

行政院國家科學委員會專題研究計畫 期中進度報告

質子交換膜燃料電池中熱質傳輸現象對其性能之研究(2/3)

計畫類別：個別型計畫

計畫編號：NSC93-2212-E-009-003-

執行期間：93年08月01日至94年07月31日

執行單位：國立交通大學機械工程學系(所)

計畫主持人：曲新生

報告類型：精簡報告

處理方式：本計畫可公開查詢

中 華 民 國 94 年 7 月 1 日

行政院國家科學委員會專題研究計畫期中報告

質子交換膜燃料電池中熱質傳輸現象對其性能之研究(2/3)

計畫編號：93-2212-E-009-003

執行期限：93年8月1日至94年7月31日

主持人：曲新生 國立交通大學機械系教授

中文摘要

本年度之研究重點在建立兩相流模式和熱傳模式，以分析薄膜電極內部之傳輸現象。理論模式一：針對質子交換膜燃料電池的兩相流模式，探討質子交換膜燃料電池在不同的操作條件和設計參數下，物種在氣體渠道、氣體擴散層和觸媒層內部之傳輸行為，因電化學反應產生之液態水，會佔據多孔性材質內部的孔隙體積，並造成氣體擴散層內部溢流的現象發生。理論模式二：針對質子交換膜燃料電池內溫度變化對其性能影響之分析來進行研究。先探討當考慮溫度變化時對其性能影響，再進一步討論系統的操作溫度以及不同的陰陽極入口條件對燃料電池的各種影響。

關鍵詞：兩相流、熱傳、溫度、液態水

Abstract

The theoretical study combines two-phase and thermal model to analyze the transport phenomena in the MEA (Membrane Electrode Assemble). Theoretical model I: A one-dimensional, steady-state, isothermal, two-phase flow model has been adopted to analyze the performance of a single proton exchange membrane fuel cell (PEMFC). The model describes the distributions of species at gas channel, gas diffuser layer (GDL), and catalyst layer and predicts the current density generated at catalyst layer and membrane of various operating conditions and design parameters. The liquid water, which produces by electrochemical reaction, occupies the volume of pores and results in the flooding of GDL. Theoretical model II: we investigated the influence of the temperature gradient on the performance. Besides, we studied the effects of the operating cell temperature and different anode and cathode inlet temperature on the performance.

Keywords: two-phase, heat transfer, liquid, temperature

1. 介紹

Springer [17] 等人發展出了一維均溫穩態模式，應用薄膜與電極介面水和水汽的平衡條件，提出介面的薄膜水含量內以及在薄膜內的質傳及溫度沿著流道變化的熱傳模式，並探討不同的氣體增濕條件對於電池的影響。98年 Yi 跟 Nguyen [20] 也針對流道做出了二維穩態的熱傳與質傳物理模式。對於燃料電池內溫度分佈的情形，Argyroupoulos [24] 等人以能量守恆方程式為基礎來發展針對 DMFC 的熱傳模式，模式中不但考慮了氣體流道、氣體擴散層、觸媒層以及薄膜內的熱傳現象，還進一步考慮了雙極版以及組裝模板的熱傳現象。Djilali 和 Lu [25] 把電池分成陰陽極電極以及薄膜三部分來作分析，並考慮液態水的生成，以 Darcy's law 來描述水在孔隙電極中的傳輸現象，質子在薄膜內則以能司特普朗克方程式，電化學反應利用 Butler-Volmer 方程式來求得電流值，能量方程式在電極中，考慮液體以及氣體流動所帶走的熱，除了歐姆阻抗生熱之外，還加入了 Dufour 效應，以及液體水蒸發所需要的潛熱，文中指出電流密度越高，溫度差也就越大。Rowe 和 Li [26] 對以守恆方程式出發，考慮多氣體混和以及液體水的增減，氣體只以擴散行為傳輸，觸媒層假設為薄膜、觸媒以及孔隙組成，在氣體傳輸方程式和能量方程式裡都引入 Butler-Volmer 方程式來做為電化學反應的修正以及聯立的條件，溶於水的氣體在薄膜裡的傳輸用能司特普朗克方程式去描述，薄膜內質子的流動以能司特普朗克方程式描述觸媒層裡的有效熱傳導係數，電傳導係數及擴散係數，都是以組成成分比例去決定的。文中指出了在不同的陰極活

性表面積以及不同的電池操作溫度條件下，對於性能的影響，果然，活性面積大，效能也便好，而操作溫度越高，性能較差，這是因為水的分壓因溫度升高而增加，而使得質傳的損失增加。Wang 和 Cheng [37] 在 1996 年提出多相多種物種之質傳方程式，分析在多孔性材質內部之質傳行為。隨後在 2001 年由 Wang 等人 [38] 提出二維兩相流模式，研究在電池內部氣體擴散層內之質傳狀態。You 和 Liu [39] 於 2002 年提出更完整的二維模式，分析發生兩相流時之流場分佈情形和內部液態水流動情況。

