfer in Fluids (ht). Physics* ini ditambahkan dua kali pada sisi inlet bed reformer dan sisi inlet *heating tubes* karena pada *steam reformer* memiliki 2 jenis aliran yang berbeda dengan suhu inlet yang berbeda pula.

Tabel 2. Parameter yang digunakan dalam studi numerik

PARAMETER	DIMENSION	UNIT
<i>Heating tube inlet velocity, $U_{in,ht}$</i>	1	m/s
<i>Pressure difference, $P_{in,ref}$</i>	75	Pa
<i>Reference pressure, P_{ref}</i>	1.0×10^5	Pa
<i>Reformer bed inlet temperatur, $T_{in,ref}$</i>	773	K
<i>Heating tube heat transfer coefficient, h_{ht}</i>	100	W/m ² .K
<i>Insulating jacket heat transfer coefficient, h_j</i>	1	W/m ² .K
<i>Binary diffusion coefficient,</i>	6.0016×10^{-5}	m ² /s
<i>Binary diffusion coefficient</i>	1.2872×10^{-5}	m ² /s
<i>Binary diffusion coefficient</i>	2.2152×10^{-5}	m ² /s
<i>Binary diffusion coefficient</i>	6.9544×10^{-5}	m ² /s
<i>Binary diffusion coefficient</i>	7.7627×10^{-4}	m ² /s
<i>Binary diffusion coefficient</i>	2.9291×10^{-5}	m ² /s
<i>Binary diffusion coefficient</i>	2.2404×10^{-4}	m ² /s
<i>Binary diffusion coefficient</i>	1.0947×10^{-4}	m ² /s
<i>Binary diffusion coefficient</i>	1.4049×10^{-4}	m ² /s
<i>Binary diffusion coefficient</i>	6.5822×10^{-4}	m ² /s
<i>Molar Mass</i>	44.1×10^{-3}	kg/mol
<i>Molar Mass</i>	2.016×10^{-3}	kg/mol
<i>Molar Mass</i>	44.01×10^{-3}	kg/mol
<i>Molar Mass</i>	18.016×10^{-3}	kg/mol
<i>Molar Mass</i>	28.01×10^{-3}	kg/mol
<i>Initial mole fraction of propane (C₃H₈)</i>	0.21	-
<i>Initial mole fraction of water (H₂O)</i>	0.89	-
<i>Enthalpy reaksi</i>	410×10^{-3}	J/mol
<i>Insulating jacket density</i>	24	kg/m ³
<i>Insulating jacket heat capacity</i>	1.9	J/kg.K
<i>Thermal conductivity in insulating jacket</i>	0.027	W/m.K
<i>Reforming bed heat capacity</i>	2800	J/kg.K
<i>Thermal conductivity in reformer bed</i>	0.1	W/m.K
<i>Reformer bed capacity</i>	2.7×10^{-5}	Pa.s

2.3 Persamaan Matematika pada Reformer Bed

Aliran gas yang melalui reformer bed dideskripsikan oleh Darcy's Law [13] :

$$q = -\frac{k}{\mu} \nabla p \quad (2)$$

Dimana q merupakan flux atau kecepatan Darcy's (*Darcy velocity magnitude*) dan ∇p adalah *vektor pressure gradient* (Pa/m), k merupakan permeabilitas (m²) dan μ merupakan viskositas dinamik (Pa.s).

$$\nabla \cdot (\rho u) = Q_m \quad (3)$$

Dimana ρ adalah densitas fluida [kg/m^3] dan Q_m adalah debit per waktu [$\text{kg/m}^3\text{s}$]. Kondisi batas adalah $r = 0$ di $r = 0.03$ m (permukaan dalam dari *reformer bed*) dan $r = 0.033$ m (permukaan luar dari *insulating jacket*). Vektor arah satuan n tegak lurus terhadap permukaan. Kondisi batas dari tekanan adalah $P = P_0 = P_{\text{ref}}$ dan secara berturut-turut $p = 0$ pada sisi inlet ($z=0$) dan sisi luar ($z=0.1$ m). Sebagai tambahan, tidak ada aliran yang terjadi antara *bed reformer* dan *insulating jacket* dan juga sebaliknya. Kapasitas panas volumetric dari *reformer bed* adalah

$$\varepsilon_{\text{ref}}(\rho C_p)_f + (1 - \varepsilon_{\text{ref}})(\rho C_p)_s = 0 \quad (4)$$

