

行政院國家科學委員會補助專題研究計畫

成果報告  
 期中進度報告

薄膜蒸餾併合加翅型太陽能集熱器於海水淡化程序之研究

計畫類別： 個別型計畫  整合型計畫

計畫編號：NSC 94-2212-E-032-014

執行期間：94 年 8 月 1 日至 95 年 10 月 31 日

計畫主持人：何啟東

共同主持人：

計畫參與人員：陳宗慶、涂志偉、郭家展

成果報告類型(依經費核定清單規定繳交)： 精簡報告  完整報告

本成果報告包括以下應繳交之附件：

- 赴國外出差或研習心得報告一份
- 赴大陸地區出差或研習心得報告一份
- 出席國際學術會議心得報告及發表之論文各一份
- 國際合作研究計畫國外研究報告書一份

處理方式：除產學合作研究計畫、提升產業技術及人才培育研究計畫、列管計畫及下列情形者外，得立即公開查詢

涉及專利或其他智慧財產權， 一年  二年後可公開查詢

執行單位：淡江大學化學工程與材料工程學系

中 華 民 國 九 十 五 年 十 一 月 十 三 日

# 薄膜蒸餾併合加翅型太陽能集熱器於海水淡化程序之研究

## The studies on the membrane distillation equipped with the internally finned solar collectors in the desalination process

何啟東 陳宗慶 涂志偉 郭家展

淡江大學化學工程與材料工程學系

國科會研究計畫編號：NSC 94-2212-E-032-014

### 摘要

薄膜蒸餾是一種利用溫度差造成薄膜兩側表面之溶液蒸汽壓差不同的分離方式，本研究以加翅型太陽能集熱器作為薄膜蒸餾系統中熱流端之預熱設備。在理論分析上，首先由能量平衡方程式求得溫度統制方程式，以四階的 Runge-Kutta 數值方法，求解線性化後的溫度統制方程式，可得到通道內的溫度分佈與薄膜兩側表面的溫度差，再利用質量平衡方程式可求得淡化水的理論產率，並探討薄膜蒸餾系統中，不同鹽水進口濃度、溫度、流體流量對產水量的影響和於太陽能集熱系統中，為了提供薄膜蒸餾設備足夠的熱源，所需要之集熱器面積、流體流量、最佳迴流比和太陽能集熱器在不同設計與操作條件下的水力消耗量等操作條件和設計參數。本研究結果將可應用於實際海水淡化系統的設計。

**關鍵詞：**太陽能集熱器;加翅型集熱器;薄膜蒸餾;純水產率;水力消耗。

### Abstract

Membrane distillation (MD) is a membrane separation process that has long been investigated in small scale laboratory studies and has the potential to become a viable tool for water desalination. MD is a separation process that combines simultaneous mass and heat transfer through a hydrophobic microporous membrane. Solar collector is used in direct contact membrane distillation (DCMD) to preheat seawater as a temperature driving force in heat transfer to establish seawater desalting systems. The effect of temperature difference makes the brine vaporized in the hot fluid side on the membrane surface and condensed in the cold fluid side. The optimal operating parameters on the pure water production rate will also be examined in this study. The purposes of this study are to develop the theoretical heat and mass transfer formulations, simulate heat transfer rate of solar collector with internal fins in membrane distillation, and investigate the pure water productivity in membrane distillation with the various flow rate of NaCl solution, molality of NaCl solution, solar collector efficiency and temperature difference between both sides of membrane as parameters. The hydraulic dissipated energy due to various operating and designing parameters are discussed. The theoretical perdition of this study is useful to explain the temperature polarization phenomena on membrane surface.

*Key Words* : solar collector, fins attached, DCMD membrane distillation, pure water productivity, hydraulic dissipated energy.

## 一、前言

薄膜蒸餾為一種新型的分離技術，利用具有微小孔洞的薄膜來進行高純度的物質分離與濃縮。薄膜蒸餾與傳統膜分離技術最大的不同點乃是利用溫度差作為分離的驅動力。為了使得溫度差產生，必須加入額外的能源使得一側的流體溫度獲得提升，但必須消耗傳統的能源，若是能利用免費、豐富的再生能源來取代傳統能源的消耗，不但深具環保的綠色概念，亦可節省大量的能源，因此，將再生能源的概念導入薄膜蒸餾的研究就具有相當的前瞻性。其中，提供熱源之最簡單的設備，即為管板式太陽能集熱器。

提昇太陽能集熱器之集熱效率的方式可分為改變材料之集熱與隔絕熱能的特性、設計參數與操作參數等，目的在於提升熱收集量、熱傳面積與對流熱傳效果，並盡量減少熱損失，以提高集熱器之效率。在操作參數上可以改變流體進口溫度、流量、迴流比等條件，以促進流體之強制對流<sup>[1]</sup>。在改善設計參數上有促進流體於吸收板上之擾動及強制對流<sup>[2]</sup>、促進產生自由對流<sup>[3]</sup>、減少吸收板的熱損失<sup>[4]</sup>和於固定吸收板面積及流體質量流率下，改變集熱器之長寬比<sup>[5]</sup>，其中，於圓管內增加金屬薄翅<sup>[6]</sup>的方法，亦可有效的提升集熱器的熱傳效果。

