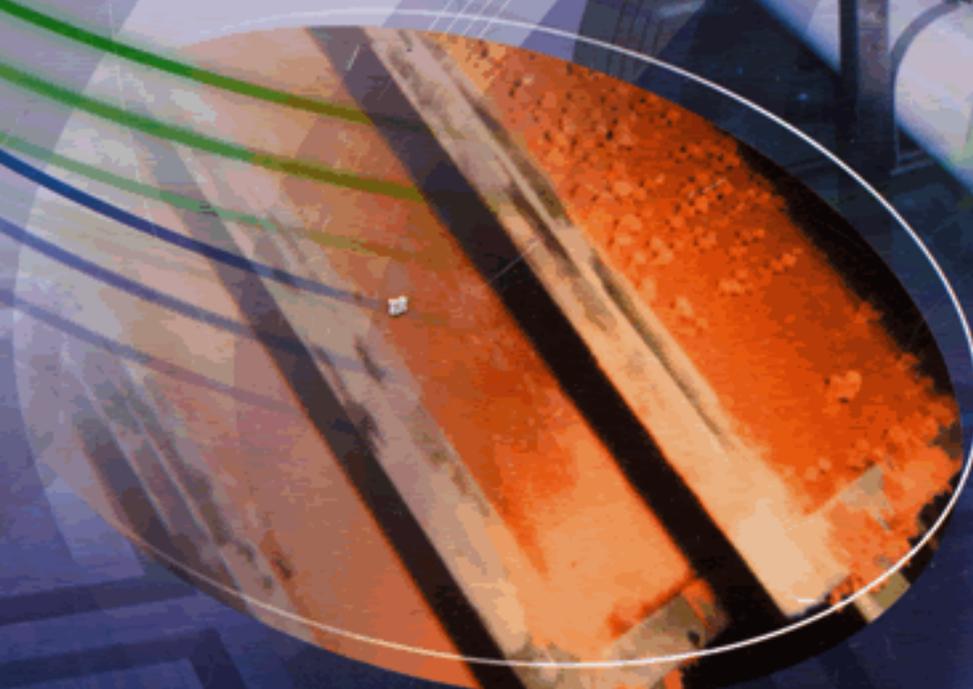


經濟部



廢水薄膜處理技術 應用與推廣手冊



經濟部工業局 編印

局長序

水是人類生存的基本要素之一，更是維繫國家經濟持續發展，提升人民生活品質最不可或缺的自然資源之一。近年台灣經濟迅速發展，製造業是我國工業發展重要動脈，其用水量大幅增加，面對產業蓬勃發展而在水資源有限的環境下，工業用水的合理化利用勢在必行。

縱觀環境保護概念的演進，從早期的管末處理逐漸演化至強調綠色生產。此股新浪潮所能提供給業者的不僅是善盡環境保護之責，最重要的誘因，是使業者減少管末處理所需之成本進而提升企業整體競爭力。因此在眾多減廢回收措施中，尋求一種適用範圍廣、技術穩定性高的處理系統，將是業界迫切需要的。而薄膜技術即為兼具污染處理及水資源回收再利用之技術。

薄膜處理技術自 1950 年代開發以來，隨著業者不斷研發改進，其功能與適用範圍日益擴大，不但廣泛應用在食品飲料業、表面塗裝業、養殖業、醫藥業及電子業所需超純水等製程上，近年來，更推廣到製程所排放廢棄槽液之純化再生、各式清洗廢水之回收再利用，遂成為業者執行減廢回收措施之利器之一。

為協助產業界廣泛應用薄膜技術，本局特委請「工業污染防治技術服務團計畫」負責執行編撰本手冊，書中詳盡介紹薄膜實際應用範疇、探討薄膜機制，並配合各行業之應用案例，提供使用者在薄膜系統設計與操作維護之相關技能，作為工業界在製程減廢回收及純水回收上之參考。

總覽本手冊編寫過程，各位委員與撰稿者均本著無私的精神貢獻出個人寶貴的實務經驗，並在百忙之中盡心盡力參與編輯工作，使本手冊得以圓滿完成。值此手冊付梓之際，特致誠摯的謝忱。

經濟部工業局局長

施顏祥

中華民國八十九年十二月

主任序

隨著人口成長及工業過度開發所帶來之生態環境衝擊，環境保護工作已成為世界各國一致努力改善的方向，也成為企業永續發展之重要課題。由於薄膜分離技術兼具污染處理及資源回收再利用之功能，已成為二十一世紀執行環境保護工作不可缺少之一大利器。

本社自民國七十二年以來即積極協助工業局輔導產業界落實各項污染防治工作，並配合產業界對環境保護工作之需求，逐漸由管末處理演變為製程減廢、清潔生產等綠色技術；而薄膜分離技術之發展正可符合產業之綠色生產要求。國內工業界對薄膜分離技術之應用也日益蓬勃，舉凡海水淡化、食品純化、製程分離、超純水製作、廢水回用等項目皆廣泛地使用薄膜分離技術。但深覺本土化之相關薄膜分離技術資料仍頗為缺乏，遂邀請相關專家學者編撰本薄膜分離技術手冊，有系統地介紹薄膜分離概論、前處理控制技術、薄膜系統設計、系統操作維護、應用案例及薄膜技術未來發展趨勢，以期提供產業正確之薄膜技術概念，並進而促進產業升級以達永續經營之目標。

在此特別感謝參與編寫及審訂本書之專家學者與本社工程師，從事資料蒐集、整理與撰寫，並將個人寶貴之實務經驗提供出來，盡心盡力使本手冊得以順利出版，但由於時間匆促，內容如有疏漏之處，尚祈各界先進不吝指正為感。

財團法人中技社 綠色技術發展中心主任

鄭清宗

中華民國八十九年十二月

審查委員名單

姓名	職務	服務單位
王進裕	經理	台灣陶氏化學股份有限公司
林志森	組長	經濟部工業局
林宏端	科長	經濟部工業局
周秀麗	理事長	中華減廢協會
陳良棟	技正	經濟部工業局
張振章	總經理	海韻工業有限公司
焦自強	總經理	博膜科技股份有限公司
鄭清宗	主任	財團法人中技社綠色技術發展中心

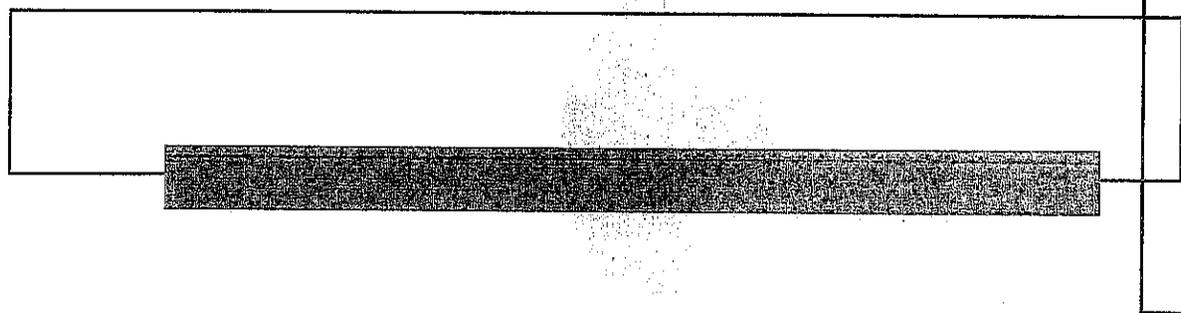
撰寫人員名單

姓名	職務	服務單位
王進裕	經理	台灣陶氏化學股份有限公司
張振章	總經理	海韻工業有限公司
莊敏芳	工程師	財團法人中技社綠色技術發展中心
陳見財	組長	財團法人中技社綠色技術發展中心
陳志祥	工程師	財團法人中技社綠色技術發展中心
焦自強	總經理	博膜科技股份有限公司

目錄

頁次

第一章 前言	1
1.1 緣由	1
1.2 技術手冊使用說明	1
1.3 名詞解釋	3
1.3.1 滲透現象 (osmosis)	3
1.3.2 半透膜 (semipermeable membrane)	4
1.3.3 滲透壓 (osmotic pressure)	4
1.3.4 平均滲透壓的計算 (calculation of average osmotic pressure)	5
1.3.5 滲透液 (permeate)	6
1.3.6 濃縮液 (concentrate)	7
1.3.7 造水率(recovery rate)	7
1.3.8 脫鹽率 (rejection rate)	8
1.3.9 分離分子量 (molecular weight cut off , MWCO)	8
1.3.10 膜元件 (element)	8
1.3.11 膜組 (module)	8
1.3.12 管殼 (vessel)	8
1.3.13 平均濃度因子 (average concentration factor , ACF)	8
1.3.14 溫度修正因子 (temperature correction factors , TCF)	9
1.3.15 流通量 (flux)	9
1.3.16 切線速度 (tangential rate)	9
1.3.17 多段式系統 (multistage system)	9
1.3.18 聖誕樹式排列 (Christmas tree)	10
1.3.19 兩級式系統 (two passes system)	10
1.3.20 動態薄膜 (dynamic membrane)	11
1.3.21 污堵 (fouling)	11
1.3.22 結垢 (scaling)	11
1.3.23 就地清洗 (clean in place , CIP)	11



1.3.24 淤泥密度指數 (silt density index , SDI).....	11
1.3.25 蘭式飽和指數 (Langelier saturation index , LSI).....	13
1.3.26 界面現象 (interfacial phenomenon).....	14
1.3.27 篩除機制 (sieve mechanism).....	14
1.3.28 模管診視與剖析 (autopsy of membrane).....	15
第二章 薄膜分離概論	19
2.1 薄膜發展及應用故固故.....	26
2.2 影響薄膜操作之因素.....	26
2.2.1 溫度.....	26
2.2.2 壓力.....	26
2.2.3 扭曲變形.....	26
2.2.4 濃度極化效應.....	26
2.3 分離膜種類.....	27
2.3.1 依材質分類.....	27
2.3.2 依外觀分類.....	32
2.3.3 依孔隙大小分類.....	38
2.4 膜管污染阻塞.....	41
2.4.1 污染阻塞種類.....	41
2.4.2 污染阻塞原因.....	42
2.4.3 污染阻塞控制方法.....	61
第三章 前處理技術	65
3.1 結垢控制.....	67
3.1.1 加酸法.....	69
3.1.2 抗垢劑法.....	70
3.2 水質軟化.....	74
3.2.1 石灰軟化法.....	74
3.2.2 離子交換樹脂法.....	75

3.2.3 操作變數調整	77
3.3 污堵控制	77
3.3.1 膠體污堵控制	77
3.3.2 生物 / 有機污堵控制	83
3.3.3 有機污堵控制	90
3.3.4 薄膜退化之預防	91
第四章 系統設計	95
4.1 水質分析項目與影響	95
4.2 系統設計參數規範	103
4.2.1 前處理系統設計要點	103
4.2.2 逆滲透系統 (RO) 設計要點	111
4.3 操作和重要的設備成本分析	138
第五章 操作維護	147
5.1 系統操作	147
5.1.1 系統開機與關機	147
5.1.2 紀錄保存	152
5.1.3 性能常態化	155
5.1.4 微生物活性之控制	160
5.2 清洗與殺菌	161
5.2.1 膜的清洗	161
5.2.2 清洗設備	163
5.2.3 清洗步驟	165
5.2.4 清洗的化學藥品	167
5.2.5 逆滲透系統之殺菌	169
5.2.6 清洗與殺菌計劃	172
5.2.7 緊急清洗	175
5.3. 操作與保養	176

5.3.1	保存	176
5.3.2	貯存、搬運與棄置	177
5.3.3	暫時停用逆滲透系統	178
5.4	故障排除	179
5.4.1	發現問題	179
5.4.2	問題成因及解決方法	182
5.4.3	故障排除總覽	184
第六章	薄膜處理技術應用案例	195
6.1	食品業	195
6.1.1	飲用水製造工廠	196
6.1.2	乳品加工業	196
6.1.3	果汁加工業	196
6.1.4	酒廠	196
6.2	電著塗裝工業	201
6.2.1	電著塗裝	201
6.2.2	超過濾模組	201
6.2.3	電著塗裝超過濾系統的設計	203
6.2.4	電著塗裝逆滲透系統的設計	205
6.2.5	操作參數的影響	205
6.3	電鍍業	207
6.3.1	處理流程介紹	207
6.3.2	超過濾處理設備回收鍍液	208
6.3.3	利用逆滲透處理設備脫脂及回收鍍液	210
6.4	海水淡化	213
6.4.1	海水淡化廠	215
6.4.2	逆滲透技術	216
6.5	半導體工業純水製造	226

6.5.1 純水定義	226
6.5.2 典型水淨化系統	228
6.5.3 純水成本分析	231
6.5.4 超純水成本分析	233
第七章 薄膜分離技術未來發展趨勢	237
7.1 無機膜之簡介	237
7.1.1 無機分離膜的分類、構造與特性	237
7.1.2 無機薄膜在微過濾與超濾操作之特性	242
7.1.3 陶瓷過濾系統之應用	244
7.2 氣體分離膜之簡介	247
7.2.1 氣體分離膜之特性	247
7.2.2 氣體分離膜之應用	248
7.3 生物膜簡介	249
7.3.1 生物膜處理原理及特性	250
7.3.2 生物膜分離系統應用方式	251
7.3.3 應用實例	252
附錄 專有名詞中英文對照	261
附錄 國內薄膜相關設備代理商與工程公司名錄	265

圖目錄

頁次

圖 1.1	滲透現象	3
圖 1.2	逆滲透現象	4
圖 1.3	平均滲透壓與濃度之關係	6
圖 1.4	多段式系統	10
圖 1.5	兩級式系統	10
圖 1.6	SDI 測定設備	13
圖 2.1	逆滲透原理示意圖	20
圖 2.2	無機鹽與有機溶質透過薄膜示意圖	21
圖 2.3	UF 截留分子量曲線特性圖	23
圖 2.4	UF 在電著塗裝製程的應用	24
圖 2.5	微濾程序在啤酒釀造製程的應用	25
圖 2.6	非對稱性膜剖面圖	32
圖 2.7	薄膜合成膜剖面圖	33
圖 2.8	管狀型逆滲透裝置示意圖	33
圖 2.9	螺捲型逆滲透裝置示意圖	34
圖 2.10	中空纖維式逆滲透裝置示意圖	34
圖 2.11	平板型逆滲透裝置示意圖	35
圖 2.12	交流式薄膜過濾方式示意圖	38
圖 2.13	物質粒徑與薄膜孔徑關係圖	40
圖 2.14	各類物質能否通過薄膜示意圖	40
圖 2.15	RO 模組質量平衡圖	43

圖 2.16	不同酸鹼值之鹼度和二氧化碳比值	45
圖 2.17	鹼度及鈣離子濃度對應之常數值	46
圖 2.18	總溶解固體物對應之常數值	47
圖 2.19	離子強度與 K 值關係圖	48
圖 2.20	硫酸鈣之溶解度積與離子強度關係圖	51
圖 2.21	硫酸鎂之溶解度積與離子強度關係圖	52
圖 2.22	硫酸鋇之溶解度積與離子強度關係圖	52
圖 2.23	二氧化矽溶解度與溫度關係圖	53
圖 2.24	二氧化矽溶解度與酸鹼值關係圖	54
圖 2.25	細菌和逆滲透膜之間相互作用(a)無界面活性劑(b)有界面活性劑	57
圖 2.26	水流在逆滲透膜表面流動情形	59
圖 2.27	生物污垢而導致濃度極化現象	60
圖 3.1	碳酸氫根、二氧化碳與 pH 三者之關係圖 (Courtesy of Rohm & Haas Co.)	70
圖 4.1	總溶解固體物與導電度的關係圖	96
圖 4.2	界達電位示意圖	100
圖 4.3	深層式濾心流量與壓降關係圖	110
圖 4.4	螺捲型模組產生望遠鏡現象	115
圖 4.5	單模組 RO 系統示意圖	116
圖 4.6	利用濃縮水回流的方式提高回收率	117
圖 4.7	壓力容器的回收率計算	118
圖 4.8	單排 RO 系統示意圖	118
圖 4.9	多排 RO 系統示意圖	119

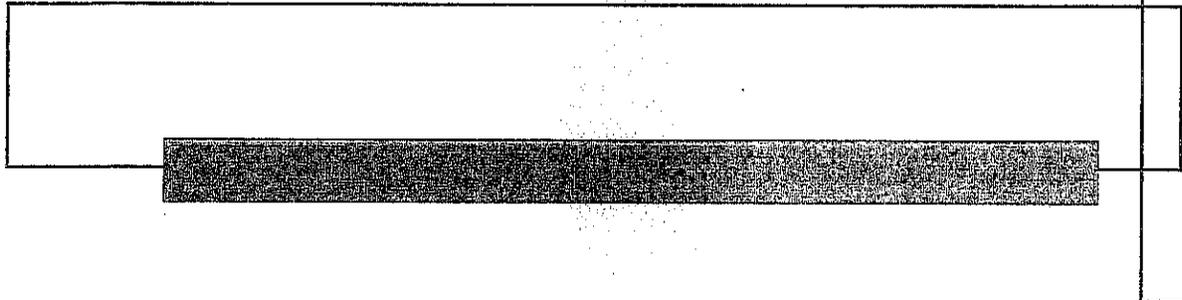


圖 4.10	階段式滲透液系統流程圖	120
圖 4.11	小型化 RO 系統框架示意圖	128
圖 4.12	大型化 RO 系統框架示意圖	129
圖 4.13	撓性接管示意圖	130
圖 4.14	溫度和酸鹼值對醋酸纖維素薄膜的水解速率的影響	136
圖 5.1	薄膜清洗系統流程圖	164
圖 5.2	不同位置之導電度變化圖	180
圖 5.3	螺捲式薄膜滲透液之探測裝置	181
圖 6.1	乳清以電透析法、超過濾法及逆滲透法加工流程圖	198
圖 6.2	利用超過濾法和逆滲透法處理 1,000 公斤乳清蛋白質濃縮之成分變化	199
圖 6.3	蘋果汁利用超過濾法加工澄清示意圖	199
圖 6.4	果汁利用超過濾法濃縮加工示意圖	200
圖 6.5	以傳統法和超過濾法精製酒的流程比較	200
圖 6.6	電著塗裝使用超過濾回收塗料之流程	202
圖 6.7	電鍍廢水以逆滲透系統處理之流程（傳統式清洗）.....	208
圖 6.8	電鍍廢水以逆滲透系統處理之流程（逆洗式清洗）.....	208
圖 6.9	以逆滲透系統處理回收鍍帶出液流程	209
圖 6.10	某工廠鍍鍍帶出液以逆滲透系統處理回收流程	212
圖 6.11	逆滲透海水淡化廠設備配置圖	217
圖 6.12	逆滲透海水淡化廠系統工程流程圖	218
圖 6.13	逆滲透海水淡化廠建廠成本和規模關係圖	224

圖 6.14	逆滲透海水淡化廠造水所需能源費用和能源價格關係圖	224
圖 6.15	各淨化模組對水中主要雜質之功能	229
圖 6.16	典型之水淨化系統	230
圖 7.1	無機薄膜的分類	238
圖 7.2	非支撐式無機膜構造示意圖	239
圖 7.3	支撐式無機膜構造示意圖	239
圖 7.4	支撐式鈦膜構造示意圖	241
圖 7.5	無機分離膜(a)管件(b)模組	241
圖 7.6	Carbosep M20 0.2 μ m 陶瓷膜對大腸菌液微過濾之滲速與操作條件之關係 .	243
圖 7.7	氣體對聚亞醯胺氣體分離膜的相對透過速率	248
圖 7.8	氣體分離膜程序在天然氣純化的作用	249

表目錄

	頁次
表 2.1 不同種類的超濾薄膜之優缺點比較	28
表 2.2 各類逆滲透薄膜材質比較	30
表 2.3 主要逆滲透薄膜之製造廠商	30
表 2.4 不同逆滲透系統膜組之比較	36
表 2.5 逆滲透薄膜型體選擇比較表	37
表 3.1 結垢、污堵前處理方法一覽表	67
表 3.2 難溶的無機化合物之溶解度積 ^{註1}	68
表 3.3 適用於某一薄膜之抗垢劑	71
表 3.4 常見結垢形成預防方法一覽表	74
表 3.5 U.S. 粒徑標準篩選分析對照表	79
表 3.6 薄膜前處理方法一覽表	91
表 4.1 離子在水中的導電因子	96
表 4.2 鹼度關係表	98
表 4.4 產業用水的鐵和錳限制值	101
表 4.5 各式薄膜模組的特性比較	111
表 4.6 螺捲式模組的水通量及回收率設計參考	113
表 4.7 管線流量與管徑的計算規定	131
表 4.8 常見 RO 系統警報及關閉條件	138
表 5.1 逆滲透操作表 (以天外天垃圾掩埋場 RO 處理廠為範例)	153
表 5.2 由導電度估算 TDS 之因子	155
表 5.3 高流速循環期間每一壓力管殼建議之進水流速	165
表 5.4 薄膜之簡單清洗溶液	168

表 5.5	清洗期間 pH 值範圍與溫度限制	168
表 5.6	短期適用之各廠牌清洗化學藥品	169
表 5.7	與薄膜部分相容之各廠牌的殺生物劑	171
表 5.8	與薄膜完全相容之各廠牌的殺生物劑	177
表 5.9	薄膜故障排除與解決方法	191
表 6.1	純水工廠製造流程一覽表	197
表 6.2	超過濾處理設備回收鍍液之效益評估	210
表 6.3	逆滲透處理設備回收鍍液之效益評估	213
表 6.4	海水性質及組成分	214
表 6.5	各種海水淡化法的原理	215
表 6.6	市售海水淡化用逆滲透模組規格及性能	220
表 6.7	逆滲透海水淡化廠實例說明	225
表 6.8	逆滲透海水淡化廠設備費用及操作費用預估	225
表 6.9	半導體業 DRAM 之要求線距及水質之規格	227
表 6.10	純水系統各模組其去除功能效率表	229
表 6.11	某家工程公司所設計超純水製造流程 (範例)	230
表 6.12	純水設備內容、規格	231
表 6.13	純水設備的造水成本分析	232
表 6.14	超純水設備造水成本分析	234
表 7.1	陶瓷濾材液相分離系統之應用	245
表 7.2	商業上無機膜之產品	246
表 7.3	生物膜與活性污泥法之比較	251

第一章 前言

1.1 緣由

水污染防治技術一般可分為「廠內改善」及「管末處理技術」兩類，前者係考慮廢水未處理前藉可能之改善措施，包括製造方法之改變、廢水收集系統之改善、操作之有效控制、物料之管制、藥品之替代、循環回收與再利用等；後者則以「生物」、「化學」及「物理」等三種方法為主。

上述之水污染防治技術，今後發展之方向在配合「經濟成長」與「環境保護」兼顧之原則下，無疑地應朝向「低成本」、「高效率」、「無二次公害」及「資源回收」等多目標努力。而薄膜分離法（membrane separation process）為能達成上述目標而極具發展潛能之一種廢水處理方法，而且同時可考慮資源回收之一種技術，實為未來綠色科技之代表技術。

為了協助國內業界建立廢水薄膜回收技術之相關資料，工業局於民國 85 年出版工業污染防治技術手冊-工業廢水逆滲透處理，文中介紹薄膜之特性及裝置、薄膜分離之基本原理、薄膜設計方法與實例探討、薄膜分離技術之應用、薄膜積垢控制原理及方法，以及薄膜積垢清洗方法等內容。

有鑑於國內工業界在薄膜應用技術之相關參考書籍並不多，經濟部工業局乃編撰「薄膜分離技術與設備應用」技術手冊，擴大薄膜應用篇幅與內容，除了深入探討薄膜原理、分離機制外，更著重在薄膜系統之設計與操作維護上，並提出若干行業之應用案例，以提供給工業界在廢水處理方面選用薄膜分離技術之參考，期盼藉由製程源頭減廢與適當技術的引進，達成企業永續經營與資源保護兼籌並重，乃為編輯本手冊之精神與目的。

1.2 技術手冊使用說明

本手冊共涵括七章，請讀者在閱讀前，先參閱本節技術手冊使用說明，以瞭解手冊所包含之內容、範圍、編輯原則及適用對象等。

本文第一章前言，主要說明手冊之編輯緣由與目的，並解釋相關名詞與定義，使讀者在閱讀本手冊時，如對相關專有名詞以及薄膜之原理機制產生疑義



時，可參閱本章節之說明。

第二章薄膜分離概論，乃概述薄膜發展沿革及應用，會影響薄膜操作結果包括哪些因素，以及分離膜應用種類與膜元件為什麼會產生污染與阻塞。

第三章前處理技術，說明薄膜系統前處理中結垢、水質軟化、污堵等水中有機物與無機物控制技術，在薄膜系統中妥善規劃前處理，將可提高分離效果與薄膜使用壽命，所以本章節係針對前處理所需處理的項目以及所應用的技術，詳述其去除原理與機制。

第四章系統設計，主要針對薄膜系統設計之水質分析、設計參數、操作參數、成本分析進行探討；由於薄膜設備使用者，並不需要詳細瞭解設計參數，但設計的應用與部分數據的確認，將有助於使用者穩定操作系統。本章中初步介紹薄膜系統設計之概念與參考數據，以利於問題的發現與解決。

第五章操作維護，主要探討系統操作維護，對於系統操作者，更應該瞭解系統保養維護與清洗工作，由於目前國內在推廣應用薄膜系統，所遭遇困難主要為前處理設施不足，與不落實系統操作維護工作，所以本章加強薄膜系統操作，應如何進行一般清洗與殺菌、保養工作，以及操作時系統發生故障應如何排除加以說明陳述，希望協助國內業者在使用薄膜系統時，減少不必要的花費與損失。

第六章薄膜處理技術應用案例，係為了使讀者進一步瞭解薄膜系統可以應用的範圍；本章介紹目前國內外相關實際應用案例，使讀者更進一步瞭解目前發展應用狀況。

第七章未來發展趨勢，薄膜由於具有高效率、省能源、操作方便等優點，所以未來其應用於各行業將會越來越廣泛，本章簡介薄膜未來發展種類，如無機分離膜、氣體分離膜及生物膜。

為了讓讀者更容易索引相關薄膜之專有名詞，本技術手冊最後附有附錄；另外為了讓讀者進一步瞭解目前國內薄膜設備代理商與工程公司狀況，列有名錄供讀者參考。

薄膜分離技術是一門專業技術，要深入瞭解其原理與發揮應有的功效並不容易，所以藉由本技術手冊，提供讀者正確的基本概念、操作維護與清洗保養的資訊，希望能帶引讀者進入 21 世紀中最重要的造水技術領域，這也是日本所宣稱的「利用薄膜造水的世紀」(MAC 21th: Membrane Aqua Century 21th)。

1.3 名詞解釋

1.3.1 滲透現象 (osmosis)

滲透法為利用一半透膜能透水而排斥其它離子來進行除鹽操作。在半透膜兩側的清水中，一方加入可溶性鹽類後，因鹽水之化學勢 (chemical potential) 較清水低，故清水一側會產生滲透流，通過膜面，進入鹽水溶液，直到膜兩側化學勢達到平衡為止。如圖 1.1 所示，兩側體積改變而產生壓力差等於滲透壓時，則達到平衡狀態。倘若在鹽水一側施以一大於滲透壓的壓力時，則鹽水的化學勢高於清水，而促成滲透流流向清水側，這種現象稱為逆滲透。

如圖 1.1 中的玻璃裝置所示，左邊是鹽水溶液，右邊是純水，中間以只有水分子可以通過之半透膜隔開。剛開始時讓兩邊液面一樣高，之後由於一般物質之特性—「高濃度者容易朝向低濃度處流動」，最後達到均勻濃度為止。例如食鹽投入水中之溶解過程，左邊的水濃度比右邊的純水濃度低，所以水分子由右邊通過半透膜向左邊流動，造成左邊液面緩慢上昇，右邊液面緩慢下降的現象，直到左邊液位差壓力與右邊欲流入力量相等才停止，此現象稱之為「滲透」。

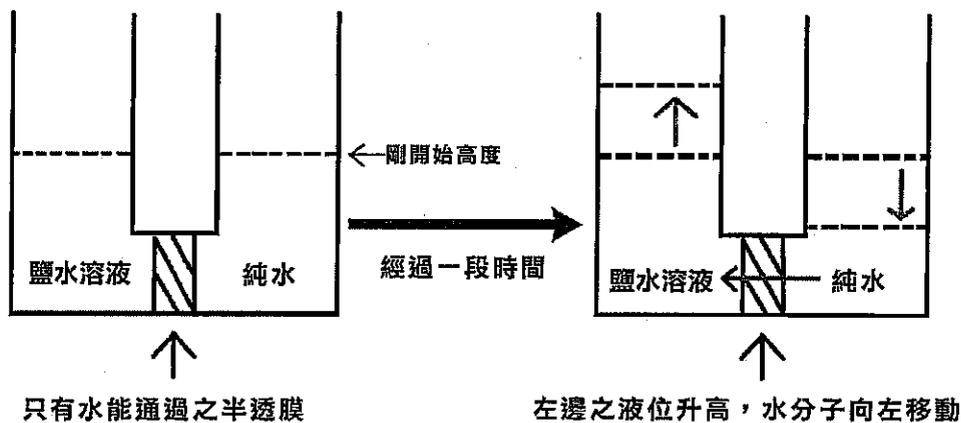


圖 1.1 滲透現象



1.3.2 半透膜 (semipermeable membrane)

「半透膜」是一種薄膜，只允許少數較小或特定之分子（例如：水分子）通過。動物的胚胎、生物的細胞膜都可算是半透膜。由於科學的進步，目前已可經由人工方式，合成製造出許多不同規格產品，應用於許多產業，例如：洗腎透析、製造純水、廢水回收、海水淡化、去除水中溶解氣體（氧氣、二氧化碳）與氣體分離等。

1.3.3 滲透壓 (osmotic pressure)

在圖 1.1 中，裝置左邊液面上施以一定壓力，控制不讓液面上升，則會發現壓力逐漸升高，最後達到一定值，稱之為「滲透壓」，如圖 1.2 所示。

另一與我們生活有關的例子，一般人血液的滲透壓約為 7.7 大氣壓，所以將生理食鹽水注射於血管內時，必須要注意其滲透壓，以避免因注射液滲透壓太低（太淡）造成血球因水滲入而漲破，或因注射液滲透壓太高（太濃）造成血球失水收縮而沉澱。相同的道理，飼養海水魚時，也要注意其環境水體之滲透壓。

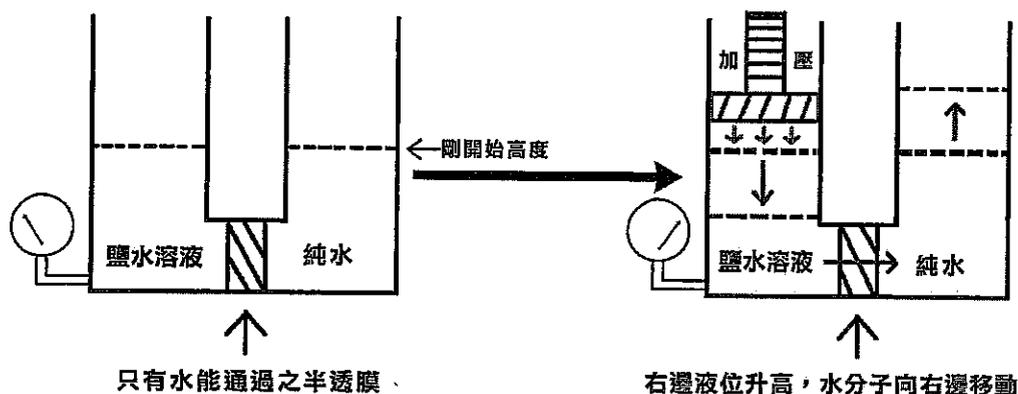
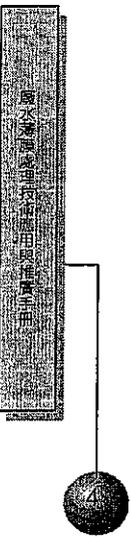


圖 1.2 逆滲透現象



1.3.4 平均滲透壓的計算 (calculation of average osmotic pressure)

稀薄溶液滲透壓 (π) 可以用 Van't Hoff 方程式來估算，其與理想氣體定律計算公式相似：

$$\pi V = \nu n R T$$

$$\pi = \nu C R T$$

π : 大氣壓 (atm)

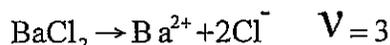
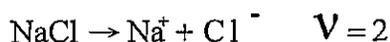
V : 溶液體積 (L)

N : 溶質莫耳數 (mole)

C : 體積莫耳濃度 (mole/L)

ν : 電解質分子形成之離子數

(例如 : NaCl 之 $\nu=2$, BaCl₂ 之 $\nu=3$)



R : 理想氣體常數 (atm · L/mole · °K)

T : 絕對溫度 (°K)

平均滲透壓的計算方法有好幾種，除了上述 Van't Hoff 方程式之外，日本工業標準 (JIS : Japanese Industrial Standard) 曾制訂平均滲透壓的計算方式，有三種代表性成份計算公式可參考：氯化鈉 (一價)、硫酸鎂 (二價) 與異丙醇 (IPA, 有機物) 水溶液，由圖中可看出滲透壓與體積莫耳濃度幾乎呈正比關係；同樣濃度下，一價的氯化鈉滲透壓最大，異丙醇次之 (氯化鈉溶液之 52.31%)，兩價的硫酸鎂比較低 (只有氯化鈉溶液之 31.64%)。其計算結果如下所示：

1. 氯化鈉水溶液 (<10,000 ppm)

$$\pi = \frac{0.2646 (273.15 + T) C}{(1,000 - \frac{C}{1,000})} = 78.89$$

2. 硫酸鎂水溶液 (<5,000 ppm)



$$\pi = \frac{0.08372 (273.15 + T)C}{(1,000 - \frac{C}{1,000})} = 24.96$$

3. 異丙醇水溶液 (<3,000 ppm)

$$\pi = \frac{0.1384 (273.15 + T)C}{(1,000 - \frac{C}{1,000})} = 41.26$$

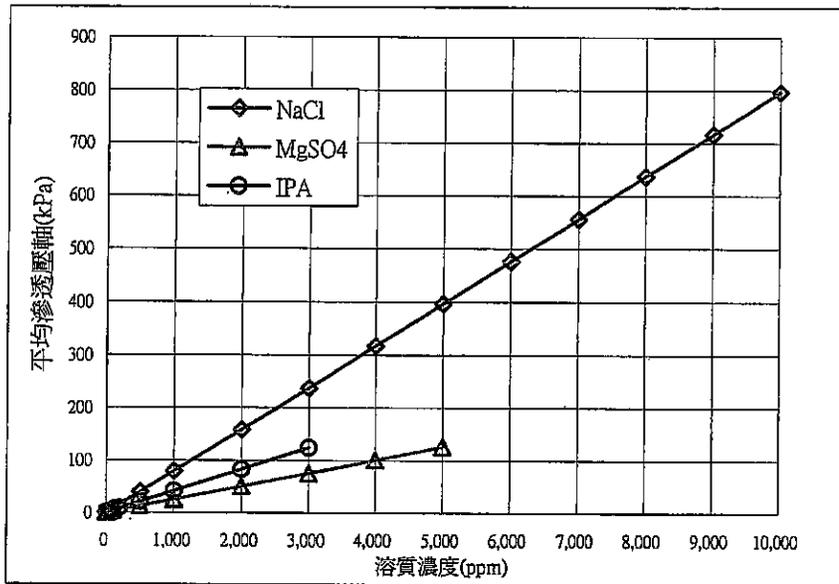
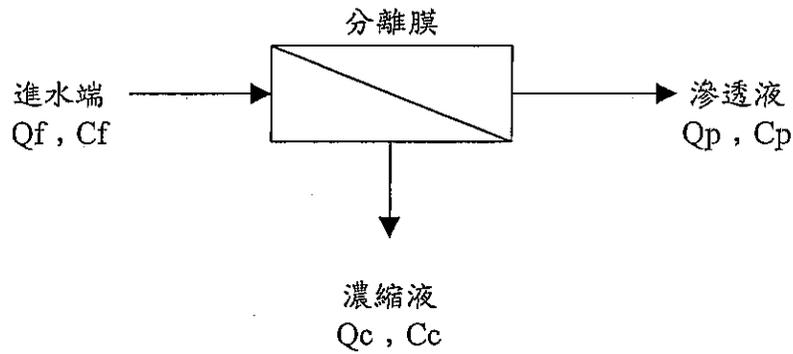


圖 1.3 平均滲透壓與濃度之關係

1.3.5 滲透液 (permeate)

逆滲透程序中進料液被分離膜分離成兩股，經過膜排出的純水稱之為「滲透液」(permeate)，未通過的一股則稱為「濃縮液」(concentrate)。

廢水薄膜處理技術應用與推廣手冊



1.3.6 濃縮液 (concentrate)

在 1970 年代，逆滲透即被成功的應用於產業造水，因為考慮到連續操作之方便性所以大都採用橫向流動 (cross-flow) 方式，只有少量才採用直向流動 (dead-flow)。

前者造水率低但可供長期操作較不容易堵塞，後者初期造水量高但極易堵塞。二者最大的差別是前者只取部分純水，必須將剩下已濃縮之液體排出，我們稱之為「濃縮液」或稱「保留液 (retentate)」。

家裡、學校或辦公室裝設之逆滲透純水機，可以檢查一下，這並不是漏水現象，這些 4/5 被排出的濃縮水，是可以回收用來沖廁所馬桶或澆灌花木，以避免浪費有限的水資源。至於海水淡化所排出之濃縮液，因為鹽份較高，比較不好處理，科學家們仍在想辦法嘗試解決其排放問題，以避免影響漁業養殖與環境保育。

1.3.7 造水率 (recovery rate)

將滲出液流量除以進水流量，所得到的比率稱之為「造水率」。例如澎湖海淡廠第一期工程 7,500 CMD (M^3/day) 進水，滲出水 2,500 CMD，其造水率為 33%，濃縮液之濃縮倍數為 1.5 倍。

為維持長期穩定操作，每支膜元件皆有建議最佳操作之造水率限制。正常運轉時，或多或少都會受到外來污堵或因濃縮造成結垢，致使造水率下降，所以要定期清洗膜元件。

設計時可將濃縮液回收再經逆滲透處理 (稱之為第二段處理, second stage) 或採迴流方式，以提高造水率，但需考慮因濃度提高所增加操作壓力之成本、結垢腐蝕污物阻塞之風險與濃縮液之排放問題。





1.3.8 脫鹽率 (rejection rate)

進水中之溶解性鹽類經薄膜分離後，所產出滲出水中之離子含量已大幅減少，其減少比率稱之為「脫鹽率」。一般而言，逆滲透除鹽率可達 99% 以上，原液愈濃除鹽率愈高。

1.3.9 分離分子量 (molecular weight cut off, MWCO)

依照薄膜的孔徑大小，其分離效果等於可分離的物種的平均分子量，稱為分離分子量，簡稱 MWCO。例如納濾的 MWCO 規格有 200、300、400、800 等等，超濾的代表規格包括：8000、10000、50000。

1.3.10 膜元件 (element)

將薄膜捲繞成一個柱狀物，稱為膜元件，其規格可區分為：8040、4040、2540 等，前兩個數字代表管徑，例如 8 吋、4 吋、2.5 吋；後兩個數字代表長度，例如 40 吋，大約一公尺長。

1.3.11 膜組 (module)

視實際需要有時候將兩支、三支或六支膜元件串聯裝填於一管殼中使用，稱為一個膜組。

1.3.12 管殼 (vessel)

將上述膜組裝入一個耐壓的套管中，此套管材質常用 FRP 或不銹鋼，稱為管殼。

1.3.13 平均濃度因子 (average concentration factor, ACF)

一般說來，造水率之高低會影響逆滲透系統操作之產水水質、進料操作壓力、膜元件壽命、清洗頻率等。

而此造水率之高低又與平均進料含鹽量有關，因此需要建立一參考指標供系統設計之參考，此一指標稱之為平均濃度因子。

$$ACF = \frac{\ln \frac{1}{1-R}}{R} \quad (R: \text{recovery})$$

因為造水率之高低與造水成本有密切關係，所以在系統之設計上，常選擇實際可行經驗值中之最高數值來設計：



例如：單支膜元件 R = 10.4 %	ACF : 1.06
R = 11.0 %	ACF : 1.06
R = 15.2 %	ACF : 1.08
R = 20.0 %	ACF : 1.12 (上限值)

註：每一家膜管供應商所使用之設計參數稍有不同，有的以 β 值來計算，其意義類似。

1.3.14 溫度修正因子 (temperature correction factors, TCF)

指溫度的變化使得孔隙大小隨之改變，同時因溫度的變化而影響流體的黏度。

1.3.15 流通量 (flux)

流通量係指單位時間通過某單位膜面積的流量，為質量/(面積×時間)，常用單位為「加侖/平方呎·天」(Gal/Ft²·Day, GFD)，流通量=滲透液/單位面積·時間。就其物理意義而言，GFD 為每平方呎膜表面積每天所能產出的量，仔細觀察其單位可發現此流通量之單位實為長度/時間 (L / θ) 與線性速度相似，代表橫跨過膜表面的線性速度。

$$\frac{\dot{q}}{A} = \frac{V}{\theta A}$$

1.3.16 切線速度 (tangential rate)

膜元件表面的流體流動速度，單位為 ft/sec 或 m/sec，速度太慢容易引起污染物的沉積阻塞，速度太快則浪費動力能源。

1.3.17 多段式系統 (multistage system)

為串聯式連接方式，如圖 1.4 所示，目的為提高造水率或回收率，相對其缺點為脫鹽率降低，水質變差，因後段的回收水質影響，故平均水質降低，適用於一般要求較高造水率的需求。



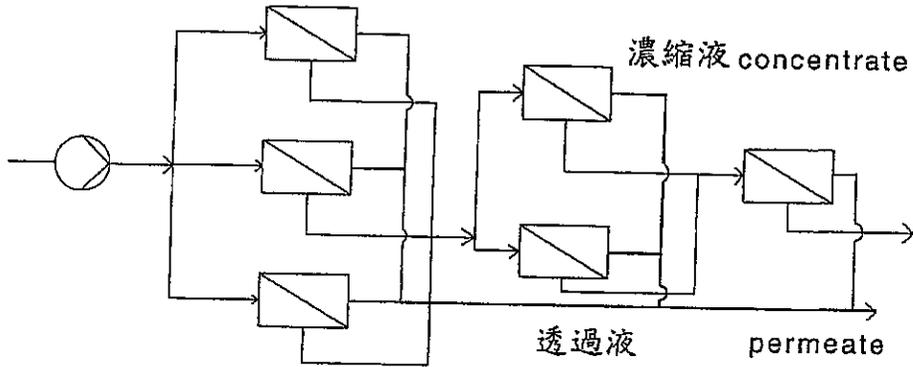


圖 1.4 多段式系統

1.3.18 聖誕樹式排列 (Christmas tree)

如圖 1.4 中所示，由於後續膜組的進料流通量總是依次遞減的（減去滲透液的流通量），所以大多數情況下，後續膜組中要並聯連接的組件數目也相對減少，以使流過組件的流通量能保持穩定。

這樣的處理方法導致了所謂的聖誕樹式排列(見圖 1.4)，例如用於產製純水或廢水回收的逆滲透裝置中就經常採用這種結構。

1.3.19 兩級式系統 (two passes system)

即為另一種連接方式，目的為提高脫鹽率及提高水質，相對其缺點為產水率下降。因追求高水質，其滲透液再一次進入膜組中給予脫鹽濃縮，致其產水量相對下降，如圖 1.5 中所示，適用對水質要求高的產業，如半導體製造工廠。

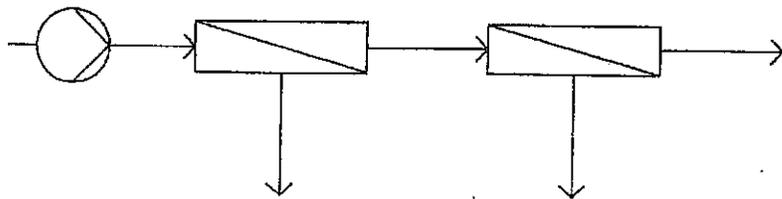


圖 1.5 兩級式系統

海水電解處理技術應用與推廣手冊

1.3.20 動態薄膜 (dynamic membrane)

沿習傳統深床過濾方式，在原液中添加多孔性無機粒子如矽藻土，增加其過濾面積，並控制其膜表面污染物邊界層 (boundary layer) 之厚度，目的是增加對污染物之容忍度，使操作保持穩定狀態。

1.3.21 污堵 (fouling)

污堵是指無機鹽以外的物質，包括膠體、有機物及微生物等沉積在膜面的現象，因此又可分為膠體污堵、有機污堵和生物污堵等三大類。逆滲透膜表面發生膠體污堵的可能性，可利用淤泥密度指數 (SDI) 來預測其發生的傾向。

1.3.22 結垢 (scaling)

結垢是指當水中的微溶性鹽類 (slightly soluble salts)，在薄膜元件間濃縮而超過其溶解度的極限時，即開始在逆滲透或超過濾元件間產生結垢。以逆滲透系統為例，當其回收率愈高時則產生結垢的可能性就愈大，因此需注意不要超過微溶性鹽類的溶解極限，否則沈澱與結垢便會產生。

最常發生的結垢為碳酸鈣結垢，結垢發生的傾向，可以由蘭氏飽和指數 (Langeir Saturation Index, LSI) 或鈣穩定指數 (Stiff and Davis Stability Index, S & DSI) 來預測。

1.3.23 就地清洗 (clean in place, CIP)

系統之膜元件需要經常清洗保養，因為膜元件的拆卸與組裝相當麻煩，而且清洗不方便，因此採用就地清洗方式處理，亦即採用密閉循環迴路，以化學藥品循環清洗一段時間，再用清水洗淨，此方法簡單方便又有效果，簡稱 CIP。

1.3.24 淤泥密度指數 (silt density index, SDI)

SDI 測定設備包括空氣壓縮機、20 升壓力槽、恆壓 (30 psi) 過濾頭、0.45 μm 濾膜，如圖 1.6。SDI 為測定膠體積垢之污泥密度指數，目的在於估計水中所含污染顆粒數量以及阻塞的速率。一般而言，使用螺捲式逆滲透膜組淡化半鹹水時，處理原水水樣時，SDI 值必須至小於 4，處理海水時，SDI 值則必須控制小於 5，若使用中空纖維膜處理海水時，SDI 值則必須限制小於 3 以下。

SDI 之檢測方法乃是利用流體在 30 psi 的固定壓力下，經過直徑 47 mm、孔徑 0.45 μm 之濾膜後，由流量損失之多寡來判定其阻塞速率。濾膜之選擇原因為 0.45 μm 的孔徑對膠體物質阻塞的敏感度比對硬質顆粒高。SDI 值愈高表示阻塞



速度愈快，亦即膠體污染程度較高。SDI 測定方法如下：

1. 將水樣注入壓力鍋內，並以濾膜夾將 0.45 μm 的濾膜放置於過濾器內。
2. 將控制閥打開，當水樣流過濾膜時，將薄膜過濾器傾斜直至將空氣排出。若未將空氣排出，則測試結束時，會在濾膜上發現白色的小點，造成 SDI 值偏高之測試誤差。
3. 將壓力鍋之壓力控制在 85~90 psi，而薄膜過濾器之壓力控制在 30 psi。
4. 放置 100 mL 量筒於出水口，量測流經時間（若水質佳、流率大，則改以 500 mL 量筒量測）。
5. 將控制閥打開，並以碼錶記錄 100 mL 量筒流滿所需時間，記錄為 t_0 。於 5、10、15 min 時，再各量測一次，並分別記錄為 t_5 、 t_{10} 、 t_{15} 。
6. 如果在 15 分之前，薄膜已阻塞，水流如已經形成緩慢滴流（slow drip）現象，則記錄停止時間。

根據上述測量結果，SDI 之計算式為：

$$SDI = \left(\frac{1 - \frac{t_0}{t_{15}}}{15} \right) \times 100$$

t_0 ：最初通過濾膜 100 mL 水樣所需時間。

t_{15} ：第 15 分鐘開始，通過濾膜 100 mL 水樣所需時間。

然而當水樣中含有大量粒徑介於 0.45 μm ~1.0 μm 之間的懸浮微粒時，由於濾膜會被迅速的阻塞使得通過濾膜的水流量變得很小，最後所測出來的 t_{15} 會非常的大，以至於使上述公式趨近一個上限值為 6.67。為了能夠更容易的瞭解 SDI 值所代表的阻塞程度，所以必須使用修正公式來將 SDI 值的範圍放大，以避免直覺上低估了大於 5 以上水質惡化程度。

若在測定 SDI 值的過程中，出水流量形成緩慢滴流，（亦即在 5 秒鐘內流出的水量少於 15 滴時），則濾膜的表面可視為已經 100% 的阻塞，此時所記錄的時間即為測試終止時間 t_b ，另外，訂定修正計算方法，此一修正計算方法是經過

工研院能資所張振章等人量測所得之經驗，稱為修正的污泥阻塞係數（modified silt density index, MSDI：）計算方式為：

$$MSDI = \frac{1}{t_E} \times 100$$

t_E ：水流速率變成緩慢滴流所需要的時間（15 滴/5 秒）

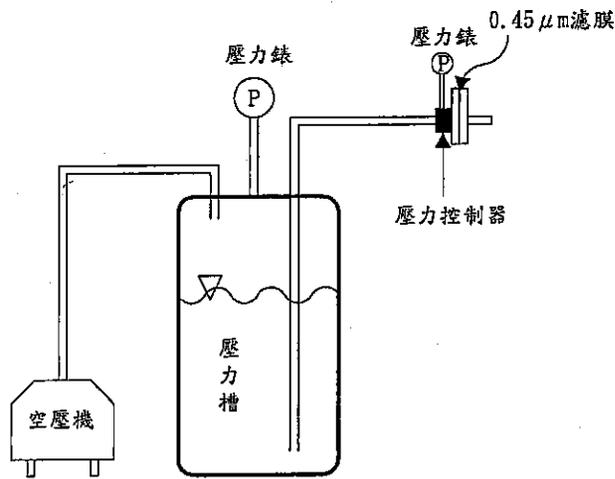


圖 1.6 SDI 測定設備

1.3.25 蘭式飽和指數（Langlier saturation index, LSI）

蘭式飽和指數（LSI：Langlier saturation index）定義為：

$$LSI = pH - pH_s$$

$$pH_s = pCa + pM_{Alk} + "C"$$

其中	LSI > 0，傾向沉澱	RSI < 7，傾向沉澱
	LSI = 0，傾向平衡	RSI = 7，傾向平衡
	LSI < 0，傾向腐蝕	RSI > 7，傾向腐蝕



1.3.26 界面現象 (interfacial phenomenon)

界面現象為逆滲透法之主要去除機制，由於逆滲透膜對水分子具有強烈之滲出選擇性 (permselectivity)，而對水中溶質具排斥力，使得原水受壓後，水分子不斷地通過逆滲透膜而將溶質排斥於進流溶液 (bulk solution) 中，以達到去除效果。

以醋酸纖維逆滲透膜為例，其構造由大約 1,500Å 長，10-2 Å 寬之聚合體 (polymers) 網狀組織所組成。當這些聚合體之長鏈彼此互相平行時，會產生結晶區域 (crystalline regions)，在這些區域中聚合體藉者氫鍵與凡得瓦爾力結合一起，並且有固定之間隔。而當這些長鏈不規則排列時，其間隔空間某些地方會較寬廣，稱為不定形區域 (amorphous regions)。當水分子被帶進醋酸纖維逆滲透膜之內部時，則濃縮於這些不定形區域中。

在此假定水分子藉著氫與醋酸纖維中羰基上之氧結合成鍵結水 (bound water)，則溶質對逆滲透膜有兩種不同之擴散方式：(1)溶質無法進入氫鍵，換言之，其擴散完全依靠逆滲透膜孔隙之多少而定，且充滿孔隙之鍵結水大大降低溶質利用孔隙擴散成功之機會；(2)這些溶質可以藉著氫鍵與逆滲透膜結合而進入鍵結水之結構中，藉著氫鍵與薄膜另一側羰基本之氧結合，以排成一線 (alignment) 方式沿著氫鍵之一端移動至另一端，最後通過了逆滲透膜之另一側。

在以上之擴散模式 (bound water, hole and alignment type of diffusion) 中，溶質之擴散速度要比水慢許多，且逆滲透膜充滿鍵結水後大大降低孔隙產生之數目，因此，溶質擴散成功之機會非常小。假如逆滲透膜受到擠壓而發生交互連接現象，鍵結水將變得更穩，溶質之擴散速度將更小。

氫鍵之去除機構不包含篩除作用，若溶質顆粒大於孔隙尺寸，則無法進入氫鍵，當然不可能使用擴散方式穿過逆滲透膜，因此，篩除作用於逆滲透之去除機構中擔任一個次要角色。

1.3.27 篩除機制 (sieve mechanism)

篩除機制與一般過濾原理相同，為逆滲透法之次要去除機制，薄膜上之微細孔徑對太大之分子具有篩除作用。此種作用可認為是超過濾之主要去除機制；而逆滲透可截留較膜孔徑小的物質，故篩除並非其主要之分離機制。以銅離子為例，當 pH 值較高時，產生之氫氧化銅膠羽 (floc)，其粒徑比薄膜孔隙為大，





因篩除機制無法通過而需將水與溶質分離。但在逆滲透法之去除機制中，其前處理步驟中，大都已將大顆粒物質去除，以保證進入逆滲透膜溶液中之物質均為溶解與之小顆粒，避免薄膜表面之污堵現象。

1.3.28 模管診視與剖析 (autopsy of membrane)

模管被阻塞時，常因不確定發生原因，而使清洗效果不佳，模管無法恢復原有造水能力，此時只好將其中之一模管取出，進行模管切片剖析，以直接觀察內部阻塞成分，或進行化學分析。



第二章 薄膜分離概論

2.1 薄膜發展及應用

一般而言，分離膜的種類可依材質概分為有機膜（即高分子膜）和無機膜（即陶瓷膜）兩大類。無機膜在膜材料和膜組型式方面不如有機膜的多樣化，但它有其特殊及利基之處，兩者是截然不同的領域，本節僅針對一般工廠製程用水與廢水回收再利用時常應用之有機膜提出討論，至於無機膜的部分將於第七章再予以探討。

常見之有機薄膜分離技術一般包括逆滲透（reverse osmosis）、納濾（nanofiltration）、超濾（ultrafiltration）及微濾（microfiltration）等，各式薄膜之簡略說明如下：

1. 逆滲透

約在十八世紀前，Abbè Nollet 就觀察到用豬膀胱將用盛酒精瓶，瓶口封住時，水會滲透流出的現象；西元 1867 年，Moritz Taube 製備出第一張合成膜；西元 1953 年，美國佛羅里達大學 Reid & Breton 合成醋酸纖維膜，開始逆滲透程序方面的研究；西元 1960 年，美國加州大學 Loeb 和 Sourirajan 首先製備出高流通量（water flux, WF）和高脫鹽率（salt rejection, SR）的非對稱性（asymmetric）醋酸纖維素逆滲透膜結構，因而奠定了逆滲透技術的基礎，同時也帶動了其它膜程序的快速發展。

逆滲透的原理可由圖 2.1 來說明，由於逆滲透的研究初期是以海水淡化為目標，至今其主要用途仍為水的脫鹽（desalination），因此以鹽水（高濃度溶液）和淡水（低濃度溶液）為例來解釋最恰當。當鹽水和淡水以一般的多孔性濾膜隔開時，由於兩邊的濃度不同，鹽水中的氯化鈉（實際上是鈉離子和氯離子）便會透過濾膜往淡水移動以達到平衡，此即為擴散現象（參見圖 2.1a）。如果鹽水和淡水中間改以僅容許水分子透過，而氯化鈉無法透過的逆滲透膜隔開，因為氯化鈉無法透過逆滲透膜，兩邊為了達到平衡，淡水中的水分子於是會往鹽水中移動，這種自發的現象稱為滲透（參見圖 2.1b）。滲透過程中，鹽水側的水位會逐漸升高，當水位不再繼續升高時即表示兩邊已達到平衡，此時



鹽水側和淡水側的液位差就是鹽水的滲透壓（參見圖 2.1c）。滲透壓的大小主要決定於鹽水的濃度，通常每 100ppm 的鹽濃度會產生 1psi 的滲透壓。所謂逆滲透是指在鹽水側，施以一大於滲透壓的外加壓力，迫使水分子從鹽水側往淡水側移動，而氯化鈉則被留在鹽水側（參見圖 2.1d）。外加壓力愈大，透過的水量就愈多。

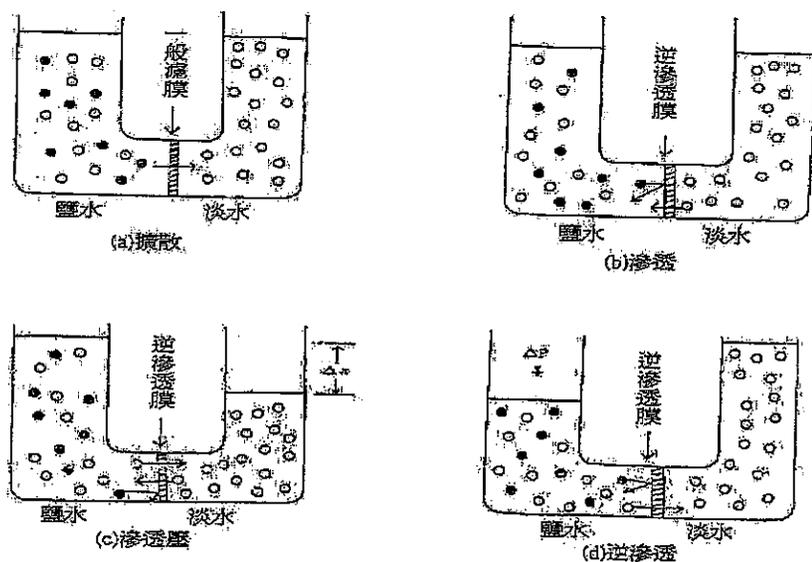


圖 2.1 逆滲透原理示意圖

逆滲透膜的性能以流通量和脫鹽率表示，計算公式如下：

$$\text{流通量} = \frac{\text{透水量}}{\text{單位面積} \cdot \text{單位時間}}$$

$$\text{脫鹽率} = (1 - \frac{\text{滲透液濃度}}{\text{進料液濃度}}) \times 100\%$$

流通量的常用單位是「 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ 」($\text{Gal}/(\text{ft}^2 \cdot \text{day})$ ，GFD)。流通量及脫鹽率和鹽水濃度及外加壓力有關，大多數的逆滲透膜製造商採用以下兩種標準評估程序：

膜分離技術與工程

第二章 薄膜分離概論

海水淡化膜：35,000ppm 氯化鈉水溶液，800psi 操作壓力

鹽水淡化膜：2,000ppm 氯化鈉水溶液，225psi 操作壓力

逆滲透膜的物質傳送機制至今仍有許多的爭論，有些學者提出優先吸附—毛細管流動 (preferential sorption - capillary flow) 模式，視逆滲透膜是多孔性結構，也有些學者認為逆滲透膜為非多孔性結構，提出溶解—擴散 (solution-diffusion) 模式。圖 2.2 為無機鹽和有機溶質透過逆滲透膜之示意圖，該圖也說明了逆滲透膜對無機鹽有很好的分離效果，但對分子量小於 100 的有機溶質的分離效果則較差。目前逆滲透程序的主要應用包括海水淡化、半導體業超純水、醫院、製藥業純水的製備，以及飲用水、產業製程用水和廢水方面的處理等。

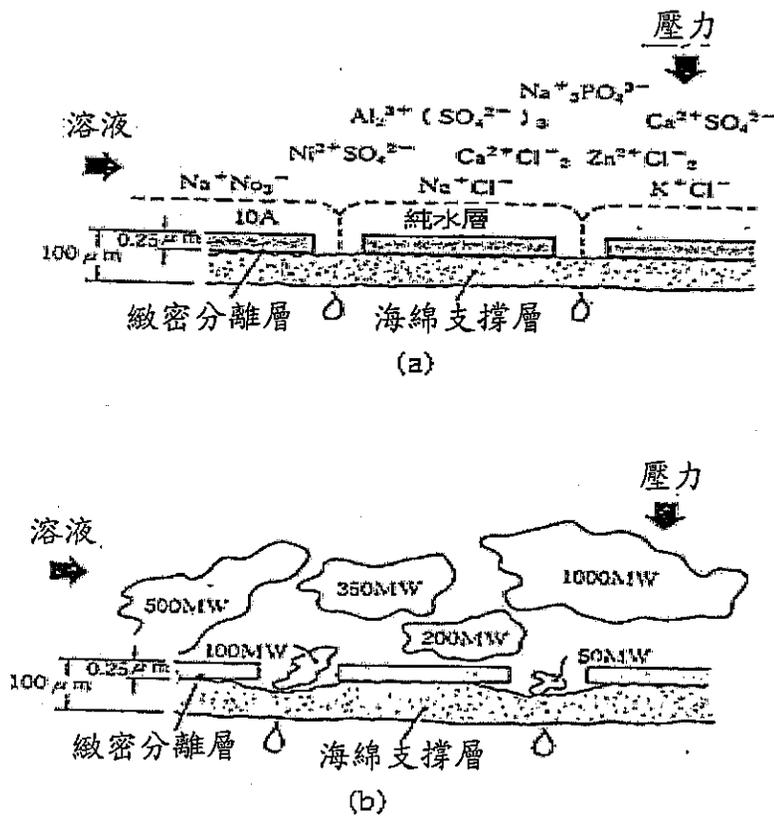


圖 2.2 無機鹽與有機溶質透過薄膜示意圖

海水滲透處理技術應用與推廣手冊

2. 納濾膜

納濾膜是一種孔徑介於逆滲透膜和超濾膜之間的分離膜，由於膜孔徑據估計約為 1 nanometer (10^{-9} 公分) 而得名。在這個名詞還未普遍化之前，也有人將之稱為疏鬆逆滲透膜 (loose RO) 或緊密超濾 (tight UF)，另外由於這種膜的化學結構大都帶有電荷，因此也有人以荷電膜 (charged membrane) 稱之。

納濾膜對氯化鈉的脫鹽率不如逆滲透膜，大約只有 30~80%，但這正是其能有特殊用途的原因之一。納濾膜的性能測試方法同逆滲透膜，唯測試溶液不用氯化鈉而改以硫酸鎂水溶液，測試壓力約在 100~225psi 之間。納濾膜的透過機制主要和同性電荷互相排斥的 Donnan 效應有關，因此進料溶液濃度對脫鹽率的影響很大。

納濾膜對二價離子（如硫酸鎂）、醣類（如葡萄糖）和分子量數百至數千且帶有電荷的物質（如胺基酸和反應性染料）有很高的濾除率，目前主要的用途包括飲用水的軟化處理、產品的脫鹽等。雖然納濾膜的發展較逆滲透膜晚了近 20 年，相關的基礎研究還不多，但是在飲用水的處理方面已逐漸取代逆滲透而將成為未來的主流，因為納濾的低操作壓力，高透水量降低了設備投資和操作成本，而且實際上飲用水並不需要做到純水的程度，只要適當降低硬度和去除三鹵甲烷即可。逆滲透膜的脫鹽率太高，而超濾膜的孔徑則太大，因此兩者都無法達到產品適度脫鹽的目的，納濾膜的孔徑正好介於兩者中間，最適合用於產品的脫鹽程序。

3. 超濾膜

超濾一詞最早出現於 19 世紀末期，Bechhold 於西元 1906 年已製備出孔徑 $0.01 \mu\text{m}$ (微米) 的超濾膜。超濾通常被定義為膜孔徑在 $10\sim 200 \text{ \AA}$ ($0.001\sim 0.02$ 微米) 之間，能夠濾除分子量數千至數十萬之巨分子的一種膜分離程序。由於超濾膜的孔徑不易或根本無法精確度量，因此膜的孔徑大小是以分離分子量 (Molecular Weight Cut-Off, MWCO) 來表示，其定義為超濾膜對巨分子的濾除率可達 90% 時，該巨分子的最小分子量即為超濾膜的分離分子量。分離分子量的測定是以數種已知分子量的巨分子水溶液為測試液對超濾膜進行測試，測得的溶質濾除率 (solute rejection) 和巨分子的分子量在半對數方格紙上做圖而得，分離分子量曲線愈陡峭表示膜的孔徑分佈曲線愈窄，亦即孔徑愈均勻，參考圖 2.3 所示。

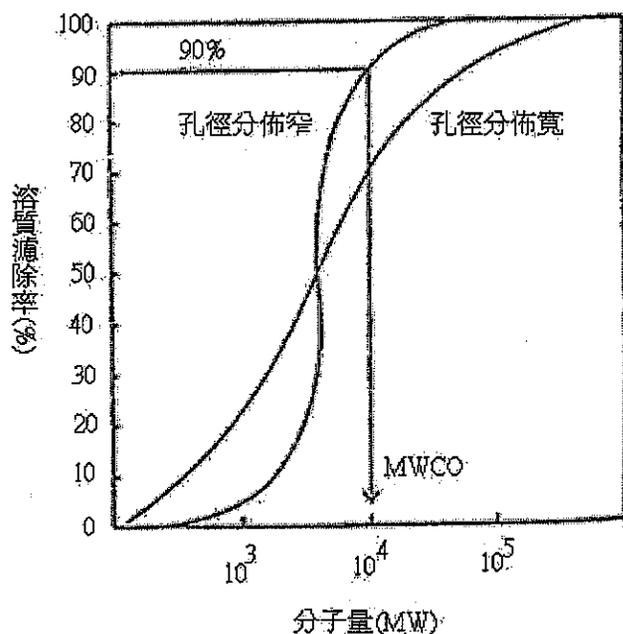


圖 2.3 UF 截留分子量曲線特性圖

由於超濾膜製造商對分離分子量的測試方法各有不同，因此分離分子量相同但製造商不同的超濾膜，其孔徑可能會有很大的差異。雖然如此，分離分子量仍不失為表示超濾膜孔徑的一種好方法。超濾膜的測試常被採用的標準溶質包括線狀化學結構的聚乙二醇 (polyethylene glycol)、球狀的蛋白質 (如卵蛋白、血色素等) 和分支狀的葡聚糖 (dextran)，測試壓力則分別為 60、30 及 7psi。超濾程序同逆滲透，唯所分離的物質通常為有機水溶性溶質而非無機鹽，因此稱為溶質滲除率，而操作壓力通常在 100psi 以下。超濾程序在低壓操作時，透水量和操作壓力大致成線性正比關係，但當操作壓力超過最適壓力時透水量不再增加，有時反而會降低，最適壓力則視被處理液的組成和其它特性而定，通常在 30~60 psi 之間。

超濾最典型而成功的應用實例為電著塗料的回收和牛乳的濃縮。在電著塗裝製程中，被電著物帶出的塗料液經超濾處理後，被分離成滲透液和濃縮液，

前者回收做為水洗液，而後者則送回電著槽，參考圖 2.4。超濾的使用對電著塗裝製程有以下三個好處：提高電著塗料的使用率減少塗料成本、沒有廢水的排放而省下廢水處理設備設置費用，以及電著槽組成分的有效管理以提高產品品質。此外，醫藥業用水、包裝飲水製程及廢水回收前處理大也都已經使用超濾設備。

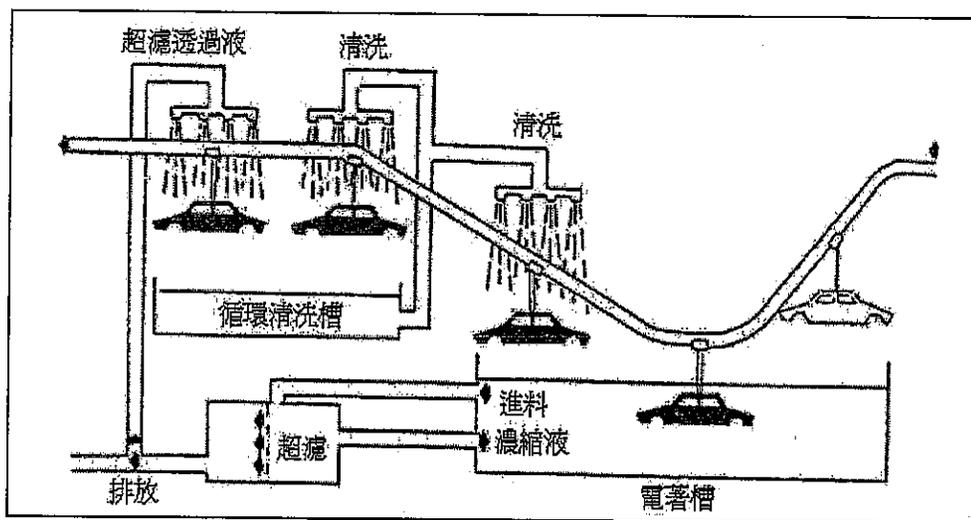


圖 2.4 UF 在電著塗裝製程的應用

4. 微濾膜

微濾通常是指孔徑在 0.1~10 微米之間的多孔質、對稱性分離膜，產業界最常使用的孔徑為 0.2、0.45 及 1 μm 。微濾膜的孔徑有公稱 (nominal or rating) 孔徑和絕對 (absolute) 孔徑兩種之分。前者通常以 85~90% 的顆粒濾除率為標準，而後者則可做到 100% 的濾除效果。以公稱孔徑 0.2 μm 的微濾膜為例，其對 0.2 μm 的顆粒約有 90% 的濾除率，但對 0.5 μm 的顆粒濾除率達 100%，則該膜亦可稱為絕對孔徑 0.5 μm 的微濾膜。

水質淨化技術應用推廣手冊

微濾膜的性能測試主要為流通量（或空氣通量）和孔徑，微濾膜的孔徑可用沸點（bubble point）之方法計算，或以掃瞄式電子顯微鏡（SEM）直接觀察而得。微濾程序不同於其它分離膜程序的橫向流過濾（cross flow filtration），而是傳統的直向流過濾（through or dead flow filtration），也就是說它是一種不必清洗的拋棄式濾心。

微濾膜的主要用途為食品、飲料、醫藥、電子等產業用水（或溶劑）和空氣的過濾，過濾目的則以捕捉微生物和去除顆粒為主。圖 2.5 顯示啤酒釀造製程中以微濾對進水和進氣進行過濾以控制微生物和澄清產品的情形。用微濾除菌法取代低溫加熱殺菌法（pasteurization），將可以避免食品或藥物中某些成分被破壞而影響功效或風味的可能性。

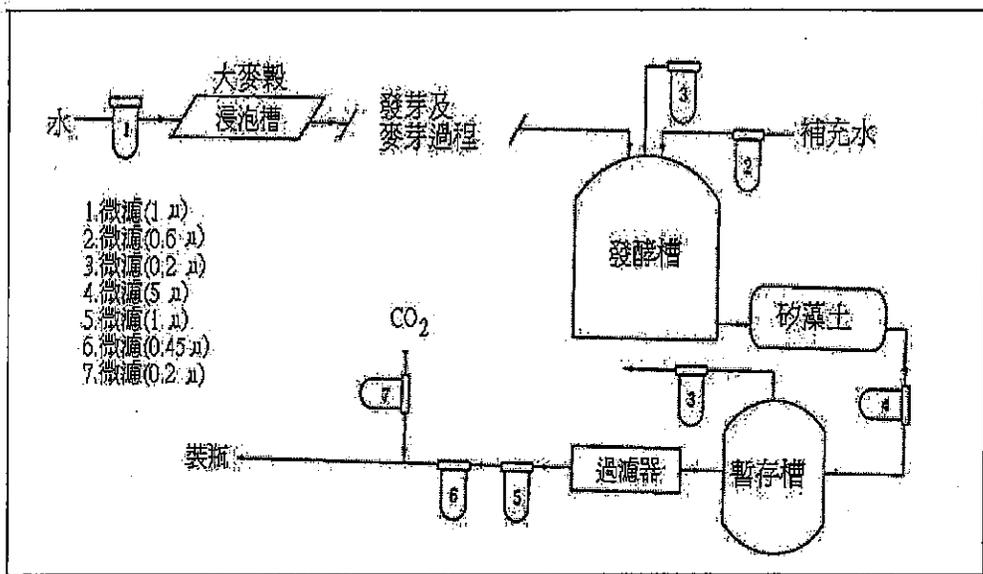


圖 2.5 微濾程序在啤酒釀造製程的應用

成大水質處理技術應用與推廣手冊



2.2 影響薄膜操作之因素

2.2.1 溫度

改變操作溫度會影響滲透壓與水的流通量，前者依滲透壓計算公式即可瞭解，後者與溫度成正比，隨水的黏度而改變。一般言之，約略是每升高 1°C，可增加 3% 流通量。

2.2.2 壓力

在某固定操作條件下，壓力增加會提高膜管單位表面積之流量，然而溶解鹽類難以穿透膜管之特性，並不受壓力影響而改變，因此將造成滲出水中，鹽類濃度降低，水質會變好。雖然如此，但也將造成膜管負荷增加、容易污染阻塞、清洗頻率提高、減少操作壽命等狀況。

