

129 工業污染防治

廢水處理

純水系統高電導度再生廢水減量改善

..... 蔣曜全、陳偉豪

1

土壤及地下水

MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

....林舜隆、楊宗翰、黃德坤、高志明、陳大麟、梁閎森、郭政隆

11

廢棄物及資源化

生質物熱解液化轉製航空生質燃料用油技術

..... 謝哲隆

45

熱泵乾燥機結合狹點技術用於污泥乾燥效益評估

..... 段紀義、陳庭堅

59

鋯金屬之應用與回收技術介紹

..... 吳俊毅、黃淑媚、陳智成

77

本期專題：節能技術與能源管理系統

化學迴路程序及其在節能減碳領域應用之發展趨勢

..... 顧洋、吳鉉智、劉祐誠

97

傳統污水抽水站濕井之省能設計

..... 陳伯珍

115

下水道脫水污泥低溫炭化資源化及減碳案例介紹

..... 莊順興

159

由碳管理角度探討公共污水處理廠節能減碳規劃設計

..... 陳立儒

179

廢水處理

純水系統高電導度再生廢水減量改善

蔣曜全^{**}、陳偉豪^{*}

摘要

原純水系統前段處理採用一段逆滲透膜法(RO)搭配初次陰陽樹脂塔製造 RO 水至暫存桶存放，純水後段產水系統則採用二次陰陽樹脂塔搭配不再生樹脂產水系統達成水阻值 $17M\Omega$ 以上之純水供應製程端使用，原系統運作時通常初次離子塔約每週需再生一次，二次離子塔則為半年再生一次，全年度廢水約產生 765 噸高電導度廢水，系統存在著廢水處理之困難與操作人員需每週進行陰陽樹脂塔再生等複雜流程及較高運作成本。

於 102 年進行純水系統改善，藉由修改純水 RO 系統為 Two-Pass RO 系統與增設電透析 (EDI, Electro-deionization) 模組，既可穩定產出阻值 $17M\Omega$ 以上之純水，並有效延長樹脂再生週期，改善前每年初次與二次陰陽樹脂塔共再生約 51 次，經過改善後陰樹脂塔約一個月再生一次，再生廢水排放量從原來 15 噸降為 8 噸，經實際運轉整年度高電導度廢水量可減少 636 噸，高電導度廢水排出減量 83%，大幅改善廢水處理負擔，並節省再生所需藥劑費用及前段處理過的 RO 水。

【關鍵字】電透析模組、高電導度廢水、Two-Pass RO

^{*}工業技術研究院電光所廠務工程部 工程師

^{**}工業技術研究院電光所廠務工程部 專案副理

一、前　言

工研院中興院區所處的地理環境於 103 年前仍受限於農田水利排放及環境保護的管制區域，農作物使用的水源若電導度過高將會導致土壤鹽化，不但損壞農作物收成更嚴重導致農田荒蕪，因此廢水之電導度須依本院廢(污)水進場限值規定在 $1,000\mu\text{S}/\text{cm}$ 以內，定義超過 $1,000\mu\text{S}/\text{cm}$ 以上之廢水稱為高電導度廢水。

半導體廠製程常應用晶片氧化層成長、微影技術、蝕刻、清洗及薄膜沉積等技術，製程中常大量使用純水進行製程晶片的洗清與維持製程設備環境的潔淨度，然而自來水中雜質成份主要有：離子、微粒子、有機物質、溶解性氣體、懸浮粒子、膠體及微生物等，而欲將以上雜質予以去除淨化則需靠純水系統，系統可分為前處理、初級處理與純化循環，其流程如圖 1 所示，經過處理後水阻值可達 $17\text{M}\Omega$ 以上，在原系統運作上主要靠陰陽樹脂塔內的樹脂吸附水中的陰陽離子來提升純水水阻值，若水中離子含量偏高則會加速樹脂的飽和，屆時便需要執行系統再生，利用酸鹼藥劑將飽和的樹脂還原，恢復系統效能，但是再生時會排出高電導度廢水，實際量測廢水電導度值超過 $10,000 \mu\text{s}/\text{cm}$ 以上，依廠內純水產量每週最少需再生一次，全年高電導度廢水處理量約 765 噸，為維持廠內穩定的運作及廢水可靠的處理，需進行高電導度廢水的減廢及廢水處理流程的改善，達成廠內放流水符合院污水廠排放的標準。

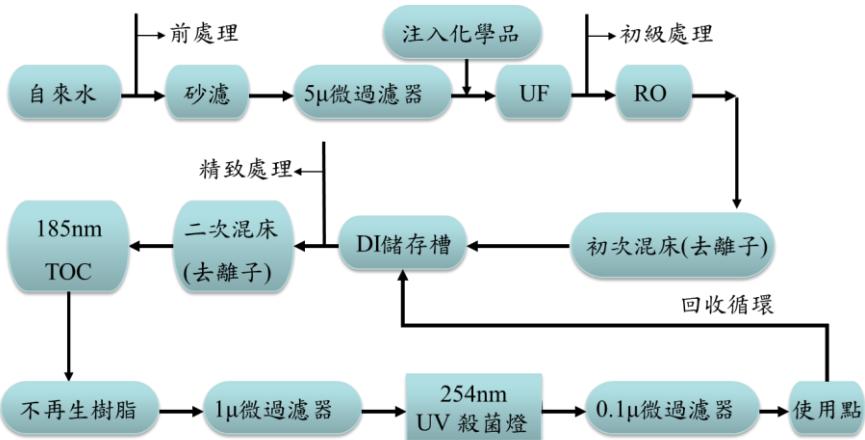


圖 1 廠內純水系統製造流程·改善前

二、純水 EDI 系統介紹

電解去離子系統(EDI，Electro-deionization)使用在純水製造系統上愈見頻繁，如化學工廠、製藥工廠等，特別在半導體產業^[1, 2]需大量使用純水進行產品的洗清與保持研磨設備的濕潤，因此穩定供應純水系統為半導體廠重要設施。

電解去離子系統並非現今之技術，相關研究早在 1950 年代及 1960 年代(Glueckauf)、1970 年代(Matejka) 及 1980 年代(Ganzi)就已經進行。第一個商業化程序在 1987 年出現，一直到 1990 年代，許多相關技術文獻被相繼發表^[3, 4]。

2.1 EDI 原理

EDI 是由陰陽電極、離子交換膜與少量的離子交換樹脂所組成。離子交換樹脂添加於夾層內，分別與陽離子交換膜及陰離子交換膜形成夾層式的結構，由直流電導通兩端的電極，原水中的離子會逐漸分為陰陽離子，經由陰、陽離子交換膜分別使電子呈選擇性的通過，形成離子濃縮層與淨水層，也就是在同時通水及通電情況下產生離子流動，並使濃縮層離子以廢水方式排放，其系統淡水與濃水排放比例約為 10 : 1，EDI 系統之運作如圖 2 所示。

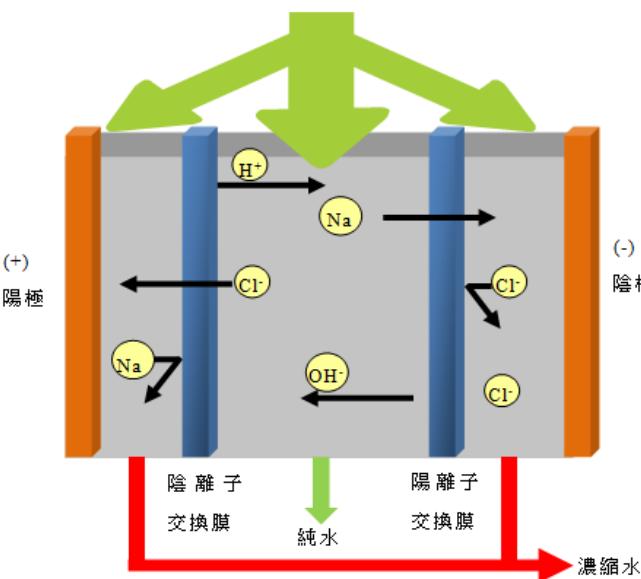


圖 2 EDI 系統運作示意圖

2.2 電解去離子系統優點

一般工廠內的純水主要由陰陽樹脂塔產水，但依廠內多年實際運作發現，該系統的主要缺點就是產水的水阻值無法提升時需使用化學藥劑來將飽和的樹脂進行再生，且再生時系統無法運作，因此通常配置兩組陰陽樹脂塔，當系統再生時切換使用。EDI 系統結合二個技術^[5]：電透析(Electro dialysis, ED) 及離子交換層析技術(Ion-exchange, IEX)。在 EDI 系統中，脫鹽端填充離子交換樹脂(混合填充、填充陽離子或填充陰離子)，此新穎概念提高脫鹽端電導度約 3~4 倍，因此降低對於稀溶液所需消耗能量。

2.3 傳統混合離子交換系統與電解去離子系統技術比較

Khimiko-Farmatsevticheskii Zhurnal^[6]在文章中將 MBDI(Mixed-bed DI)與 EDI 的特性做比較(表 1)，可發現 EDI 對於入水水質相當要求，且對 TOC 及 SiO₂較無處理效果，因此需要搭配其他過濾系統來輔助(如 RO 系統)。

表 1 MBDI 與 EDI 程序之特性比較

因子	MBDI	EDI
處理方式	週期性	連續性
淨化效率	高	非常高
電阻(MΩ · Cm)	18-18.2	17-18.2
TOC and SiO ₂ 去除	有效	較無效
初始進流水質	影響較小	影響大
再生方式	週期性	連續性
廢水產生	有	有
洗滌	有	有

三、純水系統改善

原純水系統前處理流程為 RO 搭配初次陰陽樹脂塔系統搭配後段的二次離子塔產出 $17M\Omega$ 以上之純水，參考作者顏登通編著的高科技廠務書^[7]內提到純水系統中 RO 膜管主要可去除水中的凝膠質、懸浮固體、微粒與陰陽離子等，就一般廠內正常操作而言，經過逆滲透系統後的水質其電導度皆會小於 $20\mu S/cm$ ，然而 RO 膜管對溶解於水中的二氧化碳並無去除之效果，除了水中原含有之二氧化碳外，經 RO 膜管逆滲透後水中 pH 值會在 5~6 間，因此就會發生 $H^+ + HCO_3^- \rightarrow CO_2 + H_2O$ 之現象，此二者相加，水質就無法提升，增加初次離子塔運作的負擔，導致系統再生次數提高，高電導度廢水排放量也會隨之增加。單位內為了解決現況問題及提升純水系統整體效能而提出純水系統改善計畫。

純水系統改善分三部分：

1. 將純水一段 RO 系統改建為 Two-Pass RO 搭配陰樹脂塔，利用原先 12 組管膜重新分配為一、二段 RO 系統，重新更換管膜提升元件過濾效果，並系統中間增設陰樹脂塔除去水中 CO_2 ，使產水水質可達 $1M\Omega$ 以上，可降低 EDI 系統處理負荷，
2. 後段產水增加 EDI 系統(圖 3)，利用電解離方式將水中離子解離至濃水室排出，可有效將純水水阻提升至 $17M\Omega$ 以上，並保留原二次離子塔作為備援系統，若 EDI 系統故障或是保養時可持續生產純水，避免製程中斷之情況，7 組 EDI 最大產水量可達 21 噸/hr，足以供應目前純水系統使用，改善後系統如圖 4 所示。
3. 實際量測 EDI 系統排水其電導度低於 $30\mu S/cm$ ，且為製造純水的副產物，水中含有的 TOC 量也低，因此配置回收管路至純水暫存槽與一段 RO 產水混和再使用，依 EDI 系統調整的排水量每天可回收約 22 噸/天，減少純水系統之自來水使用量。

6 純水系統高電導度再生廢水減量改善



圖 3 EDI 系統增設

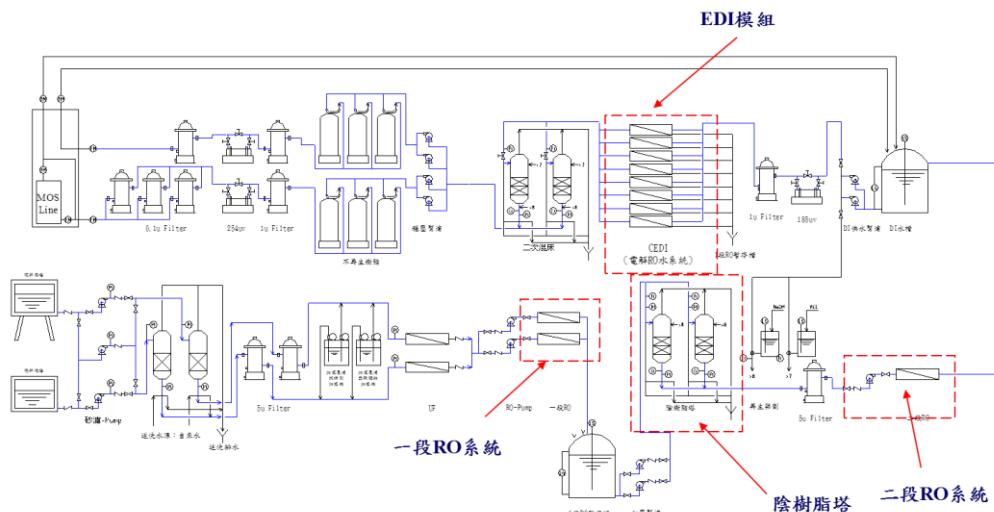


圖 4 廠內純水系統製造流程-改善後

四、效益分析

改善前純水系統於 101 年初次與二次陰陽樹脂塔再生 51 次，系統再生一次約產生 15 噸高電導度廢水，年產出 765 噸廢水，經過改善後陰樹脂塔約 1 個月以上再生一次(依產水量多寡變化)，每次再生廢水量降為 8 噸，統計 102 年純水再生次數如表 2 所示，整年度高電導度廢水量減少 636 噸/年，高電導度廢水排出減量 83%。

改善前，陰陽樹脂再生需耗用鹽酸及液鹼、RO 水進行沖洗、高電導度再生廢水處理(需處理至可排放標準)與人員操作等繁複的程序，增加了再生的成本。改善後，僅陰樹脂仍需進行再生，因系統規格不同，再生所需的藥劑與產生的廢水量亦相對減少。改善前以 101 年再生總次數 51 次計算，整年陰陽樹脂塔再生成本就需 561,000 元；改善後平均每月再生一次陰樹脂作為計算，整年陰陽樹脂塔再生成本僅需 72,000 元，每年可節省 489,000 元，約節省 87%，大幅節省高電導度廢水的排出及再生流程操作成本的支出。

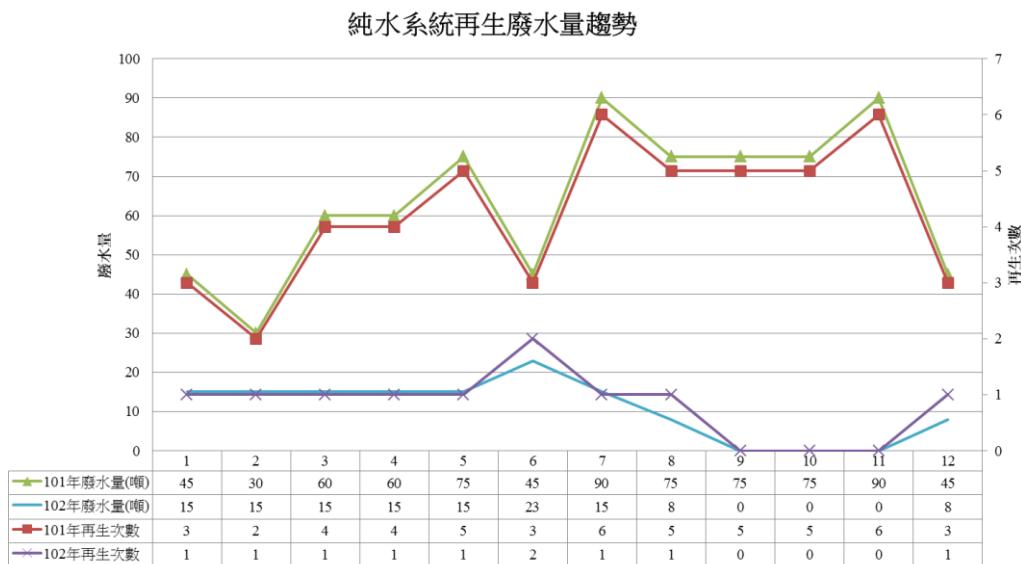


圖 5 純水再生次數改善前後比較圖

表 2 純水系統再生流程改善前後比較

月份	101 年 再生次數	101 年高 電導度廢 水量(噸)	102 年 再生次數	102 年高 電導度廢 水量(噸)	差異說明
1	3	45	1	15	101 年 12 月底進 行 36 支 RO 膜管 更新
2	2	30	1	15	
3	4	60	1	15	102 年 3/27 Two – Pass RO 搭配 陰 樹脂系統啟用
4	4	60	1	15	
5	5	75	1	15	
6	3	45	2	23	初次離子塔與陰 樹脂再生
7	6	90	1	15	102 年 7 月 EDI 系 統正式啟用
8	5	75	1	8	陰樹脂再生
9	5	75	0	0	
10	5	75	0	0	
11	6	90	0	0	
12	3	45	1	8	陰樹脂再生
總量	51	765	10	129	

五、結論

原純水系統在運作時面臨最大的問題就是陰陽樹脂塔再生的高電導度廢水及再生次數的頻繁，於本次系統進行 RO 管膜更換、Two-Pass RO 管路修改及 EDI 系統建置等改善，經統計高電導度廢水排出量減少 636 噸/年，減廢率 83%，同時減少再生所需的藥劑費用及處理成本約 87%，搭配 EDI 系統排水每日可回收 22 噸再供應二段 RO 使用，減少自來水使用，將純水系統整體效能提高，大幅減少高電導度廢水排出與廢水場處理負荷，改善成果卓越。

參考資料

1. P. Rychen and J. Leet, Ultrapure Water, The Use of EDI in Treating Semiconductor-grade Water[J], Ultrapure Water, 36–40, 2000.
2. T. Franken, Membr. Technol., Bipolar Membrane Technology and Its Applications, Vol. 105, 9–12, 1999.
3. S. Thaté, N. Specogna, and G. Eigenberger. Electrodeionization, A comparison of different EDI concepts used for the production of high-purity water, Ultrapure Water, Vol 16, No. 8, 42–49, 1999.
4. H. Neumeister, R. Flucht, L. Furst, V.D. Nguyen and H.M. Verbeek, Theory and experiments involving an electrodionization process for high-purity water production Ultrapure water, Ultrapure Water, 22–26, 2000.
5. 曲凱樂、張添晉、陳建宏、林俊穎，改良式電解去離子系統電流率提升技術之研究，下水道與水環境再生研討會論文集，第二十四屆。
6. Khimiko-Farmatsevticheskii Zhurnal, Ultrapure Water Production by Continuous Electrodeionization Method : Technology and Economy, Pharmaceutical Chemistry Journal, Vol. 38, No. 1, 35-40, 2004
7. 顏登通，高科技廠務第三版，全華，P2-1 ~ 29，2013 年。

土壤及地下水

MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

林舜隆^{*}、楊宗翰^{**}、黃德坤^{*}、高志明^{***}、陳大麟^{*}、梁閎森^{*}、郭政隆^{*}

摘要

土壤及地下水是台灣非常重要的環境資源，因此國人有義務將之保護、維護，甚或是促進其永續發展。然而，在進行土水污染調查或整治作業時，往往會有監測井佈點不均或是密度不夠而無法取得有效之監測數據情形；此外，若欲取得詳細的地下水水質資訊，則監測井設置數量及其所耗費之工程經費又更為甚鉅，產生資源的浪費，違背綠色整治與永續環境的概念。MAROS 軟體(Monitoring and Remediation Optimization System)是一套在美國被應用於檢視及評估地下水數據，提供水質趨勢分析以及長期監測最佳化評估之工具，其近年已被用於作為監管污染團是否整治完成之決策架構的一部分。為引進 MAROS 軟體為台灣土水整治之用，本文以 MAROS 軟體為架構，介紹其原理與應用方式，並以一案例進行模擬分析，驗證其應用之可行性。評估結果顯示，模擬分析之苯(benzene)、甲苯(toluene)、乙苯(ethylbenzene)或是二甲苯(xylene)等污染物，其在 MAROS 之 Mann-Kendall 統計分析下，污染源區之監測井的趨勢皆呈現穩定(S)以及沒有趨勢(NT)之狀態；而在污染源下游監測井部份，則呈現穩定(S)、沒有趨勢(NT)以及未偵測到(ND)等趨勢。另外，線性回歸統計分析則呈現與 Mann-Kendall 模式分析相似之結果，污染源區之監測井的趨勢皆呈現穩定(S)以及沒有趨勢(NT)狀態；下游監測井則呈現穩定(S)、未偵測到(ND)以及可能下降(PD)等趨勢。此結果顯示，在污染源可能有非水相溶液之存在，造成

12 MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

污染物之持續穩定釋出。而下游區域則因自然衰減作用造成污染物濃度未惡化且有衰減趨勢。此外，MAROS 軟體之綜合性評估則指出，此案例之整體污染概況顯示苯以及甲苯之污染程度為中等；乙苯與二甲苯則呈現污染情況為有限之結果。另外，由最佳化取樣頻率之評估結果建議，苯污染物在多數井監測頻率可為每季一次，乙苯污染物在多數井則為每年一次，甲苯與二甲苯之監測頻率皆為每年一次。由上述結果可知，MAROS 軟體不僅可分析污染團的趨勢，提供管理者污染場址的概況評估，作為後續場址管理之依據外，其亦可建議工程師或是管理者以更有效率地取樣佈點與頻率規劃，以最省成本與資源的方式，進行最佳化的取樣工作，採用最符合經濟之考量策略，來達成永續環境與綠色整治之概念。

【關鍵字】地下水、水質監測、監測及整治最佳化評估系統、MAROS、污染物趨勢分析、土壤及地下水污染、永續性綠色評估

*台灣中油公司探採研究所 研究員

**國立中山大學環境工程研究所 博士候選人

***國立中山大學環境工程研究所 教授

一、前 言

台灣「土壤及地下水污染整治法(以下簡稱土污法)」於 2000 年 2 月 2 日公告實施，許多場址不論是基於法規上的監測規定或是整治施作的需求，均得定期進行地下水水質監測^[1]。由於地下水水質監測通常是一項長期、週期性的工作，且因各場址的特性與範圍，使得監測井網數量不一，經年累月下，龐大的地下水質監測數據難以有效的被運用，往往僅以單純數據資料留存備查，或在濃度異常時進行判讀，更甚在時日久遠之後逐漸佚失，其過程所耗費的成本不貲，但所能發揮的效益有限。理論上，監測網在空間和時間的監測頻率越高，獲得的監測資訊也就越完整，但實務上，過度高密度取樣點或高頻率數量，不論是在經濟效益或技術上均不甚可行^[2]。如何在不降低監測目的與精密度需求之前提下，合理調度取樣數目，並將監測數據作有效管理，是目前若干場址進行地下水水質監測佈點時所面臨的問題，也是綠色及永續處理的精神^[3,4,5]。因此，建立地下水水質監測數據資料庫，進行有效數據之彙整、管理與組織，以供分析地下水質趨勢、調整監測位置或頻率以達到最佳效益則有其必要性^[2,3]。

MAROS 軟體(Monitoring and Remediation Optimization System，監測及整治最佳化系統)是一套在美國被應用於檢視、評估地下水數據，以供進行水質趨勢分析及長期監測最佳化評估，且其近年來已被用於作為監管污染團是否整治完成決策架構的一部分^[6]。MAROS 近年通過美國環境安全技術計畫(Environmental Security Technology Program, ESTCP)，可提供美國空軍環境卓越中心(Air Force Center for Environmental Excellence, AFCEE)、美國環保署(U.S. Environmental Protection Agency, EPA)和美國陸軍工程部隊(Army Corps of Engineers, ACOE)做為重要證據支持之用。因此，以 MAROS 軟體提供監測與整治場址進行地下水質監測數據管理與最佳化調整參考，應為一經濟可行之評估工具。本文主要目的在於介紹 MAROS 軟體之功能、原理、操作流程與應用方式，並以一模擬案例進行評估分析，驗證其應用之可行性，希冀能提供使用者以更淺顯易懂之方式了解 MAROS 軟體。

二、MAROS 軟體功能簡介

MAROS 軟體是一個地下水監測方案的佳化管理與調整決策系統軟體，其由美國空軍環境卓越中心(AFCEE)出資贊助，由 GSI 公司(Groundwater Environmental, Inc)與休士頓大學(University of Houston, UH)所開發，其主要目的在提供場址所有人、計畫負責人與場址管理團體進行地下水監測井網分析、改善與數據收集，以提供場址管理決策。

MAROS 軟體藉由將場址歷史及現行資料以統計技術、數值模擬進行數據分析，同時將水文地質因子、受體所在位置潛勢等納入考量，提出針對現行監測系統個別監測井的最佳化分析^[7]。該軟體同時使用參數和非參數方法分析污染團數據以統計趨勢，且可讓使用者針對場址特性輸入外部污染團資料(經驗觀察或模擬結果)。分析結果可提供後續取樣頻率與取樣位置最佳化規劃，以符合描繪出特定場址污染團現行及隨時間演進狀態的監測目標。該軟體基本原理是利用各種統計方法對污染物以往的濃度資料進行分析，並結合污染物的變化狀況，對現有的地下水污染監測網，針對時間上的取樣頻率和空間上的取樣密度進行優化評估分析，在確保監測精度的目標基礎上，以節省的監測費用獲得污染物最完整的變化資訊，其各項功能列舉如下^[6,7,8]：

1. 數據彙整與組織：提供使用者進行各種類型地下水數據的組織、儲存及檢視。
2. 排列優先監測目標和污染物成分：協助使用者在規劃監測網時，判斷哪些井該取樣？哪些關切污染物(chemicals of concern, COC) 該列為優先？
3. 數據圖像化：MAROS 可讓使用者檢視濃度隨時間變化的圖形和歷史資料表格，以利更深入的分析。
4. 針對各監測井總結統計資料：
 - (1) 估算檢測頻率、一定期間範圍內的數據、最大濃度、濃度範圍等。
 - (2) 以 Kaplan-Meier Method 彙整統計結果：以 Kaplan-Meier 法計算各監測井數據的平均數、中位數、標準差和百分比等。
 - (3) 特異個別監測井：MAROS 工具使用 Dixon's method 判別出數據組中特異偏高值或偏低值。

(4)數據分佈：MAROS 工具使用 Shapiro-Wilk method 方法判讀出個別監測井的數據組是否為常態分佈或對數常態分佈。

5.各監測井濃度數據的趨勢分析：使用非參數 Mann-Kendall 法及線性回歸(linear regression) 分析方法確認各監測井濃度變化趨勢。

6.針對個別井之數據成果整合分析，針對個別井以及應用統計整合分析場址清理狀況風險基礎，進行清理狀況與濃度趨勢正確性評估：

(1)分析清理狀況：以 Sequential T-Test 及 Student's T-Test 進行濃度是否低於整治目標值判斷。

(2)進階分析：以統計方式基礎，估算需要多少取樣樣品數量，可以確認驗證點位置濃度低於清理程度。

7.監測井評鑑：依據個別井統計資料以及監測目的等定性方法，進行監測井優先重要性排序。

8.時間變化分析：MAROS 使用完整的資料組以估算監測數據隨時間變化狀況及 Mann-Kendall 法每項指標的趨勢，其中包括污染團中總溶解態物質、物質中心的座標、污染團中心的擴散延伸。

9.污染團程度分析：估算污染源區域、污染延伸區域以及使用者定義井群的總濃度變化趨勢。

10.取樣位置最佳化：MAROS 可提供幾個定性及定量指標，針對鑑定多餘監測位置或高不確定性區域而必須增加更多的監測位置。

11.取樣期間最佳化：提供定性及定量指標，以評估監測井網適當的取樣頻率。

三、MAROS 系統評估原理概要

MAROS 是建立於 Windows 平台，利用 Microsoft Access 和 Microsoft Excel 開發出來的用於地下水污染監測網最佳化調整設計的決策支援系統軟體。在 MAROS 系統中，對於地下水污染長期監測方式，包括利用趨勢分析方法來分析污染團在各取樣點濃度隨時間的變化狀況，以及利用取樣最佳化，評估確認進行地下

16 MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

水水質監測取樣時，時間上的取樣頻率空間上的取樣密度。

趨勢分析方法係藉由個別井的濃度趨勢、污染團的整體穩定性以及水文地質因素(滲透流速度和當前的污染團延伸長度)、可能威脅的受體位置(選定邊界和飲用水井)進行整個監測系統評估。系統根據時間趨勢分析和外部污染團的穩定性資訊分析污染團的穩定性，污染團的穩定性主要是以濃度趨勢為依據，採用 Mann Kendall 分析和線性回歸分析二種統計方法，對歷史監測數據資料進行統計趨勢分析，另外還可以結合數值模擬結果和經驗資料進行濃度變化趨勢驗證。時間趨勢分析主要在分析單一個別監測井位置的污染物濃度變化情況，系統分析時，根據監測井與污染團的相對位置將監測區域分為污染源區(source zone, 定義上是指污染源通過土壤非飽和帶滲透進入含水層的區域) 和污染擴散尾區(tail zone，指污染物進入含水層後，隨著地下水流動而運移擴散的週邊區域，其主要位於污染源區的地下水流場下游)。

Mann-Kendall 為一連續時間趨勢分析之無母數測試，廣泛運用在環境科學上，此測試最先由 Mann(1945) 及 Kendall(1975) 提出，而 Dietz 及 Kileen 提出 Mann-Kendall statistics 間之分散性^[9]、多樣性監測場址^[10] 及描繪自然變動^[11]所延伸出的統計測試。

統計分析估算結果以統計值 S 呈現趨勢的有效性和量化強度，此外再將可信賴指數及變異係數納入趨勢評估，其中可信賴指數(confidence factor, CF)是衡量摒除“與時間無趨勢”的可信賴度，變異係數(coefficient of variation, COV)計算定義為數據組的標準差除以均值，係統計個別量測數據與平均值差異的程度，代表在特定監測位置，濃度隨著時間的推移的變化程度的指標。系統以 Mann Kendall 法評估每口井地下水中不同關注成份的濃度趨勢結果，將濃度變化分為升高(increasing, I)、可能升高(probably increasing, PI)、無變化趨勢(no trend, NT)、穩定(stable, S)、降低(decreasing, D)、可能降低(probably decreasing, PD) 六種趨勢，或因數據不充分或不適用會顯示無法分析(not applicable, N/A)。

表 1 Mann Kendall 法分析結果表示趨勢指數一覽表

S Statistic	Confidence In Trend	Trend
$S > 0$	$CF > 95\%$	Increasing
$S > 0$	$95\% \geq CF \geq 90\%$	Probably Increasing
$S > 0$	$CF < 90\%$	No Trend
$S \leq 0$	$CF < 90\% \text{ and } COV \geq 1$	No Trend
$S \leq 0$	$CF < 90\% \text{ and } COV < 1$	Stable
$S < 0$	$95\% \geq CF \geq 90\%$	Probably Decreasing
$S < 0$	$CF > 95\%$	Decreasing

而在取樣最佳化評估方面，系統包括取樣位置和取樣頻率二方面的分析，其中取樣位置分析採用 Delaunay 方法，用於二維空間的取樣優化。取樣頻率採用修正的最佳效益成本取樣(cost-effective sampling, CES)方法來分析各監測點的取樣頻率是否為最佳狀況。

CES 分析係利用統計方法根據污染物濃度資料的趨勢和變化來確定監測點取樣頻率，如果污染物濃度有逐漸變小的趨勢並且變化不大，則可以降低取樣的頻率，同時還能保證獲得可靠的監測資訊；反之，如果污染物的濃度不斷升高或者變化不定，則需要增加監測取樣的頻率，以更明確的描述污染物的特徵或確認污染團變化趨勢^[8]。根據 Ridley 和 Johnson 等人即曾利用此方法對實際場址監測網估算訂定最低取樣頻率^[12]，這種在確保足夠監測資訊的前提下，對某一取樣位置的監測網評估各取樣點最低取樣頻率的方法，即是 CES。修正的 CES 方法則是根據濃度趨勢的變化狀況和關切污染物(COC) 本身濃度與其在含水層中濃度最高允許值(maximum concentration level, MCL)之間的對比關係進行 CES 方法修正，以確定取樣點的最優取樣頻率。文獻中，Ridley 等人在 Lawrence Livermore National Laboratory 污染整治場址的取樣頻率方案評估，其基本原理就是利用趨勢分析得到污染物濃度的變異係數(COV)和迴歸分析得到的濃度變化率(rate of change, ROC) 來確定監測點的取樣頻率。利用 MAROS 系統進行評估時，使用者可自行設定 ROC 來修正 CES 方法，設定參數包括 low rate、medium rate 和 high rate，這些參數以基本整治目標(preliminary remediation goal, PRG)(單位：mg/L)為參考值。

18 MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

MAROS 系統中修正的 CES 除了考慮 COV 和 ROC 之外，還納入水文地質因素影響的 ROC 變化方向，並根據 ROC 與 MCL 之間的對比關係將濃度趨勢大小分為低(L)、中低(LM)、中(M)、中高(MH)和高(H) 5 個等級，不同的濃度趨勢對應於不同的取樣頻率。

$$C.O.V. = \frac{s}{\bar{x}} \quad \dots\dots \text{變異係數，數據組的標準偏差除以均值}$$

$$s = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} \quad \dots\dots n \text{ 個樣品的統計標準偏差}$$

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n} \quad \dots\dots \text{統計 } n \text{ 個樣品的算數平均值}$$

根據評估定義，COV 值若小於 1 或接近 1，表示數據群組相對集中，接近平均值；若 COV 值若大於 1，顯示數據與平均值有相對較大離散的程度^[13]。

針對監測井網中每口井的空間分佈，在 MAROS 系統所使用的空間分析工具為 Delaunay Triangulation/Voronoi Diagram 幾何空間網格建立方法，Delaunay 三角網格/Voronoi 圖解方法廣泛的應用在空間分佈問題上。Delaunay/Voronoi 法可將操作數據及運算結果進行空間切割，對於監測網中每一口井賦予其在二維空間的監測區域功能。MAROS 系統的 Delaunay Triangulation 初始時會以場址現有或潛在的取樣位置為節點產生網格，而以雙重 Delaunay 三角形方式再形成 Thiessen 多邊形圖(或稱 Voronoi 圖)。Voronoi 圖是對應於監測網中封閉平面上的一個特定點組的多面體區域，一個點組的 Voronoi 圖係為針對每一個點分割成空間區塊^[14]。

MAROS 系統根據既有監測井的分佈位置，產生 Delaunay 三角形網格，並採用 SF(slope factor，Delaunay 三角形的斜率因數)、CR (concentration ratio，Delaunay

三角形中的平均濃度比值)、AR (area ratio, Delaunay 三角形的面積比值)等參數值來判定監測網中各潛勢監測位置的關連重要性，以對監測網中監測點的冗餘性進行判斷。任一位置的 SF 值代表該位置實際量測濃度值與估算濃度值的對數尺度標準差，由於地下水水質數據的空間分佈趨向於對數分佈，因此使用濃度的對數尺度將會使污染團呈現更為合理、流暢。

SF 值的估算步驟是先針對二維空間中的一個節點 N_0 找出其自然臨接節點(意即某一 N_0 節點所分化出的一組節點 N_i ，是依據 Delaunay 三角形網格切割而直接與該節點連結，參考圖 1)，以節點 N_0 的自然臨接點位置之濃度對數，以距離反比加權平均(Inverse-Distance-Weighted Average)估算 N_0 節點的濃度對數 EC_0 ，其計算如下式：

$$EC_0 = \sum_{i=1}^n \left(NC_i \cdot \frac{1}{d_{oi}} \right) \Bigg/ \sum_{i=1}^n \frac{1}{d_{oi}}$$

式中， n 為自然臨接點的數目

NC_i 為 N_i 節點的實際量測濃度對數， $i=1,2,\dots,n$

d_{oi} 為 N_0 節點與其自然臨接節點 N_i 的距離

而接續由下式可計算出 SF

$$SF = \left| \frac{EC_0 - NC_0}{Max(EC_0, NC_0)} \right|$$

式中， n 為自然臨接點的數目

EC_0 為 N_0 節點的估算濃度對數

NC_0 為 N_0 節點的實測濃度對數

SF 值的變化範圍為 0-1，SF 值為 0 時，估算值與實測值一致，表示該取樣點

20 MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

位置沒有特殊的污染團訊息，若 SF 值大於 0 即表示存在估算差值，SF 值越大，估算值與實測值相差越大。以 SF 值可將 Delaunay 三角形分為四級：S (Small, SF < 0.3) , M (Moderate, 0.3 < SF < 0.6) , L (Large , 0.6 < SF < 0.9) , E (Extremely large, SF > 0.9) 。當 SF 值屬於 L 或 E 等級的區域，需要增加新的取樣點，相反，若 SF 的值屬於 S 或 M 等級的區域，無需增加新的取樣點。

此外，平均濃度比值 CR 與面積比值 AR 計算方式如下：

$$CR = \frac{C_{avr, Current}}{C_{avr, Original}} \quad AR = \frac{A_{Current}}{A_{Original}}$$

式中， $C_{avr, Current}$ 為依據現狀最佳化評估程序排除監測點位後，所估算平均污染團濃度

$C_{avr, Original}$ 為依據潛勢監測點位所估算平均污染團濃度(未排除任何監測點位)

$A_{Current}$ 為依據現狀最佳化評估程序排除監測點位後，所計算三角網格面積

$A_{Original}$ 為最佳化評估前，依據潛勢監測點位所計算三角網格面積(未排除任何監測點位)

利用統計方法進行監測網的 CES 設計時，每個監測井都需要足夠的取樣序列，根據 Ridley 等人的觀點，認為每個點位必須要有 6 個以上的監測資料才可以符合有效性。藉由監測區域的二維平面中，估算每口井的所代表的污染團物質總質量百分比，Delaunay 三角網格可用於時間變化分析，估算具有濃度區域污染團中污染物總質量，濃度中心及污染延伸範圍，也用於空間最佳化模組，以評估設定新井優先設置的區塊及鑑定冗餘井的位置。Delaunay 方法可以在確認提供足夠監測資訊的前提下，鑑別和去除多餘的取樣點。通過對各節點的空間分析來判斷監測網路中各取樣位置的相對重要性，如果某一點在長時間內與周圍各點的濃度類似(呈現穩定狀態)或可由它周圍監測點的濃度估計得到，則表示該取樣點無法提供更多有關污染團的新資訊，因此在往後時間的監測過程中即不必在該點取樣，以節省取樣分析費用；反之，如果某取樣點的濃度不能由它周圍監測點的濃度估計得到，則表示該取樣點

在原有的監測網具有不可移除的重要性^[14,15]。

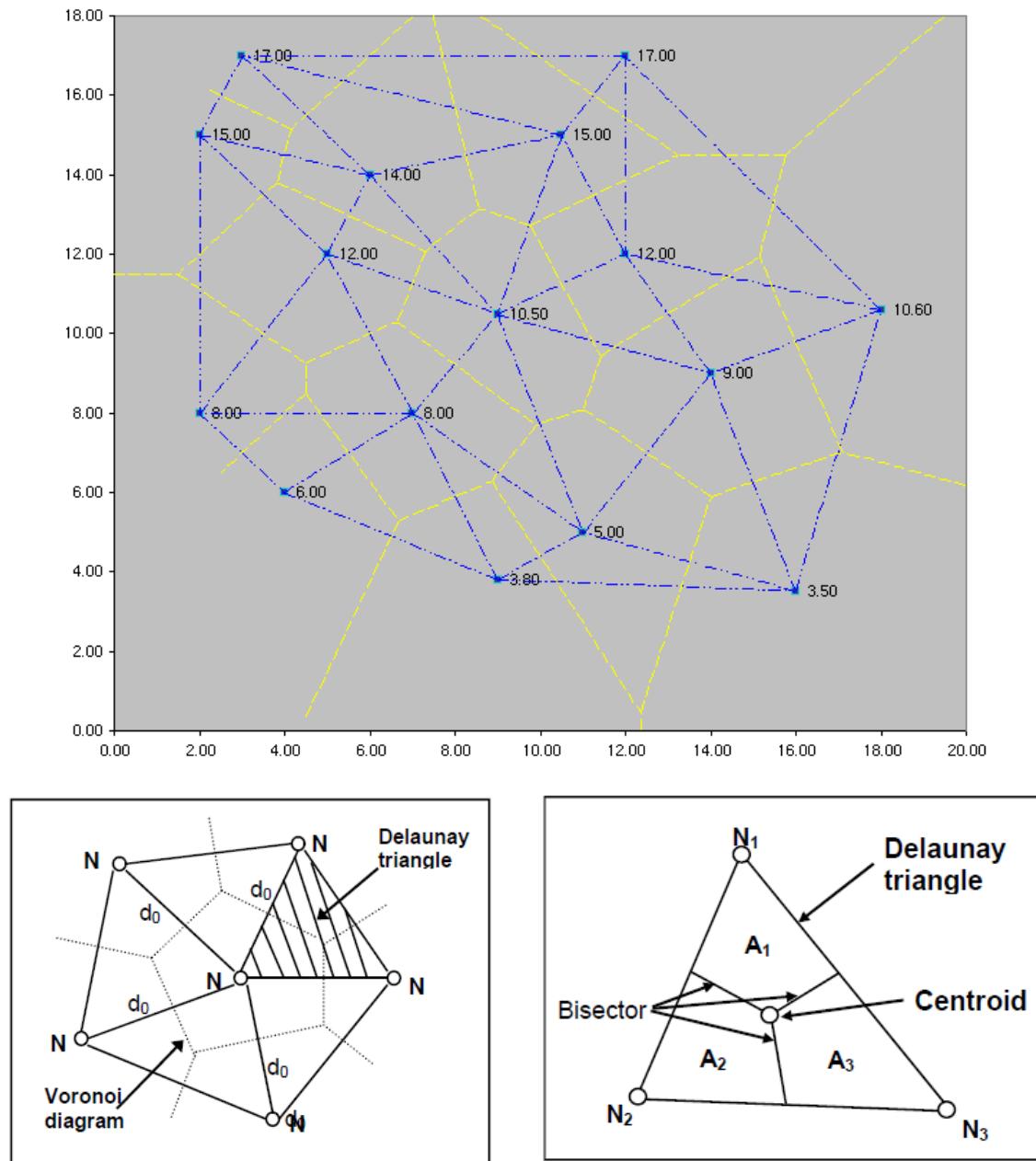


圖 1 Delaunay Triangulation 及 Voronoi Diagram 空間網格分割示意圖

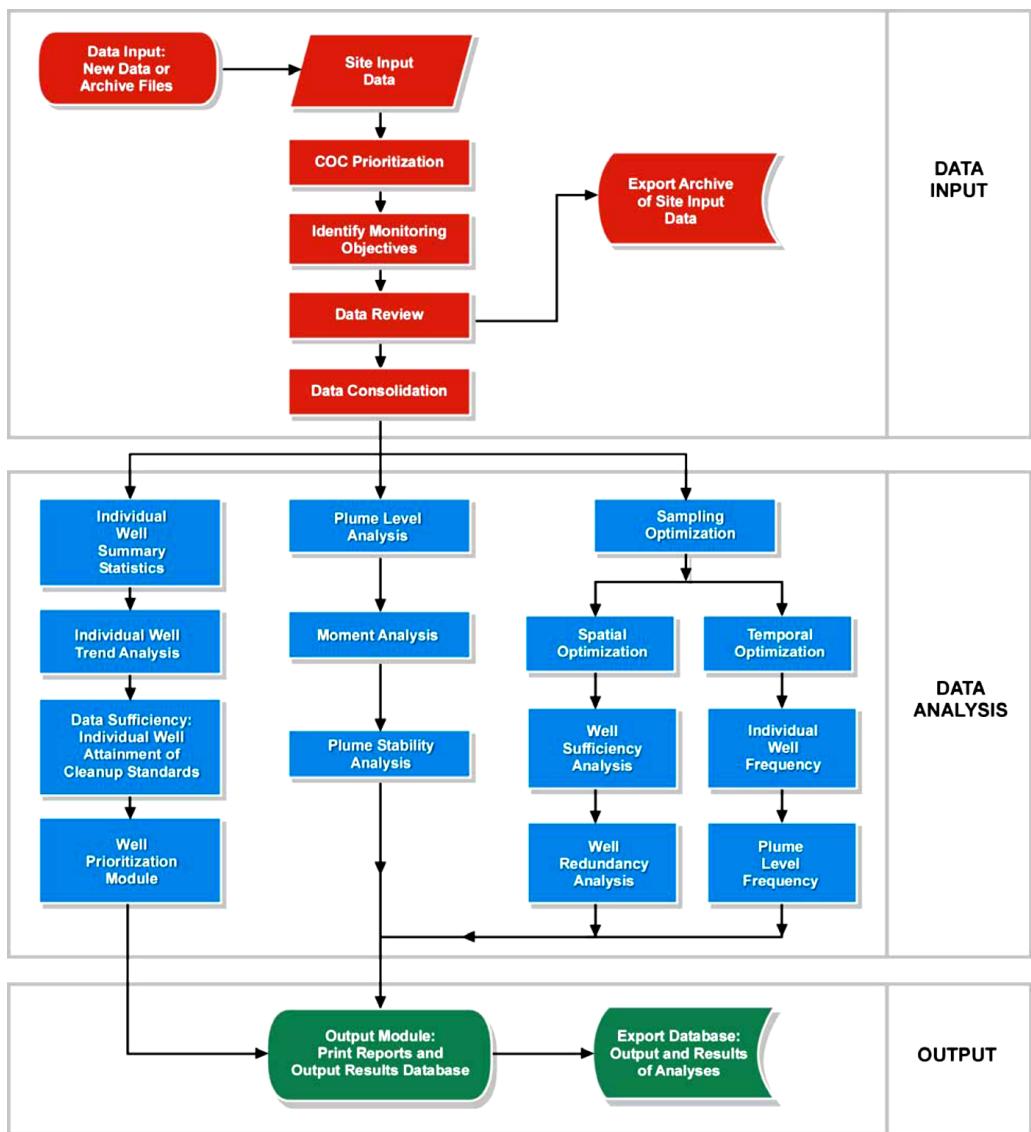
四、MAROS 系統操作簡介

MAROS 工具軟體系統的程式運作過程可概分為三個階段：(1)場址資訊及既有(歷史)監測資料的分析與污染物濃度變化趨勢和污染團發展狀態分析；(2)對監測場址區域的取樣密度和取樣頻率進行最佳化分析；(3)輸出監測場址區域監測網的最佳化評估結果。在 1998 年至 2003 年的版本中，MAROS 系統監測最佳化主要的目標在驗證污染團狀態、減少長期操作與監測成本、減少監測井數目及減少取樣頻率，在第 2 版系列中納入污染趨勢、總物質及分佈、空間分佈的變更以及取樣頻率等評估功能，而在 2004 年至 2012 年的修改版本，進一步改善對現有資料的分析，以驗證整治作為成效、監測井點與取樣頻率的最佳化，同時在相當成效後支持整治操作的終止以及脫離整治階段程序的驗證，獲得解除整治。系統由資料管理(data management)、場地資訊(site details)、污染團分析(plume analysis)、取樣最佳化(sampling optimization)、數據的充分性分析(data sufficiency analysis)和結果輸出(MAROS output)六個部分組成。

程式運作主要程序先輸入資料數據或檔案(包括使用者偏好條件設定)，系統會依據資料及使用者的選擇，進行個別井的資料彙整與統計(包括數據趨勢分析、清理目標達成狀況與監測井的優先排序)、污染團程度分析(污染團時間段分析與污染團穩定性分析)及取樣最佳化評估(包括取樣時間頻率分析與監測位置空間分析)。程式系統運作流程如圖 2。

4.1 MAROS 系統參數資料輸入

MAROS 系統必須輸入的資料包括地下水監測資料、含水層特性資料及分析參數。其各項輸入數據必須符合 MAROS 系統運作格式，MAROS 主系統為 Microsoft Access 平台，而地下水監測資料庫為 Microsoft Excel 檔案格式，其系統運作必須輸入之各項參數資要說明如下。

圖 2 MAROS 系統程式運作流程圖^[6]

A.地下水監測資料內容，由於必須符合主系統對術數資料擷取需求，所以地下水監測資料的 Excel 格式欄位必須嚴謹的符合以下項目(參考圖 3)：

- (1) Well Name，監測井名稱。
- (2) XCoord、YCoord，監測井座標：以英尺為單位，二維(X,Y)座標。

24 MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

(3)Constituent，關切污染物(COC)及污染物代碼：使用者可參考使用 MAROS

工具軟體內附設的成份名稱列表，或另外依據 ERPIMS Code。

(4)SampleDate，取樣日期：每筆分析數據的取樣日期，其格式為 mm/dd/yyyy。

(5)Result，分析數值：每筆取樣分析的結果數據，若分析結果為低於偵測極限，則該筆數值格留空白。

(6)Units，單位：檢測分析數據的單位，可選擇 mg/L; ug/L; ng/L; g/L; pg/L.(不可使用希臘符號)。

(7)DetLim，偵測極限：樣品檢測分析的偵測極限值，數據使用的單位必須和分析數值相同。

(8)Flags，註記：若分析結果為低於偵測極限，註記"ND"；若分析結果為微量(不低於偵測極限)，註記為"TR"(若填寫"TR"，則必須同時填有偵測極限與檢測數值)。

1	WellName	Xcoord	Ycoord	CODE	SampleDate	Result	Units	DetLim	Flags
2	SW-3	253490.2	2765164	BZ	2/18/2014	2.215	mg/L	0.008	
3	SW-42	253494.5	2765153	BZ	2/18/2014	0.525	mg/L	0.008	
4	SW-17A	253449.3	2765132	BZ	2/18/2014	0.01	mg/L	0.008	
5	SW-4	253451.6	2765129	BZ	2/18/2014	0.03	mg/L	0.008	
6	SW-67	253502.1	2765250	BZ	2/18/2014	0.148	mg/L	0.008	
7	SW-69	253507.6	2765284	BZ	2/18/2014		mg/L	0.008	ND
8	SW-3	253490.2	2765164	BZME	2/18/2014	0.1	mg/L	0.008	
9	SW-42	253494.5	2765153	BZME	2/18/2014	0.027	mg/L	0.008	
10	SW-17A	253449.3	2765132	BZME	2/18/2014	0.014	mg/L	0.008	
11	SW-4	253451.6	2765129	BZME	2/18/2014	0.009	mg/L	0.008	
12	SW-67	253502.1	2765250	BZME	2/18/2014	0.023	mg/L	0.008	
13	SW-69	253507.6	2765284	BZME	2/18/2014	0.031	mg/L	0.008	
14	SW-3	253490.2	2765164	EBZ	2/18/2014	1.116	mg/L	0.008	
15	SW-42	253494.5	2765153	EBZ	2/18/2014	0.063	mg/L	0.008	
16	SW-17A	253449.3	2765132	EBZ	2/18/2014		mg/L	0.008	ND
17	SW-4	253451.6	2765129	EBZ	2/18/2014		mg/L	0.008	ND
18	SW-67	253502.1	2765250	EBZ	2/18/2014		mg/L	0.008	ND
19	SW-69	253507.6	2765284	EBZ	2/18/2014		mg/L	0.008	ND
20	SW-3	253490.2	2765164	XYLENES	2/18/2014	0.463	mg/L	0.008	
21	SW-42	253494.5	2765153	XYLENES	2/18/2014	0.03	mg/L	0.008	

圖 3 MAROS 系統地下水監測資料內容版面^[6]

B.場址資訊，MAROS 系統進行分析時也會納入場址資訊，其中包括含水層特徵及一般污染團特性描述，因此系統會要求輸入地下水流速、孔隙率、污染團厚度及流動方向，以

確認含水層對於水文特性變化的敏感度；此外也會評估污染源位置與潛在受體位置及距離、自由相存在與否、現行污染源處理措施等參數。其各參數、資料項目(參考圖 4)，分項概要說明如下：

(1)水文地質及污染團資料，包括：地下水流速(ft/year)、主要污染物質、目前污染團寬度及長度(ft)、污染團曾經最大長度(ft)、地下水位是否有顯著波動。

其中，地下水流速=(K×i)/ η；K : hydraulic conductivity，i : gradient；η : effective porosity

(2)污染源資料，包括：自由相存在？現行污染源處理措施？

(3)下游資料：①距離污染源最近的下游受體距離(ft)、下游界址線(downgradient property line)；②距離污染擴散尾最近的下游受體距離(ft)及距離污染擴散尾最近的下游界址線。

(4)取樣狀況，包括選擇取樣名稱、日期範圍、自資料庫中選定取樣結果

(5)選定監測井中分別代表污染源區(source)、污染擴散尾區(tail)或沒有使用的井。

(6)監測井座標(ft)，二維(X,Y)座標。

(7)選擇關切主要污染物質(COCs)，在 3.0 版 MAROS 中，一次分析最多可輸入 5 個 COCs，若場址有超過 5 個 COCs，可再進行多個 MAROS 分析。此外，每個單獨評估數據至少需 6 個監測點，4 次間隔取樣結果。

C.分析參數，MAROS 系統部分會依據使用者需求與決策進行分析，故在進行系統運作前，使用者可自行輸入或調整部分參數或資料，包括取樣分析數據整併處理(可選擇截取時間範圍、設定取樣頻率合併、統計方法合併、無檢測值及微量值數據處理、重複數據的處理)、主要監測及次要監測目標的設定等(參考圖 5)。

(1)主要監測目標，基於監測區域污染團，選擇設定井的主要目標，例如該井為污染源區、污染擴散尾區、劃定(delineation)或沒有使用的井。系統畫面會強制要求使用者針對每口井選定其目標功能，該主要功能設定會儲存於資料檔中。

Site Information

MAIN MENU > SITE DETAILS

Provide information regarding the current site, 2-D plume information.