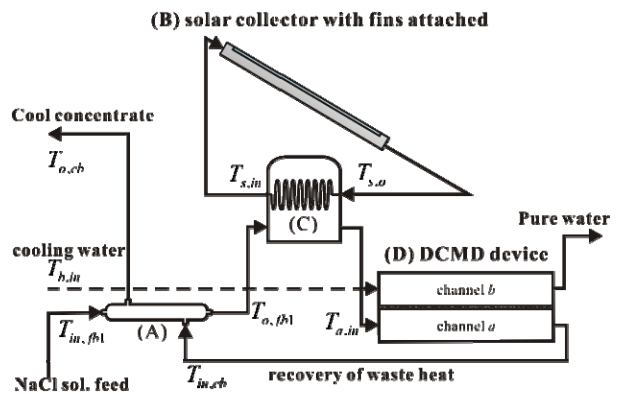
薄膜蒸餾具有低成本以及低能源消耗的優點。此外，當溶液中之溶質濃度較高時，薄膜蒸餾系統的質量傳送效果優於傳統RO逆滲透的方式<sup>[7]</sup>。一般提升薄膜蒸餾質傳效果的方法有：(1)減少主要薄膜之厚度<sup>[8]</sup>；(2)促進薄膜表面之流動；(3)增加流體流速及進料溫度<sup>[9]</sup>；(4)增加質量傳送面積<sup>[10, 11]</sup>等方法，藉由溫度分佈方程式建立而模擬得到的薄膜兩側表面溫度，若配合實驗的分析，可以精確的建立薄膜係數的關係式。

本研究的目的是為利用能量結算與質量結算的方式，求出薄膜蒸餾系統的溫度分佈，同時得到理論的純水產率，並比較於不

同組成鹽水的進料溫度、濃度與流量對純水產水量的影響，再計算出於此固定操作條件下之薄膜蒸餾設備所需要的加翅型太陽能集熱器之集熱面積與集熱器之水力消耗。

## 二、數學理論模式

圖一為薄膜蒸餾併合加翅型太陽能集熱器的系統示意圖，進料的NaCl溶液會在熱交換器1，即(A)處與薄膜蒸餾系統出口之濃縮鹽水進行熱交換，於熱交換器2，即(C)處，再由加翅型太陽集熱器將進料鹽水加熱至薄膜蒸餾設備所設定之入口溫度，經由薄膜蒸餾設備而產生純水。



圖一 複合型薄膜蒸餾系統之設計

熱交換器1與2之熱交換量，可由能量結算的方式來獲得，可得到以下的方程式：

$$Q_{A,1} = m_{\text{NaCl,om}} C_p (T_{in,cd} - T_{o,cb}) \quad (1)$$

$$Q_{A,2} = m_{\text{NaCl,f}} C_p (T_{o,fb1} - T_{in,fb1}) \quad (2)$$

$$Q_{A,3} = (UA)_1 \Delta T_{lm,1} \quad (3)$$

$$Q_{C,1} = m_{\text{NaCl,f}} C_p (T_{a,in} - T_{o,fb1}) \quad (4)$$

$$Q_{C,2} = m_s C_{p,w} (T_{s,o} - T_{s,in}) \quad (5)$$

$$Q_{C,3} = (UA)_2 \Delta T_{lm,2} \quad (6)$$

其中， $(UA)_1$ 與 $(UA)_2$ 分別為熱交換器1與2之總熱傳係數，而對數平均溫度可表示為

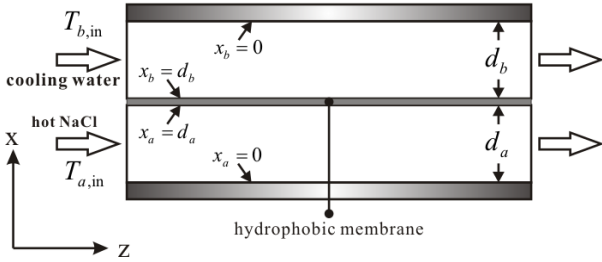
$$\Delta T_{lm,1} = \frac{\Delta T_{11} - \Delta T_{12}}{\ln(\Delta T_{11} / \Delta T_{12})}$$

$$= \frac{(T_{in,cb} - T_{o,fb1}) - (T_{o,cb} - T_{in,fb1})}{\ln[(T_{in,cb} - T_{o,fb1}) / (T_{o,cb} - T_{in,fb1})]} \quad (7)$$

$$\Delta T_{lm,2} = \frac{\Delta T_{21} - \Delta T_{22}}{\ln(\Delta T_{21} / \Delta T_{22})}$$

$$= \frac{(T_{s,o} - T_{a,in}) - (T_{s,in} - T_{a,in})}{\ln[(T_{s,o} - T_{a,in}) / (T_{s,in} - T_{a,in})]} \quad (8)$$

(D)處為一直接接觸薄膜蒸餾裝置，其裝置示意圖如圖二所示。本研究考慮流經薄膜蒸餾裝置的冷熱物流為順流之形式，並假設流體於通道中達到全展開流動 (fully develop)，於層流(laminar flow)的狀態下，經由簡化後的熱傳方程式，可得到通道a與b的溫度統制方程式與其邊界條件如下：



