

國立雲林科技大學
環境與安全衛生工程研究所碩士班

碩士論文

石化廠高導電度廢水之回用研究

Reuse study of high conductivity wastewater from petrochemical plant

研 究 生：張富欽

指導教授：方鴻源 教授

中華民國九十八年六月

石化廠高導電度廢水之回用研究

Reuse study of high conductivity wastewater from petrochemical plant

研 究 生：張富欽 Fu-Chin Chang

指導教授：方鴻源 Hung-Yuan Fang

國立雲林科技大學

環境與安全衛生工程研究所碩士班

碩士論文

A Thesis Submitted to Institute of Safety & Health and Environment Engineering
National Yunlin University of Science & Technology in Partial Fulfillment of the
Requirements for the Degree of Master of Engineering.

June 2009

Douliu, Yunlin, Taiwan, Republic of China

中華民國九十八年六月

石化廠高導電度廢水之回用研究

學生：張富欽

指導教授：方鴻源

國立雲林科技大學環境與安全衛生工程研究所碩士班

摘要

石油為最主要的能源及石化工業生產的原料，在經濟和物質的發展中占極重要的角色。石油在煉製的過程中包含：蒸餾、裂解、重組等程序都需要很大的用水量和排放出大量的廢水。台灣地區經濟快速發展，用水量需求激增，幾乎到達供不應求，污染物和廢水的排放量增加。若能降低污染物的排放和降低廢水的排放且回用，則可以解決污染防治和水源缺乏的問題。

石化工業所產生的廢水通常可分為冷卻廢水和製程廢水。冷卻區的廢水最主要是以冷卻水為主，內含鹽類和電解質。本研究以導電度高達 6,000~10,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 的排煙脫硫製程廢水，先過濾其中的顆粒雜

質後，再利用 PAC 去除水中的矽，去除率為 53.2%，最後以電透析方法降低導電度，經電透析處理 40 分鐘後，把導電度降低至一般家庭用水的標準 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下，進而回收再利用。

40 公升的高導電度廢水經過 40 分鐘電透析處理後，將導電度 8,400 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 降低至 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下，回收率可達 96 %。而不同薄膜中各離子的濃度都有明顯降低。 SO_4^{2-} 在薄膜 AC-220 中去除率為 85.5 %；薄膜 AC-110 去除率為 83.9 %，對於 SO_4^{2-} 的去除率幾乎相同。 Cl^- 在薄膜 AC-220 去除率為 54.0 %；薄膜 AC-110 去除率為 74.2 %，薄膜 AC-110 對 Cl^- 有較高的去除率。

在薄膜 AC-220 中 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 濃度去除率可達 100 %；在薄膜 AC-110 中 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 去除率各為 94.2 % 和 97.4 %，以薄膜 AC-220 對於 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 去除率較佳。另外薄膜 AC-220 對 Na^+ 去除率達 75.1 %；薄膜 AC-110 去除率達 94.2 %，薄膜 AC-110 對於 Na^+ 有較好的去除效率。

高導電度廢水在不同溫度下進行各項離子的去除有著不同的差異性，分別在 20°C、30°C、35°C， Cl^- 經 40 分鐘處理後去除率分為 67.8 %、71.8 %、75.9 %； SO_4^{2-} 去除率分為 95.3 %、96.2 %、97.4 %； Mg^{2+} 去除

率分為 98.8 %、99.1 %、97.9 %。 Ca^{2+} 去除率分為 95.4 %、96.2 %、97.2 %； Na^{+} 去除率分為 71.2 %、76.1 %、79.2 %。當高導電度廢水的溫度越高，對於離子的去除效率是會提升，是需考量到薄膜的特性是否能夠承受高溫。

電透析 (ED) 每立方米水之處理固定成本費用約 4.42 元/ m^3 ，操作維護費約 7.36 元/ m^3 ，所以高導電度廢水處理費用約為 11.78 元/ m^3 ，其處理費用遠低於逆滲透 (RO) 處理費，因此電透析對高導電度廢水具有高經濟效益。

關鍵字：高導電度廢水、電透析、 Cl^{-} 、 SO_4^{2-} 、 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 、 Na^{+} 的去除

率、處理經濟評估

Reuse study of high conductivity wastewater from petrochemical plant

Student : Fu-chin Chang

Advisors : Dr. Hung-Yuan Fang

Institute of Safety, Health & Environment Engineering
National Yunlin University of Science & Technology



ABSTRACT

Petroleum is the main energy source and raw materials in petrochemical industry . It is an important role for economical development. The process of refinery plant includes: distillation, cracking, reforming, this process need large amount of water and wastewater discharged. This year, the water requirement is over, the pollutant and wastewater discharge increased in Taiwan. If we can reuse the wastewater by electrodialysis, it will solve the deficient problem of water source.

The wastewater from petrochemical plant can include into cooling waste water and process wastewater. The wastewater of this study contains of salts and electrolyte mainly, and conductivity is between 6,000 ~10,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$. We remove the particle by filtration and remove silica by coagulation with PAC, the removal efficiency of Si is 53.2%. Finally the electrodialysis system was use to remove the ions, the conductivity can come down to 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ and 96 % recovery rate was obtained.

The removal efficiency of SO_4^{2-} is 85.5%, 83.9% by membrane AC-220 and

AC-110. The removal efficiency of Cl^- is 54.0%, 74.2% by membrane AC-220 and AC-110. The removal efficiency of Mg^{2+} is 100%, 94.2% by membrane AC-220 and AC-110. The removal efficiency of Ca^{2+} is 100%, 97.4% by membrane AC-220 and AC-110. The removal efficiency of Na^+ is 75.1%, 94.2% by membrane AC-220 and AC-110.

The removal efficiency of Cl^- is 67.8%, 71.8%, 75.9% respectively at 20°C 、30°C 、35°C for 40 minutes. The removal efficiency of SO_4^{2-} is 95.3%, 96.2%, 97.4% respectively at 20°C 、30°C 、35°C. The removal efficiency of Mg^{2+} is 98.8%, 99.1%, 97.9% at 20°C 、30°C 、35°C. The removal efficiency of Ca^{2+} is 95.4%, 96.2%, 97.2% respectively at 20°C 、30°C 、35°C. The removal efficiency of Na^+ is 71.2%, 76.1%, 79.2% at 20°C 、30°C 、35°C for 40 minutes.

The install cost of treatment equipment is approximately 4.42 NT\$ / m^3 , the operation cost is approximately 7.36 NT\$ / m^3 , the total cost of reuse water is 11.78 NT\$ / m^3 . The cost is lower than the reverse osmosis process. The concentrated water solution can discharge to the ocean directly.

Keywords: High conductivity wastewater, electrodialysis, removal efficiency of Cl^- , SO_4^{2-} , Mg^{2+} , Ca^{2+} , Na^+ , economic assessment.

誌 謝

感謝恩師方鴻源教授，在研究期間給予教導與關懷，使得學生無論在處事邏輯及待人態度上皆受益良多，謹致上萬分的感謝。

感謝論文口試委員，中山環工系 周明顯教授、逢甲環科系 吳志超教授、化工系 王怡仁教授以及本系 萬騰州教授，提供寶貴建議，使本論文更臻完善，謹致上萬分的感謝。

研究生涯中，特別感謝台塑公用三廠陳志忠先生幫忙採取樣本以及台塑環管處何欣怡小姐和新竹食品所張建隸先生的大力協助，使得本研究得以順利完成。

此外感謝淑敏、隆昌、嘉蓮、勇勝、勝宏、祐家、韋廷、黃宇、仲元等學長姐生活上的關懷以及實驗的指導，感謝同學添閔的互相勉勵與扶持，感謝學弟妹俊瑋、智皓、曉帆、天宇、瑞鴻、金龍、述翰的關心、此外感謝研究所同學貓頭鷹、奕彰、宗宸、篤明、丸子、阿涵、雄哥、松霖、小綠、廣歡、小帽、政鴻、貞伊、禹祥、go 哥、宜慧、冠陞、建弘、濠駿、小鄭、阿毛、小古、珈禎、妙如、宇泉、彥鈞、智雍、小樹、大豆、郁茗、芳琪、佑泉、玟璇、久竺、怡杏、鳳宸、銘峰在研究所過程中關心及搞笑，以紓解研究所過程中之苦悶。。

最後感謝家人在經濟上支援與關懷以及在研究所之協助，使得得以順利完成論文，由衷的感謝你們。

這本論文屬致謝耗費較多時間，因為需感謝的人數之不盡，因此必須將這些功勞歸功於所有幫助張富欽的親朋好友，在此獻上萬分的敬意。

目錄

第一章 前言-----	1
1.1 研究背景-----	1
1.2 研究目的-----	3
第二章 文獻回顧-----	4
2.1 石化廠之水質特性-----	4
2.2 目前高鹽分廢水的回用方法-----	6
2.2.1 逆滲透 (RO)-----	6
2.2.2 離子交換系統-----	7
2.3 電透析 (Electrodialysis, ED)-----	7
2.4 交互式電透析 (Electrodialysis Reversal, EDR)-----	9
2.4.1 EDR的前處理-----	10
2.4.2 EDR程序的特點-----	10
2.4.3 EDR與逆滲透 (Reverse osmosis, RO)處理比較-----	11

2.5 EDR的模廠實例-----	13
2.5.1 EDR應用在地下水處理-----	13
2.6 國內外實例-----	14
2.7 化學混凝-----	16
2.7.1 化學混凝理論-----	16
2.7.2 常用化學混凝藥劑-----	17
2.7.3 混凝之最適pH及混凝劑量-----	17
2.7.3.1 最適pH值-----	17
2.7.3.2 最適加藥量-----	19
第三章 研究方法及設備材料-----	21
3.1 研究流程-----	21
3.2 實驗藥品-----	22
3.3 研究設備-----	23
3.4 實驗方法及步驟-----	24
3.4.1 來源及前處理-----	24

3.4.2 水樣消化-----	24
3.4.3 定性及定量研究-----	25
3.4.3.1 感應耦合電漿發射光譜儀(ICP-AES) -----	25
3.4.3.2 火焰式原子吸收光譜儀 (AA) -----	26
3.4.3.3 水中陰陽離子之檢測－離子層析法(IC)-----	28
3.4.3.4 電透析 (Electrodialysis , ED) -----	29
第四章 結果與討論-----	31
4.1 樣品前處理-----	31
4.1.1 高導電度廢水成分-----	31
4.1.2 矽(Si)-----	33
4.2 電透析之處理試驗-----	34
4.2.1 薄膜AC-220 處理成效-----	34
4.2.1.1 導電度之變化情形-----	34
4.2.1.2 氯離子(Cl^-)之去除情形-----	36
4.2.1.3 硫酸根離子(SO_4^{2-})之去除情形-----	38
4.2.1.4 鎂離子(Mg^{2+})之去除情形-----	39

4.2.1.5 鈣離子(Ca^{2+})之去除情形-----	41
4.2.1.6 鈉離子(Na^{+})之去除情形-----	43
4.2.1 薄膜AC-110 處理成效-----	44
4.2.2.1 導電度之變化情形-----	44
4.2.2.2 氯離子(Cl^{-})之去除情形-----	46
4.2.2.3 硫酸根離子(SO_4^{2-})之去除情形-----	48
4.2.2.4 鎂離子(Mg^{2+})之去除情形-----	49
4.2.2.5 鈣離子(Ca^{2+})之去除情形-----	51
4.2.2.6 鈉離子(Na^{+})之去除情形-----	52
4.2.3 不同薄膜去除各種離子效能-----	54
4.3 溫度高低處理成效-----	55
4.3.1.1 導電度之變化情形-----	55
4.3.1.2 氯離子(Cl^{-})之去除情形-----	57
4.3.1.3 硫酸根離子(SO_4^{2-})之去除情形-----	59
4.3.1.4 鎂離子(Mg^{2+})之去除情形-----	60
4.3.1.5 鈣離子(Ca^{2+})之去除情形-----	62

4.3.1.6 鈉離子(Na^+)之去除情形-----	63
4.3.2 溫度 30 °C 電透析處理成效-----	65
4.3.2.1 導電度之變化情形-----	65
4.3.2.2 氯離子(Cl^-)之去除情形-----	66
4.3.2.3 硫酸根離子(SO_4^{2-})之去除情形-----	68
4.3.2.4 鎂離子(Mg^{2+})之去除情形-----	69
4.3.2.5 鈣離子(Ca^{2+})之去除情形-----	71
4.3.2.6 鈉離子(Na^+)之去除情形-----	72
4.3.3 溫度 35°C 電透析處理成效-----	74
4.3.3.1 導電度之變化情形-----	74
4.3.3.2 氯離子(Cl^-)之去除情形-----	75
4.3.3.3 硫酸根離子(SO_4^{2-})之去除情形-----	77
4.3.3.4 鎂離子(Mg^{2+})之去除情形-----	78
4.3.3.5 鈣離子(Ca^{2+})之去除情形-----	80
4.3.3.6 鈉離子(Na^+)之去除情形-----	81
4.3.4 不同溫度下去除各離子之效能-----	83
4.4 濃縮液-----	85

4.5 經濟效益評估-----	86
第五章 結論與建議-----	91
5.1 結論-----	91
5.2 建議-----	94
參考文獻-----	95



表目錄

表 1-1 煉油綜合廢水之水量及水質-----	2
表 2-1 各廠區的廢水量及廢水結構-----	5
表 2-2 EDR與RO進流水之要求特性-----	12
表 2-3 高鹽度地下水之EDR處理成效-----	14
表 4-1 高導電度廢水成分-----	32
表 4-2 0.1% PAC添加量後矽的濃度之去除情形-----	33
表 4-3 電透析處理後導電度及電流之變化情形（薄膜AC-220）-----	35
表 4-4 電透析處理後Cl ⁻ 之去除情形（薄膜AC-220）-----	37
表 4-5 電透析處理後SO ₄ ²⁻ 之去除情形（薄膜AC-220）-----	38
表 4-6 電透析處理後Mg ²⁺ 之去除情形（薄膜AC-220）-----	40
表 4-7 電透析處理後Ca ²⁺ 之去除情形（薄膜AC-220）-----	42
表 4-8 電透析處理後Na ⁺ 之去除情形（薄膜AC-220）-----	43
表 4-9 電透析處理後導電度及電流之變化情形（薄膜AC-110）-----	45

表 4-10 電透析處理後 Cl^- 之去除情形（薄膜AC-110）	47
表 4-11 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形（薄膜AC-110）	48
表 4-12 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形（薄膜AC-110）	50
表 4-13 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形（薄膜AC-110）	51
表 4-14 電透析處理後 Na^+ 之去除情形（薄膜AC-110）	53
表 4-15 不同薄膜型號在ED處理去除各種離子效能	55
表 4-16 電透析處理後導電度及電流之變化情形（ 20°C ）	56
表 4-17 電透析處理 Cl^- 之去除情形（ 20°C ）	58
表 4-18 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形（ 20°C ）	59
表 4-19 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形（ 20°C ）	61
表 4-20 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形（ 20°C ）	62
表 4-21 電透析處理後 Na^+ 之去除情形（ 20°C ）	64
表 4-22 電透析處理後導電度及電流之變化情形（ 30°C ）	65
表 4-23 電透析處理後 Cl^- 之去除情形（ 30°C ）	67

表 4-24 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (30°C)	68
表 4-25 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (30°C)	70
表 4-26 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (30°C)	71
表 4-27 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (30°C)	73
表 4-28 電透析處理後導電度及電流之變化情形 (35°C)	74
表 4-29 電透析處理後 Cl^- 之去除情形 (35°C)	76
表 4-30 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (35°C)	77
表 4-31 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (35°C)	79
表 4-32 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (35°C)	80
表 4-33 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (35°C)	82
表 4-34 不同溫度下薄膜AC-220 去除各離子之效益	84
表 4-35 不同條件下之濃縮液濃度	85
表 4-36 設備價格表	86
表 4-37 電費計算表	87

表 4-38 總成本估算表 ----- 89

表 4-39 逆滲透 (RO) 與電透析 (EDR) 的費用分析 ----- 90



圖目錄

圖 2-1 離子交換膜的離子選擇性	8
圖 2-2 電透析設備脫鹽示意圖	8
圖 2-3 交互式電透析架構圖	10
圖 2-4 pH與鋁氫氧化物之溶解度	18
圖 2-5 瓶杯試驗裝置	19
圖 2-6 加藥量與殘餘濁度之關係	20
圖 3-1 實驗流程圖	21
圖 3-2 感應耦合電漿原子發射光譜儀(ICP-AES)	26
圖 3-3 火焰式原子吸收光譜儀	27
圖 3-4 離子層析儀	28
圖 3-5 電透析 (1)	29
圖 3-6 電透析 (2)	30
圖 4-1 原水外觀	31

圖 4-2 高導電度廢水成分含量-----	32
圖 4-3 添加PAC後矽的濃度之去除情形 -----	33
圖 4-4 電透析處理後導電度及電流之變化情形（薄膜AC-220）-----	36
圖 4-5 電透析處理後Cl ⁻ 之去除情形（薄膜AC-220）-----	37
圖 4-6 經電透析處理後SO ₄ ²⁻ 之去除情形（薄膜AC-220）-----	39
圖 4-7 電透析處理後Mg ²⁺ 之去除情形（薄膜AC-220）-----	40
圖 4-8 電透析處理後Ca ²⁺ 之去除情形（薄膜AC-220）-----	42
圖 4-9 電透析處理後Na ⁺ 之去除情形（薄膜 AC-220）-----	42
圖 4-10 電透析處理後導電度及電流之變化情形（薄膜 AC-110）----	42
圖 4-11 電透析處理後 Cl ⁻ 之去除情形（薄膜 AC-110）-----	42
圖 4-12 電透析處理後SO ₄ ²⁻ 之去除情形（薄膜AC-110）-----	49
圖 4-13 電透析處理後Mg ²⁺ 之去除情形（薄膜AC-110）-----	50
圖 4-14 電透析處理後Ca ²⁺ 之去除情形（薄膜AC-110）-----	52
圖 4-15 電透析處理後Na ⁺ 之去除情形（薄膜AC-110）-----	53
圖 4-16 電透析處理後導電度及電流之變化情形（20℃）-----	57

圖 4-17 電透析處理 Cl^- 之去除情形 (20°C)	58
圖 4-18 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (20°C)	60
圖 4-19 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (20°C)	61
圖 4-20 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (20°C)	63
圖 4-21 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (20°C)	64
圖 4-22 電透析處理後導電度及電流之變化情形 (30°C)	66
圖 4-23 電透析處理後 Cl^- 之去除情形 (30°C)	67
圖 4-24 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (30°C)	69
圖 4-25 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (30°C)	70
圖 4-26 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (30°C)	72
圖 4-27 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (30°C)	73
圖 4-28 電透析處理後導電度及電流之變化情形 (35°C)	75
圖 4-29 電透析處理後 Cl^- 之去除情形 (35°C)	76
圖 4-30 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (35°C)	78

圖 4-31 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (35°C) -----	79
圖 4-32 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (35°C) -----	81
圖 4-33 電透析處理後 Na^{+} 之去除情形 (35°C) -----	82



第一章、前言

1.1 研究背景

石油為最主要的能源及石化工業生產的原料，在經濟和物質的發展中占極重要的角色。石油煉製的過程中包含：蒸餾、裂解、重組等程序都需要很大的用水量和排放出大量的廢水。台灣地區經濟快速發展，用水量需求激增，幾乎到達供不應求，污染物和廢水的排放量增加。若能降低污染物的排放和降低廢水的排放且回用，則可以解決污染防治和水源缺乏的問題。

煉油工業製程繁雜，是由石化廠和油料廠所組成的綜合性煉油廠，各工廠所排放廢水特性不一，必須針對各廠所產生的汙染物進行處理以達到淨化目的。而廢水主要的污染物為有機物、總溶解固體物 (Total dissolved solids, TDS)、油份、濁度、懸浮固體、COD、溶解性鹽類。煉油廠用水可以分為鍋爐用水、冷卻用水、工場用水等，其中煉油廠的鍋爐用水水質是最嚴格要求的，成本也是最高的。另外冷卻水塔用水量為最大但水質的要求較鍋爐用水寬鬆。

煉油廠每日排放的廢水量是很可觀，根據美國 EPA 調查 East / Gulf Coast Refinery 與 West Coast Refinery 的資料顯示，每提煉一桶原油產

生 125 公升的廢水，相關資料如表 1-1 煉油綜合廢水之水量及水質（工業技術研究院化工所，1991）。對於新修正的水污染排放總量管制理念和水資源日漸減少，如何減少廢水排量及回用排水達到零排放為各研究者之理想，而冷卻水塔補充及排放水是煉油廠用水即排水主要之部份，所以如何減少補充水之用量及把無機物排放水回用做為補充水來達到廢水減量，總結上述，如將石化業中來源為排煙脫流的製程廢水，水量為 5,500 CMD 的高鹽分廢水處理後且回收率可達 96%，再利用成為一般再生水並使煉油廠用水結構合理化、最佳化以及開源節流，是目前刻不容緩的問題。

表 1-1 煉油綜合廢水之水量及水質

廢水分析項目	基本估計濃度(mg/L)	美國 EPA 調查濃度(mg/L)
廢水量	57 L/桶	125 L/桶
BOD5	15.0	91.0
COD	80.0	254.0
H ₂ S	0.1	-
總磷	2.0	-
酚	0.1	3.6
油脂	2.0	35.0
SS	10.0	35.0
硫化物	-	12.7
溶解性固體	370.0	-

