

前處理對 NF 薄膜程序影響之研究

葉宣顯¹、高山鎮²、王典雅³、林昇銜⁴

摘 要

本研究主要為解決 NF 薄膜程序用於表面水處理之阻塞問題，希望能延長操作時間。試驗期間改變 NF 膜進流水的前處理程序、系統操作條件，觀察薄膜阻塞速率及出水水質變化，以尋找 NF 膜阻塞原因。

研究結果顯示，以傳統之混凝、沉澱及砂濾處理程序為前處理時，薄膜之阻塞可能為粒狀物阻塞及無機鹽沉積共同造成。於傳統淨水程序後接 UF 單元，NF 進流水之 SDI (Silt Density Index) 值可由 5.2 降至 0.8，應可避免粒狀物阻塞。然由於試驗原水 pH 及硬度皆偏高，若前處理為以明礬為混凝劑之傳統處理程序，仍有較多的鋁殘留，當進入 NF 薄膜前，為控制碳酸鈣沉積而以降低 pH 之操作方式進行時，鋁物種則因溶解度之減少而大量沉積。

經各種試驗程序之操作，控制無機鹽阻塞以添加抑垢劑最為有效。其餘如進流水 pH 值的降低、flush 方式的改變，及減少沉積物進流濃度等方式，則有些許改善效果。至於降低薄膜進流水之硬度，則可大大地減緩 MF 及 NF 阻塞。故對硬度、pH 皆偏高之原水，且以鋁鹽進行混凝之水廠而言，如何避免鋁及鈣的沉積，是延長薄膜系統操作時間之重要控制方式。

各種試驗方式對有機物及無機物都有 80% 左右的去除率，顯示薄膜之出水水質相當穩定。

一、前 言

台灣南部地區部分自來水水源有有機物及硬度過高的問題。目前主要之淨水程序為預氯、混凝、沉澱、砂濾及消毒，對於溶解有機物去除率偏低，且因採預氯方式，增加水體中消毒副產物 (如 THMs) 之生成。再者，煮沸時有白色碳酸鈣的析出，更引起消費者對水質之疑慮。

為提昇高雄地區飲水水質，於澄清湖淨水場內興建一高級淨水處理模型廠，其中包含 nanofiltration (NF) 薄膜單元，NF 薄膜程序可用以同時去除溶解性有機物及硬度，且已成功地運用於美國佛羅里達州地下水硬度及有機物之去除。NF 薄膜亦可用於去除細菌及濾過性病毒等。再者，薄膜程序亦有節省佔地面積及擴建容易等優點。然而 NF 薄膜程序在運用上面臨最大之問題在於薄膜阻塞 (fouling)。造成阻塞之原因可能來自顆粒性之物質 (particulate matter)、膠體物 (colloids)、金屬 (如鐵錳) 氧化物、有機物、微生物及其胞外物，或由難溶性鹽類沉積物 (precipitate) 所引起之積垢 (scaling)。

澄清湖模型廠中 NF 膜亦面臨嚴重的阻塞問題，本研究係探討各種前處理方式，希望能解決薄膜阻塞問題，延長操作時間，以提供將來 NF 程序實廠化評估之資料。

¹ 國立成功大學環境工程學系教授

² 國立成功大學環境工程學系碩士班研究生

³ 國立成功大學環境工程學系博士後研究員

⁴ 國立成功大學環境工程學系專任研究助理

二、實驗流程、單元規格及分析方法

2-1 實驗設備

為了有效減少薄膜的阻塞，澄清湖原水進入 NF 系統前經過數種前處理程序，各程序由傳統處理（混凝、沉澱、砂濾）、UF、MF、5 μm 匣式過濾器、結晶軟化等單元交互組合而成。

2-1-1 NF 系統

NF 系統分成 2 階段(stage)，共 3 根壓力管 (pressure vessel)，以 2:1 的方式排列，每根壓力管中有 3 根膜管以串聯方式連接，共 9 根膜管。目前所用者係 FilmTec NF70 (Dow Chemical)，材質為 Thin-Film Composite (TFC)，型式為螺旋式(Spiral-wound)，膜管管徑 10.16 公分，長 101.6 公分。NF 系統設備如圖 1 所示。進流水進入 stage 1 後，分別進入兩根壓力管，兩者之濃縮液 (concentrate) 合流後再進入 stage 2；stage 2 之濃縮液則部分排出廢棄，部份迴流至高壓泵之前，與進流水混合後，再重新進入 NF 模組。至於經 stage 1 及 stage 2 處理後之過濾液，則進入清水池儲存。本研究共進行 14 個試程，操作參數整理於表 1。

