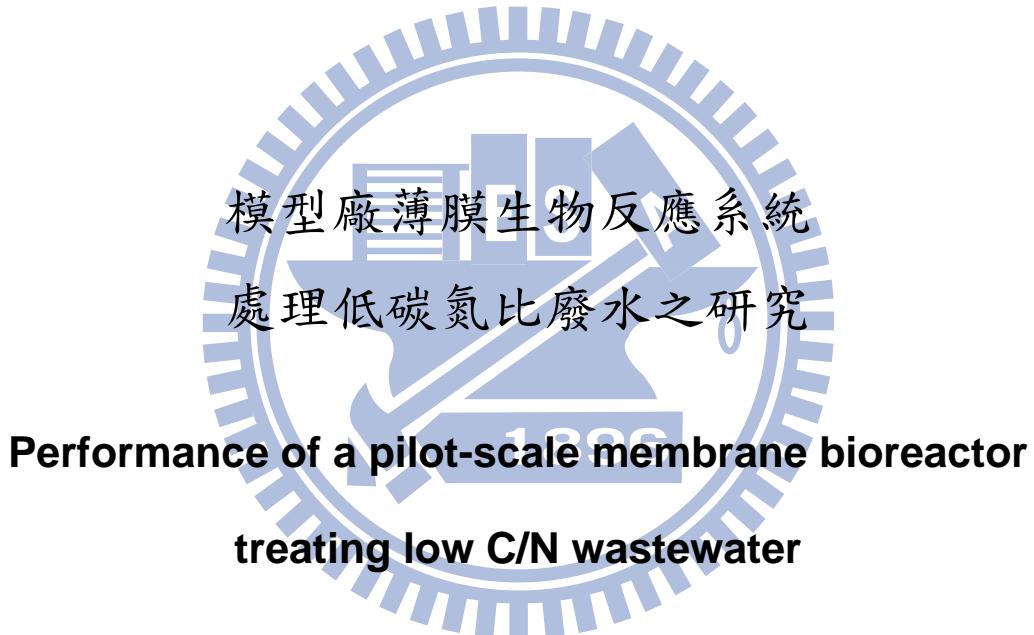


國立交通大學

環境工程研究所

碩士論文



研究 生：黃紹謙

指導教授：林志高 博士

中華民國九十八年十二月

模型廠薄膜生物反應系統處理低碳氮比廢水之研究

Performance of a pilot-scale membrane bioreactor

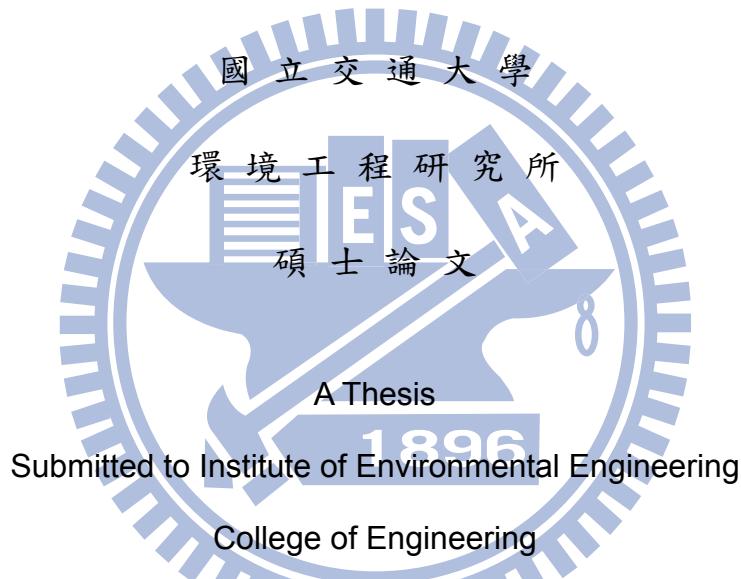
treating low C/N wastewater

研究 生：黃紹謙

Student : Shao-Chien Huang

指 導 教 授：林志高

Advisor : Jih-Gaw Lin



in partial Fulfillment of the Requirements

for the Degree of

Master

in

Environmental Engineering

December 2009

Hsinchu, Taiwan, Republic of China

中 華 民 國 九 十 八 年 十 二 月

模型廠薄膜生物反應系統處理低碳氮比廢水之影響

研究生：黃紹謙

指導教授：林志高 博士

國立交通大學環境工程研究所

摘要

薄膜生物反應系統 (Membrane bioreactor, MBR) 為結合傳統活性污泥法與薄膜分離技術處理廢污水之新技術。MBR 相較於傳統生物處理方式具有佔地面積小及污泥產量少等優點，且其高品質的出流水質可以符合未來更嚴格之放流水標準且達到水回收之目標。然而 MBR 目前最大的缺點即薄膜積垢現象，薄膜積垢會造成滲透液量下降，因此必須更頻繁清洗且替換薄膜因而增加操作成本。薄膜積垢乃由多種因素造成，其中又以操作條件及污泥特性最為重要。因此，MBR 操作成功與否，薄膜通量與其廢水特性之影響為一重要關鍵。本研究即針對 MBR 應用於低碳氮比廢水進行模型廠試驗，並探討薄膜通量對於模型廠 MBR 處理低碳氮比廢水之影響。

由實驗室試驗結果顯示低碳氮比廢水具氨氮降解性，且污泥停留時間控制為 8 天時，其仍可行硝化作用，將氨氮完全硝化。MBR 模型廠試驗於水力停留時間為 1.92 小時下控制薄膜通量為 5.95、7.14 及 8.93 L/m²·h (LMH)，污泥停留時間為 12 天及 10 天。平均進流水質 TSS、COD、BOD₅ 及 NH₃-N 為 60、75、46 及 40 mg/L，經 MBR 處理後其處理效率分別為 89、82、90 及 95%，且薄膜通量對其處理效率影響不明顯。透膜壓力隨著薄膜通量的增加而上升。在污泥停留時間控制為 10 天且薄膜通量為 7.14 LMH 時有最小之薄膜積垢速率 $5.33 \times 10^{11} \text{m}^{-1} \text{d}^{-1}$ 且每單位薄膜面積有最大滲透液量 $12.86 \text{ m}^3/\text{m}^2$ ，故為本模型廠研究之最佳操作條件。

關鍵字：薄膜生物反應系統、薄膜通量、低碳氮比廢水、薄膜積垢

Performance of a pilot-scale membrane bioreactor treating low C/N wastewater

Student: Shao-Chien Huang

Advisor: Dr. Jih-Gaw Lin

Institute of Environmental Engineering
National Chao Tung University

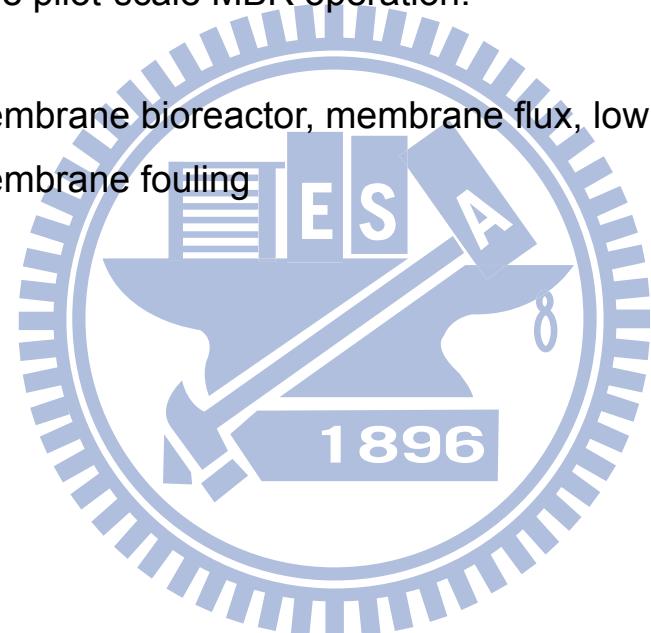
Abstract

The membrane bioreactor (MBR) is a new technology for wastewater treatment, in which membrane filtration is combined with the conventional activated sludge process. The advantages of MBR over conventional treatment include small footprint and less sludge production. Moreover, MBR produces superior effluent quality, capable of meeting more stringent future discharge limits and wastewater reclamation goals. One of the major disadvantages of MBR is membrane fouling, which is related to the critical flux. Membrane fouling leads to the permeate flux decline, making more frequent membrane cleaning and replacement necessary which increases operating costs. Several factors can contribute to membrane fouling, out of which operation parameters and sludge characteristics are reported as the foremost. Therefore, for a successful MBR operation it is essential to quantify the effect of membrane-flux and the wastewater characteristics on the performance of MBR. In the present study is to confer the effects of membrane flux on the performance of a pilot-scale membrane bioreactor treating industrial low C/N wastewater.

From the result of bench study, the low C/N wastewater can be degraded $\text{NH}_3\text{-N}$ even when SRT was operated under 8 days. The conditions of MBR pilot were under HRT at 1.92 hrs, membrane flux at 5.95, 7.14 and 8.93 $\text{L/m}^2\text{-h}$ (LMH), SRT at 12 and 10 days. The average TSS, COD, BOD_5 and $\text{NH}_3\text{-N}$ concentrations in the influent of MBR pilot

were 60, 75, 46 and 40 mg/L, respectively. As a result of MBR operation, TSS, COD, BOD_5 and $\text{NH}_3\text{-N}$ were removed maximally of 89, 82, 90 and 95%, respectively. It was found that the effect of pretreatment using coagulation and flocculation on MBR performance was insignificant. The trans-membrane pressure (TMP) is found to increase with increase in membrane-flux. The lowest fouling rate of $5.33 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}\text{d}^{-1}$ associated with a highest permeate/membrane-area ratio of $12.86 \text{ m}^3/\text{m}^2$ was obtained under SRT of 10 days and flux of 7.14 LMH. Based on the experimental results, a SRT of 10 days with a flux of 7.14 LMH is selected for the pilot-scale MBR operation.

Keywords: membrane bioreactor, membrane flux, low C/N wastewater, membrane fouling



誌謝

碩士生涯轉眼間即將結束，但這並非真正的結束，而是人生另一段旅程的起點。在碩士生涯的這段期間誠摯感謝我的指導教授林志高老師，不論在研究方面或待人處事上不厭其煩的諄諄教誨，並使得學生銘記態度對於人生的重要性。此外亦感謝口試委員曾迪華老師、游勝傑老師及張家源老師給予學生寶貴的意見與指導，使得論文整體架構與內容更加嚴謹與完善。

身為本實驗室第一位踏進 MBR 領域的成員，總有許多地方需要協助。在此感謝松橋環保科技的周厚志先生、吳崇賢先生及許鴻升先生等相關人員協助模型廠架設及技術上的解惑；感謝中欣工程行的張紹欽先生等人於污水廠內的協助；感謝藍家齊博士、陳重元老師及黃郁慈老師對於計畫上的悉心協助。

在研究的路途上，感謝至誠及理安學長於研究上提供寶貴的意見及細心指導，亦師亦友的革命情感總是格外的印象深刻；感謝研究室的同窗信杰、瑞興及學弟妹維芬、依璇、紜瑩、彥均等於實驗上及生活上的幫忙與陪伴，有了你們讓我的碩士生涯更加的多采多姿；感謝其他研究室的同窗好友于婷、介華、政毓等，陪我一起度過難忘的碩士生涯；感謝摯友堂君、崇佑、俊成、仁鴻等，在研究遇到瓶頸時總能適時替我分憂解勞。

最後，感謝家人的支持、栽培與關心，讓我能全心的完成學業，你們是我完成學業的最大動力，僅以此表達萬分的謝意。

黃紹謙 謹誌

己丑季冬 于 竹塹

目錄

中文摘要	I
英文摘要	II
誌謝	IV
目錄	V
表目錄	VIII
圖目錄	X
第一章 前言	1
1.1 研究緣起	1
1.2 研究目的	3
第二章 文獻回顧	4
2.1 高科技產業廢污水來源與特性	4
2.2 薄膜分離技術	6
2.2.1 薄膜過濾機制及方式	6
2.2.2 薄膜分類	7
2.2.3 薄膜模組型式	8
2.3 薄膜生物反應系統技術	11
2.3.1 MBR分類	12
2.3.2 MBR操作型式	13
2.3.3 MBR之優點	14
2.4 MBR操作條件對於薄膜積垢之影響	16
2.4.1 曝氣速率	16
2.4.2 水力停留時間	16
2.4.3 污泥停留時間	17
2.4.4 薄膜通量	18

2.5 薄膜積垢速率	19
2.6 薄膜積垢減緩方法	20
第三章 實驗材料與方法	22
3.1 實驗材料與設備	22
3.1.1 實驗材料	22
3.1.1.1 進流水樣與植種污泥	22
3.1.1.2 薄膜模組與特性	22
3.1.2 實驗設備	24
3.1.2.1 模型廠薄膜生物反應系統	24
3.1.2.2 分析儀器	31
3.2 實驗流程	31
3.3 實驗方法	32
3.3.1 實驗室研究	32
3.3.1.1 氨氮生物降解試驗	32
3.3.1.2 半連續式試驗	34
3.3.2 模型廠薄膜生物反應系統研究	34
3.3.2.1 污泥馴養	35
3.3.2.2 薄膜通量實驗	36
3.3.2.3 化學藥洗	36
3.3.3 採樣及分析項目與方法	37
3.4 薄膜積垢速率與單位過濾面積滲透液量分析	41
第四章 結果與討論	43
4.1 實驗室研究	43
4.1.1 氨氮生物降解試驗	43
4.1.2 半連續式試驗	46

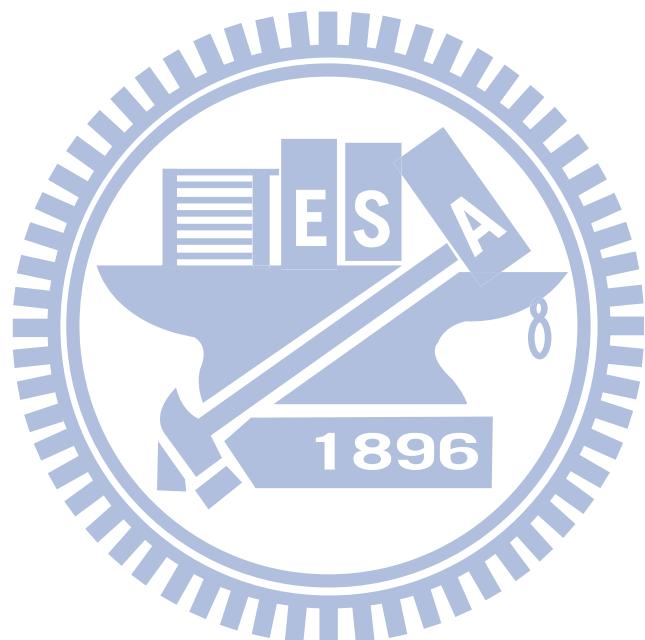
4.2 模型廠薄膜生物反應系統研究	50
4.2.1 模型廠薄膜生物反應系統操作問題狀況	50
4.2.2 污泥馴養	52
4.2.3 污泥膠羽粒徑分布	53
4.2.4 溫度與pH變化	54
4.2.5 污泥濃度變化	56
4.2.6 薄膜通量實驗	57
4.2.6.1 Solids處理效率分析	60
4.2.6.2 Organic處理效率分析	62
4.2.6.3 Nitrogen去除效率分析	64
4.2.7 薄膜積垢速率與單位過濾面積滲透液量分析	66
第五章 結論與建議	70
5.1 結論	70
5.2 建議	71
第六章 參考文獻	72
附錄	79

表目錄

表 2.1	高科技產業內容與使用化學藥劑及廢水性質	5
表 2.2	各式模組之比較.....	9
表 2.3	文獻上利用中空纖維式MBR之研究	11
表 2.4	全球利用MBR技術處理之廢水種類	11
表 2.5	MBR與傳統活性污泥法處理效率之比較	15
表 2.6	文獻上不同操作條件比較	19
表 3.1	中空纖維式薄膜特性	23
表 3.2	MBR各單元數量及尺寸	30
表 3.3	實驗設備及型號.....	31
表 3.4	薄膜通量試驗之操作期程及操作變數表	36
表 3.5	水質分析項目及採樣分析頻率	37
表 3.6	水質檢測各種檢測項目的採樣需求及保存方法	38
表 3.7	分析項目與檢驗方法	38
表 3.8	園區水質分析項目品質管制措施規定	40
表 3.9	實驗分析查核回收率及添加回收率	41
表 4.1	Jar Test 濁度結果	43
表 4.2	氨氮生物降解試驗原水特性.....	44
表 4.3	第二次氨氮生物降解試驗原水特性.....	46
表 4.4	半連續式批次試驗原水及反應前後水質分析結果	50
表 4.5	文獻上與本研究平均污泥膠羽粒徑大小比較	54
表 4.6	不同通量下平均進出流水質	58
表 4.7	MBR 模廠處理效率總表	59
表 4.8	文獻上與本研究處理效率比較	59

表 4.9 不同通量下薄膜積垢、化學藥洗週期及出水通量比較 67

表 4.10 文獻上與本研究薄膜積垢速率比較 69



圖目錄

圖 2.1	薄膜操作機制示意圖	6
圖 2.2	薄膜過濾方式	7
圖 2.3	薄膜孔徑對不同物質之分離範圍	8
圖 2.4	三種不同 MBR 程序示意圖	13
圖 2.5	MBR 系統模組型式	13
圖 3.1	中空纖維式薄膜	23
圖 3.2	反應槽定位設置	24
圖 3.3	泵浦組裝	25
圖 3.4	管線配置	25
圖 3.5	PLC 及電線設置	26
圖 3.6	生物薄膜反應系統模型廠	27
圖 3.7	MBR 模型廠前處理設備	27
圖 3.8	MBR 模型廠兼氧槽及好氧槽	28
圖 3.9	MBR 模型廠進水儲存槽、緩衝槽及碳酸氫鈉藥槽	28
圖 3.10	MBR 模型廠出流水儲存槽、化學藥洗槽及現地清洗儲存槽	29
圖 3.11	模型廠平面配置圖	29
圖 3.12	可程式邏輯控制器	30
圖 3.13	研究流程圖	32
圖 3.14	Jar Test	33
圖 3.15	MBR 模型廠示意圖	35
圖 3.16	品保/品管執行流程圖	39
圖 4.1	兩階段氨氮生物降解試驗氨氮降解趨勢圖	44
圖 4.2	兩階段氨氮生物降解試驗 pH 趨勢圖	45
圖 4.3	半連續式試驗 pH 趨勢圖	47

圖 4.4	半連續式試驗溫度趨勢圖	48
圖 4.5	半連續式試驗溶氧趨勢圖	49
圖 4.6	污泥膠羽粒徑分佈圖	54
圖 4.7	SRT 12 天溫度與pH趨勢圖	55
圖 4.8	SRT 10 天溫度與pH趨勢圖	55
圖 4.9	SRT 12 天MLSS與MLVSS趨勢圖	56
圖 4.10	SRT 10 天MLSS與MLVSS趨勢圖	57
圖 4.11	Solids處理效率趨勢圖	61
圖 4.12	Organics處理效率趨勢圖	63
圖 4.13	Nitrogen處理效率趨勢圖	65
圖 4.14	不同通量下透膜壓力趨勢圖	67
圖 4.15	薄膜通量與積垢速率趨勢圖	68
圖 4.16	MLSS與薄膜積垢速率趨勢圖	68

第一章 前言

1.1 研究緣起

國內高科技產業園區成長快速，產品行銷全球，歷經多年的發展，成功地將台灣推向首屈一指的資訊及半導體產業大國。然而高科技產業廢水常含多種不同化學物質，包括有機溶劑、氟系廢水、酸鹼廢水及重金屬等，且其氮、磷含量較一般都市污水高而生化需氧量 (Biochemical oxygen demand, BOD₅) 較低，屬低碳氮比廢水。一般廢水處理方式大都以傳統生物程序為主，主要為去除溶解性有機物，但對於廢水中氮、磷之去除能力並不顯著，故其放流水對於承受水體仍有優養化之問題，且氨氮對於水體溶氧將造成嚴重消耗，對於水體環境將造成影響。目前法規針對高科技產業園區其放流水標準分別為 SS、BOD₅ 及 COD 低於 30、30 及 100 mg/L，未來將提高其標準為 10、10 及 100 mg/L，氨氮亦將有所管制，以使高科技產業對於水體環境之衝擊降至最低。

薄膜生物反應槽 (Membrane bioreactor, MBR) 係將傳統活性污泥程序與薄膜單元結合，省卻終沉池之建置，不僅節省用地空間且操作彈性大，亦作為去除細菌、難降解有機物及氮、磷等營養物質之高級處理單元，使其具有生物分解及薄膜分離之雙重功用，進而有效提升生物處理效能及出流水水質。全球先進國家亦已證明此一技術為經濟可行且同時兼具高污染去除效率及水回收再利用之新技術，已廣泛應用於處理各種污廢水。

然而薄膜積垢 (Membrane fouling) 為 MBR 操作上最大的限制，其將使薄膜滲透液量下降或透膜壓力 (Trans-membrane pressure, TMP) 上升，故薄膜必須更頻繁清洗與替換，造成操作與維護費用增加。

薄膜積垢乃由薄膜與污泥性質之複雜交互作用造成，其因素可分為薄膜性質、污泥性質及操作條件三部分。薄膜性質包括材質、孔徑大小及模

組型式等，污泥性質包括膠羽粒徑大小及混合液懸浮固體物 (Mixed liquid suspended solids, MLSS) 濃度等，操作條件包括曝氣速率、污泥停留時間及薄膜通量等 (Chang et al., 2002)。

通量大小是最直接影響薄膜積垢速率的因素之一，不同的通量會造成不同的積垢物沉降在薄膜表面上。當通量大時，顆粒及膠體物質等沉積物會快速堆積在薄膜表面且其吸引力會壓縮薄膜表面的積垢物，使其更為壓密，並造成不可逆積垢快速發生。故 MBR 成功與否，薄膜通量與其廢水特性之影響為一重要關鍵。

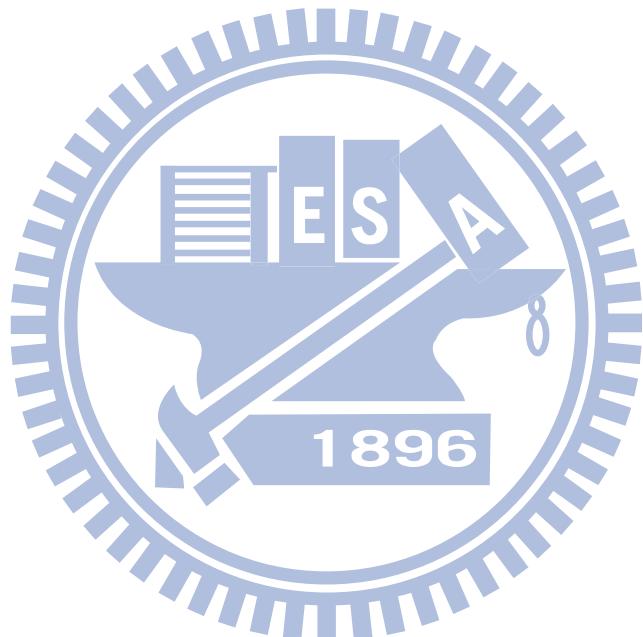
本研究即針對薄膜生物反應系統應用於低碳氮比廢水進行模型廠試驗，並探討薄膜通量對於模型廠薄膜生物反應系統處理低碳氮比廢水之影響。



1.2 研究目的

為了確認模型廠薄膜生物反應系統處理低碳氮比廢水之可行性，並探討薄膜通量對於其影響，本研究主要目的有以下兩點：

1. 建立模型廠薄膜生物反應系統，以進行低碳氮比廢水處理之分析與研究，驗證放流水水質，
2. 探討薄膜通量對於模型廠薄膜生物反應系統之影響。



第二章 文獻回顧

2.1 高科技產業廢污水來源與特性

目前高科技產業之廠商約略可分為積體電路產業、電腦及週邊產業、通訊產業、光電產業、精密機械產業及生物科技產業等六大產業。此六大產業之產業廢水特性因產品與製程的差異各有不同，以下分別說明，並整理如表 2.1 所示：

