

經濟部



154

中華民國111年6月
VOL.41 No.1 Jun.2022

Industrial Pollution Prevention and Control

工業污染防治



經濟部工業局 編印

INDUSTRIAL DEVELOPMENT BUREAU MINISTRY OF ECONOMIC AFFAIRS TAIWAN R.O.C.

154

工業污染防治

Industrial Pollution Prevention and Control

VOL.41 NO.1 Jun.2022 Taiwan R.O.C.



中華民國七十一年一月創刊

中華民國一十一年六月出刊

發行人：呂正華

總編輯：凌韻生

編輯審：江康鈺、吳義林、李公哲、林文印、林凱隆、凌永健、馬鴻文、
查委員：康世芳、張添晉、陳士賢、歐陽嶠暉、鄭福田、盧至人、魏榮宗
顧洋(依姓名筆畫順序)

企劃：陳良棟、曾志雄、王義基、洪萱芳

執行編輯：陳見財、吳宜樺、莊茂森、莊倫綱、陳筱薇、陳怡靜

發行所：經濟部工業局

出版所：經濟部工業局

台北市信義路三段41-3號

TEL：(02)2754-1255

FAX：(02)2704-3753

網址 <https://www.moeaidb.gov.tw/>

財團法人台灣產業服務基金會

台北市大安區106四維路198巷39弄14號1F

TEL：(02)2784-4188

FAX：(02)2784-4186

網址 <https://www.ftis.org.tw>

行政院新聞局出版事業登記證

局版臺誌第三一四七號

中華郵政北字〇五二七號

執照登記雜誌交寄

設計印刷：致琦企業股份有限公司

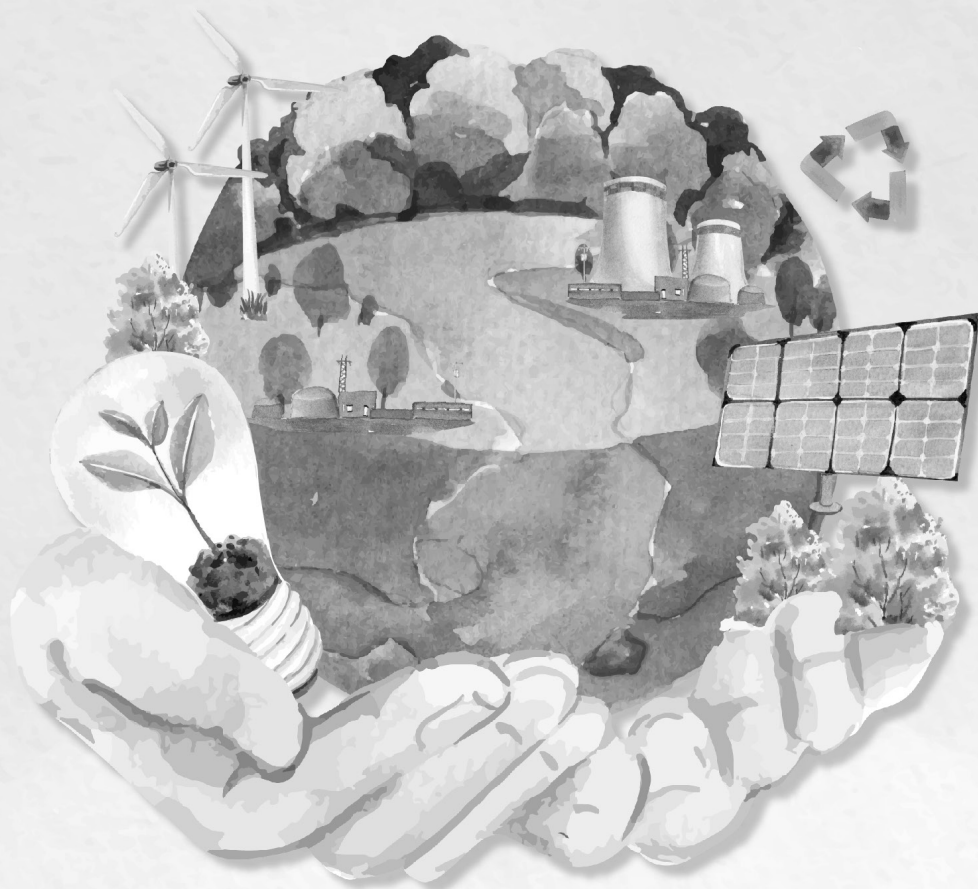
～ 本刊文章版權所有，非經同意不得轉載 ～

～ 本刊文稿屬個人學術發表，不代表經濟部工業局立場～



Industrial Pollution Prevention and Control

工業污染防治



154 工業污染防治

空氣污染與噪音類

橡膠廠 VOCs 廢氣處理及能源回收再利用

.....張光成、林聖庭 1

靜電集塵器改善提升集塵效率以降低粒狀物排放

.....蔡東昇、郭奇亮、張浣甄 19

廢棄物類

煉鋁集塵灰循環再生氫氧化鋁量產製程技術開發

.....陳俊良、梁智超、卓憲和、王多美、簡光勵、楊昇府 33

環境化學與微生物類

地下水水質監測與保護推動策略規劃

.....簡慧貞、蔡惠珍、陳俞穎、劉志忠 59

廢（污）水處理類

氣候變遷下污（廢）水處理的突破與創新

.....林志高、陳文興、Kasturi Dutta 83

活性污泥污水處理廠圓型二沉池迴流污泥管不同長度造成影響的探討

.....劉雅文、蕭宇展、蔣守銘、王進崇、陳伯珍 100

污水處理廠曝氣池分水井分水效果評估

.....張馨方、蔣守銘、桂國華、張達國、陳伯珍、薛富仁、陳建彰、游展豪 118

煉焦廢水生物處理系統新增脫氮功能之現地改造實務經驗

.....鄭竹逸、林炘勳、陳柏元 142

本期簡介

「工業污染防治」刊物（以下簡稱本刊物）自民國 71 年發刊至今，已出版 153 期，共刊載 1,810 篇技術論文，為目前環工界歷史最悠久之技術刊物，提供國內產、官、學、研環保人員之專業發表平台。

近年來，國內社會大眾、環保團體及輿情均相當重視各項環保議題，且中央及地方環保主管機關亦積極制修定環保法規。產業界為因應此趨勢與符合法規要求，需多元落實各類工業污染防治（制）技術，據以改善製程及提升管末處理設施效能。為響應環保，本刊物以電子化方式，置於工業局永續發展組委辦之「產業綠色技術資訊網」，供各界瀏覽下載。

111 年度之文稿範疇包含空污（跨媒介）整治及案例、節水廢水回收再利用、廢水氨氮及重金屬處理技術、綠色材料與永續物料管理、土壤與地下水整治、毒性化學物質管理、再生能源發展與應用、永續發展策略、生命週期評估及淨零碳排。本期共收錄 8 篇，分別撰述「橡膠廠 VOCs 廢氣處理及能源回收再利用」、「靜電集塵器改善提升集塵效率以降低粒狀物排放」、「煉鋁集塵灰循環再生氫氧化鋁量產製程技術開發」、「地下水水質監測與保護推動策略規劃」、「氣候變遷下污（廢）水處理的突破與創新」、「活性污泥污水處理廠圓型二沉池迴流污泥管不同長度造成影響的探討」、「污水處理廠曝氣池分水井分水效果評估」及「煉焦廢水生物處理系統新增脫氮功能之現地改造實務經驗」，作者慨賜宏文，提供寶貴經驗，特此致謝。

空氣污染與噪音類

橡膠廠 VOCs 廢氣處理及能源回收再利用

張光成*、林聖庭**

摘 要

環球橡膠公司製程產生的高濃度 VOCs 廢氣 (Volatile Organic Compounds, 揮發性有機化合物, 濃度約數千~數十萬 ppmv) 與低濃度 VOCs 廢氣 (3,000 ppmv 以下), 早年分別設置高空廢氣燃燒塔 (以下簡稱 Flare) 處理高濃度 VOCs 以及蓄熱式催化氧化爐 (Regenerative Catalytic Oxidizer, 以下簡稱 RCO) 處理低濃度 VOCs 廢氣。自 2015 年起設置 1 座附設鍋爐的蓄熱再生式氧化爐 (Regenerative Thermal Oxidizer, 以下簡稱 RTO#1 鍋爐), 規劃逐步將高濃度 VOCs 由高空廢氣燃燒塔轉移至 RTO#1 鍋爐進行處理並回收餘熱產生蒸汽, 以符合環保法規要求。

考量未來製程產能擴大將增加 VOCs 廢氣排放, 以及 RTO#1 鍋爐仍需與 RCO 爐輪流交替操作, 以處理低濃度 VOCs 廢氣, 因此, 於 2021 年新設 1 套具有高溫脈衝波反應器 (Pulse Detonation Reactor, PDR) 技術的 RTO#2 鍋爐 (PDR-RTO), 並改良廢熱鍋爐設置位置, 亦設置自動清灰系統, 能減少系統停俾清灰的頻率, 增加操作彈性。同時, 也透過 PDR 將高濃度 VOCs 在反應器內部連續週期性的爆轟反應, 將 VOCs 預先破壞、再利用 RTO 技術進行熱氧化處理, 所產生的高溫氣體再經過廢熱回收鍋爐產生蒸汽, 減少廠內對外採購蒸汽需求, 並降低處理廢氣所需之天然氣使用量。這套 PDR-RTO 系統, 經過驗證可以達成以下目標: (1) 安全且有效的分流、同步處理高濃度 VOCs 廢氣及低濃度 VOCs 廢氣; (2) 整體 VOCs 破壞效率高於法規要求的

2 橡膠廠 VOCs 廢氣處理及能源回收再利用

95% 以上；(3) 能有效回收能源供應廠內使用，達成污染防治目標以外，更符合節能、減碳、創造經濟效益的循環經濟目標。

【關鍵字】VOCs廢氣處理、能源回收、高溫脈衝波反應器、RTO、節能減碳

* 環球橡膠股份有限公司小港廠

主任

** 環球橡膠股份有限公司小港廠

廠長

一、前言

由於 VOCs 廢氣有成分複雜、易燃易爆、具毒害性、且伴隨有臭味的特性，加上橡膠廠製程 VOCs 廢氣常有濃度快速變化、流量快速變化之情形，產業界經常面對污染防治設備意外頻傳的困擾。傳統上，VOCs 廢氣常使用「蓄熱再生型氧化爐」(RTO) 或「蓄熱再生型催化氧化爐」(RCO) 處理，但是高濃度 VOCs 廢氣若使用空氣或低濃度 VOCs 稀釋，很容易發生爆炸危害，所以國際健康安全協會 (HSE) (Newsholm, 2004) 及美國化工協會 (AIChE) (Walsileski, 2005; Walsileski, 2007) 均強烈建議：「高低濃度 VOCs 廢氣必須分流處理，且使用傳統的 RTO/RCO 處理 VOCs 廢氣時，濃度不宜超過 LEL(爆炸下限) 的 25%」。

環球橡膠公司小港廠 (以下簡稱本廠) 主要生產流程及原有 VOCs 廢氣處理系統，如圖 1 所示，主要廢氣來源為：(1) 各產線的批次式反應器因生產操作產生的高濃度 VOCs 廢氣及 (2) 工廠後處理區製程產生的低濃度 VOCs 廢氣。VOCs 廢氣在廠區內分為高濃度廢氣收集管線與低濃度廢氣收集管線，分流收集，以獨立管線送至 VOCs 廢氣處理及能源回收設備處理：

1. 高濃度 VOCs 廢氣：濃度由 5,000 ppmv 至數十萬 ppmv；典型的高濃度 VOCs 廢氣平均濃度及平均熱值變化如圖 2 所示，其特性是濃度變化快速、流量變化快速；主要來源為化學品貯存槽排氣、反應器置換氣等；每日的平均濃度與熱值也變化極大；圖 2 顯示高濃度 VOCs 廢氣的日平均熱值於 2021 年 7 月 26 日出現峰值時，但是濃度卻無類似趨勢，這正是化工廠高濃度廢氣的特性，其發生原因係廠內反應器生產置換氣批次排氣量較大，導致全日平均熱值較高所致；高濃度 VOCs 處理設備必須面對 VOCs 組成變化快速、濃度變化快速、流量變化快速的特性；例如，每隔一段時間，聚合反應器需要排氣置換時，不同溶劑貯存槽槽車進料時，都會產生熱值與濃度及流量的變化。
2. 低濃度 VOCs 廢氣：典型的濃度在 3,000 ppmv 或 5,000 mg/Nm³ 以下；其濃度與流量雖然隨季節、產品生產及系統負載而有變化，但其變化溫和且相對穩定。

4 橡膠廠 VOCs 廢氣處理及能源回收再利用

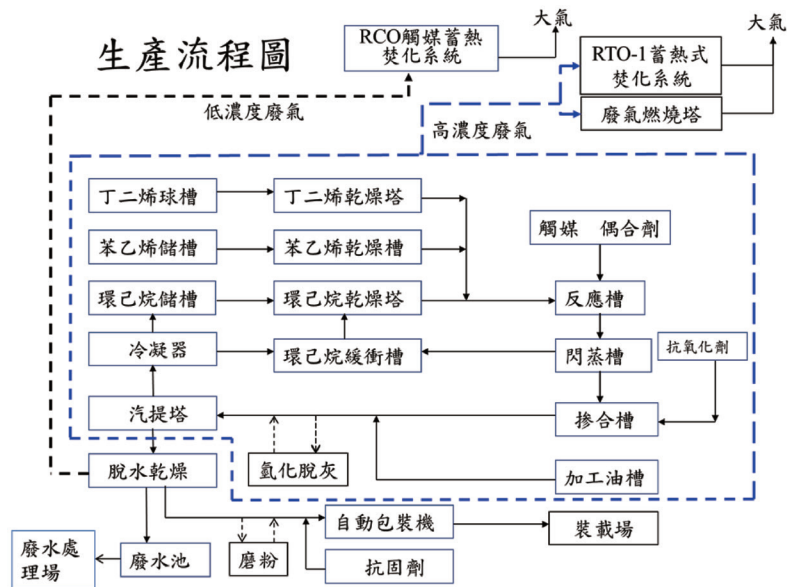


圖 1 本廠原有主要生產流程圖

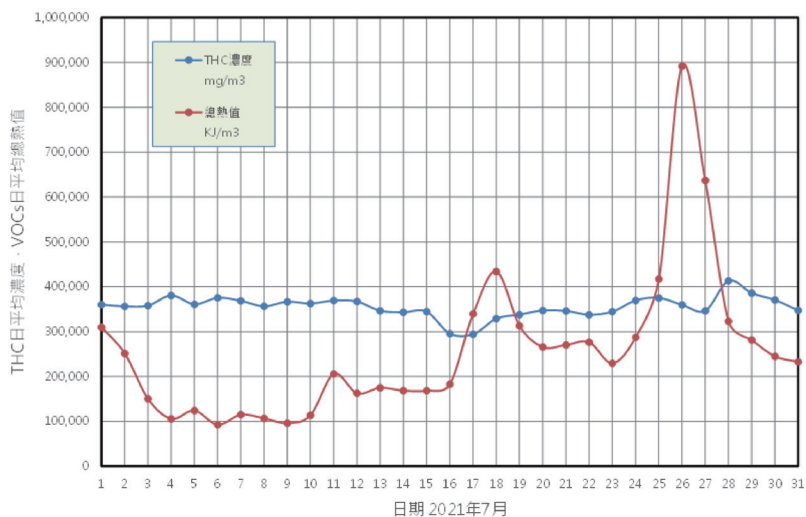


圖 2 典型的高濃度 VOCs 廢氣日平均濃度與熱值

註：原彩圖請至產業綠色技術資訊網站下載 <https://proj.ftis.org.tw/eta/index.aspx>

由於高濃度 VOCs 廢氣多為間歇性不連續操作排放，正常操作條件下，每小時約產出 $500 \sim 1,500 \text{ Nm}^3$ 的廢氣，這些高濃度 VOCs 廢氣原始處理方式是經過廠內的高空廢氣燃燒塔混合低壓蒸汽以燃燒的方式處理後直接對空排放，但這種處理方式卻又常常因為 VOCs 瞬間流量及濃度變化過大，使高空廢氣燃燒塔熄火或有燃燒不完全的困擾。

工廠後處理區隧道爐排氣的低濃度 VOCs 廢氣原始情況是直接進入廠內的 RCO 廢氣處理設施進行熱氧化分解，以目前產線的生產量預估，每小時約產出 $30,000 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ 的廢氣，而 RCO 的燃燒室溫度正常操作下約控制在 $400 \sim 500^\circ\text{C}$ ，出口溫度理論上則是控制在 120°C 以下。但是實際上 RCO 系統在處理橡膠廠低濃度 VOCs 廢氣時，由於 VOCs 廢氣濃度變化，加上催化氧化反應屬於放熱反應，兩者交互影響下，常常使得 RCO 爐內累積廢熱無法移除，故偶爾會發生 RCO 系統超溫跳車狀況。鑒於 RCO 廢氣處理設施焚燒處理能力受到系統超溫、處理風量等條件限制影響，因此，新設 1 套處理能力更大、去除效率更高且能穩定運轉的廢氣處理設施成為本廠投資改善的目標。

二、處理技術沿革

由於產業界處理 VOCs 廢氣經常面對回火、閃燃、爆炸意外的情況 (Walsileski, 2005 ; Walsileski, 2007 ; Windhorst, 2004 ; Ennis 2004 ; 張榮興, 2017) 本廠為了解決高濃度 VOCs 廢氣處理的問題，在選擇可用處理技術時，最主要的考量點是：(1) 要選擇或參與開發具有安全性與可靠性的技術、(2) 要能有效回收能源達成節能減碳的循環經濟目標。在 2015 年經過嚴格評選後，決定引進奧特拉斯公司的技術，新建第一代 RTO 處理設備，其爐體區設計小型廢熱鍋爐，規劃在處理 VOCs 時能回收廢熱，並產生蒸汽。雖然第一代 RTO#1 鍋爐有達成預計效果，但經過數年的操作，發現當廢氣因濃度或流量減少時，RTO#1 鍋爐的操作溫度會因鍋爐的循環水而驟降，導致燃燒機需要補充天然氣以維持 RTO#1 鍋爐的操作溫度。

6 橡膠廠 VOCs 廢氣處理及能源回收再利用

第一代 RTO#1 經過測試驗證性能後，決定這套系統主要作為廠區高濃度 VOCs 廢氣的處理設備，經歷多年的現場操作測試、測試調整、局部修正，經過幾年的耐受性考驗與使用，驗證了這項技術的可靠性及安全性。

在 2020 年，本公司為了配合政府全面提升 VOCs 廢氣管制，考量未來製程產能擴大將增加 VOCs 廢氣排放，以及現有 RTO#1 鍋爐仍需與 RCO 爐輪流交替，以處理低濃度 VOCs 廢氣，因此，決定新設 1 套具有高溫脈衝波反應器技術 (Pulse Detonation Reactor，以下簡稱 PDR) 的 RTO#2 鍋爐；引進奧特拉斯公司的專利技術 (張榮興，2017；張榮興，2012) 推動第二代 PDR-RTO 建設案，改善計畫如圖 3 所示。

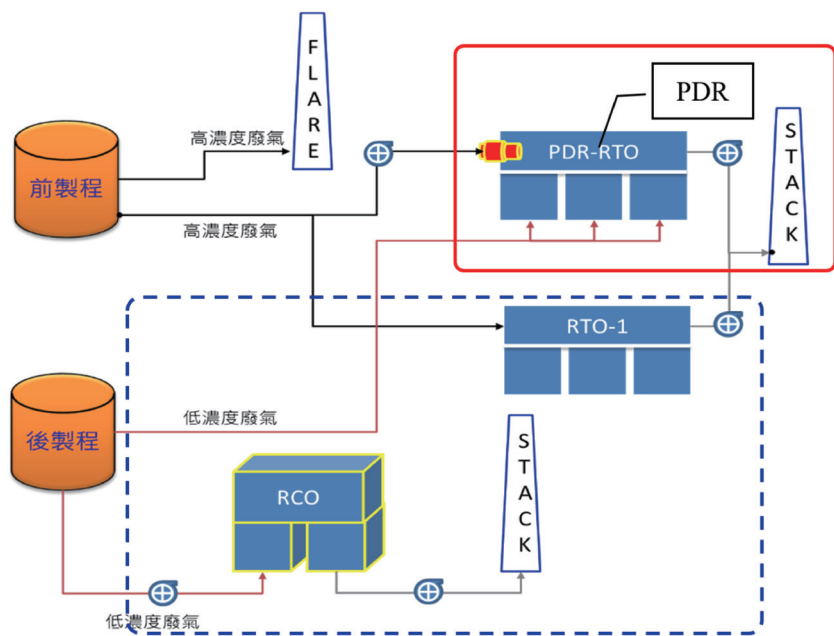


圖 3 改善計畫示意圖 (藍色虛線：改善前、紅色實線：改善後)

註：原彩圖請至產業綠色技術資訊網站下載 <https://proj.ftis.org.tw/eta/index.aspx>

經過與承包商奧特拉斯公司進行了詳細的研討規劃後，決定對新系統作多項設備調整與系統優化。其中包含 PDR 的傳熱技術優化、新一代雙重碟片舉升閥的開發、更周全的火焰防阻保護等。為了更安全且有效的處理 VOCs 廢氣，本公司在規劃設計興建 PDR-RTO 系統時，即採用全面性的製程安全性評估與風險分析 (HAZOP)，敦聘製程安全評估領域專家學者臨廠指導；而在製程安全設備採用上除了參考各項國際標準進行設計，並選用奧特拉斯公司獨家設計的防爆轟型火焰防阻器（包含 RTO 3 個入口及三向閥直徑達 2000 mm 的大型火焰防阻器共 4 組、高濃度 VOCs 廢氣的管道火焰防阻器）及 VOCs 廢氣的管道上設置附有火焰防阻芯件的防火焰型安全破裂片以確保系統操作安全性。於 2021 年中，完成第二套 VOCs 廢氣處理及能源回收 PDR-RTO 系統的建設，經過調試與性能測試合格後，正式投入現場使用。

此計畫提升了原有 RTO#1 鍋爐的性能，改良鍋爐的設置位置，藉此利用鍋爐來調控高溫燃燒室的溫度；當高濃度廢氣減少時，系統處理後的尾氣可循 RTO 傳統路徑由陶瓷蓄熱材回收因燃燒產生的廢熱；若高濃度廢氣增加時，則藉由 PDR 的連鎖爆轟反應產生大量的餘熱可使燃燒室的溫度維持在最佳操作溫度，處理後的餘熱除了可以經由蓄熱材吸收轉換為下一循環的進氣預熱的熱源，並減少原 RTO#1 鍋爐為維持操作條件所消耗的天然氣。

本計畫主要關鍵節能減碳技術為利用高溫脈衝波反應器 (PDR) 處理高濃度 VOCs 廢氣，以可控制的週期性爆轟反應將有機廢氣預先破壞分解其結構、使其爆炸風險消除，再與低濃度的 VOCs 廢氣一同在高溫燃燒室進行最終高溫氧化、破壞分解，高溫氧化後產生的廢熱再由 RTO 的蓄熱艙內的陶瓷蓄熱材吸附回收，或利用第四艙的廢熱回收鍋爐回收熱能產生蒸汽供應廠內製程使用。

三、高溫脈衝波反應器 (PDR)

PDR 技術的發明基本原理係在可控制的空間、利用可控制的逆流爆轟技術 (Countercurrent Detonation)，進行 VOCs 廢氣的破壞分解。爆轟技術是 19 世紀化學家就已經發現的物理現象。近年來，因超高速飛行器及航天飛行器需要使用爆轟引擎

(Pulse Detonation Engine), 使得爆轟技術備受科技研發單位矚目。奧特拉斯公司利用的逆流爆轟技術發展出可用於 VOCs 廢氣處理的專利高溫脈衝波反應器 PDR, 並獲得台灣及中國多項專利; 爆轟技術的能量密度約為傳統燃燒技術的 1 億倍, 其燃料點火模式近似超音速爆轟噴射機引擎, 爆轟引發的高溫脈衝波能將 VOCs 污染物徹底破壞, 而且操作安全、性能穩定, 能夠安全且有效的解決 VOCs 廢氣濃度變化對火焰穩定性及焚化破壞率的影響。

PDR 的操作程序如圖 4 所示, VOCs 廢氣導入 PDR 經火星塞點火後, 會逆流產生週期性的高溫高壓爆轟衝擊波。利用這項專利技術開發成功的「高溫脈衝波反應器」典型外觀如圖 5 所示, 可利用法蘭安裝在熱處理設備上, 安全處理高濃度 VOCs 廢氣。PDR 系統由於能量密度遠高於傳統燃燒技術, 且高溫、高壓爆轟衝擊波本身的波動傳遞速度高達每秒 2,000 公尺以上、在衝擊波內部的溫度超過 2,000 °C、壓力超過 1.5 MPa, 對於 VOCs 廢氣的流量變化、濃度變化均不會受到明顯影響 (張榮興, 2017), 因此, 在處理高濃度 VOCs 氣體時, 可以承受瞬間的超載操作、流量快速變化、濃度快速變化、熱值的快速變化, 可以安全面對 VOCs 廢氣濃度及流量的快速變化, 因此, 將 PDR 與現有之各種 VOCs 熱處理技術 (包含 RTO、DFTO、焚化爐) 結合, 更能發揮其優點。

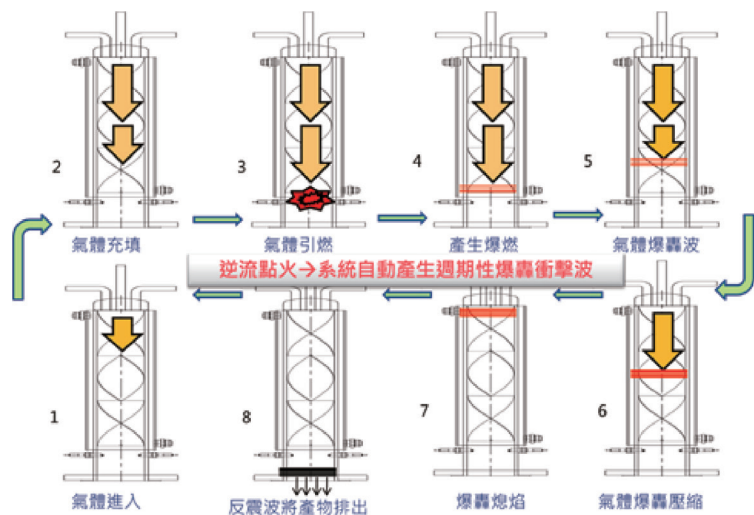


圖 4 脈衝波爆轟反應器 (PDR) 操作程序簡圖 (張榮興, 2012)

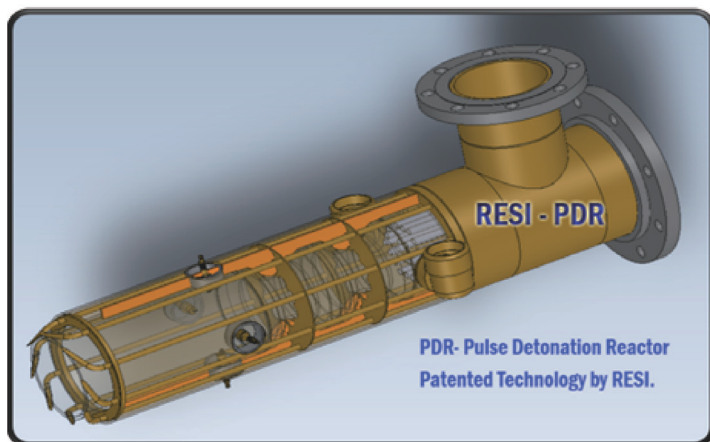


圖 5 脈衝波爆轟反應器 (PDR) 外觀圖 (張榮興, 2017)

PDR 設備主要用於處理安全疑慮最高、易燃、易爆的高濃度 VOCs 廢氣；因此，本廠在系統設計時，針對安全保護、可靠性設計上，特別講究。在系統組態上，高濃度 VOCs 廢氣先經過奧特拉斯公司特別設計的防爆水封槽作安全防護；防爆水封槽設有氣體分散裝置、阻火元件，提供第一層保護。高濃度 VOCs 廢氣再經防爆型全密封增壓風機增壓後，送至 PDR 處理；在增壓風機前端設有防爆轟型火焰防阻器保護，在每一個 PDR 入口也都設有防爆轟型火焰防阻器保護。此外，PDR 點火元件特別開發高精度電流檢測元件，隨時監控點火元件的操作狀況，確保系統的高度安全性。

四、結合高溫脈衝波反應器的蓄熱式 燃燒爐 (PDR-RTO)

本廠所採用的 PDR-RTO 鍋爐係「脈衝波爆轟反應器 PDR」與傳統「蓄熱再生型氧化爐 RTO」，加上廢熱鍋爐進行餘熱回收產生蒸汽的整合應用，此系統同時也可以針對 VOCs 廢氣的流量及濃度變化，自動調整操作模式，達成以下目標：(1) 有效回收餘熱產生蒸汽，(2) 有效調控高溫燃燒室的溫度，避免燃燒室因過熱造成系統跳車，(3) 穩定調控系統操作條件，確保 VOCs 破壞去除率維持在 95% 以上。另外，全系統採用負壓操作避免洩漏，以及在關鍵設備節點加裝火焰防阻器或防爆破裂片，使製程操作安全得到 100% 的保障。

本技術所應用的脈衝式爆轟反應器蓄熱再生型氧化爐 (PDR-RTO)，包含 1 組三槽式蓄熱再生型氧化爐 RTO 系統、2 組共 6 個 PDR 高溫脈衝波反應器、1 套水管式廢熱回收鍋爐以及周邊配套安全設備。其中，RTO 具有 3 個裝有模組化蜂巢狀陶瓷蓄熱材料的蓄熱槽、1 個高溫氧化室、及 2 組低 NO_x 天然氣燃燒機。這種結合高溫脈衝波反應器的三槽式蓄熱再生型氧化爐 PDR-RTO 基本運作原理如圖 6 所示。

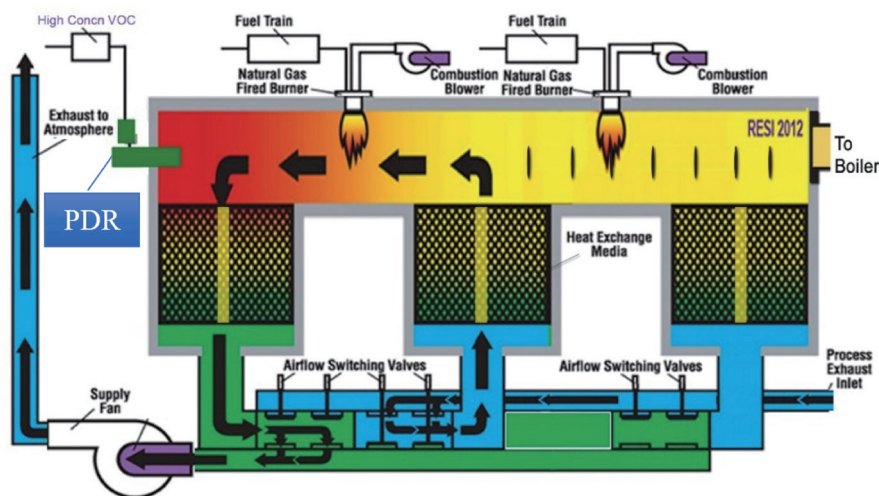


圖 6 高溫脈衝波反應器 PDR-RTO 的基本運作原理 (張榮興, 2017)

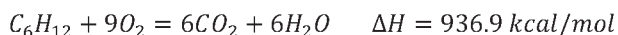
含有低濃度 VOCs 的廢氣首先經過 1 個已經預熱的陶瓷蓄熱材料填充床，吸收陶瓷材料的能量，被加熱到超過 750℃ 以上，廢氣隨後進入高溫燃燒室進行氧化處理，PDR-RTO 的設計讓 VOCs 廢氣在高溫燃燒室中至少滯留 2 秒鐘以上，以確保 VOCs 的破壞去除效率；燃燒後的高溫廢氣再流經另一個陶瓷蓄熱材料填充床，交出能量將陶瓷材料加熱，使得廢氣的能量被蓄存在陶瓷材料內。經過一定時間後 (約 120 ~ 300 秒鐘)，蓄熱床的進出床互相交替，原先用以進氣加熱的蓄熱床，在能量被交換吸收後替換成清洗床；已經清洗潔淨的清洗床替換成出氣床，以吸收蓄積高溫廢氣處理後的熱能。利用這種操作方式，將能量蓄存、交換的方式，可以使三槽式蓄熱再生型氧化爐 RTO 的能源回收率能達到 95% 以上的目的，並且不會產生蓄熱床替換導致 VOCs 廢氣逸出的困擾。

含有高濃度 VOCs 的廢氣，則經安裝在燃燒室的高溫脈衝波反應器 PDR，利用高壓火星塞點火，產生逆流高壓高溫爆轟脈衝波加以處理。因高壓高溫爆轟脈衝波的能量密度為傳統燃燒的 108 倍，且爆轟波速度高達 2,000 m/s，溫度超過 2,000℃，氧化反應速度極快，可將高濃度 VOCs 成分有效破壞，不受濃度與流量變化而有限制，並能防止發生回火、燃爆意外發生。

PDR-RTO 系統搭配前處理系統與廢熱回收鍋爐系統的周邊設備，包含臥式旋風洗滌塔（用於低濃度 VOCs 廢氣的膠沫與水分去除，兼防爆水封之用）、防爆水封槽（用於高濃度 VOCs 廢氣）、軟水系統（鍋爐配套設備）、除離子水系統（PDR 間接冷卻用）、水管式鍋爐給水及加藥系統等設備。

PDR-RTO 系統採用 2 部天然氣燃燒機作為系統啟動烘爐階段的加熱源，待系統啟動完成，即 RTO 燃燒室溫度達到設定值 850℃，便可以分別導入低濃度 VOCs 及高濃度 VOCs 進行焚燒處理。因為高濃度 VOCs 會先通過 PDR 反應器預處理，高濃度 VOCs 反應器的爆轟反應會伴隨生成大量熱量，使得燃燒室溫度維持在 850~1,200℃，讓 VOCs 廢氣安全的徹底氧化。

本廠 VOCs 廢氣主要成分為環己烷，其氧化反應方程式為：



根據氧化反應平衡計算，假設使用單純的 RTO 且 VOCs 廢氣入口溫度為 50℃，系統氧化燃燒室的操作溫度為 900℃，則蓄熱室在舉升閥出口的平衡溫度如圖 7 所示，其中 T_{swap} 為閥門切換設定溫度， $\langle T \rangle$ 為閥門出口平均溫度；當 VOCs 廢氣濃度為 2,000 mg/Nm³ 時，出口平均溫度為 120℃，閥門切換溫度必須高達 191℃，否則 RTO 內部溫度會因為熱量排除不足，導致溫度逐漸上升。當 VOCs 廢氣濃度為 4,000 mg/Nm³ 時，出口平均溫度為 189℃，閥門切換溫度必須高達 329℃，否則 RTO 內部溫度會因為熱量排除不足，導致溫度逐漸上升。本廠低濃度 VOCs 廢氣常態濃度約為 3,000~5,000 mg/Nm³，亦即在常態操作條件下，若無熱量排除機制，系統一定會逐漸超溫失控，因此，設計廢熱回收系統確實有其必要性。

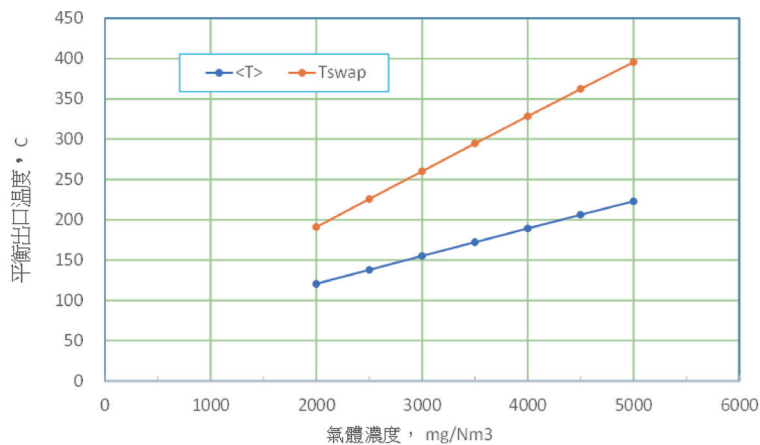


圖 7 環己烷的氧化能量釋放

註：原彩圖請至產業綠色技術資訊網站下載 <https://proj.ftis.org.tw/eta/index.aspx>

為使系統運作參數能持續優化，本系統另裝設包含各種運作所需公用資源的計量表、VOCs 的濃度與流量監控表，並將其匯流至 DCS 中，使用資料庫計算操作平均值，以獲得常態操作參數，若有大幅度偏離正常情況，會產生自動警報由人工進行處理，對未來產線設備保養、製程持續優化，乃至於未來工業 4.0 的產線自動化，均能有正面幫助。

五、控制系統與操作特性

PDR-RTO 設備除了主體設備採用防爆設計以外，也採用嚴謹的自動化控制系統，架構上採用 1 套雙 CPU 的容餘 PLC 負責程序控制、1 套經過 SIL 認證的安全 PLC 負責系統的安全連鎖自動控制；所有類比訊號均經過安全隔離柵與 PLC 通訊，所有數位訊號均經過安全繼電器與 PLC 通訊。系統儀表均採用 SIL 認證的本安型防爆儀表、轉動機械使用具有 TS 防爆認證的馬達、定位器使用防爆定位器、採用防爆接線器具及火焰防阻器，構成 1 套安全的 VOCs 廢氣處理系統。另外，重要控制迴路採用橫河單迴路控制器，負擔第一線的操作條件控制。PLC 負擔程序控制與安全連鎖；圖控人機界面提供訊息溝通界面。

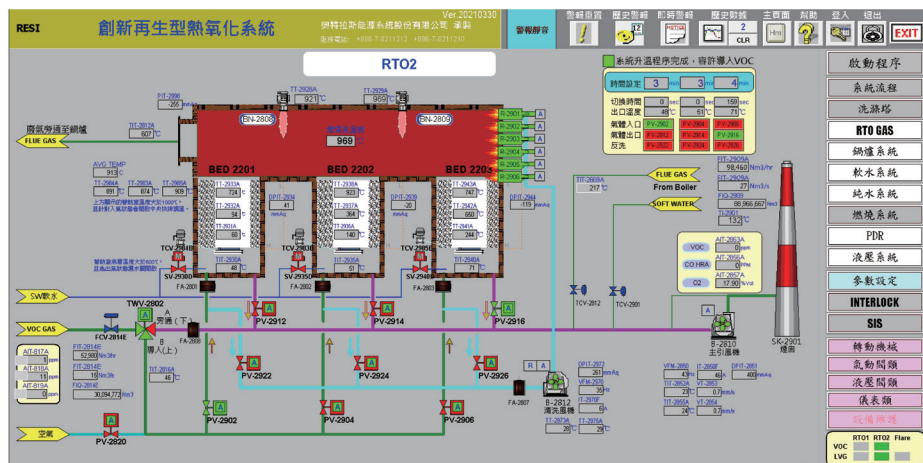


圖 8 PDR-RTO 控制畫面 (1)RTO 控制

註：圖 8~ 圖 12 原彩圖請至產業綠色技術資訊網站下載 <https://proj.ftis.org.tw/eta/index.aspx>

PDR-RTO 系統中 VOCs 廢氣主要流程的控制畫面如圖 8 所示，蓄熱床的切換是以出口溫度及切換時間作控制，各蓄熱床可以獨立設定舉升閥切換時間，控制畫面可以即時顯示閥門切換狀態、蓄熱床及燃燒室溫度分佈，風車電流 / 軸承溫度 / 震動值。圖 8 顯示燃燒室的即時平均操作溫度為 969℃。為了確保系統能獲得最佳的破壞去除效率，本廠採用洩漏率低於 0.01% 的雙重金屬硬密封舉升閥作為 VOCs 廢氣切換閥門，搭配足夠的燃燒室滯留時間、較高的操作溫度，達成高破壞效率。RTO 的能源回收效率是以燃燒室溫度 (T_c)、RTO 入口溫度 (T_i) 及 RTO 蓄熱床出口溫度 (T_o) 計算，以操作數據燃燒室溫度達 950℃，RTO 入口溫度約為 50℃，蓄熱床出口平均溫度 90℃ 以下，蓄熱床的能源回收效率 E_{ERTO} 約為 95.6%：

$$E_{RTO} = \frac{T_c - T_o}{T_c - T_i} \times 100\% = \frac{950 - 90}{950 - 50} \times 100\% = 95.6\%$$

圖 9 為 PDR-RTO 系統的燃燒機控制畫面，所有燃料系統均採用符合 NFPA 及 ISA 規範的雙重遮斷閥，搭配嚴謹的安全連鎖，確保系統的操作安全。

14 橡膠廠 VOCs 廢氣處理及能源回收再利用

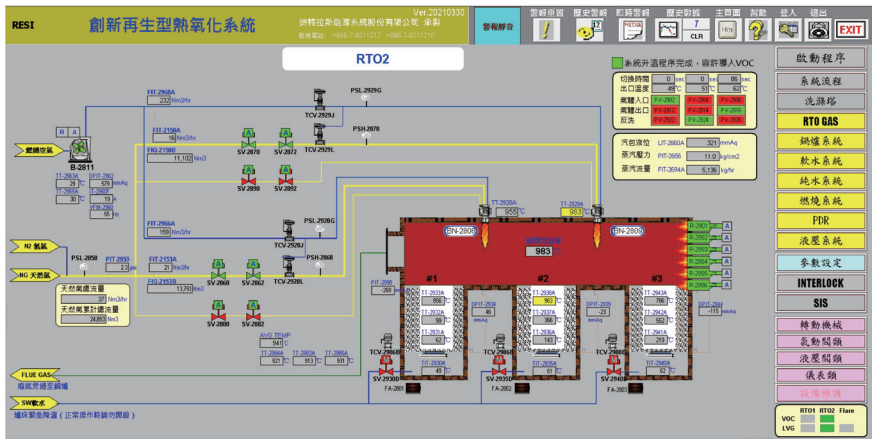


圖 9 PDR-RTO 控制畫面 (2) 燃燒機控制

PDR-RTO 系統中高濃度 VOCs 廢氣使用 PDR 處理的流程控制畫面如圖 10 所示，共使用了 2 組 PDR 模組，每一模組有 3 支高溫脈衝波反應器 PDR。高濃度 VOCs 廢氣經增壓風車 B-2800 增壓後，送至 PDR 處理。高濃度 VOCs 廢氣除了管道系統上安裝火焰防阻器，在每支 PDR 入口側也都安裝了防爆轟型火焰防阻器。PLC 控制系統管制系統的安全操作，所有高濃度 VOCs 廢氣的遮斷均採用符合 NFPA、API 及 ISA 規範的雙重遮斷閥，確保系統的操作安全。