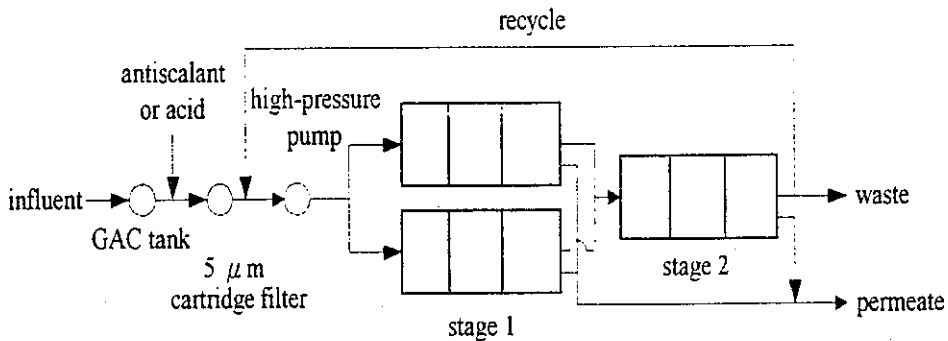


圖 1 NF 系統設備圖

2-1-2 混凝、沉澱、砂濾

快混池攪拌機之轉速定於 110 rpm，液體硫酸鋁 (7.5% Al_2O_3) 之加藥點設置在快混池之進水口處，明礬加藥量在 50~80 mg/L 之間。慢混池之 G 值均控制在 40 sec^{-1} 。沉澱池採斜管沉澱池，溢流率為 18.8~68.4 $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$ 。快濾床內之濾料均採雙層鋪設，下層為石英砂 25 cm (有效粒徑 0.51 mm)，上層為無煙煤 35 cm (有效粒徑 0.89 mm)，濾速控制在 100~200 m/d。

2-1-3 UF 系統

UF 系統 (Microza UF system, Asahi Chemical) 膜為中空絲 (hollow fiber) 型式，材質是 PAN (polyacrylonitril)。而每一根中空絲長為 2.2 m，內徑 0.8 mm，外徑 1.4 mm，每根膜管有效面積為 41 m^2 ，MWCO (Molecular Weight Cut Off) 為 13,000。過濾時，水由膜外側流向內側，通過中空絲 (稱之為 outside-in) UF 膜組每操作 30 分鐘，以 2.5 mg/L 之 NaOCl 逆洗 (backwash) 20 秒；每操作 12 小時，則以空氣吹洗 (air blow) 一次。

表 1 NF 系統之操作條件

試程	前處理*	進流壓力範圍 (kg/cm ²)	回收率(%)	pH	添加藥劑或抑垢劑	Flush (每 30 分鐘)	清洗藥劑
1	1	5.65~6.97	75	6.3±0.1	硫酸	無	H ₂ O ₂
2	1	4.67~7.1	75	6.3±0.1	硫酸	無	H ₂ SO ₄ 及 NaOH
3	2	4.65~7.05	75	6.3±0.1	硫酸	30 秒	H ₂ SO ₄
4	3	4.95~6.95	75	6.3±0.1	鹽酸	30 秒	H ₂ SO ₄
5	4	4.15~5.5	60	6.3±0.1	鹽酸	30 秒	H ₂ SO ₄
6	5	4.8~6.68	75	6.3±0.1	鹽酸	30 秒	H ₂ SO ₄
7	4	4.8~5.3	75	7.5~8.0	抑垢劑	30 秒	H ₂ SO ₄ 及 NaOH
8	4	5.3~6.5	75	6.3±0.1	鹽酸	30 秒+15 min/day (使用 permeate)	H ₂ SO ₄ 及 NaOH
9	4	5.6~6.1	75	6.3±0.1	鹽酸	30 秒+15 min/day (使用 pH 3 feed)	H ₂ SO ₄ 及 NaOH
10	6	5.6~6.3	75	6.3±0.1	鹽酸	30 秒+15 min/day (使用 permeate)	H ₂ SO ₄ 及 NaOH
11	6	6.1~6.6	75	5.5	鹽酸	30 秒	H ₂ SO ₄ 及 NaOH
12	7	5.6~7.1	75	7.5~8.0	抑垢劑	30 秒	H ₂ SO ₄ 及 NaOH
13	6	5.88~6.35	75	7.5~8.0	抑垢劑	30 秒	H ₂ SO ₄ 及 NaOH
14	8	5.15~6	75	7.5~8.0	抑垢劑	30 秒	H ₂ SO ₄ 及 NaOH

* 前處理:

1. CTP (Conventional treatment processes) + 5 μm 匣式過濾器
2. CTP + UF
3. 前臭氧 + CTP + UF
4. CTP + UF + 5 μm 匣式過濾器
5. CTP + UF + 5 μm 匣式過濾器 + 凝滯時 pH 控制在 6.8
6. CTP + MF + 5 μm 匣式過濾器
7. CTP + MF
8. 凝滯、沉澱、結晶軟化、砂濾 + MF + 5 μm 匣式過濾器

2-1-4 MF 系統

MF 系統 (XUSV-5203, Microza MF system, Asahi Chemical) 亦為中空絲 (hollow fiber) 型式。膜管材質為 PVDF (polyvinylidene fluoride), 中空絲長為 2.2 m, 內徑 0.7 mm, 外徑 1.3 mm。每根膜管有效表面積為 24 m², 薄膜孔徑約 0.1 μm, 過濾水方式亦為 outside-in。系統構造與清洗方式與 UF 相同。

2-1-5 結晶軟化

結晶軟化系統設備包含有：四合一槽體、結晶軟化反應器以及砂濾機。四合一槽體 (140 cm (L) × 140 cm (W) × 180 cm (H)) 是由原水進流槽、軟化水出水槽、調整 pH 值之分配槽及清水槽所組成。試驗期間, 結晶軟化反應器 (φ 15.3 cm × 500 cm H, 材質: PVC) 之 pH 控制在 9±0.2, 上昇速度為 116 m/hr, 以石英砂為擔體。