General

Project: Optimization
Location: ChemCo State: Texas

Hydrogeology and Plume Information

Seepage Velocity: 50 ft/yr Main Constituent: BTEX
Current Plume Width: 300 ft Current Plume Length: 500 ft
Maximum Plume Length: 600 ft GW Fluctuations: Yes No

Source Information

Free-Phase NAPL Present: Yes No
Source Treatment: In-situ Biodegradation
No Current Site Treatment
Other

Downgradient Information

Distance from Source to Nearest: 50 ft Distance from Edge of Tail to Nearest: 50 ft
Downgradient Receptor: 50 ft Downgradient Receptor: 50 ft
Downgradient Property Line: 50 ft Downgradient Property Line: 50 ft

圖 4 MAROS 系統場址資訊範例版面^[6]

- (2)次要監測目標，依據井的功能選擇設定井的次要目標。
- (3)關切主要污染物質(COC)，使用者可針對分析結果選擇 5 個優先的 COCs。
- (4)數據整併，針對於歷史數據過多，或基於評估分析的需要，必須對於地下水質監測資料進行數據整併，其整併方法可依據使用者需求選擇以下的方法：
 - ①在所有取樣分析結果時間範圍，選取其中有興趣或基於目的需求的期間，進行部分時間段分析評估。
 - ②數據合併，所有取樣分析時間範圍內，選擇依不同時間頻率方式合併該期間內的數據，可選擇一年一次(annual)、半年一次(semi-annual)、一季一

次(quarterly)。若監測井取樣分析次數超過 40 次，則建議應進行合併。

③選擇不同的統計方法合併數據，可選擇的選項有平均值(average)、中位數(median)、幾何平均(geometric mean) 或最大值(maximum)。

④對於分析結果呈現無檢測值(低於偵測極限)的數據處理，可選擇一種取代數值結果的方法，該取代方法將會針對無檢測值數據進行某些運算處理。例如可選擇的選項有 1/2 偵測極限(1/2 detection limit)、偵測極限(detection limit)、自行輸入偵測極限分率值(fraction of detection limit)、自行輸入相同的偵測極限值(uniform detection limit)等。

⑤重複數據的處理，選擇處理重複數據的方法(相同的日期或有效日期，同一井和 COC 的分析結果)，可選擇的選項有：平均值(average)、最大值(maximum) 或第一個分析結果(first result)。

⑥微量值的處理，針對分析結果數據低於某定量限值，但高於偵測值以上的數據的處理，可選擇數據處理方法：依據實際值(actual value)、1/2 偵測極限(1/2 detection limit)、偵測極限(detection limit)、自行輸入實際值分率(fraction of actual value)等方式進行不同數據分析處理。

4.2 MAROS 系統資料分析及輸出

MAROS 依據輸入的歷史地下水質資料、含水層特性及分析參數等資料後，會建立場址的基本資訊，包括監測區域的範圍和污染源區、污染擴散尾區的劃分、現有監測井的分佈、COCs 的種類、監測目標、歷史監測資料以及與含水層有關的相關參數。次一步驟系統依據使用者設定的條件進行資料整合(data consolidation)，完成資料建立後，逐步進行資料分析，包括：個別井的資料彙整與統計、污染團程度分析及取樣最佳化評估等，結果的輸出模組可將數據資料與分析結果等所有結果資料和有關圖表以 Excel (Microsoft® Office)、PDF(Adobe Acrobat) 檔案格式用特定的文字報告形式直接輸出。

Primary Monitoring Objectives

MAIN MENU > SITE DETAILS > SOURCE / TAIL SELECTION

Select wells in the "Source" – S (high concentration), "Delineation" – D (wells defining the plume boundary), "Tail" – T (wells located downstream of the plume) categories below. A maximum number of 200 wells in each category can be chosen.

Well Name	Delineation	Source	Tail	Not Used
SW-3	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
SW-4	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
SW-17A	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
SW-42	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
SW-67	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
SW-69	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

[**<< BACK**](#) [**CONTINUE >>**](#)

Secondary Monitoring Objectives

MAIN MENU > SITE DETAILS > SECONDARY MONITORING OBJECTIVES

Each well in the network should perform a function supporting site decision making. For each well, identify the monitoring objectives associated with data obtained from the well.

Well Name	Sec. Source	Boundary POE	Remedy	Exit	Permit	Cross-Gradient Delineation	Downgradient Delineation	Upgradient	Extraction	Unique	Early Detection
SW-3 Well Score: 0	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
SW-4 Well Score: 0	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
SW-17A Well Score: 0	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
SW-42 Well Score: 0	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
SW-67 Well Score: 0	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
SW-69 Well Score: 0	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					

[Re-Calculate Scores](#) [**<< BACK**](#) [**CONTINUE >>**](#)

圖 5 MAROS 監測系統分析參數範例版面^[6]

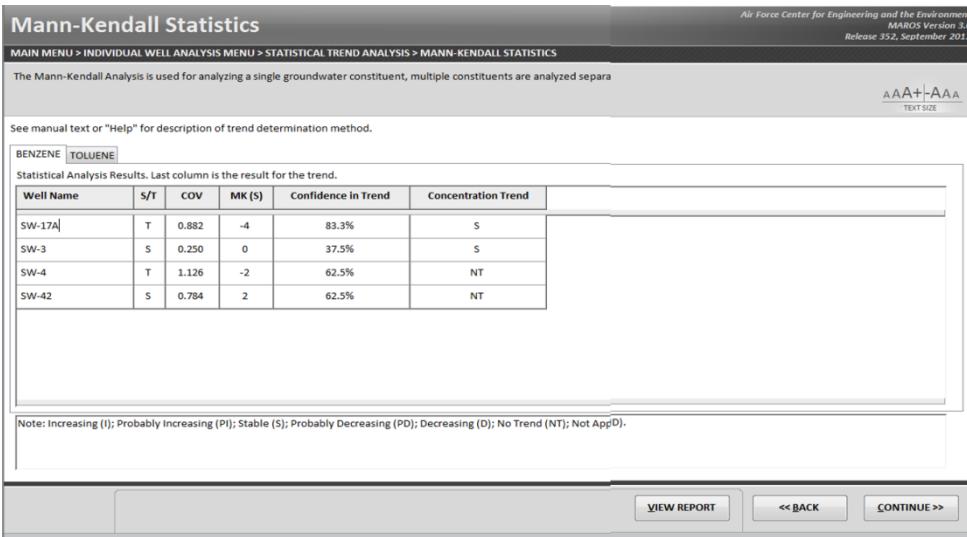
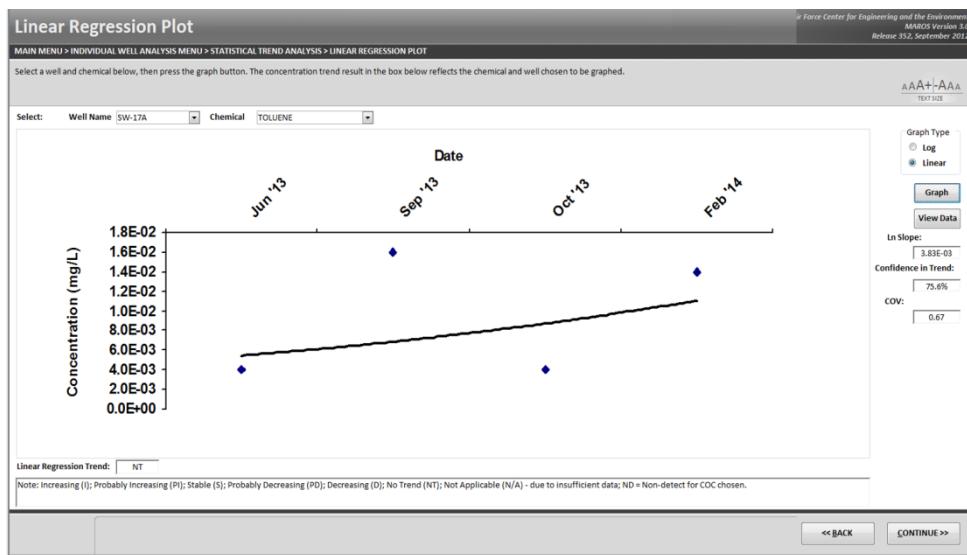
- (1) 污染團統計分析，針對個別井的資料彙整與統計，包括數據彙整處理，濃度趨勢分析、清理目標達成狀況與監測井的優先排序。使用者可選擇以 COCs 種類或各監測井目標，檢視歷史監測資料以及污染物濃度趨勢分析，趨勢分析內容如前述包含 Mann-Kendall 統計分析、線性回歸統計分析、變異係數(COV)、線性斜率、趨勢信賴值(confidence in trend)及濃度趨勢等(參考圖 7)。
- (2) 污染團程度分析，空間/時間段分析與穩定性分析。根據監測井及各水質成份濃度，可呈現出零時污染(Zeroth Moment，估算污染物質量，為每一次取樣中 COC 的估算質量，用以評估污染團隨時間的總質量變化)、第一時間污染狀況(First Moment，污染物濃度中心，以 Xc 及 Yc 座標表示)與第二時間污染狀況(Second Moment，延伸擴散污染團，表示自污染物濃度中心延伸出的污染，以 Sxx 及 Syy 表示)三個空間/時間段分析，而每個空間/時間段又可以 Mann-Kendall 統計分析、變異係數(COV)與趨勢信賴值表現其變化趨勢。
- (3) 污染團形態資訊(External Plume Information)，使用者可選擇 3 種不同的統計模擬趨勢結果進行污染團形態模擬，包括：沒有延伸擴散現象的模擬、具有延伸擴散的模擬以及根據校正個別井趨勢的延伸擴散。
- (4) MAROS 分析，藉由監測井資料分析結果呈現統計與污染團相關資訊，可以根據使用者選擇顯示各監測井及污染物的 Mann-Kendall 趨勢分析、線性回歸統計分析、模擬結果及經驗結果。對於監測網區域濃度狀況，MAROS 系統會將整體分析結果以矩陣方式將監測網區大略分類成：中等污染(moderate, M)；大規模污染(extensive, E)；污染情況有限(limited, L)。而對於污染團的情況分為穩定性：增加(increasing, I)；可能增加(probably increasing, PI)；無趨勢(no trend, NT)，穩定(stable, S)；可能減少(probably decreasing, PD)；減少(decreasing, D) (參考圖 8)。
- (5) 取樣最佳化評估結果輸出包括時間頻率分析、空間位置分析與數據充份性分析。取樣空間位置分析會以定性及定量指標，呈現多餘監測位置或高不確定性區域而必須增加更多的監測位置，分析結果會以 Microsoft Excel 工

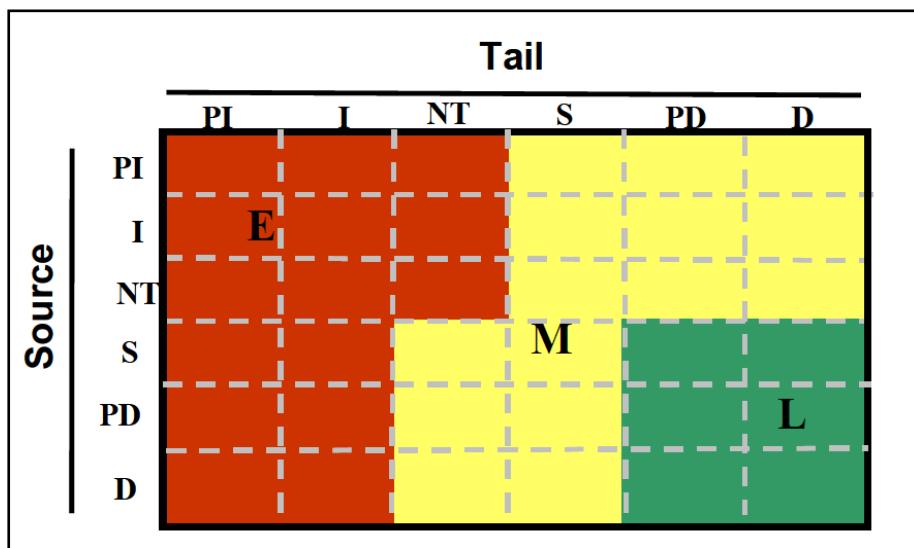
30 MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

作表與繪製圖顯示新的建議監測點位置。時間頻率分析會以最近期取樣系列(通常以近 2 年不同取樣樣品，或過去所有取樣連續迄今的取樣事件)進行每個監測點與 COC，適當的取樣頻率評估，系統會同時呈現建議的取樣頻率、依據最近期間數據所判斷的取樣頻率以及全部數據資料判斷的取樣頻率。

MAROS Site Results	
Project: test	User Name:
Location: Halliburton	State: Texas
User Defined Site and Data Assumptions:	
Hydrogeology and Plume Information: Groundwater Seepage Velocity: 50 ft/yr Current Plume Length: 500 ft Current Plume Width: 300 ft Number of Tail Wells: 8 Number of Source Wells: 5	Down Gradient Information: Distance from Edge of Tail to Nearest: Down-gradient Receptor: 50 ft Down-gradient Property: 50 ft Distance from Source to Nearest: Down Gradient Receptor: 50 ft Down Gradient Property: 50 ft
Source Information:	
Source Treatment: In-situ Biodegradation NAPL is not observed at this site.	
Data Consolidation Assumptions:	
Time Period: 2000/3/3 to 2012/6/5 Consolidation Period: No Time Consolidation Consolidation Type: Median Duplicate Consolidation: Average ND Values: 1/2 Detection Limit J Flag Values: Actual Value	Plume Information Weighting Assumptions: Consolidation Step 1. Weight Plume Information by Chemical Summary Weighting: Weighting Applied to All Chemicals Equally Consolidation Step 2. Weight Well Information by Chemical Well Weighting: No Weighting of Wells was Applied. Chemical Weighting: No Weighting of Chemicals was Applied.
Note: These assumptions were made when consolidating the historical monitoring data and lumping the Wells and COCs.	

圖 6 MAROS 系統資料與分析結果輸出範例^[6]

圖 7 MAROS 系統污染團程度分析輸出範例^[6]

圖 8 MAROS 監測網區域濃度分佈矩陣範例^[6]

五、MAROS 案例模擬分析

5.1 場址評估測試與假設條件

為測試 MAROS 軟體對於場址監測系統之評估成效，本文以某一油品污染場址為對象，截取部分時空採樣數據及假設條件進行 MAROS 軟體評估，場址主要之關切污染物為石油類揮發性有機物，如苯、甲苯、乙苯與二甲苯[(benzene, toluene, ethylbenzene, and xylene, BTEX)]等，擷取場址 6 口監測之井之間測資料，各分別為上游污染源井 SW-3 與 SW-42；下游井 SW-17A、SW-4、SW-67 與 SW-69。取樣頻率為每季 1 次，共採 4 季。此外，其餘參數如地下水之流速假設為 640 ft/yr；污染團之長度假設為 6,600 ft、寬度為 4,500 ft；場址有自由相的非水相液體(non-aqueous phase liquid)存在；場址當前採取現地生物整治工法(in-situ bioremediation)；場址污染源與下游受體之距離設為 5,000 ft；場址污染團尾端與下游受體之距離設為 500 ft；地下水流向為東南往西北；土壤孔隙率為 0.30；取樣數據共 96 筆。

5.2 MAROS 模擬之評估結果

5.2.1 Mann-Kendall 模擬分析結果

參照 MAROS 之分析步驟，依序輸入參數進行分析之後，可得 Mann-Kendall 評估結果如圖 9 所示。由其分析結果可見(圖 9(a))，苯污染物在污染源區域之監測井 SW-3 與 SW-42 之 MK 值為 0 及 2；其趨勢信賴度為 37.5% 與 62.5%，對照表 1 後可得出污染物濃度趨勢各分別為穩定(S)以及沒有趨勢(NT)。此外，下游監測井 SW-17A、SW-4、SW-67 與 SW-69 之 MK 值各分別為 -4、-2、2 與 0，其趨勢可信賴度則各分別為 83.3%、62.5%、62.5% 與 37.5%，因此，亦可得出苯污染物在監測井 SW-17A、SW-4、SW-67 以及 SW-69 中之趨勢各分別為穩定(S)、沒有趨勢(NT)、沒有趨勢(NT)以及未偵測到(ND)。

乙苯污染物在各監測井之趨勢分析結果如圖 9(b)所示。圖中可見污染源區之甲苯污染物趨勢。經評估後，其在 SW-3 與 SW-42 監測井之 MK 值各為 -4 以及 2；其趨勢信賴度為 83.3% 與 62.5%，因此得出其濃度趨勢為穩定(S)以及沒有趨勢(NT)。然而，下游監測井 SW-17A、SW-4、SW-67 與 SW-69 之 MK 值各分別為 0、0、-1 與 0；其趨勢可信賴度則各分別為 37.5%、37.5%、50.0% 與 37.5%，故其相對應之濃度趨勢各為未偵測到(ND)、未偵測到(ND)、穩定(S)以及未偵測到(ND)。

圖 9(c)所示為甲苯污染物在各監測井之趨勢分析結果。圖中可見甲苯污染物在污染源區域監測井 SW-3 與 SW-42 之 MK 值為 -4 以及 2；其相對應之濃度趨勢為穩定(S)與沒有趨勢(NT)；而其下游 SW-17A、SW-4、SW-67 與 SW-69 等監測井之 MK 值各分別為 1、0、2 與 3；其所對應之濃度趨勢則各分別為沒有趨勢(NT)、穩定(S)、沒有趨勢(NT)以及沒有趨勢(NT)。

二甲苯污染物在各監測井之趨勢分析結果則如圖 9(d)所示。圖中可見二甲苯污染物在污染源區之監測井 SW-3 與 SW-42 之 MK 值各為 -4 以及 2；其所對應之濃度趨勢則為穩定(S)以及沒有趨勢(NT)。其下游監測井 SW-17A、SW-4、SW-67 與 SW-69 之 MK 值各為 -5、0、-1 以及 0；濃度趨勢則各分別為穩定(S)、未偵測到(ND)、穩定(S)以及未偵測到(ND)。

綜合上述可觀察到，MAROS 軟體之 Mann-Kendall 分析可提供不同污染物在

個別井中之趨勢。而模擬之 BTEX 污染團在此情境下，其在污染源區(SW-3 與 SW-42)之濃度趨勢呈現穩定(S)或沒有趨勢(NT)；在污染源下游區域(SW-17A、SW-4、SW-67 與 SW-69)，則大部分呈現沒有趨勢(NT)或為未偵測到(ND)，顯示在污染源可能有非水相溶液之存在，造成污染物之持續穩定釋出。而下游區域則因自然衰減作用造成污染物濃度未惡化且有衰減趨勢^[16]。

5.2.2 線性回歸模擬分析結果

線性回歸分析是一種普遍的參數分析模式，其通常被用來判斷參數在某段時程內之趨勢變化^[7,12]。線性回歸之評估參考表 2 進行判斷，可同樣可產生 6 種趨勢。經 MAROS 軟體評估分析後之線性回歸統計結果如圖 10 所示。

由圖 10(a)中可見，苯污染物在污染源監測井 SW-3 與 SW-42 之斜率各為 -4.4E-04 與 1.4E-02；其趨勢信賴度各為 58.9% 以及 82.8%，因此可得出，苯污染物在此兩口井之趨勢各為穩定(S)與沒有趨勢(NT)。此外，下游監測井 SW-17、SW-4、SW-67 與 SW-69 等，其斜率各分別為 -1.7E-02、-1.1E-02、1.9E-03、0.0E+00；其趨勢可信賴度各分別為 96.7%、80.2%、56.8% 以及 100.0%，因此可見苯污染物在此 4 口下游監測井之趨勢各分別為下降(D)、沒有趨勢(NT)、沒有趨勢(NT)以及未針測到(ND)。圖 10(b)顯示了乙苯污染物在各監測井中之趨勢。上游監測井 SW-3 與 SW-42 之斜率各為 -1.3E-03 及 0.0E+00；其趨勢可信賴度各為 78.7% 與 76.1%，故可見乙苯污染物在污染源區監測井 SW-3 與 SW-42 之趨勢各為穩定(S)以及沒有趨勢(NT)。下游監測井除了 SW-67 外，其餘皆是未偵測到乙苯污染物，因此趨勢為 ND。而 SW-67 之斜率為 -1.2E-04、趨勢信賴度為 60.1%，乙苯污染物之趨勢為穩定(S)。

圖 10(c)顯示了甲苯污染物之污染趨勢。當中，上游污染源區之間測井 SW-3 與 SW-42 之甲苯污染濃度趨勢各分別為可能下降(PD)與沒有趨勢(NT)；下游監測井 SW-17A、SW-4、SW-67 與 SW-69 之甲苯污染濃度趨勢則各分別為沒有趨勢(NT)、穩定(S)、沒有趨勢(NT)以及可能上升(PI)。圖 10(d)顯示二甲苯污染物之污染趨勢。其中，上游污染源區之監測井 SW-3 與 SW-42 之二甲苯污染濃度趨勢各分別為可能

下降(PD)與沒有趨勢(NT)；下游監測井 SW-17A、SW-4、SW-67 與 SW-69 之二甲苯污染濃度趨勢則各分別為可能下降(PD)、未偵測到(ND)、穩定(S)以及未偵測到(ND)。線性回歸之評估結果與 Mann-Kendall 之結果相似，其污染源區之污染團可能受非水相溶液持續洩漏影響，導致污染團呈穩定(S)或沒有趨勢(NT)，污染團下游區則可能有自然衰減作用發生，造成污染物濃度有衰減趨勢。

表 2 MAROS 線性回歸分析決策矩陣

Confidence in Trend	Ln Slope		
	Positive	Negative	
< 90%	No trend	$COV < 1$	Stable
		$COV > 1$	No Trend
90% – 95%	Probably Increasing	Probably Decreasing	
> 95%	Increasing	Decreasing	
COV = Coefficient of Variation			

5.2.3 污染面積趨勢模擬分析結果

圖 11 中可見不同污染物在模擬情境下之趨勢分析，圖中可見，苯污染物在污染源區域之整體趨勢為沒有趨勢(NT)，在污染團尾端區域之整體趨勢則為穩定趨勢(S)。乙苯污染物在污染源區域之整體趨勢亦為沒有趨勢(NT)，在污染團尾端之整體趨勢則為下降趨勢(D)。甲苯污染物之整體趨勢在污染源或是污染團尾端皆為沒有趨勢(NT)。在污染源區之二甲苯污染物整體趨勢則為沒有趨勢(NT)，在污染團尾端之整體趨勢則為可能下降之趨勢(PD)。

綜合上述，可觀察到該模擬情境之污染團，無論是 Mann-Kendall 分析、線性回歸分析或是污染團面積趨勢分析，大部分污染物都處於穩定(S)或是呈現沒有趨勢(NT)的狀態，其下游監測井也幾乎沒有呈現污染團有上升的趨勢。因此，本文評估之污染團狀態可能在污染源區有非水相溶液之存在，使得 BTEX 等污染物持續穩定釋出。下游區域則可能有自然衰減作用產生。

36 MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

Mann-Kendall Statistics

MAIN MENU > INDIVIDUAL WELL ANALYSIS MENU > STATISTICAL TREND ANALYSIS > MANN-KENDALL STATISTICS

(a) BENZENE | ETHYLBENZENE | TOLUENE

Statistical Analysis Results. Last column is the result for the trend.

Well Name	S/T	COV	MK (S)	Confidence in Trend	Concentration Trend
SW-17A	T	0.882	-4	83.3%	S
SW-3	S	0.250	0	37.5%	S
SW-4	T	1.112	-2	62.5%	NT
SW-42	S	0.784	2	62.5%	NT
SW-67	T	1.477	2	62.5%	NT
SW-69	T	0.000	0	37.5%	ND

(b) BENZENE | ETHYLBENZENE | TOLUENE

Statistical Analysis Results. Last column is the result for the trend.

Well Name	S/T	COV	MK (S)	Confidence in Trend	Concentration Trend
SW-17A	T	0.000	0	37.5%	ND
SW-3	S	0.222	-4	83.3%	S
SW-4	T	0.000	0	37.5%	ND
SW-42	S	0.761	2	62.5%	NT
SW-67	T	0.061	-1	50.0%	S
SW-69	T	0.000	0	37.5%	ND

(c) BENZENE | ETHYLBENZENE | TOLUENE | XYLEMES, TOTAL

Statistical Analysis Results. Last column is the result for the trend.

Well Name	S/T	COV	MK (S)	Confidence in Trend	Concentration Trend
SW-17A	T	0.359	1	50.0%	NT
SW-3	S	0.757	-4	83.3%	S
SW-4	T	0.225	0	37.5%	S
SW-42	S	0.563	2	62.5%	NT
SW-67	T	0.315	2	62.5%	NT
SW-69	T	0.836	3	72.9%	NT

(d) BENZENE | ETHYLBENZENE | TOLUENE | XYLEMES, TOTAL

Statistical Analysis Results. Last column is the result for the trend.

Well Name	S/T	COV	MK (S)	Confidence in Trend	Concentration Trend
SW-17A	T	0.377	-5	89.6%	S
SW-3	S	0.371	-4	83.3%	S
SW-4	T	0.000	0	37.5%	ND
SW-42	S	0.660	2	62.5%	NT
SW-67	T	0.061	-1	50.0%	S
SW-69	T	0.000	0	37.5%	ND

Note: Increasing (I); Probably Increasing (PI); Stable (S); Probably Decreasing (PD); Decreasing (D); No Trend (NT); Not Applicable (N/A); Source/Tail (S/T); COV (Coefficient of Variation); MK(S) Mann-Kendall Statistic; Non-Detect (ND).

圖 9 MAROS 模擬分析之不同污染物 Mann-Kendall 結果 (a)苯；(b)乙苯；(c)甲苯；(d)二甲苯 (摘自 MAROS 3.0)

Linear Regression Statistics

MAIN MENU > INDIVIDUAL WELL ANALYSIS MENU > STATISTICAL TREND ANALYSIS > LINEAR REGRESSION STATISTICS

(a) BENZENE ETHYLBENZENE TOLUENE

Statistical Analysis Results. Last column is the result for the trend.

Well Name	S/T	Avg Conc (mg/L)	Ln Slope	COV	Confidence in Trend	Conc Trend
SW-17A	T	2.7E-01	-1.7E-02	0.88	96.7%	D
SW-3	S	2.1E+00	-4.4E-04	0.25	58.9%	S
SW-4	T	1.7E-01	-1.1E-02	1.11	80.2%	NT
SW-42	S	6.6E-01	1.4E-02	0.78	82.8%	NT
SW-67	T	3.0E-01	1.9E-03	1.48	56.8%	NT
SW-69	T	8.0E-03	0.0E+00	0.00	100.0%	ND

(b) BENZENE ETHYLBENZENE TOLUENE

Statistical Analysis Results. Last column is the result for the trend.

Well Name	S/T	Avg Conc (mg/L)	Ln Slope	COV	Confidence in Trend	Conc Trend
SW-17A	T	8.0E-03	0.0E+00	0.00	100.0%	ND
SW-3	S	1.2E+00	-1.3E-03	0.22	78.7%	S
SW-4	T	8.0E-03	0.0E+00	0.00	100.0%	ND
SW-42	S	9.5E-02	6.8E-03	0.76	76.1%	NT
SW-67	T	8.3E-03	-1.2E-04	0.06	60.1%	S
SW-69	T	8.0E-03	0.0E+00	0.00	100.0%	ND

(c) BENZENE ETHYLBENZENE TOLUENE

Statistical Analysis Results. Last column is the result for the trend.

Well Name	S/T	Avg Conc (mg/L)	Ln Slope	COV	Confidence in Trend	Conc Trend
SW-17A	T	1.2E-02	1.6E-03	0.36	72.9%	NT
SW-3	S	1.8E-01	-5.0E-03	0.76	91.2%	PD
SW-4	T	1.2E-02	-9.1E-04	0.22	70.0%	S
SW-42	S	3.6E-02	2.7E-03	0.56	69.1%	NT
SW-67	T	1.6E-02	1.7E-03	0.32	78.6%	NT
SW-69	T	1.4E-02	5.6E-03	0.84	92.4%	PI

(d) BENZENE ETHYLBENZENE TOLUENE XYLEMES, TOTAL

Statistical Analysis Results. Last column is the result for the trend.

Well Name	S/T	Avg Conc (mg/L)	Ln Slope	COV	Confidence in Trend	Conc Trend
SW-17A	T	1.0E-02	-2.7E-03	0.38	90.8%	PD
SW-3	S	6.5E-01	-3.0E-03	0.37	90.3%	PD
SW-4	T	8.0E-03	0.0E+00	0.00	100.0%	ND
SW-42	S	3.8E-02	4.8E-03	0.66	76.1%	NT
SW-67	T	8.3E-03	-8.7E-05	0.06	57.5%	S
SW-69	T	8.0E-03	0.0E+00	0.00	100.0%	ND

Note: Increasing (I); Probably Increasing (PI); Stable (S); Probably Decreasing (PD); Decreasing (D); No Trend (NT); Not Applicable (N/A); Source/Tail (S/T); COV (Coefficient of Variation); MK(S) Mann-Kendall Statistic; Non-Detect (ND).

圖 10 MAROS 模擬分析之不同污染物線性回歸結果 (a)苯；(b)乙苯；(c)甲苯；(d)二甲苯 (摘自 MAROS 3.0)

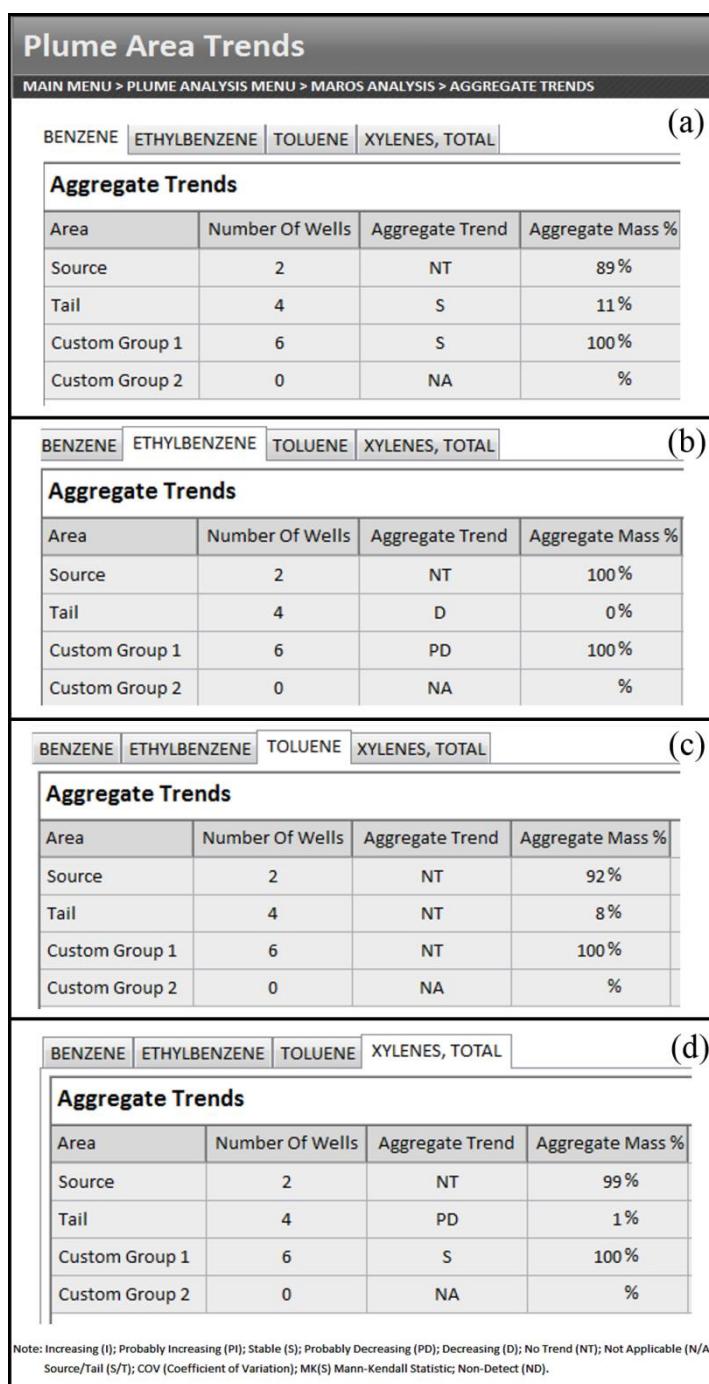


圖 11 MAROS 模擬分析之不同污染物污染面積趨勢結果 (a)苯；(b)乙苯；(c)甲苯；(d)二甲苯 (摘自 MAROS 3.0)

5.2.4 監測系統分類模擬分析結果

監測系統分類之決策矩陣可讓工程師評估場址之監測點位數以及取樣頻率，以最簡化之監測點位與取樣頻率而得到最具代表性之監測結果。圖 12 為 MAROS 模擬分析之系統分類結果。圖中顯示，苯在該模擬情境之污染狀況為污染情形中等(M)；乙苯在該模擬情境之污染狀況為污染情形有限(L)；甲苯在該模擬情境之污染狀況為污染情形中等(M)；二甲苯在該模擬情境之污染狀況為污染情形有限(L)。此外，圖 13 為 MAROS 模擬分析之建議取樣頻率。就苯污染物而言，SW-69 可由原本 4 季的取樣頻率，修正為每年一次；就乙苯污染物而言，則除 SW-3 井外，其餘監測井皆可由原本 4 季的取樣頻率，修正為每年一次。然而，甲苯以及二甲苯污染物之取樣頻率，則建議為每年一次即可。上述結果可以顯見 MAROS 軟體除了進行污染團的趨勢分析外，更可以提供建構在污染團趨勢分析下的最佳化取樣頻率，有效地降低監測的頻率與次數。而在取樣佈點空間最佳化評估方面，以苯濃度分析為例，取樣點空間分布之分析結果如圖 14，顯示 SW-69、SW-67 及 SW-17A 區間之井距屬於為適中，其他則顯示取樣點分布過度密集，因此，參考 MAROS 軟體分析建議，針對苯關切物質之取樣，可考慮暫停或取消部分監測點之採樣，以符合最佳化效益。

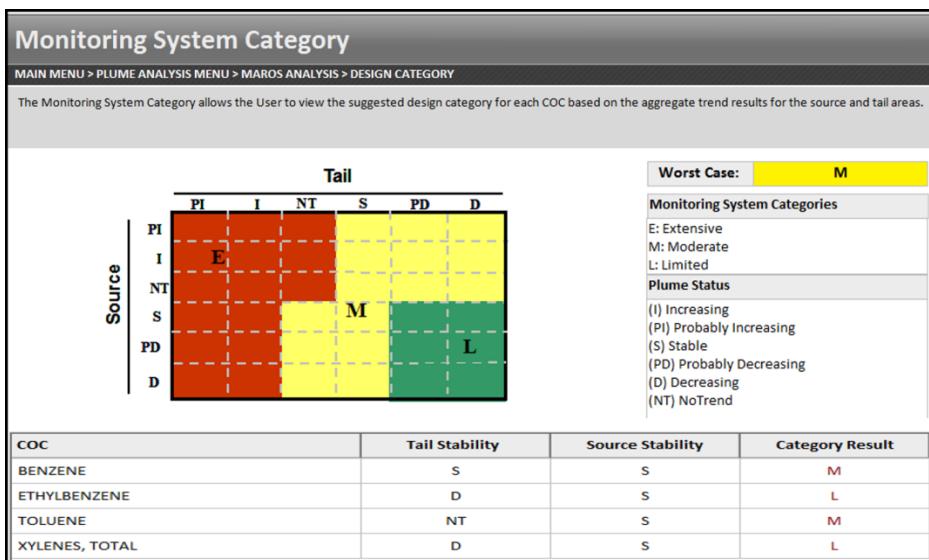


圖 12 MAROS 模擬分析之監測系統分類決策矩陣(摘自 MAROS 3.0)

40 MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

Sampling Frequency Recommendation			
MAIN MENU > SAMPLING OPTIMIZATION MENU > SAMPLING FREQUENCY MENU > INDIVIDUAL WELL FREQUENCY > SAMPLING FREQUENCY > SAMPLING FREQUENCY RECOMMENDATION			
BENZENE ETHYLBENZENE TOLUENE XYLENES, TOTAL (a)			
The results of each monitoring well for a certain COC are listed below:			
Well Name	Sampling Frequency	Recent Result	Overall Result
SW-17A	Quarterly	Quarterly	Quarterly
SW-3	Quarterly	Quarterly	Quarterly
SW-4	Quarterly	Quarterly	Quarterly
SW-42	Quarterly	Quarterly	Quarterly
SW-67	Quarterly	Quarterly	Quarterly
SW-69	Annual	Annual	Annual

BENZENE ETHYLBENZENE TOLUENE XYLENES, TOTAL (b)			
MAIN MENU > SAMPLING OPTIMIZATION MENU > SAMPLING FREQUENCY MENU > INDIVIDUAL WELL FREQUENCY > SAMPLING FREQUENCY > SAMPLING FREQUENCY RECOMMENDATION			
The results of each monitoring well for a certain COC are listed below:			
Well Name	Sampling Frequency	Recent Result	Overall Result
SW-17A	Annual	Annual	Annual
SW-3	Quarterly	Quarterly	Quarterly
SW-4	Annual	Annual	Annual
SW-42	Annual	Annual	Annual
SW-67	Annual	Annual	Annual
SW-69	Annual	Annual	Annual

BENZENE ETHYLBENZENE TOLUENE XYLENES, TOTAL (c)			
MAIN MENU > SAMPLING OPTIMIZATION MENU > SAMPLING FREQUENCY MENU > INDIVIDUAL WELL FREQUENCY > SAMPLING FREQUENCY > SAMPLING FREQUENCY RECOMMENDATION			
The results of each monitoring well for a certain COC are listed below:			
Well Name	Sampling Frequency	Recent Result	Overall Result
SW-17A	Annual	Annual	Annual
SW-3	Annual	Annual	Annual
SW-4	Annual	Annual	Annual
SW-42	Annual	Annual	Annual
SW-67	Annual	Annual	Annual
SW-69	Annual	Annual	Annual

BENZENE ETHYLBENZENE TOLUENE XYLENES, TOTAL (d)			
MAIN MENU > SAMPLING OPTIMIZATION MENU > SAMPLING FREQUENCY MENU > INDIVIDUAL WELL FREQUENCY > SAMPLING FREQUENCY > SAMPLING FREQUENCY RECOMMENDATION			
The results of each monitoring well for a certain COC are listed below:			
Well Name	Sampling Frequency	Recent Result	Overall Result
SW-17A	Annual	Annual	Annual
SW-3	Annual	Annual	Annual
SW-4	Annual	Annual	Annual
SW-42	Annual	Annual	Annual
SW-67	Annual	Annual	Annual
SW-69	Annual	Annual	Annual

圖 13 MAROS 模擬分析之不同污染物取樣頻率建議結果 (a)苯；(b)乙苯；(c)甲苯；(d)二甲苯 (摘自 MAROS 3.0)

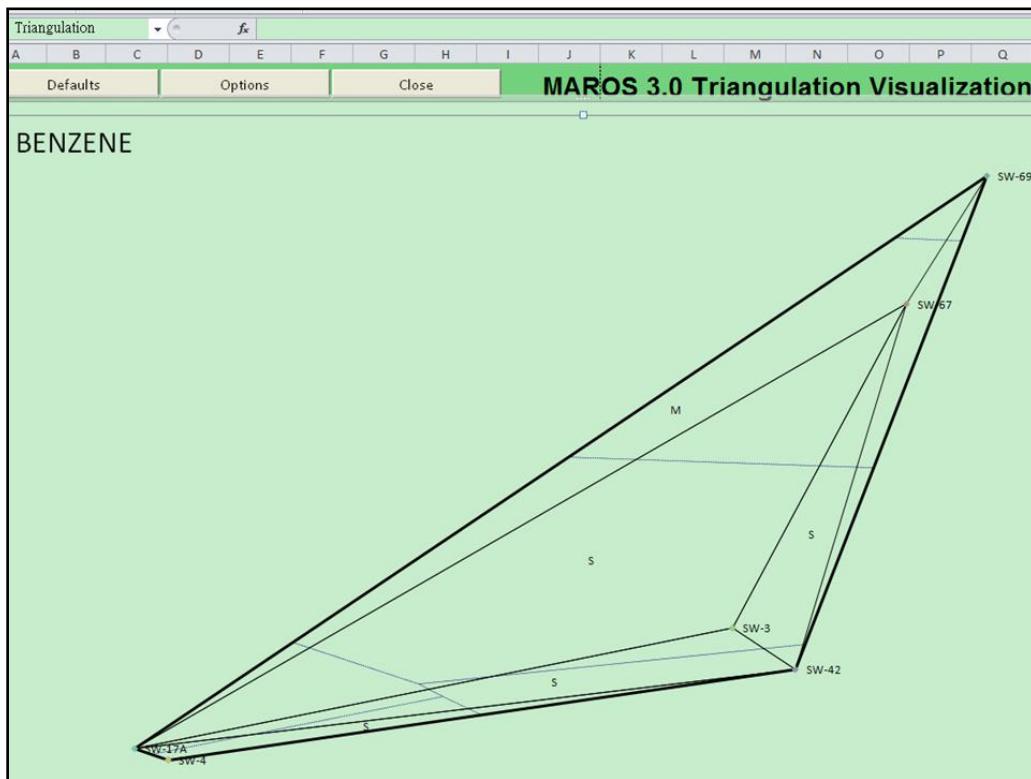


圖 14 MAROS 模擬分析苯污染物取樣點空間分布建議結果

六、MAROS 軟體應用之結論與建議

隨著環境保護的意識抬頭，土污法規範的管制標準也日趨嚴格，相對地有越來越多的場址被發現需要進行調查或整治施作。因此，長時間觀察受污染場址之污染變化，已成為地下環境改善必要的工作之一。然而，長時間的調查監測作業，無論是主動式或是被動式方法皆須付出高額的資金與人力成本，也因此，該如何將場址的取樣監測作業給予最佳化便成為目前重要且被關切的問題。MAROS 軟體是一可根據歷史資料或是近期監測資料來判斷現場污染團趨勢走向的便利工具之一，其亦被許多學者與工程師使用^[7,8]。

在本文中，研究團隊利用 MAROS 軟體進行一場址案例分析。由 Mann-Kendall

統計的分析結果可知，無論是苯、甲苯、乙苯或是二甲苯，其在污染源區域 SW-3 與 SW-42 監測井之趨勢皆為穩定(S)以及沒有趨勢(NT)。而在 SW-17A、SW-4、SW-67 以及 SW-69 等的污染源下游監測井部份，苯污染物呈現穩定(S)、沒有趨勢(NT)以及未偵測到(ND)；乙苯污染物則呈現穩定(S)與未偵測到(ND)；甲苯呈現穩定(S)與沒有趨勢(NT)；二甲苯則呈現穩定(S)、可能下降(PD)以及未偵測到(ND)等趨勢。此外，由線性回歸模擬的分析結果可知，苯與乙苯污染物在 SW-3 與 SW-4 監測井之趨勢皆為穩定(S)以及沒有趨勢(NT)；甲苯與二甲苯污染物在 SW-3 與 SW-4 監測井之趨勢則呈現可能下降(PD)與沒有趨勢(NT)。而在 SW-17A、SW-4、SW-67 以及 SW-69 等的污染源下游監測井部份，苯污染物則呈現下降(D)、沒有趨勢(NT)以及未針測到(ND)等趨勢；乙苯污染物則呈現穩定(S)以及未針測到(ND)等趨勢；甲苯污染物則呈現穩定(S)、可能上升(PI)以及沒有趨勢(NT)等趨勢；二甲苯污染物則呈現下降(D)、穩定(S)以及未針測到(ND)等趨勢。綜合上述，MAROS 的評估結果可觀察到，文中案例之整體污染概況，苯以及甲苯呈現污染程度中等，而乙苯與二甲苯則呈現污染情況有限之結果。此外，Mann-Kendall 與線性回歸分析之結果顯示，在污染源可能有非水相溶液之存在，造成污染物之持續穩定釋出。而下游區域則因自然衰減作用造成污染物濃度並未惡化且有衰減趨勢^[16]。

同時，MAROS 軟體亦提供了我們依據污染團之狀態而最佳化之取樣頻率與採樣點分布。由最佳化取樣頻率之評估結果建議，苯污染物在多數井監測頻率可為每季一次，乙苯污染物在多數井則為每年一次，甲苯與二甲苯之監測頻率皆為每年一次。取樣點分布則顯示過度密集，可考慮暫停或取消部分監測點之採樣。上述結果可以顯見 MAROS 軟體除了進行污染團的趨勢分析外，更可以提供建構在污染團趨勢分析下的最佳化取樣頻率與空間點分布。由此可見，MAROS 軟體可分析污染團的趨勢，提供管理者場址的污染概況評估，供應後續場址之管理程序依據。此外，MAROS 軟體亦可提供工程師或是管理者更有效率地進行取樣佈點與取樣頻率規劃，以最省成本與資源的方式，進行最佳化的取樣工作。

減少場址在監測、調查與整治等各階段所產生的廢水、廢棄物以及對環境的衝擊因素是世界潮流與新興思維的核心精神。精確評估場址污染濃度狀況，適當調整監測取樣點與取樣頻率，亦為綠色與永續處理的一環。MAROS 工具軟體是開發在

Windows Microsoft Access 和 Microsoft Excel 平台的軟體，其可方便利用 Access 的特點對資料進行輸入和輸出管理，又可利用 Excel 的強大功能自動呈現圖形的視覺化效果，同時具有操作簡便、界面相容性高等優點。友善的互動式介面，階段引導方式的操作，可以讓使用者即使不熟稔 Access 和 Excel 基礎的情況下也能夠簡單地使用和操作該軟體，裨助場址管理者能夠運用該軟體對地下水污染監測井網進行基本的數據管理與分析，以及時間和空間上的最佳化等各種分析評估功能，輸出包括圖形和報告等形式的標準結果，以達到取樣數量的最佳效果，驗證整治操作成效。
MAROS 系統雖然是公開免費應用軟體，但經過美國環保署及空軍、陸軍相關官方應用驗證，應具有參考可信度，可提供台灣相關參考，或據以修正成為具國內法規公信力之評估工具。

參考文獻

1. 行政院環境保護署，「土壤及地下水污染整治法」，2010 年。
2. Qin, X. S., Huang, G. H., and He, L. “Simulation and optimization technologies for petroleum waste management and remediation process control.” Journal of Environmental Management, Vol. 90, pp.54-76, 2009.
3. Cardiff, M., Liu, X., Kitanidis, P. K., Parker, J., and Kim, U. “Cost optimization of DNAPL source and plume remediation under uncertainty using a semi-analytic model.” Journal of Contaminant Hydrology, Vol. 113, pp.25-43, 2010.
4. Parker, J., Kim, U., Kitanidis, P. K., Cardiff, M., and Liu, X. “Stochastic cost optimization of multistrategy DNAPL site remediation.” Groundwater monitoring and remediation, Vol. 30, pp.65-78, 2010.
5. Suthersan, S., Schnobrich, M., Mancini, K., McLaughlin, C., and Potter, S. “Artesian treatment vessels: a sustainable in situ remediation system.” Groundwater monitoring and remediation, Vol. 32, pp.37-42, 2012.
6. Air Force Center for Engineering and the Environment (AFCEE) ” Monitoring and

44 MAROS 地下水監測及整治最佳化評估系統簡介及案例分析

Remediation Optimization System (MAROS) version 3.0 User's Guide and Technical Manual." Groundwater Environmental, Inc., 2012.