(1) 積體電路產業

主要從事、光罩製作、晶片製造、測試服務、封裝製造及晶圓製品等。積體電路產業製造過程中會因清洗晶片去除光阻及蝕刻而產生大量廢水；半導體製程中的清洗，則是利用清洗液所含的化學藥劑，直接溶解晶片表面的污染物，或對晶片表面進行輕微的侵蝕。無論是晶圓清洗、光阻液清洗及蝕刻液清除，都會使用大量的有機溶劑，包括丙酮、二氯甲烷、三氯甲烷、丙醇及甲醇等。

(2) 電腦及週邊產業

主要從事電腦系統產品、輸入設備、輸出設備、儲存設備、網路設備之開發、製造及銷售等工作。由於電腦及週邊產業主要為代工組裝電腦及週邊設備，大多數工廠之生產線並無明顯污染，但也有少數使用酸、鹼、有機溶劑之作業區會有廢溶劑及無機酸鹼等產生。

(3) 通訊產業

主要從事通訊終端機、數據機、光纖通訊系統、行動電話通訊設備及其元件之設計、製造及銷售。該製造業製程中需添加使用的原料以硫酸為最大宗，其次為丙酮、氯水及砷化氫等。

(4) 光電產業

主要從事光電半導體之晶片與其零件二極體、電晶體、多媒體系統產

品、液晶螢幕、太陽電池產品、雷射印表機等產品之研究、開發、生產、製造及銷售。製程中需添加使用的原料以光阻液、顯影劑為最大宗，其次為氫氟酸、硫酸、及異丙醇。其廢水將含有 Cu、Pb、Ni、Cr、HF、Sn、Pd、氰化物、氟化物、磷、金及相關之螯合劑等。

(5) 精密機械產業

主要從事生產程序自動控制設備、精密儀器設備、精密原組件、機器手機系統、光儲存媒體、各類精密塑膠鋼模等產品之研究、開發、生產、製造及銷售。

(6) 生物技術產業

主要從事有關疫苗製劑、檢驗試劑、醫療器材、農業應用、生醫檢驗服務、生化製品及人工關節、人工骨板等生物技術產品之研究、開發、生產、製造及銷售。產生的廢水特性，包括製程廢水（含未反應之化學物質）及酸性廢水等。

表 2.1 高科技產業內容與使用化學藥劑及廢水性質

產業別	製程內容	使用之化學藥劑	產生之廢水性質
積體電路產業	光罩製作、晶片製造、測試服務、封裝製造及晶圓製品等。	有機溶劑	酸鹼、氟系、研磨及含銅廢水
電腦及週邊產業	電腦系統產品、輸入設備、輸出設備、儲存設備、網路設備之開發、製造及銷售等工作。	酸、鹼及有機溶劑	酸鹼、研磨及鎳系廢水
通訊產業	通訊終端機、數據機、光纖通訊系統、行動電話通訊設備及其元件之設計、製造及銷售。	硫酸、丙酮、氨水及砷化氫	酸鹼、氟系及砷系廢水
光電產業	光電半導體之晶片與其零件二極體、電晶體、多媒體系統產品、液晶螢幕、太陽電池產品等產品之研究、開發、生產、製造及銷售。	光阻液、顯影劑、氫氟酸、硫酸及異丙醇	酸鹼、氟系、研磨、有機、砷系、含銅及鉻系廢水
精密機械產業	生產程序自動控制、精密儀器設備、精密原組件、光儲存媒體、各類精密塑膠鋼模等產品之研究、開發、生產、製造及銷售。	-	生活污水
生物技術產業	疫苗製劑、檢驗試劑、醫療器材、農業應用、生化製品及人工關節、骨板等生物技術產品之研究、開發、生產、製造及銷售。	有機溶劑	酸鹼及有機廢水

2.2 薄膜分離技術

近年來薄膜發展日新月異，已被廣泛應用於自來水、工業廢水及水污染改善等各項淨水技術。目前薄膜在淨水處理技術上，已可同時去除懸浮微粒、有機物、無機鹽及微生物等物質。薄膜單元乃利用不同種類的薄膜材料，透過篩濾、滲透或電泳等方式達到溶質分離的效果，可取代傳統之改良式混凝、替代性消毒藥劑、臭氧、生物處理及粒狀活性碳等淨水技術。相較於其他方式，薄膜淨水技術較傳統淨水方法具有以下優點：(1) 能產生高品質之出流水。(2) 易操作及維護。(3) 減低能源需求。(4) 節省空間且可置於室內。(5) 減少化學藥劑用量及污泥產生 (Pirbazari et al., 1992)。在現今全球水資源短缺且污染益形惡化及水體標準不斷提升下，薄膜技術具有相當的實用潛力。

2.2.1 薄膜過濾機制及方式

薄膜單元為一種藉由壓力驅動，讓混合物通過薄膜表面，憑藉混合物分子大小或其他性質之不同，透過篩除或是其他不同機制而將混合物純化的程序。薄膜單元分離的機制可簡單由圖 2.1 來表示 (Mulder, 1990)。

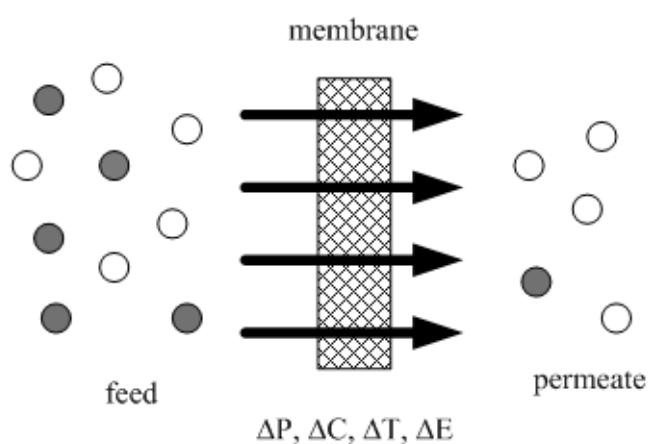


圖 2.1 薄膜操作機制示意圖 (Mulder, 1990)

以薄膜過濾方式區分可分為死端過濾 (Dead-end filtration) 與掃流過濾 (Crossflow filtration)。死端過濾顧名思義，為壓力方向和水流方向相同，如圖 2.2 所示；而掃流過濾則為壓力方向和水流方向垂直之過濾方式。基本上掃流過濾相較於死端過濾具有效減緩污染物在薄膜膜面的積垢現象，因此實場皆以掃流為主 (Munir, 1998)。

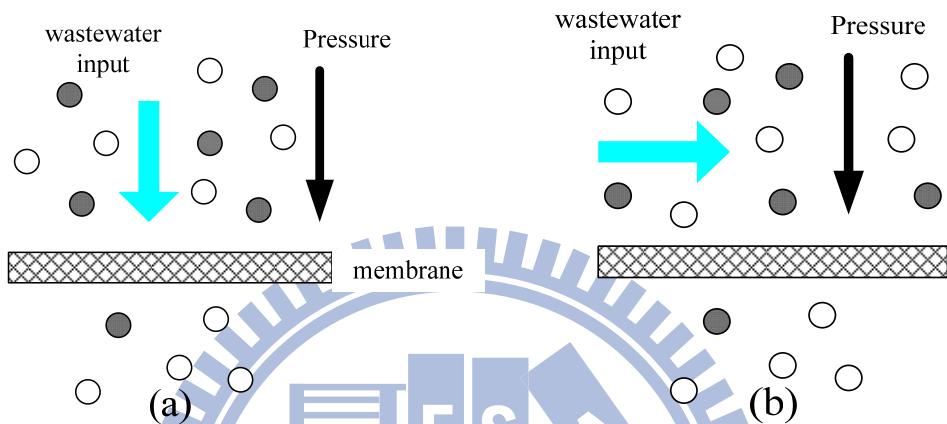


圖 2.2 薄膜過濾方式 (a)死端 (Dead-end) 過濾 (b)掃流 (Cross-flow) 過濾 (Munir, 1998)

2.2.2 薄膜分類

一般常用於水及廢水處理之薄膜，依孔隙大小可分成緻密薄膜及多孔薄膜兩種，此兩種薄膜的作用機制不同。緻密薄膜的作用機制是利用薄膜的材質與待過濾物間的物化作用來達到分離的目的，有較高的選擇性，此種薄膜型式包括奈過濾 (Nanofiltration, NF) 及逆滲透 (Reverse osmosis, RO)。多孔薄膜的作用機制只靠表面的過濾，與緻密薄膜相比，較接近傳統的過濾程序，此類薄膜型式包括微過濾 (Microfiltration, MF) 及超過濾 (Ultrafiltration, UF)，也是一般 MBR 程序最常使用之薄膜，MF 薄膜主要是去除較大顆粒的物質，但可去除物質的粒徑只能到微米左右大小，UF 薄膜則可去除更小之粒徑，但所需之透膜壓力較高 (Stephenson et al., 2000)。

薄膜孔徑大小範圍和可過濾之物質如圖 2.3 所示。由於 MF 及 UF 孔徑較大，能截留分子量較大之物質，主要去除顆粒污染物、懸浮固體、細菌及病毒等，可取代傳統砂濾程序，故多使用於工業廢水處理及二級處理水之回收再利用。而 NF 及 RO 由於孔徑小，能去除大部分的溶解性鹽類及金屬離子，然而所需耗費成本較高，主要用於海水淡化及家庭用淨水器較多。

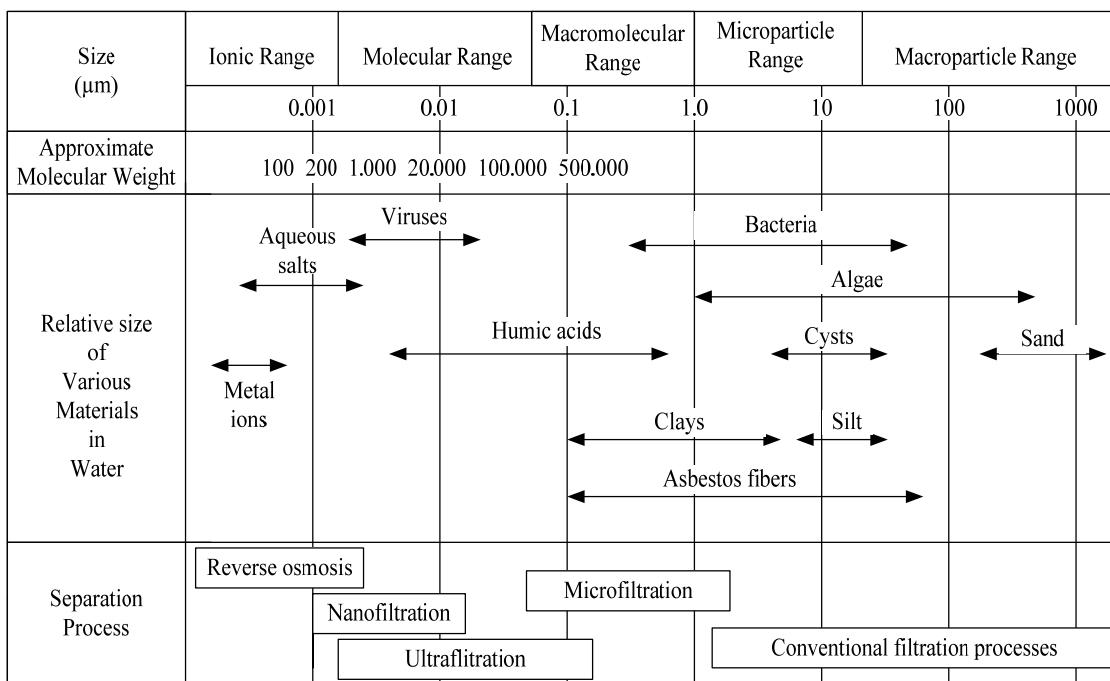


圖 2.3 薄膜孔徑對不同物質之分離範圍 (Munir, 1998)

2.2.3 薄膜模組型式

不同薄膜模組型式對於系統過濾效率有很大的影響，好的薄膜模組常具備以下幾點：1. 較大之比表面積 2. 進流端具有高度紊流 3. 低耗能 4. 價錢便宜 5. 易清洗及擴充。薄膜模組一般可分為平板式、管狀式、螺旋捲式及中空纖維式四種，主要藉由單元本身型式及填充方式不同區分。此四種薄膜模組於應用操作、阻塞及能量消耗皆有不同的性能表現，各型式模組之比較如表 2.2 所示並分述如下：(Stephenson et al., 2000; 經濟部工業局, 2000 年)

表 2.2 各式模組之比較 (Stephenson et al., 2000)

種類	比表面積, (m^2/m^3)	費用	紊流產生	可否反洗	應用
平板式	400-600	高	一般	否	電透析
螺旋捲式	800-1000	低	低	否	RO/NF
管狀式	20-30	非常高	非常高	否	high TSS water
中空纖維式	5000-40000	非常低	非常低	可	MF/UF

1. 平板式 (Flat plate, FP)

平板式模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，多數模板以 1 mm 前後之間隔重疊使用，滲透液由每一板組間流出。其優點在於低能量消耗及易於拆除清洗，但因每片薄膜均需個別的支撐體，故其填充密度較低，且其於操作之前需生長一層生物膜，使其孔徑變小，使用上較不方便，一般常用於電透析 (Electrodialysis, ED)、MF、RO 及 MBR。Torres et al. (2008) 曾利用平板式 MBR 研究其應用於精煉廠廢水之處理效率，其濁度、 BOD_5 及氨氮處理效率可達 98、97 及 96%。

2. 螺旋捲式 (Spiral wound, SW)

螺旋捲式模組為將兩平面膜固定於多孔性支撐體，兩層間以網狀布襯墊，薄膜的三邊均密合，僅開口端接於模組中間的收集管，再纏繞於收集管而成。其具有高填充密度，在低水流速度下便可發生紊流且透膜壓損較小，但不易清洗，若無良好的前處理，不適合處理高濁度之進流水，一般多用於 NF 及 RO。

3. 管狀式 (Tubular)

管狀式模組為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，進流可通透薄膜者之滲透液，經由外殼金屬管排除，而不能通透薄膜者之濃縮液，則流至模組末端出口處。由於採掃流

式操作，故較不易為懸浮固體物所阻塞，因此可在高壓下操作，適用於 MBR，但由於其單位薄膜面積所佔空間甚大，且透膜壓損高，使其能量消耗較其他三種高，故操作成本相對提高。Diels et al. (1995) 及 Sun et al. (2003) 曾利用管狀式 MBR 研究其應用於重金屬與高強度廢水之降解效率，其重金屬與 COD 處理效率可高達 98% 以上。

4. 中空纖維式 (Hollow fiber, HF)

中空纖維式模組將薄膜製成如髮絲般的中空纖維狀，再集束於壓力元件內，由於其不需薄膜支撐體，因此填充密度高，且又因具有大的比表面積且造水率高，故設備費用低。其操作方式採用由內向外或由外向內產生濾液，過濾壓力小 且可利用曝氣所產生的水流剪力將膜表面的積垢沖刷下來以節省並有效利用能源。此外並具有易反沖洗且不佔空間之優勢，故常用于 MBR，並為目前 MBR 薄膜模組公司發展之主流。

Ahn and Song (1999) 曾研究利用中空纖維式 MBR 回收處理都市廢水之可行性，其 SS、BOD5、COD 及 TOC 分別可降至 2、10、30 及 10 mg/L 以下。Yigit et al. (2009) 亦曾利用中空纖維式 MBR 研究其處理紡織廢水之效率，其 SS、BOD5、COD 及 NH3-N 出流水質分別為 0.6、15、37 及 1 mg/L。表 2.3 為文獻上利用中空纖維式 MBR 所做之研究，不論是都市污水、合成廢水及工業廢水，由於前述優點，中空纖維式之 MBR 為許多研究學者常用之模組型式。其水質處理效率亦相當高，SS、BOD5 及氨氮處理效率可達 100、99 及 97%。

表 2.3 文獻上利用中空纖維式 MBR 之研究

Wastewater	薄膜材質	SS	BOD ₅	COD	NH ₃ -N	Reference
		Removal (%)				
Municipal	PE	100	99	93	83	Ueda et al. (1996)
Municipal	PE	100	93	93	-	Ahn and Song (1999)
Municipal	PS	100	97	92	82	Lim et al. (2007)
Synthetic	PE	100	-	99	97	Cicek et al. (1999)
Synthetic	PS	-	99	-	-	Lübbecke et al. (1995)
Textile	PVDF	100	97	97	91	Yigit et al. (2009)
Textile	PVDF	100	-	97	70	Badani et al. (2005)
Refinery	PVDF	98	97	-	96	Torres et al. (2008)

2.3 薄膜生物反應系統技術

薄膜生物反應系統係結合傳統活性污泥法與薄膜分離之一種嶄新技術，利用透膜壓力為驅動力將活性污泥混合液過濾，並將固體顆粒攔截於薄膜表面，因此可提高過濾及分離的效率。與傳統活性污泥程序比較，MBR 可得更高品質之出流水，且其操作彈性大、污泥產量少、佔地面積小並具備消毒、除臭及承受高污染物負荷等優勢。亦由於 MBR 可將污泥完全截留在系統內，故其 SRT 長，能使微生物適應期增長進而提高難降解污染物及營養鹽去除之能力，故具有替代傳統活性污泥程序與水回收之潛力，目前已廣泛應用於全球各種污廢水處理。表 2.4 為全球運用 MBR 技術處理之廢水種類 (Stephenson et al., 2000; Marrot et al., 2004)。

表 2.4 全球利用 MBR 技術處理之廢水種類 (Stephenson et al., 2000)

廢水種類	Approximate % of total MBRs
工業廢水	27
建築廢水	24
家庭污水	27
都市污水	12
垃圾滲出水	9

然而薄膜積垢為 MBR 操作上最大的限制，其將使薄膜滲透液量下降或透膜壓力上升，故薄膜必須更頻繁清洗與替換，造成操作與維護費用增加。薄膜積垢乃由於懸浮微粒、膠體及大分子等物質沉降於薄膜表面或孔洞內，造成薄膜阻塞之一種積垢現象。而薄膜積垢現象的產生，會使固定通量操作之 MBR 透膜壓力逐漸上升；相反地，會使固定透膜壓力操作之 MBR 滲透液量逐漸下降 (Chang et al., 2002)。然而薄膜積垢造成之透膜壓力上升或滲透液量下降，其皆使薄膜清洗及替換頻率上升，造成操作成本增加。

2.3.1 MBR分類

MBR 程序依其功能可分為三類，分別為固液分離薄膜程序 (Solid-liquid separation MBR)、氧傳式薄膜程序 (Oxygen mass transfer MBR) 及萃取式薄膜程序 (Extractive MBR)，如圖 2.5 所示。固液分離薄膜程序為利用薄膜進行固液分離，將固體顆粒截留在系統內，使乾淨的滲透液流出系統外，其可取代傳統活性污泥程序之終沉池，為目前廣泛應用之薄膜程序。第二類氧傳式薄膜程序為利用薄膜將空氣導入反應槽中，藉由薄膜極微小孔徑特性使得進入反應槽的空氣氣泡更為細小，因而提高氣泡與液體之接觸面積，使得氧傳輸效率較一般活性污泥高。最後萃取式薄膜程序其薄膜為利用與特定污染物有親和力之材料製成，此程序可以應用於萃取工業廢水中特定之有機污染物質及一般生物處理程序無法去除之污染物質 (Stephenson et al., 2000)。

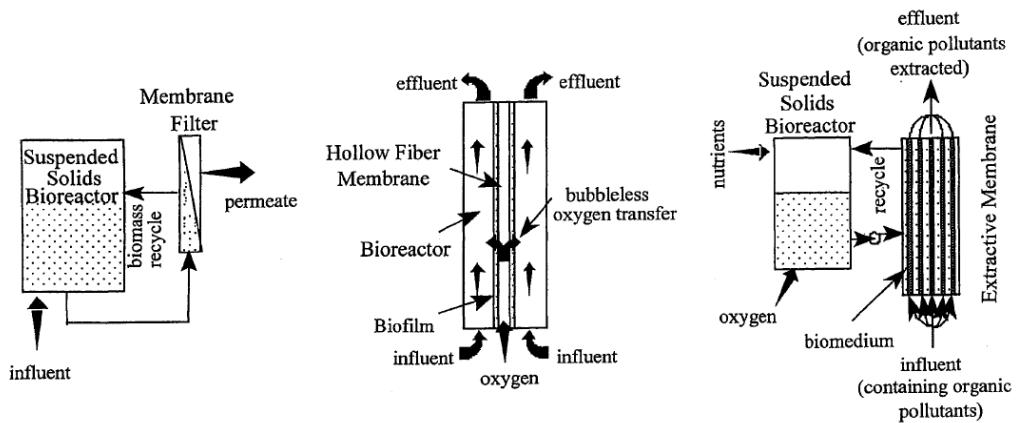


圖 2.4 三種不同 MBR 程序示意圖 (Stephenson et al., 2000)

2.3.2 MBR操作型式

MBR 程序依薄膜模組裝設位置不同，可分為外掛式/側流式 (Side-stream) 及沉浸式 (Submerged/Immersed) 兩種，如圖 2.6 所示。在側流式之操作下，薄膜模組與生物反應槽分離，為一獨立之單元，利用泵浦將生物反應槽中之混合液抽送至薄膜單元，經薄膜固液分離之作用後，滲透液直接出流，而污泥迴流至生物反應槽以維持污泥濃度，達淨水處理之目的；而沉浸式之模組，薄膜浸沒於生物反應槽中，利用負壓將滲透液抽出，並直接將污泥截留於生物反應槽中以維持污泥濃度 (Stephenson et al., 2000)。

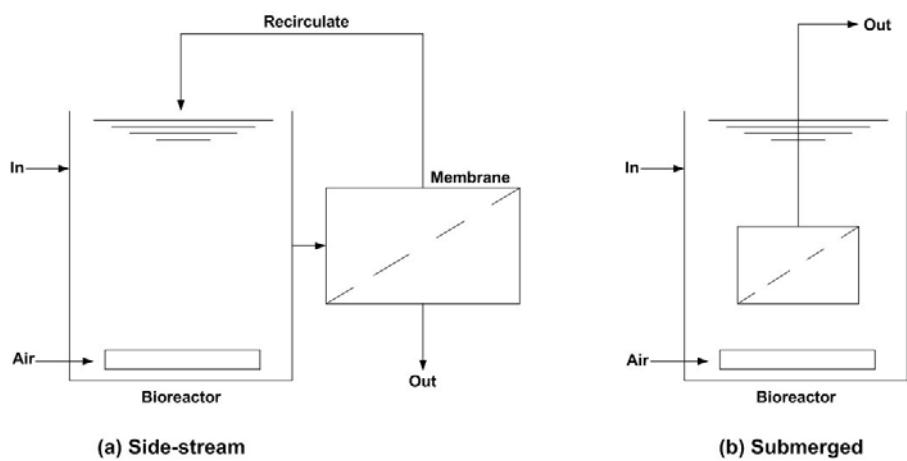


圖 2.5 MBR 系統模組型式 (a) Side-stream (b) Submerged

本研究採取此沉浸式 MBR 程序方式進行模型廠試驗評估。而沉浸式 MBR 相較於側流式 MBR 有以下優點 (Ueda et al., 1996):

1. 節省能源：沉浸式 MBR 之真空吸引泵浦所需之壓力較側流式 MBR 之壓力泵浦為小，加上不需循環系統，故所需能源亦較小。
2. 節省設備成本：因沉浸式 MBR 不需循環泵浦，加上不需額外地方放置薄膜模組，故較側流式 MBR 所需之設備成本低。
3. 可擴充性：沉浸式 MBR 不需考慮薄膜之最小通量，可適時對薄膜單元套件進行擴充，故可適用各種規模之污水廠。
4. 連續處理性：沉浸式 MBR 可進行多組同時過濾，阻塞時只需針對其問題套件進行清洗或更換，不需整廠區停機。

2.3.3 MBR 之優點

1. 優良之出流水水質

MBR 由於薄膜單元能將污泥有效截留在槽體內，使其污泥停留時間 (Sludge retention time, SRT) 及 MLSS 較一般傳統活性污泥法高，且其出流水水質不受污泥沉降性之影響，操作較具彈性。由於 SRT 之延長，可使一般較不易生長之微生物如硝化菌等生長更完全，進而使其處理效率增加 (Stephenson et al., 2000)。表 2.5 為 MBR 與傳統活性污泥法處理效率之比較，顯示 MBR 程序對 SS、有機物及氮、磷之去除效率皆優於傳統活性污泥法。

