

薄膜生物反應器廢棄污泥脫水特性與膠羽結構分析

朱敬平^{1*}、吳勇興¹、烏春梅¹、鍾裕仁²

¹財團法人中興工程顧問社環境工程研究中心研究員

²財團法人中興工程顧問社環境工程研究中心經理

*cpchu@sinotech.org.tw

摘要

文獻中對於薄膜生物反應器 (MBR) 處理工業廢水時所產生的污泥脫水性探討較少；本研究中，我們在某工業區綜合污水處理廠設置 MBR 模廠，為期三個月的運轉結果顯示 MBR 廢水處理效能良好，為進一步了解 MBR 延長曝氣與長污泥停留時間對污泥特性造成的影響，在此進行膠羽結構分析，結果顯示較之於原污水廠活性程序 (簡稱 CMAS) 產生的污泥，MBR 污泥細胞外高分子含量 (EPS) 較低，膠羽粒徑較小，結構較緊實；從實驗室脫水試驗可發現，若要達到相同脫水性 (過濾比阻 $\sim 10^{13}$ m/kg)，MBR 污泥所需高分子絮凝劑劑量約為污水廠活性污泥之 80%；而估算 MBR 放大規模至污水廠現有處理量後，所產生的污泥固體量亦約為污水廠的 86%，整體而言，採用 MBR 系統應有利於降低污水廠污泥處理費用。

關鍵字：薄膜生物反應器、污泥脫水性、膠羽結構、污泥處理成本

一、前言

沉浸式薄膜生物反應器 (submerged membrane bioreactor) 結合了薄膜與活性污泥，透過 MF 或 UF 等級的薄膜分離後，可從曝氣槽中抽出水質良好而無懸浮固體的滲液，之後可導入 RO 作進一步除鹽再生；另薄膜將污泥留在反應器中，將固體濃度提高至 8,000 mg/L ~ 12,000 mg/L，排出後而直接導入污泥濃縮池，無需使用到二沉池。污泥減量是另一項 MBR 的優點，污泥長時間停留在反應槽內，會發生自我消化，同時位於食物鏈較高階的原生動物與後生動物會攝食膠羽中的微生物；另有研究發現活性污泥膠羽在 MBR 處理過程中會水解重組，有助於生成具良好過濾性的污泥 (Wisniewski and Grasmick, 1998)。在這篇報告中，我們採集了從 MBR 模廠所排出污泥與設置所在污水廠 CMAS 污泥，比較其脫水性、流變特性與膠羽結構，希望能了解兩種污泥的膠羽結構與固液分離特性差異，並且評估系統效能。

二、方法與步驟

1. 薄膜生物反應器模廠

MBR 模廠設在台灣北部某工業區污水處理廠，該廠以活性污泥法（以下簡稱 CMAS 系統，為 completely mixed activated sludge process 之縮寫）為生物處理單元，搭配後端濃縮槽與帶濾式脫水機等污泥處理設備，平均處理水量 22,000 CMD。薄膜生物反應器模廠的設計廢水處理量為 $1 \text{ m}^3/\text{day}$ ，外觀如圖 1 所示，其包括進流桶 (250 L)、超過濾膜槽 (體積 250 L，裝有 PES 材質的中空纖維膜，孔徑 $0.036 \mu\text{m}$ ，表面積 0.93 m^2)、反洗水桶 (30 L)，以及 NaClO 藥桶 (15 L)。MBR 進流水係以沉浸式幫浦 (圖 1 的 Pump A) 自污水處理廠內初級處理單元的調勻池抽出，導入進流桶，再以循環幫浦 (Pump B) 將之抽到薄膜桶槽中，菌種則採用污水廠的 CMAS 污泥。薄膜槽內設有兩組曝氣盤，其中一組提供小氣泡供應好氧生物反應所需溶氧，另一則提供大氣泡作為膜面掃流，並使薄膜獲得振動，減少積垢附著；出流幫浦 (Pump C) 將濾液從薄膜產水端抽出，部份濾液存在反洗桶中作為薄膜清洗之用；反洗由 PLC 控制，設定每 15 分鐘反洗一次，並注入 10ppm 的 NaClO (加藥幫浦 Pump D) 作為殺菌之用；系統中設有壓力電極與流量計以監測薄膜效能。