7. Aziz, J. J., Ling, M., Rifai, H. S., Newell, C. J., and Gonzales, J. R. "MAROS: A Decision Support System for Optimizing Monitoring Plans" Groundwater, Vol. 41, pp.355-367, 2003.
8. Wu, J.F., Guvanasen D., "MAROS: A decision support tool for improving the cost-effectiveness of ground water monitoring plans." Groundwater, Vol. 41, pp.566- 568, 2003.
9. Hirsch, R. M., and Slack, J. R. "A nonparametric trend test for seasonal data with serial dependence." Water Resources Research, Vol. 20, pp.727-732, 1984.
10. Lettenmaier, D. P. "Multicariate nonparametric tests for trend in water quality." Journal of the American Water Resources Association, Vol. 24, pp.505-512, 1988.
11. Libiseker, C., and Grimvall, A. "Performance of partial Mann-Kendall tests for trend detection in the presence of covariates." Environmetrics, Vol. 13, pp.71-84, 2002.
12. Ridley M. N., Johnson V. M., Tuckfield R. C. "Cost-effective sampling of groundwater monitoring wells." UCRL-JC-118909. Livermore, California: Lawrence Livermore National Laboratory. 1995.
13. He, L., Huang, G. H., and Lu, H. W. "Health-risk-based groundwater remediation system optimization through clusterwise linear regression." Environmental Science and Technology, Vol. 42, pp.9237-9243, 2008.
14. Husam Baalousha, "Assessment of a groundwater quality monitoring network using vulnerability mapping and geostatistics: A case study from Heretaunga Plains." Agricultural Water Management, Vol. 97, pp.240-246, 2010.
15. He, L., Huang, G. H., and Lu, H. W. "A stochastic optimization model under modeling uncertainty and parameter certainty for groundwater remediation design-Part I. Model development." Journal of Hazardous Materials, Vol. 176, pp.521-526, 2010.
16. Zhang, W., Lin, X., Su, X., "Transport and Fate Modeling of Nitrobenzene in Groundwater after the Songhua River Pollution Accident." Journal of Environmental Management, Vol. 91, pp.2378-2384, 2010.

廢棄物及資源化

生質物熱解液化轉製 航空生質燃料用油技術

謝哲隆*

摘要

熱裂解液化生質物技術是一個產製生質航空燃油可行的方向。一般生質航空燃油的原料有生物性油脂(例如：大豆油、麻瘋樹油、廢食用油等)，生產技術主要需先進行加氫處理，然後進行異構化及選擇性裂解反應，產生十至十六碳的石蠟煤油(paraffin/kerosene)。另外一種作法為利用固態生質物(例如：稻稈、竹子、麻瘋樹廢棄物等)經由熱裂解液化技術，產生生質燃料油後，因其成分複雜且含氧量高，亦須經由氫化(hydrogenation)或脫羧反應(decarboxylation)、隨後加氫裂化(hydrocracking)、異構化(isomerization)及選擇性裂解反應(select pyrolysis)，同樣亦可以產生十至十六碳的石蠟煤油，即所謂的生質航空燃油(Biojet fuel, BJ)。生質航油配合 106 年歐盟之 BJ10 航油政策，國內須有能力生產此類航油之技術及設備。除此之外，其中非食用油料源之取得是關鍵，預估每年 BioJet 需求量約 56 萬公秉，產值約 130 億元。生質航油與航空燃油含硫量相比(>3,000ppm)，其一大優點即是其硫含量極低或是幾乎沒有，此對降低空氣中的酸沉降有相當大的助益。各國對此均加以重視並提出各自因應開發研究方案。

【關鍵字】生質航空燃油、熱裂解觸媒液化、生質能、異構化、氫化脫氧

*國立宜蘭大學環境工程學系 教授

一、前　言

1.1 緣起

世界上生質燃料產業發展已呈現出 5 大趨勢，1.國際能源貿易戰火持續蔓延；2.航空生質燃料應用市場擴大，RDIF (renewable drop in fuel) 崛起；3.第二代非糧生質燃料料源大規模量產；4.第三代生質燃料大規模商業化引信點燃；5.Biorefinery-Complex 概念實現並逐步擴大，生質精煉產品擴大競逐石化製品市場^[1]。因應國際航空市場的擴大競爭，特別是航空燃油市場的需求遽增及面臨的減碳壓力，國際空運協會(IATA)則宣告其於溫室氣體減量的具體目標：將於 2020 年達成碳排放零成長、2050 年之排放量較 2005 年減 50%，而其達成此一目標的主要手段則是藉由生質航油的添加以替代化石燃油，進而有效地減少化石燃油的使用量與碳排放量。依據國際能源總署(IEA)估計，2010~2030 年全球生質燃料投資金額，將達 4,050 億美元。2009 年全球生質燃料的使用量只占運輸燃料比重的 1.5%，預計 2030 年將達到 5%，2050 年將達到 30%。歐盟除了積極推動航空業的碳排放環保機制外，另外在 2008 年 12 月通過的歐盟環保能源指令中要求航空業者積極減碳，並使用生質燃料以減少至少 35% 的碳排放量。此一法規的目標希望在 2017 年能夠達到減少至少 50% 的碳排放量。歐盟航空業者也樂觀其成，並且在 2009 年承諾將於 2017 年前將目前航空柴油的 10% 使用量由生質燃料取代。預期歐盟將於 2017 年將推動添加 10% 生質航空燃油 BJ10 航油政策，並抽取額外碳稅。各國對此均加以重視並提出各自因應方案。

生質能源最主要的優勢是支援引擎運作，這是其他替代能源難以與其競爭的部份。現行海陸空的運輸主要都倚賴石化能源生成的液體燃料(柴油、汽油、煤油)來驅動引擎(或內燃機)。可以說多數的運輸設備(例如：飛機、汽車)以及相關後勤系統(例如：加油站)都是為液體燃料而設計。而當前最能夠以現有系統進行佈署的替代能源就是生質燃料(例如：酒精汽油、生質柴油、生質航空燃油)。其他替代能源如要用於運輸，基本上都要先發電，然後讓運輸設備使用電力。電力車或是電力船概念雖好，然而就現實面而言目前電池容量無法支援長程運輸，同時要佈署更換電池的「電力站」成本太高，等於是重新建立後勤系統；於電力車或電力船上裝置

太陽能板也不足以滿足長程運輸的需求，並且受到天候(日照量)影響甚鉅，更別說以電力支援客機跨越太平洋或是大西洋。因此在未來 10 年甚至 20 年內，生質燃料仍然會是替代能源中最重要的一項^[2]。

航空燃油分為航空汽油、航空煤油兩大類。噴射機燃油包含各種碳氫化合物(從 C4 到 C19)，一般噴射機燃料皆使用 JP 系列之航空燃油，可分為 JP-4、JP-5、JP-8 及 JP-A 系列，JP-4 與 JP-8 燃油為軍用航空器使用最廣泛之 JP 系列燃油，Jet A-1 則為民間航空器使用最廣泛之 JP-A 系列燃油。JP-4 是一種廣泛混合的燃油(C5-C14)，其成分中有 50~60 % 屬於無鉛汽油，40~50 % 為煤油。目前全球航空業用的生質燃料，有 90% 是由芬蘭廠商 Neste Oil 位於芬蘭與新加坡 Tuas 的煉油廠所供應。航空燃油佔航空業總成本結構達 35% 至 40%，數家航空業者已經測試使用過生質燃料，如美國大陸航空公司、紐西蘭航空公司、荷蘭航空公司(KLM)、德國漢莎航空(Lufthansa)和芬蘭航空(Finnair)等。目前已有超過 1,600 架飛機使用生質燃料。航空公司 GOL Linhas Aereas Inteligentes S.A. (GOL)在巴西是規模第二大的航空公司，僅次於 TAM，主打廉價機票市場。為迎接 6 月 12 日開踢的 2014 年世界杯足球賽(World Cup)，GOL 宣布這兩個月內將會有兩百架次的飛機使用混合了 4% 生質燃料的航空燃料來進行飛行任務。目前國外航空生質燃油使用原料有：廢塑料、海藻、麻瘋樹、油籽、亞麻籽、糖、地溝油、棕櫚油及椰子油混合等。

台灣替代性航空燃油解決方案中，未來的解決方案可發展生質燃油(Bio-fuels)混合綠色柴油或 JET-A 航空燃油成為替代燃油，不過需要改善生質燃油的生產成本，克服生質燃油在巡航高度結冰，高溫操作缺乏穩定性，以及提升熱效率增加引擎的推力等技術問題。航空生質燃油的製造技術可能改變燃料處理的能量消耗，這些新興技術包括：1.直接產生碳氫化合物；2.Fischer-Tropsch (FT)程序；3.熱裂解處理程序；4.生物酵素法等。後續油品加工方式主要是利用加氫處理方式，進行生質燃油之加氫除氧，生產綠色柴油(Green diesel)，或進一步異構化生產生質航油，亦可由此製程產製高碳數直鏈烷烴。本文針對成本較低且技術上較為可行之生質物或生質廢棄物熱處理裂解液化技術進行介紹，並進行混合衍生生質油於航空燃油的百分比之可行性做相關探討，以協助國內相關技術開發與推廣，協助做為航空用油油品添加的參考，並可因此估算污染降低及二氧化碳排放減量之效益。評估原物料可選國

內外中含油量較高之生質物或生質廢棄物，混合目標為 JET-A 等煤油含量較高之航空燃油。希望可以協助填補台灣目前航空用油完全使用石化燃料的缺點，發展台灣未來的航空綠色運輸生活方式，特別是桃園航空城的規劃願景及達到生質或有機廢棄物零廢棄全循環之環保要求。

二、航空燃油需求與特徵

2.1 台灣生質燃料的需求與應用前景

全球航空運輸業每年消耗 15 億~17 億桶航空煤油，排放的二氧化碳高達 6.23 億公噸，約佔全球總排放量的 2%。每桶原油價格增加 1 美元，全球航空運輸業成本將增加 16 億美元。現階段發展生質能源燃料將可解決此行業所面臨的航空燃料價格波動難題，為減少碳排放，帶來至少 1,000 億美元的商機。據工研院 IEK 推估到 2050 年時，生質燃油可占交通運輸燃料總量的 27%，尤其可在替代汽油、柴油、煤油或海空航運用油方面做出貢獻。歐盟為減少溫室氣體排放，並預期生質燃油可提供農村地區勞動機會與多元化收入，因而持續努力發展推動零碳交通與燃油供給多元化，以利用生質燃油成為化石燃油的替代能源為目標。歐盟生質燃油策略三個主要目標：確保生質燃油對全球環境有益、改善成本競爭力達到大規模使用、拓展有助於開發中國家發展的機會。

而台灣國內航空燃料的總供給量、國內航空使用量、國際航空使用量及出口量如圖 1 所示。總供給量與出口量有相同趨勢，呈緩慢上升趨勢，至 2009 年達到最高點，分別為 5,609 及 3,235 ML，之後下降至 2011 年再回升。可能原因為受景氣影響而出口下降，連帶使得總供給量下降。但在國際航空用油部分則呈現穩定上升趨勢，在 2012 年達到最高點，為 2,594 ML，約佔總供給量 4,806 ML 的 53.97%。足見國際航空用油隨著客貨運量的強勁上升而需求越顯重要。國內航空用油可能隨著高鐵的啟用後，北高航線減班影響而運量逐漸萎縮中。至 2012 年使用量為 108 ML。如以歐盟於 106 年將推動添加 10% 生質航空燃油 BJ10 航油政策來估算，國內總供給量的 10% 需要量約為 561 ML，以中國石油公司國際航線航空燃油牌價表估算，

其 2014 年 6 月牌價表為 0.8066 US\$/L，因此總市場需求產值約 4.53 億美元，約合新台幣為 136 億元。而隨著未來添加要求量越大，此產值亦將隨之提升。因此台灣急需要有本土技術的開發投入，避免未來從航空油量出口轉變成需大量進口航空生質燃油的不利情境。

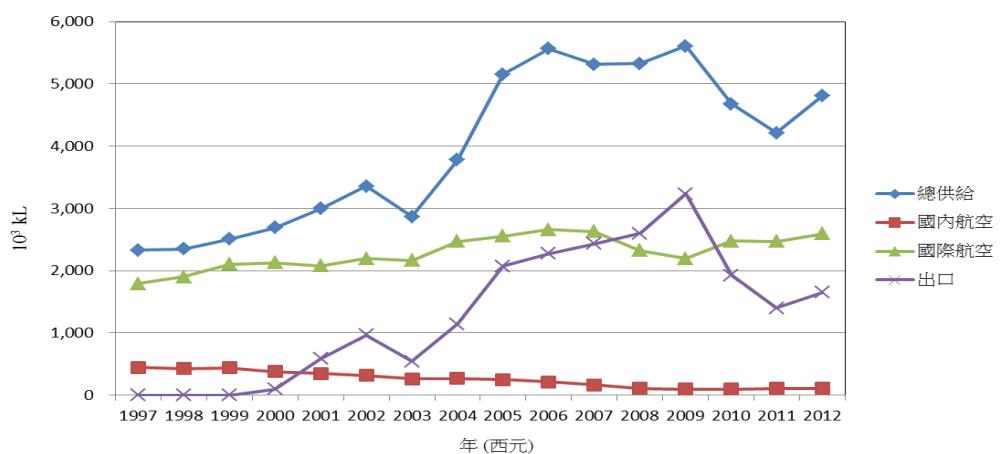


圖 1. 台灣國內航空燃料的總供給量、國內航空使用量、國際航空使用量及出口量

2.2 航空燃料油品特徵

依據石油產品認定基準，航空燃油定義為符合下列條件者：1.蒸餾出百分之十之溫度在攝氏一百六十度以上，蒸餾出百分之九十之溫度在攝氏三百十二度以下，閃火點為攝氏三十八度以上之燃料；2.為廣蒸餾溫度範圍之燃料用油，沸點介於攝氏四十度至三百十二度之間，雷氏蒸氣壓介於十二至二十五 KPA 間之燃料；3.前二項油品中，摻有其他油品或化學品之混合物；4.其他供渦輪引擎飛機燃料用之蒸餾油品(行政院環保署網頁)。蒸餾品質介於輕油與煤油之間。航空燃油是一特殊混合燃料，從原油的清蒸餾液獲得。所有航空燃油必須符合非常嚴格的航空渦輪引擎及燃料系統要求，即必須清純及於高溫區無氧化沉澱物。航空器的操作需要長時間的航行於非常高的高度，因此需要具備在非常低溫下仍有良好流動的特性。大部分航空燃油是煤油與石蠟油基的混合油，分類稱為 JET A-1。最常使用的添加劑，如

抗氧化劑以避免膠化，通常使用烷基酚(AO-30, AO-31 或 AO-37)；抗靜電劑以消除靜電及避免火花；腐蝕抑制劑(DCI-4A 或 DCI-6A)；燃料系統結冰抑制劑(fuel system icing inhibitor (FSII) agents)，例如 Di-EGME。航空器燃料使用較高閃火點燃料原因主要是其具有較低可燃性，因此於輸送及處理時較為安全。最早的航空燃油均以煤油為基礎或是混合汽油的煤油，但大部分航空燃料，如 JET A-1 還是以煤油為基礎^[3]。航空渦輪燃料規格的檢測標準，國際上一般是依據 ASTM D1655 及 MOD Defence Standard (DS) 91-91。如果添加合成碳氫化合物的航空燃油，其檢測標準則依據 ASTM D7566 及 MOD Annex D of DS91-91。如果是一般添加物或是混合劑，則依據 ASTM D4054 為檢測標準^[4]。航空燃料 JET-A 的組成特徵如表 1 所示。與航空燃油含硫量相比(>3,000 ppm)，生質裂解油的一大優點即是其硫含量極低或是幾乎沒有，此對降低空氣中的酸沉降有相當大的助益^[5-6]。

表 1 液體生質燃料特徵^[7]

Properties	Diesel	JET-A	Bio-diesel	Bio-ethanol	Bio-methanol	Pyrolysis oil
Density (kg/m ³)	827.4	807	860-900	794-810	796	984-1250
Kinetic viscosity (cSt at 40°C)	1.7283	0.88	3.5-5	1.4-1.7	1.4-1.7	32-45
Flash point (°C)	44	38	120-180	13	11	56-130
Cloud point (°C)	-6	-	-3 to -12	-	-	-
Pour point (°C)	-16	-47	-15 to 5	-177	-161	-35 to -10
Lower calorific value (MJ/kg)	43	43.23	39-41	25-26	20	13-18
Ignition temperature	250	220	177	423	463	580
Cetane no.	45-55	55	48-60	8	5	10
Stoichiometric air/fuel ratio	14.6	14	13.8	9.79	6:1	34:1
Carbon (%, w/w)	80.33	80-83	77-81	52.2	37.5	32-48
H ₂ (%, w/w)	14	10-14	12	13.1	12.6	7-8.5
N ₂ (%, w/w)	1.76	-	0.03	-	-	< 0.4
O ₂ (%, w/w)	1.19	-	9-11	34.8	49.9	44-60
Sulfur (%, w/w)	<0.4	<0.4	<0.03	-	-	<0.05

三、生質物熱裂解液化產製航空生質燃料技術現況

3.1 生質物熱裂解液化技術

生質物轉化技術包含生物與熱化學轉化。熱化學轉化技術中包含氣化、液化、碳化及燃燒。液化程序是將生質物轉化成液體產物，其主要包含高含氧碳氫化合物。液化、氣化及碳化可以藉由熱裂解(pyrolysis)或是熱液(hydrothermal)程序而獲得。熱裂解於熱轉化生質物中是一個非常重要的程序，其是為一新興技術，可將生質物轉化為液體、氣體及焦炭，而以液體燃料為主要目標。熱裂解油的使用對於複循環氣渦輪是一個很好的發電選項^[5-6]。裂解油可以由木頭廢棄物或軟木透過真空裂解而獲得。產生油品動黏滯度介於 18-25 cSt，與原油接近。純裂解油如此高的黏滯度產生噴射燃燒時的問題。黏滯度可藉由噴射注入前加溫來降低，但溫度不可超過 90 °C 以免產生化學降解，亦可藉由添加醇類來降低黏滯度。如果將 80% 裂解油混合 20% 乙醇其燃燒操作行為近似於 JP-4。此燃料特性為有合理的燃燒熱，低硫，低氮及低灰含量^[8]。此熱裂解油熱值約為柴油燃料的 59%，但因其成本非常低，因此其當量能量成本也是比較低。熱裂解油主要的考量是污染的因素，例如鹼、灰、焦炭、及焦油。這些對於定置型外部燃燒的渦輪機沒有問題，但是對氣動衍生的氣渦輪將產生問題。此高黏滯度、低熱含量及低揮發性特性對於氣渦輪機啟動與停止需要使用其他燃料^[9]。快速裂解是一個生產電力的潛在選項。從生質物獲得電力已確認為可降低 CO₂ 排放的優先方式。乾燥低灰含量的生質物經由熱裂解可以產生最高到 65% 的有機液體燃料。另外，於熱液(hydrothermal)程序且於介質中，這些生質物的組成擁有絕佳熱降解的特徵行為，其中非觸媒催化與觸媒催化熱液化生質物近年來受到了廣泛客觀的研究。有關實驗條件，例如：溫度、停留時間、壓力、生質物型態、觸媒型態等對於產品分布均證明有非常重要的影響^[10]。此外，以水為基礎的程序對液化生質物亦是逐漸受到重視，主要原因是水為唯一且對環境友善的優良溶劑。同時此水熱程序擁有非常好的優點，包含適合濕基生質物、需要相對的低溫操作及有非常高的移除生質燃料中氧含量的能力。以水為基礎的液化程序，通常於次臨界或是超臨界下操作。超臨界水情況可於壓力超過 22.1 MPa 及溫度高於 374.8 °C 下獲得^[11]。這些條件一般使用於水熱氣化生質物。而次臨界條件水則定義為於富含

水的狀態下，在於足夠壓力下維持其液體狀態於溫度範圍 100-370 °C^[11]。次臨界及超臨界水的物理化學特性非常不同於一般環境下水。主要差異性在於其解離離子產物(ionic product)。這些特性使得次臨界水擁有高超的反應介質，讓其於直接液化生質物時作用如同觸媒一般。此足以證明熱裂解液化生質物技術是一個可行的方向。

使用熱裂解液體的優點如下：1.熱裂解液體是最低成本的液體生質燃料，其 CO₂ 平衡估算是非常明顯的正值；2.小規模電力系統的使用乃至於較大的電廠(混燒共燃)均有極大使用可行性；3.液體燃料方便儲存與運輸；4.與大氣環境下生質氣化燃料氣體比有比較高的能量密度；5.可直接使用於現存的電廠當作燃料^[12]。如直接於鍋爐燃燒木頭以產生能量其最大效率為 26%，一個更有效率產生能量的方法是燃燒由熱裂解生質物產生的生質油來取代直接燃燒木頭。但生質裂解油與原油比擁有較低的熱值，因此需要增加液體的流量，此需要進行燃燒器的修改，一般是針對噴嘴的修正。原始熱裂解液淨熱值低於石油燃料(42 MJ/kg)。混合燃料為一種改善的方式，例如添加甲醇雖然會稍微降低熱裂解油熱值，但為了降低黏滯度及密度、增加穩定度，此作法有相當的益處。然而，甲醇的限制在於其混合後的低灰點(low-ash point)，燃料中灰的存在，部分會以鹼金屬氧化物形態存在，會造成氣渦輪的腐蝕^[13]。一般生質裂解液體燃料和商用燃料的組成特徵比較如表 1 所示^[7]，顯示出生質裂解油與商用燃料油特性仍有一大差距。因此如何進行裂解液體油的品質提升及與現有燃料進行摻配混合進行改質以利實用均為非常重要的研究課題。

3.2 生質裂解油新觸媒油品品質提升技術

生質裂解液化燃料油生產品質提升使用之技術可涵蓋觸媒裂解及異構化(pyrolysis, catalysis & liquefaction, PCL)、氣化結合重組合成生質燃料(Biomass to gas (BTG) & Gas to liquid (GTL))等，此兩項技術均可稱為生質物轉製液體燃料技術(Biomass to liquid, BTL)。油品觸媒液化改質與特徵新觸媒開發研究其概念圖如圖 2 所示。將特徵化合成複合新觸媒加入液化後油品，調整於最適化操作條件後，進行觸媒催化水熱裂解反應，分離後可獲得生物材料的化學品及改質後油品，再針對改質後油品進行氫化(hydrotreating)與脫氧(deoxygenation)反應後，初步分餾

(fractionation)即可獲得所要的油品，例如：揮發油、噴射航空油及柴油等。因此此製程主要技術關鍵仍在特徵觸媒的合成與應用開發上。

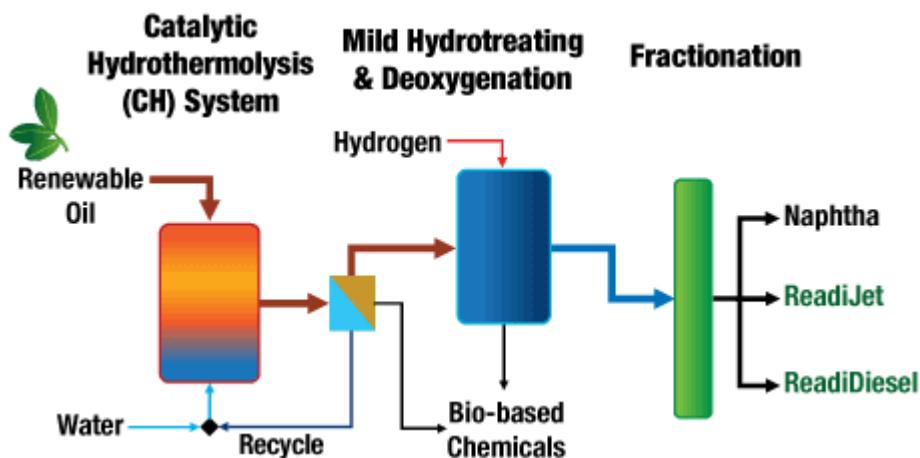


圖 2 觸媒熱裂解液化加氫脫氧異構化油品示意圖 (資料來源: Applied Research Associates, Inc. (ARA), 2013)

3.3 生質裂解油氫化脫氧技術品質提升技術

加氫脫氧製程才能產製高品質之綠色柴油或生質航空燃油，如圖 3 為 UOP 的生質航空燃油製程，一般生質裂解油或植物油一般均含大量中度鍵長的脂肪酸，氫化裂解脫氧處理後，鍵長完全接近常規煤油中存在的烴類長度。一般生質裂解油的氫化裂解，其加氫條件需求約為溫度 300~450 °C，常用的加氫催化劑為 NiMo 硫化物/Al₂O₃，產物主要為 C₁₅~C₁₈ 烷烴。催化溫度低於 350 °C 時，C₁₅~C₁₈ 烷烴的產量隨著植物油量的增加而增加；但另一方面，催化劑性能會因催化過程中有水分而鈍化。

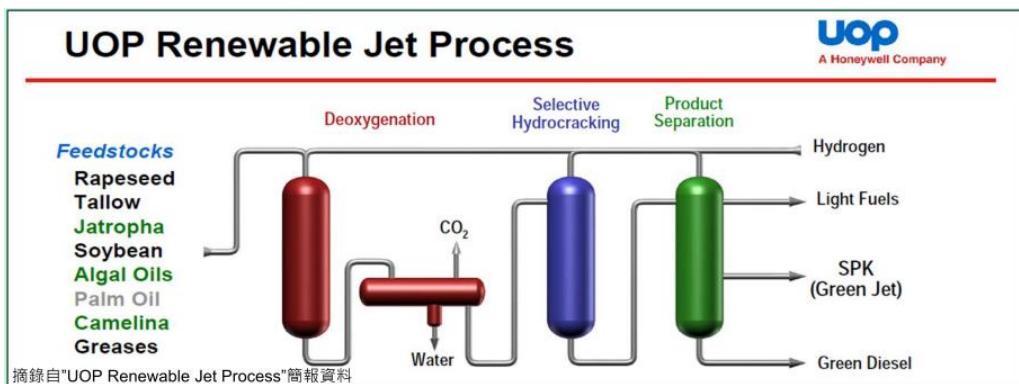


圖 3 UOP 的生質航空燃油製程

3.4 生質燃料添加於航空生質燃油之國內外研究

各式各樣的生質燃料添加於航空燃油的測試與研究一直不斷的持續被驗證出來。例如添加生質柴油同樣是一個新興的領域。使用生質柴油於商業及軍事飛行器的研究不多，Habib et al.^[14] 測試廢食用油及植物與動物油脂所製的生質柴油混合入最多 30%體積比的 JET- A 中進行氣渦輪引擎測試，其發現隨著生質柴油添加，NO_x 排放濃度亦跟著減少。於相同輸出功率要求下，純 JET-A 與混合 20%生質柴油以下的 JET-A 輸出功率無差異。因此，生質柴油無明顯的減低效率情況。生質柴油與航空燃油(JET-A)混合後顯示有相當大的潛力，主要其減少污染排放而無降低淨驅動力^[14]。在引擎熱效率的操作上，比較 JET-A 和大豆生質柴油亦無明顯的差異性^[15]。Chuck and Donnelly^[16] 依據標準規格方式測試從永續資源獲得的 9 種潛在生質燃料衍生物(n-butanol, n-hexanol, butyl levulinate, butyl butyrate, ethyl octanoate, methyl linolenate, farnesene, ethyl cyclohexane and limonene)其與 Jet A-1 航空煤油的相容性。其中只有檸檬精油(limonene)的混合完全符合替代航空燃料的所有要求規格，而丁酸丁酯(butyl butyrate)與辛酸乙酯(ethyl octanoate) 除了其降低能量密度之外是可接受的。

3.5 生質燃料於航空燃油添加上的溫室氣體及成本效益

生質物裂解油生產中每一過程均需使用到石化燃料，而石化燃料能源燃燒替代率及油品摻配比率更直接影響溫室氣體減量成效，因此其過程當中的能量投入及產出亦會直接影響溫室氣體的排放估算量，藉此分析可獲得生質能源工廠的能源使用量資訊與溫室氣體排放關聯。同時最適化規模經濟或產量，亦會牽涉到成本效益，能源油品的消費習慣亦會對能源成本產生影響，包含生產內部成本、生產外部成本等，同時消費法令制度、經濟誘因、獎勵措施、租稅減免、補貼政策等均同樣會影響能源使用及後續的溫室氣體排放與減碳規模。

商業航空是全球的生意，現在大約有 15,750 個航空器使用單一燃料產品，來自於石化燃料，其對全球的碳排放貢獻度大約 2-3%^[16]。Han et al.^[18]以生質燃料為基礎的航空燃料，包含從不同油仔獲得的氫化可再生噴射燃油(hydroprocessed renewable jet, HRJ)、從玉米葉梗及混合媒及玉米葉梗獲得的 Fischer-Tropsch (FT) 噴射燃油(FTJ)、從玉米葉梗熱裂解獲得的熱裂解噴射燃油(pyrolysis jet, PJ)與石化噴射燃油進行溫室氣體(GHG)減量的生命週期分析(Well-to-wake, WTWa)。其利用生命週期分析技術評估新穎熱裂解產製油品，推估其應用於市場取代石化燃料後之溫室氣體(CO₂、NO_x)減量效益，隨後並針對生質裂解油生命週期製程的能源投入及產出及最適規模經濟成本進行估算。與石化噴射燃油相比，HRJ 的 GHG 減量為 41-63%，PJ 為 68-76%，從玉米葉梗獲得的 FTJ 則為 89%。GHG 排放主要來源是在於原料的成長與蒐集階段所使用的肥料與 N₂O 的排放，遠大於製造階段。美國聯邦航空管理局(FAA)提出到 2018 年時美國航空工業使用消耗可再生噴射燃料需達每年一百萬加侖。將三酸甘油酯轉化成柴油及航空燃油，氫化酯及脂肪酸(hydroprocessed esters and fatty acids, HEFA)已經是一個非常商業化的程序。Winchester et al.^[19]針對為達此目標而使用從 HEFA 的可再生燃料進行經濟成本與 GHG 排放的衝擊評估。因目標量小於整體航空用油量的 2% 以下，因此對平均航空用油價格及排放衝擊只有極小的影響。但如果原料使用大豆油，為符合 2020 年的需求量，其生產成本高達每加侖美金 2.69 元。但如果改為利用休耕時輪種植油籽作物，其成本馬上降為每加侖美金 0.35 元。Pearlson et al.^[20]針對單元操作及輔助設施，使用 Aspen Plus 模擬生物精煉材料及能量平衡。並使用折現收益率經濟模式

作為敏感度分析。估算的價格介於 HEFA 產量在 378 MMLyr⁻¹ 時的 \$1.00 L⁻¹ 到 116 MML yr⁻¹ 時的 \$1.16 L⁻¹。原料成本是燃料成本中最重要的部分，其他如設施規模、融資、產能利用率等也是影響成本的因子。因此成本與原料來源是非常息息相關的。因此如何篩選出適合台灣使用與製造的進口或本土原料關係到此產業的成敗。

四、結論

生質燃料的發展，除考量技術成熟度、減碳與經濟成本外，尚需考量許多額外因素。例如，以台灣發展 B2 生質柴油經驗來說，經濟部能源局於 2014 年 5 月 5 日公告修正「石油煉製業與輸入業銷售國內車用柴油摻配酯類之比率實施期程範圍及方式」，不再強制石油煉製業及輸入業於車用柴油中添加 2% 生質柴油。主因是 2013 年全台陸續發生疑似使用 B2 生質柴油導致油路堵塞、熄火問題的事件，依據調查發現 B2 生質柴油含硫量僅 10ppm(依據環保署規範)，無法抑制柴油的細菌孳生，造成微生物過量累積。因此，經濟部將成立專案計畫儘速進行相關問題之釐清並提出解決對策，作為後續推動生質能之參考^[21]。因此推動生質燃料政策仍需要非常多外在因素與環境能源政策法令的配合才能順利推動。而隨著未來添加生質航空燃油市場需求量越來越大，此產值亦將隨之提升。因此台灣急需要有相關本土技術的開發與投入，避免未來在航空油市場從出口轉轉成需大量進口航空生質燃油的不利情境。

參考文獻

1. 謝哲隆，“台灣生質能技術發展現況與展望”，桃園縣大學院校產業環保技術服務團環保簡訊，第 16 期，9 月 14 日，2012。[\(<http://setsg.ev.ncu.edu.tw/Default.aspx?TabId=510>\)](http://setsg.ev.ncu.edu.tw/Default.aspx?TabId=510)
- 2.BioEnergyToday 網站，網址：BioEnergyToday.net。
- 3.網址：http://www.alglas.com/jet_fuel.htm。
- 4.Wilson GR, Edwards T, Corporan W, Freerks RL. Certification of Alternative Aviation Fuels

- and Blend Components. *Energy Fuels*, 27(2), 962-966, 2013.
5. Shie JL, Lin JP, Chang CY, Wu CH, Shih SM, Lee DJ. Pyrolysis of Oil Sludge with Additives of Catalytic Solid Wastes. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 71(2), 695-707, 2004.
6. Shie JL, Chang CY, Lin JP, Wu CH, Lee DJ, Chang CF. Oxidative Thermal Treatment of Oil Sludge at Low Heating Rates. *Energy & Fuels*, 18(5), 1272-1281, 2004.
7. Gupta KK, Rehman A, Sarviya RM. Bio-fuels for the gas turbine: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14, 2496-2955, 2010.
8. Juste GL, Monfort JJS. Preliminary Test on Combustion of Wood Derived Fast Pyrolysis Oils in a Gas Turbine Combustor. *Biomass and Bioenergy*, 19, 119 – 28, 2000.
9. Pier JR. Comparisons of Bio-fuels in High Speed Turbine Locomotives: Emissions, Energy Use and Cost. In: Transportation research board annual meeting; 1999.
10. Tekin K, Karagöz S. Non-catalytic and Catalytic Hydrothermal Liquefaction of Biomass. *Res Chem Intermed*, 39, 485 – 498, 2013.
11. Onwudili JA, Williams PT. Hydrothermal Gasification and Oxidation as Effective Flameless Conversion Technologies for Organic Wastes. *Journal of the Energy Institute*, 81, 102-109, 2008.
12. Chiaramontia D, Oasmaab A, Solantausta Y. Power Generation Using Fast Pyrolysis Liquids from Biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 11, 1056 – 86, 2007.
13. Bouchera ME, Chaalab A, Roy C. Bio-oils Obtained by Vacuum Pyrolysis of Softwood Bark as a Liquid Fuel for Gas Turbines. Part I: Properties of Bio-oil and Its Blends with Methanol and a Pyrolytic Aqueous Phase. *Biomass and Bioenergy*, 19, 337 – 50, 2000.
14. Habib Z, Parthasarathy RK, Gollahalli S. Performance and Emission Characteristics of Bio-fuel in a Small-scale Gas Turbine Engine. *Applied Energy*, 87, 1701 – 9, 2009.
15. Lopp D, Slanlq D. Soya-diesel Blends Use in Aviation Turbine Engines. *Aviation Technology Department, Purdue University*; 1995.
16. Chuck CJ, Donnelly J. The Compatibility of Potential Bioderived Fuels with Jet A-1 Aviation Kerosene. *Applied Energy*, 118, 83-91, 2014.
17. Blakey S, Rye L, Wilson CW. Aviation Gas Turbine Alternative Fuels: A Review.

58 生質物熱解液化轉製航空生質燃料用油技術

- Proceedings of the Combustion Institute, 33(2), 2863-85, 2011.
- 18.Han J, Elgowainy A, Cai H, Wang MQ. Life-cycle Analysis of Bio-based Aviation Fuels. *Bioresource Technology*, 150, 447-56, 2013.
- 19.Winchester N, McConnachie D, Wollersheim C, Waitz IA. Economic and Emissions Impacts of Renewable Fuels for Aviation in the US. *Transportation Research Part A:Policy and Practice*, 58, 116-28, 2013.
- 20.Pearlson M, Wollersheim C, Hileman J. A Techno-economic Review of Hydroprocessed Renewable Esters and Fatty Acids for Jet Fuel Production. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 7(1), 89-96, 2013.
- 21.經濟部能源局網站，網址：<http://web3.moeaboe.gov.tw/ECW/populace/home/Home.aspx>。

廢棄物及資源化

熱泵乾燥機結合狹點技術用於污泥乾燥 效益評估

段紀義^{*}、陳庭堅^{**}

摘要

廢水污泥使用機械脫水得到的脫水污泥，雖含水減少但仍有有機物等物質，在儲存及清運時易發臭引起環境污染問題。而使用藥劑除臭滅蟲也會造成二次污染，所以脫水污泥仍有進一步乾燥除水的必要。本研究針對板框脫水污泥，以批次操作使用循環空氣乾燥機乾燥，含水率由 68% 降至 30%。研究模擬三個案例：案例 C1 為傳統循環空氣乾燥機，使用鍋爐蒸氣與冰水機製作熱水與冰水提供污泥乾燥用。案例 C2 探討熱泵取代鍋爐蒸氣與冰水機的可行性。案例 C3 結合熱泵與狹點技術改善能源使用效益。結果顯示 C3 效益最好，熱泵可完全取代鍋爐蒸氣與冰水機，狹點溫度亦由 18 °C 降至 1.3 °C，能源使用效益達最佳化；與 C1 比較，CO₂ 排放量全年減少 12,522 kg-CO₂，投資設備亦在 6.1 年可完全回收。

【關鍵字】污泥乾燥、節能減碳、熱泵、廢熱回收

^{*}新加坡商傑樂生技股份有限公司 台灣分公司 技術經理

^{**}國立屏東科技大學 環境工程與科學系 教授

一、前　言

污泥是廢水處理過程中最終產出的固體物，含有有機物質，重金屬、致病菌和寄生蟲等成分。在空氣中暴露，儲存及清運時均容易發臭引起環境污染問題，並會招來蚊蟲蒼蠅，而使用藥劑除臭及滅蟲也會造成二次污染。近幾年國內經濟成長及環保法規加嚴，使廢水處理量亦增加，污泥產出量相對也增多。依據環保署統計民國 100 年國內污泥清運量總計 2,767,547 公噸，其中有害污泥清運量約 16.31%、一般污泥清運量約 66.49%、再利用污泥清運量約 17.20%^[1]。污泥處理的目地為減量化、穩定化、無害化及資源化，一般從廢水處理廠排出污泥需先經機械方式脫水處理，常見污泥脫水機有帶式壓濾脫水機、板框式壓濾脫水機及離心式脫水機等，脫水後污泥的含水率為 60-80%^[2]。1980 年代末污泥熱乾燥技術已成功應用在歐美等國家，一般採用加熱蒸發方法使含水率降至 10-50%。乾燥後污泥體積減少 4-5 倍，產品無臭且無病原體，微生物和病菌也減少；除方便污泥的存儲、運輸和利用外，亦可用作肥料、土壤改良劑以及替代能源等^[3]。

循環空氣乾燥機為一個密閉系統，空氣循環可使汙泥蒸發出的異味不至外散造成環境問題。傳統乾燥設備的熱源還是以使用火力或電力乾燥為主，其中 25% 使用瓦斯，25% 燃油，30% 電力(及電熱管、遠紅外線等)，15% 超導電磁電熱器，5% 其他方式(如木材屑等)^[4]。而火力(瓦斯、重油或柴油)成本高，亦有火災等風險，完全燃燒時有溫室氣體(CO₂)問題，不完全燃燒時有粉塵及 CO 問題。電力乾燥(電熱管或紅外線)耗電，使成本增加^[5]。因此需要有低成本、省能，又兼顧環境安全地乾燥機。

熱泵(heat pump)利用冷媒冷凝及蒸發的特性可製作熱水及冰水，運用在乾燥機可取代鍋爐蒸氣及冰水機的功能，預期此熱泵乾燥機除可節省能源使用，降低生產、操作成本。因無燃燒亦無火災等風險，更可減少 CO₂ 排放減少溫室效應的危害^[6]。雖然使用熱泵目的為降低能源耗用，但能源仍需整合以達到最適化使用狀況。狹點技術(pinch technology)可調整能源利用達到最適化目標，是提高能源使用效率的最佳方法之一^[7]。狹點技術主要為分析由各製程設備所收集的能耗數據及狀況，然後製作能源傳送及使用的熱交換網路，經由網路可瞭解各熱交換系統能源使用效率，

整合各能源使用網路系統後，進行部分製程或能源傳遞路線的修改，以達成能源使用最適化及節能的目的。

本研究使用循環空氣乾燥機，以批次操作方式乾燥廢水處理場產出的脫水污泥，探討使用熱泵取代乾燥機的鍋爐蒸氣及冰水機的可行性，並用狹點技術調整及確認設備達到最適化能源需求。研究模擬三個案例：案例 C1 為傳統循環空氣乾燥機，使用鍋爐蒸氣與冰水機製作熱水與冰水提供污泥乾燥用；案例 C2 探討使用熱泵取代蒸氣與冰水機製作熱水與冰水的可行性，案例 C3 結合熱泵與狹點技術進行能源使用效益改善。最後對 3 個案例除進行使用效益評估外，亦探討各案例對溫室氣體排放改善結果。

二、材料與方法

2.1 污泥乾燥

傳統污泥乾燥法係使用熱能蒸發污泥內水份，污泥在恆溫下受熱乾燥時，自由水份自固體內部供給至污泥表面，以補足表面蒸發水份，乾燥速率保持恆定，此時期稱為恆速乾燥期。然後污泥顆粒表面蒸發速率大於內部供給至表面的速率時，造成乾燥速率下降，此時期為第一減速期。最後污泥的水份變成自表面以下蒸發，由於質傳與熱傳均需透過一層逐漸加厚的半乾固體，因此蒸發速率也逐漸下降，直至為零，此時期所移除的為表面水，稱為第二減速期。其他未被移除的水份，以化學鍵結在固體顆粒上為化學結合水。如為脫水後的污泥濾餅進行乾燥，自由水與間隙水均已被移除，故開始的重量變化曲線會從第一減速期開始^[8]。

污泥乾燥法最常用者為曬乾床法，優點為能源支出極小，但缺點為佔地大，陰雨天無法使用，且有二次空氣污染問題。其他使用的設備(及其對應熱源)一般分為熱風直接加熱式、熱風傳導加熱式、輻射乾燥、除濕式乾燥及低溫冷凍乾燥。其中又以熱風加熱方式使用最為普遍^[9]。主要利用燃燒裝置，例如乾燥設備提供熱風和煙氣，在高溫作用下蒸發污泥中水分。其中熱風加熱可藉由蒸氣或電熱產生，一般最常用蒸氣，可使污泥的含固率從 25% 提高至 85 ~ 95%^[3]。近來環保意識抬頭，工