2. 分析

2.1 兩相流模式

首先建立一維直角座標系統之兩相流模式，並結合 Gurau [27] 等人之電化學方程式，將系統擴展為全電池模式，其物理尺寸模型如圖 1 所示。由於質子交換膜燃料電池在操作過程中，薄膜內部包含液態和氣態，並具有多成分的反應氣體，在此模式之下，簡化的單相流單種氣體模式較不符合實際情況，因此遵循 Wang 等人 [37] 和 Liu 和 You [38] 之模式，簡化為一維模式探討之。由 Wang 等人 [37] 所提出的理論模式中，多種物質在多相流模式裡的統御方程式如下所示：

$$\varepsilon \frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho u) = 0 \quad (1)$$

$$\rho u = -\frac{K}{v} \left(\nabla p - \sum_k \rho_k \lambda_k - \sum_k \rho_k s_k \rho g \right) \quad (2)$$

$$\varepsilon \frac{\partial}{\partial t} (\rho C^\alpha) + \nabla \cdot (\gamma_\alpha \rho u C^\alpha) = \nabla \cdot [\varepsilon \rho D \nabla C^\alpha] + \nabla \cdot \left\{ \varepsilon \sum_k [\rho_k s_k D_k^\alpha (\nabla C_k^\alpha - \nabla C^\alpha)] \right\} - \nabla \cdot \left(\sum_k C_k^\alpha j_k \right) \quad (3)$$

經由簡化成兩相流模式，統御方程式如下：

質量守恆：

$$\varepsilon \frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho u) = 0 \quad (4)$$

動量守恆（在氣體流動）：

$$\frac{\partial (\rho u)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho u u) = -\nabla p + \nabla \cdot (\nabla \mu u) \quad (5)$$

動量守恆（在氣體擴散層和觸媒層）：

$$\frac{\partial (\rho u)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho u u) = -\nabla p + \nabla \cdot (\nabla \mu u) - \frac{\mu}{K} (\varepsilon u) \quad (6)$$

物種守恆：

$$\varepsilon \frac{\partial}{\partial t} (\rho C^\alpha) + \nabla \cdot (\gamma_\alpha \rho u C^\alpha) = \nabla \cdot [\varepsilon \rho D \nabla C^\alpha] + \nabla \cdot \left\{ \varepsilon \sum_k [\rho_k s_k D_k^\alpha (\nabla C_k^\alpha - \nabla C^\alpha)] \right\} - \nabla \cdot \left(\sum_k C_k^\alpha j_k \right) \quad (7)$$

其中等號右邊第一項和第二項為 Fickian diffusion flux，第三項為不同 phase 間的 interdiffusion。

根據簡化後，可得以下統御方程式：

$$\frac{d}{dx} \left\{ \varepsilon \rho_s D_s^\alpha \frac{dC_s^\alpha}{dx} + \varepsilon \rho_g s_g D_g^\alpha \frac{dC_g^\alpha}{dx} \right\} - \frac{d}{dx} (C_s^\alpha j_s + C_g^\alpha j_g) = 0 \quad (8)$$

中上標 α 代表該種物種 下標 1 是代表液態、下標 g 是代表氣態、 ρ 是密度、D 是擴散係數、C 是質量分率、s 是體積分率、j 是擴散分率。本年度將分別建立各層之統御方程式，包括：氧氣質量分率方程式、氫氣質量分率方程式、水（包含液態水和水蒸氣）質量分率方程式、薄膜相電位 (Membrane phase potential) 方程式。經由上述方程式聯立解析可得到電流密度，由電流密度與電位差之關係圖可獲得燃料電池之性能曲線。

2.2 熱傳模式

延續第一年之理論模式如圖 2，熱從氣體擴散層因歐姆阻抗開始產生，故溫度從氣體擴散層開始有了變化。在陰極氣體擴散層中，溫度的統御方程式如下：

$$\left[\left(\frac{I}{2F} \right) W_{O_2} c_{p,O_2} + N_{H_2O} W_{H_2O} c_{p,H_2O} + N_w W_w c_{p,w} \right] \frac{dT_{cd}}{dx} - K_d^{eff} \frac{d^2 T_{cd}}{dx^2} + h_{vap} w_{H_2O} - \frac{I^2}{\sigma_d^{eff}} = 0 \quad (9)$$

其中 K^{eff} 是有效熱傳導係數、I 是電流、 c_p 是定壓比熱、N 是莫耳通量、 h_{vap} 是水的蒸發熱、 σ^{eff} 是有效電傳導係數、 T_{cd} 是陰極氣體擴散層中的溫度、而 x 為位置向量、W 是分子量，下標 H_2O 是水蒸汽、 O_2 是氧氣、w 是液態水、d 是擴散層。