2.2.3 扭曲變形

在正常操作條件下，因為薄膜的材料為高分子聚合物，薄膜表面長時間受壓力擠壓會扭曲變形 (creep deformation)，水的流通量將會隨著時間逐漸下降，兩者呈對數正比關係，此效應尤以不對稱均勻膜更為顯著。壓力、溫度愈高，扭曲變形愈大。一般廠商會建議新的膜管可先以低壓操作，以後再提高壓力以維持固定造水率。

2.2.4 濃度極化效應

薄膜分離時，無法透過膜的分子，受到液體向膜表面移動的推力，會使此區域的濃度越來越高形成一濃度梯度 (concentration gradient)；也就是在薄膜表面處，水份穿透薄膜後，形成一鹽類濃度比較高之邊界層 (boundary layer)，此處之鹽類具有向中央處 (bulk flow) 擴散之驅動力 (driving force)，形成反向擴散效應，而這種濃度變化取線的形成被稱之為「濃度極化效應」。

濃度極化效應的作用下，會使分離的效果惡化，它會使因優先滲透成分的推動力下降，而使要被截留成分的推動力提高。也就是說，既使流通量降低，又使滲透液的質量惡化。

2.3 分離膜種類

2.3.1 依材質分類

目前曾經被研究用於製備薄膜之高分子有近百種之多，唯實際發展成為商業化應用之薄膜卻不多，在選擇薄膜處理系統時，應同時考慮技術與經濟因素，主要考慮因素包括：

1. 選擇具區分能力，符合分離條件之適當薄膜。
2. 具耐壓性、耐酸鹼性、對化學藥品抗拒性、耐熱性。
3. 薄膜之使用壽命滿足經濟效益。
4. 在具經濟效益之薄膜清洗再生週期內，其脫鹽率及流通量能達到使用需求。
5. 薄膜的清洗難易性。
6. 具有一定之機械強度，以支持薄膜於高壓下操作。
7. 避免壓力漏失及過大阻力所造成之壓力損失。
8. 避免鹽類和污堵之蓄積。

以下茲列舉目前市面上薄膜常使用之材質分類情形：

1. 超濾 (UF) 薄膜

Loeb Soriajam 於 1970 年最先發展出非等性醋酸纖維 (antistropic cellulose acetate, CA) 薄膜，隨後為達到耐溶劑、耐酸鹼以及熱穩定性之要求，陸續有許多材料被發展出來，如聚砜 (polysulfone, PS; polyether sulfone, PES)、聚偏二氟乙烯 (polyvinylidene fluoride, PVDF) 及聚丙烯腈 (polyacrylonitrile, PAN) 等材料，表 2.1 中列出了上述各種主要 UF 薄膜之優缺點，上述各類薄膜特性說明如下：

表 2.1 不同種類的超濾薄膜之優缺點比較

膜化學組成名稱	優點	缺點
醋酸纖維 (Cellulose Acetate, CA)	· 高機械穩定	· 易水解 (只容許在 pH3~8 間操作)
	· 價格低廉	· 化學阻抗性差 (只能在低於 5ppm 之濃度下操作)
	· 容易生產	· 易受壓縮效應影響而降低流通量
	· 廣泛適用特殊分離處理程序	—
	· 氧化阻抗性良好	—
聚砜 (Polysulfone, PS)	· 耐酸鹼對 pH 值穩定 (可在 pH=0.5~13 之間操作)	—
	· 對溫度穩定 (不受壓縮速率影響)	
	· 氧化阻抗性良好	
	· 對特定溶劑穩定	
聚乙烯亞胺 (Polyethlenimine, PEI)	· pH 在 4.5~11 之間穩定	· 易氧化 (對 Cl ₂ 容忍度小於 1ppm)
	· 可過濾分子量小於 600 以下之有機物	· 流通量少於纖維醋酸酯膜
聚醯胺 (Polyamide, PA)	· pH 在 5~12 之間穩定	· 易氧化 (對 Cl ₂ 容忍度小於 1ppm)
	· 可過濾分子量小於 300 以下之有機物	· 流通量少於纖維醋酸酯膜
聚呋喃 (Polyfuran, PF)	· pH 在 0.5~10.5 之間穩定	· 易氧化 (對 Cl ₂ 容忍度小於 1ppm)
	· 可過濾分子量小於 200 以下之有機物	· 流通量少於纖維醋酸酯膜

(1) 醋酸纖維薄膜

醋酸纖維薄膜是發展最早且較成熟的技術，早期主要用於製備海水淡化用的逆滲透薄膜，後來則發展用於製備超濾膜。雖然醋酸纖維薄膜的耐熱性（最高操作溫度約 35°C）、耐酸鹼性（pH3~8）、耐壓性（受壓後發生潛變而使性能低下）及抗菌性均不佳，但由於原料便宜且容易製備性能均勻的薄膜，因此雖然新的薄膜材料不斷出現，仍能在市場上佔有一定的

比例。

(2) 聚砜

聚砜薄膜有很好的機械強度、耐熱性（最高可耐至 90°C 以上）、耐酸鹼性（pH 1~13）、耐氯性（長期 50ppm，短期 200ppm）及抗菌性，是薄膜材料的一大突破。其缺點為疏水性及表面容易吸附蛋白質之類的物質而使透水量降低，因此通常需以界面活性劑處理，或以磺化之方法加以改變薄膜性質。

(3) 聚偏二氟乙烯

聚偏二氟乙烯薄膜之耐酸性略優於聚砜薄膜、耐鹼性則略差，其餘之性質如熱穩定性、抗菌性及機械強度等則類似。同樣的，聚偏二氟乙烯薄膜亦為疏水性，需用其他方式改變薄膜性質。

(4) 聚丙烯腈

聚丙烯腈可單獨或與氯乙烯成共聚合物用於製備超濾膜。聚丙烯腈薄膜的耐酸鹼（pH1~10）、耐熱性（50°C）及機械強度等雖不如聚砜及聚偏二氟乙烯薄膜，但其親水性佳，且薄膜可不經處理而乾燥之，再濕潤時不影響其性能，這對薄膜的處理、貯存及運送等非常有利。

2. 逆滲透薄膜 (reverse osmosis membrane)

在逆滲透系統所使用的薄膜要符合下列嚴格的要求：

- 親水性要大於水中其他離子。
- 每單位壓力梯度 (unit pressure gradient) 通過的水量決定了單位出水量。
- 薄膜的持久性 (durability) 決定了膜的更換率。

目前製造廠除 CA 薄膜外，尚有聚砜 (polysulfones, PS)，聚醯胺膜 (polyamide, PA) 及薄層複合膜 (thin film composites, TFC) 等聚合體所制成的薄膜，實用上應考慮各種薄膜獨特溶劑阻抗性，pH 阻抗性，及溫度穩定性，而挑選最具功能的薄膜。表 2.2 為各類薄膜材質比較，表 2.3 為國內外主要之薄膜製造廠商。

表 2.2 各類逆滲透薄膜材質比較

薄膜種類	溫度操作範圍	pH 操作範圍	耐氯性	微生物耐受性
醋酸纖維膜 (CA)	0~30 °C	4.0~6.5	不易被自由氯氧化	易被微生物侵蝕
聚醯胺膜 (PA)	0~35 °C	4.0~11	易被自由氯氧化	不易被微生物侵蝕
薄層複合膜 (TFC)	0~40 °C	2.0~12	易被自由氯氧化	不易被微生物侵蝕

表 2.3 主要逆滲透薄膜之製造廠商

非對稱性逆滲透薄膜之現況	薄膜型式	薄膜材質	製造廠商
已商業化者	Spiral	Cellulose diacetate	UOP
	Spiral	Cellulose blend	Envirogenics, DSI, Osmonics
	Hollow fiber	Cellulose triacetate	Dow
	Hollow fiber	Ployamide	Dupont
發展中者	Spiral	Ployimide	Hydranautics
	Spiral	Cycloaliphaticimide	Rohm/Hass
	Spiral	Sulfonated polysulfone	Virginia Tech
	Spiral	Quaternized cellulose triester	Puropore

TFC 逆滲透薄膜之現況	薄膜材質	製造廠商
已商業化者	Polyether/amide	UOP
	Polyether/urea	UOP
	FT-30	Film Tec
	Other	DSI
發展中者	Ployimide	UOP, Hydranautics
	Polyurea	UOP
	Ployamide	Bend Research
	Sulfonated polysulfone	FRL
	Polyamine	Hydranautics
	Polyamine	Bend Research
	Poly (piperazinamide)	Film Tec

(1) 醋酸纖維膜

此一聚合物長約 15,000Å，寬 10~20Å 可形成結晶區域，但也可能以不規則方式交錯排列，後者之孔隙空間較大。如果分子或離子能夠以氫鍵 (hydrogen bond) 和膜連結在一起，則透過氫鍵這些分子或是離子可以改變與氫鍵結的位置，由一個氫鍵移到另一個氫鍵上，如此便可以通過膜，反之無法以氫鍵和膜鍵結的分子或離子就不能通過膜，這是 CA 膜利用水的擴散達到分離雜質的方法。

醋酸纖維膜，又可分 CDA (cellulose diacetate)、CTA (cellulose triacetate) 或兩者攙配等三種。醋酸基 (acetyl) 含量愈多，除鹽率與化學穩定性 (抗氧化性、耐自由氯) 愈好，但流通量變差。與其他材質膜管比較，CA 操作溫度約 0~30°C，pH 範圍為 4.0~6.5，在某些溫度壓力組合下長期操作會水解劣化，容易被微生物侵蝕，但因可容忍低濃度自由氯且價格低，所以過去廣為大量採用。

(2) 聚醯胺膜

聚醯胺膜為杜邦公司所研發之產品，製成中空纖維膜。表層只有 0.1~1.0 μm 厚，支撐層厚 26 μm，第三層因使用材料不同，又可分為半鹹水用 PT-A 膜 (polyvinyl methyl ether, 聚乙烯甲基醚) 與海水用 PT-B 膜 (PT-A 加丹寧酸)。

PA 耐化性比 CA 穩定，操作溫度約 0~35°C，pH 範圍為 4~11，不容易被微生物侵蝕，但卻容易被自由氯氧化，所以要確保不能有殘留自由氯。商業上用得最廣的是 PA-300，是由 epiamine 與 isophthaloyl chloride 進行聚合反應所形成的。

(3) 薄層複合膜

此種薄膜為 Fluid Systems 公司於 1970 年代所研發產品，Film Tec 公司於 1980 年代也推出 FT-30 產品。表層為只有 0.2 μm 超薄，支撐層為多孔性聚矽結構。

TFC 化學穩定性高、流通量大、除鹽率比 CA 高、不怕被微生物侵蝕，兼具 CA 與 PA 之優點。操作溫度約 0~40°C，pH 範圍為 2~12，範圍廣。因為表層結構成份是 PA，所以同樣容易被自由氯氧化，要注意殘留自由氯侵蝕的問題。



2.3.2 依外觀分類

一般之膜組有四種：平板式、細管式、螺旋捲式及中空纖維式，其中平板式之實用性較低，其他三種膜組在商業上之應用則較為廣泛。此外，依照薄膜之製造方法，可分為三種形式。最早發展出來的是對稱性膜，其次為非對稱性膜，進而為薄層合成膜。

圖 2.6 為一非對稱性膜的剖面構造，頂層之界面層為決定膜特性之主要結構面，次結構可分為兩層，分別為具孔隙的指狀結構與背界層。圖 2.7 為一薄層合成膜 (TFC) 之剖面構造，下層為微孔隙支撐層，類似超濾膜之類海棉構造，上層為活化表面層 (active surface layer)，其厚度約在 $500\sim 3,000 \text{ \AA}$ 之間。若依膜表層構造區分，可分為二種，分別為孔隙層與緊密層。緊密層構造表層在電子顯微鏡下看不出表面孔隙，一般估計其孔隙在 $10\sim 50 \text{ \AA}$ 之間。一般而言，膜組構造乃決定於所用薄膜之形狀，目前已商業化之膜組有四種型，分別為管狀型 (tubular)，如圖 2.8 所示；平板型 (plate and frame)，如圖 2.9 所示；螺旋捲型 (spiral wound)，如圖 2.10 所示；及中空式纖維狀型 (hollow fiber)，如圖 2.11 所示。

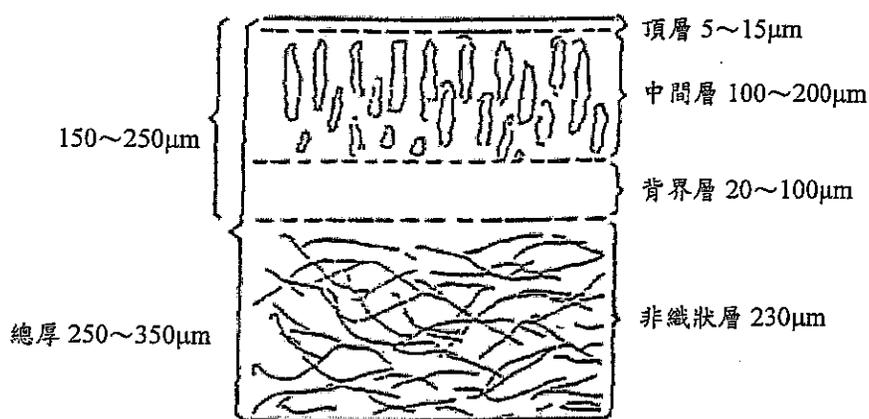


圖 2.6 非對稱性膜剖面圖

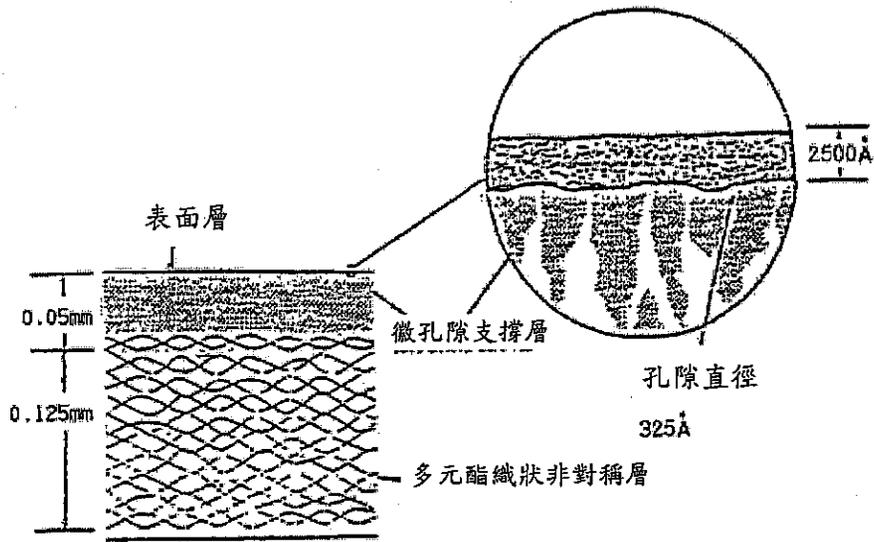


圖 2.7 薄膜合成膜剖面圖

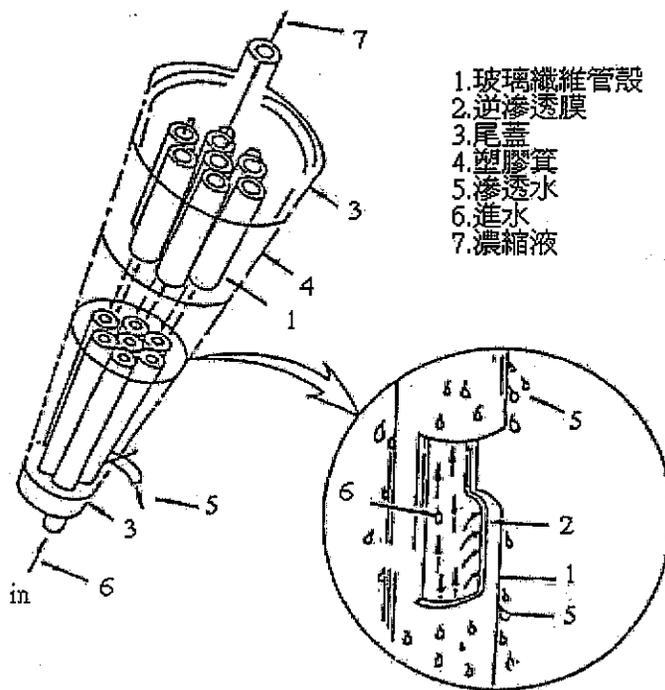


圖 2.8 管狀型逆滲透裝置示意圖

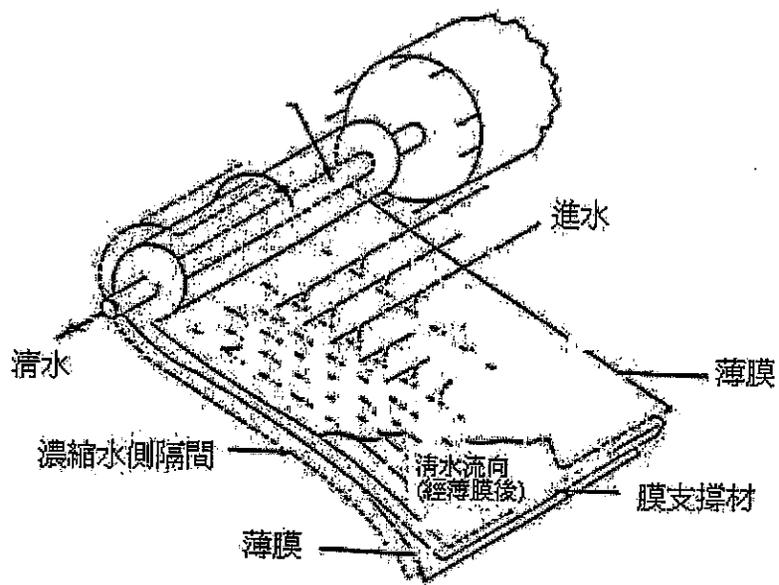


圖 2.9 螺捲型逆滲透裝置示意圖

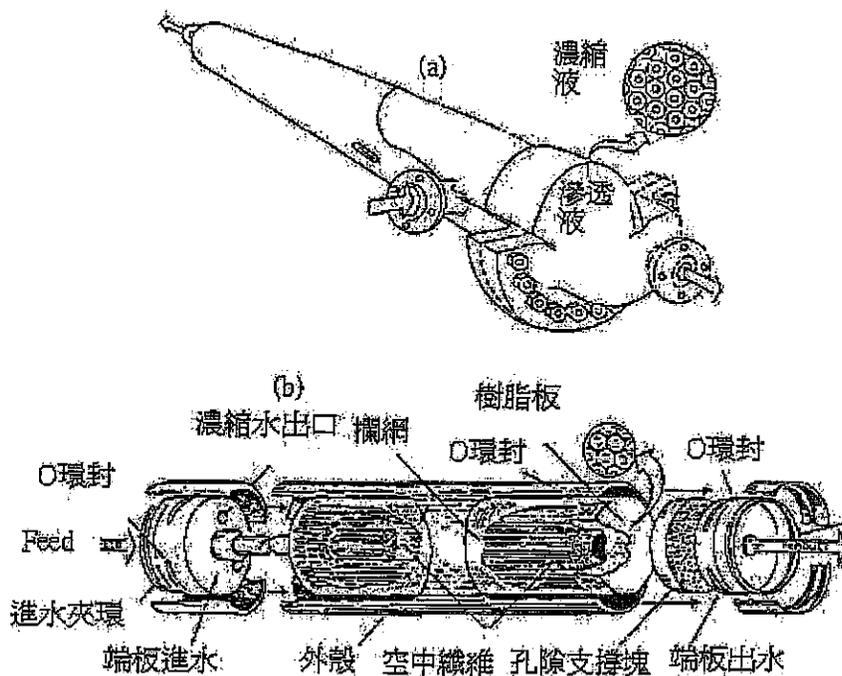


圖 2.10 中空纖維式逆滲透裝置示意圖

清水滲透膜後經管內流出

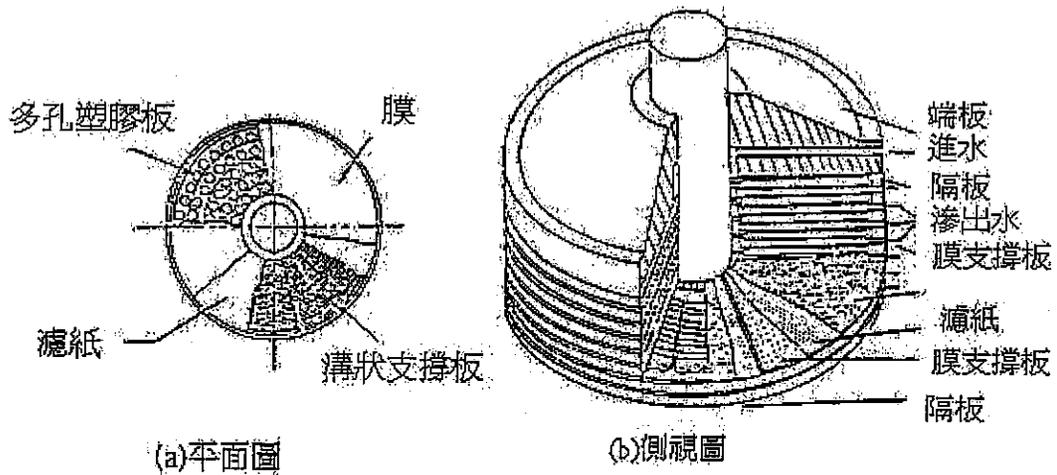


圖 2.11 平板型逆滲透裝置示意圖

1. 管狀

薄膜被覆在一多孔細管表面，進流廢水由其中一端流入，濃縮液自管之另一端流出，而滲透液則經薄膜後再自管壁流出，形成類似熱交換器的管狀結構，進料可透過薄膜者之滲透液，經由外殼金屬管排除，而不能通過膜者之濃縮液，則流至膜組末端出口處。由於此種膜組不易被懸浮固體物所阻塞，因此可在高壓下操作，惟其單位面積薄膜所需空間 (m^3/m^2) 甚高，約為其他型式膜組之 5 倍，且壓力損失相當大，致操作成本相對增高，在一特定的架構中此種管狀系統因為流體通道截面積較大，較易控制濃度極化及結垢現象；因此適用於高懸浮物或具高黏度物質之處理。

2. 平板狀

平板狀膜組乃由圓板狀或長方形之平面膜重疊而成，其組合方式類似板框壓濾機或板式熱交換器，多數膜板以 1mm 前後之間隔重疊使用，滲透液由每一板組間流出，此種膜組面積比管狀大，應用於大型膜組之型式，因其每一層半透膜均需個別之支持層，致使填充密度降低，易積蓄污堵，薄膜不易清洗或更換，薄膜容易發現破損，實用性低。

3. 螺捲狀

螺旋狀膜組為將兩平面膜固定於多孔性支撐體（周圍封住），將此膜片捲繞集水層，兩層間以網狀布襯墊，具較高之填充密度，在低水流速度下便可發展成紊流，壓力亦較小，此種膜組面積大、構造簡單、製造費用低，易於清洗，可以適度地處理大顆粒物質，不易為懸浮固體所阻塞，但對於濃度極化之控制較困難。

4. 中空纖維型

此種膜組最早為杜邦公司於 1960 年代所開發。以芳香族環狀聚醯胺（aromatic polyamides）為薄膜材質，將其製成如髮絲般之中空纖維，再束集於壓力元件內。此種膜組可成功地處理含懸浮固體及溶解性鹽較低之廢水，若廢水中懸浮固體及溶解性鹽較高時，需設置相當程度之前處理設備。

中空纖維型膜組為將內徑 40-80 μm 之中空纖維成束裝入圓管狀容器，單位體積中之膜面積最大，造水率最高但易被阻塞。被處理液通常流經中空纖維內側（inside-out），由於內徑很小，液體在其中多以層流的方式流動，有時會造成渠流的現象，也常有結垢的問題。然而，此種設計的缺點在這些纖維如同一長串過濾器，供水必須經高度前處理以減低進水污堵的可能性。當污堵發生後，卻很難以清洗的方式來再生，中空纖維滲透管的另一個問題是在操作過程中，由於纖維一纖維及纖維一陷入顆粒之間的摩擦導致纖維滲透管的磨損，以致於脫鹽率逐漸減低。另一方面採 out-in 方式，亦即自外側滲入，雖然可避免污物阻塞於管內，但仍有不易清洗或清洗頻繁之問題。

以下為四種基本膜組在設計考量上之比較，如表 2.4（以逆滲透膜組為例），以污堵的容易程度比較，中空纖維式遠比螺捲式嚴重，依序又比管狀及平板式更嚴重。

表 2.4 不同逆滲透系統膜組之比較

項目	膜組設計之比較
系統總費用	管狀及平板式 >> 中空纖維式、螺捲式
設計上彈性	螺捲式 >> 中空纖維 > 平板式 > 管狀
清洗容易情形	平板式 > 管狀 > 螺捲式 > 中空纖維
系統空間要求	管狀 >> 平板式 > 螺捲式 > 中空纖維
污堵容易程度	中空纖維 >> 螺捲式 > 平板式 > 管狀
所需能量	管狀 > 平板式 > 中空纖維 > 螺捲式

關於整體系統設置費用方面（以水源為井水為例），中空纖維式和螺捲式差不多；如為地面水源，由於中空纖維式的污堵程度高，其前處理費用也比較高，管狀及平板式的費用不相上下，但遠超過中空纖維滲透管和螺捲式。

以所需空間而言，管狀膜組需最大空間，中空纖維式和螺捲式膜組需最小空間。

螺捲式有一特殊的優點，二到六個膜元件可聯結在單一個壓力容器裡，因此使用一組連接供水，濃縮液和滲透液至壓力容器的管線即可應付高達2-6倍的產量。中空纖維膜組，則每一中空纖維單元皆需有一供水入口，一濃縮液出口，一滲透液出口，當大型膜組應用於實際操作時，極大部分將花費在管線連結上。

表 2.5 為比較上述四種逆滲透膜薄膜型體之特性、經濟性及操作效能。

表 2.5 逆滲透薄膜型體選擇比較表

薄膜單元	薄膜單元特性			經濟性		操作效能				
	構造	單元體積之膜面積 (m ² /m ³)	用途	建造成本	操作成本	回收率	流通量	對懸浮粒子之阻抗性	清理效果	流量控制
螺捲型	<ul style="list-style-type: none"> 需要外支撐架 薄膜織在有針孔的管上且位於壓力管內 膜厚 175 μm (其中支撐質厚 50 μm, 多元酯厚 125 μm) 操作耐壓 800psi, 耐溫 95°C 	大	海水淡化、工業廢水、純水	低	低	佳	大	可	可	可
中空纖維型	<ul style="list-style-type: none"> 不需要支撐架 中空纖維質位於壓力管內，出水指膜內流動之水 中空孔直徑 42 μm, 纖維管直徑 85 μm, 膜厚 0.0838mm 	最大	海水淡化	低	低	可	中	可	可	可
管狀型	<ul style="list-style-type: none"> 需要外支撐架 薄膜塞入或附著在小管內許多小管集合在大管內 直徑 1/2 英寸的不銹鋼管 操作壓力 1,200psi, 溫度 100°C 	最小	工業廢水 (食品業、製藥業)	高	高	最佳	大	最佳	最佳	最佳
平板型	<ul style="list-style-type: none"> 需要外支撐架 最古老的結構，但其薄膜最易被置換 膜厚 0.1016mm (膜面厚 1 μm, 穿孔組織厚 99 μm) 	尚可	廢水處理、食品濃縮	高	低	佳	大	佳	最佳	最佳

2.3.3 依孔隙大小分類

目前存在的各種過濾技術可依其分離出之顆粒的大小來分類。傳統的粗過濾 (macrofiltration) 是將溶液垂直通過一濾材來除去其中的懸浮固體。所有的溶液在通過濾材後由一出口流出。此類過濾裝置包括彈筒式過濾、袋式過濾、砂濾及多重濾材過濾，粗過濾法僅能濾除超過 $1\mu\text{m}$ 的不溶解顆粒。

使用薄膜分離系統去除小顆粒及溶鹽，此法異於傳統的顆粒過濾，圖 2.12 為一稱為交流式薄膜過濾的方法，加壓的供水流平行通過薄膜表面，部分的水流通過薄膜，被排除的顆粒在剩餘的水流中濃度會越來越高。由於溶液是持續性地流過，被排除的顆粒不會沉積，反而會被濃縮液帶走。因此，一進水流在通過薄膜後便分為兩道：通過薄膜的溶液 (滲透液) 和殘留的濃縮液。

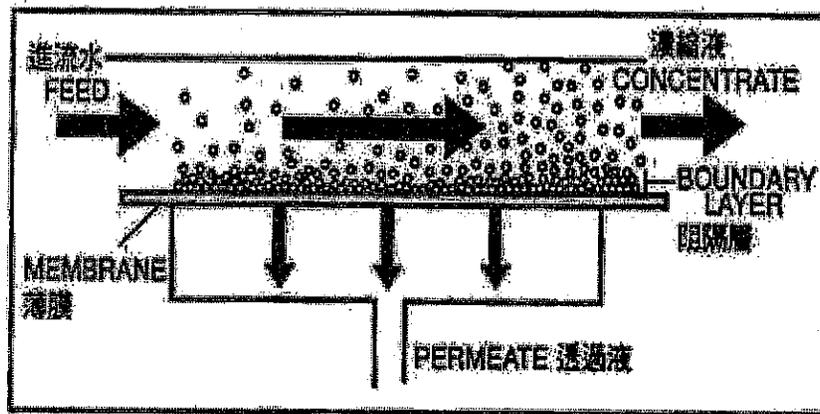


圖 2.12 交流式薄膜過濾方式示意圖

交流式薄膜過濾一般可分為：微濾、超濾、納濾及逆滲透，圖 2.13 為各物質粒徑與薄膜孔徑之關係，圖 2.14 為各類物質通過薄膜情形之示意圖，其依過濾之顆粒大小分類說明如下：

1. 微濾 (MF)

微濾可過濾 0.1~1 μm 大小之顆粒。一般而言，當進流水中含有大分子和溶解固體物等物質時，微濾薄膜可排除上述物質。因此，微濾常應用於去除細菌、凝聚物及總懸浮固體之去除。一般微濾膜其操作壓力為 1~25psi，膜壓差為 0.7bar (10psi)。

2. 超濾 (UF)

超濾可過濾 20~1,000 Å (大於 0.1 微米) 大小之顆粒。超濾薄膜可排除膠體、蛋白質、微生物與大有機物，但無法排除無機鹽類及較小的分子。大多數的超濾薄膜分離分子量介於 1,000 與 100,000 之間的物質。一般超濾膜其操作壓力為 10~200psi，膜壓差為 1 到 7bar (15~100psi)。

3. 納濾 (NF)

納濾為一特殊之薄膜過濾方法，因可排除任何大於 1 nanometer (10 Å) 而得名。納濾的操作領域介於超濾與逆滲透之間，分子量大於 200~400 之有機物可被排除。除此而外，溶鹽的脫鹽率為 20~98%，含單價陰離子的鹽類 (如氯化鈉及氯化鈣) 其脫鹽率為 20~80%，含雙價陰離子的鹽類 (如硫酸鎂) 具較高的脫鹽率，約為 90~98%。

納濾一般應用於總溶解固體之去除，如地表水中色素及總有機碳的去除、井水中硬度之去除、及某些特殊食品業中分離出有機物，一般膜壓差為 3.5 到 16bar (50-255psi)。

4. 逆滲透 (RO)

逆滲透是目前最微細的過濾系統，逆滲透膜可阻擋所有溶鹽與無機分子以及任何分子量大於 100 的有機物，水分子可自由通過薄膜成為純化之產物。溶鹽之脫鹽率為 95% 以上，甚至可達 99.7%。

逆滲透之應用相當廣泛，包含海水及鹹水之脫鹽以供飲用，廢水再利用，食物與飲料之處理，生物醫藥上之分離程序，家庭飲用水及工業製程用水之純化等方面。



第二章 薄膜分離概論

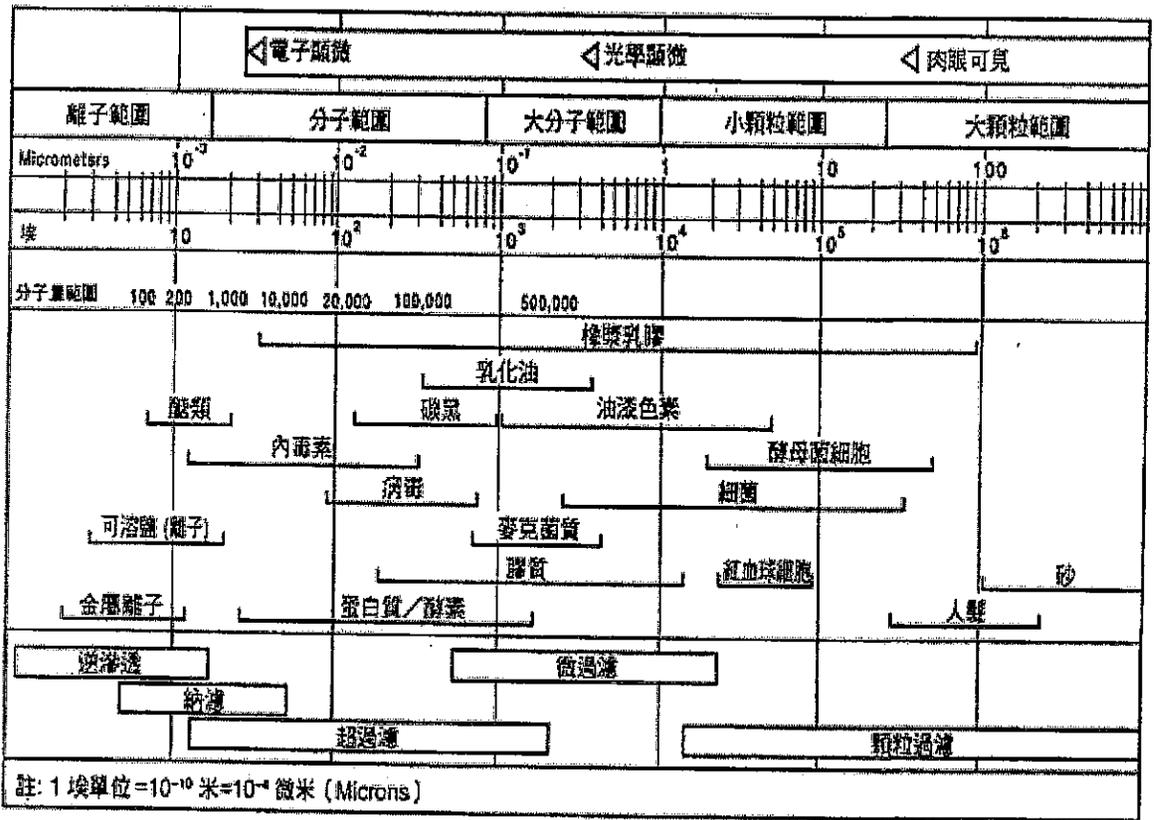


圖 2.13 物質粒徑與薄膜孔径關係圖

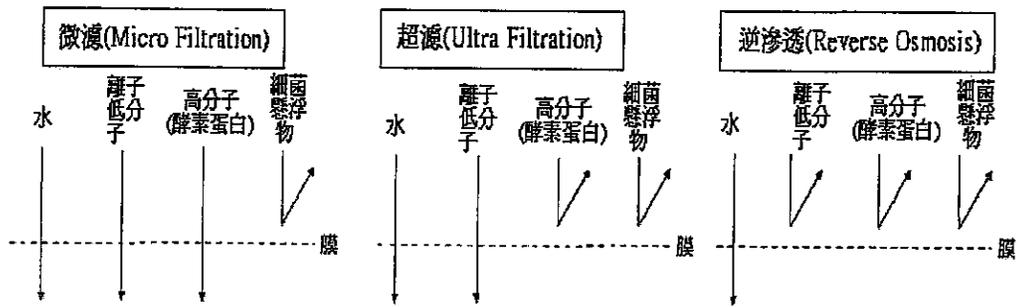


圖 2.14 各類物質能否通過薄膜示意圖

廢水處理技術應用與操作手冊

2.4 膜管污染阻塞

根據國外經驗一般認為，逆滲透薄膜與超濾薄膜之系統，是否能成功地長期操作，決定因素包括：1.前處理，2.系統設計，3.操作及維護等三項。其中前處理效能對逆滲透裝置更有決定性之影響，若不設置前處理設備，幾乎所有的薄膜裝置都會因懸浮固體物而造成膜面阻塞，並導致惡化，使膜很快的降低操作效能，膜面阻塞及惡化的原因很複雜，阻塞時則常常需藉助停機沖洗（flush）或化學藥品清洗薄膜，才能部分回復其原本之能力。

2.4.1 污染阻塞種類

薄膜在使用時，常常面臨的就是阻塞問題，以逆滲透薄膜為例，阻塞現象大致分為兩類，第一類為結垢，其形成主要原因是廢水中所含無機鹽因過飽和而於逆滲透膜膜面結垢析出，其中以碳酸鈣結垢最為常見；第二類為污堵，其形成主要原因是指無機鹽以外的物質，包括膠體、有機物及微生物等沉積在膜表面。

依阻塞物質特性將阻塞細分為下列五大項：

1. 固體物的污堵（particle fouling）

較大顆粒的物質會造成此類問題，如廢水中之懸浮固體物、細砂、泥沙和鐵鏽等，因此類阻塞常發生於還未沉積之前即已堵住薄膜膜組的水體流通管道。但對於此阻塞現象只需要強化前處理功能即可獲致大幅改善，一般做法為於薄膜前端加入 5~10 μm 孔徑的彈筒型過濾器去除，即可解決。一般逆滲透膜組是否有固體物的污堵現象，可於第一排膜管入口處觀察而得知。

2. 無機鹽類結垢（scale formation）

主要常發生之無機鹽類結垢當屬碳酸鈣結垢，而其發生的傾向可以由蘭氏飽和指數（LSI）或鈣穩定指數（S&DSI）來預測，此外部份低溶解度無機鹽亦能產生結垢現象，例如硫酸鈣（ CaSO_4 ）、硫酸鋇（ SrSO_4 ）、氟化鈣（ CaF_2 ）和二氧化矽（即矽石，Silica）等。一般納濾及逆滲透薄膜因能攔除無機鹽類，故有可能於膜面產生此類無機鹽類之結垢，而微濾及超濾薄膜則無此類之結垢現象。欲降低此類結垢物質之產生，一般皆需設置軟水系統、其他特別的前處理設備，或添加化學藥劑以控制此類無機鹽類。



3. 有機污堵 (organic fouling)

有機污堵係指可溶性的有機物在逆滲透膜表面沉積，所引起的一種污堵現象，其中包括油、脂、脂肪、界面活性劑、蛋白質及腐質酸等。其去除方法可以強鹼等藥劑洗除或使用酵素清潔劑來分解去除之。

4. 膠體污堵 (colloidal fouling)

膠體問題大多在以地面水為進水時較易產生。其顆粒之大小在 $0.3\sim 5\mu\text{m}$ ，可以穿透過前處理設備，而沉積在膜面。膠體之表面都具有相當的界達電位 (zeta potential)，其受到濃縮時就會趨於穩定，而沉積於膜面，使積垢情形更惡化。其去除方法可於逆滲透系統之前處理系統中，加入混凝劑以去除之。

5. 生物污堵 (biological slime formation)

在淡化處理上，生物污堵的形成，主要是因為海水中的微生物皆是膜的生成者 (film formers)，它們在任何接觸表面皆可形成黏膜層 (slime layer)，所以逆滲透膜面就成為生物生長最好的生存條件。

一般而言，因逆滲透膜管材質皆由有機成分所組成，為避免膜管遭受強氧化劑之傷害，需於逆滲透前端設置前處理系統中，以去除此等強氧化劑，也因此水中無自由餘氯以抑制微生物之滋生，故有可能造成生物污堵之現象。

2.4.2 污染阻塞原因

1. 結垢

結垢是常見的一種物理現象，而碳酸鈣結垢則是無機結垢的種類中最常發生、最重要的一種，其形成是因為水中的碳酸鈣濃度超過其飽和濃度因而結晶沉澱下來的一種結果。日常生活中的熱水瓶或燒開水的茶壺內壁經常會有一層俗稱「茶垢」的白色沉澱物，此即碳酸鈣沉澱。由於加熱的過程會加速水中碳酸根離子、碳酸氫根（或稱重碳酸根）離子和鈣離子的反應，因而使碳酸鈣更容易結晶沉澱下來，因此碳酸鈣結垢對於鍋爐用水特別重要，尤其是因結垢後所產生之熱傳不均而有造成鍋爐爆炸之虞。在逆滲透系統中，因為絕大部份的鈣離子、碳酸根離子和重碳酸根離子都無法通過逆滲透膜而被阻滯在濃縮液端，因此在設計逆滲透系統時必須考慮的碳酸鈣結垢問題是濃縮液的部份。

關於碳酸鈣的結垢傾向可以由 LSI 或 S&DSI 來預測，前者適用於總溶解

原水處理工程技術應用與發展(五)





第二章 薄膜分離概論

固體 (Total Dissolved Solid, TDS) 低於 10,000 ppm 的水體，例如自來水或河水，而後者則適用於 10,000ppm 以上的水，例如海水或高濃度廢水。一般言之，LSI 或 S&DSI 經計算後，若其值大於零時則表示有結垢傾向，即應採取相對之抗垢措施。

在說明 LSI 和 S&DSI 的計算方法之前，先以質量平衡的概念導出一些必要的計算公式，然後再以一實例逐步說明計算的步驟，至於各種低溶解度之無機鹽結垢的計算詳如附錄一。根據圖 2.15 的膜組質量平衡圖，可以列出水和鈣離子的平衡式如下：

$$Q_f = Q_c + Q_p$$

$$Q_f \times Ca_f = Q_c \times Ca_c + Q_p \times Ca_p$$

$$Y = Q_p / Q_f = (Q_f - Q_c) / Q_f$$

$$\rightarrow Q_c = Q_f (1-Y)$$

(Y：滲透液回收率)

$$SP_{Ca} = (Q_p \times Ca_p) / (Q_f \times Ca_f)$$

$$= (Q_f \times Ca_f - Q_c \times Ca_c) / (Q_f \times Ca_f)$$

$$\rightarrow Ca_c = (Ca_f \times (1 - SP_{Ca})) / (1 - Y)$$

(SP_{Ca} ：鈣離子滲透率)

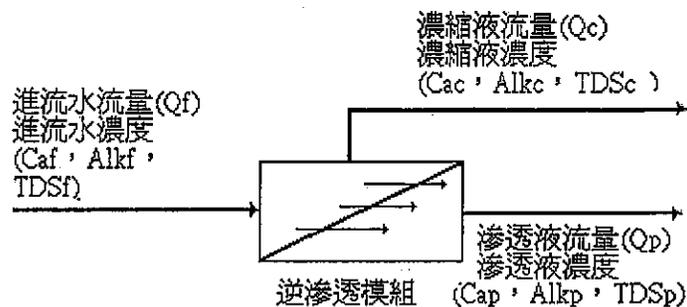


圖 2.15 RO 模組質量平衡圖





絕大多數市售的逆滲透膜對於鈣離子的濾除率均在 99% 以上，也就是說鈣離子的滲透率低於 1% ，故在計算時可以忽略不計，因此：

$$Ca_c = Ca_f / (1-Y)$$

同理

$$Alk_c = Alk_f / (1-Y)$$

$$TDS_c = TDS_f / (1-Y)$$

以下茲列舉相關案例 LSI 和 S&DSI 的計算方法：

(1) LSI 之計算

本例以下列之進水水質分析資料為計算基準：

鹼度	Alk _f (ppm as CaCO ₃)	: 200
鈣離子	Ca _f (ppm as CaCO ₃)	: 250
總溶解固體	TDS _f (ppm)	: 500
酸鹼值	pH _f	: 6.9
溫度	T(°C)	: 25
純水回收率	Y	: 60%

利用前面所導出之公式計算出濃縮液中的鹼度 (Alk_c)、鈣離子濃度 (Ca_c) 及總溶解固體 (TDS_c)：

$$Alk_c = Alk_f / (1-Y) = 500$$

$$Ca_c = Ca_f / (1-Y) = 625$$

$$TDS_c = TDS_f / (1-Y) = 1,250$$

鹼度和二氧化碳的比值 (Alk/CO₂) 會因 pH 的不同而改變，因此需先計算出原水中的溶存二氧化碳濃度，由圖 2.16 可查出：

$$pH_f = 6.9$$

$$\rightarrow Alk_f / CO_{2f} = 4$$

$$\rightarrow CO_{2f} = 50$$



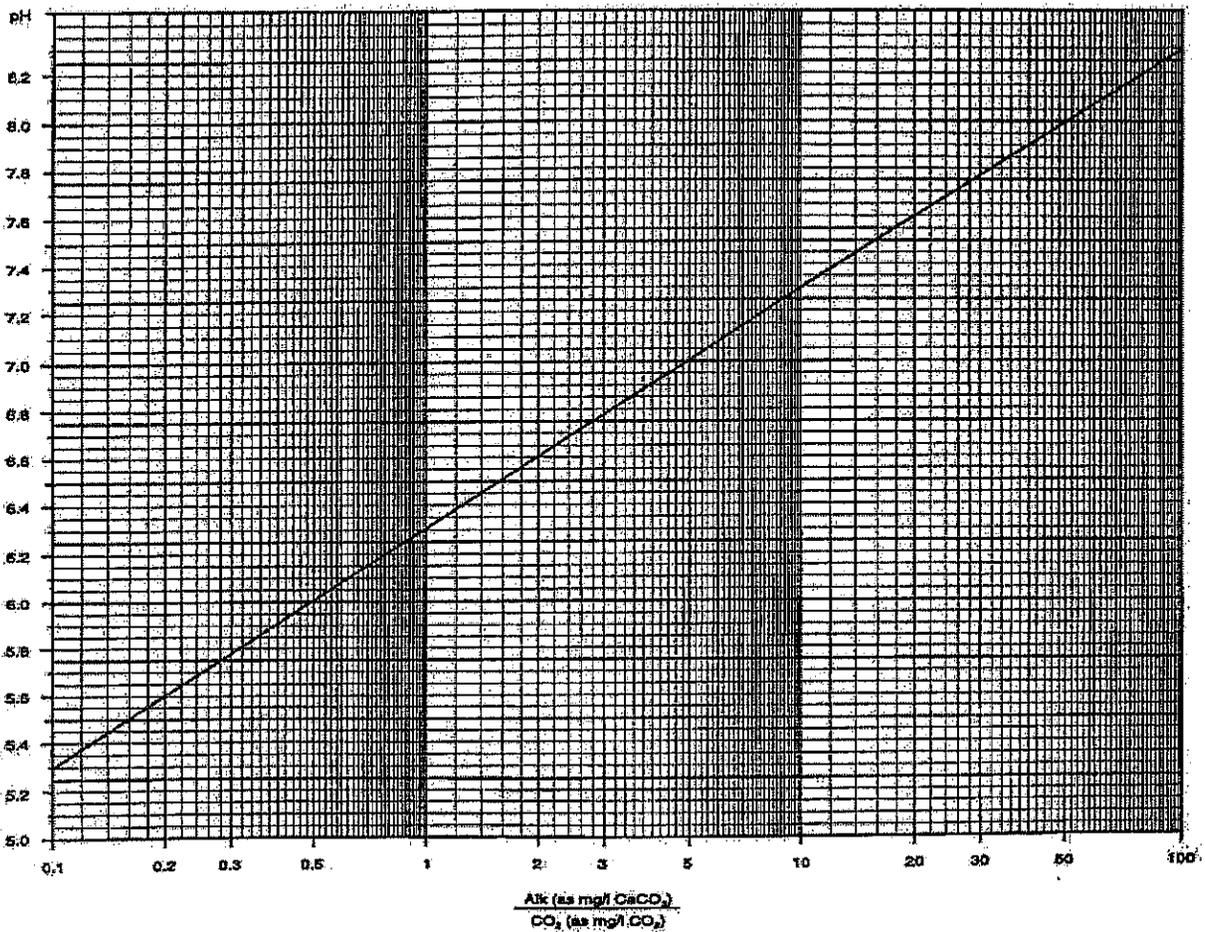


圖 2.16 不同酸鹼值之鹼度和二氧化碳比值

由於逆滲透膜對於溶存二氧化碳幾乎完全沒有濾除率，因此濃縮液和原水中的二氧化碳濃度相等：

$$CO_{2c} = CO_{2f}$$

再由濃縮液的 Alk_c/CO_{2c} 比值求出濃縮液的 pH

$Alk_c/CO_{2c} = 10$ ，由圖 2.16 查出 $pH_c = 7.29$

二次逆滲透膜系統之應用



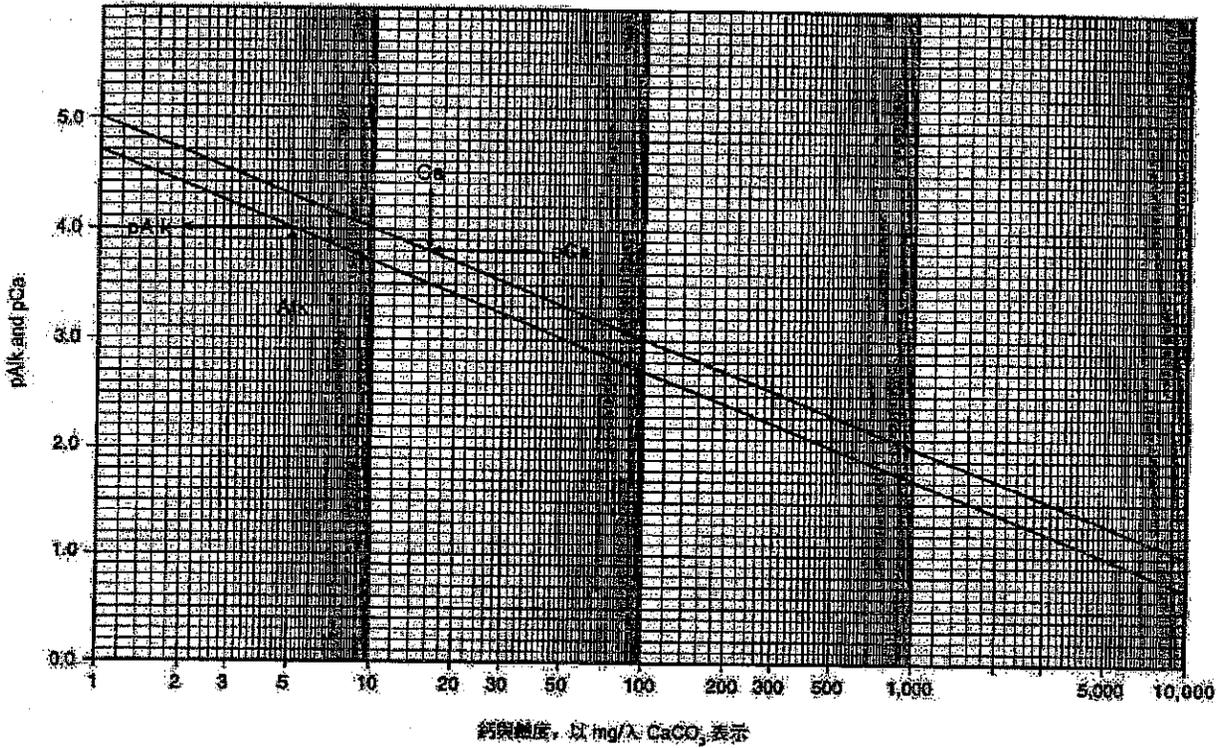


圖 2.17 鹼度及鈣離子濃度對應之常數值

由圖 2.17 及圖 2.18 找出濃縮液鹼度 (Alk_c)、鈣離子濃度 (Ca_c) 以及總溶解固體 (TDS_c) 所對應的各項常數值：

$$Alk_c = 500 \rightarrow pAlk = 2.00$$

$$Ca_c = 625 \rightarrow pCa = 2.18$$

$$TDS_c = 1,250 \rightarrow C = 2.24$$

利用下式計算濃縮液的碳酸鈣飽和酸鹼值：

$$pH_s = pCa + pAlk + C = 6.42$$

利用下式計算濃縮液的蘭氏飽和指數：

$$LSI_c = pH_c - pH_s = 0.87$$

圖 2.17 鹼度及鈣離子濃度對應之常數值

第二章 薄膜分離概論

計算之結果得到 LSI_c 為正值，這表示該逆滲透系統在 60% 回收率的條件下操作時，逆滲透膜表面會發生碳酸鈣的結垢。利用試誤法 (trial-and-error) 從 60% 的回收率開始，每減少 5% 計算一次 LSI_c 的數值，直到該數值為負值時即可得到最大回收率。以本例而言，當回收率為 20% 時， LSI_c 的值為零，也就是剛好達到碳酸鈣結垢的飽和點，因此在沒有適當的前處理時，該逆滲透系統的回收率應控制在 20% 以下。

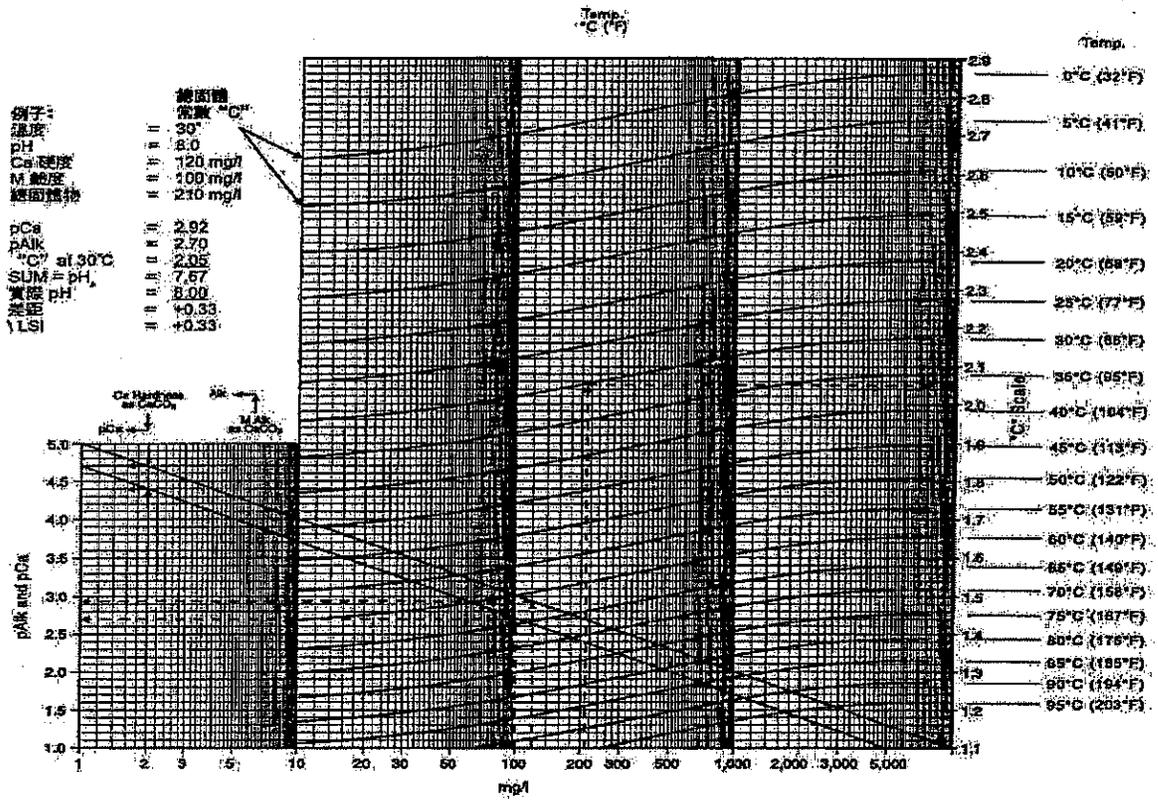


圖 2.18 總溶解固體物對應之常數值

圖 2.18 總溶解固體物對應之常數值

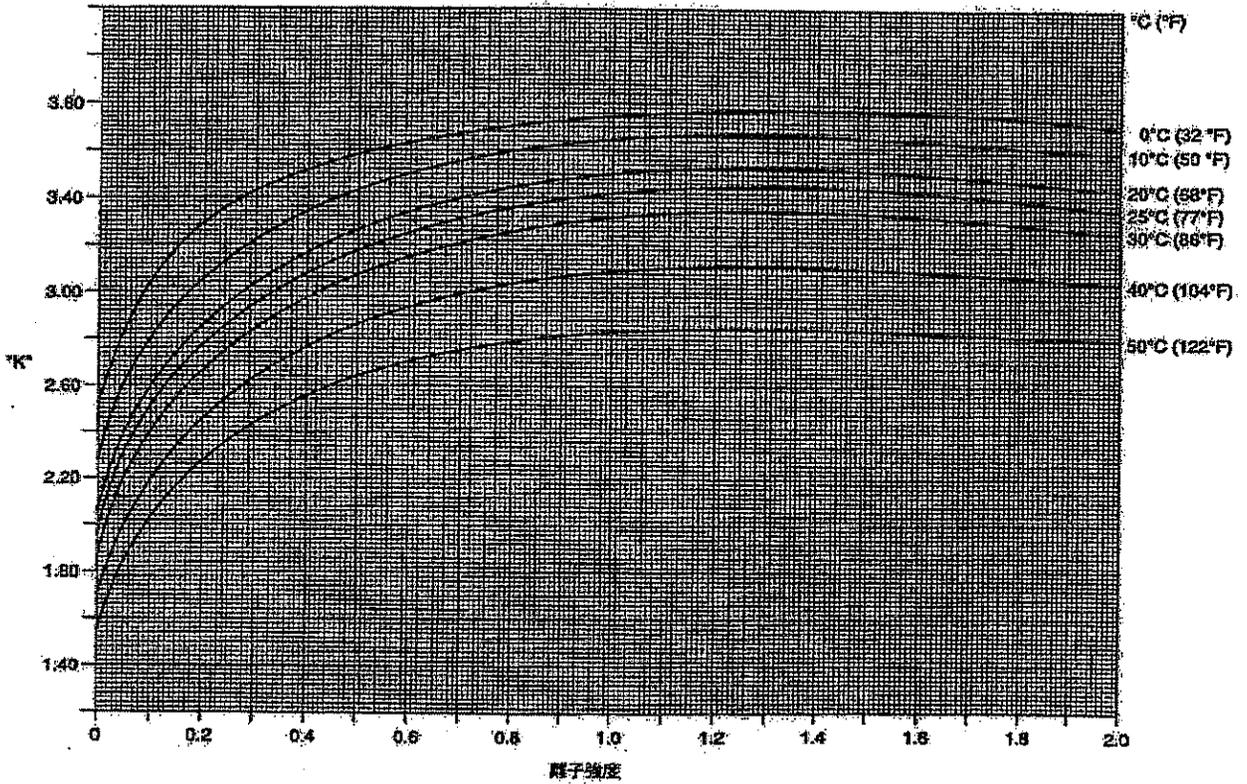
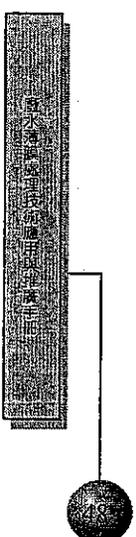


圖 2.19 離子強度與 K 值關係圖

(2) S & DSI 之計算

碳酸鈣穩定指數的計算方法及步驟大致上和 LSI 相同，唯一的差別在於多考慮了離子強度這個項目。這是因為離子強度對於高濃度水的物性具有相當程度的影響力，因而不能忽略之故。本例以如下之進水水質分析資料為計算基準：

Ca _f	(ppm as CaCO ₃)	:	400
Alk _f	(ppm as CaCO ₃)	:	200
TDS _f	(ppm)	:	20,000
Na	(ppm)	:	5,000
Cl	(ppm)	:	10,000



Mg (ppm)	:	200
SO ₄ (ppm)	:	1,500
pH	:	7.1
T (°C)	:	25
Y	:	50%

首先利用下式計算出進水的離子強度：

$$IS_f = 1/2 \sum (mZ^2)$$

m：重量莫耳濃度 (moles/1,000g water)

Z：離子的電荷數

由於一般水質分析報告中的離子濃度是採用 ppm (mg/L) 的單位，因此需先以下式將其轉換成重量莫耳濃度：

$$m = (C \times 1,000) / ((10^6 - TDS) \times MW)$$

C：離子濃度 (mg/L)

MW：分子量 (g/mole)

以鈣離子和碳酸氫根離子為例，其濃度分別為 400 及 200 ppm as CaCO₃，此相當於 160 ppm as Ca 及 244 ppm as HCO₃，因此：

$$m_{Ca} = (160 \times 1,000) / ((10^6 - 20,000) \times 40) = 0.004$$

$$m_{HCO_3} = (244 \times 1,000) / ((10^6 - 20,000) \times 61) = 0.004$$

利用同一公式計算出鈉、鎂、氯及硫酸根等離子的重量莫耳濃度分別為 0.222、0.008、0.287 及 0.016，依上式計算出進水的離子強度：

$$IS_f = 1/2 \sum (mZ^2) = 0.313$$

濃縮液的離子強度可以由下式計算而得：

$$IS_c = IS_f \times (10^6 - TDS_f) / \{(10^6 - TDS_f) \times (1/(1-Y))\} \times (1/(1-Y))$$

$$\rightarrow IS_c = 0.639$$

由圖 2.19 之 25°C 曲線查出 "K" 值為 3.27，然後再以計算 LSI 的方法和公式計算出濃縮液中的鈣離子濃度、鹼度、酸鹼值以及飽和酸鹼值：

$$Ca_c = Ca_f \cdot (1/(1-Y)) = 800，由圖 2.17 查得 pCa = 2.08$$

$$\text{Alk}_c = \text{Alk}_f \cdot (1/1-Y) = 400, \text{ 由圖 2.17 查得 } p\text{Alk} = 2.10$$

$$p\text{H}_f = 7.1, \text{ 由圖 2.16 查得 } \text{Alk}_f/\text{CO}_{2f} = 6.2$$

$$\rightarrow \text{CO}_{2f} = 32.3$$

$$\text{CO}_{2c} = \text{CO}_{2f}$$

$$\text{Alk}_c/\text{CO}_{2c} = 12.4, \text{ 由圖 2.16 查得 } p\text{H}_c = 7.39$$

$$p\text{H}_s = p\text{Ca} + p\text{Alk} + K = 7.45$$

$$\text{S\&DSI} = p\text{H}_c - p\text{H}_s = -0.06$$

由於該值為負，因此逆滲透系統中的碳酸鈣傾向於不結垢。

(3) 微溶性無機鹽

碳酸鈣結垢是逆滲透膜表面最常發生的結垢型式，但對於碳酸鈣以外的一些低溶解度無機鹽也必須事先加以考慮及控制，包括硫酸鈣、硫酸鋁、硫酸鉍、氟化鈣和二氧化矽等。

① 硫酸鈣

逆滲透系統的硫酸鈣結垢傾向，可以由濃縮液中的鈣離子和硫酸根離子之濃度相乘積與硫酸鈣的飽和溶解度積 (solubility product, K_{sp}) 比較而得知。當濃度相乘積超過其溶解度積時表示硫酸鈣在水中呈過飽和狀態，亦即有發生沉澱的可能，兩數值相等時為硫酸鈣的飽和極限。在沒有適當前處理的情形下，為了確保不會造成硫酸鈣結垢，鈣離子和硫酸根離子的濃度相乘積最好低於飽和溶解度積的 80%，但當進水中添加了如六偏磷酸鈉等之前處理藥劑時，則即使濃度相乘積達到溶解度積的 1.2 倍也不會發生硫酸鈣結垢。同樣的，計算濃度相乘積時所採用的濃度單位為體積莫耳濃度 (moles/L)，而非一般水質分析報告中的 ppm 或 ppm as CaCO_3 ，因此必須先轉換濃度單位再作計算。另外，需注意的是硫酸鈣溶解度積並非一個常數，而是隨溫度和離子強度的不同而變化，參考圖 2.20。

一般說來， CaCO_3 易被酸溶解去除，而 CaSO_4 質地較硬不易去除，因此儘量避免生成此種結垢物。

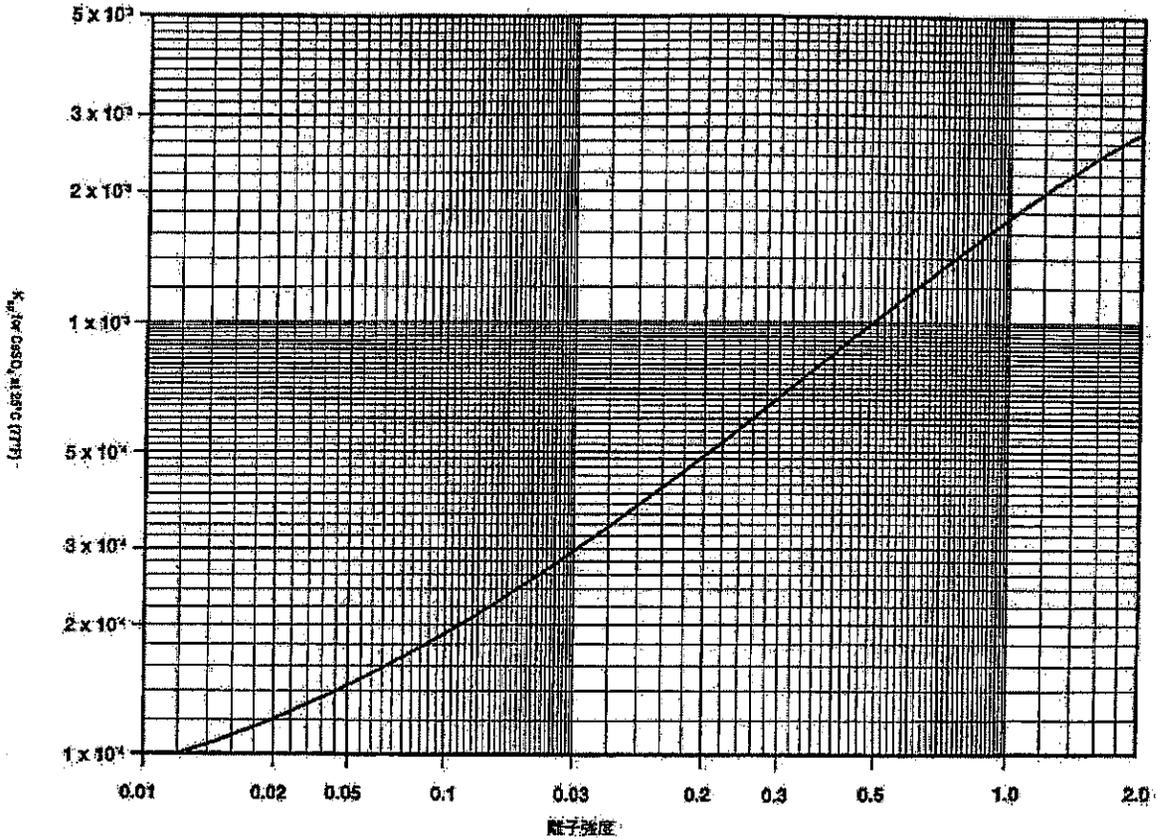


圖 2.20 硫酸鈣之溶解度積與離子強度關係圖

②硫酸鋇、硫酸鋇和氟化鈣

一般天然水中的鋇、鋇和氟等離子的濃度都非常低，因此發生硫酸鋇、硫酸鋇和氟化鈣結垢的可能性不高，但在設計海水淡化逆滲透系統時則需列入考慮。

硫酸鋇和硫酸鋇的結垢傾向預測法同硫酸鈣結垢，即先計算出濃縮液中的硫酸根離子、鋇離子和鋇離子等的體積莫耳濃度。

硫酸鋇和硫酸鋇的濃度相乘積在沒有適當前處理時，應低於其飽和溶解度積的 80%，而當有六偏磷酸鈉之類的前處理時，硫酸鋇和硫酸鋇的濃度相乘積分別可以高達其溶解度積的 8 倍和 40 倍，也不致發生結垢的情形。圖 2.21 和圖 2.22 分別為硫酸鋇和硫酸鋇的溶解度積因離子強度而變化的情形。

海水處理技術應用與維護手冊





第二章 薄膜分離概論

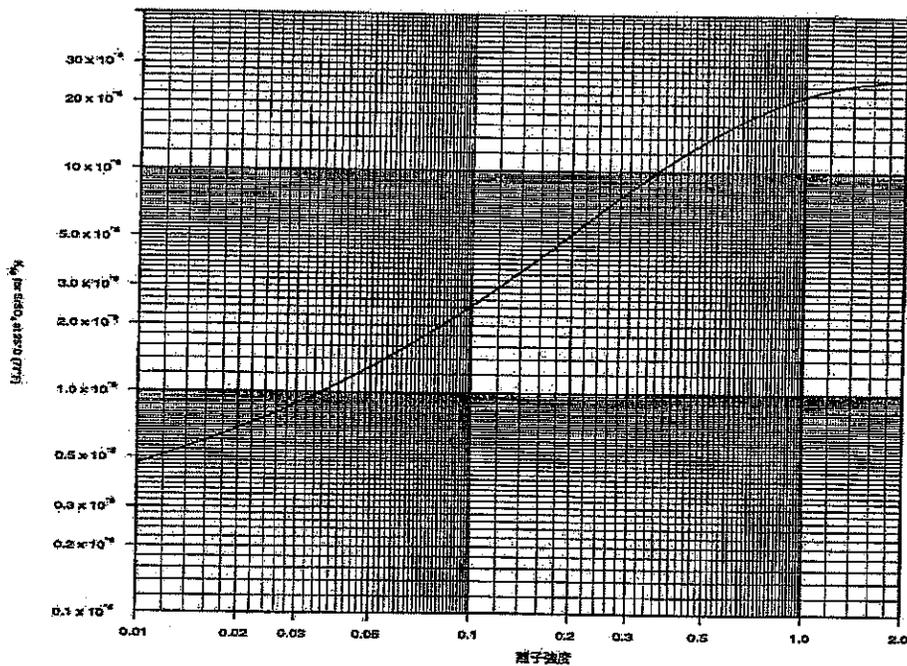


圖 2.21 硫酸鋇之溶解度積與離子強度關係圖

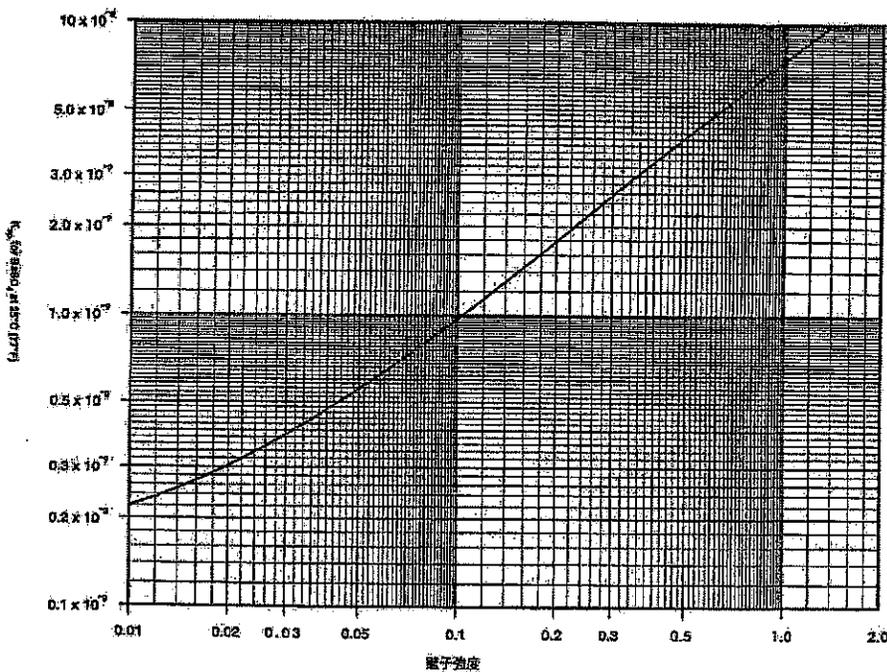


圖 2.22 硫酸鋇之溶解度積與離子強度關係圖

國立臺灣大學圖書館



至於氟化鈣結垢，在沒有前處理的情況下鈣離子和氟離子的濃度相乘積應低於 $4 \times 10^{-11} \text{ mol}^2/\text{L}^2$ ，而有前處理時則可提高至 $4 \times 10^{-9} \text{ mol}^2/\text{L}^2$ 。