廠空間受限，有愈來愈多的業者改使用其他機械乾燥方式，唯受限能源費用，目前仍尚未普及。

2.2 热泵

熱泵主要用途在熱能移送，可將相對低溫處的熱能藉由熱泵作用後送至相對高溫的地方；操作原理及設備與冷氣機或冰水機相同，但功能目的不同。工業界使用熱泵基本方法(或配置)如圖 1 所示，此為水對水型熱泵系統，冷媒至蒸發器吸收循環冰水熱能後蒸發成氣態(D→A)，並使冰水溫度降低，可供應工廠製程冰水使用或吸收工廠排放出廢熱。冷媒離開蒸發器後經由壓縮機壓縮(A→B)成高溫高壓氣體，再利用水冷方式在冷凝器使冷媒放出熱能(B→C)而冷凝，此放熱可提升循環熱水溫度供製程使用。最後冷媒經膨脹器釋放壓力(C→D)降溫回復到原始狀態，如此冷媒可重複使用^[10]。而運用熱泵冷凝器放熱與蒸發器吸熱的功能，可直接取代乾燥機外部鍋爐蒸氣及冰水機的功能，而達成製作熱水及冰水的目的。

一般熱泵能源效率使用 COP 值(coefficients of performance，輸入每單位的消耗功率所能產出能量數值)作為判斷依據。COP 值可使用方程式(1)計算，在合理規劃使用下熱泵在放熱製作熱水部份 COP 值大於 3.0。此即表示輸入 1kW 的能量給熱泵，可達到輸出最少 3kW 熱能的效果，比傳統電力、瓦斯、柴油等熱水加熱系統更節省能源。如再運用熱泵吸收廠內廢熱製作冰水功能後，則整體熱泵 COP 值可高達 5.5 以上^[11]。並可連續、穩定使用，不會類似太陽能受到日、夜與氣候等因素影響而暫停使用。

$$COP = W/E \quad \dots \quad (1)$$

式中 COP 為熱泵性能係數，W 與 E 分別為設備輸出與輸入的能量(kW/Kw)。圖 1 中只考慮熱泵冷媒在蒸發器吸熱作用時，此即為冷氣機或冰水機；除用於降溫及製冰水外，另運用在超市作空氣除濕機用時 COP 值可達 4.2^[12]，運用在海水淡化製程使蒸發海水冷凝時 COP 值可達 3.0^[13]，及運用在食品廠乾燥食品時 COP 值可

達 1.85^[14]。相反，只強調熱泵冷媒在冷凝器放熱功能時，此即為一般熱泵熱水器；如用在建築物地板加熱時 COP 值可達 3.75^[15]、用於食品廠廢熱回收再利用時 COP 值可達 2.36^[16]。而同時運用熱泵蒸發器及冷凝器功能時，熱泵 COP 值可達最大；如 Rajapaksha 及 Suen^[17]於製程評估使用 R134a 及 R407C 不同冷媒時，整體 COP 值可分別達到 5.96 及 6.48。

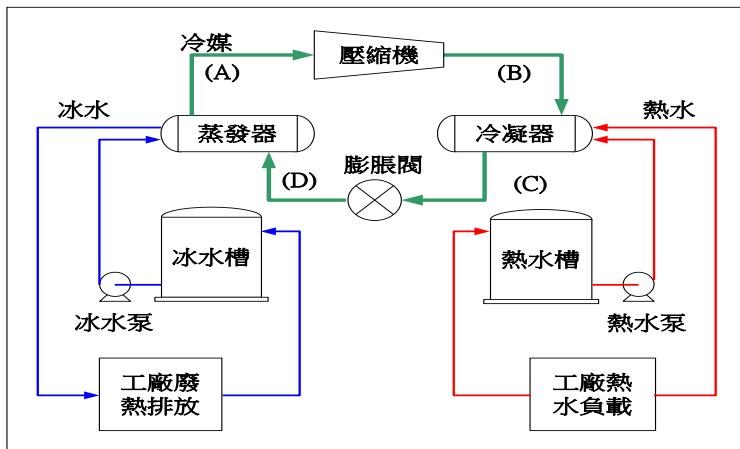


圖 1 熱泵使用流程示意圖

工業上應用均涉及複雜的理論及計算，但實務上可更廣泛使用在一些簡單組合上，只要將熱泵吸熱與放熱間達到平衡，即可使熱泵發揮最大效益，亦可達到降低成本及節能減碳最大的功效。

2.3 狹點技術

在 1980 年代 Linnhoff^[18]等即提出熱交換網路的狹點溫度(pinch point)概念並運用在一些獨立的製程上，Linnhoff and Hindmarsh^[19]亦運用狹點技術進行熱交換器網路設計。Linnhoff 及 Ahmad^[20]與 Ahmad 等^[21]也發展出含有目標總成本(total cost target)及區塊分解(block decomposition)的總複合曲線(grand composite curve, GCC)狹點技術理論。接著，又建立熱交換網路(heat exchanger network, HEN)改善觀念在製程狹點(Tjoe and Linnhoff^[22])、網路狹點(Asante and Zhu^[23])，及更多用途

(Salama^[24])。

狹點技術又稱為製程整合技術，亦是網路設計方法並已使用在工廠運作；主要運用熱力學第二定律進行製程整合以改善資源利用方式。各種製程均可使用此方法評估最佳熱能回收量和定出達成此回收量的熱交換器安排配置。理論而言，在設定區域範圍內收集製程各項設備能耗狀況及數據，將放熱設備與吸熱設備進行匹配熱交換時，分析並製作能源傳送及使用的熱交換網路，將所有放熱設備在溫度-熱焓圖上合併行成一條熱流組合曲線，所有吸熱設備合併成一條冷流組合曲線。經由網路瞭解各熱交換系統使用效率，然後整合各能源使用網路系統進行部分製程或能源傳遞路線的修改，可將工廠能源利用調整達到最適化目標，是提高能源使用效率的最佳方法之一^[25]。

狹點技術使用時為使能源利用效率能達到最適化狀況，應遵循三項原則：能源利用不可穿過狹點、在狹點上方不可使用冷卻設備及在狹點下方不可使用加熱設備。在整體製程最大能源利用設計時亦應注意將能源使用區隔成狹點上、下不同區域分別處理，並由狹點附近開始向外展開設計。而狹點技術的應用可清楚定義不可避免和可避免的能量損失目標值，此亦可用於能源監控部分。在製程整合研究方面，狹點技術是一個成熟但仍在持續研究利用的方法^[26]。

三、研究案例及模擬結果

研究案例探討常用的批次操作循環空氣乾燥機，此系統為密閉設計，循環空氣再利用，可避免污泥乾燥過程產出的異味造成環保問題。待處理污泥為經板框過濾後的污泥濾餅(含水率 68%)，操作時將污泥桶中裝入 850kg 污泥餅後，啟動設備，循環空氣經冷卻器降溫至 20°C 使相對濕度達到飽和(100%)，空氣中水氣會因飽和結露去除使絕對溼度降至 $0.0147 \text{ kg-H}_2\text{O/kg-dry air}$ 。然後循環空氣再加熱至 65°C，空氣中的絕對濕度雖然不變，但相對濕度會降至 9.34 % 成為乾燥空氣。將此乾燥空氣通過污泥桶後吸收污泥中的水份，在恆速乾燥期空氣的相對濕度增加到 60.29%，溫度亦下降至 38°C。將此空氣再降溫至 20°C 回復到原來空氣狀態後可循環再利用。

循環空氣乾燥機降溫所使用的冰水(進、出口為 7°C、12°C)與加熱使用的熱水(進、出口為 70°C、65°C)均分別由外部供應。系統經過 20 小時循環空氣操作後，最終污泥含水率可下降至 30% 達到污泥乾燥的目的。

研究同時結合熱泵與循環空氣乾燥機以降低污泥中含水率，並利用狹點技術建構循環空氣乾燥機製程的 HEN 網路，確認製程狹點溫度達到最適能源需求。研究模擬三個循環空氣乾燥機降低污泥中含水率的製程案例，案例 C1 為使用鍋爐蒸氣與冰水機製作熱水與冰水提供循環空氣乾燥機降低污泥中含水率，案例 C2 探討使用熱泵取代鍋爐蒸氣與冰水機製作熱水與冰水的可行性，案例 C3 在乾燥機使用熱泵結合狹點技術乾燥污泥。而狹點技術模擬溫度對應熱能圖數據是使用 Kemp^[26]所開發軟體計算；各個案例的計算結果列於表 1 內。

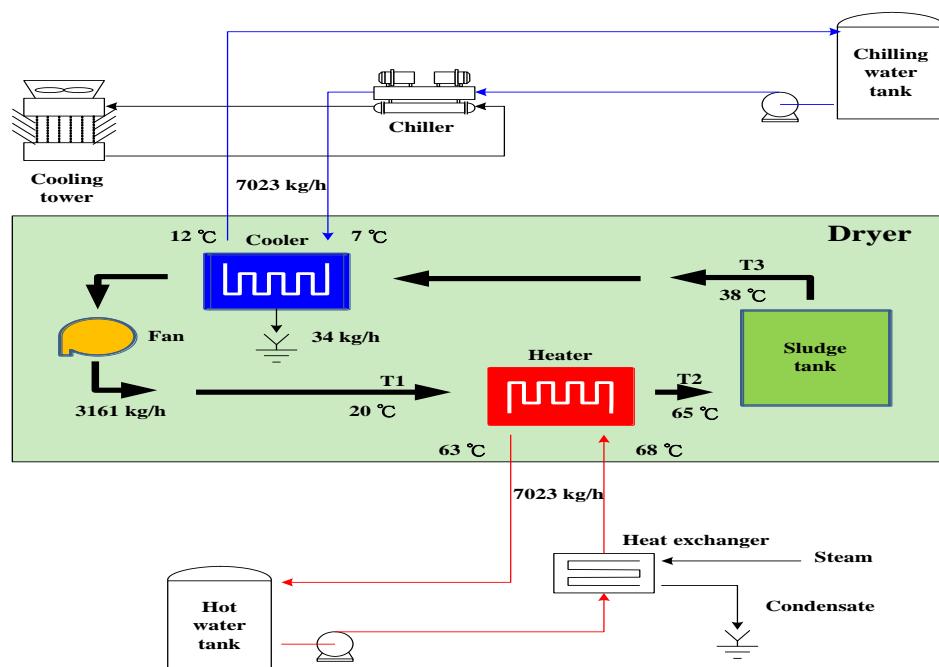


圖 2 傳統熱風乾燥機流程示意圖(案例 C1)

3.1 使用蒸氣與冰水機製作熱水與冰水(案例 C1)

圖 2 為傳統熱風乾燥機系統流程圖(案例 C1)。如圖 2 所示，乾燥機使用外部熱源(5kg/cm^2 飽和蒸氣)在加熱器提供熱能製作熱水，及使用冰水機(COP 為 4，使用電力 10.2kWh) 在冷卻器移除熱量製作冰水。在恆速乾燥期， 83kg/h 蒸氣冷凝放出熱量 40.8kWh ，可將 $7,023\text{kg/h}$ 循環熱水由 65°C 加熱到 70°C ，而冰水機所移除熱量 40.8kWh ，亦可使 $7,023\text{kg/h}$ 冰水溫度由 12°C 下降至 7°C 。乾燥機內循環空氣量為 $3,161\text{kg/h}$ ，在恆速乾燥期每小時可移除水量為 34 kg/h 。

3.2 使用熱泵取代蒸氣與冰水機製作熱水與冰水 (案例 C2)

圖 3 為一般熱泵乾燥器流程圖(案例 C2)。循環空氣乾燥機的操作條件與案例 C1 相同，但提供熱能的蒸氣及移除熱能使用的冰水機完全由熱泵取代。熱泵同時具有製作熱水及冰水的能力，可完全取代蒸氣及冰水機的作用在乾燥機降低污泥中含水率。

圖 3 中所使用的熱泵在製冷處及製熱處的 COP 分別為 2.5 及 3.5。乾燥機所需的冰水，使用熱泵製作電力需求為 $16.3\text{kWh}(=40.8/2.5)$ ，相對熱泵可放出 $57.2\text{kWh}(=16.3 \times 3.5)$ 熱量。此處共計可使 $9,832\text{kg/h}$ 热水由 65°C 提升至 70°C 。扣除乾燥機所需 $7,023\text{kg/h}$ 热水後，另可供應其他製程設備 $2,809\text{kg/h}$ 热水使用。本案中熱泵電力需求以配合乾燥機冰水製作所需為主，而所有熱泵產出的熱水均附帶產出，可視為免費供應。

圖 4 為乾燥機溫度對應熱能圖(案例 C1 及 C2)。C1 與 C2 兩個案例，基本上乾燥機部分完全相同，僅是外部供應及移除熱能所使用設備不同，所以導入狹點技術評估乾燥機系統的溫度對應熱能圖均是相同。圖 4 中實線與虛線分別代表熱(H, C_{1/C2})及冷(C, C_{1/C2})流體。分析結果顯示外部熱源負載($Q_{H, C1/C2}$)與外部冷卻負載($Q_{C, C1/C2}$)均為 40.8 kWh 、冷、熱流體線完全沒有重疊及狹點溫度($\Delta T_{C1/C2}$)為 18 K 。由狹點溫度的顯熱溫差大，表示系統內熱能未完全回收有熱損失。另外，冷、熱流體線完全沒有重疊，亦表示系統內由熱流體放出的熱能相對於冷流體是完全沒有回收，所以此乾燥機內部應仍有使用熱交換器回收熱能的空間。

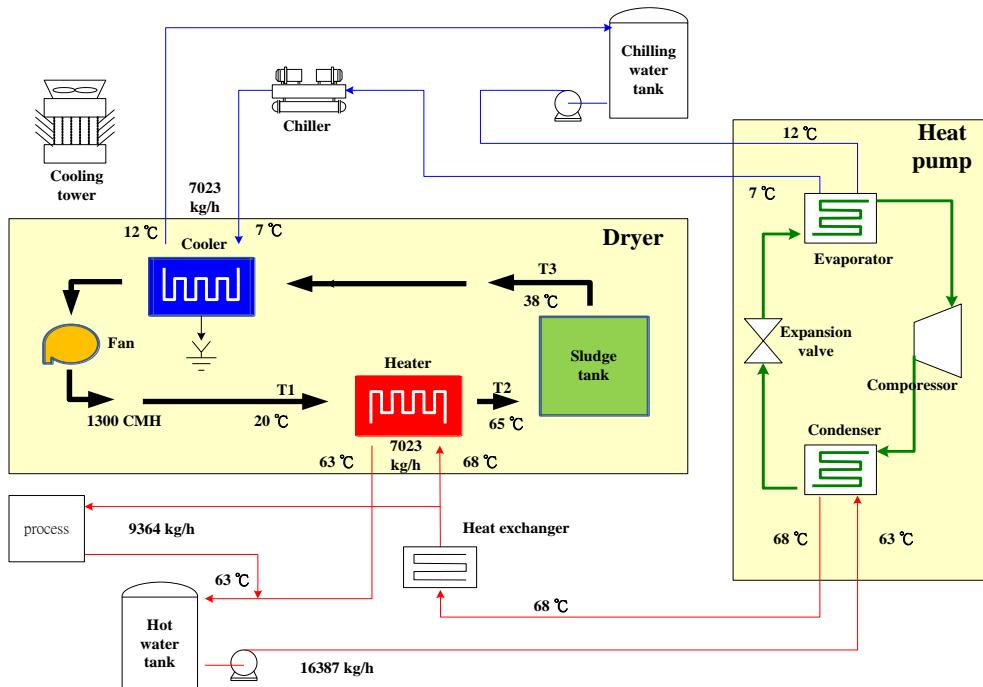


圖 3 一般熱泵乾燥機流程圖(案例 C2)

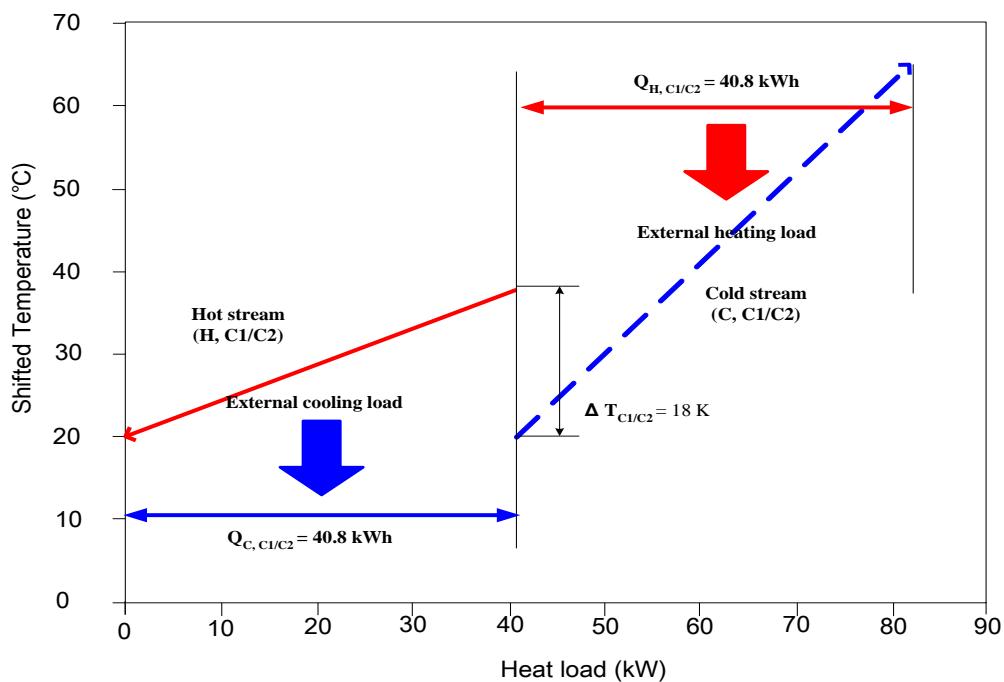


圖 4 乾燥機溫度對應熱能圖(案例 C1 及 C2)

3.3 改良乾燥機以提高熱能使用效率(案例 C3)

圖 5 為改良乾燥機流程圖(案例 C3)。由圖 4 顯示案例 C1 及 C2 乾燥機內並無熱能回收再利用，而狹點溫差又顯示有回收空間。經狹點技術分析後，分別在通過污泥桶及冷卻器的循環空氣管線上各設置一組熱交換器，利用循環水回收污泥桶後空氣的熱能，然後將此熱能輸送到冷凝器空氣出口，並加熱降溫後的空氣。此部分對於通過污泥桶後的空氣有預冷效果，空氣可降至 29.8°C。此處移出的熱量用於冷卻器後的空氣亦有預熱的功用，可將低溫空氣升溫至 28.5°C。循環水流流量為 5,107kg/h，循環溫度分別為 29.8°C 及 28.5°C。所使用的熱泵在製冷處及製熱處的 COP 亦為 2.5 及 3.5，因乾燥機冰水需求下降，所以熱泵使用電力降為 13.2kWh($=33.1/2.5$)，熱泵放出熱量亦下降為 46.2kWh($=13.2 \times 3.5$)。總計可使 7,973kg/h 熱水由 65°C 提升至 70°C。扣除乾燥機所需 5,695kg/h 熱水後，另可供應其他製程設備 2,278kg/h 熱水使用。

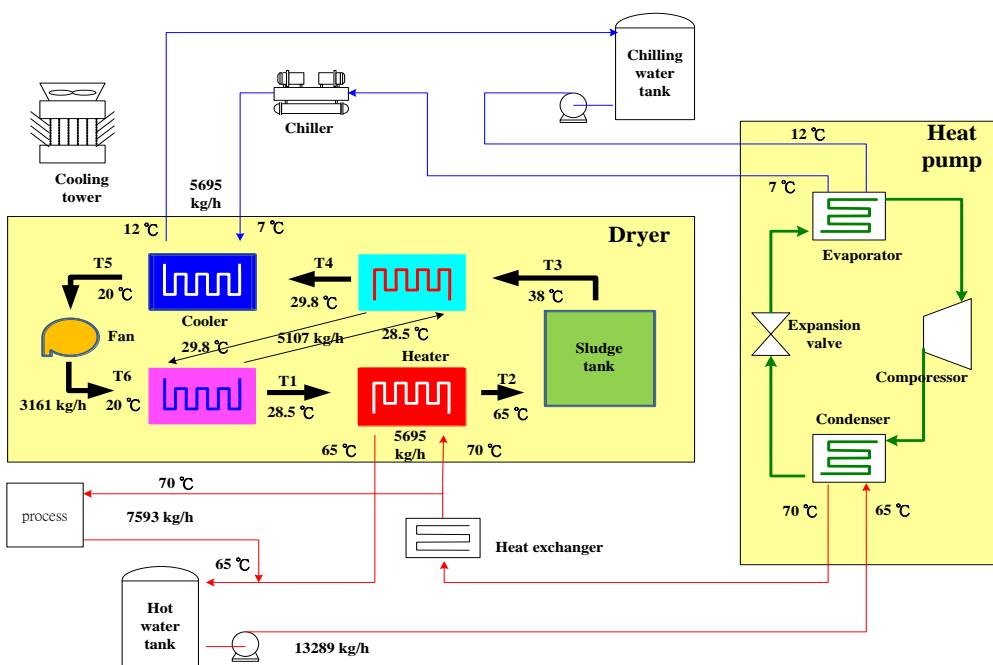


圖 5 改良乾燥機流程圖(案例 C3)

圖 6 為改良乾燥機溫度對應熱能圖(案例 C3)。與圖 4 中 C1 與 C2 兩個案例不同處，在於乾燥機內部分別設置預冷及預熱的熱能回收熱交換器，在總熱需求不變的條件下，其中經由兩個熱交換器可回收熱能($Q_{R, C3}$)7.7kWh 使用，所以乾燥機熱能需求及移除均降為 33.1kWh。狹點溫度(ΔT_{C3})亦因此降至 1.3K。

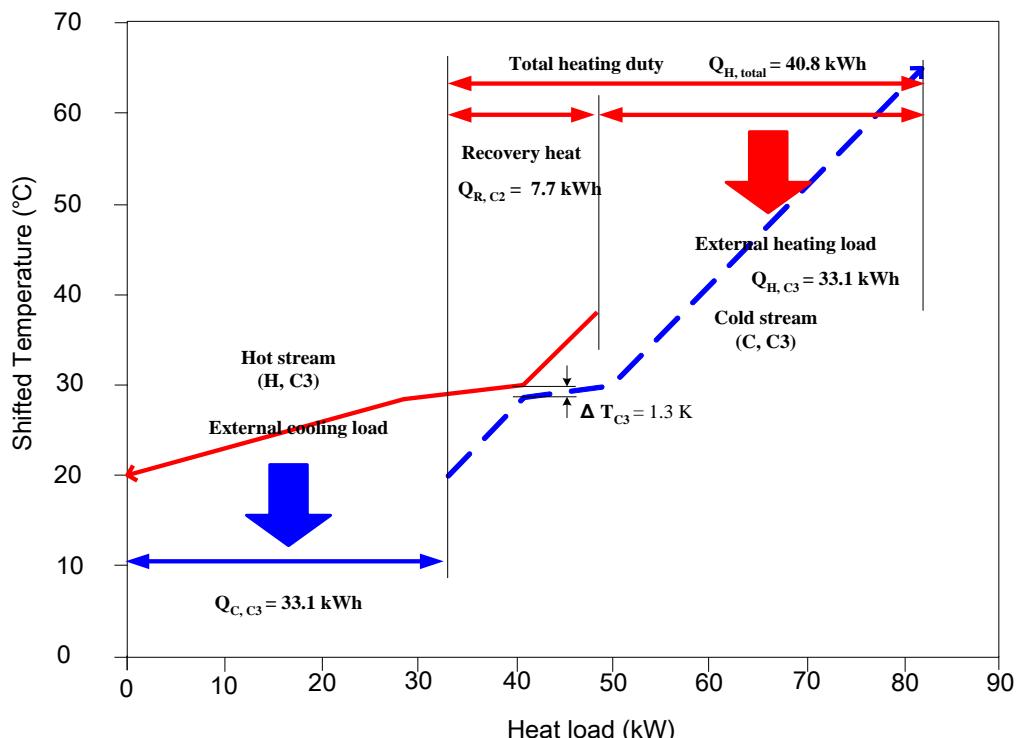


圖 6 改良乾燥機溫度對應熱能圖(案例 C3)

四、結果與討論

4.1 各模擬案例效益評估

表 1 為各模擬案例恆速乾燥期操作數據，結果顯示案例 C1 傳統循環空氣乾燥機，乾燥系統所需及移除的熱能均為 40.8kWh，此熱能由外部蒸氣及冰水機分別提

70 热泵乾燥機結合狹點技術用於污泥乾燥效益評估

供，共計蒸氣使用 83kg/h ($=6.4\text{L/h}$)及冰水機電力耗用 10.2kWh (COP=4)。案例 C2 中乾燥機操作條件與案例 C1 相同，但使用熱泵取代蒸氣與冰水機提供熱能及移除熱能，熱泵電力需求為 16.3kWh ，熱泵吸熱為 40.8kWh (製冷 COP=2.5)製作冰水，可完全供乾燥機移除熱能使用。熱泵放熱為 57.2kWh (製熱 COP=3.5)，總製作熱水 $9,832\text{kg/h}$ ，扣除乾燥所需 $7,023\text{kg/h}$ 後，仍有 $2,809\text{kg/h}$ 熱水可供應其他製程設備需求使用。案例 C3 為結合熱泵及狹點技術以提高能源使用效益，熱泵的效果與案例 C2 相同。但使用狹點技術評估回收廢能源再利用後，狹點溫度可由 18K (C1/C2)降至 1.3K (C3)。乾燥機需移除的熱能降為 33.1kWh ，熱泵電力需求亦降為 13.2kWh 。相對熱泵放熱製作的熱水減為 $7,973\text{kg/h}$ ，扣除乾燥用 $5,695\text{kg/h}$ 後，供應製程其他熱水使用量亦減為 $2,278\text{kg/h}$ 。

表 1 各模擬案例恆速乾燥期操作數據

項目	單位	C1	C2	C3
熱水用量	kg/h	7,023	9,832	7,973
乾燥器	kg/h	7,023	7,023	5,695
其他製程	kg/h	0	2,809	2,278
熱能需求， Q_H	kWh	40.8	57.2	46.4
冰水用量	kg/h	7,023	7,023	5,695
移除熱能， Q_C	kWh	40.8	40.8	33.1
回收熱能， Q_R	kWh	0	0	7.7
狹點溫度， ΔT_{pinch}	K	18	18	1.3
冰水機 / 热泵的效能，COP		4	2.5	2.5
電力需求， W_{EP}	kWh	10.2	16.3	13.2
鍋爐蒸氣需求 ^a	kg/h	83	0	0
燃料油用量需求	L/h	6.4	0	0

表 2 為各模擬案例成本效益評估。本系統為批次操作，每日操作一批操作時間 20hr ，每批操作時先將污泥桶裝入 850kg 的污泥，乾燥前污泥含水率為 68% ，經乾燥操作後，污泥含水率降為 30% (389kg)，共可移除污泥中水量 461kg 。污泥最終處理費用為 $2,800\text{NT\$/ton}$ ，每批操作後可節省 $1,292\text{NT\$} (=0.461 \times 2,800)$ ，每年污泥處

理費用可降低 426,360NT\$(每年以 330 天計)。操作成本計算，操作數據以恆速乾燥期操作數據推估得到的全程操作數據，主要因設備未保溫及保冷，造成減速期操作數據受外界影響較大，所以各案例中數據統計均忽略減速期操作數據。

表 2 各模擬案例成本效益評估^a

項目	單位	C1	C2	C3
移除水量 ^b	kg/批		461	
污泥處理節省成本 ^b	NT\$/y		426,360	
投資費用	NT\$	550,000	950,000	1,000,000
乾燥設備成本	NT\$	350,000	350,000	350,000
熱泵購置成本	NT\$	---	500,000	500,000
工程費用	NT\$	200,000	100,000	150,000
操作成本	NT\$/y	1,044,120	322,740	261,360
加熱部份	NT\$/y	842,160	---	---
燃料油需求	L/h	6.38	---	---
燃料油單價	NT\$/kL	20,000	---	---
冷卻部份	NT\$/y	201,960	322,740	261,360
電力需求， W_{EP}	kWh	10	16	13
單位電價	NT\$/kW		3	
水移除操作成本	NT\$/kg	2,263	699	566
節省成本	NT\$/y	-617,760	103,620	165,000
回收年限	years	---	9.2	6.1

^a 操作時間以每年 330 天、每天操作一批及每批操作 20 小時計

^b 移除水量為實測值，但全程數據以恆速期操作數據推估得到，忽略減速期操作數據

案例 C1 因外部熱源使用的蒸氣由燃料油在鍋爐燃燒產生，每年燃油成本 842,160NT\$；另使用冰水機製作冰水移除熱能，每年電力成本為 201,960NT\$，所

以整體能源成本為 1,044,120NT\$，明顯 C1 操作成本已高出節省費用，所以並不適用。案例 C2 使用熱泵取代蒸氣及冰水機提供及移除乾燥機熱能後，雖然電力需求增加，但熱能可免費提供，所以整體操作成本下降至 332,740NT\$，污泥中移除 1 kg 的水操作成本為 699NT\$。與污泥處理降低費用比較後每年仍可節省 103,620NT\$，設備投資成本約在 9.2 年可回收。案例 C3 經使用狹點技術評估 C2 乾燥系統以提高熱能使用效率後，整體操作成本下降至 261,360NT\$，污泥中移除 1kg 的水操作成本為 566NT\$。與污泥處理降低費用比較後每年仍可節省 165,000NT\$，設備投資成本約在 6.1 年可回收。

4.2 热泵適用於循環空氣乾燥機系統

循環空氣乾燥機使用冰水去除空氣中含水份然後使用熱水降低空氣的相對濕度，而傳統式設備需耗用大量能源使成本過高，所以使用效果不佳。熱泵可同時提供冰水及熱水，但所耗用能源成本較低。在本研究，案例 C2 中乾燥機操作條件與案例 C1 相同，但完全使用熱泵取代傳統的冰水機製作冰水及鍋爐蒸氣製作熱水，在乾燥機製冷需求完全滿足的狀況下，對乾燥桶而言還有過多的熱水產出，在一般狀況是使用散熱設備(如冷卻水塔等)將多餘的熱能排放至大氣中，但本案在工廠內其他設備亦有熱水需求(如鍋爐飼水預熱等)，所以反而可節省整體工廠熱能需求。

另將熱泵設置於乾燥機附近，可降低熱水及冰水管線配管距離，明顯改善工廠內土地及空間不足的問題，配管費用亦可下降。目前案例 C2 設備投資成本回收約需 9.2 年，但隨著環保意識高漲，未來清運成本不斷增加的狀況下，投資成本應會回收更快。

4.3 狹點技術可使能源使用效率最適化

雖然使用熱泵已可降低能源需求，但仍需進一步考量整體能源使用效率達到最適化。傳統設備大部份僅考量到生產效益，忽略能源使用效益，所以在能源使用上大多均高於理想目標值甚多。狹點技術主要是整合及運用熱能網路，使能源利用效益最大化的方法。可充份利用能源，降低能源需求及減少環境污染。

研究案例運用狹點技術評估及整合各案例循環空氣乾燥機能源狀況後，發現案例 C2 热風通過乾燥系統並無回收廢熱能源再利用，所以狹點溫度達 18K，此表示案例 C2 系統能源使用仍有提高效益空間。案例 C3 經加入熱交換器回收熱能 (7.7kWh) 提高熱能使用效率後，狹點溫度已降至 1.3K。整體案例 C3 設備投資成本亦降至 6.1 年即可全部回收。

4.4 二氧化碳排放減量

燃燒每公升燃料油相當於產出 3.111kg-CO₂、使用每 kW 電力相當產出 0.612 kg-CO₂^[27]。表 3 內為各個案例 CO₂ 排放統計，其中以案例 C3 的 CO₂ 排放量降低最多，案例 C2 及 C3 燃料油可完全節省不用，與案例 C1 比可減少 130,998kg-CO₂ 排放；但案例 C3 全年運轉電力較案例 C2 減少 20,460kW，相對減少 12,522kg-CO₂ 排放量。因此以案例 C3 案的 CO₂ 排放量最少。

表 3 各模擬案例二氧化碳^a排放數據^b

項目	單位	C1	C2	C3
燃料油使用部份	L/h	6.38	---	---
	L/y	42,108	---	---
	kg-CO ₂	130,998	---	---
電力使用部份	kWh	10	16	13
	kWh/y	67,320	107,580	87,120
	kg-CO ₂	41,200	65,839	53,317
總 CO ₂ 排放量	kg-CO ₂	172,198	65,839	53,317

^a 燃料油及電力的 CO₂ 排放係數分別為 3.111 及 0.612 kg-CO₂

^b 操作時間以每年 330 天及每天 24 小時計

4.5 增加保溫及保冷後可進一步節能

操作中因設備未保溫及保冷，造成減速期操作數據受外界影響較大，尤其循環

空氣經冷卻器降溫至 20°C 後，風管外壁露水凝結嚴重，所造成的外部干擾十分明顯。所以各案例中數據統計均忽略減速期操作數據，而以恆速乾燥期操作數據推估作為全程操作數據。此做法直接影響的即是乾燥效率統計；案例 C2 使用熱泵取代蒸氣及冰水機提供及移除乾燥機熱能後，污泥中移除 1kg 的水操作成本為 699NT\$。案例 C3 經使用狹點技術評估 C2 乾燥系統以提高熱能使用效率後，污泥中移除 1kg 的水操作成本為 566NT\$。

但實際恆速乾燥期每小時可移除水份 34kg。在此時期，案例 C2 中污泥移除 1kg 的水操作成本為 474NT\$，而案例 C3 中污泥移除 1kg 的水操作成本為 384NT\$。所以設備增加保溫及保冷後應可進一步使操作成本下降。

五、結論

污泥雖經機械脫水，但含水率仍高達 60% 以上，除影響再利用外，在清運及儲存上也造成困擾，除無法創造再利用的價值，亦有二次污染的問題存在。所以進一步降低污泥含水率成乾燥污泥即為工業廢水處理重要工作之一。本研究將熱泵結合狹點技術運用在循環空氣乾燥機的污泥乾燥改善上，熱泵已可完全取代外部熱水及冰水，狹點技術亦可進一步提高熱能使用效率。由結果可以得到：最終電力使用部份雖增加 29%，但可完全不用外部提供熱能，熱泵除可完全供應乾燥機熱水需求外，還可增加約 40% 熱水供製程其他需求使用。整體 CO₂ 排放量減少 69%，投資設備費用在 6.1 年也可完全回收。

本案設計上因設備未保溫及保冷，所以操作時受外界影響較大，特別是減速期更為明顯。數據統計時以恆速乾燥期操作數據推估全期使用狀況，結果造成能源使用效率偏高。所以改善設備的保溫及保冷條件後應可使操作成本進一步下降。

參考文獻

1. 環保署，國內產業污泥處理處置現況與展望，環保署，p.31~36，2012。

- 2.張添晉、陳俞穎，有機污泥之生物減量技術，廢棄物資源化專輯，p.66~77，2008。
- 3.李中光、劉新校、侯佳蕙，淺談污泥脫水及加熱乾燥技術，環保簡訊，第 20 期，p.2-1~2-9，2013。
- 4.陳樹鍊，電磁熱風乾燥機之開發與應用，食品資訊，第 143 期，p.35~39，1997。
- 5.蔡禎輝、張勝發、葉國榮，加熱乾燥技術簡介，電子電力技術雙月刊，第 49 期，p.1~19，1992
- 6.Lazzarin, R.M., Heat pumps in industry: applications, Heat recovery system & CHP, 15, p.305~317, 1995.
- 7.Gundersen, T., Naess L., The synthesis of cost optimal heat exchanger networks: An industrial review of the state of the art, Heat Recovery Systems & CHP, 10, p.301~328, 1990.
- 8.陳見財，污泥加熱乾燥技術，廢水污泥減量技術手冊，p.1~9，2004。
- 9.陳政澤、賴重光、李進成、陳毓生、黃財坤、陳政宗，石化業污泥乾燥減量處理應用實例探討，產業環保工程實務技術研討會論文集，p.484~499，2003。
10. Stoecker, W.F., Jones, J.W., Refrigeration and Air Conditioning. 2nd ed., McGraw-Hill. Taipei. Taiwan, p.229-246, 1982.
- 11.節約能源中心，高效率熱泵熱水系統，財團法人台灣綠色生產力基金會. 2006.
- 12.Lazzarin, R.M., Castellotti, F., A new heat pump desiccant dehumidifier for supermarket application, Energy and Buildings, 39, p.59~65, 2007.
- 13.Gao, P., Zhang, L., Zhang, H., Performance analysis of a new type desalination unit of heat pump with humidification and dehumidification, Desalination, 220, p.531~537, 2008.
- 14.Soylmez, M.S., Properties of modified atmosphere heat pump dried foods, Journal of Food Engineering, 74, p.292~298, 2006.
- 15.Sakellari, D., Lundqvist, P., Modelling and simulation results for a domestic exhaust-air heat pump heating system, International Journal of Refrigeration, 28, p.1048~1056, 2005.
- 16.Soylmez, M.S., Optimum heat pump in drying systems with waste heat recovery,

76 热泵乾燥機結合狹點技術用於污泥乾燥效益評估

- Journal of Food Engineering, 74,p.546~551, 2006.
- 17.Rajapaksha, L., Suen, K.O., Influence of liquid receiver on the performance of reversible heat pumps using refrigerant mixtures, International Journal of Refrigeration, 27, p.53~62, 2004.
- 18.Linnhoff, B., Townsend, D.W., Boland, D., Hewitt, G.F., Thomas, B.E.A., Guy, A.R., Marsland, R.H., User guide on process integration for the efficient use of energy. 1st-ed, Institution of Chemical Engineers, Rugby, UK, 1982.
- 19.Linnhoff. B., Hindmarsh. E., The pinch design method of heat exchanger networks, Chemical Engineering Science, 38, p.745~763, 1983.
- 20.Linnhoff, B., Ahmad, S., Cost optimum heat exchanger networks-1.minimum energy and capital using simple models for capital cost, Computers and Chemical Engineering, 147, p.729~750, 1990.
- 21.Ahmad, S., Linnhoff, B., Smith, R., Targets and design for detailed capital cost models, Computers and Chemical Engineering, 14, p.751~767, 1990.
- 22.Tjoe, T.N., Linnhoff, B., Using pinch technology for process retrofit, Chemical Engineering, 28, p.47~60, 1986.
- 23.Asante, N.D.K., Zhu, X.Y., An automated approach for heat exchanger retrofit featuring minimal topology modifications, Computers Chemical Engineering, 20 (Suppl.1), p.s7~s12, 1996.
- 24.Salama, A.I.A., Optimal assignment of multiple utilities in heat exchange networks, Applied Thermal Engineering, 29, p.2633~2642, 2009.
- 25.Staine, F., Favrat, D., Energy integration of industrial processes based on the pinch analysis method extended to include exergy factors, Applied Thermal Engineering, 16, p.497~507, 1996.
- 26.Kemp, I.C., Pinch Analysis and Process Integration. 2nd ed., Elsevier Ltd. UK, p.1~31, 2007.
- 27.能源局，燃料油及電力使用 CO₂排放係數，經濟部能源局，2011。

廢棄物及資源化

鍺金屬之應用與回收技術介紹

吳俊毅^{*}、黃淑媚^{**}、陳智成^{***}

摘要

鍺為一種稀有金屬元素，呈灰白色，質脆，半導體材料。鍺在自然界分佈極少，其主要應用於光導纖維、催化劑、紅外光學和太陽能電池等領域，是非常重要的戰略資源。目前，全世界已探明的鍺保守儲量約為 8,600 噸，少於 8.9 萬噸黃金儲量，可見它的稀有與珍貴。鍺通常以分散狀態存在於其他礦物中，獨立的礦物很少，主要有鍺石(含鍺 10%)、硫鍺鐵銅礦(含鍺 7.7%)、硫銀鍺礦(含鍺 6.7%)、黑硫銀錫礦(含鍺 1.8%)，工業上主要在處理硫化礦時副產品回收或從煉焦煙塵中回收鍺。主要探討含鍺廢料常見資源化處理技術包括酸溶、鹼溶集、置換與溶媒萃取等純化步驟回收高純度二氧化鍺再生產物。

【關鍵字】稀土金屬、獨居石、釤鐵硼磁鐵、溶媒萃取

^{*}遠東科技大學 機械工程系暨綠能材料中心 助理教授

^{**}成功大學永續環境實驗所 研究助理

^{***}遠東科技大學 機械工程系 特聘教授暨綠能材料中心 主任

一、鋶金屬介紹

鋶為稀散稀有金屬元素，呈灰白色，質脆，有單向導電性，為重要半導體材料。鋶在自然界分佈極少，且具備多方面的特殊性質，在半導體、航空航天測控、核子物理探測、光纖通訊、紅外光學、太陽能電池、化學催化劑、生物醫學等領域都有廣泛而重要應用，是非常重要的戰略資源。目前，全世界已探明的鋶保有儲量約為 8,600 噸，世界已查明黃金儲量約為 8.9 萬噸，鋶儲量明顯少於黃金，可見它稀有與珍貴。目前全球市場對鋶需求快速成長，美國市場對鋶消耗量已從 2004 年度的 25 金屬噸增長到 2007 年度的 60 金屬噸，年平均複合增長率達到了 33.89%，若依目前 8,600 噸儲量來計算，全世界的鋶只夠用 40 年。

1.1 定義

鋶(Germanium)是一種銀灰色稀有金屬，熔點 937.4°C，沸點 2,830°C，密度 5.35g/cm³，硬度 6~6.5，元素符號 Ge。鋶是重要半導體材料，室溫下晶體質脆，有明顯的非金屬性質。鋶晶體的原子排列與金剛石一樣，化學性質穩定，常溫下不與空氣或水蒸汽作用，但在 600~700°C 時，快速生成二氧化鋶。鋶不與鹽酸、稀硫酸反應；濃硫酸在加熱時，鋶會緩慢溶解；在硝酸、王水中，鋶易溶解。鹼溶液與鋶的作用很弱，但熔融的鹼在空氣中，促使鋶溶解迅速。由於鋶與碳不起作用，在石墨坩堝中熔化，能與碳分離。

鋶地殼豐度為 $1.5 \times 10^{-4}\%$ ，屬於稀有元素，自然界中以有機鋶與無機鋶形態存在。無機鋶大多以稀散形式存在於矽酸鹽、硫化物、含硫酸鹽的礦物和各種類型的煤中，主要分散在鋅銅鉛和鐵的硫化礦物中，其中閃鋅礦鋶含量達 0.01~0.1%，高含量鋶礦物有鋶石($3\text{Eu}_2\text{S} \cdot \text{FeS}_2 \cdot \text{GeS}_2$ ，含鋶 7~8%)、硫銀鋶礦($4\text{Ag}_2\text{S} \cdot \text{GeS}_2$ ，含鋶 6~7%)、硫鋶鐵礦[$(\text{Fe} \cdot \text{Cu} \cdot \text{Ge} \cdot \text{As})_x\text{Sy}$ ，含鋶 7~8%]、硫鋶銀錫礦[$4\text{Ag}_2\text{S}(\text{Sn} \cdot \text{Ge})\text{S}_2$ ，含鋶 1~8%]、硫銀鉛鋶礦[$(\text{Pb} \cdot \text{Ag} \cdot \text{Ge} \cdot \text{sb})_x\text{Sy}$ ，含鋶約 4.0%]。

1.2 鋶資源儲存量與分布

世界鋶資源比較貧乏，全球保有鋶量約 8,600 噸儲量，中國、美國、俄羅斯和加拿大等是鋶資源相對豐富國家。從儲量上看，中國鋶儲量位居世界前列，已探明

鍺礦產地 35 處，保守儲量約 3,500 噸，占全球鍺保有儲量 41%，美國 45%，加拿大 10%，其他國家 4%。

1.3 鍺產業鏈

鍺產業鏈包括鍺原料和鍺產品兩大部分，其中鍺原料包括鍺精礦、鍺煙塵和鍺廢料，鍺產品包括高純四氯化鍺、高純二氧化鍺、區熔鍺錠、鍺單晶和有機鍺，產品彙整如表 1。

表 1 鍺原料和產品彙整

名稱	說明
鍺精礦	對低品位含鍺礦通過濕法冶煉技術，進行二次富集得到的高品位產物。
鍺煙塵	對低品位含鍺礦通過火法冶煉技術，富集得到的高品位產物。
鍺廢料	鍺金屬的加工、生產、使用過程中產生的單晶廢料、紅外鏡頭廢料、鍺合金廢料、區熔尾料等。
高純四氯化鍺	生產高純度二氧化鍺原料，更純的光纖級四氯化鍺作為石英系光導纖維的摻雜劑。
高純二氧化鍺	製造還原鍺、有機鍺、催化劑、鍺酸鈦晶體及化合物晶體等。
區熔鍺錠	以高純二氧化鍺用氫還原取得還原鍺經區熔提純而成，主要用於制取鍺單晶及鍺合金等。
鍺單晶	鍺單晶以區熔鍺錠為原料，用直拉法 (CZ 法) 或垂直梯度法 (VGF 法) 等方法製備鍺單晶體。紅外級鍺單晶用於製作紅外窗口、紅外鏡頭等光學部件的基體材料；半導體器件用鍺單晶製作各類電晶體和太陽能電池用基體材料；探測器級鍺單晶用於製作高解析度 γ 輻射探測器。
有機鍺	有機鍺有很多種，其中鍺 132 具廣泛生物生理活性產品，它具攜氧、清除自由基、免疫調節等諸多功能。

資料來源：東興證券

從目前國內的發展情況來看，四氯化鍺、二氧化鍺和區熔鍺錠屬於傳統意義上的鍺產品，近年來發展較快的高附加產品是鍺單晶產品，鍺單晶產品又包括太陽能級別鍺單晶、紅外級鍺單晶和探測器級鍺單晶。

1.4 鍺的消費結構與用途

從近 5 年來全球鍺消耗領域的變動情況來看，鍺主要消費應用領域在光纖和太

陽能電池等領域佔據著越來越重要的地位。近年來鋐終端消費結構之主要用途，包括光纖系統(fiber optics)用量最大、其次依序為紅外光學(infrared optics)、聚合催化劑(polymerization catalysts)、電子和太陽能發電應用(electronics and solar applications)以及螢光粉、冶金、化療(phosphors, metallurgy and chemotherapy)等，彙整如表 2 所示。

表 2 鋐終端消費結構之主要用途

年份	光纖系統	紅外光學	聚合催化劑	電子和太陽能發電應用	螢光粉、冶金、化療
2002 年	60%	15%	15%	5%	5%
2003 年	35%	25%	20%	12%	8%
2004 年	35%	25%	20%	12%	8%
2005 年	31%	24%	23%	12%	10%
2006 年	31%	24%	23%	12%	10%
2007 年	35%	30%	15%	15%	5%
2008 年	30%	25%	25%	15%	5%
2009 年	30%	25%	25%	15%	5%
2010 年	30%	25%	25%	15%	5%
2011 年	30%	25%	25%	15%	5%
2012 年	30%	25%	25%	15%	5%
2013 年	30%	20%	20%	15%	15%

資料來源：USGS 歷年統計，由本團隊彙整。

1.5 鋐市場現況

工業生產的鋐，主要來自銅、鉛、鋅冶煉的副產品。中國是產量最大國家，占全球鋐產量的 72%，中國的鋐產量影響著全球鋐的供應。美國雖然儲量最大，但是由於以鉛鋅伴生礦為主，因此鋐產量受制於鉛鋅的產量，近幾年美國鋐年產量穩定在 4.6 噸左右，只占全球產量的 3%。雖然中國儲量次於美國，占全球鋐儲量 41%，但是中國是鋐產量最大的國家。主要原因是中國鋐以原生礦為主，開採成本較低，擴產容易，中國鋐產量影響著全球鋐的總供應量。由於 2008 年鋐價格持續攀升，