三、結果與討論

3-1 NF

NF 之操作是以質量傳送係數 (Water mass transfer coefficient, MTC_w) 來判斷薄膜的阻塞程度。MTC_w 為水通量除以淨驅動壓力：

$$MTC_w = \frac{F_w}{NDP} \quad (\text{Eq.1})$$

F_w = 水通量 (L/m²/hr, LMH)
 NDP = 淨驅動壓力 (kg/cm²)

$$NDP = \frac{P_i + P_c}{2} - P_p - \Delta\Pi \quad (\text{Eq.2})$$

其中 P_i = 進流水壓力 (kg/cm²)
 P_c = 濃縮液壓力 (kg/cm²)
 P_p = 濾液壓力 (kg/cm²)
 $\Delta\Pi$ = 滲透壓 (kg/cm²)

$$\Delta\Pi = \left(\frac{TDS_i + TDS_c}{2} - TDS_p \right) \times 0.0703 \left(\frac{\text{kg/cm}^2}{100\text{mg/L}} \right) \quad (\text{Eq.3})$$

TDS_i = 進流水的總溶解固體物濃度 (mg/L)

TDS_c = 濃縮液的總溶解固體物濃度 (mg/L)

TDS_p = 濾液的總溶解固體物濃度 (mg/L)

MTC_w 與薄膜操作時間 (或累積濾液容積) 間迴歸直線之斜率稱為薄膜的阻塞速率 (fouling rate)。當 MTC_w 下降至薄膜剛啟動時原始值的 85% 時, 就認定薄膜已經阻塞, 需要清洗。操作時間的長短稱為清洗頻率 (cleaning frequency, CF), 通常以天數表之。本試驗各試程 NF 的 MTC_w 與累積流量關係如圖 2 所示, 阻塞速率及清洗頻率整理如表 2。

在開始第 1 個試程之前, 皆採用過氧化氫溶液清洗上一試程之積垢。由圖 2 可知, 過氧化氫溶液未能將薄膜完全洗淨, 洗後的 MTC_w 值並未達到 NF70 應有的水準 (7.6 LMH/kg/cm²)。隨後改用硫酸及氫氧化鈉清洗, 效果才有明顯的改善。

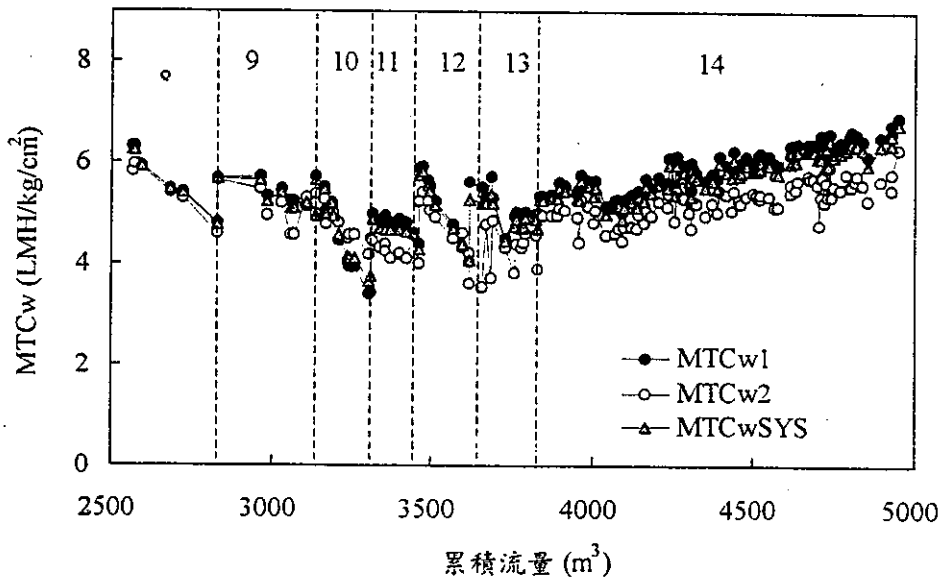
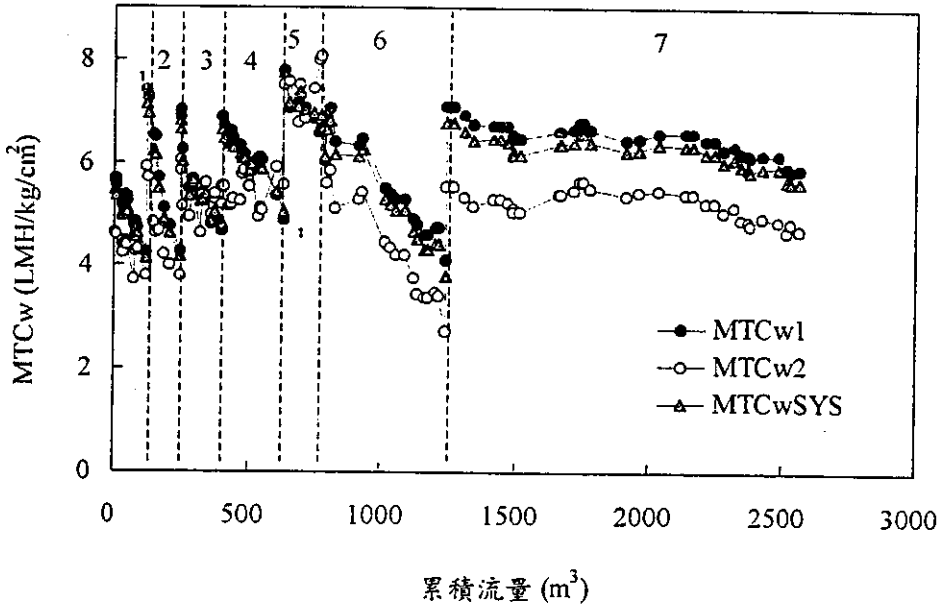


