SIMULASI PRODUKSI HIDROGEN MELALUI CO₂ METHANE REFORMING PADA REAKTOR MEMBRAN

Azis Trianto, Ira Santrina JC, Susilo Yuwono

Kelompok Keahlian Energi dan Sistem Pemroses

Program Teknik Studi Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Bandung

Labtek X, Jl. Ganesa 10, Bandung 40132

E-mail: trianto@che.itb.ac.id

Abstrak

Hidrogen merupakan bahan bakar alternatif yang sangat menjanjikan untuk sistem pembangkitan energi yang lebih ramah lingkungan. Salah satu rute produksi hidrogen adalah melalui reformasi metana dengan karbondioksida (CO₂ Methane Reforming/CMR). Saat ini telah dikembangkan proses CMR menggunakan membran yang mampu meningkatkan laju produksi H₂. Pada makalah ini dikaji dua tipe reaktor membran untuk maksud peningkatan produksi hidrogen tersebut, yakni reaktor membran dengan basis membran porous vycor dan nanosil. Sebagai pembandingan, dilakukan juga evaluasi unjuk kerja reaksi CMR pada reaktor fixe-bed. Hasil kajian ini menunjukkan bahwa reaktor nanosil dan porous vycor mampu memberikan konversi yang lebih besar dibanding reaktor fixed-bed. Lebih jauh, reaktor membran dengan nanosil membran mampu memberikan laju produksi hidrogen yang lebih tinggi dibanding reaktor membran dengan membran porous vycor. Lebih jauh, pada perubahan laju molar reaktan, reaktor membran menunjukkan stabilitas yang lebih baik dibanding reaktor fixed-bed.

Kata Kunci: Produksi Hidrogen, Reaktor Membran, Reformasi Metana

Abstract

Hydrogen is a promising alternative fuel to establish environmentally friendly energy generation system. One of the methods for producing hydrogen is CO₂ methane reforming (CMR) process. Despite producing H₂, this process also consumes CO₂, enabling it to be used as a scheme for mitigating CO₂. Conventionally, the hydrogen production via CMR is conducted in a fixed bed reactor. However low conversion is usually found in this kind of reactor. To increase conversion, a membrane reactor can be used. Two types of membrane may be employed to conduct this reaction, i.e. porous vycor and nanosil membrane reactor. This study evaluated the performances of CMR conducted in membrane reactors and fixed-bed reactor. The results show that the conversion obtained in nanosil membrane reactor is higher than those obtained in porous vycor membrane reactor and fixed-bed reactor. With the change in reactant flowrate, it is obtained that the conversions in membrane reactors are more stable than those in fixed bed reactors.

Keywords: Hydrogen Production, Membrane Reactor, Methane Reforming

1. Pendahuluan

Efek rumah kaca adalah fenomena terbentuknya lapisan gas-gas penyerap sinar infra merah di atmosfer sehingga memicu terjadinya pemanasan global. Senyawa yang memberikan kontribusi terbesar terhadap efek rumah kaca adalah karbondioksida (CO₂), yang merupakan hasil pembakaran bahan bakar konvensional yang berbasis hidrokarbon. Dalam rangka menjaga kestabilan ekologi, hidrogen menjadi salah satu alternatif bahan bakar yang menjanjikan. Proses CO₂ methane reforming merupakan salah satu proses untuk menghasilkan hidrogen. Keunikan proses ini terletak pada kemampuannya untuk mengkonsumsi karbondioksida, sehingga proses ini dapat menjadi alternatif yang menarik untuk mengurangi emisi gas CO₂.

Sebagaimana halnya dengan steam methane reforming, CO₂ methane reforming umumnya dilaksanakan pada reaktor fixed bed. Salah satu masalah yang sering ditemukan pada penggunaan reaktor tersebut untuk menyelenggarakan CO₂ methane reforming adalah pada rendahnya nilai konversi. Untuk maksud peningkatan konversi tersebut, saat ini reaktor membran mulai banyak dikaji dan dikembangkan (Trianto, 2001, 2002, 2005; Prabhu, 2003; Sanchez, 2003).

Penelitian ini bertujuan untuk mengevaluasi unjuk kerja reaktor membran dan memperbandingkan unjuk kerjanya dengan reaktor fixed bed. Khusus untuk reformasi metana, beberapa unjuk kerja yang dapat diperbandingkan diantaranya adalah konversi metana dan profil konsentrasi sepanjang reaktor.