二氧化鍇從年初的 6,000 元/公斤上漲到年底的 7,000 元/公斤，中國鍇產量從 2007 年的 60 噸急劇增加到 100 噸，造成市場供給快速擴大。

近年來光纖通信業發展、紅外光學在軍用、民用領域的應用不斷擴大，聚光太陽能電站推廣及新技術對鍇產品用途的開發，全球對鍇的需求量將穩定增長，加上鍇在軍事領域的運用，國防對鍇的需求也日益加大。中國鍇市場平穩，區熔鍇錠 5N 價格為 1,627-1,704 美元/公斤，出口價格仍穩定在 1,650 美元/公斤；氧化鍇 5N 價格為 1,333-1,349 美元/公斤。相較於台灣鍇來源是需仰賴進口，由表 3 得知目前鍇(原物料、廢料以及產品)進口價約為 25,000 元/公斤、出口價為 140,000 元/公斤。全球鍇總儲量僅有 8,600 噸，依目前消耗量，預計僅夠維持消耗 40 年。國內近年來鍇相關進出口統計，進口量超過 10,000 公斤，出口明顯僅約 100 公斤，主要為鍇晶圓產品為大宗，進出口類別包括氧化鍇、鍇晶圓、未經塑性加工之鍇、鍇廢料及碎屑、鍇絲與鍇製品等，其重量、價值與單價彙整如表 3 所示。

表 3 近年國內鍇相關進出口統計表

鍇	進 口			出 口		
	重量(kg)	價值(元)	單價(元/kg)	重量(kg)	價值(元)	單價(元/kg)
2007 年	772	27,947,000	36,200	73	429,000	5,900
2008 年	266	20,355,000	76,500	8	490,000	61,300
2009 年	304	10,280,000	33,800	72	2,751,000	38,200
2010 年	1,927	50,128,000	26,000	21	2,261,000	107,700
2011 年	7,312	177,907,000	24,300	14	1,963,000	140,200
2012 年	10,672	304,193,000	28,504	162	3,343,000	20,636
2013 年	10,630	372,079,000	35,003	92	4,414,000	47,978

資料來源：財政部關稅總局歷年進出口統計資料，由本團隊彙整。

二、鍇的應用

2.1 紅外光學領域

鍇材料紅外光譜較寬，範圍達到 2-16μm，同時適用於 3-5 μm 的中波紅外和 8-14

μm 的長波紅外，單晶矽只適用於中波紅外，同時鋶材料的折射率最高，有利於快速改變光線方向，提高成像品質。由於鋶材料的特性，單點金剛石車削非球面、折衍射面、微透鏡列陣等高級表面，相比較其他光學材料有明顯優勢。鋶在紅外光學中應用，主要是製造紅外光學鏡頭以及保護紅外光學鏡頭的紅外光學視窗。60%以上的中低端紅外光學鏡頭為鋶單晶製造，50%的高端紅外光學鏡頭為鋶單晶製造，鋶材料應用十分廣泛。紅外光學鏡頭在軍事領域主要用在機載紅外鏡頭、艦載紅外鏡頭、車載紅外鏡頭、紅外槍瞄鏡頭、手持紅外鏡頭等領域。民用領域主要用在民用車輛、船隻、飛機、警用等領域。

2.2 太陽能電池領域

目前太陽能產業的主要技術路線有三個，分別是晶體矽太陽能電池（單晶矽太陽能電池和多晶矽太陽能電池）、薄膜太陽能電池和半導體化合物太陽能電池。多晶矽是目前應用最廣的路線，太陽能薄膜電池相對具有更高的成本優勢，半導體化合物太陽能電池具備更高的轉化率，以前多用於航太飛行器太陽能電池，尤其是聚光技術的發展，為地面聚光太陽能電池的成本降低發揮了關鍵作用，未來將成為新一代太陽能電池的主流方向。表 4 為三種太陽能電池的比較彙整表。

表 4 三種太陽能電池對比彙整表

項目	多結聚光	薄膜	晶體矽	多結聚光太陽能電池的特點
最佳應用範圍	大規模發電站	建築外牆和一體化建築	中小規模發電和屋頂	航太轉民用，發電效率高
電池轉換效率	40%左右	6%-10%	17%	吸收光譜範圍廣，轉換效率高，還有提升空間
系統性能衰減	小	高	中	高溫合成的化合物半導體，因此衰減慢，耐溫性好
安裝面積	小	大	中	逐日和聚焦系統提高了轉換功率，安裝面積自然減少
有效發電時間	高	高	中	跟蹤光，有效發電時間延長

資料來源：SolFocus、Emcore 網站

2.3 光纖用四氯化鋶

光纖用四氯化鋶是光纖預製棒生產用的重要添加劑，作用是提高纖芯的折射指

數，降低光損耗，提高光纖傳輸距離，使長距離通訊成為可能提高纖心折射率，滿足光的無損耗傳輸。用高純四氯化鋯和四氯化矽按一定比例裝入石英管中，在 1,300 °C 下於管壁形成二氧化鋯膜層，經熔融拉絲即可得到光導纖維，用於光纖通訊系統。若加入 10% 四氯化鋯，提高光纖折射率 1%，此光纖在 1.1-1.6 μm 波長內的光損失小於 0.29dB/km。由於光纖市場快速發展，帶動了鋯需求量的較大幅度增長，也帶動鋯價格上漲。

2.4 催化劑材料

金屬鋯、鋯合金和二氧化鋯均為重要的催化劑材料。金屬鋯兼有金屬與半導體型的催化活性，是脫氫或分解反應的催化劑。例如 C₆H₁₂ 在低壓（1.33Pa 及 200°C 下脫氫、300°C 下甲醇脫氫、170°C 下乙丙醇脫氫和 200-270°C 下真空中乙醇脫氫等，同時鋯還可作為氨、甲醇和 N₂O 分解的催化劑。鋯-鉑催化劑是碳氫化合物轉化、氫化、脫氫和汽油餾分調整的催化劑。二氧化鋯在聚酯纖維生產中用作催化劑，也製備聚酯樹脂和紡織工業的漂白液做催化劑。二氧化鋯與鋯酸鎂是良好的發光材料，用於螢光管內壁上的塗層或調色劑，每年大約消耗 9 噸鋯。目前合成聚酯催化主要有三種，分別為錫、鋯、鈦，目前應用最普遍是錫系催化劑，如 Sb₂O₃、Sb(Ac)₃，其價格低，活性較高，對副反應催進作用小，當前全球 90% 的聚酯生產都用它們生產，但該催化劑易產生“灰霧”，後處理困難，對環境有污染。

2.5 有機鋯

有機鋯主要分散在自然界植物中，如靈芝、人蔘、蒜頭、黃豆、木瓜、蓮藕等，藉由攝取食物獲得，人體許多酶、大腦、小腦與腦髓液中都有鋯存在。具 9 大功效，包括：(1)消除病痛功能；(2)排毒功能；(3)增強身體治癒功能；(4)脫氫功能；(5)供氧功能；(6)半導體作用與陰離子功能；(7)增強人體免疫功能；(8)誘發干擾素生成功能與(9)促進內啡呔生成功能，主要應用領域為三個方面包含化妝品、醫藥和保健食品。

2.5.1 化妝品領域

有機鋯具有清潔皮膚、增強皮膚和毛髮攝取營養及放色素沉澱的功能，並應用

於座瘡、濕疹和腋臭的治療。已應用於皮膚清洗劑、護膚冷膏等多種化妝品和護髮用品。

2.5.2 醫藥領域

無機鋯若進入人體會損傷腎臟，反觀有機鋯有益人體健康。有機鋯有極強的抗氧化能力，活性氧會損傷正常細胞，誘發動脈硬化。有機鋯能預防、改善癌症、心臟病等病，還有鎮痛、消炎作用，其最大特點是提高干擾素的生產能力。由於有機鋯藥理作用，應用於臨床，預防與治療多種疾病，包括癌症、老年癡呆症、高血壓、心血管病、止痛、抗菌消炎、肺炎、風濕及關節炎、骨質疏鬆病、皮膚炎、皮癬、驚厥、呼吸道疾病和糖尿病等。

2.5.3 保健食品領域

有機鋯不僅具有脫氫能力，能將氫離子帶出體外減少氫離子對氧的消耗並且提高紅血球攜氧能力，為增加人體含氧量最有效的微量元素。自由基會攻擊細胞造成細胞死亡、引起 DNA 突變造成癌症發生、引起免疫力下降產生疾病，因此自由基為了自身平衡，會獲得身體各器官的電子因而損害健康，鋯原子核外圍有 32 個電子，足夠抵擋自由基攻擊並排出體外，因此保健食品中添加鋯於食品和飲料中，能有效降解自由基預防疾病、延年益壽。

三、鋯的回收方法

3.1 鋯來源

鋯通常以分散狀態存在於其他礦物中，獨立的礦物很少，主要有鋯石(含鋯 10%)、硫鋯鐵銅礦(含鋯 7.7%)、硫銀鋯礦(含鋯 6.7%)、黑硫銀錫礦(含鋯 1.8%)，工業上主要是處理硫化礦時副產品回收或從煉焦煙塵中回收。

3.1.1 含鋯礦石

1.各類鉛鋅礦床中：a. 鉛鋅礦石中，含 Ge0.001%；b. 鋅精礦中，含 Ge0.01%；氧化鉛鋅礦，含 Ge 平均 0.004~0.005%，礦石中含鋯在 0.002% 以上都有回收價值；

2.在赤鐵礦石中，含鍺達 0.008% 時可作為鍺礦單獨開採；

3.銅和富銀礦石中，含 Ge0.002%；

3.1.2 鍺廢料

鍺產品的生產過程中會產生一些鍺廢料，鍺含量較高，也是提取鍺重要原料。

可回收鍺再生資源主要分為如下類別：

1.由生產鍺過程中所產生廢料，如用鹽酸分解鍺精礦後的鹽酸礦漿、廢液和不同純度鍺錠的兩端頭；

(1)從氯化蒸餾殘渣中回收鍺，殘渣含鍺較高，占殘渣含鍺量的 86-89% 左右。

(2)單晶和區熔尾料中含鍺 99%。

2.由單晶鍺錠制取半導體器件過程中產生的廢料，如切邊碎料、含鍺研磨金剛砂、拋光液和腐蝕液等；

(1)當用鍺單晶在切割機中切割成不同的鍺片時產生鍺屑，一般鍺屑含鍺大約為 20-30%；

(2)當切割後的鍺片在研磨時產出的含鍺金剛砂，一般含鍺 1-15%。

(3)鍺單晶區域熔煉鍺的頭尾兩端頭，切片產生的邊角碎料和廢鍺，含鍺 > 99.99%。

3.生產光導纖維過程中產生的含鍺玻璃組成物；含鍺量大約 30-70%。

3.2 鍺回收方法

鍺回收方法區分為沉澱法、離子交換法和萃取法三類。沉澱法以丹寧沉鍺法用得多，缺點是單寧鍺在灼燒過程中損失大，且污染環境、灼燒後產出的鍺精礦品位低。離子交換法尚缺乏高交換容量和高交換速度的樹脂，大規模應用尚需克服。溶劑萃取法具分離效果好，生產能力大，金屬回收率高，產品純度高，可連續操作，易於實現自動化等。但需要研發更經濟的萃取劑；同時萃取劑的消耗比較大，需發展更完善萃取體系和萃取劑的回收系統。

3.3 國內外相關文獻

彙整國內外鍺資源化處理技術文獻重點如表 5 所示。探討含鍺廢料常見資源化

處理技術與提及含鋐廢料酸溶、鹼溶集、置換、萃取等純化步驟回收高純度二氧化鋐。此外部分學者從富鋐渣以濕法冶金技術提取鋐精礦。

表 5 國內外鋐資源化處理技術之文獻彙整表

No.	題目/作者/出處	重點內容彙整
1	Chitosan functionalized with di-2-propanolamine: Its application as solid phase extractant for the determination of germanium in water samples by ICP-MS A. Sabarudin et al. / Microchemical Journal 99 (2011) 34–39	1.CCTS-DPA 樹脂(螯合樹脂)，優勢是：1.在 pH 為 6 吸附較多的鋐。 2.樹酯吸附的 Ge (IV) 可達 106mg/g。 3.使用微型填充柱，容易富集鋐。 4.消除了大量雜質，如鹼金屬和鹼土金屬離子。
2	Germanium recovery from gasification fly ash: Evaluation of end-products obtained by precipitation methods F. Arroyo et al. / Journal of Hazardous Materials 167 (2009) 582–588	1.鍛燒 750°C、7hr 的析出物，在室溫下 pH11 添加 CAT / Ge 和 CTAB / Ge 的莫爾比為 5 和 3，得粉煤灰水滲瀝液，用 SX 富集使用 HCl (1N) 進行分離，可得到純度 90% 的四方晶氧化鋐。 2.在 90°C，水/飛灰比為 5 L / kg 從 IGCC 飛灰提取鋐；後續富集可選 AAC 或 SX 方法(鹽酸介質中)；以及沉澱硫化的 6N 鹽酸鋐富集的解決方案。(100 %H2S 或 50:50 H2S/CO2，在經由 700°C、4 h 的鍛燒)；沉澱由 CAT 加入(CAT / 鋐= 5)和 CTAB(CTAB / 鋐= 3)，並調節 pH 值 (9-11) 和隨後的焙燒至少在 750° 在 7 小時。採用上述最佳條件下，IGCC 粉煤灰的總鋐的恢復取得了 50-62%。
3	Study on Extracting of Germanium with Trioctylamine Jie Liang et al. / Energy Procedia 17 (2012) 1965 – 1973	通過使用萃取劑 TOA，配位劑 C ₄ H ₆ O ₆ 和改質劑 C ₁₂ H ₂₇ O ₄ P，利用煤油作為稀釋劑和 NaOH 作為反萃取劑。最佳提取條件是 TOA30%、改質劑 5%、稀釋劑 65%。O / A = 1/8，質量比鋐 12-16 配位劑；在常溫下、3-5 分鐘。最佳反萃取條件 NaOH 濃度 30%，O / A 為 2，常溫下 3-5 分鐘。鋐的提取率在 97% 以上。
4	Separation of radioarsenic from irradiated germanium oxide targets for the production of 71As and 72As M. M. Shehata. et al. / J Radioanal Nucl Chem (2011) 287:435–442	環己烷溶解萃取 As (III) 時，可利用 2M KOH、4.75 M 鹽酸和 0.5 M KI 取得的二氧化鋐；利用 0.1 %過氧化氫溶液進行反萃取放射砕。

表 6 國內外鍺資源化處理技術之文獻彙整表(續 1)

No.	題目/作者/出處	重點內容彙整
5	Recovery of germanium from real fly ash leachates by ion-exchange extraction F.A.Torralvo et al. /Minerals Engineering 24 (2011) 35–41	鍺與鄰苯二酚 (CAT) 的水溶液中，使用強鹼性陰離子樹脂 (IRA-900)，進行離子交換。CAT /鍺的莫爾比為 9、樹脂/鍺劑量為 3，可獲得 96.1% 的鍺。HCl 在 50% 乙醇中是最佳洗脫劑。
6	Preconcentration of germanium on mercapto-modified silica gel G. Go'kt'ürk et al./Spectrochimica Acta Part B: Atomic Spectroscopy 55 (2000) 1063-1071	超微量鍺濃度，7.0-9.0pH 範圍內，巯基氧化矽能有效的富集鍺。
7	LIQUID-LIQUID EXTRACTION OF GERMANIUM BY LIX 63 DE SCHEPPER/Hydrometallurgy, 1 (1976) 291--298	選擇性地由硫酸和鹽酸的溶液或它們的混合物萃取鍺，所使用的萃取劑是 LIX 63，萃取劑的最大萃取量為 14 g/l Ge。分離使用 NaOH，能夠得到含有 60~80 g/l 鍺的溶液。
8	Ion flotation of germanium from fly ash aqueous leachates A. Hernández-Expósito et al. /Chemical Engineering Journal 118 (2006) 69–75	離子浮選能有效的由濃度為約幾十 ppm 的 IGCC 粉煤灰水滲濾液回收鍺。 從 IGCC 粉煤灰浸出鍺的最佳條件：以十二烷基胺作為表面活性劑、兒茶酚作為配位體、pH4-7，約 30 分鐘可回收 100% 的鍺。 在溫度高於 600°C 下煅燒含 Ge 的泡沫，產生高存度的 GeO_2 。
9	High-speed recovery of germanium in a convection-aided mode using functional porous hollow-fiber membranes Ichiro Ozawa, Kyoichi Saito et al. / Journal of Chromatography A, 888 (2000) 43–49	使用功能性的多孔中空纖維膜能夠快速的從液體中回收鍺。多孔中空纖維膜的製備：通過輻射誘導接枝聚合反應的環氧基團的含乙烯基單體，甲基丙烯酸縮水甘油酯、2-29 - 亞氨基二乙醇、二-2 -丙醇胺、N-甲基葡萄糖胺、3-氨基-1-1,2 - 丙二醇，所得中空纖維官能團密度為高達 1.4 莫爾/公斤；在重複使用後的吸附和洗脫，其吸附能力也不會變壞。
10	Gallium and Germanium Recovery From Domestic Sources By D. D. Harbuck/UNITED REPORT OF INVESTIGATIONS/1992	經由控制硫酸的濃度從鋅渣中提取鎵和鍺；在 2.9M H_2SO_4 濃度可浸出 95% 的鎵，而在 0.6M H_2SO_4 濃度可浸出 73% 的鍺。從浸出溶液中回收鎵的溶劑萃取劑為辛基酸式磷酸鹽 (OPAP)；回收鍺的萃取劑為 LIX63-OPAP，得到回收超過 94% 的鎵和超過 90% 的鍺。
11	高酸浸出-鐵粉還原浸出-富集-萃取法回收鍺	試驗條件確定對鍺萃取過程中萃取劑組成 90% P204+10% 磷酸二氫鉀+1.5% Yw-100：水相有機相比為 5 : 1；振盪時間為 5min/次；淋洗用 6M 鹽酸溶液；反萃級數為三級。萃鍺的 pH 值為 1.0，萃鍺過程中反萃效率達到 98% 以上。

表 5 國內外鋐資源化處理技術之文獻彙整表(續 2)

No.	題目/作者/出處	重點內容彙整
12	新型鎵鋐萃取劑 G315 的應用研究 王海北、林江順等 廣東有色金屬學第 15 卷第 1 期 2005 年 3 月	在有機相為 9.5%G315—5% 改質劑, (O):(A) = 1 : 2, 混合時間為 5min 的條件下, 水相酸度 影響的試驗結果可知, G315 對鋐的萃取率隨水相酸度的增大而增大, 但對鎵、鐵、鋅度實現鋐與鎵、鐵、鋅的分離提供了依據。當水相酸度約為 40g/1 時, 鋐的萃取及與其它金屬離子的分離效果最好 在有機相為 9.5%G315—5% 改質劑, 混合時間為 5min 條件下, 在相比 (O):(A) = 1 : 3 時, 採用 2 級逆流萃取, 可將料液中的鋐從 0.01g/1 降到 0.005g/1 以下, 萃取率大於 96.7%。若考慮萃取的級效率為 80%, 則經過 3 級萃取可達到上述效果。 在相比 (O):(A) = 1 : 5 時, 經過 3 級萃取也可使鋐萃取率大於 96%。從富集鋐的角度出發, 串級萃取操作的相比定為 1 : 5。
13	N235 萃取色譜法分離萃銻餘液中鋐的研究 蔣新宇等/稀有金屬, 2002, 26(2) : 11D — 119	試驗料液為 Ge0.04g/1, H ₂ SO ₄ 20g/1 的溶液。經研究證明： 加入酒石酸可明顯改善 N235 對鋐的吸萃能力, 鋐的吸萃率隨酒石酸的加入量的增加而增加, 當酒石酸用量為鋐量的 15 倍時, 鋐的吸萃能力大於 98 %；料液酸度降低, 鋐的吸萃率上升；料液流速增加, 鋐的吸萃率降低；N235 對鋐的選擇吸萃性好。此方法是一種新型有效的分離方法, 具有高分離效能, 高選擇性。
14	微生物從煤中浸出鋐的基礎熱力學 朱支等/雲南冶金, 2002, 31(3) : 106-108	微生物法是借助某些細菌的催化作用, 使礦石中的金屬溶解, 進入溶液, 再進一步提取金屬的方法。對於金屬而言, 微生物的作用表現在四個方面：1. 元素的有機質化；2. 有機質分解；3. 氧化與還原作用；4. 溶解與沉澱。微生物法提取鋐國內已有些研究, 微生物法提取煤中的鋐, 在微生物作用下, 大分子有機鋐被破壞, 形成小分子結合鋐或易溶的遊離鋐 (鋐酸根或鋐離子), 這些鋐生成物都能溶於稀的硫酸、鹽酸、乙酸和 NaOH 水溶液, 鋐浸出率可達 85%。此方法投資小, 能耗低, 成本低, 技術簡單且對環境無負擔。
15	關於酒石酸體系萃取分離鋐鋅的研究 李世平/稀有金屬, 1996, 20(5), 334 ~357	採用酒石酸作螯合劑, 以 H ₂ SO ₄ 酸化, 從硫酸鋅溶液中萃取鋐。在水溶液酸度 4-5g/L 時, 一級萃鋐率可達到 85%。經五級逆流萃取, 鋐的萃取率可達到 99%, Zn、Fe ²⁺ 基本不被萃取, 負載有機相用 NaOH 反萃, 鋐反萃率達 100%, 有機相酸化後可重複使用。

表 5 國內外鍺資源化處理技術之文獻彙整表(續 3)

No.	題目/作者/出處	重點內容彙整
16	二醯異羥肟酸萃取法從粉煤灰中提取鍺 李祥生等/ 現代化工，2000，N020(8)，34	採用含 DHYA0.5mol/l 有機相對約 pH1.5 的含鍺硫酸鹽溶液按 O/A=1:3 相比進行萃取，鍺一級萃取率 85%。三級逆流萃取可達 99.5%，有機相用 NI-HF (2.5mol/l) 進行反萃，反萃率達 93.1%，主要問題是反萃困難，只有採用含 F - 反萃劑才能獲得較高反萃率。
17	Recovery of germanium from aqueous solutions by solvent extraction Daniel A.D. Boateng EP0313201 A1	單獨使用 D2EHPA，其萃鍺率幾近為零。 若使用 LIX25%、D2EHPA2%、M2EHPA3% 以及 煤油 70%，O/A=1/1 提升萃取率達 99%。 利用 5N NaOH 溶液，O/A=2/1 進行反萃取，鍺回收量達 93%。
18	Recovery of germanium from aqueous solutions Boateng , et al. United States Patent , 4,525,332 June 25, 1985	採用 IRA-46、IRA-68 以及 IRA-743 離子交換樹脂從含鍺、銻、鋅溶液吸附鍺。 IRA-46 對鍺的選擇性較高，A26mm 直徑管柱與 pH0.3 對鍺的回收率可達 90%。 脫鍺，則採用 2 階段式淋洗，第一階段使用 0.5M NaOH、50°C、1500mm；第二階段則改為 3M NaOH、50°C、5500mm。

3.4 廢鍺資源化流程評估

本團隊提出整合含銦廢料與廢液資源化回收鍺處理流程，針對含鍺廢料，研磨粉屑經酸溶、過濾等程序後，產生金剛砂與濾液，金剛砂經水洗後可回收再利用。含鍺廢液，建議初步過濾分離後與含鍺廢料酸溶後的濾液合併採富集程序，建議程序包括吸附、離子交換、萃取等方法處理。經富集過濾後濾液規劃 2 種資源化回收途徑，回收途徑 1：經由溶媒萃取純化步驟，再經水解沉澱回收二氧化鍺。回收途徑 2：經離子交換樹脂富集純化步驟，再經水解沉澱成二氧化鍺，詳細資源化鍺處理流程如圖 1 說明。

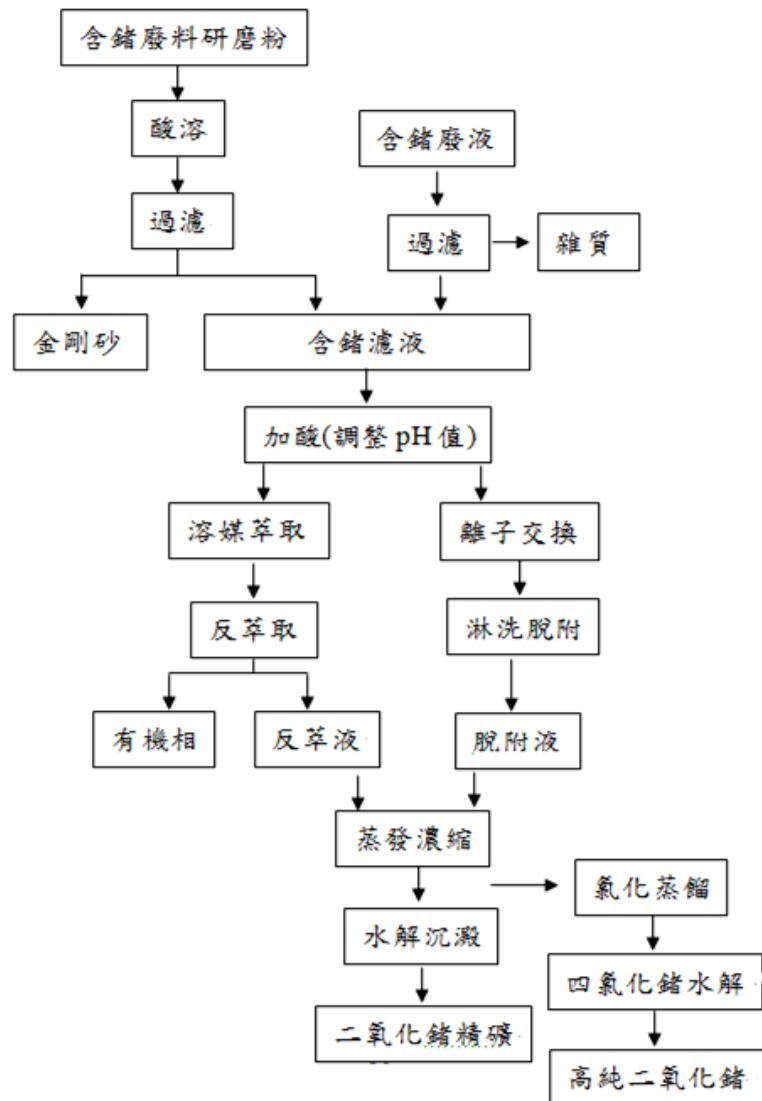


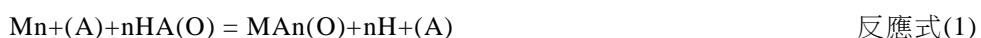
圖 1 含鋅廢料、廢液資源化回收處理流程

3.4.1 溶媒萃取純化程序

金屬溶劑萃取常伴隨著化學反應發生，即水相中金屬離子以不同型式與萃取劑發生化學結合，生成易溶於有機相的萃合物而被萃取，此萃取體系三大種類包括(1)

中性絡合萃取：此萃取劑為中性有機化合物，如 TBP、TOA、MIBK 或 N503、(2)

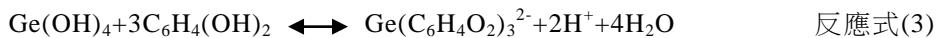
陽離子交換萃取：此萃取劑為弱酸(HR)，常如 P204、P507、P5708、Cyanex272 等，被萃物為金屬陽離子 Mn^{+} ，萃取反應機制是陽離子交換，如反應式(1)。當游離萃取劑濃度一定時，此 pH 值為常數，以 $pH_{1/2}$ 表示，如反應式(2)。針對同一萃取體系， $pH_{1/2}$ 越小的金屬離子越容易被萃取，對同一金屬而言，具有 $pH_{1/2}$ 越小的萃取體系越有利該金屬離子萃取。(3)金屬絡合陰離子萃取：被萃金屬以絡合陰離子型式與帶相反電荷的有機陰離子形成疏水性的離子進入有機相，常使用胺類萃取劑，如 TOA 或 N235 等。影響萃取平衡因素包括溫度、萃取劑濃度、pH 值、接觸時間、O/A(油/水比)與金屬離子濃度影響。



$$pH_{1/2} = -1/n \log K_{\text{萃取}} - \log [HA](O) \quad \text{反應式(2)}$$

3.4.2 吸附與離子交換之回收程序

透過吸附劑將溶液中吸附質結合於吸附劑表面達成吸附作用，優點能去除廢液中多成分的污染物，特別針對低濃度廢液處理透過不同吸附劑選用，達成選擇性高且效果好之優點。常見的吸附劑依化學結構可分為有機吸附劑(活性碳、樹脂吸附劑等)與無機吸附劑(氧化鋁、矽藻土、矽膠、分子篩等)。離子交換程序是利用離子交換劑與電解質水容易接觸時，溶液中的某種離子與交換劑中的同性電荷離子發生離子交換作用，結果溶液中的離子進入交換劑，交換劑中離子轉入溶液中，離子交換過程常包括吸附與淋洗二個階段。濕法冶金中常用人工合成的離子交換樹脂，此種含有可交換活性基團的高分子化合物，一般由高分子、交聯與官能團等三部分組成。由於鋨在溶液中為四價陽離子，故可選擇官能團為強鹼型高分子聚合物的陰離子交換樹脂，如 IRA-900，為多孔性二乙烯苯聚合基體構造，多孔型樹脂之耐膨脹收縮衝擊力強，常用於廢水處理，交換離子型式為 Cl^- ，總交換容量最小 4.5 mmol/g，含水率 75~85%，在鋨溶液中添加兒茶酚絡合形成陰離子團，如反應式(3)，隨陰離子團與交換樹脂中的氯(Cl^-)交換而被吸附。



3.4.3 資源化技術處理優點

1.針對半導體產業以及光纖生產中所產生的含鋯廢料、廢液中回收鋯金屬之資源化技術，經由富集程序與酸溶、溶媒萃取與反萃取、離子交換、水解沉澱等資源化回收途徑，製成高純度鋯金屬之再生產品，更可免除廢鋯料所造成污染問題，達到環保、資源再生與經濟等多重效益。

2.本資源化技術所得鋯金屬資源，並能符合售至國外精煉廠標準，其產品可達商品化規格，極具經濟價值。

藉由富集、酸溶、溶媒萃取與反萃取或離子交換等步驟處理後，將鋯金屬資源回收，不但處理成本低，並具高經濟回收效益。

四、結論與建議

- 1.每年全世界的鋯需求量超過 150 噸，由於鋯自然資源並不豐富，因此鋯廢渣的回收技術發展更迫切需要。
- 2.提出含鋯廢料資源化回收鋯處理流程，針對含鋯廢料經酸溶過濾程序後，富集過濾、調整 pH 經溶媒萃取純化步驟，反萃形成高純度的含鋯溶液，氨水調整 pH 使二氧化鋯產生沉澱，即得高純度金屬鋯再生產品。
- 3.回收後的氧化鋯不僅對資源業者有所助益，同時落實資源循環理念，使國內製造業、材料業及資源再生業形成共同體系。

誌謝

筆者特此感謝經濟部技術處學界科專－「半導體廢料回收及稀有金屬純化精煉技術研發」三年計畫（103-EC-17-A-10-S1-187）的經費支助與本團隊協助完成。

參考文獻

- 1.孫博、關興波，神秘的二十一世紀鍺，上海三聯書店，2007。
- 2.A. Sabarudin et al., Chitosan functionalized with di-2-propanolamine:Its application as solid phase extractant for the determination of germanium in water samples by ICP-MS, Microchemical Journal 99, pp.34~39, 2011.
- 3.F. Arroyo et al., Germanium recovery from gasification fly ash: Evaluation of end-products obtained by precipitation methods, Journal of Hazardous Materials 167, pp.582~588, 2009.
- 4.Jie Liang et al., Study on Extracting of Germanium with Trioctylamine, Energy Procedia 17, pp.1965 ~ 1973, 2012.
- 5.M. M. Shehata. et al., Separation of radioarsenic from irradiated germanium oxide targets for the production of 71As and 72As, J. Radioanal Nucl Chem 287, pp.435~442, 2011.
- 6.F.A.Torralvo et al., Recovery of germanium from real fly ash leachates by ion-exchange extraction, Minerals Engineering 24, pp.35~41, 2011.
- 7.G. Go"kt"urk et al., Preconcentration of germanium on mercapto-modified silica gel, Spectrochimica Acta Part B: Atomic Spectroscopy 55, pp.1063~1071, 2000.
- 8.A. DE Schepper, LIQUID--LIQUID EXTRACTION OF GERMANIUM BY LIX 63, Hydrometallurgy 1, pp.291~298, 1976.
- 9.A. Hernández-Expósito et al., Ion flotation of germanium from fly ash aqueous leachates, Chemical Engineering Journal 118, pp.69~75, 2006.
- 10.Ichiro Ozawa, Kyoichi Saito et al., High-speed recovery of germanium in a convection-aided mode using functional porous hollow-fiber membranes, Journal of Chromatography A 888, pp. 43~49, 2000.
- 11.D. D. Harbuck, Gallium and Germanium Recovery From Domestic Sources, UNITED REPORT OF INVESTIGATIONS, 1992.
- 12.Boateng , et al., Recovery of germanium from aqueous solutions, United States Patent, 4,525,332, June 25, 1985.
- 13.M. Kul and Y. Topkaya, Recovery of germanium and other valuable metals from zinc plant

- residues, Hydrometallurgy 92, pp.87~94, 2008.
- 14.Duoqiang Liang, Jikun Wang, Yunhua Wang, Difference in dissolution between germanium and zinc during the oxidative pressure leaching of sphalerite, Hydrometallurgy 95, pp.5~7, 2009.
- 15.Bina Gupta, Niti Mudhar, Zareena Begum I, and Indu Singh, Extraction and recovery of Ga(III) from waste material using Cyanex 923, Hydrometallurgy 87, pp.18~26, 2007.
- 16.Bina Gupta and Niti Mudhar, Extraction and Separation of Germanium Using Cyanex 301/Cyanex 923. It's Recovery from Transistor Waste, Separation Science and Technology 41, pp.549~572, 2006.
- 17.Amr S. Meawad , Darinka Y. Bojinova, and Yoncho G. Pelovski, An overview of metals recovery from thermal power plant solid wastes, Waste Management 30, pp.2548~2559, 2010.
- 18.D. Kalderis, E. Tsolaki, C. Antoniou, and E. Diamadopoulos, Characterization and treatment of wastewater produced during the hydro-metallurgical extraction of germanium from fly ash, Desalination 230, pp.162~174, 2008.
- 19.Chang-Hwan Jung, Masahiro Osako, Leaching characteristics of rare metal elements and chlorine in fly ash from ash melting plants for metal recovery, Waste Management 29, pp.1532~1540, 2009.
- 20.USGS 美國地理資訊調查學會歷年統計資料，<http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/germanium/>。
- 21.John D. Jorgenson, Germanium Recycling in the United States in 2000, USGS Circular 1196-V.
- 22.David E. Guberman, 2011 Minerals Yearbook Germanium, USGS.
- 23.Donald I. Bleiwas, Byproduct Mineral Commodities Used for the Production of Photovoltaic Cells, USGS Circular 1365.
- 24.財政部關稅總局統計資料庫，<http://www.customs.gov.tw/StatisticWeb/IESearch.aspx>.

本期專題：環保設施之低碳技術

專題編輯委員

張添晉

學歷

國立中央大學土木工程博士

經歷

國立台北工專土木科副教授兼科主任

國立台北技術學院土木系副教授兼系主任

國立台北科技大學土木系/環境所副教授、教授

現任

國立臺北科技大學環境工程與管理研究所教授

兼工程學院院長

循環型環境研究中心主任

申永順

學歷

國立台灣科技大學化學工程研究所博士

經歷

大葉大學環境工程系副教授兼系主任

大葉大學環境工程系助理教授

現任

馬偕醫學院全人教育中心副教授兼學務長

專題介紹

為因應氣候變遷對全球的影響，國際社會對於低碳節能的進行不遺餘力，而我國環境政策亦以此為重點方向。在環保設施低碳的技術上，除透過使用高效能的環保設備外，產品研究及改良、生產製程的改善外，低碳技術的研發皆為重要的一環，讓製程生產及環保設施能達到最佳化模式，進而達到低碳之目的。

本期專題為「環保設施之低碳技術」，邀請台灣科技大學顧洋教授針對化學迴路程序及其在節能減碳領域應用提出未來發展趨式；淡江大學陳柏珍講師就傳統污水抽水站濕井之省能設計提供寶貴的實務經驗；朝陽科技大學莊順興教授介紹下水道脫水污泥低溫炭化資源化及減碳案例；中興工程陳立儒經理就碳管理角度探討公共污水處理廠節能減碳規劃設計提供分享。

本期專題透過邀請專家學者撰寫相關專文，藉以拋磚引玉，期能引起研究之風潮，提供國內環保低碳技術之參考。專題作者慨賜宏文，提供寶貴經驗，特此致謝。

化學迴路程序及其在節能減碳領域應用 之發展趨勢

顧洋^{*}、吳鉉智^{**}、劉祐誠^{**}

摘要

二氣化碳捕捉與封存已認為是未來推動減碳的主要方式之一，然而各項捕捉與封存技術過高的設置及操作成本，成為目前仍然不易實際應用於減碳的障礙。化學迴路程序(Chemical Looping Process)為具有二氣化碳捕捉能力的能源技術，可產出熱能作為發電使用，而且不需使用氣體分離單元即可產生純度 95%以上之二氣化碳氣體，據估計化學迴路程序之二氣化碳捕捉成本，可能不到吸收技術的一半，深具應用潛力。化學迴路程序係透過載氧體(常為金屬氧化物)與燃料燃燒進行還原反應，產出高純度二氣化碳；燃燒後之還原態載氧體藉由空氣氧化至原始氧化態，同時產生熱能。化學迴路程序常用載氧體有 NiO、CuO 及 Fe₂O₃，而反應器則是流體化床及移動床兩種型式為主。近年來除了大規模燃燒系統補碳的研究之外，化學迴路程序在中小型規模的應用已漸漸受到重視，包括廢棄物及廢水處理、產氫及化學品製造，期望利用化學迴路程序高轉化率及可產生能源的優點，增加其在工程方面的應用，以達到節能減碳之功效。

【關鍵字】化學迴路程序、載氧體、廢棄物處理、產氫

^{*}台灣科技大學 化學工程系(所) 教授

^{**}台灣科技大學 化學工程系(所) 博士研究生

一、前　言

全球暖化及氣候變遷已被認定為未來數十年間國家、政府、企業及民眾所要面臨的最大挑戰之一。對於人為溫室氣體排放未來可能引發的氣候變遷現象，雖然目前仍還無法提出精準的預測，但已發生的氣候變遷現象似乎比過去的預估發生的更早、更激烈，尤其是對於居住在環境脆弱或貧窮地區民眾的生命財產影響更為顯著。顯然世界各國面對未來無可避免的「新」氣候狀態，都必須完善規劃其國家因應策略，才能降低因氣候變遷現象可能引發的環境衝擊。根據國際能源總署(International Energy Agency, IEA)於 2013 年公佈的資料顯示^[1]，2011 年全球發電結構中化石能源占比 68%、核能約 11.7%、再生能源約 20.3% (其中以水力為主占 15.8%，風力與太陽光電僅占 2.2%)。IEA 預估 2035 年全球發電結構，化石燃料仍然是全球主要的能源來源，但其占比將下滑至 57.1%，其中石油仍然是全球最重要的燃料；核能發展受制於安全及廢料處理等因素，占比維持約 11.6%；雖然再生能源占比將提高至 30.5%，但其中仍以水力為主，約占 15.5%；雖然預期風力與太陽光電等非水力發電之再生能源發展成長快速，在大規模裝置的建置上，仍有成本過高及供應不穩定等技術性問題，因此預估 2035 年佔全球能源規模比例仍低，僅占約 10%。

盱衡全球皆已意識到溫室氣體排放所造成的全球暖化與氣候變遷之衝擊，並可能導致資源使用、生產與經濟活動的重大改變。針對全球暖化及氣候變遷問題，聯合國全球氣候變遷綱要公約(UNFCCC)委員會提出兩項主要策略：調適(adaptation)與減緩(mitigation)策略。調適策略則是指調整人類社會運作方式，以適應全球暖化及氣候變遷所帶來不可避免的影響(包括激烈氣候的發生)，以降低衝擊的策略。

減緩策略則是指藉由減少溫室氣體之產生或將溫室氣體捕捉貯存，以降低其排放，對大氣中溫室氣體濃度提昇的影響。對大氣中溫室氣體濃度的影響。由於溫室氣體的排放來源相當複雜，因此減緩策略影響涵蓋的層面亦相當廣泛，與能源供需使用、產業發展之關連性相當高。因應全球暖化氣候變遷議題的急迫性及各國政府的積極推動研發，國際間對於科技及產業發展趨勢的看法已有大幅變化，各種溫室氣體減緩策略的發展相當快速。依目前的期望，未來大氣溫度上升應控制在攝氏 2 度以下，因此大氣中二氧化碳濃度必須維持在不超過 450ppm 的水準，由於全球二

氧化碳排放量在 2005 年至 2030 年期間將增加 50%以上，因此到 2050 年全球必須降低約 480 億噸二氧化碳當量之溫室氣體排放，國際能源署提出應積極發展之關鍵減緩對策包括：能源效率提升(可貢獻約 47%之全球溫室氣體排放減量)、再生能源的開發(可貢獻約 21%之全球溫室氣體排放減量)、碳捕捉與封存(可貢獻約 19%之全球溫室氣體排放減量)等。

依據國際能源總署之統計^[1]，我國 2012 年能源使用二氧化碳排放總量達 264 百萬公噸，約佔全球排放總量的 0.85%，居全球排名第 23 位；此外，我國每人平均排放量為 11.31 公噸，居全球排名第 21 位。雖然我國並未被列入京都議定書要求應進行溫室氣體排放減量，但基於國際趨勢與減量責任，近年來亦積極推動節能減碳，期能降低我國之溫室氣體排放。我國目前所使用的能源 99%以上均仰賴進口，其中又以化石燃料為主。為了維持產業之競爭力，同時兼顧二氧化碳減量，我國應及早進行二氧化碳捕捉技術之研發，以減少對經濟及產業發展所產生的衝擊。

1.1 二氧化碳捕捉技術簡介

二氧化碳捕捉技術一般分成燃燒後捕捉(Post-combustion Capture)、燃燒前捕捉(Pre-combustion Capture)和富氧燃燒(Oxyfuel Combustion)等，然而二氧化碳每噸捕捉成本相當高，據估計燃煤電廠發電效率未來將因為二氧化碳之補獲而降低 6-14%^[2]。而化學迴路程序(Chemical Looping Process)為結合二氧化碳濃縮或再利用的能源技術，所產生之二氧化碳濃度高，因此不需額外捕捉程序即可壓縮、封存，根評估未來化學迴路燃燒商業化後，其成本較其他捕捉程序更有競爭力^[3]。以下簡要介紹各類二氧化碳捕捉技術。

1.燃燒前技術：燃燒前技術需將化石燃料與氧氣及水蒸氣進行反應，轉換為一氧化碳和氫氣為主的合成氣(Syngas)，再經過水煤氣反應(Water Gas Shift Reaction)將合成氣中的一氧化碳轉化成二氧化碳和氫氣。將二氧化碳分離後，氫氣可做為燃料電池或引擎之燃料，亦可利用儲氫技術儲存能量。燃燒前二氧化碳捕捉的燃料轉化步驟較複雜，捕捉成本亦高，但經水氣轉移反應後可產生較高濃度二氧化碳(15-60%)，有利於後續二氧化碳的分離。

2.富氧燃燒技術：富氧燃燒技術是提高進氣之氧氣濃度，以取代空氣(氧氣濃度約 21%)作

為燃料之氧化劑，使燃料在高濃度氧氣中燃燒，由於少了空氣中的氮氣，因此煙道氣體中的二氧化碳濃度可達 80%以上，可降低二氧化碳分離程序之成本。

3.燃燒後捕捉技術：既有燃煤、燃氣電廠或鍋爐等燃燒後所產生的煙道氣二氧化碳濃度介於 6-15%之間，必須以捕捉單元將煙道氣二氧化碳濃度提升至 90%以上，以利封存或再利用^[2]。目前常見的捕捉方法包括物理吸附法、低溫法、薄膜法及化學吸收法等技術。

(1)物理吸附法係利用凡得瓦力、靜電力、化學鍵、氫鍵等親和力捕捉二氧化碳，常見的吸附劑有活性碳、分子篩、中孔基材嫁接醇胺、導電基材等。再生吸附劑的方法則包含溫度擺盪、壓力擺盪和電力擺盪等。近年來以中孔基材嫁接或含浸胺類吸收劑進行二氧化碳捕捉為主，目前每單位重量吸附劑吸附二氧化碳量已逐漸接近活性碳。

(2)低溫冷凝法是將濃度高於 90%之二氧化碳的氣體加以冷凝使二氧化碳液化而與氮氣加以分離^[4]。此方法優點在於可以獲得液態二氧化碳，故可以直接利用管線輸送。但使用此方法時，水氣、NOx、SOx 等不純物的凝固點必須高於操作溫度，以避免在管線中凝固導致堵塞。由於冷凝過程中需大量能源，較適合處理高二氧化碳濃度的氣體。

(3)薄膜分離法是利用一層具有選擇性的薄膜，利用分子篩、吸附及擴散等分離機制加以捕捉二氧化碳。薄膜可依材質分成多孔性陶瓷、緻密性陶瓷、金屬膜與高分子膜。由於具省能、無污染、操作簡易、具固定性、易保養等優點，現為一相當受到重視的捕捉技術，但其共同缺點為穿透速率仍低，且對二氧化碳選擇率部分容易因溫度升高而下降，故如何提高穿透速率及二氧化碳/氮氣選擇率，是薄膜分離技術應用於二氧化碳捕捉之關鍵。

(4)化學吸收法是目前最廣泛使用的二氧化碳捕捉方法，原理是利用吸收液與二氧化碳產生化學鍵結來捕捉二氧化碳，因此操作壓力上可較物理溶劑低。化學吸收法通常是以加熱方式再生吸收液，因而能量消耗佔二氧化碳捕捉成本的 80%^[5]。常用之化學吸收劑包含鹼性、胺類、醇胺類水溶液、離子溶液等。近年來以超重力旋轉填充床取代固定床進行二氧化碳捕捉，藉由高速旋轉產生之高重力增加氣液流量及質傳效率，進而減少設備體積，對於降低捕捉成本有具體成

效^[6,7]。未來期望經由吸收劑以及操作和製程之突破，能將捕捉二氧化碳所需之能耗降到約為 0.2MWh/ton-二氧化碳^[8]。

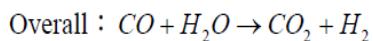
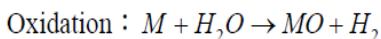
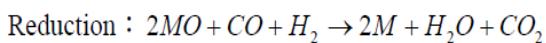
(5)化學迴路程序：化學迴圈程序是一項結合二氧化碳捕捉與濃縮(carbon capture and concentration)的能源技術，燃料燃燒所需氧的來源由空氣改為金屬氧化物，可避免空氣中大量氮氣稀釋二氧化碳濃度，因此不需加設二氧化碳分離單元。而載氧體在程序中透過在燃料反應器及空氣反應器之間循環，可分別在燃料反應器獲得純度高於 95%之二氧化碳，以及在空氣反應器中獲得熱能，具有低成本、高能源效率之優點^[9]。近年來國際上各研究團隊已投入許多資源在此技術上。

以上各項技術皆已成熟或在近期內即可開發完成，不過設置成本仍偏高，且除了化學迴路程序為產生能源之程序以外，其餘捕捉技術皆需消耗大量能源，因此在能源效率及成本上仍需有所突破。

二、化學迴路技術介紹

2.1 化學迴路程序說明

化學迴路程序是將燃燒所需的氧來源，由金屬氧化物(Me_xO_y)的氧原子提供，因此本程序使用之金屬氧化物亦稱作載氧體(Oxygen Carrier)。在燃料反應器(Fuel Reactor)進行燃燒反應時，燃料與載氧體進行反應，產生為二氧化碳與水蒸氣，再將水蒸氣冷凝後即可獲得高濃度之二氧化碳。被還原後的載氧體(Me_xO_{y-1})於空氣反應器(Air Reactor)中以空氣進行氧化反應^[10]。同時為維持整體系統之熱平衡，需仰賴載氧體自空氣反應器攜帶熱能至燃料反應器，使燃料反應器可維持 800-1,000°C 的反應溫度。載氧體在兩反應器間反覆地還原與氧化，在燃料反應器可獲得高純度二氧化碳，而在空氣反應器可獲得熱能。化學迴圈程序可由圖 1 所示，其金屬載氧體的還原及氧化反應可由以下方程式所示：