其中汽態水的莫耳通量方程式表示如下：

$$\frac{d}{dx} (N_{H_2O}) = \frac{w_{H_2O}}{W_{H_2O}} \quad (10)$$

其中 w_{H_2O} 為汽態水的 mass source, 可表示如下：

$$w_{H_2O} = Sh \frac{D_{H_2O}^{eff}}{L} f_e \frac{pW_{H_2O}}{RT} \left(\frac{P_{sat}}{p} - x_{H_2O} \right) \quad (11)$$

其中的 Sh 為 Sherwood number, L 為特徵長度, 而 f_e 可表示為

$$f_e = \frac{\text{Surface Area of Water}}{\text{Volume of Electrode}} \quad (12)$$

而液態水的莫耳通量方程式為：

$$\frac{d}{dx}(N_w) = -\frac{w_{H_2O}}{W_{H_2O}} \quad (13)$$

而在陰極觸媒層中, 溫度的統御方程式為：

$$\begin{aligned} -K_c^{eff} \frac{d^2 T_{cc}}{dx^2} + (N_{O_2} W_{O_2} c_{p,O_2} + N_w W_w c_{p,w}) \frac{dT_{cc}}{dx} \\ = j(x)\eta + \frac{i_c^2}{\sigma_c^{eff}} - \left| \frac{j(x)}{2F} \right| (T_{cc} \Delta \bar{s}) \end{aligned} \quad (14)$$

其中 K_c^{eff} 是有效熱傳導係數、 η 為表面過電壓分別、 F 為法拉地常數、 i 是電流密度、 j 是交換電流密度、 S 是 entropy 的改變量、 T_{cc} 是陰極觸媒層中的溫度, 下標 c 是觸媒層。

其中的氧氣與水蒸汽莫耳通量方程式如下：

$$\frac{dN_{O_2}}{dx} = \frac{-v_{O_2} j(x)}{2F} \quad (15)$$

$$\frac{dN_w}{dx} = \frac{-v_w j(x)}{2F} \quad (16)$$

其中的 v 為在化學劑量數。薄膜內的溫度除了薄膜的熱傳導外還考慮了電滲透所造成的電滲透現象。薄膜內的溫度統御方程式如下

$$-K_m^{eff} \frac{d^2 T_m}{dx^2} + i_c \bar{c}_{p,w} \frac{dT_m}{dx} = \frac{i_m^2}{\sigma_m^{eff}} \quad (17)$$

其中 K_m^{eff} 為有效熱傳導係數 T_m 是薄膜層中的溫度、 c_p 為水的等壓比熱、 $i_c = \frac{2S_i M_w}{10^5 nF}$ 為薄膜內流體的質量通量、 I 是電流、 M_w 為水的分子量、 C_c 為薄膜層體積, 下標 m 代表質子交換膜層。而在陽極觸媒層中, 溫度的統御方程式為：

$$(N_{H_2} W_{H_2} c_{p,H_2} + N_w W_w c_{p,w}) \frac{dT_{ac}}{dx} - K_c^{eff} \frac{d^2 T_{ac}}{dx^2} = \frac{i_c^2}{\sigma_c^{eff}} \quad (18)$$

T_{ac} 為陽極觸媒層的溫度, 下標 H_2 代表氫氣, 其中的氫氣與液態水莫耳通量方程式如下：

$$\frac{dN_{H_2}}{dx} = \frac{-v_{H_2} j(x)}{F} \quad (19)$$

由於陽極觸媒層不會產生液態水, 故液態水的莫耳通量為：

$$\frac{dN_w}{dx} = \frac{-v_w j(x)}{F} \quad (20)$$

陽極氣體擴散層中, 溫度的統御方程式如下：

$$\begin{aligned} \left[\left(\frac{I}{F} \right) W_{H_2} c_{p,H_2} + N_{H_2O} W_{H_2O} c_{p,H_2} + N_w W_w c_{p,w} \right] \\ \frac{dT_{ad}}{dx} - K_d^{eff} \frac{d^2 T_{ad}}{dx^2} - \frac{I^2}{\sigma_d^{eff}} + h_{vap} w_{H_2O} = 0 \end{aligned} \quad (21)$$

3. 結果與討論

3.1 模式一

圖 3 為改變陰極孔隙度大小之質子交換膜燃料電池極化曲線和功率曲線圖, 由此圖可以看出一個電池性能的優劣, 極限電流值越大或歐姆損失段斜率越小, 代表電池可操作的電流和電壓範圍上升, 輸出功率增加。由圖可知, 極限電流在陰極氣體擴散層孔隙度為 0.1 至 0.6 範圍內, 隨著孔隙度增加而變大, 輸出功率相對增加, 孔隙度增加, 氧氣受到的阻力較小,