Bahan membran yang digunakan pada pemodelan CO₂ Methane Reforming (CMR) ini adalah gelas berpori, yang selanjutnya disebut sebagai porous glass dan gelas berpori yang dilapisi oleh silika, yang selanjutnya disebut sebagai nanosil. Kondisi operasi yang akan dipilih adalah pada rentang di mana proses reformasi merana dengan CO₂ biasa dioperasikan.

2. Fundamental

Reaksi CO₂ methane reforming terdiri atas 2 bagian, yaitu pembentukan hidrogen pada Persamaan 1 dan reaksi water gas shift pada Persamaan 2.

$$H_{298}^\circ = 247 \text{ kJ mol}^{-1}$$

$$H_{298}^\circ = 41 \text{ kJ mol}^{-1}$$

Gambar 1: Steam methane reforming secara konvensional (Hori, 2004)

Gambar 2. Steam methane reforming secara membran, (Hori, 2004)

Penggunaan reaktor membran diharapkan membuat sistem menjadi kompak dan menghasilkan produktivitas yang tinggi. Perbandingan sistem produksi konvensional dan sistem produksi menggunakan reaktor membran disajikan pada Gambar 1 dan 2. Sebagaimana terlihat dalam Gambar 2, penggunaan reaktor membran secara konseptual dapat menjadikan sistem produksi hidrogen menjadi lebih simpel, kompak, memiliki produktivitas dan kemurnian yang setara dengan sistem konvensional tetapi dengan suhu operasi yang lebih rendah. Hal ini dimungkinkan mengingat membran mampu memisahkan produk dari zona reaksi, sehingga pada akhirnya mampu mencapai konversi di atas konversi kesetimbangan pada suhu tertentu.

Reaktor membran terdiri atas *shell, tube* dan material membran di dalamnya. Salah satu material membran yang akan dibahas adalah *vycor* dan *nanosil* seperti ditunjukkan Gambar 3. Pembuatan membran ini dapat dilakukan dengan berbagai cara antara lain, CVD (*Chemical Vapor Deposition*), *sol-gel*, *spray pyrolysis*, *sputtering*, atau *electroless plating*.

Bentuk membran berupa film tipis dengan variasi susunan material yaitu dari padatan anorganik sampai dengan organik misal polimer. Membran berfungsi sebagai lapisan tipis yang memisahkan satu zat dengan zat yang lain. Selektivitas yang dihasilkan reaktor membran bergantung pada ketebalan film dan difek yang terjadi. Makin tipis membran berarti semakin sedikit difek maka kerja membran akan lebih baik dalam arti selektivitas produk yang dihasilkan lebih baik. Peningkatan kualitas produk atau hidrogen yang dihasilkan ditentukan oleh bagaimana unjuk kerja membran sebagaiujuk tombak perangkat reaktor membran. Selain selektivitas, juga permeabilitas dan laju reaksi juga dievaluasi sebagai unjuk kerja reaktor membran.

Gambar 3. Struktur Mikroskopik *Vycor* dan *Nanosil*, [Ayrat, 2005]

Gambar 4: Diagram skematik untuk penurunan model matematika

Cara yang paling efektif untuk meningkatkan permeabilitas hidrogen pada membran adalah dengan mengurangi ketebalan film. Ketebalan film berhubungan dengan panjang perpindahan aliran gas di dalam membran. Makin kecil jarak tempuh tentunya makin kecil hambatan yang ada.

Ketentuan yang ada berdasarkan pada eksperimen menunjukkan bahwa ketebalan palladium lebih dari 4.5 μm dapat menghasilkan selektivitas 100% permeabilitas hidrogen. Difusitas juga berpengaruh pada ketebalan film, makin tipis film membran maka makin kecil hambatan difusi melalui pori membran.

Model matematika dikembangkan untuk mensimulasi proses CMR yang berlangsung dalam reaktor membran. Konfigurasi reaktor membran ditunjukkan oleh Gambar 4 untuk proses CMR. Pembagian seperti lazim digunakan pada pemodelan reaktor membran (Fogler, 2001). Reaksi yang terjadi adalah reaksi pembentukan hidrogen dan *water-gas shift*. Asumsi yang digunakan pada pemodelan ini adalah proses beroperasi pada keadaan tunak dan memiliki aliran *plug-flow*.