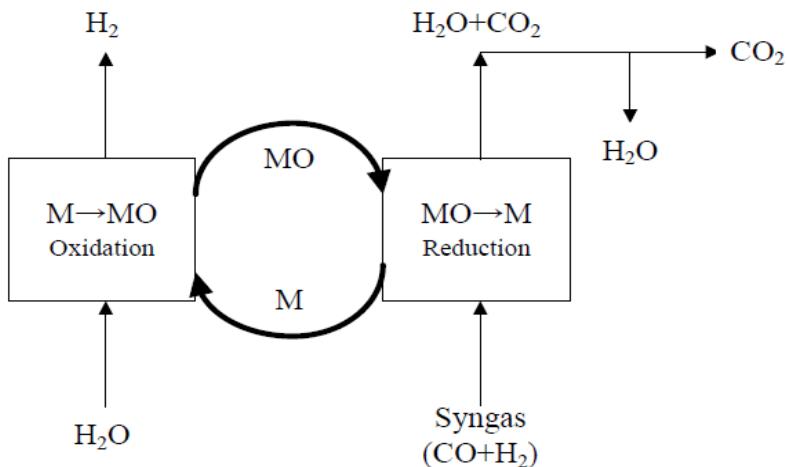


圖 1 化學迴圈程序示意圖

化學迴路程序早期研究均針對氣體燃料為主，甲烷及合成氣在化學迴路反應器進行燃燒後，出口二氣化碳濃度可達到 95 至 99% 以上^[11,12]。氣體燃料之化學迴路程序雖漸趨成熟，但氣態燃料價格亦日漸昂貴，提高化學迴路程序的操作成本。因此價格較低廉的固體燃料，如煤炭、石油焦、生質物等，成為目前化學迴路程序技術的開發方向。固體燃料燃燒時，須先以水蒸氣及二氣化碳將固體燃料氣化為 CO 及 H₂，載氧體再將 CO 及 H₂ 燃燒為 H₂O 及 CO₂。然而固體燃料氣化速率較慢，整體反應速率決定步驟為固體燃料氣化^[13,14]，必須改善固體燃料氣化效率或是改變反應機制，以提升其燃燒效率。Mattisson 等人^[14]提出化學迴路釋氧程序(Chemical Looping with Oxygen Uncoupling, CLOU)，於特定溫度(800-1,200°C)且無氧環境下，將載氧體中的氧以氧分子形式釋放，再與反應器內之固體燃料進行燃燒反應，結果顯示 CLOU 程序之燃燒效率高於傳統化學迴路程序。

2.2 載氧體

化學迴路程序中所使用之載氧體需具備反應性(即進行還原-氧化反應的反應能力)、機械強度(抗破碎能力與磨損能力)、高攜氧量、長使用壽命(持續迴路能力)、抗燒結能力、抗積碳能力、價廉、及低環境毒性等^[15,46]。目前文獻中已證實可用做

金屬氧化物的活性金屬載氧體包括 Fe、Ni、Cu、Mn、Co 與 Cd 等金屬的氧化物，其中研究最多的金屬氧化物分為 NiO、CuO、Mn₂O₃ 與 Fe₂O₃^[16]。由於化學迴路程序在高溫下操作，載氧體容易因燒結而導致反應性下降，或是因機械強度低而在反應器中耗損，因此複合惰性載體為改善載氧體性質劣化的主要方式，常用的惰性載體包括 Al₂O₃、TiO₂、ZrO₂、NiAl₂O₄、MgO、SiO₂ 與 MgAl₂O₄ 等^[1,17]。鎳之金屬載氧體因氧化還原反應速率高，轉化率高、迴路性能好等因素而備受矚目，但鎳金屬價格高昂；Corbella 等人^[47]以 Ni/TiO₂ 載氧體，使用甲烷作為還原氣體，發現在高溫下，甲烷除了被轉化成 CO₂ 及 H₂O 外，在反應過程中會使甲烷分解產生氫氣與積碳的副反應，當過多的碳沉積在載氧體表面時，易造成反應性下降，在氧化過程中也會有不純的 CO₂ 產生，須透過添加水蒸氣(可在載氧體表面發生重組反應)或改變惰性載體等方式改善^[18]。相較於鎳系載氧體，銅系載氧體在價格較為便宜，且具有攜氧量高，環境污染較低、反應性佳等優點。Mattisson 等人^[14]首先利用 CuO/ZrO₂ 載氧體應用於石油焦之燃燒，結果發現其反應速率相較於利用 Fe₂O₃/MgAl₂O₄ 載氧體高出 50 倍，因此可大幅降低反應器之尺寸。Leion 等人^[19]更利用銅系載氧體與 6 種煤炭燃燒反應，易得到良好的氣體轉化能力；銅系載氧體的缺點為在高溫下易發生顆粒團聚，且在較低壓力、高溫度時 CuO 會分解成 Cu 而有液相燒結的現象，降低還原能力，限制其在高溫反應下的應用^[20]。由於熱力學之限制，錳系載氧體在操作溫度 900°C 時，須給予 21.4 % 氧氣濃度才可以完全氧化。Azimi 等人^[21]發現 Mn:Fe 為 1:2 時，複合載氧體具有最佳的反應活性、抗燒結和抗團聚能力；Shulman 等人^[22]則利用 Mn₂O₃ 與 Fe₂O₃、NiO、SiO₂ 等進行複合載氧體之研究，結果顯示 Mn-Fe 複合載氧體在 900 °C 通入甲烷反應，相較於 Mn-Ni 及 Mn-Si 等複合載氧體具有更高 CH₄ 轉化率，其主要原因為 Mn-Fe 複合載氧體隨著氧化還原迴路增加，而導致孔隙度增加，提供更多活性位置與甲烷進行反應；但由於其機械強度不足，在長時間操作易碎裂成顆粒，而且其毒性較高，因此對於錳系載氧體之研究近年逐漸減少，不過近年的研究中仍嘗試利用成本較低的錳礦石進行研究^[23]。相較於銅、鎳及錳系載氧體，鐵系載氧體雖反應速率較低，但不具毒性、價格低廉，且具備特有的產氫效益等優點，如表 1 所示，因此目前許多學者仍以鐵系載氧體為主要研究對象^[9,24]。

表 1 載氧體性質評估^[25]

評估項目	鎳系	銅系	錳系	鐵系
載氧量 (wt %)	21	20	20	30
反應活性	良好	良好	適中	適中
熔點 (°C)	1,452	1,026	1,260	1,275
機械強度	適中	適中	低	適中
成本	高	高	適中	低
環境影響	高	適中	高	低

為了降低金屬載氧體的製造成本，近年來多種天然礦石或是廢棄物被研究作為載氧體的可能性。其中鈦鐵礦(Ilmenite)亦為主要對象之一，不同產地鈦鐵礦的組成亦不同，對於強度與反應性有很大的影響。過去文獻指出，在鈦鐵氧化物中隨著鐵比例上升，化學迴路反應性會提高，但機械強度也會下降，由於鈦鐵氧化物結構內含有二氧化鈦，因此在化學迴路反應過程，二氧化鈦將可扮演惰性擔體，降低金屬載氧體之衰退現象^[26]。文獻中更提到，鐵鈦礦具有 100% 的燃燒率，雖然對 CH₄ 反應相當的緩慢，但與 CO 和 H₂ 有很好的反應性，已有學者直接使用不同地區鈦鐵礦進行化學迴路的操作^[26,27]，若可以在多次的氧化還原後仍可保持良好的反應活性即通過初步篩選，未來應用於 1-10MW 化學迴路系統中做使用。

我國目前所發表有關化學迴路程序的研究，所使用之載氧體以鐵系載氧體為主，包括 Fe₂O₃/SiO₂、Fe₂O₃/Al₂O₃、以及 Fe₂TiO₅ 等。成大環工系於 2010 年發表以 Fe₂O₃/SiO₂ 之複合載氧體針對一氧化碳/氫氣以熱重分析儀進行 7 次氧化還原實驗後，載氧體仍保有良好的反應活性^[28]。台灣科技大學化工系於 2011 年發表以熱重分析儀及固定床反應器研究 Fe₂O₃/Al₂O₃ 複合載氧體之反應活性，以 CO 及 H₂ 之混合燃料氣體進行還原反應，以空氣作為氧化氣體，已可在 40 個迴路中得到穩定的還原氧化速率^[29]。同年發表之研究結果指出以 Fe₂TiO₅ 作為載氧體，以混合燃料氣體進行還原反應，可連續操作 1,000 個迴圈測試，具有穩定的還原氧化速率^[30]。銅系載氧體之研究報告於 2012 年發表，研究指出氧化銅與氧化鋯於合成氣及氮氣反應操作下具有 50 次氧化還原^[31]。而壓鑄製備具有高機械強度之複合載氧體，Fe₂O₃/Al₂O₃ 及 Fe₂TiO₅ 具有相當好的機械強度與反應性^[32]。

2.3 反應器

化學迴路反應器的設計需要考量：(1)燃料與載氧體之間接觸良好；(2)載氧體在燃料反應器與空氣反應器之間必須能順利迴路；(3)應具有良好氣密性，避免二氧化碳濃度受到稀釋，降低二氧化碳的捕集率。目前國際間有關化學迴路反應器的形式，主要分為流體化床反應器及移動床反應器兩種。

流體化床反應器(Fluidized Bed Reactor)是由空氣反應器(高速上升流體化床)及燃料反應器(低速氣泡流體化床)所組成。反應器的操作在常壓進行，在燃料反應器中，載氧體與燃料反應還原後經溢流裝置進入空氣反應器，而載氧體在空氣反應器中氧化後被高速氣流帶入旋風分離器中進行氣固分離，分離出的載氧體顆粒進入燃料反應器中重新進行還原反應。該反應器的優點是能夠使氣體和固體在高速提升流體化床中強烈的混合接觸，高速上升的氣流亦能夠提供足夠的驅動力，使載氧體在兩個流體化床中可持續進行迴路，氣體燃料以 CH_4 、 CO/H_2 、LNG 等為主要燃料來源^[50]。為改善固體燃料氯化速率低的問題，Xiao 等^[33]透過增加系統壓力促進固體燃料轉化率與二氧化碳產率，研究結果指出在 0.5MPa 系統操作壓力時，煙煤轉化率可增加至 84.7%，但載氧體損耗量亦隨之增加。

美國俄亥俄州立大學所開發之移動床反應器(Moving Bed Reactor)，載氧體與燃料在反應器內是以逆流方式流動，使載氧體 Fe_2O_3 可以還原為 FeO ，轉化效率高，因此可減少反應器體積，降低反應器建造成本與載氧體使用量，也可避免載氧體因流體化所產生的碰撞耗損^[9]。

台大化工系於 2008 年發表化學迴路程序冷模的研究成果，以冷模化學迴路反應器，討論系統壓力分佈、壓力擾動、壓力降、壓力標準偏差與粒子軸相空隙度分佈^[34]。台灣科技大學化工系於 2012 年建立實驗室級移動床燃料反應器系統，並於 2013 年建立 1 kW 循環式移動床反應器的冷模系統，檢視氣體與固體在流動的過程中是否有氣體洩露、載氧體流動性、壓降等問題，並透過調整操作參數改善反應器設計參數，以供後續實際反應器應用之依據。

工業技術研究院自 2009 年起進行化學迴路反應器之技術轉移評估研究，已於 2013 年與台灣水泥公司合作建立了 1.9MWt 鈣迴路捕捉二氧化碳先導型試驗廠，其二氧化碳總捕捉量達每小時 1.0 公噸，在全球同型技術的示範計畫中，不僅超前其

他國家規模，且為首座與水泥廠相互結合的鈣迴路系統^[35]。其後又於 2013 年底於高雄建置 30kWt 化學迴路燃燒系統試驗廠，為我國第一座化學迴路程序測試平台。原子能委員會核能研究所於 2010 年建立 75~100 kW 的冷模雙循環流體化床反應器 (two circulating fluidized bed)，此流體化床冷模反應器為目前我國規模最大的冷模反應器，可提供載氧體材料之流體化實際操作參數測試。核研所未來計畫建立一套 1 kW 的雙循環流體化床反應器，進行載氧體材料粉體流體力學與流動型態分析，並測試各種載氧體的熱功率值^[36]。

三、化學迴路程序之技術應用

3.1 二氧化碳捕捉

目前國際上包括燃燒後捕獲、燃燒前捕獲及富氧燃燒這 3 項二氧化碳捕捉技術皆已有實廠操作案例，不過仍有能耗高、捕捉成本不符合經濟效益等困難。目前燃煤電廠的發電效率最高可達到 45%，若結合表 2 所列之二氧化碳捕獲技術估算，用於捕獲二氧化碳之各項單元的各種技術將減少 6-14% 的發電效率^[48]。經換算後二氧化碳每噸捕獲成本介於 20 至 45 歐元，由於化學迴圈程序所產生之二氧化碳濃度可達 95% 以上，因此不需額外捕獲程序即可壓縮、封存。根據 Alstom 公司的評估未來化學迴圈燃燒商業化之後，其捕獲成本約為 10-20 歐元，此成本對於捕獲二氧化碳較目前程序更有競爭力，同時可避免使用額外的捕獲程序，降低整體發電效率^[48]。

表 2 二氧化碳捕捉技術之比較^[48]

評估項目	燃燒後捕獲	燃燒前捕獲	富氧燃燒	化學迴圈燃燒
二氧化碳捕捉 能耗(%)	9~14	6~11	7~11	0~5
二氧化碳捕捉 純度	高	低	低	高
二氧化碳捕捉 成本(€/ton)	25~45	20~40	20~40	10~20

3.2 廢棄物處理

傳統燃燒程序處理廢棄物時，為了使廢棄物完全燃燒，焚化爐的操作溫度須保持在 850 °C 以上，因此添加燃料是保持燃燒溫度的必要方式，而處理相關廢棄物的燃料成本根據文獻資料每噸為 3,000 元以上^[37]。因此對於碳氫化合物具有高轉化率及高二氧化碳產率之化學迴路程序亦可應用於中小型規模的廢棄物處理，同時亦可提供熱能，減少或不需要添加輔助燃料，使廢棄物處理成本可有效降低。

台灣科技大學化工系曾以移動床反應器對電子業常見廢溶劑異丙醇溶液進行化學迴圈燃燒實驗，並在入口及出口端分別加裝螺旋輸送器，藉由上段螺旋輸送器將載氧體從載氧體儲槽中輸入至燃料反應器內，而下段螺旋輸送器則是將反應後的載氧體排出燃料反應器外。異丙醇含量 20% 之水溶液由定量注射泵浦將異丙醇水溶液通入氯化器將異丙醇氣化，再由氮氣將異丙醇氣體送入燃料反應器內，與載氧體進行還原反應。實驗結果顯示，當載氧體對異丙醇流率之比值大於 7.94 時，燃料轉化率及二氧化碳產率可接近 100%，且於 24 小時連續操作下，二氧化碳產率仍然維持接近 100%，因此以移動床反應器處理含碳之液體廢棄物初步評估具有發展潛力^[38,39]。

台灣科技大學化工系曾選擇熱固型塑膠聚氨酯(PU)及熱塑型塑膠聚丙烯(PP)為處理對象進行化學迴圈燃燒實驗，模擬探討廢塑膠處理之可行性。固體燃料由於需要有較長的滯留時間在反應器內進行氯化反應，因此將移動床反應器改為雙套管式，外管作為輸送載氧體使用，內管則是作為固體燃料之氯化槽。其操作方式是將塑膠顆粒以螺旋輸送器由上而下送入氯化管，由於氯化管置於燃料反應器內，因此塑膠顆粒於氯化管中會進行裂解反應，同時加入水蒸氣及氯氣作為氧化劑，加速固定碳的氯化反應速率。氯化管末端開有數個小孔，使氯化後的燃料(CO 、 H_2 、 CH_4)通過，由燃料反應器下方進入與載氧體進行反應。因此燃料氣體與載氧體之流態仍維持逆流形式進行燃燒反應。實驗結果顯示，當載氧體對 PU 及 PP 固體流率之比值分別大於 4.12 及 9.73 時，燃料轉化率及二氧化碳產率可接近 100%，因此固體燃料移動床反應器可對富含碳、氫、氧之塑膠進行充分的降解。而在長時間連續燃燒實驗中，PU 及 PP 可連續燃燒 24 小時，並且穩定維持 100% 的二氧化碳產率。除此之外 PU 及 PP 根據計算可提供 28 及 46 MJ/kg 的熱能，與煤炭所含熱量相近，因此

以化學迴路程序處理廢塑膠，不僅不需要添加輔助燃料即可達到完全轉化之溫度，亦具有提供熱能之附加價值^[40]。

3.3 氢氣生產

化學迴路程序亦可應用於氫氣製備，依據氫氣生成反應之不同，化學迴路產氫技術主要可區分為兩類：(1)利用水煤氣反應結合二氧化碳分離程序來進行氫氣製備，又稱為化學迴路重組程序(Chemical Looping Reforming，簡稱 CLR)；(2)將水氣通入反應器中，使水氣與 Fe/FeO 進行水氣還原反應，又稱化學迴路產氫程序(Chemical Looping Hydrogen Generation，簡稱 CLHG)。

化學迴路重組程序(CLR)可應用於流體化床反應器或移動床反應器中，其反應是將燃料於燃料反應器中與微量的水氣進行部分氧化反應(Partial Oxidation Reaction)生成一氧化碳及氫氣。於燃料反應器後端以水煤氣轉換反應器(Water Gas Shift Reaction，簡稱 WGS)，使一氧化碳與水氣進行水煤氣反應生成二氧化碳及氫氣^[41]。

化學迴路產氫程序(CLHG)應用於三槽式移動床反應器，以鐵系金屬氧化物(Fe_2O_3)作為載氧體。鐵系載氧體於燃料反應器中與燃料進行還原反應，將載氧體還原至 Fe/FeO 相態。FeO/Fe 再進入氫氣反應器與水蒸氣反應，水蒸氣被還原成 H_2 ，載氧體氧化成 Fe_3O_4 相態。 Fe_3O_4 被送入空氣反應器以空氣氧化成 Fe_2O_3 相態，並回到燃料反應器內持續迴路操作^[42]。韓國 Cho 等人^[43]以 $\text{Fe}_2\text{O}_3/\text{ZrO}_2$ 載氧體於 300kW 三槽式循環移動床系統，可穩定生產純度 99.15% 氢氣之效能，目前已規劃放大規模至 1-10MW 化學迴路產氫系統^[44]。

3.4 化學品製造

化學迴路程序除了提供熱能、電能及氢能外，也可應用於化學品製造。傳統煤炭製備化學品方式有直接煤炭液化程序及間接煤炭液化程序兩種。其中前者反應是在高溫高壓下，將煤炭溶解於溶劑中，於催化劑催化下進行加氫裂解反應。而後者是將煤炭與水氣或二氧化碳進行氣化反應生成一氧化碳及氫氣，在適當的一氧化碳及氫氣比例下之合成氣，可透過費雪-托普許(Fischer-Tropsh，簡稱 F-T) 反應將合成氣液化成化學品^[45]。

化學迴路氣化程序(Chemical Looping Gasification，簡稱 CLG)是將燃料於燃料反應器中以低於燃料理論需氧量之條件下進行部分氧化反應生成一氧化碳及氫氣，並可透過費雪-托普許製程(Fischer-Tropsh，簡稱 F-T)將一氧化碳及氫氣液化成化學品，或是將燃料反應器產生之二氧化碳作為碳源，與氫氣反應器產生之氫氣進行反應。透過化學迴路氣化程序所產出之氣體產物包括 CO、H₂ 及 CO₂，可利用觸媒反應轉化為低碳化學品如甲醇、二甲醚等^[42]。

四、化學迴路程序之未來發展趨勢

化學迴路程序近年來迅速發展，已成為未來節能減碳的關鍵技術之一，據估計化學迴路程序之二氧化碳捕捉成本，可能不到吸收技術的一半，深具應用潛力，但仍需經過 5 至 10 年的研發來突破各項技術瓶頸。目前我國學研單位對於載氧體的研究，著重於開發使用天然礦石或廢棄物等材料，製備具有低成本、良好反應活性及使用壽命長等特性的載氧體，並且透過改質改善提高載氧體的反應活性，如使用鹼金、鹼土族與部分過渡金屬氧化物作為助觸媒，促進燃料轉化率與二氧化碳產率。至於固體燃料的化學迴路燃燒，受限於固體燃料氣化速率偏低的影響，因此未來期望透過發展以下 3 種方向來改善固體燃料轉化效率：(1)在既有的燃料反應器出口加裝碳粒捕捉及氣化設備，提升反應器燃燒效率；(2)發展 CLOU 程序，改變燃燒機制避免氣化步驟；(3)以移動床反應器提供固體燃料較長滯留時間，以被充分氣化與載氧體反應。程序應用方面，中小型化學迴路程序的應用已漸漸受到重視，包括廢棄物燃燒處理、產氫及化學品製造，期望利用化學迴路程序高轉化率及可產生能源的優點，增加其在工程方面的應用。

參考文獻

- 1.IEA, “2013 Key World Energy Statistics,” International Energy Agency, Paris, France (2013).
- 2.Notz, R., Tonnies, I., McCann, N., Scheffknecht, G. and Hasse, H., “CO₂ Capture for Fossil Fuel Fired Power Plants,” *Chem. Eng. Technol.*, Vol. 34, No. 2, pp. 163 – 172 (2011).
- 3.Ennenbach, F. and Kluger, K., 2012, “Challenges for 2nd Generation Technologies Like Chemical and Carbonate Looping from an Industry Point of View,” paper presented at 2nd International Conference of Chemical Looping, Darmstadt, Germany.
- 4.Olajire, A.A., “CO₂ Capture and Separation Technologies for End-of-pipe Applications – A Review,” *Energy*, Vol. 35, pp. 2610 – 2628 (2010).
- 5.Oyenekan, B.A. and Rochelle, G.T., “Alternative Stripper Configurations for CO₂ Capture by Aqueous Amines,” *AICHE J.*, Vol. 53, No. 12, pp. 3144 – 3154 (2007).
- 6.Lin, C.C., Liu, W.T. and Tan, C.S., “Removal of Carbon Dioxide by Absorption in a Rotating Packed Bed,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 42, No. 11, pp. 2381 – 2386 (2003).
- 7.Cheng, H.H., Shen, J.F. and Tan, C.S., “CO₂ Capture from Hot Stove Gas in Steel Making Process,” *Int. J. Greenhouse Gas Control*, Vol. 4, pp. 525 – 531 (2010).
- 8.Rochelle, G.T., “Amine Scrubbing for CO₂ Capture,” *Science*, Vo. 325, pp. 1652 – 1654 (2009).
- 9.Fan, L. S., “Chemical Looping Systems for Fossil Energy Conversions,” John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, USA, pp. 63-66 (2010).
- 10.Chiu, P.C. and Ku, Y., “Chemical Looping Process-A Novel Technology for Inherent CO₂ Capture,” *Aerosol Air Qual. Res.*, Vol. 12, pp. 1421 – 1432 (2012).
- 11.Kolbitsch, P., Bolhar-Nordenkampf, J., Proll, T. and Hofbauer, H., “Comparison of Two Ni-based Oxygen Carriers for Chemical Looping Combustion of Natural Gas in 140 kW Continuous Looping Operation,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 48, pp. 5542 – 5547 (2009).
- 12.Sridhar, D., Tong, A., Kim, H., Zeng, L., Li, F. and Fan, L.S., “Syngas Chemical Looping Process: Design and Construction of a 25 kW_{th} Subpilot Unit,” *Energy Fuels*, Vol. 26, pp.

- 2292 – 2302 (2012).
- 13.Leion, H., Mattisson, T. and Lyngfelt, A., “The Use of Petroleum Coke as Fuel in Chemical-Looping Combustion,” *Fuel*, Vol. 86, pp. 1947 – 1958 (2007).
- 14.Mattisson, T., Lyngfelt, A. and Leion, H., “Chemical-looping with Oxygen Uncoupling for Combustion of Solid Fuels,” *Int. J. Greenhouse Gas Control*, Vol. 3, pp. 11-19 (2009).
- 15.Jin, H., Okamoto, T. and Ishida, M., “Development of a Novel Chemical-Looping Combustion: Synthesis of a Looping Mateiral with a Double Metal Oxide of CoO-NiO,” *Energy Fuels*, Vol. 12, pp. 1272-1277 (1998).
- 16.Adanze, J., de Diego, L. F., Garcia-Labiano, F., Gayan, G. P. and Abad, A., “Selection of Oxygen Carriers for Chemical-looping Combustion,” *Energy Fuels*, Vol. 18, pp. 371-377 (2004).
- 17.Mattisson, T. and Lyngfelt, A., “Capture of CO₂ Using Chemical-looping Combustion,” First Biennial Meeting of the Scandinavian-Nordic Section of the Combustion Institute, Göteborg, Sweden (2001).
- 18.Johansson, M., Mattisson, T. and A. Lyngfelt, "Use of NiO/NiAl₂O₄ Particles in a 10 kW Chemical-looping Combustor," *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 45, pp. 5911-5919 (2006).
- 19.Leion, H., Mattisson, T. and Lyngfelt, A., “Using Chemical-looping with Oxygen Uncoupling (CLOU) for Combustion of Six Different Solid Fuels,” *Energy Procedia*, Vol. 1, pp. 447-453 (2009).
- 20.de Diego, L.F., F. Garcia-Labiano, P. Gayan, J. Celaya, J.M. Palacios, J. Adanez, “Operation of 10 kWth Chemical-looping Combustor during 200 h with a CuO-Al₂O₃ Oxygen Carrier,” *Fuel*, Vol. 86, pp. 1036-1045 (2007).
- 21.Azimi, G., Leion, H., Mattisson, T. and Lyngfelt, A., “Chemical-looping with Oxygen Uncoupling Using Combined Mn-Fe Oxides, Testing in Batch Fluidized Bed,” *Energy Procedia*, Vol. 4, pp. 370-377 (2011).
- 22.Shulman, A., Cleverstam, E., Mattisson, T. and Lyngfelt, A., “Manganese/Iron, Manganese/Nickel and Manganese/Silicon Oxide Used in Chemical-looping with Oxygen Uncoupling (CLOU) for Combustion of Methane,” *Energy Fuels*, Vol. 23, pp. 5269-5275

- (2009).
- 23.Ryden, M., Lyngfelt, A. and Mattisson, T., “CaMn_{0.875}Ti_{0.125}O₃ as Oxygen Carrier for Chemical-looping Combustion with Oxygen Uncoupling (CLOUD)-Experiments in a Continuously Operating Fluidized-Bed Reactor System,” *Energy Procedia*, Vol. 4, pp. 341-348 (2011).
- 24.Johansson, M., Mattisson, T. and Lyngfelt A., “Investigation of Fe₂O₃ with MgAl₂O₄ for Chemical-looping Combustion,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 43, pp. 6978-6987 (2004).
- 25.Li, F., Kim, H.R., Sridhar, D., Wang, F., Zeng, L., Chen, J. and Fan, L.S., “Syngas Chemical Looping Gasification Process: Oxygen Carrier Particle Selection and Performance,” *Energy Fuels*, Vol. 23, pp. 4182-4189 (2009).
- 26.Azis, M.M., Jerndal, E., Leion, H., Mattisson, T. and Lyngfelt, A., “On the Evaluation of Synthetic and Natural Ilmenite Using Syngas as Fuel in Chemical-looping Combustion (CLC),” *Chem. Eng. Res. Des.*, Vol. 88, pp. 1505-1514 (2010).
- 27.Leion, H., Mattisson T. and Lyngfelt, A., “Solid Fuels in Chemical-Looping Combustion,” *Int. J. Greenhouse Gas Control*, Vol. 2, pp. 180-193 (2008).
- 28.吳貞瑩，「以 Fe₂O₃/SiO₂ 載氧體在高溫化學環路燃燒一氧化碳及氫氣之研究」，碩士論文，成功大學(2010)。
- 29.吳侑霖，「製備鐵鋁複合載氧體進行以木炭為固態燃料之化學迴路研究」，碩士論文，台灣科技大學(2011)。
- 30.劉祐誠，「以合成氣為燃料評估 Fe₂TiO₅載氧體在化學迴路程序的應用」，碩士論文，台灣科技大學(2011)。
- 31.許詩韓，「氧化銅載氧體之化學迴路釋氧機制及其應用於石墨燃燒之探討」，碩士論文，台灣科技大學(2012)。
- 32.林保賢，「製備錠狀氧化鐵載氧體擔載氧化鋁及二氧化鈦惰性載體並應用於化學迴路燃燒與產氫之探討」，碩士論文，台灣科技大學(2013)。
- 33.Xiao, R., Chen, L., Saha, C., Zhang, S. and Bhattacharya, S., “Pressurized Chemical-Looping Combustion of Coal Using an Iron Ore as Oxygen Carrier in a Pilot-Scale Unit,” *Int. J. Greenhouse Gas Control*, Vol. 10, pp. 363 – 373 (2014).

- 34.郭耿仲，「化學迴路燃燒之冷模」，碩士論文，台灣大學 (2008)。
- 35.徐恆文，陳威丞，張名惠，周揚震，2014，「鈣迴路捕捉二氧化碳技術」，臺灣能源期刊，第 8 卷，第 2 期，第 145 – 155 頁。
- 36.原子能委員會核能研究所，「淨煤技術發展科技發展綱要計畫書」(2011)。
- 37.鄭春菊，「國內典型廢液物化處理最佳化操作及管理策略之研析」，碩士在職專班論文，國立中央大學環境工程研究所(2005)。
- 38.顧洋，郭俞麟，曾堯宣，林怡均，2011。「節能性化學迴圈反應程序處理電子業廢溶劑之技術開發」，行政院環境保護署創新育成計畫。
- 39.顧洋，郭俞麟，曾堯宣，王文，邱炳嶽，吳鉉智，2012a。「逆流式移動床反應器之廢溶劑處理系統」，中華民國新型專利，證書號：M439514。
- 40.顧洋，郭俞麟，曾堯宣，林怡均，2012b。「化學迴圈程序處理廢塑膠之技術開發」，行政院環保署創新育成計畫。
- 41.Moldenhauer, P., Ryden, M., Mattisson, T. and Lyngfelt, A., “Chemical-Looping Combustion and Chemical-Looping Reforming of Kerosene in a Circulating Fluidized-Bed 300W Laboratory Reactor,” *Int. J. Greenhouse Gas Control*, Vol. 9, pp. 1 – 9 (2012).
- 42.Zeng, L., He, F., Li, F. and Fan, L.S., “Coal-Direct Chemical Looping Gasification for Hydrogen Production: Reactor Modeling and Process Simulation,” *Energy Fuels*, Vol. 26, pp. 3680 – 3690 (2012).
- 43.Cho, W.C., Lee, D.Y., Seo, M.W., Kim, S.D., Kang, K.S., Bae, K.K., Kim, C.H., Jeong, S.U.K. and Park, C.S., “Continuous Operation Characteristics of Chemical Looping Hydrogen Production System,” *Appl. Energy*, Vol. 113, pp. 1667 – 1674 (2014).
- 44.Kim, K., Yang, S., Baek, J.I., Ryu, C.K., Choi, M., He, Y., Shin, K. and Lee, G., “New Fabrication of Mixed Oxygen Carrier for CLC: Sludge and Scale from A Power Plant,” *Fuel*, Vol. 111, pp. 496 – 504 (2013).
- 45.張煖，「煤炭液化(CTL)國際發展趨勢研析」，石油市場雙週報(2008)。
- 46.Hossain, M.M. and De Lasa, H.I., “Chemical-looping Combustion (CLC) for Inherent CO₂ Separations-A Review,” *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 63, pp. 4433 – 4451 (2008).
- 47.Corbella, B.M. and Palacios, J.M. “Titania-supported Iron Oxide as Oxygen Carrier for

- Chemical-looping Combustion of Methane,” *Fuel*, Vol. 86, pp. 113-122 (2006).
- 48.Figueroa, J., Fout, T., Plasynski, S., McIlvried, H. and Srivastava, R. Advances in CO₂ Capture Technology—The U.S. Department of Energy's Carbon Sequestration Program. *Int. J. Greenhouse Gas Control*, Vol. 2, pp. 9 – 20 (2008).
- 49.IEA, “2010 Key World Energy Statistics,” International Energy Agency, Paris, France (2010).
- 50.Lyngfelt, A., “Oxygen Carriers for Chemical Looping Combustion-4000 h of Operational Experience,” *Oil Gas Sci. Technol.*, Vol. 66, pp. 161 – 172 (2011).

傳統污水抽水站濕井之省能設計

陳伯珍*

摘要

污水抽水站是污水處理廠內耗電量最大的單元之一，故除了考量泵浦或馬達等設備之節能外，亦應在設計抽水站時，即賦予其省能的特性。傳統污水抽水站濕井的設計除須考量形狀及平面尺寸等因素外，尚須考量其容量，容量過大與不足均不符合設計原則。濕井所需最小貯留容量可以公式 $V = T \times q_p / 4$ 計算之，經多方蒐集資料後，確認其中之 q_p 係指單台泵浦揚水量，並非尖峰進流量。

傳統濕井之高水位常設定在進流管底的高程上，而低水位則設定在進流管底之下，使進流水會以自由跌落方式進入濕井中，造成能源的浪費，應可提高濕井高水位，以減少水頭之浪費。

傳統污水抽水站皆採單一濕井，操作時，所有泵浦皆依照各自的操作水位分別起動與停機，但因小中泵浦之操作水位通常位於大泵浦操作水位之下方，導致流入濕井的污水都會有很大的跌落高度，從而增加小中泵浦之總動水頭，浪費能源。

本文首先探討多台相同規格及不同規格泵浦採用傳統單一濕井之設計，再提出多台不同規格泵浦採用串聯式不同底高雙重濕井之新設計概念，經比較此三種設計之濕井最小控制容量及控制水位高程後，發現後者能節省水頭(能源)。

【關鍵字】泵浦所需最小循環時間、濕井最小控制容量、串聯及並聯式雙重濕井

*淡江大學水資源及環境工程學系兼任講師、環工技師

一、前 言

污水抽水站的功能係將收集自市區的污水，以泵浦提升其水位，使其可以重力流方式流經污水處理廠內之各處理單元，直至處理後放流到承受水體。由於污水抽水站係污水處理廠之重要一環，而其耗電量通常約佔全廠的 10~20%，是廠內節能省電的重點單元之一。由於過去國內提到抽水站之節能議題時，皆僅限於泵浦、馬達或變頻器等設備上的討論，本文率先探討如何在傳統污水抽水站本身的設計上即賦予其省能的特性，希望能拋磚引玉，讓相關設計者能以更寬廣之角度，思考如何設計一座既能省能又有其他優點之抽水站。

污水抽水站之濕井為將污水集中在一處之水井，又稱抽水井。濕井的形狀及平面尺寸，因會直接影響泵浦的性能及操作狀況，故在設計時應仔細考量。濕井不當設計導致的問題絕大部分是會在水面上產生漏斗狀的渦流，這種渦流會將吸入的空氣經由泵浦吸水口而帶到葉輪上，使葉輪產生徑向的不平衡，並使水流產生水力脈動，導致軸承及葉輪的機械過載。良好與不良濕井與泵浦吸水口配置見圖 1。

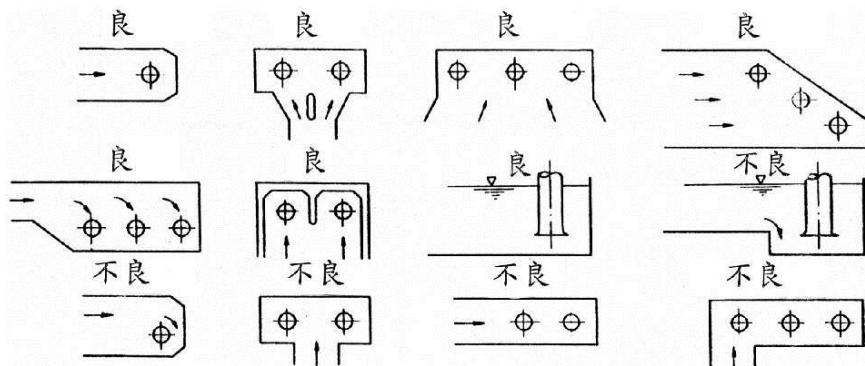


圖 1 傳統式濕井與吸水口配置圖^[1]

濕井的設計除須考量形狀及平面尺寸等因素外，尚須考量其容量，若濕井容量過大，則工程較不經濟，且因污水停留時間過長，容易因腐敗而產生硫化氫，對混凝土結構物會造成腐蝕；反之，如果濕井容量不足，則因污水停留時間過短，將使泵浦之起動及停機頻率過高，因而加速泵浦及馬達之損壞。換言之，濕井容量過大

與不足均不符合設計原則。至於計算濕井所需之最小控制容量，常用公式為 $V = T \times q_p / 4$ ，但其中之 q_p 究竟係指單台泵浦揚水量或是污水尖峰進流量，係本文首須澄清之問題。

傳統污水抽水站皆採用單一濕井，頂多係在濕井中間以隔牆分開成為兩個濕井，但兩個濕井的底部高程仍在相同平面上，操作時，由於所有泵浦皆依照各自預訂的操作水位而分別起動與停機；惟因小中台泵浦之操作水位通常位於大台泵浦操作水位之下方，導致流入濕井的污水會有很大的跌落高度，除激濺池水散發臭氣外，小中台泵浦之總動水頭會增加，徒然浪費能源。

有鑑於此，本文介紹傳統多台相同規格泵浦採用單一濕井之設計方式，接著探討過去各文獻未曾討論過的多台不同規格泵浦採用單一濕井之計算方法，最後提出多台不同規格泵浦採用不同底高之雙重濕井之新設計概念。在相同進流污水量的情況下，藉由三種濕井設計例，分別計算其所需濕井最小控制容量，並比較及分析其控制水位等數據，期望能尋求一種既經濟、安全又省能之濕井設計。

二、污水抽水站濕井容量計算公式

污水抽水站濕井所需最小貯留容量之常用計算公式為 $V = T \times q_p / 4$ ，但其中之參數 q_p 究竟係指單台泵浦揚水量或是尖峰污水進流量，常引起爭論。採用兩台泵浦(包含一台主泵浦及另一台備用泵浦)之中小型抽水站，由於單台泵浦揚水量等於或稍大於尖峰污水進流量，故以此公式計算濕井容量時，不論是採單台泵浦揚水量或是尖峰污水進流量，其結果相差不大；但如果是採用 3 台或 4 台以上之中大型抽水站，則以此公式計算濕井容量時，採單台泵浦揚水量或是尖峰污水進流量，其結果會相差數倍，故此問題不能不予以正視。

尋求正確解答之第一種方法係追根究柢，由公式之資料來源找尋此參數之定義。經查相關資料，發現之所以產生這種疑問的原因可能係從日本下水道協會資料^[2]將公式寫成 $V_0 = T_{min} \times Q_p / 4$ ，其中之 Q_p 容易讓人誤解為 Q_{peak} ，實際上該資料對 Q_p 之定義為「泵浦計畫吐出水量」；其他資料^[3, 4, 5, 6]雖同樣將 q 定義為「定速泵浦

單台之揚水量」，但將公式寫為 $V = T \times q / 4$ ，故較不會引起誤解。

濕井所需最小貯留容量公式之導出方式如下述^[5]：如 i 為進流污水量(變數)， q 為單台泵浦揚水量(定數)， V 為濕井 LWL 及 HWL 間之有效容量(定數)，及 T 為泵浦起動間(注水時間加上排水時間)之容許最小循環時間，則

$$T = \frac{V}{i} + \frac{V}{q-i} = \frac{V \times q}{i(q-i)}$$

上式經重新整理後，可得：

$$V = T \times i - T \frac{i^2}{q}$$

當注水及排水速度 dV/di 為最大值時， T 為最小值，

$$\frac{dV}{di} = T(1 - 2i/q) = 0$$

故上式中

$$i = q/2 \dots \dots \dots \text{公式 1}$$

故進流水之臨界流量係為泵浦揚水量之一半，將 T 式中之 i 以 $q/2$ 代替，則

$$V = \frac{T \times q}{4} \dots \dots \dots \text{公式 2}$$

式中：

V ：定速泵浦由運轉水位(HWL)到停機水位(LWL)之最小控制容量(m^3)

q ：定速泵浦單台之揚水量(m^3/min)

T ：定速泵浦所需之最小循環時間 (泵浦起動、停機至再起動之時間， min)

V (或 V_{min})係指該台泵浦由高水位(HWL)到低水位(LWL)之所需容量，單台泵浦起動至停機水位間濕井之所需容量，又稱有效容量(active volume)或控制容量(control volume)，日本稱為有效貯留容量。

q (或 q_p)係指定速泵浦單台之揚水量，並非指該抽水站之尖峰進流量。至於 T

(或 θ)係指定速泵浦所需之最小循環時間（即泵浦起動、停機至再起動之時間），皆與馬達之馬力數有關，馬力愈大，最小循環時間就愈長，每小時容許泵浦起動次數就愈少。由於該最小循環時間會影響濕井有效容量，故廣蒐資料後，將該值陳述於後。

依據文獻資料^[3]所載：「15 至 75 kW(20 至 100 bhp)鼠籠式感應馬達驅動之定速泵浦馬達起動時間需要至少 15 min，75 至 200 kW(100 至 268 bhp)馬達起動時間需要至少 20 至 30 min，大於 200 kW(268 bhp)之馬達起動時間最好由該泵浦之廠商提供。至於小於 15 kW(20 bhp)之馬達起動時間可減為 10 min，但仍建議採 15 min。」此值與文獻資料^[4]所載最小循環時間進行比較後，可看出兩種規定大致相同，比較如表 1 所示。

表 1 最小循環時間的規定

馬達馬力, bhp	t, 分鐘
少於 20	10 至 15
20 至 100	15 至 20
100 至 250	20 至 30
超過 250	由泵浦製造商建議

前述 Metcalf & Eddy 資料^[3]出版於 1981 年，美國陸軍及空軍部資料^[4]出版於 1985 年，目前看起來兩者對於容許馬達起動次數的規定似乎因基於使用標準馬達而顯得過於保守，由於近幾年來，鼠籠式感應馬達的耐熱及耐應力設計有長足的進步，對於馬達起動的次數有新的容許規定。Jones & Sanks^[5]出版於 2008 年的資料說明以全壓方式起動的中型標準馬達之起動次數為每小時 4 次(即最小循環時間為 15 min)時對於馬達壽命沒有影響，採用特殊馬達及/或起動方式時，可提高乾井馬達的起動次數至每小時至少 6 次(即最小循環時間為 10 min)，及沉水式馬達的起動次數至每小時至少 12 次(即最小循環時間為 5 min)。

至於 Flygt Pump^[6]資料說明其中型(midrange)沉水式泵浦(20 L/s ~ 350 L/s)使用之起動次數為 15 次/小時，此值相當接近於 Jones & Sanks^[5]所提及沉水式馬達的起

動次數為每小時至少 12 次。

另據 GRUNDFOS^[7]資料，如表 2 所示，污水工程常用的 20~100 kW 之沉水式馬達的容許每小時起動次數 Z 達到 15 次，相當於最小循環時間 4 min，而 5~20 kW 之沉水式馬達容許之每小時起動次數更高達 20 次，相當於最小循環時間 3 min。

表 2 GRUNDFOS 沉水式馬達容許之每小時起動次數

泵浦馬力	容許每小時起動次數
0~5 kW	25 1/h
5 ~ 20 kW	20 1/h
20~100 kW	15 1/h
100~400 kW	10 1/h

日本下水道協會資料^[1]，說明抽水站的容量需要對計畫污水量、泵浦揚水量、泵浦台數、管渠容量、與沉砂池之位置關係、工程費等作充分考量後再決定。並說明應注意濕井有效容量不足及吸水端水位激烈變動，將會使泵浦經常的起動及停機，不僅會使泵浦運轉操作困難，並加速機械的損耗，不利於泵浦的運轉及維護。見圖 2 日本中大型污水抽水站平剖面圖^[1]。

另依據文獻資料^[2]，沉水式污水泵浦依據馬達容量之最小起動時間(參考值)見表 3 所示。

表 3 沉水式泵浦最小起動時間(參考值)

泵浦馬達容量	最小起動時間： T_{min}
0.4 kW~7.5 kW	6 分
11 kW~22 kW	10 分
30 kW~45 kW	15 分
55 kW	20 分

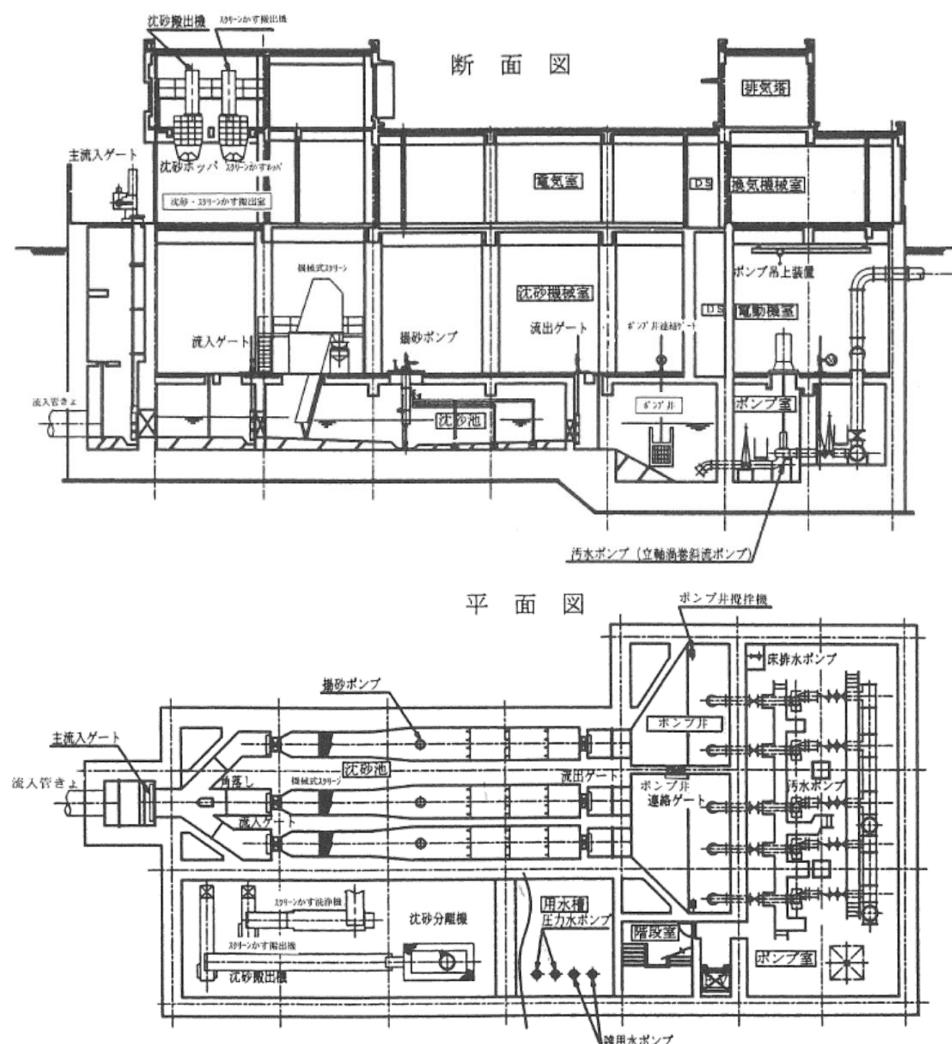


圖 2 日本中大型污水抽水站平剖面圖

故第二種方法係從公式本身判斷： $V = T \times Q_p / 4$ ，如果其中的 Q_p 是 Q_{peak} ，則因「泵浦最小循環時間 T 與泵浦馬力數有關」，採用 Q_{peak} 時，即使泵浦之 TDH 已知，但泵浦數量是 2 台、3 台、4 台、5 台或採大中小組合時，各台泵浦馬力數都會不一樣，故無法知道公式中的 T 應採何值，因而無法計算出有效貯留容量 V 。相反的，如果其中的 Q_p 是 Q_{pump} ，則在 TDH 已知之情況下，因各台泵浦的馬力數都可計算出，故可馬上找到對應的最小循環時間 T ，從而可計算出有效貯留容量 V 。