圖 2 NF 膜 MTCw 與累積流量關係圖

表 2 NF 膜各試程阻塞速率與清洗頻率

Run	Fouling Rate (LMH/kg/cm ² /day)	CF (day)
1	0.363	3.1
2	0.858	1.3
3	0.377	3.0
4	0.200	5.7
5	0.227	5.0
6	0.209	5.4
7	0.021	53.4
8	0.188	6.0
9	0.086	13
10	0.406	2.8
11	0.091	12.3
12	0.385	2.9
13	0.101	11.7
14	-	-

$$MTCw_i = 7.48 \text{ LMH/kg/cm}^2$$

前 2 個試程，NF 的 CF 皆僅有 2~3 天，且進流水的 SDI 值都相當高 (5.2)。雖然進流水的平均濁度已低於 0.3 NTU，但可能還含有相當多之膠體粒子，而使得 NF 膜快速阻塞。第 3 試程加入 UF 設備之後，NF 進流水之 SDI 降至 0.8 左右，理論上應可延長 NF 操作時間，但結果並非如此，第 3 試程的 CF 值依然只有 3 天。由此可知，膠體粒子並非造成薄膜阻塞的唯一因素，溶解性物質也可能有重大的影響。

第 3 試程結束後，吾人想瞭解阻塞物是以無機鹽或是有機物為主，開始嘗試只用硫酸清洗薄膜。發現洗後 MTCw 之復原效果一樣很好，不需要再使用氫氧化鈉做第二次清洗。由此推測，引起薄膜阻塞的物質可能以無機鹽類為主，而且因為在膜前加硫酸調整 pH 值，導致水中硫酸根濃度上升，所以可能沉積在膜表面上的無機鹽有：CaSO₄、BaSO₄、SrSO₄ 等。計算此試程的進流水水質，發現 Ba²⁺ 和 SO₄²⁻ 離子的濃度積大於其溶解度積 (Ksp)，可能在操作過程中沉積於膜的表面。於是在進行第 4 試程時，調整 pH 值的酸劑改用鹽酸，希望能減少進流水中硫酸根濃度，以減少 BaSO₄ 沉積的量。試驗結果稍有改善，CF 值增至 5 天，但仍距理想值有一段距離，顯然癥結問題尚未解決。第 5 個試程將回收率設定在 60%，結果 CF 並無明顯增長，可見薄膜阻塞的原因是在進流水本身，而與濃縮液的濃縮倍數並無直接關係。

待第 3 試程的酸洗廢液水質分析出來後 (如表 3 所示)，發現 Ca²⁺、Ba²⁺、Sr²⁺ 離子並未相對增加很多。由此可見，上述三種離子在沉積物中的貢獻量並不大。推論可能經 UF 處理後水中懸浮微粒已大部分被除去，沒有足夠的粒子作為前述硫酸金屬鹽類沉積時所需要的核心，而使硫酸金屬鹽類的沉積量大為減少。然而，酸洗廢水中卻發現大量之鋁存在，這讓我們將重點轉移至鋁，懷疑鋁可能是造成薄膜阻塞的主要物質。

表 3 第 3 試程進流水與酸洗廢液水質

	Ion Concentration (mg/L)			
	Ca ²⁺	Ba ²⁺	Sr ²⁺	Al ¹⁺
Feed	78.0	0.0194	0.517	0.12
Acid-wash waste	83.2	0.0182	1.107	52.56

澄清湖原水硬度相當高，薄膜進流水 pH 須降至 6.2 才可避免濃縮液中碳酸鈣的沉積，但 pH 6.2 時卻為鋁鹽溶解度較小的時候。又澄清湖原水 pH 亦偏高 (>8)，原水直接混凝時會殘留較多的鋁鹽。進 NF 膜前加酸使 pH 驟降至 6.2，會使大部分的鋁鹽沉積而阻塞薄膜。所以，用此前處理程序混凝、沉澱、砂濾、MF、加酸等步驟來處理類似澄清湖這種 pH 及硬度皆高的水源，會造成控制鈣鹽沉積卻反而造成鋁鹽沉積的矛盾現象。於是第 6 試程進行進流水鋁鹽含量控制，採用方法為混凝時用鹽酸調降 pH 值至 6.8。選擇 6.8 是因為鋁於 pH 5.8~6.8 時有較小的溶解度，且添加明礬後會再降低 pH 值，所以期望 pH 6.8 的原水添加明礬後 pH 值能降到 6.2 左右，而不需加酸可直接進入薄膜。此試程目標為使進流水中鋁含量低於 17 $\mu\text{g/L}$ ，因為 pH 降至 6.2 時，最大溶解鋁濃度約為 17 $\mu\text{g/L}$ 。之前所有試程混凝的 pH 值在 8~8.5，殘餘鋁量相當高，且第 3 試程曾分析出殘餘鋁量達 122 $\mu\text{g/L}$ ，而造成薄膜阻塞嚴重。第 3 試程的清洗廢液中分析出鋁的含量最高，也可支持此項推論。