2. 污泥特性

污泥樣品取自薄膜槽底端的排泥管，採樣時的 SS 濃度為 $6,570 \text{ mg/L}$ ，我們以顯微鏡 (Microscope CX41, Olympus) 拍攝污泥馴養初期及成熟期的污泥膠羽外觀 (如圖 3)；在馴養初期，污泥膠羽粒徑約 $100\sim 200 \mu\text{m}$ ，結構較開放疏鬆 (圖 3a)，與污水廠 CMAS 污泥膠羽無異，成熟期的膠羽粒徑變小 ($< 100 \mu\text{m}$)，結構顯得較為緊密 (定量影像分析結果見下一節)；為作比較，我們亦從曝氣槽中取得污水廠 CMAS 系統污泥，採樣時的 SS 濃度為 $3,580 \text{ mg/L}$ 。

兩種污泥採樣後保存於 4°C 中，仿照實廠二沉池操作條件，在進行測試前，先將污泥濃縮至 $10,000 \text{ mg/L}$ ，毛細管汲取時間 (CST) 與過濾比阻 (SRF) 則分別依照 Vesilind (1988) 與 Christensen *et al.* (1985) 的作法，以評估脫水性，其中 CST 再換算成過濾係數 χ (filterability) 以考慮污泥固體濃度與濾液黏度 (Vesilind, 1988)；污泥調理時採用的高分子絮凝劑成份為陽離子型聚丙烯醯胺，平均分子量 10^7 ，電荷密度 2.27 meq/g ，有 20% 的官能基帶正電。膠羽體積平均粒徑 $d_{[4,3]}$ 係以光散射法量測 (LS230, Coulter)，污泥膠羽的細胞外高分子 (EPS) 的量測依據 Foster *et al.* (1985) 中所提供方法。

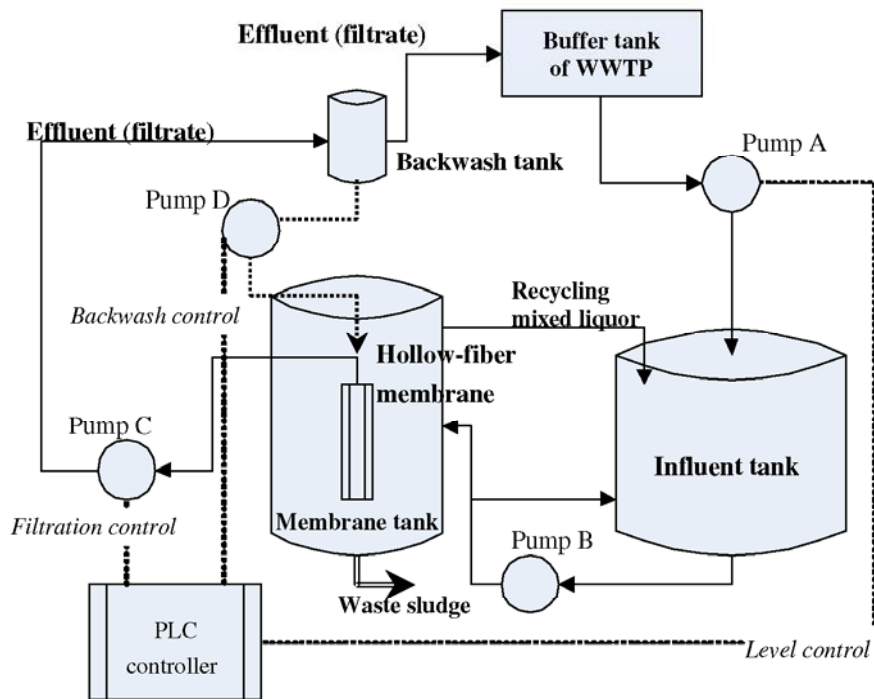


圖 1 MBR 模廠流程圖



圖 2 MBR 模廠外觀 (從左至右：PLC 控制器、薄膜槽、進流桶)