③ 二氧化矽

二氧化矽是逆滲透系統操作時不易控制和處理的一個水質項目，一旦在逆滲透膜表面發生二氧化矽結垢，就很難以化學藥劑或其它方式加以清除。二氧化矽的溶解度如圖 2.23 所示，係隨溫度的上升而增加。除溫度外，二氧化矽的溶解度也受到酸鹼值的影響，當 pH 在 7~7.8 時溶解度最低，在酸性溶液中溶解度隨 pH 值的遞減而略為增加，而在鹼性溶液中則隨 pH 值的遞增而急速上升，參考圖 2.24。

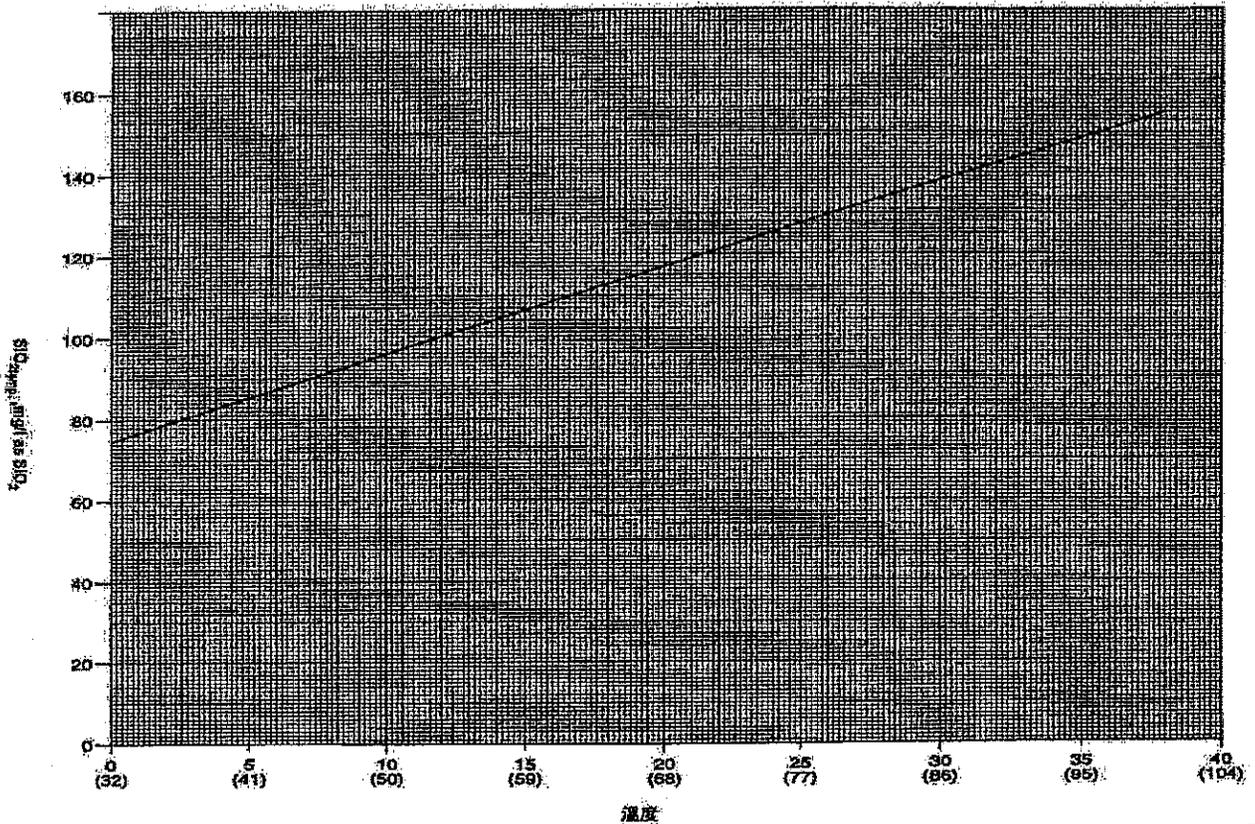


圖 2.23 二氧化矽溶解度與溫度關係圖

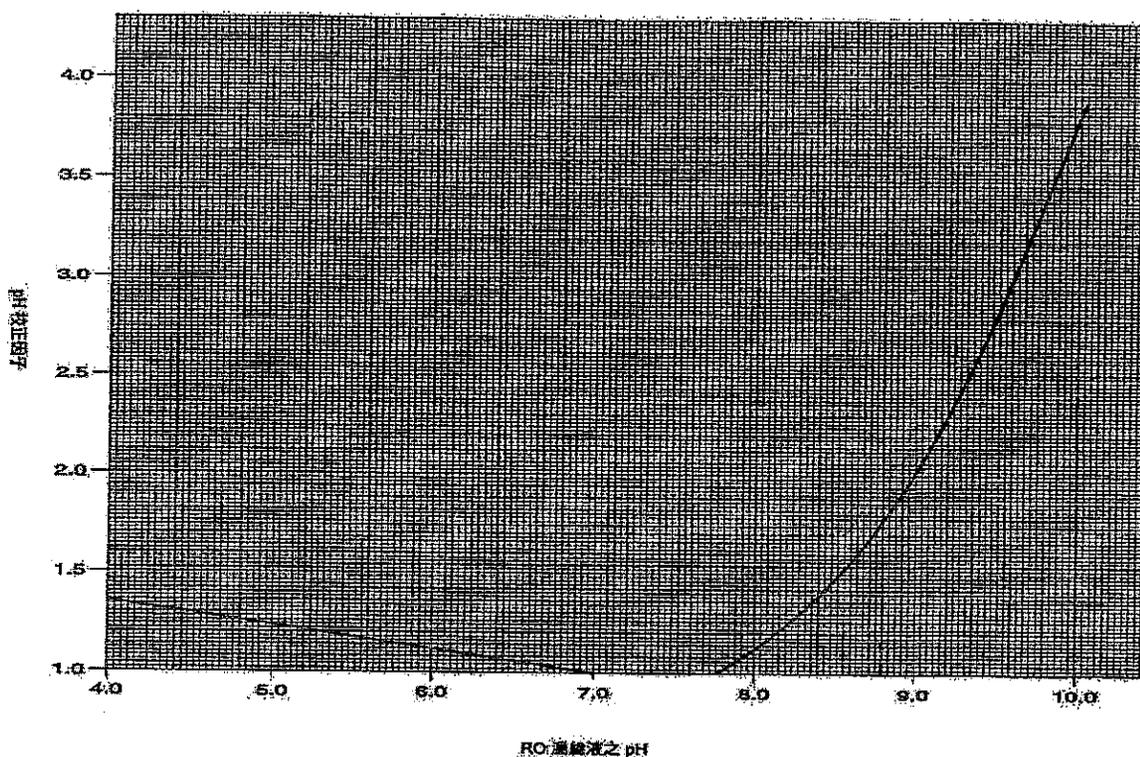


圖 2.24 二氧化矽溶解度與酸鹼值關係圖

由 LSI 的計算公式可看出，酸鹼值的增加易造成蘭氏飽和指數趨向正數，因此調高酸鹼值雖然可以增加二氧化矽的溶解度而防止其結垢，但卻容易導致碳酸鈣的結垢傾向。對於二氧化矽結垢，目前為止還沒有類似 LSI 的預測方法，因此比較實際而可行的作法是降低逆滲透系統的純水回收率，以避免濃縮液中的二氧化矽濃度超過其溶解度極限。

2. 污堵

所謂污堵是指水中的膠體、有機物或微生物等不純物因接觸逆滲透膜表面而附著、沉積其上的一種物理現象，又因沉積物質的種類不同而被分為膠體污堵、有機污堵及生物污堵等三大類。

(1) 膠體污堵



膠體污堵係黏土、淤泥、腐質物及微生物等所形成的膠體顆粒沉積在膜面，因而造成逆滲透膜性能下降的一種污堵現象。由於膠體顆粒的尺寸通常在次微米以下，甚至可小到 $0.005\ \mu\text{m}$ ，因此一般的筒式過濾器無法將其過濾掉，而需使用聚電解質 (polyelectrolyte) 或超濾等其它方式才能將之去除。容易造成膜面污堵現象的三種主要膠體為：矽酸鋁（來自水中的黏土）、鐵（來自金屬組件或配管的腐蝕物）以及氫氧化鋁（來自前處理的硫酸鋁膠凝劑），這些親水性膠體的尺寸大約在 $0.1\sim 0.3\ \mu\text{m}$ 之間。

膠體的濃度可以用孔徑 $0.45\ \mu\text{m}$ 、直徑 $47\ \text{mm}$ 的微濾膜來度量，量測所得之淤泥密度指數是預測膠體污堵的重要指標。對於螺捲式膜組而言，為防止膠體污堵，進水的淤泥密度指數 SDI_{15} 通常應在 $3\sim 5$ 以下，至於中空纖維式膜組則應在 $1\sim 3$ 以下。

(2) 有機污堵

有機污堵係指可溶性的有機物在逆滲透膜表面沉積所引起的一種污堵現象，其中包括油、脂、脂肪、界面活性劑、蛋白質及腐質酸等。至於不溶性的有機物則以一般的筒式過濾器即可將之去除，因此不在有機污堵的考慮之列。

腐質酸是有機污堵最主要的來源，它是水中一種天然的污染物，其構造為多元醇化合物與含氮化合物的混合聚合物，可溶於鹼而不溶於酸，分子量目前還不確知。腐質酸具有聚陰離子 (polyanion) 的特性，性狀類似膠體，當和逆滲透膜表面接觸時會沉積其上並形成厚度約 $50\ \mu\text{m}$ 以下的單分子層。這一層有機污堵對於透水量的影響大於其對脫鹽率的影響，而且不會造成逆滲透膜的永久性損害，也就是說它是屬於一種可以被清洗去除的可逆污堵。雖然如此，但當逆滲透膜的單位面積透水量（即流通量，water flux）太大時，濃縮液中的腐質酸可能會膠凝而導致膜組內的壓力增加。

有機污堵的發生傾向和進水中的腐質酸含量有密切的關係，而腐質酸含量的多寡又和微生物的活性有關。以海水為例，大部份的腐質酸係藻類和細菌等微生物經光合作用而產生，而且根據研究顯示水中的微生物活性愈高則其腐質酸的含量亦愈高。腐質酸的分析可以用紅外線光譜儀 (IR) 來測定，因其在光譜圖上的 $1,100$ 、 $1,650$ 及 $3,400\ \text{cm}^{-1}$ 等處有特性吸收峰。



雖然腐質酸等有機污堵物質的性狀類似膠體，但這些有機物質的尺寸比大多數的膠體顆粒更小，因此無法以淤泥密度指數作為預測的指標。

(3) 生物污堵

生物污堵是指微生物沉積在膜面上所形成的污堵，事實上生物污堵就是生物膜 (biofilm) 的問題，因為無論是活的或死的菌類，一旦附著在逆滲透膜表面即會開始成長，並逐漸發展成為黏泥狀的生物膜。生物膜在日常生活中也很常見，例如水溝中的玻璃容器、金屬罐或樹枝等的表面，摸起來有滑滑黏黏的感覺，這就是生物膜的證明。

生物膜在逆滲透膜表面的形成過程大致可分為四個階段：條件膜 (conditioning film)、初步附著 (primary adhesion)、生物膜發展 (biofilm development) 以及不可逆堵塞 (irreversible blocking)。

在微生物附著於逆滲透膜之前，腐質物、脂多醣類、蛋白質、微生物及其它物質等巨分子會先吸附在膜面而形成條件膜。這些吸附物質形成的薄層會逐漸累積而改變 (實際上是因覆蓋而遮蔽) 膜面原來的特性，例如靜電荷和表面張力，而且通常都是使膜面成為略帶負電性的狀態。

研究生物污堵的形成必須同時考慮微生物 (半固相)、膜表面 (固相) 及流體 (液相) 等三個要素。

① 微生物

在微生物方面可能影響生物膜形成的因素包括微生物種類、細胞數目、養份狀態、親疏水性、表面電荷以及細胞外高分子物質 (extracellular polymer substance, EPS) 等。細胞外高分子物質是指細胞的排泄物，這種物質因為具有黏泥 (slime) 的特性，使其在生物膜發展的過程中扮演著重要的角色。

水生微生物可分為細菌、真菌及藻類等三種，在已污堵化的逆滲透膜表面曾經被發現的細菌有桿菌 (Bacillus)、微球菌 (Micrococcus)、乳酸桿菌 (Lactobacillus)、假單孢菌 (Pseudomonads)、分枝桿菌 (Mycobacterium) 等，而真菌方面已被確認的有鐮孢菌 (Fusarium)、青黴菌 (Penicillium) 及木霉菌 (Trichoderma) 等。

大多數的細菌都帶有負電性，因此比較不容易附著在表面帶有負電荷

的膜面（相對於不帶電或帶正電的膜面而言）。除了荷電性之外，微生物細胞和膜面之間的疏水作用（hydrophobic interaction）也是很重要的影響因素，此可由圖 2.25 加以說明。雖然帶有負電性的細胞核和帶有負電性的逆滲透膜之間，會因荷電性相同而互相排斥，但是細菌的鞭毛為疏水性，其和逆滲透膜表面之間的疏水位址（site）會有疏水作用，因而互相吸引並附著於膜面上。但當水中加入界面活性劑時，情形就完全改觀，原因是細胞鞭毛和逆滲透膜表面的疏水基被界面活性劑遮蔽，而阻礙了其疏水特性，此時同性電荷互相排斥的作用力變成影響微生物附著的主要因素。

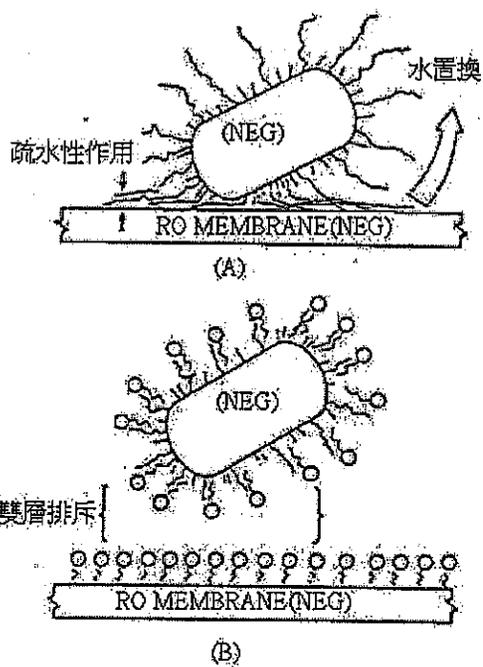


圖 2.25 細菌和逆滲透膜之相互作用(a)無界面活性劑(b)有界面活性劑



②膜表面

影響生物污堵的逆滲透膜表面特性包括膜材質的化學結構、荷電性、表面張力、疏水性以及膜的孔徑、孔隙率和平滑度等。一般而言，微生物比較偏好疏水性（即低能量）的表面，因此理論上親水性膜比疏水性膜不易被微生物所附著。

根據一項以分枝桿菌為實驗對象所做的研究顯示，親水性依序遞減的醋酸纖維素膜（cellulose acetate）、聚乙烯醇膜（polyvinyl alcohol）、磺化聚砜膜（sulfonated polysulfone）以及聚二甲基矽氧烷膜（polydimethyl siloxane），在同樣的條件下操作一段時間後，這些表面已污堵化的膜面上所附著的菌數依序遞增。然而親水性比醋酸纖維素膜更大的胺化聚砜膜（aminated polysulfone），其對分枝桿菌的附著程度卻遠大於磺化聚砜膜，這是因為胺化聚砜膜帶有正電性而磺化聚砜膜帶有負電性，此時細菌與膜面間親水作用的影響力，不如細菌的負電性與膜面電荷間互相排斥的作用力之故。

有些研究顯示聚醚尿素（polyetherurea）逆滲透膜和聚醯胺（polyamide）逆滲透膜、聚砜超濾膜及聚醚砜（polyethersulfone）超濾膜比較，其被細菌附著的程度最輕微（即菌數最少），並指出這是因為聚醚尿素這種材質的生物親和性（biological affinity）最低之故。表面結構緻密的膜比多孔性結構的膜更容易被微生物附著，此外膜表面的平滑度對微生物的附著也是重要的影響因素，但如粗糙度尺寸遠小於微生物尺寸的膜面，則其對於微生物而言亦屬於光滑的表面。

③流體

流體特性中可能影響微生物附著及生物膜形成的因素包括：溫度、黏度、酸鹼值、表面張力、壓力、切線力（即膜面流速）、垂直力（即透水量）以及流體中的有機物和無機物等。

有些研究指出，溫度升高會增加微生物在膜面附著的速率，而酸鹼值對細菌的附著也有很顯著的影響；但亦有研究顯示，溫度及酸鹼值和微生物的附著行為並沒有關聯性。然而，已有明確的證據顯示進水中的有機物和一些如聚陽離子之前處理化學藥劑等的含量，對微生物的附著確實有一定程度的影響。

污堵的發生和濃度極化現象有密切的關係，而膜組的滲透液和濃縮液的流量大小則是影響濃度極化的主要因素。滲透液是流動方向與膜面垂直的一種垂直力，故有利於微生物或其它物質在膜面的附著和沉積；而濃縮液的流動是一種與膜面成平行的切線力，因此對於微生物的附著是一種阻力，而且還會把已沉積的物質掃離膜面，參考圖 2.26。由此可知，滲透液流量愈小或濃縮液流量愈大都比較不利於微生物的附著和生物膜的發展，但要完全抑制其發生則是不可能的。

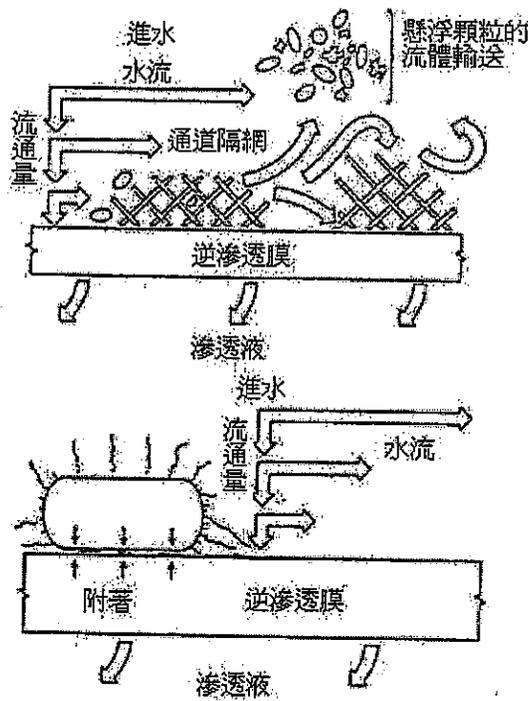


圖 2.26 水流在逆滲透膜表面流動情形

逆滲透膜表面的生物污堵（即生物膜）為黏泥狀，因此在生物膜附近的微生物、膠體及有機物等顆粒物質會附著並埋藏於此黏泥中。這將使得逆滲透膜的表面變成粗糙而具有黏性，因而增加了流體在膜面流動時的摩擦阻力以及導致濃度極化現象的惡化參考圖 2.27。乾淨的膜面其邊界層厚度很小，但當膜面被微生物污堵化以後該邊界層厚度明顯增加，因而影響濃度極化的現象。另外值得一提的是，進水中的菌數愈多並不表示生物污堵會愈嚴重，根據研究顯示，進水中可供微生物吸收的養份含量多寡才是影響生物污堵的重要因素。

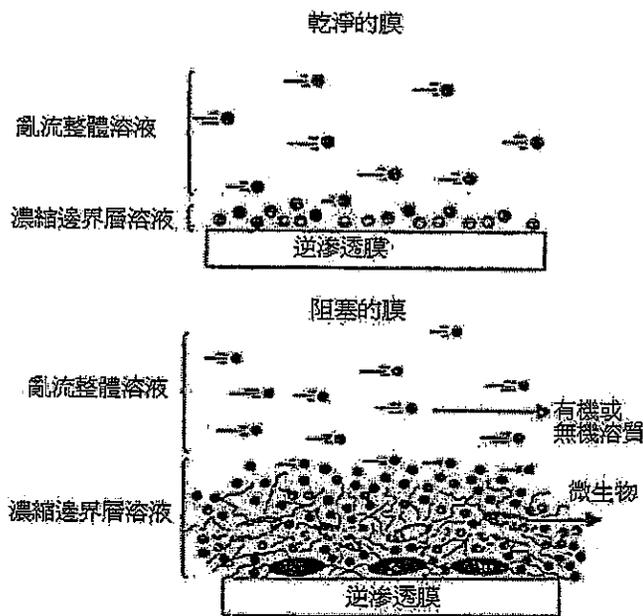


圖 2.27 生物污垢而導致濃度極化現象

逆滲透系統進水中的微生物除了會在膜面附著並發展形成生物膜之外，有些細菌還會造成其它的污堵。例如，硫酸根還原菌會把硫酸根離子還原成硫化氫，而硫化氫和二價鐵則會生成黑色的硫化鐵沉澱；鐵細菌會把二價鐵氧化成三價鐵，而產生氫氧化鐵的褐色黏泥沉澱。由於膜面的三

膜法水處理技術的應用與推廣
 王維
 主編

價鐵沉澱很難清洗處理，因此逆滲透膜組的進水中二價鐵離子的含量必須嚴格的加以控制，通常以 0.05 ppm 為最上限。

生物膜對逆滲透系統可能造成的影響包括：膜組的入/出口壓力降增加（嚴重的甚至會導致膜組的損壞）、增加高壓泵浦的能源消耗量、透水量降低、脫鹽率降低（因為濃度極化更嚴重）以及操作和維護費用的增加（因為膜組的清洗次數增加而導致使用壽命減短）等。

2.4.3 污染阻塞控制方法

如前所述，一般薄膜之污染阻塞大致可分為結垢與污堵等兩大類，而其發生之原因大抵係由於廢水中含有細小顆粒或膠體或某種特殊之化學物質或因微生物滋生而形成，其防制方法一般可歸類於下列幾種方法：

1. 當水中含有高濃度之 Ca^{2+} 、 HCO_3^- 、 SO_4^{2-} 再經逆滲透系統濃縮後，易產生沉澱物如 CaCO_3 及 CaSO_4 等即產生所謂之結垢，通常可藉降低 pH 值或在原水中加入 EDTA 及六偏磷酸鈉（sodium hexametaphosphate, SHMP）以除去之。預防方法需控制濃縮水之 LSI 值。
2. 當水中 pH 值偏高時（亦即含較高之 OH^- 值時）即易形成所謂之金屬氧化污堵，其可藉控制水中溶氧量、pH 值或加入檸檬酸（citric acid）以降低此種污堵發生之可能性。如當 Fe^{3+} 濃度達 4mg/L 時，則溶氧量應控制在 0.1mg/L 以下。
3. 水中含有較大之顆粒或膠體時，則易造成薄膜設施阻塞或膠體積垢，一般可設置筒狀過濾器使之去除 5~10 μm 之顆粒。或依實際需要增設混凝、沉澱及過濾等設施，以除去顆粒或膠體阻塞問題。
4. 水中若有微生物之生長時，則易生物污堵，此問題可藉水中加入消毒劑而抑制生物之生長，但值得注意的是有時消毒劑會與薄膜產生不良之化學反應而加速膜之損耗（如 Cl_2 ）。



第三章 前處理技術

逆滲透系統的起始性能主要決定於逆滲透模組的出廠性能，但隨著系統操作時間的增加，系統的性能會逐漸下降，然而這通常不是逆滲透膜本身的變質老化，而是膜表面沉積了各式各樣的無機物、有機物和微生物等造成所謂的結垢與污堵的現象之故。結垢與各種污堵的發生通常是慢慢累積而逐漸形成，而且彼此之間會互相影響，但其間機制非常複雜，目前仍無法被完全瞭解。

有效的供水前處理可增加薄膜系統的效率與壽命，選擇適當的前處理系統，可以減少污堵、結垢、薄膜退化等問題的發生，使產水流量、脫鹽率、系統回收率及操作費用等能達到最佳化狀況。前處理設計及規畫需考量到系統整體的連續性，例如，當供水處理系統中的沈澱池設計或操作不當時將會形成砂泥，並使得系統中的多層濾煤過濾器超過操作負荷，進而影響薄膜系統之操作，諸如此類不當的前處理，會導致薄膜元件需要頻繁的清洗才得以恢復其原有的產水量與脫鹽率等性能。此外亦因系統停機、性能減退與清洗的費用等因素，造成使用者的不便與損失。

因此，成功的前處理設計不但可以達到系統操作的最佳化，而且可以延長薄膜的使用壽命。前處理系統的設計應符合以下三點原則：

1. 確認進流水的水質符合逆滲透系統的最低要求，
2. 降低薄膜元件上產生結垢的可能，
3. 減少進水端產生污堵的可能，以減少薄膜清洗次數。

前處理流程通常取決於供水源、水質成份以及系統應用等因素，天然供水源包括井水、地表水及海水等。一般而言，井水的水源較穩定，SDI 值較低，而地表水水質會隨季節而呈現不穩定變化，其 SDI 值較高，且細菌含量可能也很高。因此，地表水的前處理過程會比井水複雜得多。確定供水來源後，應進行完整的水質分析（見 4.1 節水質分析），因為不同的水質成份將會影響前處理和逆滲透系統的設計。此外，系統所應用的行業，也會決定逆滲透前處理系統的種類與程度，例如，應用於電子產業的前處理遠比都市用水的前處理複雜得多，



原因在於水質要求的程度以及系統操作的考量不同。

在逆滲透系統中，因為進水中絕大部份的鈣離子、鎂離子、硫酸根離子、碳酸根離子、碳酸氫根離子和二氧化矽等都無法通過逆滲透膜而會被阻滯在濃縮液中，故在薄膜表面易形成結垢，再加上薄膜使用時間一久，會產生微生物等問題，因此在設計逆滲透系統前處理時，就必須考慮如何降低結垢與污堵。在完成水質分析工作後，有經驗的薄膜系統設計商，會根據水中成分來規劃前處理的程序應該包括哪些。例如，濃縮液中的 LSI 或 S & DSI 值，如果大於零，可以利用加酸或水質軟化等方法降低 LSI 或 S&DSI，亦可注入無機鹽抗垢劑抑制或減緩結垢的發生。如果進水中的含細菌量過高時，則可以利用超濾系統或紫外線殺菌器去除微生物，亦可注入微生物抗垢劑抑制或減緩生物污堵的發生。如果進水中的泥砂或顆粒物含量過高時，可以利用砂濾、多層濾煤過濾器或超濾系統等前處理程序來降低懸浮固體量、濁度及淤泥密度指數 (SDI)。

在設計前處理系統程序時，另一個考慮因素還包括前處理的初期設備成本及操作成本，因此前處理系統要做到什麼程度才最經濟，就需要對整體系統做評估才能判斷。一般而言，對於處理容量較小的小型薄膜系統而言，由於系統內所使用的薄膜模組數量不多（亦即模組費用佔整體系統的比例不高），因此選擇必要的簡單前處理系統比較經濟。對於薄膜模組數量多的大型薄膜系統，或者是除了每年定期檢修的時間外，平常運轉期間幾乎無法停機更換或清洗膜管的場合，則以裝置較複雜的前處理系統比較經濟。薄膜系統結垢、污堵之前處理方法請參見表 3.1 所示，分述如后。

表 3.1 結垢、污堵前處理方法一覽表

前處理	CaCO ₃	CaSO ₄	BaSO ₄	SrSO ₄	CaF ₂	SiO ₂	SDI	Fe	Al	細菌	氧化劑	有機物
加酸法	●							○				
抗垢劑	○	●	●	●	●	○						
以 IX 軟化	●	●	●	●	●							
以 IX 脫鹼	○	○	○	○	○							
石灰軟化法	○	○	○	○	○	○	○	○				○
預防性清洗	○					○	○	○	○	○		○
操作參數之調整		○	○	○	○	●						
濾煤過濾						○	○	○	○			
氧化過濾							○	●				
線上混凝							○	○	○			○
混凝膠凝						○	●	○	○			●
微/超過濾						●	●	○	○	○		●
彈筒型過濾						○	○	○	○	○		
氯化										●		
脫氯											●	
衝擊處理										○		
預防性殺菌										○		
GAC 過濾										○	●	●

○可能 ●非常有效

3.1 結垢控制

當水中的微溶性鹽類在薄膜元件間濃縮而超過其溶解度的極限時，即開始在薄膜元件間產生結垢。以逆滲透系統為例，當其回收率為 50%、75% 及 90% 時，則濃縮液中的濃度分別為進流水濃度的兩倍、四倍及十倍。回收率愈高時則產生結垢的可能性就愈大，因此必須注意不要超過微溶性鹽類的溶解極限，



否則沈澱與結垢便會產生。最常發生的結垢當屬碳酸鈣結垢，而其發生的傾向可以由 LSI 或 S & DSI 來預測，有關於結垢發生原因請參見 2.4.2 節薄膜污染阻塞原因一節。水中的微溶鹽包括硫酸鈣、硫酸鋇、硫酸鋇、氟化鈣及二氧化矽等，其溶解度積如表 3.2 所示。

表 3.2 難溶的無機化合物之溶解度積

物質	分子式	溫度	溶解度積	-LogK
氫氧化鋁	Al(OH) ₃	20	1.9×10 ⁻³³	32.7
碳酸鋇	BaCO ₃	16	7×10 ⁻⁹	8.15
硫酸鋇	BaSO ₄	25	1.08×10 ⁻¹⁰	9.97
碳酸鈣	CaCO ₃	25	8.7×10 ⁻⁹	8.06
氟化鈣	CaF ₂	26	3.95×10 ⁻¹¹	10.61
硫酸鈣	CaSO ₄	10	6.1×10 ⁻⁵	4.21
硫化銅	CuS	18	8.5×10 ⁻⁴⁵	44.07
氫氧化鐵	Fe(OH) ₃	18	1.1×10 ⁻³⁶	35.96
氫氧化亞鐵	Fe(OH) ₂	18	1.64×10 ⁻¹⁴	13.78
碳酸鉛	PbCO ₃	18	3.3×10 ⁻¹⁴	13.48
氟化鉛	PbF ₂	18	3.2×10 ⁻⁶	7.50
硫酸鉛	PbSO ₄	18	1.06×10 ⁻⁸	7.98
磷酸鎂鉍	MgNH ₄ PO ₄	25	2.5×10 ⁻¹³	12.6
碳酸鎂	MgCO ₃	12	2.6×10 ⁻⁵	4.58
氫氧化鎂	Mg(OH) ₂	18	1.2×10 ⁻¹¹	10.92
氫氧化錳	Mn(OH) ₂	18	4×10 ⁻¹⁴	13.4
硫化鎳	NiS	18	1.4×10 ⁻²⁴	23.85
碳酸鋇	SrCO ₃	25	1.6×10 ⁻⁹	8.80
硫酸鋇	SrSO ₄	17.4	2.81×10 ⁻⁷	6.55
氫氧化鋅	Zn(OH) ₂	20	1.8×10 ⁻¹⁴	13.74

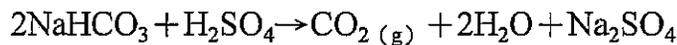
圖 3.2 難溶的無機化合物之溶解度積



在設計前處理系統時，為了預防薄膜產生結垢，可在薄膜系統進流端上游處注入酸或抗垢劑來控制結垢產生，加酸法與抗垢劑法的機制與程序分別說明如下：

3.1.1 加酸法

預防形成碳酸鈣結垢最有效的方法，為在注入水處加入酸劑以降低水中 pH 值，由於大多數的地表水及地下水幾乎都含有碳酸鈣，其溶解度隨 pH 而異，添加酸有助於將平衡推向化學方程式的右方，也就是說會使碳酸鈣偏向溶解狀態，因此降低進水的 pH 值，將可有效抑制碳酸鈣的形成。一般來說，進水的 pH 值如果可以保持在 6 以下，將可有效抑制 80% 的碳酸鈣的形成。由下列化學方程式可說明：



水中應注入多少酸劑以調節 pH 值呢？首先需計算水中有多少碳酸氫根離子轉換成二氧化碳來降低 pH 值，所以應確定注入水端中二氧化碳數值，有關碳酸氫根轉化成二氧化碳之轉化率，請參見圖 3.1 所示。兩者間關係可由下列化學方程式說明：

$$[\text{CO}_2] = [\text{HCO}_3^-] \div 10^{(\text{pH}-6.3)}$$

※ $[\text{HCO}_3^-]$ 為重碳酸根離子濃度值 mg/l

※ $[\text{CO}_2]$ 為二氧化碳離子濃度值 mg/l

進水端中的總二氧化碳濃度為：

$$\text{總二氧化碳} = [\text{HCO}_3^-] + [\text{CO}_2] \times 1.14$$

$$\text{總二氧化碳} = [\text{HCO}_3^-] + [\text{HCO}_3^-] \div 10^{(\text{pH}-6.3)} \times 1.14$$

所以注入端中的重碳酸根濃度應為：

$$[\text{HCO}_3^-] = \text{總二氧化碳} \div (1 + 1.14 \div 10^{(\text{pH}-6.3)})$$

添加酸時建議使用硫酸或鹽酸，但如採用添加硫酸時需注意避免硫酸鹽結垢的發生。為了避免碳酸鈣 (CaCO_3) 結垢的產生，在濃縮液流中的碳酸鈣應為溶解而非沈澱的趨勢，此種趨勢可由 LSI 及 S & DSI 表示。

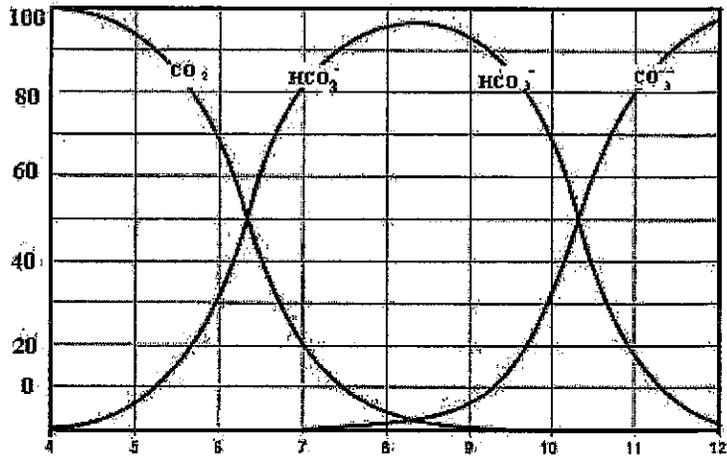


圖 3.1 碳酸氫根、二氧化碳與 pH 三者之關係圖 (Courtesy of Rohm & Haas Co.)

在飽和 pH 值 (pH_s) 時，水與 $CaCO_3$ 為平衡狀態。LSI 和 S&DSI 的定義為：

$$LSI = pH - pH_s \quad (TDS < 10,000mg/l)$$

$$S \& DSI = pH - pH_s \quad (TDS > 10,000mg/l)$$

如果只使用加酸來控制碳酸鈣結垢的發生，則濃縮液流中的 LSI 或 S&DSI 必須為負值。如使用高品質的抗垢劑，不但可以減少或免除酸的消耗量，且濃縮液的 LSI 可容許高達 +1.5，甚至 +2.0。若水中加入酸劑可將 pH 值一直保持在 6 以下，將可有效抑制 80% 碳酸鈣的形成。

3.1.2 抗垢劑法

當無機鹽類在水中的濃度超過其溶解度積時，結晶沈澱就會開始形成，當這些無機鹽結晶的密度與大小達到一定程度以上時，鹽結晶就會脫離懸浮狀態，在薄膜表面形成結垢。抗垢劑的功能是要預防逆滲透或納濾之薄膜元件形成結垢，因為抗垢劑，可以與鹽結晶反應產生極限效應 (threshold effect)，以抑制鹽結晶濃度，即少量的抑制劑會被吸附在結晶的成長格子中，以阻礙結晶的成長並延緩結晶發生。

抗垢劑 (scale inhibitor) 可廣泛應用於碳酸鹽、硫酸鹽及氟化鈣結垢的控制。

目前一般市面上較常用的抗垢劑通常包含有機酸基(-COOH)或磷酸基(PO_4^{3-})，如表 3.3 所示。應用最早的抑制劑為 SHMP(sodiumhexa-metaphosphate, also called sodium hex')，因為價格便宜同時抑制結垢效果良好，但是缺點是較不穩定且不易混合，所以在加藥槽內需小心處理，以免 SHMP 水解，水解不僅降低其效能，且增加磷酸鈣結垢的機會。SHMP 的劑量應調至濃縮液 20mg/L 的濃度，例如回收率為 75% 時，加入供水流的劑量為 5mg/L。各式抗垢劑所需劑量應與製造商確認後使用，應避免超量使用。

有機聚合型抗垢劑比 SHMP 更有效，但是，其可與陽離子性聚電解質或多價陽離子如鋁或鐵，產生膠點狀沈澱物，膠點狀產物很難由薄膜元件除去。另一方面，陽離子性的電解質可能與帶負電的抗垢劑產生沈澱，而污染了薄膜，因此當加入陰電性的有機聚合型抗垢劑時要確定無大量的陽電性聚合物存在。

使用有機聚合型抗垢劑時，應先用薄膜系統處理後之滲出液稀釋，如未使用滲出液稀釋高濃度抗垢劑，抗垢劑很容易會與進水產生沈澱現象，同時發生微生物在抗垢劑稀釋槽內滋生。為使抗垢劑內之殺菌劑有效果，需注意抗垢劑的濃度，不可被稀釋超過表 3.3 所要求之數值。

表 3.3 適用於某一薄膜之抗垢劑

與某一薄膜相容抗垢劑	製造商	稀釋槽內之最低濃度
AF 100	BF Goodrich	—
AF 400	BF Goodrich	—
AF 600	BF Goodrich	—
AF 800 (60 ppm max)	BF Goodrich	0.5%
AF 1000	BF Goodrich	5%
ARRO-TREAT 1100	Arrowhead	5%
ARRO-TREAT 1200	Arrowhead	0.5%
ARRO-TREAT 1300	Arrowhead	5%
Betz 602 (15 ppm max)	Betz	0.75%
Betz 605	Betz	10%
Betz 606 (36 ppm max)	Betz	10%
COATEXEM201ASP (20 ppm max)	Coatex	15%

RO 膜系統之操作與維護

表 3.3 適用於某一薄膜之抗垢劑 (續)

與某一薄膜相容抗垢劑	製造商	稀釋槽內之最低濃度
D8062 (20 ppm max)	Grace Dearborn	50%
Dearborn 8563	Grace Dearborn	—
Dequest 2054	Monsanto	—
Drew 11-428 (36 ppm max)	Drew	10%
Drewperse 770	Drew	10%
Ecolospere	Ecolochem	10%
EL 4010	Calgon	—
EL 5500	Calgon	—
EL 5600	Calgon	—
Flocon 100	FMC	—
Folcon 135	FMC	—
Flocon 200 (20 ppm max)	FMC	5%
Folcon 385	FMC	—
Folmate 5405	Grace Dearborn	10%
Flomate 5406 (36 ppm max)	Grace Dearborn	10%
Flomate 5407	Grace Dearborn	—
HYPER-Sperse	Argo Scientific	—
IPC 5986	Chemlink	10%
Kemazur 2120	Degremont	10%
N-7295	Nalco	25%
N-7306	Nalco	25%
NALCO 2843	Nalco	10%
Permatreat 471	Houseman	10%
Permatreat 475 (36 ppm max)	Houseman	10%
POLYACRYLPT115A (20ppm max)	Polyacryl	15%
Pretreat 110 (20 ppm max)	King-Lee	1%
Pretreat Plus	King-Lee	—
Sludgex 692	Maxwell Chemicals	10%
Sludgex 693 (36 ppm max)	Maxwell Chemicals	10%
SodiumhexametapHospHate (SHMP)	—	—
SP-2946	Petrolite Ltd.	10%
SP-2948 (36 ppm max)	Petrolite Ltd.	10%

原水處理設備技術應用與推廣手冊

有機聚合型抗垢劑在使用上的缺點包括：

- 1.其化學成份中的磷酸鹽是微生物的重要養份，因此雖然抗垢劑可以有效抑制無機鹽結垢，但卻易造成生物污堵的問題。
- 2.人為操作不當或設備發生異常時，其所引起的抑制劑注入劑量過高（超過設計值），會造成薄膜表面的抗垢劑污堵（屬於有機污堵的一種）。
- 3.抗垢劑的稀釋比例不能太低（通常最高為十倍），因此不適用於產水量較小的薄膜系統。
- 4.不同功能的抗垢劑需分別注入，例如無機物抗垢劑無法和有機物及微生物型的抑制劑混合使用。

在同時使用硫酸與抗垢劑注入系統時，需注意當超過硫酸鹽的溶解度時，抗垢劑的注入點需位於酸注入點之前面。否則，在結垢抑制有機會緩和硫酸鹽沈澱過程之前，即產生硫酸鹽沈澱。除非有抗垢劑的存在，否則在酸注入點時的高濃度硫酸離子將促使硫酸鹽結晶的形成。

常見一般結垢形成預防方法，如表 3.4 所示。



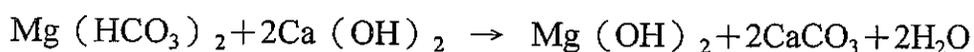
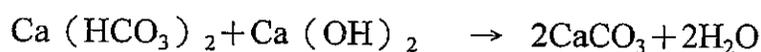
表 3.4 常見結垢形成預防方法一覽表

結垢種類	預防方法	操作方法
碳酸根 (carbonate)	加酸法	將碳酸氫根轉化為二氧化碳，以減少水中碳酸根之濃度程度
	水質軟化	移除水中硬度
	抗垢劑 / 分散劑	結垢劑可以與陽離子結合，而移除硬度，以減緩結垢形成速度
	減少系統的造水量	減少硬度和碳酸根的濃縮程度
硫酸根 (sulfate)	水質軟化	移除水中硬度
	抗垢劑 / 分散劑	結垢劑可以與陽離子結合，而移除硬度，以減緩結垢形成速度
	加酸法	降低 pH 值以增加硫酸根溶解度
	減少系統的造水量	減少硬度和硫酸根的濃縮程度
矽 (silica)	減少系統的造水量	減少硬度和矽的濃縮程度
	增加水中的溫度	增加溶解度
	注入分散劑	減緩結垢形成速度
鐵或鎂	氧化 / 過濾	利用綠砂法或注入氧化劑、氧化鐵或鎂，使之成為不溶解狀況然後在前處理過濾去除
	水質軟化	移除水中鐵或鎂

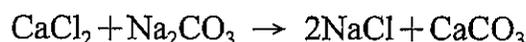
3.2 水質軟化

3.2.1 石灰軟化法

在前文中已說明，水中會形成硬度的原因是因為水中含有鈣離子、鎂離子等陽離子，當濃縮水中的 LSI 或 S & DSI 大於零時，除了加酸或加抗垢劑外也可以利用水質軟化的方法降低原水中的硬度。硬度的去除可以使用化學沈降法或離子交換法，在化學沈降法中較常用的方法為石灰軟化法，石灰軟化法為加入石灰以去除碳酸鹽硬度，其反應式為：



非碳酸鈣硬度可進一步以碳酸鈉（蘇打灰）去除：



石灰軟化法所需設備包括加藥混合、膠凝及沈澱池、快濾池，加入石灰時需在上游處（upstream）注入石灰，此過程之流出物在進入逆滲透系統前，需經過濾煤過濾與 pH 調整。

3.2.2 離子交換樹脂法

離子交換樹脂法是目前最常用的水質軟化方式，軟化過濾器之作用是利用陽離子型離子交換樹脂將進水中的鈣、鎂離子等硬度成份置換成鈉離子，也就是說將硬水過濾成軟水，故通常被稱為軟水器，經過軟水器處理的水其總硬度通常可被降低至 1-3 ppm 以下，這對抑制薄膜表面的結垢以及膠體污堵是很有幫助的，因此軟水器常被當作薄膜系統的標準前處理系統。

以軟水器作為逆滲透系統的前處理設備，除了防止結垢與污堵之優點外，因為進水中的硬度成份已經很低，因此逆滲透系統的濃縮液除了導電度較高之外，其總硬度仍是很低的（10 ppm 以下），也就是說濃縮液可以回收使用於像冷卻水塔補充水之類的場合，這對水的回收率及節水效率是有幫助的。但其缺點為再生時需使用大量的氯化鈉鹽，這將增加人力成本及廢水處理成本。

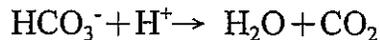
以強酸性陽離子交換樹脂軟化法與弱酸性陽離子交換樹脂脫鹼法為例，均可以有效去除水中的鈣離子與其他會形成硬度的離子，樹脂軟化法若處理得當，是一非常有效及安全的方法，但樹脂需定期再生以除去硬度，日常操作時應使用試劑以瞭解與記錄碳酸鈣硬度，當設備使用超過 3 年以上，放流水中的硬度就會日漸提高，此時應考慮更換樹脂。當樹脂中含鐵或鋁，會導致樹脂惡臭，並影響水質軟化效果，此時應請供應商提供適當清洗方法進行清洗工作。

強酸性陽離子交換樹脂法，是將會產生結垢的鈣、鎂、鋁等陽離子以鈉離子取代，此種方法不會改變 pH 值，因此於樹脂床處理後並不需使用脫氣塔，以脫除碳酸來提高 pH 值；而軟化後處理水中 CO_2 並無法藉由薄膜系統濾除，將會進入滲透液並導致導電度的增加。其改善方法可於軟化後之進水，加入一些 NaOH 降低導電度，以將殘餘的 CO_2 轉成碳酸氫鹽（bicarbonate），此種鹽類可被排除於膜外。強酸性陽離子交換樹脂軟化水，此法通常用於小型或中型鹹水處理，但不適用於海水。

弱酸性陽離子交換樹脂脫鹼法，主要應用於部分軟化的大量硬水，以減少



再生化學藥品之消耗。在此過程中，祇有 Ca^{++} 、 Ba^{++} 和 Sr^{++} 的碳酸氫鹽（暫時硬度）被除去，以 H^+ 取代，因此 pH 值將降低至 4~5，因樹脂的酸官能基為羧基（carboxylic groups），當 pH 達 4.2 時，離子交換過程停止，羧基不再解離，因此，祇是部分軟化，祇有連結於碳酸氫根上的結垢產生陽離子被除去，因此，此步驟最適合含高碳酸氫鹽之水，碳酸氫鹽轉化為二氧化碳方程式如下：



大多數的情況下，不希望滲透液中有 CO_2 ，可以用脫氣方式在滲透液中或供水中除去。若懷疑滲透液有生物污染的可能性，在滲透液方進行脫氣比較有益，因薄膜上高濃度 CO_2 會阻礙細菌的生長；若希望提高脫鹽率的話，脫氣應在供水中進行，因除去 CO_2 同時導致 pH 的增加，pH > 6 時的脫鹽率較 pH < 5 時佳。

以弱酸性陽離子交換樹脂脫鹼的優點為：

- 再生時，僅需少於 105% 當量的酸，減少操作費用，降低環境影響。
- 除去碳酸氫鹽同時除去水中的 TDS，因此，滲透液中的 TDS 也低。

以弱酸陽離子交換樹脂脫鹼的缺點為：

1. 殘餘硬度：若需完全的軟化，在一容器中，也可加入強酸性陽離子交換樹脂作鈉交換，整體的再生化學藥品的消耗仍低於單獨使用強酸性陽離子交換樹脂。因投資花費較高，此種設計僅適合高產量的水處理。
2. 處理過後水的 pH 變化：脫鹼後的水 pH 由 3.5 到 6.5 視樹脂的飽和度而定，此 pH 的循環使脫鹽率難以控制，當 pH < 4.2 時，無機酸的通過會增加滲透液中的 TDS。因此建議，使用一個以上的過濾桶槽，可在不同時間再生，以平衡 pH 變化，其他避免 pH 過低的可能方法為除去 CO_2 或稍後加入 NaOH 以調整 pH。

有關離子交換樹脂法之原理、型式、操作與系統設計，請參考經濟部工業局所出版技術手冊叢書 10-工業廢水離子交換處理。離子交換樹脂軟水器的程序分為採水（產水）、逆洗、注鹽再生、慢洗（押出）及快洗（洗淨）等五個步驟。離子交換樹脂軟水器的相關程序於第四章第二節中詳述。



3.2.3 操作變數調整

當其他結垢控制方法都不成功時，必須考慮調整操作變數使結垢不會發生。溶解鹽的沈澱可藉降低濃度至低於溶解度積而避免，亦即降低系統的回收率，使濃縮液的濃度低至所需的程度。

溶解度也和溫度及 pH 有關，以二氧化矽為例，提高溫度或 pH 雖可增加其溶解度，但是因為這種調整會有消耗能量或造成其他結垢（pH 提高時， CaCO_3 沈積的可能性增加）的缺點，因此除了利用去除二氧化矽的方法外，二氧化矽結垢的控制通常以調整操作變數（降低回收率）為優先考量。

3.3 污堵控制

污堵則是指無機鹽以外的物質，包括膠體、有機物及微生物等沉積在膜面的現象，因此又可分為膠體污堵、有機污堵和生物污堵等三大類。逆滲透膜表面發生膠體污堵的可能性可以用 SDI 值來預測其發生的傾向。有關污堵發生原因請參見 2.4.2 薄膜污染阻塞原因一節。本節將針對控制膠體污堵、生物污堵和有機污堵方法加以說明。

3.3.1 膠體污堵控制

當薄膜發生膠體污堵現象時，會嚴重影響逆滲透模組的性能，例如造成模組的入/出口壓降增加而導致模組的損壞、增加高壓泵浦的能源消耗量、透水量降低、因濃度極化而導致脫鹽率降低，以及模組的清洗次數增加而導致使用壽命減短等。

逆滲透系統供水中，淤泥和膠體的來源會有差異，通常含細菌、黏土、膠狀矽、和鐵的腐蝕產物，前處理於膠凝池中使用的化學藥品，例如明礬、氯化鐵或帶陽電性的聚電解質，如在膠凝池中無法除去或以合適的濾煤過濾，也可能造成膠體污堵。除此之外，帶正電的聚合物可能與帶負電的抗垢劑產生沈澱，而損壞了薄膜。

決定逆滲透系統供水是否會產生膠體污堵，最快速且最常被使用的方法為測量 SDI 值，亦稱為污堵指數 (FI)，此數值為設計逆滲透系統前的重要參考，在操作逆滲透時，需定時依標準檢驗法 (Standard Test Method) 進行檢測分析工作，如進流水源為地表水時，建議一天要檢測三次 SDI。一般而言，逆滲透系統



採用螺捲式膜管時其進水的 SDI 值應維持在 5 以下，但對於中空纖維式膜管而言 SDI 值則需降至 3 以下，才能有效降低膠體污堵的發生。許多前處理技術已被證實能有效地降低 SDI，例如：濾煤過濾（如石英砂/無煙煤），超過濾，交流式微過濾（cross flow microfiltration）以及在濾煤過濾前注入如聚電解質之類的混凝劑等。控制膠體污堵的方法詳述如下：

3.3.1.1 濾煤過濾

濾煤過濾（media filtration）可除去懸浮物與膠體顆粒，當水流過濾煤過濾床時，水中的懸浮與膠體顆粒會附著在濾煤顆粒的表面而得以去除，濾出液品質是取決於懸浮固體與濾煤兩者之間的大小、表面電荷、幾何形狀、水質和操作參數。

有效的細砂過濾石其顆粒大小需介於 0.35 到 0.5mm 之間，無煙煤則為 0.8 到 0.9mm 之間，相較於單一砂過濾煤質，將無煙煤加在砂上面的雙過濾煤質，可以使懸浮物在經過過濾床時，更深入滲透，而具更有效的過濾與更長的採水時間。過濾床根據充填濾料的形式不同，可區分為單層過濾床、雙層過濾床與多層過濾床等三種。

在薄膜系統的前處理過濾中，幾乎以多層過濾床為主，過濾煤質組成包括石英砂、石榴石與無煙煤顆粒，一般多層過濾床組成從最上層到最底層，建議依序為：

濾煤	顆粒尺寸	密度	濾床深度
無煙煤	0.8-0.9mm	54 lb/t ³	14-16"
石英砂	30 × 40 mesh	130 lb/t ³	8-10"
石榴石	8 × 12 mesh	144 lb/t ³	6"

(Michaud, Chub, Personal Communication, Mach, 1993)

所謂粒徑分析是指相對於單位面積下有多少孔洞而言，其方法係利用一組有各種孔徑之美國標準篩器予以篩選分析，如 30 × 40 mesh 濾料，其代表意義為 90% 以上濾料粒徑大於 40 mesh，但小於 30 mesh。如果粒徑分析值是單一值時，即代表 90% 以上濾料粒徑大於該孔徑，粒徑標準篩選分析對照表請參見表 3.5 所示。

表 3.5 U.S. 粒徑標準篩選分析對照表

Sieve Mesh NO.	Nominal Sieve Mesh opening (nm)	Opening Tolerance ($\pm \mu m$)	Nomina Wire Diameter (mm)
10	2.00	70	0.900
12	1.68	60	0.810
14	1.41	50	0.725
16	1.19	45	0.650
18	1.00	40	0.580
20	0.841	35	0.510
25	0.707	30	0.450
30	0.595	25	0.390
35	0.500	20	0.340
40	0.420	19	0.290
45	0.354	16	0.247
50	0.297	14	0.215
60	0.250	12	0.180
70	0.210	10	0.152
80	0.178	9	0.131
100	0.150	8	0.110
120	0.125	7	0.091
140	0.104	6	0.076
170	0.089	5	0.064
200	0.074	5	0.053
230	0.064	4	0.044
270	0.053	4	0.037
325	0.043	3	0.030
400	0.038	3	0.025

(Rohm and Company, Engineering Manual for the Amberlite^R Ion Exchange Resins)

在過濾系統中孔徑 8 × 12 mesh 的石榴石，比起 30 × 40 mesh 的石榴石，扮演更重要的支撐角色，一般來說，過濾系統是將 8 × 12 mesh 的石榴石，放置在 30 × 40 mesh 石榴石的下方。

在多層濾料中粒徑是具有相當選擇性，若在逆滲透系統中，濾料的選擇，是依所需處理的水質中含何種結垢物而決定濾料的大小。在可能含有高濃度細





微淤泥水源中，若要去除此種細微污泥則有孔徑細小濾料。在部分案例中，無煙煤可使用 0.6-0.8mm 大小，以取代常用之 0.8-0.9mm 大小的無煙煤，而且在 30 × 40 mesh 石榴石上方加上 4 英吋厚之 60 mesh 大小石榴石層。在此種細微濾層中，當線性流速為 8gpm/ft² 時，其壓降將達到 6psid，而一般過濾系統在相同流量下，壓降只有 3 psid。

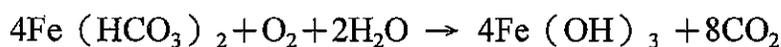
在去除懸浮固體物 (SS) 後，這種細微濾層的壓降會很快的上升，因此常常需要進行反洗。為了減少反洗頻率，其濾槽設計時則需設計較大尺寸，以降低過濾速度，與增加過濾效果。一般當濾料在壓降達到 10 psid 時則需要進行反沖，因壓降達到 15 psid 時，於濾料上方，所需處理的 SS 可能會造成結塊現象，這種結塊物質反而很難藉由反沖程序加以去除的。

過濾煤質床深度的設計值最低為 0.8m (31inches)，如果為雙層煤質過濾，通常是上層深度為 0.5m (20inches) 的砂，再加上深度 0.2m (12 吋) 的無煙煤。過濾形式有重力過濾與壓力式過濾兩種。在壓力式過濾的部分，其過濾管殼為加壓設計，過濾流速設計值通常為 10~20m/h，而逆流流速值為 40~50m/h，注入水如果可能含有高污堵時，過濾流速應小於 10m/h，應使用第二層過濾床，以提高過濾效果。在重力式過濾的部分，如果前端過濾長度為 5 公尺，其過濾壓力則需為 2bar (30psi) 至 4bar (60psi) 以上。

啟動操作時，水由過濾池頂部流入，經過濾床進入底部的收集系統，壓力式過濾池的進水口與出水口的壓差為 0.3 到 0.6bar (4-9psi)，而重力式過濾池為 1.4 公尺，過濾池反覆沖洗以帶走沈積的物質，沖洗時間約需 10 分鐘。操作系統時，應避免頻繁的停機和啟動，因每次增加過濾池的流速都會釋出已沈積的顆粒。有關於過濾機制，可參考水處理書籍中過濾之相關章節。

3.3.1.2 氧化過濾

部分水源中含有二價鐵、錳、硫化氫或銨鹽，此種水若已經過氯化及脫氯作用或氧含量超過 5mg/L，Fe²⁺會轉化成 Fe³⁺，繼而產生不溶性氫氧化物的膠體，鐵和錳的氧化反應如下：



因鐵的氧化發生在較低的 pH，所以產生鐵污堵比錳污堵會更頻繁，因此即



使 SDI 小於 5，逆滲透供水中的鐵在 0.1mg/L 之下，則有可能產生污堵問題；低鹼度的水通常比鹼度高的水含較高濃度的鐵，因 FeCO_3 的溶解度限制了 Fe^{2+} 的濃度。

去除水中的二價鐵、錳、硫化氫，可使用方法包括：

1. 在整個逆滲透處理過程中，避免曝露於空氣中或任何氧化劑。而低 pH 值可減緩 Fe^{2+} 的氧化，在 $\text{pH} < 6$ ，含氧量 $< 0.5\text{mg/L}$ 下， Fe^{2+} 的最高濃度為 4mg/L 。
2. 以空氣、氯或高錳酸鉀而形成氧化鐵和錳，其形成的氫氧化合物，再以濾煤過濾。但是硫化氫產生的膠狀硫很難除去。氧化反應加入氯氣時，應在注水前加入，建議容器中氯濃度（每 1mg/L 中氯濃度）為：

氧化	氯濃度標準	氯最低建議值
Fe^{+2} (例如鐵)	1.3 mg/L	1.3 mg/L
Mn^{+2} (例如鐵)	2.6 mg/L	2.6 mg/L
H_2S (例如硫)	4.4 mg/L	5 mg/L

3. 綠砂 (greensand) 可以去除二價鐵、錳、硫化氫至 0.01mg/L (Aronovitch, 1993)，藍綠砂為粒狀的濾煤，當其氧化能力已耗盡時，可以 KMnO_4 再生，再生後殘餘的 KMnO_4 需完全沖洗乾淨，以免薄膜遭氧化破壞。此技術用於含 $< 2\text{mg/L}$ Fe^{2+} 的原水，若 Fe^{2+} 含量高時， KMnO_4 可連續地加入進流水中，此種情況下，必須注意確定高錳酸根不會接觸到薄膜，例如：加裝一碳過濾器，其處理能力如下：

種類	lb/ft ³	ppm-gallons/ft ³	grains/ft ³
鐵	0.1	12,000	700
錳	0.06	7,000	400
硫化氫	0.03	4,000	230

4. Birm 過濾法也曾有效地被用來去除逆滲透供水中的 Fe^{2+} ，因 pH 值會增加且連帶地改變 LSI 值，需注意注入水不能含有油脂或硫化氫，否則水中將會產生污堵，同時避免 CaCO_3 在過濾池或逆滲透系統中沈澱。



3.3.1.3 混凝法

處理含高濃度懸浮物及高 SDI 的原水，通常使用混凝沈澱法，原水中的膠體如果在過濾前就被凝結聚集，混凝法或凝結法可以大大地降低水中的 SDI 值，特別是 SDI 僅稍大於 5 的原水。混凝法又稱為線上混凝或線上混凝法 (flocculation)，原水系統中注入混凝劑攪拌均勻，形成的微細混凝體，產生的氫氧化合物膠體在特殊設計的反應中長大沈澱，氫氧化物污泥除去後，膠體隨即就被濾煤過濾移除，經混凝法處理過的水再經濾煤過濾處理。

硫酸鋁和氯化鐵用於破壞膠體表面的負電荷，然後將這些膠體導入剛形成的氫氧化鐵的微細混凝體內。鋁混凝劑也有效，但並不建議使用，因殘留的鋁可能造成結垢的形成。混凝劑快速的分散和混合極為重要，建議使用靜態型攪拌器 (static mixer) 或由加壓泵的吸入端注入，最合適的劑量為 10~30mg/l，但需依個案決定。

為增加氫氧化物微細混凝體之產生，因而增進其過濾性，混凝劑可與凝聚劑一起或單獨使用，凝聚劑為可溶性高分子量之有機化合物，例如，直線型的丙烯醯胺聚合物，一般此類高分子有機化合物可依其可能帶正電 (陽離子) 負電 (陰離子) 或接近中性 (非離子) 而加以分類。

混凝劑與凝聚劑可能直接或間接干擾逆滲透膜，間接的干擾為化合物產生沈積在膜上，例如：濾煤過濾產生偏流 (channeling) 可使微細混凝體通過濾床而沈積在膜上。當濃縮進流水時也可能產生沈澱，例如：當鋁或鐵的混凝劑加入後未接著降低 pH 以避免逆滲透過程之過飽和。還有在濾煤過濾後加入的化合物也可能反應產生沈澱物，最明顯的是抗垢劑的添加，幾乎所有的抗垢劑都是帶負電，因此會與帶正電的凝聚劑或混凝劑起反應。一些逆滲透系統曾被聚電解質與抗垢劑反應形成的膠體所嚴重地污堵了。

直接的干擾產生於化合物本身影響膜的性質而導致流通量的損失。水的離子強度對混凝劑和薄膜的界面可能有影響。若是如此，鹽水狀態與海水狀態的結果會不相同，為消除對逆滲透膜直接或間接的干擾，陰電性或非離子性的混凝劑比陽電性者合適，但要避免添加過量。

3.3.1.4 彈筒型過濾器

逆滲透系統的前處理中最基本的要求為孔隙小於 20 μm 的彈筒型過濾器

(cartridge filter)，其目的為避免薄膜膜管的水流通道被顆粒物堵塞，並且可保護高壓泵內的葉片不會被懸浮粒子損害，通常為前處理的最後一道安全裝置。建議使用 $5\mu\text{m}$ 或更小的孔隙大小，前過濾處理得越好，逆滲透薄膜越不需要清洗。

當濃縮液中矽的濃度超過理論的溶解度積時，建議使用 $1\mu\text{m}$ 孔隙大小的彈筒型過濾，以減低與鐵和鋁膠體的交互反應。由於微濾系統的能源消耗量很低，設備所佔的空間也不大，因此很適合作為薄膜系統設計之前處理。

過濾的流速需依照製造商的建議，同時在壓降達到允許的極限前即要更換，但不可超過三個月。不建議使用可反沖洗式過濾，因效率差且生物污堵產生率高。如果過濾器的壓差增加得很快速，表示原水源或前處理可能有問題。過濾器可提供薄膜某種程度的短暫保護，在必須採取一些改善措施前。過濾的濾芯需用合成且不能分解的材料；例如尼龍或聚丙烯，同時具備一壓力計以指示壓降，因此，顯示污堵惡化之程度。一般性檢查使用過的濾芯，可提供污堵惡化的情形與清洗的必要。

濾芯的更換頻率若低於每 3 個月一次，則通常表示前處理有問題。然而，彈筒型過濾並不是用於過濾大量物質，否則便為無效率地使用高成本過濾器，且可能導致薄膜系統過早失敗，起因於一些不需要的物質穿過的可能性增高，然而，也可考慮在上游裝置第二個孔隙較大的濾芯。

3.3.2 生物/有機污堵控制

幾乎所有的水源都會含有微生物（細菌、藻類、黴菌、病毒）與高等有機體。細菌一般大小為 1 到 $3\mu\text{m}$ ，微生物可被視為顆粒物質，與無生命顆粒物的不同點為它們在良好的生長環境下會繁殖而形成一生物膜。微生物在進入逆滲透系統後，便會尋找水中的溶解性有機養分，且由於濃度極化現象的因素而聚集成大片的黏膜，此為一形成生物膜的理想環境。薄膜的生物性污堵會嚴重地影響到逆滲透系統的性能，包括供水至濃縮液之差壓增加，導致薄膜元件發生望遠鏡現象（telescoping）、機械性的損害及薄膜流量下降。生物膜一旦形成便不易除去，因為生物膜會保護微生物不受剪力和消毒藥品的影響，如果去除不完全還會加速生物膜的再生。

因此，預防生物性與有機性污堵為前處理技術的主要探討項目之一，地面水比井水更易產生生物性污堵問題，下節將討論如何評估及處理生物污堵的問



題。

3.3.2.1 微濾/超濾

1. 微過濾

微濾膜是指孔徑 0.01 到 10 μm 的多孔性分離膜，這種過濾膜可以去除微粒子、細菌及有機性固形物等屬於微細顆粒尺寸範圍的物質，微濾系統對於微粒子和微生物的過濾效果特別顯著，濾除率可達到 99.9% 以上，微濾膜對水中的顆粒物質有很好的去除能力，另外，對有機性固形物有過濾效果，因而降低了水中的過錳酸鉀消耗量，也就是說氧化分解用的氯之注入量可以減少。

產業界最常使用的微濾膜孔徑為公稱孔徑和絕對孔徑兩種，公稱孔徑通常以 85~90% 的顆粒濾除率為標準，而絕對孔徑則可做到 100% 的濾除效果。以公稱孔徑 0.2 μ 的微濾膜為例，其對 0.2 μ 的顆粒約有 90% 的濾除率，但對 0.5 μ 的顆粒濾除率達 100%，則該膜亦可稱為絕對孔徑 0.5 μ 的微濾膜。

微濾膜系統的操作壓力通常控制在 1~3 kg/cm^3 左右，濃縮液的流量關係到被處理液在微濾膜表面的流速，表面流速愈低則透過液流量隨操作時間而下降的速率就愈快，也就是說微濾膜的污堵化現象愈嚴重。

由於微濾膜可以去除微粒子、微生物及有機性固形物等各式各樣的污染物。所以在過濾這些物質的同時，使膜被阻滯而使微濾膜的表面阻塞，以致模組的透水量會逐漸下降，因此，每隔一至二個月便需進行一次化學藥劑的清洗，以便回復模組的透水量和過濾能力。微濾膜模組的清洗通常是採就地清洗 (clean in place, CIP) 的方式，也就是說模組不需從壓力容器中取出，而直接把清洗藥劑投入過濾系統的循環管路中，經循環操作或靜置一段時間後，再以清水將化學藥劑沖洗乾淨即完成清洗的步驟。

2. 超濾

超濾膜的孔徑則在 10~200 \AA (0.001~0.02 微米)之間，能夠濾除分子量數千至數十萬之巨分子的一種膜分離程序，因為它的孔徑比微濾膜更小，故主要是以水溶性高分子例如蛋白質等為分離的對象。超濾程序在低壓操作時，透水量和操作壓力大致成線性正比關係，但當操作壓力超過最適壓力時透水量不再增加，有時反而會降低，最適壓力則視被處理液的組成和其它特性而定，通常

水質處理技術與設備

在 30~60psi 之間。

大多數中空纖維模組的結構都能承受背壓，因此可以利用反洗 (back wash) 操作把膜面的沈積物洗出來以防止超濾膜的堵塞。螺捲式模組是平膜結構，因為不耐背壓故不能反洗，但可以用大水量沖洗 (flush) 的方式將表面的附著物沖出來。這兩種方式都可藉計時器和電磁閥 (或氣動閥) 做定時反洗或沖洗的自動控制，然而無論中空纖維式模組的反洗或螺捲式模組的沖洗都無法完全去除膜面的沈積物，而只能減緩透水量的下降速率。

經由微濾膜或超濾膜的交流式過濾 (crossflow filtration) 可除去所有懸浮物質，超濾膜更可除去溶解的有機物，微濾/超濾能除去微生物，特別是藻類，藻類有時很難以標準技術除去，使用的薄膜需為抗氯材料製成，以承受週期性的消毒。過濾的程度視分子質量及膜所能濾過的分子質量而定。因此，一設計良好及操作維護得宜的微過濾及超過濾系統可達到 $SDI < 1$ 。

如果採用微濾或超濾系統為前處理，則大部份懸浮物質及微生物等負荷也就是污堵的問題，將由逆滲透膜轉移至微濾或超濾膜。而基於經濟的理由，必須同時有高的 MF/UF 系統回收率和高的一定滲透液的流量，這些目標通常藉定期清洗達成。不管是用同向沖洗，或較佳的反向沖洗。若使用抗氯 (chlorine resistant) 薄膜，如聚砜或陶瓷薄膜，則可在沖洗水中加氯以防止生物污堵。

3.3.2.2 加氯處理/除氯作用

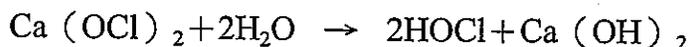
1. 加氯處理

多年來，氯已被都市和工業用水處理以及廢水處理當作一殺菌劑，因其具有迅速阻止病體活動的能力。氯的效力依其濃度，存在的時間和水的 pH 有關，使用於飲用水的殺菌時，其殘餘的量為 0.5mg/L。用於工業水處理時，為預防進水管、熱交換器、砂濾產生污堵，通常加氯以保持水中自由殘餘氯 0.5~1.0mg/l 或更高的濃度，視進水的有機物含量而定。

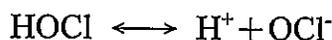
當需要預防生物污堵時，通常可使用加氯法，特別是用於地面水。對於耐氯佳的聚砜薄膜以及醋酸纖維素薄膜，可於進水處注入漂白水 (即次氯酸鈉)，需維持 0.3~0.5 mg/l 的餘氯，然而，對於耐氯差的聚醯胺類薄膜則必須在膜的上游去除餘氯以免膜結構被氧化破壞。有關於加氯反應的機制說明如下：



氯最常用的為氯氣、次氯酸鈉及次氯酸鈣，在水中馬上水解成次氯酸 (hypochlorous acid)：



偏次氯酸在水中會分解成氫離子和次氯酸根離子：



Cl_2 、 NaOCl 、 $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ 、 HOCl 和 OCl^- 的總合，被稱為可用自由餘氯 (free available chlorine, FAC) 或殘餘自由氯 (free residual chlorine, FRC)，以 mg/l 為表示單位。如後述，氯與銨形成氯銨化合物，這些氯銨化合物稱為可用結合氯 (CAC) 或殘餘結合氯 (CRC)。自由和結合的可用/殘餘氯，稱為總殘餘氯 (TRC)。