Metode simulasi yang digunakan disini tidak menekankan reaksi pada permukaan katalis. Persamaan difusi Maxwell-Stefan adalah sebagai berikut :

$$\rho(u \cdot \nabla)\omega_i + \nabla \cdot \left(-\rho\omega_i \sum_{j=1}^n D_{ij} \left(\nabla x_j + (x_j - \omega_j) \left(\frac{\nabla p}{p} \right) \right) - D_i^T \left(\frac{\nabla T}{T} \right) \right) = R_i \quad (5)$$

Dimana ω_i , D_{ij} , x_{ij} , D_i^T adalah fraksi massa untuk spesies gas (i), ij merupakan komponen campuran dari 2 spesies dari difusivitas Fick [m^2/s], fraksi molar dari gas spesies (i) dirumuskan dengan . Koefisien difusi biner [m^2/s] dirumuskan sebagai berikut [14] :

$$D_{ij} = 0.0018583 \sqrt{T^3 \left(\frac{1}{M_i} + \frac{1}{M_j} \right)} \frac{1}{p \sigma_{ij}^2 \Omega D_{ij}} \quad \text{s} \quad (6)$$

Dimana, T [K] adalah temperatur, M_i merupakan berat molekul dari spesies [g/mol], p merupakan tekanan [Pa], σ_{ij} merupakan diameter Lennard-Jones dari molekul berbentuk bola [Å] dan integral collisional tak berdimensi untuk difusi molekul. Ini diasumsikan bahwa koefisien difusi biner, D_{ij} , diasumsikan konstan.

2.4 Persamaan Matematika untuk *Heating Tubes*

Persamaan berikut untuk transportasi panas diterapkan pada aliran media pemanas dalam tabung pemanas.

$$\nabla \cdot (-k_{ht} \nabla T) + \rho C_p u \cdot \nabla T = 0 \quad (7)$$

Dimana k_{ht} adalah sebuah konduktifitas termal dari gas [W/m.K]. Sumber panas merupakan sebuah media pemanas dan kita mengaplikasikan persamaan Navier Stokes dengan kondisi *weakly compressible*. Sebuah aliran laminar diasumsikan pada penelitian ini.

2.5 Persamaan Matematika untuk *Insulating Jacket*

Insulating jacket melapisi reactor untuk melindungi dari *heat loss*. Pada *insulating jacket*, kita mengaplikasikan persamaan berikut

$$\nabla \cdot (-k_i \nabla T) = 0 \quad (8)$$

Dimana k_i adalah konduktifitas termal [W/m.K] dari *insulating jacket*. Kondisi batas pada permukaan paling luar dari *insulating jacket* diberikan oleh, dimana h_j adalah sebuah koefisien panas dari *insulating jacket*.

2.6 Model Reaksi

Reaksi kinetik untuk *steam reforming* yang didesain oleh P.Gateau yang diaplikasikan dalam penelitian ini. Reaksi utama dalam *propane steam reforming* dalam penelitian ini adalah



Di dalam reformer, air dan propane bereaksi untuk membentuk hydrogen dan karbon dioksida. Keseluruhan model kinetik telah ditetapkan berdasarkan percobaan, dimana kecepatan reaksi (*reaction rate*) [$\text{mol/m}^3.\text{s}$] propane didefinisikan sebagai berikut :

$$r = kC_{C_3H_8} \quad (10)$$

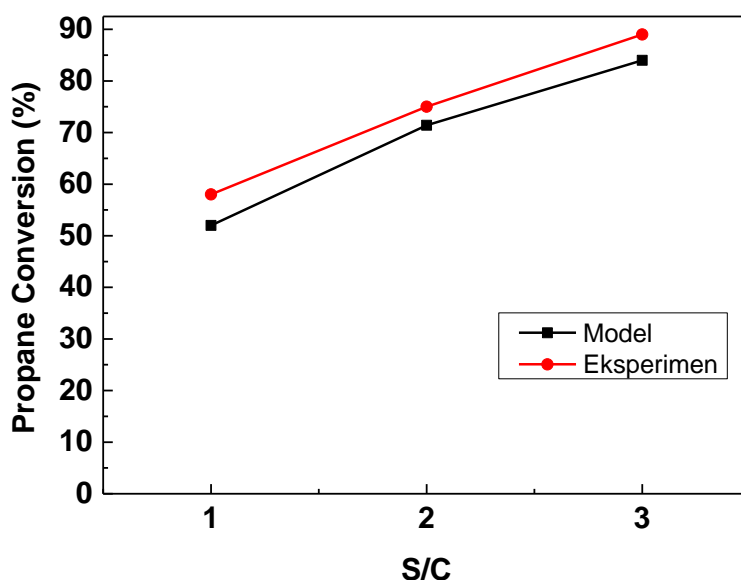
Kinetic rate dari reaksi adalah sebagai berikut

$$k = A \exp\left(-\frac{E}{R_g T}\right) \quad (11)$$

dimana r merupakan kecepatan reaksi, k merupakan koefisien kecepatan reaksi (*reaction rate coefficient*). E adalah energi aktivasi dan nilainya berdasarkan hasil eksperimen [15]. A merupakan faktor pre-eksponensial dan nilainya disesuaikan dengan data eksperimen. R_g merupakan konstanta gas universal (8,314 J/K.mol)