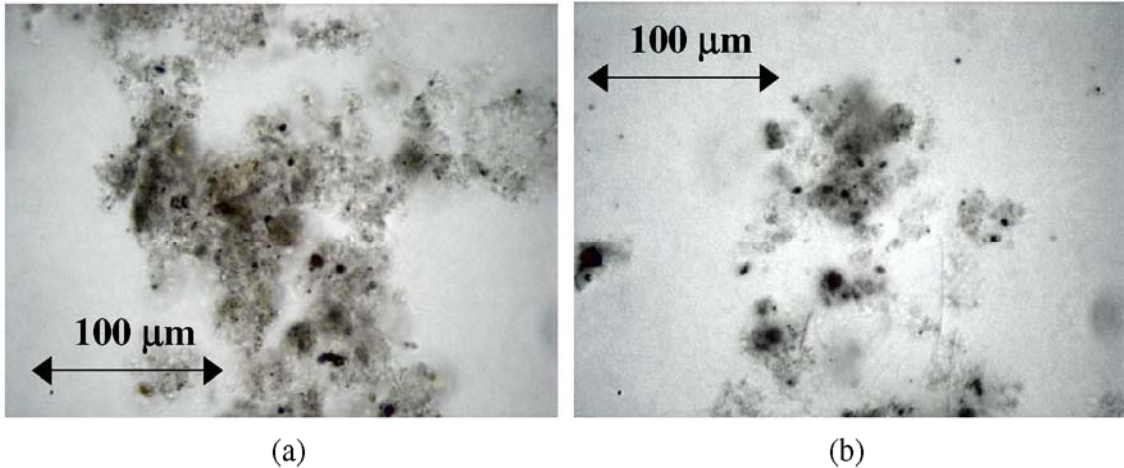


圖 3 污泥膠羽顯微攝影照片：(a) 馴養初期；(b) 成熟期

3. 污泥流變特性測試

污泥流變曲線 (Rheogram, 以剪應力對剪應變率作圖) 曾被報告為一種可預測污泥最適調理劑量的方法 (Yen *et al.*, 2002)。我們採用可程式化的同軸迴轉黏度儀 (Brookfield model RV-III+, USA) 進行本次測試；考慮污泥顆粒在絮凝後變大，於同軸迴轉黏度儀中測試時，會使扭力過大，扭力計無法準確量測，故在此選擇可適用於高扭力的 RV 型，能更準確地量測剪應力變化，適用於量測污泥這種帶大顆粒的複雜非牛頓流體的流變曲線。本黏度計的主體包含一轉子 (Spindle, 直徑 25.2 mm, 長度 90.9 mm) 與流體呈裝器 (Rheometer cell, 直徑則為 27.6 mm)，污泥則倒入兩者中間的間隙；參考 Yen *et al.* (2002) 的實驗步驟，轉速從 0 在 6 分鐘內以等加速度提高轉速至 120 s^{-1} (step 1)，再於六分鐘內降至 0 (step 2)。由 Step 1 與 Step 2 的流變曲線可組成一個「遲滯迴圈」(hysteresis loop)，兩曲線因污泥本身的非牛頓特性未能重合，其中 Step 2 的曲線呈現較小的斜率，代表在承受 Step 1 加速迴轉的剪應力後，污泥膠羽受到破壞，外觀黏度 (apparent viscosity) 也變得較低；圖 4 為一典型的流變圖，由此迴圈所構成的面積則定義為 A (單位 $\text{nt.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$)。需說明的是，若一再重覆 Step 1 與 Step 2，則迴圈面積 (A 值) 會逐漸變小，顯示此時污泥整體結構更接近牛頓流體。

4. 膠羽結構分析

為進一步了解膠羽結構，我們將 1 mL 之濃縮污泥包埋在石蠟 (paraffin) 裡，並將之切成厚度為 $1 \mu\text{m}$ 的薄片，染色後再以光學顯微鏡 (Microscope CX41, Olympus) 搭配數位相機觀察之，整個切片與觀察作業流程請見 Chu and Lee (2004a)；並進一步進行影像分析，計算孔隙度 ε (利用 Iterative method)、平均孔隙徑 $d_p[4,3]$ (利用 maximum convex-perimeter method, MCPM) 以及二維網格式計數碎片維度 $D_{P,2}$ (亦利用 MCPM)；若邊緣越顯曲折與破碎， $D_{P,2}$ 就會越小，詳細影像分析步驟請參見 Chu and Lee (2004b)。