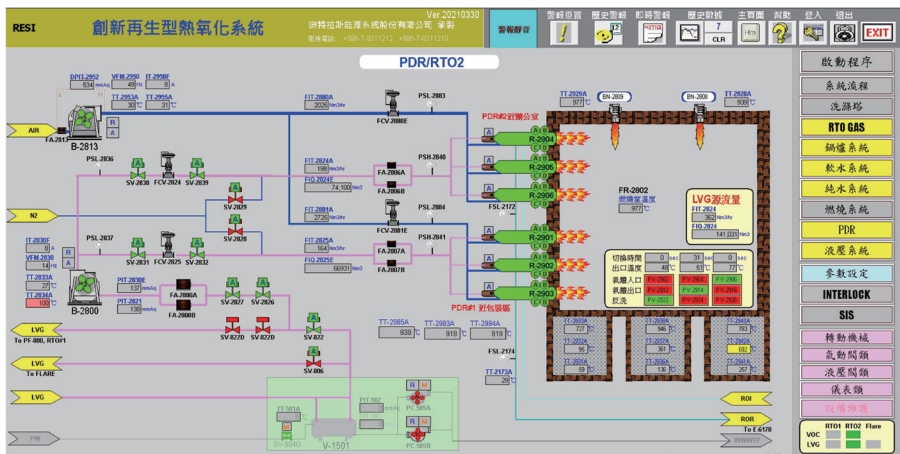
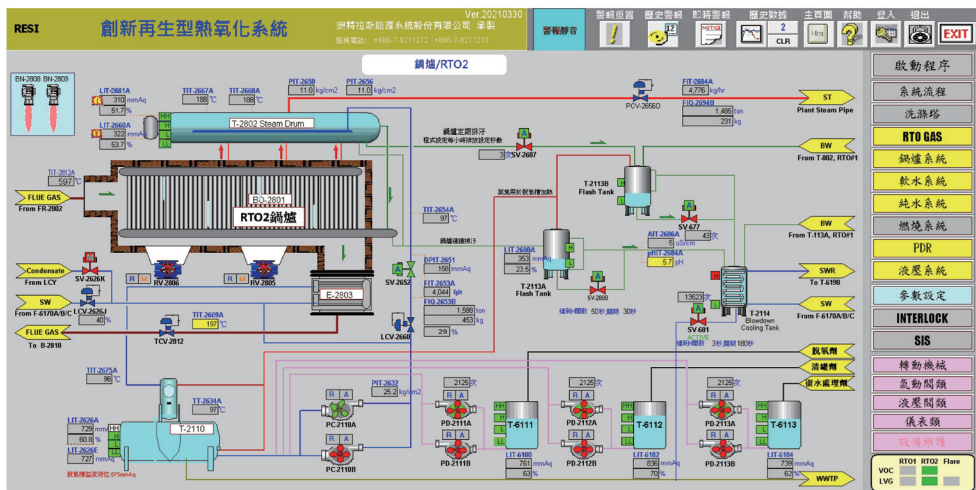


圖 10 PDR-RTO 控制畫面 (3)PDR 控制

圖 11 為 PDR-RTO 系統的廢熱回收鍋爐控制畫面，由於本廠處理廢氣含有流量及濃度相對穩定的低濃度 VOCs 廢氣，同時含有濃度快速變化、流量快速變化的高濃度 VOCs 廢氣，使得廢熱回收鍋爐的負載隨時可能快速變化，使用火管式鍋爐很容易造成意外，因此，選用建設成本較高的水管式鍋爐，並加大汽包的尺寸，使得鍋爐具有較佳可控制性。在鍋爐出口，安裝一組節熱器，有效回收能源，降低排氣溫度。PDR-RTO 系統的廢熱回收鍋爐設計最高處理容量為產生 10 Ton/hr 蒸汽，本廠目前操作產汽 4 ~ 8 Tons/hr，蒸汽產量受 VOCs 廢氣濃度及流量變化影響。

PDR-RTO 系統在建設初期就經過嚴謹的 HAZOP 分析，針對設計上需要特別注意的節點，並經過 LOPA 對策分析，據此設計安全連鎖系統；圖 12 為圖控系統上的安全連鎖表，在系統作動安全連鎖時，能明確顯示各個安全連鎖閥門、轉動機械的起停、閥門開關與切換、燃燒機的開關狀態。



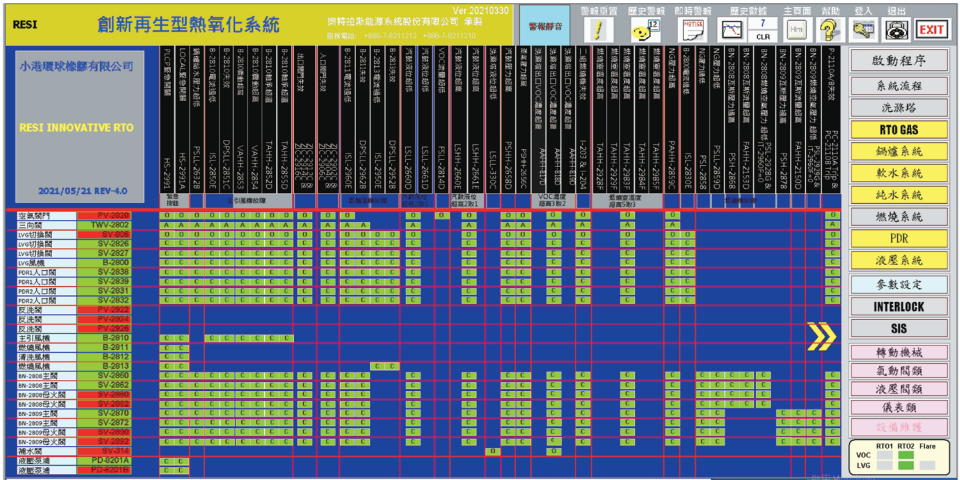


圖 12 PDR-RT0 控制畫面 (5) 安全連鎖表

六、系統性能評估

PDR-RT0 系統的典型高濃度廢氣組成及熱值，如圖 2 所示。THC 月平均濃度為 35.5%，最高日平均濃度為 41.33%，最小日平均濃度為 29.4%。總熱值的月平均值為 257,187KJ/m³，最高日平均熱值為 891,881 KJ/m³，最低日平均熱值為 92,637 KJ/m³，日平均值波動幅度極大；由原始的 GC 數據顯示，高濃度 VOCs 廢氣的瞬間濃度與熱值變化更是激烈。

PDR-RT0 系統的處理採樣分析結果顯示，VOCs 廢氣的入口濃度採樣 THC 濃度範圍為 2,811~3,660 mg/m³，設備出口濃度採樣分析結果為 0.52~14 mg/m³，破壞去除效率測試結果優於環保主管單位要求的 95% 以上破壞去除效率。能源回收效率則視進料濃度及流量機動調節，提供生產工廠使用，展現減碳及能源回收的循環經濟效益。

七、結語

本廠考量未來製程產能擴大將增加 VOCs 廢氣排放，於 2020~2021 年新設具有高溫脈衝波反應器技術的 PDR-RTO 系統，透過 PDR 將高濃度 VOCs 在反應器內部連續週期性的爆轟反應，將 VOCs 預先破壞，然後利用 RTO 技術進行熱氧化處理，低濃度 VOCs 廢氣直接導入 RTO 處理；所產生的高溫氣體再經過廢熱回收鍋爐產生蒸汽，減少廠內對外採購蒸汽的部分需求，並降低處理廢氣所需之天然氣使用量。這套 PDR-RTO 系統，經過驗證可以達成以下的設定目標：(1) 可以安全有效的處理濃度及流量都會快速變化的高濃度 VOCs 廢氣及廠區產生的低濃度 VOCs 廢氣；(2) 整體 VOCs 廢氣的破壞效率經過驗證均高於法定效率 95% 以上；(3) 系統能夠有效的回收能源供應廠內使用，達成污染防治目標以外，更符合節能、減碳、創造經濟效益的循環經濟目標。

致謝

「脈衝式爆轟反應器蓄熱再生型氧化爐 (PDR-RTO) 應用於 VOCs 熱回收技術改善計畫」：承蒙經濟部工業局產業低碳科技應用補助計畫 (編號 E10900040001-13) 補助。

參考文獻

- 張榮興、黃承榮、許文彥，化工企業的 VOCs 廢氣處理系統爆炸原因分析及預防對策，奧特拉斯股份有限公司，AIT Report 20170301.R0, 2017; 台灣化學工程師學會，VOCs 廢氣安全處理技術講習會，2017.
- 張榮興，高濃度 VOCs 廢氣安全處理技術 -- 高溫脈衝波反應器，奧特拉斯股份有限公司，AIT Report 20170303.R0, 2017; 台灣化學工程師學會，VOCs 廢氣安全處理技術講習會，2017.

18 橡膠廠 VOCs 廢氣處理及能源回收再利用

張榮興，一種使用氣體逆流爆轟衝擊波的連續化學反應方法及應用該方法之爆轟反應器，中華民國專利，I 448657，2012.

張榮興，一種連續化學反應方法及應用該方法之爆轟反應器，中國發明專利，ZL 2012 1 0143533.6，2012.

張榮興，一種揮發性有機化學廢氣處理並回收能源的方法及使用該方法的蓄熱再生氧化型蒸氣鍋爐，中華民國發明專利，I504844，2012.

張榮興，一種揮發性有機化學廢氣處理並回收能源的方法及裝置，中國發明專利，ZL 2012 1054 8700.5，2012.

Ennis, Tony, “Collect and Destroy Emissions Safely”, Chemical Engineering Progress, 100(5), pp. 22-27, May 2004.

Newsholm, Gordon, “THE SAFE USE OF THERMAL OXIDISER (INCINERATION) SYSTEMS FOR POTENTIALLY FLAMMABLE MIXTURES” HSE, October 2004.

Walsileski, Robert F., “The Role of Basic Design Data in Preventing Explosions with Fired Equipment – A Case Study”, 55th Canadian Chemical Engineering Conference, 2005.

Wasileski, Robert F., “The Role of Basic Design Data in Preventing Explosions within Fired Equipment: A Case Study”, AIChE, Process Safety Progress (Vol.26, No.3), 2007.

Windhorst, Jan, “Fired Equipment”, NOVA Chemicals Loss Prevention Standard 6.9, Rev. No. 3A, December 2004.

空氣污染與噪音類

靜電集塵器改善提升集塵效率以降低粒狀物排放

蔡東昇*、郭奇亮**、張浣甄***

摘 要

空氣污染防治為現今政府施政重點之一。為加速及確實解決國內大型固定污染源的空污問題，政府部門極力推動國營事業及大型企業空污減量、工商業鍋爐改善等相關新作為。然而，根據空氣品質指標顯示，PM 仍有改善空間。究其原因，可能為空污防制設備老舊，發電機組至少都運轉 10 年以上。現今也許勉強可以符合空污法規要求，然而在空污減量的趨勢下，未來要符合新法規仍需做改善與設備升級。

本文以北部與中部火力發電廠為例，探討空污改善方案，在時間、空間等雙重限制之下，如何善用有限的 50 天大修大幅減少 $PM_{2.5}$ 與粒狀物排放。建議政府應督促各廠善用歲修期間來改善靜電集塵器，並力求 3 年內降低現有 PM 排放 30%，或達到低於 $15mg/Nm^3$ 以下排放。未來更應朝向超低排放 $5mg/Nm^3$ 目標邁進。

【關鍵字】大型固定污染源、靜電集塵器、歲修改善、粒狀物排放

* 台耘工業股份有限公司

** 台耘工業股份有限公司

*** 台耘工業股份有限公司

副總經理

業務處經理兼資深工程師

資深業務專員兼執行秘書

一、前言

工業生產規模日益擴大，使得環境資源的消耗與污染問題日趨嚴重。往昔製造工廠只追求利潤最大化，而未將社會責任與環境效益放在政策考量的首位。近年來，由於國際環保意識抬頭，跨國的大型企業也紛紛倡導空氣污染防治等環保議題，呼籲企業需有社會責任之使命感，加上世界各國對於空氣污染防治法規要求也日漸嚴苛，使得企業不得不正視愈來愈多的環保規範與國際產業的綠色競爭。因此，在永續發展 (Sustainable Development) 的思維下，企業經營決策的制定也須納入空氣污染防治等環保考量。從國際發展的趨勢觀之，政府可以身作則擔任企業環保責任之先導，帶領企業同時鼓勵企業響應之。國營企業的空污改善規劃應以達到必要性、急迫性、可行性、持續性與未來性來做規劃。

在必要性方面，產業應力求 3 年內降低現有 PM 排放 30% 或達到 $15\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下排放。而急迫性方面，除役前過渡期仍需有空污減排目標。舉例來說，5 年後除役的電廠，以氣代煤過渡期仍應有所作為，進行設備 ESP 改善 PM 污染排放降低 30%。在可行性方面，50 天內停機大修時則可以改善靜電集塵器效率。而以持續性來說，每一次大修應該都要做改善。在未來性上，建議設立超低排放 $5\text{mg}/\text{Nm}^3$ 目標並增設濕式靜電集塵器 (WESP) 控制設備以降低凝結性微粒 CPM(Condensable Particulate Matter) 之排放。

於空氣污染防治方面，靜電集塵器 (Electrostatic Precipitator, ESP) 為目前工業製程常使用且效果顯著的控制設備之一，需每年定期維護保養，以確保 ESP 運轉的穩定性。然而，隨著逐漸加嚴的環保法規，現今許多廠區的 ESP 面臨既有除塵效率不足、內部零件老舊的問題，導致除塵效率無法達到法規要求。若不進行設備維護或升級，很快地將無法符合現行法規。常見的 ESP 改善方式為定期更換內部老舊零件，如極板 (Collecting Plates)、極線 (Discharge Electrodes)，以回復原始效率及運轉可靠度，或是將既有極線升級為硬管式極線 (Rigid Discharge Electrode，簡稱 RDE)。此外，亦可提高放電效率，並藉由將傳統變壓器 (Conventional Transformer Rectifier) 升級為高頻變壓器整流器 (High Frequency Transformer Rectifier) 來達成，工期短且易於施工。

上述方式皆為目前提升 ESP 效率的主流作法。若廠內有多餘的空間，也可考慮藉由增加集塵面積及提升放電效率來提升 ESP 集塵效率。然而更換內部老舊零件或擴建 ESP 以增加集塵面積，所需工期較長且成本較高，必需提早規劃停機時間方能施工。以下以 2 個研究對象：北部 (研究對象 1) 與中部 (研究對象 2) 燃煤火力電廠之 ESP 主流作法的改善實績為例詳述之。

二、北部某發電廠空污防制設備改善案例介紹

北部某電廠 (研究對象 1) 是台灣少數使用重油做為燃料的發電廠，因此備受該縣市政府的關注，2018 年立法機關於現場勘查指出，由於研究對象 1 要正式除役，但轉為天然氣發電還有很長一段時間，因此要求其在這段過渡期提出具體改善空污辦法。為了達到降低粒狀污染物排放，研究對象 1 已致力於 2019 年完成第 3、4 號機組的改善 (表定除役時間為 2024 年)。

研究對象 1 之 3 號機組 ESP HQA10、HQA20、HQB10、HQB20 (共 4 室) 於 2016 年 2 月至 4 月完成極板與極線的更新工程 (圖 1)。由於極板及其部件之安裝方式為透過吊車由外吊至 ESP 內部，故須先將 ESP 屋頂之浪板與鐵網等部分拆解以利於之後的安裝。以氧乙炔火焰切割將 3 號機 A、B 側之殼體上蓋部分切出適當面積以利於極板及懸吊樑等之吊掛作業。作業時將最上層之 Cold Roof 以片段方式切割後挪開，再移除保溫棉及鐵網，最後切割最下層之 Hot Roof。(圖 2)

22 靜電集塵器改善提升集塵效率以降低粒狀物排放

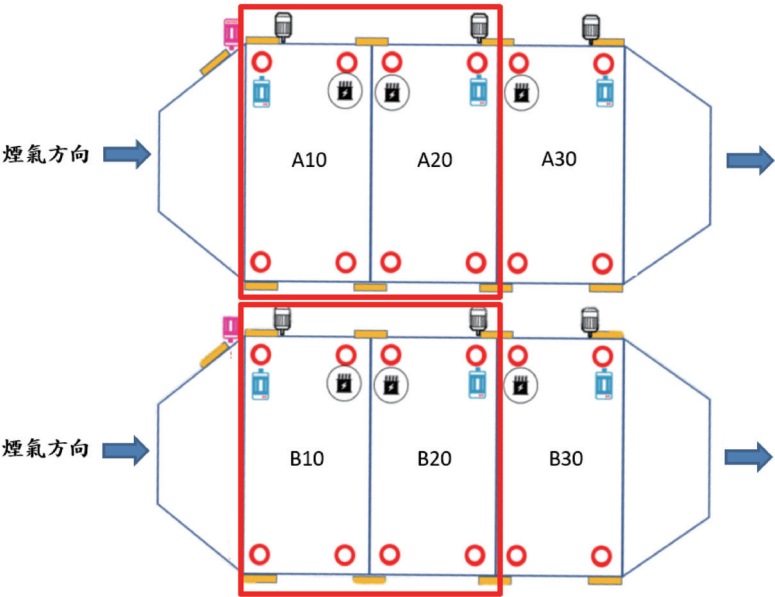


圖 1 極板與極線的改善範圍為 3 號機 HQA10、HQA20、HQB10、HQB20 之殼體上蓋位置共 4 處



圖 2 屋頂拆除後

將 3 號機 A、B 側第一及第二室的極板全數拆除。先將極板底部與敲擊連桿相接的部分切割後再以吊車將極板的數量分批地將 ESP 內的舊極板全部移除 (圖 3)。爾後，將 ESP 內的舊彈簧式極線從極線框上移除 (圖 4)，之後將各層之舊極線框從極線主樑上切割下來，於綑綁妥當後以吊車從屋頂吊出 ESP，並將殘餘在極線框座上的鐵料以手持式砂輪機切除及磨除乾淨以利之後的安裝作業。

待移除舊極板與極線後，即可著手安裝新極板與極線。安裝新極板時，吊車分批地將新極板安裝至極板懸吊樑之吊耳上，並在過程中將每片極板之固定鎖焊至相對應位置 (圖 5)。新極線部分，則是於每層極線框的位置各站 1 名工人，由最上層的工人將彈簧式極線的一端掛勾掛於最上層的相對應掛頭，而另外 1 名工人再將彈簧式極線的另一端掛勾掛於彈簧式極線的未安裝端掛勾接近下層的極線框掛頭即可停止，後由手動方式將彈簧式極線之掛勾與極線框之掛頭結合 (圖 6)。待極板、極線與敲擊等新零件安裝完畢之後，將原有附屬設備復原，屋頂雨遮回復。



圖 3 舊極板移除後



圖 4 舊極線移除後



圖 5 新極板安裝後 (左)、新極板安裝過程 (右)



圖 6 新極線安裝後

研究對象 1 之 4 號機於 2016 年 2 月至 3 月完成靜電集塵設備極板極線更新工程 HQA10、HQA20 共 2 室 (圖 7)。於靜電集塵設備改善之後，由第三方公正單位檢測，粒狀物排放大幅降低 53%，遠低於預設的 40%，且 $PM_{2.5}$ 排放更有效地降低 71%。有鑑於此，研究對象 1 所在地之環保局更稱其為「老舊電廠與城市發展範例」。透過靜電集塵器源頭改善、廠內製程改善、管末處理與管制掌握；綜合來看，研究對象 1 達成 1 年空污費由 1.3 億元降至 3 千萬元。且其中粒狀物透過電廠利用每次大修進行自主改善，由 0.074kg/MWH 降至 0.046kg/MWH，每百萬瓦小時的排放量可降低 37.8%。(基隆市環保局：2019 國際氣膠科技研討會)

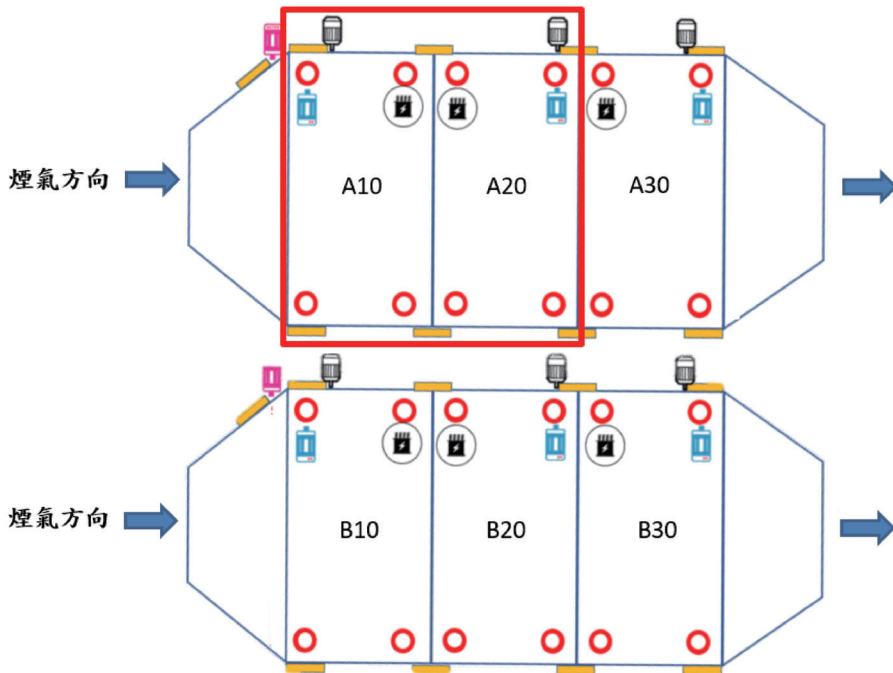
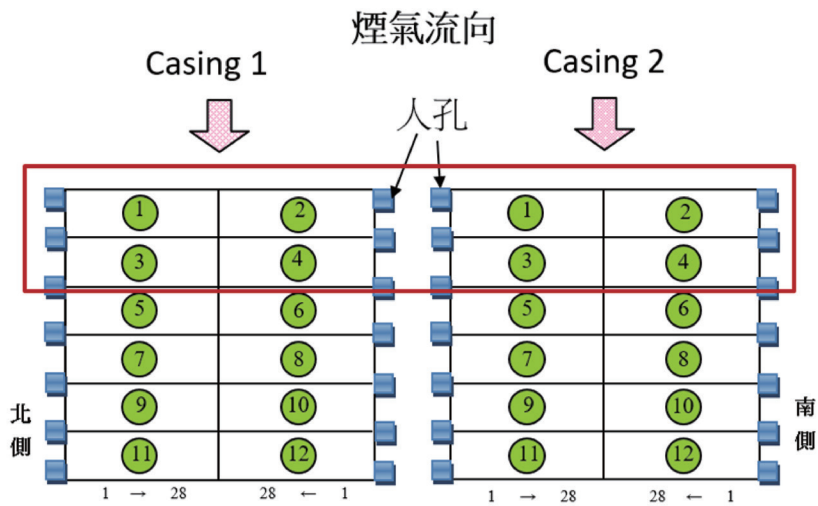


圖 7 極板與極線的改善範圍為 4 號機 HQA10、HQA20 之殼體上蓋位置共 2 處

三、中部某火力發電廠降低粒狀物污染排放

中部某縣市因細懸浮微粒 $PM_{2.5}$ 與臭氧 8 小時平均值，有時會有不符合國家空品標準，導致在該縣市設廠之企業在空污防制方面，除符合法規標準外，尚需努力自主改善，而中部某火力發電廠（研究對象 2）也不例外。研究對象 2 於近幾年間持續針對廠內老舊設備進行升級。以下以第 8 號機組為例敘述之。

研究對象 2 於 2018 年 10 月至 12 月大修期間規劃改善第 8 號機組。由於電廠的靜電集塵器已經運轉超過 30 年，經長時間運轉後造成金屬材料疲勞變形有部份的極線已經鬆弛、當極線有鬆弛的情況時，煙氣通過時會造成極線容易晃動而靠近極板，此會直接縮短電場正負極的距離，產生火花使得二次側電壓無法提升，極線鬆弛嚴重時也可能會直接斷裂掉落，直接碰觸到極板系統導致短路跳機，此次改善為靜電集塵器管式極線框 448 組及 8 台高頻變壓器更新工程（圖 8）。



※ 煙道排數由人孔處開始算至殼體中線 1 ~ 28

圖 8 ESP 配置俯瞰圖。紅色框線部分為 2018 年改善範圍

機械方面，由於第一排倉室為煙氣進來最先收塵的區域，一般靜電集塵器設計都以第一排收塵量為最多，但電廠由於第一排都很容易因為前端注氮關係導致極線容易包灰，故更新極線框，並將原有極線改為新款的硬管式極線 (RDE)(圖 9)。硬管式極線(圖 10)之優點如下：

1. 分岔尖刺的設計可得到較低的起暈電壓；在相同的二次側電壓之下，會有比較高的電流輸出，進而提高收塵效率。
2. 使用冷軋式鋼板，不易斷裂，使用年限長。
3. 兩側針刺與極線本體為一體成型，無另外焊接，極線牢固不易斷裂、脫落。
4. RDE 極線本體上方開口處另加上密封設計，避免粉塵進入極線本體造成極線彎曲變形。

硬管式極線不但可延遲產生極線包灰之問題，並增加放電強度，更可以減少因極線斷裂導致異常跳機所造成的損失，對於所有的 ESP 使用者而言是最好的選擇。



圖 9 新極線框與新極線安裝中



圖 10 硬管式極線

電氣方面，將一般傳統變壓器升級為高頻變壓器整流器 (圖 11) 的優勢為：

1. 提高設備可靠度。
2. 收塵效率提升：可有效降低火花發生頻率，並快速回復火花降載 (Quench Time)，因此平均輸出放電功率較傳統高。(圖 12)
3. 省電：在相同運轉條件 (電流密度) 下，可有效減少一次側電流輸入，達到省電效率。

2018 年的改善案，請第三方公正單位於改善前、後於煙囪出口採樣檢測，確認粒狀污染物減排效果良好，降低了 12% 的粒狀物排放 (mg/Nm^3)，從 $10.86 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ 降至 $9.55 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ (圖 13)，因此在 2020 年大修期間進一步推展第 8 號機組的南北側第 3、4 排共 8 小區極線框更新，並將一般傳統變壓器升級為高頻變壓器整流器 (圖 14)。改善後亦請第三方公正單位測試，雖然在燃煤混合配比條件改變，澳洲煤比例由 40% 增加至 60% 的情況下，煙囪出口粒狀物仍然能從 $11.56 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ 降至 $9.47 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ ，降低了 18% (圖 15)。



圖 11 高頻變壓整流器安裝完成

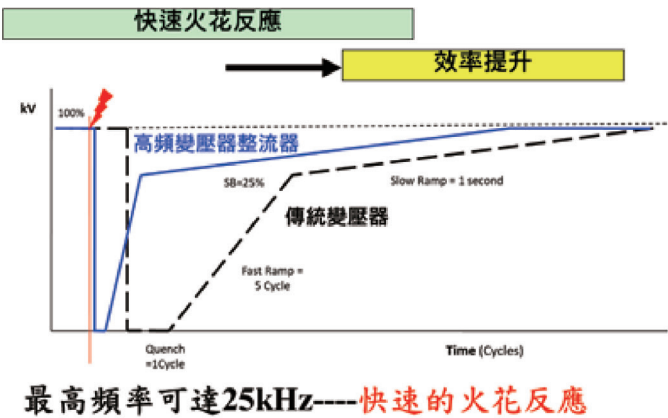
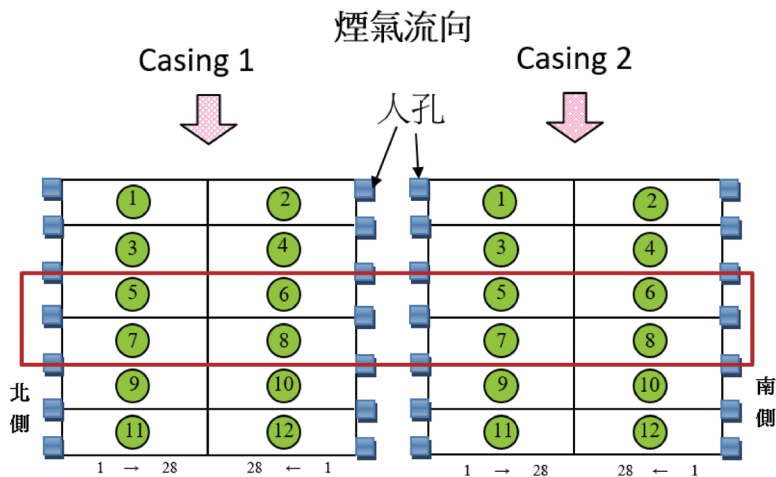


圖 12 高頻變壓整流器的火花反應時間 (30 μ sec) 較傳統變壓器 (8.33msec) 快 278 倍

	負載 (MW)	溫度	燃煤配比	粒狀物排放 (mg/Nm ³)		改善成效
				改善前	改善後	
2018	509.7	144.7	2澳3印	10.86	9.55	12%

圖 13 前兩排於改善後粒狀物降低了 12%



※ 煙道排數由人孔處開始算至殼體中線 1 ~ 28

圖 14 ESP 配置俯瞰圖。紅色框線部分為 2020 年改善範圍

	負載 (MW)	溫度	燃煤配比	粒狀物排放 (mg/Nm³)		改善成效
				改善前	改善後	
2020	549	159.8	3澳2印	11.56	9.47	18%

圖 15 第 3、4 排於改善後粒狀物降低了 18%

四、國營企業的空污改善規劃建議

在空污改善方面，建議政府應著手要求各國營事業及大型企業之商業鍋爐在每年歲修期間逐步改善，並同時規劃長停機時間整體改善。倘若該年度歲修沒有立即改善，待下次停機又要再等至少 1 年（例如發電廠每部機組約 2 年停機 1 次），時間勢必會拖延太久。對於國營企業的空污改善規劃，建議可往以下幾點著手：

1. 3 年內降低現有 PM 排放 30% 以上，可先將乾式 ESP 出口排放改至 $15\text{mg}/\text{Nm}^3$

a. 改善要考慮時間限制、空間限制、商轉可靠度與成效

從資料上來看，現有固定污染源之排放都符合法規；然而，符合法規只是政策上分數及格，實際上卻與社會民眾期待有相當落差。如何協助台灣的工廠在未來 5 年內有動力、有方向弭平這段差距，則是政府的積極作為。除時間壓力與成效外，尚須考慮新技術、新設備之商轉可靠度。

b. 把握每次的大修 (停機 40 天 ~60 天) 的機會，並於每次大修都要做改善，而非只做傳統的檢修

政府目前為電廠規劃的改善計畫皆是從大方向著手，以興建燃氣機組替補舊燃煤機組，但是推行這個方向有 3 點考慮。首先，新廠計畫需時長，為了機組品質，再如何壓縮也需要 5 年 ~7 年。其二，未淘汰燃煤電廠在未來的 30 年依然需保留做為基載機組，以維持台灣的供電需求。其三，將現有之燃煤電廠進行有計畫之設備改善，來達到設備穩定和降低環境影響。

2. 設定超低排放 $5\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下的目標 (含 CPM)

a. 搭配濕式靜電集塵器等技術控制 CPM

固定污染源之粒狀物可略分為過濾性微粒 (Filterable Particulate Matter, FPM) 與凝結性微粒 (Condensable Particulate Matter, CPM)。FPM 在一般工廠是以乾式靜電集塵器或者濾袋控制，乾式靜電集塵設備的最佳化可將 FPM+CPM 控制在 $15\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下，既存設備的最佳化包含機械改善和電氣改善。機械改善可以將傳統極線改為硬管式極線，電氣改善可以將傳統變壓器改為高頻變壓器，機械與電氣都提升即增加集塵效率。進一步配合新設備如濕式靜電集塵器、Low Nox Burner、FGR 等控制 CPM，將排放進一步降低至 $5\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下，為現行業界達到目標的可行方案。

b. 採改善既有設備、新增控制技術的方式，雙管齊下控制固定污染源的粒狀物

既有設備得到改善，也會延長後方新增的控制設備的壽命，從管末控制整體達到減排 50% 的功效。相較於電廠，鋼鐵廠與煉油廠在空污改善方面仍有很大的進步空間。待國營企業的排放數值均已達到最佳化，搭配立法降低移動式污染源，

以國營事業的空污改善作為樣板，也對往後對民營電廠抑或是中南部的小型鍋爐推動空污防制提供參考榜樣。

參考文獻

基隆市環保局 (2019)，基隆市燃油電廠管制成效與作為，2019 國際氣膠科技研討會。

張凱欣 (2018)，新頭殼，「協和電廠重油改天然氣 林右昌：五大要求可減空汙」，
<https://newtalk.tw/news/view/2018-03-28/119031>。

俞肇福 (2018)，自由時報，「協和電廠換燃油，省錢減少污染」，
<https://news.ltn.com.tw/news/life/breakingnews/2330986>。

Berthelot, S., D. Cormier, and M. Magnan(2003), Environmental disclosure research :
Review and synthesis, Journal of Accounting Literature 22 : 1-44.

Ken Parker(2014)，靜電集塵技術應用，台耘工業。

Ken Parker(2003), Electrical Operation of Electrostatic Precipitators, The Institution
of Engineering and Technology.

Mili D. Eri (2018), Results of the modernization of the electrostatic precipitator at
unit B1 of the Thermal Power Plant Kostolac B, Thermal Science 22(Suppl. 5) : 1623-
1634.

廢棄物類

煉鋁集塵灰循環再生氫氧化鋁量產製程 技術開發

陳俊良*、梁智超*、卓憲和*、王多美**、簡光勵**、楊昇府***

摘 要

鋁合金為現代工業中相當重要的材料，其材料壽命儼然成為重要的議題。本研究接續前期在煉鋁集塵灰純化再生氫氧化鋁的成果，以鹼溶液純化提取鋁集塵灰中的鋁元素，以滴定方式獲得高純度氫氧化鋁，達到資源永續循環的目的。為提升本循環再生製程技術的商業性，核能研究所開發相關量產製程技術，開發項目包含 2 項製程設備：公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統與公斤級連續自動化滴定系統，應用於煉鋁集塵灰與氫氧化鈉溶液純化反應及滴定析出反應步驟，本研究規劃以 12 公升批次量進行技術驗證。

循環再生氫氧化鋁成品粉末經分析，與前期實驗室規模少量生產的研究結果一致，同樣在溶出液 pH 值 12~13 之間析出，並經電子掃描式顯微鏡 (SEM)、X 光繞射圖譜 (XRD) 分析、粒徑分析以及 X 射線螢光光譜 (XRF) 等分析，氫氧化鋁粉末外觀呈層狀，晶型為單斜晶和三斜晶結構，粉末中位粒徑大小為 12.94 μm ，主要成分鋁元素含 99% 以上。

【關鍵字】煉鋁集塵灰、循環再生、氫氧化鋁

- | | |
|--------------------|------|
| * 行政院原子能委員會核能研究所 | 技術員 |
| ** 行政院原子能委員會核能研究所 | 副工程師 |
| *** 行政院原子能委員會核能研究所 | 工程師 |

一、前言

鋁元素是地殼蘊含量最高的金屬元素，在地殼中的含量僅次於氧元素與矽元素，占地殼質量的 8.3% 左右。自然界中少有還原態金屬鋁，主要以鋁土礦的形式存在在地殼中。鋁屬輕金屬，密度僅 2.7 g/cm^3 ，導熱導電且外觀呈白色，用途廣極為廣泛，是當今相當重要的工業原料 (Nemerow, 2010)。純鋁塊材的表面易形成氧化鋁，可作為保護膜，具有抗腐蝕的效果。鋁合金的低密度特性兼具輕量與強度的性能，廣泛應用在航太、汽車、建築、國防等產業，其合金的用途在工業上占有非常重要的角色。

台灣每年產出 1.2 萬噸以上廢棄鋁製品，主要的回收方式為熔煉成鋁錠。在過去，生產過程產生的廢棄殘渣多以掩埋方式處理 (林建榮, 2012)，隨著近年環保意識的抬頭以及掩埋成本高漲至 1.6 萬元 / 噸以上，煉鋁業廢棄物的再生製程成為重要的研究項目 (方容利, 2005；楊異, 2006；吳佳正, 2010)，經由再生製程可獲得氫氧化鋁 (張晶, 2007；丁宏婭, 2006)，亦有研究可以機械方式將白鋁飛灰純化得鋁材 (Kudyba A., 2021)。再生氫氧化鋁可應用於生產多種含鋁無機鹽；也可製造阻燃劑、油墨等用品 (Horrocks A.R., 2008)；氫氧化鋁亦可利用膠體狀態時的吸附特性作為顏料的媒染劑 (Zeng, 2007)；氫氧化鋁膠體能膠結水中雜質，在淨水過程中擔任過濾的功用 (Isupov V.P., 1999)；廢鋁渣經循環再生後可製作成金屬玻璃 (Shen H., 2021) 和耐火材料 (Ramaswamy P., 2018)。

本研究延續本團隊前期煉鋁業集塵灰循環再生氫氧化鋁相關研究 (王多美, 2012；王多美, 2012；陳俊良, 2021)，採用溶出法將鋁集塵灰的鋁元素溶解於水溶液中 (Li, 2009；王紅偉, 2011；How, 2017)，並依據前期研究成果採用適當的製程參數設定。針對單批次循環再生製程產量的提升進行技術開發，由前期處理量約 100 公克的飛灰進步至 5 公斤。開發設計的主要製程設備有 2 項，分別為公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統以及公斤級連續自動化滴定系統，詳細細部規格設計將於實驗設備章節進行詳細說明。

煉鋁產業集塵灰經由公斤級循環再生製程所產製之氫氧化鋁成品，經電子掃描式顯微鏡 (Scanning Electron Microscopy, SEM)、X 光繞射光譜儀 (X-Ray Diffraction spectrometer, XRD)、粒徑分析儀以及 X 射線螢光光譜分析儀 (X-Ray Fluorescence spectrometer, XRF) 進行產品材料分析 (Müller, 2006)，檢測產品粉末微觀樣貌、晶型結構、粉末粒徑分布以及成分分析，與前期煉鋁業集塵灰循環再生氫氧化鋁實驗室規模成品進行比較，確認產品品質。

二、研究架構與方法

2.1 研究架構

圖 1 為煉鋁集塵灰循環再生純化提取氫氧化鋁的簡易製作流程圖，本研究製程採用方式以箭頭標示，煉鋁集塵灰加入鹼性水溶液提取其中的鋁元素成為鋁酸鈉水溶液，鹼性溶液於純化過程中水量與濃度會耗損，需在過程中補充水分與氫氧化鈉，將溶液調整至適當濃度值。此溶液可以循環使用，減少廢水處理需求與製作成本。煉鋁業集塵灰經循環再生可適當地有效再利用，經由純化製程產出氫氧化鋁、氧化鋁以及陶瓷等材料，可減少廢鋁渣固體廢棄物掩埋處理費用與掩埋後對環境的不良影響及原物料的開採及製作成本。

透過本團隊前期研究定義最佳回收率與分離純化效率的製程參數，本期研究循環再生製程參數設定為鹼性水溶液採用莫耳體積濃度 3M 的氫氧化鈉溶液濃度、飛灰鹼液固液比 1:3、反應溫度 100°C、反應時間 2 小時，依據前期研究成果，在此條件下的再生氫氧化鋁純度可達 99.5% 以上，鋁離子的提取率也達 97.8% 以上 (陳俊良，2021)。預期成果為透過批次製程產量的提升，加速推動煉鋁業廢棄物相關循環再生產業的技術應用。

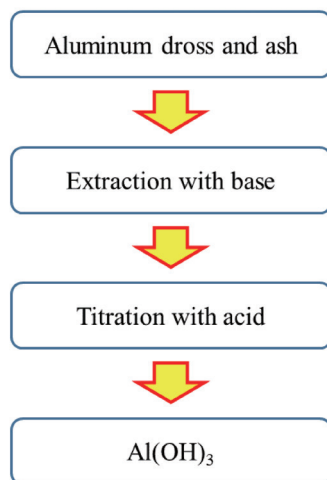
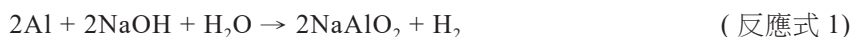


圖 1 廢鋁渣和集塵灰循環再生純化提取氫氧化鋁製作流程圖

2.2 實驗方法

氫氧化鋁純化萃取方法主要透過酸溶法與鹼溶法進行，依前期研究成果經驗得知，酸溶法製程後續的成分分離較困難，鹼溶法製程鋁溶出率一般較酸溶法低，但可得純度較高的成品，提取過程也較容易，具有較好的應用潛力。並透過前期研究成果優化鹼溶法製作過程，目前技術可將鋁溶出率提升至 94.5~99.8%，頗具有商業化利用價值。