3. HASIL DAN DISKUSI

3.1 Validasi Data Simulasi terhadap Data Eksperimen



Gambar 2: Validasi model dengan data eksperimen

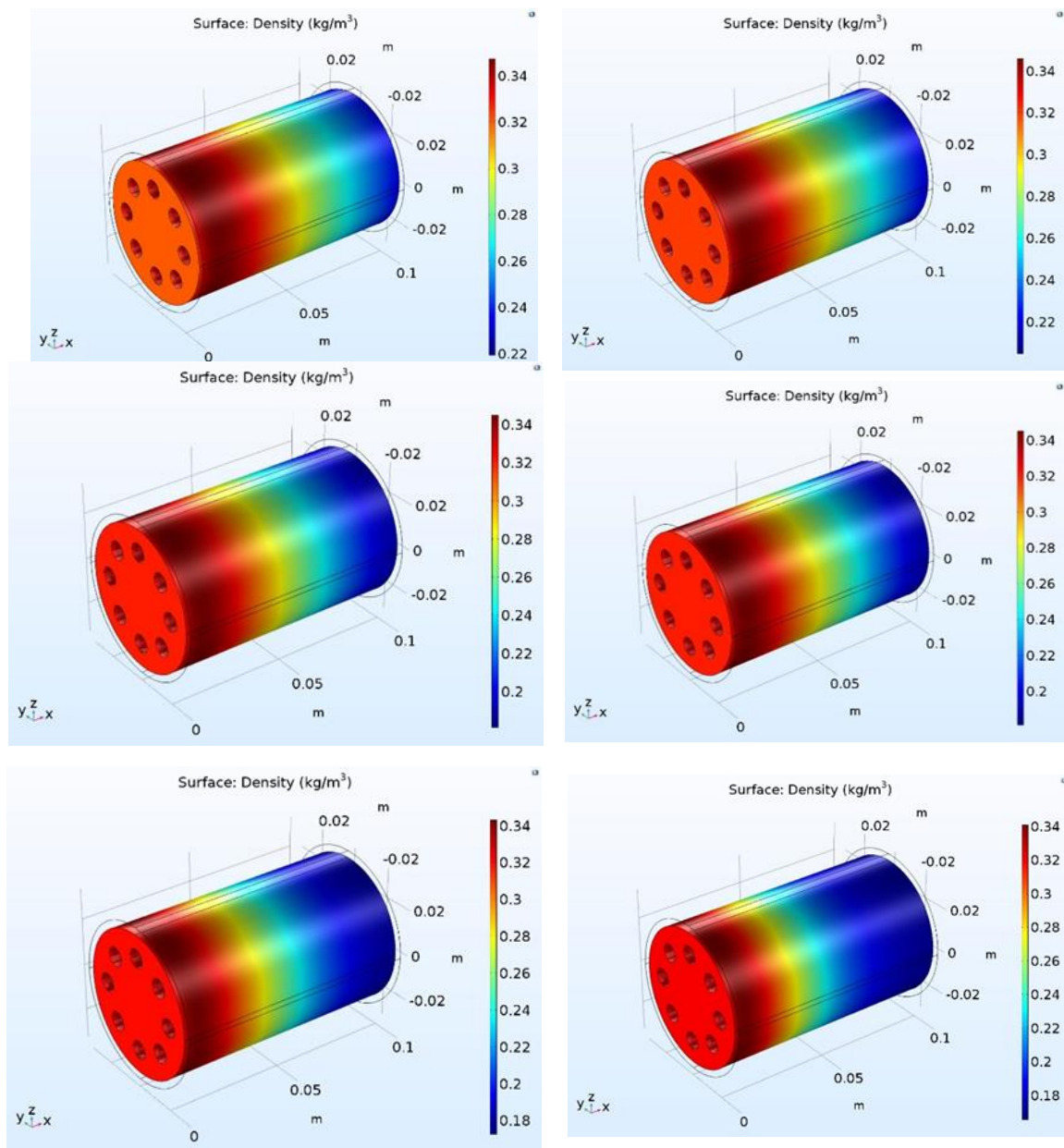
Gambar 2 menunjukkan hasil validasi *propane conversion* terhadap rasio *steam to carbon* (S/C) dibandingkan dengan hasil eksperimental yang dilakukan oleh Ali et al. Dari gambar tersebut menunjukkan bahwa hasil simulasi dan hasil eksperimen memiliki tren yang sama yakni konversi propana yang meningkat seiring meningkatnya rasio S/C . Hasil simulasi memiliki nilai sedikit lebih rendah dibandingkan dengan nilai eksperimen. Meskipun begitu hasil keduanya tidak terpaut jauh yang dianggap sebagai nilai yang dapat diterima.