圖二 直接接觸薄膜蒸餾裝置示意圖

#### 通道a

$$k_{fa} \frac{\partial^2 T_a(x_a, z)}{\partial x_a^2} = \rho_{ma} C_{p,a} v_a(x_a) \frac{\partial T_a(x_a, z)}{\partial z} \quad (9)$$

$$k_{fa} \frac{\partial T_a(d_a, z)}{\partial x_a} = -(N\lambda + k_m(T_a(d_a, z) - T_b(d_b, z)) / \delta_m) \quad (10)$$

$$T_a(x_a, 0) = T_{a,in} \quad (11)$$

$$\frac{dT_a(0, z)}{dx_a} = 0 \quad (12)$$

#### 通道b

$$k_{fb} \frac{\partial^2 T_b(x_b, z)}{\partial x_b^2} = \rho_{mb} C_{p,b} v_b(x_b) \frac{\partial T_b(x_b, z)}{\partial z} \quad (13)$$

$$k_{fb} \frac{\partial T_b(d, z)}{\partial x_b} = N\lambda +$$

$$k_m(T_a(d_a, z) - T_b(d_b, z)) / \delta_m \quad (14)$$

$$T_b(x_b, 0) = T_{b,in} \quad (15)$$

$$\frac{dT_b(0, z)}{dx_b} = 0 \quad (16)$$

此處假設流體之徑向速度分佈為一拋物線，即

$$v_i(x_i) = 6\bar{v}_i \left( x_i / d_i - x_i^2 / d_i^2 \right), (i = a, b) \quad (17)$$

$N$ 為水蒸汽穿過薄膜的質量通量，可藉由薄膜表面兩側的溶液飽和蒸汽壓差來表示，其通式為

$$N = C_m \Delta P = C_m (P_{m,a} - P_{m,b}) \quad (18)$$

其中 $C_m$ 為薄膜係數。對一個非理想的雙成分混合物而言，其液體的分壓可以表示為

$$P_i = y_i P = x_i a_i P_i^0 \quad (19)$$

其中鹽水的活性係數 $a_i$ 可由下式來估算

$$a_{water} = 1 - 0.5x_{NaCl} - 10x_{NaCl}^2 \quad (20)$$

當溶液為純水時，其飽和蒸氣壓可由安東尼方程式(Antoine equation)得到

$$P_i^0 = \exp(23.238 - 3841 / (T - 45)) \quad (21)$$

由式(18)-(21)可得到純水的質量通量為

$$N = C_m \left( (1 - x_{NaCl}) \times (1 - 0.5x_{NaCl} - 10x_{NaCl}^2) P_1^0 - P_2^0 \right) \quad (22)$$

其中 $P_1^0, P_2^0$ 分別為熱與冷端薄膜表面之飽和蒸汽壓。水蒸汽通過薄膜的通過量可由質量結算得到

$$\frac{dm_{flux}}{dz} = NW_m \quad (23)$$

在此利用有限差分法將式(9)-(17)之偏微分方程式與其邊界條件簡化為2n個聯立一階微分方程式，其降階後之溫度統制方程式與邊界條件如下所示：

#### 通道a

$$\frac{\partial T_{a1}(x_{a1}, z)}{\partial z} = \frac{\alpha_{ma}}{v_a(x_{a1})} \left( \frac{T_{a2} - 2T_{a1} + T_{a0}}{\Delta x_a^2} \right) \quad (24)$$

$$\frac{\partial T_{a2}(x_{a2}, z)}{\partial z} = \frac{\alpha_{ma}}{v_a(x_{a2})} \left( \frac{T_{a3} - 2T_{a2} + T_{a1}}{\Delta x_a^2} \right) \quad (25)$$

⋮

$$\frac{\partial T_{an}(x_{an}, z)}{\partial z} = \frac{\alpha_{ma}}{v_a(x_{an})} \left( \frac{T_{a(n+1)} - 2T_{an} + T_{a(n-1)}}{\Delta x_a^2} \right) \quad (26)$$

$$T_{a(n+1)} = (4T_{an} - T_{a(n-1)})$$

$$- 2\Delta x_a (N\lambda + k_m (T_{an} - T_{bn}) / \delta_m) / k_{fa} / 3 \quad (27)$$

$$T_{an} \Big|_{z=0} = T_{ain}, n = 1, 2, 3, \dots \quad (28)$$

$$T_{a0} = (4T_{a1} - T_{a2}) / 3 \quad (29)$$

通道b

$$\frac{\partial T_{b1}(x_{b1}, z)}{\partial z} = \frac{\alpha_{mb}}{v_b(x_{b1})} \left( \frac{T_{b2} - 2T_{b1} + T_{b0}}{\Delta x_b^2} \right) \quad (30)$$

$$\frac{\partial T_{b2}(x_{b2}, z)}{\partial z} = \frac{\alpha_{mb}}{v_b(x_{b2})} \left( \frac{T_{b3} - 2T_{b2} + T_{b1}}{\Delta x_b^2} \right) \quad (31)$$