到達觸媒層參與反應的量變多, 質傳現象延後發生, 因此電池的性能較好。圖 4 是孔隙度大小和輸出最大功率的關係圖, 最大輸出功率越大, 表示電池整體的效能比較好, 從圖中我們可以發現, 當孔隙度上升時, 和最大輸出功率的關係呈指數型態的函數, 孔隙度越大, 輸出功率越趨近平緩。圖 5 為改變不同氣體擴散層厚度之質子交換膜燃料電池極化曲線和功率曲線圖, 極限電流值在氣體擴散層厚度為 100 μm 至 500 μm 間, 隨著氣體擴散層厚度增加而減少, 輸出功率相對減小。氣體擴散層厚度增加, 氣體擴散所需行走的路徑變長, 到達觸媒層參與反應的濃度下降, 使得質傳極限提早發生, 電池整體性能下降。圖 6 是氣體擴散層厚度大小與最大輸出功率的關係圖, 兩者約呈線性的分佈, 最大輸出功率隨著氣體擴散層厚度增加而減少。從以上的討論中, 我們可以歸

納出兩點結論，第一：陰極氣體擴散層厚度增加對於氣體傳輸所需行走的路徑變長，到達催化層參與反應的氣體質量分率減少，反應產生的水因行走的路徑變長而較不易排出，造成氣體擴散層溢流現象提早發生，對於質子交換膜燃料電池整體效能而言，氣體擴散層厚度減少，對其性能越好。第二：氣體擴散層厚度和最大輸出功率呈線性分佈，氣體擴散層越薄，輸出功率越大，電池總體性能提升，由於氣體擴散層厚度和電極接觸電阻的關係並無人提出，因此無法獲得一最佳氣體擴散層厚度。

3.2 模式二

圖7所示為系統溫度在353K不同的表面過電壓時，氣體擴散層、觸媒層與薄膜層內溫度變化圖。由圖中可知，溫度的變化會隨著表面過電壓的增加而增加，這是因為表面過電壓增加時，電池的反應也隨著增加，使得電池產生出的電流變大，因而歐姆阻抗、電化學反應所產生的熱也就跟著變大。我們可以看出在陰陽極的氣體擴散層以及觸媒層的溫度分佈幾乎呈現線性，這表示熱傳導的行為主導了這個部分的熱表現，而歐姆阻抗所產生的熱並不重要，相反的，在薄膜內的溫度分佈呈現出非線性，這指出歐姆阻抗所生成的熱在薄膜內變成很重要的一部份，雖然我們把薄膜假設為水飽和，但他的熱導係數還是比其他層來的低許多，這使得薄膜所產生的Joule heating比其他層變大許多，還有陰極的觸媒層溫度都高於陽極的觸媒層溫度，這是因為化學反應發生在陰極觸媒層，隨著電流越高，化學反應越激烈，所產生的化學熱也就跟著變多，於是陰陽及的觸媒層溫度差異也跟著變大。圖8所示為操作溫度在353K、不同表面過電壓下，陰極氣體渠道、氣體擴散層與觸媒層中氧氣質量分率曲線分佈圖。由圖中可知，氧氣質量分率會跟著表面過電壓 (Surface overpotential) 的增加而遞減，這是由於表面過電壓增加時，電化學反應也隨之變的更為劇烈，使得氧氣消耗的速度加快而導致氧氣質量分率的減少。當表面過電壓 $\eta = 0.32$ V時氧氣已經只剩下原來的10%，故當表面過電壓超過0.32 V不久之後，便會

發生了極限電流值的產生。圖9為不同表面過電壓系統溫度在353K，在薄膜層以及觸媒層內薄膜相電位的分佈圖，圖中清楚看出表面過電壓越大，所造成的薄膜相電位變化也變大，薄膜相電位變化變大，即電流變大。圖10所示為非等溫模式下， $\varepsilon_d(x)=0.4$ 時不同的電池操作溫度對其極化曲線影響之比較圖。由此圖可以看出，當系統的操作溫度變高，而性能就變差且質傳極限電流值較小，這是因為操作溫度越高，雖然能提升反應的速率，但系統內的飽和蒸汽的量也會增多，因此能夠參與反應的氧氣量也變少，故得到的電流值較低，因而使得質傳的極限發生時的電流值較低。因而使得質傳的極限發生時的電流值較低。

References

1. Carrette, L., Friedrich, K. A., and Stimming, U., 2001, "Fuel Cells Fundamentals and Applications," Fuel Cells, 1(1), pp. 5-39.
2. Larminie, J., and Dicks, A., 2001, "Fuel Cell Systems Explained," John Wiley & Sons, LTD.
3. Mosdale, R., and Srinivasan, S., 1995, "Analysis of Performance and of Water and Thermal Management in Proton Exchange Membrane Fuel Cells," Electrochimica Acta., 40(4), pp. 413-421.
4. Costamagna, P., and Srinivasan, S., 2001, "Quantum Jumps in the PEMFC Science and Technology from the 1960s to the Year 2000 Part I. Fundamental Scientific Aspects," J. Power Sources, 102(1-2), pp. 242-252.
5. Costamagna, P., and Srinivasan, S., 2001, "Quantum Jumps in the PEMFC Science and Technology from the 1960s to the Year 2000 Part II. Engineering, Technology Development and Application Aspects," J. Power Sources, 102(1-2), pp. 253-269.
6. Bernadi, D. N., and Verbrugge, M. W., 1991, "Mathematical model of a gas diffusion electrode bonded to a polymer electrolyte," AIChE Journal, 37(8), pp. 1151-1163.
7. Um S., Wang C. Y., and Chen K. S.,