Berdasarkan dari hasil simulasi maupun eksperimen dapat dilihat bahwa konversi propana yang paling baik adalah *steam reforming* yang memiliki rasio S/C 3. Sehingga pada penelitian ini digunakanlah rasio S/C 3 dengan pertimbangan memiliki hasil yang paling baik dibandingkan dengan rasio S/C 1 dan 2. Dengan S/C 3, maka reaksi yang terjadi pada *propane steam reforming* adalah sebagai berikut:



Dari perhitungan stokiometri S/C 3 diatas didapat bahwa di dalam system inlet mole fraction dari propane sekitar 0.21 dan inlet mole fraction dari steam adalah 0.89. Suhu masuk dari *bed reformer* dijaga konstan yakni 500 °C sedangkan suhu outlet divariasikan mulai dari 600, 650, 700, 750, 800 dan 850 °C dengan *pressure loss* sebesar 75 Pa.

3.2 Pengaruh Temperatur *Reformer Bed* Terhadap Densitas Gas

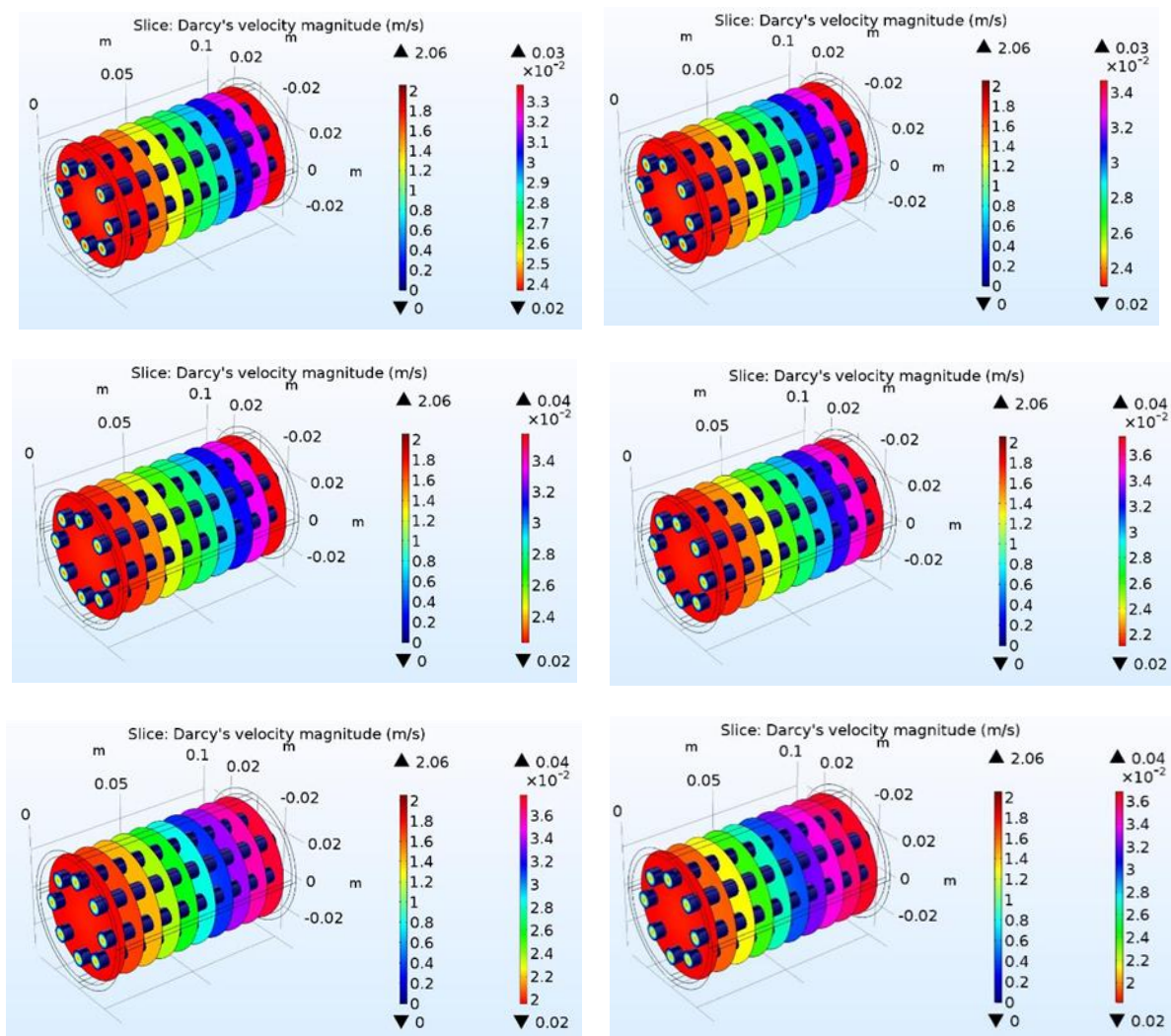


Gambar 3 : Profil distribusi densitas gas terhadap perubahan temperatur (a) $T_{\text{reformer}} = 600^{\circ}\text{C}$; (b) $T_{\text{reformer}} = 650^{\circ}\text{C}$; (c) $T_{\text{reformer}} = 700^{\circ}\text{C}$; (d) $T_{\text{reformer}} = 750^{\circ}\text{C}$; (e) $T_{\text{reformer}} = 800^{\circ}\text{C}$; (f) $T_{\text{reformer}} = 850^{\circ}\text{C}$

Gambar 3 merupakan profil *gas density* pada reformer bed dengan *temperatur* yang berbeda. Besarnya densitas gas pada sisi inlet reformer menunjukkan nilai yang sama yakni 0.34 kg/m^3 . Hal tersebut dikarenakan pada sisi inlet reformer hanya memiliki 2 jenis spesies yakni propane (C_3H_8) dan *steam* (H_2O) dengan jumlah fraksi mol yang sama yakni 0.21 dan 0.89.