⋮

$$\frac{\partial T_{bn}(x_{bn}, z)}{\partial z} = \frac{\alpha_{mb}}{v_b(x_{bn})} \left( \frac{T_{b(n+1)} - 2T_{bn} + T_{b(n-1)}}{\Delta x_b^2} \right) \quad (32)$$

$$T_{b(n+1)} = (4T_{bn} - T_{b(n-1)})$$

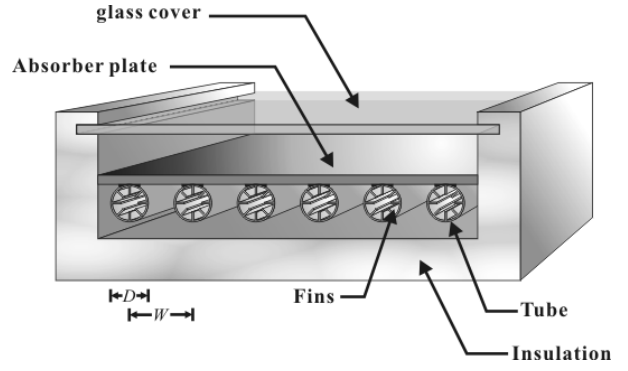
$$+ 2\Delta x_b (N\lambda + k_m (T_{an} - T_{bn}) / \delta_m) / k_{fb} / 3 \quad (33)$$

$$T_{bn} \Big|_{z=0} = T_{bin}, n = 1, 2, 3, \dots \quad (34)$$

$$T_{b0} = (4T_{b1} - T_{b2}) / 3 \quad (35)$$

將式(23)-(35)利用四階的Runge-kutta方法以聯立求解的方式計算出薄膜蒸餾設備的溫度分佈關係，便可得到理論的純水產量。

圖一(B)處的加翅型管板式太陽能集熱器，其裝置示意圖如圖三所示，此處假設薄翅的厚度可以忽略，



圖三 加翅型管板式太陽能集熱器

由薄翅與圓管管壁所傳遞至流體的熱能可分別表示為

$$q'_{fin} = 2N_f \eta_f h_{f,i} H_{fin} (T_b - T_{f,i}(z)) \quad (36)$$

$$q'_i = h_{f,i} \pi D_{h,1} (T_b - T_{f,i}(z)) \quad (37)$$

流經圓管之流體所能夠獲得的熱能為式(36)與(37)的總和，亦相等於吸收板傳遞至流體的熱能<sup>[12]</sup>

$$q'_{u,fin} = q'_{fin} + q'$$

$$= [(W - D)F + D][S - U_L(T_b - T_a)] \quad (38)$$

將式(38)中的 $T_b$ 以式(36)與(37)所計算出來的結果取代可得

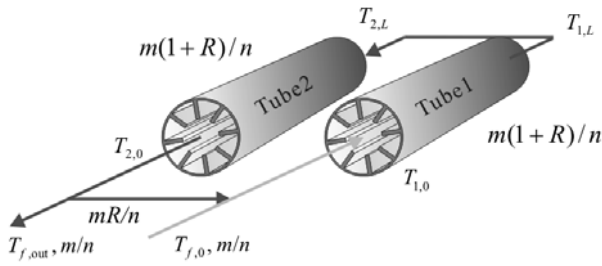
$$q'_{u,fin} = WF'_{fin} [S - U_L(T_{f,i}(z) - T_a)] \quad (39)$$

其中

$$F'_{fin} = \left\{ WU_L \left[ \frac{1}{U_L [(W - D)F + D]} + \frac{1}{h_{f,i} \pi D_{h,1} + 2N_f \eta_f h_{f,i} H_{fin}} \right] \right\}^{-1} \quad (40)$$

圖四為集熱管之迴流型式，對圓管中的流體做其能量結算，可求得溫度分佈式如下

$$T_{f,1}(z) = T_a + \frac{S}{U_L} + (T_{1,0} - T_a - \frac{S}{U_L}) \exp[-U_L WF'_{fin} z / M_1 C_p] \quad (41)$$



圖四 集熱管之迴流型式

$$T_{f,2}(z) = T_a + \frac{S}{U_L} + (T_{2,0} - T_a - \frac{S}{U_L}) \exp[U_L W F'_{fn} z / M_2 C_p] \quad (42)$$