本批次式製程實驗利用氫氧化鈉鹼溶液來將煉鋁業集塵灰中的鋁元素溶出，煉鋁業集塵灰由台南某廠商提供，鹼溶反應大致如下：



使用體積莫耳濃度 3 M 的氫氧化鈉溶液進行，製程參數設定為固液比 1:3、反應溫度 100°C、反應時間 2 小時。反應過程中有沸騰噴濺的現象發生，造成的水份流失，需於反應過程中緩慢進行少量補水，過程中不可快速大量補水會容易造成降溫現象使析出過程受影響。反應完成後進行固液分離，固體以水洗淨並烘乾，澄清液體則利用

酸鹼滴定法生成氫氧化鋁固體沉澱，沉澱生成反應大致如下：



煉鋁業集塵灰使用濃度 3M 的氫氧化鈉溶液進行純化萃取，於 pH 值 13 時開始有白色沉降物出現，白色沉降物經 SEM 分析外觀如圖 2 所示，經 XRD 檢測確認為 $\text{Al}(\text{OH})_3$ ，檢測結果如圖 3。經循環再生的純化氫氧化鋁粉末，與商規氫氧化鋁如圖 4 比對，皆為片狀結構，商規氫氧化鋁粒徑範圍約在 3~15 μm ，而本技術在前期研究中所循環再生的氫氧化鋁粒徑範圍約在 1~5 μm ，粒徑分布較一般商規品細小。

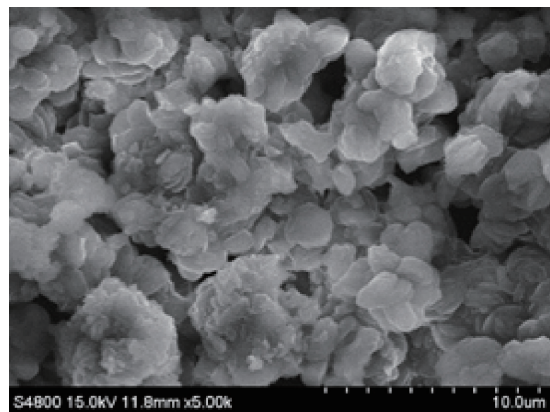


圖 2 煉鋁業集塵灰循環再生氫氧化鋁 SEM 外觀圖

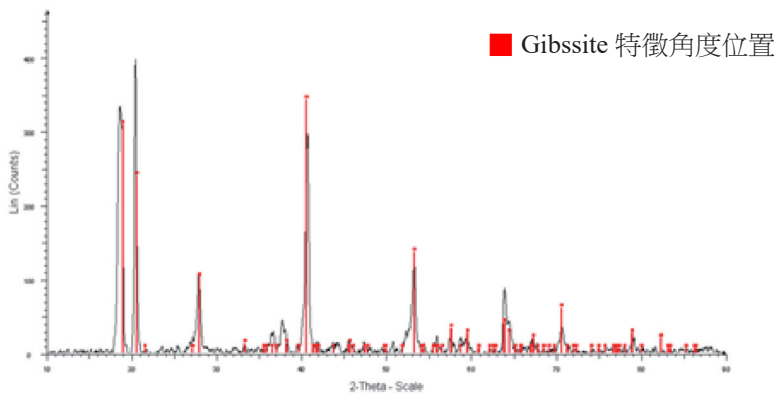


圖 3 煉鋁業集塵灰循環再生氫氧化鋁 XRD 分析圖

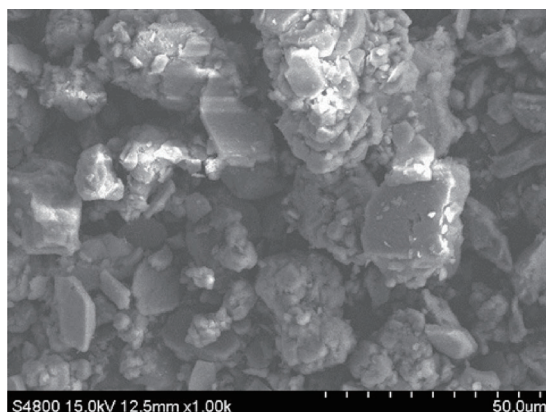


圖 4 商規氫氧化鋁粉末 SEM 外觀

為達到將製程批次量放大、增加商業應用價值的目的，本研究著重於增加批次量與自動化設備規劃設計及試產測試，以本所自主規劃設計研製之公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統及公斤級連續自動化滴定系統進行試產，將此產品與本所前期研究小規模實驗生產品進行比較，驗證引入公升級製程設備系統提升生產批量的可行性。

2.3 實驗設備

公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統為本所開發之設備，目的為提升煉鋁業集塵灰鹼溶出步驟的生產批次量，設計圖如圖 5 所示。腔體材料使用 316 不鏽鋼，腔壁厚度 2 毫米厚，腔體內部直徑為 300 毫米，腔體內部高度為 320 毫米，腔體容積為 25 公升。反應系統具備氣壓式升降機構，以氣動機制進行反應系統腔體的開關。為因應純化反應過程產生的氣體，系統亦設置了背壓閥，在反應過程中進行排氣保持常壓，排出氣體則進入燃燒室燃燒後排出。另配置 1 石英玻璃視窗，直徑 85 毫米、厚度 5 毫米，作用為觀察純化反應過程。公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統透過控制盤進行操作，操作功能包括啟動開關、定時開關、完成信號燈、升降控制開關、轉速控制旋鈕、緊急停止鈕。

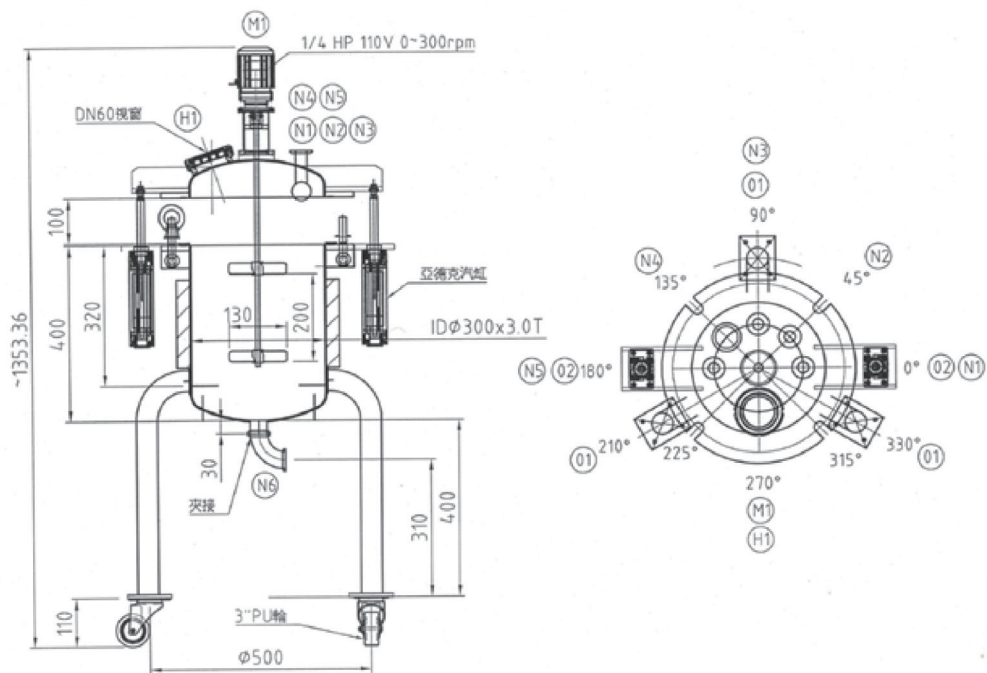


圖 5 公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統設計圖

公斤級連續自動化滴定系統為本所開發之設備，目的為提升滴定沉澱膠羽析出沉澱步驟的製程效率，設計概念圖如圖 6 所示。系統外觀尺寸為寬 80 公分、深 60 公分、高 130 公分，由自動化控制介面裝置、連續滴定沉析攪拌裝置組成。自動化控制介面裝置藉由實驗室虛擬儀器工程平台 (Laboratory virtual instrumentation engineering workbench, LabVIEW) 進行電腦圖形化程式控制與記錄，可設定自動化多階段滴定程式、手動控制滴定程式，並依時間記錄製程相關參數。連續滴定沉析攪拌裝置尺寸高 30 公分、高 40 公分，篩網網目規格為 150~200 目 (mesh) 的 304 不鏽鋼，可控制磁石轉子轉速範圍 60~1,400 rpm，容器容積為 30 公升。可以自動控制方式進行操作，利用電磁閥及軟體調控滴定液添加量，搭配篩網蒐集滴定析出的氫氧化鋁沉澱膠羽，簡化蒐集步驟、提升批次量，達到製程效率提升的效果。

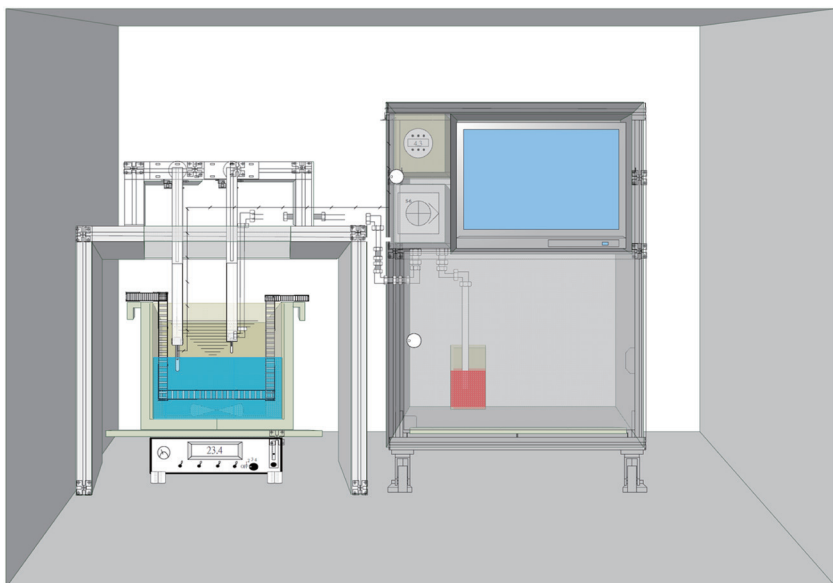


圖 6 公斤級連續自動化滴定系統設計概念圖

2.4 分析設備

掃描式電子顯微鏡 (SEM) 利用電子束撞擊檢測樣品，蒐集電子束撞擊樣品作用後的背向散射電子訊號，依訊號強弱產生對比差異來顯示圖像。本研究採用 HITACHI S-4800 型號之掃描式電子顯微鏡設備進行氫氧化鋁產品粉末的形貌外觀分析，設備外觀如圖 7(a) 所示。

X 光繞射分析儀 (XRD) 利用 X 光束射向樣品，X 光束只有在滿足週期性結晶結構的條件下才會產生繞射光束訊號，利用偵測器測量個角度的繞射光束強度，可以此訊號來分析物種成分及其結晶態的分析方法。本研究中採用 Bruker D8 型號之設備進行成果樣品結晶態分析，設備外觀如圖 7(b) 所示。此外，XRD 繞射圖譜資料透過定量軟體可進行成分定量分析，分析方式採用里特費爾德精算法 (Rietveld refinement method)，透過以資料庫繞射圖譜訊號進行組合模擬，與試驗數據圖譜進行比較並計算圖譜誤差，反覆迭代運算達最佳解，在已完成定性的前提下，可得到更精確、高再現性的定量分析數據。

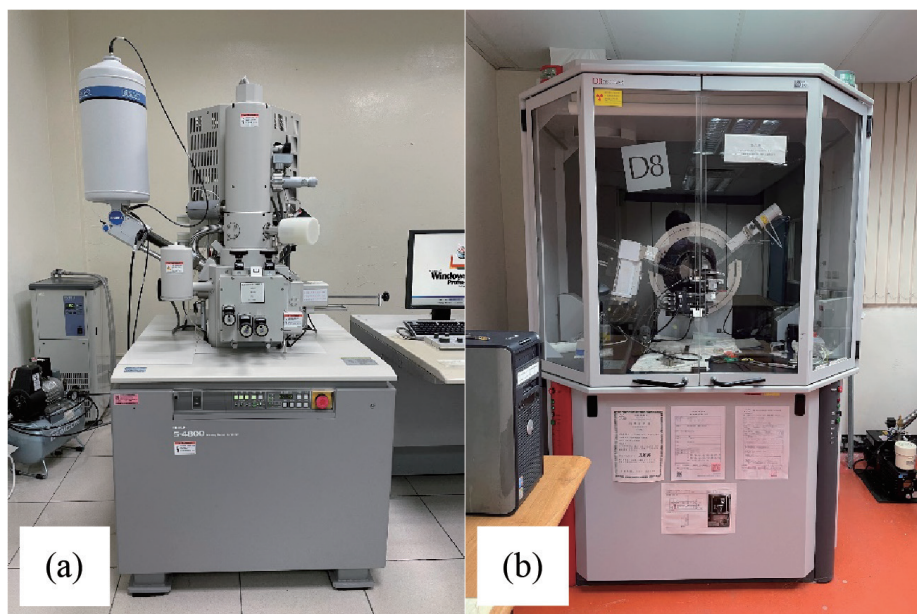


圖 7 (a) 掃描式電子顯微鏡 HITACHI S-4800；(b)X 繞射分析儀 Bruker D8

粒徑分析儀是利用光散射法 (Scattering) 原理進行粒徑分布量測，透過量測雷射光線通過溶液中的顆粒時產生的散射光能分布，可以推算出待測顆粒的粒徑分布，此方法可量測的粒徑範圍廣，可量測 $0.01\sim 5000\ \mu\text{m}$ 的顆粒粒徑，且分析成果具有高再現性，為目前主流廣泛應用的粒徑分析方式。粒徑分析儀設備外觀圖如圖 8(a) 所示。

X 射線螢光光譜分析儀 (XRF) 利用高能量 X 光射入待測材料，待測材料中元素的內層電子被擊出後，造成外層電子向內層躍遷，躍遷過程的能量差以光的形式釋放，呈現具特徵性的二次 X 光 (Secondary X-ray)。經偵測器蒐集此二次 X 光 (即為螢光) 進行能量散布分析，可有效地對待測物進行非破壞性定性分析，快速獲得元素半定量的分析結果。X 光螢光光譜分析儀設備外觀圖如圖 8(b) 所示。

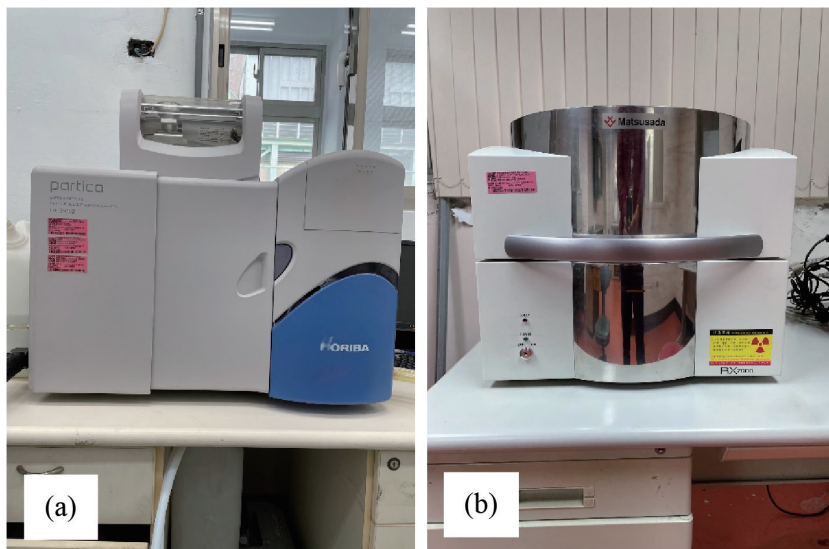


圖 8 (a) 粒徑分析儀 HORIBA LA-950V2 ; (b) X 射線螢光光譜分析儀 Matsusada RX7000

三、結果與討論

本批次製程實驗鹼溶出步驟採用體積莫耳濃度 3 M 的氫氧化鈉溶液進行，煉鋁業集塵灰原料由國內某廠商提供，煉鋁業集塵灰與氫氧化鈉鹼溶純化反應液固液比為 1:3，純化反應溫度為 100°C、反應時間 2 小時。實驗參數設定表如表 1 所示。

表 1 實驗參數設定表

固液比	氫氧化鈉溶液 (M)	反應溫度 (°C)	反應時間 (hr)
1:3	3	100	2

每批次進行純化反應需要 3 公升莫爾體積濃度 3 M 的氫氧化鈉溶液。氫氧化鈉分子量為 40 g/mol，以 3 公升純水作為溶劑，目標莫爾體積濃度為 3 M，經計算可得配製方式為：在 3 公升純水溶劑中加入 360 公克重的氫氧化鈉，配製過程如圖 9 所示。搭配磁石攪拌子加速氫氧化鈉溶解過程，溶解過程為放熱反應，實驗操作時須小心注意高溫。

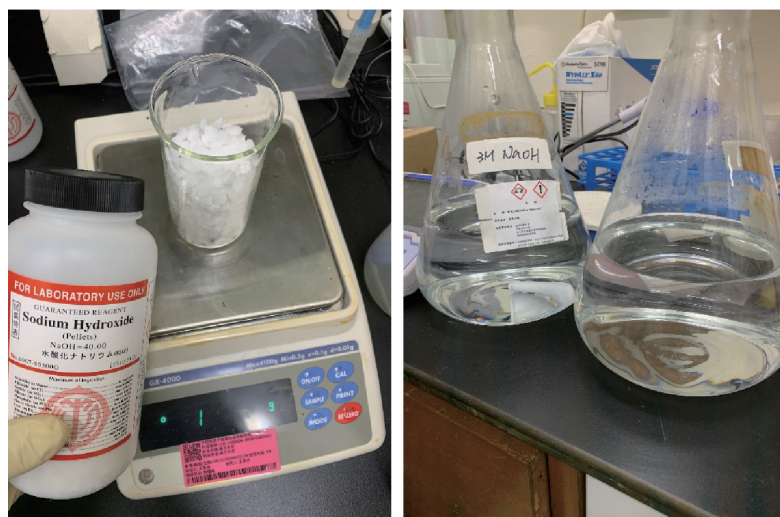


圖 9 以純水及氫氧化鈉配製 3 M 氫氧化鈉溶液

3.1 公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統運轉測試

為提升煉鋁業飛灰循環再生產業技術應用潛力，本所自主設計開發公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統，並針對再生氫氧化鋁鹼溶純化反應步驟進行製程優化。基本組成零件與工件尺寸規格已於實驗設備進行簡單說明，設備實際圖如圖 10 所示。反應腔內體積為 25 公升，考慮到反應過程會產生氣體及氣泡，每批次純化反應製程可混入 1.0 公斤的煉鋁集塵灰及 3.0 公升的 3 M 氫氧化鈉反應溶液。反應過程中會產生氣體將促使腔內氣壓上升，當腔內氣壓大於 0.5 kg/cm^2 時，純化反應系統會透過爐腔上的背壓閥進行排氣，將反應腔體內維持在接近常壓的狀態。整個純化反應過程中，純化反應系統的攪拌刀葉可定轉速穩定運轉，幫助固液混合過程，加速純化反應進行。

反應過程中經 2 小時攪拌並完成純化反應後，可由腔體下方洩漿閥洩料，洩料狀況如圖 11(a) 所示，將反應完成後的混合液洩漏並蒐集。反覆進行 5 批次的純化反應後，蒐集 5 批次的洩料混合物，可得約 18 公斤的洩料混合物，如圖 11(b) 所示。

洩料混合物為固液混合物，上層液體仍具有許多懸浮固體，因此下一步為取出上層液體部分後進行離心，如圖 12(a)，以達到固液分離的目的。經離心分離過後，取液體的部分可得到深褐色的透明澄清液，如圖 12(b)，共蒐集得 12 公升深褐色澄清液。

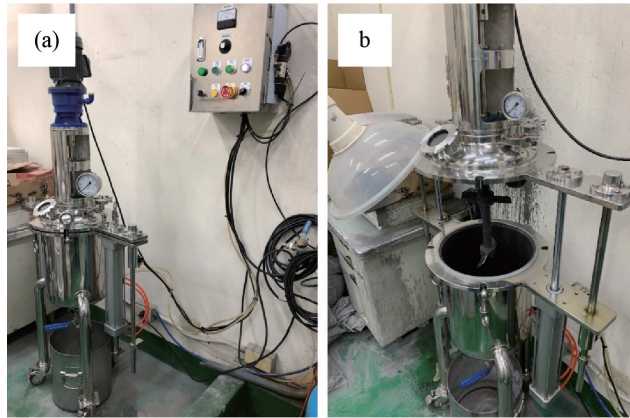


圖 10 公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統

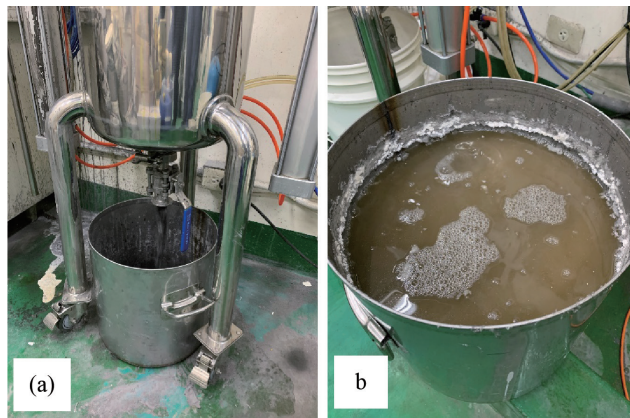


圖 11 (a) 洩漿閥洩料狀況；(b) 蒐集洩料混合液

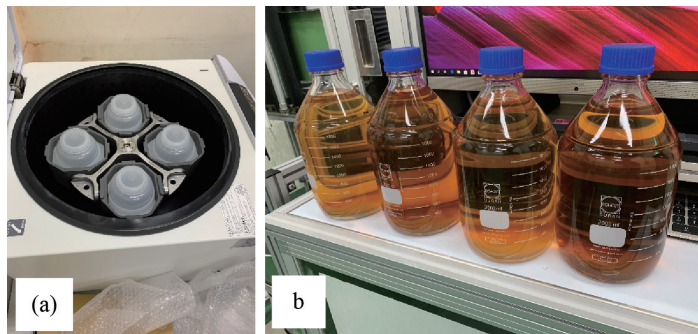


圖 12 (a) 離心機固液分離；(b) 蒐集上層深褐色澄清液

3.2 公斤級連續自動化滴定系統測試

蒐集的深褐色澄清液須經硫酸滴定，當 pH 值達 12.5 時，於滴定液中開始生成白色氫氧化鋁膠羽。為提升此滴定生成膠羽步驟的效率，本所自主設計開發公斤級連續自動化滴定系統，系統主要分為 2 個部分，一是連續滴定沉析攪拌裝置，另一是自動化控制介面裝置，規格尺寸分別如圖 13(a) 與圖 13(b) 所示。

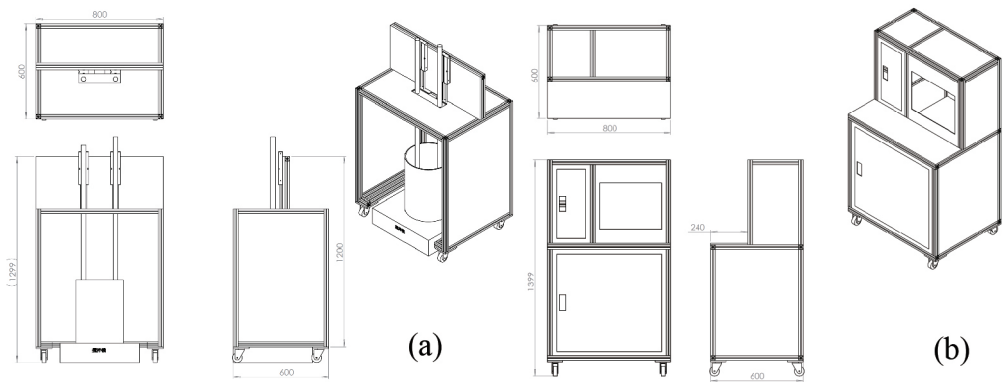


圖 13 (a) 連續滴定沉析攪拌裝置尺寸規格圖；(b) 自動化控制介面裝置尺寸規格圖

連續滴定沉析攪拌裝置外觀呈圓筒狀，尺寸直徑 30 公分、高度 40 公分，內層具篩網，網目為 150 ~ 200 目數 (mesh)，材料採用 304 不鏽鋼。搭配磁石攪拌器，轉速操作範圍 60 ~ 1,400 rpm，最大攪拌容積為 30 公升。自動化控制介面裝置由 LabVIEW 進行如電腦圖形化程式控制及記錄功能、可程式化設定多階段滴定製程、可視需求採用手動 / 自動滴定沉析製程、可自動依時間紀錄實驗製程參數包括氫氧化鋁沉析 pH 變化曲線及加藥曲線等。公斤級連續自動化滴定系統整體外觀如圖 14 所示。此系統的規劃設計導入自動控制以及程式化控制的概念，以軟體控制電磁閥進行滴定過程，並且可依需求設定階段式設定滴定終點及多段滴定製程。在自動化控制介面裝置與連續滴定沉析攪拌裝置的互相搭配下，不僅方便操作滴定過程及蒐集懸浮沉析物；也可方便記錄觀察各項實驗操作參數；達成 10 公升以上規模自動化滴定析出製程目標。



圖 14 公斤級連續自動化滴定系統整體外觀圖

系統操作主要透過自動化控制介面裝置進行，裝置啟動後為圖形化控制介面如圖 15 所示，並可透過溶液 pH 曲線圖以及滴定加藥曲線圖即時觀察實驗狀況。介面左側為手動控制介面區，可手動控制 pH 計 (pH meter) 以及滴定加藥管位置的上升 / 下降、以及手動控制磁石攪拌器之開關。介面右方為可階段化自動式滴定程式參數設定介面，首先加藥時間與停止時間之設定，可以直接控制蠕動馬達啟動與關閉時間，達到以間歇式加藥的方式進行滴定過程；加藥關閉點為階段式滴定終點，當 pH 計偵測到 pH 值低於設定值達持續時間設定值時，會自動結束滴定。資料儲存與紀錄功能，則在顯示介面右下角，可設定資料儲存路徑以及紀錄週期。

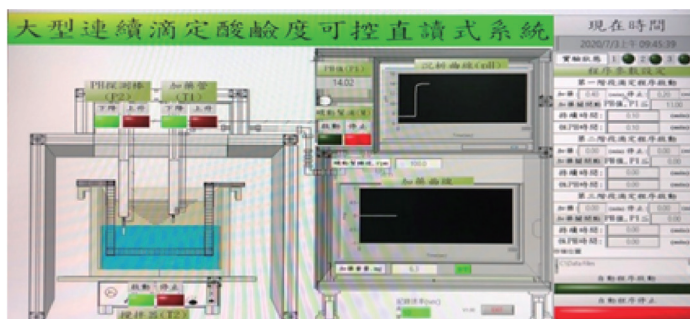


圖 15 自動化控制介面裝置圖形化控制介面

將收集的 12 公升澄清液倒入連續滴定沉析攪拌裝置，如圖 16 所示，酸滴定過程採用自動化控制介面裝置進行控制設定，滴定析出的過程如圖 17 所示，到達滴定終點並靜置片刻後的外觀狀況如圖 18 所示。向提取攪拌裝置容器內篩網，析出的氫氧化鋁膠羽會留在篩網內，下一步則將這些白色沉澱的氫氧化鋁膠羽蒐集起來。



圖 16 將蒐集的澄清液倒入連續滴定沉析攪拌裝置

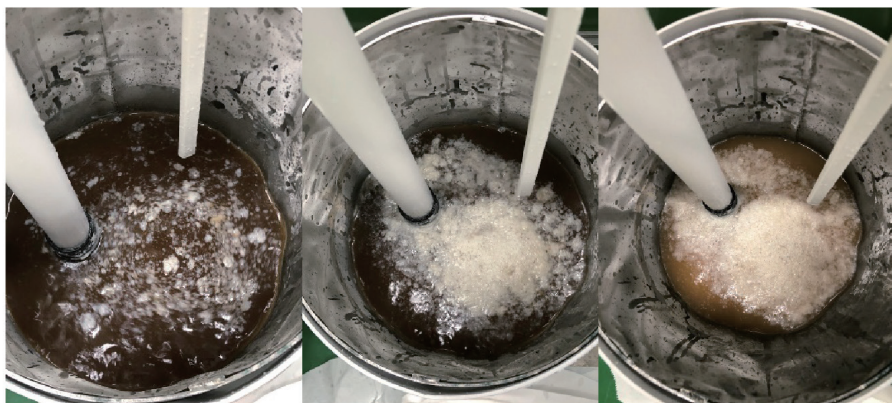


圖 17 澄清液滴定過程連續析出外觀圖



圖 18 澄清液達滴定終點並靜置後外觀圖

將蒐集到的白色沉澱物進行離心，使氫氧化鋁沉澱與澄清溶液分離，萃取出固體氫氧化鋁沉澱的部分。最後，以去離子水水洗析出的沉澱物，再次離心後取其氫氧化鋁沉澱物如圖 19 所示，並重複水洗離心步驟一次後，再將沉澱物經乾燥、烘乾，可得氫氧化鋁成品粉末。反應完成後的高鹼廢鋁溶液，須妥善收集後請環保清運公司進行後續處理。



圖 19 白色沉澱氫氧化鋁膠羽需水洗離心取白色固體部分

3.3 再生氫氧化鋁粉末分析結果

每家廠商、每批次提供的煉鋁集塵灰成分具有差異性，經檢測分析鋁元素重量占比大約在 53.9~71.7 wt% 之間，組成成分表如表 2 所示，因此每次再生製程結果具有差異性。本次製程實驗共使用約 5.0 公斤的煉鋁集塵灰、16.9 公斤的氫氧化鈉鹼溶液，產出再生氫氧化鋁約 4.2 公斤，如以使用的煉鋁集塵灰及氫氧化鈉鹼溶液加總做為原料計算，產率為 19.2%、鋁元素提取率 (以煉鋁集塵灰鋁元素重量占比為 60 wt% 進行計算) 約為 89.7%。

表 2 各廠家提供煉鋁集塵灰成分分析表

項目	星○	新○	振○	單位
Al	53.945	65.044	71.678	wt%
Si	15.935	10.698	6.377	wt%
Ti	0.905	1.194	1.275	wt%
Mn	0.167	0.180	0.175	wt%
Fe	3.529	3.144	3.388	wt%
Cu	1.038	0.892	0.921	wt%
Zn	7.023	5.450	5.475	wt%
S	5.354	2.829	1.188	wt%
Cr	0.253	0.241	0.229	wt%
Co	0.073	0.054	0.049	wt%
Ni	0.441	0.271	0.204	wt%
Zr	0.477	0.464	0.280	wt%
As	8.413	6.811	6.160	wt%
Hf	0.366	0.309	0.356	wt%
Pb	1.529	1.288	1.296	wt%
V	0.120	0.103	0.131	wt%
Sn	0.987	0.857	0.949	wt%
Bi	0.432	0.578	0.245	wt%
Mo	0.314	0.171	0.195	wt%

在酸滴定的過程中，沉降物於 pH 值 12.5 左右析出，析出過程滴定曲線圖如圖 20 所示。沉降物經固液分離、水洗、烘乾後，可得再生氫氧化鋁白色粉末，外觀如圖 21 所示。為確認公斤級批次量循環再生製程產品特性，對產品進行掃描式電子顯微鏡顯

(SEM 分析)、X 光繞射分析 (XRD)、粒徑分析以及 X 射線螢光光譜 (XRF) 分析。

產品粉末顯微結構外觀圖採用 HITACHI S-4800 掃描式電子顯微鏡設備進行分析，產品粉末顯微外觀如圖 22 所示，與前期研究相同製作條件在實驗室規模操作所得的循環再生產品粉末相近，前期研究產品 SEM 外觀圖如圖 2 所示，商規產品如圖 4 所示，皆為片狀結構，顯示在相同的再生製程條件下，以本所設計的公斤級批次量生產設備製作可得相同粉末外觀的氫氧化鋁產品。

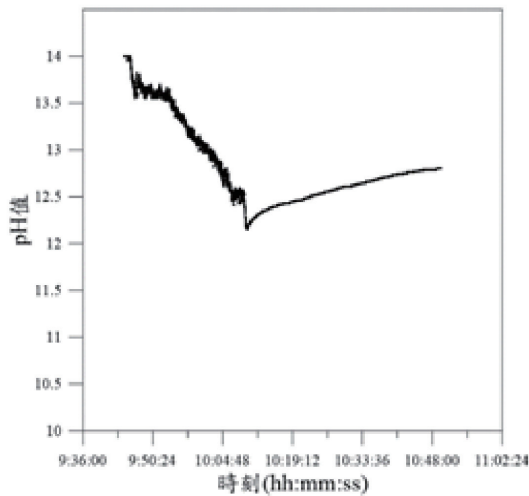


圖 20 析出過程滴定曲線圖



圖 21 循環再生氫氧化鋁產品粉末外觀

表 3 XRD 圖譜結構成分擬合定量分析結果表

編號	晶相	化學式	結晶結構	重量百分比	擬合誤差
1	Gibbsite	Al(OH) ₃	monoclinic (單斜)	74.13%	0.80%
2	Nordstrandite	Al(OH) ₃	triclinic (三斜)	25.87%	0.80%

產品粉末粒徑分析採用 HORIBA LA-950V2 雷射粒徑分析儀進行分析，粒徑分析數據整理如表 4 所示，粒徑分析圖如圖 24 所示。再生氫氧化鋁公斤級批量生產產品粉末粒徑大致分布在 6.12~23.6 微米 (μm) 間，前 10% 分布粒徑 (D10) 為 6.12 μm；中位分布粒徑 (D50) 為 12.94 μm；前 90% 分布粒徑 (D90) 為 23.62 μm，整體平均粒徑則為 14.25 μm。商規氫氧化鋁產品粒徑分布約在 3~15 μm 範圍內，與本研究設備批量生產的循環再生氫氧化鋁產品粒徑特性相近。

表 4 循環再生產品粉末粒徑分析數據表

前 10% 粒徑 (D10)	中位粒徑 (D50)	前 90% 粒徑 (D90)	平均粒徑 D _{mean}
6.12 μm	12.94 μm	23.62 μm	14.25 μm

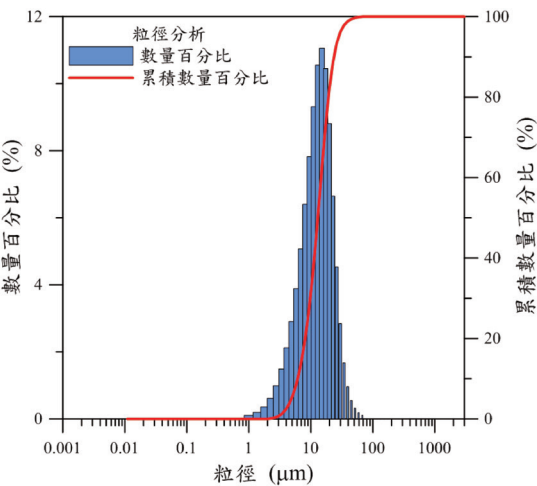


圖 24 循環再生氫氧化鋁產品粒徑分析圖。

產品粉末成分分析採用 Matsusada RX7000 型號的 X 射線螢光光譜分析儀 (XRF) 進行分析，分析結果成分比例報告如圖 25 所示，鋁元素 (Al) 峰譜圖如圖 26 所示。由於 XRF 無法定義輕元素 (如氫、氧)，分析得主要產品元素成分以鋁元素佔大部分，達重量百分比 99.9% 以上，與前期研究製作成果相同。分析結果中含有一小部分的鐵元素，鐵元素可能為製作過程所使用的不鏽鋼容器污染所造成。

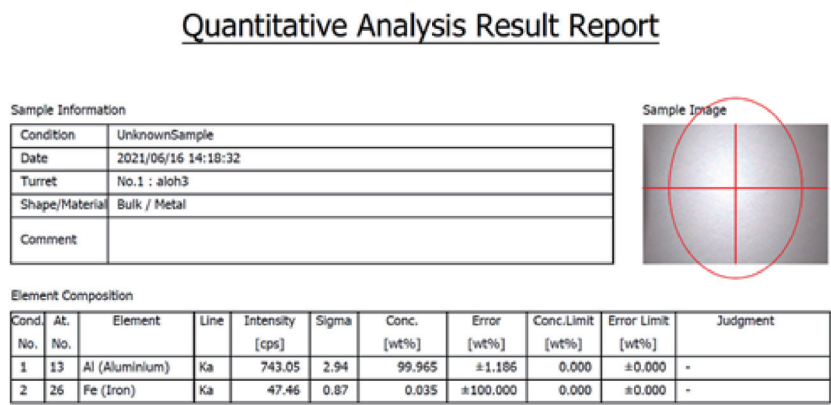


圖 25 X 射線螢光光譜分析成分比例

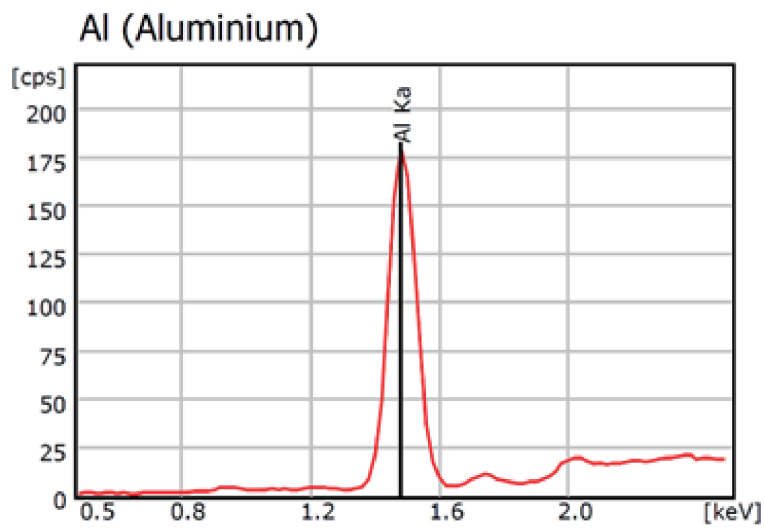


圖 26 X 射線螢光光譜分析鋁元素峰譜圖

四、結論

本研究延續前期關於煉鋁業集塵灰純化再生氫氧化鋁等相關研究，為提升煉鋁業廢棄物循環再生技術的商業應用價值，本所設計開發公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統以及公斤級連續自動化滴定系統進行循環再生製程。以前期研究所得的純化製程參數條件：鋁灰鹼液固液比 1：3、氫氧化鈉溶液濃度 3M、反應溫度 100°C、反應時間 2 小時進行實驗。並分析產品粉末與前期研究成果進行比較，以驗證公斤級循環再生製程的可行性。

製程採用公斤級煉鋁集塵灰純化反應系統可大幅提升單次處理量，實驗期間混合、排氣、洩料可正常運作，降低人力成本，符合設計目標。公斤級連續自動化滴定系統可程式化設定好滴定步驟，系統自動進行滴定達滴定終點停止，單次可處理 12 公升以上的製程液體，有效降低操作人力需求並提升批次處理量，符合設計目標。

本研究對以公斤級製程技術設備生產的循環再生氫氧化鋁產品粉末進行了特性分析，如電子掃描式顯微鏡、X 光繞射光譜分析、粒徑分析以及 X 射線螢光光譜分析等。經分析結果顯示粉末外觀呈層狀，顆粒大小約在 10 μm 左右。氫氧化鋁粉末結晶結構為單斜晶體 (Gibbsite) 以及部分的三斜晶體 (Nordstrandite)，其晶體成分比例約為 3：1。產品粉末經粒徑分析得中位粒徑為 12.94 μm ，與 SEM 圖觀察的尺寸大致相符。並經 X 射線螢光光譜分析確認產品粉末鋁元素成分含量達 99% 以上。經比對與前期研究製造成品大致相符，與商規產品粒徑規格相近，符合產品應用規格。

參考文獻

- 丁宏嫻、馬鴻文、王蕾、李賀香 (2006)，「利用高鋁粉煤灰製備氫氧化鋁的實驗」，現代地質，第 20 卷，第 3 期，第 405-408 頁。
- 方容利、王琳 (2005)，「生態化利用粉煤灰製備高純超細氫氧化鋁」，化學工程，第 33 卷，第 3 期，第 29-32 頁。
- 王多美、楊昇府、陳慶庭、李文成、孫金星 (2012)，「應用田口實驗計畫法於煉鋁集

- 塵灰製備氫氧化鋁之參數最佳化」氧化鋁之參數最佳化」，技術報告，編號 INER-9311，核能研究所。
- 王多美、楊昇府、陳慶庭、李文成、孫金星、曾錦清 (2012)，「煉鋁集塵灰使用鹼法製備氫氧化鋁」，技術報告，編號 INER-9842，核能研究所。
- 王紅偉、馬科友、秦鳳婷、杜新玲、郭江、張學英 (2011)，「拜耳法碳分製備粗粒氫氧化鋁工藝研究」，有色金屬，第 19-22 頁。
- 吳佳正、陳偉聖、蕭庭哲、周瑋珊、劉雅菁、蔡敏行 (2010)，「二次溶鋁廢渣資源化處理法」，中華民國專利證號 I319015。
- 林建榮、盧幸成、葉俊廷、蔡志威、戴年禧 (2012)，「鋁渣處置與管理現況探討」，中華民國環境工程會刊，第 23 卷，第 2 期，第 4 篇。
- 張晶、李風亭、張冰如 (2007)，「用鋁灰製備氫氧化鋁的試驗研究」，濕法冶金，第 26 卷，第 4 期，第 206-208 頁。
- 陳俊良、王多美、簡光勵、楊昇府 (2021)，「煉鋁產業二次物料提取永續氫氧化鋁之研究」，工業污染防治，第 151 期，第 122-145 頁。
- 楊異、吳竹成、楊冠群 (2006)，「鋁廢渣廢灰的治理」，Non-Ferrous Metals Recycling and Utilization，第 22-24 頁。
- Horrocks A.R. (2008), "Flame retardant/resistant textile coatings and laminates," Advances in Fire Retardant Materials, Woodhead Publishing Series in Textiles, p.159-187.
- How L.F., Islam A., Jaafar M.S., Taufiq-Yap T.H. (2017), "Extraction and Characterization of γ -Alumina from Waste Aluminum Dross," Waste Biomass Valor, Vol. 8, p.321-327.
- Isupov V.P., Menzeres L.T. (1999)," Aluminium hydroxide as selective sorbent of lithium salts from brines and technical solutions," Studies in Surface Science and Catalysis, Vol. 120, Part. A, p.621-652.