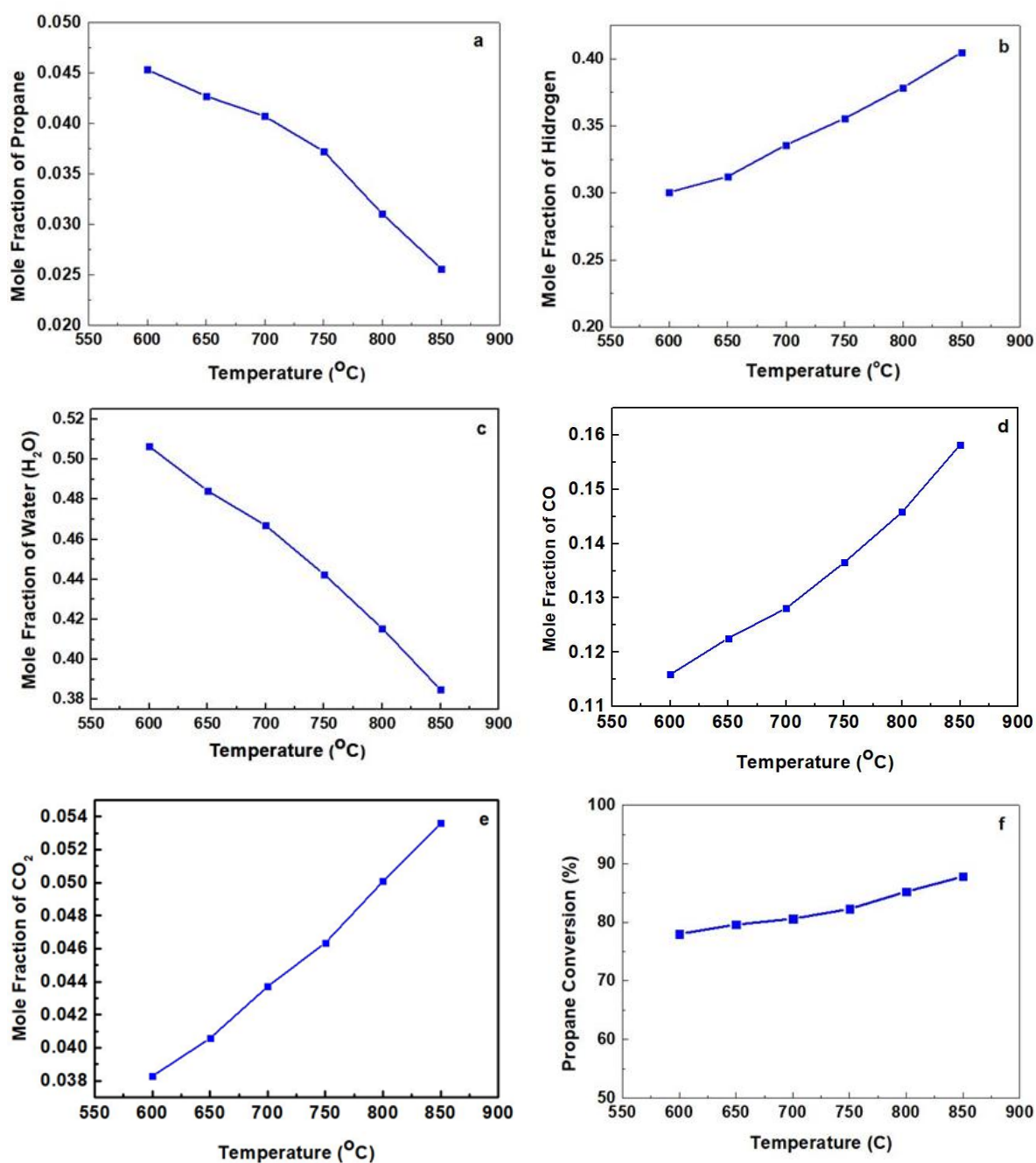
Dapat dilihat dari gambar 3 (a-f) bahwa densitas gas mengalami penurunan seiring meningkatnya temperatur dari reformer bed. Hal tersebut dikarenakan ketika temperatur meningkat maka volume gas akan mengalami kenaikan sedangkan massa gas tersebut tetap sehingga densitas gas mengalami penurunan. Penurunan densitas gas terlihat dari warna biru pada sisi *bed reformer outlet* yang semakin meluas/melebar. Hal tersebut terjadi karena pada sisi tersebut juga merupakan inlet dari combustion burner sehingga panas bertambah di sisi outlet reformer mengakibatkan densitas terus menurun. Hal tersebut juga dipengaruhi oleh besarnya gas yang diproduksi oleh *steam reformer* yang sebagian besar merupakan gas hidrogen dimana densitas gas hidrogen lebih rendah dibandingkan dengan densitas gas propane dan air.

3.3 Pengaruh Temperatur Reformer terhadap Kecepatan Gas Alir



Gambar 4: Profil distribusi kecepatan gas terhadap perubahan temperatur (a) $T_{\text{reformer}} = 600\text{ }^{\circ}\text{C}$; (b) $T_{\text{reformer}} = 650\text{ }^{\circ}\text{C}$; (c) $T_{\text{reformer}} = 700\text{ }^{\circ}\text{C}$; (d) $T_{\text{reformer}} = 750\text{ }^{\circ}\text{C}$; (e) $T_{\text{reformer}} = 800\text{ }^{\circ}\text{C}$; (f) $T_{\text{reformer}} = 850\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Gambar 