2. 生物程序處理效能增加

MBR 由於薄膜分離單元能有效將懸浮物質及大分子有機物等截留於反應槽內，故可增加生物處理程序中污泥濃度，延長 SRT。由於 SRT 之延長使得 MBR 內污泥濃度高，且小顆粒之有機膠體需較長的 SRT 才能去除，因此有機物的去除效率較佳，故 MBR 對有機物去除率可高達 95% 以上的

良好去除效果 (Bouhabila et al., 2001)。此外 MBR 污泥膠羽大小大多小於 100 μm ，且集中在一小範圍內，而活性污泥法之污泥膠羽大小分布較廣，從 0.5-1000 μm 。由於較小的污泥膠羽其溶氧及基質傳輸效率較快，故 MBR 其微生物活性較傳統活性污泥法高 (Visvanathan et al., 2000)。

表 2.5 MBR 與傳統活性污泥法處理效率之比較 (Cicek et al., 1999)

Parameter	AS	MBR
Sludge age (d)	20	30
COD removal (%)	95	99
DOC removal (%)	93	97
TSS removal (%)	61	100
TKN removal (%)	90	97
Total P removal (%)	89	97

3. 提升氮、磷營養鹽物質及難分解有機物之去除效率

由於含氮物質會附著在顆粒上，而 MBR 良好的固液分離可將固體物截留在槽體內，使得含氮物質截留在槽體內 (Delgado et al., 2002)。此外，良好的固液分離可以延長其 SRT，使得硝化菌等生長速度較慢之微生物可以生長，以利硝化作用將氨氮等營養鹽物質轉化或去除 (Huang et al., 2001; Han et al., 2005)。

4. 節省用地面積

一般傳統生物處理程序其固液分離設施如二沉池或砂濾池等需要佔用許多土地面積，而 MBR 其薄膜分離技術可取代固液分離設施，且可將污泥完全截留於槽體內而提高污泥濃度，進而縮小反應槽體積，此可有效節省用地面積。此外 MBR 更可利用現有之污水處理設備加以提昇，不需另外增加土地，進而提高土地利用效率 (Berthold and Krauth, 1998)。

2.4 MBR操作條件對於薄膜積垢之影響

一般造成薄膜積垢因素可分為薄膜性質、污泥性質及操作條件三部分。薄膜性質包括材質、孔徑大小及模組型式等，污泥性質包括膠羽粒徑大小及混合液懸浮固體物 (Mixed liquid suspended solids, MLSS) 濃度等，操作條件包括曝氣速率、污泥停留時間及薄膜通量等 (Chang et al., 2002)。其中污泥性質又因污泥來源及操作條件之不同而有所差異，MBR 操作條件包括曝氣速率、水力停留時間、污泥停留時間及薄膜通量，其與薄膜積垢速率息息相關。

2.4.1 曝氣速率

曝氣速率會影響水流剪力大小，進而影響薄膜積垢速率，當曝氣速率增加，水流剪力將變大，進而降低薄膜積垢情形。但曝氣速率存在一臨界值，薄膜積垢速率不會因為曝氣速率的增加而持續減緩 (Stepheson et al., 2000; Visvanathan et al., 2000; Howell et al., 2004)。

Bouhabila et al. (2001) 曾改變曝氣速率為 0.6、1.3、1.8 及 2.4 CMH 並觀察其過濾阻抗，發現隨著曝氣速率的增加其過濾阻抗減小，然而當曝氣速率從 1.8 提高至 2.4 CMH 時，其過濾阻抗減小幅度有限。

2.4.2 水力停留時間

水力停留時間 (Hydraulic retention time, HRT) 的長短亦會影響薄膜積垢速率。由於較短的 HRT 可提供微生物較多的基質及營養鹽，使得系統中污泥濃度提高，且薄膜阻抗亦會增加，而較長的 HRT 其薄膜積垢速率則較 HRT 短時減緩 (Visvanathan et al., 1997)。

Meng et al. (2007) 曾改變不同 HRT 為 10-12、6-8 及 4-5 小時，研究 HRT 對於 MBR 之污泥特性及薄膜積垢之影響，結果研究顯示，當 HRT 降

低時，其胞外聚合物濃度、MLSS 都將增加，使得薄膜積垢潛勢增加，但對於 COD 處理效率影響不大。

2.4.3 污泥停留時間

不同的污泥停留時間 (Sludge retention time, SRT) 其污泥產量及組成亦會有所不同，進而影響系統的生物處理效率及系統中污泥濃度的大小 (Bouhabila et al., 2001)。SRT 的長短將影響污泥濃度大小，污泥濃度隨 SRT 增加而上升，而 SRT 的增加會些微降低污泥中胞外聚合物含量及平均顆粒粒徑大小，使得薄膜積垢速率較為減緩 (Chang and Lee, 1998; Huang, 2000; Pollice et al., 2005)。Lee et al. (2003) 及 Han et al. (2005) 亦改變 SRT 為 20、40、60 天與 30、50、70、100 天，皆發現過高的污泥濃度將使得污泥黏滯度增加，使得薄膜積垢速率隨著 SRT 增加而上升。故 SRT 對於薄膜積垢之影響目前並無統一之結論。而 SRT 的長短，亦將影響污泥濃度，而污泥濃度對於薄膜積垢是否造成影響亦為許多學者所關切的重點。當污泥濃度大時，其污泥黏滯度會增加，使得薄膜積垢速率上升，其呈一線性關係 (Lübbecke et al., 1995)。Yigit et al. (2008) 亦指出污泥濃度於 4600-12600 的範圍中，其薄膜出水通量從 $120 \text{ LM}^{-2}\text{H}^{-1}$ 降至 $57 \text{ LM}^{-2}\text{H}^{-1}$ ，隨 MLSS 濃度增加，造成薄膜積垢上升。但亦有學者指出污泥濃度大小與薄膜積垢速率無關 (Fan et al., 2006)，故目前無一致性的結論。主要原因乃由於活性污泥為一複雜且多變的物質，其內含有進流基質、微生物及其代謝產物等交互作用，不同植種來源的污泥其特性亦會有所不同。但是污泥濃度提高時，其污泥黏度將增加，氧氣傳送率變低且薄膜積垢速率亦將增加，因而提高操作成本 (Meng et al., 2009)。綜合整理後可知當污泥濃度小於 6 g/L 時，污泥濃度增加將使積垢速率減緩，而當污泥濃度大於 15 g/L，積垢速率則隨污泥濃度上升而增加 (Sato and Ishii, 1991;

Brindle and Stephenson, 1996; Madaeni et al., 1999; Defrance et al., 2000; Hong et al., 2002)。

2.4.4 薄膜通量

通量的大小是最直接影響薄膜積垢速率的因素之一，不同的通量會造成不同的積垢物沉降在薄膜表面上。當通量大時，顆粒及膠體物質等沉積物會快速堆積在薄膜表面，且其吸引力會壓縮薄膜表面的積垢物，使其更為壓密，且造成可逆積垢快速發生，故當通量增加時，積垢速率亦會快速增加 (Chang et al., 2002; Guglielmi et al., 2007; Kimura et al., 2005)。Germain et al. (2005) 於 5.5-33 LMH 間改變六種不同通量，發現隨著通量的增加，其薄膜積垢速率呈現指數上升。表 2.6 為文獻上不同操作條件比較。

薄膜通量為最直接影響薄膜積垢並關係 MBR 操作成敗之因素。臨界通量 (Critical flux) 為 MF 於過濾時存在一通量，當通量大於此臨界通量時，則有流通量降低的問題，而臨界通量的大小和許多因素相關。故一般 MBR 操作時，建議操作於臨界通量之下，即所謂次臨界通量 (Sub-critical flux)，以避免流通量降低 (Field et al., 1995)。

但根據研究指出，操作於次臨界通量下一段時間後，其透膜壓力仍會快速上升，並無法避免流通量降低的發生，此乃由於一些大分子有機物其仍會沉積或吸附於薄膜表面或孔洞，使得薄膜孔洞逐漸縮小或阻塞，造成薄膜局部通量大於臨界通量，使得透膜壓力快速上升 (Field et al., 1995; Ognier et al., 2004; Pollice et al., 2005)。

表 2.6 文獻上不同操作條件比較

Wastewater	C/N	HRT (h)	MLSS (g/L)	SRT (d)	Working volume (L)	Flux (LMH)	Reference
Synthetic	1.97	7.8	-	20-60	7	9	Lee et al. (2003)
Synthetic	17.4	3-6	10	12	7900	12.5	Guglielmi et al. (2007)
Municipal	4.8	4.4-8.8	5-10	-	175	8.3-16.7	Kimura et al. (2005)
Municipal	12.7	1.1-3.6	8	2-10	1514	30.6	Trussell et al. (2006)
Domestic	6.8-4.8	5	-	5-40	95	5	Huang et al. (2001)
Domestic	3.3-11.3	3-15	17	50	120	8-15	Parameshwaran et al. (1999)
Textile	40.6	14	14	25	230	20	Yigit et al. (2009)
Petrochemical	12-13	13	8.6-9.6	25	48	12.5	Qin et al. (2007)
Refinery	5	3-16	10-15	50-70	2000	10-28	Torres et al. (2008)

2.5 薄膜積垢速率

為了探討薄膜積垢程度，許多學者以實驗或理論為基礎模式來探討之，其中最簡單的方法即是 Resistance-in-series model，利用 Darcy's law (2.1 式) 求其過濾阻抗 (Chang et al., 2002):

$$R = \frac{\Delta P}{\mu J} \quad (2.1)$$

其中 J 為薄膜通量 ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{-s}$)； ΔP 為 Trans-membrane pressure (Pa)； μ 為過濾液黏度 (viscosity, Pa s)； R 為過濾阻抗 (m^{-1})。

Ahn and Song (1999) 及 Huang et al. (2000) 皆指出溫度會對通量造成影響。故 Huang et al. (2000) 提出在利用 Resistance-in-series model 求其過濾阻抗時，先利用 2.2 式將所有通量皆修正至 25°C 條件下。

$$J_{25} = J_T \times 1.025^{25-T} \quad (2.2)$$

其中 J_{25} 為修正至 25°C 下之通量， J_T 為實際溫度下之通量

Fan and Zhou (2007) 於探討曝氣速率及 MLSS 對於薄膜積垢之影響研究中提出了 2.3 式，求其阻抗隨時間之變化，以得薄膜積垢速率，藉以評估薄膜積垢程度。

$$F = \frac{R_{t2} - R_{t1}}{t_2 - t_1} \quad (2.3)$$

其中 F 為薄膜積垢速率 ($1/m/d$); R 為過濾阻抗 (m^{-1})

2.6 薄膜積垢減緩方法

一般薄膜積垢方法可分為物理性方法及化學性方法。物理性方法包過曝氣清洗、間歇操作及反沖洗；化學方法則為利用化學藥劑進行藥洗。

1. 曝氣清洗

沉浸式 MBR 乃將薄膜沉浸於生物反應槽中，其操作時會有顆粒及膠體物質沉降於薄膜表面，此時將 MBR 加以曝氣使得掃流速度增加可以避免此類顆粒及膠體物質沉降於薄膜表面，進而有效減緩薄膜積垢速率，且亦可提供 MBR 中微生物所需之氧氣。然而，在耗能與減緩薄膜積垢速率的雙重考量下，曝氣速率及強度的大小存在一最佳值，因為薄膜積垢速率不會因為曝氣速率及強度的增加而持續減緩 (Stephenson et al., 2000; Fan and Zhou, 2007; Lim et al., 2007; Yigit et al., 2008)。

2. 間歇操作

沉浸式 MBR 操作時乃利用泵浦產生負壓，使出流水透過薄膜產出。然而此負壓會使得顆粒及膠體物質吸附在薄膜表面上。此時採用間歇操作則可使得負壓消失，有利於水流剪力對吸附顆粒及膠體物質之掃除，避免顆粒及膠體物質沉降吸附於薄膜表面，進而減緩薄膜積垢速率 (Howell et al., 2004; Lim et al., 2007)。

3. 反沖洗

操作中空纖維式模組，即使利用間歇操作及曝氣清洗，亦僅能去除薄膜表面的沉積物，無法去除較深層的積垢，故利用出流水進行反沖洗，可以去除中空纖維內及較深層之積垢，使得薄膜積垢速率得以有效減緩 (Bouhabila et al., 2001)。

4. 化學藥洗

MBR 於長時間操作後，即使利用曝氣清洗、間歇操作及反沖洗等操作，仍無法完全回復其透膜壓力時，此時便需利用化學藥劑如次氯酸鈉及檸檬酸等以去除不可逆積垢。然而化學藥劑對於環境會造成一定影響，故如搭配物理性清洗 (曝氣清洗及反沖洗等)，則可減少化學藥洗次數，減低化學藥劑對於環境之影響 (Stepheson et al., 2000)。



第三章 實驗材料與方法

本研究乃針對薄膜生物反應系統應用於低碳氮比廢水進行模型廠試驗，其目的為探討薄膜通量對於模型廠薄膜生物反應系統處理低碳氮比廢水之影響。

3.1 實驗材料與設備

3.1.1 實驗材料

3.1.1.1 進流水樣與植種污泥

本研究所用之進流水乃採用某高科技產業園區污水處理廠之進流水，其平均進流水 SS、 BOD_5 、COD 及 NH_3-N 分別為 92、47、62 及 43 mg/L，與一般都市生活污水比較，其廢水性質屬於低碳氮比廢水。而所用之植種污泥乃採用某垃圾滲出水處理場之廢棄污泥，其具有硝化菌種。

3.1.1.2 薄膜模組與特性

本研究 MBR 採用之薄膜模組為中空纖維膜式，其將膜絲固定於框板上，如**圖 3.1** 所示，每一反應槽內可放置 24 片。薄膜材質為聚丙烯 (Polypropylene, PP)，薄膜平均孔徑 $0.2\ \mu m$ ，每一片薄膜過濾面積 (Filtration area) 為 $7\ m^2$ ，其詳細薄膜特性如**表 3.1** 所示。薄膜於操作時，其壓力會隨膜面及膜孔中之積垢物質累積而上升，故需清洗以維持薄膜之壓力，避免薄膜之損壞並延長其使用壽命。

薄膜之清洗機制為氣泡清洗、反沖洗及化學藥洗。氣泡清洗係藉曝氣以增加水流剪力，藉以去除薄膜表面之積垢物質；反沖洗係以出流水經 MF 過濾後反向注入薄膜孔洞內進行反洗，每 15 分鐘反洗一次，每次 1 分鐘，藉以去除薄膜孔洞內之積垢物質；化學藥洗時，先將 MBR 槽內之混合液抽至現地清洗 (Clean on site) 暫存槽，再以藥液 (次氯酸鈉或檸檬酸) 浸泡

一天，以去除薄膜上之積垢物，再排出藥液，並使用自來水清洗殘留藥液，再將混合液抽回至 MBR 槽。



圖 3.1 中空纖維式薄膜

表 3.1 中空纖維式薄膜特性

Parameter	Characteristics
Membrane material	PP
Membrane area	7 m ²
Number of membrane fibers	7000 fibers
Average pore size	0.2 μm
External diameter	410 μm
Internal diameter	320 μm

3.1.2 實驗設備

3.1.2.1 模型廠薄膜生物反應系統

本研究之薄膜生物反應系統模型廠於 2008 年 11 月開始動工，MBR 模型廠首先以大型機具將主要的硬體設施定位設置，如圖 3.2 所示。待所有硬體設施皆定位完成後，接續進行管線配置及泵浦安裝，如圖 3.3 及圖 3.4 所示。主要硬體設施、管線及泵浦設置安裝完後，即進行可程式邏輯控制器 (Programmable logic controller, PLC) 及其電線設置，如圖 3.5 所示。整個 MBR 模型廠至 2009 年 2 月完工，其中包括 MBR 槽體於建造期間經漏水試驗後發現問題並予以更換。



圖 3.2 反應槽定位設置



圖 3.3 泵浦組裝



圖 3.4 管線配置



圖 3.5 PLC 及電線設置

本研究之薄膜生物系統為中空纖維膜式模組並採沉浸式操作，MBR 槽內裝置 24 片框板式之中空纖維膜模組。模型廠主要設備分為前處理及兩套 MBR 系統兩部分（圖 3.6 所示）。前處理部分包括快混槽、慢混槽及沉澱槽（圖 3.7 所示），MBR 系統部分包括兼氧槽及 MBR 槽（圖 3.8 所示）。除了主要設備之外，其他設備尚包括進流水儲存槽、緩衝槽及 NaHCO_3 藥槽（圖 3.9 所示）出流水儲存槽及現地清洗儲存槽、化學藥洗槽（圖 3.10 所示）。所需工作面積約為 $8\text{ m (L)} \times 4\text{ m (W)}$ 。各操作單元數量及尺寸詳列於表 3.2 中，模型廠平面配置圖如圖 3.11 所示。



圖 3.6 生物薄膜反應系統模型廠



圖 3.7 MBR 模型廠前處理設備

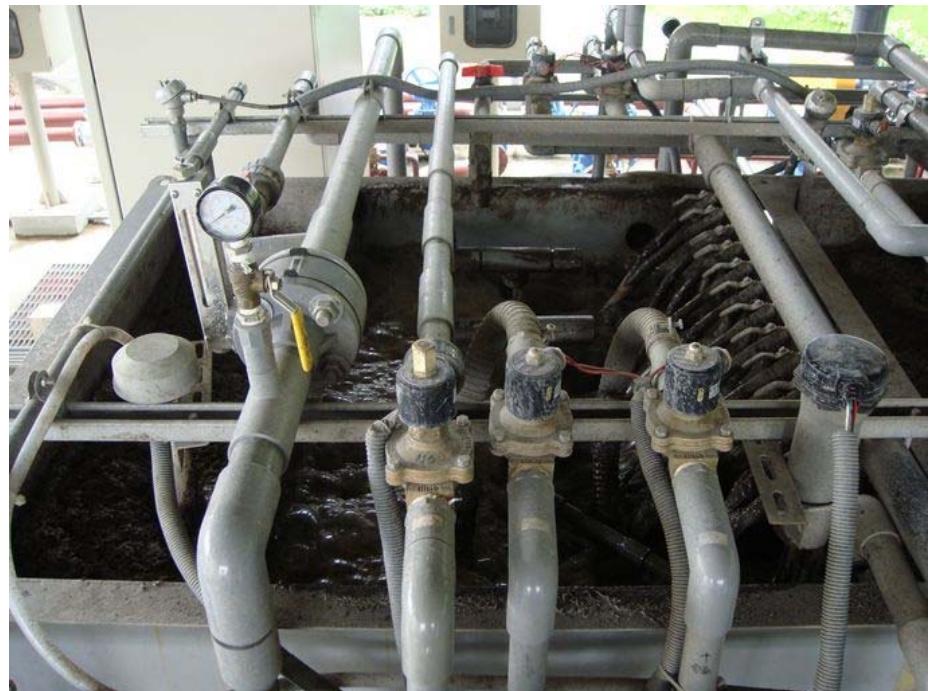


圖 3.8 MBR 模型廠兼氧槽及好氧槽



圖 3.9 MBR 模型廠進水儲存槽、緩衝槽及碳酸氫鈉藥槽



圖 3.10 MBR 模型廠出流水儲存槽、化學藥洗槽及現地清洗儲存槽

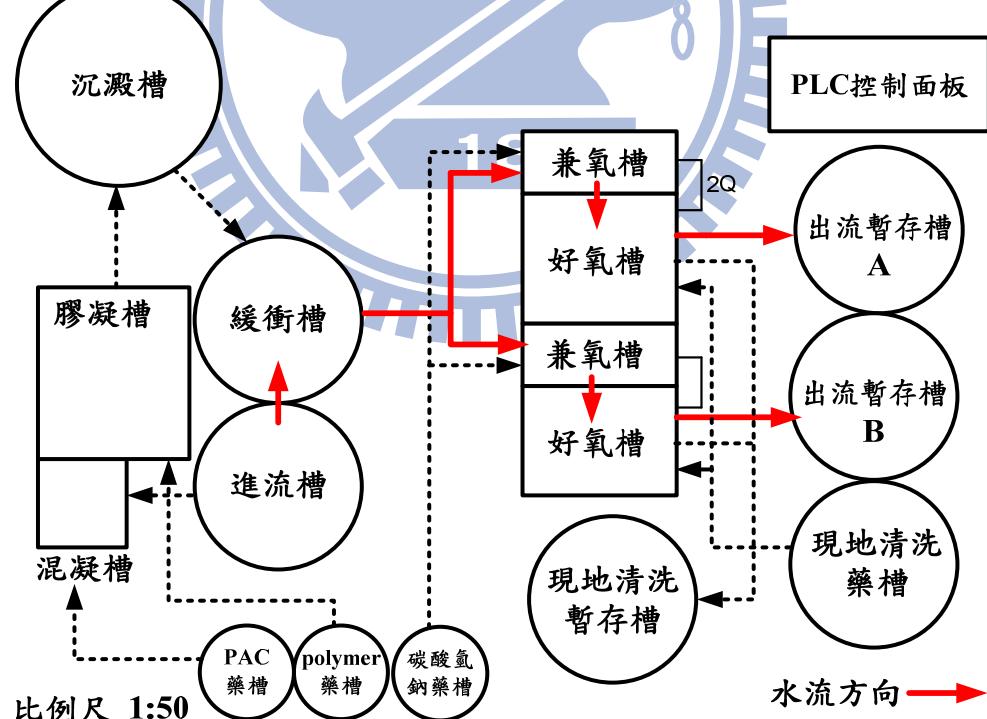


圖 3.11 模型廠平面配置圖

表 3.2 MBR 各單元數量及尺寸

單元程序 (數量)	尺寸
快混槽 (1)	0.42 m (L) x 0.42 m (W) x 0.5 m (D)
慢混槽 (1)	0.94 m (L) x 0.94 m (W) x 1.0 m (D)
沉澱槽 (1)	§ 1.2 m x 1.5 m (D)
兼氣槽 (2)	1.0 m (L) x 0.3 m (W) x 1.95 m (D)
好氧槽含 MBR (2)	1.0 m (L) x 0.7 m (W) x 1.95 m (D)

薄膜生物反應系統由一 PLC 控制 (圖 3.12 所示)，可以電腦固定操作通量並每 15 分鐘進行反洗 1 分鐘，且由 PLC 控制碳酸氫鈉加藥量，以控制薄膜生物反應系統之 pH 值，以利硝化作用進行。pH、溫度及 TMP 等數值可經由偵測器記錄於 PLC 中。