由式(41)與(42)便可求得集熱器流體出口溫度  $T_{f,out}$ ，集熱器的集熱效果可由定義集熱器效率  $\eta_e$  來判斷

$$\eta_e = Q_u / A_c I_0 = m C_p (T_{f,out} - T_{f,0}) / A_c I_0 \quad (43)$$

而集熱器因為迴流操作與管內加翅所需要的水力消耗為

$$H_R = 2 M_1 \ell w_{f,1} = \frac{4 M_1 f_F v_i^2 L}{D_h} \quad (44)$$

#### 四、模擬方法與參數

本模擬使用到的主要參數以及其數值大小如表一、表二和下列所式:  $C_m = 4.5 \times 10^{-7} \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{Pa}$ ;  $D = 0.011 \text{ m}$ ;  $D_i = 0.01 \text{ m}$ ;  $d_a = d_b = 0.002 \text{ m}$ ;  $H_{fn} = 0.003 \text{ m}$ ;  $I_0 = 0.5 \text{ and } 1.0 \text{ kJ/s} \cdot \text{m}^2$ ;  $k_{fl} = 0.384 \text{ kJ/s} \cdot \text{m} \cdot \text{K}$ ;  $k_m = 4.6 \times 10^{-5} \text{ kJ/s} \cdot \text{m} \cdot \text{K}$ ;  $k_s = 4.5 \times 10^{-5} \text{ kJ/s} \cdot \text{m} \cdot \text{K}$ ;  $l_s = 0.05 \text{ m}$ ;  $N = 1$ ;  $N_f = 2$ ;  $T_a = 283 \text{ K}$ ;  $t_f = 0.0005 \text{ m}$ ;  $V = 1.0 \text{ m/s}$ ;  $W = 0.2 \text{ m}$ ;  $W_m = 0.15 \text{ m}$ ;  $L_m = 0.2 \text{ m}$ ;  $\alpha_p = \varepsilon_p = 0.96$ ;  $\beta = 45^\circ$ ;  $\delta = 0.005 \text{ m}$ ;  $\delta_m = 0.0001 \text{ m}$ ;  $\varepsilon_g = 0.88$ ;  $\lambda = 2.256 \times 10^3 \text{ kJ/kg}$ ;  $\tau_g = 0.875$ 。將薄膜蒸餾設備所建立的數學模式以 Runge-Kutta 聯立求解可得到理論的純水產率，再與熱交換器 1、2 與太陽能集熱器作能量結算，便可分析整個系統的可行性。

表一 鹽水在不同濃度與溫度下之熱傳導係數<sup>[13]</sup>

Tmp. (K)	$m_{\text{NaCl}}$ (molality)					
	0	1	2	3	4	5
293	0.603	0.596	0.590	0.585	0.580	0.577
303	0.618	0.611	0.605	0.600	0.595	0.592
313	0.632	0.624	0.618	0.613	0.609	0.605
323	0.643	0.636	0.630	0.625	0.621	0.617
333	0.653	0.646	0.640	0.635	0.631	0.627
343	0.662	0.655	0.649	0.644	0.640	0.636
353	0.670	0.663	0.657	0.652	0.647	0.643
363	0.676	0.669	0.663	0.658	0.653	0.649
373	0.681	0.674	0.668	0.662	0.658	0.654

表二 鹽水於 25°C 下的物理性質<sup>[14]</sup>

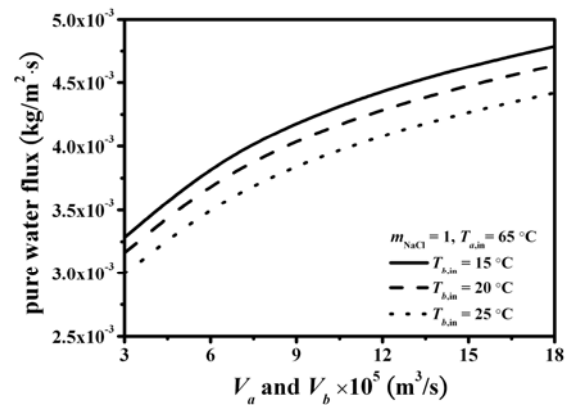
molality	$C_p$ (J/kg · K)	$\rho_{\text{NaCl}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$a_{\text{water}}$	$x_{\text{NaCl}}$
0	4180.00	1002.00	1	0
1	3916.00	1033.69	0.988	0.018
2	3716.89	1062.81	0.971	0.035
3	3566.66	1090.48	0.948	0.051
4	3450.66	1116.80	0.921	0.067
5	3356.58	1141.86	0.891	0.083

#### 五、結果與討論

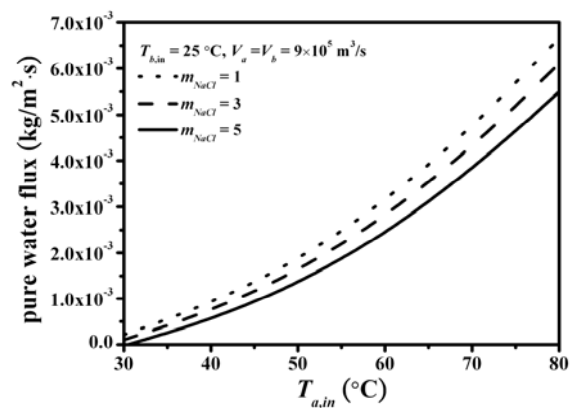
本研究所選定之薄膜係數  $C_m = 4.5 \times 10^{-7} \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2$ ，數學模擬之結果如圖五至圖七所示。圖五顯示，於固定鹽水之重量莫耳濃度與熱鹽水進口溫度下，純水產量會隨著冷水端溫度減少與流體流速增加而增加，此乃因為薄膜兩側溫度差較高時，會於薄膜表面產生較高的飽和蒸汽壓差，當流體流速升高時，薄膜表面的速度邊界層與溫度邊界層會減小，可減低薄膜表面因為冷熱流體的熱交換與水的汽化現象所導致的溫度極化效應。圖六為在固定之薄膜兩側流體的體積流率與冷水端的溫度下，改變不同鹽水之重量莫耳濃度對純水產量之影響。圖六顯示純水產量會隨著鹽水重量莫耳濃度增加而減少，這是因為當熱鹽水重量莫耳濃度增加