4 merupakan pengaruh temperatur *reformer bed* terhadap kecepatan alir dari gas. Untuk temperatur reformer bed $600\text{ }^{\circ}\text{C}$, nilai kecepatan minimum dan maksimum *reformer bed* secara berturut-turut adalah 0.033 m/s dan 0.024 m/s . Kecepatan maksimum dan minimum adalah 0.034 m/s dan 0.024 m/s untuk temperatur 650 , 0.034 m/s dan 0.024 m/s untuk temperatur $700\text{ }^{\circ}\text{C}$, 0.036 m/s dan 0.022 m/s untuk temperatur $750\text{ }^{\circ}\text{C}$, 0.036 m/s dan 0.002 m/s untuk temperatur 800 dan terakhir 0.036 m/s dan 0.002 m/s untuk temperatur $850\text{ }^{\circ}\text{C}$. Kecepatan alir tersebut semakin meningkat seiring dengan semakin menjauhnya dari sisi inlet *reformer bed*. Hal tersebut dikarenakan temperatur merupakan factor yang mempengaruhi viskositas. Dimana semakin tinggi temperatur maka, viskositas gas akan meningkat. Hal itu sesuai dengan hukum darcy's law (persamaan no.2) dimana kenaikan temperatur akan meningkatkan viskositas gas sehingga kecepatan fluida menurun. Ketika gas dipanaskan, pergerakan molekul gas meningkat dan probabilitas bahwa satu molekul gas akan bertabrakan dengan molekul gas lainnya meningkat. Dengan kata lain, peningkatan temperatur gas menyebabkan molekul gas bertabrakan lebih sering sehingga menyebabkan kecepatan gas meningkat.