圖 3.12 可程式邏輯控制器

3.1.2.2 分析儀器

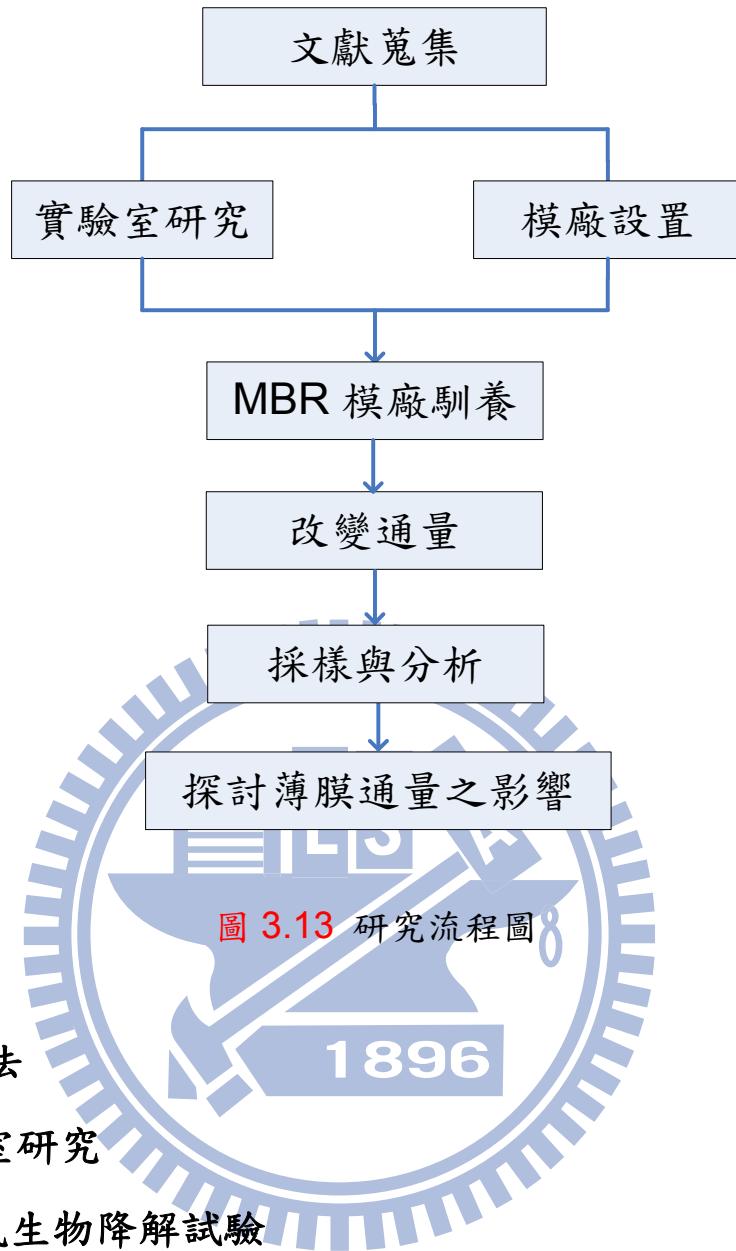
本研究所使用之實驗儀器及型號如表 3.3 所示。

表 3.3 實驗設備及型號

實驗儀器	儀器型號
電子天秤	Sartorius BP-221S
DO meter	TWT inoLab Oxi730
COD 加熱器	DENG YNG
105°C 烘箱	CHANNEL DV602
550°C 烘箱	Nabertherm
pH meter	SUNTEX SP-2200
分光光度計	HITACHI U-3010 spectrophotometer
粒徑分析儀	Mastersizer/E, MALVERN

3.2 實驗流程

本研究分為實驗室研究與模型廠研究兩部份，實驗室研究包括氯氮生物降解試驗及半連續式試驗，以確認低碳氮比廢水是否具氯氮生物降解性並求得硝化作用最短之 SRT 以供後續模型廠研究參考。待模型廠建造完成後，即進行 MBR 模型廠之污泥馴養及模型廠操作測試。待 MBR 模型廠馴養完成達到穩定狀態後，將 MBR 系統改變不同通量（薄膜片數）並採樣分析進出流水質，以探討不同通量對於 MBR 系統處理低碳氮比廢水處理效率影響。本研究流程如圖 3.13 所示。



3.3 實驗方法

3.3.1 實驗室研究

3.3.1.1 氨氮生物降解試驗

為了評估低碳氮比廢水是否具氨氮生物降解性故進行實驗室批次式試驗，實驗方法如下：實驗分為兩組同時進行，其操作條件皆相同，唯一差別為原水是否經前處理（混凝、膠凝及沉澱），前處理之混凝劑（PAC）與膠凝劑（Polymer）最適加藥量乃依實驗室進行之瓶杯試驗（Jar Test）結果作為加藥量，如圖 3.14。其試驗方式如下：

1. 取污水 500 mL 裝於 1 L 燒杯內，於相同條件下控制不同混凝劑量：0.5、1、2、4、8、16 mg/L 及 2、4、8、16、32 及 64 mg/L。
2. 快速攪拌 (100 rpm) 兩分鐘，加入相同之膠凝劑量 (0.3 mg/L)。

3. 慢混 (25 rpm) 30 分鐘後，靜置 30 分鐘。
4. 取上澄液檢測濁度並比較結果。

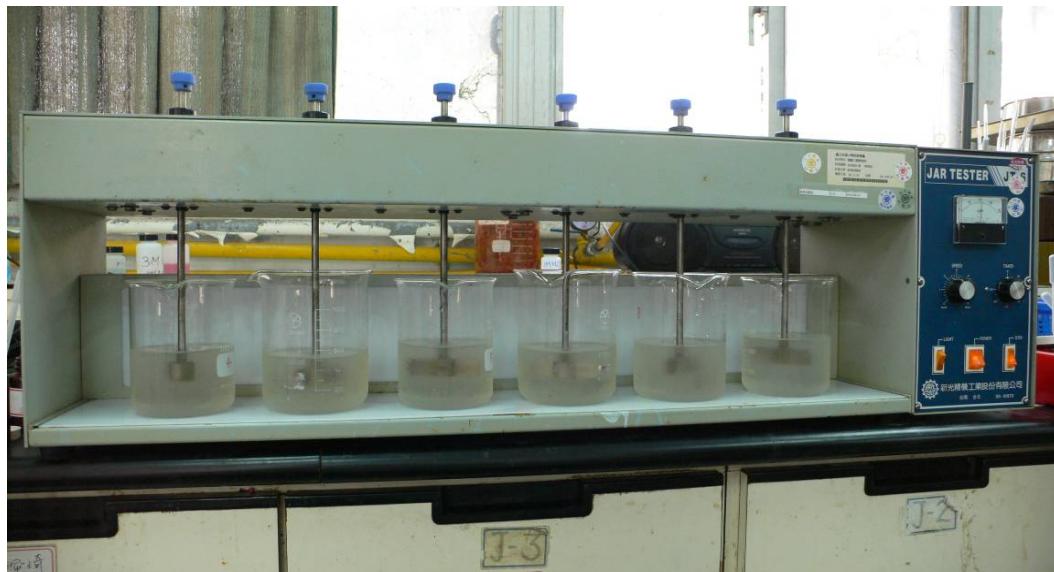


圖 3.14 Jar Test

確認前處理之最適加藥量後，一組直接使用 2 L 自園區採集之進流水作為原水裝於 5 L 反應槽內，另一組則依據先前 Jar Test 的結果，使用 PAC 及 Polymer 之最低加藥量，依先前 Jar Test 步驟，快混 (100 rpm) 2 分鐘，再慢混 (25 rpm) 30 分鐘後靜置 30 分鐘，直接取 2 L 上澄液 (不必過濾或離心) 作為原水裝於 5 L 反應槽內。

最後再將兩組原水個別與某垃圾滲出水處理廠 2 L 廢棄污泥 (控制稀釋到 3000 mg/L) 混合。實驗開始後使用曝氣馬達持續曝氣 (DO 維持在 2 mg/L 以上) 並同時進行攪拌，實驗過程中不排泥，每天記錄其 pH 值及水溫，並採集水樣保存分析氨氮，直至氨氮降解完，以驗證低碳氮比廢水具氨氮生物降解性。

3.3.1.2 半連續式試驗

半連續式試驗依原水是否經前處理（混凝、膠凝及沉澱）分為兩批次模組，每一批次模組再分為 8、12 及 16 天三種不同之 SRT 共六組同時進行，確認硝化反應所需最低 SRT，以作為後續 MBR 模型廠試驗操作參考。

兩批次模組其操作條件皆相同，唯一差別為原水是否經前處理（混凝、膠凝及沉澱）。其中一組直接取 1 L 自園區採集之進流水作為原水個別裝於 3 個 2 L 燒杯，另一組則將園區進流水先經前處理，依據先前 Jar Test 的結果，使用 PAC 及 Polymer 之最低加藥量，並依先前 Jar Test 步驟，快混 (100 rpm) 2 分鐘，再慢混 (25 rpm) 30 分鐘後靜置 30 分鐘，直接取 1 L 上澄液（不必過濾或離心）作為原水個別裝於 3 個 2 L 燒杯，最後再將六組 2 L 燒杯個別與 1 L 氨氮生物降解試驗馴養後之活性污泥混合，使用曝氣馬達持續曝氣 (DO 維持在 2 mg/L 以上) 同時進行攪拌。

兩批次模組（原水是否經前處理）每天固定排出 125 mL、83 mL 及 63 mL 混合液，以控制其 SRT 為 8、12 及 16 天，每天記錄其 pH 值、DO 及水溫，並採集反應前後之水樣分析溶解性生化需氧量、化學需氧量、氨氮、硝酸鹽氮及亞硝酸鹽氮，以探討其硝化作用最低之 SRT。

3.3.2 模型廠薄膜生物反應系統研究

本研究中 MBR 模型廠進流水為某高科技產業園區污水處理廠前處理（包括攔污柵及沉砂池）後之原水，先將進流水儲存於進流水儲存槽，利用泵浦將原水送入兩套 MBR 系統，分別命名為 SRT 12 d 及 SRT 10 d，包括兼氧槽以及好氧槽，滲透水經由薄膜泵浦產生負壓抽出至出流水儲存槽。本研究採用兩套 MBR 系統乃為了節省研究時間。Silva et al. (1998) 曾比較完全好氧 MBR 及兼氧/好氧 MBR 兩者系統效率，發現兩者硝化效果皆良好，但兼氧/好氧 MBR 其於脫硝方面較完全好氧 MBR 佳。故 MBR 槽中之

混合液迴流 (2Q) 至缺氧槽，以進一步評估脫硝之可行性，其處理流程示意圖如圖 3.15 所示。

本研究中 MBR 系統控制 SRT 為 10 及 12 天，且維持好氧槽之溶氧在 2 mg/L 以上，並利用 1 M NaHCO₃ 來控制好氧槽中之鹼度及 pH，雖然硝化作用最適之 pH 為 7.5-8.0，但為了利於 pH 值之控制且避免藥量大幅使用，故維持 MBR 系統 pH 值在 7.0-7.2 之間，不僅可減低用藥量，且不影響硝化反應進行。



3.3.2.1 污泥馴養

於 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 中植入相同之污泥量，以不同之 SRT (12 及 10 天) 及相同之進流量 (1 CMH)、曝氣量 (0.48 m³/min)、薄膜種類 (PP 中空纖維膜) 及膜片數量 (親水膜, 24 片)，控制其通量為 5.95 LMH 進行污泥馴養，並利用 1 M 之 NaHCO₃ 維持反應槽 pH 及提供足夠之鹼度，以利硝化作用。藉由監測 MLSS 及出流水水質 (BOD₅ 及 NH₃-N)，瞭解系統之穩定程度，並於此階段測試及調整模型廠之硬體設施，以利後續操作及研究。

3.3.2.2 薄膜通量實驗

將 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩套 MBR 固定流量為 1 CMH，控制曝氣速率在 $0.48 \text{ m}^3/\text{min}$ (CMM)，以 30 秒為週期循環曝氣，藉由改變不同片數的薄膜模組 (24、20 及 16 片)，使其薄膜通量分別為 5.95 、 7.14 及 $8.93 \text{ LM}^2\text{H}^{-1}$ ，每天紀錄兼氧槽及好氧槽之溶氧、溫度、滲透通量及 TMP，以探討 MBR 之最適通量及不同通量對於 MBR 系統處理低碳氮比廢水效率之影響。表 3.4 為本研究之操作期程及操作變數表。

表 3.4 薄膜通量試驗之操作期程及操作變數表

System	SRT 12 d	SRT 10 d
Q, CMH	1	
HRT, h	1.92	
SRT, d	12	10
Flux, LMH		
Stage	0	5.95
	1	5.95
	2	7.14
	3	8.93
	4	7.14

3.3.2.3 化學藥洗

當 MBR 其 TMP 達 50 cm-Hg 時，且無法藉由曝氣清洗及反沖洗恢復其 TMP 時，即進行化學藥洗。化學清洗步驟如下：

1. 將 MBR 槽體污泥抽至 CIP 暫存槽
2. 將 MBR 槽體用清水沖洗乾淨並將自來水注入 MBR 槽體內
3. 加入檸檬酸使其 $\text{pH} < 3$ ，並浸泡一天
4. 待檸檬酸浸泡完後，用清水將 MBR 槽體清洗乾淨，並注入清水，加入次氯酸鈉使其濃度為 $10\text{-}12\%$ 後浸泡一天
5. 待次氯酸鈉浸泡完後，再用清水將 MBR 槽體清洗乾淨後，將 CIP 槽體內污泥抽回 MBR 槽體

3.3.3 採樣及分析項目與方法

本研究中水質分析項目及採樣頻率如表 3.5 所示，採樣方法與水樣保存原則皆參照環保署所公告之水質檢測方法總則 (NIEA-PA102)，如表 3.6 所示。檢驗分析方法為參照行政院環境保護署環境檢驗所公告之標準檢驗方法，如表 3.7 所示。水質分析之品保/品管措施與規定皆參照環保署所制訂之「環境實驗室品管分析執行指引」，執行流程如圖 3.16 所示。

表 3.8 為本研究中各水質分析項目之品保/品管措施與規定，包含檢量線製備與確認、空白樣品分析、重複樣品分析、查核樣品分析及添加樣品分析，分述如下。

表 3.5 水質分析項目及採樣分析頻率

檢測項目	進流水	出流水	好氧槽
溫度	Daily	Daily	Daily
pH	Daily	Daily	Daily
總懸浮固體物	3 次/Week	3 次/Week	3 次/Week
揮發性懸浮固體物	3 次/Week	3 次/Week	3 次/Week
生化需氧量	3 次/Week	3 次/Week	-
溶解性生化需氧量	3 次/Week	3 次/Week	-
化學需氧量	3 次/Week	3 次/Week	-
亞硝酸鹽氮	3 次/Week	3 次/Week	-
硝酸鹽氮	3 次/Week	3 次/Week	-
氨氮	3 次/Week	3 次/Week	-
正磷酸鹽	1 次/Week	1 次/Week	-

表 3.6 水質檢測各種檢測項目的採樣需求及保存方法

檢測項目	水樣量 (mL)	容 器	保存方法	保存期限
總懸浮固體	3000	抗酸性之玻璃 或塑膠瓶	暗處，4°C 冷藏	7 天
揮發性 懸浮固體	3000	抗酸性之玻璃 或塑膠瓶	暗處，4°C 冷藏	7 天
生化需氧量	1,000	玻璃或塑膠瓶	暗處，4°C 冷藏	48 小時
溶解性 生化需氧量	1,000	玻璃或塑膠瓶	暗處，4°C 冷藏	48 小時
化學需氧量	100	玻璃或塑膠瓶	加硫酸使水樣之 pH < 2，暗處，4°C 冷藏	7 天
硝酸鹽	100	玻璃或塑膠瓶	暗處，4°C 冷藏	48 小時
亞硝酸鹽	100	玻璃或塑膠瓶	暗處，4°C 冷藏	48 小時
氨氮	100	玻璃或塑膠瓶	加硫酸使水樣之 pH < 2，暗處，4°C 冷藏	7 天
磷酸鹽	100	以 1+1 硝酸洗 淨之玻璃瓶	用濃硫酸將樣品酸化至 pH 值為 1.5-2.0，並 於 4°C 下貯存	48 小時

表 3.7 分析項目與檢驗方法

分析項目	檢驗方法	方法依據
總懸浮固體及揮發性懸 浮固體	重量法	NIEA W210.57A
生化需氧量	電極法	NIEA W510.54B
化學需氧量	滴定法	NIEA W515.54A
硝酸鹽	分光光度計法	NIEA W419.51A
亞硝酸鹽	分光光度計法	NIEA W418.51C
氨氮	分光光度計法	NIEA W448.51B
正磷酸鹽	分光光度計法	NIEA W427.52B

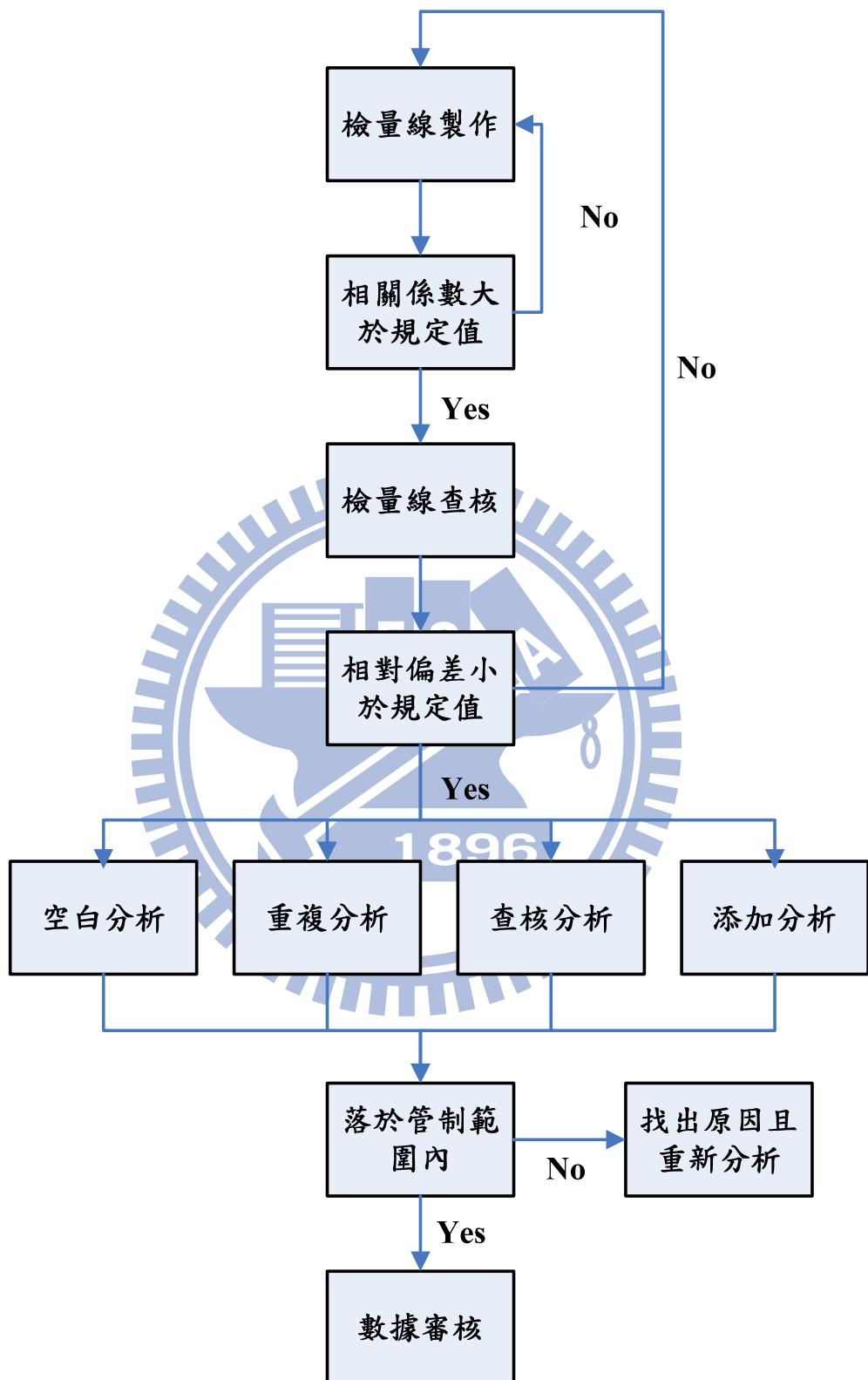


表 3.8 園區水質分析項目品質管制措施規定

檢測項目	品管分析要求					
	檢量線製備	檢量線確認	空白樣品分析	重複樣品分析	查核樣品分析	添加樣品分析
總固體及總懸浮固體	X	X	X	O	O	X
生化需氧量	X	X	O	O	O	X
化學需氧量	X	X	O	O	O	X
硝酸鹽	O	O	O	O	O	O
亞硝酸鹽	O	O	O	O	O	O
氨氮	O	O	O	O	O	O
正磷酸鹽	O	O	O	O	O	O

註：○表示必需執行 X 表示可不必執行

(a) 檢量線之製備及確認

製備檢量線依檢測方法所規定之步驟，配製五種不同濃度（不含空白零點）的標準溶液，使樣品濃度介於上述濃度範圍，再由儀器所得感應訊號值對應標準溶液濃度，繪成一相關線性圖，最後利用直線的最小平方差方程式求得一直線迴歸方程式，並計算其相關係數 r ，原則上此相關係數應大於或等於 0.995。

(b) 空白樣品分析

每批次樣品執行一試劑空白樣品分析，此空白值不大於方法偵測極限之二倍。

(c) 重複樣品分析

將一樣品等分為二，依相同前處理及分析步驟，針對同批次中之同一樣品作兩次以上的分析，每批次樣品執行一次重複樣品分析，藉此確定操作程序的精密度。

(d) 查核樣品分析

配製落於檢量線內適當濃度之標準品，依相同步驟分析，計算其回收率，每批次樣品同時分析一個查核樣品，藉此確定分析結果的準確度。本研究水質分析查核回收率如表 3.9 所示。

(e) 添加樣品分析

將樣品等分為二，一部分依樣品前處理及分析步驟直接分析之，另一部份添加適當濃度之待測物標準溶液後，再依樣品前處理及分析步驟分析之，每批次樣品同時執行一個添加樣品分析。由添加標準品量、未添加樣品及添加樣品之測定值計算添加標準品之回收率。藉此瞭解檢測方法之樣品之基質干擾及檢測方法之適用性。本研究水質分析添加回收率如表 3.9 所示。

表 3.9 實驗分析查核回收率及添加回收率

	BOD ₅	COD	NO ₂ -N	NO ₃ -N	NH ₃ -N	PO ₄ ³⁻ -P
				%		
查核回收率	92-107	90-110	99-102	98-104	101-112	100-103
添加回收率	-	94-111	97-99	80-101	99-107	98-103

3.4 薄膜積垢速率與單位過濾面積滲透液量分析

本研究為探討薄膜積垢速率之變化，採用 Resistance-in-series model，首先利用 Darcy's law (3.1 式)，求出 MBR 系統之阻抗變化。

$$R = \frac{\text{TMP}}{\mu J} \quad (3.1)$$

其中 J 為薄膜通量 ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{-s}$)；TMP 為 Trans-membrane pressure (Pa)； μ 為過濾液黏度 (viscosity, Pa s)；R 為過濾阻抗 (m^{-1})。

在利用 Resistance-in-series model 求其過濾阻抗時，先利用 Huang et al. (2000) 所提之修正公式 (3.2 式)，將所有通量皆修正至 25°C 條件下。

$$J_{25} = J_T \times 1.025^{25-T} \quad (3.2)$$

其中 J_{25} 為修正至 25°C 下之通量， J_T 為實際溫度下之通量

最後再利用 Fan and Zhou (2007) 所提之阻抗隨時間之變化，以得薄膜積垢速率 (3.3 式)，藉以評估不同通量對其薄膜積垢速率之影響。

$$F = \frac{R_{t2} - R_{t1}}{t_2 - t_1} \quad (3.3)$$

其中 F 為薄膜積垢速率 ($1/m/d$); R 為過濾阻抗 (m^{-1})

為了更進一步了解不同薄膜通量對於薄膜生物反應系統之影響，本研究將各不同薄膜通量下其 TMP 趨勢利用迴歸分析預測其 TMP 由 0 到 50 cm-Hg 進行化學藥洗所能操作之天數，即化學藥洗週期 (Cycle time)，並將其乘上該薄膜通量，即得不同薄膜通量下其單位過濾面積之滲透液量。

第四章 結果與討論

4.1 實驗室研究

在 MBR 模型廠開始試運前，必須進行實驗室研究，以針對模型廠之混凝劑量、氨氮生物降解性及其行硝化作用所需最短之污泥停留時間作一初步探討，以提供 MBR 模型廠參考。

4.1.1 氨氮生物降解試驗

在進行氨氮生物降解試驗之前，首先進行 Jar Test 以作為前處理混凝劑加藥量之參考。其量測之濁度結果如表 4.1 所示。兩組 Jar Test 結果顯示濁度隨著混凝劑量的增加而下降，當混凝劑量為 16 mg/L 時，其濁度已小於 5 NTU 以下，當混凝劑量再增加，其濁度並無明顯降低，故考量經濟效益及安全係數，決定採用 20 mg/L 為前處理混凝劑加藥量。

表 4.1 Jar Test 濁度結果

混凝劑量	0.5 ¹	1	2	4	8	16
助凝劑量	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
NTU	16.2	14.7	10.9	10.2	5.7	3.3
混凝劑量	2 ¹	4	8	16	32	64
助凝劑量	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
NTU	14.5	9.7	6.5	4.0	3.7	1.2