Neraca massa pada reaktor membran di *shell* diungkapkan menurut persamaan 3, sementara tekanan parsial masing-masing komponen didefinisikan dengan persamaan 4. Data kinetika reaksi 1 dan 2 mengikuti Persamaan 4 dan 5 (Richardson, 1990). Difusi molekul melalui membran (*D*) pada masing-masing zat (CH_4 , CO_2 , CO , H_2 , Ar , H_2O) didefinisikan melalui Persamaan 9.

$$\frac{dQ_i}{dz} + 2 \frac{D R_1 (P_i - P_i')}{(R_2^2 - R_1^2)} + \text{laju reaksi}(r(z)) = 0 \quad (3)$$

$$P_i = \frac{Q_i}{\sum Q_i} P_i \quad (4)$$

$$k_1 \left[\frac{K_{\text{CO}_2} K_{\text{CH}_4} P_{\text{CO}_2} P_{\text{CH}_4}}{(1 + K_{\text{CO}_2} P_{\text{CO}_2} + K_{\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4})^2} \right] \left[1 - \frac{(P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2})}{K P_{\text{CH}_4} P_{\text{CO}_2}} \right] \quad (5)$$

$$k_{zCO_2} \left[1 - \frac{(P_{CO} P_{H_2O})}{K_{zCO_2} P_{H_2}} \right] \tag{6}$$

Neraca massa pada reaktor membran di *tube* berbeda dengan pada *shell* karena pada *tube* tidak ada reaksi hanya laju alir molar melalui membran yang didefinisikan pada Persamaan 4.

$$\frac{dQ_i}{dz} - \frac{2D_i(P_i - P_i')}{R_i} = 0 \tag{7}$$

$$P_i' = \frac{Q_i'}{\sum Q_i'} P_i \tag{8}$$

Proses pemisahan melalui membran didefinisikan melalui Persamaan 5 dimana asumsi yang digunakan mengikuti kaedah Difusitas Knudsen (D_i). Sedangkan koefisien difusitas didefinisikan oleh Persamaan 6 (Prabhu, 2003).

$$D_i = \frac{2r\epsilon_p}{3\pi RTd} \sqrt{\frac{8000RT}{\pi M_i}} \tag{9}$$

3. Metodologi

Penyelesaian pemodelan proses pada membran reaktor dan *unggun tetap* dikerjakan menggunakan metode numerik Runge-Kutta. Simulasi dibagi menjadi 3 bagian yaitu penyelesaian pemodelan laju alir untuk *fixed bed*, *porous vycor* dan *nanosil*. Asumsi yang digunakan untuk masing-masing reaktor adalah kondisi operasi isothermal dan gradien pada arah radial ditiadakan.

Reaktor *unggun tetap* hanya terdiri satu bagian yaitu bagian *shell* yang berisi katalis dengan panjang reaktor tertentu, yaitu 0.04 m. Panjang reaktor dalam simulasi ini dibuat sekecil dengan pertimbangan bahwa tidak ada hambatan dalam transport massa. Katalis yang digunakan adalah Rh/Al₂O₃. Reaktor ini dibuat memiliki spesifikasi fisik yang sama dengan kedua reaktor membran lainnya yaitu *porous vycor* dan *nanosil*. Neraca material pada *shell* di *fixed bed* ditampilkan pada Persamaan 6 tanpa ada variabel difusi.

$$\frac{dQ_i}{dz} + \text{laju reaksi}(r(z)) = 0 \tag{10}$$

Salah satu reaktor membran yang digunakan dalam simulasi ini adalah *porous vycor*. Perbedaan yang signifikan dari persamaan neraca massa pada *fixed bed* adalah adanya variabel difusi melalui membran. Variabel difusi merupakan laju molar reaktan dan produk melewati membran.

Katalis yang digunakan sama dengan reaktor *unggun tetap*; begitu juga dengan *nanosil*. Pada *nanosil* nilai koefisien difusi zat selain hidrogen adalah sangat kecil dibanding nilai pada *porous vycor*. Skema metode evaluasi ditunjukkan pada Gambar 5.

5. Hasil dan Pembahasan

Kondisi operasi reaktor *unggun tetap* ditampilkan pada Tabel 1. Masukan awal berupa laju alir volumetrik yang dikonversi menjadi laju molar (mol.s⁻¹). Panjang reaktor adalah 0,04 m.