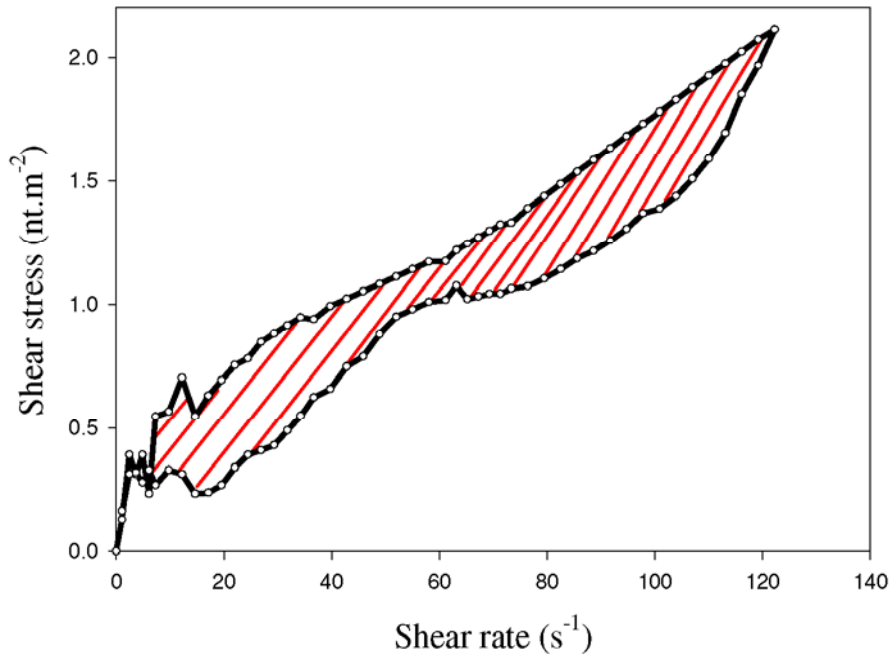


圖 4 典型的污泥流變曲線 (迴圈所圍成的積分面積稱為 A)

三、結果與討論

1. 廢水處理效能

薄膜生物反應器模廠測試係由 2005 年 8 月進行至同年 11 月，在最初一個月的馴養期之後，曝氣槽內的 MLSS (mixed liquor suspended solids) 即穩定保持在 5,000~6,000 mg/L 間，高於原污水廠 CMASS 系統的穩定值 2,000 mg/L；此值低於一般 MBR 所可能達到的 MLSS，原因之一為工業廢水中 BOD 較低，不易生物分解，進而抑制微生物成長；另因工業廢水中含有表面活性劑，MBR 的加強曝氣形成大量泡沫，由於小型模廠未設消泡設備 (操作期間由人工定期移除泡沫)，曝氣槽頂與液面之間的距離不足，故時有過量產生的泡沫將污泥舉起帶出反應槽外，造成污泥流失。

圖 5 為測試期間 (8 月 28 日至 11 月 30 日) 的 COD 與 SS 監測數據，可發現原廢水的 TCOD 值跳動甚大，平均值 157 mg/L，而 SCOD 則相對穩定，平均值為 63 mg/L，進流水中的可溶性 COD 約佔 TCOD 的 40%；產水 COD 則穩定在 30~40 mg/L 間。由於模廠所採用 UF 膜孔徑為 0.036 μm ，遠小於測定 SS 濾紙的孔徑 2 μm 與判定溶解性物質濾紙的孔徑 0.45 μm ，原廢水中的懸浮固體 (污泥) 理論上都可被移除，惟實測產水 SS 則約在 0 至 3 mg/L 之間，這些微量 SS 推測來自量測誤差、大氣微粒落至產水槽中、以及反洗時注入的 NaClO 內含不純物殘留於產水管中等因素；在量測 MBR 產水的 SDI 值，發現其可穩定小於 4，而可作為 RO 進水。

系統穩定的操作參數如下：薄膜通量 $0.5 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ ，水力停留時間 8.1 小時，

體積負荷率為 $0.33 \text{ kg COD}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ ，食微比為 $0.35 \text{ g COD}\cdot\text{g}^{-1} \text{ VSS}\cdot\text{d}^{-1}$ ；測試期間由於曝氣槽內 MLSS 濃度低於預期，操作時並未持續排出底泥；為保持生物活性，每週量測二到三次反應槽內的攝氧率 (OUR)，若 OUR 偏低 (如低於 $0.05 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$)，即以手動排出反應槽體積 10% 的底泥 (25 L)，以去除老化污泥；平均的污泥停留時間約 35 天。