- Kudyba A., Akhtar S., Johansen I., Safarian J. (2021), "Aluminum Recovery from White Aluminum Dross by a Mechanically Activated Phase Separation and Remelting Process," *The Journal of The Minerals & Materials Society*, Vol. 73, p. 2625-2634.
- Li J.P., Gan J.H., Li X.W. (2009), "Leaching of Aluminum and Iron from Boile Slag Generated from a Typical Chinese Steel Plant," *Journal of Hazardous Materials*, Vol. 166, p.1096-1101.
- Müller U., Rüubner K. (2006), "The Microstructure of Concrete Made with Municipal Waste Incinerator Bottom Ash as an Aggregate Component," *Cement and Concrete Research*, Vol.36, p.1434-1443.
- Nemerow, N.L. (2010), "Contemporary Practice and Vision for the Future," *Industrial Waste Treatment*, Butterworth, Heinemann Press, p.13-24.
- Ramaswamy P., Gomes S.A., Ravichander N.P. (2019), "Utilization of Aluminum Dross: Refractories from Industrial Waste," *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*, Vol.577, 012101.
- Shen H., Ekberg C., Zhang S. (2021), "Harmless Disposal and Resource Utilization for Secondary Aluminum Dross: A Review," *Science of The Total Environment*, Vol. 760, 143968.
- Zeng F.H., Jiang Q.B., Chen X.H., (2007), "Surface Modification of Aluminum Hydroxide: Its Application in Silicone Rubber Based Coatings," *Paint & Coating Industry*, Vol.37-2, p.39-41.

環境化學與微生物類

地下水水質監測與保護推動策略規劃

簡慧貞*、蔡惠珍**、陳俞穎***、劉志忠****

摘 要

地下水是臺灣重要的水資源之一，為確保地下水資源永續利用，環保署依土壤及地下水污染整治法第 6 條規定，自 2002 年起辦理區域性監測井之地下水水質定期檢測工作，至今已累積將近 20 年的檢測數據，全面掌握地下水品質狀況，其中全國地下水符合監測標準比率皆達 90% 以上，針對檢出水質異常區域，現已逐步釐清問題，進行改善中或提出管理制度。面對全球氣候變遷與極端氣候，地下水資源的使用與保護更趨重要，2021 年上半年臺灣面臨嚴重乾旱問題，各地紛紛啟動地下水為緊急備援用水，然而擁有良好的地下水水質才能有充裕的供水，因此環保署基於權責分工，初擬水質保護推動策略，並從中列出 3 項重點工作，包括地下水永續經營、保障地下水源安全及永續利用，與有效運用地下水監測資源，並分別提出執行對策。未來將持續滾動式檢討，訂出各階段執行目標，定期檢視執行成效。

【關鍵字】地下水、水質保護、推動策略

* 行政院環境保護署土壤及地下水污染整治基金管理會
** 行政院環境保護署土壤及地下水污染整治基金管理會
*** 行政院環境保護署土壤及地下水污染整治基金管理會
**** 業興環境科技股份有限公司

執行秘書
組長
環境技術師
副總經理

一、前言

行政院環境保護署(以下簡稱環保署)基於土壤及地下水污染預防與整治,於2000年2月2日發布實施「土壤及地下水污染整治法」(以下簡稱土污法),其主要精神係師法美國資源保育及回收法(Resource Conservation and Recovery Act)與環境應變、賠償及責任綜合法(Comprehensive Environmental Response, Compensation and Liability Act),以確保土壤及地下水資源永續利用,改善生活環境與增進國民健康(黃萬居,2006)。另依照土污法第6條規定,定期監測土壤及地下水品質狀況。

其中地下水水質有系統的監測,可追溯1993年前省環保處籌辦「臺灣省地下水水質監測站網整體規劃」,於全國十大水區設置區域性地下水監測井,自1995年度起分年補助各縣市政府進行地下水水質監測井設置工作,至2002年底完成431口區域性地下水監測井,由環保署監資處執行地下水水質監測工作,並逐年檢討與增補,截至2021年共有455口井,依照主要井與次要井分類,每年進行4、2或1次監測,監測50項參數。

環保署在地下水水質分析方面已累積多年數據,完備自然成因判定流程,例如重金屬砷及氟鹽,其中重金屬砷建置地下水砷濃度潛勢範圍查詢平台,然現有之區域性水質監測井,建置的基礎係依據水文地質地下水分區方式為主,並未考慮實際民生用水關注之地下水水區,因此下一代的監測思維必須考慮到提升有效監測資源,以及建立地下水污染潛勢地圖,採因地制宜的監測,才能即早發現問題並提出改善對策。

本文主要目的係回顧地下水水質監測歷程,與目前水質監測現況,提出精進作為,並因應快速的全球氣候變遷與極端天氣,凸顯地下水資源的重要性,規劃水質保護推動策略,首先須建立我國水質保護與管理架構,並且提出永續經營、保障地下水源安全及永續利用與有效運用地下水監測資源等3項重點工作及其執行策略。

二、地下水水質監測歷程

2.1 監測井網設置

台灣本島總面積 35,960 平方公里，其中 10,457 平方公里有重要地下水層分布，占總面積約 29%。經濟部水利署將全國劃分成 10 個地下水區，分別為台北盆地、桃園中壢台地、新苗地區、臺中地區、濁水溪沖積扇、嘉南平原、屏東平原、蘭陽平原、花東縱谷及澎湖地區，為建立全國地下水水質長期資料，掌握各地下水分區水質狀況，前省環保處於 1993 年籌辦「臺灣省地下水水質監測站網整體規劃」工作，於全國十大水區設置區域性地下水監測井，自 1995 年度起分年補助各縣市政府進行地下水水質監測井設置工作，至 2002 年底完成 431 口區域性地下水監測井設置，由環保署監資處執行地下水水質監測工作。

全國區域性監測井井網設置規劃結合統計法與水文地質法及多層面參與之決策程序，在整體資源分配概念下，利用美國環保署 1985 年發展之 DRASTIC 系統，衡量水文地質組成的背景條件資料，來評估地下水污染潛勢之標準系統，7 項參數包含地下水位深度 [D]、淨補注量 [R]、含水層介質 [A]、土壤質地 [S]、地形坡度 [T]、未飽和含水層介質 [I] 及水力傳導係數 [C]，再加入土地利用、人口密度、可疑地下水污染源及地下水抽水量等 4 項人為社經活動參數，利用對應之等級及權重分數乘積和，求得污染潛勢指標及排序後，規劃井網系統。

累積多年地下水監測數據後，就區域性監測井設置之密度適宜性、監測井空間分布情形進行檢討，於 2013~2014 年針對部分縣市無區域性監測井，包括南投縣和基隆市（環保署，2013）；部分地下水分區之監測井不足，包括中壢臺地及濁水溪沖積扇進行區域性監測井補充設置（環保署，2014），另於 2018 年為完備恆春平原井網，聯合水利署既有之 4 口觀測井，補充設置 2 口區域性監測井（環保署，2018），歷年進行監測井廢井、新設井及維護管理等工作，迄今共有 455 口區域性監測井，其區域性地下水監測井網設置歷程詳圖 1。

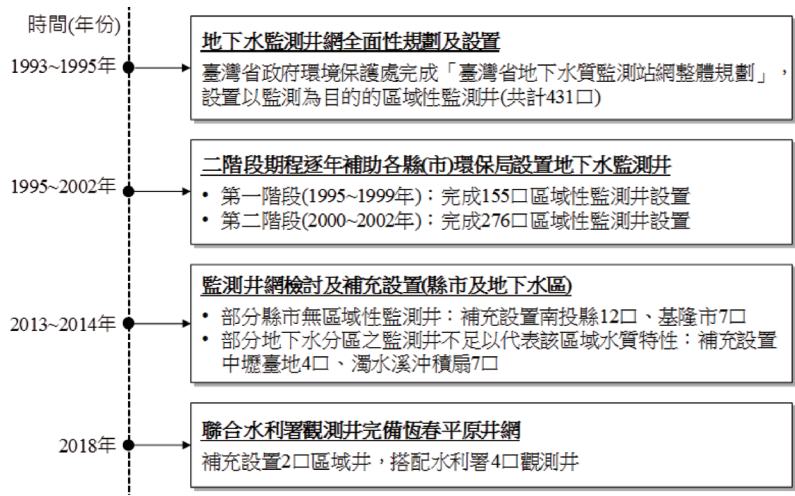


圖 1 區域性地下水監測井設置歷程

2.2 井網檢討

環保署於 2013~2014 年執行區域性監測井井網檢討，規劃作業主要分為 2 部分 (詳圖 2)，第一為規劃監測井數量不足之縣市地區；第二為評析全國各地下水區之區域性監測井井網適宜性，針對南投縣、基隆市、中壢臺地及濁水溪沖積扇地下水分區、辦理補充設置監測井作業，依各區域補充設井之評估方式如下所述。

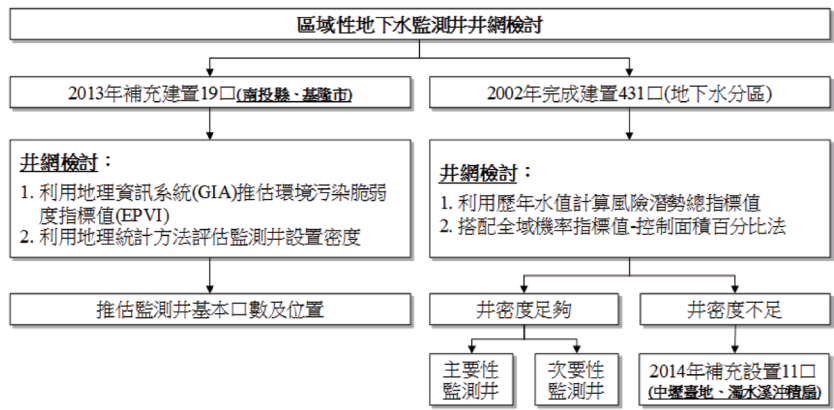


圖 2 區域性地下水監測井井網檢討補充設置

1. 南投縣及基隆市

過去基隆市、南投縣並未建置區域性監測井，無法利用前述含水層相關之水文地質參數評估地區環境污染潛勢，故依淺層含水層之水文地質對污染物傳輸之難易性與環境敏感程度為基礎，利用現有調查資訊，包括地形坡度、土壤質地、土地利用、可疑地下水污染源及人口密度等 5 項因子 (臺灣省政府環保處，1993)，研擬對應等級及權重分數乘積加總，定義在無區域性監測井情況下，建立環境污染脆弱度指標值 (Enivemt anl Pollution Vulnerability Index, EPVI)，並依據各縣市之面積與密度，規劃設置監測井數，並於高潛勢脆弱度指標區域周邊初步設置監測井，再利用全域機率 - 控制面積百分比法，評析該區域規劃設置監測井井網適宜性評估，主要以公有學校或公有土地作為後續實際設井位置，以基隆地區為例，其優選監測井位置詳圖 3。

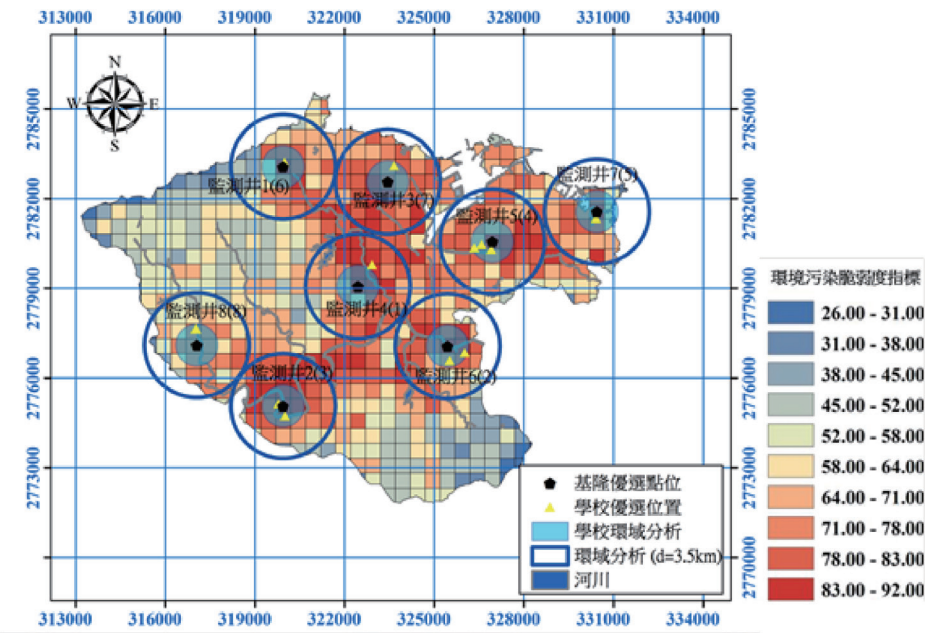


圖 3 基隆地區優選監測井位置圖

註：原彩圖請至產業綠色技術資訊網站下載 <https://proj.ftis.org.tw/eta/index.aspx>

2. 中壢臺地及濁水溪沖積扇

依據各區域性監測井於 2002~2013 年以每年 2 次或 4 次的頻率進行地下水水質檢測工作，其歷年檢測項目為 25 項，依據環保署公告第二類地下水污染監測標準之 15 項水質項目，進行區域性監測井井網適宜性評估建立風險潛勢總指標值，若水質項目超過第二類地下水污染監測標準，則定義為高風險潛勢指標值，其設定值為 1；反之，若水質項目未超過環保署公告第二類地下水污染監測標準，則定義為低風險潛勢指標值，並設定為微小值 (0.01)。依據上述區域既有各區域性監測井計算風險潛勢總指標值，指標值界定範圍為 0 至 15。並搭配全域機率指標值 - 控制面積百分比法，評析全國十大地下水區區域性監測井井網適宜性；此外，針對地下水區域之監測井數量不足，利用降低變異數 - 次序佈井法推估區域性監測井設置位置，評估足以代表該地下水區域空間具水質代表特性點位，區分為主要性監測井 (具代表性) 及次要性監測井 (具重複性)，其主要性監測井表示水質特性具差異，且總潛勢指標較高者；則次要性監測井表示水質特性相近，且總潛勢指標較低者。以濁水溪沖積扇為例，其監測井位置詳圖 4，評估補充設置 7 口井，另區分主要性監測井為 31 口，次要性監測井 7 口。

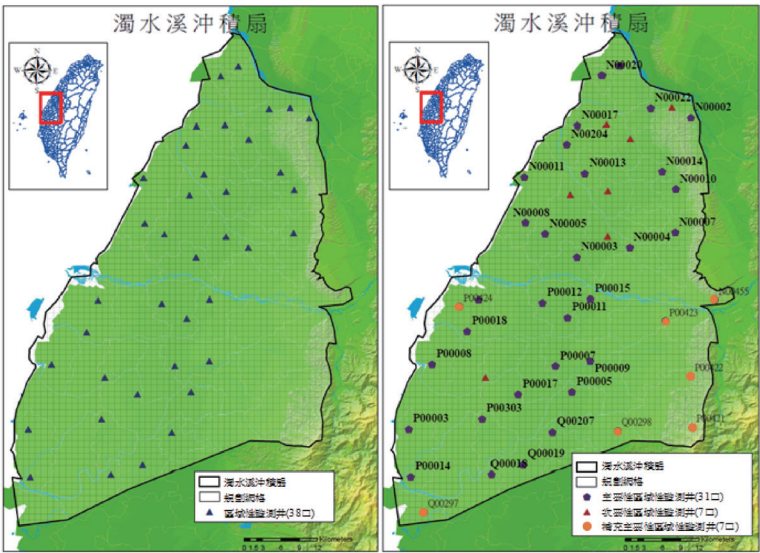


圖 4 濁水溪沖積扇井網檢討補充設井位置

2.3 監測頻率檢討

區域性地下水監測井的採樣監測工作，自 2002 年起由環保署整合於「環境水質北、中、南採樣監測計畫」執行，為累積地下水水質監測數據，初期採樣頻率為每季監測 1 次，歷年地下水水質監測成果以第二類地下水污染監測標準作為比較依據，另評估其水質濃度變化趨勢，為達有效之監測資源，評估調整監測頻率；監測項目從初期監測之 18 項，逐年新增其他項目（鈉、鉀、鈣、鎂、鹼度）、重金屬（汞、鎳）、揮發性有機物等，完備監測項目至 50 項，此外，歷年區域性監測井之地下水監測數據則一併公開於環保署「全國環境水質監測資料網」以供查詢。

我國原設置之 431 口區域性監測井之監測頻率，係採自設置完成後 1 年 4 次維持不變，由於部份監測井已累積 3 年以上（12 次）之監測數據，然為有效運用監測資源，環保署自 2009 年度起即評估區域性地下水質變化趨勢，調整頻率為每年監測 4 或 2 次；為達資源有效應用，於 2014 年利用統計方法建立主要性及次要性區域性監測井之空間分布及水質隨時間趨勢分析，調整頻率為每年監測 4、2 或 1 次。現行評估方式則依主要監測井搭配其監測濃度數值比對法規值（比對第二類地下水污染監測標準），若地下水監測結果曾超過監測標準，則優先關切需加強監測；此外，利用 Mann-Kendall Test 趨勢分析方法進行水質趨勢分析，以便於比對歷年監測結果，充分掌握水質呈現持續上升趨勢之監測項目，主要考量若區域性監測井地下水監測結果雖持續超過監測標準，然而未具趨勢上升情形時，該項目監測結果偏高可能為受自然環境或地質背景影響所致。反之，若監測項目具明顯上升趨勢且超過監測標準時，則可能於監測井周圍有潛在之污染來源，須持續加強監測。

2.4 監測項目

區域性監測井之水質監測項目，除 2002 年歷年持續監測之一般項目（硝酸鹽氮）、背景與指標水質項目（總硬度、總溶解固體、氯鹽、氨氮、硫酸鹽、總有機碳、鐵、錳）、重金屬（砷、鎘、鉻、銅、鉛、鋅）及其他項目（水溫、導電度、酸鹼度）等 18 項外；2005 年起增測其他項目鈉、鉀、鈣、鎂、鹼度等 5 項，2011 年起增測重金屬汞、

鎳等 2 項及揮發性有機物 20 項；另因地下水污染監測標準及地下水污染管制標準修正發布，並於 2014 年 1 月 1 日施行，故 2014 年起增測一般項目氟鹽 1 項，背景與指標水質項目總酚 1 項，及揮發性有機物 1,1,1- 三氯乙烷、1,2- 二氯苯、甲基第三丁基醚等 3 項，總計 2018 年起地下水水質監測項目達 50 項，其相對監測頻率詳表 1。此外，歷年來以總硬度、總溶解固體、氯鹽、氨氮、硝酸鹽氮、硫酸鹽、總有機碳、鐵、錳、砷、鎘、鉻、銅、鉛、鋅等 15 項作為區域性監測井監測頻率評析之指標項目（環保署，2018）。

表 1 2018~2020 年區域性監測井水質監測項目及頻率一覽表

分類	監測項目	監測頻率
一般項目 (2 項)	硝酸鹽氮*、氟鹽	數據不足測站，辦理 1 年 4 次監測（每季）；主要監測井且水質超標且具上升之測站，辦理 1 年 2 次監測（第 2、4 季）；主要監測井且水質變化穩定、次要監測井（含趨勢上升及穩定者），辦理 1 年 1 次監測（第 4 季）
背景與指標 水質項目 (9 項)	總硬度*、總溶解固體*、氯鹽*、 氨氮*、硫酸鹽*、總有機碳*、 鐵*、錳*	
	總酚	每年第 2 季辦理 1 次監測
重金屬 (8 項)	砷*、鎘*、鉻*、銅*、鉛*、鋅*、汞、 鎳	數據不足測站，辦理 1 年 4 次監測（每季）；主要監測井且水質超標且具上升之測站，辦理 1 年 2 次監測（第 2、4 季）；主要監測井且水質變化穩定、次要監測井（含趨勢上升及穩定者），辦理 1 年 1 次監測（第 4 季）
其他 (3 項)	水溫、導電度、酸鹼度	
其他 (5 項)	鈉、鉀、鈣、鎂、鹼度	半年辦理 1 次監測（第 2、4 季）

分類	監測項目	監測頻率
揮發性 有機物 (23 項)	苯、甲苯、乙苯、二甲苯、萘、四氯化碳、氯苯、氯仿、氯甲烷、1,4- 二氯苯、1,1- 二氯乙烷、1,2- 二氯乙烷、1,1- 二氯乙烯、順 -1,2- 二氯乙烯、反 -1,2- 二氯乙烯、四氯乙烯、三氯乙烯、氯乙烯、二氯甲烷、1,1,2- 三氯乙烷、1,1,1- 三氯乙烷、1,2- 二氯苯、甲基第三丁基醚	每年第 2 季辦理 1 次監測

* 註：表示歷年已納入監測頻率評析之指標項目

三、地下水水質監測現況與精進作為

3.1 背景水質分析

自 2000 年「土壤及地下水污染整治法」公布施行後，環保署於 2001 年 11 月 21 日發布施行「地下水污染監測基準」與「地下水污染管制標準」，並配合土壤及地下水污染整治法 2010 年 2 月 3 日修正公布，於 2013 年 12 月 18 日修正發布「地下水污染監測標準」及「地下水污染管制標準」，並於 2014 年 1 月 1 日起施行，污染監測標準的目的在於預防地下水污染，而管制標準的目的則在於防止地下水污染惡化。目前公告之水源水質保護區，主要在水庫集水區以及河川或取水口一定距離之行水區，地理區位多屬於河川中上游之丘陵或山區，而監測之地下水監測井均位於平原、沖積扇、盆地或縱谷等地下水分區。因此，地下水水質監測數據之統計分析與比對，將以是否小於地下水污染監測基準之第二類為依據，各項水質項目之合格率計算方法如下 (環保署，2020)：

$$\text{單一項目低於地下水污染監測標準比率}(\%) = \frac{\text{單一項目水質小於監測標準之總次數}}{\text{單一水質監測項目有效監測總次數}} \times 100\% \quad (1)$$

$$\text{平均低於地下水污染監測標準比率}(\%) = \frac{\text{各水質測項比率總合}}{\text{測項數目}} \times 100\% \quad (2)$$

環保署自 2002 年起辦理區域性監測井之地下水水質檢測工作，至今已累積將近 20 年的檢測數據，並已累積超過 60 萬筆地下水水質檢測數據。歷年全國地下水符合監測標準比率皆達 90% 以上，以 2020 年度監測成果而言，比對第二類地下水（非屬飲用水水源水質保護區內）污染監測標準（以下簡稱監測標準），低於地下水污染監測標準比率約為 93.0%，就各水質測項而言，以氨氮與錳之比率普遍較低，依水質項目由小而大排列為：錳 (58.4%)、氨氮 (62.6%)、鐵 (74.4%)、總溶解固體 (91.4%)、總硬度 (91.7%)、氯鹽 (94.2%)、硫酸鹽 (96.8%)、砷 (98.7%) 及總有機碳 (99.8%)，其餘測項如硝酸鹽氮、總酚、氟鹽、鎘、鉻、銅、鉛、鋅、汞及鎳等皆為 100%。此外，23 項揮發性有機物項目低於地下水污染管制標準比率皆為 100% (環保署，2020)。

其中以鐵、錳及氨氮超過監測標準之情形較為普遍，因鐵、錳為自然環境中相當常見之金屬元素，於地殼中含量甚豐，鐵含量排名第四位，占地殼總元素含量 5%；錳含量排名第十二位，占地殼總元素含量 0.1%。在天然水體中鐵、錳離子來源主要來自岩層中之鐵礦與錳礦之風化，土壤中鐵含量多為 0.5%~5%，比例依存在礦物種類、地化反應等而定。而氨氮為地下水污染監測標準之「背景與指標水質項目」之一，可作為水體是否受到人為污染的重要指標，地下水氨氮來源除自然地層環境的有機物質代謝轉換外，地表人為活動亦可能使淺層地下水氨氮濃度增加，其污染來源眾多，可能包括工業、農牧及民生等活動。

3.2 重金屬砷自然成因與潛勢區

環境中砷及砷化合物的污染源有自然來源和人為污染源兩者，自然為岩石、礦石經風化和溶解作用將砷釋出，人為可分為農業含砷藥劑和工業含砷化學品使用之污染。然我國歷年地下水水質定期檢測結果顯示，部分地區地下水中砷含量偏高區域大多為地層環境之非人為因素所致 (陳文福等人，2010)，由環保署以嘉南平原、蘭陽平原及濁水溪沖積扇歷年曾檢出砷含量之地區為主，進行區域性監測井及水利署觀測井之地下水採樣，並配合周邊地質岩心鑽探作業，依據岩心沉積物鐵、錳及砷等化學定量分析結果，砷濃度偏高之深度其鐵、錳、總有機碳濃度亦偏高，且多屬壤土與黏土層；此外，針對岩心沉積物鐵、錳及砷濃度較高之深度進行水質檢測分析，結果顯示

地下水與沉積物中砷濃度之趨勢一致，且與鐵、錳濃度變化趨勢顯著相關，表示地層環境中含砷之鐵、錳氧化物為砷之主要來源（環保署，2011）。依據地下水污染管制標準第二條規定，環保署於 2013 年公告地下水污染管制標準之附件「地下水背景砷濃度潛勢範圍及來源判定流程」及「臺灣地下水砷濃度潛勢範圍」。

潛勢範圍之劃定係應用地理統計方法，彙整環保署區域性監測井及水利署觀測井監測之地下水平均砷濃度，進行砷濃度潛勢區域推估，繪製地下水砷濃度超過第一類地下水污染監測標準 (0.025 mg/L) 的機率大於 75% 之區域，包含濁水溪沖積扇、嘉南平原、屏東平原、蘭陽平原等地下水區特定區域，歸納為非外來因素所致之砷濃度潛勢範圍，係受水文地質條件及地層沉積物累積等環境背景因素影響。然而，地下水砷潛勢區涵蓋範圍應依地下水定期監測結果而調整之，因此環保署彙整環保署區域性監測井及水利署觀測井定期監測數據，亦納入其他單位包括環保署場置性監測井及工業區備查監測井監測數據，滾動檢討地下水砷潛勢區範圍，並建置地下水砷濃度潛勢範圍查詢平台（環保署網址 <https://sgw.epa.gov.tw/AsQryMap/AsQueryMap.aspx>），可提供查詢該區域之地下水概況。

3.3 水質監測精進作為

環保署現有之區域性水質監測井，建置的基礎係依據地下水水文地質分區方式，過去 20 幾年來以來已建立全臺背景水質資料，並且檢出水質異常區域，現已逐步釐清問題，進行改善中或提出管理制度。然過去的監測並未考慮實際民生用水之地下水區，因此下一代的監測思維必須考慮到提升有效監測資源，以及建立地下水污染潛勢地圖，採因地制宜的監測，才能即早發現問題並提出改善對策，以下分別提出各項作為，並提出其短、中、長程規劃，未來將依照各期工作目標擬訂績效指標，定期檢核成效。

3.3.1 監測井分類分群與檢測分析

如 2.1 節所述，環保署目前已有 455 口區域性監測井，並分成主要及次要井，據此擬訂不同的檢測頻率，但是隨著去 20 多年的設置歷史，監測井水質監測的目的已由原來背景水質監測外，必須考量地表人為所可能造成的污染情形，現有的監測井網必須加以優化，例如應考慮空間環域分析、土地利用類型等國土規劃方式，進行監測井分類分群，並調整監測項目與頻率，例如在工業區附近的監測井，將加測重金屬、揮發性有機物污染物等；農牧業區域以重金屬及氨氮為主；一般生活區域則可著重於氨氮項目，採因地制宜。同時如果非位於高污染潛勢區內，將進一步降低監測頻率至 3 年一次，把監測資源投入水質合格率偏低或用水安全有關之項目井位，上述分類分群流程、監測項目與頻率規劃如圖 5 所示。

本項工作短期內將建立分類分群原則，提出監測項目及監測頻率調整評估方案；中期則研擬水質監測井井位設置原則與辦理不同類型污染試驗調查，掌握對地下水影響；長期將整合水利署等單位的地下水井網，以達監測資源有效利用。



圖 5 分類分群流程及監測項目與頻率說明

3.3.2 加強水文地質補注區監測與用水安全

地下水水區為三維構造，在上中下游的構造有顯著差異，例如在上游（亦為扇頂）地下水補注地質敏感區為地下水水區內特定範圍之敏感區域，此區通透性較佳，補注敏感區面積多僅約整體水區之 30%，補注量卻可達總量之 60% 以上，為區域性（水區）供水之重要地下水來源，其為多層地下水含水層共同源頭，且垂向傳輸速度較其他地區快數倍至數十倍不等，一旦污染發生容易影響深層地下水，目前水質監測數據顯示部分補注敏感區深層地下水水質已有劣化跡象。

如圖 6 所示，環保署已規劃依據地下水使用量、水質現況水區分區分級，優先篩選地下水使用量大、地下水質較差之濁水溪及屏東平原等 2 處地下水補注敏感區，進行調查評估。針對濁水溪、屏東平原之地下水補注敏感區，因其空間範圍廣大，環保署規劃強化補注敏感區內水質熱點預警代表性及預防措施為目標，其他水區內之補注敏感區則須經現場評估調查，釐清傳輸特性後再行評估管理措施。

另外依自來水公司 2018 年統計資料，全國總供水量為 1,388 萬 CMD，以地下水作為自來水水源者占 13.3%，以地下水為水源之自來水取水口（以下簡稱自來水井）數量統計 902 口（含使用中及備用），其中以彰化縣 174 口最多，臺中市 151 口次之，雲林縣 117 口再次之，中部地區地下水抽用量約為 98 萬 CMD，占全國總抽用量之 53%，為全國地下水使用量最大之地區。因過去地下水水質監測井網僅以背景水質與污染預防為主，並未直接考慮到使用端的水質安全監測，因此有鑑於全國八成自來水井未坐落於有自來水法、飲用水管理條例之保護區內，不受保護區用地限制方式管制，因此未來地下水質的監測方式與自來水井井源地下水質之保護管理極為重要。

本項工作短期內將辦理地下水補注地質敏感區內樣區篩選及現況診斷；中期則完成自來水井源分級管理制度效益及可行性評估；長期將依自然環境及社經條件調整分區分級劃設原則及推動分區管理行動。

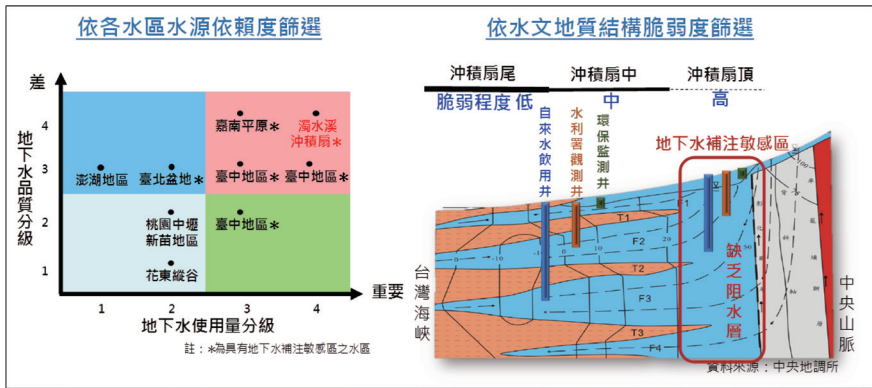


圖 6 依各水區水源依賴度及水文地質結構篩選優先關注區域

3.3.3 建置污染潛勢風險

環保署已投入相當多的經費辦理地下水監測井水質採樣及監測工作，接下來面臨的問題與挑戰，除了 3.3.1 節之監測井分類分群與 3.3.2 節加強補注區監測與用水安全以外，尚缺整體性的管理思維，然而地下水問題相當複雜，因此，參考國外做法 (Chen et al., 2013; Belay F.F., 2015; Shrestha et al. ,2017)，將整合水質危害因子與水質脆弱度因子，建置污染潛勢風險地圖 (如圖 7)，其中水質危害因子分析分面，必須考慮地下水水質受後天環境影響的人為影響，例如人口密度、污水管普及率、水污列管排水量、高潛勢業別、農業區域或管制範圍等共計 15 項，在水質脆弱度因子方面，必須考慮受先天背景條件影響，主要的水文地質條件因子，目前列舉 9 項，包括土壤質地、土壤坡度、剖面質地、排水程度、水力傳導係數、地下水位、補注量與降雨量等因子，以期能達到地下水永續經營的目標。

本項工作將分階段進行，目前已初步建立地下水污染潛勢風險地圖，其中在網格建置方面，因優先示範臺灣本島，故以 5x5 km 網格方式進行，驗證標的以人為污染指標項目 (氨氮) 及污染場址現況為主，初步結果顯示地下水污染潛勢風險越高，則氨氮超標或污染場址發生機率越高，下階段將套疊及比對地下水供需消耗熱區與保護熱區，研擬地下水水質保護因應策略。

短期內將建置臺灣地下水環境脆弱度及可能面臨風險；中期則整合既有資訊系統與資料，提出重點工作事項及跨單位權責分工；長期將配合國家經濟發展及氣候變遷調適政策，跨單位研商地下水資源管理策略。

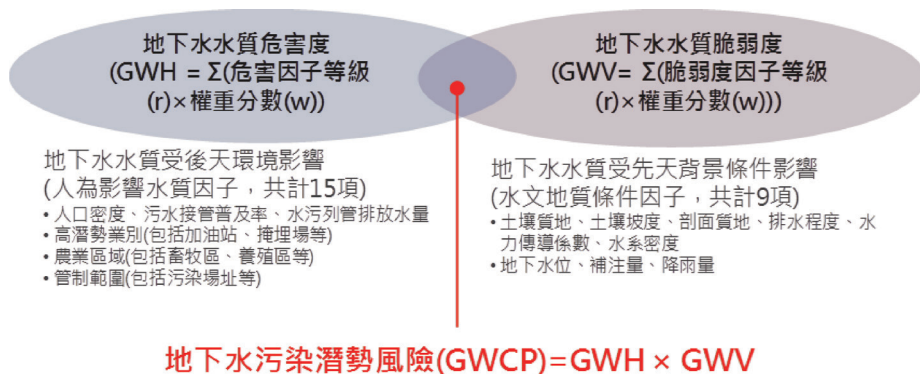


圖 7 地下水污染潛勢風險建置方式

四、水質保護推動策略規劃

根據上述彙整資料顯示，目前地下水水質監測井網對水質分析與監測已趨成熟，並且提出精準監測方式，將可完整建立掌握臺灣地下水水質現況，然而面對全球氣候變遷與極端氣候，地下水資源的使用與保護更趨重要，本(2021)年上半年臺灣面臨嚴重乾旱問題，各地紛紛啟動地下水為緊急備援用水，然而擁有良好的地下水水質才能有充裕的供水，因此環保署對水質的保護從過去的監測，需考慮提高維度思考，建立整體管理架構，並且針對環保署權責，提出水質保護推動策略。

4.1 建置水質保護與管理架構

臺灣地下水水質管理工作上面，已具備兩大優勢，包括建構完整的監測網絡與持續創新技術、完備污染預防法令規章與管理制度，然尚需面對地下水管理未來面臨關鍵課題，如(1)氣候變遷影響地下水資源品質、(2)國際持續關注地下水污染、(3)落實國土分區規劃與資源妥善運用、(4)地下水水質保護與管理對策。因此，參考國

外地下水管理策略 (Austalian Government Initiative, 2013; OECD, 2015; North Kings Groundwater Sustainability Agency, 2019; GARPHIC, 2015; IUCN, , 2016)，環保署初步規劃如圖 8，提出臺灣地下水質管理架構，包括在制度面、管理面、技術面及應用面等 4 個面向，對應提出 15 項策略。圖上架構係以全方位水資源保護為標的，涉及到環保署、經濟部與農委會等單位的權責，後續需要透過跨單位協商方式，擬訂完整保護架構，並依各單位權責分別落實。

環保署基於其權責範圍，提出環保署水質保護架構 (如圖 8 所示)，其中也分為制度面、管理面、技術面及應用面 4 個面向、15 項策略與 32 項行動方案，同時在圖中匡列近期推動重點工作，例如在政策擘劃策略方面，依優先擬定地下水施政綱要與工作藍圖；交流培育方面以跨單位溝通平台的建置為重點；調查評估工作內容，包括基礎資料建置累積、高污染潛勢分析等工作；環境監測主要考慮監測設備維運、預警制度建置方面；衝擊調適方面，優先建立脆弱度評估架構、分級分區管制方案與研訂氣候變遷調適策略；考慮 30% 的自來水源來自於地下水，優先針對飲用自來水井井源提出管理制度；另外也提出對於監測數據提出機器學習與物聯網的工作需求。

上述管理架構之近期推動重點工作，可以再歸納成 3 個主要工作方向，包括地下水永續經營、保障地下水源安全及永續利用與有效運用地下水監測資源，相關工作方向的内容彙整如下：

1. 下水永續經營：分項主要工作為地下水施政綱領、工作藍圖、跨部會溝通平台、脆弱度評估、氣候變遷調適策略。
2. 保障地下水源安全及永續利用：分項主要工作為分級分區水源管理方案、地下水補注源頭保護、農業源減氮跨部會推動、民生飲用井源保護制度、整合水文地質構造之監測預警。
3. 有效運用地下水監測資源：分項主要工作為基礎監測網路建置、地下水基礎資料持續累積、自然環境因素影響分析、智慧監測技術、機械學習與數據統計。

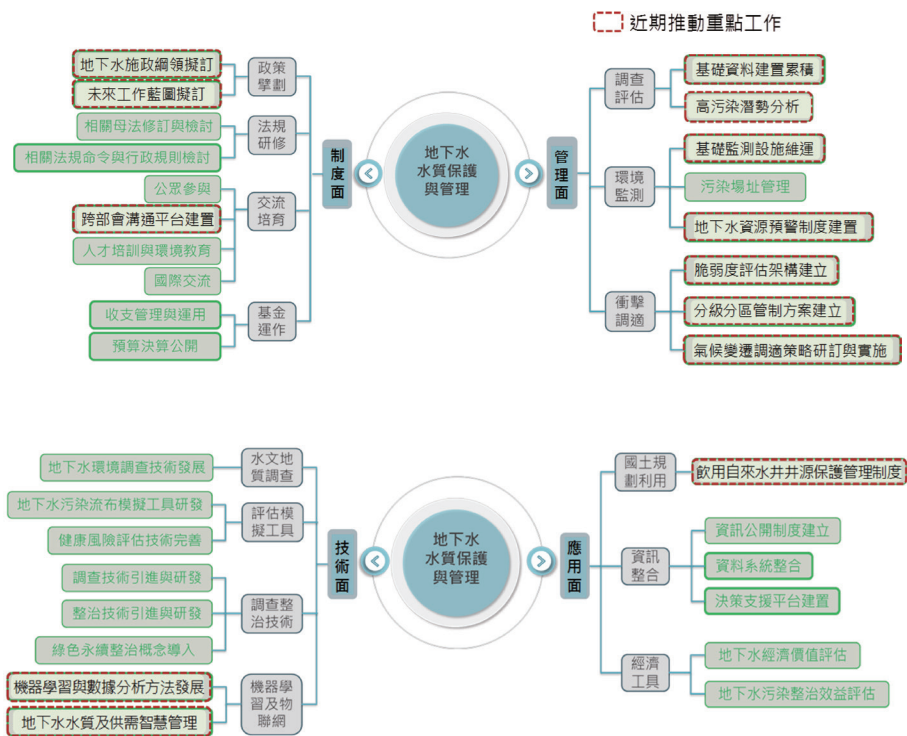


圖 8 環保署執掌地下水水質保護架構圖

4.2 執行策略

根據 4.1 節建置之水質保護與管理架構，已歸納 3 個工作方向，環保署再分別初擬各項工作短中長期執行策略，分述如下：

4.2.1 地下水永續經營

圖 9 為推動地下水永續經營流程與策略，其中首先必須完備如 4.1 節之水質保護與管理架構，由於涉及的單位非常多，因此在架構建置過程中必須考慮完整性與適宜性，並且依照專家會議建議滾動式調整，第二步規劃以 5 年為單位的進行短中長期量化目標、進程規劃與分階段工作，並且提出跨單位研商合作，建立跨單位溝通平台，最後提出施政方針，內容包括地下水施政綱領與政策白皮書。

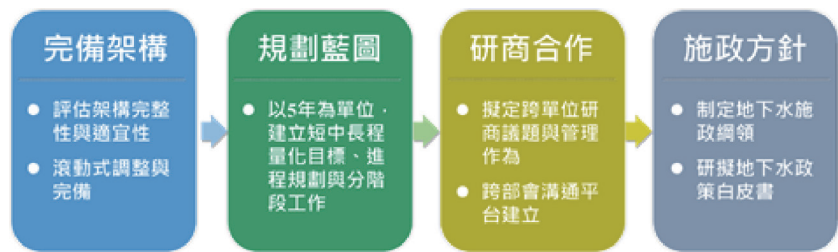


圖 9 地下水永續經營推動流程與策略

4.2.2 保障地下水源安全與永續利用

針對保障地下水源安全與永續利用，環保署提出地下水補注源頭保護及確保地下水安全使用兩項短、長期執行策略，如圖 10 所示，分別說明：

1. 下水補注源頭保護

短期的策略以全國 10 大地下水區為基礎，依地下水品質及地下水依賴度分類分級，優先篩選對地下水需求量大、受影響程度高，且具有地下水補注敏感區，聚焦回推地表特定區域污染源監測預警與潛在污染源管理，進一步依評析結果與相關單位交流釐清與過去既有資訊差異，了解與跨單位合作推動潛在污染源頭預防及管理工作可能須強化處。