Tabel 1. Variabel dan parameter pada reaktor Unggun Tetap

Temperatur	973 K
Tekanan total (shell)	107835 Pa
Tekanan total (tube)	107830 Pa
Jari-jari shell	4.9 m
Laju alir vol. (shell) CH ₄	45 cm ³ min ⁻¹
Laju alir vol. (shell) CO ₂	45 cm ³ min ⁻¹
Laju alir vol. (shell) Ar	65,5 cm ³ min ⁻¹
Laju alir vol. (tube) Ar	65,5 cm ³ min ⁻¹
Panjang reaktor	0,04 m
Katalis Rh/Al ₂ O ₃	
Fraksi kosong katalis	0,4
Diameter partikel	3,6*10 ⁻⁴ m

Gambar 6 menunjukkan laju molar reaktan dan produk sepanjang arah aksial reaktor. Laju molar karbonmonoksida teramati lebih tinggi dibandingkan dengan hidrogen karena pada reaksi kedua yaitu *water gas shift*, hidrogen berfungsi sebagai reaktan. Laju molar H₂O memiliki nilai yang jauh lebih kecil bila dibandingkan dengan hidrogen dan karbondioksida.

Laju molar reaktan yaitu metana dan karbondioksida menurun sepanjang reaktor sedangkan sebaliknya untuk produk, hidrogen dan karbonmonoksida meningkat. H₂O yang dihasilkan relatif sangat kecil. Perbandingan metana dan hidrogen adalah sekitar 18,1% dengan besar konversi untuk metana di ujung panjang reaktor 75,0%.

Kondisi awal reaktor membran sama dengan reaktor *fixed bed*, perbedaannya hanya pada penambahan propertis membran dengan spesifikasi tertulis pada Tabel 2. Perbedaan signifikan dari reaktor membran dan *fixed bed* adalah adanya proses difusi melalui membran. Difusi ini didefinisikan dengan persamaan difusivitas Knudsen. Laju alir molar yang melalui membran mengurangi besar laju alir total di *shell*.

Gambar 6. Laju alir molar masing-masing zat untuk reaktor *fixed-bed*

Tabel 2. Variabel model reaktor *Porous Vycor*

Temperatur	973	K
Tekanan total (shell)	107835	Pa
Tekanan total (tube)	107830	Pa
Jari-jari shell	7	m
Jari-jari tube	5	m
Laju alir vol. (shell) CH ₄	45	cm ³ min ⁻¹
Laju alir vol. (shell) CO ₂	45	cm ³ min ⁻¹
Laju alir vol. (shell) Ar	65.5	cm ³ min ⁻¹
Laju alir vol. (tube) Ar	65.5	cm ³ min ⁻¹
Panjang reaktor	0.04	m
Katalis Rh/Al₂O₃		
Fraksi kosong katalis	0.4	
Diameter partikel	3.625*10 ⁻⁴	m
Data fisik membran		
Jari-jari pori	40*10 ⁻⁹	m
Porositas (ε _p)	0.5	
Tortuosity (τ)	3	
Tebal (d)	10 ⁻³	m

Bagan laju molar pada *porous vycor* di *shell* ditunjukkan pada Gambar 7. Laju molar untuk karbonmonoksida dan hidrogen lebih rendah bila dibandingkan dengan *fixed bed* karena adanya sebagian produk yang masuk ke *tube*. Sedangkan

pada reaktan, laju molar metana dan karbon-dioksida lebih landai ke bawah sehingga konversi yang dihasilkan dibandingkan dengan reaktor tanpa membran lebih besar yaitu sekitar 79,5%.

Sebagian reaktan dan produk selain hidrogen pada Gambar 8 ada yang masuk ke *tube* melewati membran sehingga diperoleh kemurnian hidrogen yang terkontaminasi zat lain. Proses separasi ini menyebabkan penambahan laju molar produk, hidrogen dan karbon-dioksida. Beda tekanan total di *tube* dan *shell* juga tidak begitu signifikan sehingga pengaruhnya juga dapat diabaikan. Karakteristik tekanan parsial masing-masing komponen cenderung menyerupai karakteristik laju molarnya karena laju molar merupakan fungsi dari tekanan parsial dan begitupun di *tube*.

Model *nanosil* memiliki sifat-sifat membran yang sama dengan *porous vycor*. Hanya saja, besar *pore radius* untuk *nanosil* lebih kecil dari *porous vycor* sehingga hanya hidrogen yang dapat melewati membran seperti diperlihatkan pada Gambar 9. Hidrogen yang diperoleh jauh lebih murni dibanding *porous vycor*. Konversi yang dihasilkan 86,4%. Besar laju molar reaktan untuk *nanosil* jauh lebih landai dibandingkan dengan kedua reaktor sebelumnya sehingga konversinya jauh lebih tinggi. Pada *shell*, laju molar hidrogen jauh lebih tinggi dibandingkan pada *porous vycor* seperti ditunjukkan pada Gambar 10.