本試驗結果清洗頻率為 5.4 天，並無顯著增長。隨後分析進流水中鋁含量為 77 $\mu\text{g/L}$ ，與預期目標相差甚遠，所以這個試程的控制並沒有成功，尚不能斷定降低鋁的含量是否可有效減少薄膜的阻塞。

第 7 試程則於 UF 之後、匣式過濾器之前添加 3 mg/L 的抑垢劑(AF200UL, Argo Scientific)，其主要成分為磷酸鹽及一些聚合物。試驗進行時不調降進流水的 pH 值。此試程操作了 41 天，經計算後的清洗頻率為 53 天。可見抑垢劑的使用可有效減緩薄膜阻塞的速率，且間接證實澄清湖薄膜的阻塞大部分是由無機鹽所造成。抑垢劑中的磷酸鹽可將碳酸鹽、硫酸鹽、鈣、鋁、鐵等易沉積物種分散在水中，使其不易結合或形成沉積物。

第 8、9 試程則嘗試用不同的 flush 方式。第 8 試程除了用進流水每 30 分鐘 15 秒的 flush 外，還增加了每天用薄膜濾液 flush 15 分鐘，希望用雜質含量較少的濾液 flush 時能有效將阻塞物溶出。第 8 試程得到之清洗頻率為 6 天，亦無顯著改善。第 9 試程改為每天將進流水 pH 調至 3，flush 15 分鐘，此試程相當於每天進行短暫的酸洗，效果不錯，操作延時可至 13 天。不過若利用此種操作方式，酸劑的使用量，及薄膜表面接觸酸的機率相對增高許多，對膜本身結構性破壞等代價，是否值得還需作進一步評估。

第 10 試程開始將前處理的 UF 改成 MF。結果此試程清洗頻率為 2.8 天，與試程 3、4 相較起來較低一些。可見以 UF 作前處理還是比 MF 為佳，但相差不大，且以濾液每天 flush 15 分鐘對薄膜阻塞之控制並無幫助。

之前討論認為若混凝時殘餘過多的鋁在加酸時會沉積，但由於鋁鹽最低的溶解度就在 pH 6.2 左右，且混凝劑的添加也會使得 pH 變化，所以除非能控制混凝後 pH 在 6.2 左右，否則仍可能有過多的鋁鹽殘留。但由於原水水質每天都會變化，此方式要應用於實際操作有其困難度。若前處理程序不變，可改變進流的 pH 值以增加鋁鹽溶解度。提高 pH 雖可使溶解度增加較快，但會有碳酸鈣沉積問題，所以 pH 值需再往下降。若以澄清湖原水直接進行混凝時，鋁的殘餘溶解度有 120 $\mu\text{g/L}$ ，而 NF 膜以 75% 回收率操作，濃縮液中鋁鹽最高濃縮 4 倍後，需 pH 在 4.7 才可避免沉積。但在薄膜處理上，若將進流水 pH 降至 4，則後處理所需的鹼劑量太多，不符合經濟性。此外，進流水中 ppb 級之鋁鹽濃度雖有造成阻塞的危險，但相對其他物種而言卻屬低

濃度。NF 膜對此種濃度級的去除率並不高，所以吾人推測濃縮液中鋁含量並不會增加很多。根據上述兩項原因，在進行第 11 試程，凝滯時不控制鋁鹽殘餘量而在進入薄膜前將 pH 值降至 5.5，試驗是否能同時避免鈣及鋁的沉積。

試驗結果清洗頻率為 12.3 天，此結果與上一年的第 3、4 試程 (5.7、5 天) 比較起來延長了 2.5 倍的時間，但仍未達到所要求的目標 (2~3 個月)。其可能原因有 pH 還降得不够低，或者還有其他原因造成薄膜阻塞 (如有機物)，因為 pH 降得愈低會使有機物的阻塞愈嚴重，這又是需另外考量的，但從此試程至少可知減少鋁鹽的沉積，對整個薄膜的表現有很大的影響。

第 12 試程為更換 MF 後，再進行一次添加抑垢劑試驗。此試程期間發現有大量的白色沉澱物析出，整個管路阻塞嚴重，流量降低很快，其中流量計甚至被卡住而無法量測流量。回顧之前數個試程的質傳係數起始值越來越低，不可逆阻塞越來越嚴重，其原因可能是使用抑垢劑後的副作用，或者薄膜本身的劣化所引起。不可逆阻塞為阻塞物累積於薄膜表面或管路中，利用正常清洗程序無法洗出，當進行此試程時抑垢劑的成分使這些沉積物大量溶出而造成此現象。第 13 試程為 12 試程的重覆實驗，此試程的清洗頻率為 11.7 天，與第 7 試程相去頗遠。原因可能為上述的薄膜清洗不乾淨，或者只純粹是使用 UF 及 MF 為不同前處理所造成的現象，還需進一步探討。