- 2000, "Computational Fluid Dynamics Modeling of Proton Exchange Membrane Fuel Cells," *Journal of the electrochemical society*, 147(12), PP. 4485-4493.
8. Dutta S., Shimpalee S., and Zee J. W. V., 2001, "Numerical Prediction of Mass-Exchange Between Cathode and Anode Channels in a PEM Fuel Cell," *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 44, PP. 2029-2042.
 9. Xie, G., and Okada, T., 1995, "Water Transport Behavior in Nafion117 Membranes," *J. Electrochem. Soc.*, 142(9), pp. 3057-3062.
 10. Xie, G., and Okada, T., 1996, "Pumping Effects in Water Movement Accompanying Cation Transport Across Nafion 117 Membranes," *Electrochimica Acta*, 41(9), pp. 1569-1571.
 11. Okada, T., Xie, G., and Meeg, M., 1998, "Simulation for Water Management in Membranes for Polymer Electrolyte Fuel Cells," *Electrochimica Acta*, 43(14-15), pp. 2141-2155.
 12. Okada, T., Xie, G., Gorseth, O., Kjelstrup, S., Nakamura, N., and Arimura, T., 1998, "Ion and Water Transport Characteristics of Nafion Membranes as Electrolytes," *Electrochimica Acta*, 43, pp. 3741-3747.
 13. Okada, T., 1999, "Theory for Water Management in Membranes for Polymer Electrolyte Fuel Cells-Part 1. The Effect of Impurity Ions at the Anode Side on the Membrane Performances," *J. Electroanal. Chem.*, 465, pp. 1-17.
 14. Okada, T., 1999, "Theory for Water Management in Membranes for Polymer Electrolyte Fuel Cells-Part 2. The Effect of Impurity Ions at the Cathode Side on the Membrane Performances," *J. Electroanal. Chem.*, 465, pp. 18-29.
 15. Amphlett, J. C., Baumert, R. M., Mann, R. F., Peppley, B. A., Roberge, P. R., and Harris, T. J., 1995, "Performance Modeling of the Ballard Mark IV Solid Polymer Electrolyte Fuel Cell – I. Mechanistic Model Development," *J. Electrochem. Soc.*, 142(1), pp. 1-8.
 16. Amphlett, J. C., Baumert, R. M., Mann, R. F., Peppley, B. A., Roberge, P. R., and Harris, T. J., 1995, "Performance Modeling of the Ballard Mark IV Solid Polymer Electrolyte Fuel Cell – II. Empirical Model Development," *J. Electrochem. Soc.*, 142(1), pp. 9-15.
 17. Springer, T. E., Zawodzinski, T. A., and Gottesfeld, S., 1991, "Polymer Electrolyte Fuel Cell Model," *J. Electrochem. Soc.*, 138(8), pp. 2334-2341.
 18. Dohle, H., Kornyshev, A. A., Mergel, J., and Stolten, D., 2001, "The Current Voltage Plot of PEM Fuel Cell With Long Feed Channels," *Electrochemistry Communication*, 3, pp. 73-80.
 19. Nguyen, T. V., and White, R. E., 1993, "A Water and Heat Management Model for Proton-Exchange-Membrane Fuel Cells," *J. Electrochem. Soc.*, 140(8), pp. 2178-2186.
 20. Yi, J. S., and Nguyen, T. V., 1998, "An along-the-channel model for proton exchange membrane fuel cells," *J. Electrochem. Soc.*, 145(4), pp. 1149-1159.
 21. Yi, J. S., and Nguyen, T. V., 1999, "Multi-component transport in porous electrodes of proton exchange membrane fuel cells using the interdigitated gas distributors," *J. Electrochem. Soc.*, 146(1), pp. 38-45.
 22. He, W., Yi, J. S., and Nguyen, T. V., 2000, "Two-phase flow model of the cathode of PEM fuel cells using interdigitated flow fields," *AIChE Journal*, 46(10), pp. 2053-2063.
 23. Fuller, T. F., and Newman, J., 1993, "Water and Thermal Management in Solid-Polymer-Electrolyte Fuel Cells," *J. Electrochem. Soc.*, 140, pp. 1218-1225.
 24. Argyroupoulos, P., Scott, K., and Taama, W.M., 1999, "One-Dimensional Thermal Model for Direct Methanol Fuel Cell Stacks Part.1 Model Development," *J. Power Sources*, 79, pp. 169-183.
 25. Djilali, N., and Lu, D., 2002, "Influence of Heat Transfer on Gas and Water Transport in Fuel Cells," *Int. J. Therm.*