長期的策略為依據水區評估成果規劃各水區管理分級方案，將水區區分為優先關注區、次優先關注區及其他區域，並在分級管理劃分下，研擬各單位執行管理策略的分工建議與自主預防管理，擴大推動農業源減氮及減緩地下水源硝酸鹽氮升高趨勢，可透過公私協力方式與全臺 42 家友善耕作團體，從消費端影響耕作型態，以環境永續及保育為目標，適當促進友善耕作，有效提升地下水水質保護工作以達到最大效益。

2. 確保地下水安全使用

短期策略為建立自來水井鄰近地用調查及標示潛在污染源，透過抽水影響範圍模擬評估、污染源盤點、關聯性建立等，辦理水質調查評估，建立各水井井源保護範圍 (參考 US EPA 井源計畫)(US EPA, 2021a; US EPA 2021b)。建立合適橫向監測聯繫與預防機制，掌握自來水公司的水井資訊及各單位 (環保署、水利署、農田水利署、自來水公司) 不同深度水質監測結果作為參考依據。

長期策略為發展井源多層保護範圍劃設與管理方案，探討各自來水井保護範圍劃設方法優缺點與我國適用性，以及研析取水口一定距離之公告與各相關法規可能之競合事項，作為後續跨單位討論可行性之依據，發展井源多層保護範圍劃設方案，研提各分層管理強度，並對保護範圍內污染潛勢建立合適之監測操作模式，落實保護措施與保護範圍內的土地使用相容。

項目	執行策略	
 地下水補注源頭保護	短期	• 土地利用調查，盤點潛在污染源，強化監測 • 跨部會推動地下水補注源頭的農業源優先減氮
	長期	• 推動潛在污染源的自主預防管理 • 擴大推動農業源減氮及減緩地下水源硝酸鹽氮升高趨勢
 確保地下水安全使用	短期	• 自來水井鄰近地用調查及標示潛在污染源 • 強化監測聯繫與預警機制
	長期	• 推動井源保護的管理機制法制化 • 落實保護措施與保護範圍的土地使用相容

圖 10 保障地下水源安全及永續利用執行策略

4.2.3 有效運用地下水監測資源

有效運用地下水監測資源，環保署提出分類分群監測調整與聯合監測井網整合兩部分的短、長期執行策略，如圖 11 所示，以下分別說明：

1. 分類分群監測調整

短期的執行策略依照環域分析與土地利用情形，將現有區域性監測井進行分類分群，其中分類中的大項可區分為工業區、農業區或一般生活區，並可以再進一步依照產業結構細分，例如工業區可以再分為科學園區、一般工業區、農業生技園區等。分群方面，舉例工業區附近的監測井，可區分為污染潛勢核心區、預警區或背景區之井群。前述之監測井的檢測項目與頻率依照分類分群結果再調整。

長期的執行策略係依照短期分類分群監測井結果，進行分類與監測項目的調整，例如當科學園區使用的化學品或是原物料改變的時候，其所要監測的項目必須隨之調整，必要的時候，不以目前地下水監測或管制項目為限，可以加測新興污染物。

2. 聯合監測井網

短期的策略除了利用環保署現有監測井網外，目前臺灣最完整的地下水井網為水利署管轄的觀測井，因此優先啟動環保署與水利署的合作，尤其水利署的井網系統中，在同一個井位點，設有不同含水層深度的監測井，可以補足環保署水質監測井深度不足而無法了解較深層的水質特性。

長期的策略除了利用水利署有系統且完整的井網以外，可再外擴與其他擁有水井的單位合作，包括自來水公司或是農政單位，其中自來水公司水井應定期監測水質，且為地下水主要水源區域，為重點維護對象。農政單位相對水質監測數據可能較缺乏，但是水井數量相對較多，納入其他單位水井主要效益，可以依照監測目的補足既有監測井網。

項目	執行策略	
 分類分群 監測調整	短期	建立分類分群原則，關注項目監測數據研析，監測項目及頻率調整評估
	長期	滾動檢討分群分類及頻率調整之適宜性，提高監測效益
 聯合監測 井網整合	短期	針對關注區域地下水品質及使用情形，建立環保署與水利署地下水跨部會聯合預警井網，掌握不同含水層地下水質情形
	長期	納入地下水用水單位之水井(包括自來水井、簡易自來水井及農業用公井等)監測數據，掌握水質情形

圖 11 有效運用地下水監測資源執行策略

五、結論與建議

環保署依照土污法第 6 條規定，定期監測土壤及地下水品質狀況，目前共有 455 口井，依照主要井與次要井分類，每年進行 4、2 或 1 次監測，各監測 50 項參數。自 2002 年起辦理區域性監測井之地下水水質檢測工作，至今已累積將近 20 年的檢測數據，並已累積超過 60 萬筆地下水水質檢測數據，其中歷年全國地下水符合監測標準比率皆達 90% 以上各水質測項而言，以氨氮、錳與鐵之比率普遍較低。已完整建立全臺背景水質資料，針對檢出水質異常區域，現已逐步釐清問題，進行改善中或提出管理制度。

然而面對全球氣候變遷與極端氣候，地下水資源的使用與保護更趨重要，2021 年上半年臺灣面臨嚴重乾旱問題，各地紛紛啟動地下水為緊急備援用水，然而擁有良好的地下水水質才能有充裕的供水，因此環保署對水質的保護從過去的監測，需考慮提高維度思考，建立整體管理架構，並且針對環保署業管權責，初擬水質保護推動策略，並從中列出 3 項重點工作，包括地下水永續經營、保障地下水源安全及永續利用與有效運用地下水監測資源，並分別提出執行對策，其中永續經營方面，將提出跨單位研商合作與溝通平台、施政綱領與政策白皮書；保障地下水源安全及永續利用方面，列

出地下水補注源頭保護及確保地下水安全使用執行策略；有效運用地下水監測資源方面，以分類分群監測調整與聯合監測井網執行策略為主。未來將持續滾動式檢討，訂出各階段執行目標，定期檢視成效。

參考文獻

台灣自來水公司 (2021)，107 統計年報 <https://www.water.gov.tw/ch/AnnualReport?nodeId=4571>

行政院環境保護署 (2009)，高污染潛勢地下水質調查及監測井管理計畫期末報告。

行政院環境保護署 (2011)，地下水有害物質環境傳輸調查及管制標準檢討計畫 (第一期) 期末報告。

行政院環境保護署 (2013)，102 年全國地下水監測評析及管理規劃計畫期末報告。

行政院環境保護署 (2014)，103 年全國地下水監測評析及管理規劃計畫期末報告。

行政院環境保護署 (2018)，全國地下水水質巨量分析與管理推動計畫期末報告。

行政院環境保護署 (2020)，民國 109 年環境水質監測年報。

行政院環境保護署 (2021)，地下水砷濃度潛勢範圍查詢平台，<https://sgw.epa.gov.tw/AsQryMap/AsQueryMap.aspx>

陳文福、呂學諭、劉聰桂 (2010)，台灣地下水之氧化還原狀態與砷濃度，農業工程學報，第 56 卷，p57-70。

黃萬居 (2006)，土壤及地下水污染整治法制度變遷之探討，工安環保報導，第 32 期，https://www.ftis.org.tw/cpe/download/she/Issue32/current32_02.htm。

經濟部水利署 (2010)，脆弱度及風險地圖分析方法之研究。

臺灣省政府環保處 (1993)，臺灣省地下水水質監測站網整體規劃。

Australian Government Initiative (2013), Guideline for groundwater quality protection in Australia.

Belay, F. F. (2015) Groundwater quality, vulnerability and potential assessment in Kobo Valley development project, Ethiopia. 99.

Chen, S.-K., Jang, C.-S., Peng, Y.-H. (2013) Developing a Probability-Based Model of Aquifer Vulnerability in an Agricultural Region. *Journal of Hydrology*, 486, 494-504.

GARPHIC (2015), Groundwater and Climate Change – Mitigating the Global Groundwater Crisis and Adapting to Climate Change,

<https://www.epa.gov/sourcewaterprotection/delineate-source-water-protection-area>

IUCN (2016), Managing groundwater sustainably.

North Kings Groundwater Sustainability Agency (2019), Groundwater Sustainability Plan.

OECD (2015), Policies to manage agricultural groundwater use – Australia.

OECD (2015), Policies to manage agricultural groundwater use – Netherlands.

OECD (2015), Policies to manage agricultural groundwater use – United States.

Shrestha, S., Kafle, R., Pandey, V. P. (2017) Evaluation of Index-Overlay Methods for Groundwater Vulnerability and Risk Assessment in Kathmandu Valley, Nepal. *Science of The Total Environment*, 575, 779-790.

US EPA (2021a), Assess, Plan, and Protect Source Water, <https://www.epa.gov/sourcewaterprotection/assess-plan-and-protect-source-water>

US EPA (2021b), Delineate the Source Water Protection Area, <https://www.epa.gov/sourcewaterprotection/delineate-source-water-protection-area>

廢（污）水處理類

氣候變遷下污（廢）水處理的突破與創新

林志高*、陳文興**、Kasturi Dutta***

摘 要

因應氣候變遷威脅，歐盟擬於 2026 年起正式徵收碳關稅，國際知名企業都紛紛提出各種永續能源策略，並要求供應商提出相對應的減碳計畫。對於高能耗的污水處理業而言，這將是技術突破與創新的機會。未來污水處理應以「碳轉向」來達成「資源回收」、「能耗自足」的新目標；本文依據碳轉向的概念提出 AB 程序，進而介紹新穎污水處理技術，最後以「二級厭氧處理」和「三級厭氧氨氧化」兩個研究案例，實證此一技術的可行性。污水生物處理淨產能和除氮的問題對於未來的發展至關重要。迄今為止，污廢水處理最佳程序組合為主流厭氧處理，然後接主流厭氧氨氧化處理。它在淨能源生產方面遠遠優於其他所有組合，同時低污泥產量，也大大減少了污泥處理及處置成本。

【關鍵字】氣候變遷、污水、能源、碳轉向、AB程序、二級厭氧處理、三級厭氧氨氧化、deammonification

* 國立陽明交通大學 / 沛安研究社股份有限公司

** 國立宜蘭大學

***National Institute of Technology Rourkela, India

榮譽退休教授 / 社長
教授

Assistant Professor
Grade-I

一、前言

自 1914 年至今，污(廢)水(以下簡稱「污水」)傳統處理程序「活性污泥法」(conventional activated sludge process, CAS) 的應用，削減了污水中的污染物如水中的好氧(耗氧)物質，且對人類的環境衛生與環境保護提供了巨大的貢獻；然而，百餘年來傳統污水處理廠的大量興建，因活性污泥法為好氧處理需高能耗的曝氣，使之成為處理廠內能源消耗的主要來源，同時為了符合新近增加的氨氮和總氮的放流水標準，勢必得增加曝氣量 ($4.57 \text{ g O}_2/\text{g NH}_4^+-\text{N}$)；而且污水中的有機物和含氮物質在處理過程中會產生大量的溫室氣體，如二氧化碳、甲烷和氮氧化物。(林志高等 2021) 因此，污水處理的高能耗以及相應的溫室氣體排放，這些與全球氣候變遷有關的問題，對當前污水處理業造成了極大的影響和挑戰，而且 CAS 也已無法有效地符合日益嚴格的放流水標準。

污水和能源之間有著密切的關聯性，是以污水已不再被視為一種廢棄物，而是一種可再生的資源如水、能源、營養鹽等。因此，未來污水處理的發展將以「碳轉向(carbon redirection)」與「碳中和(carbon neutral)」來達成「資源回收」和「能耗自足」的新目標；面臨全球遭逢氣候變遷之際，污水處理技術的創新如 AB 程序，給了我們新的挑戰與機會。

二、碳轉向(carbon redirection)

化學需氧量(COD)為污水中有機物的總量。典型生活污水 COD 濃度為 500 mg/L (難降解 COD 180 mg/L ，可生物降解 COD 320 mg/L) 所含的最大有機化學能為 1.93 kWh/m^3 。McCarty et al. (2011) 計算出採用好氧活性污泥法和污泥厭氧消化的典型都市污水處理廠，處理每噸 (m^3) 污水的能源需求為 0.6 kWh ，其中約一半的能量用於曝氣以提供空氣。使用傳統的好氧處理方法，可以利用污泥厭氧消化過程中產生的沼氣(含甲烷)來滿足處理廠能源需求的 25~50%，若再改善精進廠內設備則可進一步顯著降低能源的需求。然而，如果污水中更多的能源潛力可被捕獲，且污水處理技術更提升節能，那麼污水處理則可成為淨能生產者，而非耗能者。

在傳統污水處理程序中，COD 的主要流向是被好氧分解（二級好氧處理），不僅因曝氣耗能，而且無法有效地捕獲水中的碳源。若污水採用完全厭氧處理，則有可能在滿足嚴格的放流水標準的同時，實現淨能源生產。污水中的可生物降解有機物從二級好氧處理轉為能量回收的這一轉變被稱之為「碳轉向」，圖 1 為污水傳統（典型）處理程序與能源化回收途徑下碳轉向的概念。圖中顯示碳轉向可提高能源回收、減少與曝氣相關的能源消耗（如好氧氧化、硝化等）、減少有機碳源需求（如反硝化（又稱脫硝或解硝））和減少過多的污泥產生。碳轉向是污水處理實現能源自給的必經之路，且已經是污水處理技術發展的一個重要方向。

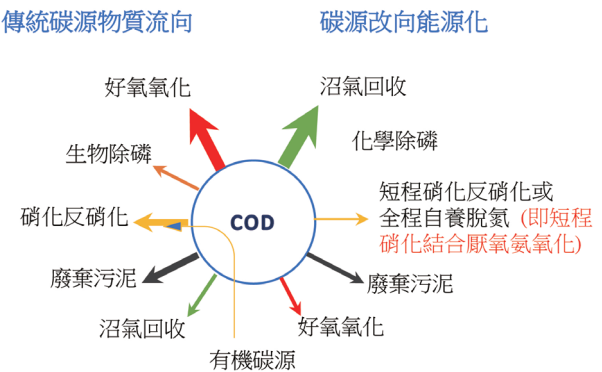


圖 1 碳轉向 (carbon redirection) 示意圖；由「傳統碳源物質流向」轉為「碳源改向能源化」

三、AB 程序

依據碳轉向的概念，AB 程序（如圖 2 所示）旨在提高 A 階段的能源回收潛力，提升對進水中 COD 的捕獲，亦即在生物氧化之前最大限度地從污廢水中捕獲有機物，用於直接厭氧消化，降低 COD 流至 B 階段，使 COD 在污水處理過程中的碳足跡由污染物的直接氧化降解轉向至能源化的利用；至於 B 階段則主要致力於處理營養物質。圖 2 顯示 AB 程序可回收的產能大於耗能，為一正淨能產出的程序。表 1 所示為目前 A 階段可選用的程序，有 A1 化學強化初級處理單元 (chemically enhanced primary

treatment, CEPT)，A2 高負荷活性污泥法 (high rate activated sludge, HRAS)，及 A3 厭氧程序 (anaerobic process)；因 A 階段已將大部分的 COD 經由捕獲、能源化，致使進入 B 階段的污水具『低碳高氮』特性，故可採用 B1 亞硝化反亞硝化 (nitrification and denitrification) (或稱為短程硝化反硝化 (shortcut nitrification and denitrification)) 或 B2 部分亞硝化厭氧氨氧化 (partial nitrification/anammox, PNA; 又稱為 deammonification) 的自營生物除氮技術，在 B 階段除無須添加有機碳源節省藥品費外，少量的曝氣更可降低能源消耗。有關「廢（污）水生物處理氮轉化過程」請參考文獻林志高等 (2021)。

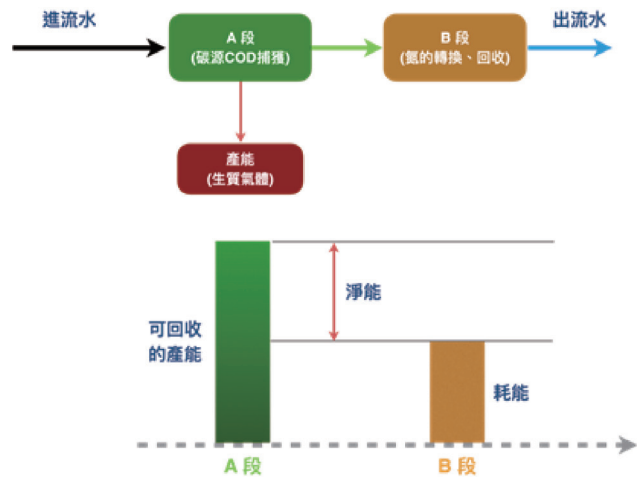


圖 2 AB 程序示意圖及其產能、耗能、淨能的關係。依 Wan et al. 2016 文獻重繪

表 1 AB 程序中 A、B 階段各種不同可選擇的單元程序

AB 程序 可選用的單元程序	
A 段	A1 化學強化初級處理單元 (chemically enhanced primary treatment, CEPT)
	A2 高負荷活性污泥法 (high rate activated sludge, HRAS)
	A3 厭氧程序 (anaerobic process)
B 段	B1 短程硝化反硝化 (shortcut nitrification and denitrification)
	B2 部分亞硝化厭氧氨氧化 (deammonification)

* 參考文獻 Wan et al. 2016.

一般污水典型處理流程為前處理、初級處理以及二級處理。初級處理與二級處理也就是所謂的初級沉澱 - 活性污泥法，將進流水 COD 大部分去除，產生的初級污泥及廢棄活性污泥收集後可經污泥厭氧消化，產生沼氣；此傳統程序的 COD 流向及質量平衡如圖 3 所示。由圖可知，傳統污水處理其 COD 去向主要為好氧氧化，假設進流水為 100 單位 COD，則好氧氧化、產生污泥及厭氧產甲烷，分別為 31.5、23.4、及 34.6 單位，其餘 10.5 單位隨出流水流至環境承受水體。

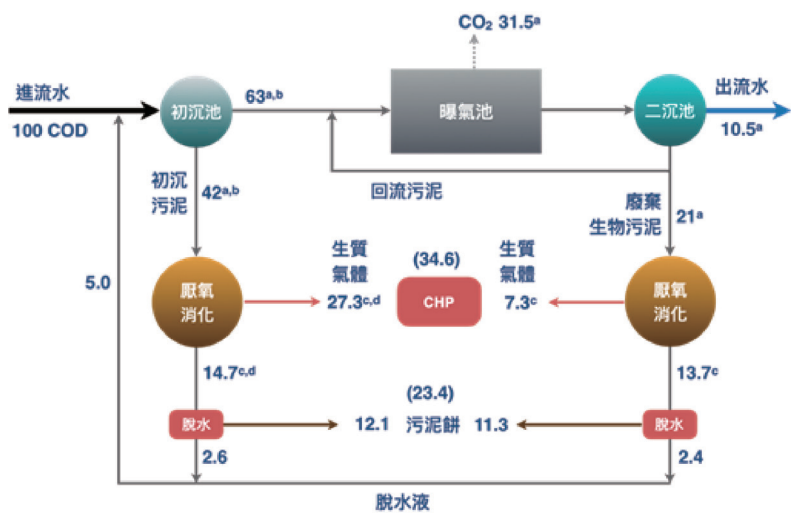


圖 3 傳統典型污水處理程序「活性污泥法」結合「污泥厭氧消化」，COD 流向及質量平衡示意圖 (假設進流水為 100 單位 COD 。 aMetcalf and Eddy, 2014 ; bRossle and Pretorius, 2001; cParkin and Owen, 1986; dMiron et al. 2000 。 CHP (combined heat and power) 係指『汽電共生』)

Morrissey and Harleman (1992) 研究指出化學強化初級處理單元 (CEPT) 可以去除高達 80% 的 TSS 和 60% 的總 COD (TCOD)。與傳統的初沉相比，CEPT 產生的污泥量增加了約 45%，其中 33% 是由於更多的固體物被捕獲。此外，富含有機物的 CEPT 污泥更適合厭氧消化而產生沼氣 (Diamantis et al. 2013)。然而，CEPT 對污廢水中可溶性 COD (sCOD) 的去除效率不高，即占污廢水 TCOD 至少 30% 的 sCOD 都可進入 B 階段 (Rossle and Pretorius, 2001)。如果 CEPT 作為 A 階段，進入 B 階段的

sCOD 可為異營反硝化菌的碳源 (Jenni et al. 2014)；因此，短程硝化反硝化過程可為 CEPT (A 階段) 後的 B 階段，以進行營養鹽氮的生物轉換。依據上述討論，CEPT (A1) 短程硝化反硝化 (B1) 已被確定為 AB 程序的可行配置。

高負荷活性污泥法 (HRAS) 為傳統活性污泥程序 (CAS) 的一種改進，因其可在較短的污泥和水力停留時間 (HRT 15 min, SRT 0.5 d)，保留大約 55-65% 的有機物 (Wett et al. 2007)，且污泥停留時間較短 (< 3 d) 在 HRAS 中不會發生硝化反應。對於典型的都市污水 COD 500 mg/L 通過 HRAS 後，約有 175-225 mg/L COD 進入 B 階段，導致 COD/N 比值為 7-9，有利於異營反硝化菌生長 (Jenni et al. 2014)，即 A 階段 HRAS (A2) 後剩餘的 COD 足以通過短程硝化反硝化 (B1) 去除氮。

與好氧程序 (如 CAS) 相比，厭氧程序具有無需曝氣、產生污泥少、產生生物甲烷等優點，使其更具經濟可行性和能源效率。如今，各種厭氧技術可用於處理污廢水，例如：上流式厭氧污泥床 (up-flow anaerobic sludge blanket, UASB)、固定膜厭氧生物反應器 (fixed film anaerobic bioreactor)、厭氧擋板反應器 (anaerobic baffled reactor)、厭氧流化床生物反應器 (anaerobic fluidized bed bioreactor, AFBR) 等。實廠 UASB 系統在 HRT 5-19 h 可去除生活污水 TCOD 的 45-75%，而在實驗室規模的 UASB 反應器中實現了 65-90% 的 TCOD 去除 (Foresti, 2002)；而在 AFBR 中去除了 88% 的 TCOD (Kim et al. 2011)。厭氧處理程序仍有一些技術問題需要解決，包括啟動週期較長、對季節性溫度變化敏感、生活污水有機物濃度低導致微生物生長緩慢等。通常生活污水中超過 80% 的 TCOD 可以在厭氧過程中去除，亦即如果選擇厭氧處理程序作為 A 階段，剩餘的 COD 應該不足以維持 B 階段的短程硝化反硝化，則 A3B1 配置在實際應用中可能不是一個可行的選擇；反之，在如此低的 COD 濃度下，對於 B 階段的厭氧氨氧化結合的部分硝化是可行的 (Malovanyy et al. 2015a, 2015b)，因此 A3B2 配置在這個意義上更合理。厭氧處理程序 (A3) 部分硝化厭氧氨氧化 (B2) 在上述討論中亦被確定為理想的 AB 程序。

圖 4 為 A3B2 程序，相較於圖 3，其 COD 的流向及質量平衡顯示此程序不但可以降低好氧氧化，而且在生物轉化為污泥之前，直接經由厭氧處理捕獲生活污水中存在的有機物，污水厭氧處理和污泥厭氧消化產甲烷的 COD 分別為 67 和 8 單位。A3B2

程序對當前傳統污水處理廠的模式轉變，可提高能源回收、可減少與曝氣相關的能源消耗，以及可減少污泥產量。表 2 比較 3 種不同 AB 程序 (A1B1, A2B1, A3B2)，在未考量處理程序所需能耗情況下，這 3 種 AB 程序產能比活性污泥法增加 30~120%；活性污泥法曝氣耗能高，故若以淨產能比較，AB 程序更具優越性。

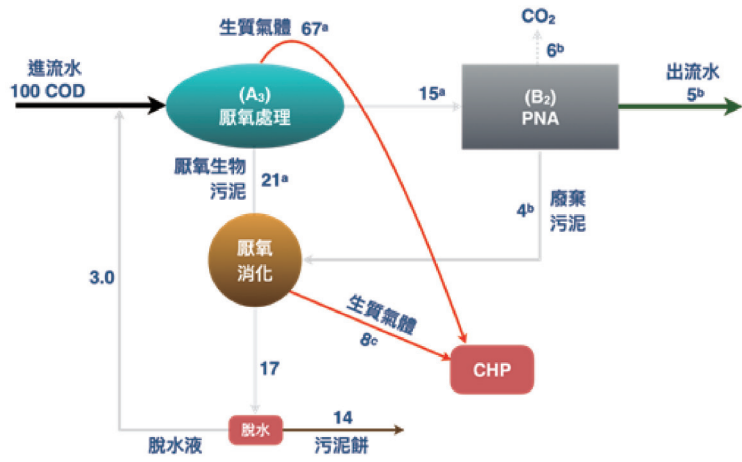


圖 4 A3B2 程序「厭氧處理」結合“PNA”，COD 流向及質量平衡示意圖 (假設進流水為 100 單位 COD 。aGopala Krishna et al. 2009; bMetcalf and Eddy, 2014; cParkin and Owen, 1986. CHP (combined heat and power) 係指『汽電共生』)

四、污水處理的新變革與新機遇

國際污水處理業正持續積極朝污染物削減功能的強化提升、低碳處理和能源開發、以及資源回收這 3 方向邁進，我國污水處理相關產業處於這大變革的時刻，要勇於面對新變革的挑戰。相對於傳統污水處理廠，未來污水處理廠的新目標為水和能源回收、資源循環、及環境友好永續。至今最具發展潛力的新穎污水處理廠如圖 5 所示，污水經初級沉澱去除懸浮性固體，溶解性污染物進入二級厭氧處理；有機物經厭氧反應產生能源（沼氣），有機氮可轉化為氨氮；二級厭氧處理之出流水進入三級厭氧生物除氮（主流厭氧氨氧化）程序；以上產生的初級污泥和生物污泥收集後，經污泥厭氧消化可產生能源（沼氣）及穩定的厭氧消化污泥。三級厭氧生物除氮之出流水，可再進行高級處理以達成水回收的目標；厭氧消化污泥可經黑水虻 (black soldier fly,

BSF) 轉化成具高附加價值的飼料原料。總之，以上所述之未來污水處理廠將可達成「碳中和」和相對「淨零碳排」，藉以提供循環經濟下污水處理突破與創新的新途徑。圖 5 中所指「主流」和「側流」請參見文獻林志高等 (2021)。

表 2 AB 程序與活性污泥法的比較

COD 流向 所占比例 %	活性污泥法	AB 程序		
		A ₁ B ₁	A ₂ B ₁	A ₃ B ₂
氧化	31.5	19	15	6
出流水	10.5	10.5	10	5
污泥	23.4	25.2	25	14
產能	34.6	45.2	50	75
產能比值	1	1.31	1.45	2.17

五、二級厭氧處理研究案例

Dutta et al. (2014) 以 2 階段程序 (示意圖請參考文獻 Dutta et al. 2014) 即厭氧流體化床生物反應器 (anaerobic fluidized-bed bio-reactor, AFBR) 接厭氧流體膜生物反應器 (anaerobic fluidized membrane bio-reactor, AFMBR) 處理林口都市污水，生物反應系統 AFBR-AFMBR 使用顆粒活性炭 (granule activated carbon, GAC) 為生物膜載體介質，AFBR 和 AFMBR 高度皆為 1,000 mm，內徑 40 mm，工作體積 2 L；AFMBR 內置孔徑 <0.1 m 之中空纖維膜組，膜總表面積 0.04 m²。AFBR-AFMBR 的操作共有 12 個不同階段 (I-XII)。階段 I-III (1-78 d) 以合成基質採間歇模式進行 AFBR 啟動 (start-up)，隨後，階段 IV-V (79-160 d) 在連續模式下運行，初始 HRT 8 h，進水 COD 濃度為 1,000 mg/L，有機負荷率 (organic loading rate, OLR) 為 3 kg COD/m³ d。在階段 VI 起，AFMBR 與 AFBR 串連，逐漸降低進流水 COD 濃度直至階段 VII 其濃度與實際都市污水濃度相當。階段 VIII 起即進流實際都市污水，但先經 10 m 篩分處理。表 3 顯示階段 VIII-XII 的操作條件，實際污水 COD 濃度變異大，範圍 38-132 mg/L 之間，水力停留時間 (hydraulic retention time, HRT) 0.45-1.55 h，流量為 1-4.44 L/h，其他操作條件請參閱表 3，如 OLR、水上升速度及流體膨脹率。

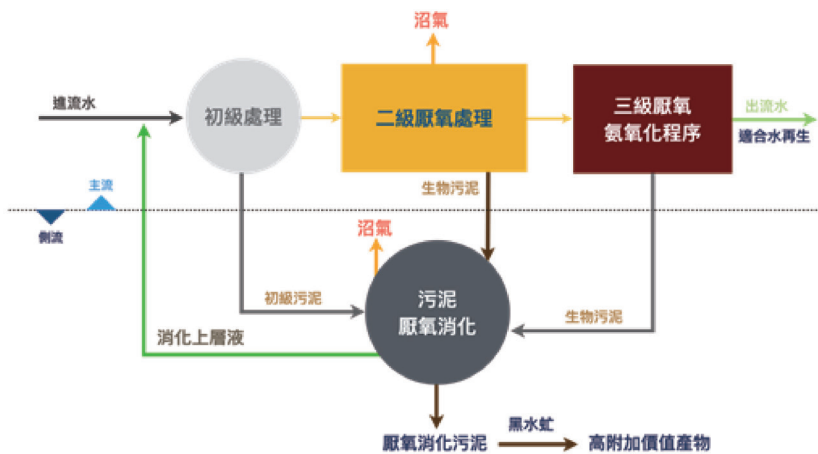


圖 5 新穎污水處理廠示意圖

階段 VIII-XII 操作結果如表 4 所示，COD 去除率 67% (階段 XII) 至 84.6% (階段 XI) 不等。階段 XII，HRT 僅 1.28 h 導致 COD 和 sCOD 去除率分別下降至 67% 和 52%；然而，其出流水水質仍介於可接受範圍內，出流水 COD 和 sCOD 濃度分別為 35 和 21 mg/L。Kim et al. (2011) 指出 AFMBR 作為厭氧處理的第二道程序可使水質更淨化，Dutta et al. (2014) 的研究中也驗證這一點；表 4 顯示低 COD 濃度的進流水，AFMBR 中 COD

表 3 AFBR-AFMBR 程序進流都市污水操作條件表

階段 (d)	程序	進流 COD, mg/L	HRT, h	流量 L/h	OLR, kg COD/m ³ d	水上升速度 m/h (膨脹率%)
VIII (219-246)	AFBR	38	1.55	1.29	0.58	91.7 (50)
	AFMBR	25	2	1	0.3	116 (100)
IX (247-257)	AFBR	70	1.55	1.29	1.08	91.7 (50)
	AFMBR	25	2	1	0.3	116 (100)
X (258-263)	AFBR	70	1.36	1.47	1.23	49 (40)
	AFMBR	25	1.55	1.29	0.39	116 (100)
XI (264-281)	AFBR	132	0.45	4.44	7	49 (40)
	AFMBR	49	1.55	1.29	0.75	116 (100)
XII (282-299)	AFBR	106	0.45	4.44	5.65	49 (40)
	AFMBR	50	0.83	2.41	1.44	116 (100)

*參考文獻 Dutta et al. 2014

表 4 AFBR-AFMBR 程序處理都市污水進流出流水值及污染物去除率

參數 ^a	進流	出流		去除率 %		Overall
		AFBR	AFMBR	AFBR	AFMBR	
階段 VIII (219-246) Total HRT 3.55 h						
TCOD	38 ± 5.6	21 ± 6	10	44.7	52	74
sCOD	32 ± 2.8	16.6 ± 2.3	8 ± 2.8	48.1	52	75
TSS	7.5 ± 5	0.8	0.5	89	37.5	93.3
VSS	5.6 ± 4	0.8	0.5	86	37.5	91
pH		6.79	6.4			
Alk. as CaCO ₃	100	117	127			
階段 IX (247-257) Total HRT 3.55 h						
TCOD	53 ± 30	29 ± 14	10 ± 0.4	45	65.5	81
sCOD	26 ± 16	20 ± 9	10 ± 0.8	23	50	61
BOD ₅	17 ± 15	9.5 ± 0.7	0	44	100	100
TSS	8 ± 9	2.7 ± 1.5	0.7 ± 0.2	66.3	81.5	93.8
VSS	7 ± 7.7	2.3 ± 1.4	0.5 ± 0.3			
pH		6.64	6.4			
Sulfate	45 ± 22	25 ± 15	21 ± 15			
階段 X (258-263) Total HRT 2.91 h						
TCOD	70	40.6	17	42	58	75
BOD ₅	18	8	0	55.5	100	100
TSS	6.4 ± 1.1	3.8 ± 0.3	0	40.6	100	100
VSS	2.8 ± 0.6	0.6 ± 0.3	0	78.6	100	100
pH		6.7	6.4			
Alk. as CaCO ₃	189 ± 9	168	126 ± 16			
Sulfate	43.7	42.2	35			
階段 XI (264-281) Total HRT 2 h						
TCOD	132 ± 75	52 ± 13	20 ± 5	61	61	85
TSS	27 ± 19	5.5 ± 3.2	3.7 ± 2.6	80	33	86
VSS	19 ± 15	3 ± 1	1.5 ± 1.1	84	49	92
pH		6.8	6.5			
Alk. as CaCO ₃	212 ± 13	205 ± 92	183 ± 12			

表 4 AFBR-AFMBR 程序處理都市污水進流出流水值及污染物去除率 (續)

參數 ^a	進流	出流		去除率 %		
		AFBR	AFMBR	AFBR	AFMBR	Overall
階段 <i>XII (282-299) Total HRT 1.28 h</i>						
TCOD	106 ± 33	49 ± 22	35 ± 10	54	29	67
sCOD	44 ± 10	30 ± 12	21 ± 13	32	30	52
TSS	35 ± 43	3.2 ± 1.3	0.6	91	81	98
VSS	29 ± 34	3 ± 1	0.3	90	90	99
pH		6.76	6.2			
Alk. as CaCO ₃	169 ± 21	173 ± 73	191 ± 94			

^a除 pH 外，單位 mg/L (參考文獻 Dutta *et al.* 2014.)

和 sCOD (soluble COD, 溶解性 COD) 的去除效率分別為 28-60% 和 30-52%，高於 AFBR。當 HRT 持續降低，AFBR-AFMBR 仍可維持穩定操作。在階段 VIII-XII 沒有觀察到氣體產生，這可能是由於污水中存在硫酸鹽 45 (階段 IX) 及 44 mg/L SO₄²⁻-S (階段 X)，硫酸鹽還原菌將與產甲烷菌競爭 COD，亦即硫酸鹽還原菌優先利用 COD；因此，沒有或極少的天然氣產生，文獻 Shayegan *et al.* (2005) 和 O'Reilly and Colleran (2006) 亦有相同觀察結果。

AFBR 能夠去除污水中大部分的 TSS 和 VSS，在不同操作階段 TSS 和 VSS 的去除率分別為 40-90% 和 66-90%，但文獻 Kim *et al.* (2011) 和 Yoo *et al.* (2012) 對 AFBR 並無 TSS 和 VSS 去除率的說明。Dutta *et al.* (2014) 指出 AFBR 對 TSS 和 VSS 的高去除效率有助於降低 AFMBR 的處理負荷，從而提高膜的耐用性，而 AFBR 未能去除的 TSS 和 VSS 可在 AFMBR 被去除，TSS 濃度可降低到接近於零。Shin *et al.* (2014) 連續運行中試規模的厭氧流化膜生物反應器 (staged anaerobic fluidized membrane bioreactor, SAF-MBR) 485 天，估算所需能耗為 0.227 kWh/m³，若通過更佳的设计，例如將回流管線直徑從 10 cm 增加到 20 cm，則可顯著降低能量需求至 0.133 kWh/m³；在獲得能源方面，產生的甲烷可得的理論能量為 0.42 kWh/m³，一般甲烷轉化為電能的能量轉移效率為 33%，則 SAF-MBR 的潛在電能產量將為 0.14 kWh/m³ 高於前述所需的能耗 0.133 kWh/m³。同時考量污泥厭氧消化產生的甲烷，則可以獲得更多的能量，除滿足 SAF-MBR 營運能源需求，更可產生淨正能量。

六、三級厭氧氨氧化研究案例

Trela *et al.* (2014) 研究指出，與傳統的反硝化程序相比，部分亞硝化厭氧氨氧化被認為更環保，因為它降低了能源需求，不需要外部碳源並且溫室氣體排放量更低；就能耗 (kWh/kg N)、碳源消耗 (kg 甲醇 /kg N)、CO₂ 排放 (ton/ton N)、N₂O 排放而言，傳統的反硝化程序分別為 1.3 kWh/kg N, 2.3 kg 甲醇 /kg N, 3.5 ton/ton N, N₂O 排放高；而部分亞硝化厭氧氨氧化則分別為 0.5 kWh/kg N, 0 kg 甲醇 /kg N, 0.4 ton/ton N, N₂O 排放低。

Chen *et al.* (2017) 研究以填充床生物反應器 (packed bio-reactor, PBR) 對二級生物處理的出流水進行生物除氮 (請參考文獻 Chen *et al.* (2017) 中 PBR 示意圖)，PBR 工作體積為 2 L (直徑 50 mm、高度 1.0 m)。在柱頂設置 2 個並排的沉降室，每個體積為 4.5 L，以防止生物質流失。pH 和溶解氧 (DO) 電擊棒安裝在反應器上，用於線上即時測量監測。DO 控制在 0.5 ± 0.1 mg/L。反應器在環境溫度下操作。在啟動期間，由直徑 2.7 cm 的塑料填料介質充滿 20% 的反應器。然後將 300 mL 的植種污泥倒入反應器中。

PBR 通過同時部分亞硝化、厭氧氨氧化和反硝化 (simultaneous nitrification anammox and dinitrification, SNAD) 程序對不同水力停留時間 (hydraulic retention time, HRT) 的生物除氮進行了研究；PBR 在 5 個連續階段運行，HRT 從 24、18、12、6 到 3 h。以桃園市當地污水處理廠的二級沉澱池的出流水為 PBR 的進流水，水質如表 5 所示。該污水處理廠處理的污水來源包括都市污水 66%、醫院生活污水 29%、工業園區污水 5%。PBR 的進流水水質濃度 COD、TKN、NH₄⁺-N 濃度分別為 36±16、35±9、20±7 mg/L，水質特性屬低碳高氮。表 5 結果顯示當 HRT 低至 3 h 時，出流水氨氮和硝酸鹽氮的濃度均接近 0 mg/L。總氮去除效率從 HRT 18 h 和 24 h 的 85% 下降至 HRT 3 h 的 38%，顯示低 HRT 低氮去除效率是由於在較短的 HRT 下，有機氮的降解不完全。分子生物分析結果顯示厭氧氨氧化菌占微生物群落的 30.5%。Chen *et al.* (2017) 的結論指出通過 PBR 中的 SNAD 生物程序能夠有效地完全去除二級生物處理的出流水中的無機氮。

表 5 在不同 HRT 下，出流水氮 a 及 COD 濃度及其去除率

mg/L	HRT, h	操作時間，d	TKN	NH ₄ ⁺ -N	COD
進流水	3~24	325	35±9	20±7	36±16
	24	7	4±1 (89) ^b	- (100)	17±3 (53)
	18	68	5±1 (86)	- (100)	12±3 (67)
出流水	12	150	10±4 (71)	- (100)	16±7 (56)
	6	47	17±2 (51)	- (100)	24±5 (33)
	3	53	20±3 (43)	1±2 (95)	30±11 (17)

^aNO_x-N ≤ 1 mg/L, ^b 去除率

七、結語

高能耗對污水處理業造成了嚴重的影響和挑戰，也不可避免地與全球氣候變化問題有關；我們應該更積極地開發或採用新的處理程序和新穎技術。污水生物處理淨產能和除氮的問題對於未來的發展很重要。迄今為止，最佳程序組合為主流厭氧處理，然後接主流厭氧氨氧化處理。它在淨能源生產方面遠遠優於其他所有組合，同時低污泥產量，也大大減少了污泥處理及處置成本。

參考文獻

- 林志高、黃靖修、劉穎川、胡振中、陳文興、黃良銘、黎德明、藍茜茹 (2021)，廢(污)水生物處理氮轉化過程。工業污染防治，第 152 期，145-162。
- Chen, W.H., Y.-A. Chiang, Y.-T. Huang, S.-Y. Chen, S. Sung, J.-G. Lin (2017) Tertiary nitrogen removal using simultaneous partial nitrification, anammox and denitrification (SNAD) process in packed bed reactor. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 120, 36-42.
- Diamantis, V., W. Verstraete, A. Eftaxias, B. Bundervoet, V. Siegfried, P. Melidis, A. Aivasidis (2013) Sewage pre-concentration for maximum recovery and reuse at decentralized level. *Water Sci. Technol.* 67, 1188-1193.
- Dutta, K., M.-Y. Lee, W. W.-P. Lai, C.-H. Lee, A. Y.-C. Lin, C.-F. Lin, J.-G. Lin (2014) Removal of pharmaceuticals and organic matter from municipal wastewater using two-stage anaerobic fluidized membrane bioreactor. *Bioresource Technology*, 165, 42-49.
- Foresti, E. (2002) Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. *Water Sci. Technol.* 45, 181-186
- Gopala Krishna, G. V. T., P. Kumar, P. Kumar (2009) Treatment of low-strength soluble wastewater using an anaerobic baffled reactor (ABR). *J. Environ. Manage.* 90, 166-176.
- Jenni, S., S. E. Vlaeminck, E. Morgenroth, K. M. Udert (2014) Successful application of nitrification/anammox to wastewater with elevated organic carbon to ammonia ratios. *Water Res.* 49, 316-326.
- Kim, J., K. Kim, H. Ye, E. Lee, C. Shin, P.L. McCarty, J. Bae (2011) Anaerobic fluidized bed membrane bioreactor for wastewater treatment. *Environ. Sci. Technol.* 45, 576-581.