第 14 試程期間，進流水前處理多了結晶軟化單元，並添加抑垢劑。試程發現加入軟化單元後，薄膜的質傳係數不降反升。可見軟化及加入抑垢劑的效果十分明顯，能有效減少阻塞，原因於 3-3 節有較詳細討論。

NF 系統進出流水平均水質及去除率如表 4 及表 5 所示。雖然不同的試程操作條件及不同的前處理，各試程薄膜各項出流水水質雖隨進流水的變化而有小幅度的改變，但去除率均可達一定水準，且出水水質亦相當穩定。進流水未經軟化時，NF 系統對總硬度有 90.1% 之去除率，對總鹼度、TDS 及導電度亦都有 80% 以上之減少率，濁度有 80.9% 的去除率。因為進流水的濁度已相當低 (0.07 NTU)，經 NF 後就不再有明顯的變化。薄膜對 NPDOC 及 A254 的去除率則分別為 76.3 及 85.3%。若前處理包含結晶軟化，除了 NPDOC 一項低於偵測極限外，其餘 NF 出流水水質大致與不含軟化者相同。

表 4 NF 進出流水水質表 (未軟化)

	Feed			Permeate			Removal %
	Max.	Min.	Avg.	Max.	Min.	Avg.	
Turbidity (NTU)	0.16	0.01	0.07	0.02	0.01	0.014	80.9
A254 (m ⁻¹)	2.6	0.6	1.59	0.5	0.1	0.23	85.3
NPDOC (mg/L)	1.92	0.27	0.98	0.5	0.06	0.23	76.3
Total-Hardness (mg/L as CaCO ₃)	294	160	218.3	50	6	21.52	90.1
Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)	207.5	87.5	148.3	52.5	10	23.05	84.5
Conductivity (μS/cm)	607	340	465	127	29	63.4	86.4
TDS (mg/L)	414	204	307.7	74	9	34.7	88.7

表 5 NF 進出流水水質表 (軟化)

	Feed			Permeate			Removal %
	Max.	Min.	Avg.	Max.	Min.	Avg.	
Turbidity (NTU)	0.12	0.07	0.09	0.03	0.01	0.02	73.1
A254 (m ⁻¹)	2	1.7	1.87	0.3	0.1	0.2	89.3
NPDOC (mg/L)	0.56	0.35	0.46	ND	ND	ND	100.0
Total-Hardness (mg/L as CaCO ₃)	184	104	136.7	16	4	10	92.7
Alkalinity (mg/L as CaCO ₃)	137.5	97.5	113.3	27.5	17.5	21.7	80.9
Conductivity (μS/cm)	592	483	520	154	54	90.3	82.6
TDS (mg/L)	330	330	330	40	40	40	87.9

3-2 UF

圖 3 為 UF 操作期間過膜壓力及水通量變化圖。UF 的過膜壓力與水通量一開始為 0.2 kg/cm² 及 25 LMH (L/m²/hr)。操作初期，水通量保持穩定，而過膜壓力平緩上升。當累積流量達 800 m³ 後，壓力快速上昇至 0.9 kg/cm²，且水通量開始下降。此時由於迴流水量太大，吾人將迴流管線中的閘門關小，以降低迴流量。然膜管迴流水壓力也隨之增加，以致過膜壓力亦增加至 1.3 kg/cm² (第一條虛線處)，水通量降至 10 LMH，顯示薄膜已嚴重阻塞，需要清洗。吾人利用次氯酸鈉溶液 (300 mg/L) 清洗一小時，過膜壓力僅回降至 1.0 kg/cm²，而水通量回昇至 20 LMH，與起始值 0.2 kg/cm²、25 LMH 仍有一段距離，可見並未清洗完全。操作一段時間後，進行第二次清洗 (第二條虛線處)。此次用 300 mg/L 次氯酸鈉清洗後，再用 5% 硝酸清洗一小時。清洗結果壓力降至 0.3 kg/cm²，水通量維持 20 LMH。用同樣方法進行第三次清洗則只降到 0.45 kg/cm²，水通量由 15 LMH 升至 20 LMH，可見 UF 系統不可逆的阻塞愈來愈嚴重。

UF 進出流水水質變化整理如表 6。UF 膜出流水濁度非常低，變化範圍在 0.01-0.16 NTU，有時甚至低於儀器偵測極限，可見可有效去除水中的粒狀物。UF 膜的孔徑一般在 1 到 100 nm 之間，故對目前世界日益關注的梨形鞭毛蟲 cysts (8-12×7-10 μm) 及隱孢子蟲 oocysts (4.5-6 μm) 可有效去除。至於其他溶解性物質如 A254、NPDOC、硬度、鹼度、導電度、總溶解性固體物則幾無去除。