資料來源：工業技術研究院化工所，1991

1.2 研究目的

煉油廠用水量極大，各廠區的廢水特性皆不相同，因此廢水回用對象的選擇，廢水水質分析瞭解廢水處理之方法與收集的規劃，以方便回收再利用處理及經濟效益。經各廠的排放廢水之性質分析，其中以來自公用三廠的高導電度製程廢水中主要含有鈣、鎂、鈉、硫酸根、氯離子等陰陽離子，造成高導電度達 5,000 $\mu\text{s}/\text{cm}$ 以上，利用電透析（Electrodialysis，ED）可將廢水中之陰陽離子去除達到再回用標準規範，本研究將建立起一套電透析去除離子之回收水的流程，使廢水回收再利用來節省用水。



第二章、文獻回顧

2.1 石化廠之水質特性

石化工業所產生的廢水通常可分為冷卻廢水和製程廢水。冷卻區的廢水最主要是以冷卻水為主，內含鹽類和電解質（盧文章、楊子岳，2000）。而製程廢水是指製程中的進料或反應產物所產生的廢水稱之。製程廢水的性質會因為不同原料，在不同反應下產生各式各樣的廢水，例如發電廠係利用海水吸收去除廢氣中的二氧化硫。排煙脫硫後的廢水 pH 值呈酸性，再與大量的冷卻水稀釋混合，排放至海中。造成海域的 pH 酸鹼值下降，進而造成環境生態的被迫改變，所以在處理上應該要注意其廢水廠的濃度高低。此外石化業的廢水也包括了酸、鹼、重金屬、硫化物、油脂類、酚、氰化物和有機溶劑等，如表 2-1 為六輕各廠區的廢水量及廢水結構。因為六輕各廠區中的廢水結構中分為無機鹽類和有機鹽類，也有廠區排廢出混合的廢水，經由評估之後，我們選擇塑化公用三廠的廢水作為此研究樣本，主要是此股水為製程廢水，其中大多以硫酸根離子（ SO_4^{2-} ）、鎂離子（ Mg^{2+} ）為主，還有少量的氯離子（ Cl^- ）、鈣離子（ Ca^{2+} ）、鈉離子（ Na^+ ）、矽（Si）。

表 2-1 各廠區的廢水量及廢水結構

廢水處理廠廠區	廢水量 (CMD)	廢水結構
南亞海豐	3,500	主要廢水為高氨氮、高硝酸鹽及高導電度，每日產生量約 100 CMD。
台塑勝高	3,450	放流水含氟化物及硝酸氮。
台塑 PC 廠	4,500	放流水有較高鹽分，含量高達 35,000 mg/L。
塑化公用三場	6,818 (FGD 廢水量 5,500)	放流水含硫酸根及鎂。
台化合成酚	4,300	放流水中有硫酸鹽和高導電度 8,000 mg/L 及 20,000 μ S/cm
台化麥寮	17,271	麥寮 PTA 廠預定由純化段 TA 廢水回收 6,000CMD，現 Pilot 試驗中，放流水含鈷、錳離子。
塑化	11,400	該廢水廠已進行 5 股低導電度、低硬度共約 5,000CMD 廢水進行回收測試

2.2 目前高鹽分廢水的回用方法

現今業界中最常使用處理高鹽分廢水的方法有離子交換、超過濾(UF)、逆滲透(RO)、過濾吸附系統等，這幾種方法加以介紹。

2.2.1 逆滲透(RO)

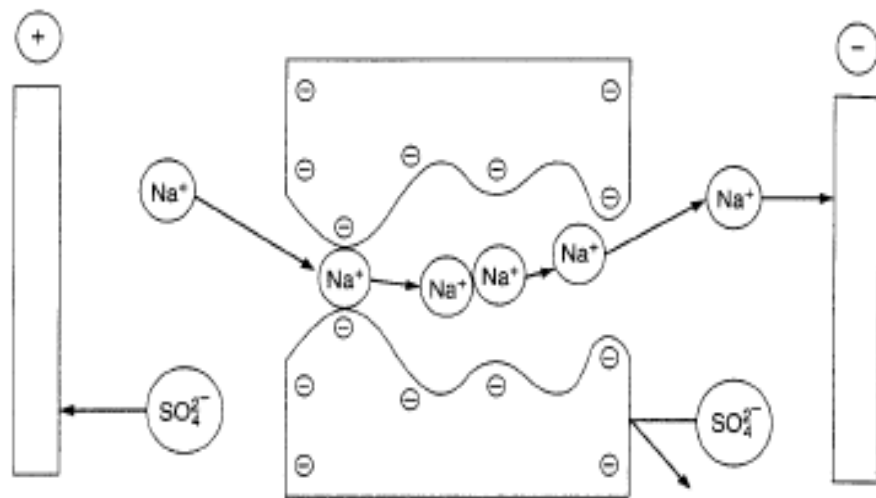
逆滲透(RO)與各種薄膜相較之下，RO是最廣泛使用在海水或鹹水脫鹽的程序。RO的壽命與進流水的前處理有很大的關係，如何減少阻塞(fouling)與積垢(scaling)，必須進行過濾與調整進水pH值。淤泥阻塞指數(silt density index, SDI)是造成阻塞重要參考指標，RO使用須SDI <2。積垢的問題可借助原水pH調整，或使用抑垢劑防止沉澱產生，對鈣、鎂可以產生螯合的藥劑常可以使用，如檸檬酸、EDT、NTA及多磷酸鹽等。不僅處理成本降低且除鹽率、造水率均高，另外薄膜的平均使用壽命長且興建時間短、佔地面積不大和模組組合較易應用在工業上。逆滲透的薄膜種類很多，都能符合多項不同特性的工業廢水處理，另外在良好前處理系統、模組系統的規劃設計以及操作維護下，可容許導電度15,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 的樣本。

2.2.2 離子交換系統

在水中的鹽類包含無機性陽離子與陰離子，採用分床式離子交換系統進行高鹽分的處理。但離子交換系統處理水的導電度限制在 1,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下，經處理後最後可達 5 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 。而當樹脂飽合時需用酸鹼計來進行再生，廢液體積增加，而再生廢液濃度必須以廢棄物的形式處理是其中最大的缺點。(陳見財，2002)

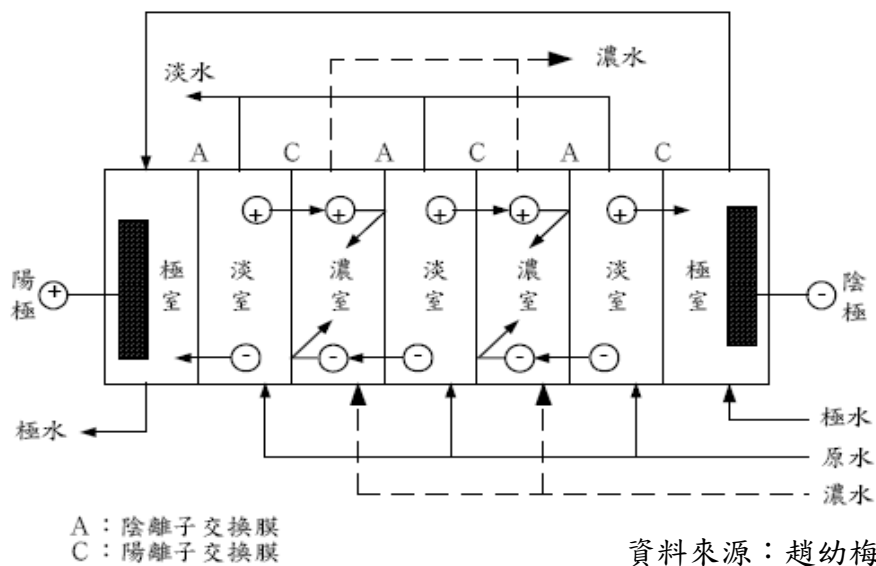
2.3 電透析 (Electrodialysis, ED)

電透析的方法是使用陰離子交換膜與陽離子交換膜，交互排列在兩邊電極之間來形成許多獨立槽所組成的。其處理技術是利用不同特性的薄膜來對水中的離子進行分離，水中離子的移動是靠正負的直流電來進行反應。陽離子只可以穿透陽離子交換膜，陰離子只穿透陰離子交換膜的特性，再加上外場所提供的直流電，根據電化學基本原理，使得水中的陰離子往陽極移動、陽離子往陰極，分別穿透薄膜，最後得到淡水和濃縮水，來達到淡化除鹽的目的 (圖 2-1 和圖 2-2)。



Cation membrane 資料來源：趙幼梅等，2005

圖 2-1 離子交換膜的離子選擇性

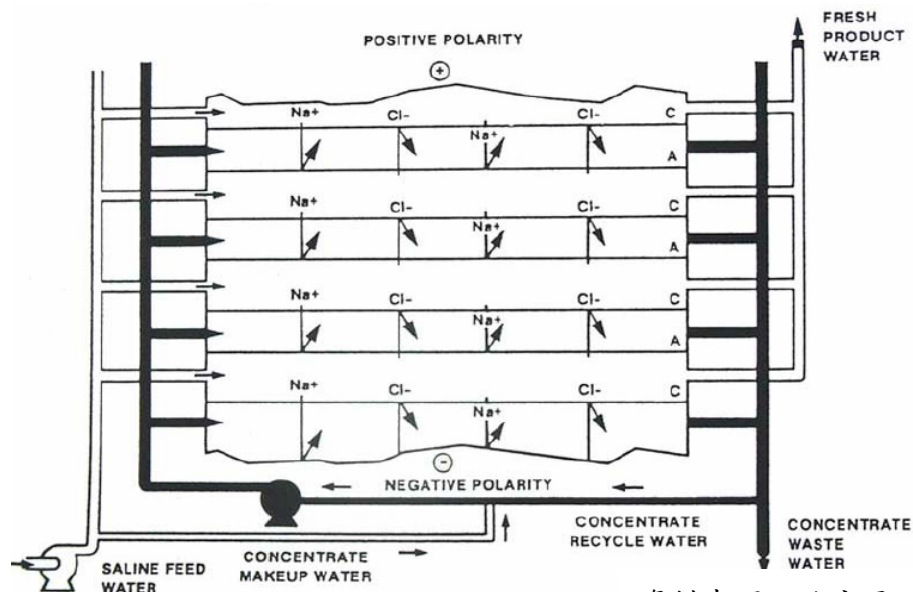


資料來源：趙幼梅等，2005

圖 2-2 電透析設備脫鹽示意圖

2.4 交互式電透析 (Electrodialysis Reversal, EDR)

交互式電透析是電透析 (Electrodialysis, ED) 處理中更進一步的技術，在固定時間中將電透析的正負極直流電和內部導流的切換，自動清洗離子交換膜上的污垢，來增加電透析系統的操作穩定度以及延長薄膜使用的年限 (梁德明等, 2003)。而 EDR 是可以去除帶電荷 ($M.W < 600$) 的物質，使用 EDR 進行廢水處理有二個優點：(1) 進流水的濁度限制較低 ($SDI < 15$)，前處理只使用砂濾即可達要求。(2) 回收效率高，可達到 80 ~ 90 % 之間。且對於膠質、雜質、細菌比 RO 有更高地容忍度，其去除率可達 80~85 %。而 ED 膜與 RO 膜相較之下，ED 膜會有較好的物理性及抗性(包括耐二氧化矽)。一般的原水淤泥阻塞指數 (silt density index, SDI) 的要求 RO 為 $SDI < 5$ ，EDR 的範圍為 $SDI < 15$ 。圖 2-3 為交互式電透析的架構圖。



資料來源：許永昌，2005

圖 2-3 交互式電透析架構圖

2.4.1 EDR 的前處理

在進行 EDR 處理之前可選擇設置超過濾（UF）前處理，若不設置則水的回收率較低。如果設置 UF 可以延長薄膜的使用年限，TOC 的去除和 pH 的控制也是 EDR 之前處理需特別注意的。

2.4.2 EDR 程序的特點

RO 以滲透壓壓出水分子，所得到的出水水質良好（脫鹽率>95 %），濃縮的倍數較 ED 低，水的回收率也較低的。在國外使用 EDR 有許多廢水回收的例子，經過評估實驗證實 ED 的效益優於其他方法

(如 UF/RO)，其優點為：(1) 壽命長，所需操作及管理簡易 (2) 水的回收率高可達 95 %以上 (3) 可在低壓 (45~90 psi) 操作，能源消耗低 (4) 可處理高 TDS 達 100,000 mg/L (5) 可排放的水溫可達 45°C，且提高溫度可增加 EDR 的效率 (6) 清洗維修的時間長 (7) 耐化學性優：從 pH 1~11，清洗膜表面污垢可用 5 %的鹽酸或用雙氧水及氯來殺菌 (梁德明等，2003)。

2.4.3 EDR 與逆滲透(Reverse osmosis，RO)處理比較

在製程廢水及三及廢水回收之實用中，通常先經試驗評估 EDR 優於其他方法(如 RO)而被選用。

其優點如下：

- (1) 耐化學性優，pH 值為 1~11。可用 5 %鹽酸清洗離子膜表面積汗或用雙氧水殺菌。RO 的 pH 值為 3~11。
- (2) 原水淤泥阻塞指數要求 RO 為 $SDI < 5$ ，EDR < 15 。
- (3) EDR 迴流設計，回收率達 95 %。RO 回收率介於 70~80 %。
- (4) EDR 清洗維修週期長，且不怕不當操作。
- (5) EDR 薄膜使用年限為 8 年較 RO 的 5 年長。

表 2-2 EDR 與 RO 進流水之要求特性

項目	交互式電透析	逆滲透
	(EDR)	(RO)
濁度 (NTU)	2	1
原水淤泥阻塞指數 (SDI)	<15	<5
壓力 (psi)	42	250 ~ 600
溫度 (°C)	45	35 ~ 45
pH 範圍	1~11	3 ~ 11
脫鹽率 (%)	85	95
脫矽率 (%)	0	95
回收率 (%)	90 ~ 95	70 ~ 80
薄膜使用年限 (年)	6 ~ 8	3 ~ 5

資料來源：方鴻源，1990

2.5 EDR 的模廠實例

根據國際脫鹽協會(International Desalination Association, IDA)的資料顯示，目前世界上傳統的脫鹽(去除 TDS)方法仍以多段蒸餾(multi-stage flash distillation)及逆滲透法(reverse osmosis, RO)為主，電透析設備的佔有率居第 3 位(廖啟鐘等，2003)。目前歐美國家地區及日本的 EDR 技術在對於處理水及純水有很多的例子，包括水的淡化、無機酸、有機酸與重金屬的回收。

2.5.1 EDR 應用在地下水處理

某電廠以地下水作為製程用水，原水之導電度在 1,000~2,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，包括鈣、鎂硬度，水質與一般印刷電路板除銅後的清洗水差不多。使用 EDR 脫鹽處理取代樹脂軟化，在技術上可行的，不但可以減少後段 RO 處理的負擔，也可以利用自動控制的方式進行 EDR 之處理操作。在 3 個月期間使用不同的操作條件進行測試，發現到脫鹽率有下降的情形，如欲恢復脫鹽率的效果使用稀鹽酸循環清洗就可以達成，實驗結果如表 2-3(梁德明等，2003)。

表 2-3 高鹽度地下水之 EDR 處理成效

分析項目	進水	淡水	濃縮液	製程軟水	塩類之去除率 (%)
導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	2066	460	7150	2010	78
氯離子 (mg/L)	279	68	1877	475	76
硫酸根離子 (mg/L)	120	61	417	164	49
鈉離子 (mg/L)	353	15	1188	345	96
鎂離子 (mg/L)	25	N.D	118	25	100
鈣離子 (mg/L)	25	N.D	58	25	100

資料來源：梁德明等，2003

2.6 國內外實例

中國大陸地區有70 %的人飲用地下水，北方的生活用水及工業用水更高達90 %使用地下水，因此有許多電透析設備應用於地下水及河水脫鹽處理。依據國際脫鹽協會(International Desalination Association, IDA)的資料顯示，目前世界上傳統的脫鹽(去除TDS)方法仍以多段蒸餾(multi-stage flash distillation)及逆滲透法(reverse osmosis, RO)為主，電透析設備的佔有率則居第3位。以電透析設備的處理量而言，至1997年為止，IDA的資料顯示，在美國設置的電透析設備總處理量最大，達360,000 CMD，但中國大陸及蘇俄在1988年時，電透析設備的總處理量即已分別達到600,000 CMD及450,000 CMD，顯然目前中國大陸電透析

設備的總處理量遠超過美國。針對EDR技術而言，日本及歐美的電透析公司在水及純水處理的應用上已有相當多實績，除了用在水的淡化處理上，尚可用於無機酸、有機酸及重金屬的回收。雖然陰、陽離子交換膜的產品種類非常多，但電透析設備相對昂貴許多，因此在推廣上較為困難。大陸的電透析多用於水的淡化處理(即脫鹽)，尤其在鹹水淡化及河水、地下水與工業用水處理。在水的淡化處理領域上，大陸電透析設備的總處理水量佔了全球的一半，具有相當大的價格優勢。

工研院環安中心近年來改進大陸的電透析設備，並安裝全自動監控系統，在許多現場處理不同的水源，如河川水、高鹽度地下水、製程清洗水與廢水等（梁德明等，2003）。另外在日本東京都大島每年的降雨量是超過3,000 mm的多雨地帶，因為地質關係自然湧水並不豐富，除了極少部份湧水可以利用外，大部分是仰賴降雨或鹽份濃度較高的地下水源。然而居民的保健衛生以及味覺面不適合做為飲用水，因此在1971年東京都決定建造，於1972及1974年分設1,000 CMD之處理廠，這兩個廠歷經20年運轉已呈老朽，於後設備已進行更新，現今在大島的離子交換膜電透析法生產的水量為4,500 m³/day，全島大約70 %均靠電透法生產飲用水，運轉完全自動化為整廠特點。

2.7 化學混凝

2.7.1 化學混凝理論

化學混凝目的是藉由混凝劑與助凝劑的加入，來達到：1.使廢水中懸浮微粒聚集成大膠羽而易沉澱。2.混凝劑過程中由於膠羽的吸附或是電中性，去除部分有機物、重金屬。3.助凝劑之加入，能使膠羽結合成更大的膠羽而易沉澱。有許多因子都可能影響混凝的結果，包刮懸浮液的 pH 值、鹼度、原水、濁度、混凝劑劑量、有機物含量以及其他因子。化學混凝的為添加混凝劑於廢水中，利用快混使混凝劑迅速且均勻分布，增加其與膠體粒子間的碰撞，並破壞膠體穩定性。膠凝為將快混後的不穩定膠體粒子，由慢混方式逐漸形成細微膠羽，並利用速度坡降（Velocity Gradient）使粒子和粒子間相互碰撞而生較大膠羽以達到足夠之沉降速度（經濟部工業局，1993）。

2.7.2 常用化學混凝藥劑

用於水處理之混凝劑有很多種，包刮： 1.硫酸鋁 (aluminum sulfate, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), 俗稱明礬； 2.多元氯化鋁，簡稱 PAC (poly aluminum chloride $\cdot [\text{Al}_2(\text{OH})_n\text{Cl}_{2n}]_m$)； 3.鋁酸鈉 (sodium aluminate, NaAlO_3)； 4.硫酸亞鐵 (ferrous sulfate, $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)； 5.硫酸鐵 (ferric sulfate, $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot n\text{H}_2\text{O}$)； 6.硫酸銨鋁 (aluminum ammonium sulfate, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \cdot 24\text{H}_2\text{O}$)； 7.石灰 ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) 等 (環訓所，2007)。

2.7.3 混凝之最適 pH 及混凝劑量

2.7.3.1 最適 pH 值

pH 值控制對於化學混凝作用非常重要，對於各種混凝劑，皆存在其最適之反應 pH 值。pH 與鋁氫氧化物之溶解度如圖 2-4 所示，因為鋁鹽在水解反應過程中將產生氫氧化物沉澱以絆除顆粒，故為保持最適的混凝效果，混凝劑加入水中後，需提供足夠的鹼度來維持最適 pH 值。