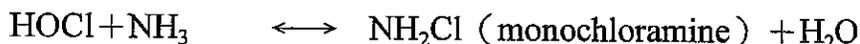
$$\text{TRC} = \text{FAC} + \text{CAC} = \text{FRC} + \text{CRC}$$

殘餘自由氯的殺菌效力直接與未解離的 HOCl 濃度有關。次氯酸比次氯酸根離子的效力高出 100 倍， HOCl 的比例隨 pH 下降而增加。

在 $\text{pH}=7.5$ (25°C , $\text{TDS}=40\text{mg/l}$) 下，祇有 50% 的殘餘自由氯以 HOCl 存在，至 $\text{pH}=6.5$ 時就增加 90%， HOCl 亦隨溫度的下降而增加，在 5°C ， HOCl 的莫耳部分為 62%，($\text{pH}=7.5$, $\text{TDS}=40\text{mg/l}$)，高鹽度的水，較少 HOCl 存在 ($\text{pH}7.5$, 25°C , $\text{TDS}=40,000\text{mg/l}$, HOCl 僅為 30%)。

有關於氯需求量說明如下：

部分的氯和氮經一連串的反應，形成結合可用氯：

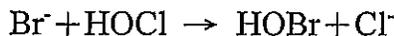


這些反應和 pH 及氯對氮重量比所控制，氯氮 (chloramine) 亦具殺菌效力，但比氯差，另一部分的氯轉換成不可用氯，此種氯的需求，來自於與亞硝酸鹽、

氯氣、硫化物與亞鐵及錳等還原劑之反應，氯也被水中有機物所消耗。

為決定最適當的加氯量，最佳注入點，pH 及反應時間以防止生物污堵，應採用 ASTM 方法的 D1291 (standard practice for determining chlorine requirement of water)，水中含氯要求決定的標準方法於代表性的水樣上。

海水和鹹水最大的不同在海水中含約 65mg/l 的溴化物，溴化物會迅速地與次氯酸反應成次溴酸：



因此，氯化的海水，主要的殺生物劑為 HOBr 而非 HOCl。次溴酸隨後即解離成次溴離子：

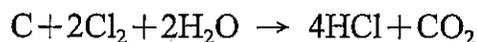


HOBr 的解離度小於 HOCl，在 pH 8 時，祇有 28% HOCl 未解離，但有約 83% 的 HOBr 未解離。換言之，在不含溴化物時，較高的 pH 將較鹹水時更有效殺菌。次溴酸與次亞溴酸根會影響殘餘自由氯的測量，而被包括在殘餘自由氯的數值內。HOBr 與水中其他化合物的反應相同於 HOCl，其產物為溴胺與溴化物。

2. 除氯作用

當使用聚醯胺類（例如薄層複合膜，TFC）逆滲透薄膜時，逆滲透系統的供水必須先除氯以避免薄膜的化學結構被氧化破壞。在觀察到脫鹽率有明顯流失時，薄膜對氯還有些抗性，當暴露於 1mg/l 自由氯約 200~1,000 小時（200~1,000ppm-h 容許度）後，薄膜會開始退化，氯的危害速度依水的性質而異，在鹼性 pH 值下，較嚴重。在氯化過程中，酸性 pH 值本來也比較適合殺菌效力。氯的危害在含高濃度重金屬（如鐵），因其催化薄膜分解的能力，及高溫下也較嚴重。

有些聚醯胺逆滲透膜對殘餘自由氯毫無容忍力，部分薄膜對氯的較高容忍度歸功於薄膜表面較厚的阻隔層與其交錯結構，殘餘自由氯可被活性碳或化學還原劑還原成無害的氯化物，活性碳床對逆滲透供水之除氯非常有效，其反應如下：

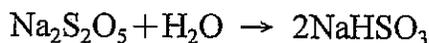


焦亞硫酸鈉(SMBS)為分解自由氯最普遍被使用的方法，亦為一生物安定劑

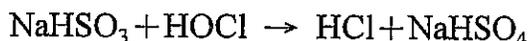


(biostatic)，其他如二氧化硫亦具還原效果，但就費用上比不上 SMBS 經濟。

SMBS 溶於水中即產生亞硫酸氫鈉 (SBS)：



SBS 隨即還原次氯酸，反應如下：



理論上，1.34 mg SMBS 可除去 1.0mg 的自由氯，但在實務上通常會提高至 3.0~5.0 mg，以確保自由氯能被完全分解。固體的 SMBS 如放置於涼而乾燥的環境下通常可貯存 4~6 個月，但若已調製成水溶液狀態並且曝露於空氣中，則亞硫酸鈉會被氧化而使有效濃度逐漸降低，典型的溶液壽命依濃度變化如下：

(重量%)	溶液壽命
10	一週
20	一個月
30	六個月

SMBS 需無雜質，雖然除氯作用本身反應迅速，仍需良好的攪拌以保證反應的完全；建議使用靜態攪拌器。注入點最好是在彈筒型過濾器的下游，以便彈筒型過濾器仍被氯保護，但若焦亞硫酸鈉或亞硫酸氫鈉有溶解不完全之虞時，注入點最好是在彈筒型過濾器的上游，以避免未溶解的藥劑顆粒流入。在此情況下，SMBS 溶液需先經另一彈筒型過濾器濾過，再注入逆滲透供水中，脫氯過的水不可貯存於桶中。在攪拌管線的下游最好安裝殘餘氯或氧化還原電位 (ORP) 監測器，以確定自由氯已經被分解至安全的濃度以下 (通常為 0.1 ppm)。當偵測到自由氯的濃度過高時，監測器的訊號會輸出至逆滲透系統的控制中心，並且做出停機或其它的保護措施以保護逆滲透模組不被損壞。

3.3.2.3 消毒處理

除了連續性地將殺菌劑注入原水外，生物污堵也可藉定期性地殺菌來預防，通常用於中度發生可能性的防範。對高度可能性的污堵，可連續使用殺菌劑。預防性之殺菌作用較有效，因為殺滅單一附著的細菌，比去殺死且除去一厚密而積累的生物膜要容易得多。

一般的殺菌期間為每一個月一次，但也可短至一天一次，依供水性質（如廢水）或滲透液之要求品質而異。但薄膜的壽命可能因經常性的消毒而減短壽命，依化學藥劑而定。

3.3.2.4 活性碳

活性碳過濾器之目的為去除進水中的殘餘氯和大分子量的有機物（例如腐質酸）。因為目前被普遍使用的逆滲透模組是屬於聚醯胺材質的複合膜，此材質對於水中的殘餘氯非常敏感，其可允許的進水含氯濃度通常為 0.1ppm 以下，較安全的濃度應是檢測不出殘餘氯。

活性碳過濾器的動作程序和多層過濾器完全相同，用於吸附殘餘氯時，設計流量可達 15 gpm/ft²，而若其目的為吸附有機物質，（例如降低 COD）則設計流量以 5 gpm/ft² 以下為佳。活性碳濾材的材質可分為煤質，木炭和椰殼三種，一般而言，椰殼材質的活性碳硬度較高，灰份含量較低，因此在逆洗過程中比較不容易碎裂，在採水時流出的碳細末較少，這對薄膜系統是較好的，因為活性碳細末會沈積在薄膜表面影響其透水性能，而且不容易清洗出來。活性碳顆粒的尺寸以 8 × 30 mesh 最常被使用，其意為 90% 以上的顆粒其粒徑在 30 mesh 至 8 mesh 之間，而粒徑在 30 mesh 以下或 8 mesh 以上的顆粒只佔不到 10%。

當活性碳顆粒因吸附餘氯或有機物質而達飽和時即失去其活性，此時必須更換新的濾材，通常活性碳濾材的容量設計為每一年更換一次。雖然飽和的活性碳濾材可以利用蒸汽或化學的方式將其活化再生使用，然而對於做為薄膜系統前處理的活性碳過濾器而言，應避免使用再生活性碳，除非在活性碳過濾器之後再加裝一個可以濾除活性碳細末的前處理設備。

3.3.2.5 其他方法

1. 硫酸銅法

硫酸銅也可用於控制生物生長，一般而言，硫酸銅以 0.1~0.5mg/l 之濃度連續地注入，但基於以下之原因一般不建議使用硫酸銅：

- 商業用 CuSO₄ 可能含一些會損害逆滲透薄膜的雜質。



- 在操作的某些 pH 範圍內易產生 CuSO_3 與 $\text{Cu}(\text{OH})_2$ 沈澱，導致逆滲透裝置的污堵使 CuSO_4 無效。
- 銅離子對環境有不良影響。
- CuSO_4 祇對一些微生物（例：某些藻類）有效，但對大多數細菌的作用有限。
- 一些國家環境保護標準限制銅鹽排出量，因此當逆滲透發生生物污堵問題時，很難調節其用量。

2. 臭氧氧化

臭氧為比氯更強的氧化劑，但很容易分解，不易殘存於水中。要殺死所有的微生物，臭氧必須維持某一濃度。逆滲透框架結構材料必需考慮能抗臭氧，通常使用不銹鋼，另需小心地以活性炭過濾器除去臭氧以保護薄膜。

3. 紫外線殺菌

紫外線殺菌器（波長 254nm）具有非常好的殺菌效果，對於降低生物污堵具有一定的作用，因此亦可用於逆滲透系統的前處理。由於無需添加任何化學藥品，設備除定期性的清洗及更換水銀蒸氣燈管外，無需其他照顧，因此在操作及維護上非常方便。然而由於設備價格較高，且膠體及有機物等雜質會沉積附著在石英管的管壁，因而降低處理水的照射強度，因此較適合用於產水量小的逆滲透系統或是雜質含量較低的清潔水源，例如二段式逆滲透系統。

3.3.3 有機污堵控制

薄膜表面吸附有機物導致流通量損失，此為一不可回復的嚴重問題。高分子量，厭水性帶正電的化合物最易被吸附。高 pH 可防止污堵，因在 $\text{pH} > 9$ 時，薄膜和許多有機物都帶負電。乳狀的有機物在薄膜表面可能形成一層有機膜，因此需在前處理中除去。

自然水中存在的有機物質通常為腐質性物質，TOC 濃度在 0.5 到 20mg/l 之間，當 TOC 超過 3mg/l 時，需考慮前處理，腐植性物質可以混凝過程產生氫氧化物膠體、超濾或活性炭吸附除去。

3.3.4 薄膜退化之預防

逆滲透供水中，某些物質除了造成污堵外，薄膜元件的化學抗性也必須考慮。原則上，氧化劑可傷害薄膜，必須先除去。祇要 pH 在 2~11 的範圍，且這些化學藥品為溶解狀態，並且不生成有機物，薄膜元件對其他大部分的化學藥品都相當穩定。

根據以上薄膜前處理方法相關說明，茲將其種類及功能整理如表 3.6 所示。

表 3.6 薄膜前處理方法一覽表

處理內容	初級前處理	目的	缺點	二級前處理	目的
鈣／鎂之碳酸	軟化離子交換方法	以鈉來交換鈣／鎂而形成可溶性的碳酸鹽	高 TDS 會造成錯開(slip)，最高限是 800mg/L，當容量高於 9,000m ³ /day 時，則成本太高	抗垢劑	延緩任何會因錯開造成沉澱的趨勢
	石灰軟化法	將鈣／鎂以碳酸鈣及氫氧化鎂的沉澱除去	當容量小於 5,000m ³ /day 時，則不適合	加酸或抗垢劑	防止後沉澱
	加酸	用較易溶的氯鹽及硫酸鹽來替換重碳酸鹽	成本高	抗垢劑	作為酸劑失敗時的儲備方法
	加入抗垢劑	模擬延緩自然沉澱的形成	不正確的抗垢劑劑量或不當的停止操作都會造成沉澱	-	-
硫酸鹽	基本軟化法	以鈉來交換鈣／鎂而形成可溶性的碳酸鹽		-	-
	加入分散劑	模擬延緩自然沉澱的形成		-	-
二氧化矽	提高溫度	增加溶解度	加熱的成本高	-	-
	石灰軟化法	使一些二氧化矽和碳酸鈣及氫氧化鎂一起沉澱	不適合於容量小於 5,000m ³ /day 之用	-	-
鐵的沉澱	曝氣氧化和過濾	以氧化鐵的型式沉澱較易被濾床過濾掉	有其他可被氧化之物質出現時，例如硫化氫	加酸	防止進一步的沉澱
	去除所有氧化劑例如：空氣或氯	使之保持可溶性的二價鐵離子狀態	-	加酸	增加溶解性
	酸劑	保持溶液中鐵的溶解狀態	要保持 pH 值在 5，所用的酸劑相當昂貴	-	-

表 3.6 薄膜前處理方法一覽表 (續)

處理內容	初級前處理	目的	缺點	二級前處理	目的
膠體物	加入凝聚劑和過濾	使膠體形成可被過濾的大粒子	-	加酸	防止膠體物質的後沉澱
	軟化離子交換法	當溶液濃縮時，會抑制膠凝發生，膠體會通過逆滲透系統，進入濃縮液中	不適合於高 TDS 的水質，因為它會錯開 (slip) 軟化劑，使得被軟化的水增加 5mg/L 的硬度	-	-
細菌	加氯消毒和過濾	細菌會被殺死，並以砂濾床除去	-	加入焦亞硫酸鈉經過活性碳濾床	去除餘氯，否則會傷害薄膜
硫化氫	去除氣體並加氯	大部分的硫化氫會以氣態消失，而留下的硫化氫則被氧化成硫酸	若是硬水則必須先加酸，以防其結垢在除去氣體的裝置之上	加入焦亞硫酸鈉經過活性碳濾床	-
	除去氧化劑，例如空氣和氯	使之保持溶解狀態	有細菌產生，並造成操作維持的困難	排出前要先去除氣體以防其危及住戶	此氣體是一種危害物
氮和其他強氧化劑	加入焦亞硫酸鈉	以化學反應除去氯	若加藥失敗會有災害發生	儲備之第二種劑量	為了安全性而幫助薄膜的消毒
	活性碳濾床	作為吸收劑及氧化劑	濾床常成細菌的溫床，因此必須再生或定期更換	-	-

第四章 系統設計

薄膜系統的設計可以分成兩個部份來說明，一為水質參數，另一為系統參數。水質參數是由進水及產水的條件來探討，此與系統選擇何種模組、如何排列及操作參數如何是無關的，但對於前處理設備的選擇及系統操作參數的制定，則必須根據進流原水的水質分析報告才能使系統的操作達到預期的結果。因此，薄膜系統是否能順利運轉，詳細之水質參數分析是不能缺少的。另外，訂定正確的系統參數，將可使薄膜壽命增加、操作更為順暢並進而減少整個系統之運轉費用，是薄膜系統設計過程相當重要之一環。

4.1 水質分析項目與影響

薄膜系統的設計、操作及問題處理與水質有密切的關係，因此認識各水質項目的意義及相關的水質化學是非常重要的。進流原水的水質分析資料對於如何選擇適當的前處理設備更是必要的依據。以逆滲透系統設計為例，其直接相關的水質項目主要有總溶解固體物、鹼度、硬度、酸鹼值、溫度、濁度、淤泥密度指數、砂石、鐵、錳、鋁、餘氯及溶氧等。以下即針對各水質項目的意義及其對逆滲透系統的影響做一簡略說明：

1. 總溶解固體物 (total dissolved solids, TDS)

總溶解固體物是指水中溶解的無機物和有機物的總量。標準的測量方法是將水樣置於烘箱中完全蒸發，然後測其殘餘物的重量，使用單位為毫克/公升 (mg/L)。由於有些有機物和鹼度在蒸發過程中會揮發掉，因此真正的總溶解固體不容易測得。目前普遍使用的測試儀器均是由導電度計算轉換而來，總溶解固體和導電度約略成線性關係，唯斜率因溶液之組成離子而異，這是因為各種離子具有不同的導電性所致 (見表 4.1)。氯化鈉水溶液的導電度數值除以 2 即為約略的總溶解固體物 (參考圖 4.1)。

總溶解固體物是測量進水和產水水質最方便、快速的方法，而且它和滲透壓及離子強度有密切的關係，因此是個很重要的水質項目。對於天然水而言，每 100 mg/L 的總溶解固體大約產生 1psi 的滲透壓。

表 4.1 離子在水中的導電因子

離子	導電度(25°C) μ S/cm/mg/L
Ca ²⁺	2.60
Cl ⁻	2.14
CO ₃ ²⁻	2.82
HCO ₃ ⁻	0.715
K ⁺	1.84
Mg ²⁺	3.82
Na ⁺	2.13
NO ₃ ⁻	1.15
SO ₄ ²⁻	1.54

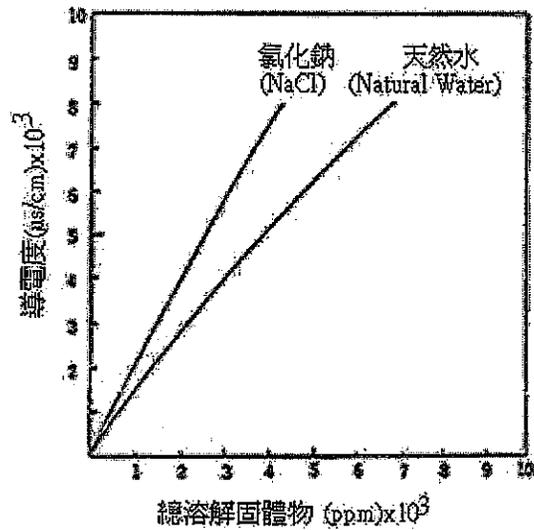


圖 4.1 總溶解固體物與導電度的關係圖

原水處理設備及技術應用與維護

2. 導電度與電阻值 (conductivity and resistivity)

導電度是指水樣導電的能力，因此和水中溶解的溶質種類及多寡有關。導電度的常用單位為 $\mu\Omega/\text{cm}$ (Micromho/cm) 或 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (Micro Siemens/cm)，前者是較早期的用法，現在大都已改採後者。電阻值為導電度的倒數，單位為 $\Omega\cdot\text{cm}$ (ohm.cm)。地表水的導電度較高，因此水質可以由導電度來表示；至於純水，尤其是超純水，由於導電度極低，因此以電阻值來表示較方便。

純水和超純水並無明確的定義，通常一公噸的水中其雜質含量低於一公克（相當於 $1\text{mg}/\text{L}$ ）者即可稱為純水，至於超純水則通常指電阻值在 $10\text{ M}\Omega\cdot\text{cm}$ ($=10\times 10^6\ \Omega\cdot\text{cm}$) 以上的純水。當純水的電阻值高於 $1\text{ M}\Omega\cdot\text{cm}$ 時，其水質以 $\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ 為單位較方便，而低於該值時則以導電度為單位較佳。理論的純水在 25°C 時的電阻值為 $18.24\text{ M}\Omega\cdot\text{cm}$ ，習慣上以 18.24 mega (百萬) 稱之，該值對溫度的變化非常敏感，例如溫度上升到 35°C 及下降到 15°C 時，電阻值分別為 11.08 及 $31.87\text{ M}\Omega\cdot\text{cm}$ 。

值得一提的是，水中所含的有機物為非導電溶質，而膠體、微生物、淤泥等為懸浮物質而非溶解於水中，這些成份通常並不會影響導電度或電阻值，除非是非常高純度的水。蒸餾水雖然不含溶解性無機物，但因水中仍有溶存二氧化碳，因此電阻值並不高。

3. 鹼度 (alkalinity)

鹼度是指水中可以和酸中和之成份的含量，水中主要的鹼度來源為氫氧根 (OH^-)、碳酸根 (CO_3^{2-}) 及重碳酸根 (或稱碳酸氫根， HCO_3^-) 等成份，雖然矽酸根和磷酸根等成份也有和酸中和的能力，但因作用極微而通常不被列入考慮。由於碳酸鈣是最主要的結垢來源，因此分析原水中的鹼度對於結垢的預測是非常重要的。

鹼度的測量是以標準酸溶液 (濃度為 0.02N 的硫酸水溶液) 滴定水樣，當中和至某特定之酸鹼值 (指示劑能顯示顏色變化的滴定終點) 時所滴定的酸量。使用酚酞 (phenolphthalein) 指示劑之滴定終點為 $\text{pH}=8.3$ ，測量的值稱為 P-鹼度；使用甲基紅 (methyl red) 指示劑之滴定終點為 $\text{pH}=4.3$ ，測得的值稱為 M-鹼度或 T-鹼度 (總鹼度)，鹼度單位為 mg/L as CaCO_3 。利用水質分析所測得之 P-鹼度和 M-鹼度，依鹼度關係表 (見表 4.2) 可計算出水中 OH^- 、 HCO_3^- 以及 CO_3^{2-} 等三種離子的個別含量。逆滲透純水系統所用的進流原水包括自來

水、地下水、地表水或海水等，其酸鹼值大都小於 8.3，因此無法測得 P-鹼度（亦即 P-鹼度為零），由表 4.2 可看出這些水中的鹼度全部都來自重碳酸根離子，而 OH 和 CO_3^{2-} 均為零。

表 4.2 鹼度關係表

滴定結果	鹼度(mg/L as CaCO ₃)		
	OH ⁻	CO ₃ ²⁻	HCO ₃ ⁻
P=0	0	0	M
M>2P	0	2P	M-2P
M=2P	0	2P	0
M<2P	2P-M	2(M-P)	0
M=P	M	0	0

4. 硬度 (hardness)

傳統上，硬度是指水對肥皂消耗難易程度的一種指標。硬度的最主要來源為鈣和鎂，因此在水質分析上有鈣硬度和鎂硬度之分，兩者的總和稱為總硬度。鋁和鉍在天然水中的含量極微，遠低於鈣和鎂，故其硬度被忽略不計。常用的硬度單位為 mg/L as CaCO₃，但也有人使用喱/加侖 (grain/gal=17.1 mg/L as CaCO₃) 或德國硬度單位 (°d=17.8 mg/L as CaCO₃)。天然水依總硬度的高低大致分為軟水、中度硬水、硬水及高度硬水四個等級（見表 4.3），但也有人將其分為五個等級。通常總硬度在 60 mg/L as CaCO₃ 以下的水被稱為軟水，以上者則稱為硬水。

硬度成份依能否以加熱的方式去除而被分為永久硬度和暫時硬度。永久硬度指的是鈣、鎂的氯化物、矽酸鹽和硫酸鹽等，這些硬度成份在水被加熱的過程中不會沈澱下來。暫時硬度主要係指碳酸鈣，這種硬度成份在加熱時會結晶析出形成沈澱物，也就是說加熱方式可以去除水中的暫時硬度。

硬水處理技術應用

碳酸鹽、硫酸鹽及矽化物等無機鹽因加熱或濃縮過程導致過飽和而結晶析出的現象稱為結垢，其中以碳酸鈣為最主要的結垢來源。當結垢沈積物附著在熱交換介質表面時會影響熱傳效率，而附著在分離膜（尤其是逆滲透膜）表面時則會顯著降低膜的滲透量，嚴重的結垢很難清洗去除。碳酸鈣的結垢傾向可以由碳酸鈣飽和指數或碳酸鈣穩定指數來預測，前者適用於總溶解固體 10,000 mg/L 以下的液體，例如自來水和地下水；後者則適用於 10,000 mg/L 以上的液體，例如廢水和海水。

5. 酸鹼值 (pH value)

酸鹼值是溶液中酸或鹼濃度的表示法，其定義為水中氫離子濃度的負對數值： $\text{pH} = -\log[\text{H}^+]$ 。在 25°C 時，中性水的酸鹼值為 7.0，大於 7.0 以上為鹼性，7.0 以下為酸性。

酸鹼值對於水處理系統是非常重要的指標，酸鹼值低的液體易造成設備的腐蝕，而酸鹼值高時則易形成結垢。酸鹼值對於碳酸鈣結垢的重要性更甚於硬度和鹼度，此外酸鹼值對於砂石的溶解度也有很明顯的影響。水中的溶存二氧化碳濃度和 M-鹼度之比值會隨酸鹼值之增加而增加。由於逆滲透膜對溶存二氧化碳幾乎完全沒有濾除率，而對鹼度則有濾除率，因此逆滲透膜的滲透液會變得比進流原水酸，而濃縮液則變得較鹼。

6. 濁度 (turbidity)

濁度是指水中引起光散射之懸浮顆粒的含量，懸浮顆粒包括黏土 ($< 2 \mu\text{m}$)、淤泥 (2-20 μm) 及微生物等。濁度單位視測量方法的不同有以下三種之分：JTU (Jakson Turbidity Unit)、FTU (Formazin Turbidity Unit) 及 NTU (Nephelometric Turbidity Unit)。NTU 是唯一被美國環保署認可的方法，而且也較常被逆滲透膜製造商所採用。

7. 淤泥密度指數 (SDI)

濁度和淤泥密度指數都是表徵懸浮顆粒含量的水質項目，唯前者是針對固體顆粒，而後者則是針對不易過濾分離的膠體顆粒，因此淤泥密度指數可用於預測逆滲透膜受到膠體污堵 (colloidal fouling) 的潛在性。

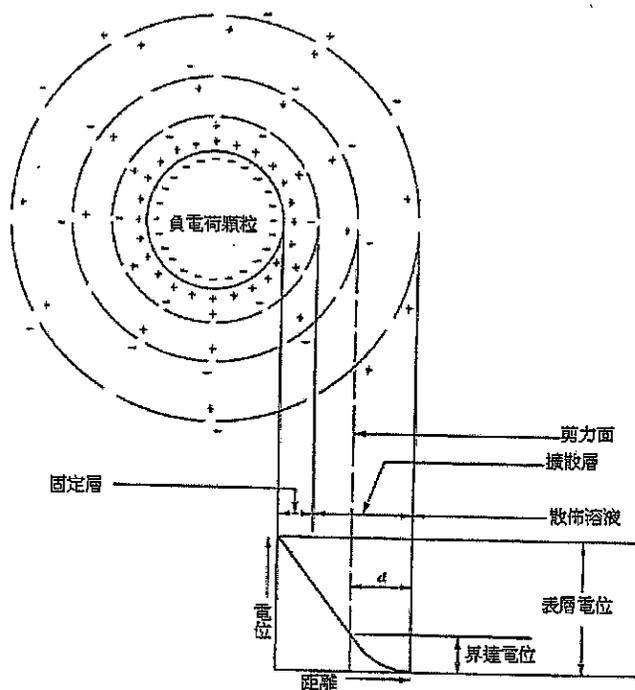
膠體的形成是因為水溶液中的離子有聚集在固體顆粒周圍的特性，可形成膠體的顆粒包括黏土、矽化鋁、氧化鐵、氫氧化鋁、腐質酸、細菌、藻類及微



第四章 系統設計

生物碎片等，膠體的粒徑大約都在次微米以下，最小可達 $0.005 \mu\text{m}$ 。當膠體形成時，固體顆粒表面的淨電荷為負，而在表面外圍會形成一電雙層，內層為固定層，外層為擴散層，愈靠近固體表面的地方其淨正電荷數愈高。固體顆粒表面所帶的有效電荷可以用界達電位來量測，參見圖 4.2。界達電位愈高表示固體顆粒形成的膠體之間相互的排斥力愈強，膠體因而愈穩定，亦即不會相互膠凝而沉澱。一般而言，界達電位在 -30mV 以上時膠體的穩定性較佳。

由上述的說明可知，膠體表面是呈負電性（極少數為例外），因此進流原水在進入逆滲透系統之前，先以陽離子性的聚電解質中和膠體的電性，可以使其失去相互間的排斥力而以凡得瓦爾力（Van der Waal's Forces）相結合並沉澱下來。



式中

- ζ = 界達電位
- q = 每單位面積之電價
- d = 膠體顆粒表面至剪力面間之厚度
- D = 液體電介體常數

圖 4.2 界達電位示意圖



8. 矽石 (silica, 二氧化矽)

矽石在水中的溶解度和溫度及酸鹼值有關，酸鹼值在 8 以上時酸鹼值愈高則溶解度愈大，而在中性時矽石的溶解度最低。由於逆滲透膜表面的矽石沈積物幾乎不可能被清洗去除，因此逆滲透系統的濃縮液部份需注意不要超過矽石的最大溶解極限；在 25°C、pH=7~7.7 時，矽石的溶解度約為 125 mg/L。

9. 鐵、錳、鋁

微量的鐵和錳即會造成染色、結垢及味道等問題，因此產業用水對鐵和錳的要求非常嚴格，參見表 4.4。

鐵在還原狀態之環境下是以可溶性的二價鐵形式存在，當和空氣接觸後會逐漸氧化成黃棕色膠體狀的三價鐵，最後沈澱為棕色的氫氧化鐵。錳的特性和鐵類似，故通常一併處理。由於鐵、錳或鋁的氧化物也是逆滲透膜污堵的原因之一，因此有必要分析其含量。

表 4.4 產業用水的鐵和錳限制值

產 業	限 制 值 (mg/L)		
	鐵	錳	合 計
釀 造	0.1	0.1	0.1
飲 料	0.2	0.2	0.3
製 冰	0.2	0.2	0.2
紙 漿	0.05	0.03	0.05
製 革	0.2	0.2	0.2
染 色	0.25	0.25	0.25
合 織	0.05	—	—

10. 微溶性無機鹽 (sparingly soluble salts)

逆滲透系統的回收率(產水量和進水量的比率)愈高,則濃縮廢水中各種離子的濃度就愈高,因此對於一些溶解度極低的無機鹽因過飽和而沈澱析出的可能性必須加以考慮,例如硫酸鈣(CaSO_4)、硫酸鋇(SrSO_4)、硫酸鋇(BaSO_4)及氟化鈣(CaF_2)等。這些無機鹽的沈澱亦是造成逆滲透膜結垢的原因之一,惟這些結垢是以溶解度積(K_{sp})來預測,此與碳酸鈣結垢之預測方式不同。

11. 餘氯與溶氧 (free chlorine and dissolved oxygen)

餘氯(或稱自由氯)是指氯加入水中後解離成具有強殺菌效力的HOCl(次氯酸)或OCI⁻的型式。由於餘氯是一種強氧化劑,因此會破壞大多數聚醯胺類材質的逆滲透膜之化學結構,而溶氧則僅對少數逆滲透膜有不利之影響。此外,餘氯或溶氧的存在對於可溶性鐵、錳等的沈澱也有一定程度的作用,故需加以分析。

12. 總有機碳 (total organic carbon, TOC)

總有機碳又稱為總可氧化碳(total oxidizable carbon),因為它是測量水樣中的有機物質於燃燒室被分解成二氧化碳的量。對於高純度的純水,例如生化或分析實驗室以及半導體製程用的超純水,總有機碳的去除和控制非常重要。總有機碳對於逆滲透系統的設計並不是很重要的水質項目,但它可能是有機污堵或微生物污堵的主要來源。

13. 微生物 (microorganism)

殺菌處理對於以天然水為進流的逆滲透系統而言通常是必須要做的預處理過程,其為醫院、製藥及半導體等產業重要的用水品質監視項目之一,故在此也作一說明。

微生物相關的水質項目中常見的主要有總生菌數及熱原(或稱發熱性物質,也有人音譯為敗落晶,pyrogen),檢測的單位分別為個/毫升(或CFU/ml, colony forming unit)和內毒素單位/毫升(EU/ml, endotoxin unit)。有些進流原水的總生菌數太高以至無法計測數量時,會以TNTC(too numerous to count)來表示;有些處理過的水則因總生菌數太少而需以CFU/100 ml為單位。熱原是指靜脈注射後會引起體溫上升的細菌性物質,其中以革蘭氏(Gram)陰性細菌(一種大腸菌)的內毒素為最重要,因為它的發熱活性最高,其組織結構

為酯多醣類 (lipopolysaccharide)。大腸菌類密度的單位為最大可能數/百毫升 (MPN/100 ml, most probable number)，但在飲用水的檢驗報告上通常不計數量多寡，而僅以陰性 (-) 及陽性 (+) 來表示大腸菌類檢測結果。

4.2 系統設計參數規範

一套完整之薄膜系統主要包含三組子項處理系統，一為前處理系統、二為薄膜模組、三為後處理系統。若處理水質、回收率要達到設計標準，與三項子系統是否能整合發揮息息相關；因此於設計薄膜系統時，需全面考量三項子處理系統之因果關係。以下茲以逆滲透系統為例說明各處理系統於設計時應注意重點。

4.2.1. 前處理系統設計要點

前處理系統最主要之功用係在去除容易造成薄膜阻塞之物質並調理適當之處理環境，以利後段薄膜系統功能之發揮。以逆滲透系統為例，其前處理系統之設計考量因子包括如下：

- 1.能儘量去除懸浮固體物 ($1\mu\text{m}$ 以上) 及膠體物質，以降低薄膜阻塞之可能性。
- 2.調整逆滲透系統進流水之 pH 值。
- 3.需考量於逆滲透系統進流水添加抗垢劑。
- 4.能去除水中之氧化物質。

由以上設計考量因子得知，前處理系統之功能在去除薄膜結垢及水垢之前驅物，包括懸浮固體物、膠體物質、微生物、有機物、低溶解之無機鹽類、氯離子等，並控制進流水質 pH 值為 4~6、SDI < 5、濁度 < 1NTU、LSI 為負值、無氯離子濃度，針對去除上述個別前驅物質相對可採行之處理方式如下：

1.懸浮固體物及膠體物質之去除

- (1)濾料處理法 (砂濾)：可用方式包括單介質濾料或多介質濾料，若操作良好時其 SDI 值可小於 5。
- (2)混凝沉澱 + 砂濾：主要用於高濃度懸浮固體物時之處理法，但使用此法時需特別注意混凝劑與助凝劑對逆滲透膜之影響。

圖 4-2-1 逆滲透系統前處理系統設計要點



- (3)彈筒型過濾器：用以保護逆滲透模組，一般採用 $5\sim 10\mu\text{m}$ 。
- (4)微濾膜處理法：用於去除粒徑為 $0.1\mu\text{m}$ 以上之固體物，如酵母菌、油漆色素等，若操作良好時其 SDI 值可小於 1。
- (5)超濾膜處理法：用於去除粒徑為 $0.001\mu\text{m}$ 以上、分離分子量為 10,000 以上之固體物，如乳化油、碳黑、蛋白質等，若操作良好時其 SDI 值可小於 1。

2.微生物之去除

- (1)微濾膜處理法：用於去除粒徑為 $0.1\mu\text{m}$ 以上之微生物，如酵母菌、藻類及部份大型化細菌等，本法主要係利用孔徑限制以阻隔微生物之穿透薄膜，但因部份生物形狀具有可塑性，會產生型變以穿透微濾膜。
- (2)超濾膜處理法：用於去除粒徑為 $0.001\mu\text{m}$ 以上之微生物，如原菌、病毒等，本法主要係利用孔徑限制以阻隔微生物之穿透薄膜。
- (3)殺菌法：可使用加氯/脫氯法、臭氧或紫外線殺菌法，此法係利用物理或化學方式將微生物殺死，以避免微生物於薄膜膜面上滋生。
- (4)活性碳處理法：利用活性碳以吸附有機物，以減少流入逆滲透系統之有機物量並進而減少微生物繁衍。另外，微生物亦可直接由活性碳吸附並於其孔隙形成生物活性碳濾床，增加攔除微生物能力。

3.有機物之去除

- (1)活性碳處理法：利用活性碳以吸附有機物，以減少流入逆滲透系統之有機物量。
- (2)混凝沉澱+砂濾：主要用於腐植質成分之有機物時之處理法，但使用此法時需特別注意混凝劑與助凝劑對逆滲透膜之影響。

4.低溶解之無機鹽類

- (1)加酸法：於進流水中添加硫酸，以控制水中 pH 值為 4~6。因在低 pH 值下可延緩醋酸纖維材質之薄膜的水解效應並降低水中飽和碳酸鈣之發生。
- (2)添加抗垢劑處理法：利用薄膜製造商建議之抗垢劑添加於進流水中，用以破壞碳酸鈣沉澱結晶，以減少碳酸鈣沉澱於逆滲透膜膜面。

- (3) 離子交換軟化法：利用離子交換樹脂以吸附鈣、鎂等陽離子，以減少形成無機鹽類沉積。
- (4) 石灰軟化法：利用石灰以去除碳酸鹽硬度，於逆滲透處理前即有效降低無機鹽類濃度。

5. 殘餘氯（或其他氧化劑）之去除

- (1) 添加還原劑處理法：因水中若含有這些氧化劑將造成逆滲透膜之傷害，故於前端即需加以去除，常用之方法是於進流水中添加亞硫酸鈉及硫代硫酸鈉等還原劑，用以還原上述氧化劑。
- (2) 活性炭處理法：利用活性炭以吸附氧化物，如殘餘氯。

由於逆滲透系統之應用面極廣，不同之應用領域有不同之水質成分，因此於設計前即需依 4.1 節之水質項目進行分析工作，以確實掌握原水之水質成分；在瞭解原水內所含物質種類及濃度後，始可依上述各項物質之控制方法選擇合適之處理組合。

然而前處理系統本身亦會產生初期設備成本及操作成本，因此前處理系統要做到什麼程度才最經濟，就需要對整體系統做評估才能判斷。一般而言，對於處理能力低的小型薄膜系統而言，由於系統內所使用的薄膜模組數量不多（亦即模組費用佔整體系統的比例不高時），因此選擇必要的簡單前處理系統比較經濟。對於薄膜模組數量多的大型薄膜系統而言，或者是除了每年定期檢修的時間外，平常運轉期間幾乎無法停機更換或清洗模組的場合，則以裝置較多的前處理系統比較經濟。

以下茲列舉幾種常見之逆滲透系統的前處理系統種類及其功能做一簡略說明：

1. 壓力式過濾器

壓力式過濾是指在壓力容器內裝置適當的過濾介質，然後利用水壓流經介質所形成的濾床而達到過濾的目的。常見的壓力式過濾器包括多介質過濾器、活性炭過濾器以及樹脂軟水器。

壓力式過濾器的材質主要有包括不銹鋼（SUS304）、碳鋼（S400）及強化玻璃纖維（FRP）三種。強化玻璃纖維（內襯 ABS 或 PE）已有規格化的市售品，尤其是小水量的壓力式過濾器，特別適合採用這種市售品，其優點為重量



輕、耐腐蝕、強度佳、價格低，然而如果必須置於室外時，最好能在強化玻璃纖維桶外部塗上耐紫外線漆或者是加裝防日晒設施，以延長其使用壽命。碳鋼或不銹鋼材質的壓力式過濾桶，其優點為使用壽命長、耐撞擊、可以依客戶要求訂製各種尺寸及型式。對於碳鋼及不銹鋼過濾桶，通常會用噴砂處理再塗耐酸鹼漆或加裝橡膠內襯的方式來增加其耐蝕性。

(1) 砂濾單元之分類介紹

①單介質過濾器

過濾桶內只裝石英砂一種濾材，因此亦可被稱為石英砂過濾器。石英砂過濾器通常採用粒徑小的石英砂。單介質過濾器內亦有裝置錳砂或除鐵劑等濾材之情形，其作用除了過濾之外尚可氧化去除二價鐵、二價錳及硫化氫等還原態成份。石英砂過濾器的設計流量範圍在 2~5 gpm/ft² 之間，通常採用 4 gpm/ft²。

②雙介質過濾器

過濾桶內裝有石英砂和無煙煤兩種濾材，石英砂和無煙煤的濾床高度分別約為 6~8 英吋 及 18~24 英吋，而其設計流量範圍在 3~8 gpm/ft² 之間，通常採用 5 gpm/ft²。

③多介質過濾器

過濾桶內裝入石英砂、無煙煤和石榴石三種濾材，濾床高度分別為 6~9 英吋、16.5~21 英吋及 3~4.5 英吋，多介質過濾器的設計流量範圍 4~10 gpm/ft² 之間，通常採用 5 gpm/ft²。

多介質過濾器的動作程序分為採水（產水）、逆洗及順洗（洗淨）三個步驟，動作程序通常採用五個氣動閥（亦可使用電動閥，但故障率較高）的開啟或關閉來控制。目前已有市售的機械式控制器將這三個步驟的動作時間和動作方式做自動控制。

這種控制器的價格低廉、動作簡單、安裝方便，因此已被普遍用在小水量的壓力式過濾器；其缺點則是逆洗次數一天只能設定一次，可以設定粗略的時間，逆洗動作起始時有訊號傳出，但無法將訊號傳至啟動逆洗的程序，逆洗的動作時間雖然只有約 30 分鐘，但其動作的時間轉盤需 120 分鐘才能走完一圈，也就是說過濾器會在逆洗的程序停留約兩小時後才能重

原水處理工程設計與應用





新開始採水的動作。

①採水階段

進水被加壓泵浦增壓後自多介質過濾桶的上方流入，流經濾床後由過濾桶下方流出。進水中的大顆粒物質被濾床所形成的過濾層阻滯，而無法流出過濾器。一般而言，多介質過濾器大約可以濾除粒徑 $10\mu\text{m}$ 以上的顆粒物質，雖然小至次微米粒徑的顆粒物也有一部份會被濾床過濾，但其過濾效率並不高。

②逆洗階段

當進水中的顆粒物質被濾床阻滯而逐漸堆積在多介質過濾器的上層時，過濾器的採水量會逐漸降低，而濾床入口的壓差也會增加，此時即需對過濾器的濾材進行逆洗以防止顆粒物質和濾材形成硬塊而失去過濾的效果，同時也增加將來更換濾材的困難。逆洗時，進水由過濾器底部流入而由濾材上方流出，其作用為翻鬆濾材，使被堆積的顆粒物質隨著逆洗水流出過濾器，多介質過濾器的逆洗流速通常設計為 $10\text{-}15\text{ gpm/ft}^2$ ，時間為 $10\text{-}20$ 分鐘。

③順洗階段

多介質過濾器的濾床經過逆洗程序翻鬆之後，必須經過順洗程序壓密濾材，使濾床回復其原有的過濾效率。此外，順洗過程中會把一些逆洗時掉入濾床底部的細小顆粒沖洗出來，以免採水初期流出過濾器的水含有顆粒物質，因此順洗的動作亦被稱為洗淨。洗淨的設計流量同採水流量，時間通常為 $5\text{-}10$ 分鐘即可。

(2) 活性炭過濾器之介紹

活性炭過濾器之目的為去除進水中的殘餘氯和大分子量的有機物（例如腐植酸）。因為目前被普遍使用的逆滲透薄膜是屬於聚醯胺材質的複合膜，此材質對於水中的餘氯非常敏感，其可允許的進水含氯濃度通常為 0.1mg/L 以下，較安全的濃度應是檢測不出餘氯。

活性炭過濾器的動作程序和多介質過濾器大致相同，用於吸附殘餘氯時，設計流量可達 15 gpm/ft^2 ，而若其目的為吸附有機物質，（例如降低 COD）則設計流量以 5 gpm/ft^2 以下為佳。活性炭濾材的材質可分為煤質、木碳和





椰殼三種。一般而言，椰殼材質的活性碳硬度較高，灰份含量較低，因此在逆洗過程中比較不容易碎裂，在採水時流出的碳細粉末較少，這對薄膜系統是比較好的，因為活性碳細粉末會沈積在薄膜表面影響其透水性能，而且不容易清洗出來。活性碳顆粒的尺寸以 8×30 mesh 最常被使用，其意義為 90% 以上的顆粒其粒徑在 30 mesh 至 8 mesh 之間，而粒徑在 30 mesh 以下或 8 mesh 以上的顆粒只佔不到 10%。

當活性碳顆粒的活性孔隙因吸附殘餘氯或有機物質而達飽和時即失去其活性，此時必須更換新的濾材，通常活性碳濾材的容量設計為每一年更換一次。雖然飽和的活性碳濾材可以利用蒸發或化學的方式再活化，然而對於做為薄膜系統前處理的活性碳過濾器而言，應避免使用再循環活性碳，除非在活性碳過濾器之後再加裝一個可以濾除活性碳細粉末的前處理設備。

(3) 軟化過濾器

軟化過濾器之作用是利用陽離子型樹脂將進水中的鈣、鎂離子等硬度成份置換成鈉離子，也就是說將硬水過濾成軟水，故通常被稱為軟水器。經過軟水器處理的水其總硬度通常可被降低至 1-3 mg/L 以下，這對抑制薄膜表面的結垢以及膠體污堵是很有幫助的，因此軟水器常被當作薄膜系統的標準前處理系統。

以軟水器作為逆滲透系統的前處理設備，除了防止結垢與污堵之優點外，因為進水中的硬度成份已經很低，因此逆滲透系統的濃縮液除了導電度較高之外，其總硬度仍是很低的（10 mg/L 以下）也就是說濃縮液可以回收使用於像冷卻水塔補充水之類的場合，這對水的回收率及節水效率是有幫助的。但其缺點為再生時需使用大量的氯化鈉鹽，這將增加人力成本及廢水處理成本。

軟水器的動作程序分為採水（產水）、逆洗、注鹽再循環、慢洗（押出）及快洗（洗淨）等五個步驟。

① 採水階段

硬水自濾床上方流入，當與濾材接觸時，進水中的鈣、鎂等硬度成份以及鋁、鐵、錳等易形成膠體的陽離子易被樹脂吸附，而樹脂上原有的鈉離子則被釋放出來。對於二價離子而言，每一個離子被吸附會釋出

二個鈉離子（一價離子），因此經過軟水器處理的軟水，其導電度與未處理的硬水幾乎是相同。由於軟水器的採水流量設計值可以高達 40 BV（濾床體積），因此軟水器的設計通常不是由線性流速而是由週期採水量來考量。

②逆洗階段

為了去除樹脂床在採水過程中可能流入的懸浮固體以及提高樹脂再生的效率，進行注鹽再生步驟之前必須將進水由樹脂床底部流入，利用進水向上游動的力量將樹脂床翻鬆並且使之膨脹，在常溫下逆洗時的設計水量約為 5-6 gpm/ft²，在此線性流速下樹脂床的膨脹程度（約 50%）可以達到樹脂再生時所需的高度，故於設計時需考量其膨脹所需高度。

③注鹽再生階段

由於陽離子交換樹脂對硬度成份的吸附力遠大於鈉離子，因此必須利用高濃度的氯化鈉溶液注入樹脂床才能迫使被吸附在樹脂上的硬度成份釋放出來和鈉離子進行交換，此即樹脂再生之目的。為了達到有效的再循環效率，通常再生用工業鹽或精鹽（氯化鈉）的溶液濃度為 8-10%，再循環時間至少 30 分鐘，而注鹽量為 1.0 gpm/ft³。如果軟水器的處理水係用於直接飲用，則為了避免軟水的鈉鹽含量太高而影響人體健康，則可以改用氯化鉀作為再生用鹽。

④慢洗階段

此步驟利用較慢的進水流速將高濃度的再生溶液自樹脂床中擠壓出來，因此慢洗又稱為押出。慢洗的流速以每立方呎樹脂 1gpm 為宜，流速太快時，進水和高濃度再循環溶液很容易混合，而無法有效押出再循環溶液，對於直徑較大的軟水器需特別注意這點。

⑤快洗階段

當樹脂床內的高濃度再生液被押出後，即需提高進水的流速將樹脂床內殘餘的再生溶液以及硬度成份沖洗出來，因此快洗步驟亦可稱為洗淨，洗淨步驟的設計流速通常和採水流速相同，約為每立方呎樹脂 5gpm。

2.彈筒型過濾器

彈筒型過濾器幾乎可以說是薄膜系統基本的前處理設備。由於無論螺捲



式、中空纖維式、管式或板框式模組，其水流通道有一定的尺寸，為了避免顆粒物質堵塞了元件的水流通道，因此通常必須將粒徑超過水流通道尺寸十分之一以上的顆粒物質完全過濾掉，以保障水流通道的暢通。

彈筒型過濾器內使用的濾心通常是使用聚丙烯材質紡繞式的深層式濾心。市售商品中有一種價格低廉的繞線式濾心，由於其孔徑在使用於具有相當壓力之狀況下，容易變得比新裝時大，因此不適合用來當做薄膜系統的前處理濾心。另一種價格較高的摺疊式濾心，其優點為過濾面積大、孔徑均勻，故對顆粒物質的捕捉效率高，然而因為薄膜系統的前置濾心屬於拋棄式，因此摺疊式濾心亦很少被用來當做前處理使用。

深層濾心是一種由外而內孔徑漸減的濾心，因此大顆粒在外層即被捕捉，而小顆粒則會流到內層才被捕捉；也就是說，深層濾心可以有效的濾除不同粒徑的顆粒物質，而且其可捕捉雜質的體積很大，因此可以濾除的顆粒物質數量也很高。更重要的是，深層式濾心的製造成本及售價低廉，故已被普遍當做標準的前置濾心，目前市售的深層式彈筒型濾心有 10"、20"、30"及 40"四種規格的標準尺寸，直徑則均為 2 1/2"。在設計流量時是以 10"濾心為計算單位。深層式彈筒型濾心的製造商通常會提供濾心壓降與過濾水量的性能曲線圖(如圖 4.3)，該圖可以看出 10"濾心的過濾水量和在此過濾水量時濾心的進出口壓力差的變化情形。

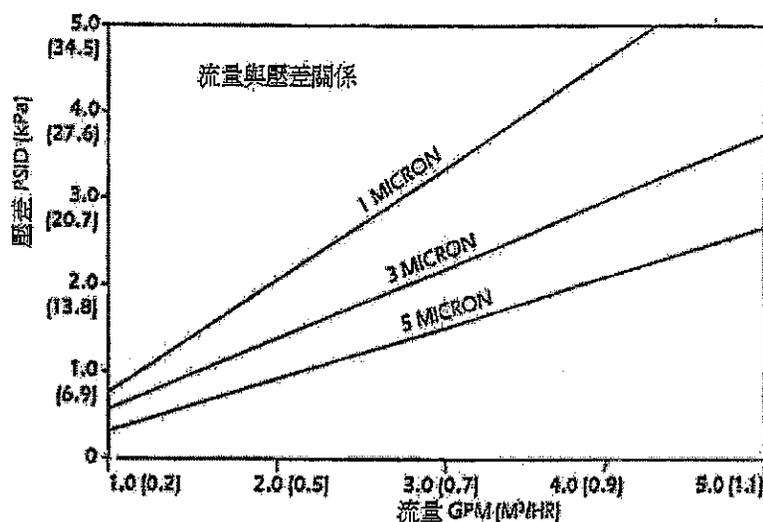


圖 4.3 深層式濾心流量與壓降關係圖



4.2.2. 逆滲透系統設計要點

目前市售的逆滲透模組有螺捲式、中空纖維式、管式及板框式等四種，各式薄膜模組的特性比較如表 4.5 所示，其合適之用途亦不盡相同，至於如何選擇模組型式，主要係依據原水特性及工程公司經驗來加以選擇。一般依原水特性來判斷之原則係以原水所含 SDI 值之高低來判斷，若 SDI 值小於 3 時，可使用螺捲式及中空纖維式薄膜，主要是上述兩種薄膜在經濟性及脫鹽性均較其他型式薄膜為佳；若 SDI 值高於 3 時，可使用螺捲式薄膜。管式及板框式逆滲透模組組裝的系統，初期成本太高，主要用於特殊用途。一旦薄膜種類確定後，將原水之水量、水質分析數據交由薄膜製造商以電腦模式運算，即可預測產水水質、元件數量、回收率、是否會產生結垢等各項數據。

表 4.5 各式薄膜模組的特性比較

模組型式	螺捲型	中空纖維式	管式	板框式
包裝密度(m ² /m ³)	800~1,000	600~1,000	25~50	400~600
水通量(LMH)	10~50	20~50	20~100	20~100
操作電能(W/m ²)	20~70	~200	50~500	100~500
能源效率(W·Hr/L)	1~6	4~10	3~20	5~20
清洗程度	不易	中等	易	不易
設備成本	低	高	高	高
操作成本	低	低	高	低
滯留體積	低	低	高	低

螺捲式逆滲透模組的應用範圍極廣，設備成本及操作成本也最合理，因此是目前市場上最普遍被使用的模組。工業界已普遍使用的螺捲式逆滲透模組主要有兩種規格品：4040（直徑 4"，長度 40"）與 8040（直徑 8"，長度 40"），雖然亦有廠商生產直徑 12"或長度 60" 的其他規格，但因考慮將來更換模組時易受限制，因此較不普遍。為提供讀者一個完整的觀念，以下乃以螺捲式逆滲透模



組為例進行說明，至於其他類型之模組於設計時宜多方考量供應商所提供之相關設計資料。

1. 設計時考量因素

逆滲透系統於設計時需特別考量因素包括：滲透壓、回收率、膜面積、濃度極化現象等因子，茲分述如下：

(1) 滲透壓

每一種溶液都有滲透壓，滲透壓愈高則逆滲透系統所需的操作壓力就愈高。一般而言，離子或分子愈小則其滲透壓愈大，例如同樣濃度的氯化鈉溶液，其滲透壓大於硫酸鎂溶液，而相同濃度的硫酸鎂溶液其滲透壓大於葡萄糖溶液。此外成份相同的溶液，濃度愈高時則其滲透壓愈大。對於天然水（如自來水或河水）而言，每 100 mg/L 的濃度約可產生 1 psi 的滲透壓，例如 5,000 mg/L 的湖水，其滲透壓大約為 50 psi。

(2) 回收率

逆滲透系統回收率的意義為滲透液對原進流水之比率，若系統回收率高，代表其具有較多之滲透液流量，而較少之濃縮液流量。但回收率越高其產生結垢之可能性亦相對增高，因此薄膜製造商一般會依據原水水質狀況與計算出來之膜管排列情形來建議合適之系統回收率。單根薄膜元件之回收率而言，依薄膜製造商及薄膜系統公司多年來的經驗累積，歸納出不同的進水來源（SDI 不同）有其合適的回收率及滲流量範圍（參考表 4.6），在此設計範圍內可以有效降低淤塞現象發生的速率，一般建議每支元件的回收率需小於 15%。就薄膜系統整體之回收率而言，若處理對象為海水時，其系統回收率大約只能設定於 30~50%；處理其他廢水時，其系統回收率大約只能設定於 50~80%。要提昇系統之回收率主要方式可藉由回收濃縮液來達成，對小系統而言其濃縮液可直接回到高壓泵前端，再循環處理；若對大系統而言則可以增加模組排數來回收濃縮液，相關說明將於後續分別敘述。



表 4.6 螺捲式模組的水通量及回收率設計參考

供水來源	SDI	水通量(GFD)	回收率(%)
逆滲透或超濾產水	<1	25~30	<30
井水或軟水	<3	18~22	<20
地表水	<5	12~18	<15
海水	<5	10~14	<10
過濾後的三級放流水		8~12	<10

(3) 薄膜需求面積

在一定的操作條件下，每單位面積的薄膜在單位時間內的滲透量稱為流通量，常用單位為 GFD ($\text{gal}/\text{ft}^2 \cdot \text{day}$) 及 LMH ($1/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$)。流通量是薄膜性能的重要參考指標，因為在某操作壓力以下時，流通量與操作壓力通常成線性正比關係，流通量愈大，則薄膜系統所需能源愈少，也就是說薄膜系統愈具經濟效益。

在設計薄膜系統時，需依據進水的水質條件計算系統所需的薄膜面積，並進而推算出所需的薄膜元件數量。設計的面積愈少則系統的初期設備費用愈低，然而如果薄膜面積不足，則薄膜表面發生淤塞的速率愈快，也就是說薄膜清洗頻率愈高而且使用壽命愈短，換言之，即薄膜系統的操作費用愈高。舉例來說，假設一個每小時產水量 10 m^3 的逆滲透系統，在標準操作條件下（假設 $10 \text{ kg}/\text{cm}^2$ 的入口壓力），需要 10 支逆滲透元件，如前所述，薄膜的流通量與操作壓力成正比，因此如果使用 $20 \text{ kg}/\text{cm}^2$ 的操作壓力，則僅需 5 支元件即可達到相同的產水量；然而，若只使用 5 支模組的薄膜系統因其薄膜的流通量是另一套系統的兩倍，故發生淤塞的速率會遠超過另一套系統。目前商業化的逆滲透系統依操作壓力的不同，可以區分為標準型和低壓型兩種薄膜，兩者在標準測試條件下的操作壓力分別為 14 及 $10 \text{ kg}/\text{cm}^2$ 。從薄膜流通量的觀點觀之，使用低壓膜可以降低薄膜系統的操作壓力，但無法減少所需的薄膜面積。



(4) 濃度極化現象

對於薄膜系統而言，濃度極化現象會影響薄膜表面所顯示出來的性能，因為當進水水流在薄膜表面流動時，緊臨薄膜表面之溶液濃度會高出整體水溶液的濃度。舉例來說，以測量儀器測得的進水總溶解固體為 1,000 mg/L，但在緊臨薄膜表面處，其實際的總溶解固體可能已達 1,200 mg/L 甚至更高，此種因薄膜表面的邊界效應所引起的差異即所謂濃度極化現象。對於薄膜性能的影響有二個方面，其一為薄膜表面邊界層的實際濃度愈高則滲透壓愈大，也就是有效的減少因而減少了產水量。其二為進水側邊界層的濃度愈高則溶質擴散到產水側的量就愈高，也就是說薄膜的脫鹽率會降低。濃度極化現象的程度通常以下列方程式來表示。

$$\beta = C / C_b$$

β ：濃度極化程度， C ：緊臨薄膜表面的溶質濃度， C_b ：進水溶質濃度

薄膜表面的橫向切線線性流速是影響濃度極化現象的主要原因。一般而言，線性流速愈低則薄膜表面的流動方式趨向於層流，也就是雷諾係數愈低，在層流的狀態下，薄膜的邊界效應愈嚴重，亦即緊臨薄膜表面的溶質濃度會愈高，換言之即 β 值愈高；在系統設計時通常 β 值以不超過 1.13-1.2 為準則。為了降低濃度極化現象的效應，薄膜表面的線性流速必須達到一定的數值以上。對於管式模組而言，因為其流動截面積最大，故在相同的線性流速下，其流量也最大，這也就是使用管式模組的薄膜系統其所需的能源也最大之故。同理，因為中空纖維式模組的流動截面積較小，故其所需的能源也較小。螺捲式模組的結構是在兩片薄膜中間夾一層高孔隙率的篩網當做水流的通道，由於篩網的結構改變了水的流動狀態，使原來應為層流的形式轉變成趨向亂流的形式，因而降低了濃度極化的程度。進流隔網的厚度、孔隙率以及網狀結構的形狀均是影響濃度極化程度的因素。一般而言，隔網的厚度愈厚，則達到最低線性流速所需的流量最大，也就是能源消耗愈大，但元件的壓降較小，而且比較容易清洗。

例如，薄膜系統的進水是經過多介質過濾器處理的水 ($SDI < 5$)，則應選擇進流隔網較厚的螺捲式模組，以利清洗效果。如果進水是經過超濾或微濾系統的處理水 ($SDI < 1$)，因為其淤塞成份（如膠體及顆粒物體）





已大部份被去除，故比較不需去考慮清洗效果的問題，此時可考慮選擇進流隔網較薄的螺捲式模組，因為進流隔網較薄的螺捲式模組其包裝密度較高，而且所需的能源較低，故可同時降低初期設備成本及操作成本。板框式模組的構造類似螺捲式模組，只不過其進流隔網較厚，而且隔網構造不同於螺捲式模組。

依前述之說明可知，薄膜表面的線性流速愈高則進流的流動狀態趨向亂流，濃度極化程度愈低，然而線性流速太快，或可說是進流流量愈大時，模組的入出口端壓力差會愈大，當壓力差過大時有可能會造成薄膜受到高速的切線應力後被撕裂，或者是造成螺捲式模組變形成望遠鏡形狀而損壞（如圖 4.4 所示），因此為了延長薄膜的使用壽命，每支元件的進入流量應低於薄膜製造商的建議值。

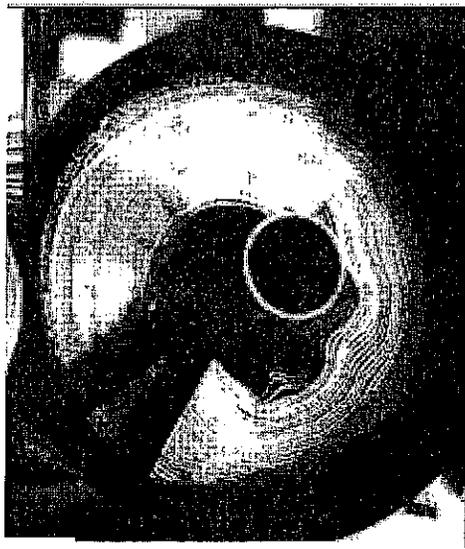


圖 4.4 螺捲型模組產生望遠鏡現象

2. 逆滲透模組排列方式

(1) 排列方式介紹



①單模組系統

一模組只含一個壓力容器，內裝有最多 7 支薄膜元件串聯，第一支元件之濃縮液為第二支元件之進水，並依此類推，所有元件的產品水管相連通於模組的滲透液出口管。如僅需一個或數個元件即可處理的狀況，通常採用單一模組系統，圖 4.5 為一單模組 RO 系統示意圖。

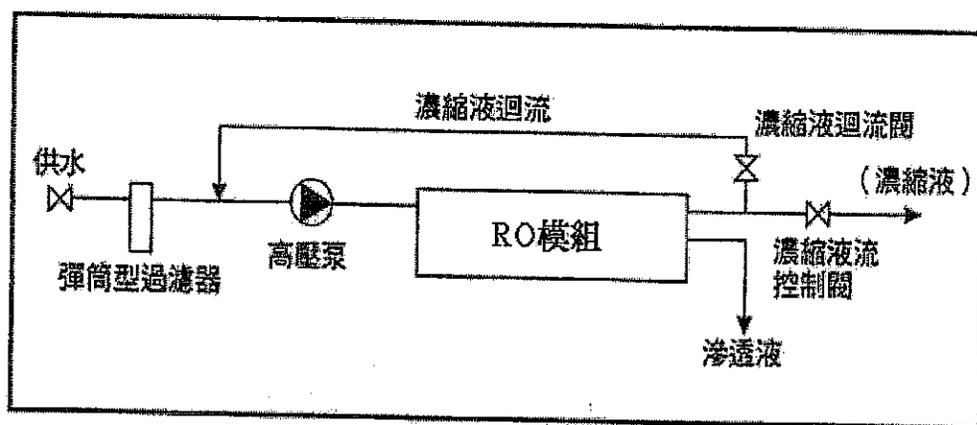


圖 4.5 單模組 RO 系統示意圖

供水由閥門進入後流經彈筒型過濾器再進入高壓泵，經由高壓泵輸送入模組的進水口，離開模組時，滲入端壓力不應比大氣壓力超過 0.3bar (5psi)。濃縮液以和供水壓力幾乎相同之壓力離開濃縮液出口，由供水入口至濃縮液出口的壓降通常為 0.3 到 2bar (5-30psi)。其壓降大小需依膜元件之數目、供水流速及溫度而異。濃縮液流量由濃縮液控制閥操縱，系統之回收率以此閥控制，需不超過設計值。

單模組系統通常靠濃縮液之迴流控制以符合系統回收率之設計準則，為使系統回收率超過 50%，部分濃縮液由模組排放，其餘的部分則加入高壓泵的吸入端，因此增加了進入模組的進水量，如圖 4.6 所示。但另一方面，它有以下缺點：

- 需較大的高壓泵（初設成本增加）。

- 能量消耗較大（操作成本增加）。
- 滲透液的水質隨更多的濃縮液回流至進水中而降低。
- 在保養或清洗後再啟動之沖洗時間可能很長。而且在沖洗時間，不可再利用濃縮液迴流。

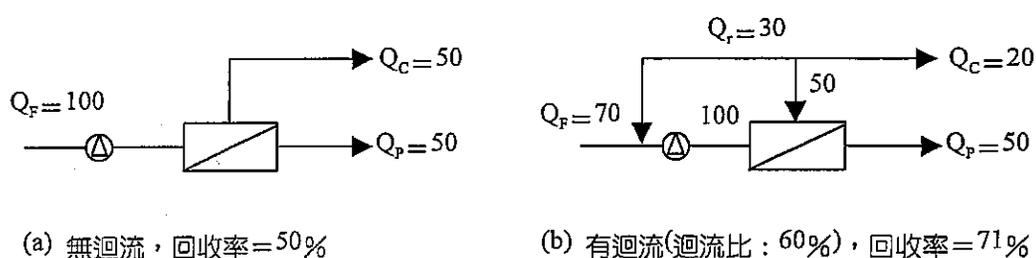
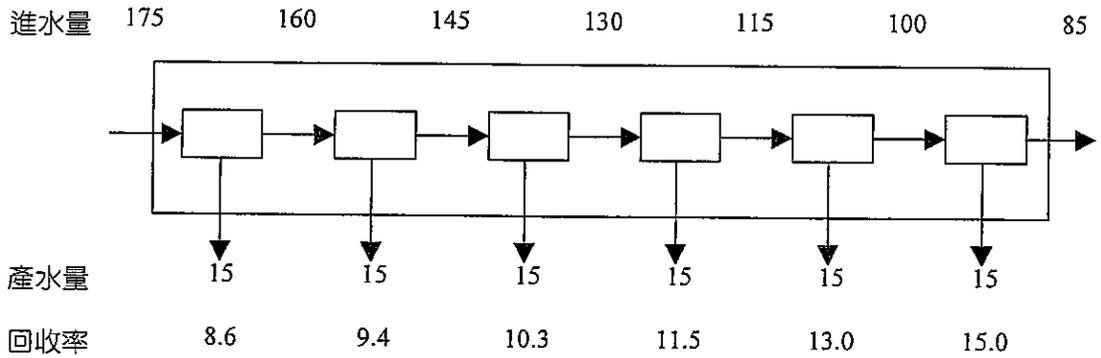


圖 4.6 利用濃縮水迴流的方式提高回收率

以 SDI 小於 5 的地表水為例來計算一組 6 支裝壓力容器的最高回收率，根據表 4.6 的設計準則，得知這種進水的水質條件時，每支元件的回收率需小於 15%。

在串聯的情形下，每一支元件的排水是下一支元件的進水，由於元件的排水量等於進水量減去產水量，因此下一支元件的進水量低於上一支元件，也就是說前一支元件的回收率大於下一支元件。由於壓力容器內的每支元件都必須符合小於 15% 回收率的準則，因此在計算整支壓力容器的整體回收率時應以最後一支模組回收率為 15% 開始逐次往前計算。為了計算方便，以 15% 及 85% 分別作為最後一支模組的產水及排水流量，由圖 4.7 即可明顯看出元件串聯排列時，每支元件的回收率由前往後逐漸增加，因此只要最後一支元件的回收率能符合最低回收率的設計準則，那麼前面各個元件的回收率也一定可符合此設計基準。由該圖之說明，即可計算 6 支元件串聯排列時，該壓力容器的最大回收率可以達到約 51%。





$$\text{壓力容器回收率} = \frac{15 \times 6}{175} \times 100\% = 51\%$$

圖 4.7 壓力容器的回收率計算

②單排系統

在單排 (single-array) 系統裏，係利用 2 個或多個模組平行並聯組成。進流水、滲透水及濃縮液都連接於多管接頭，其他方面皆與單模組系統相同，圖 4.8 為一單排系統之圖示。

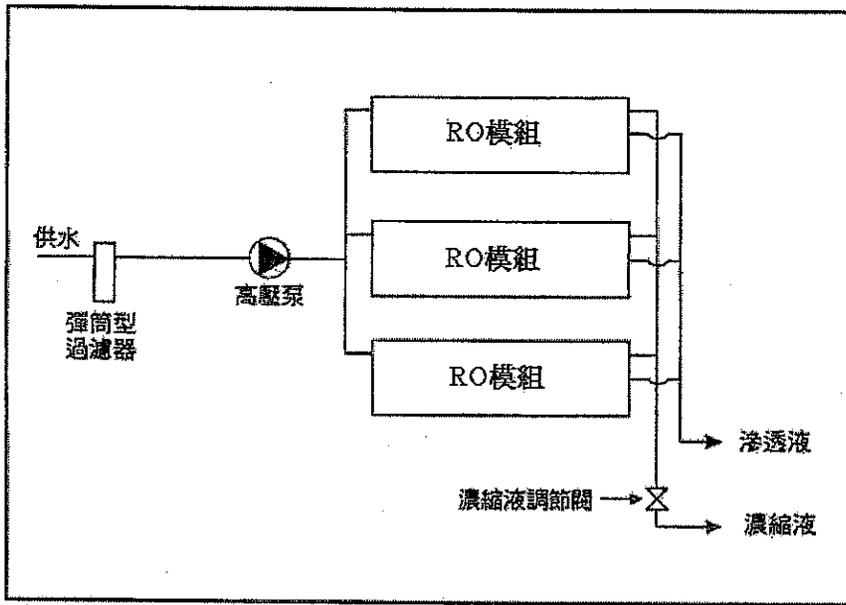
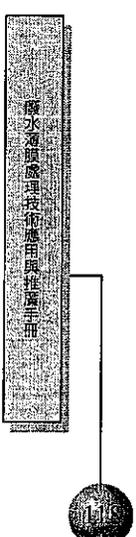


圖 4.8 單排 RO 系統示意圖





③多排系統

含多排系統大多應用於較高回收率的系統，通常 2 排可達到 75% 的回收率，三排則可達更高。每排壓力容器的數目隨進水流方向遞減，一般設計上第一排與第二排元件數比為 2:1，圖 4.9 為一典型 2 排 2:1 階比的系統；階比 (staging ratio) 定義為相鄰兩排壓力容器，上游容器數目與下游容器數目的比值。

④階段式逆滲透液系統 (二段式逆滲透系統)

基於下列原因，可考慮使用階段式 (staged) 逆滲透液系統：

- 滲透液之品質要求較高。
- 無法以離子交換技術作為後處理。
- 系統中需以細菌、發熱源及有機物的排除為優先。

醫藥用水的製造為一典型的應用階段式逆滲透液系統的例子。此系統由兩個逆滲透系統組成，第一個系統的滲透液 (第一段) 成為第二系統的供水 (第二段)，各段逆滲透系統可為單排或多排。圖 4.10 為階段式逆滲透液系統的示意流程圖。

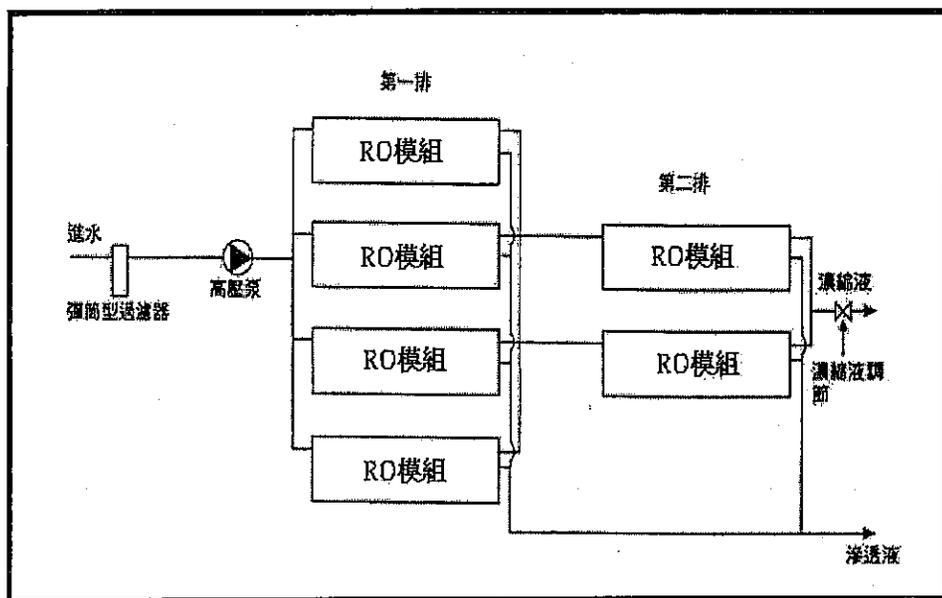
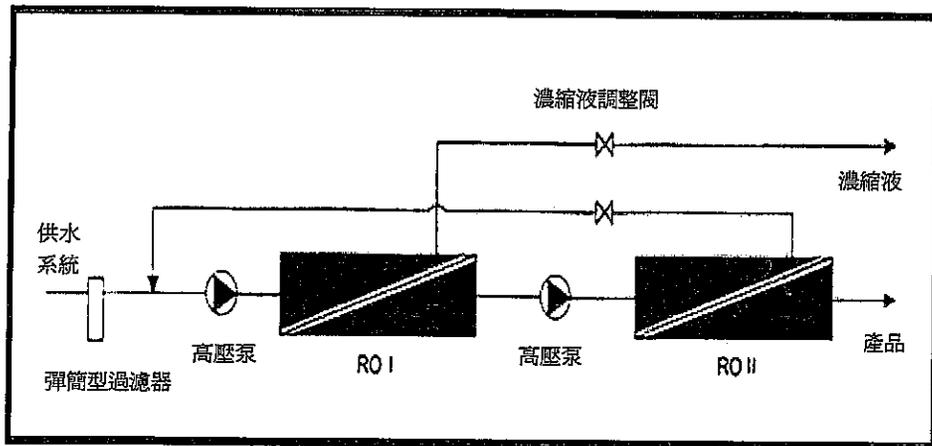