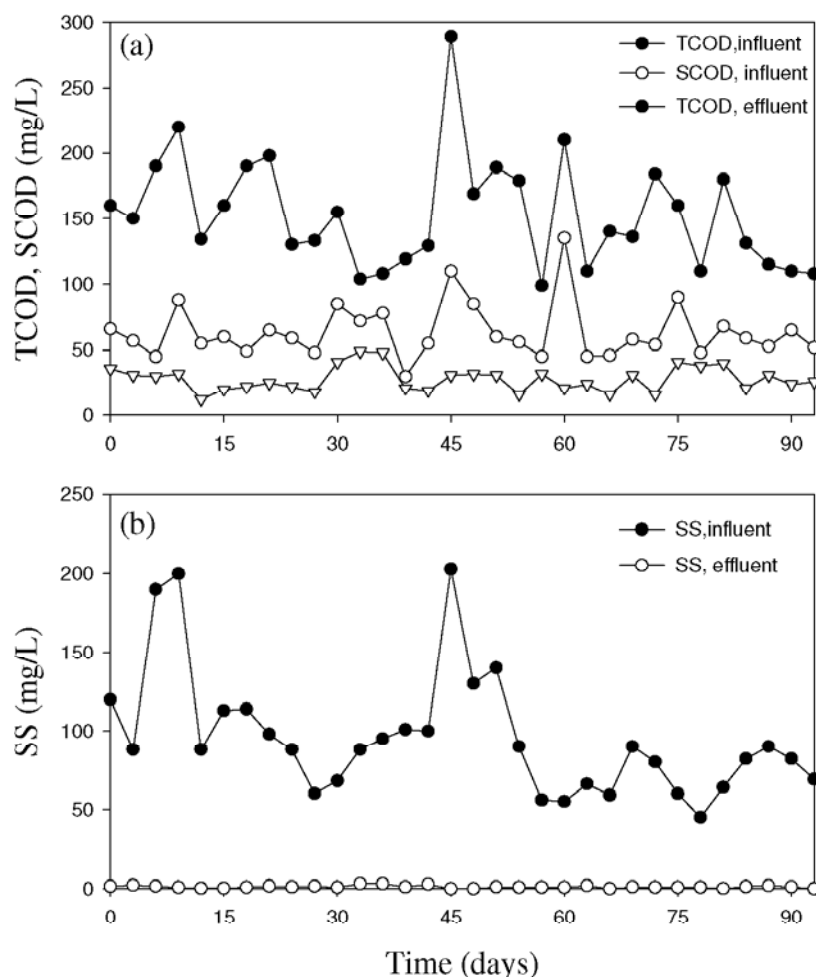


圖 5 MBR 廢水處理效能：(a) COD；(b) SS

2. 廢棄污泥脫水性

本研究中以過濾係數 χ 與 SRF 兩項指標評估 MBR 污泥與 CMAS 污泥的脫水性，以決定脫水所需的高分子絮凝劑劑量 (圖 6a 與圖 6b)；兩種污泥脫水性會隨絮凝劑劑量增加而逐漸改善，但到某一劑量後即不再改善或略顯劣化。在以 χ 評估時，MBR 污泥的最適絮凝劑劑量約在 10 g/kg SS ，而活性污泥約在 20 g/kg SS (兩者的 χ 約落在 $4 \times 10^7 \text{ kg}^2\cdot\text{s}^{-2}\cdot\text{m}^{-4}$)；若以 SRF 評估，MBR 污泥的最適絮凝劑劑量約在 15 g/kg SS ，而活性污泥約在 20 g/kg SS (兩者的 SRF 約落在 $10^{13} \text{ m}\cdot\text{kg}^{-1}$)。約略來看，當污泥含水率相同時，欲達到相近脫水效能，單位體積 MBR 污泥所需的絮凝劑劑量至少會比 CMAS 污泥減低 20%。