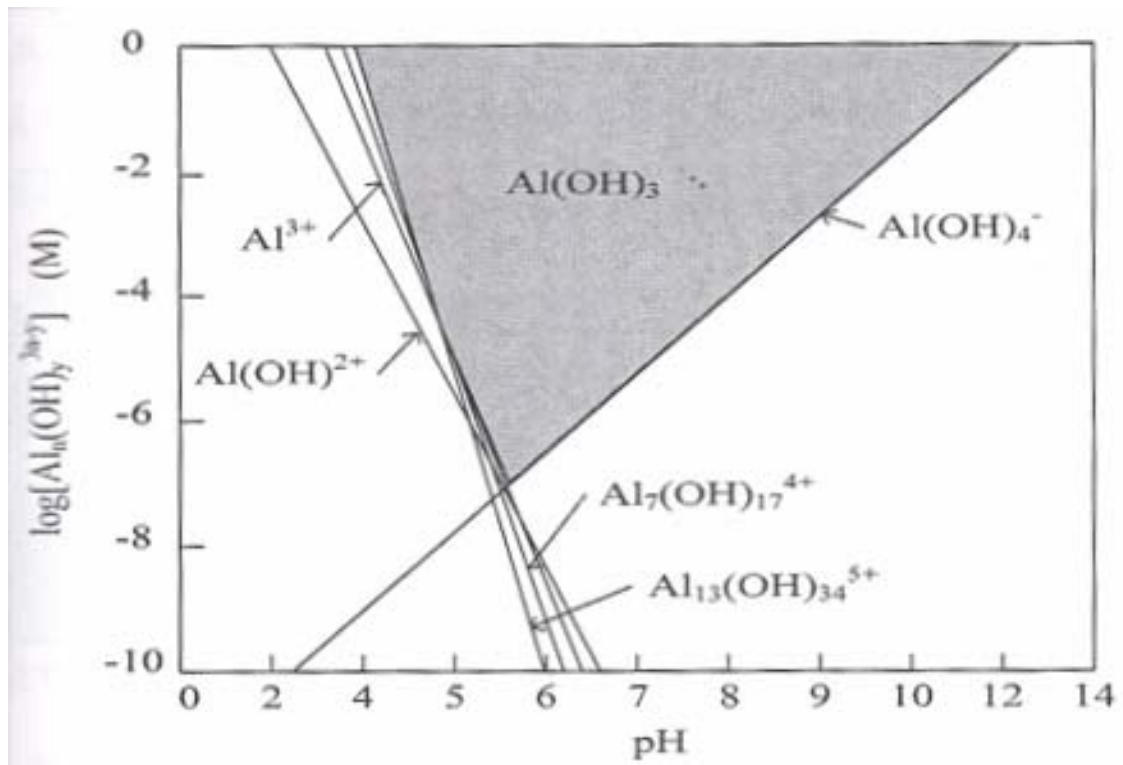


圖 2-4 pH 與鋁氫氧化物之溶解度

2.7.3.2 最適加藥量

針對各種不同性質之廢水水質，混凝操作之較適 pH 值及加藥量則需進行瓶杯試驗（Jar test）來決定，瓶杯試驗裝置如圖 2-5 所示，首先以混凝劑滴定廢水，直至產生肉眼可見之膠羽，以該混凝劑量及不同 pH 值進行快混、慢混及靜置沉澱，以上澄液之殘餘濁度，決定操作 pH 值。而後以該 pH 值配合不同加藥劑量，進行試驗，以可接受之上澄液之殘餘濁度而決定最適加藥量。

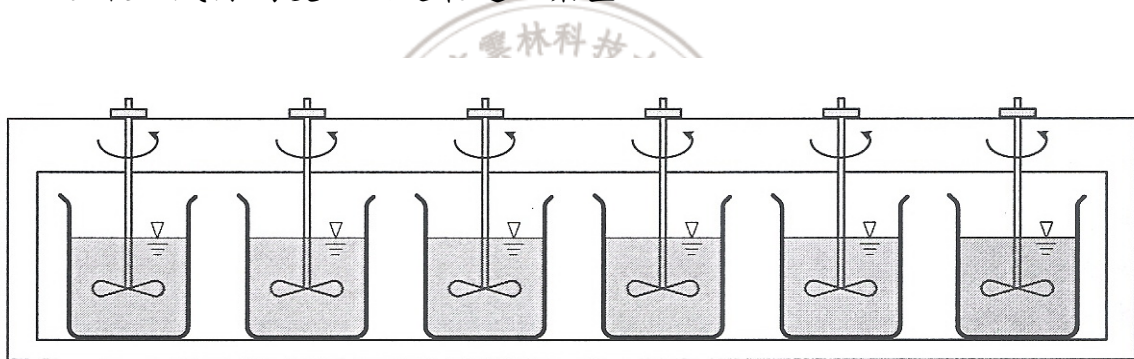


圖 2-5 瓶杯試驗裝置

另外從加藥量與殘餘濁度之關係圖，如圖 2-6 可知，當混凝劑高於 a 點時，正電荷過多，將導致膠羽粒子之電荷由負轉正，則產生顆粒恢復相斥再穩定（restabilization）現象，導致上澄液殘餘濁度增加。而繼續加入鋁鹽，則將陸續形成氫氧化物沉澱，並以絆除之機制將上澄液的濁度去除。

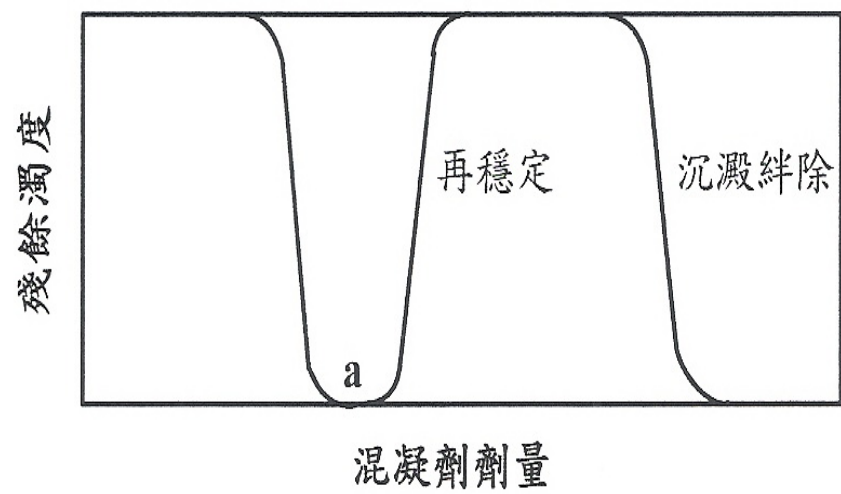


圖 2-6 加藥量與殘餘濁度之關係



第三章、研究方法及設備材料

本研究以導電度高達 6,000~10,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 的排煙脫硫製程廢水，先過濾其中顆粒性雜質後，以電透析進行降低導電度的試驗，經 ED 處理 40 分鐘後，把導電度降低至一般家庭用水的標準 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下，進而回收再利用，減少水資源匱乏的問題。

3.1 研究流程

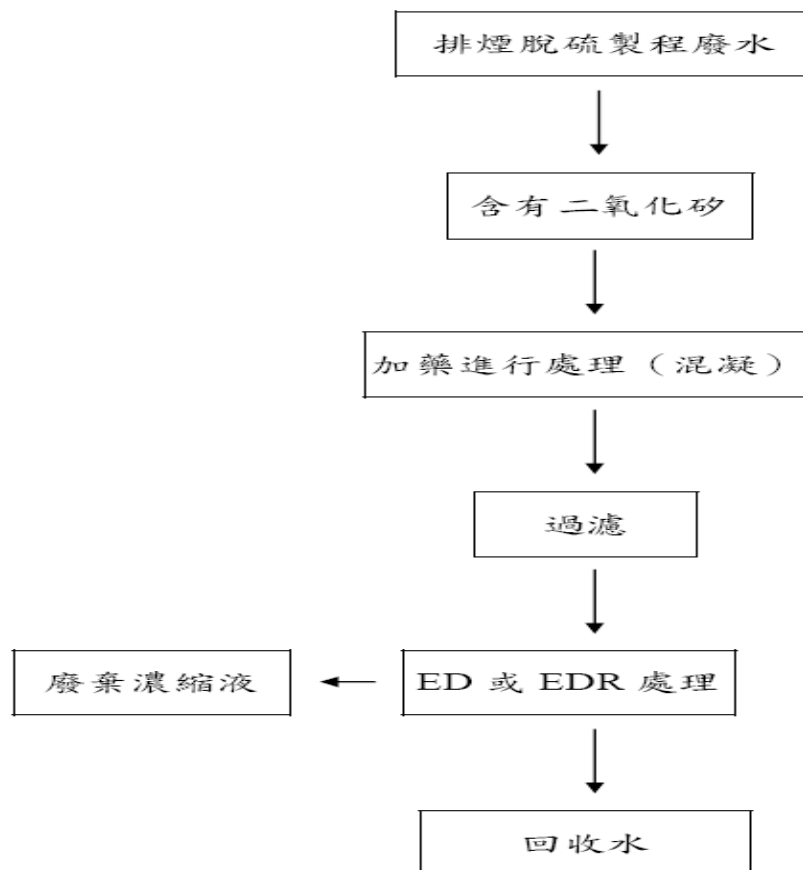


圖 3-1 實驗流程圖

3.2 實驗藥品

1. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ：試藥一級，林 純藥工業株式會社
2. NaCO_3 ：試藥一級，片山試藥工業株式會社
3. 鈣標準品：分析級，High-Purity Standards
4. 鎂標準品：分析級，High-Purity Standards
5. 鈉標準品：分析級，High-Purity Standards
6. 硫酸根標準品：試藥一級，MERCK
7. 氯離子標準品：試藥一級，MERCK
8. 矽標準品：分析級，High-Purity Standards
9. 鹽酸：試藥一級，37%，Panreac
10. 硝酸：試藥一級，69%，Panreac
11. 多氯化鋁 (Poly Aluminum Chloride, PAC)：日本試藥工業株式會社。

3.3 研究設備

1. 電子天平：Metter Toledo PB303
2. pH 計：Metter Toledo PB320 pH meter
3. 固體含量測量器：Gelman Sciences
4. 濾紙：Advantec 150circle (mm)
5. ICP 分析儀：Inductively Coupled Plasma Atomic Emission Spectrometer，Optima 5100型(ICP-AES)
6. 真空過濾泵浦：GAST 0211-V45F-G8CX
7. 電透析：旭化成 G5 電透析 型號:G5SK/5K9831
8. 火焰式原子吸收光譜儀(AA)：Perkin-Elmer 5100
9. 離子層析儀 (IC)：Dionex DX-120
10. 導電度計：Myron L Company-Ultrameter II™
11. 抽風櫃：長180cm*寬85cm*高225cm
12. 薄膜：型號:AC-220、AC-110
13. 凝聚試驗器：型號 CHERNG HUEI，CG-8277

3.4 實驗方法及步驟

3.4.1 來源及前處理

本研究所使用的高導電度廢水為排煙脫硫之製程廢水，主要成分為硫酸根離子。取得水樣後首先靜置24小時，直到水樣中的沙礫沉澱完全，再利用真空過濾泵浦進行固液分離，使得水樣變成乾淨透明。

3.4.2 水樣消化

將水樣進行微波輔助消化的程序，進行微波消化處理適用於含有懸浮固體之飲用水、地面水、地下水及放流水中鋁、銻、砷、鉍、鉍、硼、鎘、鈣、鉻、鈷、銅、鐵、鉛、鎂、錳、汞、鉬、鎳、鉀、硒、銀、鈉、鋇、鉍、釩及鋅等元素之消化。本方法為一種快速（約在 30 分鐘內）且可同時進行多元素消化之方法，利用此方法可進行環境水體或污染場址整治成效及水樣中金屬元素毒性之評估。水樣經本方法消化後，可利用感應耦合電漿原子放射光譜儀（ICP-AES），感應耦合電漿質譜儀（ICP-MS），火焰式原子吸收光譜儀（FAAS）及電熱式原子吸收光譜儀（GFAAS）進行金屬元素之測定。微波輔助酸消化法：先利用稀酸或純水來清洗消化瓶，再取45mL的水樣進入於消化瓶中，

於排煙櫃中加入 5 ± 0.1 mL 濃硝酸或 4 ± 0.1 mL 濃硝酸及 1 ± 0.1 mL 濃鹽酸消化液。加入濃鹽酸之目的，是藉由氯離子之錯合作用，使 Ag、Al、Ba、Fe及Sb等元素得以穩定之錯合狀態存在於消化液中。消化程式設定在使每個樣品約10分鐘內加熱到達 $170 \pm 5^{\circ}\text{C}$ ，並在該溫度下維持加熱10分鐘。最後冷卻至室溫下稀釋後再進行ICP分析。

3.4.3 定性及定量研究

3.4.3.1 感應耦合電漿發射光譜儀(ICP-AES)

參考環境檢驗所公告之感應耦合電漿原子發射光譜法 NIEA M104.01C (環境檢驗所，2003)。原理是將氬氣把試料帶入，產生電漿裝置當中，使固態或液態之試料蒸發為氣態，並 1000°C 下使化合物分解為簡單之分子或原子，同時感應線圈所發出的交變磁能使溫度上升至 $10,000^{\circ}\text{C}$ ，使試料充分激勵而成激發態當此種原子或離子因碰撞而發光，散失能量而返回基態，則形成發射光譜，由發射強度來推估元素濃度。是可以同時偵測多種金屬元素，缺點則易受其他元素及電漿氣體造成之背景輻射所影響。然而 ICP 皆具有高解析度之光學校正系統可減少此干擾，但在分析微量金屬元素時，難免會有大量的基質成份

造成干擾，其分析方法參考 NIEA W311.51B，圖 3-2 為本實驗所使用之感應耦合電漿原子發射光譜儀（Inductively Coupled Plasma Atomic Emission Spectrometer，Optima5100 型，簡稱 ICP-AES）。



圖3-2 感應耦合電漿原子發射光譜儀(ICP-AES)

3.4.3.2 火焰式原子吸收光譜儀（AA）

參考國內環境檢驗所公告之火焰式原子吸收光譜法 NIEA W306.52A（環境檢驗所，2003）。原理是利用火焰將化合物分解成原子後，提供一特定能量，將欲分析之金屬元素，吸能後由基態轉至激發態，再使原射線之能量減少，由光電偵檢管測到能量減少，減少之程度與待測元素之濃度成正比。能精確量測出此樣本的單一金屬濃

度，其缺點為會受化學干擾：(1) 溫度不足時，會導致分子無法分解或分解出之原子立即被氧化為另一無法進一步分解之化合物。若於樣品溶液中添加特定的元素或化合物，則可減少或排除此項干擾，例如於樣品溶液中添加鈣元素可克服測定錳時二氧化矽之干擾。(2) 基質干擾之水樣例如海水，須使用 APDC 螯合 MIBK 萃取法或鉗合離子交換樹脂濃縮法除去干擾，此分析過程可同時將水樣濃縮，因此，其偵測極限變得較低。圖 3-3 為本實驗所使用之火焰式原子吸收光譜儀 (Atomic Absorption Spectrophotometer, Perkin-Elmer 5100, 簡稱 AA)。



圖 3-3 火焰式原子吸收光譜儀

3.4.3.3 水中陰陽離子之檢測－離子層析法（IC）

參考環境檢驗所公告之水中陰陽離子檢測方法－離子層析法 NIEA W415.52B（環境檢驗所，2003）。原理是水樣中之待測陰離子，隨流洗液流經一系列陰離子層析管柱時，與強鹼性陰離子交換樹脂間之親和力不同而被分離，分離後再流經一高容量陽離子交換樹脂抑制裝置，而被轉換成具高導電度酸之形態，移動相溶液則轉換成低導電度之碳酸，經轉換後之待測陰離子再流經電導度偵測器，即可依其滯留時間及波峰面積、高度或感應強度予以定性及定量。圖 3-4 為所使用之離子層析儀（Ion Chromatograph System，Dionex DX-120，簡稱 IC）。



圖 3-4 離子層析儀

3.4.3.4 電透析 (Electrodialysis, ED)

電透析處理技術是利用不同特性的薄膜對水中的離子作分離選擇，水中離子的移動則是靠正負直流電來當吸引的驅動力，陽離子只能穿透陽離子交換膜，而陰離子只穿透陰離子交換膜的特性，在外加直流電場的作用下，水中的陰離子移向陽極方向、陽離子移向陰極方向，最後分離得到淡水及濃水，達到淡化除鹽的目的。圖 3-5、3-6 為本實驗所使用之電透析儀器 (Electrodialysis, 旭化成 G5 電透析, 型號:G5SK/5K9831, 簡稱 ED)。

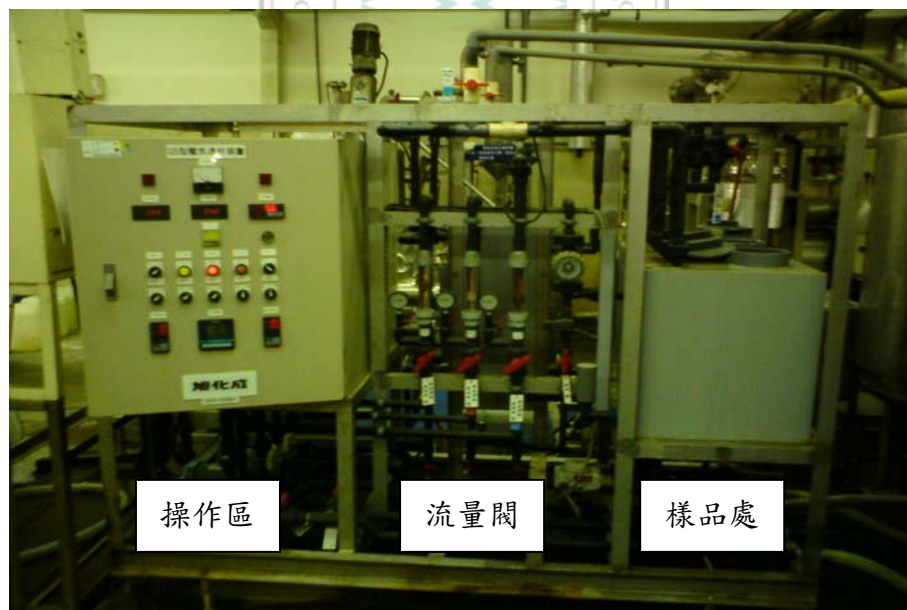


圖 3-5 電透析 (1)

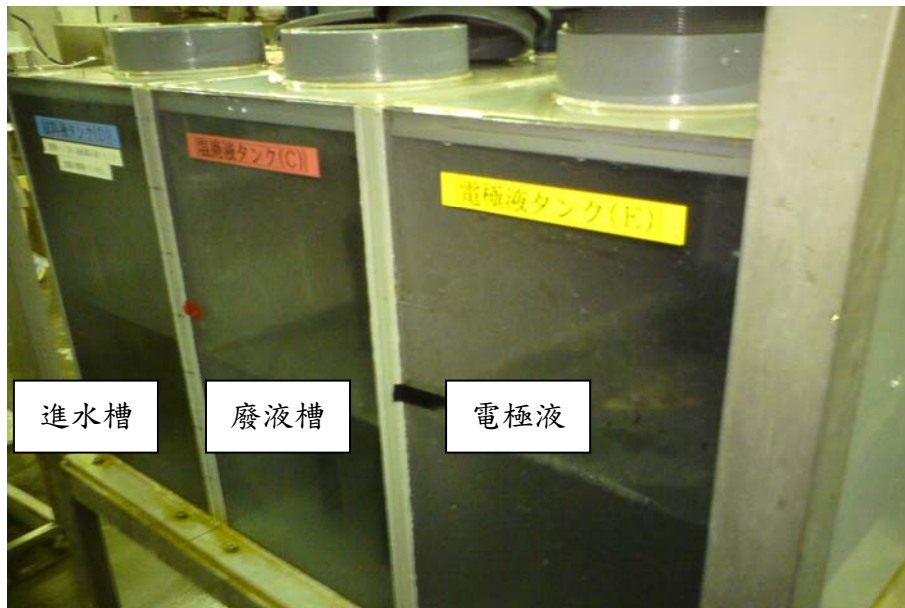


圖 3-6 電透析 (2)



第四章、結果與討論

4.1 樣品前處理

4.1.1 高導電度廢水成分

廢水來源主要為公用三廠的高導電度製程廢水，外觀顏色呈土黃色，導電度都在 5,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以上，主要由氯離子 (Cl^-)、硫酸根離子 (SO_4^{2-})、鎂離子 (Mg^{2+})、鈣離子 (Ca^{2+})、鈉離子 (Na^+)、矽 (Si) 所組成，如表 4-1。圖 4-1 為原水外觀，圖 4-2 為高導電度廢水成分圖。



圖 4-1 原水外觀

表 4-1 高導電度廢水成分

成分	濃度(mg /L)
硫酸根離子	5231
鎂離子	1465
氯離子	456
鈉離子	247
鈣離子	225
矽	8

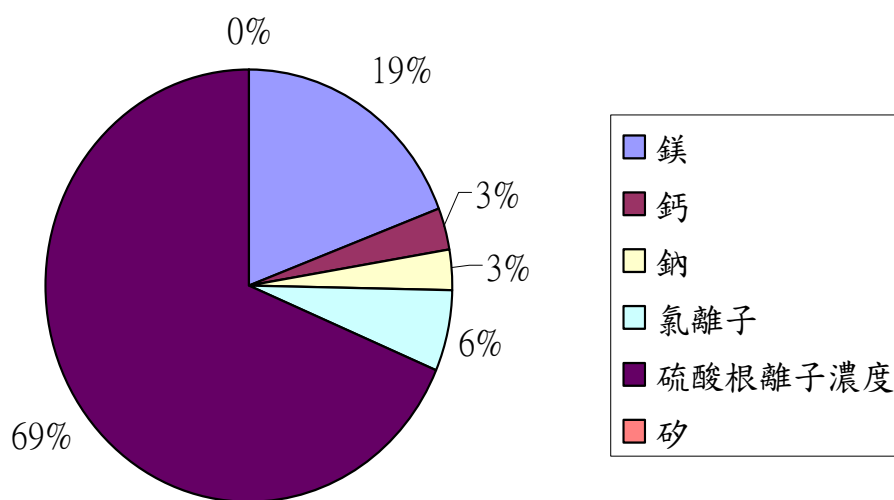


圖 4-2 高導電度廢水成分含量

4.1.2 矽 (Si)

高導電度廢水中經檢測結果發現其中 Si 的濃度有 8.1 mg/L，經添加聚氯化鋁 (PAC) 4 %後降低至 3.79 mg/L，其濃度情況如表 4-2。

表 4-2 0.1%PAC 添加量後矽的濃度之去除情形

0.1%PAC 添加量 (% , v/v)	矽 (mg /L)
0	8.10
0.5	7.22
1.0	6.03
1.5	5.36
2.0	5.17
2.5	5.06
3.0	4.25
3.5	3.83
4.0	3.79
4.5	5.29
5.0	6.84