- Malovanyy, A., J. Yang, J. Trela, E. Plaza (2015a) Combination of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor and partial nitrification/anammox moving bed biofilm reactor (MBBR) for municipal wastewater treatment. *Bioresour. Technol.* 180, 144–153.
- Malovanyy, A., J. Trela, E. Plaza (2015b) Mainstream wastewater treatment in integrated fixed film activated sludge (IFAS) reactor by partial nitrification/anammox process. *Bioresour. Technol.* 198, 478–487.
- McCarty, P.L., J. Bae, J. Kim (2011) Domestic wastewater treatment as a net energy producer-can this be achieved? *Environ. Sci. Technol.* 45, 7100-7106.
- Metcalf & Eddy|AECOM (2014) *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. 5th Edition, McGraw-Hill, New York.
- Miron, Y., G. Zeeman, J. B. van Lier, G. Lettinga (2000) The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Res.* 34, 1705-1713.
- Morrissey, S., D. F. Harleman (1992) In *Chemical Water and Wastewater Treatment II* (eds Rudolf Klute & Hermann Hahn) Ch. 26, 401-416, Springer Berlin Heidelberg.
- O' Reilly, C., E. Colleran (2006) Effect of influent COD/SO₄-2 ratios on mesophilic anaerobic reactor biomass populations: physico-chemical and microbiological properties. *FEMS Microbiol. Ecol.* 56, 141-153.
- Parkin, G. F. and W. F. Owen (1986) Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludges. *J. Environ. Eng.* 112, 867-920.
- Rossle, W. H. and W. A. Pretorius (2001) A review of characterisation requirements for in-line prefermenters - Paper 1: Wastewater characterisation. *Water SA* 27, 405-412.
- Shayegan, J., F. Ghavipanjeh, P. Mirjafari (2005) The effect of influent COD and upward flow velocity on the behaviour of sulphate-reducing bacteria. *Process Biochem.* 40,

2305-2310.

Trela, J., A. Malovanyy, J. Yang, E. Plaza, K. Trojanowicz, R. Sultana, B.-M. Wilén, F. Persson, C. Baresel (2014) Deammonification Synthesis report 2014 R&D at Hammarby Sjöstadswerk, Edited by C. Baresel & E. Plaza. Swedish Environmental Research Institute.

Wan, J. F., J. Gu, Q. Zhao, Y. Liu (2016) COD capture: a feasible option towards energy self-sufficient domestic wastewater treatment. Scientific Reports 6:25054, 1-9.

Wett, B., K. Buchauer, C. Fimml (2007) In IWA Leading Edge Technology Conference, 21-24 Singapore: Asian Water.

Yoo, R., J. Kim, P. L. McCarty, J. Bae (2012) Anaerobic treatment of municipal wastewater with a staged anaerobic fluidized membrane bioreactor (SAF-MBR) system. Bioresour. Technol. 120, 133-139.

廢（污）水處理類

活性污泥污水处理廠圓型二沉池迴流污泥管不同長度造成影響的探討

劉雅文 *、蕭宇展 **、蔣守銘 ***、王進崇 ****、陳伯珍 *****

摘 要

某活性污泥污水处理廠之 4 座二沉池因與其迴流污泥井間之距離各不相同，故其污泥出流管之管長皆不一致，且其出流管上亦無設置準確的流量控制設施，依據管線摩擦水頭損失之水理理論，在每座二沉池與迴流污泥井之水位差皆相同時，污泥出流管的污泥流出量與管長成反比。因出流管深埋於地面下，且其兩端開口分別浸沒在水中，故無法以儀器量測出其污泥流出量及水質，因此本文以水理方式計算在各種水位差的情況下各污泥出流管之流量，並繪製二沉池與迴流污泥井間的水位差與污泥排出量之關係圖。文中並提出使 4 座二沉池的污泥出流量相同的可行性方案，並對於如未來因二沉池污泥排出量不足，而使其出流水水質變差的情況，提出改善之建議。

【關鍵字】二沉池、處理廠功能分析技術(PAT)、達西公式(Darcy-Weisbach equation)、污泥毯、史坦福擋板、提流斯克閥

* 綠逸環境工程技師事務所

** 東禾工程顧問有限公司

*** 銘泰環境顧問有限公司

**** 王進崇環境工程技師事務所

***** 淡江大學水環系

環工技師（博特水業有限公司特約）

經理（博特水業有限公司特約）

環工技師（博特水業有限公司特約）

環工技師（博特水業有限公司特約）

兼任副教授（退休）

一、前言

污水處理廠實際的情況、容量及操作狀態可用一些評估及最佳化技術來分析，這些技術統稱為處理廠分析技術 (Plant Analysis Technologies, PAT)，在很多情況下，採用 PAT 所得到的建議，經由更有效的程序及操控最適化，可帶來可觀的能源節約，以及延緩或減少擴廠需要 (陳伯珍等,1996)。

PAT 技術可分成 3 種層級，每一種層級皆比前一種層級提供更好及更詳盡的資訊，該 3 種層級為：

(一) 桌上資料分析 (Desk-Top Analysis)

利用操作數據設計準則及依據處理單元之能力，分析各處理單元之容量及可靠度。

(二) 處理廠訪查 (Onsite Visits)

經由操作人員之意見及觀測實際之操作情況，指出處理廠之限制因素，從而找出改善之道。

(三) 現場試驗 (Field Test)

藉著各種試驗技術，以協助尋求改善全廠操作、降低操作費及發揮現有設施處理能力之方式。

本文即係採用前述「桌上資料分析」及「處理廠訪查」2 種步驟，藉由蒐集及量測某活性污泥污水處理廠 4 座二沉池與迴流污泥井之設計水位、污泥管連接方式、管長及管徑，再以經前人經驗累積所得出的管線摩擦水頭損失之水理公式，計算各池污泥排出量不同的情況，接著再評估污泥排出量不同對二沉池出流水水質可能造成的問題，最後提出解決此問題的 2 個方案。

二、評估過程與方法

2.1 評估單元背景說明

某污水處理廠有 2 系列的曝氣池，各自以 2 條等管徑及等長的連絡管線將其出流水連接至 2 座二沉池，在此分別以 (NO.1~NO.2) 及 (NO.3~NO.4) 命名之。該 4 座圓形二沉池的污泥排出管（以下簡稱為污泥出流管或污泥管）係各以 1 條等管徑的出流管連接到 1 座迴流污泥抽送站的共同污泥井。在每條出流管進入污泥井的過牆管出口處，各設有 1 個制水閘門，作為污泥管全開或全關之用，如圖 1 所示。由於 4 座二沉池與迴流污泥濕井的距離並不相同，導致其污泥出流管的長度也不同，如圖 2 所示，圖上之 L1~L4 分別是二沉池 NO.1~NO.4 的池心距污泥井牆壁間的管長。由於二沉池池心距污泥斗邊緣，亦即污泥管起始端，的距離為 1.6 公尺，故實際污泥出流管的管長係為二沉池池心距污泥井牆壁間的總長中扣除 1.6 公尺（見圖 3），各條出流管的長度如表 1 所示。

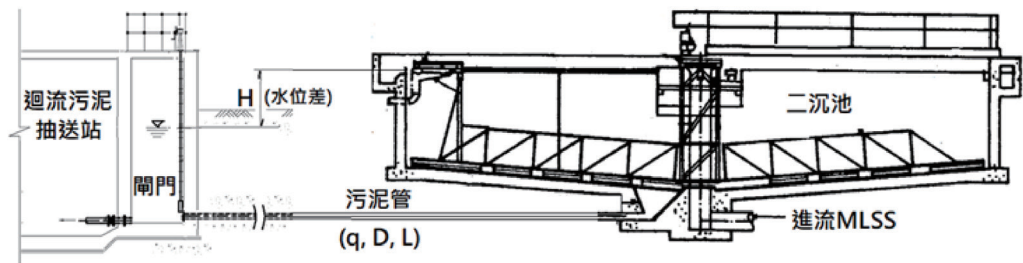


圖 1 圓形二沉池污泥管直接連通至迴流污泥濕井

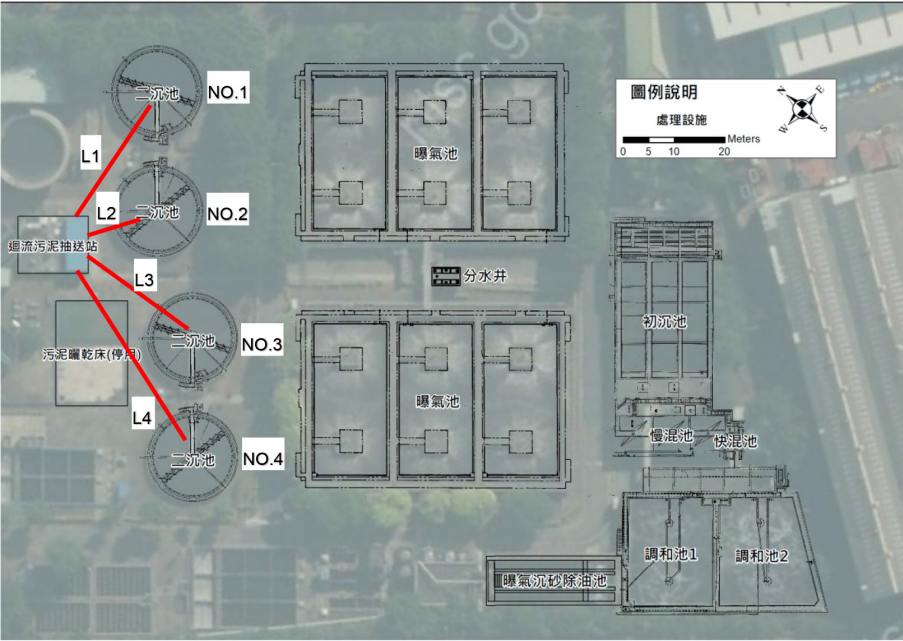


圖 2 污水廠二沉池及迴流污泥濕井平面配置圖

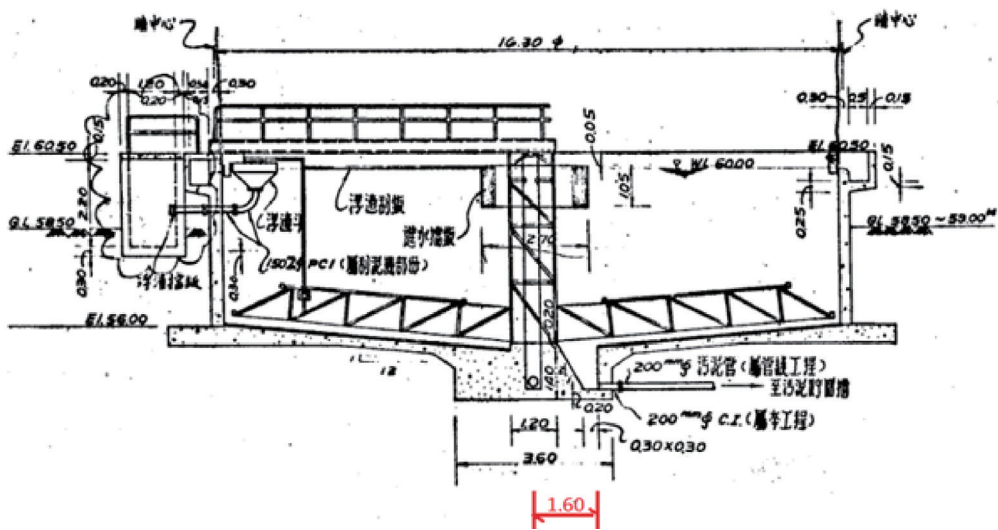


圖 3 二沉池池心距污泥斗邊緣的距離

表 1 各二沉池與迴流污泥井間聯絡管之長度

二沉池	二沉池池心距污泥井牆壁距離 (公尺)	污泥管實際長度 (公尺)*
NO.1	30	28.4
NO.2	14.5	12.9
NO.3	28.5	26.9
NO.4	43	41.4

* 污泥管實際的管長須自二沉池池心距污泥井牆壁間的總長中扣除半個污泥斗的淨寬 1.6 公尺。

2.2 二沉池負荷檢核

首先檢核二沉池之表面溢流率及固體負荷率，計算如下：

進流污水：21,000 CMD

二沉池使用池數：4 池

平均單一二沉池之進流污水量 Q：5,250 CMD

假設迴流污泥百分比：40%

迴流污泥量 q：2,100 CMD

平均單一二沉池之總進流量 QT：7,350 CMD

進流 SS 濃度：北曝氣池 2,490 mg/L，南曝氣池 2,650 mg/L 平均值為 2,570 mg/L

二沉池直徑 D：16 m

二沉池面積 A：201 m²

表面溢流率 = $Q/A=5,250/201=26.12$ CMD/m²(範圍：16-28 CMD/m²) ---> OK

固體負荷率 = $QT*SS/24/A=3.92$ kg/m²/hr (範圍：4-6 kg/m²/hr) ---> 偏低

2.3 二沉池背景資料分析

如果曝氣池進流分水井及曝氣池出流渠道的分水良好的話，則自曝氣池出流渠道流至 4 座二沉池的水量及水質應該是一致的，而我們亦期盼自 4 座二沉池出水溢流堰流出的澄清液（即二沉池出流水）與自二沉池底部流出的污泥，在水量及水質方面應該都相同。但某廠曝氣池的進流分水井經由 109 年 5 月 3 日西區曝氣池分水井分水效果的測試，已證實該分水井有水量及水質分配不均的情況，因此判斷兩系列曝氣池的出水量會不同，導致 NO.1 及 NO.2 二沉池之進流量會與 NO.3 及 NO.4 二沉池之進流量不同。但因 NO.1 及 NO.2 二沉池之進流水係源自同一曝氣池的出水渠道，且其聯絡管之管徑及管長皆相同，故可假設 2 座二沉池的進水量及水質相同；同樣的，NO.3 及 NO.4 亦可假設其進水量及水質相同。幸運的是，該進水量及水質可以在曝氣池出流渠道處量測。

4 座二沉池的污泥排出管係各以出流管連接至迴流污泥井，因各座二沉池與迴流污泥井間的距離各不相同，所以 4 條二沉池污泥出流管的管長也有差異。與二沉池進流管同樣的，二沉池污泥排出管深埋在地下，且未設置流量計，所以無法自管線實測各池污泥出流管的流量。而該污泥出流管的進流口位在二沉池底部的污泥斗（見圖 4），其上方為走橋、驅動機及消能注水井，水量及水質量測儀器無法接近；而污泥管的出流口則位在迴流污泥井的井底，其上方為 RC 頂版（見圖 5），未設任何開孔，量測儀器亦無法接近，導致 2 處皆無法實測出流污泥的流量及水質。



圖 4 污泥管的進流口位在刮泥機驅動平台底部的水中，無法使用量測儀器



圖 5 污泥管出流口位在迴流污泥井的閘門底下，其上方的 RC 頂版未設任何開孔

2.4 二沉池污泥排出管流量檢核的緣由

在二沉池污泥排出管的兩端都沉沒在水中的情況下，其污泥出流管的流量可以達西公式的短管情況來計算，污泥出流管的流量與該二沉池與迴流污泥井間的水位差成正比，水位差較大時，污泥量較大；水位差較小時，污泥量較小。理論上，4 座二沉池的水位應大致相同，而迴流污泥井又有共同的水位，如二沉池與迴流污泥井的出流管等長，則 4 座二沉池在同樣水位差及相同管長的情況下，其污泥排出量應相同。但因該水位差須扣除管線的水頭損失（包括摩擦損失及次要損失），而污泥在管內的摩擦損失會與管長成正比，長管的摩擦損失大，短管的摩擦損失小，摩擦損失大時，自二沉池底部流出的污泥量會較小，而摩擦損失小時，自二沉池底部流出的污泥量會較大。前已說明，污泥出流管因水量及水質量測儀器無法接近，因此無法實測出流污泥的流量及水質，故本文僅能以水理計算來說明 4 座二沉池污泥出流管線因長度不同而對其排泥量所造成的影響。

2.5 水理計算

二沉池與迴流污泥井間的污泥出流管長度與污泥排出量關係之水理計算如下：

（一）計算條件

進流污水 = 21,000 CMD

二沉池使用池數 = 4 池

平均單一二沉池之進流污水量 $Q = 5,250 \text{ CMD}$

假設迴流污泥百分比 = 40%

迴流污泥量 $q = 2,100 \text{ CMD}$

平均單一二沉池之總進流量 $QT = 7,350 \text{ CMD}$

二沉池直徑 = 16 m

二沉池水位 = 60.0 m

污泥管直徑 $D = 0.2 \text{ m}$

污泥管水力半徑 $R = 0.05 \text{ m}$

重力加速度 $g = 9.81 \text{ m/sec}^2$

$$\text{污泥管面積 } A = 0.031 \text{ m}^2$$

$$\text{污泥管流速 } V = 0.774 \text{ m/sec}$$

(二) 水理公式

1. 連續公式

$$Q = AV$$

式中 Q = 流量(m^3/s)

A = 面積(m^2)

V = 平均流速(m/s)

2. 達西流速公式

$$V = \sqrt{\frac{8g}{f} RS}$$

式中 V = 流速(m/s)

g = 重力加速度(m/s^2)

f = Darcy-Weisbach 摩擦因素(無單位)

R = 水力半徑(m)

S = 坡度(m/m)

3. 達西摩擦水頭損失公式 (Darcy-Weisbach equation)

$$h_f = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

式中 V = 流速(m/s)

g = 重力加速度(m/s^2)

f = Darcy-Weisbach 摩擦因素(無單位)

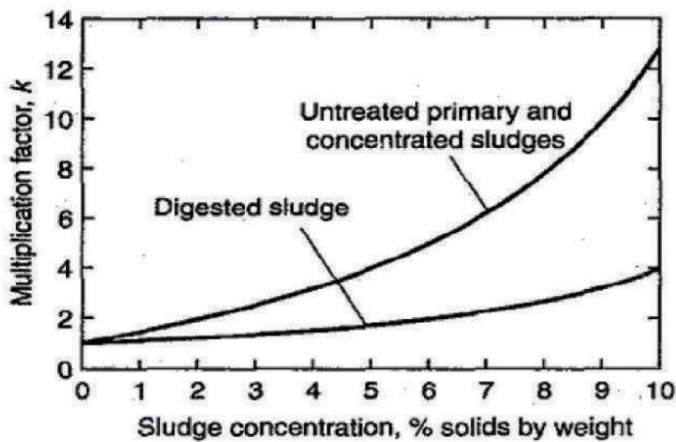
L = 管長(m)

D = 管徑(m)

* 鑄鐵管摩擦係數 (舊管) $f = 1.5 \times [0.02 + 1/(2,000 \times D)] = 0.03375$

(三) 各種假設水位差距

本文按照二沉池與迴流污泥井的水位差，以 0.05 m 作為差距，計算在各水位差情況下，各二沉池污泥管計算所得之污泥流量。其中假設迴流污泥的濃度最高達 8,000 mg/L(某廠一般為 5,100 mg/L)，亦即是 0.8%，依照圖 6 污泥摩擦水頭損失加乘係數，其加乘係數為 1.0，亦即與一般污水一樣，不須較大的加乘倍數。



Source: Metcalf & Eddy

圖 6 污泥摩擦水頭損失加乘係數

(四) 計算結果

依據前述計算條件及水力公式，本文按照各種假設水位差距，進行二沉池與迴流污泥井間的污泥出流管長度與污泥排出量關係的水理計算，並將設計結果整理如圖 7。由圖中可看出，當二沉池與迴流污泥井間的水位差為 0.50 m 時，二沉池 NO.1 的污泥出流管的出流量為 2,553 CMD、NO.2 的出流量為 3,514 CMD、NO.3 的出流量為 2,614 CMD、NO.4 的出流量為 2,161 CMD，亦即 NO.2 的出流量為 NO.4 出流量的 1.5 倍以上。

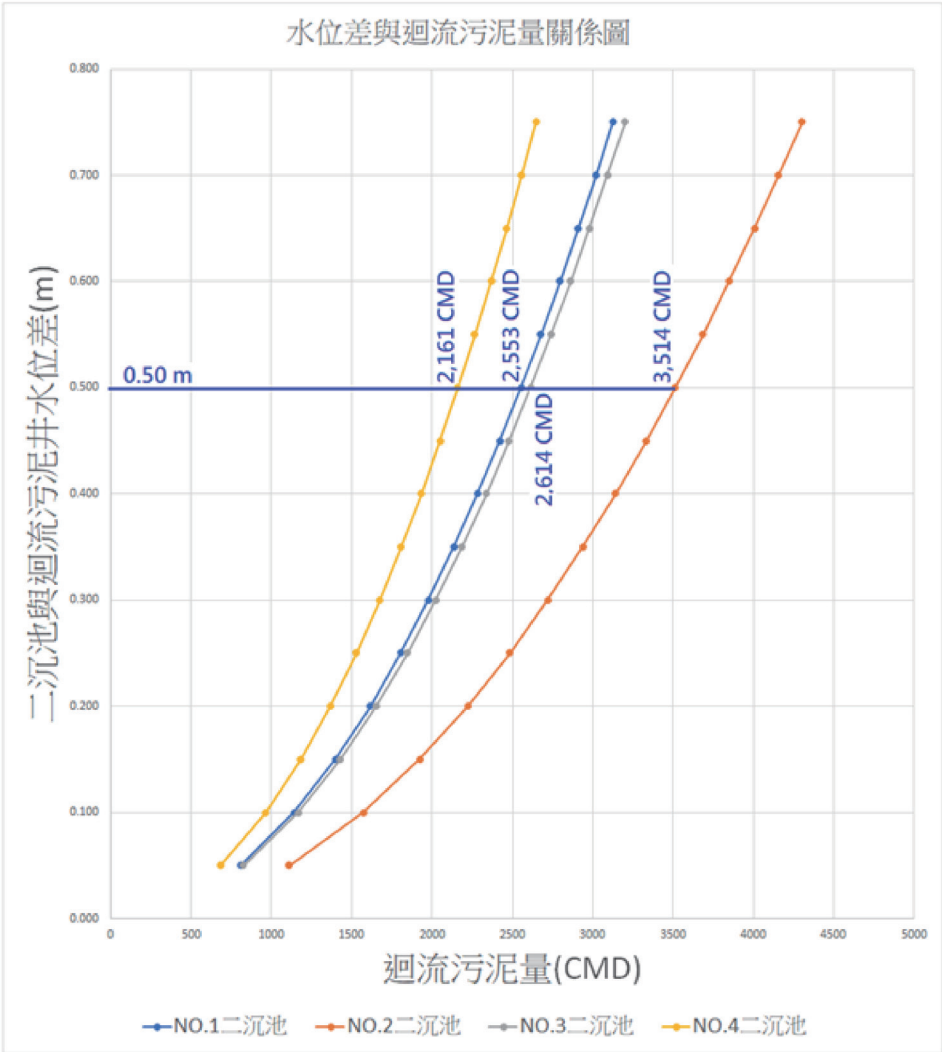


圖 7 二沉池與迴流污泥井間的水位差與污泥排出量的關係

2.6 計算結果分析

某廠 4 座二沉池欲達到相同的迴流污泥量 (2,100 CMD) 時，NO.1 二沉池與迴流污泥井間的水位差應維持 0.34 m，NO.3 二沉池為 0.33 m，污泥管線最短的 NO.2 二沉池為 0.18 m，污泥管線最長的 NO.4 二沉池為 0.47 m (見圖 8)。

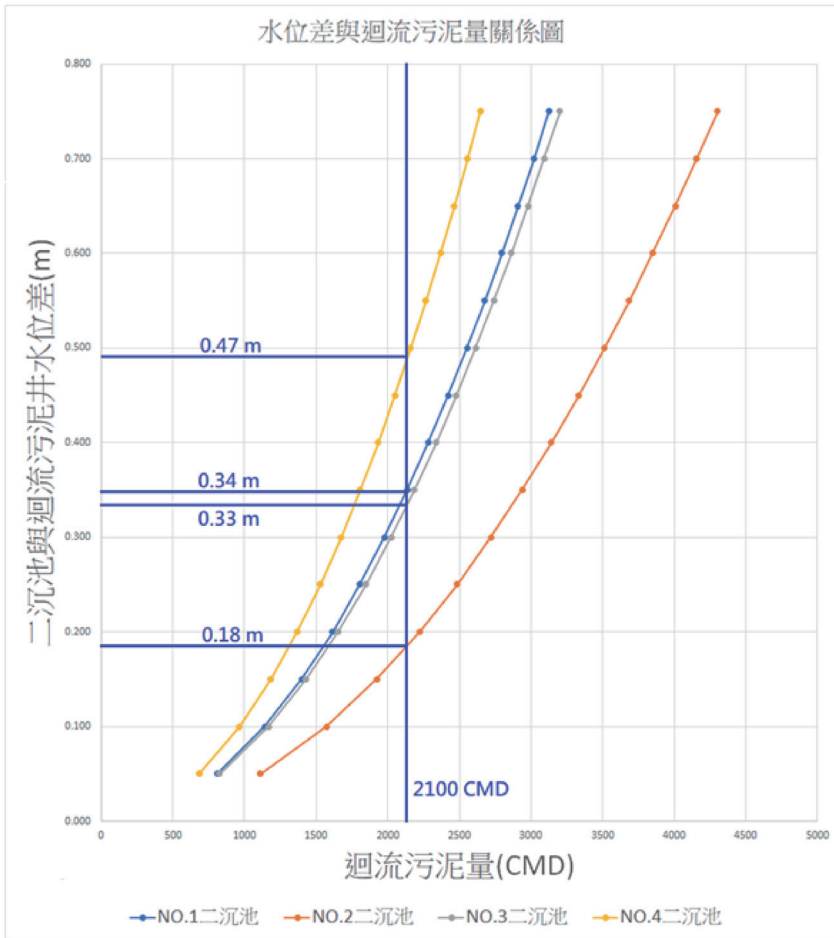


圖 8 迴流污泥量為 40%(2,100 CMD) 時各二沉池與迴流污泥井間的水位差

4 座二沉池雖可達到同樣 40% 迴流污泥量的結果，但 NO.4 二沉池的污泥毯勢必高於其他的二沉池。表 2 為廠方近期對於各個二沉池污泥毯厚度的實測值；廠方對於二沉池污泥出流管出口端的制水閘門開度有作控制，所以該實測值並不能反應實際的滿管流量。由表 2 可發現 NO.4 二沉池的污泥毯厚度幾乎永遠高於 NO.2 二沉池，推論即使該 2 座二沉池進流的混合液流量相同，但因 NO.4 二沉池的污泥管較長，所以水頭損失較大，以致流出去的污泥量減少，使得停留在池內的污泥量變多，從而使污泥毯的厚度會比 NO.2 二沉池來得大。

表 2 二沉池固定點污泥毯厚度實測值 (公分)

日期	二沉池 NO.1	二沉池 NO.2	二沉池 NO.3	二沉池 NO.4
109.06.01	0	20	40	20
109.06.02	20	20	30	30
109.06.03	20	20	20	20
109.06.04	0	20	30	30
109.06.05	0	20	20	40
109.06.06	0	20	20	40
109.06.07	0	20	20	30
109.06.08	20	20	30	40
109.06.09	0	20	20	30
109.06.10	20	30	40	30

一般活性污泥處理廠的二沉池污泥毯最適宜的厚度為 30 cm 至 60 cm，因進流混合液的密度比池中澄清液的密度還要高，故混合液從注水孔口流至沉澱區後，會有形成瀑布的效應。該股密度流會沿著污泥毯表面徑向往外流動，碰到池牆後會往上，而將沖刷出來的污泥經由出水渠道帶出沉澱池，詳見圖 9 二沉池水流及污泥流流況。故如二沉池 NO.3 及 NO.4 的污泥毯厚度較高時，雖然迴流污泥泵可抽到適當濃度的污泥，但密度流沖刷出來的污泥被帶出沉澱池的情況 (即出水 SS) 也會較高；但二沉池 NO.1 及 NO.2 的污泥毯厚度大部分時間都在 30 cm 以下 (尤其是 NO.1 二沉池，有時其污泥毯厚度為 0)，容易使迴流污泥泵抽不到污泥；相反的，恐怕會抽到大量的澄清液，以致會稀釋迴流污泥，造成迴流污泥泵的能源浪費。

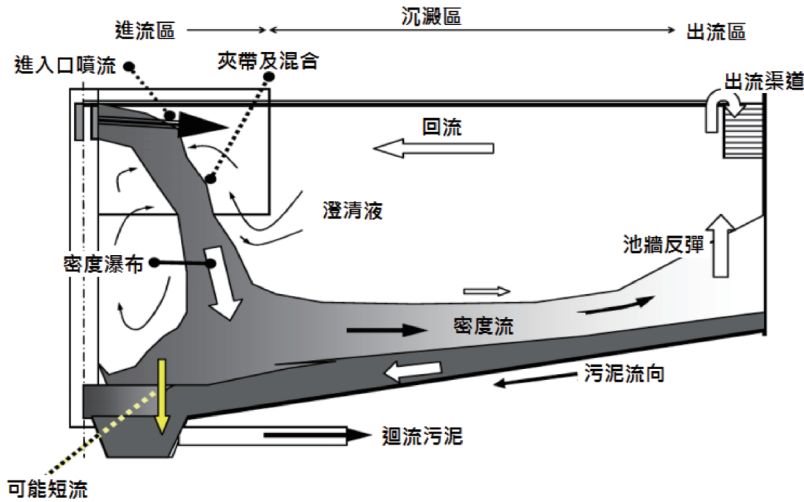


圖 9 二沉池水流及污泥流流況

如果二沉池前端單元 (包括曝氣池分水井及兩列曝氣池) 的分水效果改善，則流入二沉池的混合液流量將相同，此雖可大幅減少操作工作，但由於前述的二沉池與迴流污泥井間因為污泥管長度不同而導致的污泥流量不同，將會使操作情況面臨兩難的抉擇：其一是使 NO.2 二沉池保持合適的污泥毯厚度，但此時 NO.4 二沉池的污泥毯厚度即會超標，恐怕容易會發生密度流被出流水挾帶出去的情況；其二是使 NO.4 二沉池保持合適的污泥毯厚度，但此時 NO.2 二沉池的污泥毯厚度即會降到零，使迴流污泥泵抽不到污泥。

至於二沉池出流水是否會因污泥毯厚度不同而發生 SS 不同的情況，在 109 年 6 月對 NO.3 二沉池所做的沉澱池水流形態分析結果 (見圖 10) 來看，可看出 SS 濃度為 200 mg/L 及以上的污泥流沿池底污泥毯上方由池心往池牆方向流動，碰到池牆後這股密度流即往上方流動，接著消散至整個沉澱區。由於現階段進流的 MLSS 較稀薄 (此可由 2.2 二沉池負荷檢核所得到的固體負荷偏低得到印證)，污泥毯厚度亦較低，所以挾帶至出流渠道的污泥量較少，導致於二沉池出流水並未因污泥毯厚度不同而發生 SS 不同的情況；反之，如進流的 MLSS 較濃稠，污泥毯厚度亦較高，則挾帶至出流渠道的污泥量會變多，則可能使 NO.3 及 NO.4 二沉池因污泥毯厚度不同而使其出流水的

SS 濃度會有不同的情況 (蕭宇展等，2020)。

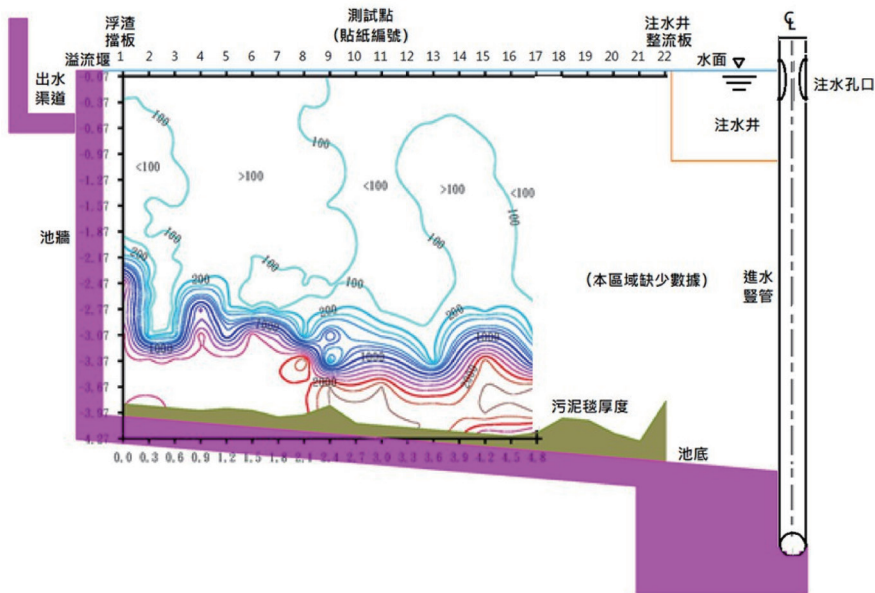


圖 10 二沉池水中懸浮固體等濃度分布圖

2.7 二沉池不同排泥管管長之改善方法

污水廠的二沉池因為排泥管管長不同，可能導致各池的排泥量不一致，這問題的 2 種改善方案說明如下：

1. 提流斯克閥 (Telescopic valve)

一般二沉池在其出流管進入污泥井過牆管的出口處，都會設有一個提流斯克閥 (見圖 11)，藉著調升或調降提流斯克閥的頂部高程，即可改變其與二沉池水面間的水位差，從而不管各出流管的長度有多大的不同，都能控制其迴流污泥量；亦即，當出流管較長時，調降提流斯克閥的頂部高程，使其與二沉池水面間的水位差變大，則可增加其流量；而當出流管較短時，調升提流斯克閥的頂部高程，使其與二沉池水面間的水位差變小，則可減少其流量。而將 4 座二沉池在污泥井中的提流斯克閥的頂部出水端調整為相同高度，即可確保各池出流污泥量的相同。

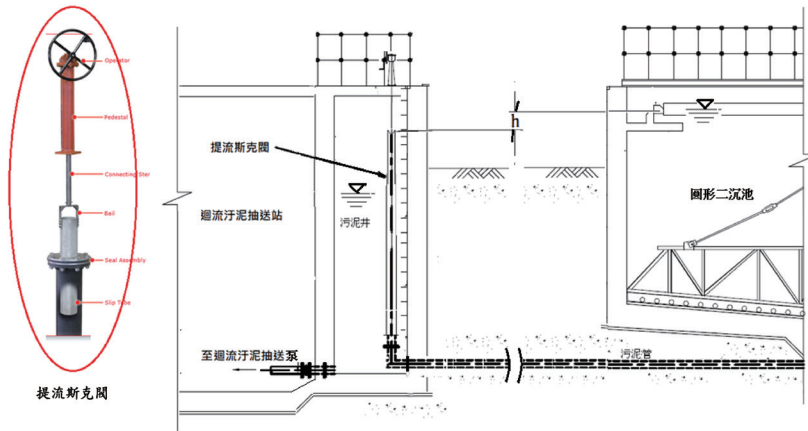


圖 11 污泥井內增設提流斯克閥

迴流污泥井內加裝提流斯克閥的好處如下：

- (1) 可在提留斯克閥出水管處隨機採取污泥水樣，以有別於污泥井之綜合水樣。
- (2) 可人工方式估計污泥即時時間的流量，以便與自動流量計之量測值做比較。
- (3) 藉由改變提流斯克閥與沉澱池水面之高差，可控制及調整污泥量，以便取得最高濃度之污泥。

上述 3 項好處是某廠只設出流管的迴流污泥井所無法得到的；惟本廠既有迴流污泥井要加裝提流斯克閥恐會有一定的困難度，除了要暫停污泥的流入且排空及洗淨濕井外，還須拆除其制水閘門，而將 DIP 鑄鐵管進入濕井的末端連接到不鏽鋼製提流斯克閥亦會有些困難，不過這些問題都可克服。在提流斯克閥裝設完成並要操作時，其所需水頭除上述計算所得的水頭外，亦須將提流斯克閥及管線之額外摩擦水頭損失及次要水頭損失計算在內。

2. 二沉池污泥管直接連接至迴流污泥泵

欲等量排出 4 座二沉池的污泥，另一改善方案可將二沉池污泥管直接連接至迴流污泥泵，該泵應為變速的不阻塞型污水泵，其連接方式如圖 12 所示。

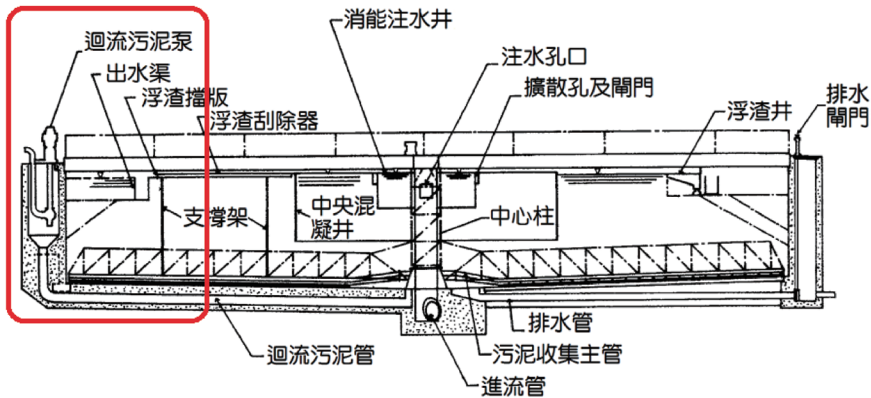


圖 12 二沉池污泥管直接連接至迴流污泥泵

2.8 二沉池出水水質之改善

某廠的圓形二沉池係使用較老舊的外掛式出水渠方式，污泥毯厚度較高時，被出流水挾帶出去的污泥量會較多，嚴重時，出水 SS 會不符合放流水標準。其改善之道，可以在二沉池池牆內設置擋板，以將密度流轉向池心的有效方式來改善出水的 SS。常用的周邊擋板配置方式有許多種，本二沉池的出水渠道因係採用外掛式，較合適的擋板為史坦福擋板 (Stamford baffle)，如圖 13，活性污泥沉澱池的密度流見圖 14，左圖為無擋板，右圖為加設擋板。

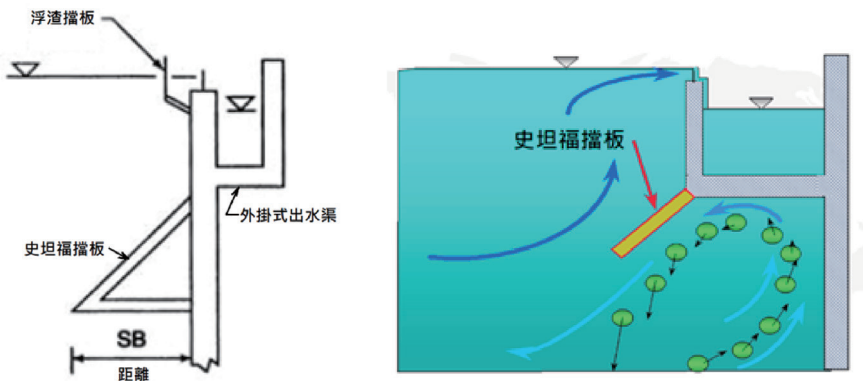


圖 13 史坦福擋板

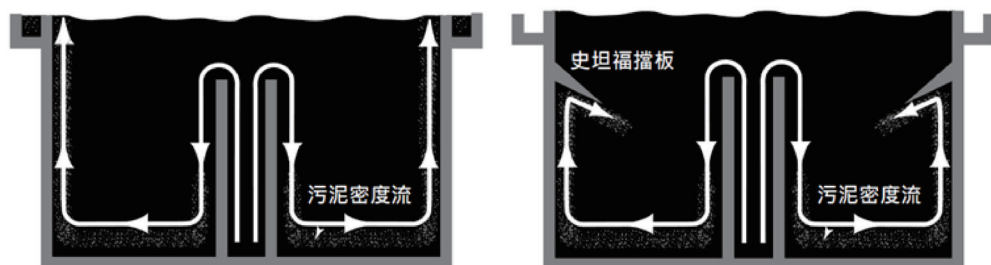


圖 14 活性污泥沉澱池的密度流 (左圖) 無擋板 (右圖) 加設擋板

三、結論與建議

1. 某廠之 4 座二沉池與其迴流污泥井間之距離各不相同，故其污泥出流管之管長皆不一致，導致各池的污泥流出量不同，使得其污泥毯厚度會不一樣，增加操作的困難。欲達到相同的迴流污泥量 (2,100 CMD) 時，NO.1 二沉池與迴流污泥井間的水位差應維持 0.34 m，NO.3 二沉池為 0.33 m，污泥管線最短的 NO.2 二沉池為 0.18 m，污泥管線最長的 NO.4 二沉池為 0.47 m。
2. 如果二沉池的污泥流出量較大，則其污泥毯厚度會降低；相反的，如果二沉池的污泥流出量較小，則其污泥毯厚度會升高。污泥毯厚度較高時，被出流水挾帶出去的污泥量會較多，嚴重時，出水 SS 會不符合放流水標準。污泥毯厚度較低時，迴流污泥泵只會抽到澄清液，抽不到污泥，此時是浪費能源。
3. 為使 4 座二沉池的迴流污泥排泥量相同，方案一係在濕井內增設提流斯克閥，另一方案是廢棄既有迴流污泥井，改採二沉池污泥管直接連接至迴流污泥泵的方式。
4. 未來如二沉池發生大量污泥被出流水挾帶出去的情況，導致放流水水質惡化時，可考量在池牆內加裝史坦福擋板。