Gambar 7. Laju alir molar masing-masing zat di shell pada reaktor *porous vycor*

Gambar 8. Laju alir molar masing-masing zat di tube pada reaktor *porous vycor*

Gambar 9. Laju alir molar masing-masing zat di *shell* pada reaktor nanosil

Gambar 10. Laju alir molar hidrogen di *tube* pada reaktor nanosil (pada nanosil hanya hidrogen yang dapat menerobos membran)

Korelasi konversi terhadap temperatur berbanding lurus. Semakin besar temperatur, semakin besar konversinya. Sedangkan pada laju molar, hal yang sebaliknya terjadi. Semakin besar laju molar maka konversinya semakin kecil. Hal ini terjadi karena waktu tinggal yang dibutuhkan semakin kecil sehingga konversinya makin menurun. Pada Tabel 3 dapat dilihat perbedaan konversi ketiga reaktor terhadap perubahan dibandingkan dengan konversi kesetimbangan.

Pada *nanosil*, konversi yang dihasilkan lebih besar karena pada saat aliran hidrogen masuk ke *tube*, hidrogen tidak dapat bereaksi lagi sehingga laju reaksi di *shell* lebih besar ke arah pembentukan hidrogen dibandingkan ke metanisasi. Sedangkan pada *porous vycor*, ada sebagian reaktan dan produk yang masuk ke *tube* selain hidrogen sehingga sedikit mengurangi laju reaksi ke arah produk sehingga konversinya di bawah *nanosil*.

Reaktan dan produk yang telah melewati membran dan masuk ke bagian *tube* tidak dapat lagi bereaksi menjadi produk hidrogen di *shell*. Sedangkan pada *fixed bed*, konversinya lebih kecil karena produk yang terbentuk dapat saja membentuk reaktan kembali sehingga nilai konversinya tidak dapat melebihi konversi kesetimbangan. Hasil yang diperoleh adalah bahwa reaktor *nanosil* mampu menghasilkan konversi yang jauh di atas kedua reaktor lainnya seperti terlihat pada Gambar 11.

Pada variasi laju molar dengan temperatur 973 K, didapatkan adanya penurunan konversi ketiga reaktor. Penurunan konversi pada reaktor *fixed bed* lebih besar dibanding dengan kedua reaktor membran. Konversi pada *nanosil* terlihat lebih landai dan lebih besar dibanding kedua reaktor lainnya yang ditunjukkan oleh Gambar 12 dan data pada Tabel 4. Hal ini disebabkan pada reaktor nanosil terjadi pemisahan produk yang

Tabel 3. Pengaruh temperatur terhadap konversi metana

Temperatur (K)	konversi metana (%)			
	<i>fixed bed</i>	<i>porousvycor</i>	<i>nanosil</i>	kesetimbangan
773	16,3	19,2	21,7	17,5
823	28,5	36,6	38,5	29,8
848	37,4	45,7	47,8	37,5
873	46,2	54,5	57,3	45,7
898	54,9	62,6	66,3	54,2
923	62,8	69,6	74,3	62,5
948	69,6	75,2	81,1	70,0
973	75,0	79,4	86,2	76,6

Gambar 11. Konversi terhadap variasi temperatur

Gambar 12. Konversi vs laju alir volumetrik metana

lebih selektif, sehingga mampu menjaga konversi yang tinggi.

Tabel 4. Pengaruh laju alir volumetrik terhadap konversi

Laju alir vol. metana (cm ³ / menit)	konversi metana (%)		
	<i>fixedbed</i>	<i>porousvycor</i>	<i>nanosil</i>
10	80.2	83.1	92.0
15	79.0	82.5	90.3
30	76.5	80.5	89.0
45	75.0	79.4	86.2
60	73.8	78.8	85.7
75	72.4	78.2	85.2
90	70.9	77.5	84.8
105	69.3	76.8	84.3

5. Kesimpulan

Dari serangkaian simulasi yang dilakukan dalam penelitian ini terdapat beberapa hal yang dapat disimpulkan. Simulasi ketiga jenis reaktor menggambarkan hasil yang cukup signifikan perbedaannya dari segi konversi dan profil laju molar zat yang mengalir. Pada *nanosil* tergambar bahwa tidak adanya zat selain hidrogen yang menerobos melalui membran mampu meningkatkan nilai konversi yang jauh melebihi *porous vycor*.