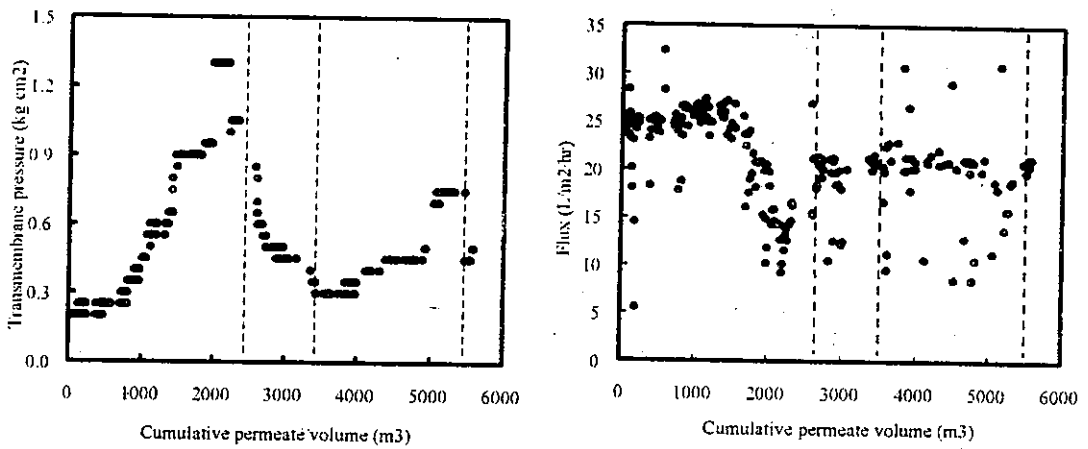


圖 3 UF 過膜壓力及水通量變化圖

表 6 UF 進出流水水質表

	Feed			Permeate			Removal %
	Max	Min	Avg.	Max	Min	Avg.	
Turbidity (NTU)	0.49	0.04	0.22	0.16	0.01	0.07	68.0
A254 (m^{-1})	2.7	1	1.7	2.6	0.8	1.6	4.2
NPDOC (mg/L)	2.19	0.38	1.08	1.92	0.27	1.06	1.43
Total-Hardness (mg/L as $CaCO_3$)	266	160	197.8	268	160	197.5	0.13
Alkalinity (mg/L as $CaCO_3$)	182.5	90	132.3	182.5	87.5	133.6	-1.0
Conductivity ($\mu S/cm$)	564	344	427.1	564	340	421.4	1.3
TDS (mg/L)	374	215	282.5	389	214	282.1	0.17

3-3 MF

MF 設定出水量約為 32 L/min，其過膜壓力及水通量變化如圖 4 所示。起始過膜壓力與水通量為 0.1 kg/cm^2 及 65 LMH。累積流量至 1000 m^3 時(操作約一個半月後)，過膜壓力上升至 1.5 kg/cm^2 ，已達需清洗的程度。此時將 MF 膜浸泡保存於 2000 mg/L 的次氯酸鈉溶液內(第一條虛線處)，約十天後重新啓動時，發現過膜壓力已降至 0.7 kg/cm^2 。這可能是由於浸泡期間有類似清洗的作用，可將阻塞物溶出，減少了清水過膜的阻力。

當累積流量達 1670 m^3 時(第二條虛線處)，前處理程序多了結晶軟化單元，將進流水中的鈣離子濃度減低一半。吾人發現過膜壓力不再上升，甚至有緩慢下降的趨勢，且水通量也保持在

50 LMH 不再下降。推測此現象係因薄膜進流水鈣離子濃度減少所造成，這是因為細菌或藻類的胞外物大多為醣類 (extracellular polysaccharides)，而鈣離子對醣類吸附於薄膜表面之現象有促進作用。澄清湖原水恰巧同時有優養化及高硬度的特點，在前處理未能去除胞外物及硬度時，上述現象所造成的阻塞應十分嚴重。若減低其中一項反應物含量，則薄膜系統的阻塞情形將重新達平衡，原有阻塞物會因為進流水質的改善而有部分溶出，使得過膜壓力降低。

MF 水質參數整理如表 7、8，其出流水濁度也很低，最大僅 0.14 NTU。此數值與 UF 出流水相近。MF 孔徑為 0.1 μm ，亦可有效去除上節所述致病性原蟲。至於其他溶解性物質，如 A254、NPDOC、硬度、鹼度、導電度及總溶解性固體物，則無去除。至於進流水軟化後的 MF 出水水質，各水質參數之數值雖較低，但其單項之去除率則與未軟化者相差不大。MF 出流水之 A254 及 NPDOC 值甚至比進流水稍有提高。