¹mg/L

氨氮生物降解實驗分為兩組同時進行，一組經前處理（混凝、膠凝及沉澱），另一組未經前處理，原水及污泥性質如表 4.2 所示，由於樣品為園區調勻池之後之原水，其 pH 值約在 7.0。氨氮濃度約 60 mg/L。污泥稀釋後濃度約為 2400 mg/L。亦由於稀釋關係，污泥原始氨氮濃度為 13 mg/L。氨

氮生物降解試驗其結果如圖 4.1 及圖 4.2 所示，在反應初期其 pH 值並無明顯下降，代表硝化反應尚未開始，其氨氮並無明顯之下降。當硝化反應開始，其 pH 值亦開始下降，故其氨氮明顯下降。為了使得硝化反應可以持續進行，當 pH 下降低於 7.0 以下，即使用 1 M NaHCO₃ 調整其 pH 值至 7.0 以上，使用 NaHCO₃ 不僅可以調整 pH 值，亦可提供硝化反應所需之碳源。

表 4.2 氨氮生物降解試驗原水特性

原水	未經前處理	經前處理	污泥
pH	7.30	7.10	7.57
氨氮 ¹	64	60	13
總懸浮固體物 ¹	-	-	2408

¹ mg/L

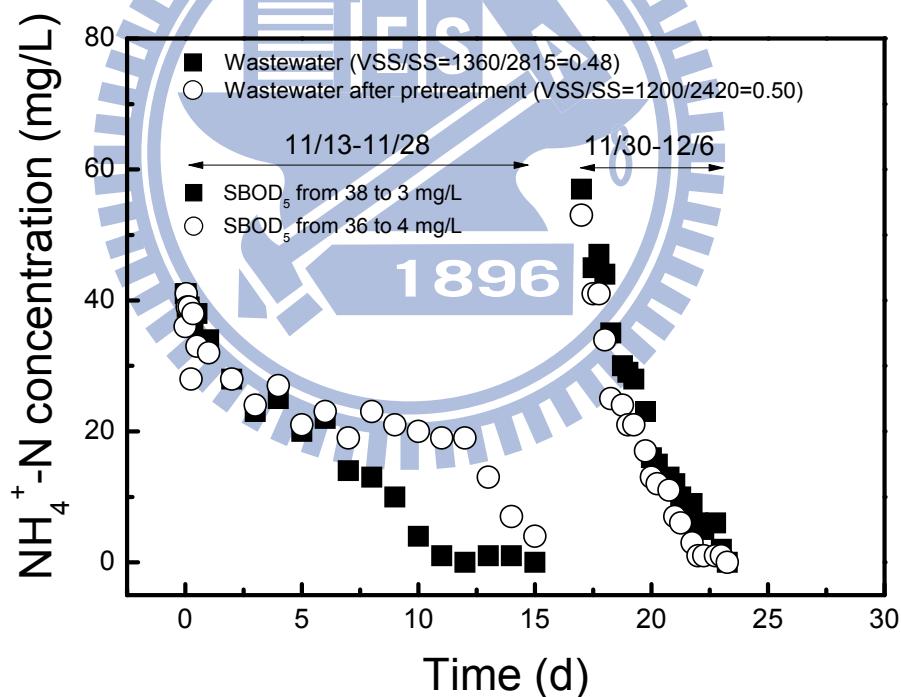


圖 4.1 兩階段氨氮生物降解試驗氨氮降解趨勢圖

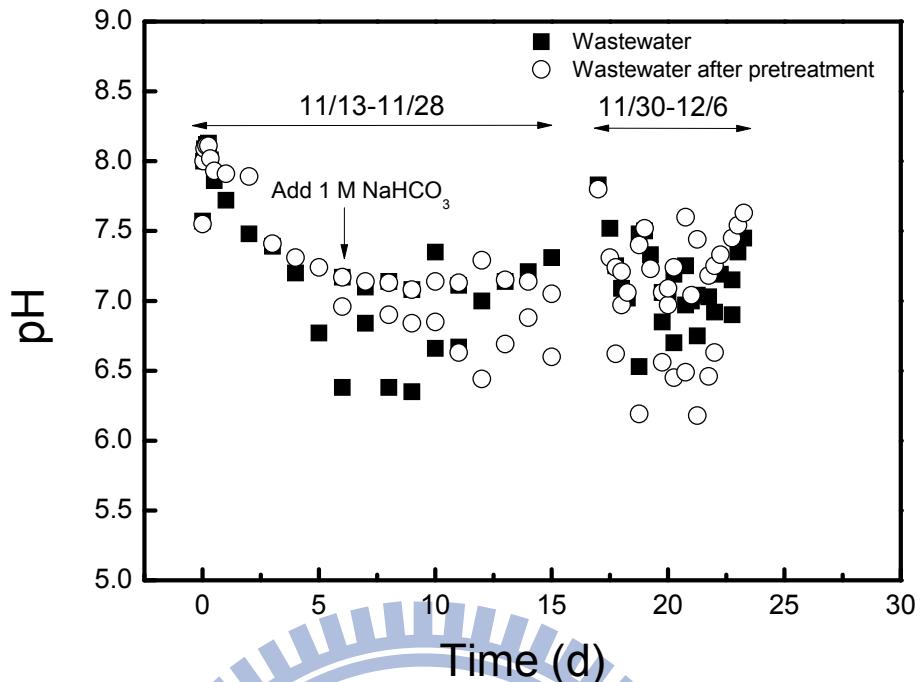


圖 4.2 兩階段氨氮生物降解試驗 pH 趨勢圖

第一階段氨氮生物降解試驗經過 15 天之硝化反應，其氨氮已降至 5 mg/L 以下。為了再次確認其氨氮生物降解性及污泥菌種馴養狀況，進行第二階段氨氮生物降解試驗，故將原第一階段之反應槽污泥沉澱靜置後，取其上層液 2 L 後，再補入新的原水 2 L，其原水特性如表 4.3 所示。氨氮生物降解試驗結果數據如附錄所示，其硝化反應開始之時間較第一階段氨氮生物降解試驗來得短，故其 pH 值在反應開始之後即逐漸下降，主要由於其污泥菌種已經過第一階段的活化馴養，故不需經歷第一階段所需之遲滯期，其氨氮降至 5 mg/L 較第一階段之氨氮生物降解試驗來得短，僅需 7 天左右。

兩階段氨氮生物降解試驗其氨氮降解以及 pH 變化如圖 4.1 及圖 4.2 所示。由其氨氮降解趨勢圖顯示第一階段其氨氮生物降解速率較第二階段來得緩慢許多，所需時間為第二階段的兩倍左右，故其第一階段氨氮生物降解試驗其 pH 下降亦較第二階段來的緩慢許多，而由此結果也證明低碳氮比廢水具氨氮生物降解性。

表 4.3 第二次氨氮生物降解試驗原水特性

原水	未經前處理	經前處理
pH	7.27	7.22
氨氮 ¹	72	69

¹mg/L

4.1.2 半連續式試驗

半連續試驗分為兩批次模組、三組 SRT 同時進行，兩批次模組一組為經前處理（混凝、膠凝及沉澱），另一組則為未經前處理之原水。三組 SRT 分別為 8、12 及 16 天，其 pH、溫度及溶氧之結果如圖 4.3、圖 4.4 及圖 4.5 所示，詳細數據如附錄所示。

由於三組 SRT 其所混合之污泥為先前氨氮生物降解實驗後之活性污泥，已經過馴養，故其 pH 值均有明顯之下降，顯示其均有硝化反應。而溫度之變化差異並不明顯，大部分溫度皆在 20-25°C 之間，而在 2008/12/30-2009/1/4 之間溫度低於 20°C 之原因，乃由於寒流來襲所導致。溶氧的變化亦無明顯之差異，大部分溶氧大於 7 mg/L 以上，表示其足以提供硝化反應所需之需氧量。

表 4.4 為原水及反應後水質分析，結果顯示，三組不同之 SRT 其氨氮幾乎可完全被去除，而所去除之氨氮亦轉為硝酸鹽氮，顯示其三組 SRT 均可完成硝化反應。而三組 SRT 其 SBOD₅ 均可降至 6 mg/L 以下，而經前處理與未經前處理系統其 SBOD₅ 差異並不大。

由於三組 SRT 其氨氮分解反應及 SBOD₅ 去除之效率差亦並不明顯，因此 MBR 模型廠之污泥停留時間以 8 及 6 天作為操作參數。

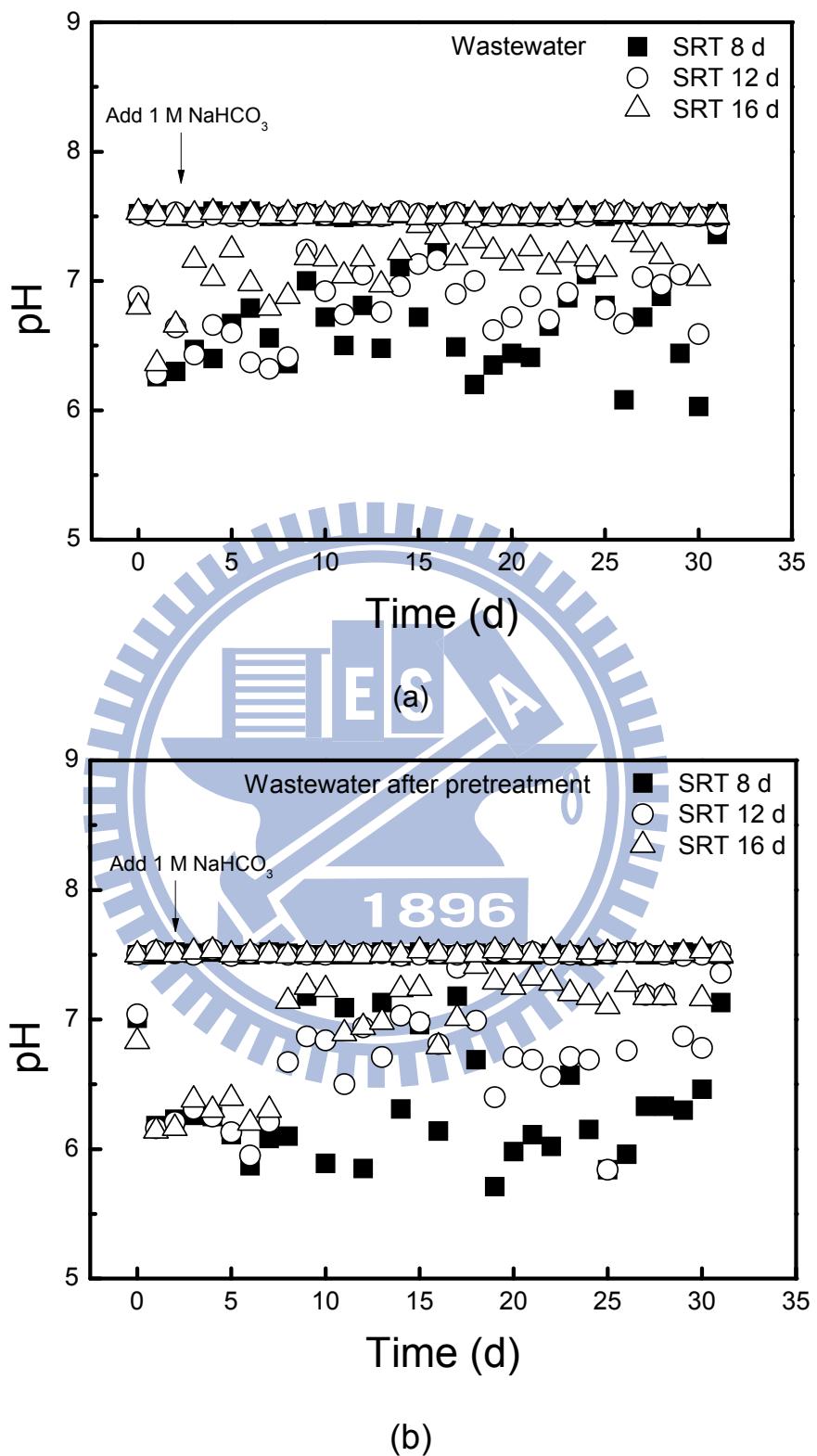


圖 4.3 半連續式試驗 pH 趨勢圖 (a) 原水 (b)原水經前處理

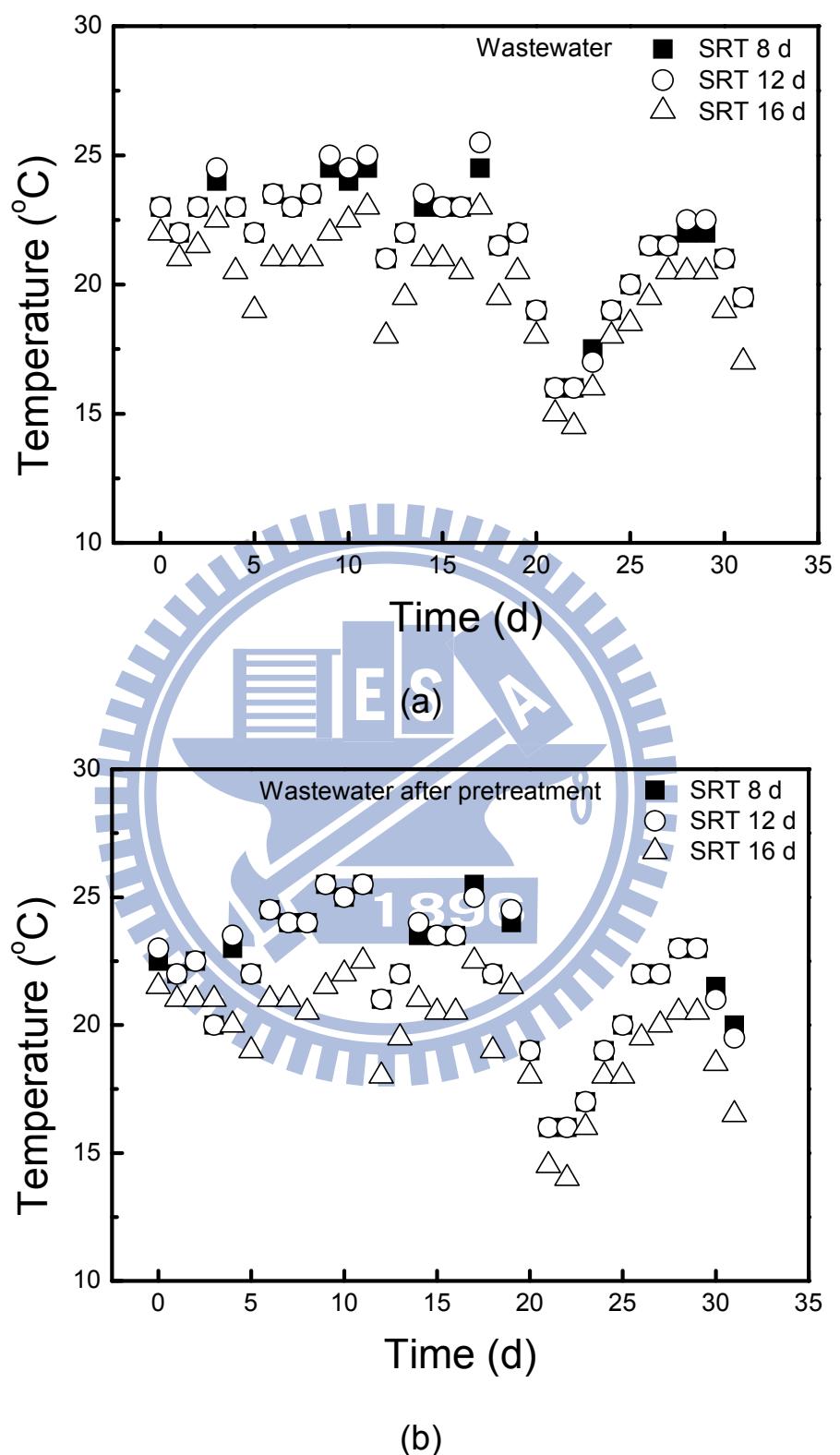


圖 4.4 半連續式試驗溫度趨勢圖(a) 原水 (b)原水經前處理

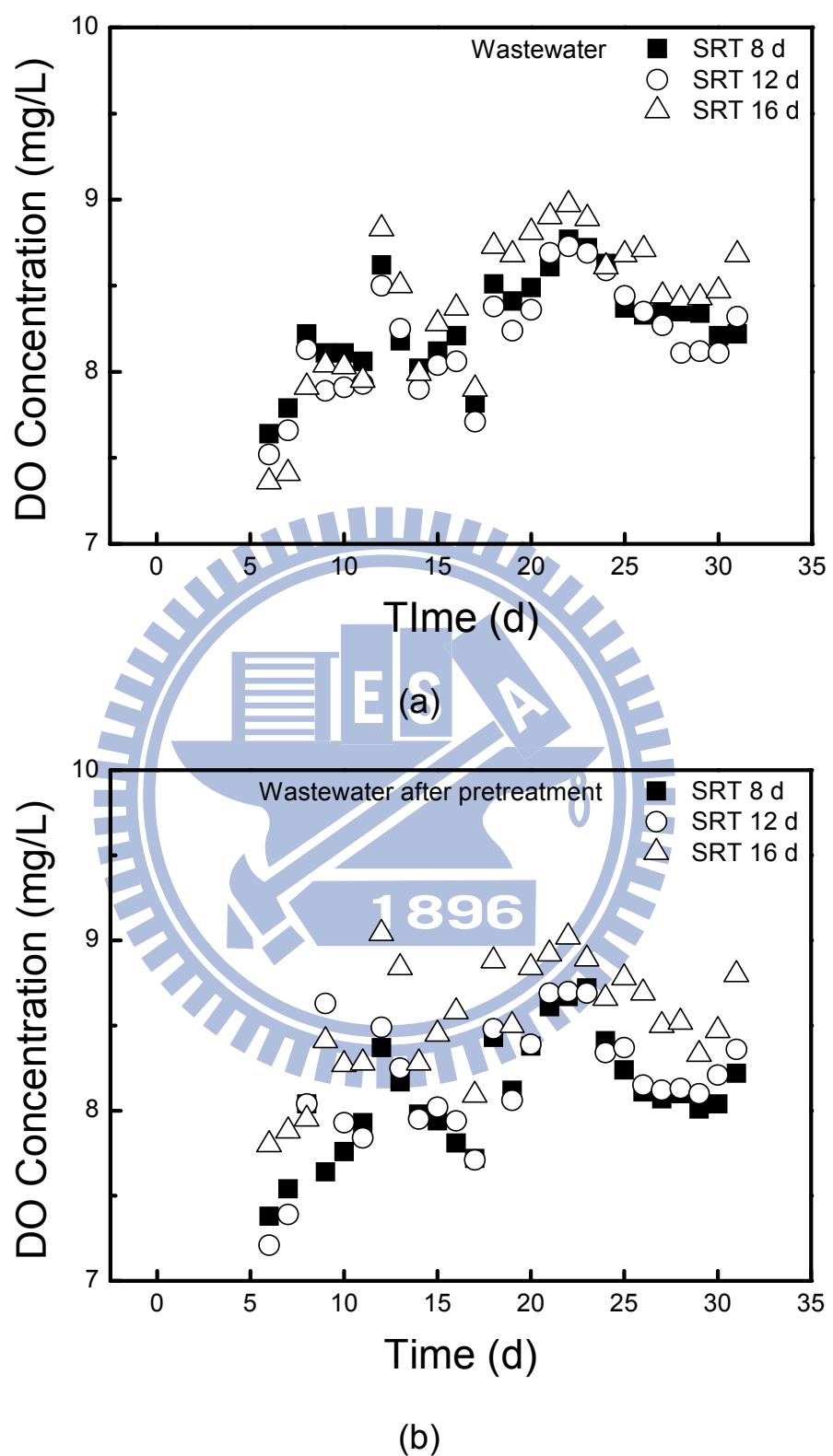


圖 4.5 半連續式試驗溶氧趨勢圖 (a) 原水 (b)原水經前處理

表 4.4 半連續式批次試驗原水及反應前後水質分析結果

原水	MLSS	MLVSS	SBOD ₅	NH ₃ -N	NO ₃ -N	NO ₂ -N
mg/L						
未經前處理	118	71	26	63	1	0.05
經前處理	11	3	30	52	6	0.04
SRT, d	Wastewater (生物降解前)					
8	-	-	27	37	-	-
12	-	-	27	26	-	-
16	-	-	29	35	-	-
Wastewater after pretreatment (生物降解前)						
8	-	-	30	20	-	-
12	-	-	27	24	-	-
16	-	-	28	25	-	-
Wastewater (生物降解後)						
8	391	174	7	1	31	0.004
12	355	148	6	0	33	0.013
16	573	283	6	0	26	0.003
Wastewater after pretreatment (生物降解後)						
8	330	154	3	1	31	0.007
12	383	175	3	0	33	0.002
16	445	220	3	0	26	0.005

4.2 模型廠薄膜生物反應系統研究

4.2.1 模型廠薄膜生物反應系統操作問題狀況

本研究為在某高科技產業園區污水處理廠內設置之模型廠，故研究期間曾遭遇許多狀況與問題，包括因液位計、進流底閥及流量計等問題而造成 MBR 液位過低，或者由於電流過載及 PLC 系統程式不穩定等而造成模型廠部分功能停擺，以及 TMP 感測器或 PLC 問題導致 TMP 壓力異常升高或 pH 控制不佳等問題。

本研究 MBR 所採用之液位計為電極式液位計，有高液位、低液位及低低液位三種液位計，由於反應槽體積之限制，故三種液位計距離很近，因此當污泥累積在三種電極液位計之間時，會造成液位計對於液位誤判，使 MBR 沒有進水而造成液位過低。此外，本模型廠於某高科技產業園區污水廠內設置一抽水泵浦，以抽取高科技產業園區污水廠之原水作為實驗原

水，然而抽水底閥常於下雨過後而堵塞，使得 MBR 無法進水，造成液位過低。本模型廠由一 PLC 控制進出水流量、反沖洗及 pH 等，並記錄 pH 值、溫度及 TMP 等資料。然而研究初始期間曾因 PLC 原廠程式系統不穩定而造成模型廠部分功能停擺，且造成 TMP 感應不穩。

前述問題如 MBR 液位過低或 pH 值控制不佳皆會對於出流水質造成影響。表 4.5 為研究期間曾遭遇問題及解決方法。

表 4.5 模型廠薄膜生物反應系統狀況一覽表

問題	可能原因	解決方法	發生日期
MBR 液位過低	<ol style="list-style-type: none"> 電極液位計因污泥濃度過高或泡沫過多導致電極間架橋導通，造成系統誤判液位 進流底閥因廢水中國體物而造成堵塞，使採水泵浦無法作用，甚至損壞。(尤其大雨過後) 進流流量計阻塞。 	<ol style="list-style-type: none"> 定期清理電極液位計，避免架橋導通，或改用浮球式液位計 定期清理進流底閥，尤其大雨過後，以避免底閥阻塞 定期清理進流流量計，避免阻塞 	3/2,3/4-3/6,3/9
PLC 部分功能停擺	<ol style="list-style-type: none"> 電流過載使得保險絲跳出，造成 PLC 功能停擺 碳酸氫鈉加藥槽藥量不足，出現警告訊息，造成 PLC 部分功能停擺 	<ol style="list-style-type: none"> 關閉總開關，替換新的保險絲 通知廠商前來修改 PLC 內部設定 	3/11
TMP 壓力異常升高	<ol style="list-style-type: none"> TMP 感測器異常 反沖洗功能未正常啟動 MBR 液位過低 	<ol style="list-style-type: none"> 通知廠商前來修復 確認反沖洗球閥是否關閉 依 MBR 液位過低之解決方法解決 	3/1-3/9,4/25
pH 值低於 7.0	<ol style="list-style-type: none"> 碳酸氫鈉加藥槽液位過低 加藥自動控制未啟動 PLC 加藥控制未達指定 pH 即停止加藥或未自動加藥 	<ol style="list-style-type: none"> 關閉加藥開關，補足碳酸氫鈉藥液，再開啟加藥開關 重新開啟加藥開關 通知廠商前來修復 	3/3,4/22-4/23,4/27 5/29-5/30,6/14 8/24-8.29