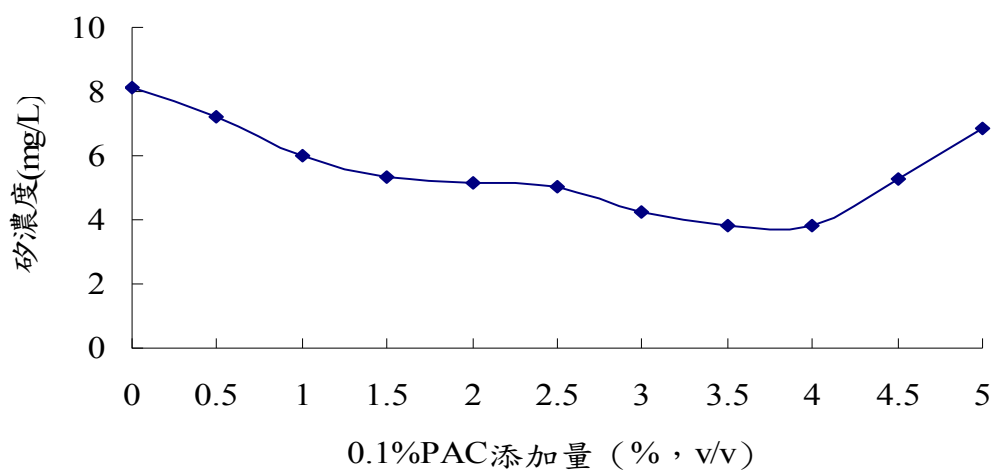


圖 4-3 添加 PAC 後矽的濃度之去除情形

4.2 電透析之處理處理

4.2.1 薄膜 AC-220 處理成效

4.2.1.1 導電度之變化情形

排煙脫硫製程廢水因含有砂礫，須進行前處理，先是靜置一段時間，讓樣本中粒徑較大沉澱至底部，並取上層液進行過濾（孔徑為 0.21 μm ），取 40 公升前處理之水樣以電透析方法進行處理。原導電度為 8,400 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 。第 25 分鐘時，導電度再降低到 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，第 40 分鐘導電度最後為 400 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，其降低效果良好，結果如表 4-3 及圖 4-4 所示。濃縮廢水量只有 1.5 公升，水回收率可達 96 %，表示電透析對於導電度的降低以及回收率有良好的效果。

表 4-3 電透析處理後導電度及電流之變化情形（薄膜 AC-220）

時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)	時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)
0	7,600	4.4	21	1,000	2.6
1	7,800	5.2	22	900	2.2
2	7,900	6.1	23	800	1.8
3	8,200	6.7	24	700	1.5
4	8,400	7.3	25	500	1.2
5	8,000	7.7	26	500	1.0
6	7,400	7.9	27	500	0.8
7	7,000	8.1	28	500	0.7
8	6,700	8.1	29	500	0.6
9	6,100	8.1	30	500	0.5
10	5,600	7.9	31	500	0.4
11	5,100	7.7	32	500	0.4
12	4,500	7.3	33	400	0.3
13	4,000	6.9	34	400	0.3
14	3,400	6.4	35	400	0.3
15	3,000	6.0	36	400	0.2
16	2,500	5.4	37	400	0.2
17	2,100	4.8	38	400	0.2
18	1,800	4.2	39	400	0.2
19	1,500	3.7	40	400	0.2
20	1,300	3.1			

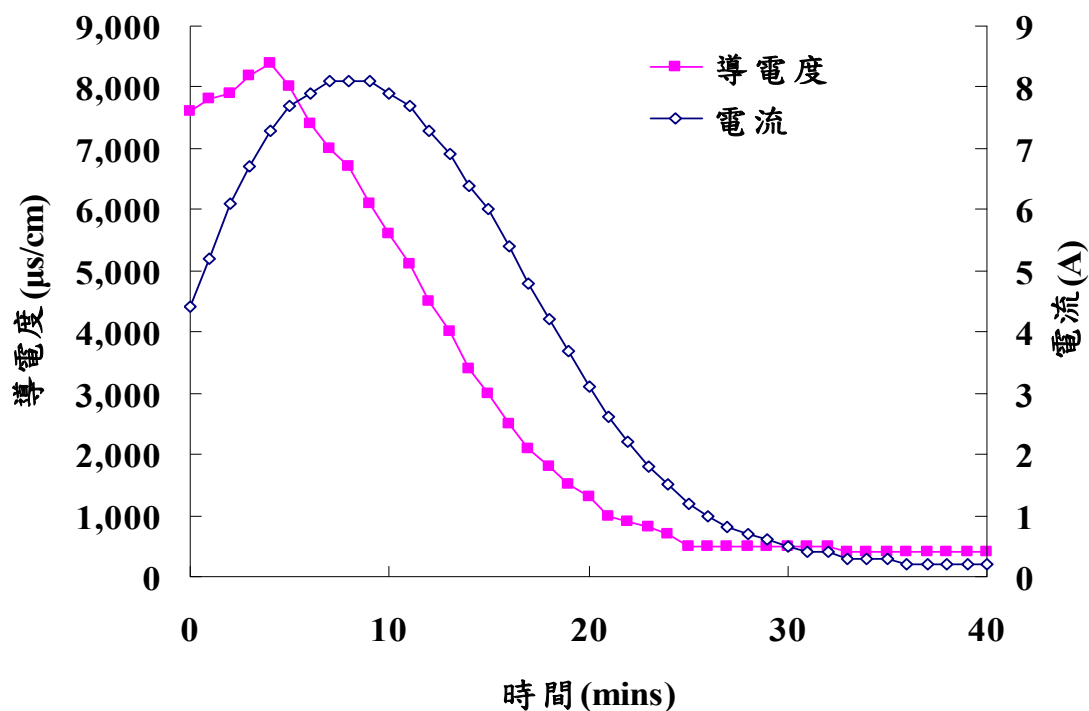


圖 4-4 電透析處理後導電度及電流之變化情形（薄膜 AC-220）

4.2.1.2 氯離子 (Cl^-) 之去除情形

Cl^- 初始濃度 2,490 mg/L，於第 2 分鐘時濃度下降至 2,402 mg/L，去除率為 3.5 %。第 12 分鐘濃度為 1,984 mg/L，去除率為 20.3 %。第 21 分鐘濃度為 1,543 mg/L，去除率為 38.0 %，第 25 分鐘濃度降至 1,452 mg/L，去除率為 41.7 %。第 34 分鐘濃度為 1,356 mg/L，去除率為 45.5 %，到第 40 分鐘濃度最後降至 1,146 mg/L，去除率最後為 54.0 %，其結果如表 4-4 及圖 4-5 所示。薄膜 AC-220 對於氯離子去除效果只有 54.0 %。

表 4-4 電透析處理後 Cl⁻之去除情形（薄膜 AC-220）

時間 (mins)	氯離子(mg /L)	去除率(%)
0	2,490	0
2	2,402	3.5
4	2,310	7.2
6	2,203	11.5
8	2,124	14.7
10	2,041	18.0
12	1,984	20.3
15	1,845	25.9
16	1,735	30.3
18	1,621	34.9
21	1,543	38.0
25	1,452	41.7
34	1,356	45.5
40	1,146	54.0

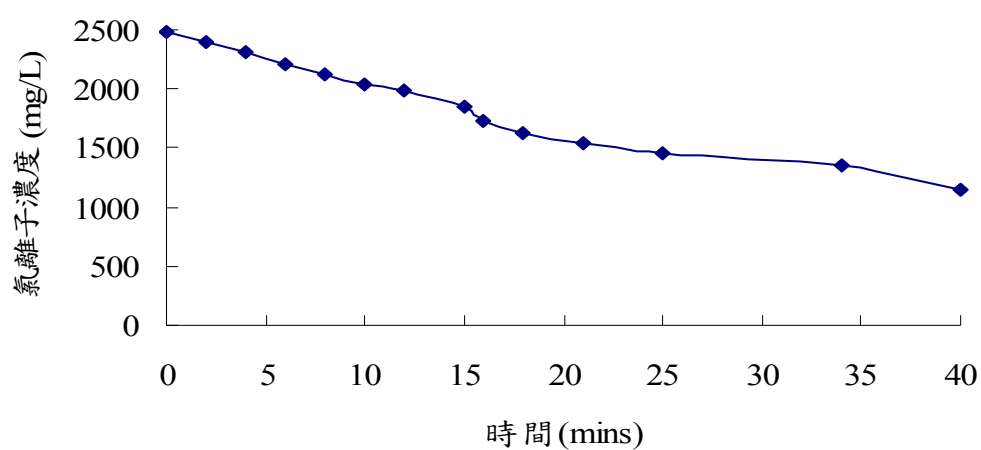


圖 4-5 電透析處理後 Cl⁻之去除情形（薄膜 AC-220）

4.2.1.3 硫酸根離子 (SO_4^{2-}) 之去除情形

高導電度製成廢水主要污染物為硫酸鎂，因此硫酸根 (SO_4^{2-}) 濃度非常高，經分析後 SO_4^{2-} 初始濃度為 4,330 mg /L，放進 ED 處理在第 2 分鐘即下降至濃度 3,250 mg /L，去除率即達到 24.9 %。第 10 分鐘濃度降至 2,206 mg /L，去除率為 49.1 %。第 12 分鐘濃度為 2,150 mg /L，去除率為 50.3 %。第 34 分鐘濃度為 970 mg /L，去除率為 77.6 %，第 40 分鐘濃度降至 630 mg /L，去除率最終為 85.5 %。所以文獻指出電透析對於 SO_4^{2-} 的去除率相當高。

表 4-5 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (薄膜 AC-220)

時間 (mins)	硫酸根離子(mg /L)	去除率(%)
0	4,330	0
2	3,250	24.9
4	2,970	31.4
6	2,850	34.2
8	2,405	44.5
10	2,206	49.1
12	2,150	50.3
15	1,956	54.8
16	1,821	57.9
18	1,456	66.4
21	1,254	71.0
25	1,084	75.0
34	970	77.6
40	630	85.5

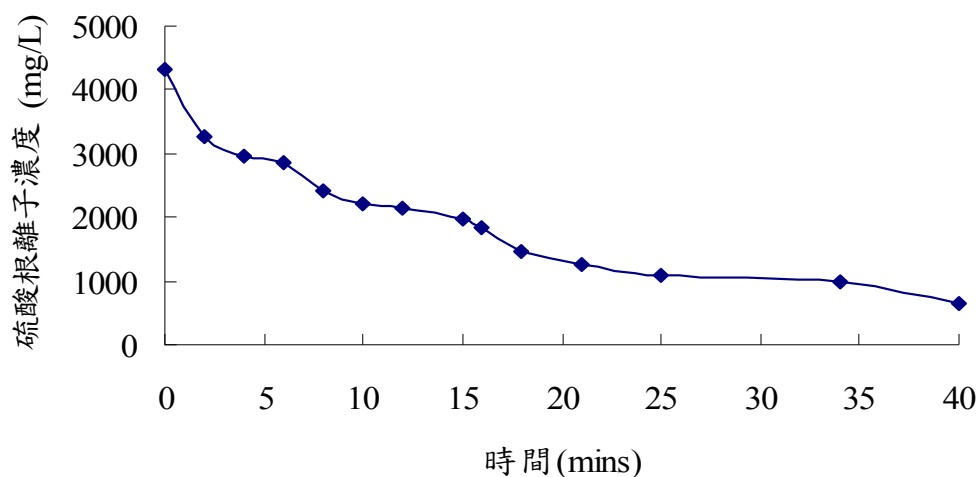


圖 4-6 經電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形（薄膜 AC-220）

4.2.1.4 鎂離子 (Mg^{2+}) 之去除情形

Mg^{2+} 原始濃度相當高為 1,043 mg/L，第 2 分鐘即下降至濃度 872.0 mg/L，去除率為 16.4 %。第 8 分鐘濃度為 583 mg/L，去除率為 44.0 %，在第 10 分鐘濃度降至 469 mg/L，此時對於 Mg^{2+} 去除率已經達到 55.0 %，去除效果非常不錯。第 16 分鐘濃度為 166 mg/L，去除率為 84.1 %，第 18 分鐘濃度為 113 mg/L，去除率為 89.1 %。第 21 分鐘濃度已經降低到 48 mg/L，去除率更是高達為 95.4 %，但在第 25~40 分鐘時濃度已偵測不到，表示電透析可有效去除 Mg^{2+} ，去除率達到 100 %。

表 4-6 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形（薄膜 AC-220）

時間 (mins)	鎂離子(mg /L)	去除率(%)
0	1,043	0
2	872	16.4
4	793	23.9
6	704	32.4
8	583	44.0
10	469	55.0
12	302	71.0
15	169	83.8
16	166	84.1
18	113	89.1
21	48	95.4
25	N.D	100.0
34	N.D	100.0
40	N.D	100.0

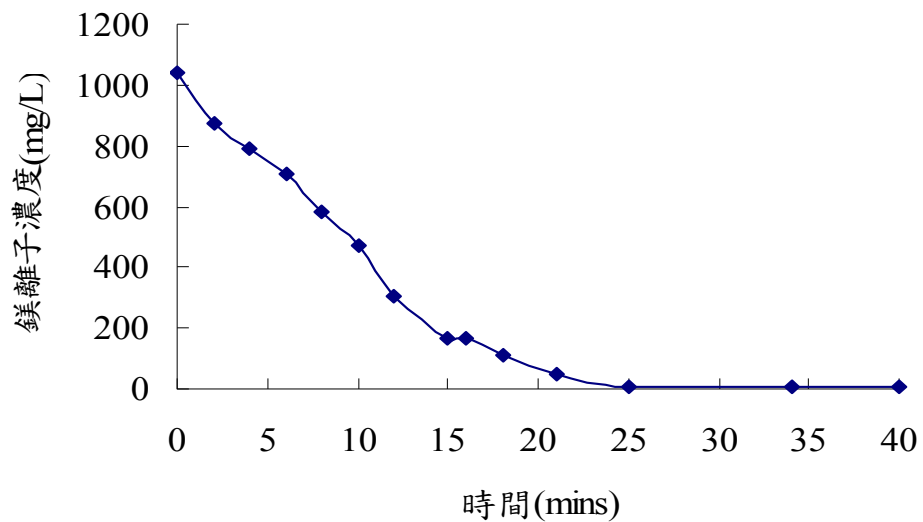


圖 4-7 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形（薄膜 AC-220）

4.2.1.5 鈣離子 (Ca^{2+}) 之去除情形

因為非主要的污染物，因此 Ca^{2+} 初始濃度只有 468 mg /L。第 8 分鐘濃度下降到 179 mg /L，去除率可達到 61.8 %，在第 10 分鐘濃度降至 168 mg /L，去除率已經達到 64.0 %。第 18 分鐘濃度為 33 mg /L，去除率為 92.8 %。第 21 分鐘濃度已經降低到 11 mg /L，去除率更是高達為 97.5 %，但在第 25~40 分鐘時濃度已偵測不到，電透析可有效去除 Ca^{2+} ，去除率也是達到 100 %。



表 4-7 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形（薄膜 AC-220）

時間 (mins)	鈣離子(mg /L)	去除率(%)
0	468	0.0
2	381	18.7
4	324	30.8
6	277	40.9
8	179	61.8
10	168	64.0
12	100	78.7
15	54	82.0
16	31	93.3
18	33	92.8
21	11	97.5
25	N.D	100.0
34	N.D	100.0
40	N.D	100.0

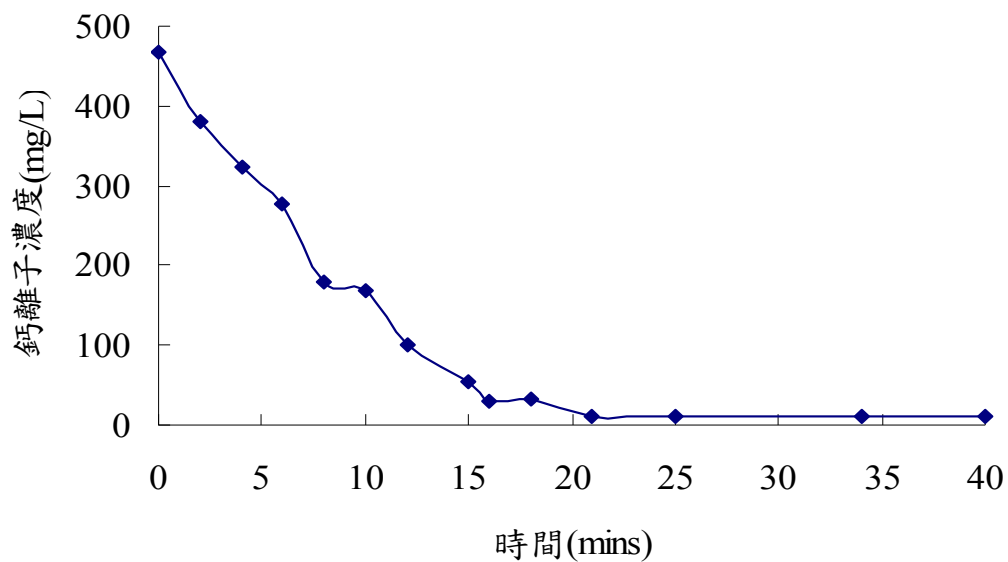


圖 4-8 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形（薄膜 AC-220）

4.2.1.6 鈉離子 (Na^+) 之去除情形

Na^+ 初始濃度為 709 mg /L，經由 ED 處理在第 2 分鐘即下降至濃度 678 mg /L，去除率 4.4 %，第 15 分鐘濃度降至 448 mg /L，去除率為 36.8 %。第 21 分鐘濃度為 310 mg /L，去除率為 56.3 %，第 25 分鐘濃度降至 265 mg /L，去除率為 62.6 %。第 34 分鐘濃度為 200 mg /L，去除率為 71.8 %，到了第 40 分鐘最後濃度為 177 mg /L，去除率是 75.1 %。

表 4-8 電透析處理後 Na^+ 之去除情形（薄膜 AC-220）

時間 (mins)	鈉離子(mg /L)	去除率(%)
0	709	0.0
2	678	4.4
4	651	8.2
6	613	13.5
8	587	17.2
10	531	25.1
12	499	29.6
15	448	36.8
16	406	42.7
18	354	50.1
21	310	56.3
25	265	62.6
34	200	71.8
40	177	75.1

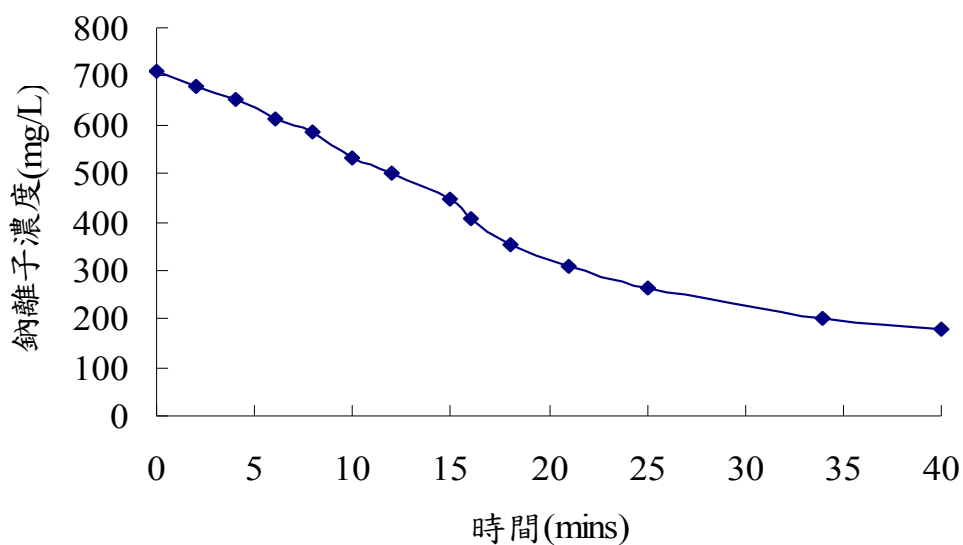


圖 4-9 電透析處理後 Na^+ 之去除情形（薄膜 AC-220）

4.2.2 薄膜 AC-110 處理成效

4.2.2.1 導電度之變化情形

高導電度製程廢水導電度都超過 $5,000 \mu\text{S}/\text{cm}$ ，選用不同的薄膜進行處理實驗。初始導電度為 $5,600 \mu\text{S}/\text{cm}$ ，40 分鐘後導電度可下降至 $500 \mu\text{S}/\text{cm}$ 。結果如表 4-9 及圖 4-10 所示。

表 4-9 電透析處理後導電度及電流之變化情形（薄膜 AC-110）

時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)	時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)
0	5,600	3.3	21	2,000	2.8
1	6,000	3.5	22	1,800	2.6
2	6,300	3.8	23	1,700	2.5
3	6,400	4.0	24	1,500	2.3
4	6,200	4.1	25	1,300	2.2
5	5,900	4.2	26	1,200	2.0
6	5,700	4.3	27	1,100	1.8
7	5,400	4.2	28	1,000	1.7
8	5,100	4.1	29	800	1.5
9	4,800	4.0	30	700	1.3
10	4,500	3.9	31	600	1.2
11	4,300	3.8	32	600	1.0
12	4,100	3.7	33	600	0.9
13	3,800	3.7	34	500	0.7
14	3,500	3.6	35	500	0.6
15	3,300	3.5	36	500	0.5
16	3,100	3.3	37	500	0.4
17	2,800	3.3	38	500	0.4
18	2,700	3.1	39	500	0.3
19	2,400	3.0	40	500	0.3
20	2,200	2.9			