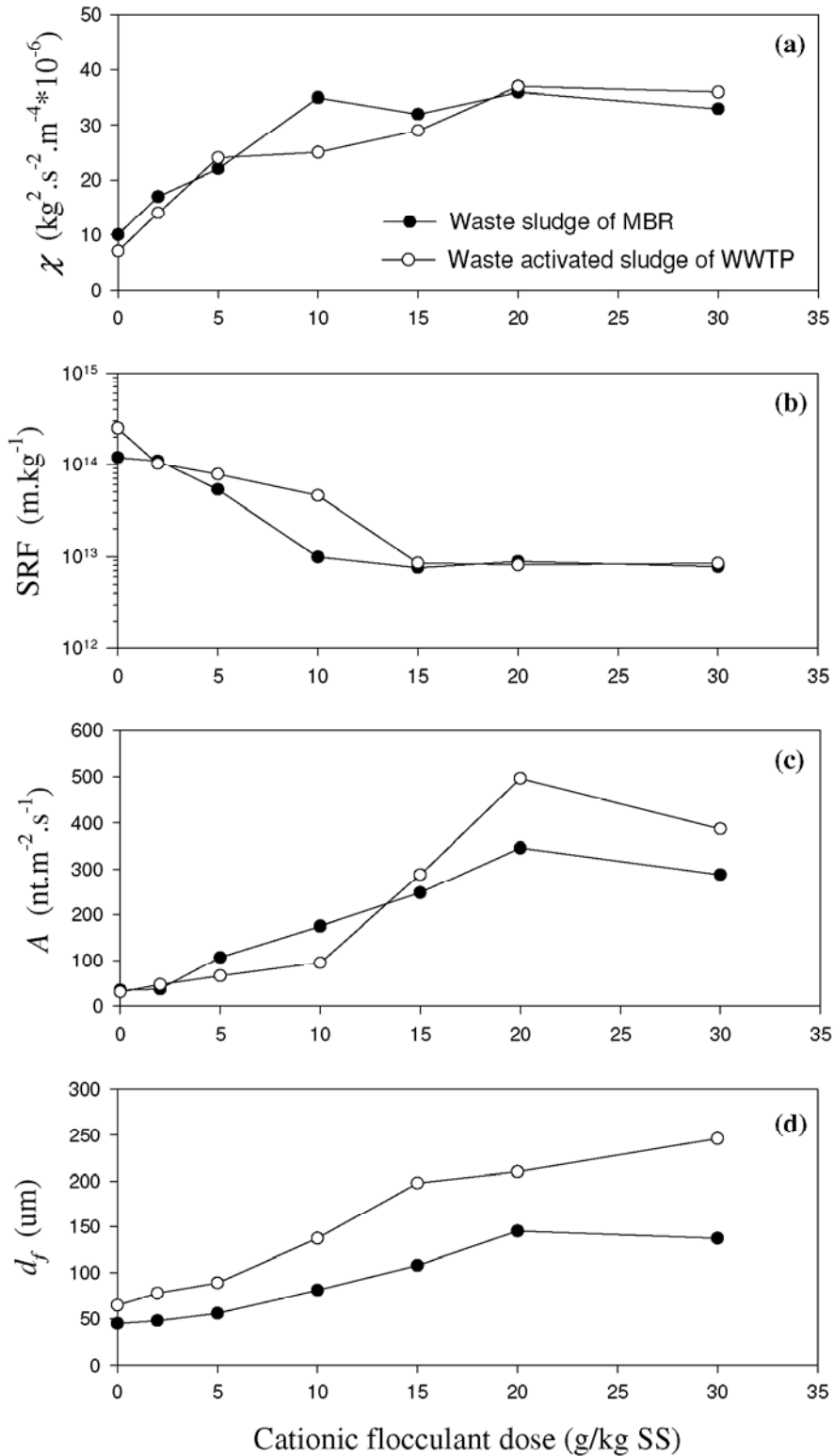


圖 6 污泥經高分子調理後的各項性質變化：(a) 過濾係數 χ ；(b) 過濾比阻；(c) 流變曲線迴圈面積 A ；(d) 膠羽粒徑

3. 污泥膠羽結構比較

考慮污泥流變特性 (rheological properties)，各組污泥流變曲線型態均與圖 4

類似，因篇幅所限未逐一列出，兩種污泥迴圈面積 A 均在某劑量（約 20 g/kg SS）處達到最大值，之後即約略保持定值（圖 6c），若比較前述最佳脫水性所需絮凝劑量（MBR 污泥 10~15 g/kg SS，CMAS 污泥 15~20 g/kg SS），則由最大 A 值所預測之絮凝劑量會偏高，但若依此結果進行調理，產生污泥的脫水性仍稱理想；值得注意的是，MBR 污泥的 A 值比 CMAS 污泥低，推測與前者粒徑較小有關（圖 6d）。