圖 4.9 多排 RO 系統示意圖

醫藥用水的製造為一典型的應用階段式逆滲透液系統的例子。





■ 4.10 階段式滲透液系統流程圖

第二段 (RO II) 產生的濃縮液再循環回第一段 (RO I) 的供水中，因其水質通常優於第一段系統供水，故 RO II 可比 RO I 設計成較高的回收率，較少的薄膜元件。此系統組合亦可使用一槽收集由第一段產生的滲透液再以另一高壓泵送至第二段，此貯槽必須小心保護以防灰塵與微生物污染。以此原則，產品之導電度可達 $<1 \mu\text{S}/\text{cm}$ 。

(2) 模組排列設計

① 元件的數量

一般設計上，決定膜元件數量的前提是需先瞭解或先設定系統所需的滲透液流量，再依薄膜製造商所建議之各型元件之滲入量以計算整體系統所需之元件數量。而後再依這個元件數量決定系統需要多少壓力管殼，其中計算出來的壓力管殼數需簡化成整數（假如計算的結果是 4.3 個管殼，就需完整 5 個管殼）。

元件的數量 = 所需的滲透液流量 / 單個元件的滲透液流量

管殼的數量 = 元件數量 / 管殼中的元件數

② 考量最小的濃縮流量

薄膜元件出廠時，其製造商會訂定各型式薄膜元件之最小的濃縮流量或規定最小的濃縮液與滲透液的比率（或兩者兼而有之）。濃縮液與滲透液的比率是流出單一個元件中的濃縮液流量與滲透液流量的比率。

薄膜製造商通常所推薦的最小濃縮液流量與滲透液流量的比率是固定的；在污染性較嚴重的應用中，對 60 英寸長的元件是 4:1，對 40 英寸長的元件是 9:1。就單獨元件的回收率來說，這個值可被轉換成：

$$\text{回收率} = \text{滲透液流量} \div \text{進流量}$$

$$\text{進流量} = \text{滲透液流量} + \text{濃縮液流量}$$

對於 4:1 的最小比率下，我們可以假定每 4 個單位的濃縮流量中有一個單位的滲透液流量：

$$\text{回收率} = \frac{1 \text{單位滲透液流量}}{1 \text{個單位的滲透液流量} + 4 \text{個單位的濃縮流量}} = 0.2$$

對於 9:1 的比率：

$$\text{回收率} = \frac{1 \text{單位滲透液流量}}{1 \text{個單位的滲透液流量} + 9 \text{個單位的濃縮流量}} = 0.1$$

系統的濃縮液流量可通過所需的系統的滲透回收率和所需的系統的滲透液流量來計算得出。舉例來說，假如所希望的回收率是 75%，滲透液流量是 15gpm，系統的濃縮率可通過回收率來確定：

$$\text{回收率} = \text{滲透液流量} \div \text{進流量}$$

$$\text{進流量} = \text{滲透液流量} + \text{濃縮流量}$$

因此：

$$0.75 = 15 \text{gpm} \div (15 + \text{濃縮流量})$$

這個等式也可用下面這個代數式解決：

$$11.25 \text{gpm} + (0.75 \times \text{濃縮流量}) = 15 \text{gpm}$$

$$0.75 \times \text{濃縮流量} = 3.75 \text{gpm}$$

$$\text{濃縮流量} = 5 \text{gpm}$$

圖 4-1 濃縮液與滲透液流量之比率



③壓力管殼的分配

管殼的分配通常會依據各薄膜製造廠商所提供之電腦模式運算分配，其需特別注意分配後系統最後一排之濃縮液流量需滿足薄膜製造廠商所建議之的最小濃縮流量，以避免嚴重的濃度極化。因逆滲透系統可視需要而有不同排數之組合；以多排系統為例，由於下一排之進水量是上一排之濃縮液流量，故對於管殼分配原則需考量最後一排之濃縮流量，並依據此流量推估所需元件數量及相對管殼數量；而後依據最後一排之進水量是上一排之濃縮液流量原則，可計算上一排之管殼數量。假如管殼被分配得正好，沒有任何多餘的話，排列的結果會使所有的流量都處於最小狀態。這種排列可使系統運轉在壓力差最小之情況。以下茲列舉案例說明如何設計模組之排列。

例：系統滲透液流量需求=45gpm (64,800gpd)

回收率為 78%

滲透液流量 (採 PA 薄膜螺捲型膜在 225psig, 2,000mg/L 氯化鈉測試條件下) 為 1,800gpd

元件的最小濃縮率為 6:1 (對滲入流的比例)

每個壓力管殼的元件數為 4

城市水的 TDS 值為 520mg/L

城市水溫為 62°F

城市線壓為 65psig

SDI 為 3.4

污染因子為 0.85

a. 每個膜元件滲透液流量

$$200\text{psig} \times 0.85 \times 1800 \div (225\text{psig} - 2,000\text{mg/L} \times 0.01\text{psig/mg/L}) \\ = 1,490\text{gpd} = 1.04\text{gpm} (1,490 \div 1440 \text{ 分鐘/天})$$

b. 元件數量

$$\text{元件數量} = \text{系統滲透液流量} \div \text{每個元件滲透液流量} \\ = 45\text{gpm} \div 1.04\text{gpm} = 43.3 \text{ 個}$$

廢水處理技術應用與推廣手冊





c. 管殼數量

管殼數量 = 所需元件數量 ÷ 每個管殼所含元件

43.3 個元件 ÷ 4 個元件/管殼 = 10.8 管殼 (取整數, 大約為 11)

元件實際的量 = 11 個管殼 × 4 個元件/殼 = 44 元件

每個元件實際滲入量 = 45 gpm ÷ 44 元件 = 1.02 gpm

d. 最小的元件濃縮流量

最小的元件濃縮流量 = 元件滲入量 × 最小元件濃縮率

= 1.02 gpm × 6 = 6.12 gpm

e. 每支管殼的滲透液流量

單膜殼的滲透液流量 = 元件滲透液流量 × 元件/殼

= 1.02 gpm/元件 × 4 元件/殼 = 4.08 gpm

f. 系統的濃縮流量

系統的濃縮流量 = (總滲透液流量 ÷ 回收率) - 總滲透液流量

= (45 gpm ÷ 0.78) - 45 gpm = 12.7 gpm

g. 最後一排之管殼數量

最後一排管殼的數量濃縮流量 ÷ 最小的元件濃縮流量

= 12.7 gpm ÷ 6.12 gpm = 2.08 個管殼

h. 最後一排的進流量 (倒數第二排的濃縮流量)

最後一排的進流量 = 管殼滲透液流量 × 管殼數量/排 + 濃縮流量

= 4.08 gpm × 2 + 12.7 gpm = 20.9 gpm

i. 倒數第二排管殼的數量

倒數第二排管殼的數量 = 20.9 gpm ÷ 6.12 gpm = 3.42 個管殼

(可近似於 3 個管殼)

j. 倒數第二排進流量

進流量 = 4.08 gpm/管殼 × 3 + 20.9 gpm = 33.1 gpm

k. 倒數第三排管殼的數量

倒數第三排管殼的數量 = 33.1 gpm ÷ 6.12 gpm = 5.41 個管殼

(大約 5 個管殼)

所需的 11 個管殼有 10 個已經被分配了, 因此只剩下的一個管殼



需分配，在這個例子當中，可權衡幾種可供選擇的方法。第一種是在現有的排列上加一個管殼，由於倒數第二排和倒數第三排都需額外之 0.4 個管殼，在這個位置上，不論兩排的哪一排上放置此一額外之管殼，都需進行濃縮液再循環以達相同流量之需求。但是，在上游排上安放此一附加的管殼，將會導致下游排上的進流量增加，因此若放置於倒數第三排將致使倒數第二排流量變化過大，若這個管殼被放在倒數第二排上，即 5-4-2 排列，此時對系統流量變異最小。

1. 濃縮再循環流量

$$6.12\text{gpm} \times 4 \text{ 管殼} = 24.5\text{gpm}$$

$$\text{最後一排濃縮水流量} = 24.5\text{gpm} - (4.08\text{gpm}/\text{管殼} \times 2) = 16.3\text{gpm}$$

$$\text{濃縮再循環流量} = 16.3\text{gpm} - 12.7\text{gpm} = 3.6\text{gpm}$$

在這個例子中，有 3.6gpm 的水被再循環到高壓泵上，對於有 78% 回收率的系統，從進流水的 TDS 中分離出來濃縮的 TDS 的值为 $1/(1 - \text{回收率})$ 可以被評估出來，其值是 4.5。在進流水的 TDS 中的再循環效應可以被評估為：

$$\text{混合進流 TDS} = \frac{\text{組合流量} \times \text{進流 TDS} + \text{再循環流量} \times \text{再循環 TDS}}{\text{組合流量} + \text{再循環流量}}$$

$$\text{組合流量} = \text{總滲透量}/\text{回收率} = 45\text{gpm}/0.78 = 57.6\text{gpm}$$

$$\text{再循環 TDS} = \text{進流水的 TDS 數} \times 4.5$$

$$\text{混合 TDS} = \frac{(57.6\text{gpm} \times 520\text{mg/l}) + (3.6\text{gpm} \times 520\text{mg/l} \times 4.5)}{(57.6\text{gpm} + 3.6\text{gpm})} = 627\text{mg/L}$$

混合進流 TDS 是比沒有使用再循環的情況下要高 20% (即 $627 \div 520 - 1$)。

沒有再循環的情況下，5-4-2 排列的系統回收率如下：

$$45\text{gpm} \div (45\text{gpm} + 16.3\text{gpm}) = 73.4\% \text{ 回收率}$$

這種排列的每一個管殼流量計算如下：

海水處理技術與設備



第四章 系統設計

階 段	濃 縮 液	進 流 量
最後一排	$16.3 \div 2 = 8.15$	$24.5 \div 2 = 12.2$
倒數第二排	6.12	$(24.5 + 4.08 \times 4) \div 4 = 10.2$
倒數第三排	$40.8 \div 5 = 8.16$	$(40.8 + 4.08 \times 5) \div 5 = 12.2$

要設計一種具回收率和不具濃縮再循環的排列是可能的。它需要一個附加排和較高的單殼流量，這意味著系統將會有高壓差。它會導致額外的膜的進流壓力的需求。

要加入額外排就要去除現存的排的管殼。每次它可能從某些排上除去一個管殼，這個管殼受高流量影響最小，且流量必須通過這排上剩餘的管殼，它需要重新計算每一排的排列。

少一個管殼的最後排單殼濃縮流量：

$$12.7 \text{ gpm} \div 1 \text{ 個管殼} = 12.7 \text{ gpm/管殼}$$

少一個管殼的倒數第二排單殼濃縮流量：

$$20.9 \div 2 \text{ 個管殼} = 10.4 \text{ gpm/管殼}$$

少一個管殼的倒數第三排單殼的濃縮流量：

$$33.1 \text{ gpm} \div 4 \text{ 管殼} = 8.27 \text{ gpm/殼}$$

由上述計算結果地明顯，管殼需要從倒數第三排上移去，因為三排中該排的濃縮流量最低，移去一個管殼後，流量需重新計算。

$$33.1 \div 3 \text{ 個管殼} = 11.0 \text{ gpm/管殼}$$

這時倒數第二排流量最小，因為有必要再移去一個管殼，因此可最佳地調節附加的進流量。現在以排列为 4-3-2-2 排列为例，計算各階段之濃縮流量及進流量。

階 段	濃 縮 流 量	進 流 量
最後一排	$12.7 \div 2 = 6.35$	$20.9 \div 2 = 10.4$
倒數第二排	$20.9 \div 2 = 10.4$	$29.1 \div 2 = 14.5$
倒數第三排	$29.1 \div 3 = 9.7$	$41.3 \div 3 = 13.8$
第一排	$41.3 \div 4 = 10.3$	$(41.3 + 4.08 \times 4) \div 4 = 14.4$

此處為版權頁，請勿翻印



通常，通過這種排列的單殼的流量大約比 5-4-2 排列高 20%，這會使系統有較大的壓差，特別在考慮附加排時更是如此。這種排列需要較高的進流膜壓力，即是需選擇較高壓力之高壓泵，它將會導致操作和重要設備的價格增高。

RO 系統的最佳排列取決於應用優先權。當滲透水質和系統的回收率都優先於操作價格時，4-3-2-2 排列將會是最好的排列。假如應用中含有高電位的污物或水垢時，4-3-2-2 的排列中高的流量可降低膜的污物和水垢率。假如系統的回收率不是十分重要，5-4-2 排列的回收率較低，但操作價格十分重要的話，濃縮再循環的 5-4-2 排列可能是所希望的排列。

以 4-3-2-2 排列其增加之壓力計算如下：

進流與濃縮壓力的差值可近似地取決於單殼進流和濃縮液流量的平均值，即單殼進流量減去滲透液流量的一半可得到這個平均值。

$$\text{最後一排的平均流量和壓力下降} = 10.4\text{gpm} - (4.08\text{gpm} \div 2) = 8.36\text{gpm}$$

對於這些流量的單個元件的壓力下降大約為 4psid，將其乘以管殼中 4 個元件得出整個管殼中的壓力下降值：

$$4\text{psid}/\text{元件} \times 4 \text{ 個元件} = 16\text{psid}$$

倒數第二排的平均流量和壓力下降

$$14.5\text{gpm} - (4.08\text{gpm} \div 2) = 12.5\text{gpm} \cong 8\text{psid}/\text{元件}$$

$$8\text{psid}/\text{元件} \times 4 \text{ 元件} = 32\text{psid}$$

倒數第三排的平均流量和壓力下降

$$13.8\text{gpm} - (4.08\text{gpm} \div 2) = 11.8\text{gpm} \cong 6.75\text{psid}/\text{元件}$$

$$6.75\text{psid}/\text{元件} \times 4 \text{ 元件} = 27\text{psid}$$

第一排平均流和壓力下降

$$14.4\text{gpm} - (4.08\text{gpm} \div 2) = 12.4\text{gpm} \cong 7.5\text{psid}/\text{元件}$$

$$7.5\text{psid}/\text{元件} \times 4 \text{ 元件} = 30\text{psid}$$

總的系統壓力差異是所有排上的壓力下降之和

$$16\text{psid} + 32\text{psid} + 27\text{psid} + 30\text{psid} = 105\text{psid}$$

如同被預測的一樣，這種排列將會引起明顯的水壓壓力差。

3. 逆滲透模組零件設計原則

(1) 膜元件壓力管殼

對於螺捲型的 RO 系統，壓力管殼是設計上主要的考量，它會影響 RO 系統設計，也會影響所需的結構框架、水力流向以及高壓泵的選擇。設計上需考量在每個壓力管殼的尾部保有足夠的空間以進行拆卸和安裝膜元件，一般至少要保留距離管殼尾部有 1.5 公尺（5 英尺）的空間。壓力管殼之結構強度於設計時，需考量其在特殊壓力下使用，在海水淡化應用中，所需的管殼需考量海水中餘氯所造成之腐蝕，故設計上較一般應用更為厚重一些；若採用不銹鋼管殼時，就需 316L 材質不銹鋼。薄膜製造商在設計上皆會要求管殼強度需能符合下列原則：爆破壓力要超過正常的操作壓力的 6 倍，並測試每個管殼在 1.5 倍的操作壓力下的運行情況，一切正常下始能進行設計安裝。

壓力容器的材質主要有強化玻璃纖維、不銹鋼及聚氯乙稀(PVC)三種。不銹鋼材質主要用於 4" 直徑的模組，長度則以不超過 4 支元件長度為宜。對於 8" 直徑的模組，最普遍使用的還是強化玻璃纖維製的壓力容器，其最大優缺點為重量輕、耐化性及耐腐蝕性佳、內徑光滑且真圓度佳、置於室外時內部水溫不易受日曬而急速上升等等。另外，對於某些低壓應用場合，也有使用 PVC 材質製之壓力管殼。聚氯乙稀因為強度的關係只適用 4" 直徑的模組，而且只適用於一或二支裝的管殼。

(2) RO 框架結構

RO 框架必須有足夠的剛性以保護 RO 模組之運送並維持高壓泵和馬達的定位，並保護壓力管殼和管子的複式接頭；另外，也應有足夠的剛性以防止模組運轉時所產生之振動。框架底座必須設計成能使拖車搬運容易。大的零件需要用支撐架來把模組吊上起重機。假如可能的話，RO 需要支撐架以便使框架底座能夠吊起來，對於較重的框架結構尤其需要使用吊耳。吊耳必須被安置在 RO 部件的重心上。

壓力管殼若採用強化玻璃纖維製時，設計時需考量設置支撐和襯墊，



以防止其沒有足夠之緩衝能力以緩和框架上傳來的振動，並避免管殼上若有針孔裂縫時將因振動而逐漸變大。

在設計配管時，若把高壓泵的馬達放在框架的尾部，則需注意系統搬運時，框架將會向馬達一端傾斜而較難搬運，因此設計上需特別注意各零件之佈置，以使 RO 系統保持平衡。圖 4.11 為小型 RO 系統模組框架示意圖，圖 4.12 為大型 RO 系統模組框架示意圖。

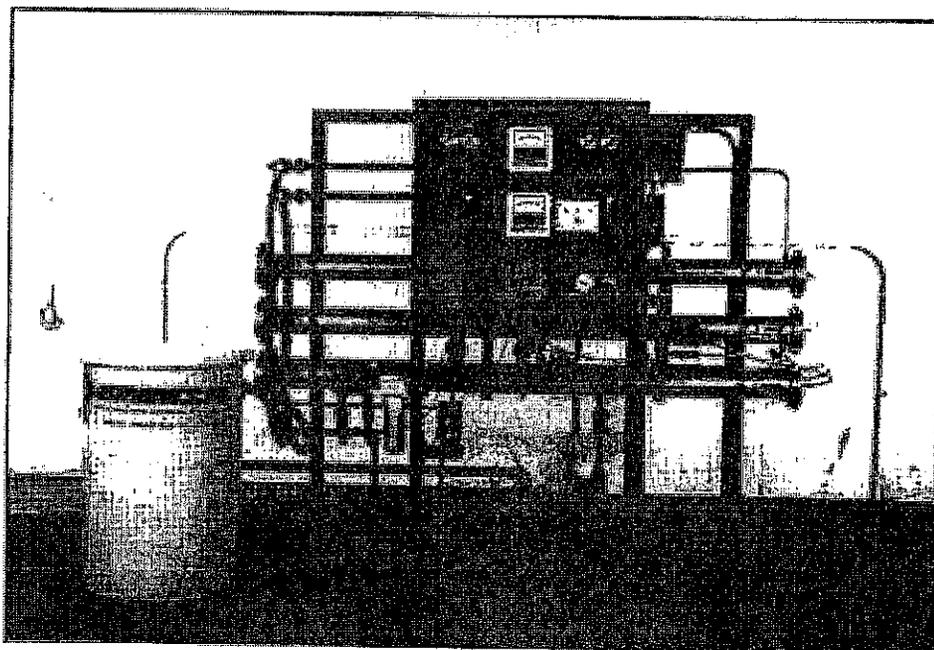


圖 4.11 小型化 RO 系統框架示意圖

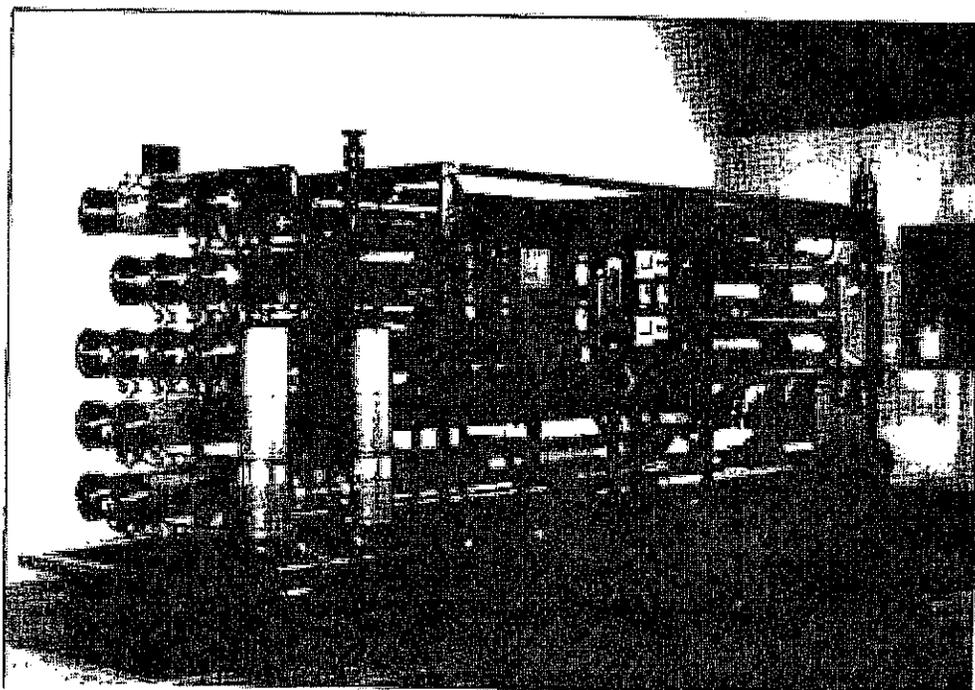


圖 4.12 大型化 RO 系統框架示意圖

(3) 管線材質和設計

管線材質需能承受系統運轉時所產生之任何潛在應力，RO 系統之高壓管線和連接管大多使用不銹鋼作為管材；不銹鋼管能使用於小水流系統，當使用管徑大於 3/4 英寸時較難彎曲。

於設計時若採用不銹鋼管需注意焊接點之腐蝕問題，以免產生金屬氧化物而阻塞薄膜。另外，設計上需注意，若濃縮液中的氯化物濃度高達每數千 mg/L 時建議使用 316L 不銹鋼。

在 RO 系統設計上常會使用撓性管，作為壓力管殼與不銹鋼管之連接(如圖 4.13 所示)，但其壽命較不銹鋼管短，且不能提供足夠強度之剛性結構。假如撓性管暴露在陽光中(對於裝在戶外的系統)，因其材質大部分為橡膠製，紫外光(UV)射線會使管子變硬，所以每兩年需要更換一次。

RO 系統設計與安裝

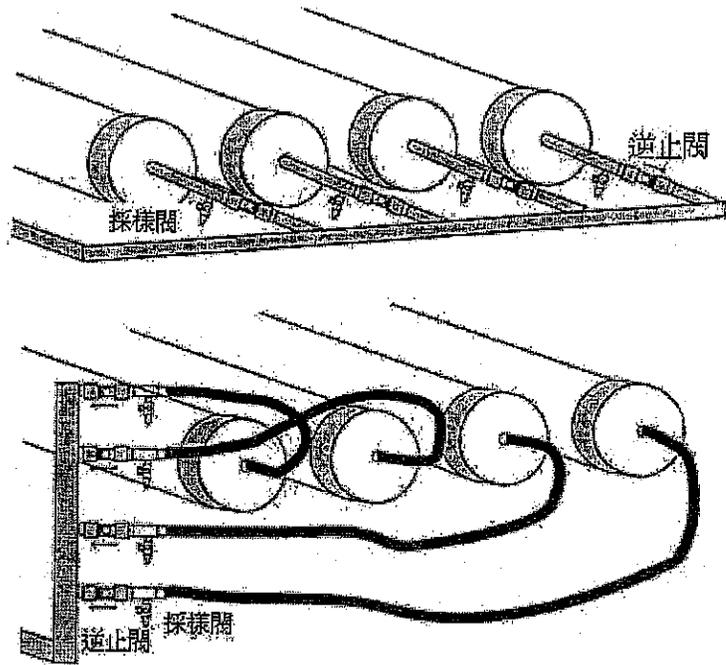


圖 4.13 撓性接管示意圖

在焊接好的不銹鋼管線與管線之連接必須緊密，通常使用接頭來做管線連接，以方便拆卸管線。PVC 管經常用於低壓 RO 管線系統中，在壓力管殼尾蓋的滲透側接頭上，則使用軟性管線以便於卸去尾蓋。

(4) 管徑選擇

在選擇管子直徑時要避免管路中的過多壓力損耗，對滲透管路尤其重要。若進水壓力無法足夠克服薄膜滲透壓力時，將會引起逆流現象並可能引起螺捲型膜元件的膠線損壞。

在相同速率的情況下，管線直徑越大，壓力損耗越小。因此，較大直徑的管子能容納較高流速，而壓力不降低。表 4.7 為流量與管徑的計算規定。

廢水處理工程技術應用與推廣

表 4.7 管線流量與管徑的計算規定

流量(gpm)	管子內徑, ID (inches)	最大流速 (ft/sec)
0~4	1/2	6.5
4~10	3/4	7.25
10~20	1	8.2
20~50	1-1/2	9.1
50~100	2	10.2
100~175	2-1/2	11.4
175~300	3	13.6

管道中的速率計算如下：

$$\text{速率} = \text{流} \div 0.41 \text{ 內徑}^2$$

速率是流速即英尺/秒。

流是流速即加侖/分。

ID 是管子的內徑即英寸。

(5) 滲透管路設計

為瞭解從每個壓力管殼滲透液的水質，每個壓力管殼上之滲透液管路都需裝置採樣閥。另外亦建議於每個滲透液管路設置逆止閥，其目的為降低當系統起動/關閉時處理水迴流進入壓力管殼的可能性（迴流水可能造成膜葉分離）。另外，逆止閥也能確保由採樣閥中的水樣只從希望的管殼中流出，而不會混合到從滲透管路中返回的滲透流。

(6) 流量控制

為得到合適之回收率，常常需控制 RO 濃縮側之流量，因此造成濃縮側管路之壓力變化甚鉅，選擇適當之閥件以精準控制流量將顯得相當重要。球閥在應用中通常不屬於一種好的選擇，因它們不是被設計成能控制流量，一般在高壓差狀態操作時，閥件無法順利開啟。如果閥在 RO 操作時關閉，它會損壞高壓泵並給 RO 膜元件提供不足量的水流。球閥會引起許多紊流並產生噪音，也可能損壞下游水管。因此，設計上於 RO 濃縮側之流量控制閥可採不銹鋼針閥，在高壓狀況下其控制流量方面十分成功。

(7) 流量係數

流量係數是一個用於顯示閥件特性的數值。閥件製造商通常會提供其

閥件的流量係數曲線圖。流量係數 C_v 是由流速除以通過閥件壓力差的平方根值來計算的。

$$C_v = \text{流速} / (\text{psid})^{1/2}$$

psid 是在特定的流速下流過閥的壓力差值。

在控制時，我們希望閥件轉動時流量值變化較小，以使操作時能細微地調節流量。當水流和壓力範圍超過閥件承受範圍時，閥件開啟所需旋轉次數與流量係數關係曲線會急遽上升。

為控制最小濃縮液流量除採上述閥件控制外，亦可使用限流孔（orifice），這種孔通常由一塊接在不銹鋼管上的平板組成。這個平板上鑽有各種尺寸的孔。根據流速和壓力差的不同，可製作出不同之孔洞尺寸。對只使用控制閥去控制濃縮流量的 RO 系統而言，使用限流孔這種裝置的優點是允許濃縮流量隨時超過最小所需的值。

在高回收率的 RO 應用系統中，有時於設計上可在 RO 濃縮液中並排設置兩組閥件。一個是用於正常工作情況下，水流量比系統的流量小的地方；另一個較大的閥用於需要較高濃縮流量時，如在起動和清洗時。

(8) 高壓泵

高壓泵是 RO 系統的一個基本組成，它必須給膜元件提供平滑的、不間斷水流。它的容量必須設計成能在不同的操作狀況下提供足夠流量壓力，是 RO 系統最主要消耗能源的設備，因此，選擇合適容量的泵將影響整體操作維護費用甚鉅。

離心泵是藉由泵的葉輪轉動水流來操作的，通常用於小於 600psig 壓力。離心泵能提供平滑的、連續的水流和壓力，其效率主要是由葉輪抵抗水的剪力決定的。多段式離心泵是使用多個葉輪來產生壓力，其效率遠勝於依靠單片葉輪者。

多段式離心泵比單段、高速離心泵有更高效能。當水通過多段式離心泵時，每個葉輪會增加 30psig 或更小的壓力。由於水中的剪力減少，其相對能量損耗較小。

正位移泵有時應用於較高壓力的 RO 系統中，如海水淡化。正位移泵係利用活塞原理以產生壓力。但因正位移泵壓縮出來的壓力是間斷式，使管

線中水之流速亦產生波動，此種波動會進一步撞擊壓縮而造成 RO 膜元件的損壞，故使用正位移泵時必須裝置緩衝裝置 (damper)。

(9) 泵的曲線

在選擇高壓泵時需依泵的關係曲線來選擇合適之流量及相對壓力，通常泵製造廠商會提供該廠產品相關之關係曲線。一般選擇高壓泵時需注意效能比，所選擇的泵儘量能接近於最大的效率點上。另外，設計上亦需注意馬達的功率，選擇上需儘可能選擇高效能之馬達且不會超過系統設計電力負荷。馬達最大馬力是可由額定的安全係數乘以額定馬力而得。

設計上，需注意 RO 系統操作時可能因水流線路的破壞或閥不正確的開啟，將引起泵的馬達產生瞬間超負荷運行，故設計上可選擇功率稍大的馬達，以提供較大之緩衝能力，但需在不影響系統效能考量前提下，才能選擇之。

(10) 馬達功率

馬達的功率也是高壓泵選擇的一個重要因素，效率高的馬達越能節約能量，因此於設計上對馬達之效能選擇最好能達到 98% 以上。

(11) 泵的結構材料

泵被浸濕（即接觸液體）的部分其結構材料應慎重考慮，一般來說，泵的葉輪和管殼都是塑料和 304 號不銹鋼或 316 號不銹鋼製成的。採用塑料零件的泵相對來說較為便宜。但從塑膠葉輪上產生泵的碎屑會於 RO 系統元件的尾蓋處造成阻塞。此種因素所造成之阻塞可藉由泵的製造商提供一種可直接裝在泵出口端上的篩網來改善，以使碎屑在到膜元件之前被捕獲。

(12) 高壓泵馬達附屬設備

當高壓泵剛起動時，馬達的起動電流是運行電流的 5 到 20 倍。因起動電流變化甚鉅，為能保護馬達，一般設計時大多會於馬達內部設置斷路器，用以阻斷過高之電流。另外，設計上亦可裝置馬達的起動器，以利用軟起動特性來逐步提升馬達的速度，以達到正常的工作速度。同時也能降低高壓泵剛起動時水流中出現的衝擊影響。

一般 RO 系統高壓泵之設計上，常裝置變頻馬達，其會根據壓力變化來改變馬達的速度。它能用於軟起動泵的馬達上，也能用於當所需的壓力較

RO 系統高壓泵之設計上，常裝置變頻馬達，其會根據壓力變化來改變馬達的速度。它能用於軟起動泵的馬達上，也能用於當所需的壓力較



小時以降低高壓泵的輸出速度，以達到我們所需要的 RO 滲透液流量。

變頻馬達的另一種應用是在 RO 系統中，當進流溶液之濃度範圍變化大時。因為不同之溶液濃度將使得相對滲透壓不同，所以當溶液濃度較低時，若要達到同樣的滲入回收率，則需要比高濃度時所需的壓力要小一些。變頻馬達可依進流濃度高低而變化泵的輸出壓力，因此可降低滲透液流量和能量消耗。

另外，馬達起動器可與熱電偶同時使用。熱電偶是二種熔點不同之金屬結合而成，假如觸點溫度超過設定值，受熱時會彎曲並與電觸點分開；因此，當通過線圈的電流太大時，熱電偶會斷開馬達，以防止馬達過熱。

(13) 儀器電能

因為 RO 控制盤通常距離水體很近，故使用低電壓能量於控制電路較為安全。一般標準的控制電壓，通常用於監測儀器如 pH 計和溫度計，另外也用於電磁閥和電動閥。

低電壓來源可藉由控制盤面板上分接或使用變壓器以逐步降低從高壓泵馬達來的電壓源（從變壓器出來的低電壓必須接地）。

(14) 控制盤

為能對 RO 系統上之流量和壓力進行監測，通常設有一套控制盤加以監測量測。設計上需注意此控制盤需能符合規定之等級要求並具防水功能。

(15) 警報和關閉

對於 RO 系統來說，系統或前處理設備可能出現故障。因此，需設置監控儀器以用於監控 RO 進流水的特性和監控 RO 系統的性能，進而使操作順暢並避免不當之薄膜損害。一般建議使用的警報和關閉系統說明如下（彙整如表 4.8）：

① 高壓泵進水壓力

因高壓泵必須完全工作在充滿水的狀態下，假如前處理設備的尺寸不合適或彈筒型過濾器阻塞嚴重、沒有足夠的進流水或假如上游閥件不小心被關閉時，沒有足夠的水流供高壓泵使用，將使得高壓泵空轉並增高泵本身溫度。假如泵在完全沒有水的情況下工作，許多使用塑膠葉輪的泵在幾秒鐘之內葉輪便會溶化。因此，為避免上述情形，不論是大的

或小的 RO 系統，都建議於高壓泵吸入側 (suction) 設置低壓警報和關閉裝置以保護高壓泵。

②高/低 pH 值

醋酸纖維膜對 pH 值之變化較其他材質之薄膜更為敏感，如圖 4.14，如在高的 pH 值條件下，CA 膜將很快地水解；碳酸鈣沉澱在膜的表面上時，它也能極快地水解，故維持適當之 pH 值對薄膜系統是非常重要的。

當 RO 系統關閉時，若水中之 pH 值超過設計規範，將造成薄膜暴露於高/低 pH 值環境下，此時對薄膜之損害將比正常操作狀態下所引起的損害更大，故系統關閉時需特別注意水中之 pH 值。

一般設計上可於 RO 系統進流端設置 pH 計，並可於控制盤面上顯示其數值，若水中 pH 超過設定值 (low or high) 時可啟動相對之酸或鹼之加藥泵，以平衡水中 pH 值；若一旦水中 pH 值超過設定值甚多 (low-low or high-high) 則需產生警報，以提醒操作人員進行處置或關閉系統。

③高溫

RO 薄膜大部份皆由有機高分子所製成，在高溫狀態下將造成影響。一般薄膜製造商皆會對其生產產品之耐溫程度做一適當建議，通常限制其進流水溫度需小於 60°C。

設計上需特別注意，當 RO 系統在進行化學清洗時，為求清洗效果常會將清洗溶液加熱至 40~50°C，但為防止加熱過度而傷害薄膜，因此建議於 RO 進流端設置溫度監測計，如同 pH 值的警報器一樣用以監測進流水質狀況。一旦系統溫度超過設定值時，可啟動旁通閥 (bypass) 將高溫水引流至其他地方，避免進入 RO 系統。

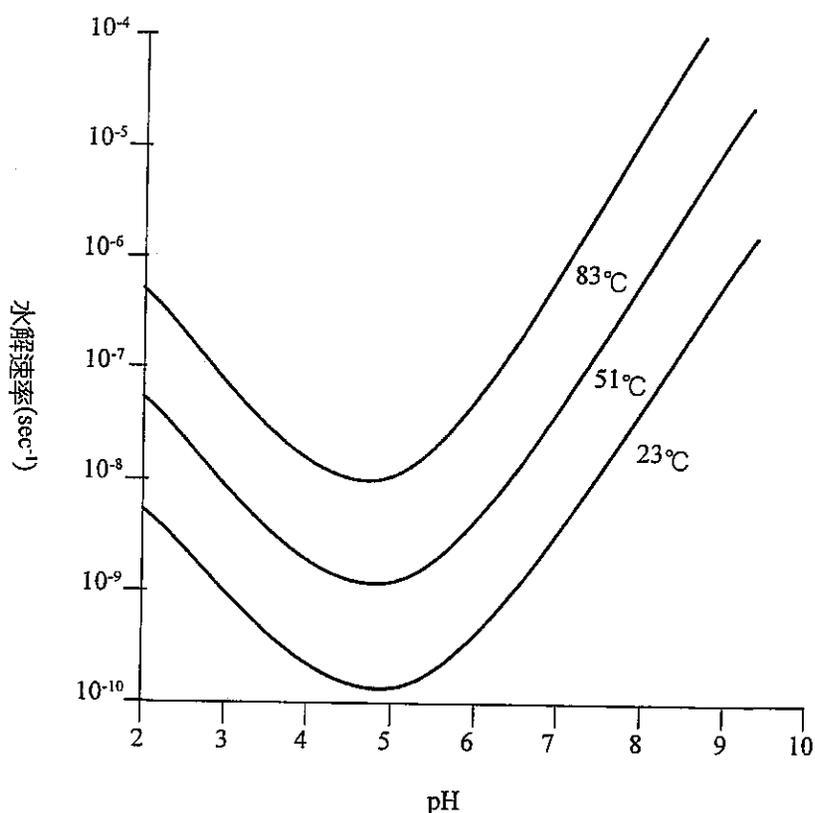


圖 4.14 溫度和酸鹼值對醋酸纖維素薄膜的水解速率的影響

④高硬度的進流水

對於水中的鈣和鎂離子含量較高之場所，RO 系統必須設置硬度警報設施。因硬度離子常以碳酸或硫酸水垢的型式沉澱於薄膜上，進而阻塞薄膜。一般可於 RO 系統進流端設置導電度計以測量進流水中所含離子濃度。若水中硬度超過設定值時，需依實際系統狀況來決定是否需執行啟動加酸泵或抗垢劑或降低系統回收率或迴流進流水至軟化系統等措施；若屬瞬間狀況時，通常可直接添加抗垢劑來降低結垢之產生。



⑤ 氧化物

對於 PA 材質之逆滲透系統，因水中所含之氧化物會造成薄膜的退化，因此使用此種材質薄膜時需特別注意水中是否含有氧化物質。一般可於 RO 系統進水處設置氧化還原電位計（ORP）以測量水中是否含有氧化物質。若 ORP 值超出設定值時可啟動還原氧化劑加藥泵，用以還原水中氧化物質。

⑥ 系統前端桶槽低液位

為避免因前端桶槽液位過低，恐有使泵空轉之虞進而使薄膜系統遭受影響，故對系統前端桶槽液位之監控是非常重要的。前端桶槽包括化學清洗溶液貯桶、進水貯桶等，一般設計上若貯桶液位達到低液位(low)時需關閉相對之泵，液位達到低低液位（low-low）時需產生警報以通知操作人員進行適當處置。

⑦ 高滲入壓力

在一個 RO 系統中產生高滲入壓的情況會對螺旋型的膜元件構成威脅。如果 RO 系統在減輕壓力之前先關閉，滲入流會流回到膜的封套內，這會使膜葉被吹離封套的膠水線。

假如關閉系統能迅速作用並設置得比較保守的話，一個高壓警報器可連上一個系統關閉裝置。系統必須在滲入壓力超過設定之前關閉，否則，關閉 RO 可能引起膜的損壞。另外設計上可於滲入管線或濃縮管線設置釋壓閥，以釋放過高之壓力。

⑧ 高膜壓

為防止 RO 濃縮閥突然被關閉，造成系統壓力增加，而使高壓泵操作在高於正常的壓力，最好使用一個高壓警報/關閉系統。

⑨ 低濃縮流量

防止不小心關閉 RO 濃縮閥的一個更靈敏的方法是低濃縮流量警報/關閉器。它能用於系統回收率太高時。這個警報/關閉器必須加上一個幾秒鐘的時間延時，以防止在系統起動時誤動作。

⑩ 高滲入導電度



高滲入導電度警報裝置能保護下游設備或過程。此警報或關閉對並非保護 RO 本身，而是為防止 RO 薄膜有破損或處理功能降低時，相對造成處理水質惡化所設。若滲入端水質導電度超過設定時可以迴流至前處理系統進行再處理。

表 4.8 常見 RO 系統警報及關閉條件

參數	建議使用警報	建議使用關閉系統
低的泵進水壓力	✓	✓
高/低 pH 值	✓	-
高溫	✓	-
高進流水的硬度	✓	✓
氧化物	✓	✓
系統前端桶槽低液位	✓	✓
高滲入壓力	✓	✓
高膜壓	✓	✓
低濃縮流量	✓	✓
高滲入導電度	✓	-

4.3 操作和重要的設備成本分析

RO 系統的價格主要取決於系統的大小。對於水量小於 150gpm 的系統，框架結構、高壓泵和儀控的價格都是主要的價格因素。而在大的系統中，價格與薄膜滲透量成線性關係，系統價格取決於薄膜和管殼的價格。

然而，完整的 RO 系統的價格將取決於另外的因素，如逆滲透前處理設備、是否使用備用泵、是否包括後續服務等。本節僅提供國外之相關經驗公式可以得到一個處理有鹹水的螺捲型 RO 系統初設成本的近似值：

$$\text{RO 價格} = \$850 - \$1,200(\text{美元})/\text{gpm 滲透量}$$

RO 系統的操作價格包括：1.操作電費；2.化學藥品費用；3.彈筒型過濾器；4.膜的更換；5.水和下水道費用；6.清洗化學品；7.維護工時等因素。說明如下：

1.操作電費

驅動泵總能量可用下面的公式來計算：

$$\text{kwh/1,000 加侖滲透液流量} = \frac{\text{泵的壓力} \times 0.00728}{\text{泵的效率} \times \text{馬達的效率} \times \text{恢復率}}$$

在這個公式裡：

kwh：泵所需的瓦小時

泵的壓力：通過高壓泵到系統上的壓力

泵的效率：在操作流量下的效率

回收率：RO 滲透液的回收百分比

每瓦小時電能的價格乘以結果可得出每 1,000 加侖的滲透液流量的需要費用。

2.化學藥品添加

RO 系統為防止結垢及氧化物影響性能，常需添加硫酸、抗垢劑、還原劑等化學藥劑，一般上述化學藥品費用可以下列方式估算：

$$\text{化學品的價格/1,000 加侖的滲透液流量} = 8.3 \text{ lb/加侖} \times \text{化學品的 mg/L 值} \times \text{化學品的價格/lb} \times 1,000 \div \text{回收率}$$

在這個公式裡：

化學品的 mg/L 值：RO 進流水中的化學品濃度。

3.彈筒型濾心

彈筒型濾心的長度通常是 10 英寸的倍數。濾心製造業為了比較之用，通常以 10 英寸作為基本單位 (Ten Inch Equivalent, TIE)。一支 40 英寸濾心的處理量等於 4 支 10 英寸的濾心。由於各製造商生產的過濾筒及濾殼的尺寸略有不同，因此彈筒型濾心的長度也略有差異，常見的尺寸有 10"、97/8"、91/2" 三種規格。

基於每個 TIE 下 5gpm 的流速的設計，以及過濾器的使用壽命，過濾器的



價值與 RO 流量公式如下所示：

$$\text{濾心的價格}/1,000 \text{ 加侖的滲透液流量} = \frac{\text{價格} \div \text{TIE}}{5 \text{gpm}/\text{TIE} \times \text{回收率} \times \text{每次更換的天數} \times 1.44}$$

在這個公式裡：

價格 ÷ TIE：對 10 英寸彈筒型過濾器的相對價格；

回收率：RO 回收率百分數；

每次更換的天數：過濾器更換之間 RO 的使用天數。

4. 膜的更換

依據 RO 膜的使用計畫壽命，即可決定每 1,000 加侖的滲透量的價格。

$$\text{膜的價格}/1,000 \text{ 加侖滲透液流量} = \frac{\text{每個元件的價格}}{\text{元件的滲入流量 gpm 值} \times \text{每次更換的天數} \times 1.44}$$

在這個公式裡：

元件的滲透液流量 gpm 值：在 RO 系統單一個元件的滲透液流量，單位 gpm；

每次更換的天數：過濾器更換之間 RO 的使用天數。

5. 水和下水道的費用

市政方面對於所有水和下水道的收費都是建立在輸入水的加侖量即 100 立方英尺水的使用量之上的，它等於 748 加侖的量。在這種情況下，RO 的使用價格由下列公式計算：

$$\text{水和下水道的價格}/1,000 \text{ 加侖滲透液流量} = \text{每立方英尺的價格} \div \text{回收率} \times 0.748$$

在這個公式裡：

回收率：RO 回收率；

每立方英尺的價格：每立方英尺的水的消耗量，包括下水道和水的費用。

6. 化學清洗

$$\text{清洗的化學品的價格}/1,000 \text{ 加侖滲透液流量} = \text{清洗的化學品的價格} \div \text{滲透液流量 gpm} \times \text{清洗間隔天數} \times 1.44$$



在這個公式裡：

清洗的化學品的價格：整個 RO 系統的清洗/清潔所需的化學品價格；

清洗間隔天數：每次清洗所間隔的天數。

7. 維護工時費用

對於小的 RO 系統，RO 維護所需的勞動力即是 RO 系統主要價格。小的系統與大的系統相比，在記錄操作數據的時間和清洗 RO 所需要天數並不會少一些。對一個 RO 排列（與尺寸無關）記錄數據的時間每天少於 30 分鐘。清洗一個 RO 組合所需的勞動力通常在 4 個工時左右。

勞動力價格/1,000 加侖滲透液流量=

$$\frac{\text{清洗時間} \times \text{每小時勞動力的價格}}{\text{滲入流量 gpm} \times \text{清洗間隔天數}} + \frac{\text{監控時間/天} \times \text{每小時勞動力的價格}}{1.44 \text{ 滲入流量 gpm} \times 1.44}$$

這個公式裡：

清洗時間：清洗 RO 所需的小時數；

勞動力的價格：每小時總勞動力的價格；

監控時間/天數：每天監控 RO 系統所需要的小時數；

滲透液流量 gpm：RO 滲入流，單位是 gpm；

清洗間隔天數：系統每次清洗所間隔的天數。

以國外案例計算如下：

滲透液流量 100gpm 流量，RO 工作時間 70% ；

回收率 75% 沒有再循環水流，電費 \$0.08/每瓩小時；

245psig，泵的效率 60% ，馬達效率 94% ；

抗垢劑 7mg/L 每個元件 \$750/500 lb ；

薄膜處理容量 4gpm/元件，每個元件 \$1,200 ；

彈筒型過濾器，\$2/TIE 每月更換一次；

水和下水道的價格，\$65/100 立方英尺；

清洗溶液，每 6 個月 \$200 ；



第四章 系統設計

清洗，4 個人工，每個人工每小時\$20。

(1) 操作電費

$$\begin{aligned} \text{每 1,000 加侖滲透液流量的耗小時} &= \frac{\text{泵的壓力} \times 0.00728}{\text{泵的效率} \times \text{馬達的效率} \times \text{回收率}} \\ &= 245 \text{psig} \times 0.00728 \div 0.6 \div 0.94 \div 0.75 \\ &= 4.2 \text{ 耗小時每 1,000 加侖滲透液流量} \\ &= 4.2 \text{ 耗小時} \times \text{每耗小時} \$0.08 = \$0.34 \end{aligned}$$

(2) 化學藥品費用

$$\begin{aligned} \text{每 1,000 加侖滲透液流量下化學品的價格} \\ &= 8.31 \text{b/gal} \times 0.000007 \times \$750/500 \text{lb} \times 1,000 \div 75 = \$0.12 \end{aligned}$$

(3) 彈筒型過濾器費用

$$\begin{aligned} \text{每 1,000 加侖滲透液流量之過濾器價格} \\ &= \frac{\text{價格} \div TIE}{5 \text{gpm} / TIE \times \text{回收率} \times \text{更換間隔天數} \times 1.44} \\ &= \$2/TIE \div 5 \div 0.75 \div 30 \text{ 天更換一次} \div 0.07 \div 1.44 = \$0.02 \end{aligned}$$

(4) 薄膜更換費用

$$\begin{aligned} \text{每 1,000 加侖滲透液流量之膜的價格} &= \frac{\text{每個元件的價格}}{\text{滲入流量} \text{gpm} / \text{元件} \times \text{更換間隔天數} \times 1.44} \\ &= \text{每個元件} \$1,200 \div \text{每個元件} 4 \text{gpm} \div 1,095 \text{ 更換間隔天數} \\ &\div 0.7 \div 1.44 = \$0.27 \end{aligned}$$

(5) 水和下水道費用

$$\begin{aligned} \text{每 1,000 加侖滲透液流量水和下水道價格} &= \frac{\text{每立方英寸的價格}}{\text{回收率} \times 0.748} \\ &= \$0.65/100 \text{ 立方英寸} \div (0.75 \times 0.748 \text{kgal}/100 \text{ 立方英寸}) = \$1.16 \end{aligned}$$

(6) 化學清洗費用

設每 1,000 加侖需 0.01 美元。

(7) 人力工時

$$\begin{aligned}
 & \text{勞動力價值/1,000 加侖的滲透液流量} = \\
 & = \frac{\text{清洗時間} \times \text{每小時勞動力的價格}}{\text{滲入流量} \text{gpm} \times \text{清洗間隔天數}} + \frac{\text{監控時間/天數} \times \text{每小時勞動力的價格}}{1.44 \text{滲入流量} \times 1.44} \\
 & = \frac{4 \text{個人的工作時間} \times 20 \text{美元/每工時}}{100 \text{gpm} \times 182 \text{天的清洗間隔時間}} + \frac{0.5 \text{小時} \times 20 \text{美元/每工時}}{1.44 \times 100 \text{gpm} \times 1.44} = 0.07 \text{ 美元}
 \end{aligned}$$

本案例中 RO 所需操作價格則包括：

操作電費：	\$0.34
化學藥品添加：	\$0.12
彈筒型過濾器消耗：	\$0.02
薄膜的更換：	\$0.27
水污費用：	\$1.16
清洗化學品：	\$0.01
維護工時：	\$0.07
總 值	\$1.99 (美元) /1,000 加侖滲透液流量

在這個例子中，水污費用在 RO 系統的操作成本中占比較高的比例。在某些地區原水與下水道的費用可能沒有那麼多，但操作電費也許會更高。



第五章 操作維護

薄膜系統是否可以長期使用，決定點在於是否正常的操作與維護，操作維護包括系統的試車、運轉與開關機。系統操作時需特別注意相關操作紀錄的詳實記載，因適當的操作與保存完整紀錄是否確保系統能否正常運作之主要關鍵，紀錄時應注意數據的常態化，以瞭解系統之真實運作情形，以作為需採取修正措施時之參考。

薄膜膜元件可以分成螺捲式、中空纖維式（細管式）、管式、板框式及摺疊式等五大類，除了摺疊式膜元件屬於拋棄式模組之外，其餘膜元件型式均為可清洗型膜元件。由於可清洗型膜元件的製造成本及售價均遠高於拋棄型膜元件，因此膜元件的使用壽命影響整個薄膜系統的操作成本甚鉅，一般而言，薄膜膜元件的設計使用壽命為 3-5 年，所以適當的操作維護與清洗，將是關係著薄膜系統是否可以長期使用、是否順利運作與操作成本是否符合經濟效益的重要因素。

5.1 系統操作

5.1.1 系統開機與關機

系統首次開機通常在膜元件裝填之後馬上進行，開機還需要以下設備：

- 使用化學藥品時的安全眼鏡（安全防護）
- 溫度計
- pH 測定儀
- 導電度測定儀（範圍由滲透液至鹽水之導電度）
- 3 或 4 個 1 公升塑膠瓶（加瓶塞），供每一壓力管殼裝樣品用
- 以下各項檢驗物質所需的分析儀器：
 - 總硬度
 - 鈣
 - 鹼度



- 氯化物
- 硫酸鹽
- 鐵
- 矽
- 自由氯
- 氧化還原電位

開機前檢查，在裝填膜元件入壓力管殼之後，開始啟動逆滲透系統單元前，必須確定整個前處理部分已按照設計規範運作。如前處理牽涉到改變原水的化學性質，則進入逆滲透系統單元之水質必須完整地分析，更進一步必須確定自由氯不存在以及確定濁度、SDI 值及符合膜元件的要求規範。

原水中的下列各項水質必須穩定：

- 流量
- SDI
- 濁度
- 溫度
- 酸鹼值(pH)
- 導電度
- 細菌（標準菌數）

首次開機時，前處理系統和逆滲透單元在開機前，需檢查事項包括：

- 管線和泵接液部分之儀器設備需使用耐腐蝕材料；
- 所有管線與設備皆需符合設計壓力；
- 所有管線與設備皆需符合設計之 pH 範圍（清洗）；
- 所有管線與設備需防止化學作用產生的電流腐蝕；
- 介質過濾器已經反沖洗及清洗；
- 高壓泵前端之彈筒型過濾器需確定已更換為新品；
- 在接上高壓容器前，包括逆滲透供水接頭的進水管線需先清乾淨並沖洗；

- 化學藥品需添加於合適的加藥點；
- 在化學藥品添加管線上需適當地裝置逆止閥 (check valve)；
- 在進水管線內，化學藥品需經適當地攪拌；
- 當計量泵 (metering pump) 關閉時，需有防止逆流操作的裝置；
- 若使用氯，應有保證在進入薄膜系統前完全除去氯的前處理設施；
- 需確保各項儀器能使系統有效地操作及監測前處理和逆滲透系統；
- 裝置儀器設備；
- 校正儀器設備；
- 釋壓設備已正確地安裝並經設定；
- 需有防止滲透水壓力超過進水/鹹水壓力達 0.3bar (5psi) 以上的裝置，一般可裝設壓力指示計 (pressure indicator & transducer)；
- 設定連鎖控制 (interlocks)，時間電驛 (time delay relay) 及警告等裝置；
- 滲透液樣品可由個別模組取樣；
- 可由各排 (array) 及總滲透液流，取進水、滲透液與濃縮液的水樣；
- 壓力管殼恰當地安裝管線以便操作和清洗；
- 壓力管殼穩當地固定在支架式的框架上；
- 注意壓力管殼的組合與裝置方法；
- 薄膜應避免極端的溫度 (冷凍、直接日照、暖氣出口等) 變化；
- 泵已作好操作的準備 (潤滑，適當的旋轉)；
- 接合零件鎖緊；
- 滲透液管線為開啟狀態；
- 滲透液直接流至排水管；
- 濃縮液的控制閥開啟；
- 調整進水閥開度及/或旁通閥，以控制進水流量少於操作進水量的 50% 。

當完成以上檢查工作後，即可進行開機程序，首先適當地啟動逆滲透系統，避免因進水過度或水壓突變等不當操作而傷害逆滲透膜系統，適當的開機程序



將可確保系統操作參數符合設計規格，以達成系統的水質與生產目標。起始系統性能的測量為開機程序中重要項目之一，這些評估的結果，需紀錄存檔以作為將來系統操作性能的標準。

在開始系統開機程序之前，必須先完成儀器校正，薄膜元件的裝填，薄膜前處理和其他系統檢查。以下為逆滲透系統一般開機之建議程序：

- a. 在開始開機程序前，充分清洗前處理部分，以沖洗掉其中的雜質和污染物，以防止這些物質進入膜元件，同時依上述開機前檢查項目進行檢查工作；
- b. 檢查所有閥以確認所有設定值完全正確，進水壓力控制閥和濃縮液控制閥需完全打開；
- c. 以低壓、低流量的水押出膜元件和壓力管殼內的空氣，使用壓力為 0.2~0.4Mpa (30~60psi)，在沖洗的期間，所有滲透液和濃縮液需導至一經許可的廢水集中管路內；
- d. 在沖洗操作期間，檢查所有管線接點及閥是否有洩漏處，必要時栓緊連接點；
- e. 在沖洗系統至少 30 分鐘之後，關閉進水壓力控制閥；
- f. 確定濃縮液控制閥是全開的；
- g. 慢慢地打開進水壓力控制閥（進水壓力必須少於 0.4Mpa / 60psi）；
- h. 起動高壓泵；
- i. 慢慢地打開進水壓力控制閥，增加進水壓力及進水流量達到設計濃縮流量為止，而膜元件進水壓的增加率需少於 0.7Mpa (10psi) / 秒，繼續輸送所有滲透液與濃縮液至指定廢水集中管內；
- j. 緩慢關閉濃縮液控制閥直到滲透液對濃縮液的比例接近設計比，但不超過。繼續檢查系統壓力以確定其不超過設計上限；
- k. 重覆步驟"i"和"j"達到設計的滲透液和濃縮液流量；
- l. 計算系統回收率並與系統操作值比較；

清水處理技術應用與維護





- m. 檢查化學藥劑添加量，包括酸、抗垢劑或焦亞硫酸鈉之添加，測量進水之 pH 值；
- n. 檢查濃縮液之 LSI 或 S&DSI 值，這些指數由 pH、導電度、鈣硬度及鹼度的測量值計算出；
- o. 讓系統運轉一小時；
- p. 紀錄所有操作參數的第一個數據；
- q. 檢查每一壓力管殼之滲透液導電度，判別出不符合預期性能的任何容器（如：O 型環洩漏之容器或其他故障的證據）；
- r. 在操作後的第 24 至 48 小時後，查看所有數據包括進水壓力、壓差、溫度、流量、回收率及導電度，同時取進水、濃縮液、綜合系統滲透液的樣品並分析其組成；
- s. 與設計值比較其系統性能；
- t. 確認機械操作與儀器安全設備是否適當；
- u. 將滲透液由排水管轉至正常之操作位置；
- v. 將系統設定成自動操作；
- w. 以程序 "p" 至 "r" 所得之起始系統運轉資料作為未來系統性能評估之參考，在操作第一週內，定期測量系統性能，以確定此一關鍵起始階段的操作。

完成開機程序後即可開始操作。逆滲透系統一旦開始操作，理論上，應以一穩定的狀況持續操作下去；然而，實際操作時，逆滲透系統是需要經常地關閉與再起動，而每一起動/關閉的循環中，都牽涉到壓力與流量的改變，因此或多或少會對薄膜元件造成機械應力，所以儘量減少開/關的次數與維持正常的開動程序就更為重要。原則上，進水壓力應緩慢上升，尤其是應用於海水淡化時之逆滲透系統時，更應注意相關程序。

起動前和開動中應定期進行系統檢查工作，其中，部分項目可如閥門可藉由規格化之電動控制來加以操作，但其他項目，如儀器的校正、警告器、安全設備的機能、防銹和防漏等裝置則需自行定期檢查。



當關閉逆滲透薄膜系統時，在關閉高壓泵前，進水壓力控制閥要緩慢地關閉，同時濃縮液控制閥要慢慢地打開，隨即以滲透液或高品質之進流水沖洗系統，用於沖洗的水，不可含使用於前處理的化學藥品與抗垢劑，因此，在進行沖洗工作時，應停止添加抗垢劑及硫酸等化學藥品，然後慢慢沖洗以除去膜元件內之高鹽分，直到濃縮液之導電度達進水導電度。

沖洗時需以低壓（約 3bar / 40psi）進行，高進水流量對清洗有利，此時，應避免發生單一膜元件壓力管殼降壓 1.4bar（20psi），或一多膜元件壓力管殼降壓 4.1 bar（60psi）的情形。在沖洗後，先完全關閉進水閥，若濃縮液管線末端進入排水處低於壓力管殼時，濃縮液管線內空氣出口則必須位於高過壓力管殼最高點的地方，否則壓力管殼就需以虹吸抽空。

如果逆滲透系統需關閉時間超過 48 小時以上，需注意下列事項：

- 膜元件不可乾掉，乾的膜元件會損失流通量，且無法回復；
- 系統能有效地防止微生物滋生或每 24 小時定期沖洗一次；
- 可能的話，應保護系統免受極端的溫度變化。

5.1.2 紀錄保存

所有相關的資料需收集、紀錄和建檔，以便追蹤逆滲透系統之實際性能。除了追蹤性能外，紀錄表可作為故障排除的一項有效工具。由於現場操作之紀錄保存需視各廠情況而定，所以，本節所述紀錄保存方法為一般原則敘述，較不適用於特別情形。

開機報告之紀錄應包括下列項目：

- 提供一完整逆滲透系統之敘述，以流程圖、儀器、設備及材料清單來顯示水源、前處理系統、逆滲透組態及後處理系統；
- 開機前檢查結果之紀錄；
- 依製造商之建議提供各種儀錶之校正圖；
- 依以下所提表格紀錄逆滲透和前處理系統之起始性能。

逆滲透操作紀錄表可參考表 5.1 所示，每次輪班時均應紀錄，紀錄內容包括下列項目：



表 5.1 逆滲透操作表 (以某垃圾掩埋場 RO 處理系統為範例)

代操作公司：_____ 週次編號：_____ 紀錄人：_____ 審查人：_____								
時間	日期							
	啟用時間							
	關機時間							
	操作時數							
溫度 (°C)	進流							
	出流							
壓力 (psi)	濾心匯流							
	濾心出流							
	壓差							
	滲透液							
	濃縮液							
	濃縮端壓差							
流量 (GPM)	進流							
	滲透液							
	濃縮液							
	造水率 (%)							
濃度 (mg/L)	進流							
	滲透液							
	濃縮液							
	脫鹽率 (%)							
pH	進流							
	滲透液							
	濃縮液							
加藥量 (公升 or kg)	酸							
	防垢劑							
	其他							
保養液濃度 (mg/L)	酸洗							
	鹼洗							
異常現象	視情形另附書							
	面報告討論							

註：本表使用時請依個別需求修正

廢水處理技術應用與推廣手冊



- 操作日期、時間及時數；
- 每一彈筒型過濾器 and 每一排之壓降；
- 每排進水、滲透液與濃縮液之壓力；
- 每排滲透液與濃縮液之流量；
- 每排進水、滲透液與濃縮液流之導電度，每週一次測量每一支壓力管殼之滲透液導電度；
- 每排進水、滲透液與濃縮液之 TDS；

註：TDS 可由水質分析及導電度（在 25°C） EC_{25} 與適當的 K 因子來計算，每一特定水流的 K 因子必須先決定，由導電度估算 TDS 之因子請參考表 5.2 所示。

$$TDS = K \cdot EC_{25}$$

- 進水、滲透液和濃縮液之 pH 值；
- 逆滲透進流水之 SDI 值或濁度或兩者；
- 進流水之水溫；
- 最後一排（濃縮液流之 TDS 小於 10,000mg/L），濃縮液流之 S&DSI 數值；
- 依製造商建議之方法與頻率進行儀錶之校正，但每三個月不可少於一次；
- 任何不尋常的事件，例如 SDI、pH、壓力的失常及關機；
- 起動時與其後每星期對進水、濃縮液、滲透液和原水作完整之水質分析。水質分析需包含：鈣、鎂、鈉、鉀、鋁、銅、鐵（總量，溶解性及亞鐵）、鋁（總量及溶解性）、重碳酸鹽、硫酸鹽、氯鹽、硝酸鹽、氟化物、磷酸鹽（總量）、矽（溶解性）、總溶解固形物、導電度、pH、TOC。

因逆滲透系統之性能大部分取決於前處理的正確設計與適當操作，因此，前處理儀器設備之操作數據也需要紀錄下來，因每個前處理的方法不盡相同，無法建議每一個案例之紀錄保存，但一般而言，前處理操作數據包括以下各項：

- 逆滲透進流水中之總殘餘氯濃度（每日紀錄—除非絕不含氯）；
- 任何增壓泵（booster pump）的出水壓（一天兩次）；
- 所有過濾器單元之壓降（一天兩次）；

- 酸及任何其他化學藥品之消耗量（每天測兩次）；
- 依製造商建議之方法與頻率校正各種儀錶，頻率不可少於每3個月一次；
- 任何不尋常的操作，如失誤或突然關機等。

維修紀錄應包括下列項目：

- 例行維修紀錄；
- 機械故障和更換紀錄；
- 任何薄膜元件位置的改變，附元件序號之紀錄；
- 逆滲透裝置之替換或添加紀錄；
- 所有儀錶之校正紀錄；
- 前處理儀器設備之替換或添加紀錄，例如彈筒型過濾器，包含日期、廠牌及等級；
- 所有逆滲透薄膜之清洗紀錄，包括日期、清洗持續期間、清洗劑及濃度、溶液 pH 值、清洗期間之溫度、流量與壓力。

表 5.2 由導電度估算 TDS 之因子

項目	EC ₂₅ (mS/m)	K
水	0.1-1	0.5
滲透液	30-80	0.55
海水	4,500-6,000	0.70
濃縮液	6,500-8,500	0.75

註：EC₂₅並不包含由溶解性 CO₂所產生之導電度。

5.1.3 性能常態化

由於逆滲透系統性能會受進水水質、進水壓力、溫度和回收率的影響，例如：溫度每下降 4°C 滲透液流會降低約 10%，但此為正常現象。為區別此種正



常現象與真正的性能改變，所測之滲透液流量和鹽通過率需常態化，常態化意指與一基準性能比較，以探討操作參數的影響，此基準性能可能為設計的效能或測得的最初性能，以確保設計（保證）系統性能即為基準的常態化，對於查證逆滲透操作系統是否已達預期性能（或保證性能）將極有幫助。以最初系統性能作基準的常態化對顯示性能隨時間的變化極有助益，此步驟極為重要，因每日紀錄常態化的數據可早期確認潛在的問題（如結垢或污堵），每日測量可提供更早、更有效的對應措施。市面上已有發展性能常態化之應用軟體 FTNORM，FTNORM 為一操作數據、標準化和製圖的電腦程式，參數範圍包括標準化的滲透液流量，鹽通過量及壓降。

另一方法為將測得的系統性能以下列計算轉變為標準（基準）狀況：

A. 常態化之滲透液流

$$Q_s = \frac{P_{f_s} - \frac{\Delta P_s}{2} - P_{p_s} - \pi_{fc_s}}{P_{f_o} - \frac{\Delta P_o}{2} - P_{p_o} - \pi_{fc_o}} \times \frac{TCF_s}{TCF_o} \times Q_o \dots\dots\dots (1)$$

- 其中, P_f = 進水壓力
- $\frac{\Delta P}{2}$ = 裝置壓降之一半
- P_p = 產品壓力
- π_{fc} = 注水-濃縮混合液之滲透壓
- TCF = 溫度校正因子
- Q = 產品流量
- 下標 s = 標準狀況
- 下標 o = 操作狀況

溫度校正因子由下列公式算出：

$$TCF = EXP [2,640 \times \{1/298 - 1/(273 + T)\}] ; T \geq 25^\circ C$$

$$= EXP [3,480 \times \{1/298 - 1/(273 + T)\}] ; T \geq 25^\circ C$$

其中, T = 溫度以 °C 表示

我們以設計值或開始操作報告中的最初性能作為標準狀況，以取得一固定的基準點。



第五章 操作維護

文獻上有不同的公式可計算滲透壓，以下為一簡易可行的估算法：

$$\pi_{fc} = \frac{C_{fc} \times (T + 320)}{491,000} \text{ bar} \quad \text{for } C_{fc} < 20,000 \text{ mg/L}$$

and

$$\pi_{fc} = \frac{(0.0117 \times C_{fc}) - 34}{14.23} \times \frac{T + 320}{345} \text{ bar} \quad \text{for } C_{fc} < 20,000 \text{ mg/L}$$

其中， C_{fc} = 注水和濃縮液的濃度。

C_{fc} 可由下列計算推出：

$$C_{fc} = C_f \times \frac{\ln \frac{1}{(1-Y)}}{Y}$$

其中， $Y = \text{回收率} = \frac{\text{產品流量}}{\text{注水流量}}$

C_f = 注水 TDS mg/L

B. 常態化滲透液之 TDS 可由以下計算式求出

$$C_{p_s} = C_{p_o} \frac{P_{f_o} - \frac{\Delta P_o}{2} - P_{p_o} - \pi_{fc_o} + \pi_{p_o}}{P_{f_s} - \frac{\Delta P_s}{2} - P_{p_s} - \pi_{fc_s} + \pi_{p_s}} \times \frac{C_{fc_s}}{C_{fc_o}} \dots\dots\dots (2)$$

在 A 項尚未定義者為：

C_p = 產品離子濃度，mg/L

π_p = 滲透液之滲透壓，bar

例：

開始之進水水質分析，mg/L：

Ca ²⁺ :	200	HCO ₃ ⁻ :	152
Mg ²⁺ :	61	SO ₄ ²⁻ :	552
Na ²⁺ :	388	Cl ⁻ :	633

發水薄膜處理技術應用與推廣手冊



第五章 操作維護

溫度： 15°C (59°F)
 壓力： 363 bar
 壓降： 3bar (43.5psi)
 流量： 150m³/h (660 gpm)
 滲透液壓力： 1bar (14.5psi)
 回收率： 75%
 滲透液 TDS： 83mg/L

三個月後之進水水質分析，mg/L：

Ca ²⁺ ：	200	HCO ⁻ ：	152
Mg ²⁺ ：	80	SO ₄ ²⁻ ：	530
Na ²⁺ ：	480	Cl ⁻ ：	850

溫度： 10°C (50°F)
 壓力： 28 bar (406psi)
 壓降： 4bar (58psi)
 流量： 127m³/h (600 gpm)
 滲透液壓力： 2bar (29psi)
 回收率： 72%
 滲透液 TDS： 80mg/L

標準狀況下：

$$P_{f_s} = 25\text{bar (363psi)}$$

$$\frac{\Delta P_s}{2} = 1.5\text{bar (181.5psi)}$$

廠水電氣設備操作與維護手冊



$$C_{f_s} = 1,986 \text{ mg/L}$$

$$C_{fc_s} = 1,986 \times \frac{\ln \frac{1}{1-0.75}}{0.75} = 3,671 \text{ mg/l}$$

$$\pi_{fc_s} = 2.5 \text{ bar (36.3 psi)}$$

$$\text{TCF}_s = \text{EXP} [3,480 \times \{1/298 - 1/ (273 + 15) \}] = 0.67$$

標準狀況下：

$$P_{f_o} = 28 \text{ bar (406 psi)}$$

$$\frac{\Delta P_o}{2} = 2 \text{ bar (29 psi)}$$

$$C_{f_o} = 2,292 \text{ mg/L}$$

$$C_{fc_o} = 2,292 \times \frac{\ln \frac{1}{1-0.72}}{0.72} = 4,052 \text{ mg/l}$$

$$\pi_{fc_o} = 2.72 \text{ bar (39.4 psi)}$$

$$\text{TCF}_o = \text{EXP} [3,480 \times \{1/298 - 1/ (273 + 10) \}] = 0.54$$

將這些數值代入方程式 (1)，得到：

$$Q_s = \frac{25 - 1.5 - 1 - 2.5}{28 - 2 - 2 - 2.7} \times \frac{0.67}{0.54} \times 127 = 148 \text{ m}^3/\text{h} \text{ 常態化流量 (652 gpm)}$$

與開始狀況比較下，本系統已損失了 1.6% 產水量，對 3 個月的操作而言，此種結果相當令人滿意，因此尚不需清洗。

常態化滲透液之 TDS 計算如下：

$$C_{p_s} = \frac{28 - 2 - 2 - 2.72 + 0.06}{25 - 1.5 - 1 - 2.5 - 0.05} \times \frac{3,670}{4,052} \times 80 = 77 \text{ mg/L}$$

與最初的 83mg/L 相較，脫鹽率已稍微改進了，此種情形在初期相當普遍。



5.1.4 微生物活性之控制

生物性污堵為操作逆滲透系統時，最普通且最重要的問題，特別是使用表面水或遭細菌污染的水源，控制微生物的活性是相當的重要，前處理系統中微生物活性控制設計為逆滲透系統設計之必要條件。