時，熱鹽水的飽和蒸汽壓會降低，使得純水產量減少。圖七為鹽水重量莫耳濃度為 1、固定薄膜兩側流體體積流率和固定溫度差下，薄膜表面溫於 $z$ 方向的溫度分佈情況。圖七顯示於固定的操作條件下，薄膜兩側的溫度差會隨著 $z$ 增加而減少，這是因為冷熱流體之間的熱交換與水蒸氣通過薄膜所產生的結果，從圖七可以預測，當通道過長時，通道後端所貢獻的純水產量會因為飽和蒸汽壓差比較小而減少，因此適當的通道長度設計可避免增加薄膜的使用量與水力消耗的損失。

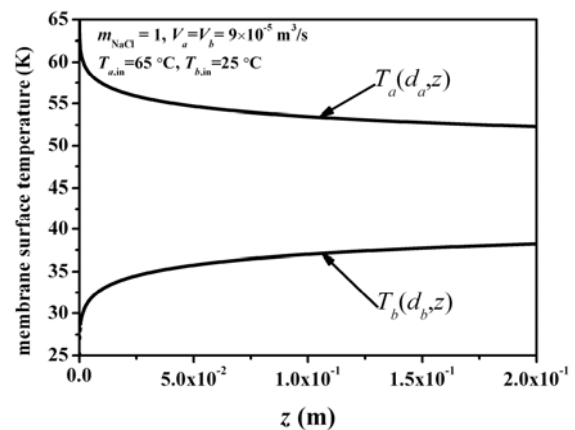
圖八為當熱鹽水進入薄膜蒸餾設備的設定溫度為  $65^{\circ}\text{C}$  時，熱交換器 1 與 2 的總熱傳係數、集熱器集熱面積與集熱器 1 之熱鹽水出口溫度  $T_{o,fb1}$  的關係。圖八顯示，當  $T_{o,fb1}$  升高時，集熱器 1 的總熱傳係數會升高，而集熱器 2 的總熱傳係數與所需之集熱器面積會減少，當總熱傳係數增加時，因為固定操作條件的熱交換器熱傳係數  $U$  不會改變，這意味著熱交換器的面積  $A$  需要增加，在考慮集熱器與熱交換器的設備成本時，圖八是個很好的參考依據， $T_{o,fb1}$  操作在  $52^{\circ}\text{C}$  左右時，可以得到比較理想的結果。本研究將集熱器的熱水流率設定在  $0.1 \text{ kg/s}$  的狀況下，隨著  $T_{o,fb1}$  的溫度增加，集熱器所需的面積也會減少，如表三所示，此時，各個狀態所對應的集熱器之水力消耗，亦能夠符合經濟效益，而操作在適當的  $T_{o,fb1}$  溫度下，既可以得到較高的集熱器效率，也可以減少集熱器的集熱面積。



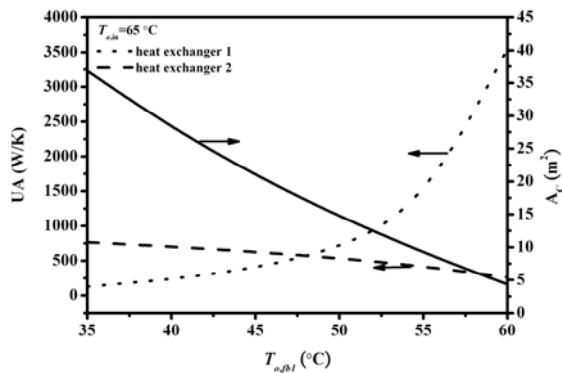
圖五 流體流速與溫度差對產水量之影響



圖六 鹽水重量莫耳濃度對產水量之影響



圖七 薄膜表面的溫度分佈



圖八  $T_{o,fb1}$  對熱交換器之總熱傳係數與集熱器面積的影響

表三  $T_{o,fb1}$ 、集熱器效率與水力消耗的關係

$T_{o,fb1}$ (°C)	$\eta$ (%)	$H_R$ (hp)	$A_C$ (m <sup>2</sup> )
35	29.68	0.0207	36.83
40	32.27	0.0159	28.22
45	34.81	0.0118	20.93
50	37.28	0.0083	14.66
55	39.71	0.0052	9.17
60	42.09	0.0024	4.33

## 六、結論

由以上的結果，可以做出下列幾點的結論：

1. 純水產量會隨著薄膜兩側溫度差與流體流速增加而增加。
2. 純水產量會隨著鹽水重量莫耳濃度增加而減少。
3. 適當的通道長度設計可避免增加薄膜的使用量與避免水力消耗。
4. 本研究會有一個最佳的  $T_{o,fb1}$  操作範圍，既可以減少熱交換器設備費用的支出，也可提升太陽能集熱器的集熱效率，同時，於此情況下，水力消耗亦達到令人滿意的程度。

## 七、參考文獻

- [1] Ho, C. D., C. W. Yeh and S. M. Hsieh, "Improvement in Device Performance of Multi-Pass Flat-Plate Solar air Heaters

with External Recycle," *Renewable Energy*, **30**, 1601 (2005).