4.2.2 污泥馴養

本研究於 2009 年 2 月 3 日及 2 月 23 日自某垃圾滲出水處理廠採集污泥 520 公升，先將污泥經過粗篩以去除大顆粒污泥後，各植入 260 公升於 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩 MBR 槽內以進行馴養。根據實驗室研究結果，原水經前處理及未經前處理，其處理效率並無明顯差異，基於成本考量故本研究之馴養方式乃採用某高科技產業園區污水處理廠進流水為飼水 (Feed water) 來源，且不經過前處理直接進行馴養。在馴養期間，兩套 MBR 皆採用親水性中空纖維膜，並固定 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 流量為 $1 \text{ m}^3/\text{h}$ (CMH)，使其薄膜通量為 5.95 LMH，並採間歇操作，每十五分鐘反沖洗一次，可有效減緩薄膜積垢速率，以利長期操作 (Chua et al., 2002; Hong et al., 2002; Howell et al., 2004; Guglielmi et al., 2007)。調整曝氣速率在 0.48 CMM，且以 30 秒為週期左右兩側循環曝氣，以減少污泥沉降在薄膜上造成可逆性積垢並減低動力費用。為提高 MBR 槽體內 MLSS 濃度，在馴養初期不進行排泥，以使微生物不斷地在 MBR 槽內生長，當 MLSS 濃度超過預計目標的 6000 mg/L 濃度時，再藉由調整 SRT 來控制 MLSS 濃度。

本研究於 2009 年 3 月 14 日開始將 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 進行排泥，並從 3 月 20 號開始觀察 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 是否穩定。根據實驗室所做之半連續式試驗結果，SRT 為 8 天時，其處理效率與 12 及 16 天差異並不大，故將 SRT 12 d 此組 MBR 污泥停留時間設定為 8 天，SRT 10 d 此組 MBR 污泥停留時間設定為 6 天，並監測出流水 SS、 BOD_5 、COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、 $\text{NO}_2\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3\text{-N}$ 等水質特性，調整系統功能。

由於 3 月 20 號之後，SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 其 MLSS 濃度持續下降，且無法達到穩定，故於 3 月 30 日開始，將 SRT 12 d 此組 MBR 其 SRT 提升為 12 天 (每天排泥 160 公升)，SRT 10 d 此組 MBR 其

SRT 提升為 10 天 (每天排泥 192 公升), 再持續操作。SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 其 SRT 分別提升為 12 及 10 天後，連續操作四個星期 (03/30-04/30)，其 MLSS 濃度皆可維持在 5000-6000 mg/L。

4.2.3 污泥膠羽粒徑分布

圖 4.6 為 SRT12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 其污泥膠羽粒徑分佈圖。SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 其污泥膠羽粒徑皆小於 100 μm ，較一般傳統活性污泥法污泥膠羽顆粒粒徑低，其平均粒徑為 17.19 及 14.18 μm 。MBR 由於 MLSS 濃度較一般傳統活性污泥法大，且避免顆粒沉積或吸附在薄膜表面及孔洞內，故其操作上需要加強曝氣強度，而曝氣強度的增加將產生高水流剪力，使得污泥膠羽顆粒較小 (Ng and Hermanowicz, 2005)。較小的污泥膠羽顆粒粒徑，提供更佳的質量傳輸，使得 MBR 相較於一般傳統活性污泥法有更好的有機物去除效率且可增加操作彈性 (Huang et al., 2001)。隨 SRT 的增加，污泥膠羽平均粒徑大小亦增加。Huang et al. (2001) 及 Lee et al. (2003) 改變不同 SRT 為 5-40 及 20-60 天，並觀察其污泥膠羽粒徑之分布，發現隨著 SRT 增加，其污泥膠羽顆粒粒徑亦增加，其結果與本研究結果相符，如表 4.5 所示。

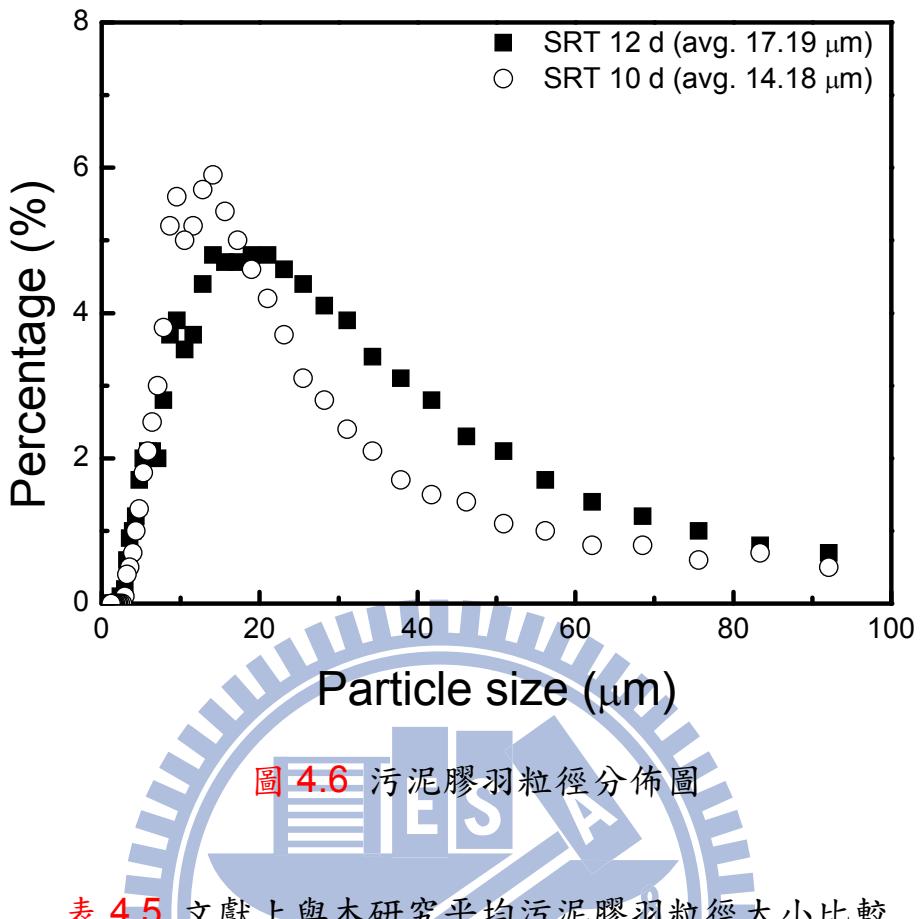


圖 4.6 污泥膠羽粒徑分佈圖

表 4.5 文獻上與本研究平均污泥膠羽粒徑大小比較

Mean particle size range (μm)	SRT range (days)	Reference
14.82-48.24	5-40	Huang et al. (2001)
5.2-6.6	20-60	Lee et al. (2003)
20.0	40	Wang et al. (2008)
14.18-17.19	10 and 12	In this study

4.2.4 溫度與pH變化

圖 4.7 及圖 4.8 為本研究期間溫度與 pH 趨勢圖。本研究初始階段 (2/25-4/30) 為冬天接近春天，時有寒流來襲，故水溫變化較大亦偏低。隨著夏天來臨，水溫逐漸升高且較穩定，水溫皆可維持在 27°C 以上。

pH 值則由 PLC 控制在 7.0-7.2 之間，而在 SRT 10 d 此組 MBR 操作在 7.14 LMH 階段時，其 pH 值曾大於 8.0，乃由於系統狀況導致 MBR 液位過低，使得 pH 值異常偏高。而於 7.14 LMH 重覆試驗階段時，亦由於

pH 感應器線路問題，使得碳酸氫鈉藥量不足以維持 pH，故 pH 值略低。除了 MBR 液位過低或 pH 感應器狀況外，MBR 其槽內 pH 直接可維持在 7.0 以上，提供硝化作用所需之環境。

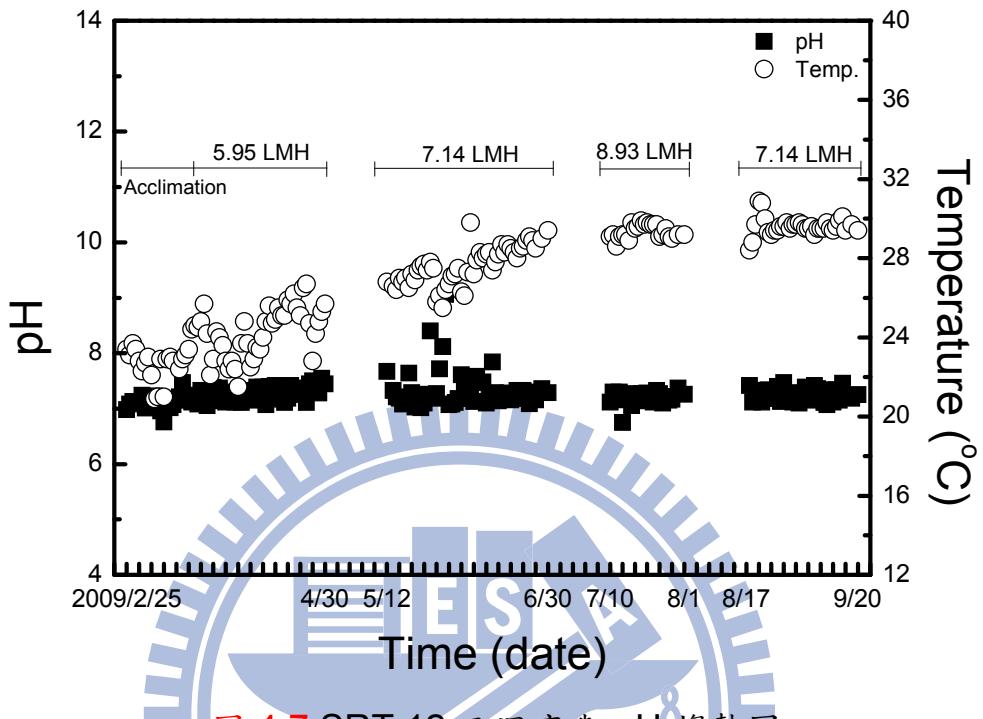


圖 4.7 SRT 12 天溫度與 pH 趨勢圖

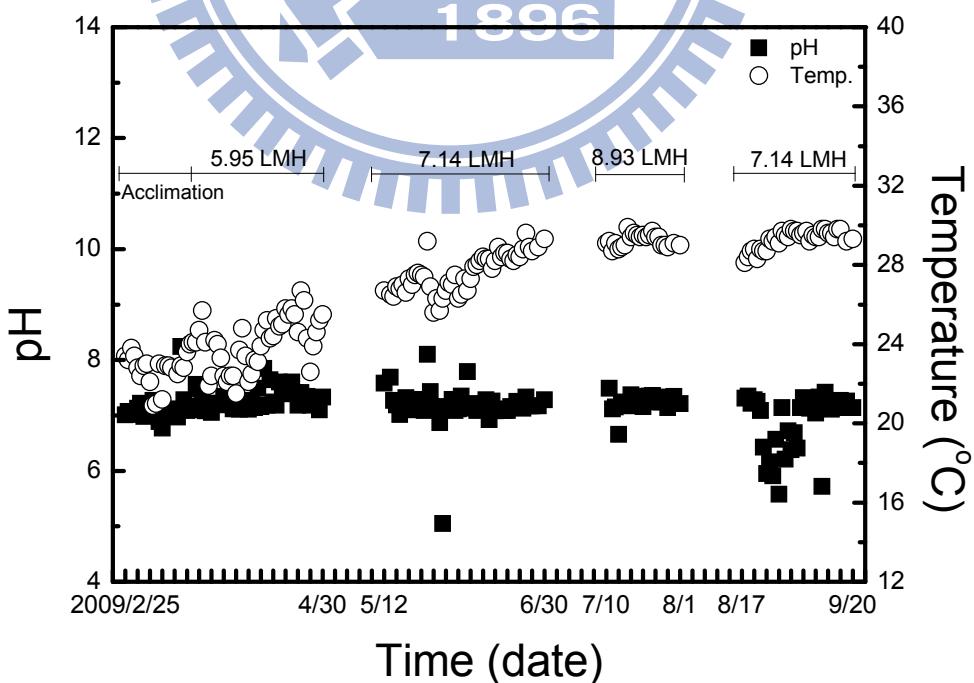


圖 4.8 SRT 10 天溫度與 pH 趨勢圖

4.2.5 污泥濃度變化

圖 4.9 及圖 4.10 為本研究期間污泥濃度趨勢圖。本研究自 2009 年 2 月 25 號開始馴養，在馴養初期不進行排泥，故 MLSS 濃度持續增加。於 3 月 14 日 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 之 SRT 設定為 8 及 6 天，但其 MLSS 濃度持續下降，且無法達到穩定，故於 3 月 30 日開始，將 SRT 12 d 此組 MBR 的 SRT 提升為 12 天，SRT 10 d 此組 MBR 的 SRT 提升為 10 天，再持續操作。SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 其 SRT 分別提升為 12 及 10 天後，連續操作四個星期(03/30-04/30)，其 MLSS 的濃度皆可維持在 5000-6000 mg/L。SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 其 MLSS 平均約為 6500 mg/L 及 4700 mg/L，MLVSS 平均約為 2600 mg/L 及 1900 mg/L。

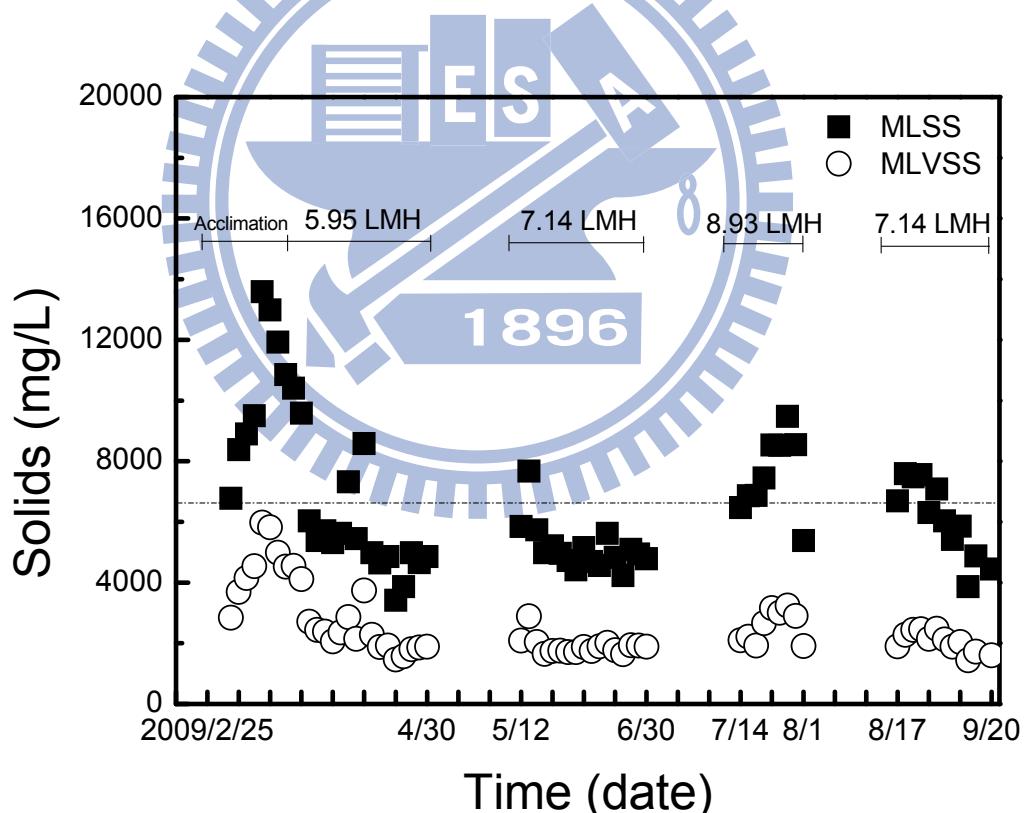


圖 4.9 SRT 12 天 MLSS 與 MLVSS 趨勢圖

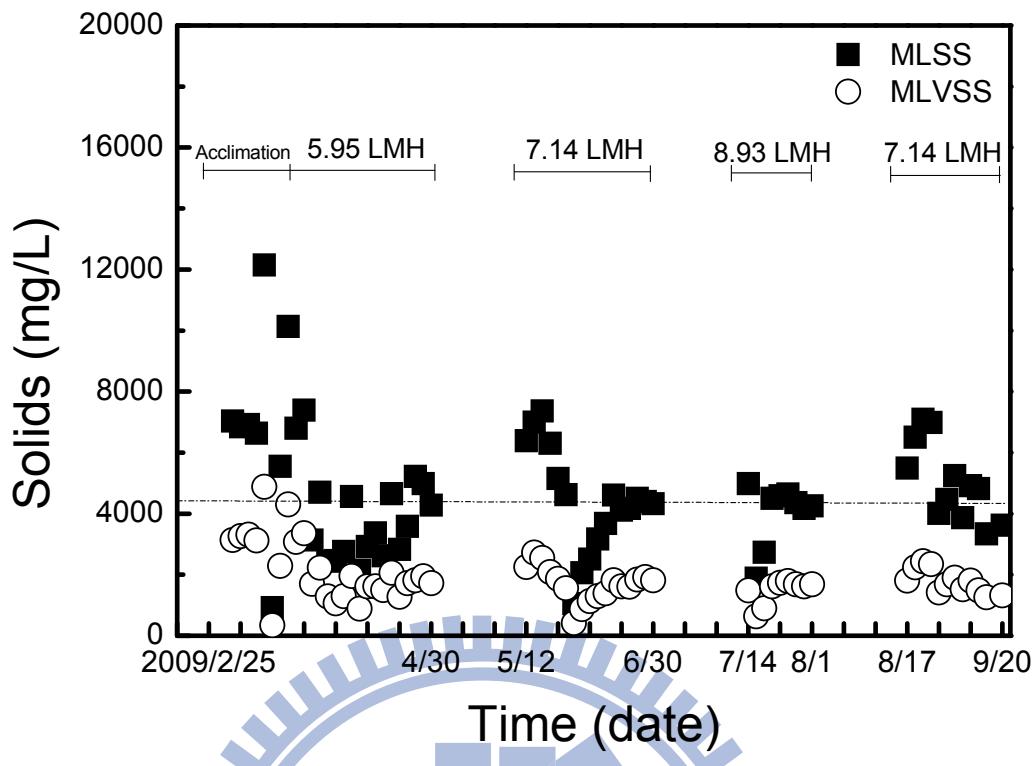


圖 4.10 SRT 10 天 MLSS 與 MLVSS 趨勢圖

4.2.6 薄膜通量實驗

SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 平均進出流水水質及處理效率如表 4.6 及表 4.7 所示。平均 SS、BOD₅、NH₃-N 及 PO₄³⁻-P 進流水水質為 60、46、40 及 18 mg/L，與一般傳統都市污水比較，其 SS 及 BOD₅ 的含量較低，但 NH₃-N 及 PO₄³⁻-P 的含量則較高，屬於低碳氮比廢水。經過不同 SRT 條件下之 MBR 系統後，其 SS、BOD₅、NH₃-N 平均處理效率為 88-89%、89-91% 及 94-95%，SRT 12 d 平均 SS、BOD₅ 及 NH₃-N 出流水水質平均為 6、5 及 3 mg/L，SRT 10 d 平均 SS、BOD₅ 及 NH₃-N 出流水水質平均為 6、6 及 4 mg/L。而 PO₄³⁻-P 於兩組 MBR 中則並無明顯處理效率，建議未來可針對 PO₄³⁻-P 之去除做深入探討。表 4.8 為文獻上水質處理效率與本研究之比較，一般文獻上其 SS 去除效率可達 100%，較本研究 SS 去除效率高，乃由於本研究長期操作下，以致到後期薄膜膜絲有損壞，微細小的顆粒透過薄膜出流，使得 SS 因而上升。BOD₅ 之去除效率亦較一般文獻略

低，乃由於前述所提及薄膜膜絲損壞使得 SS 上升，而 SS 的上升亦將影響 BOD_5 ，且本研究之 SRT 較一般文獻略低，使得 MLSS 亦較一般文獻低，進而影響有機物降解效率，但處理效率仍有 90%。 NH_3-N 之去除效率與一般文獻上一致，本研究之 NH_3-N 去除效率可達 95%

表 4.6 不同通量下平均進出流水質

Flux (LMH)	Item system	TSS	BOD_5	NH_3-N (mg/L)	NO_3-N	PO_4^{3-}
5.95	Inf.	*29-133 (61)	20-60 (46)	17-50 (39)	4-9 (7)	11-35 (21)
	SRT 12 d	0-9 (3)	1-11 (7)	0-14 (5)	30-59 (40)	18-20 (22)
	SRT 10 d	1-6 (3)	2-10 (8)	1-18 (5)	19-51 (40)	17-23 (22)
	Inf.	20-100 (58)	44-60 (50)	30-65 (44)	2-11 (6)	6-30 (14)
7.14	SRT 12 d	6-13 (10)	1-12 (7)	0-13 (1)	27-59 (48)	16-24 (19)
	SRT 10 d	3-12 (6)	3-14 (6)	0-7 (1)	40-57 (47)	4-24 (19)
	Inf.	47-74 (59)	35-55 (49)	32-49 (38)	1-9 (5)	12-20 (16)
8.93	SRT 12 d	5-13 (8)	0-15 (4)	0-16 (2)	18-51 (40)	12-33 (24)
	SRT 10 d	3-11 (6)	0-16 (5)	0-25 (10)	18-44 (32)	12-32 (24)
	Inf.	30-142 (63)	31-50 (39)	25-50 (37)	4-17 (7)	15-30 (19)
7.14	SRT 12 d	4-12 (7)	0-4 (2)	0-7 (1)	23-67 (51)	20-25 (21)
	SRT 10 d	6-13 (9)	0-6 (3)	0-5 (3)	17-64 (48)	18-35 (28)
Avg.	Inf.	20-142 (60)	20-60 (46)	17-65 (40)	1-17 (7)	6-30 (18)
	SRT 12 d	0-13 (6)	0-15 (5)	0-16 (3)	18-67 (44)	12-33 (21)
	SRT 10 d	1-13 (6)	0-16 (6)	0-25 (4)	0-25 (42)	4-35 (22)

*最小值-最大值 (平均值)

表 4.7 MBR 模廠處理效率總表

Flux (LMH)	Item System	TSS	VSS	BOD ₅	SBOD ₅	COD	NH ₃ -N
		Removal rate (%)					
5.95	SRT 12 d	94	95	90	97	81	92
	SRT 10 d	94	94	87	97	81	91
7.14	SRT 12 d	79	79	87	97	85	98
	SRT 10 d	87	86	89	97	86	98
8.93	SRT 12 d	86	86	92	97	82	95
	SRT 10 d	90	91	89	96	82	93
7.14	SRT 12 d	88	88	95	97	85	98
	SRT 10 d	84	85	94	98	79	96
Avg.	SRT 12 d	88	88	91	97	83	95
	SRT 10 d	89	90	89	97	82	94

表 4.8 文獻上與本研究處理效率比較

廢水種類	SS	BOD	COD	NH ₃ -N	Reference
	Removal (%)				
Municipal	100	99	93	83	Ueda et al. (1996)
Municipal	100	93	93	-	Ahn and Song (1999)
Municipal	100	97	92	82	Lim et al. (2007)
Synthetic	100	-	99	97	Cicek et al. (1999)
Textile	100	-	97	70	Badani et al. (2005)
Textile	100	97	97	91	Yigit et al. (2009)
Refinery	98	97	-	96	Torres et al. (2008)
Industry	88	90	82	95	In this study

4.2.6.1 Solids處理效率分析

圖 4.11 為 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 之 SS 處理效率趨勢圖，進流水 SS 平均為 60 mg/L，在經過 MBR 系統之後，兩組 MBR 在不同通量下其出流水 SS 均可在 6 mg/L 以下，且去除效率並無明顯差異。主要原因乃由於 MBR 為一活性污泥程序結合薄膜單元之系統，其薄膜平均孔徑為 0.2 μm ，而 SS 為粒徑大於 1.5 μm 之顆粒，故原水中之 SS 均可被薄膜阻留在 MBR 內 (Silva et al., 1998; Stephenson et al., 2000)。