- Sci., 41, pp. 29-40.
26. Rowe, A., and Li, X., 2001, "Mathematical Modeling of Proton Exchange Membrane Fuel Cells," *J. Power Sources*, 102, pp. 82-96.
 27. Gurau, V., Barbir, F., and Liu, H., 2000, "An analytical Solution of a Half-Cell Model for PEM Fuel Cells," *J. Electrochem. Soc.*, 147(12), pp. 4485-4493.
 28. Benenati, R. F., and Brosilow, C. B., 1962, "Void Fraction Distribution in Beds of Spheres," *AIChE J.*, 8(3), pp. 359-361.
 29. Ridway, K., and Tarbuck, K. J., 1966, "Radial Voidage Variation in Randomly-Packed Beds of Spheres of Different Size," *J. Pharm. Pharmacol.*, 18(1), pp. 168-175.
 30. Vafai, K., and Tien, C. L., 1981, "Boundary and Inertia Effects on Flow and Heat Transfer in Porous Media," *Int. J. Heat Mass Transfer*, 24(1), pp. 195-203.
 31. Vafai, K., and Tien, C. L., 1982, "Boundary and Inertia Effects on Mass Transfer in Porous Media," *Int. J. Heat Mass Transfer*, 25(8), pp. 1183-1190.
 32. Vafai, K., Alkire, R. L., and Tien, C. L., 1985, "An Experimental Investigation of Heat Transfer in Variable Porosity Media," *ASME J. Heat Transfer*, 107(6), pp. 642-647.
 33. Lu, J. D., Flamant, G., and Variot, B., 1994, "Theoretical Study of Combined Conductive, Convective and Radiative Heat Transfer Between Plates and Packed Beds," *Int. J. Heat Mass Transfer*, 37(5), pp. 727-736.
 34. Kamiuto, K., Iwamoto, M., and Nagumo, Y., 1993, "Combined Conduction and Correlated-Radiation Heat Transfer in Packed Beds," *J. Thermophysics Heat Transfer*, 7(3), pp. 496-501.
 35. Hunt, M. L., and Tien, C. L., 1988, "Non-Darcian Convection in Cylindrical Packed Beds," *ASME J. Heat Transfer*, 110(4), pp. 378-384.
 36. Mueller, G. E., 1991, "Prediction of Radial Porosity Distribution in Randomly Packed Fixed Beds of Uniformly Size Spheres in Cylindrical Containers," *Chemical Eng. Sc.*, 46(2), pp. 706-708.
 37. Wang, C. Y., and Cheng, P., 1996, "A multiphase mixture model for multiphase, multicomponent transport in capillary porous media—I. Model development," *Int. J. Heat Mass Transfer*, 39(17), pp.3607-3618
 38. Wang, Z. H., Wang, C. Y., and Chen, K. S., 2001, "Two-phase flow and transport in the air cathode of proton exchange membrane fuel cells," *J. Power Sources*, 94, pp. 40-50
 39. You, L., and Liu, H., 2002, "two-phase flow and transport model for the cathode of PEM fuel cells," *Int. J. Heat Mass Transfer*, 45, pp.2277-2287
 40. Chu, S. S., Yeh, C., and Chen, F., 2003, "Effects of porosity change of gas diffuser on performance of proton exchange membrane fuel cell," *J. Power Sources*.

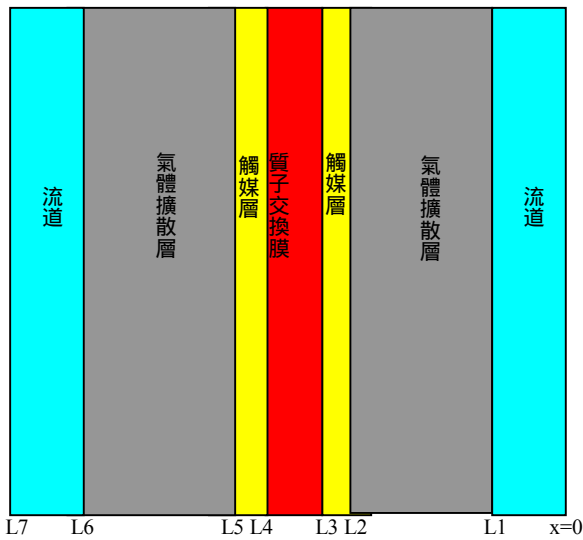


圖 1 兩相流模式物理模型圖

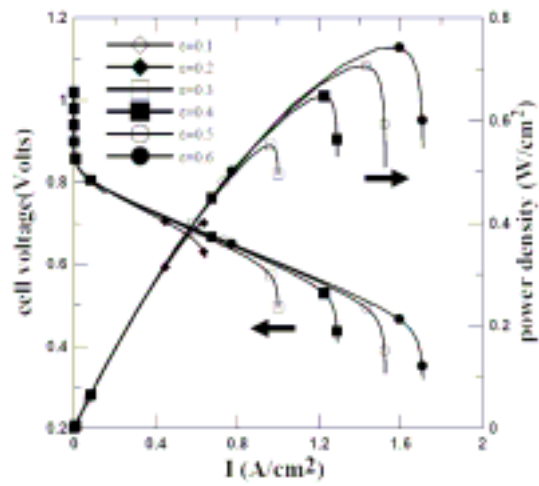


圖 3 氣體擴散層中不同孔隙度下，入口條件為 $C_{in}=0.04$ 厚度 $L_2-L_1=3 \times 10^{-4}m$ 、操作溫度 $T=333K$ 之極化曲線和功率曲線圖。