取得完整樣本和分析過程應為操作訓練的一部份，因此，任何微生物活性的增加，應即早處置，微生物活性之取樣可藉殺菌過之取樣容器，或具公信力的取樣器，如 Millipore 或 Robbin 生物膜取樣器，或其他生物活性之動態模擬及其在真實系統內的分佈。

如果逆滲透現場沒有分析微生物樣品的實驗設備，需找尋合適的實驗室來作分析工作。若不能在現場分析，樣品需先放置在冰箱內，並在取樣 8 小時內進行分析。

取樣點位置應合適，取樣點最少需要的數目如下：

1. 進水（地表水）或井水，在加氯之前；
2. 在混凝池、沈澱槽、污泥接觸單元或類似沈澱過程之後；
3. 在過濾單元後（砂、多層濾煤、有機碳或其他方法）；
4. 除氯作用之後（通常在彈筒型過濾器之後）；
5. 濃縮液流；
6. 滲透液流。

取樣和分析的頻率依生物污堵發生的可能性而定，對使用地表水的系統，進水（第 4 點）應每日檢查，其它點則每週一次。

系統檢查在開動系統前或可能發生任何與微生物活性有關的問題時，應作下列檢查：

- 若中間使用開放式的池槽時，需確保此開放源及其下游能做殺菌；
- 若中間使用封閉式槽，其通氣或通風系統需有細菌防護設備；
- 需避免使用一端為封閉的長管線，當不可避免時，需定期消毒殺菌；



- 避免使用像砂濾或彈筒型過濾器具有大面積的備用裝置，若無法避免，需有排水系統以排放在連接到運轉系統前殺菌所殘留的殺菌化學藥品。前處理系統的定期消毒需依原水的生物量，連續性重點加氯的效果，和每一系統設計的特性來實施；
- 依此原理，同時也建議以含氯量足夠的水反沖洗濾煤過濾器。一般而言，用於殺菌沖洗和預備清洗溶液的水需為良好品質，且不含生物活性；
- 前處理系統的組成，如管線、連接頭、過濾器和貯存槽需不透光以避免促進生物的生長；
- 所有管線、桶槽、連接頭、貯存槽、過濾設備及整個前處理系統在每次開機以前，關機以後以及逆滲透系統連續操作期間皆需定期殺菌。除逆滲透段以外的，可使用機動性的重點加氯法，當進行此法時，需保護逆滲透系統薄膜不受氯作用，最好的保護方法為使用法蘭將逆滲透段與其他系統隔離，為此在靠近法蘭下游處需有排水裝置；
- 在逆滲透處理現場需有足夠空間用於貯藏、清洗及殺菌的化學藥品；
- 目前一種新開發可以取代加氯的殺菌劑為 DBNPA，DBNPA 一般也用於游泳池之殺菌，因其分子量夠大，所以很容易被逆滲透膜去除，DBNPA 已經實驗證明是一種有效的前處理殺菌藥品。

5.2 清洗與殺菌

5.2.1 膜的清洗

逆滲透薄膜的表面易受外來物質的污染而產生污堵，這些外來物質以各種形式存在於進流水中，例如金屬氧化物的水合物、鈣沈澱物、有機物及生物體，逆滲透系統前處理的目的在於盡量減少薄膜表面的污染，藉裝置合適的前處理系統與選擇適當的操作狀況，如滲透液流速、壓力與滲透液之回收率等，可達此目的。

污堵的產生因素包括下列原因：

- 不合適的前處理系統；
- 前處理失敗；



- 選擇材料失當（泵、管線等）；
- 化學藥品添加系統失常；
- 關機後沖洗不當；
- 操作控制不當；
- 沈澱物長期緩慢地形成（鈣、矽等）；
- 進水成份改變；
- 進水受生物污染。

薄膜表面產生污堵時將會降低薄膜原有之性能，造成滲透液流量減少或鹽通過率的增高。同時，污堵產生的另一副作用為增加進水和濃縮液間壓降。所以適當時機清洗薄膜就相當重要，若應清洗的時間拖延太久，薄膜表面的污堵則很難完全去除，所以，最有效的清洗是依污堵種類個別進行處理，有時選擇錯誤的清洗化學藥品可能使污堵狀況更為惡化，因此在清洗之前，需先分析瞭解薄膜表面的污堵種類，以下為各種可運用之分析方法：

- 分析系統性能資料，細節詳 5.4 節之故障排除說明；
- 分析進水後污堵發生的可能性；
- 檢查前幾次的清洗結果；
- 利用量測 SDI 值之薄膜過濾設施分析所收集之阻塞污物；
- 分析彈筒型過濾器濾心上之沈積物；
- 檢查進水管內表面及進水端，其顏色如為紅棕色，則懷疑可能已產生鐵的污堵。生物污堵或有機物質通常為黏性膠狀物。

所以當下列情況發生時，需清洗膜元件：

- 常態化的滲透液流量降低達 10% ；
- 產生水中常態化之鹽含量增加達 10% ；
- 進水和濃縮液之間的壓差 ΔP 比基準狀況上升了 15% ，基準狀況為最初 24 至 48 小時操作的性能。

需注意的是以上所討論流量與鹽含量之相關數據，是依 5.1.3 節所述的步驟先常態化後，才可作為數據判斷之依據。而膜元件清洗之效果除了與所使用的



需注意的是以上所討論流量與鹽含量之相關數據，是依 5.1.3 節所述的步驟先常態化後，才可作為數據判斷之依據。而膜元件清洗之效果除了與所使用的化學藥品有關外，越早清洗效果也越好。

在使用化學藥品時，需配戴安全措施，最基本的是在任何操作時刻，均需配戴安全眼罩，在處理腐蝕性藥品時（如：硫酸），更需戴眼罩與穿保護衣，使用前應參照化學藥品製造商提供之物質安全資料表（MSDS），以瞭解所使用化學藥品之實際性質，避免發生職業意外災害。同時檢查用於清洗系統的材質，是否適用於使用的清洗藥品，注意清洗系統的材質不可使用鋁製品。

5.2.2 清洗設備

薄膜系統之清洗設備流程見圖 5.1 所示，一般市面上所售的膜元件，可接受的清洗液之 pH 值可由 1 至 12，所以清洗系統需使用防銹材料，攪拌槽需用聚丙烯或強化玻璃纖維製作，槽體需具有移動式的蓋子和溫度計。清洗時，提高溫度通常對清洗過程會有幫助，清洗溫度不應低於 15°C (59°F)，因為清洗溫度低於 15°C 時，清洗的速率將會降低。除此之外，低溫下化學藥品如十二烷基硫酸鈉可能會沈澱，當然也需考慮避免過熱，過熱時也需進行冷卻，因此加熱、冷卻裝置在系統設計時都必須考慮在內。

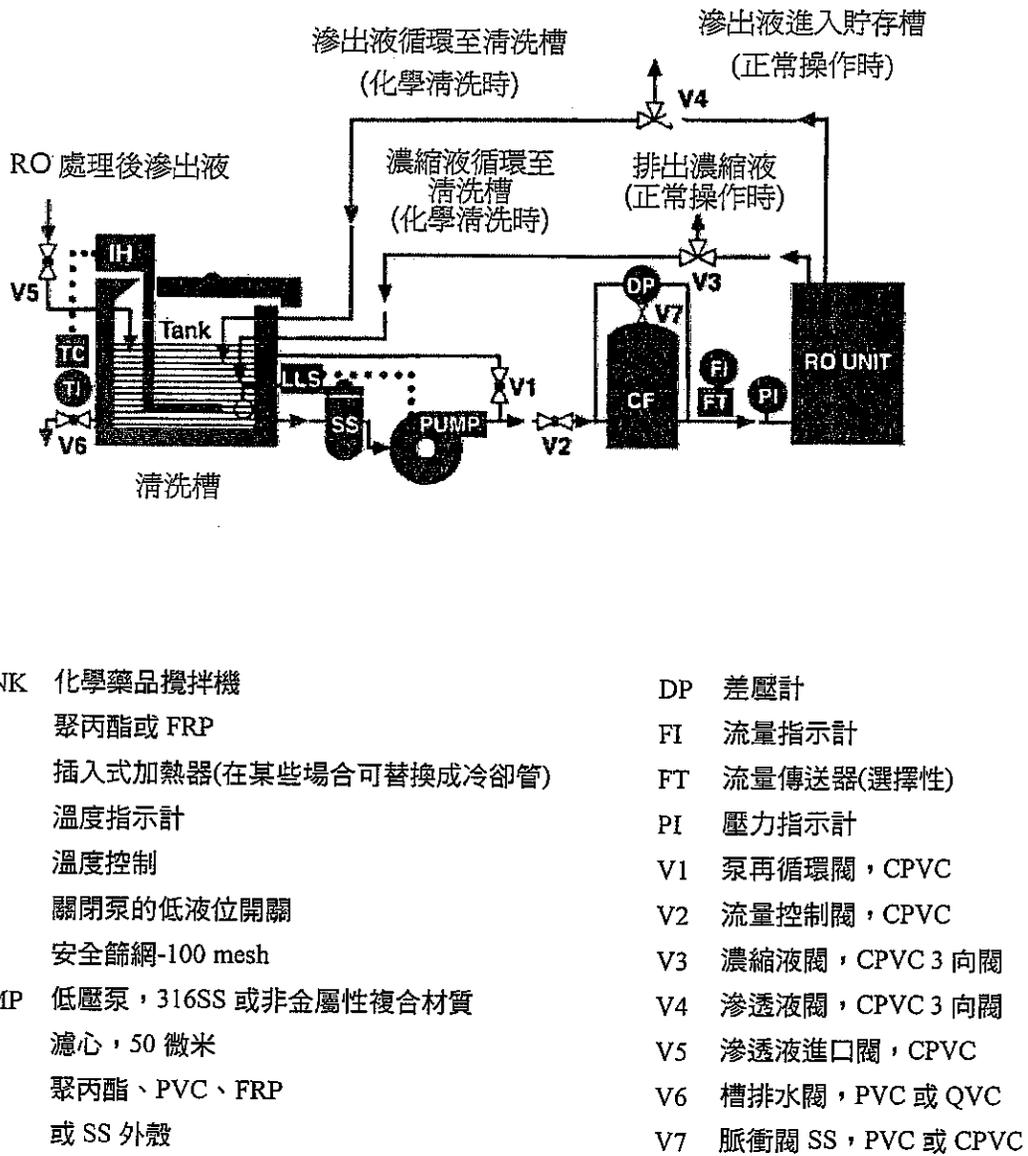
決定清洗槽的大小，其大致原則為空的壓力管殼體積加上進水和回流水管的體積。例如：清洗 8 個含 6 膜元件的 8 吋直徑壓力管殼，可利用下列計算方式：

A. 容器之體積

$$\begin{aligned} V_1 &= \pi r^2 \times L \\ &= 3.14 (4 \text{ 吋})^2 \times (6 \times 40 \text{ 吋}) \end{aligned}$$

$$V_1 = 200\text{L}/\text{vessel}$$

$$V_8 = 200 \times 8 = 1,600\text{L}$$



TANK	化學藥品攪拌機 聚丙酯或 FRP	DP	差壓計
IH	插入式加熱器(在某些場合可替換成冷卻管)	FI	流量指示計
TI	溫度指示計	FT	流量傳送器(選擇性)
TC	溫度控制	PI	壓力指示計
LLS	關閉泵的低液位開關	V1	泵再循環閥, CPVC
SS	安全篩網-100 mesh	V2	流量控制閥, CPVC
PUMP	低壓泵, 316SS 或非金屬性複合材質	V3	濃縮液閥, CPVC 3 向閥
CF	濾心, 50 微米 聚丙酯、PVC、FRP 或 SS 外殼	V4	滲透液閥, CPVC 3 向閥
		V5	滲透液進口閥, CPVC
		V6	槽排水閥, PVC 或 QVC
		V7	脈衝閥 SS, PVC 或 CPVC

圖 5.1 薄膜清洗系統流程圖

B. 管線之體積，假設為總長 30 公尺的管線

$$V_p = \pi r^2 \times L = 3.14 (50\text{mm})^2 \times (30\text{m}) = 236\text{L}$$

$$V_{ct} = V_g + V_p = 1,600\text{L} + 236\text{L} = 1,836\text{L}$$

因此，清洗槽至少需 450 加侖以上。

清洗泵的大小係表 5.3 的流量及壓力來決定，再加上經過管線及濾心的壓降，泵材質需為 316 SS 或非金屬性複合聚酯材料。需裝置適當的閘、流量計和壓力計，以適當地控制流量。採水管線可為硬管或移動式的軟管，任何一種，流速都不可小於 10 ft/sec。

表 5.3 高流速循環期間每一壓力管殼建議之進水流速

膜元件直徑 (吋)	每一壓力管殼之進水流速	
	(GPM)	m ³ /h
2.5	3-5	0.7-1.1
4	8-10	1.8-2.3
8	30-40	7-9

5.2.3 清洗步驟

清洗逆滲透膜有八個步驟（以下清洗說明為酸洗步驟，若進行另一循環鹼洗時，則需重複以下步驟）：

1. 配製清洗溶液

配製和混合適當的清洗溶液，並檢查溶液之 pH，清洗液在加入膜元件前，要確定所有的藥品都溶解並攪拌均勻，溶液均為透明無色。

2. 混合攪拌

利用泵以低流量流速攪拌（其值約為表 5.3 所建議的流量數據之一半），及低壓將混合好的、已加溫之清洗溶液打入容器中，以取代原有的處理水，以 V1 和 V2 閘調節流速和壓力，以足夠的壓力去補充由進水至濃縮液之壓降，壓力需低到無滲透液產生，低壓會減少污物再沈積在薄膜上，排掉原薄膜系統中殘留之濃縮液，以避免清洗液被稀釋。

反渗透膜清洗及维护手册



3.再循環

當所有的處理水都為清洗溶液所取代，此時將濃縮液再循環回清洗溶液槽，讓溫度穩定下來後，觀察酸性溶液或清潔後溶液的濁度以判斷清洗效率，如清洗溶液變色或變得較混濁，則重新準備清洗溶液再開始。在酸清洗時，要檢查 pH 值當酸溶解無機沈澱物時，會被消耗掉，因此，如 pH 值增高 0.5 單位，則需再加酸。

4.浸泡

關掉泵後讓薄膜元件浸泡在溶液中，約需浸泡一小時，但如有較難除去的污堵，則需浸泡較久的時間約 10~15 小時，同時為維持長時間浸泡時之高溫，可以使用慢速再循環方式（其值約為表 5.3 所建議的流量數據之 10%）。

5.高流速進水

以表 5.3 之流速將清洗溶液注入，約 30 至 40 分鐘，高流速可將薄膜表面清洗下來的污堵沖洗出，如膜元件堆積太多污堵，正常情況不應發生，則需以高於表 5.3 所建議的流量數據之 50% 的流速沖洗，但需注意當流速太高時，過度的壓降可能產生問題。最高壓降限度為每支膜元件 1.4bar (20psi)，或每一多元件容器 4.1bar (60psi)，採較低值。對 8 吋膜元件而言，清洗時之流向需與正常操作時一致，以免膜元件發生望遠鏡現象。

6.排出

將使用過之清洗溶液排出系統，建議取一部分使用過的清洗溶液和未使用過的溶液的樣品，比較化學分析的結果可決定由薄膜元件除去的物質的量。

7.沖洗

以逆滲透滲透液或水質良好的水（過濾後水質 $SDI < 3$ ，不含氯和細菌，導電度 $< 10,000 \mu S/cm$ ），沖洗出殘餘的清洗溶液，為了避免發生沈澱，最低沖洗溫度為 $20^{\circ}C$ ，系統在開始正常操作前，需先將薄膜內大量的清洗溶液沖洗掉。

8.再清洗

逆滲透系統重新再開始使用時，因清洗溶液可能會存留在滲透液之一方，

膜水處理技術應用與維護(第三冊)

所以滲透液必須再排水 10 分鐘以上，直到滲透液品質達需求標準。當完成一階段清洗工作後，再開始另一階段化學藥品清洗工作時，需確定此時模組滲透液一方已清洗乾淨，否則二者之間可能發生化學變化。在進行以上清洗步驟時，需注意參考對照系統的操作參數，作為清洗效果判斷之用，以決定是否需要再進行下一次清洗工作。

對多排之逆滲透系統而言，需每排分別進行清洗工作（除了沖洗外），才不會導致第一排流速太低或最後一排太高，或造成第一排除去的沈積物被帶到下幾排形成進水道阻塞之結果，建議以每次一個清洗泵清洗一排方式進行，多排系統亦可分組連續性地清洗，以每次取相同數目之並排膜元件容器方式清洗，例如：一 8：4 階級系統可分三組清洗，每次 4 個平行容器，如此將可提供清洗泵最適當的選擇。

5.2.4 清洗的化學藥品

由於市面上所販售的薄膜，通常都具很高的化學穩定性，所以可使用的清洗化學藥品就相當廣泛，然而在化學藥品會不會影響薄膜性能方面，則無一明顯的定律，以下提出兩點原則性建議，第一項建議為當每星期兩小時使用此種清洗藥品或清洗條件於系統超過三年後，對特定之膜元件性能並無影響者。第二項建議為減少劇烈與頻繁的清洗，劇烈頻繁的清洗將會縮短薄膜的壽命，特別是增加鹽的通過率，所以應溫和清洗以延長薄膜壽命。

表 5.4 列出較合適的清洗化學藥品，所列出的酸性和鹼性清潔液為一般標準清洗藥品，酸性清洗液的用途為除去含鐵等之無機沈澱，鹼性清洗液的用途為除去含生物之有機污堵，盡量不要使用硫酸清洗，因為用硫酸清洗將會使薄膜產生硫酸鈣沈澱。配製清洗溶液最好以滲透液來配製，但也可使用過濾前的原水來配製，但使用原水可能因水中含有鹼度致使其酸鹼緩衝容量大，因此可能需較多酸或氫氧根才可達到期望之 pH 值。

清洗化學藥品 pH 值範圍與最高溫度不可超過表 5.5 所列之值，酸性清洗時的 pH 值最佳範圍應為 2，鹼性清洗之 pH 值最佳範圍應為 12，系統在實際應用時，應採用各薄膜生產廠牌所指定之清洗藥品，使用不適當的清洗藥品，反而會惡化清洗後之薄膜的性能，導致污堵及隨之而來的流通量流失，在使用清洗藥品前應先確定是否與膜元件具相容性，為瞭解薄膜與化學藥品之相容情形，可先進行逆滲透膜與納濾膜之化學相容試驗，表 5.6 提供相關化學藥品名稱，這



些藥品經過短期試驗後，與薄膜均具相容性之清洗藥品，只要長期地觀察薄膜在處理後的性能穩定就可以安心使用這些藥品。

表 5.4 薄膜之簡單清洗溶液

清洗劑	0.1% (W) NaOH 和 pH12.30C (最大值) 或 1.0% (W) Na-EDTA 和 pH12.30C (最大值)	0.1% (W) NaOH 和 pH12.30C (最大值) 或 0.025% (W) Na-DDS 和 pH12.30C (最大值)	0.1% STP 和 1.0% Na-EDTA 或 0.1% TSP 和 0.1% Na-EDTA	0.2% (W) HCl	0.5% (W) H ₂ PO ₄	2.0% (W) 檸檬酸	0.2% (W) NH ₂ SO ₃ H	1.0% (W) Na ₂ S ₂ O ₄
污堵								
無機鹽類 (例如：CaCO ₃ , CaSO ₄ , BaSO ₄)	-	-	-	最佳	可以	可以	可以	-
金屬氧化物 (例如鐵)	-	-	-	-	好	-	可以	好
無機膠體 (淤泥)	-	好	-	-	-	-	-	-
矽	可以	-	-	-	-	-	-	-
生物膜	最佳	好	好	-	-	-	-	-
有機物	好	好	-	-	-	-	-	-

註：1.(W)表示有效成份之重量百分比。

2.清洗化學藥品符號，依照順序為：NaOH 氫氧化鈉；Na-EDTA 為乙二胺四醋酸的鈉鹽；Na-DDS 為十二酯硫酸鈉鹽；STP 為三磷酸鈉，TSP 為磷酸三鈉，HCl 為鹽酸，H₃PO₄ 為磷酸，檸檬酸為 C₃H₄(OH)(CO₂H₃)；NH₂SO₃H 為胺基磺酸；Na₂S₂O₄ 為低亞硫酸鈉。

表 5.5 清洗期間 pH 值範圍與溫度限制

清洗化學藥品	最高溫度 50°C pH 範圍	最高溫度 35°C pH 範圍	最高溫度 30°C pH 範圍	連續操作 pH 範圍
SW30, SW30 HR	3~10	2~11	2~12	2~11
BW30, TW30	2~10	1~11	1~12	2~11
NF45, SR90	3~10	2~11	1~11	3~9

膜水處理技術應用與推廣手冊

表 5.6 短期適用之各廠牌清洗化學藥品

各廠牌清洗化學藥品名稱		
ARGO-Bioclean 511, Argo Scientific	Filtrapure, Acid	Monarch 972-0-1 (5% soak test)
ARGO-Bioclean 882, Argo Scientific	Filtrapure TF	Monarch 972-0-2 (5% s.t.)
ARGO-IPA 403, Argo Scientific	Floclean 403, FMC	Monarch 972-0-3 (5% s.t.)
ARGO-IPA 411, Argo Scientific	Floclena 411, FMC	Monarch 2024-11-7 (0.5%)
ARGO-AES 510, Argo Scientific	Gambro WRO	Monarch Enzyme Cleaner 96
ARROW-TREAT 2100	Henkel P3-Ultrasil 10 (1% soak test)	MT 1000 F, BF Goodrich
ARROW-TREAT 2200	Henkel P3-ultrasil 70	MT 2000 F, BF Goodrich
ARROW-TREAT 2300	Henkel P3-ultrasil 75 (1% soak test)	MT 2100, BF Goodrich
Dia 707, Argo Scientific	Jal/Nas 30 0.1% +0.1NaOH	MT 3000 F, BF Goodrich
Diamite-FT, King-Lee	KL 2000, King-Lee	MT 4000, BF Goodrich
Diamite-FT, Antimicrobial, King Lee	KL 3000, King-Lee	Scaleclean 87, Grace
Divos 115, Diversey Wyandotte	Klenzade KX-6713B	
Feedmate 151, Grace	Mic Chem Cleaner (4% soak test)	

註：試驗時使用之濃度為建議使用濃度之兩倍，除非另外說明。

5.2.5 逆滲透系統之殺菌

逆滲透系統中的薄膜若已被細菌或黴菌所污染，在完成清洗步驟後，就必須接者進行殺菌程序，以徹底將膜元件清洗乾淨，殺菌步驟和以上所述清洗步驟程序幾乎相同，唯有可省略清洗步驟中第五項之高流速進水，目前常使用的逆滲透系統殺菌劑種類與特性說明如下：

1. 甲醛

可使用 0.5 到 3.0% 的甲醛進行殺菌，但操作甲醛時需特別小心，因甲醛具有致癌性，且環保署規定若甲醛濃度超過 25% 時為列管之毒化物，故需注意其運作管理及使用後系統之沖洗工作。

2. 過氧化氫和過乙酸

使用過氧化氫或過氧化氫/過乙酸溶液其濃度可達 0.2% ，過乙酸的殺菌效果比過氧化氫高很多，但因為過乙酸溶液中大多含過氧化氫，所以必須注意兩者濃度總和不可超過 0.2% ，因為連續地暴露在此濃度下，長期會破壞薄膜性能，因此最好為週期性地使用過氧化氫和過乙酸。

當使用過氧化氫溶液時，在酸鹼值方面需注意的部分為，其 pH 值需低於 4 以下，最好控制在 pH3 左右，因為在此酸鹼值下，將可提供最好的殺菌效果和較長的薄膜使用壽命，若過氧化氫溶液中，沒有添加酸，化學藥品對薄膜之侵害將會更快。若使用含過乙酸之混合液，通常無需調整 pH 值。若殺菌之前有進行鹼清洗步驟，則必須在加入過氧化氫/過乙酸前，由滲透液方小心地再沖洗，同時檢查 pH 值，否則薄膜可能會被氧化。造成過氧化氫侵害薄膜的主要因素為溫度和鐵含量。

在溫度控制方面，殺菌溶液之溫度不可超過 25°C，以 0.5% 過氧化氫作 34°C 時薄膜樣品試驗顯示，經過幾小時後鹽的通過率相當高，但同樣濃度在 24°C，超過 96 小時之後，薄膜仍不受影響。另外，殺菌時注意不可有鐵或其他過渡金屬元素的存在，因為他們會在過氧化氫溶液存在下，加速薄膜分解，造成薄膜的鹽通過率開始急劇上升。

薄膜逆滲透系統如以過氧化氫作殺菌清洗之建議步驟如下：

- (1)任何薄膜或其他零件上之沈澱物在殺菌前需以鹼性清洗先清除掉，因這些沈積物蘊藏微生物，清除掉後可增加殺菌的效力，在鹼性清洗後，以逆滲透滲透液沖洗系統；
- (2)以酸清洗逆滲透系統，如以 0.1% 體積比的鹽酸或 0.4% 體積比的磷酸，由薄膜表面去除任何鐵，以逆滲透滲透液沖洗單元；
- (3)以 0.2% 過氧化氫溶液（最好含過乙酸）循環 20 分鐘，此溶液為以逆滲透滲透液稀釋，pH 由鹽酸調至 3~4 且溫度在 25°C 以下；
- (4)膜元件浸泡於殺菌溶液中兩小時；
- (5)沖洗出殺菌溶液，整個系統清洗一遍。

3. 含氯殺菌劑

市面上所販售的薄膜大部分都能忍受短期暴露含自由氯的含氯殺菌劑（次氯酸），但其抗性終究是有限度的，在暴露於 1mg/L 濃度的自由氯中約 200~

海水處理技術應用與推廣三冊



1,000 小時情況下，薄膜終究會被破壞。水中含氯影響薄膜的程度，依進水性質而異；在 pH 為鹼性狀況下，其侵害較酸性或中性為快，當水中含較多重金屬（如鐵）時，氯損害速度較快，若薄膜中已經含有鐵垢就不應考慮使用含氯殺菌劑。

通常不建議採用含混合氯的殺菌劑，因為這些殺菌劑如氯胺、氯胺-T 和 N-chloroiso-cyanurate，類似此種較溫和的含氯殺菌劑，濃度若低於 3mg/L 以下，其殺菌劑效力相當低，然而卻造成薄膜的傷害，如果真的需要使用含混合氯的殺菌劑進行殺菌清洗工作時，使用時，需注意其 pH 值必須小於 8，以盡量降低對薄膜的傷害。

4. 其他殺菌劑

包括碘、四合一殺菌劑及酚類化合物等殺菌劑，均會使流通量降低，故不建議使用。

70% 乙醇可作為殺菌劑，部分廠牌的 70% 乙醇殺菌劑，曾被用於試驗對薄膜性能之影響，有些為完全相容，有些為部分相容。

部分相容之殺菌劑，容許與薄膜每週約兩小時的接觸，即使在三年之內也不會對薄膜性能有任何明顯的影響。在系統使用之初，測試殺菌劑之適用性，可藉由連續性地接觸幾星期後，觀察薄膜是否有一些性能的改變，表 5.7 提供部分相容殺菌劑之品名。

完全相容之殺菌劑可與薄膜連續接觸至少一年，不會有任何脫鹽率和滲透液流通量顯著流失的現象發生，不過在長期殺菌後可能需要進行清洗，這些殺菌劑亦可應用於薄膜保存上（見第 5.3 節），表 5.8 為完全相容之殺菌劑之品名。

表 5.7 與薄膜部分相容之殺菌劑品名

殺菌劑	最高濃度(20~25°C)	提供者
Rogun 881	200mg/L	Argo Scientific
Bactipal SN	1% , pH<4	Seppic
Dow Antimicrobial 7287	200mg/L	Dow Chemical
Minnicare	1% , pH<4	Minntech
Renalin	1% , pH<4	Minntech



5.2.6 清洗與殺菌計劃

薄膜依污堵的種類和程度，可進行不同程度的清洗過程，這些清洗過程可以由最簡單的前過濾水沖洗，以至於複雜的清洗殺菌計劃，一般清洗可參考下列程序進行：

1. 以過濾後之原水作前沖洗（高進水流量，低進水壓力）；
2. 以滲透液清洗；
- 3a. 以亞硫酸氫鈉、酸或鹼清洗且 pH 值在指定範圍內；
- 3b. 以甲醛或完全認可的殺菌劑殺菌；
- 4a. 在 pH 範圍內以酸或鹼清洗；
- 4b. 以過氧化氫殺菌；
5. 以含 EDTA 之化學藥品清洗；
6. 以各種不同化學藥品及殺菌劑組合之清洗計劃，其中可能含溫和及強烈的藥品。

在選擇適當之清洗方法時，必須考慮下列項目：

- 減少使用過之清洗溶液對環境的影響（如 EDTA 殺菌劑）；
- 最有效地去除污堵；
- 減低對薄膜之傷害（最好使用溫和的藥品）；
- 減低清洗費用。

為了讓讀者瞭解清洗程序，下列舉出薄膜在以下情況時，如何規劃清洗程序：

案例一：薄膜目前狀況為發現有機污堵，但無生物污堵，清洗使用溫和的鹼性清洗劑，程序依序為：

- (1) 依 5.2.1 和 5.2.2 節之指示，分別清洗每一排膜元件；
- (2) 以滲透水或品質良好的清水沖洗膜元件時間約 5 分鐘；



第五章 操作維護

- (3)所需準備清洗溶液包括：濃度 0.2% 的 Na-EDTA，濃度 0.1% 以下 pH11 的 NaOH，濃度 0.1-0.2% 的 Na-Laurylsulfate^(註 2)；
- (4)清洗溶液循環清洗時間約 1 小時；
- (5)關掉泵，讓膜元件浸泡時間約 2~6 小時^(註 3)；
- (6)將膜元件中之清洗溶液完全排出系統；
- (7)最後以滲透液或良好品質的水沖洗 5 分鐘。

注意事項 ■ 在每一步驟前和期間測量溫度和 pH 值。

■ 限制溫度在 30°C 以內 (86°F)。

■ 以滲透液或良好品質的水預備清洗溶液^(註 1)。

■ 清洗完畢後 10 小時內再重新開始逆滲透處理，若需延長開機時間，需保存薄膜。

案例二：薄膜目前狀況為發現有機污堵，預期有生物污堵，清洗使用溫和的鹼性藥品與殺菌劑，程序依序為：

- (1)依 5.2.1 和 5.2.2 節之指示，分別清洗每一排膜元件；
- (2)以滲透水或品質良好的清水沖洗膜元件時間約 5 分鐘；
- (3)所需準備清洗溶液包括：濃度 0.2% 的 Na-EDTA，濃度 0.1% 以下 pH11 的 NaOH，濃度 0.1-0.2% 的 Na-Laurylsulfate^(註 2)；
- (4)清洗溶液循環清洗時間約 1 小時；
- (5)關掉泵，讓膜元件浸泡時間約 2~6 小時^(註 3)；
- (6)將膜元件中之清洗溶液完全排出系統；
- (7)以滲透液或良好品質的水沖洗 5 分鐘；
- (8)準備 0.5~1% 甲醛溶液^(註 4)；
- (9)殺菌溶液循環清洗時間約 45~60 分鐘；
- (10)將甲醛溶液完全排出系統；
- (11)以滲透液或品質良好的水沖洗約 10 到 15 分鐘。



第五章 操作維護

注意事項 ■在每一步驟前和期間測量溫度和 pH 值。

■限制溫度在 30°C 以內 (86°F)。

■以滲透液或良好品質的水預備清洗溶液^(註 1)。

■清洗完畢後 10 小時內再重新開始逆滲透處理，若需延長開機時間，需保存薄膜。

案例三：薄膜目前狀況為發現碳酸鹽結垢、金屬氧化物、水合 SHMP^(註 5)，清洗程序依序為：

- (1)依 5.2.1 和 5.2.2 節之指示，分別清洗每一排膜元件；
- (2)以滲透水或品質良好的清水沖洗膜元件時間約 5 分鐘；
- (3)所需準備清洗溶液包括：濃度 0.7% 的 Henkel P3-ultrasil 70；
- (4)循環清洗，在 30~35°C (86~95°F)時循環清洗 20 分鐘，或在 20~30°C (68~86°F) 時循環清洗 30 分鐘；
- (5)將膜元件中之清洗溶液完全排出系統；
- (6)以滲透水或品質良好的清水沖洗膜元件時間約 5 分鐘；
- (7)重新開始操作逆滲透系統，在操作穩定後（約穩定操作後 1 小時）測量操作參數以控制清洗之效率。

注意事項 ■測量並紀錄每一特定步驟前及期間之溫度及 pH 值。

■以滲透液或良好品質的水預備清洗溶液^(註 1)。

■若剛配好的清潔液的 pH 值在再循環期間提高 pH 單位值（例：5 分鐘的再循環把 pH 由 2.5 提高到 pH3.8），需小心地加入濃縮的清洗藥品將 pH 調至原來的 pH 值。

案例四：薄膜目前狀況為污堵種類不詳，清洗程序依序為軟性鹼性/殺菌/酸洗：

- (1)依 5.2.1 和 5.2.2 節之指示，分別清洗每一排膜元件；
- (2)以滲透水或品質良好的清水沖洗膜元件時間約 5 分鐘；
- (3)所需準備清洗溶液包括：濃度 0.2% 的 Na-EDTA，濃度 0.1% 以下 pH11 的 NaOH，濃度 0.1-0.2% 的 Na-Laurylsulfate^(註 2)；
- (4)清洗溶液循環清洗時間約 1 小時；



第五章 操作維護

- (5) 關掉泵，讓膜元件浸泡時間約 2~6 小時；
- (6) 將膜元件中之清洗溶液完全排出系統；
- (7) 以滲透液或良好品質的水沖洗 5 分鐘；
- (8) 準備濃度 0.5~1% 甲醛溶液^(註 4)，
- (9) 殺菌溶液循環清洗時間約 45~60 分鐘；
- (10) 將甲醛溶液完全排出系統；
- (11) 以滲透液或品質良好的水沖洗約 10 到 15 分鐘；
- (12) 準備濃度 0.1% HCl 溶液 (pH 2)；
- (13) 清洗溶液循環清洗時間約 1 小時；
- (14) 以滲透液或品質良好的水沖洗約 10 到 15 分鐘。

注意事項 ■ 在每一步驟前和期間測量溫度和 pH 值。

■ 限制溫度在 30°C 以內 (86°F)。

■ 以滲透液或良好品質的水預備清洗溶液^(註 1)。

■ 清洗完畢後 10 小時內再重新開始逆滲透處理，若需延長開機時間，需保存薄膜。

註 1：水需過濾，SDI < 3，不含細菌和氯，導電度 < 10,000 μ S/cm。

註 2：Na-Laurylsulfate 可改善清洗效果，但不能取得時可省略。

註 3：若可以讓清潔溶液每 30 分鐘循環約 10~30 分鐘，則浸泡時間可縮短為兩小時。

註 4：當薄膜使用甲醛當殺菌劑時，請參照 5.2.4 節之相關注意事項。

註 5：六偏磷酸鈉在水解後會以磷酸鈣沈澱。

5.2.7 緊急清洗

一旦發現薄膜表面產生污堵，若未及時清洗，將會造成滲透液流量減少或增加鹽通過率，當發現壓差增加一倍時，或常態化後的流量降低一半時，前述清洗步驟可能都已經不適用，因為使用這些標準程序清洗，可能都已經無法清除薄膜上的污堵，建議使用較強烈的清洗程序清洗，這時請與薄膜廠商洽詢緊急清洗事宜。



5.3 操作與保養

5.3.1 保存

薄膜元件在長期貯存、運送或系統關機期間，應避免發生生物滋長與改變薄膜性能之情形，膜元件在貯存與運送時，最好能由壓力管殼中取出，在開機之前再裝回壓力管殼。使用殺菌劑保存薄膜時，需遵循安全措施要求，操作時要戴上眼罩，同時參照化學藥品製造商所提供之相關物質安全資料表 (MSDS)。

運送新薄膜元件時，要將新元件保存於標準保存液中，標準保存液為 1% 亞硫酸氫鈉與 20% 羥基丙酯，亞硫酸鹽可防止生物生長，羥基丙酯可防止凍傷，並可提供更久的保存。膜元件浸泡於保存液中一小時後，弄乾然後裝入雙塑膠袋中，內袋需採用隔絕氧氣材質製造。部分種類膜元件為乾式，這些膜元件未經個別試驗而以單層塑膠袋包裝，無需浸泡在保存液裏，但需保存在密封袋內直至使用為止。

任何使用過的膜元件，由壓力管殼取出保存或運送時，需保存於 1% (重量比) 的亞硫酸氫鈉-食品級，非鈷催化者和 20% (重量比) 之羥基丙酯混合物中，若無需於冷凍氣溫下使用，則可不用羥基丙酯。將膜元件浸泡於保存溶液中 1 小時後滴乾，密封於隔氧塑膠袋內，建議使用原廠袋子或預備袋子，請勿將保存液注入塑膠袋中，在搬運期間洩漏的袋子可能會產生問題，膜元件內之溫度已足夠，以袋外之標示確認膜元件和保存液。亦可使用 0.5 至 3.0% (重量比) 之甲醛取代亞硫酸氫鈉，當薄膜上無生物膜時 0.5% 的濃度已足夠。

甲醛是比亞硫酸鹽更有效之殺菌劑，且不會被氧分解，但甲醛具致癌性，所以要更小心處理，使用甲醛時請依循安全要求。在使用甲醛為殺菌劑之前，膜元件需至少使用 6 小時，若未使用 6 小時即暴露於甲醛，可導致流通量的損失。甲醛之外的醛類不會影響薄膜的脫鹽率，但透水性可能降低很多，因此，建議使用無醛類之化合物作為保存液。貯存於甲醛的膜元件無需經常觀察，保存液每 12 個月要重新更換。

表 5.8 所列的是已核准的殺菌劑亦可用於薄膜保存，這些殺菌劑不影響薄膜性能，卻不能保證其殺菌效果。膜元件若在使用過後乾掉就會永遠流失滲水性，如果膜元件發生乾掉建議參考下列方法再濕潤：



- 浸泡在 50/50% 乙醇/水或丙醇/水中約 15 分鐘；
- 施壓 10bar (150psi) 於膜元件，關閉滲透液出口 30 分鐘，注意要在進水壓力釋放前，再打開滲透液出口；
- 將膜元件浸泡於 1% HCl 或 4% HNO₃ 中，時間約 1~100 小時。

表 5.8 與薄膜完全相容之殺菌劑品名

殺菌物劑	最高濃度 (20~25°C)	提供者
Bioclean 882	0.2%	Argo Scientific
C-68	0.09%	Betz
Kathon GC/ICP	0.15%	Rohm and Haas
Nalco 2593	0.15%	Nalco
Monarch Soak 40	5%	Monarch Chemical
Filtrapure Membrane Preservative	1%	Monarch Chemical

5.3.2 貯存、搬運與棄置

薄膜元件貯存時需注意下列事項：

- 貯存於建築物內陰涼處，避免直接日曬；
- 溫度限制在 -4°C 到 +45°C (22~113°F)，新的乾元件不受低於 -4°C (22°F) 的影響。

保存於濃度 1% 的亞硫酸氫鈉/20% 羥基丙酯，在 -4°C 以下會發生結凍現象，但因水的結晶為軟性，不會造成薄膜傷害情形，建議：

- 將新元件保留在原始包裝內；
- 乾元件之保存期限並無限制；



- 保存於亞硫酸氫鹽/二元醇溶液中，應每三個月目視檢查有無生物生長，當保存液已不清澈時或使用 6 個月之後，需由袋中取出元件，浸泡於新的保存液中，重新包裝。

薄膜元件欲保存時，若沒有適當的再保存的設備（如新溶液、乾淨環境、密封裝置），可將元件留在原來的包裝內 12 個月，當元件裝入壓力管殼時，在開始操作前，再以鹼性清洗液清洗即可。

保存液的 pH 值不可低於 3，當亞硫酸氫鹽氧化成硫酸時，pH 值會降低。這點對應用於海水的薄膜特別重要，因這些薄膜在低 pH 貯存時，脫鹽率會被影響，因此亞硫酸氫鹽保存液的 pH 每 3 個月至少要抽樣檢測一下，當 pH 低於 3 或以下時，需更新保存液。

當運送膜元件時，除依上述程序保存於保存液中外，仍需檢查下列項目：

- 塑膠袋沒有發生洩漏；
- 膜元件已正確地辨識；
- 保存液名稱正確，且貼上標籤。

建議使用原始包裝，並以聚苯乙烯泡棉彈性保護膜元件免受機械傷害，通常膜元件的末端容易受損。棄置時，使用過的薄膜元件需依循廢棄物清理法中相關規定辦理，同時需確認下列事項：

- 膜元件內無保存液或其他有害液體；
- 薄膜上無有害物質沈積（如用以處理廢水之膜元件）。

5.3.3 暫時停用逆滲透系統

逆滲透系統關閉程序已於 5.1.1 節中說明，關閉薄膜系統超過 48 小時，薄膜元件必須保存以防生物生長，尤其在清洗和殺菌後 10 小時內，需依以下程序進行保存工作：

- 系統之保存，將膜元件完全浸入 1 至 1.5% 之焦亞硫酸鈉（SMBS）溶液中，放出壓力管殼內的空氣，使用溢流技術：循環 SMBS 溶液於系統中，當再循環完成時，系統內殘餘的空氣會減低至最少，在添加溶液於壓力管殼的最後，SMBS 溶液應可由一孔口流出去，此孔口的位置在高過被添加之壓力管殼中最高部分之上端；





- 關閉所有的閥保存液與空氣分開，任何與氧氣接觸都會氧化 SMBS；
- 每週檢查 pH 一次，當 pH 降至 3 或更低時，更換保存液；
- 至少一個月更換保存液一次。

在關機期間，薄膜系統需避免凍霜情形發生，且保存溫度不可超過 45°C (113°F)。低溫的保存環境是較理想。

5.4. 故障排除

逆滲透系統中最常見的問題是脫鹽率或滲透液流量的損失，可能是薄膜產生污堵或結垢的正常現象，這些問題可藉由 5.2 節清洗與殺菌中所建議程序，來進行定期適當清洗來處理，即可恢復薄膜原有功能。但是如果發現薄膜的性能快速或立即下降，則表示可能操作不當造成系統發生問題，無論發生哪一種情況，建議都應儘早處理，因為任何延遲將會降低薄膜回復原有性能的機會。

早期偵察問題發生，先決條件為適當的紀錄保存和系統性能常態化，當然其中的工作包括正確地校正所有儀器，如果沒有正確數據作為比較之參考，很難早期偵測到問題以及時的改善。

一旦確認薄膜性能的下降後，解決問題的第一步驟，縮小問題範圍並確認問題的導因，這部分工作可藉由紀錄表內的資料探討分析，或一些其它必要的檢測來達成，如果資料不足以判斷問題發生的原因，就必須取出其中一個或多個膜元件加以分析，膜元件性能分析包含非破壞性和破壞性的分析。

5.4.1 發現問題

發生脫鹽率下降的問題，問題發生源可能是起源於整個系統，也可能只限於系統的前端或末端，也可能是其中一個或幾個壓力管殼出了問題，因此，建議檢查每一個壓力管殼之 TDS 值，通常一套設計良好的系統，都會在每一個壓力管殼的滲透液方，留一個水樣取樣口，取樣時需小心以避免各容器之間滲透液的混合，然後以 TDS 計測量各滲透液樣品之 TDS 的濃度。

同一排內所有壓力管殼的滲透液樣品的數據應在相同的範圍內，由一排至下一排的滲透液 TDS 平均值通常會增加，因為另一排產生的濃縮液為第二排之進水，每排進水流的 TDS 也需測量以決定所有模組的鹽通過率，鹽通過率為滲



第五章 操作維護

透液 TDS 對進水 TDS 之比。由此可決定高鹽通過率產生於第一或最後或任何一排。

若某一壓力管殼顯示出比同排其他容器含明顯較高的滲透液 TDS，此一容器需被探測，探測包括以將一塑膠管（8"模組使用約 1/4"的管）插入整支壓力管殼的滲透液收集管（見圖 5.2）。在此之前，需先除去容器的產品水接頭或另一側的端蓋，若未移除產品水接頭，需保證其他容器之滲透液不影響探測。

當逆滲透系統以正常操作狀況操作時，水就由有問題的容器之滲透液流散開，需幾分鐘以清洗探測管，並待逆滲透系統平衡，而由探測管取得之滲透液樣品，TDS 可以一手提測量計測量並作紀錄，此測量可反應此部位薄膜元件產生之滲透液的 TDS。

探測管旋即拉出至另一膜元件位置內，取下另一樣品，此樣品為第一膜元件與第二膜元件的滲透液之混合，水管可繼續取樣，作出如圖 5.2 之導電度變化圖，取樣點應在膜元件之中央和兩端（以便檢查連結管/接合的 O 型環），可在探測管上作標記以便在預期的取樣點取樣。一探測樣品的電導度為上游產品水之平均值，若要測得取樣點之實際滲透液 TDS，滲透液應由容器兩端出口。

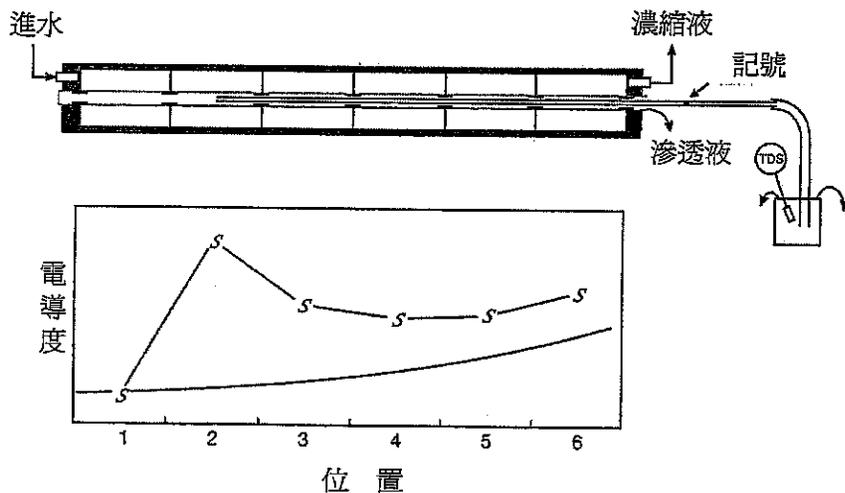


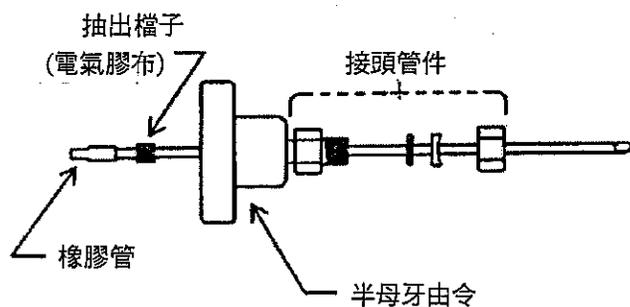
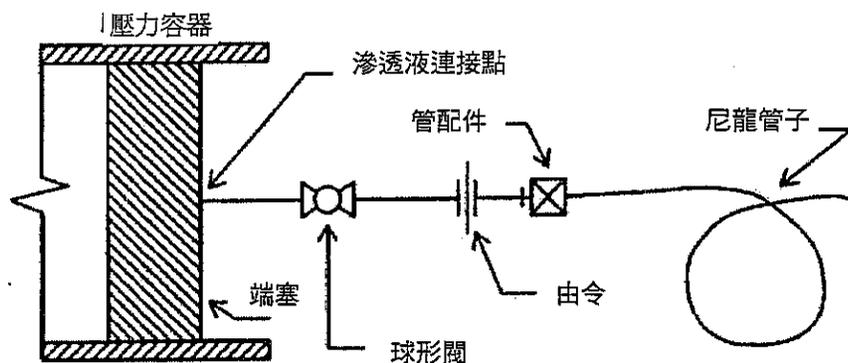
圖 5.2 不同位置之導電度變化圖



第五章 操作維護

一正常的導電度變化圖顯示滲透液之導電度由容器之進水端至濃縮液端一穩定的上升，與此一變化圖明顯的差距可指出高鹽通過率之來源，在連結處發生變化則表示 O 型環的問題，其他位置顯著的變化則表示膜元件有問題。

螺捲式薄膜元件之產品水管的探測裝置，多元件壓力管殼滲透液可以接於壓力管殼另一端的產品水管線的半吋球形閥來偵測，此球形閥附有 1/4 吋塑膠 Parker 管線密合器，此密合器中間鑽有一孔，讓 1/4 吋及偵測管完全穿過，改良過之管線密合器可免除進口處水的滲漏（見圖 5.3）；此外，還有一小片（2 吋）非常薄而柔軟的橡膠管很緊密地套在尼龍探測管的末端，伸出末端約半吋，可避免產品管接頭，和管內間連接器的不順處。



* 註：
改良式管線接合，主體中間鑽有一 1/4 吋口徑的孔，同時不用扣緊圈

圖 5.3 螺捲式薄膜滲透液之探測裝置



5.4.2 問題成因及解決方法

當導致處理廠性能流失的原因不詳或必須確認原因時，必須分析系統內一支或多支的膜元件，需分析的膜元件為那些導電度突然增加者。如為整體的失誤，需選擇最前端和末端的膜元件，視問題發生的位置而定，典型常發生在前端問題為污堵問題；而末端的問題為結垢，當無法確定問題所在時，需由兩端選取膜元件。當計劃作清洗試驗時，可取附近另一膜元件之樣品，如此一來，其中一個膜元件可用於污堵分析，同時進行實驗室清洗試驗，而將其結果應用於另一膜元件上。建議可採用下列試驗方法以瞭解問題發生的原因：

5.4.2.1 洩漏試驗

薄膜元件若產生高鹽通過率，首先要檢查，是在進水/濃縮液方和滲透液方之間是否有一直接相通的滲漏。滲漏有時起因於穿孔，刮痕或黏接處不良導致的薄膜傷害，以下為檢驗膜元件是否有滲漏或確認其完整性的方法。

真空試驗為一有用之篩選步驟，但不能用於確定滲漏，祇有明顯到能阻止膜元件達真空的滲漏可被測出：

- a. 排乾元件；
- b. 以一合適之防漏蓋子塞住滲透液管之一端，將滲透液管之另一端連接於真空儀錶和一含閥的真空來源；
- c. 將膜元件抽至 100 到 300mbar 絕對壓力，關閉隔離閥，觀察真空儀錶上之指數，注意真空消失的速率，迅速的消失（大於每分鐘 200mbar）表示發生滲漏；
- d. 在解除管件連接之前緩慢地釋放真空，讓膜元件回復大氣壓力。

5.4.2.2 標準試驗

標準膜元件試驗用於決定元件在標準試驗狀況下之脫鹽率和滲透液流量，試驗結果可與有疑問之膜元件的規格比較，膜元件性能應在任何清洗嘗試之前與之後決定，以預估處理效率。

標準試驗之裝置為一有恆溫加熱器，能維持進水溫度在 $25 \pm 1^\circ\text{C}$ 之進水貯存槽、增壓泵、高壓泵與一逆滲透裝置。使用氯化鈉溶液為進水，滲透液和濃縮液再循環回進流水槽內。其進水流量應調至膜元件回收率能達標準試驗狀況所



指定者，進水 pH 應藉加 HCl 或 NaOH 調至 8。

紀錄以下資料的時間為開機後 1 小時，開機後 2 到 3 小時，隨後每 1 小時作紀錄，直至連續 3 個滲透液流量（校正至 25°C）及鹽通過率數據差距在 5% 之內：

- 進水，濃縮液和滲透液等之壓力。
- 滲透液及濃縮液之流量（以校正後之流速計或含刻度之容器與碼錶）。
- 滲透液溫度。
- 進水，滲透液與濃縮液導電度或此三種水流之氯含量。

滲透液流速應以 5.1.3 節之公式校正至 25°C，脫鹽率可由滲透液導電度 K_p 與進水導電度 K_f 計算出：

$$\text{脫鹽率, \%} = \left(1 - \frac{K_p}{K_f}\right) \times 100$$

5.4.2.3 清洗試驗

當試驗膜元件之滲透液流速比載明的數值低很多時，應嘗試清洗。但是薄膜本身若已受傷害，或積污堵或結垢太深時（當滲透液流量小於原定之 50% 時），清洗不太有效。清洗以第 5.2 節（清洗與殺菌）所述之清洗程序進行。當清洗試驗證明有效時，即可用以清洗整個逆滲透系統。

5.4.2.4 破壞分析

決定性能損失原因之最終方法為對膜元件作破壞分析（解剖）。破壞分析若為保證項目，則需由薄膜代理商之技術服務部門處理。

當除去膜元件末端的蓋子和包覆時，薄膜葉片可打開，目視檢查薄膜表面和黏接線可提供有用的資料，如發現一大片污堵層，可取出樣品作化學分析。

將已知表面積之薄膜樣品燒成灰燼再分析殘留之氧化物，可提供污堵/結垢之質量組成資料。沈積物之形態可藉立體與標準光顯微鏡或掃描電子顯微鏡決定。

膜元件表面或污堵/結垢層所含化學元素之半定量（semi-quantitative）分析可由 X-光分析取得，此法亦可提供鹵素造成傷害薄膜的證據。

氧化傷害的分析可將膜元件葉片剪成小片以甲基藍液作板框試驗（Plate and

本水處理技術與設備工程學



Frame Test) (LAB20)，以此處理之膜片背面多少會呈黑色，未受傷害之薄膜背面保持白色。

5.4.3 故障排除總覽

5.4.3.1 高鹽通過率

一、高滲透液流量

1. 薄膜氧化

一高鹽通過率與高於正常的滲透液流量，主要原因可能是發生膜遭氧化傷害。進水中若含自由氯、溴、臭氧或其他氧化劑，通常前端的膜元件較其他的元件易受影響，在中性及鹼性 pH 下對薄膜的傷害會加大。

若不遵照 pH 或溫度極限（見 5.2.5 節），以氧化劑殺菌亦可傷害薄膜，在此種情況下，薄膜的傷害可能相當平均。遭氧化傷害的薄膜以真空試驗（見 5.4.2 節）測試不出，薄膜的化學傷害可以染料試驗於膜元件或元件小片上（見 5.4.2 節）測出，薄膜元件的解剖與分析可確定氧化傷害，一旦薄膜受氧化傷害，祇能全部更換，沒有任何補救的辦法。

2. 洩漏

膜元件或滲透液管線的嚴重機械傷害會造成進水或濃縮液滲入滲透液中，特別是高壓操作時，真空測試會顯示一強烈的反應，下節將討論可能的導因。

二、正常滲透液流量

在正常滲透液流量下，高鹽通過率可能有下列不同的導因：

1. O 型環的洩漏

O 型環的洩漏可以探測技術（見 5.4.1 節）偵測得知，檢查連結管的 O 型環及末塞是否裝置得當，和原始的情形相似，更換老舊和損壞的 O 形圈，在暴露於某些化學藥品或機械式磨損後，O 型環可能受損。（例如：水錘造成膜元件移動）有時，則因未裝置 O 型環或未適當地裝置或在裝置膜元件時將他移出了適當的位置。

2. 望遠鏡效應



薄膜元件可能遭一種稱為望遠鏡效應 (telescoping) 的機械性破壞，此種效應為元件外層的薄膜鬆開而往另一方延伸，套過其餘的薄膜層。一輕微的望遠鏡現象，並不一定會傷害薄膜，但嚴重時，黏接線和薄膜可能會破裂。

望遠鏡效應導因於進水至濃縮液過大的壓降，8 吋的膜元件較受影響，因其含較大的進水面積，確定使用支撐圈於 8 吋膜元件以支持元件之外徑，較小口徑之元件可以其滲透液管來支撐。導致壓降過度的操作情況詳述於 5.4.3.3 節高壓差。望遠鏡效應造成的傷害可以探測管來判別出和以洩漏試驗來確認 (5.4.2 節)，更換受損害的元件，並改正其導因。

3. 薄膜表面磨損

此非個別膜元件的不良，而是前端元件通常最容易受進水中一些結晶體或具尖銳外緣的金屬性懸浮固體的磨損，檢查進水中是否有此種顆粒，薄膜表面顯微式的檢查可檢出此種傷害。無補救的辦法，唯一的方法為改變前處理的設計，確定無顆粒由高壓管線釋放出，事後所有損壞的薄膜皆需更換掉。

4. 滲透液背壓

任何時候，當滲透壓超過進水/濃縮液壓 0.3bar(5psi) 時，薄膜可能會被撕破，此種傷害可以探測管辨認出，再以洩漏試驗和目測確認。當打開一葉受反壓損壞的膜元件時，外側薄膜有與滲透管平行的折痕，通常靠近外側黏接線，薄膜通常在進水側黏接線，外層黏接線及濃縮液側黏接線之間的邊緣最可能破裂。

5. 中央摺層之破裂

薄膜元件設計了一處或多處的中央摺疊層 (center fold)，這些薄膜摺疊層靠近中央產品水管，且與之平行，雖然這些摺疊層有特殊保護，但在某些狀況下，有摺痕的薄膜會破裂，鹽通過率因而增加，膜元件顯示一真空試驗的陽性反應。中央摺疊層破裂通常祇有在不當操作一年以上才會發生，且通常祇發生於開機/關機頻率高的系統 (見 5.1.1 節)。

中央摺疊層的破裂可能有以下幾個原因：

- 開始操作時的水力急速變化，例如：系統中之空氣和/或壓力增加太快，正確的開始操作步驟見 5.1.1 節。



- 由結垢或污堵發生的剪力、應力或磨損。
- 滲透液反壓。

三、低滲透液流量

系統發生問題最常見的情形為高鹽通過率和低滲透液流量，可能的導因為：

1. 膠體污堵

膠體污堵主要在第一排發生，若每一排分別裝有滲透液流量計，則較易辨別問題的所在，定期頻繁地檢查 SDI 以辨識失誤，檢查 SDI 過濾膜與彈筒型過濾器濾心是否有沈積物，依其結果清洗薄膜（見第 5.2 節）與修正前處理。

2. 金屬氧化物污堵

金屬氧化物污堵主要發生在第一排，檢查水中鐵和鋁的含量，檢查薄膜上游結構材質，檢查 SDI 過濾膜與濾心是否有沈積物、清洗薄膜，並分析使用過之清洗金屬物質的溶液以檢定原因，更正前處理或材質的選擇。

3. 結垢

結垢的產生首先在最後一排沈積，然後還漸漸往上游管排發生，分析濃縮液中鈣、鎂、鋇、硫酸鹽、氟化物、矽酸鹽、pH 與 LSI（海水則為 S&DSI）的程度。計算這些鹽類的質量平衡，同時分析進水與滲透液之濃度。

結垢的產生通常很緩慢，因為濃度很低（ CaCO_3 與 CaSO_4 結垢也可發生得很快），沈積物之結晶形狀可在顯微鏡下觀察得到，結垢的種類可以化學分析或 X-光分析來鑑定，以酸或鹼性 EDTA 溶液清洗，再分析使用過之溶液也有助於鑑定結垢的種類。

處理碳酸鹽結垢，可調整前處理之 pH 值，對其他鹽類，則可使用合適的抗垢劑或其他恰當的前處理技術或降低回收率，確定不超過設計的回收率，同時需考慮最不好時的進流水成分，以合適的藥品清洗薄膜。

5.4.3.2 低滲透液流量

一、正常鹽通過率

海水處理技術應用與維護手冊

1. 生物污堵

下列操作參數的改變顯示薄膜生物污堵的產生，特別是在系統的前端：

- 滲透液流量：當以一定的進水壓力及回收率操作時，將會降低；
- 進水流量：當以一定的進水壓力及回收率操作時，當生物污堵已進一步變成大片生物塊時，會減少；
- 進水壓力：必須增加，如要維持一定的回收率，長期增加進水壓力對系統有害，因會增加污堵，使薄膜日後更難清洗；
- 壓差：當產生大片細菌污堵，或與淤泥污堵同時會發生時會顯著上升。因壓力管殼兩端之壓差可為污堵產生的感應指示計，應在系統內每一排安裝一壓力偵測裝置；
- 鹽通過率：剛開始時，正常或甚至較低，當大量污堵產生時，即增加。當進水濃縮液或滲透液的水樣品含大量微生物時，表示生物污堵開始產生或已存在，當懷疑有生物污堵產生時，應進行系統檢查與清洗殺菌程序。

修正的辦法包括裝置或改善前處理系統，以應付原水產生污堵的可能性，為有效地清洗薄膜，必須對包括前處理系統的整體殺菌，不定期清洗與消毒將會導致系統快速地再污染。

2. 陳年的保存液

保存於亞硫酸氫鹽溶液之膜元件或逆滲透系統也可能產生生物污堵，如果保存液太久、太熱或被氧化，以鹼液清洗通常可以幫助回復膜元件之滲透液流量。

3. 不完全的潤濕

已乾燥過的薄膜元件，可能由於聚砜層的細孔尚未濕潤，而會有太低的滲透液流量。

二、低鹽通過率

1. 壓緊

薄膜壓緊(compaction)通常帶來低滲透液流量與較高脫鹽率，雖然大部分的薄膜，於操作適當時，很少發生壓緊現象，但下列情況下仍有可能發生明顯的壓緊：

海水淡化處理技術與應用指南



- 高進水壓，
- 高溫，
- 水錘作用，當高壓泵開動時有空氣存在系統中容易造成水錘。

以特殊薄膜厚度測驗可證明薄膜壓緊，通常可看見薄膜伸入滲透液管道間隔布。因此，滲透液流量不僅受聚醯胺或聚砜層所限制，更因滲透液管徑截面積縮小而造成流量減少。因發生壓緊現象而損壞的膜元件必須更換或在容器之尾端加入新元件。

2. 有機污堵

進水中的有機物質吸附在薄膜表面，造成流通量損失，特別是第一排最容易發生，在許多情形下，吸附層好像溶解鹽的另一層阻隔，有時也會塞住薄膜的小孔，因而造成很少量的鹽通過薄膜，高分子量且帶有疏水或正電荷基者會造成此種效應。例如油滴或有時用於前處理的正電荷聚電解質化合物皆屬此類。

分析進水中的油滴和有機物，檢查 SDI 過濾膜以及彈筒型過濾器是否有有機沈積物，更頻繁地作 SDI 和 TOC 的檢測分析工作，並以分析得到的數據作為改善前處理之依據。油性污堵可以鹼性清洗液去除，例如 NaOH (pH 12) 或 Hnekel P3-ultrasil 10。正電荷之聚電解質如不與其他化合物如抗垢劑沈澱，可以酸性 pH 清洗。酒精亦曾被證明可有效地去除吸附的有機膜。

三、高鹽通過率

低滲透液流量加上高鹽通過率在第 5.4.3.1 節已討論過，何者先發生，視污堵/結垢的種類而定，不能被分類。

5.4.3.3 高壓差

高壓差又稱為進流水至濃縮液之壓降 ΔP ，沿水流方向在膜元件之進水面造成很大的阻力，此力需由滲透液收集管來承受，如為 8 吋的容器內，由同一容器中相鄰元件的玻璃纖維殼承受，最末一個元件所受的應力最大，需承受上游元件壓降產生的應力之總合。

以 DOW FILMTEC 元件為例，每一多元件容器壓降的上限為 4.1bar (60psi)，每單一元件為 1.4bar (20psi)，當超過此上限時，即使是很短的時間，元件也可



能受機械性的傷害，小於 8 吋膜時的元件會發生望遠鏡現象，甚至端蓋也會被拔出外層包覆。

8 吋的膜元件會在其玻璃纖維上最脆弱的地方破裂，此處為末蓋連接於薄膜元件軸處，然而玻璃纖維外殼的損壞通常並不影響薄膜的正常性能，即使元件的薄膜和間隔網伸出破裂的外殼，仍可能維持良好的性能。雖然在某種程度下，玻璃纖維的破裂，祇是一個外表的問題，但也指出了壓差太高的事實，最後可能導致流通量減少或鹽通過率增加。

在流量正常下，壓差的上升通常是由於膜元件水道內進流隔間的一些雜質如污堵物質及結垢所引起，通常伴隨發生滲透液流量下降的現象。當超過建議使用的進水流速時，會發生過度的壓降，當開動機器或水錘時，若進水壓提升太快也會發生。當有致污堵物存在時，增加會更劇烈，特別是當生物膜產生高壓降時。

倘若系統在空氣被衝掉以前即開動，則對薄膜元件的水力衝擊（水錘）也會發生，這些情形可能發生在系統已被排乾後再起動或最初開啟時。當系統停機時，壓力管殼中不能處於真空狀態（藉真空破壞器之裝置）。在起動為一半真空逆滲透系統時，泵也許運作在好像幾乎沒有或很小的背壓下，泵會以很大的速度吸水，因此造成元件的水錘現象，同時高壓泵也會被孔蝕所損壞。

進水到濃縮液之壓差為系統水流阻力的一個量度，與穿過膜元件水道的流速和水的溫度有很大的關係，因此，應儘量保持滲透液和濃縮液一定的流速，以便注意和偵測任何造成壓差上升的膜元件阻塞。壓差上升的程度和地點等資料可作為辨認問題原因的有效工具。因此，應偵測每排壓差以及進水至濃縮液總壓差。以下為一些壓差較普遍的導因和避免高壓差的方法。

1. 彈筒型過濾器之繞流 (bypass)

彈筒型過濾器應保護逆滲透系統以免大塊雜物擋住前端膜元件之水道，當濾心不緊密地裝置在其架構內，或無中間連結器連接，或完全不相連時也會發生阻塞的狀況。

有時候因水力衝擊或不相容物質的存在，濾心也會在操作中逐漸惡化，應避免使用纖維素材質為主的過濾網，因為他們會變化，然後阻塞薄膜元件。

2. 前處理介質過濾貫流 (breakthrough)



有時候，一些從砂、多介質、活性炭、弱酸陽離子交換樹脂或矽藻土的前處理過濾器挾帶下來的微細介質可能進入逆滲透進水中，濾心可阻擋大部分的大分子；但一些如碳粉、矽藻土其微小的分子會穿過 $5\mu\text{m}$ 的彈筒型過濾器，而阻塞了前端的元件。

化學藥品的清洗是非常困難的，但可嘗試以清潔劑清洗沈積物。應分別清洗各元件以免將除掉的顆粒送至其他的元件，當此種問題發生時，矽藻土過濾器應移出操作線暫停使用。由煤碳製成的活性炭應由椰子外殼硬度 95 或以上的碳來取代，在過濾床開始使用前，要充分地向後沖洗新過濾介質以除去微細物質。

3. 泵輪葉之損壞

大多數的多段式離心泵至少使用一組塑膠輪葉，當泵發生諸如泵軸心未對準的問題時，輪葉會被破壞而散出一些小的塑膠削片，這些削片可能進入系統而阻塞了前端的元件。

逆滲透泵的輸出壓在控制閥之前應固定地偵測並做定期維護，以判斷泵是否能維持其輸出壓，如若不然，泵可能正在惡化。

4. 結垢

結垢可造成末端壓差的上升，當發現結垢時應以適當的化學藥品清洗薄膜，確定不超過設計的系統回收率。

5. 鹽水密封的損壞

鹽水密封 (brine seal) 的損壞可造成不定的壓差上升，鹽水密封在裝置時或由於水力衝擊可能遭破壞或“反轉” (turned over)，導致部分進水流繞過元件，而減少通過元件的流量及速度，因此超過最高元件回收率之上限。當發生此種情況時，元件較易產生污堵和結垢，當數個多元件壓力管殼中的一個變得越來越堵塞時，下游膜元件由於容器內的濃縮液流速不足，而有污堵產生的傾向。

6. 生物污堵

生物污堵通常與逆滲透系統前壓差的明顯上升同時發生，生物膜為膠狀，且相當厚，因此造成很高的流量阻力。

7. 沈澱的抗垢劑

當聚合性有機抗垢劑與類似鋁等之多價陽離子，或殘餘正電荷的聚合混凝劑接觸時，會生成膠狀之沈澱，嚴重地惡化前端元件，很難清洗此種污堵，連續重覆地使用鹼性 EDTA 溶液或許有幫助。

5.4.3.4 總覽

滲透液流量、鹽通過率及壓差的改變為大多數問題致因的症狀，雖然不同原因可能有重複相同的症狀，某些症狀則多少在某些特殊情況下較明顯，表 5.9 為一些症狀、可能的導因及解決方法。

表 5.9 薄膜故障排除與解決方法

滲透液流量	鹽通過率	壓差	直接原因	間接原因	解決方法
↑	↑	→	氧化傷害	自由氯、臭氧、KMnO ₄	更換元件
↑	↑	→	薄膜滲漏	滲透液背壓； 磨損	更換元件 改善濾心過濾
↑	↑	→	O 形圈洩漏	不正確的安裝	更換 O 形圈
↑	↑	→	產品水管洩漏	元件裝置時損壞	更換元件
↓	↓	↓	結垢產生	結垢控制不夠	清洗；結垢控制
↓	↓	↓	膠狀污堵	前處理不夠	清洗，改善前處理
↓	→	↑	生物污堵	原水遭污染， 前處理不夠	清洗消毒 改善前處理
↓	→	→	有機污堵	油；陽電性聚電解質	清洗改善前處理
↓	↓	→	壓緊	水槌	更換元件或加元件

↑增加 ↓減少 →不變 ↑主要症狀

原水處理在技術應用與維護方面

第六章 薄膜處理技術應用案例

薄膜處理技術在各行業的應用範圍已經越來越廣泛，薄膜系統除了具有前文中所述設備體積佔地小、操作容易、回收資源具經濟效益等優點，企業界在面對未來「綠色生產力」與「提高資源使用效率」的環保訴求，同時在兼具成本的考量，薄膜技術將會是二十一世紀應用最廣泛的最佳控制技術。

6.1 食品業

隨著時代科技的進步，食品業者將薄膜分離技術應用於產物之分離、精緻及純化，生產品質精良的食品，藉由薄膜技術將食品中所需成分、含量分離出，並且同時處理所產生的廢渣，例如利用管狀形超過濾濃縮及澄清果汁，飲用水公司利用薄膜技術生產礦泉水或包裝飲用水。逆滲透法與超過濾法在食品應用範圍包括：

1. 逆滲透法

- (1) 濃縮：牛乳、乳清、飲料、咖啡萃取液、動物血液、啤酒、蛋白質及胺基酸之濃縮。
- (2) 除（脫）鹽：飲用水、加工精製水、純水製造等及成分分離純化時之鹽分去除。
- (3) 修飾調整：牛乳成分、酒精成分、啤酒成分等之調整。
- (4) 污染控制：有效去除或阻隔生產加工廠廢棄物或殘餘物之固形物，減少污染。

2. 超過濾法

- (1) 濃縮：乳清、植物膠(pectin)、動物膠(gelatin)、全蛋等產品之濃縮。
- (2) 成分修飾：牛乳、植物蛋白質、澱粉、糖類、胺基酸等產品修飾。
- (3) 澄清：果汁、葡萄糖、醋等產品澄清作業。
- (4) 污染控制：有效去除或阻隔生產加工廠廢棄物或殘餘物之固形物，減少污染。



薄膜分離技術應用於食品相關行業之案例介紹如下：

6.1.1 飲用水製造工廠

臺灣現有包裝飲用水工廠（含礦泉水）計有 41 廠，其中約有八成工廠採用薄膜過濾進行原料水之前處理，生產純水工廠皆以薄膜方法處理，國內飲用水純水製造流程包括：引入原水、砂濾、 $5\mu\text{m}$ 過濾、利用離子交換法軟化水質、活性炭淨化、 $5\mu\text{m}$ 過濾、超過濾、逆滲透、殺菌，最後充填裝罐。其製造流程如表 6.1 所示。

6.1.2 乳品加工業

薄膜技術常應用於乳品乳清之加工製程上，利用電透析法脫鹽及去除離子，利用逆滲透法以濃縮，利用超過濾法將牛乳中成分作調整處理，薄膜技術應用於乳品加工，參見圖 6.1 所示。利用超過濾與逆滲透用於乳清蛋白質濃縮之成分變化情形，參見圖 6.2 所示。