一般文獻 SS 去除效率均可達 98% 以上，而本研究 SS 平均去除效率皆較文獻低。於化學藥洗時將薄膜抽出檢視後發現薄絲有許多斷裂，推測原因為反應槽其烤漆會脫落於反應槽內，於高曝氣條件下可能對於膜絲造成損壞，且本研究所使用之薄膜為 PP 材質，其強度較脆弱，故使得薄膜有破損，造成部分顆粒物質穿過薄膜而造成 SS 上升。



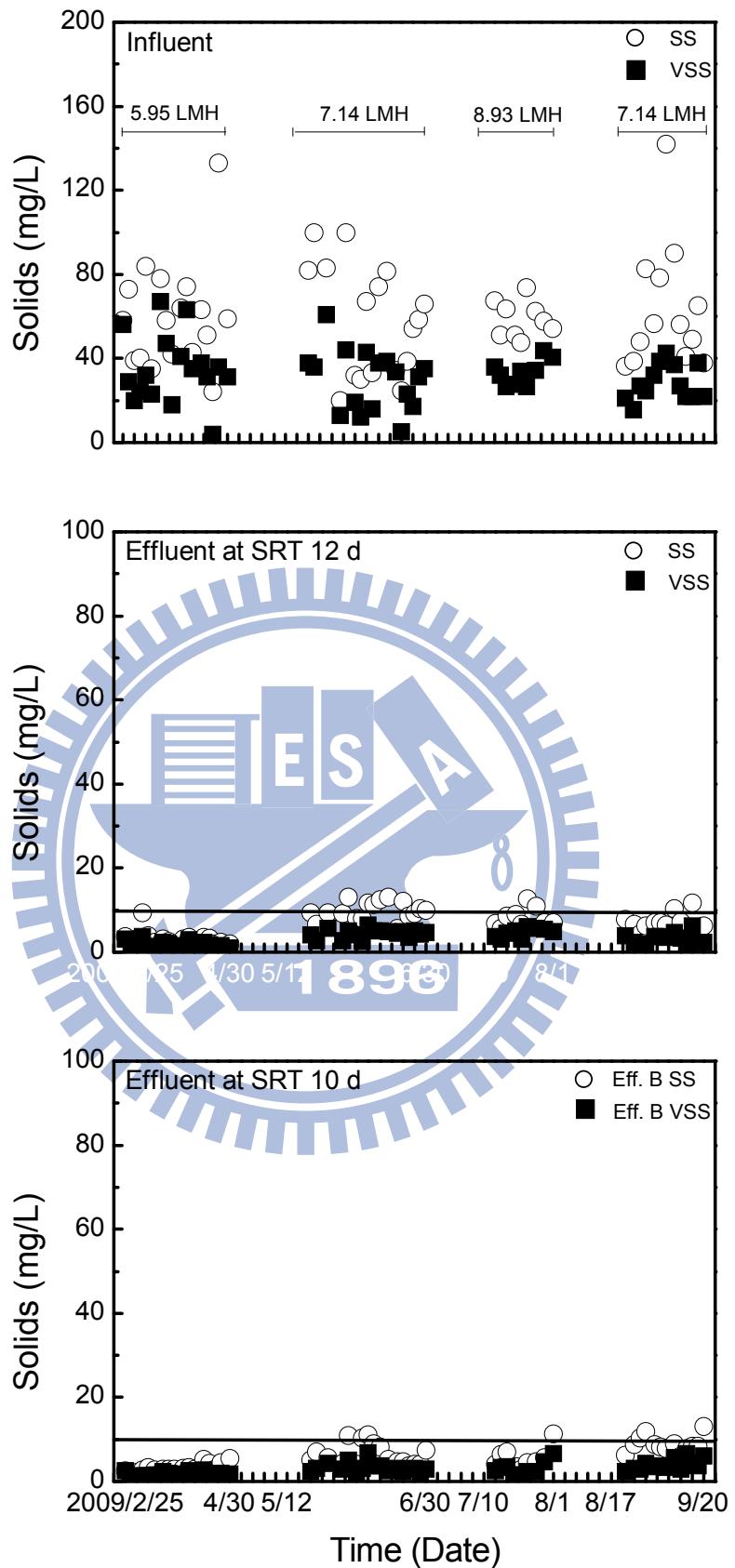


圖 4.11 Solids 處理效率趨勢圖

4.2.6.2 Organic處理效率分析

圖 4.12 為 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 之 Organics 處理效率趨勢圖，進流水 BOD_5 平均為 46 mg/L，在經過 MBR 系統後，其出流水 BOD_5 均可在 6 mg/L 以下。主要原因乃由於顆粒性有機物質可被薄膜阻留在 MBR 內，而溶解性有機物質無法藉由薄膜阻留在 MBR 內，但由於 MBR 其比傳統生物程序有更高的污泥濃度且更快之生物氧化效率，故溶解性有機物質亦可被去除 (Visvanathan et al., 2000 ; Rosenger and Kraume, 2002)。

一般文獻 BOD_5 去除效率可達 93% 以上，然而本研究 BOD_5 去除效率為 87-95%。當處理效率僅為 87% 時，推測原因乃由於先前所提及薄膜膜絲損壞，使得部分顆粒物質穿過薄膜使得出流水 BOD_5 上升，而使去除效率下降。然而本研究平均去除效率可達 90% 以上，最高可達 95%，對於此類低碳氮比廢水處理效果良好。

本研究有機物去除效率較一般文獻略低，但 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 在薄膜通量 5.95、7.14 及 8.93 LMH 下及不同 SRT (12 及 10 天) 下其 BOD_5 及 COD 出流水質並無明顯差異。Ahn and Song (2000) 利用都市污水為原水比較在薄膜通量 20、40 及 60 LMH 下，其對於出流水水質之影響，研究結果顯示薄膜通量對於有機物質去除效率影響無明顯差異影響，與本研究結果相符。

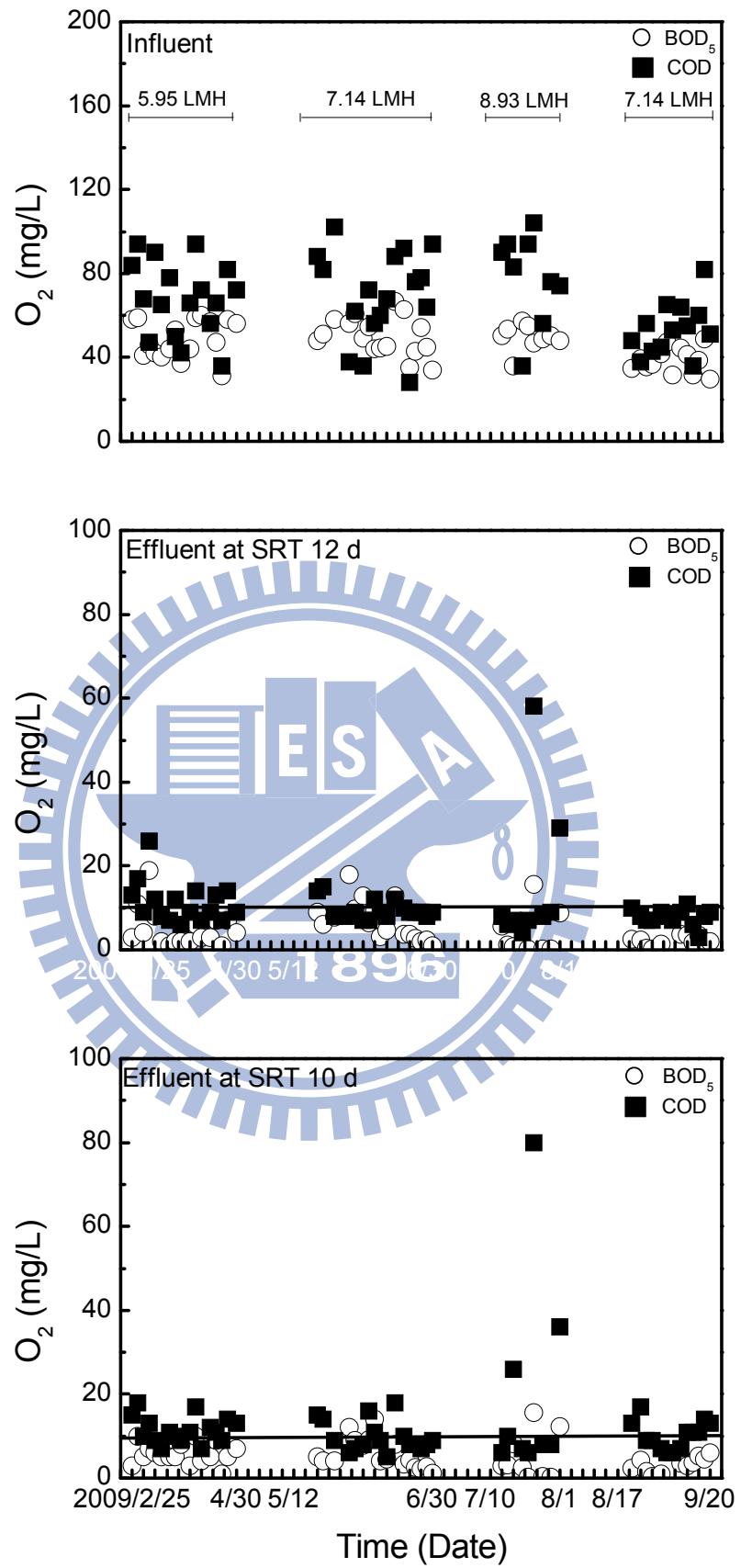


圖 4.12 Organics 處理效率趨勢圖

4.2.6.3 Nitrogen去除效率分析

圖 4.13 為 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 之 Nitrogen 處理效率趨勢圖，進流水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均為 46 mg/L，在經過 MBR 系統之後，其出流水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 均可在 10 mg/L 以下。其主要原因乃由於 MBR 可以設定延長 SRT 並截留污泥於反應槽內，故可使生長較緩慢之自營性硝化菌可以累積生長在反應槽內，使得 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除效率可以提昇 (Visvanathan et al., 2000; Delgado et al., 2002)。MBR 其污泥平均膠羽粒徑較一般傳統生物程序小，故氧氣及基質傳輸效率較好，亦可增加 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除效率 (Ng and Hermanowicz, 2005)。此外，本研究中氮化物以氨氮居多，硝化作用比較容易發生。

本研究 $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均去除效率為 95%，SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 在 SRT 為 12 及 10 天下，其 $\text{NH}_3\text{-N}$ 並無明顯差異，推測原因可能為 SRT 差距太小，效益顯示不出來。Duan et al. (2009) 利用合成廢水做為原水並改變不同 SRT 為 10、5 及 3 天下發現其 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除效率並無明顯差異，與本研究結果相符。而 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 在薄膜通量 5.95、7.14 及 8.93 LMH 下其 $\text{NH}_3\text{-N}$ 出流水質並無明顯差異。Ahn and Song (2000) 利用都市污水為原水比較在薄膜通量 20、40 及 60 LMH 下，其對於出流水水質之影響，研究結果顯示薄膜通量對於 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除效率無明顯影響，與本研究結果相符。

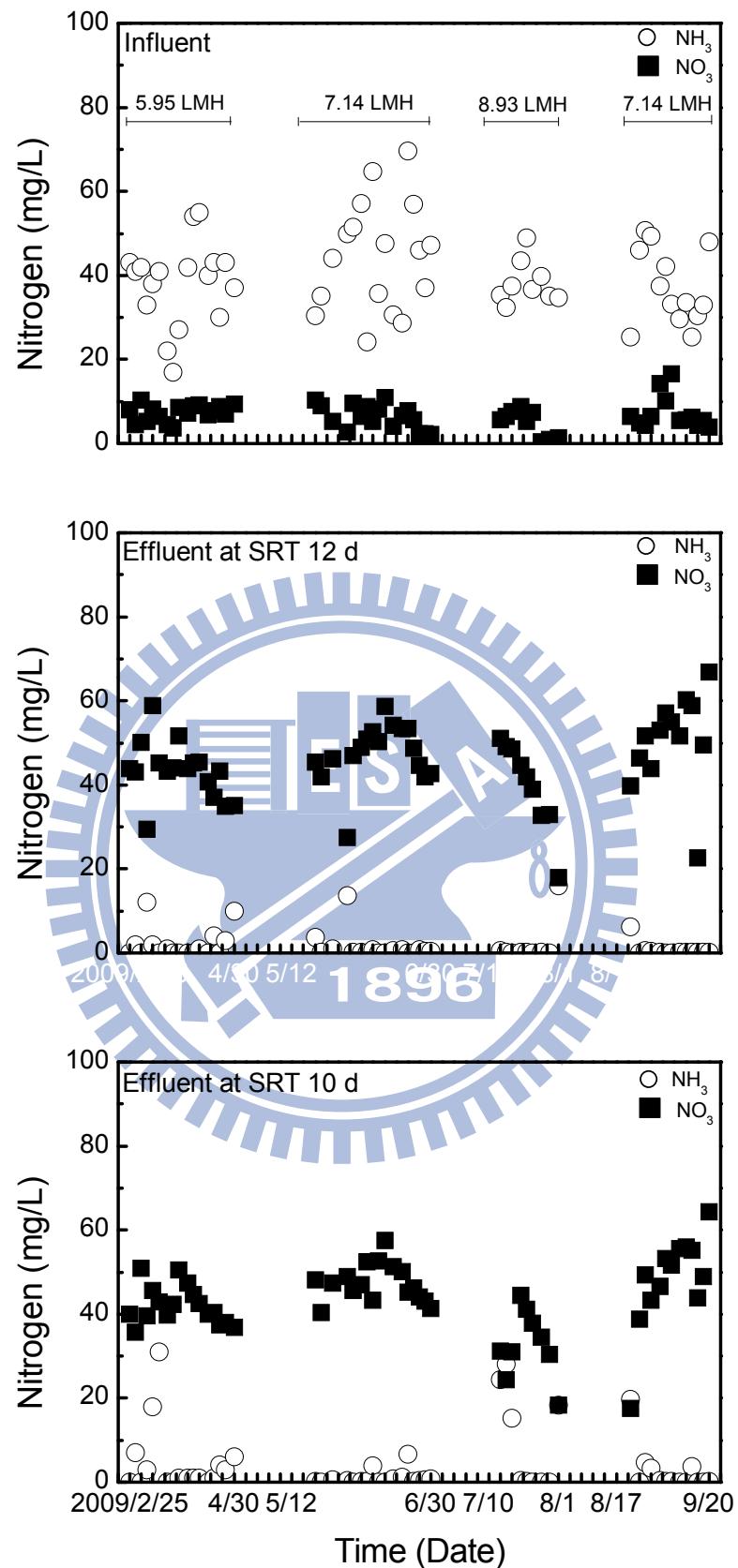


圖 4.13 Nitrogen 處理效率趨勢圖

4.2.7 薄膜積垢速率與單位過濾面積滲透液量分析

圖 4.14 及表 4.9 為 SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 在不同薄膜通量下其 TMP 趨勢圖及薄膜積垢、化學藥洗週期及出水滲透液量比較。當薄膜通量從 5.95 LMH 提升至 7.14 LMH，其薄膜積垢速率、化學藥洗週期及出水滲透液量差異並不明顯，當薄膜通量再提昇至 8.93 LMH 時，其 TMP 上升速率快速增加約兩倍，如圖 4.14 所示。此乃由於薄膜通量的增加，其吸引壓力會造成物質在薄膜表面上快速累積，造成薄膜積垢速率上升 (Kimura et al., 2008; Lebegue et al., 2009)。Germain et al. (2005) 於 5.5-33 LMH 間改變六種不同通量，結果顯示隨著通量的增加，其薄膜積垢速率呈現指數上升，此結果與 Guglielmi et al. (2007) 之結論相同。由圖 4.15 薄膜通量與積垢速率趨勢圖可以發現，兩組 MBR 其薄膜通量在 5.95 及 7.14 LMH 時，其薄膜積垢速率差異並不明顯，然而由於實驗組數的關係，只能保守估計 7.14 LMH 為一臨界通量點。

SRT 12 d 及 SRT 10 d 兩組 MBR 在 SRT 為 12 及 10 天下，其 SRT 控制為 12 天其薄膜積垢速率略大於 SRT 控制為 10 天，如圖 4.16 所示。Lee et al. (2003) 及 Han et al. (2005) 改變 SRT 為 20、40 及 60 天與 30、50、70 及 100 天，皆發現薄膜積垢速率隨著 SRT 增加而上升，與本研究結果相符。

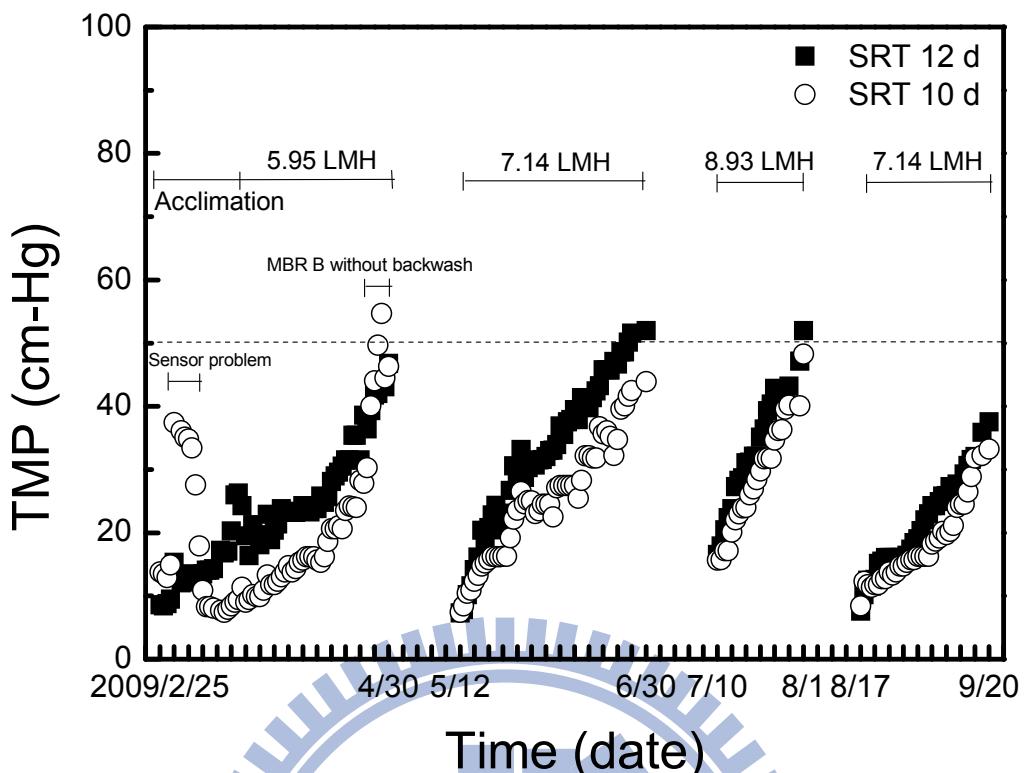


圖 4.14 不同通量下透膜壓力趨勢圖

表 4.9 不同通量下薄膜積垢、化學藥洗週期及出水通量比較

SRT (d)	12				10			
	Flux (LMH)	5.95	7.14	8.93	7.14 (R ¹)	5.95	7.14	8.93
Fouling rate ($10^{11}/\text{m}^2/\text{d}$)	6.49	6.52	9.60	6.61	5.70	5.33	8.81	5.45
MLSS (mg/L)	5304	5145	7568	6101	3487	4436	4012	5031
MLVSS (mg/L)	2156	1898	2568	2043	1554	1689	1461	1768
Cycle time (d)	65	63	37	70	78	80	38	85
Permeate per filtration area (m^3/m^2)	9.44	10.13	7.03	10.70	11.38	12.86	7.34	13.10

¹Repeat

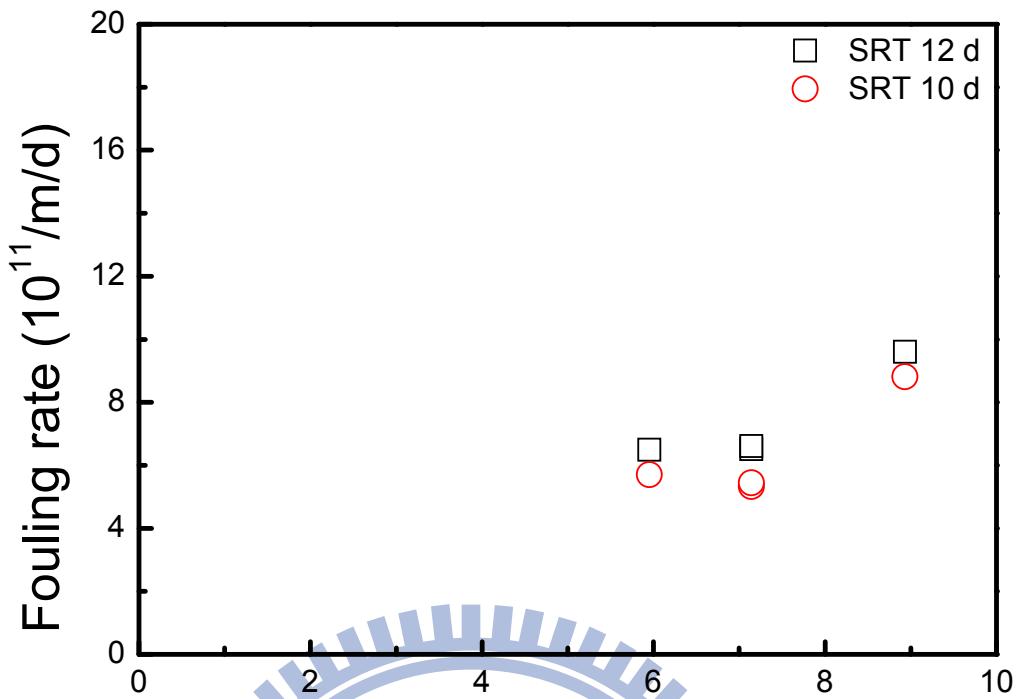


圖 4.15 薄膜通量與積垢速率趨勢圖

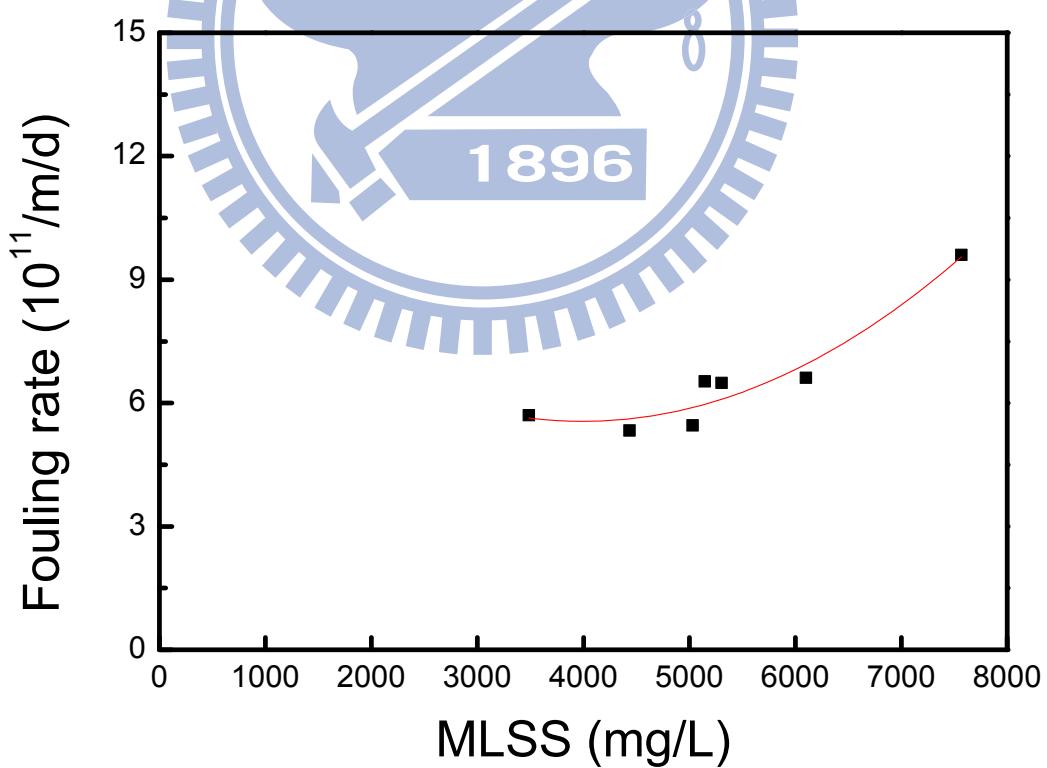


圖 4.16 MLSS 與薄膜積垢速率趨勢圖

由於 SRT 增加時，污泥濃度的提高，不僅增加膠體顆粒物質與薄膜接觸之機會，亦將使得污泥黏滯度增加，使得薄膜積垢速率增加 (Visvanathan et al., 1997; Lee et al., 2003)。Yigit et al. (2008) 亦指出 MLSS 於 4600-12600 mg/L 範圍中，其薄膜出水通量從 120 LMH 降至 57 LMH，隨 MLSS 濃度增加，污泥顆粒將變小，且使得胞外聚合物濃度增加，進而造成薄膜積垢。