Pada laju molar yang sama, kedua reaktor membran memperlihatkan nilai konversi yang jauh di atas reaktor *fixed bed*. Laju molar pada *shell* untuk reaktor membran, *porous vycor* dan *nanosil*, lebih rendah dibanding pada *fixed bed* karena ada sebagian reaktan dan produk yang masuk ke *tube*. Penambahan laju molar masukan reaktan menyebabkan pengurangan nilai konversi untuk temperatur yang sama. Laju molar bertambah berarti memperkecil waktu tinggal reaktan sehingga

nilai konversinya makin kecil. Lebih jauh pada reaktor membran penurunan konversi terhadap laju molar lebih kecil dibandingkan dengan *fixed bed*. Hal ini menunjukkan kestabilan yang lebih baik pada reaktor membran terhadap perubahan laju molar reaktan.

Daftar Notasi

- d = Tebal membran, m
 D_i = Difusitas Knudsen, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$.
 k_1 = Koefisien reaksi 1, $\text{mol} \cdot \text{g}_{\text{cat}}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
 $1290 \times \exp\left[\frac{-102065}{R \times T}\right] (\text{mol} \cdot \text{g}_{\text{cat}}^{-1} \cdot \text{s}^{-1})$
 k_2 = Koefisien reaksi 2, $\text{mol}/(\text{g}_{\text{cat}} \cdot \text{s})$
 $1.875 \times \exp\left[\frac{-73105}{R \times T}\right] (\text{mol} \cdot \text{g}_{\text{cat}}^{-1} \cdot \text{s}^{-1})$
 K_{CO_2} = Konstanta adsorpsi CO₂, Pa^{-1}
 $2.64 \times 10^3 \times \exp\left[\frac{37641}{R \times T}\right] (\text{Pa}^{-1})$
 K_{CH_4} = Konstanta adsorpsi CH₄, Pa^{-1}
 $2.63 \times 10^3 \times \exp\left[\frac{40684}{R \times T}\right] (\text{Pa}^{-1})$
 M = Berat molekul komponen, $\text{g} \cdot \text{mol}^{-1}$.
 P_i = Tekanan parsial di *shell*, Pa.
 P'_i = Tekanan parsial di *tube*, Pa.
 Q = Fluks molar di *shell*, $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$.
 Q' = Fluks molar di *tube*, $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$.
 R_1 = Jari-jari *tube*, m
 R_2 = Jari-jari *shell*, m
 r_1 = Laju reaksi 1, $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$.
 r_2 = Laju reaksi 2, $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$.

Daftar Pustaka

- [1.] Ayral, A., (2005), "*Silica Membranes – Basic Principles*", Wiley.
- [2.] Foggler, H. S., (2001), "*Element of Chemical Reaction Engineering*", Prentice Hall, 163-170.
- [3.] Hori, M, K. Matsui, M. Tashimo, dan I. Yasuda, (2004), "*Sinergistic Hydrogen Production By Nuclear-Heated Steam Methane Reforming of Fossil Fuels*", Tokyo, 8-10,.
- [4.] Prabhu, A.K, (2003), "Catalytic Transformation of Greenhouse gases in a Membrane Reactor", *PhD Thesis*, Virginia Polytechnic Institute and State University.
- [5.] Richardson, J.T., SA Paripatyadar, (1990), *Appl. Catal.* 61, 293
- [6.] Sanchez Marcano, J.G. dan Theodore T. Tsotsis, (2003), "*Catalytic Membranes and Membrane Reactors*", Wiley-VCH, 1-11
- [7.] Trianto, A. dan T. Kokugan, (2001), "Effects of Catalyst Amount, Membrane Diameter and Permeation Rate on the Performance of Porous Membrane Reactors", *J. Chem. Eng. Japan*, 34.
- [8.] Trianto, A., Y. Bindar dan L. Hwa, (2002), "Analysis of Reaction and Permeation Behavior in a Modified Porous Membrane Reactor," *Prisiding Regional Symposium of Chemical Engineering*, Kuala Lumpur, Malaysia, October 2002, 249 - 1256.
- [9.] Trianto, A., Noezran dan Y. Bindar, (2005), "Propane Dehydrogenation in a Modified Porous Membrane Reactor for Producing Propylene with Chemical and Polymer Grades", *ASEAN Journal of Chemical Engineering*, Vol. 5, No. 2.