第三種方法係經由另一種計算方式以檢核本公式，內政部營建署曾於 2014 年，委託工研院以不同方式計算濕井所需最小貯留容量，並於 2014 年 8 月 18 日於該署召開「污水處理廠進流抽水站濕井體積研商會議」，會議中工研院說明其採用「V-i 模擬程式係將不同操控方式之公式輸入 excel 程式，並以體積入流量函數圖形顯現」，其模擬結果與使用公式 $V = T \times Q_p / 4$ 是一致的，間接證明公式中的 Q_p 是 Q_{pump} ，而非 Q_{peak} 。

綜合上述三種方法得到之結論，污水抽水站濕井所需最小貯留容量之計算公式 $V = T \times q_p / 4$ ，其中之 q_p 確係指單台泵浦揚水量，應再無疑問。

三、多台相同規格泵浦採用單一濕井

依據 Metcalf & Eddy^[3]資料，3 台定速泵浦之濕井水位控制如下(圖 3)：「下降水位差(起動至停機間水位深度)應不少於 12 英吋，通常應大一些以使濕井面積不要變成太大，此面積係由公式 2 求出之容量除以此下降水位差。」從圖上可知排空水位差(drawdown，起動至停機水位間之距離)係指 no.1 起動之 EL.2.0 至 no.1 停機之 EL.0 之間(或是 no.2 起動之 EL.2.5 至 no.2 停機之 EL.0.5 之間，或是 no.3 起動之 EL.3.0 至 no.3 停機之 EL.1.0 之間)，整個濕井的總水位為 EL.0(位於泵浦渦卷上方)加上排空水位差，再加上 no.2 及 no.3 兩台泵浦起動之水位差，其他更高或更低的水位係分別作為高低警報用。此可顯示濕井的全部容量係由一台泵浦計算出來的容量換算成排空水位差後，再加上其他台泵浦的水位差所構成的，只有經由此方式，才能正確及合理的計算濕井之總容量。

各台泵浦起動(或停機)之水位差及高低水位警報之水位差 ΔH 一般皆採用 0.15m(日本則採用 0.20m 以上)，此係考量避免水面波浪影響液位計做出錯誤判斷，特別是使用水銀浮球作為液位計的情況。

參考資料[5]p.12.36，如果全部的泵浦採自動交替運轉，則最小濕井容量 $V_{min} = T \times q / (4 \times n)$ ，亦即濕井容量可減少 n 倍。為預防自動交替運轉裝置故障，可事先安裝備用裝置；此外，操作人員應經常性的檢查各台泵浦是否有正常的自動交替運

轉，畢竟即使不單為了須維持最小循環時間而採用自動交替運轉，能讓各台泵浦平均分擔工作，而使運轉累積時間相同，也是維護工作重要的考量因素。

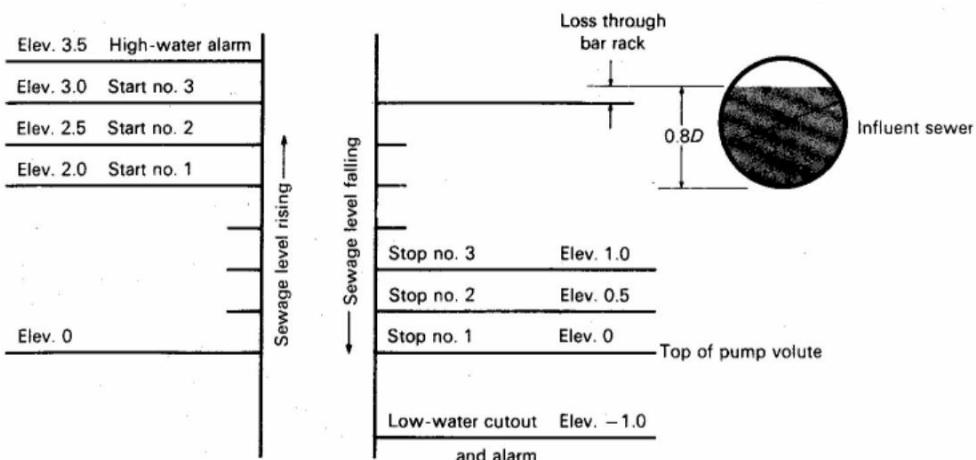


圖 3 3 台定速泵浦之濕井水位控制圖(Metcalf & Eddy)

另依據文獻資料^[6]，Flygt Pump 對於多台相同泵浦濕井容量之計算說明如下：

對於具有數台相同泵浦之抽水站，如果泵浦能隨著進流量增加，水位上升而依序起動，以及隨著進流量減少，水位下降而以相反順序停機，則濕井所需容量可為最小值。

所有泵浦之起動及停機水位差皆為 ΔH 之定值，該值係由控制系統之特性所決定， ΔH 應足夠大，以消除因為水面波浪或不準確的水位偵測所造成的泵浦意外起動。一般來說，具有 n 台泵浦及 ΔH 定值之濕井所需總容量為 $V_{tot,n} = V_{min} + (n - 1) \times \Delta H \times S$ ，其中 S 為濕井水面積， V_{min} 為單台泵浦所需最小容量。

如果泵浦使用交替運轉，所需濕井容量可大幅減少。單台泵浦所需最小容量等於沒有交替運轉時所需容量除以交替運轉之總泵浦數 n ，亦即： $V_{tot,n} = 240 \times Q_{pump} / (4 \times n) + (n - 1) \times \Delta H \times S$ 。(註： $V_{tot,n}$ 單位為 m^3 ，240 單位為 s (即 $T = 4\text{ min}$)， Q_{pump} 單位為 m^3/s ， ΔH 單位為 m ， S 單位為 m^2)。

如果抽水站包含數台不同性能之泵浦，每台泵浦或相同泵浦群所需容量，必須分開決定，合併後所需濕井容量將依據抽水站的操作需求，而作個別的分析。」參

考圖 4 三台定速泵浦之濕井水位控制圖(Flygt)。

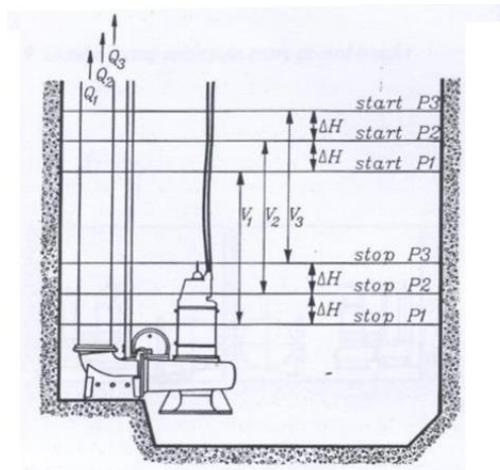


圖 4 3 台定速泵浦之濕井水位控制圖(Flygt)

3.1 沉水式泵浦濕井設計案例

某進流抽水站計畫最大時污水量為 25,050 CMD，採用沉水式泵浦，試計算濕井容量及設計濕井各控制水位。

針對上述計算，設計如下：

1. 泵浦選用

本抽水站最大時污水量 Q_T 為 $25,050 \text{ CMD} = 0.29 \text{ m}^3/\text{s} = 290 \text{ L/s}$ ，依據計畫抽水量與泵浦台數關係(表 4)，設置 4 台泵浦(含 1 台備用)。

本抽水站採用沉水式泵浦濕井設計，因實際操作泵浦數 $n = 3$ ，故單台泵浦之揚水量 $q = Q_T/n = 25,050/3 = 8,350 \text{ CMD} = 5.80 \text{ m}^3/\text{min} = 0.097 \text{ m}^3/\text{s}$ 。

表 4 計畫抽水量與泵浦台數關係^[11]

計畫抽水量 (m^3/sec)	設置台數(含 1 台備用)
≤ 0.5	$2 \sim 4$
$> 0.5 \text{ 且 } \leq 1.5$	$3 \sim 5$
> 1.5	$4 \sim 6$

2. 濕井容量

依據濕井容量計算公式 $V_{min} = T \times q / 4$ ，其中之 q 為 $5.80 \text{ m}^3/\text{min}$ ，泵浦所需最小循環時間 T 值採 15min ，故第 1 台泵浦起動至停機水位間之最小控制容量 $V_{min} = 15 \times 5.80 / 4 = 21.75 \text{ m}^3$ 。

3. 濕井尺寸

依據圖 5 及 6^[6]，查圖可計算出安裝 4 台沉水式泵浦的最小濕井尺寸，每台泵浦額定流量 $5.80 \text{ m}^3/\text{min}$ ($= 97 \text{ L/s}$)時，查圖可得出 $A = 1.6 \text{ m}$ 、 $B = 0.69 \text{ m}$ 、 $C = 0.33 \text{ m}$ ，故濕井長 $= (4-1) \times B + 2 \times C = 2.73 \text{ m}$ ，寬 $= A + 2B = 2.98 \text{ m}$ ，濕井水面積為 $2.73 \times 2.98 = 8.14 \text{ m}^2$ 。(註：注意此處查圖得出之濕井長及寬為最小值)。

另依據 GRUNDFOS 資料^[7]濕井水面積估算公式(適用於中大型濕井)：

$$S = Q_r / 20$$

式中：

S ：濕井水面積， m^2

Q_r ：最大時流量， L/s

故濕井水面積為 $290 / 20 = 14.5 \text{ m}^2$ ，此值比前述圖 5 及 6 所得之最小值為大。

此處假設抽水站濕井實際採用較寬鬆的長 5.0 m ，寬 4.0 m ，則濕井水面積 S 為 $5.0 \times 4.0 = 20 \text{ m}^2$ 。第一台泵浦起動至停機間之最小控制水位差 $H_{min} = V_{min} / S = 21.75 / 20 = 1.09 \text{ m}$ ，採 1.15 m 。

濕井總控制水位 $H_{con} = H_{min} + (n-1)\Delta H$ 公式 3

式中：

H_{con} ：濕井總控制水位， m

H_{min} ：第一台泵浦起動至停機間之控制水位差， m

n ：泵浦數量，共 3 台，另加 1 台備用

ΔH ：各台泵浦起動或停機之控制水位差，一般採用 0.15 m

故濕井總控制水位為 $1.15 + (3-1) \times 0.15 = 1.45 \text{ m}$

依據資料[6]，濕井總控制容量 $V_{tot,n} = V_{min} + (n-1)\Delta H \times S$ 公式 4

式中：

$V_{tot,n}$ ：濕井總控制容量， m^3

S ：濕井水面積， m^2

故濕井從濕井低水位到濕井高水位間之總控制容量為 $21.75 + (3-1) \times 0.15 \times 20 = 27.75 \text{ m}^3$ 。

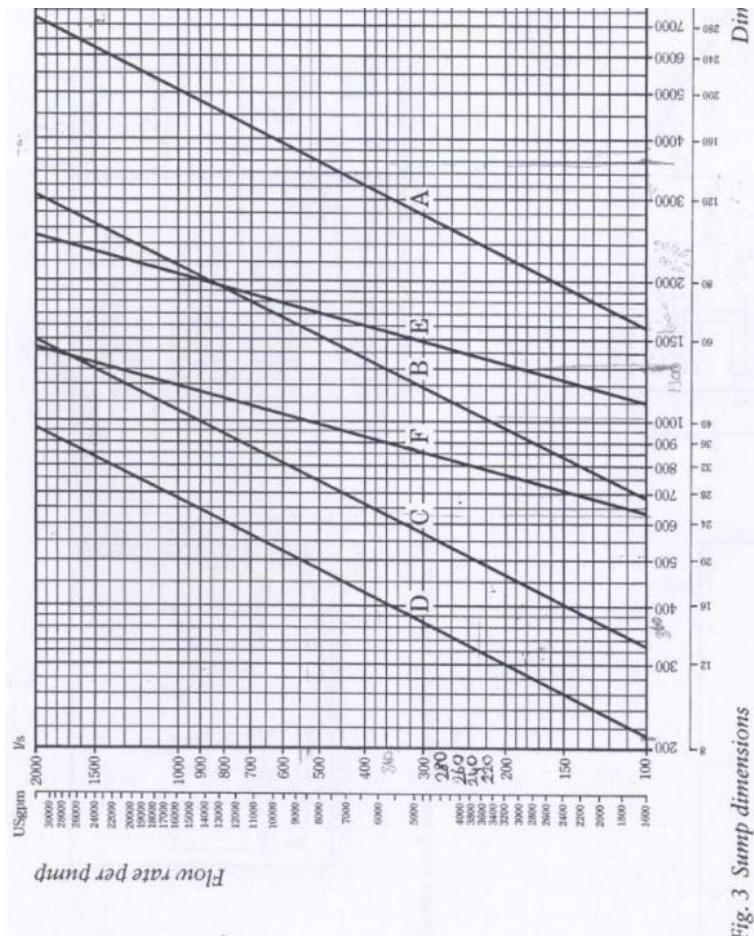


Fig. 3 Sump dimensions

圖 5 沉水式泵浦濕井尺寸圖

如果全部的泵浦採自動交替運轉，則 $V_{min} = T \times q / (4 \times n) = 15 \times 5.8 / (4 \times 3) = 7.25 \text{ m}^3$ 。濕井總控制容量 $V_{tot,n} = 7.25 + [(3-1) \times 0.15] \times 20 = 13.25 \text{ m}^3$ ，故從濕井低水位到濕井高水位之深度為 $13.25 / 20 = 0.66 \text{ m}$ ，採 0.75 m 。前述所謂全部泵

浦自動交替運轉，就是相同規格的全部泵浦輪流做為先發的泵浦，以本例來說：分別有 no.1、no.2 及 no.3，3 台泵浦互為自動交替運轉，當污水流進濕井時，假設有 3 台泵浦運轉，第 1 次泵浦起動的順序是：no.1、no.2、no.3，停機的順序是 no.3、no.2、no.1，第 2 次起動的順序是：no.2、no.3、no.1，停機的順序是 no.1、no.3、no.2，第 3 次起動的順序是：no.3、no.1、no.2，停機的順序是 no.2、no.1、no.3，第 4 次該 3 台泵浦起動的順序又回復到：no.1、no.2、no.3，停機的順序是 no.3、no.2、no.1。如果 no.4 備用泵浦也加入自動交替運轉，最小濕井容量計算公式中之 n 會變成 4，亦即： $V_{min} = T \times q / (4 \times n) = 15 \times 5.8 / (4 \times 4) = 5.44 \text{ m}^3$ 。

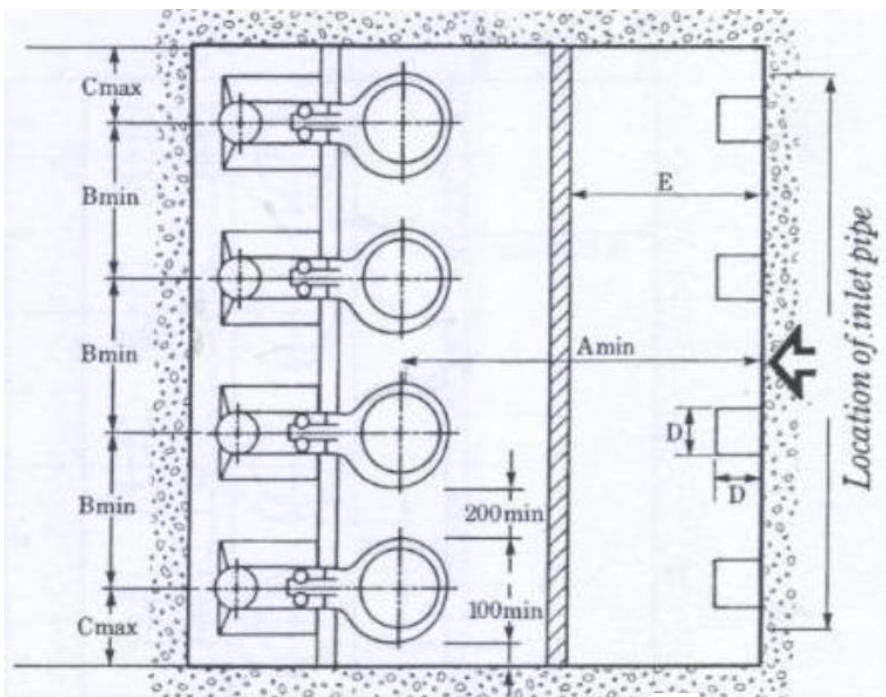


圖 6 沉水式泵浦濕井平面圖

從圖 7 可知道，濕井深度（總控制水位）除了 H_{min} 及 $(\text{泵浦數量 } n - 1) \times \Delta H$ 外，尚需有 H_I （濕井底部至泵浦吸入口之深度）及 H_x （泵浦吸水口至泵浦停機水位之深度）等水位差，這些水位差加總後才為濕井總深度。

$$\text{濕井總深度 } H_{min,n} = H_{min} + (n-1)\Delta H + H_X + H_I \quad \dots \dots \dots \text{ 公式 5}$$

式中：

$H_{min,n}$ ：濕井總深度，指濕井自底板至濕井高水位間之水深，m

H_{min} ：第一台泵浦起動至停機間之控制水位差，m

n ：泵浦數量，共 3 台，另加 1 台備用

ΔH ：各台泵浦起動或停機之控制水位差，一般採用 0.15m

H_X ：濕井低水位至泵浦吸水喇叭口之深度，m

H_I ：濕井底部至吸水喇叭口之深度，m

上式之 H_X 可以下述公式求得：

$$H_X = (I+2.3F_D)D_{BELL} \quad \dots \dots \dots \text{ 公式 6}$$

式中：

$$F_D : \text{福祿數} = V/(gD)^{0.5} \quad \dots \dots \dots \text{ 公式 7}$$

V ：吸水喇叭口流速，m/s

D_{BELL} ：吸水喇叭口管徑，m

吸水喇叭口最適流速 V 應在表 5 建議之速限中(摘自資料[5]p.12.4，同一資料在 p.12.4 亦提及 1.5 m/s 為最大流速，以及在 p.12.4 建議流速限於 1.1-1.2 m/s)。

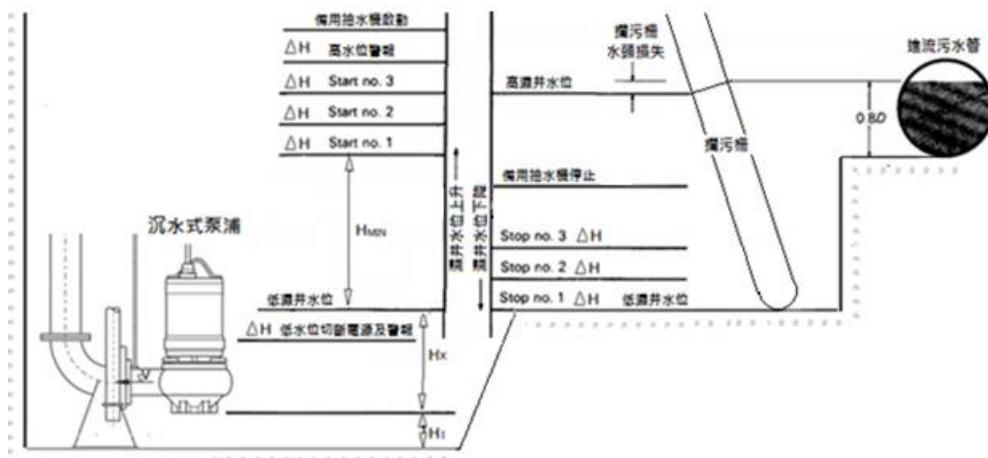


圖 7 沉水式泵浦濕井深度設計(作者編繪)

表 5 泵浦吸水喇叭口(依據喇叭口之外徑)流速(ANSI/HI 9.8-1998 建議值)

流量, L/s	流速, m/s	建議流速, m/s
<315	$0.6 \leq V \leq 2.7$	1.7
315~1,259	$0.9 \leq V \leq 2.4$	1.7
≥ 1260	$1.2 \leq V \leq 2.1$	1.7

另外, V_0 為泵浦吸水口流速(m/sec);文獻資料^[1]建議吸水口流速 V_0 以 1.5~3.0 m/s 為標準;惟近年來吸水口流速有高速化傾向,達到 4.0 m/s。資料[3]p.358 建議吸水口流速為 3~4.25 m/s,超過或小於此限值,可能需要另選泵浦。吸水管流速 V_1 及出水管流速 V_2 限值摘自資料^[3]。上述資料整理如圖 8 乾井泵浦進水管及出水管各管段流速限制圖。

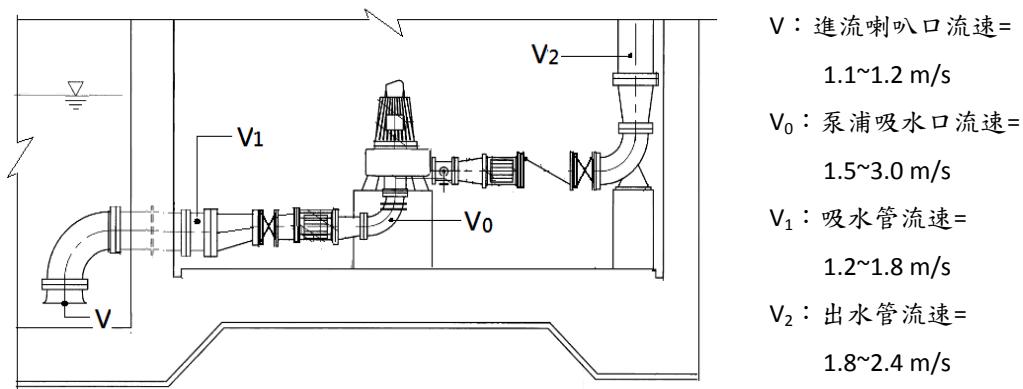


圖 8 乾井泵浦進水管及出水管各管段流速限制圖(作者編繪)

本沉水式泵浦單台之額定流量 q 為 $0.097\text{m}^3/\text{s}$, 設吸水喇叭口流速為 1.50 m/s, 則吸水喇叭口管徑 D_{BELL} 為 0.287 m, 如 D_{BELL} 採用 0.30 m, 吸水喇叭口流速 V 為 1.37 m/s。因福祿數 $F_D = V / (gD)^{0.5} = 1.37 / (9.8 \times 0.30)^{0.5} = 0.799$, 則泵浦吸水口最小浸水深 $H_x = (1+2.3F_D)D_{BELL} = (1+2.3 \times 0.799) \times 0.30 = 0.851\text{ m}$ 。

另外, 依據表 6^[3], 當吸水喇叭口流速 V 為 1.37 m/s 時, 防止泵浦喇叭口產生渦流之所需浸水深約為 0.90 m, 此值大於前計算值 0.851 m。此處之 H_x 值採用較保守的 1.0 m, 大於 0.90 m。

沉水式泵浦之濕井底部至吸水喇叭口深度 H_I 應為 $D_{BELL}/3 \sim D_{BELL}/2$ ，此處採用 $D_{BELL}/2 = 0.30/2 = 0.15\text{ m}$ 。

沉水式泵浦的馬達如不需依賴周邊的水冷卻，則 H_X 與 H_I 之和(即 h_{s1})須高於泵浦渦卷中心高程 $0.1\sim0.3\text{ m}$ ；如馬達需依賴周邊的水冷卻，則 H_X 與 H_I 之和(即 h_{s2})須高於渦卷中心高程與渦卷中心至馬達頂部一半之和，如圖 9^[7]。此處假設本泵浦的馬達需依賴周邊的水冷卻，經查泵浦實際尺寸，假設 $h_{s2} = 1.20\text{ m}$ ，因該值大於 $H_X + H_I = 1.15\text{ m}$ ，故自濕井低水位至濕井底部之深度採用較大之 1.20 m 。

表 6 防止泵浦吸水喇叭口產生渦流所需浸水深

吸水喇叭口直徑 D 之流速, m/s	所需浸水深, S , m
0.6	0.3
1.0	0.6
1.5	1.0
1.8	1.4
2.1	1.7
2.4	2.15
2.7	2.6

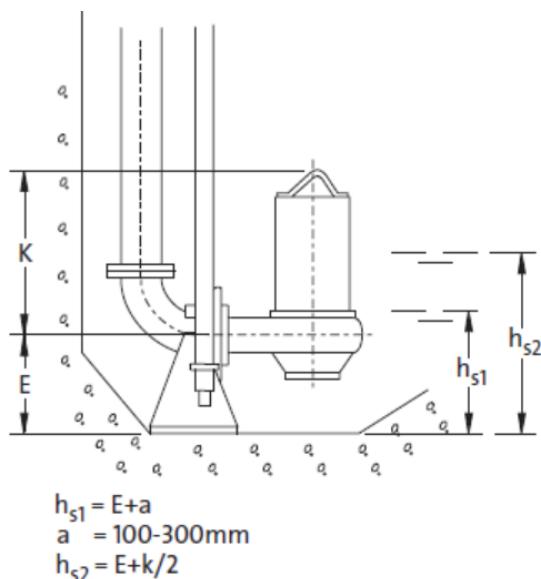


圖 9 沉水式泵浦濕井低水位至濕井底部之深度

4. 討論

- (1) 依據文獻資料^[5]，傳統設計的濕井高水位常設定在進流管底的高程上，而低水位則設定在進流管底以下約 1.2 m 處，結果在各種操作條件下，水流會以自由跌落方式進入濕井中，造成能源的浪費。此外其導致的紊流會將污水中的臭氣及腐蝕性氣體釋放出來，造成混凝土及金屬表面的腐蝕，並將氣泡挾帶進入渠道底部，從而被泵浦吸入口的水流所捲入，造成泵浦之損壞，及降低泵浦的水頭、揚水量及效率。本案例濕井高水位係設於進流管 0.8D 水深減去攔污柵等水頭損失之水位處，可減少水頭之浪費。此種設定適用於污水處理廠內之進流抽水站，其他具有大型污水幹管的中大型中繼抽水站為減少濕井容量，亦可將濕井高水位設於幹管管底的上方，以利用幹管中之有效容量，這種系統通常在抽水站內設有機械式攔污柵。
- (2) 一些抽水站濕井的高水位警報控制理念會與圖 7 不同，即在最大高水位時備用泵浦會起動，而高水位警報位於最大高水位上方 150 mm 處。
- (3) 濕井高水位與低水位間之深度為控制深度，係為控制泵浦起動及停機之水位，文獻資料^[12]規定沉水式泵浦濕井之最大控制深度限制在約 1.0 m，小型至中型抽水站之絕對最大控制深度為 1.5 m；至於最小控制深度，日本小型抽水站資料^[13]規定為 0.5 m，資料美國一般抽水站^[8]規定則為 0.9 m。為了求得合適的總控制深度，濕井的水面積需做適當的調整。另外，控制深度應調整為 100 mm 或 150mm 之倍數，以配合傳統式水位控制器，如水銀浮球等。

3.2 乾井式泵浦之濕井設計案例

某進流抽水站計畫最大時污水量為 89,000 CMD，擬採用數台安裝於乾井內之相同規格豎軸泵浦，並以一條共同出水管連接到下游渠道中，試計算濕井容量及設計濕井各控制水位。

針對上述計算，設計如下：

1. 泵浦選用

本抽水站最大時污水量 Q_T 為 89,000 CMD = $1.03 \text{ m}^3/\text{sec} = 1,030 \text{ L/s}$ ，依照表 4 泵浦計畫抽水量與台數關係，選擇 5 台泵浦(含一台備用)。因實際操作泵浦數 $n =$

4，故單台泵浦之揚水量 $q = Q_T / n = 89,000/4 = 22,250 \text{ CMD} = 15.45 \text{ m}^3/\text{min}$ ，依據資料[1] p.393，泵浦吸水口直徑可依揚水量及吸水端流速決定之，如公式 8：

$$D = 146 \left(\frac{q}{V_0} \right)^{1/2} \quad \dots \dots \dots \text{公式 8}$$

式中：

D 為泵浦吸水口直徑(mm)；

q 為泵浦揚水量(m³/min)；

V₀ 為吸水口流速(m/s)

依照圖 8，V₀ 採 2.6 m/s，則：

$$D = 146 \left(\frac{15.45}{2.6} \right)^{1/2} = 350 \text{ mm}$$

依照表 7 豎軸離心斜流泵浦效率表(摘自資料[1] p.403)，吸水口直徑為 350 mm 時，泵浦效率約為 74.0 %，此處採用較保守之 70 %。

表 7 豎軸離心斜流泵浦效率表

口徑 (mm)	300	350	400	450	500	600	700	800
效 率 (%)	70.0	74.0	76.0	77.0	78.0	79.0	80.0	81.0
口徑 (mm)	900	1000	1200	1350	1500			
效 率 (%)	81.0	83.0	84.0	85.0	85.0			

假設泵浦全揚程(TDH)為 14 m，則泵浦所需軸動力 P_s 可以公式 9 求之：

$$\begin{aligned} P_s &= \frac{0.163\gamma \cdot q \cdot H}{\eta} \quad \dots \dots \dots \text{公式 9} \\ &= \frac{0.163 \times 1 \times 15.45 \times 14}{0.70} \\ &= 50.4 \text{ kW} \end{aligned}$$

馬達動力可以公式 10 計算之：

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{P_s(1+\alpha)}{\eta_t} \dots \text{公式 10} \\
 &= \frac{50.4(1+0.15)}{1.0} \\
 &= 57.9 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

選用之馬達標準定額出力需比計算得到之最大馬達動力還要再大上 10-15%，依照表 8 三相感應馬達標準定額出力表，因 57.9 kW 之下一個標準馬達之馬力為 75 kW，故其保守值為 $75 / 57.9 = 1.30$ ，即約大 30 %。

表 8 三相感應馬達標準定額出力表

		輸出		輸出		輸出		輸出	
HP	kW	HP	kW	HP	kW	HP	kW	HP	kW
0.25	0.18	7.5	5.5	40	30	150	110		
0.5	0.37	10	7.5	50	37	175	132		
1	0.75	15	11	60	45	200 215	160		
2	1.5	20	15	75	55	250 270	200		
3	2.2	25	18.5	100	75				
5	3.7	30	22	125	90				

1. 濕井容量

依據濕井容量計算公式 $V_{min} = T \times q / 4$ ，其中之單台泵浦揚水量 $q = 15.45 \text{ m}^3/\text{min}$ ，至於 75 kW 馬達所需之最小循環時間 T 值可採 15 min，故 $V_{min} = 15 \times 15.45 / 4 = 57.94 \text{ m}^3$ 。

2. 濕井尺寸

典型的乾井式污水抽水站包含緊靠在一起位於地面下的濕井及乾井(常為一整組混凝土結構物，中間以一道牆做分隔)，再加上一間地面結構物，提供人員進出乾井及設置電氣及控制設備用。乾井內設置有泵浦及管閥，也設置一些作為安全進出、操作及維護用的鋼製階梯及平台、通風及照明等附屬設備。依據資料[3] PP.351~358.及資料[5] P.12.3，一般乾井式污水抽水站之濕井採用矩形或梯形，數台泵浦隔著乾溼分隔牆在乾井處呈直線及等距的排列。乾井中，中小型泵浦間至少須有 1.0 至 1.3 m 之足夠淨距以便人員能接近及維護，大型泵浦間的淨間距應相當於渦卷之寬度。

濕井的安排應減少固體物可能淤積的死水區，其平面面積亦應減至最小。濕井通常隔成兩座或三座隔間，以利清潔及維護。每座隔間都應有獨立的入口及制水閘門，以利將水流從不使用的一座隔間分流到另一座隔間。泵浦吸水管管中心距離不應少於 $2.5D$ (D 為吸水喇叭口直徑)，並應考量泵浦間之淨距(至少 1.1 m)。

假設矩形濕井平面配置如圖 10 (摘自資料[9])，泵浦間淨距 S_1 為 1.5 m，假設渦卷寬度 D_{VOLUTE} 為 0.80m，吸水管中心線與邊牆距離 S_2 為 0.75m，則濕井長： $L = n \times S_1 + n \times D_{VOLUTE} + 2 \times S_2 = 3 \times 1.5 + 3 \times 0.80 + 2 \times 0.75 = 8.4$ m，採用 10.0 m。

假設濕井寬： $W = 6.0$ m

則濕井水面積 S 為 $10.0 \times 6.0 = 60$ m^2 ，第一台泵浦起動至停機間之水位差 $H_{min} = V_{min} / S = 57.94 / 60 = 0.97$ m，採用 1.05 m。

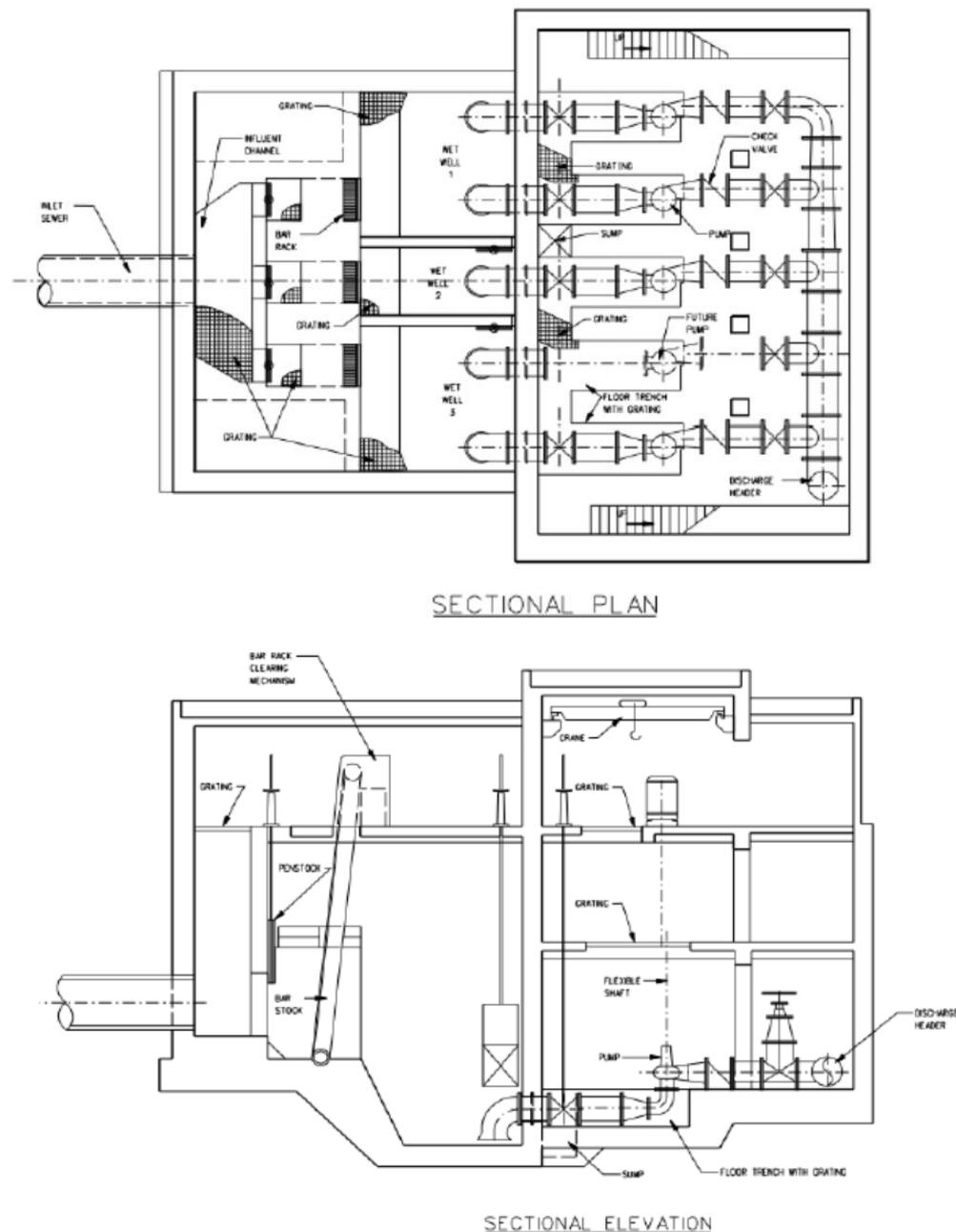


圖 10 乾井抽水站平面及剖面圖

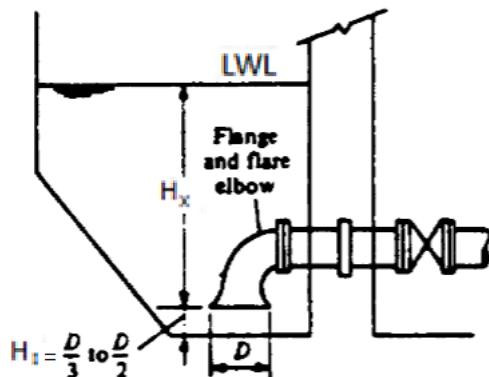


圖 11 乾井泵浦濕井低水位至濕井底部之深度

$$H_{tot,n} = H_{min} + (n-1)\Delta H + H_x + H_I$$

式中：

$H_{tot,n}$ ：濕井總水深，指濕井自底板至高濕井水位間之水深，m

H_{min} ：下降水位差(第一台泵浦起動至停機點間之距離)，m

n ：泵浦數量，共 4 台，另加 1 台備用

ΔH ：各台泵浦起動或停機之水位差，一般採用 0.15 m

H_x ：低濕井水位至泵浦吸水口之距離，m

H_I ：濕井底部至吸水口距離，m

上式之 H_x 為泵浦吸水口最小浸水深，可由前述公式 6 求得：

$$H_x = (I + 2.3F_D)D$$

本乾井泵浦之額定流量 q 為 15.45 m³/min，如圖 8，假設進流喇叭口流速 V

為 1.10 m/s，則吸水喇叭口管徑 D_{BELL} 可由前述公式 8 求得。

$$D = 146 \left(\frac{15.45}{1.10} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.547 \text{ m}$$

延性鑄鐵管(DIP)之喇叭口屬於特殊管件，並不在各國標準之規定範圍內，僅能從一些廠商處得到其尺寸，依照美國某製造商之資料，16"(400mm)管之喇叭口直徑 D_{BELL} 為 23.5"(600mm)，故如 D_{BELL} 採用 0.60 m，實際吸水喇叭口流速 V 為

0.91 m/s。因福祿數 $F_D = V / (gD_{BELL})^{0.5} = 0.91/(9.8 \times 0.60)^{0.5} = 0.393$ ，則泵浦吸水口最小浸水深 $H_x = (1+2.3F_D) D_{BELL} = (1+2.3 \times 0.393) \times 0.60 = 1.142$ m。

另外依據表 6，當吸水口流速 V 為 0.91 m/s 時，防止泵浦吸水口產生渦流之所需浸水深約為 0.6 m，此值小於前計算值 1.142 m。

因乾井泵浦的低濕井水位需高過泵浦渦卷(內含葉輪)頂部至少 0.1 m，假設 H_x 值為 1.50 m，因 $1.50\text{ m} > 1.142\text{ m}$ ，故採用 1.50 m。

濕井底部至吸水口距離 H_i 為 $D / 3 \sim D / 2$ ，此處採用 $D / 2 \approx 0.30\text{ m}$ 。

故濕井從底部到高濕井水位間之總水深 $H_{tot,n}$ 為 $1.05 + (4-1) \times 0.15 + 1.5 + 0.30 = 3.30\text{ m}$ 。

前述計算之濕井低水位到高水位間之總控制水位為 1.50 m，假設濕井高水位為 EL.1.50 m，其係為最後起動(第 4 台)泵浦之起動水位，該水位係進流管 0.8 D 水深之水位減去攔污柵等水頭損失之水位，亦為濕井其他各控制水位之計算基準。濕井高水位上方 0.15 m 處為高水位警報，而高水位警報上方 0.15 m 處為備用泵浦起動之水位。濕井低水位的位置為 $EL.1.50\text{ m} - 1.50 = EL.0.00\text{ m}$ ，其係為第 1 台泵浦之停機水位，而濕井低水位下方 0.15 m 處為低水位警報之水位，再下方 0.15 m 處為全部泵浦緊急切斷電源之水位，參見圖 12。



圖 12 乾井泵浦濕井深度設計(作者編繪)

3. 討論

- (1) 大型、深層且重要的抽水站通常會採用乾井抽水站，此係基於容易接近泵浦，以便進行現況監視、檢查及就地維護。另有將乾井泵浦換為沉水式泵浦，並將電氣設備搬到地面層，使得乾井淹水時不致受到損壞。
- (2) 一些抽水站濕井的高水位警報控制理念會與圖 12 不同，參考第三節討論(2)。
- (3) 由於乾井泵浦的低濕井水位需高過泵浦渦卷(內含葉輪)頂部至少 0.1 m，以便泵浦保有自吸(priming)之能力，一旦起動便可將水泵出，而不須花許多時間先將進水管中之空氣排出，因此低濕井水位至泵浦吸水口之距離應依照泵浦進出管線之設計圖及實際泵浦尺寸去計算。

四、多台不同規格泵浦採用單一濕井

從不同資料來源所得到的濕井容量計算公式中，可發現迄今有關介紹污水抽水站濕井容量計算的參考資料^[2, 3, 5, 6, 8, 10]皆係應用於相同規格之泵浦上，雖然 Flygt 資料^[6]提到「如果抽水站包含數台不同規格之泵浦，每台泵浦或相同泵浦群所需容量，必須分開決定，合併後所需濕井容量將依據抽水站的操作需求，而作個別的分析」，但並未詳加說明，故有待回答的問題是多台不同規格的泵浦是否仍可適用上述濕井容量計算公式？本文作者認為可以，其道理如下：在 n 台不同規格泵浦的濕井容量計算中，可先將這些泵浦一律當做相同規格，且皆為最大台泵浦，在濕井容量計算公式 $V_{min} = T_{min} \times q / 4$ 中採用最大揚水量 q 及其對應的最小循環時間 T_{min} ，則可計算出濕井最小有效容量 V_{min} ，而濕井總容量 $V_{tot,n} = V_{min} + (n-1) \times \Delta H \times S$ 即可適用於 n 台相同規格且皆為最大台泵浦的情況，式中 $\Delta H = 0.15$ m， S 為濕井水面積。在不改變濕井總容量的情況下，將其中的 $n-1$ 台泵浦由最大台改為中小台時，則該總容量應更屬保守，並應可適用於不同規格泵浦並聯使用之情況。

例如在 5 台泵浦組合($n = 4$)中，其中有 2 台泵浦(no.1 及 no.2)之揚水量為 $1q$ ，1 台(no.3)為 $2q$ ，另 1 台(no.4)為 $4q$ ，外加 1 台(no.5) $4q$ 備用，則可以先將 no.4 泵浦之最大污水量 $4q$ 當做濕井容量計算公式 $V_{min} = T_{min} \times q / 4$ 中之泵浦揚水量 q ，而

以該最大台泵浦所需之最小循環時間作為 T_{min} ，計算出其所需之 V_{min} ，稱為 $V_{4,min}$ ，則 $H_{4,min} = V_{4,min} / S$ ，式中 $H_{4,min}$ 為 no.1 泵浦(現在之揚水量為 4q)之最小控制水位， S 為濕井水面積，濕井總控制水位 $H_{con} = H_{4,min} + (n-1)\Delta H$ ，式中 H_{con} 為濕井總控制水位，如此即可得到 5 台(含備用)相同規格但皆為最大台泵浦的暫定水位控制圖，見圖 13。

該暫定水位控制圖所示的濕井總容量 $V_{tot,n}$ 及總控制水位 H_{CON} 應適用於 5 台(含備用)不同規格泵浦組合的濕井，但其水位控制，則需兼顧污水在流量小時不會在濕井停留太久，以及污水在流量大時仍可使泵浦滿足最小循環時間的要求。亦即須以不同規格泵浦組合中 no.1(最小台)泵浦之污水量 q 及其對應之最小循環時間 $T_{1,min}$ ，利用濕井容量計算公式 $V_{1,min} = T_{1,min} \times q / 4$ 計算 no.1 泵浦所需之起動及停機水位間之容量 $V_{1,min}$ ，再以該容量除以濕井水面積 S 得到 no.1 泵浦起動及停機之最小控制水位 $H_{1,min}$ ，如該控制水位 $H_{1,min}$ 小於 ΔH ，則採用 ΔH ；no.2 泵浦起動水位則高於 no.1 泵浦起動水位 ΔH ；no.4 泵浦起動水位與暫定水位控制圖之 no.4 泵浦起動水位相同；no.3 泵浦起動水位則低於 no.4 泵浦起動水位 ΔH 。至於各台泵浦之停機水位則與暫定水位控制圖之控制水位相同。其結果見圖 14 五台(含備用)不同規格泵浦之確定水位控制圖。

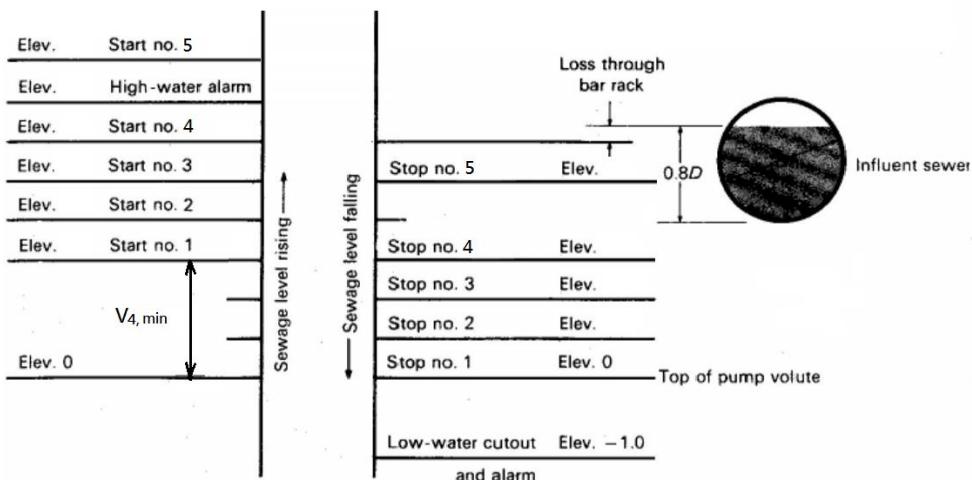


圖 13 5 台(含備用)相同規格但皆為最大台泵浦之暫定水位控制圖(作者編繪)

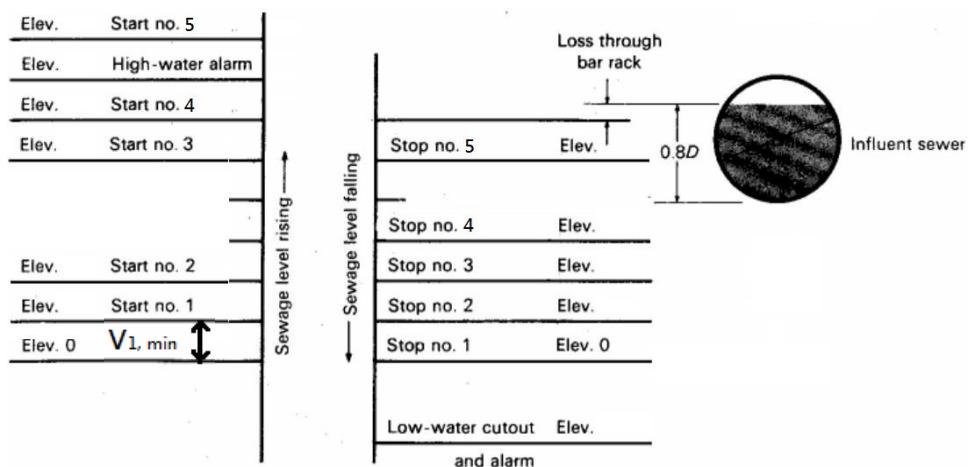


圖 14 五台(含備用)不同規格泵浦確定水位控制圖(作者編繪)

4.1 案例

某進流抽水站計畫最大時污水量為 89,000 CMD，擬採用不同規格沉水式泵浦安裝於乾井內(亦即沉水式泵浦乾式安裝)，各台泵浦皆各以一條出水管分別連接到一條共同明渠中，試計算濕井容量及設計濕井各控制水位。