Gambar 5. Pengaruh temperatur terhadap fraksi mol propane (a), fraksi mol hydrogen (b), fraksi mol water (c), fraksi mol CO (d), fraksi mol (CO₂) dan *propane conversion* (f).

Gambar 5 (a-f) merupakan hasil performansi dari *propane steam reforming* dengan suhu bed reformer 600,650,700 750, 800 dan 850 °C. Seperti yang terlihat pada gambar 5 (a), fraksi mol propane menurun seiring dengan meningkatnya temperatur dari reformer bed. Selain itu, temperatur yang tinggi juga sangat mempengaruhi dengan gas hydrogen (H₂) yang dihasilkan seperti yang digambarkan pada gambar 5 (b) yang merupakan pengaruh temperatur terhadap fraksi mol hydrogen. Terlihat pada gambar bahwa semakin besar temperatur dari steam reformer maka semakin besar hydrogen yang dapat dihasilkan. Pengaruh temperatur erat kaitannya dengan kecepatan reaksi pada steam reforming dimana *kinetic rate* sangat dipengaruhi oleh temperatur seperti yang ditunjukkan pada persamaan no 10 dan 11. Dari persamaan tersebut dapat diketahui bahwa semakin tinggi temperatur maka *kinetic rate* (k) semakin tinggi sehingga kecepatan reaksi juga akan semakin tinggi. Disamping itu, hasil gas hydrogen (H₂) yang tinggi dapat dicapai dengan rasio S/C tinggi sehingga akan lebih banyak oksigen yang disuplai melalui reactor yang membuat molekul-molekul C₃H₈ terkonversi dengan maksimal.

Gambar 5 (c) merupakan pengaruh temperatur terhadap mole fraction dari H₂O terhadap perubahan temperatur. Terlihat dari gambar bahwa fraksi mol air semakin berkurang dengan seiring dengan meningkatnya temperatur reformer. Hal tersebut dikarenakan reaksi utama pada *propane steam reforming* merupakan reaksi endotermik. Dimana reaksi tersebut membutuhkan atau menyerap energi panas yang tinggi agar reaksi tetap berlangsung. Ketika suhu reformer semakin meningkat maka kecepatan reaksi juga akan meningkat sesuai dengan persamaan [11]. Hal tersebut dikarenakan ketika ada peningkatan suhu maka molekul semakin bergerak aktif sehingga tumbukan akan semakin sering terjadi, sehingga menyebabkan laju reaksi semakin besar sehingga mengakibatkan arah reaksi akan bergeser ke arah kanan (produk) dan menyebabkan jumlah mol reaktan akan semakin berkurang (C₃H₈ dan H₂O).

Selain itu, secara teoritis 1 mol propane (C₃H₈) membutuhkan 3 mol air (H₂O) untuk bisa membentuk 7 mol gas hidrogen. Hal itu berarti ketika pembentukan gas H₂ mulai terjadi, maka reformer membutuhkan jumlah mol air (H₂O) tiga kali lebih besar dibandingkan kebutuhan reaksi terhadap gas propana (C₃H₈) yang mengakibatkan penurunan H₂O secara signifikan meskipun system memakai S/C tinggi. Penurunan fraksi mol air juga mengakibatkan kenaikan fraksi mol dari gas CO₂ dan CO seperti yang ditunjukkan oleh gambar 5 (d, e).

Gambar 5 (f) menunjukkan pengaruh temperatur terhadap prosentase konversi propane pada steam reforming. Pada grafik tersebut memperlihatkan temperatur reformer yang semakin tinggi meningkatkan reaksi dari steam reformer sehingga membuat tingkat konversi propane semakin tinggi. Dengan rasio S/C yang tinggi yakni 3 dan temperatur yang tinggi maka akan meningkatkan performa dari katalis sehingga reaksi cepat terjadi.

4. KESIMPULAN

Pengaruh temperatur *bed reformer* terhadap performa *propane steam reforming* menunjukkan bahwa meningkatnya temperatur hingga 850 °C pada rasio S/C 3 dapat meningkatkan prosentase konversi propane hingga 87.8% pada temperatur *bed reformer* 850 °C yang menyebabkan produksi hidrogen juga meningkat hingga mencapai 40%. Namun pada penelitian ini ditemukan bahwa, peningkatan temperatur yang tinggi justru mengakibatkan fraksi mol dari gas CO juga ikut meningkat.