表 4.10 為本研究與文獻上薄膜積垢速率之比較，Liu et al. (2005) 及 Matošić et al. (2008) 其薄膜積垢速率皆較本研究低，推測原因為長時間的 SRT 會使胞外聚合物中的有機碳及蛋白質成分減少，積垢隨 SRT 增加而減少 (Nuengjamnong et al. 2005)，且其薄膜通量又較本研究低，故薄膜積垢速率較本研究低。Fan and Zhou (2007) 其薄膜積垢速率則較本研究高，推測原因為其薄膜通量較本研究高，其吸引壓力會造成物質在薄膜表面上快速累積，造成薄膜積垢速率上升。

表 4.10 文獻上與本研究薄膜積垢速率比較

Fouling rate (m^{-1}/d)	SRT (d)	Flux (LMH)	Reference
4.03×10^{10}	250	7.5	Matošić et al. (2008)
7.24×10^{10}	infinite	4.5	Liu et al. (2005)
2.30×10^{11}	8	20	Grelier et al. (2006)
$2.16-5.04 \times 10^{13}$	20	10	Fan and Zhou (2007)
$5.33-9.60 \times 10^{11}$	10-12	5.95-8.93	In this study

第五章 結論與建議

5.1 結論

1. 依據實驗室研究結果，低碳氮比廢水經前處理（混凝、膠凝及沉澱）及未經前處理其水質處理效率並無明顯差異。
2. 薄膜生物反應系統於 HRT 為 1.92 小時，SRT 在 10 及 12 天及不同薄膜通量（5.95、7.14 及 8.93 LMH）之操作條件時，在無機械異常情況下，其對於低碳氮比廢水處理效果亦優越，出流水 SS、BOD₅ 及 NH₃-N 皆可降至 6 mg/L 以下，但對於磷酸鹽去除效果不明顯。
3. 當薄膜通量為 8.93 LMH 時，薄膜積垢速率最大。當薄膜通量在 7.14 LMH 以下，薄膜積垢速率差異並不明顯，可推估 7.14 LMH 為一保守臨界通量點。
4. 污泥停留時間控制為 12 d 其薄膜積垢速率略大於污泥停留時間控制為 10 d。
5. 薄膜通量於 7.14 LMH 且 SRT 10 天積垢速率最小且可連續操作 85 天不進行化學藥洗，為本研究最佳操作條件。

5.2 建議

1. 曝氣速率亦為影響薄膜積垢速率影響因子之一，且曝氣速率有一臨界值，可針對此臨界值做一探討。
2. 可改變不同差距較大之 SRT 做一比較，以更深入探討 SRT 對於 MBR 之影響
3. 本研究中對於磷的去除效果並不明顯，一般 MBR 對於除磷乃加入氯化鐵或鋁鹽等化學藥劑，或於 MBR 前端增設厭氧槽，可針對除磷所需加藥的劑量或增設厭氧槽做一研究。
4. 本研究中模型廠之原水未採用前處理（混凝、膠凝及沉澱），未來可探討原水經前處理後對於薄膜積垢之影響。



第六章 參考文獻

Ahn, K.H. and Song, K.G. (1999) Treatment of domestic wastewater using microfiltration for reuse of wastewater. *Desalination*, 126, 7-14.

Ahn, K.H. and Song, K.G. (2000) Application of microfiltration with a novel fouling control method for reuse of wastewater from a large-scale resort complex. *Desalination*, 129, 207-216.

Badani, Z., Amar, H., Salah, A., Brik, M., Fuchs, W. (2005) Treatment of textile wastewater by membrane bioreactor and reuse. *Desalination*, 185, 411-417.

Berthold, G. and Krauth, K. (1998) Replacement of secondary clarification by membrane separation-results with plate and hollow fibre modules. *Water Science and Technology*, 38, 383-398.

Bouhabila, E.H., Ben Aim, R., Buisson, H. (2001) Fouling characterization in membrane bioreactors. *Separation Purification Technology*, 22, 123-132.

Brindle, K. and Stephenson, T. (1996) The application of membrane biological reactors for treatment of wastewaters. *Biotechnology and Bioengineering*, 49, 601-610.

Chang, I.S. and Lee, C.H. (1998) Membrane filtration characteristics in membrane coupled activated sludge system – the effect of physiological states of activated sludge on membrane fouling. *Desalination*, 120, 221-233.

Chang, I.S., Clech, P.L., Jefferson, B., Judd, S. (2002) Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment. *Journal of Environmental Engineering*, 128, 1018-1029.

Chua, H.C., Arnot, T.C., Howell, J.A. (2002) Controlling fouling in membrane bioreactors operated with a variable throughput. *Desalination*, 149, 225-229.

Cicek, N., Franco, J.P., Suidan M.T., Urbain, V., Manem, J. (1999) Characterization and comparison of a membrane bioreactor and conventional activated sludge system in the treatment of wastewater containing high-molecular-weight compounds. *Water Environmental Research*, 71, 64-70.

Defrance, L., Jaffrin, M.Y., Gupta, B., Paullier, P., Geaugey, V. (2000) Contribution of various constituents of activated sludge to membrane bioreactor fouling. *Bioresource Technology*, 73, 105-112.

Delgado, S., Diaz, F., Villarroel, R., Vera, L., Diaz, R., Elmaleh, S. (2002) Nitrification in a hollow fibre membrane bioreactor. *Dedalination*, 146, 445-449.

Diels, L., Roy, S., Somers, K., Willems, I., Doyen, W., Mergeay, M., Springael, D., Leysen, R. (1995) The use of bacteria immobilized in tubular membrane bioreactors for heavy metal recovery and degradation of chlorinated aromatics. *Journal of Membrane Science*, 100, 249-258.

Duan, L., Andrade, I.M., Huang, C.L., Xia, S., Hermanowicz, S.W. (2009) Effects of short solids retention time on microbial community in a membrane bioreactor. *Bioresource Technology*, 100, 3489-3496.

Fan, F., Zhou, H., Husain, H. (2006) Identification of wastewater sludge characteristics to predict critical flux for membrane bioreactor processes. *Water Research*, 40, 205-212.

Fan, F. and Zhou, H. (2007) Interrelated effects of aeration and mixed liquor fractions on membrane fouling for submerged membrane bioreactor process in wastewater treatment. *Environmental Science and Technology*, 41, 2523-2528.

Field, R.W., Wu, D., Howell, J.A., Gupta, B.B. (1995) Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science*, 100, 259-272.

Germain, E., Stephenson, T., Pearce, P. (2005) Biomass characteristics and membrane aeration: toward a better understanding of membrane fouling in submerged membrane bioreactors (MBRs). *Biotechnology and Bioengineering*, 90, 316-322.

Grelier, P., Rosenberger, S., Tazi, A. (2006) Influence of sludge retention time on membrane bioreactor hydraulic performance. *Desalination*, 192, 10-17.

Guglielmi, G., Chiarani, D., Judd, S. J., Anderottola, G. (2007) Flux criticality and sustainability in a hollow fibre submerged membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 289, 241-248.

Han, S., Bae, T., Jang, G., Tak, T. (2005) Influence of sludge retention time on membrane fouling and bioactivities in membrane bioreactor system. *Process Biochemistry*, 40, 2393-2400.

Hong, S.P., Bae T.H., Tak, T.M., Hong, S., Randall, A. (2002) Fouling control in activated sludge submerged hollow fiber membrane bioreactors. *Desalination*, 143, 219-228.

Howell, J.A., Chua, H.C., Arnot, T.C. (2004) In situ manipulation of critical flux in submerged MBR using variable aeration rates, and effects of membrane history. *Journal of Membrane Science*, 242, 13-19.

Huang, X., Liu, R., Qian, Y. (2000) Behaviour of soluble microbial products in a membrane bioreactor. *Process Biochemistry*, 36, 401-406.

Huang, X., Gui, P., Qian, Y. (2001) Effect of sludge retention time on microbial behavior in a submerged membrane bioreactor. *Process Biochemistry*, 36, 1001-1006.

Kimura, K., Yamato, N., Yamamura, H., Watanabe, Y. (2005) Membrane fouling in pilot-scale membrane bioreactors treating municipal wastewater. *Environmental Science and Technology*, 39, 6293-6299.

Kimura, K., Miyoshi, T., Naruse, T., Yamato, N., Ogyu, R., Watanabe, Y. (2008) The difference in characteristics of foulants in submerged MBRs caused by the difference in the membrane flux. *Desalination*, 231, 268-275.

Lebegue, J., Heran, M., Grasmick, A. (2009) Membrane air flow rates and HF sludging phenomenon in SMBR. *Desalination*, 236, 135-142.

Lee, W., Kang, S., Shin, H. (2003) Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*, 216, 217-227.

Lim, B.S., Choi, B.C., Yu, S.W., Lee, C.G. (2007) Effects of operational parameters on aeration on/off time in an intermittent aeration membrane bioreactor. *Desalination*, 202, 77-82.

Liu, R., Huang, X., Xi, J., Qian, Y. (2005) Microbial behavior in a membrane bioreactor with complete sludge retention. *Process Biochemistry*, 40, 3165-3170.

Lübbecke, S., Vogelpohl, A., Dewjanin, W. (1995) Wastewater treatment in a biological high-performance system with high biomass concentration. *Water Research*, 29, 793-802.

Madaeni, S.S., Fane, A.G., Wiley, D.E. (1999) Factors influencing critical flux in membrane filtration of activated sludge. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 74, 539-543.

Marrot, B., Martinez, A., Moulin, P., Roche, N. (2004) Industrial wastewater treatment in a membrane bioreactor: a review. *Environmental Progress*, 23, 59-68.

Matošić, M., Vuković, M., Čurlin, M., Mijatović, I. (2008) Fouling of a hollow fibre submerged membrane during long-term filtration of activated sludge. *Desalination*, 219, 57-65.

Meng, F., Shi, B., Yang, F. (2007) Effect of hydraulic retention time on membrane fouling and biomass characteristics in submerged membrane bioreactors. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 30, 359-367.

Meng, F., Chae, S., Drews, A., Kraume, M., Shin, H., Yang, F. (2009) Recent advances in membrane bioreactors (MBRs) : membrane fouling and membrane material. *Water Research*, 43, 1489-1512.

Mulder, M. (1990) Basic principle of membrane technology. Kluwer academic publishers, Dordrecht.

Munir, C. (1998) Ultrafiltration and microfiltration handbook. Technomic, Lancaster, Pennsylvania.

Ng, H.Y. and Hermanowicz, S.W. (2005) Membrane bioreactor operation at short solids retention times: performance and biomass characteristics. *Water Research*, 39, 981-992.

Nuengjamnong, C., Kweon, J.H., Cho, J., Polprasert, C., Ahn, K.H. (2005) Membrane fouling caused by extracellular polymeric substances during microfiltration processes. *Desalination*, 179, 117-124.

Ognier, S., Wisniewski, C., Grasmick, A. (2004) Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept. *Journal of Membrane Science*, 229, 171-177.

Parameshwaran, K., Visvanathan, C., Ben Aim, R. (1999) Membrane as solid/liquid separation and air diffuser in bioreactor. *Journal of Environmental Engineering*, 125, 825-834.

Pirbazari, M., Badriyha, B. N., Ravindran, V. (1992) MF-PAC for treating waters contaminated with natural and synthetic organics. *Journal of American Water Works Association*, 12, 61-68.

Pollice, A., Brookes, A., Jefferson, B., Judd, S. (2005) Sub-critical flux fouling in membrane bioreactors – a review of recent literature. *Desalination*, 174, 221-230.

Qin, J.J., Oo, H., Tao, G., Kekre, K.A. (2007) Feasibility study on petrochemical wastewater treatment and reuse using submerged MBR. *Journal of Membrane Science*, 293, 161-166.

Rosenger, S. and Kraume, M. (2002) Filterability of activated sludge in membrane bioreactors. *Desalination*, 146, 373-379.

Sato, S. and Ishii, Y. (1991) Effects of activated sludge properties on water flux of ultrafiltration membrane used for human excrement treatment. *Water Science and Technology*, 23, 1601-1608.

Silva, D.G.V., Urbain, V., Abeysinghe, D.H., Rittmann, B.E. (1998) Advanced analysis of membrane bioreactor performance with aerobic-anoxic cycling. *Water Science and Technology*, 38, 505-512.

Stephenson, T., Judd, S., Jefferson, B., Brindle, K. (2000) *Membrane bioreactors for wastewater treatment*. IWA, London.

Sun, D.D., Zeng, J.L., Tay, J.H. (2003) A submerged tubular ceramic membrane bioreactor for high strength wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 47, 105-111.

Torres, A.P.R., Santiago, V.M.J., Borges, C.P. (2008) Performance evaluation of submerged membrane bioreactor pilot units for refinery wastewater treatment. *Environmental Progress*, 27, 189-194.

Trussell, R.S., Merlo, R.P., Hermanowicz, S.W., Jenkins, D. (2006) The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater. *Water Research*, 40, 2675-2683.

Ueda, T., Hata, K., Kikuoka Y. (1996) Treatment of domestic sewage from rural settlements by a membrane bioreactor. *Water Science and Technology*, 34, 189-196.

Visvanathan, C., Yang, B. S., Muttamara, S., Maythanukhraw, R. (1997) Application of air backflushing technique in membrane bioreactor. *Water Science and Technology*, 36, 259-266.

Visvanathan, C., Ben Aim, R., Parameshwaran, K. (2000) Membrane separation bioreactors for wastewater treatment. Environmental Science and Technology, 30, 1-48.

Wang, Z., Wu, Z., Yin, X., Tian, L. (2008) Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (MBR) under sub-critical flux operation: membrane foulant and gel layer characterization. Journal of Membrane Science, 325, 238-244.

Yigit, N.O., Harman, I., Civelekoglu, G., Koseoglu, H., Cicek, N., Kitis, M. (2008) Membrane fouling in a pilot-scale submerged membrane bioreactor operated under various conditions. Desalination, 231, 124-132.

Yigit, N.O., Uzal, N., Koseoglu, H., Harman, I., Yukseler, H., Yetis, U., Civelekoglu, G., Kitis, M. (2009) Treatment of a denim producing textile industry wastewater using pilot-scale membrane bioreactor. Desalination, 240, 143-150.

林志高 (2008) 園區廢水處理廠放流水對水體生物之影響計畫。科學工業園區管理局。

林志高 (2009) 新竹科學工業園區污水處理廠生物薄膜反應系統評估計畫。科學工業園區管理局。

經濟部工業局 (2000) 廢水薄膜處理技術應用與推廣手冊

科學工業園區管理局網站: <http://www.sipa.gov.tw/>



表一 氨氮生物降解試驗結果

Time (h)	Temp ¹	pH	NH ₃ -N ²	Wastewater after pretreatment		
				Temp	pH	NH ₃ -N
0	23.5	7.57	41	23	7.55	36
1	22.5	8.00	41	22.5	8.00	41
2	22	8.09	39	22	8.09	39
4	22	8.12	39	22	8.11	39
6	21.5	8.13	36	22	8.11	28
8	21.5	8.01	37	21.5	8.02	38
12	21.5	7.86	38	21.5	7.93	33
24	22	7.72	34	21.5	7.91	32
48	22.5	7.48	28	22	7.89	28
72	22	7.39	23	22	7.41	24
96	22	7.2	25	22	7.31	27
120	22	6.77	20	22	7.24	21
144	22	6.38 (7.17 ³)	22	22	6.96 (7.17)	23
168	22	6.84 (7.10)	14	22	7.14	19
192	20	6.38 (7.14)	13	20.5	6.90 (7.13)	23
216	19	6.35 (7.08)	10	19	6.84 (7.08)	21
240	19.5	6.66 (7.35)	4	19.5	6.85 (7.14)	20
264	20	6.67 (7.11)	1	20	6.63 (7.13)	19
288	21	7.00	0	21	6.44 (7.29)	19
312	21	7.14	1	21	6.69 (7.15)	13
336	22	7.21	1	22	6.88 (7.14)	7
360	22	7.31	0	22	6.60 (7.05)	4

¹ °C , ²mg/L, ³pH adjusted by adding NaHCO₃

表二 第二次氯氮生物降解試驗結果

Time (h)	Temp ¹	pH	NH ₃ -N ²	Wastewater after pretreatment		
				Temp	pH	NH ₃ -N
0	19	7.83	57	18.5	7.80	53
24	18.5	7.52	45	19	7.31	41
42	20	7.25	47	20	6.62 (7.24)	41
48	20	7.09	44	20	6.97 (7.21)	34
54	20	7.02	35	20	7.06	25
66	19.5	6.53 (7.48 ³)	30	20	6.19 (7.40)	24
72	19.5	7.50	29	20	7.52	21
78	19	7.33	28	19.5	7.23	21
90	19	6.85 (7.06)	23	19	6.56 (7.06)	17
96	20	7.02	16	20.5	6.97 (7.09)	13
102	20.5	6.70 (7.19)	15	21	6.45 (7.24)	12
114	20	6.97 (7.25)	13	20.5	6.49 (7.60)	11
120	21	7.00	12	21	7.04	7
126	21	6.75 (7.04)	10	21	6.18 (7.44)	6
138	19	7.03	9	19	6.46 (7.18)	3
144	17.5	6.92 (7.22)	6	18	6.63 (7.25)	1
150	17.5	7.19	5	18	7.33	1
162	17	6.90 (7.15)	6	17	7.45	1
168	16	7.35	2	16.5	7.54	1
174	16	7.45	0	16.5	7.63	0

表三 半連續式批次試驗 pH 變化

Date	Solids Retention Time (SRT), d					
	8	12	16	8	12	16
	Wastewater				Wastewater after pretreatment	
2008/12/10	6.84	6.88	6.80	7.01	7.04	6.83
12/11	6.26	6.28	6.36	6.18	6.16	6.14
12/12	6.30	6.64	6.66	6.23	6.21	6.16
12/13	6.47	6.43	7.16	6.26	6.31	6.38
12/14	6.40	6.66	7.02	6.25	6.25	6.30
12/15	6.67	6.60	7.24	6.11	6.13	6.39
12/16	6.79	6.37	6.98	5.87	5.95	6.20
12/17	6.56	6.32	6.79	6.08	6.21	6.30
12/18	6.36	6.41	6.88	6.10	6.67	7.14
12/19	7.00	7.24	7.18	7.18	6.87	7.25
12/20	6.72	6.92	7.17	5.89	6.84	7.23
12/21	6.50	6.74	7.04	7.09	6.50	6.89
12/22	6.81	7.05	7.17	5.85	6.94	6.94
12/23	6.48	6.76	6.97	7.13	6.71	6.98
12/24	7.11	6.96	7.22	6.31	7.03	7.23
12/25	6.72	7.13	7.43	6.96	6.98	7.24
12/26	7.23	7.16	7.34	6.14	6.81	6.79
12/27	6.49	6.90	7.18	7.18	7.40	7.01
12/28	6.20	7.00	7.31	6.69	6.99	7.41
12/29	6.35	6.62	7.23	5.71	6.40	7.29
12/30	6.44	6.72	7.14	5.98	6.71	7.25
12/31	6.41	6.88	7.25	6.11	6.69	7.32
2009/1/1	6.65	6.70	7.11	6.02	6.56	7.28
1/2	6.87	6.91	7.20	6.57	6.71	7.20
1/3	7.05	7.09	7.17	6.15	6.69	7.17
1/4	6.81	6.78	7.09	5.84	5.84	7.10
1/5	6.08	6.67	7.36	5.96	6.76	7.27
1/6	6.72	7.03	7.28	6.33	7.19	7.17
1/7	6.88	6.97	7.19	6.33	7.19	7.17
1/8	6.44	7.05	7.50	6.30	6.87	7.51
1/9	6.03	6.59	7.02	6.46	6.78	7.16
1/10	7.36	7.43	7.49	7.13	7.36	7.49

表四 半連續式批次試驗溫度變化

Date	Temperature, °C					
	8	12	16	8	12	16
	Wastewater			Wastewater after pretreatment		
2008/12/10	23	23	22	22.5	23	21.5
12/11	22	22	21	22	22	21
12/12	23	23	21.5	22.5	22.5	21
12/13	24	24.5	22.5	20	20	21
12/14	23	23	20.5	23	23.5	20
12/15	22	22	19	22	22	19
12/16	23.5	23.5	21	24.5	24.5	21
12/17	23	23	21	24	24	21
12/18	23.5	23.5	21	24	24	20.5
12/19	24.5	25	22	25.5	25.5	21.5
12/20	24	24.5	22.5	25	25	22
12/21	24.5	25	23	25.5	25.5	22.5
12/22	21	21	18	21	21	18
12/23	22	22	19.5	22	22	19.5
12/24	23	23.5	21	23.5	24	21
12/25	23	23	21	23.5	23.5	20.5
12/26	23	23	20.5	23.5	23.5	20.5
12/27	24.5	25.5	23	25.5	25	22.5
12/28	21.5	21.5	19.5	22	22	19
12/29	22	22	20.5	24	24.5	21.5
12/30	19	19	18	19	19	18
12/31	16	16	15	16	16	14.5
2009/1/1	16	16	14.5	16	16	14
1/2	17.5	17	16	17	17	16
1/3	19	19	18	19	19	18
1/4	20	20	18.5	20	20	18
1/5	21.5	21.5	19.5	22	22	19.5
1/6	21.5	21.5	20.5	22	22	20
1/7	22	22.5	20.5	23	23	20.5
1/8	22	22.5	20.5	23	23	20.5
1/9	21	21	19	21.5	21	18.5
1/10	19.5	19.5	17	20	19.5	16.5

表五 半連續式批次試驗溶氧變化

Date	Dissolved Oxygen (DO), mg/L					
	8	12	16	8	12	16
	Wastewater			Wastewater after pretreatment		
2008/12/16	7.64	7.52	7.36	7.38	7.21	7.80
12/17	7.79	7.66	7.41	7.54	7.39	7.88
12/18	8.22	8.13	7.91	8.04	8.04	7.95
12/19	8.11	7.89	8.04	7.64	8.63	8.41
12/20	8.11	7.91	8.03	7.76	7.93	8.27
12/21	8.06	7.93	7.95	7.93	7.84	8.28
12/22	8.62	8.50	8.83	8.37	8.49	9.04
12/23	8.18	8.25	8.50	8.17	8.25	8.84
12/24	8.02	7.90	7.99	7.98	7.95	8.28
12/25	8.12	8.04	8.28	7.94	8.02	8.45
12/26	8.21	8.06	8.37	7.81	7.94	8.58
12/27	7.82	7.71	7.90	7.72	7.71	8.09
12/28	8.51	8.38	8.73	8.43	8.48	8.88
12/29	8.41	8.24	8.68	8.12	8.06	8.50
12/30	8.49	8.36	8.81	8.38	8.39	8.84
12/31	8.61	8.69	8.90	8.61	8.69	8.92
2009/1/1	8.77	8.73	8.97	8.67	8.70	9.02
1/2	8.72	8.69	8.89	8.72	8.69	8.89
1/3	8.63	8.59	8.61	8.41	8.34	8.66
1/4	8.37	8.44	8.68	8.24	8.37	8.78
1/5	8.33	8.35	8.71	8.11	8.15	8.69
1/6	8.36	8.27	8.44	8.07	8.12	8.50
1/7	8.35	8.11	8.42	8.10	8.13	8.52
1/8	8.34	8.12	8.43	8.01	8.10	8.33
1/9	8.21	8.11	8.47	8.04	8.21	8.47
1/10	8.22	8.32	8.68	8.22	8.36	8.80