參考文獻

- 陳伯珍等 (1996)，污水處理廠操作評估新技術，環境工程會刊，第七卷第二期，p.39-44。
- 蕭宇展等 (2020)，沉澱池水流形態分析，博特水業公司委託之專題測試報告。

廢(污)水處理類

污水處理廠曝氣池分水井分水效果評估

張馨方*、蔣守銘**、桂國華***、張達國****、陳伯珍*****、
薛富仁*****、陳建彰*****、游展豪*****

摘 要

分水井係利用管渠的幾何對稱等方法來均勻分水，使得分水後的各個池槽之進流量穩定，有一致的處理參數，以簡化操作手續及提高處理效率。本計畫測試某活性污泥污水處理廠曝氣池上游端分水井的功能，初沉出水及迴流污泥係分別於矩形分水井狹長的兩端底部進入分水井，並從設置在分水井狹長邊的兩側，每側各有面對面的3個堰閘，即總共6個的溢流堰頂端出水，在初沉出水管及迴流污泥管正上方的2個溢流堰跌落井各設置一支懸浮固體傳感器(SS sensor)，量測溢流污水的SS濃度，以便得知分水井的分水效果。由測試結果可知，初沉出水管及迴流污泥管的流入位置相隔太遠，以至於初沉出水與迴流污泥等2股污水無法混合均勻，導致於在狹長的分水井兩端分別進行即時監測時，其2次測試的溢流水SS濃度有15~37%不等的差距。為解決此問題，本文提出修改分水井進流管的方法，以提升初沉出水與迴流污泥的混合效果，從而提升分水水質的均勻度。

【關鍵字】分水井、分水效果、處理廠功能分析技術(PAT)、SS偵測傳訊器、SS傳感器

* 盈安環境工程技師事務所	環工技師 (博特水業有限公司特約)
** 銘泰環境顧問有限公司	環工技師 (博特水業有限公司特約)
*** 台灣世曦工程顧問股份有限公司	正工程師 (博特水業有限公司特約)
**** 建越科技工程股份有限公司	專案副理 (博特水業有限公司特約)
***** 淡江大學水環系	兼任副教授 (退休)
***** 濬創科技有限公司	工程師

一、前言

污水處理廠的設計工作、處理功能分析或是功能評鑑，主要是依據書面資料與現場觀察來進行，例如處理廠的設計資料、標準的設計規範、處理廠的現行負荷與操作紀錄、人口或工業成長的預估、以及由其他類似的處理設施得到的經驗等。這些對於資料與觀察的評價，來自對於設計與操作數據的評估與專家累積的經驗，提供了我們對於污水處理廠更多的認識。然而規範中的參數總是有很多不確定性，常常必須以比較保守的參數來設計，這些參數在不同的污水處理廠是否能夠一體適用？如何找出最佳的設計與操作參數？或是如何使現有的污水處理廠發揮其最大的功能，並降低擴充的費用？這些問題或許需要更多污水處理廠的現況數據，才能得到更清楚的答案。而適當的測試，有助於取得需要的數據，使設計者與評估者得以將想法由建議提升到實用的層面，這種用來評估污水處理廠操作程序或單元的技術，被稱為處理廠功能分析技術 (Plant Analysis Technologies, PAT) (Daigger, 1992)。

處理廠功能分析技術可用來判斷處理廠現有單元與設備實際能處理的容量，並可以測試處理程序的各種控制策略，可執行的技術至少包括氧傳分析 (oxygen transfer analysis)、沉澱池負荷試驗與水力分析 (clarifier stress testing and hydraulic analysis)、線上監測 (on-line monitoring)、反應槽追蹤劑試驗 (reactor tracer testing) 等 (Daigger, 1992)。以下係於國內某工業區污水處理廠進行的線上監測測試，以此案例來說明處理廠功能分析技術可以如何應用於既有的活性污泥污水處理廠。

二、測試過程與方法

2.1 測試單元背景說明

分水井係利用水工結構物的幾何對稱，再利用合適長度或大小的堰版、沉沒式孔口或閘門，或是以流量計搭配控制閥等方法來均勻分配進流污水量，使得分水後各個處理單元的池槽，能得到接近相同的水量，從而使後續處理單元有一致的處理參數，以簡化操作手續及提高處理效率，避免因分水不均導致各池槽有各自的操作參數，而

增加操作的難度。對於匯合初沉出水及迴流污泥的分水井而言，不但期望出水量能均勻分配到各生物反應池，也力求分水井內的初沉出水及迴流污泥能完全混合，使流入後續各生物處理池的污水及迴流污泥的水量及水質完全相同，如污水及迴流污泥的水量及水質分配不均，則會導致各生物處理池的混合液懸浮固體量不同，食物與微生物的比例亦會有差異，進而使得出水水質不同，增加操作上的困難。

本試驗污水廠之初沉池出流 (流量為 21,000CMD) 的污水流入一個東北 - 西南走向的分水井，與二次沉澱池的迴流污泥 (迴流率約為 50%) 混合後，經 6 個堰閘將污水與污泥分配至 6 座曝氣池。分水井呈矩形、寬 3.60 m (淨寬 3.0 m)、長 5.50 m (淨長 4.90 m)，2 股進流水流經之中央渠道寬 1.0 m，最大水深 3.82 m。分水堰閘後的 6 個跌落井之長、寬及深度均相同，寬 1.0 m、長 0.8 m、最大水深 0.46 m。初沉池出水及迴流污泥分別由東南側及西北側進入分水井。分水井位置及照片詳見圖 1，平面及剖面圖詳見圖 2。

本分水井的進流水有 2 股，一股係初沉池出水，經由直徑 600 mm 管線以重力流方式輸送污水進入分水井；另一股係迴流污泥，利用迴流污泥抽送站以壓力流輸送迴流污泥至分水井。2 股進流水分別在分水井狹長型中央渠道的兩個最遠端進入，中央渠道的兩側各設置 3 個分水堰閘，可利用堰閘的頂端水的溢流將污水與迴流污泥分配至 6 座曝氣池。在分水井內污水與迴流污泥的混合攪拌方面，原設計有 2 條小空氣管及散氣器接到分水井內，目的是要進行空氣攪拌，但該空氣攪拌設施早已故障停用，所以攪拌作用僅利用 2 股進流水之水流衝力，在容積 21 m³ 的中央渠道內進行有限的混合，依據污水進流量 (21,000 CMD) 與污泥迴流量 (50%)，估計混合的時間少於 1 分鐘。

經分水井分水後之污水則流至曝氣池進行生物處理，曝氣池共設有 6 池，每 3 池為並聯的一個序列，共有 2 個序列，每座曝氣池的平面形狀呈矩形，長 32.3 m、寬 15.8 m、池高 4.7 m、池邊水深 4.0 m、有效操作水深 3.95 m、有效操作容量為 2,016 m³。

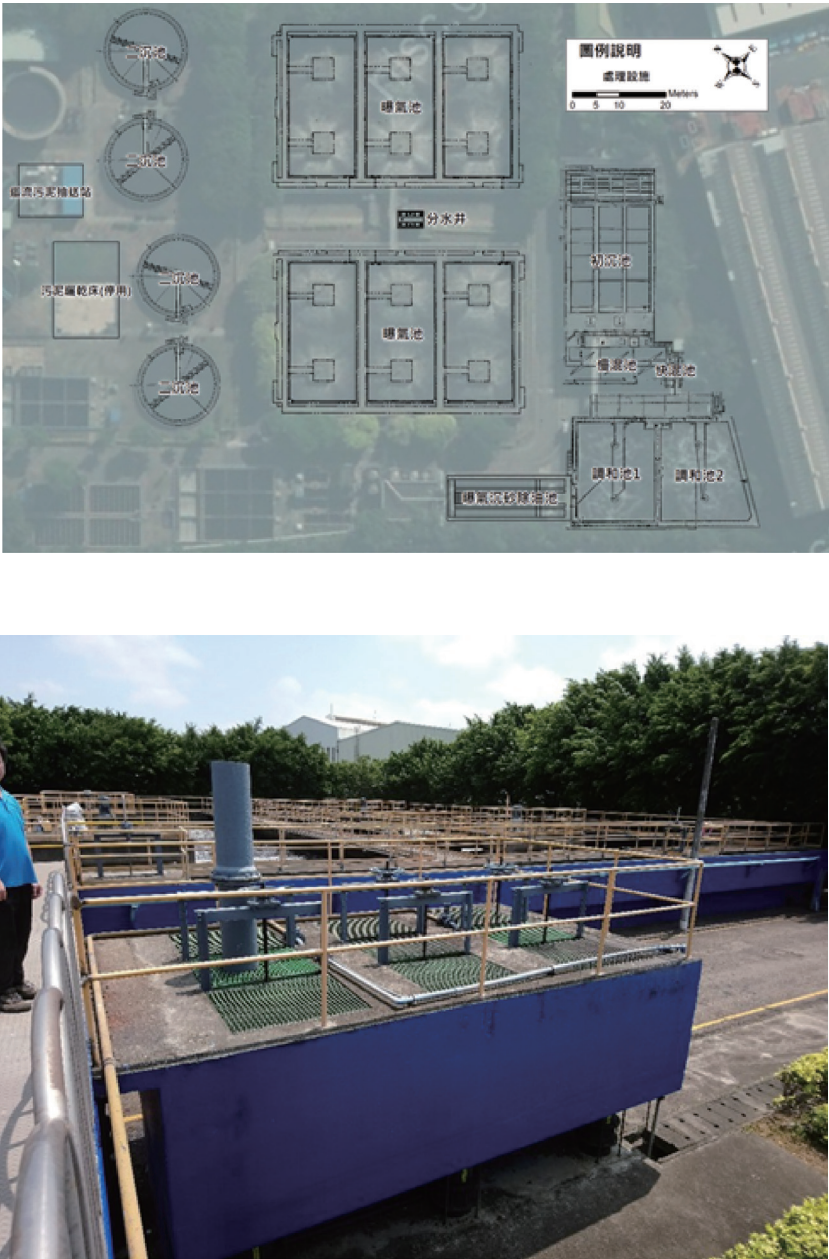


圖 1 分水井位置及照片

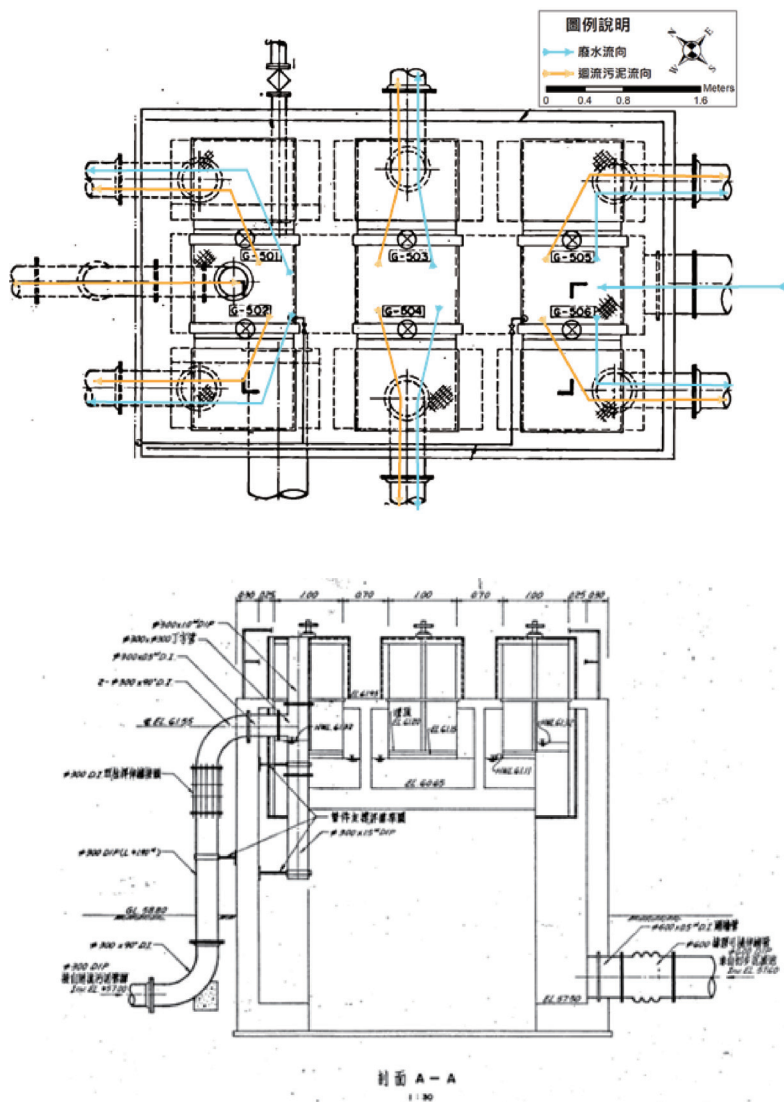


圖 2 分水井平面及剖面圖

註：原彩圖請至產業綠色技術資訊網站下載 <https://proj.ftis.org.tw/eta/index.aspx>

2.2 測試緣由與方法建立

在進流量方面，由於初沉出水流入分水井之管線為地下管線，其間並無設置流

量計，也無法設置臨時流量計。此外，若欲以本測試實際進流量為參考流量，但因進流量已經過調和池之流量調節，以及初沉污泥量亦無法正確量得，所以無法得知實際流進分水井的污水量。

在迴流污泥量方面，迴流污泥抽送站的污泥出流管雖設有一組流量計，但因設置年代久遠，已無法檢視流量，係以推估方式估計污泥迴流流量，並無實際監測之流量數據。

在分水井的分配水量方面，由於中央渠道寬 1.0 m、深 3.82 m，故進流量為 21,000 CMD 的初沉出水在中央渠道的流速 $v = 0.064 \text{ m/sec}$ ，此流速非常小，其速度水頭 $v^2/2g = 0.0002 \text{ m}$ ，幾近於零，故該中央渠道屬於零流速分水渠道 (zero velocity distribution channel) 的設計，這是良好的分水方式之一，因其水流經過渠道的水頭損失為零，所以水面會呈水平狀，水流經過 3 個堰閘時，堰頂水頭都一樣，因此理論上 6 個堰閘的出水量應可均勻分配。同樣的，迴流污泥量僅為初沉出水量的 50%，所以水頭損失亦為零，6 個堰閘的出水量亦可均勻分配。但廠方依據其累積之操作經驗，為使 6 座曝氣池及 4 座二沉池達到最佳處理效率，因而將分水井 6 個堰閘的堰頂高程都調整到不同高度 (詳見圖 3)，使得各堰閘之出水量均不同。

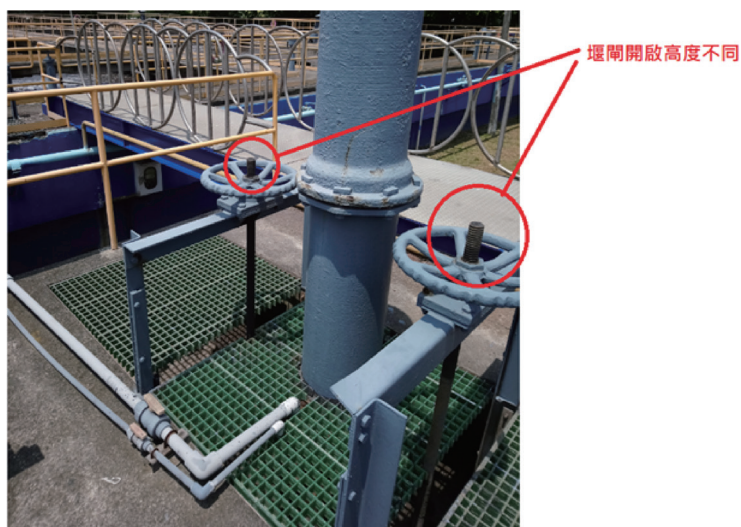


圖 3 現場分水井 6 個堰閘的堰頂高程皆不一致

在分水井 6 個堰閘的水質分配問題上，如同前述，由於初沉出水及迴流污泥在中央渠道的流速都近於零，因此 2 股水在渠道中的接觸及混合的機會很小，導致於靠近初沉出水進流管的 G-505/506 堰閘流入曝氣池的污水成分應會比 G-501/502 堰閘流入曝氣池的污水成分大；而靠近迴流污泥管的 G-501/502 堰閘流入曝氣池的迴流污泥 SS 濃度會比通過 G-505/506 堰閘的迴流污泥 SS 濃度高。

由於本分水井的各堰閘高程如可調整為相同高度，則理論上 6 個堰閘的配水皆可均勻，因此沒有水量分配無法均勻的問題，故轉而測試分水井的水質分配，亦即想了解該分水井的進流水管與迴流污泥管的設置位置，是否有達到原先預定使水質能均勻分配的功能。本試驗採用的方法係在分水井的 G-501/502 和 G-505/506 堰閘 2 處的跌落井位置各設置 1 台懸浮固體傳感器 (SS sensor)，然後量測該兩處溢流水水質的 SS 約 2 小時，最後將同一時間得到的 2 種 SS 數據的曲線並列畫在同一曲線圖上，即可看出該分水井的水質分配效果。這項測試共進行 2 次，第一次是在 109 年 5 月 3 日，第二次是在 109 年 12 月 15 日。2 次測試之詳情分述如下。

2.3 測試儀器設備

本測試使用之懸浮固體偵測儀器 (SS meter) 包括：偵測傳訊器及紀錄器各 1 台 (詳見圖 4)，傳感器 (sensor) 2 支。偵測傳訊器之廠牌為 Chemitec，型號為 50 series-2；紀錄器廠牌為 Simex，型號為 Multilog；傳感器之廠牌為 Chemitec，型號為 S461/T，形式為紅外線濁度感測器，量測方法係採用 90° 分散光源 (90° scattered light)，量測範圍為 0-1,000 NTU，準確度為 $\pm 2\%$ ，重複性為 98%。本測試設定 SS 濃度偵測範圍為 0~4,000 mg/L，第一次測試記錄頻率為每分鐘記錄 1 筆數據，第二次測試記錄頻率為每 10 秒鐘記錄 1 筆數據。傳感器照片詳見圖 5，傳訊器、紀錄器及傳感器等之安裝準備照片詳見圖 6。



圖 4 偵測傳訊器 (圖右) 及紀錄器 (圖左)



S461 T Infrared turbidity sensor

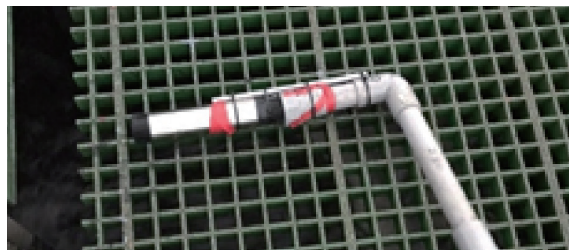
圖 5 傳感器照片



偵測儀器安裝準備



SS 偵測傳訊器與紀錄器設定



傳感器安裝準備 1



傳感器安裝準備 2

圖 6 傳訊器、紀錄器及傳感器等之安裝準備照片

2.4 測試位置及步驟

2.4.1 第一次測試（109 年 5 月 3 日）

在分水井的 G-501 和 G-505 堰閘 2 處的跌落井位置各設置 1 懸浮固體傳感器 (SS sensor)，設置位置如圖 7 所示，設定每分鐘記錄 1 筆數據，然後同時量測 2 處跌落井的 SS 約 2 小時。測試期間天氣晴朗，氣溫約 20~28°C；測試步驟條列如下。

1. 傳感器清洗與儀器校正。
2. 會同現勘並選擇安裝位置。
3. 安裝設定 SS 偵測傳訊器，SS 傳感器及紀錄器，詳見本文 2.3 節測試儀器設備。
4. 測試、記錄並下載數據。
5. 設備拆除及保存。
6. 數據解讀與討論。
7. 提交測試報告。

2.4.2 第二次測試與曝氣池驗證測試（109 年 12 月 15 日）

在分水井的 G-502 和 G-506 堰閘 2 處的跌落井位置各設置一懸浮固體傳感器 (SS sensor)，設置位置如圖 8 所示，設定每 10 秒鐘記錄 1 筆數據，然後同時量測 2 處跌落井的 SS 約 2 小時，最後將同一時間得到的兩跌落井 SS 數據的曲線並列畫在同一曲線圖上。

第二次分水井測試時同時進行曝氣池 SS 測試，以驗證分水井水質數據，曝氣池 SS 測試之傳感器放置位置是對應分水井之 SS 傳感器位置，設置位置如圖 9 所示，亦是設定每 10 秒鐘記錄 1 筆數據，同時量測兩處曝氣池的 SS 約 2 小時。測試期間為陰天，氣溫 13~15°C，偶有降雨，測試步驟與第一次測試相同。

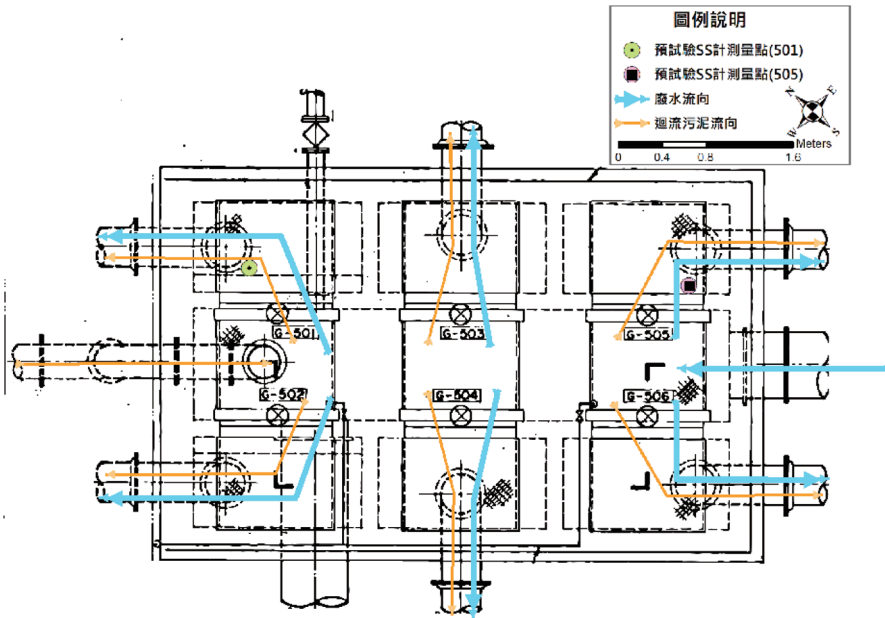


圖 7 分水井第一次測試 SS 傳感器安裝位置圖

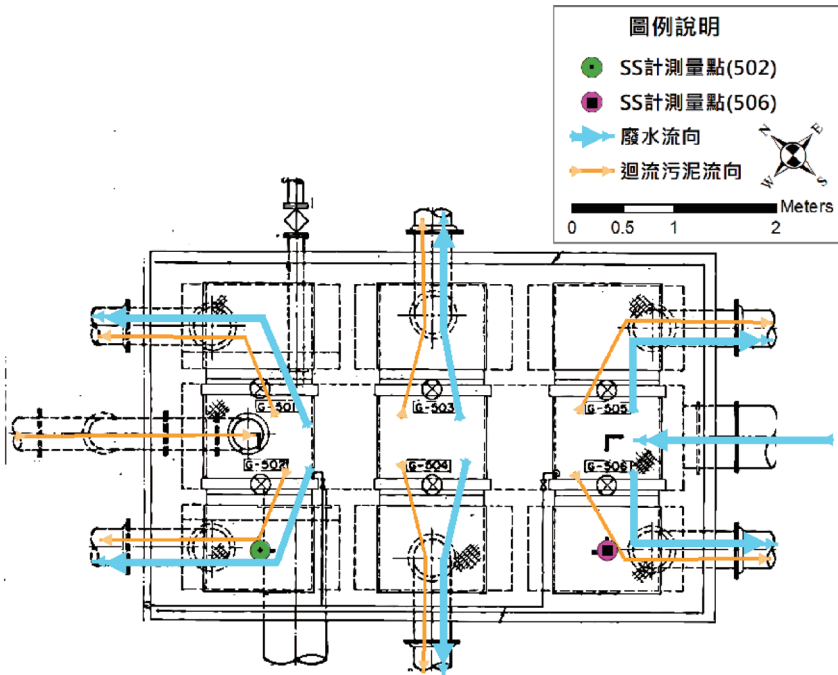


圖 8 分水井第二次測試 SS 傳感器安裝位置圖

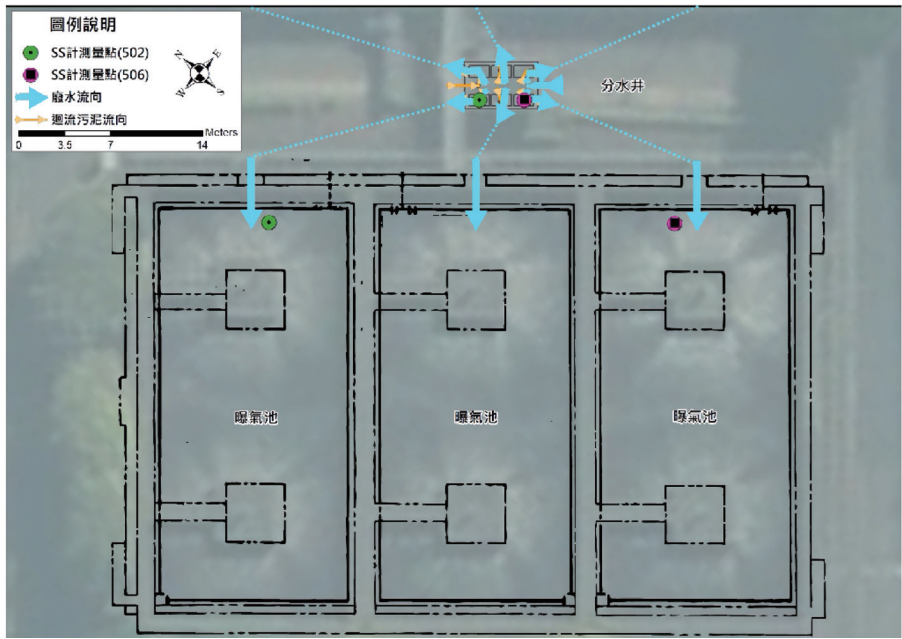


圖 9 曝氣池驗證 SS 傳感器安裝位置圖

註：原彩圖請至產業綠色技術資訊網站下載 <https://proj.ftis.org.tw/eta/index.aspx>

三、測試結果

3.1 第一次測試（109 年 5 月 3 日）

由 2.2 節、測試緣由與方法建立的敘述中，已述明本測試之目的係了解分水井之水質分配情況。以 G-501 與 G-505 堰閘 2 處分配渠道內污水中 SS 濃度為指標，圖 10 為測試時間內由儀器取得之 2 處渠道內污水中 SS 濃度對時間的變化圖。由圖 10 可知，靠近迴流污泥管的 G-501 堰閘處污水中 SS 濃度在監測的 2 個小時 (15：20 至 17：21) 期間，幾乎所有數據均高於 G-505 堰閘處的污水 SS 濃度，此情況相當穩定。G-501/505 堰閘 2 處的污水 SS 平均值、最大值與最小值詳見表 1，由表 1 可知平均值的差距 (差異值分別除以兩個測試值) 約在 15~18%，G-501 與 G-505 堰閘 2 處污水中的 SS 濃度確有差異。

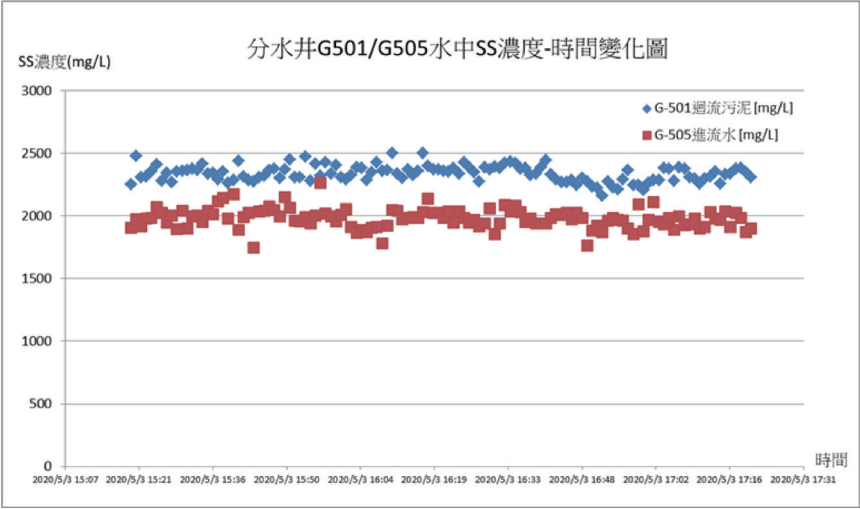


圖 10 分水井第一次測試 G-501 與 G-505 渠道內污水 SS 濃度對時間變化圖

表 1 分水井第一次測試 G-501/505 2 處的污水 SS 平均值、最大值與最小值

分水井監測位置	平均 SS 值 (mg/L)	最大 SS 值 (mg/L)	最小 SS 值 (mg/L)
G-501(靠近迴流污泥管)	2,339	2,502	2,162
G-505(靠近污水進流管)	1,979	2,263	1,747
G-501 與 G505 之 SS 差異	360	239	415

3.2 第二次測試（109 年 12 月 15 日）

分水井的 G-502 和 G-506 堰閘 2 處分配渠道內污水中 SS 濃度為指標，本次分水井測試於下午 3 時 7 分開始，於當日下午 5 時 7 分結束，測試結果如圖 11 所示，由曝氣池 SS 濃度與時間變化圖中可看出對應鄰近迴流污泥管 G-502 的 SS 值皆高於對應鄰近污水進流管 G-506 的 SS 值，且鄰近迴流污泥管 G-502 水質變化大，鄰近污水進流管 G-506 水質則相對穩定，由此可得知 G-502 水質因鄰近迴流污泥管，故受到迴流污泥的影響相當大。

G-502/506 2 處的污水 SS 平均值、最大值與最小值詳見表 2，由表 2 可知平均值的差距約在 27~37% 之間，綜合第一次測試的結果，更加顯示分水井水質分配不均。

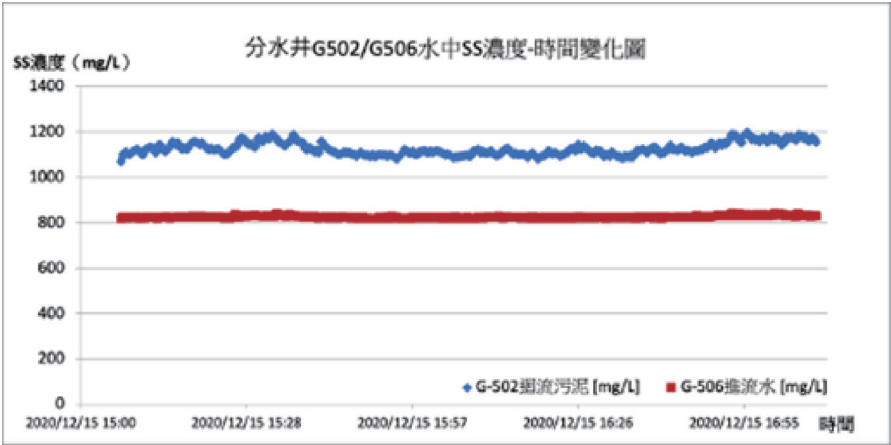


圖 11 分水井第二次測試 G-502 與 G-506 渠道內污水 SS 濃度對時間變化圖

表 1 分水井第二次測試 G-502/506 2 處的污水 SS 平均值、最大值與最小值

曝氣池監測位置	平均 SS 值 (mg/L)	最大 SS 值 (mg/L)	最小 SS 值 (mg/L)
G-502(靠近迴流污泥管)	1,125	1,198	1,068
G-506(靠近污水進流管)	824	842	817
G-502 與 G506 之 SS 差異	301	356	251

3.3 曝氣池驗證測試（109 年 12 月 15 日）

曝氣池驗證測試中是對應流經分水井 G-502 和 G-506 堰閘 2 處之污水，經管線分別流至曝氣池，由於相對應 G-502 和 G-506 堰閘曝氣池的進流污水 SS 值有相當的差異性，進而造成不同曝氣池中的 SS 濃度值亦具有所差異。

本次曝氣池驗證測試於中午 12 時 5 分開始，而於當日下午 2 時 5 分結束，其測試結果如圖 12 所示，由曝氣池 SS 濃度與時間變化圖中可看出對應鄰近迴流污泥管 G-502 曝氣池的 SS 值皆高於鄰近污水進流管 G-506 曝氣池，且水質相當穩定，G-502/506 曝氣池 2 處的污水 SS 平均值、最大值與最小值詳見表 3，由表 3 可知平均值的差距約在 18~22% 之間，相較與分水井第一次測試或第二次測試數據，其數據結果一致，表示分水井的分水效果確實影響了後續曝氣池的水質，造成曝氣池雖在相同的操作條件下，但其實際之處理效率、微生物生長情形等皆不同。

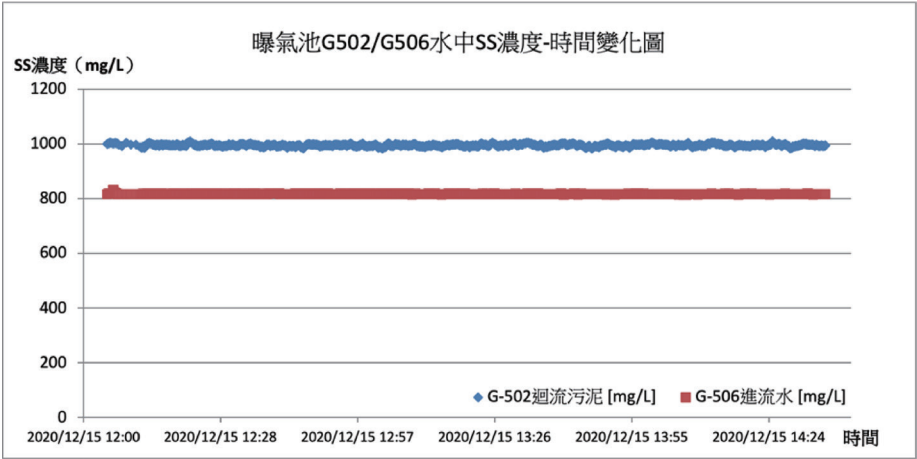


圖 12 曝氣池驗證測試 G-502 與 G-506 曝氣池內污水 SS 濃度對時間變化圖

表 3 曝氣池 G-502/506 2 處的污水 SS 平均值、最大值與最小值

曝氣池監測位置	平均 SS 值 (mg/L)	最大 SS 值 (mg/L)	最小 SS 值 (mg/L)
G-502(靠近迴流污泥管)	996	1,009	983
G-506(靠近污水進流管)	817	833	815
G-502 與 G506 之 SS 差異	179	176	168

3.4 污水廠實際 SS 測值（109 年 12 月 15 日）

表 4 為污水廠所提供之各池槽污水 SS 濃度測值，主要列出 109 年 12 月 15 日當天調和池、曝氣池（南 / 北）以及迴流污泥等 SS 數據，其中曝氣池（南 / 北）的 SS 濃度值較本次曝氣池驗證測試之值高出許多，依據該污水廠水排許可之水質水量平衡示意圖，迴流污泥比最大約為 53%，以此迴流比估算分水井的 SS 值應約為 2,100 mg/L 左右，但當天迴流污泥比應小於 53%，推估 SS 值應小於 2,100 mg/L，故分水井測試之結果 SS 濃度值約在 817~1,198 mg/L，仍屬合理數據，其中的差異原因探討於後。

表 4 污水廠部分槽體污水 SS 實測濃度值

採樣槽體	調和池	曝氣池（南）	曝氣池（北）	迴流污泥
SS 值 (mg/L)	500	2,650	2,490	5,100

雖然廠方的採樣是單次的數據，但以標準方法量測的數據仍大幅高於以儀器量測的數據。然而本次數據無異常跳動的情況，且儀器已經使用污水廠污水進行校正，在測試程序上應該是正確的。經檢討上述各項數據及現場情況，得到以下的推論：

1. 儀器雖經校正，但使用於任何量測點時，仍需再做一次檢量線比對，調整儀器的參數。
2. 使用光學式的 SS 偵測儀器，比較適合使用於污水處理廠的某一定點，較長期接觸光學性質類似的污水，才可以得到適當的檢量線，使得儀器數據接近標準方法的分析數據，而每次更換使用點，抑或是天候造成反射懸浮微粒進入傳感器的光線有所差異，並不容易得到準確的結果。
3. 污水廠所收受之廢（污）水屬工廠製程污水居多，會因製程、產量、操作等造成進流水質的不均質性，故於不同時間點所測得之 SS 濃度值亦會有所不同。
4. 本次試驗使用此 SS 偵測儀器，較適合用於了解分水井水質 SS 數據的變化趨勢與相對關係，而非直接使用其絕對數據。

若以數據的變化趨勢來看，得到的結果是判斷係污水進流管設置的位置靠近 G-505/506 堰閘，而迴流污泥管設置的位置靠近 G-501/502 堰閘，兩者的設置位置相隔太遠，以至於進流污水與迴流污泥 2 股污水無法混合均勻，導致於在狹長的分水井兩端分別取樣，其污水的 SS 濃度平均值有 15~36% 的差距，此差距造成後續不同曝氣池的平均 SS 濃度值有 18~22% 的差距，以致於各座曝氣池中混合液懸浮固體濃度 (MLSS)、食微比、溶氧、空氣曝氣需求量等參數有所不同，增加操作的難度。

原設計雖然在 G-501/502 及 G-505/506 的分水井底部設置有管徑為 40 mm ϕ 的空氣管以及各 6 只散氣器，詳見圖 13，但因空氣攪拌設施故障而沒在操作，且空氣量比起進流量也顯得太小；再者，迴流污泥管與初沉出水管的相距實在太遠了，所以即使修好這空氣攪拌設施再重新啟用，甚至加大空氣管徑，也無法期望迴流污泥與初沉出水能有良好的混合。

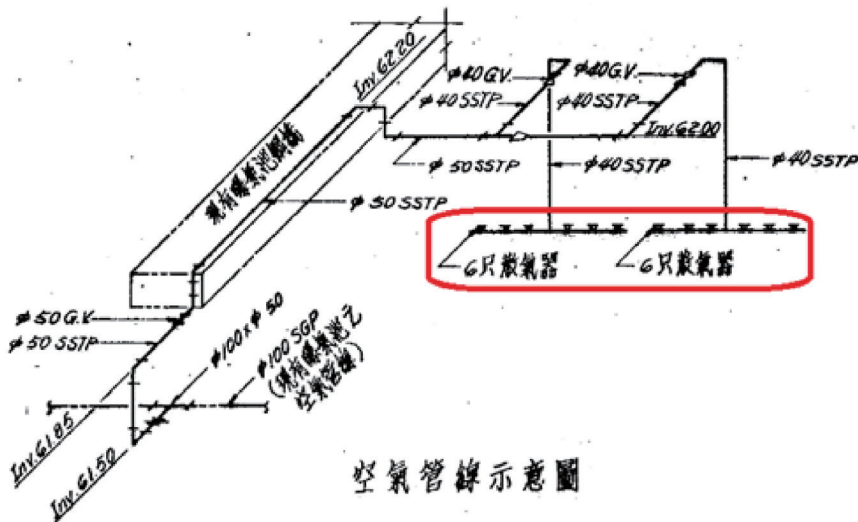


圖 13 分水井底部空氣攪拌設施圖

3.5 數據差異的原因

3.5.1 分水井第一次測試與第二次測試之數據差異

第一次測試之 SS 濃度值平均約在 1,700~2,500 mg/L，與第二次測試的 SS 濃度值 817~1,198 mg/L 有相當的差距，而造成此差異的原因首先為測試時間點的不同，由於第一次測試於 5 月進行，而第二次測試於 12 月進行，污水廠所收受之廢（污）水屬工廠製程污水居多，會因製程、產量、操作等造成進流水質的不均質性，故於不同時間點所測得之 SS 濃度值亦會有所不同。

其次為測試位置不同，第一次測試之 SS 感測器放置位置為 G-501 與 G-505 堰閘，第二次測試之 SS 感測器放置位置為 G-502 與 G-506 堰閘，其中各堰閘開度都不一致，使得堰頂水頭不一樣，使 6 個堰閘的配水量都不盡相同，且感測器放置深度也不盡相同，亦會造成所測得之 SS 濃度值不同。

最後則是儀器與天候所造成的差異，由於測試之光學 SS 計偵測原理為收集反射懸浮微粒進入感測器的光線來量測水中 SS 濃度，5 月預測試時為晴天，而 12 月測試時為陰天，受到天氣因素影響，導致 SS 濃度測值有所差異。

3.5.2 分水井第二次測試與曝氣池驗證測試之數據差異

分水井測試與曝氣池測試之數據差異原因為分水井與曝氣池水質來源及組成的不同，分水井 SS 的來源為新鮮的初沉出水與迴流污泥混合，而曝氣池池內的 SS 是分水井出流污水與曝氣池內原有污水的混合，所以水質會不同。至於儀器本身會受到不同外在環境的干擾也是原因之一。

然而，雖然不同池槽之 SS 濃度值不同，但其顯示的數值仍可明顯看出分水井出水對於其下游端池槽水質的影響，表示測試結果具有相當之代表性。

分水井與曝氣池測試與污水廠所提供之水質差異上，分水井與曝氣池測試中 SS 濃度值約在 1,000 mg/L 左右，但污水廠所提供之 SS 數據則是介於 2,000~2,600 mg/L，