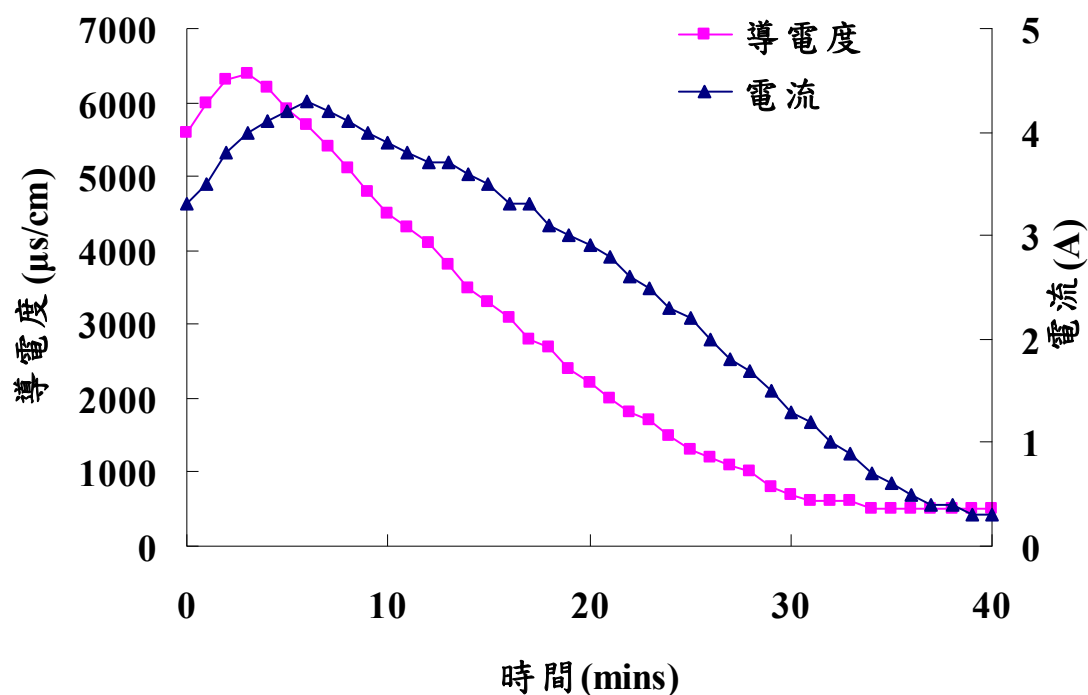


圖 4-10 電透析處理後導電度及電流之變化情形（薄膜 AC-110）

4.2.2.2 氯離子 (Cl^-) 之去除情形

Cl^- 初始濃度 978 mg/L，於第 5 分鐘時濃度下降至 587 mg/L，去除率為 40.0 %。第 10 分鐘濃度為 509 mg/L，去除率為 47.9 %，第 30 分鐘濃度為 271 mg/L，去除率為 72.3 %，到第 40 分鐘濃度最後降至 252 mg/L，去除率最後為 74.2 %，其結果如表 4-10 及圖 4-11 所示。

薄膜 AC-110 對於氯離子去除效果有 74.2 %，與 AC-220 的去除率 54 % 相較下，AC-110 對 Cl^- 之去除率多 20.2 %。

表 4- 10 電透析處理後 Cl⁻之去除情形（薄膜 AC-110）

時間（mins）	氯離子（mg /L）	去除率（%）
0	978	0.0
5	587	40.0
10	509	47.9
15	414	57.6
20	379	61.2
25	345	64.7
30	271	72.3
35	253	74.1
40	252	74.2

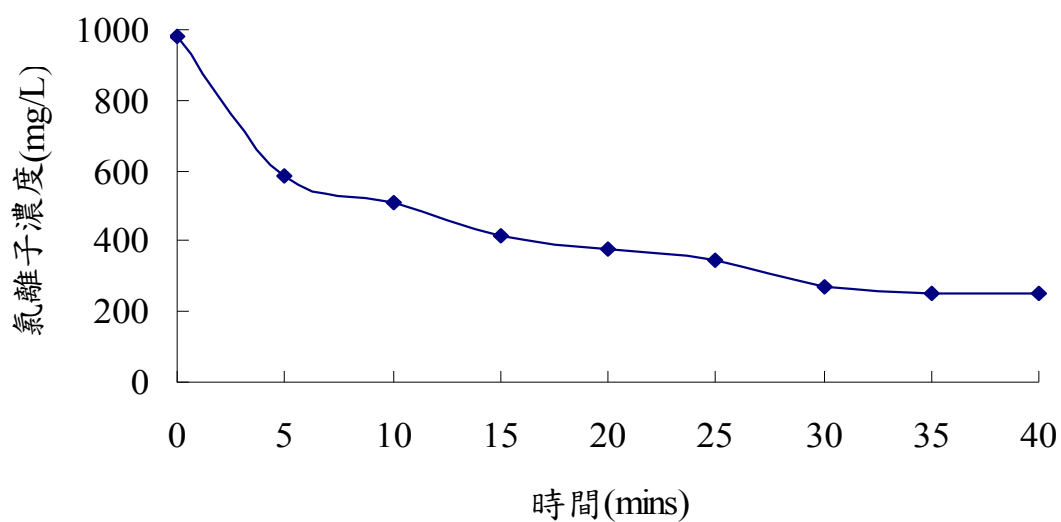


圖 4-11 電透析處理後 Cl⁻之去除情形（薄膜 AC-110）

4.2.2.3 硫酸根離子 (SO_4^{2-}) 之去除情形

SO_4^{2-} 初始濃度為 3,559 mg /L，進入 ED 經過第 5 分鐘即下降至濃度 2,874 mg /L，去除率即達到 19.2 %。第 35 分鐘濃度為 781 mg /L，去除率為 78.0 %，到第 40 分鐘濃度降至 573 mg /L，去除率最終為 83.9 %。從第 20~ 40 分鐘電透析對於 SO_4^{2-} 只從 71.2 % 提升到 83.9 % 這段時間只提昇了 12.7 %。 SO_4^{2-} 以薄膜 AC-220 (85.5 %) 與薄膜 AC-110 (83.9 %) 的去除率是相近的。

表 4-11 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (薄膜 AC-110)

時間 (mins)	硫酸根離子濃度(mg /L)	去除率(%)
0	3,559	0.0
5	2,874	19.2
10	2,046	42.5
15	1,572	55.8
20	1,025	71.2
25	954	73.2
30	834	76.6
35	781	78.0
40	573	83.9

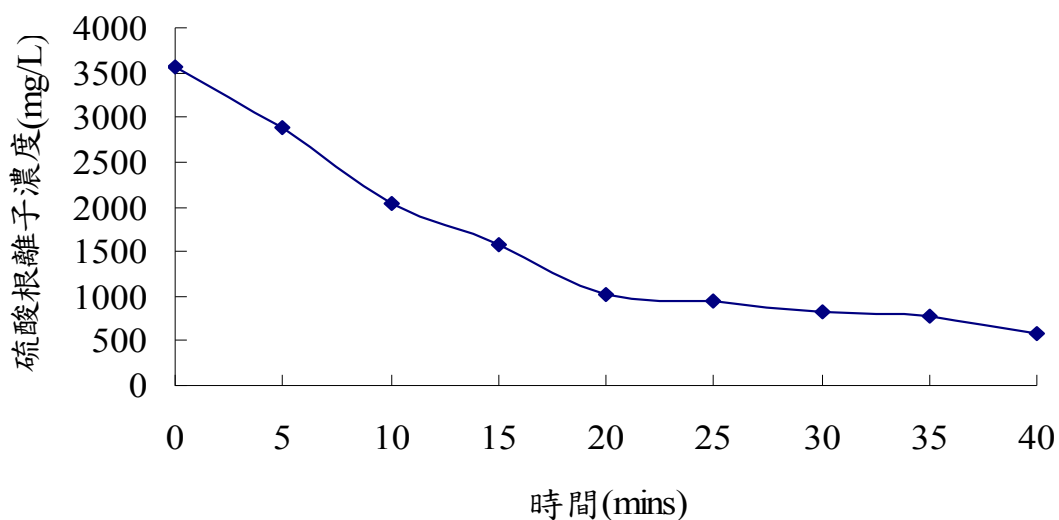


圖 4-9 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形（薄膜 AC-110）

4.2.2.4 鎂離子 (Mg^{2+}) 之去除情形

Mg^{2+} 初始濃度為 1,187 mg /L，在前 10 分鐘濃度只下降到 996 mg /L，去除率為 16.1 %。第 8 分鐘濃度為 583 mg /L，去除率為 44.0 %，在第 25 分鐘濃度降至 450 mg /L，此時 Mg^{2+} 去除率為 62.1 %，第 40 分鐘濃度已經降低到 69 mg /L，去除率更是高達為 94.2 %。而薄膜 AC-220 在第 25 分鐘就可以去除到儀器的最小的偵測濃度，薄膜 AC-110 去除率只有 62.1 %，表示薄膜 AC-220 (100%) 對於 Mg^{2+} 的去除效果是明顯優於薄膜 AC-110 (94.2 %)。

表 4-12 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形（薄膜 AC-110）

時間 (mins)	鎂離子(mg /L)	去除率(%)
0	1,187	0
5	1,041	15.9
10	996	16.1
15	828	30.2
20	633	46.6
25	450	62.1
30	284	76.1
35	183	84.6
40	69	94.2

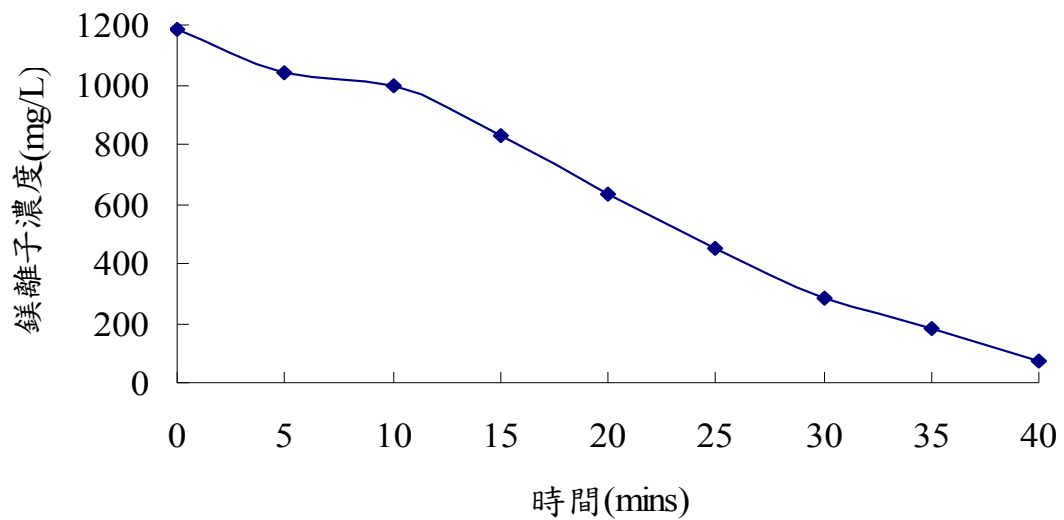


圖 4-10 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形（薄膜 AC-110）

4.2.2.5 鈣離子 (Ca^{2+}) 之去除情形

Ca^{2+} 初始濃度只有 257 mg /L，第 25 分鐘濃度下降到 34 mg /L，去除率可達到 80.5 %。第 30 分鐘濃度為 26 mg /L，去除率為 89.8 %。第 40 分鐘濃度已經降低到 6 mg /L，去除率達 97.4 %。薄膜 AC-220 在第 25~ 40 分鐘時濃度已偵測不到，而薄膜 AC-110 在同時間只有 86.8 ~ 97.4 %，表示薄膜 AC-220 (100%) 對於 Ca^{2+} 的去除效果明顯優於薄膜 AC-110 (97.4 %)。

表 4-13 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (薄膜 AC-110)

時間 (mins)	鈣離子(mg /L)	去除率(%)
0	257	0.0
5	222	13.7
10	157	38.8
15	97	62.0
20	50	80.5
25	34	86.8
30	26	89.8
35	12	95.3
40	6	97.4

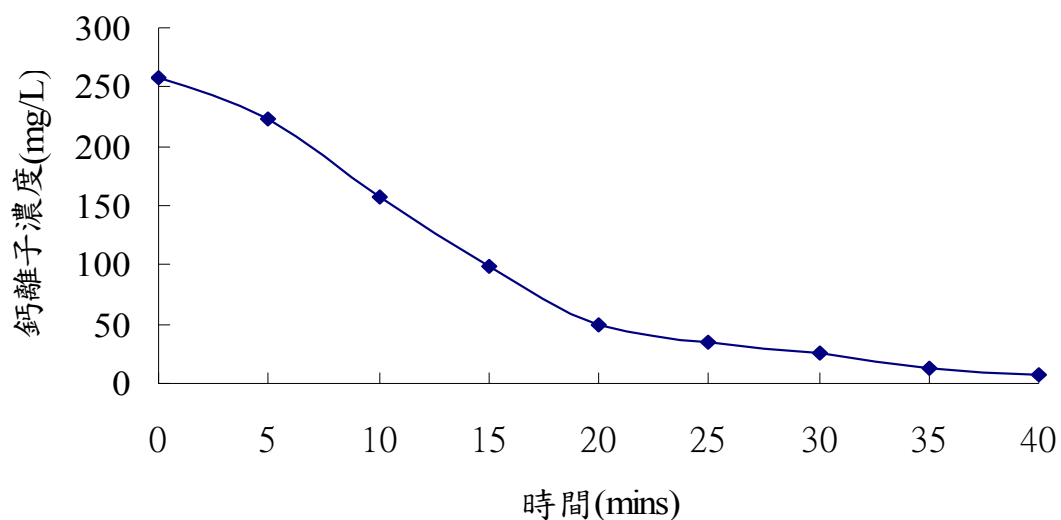


圖 4-11 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形（薄膜 AC-110）

4.2.2.6 鈉離子 (Na^+) 之去除情形

Na^+ 初始濃度為 454 mg /L，由 ED 在第 5 分鐘下降至濃度 153.2 mg /L，去除率就達到 66.2 %。第 15 分鐘濃度為 74.8 mg /L，去除率為 83.5 %，第 30 分鐘濃度降至 36.9 mg /L，去除率達到 91.9 %。第 40 分鐘濃度為 26.4 mg /L，去除率為 94.2 %。而薄膜 AC-110 在第 10 分鐘（75.0 %）與 Na 在薄膜 AC-220 的第 40 分鐘時的去除率相同，薄膜 AC-110 對 Na 之去除率比薄膜 AC-220 有更好的效益為 94.6 % > 75.1 %。

表 4-14 電透析處理後 Na^+ 之去除情形（薄膜 AC-110）

時間 (mins)	鈉離子(mg /L)	去除率(%)
0	454	0.0
5	153	66.2
10	113	75.0
15	74	83.5
20	56	87.6
25	51	88.6
30	36	91.9
35	28	93.8
40	26	94.2

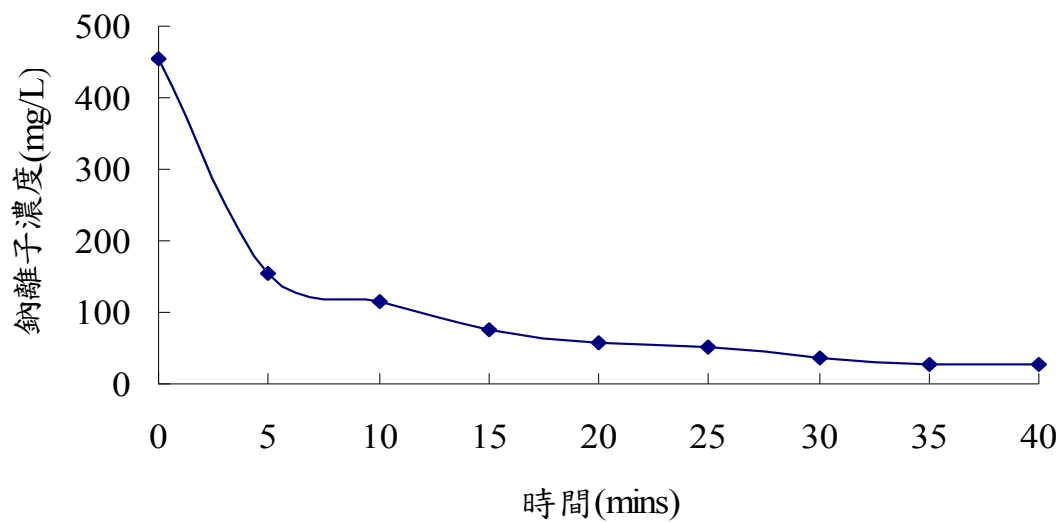


圖 4-12 電透析處理後 Na^+ 之去除情形（薄膜 AC-110）

4.2.3 不同薄膜去除各種離子效能

經過 40 分鐘 ED 的處理後，不同薄膜中在各離子的最後濃度與初始濃度比較起來都有明顯降低。陰離子部分 SO_4^{2-} 在薄膜 AC-220 中原濃度從 4,330 mg /L 下降至 630 mg /L，去除率為 85.5 %；薄膜 AC-110 從 3,559 mg /L 降至 573 mg /L，去除率為 83.9 %，這兩種薄膜對於 SO_4^{2-} 的去除率幾乎相同。 Cl^- 初始濃度在薄膜 AC-220 中從 2,490 mg /L 降低至 1,146 mg /L，去除率為 54.0 %；薄膜 AC-110 從 978 mg /L 降低至 252 mg /L，去除率為 74.2 %，相較之下 Cl^- 在薄膜 AC-110 有著較高的去除率。陽離子在薄膜 AC-220 中 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 濃度分別從原來 1,043 mg /L 和 468.4 mg /L 經 ED 處理最後已偵測不到，去除率可達 100 %；在薄膜 AC-110 中 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 濃度從 1,187 mg /L 和 257 mg /L 也降至 69 mg /L 和 6.7 mg /L，去除率各為 94.2 %和 97.4 %，這兩種薄膜以薄膜 AC-220 對於 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 去除率較好。另外薄膜 AC-220 對 Na^+ 部分由原來的 709 mg /L 下降至 177 mg /L，去除率達 75.1 %；薄膜 AC-110 由初始 454 mg /L 下降至 26 mg /L，去除率達 94.2 %，比薄膜 AC-220 多 19.9 %的去除率，薄膜 AC-110 對於 Na^+ 有較好的去除率，如表 4-15。

表 4- 15 不同薄膜型號在 ED 處理去除各種離子效能

離子項目	AC-110			AC-220		
	濃度(mg /L)		去除率	濃度(mg /L)		去除率
	初始	處理後		初始	處理後	
Ca ²⁺	257	6	97.4	468	N.D	100.0
Mg ²⁺	1,187	69	94.2	1,043	N.D	100.0
SO ₄ ²⁻	3,559	573	83.9	4,330	630	85.5
Na ⁺	454	26	94.2	709	177	75.1
Cl ⁻	978	252	74.2	2,490	1,146	54.0

4.3 溫度高低處理成效

因為溫度的高低對於電透析的處理有影響，因此本研究選擇薄膜可忍受之 3 種溫度，分別在 20℃、30℃、35℃ 進行探討。

4.3.1 溫度 20℃ 電透析處理成效

4.3.1.1 導電度之變化情形

首先是 20℃ 下使用薄膜 AC-220 對高導電度廢水進行電透析處理，在第 4 分鐘時導電度為 6,400 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，每分鐘導電度都有明顯的下降，下降幅度大概 300 ~ 400 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，在第 28 分鐘的時候此時導電度降到標準值 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，到第 40 分鐘時為 300 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，濃縮液為 800 mL。

表 4-16 電透析處理後導電度及電流之變化情形 (20℃)

時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)	時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)
0	5,300	4.1	21	1,400	3.9
1	5,800	5.1	22	1,200	3.5
2	5,900	6.0	23	1,100	3.1
3	6,200	6.4	24	1,000	2.7
4	6,400	6.9	25	800	2.3
5	6,300	7.4	26	700	1.9
6	6,300	7.6	27	600	1.6
7	6,100	7.8	28	500	1.4
8	5,700	7.9	29	500	1.2
9	5,600	8.0	30	500	1.0
10	5,200	7.9	31	500	0.8
11	4,900	7.8	32	400	0.7
12	4,500	7.7	33	400	0.6
13	4,200	7.4	34	400	0.5
14	3,700	7.1	35	400	0.5
15	3,400	6.7	36	400	0.4
16	2,900	6.3	37	400	0.4
17	2,500	5.8	38	400	0.3
18	2,200	5.4	39	400	0.3
19	1,900	4.9	40	300	0.3
20	1,700	4.4			