5. DAFTAR PUSTAKA

- [1] F. X. CHIRON, G. S. PATIENCE, and S. RIFFLART, "Hydrogen production through chemical looping using NiO/NiAl₂O₄ as oxygen carrier," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 66, no. 24, pp. 6324–6330, 2011.
- [2] B. ZHANG, X. TANG, Y. LI, Y. XU, and W. SHEN, "Hydrogen production from steam reforming of ethanol and glycerol over ceria-supported metal catalysts," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 32, no. 13, pp. 2367–2373, 2007.
- [3] J. Y. DO *et al.*, "Effect of acidity on the performance of a Ni-based catalyst for hydrogen production through propane steam reforming: K-AlSi₆O₇ support with different Si/Al ratios," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 42, no. 36, pp. 22687–22697, 2017.
- [4] PURNAMI, ING. WARDANA, and VERONIKA K. 2015. "Pengaruh Penggunaan Katalis Terhadap Laju Dan Efisiensi Pembentukan Hidrogen." *Jurnal Rekayasa Mesin* 6(1):51–59.
- [5] H. HEDAYAT, P. S. P. REDDY, M. V. MANASA, G. SARALA DEVI, J. V. R. RAO, and G. N. RAO, "Nanostructure evolution of zinc stannate: A suitable material for liquefied petroleum gas detection," *J. Alloys Compd.*, vol. 704, pp. 413–419, 2017.
- [6] SILBEROVA, BOZENA, HILDE J. VENVIK, JOHN C. WALMSLEY, and ANDERS HOLMEN. "Small-Scale Hydrogen Production from Propane." *Catalysis Today*, vol 100, no.(3–4), pp: 457–62.2005
- [7] Y. IM, J. H. LEE, B. S. KWAK, J. Y. DO, and M. KANG, "Effective hydrogen production from propane steam reforming using M/NiO/YSZ catalysts (M = Ru, Rh, Pd, and Ag)," *Catal. Today*, vol. 303, no. August, pp. 168–176, 2018.
- [8] WANG, XIAODONG, NA WANG, and LIANG WANG. "Hydrogen Production by Sorption Enhanced Steam Reforming of Propane: A Thermodynamic Investigation." *International Journal of Hydrogen Energy* 36(1):466–72.2011
- [9] A. R. AGHAMIRI, S. M. ALAVI, A. BAZYARI, and A. AZIZZADEH FARD, "Effects of simultaneous calcination and reduction on performance of promoted Ni/SiO₂ catalyst in steam reforming of propane," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 44, no. 18, pp. 9307–9315, 2019.

- [10] M. M. Zyryanova, P. V. Snytnikov, A. B. Shigarov, V. D. Belyaev, V. A. Kirillov, and V. A. SOBYANIN, “Low-temperature catalytic steam reforming of propane-methane mixture into methane-rich gas: Experiment and macro kinetic modelling,” *Fuel*, vol. 135, no. June, pp. 76–82, 2014.
- [11] M. C. ANNESINI, V. PIEMONTE, and L. TURCHETTI, “Carbon Formation in the Steam Reforming Process: a Thermodynamic Analysis Based on the Elemental Composition,” *Chem. Eng. Trans.*, vol. 11, pp. 21–26, 2007.
- [12] L. ZHANG, X. WANG, B. TAN, and U. S. OZKAN, “Effect of preparation method on structural characteristics and propane steam reforming performance of Ni-Al₂O₃ catalysts,” *J. Mol. Catal. A Chem.*, vol. 297, no. 1–2, pp. 26–34, 2009.
- [13] MASOODI, REZA, KRISHNA M. PILLAI, NICK GRAHL, and HUA TAN. 2012. “Numerical Simulation of LCM Mold-Filling during the Manufacture of Natural Fiber Composites.” *Journal of Reinforced Plastics and Composites*, vol 31, no.6 pp:363–78
- [14] KALINCI, YILDIZ and IBRAHIM DINCER. “Analysis and Performance Assessment of NH₃ and H₂ Fed SOFC with Proton-Conducting Electrolyte.” *International Journal of Hydrogen Energy* vol 43, no 11, pp 5795-5807.2018
- [15] P. GATEAU, A. LE, G. LA, and O. JOUBERT, “Design of a small SOFC reactor and its heat exchange system,” vol. 2, no. May, pp. 2–6, 2014.