造成其間差異主要因素為 SS 測定方法之不同，廠方係以標準方法測定隨機採樣的水樣，而本測試使用的是光學式的 SS 儀器，其比較適合使用於污水處理廠的某一定點，較長期接觸光學性質類似的污水，才可以得到適當的檢量線，使得儀器數據接近標準方法的分析數據，而每次更換使用點，並不容易得到準確的結果。此外，廠方只對 3 座曝氣池中的 1 座進行隨機採樣，本測試則選擇 2 座曝氣池最外側的 2 座進行即時監測，因此數據也會不一樣。

本 SS 儀器的測試數據，較適合用於了解分水井不同堰閘溢流水水質 SS 濃度的相對關係，而不能直接作為絕對數據之使用。

四、分水井現況之改善方案

分水設施的種類、準確度及水頭損失等，對於一定規模以上的中大型污水處理廠，基於操作的成敗、維修的容易與否、能源的節約等各種考量，在設計階段即應予高度重視。以生物反應池為例，為使操作平順，流入各池的污水及迴流污泥量需水質穩定，如污水及迴流污泥分水不良，則會導致各池的混合液懸浮固體量不同，食物與微生物比例亦會有差別，使得水質處理程度不一致，增加操作上的困難。

由本測試結果可知，初沉出水及迴流污泥 2 股污水，在狹長型分水井內無法充分混合，導致分水井最遠端兩個堰閘溢流水的 SS 濃度有 15~37% 的差距。為解決此問題，本文提出改善 2 股污水於分水井內混合程度的方式，詳見圖 14。

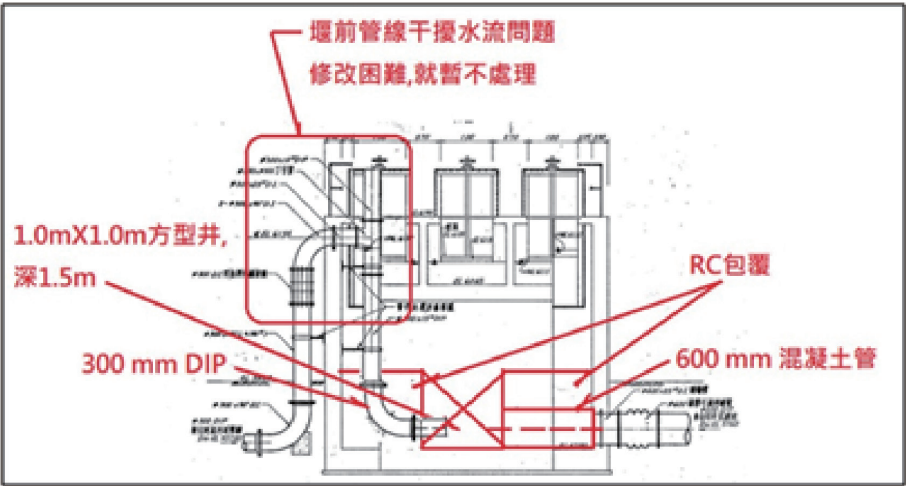


圖 14 分水井改善規劃圖

由圖 14 可知，G-501/502 堰閘之間垂直的 300mm DIP 迴流污泥管因修改困難故可暫不處理，但可將垂直管線往下延伸，並增設往分水井渠道中央延伸的彎頭；初沉出水管也同樣往分水井渠道的中央延伸，2 支管在分水井中央渠道底部的兩側，均以鋼筋混凝土包覆，使迴流污泥及初沉出水在分水井渠道的中央部分，形成一處長、寬各 1 公尺，深度 1.5 公尺的方型混合井，初沉出水與迴流污泥在此方型井內先做較完全的混合，其後此混合液往上流，再平均分配至各個堰閘，即可達成使曝氣池水質均勻分配的目標，而如再調整分水堰閘之高度使之一致，則更可使水量均勻分配至下游曝氣池。

為了在不斷水情況下完成本分水井的改善工程，本工程可以採用先在分水井外施作完成包覆銜接管的預鑄 RC 塊，再放進分水井原定位置的方式來完成。亦即事先準確的量測 RC 塊所在位置的尺寸，以及 600mm 初沉出水管在 RC 塊的設置位置，然後在現場施作包覆延長管的預鑄 RC 塊，再以吊掛方式將 RC 塊就定位。至於迴流污泥管，則可將 300mm DIP 的垂直管在與水平管的銜接法蘭處整個拆卸下來，然後同樣準確的量測底部設置位置的尺寸，接著以全新的 300mmDIP 三通管、直管及彎管的組合，在其底部澆灌尺寸準確的 RC 塊，完成後同樣以吊掛方式將 RC 塊就定位，再以伸縮接頭銜接上部原先的三通管線即可。

管線改善前後之示意圖如圖 15 所示，其中 (A) 為改善前、(B) 為改善後，由示意圖 (A) 中看出改善前廢水與迴流污泥混合距離較長，於混合時擾流的衝擊（流速）力量會因距離減少，中央渠道流速非常小幾近於零，造成混合之均勻度不足，且距離較長亦會造成兩側混合擾流程度不足，即為分水井 SS 濃度差異之主要因素；經圖 (B) 改善後，形成長、寬各 1 公尺，深度 1.5 公尺的方型混合井，縮短混合區域距離與範圍，藉由較大的流速增加兩股水流之擾流混合程度，使進流廢水與迴流污泥均勻混合後再流至各個分水管線中。

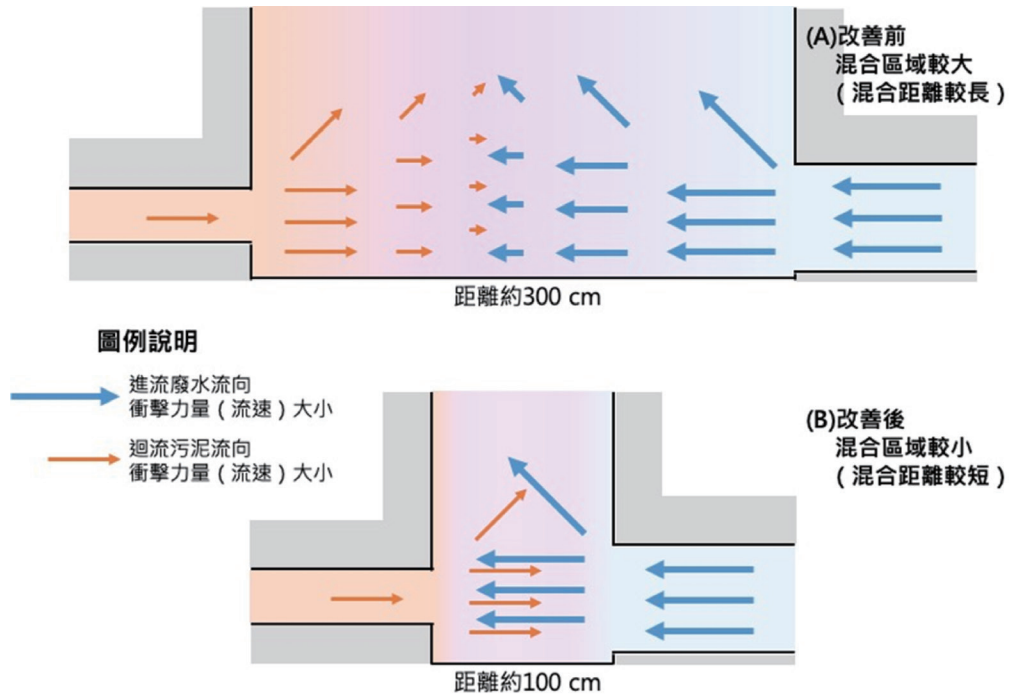


圖 15 分水井改善前後示意圖 (A) 為改善前、(B) 為改善後

五、結論與建議

1. 分水井設置的目的係使其下游端 6 座曝氣池的進流水能均勻分配，其係採用零流速渠道的方式來分水，如果分水井上 6 個堰閘的開度能保持相同，則初沉出水及迴流污泥的水量應可平均分配至 6 座曝氣池。
2. 分水井的形狀係狹長渠道型，其初沉出水管及迴流污泥管係於渠道最遠的兩端接入分水井，因 2 股水在渠道的流速幾乎為零，致使 2 股水無法有效的進行混合，即使各堰閘的開度保持相同，分配至 6 座曝氣池的溢流水，其包含 SS 濃度等各項水質亦無法相同，2 次測試的溢流水 SS 濃度有 15~37% 不等的差距。
3. 如初沉出水及迴流污泥無法在分水井內均勻混合，則其出水在分別流入 6 座曝氣池後，會導致各池的混合液懸浮固體量不同，食微比與微生物比例亦會有差別，使得水質處理程度不一致，增加操作上的困難。
4. 為提升分水井對於出流水水質能達到均勻分配的效果，本文提出不須使分水井停止運作是分水井不斷水功能改善方案，於分水井內加入內含銜接管線之預鑄式 RC 塊，縮小進流廢水與迴流污泥混合區域距離與範圍，增加 2 股水流之擾流混合程度，使水質混合均勻後再出流。
5. 本測試受限於僅有 1 組監測設備 (含 2 組 SS 感測器)，無法針對各個測試點進行同步測試，故在時間的變動下，不同類型池槽間的水質數據會有些許差異，目前僅可由數據得知水質變化趨勢與相對關係，建議未來測試時，可運用較多組 SS 感測器，如此才能將各槽體數據做交叉比對，以降低其數據誤差之可能。
6. 在監測設備部分，儀器雖已經過校正，但使用於任何量測點時，仍需於現場再做手測值與偵測儀比對，並建立檢量線，調整儀器的參數。本測試使用光學式的 SS 儀器，比較適合使用於污水處理廠的某一定點，長期接觸光學性質較類似的污水，才可以得到適當的檢量線，使得儀器數據接近標準方法的分析數據，而每次更換使用點，並不容易得到準確的結果。
7. 本次試驗使用的 SS 偵測儀器，較適合用於了解分水井不同堰閘的溢流水水質 SS 數據的相對關係，而非直接使用其絕對數據。
8. 本文所述這種以偵測儀器進行的線上即時監測，用以分析污水處理廠各單元處理效果

的技術，在國外已行之有年，但在國內仍尚不多見，期望藉由此次測試所獲得的經驗，在未來能落實以下措施：

- (1) 與儀器廠商密切的合作
- (2) 嚴選合適的儀器設備產品
- (3) 進行精準的儀器校正
- (4) 徹底了解測試池槽中的處理設備對偵測儀器可能帶來的影響
- (5) 掌握人為因素及天候狀況等對測試結果的影響
- (6) 建立周詳的 SOP

參考文獻

Glen Daigger et al.(1992), Upgrading Wastewater Treatment Plants, Water Quality Management Library, Vol. 2, Technomic Publishing Company, Inc., PP.13-48.

廢(污)水處理類

煉焦廢水生物處理系統新增脫氮功能之現地改造實務經驗

鄭竹逸*、林炘勳**、陳柏元***

摘要

煉焦廢水為煉焦及煤化學工場淨化粗焦爐氣所產生的廢水，其 COD、氨氮占中鋼廢水的 80~90% 以上，主要 COD 污染物為總酚與硫氰。為符合化工業放流水氨氮 <20 mg/L 與硝酸鹽氮 <50 mg/L 之管制標準，中鋼將既有之煉焦廢水生物處理系統，由 COD 處理功能，現地同步運轉及改造，成為兼具 COD 與氨氮處理能力，水力停留時間僅 32 小時，難度相當得高。因此團隊於施工前以生物的角度建造模場研訂回流比、鹼度與溶氧等重要工程參數。處理流程改造為具「前缺氧程序 (pre-anoxic process)」之生物處理法，串連的脫硝槽、COD 去除槽、以及 2 個有載體的硝化槽，並在完工後 3 個月即達到氨氮去除率 >99% 之目標。後續又因煉焦製程操作參數變動，發現總酚濃度增加 20~50%，再增建 1 座 COD 去除槽與 1 根純氧供應管路，以精進廢水處理裕度。

【關鍵字】廢水生物處理、氨氮、煉焦廢水

* 中鋼公司綠能與系統整合研究發展處

** 中鋼公司軋延及公共設施工程處

*** 中鋼公司公用設施處

研究員

工程師

工程師

一、前言

中鋼是一個一貫作業鋼廠，焦炭與焦爐氣為重要的原料及燃料，需要以煉焦工場與煤化學工廠加以製備、淨化。煉焦廢水為淨化煉焦工場產出的粗焦爐氣，經煤化學工場資源化煤焦油輕油等物質後所產生的廢水，其 COD、氨氮占中鋼廢水的 80~90% 以上，主要 COD 污染物為總酚與硫氰，以生物處理系統加以去除，然當時系統僅能處理 COD，沒有氨氮處理能力。

由於煉焦及煤化學製程屬於化工業，因此中鋼需要符合金屬基本工業與化工業 2 種放流水標準。2014 年環保署公告「化工業放流水標準」，中鋼同年便提出「氨氮放流水污染物削減管理計畫」，經高雄市環保局審查通過，中鋼放流水須於 2017 年 11 月 1 日起符合化工業放流水氨氮 $<20 \text{ mg/L}$ 之規定。由於改造工程前，廢水中氨氮濃度高達 $500 \sim 1,000 \text{ mg/L}$ ，因此中鋼氨氮削減計畫中包含上游煤化學工場製程以物化法將氨氮濃度減量至 300 mg/L ，再由下游煉焦廢水生物處理系統以具前缺氧程序之生物法將氨氮由 $<300 \text{ mg/L}$ 脫除至 $<20 \text{ mg/L}$ 。本文為分享煉焦廢水生物處理系統的實務經驗。

二、改造前後之流程變動

為符合化工業放流水氨氮 $<20 \text{ mg/L}$ 、硝酸鹽氮 $<50 \text{ mg/L}$ 之管制標準，中鋼將既有之煉焦廢水生物處理系統，由僅能夠處理 COD，改造成為兼具 COD 與氨氮處理能力。由於場地與時間有限，該生物處理系統既要運轉維持 COD 去除能力，又需現地改造每個生物槽，再加上水力停留時間僅 32 小時，遠低於流程且負荷相近的德國 ZKS (Zentralkokerei Saar GmbH) 煉焦工場 58 小時 (Harald Jost, 2011) 至數日 (周梅, 2009; 鄭竹逸, 2014)，難度相當得高。因此團隊當時規劃 (圖 1)，將既有只能處理 COD 的 4 個活性污泥槽，流程改為具前缺氧程序之生物法，由串聯的脫硝槽 COD 去除槽 硝化槽 1 硝化槽 2，其中硝化槽特別改成 MBBR (moving-bed biofilm bioreactor，活動床生物膜反應器) 以增加硝化菌附著的空間，並將原本閒置的沉澱槽

加入生物槽後以濃縮沉澱污泥，降低 MBR (membrane bioreactor，薄膜生物反應器) 的固體懸浮物濃縮效果，減緩薄膜堵塞的速度。

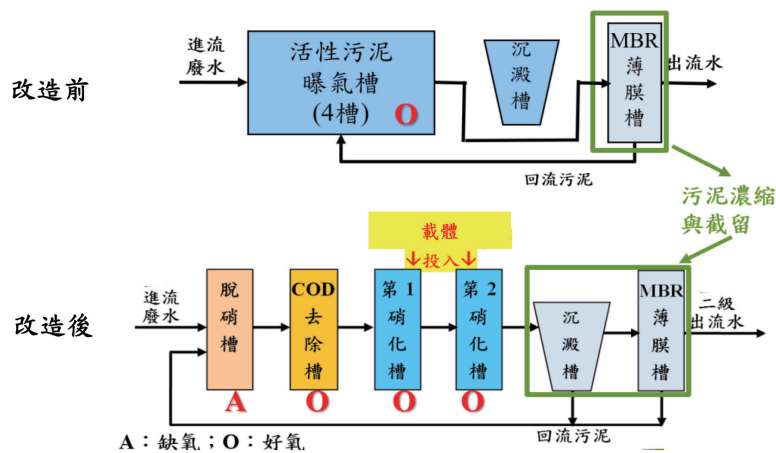


圖 1 改造前後的生物處理流程

三、工程前之模場研究

為從生物的角度探討生物脫氮系統硝化脫硝的影響因子，團隊依據改造後流程建造噸級模場 (如圖 2)，以進行長期的連續試驗。藉由研究結果得知，(1) 顯示生物污泥有依序去除煉焦廢水中的總酚 / 硝酸氮、硫氰、氨氮之特性，(2) 總酚、硫氰若殘留至硝化槽會抑制硝化反應，並 (3) 研訂鹼度、pH 與回流比等重要工程參數。



圖 2 噸級生物脫氮模場

3.1 污染物去除順序

當煉焦工場操作常態運轉時，煉焦廢水的水質是比較穩定的，尤其是總酚濃度 ~600 mg/L，稱之為正常水質。當煉焦廢水生物處理單元以串連方式排列時，就可以由各生物處理單元之水質看出污染物去除的順序，圖 3 為生物處理流程（圖 1）脫硝槽、COD 去除槽、硝化槽 1、硝化槽 2 中，3 大重要污染物的分解示意圖。由模場研究結果發現，煉焦工場正常操作的狀況下，煉焦廢水水質較正常而穩定，脫硝槽可以去除總酚和部分的硫氰，COD 去除槽必須將殘餘硫氰去除。總酚和硫氰都去除後，硝化反應才不會受到抑制，2 個硝化槽才能順利去除氨氮。

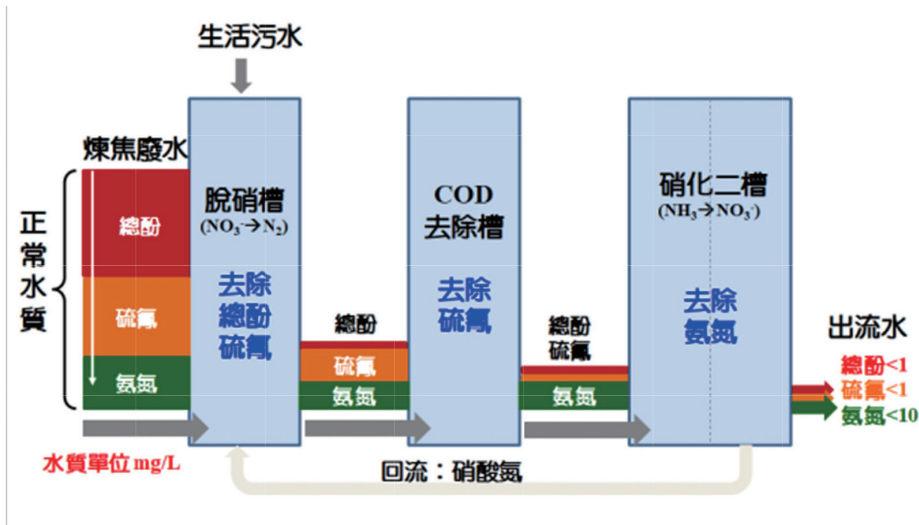


圖 3 各生物處理單元對污染物去除順序示意圖

3.2 鹼度

硝化菌所需要的碳源為水中溶解的二氧化碳、碳酸根或碳酸氫根，水樣分析時可以利用鹼度來表示。提升廢水中的鹼度有 2 種做法：(1) 添加液鹼增加生物污泥在呼吸作用釋出的二氧化碳溶解量，(2) 以碳酸鈉直接補充硝化菌所需碳源。結果顯示，添加碳酸鈉效果較佳，可增加氨氮轉化量，加速硝化反應之顯現（表 1）。

表 1 添加液鹼或碳酸鈉調整鹼度馴養活性污泥，對於氨氮轉化量之影響

組別	空白組 加液鹼調整鹼度	試驗組 加碳酸鈉調整鹼度
馴養日數	氨氮轉化量 (mg/L)	氨氮轉化量 (mg/L)
12	29	145
16	39	194
28	154	215

3.3 pH 值

由於硝化反應產生硝酸鹽氮與亞硝酸鹽氮，會使 pH 下降至 6.5 減緩硝化反應的進行，因此模場硝化槽以 pH 線上回饋控制液鹼加藥量，以維持最適 pH 7.2~7.8。然而原本工程規劃於進水端添加液鹼控制 pH，硝化槽無液鹼加藥點，將使位在流程後段之硝化槽 pH<7，導致硝化反應異常下降 20% 以上，因此每個硝化槽均應有即時之線上 pH 控制。

3.3 回流比對脫氮穩定性的影響

由於氨氮轉化成硝酸鹽氮，是在流程最後的 2 個硝化槽發生，因此硝化液打回至脫硝槽之回流比（與進水量 Q 的流量比）是影響生物脫氮系統脫硝比例的重要因子，需進行模場測試適用範圍。生物脫氮模場在回流比 2Q 及 3Q 的條件下，脫硝槽內硝酸與亞硝酸根可以完全分解，COD 去除率及硝化反應皆可穩定達標。然而每當回流比嘗試調整為 4Q，或是進流水 COD>3,000 mg/L 過高，受缺氧環境之反應時間不足所限制，COD 去除率不穩定，總酚、硫氰經常會殘留至硝化槽，導致氨氮處理不及。因此模場經過數次試驗皆未能穩定操作在回流比 4Q 的條件超過 2 週的時間，一旦失敗在降低回流比至 3Q 之後，氨氮去除率異常需耗費 2~4 週恢復，因此僅能於回流比 2Q、3Q 達到目標的氨氮去除量 250 mg/L（蔡宗岳，2014）。

3.4 模場研究小結

團隊依據上述模場研究結果，將以下重要因子列入實場之運轉方案 (表 2)。

表 2 依據模場研究結果研訂之工程參數

影響因子	模場研究結果	運轉方案
總酚、硫氰 抑制硝化反應	抑制濃度 ~10 mg/L	增加脫硝槽和 COD 去除槽 污泥濃度由 5 提升至 8~10 g/L
硝化菌預馴養 需要鹼度為碳源	9g 鹼度 /g 氨氮超過理論值 4.5 g 鹼度 /g 氨氮	增設碳酸鈉粉料添加設備 出水鹼度須 >600 mg/L
pH 過高或過低 抑制硝化反應	硝化反應最適 pH 為 7.0~7.8	2 個硝化槽均有 pH 回饋控制之液鹼添加點

四、生物脫氮系統之工程改造與運轉

團隊運用模場建立的策略，在工程期間穩定維持 COD 去除率，預培養硝化菌種，在完工後再回饋控制每個硝化槽的 pH，並開啟硝化槽至脫硝槽之回流幫浦，降低溶氧濃度進行脫硝菌馴養。順利在完工後 3 個月即達到氨氮去除率 >99%、硝酸鹽氮去除率 >70% 之廠內目標。

4.1 維持 COD 處理能力

由於場地與時間有限，廢水生物處理系統不能停止運轉，因此先利用末端的薄膜生物反應器 (membrane bioreactor，簡稱 MBR) 截留污泥，將生物槽的活性污泥濃度由 5 提升至 8~10 g/L，並提升 COD 去除槽純氧供應量由 290 至 340 m³/h 維持溶氧 >3 mg/L。再逐一改造生物槽，使剩下的 3 個生物槽之 COD 去除率維持 >80% (鄭竹逸，2018)。

4.2 預培養硝化菌種

4.2.1 增加硝化槽之溶氧效率

將純氧曝氣設備由噴射管(產生大氣泡)改為孔洞僅 0.04 微米之薄膜式曝氣管(產生小氣泡)，增加氣泡的表面積以提升純氧的溶解效果，提高溶氧至 5~8 mg/L 以利硝化菌生長。

4.2.2 生物載體的投入

附著型生物膜和懸浮型活性污泥發揮各自污染物降解優勢，克服傳統活性污泥法生物量不足的弱點。因此每一個硝化槽改造完就投入含專利化合物之聚乙烯薄片狀載體，使其提早生長生物膜，提升生物量及硝化效率(鄭竹逸，2018)。

1. 提高生物量可增加硝化槽對 COD 突增負荷的衝擊能力。
2. 好氧硝化菌可附著生長在硝化槽的載體生物膜中，得以停留在好氧環境，不像懸浮污泥中的硝化菌會在好氧/缺氧的環境循環而影響活性。使載體生物膜之比硝化活性為 2.8 較懸浮污泥的 0.78 mg N/g VSS 高。
3. 以電子顯微鏡觀察載體生物膜，發現載體孔洞內部生物膜菌相豐富，並形成有利質傳之通道(圖 4、圖 5)，生物膜並分泌大量的細絲狀胞外聚合物，有助於細菌黏附在較光滑的表面區域(圖 6)。部分孔洞甚至可觀察到健康完整的鐘型蟲附著於生物膜表面(圖 7)，顯示環境之溶氧與水質甚佳。

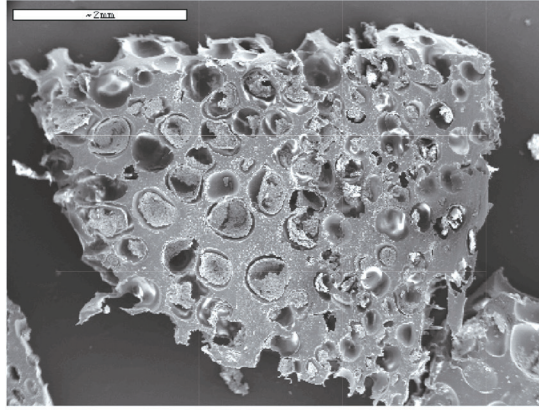


圖 4 載體孔洞長滿生物膜

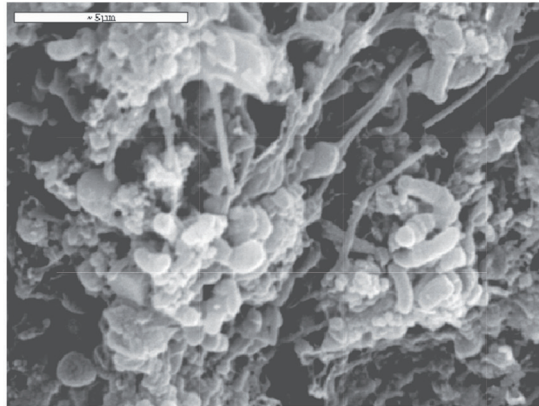


圖 5 生物膜菌相豐富，並形成有利質傳之通道

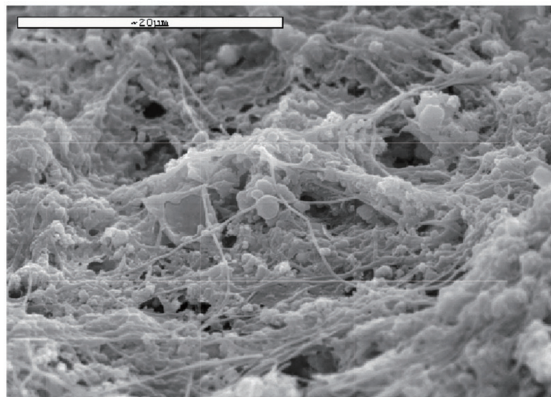


圖 6 載體表面之生物膜佈滿微生物分泌之絲狀胞外聚合物

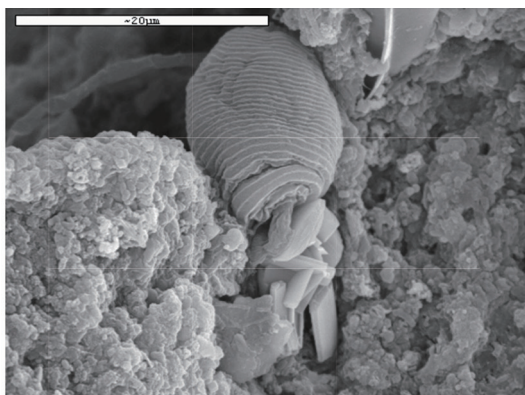


圖 7 生物膜上的鐘形蟲

4.3 生物脫氮系統之運轉

4.3.1 提升硝化能力

1. 提高脫硝槽 pH 至 8，藉此增加 COD 去除時釋出的二氧化碳溶解度，使鹼度上升至 $>600 \text{ mg/L}$ 作為硝化菌生長所需的碳源。此方案在脫硝效果提升後更為顯著，鹼度甚至可提升至 $1,000 \text{ mg/L}$ 。
2. 由於硝化反應釋出之硝酸氮會使 pH 下降，因此每個硝化槽都獨立有線上 pH 控制添加液鹼，使 pH 由 <6.5 提升至模場研究之最適範圍 $7.2\sim 7.8$ 。
3. 加大純氧曝氣量，使硝化槽 DO 控制在 $5\sim 7 \text{ mg/L}$ 。

4.3.2 提升脫硝能力

由於改造前之生物處理系統都是高溶氧 ($3\sim 7 \text{ mg/L}$) 操作，且進流水完全不含硝酸 / 亞硝酸鹽氮，因此氮氣轉化成硝酸 / 亞硝酸鹽氮的比例增加後，便逐步降低脫硝槽的溶氧量，以使 ORP 降至脫硝反應最適之 $-100\sim -200 \text{ mV}$ ，並且調整回流比，由 4Q 提供大量硝酸 / 亞硝酸鹽氮馴養脫硝菌，逐步降低至 2Q 評估穩定性。

在回流比 2Q、3Q 條件下，氨氮轉化量皆可達 250 mg/L 自我期望值，因此當煤化工場將煉焦廢水氨氮降至 <300 mg/L 目標值，與生活污水調勻後，使生物處理系統之進水氨氮 <150 mg/L 時，出流水已可達 <10 mg/L 設計值，硝酸鹽氮濃度可達 <50 mg/L 自我期望值 (鄭竹逸，2019；鄭竹逸，2020)。

五、生物脫氮系統之精進

由於過去尚未管制放流水氨氮的時候，中鋼煉焦製程曾進行重大之操作參數調整，使煉焦廢水呈現異常水質，總酚濃度突增 20~50%，COD 亦大幅上升，有可能超出既有生物脫氮系統的負荷。因此在 2017 年氨氮削減計畫完工，使放流水氨氮 <20 mg/L、硝酸鹽氮 <50 mg/L 達標後，為超前佈署，接續進行生物脫氮系統精進規劃。

1. 在時間較無限制的情況下，拆除附近閒置的 2 個廢水儲槽，加蓋 1 座深層曝氣槽 (高塔型生物槽) 增加生物脫氮系統水力停留時間至 38 小時，以降低硝化槽進水的 COD，如圖 8。
2. 由氧氣工場加裝第二支純氧送氣管，必要時可增加 50% 供氧量。
3. 生物脫氮系統水力停留時間延長至 38 小時之後，進流水的總氮濃度並無顯著改變，在正常水質之下，脫氮效率最高可達 85%，在總酚濃度突增之異常水質下，脫氮效率仍可維持 ~75%，使系統穩定效增加，生物脫氮系統之出流水最佳水質可達氨氮、硝酸鹽氮各 <1、<30 mg/L。

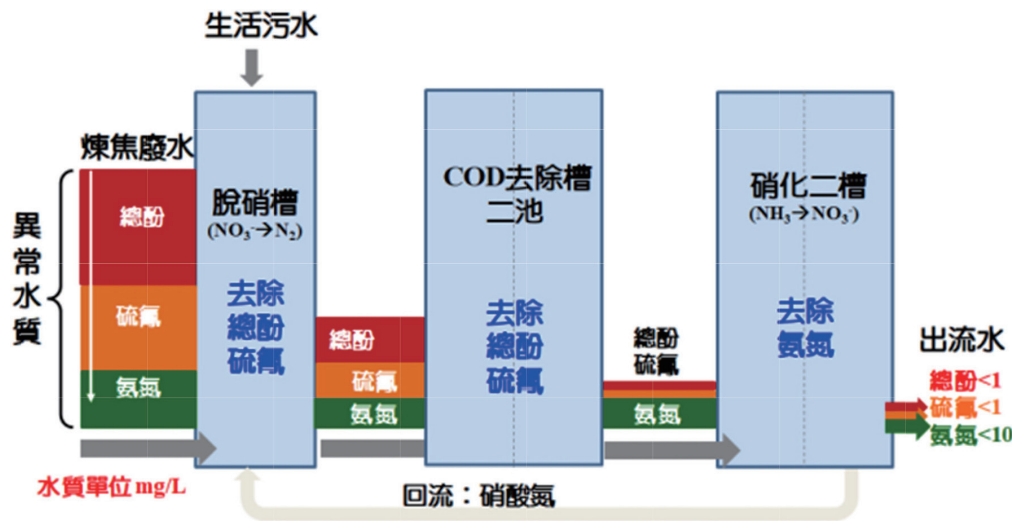


圖 8 生物脫氮系統增建第二 COD 去除槽流程示意圖

六、結論

中鋼煉焦廢水生物脫氮系統的改造與運轉，係由實場流程訂定、模場工程參數與可行性探討、生物脫氮工程落實，使放流水於完工後 3 個月即達法規氨氮 <20 mg/L、硝酸鹽氮 <50 mg/L 之標準。除循序漸進地以既有生物處理系統現地改造外，更進一步未雨綢繆，建造新生物槽與供氧管路，精進生物脫氮系統以因應煉焦廢水未來突增負荷的情況。未來將以提升活性污泥功能性菌種的角度，研發總酚、氨氮去除率異常因應藥劑與生物菌劑，使系統面臨煉焦廢水水質波動時能更加穩定。

參考文獻

周梅 (2009)，攀鋼煤化工廠廢水處理系統優化改造，工業安全與環保，35(7)，p13-14

蔡宗岳 (2014)，煉焦廢水生物脫氮程序適化與改善策略建立，中鋼委外研究報告，中國鋼鐵公司。

鄭竹逸 (2015)，MBBR 法煉焦廢水生物脫氮技術可行性評估，中鋼新材料研發處報告，中國鋼鐵公司。

鄭竹逸 (2018)，生物脫氮最適操作條件及風險因應技術建立，中鋼新材料研發處報告，中國鋼鐵公司。

鄭竹逸 (2018)，載體生物膜成型與效能研究，中鋼新材料研發處報告，中國鋼鐵公司。

鄭竹逸 (2019)，廢水生物脫氮技術之工程化與落實應用，中鋼新材料研發處報告，中國鋼鐵公司。

鄭竹逸 (2020)，生物脫氮效率穩定技術之落實應用，中鋼新材料研發處報告，中國鋼鐵公司。

Harald Jost (2011), Biological Waste Water Treatment In German Coke Oven Plants, ECC Meeting

工業污染防治刊物徵稿

主辦單位：IDB 經濟部工業局 執行單位：IDB 台灣產業服務總中心

「工業污染防治刊物」自民國71年發刊至今，提供產業界各類工業污染防治之技術及管理工具，據以改善製程及提升管末處理設施效能，透過學術研究與實務技術發表，提供產、官、學、研技術交流之機會。本刊物竭誠歡迎**不限期徵稿**，惠請各界踴躍投稿。

本刊特點



1. 為國內歷史最悠久之環保期刊之一，至110年已發行153期，專業論著已逾1,810篇。
2. 列入國內重要專業期刊，專業技師投稿將取得60分之積分。
3. 納入國家圖書館期刊文獻資訊網，各期紙本刊物於國家圖書館永久保存。

徵稿範疇與方向



1. 空氣污染與噪音類：空污減量、多污染與跨媒介之整治案例
2. 廢(污)水處理類：節水廢水回收再利用、廢水氨氮及重金屬處理技術
3. 廢棄物類：綠色材料與永續物料管理
4. 環境化學及微生物：土壤與地下水整治、毒性化學物質管理
5. 環境規劃與管理：再生能源發展與應用、永續發展策略、生命週期評估及淨零碳排

投稿辦法



1. 投稿稿件，請以電子郵件寄至工業污染防治刊物編輯組；或透過計畫網站線上投稿<https://proj.ftis.org.tw/oss/index.html#/>
2. 檔案下載：徵稿啟事、撰寫格式及範例、著作權讓渡同意書
3. 稿件請勿一稿多投，來稿將依收件情況及範疇分期審查刊載

聯絡窗口



陳怡靜工程師 專線電話：(02)7704-5157

E-mail：yj.mg@ftis.org.tw

陳筱薇工程師 專線電話：(02)7704-5167

E-mail：sabinachen@ftis.org.tw



經濟部工業局 廣告

「工業污染防治」廣邀各界投稿

一、本刊特點

1. 為國內歷史最悠久之環保期刊之一，於 71 年 1 月創刊，至 110 年已發行 153 期，專業論著已逾 1,810 篇。
2. 列入國內重要專業期刊，專業技師投稿將取得 60 分之積分。
3. 本刊物納入國家圖書館期刊文獻資訊網，各期紙本刊物於國家圖書館中永久保存。

二、徵稿內容

1. 本刊關有下列類型領域，凡有處理技術、工程規劃設計、操作維護、污染防治實例、清潔生產、污染預防、資源循環技術及法令規章等稿件均歡迎。
 - (1) 空氣污染與噪音類
 - (2) 廢(污)水處理類
 - (3) 廢棄物類
 - (4) 環境化學與環境微生物類
 - (5) 環境規劃與管理類
2. 來稿限未在其他刊物發表過之文稿。稿件請勿一稿兩投，文稿篇幅盡量勿超過 25 頁(含圖表)，請附中文摘要(300 字以內)，並附關鍵字。一經採用酌酬稿費，其版權歸本刊所有，請檢附「著作權讓渡同意書」。
3. 來稿請附真實姓名、服務單位、地址及電話，以利聯絡並對讀者負責。
4. 本刊對來稿有刪改權，不採用恕不退稿，如需退稿或不願被刪改，請在來稿中註明。
5. 來稿請寄「工業污染防治編輯組」E-mail:yj.mg@ftis.org.tw；或透過計畫網站線上投稿 <https://proj.ftis.org.tw/oss/index.html#/>
6. 詢問本刊相關事宜，請電(02)2784-4188 轉 5157 「工業污染防治」編輯組。

三、刊物編寫格式(文稿格式範例請洽本刊編輯組)

1. 版面設定：文稿請以 A4 規格 21cm*29.7 cm 編排，本文版面規格則為上界 4.9cm、下界 4.9cm、左界 3.7cm、右界 3.7cm；內文段落則採固定行高 20 pt。
2. 字型設定：除標題(21 號粗體字，置中)、作者(12 號，靠右)、摘要、章標題(16 號粗體字，置中) 及節標題(12 號粗體字，靠左)採標楷體字型外，其餘內容請採用新細明體(內文為 10 號，左右對齊，首行首字須位移 2 字元；圖名及表名則採 10.5 號粗體字並置中)；英文及數字請用 Time News Roman。
3. 章節編序：一、1、(1)、a 依序類推為原則，章節編寫系統範例如下：一、

→1.1→1.1.1→1.→(1)→a。

4. 圖表配置：文中之圖表請隨文插入，序號請依撰文順序依次編號，如表 1、表 2，圖 1，圖 2 等；圖表則須清晰可供辨識，另圖表中之說明文字請採用中文。
5. 文稿篇幅：請依上述格式編排並盡量控制於 25 頁以內(含圖表)。
6. 外文引述：翻譯名詞應採易通易懂者，首次出現請附原文，如沉澱(sedimentation)；原文名詞為首字則不必大寫，如活性污泥法(activated sludge process)；一般通用之縮寫文字亦不必加點，如 BOD、SS 等(不必寫成 S.S)
7. 數據規範：文中數字請採用阿拉伯數字，年份則以西元紀年，可量化數字每超過 3 位數請以逗點區隔，如 1,250；文中所用數據單位應為公制單位，如 mg/L、m/d、kg/m³、d、m、min、℃等。數字及英制單位之間請空半形 1 格，如 12mg/L，改為 12 mg/L。
8. 行文要求：文句簡明，用字通俗即可，請儘可能避免如“的”、“之”混用情形。
9. 文獻格式：文獻引用請隨文以文獻作者、年份註解於括號內，如陳國城等(1991)、(Gzara, 1991)；參考文獻以中文在前，英文在後之原則序列，中文請依第一作者姓名筆劃順序排列，英文則依作者姓氏字母順序羅列。

期 刊：作者(出版年)。篇名。出處。卷期。頁數。

書 籍：作者(出版年)。篇名。出處。頁數。

機關出版品：編寫機構(出版年)。篇名。出版機構。頁數。

研討會論文：作者(出版年)。篇名。會議論文冊名稱。主辦單位。頁數。

報 告：作者(出版年)。報告名稱。○○○委託之專題研究報告(若是政府委託需填寫報告編號)。出版地點：出版商。

網 頁：作者(網頁日期)。資料名稱。網站站名網域網址。

【參考文獻 格式範例】

王義基(2014)，製造業產品碳足跡輔導歷程與成果，永續產業發展季刊，第 66 期，p 3-9。

林靜宏翻譯(1999)，儀器分析，美亞書版股份有限公司。

林振誠(2012)，IBP 塑網，「丙烯市場展望」，<http://goo.gl/ypB800>。

楊正邦、劉志成(2004)，快濾地反沖洗廢水之處理技術及回收再利用，自來水會刊第 23 期，p81-86。

經濟部工業局(2011)，放流口線上光學 COD/SS 監測開發計畫，100 年度 CITD 專案計畫結案報告。

Gzara, L. and Dhahbi, M. (2001), Removal of chromate anions by micellar-enhanced ultrafiltration using cationic surfactants, Desalination, 137(1-3): p241-250.

附件

著作權讓渡同意書

作 者：_____

題 目：_____

作者通訊處：_____

一、保證本篇文章除本次投稿外，相同內容未投國內外其他有版權之期刊，或有抄襲之情事；如有上述情形願抽回本文。

二、同意將本篇文章之著作權自接受刊登日起，讓渡給經濟部工業局，財團法人台灣產業服務基金會因承辦經濟部工業局計畫，有重新製作並將本篇文章置於該會所屬網站及刊物等刊載供外界查詢之權利，但須註明本文章作者。作者保留引用文章在自己著作之權利。如爾後有抄襲、版權、著作權等之法律紛爭，文責由作者自負。

此 致

財團法人台灣產業服務基金會

作者：_____簽章

年 月 日

ISSN 12042783 GPN : 2007100008
工本費：250元



本期刊下載

發行所：經濟部工業局
台北市106信義路三段41-3號
TEL: (02) 2754-1255
FAX: (02) 2704-3753
本期刊全文網址：<https://proj.ftis.org.tw/eta/>