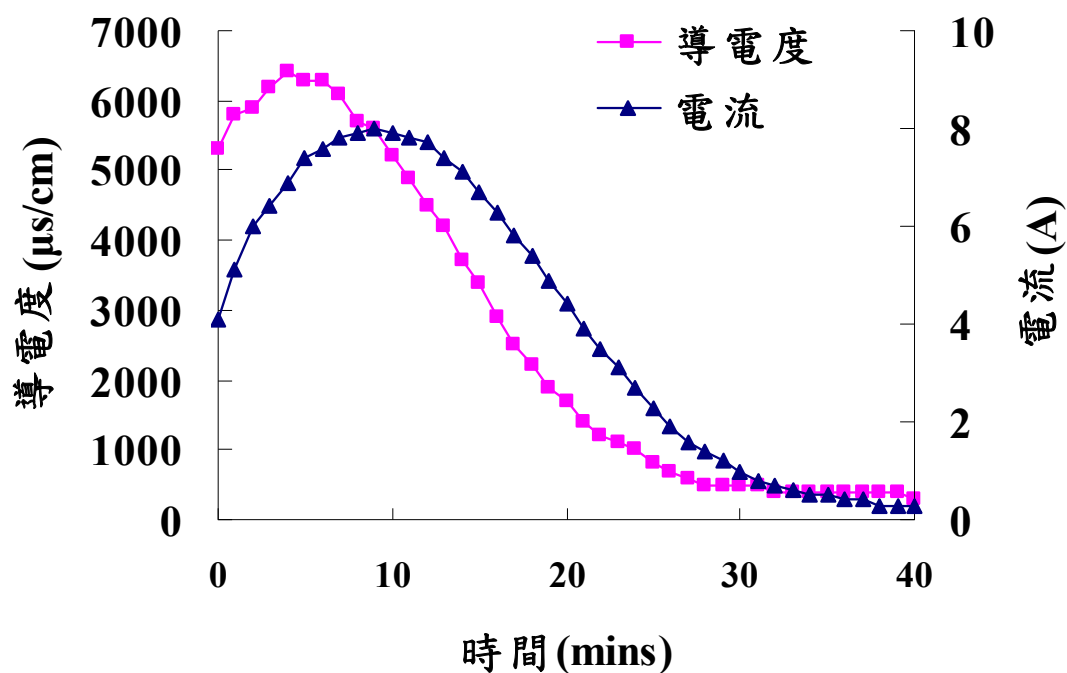


圖 4-13 電透析處理後導電度及電流之變化情形 (20°C)

4.3.1.2 氯離子 (Cl⁻) 之去除情形

Cl⁻初始濃度為 538 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 291 mg /L，去除率為 45.9 %，經過 15 分鐘後濃度降至 237 mg /L，此時去除率為 55.9 %，第 30 分鐘時濃度降至 193 mg /L，此時去除率為 64.1 %，經過 40 分鐘最後濃度為 173 mg /L，Cl⁻最後去除率為 67.8 %。

表 4-17 電透析處理 Cl^- 之去除情形 (20°C)

時間 (mins)	氯離子(mg /L)	去除率(%)
0	538	0.0
5	291	45.9
10	254	52.7
15	237	55.9
20	210	60.9
25	204	62.1
30	193	64.1
35	185	65.7
40	173	67.8

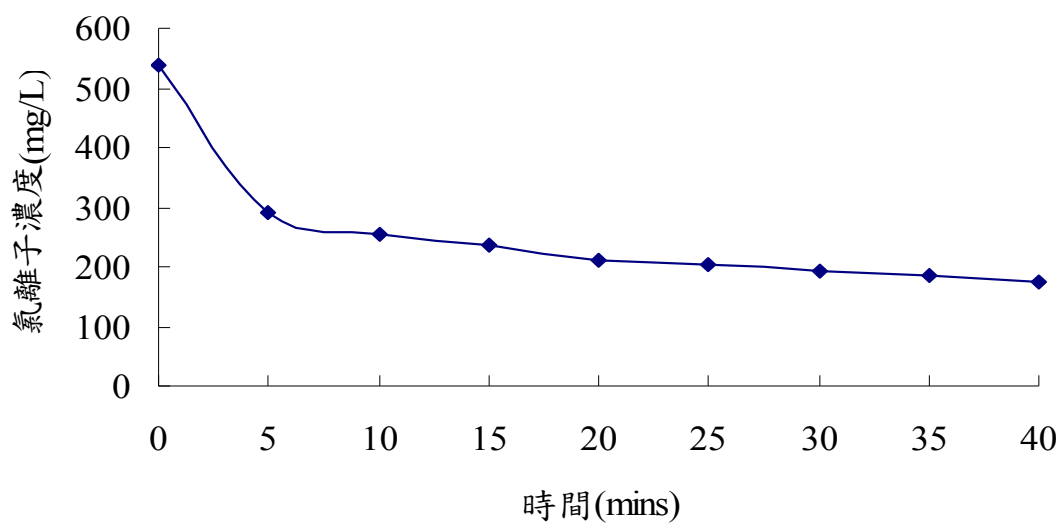


圖 4-14 電透析處理 Cl^- 之去除情形 (20°C)

4.3.1.3 硫酸根離子 (SO_4^{2-}) 之去除情形

SO_4^{2-} 初始濃度很高為 8,349 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 3,735 mg /L，去除率為 55.3 %，經過 15 分鐘後濃度降至 1,497 mg /L，此時去除率為 82 %，第 30 分鐘時濃度降至 429 mg /L，此時去除率為 94.4 %，經過 40 分鐘最後濃度為 395 mg /L，去除率為 95.3 %。

表 4-18 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (20°C)

時間 (mins)	硫酸根離子(mg /L)	去除率(%)
0	8,349	0.0
5	3,735	55.3
10	2,419	71.0
15	1,497	82.0
20	837	89.9
25	499	94.0
30	465	94.4
35	429	94.9
40	395	95.3

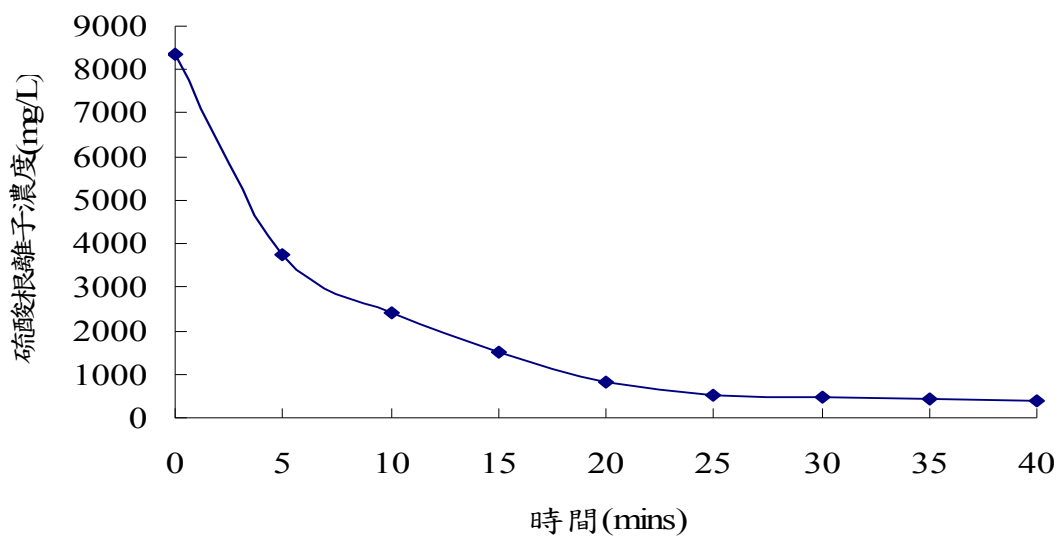


圖 4-15 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (20°C)

4.3.1.4 鎂離子 (Mg^{2+}) 之去除情形

Mg^{2+} 初始濃度為 1,676 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 1,338 mg /L，去除率為 20.2 %，經過 15 分鐘後濃度降至 508 mg /L，此時去除率為 69.7 %，第 30 分鐘時濃度降至 62 mg /L，此時去除率為 96.3 %，經過 40 分鐘最後濃度為 20 mg /L，去除率為 98.8 %。

表 4-19 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (20°C)

時間 (mins)	鎂離子(mg /L)	去除率(%)
0	1,676	0.0
5	1,338	20.2
10	904	46.1
15	508	69.7
20	240	85.7
25	88	94.7
30	60	96.4
35	38	97.7
40	20	98.8

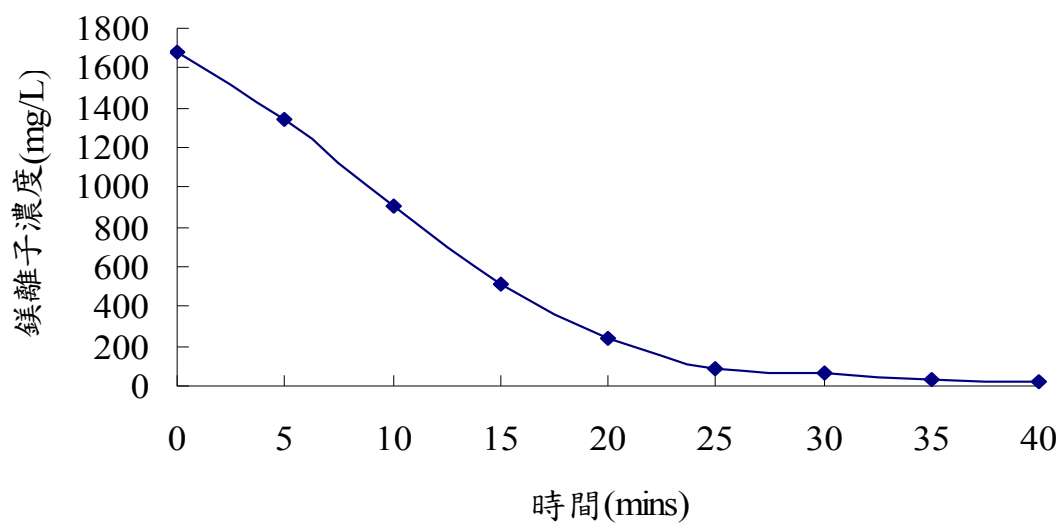


圖 4-16 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (20°C)

4.3.1.5 鈣離子 (Ca^{2+}) 之去除情形

Ca^{2+} 初始濃度為 216 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 167 mg /L，去除率為 22.7 %，經過 15 分鐘後濃度降至 60 mg /L，此時去除率為 72.2 %，第 30 分鐘時濃度降至 35 mg /L，此時去除率為 83.8 %，經過 40 分鐘最後濃度為 10 mg /L， Ca^{2+} 去除率為 95.4 %。

表 4-20 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (20°C)

時間 (mins)	鈣離子(mg /L)	去除率(%)
0	216	0.0
5	167	22.7
10	102	52.8
15	60	72.2
20	51	76.4
25	43	80.1
30	35	83.8
35	26	88.0
40	10	95.4

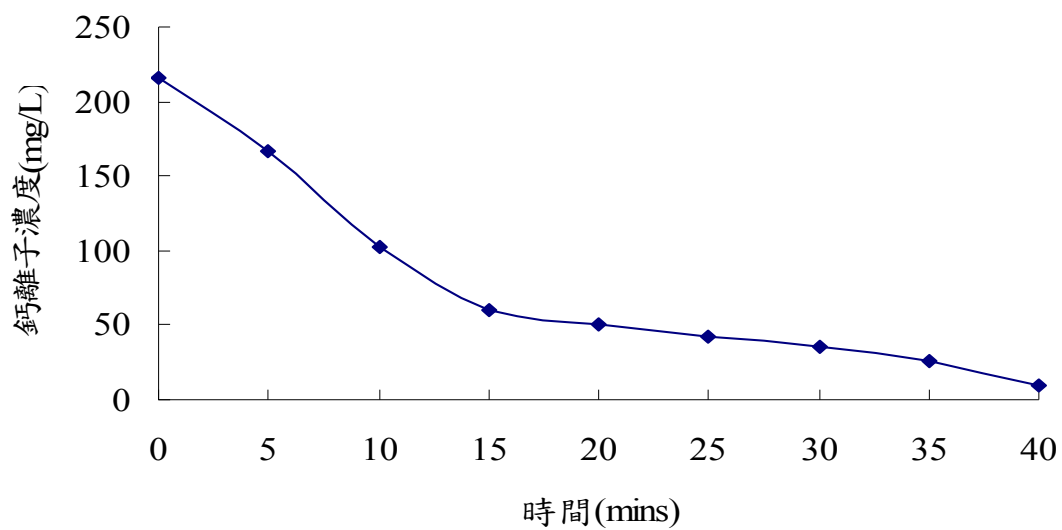


圖 4-20 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (20°C)

4.3.1.6 鈉離子 (Na^{+}) 之去除情形

Na^{+} 初始濃度為 312 mg/L ，第 5 分鐘時濃度為 235 mg/L ，去除率為 24.7% ，經過 15 分鐘後濃度降至 174 mg/L ，此時去除率為 44% ，第 25 分鐘時濃度降至 123 mg/L ，此時去除率為 60.6% ，經過第 40 分鐘最後濃度為 90 mg/L ，最後去除率為 71.2% 。

表 4-21 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (20°C)

時間 (mins)	鈉離子(mg /L)	去除率(%)
0	312	0.0
5	235	24.7
10	198	36.5
15	174	44.2
20	142	54.5
25	123	60.6
30	114	63.5
35	105	66.3
40	90	71.2

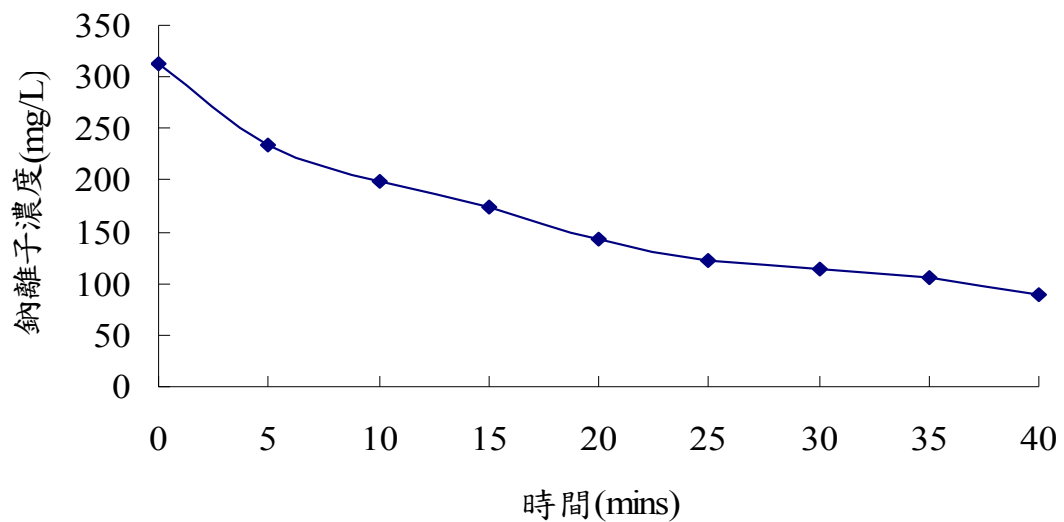


圖 4-21 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (20°C)

4.3.2 溫度 30 °C 電透析處理成效

4.3.2.1 導電度之變化情形

30°C 高導電度廢水進行電透析，第 24 分鐘此時導電度降到標準值 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，與 20°C 時第 28 分鐘比起來所需時間較少，顯示溫度較高對於導電度的降低有提升，第 34 分鐘為 300 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，濃縮液為 1,000 mL。

表 4-22 電透析處理後導電度及電流之變化情形（30°C）

時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)	時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)
0	5,400	4.1	21	800	2.6
1	6,000	5.1	22	700	2.3
2	6,100	5.8	23	700	1.9
3	6,300	6.5	24	500	1.6
4	6,200	7.1	25	500	1.3
5	6,100	7.4	26	400	1.1
6	5,800	7.7	27	400	0.9
7	5,500	7.9	28	400	0.8
8	5,200	7.9	29	400	0.7
9	4,800	7.8	30	400	0.6
10	4,400	7.7	31	400	0.5
11	4,000	7.4	32	400	0.5
12	3,600	7.1	33	400	0.4
13	3,200	6.7	34	300	0.4
14	2,700	6.2	35	300	0.4
15	2,300	5.7	36	300	0.3
16	2,000	5.3	37	300	0.3
17	1,700	4.7	38	300	0.3
18	1,400	4.1	39	300	0.3
19	1,200	3.6	40	300	0.3
20	1,000	3.1			

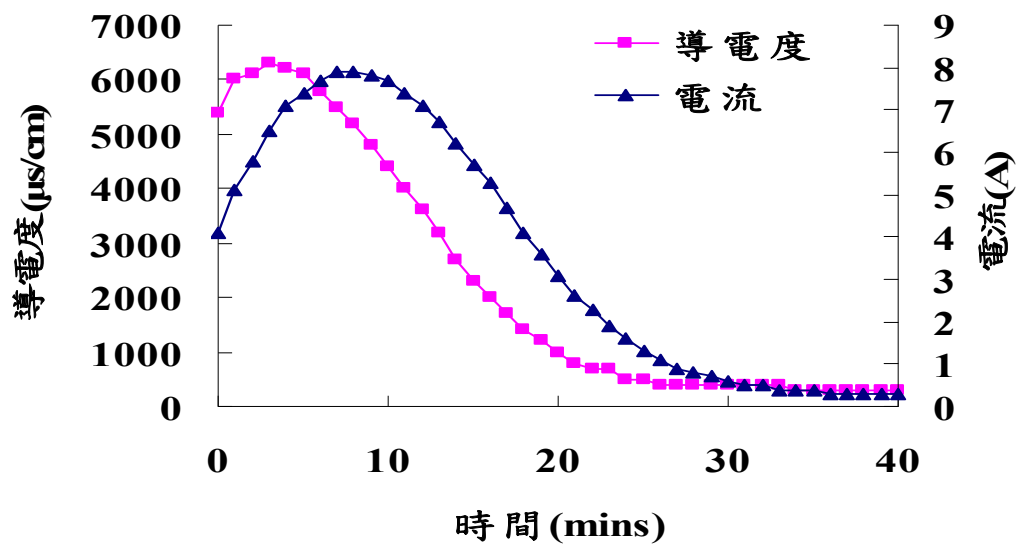


圖 4-22 電透析處理後導電度及電流之變化情形 (30°C)

4.3.2.2 氯離子 (Cl^-) 之去除情形

Cl^- 初始濃度為 461 mg/L，第 5 分鐘時濃度為 328 mg/L，去除率為 28.9%，經過 15 分鐘後濃度降至 306 mg/L，此時去除率為 33.6%，第 30 分鐘時濃度降至 197 mg/L，此時去除率為 57.3%，經過第 40 分鐘最後濃度為 130 mg/L，最後去除率為 71.8%。

表 4-23 電透析處理後 Cl⁻之去除情形 (30°C)

時間 (mins)	氯離子(mg /L)	去除率(%)
0	461	0.0
5	328	28.9
10	318	31.0
15	306	33.6
20	268	41.9
25	234	49.2
30	197	57.3
35	164	64.4
40	130	71.8

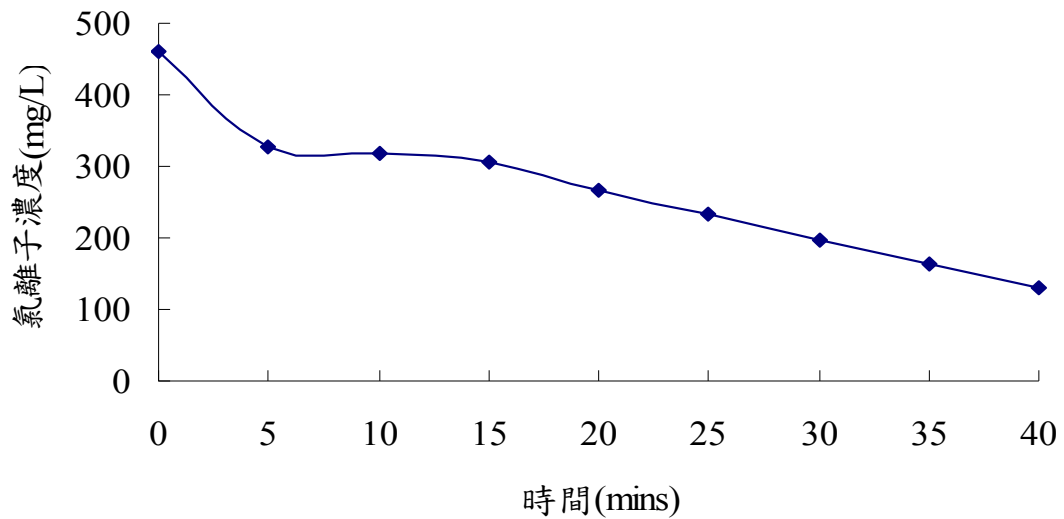


圖 4-17 電透析處理後 Cl⁻之去除情形 (30°C)

4.3.2.3 硫酸根離子 (SO_4^{2-}) 之去除情形

SO_4^{2-} 初始濃度很高為 7,348 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 3,568 mg /L，去除率為 51.4 %，經過 15 分鐘後濃度降至 1,904 mg /L，此時去除率為 84.7 %，第 30 分鐘時濃度降至 407 mg /L，此時去除率為 94.5 %，經過 40 分鐘最後濃度為 279 mg /L， SO_4^{2-} 去除率為 96.2 %。

表 4-24 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (30°C)

時間 (mins)	硫酸根離子(mg /L)	去除率(%)
0	7,348	0.0
5	3,568	51.4
10	1,904	74.1
15	1,127	84.7
20	697	90.5
25	475	93.5
30	407	94.5
35	312	95.7
40	279	96.2