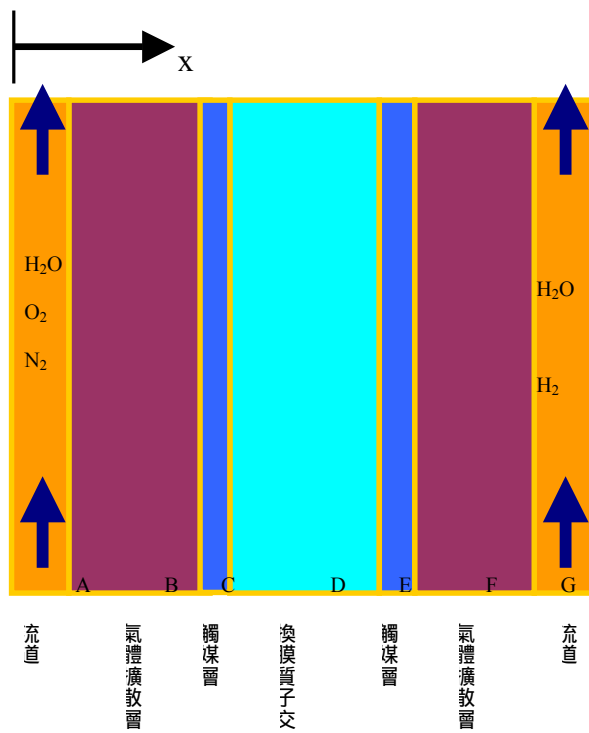


圖 2 熱傳模式物理模型圖

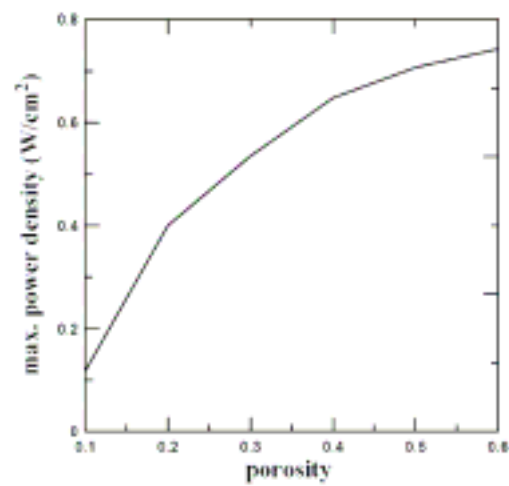


圖 4 氣體擴散層中不同孔隙度下，入口條件 $C_{in}=0.04$ 、厚度 $L_2-L_1=3 \times 10^{-4}m$ 、操作溫度 $T=333K$ 之最大功率分佈圖。

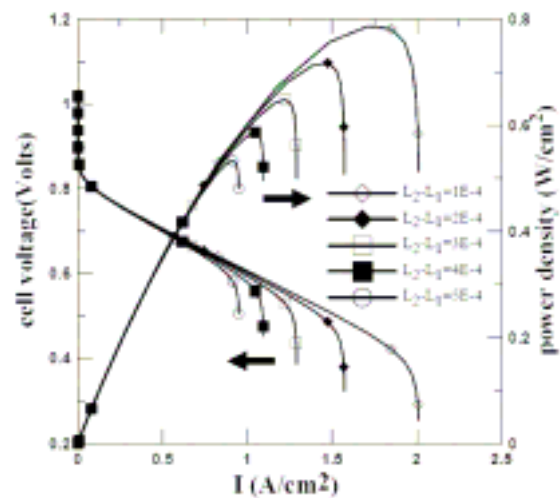


圖 5 不同氣體擴散層厚度下，入口條件為 $C_{in}=0.04$ 、陰極擴散層中孔隙度為 $\epsilon_c=0.4$ 、操作溫度 $T=333K$ 之極化曲線和功率曲線圖。

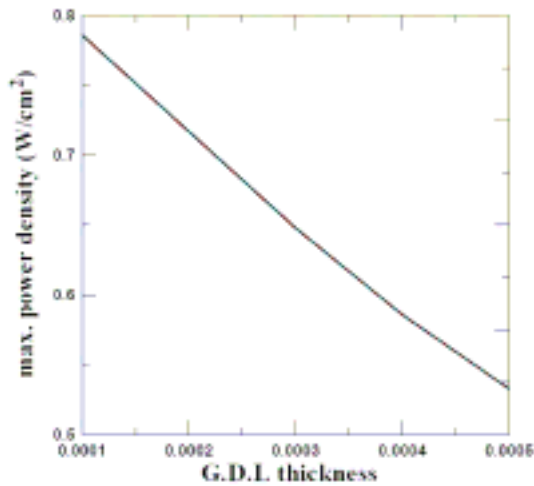


圖 6 不同氣體擴散層厚度下，入口條件為 $C_{in}=0.04$ 、陰極擴散層中孔隙度為 $\epsilon_d=0.4$ 、操作溫度 $T=333K$ 之最大功率曲線圖。