- [2] Yeh, H. M., C. D. Ho and J. Z. Hou, "Collector Efficiency of Double-Flow Solar Air Heaters with Fins Attached," *Energy*, **27**, 715 (2002).
- [3] Kreith, F. and J. F. Kreider, *Principles of Solar Engineering*, McGraw-Hill, New York, U.S.A (1978).
- [4] Yeh, H. M., C. D. Ho and J. Z. Hou, "Collector Efficiency of Double-Flow Baffled Solar Air Heaters," *J. Chin. Inst. Chem. Engrs*, **31**, 617 (2000).
- [5] Ho, C. D. and T. C. Chen, "The Recycle effect on the Collector Efficiency Improvement of Double-Pass Sheet-and-Tube Solar Water Heaters with External Recycle," *Renewable Energy*, **31**, 953 (2006).
- [6] Zhang, Y. and A. Faghri, "Heat transfer enhancement in latent heat thermal energy storage system by using the internally finned tube," *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **39**, 3165 (1996).
- [7] Drioli, E., B. L. Jiao and V. Calabro, "The Preliminary Study on the concentration of Orange Juice by Membrane Distillation," *Proceedings of VII International Citrus Congress*, **3**, 1140 (1992).
- [8] Mulder, M, *Basic Principles of Membrane Technology*, Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, Netherlands (1996).
- [9] Phattaranawik, J., R. Jiratananon and A.G. Fane, "Heat Transport and Membrane Distillation Coefficients in Direct Contact Membrane Distillation," *Journal of Membrane Scienc*," **212**, 177 (2003).



- [10] Koschikowski, J., M. Wiegand and M. Rommel, "Solar Thermal-Driven Desalination Plants Based on Membrane Distillation," *Desalination*, **156**, 295 (2003).
- [11] Baoan, L. and K. K. Sirkar, "Novel Membrane and Device for Direct Contact Membrane Distillation-Based Desalination Process," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **43**, 5300 (2004).
- [12] Duffie, J. A. and W. A. Beckman, *Solar Engineering of Thermal Processes*, John-Wiley and Sons, Inc., New York, U.S.A. (1980).
- [13] Ozbek, H. and S. L. Phillips, "Thermal Conductivity of Aqueous Sodium Chloride Solutions from 20 to 330 °C," *J. Chem. Eng. Data*, **25**, 263 (1980).
- [14] Clara, M., F. Magalhaes, E. Konigsberger, P. M. May and G. Hefter, "Heat Capacities of Concentrated Aqueous Solutions of Sodium Sulfate, Sodium Carbonate, and Sodium Hydroxide at 25 °C," *J. Chem. Eng. Data*, **47**, 590 (2002).

### 符號說明

- $A_c$ : 太陽能集熱器面積,  $m^2$
- $a_{water}$ : 水於氯化鈉溶液中的活性係數
- $W_m$ : 薄膜蒸餾設備之通道寬度, m
- $C_m$ : 薄膜係數,  $kg/s \cdot m^2 \cdot Pa$
- $C_p$ : 溶液比熱,  $kJ/kg \cdot K$
- $D$ : 圓管外徑, m
- $D_h$ : 相當管徑, m
- $D_i$ : 圓管內徑, m
- $d_i$ : 薄膜蒸餾設備之通道高度, m
- $F$ : 參數,  $F = \frac{\tanh m_a(W - D)/2}{m_a(W - D)/2}$
- $F'_{fin}$ : 參數, 定義於式(40)
- $f_F$ : 汎寧摩擦係數

- $H_{fin}$ : 翅高度, m
- $H_R$ : 水力消耗, hp
- $h_{f,i}$ : 流體之熱對流係數,  $kJ/s \cdot m^2 \cdot K$
- $I_0$ : 太陽光入射量,  $kJ/s \cdot m^2$
- $k_{fa}$ : 通道  $a$  流體之熱傳導係數,  $kJ/s \cdot m \cdot K$
- $k_{fb}$ : 通道  $b$  流體之熱傳導係數,  $kJ/s \cdot m \cdot K$
- $k_m$ : 薄膜之熱傳導係數,  $kJ/s \cdot m \cdot K$
- $L$ : 圓管長度, m
- $L_m$ : 薄膜蒸餾設備之通道長度, m
- $l_s$ : 太陽能集熱器絕熱層的厚度, m
- $M$ : 太陽能集熱器每根圓管之液體流率,  $kg/s$
- $m$ : 太陽能集熱器總液體流率,  $kg/min$
- $m_{flux}$ : 純水產率,  $kg/s$
- $N$ : 純水通量,  $kg/s \cdot m^2$
- $N_f$ : 翅數量
- $n$ : 迴流組數
- $P_i$ : 組成  $i$  的氣相分壓, Pa
- $P_i^0$ : 組成  $i$  的飽和蒸汽壓, Pa
- $Q_u$ : 單位時間內流體得到的熱能,  $kJ/s$
- $q'_{fin}$ : 單位長度管壁傳遞至流體的熱能,  $kJ/s \cdot m$
- $q'_t$ : 單位長度薄翅傳遞至流體的熱能,  $kJ/s \cdot m$
- $q'_{u,fin}$ : 單位長度流體得到的熱能,  $kJ/s \cdot m$
- $S$ : 吸收板吸收之太陽熱能,  $kJ/s \cdot m^2$
- $T_a$ : 大氣溫度, K
- $T_a(x_a, z)$ : 通道  $a$  之溫度分佈, °C
- $T_{a,in}$ : 通道  $a$  流體之進口溫度, °C
- $T_b(x_b, z)$ : 通道  $b$  之溫度分佈, °C
- $T_{b,in}$ : 通道  $b$  流體之進口溫度, °C
- $T_{f,0}$ : 太陽能集熱器之流體進口溫度, °C
- $T_{f,out}$ : 太陽能集熱器之流體出口溫度, °C
- $T_f(z)$ : 太陽能集熱器之流體溫度分佈, °C
- $U_L$ : 太陽能集熱器之總熱損失係數,  $kJ/s \cdot m^2 \cdot K$
- $V_i$ : 薄膜蒸餾設備之流體體積流率,