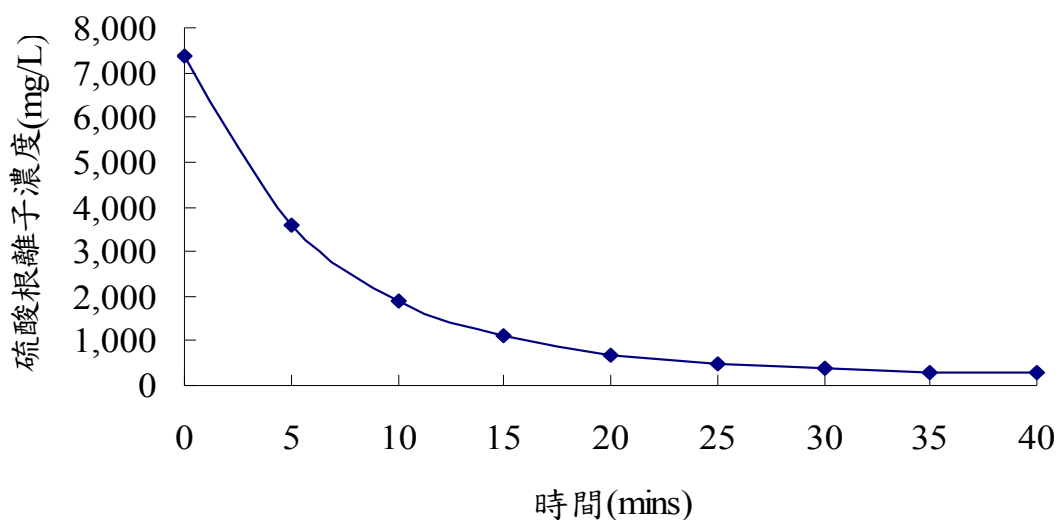


圖 4-18 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (30°C)

4.3.2.4 鎂離子 (Mg^{2+}) 之去除情形

Mg^{2+} 初始濃度為 1,156 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 1,116 mg /L，去除率為 3.5 %，經過 15 分鐘後濃度降至 274 mg /L，此時去除率為 76.3 %，第 30 分鐘時濃度降至 62 mg /L，此時去除率為 96.3 %，經過 40 分鐘最後濃度為 10 mg /L，鎂去除率為 99.1 %。

表 4-25 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (30°C)

時間 (mins)	鎂離子(mg /L)	去除率(%)
0	1,156	0.0
5	1,116	3.5
10	687	40.6
15	274	76.3
20	105	90.9
25	84	92.7
30	62	94.6
35	35	97.0
40	10	99.1

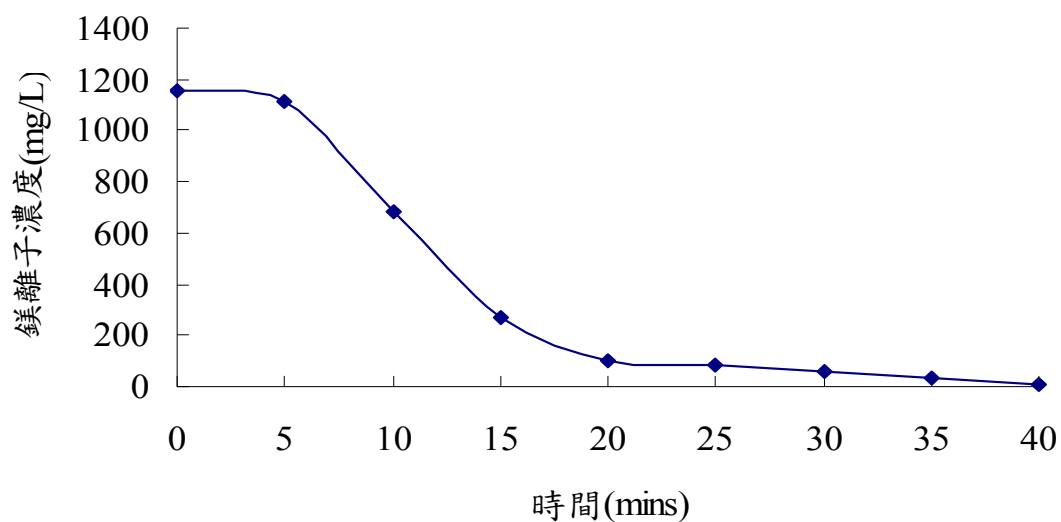


圖 4-19 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (30°C)

4.3.2.5 鈣離子 (Ca^{2+}) 之去除情形

Ca^{2+} 初始濃度為 212 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 195 mg /L，去除率為 8.0 %，經過 15 分鐘後濃度降至 94 mg /L，此時去除率為 55.7 %，第 30 分鐘時濃度降至 45 mg /L，此時去除率為 78.8 %，經過 40 分鐘最後濃度為 8 mg /L，Ca 去除率為 96.2 %。

表 4-26 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (30°C)

時間 (mins)	鈣離子(mg /L)	去除率(%)
0	212	0.0
5	195	8.0
10	115	45.8
15	94	55.7
20	76	64.2
25	53	75.0
30	45	78.8
35	19	91.0
40	8	96.2

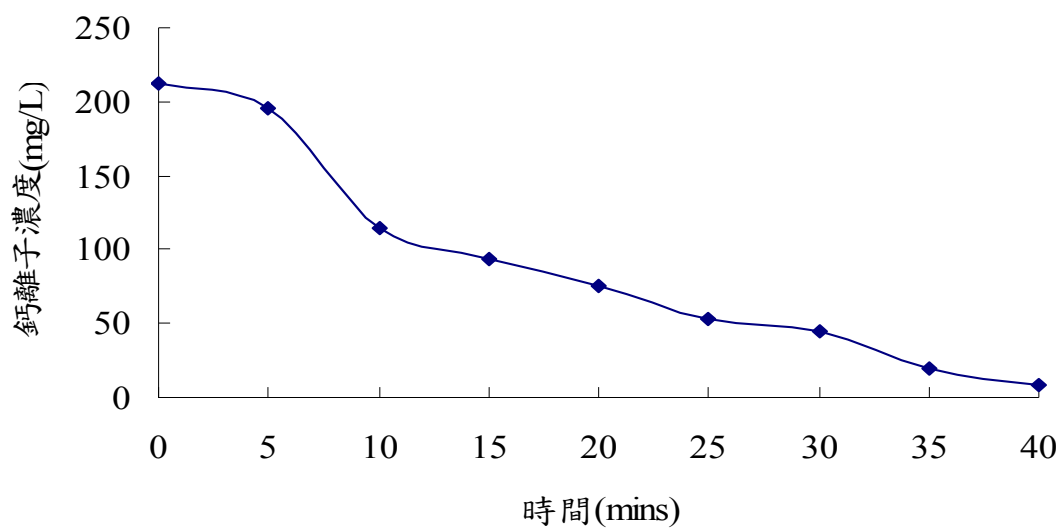


圖 4-20 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (30°C)

4.3.2.6 鈉離子 (Na^+) 之去除情形

Na^+ 初始濃度為 309 mg/L，第 5 分鐘時濃度為 251 mg/L，去除率為 18.8%，經過 20 分鐘後濃度降至 164 mg/L，此時去除率為 46.9%，第 30 分鐘時濃度降至 115 mg/L，此時去除率為 62.8%，經過 40 分鐘最後濃度為 74 mg/L，鈉去除率為 76.1%。

表 4-27 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (30°C)

時間 (mins)	鈉離子(mg /L)	去除率(%)
0	309	0.0
5	251	18.8
10	212	31.4
15	187	39.5
20	164	46.9
25	132	57.3
30	115	62.8
35	89	71.2
40	74	76.1

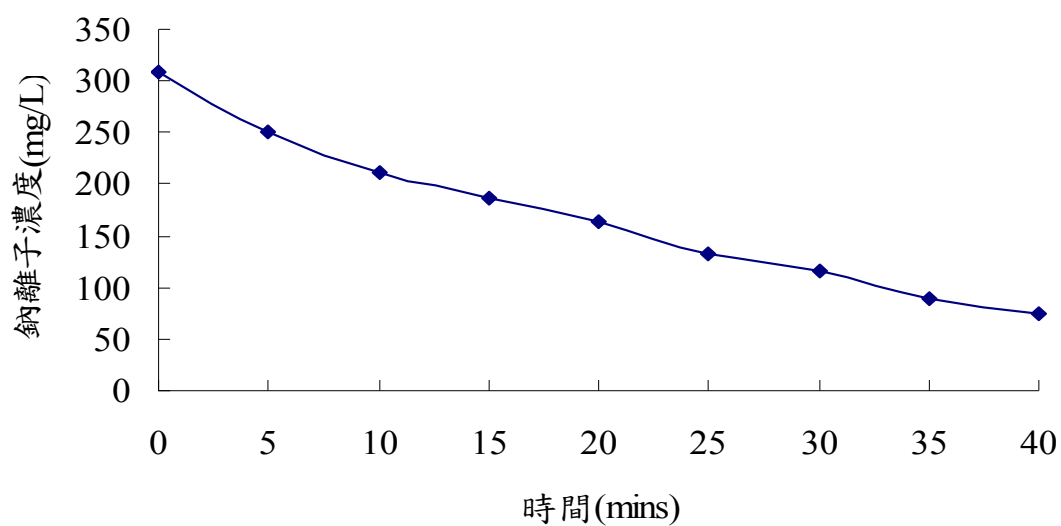


圖 4-21 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (30°C)

4.3.3 溫度 35°C 電透析處理成效

4.3.3.1 導電度之變化情形

35°C 高導電度廢水進行電透析處理，第 3 分鐘時導電度為 6,500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，第 23 分鐘導電度降至標準值 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ，與 30°C 時在第 24 分鐘所需時間少，顯示溫度高對導電度降低有提升。濃縮液為 900 mL。

表 4-28 電透析處理後導電度及電流之變化情形（35°C）

時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)	時間 (mins)	導電度 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	電流 (A)
0	5,400	4.2	21	800	2.6
1	6,200	5.8	22	600	2.3
2	6,400	6.4	23	500	1.9
3	6,500	7.0	24	500	1.6
4	6,300	7.5	25	400	1.3
5	6,100	7.7	26	400	1.1
6	5,800	8.0	27	400	0.9
7	5,500	8.1	28	400	0.8
8	5,200	8.0	29	400	0.7
9	4,800	7.9	30	300	0.6
10	4,400	7.7	31	300	0.5
11	3,900	7.4	32	300	0.5
12	3,400	7.0	33	300	0.4
13	3,000	6.6	34	300	0.4
14	2,600	6.1	35	300	0.4
15	2,200	5.6	36	300	0.3
16	1,600	5.2	37	300	0.3
17	1,500	4.4	38	300	0.3
18	1,300	3.8	39	300	0.3
19	1,100	3.2	40	300	0.3
20	900	2.7			

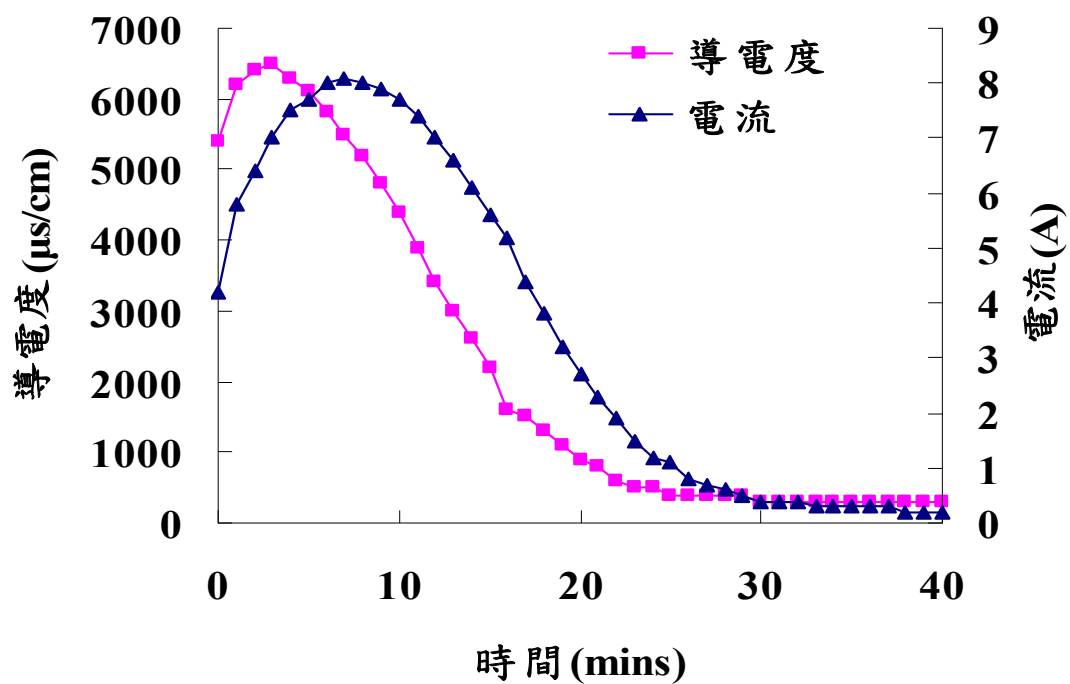


圖 4-22 電透析處理後導電度及電流之變化情形 (35°C)

4.3.3.2 氯離子 (Cl⁻) 之去除情形

Cl⁻初始濃度為 581 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 447 mg /L，去除率為 23.1 %，經過 15 分鐘後濃度降至 203 mg /L，此時去除率為 65. %，第 30 分鐘時濃度降至 161 mg /L，此時去除率為 72.3 %，經過 40 分鐘最後濃度為 140 mg /L，Cl⁻去除率為 75.9 %。

表 4-29 電透析處理後 Cl^- 之去除情形 (35°C)

時間 (mins)	氯離子(mg /L)	去除率(%)
0	581	0.0
5	447	23.1
10	218	62.5
15	203	65.1
20	184	68.3
25	173	70.2
30	161	72.3
35	153	73.7
40	140	75.9

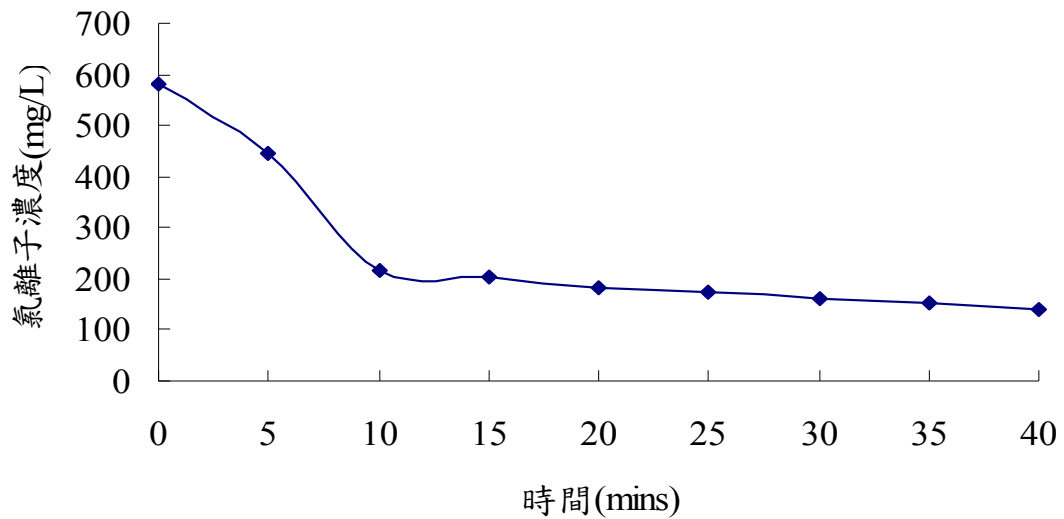


圖 4-23 電透析處理後 Cl^- 之去除情形 (35°C)

4.3.3.3 硫酸根離子 (SO_4^{2-}) 之去除情形

SO_4^{2-} 初始濃度很高為 6,887 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 5,558 mg /L，去除率為 19.3 %，第 15 分鐘後濃度降至 970 mg /L，此時去除率為 85.9 %，第 30 分鐘時濃度降至 193 mg /L，此時去除率為 97.2 %，經過 40 分鐘最後濃度為 178 mg /L， SO_4^{2-} 去除率為 97.4 %。

表 4-30 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (35°C)

時間 (mins)	硫酸根離子(mg /L)	去除率(%)
0	6,887	0.0
5	5,558	19.3
10	1,995	71.0
15	970	85.9
20	463	93.3
25	206	97.0
30	193	97.2
35	188	97.2
40	178	97.4

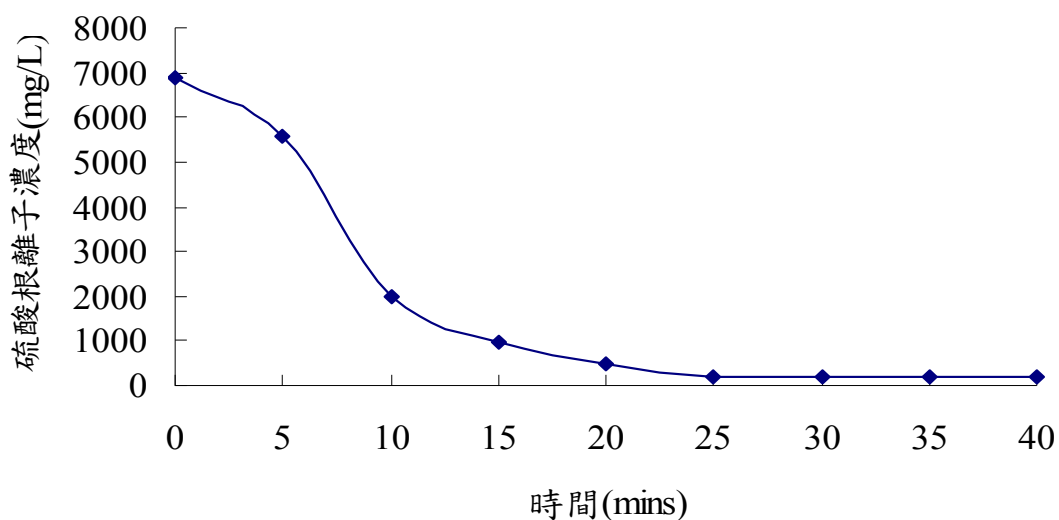


圖 4-30 電透析處理後 SO_4^{2-} 之去除情形 (35°C)

4.3.3.4 鎂離子 (Mg^{2+}) 之去除情形

Mg^{2+} 初始濃度為 1,340 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 933 mg /L，去除率為 30.4 %，經過 15 分鐘後濃度降至 265 mg /L，此時去除率為 80.2 %，第 30 分鐘時濃度降至 51 mg /L，此時去除率為 96.2 %，經過 40 分鐘最後濃度為 28 mg /L， Mg^{2+} 去除率為 97.9 %。

表 4-31 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (35°C)

時間 (mins)	鎂離子(mg /L)	去除率(%)
0	1,340	0.0
5	933	30.4
10	586	53.3
15	265	80.2
20	93	93.1
25	64	95.2
30	51	96.2
35	34	97.5
40	28	97.9

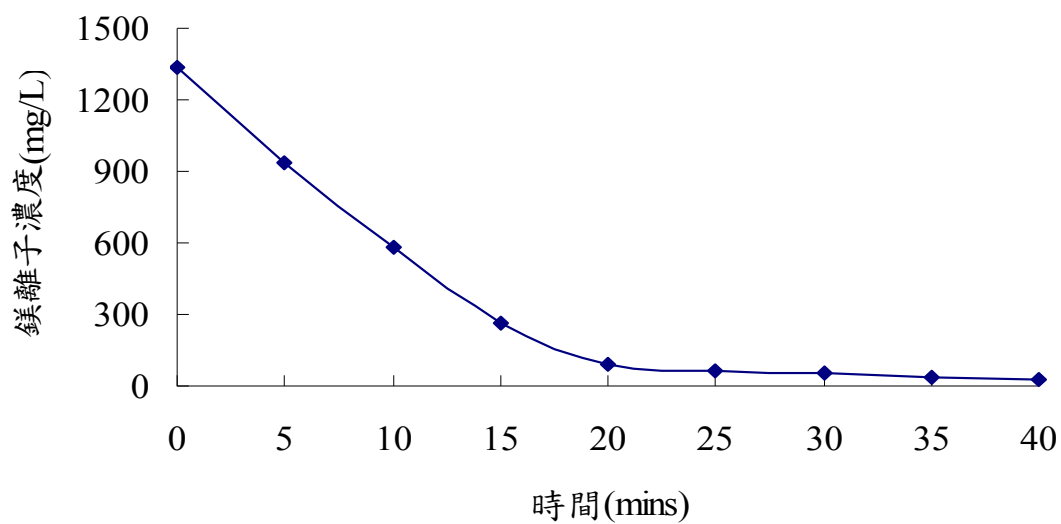


圖 4-31 電透析處理後 Mg^{2+} 之去除情形 (35°C)

4.3.3.5 鈣離子 (Ca^{2+}) 之去除情形

Ca^{2+} 初始濃度為 181 mg /L，第 5 分鐘時濃度為 121 mg /L，去除率為 33.1 %，經過 20 分鐘後濃度降至 42 mg /L，此時去除率為 76.8 %，第 30 分鐘時濃度降至 10 mg /L，此時去除率為 94.5 %，經過 40 分鐘最後濃度為 5 mg /L， Ca^{2+} 去除率為 97.2 %。

表 4-32 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (35°C)

時間 (mins)	鈣離子(mg /L)	去除率(%)
0	181	0.0
5	121	33.1
10	72	60.2
15	56	69.1
20	42	76.8
25	30	83.4
30	10	94.5
35	8	95.6
40	5	97.2