圖 7 顯示兩種污泥未絮凝前的膠羽石蠟包埋切片顯微攝影，影像分析結果列如表 1；比較 MBR 污泥與 CMAS 污泥，前者粒徑較小，膠羽 EPS 含量較低，且具有較緊密的膠羽結構，包括孔隙度 ε 較低，孔徑 $d_p[4,3]$ 較小，碎形維度 $D_{p,2}$ 較高（邊界相對平整）；推測接近球狀而緊實的膠羽結構將有利於堆砌成具剛性的濾餅，亦使調理所耗用絮凝劑亦隨之減少，此與圖 6a 與 6b 之趨勢吻合；推測 MBR 的長污泥停留時間與延長曝氣造成膠羽解體與重組，最終形成結構較緊密的污泥膠羽。

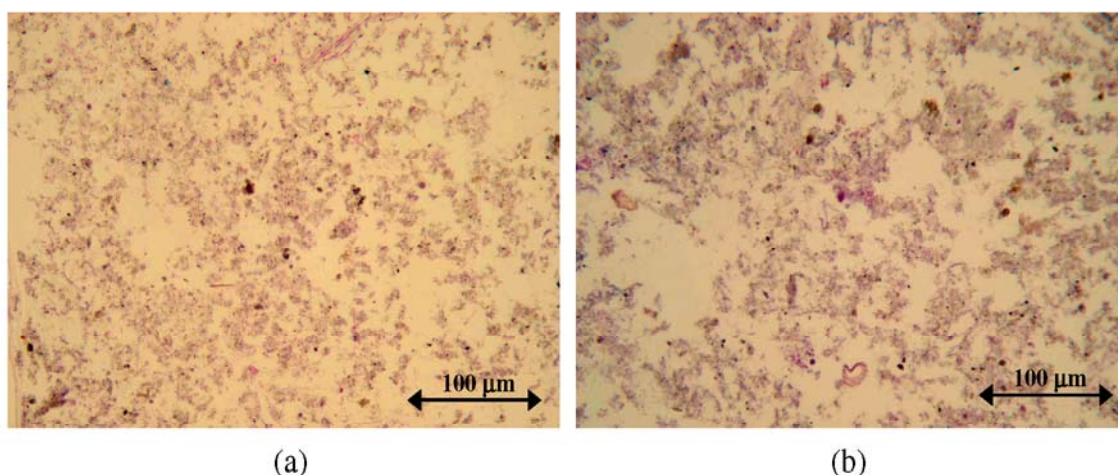


圖 7 污泥的石蠟包埋切片顯微攝影：(a) MBR 污泥；(b) CMAS 污泥

表 1 膠羽性質與結構分析結果

	EPS (mg/g SS)	$d_f[4,3]$ (μm)	ε (--)	$d_p[4,3]$ (μm)	$D_{p,2}$ (--)
MBR 污泥	18.6	45	0.679 ± 0.025	8.74	1.79
CMAS 污泥	3.3	65	0.712 ± 0.027	13.1	1.64

4. 污泥減量效益

如前所述，薄膜生物反應器的兩大效益為可進行廢污水回收與污泥減量，本報告評估若模廠所在之污水處理廠改設 MBR 後，所可能得到的污泥減量效果（改設 MBR 後之增加設備費與放流水回收衍生效益不在本報告討論範疇）：

- (1) 待濃縮污泥產生量 — 目前污水廠 CMAS 系統所產生的活性污泥，在二沉池沉降排出後，污泥廢棄量約為 140 m³/day，SS 約 10,000 mg/L，污泥固體量為 1,400 kg SS/day；若以目前 MBR 模廠所得參數將污水廠改建成 MBR，污

泥廢棄量約 220 m³/day (含曝氣槽與薄膜槽)，SS 為 5,500 mg/L (取 5,000 與 6,000 之中間值) 時，相當於 1,210 kg SS/day，約達到 14%之減量效果。