	$m^3/s$
$v$ :	流體於太陽能集熱器之流速, m/s
$\bar{v}_i$ :	薄膜蒸餾設備之流體平均流速, m/s
$v_i(x_i)$ :	薄膜蒸餾設備之徑向流體速度分 佈, m/s
$W$ :	圓管間距, m
$x_i$ :	組成 $i$ 之莫耳分率
$\alpha_{mi}$ :	組成 $i$ 之擴散係數, $m^2/s$
$\alpha_p$	吸收板之吸收係數
$\beta$	集熱器之傾斜角度, degree
$\delta$	吸收板厚度, m
$\varepsilon_g$	玻璃面蓋之輻射係數
$\delta_m$ :	薄膜厚度, m
$\varepsilon_p$	吸收板之輻射係數
$\eta_e$ :	集熱器效率
$\eta_f$ :	翅效率
$\lambda$ :	水的蒸發潛熱, kJ/kg
$\rho_{mi}$ :	成份 $i$ 之密度, $kg/m^3$
$\tau_g$	太陽光穿過玻璃面蓋的穿透係數
$\tau_p$	吸收板的吸收係數

# 可供推廣之研發成果資料表

□ 可申請專利

■ 可技術移轉

日期：95年11月13日

<p><b>國科會補助計畫</b></p>	<p>計畫名稱：薄膜蒸餾併合加翅型太陽能集熱器於海水淡化程序之研究</p> <p>計畫主持人：何啟東</p> <p>計畫編號：NSC 94-2212-E-032-014 學門領域：EC 能源科技</p>
<p><b>技術/創作名稱</b></p>	<p>薄膜蒸餾併合加翅型太陽能集熱器於海水淡化程序之設計</p>
<p><b>發明人/創作人</b></p>	
<p><b>技術說明</b></p>	<p>中文：</p> <p>本研究主要是針對薄膜蒸餾併合加翅型太陽能集熱器於海水淡化程序的理論模式的建立與探討，討論不同流體流速、鹽水濃度、薄膜兩側溫度差、集熱器面積與熱交換器總熱傳係數對純水產率的影響。以精確的數學模型加上Runge-Kutta的數值解法，可以精確的計算出薄膜表面的溫度分佈情形。結果顯示，會有一個最佳的<math>T_{o/fb}</math>操作範圍，既可以減少熱交換器設備費用的支出，也可提升太陽能集熱器的集熱效率，同時，於此情況下，水力消耗亦達到令人滿意的程度。</p> <p>英文：</p> <p>The studies on the membrane distillation system equipped with the internally finned solar collectors in the desalination process has been investigated analytically. An optimal operating condition was obtained for this process via analyzing the overall heat transfer coefficient of heat exchanger and hydraulic dissipated energy of solar collector.</p>
<p><b>可利用之產業及可開發之產品</b></p>	<p>薄膜蒸餾系統目前使用於溫度敏感的物質分離、有機溶劑的去除等。而本研究將薄膜蒸餾與太陽能集熱器作一個結合應用於海水淡化的程序中，利用數學模型的建立與模擬來探討此複合型應用的可行性，而透過薄膜蒸餾所收集到的純水，亦可進一步將其提升純化至超純水。</p>
<p><b>技術特點</b></p>	<p>將加翅型太陽能集熱器所產生的熱水應用於薄膜蒸餾的操作中，可以減少能源的消耗，並經由建立一套數學理論的分析模型，除了可以精確估計蒸氣壓差的變化，亦可作為設計此種分離機構的一個依據。</p>
<p><b>推廣及運用的價值</b></p>	<p>海水淡化技術對於某些水資源缺少的區域，是一種取得日常飲用水的重要方式，台灣四面環海，再加上源源不絕的太陽能，使得本研究在未來具有發展的潛力。</p>

※ 1.每項研發成果請填寫一式二份，一份隨成果報告送繳本會，一份送 貴單位研發成果推廣單位（如技術移轉中心）。

※ 2.本項研發成果若尚未申請專利，請勿揭露可申請專利之主要內容。

※ 3.本表若不敷使用，請自行影印使用。