6.1.3 果汁加工業

傳統的果汁澄清法利用壓濾機過濾出果汁，同時需使用大量的酵素，步驟相當繁雜，十分費時；若以超過濾法處理，具有提高產率（5-8%），節省操作時間（從 12-36 小時減至 2-4 小時），減少人工及酵素之費用以及省掉矽藻土之處理問題等優點。膜分離技術在果汁工業應用十分廣泛之項目為蘋果汁與濃縮蕃茄汁，利用超過濾來澄清蘋果汁之加工成本較低，流程如圖 6.3 所示。台灣現生產濃縮果汁之工廠計有 4 廠，其中兩家採用超過濾來濃縮果汁，其產量即佔濃縮果汁總生產量的 95%，生產方式如圖 6.4 所示。

6.1.4 酒廠

超過濾在酒類的應用例子，包括歐美地區用以處理葡萄酒及日本用以處理清酒、生酒，其目的在於去除大分子蛋白質及一些酵素，如此可防止酒的繼續發酵以及長期貯存發生的混濁沉澱問題。在大陸地區則有以超過濾去除米酒中的懸浮粒子、膠體及細菌以取代傳統的巴斯德殺菌法之實例，傳統法與超過濾法精製酒之流程，請參見圖 6.5 所示。

表 6.1 純水工廠製造流程一覽表

製 造 工 程		管制項目	管 制 基 準
工程名稱	使用機具		
原水地下水	-	-	-
砂 濾	-	濾材	定期清洗或更換
5 μ m 過濾	精密過濾機(M1)	濾心	未變黃阻塞
		錶壓	4.0 \pm 0.2kg/cm ²
軟 化	離子交換樹脂	總硬度	<40mg/L
	鹽桶	鹽量	過飽和，每日檢查或添加
5 μ m 過濾	精密過濾機(M2)	濾心	未變黃阻塞
		錶壓	1.5 \pm 0.2kg/cm ²
過 濾	超過濾處理機 (UF)	錶壓	OUT5.0~5.5kg/cm ²
		流量	NF 好水 13.0~13.5m ³ /hr NF 不好水 3.0~3.5m ³ /hr
過 濾	逆滲透處理機 (RO)	錶壓	RO IN \rightarrow 0.5~1.0kg/cm ² RO OUT \rightarrow 15~16kg/cm ²
		流量	RO 好水 9.5~10.0m ³ /hr RO 洗瓶水 7.2~7.7m ³ /hr
		導電度	20 μ S/cm 以下
		PH 值	6.0~6.5
		濁度	<5 NTU
		色度	<5 鉑鈷單位
		大腸桿菌	陰性(-)
		總生菌數	<100CFU/100ml
過 濾	不銹鋼過濾機(M3)	濾心	未變黃阻塞
		錶壓	4.0 \pm 0.6kg/cm ²
殺 菌 (瓶)	臭氧殺菌洗瓶機	O ₃ 濃度	0.5mg/L~1.5mg/L
充 填	充填機	充填速率	160~180 瓶/min
			100~120 瓶/min



第六章 薄膜處理技術應用案例

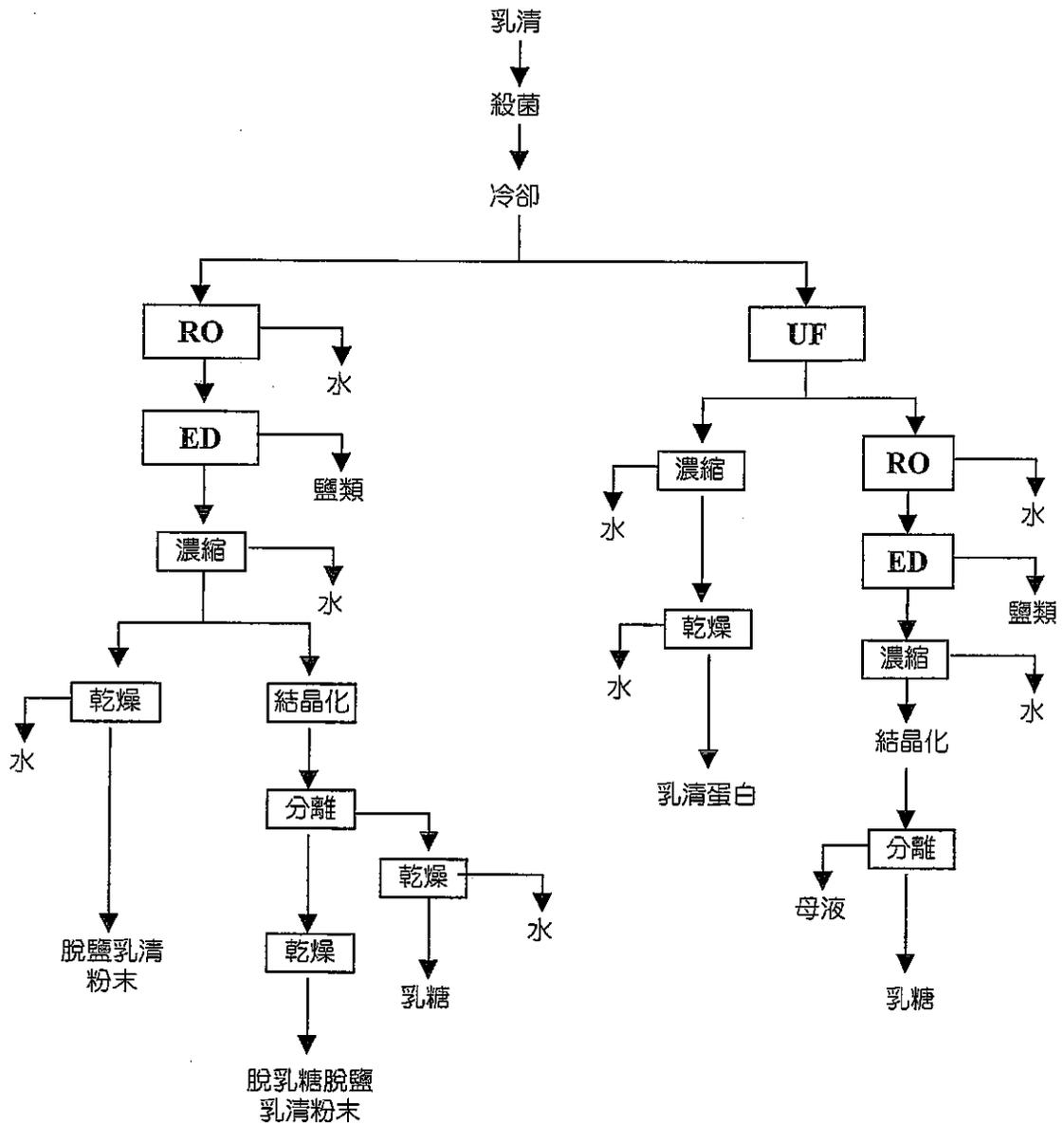


圖 6.1 乳清以電透析法、超過濾法及逆滲透法加工流程圖

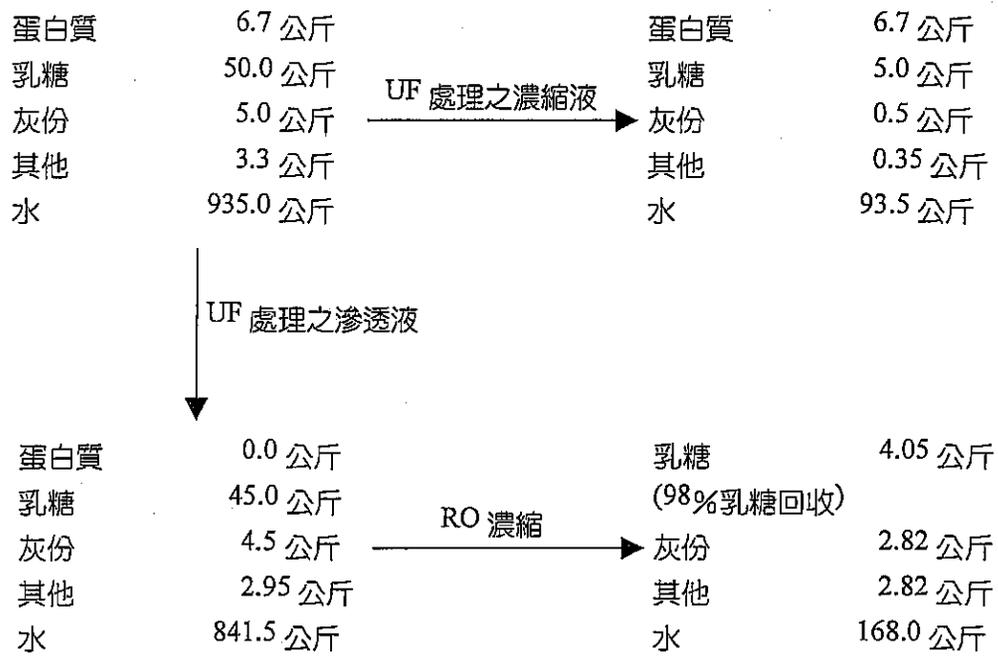


圖 6.2 利用超過濾法和逆滲透法處理 1,000 公斤乳清蛋白質濃縮之成分變化

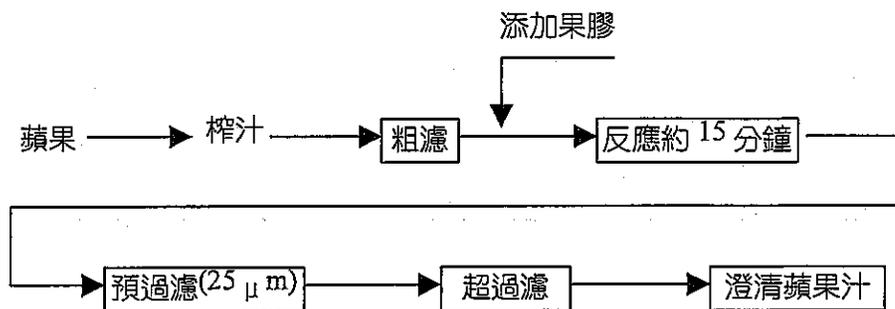


圖 6.3 蘋果汁利用超過濾法加工澄清示意圖



第六章 薄膜處理技術應用案例

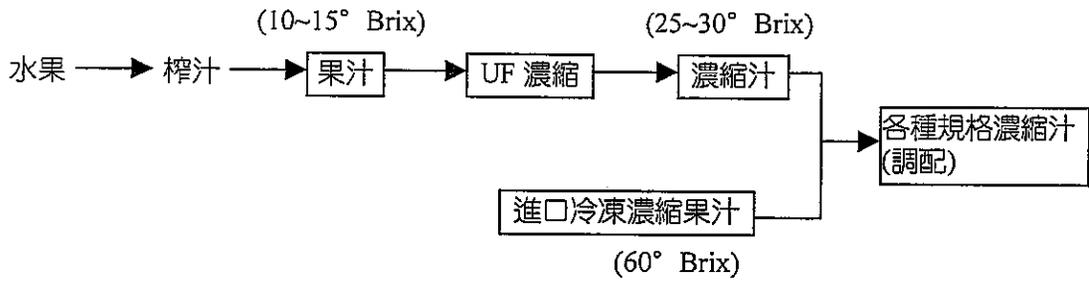


圖 6.4 果汁利用超過濾法濃縮加工示意圖

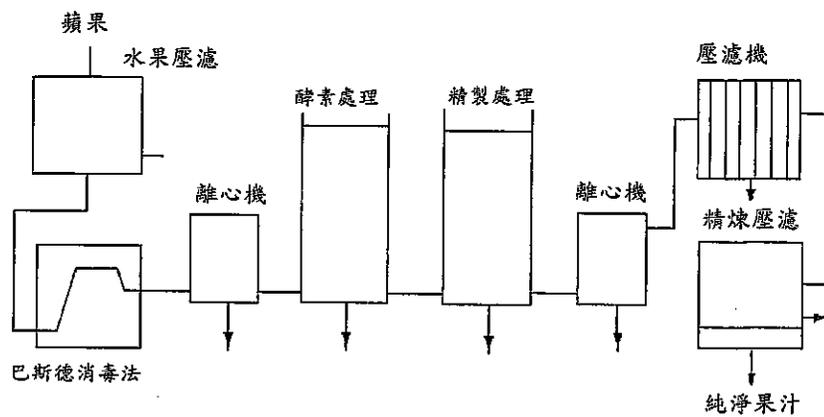
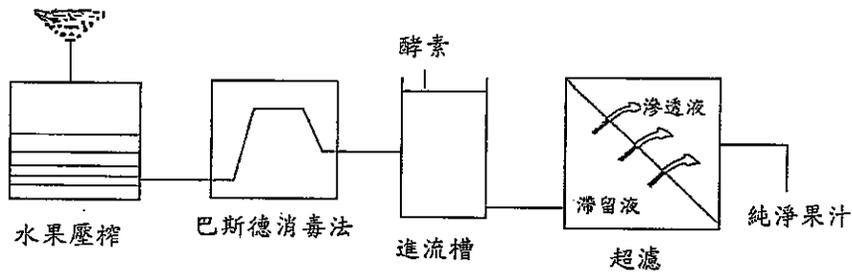


圖 6.5 以傳統法和超過濾法精製酒的流程比較

膜水處理技術應用與推廣手冊

6.2 電著塗裝工業

電著塗裝技術在汽機車車體和零配件、電器用品、金屬零件、傢俱及建材等行業中扮演著重要的角色，電著塗裝科技的成功，除了日益進步的電著塗料和電著工程技術外，超過濾系統的導入製程也是重要的原因之一，因為超過濾系統提高了塗料的回收率、減少了廢水的產生量，同時提高了被塗物的塗膜品質。超過濾系統的濾液再經逆滲透系統做進一步的處理，不但可以更提高塗料的利用率，減少純水的補充量，而且可以達到幾乎完全密閉化的電著塗裝系統，是值得國內業者參考的案例。

6.2.1 電著塗裝

所謂電著塗裝 (Electrodeposition or Electrocoating) 是指將塗料成份中的高分子樹脂導入可離子化的官能基，使塗料能溶解、分散或乳化於水中，這些塗料經由外加直流電壓的作用而被沈積在被塗物的表面，最後再經烘烤形成塗膜的一種表面塗佈方法。

超過濾系統導入電著塗裝製程中，將有效回收水洗槽中的塗料、減少廢水處理費用以及維持電著槽內的電性平衡。超過濾系統的濾液再以逆滲透系統做進一步的處理，不但可以提高塗料的利用率到 98% 以上，而且整個電著塗裝製程幾乎可以達到完全密閉化的操作。

在回收電著塗料的超過濾系統中，泵浦將電著槽內的塗料液打入超過濾模組中，部份的水、溶劑和小分子化學成份會透過濾膜，稱為濾液或透過液，而大部份的塗料乳液粒子因無法透過濾膜而隨著其餘的部份流出模組，這個部份稱為截留液或濃縮液，圖 6.6 為電著塗裝工程使用超過濾回收塗料之流程圖。

6.2.2 超過濾模組

在電著塗裝製程應用案例上，螺捲式、板框式、中空纖維式及管式四種模組均曾被應用於電著塗料的回收。以國內汽車廠為例，其電著塗裝線大都採用管式超過濾模組，管式模組水流通道較大 (直徑約 1/2")，故不易被堵塞而且不需要精細的前處理設備，但整套設備的初期投資成本較高，而且設備所佔的空間也很大。近年來，中、小型的電著塗裝廠及部分汽車廠，已改用螺捲式模組的超過濾系統，螺捲式模組具有設備及模組成本低 (相對於管式模組相等的濾液量而言)、設備空間小等優點，所以新的電著塗裝線大都採用螺捲式模組。

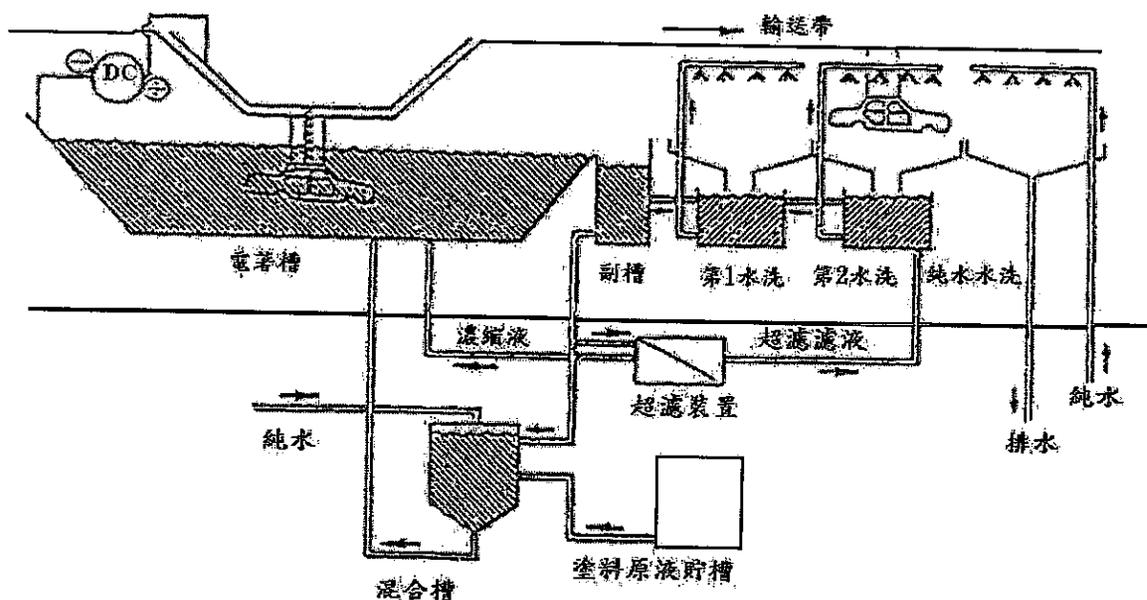


圖 6.6 電著塗裝使用超過濾回收塗料之流程

電著塗料的組成份包括樹脂、溶劑、離子及乳膠粒子等，這些成份中的一小部份在流經超過濾模組時會逐漸沈積在濾膜的表面，因而造成濾液量的下降，這種現象稱為污堵化。為了改善電著塗料容易引起污堵化的問題，濾膜的材質通常都會以親水化或荷電化的方式來改善濾膜表面的特性。

螺捲式超過濾模組的水流通道大都是用厚度 0.7~1.0mm 的交叉狀隔網 (mesh spacer) 所構成，其網狀結構可以幫助進料液流在模組內流動時趨向亂流狀態，因而降低膜面的濃度極化現象，這對模組濾液量的維持是有助益的。中空纖維式模組因為沒有網狀結構的隔網，因此濾液量下降得較快，為了彌補這個缺點，於是採用定時反洗的操作方式，也就是說每正向操作約 60 分鐘即以濾液反洗 (反向操作) 2 分鐘左右，以沖掉膜面的沈積物。螺捲式模組的電力消耗率 (每單位體積的濾液所消耗的電力) 和透水率 (每單位體積模組的濾液流量) 等性能大致上與中空纖維模組相差無幾，但中空纖維模組的單價較高。

6.2.3 電著塗裝超過濾系統的設計

超過濾系統包括了預過濾器、泵浦、超過濾模組以及壓力錶、流量計及壓力開關等組件，說明如下：

1. 系統流程

超過濾系統的流程可分為單循環 (single pass or one through)、進料再循環 (feed and bleed) 及清潔箱 (clean box) 等三種型式。

(1) 單循環

進料液(即電著槽內塗料液)進入超過濾模組後被分離成滲透液和濃縮液，當濃縮液離開模組後即流回塗料液槽的流動方式。這種流程在操作及控制上較簡單，而且可以使用垂直式的沈水式泵浦，不需考慮泵浦機械軸封洩漏的問題，因此較適合小型電著塗裝廠。

(2) 進料再循環

進料液進入模組後流出的濃縮液不流回塗料液槽，而是流到預過濾器前和新的進料液以等量混合，該混合塗料液經由泵浦吸入後將其中的 80% 打入超過濾模組，其餘的 20% 則送回塗料液槽。這種流程的優點是無論配管、預過濾裝置以及化學葯劑清洗桶和泵浦等均較單循環流程系統小，因此較適合大規模的汽車廠採用；然而這種流程必須使用價格較高的隔膜式泵浦或維修保養比較麻煩的雙軸封水平式泵浦。

(3) 清潔箱

這種流程是上述兩種流程的綜合體，兼具了兩種流程的優點。超過濾系統本身可視為單循環流程，故可使用沈水式泵浦，若以電著槽塗料液觀之，則屬於進料再循環流程。這種流程的超過濾系統濃縮液不流回電著槽，而是流到一個清潔箱內，至於進料液則從電著槽和清潔箱抽取，兩者的比例大約為 1 比 4。

2. 預過濾器

預過濾器之目的為濾除顆粒較大的雜質以免堵塞超過濾模組的水流通道；以螺捲式模組為例，預過濾器可採用孔徑 50~100 μm 、聚丙烯材質的筒式濾心或濾袋。在預過濾器的前、後管路上，需各裝一個壓力錶以便適時更換內裝之濾材，筒式濾心的前、後壓力差達 1.0 kg/cm^2 以上即需更換，如使用濾袋則



當前、後壓力差在 0.3 kg/cm^2 以上時便需更換。

3. 超過濾模組

模組的數量取決於電著塗裝製程中水洗步驟所需的濾液量，而濾液量的多寡和所設計的塗料回收率(或最終水洗槽的塗料濃度)、濾液正常的揮發散失量、廢液排出量以及泵浦軸封的用水量等有關。一般而言，電著塗裝製程中所需濾液量為每天半個電著槽的容積量(即 $1/2$ turnover)；以國內某汽車廠的一個 50 噸電著槽為例，其每天所需的濾液量為 25 噸/天(或 1,000 公升/小時)。

另外，如採用中空纖維式模組(某特定產品)，其濾膜濾液量之設計值為 25 公升/平方公尺·小時，因此上例所需的膜面積為 40 平方公尺，依此再選擇相當於或大於此面積的模組及數量。

目前用於電著塗料回收的螺捲式模組幾乎都是直徑 4"x 長度 40" (通常稱為 4040) 的規格，其模組濾液量的設計值為 1 公升/分鐘，以上例而言，約需 17 支模組。當然，如考慮安全係數 (20%) 則以選用 20 支模組為佳。

4. 模組的清洗

超過濾模組的性能會隨操作時間的增加而逐漸下降，下降的程度與系統操作條件及磷酸處理等前處理工程有關，因此每隔一段時間(例如濾液量降至設定值以下時)或定時(例如每兩週一次)需做清洗模組的工作，以回復模組的性能。模組性能的下落主要是指濾膜表面因污堵或結垢而引起的濾液量下降，至於濾膜的破損、O 型環或接合部的破損而導致的洩漏，必須立即停機處理或更換，否則無法繼續正常操作。

雖然如鐵、錫、鉛等離子的尺寸遠小於濾膜的孔徑，可以順利透過濾膜，但膜面仍會發生無機結垢的現象，其主要來源為磷酸鉛等鉛化合物，至於污堵化則起因於塗料成份在濾膜表面的沈積，包括高嶺土、雙對酚甲烷型 (bisphenol A) 環氧樹脂及鈦白等成份。

由於不同的污堵成份其合適的清洗藥劑亦不同，因此清洗液通常是數種化學藥劑的組合，以陽極電著塗料為例，常用的清洗劑包括酸(如甲酸、醋酸和乳酸)、溶劑 (butyl cellosolve、cellosolve acetate) 以及非離子性界面活性劑等，至於結垢的清洗最常用的方法就是酸洗。

模組的清洗方法通常是採用就地清洗的方式，也就是不需將模組自系統管



路中拆下而直接做清洗，其步驟為先將上述葯劑依特定比例配置於清洗桶內，然後以此清洗液對整個超過濾系統管路循環操作約 30 分鐘後，再以純水清洗乾淨即可。

另外需注意，當超過濾系統在做短時間停機之前，需先以濾液將系統內的塗料液排出，然後讓濾液循環約 30 分鐘後再停機。如需長時間停機，則需先做上述清洗的工作，然後以濾液在系統內循環約 30 分鐘並讓模組浸泡在濾液中以保持模組的性能。

6.2.4 電著塗裝逆滲透系統的設計

逆滲透膜的孔徑遠小於濾膜，因此有些日本業者將逆滲透系統設計在電著塗裝線上，其流程是以濾膜的濾液為進料液，經逆滲透膜進一步回收其中的塗料，而逆滲透膜的濾液因可達到純水的品質，因此可以減少純水的補充量。超過濾系統和逆滲透系統的組合設計中，逆滲透系統的透過液毫無疑問是送到最終水洗槽當做純水（即去離子水）使用，而濃縮液部份要送到那一個水洗槽才能得到最佳的結果（即最終水洗槽的濃度會最低）則需經過計算，以五段水洗槽為例，通常以送回第二或第三水洗槽為佳。

根據案例分析，一個塗料液帶出量為 100 公升/小時的電著塗裝線，加裝一套逆滲透系統（濾液量為 380 公升/小時）之後，可使其最終水洗槽的塗料濃度低到僅約 0.2% 的程度，而其所節省的開支包括塗料費（1,000 日元/公升）、純水費（100 日元/噸）及廢水處理費（100 日元/噸），分別約為 5.67、1.44 及 1.44 百萬日元/年，也就是一年共可省下約 864 萬日元，將近新台幣 250 萬元之經濟效益。

採用逆滲透與超過濾之電著塗裝組合系統，選擇正確的逆滲透膜材質是相當重要，市售之聚醯胺類複合膜逆滲透膜略帶有負電性，會造成薄膜污堵，這是因為在複合膜的製程中有部份的氯醯(acyl chloride)被水解成羧基(COO⁻)之故，陽極電著塗料是帶有正電荷的胺基樹脂，雖然絕大部份的樹脂已被濾膜過濾掉，但仍有很少部份分子量較小的成份會透過濾膜而進入逆滲透模組，這些帶有正電荷的樹脂成份便很快的被吸附而沈積在帶有負電性的逆滲透膜表面，因而造成嚴重的污堵化現象。

6.2.5 操作參數的影響

超過濾系統的操作參數會影響過濾膜所呈現出來的性能，包括對塗料的濾



除率和濾液量。電著塗料的樹脂成份在塗料液中是以粒徑 $0.1\sim 0.5\ \mu\text{m}$ 的乳液粒子存在，而濾膜的孔徑大都在 $0.01\ \mu\text{m}$ 以下，因此濾膜對塗料的濾除率不會因操作參數的改變而有明顯的影響，然而操作參數對濾液流量則影響甚巨，以下就對這些操作參數的作用做一探討：

1. 操作壓力

濾膜的透水量通常和平均操作壓力成正比的關係，當進料液中含有如塗料、顏料及膠體等巨分子或顆粒物質時，在低壓時這種正比關係依然存在，但當壓力超過最適操作壓力後，透水量就幾乎不再隨壓力的提高而增加，有時甚至還會發生下降的情形，這是因為高壓會造成無法透過濾膜的物質在膜面形成一層濾餅，增加了濾液透過濾膜的阻力。由於電著塗裝極易沉積在薄膜表面而造成濃度極化現象，因此薄膜表面的切線速度應維持在 10ft/sec 以上，且超過濾設備在停機前，模組應以透過液清洗並浸泡之。一般而言，濾膜的操作壓力（指進料液和透過液的淨壓力差），通常控制在 $2\text{-}4\ \text{kg/cm}^2$ 之最適操作壓力左右。

2. 進料流速

在回收電著塗料的超過濾系統操作中，濃縮液和透過液的流率通常在 $20\sim 40$ 比 1 的範圍。由於模組內的水流通道截面積是固定的，因此濃縮液的流率愈大則塗料液在膜表面的線性流速也就愈大，而流速愈大則膜表面的濃度極化現象就愈輕微，因此膜的透水量就愈高。對於螺捲式模組而言，過大的壓降會導致膜面因應力太大而被撕裂，因此在操作時不要超出模組製造商的最大壓降建議值，通常為 1kg/cm^2 左右。

3. 固形份濃度

塗料液的固形份濃度和膜的透水量是成反比的關係，電著槽內的塗料固形份濃度通常都控制在 $\pm 0.5\%$ 的範圍，因此對模組的透水量不致造成顯著的影響。

4. 溫度

無論逆滲透膜或濾膜，膜的透水量都會隨操作溫度的升高而增加，平均每升高 1°C 透水量約增加 3% ，超過濾的操作溫度約控制在 $25\text{-}30^\circ\text{C}$ 之間，由於電著槽內的溫度差異大都在 $\pm 1^\circ\text{C}$ 的範圍內，因此溫度效應不易發生。

5. 酸鹼值

塗料液的酸鹼值對膜的透水量僅有些微的影響，由於電著槽對於酸鹼值控

制相當重視，因此酸鹼值不會對模組透水量有明顯影響。

6.3 電鍍業

6.3.1 處理流程介紹

電鍍業應用逆滲透系統處理廢水成效良好，同時利用薄膜系統來處理廢水外，並可將製程用水中的有價金屬回收，通常電鍍廠裝設薄膜系統之經濟效益，依其工廠規模約在 2-3 年即可回收成本，電鍍業利用薄膜系統將可大大降低廢水處理費用，回收有價金屬販售，排放水符合環保法令要求，減少企業經營風險，對電鍍業而言薄膜技術是值得推廣應用之技術。

電鍍廢水之主要來源為電鍍後之清洗廢水，清洗槽通常分為二~四段不等，清洗方式不外傳統式清洗，以及為節省用水考量而設計之逆流式清洗，清洗槽之污染濃度以前段最高，後段則較低。以逆滲透膜處理電鍍廢水說明如下：

1. 傳統式清洗法

電鍍工廠之清洗槽均設置有進流管及出流管，為避免清洗槽內溶質濃度太高而影響鍍件之清洗效率，清洗期間，進流與出流管線之閥門均開啟，槽內清洗水呈流動狀態，將清洗槽之清洗排水分別導入收集槽內，均勻混合並調整 pH 值，以加壓幫浦抽送至預過濾裝置去除不溶解性雜質後，再以逆滲透系統分離為清水透過液與濃縮液。清水透過液可迴流至各清洗槽再使用，而濃縮液則導回收集槽作進一步濃縮。若收集槽之重金屬濃度接近 10,000mg/l，則以小型幫浦抽至鍍槽再用或以電解方式回收重金屬。以逆滲透系統處理傳統式清洗法之電鍍廢水，其處理流程如圖 6.7 所示。

2. 逆流式清洗

為減少廢水產生量，多數電鍍工廠的清洗方式已採用逆流式清洗，即鍍件之清洗由第 1 清洗槽往最末清洗槽移動，而水流由最末清洗槽依序流向第 1 清洗槽，如此，第 1 清洗槽之溶質濃度最高，而最末清洗槽最低。此清洗方式可節省清洗過程之用水量。逆流式清洗廢水與傳統式清洗廢水以逆滲透系統處理之流程非常類似，惟其透過液係直接回補至最末清洗槽作為清洗水，如圖 6.8 所示。

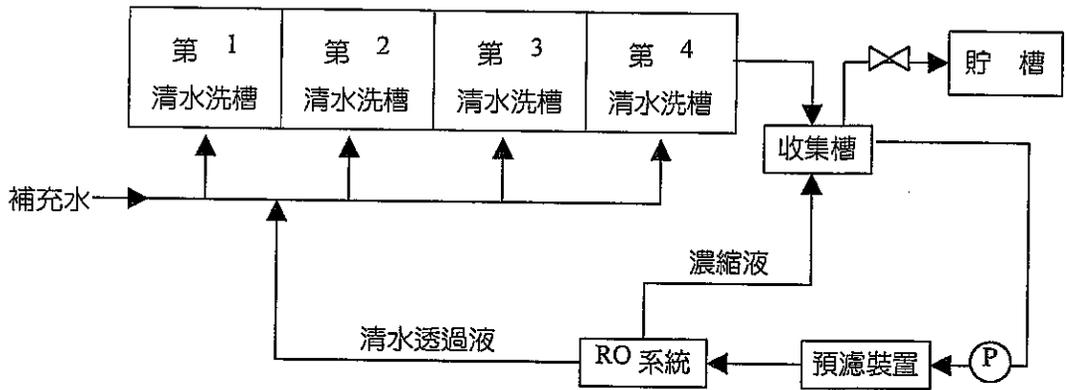


圖 6.7 電鍍廢水以逆滲透系統處理之流程 (傳統式清洗)

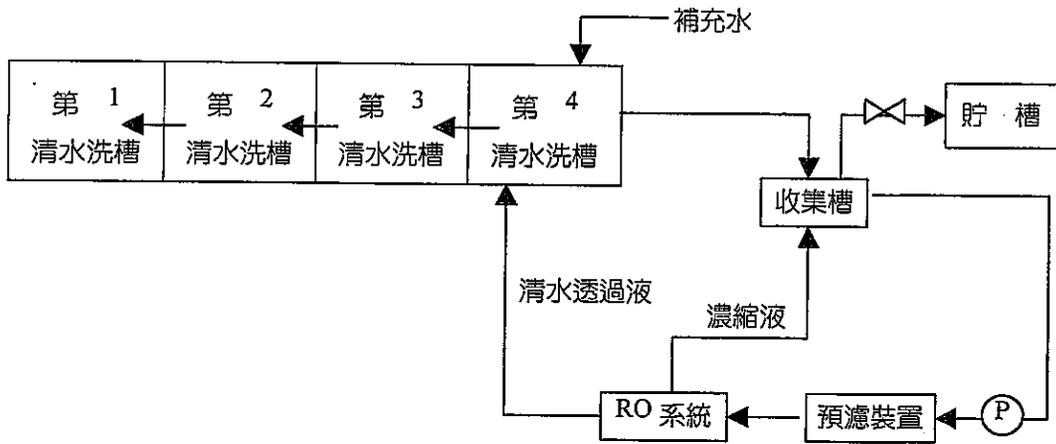


圖 6.8 電鍍廢水以逆滲透系統處理之流程 (逆洗式清洗)

6.3.2 超過濾處理設備回收鍍液

某電鍍廠，鍍件經脫脂等前處理後，進行半光澤鍍及全光澤鍍之二重鍍電鍍，鍍鍍後先浸漬於靜止水洗槽充份回收鍍件上之帶出液，再行水洗，而水洗方式則採二段逆流水洗，以節省水洗用量；第一道靜止水洗槽槽液中之鍍離子

圖 6.3.2 超過濾處理設備回收鍍液

濃度較高可直接回補至鍍鎳槽再用。為充分回收帶出鍍液再使用，並使水洗排水之污染濃度減至最低，於鍍鎳槽後再增設一靜止水洗槽以充分回收鍍件之帶出液，第二靜止水洗槽所回收之鍍液濃度較低，無法完全回補至鍍鎳槽，為使該槽液亦能回收再使用，將該靜止水洗槽所收集之帶出液以超過濾設備處理，經濃縮及純化後，高濃度之濃縮鍍液直接回補至鍍鎳槽再使用，含微量鎳離子之處理水則排放至廢水處理場處理。進行靜止水洗槽槽液之濃縮及純化以回收鍍液，可回收約 80% 的鍍件帶出液，以超過濾設備處理回收鍍液流程如圖 6.9 所示。

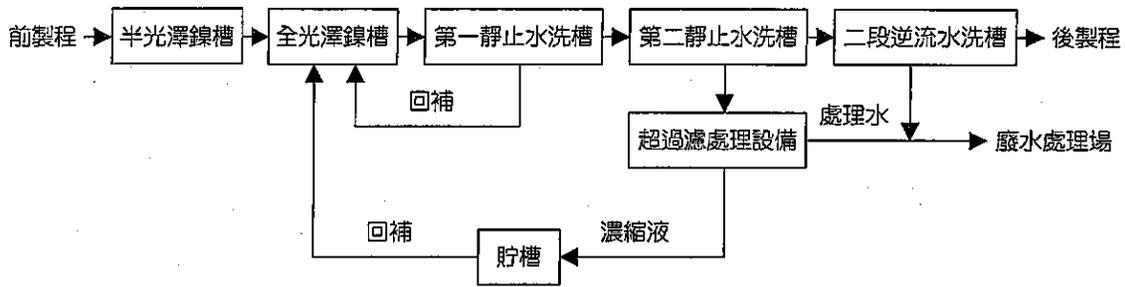


圖 6.9 以逆滲透系統處理回收鎳帶出液流程

該廠裝設超過濾處理回收設備後，鍍鎳槽之鎳鹽原料使用量由 166.7kg/月降至 120kg/月，每月節省約 28% 的鍍鎳原物料，排放廢水中之鎳離子濃度中鎳離子濃度可降低至檢測不出程度。

該廠裝設二套超過濾處理系統，另加其他附屬設備，總初設費用約 14.5 萬元，該設備在正常操作下，經濃縮純化之槽液可回補至鍍鎳槽再使用，每月可節省硫酸鎳使用量 46.7kg，依硫酸鎳價格 68 元/kg 計算，每年可節省硫酸鎳使用費 38,000 元；相對地在廢水處理上，由於廢水中鎳離子濃度的降低，亦可減少 NaOH 添加量 24kg/月及減少污泥量 140kg/月，有關設備投資成本效益評估如表 6.2 所示，設備回收期限約為 2.3 年，若考慮因回收處理使放流水



符合排放標準而免於受罰之效益，則回收期限將更短。

表 6.2 超過濾處理設備回收鎳鍍液之效益評估

項次	項目	單位費用	費用
初設成本	· UF 設備 (2 套)	700,000 元/套	140,000 元
	· 3/4 Hp 泵浦 (1 台)	4,500 元/台	4,500 元
	合計		144,500 元
每年操作 維護費用	· 動力費用(4.5kw · hr/d)	6.6 元/d	2,376 元
	合計		2,376 元
每年投資 費用	· 設備折舊費用	*CRF=0.149	21,530 元
	· 操作維護費用	—	2,376 元
	合計		23,906 元
每年可節 省費用	· 鎳鹽回收費用	46.7kg/月, 68 元/kg	38,107 元
	· 廢水處理場 NaOH 添加量	24kg/月, 8 元/kg	2,304 元
	· 污泥處置(污泥含水率 80%)	140kg/月, 15 元/kg	25,200 元
	合計		65,611 元
每年總淨節省費用：65,611 元 - 23,906 元 = 41,705 元			
回收期限：144,500 元 ÷ (65,611 元/年 - 2,376 元/年) ≈ 2.3 年			

〔註〕 *CRF (設備投資還原因子) = $I(i+i)^n / (1+i)^n - 1$, i (年利率) = 8%, n (設備使用年限) = 10 年。

6.3.3 利用逆滲透處理設備脫脂及回收鎳鍍液

案例 2 廠為一中型規模之金屬扳手電鍍廠，製程以鍍雙重鎳—鉻電鍍為主，該廠製程主要廢水為一般酸鹼廢水（含鎳重金屬廢水）、鉻系廢水及化學研磨用之雙氧水系廢水及高濃度廢液等，其中酸鹼廢水約 48CMD，鉻系廢水約 12CMD，雙氧水系廢水約 20CMD。

為解決廢水污染問題並回收有價資源，除已設置乙套離子交換樹脂用以回收處理製程所排放之含鉻廢水外，採用連續過濾裝置及逆滲透法，用以延長脫脂液使用期限並回收鎳鹽循環再使用，因鍍槽水份蒸發量大，不需再配合其他蒸發濃縮設備，加上鍍鎳槽液之 pH 值為 4~6，適合逆滲透膜之操作，所以直

接從鍍槽後之靜止水洗槽中回收鍍液。該廠在規劃設置逆滲透回處理系統時，確認電鍍製程中之鍍槽蒸發量、鍍液帶出量、靜止水洗槽槽數及最終水洗槽排水之鎳離子濃度等設計參數，以設計出兼具資源回收及污染防治雙重功能的逆滲透回收設備。

由於該廠之金屬扳手鍍件表面含有大量的油脂，經脫脂處理後，脫脂槽液中會溶存大量的油脂及泥渣等雜質，為延長脫脂槽液使用期限，將脫脂槽設置過濾裝置，採用可同時去除槽液上之懸浮油脂及槽底之沉積泥垢的過濾板式過濾機，並經由採樣分析油脂及雜質濃度、顆粒粒徑及特性後，藉由浮油撇除器及過濾板之作用，將脫脂液中的浮油、泥垢等雜質加以去除。實際操作結果，熱脫脂槽液之使用期限由 2 週延長為 7 週，同時減少脫脂廢液排棄量 $4.8\text{m}^3/\text{月}$ 。

同時，該廠於正常作業條件下，製程之鍍鎳槽液中的硫酸鎳平均濃度為 270g/L ，鍍槽之操作溫度 $55\sim 58^\circ\text{C}$ ，槽液表面之水份蒸發量約 20L/hr ，靜止水洗槽之清水補充量為 20L/hr ，而電鍍過程中之平均鎳鍍液帶出量約為 4l/hr ，亦即帶出液經由第一靜止水洗槽與第二靜止水洗槽充分回收後，此二只靜止水洗槽每小時所累積之鎳鹽濃度分別為 $3,000\text{mg/L}$ 與 333mg/L 。為使靜止水洗槽所回收之帶出液能完全有效地回補至鍍槽，該廠設置逆滲透系統，用以純化及濃縮靜止水洗槽中之帶出液，其回收處理流程如圖 6.10 所示。

該廠所設計之逆滲透系統，係依據鍍鎳槽液蒸發量、鍍槽之鎳鹽濃度及鍍液帶出量等操作情況，並配合製程之靜止水洗槽槽數及最終水洗排水所含鎳鹽濃度，選用適當之逆滲透膜組，總薄膜面積為 30.66m^2 ，操作壓力維持在 $400\sim 800\text{psig}$ ，透過水流量為 $12.22\text{L/hr}\cdot\text{m}^2$ 。系統之操作試程係將第一靜止水洗槽溢流出之槽液先收集於貯槽，再以泵將貯槽內之回收液抽送至裝有孔徑 $50\mu\text{m}$ 濾蕊式濾心之過濾器先行過濾，預先去除回收液中所含的雜質，再進行逆滲透處理，以維護薄膜壽命。逆滲透系統由六個薄膜單位所組成，薄膜的使用壽命約為 2 年，適宜之 pH 值操作條件在 $2.5\sim 11.0$ 之間。經由逆滲透系統處理後的過濾液可以直接循環作為第二靜止水洗槽補充清水使用，而濃縮液之鎳鹽濃度達 59g/L ，再經活性碳過濾器去除其中的有機污染物質後回補至鍍槽。該廠裝設逆滲透迄今，不僅每年可回收 $4,500\text{kg}$ 的鎳鹽，成效相當顯示，同時也可以節省 $6,000\text{kg}$ 的污泥處置費用。

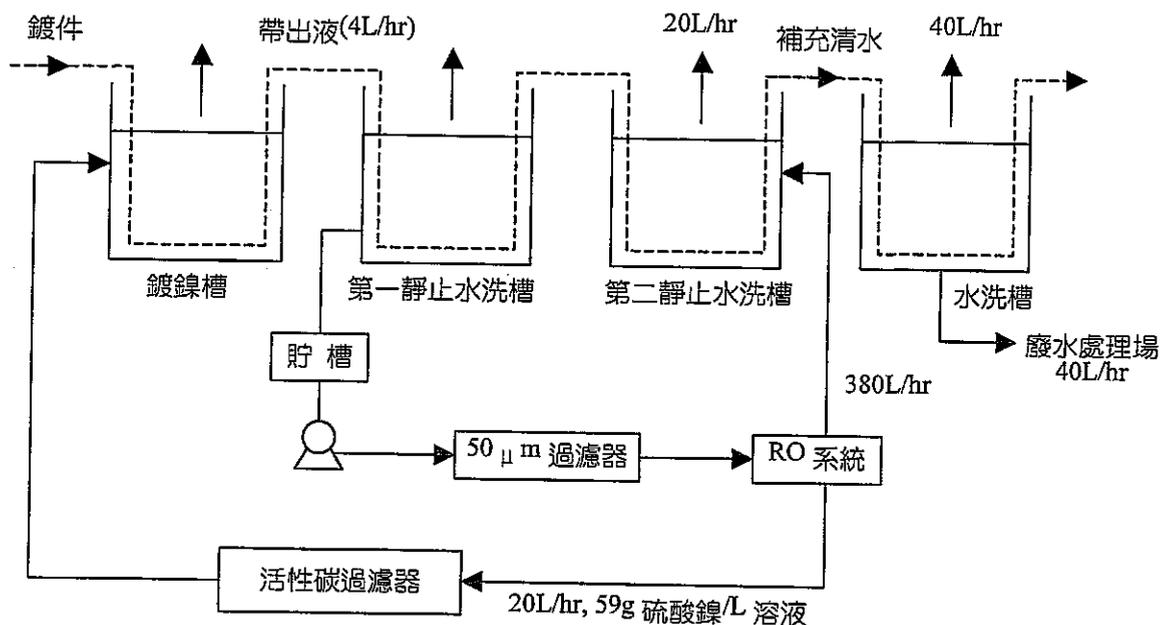


圖 6.10 某工廠鍍鎳帶出液以逆滲透系統處理回收流程

該廠設置之逆滲透回收系統含其他週邊設備總初設成本為 60 萬元，其中逆滲透系統（含高壓離心幫浦及薄膜乙組）耗資 50 萬元，活性炭過濾器 7.5 萬元及管線配置 2.5 萬元。包含設備折舊費及操作維護費用之每年投資費用為 23 萬元。操作維護費用中之設備維護及薄膜更換費用即達 97,500 元，佔年操作維護費用的 70%。裝設後除可循環清水再使用外，每年可回收鎳鹽（硫酸鎳及氯化鎳）264,000 元及節省廢水處理化學藥劑費用 55,000 元、污泥處置費用 90,000 元，總計一年可節省 41 萬元。該逆滲透系統回收期限約為 2.2 年，相關之效益評估如表 6.3 所示。

表 6.3 逆滲透處理設備回收鍍液之效益評估

項次	項目	單位費用	費用
初設成本	· 逆滲透系統 (50 μm 孔徑過濾器、幫浦及薄膜 6 支)	500,000 元/組	500,000 元
	· 活性碳過濾器	75,500 元	75,000 元
	· 管線	25,000 元	25,000 元
	合計		600,000 元
每年操作 維護費用	· 電力費用 (*1.8kw-5,000hr/年)	2.6 元/kw · hr	22,500 元
	· 人力費用	—	20,000 元
	· 維護費用	—	42,500 元
	· 薄膜更換(6 支/2 年)	12,500 元/支	37,500 元
	· 活性碳樹脂	—	17,500 元
合計		140,000 元	
每年投資 費用	· 設備折舊費用	**CRF=0.149	89,400 元
	· 操作維護費用	—	140,000 元
	合計		229,400 元
每年可節 省費用	· NiSO ₄ 回收 (0.75kg/hr)	60 元/kg	38,107 元
	· NiCl ₂ 回收 (0.15kg/hr)	52 元/kg	2,304 元
	· 廢水處理化學藥劑費	—	25,200 元
	· 污泥處置費用	—	
合計		409,000 元	
每年總淨節省費用：409,000 元 - 229,400 元 = 179,600 元			
回收期限：600,000 元 ÷ (409,000 元/年 - 140,000 元/年) = 2.2 年			

〔註〕*評估效益以每年操作 5,000hr 為基準，薄膜面積為 30.66m²

**CRF (設備投資還原因子) = $I(i+i)^n / (1+i)^n - 1$, i (年利率) = 8% , n (設備使用年限) = 10 年

6.4 海水淡化

據估計地球上共有約 1.4×10^{18} 立方公尺的水，其中海水即佔了 97%，剩餘的 3% 淡水中有 70% 是以固態冰的形式集中在南、北極，換言之，河川或湖泊中的淡水只佔地球全部水量的不到百分之一。因此，將海水轉變成淡水一直是人類的夢想，也是科學家研究的目標。



第六章 薄膜處理技術應用案例

海水中鹽的濃度及組成比例請參見表 6.4，鹽水的定義為總溶解固體物 (total dissolved solid, TDS) 為 35,000mg/L 的水，淡水是指水中總溶解固體物低於世界衛生組織(WHO)建議的 500mg/L 飲用水標準。海水淡化商業化的方法包括多段驟沸法 (multi-stage flash, MSF)、多效蒸餾法 (multi-effect distillation, MED)、蒸汽壓縮法 (vapor compression, VC)、電透析法 (electro-dialysis, ED)、逆滲透法 (reverse osmosis, RO) 等方法，未來可能發展的方法包括：迴旋管蒸發法 (orbital tube evaporator, OTE)、液化天然氣法 (liquid natural gas, LNG)、和膜蒸餾法 (membrane distillation, MD)。上述各種方法的原理、特徵請參考表 6.5。

逆滲透程序雖然不是海水淡化法的唯一選擇，但其在能源消耗方面確實相當具有競爭性，而且建廠時間僅 1~2 年比傳統蒸餾法短。以下將介紹逆滲透海水淡化廠的外貌、前處理設備的配置、逆滲透系統的設計以及建廠投資成本和運轉成本的分析。

表 6.4 海水性質及組成分

項目\地域	日本·茅ヶ崎	Canary, Spain	Doha, Kuwait	CA, USA
總溶解固體 TDS(mg/L)	37,400	30,770	45,000	35,500
導電度(μ S/cm)	49,400	35,900	-	-
酸鹼值(pH)	8.2	7.1	7.8	8.0
溫度($^{\circ}$ C)	-	21	30	10
鈉離子 Na^+ (mg/l)	11,300	9,092	14,820	9,125
鎂離子 Mg^{2+} (mg/l)	1,310	1,204	1,580	1,284
鉀離子 K^+ (mg/l)	440	382	530	-
鈣離子 Ca^{2+} (mg/l)	390	501	519	358
銻離子 Sr^{2+} (mg/l)	-	1.5	-	-
鐵離子 Fe^{2+} (mg/l)	0.02	0.11	0.14	0.02
矽 SiO_2 (mg/l)	0.72	30	0.78	0.50
氯離子 Cl^- (mg/l)	19,600	16,773	24,950	19,000
硫酸根 SO_4^{2-} (mg/l)	2,660	2,460	3,290	2,397
碳酸氫 HCO_3^- (mg/l)	-	275	96.8	128
溴離子 Br^- (mg/l)	68	-	-	-
氟離子 F^- (mg/l)	1.4	0.8	-	3.4

表 6.5 各種海水淡化法的原理

方法	產水規模 (M ³ /D)	造水費用 (\$/M ³)	原 理
多段驟沸法	4,000~ 30,000	—	海水先預熱後，經多階段減壓過程使海水蒸發為水蒸氣，再將水蒸汽冷凝為水。
多效蒸餾法	2,000~ 10,000	1.2~1.9	以第一效蒸發室之冷凝熱為第二效蒸發室之熱源，各室之溫度和壓力依次遞減重覆此步驟。
蒸汽壓縮法	20~2,000	—	將海水蒸發產生的蒸汽加壓至更高的溫度和壓力，再引回蒸發室蒸發海水。
電透析法	50~4,000	3.7	以電壓迫使正、負離子在陰、陽離子交換膜交互排列的電解槽中移動而將海水分成濃、淡兩股水流。
逆滲透法	產水規模無 限制	1.2	藉高壓泵浦把海水中的水分子擠壓穿過對離子有排拒作用的逆滲透膜。
迴旋管蒸發法	產水規模與 蒸汽壓縮法 相近	—	利用圓棒繞圓管迴旋而使液膜變薄的原理，將熱傳效率提高的一種蒸汽壓縮法。
液化天然氣法	500	1.1	利用液化天然氣將海水冷凝為冰塊，把冰塊和海水分開後將之融化成淡水。
膜蒸餾法	適合 小規模	1.6~1.9	以透氣不透水的多孔性膜為介質，加溫的海水在膜的一側流動，被蒸發的蒸汽透過膜在另一側被冷凝為水。

6.4.1 海水淡化廠

目前全世界約有 100 個國家設有海水淡化廠，其中以沙烏地阿拉伯的產水總量最高，幾乎佔了全世界總量的三成。科威特、阿拉伯聯合大公國及美國等三個國家的總產水量約略相等，而這三國的總合亦佔了世界總量的三成左右。由於每個國家的環境不同，例如能源價格、技術發展方向等，以至於各國對海水淡化技術會有不同程度的偏好。

沙烏地阿拉伯等產油國家因為能源便宜而且海水淡化廠的建廠時間較早，因此以多段驟沸法居多，但近年來使用逆滲透法淡化海水的比例已急速上升。美國因為在逆滲透膜方面的研究發展較早、技術也領先各國，故海水淡化廠以逆滲透法的比例較高。日本方面因為在 80 年代後期成功的開發出海水淡化用逆滲透膜，因而目前也以逆滲透法海水淡化廠居多。中國大陸自 60 年代起即致力於離子交換膜和電透析設備的研發，因此電透析法較普遍。國內海水淡化案例



包括：台電公司位於屏東核電三廠的海水淡化廠，日產 2,300 噸，該廠採用蒸汽壓縮法，產水主要用於核能發電。另一案例為位於澎湖建造一座日產 2,000 噸的海水淡化廠，產水將供民生自來水之用。

6.4.2 逆滲透技術

逆滲透海水淡化廠的流程大致可分為海水取水口、前處理設備、逆滲透系統及後處理設施等四大部分，設備配置圖請參考圖 6.11 所示。該圖係一座位於 Gran Canaria (Canary Islands) 日產淡水 3,500 噸，佔地 4,500 平方公尺的海水淡化廠，圖上顯示出各種重要設備的相關位置和分配面積。

1. 海水取水口

海水淡化廠的取水視廠址附近地質和海水污染程度可分為深井、淺井、和表層海水三種方式。深井是指先從地表向下鑽一直徑約數米、深度十數米的淺井，然後再向下鑽數個直徑約 15 公分、深度約 10 米的孔 (bore)。如果海水沒有被污染之虞，則可以取離岸邊數百公尺處之表層海水為進水。取水口處安裝數個低揚程、高吐出量之抽水泵浦將海水送至前處理設備。

2. 前處理設備

自取水口引進的海水因為還含有一些可能影響逆滲透系統正常操作的污染物，因此必須先經過必要的前處理過程。圖 6.12 為前處理設備和逆滲透系統的工程流程圖。造成逆滲透系統性能下降的可能因素包括：進水的酸鹼值、溫度和餘氯含量等超出逆滲透膜的使用範圍造成膜的化學損害，顆粒過濾不完全造成模組水流通道的堵塞 (plugging)，另外還有發生在逆滲透膜表面的一些污堵化現象如微生物污堵、有機污堵以及無機結垢等。常用的前處理方法及其作用分述於下：

(1) 殺菌

通常是用價格低廉的次氯酸鈉 (NaOCl ，即俗稱的漂白水) 或亞硫酸氫鈉 (NaHSO_3) 即可有效殺死一般微生物和細菌，但對於藻類微生物則以使用硫酸銅的效果較佳。以紫外燈殺菌亦為可行的方法，該法具有不會產生三鹵甲烷以及不會因脫氯不完全而破壞逆滲透膜之優點，但因價格非常昂貴，大型海水淡化廠很少使用。

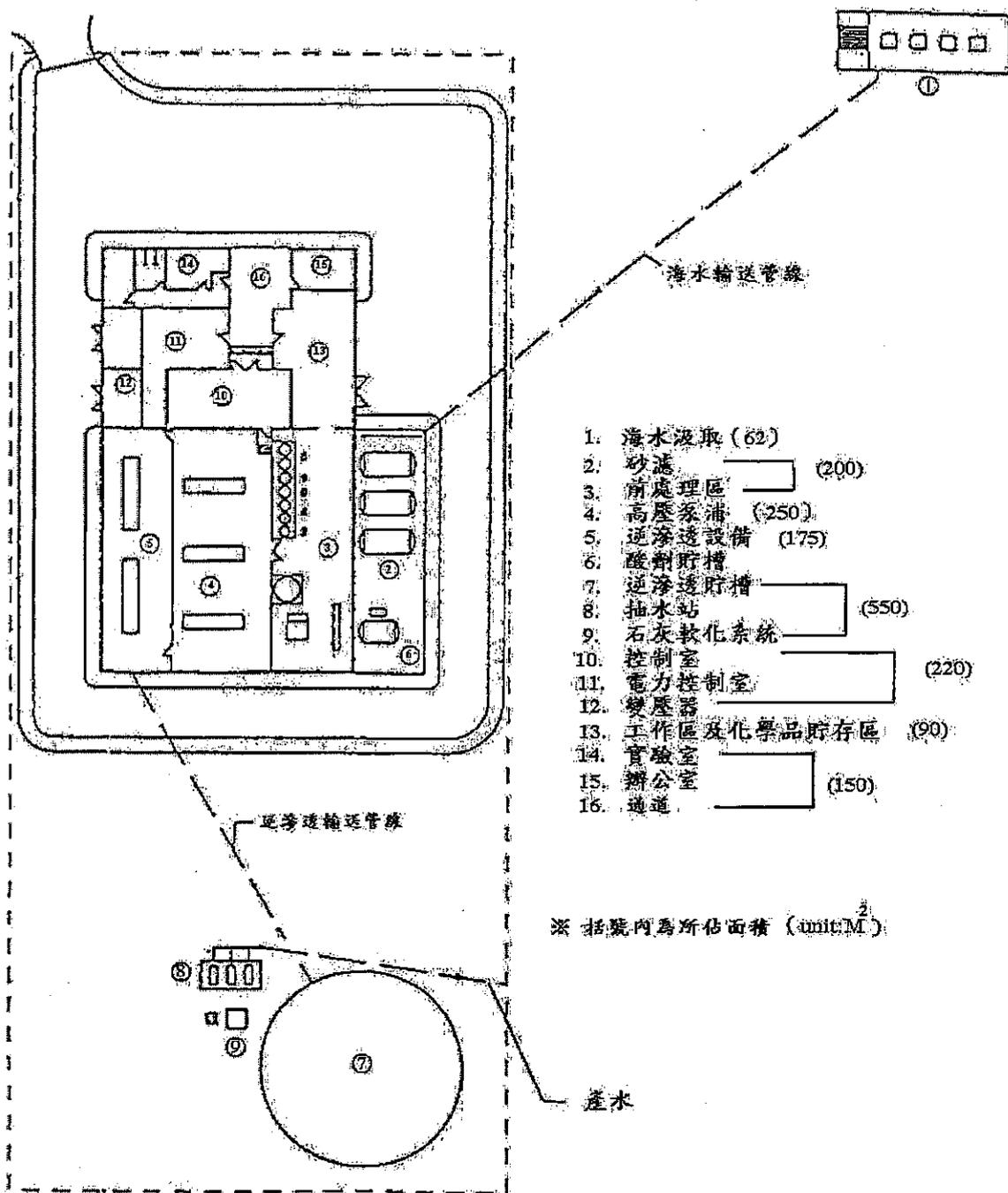


圖 6.11 逆滲透海水淡化廠設備配置圖

海水處理技術應用案例

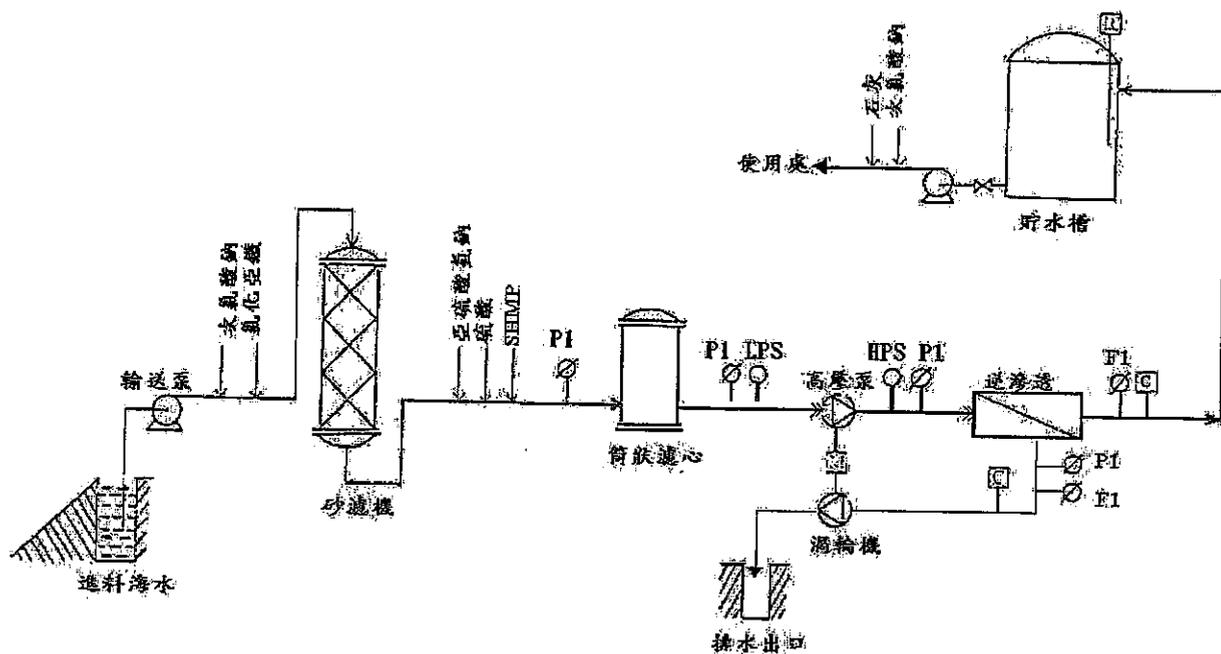


圖 6.12 逆滲透海水淡化廠系統工程流程圖

(2) 凝集

將海水中的膠羽凝集成較大的顆粒以便在砂濾過程能被有效的去除。常用的凝集劑包括聚電解質、聚氯化亞鐵及聚氯化鋁等。

(3) 雙層過濾器

石英砂及無煙煤組成的過濾塔，主要用途為去除顆粒和淤泥。原海水的淤泥密度指數約為 12~20。經此過程 SDI (15min) 可降低至 3 以下。中空纖維式和螺捲式逆滲透模組所允許的最大淤泥密度指數分別為 3 和 5。

(4) 結垢抑制

海水經逆滲透系統處理後之濃縮液濃度常高達 50,000mg/L 以上，為了避免逆滲透膜表面的結垢，對於可能產生的結垢物必須有效加以預防。常用的結垢抑制方法包括加酸（硫酸或鹽酸），六偏磷酸鈉及結垢抑制劑。

加酸的目的是抑制碳酸鈣結垢，因為降低水的 pH 值可以使 LSI 指數趨向於負值，而六偏磷酸鈉對抑制硫酸鈣結垢非常有效。此外亦可選用依特定配方調製的商品化結垢抑制劑，例如 Flocon 100，Goodrich AF1000，Powder Guard RO。對於鈣飽和指數+1 左右的水添加結垢抑制劑之後仍不至於發生結垢的情形。

海水淡化逆滲透系統除了碳酸鈣和硫酸鈣的結垢問題外尚需考慮微量元素如硫酸鋇、硫酸鋇及氟化鈣等微溶性沉澱物。除此之外，矽石、鐵、錳及鋁化合物等均是造成逆滲透膜表面污堵化的可能原因。

(5) 除氯

如表 6.6 所示，市售之逆滲透模組除東洋紡外均為不耐氯的聚醯胺膜材質，因此原水進入逆滲透模組前的除氯是必要的。常用的除氯方法有活性炭吸附法及亞硫酸氫鈉分解法。如果逆滲透模組是採用耐氯的醋酸纖維素膜材質，或者原海水的殺菌不是用次氯酸鈉則可以省掉除氯的步驟。

(6) 筒狀濾心

無論中空纖維式或螺捲式逆滲透模組，其水流通道都非常小，大約只有數百微米。為了預防細小顆粒塞住通道、損傷膜面或損壞高壓泵浦，因此經過層層前處理的海水在進入逆滲透系統之前必須以筒狀濾心做最後一道過濾，故筒狀濾心亦被稱為保全濾心。常用的筒狀濾心為聚丙醯材質、孔徑 5~10 μ 的紡繞式濾心。

3. 逆滲透系統

逆滲透系統的原理非常簡單而流程也很單純，高壓泵浦和逆滲透模組為主要的組件，除此之外還包括壓力、溫度、酸鹼度和水質等量測儀錶以及電磁閥、壓力開關和水位開關等控制儀器。



表 6.6 市售海水淡化用逆滲透模組規格及性能

製造商	東麗	東洋紡	日東電工	杜邦	Film Tec	UOP
商品名	Romembra	Hollosep	-	Permasep	TFC	ROGA
膜編號	PEC-1000	-	-	B-10	FT-30	PA-300
膜材質	聚醯胺	二醋酸纖維素	聚醯胺	芳香聚醯胺	聚醯胺	聚醯胺
模組型號	SP-120	HR8355	NTR70SWCS8	6840TR	SW30HR8040	2021SS
模組型式	螺旋捲	中空纖維	螺旋捲	中空纖維	螺旋捲	螺旋捲
尺寸(D/L,mm)	201/1016	305/1330	201/1016	203/990	201/1016	203/1016
平均脫鹽率(%)	99.7	99.4	99.5	99.0	99.4	99.4
最低脫鹽率(%)	99.5	99.2	-	98.5	99.2	99.2
透水量(M ³ /D)	9	12	19	19	15	15
測試條件						
測試液濃度	35,000	35,000	32,000	30,000	32,000	-
操作壓力(psi)	800	780	800	800	800	800
回收率(%)	10	30	7	30	8	-
操作條件						
最高溫度(°C)	40	40	45	40	45	-
最大壓力(psi)	1000	850	1000	1200	1000	-
最大淤泥指標(SDI)	5	4	4	3	5	-
餘氯(mg/L)	0	0.2~1.0	<0.1	0	<0.1	<0.1
酸鹼值(pH)	2~12	3~8	2~11	4~9	2~11	2~11

(1) 高壓泵浦

一般海水的滲透壓約在 400psi 左右，為了得到合理可接受的透水量，逆滲透系統的操作壓力大都維持在 800~1,000psi。海水淡化廠不同於一般中、小型純水系統僅一套逆滲透機組，而是分成數個英文稱為 Train 的機組，每一套機組配置一台高壓（高揚程）、適當吐水量的泵浦。這是考慮到高壓、高吐水量的泵浦屬於特殊規模，不但成本高而且往後維修零件的補給



曠日費時。目前專為海水淡化而設計的逆滲透高壓泵浦型式可分為正位移式和離心式兩種，例如 Union、Tonkaflo、Goulds 及 PEI 等。正位移泵浦的可靠性及機械效率較高，但這種型式的泵浦不能做節流 (throttle)，必須以改變馬達轉速或旁流 (bypass) 的方式調整流量，而且需加裝穩壓桶 (surge tank) 以保持出水壓力的平穩。

(2) 逆滲透模組

目前市售的逆滲透模組主要供應商有 DuPont、Fluid System (UOP)、Filmtec (Dow)，東麗、東洋紡及日東電工等公司，這些產品的詳細規格及性能參見表 6.6。依逆滲透膜材質及模組分：DuPont 為芳香族聚醯胺，東洋紡是三醋酸纖維素，這兩者均為中空纖維式模組；其餘則為化學結構不相同的聚醯胺類，而且模組型式均為螺捲式。模組的壓力外殼因考慮耐壓性和腐蝕性，均採用強化玻璃纖維材質。

杜邦公司的模組耐壓最高、產水量最高而脫鹽率最低，其設計的概念是以較高壓力提高淡水回收率進而達到降低能源消耗的目的，高壓泵浦因壓力提高而增加的成本由吐水量減少得到補償。東洋紡的模組是唯一採用耐氯的三醋酸纖維素材質，其優點是不需要除氯之前處理過程，而且可以避免微生物在膜面滋生降低膜的性能。東麗的模組脫鹽率最高，這對於以高鹽度海水為水源或提高系統的淡水回收率是有利的，其最大缺點是耐氧化劑性很差，不耐餘氯也不耐水中溶氧。Filmtec 是逆滲透複合膜方面的佼佼者，其產品性能的長期穩定性較佳。

(3) 量測儀錶

量測儀錶主要之目的是便於調整和記錄運轉條件，以便發生異常或性能下降時藉分析數據判斷原因而能適時加以處理。必要的量測儀錶包括耐腐蝕的甘油式壓力計、進水和產水的流量及導電度顯示紀錄器等。紀錄資料愈完整愈有利於故障排除的正確性。例如，逆滲透系統的進、出水口壓力降增加表示模組內的水流通道阻力增加，可能的原因有無機結垢、有機污堵和微生物污堵等三種，但紀錄資料中如顯示僅產水量下降而脫鹽率未改變，則可判定是微生物污堵所引起，此時施以殺菌處理即可復原。

(4) 控制儀器

為了保護逆滲透膜，進水水質例如溫度、酸鹼度、氧化還原電位必須



控制在設定的範圍。為防止高壓泵浦因進水不足而損壞，故需在高壓泵浦的吸入側安裝低壓開關，通常設定在 10~15psi。為保護整個逆滲透系統和模組的安全，故需在高壓泵浦的吐出側安裝高壓開關，通常設定為低於最高使用壓力的 25psi。此外，為避免逆滲透系統停機時產水側壓力造成的背壓損壞逆滲透模組，產水側管線需安裝泵浦停機時能自動開啟的傾洩閥。產水水質和產水儲槽水位的控制亦是必要的。

(5) 能源回收裝置

逆滲透海水淡化廠的總造水費用中能源費用佔了三成左右，為了降低能源的費用，大多數逆滲透機組都有配置能源回收裝置。所謂能源回收裝置是把高壓泵浦和渦輪機的轉軸連接在同一馬達上，排放濃縮液流經反向旋轉的渦輪機，而同時馬達帶動正向旋轉的高壓泵浦以減少其電力消耗；或者是在高壓的排放濃縮液處裝置一個能源回收渦輪機（Energy Recovery Turbine, ERT）。

4. 後處理設施

經過逆滲透系統製得的淡水被儲存在產品儲槽，這些產水在被輸往使用點之前視用途（發電或飲用）之不同需再做適當的後處理，常見的後處理程序有真空脫除二氧化碳氣體、添加蘇打灰調整酸鹼值以及加氯消毒等。

海水淡水廠均位於海岸邊，所處理的又是高腐蝕性的海水，因此整廠管線及元件的材料選擇非常重要。尤其逆滲透系統因為是在高壓操作，對於材料的選擇更為敏感。海水淡化廠內所有流程的控制都集中在控制室，整個流程電路的設計是工程中非常重要的一環。

經濟分析海水淡化廠的設備成本及操作成本受到許多因素的影響，包括經濟面的如利率、通貨膨脹和能源價格，以及技術面的如廠址、海水濃度、產水規模、和能源是否回收等。

多段驟沸法及多效蒸餾法海水淡化廠的設計依能源價格和需求水量的不同，機組產水和儲水規模有一最適組合，設計規模的最適化可以降低總造水費用的百分之十以上。逆滲透海水淡化廠則沒有所謂的最適規模，因為逆滲透程序是採模組式設計，欲增加產水量時僅需擴充逆滲透機組即可，而不需重新設計一套海水淡化廠。在造水費用方面能源價格是主要的控制因素，能源價格大約在 0.04~0.05 美元（相當於每桶原油 10~20 美元）以上時，逆滲透法對其它

蒸餾法的競爭優勢愈強。

在沙漠及海島地區，海水淡化廠已經是相當普遍的公共設施，而且總產水量不斷的增加。一座海水淡化廠的使用壽命通常設計為 15~20 年，建廠投資費用動輒數千萬美元，因此先期的最適化設計及經濟評估是重要而且必要的。國際脫鹽協會及各大系統工程公司均有電腦軟體可供事前規劃及評估。表 6.7 列出了不同產水規模逆滲透海水淡化廠的設備及運轉成本，其中包括以電腦程式計算、研究估計和實際測得的結果。由表中可看出每一噸水的總造水費用大約在 0.9~1.2 美元之間，其中固定費用（利息及折舊等）和能源費用共佔總造水費用的約七到八成，而逆滲透模組僅佔一成左右，其餘則為化學藥品費和操作維護費。由於逆滲透膜及模組製造技術的進步，根據海水淡化廠的實際運轉經驗顯示，逆滲透模組的壽命長達 3~5 年，因此模組的更換費用佔總造水費的比例已經非常的低。