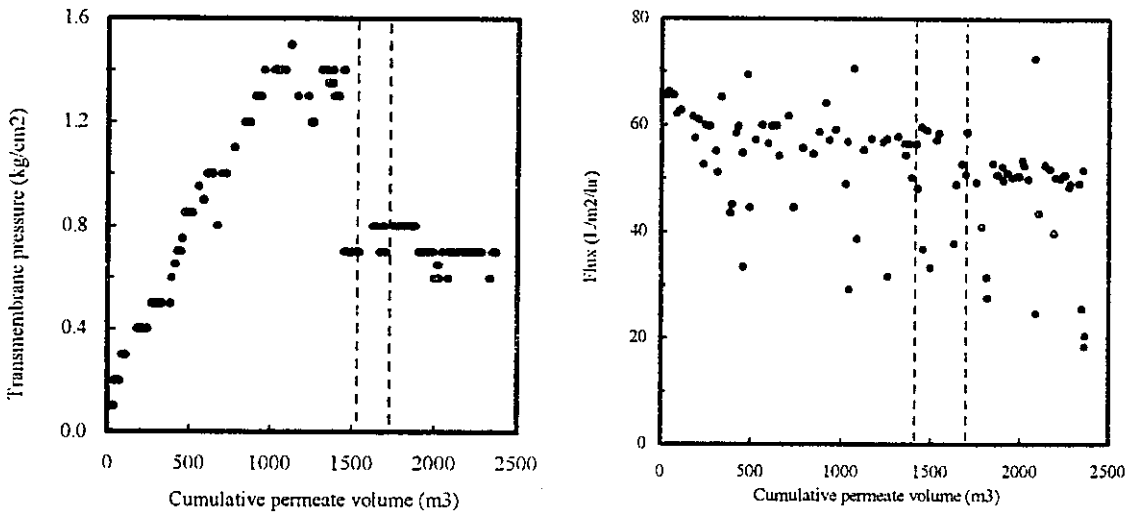


圖 4 MF 過膜壓力及水通量變化圖

表 7 MF 進出流水水質表 (未軟化)

	Feed			Permeate			Removal %
	Max	Min	Avg.	Max	Min	Avg.	
Turbidity (NTU)	1.11	0.07	0.46	0.14	0.02	0.07	84.0
A254 (m^{-1})	2.1	1.2	1.6	1.9	0.6	1.4	10.4
NPDOC (mg/L)	0.84	0.36	0.63	0.82	0.48	0.63	0
Total-Hardness (mg/L as CaCO_3)	290	258	271.8	294	264	273.8	-0.74
Alkalinity (mg/L as CaCO_3)	202.5	180	187.2	207.5	180	187.2	0
Conductivity ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	602	568	584.5	607	569	584.8	-0.04
TDS (mg/L)	428	365	396.2	414	363	394.8	0.35

表 8 MF 進出流水水質表 (軟化)

	Feed			Permeate			Removal %
	Max	Min	Avg.	Max	Min	Avg.	
Turbidity (NTU)	4.28	0.06	3.79	0.12	ND	0.03	99.0
A254 (m^{-1})	1.6	0.6	0.82	2	0.7	0.86	-4.8
NPDOC (mg/L)	0.986	0.4	0.72	0.947	0.35	0.82	-13.8
Total-Hardness (mg/L as $CaCO_3$)	184	112	139	184	104	137.5	1.1
Alkalinity [~] (mg/L as $CaCO_3$)	140	82.5	97.5	137.5	70.0	91.25	6.4
Conductivity ($\mu S/cm$)	593	436	495.9	592	447	493	0.6
TDS (mg/L)	333	255	294	330	354	292	0.7

四、結 論

本研究歸納出下列數點結論與建議：

1. 傳統處理程序出流水平均濁度可低於 0.3 NTU，而 SDI 值仍然很高，可見有許多微小粒子存在水中。增設 UF、MF 單元後，SDI 值可降至 0.8、1.3，膠體粒子已有效去除，但薄膜阻塞仍然嚴重，可見阻塞情形是由粒狀物及溶解性物質共同造成的。
2. 由於澄清湖原水 pH 及硬度皆偏高，若前處理為傳統處理程序，會有較多的鋁鹽殘留。當進入薄膜前降低 pH，以控制碳酸鈣沉積時，鋁鹽會因為溶解度減少而大量沉積。
3. 添加抑垢劑對薄膜表現有顯著的改善效果，且可相對證實無機鹽是造成薄膜阻塞的主要因素。
4. 降低 MF 進流水硬度，過膜壓力之增加減緩，可見硬度對 MF 的阻塞影響頗大。
5. UF 及 MF 主要以降低濁度為主，對溶解性物質之影響不大。而 NF 出水水質相當穩定，對有機物及無機物都有約 80% 以上的去除率。然而出水的 LSI 小於 0，需添加鹼劑以恢復水質穩定性。

誌 謝

本研究得以順利完成，首先要感謝台灣省自來水公司，及中國鋼鐵公司提供模廠試驗設備及經費，工業技術研究院化學工業研究所在設備維護上所提供之協助。感謝 Asahi Chemical Industry Co. 提供 UF 薄膜試驗設備及相關技術協助，Dow Chemical Company 在 NF 薄膜操作方面所提供之協助。

參考文獻

- AWWARF, LdE, and WRC, *Water Treatment Membrane Processes*, McGraw-Hill, New York, 1996.
- W.J. Conlon and S.A. McClellan, *Jour. Am. Wat. Wks Asso.* 1989, **81**, 47.
- T.J. Blau, J.S. Taylor, K.E. Morris, and L.A. Mulford, *Jour. Am. Wat. Wks Asso.* 1992, **84**, 104.
- S. Kawamura, *Integrated Design of Water Treatment Facilities*, John Wiley & Sons, New York, 1991.
- 葉宣顯等 (1999) "澄清湖高級淨水處理模型廠試驗研究(第一年)", 台灣省自來水公司委託研究計劃報告。