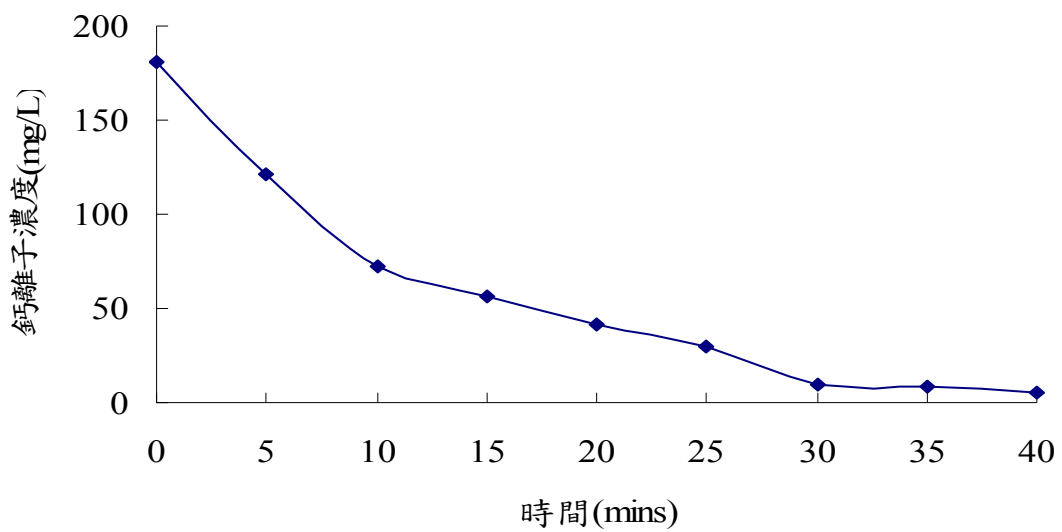


圖 4-32 電透析處理後 Ca^{2+} 之去除情形 (35°C)

4.3.3.6 鈉離子 (Na^+) 之去除情形

Na^+ 離子初始濃度為 314 mg /L，第 10 分鐘時濃度為 243 mg /L，去除率為 22.6 %，經過 20 分鐘後濃度降至 152 mg /L，此時去除率為 51.6 %，第 35 分鐘時濃度降至 84 mg /L，此時去除率為 73.2 %，經過 40 分鐘最後濃度為 65 mg /L，Na 去除率為 79.2 %。

表 4-33 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (35°C)

時間 (mins)	鈉離子(mg /L)	去除率(%)
0	314	0.0
5	274	12.7
10	243	22.6
15	194	38.2
20	152	51.6
25	123	60.8
30	101	67.8
35	84	73.2
40	65	79.2

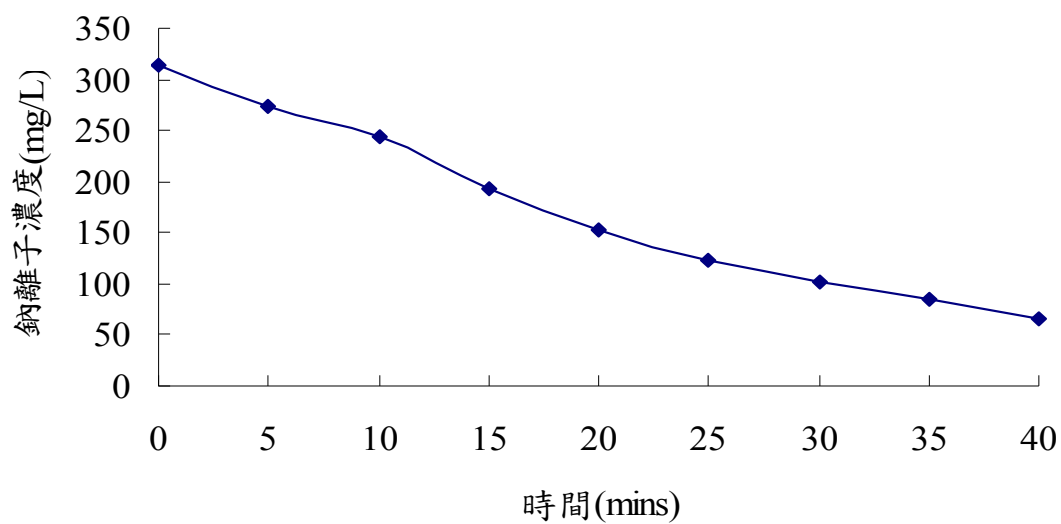


圖 4-33 電透析處理後 Na^+ 之去除情形 (35°C)

4.3.4 不同溫度下去除各離子之效能

高導電度廢水在不同溫度下進行各項離子的去除有著不同的差異性，分別在 20°C、30°C、35°C 下，Cl⁻ 的個別濃度為 538 mg/L、461 mg/L、581 mg/L，經 40 分鐘實驗過後濃度為 173 mg/L、130 mg/L、140 mg/L，去除率分為 67.8 %、71.8 %、75.9 %；SO₄²⁻ 的個別濃度為 8,349 mg/L、7,348 mg/L、6,887 mg/L，40 分鐘實驗後濃度為 395 mg/L、262 mg/L、178 mg/L，去除率分為 95.3 %、96.2 %、97.4 %；Mg²⁺ 的分別濃度為 1,676 mg/L、1,156 mg/L、1,340 mg/L，經 40 分鐘過後濃度分別為 20 mg/L、10 mg/L、28 mg/L，去除率分為 98.8 %、99.1 %、97.9 %。

Ca²⁺ 的各濃度為 216 mg/L、212 mg/L、181 mg/L，經 40 分鐘實驗後濃度為 10 mg/L、8 mg/L、5 mg/L，去除率分為 95.4 %、96.2 %、97.2 %；Na⁺ 的個別濃度為 312 mg/L、307 mg/L、314 mg/L，40 分鐘實驗過後濃度為 90 mg/L、74 mg/L、65 mg/L，去除率分為 71.2 %、76.1 %、79.2 %。

由數據可發現，當高導電度廢水的溫度越高，對於離子的去除效率是會提升，是需要考量薄膜的特性是否能夠承受高溫。

表 4-34 不同溫度下薄膜 AC-220 去除各離子之效益

離子 項目	20°C			30°C			35°C		
	濃度(mg/L)		去除率 (%)	濃度(mg/L)		去除率 (%)	濃度(mg/L)		去除率 (%)
	初始	處理後		初始	處理後		初始	處理後	
Mg ²⁺	1,676	20	98.8	1,156	10	99.1	1,340	28	97.9
Ca ²⁺	216	10	95.4	212	8	96.2	181	5	97.2
SO ₄ ²⁻	8,349	395	95.3	7,348	279	96.2	6,887	178	97.4
Na ⁺	312	90	71.2	307	74	76.1	314	65	79.2
Cl ⁻	538	173	67.8	461	130	71.8	581	140	75.9

4.4 濃縮液

電透析處理後之濃縮液的量約為 800~1500 mL，濃縮液濃度很高，表 4-35 為不同的薄膜(薄膜 AC-110 和薄膜 AC-220)和溫度(20℃、30℃、35℃)對於 Cl^- 、 SO_4^{2-} 、 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 、 Na^+ 濃縮液濃度。高導電度的廢水其主要成分為硫酸鎂，所以濃縮液中的 SO_4^{2-} 和 Mg^{2+} 濃度都很高，建議濃縮液的部份用排放的方式進行處理。

表 4-35 不同條件下之濃縮液濃度

項目		濃度 (mg/L)				
		Cl^-	SO_4^{2-}	Ca^{2+}	Mg^{2+}	Na^+
薄 膜	AC-110	39,032	142,360	9,963	46,740	18,245
	AC-220	98,923	172,323	18,491	38,663	27,839
溫 度	20℃	21,197	171,440	12,341	60,024	12,218
	30℃	19,065	186,878	9,512	45,623	11,767
	35℃	15,621	161,376	9,061	50,676	12,075

4.5 經濟效益評估

電透析設備處理量 5500 CMD 的 EDR 單機設備價格為 136,986,000 元整。水樣中含有砂礫，需經過濾降低濁度，方可進入 EDR 進行處理降低導電度且回收水。電費的估算如表 4-36。

表 4-36 設備價格表

處理設施	砂濾池	電透析(EDR)	薄膜
功能	沉澱砂礫	降低導電度	Cation-transfer membrane (Anion-transfer membrane)
數量	1	1	1,200×24
價格(元)	5,000,000	136,986,000	4,800
需求量	1	1	1,200×24
總價(元)	5,000,000	136,986,000	138,240,000

1. 固定成本：

$$\text{固定成本} = \frac{【136,986,000（元）+ 5,000,000（元）】}{【（15+1（年）\times 5,500（CMD/天）\times 365（天/年）】} = 4.42（元/m^3）$$

2. 變動成本：

(1) 保養費用：

$$\begin{aligned} \text{保養費用} = & \text{【136,986,000 (元) + 5,000,000 (元) + (4,800 (元/片) } \\ & \times 1,200 \text{ (片/組) } \times 24 \text{ (組)】} \times 0.02 / \text{【(5,500 (CMD/天) } \\ & \times 365 \text{ (天/年)】} = 2.79 \text{ (元/ m}^3\text{)} \end{aligned}$$

註：0.02 為保養費用之係數

(2) 電費：

$$\begin{aligned} & 75(\text{W-hr}) \times 24(\text{hr/day}) \times 30(\text{day/月}) = 54000(\text{W-hr}) \\ & 2.1(\text{元/ W-hr}) \times 54000(\text{W-hr /月}) = 113,400(\text{元/月}) \\ \text{電費} = & \text{【113,400(元/月) } \times 12 \text{ (月/年)】} / \text{【(5,500 (CMD/天) } \\ & \times 365 \text{ (天/年)】} = 0.68 \text{ (元/ m}^3\text{)} \end{aligned}$$

表 4-37 電費計算表

費用項目	單位 (W-hr)	價格(元)	總需求單位 (W-hr)	總需求價格(元)
電費	1	2.1	54,000	113,400

(3) 換膜費用：

$$\text{換膜費用} = \text{【1.2 } \times \text{ (4,800 (元/片) } \times 1,200 \text{ (片/組) } \times 24 \text{ (組) / 8 (年) }$$

$$/ 3】 / 【5,500 (CMD/天) \times 365 (天/年)】 = 3.44 (元/ m^3)$$

註：除 8 預估每 8 年換一次薄膜、除 3 為估計薄膜損害只有前段（分為前、中、後三段）

（4）人事費用：

$$\text{人事費用} = 【25,000 (元/月) \times 1 (人/班) \times 3 (班) \times 12 (月/年)】 /$$

$$【5,500 (CMD/天) \times 365 (天/年)】 = 0.45 (元/ m^3)$$

3. 每噸處理費用：

$$\begin{aligned} \text{每噸處理費用} &= \text{固定成本} + \text{保養費用} + \text{電費} + \text{換膜費用} + \text{人事費用} \\ &= 4.42 (元/ m^3) + 2.79 (元/ m^3) + 0.68 (元/ m^3) + 2.44 (元/ m^3) + 0.45 \\ &\quad (元/ m^3) = 11.78 (元/ m^3) \end{aligned}$$

表 4-38 總成本估算表

支出項目	成本估算(元/ m ³)
固定成本	4.42
保養費用	2.79
電費	0.68
換膜費用	3.44
人事費用	0.45
合計	11.78



電透析 (ED) 具有較高經濟效益，成本分析如表 4-39 可知道逆滲透 (RO) 單位產水總成本約 25~28 元/ m^3 ，與 ED 單位產水總費用 11.78 元/ m^3 相較多 1 倍左右，因此 ED 是具有較高的經濟效益的。

表 4-39 逆滲透 (RO) 與電透析 (EDR) 的費用分析

項目	砂濾+中空纖維 UF+RO	砂濾+捲式 UF+RO	砂濾+EDR
建設成本 (元/ m^3)	39600	36000	25816
單位產水建設成本 (元)	13	11	4.42
單位產水操作維護費 (元)	15	14	7.36
單位產水總費用 (元)	28	25	11.78

第五章、結論與建議

5.1 結論

本研究主要是將高導電度製程廢水利用濾紙過濾後，再進行電透析處理降低導電度以及水中陰陽離子的去除效率，最後將水樣之回收再利用，研究成果如下：

1. 電透析將 40 公升導電度高達 6,000~10,000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 的排煙脫硫製程廢水，經過 40 分鐘處理後，最後導電度為 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下，達到廢水再回用，其濃縮廢液為 1.5 公升，回收率可達 96%。
2. 高導電度廢水中的陰陽離子經電透析處理，五種離子在薄膜 AC-220 中都能有效的去除，其中 SO_4^{2-} 從 4,330 mg/L 降低至 630 mg/L，去除率為 85.5 %。 Cl^- 可以從 2,490 mg/L 降至 1,146 mg/L，去除率為 54 %。 Mg^{2+} 和 Ca^{2+} 分別從 1,043 mg/L 和 468 mg/L 降至已偵測不到，去除率達 100 %， Na^+ 也可從 709 mg/L 降低至 177 mg/L，去除率可達 75.1 %，因此電透析使用薄膜 AC-220 對於 Cl^- 以外四種離子去除率都有 75 % 以上。

3. 在薄膜 AC-110 中 Cl^- 可從 978 mg/L 降低至 252 mg/L，去除率為 74.2%。 SO_4^{2-} 從 3,559 mg/L 降低至 573 mg/L，去除率為 83.9 %。 Mg^{2+} 的去除率可從 1187 mg/L 降低至 69 mg/L，去除率為 94.2 %。 Ca^{2+} 的去除率可從 257 mg/L 降低至 6 mg/L，去除率為 97.4 %。 Na^+ 也從 454 mg/L 降低至 26 mg/L，去除率可達 94.2 %，因此電透析使用薄膜 AC-110 對於以上五種離子去除率都有 74%以上。
4. 高導電度廢水在不同溫度下進行各項離子的去除有著不同的差異性，分別在 20°C、30°C、35°C 下， Cl^- 的個別濃度為 538 mg/L、461 mg/L、581 mg/L，經 40 分鐘實驗過後濃度為 173 mg/L、130 mg/L、140 mg/L，去除率分為 67.8 %、71.8 %、75.9 %； SO_4^{2-} 的個別濃度為 8,349 mg/L、7,348 mg/L、6,887 mg/L，40 分鐘實驗後濃度為 395 mg/L、262 mg/L、178 mg/L，去除率分為 95.3 %、96.2 %、97.4 %； Mg^{2+} 的分別濃度為 1,676 mg/L、1,156 mg/L、1,340 mg/L，經 40 分鐘處理濃度分為 20 mg/L、10 mg/L、28 mg/L，去除率分為 98.8 %、99.1 %、97.9 %。 Ca^{2+} 的各濃度為 216 mg/L、212 mg/L、181 mg/L，經 40 分鐘處理後濃度為 10 mg/L、8 mg/L、5 mg/L，去除率分為 95.4 %、96.2 %、97.2 %； Na^+ 的個別濃度為 312 mg/L、307 mg/L、

314 mg/L，40 分鐘後濃度為 90 mg/L、74 mg/L、65 mg/L，去除率分為 71.2 %、76.1 %、79.2 %，因此結果最好的溫度是在 35°C 下進行實驗。

5. 電透析 (ED) 每立方米水之處理固定成本費用約 4.42 元/ m³，操作維護費約 7.36 元/ m³，所以高導電度廢水處理費用共約為 11.78 元/ m³，其處理費用遠低於逆滲透 (RO) 處理費，因此電透析具有高經濟效益。



5.2 建議

1. 各廠區製程廢水也可以嘗試利用電透析進行導電度的降低及離子的去除，探討電透析在別種製程廢水離子去除效果。
2. 可利用不同的薄膜進行研討高導電度廢水經電透析處理時，對於高導電度的降低以及水中離子的去除效益是否有差異。
3. 使用薄膜 AC-110 進行電透析的處理時，將時間延長讓其中的離子提高去除效率。
4. 進行電透析實驗要注意廢水樣本的溫度，不能讓樣本溫度超過 40°C，以免傷害薄膜的損耗。



參考文獻

1. 行政院環保署，1991，“事業廢水之特性調查、管理及處理技術研究(事業廢水處理技術手冊)”。
2. 台灣區石化工業同業公會，1992，中華民國的石油化學工業。
3. 經濟部工業局編印，1993，“廢水處理常用化學藥劑工業污染防治技術手冊”，台北。
4. 方鴻源，1993，“煉油工業廢水處理及回用研究”，中原大學化學研究所博士論文。
5. 涂茂園，1994，“逆滲透及電透析”，石油季刊，30(3),第53-67頁。
6. 許永昌，1994，“交互式電透析系統在純水及廢水回收之應用”，化工技術，14,第105-109頁。
7. 楊子岳，1999，“桌上型快速薄膜試驗評估NF薄膜程序在表面水處理上之運用”國立成功大學環境工程學系碩士論文。
8. 張振章，1999，“染整產業排放水回收再利用技術開發”經濟部八十八年度科技研究發展專案計畫研究報告。
9. 日本造水促進中心，1999，“全世界脫鹽工廠設置狀況，造水技術”，25(2), 30-36頁。

10. 盧文章等，2000，“石化產業排放水回收技術”經濟部八十九年度科技研究發展專案計畫研究報告。
11. 經濟部工業局，2000，“廢水薄膜處理技術應用與推廣手冊”。周珊珊、廖啟鐘，2001，“電子相關產業清洗水循環再利用設備開發”，工研院環安中心研究報告。
12. 經濟部工業局，2002，“工業廢水電導度現況與處理技術研析”報告。
13. 陳見財，2002，“製造業放流水回收再利用案例探討”。
14. 梁德明、彭淑惠、陳致君、廖啟鐘、周珊珊，2003，“織布廠漿料廢水回收處理可行性研究”，第八屆水回收與再利用研討會。
15. 梁德明，2003，“電透析薄膜回收處理技術探討”，廢水三級處理相技術與實務講習會，財團法人，中技社綠色技術發展中心。
16. 梁德明，2003，“薄膜相關新技術用於電導度控制技術及處理成本分析”，排放水電導度控制技術講習會，財團法人中技社綠色技術發展中心。
17. 夏工傑、廖啟鐘、周珊珊，2004，“倒極式電透析(EDR)廢水脫鹽系統技術”，工研院環安中心研究報告。

18. 趙幼梅，2005，“工業廢水以EDR法脫鹽回收可行性研究”，中鋼新材料研究發展處研究報告。
19. 趙幼梅、吳政峰、楊澤沛，2005，“以倒極式電透析(EDR)法產製高純度水技術建立與應用”，中鋼新材料研究發展處研究報告。
20. 行政院環境署環境保護人員訓練所，2007，“無機性廢水處理”。
21. Allison, R.P.,1995,Electrodialysis reversal in water reuse applications. Desalination 103, pp11-18.
22. Aspden, J.D. & D.A..Swenepoel,1989,“Minimizing Liquid Discharge From Large Power Plants”,SAMSIG Conference,Wilderness, RSA November 1989.
23. Eckenfenfelder Jr.,1996,“Chemical/Petrochemical Wastewater Management-Past,Present And Future,” Wat.Sci.Tech., Vol.34, No.10, pp.1-7。
24. Gioli,P.,G.E.Silingardi,G.Ghiglio,1987,“High Quality water Refinery Waste”, Desalination Vol.67, pp 271–282.
25. Letterman,R.D.,1991,“Evaluation of Alternative Surface Water Treatment Technology,”Report to New York State Department of Health, Bureau of Public Water Supply Protection.。
26. Liang T.M., K.J.Hsia, C.C.Liao,S.H.Perng and S.S.Chou,2004, A Pilot Study of Electrodialysis Reversal to Reclaim Wastewater from a Petrochemical Factory, IWA Water World Congress, Marrakech, Morocco, September, 2004.

27. Olivieri, V.P., 1991, "Continuous Microfiltration of Surface Water," Proceedings of the AWWA 1991 Membrane Processes Conference, Orlando, Fla., p.385 .
28. Scott, K., 1995, "Handbook Industrial Membranes," Elsevier Science Publishers, Oxford, UK. .
29. Sadr Ghayeni, S.B., S.S. Madaeni, A.G. Fane, and R.P. Schneider, 1996, "Aspects of Microfiltration and Reverse Osmosis in Municipal Wastewater reuse," Desalination, vol.106, p.25 .
30. Schneider, B.M., R.A. Riddle, 1990, "New High Velocity Spiral Wound MF-UF-RO Element Design with a 'M' Path, Open Channel, Feed Separator", International Water Conference, 51 .
31. Schimmoler, L.J., 1995, "Performance of A FLOC Blanket Reactor-PAC-UF System for DOC Removal," In Proceeding AWWA Membrane Technology Conference, Reno, Nevada .
32. Takizawa, S., 1996, "Membrane Fouling Decrease by Micro-filtration with Ozone Scrubbing," Desalination vol. 106, pp. 423-426 .
33. Van der Hoek, J.P., D.O. Rijnbende, C.J.A. Lokin, P.A.C., Bonne, M.T. Loonen, and J.A.M.H. Hofman, 1998 Electrodialysis as an alternative for reverse osmosis in an integrated membrane system. Desalination 117, pp159-172.
34. Weber, Jr. W. J., and E. J. LeBoeuf, 1999 , "Processes for advanced treatment of water," Wat. Sci. Tech. Vol. 40, No. 4~5, pp.11-19 .
35. Yuasa, A., 1998, "Drinking Water Production By Coagulation-Microfilt

-ration And Adsorption-Ultrafiltration,” Wat. Sci. Tech. Vol.37, No.10,
pp.135-146 ◦