圖 6.13 係依據杜邦公司之逆滲透模組性能，計算出海水淡化廠的建廠成本隨海水淡化廠產水規模而改變的情形，由該圖可看出每日產水量千噸級和萬噸級的逆滲透海水淡化廠，其建廠投資成本分別約為 $\$1,000/\text{m}^3/\text{D}$ 和 $\$800/\text{m}^3/\text{D}$ 。雖說逆滲透程序沒有相的變化因此較蒸餾法省能源，但逆滲透海水淡化廠的造水費用仍深受能源價格的影響，此可由圖 6.14 造水成本和能源價格的關係得到證明。表 6.8 列出了幾個目前運轉中的海水淡化廠之詳細資料，包括工程建造者、逆滲透模組廠牌、以及一些操作數據和所需的造水費用。從該表可看出逆滲透海水淡化法每噸淡水的能源消耗約為 5.5~6.5 呎小時。

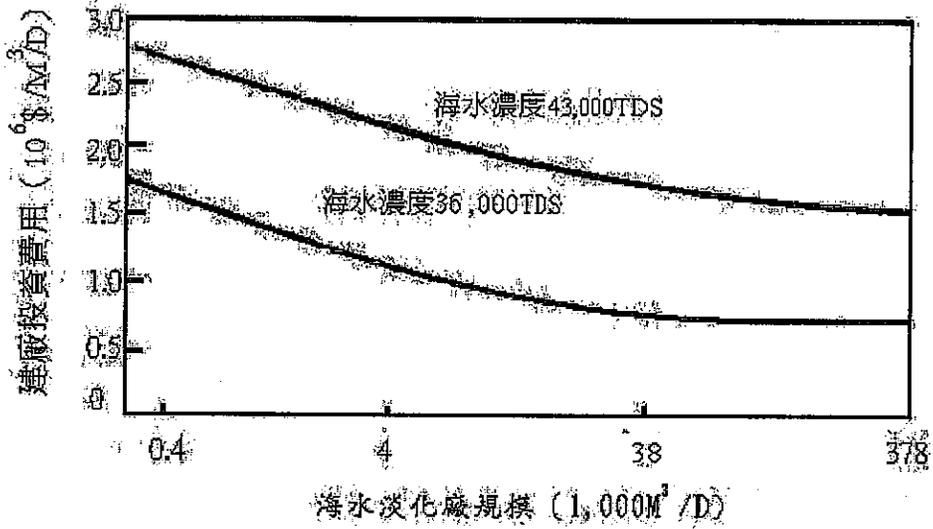


圖 6.13 逆滲透海水淡化廠建廠成本和規模關係圖

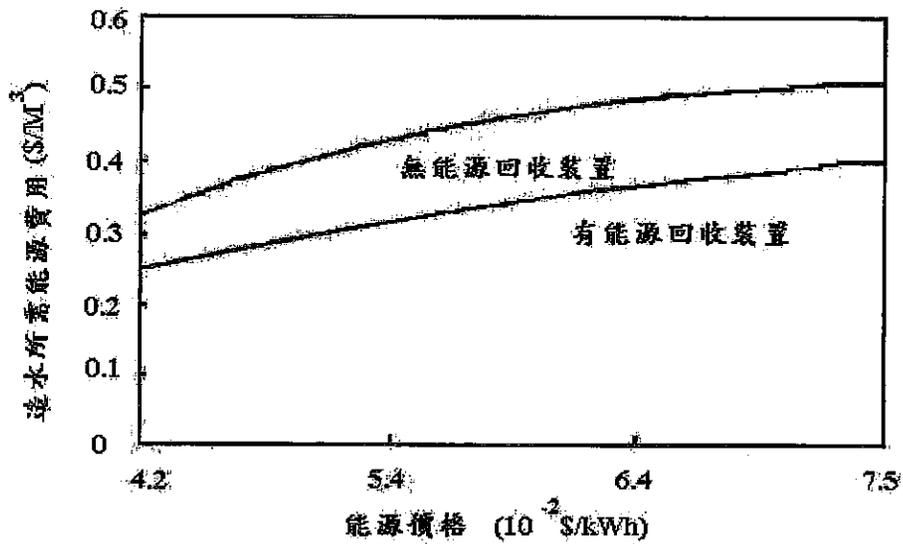


圖 6.14 逆滲透海水淡化廠造水所需能源費用和能源價格關係圖

表 6.7 逆滲透海水淡化廠實例說明

海水淡化廠	Jeddah 1	Malta	INALSA I	ERCROS	PSA	COPAP
廠址	Jeddah Saudi	Ghar Lapsi Malta	Arrecife Spain	Lanzarote Spain	Glen Rocky Gibraltar	Gaviota, CA USA
設計建造者	三菱重工	Polymetrics	Babcock-Wilcox Espana	Degremont-Spain	Weir Westgarth	Hydranautics
啟用日期	1989, 5	1983, 2	-	1987, 2	1987, 4	1987, 12
機組數(Train)	10	10	2	3	5	3
逆滲透模組廠牌	東洋紡	Du Pont	FilmTec	FilmTec	FilmTec	日東電工
產水量(M ³ /D)	56,800	18,600	5,000	3,000	1,680	1,550
原水濃度(mg/L)	43,000	36,500	37,500	38,000	36,500	34,000
產水濃度(mg/L)	145	380	-	330	420	450
操作壓力(psi)	800	1,000	1,000	1,000	940	980
回收率(%)	35	35	45	45	30	35
電力消耗(kWh/M ³)	8.35	6.3	5.4	5.8~6.0	5.2	-
造水費用(US\$/M ³)	1.08	1.08	-	-	1.53	-

表 6.8 逆滲透海水淡化廠設備費用及操作費用預估

估計方法	電腦程式	電腦程式	研究評估	研究評估	研究評估	實際值校正	實際值校正	實際值校正
評估廠址	Atlantic	Atlantic	Israel	Israel		Malta	Palmas	Jeddah
電費基準(\$/kWh)	0.07	0.07	0.06	0.06	0.05	0.05	0.05	0.05
產水規模(M ³ /D)	378.5	37,850	20,000	200,000	27,276	15,000	36,000	56,800
設備成本 (1,000\$)								
直接設備費	750.0	34,600	22,150	175,700	32,300	12,357	55,000	44,239
間接設備費	93.5	15,100	2,800	11,500	12,800	2,101	25,850	20,792
總投資費用	843.5	49,700	24,950	187,000	45,100	14,458	80,850	65,031

國家圖書館藏書

表 6.8 逆滲透海水淡化廠設備費用及操作費用預估 (續)

估計方法	電腦程式	電腦程式	研究評估	研究評估	研究評估	實際值校正	實際值校正	實際值校正
造水成本 (\$/M ³)								
固定費用	0.79	0.37	0.34	0.25	0.63	0.34	0.65	0.40
電能費用	0.54	0.37	0.33	0.27	0.30	0.30	0.29	0.41
模組更換	0.20	0.15	0.11	0.10	0.27	0.10	0.12	0.09
化學藥品	0.09	0.07	0.05	0.04	0.02	0.01	0.05	0.02
操作維護費	0.36	0.13	0.14	0.07	0.21	0.20	0.08	0.09
總造水費用	1.98	1.09	0.97	0.73	1.43	0.95	1.19	1.01
電能消耗 (kWh/M ³)	7.71	5.29	5.40	4.80	6.00	6.00	5.80	8.20

6.5 半導體工業純水製造

超大型積體電路之發展，除致力追求密集化與小型化，所要求線距也日益縮小；同時，持續研究相關製程技術，並對週邊技術也不斷改良精進，其密集度對應品質之要求亦日趨嚴苛。半導體製造業中所謂的週邊技術，即指廠務公用設施提供給半導體製造過程中，各項製程用之各類流體，包括純水、純化氣體、液態化學品（清洗用及光阻用）、超純水製造系統及其他相關配合措施。超純水製造技術與品質，對半導體製造業去除原物料及製程提供率良，是相當重要的。

6.5.1 水質規範

一般而言，純水是指每噸水中的不純物含量在 1 公克以下的水，亦即總溶解固體小於 1mg/L，但工業用純水的要求通常為導電度低於 5~20 μ S/cm（約相當於 TDS 3~13mg/L）。目前純水的製造方法有逆滲透、混床及蒸餾等三種，其中蒸餾法的設備費用和操作費用（電費）遠高於前二者，因此除了對細菌和發熱源（pyrogen）較注重的製藥業外，其餘產業很少使用。

超純水通常是指電阻值在 10M Ω .cm (10 \times 10⁶ Ω .cm) 以上的純水，目前除了陰、陽離子交換樹脂充填的混床法之外，逆滲透法或蒸餾法均無法達到超純

水的程度。混床內的離子交換樹脂吸著一定量的離子後即達飽和狀態，必須以酸和鹼分別再生才能繼續採水。為了增加混床每個週期的採水量，在混床之前通常會先以陽離子樹脂床、脫氣塔和陰離子樹脂床先進行前處理，這種組合方式即所謂的三床四塔（3B4T）。近年來由於逆滲透技術的迅速發展使得其經濟性大幅提升，因此較新的設計方法係以逆滲透法為前處理先製得純水，然後再經混床法精煉成超純水。

半導體業界對線距及水質之規格要求如表 6.9 得知水質之要求後，再討論原水中各類雜質之去除方式；由於去除方式各有不同，而處理每一類雜質之設備效率也有所差異，甚至會有負面效果產生；下一節將介紹常用之模組及其功能。

表 6.9 半導體業 DRAM 之要求線距及水質規格

密集度(integration grade)	DRAM	1M	4M	16M	64M	256M
設計參數(design rule parameters)*	μm	0.8~1.2	0.3~0.8	0.25~0.5	0.18~0.3	~0.18
成分名稱/組成	單位	超純水水質				
水阻值(resistivity, at 25°C)	Mohm.cm	>18	>18.1	>18.1	>18.2	>18.2
微粒子粒徑(particle size)	μm	0.1	0.08	0.05	0.5	0.5
微粒子數目(particle No.)	pcs/mL	<10	<10	<10	<1	<0.1
細菌(live bacteria)	CFU/L	<10	<5	<3	<1	<1
總有機碳含量(TOC)	ppb	<30	<10	<5	<3	<1
總矽量(total silica, SiO ₂)	ppb	<10	<5	<3	<1	<0.1
溶氧量(dissolved oxygen, O ₂)	ppb	<50	<20	<10	<5	<1
鈉離子(Sodium ion, Na ⁺)	ppb	<0.5	<0.1	<0.05	<0.01	<0.005
鉀離子(Potassium ion, K ⁺)	ppb	<0.5	<0.1	<0.05	<0.01	<0.005
氯離子(Chloride, Cl ⁻)	ppb	<0.5	<0.1	<0.05	<0.01	<0.01

* 為降低生產成本，設計參數隨各不同之製程技術及演進會一直縮小，故上述僅供參考之用。

6.5.2 超純水淨化系統

一供應系統之整合主要在製造——合乎製程需求品質之最適經濟效益組合，系統之設計雖然各家不同，但其淨化原理是不變的，各淨化模組對水中主要雜質之功能示意圖如圖 6.15 所示。典型之水淨化如圖 6.16 所示，圖中說明各淨化模組對去除水中主要雜質之功能，及各種設備去除雜質之效能。典型水淨化系統主要分為五大部分，包括：前處理 (pretreatment)、初級處理 (makeup)、儲存與分配 (storage & distribution)、純化與精練循環 (purifying & polishing loop)、管路材質與設計 (piping material & design)，總結上述，將常用之模組篩選出，依其去除之功能效率整理如表 6.10。

1. 前處理：前處理設備皆置於其它淨化模組之前，先添加適當之化學藥劑，經由大型、低速之深度型過濾器 (depth filter)，如：砂過濾器、多層過濾器 (multimedia filter, MMF)；再經孔徑 $10\ \mu\text{m}$ 以下之濾心過濾，進行粗級粒子 (coarse particle)、懸浮粒子和膠體粒子之去除，以利後續流程之進行。
2. 初級處理：結合 RO 膜、脫氣塔及波長 254nm 之紫外線殺菌燈，用以除去大部分可溶離子、有機物、溶解之二氧化碳、氧及細菌。
3. 儲存與分配：用強化玻璃纖維樹脂作成之大型儲存桶，當作初級處理至純化循環迴路間之緩衝用桶及精練循環迴路之緩衝用桶。
4. 純化與精練循環：結合再生型雙重 (two stage) 離子交換樹脂塔，再經濾心過濾少數破裂流失之樹脂、波長 185nm 之紫外線有機物裂解燈來分解有機物並含 254nm 之紫外線再作一次殺菌、再經不再生型離子交換樹脂塔使水阻值達 $18.1\ \text{Mohm-cm}$ 以上，最後以超過濾膜或 $0.1\ \mu\text{m}$ 以下之濾心除去死菌及其餘之微粒子，而得符合半導體級 (semiconductor grade) 之純水，輸送至製程使用，剩餘之水再隨回水管路回精練循環迴路之緩衝用桶。
5. 管路材質與設計：前段為 PVC 管，但從精練循環迴路之緩衝用桶之後全部為 PVDF 管；而其供應至製程之管路設計亦全為雙迴路 (double piping loop) 系統以維持良好水質。

以下介紹某設計公司所設計之純水製造流程，如表 6.11 所示，以提供讀者了解隨 IC 等級之增進，純水模組加以組合之演變情形，而得最適之超純水製造系統。

表 6.10 純水系統各模組去除功能效率表

不純物種類 去除設備	凝膠質	懸浮固體	微粒子	電解質 (離子)	微生物 (細菌)	TOC	CO ₂	O ₂
前處理	好	好	-	-	-	-	-	-
初級過濾器	-	優	好	-	-	-	-	-
RO 膜	優	優	優	好	優	好	-	-
脫氣塔	-	-	-	-	-	-	好	優
離子交換塔	-	(-)	(-)	優	(-)	(-)	-	-
1~5 μm 過濾器	-	優	好	-	-	-	-	-
254nm U.V.燈	-	-	-	-	優	-	-	-
185nm U.V.燈	-	-	-	-	-	優	-	-
臭氧殺菌器	-	-	-	-	優	優	-	(-)
0.1 μm 過濾器	-	優	優	-	好	-	-	-
UF 膜	優	優	優	-	優	-	-	-

(-) : 反效果 (negative effect)

水的純化處理

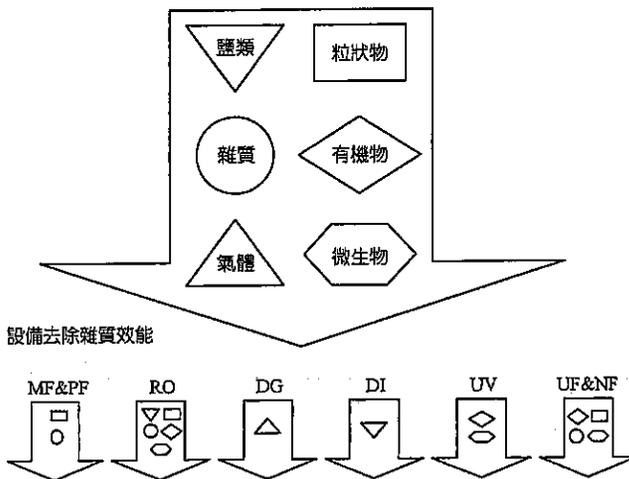


圖 6.15 各淨化模組對水中主要雜質之功能



表 6.11 某家工程公司所設計超純水製造流程 (範例)

設備項目	動態隨機記憶體 (DRAM) 規格流程			
	256K	1M	4/16M	64M
前處理 (pretreatment)	●	●	●	●
逆滲透膜-I (reverse osmosis, RO-I)	●	●	●	●
初級處理水緩衝用桶 (permeate tank)	●	●	●	●
真空脫氣塔 (vacuum degasifier)	●	●	●	●
254nm 紫外線殺菌燈 (254nm U.V. lamp)	●	●	●	●
內部再生型離子交換樹脂塔 (ion exch. in-site regeneration)	●	-	-	-
外部再生型離子交換樹脂塔 (ion exch. External regeneration)	-	●	●	●
逆滲透膜-ii (reverse osmosis, ro-ii)	-	-	-	●
精練循環迴路之緩衝用桶 (polishing tank)	-	-	●	●
185nm 紫外線總有機碳裂解燈 (185nm U.V. lamp)	-	-	●	●
不再生型離子交換樹脂塔 (ion exch. not regeneration)	-	-	●	●
0.1 μm 過濾器 (0.1 μm filter)	●	-		
超過濾膜 (ultra-filtration, UF)		●	●	●
使用點 (point of use)	●	●	●	●
回收系統 (reclaim system)	●	●	●	●

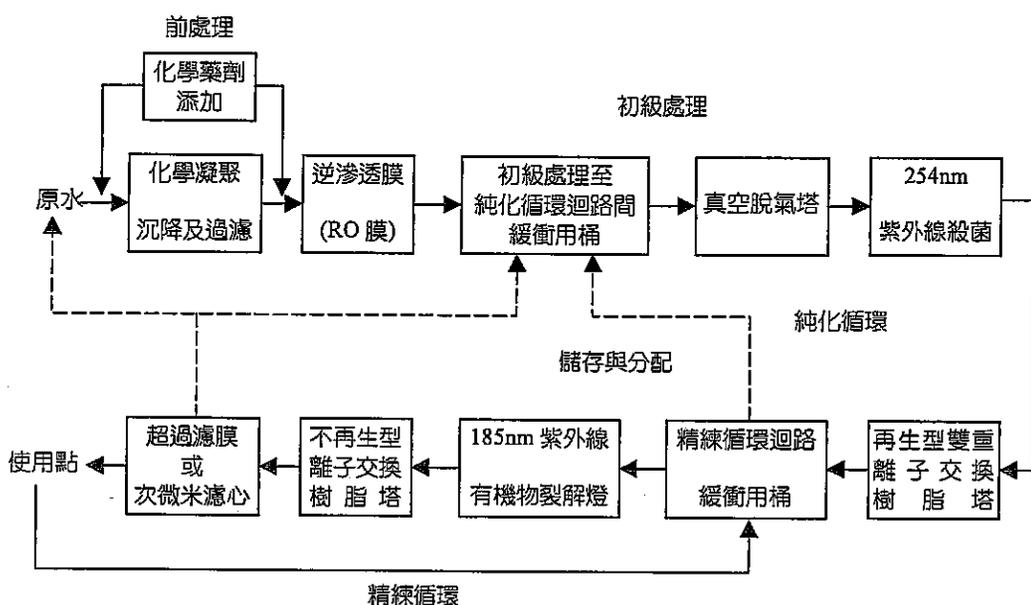


圖 6.16 典型之水淨化系統

6.5.3 純水成本分析

為了讓純水設備的使用業者對純水的操作成本有所瞭解並做比較，茲以每小時產水 1,000 公升的四種純水系統為例，分析其各項操作費用及所佔比重。表 6.12 為四種純水系統的配備、規格一覽表。

表 6.12 純水設備內容、規格

純水設備型式	設備內容及規模
手動型混床	進水加壓抽汲機 (1 HP)、活性碳過濾器 (100L)、離子交換樹脂塔 (90/60 L)
自動型混床	進水加壓抽汲機 (1 HP)、活性碳過濾器 (100L)、離子交換樹脂塔 (90/60 L)、自動操作控制盤
軟心型逆滲透	進水加壓抽汲機 (1 HP)、定量加劑抽汲機 (4W)、逆滲透系統 (3HP)
加劑型逆滲透	進水加壓抽汲機 (1 HP)、活性碳過濾器 (100L)、軟水器 (100L)、逆滲透系統 (3 HP)

以新竹地區之自來水為純水設備之進水進行經濟性分析，水質的分析資料如下：

- 總溶解固體：200mg/L (導電度約為 300 μ S/cm)
- 總硬度：150mg/L (as CaCO₃)
- 鹼度：100mg/L (as CaCO₃)
- pH 值：7.6
- 殘餘氯：0.5mg/L

純水設備之操作費用以及各項濾材和化學劑的成本計算基準如下：

- | | |
|--------------------|--------------------|
| 每日運轉時數：10 小時 | 鹽酸：NT\$6/公斤 |
| 每年工作日數：300 天 | 液鹼：NT\$6/公斤 |
| 設備折舊攤提：10 年 | 工業鹽：NT\$10/公斤 |
| 年利率：8% | 抗結垢劑：NT\$320/公斤 |
| 水費：NT\$12/度(噸) | 活性碳粒：NT\$50/公斤 |
| 電費：NT\$2.50/度(貳小時) | 離子交換樹脂：NT\$120/公斤 |
| 人工費：NT\$2,000/天 | 預濾心：NT\$300/支 |
| 廢水處理費：NT\$10/噸 | 逆滲透模組：NT\$20,000/支 |

純水系統的操作成本分為固定費用、操作費用、濾材費用及化學劑費用等四大項，計算之結果如表 6.13 所示。

根據表 6.13 可以看出混床式純水設備的主要操作成本來自化學品，即鹽酸和液鹼，其中手動型混床因為人工費用很高，使得其造水成本達自動型混床的兩倍以上。逆滲透純水系統的水費計算基準是以 60% 的純水回收率來計算，表中的水費有兩個數據，前者為系統的排水被利用於其他用途之數據，而後者為排水直接排放之數據。假設逆滲透系統的排水再使用，則無論加劑型或軟化型逆滲透系統的純水成本均低於自動型混床。如果排水不再使用而直接排放，則軟化型逆滲透系統的純水成本 (NT\$75/噸) 與自動型混床 (NT\$76/噸) 差不多，但均高於加劑型的逆滲透系統 (NT\$69/噸)。

表 6.13 純水設備的造水成本分析

(單位：新台幣/年)

純水設備型式	手動型混床	自動型混床	加劑/逆滲透	軟化/逆滲透
設備投資費	250,000	350,000	300,000	350,000
固定費用	45,000	63,000	54,000	63,000
利息	20,000	28,000	24,000	29,000
折舊攤提	25,000	35,000	30,000	35,000
操作費用	355,300	79,300	79,600/105,600	79,600/108,600
水費	45,000	45,000	36,000/62,000	36,000/65,000
電費	2,800	2,800	19,600	19,600
人工費用	300,000	24,000	24,000	24,000
廢水處理費用	7,500	7,500	-	-
濾材更換費用	8,800	8,800	28,600	30,200
活性碳	5,000	5,000	5,000	5,000
離子交換樹脂	3,800	3,800	-	1,600
預濾筒	-	-	3,600	3,600
逆滲透膜管	-	-	20,000	20,000
化學品費用	77,000	77,000	19,200	22,500
鹽酸	36,700	36,700	-	-
液鹼	40,300	40,300	-	-
氯化鈉	-	-	-	22,500
抗結垢劑	-	-	19,200	-
合 計	486,100	228,100	181,300/207,400	195,300/224,300
每噸純水成本	162	76	61/69	65/75

6.5.4 超純水成本分析

目前工業上利用離子交換樹脂法、逆滲透/離子交換樹脂法製造超純水，其超純水電阻值可達到將近 $18\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ ，利用雙程逆滲透法只能達到 $2\sim 4\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ 的程度，但是因為其工程中未使用離子交換樹脂（樹脂的材質本身會有少量的有機物釋放出來），因此所製得的超純水中之有機物（TOC）含量極低，這對於製藥、醫療及其他對有機物比較顧慮的用水是有利的。第一種方法是比較傳統的工程，該法完全利用離子交換樹脂的技術，第二種方法是近年來較普遍被使用的工程，先以逆滲透法去除原水中 97% 以上的離子，然後再以混床將純水處理成超純水。

超純水三種製造方法的操作成本分析，其所採用的計算基準如下：

1. 原水的水質分析

總溶解固體：160mg/L（約相當於導電度 $240\ \mu\text{S}/\text{cm}$ ）

總硬度：63.6mg/L（as CaCO_3 ）

鹼度：55.5mg/L（as CaCO_3 ）

pH 值：7.6

2. 超純水產量：1MGD (1,000,000gal/d=150 ton/hr)

3. 電費：US\$0.05/瓩小時

苛性鈉：US\$0.16/磅

硫酸：US\$0.038/磅

抗垢劑：US\$1.45/磅

根據以上的計算基準，上述三種超純水製造方法的成本分析結果如表 6.15 所示。由表中的數據可以看出，逆滲透/混床法的超純水成本最低 (US\$2.57/1,000 gal/d)，雙程逆滲透法 (US\$3.00/1,000 gal/d) 和完全離子交換法 (US\$2.10/1,000 gal/d) 則差距不大。由於這個分析案例的產水規模遠大於前節所分析的純水系統，而且未把原水的成本計算在內，因此出現超純水的製造成本反而低於純水製成本的情形，讀者需特別注意此點差異處。

表 6.14 超純水設備造水成本分析

(unit : US\$/1,000 gal)

超純水設備型式	離子交換樹脂法	逆滲透 / 離子交換法	雙程逆滲透法
設備投資費	1,700,000	1,300,000	1,900,000
能源費用	0.07	0.27/0.03	0.45
化學品費用	0.46	0.05/0.03	0.06
樹脂費用	0.2	0.06/0.27	0.44
勞力費用	0.32	0.21	0.24
維護費用	0.29	0.23	0.25
操作費用	1.46	1.17	1.27
稅 / 保險費用	0.30	0.25	0.29
費用總和	3.10	2.57	3.00



第七章 薄膜分離技術未來發展趨勢

薄膜分離是一種新興的分離程序，由於具有高效率、省能源、設備緊密、操作簡單及擴充容易等優點，近年已逐漸用於傳統程序無法達到的高度精密分離程序，因此已廣泛應用於海水淡化、工業超純水製造、食品、醫療、資源回收再利用等領域，並成為本世紀重要之綠色處理技術之一。由薄膜分離技術發展歷史中，可明顯發現在實際應用層面上，高分子薄膜佔有相當高之比重，且成功的應用於各領域，對於此類薄膜未來發展趨勢將是由材質的研發為主，開發出更具耐酸、鹼、更具抗氯性及抗阻塞結垢等膜質材料。但是因高分子薄膜有其先天上的限制因子，如不耐高溫高壓，故在某些工業製程中應用性相對減低；為克服上述高分子膜應用限制，近來對無機膜（如陶瓷膜）之研發亦有相當長足的進展，因此開發無機膜，未來將是薄膜分離技術主要發展重點之一。

另外，由於溫室效應的影響，使得全球各地之氣溫節節升高，如此將使得生態環境遭受鉅變，而造成溫室效應之起因即是二氧化碳及甲烷；目前薄膜分離技術已成功的應用於氣體分離作業，不僅可從製程中分離氮氣、氧氣及氫氣等，同時亦有可分離二氧化碳等溫室氣體之薄膜已被研發，此類之薄膜技術的加速開發，亦是未來之一大課題。此外，薄膜分離技術經許多專家學者及薄膜製造商不斷研究開發，已經有相當多種類之薄膜型式，如生物膜等，此等薄膜已有效的應用於高有機負荷廢水之處理，並於國外大量的應用於食品業、化工業、油脂類等高污染負荷行業。

因薄膜之種類相當多且應用層面亦相當廣泛，無法一一詳細論述，因此，本章節撰寫方向乃著重於對環境保護較有成效之薄膜處理技術，如無機分離膜、氣體分離膜及生物膜等膜種。

7.1 無機膜之簡介

7.1.1 無機分離膜的分類、構造與特性

1. 無機膜的分類

自 1980 年代以來，由於材料科技日新月異，提高了無機膜製備的技術與



能力，並由於無機膜耐高溫高壓的特性，可應用於各種工業化的研究與開發，因此包括美國、法國、日本等先進國家莫不積極投入無機膜的研究開發。

與有機膜不同的是，無機膜的主要構成材料為金屬或金屬氧化物（陶瓷）等無機材料，其優點是可耐高溫（1,000°C 以上）、抗化學性良好，缺點則是製造、加工過程困難，價格較高，因此其商業用途仍亟待積極研究開發。

由圖 7.1 的分類顯示，從分離機制來看，無機膜可分為兩大類，其一為多孔無機膜（porous membrane），其二為緻密無機膜（dense membrane）。多孔無機膜的分離機制，主要是利用孔洞大小分離各種物質，例如水與固體顆粒的分離等，這一類無機膜的材質，主要有陶瓷（氧化鋁、氧化矽等）、金屬（不銹鋼）、碳與沸石。緻密無機膜的分離機制，則是利用膜本身對氣體分子的吸收與擴散性能來分離各種氣體分子，例如氫氣與氧氣的分離等，這一類無機膜的材質，主要有陶瓷（Perovskite, Yttria Stabilized Zirconia 等）與金屬（鈦、鉍等）。緻密陶瓷膜主要用於分離氧氣；緻密金屬膜則用於分離氫氣。

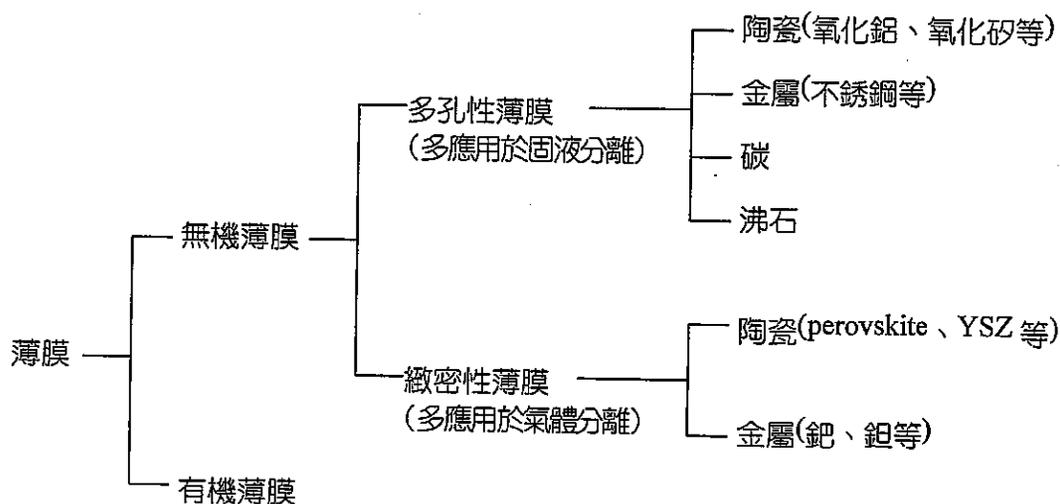


圖 7.1 無機薄膜的分類

2. 無機膜的構造

就無機膜的構造而言，可大略分為支撐式無機膜 (supported membrane) 與非支撐式無機膜 (unsupported membrane)，前者屬於多層式複合組成結構，後者則為單一物質的均勻組成結構。圖 7.2 所示為非支撐式無機膜與支撐式無機膜之構造的示意圖，非支撐式無機膜係由單一材質所構成，其孔洞大小亦是均一的，通常其厚度約為 1mm，以提供足夠的機械強度。由於非支撐式無機膜的孔洞較大 (約為 $1\sim 15\ \mu\text{m}$)，因此較適用於固液分離或大分子物質的分離。以非支撐式無機膜為底材，在其表面塗覆孔洞更小的分離膜，即形成支撐式無機膜。如圖 7.3 所示，底材表面所塗覆的分離膜，可以多層方式塗覆，而將孔洞縮小至 3nm 以下，以進入氣體分離的應用範疇。

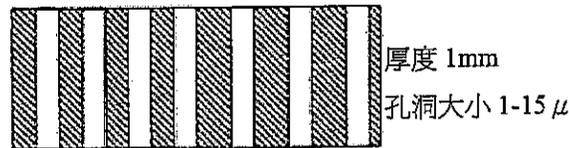
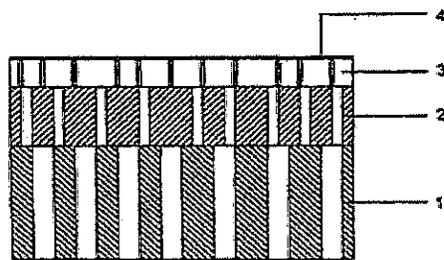


圖 7.2 非支撐式無機膜構造示意圖



1. 多孔性底材 (孔洞大小 $1\sim 15\ \mu\text{m}$)
2. 中間層 (孔洞大小 $100\sim 1500\text{nm}$)
3. 最上層 (孔洞大小 $3\sim 100\text{nm}$)
4. 分離層 (孔洞大小 $< 3\text{nm}$ 或緻密層)

圖 7.3 支撐式無機膜構造示意圖

在緻密金屬膜的構造方面，與支撐式無機膜的構造類似，亦即多孔的底材表面，塗覆一層緻密的金屬膜（如鈦），而形成支撐式金屬膜，其構造示意圖，如圖 7.4 所示。就結構的觀點而言，支撐式無機膜是最主要的無機膜形式，通常包括一個大孔洞的底材，其孔洞大小約為 $1\sim 10\mu\text{m}$ ，厚度為 1mm 左右，以提供足夠的機械強度。在底材表面直接鋪上一層緻密的金屬膜，其厚度為 $1\sim 20\mu\text{m}$ ，以分離氣體（如氫氣）。相對於非支撐式金屬膜而言，支撐式金屬膜的最大優點是膜的厚度很小，因此可大幅提升被分離氣體的滲透量，這也是支撐式金屬膜日益受到重視的主要原因。若多孔底材表面塗覆一層緻密的陶瓷膜（如 YSZ 等），即形成支撐式陶瓷膜，其優點與支撐式金屬膜相同，目前該類無機膜以分離氧分子為主要應用對象。圖 7.5 為無機薄膜管件及模組示意圖。

3. 無機膜的特性

無機膜具有耐酸鹼、耐高溫及耐逆沖（見下節清洗的部分）等優良性質，因此適合許多不同之應用狀況，較有機膜有利甚多。值得注意的是在探討無機膜操作條件時，組裝之材料往往沒有膜本身的化學安全性強，以致成為操作之限制條件。無機膜應用上之一些缺點或限制當然也無可避免，茲分述於下，做為日後改進之參考。

- (1) 脆是無機膜之最大缺點（金屬膜例外），非常不耐衝擊，因此流體之壓力波（孔蝕或水錘）要避免。
- (2) 應用上以微過濾較適合，超濾方面，孔洞目前限於較大的範圍。NF 過濾（nanofiltration）膜多使用有機複合或半動態膜之型式，尚無法完全使用無機膜來達成。
- (3) 由於內徑一般均較有機膜大許多，因此欲達到一定之掃流速度，通常需要較大之泵浦容量（ 100m^3 每小時操作一 9m^2 之模組）。因此使用時應儘可能選用小口徑之濾管，雖然小口徑之膜管及其組件會比較貴。
- (4) 成本較高。無機膜本身之成本較有機膜高出許多，而其組裝之設備也較為昂貴，因此初期投資要比有機膜高出數倍。但較長之使用壽命及較好之操作結果，可以補償一部分之較高的初期投資。長期而言，無機膜仍然具有競爭力。



第七章 薄膜分離技術未來發展趨勢

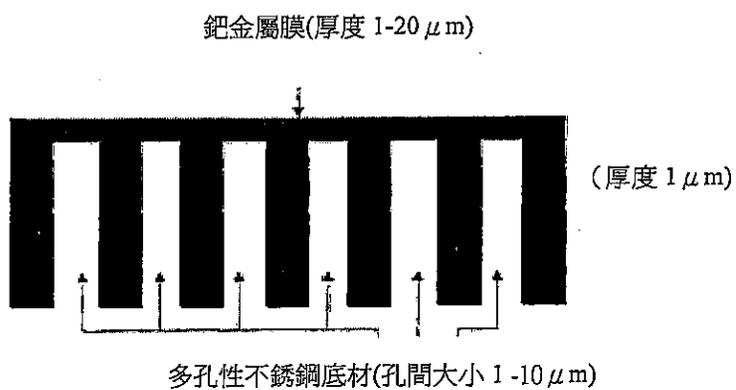
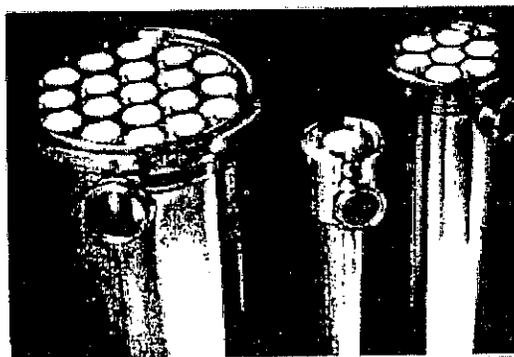


圖 7.4 支撐式鈹膜構造示意圖



(a)



(b)

圖 7.5 無機分離膜(a)管件(b)模組

7.1.2 無機薄膜在微過濾與超濾操作之特性

1. 流通量

流通量隨穿膜壓差 (transmembrane pressure difference) 及掃流速度 (cross-flow velocity) 增加而加大，但又受到結垢及濃度極化現象而減少，後二現象往往隨穿膜壓差變大而嚴重，因此穿膜壓差有一最適範圍。圖 7.6 顯示以 Carbosep M20 0.2 μm 膜過濾含大腸菌液之流通量隨穿膜壓差及掃流速度之變化。大致可以用下列方程式表示 (Li, 等人, 1996 年)：

$$J = \frac{\text{TMP}}{0.53 + (0.04 \times \text{TMP}^2 + 0.61 \times \text{TMP} + 0.54) \times V^{-0.44}} \dots\dots\dots(1)$$

其中 J (ml/min) 為流通量，TMP (psi) 為穿膜壓差，V (m/min) 為掃流速度。菌體濃度之影響則不顯著，此係由於菌體濃度增加所產生之兩種效應相互抵消之故：菌體濃度增加造成黏度及極化現象的升高，導致濾速下降；菌體顆粒有沖刷濾膜之作用，減少膜面之堆積，增加濾速。超濾則基本上以濃度極化模式描述，亦即 (Shuler, 等人, 1992 年)

$$J = KV^{0.5} \ln \frac{C_g}{C} \dots\dots\dots(2)$$

其中 K 為常數，是被過濾之大分子性質及濾液性質之函數，亦受到濾器幾何條件之影響，C_g 是一與大分子及濾膜材質有關之常數，C 是大分子之濃度。陶瓷膜進行超濾通常牽涉到動態膜 (次級膜) 之形成，機制上較為複雜。與濾液中之各種成分、溫度、pH 等均有關聯。穿膜壓差在超濾中，似與流通量無關 (見方程式 2)，但選擇適當之壓差，避免嚴重的濃度極化及膜阻塞，仍是相當重要的事。陶瓷材質之親疏水性中等，不致像疏水有機膜吸附蛋白質，但也不像親水有機膜一般易受離子強度影響，而改變脫鹽率。

極水處理技術應用與發展

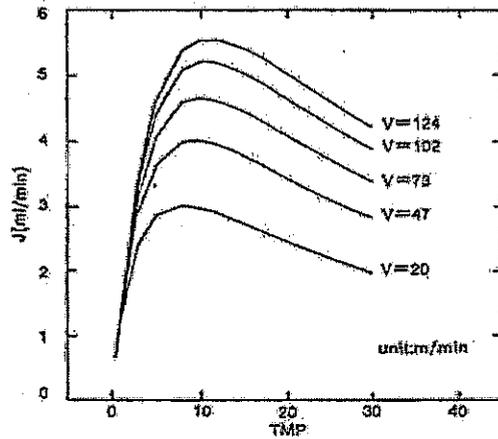


圖 7.6 Carbosep M20 0.2 μ m 陶瓷膜對大腸菌液微過濾之濾速與操作條件之關係

2. 清洗

流通量隨著操作時間的加長而遞減，是一普遍的現象。雖然使用前面曾述及的一些方法可以遲延通量衰退的程度，但經濟上的考慮使我們在通量低到一設定值時，就得要停止過濾操作，來進行膜之清洗再生。自膜上移去附著或侵入孔洞內之外來物質，以回復流通量至一般操作之水準（回復到新的膜之初始通量較不可能），便是清洗的目的。瞭解外來物質如何與膜作用，造成結垢以及如何移除結垢是問題之核心。在生化食品程序中，由於對產品清潔程度有較嚴格的規範，因此清洗步驟及清洗頻率均有其特殊之考量，而防止微生物在膜上之滋長也成為重要之課題。無機膜之清洗方法與其它材質膜大同小異，但由於其特殊之性質，使得許多較嚴苛的清洗方法得以運用，而不致造成薄膜使用壽命的縮短。觀察顯示，膜的使用壽命與清洗之次數之相關性大於與實際過濾時間之相關性，可見清洗確為薄膜耗舊之主因。以下僅就無機膜較特殊之處提出說明分析。

清洗結垢通常包括直接水洗，加酸、鹼或其它清潔劑浸泡及沖洗、逆洗以及最後之沖洗（加溫亦為常見之手段）。有三種主要作用，促使結垢被清除：

(1) 化學作用

酸、鹼或其它清潔劑可以溶解污堵，再藉沖洗移除。高分子膜承受酸

圖 7.6 Carbosep M20 0.2 μ m 陶瓷膜對大腸菌液微過濾之濾速與操作條件之關係

鹼或氯之能力不大，特別是一般常見的纖維素類的材質，即使是較強的醋酸纖維素亦僅能忍受短時間的接觸。複合膜常用之聚醯胺對氯敏感，因此有機膜使用化學藥劑清洗有其限度。陶瓷膜可承受 pH 1.5 至 12 之酸鹼度、許多清潔劑以及在高溫下與高氯濃度下的環境。又清洗程序中使用之水質，特別是生化食品程序中，最好以逆滲透水做最後之沖洗，防制微生物。最後之沖洗水液之 pH 會影響流通量，對二氧化鋯陶瓷膜而言，微酸性的洗液可增加通量，且此一增加之通量可以維持較長時間，只要過濾之溶液亦為微酸性（例如乳清之過濾）。

(2) 熱作用

清洗之化學作用隨溫度升高而加速，因此加熱可以縮短清洗的時間。一般而言，使用 55~60°C 溫度。此溫度範圍對陶瓷膜並無困難，只要注意到熱震的問題就可。

(3) 機械力（流力）作用

高掃流速度及低穿膜壓差是清洗時之要求（亦是一般過濾時常見的要求），如此才能將污堵沖離膜面而又不致於再附著上去。放入大顆粒（球刷）做更進一步之刷洗，在無機膜的應用較少見，端視薄膜之耐磨性而定。此外逆沖亦為一種有效之清洗方式，只能用在自我支撐（self-supporting）的薄膜上，例如中空纖維或陶瓷膜上，否則會使膜與支撐層剝離，這也是陶瓷膜較一般高分子膜優越處之一。以上所謂之逆沖與過濾時間歇性的逆洗以增加流通量的作法是兩回事，請勿混為一談。雖然如此，某些陶瓷膜（如燒結碳與氧化鋯）之緻密層與支撐層間，若結合之強度不夠，逆沖時仍有被破壞之可能，值得注意。

7.1.3 陶瓷過濾系統之應用

陶瓷膜分離技術之應用範圍甚廣，包括液相分離、汽相分離及薄膜反應器等。其中液相分離在某些應用或可為高分子膜材質所取代，然汽相分離及薄膜反應器之應用則宜優先採用陶瓷膜。在液相分離方面，薄膜之阻塞往往係由於濾膜與微粒間之交互作用所造成。對陶瓷濾材而言，將薄膜表層改質處理，使微粒子不易吸附阻塞，並不困難。表 7.1 彙整陶瓷濾材於液相分離系統之應用實例，對醱酵產物、生物科技、製藥工業等之產品，如酒類、醬油、醫藥品、食品，應用膜分離技術可有效的進行酵素、菌類、膠羽物質、乳漿等成分之濃縮、

精製、分離或再生回收，展現其特殊性能。表 7.2 為各商業化之陶瓷無機分離膜產品。

表 7.1 陶瓷濾材液相分離系統之應用

應用產業	MF 膜過濾	UF 膜過濾	RO 膜過濾
醫藥工業	醫藥品過濾除菌 ² 、生藥之澄清過濾 ² 、菌體濃縮 ¹	醫藥用水處理 ² 、血球蛋白疫苗之濃縮 ¹	生藥濃縮 ¹ 、醫藥品稀薄液濃縮 ¹ 、超純水處理 ²
食品工業	無菌醬油 ² 、食醋、葡萄糖之澄清過濾 ² 、礦泉水製造 ²	果汁濃縮 ¹ 、酒之純化 ² 、孔漿中萃取蛋白質 ³	紅茶濃縮 ¹ 、生酒製造 ² 、香料濃縮 ¹ 、糖液濃縮 ¹
生技工業	酵素固定化基材、酵素除菌 ²	醱酵反應生成物之分離 ³ 、酵素之脫鹽濃縮 ¹	抗生素濃縮 ¹
紡織工業	色素之去除 ² 、顏料之過濾洗淨 ²	染料回收 ¹ 、PVA 回收 ¹	色素分離 ³ 、染料廢水處理 ¹
造紙工業	木質素之回收 ¹	紙漿化合物之純化 ³	—
機械工業	含油排液預處理 ²	含油排液回收 ² 、研磨排液處理 ³	—
石化工業	結晶分離及洗淨 ¹ 、觸媒回收 ¹	瀝青溶劑回收 ³ 、原油—瀝青分離 ³	有機酸濃縮 ³
環保工業	無機原料濃縮、洗淨 ¹ 、放電加工油再生 ⁴	界面活性劑之去除 ³ 、油／水廢液處理 ⁴ 、乳膠廢水濃縮 ¹	廢水中有機溶劑回收 ¹

*應用目的可分為 1 濃縮；2 精製；3 分離；4 再生回收四類

表 7.2 商業上無機膜之產品

製造廠商	商品名	應用	膜材質	基材	膜孔徑	膜構形	應用案例
Union Carbide	Ucarsep®	UF	ZrO ₂	C	30 Å	Tube	處理切割、繪圖等用途之油/水廢液；濃縮漂白工廠放流水之鹼萃取液；豆類、棉籽內蛋白質萃取物之處理；濃縮稀薄之乳膠廢水；回收紡織用之黏膠劑。
SFEC	Carbosep®	UF	ZrO ₂	C	~40 Å	Tube	奶蛋白之標準化；自乳漿中萃取出血清蛋白；新鮮乳酪之製造；果汁之淨化及其它生物技術之應用，如病毒及細菌疫苗之濃縮、胺基酸及酵素化合物之合成。 淨化發酵之酒精飲料如啤酒、西打等。
		MF	ZrO ₂	C	0.8-0.14 μm		
CARRE		UF	ZrO ₂ *	SS		Tube	-
TDK	Dynaceram®	UF	ZrO ₂ *	Al ₂ O ₃	~100 Å	Tube	-
Alcoa/SCT	Membralox®	UF	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	40-1000 Å	Monolith/	飲料之淨化及消毒，如葡萄液、啤酒、果汁、水及酒之 MF；牛奶之濃縮。
		MF	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	0.2-5 μm	Tube	
Norton	Ceraflo®	MF	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	0.2-1.0 μm	Monolith/Tube	食品、酪農、飲料、生化、電子、製藥及紙漿工業。
NGK		MF	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	0.2-5 μm	Tube	啤酒及酒中細菌之去除；去離子水之前過濾及製藥程序中結晶物質之分離。
Anotec/Alcan	Anopore®	UF	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	250 Å	Disk	HPLC、發酵液、組織培養及電子工業。
		MF	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	0.2 μm		

* : dynamic membrane

膜水處理技術應用與推廣

7.2 氣體分離膜之簡介

7.2.1 氣體分離膜之特性

在 1831 年 Mitchell 即已發表有關氣體透過薄膜方面的報告，但在 1970 年才開始商業化應用，而且至今氣體分離膜程序仍是個未成熟的市場。

氣體分離膜程序是利用不同氣體對氣體分離膜之透過率的差異，而將進料氣體分離成兩股組成分不同的氣體流。以空氣的分離為例，自然界空氣中的氧、氮濃度分別約為 21 及 79%，氣體分離膜的氧透過速率大於氮，因此透過流 (permeate) 的氧含量比一般空氣高而被稱為富氧空氣 (oxygen enriched air, OEA)，而殘餘流 (residue or retentate) 的氮含量比一般空氣高而被稱為富氮空氣 (nitrogen enriched air, NEA)。富氧空氣的主要用途在醫療、燃燒及化學反應等方面，而富氮空氣的主要用途則是食品保存和化學品的覆蓋防爆。

氣體分離膜的透過機制依膜結構的不同而有不同的模式，目前已商業化的氣體分離膜大都屬於溶解—擴散模式，亦即氣體在膜的高壓側先被吸附、溶入膜材料內並在膜內擴散，最後再從膜材料中脫附出來到膜的另一側。

氣體分離膜的性能主要是測試透過係數 (permeability) 和選擇性，亦稱為分離係數 (separation factor, α)，其計算公式如下：

透過係數 = 氣體透過量 · 膜厚度 / 單位面積 · 單位時間 · 氣體分壓差

分離係數 (α_{AB}) = A 氣體的透過係數 / B 氣體的透過係數

氣體分離膜透過係數的通用單位是 Barrer, 1 Barrer 相當於 $10^{-10} \text{cm}^3 \cdot \text{cm} / \text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{cmHg}$ 。透過係數是膜材料的特性，與膜厚度無關，但在實際應用上膜做的愈薄氣體透過率 (permeation rate) 則愈高，因此合成具有高透過係數和高選擇性的膜材料，以及製備超薄化的薄膜，是氣體分離膜程序的兩大關鍵技術。市售的合成樹脂材料不是透過係數太低就是選擇性不夠，都不是理想的氣體分離膜材料，也因此氣體分離膜材料的研究報告最多，至今已發表的不同化學結構膜材料超過百種以上，但已商業化的則僅數種。雖然各種膜材料對不同氣體的透過係數不同，但各種氣體的透過速率大致呈如下之順序：

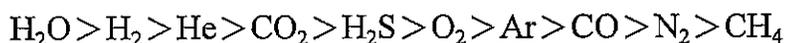


圖 7.7 為商業化聚亞醯胺 (polyimide, PI) 氣體分離膜的透過係數相對值。

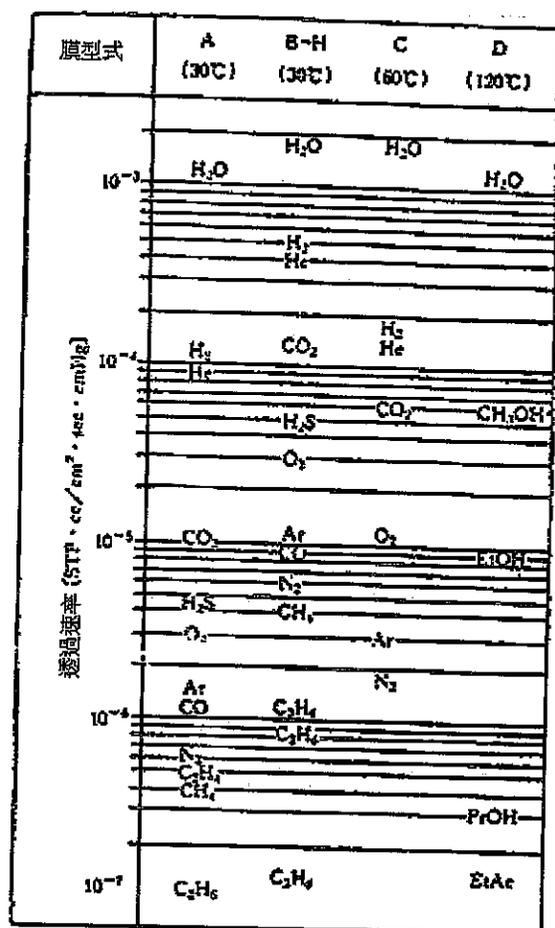


圖 7.7 氣體對聚亞醯胺氣體分離膜的相對透過速率

7.2.2 氣體分離膜之應用

氣體分離程序是分離膜領域中非常具有市場潛力的一種膜程序，目前美國的分離膜市場已達 20 億美元，而且年成長率預估會超過 10%。因此，學術單位、研究機構及民間企業競相發展具有高分離性能、高透過係數和超薄化的氣體分離膜。

目前氣體分離膜的發展狀況，包括具分子篩結構的芳香族聚亞醯胺膜、具導電特性的聚苯胺膜以及具氣體分子識別機能的錯合物擔體膜等以高分離機能為目標的次世代高分子膜。

聚亞醯胺膜在氣體分離中的應用

有關氣體分離膜的應用包括天然氣的純化 (sweetening)、製程尾氣回收氫氣、空氣中的氧/氮分離、壓縮空氣的除濕以及分離空氣的揮發性有機物質 (VOC) 等。

另外，因地球的環境問題和溫室效應是當前很重要且須緊急處理的課題，因而從天然氣或沼氣中分離甲烷做為乾淨的能源以及從空氣中分離回收二氧化碳等技術逐漸受到重視，也因此這些分離程序的關鍵材料高分子膜再度受重視。

目前的分離膜市場據估計需求較大的分離技術為二氧化碳/甲烷以及氧/氮的分離。圖 7.8 描述了正被積極開發的天然氣開採流程。例如在美國，大多數的天然氣在德州開採，然後將甲烷輸往紐約等大都市，如果高分子材料的二氧化碳/甲烷分離比大於 80 而且膜厚又能達到 1,000Å 的超薄化程度，那麼只要將膜分離裝置安裝在輸送管線上即可得到高純度的甲烷。

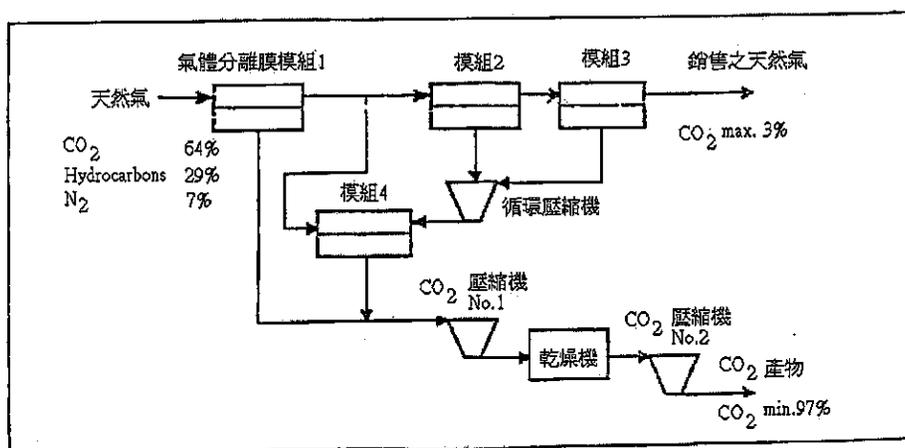


圖 7.8 氣體分離膜程序在天然氣純化的作用

7.3 生物膜簡介

生物處理法被廣泛應用於飲用水及污水處理工程上，如活性污泥法、接觸氧化法、旋轉生物圓盤法等，其主要處理功能係在去除水中之有機物及氨氮等



污染物質，以獲得良好之飲用水或放流水水質。唯上述生物處理法之佔地面積大，處理水質常有不穩定的現象產生，在國內產業界土地面積有限且面臨嚴格之放流水標準情況下，應用處理效率高且省空間的處理技術，遂成為產業界的燃眉之急。

生物膜分離技術具有高容積負荷、處理效率高及佔地面積小等優點，且能處理不同特性的廢水。

7.3.1 生物膜處理原理及特性

生物膜分離設施與重力式過濾設備構造類似，如圖 7.8 所示。它的處理原理，係於處理槽中置入顆粒式載體 (carrier)，原水由槽體下方進流，處理水由槽體上方出流；同時，在槽體下方設置曝氣管進行曝氣，使空氣溶解於載體之原水中，促使生物膜生長於載體上，而達到去除有機物 (BOD、COD) 及氨氮的效果。

生物膜分離系統在操作一段時間後，載體上之生物膜會愈來愈厚，而使水頭損失變大，必須利用加壓空氣及清水進行反洗，反洗廢水則需收集處理。

生物膜分離法在應用上具有下列的優點，如表 7.3 所示：

1. 節省能源：由於生物膜分離法之需氧量僅為傳統生物處理法的 50%，故動力成本可明顯降低。
2. 節省設置面積：因其 BOD、COD 容積負荷大，所需之設置面積較小，再者，由於載體生物膜具有過濾作用，不需要另外設置沉澱槽。
3. 維護與管理容易：生物膜分離系統無迴流污泥控制及污泥膨化之困擾、可自動反沖洗、可避免污泥成塊之現象，而且操作完全自動化，在維護與管理方面相當容易。反沖洗週期一般為操作 24~48 小時，自動反洗 8~15 分鐘。
4. 處理水質穩定：由於載體上含有大量的微生物，且其能分解有機物並過濾雜質，一般處理水質均相當穩定。

生物膜分離法採用顆粒化載體，由於載體孔隙率高，使得比表面積 (生物附著表面積/充填容積) 高達 $800\sim 1,000\text{m}^2/\text{m}^3$ ，較其他生物接觸法之比表面積大，故有機物污染負荷亦高，一般約為 $0.2\sim 5.2\text{kg-BOD}/\text{m}^3\text{-d}$ ，可承受較劇烈的水質變化。

表 7.3 生物膜與活性污泥法之比較

項 目	傳統活性污泥法	生物膜分離法
BOD ₅ 有機負荷	0.2~0.5kg-BOD/m ³ -day	3~10kg-BOD/m ³ -day
佔地面積	100%	30%
去除氮氮能力	無	有
能源消耗	100 %	25 %
無機鹽類忍受濃度	1wt %	3wt %
起動是否需植種	需要	不需要
污泥產生量	100%	10%
載體是否需補充	無載體	2~3% /年

7.3.2 生物膜分離系統應用方式

生物膜分離法可應用於工業廢水處理系統之初級處理、二級處理、高級處理及河水、湖水之淨化工作，以去除 SS、BOD、COD、NH₃-N 及磷等。生物膜分離法之應用方式說明如下：

1. 原廢水之 SS 濃度偏高時，先經初級沈澱處理，再利用生物膜處理，反洗廢水迴流至初沈池處理。
2. 原廢水之 SS 濃度低時，可直接利用生物膜處理，反洗廢水經沈澱或過濾後迴流處理。
3. 經二級處理單元處理後之處理水直接利用生物膜處理，反洗廢水迴流至初級或二級處理系統處理。
4. 生物膜系統與脫氮、去磷設備共同使用，可有效去除氮、磷。

7.3.3 應用實例

位於日本東京市之惠比壽大樓由一家知名的啤酒公司所建造，生活污水處理場則由某知名工程公司承包；設計污水量為 $1,603\text{m}^3/\text{day}$ ，經處理後回收 $1,051\text{m}^3/\text{day}$ 的處理水作為住家的中水道水源，用水回收率為 65.6%。

生活污水分為廚餘廢水及一般廢水二類。廚餘廢水經化學混凝浮除法除油後，再與一般廢水混合，以活性污泥法處理，處理水則經生物膜分離設施、臭氧化處理及活性炭吸附等高級設施處理後，回收使用。

生物膜分離設施計有 3 座，每座之體積為 13.8m^3 。由於生物膜分離設施之比表面積高達 $800\sim 1,000\text{m}^2/\text{m}^3$ ，故其 BOD 容積負荷可達 $2\sim 3\text{kg}/\text{m}^3$ 。該設施之進水流速為 $5\text{m}/\text{hr}$ 以下，溶氧量為 $2\sim 3\text{mg}/\text{L}$ ，反洗水流速為 $0.45\text{m}/\text{min}$ 以上；進流水之 BOD 為 $50\text{mg}/\text{L}$ ，經處理後 BOD 僅為 $5\text{mg}/\text{L}$ ，去除率為 90%。

目前經回收之處理水在考慮處理成本及合理利潤後，售價為 450 日圓/ m^3 ，較自來水之 500~700 日圓/ m^3 便宜。

生物膜分離法屬於生物接觸法的一種，因其具有高處理效率、佔地面積小之優點，相當值得國內產業界參考應用，但為符合國內天候狀況及廢水特性，於實際應用前，宜先進行模型試驗，建立相關操作參數，使得處理技術能夠本土化，國內環保技術增加生力軍。



參考文獻

1. 工業廢水逆滲透處理，工業污染防治技術手冊之十八，經濟部工業編印，85年4月。
2. 焦自強，結垢與污堵，中華水電冷凍空調第140期，p120~132。
3. 焦自強、曾再微，分離膜程序淺談，化工技術第三卷第四期，p140~153。
4. 賴君義，分離用高分子薄膜材料，化工技術第一卷第二期，p140~153。
5. HYDRANAUTICS'，Design Handbook.
6. 焦自強、曾再微，逆滲透系統設計(一)水質分析，中華水電冷凍空調第136期，p102~109
7. DOW CHEMICAL.LTD，Membrane Technical Manual April，1995
8. Wes Byrne，Reverse Osmosis a Practical Guide for Industrial Users，p45~95，1995
9. Mark C.Porter，Handbook of Industrial Membrane Technology，p260~305，1988
10. Youngberg, D.A.: Start-up of an RO/DI Pure Water System. Ultrapure Water, March/April 1986, 46-50.
11. ASTM D4472-89: Standard Guide for Record Keeping for Reverse Osmosis Systems.
12. ASTM D4516-85 (Reapproved 1989): Standard Practice for Standardizing Reverse Osmosis Performance Data.
13. ASTM D4195-88: Standard Guide for Water Analysis for Reverse Osmosis Application.
14. Walton, V.R.G.: Electrical Conductivity and Total Dissolved Solids – What is



Their Precise Relationship? Desalination, 72 (1989) 275-292.

15. Bukay, M.: Byrne, W.: RO 故障排除
Pt. 1: Ultrapure Water, March/April 1986, 58-62
Pt.2: Ultrapure Water, May/June 1986, 59-62
Pt.3: Ultrapure Water, July/August 1986, 59-62
Pt.4: Ultrapure Water, Sept./ Oct. 1986, 58-62
Pt.5: Ultrapure Water, Nov./Dec. 1986, 56-60
16. ASTM D3923-80 (1989 年通過)偵測逆滲透裝置洩漏之標準方法
17. ASTM D4194-89:逆滲透裝置操作特性之標準試驗方法。
18. 傅偉祥、蔣丙煌，薄膜分離技術及其在食品加工上之應用，化工技術第六卷第二期，P104-110。
19. 經濟部工業局編著，工業逆滲透處理，1988。
20. 焦自強、曾再微，分離膜在電著塗裝工業的應用。
21. 焦自強、曾再微，逆滲透法海水淡化技術，化工技術第三卷第二期，1995，P118-127。
22. 王冬信，電子業超純水循環系統，化工技術第二卷第七期，1994，P52-61。
23. 焦自強、曾再微，超過濾及其應用。
24. 許如助、王冬信，過濾技術在半導體工業之應用，化工技術第六卷第八期，1999，P52-61。
25. 經濟部工業局編著，電鍍業減廢回收與污染防治，1997。
26. 經濟部工業局編著，電鍍業廢棄物資源化案例彙編，1996。
27. 史宗淮、呂理煌，陶瓷超微濾材之製造及應用，化工技術第七卷第十一期，



參考文獻

p140~150

28. 朱一民，薄膜反應器在生化與食品程序上之應用，化工技術第七卷第十一期，
p211~217
29. 林有銘，薄膜反應器在石化製程上之應用，化工技術第七卷第十一期，
p218~228
30. Mark C.Porter，Handbook of Industrial Membrane Technology，p559~591，1988





專有名詞中英文對照

A

acyl chloride	氯醯
aminated polysulfone	胺化聚硫風膜
amino acid	胺基酸
amorphous regions	不定形區域
aromatic polyamides	芳香族環狀聚醯胺
array	排
asymmetric membrane	非對稱性膜
autopsy of membrane	膜管診視與剖析
average concentration factor, ACF	平均濃度因子

B

Bacillus	桿菌
back flushing	逆沖
bicarbonate	碳酸氫鹽
biofilm	生物膜
biological affinity	生物親和性
biological slime formation	生物污堵
biostatic	生物安定劑
bisphenol A	雙對酚甲烷型
booster pump	增壓泵
boundary layer	界限層
breakthrough	過濾貫流
brine seal	鹽水密封
bypass	繞流

C

Cellulose Acetate, CA	醋酸纖維膜
center fold	中央摺疊層
channeling	偏流
check valve	逆止閥
chemical potential	化學勢
Christmas tree	聖誕樹式排列
citric acid	檸檬酸
clean in place, CIP	就地清洗
colloid	膠質
colloidal fouling	膠體污堵
compaction	薄膜壓緊
composite membrane	複合膜
concentrate	濃縮液
concentration factor	濃度因子
concentration gradient	濃度梯度
conditioning film	條件膜
creep deformation	扭曲變形
cross flow microfiltration	交流式微過濾
cross-flow	橫向流動
cross-flow velocity	掃流速度
crystal	結晶
crystalline regions	結晶區域
D	
dead-flow	直向流動
dense membrane	緻密無機膜



專有名詞中英文對照

calculation of average osmotic pressure	平均滲透壓的計算	desalination	脫鹽
carbonate	碳酸根	dynamic membrane	動態薄膜
cartridge filter	彈筒型過濾器	E	
cavitation	孔蝕	electrocoating	電著塗裝

國家標準出版社
地址：北京東黃城根北口
電話：(010) 65239600



國內薄膜相關設備代理商與工程公司名錄

公司名稱	地址	電話	傳真
十大環保股份有限公司	台北市建國北路2段90號7樓	(02)2501-7177	(02)2505-6285
上水股份有限公司	台北縣汐止鎮新台五路一段79號12樓之10	(02)698-1777	(02)698-1695
力洪實業股份有限公司	台北市和平西路一段143號4樓	(02)2307-6663	(02)2305-5080
大銓理水工程股份有限公司	台北市南港區興中路12巷17號4樓	(02)2785-1879	(02)2786-7638
中鼎化工股份有限公司	台北市106敦化南路二段77號中鼎大樓13樓	(02)2700-9659	(02)2702-4727
中興工程顧問股份有限公司	台北市南京東路五段171號8樓	(02)2769-8388	
台灣三菱商事股份有限公司	台北市松江路87號14樓(帝國大廈)	(02)2508-9239	(02)25046265
台灣培芝德朋股份有限公司	台北市民權東路三段37號7樓	(02)2508-0606	(02)2504-4077
台灣陶氏化學股份有限公司 液體分離產品部	台北市105敦化北路205號5樓501室	(02)27153388	02-27174115
台灣愛絲樂股份有限公司	台北市長安東路二段162號2樓	(02)2721-2969	(02)2777-3991
台灣鍊水股份有限公司	台北市漢口街一段45號6樓	(02)2314-1102	(02)2388-5503
巨鑫化學股份有限公司	高雄市苓雅區武義街80號	(07)711-6511	(07)721-5921
正太科技股份有限公司	桃園縣中壢市中壢工業區吉林路5-2號	(03)434-2538	(03)434-2539
光洋應用材料科技(股)公司	桃園縣龜山鄉文興路146之1號7樓	(03)397-3911	(03)397-3907
全瑩國際股份有限公司	台中市文心南七路208號	(04)387-0909	(04)387-0220
吉麒科技股份有限公司	新竹縣湖口鄉波羅村崩坡缺20號	(03)569-2416	(03)569-2419
宇兆股份有限公司	彰化市彰南路四段414巷23號	(04)738-8240	(04)732-2240
宏康水工機械有限公司	台北縣板橋市民生路二段232號6樓之12	(02)2252-0242	(02)2251-9846
沂達工程有限公司	台北市莊敬路289巷5弄30號1樓	(02)878-03843	(02)878-03770
明維環保科技有限公司	台北市信義區松仁路97號12樓之2(C室)	(02)878-08282	(02)878-07755

國內薄膜相關設備代理商與工程公司名錄



國內薄膜相關設備代理商與工程公司名錄

公司名稱	地址	電話	傳真
東洲工程股份有限公司	台北市復興南路2段84號3樓之3	(02)2708-6120	(02)27046153
欣鴻實業股份有限公司	桃園市富國路668之2號	(03)358-1551	(03)358-6951
金堂實業股份有限公司	台中市40813工業區23路28號	(04)359-2997	(04)359-2443
長榮水器材料有限公司	高雄楠梓區旗楠路801號	(07)351-6401	(07)351-4425
長榮水器材料有限公司	台北縣新店市中正路663巷1弄17號 7樓	(02)2218-6425	(02)2218-6359
長豐股份有限公司	新竹科學工業園區工業東二路11號	(03)577-3385	(03)577-9770
美商旭環股份有限公司	台北市松江路3號4樓之6	(02)2518-5311	(02)2518-5304
泰興工程顧問股份有限公司	台北市大安區敦化南路一段325號10 樓	(02)2703-2880	(02)2784-9618
海韻工業有限公司	台北縣土城市中央路三段116巷7號6 樓	(02)22671741	02-22681245
健松企業有限公司	台中縣大肚鄉蔗南路148號	(04)691-1136	(04)691-3302
彬仲企業有限公司	台北縣新莊市龍安路527號15樓	(02)207-2093	(02)207-2095
晨松企業有限公司	新竹市西大路599巷1弄29號	(03)524-6661	(03)525-6087
統益科技工程有限公司	台北市復興南路二段373號3樓	(02)2378-8226	(02)2735-3529
連華工程企業有限公司	台中縣大肚鄉沙田路二段102巷19弄 9號	(04)699-5781	(04)699-6438
博膜科技有限公司	新竹市埔頂路99巷129號	(03)572-7063	(03)572-7065
博膜科技股份有限公司	新竹縣新竹工業區復興路24號	(03)5986555	03-5986566
普綠淨水科技有限公司	台中市忠明南路758號20樓B3(大安 國際大樓)	(04)266-9167	(04)266-9169
菁泉科技股份有限公司	新竹縣湖口鄉鳳山村瑞安街1樓	(02)597-7675	(03)597-7525
超純水系統股份有限公司	台北縣汐止市莊敬街130號20樓之2	(02)2642-3466	(02)2641-8862
溢泰實業股份有限公司	屏東市工業四路39號	(08)752-4736	(08)753-1524
榮技實業股份有限公司	台北市長安東路二段162號2樓	(02)2721-2090	(02)2721-2115
榮陞實業有限公司	鳳山市南京路172號7樓之7	(07)792-3780	(07)792-3866



國內薄膜相關設備代理商與工程公司名錄

公司名稱	地址	電話	傳真
鄧元工業股份有限公司	台中縣大雅鄉神林路一段 104 巷 20 號	(04)566-5150	(04)566-4268
環泰企業股份有限公司	桃園縣蘆竹鄉南崁路 2 段和美巷 21 號	(03)322-2292	(03)322-2493
總翔企業股份有限公司	高雄市光華一路 206 號 12 樓-10	(07)227-0096	(07)277-0354
聯純科技有限公司	台中市工業區 35 路 28-1 號	(04)350-3937	(04)350-0023
聯鼎環保工程股份有限公司	台中縣大雅鄉四德村中山路 23 之 13 號	(04)560-5640	(04)560-5639
豐年豐和企業股份有限公司	台南市裕農路 391 號	(06)236-8331	(06)237-5722
雙詮淨水股份有限公司	彰化縣線西鄉頂犁村崁頂路 499 巷 38 號	(04)758-3240	(04)758-4270
鐘禎興業股份有限公司	台中市北屯區水景里景南巷 3-5 號	(04)437-1896	(04)436-8823

國內薄膜處理技術應用與推廣手冊

廢水薄膜處理技術應用與推廣手冊

出版日期：中華民國八十九年十二月初版

發行人：施顏祥

總編輯：鄭清宗

編撰企劃：陳見財、陳志祥、莊敏芳

執行編輯：林冠嘉、蘇雪華

發行所：經濟部工業局

台北市信義路三段 41-3 號

TEL: (02)2754-1255

TAX: (02)2704-3753

出版所：財團法人中技社綠色技術發展中心

台北市忠孝東路四段 310 號 11 樓

TEL: (02)8773-7335

FAX: (02)8773-7276

<http://www.etdc.org.tw>

郵政劃撥帳號：17668731 號

戶名：財團法人中技社

(請備註：綠色技術發展中心)

印刷承製：大加廣告印刷有限公司

版權所有 翻印必究