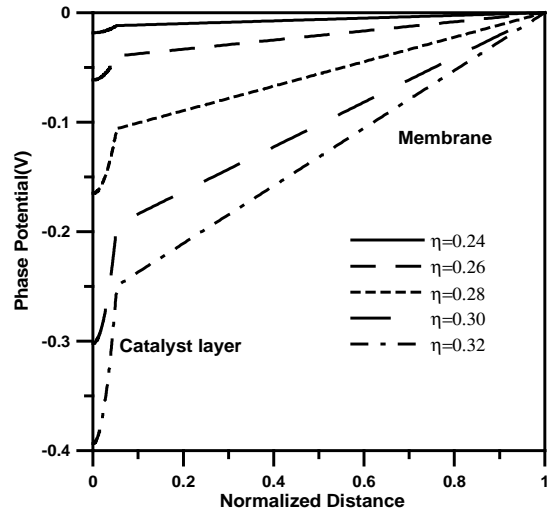


圖 9 考慮溫度變化下，不同表面過電壓時，當 $\epsilon_d(x)=0.4$ ，陰陽極入口溫度在 $353K$ 時，觸媒層以及薄膜層內的薄膜相電位分佈圖。

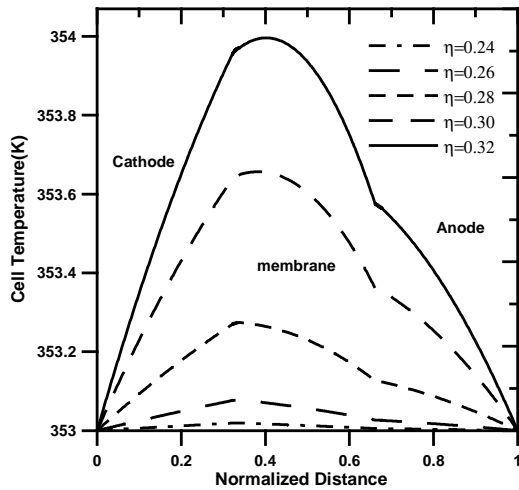


圖 7 考慮溫度變化下，不同表面過電壓下，當陰陽極入口溫度為 $353K$ ， $\epsilon_d(x)=0.4$ 時，氣體擴散層、觸媒層與薄膜層內溫度變化圖。

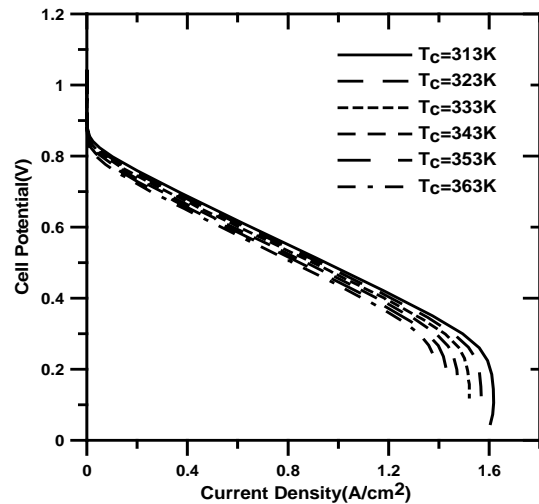


圖 10 考慮溫度變化時，當 $\epsilon_d(x)=0.4$ ，陰陽極入口溫度相同時，改變入口溫度時極化曲線比較圖。

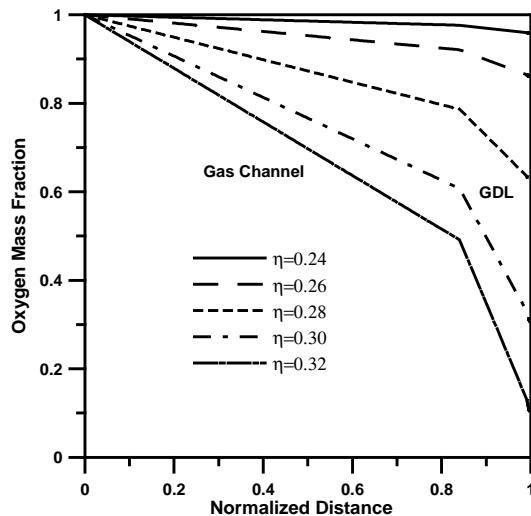


圖 8 考慮溫度變化下，不同表面過電壓下，當 $\epsilon_d(x)=0.4$ ，陰陽極入口溫度在 $353K$ 時，陰極氣體渠道、氣體擴散層與觸媒層中氧氣質量分率曲線分佈圖。