- (2) 污泥濃縮 — 由於 MBR 的 MLSS 濃度僅 5,500 mg/L，仍需二沉池進一步濃縮至 10,000 mg/L，再送入污泥濃縮池提高濃度至 40,000 mg/L，故在本例中即使設置 MBR，仍無法省卻二沉池空間。由於 MBR 的待濃縮污泥固體量為 CMAS 系統之 80%，估計可節省 20%的濃縮槽混凝用藥。需說明的是，雖然前揭數據顯示未調理前的 MBR 污泥脫水性略優於 CMAS 污泥，且膠羽具較密結構，但從沉降試驗可發現調理前後的 MBR 污泥總體沉降速度 (ZSV) 與 CMAS 污泥接近，故由既有濃縮槽處理 MBR 污泥之效率推測不會有所區別。
- (3) 高分子絮凝劑用量 — 如圖 6 顯示，調理每單位體積 MBR 污泥所需絮凝劑量為 AS 之 80%，若乘以濃縮污泥固體量，MBR 系統的絮凝劑總用量為 CMAS 系統的 70%。
- (4) 脫水機操作時間 — MBR 污泥固體量為 CMAS 污泥的 86%，在濃縮至預期的濃度 40,000 mg/L，再送入脫水機後，推測可再節省 14%的帶濾式脫水機操作費用 (主要為電費)。
- (5) 待清運濾餅體積 — 本研究未以實際高壓壓榨法量測結合水量，僅以離心外插法 (Lee and Hsu, 1995) 分析調理至最適劑量的 MBR 與 CMAS 污泥結合水量，結果分別為 3.1 kg/kg SS 與 2.7 kg/kg SS，依污泥量計算，MBR 污泥的待清運量推測為 CMAS 污泥的 95%，但此差距甚小，實際操作可能並無明顯減量效果。

根據上述資料，在表 2 中我們分項推估 CMAS 與 MBR 兩種系統的污泥處理費用，可發現 CMAS 系統污泥處理折合每噸廢水約 3.0 元 (約佔全廠處理費用的 25%)，MBR 系統則約為 2.8 元；以實際操作而言，此減量效果仍不夠顯著，可能會因污泥性質波動而被抵消。故進一步研究值得探討如何最適化控制 MBR 操作的參數 (如曝氣量、污泥停留時間與 F/M 比等)，而可再提高污泥減量效果，包括增加污泥沉降速度與降低最終濾餅含水量等；另一方面，調整參數後會對污泥中微生物生態造成何種影響，是否改變廢水有機物污染物移除效率，亦值得深入探討。

表 2 CMAS 系統與 MBR 系統污泥處理費用比較 (元/噸廢水)

成本項目 \ 系統	原 CMAS 系統		若改設為 MBR 系統	
	設備攤提	操作維護	設備攤提	操作維護
污泥濃縮池	0.10	0.40	0.10	0.40
污泥濃縮池加藥	0.10	0.20	0.10	0.18
帶濾式脫水機	0.20	0.50	0.20	0.44
帶濾式脫水機加藥	0.10	0.40	0.10	0.28
污泥待清運費	--	1.00	--	1.00
小計	0.50	2.40	0.50	2.20
總和	3.00		2.80	

四、結論

本研究在工業區污水處理廠設置 MBR 模廠，以處理綜合工業廢水；結果顯示 MBR 廢水處理效能良好，產生之廢棄污泥擁有緊密結構的膠羽，較低的膠羽 ECPs 含量，脫水測試亦顯示其絮凝劑用量為 CMAS 系統的 80%；若將 MBR 放大到實廠規模，MBR 污泥固體產生量約為 CMAS 系統的 86%，污泥處理費用推估折合每噸廢水 2.8 元，略低於原 CMAS 系統的 3.0 元。

參考文獻

- Christensen, G. L. and Dick, R. I. (1985) Specific resistance measurement: Non parabolic data. *J. Envir. Eng. ASCE*, **111**, 243-257.
- Chu, C. P. and Lee, D. J. (2004a) Effects of pre-hydrolysis on floc structure. *J. Envir. Manag.*, **71**(3), 285-292.
- Chu, C. P. and Lee, D. J. (2004b) Bilevel thresholding of sliced image of sludge floc. *Environ. Sci. Tech.*, **38**(4), 1161-1169.
- Forster, C. F., Knight, N. J. B. and Wase, D. A. J. (1985) Flocculating agents of microbial origin. *Adv. Biotechnol. Processes*, **4**, 211.
- Lee and Hsu (1995) Measurement of bound water in sludge: a comparative study. *Wat. Environ. Res.*, **67**, 310.
- Vesilind, P. A. (1988) Capillary Suction Time as a Fundamental Measure of Sludge Dewaterability. *J. Water Pollut. Control Fed.*, **60**, 215-220.
- Wisniewski, C. and Grasmick, A. (1998) Floc size distribution in a membrane bioreactor and consequences for membrane fouling. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, **138**(2-3), 403-411.
- Yen, P. S., Chen, L. C., Chien, C. Y., Wu, R. M. and Lee, D. J. (2002) Network strength and dewaterability of flocculated activated sludge. *Wat. Res.*, **36**, 539-550.