針對上述計算，設計如下：

1. 泵浦選用

本抽水站最大時流量為 $89,000 \text{ CMD} = 1.03 \text{ m}^3/\text{sec} = 61.81 \text{ m}^3/\text{min}$ ，依照表 4 泵浦計畫抽水量與台數關係，選擇 5 台泵浦。復依照表 9 多台泵浦揚水量分配表(整理自資料[1] p.387)，採用 5 台泵浦之狀況下，以大中小台不同規格的方式來分配泵浦之揚水量，其結果如下：

表 9 多台泵浦揚水量分配表

容量台數	狀況	小	中	大
2 台	—	$Q \times 2 \text{ 台}(1 \text{ 備})$		
3 台	甲	—	$Q/2 \times 3 \text{ 台}(1 \text{ 備})$	—
4 台	甲	$Q/4 \times 2 \text{ 台}$	—	$2Q/4 \times 2 \text{ 台}(1 \text{ 備})$
	乙	$Q/6 \times 1 \text{ 台}$	$2Q/6 \times 1 \text{ 台}$	$3Q/6 \times 2 \text{ 台}(1 \text{ 備})$

表 9 多台泵浦揚水量分配表(續)

容量台數	狀況	小	中	大
5 台	甲	$Q/8 \times 2$ 台	$2Q/8 \times 1$ 台	$4Q/8 \times 2$ 台(1 備)
	乙	$Q/8 \times 1$ 台	$2Q/8 \times 2$ 台	$3Q/8 \times 2$ 台(1 備)
6 台	甲	$Q/10 \times 2$ 台	$2Q/10 \times 2$ 台	$4Q/10 \times 2$ 台(1 備)
	乙	$Q/13 \times 1$ 台	$2Q/13 \times 2$ 台	$4Q/13 \times 3$ 台(1 備)
備註：Q 為計畫抽水量，甲、乙為依流入量變動選擇之。				

(1) 小台 1 台(no.1)：每台揚水量 q 為 $7.73 \text{ m}^3/\text{min}$ ，設泵浦吸水口流速 V_0 為 1.85 m/s ，

則泵浦吸水口直徑 D 計算如下：

$$D = 146 \left(\frac{7.73}{1.85} \right)^{\frac{1}{2}} = 298 \text{ mm} \text{，採用 } 300 \text{ mm}$$

依照表 7 豎軸離心斜流泵浦效率表，泵浦效率約為 70.0%，此處採用 70%。

假設泵浦全揚程(TDH)為 14 m ，則泵浦所需軸動力 P_s 可以公式 9 求之：

$$P_s = \frac{0.163 \times 1 \times 7.73 \times 14}{0.70} = 25.2 \text{ kW}$$

馬達動力可以公式 10 計算之：

$$P = \frac{25.2(1+0.15)}{1.0} = 29.3 \text{ kW}$$

選用之馬達標準定額出力需比計算得到之最大馬達動力還要再大上 $10\sim15\%$ ，

依照表 8 三相感應馬達標準定額出力表，因 29.3 kW 之下一個馬達之標準定額出力為 37 kW ，故採用 37 kW ，其保守值為 $37 / 29.3 = 1.26$ ，約大 26% 。

(2) 中台 2 台(no.2 及 no.3)：每台揚水量 q 為 $15.45 \text{ m}^3/\text{min}$ ，設泵浦吸水口流速 V_0

為 2.6 m/s ，則泵浦吸水口直徑 D 計算如下：

$$D = 146 \left(\frac{15.45}{2.6} \right)^{\frac{1}{2}} = 356 \text{ mm} \text{，採用 } 350 \text{ mm}$$

依照表 7 豎軸離心斜流泵浦效率表，泵浦效率約為 74.0 %，此處採用較保守之 72 %。

假設泵浦全揚程(TDH)為 14 m，則泵浦所需軸動力 P_s 可以公式 9 求之：

$$P_s = \frac{0.163 \times 1 \times 15.45 \times 14}{0.72} = 49.0 \text{ kW}$$

馬達動力可以公式 10 計算之：

$$P = \frac{49.0(1+0.15)}{1.0} = 56.4 \text{ kW}$$

選用之馬達標準定額出力需比計算得到之最大馬達動力還要再大上 10~15 %，依照表 8 三相感應馬達標準定額出力表，因 56.4 kW 之下一個馬達之標準定額出力為 75 kW，故採用 75 kW，其保守值為 $75 / 56.4 = 1.33$ ，約大 33 %。

(3) 大台 2 台(no.4 及 no.5，其中 1 台備用)：每台揚水量 q 為 $23.18 \text{ m}^3/\text{min}$ ，設泵浦吸水口流速 V_o 為 2.0 m/s ，則泵浦吸水口直徑 D 計算如下：

$$D = 146 \left(\frac{23.18}{2.0} \right)^{1/2} = 497 \text{ mm}，\text{採用 } 500 \text{ mm}$$

依照表 7 豎軸離心斜流泵浦效率表，泵浦效率約為 78.0 %，此處採用較保守之 75 %。

假設泵浦全揚程(TDH)為 14 m，則泵浦所需軸動力 P_s 可以公式 9 求之：

$$P_s = \frac{0.163 \times 1 \times 23.18 \times 14}{0.75} = 70.5 \text{ kW}$$

馬達動力可以公式 10 計算之：

$$P = \frac{70.5(1+0.15)}{1.0} = 81.8 \text{ kW}$$

選用之馬達標準定額出力需比計算得到之最大馬達動力還要再大上 10-15 %，依照表 8 三相感應馬達標準定額出力表，因 81.8 kW 之下一個馬達之標準定額出力為 90 kW，故採用 90 kW，其保守值為 $90 / 81.8 = 1.10$ ，約大 10 %。

1. 濕井容量

依據濕井容量計算公式 $V_{4,min} = T \times q / 4$ ，其中之流量 q 採最大台泵浦 no.4 單台之揚水量 $23.18 \text{ m}^3/\text{min}$ ，至於 90 kW 泵浦所需之最小循環時間 T 值可採 20 min ，故 $V_{4,min} = 20 \times 23.18 / 4 = 115.9 \text{ m}^3$ 。

2. 濕井尺寸

濕井長 18 m ，寬 6.0 m ，濕井水面積 $S = 19 \times 6.0 = 114 \text{ m}^2$ ，故泵浦 no.4 起動及停機之最小控制水位 $H_{4,min} = 115.9 / 114 = 1.02 \text{ m}$ ，採用 1.05 m 。濕井總控制水位 $H_{con} = H_{4,min} + (n-1)\Delta H = 1.05 + (4-1) \times 0.15 = 1.50 \text{ m}$ 。故濕井總容量 $V_{tot,n} = H_{con} \times S = 1.50 \times 114 = 171 \text{ m}^3$ 。

小台泵浦 no.1 揚水量為 $7.73 \text{ m}^3/\text{min}$ ，馬達動力為 37 kW ，泵浦所需之最小循環時間 T 值可採 15 min ，故 $V_{1,min} = 7.73 \times 15 / 4 = 29.99 \text{ m}^3$ 。

中台泵浦 no.2 及 no.3 揚水量為 $15.45 \text{ m}^3/\text{min}$ ，馬達動力為 75 kW 泵浦所需之最小循環時間 T 值可採 15 min ，故 $V_{2,min} = V_{3,min} = 15.45 \times 15 / 4 = 57.94 \text{ m}^3$ 。

設計不同規格泵浦之控制水位時，首先將 no.4 泵浦起動水位設在進流管 $0.8D$ 減去攔污柵水頭損失後之水位處，該水位係位於 no.1 泵浦停機水位(假設高程為 $EL.0.00 \text{ m}$) + H_{con} 處，其高程為 $EL.0.00 \text{ m} + 1.50 = EL. 1.50 \text{ m}$ 。接著從停機水位決定各泵浦及警報之控制水位，no.2 泵浦之停機水位為 $EL.0.15 \text{ m}$ ，no.3 之停機水位為 $EL.0.30 \text{ m}$ ，no.4 之停機水位為 $EL.0.45 \text{ m}$ ，低水位警報水位為 $EL.- 0.15 \text{ m}$ ，低水位緊急切斷電源水位為 $EL.- 0.30 \text{ m}$ 。no.5 之停機水位則最後再從其起動水位來推算。見圖 15 五台(含備用)不同規格泵浦運轉暫定水位控制圖。

停機水位決定後，接著再決定泵浦之起動水位，泵浦 no.1 起動及停機之最小控制水位 $H_{1,min} = 29.99 / 114 = 0.26 \text{ m}$ ，採用 0.35 m 。因 $0.35 \text{ m} > 0.15 \text{ m}$ ，故 no.1 之起動水位為 no.1 停機水位之 $0.00 + 0.35 = EL. 0.35 \text{ m}$ ；no.2 起動及停機之最小控制水位 $H_{2,min} = 57.94 / 114 = 0.51 \text{ m}$ ，採用 0.60 m 。因 $0.60 \text{ m} > 0.15 \text{ m}$ ，故 no.2 之起動水位為 no.2 停機水位之 $0.15 + 0.60 = EL. 0.75 \text{ m}$ ；no.3 起動及停機之最小控制水位 $H_{3,min} = H_{2,min} = 0.60 \text{ m}$ ，故 no.3 之起動水位為 no.3 停機水位之 $0.30 + 0.60 = EL. 0.90 \text{ m}$ ；no.4 起動及停機之最小控制水位 $H_{4,min} = 1.05 \text{ m}$ ，故 no.4 之起動水位為 no.4 停機水位之 $0.45 + 1.05 = EL. 1.50 \text{ m}$ 。高水位警報之水位為 $1.50 +$

$0.15 = \text{EL. } 1.65 \text{ m}$ ；no.5 之起動水位為 $1.65 + 0.15 = \text{EL. } 1.80 \text{ m}$ 。接著，回推 no.5 之停機水位為 $1.80 - 1.05 = \text{EL. } 0.75 \text{ m}$ 。見圖 16 五台(含備用)不同規格泵浦運轉確定水位控制圖。

$$\text{濕井總水深 } H_{\text{tot},n} = H_{\text{min}} + (n-1)\Delta H + H_x + H_t$$

式中：

$H_{\text{tot},n}$ ：濕井總水深，指濕井自底板至高濕井水位間之水深，m

H_{min} ：下降水位差(第一台泵浦起動至停機點間之距離)，m

n ：泵浦數量，共 4 台，另加 1 台備用

ΔH ：各台泵浦起動或停機之水位差，一般採用 0.15 m

H_x ：低濕井水位至泵浦吸水口之距離，m

H_t ：濕井底部至吸水口距離，m

上式之 H_x 可以前述公式 6 求得：

$$H_x = (1+2.3F_D)D$$

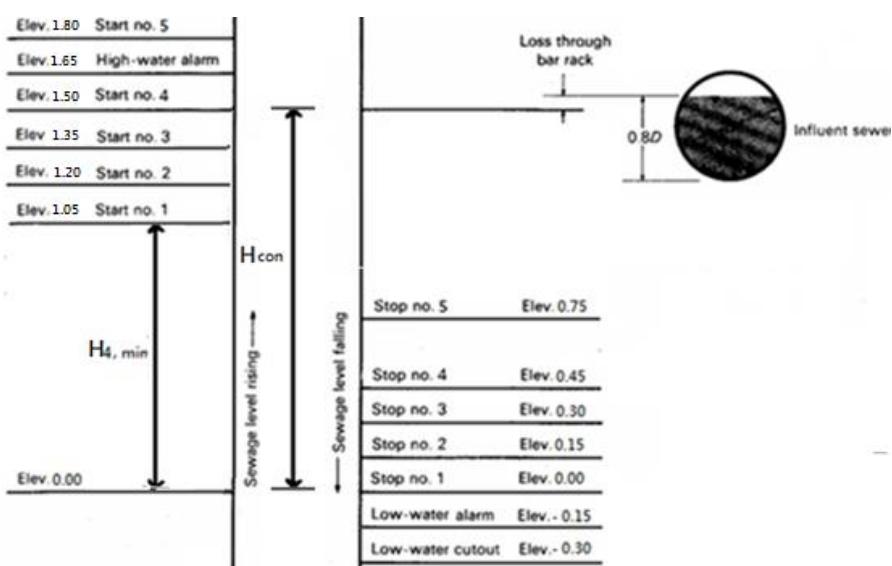


圖 15 5 台(含備用)不同規格泵浦運轉暫定水位控制圖(作者編繪)

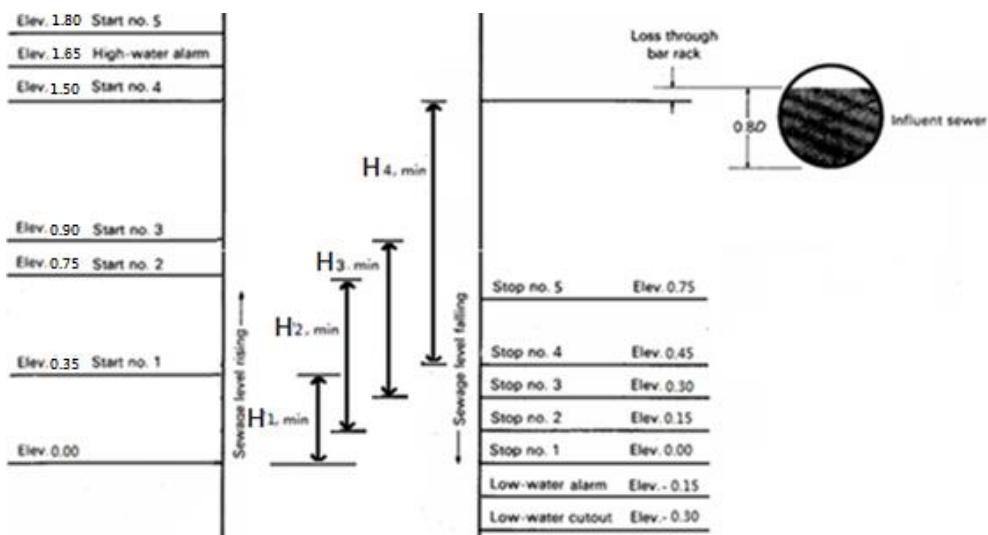


圖 16 5 台(含備用)不同規格泵浦運轉確定水位控制圖(作者編繪)

本乾井最大台泵浦之揚水量為 $23.18 \text{ m}^3/\text{min}$ ，參考圖 11 乾井泵浦進水管及出水管各管段流速限制圖，假設進流喇叭口流速為 1.10 m/s ，則進流喇叭口管徑 D 為 670 mm ，採用管徑 D 為 700 mm 時，實際喇叭口流速為 1.0 m/s 。

因福祿數 $F_D = V/(gD)^{0.5} = 1.0 / (9.8 \times 0.70)^{0.5} = 0.382$ ，則泵浦吸水口最小浸水深 $H_X = (1+2.3F_D)D = (1+2.3 \times 0.382) \times 0.70 = 1.32 \text{ m}$ 。

另外依據表 6，當吸水口流速 V 為 1.0 m/s 時，防止泵浦吸水口產生渦流之所需浸水深約為 0.6 m 。

乾井泵浦的低濕井水位需高過泵浦渦卷頂部至少 0.1 m ，假設 H_X 值為 1.80 m 。因 $1.80 \text{ m} > 1.32 \text{ m}$ ，故採用 1.80 m 。

濕井底部至最大台泵浦吸水口距離 H_I 為 $D/3 \sim D/2$ ，此處採用 $D/2 = 0.70 \text{ m}$ 。至於中台及小台泵浦吸水口距離計算如下：

中台泵浦之額定流量為 $15.45 \text{ m}^3/\text{min}$ ，設進流喇叭口流速為 1.10 m/s ，則吸水喇叭口管徑 D 為 547 mm ，如 D 採用 0.60 m ，則 $D/2 = 0.30 \text{ m}$ 。

小台泵浦之額定流量為 $7.73 \text{ m}^3/\text{min}$ ，設進流喇叭口流速為 1.10 m/s ，則吸水喇叭口管徑 D 為 387 mm ，如 D 採用 0.4 m ，則 $D/2 = 0.20 \text{ m}$ 。

這兩種中小台泵浦的吸水口至濕井底部之距離均都小於大台泵浦，故總水深

僅採用大台的；但在實際安裝泵浦時，其吸水口至濕井底部之距離應按照計算值去調整。

故濕井從底部到高濕井水位間之總水深 $H_{tot,n}$ 為 $1.05 + (4-1) \times 0.15 + 1.8 + 0.35 = 3.65\text{ m}$ 。

3. 討論

(1) 大中小配之泵浦可否以變頻泵浦代替？理論上，大台變頻泵浦雖可在減速後當作中小台泵浦使用，以減少泵浦數量，且變頻泵浦亦可減少泵浦的起動和停機次數，以減少機件磨損。但實際上變速設備需花費一筆額外的費用，需要較多空間，且會產生較多噪音及廢熱。另外，依據資料[7]p.79 及[15]p.3，變頻泵浦可大量節能的條件必須在於其出水管夠長(即管線的摩擦損失要夠大)，及其靜水頭要小於 40% 總動水頭(Total Dynamic Head)，亦即 $H_{STATIC} < \sim 0.4 \times H_{TOTAL} \rightarrow$ 節能，如果抽水站系統曲線中的靜水頭太大，則使用變頻泵浦註定會浪費能源。很不幸的是，幾乎所有進流抽水站的系統曲線，其管線的摩擦損失都很小，且靜水頭都大於 40% 總動水頭。另外，依據資料[14]p.3，所有的離心式泵浦都有最低揚水量限制(單一泵浦揚水量之一半)，如果低於一台泵浦之容許流量，變頻泵浦就跟定速泵浦一樣，亦須停停關關。

(2) 美日兩國對設置 2 台或 3 台泵浦的污水抽水站皆採相同規格的配置，但對於設置四台及以上泵浦的配置方式則有不同的考量，美國係採相同規格的泵浦，但必須檢核單一泵浦能在出水主管中產生 0.75 m/s 之自淨流速；日本則採如表 9 之大小台配置，但必須檢核各台大小泵浦並聯操作時之合併特性曲線，須能配合抽水站之系統曲線。

(3) 如採用 4 台以上泵浦狀況甲或乙時，大台泵浦起動水位與以相同規格泵浦所得到之最小控制水位相同；另以小台及中台泵浦之揚水量及其對應之最小循環時間利用濕井容量計算公式計算該小台及中台泵浦所需之容量，再以該容量除以濕井水面積得到該小台及中台泵浦起動及停機之最小控制水位。2 台或以上相同規格泵浦間之最小控制水位則直接採用 ΔH 。至於各台泵浦之停機水位則與以相同規格泵浦所得到之控制水位相同。

(4)由前述設計例中，在採用相同尖峰進流水量、相同全揚程、相同泵浦台數(含備用)及相同濕井總控制水位等，做為比較基準的情況下，採用多台相同規格與不同規格泵浦所計算出的濕井容量及尺寸之比較如表 10。由表中可發現當濕井總控制水位皆設定為 1.50 m 時，不同規格泵浦所需之濕井水面積約為相同規格泵浦之 2 倍，故不同規格泵浦所需之濕井總控制容量亦為相同規格泵浦之 2 倍，至於濕井總水深，不同規格泵浦亦較相同規格泵浦為深。其原因一方面為 $V = T \times q / 4$ 中，不同規格泵浦之 q 比相同規格泵浦之 q 大了 50%，另一方面為不同規格泵浦之馬達動力比相同規格泵浦之馬達動力大了 20% (與選定之馬達標準額定出力值有關)，故不同規格泵浦之最小循環時間比相同規格泵浦之最小循環時間還要大。欲將濕井水面積及總控制容量減少的方法之一^(註)係提高濕井之總控制水位，使其深度超過 1.50 m。

表 10 多台相同規格與不同規格泵浦計算出之濕井容量及尺寸比較表

		相同規格泵浦	不同規格泵浦	備註
尖峰進流水量 (CMD) (m ³ /min)	89,000	89,000	以相同參數做基準	
	61.81	61.81	以相同參數做基準	
泵浦台數(含備用)		5 (1)	5 (1)	以相同參數做基準
單台泵浦揚水量 (m ³ /min)	各台 15.45 (4 台+1 台備用)	小台 7.73; 中台 15.45(2 台); 大台 23.18(1 台 +1 備用)		
全揚程(m)	14	14	以相同參數做基準	
馬達動力(kW)	各台 75	小台 37; 中台 75; 大 台 90		
最小循環時間(min)	各台 15 (濕井容量 計算基準)	小台 15; 中台 15; 大 台 20 (濕井容量計算基 準)		
最小控制容量(m ³)	各台 57.94	小台 29.99 中台 57.94 大台 115.9		
濕井水面積(m ²)	60	114		
濕井總控制水位(m)	1.50	1.50	以相同參數做基準	
濕井總控制容量(m ³)	90	171		
濕井總水深(m)	3.30	3.65		

五、多台不同規格泵浦採用不同底高之雙重濕井

由前節討論(4)可知，如採用多台不同規格泵浦的濕井，其所需之水面積(或總控制水位)、總控制容量及總水深都比相同規格泵浦的濕井要大上許多，故雖已避免了泵浦馬達起動頻率過多，使馬達溫度升高，降低馬達壽命的問題，但不僅工程費增加，且因固體物沉積在池底、漂浮物累積在池面，使得日常清理維護亦頗困難。為解決此難題，本文特提出不同底高之雙重濕井之新概念，其目的是(1)降低工程費，(2)節省水頭，及(3)減少清理維護工作。

有關不同底高之雙重濕井平剖面圖請參考圖 17，該圖係將小台及中台泵浦設在池底深度較淺的濕井 1 中，而池底深度較深的濕井 2 則設置大台泵浦，濕井 1 與濕井 2 間設有隔牆，隔牆頂部設有溢流堰及溢流渠，溢流渠通往濕井 2 之進水渠。經由進流管流入之污水係先進入濕井 1 的進水渠中，由於進水渠道末端設有隔牆，故污水將由渠底孔口流往小台及中台泵浦，再將污水泵送出去；如流入水量超過小台及中台泵浦滿載之揚水量，濕井 1 的水位將會上升，進而越過溢流堰，然後經由溢流渠流到濕井 2 的進水渠中，同樣再由渠底孔口流往大台泵浦，再將污水泵送出去。濕井 1 及濕井 2 間之進水渠道隔牆及中間隔牆皆分別設有制水閘門，以方便彈性運用。對於此兩個不同底高之濕井，因污水係先流入上游端的濕井 1，再流到下游端的濕井 2，故將這兩個有上下游關係的濕井稱為串聯式雙重濕井，以別於本節之討論(6)將論及的，分別同時接納兩個不同下水道系統的污水的雙重濕井，該種濕井稱為並聯式雙重濕井。

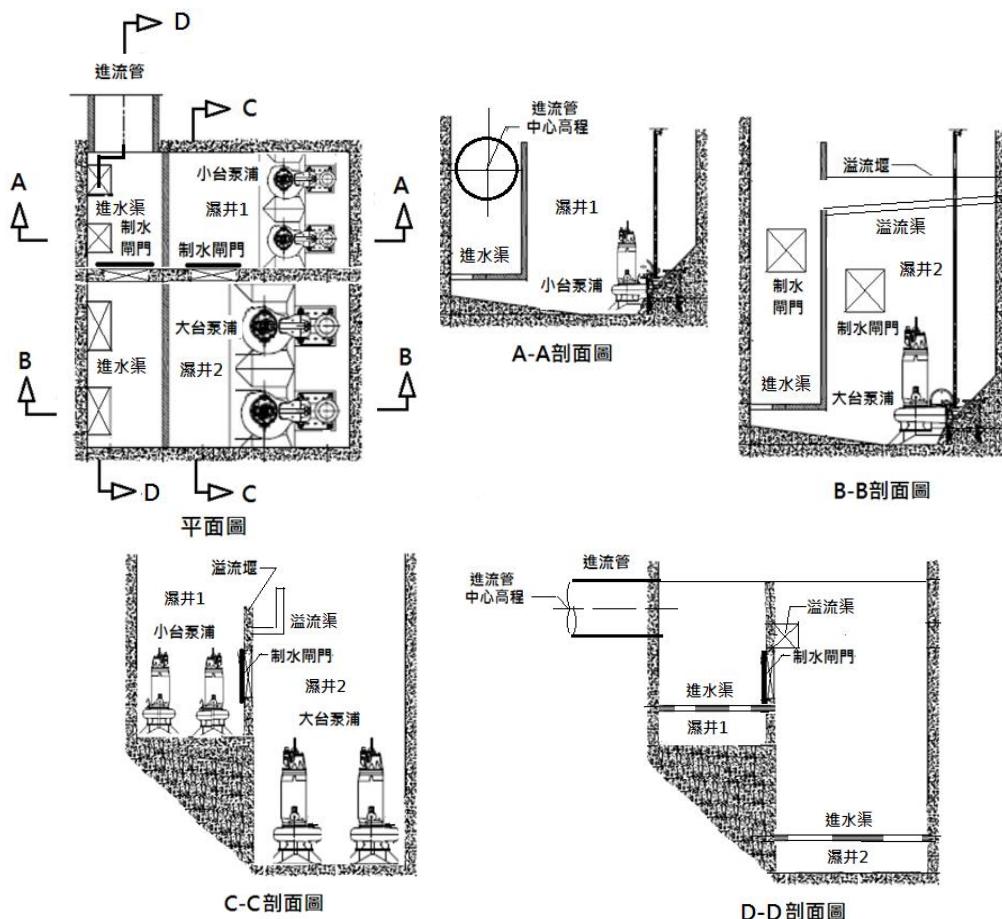


圖 17 濕井 2 的進水係經由濕井 1 流出之串聯式雙重濕井平剖面圖(作者編繪)

5.1 案例

某進流抽水站計畫最大時污水量為 89,000 CMD，擬採用數台不同規格的沉水式泵浦安裝於不同底高之雙重濕井內，如果其中之泵浦規格相同，則可採用自動交替運轉，試計算濕井容量及設計各控制水位。

針對上述計算，設計如下：

1. 泵浦選用

本抽水站最大時流量為 $89,000 \text{ CMD} = 1.03 \text{ m}^3/\text{s} = 61.81 \text{ m}^3/\text{min}$ ，依照表 4 泵浦計畫抽水量與台數關係，選擇 5 台泵浦。復依照表 9 多台泵浦揚水量分配表，

採用 5 台泵浦之狀況乙，以大中小台不同規格的方式來分配泵浦之揚水量，其結果如表 11，詳細計算見前節案例。

表 11 不同規格泵浦及濕井容量之數據

尖峰進流水量	(CMD)	89,000	
	(m ³ /min)	61.81	
泵浦台數	1	2	2 (包括 1 備用)
單台泵浦揚水量(m ³ /min)	7.73	15.45	23.18
全揚程(m)	14	14	14
馬達動力(kW)	37	75	90
最小循環時間(min)	15	15	20
最小控制容量(m ³)	29.99	57.94	115.9

2. 濕井容量及尺寸

首先考量濕井 2 之兩台大泵浦 no.4 及 no.5(其中 1 台備用)，假設採用自動交替運轉，則濕井 2 最小控制容量為 $V_{4,min} = 23.18 \times 20 / (4 \times 2) = 58 \text{ m}^3$ ，因只有 1 台泵浦運轉的濕井最小控制水位為高水位至低水位的深度，假設該深度採用 1.50 m，則濕井水面積為 $58/1.5=38.7 \text{ m}^2$ ，採用 40 m²。假設高水位為 EL.1.50，則高水位警報之水位為 $1.50 + 0.15 = \text{EL. } 1.65 \text{ m}$ ；no.5 之起動水位為 $1.65 + 0.15 = \text{EL. } 1.80 \text{ m}$ 。因低水位為 EL.0.00 m，則低水位警報水位為 EL.- 0.15 m，低水位緊急切斷電源水位為 EL.- 0.30 m。

接著考量濕井 1 之 3 台小中泵浦，其中 no.1 為小台，no.2 及 no.3 為中台，濕井 1 之最小控制容量應由較大台的 no.2 及 no.3 來決定，假設採用自動交替運轉，則濕井 1 最小控制容量為 $V_{2,min} = V_{3,min} = 15.45 \times 15 / (4 \times 2) = 29 \text{ m}^3$ ，假設濕井 1 水面積為 40 m²，則控制水位 $H_{min} = 29/40 = 0.73 \text{ m}$ ，採用 0.80 m， $H_{tot} = 0.80 + (3-1) \times 0.15 = 1.10 \text{ m}$ 。假設 no.3 起動水位(高水位)為 EL.1.50 m，溢流堰高程為 $1.50 + 0.10 = \text{EL. } 1.60 \text{ m}$ ，no.2 起動水位為 $1.50 - 0.15 = \text{EL. } 1.35 \text{ m}$ 。no.1 最小控制容量為 29.99 m³，因水面積為 40 m²，則控制水位 $H_{1,min} = 29.99/40 = 0.75 \text{ m}$ ，採用 0.80 m。低水位為 $1.50 - 1.10 = \text{EL. } 0.40 \text{ m}$ ，則低水位警報水位為 EL. 0.25 m，低水位緊急切

斷電源水位為 EL.0.10 m。no.1 起動水位為 $0.40 + 0.80 = \text{EL.}1.20\text{ m}$ 。低水位警報水位為 $0.40 - 0.15 = \text{EL. }0.25\text{ m}$ ，低水位緊急切斷電源水位為 EL.0.10 m。圖 18 為 5 台(含備用)不同規格泵浦分別裝設於不同底高之雙重濕井水位控制圖。

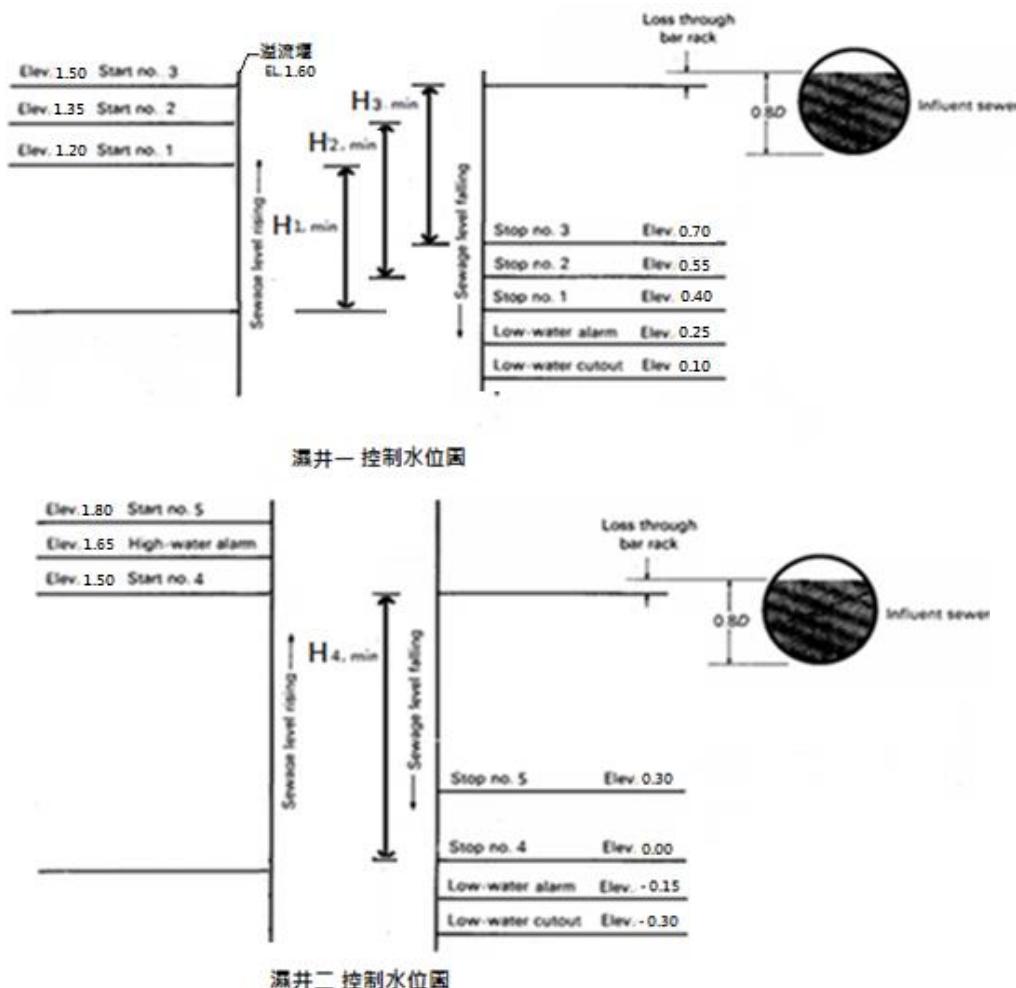


圖 18 五台(含備用)不同規格泵浦分別裝設於不同底高之雙重濕井水位控制圖
(作者編繪)

本設計採用不同底高之雙重濕井，並將大中各 2 台泵浦分別採用自動交替運轉，其結果與前述兩例比較如表 12。

表 12 三種設計例成果比較表

		相同規格泵浦	不同規格泵浦		備註
			單一濕井	雙重濕井	
尖峰進流水量	(CMD) (m ³ /min)	89,000 61.81	89,000 61.81	89,000 61.81	以相同參數做基準 以相同參數做基準
泵浦台數(含備用)		5 (1)	5 (1)	5 (1)	5 (1)
單台泵浦揚水量 (m ³ /min)	各台 15.45 (4 台+1台備用)	小台 7.73 中台 15.45(2 台) 大台 23.18(1 台 +1 台備用)	小台 7.73 中台 15.45(2 台) 大台 23.18(1 台 +1 台備用)		
全揚程(m)	14	14	14	14	以相同參數做基準
馬達動力(kW)	各台 75	小台 37；中台 75；大台 90	小台 37；中台 75；大台 90		
最小循環時間(min)	各台 15(濕井容 量計算基準)	小台 15；中台 15；大台 20(濕 井容量計算基 準)	小台 15 中台 15(濕井 1 容 量計算基準) 大台 20(濕井 2 容 量計算基準)		
最小控制容量(m ³)	各台 58	小台 30；中台 58；大台 116	小台 30；中台 29；大台 58	中大台各兩台採自 動交替運轉	
濕井水面積(m ²)	60	114	濕井 1 : 40 濕井 2 : 40 合計 80		
濕井總控制水位(m)	1.50	1.50	濕井 1 : 1.10 濕井 2 : 1.50	濕井 2 以相同參數 做基準	
濕井總控制容量(m ³)	90	171	濕井 1 : 44 濕井 2 : 60 合計 104		
泵浦起動/ 停機水位 (m)	no.4	1.50/0.45	1.50/0.45	1.50/0.00	
	no.3	1.35/0.30	0.90/0.30	1.50/0.70	
	no.2	1.20/0.15	0.75/0.15	1.35/0.55	
	no.1	1.05/0.00	0.35/0.00	1.20/0.40	

3. 討論

- (1)前述幾台泵浦自動交替運轉，係指同規格的幾台泵浦輪流做為先發的泵浦，以本例來說：分別有 no.2 及 no.3 兩台泵浦互為自動交替運轉，以及 no.4 及 no.5 兩台泵浦互為自動交替運轉。當污水流進濕井時，假設有 3 台泵浦運轉，第一次泵浦起動的順序是：no.1、no.2、no.3，停機的順序是 no.3、no.2、no.1，則下一次動的順序是：no.1、no.3、no.2，停機的順序是 no.2、no.3、no.1。如污水量大到須第 4 台泵浦加入運轉，第一次泵浦起動的順序是：no.1、no.2、no.3、no.4，停機的順序是 no.4、no.3、no.2、no.1，則下一次泵浦起動的順序是：no.1、no.3、no.2、no.5，停機的順序是 no.5、no.2、no.3、no.1。
- (2)多台不同規格泵浦的濕井採用不同底高雙重濕井，並且配合使用兩組自動交替運轉設備，其所需之水面積及總控制容量都比單一濕井要小許多，故可降低工程費；濕井 1 之水深比濕井 2 之標準水深要淺，並且除大台泵浦外，亦可提高中小台泵浦的起動及停機水位，減少其總動水頭(TDH)，以便節約能源；初期低流量時，濕井 1 及濕井 2 間之進水渠道隔牆及中間隔牆的制水閘門皆予關閉，故污水僅進入濕井 1，不僅不須濕井 2 的清理維護工作，濕井 1 亦因容量較小，清理維護工作亦可減少。
- (3)多台不同規格的泵浦採用單一濕井或雙重濕井，各台泵浦在停機及啟動水位間的停留時間有很大的不同，如表 13。

表 13 各台泵浦在單一濕井或雙重濕井的停留時間

泵浦	單一濕井(m^3)	雙重濕井(m^3)
no.1	$114 \times (0.35-0.00) = 40$	$40 \times (1.20-0.40) = 32$
no.2 / no.3	$114 \times (0.75-0.15) = 68.4$	$40 \times (1.35-0.55) = 32$
no.4	$114 \times (1.50-0.45) = 120$	$40 \times (1.50-0.00) = 60$

此顯示初期低流量時，污水在單一濕井各水位的停留時間會比在雙重濕井的停留時間更長，增加了污水中固體物沉積及腐敗發臭的機會。

(4)本設計之中大台泵浦各 2 台須採自動交替運轉，為預防自動交替運轉裝置故障，可事先安裝備用裝置；此外，操作人員應經常性的檢查各台泵浦是否有正常的自動交替運轉，畢竟即使不單為了須維持最小循環時間而採用自動交替運轉，能讓各台泵浦平均分擔工作，而使運轉累積時間相同也是維護工作重要的考量因素。

(5)多台不同規格的泵浦採用串聯式不同底高雙重乾井/濕井之示意圖請參考圖 19，該兩濕井之形狀及泵浦吸水口配置方式皆符合圖 1 所示之良好水理要求。

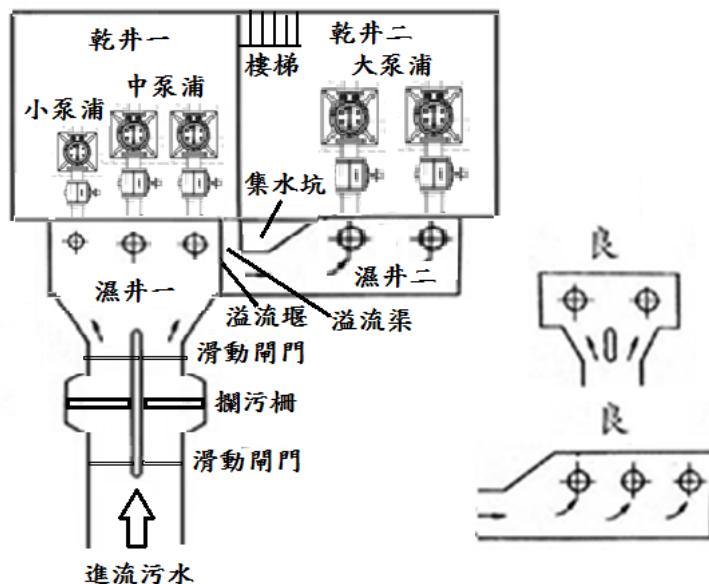


圖 19 多台不同規格的泵浦採用串聯式不同底高雙重乾井/濕井示意圖(作者編繪)

(6)國內一些污水處理廠的進流污水可能會分別來自 2~3 個不同區域的收集管線系統，當這些收集管線會合進入污水處理廠時，通常會將管底高程相差甚多之 2~3 條管線，在末端人孔強制合併成一條主幹管，放任其中管底高程較高的一、二條管線在末端人孔中跌落，此種作法相當浪費水頭。此時如改採並聯式不同底高雙重(或三重)濕井，即可減少水頭的浪費，見圖 20 分別同時收受兩個不同區域污水收集管的並聯式不同底高雙重濕井。多台不同規格的泵浦採用並聯

式不同底高雙重乾井/濕井時，其乾井之配置可與圖 19 相同，濕井二則可參考圖 19 之濕井一配置，亦即濕井二之進流渠道可分別裝設攔污柵及滑動閘門。不同底高之三重濕井亦採同樣方式設計。

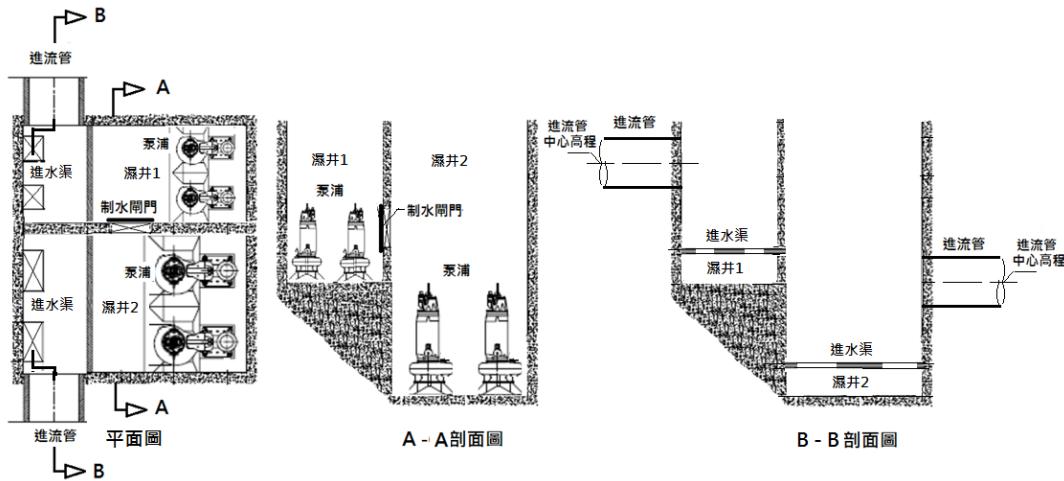


圖 20 分別同時收受兩個不同區域污水收集管的並聯式不同底高雙重濕井
(作者編繪)

六、結論

1. 污水抽水站濕井所需最小貯留容量之計算公式為 $V = T \times q_p / 4$ ，式中， V 為最小控制容量； T 為最小循環時間； q_p 為單台泵浦之揚水量。
2. 傳統的設計中，濕井高水位常設定在進流管底的高程上，而低水位則設定在進流管底以下約 1.2 m 處，其結果是在各種操作條件下，水流會以自由跌落方式進入濕井中，造成能源的浪費。如果將濕井高水位設於進流管 0.8D 水深之減去攔污柵等水頭損失之水位處，則可減少水頭之浪費。
3. 污水抽水站設置多台泵浦時，第一台泵浦之最小控制容量為 $V_{min} = T \times q / 4$ ，濕井總控制容量 $V_{tot,n} = V_{min} + (n-1)\Delta H \times S$ ，式中： $V_{tot,n}$ 為濕井總控制容量； V_{min} 為最小控制容量； n 為主泵浦數量，另加 1 台備用； ΔH 為各台泵浦起動或停機之控制水位差，一般採用 0.15 m； S 為濕井水面積。
4. 污水抽水站設置多台泵浦時，如果全部的泵浦採自動交替運轉，則前項之 V_{min} 變成 $T \times$

$q/(4 \times n)$ 。為預防自動交替運轉裝置故障，可事先安裝備用裝置；此外，操作人員應經常性的檢查各台泵浦是否有正常的自動交替運轉，畢竟即使不單為了須維持最小循環時間而採用自動交替運轉，能讓各台泵浦平均分擔工作，而使運轉累積時間相同也是維護工作重要的考量因素。

- 5.多台不同規格泵浦的水位控制方式時，其濕井總控制水位、濕井總容量與濕井總水深等值與相同規格泵浦之階段水位控制時之值完全一樣；惟其中之 $V_{n,min}$ 及 $H_{n,min}$ 應分別採最大台泵浦之最小濕井控制容量及控制水位。
- 6.多台不同規格泵浦的濕井採用不同底高之雙重濕井，並且配合使用兩組自動交替運轉設備，其所需之水面積及總控制容量都比單一濕井要小許多，故可降低工程費；濕井 1 之水深比濕井 2 之標準水深要小，並且除大台泵浦外，中台泵浦亦可在高水位起動，故可節省水頭；初期污水進流量少時，濕井 1 及濕井 2 間之進水渠道隔牆及中間隔牆的制水閘門都可關閉，故污水皆進入濕井 1，不僅不須濕井 2 的清理維護工作，濕井 1 亦因容量較小，清理維護工作亦可減少。
- 7.對於來自 2~3 個不同區域的污水收集管，其進入污水處理廠之管線末端管底高程可能相差甚多，此時如採用不同底高之雙重(或三重)濕井，即可減少經年累月之水頭浪費。

參考文獻

- 1.「下水道施設計畫·設計指針及解說」(前編)，日本下水道協會，2009 年版。
- 2.「小規模下水道計畫·設計·維持管理指針及解說」，日本下水道協會，2004。
- 3.“Wastewater Engineering : Collection and Pumping of Wastewater” Metcalf & Eddy, 1981 .
- 4.“Sanitary and Industrial Wastewater Collection: Pumping Stations and Force Mains”
Departments of the Army and the Air Force, March 1985.
- 5.“Pumping Station Design” Garr M. Jones, Robert L. Sanks , George Tchobanoglous, Bayard E. Bosserman II 3rd Edition, 2008 .
- 6.(1)“Design recommendations for pump stations with midrange centrifugal Flygt wastewater pumps”, (2)“Design recommendations for pump stations with large centrifugal Flygt wastewater pumps”.
- 7.“The Sewage Pumping Handbook” GRUNDFOS.
8. “Wastewater Engineering : Collection, Treatment, Disposal” Metcalf & Eddy, 1972 .

- 9.“SEWERAGE MANUAL” Pumping Stations and Rising Mains Second Edition, May 2013
Drainage Services Department, Government of the Hong Kong, Special Administrative Region.
- 10.“Wastewater Treatment Plants planning, design and operation” Syed R. Qasim, 1999
「下水道工程學」，歐陽嶠暉，2011 年版。
- 11.“Water and Sewer Design Manual” Section 4 Small to Medium Submersible Sewage Pumping Stations and Sewer Rising Main Hunter Water Corporation NSW Australia 2008
12. 「小規模下水道之計畫、設計、施工」，村山哲夫、小野耕一，山海堂，1996.10。
- 13.“Design of Trench-Type Wet Wells for Pumping Stations” Robert L. Sanks, P.E., PhD and Theodore T. Williams Pumps & Systems, May 2008.
- 14.“In-Plant Pump Stations”, US EPA, Sept. 2000.

下水道脫水污泥低溫炭化資源化及 減碳案例介紹

莊順興*

摘 要

我國下水道脫水污泥之產生量將隨著下水道系統之普及率提升而逐年增加，如何有效資源化利用為重要問題。而從防止全球暖化之角度，重視生質能源之利用，由於污水處理廠之生物污泥，其數量和品質穩定，具有生質燃料之潛力，而漸受重視。脫水污泥餅低溫炭化可供火力發電廠做為混合煤炭燃料，其低溫炭化技術經日本下水道事業團於 2007 年完成技術評價其技術和效益後，因具有資源回收循環利用、解決污泥最終處置及供火力發電廠做燃料利用外，更可做為碳中和等之多重效益，在短短幾年就已引導日本近 10 座污水廠開始使用該處理技術，本文僅就 2 座運轉中的實廠實績加以介紹，以供國內進一步引用評估之參考。

【關鍵字】污泥、低溫炭化、資源化、減碳

*朝陽科技大學環境工程與管理系 教授

一、前　言

我國下水道脫水污泥之產生量將隨著下水道系統之普及率提升而逐年增加，如何有效資源化利用為重要問題。以日本為例，其於 2005 年下水道脫水污泥有效利用之比率為 70 % 左右，主要集中在建築材料利用上；而為能降低風險、成本和長期的安全考量，其檢討需要一種新的方法，以促進污泥的有效利用。另一方面，日本相關能源使用法規，包括「電氣事業者による新エネノレギー等の利用に関する特別措置法」、「京都議定書目標達成計画」等，從防止全球暖化之角度，重視生質能源之利用，由於污水處理廠之生物污泥，其數量和品質穩定，具有生質燃料之潛力，而漸受重視和應用。

下水道脫水污泥之固體燃料化、乾燥與炭化程序之利用、污泥固體燃料製造技術、污泥固體燃料使用於燃煤電廠作為替代燃料煤等，可達到減少化石燃料使用，並減少溫室氣體排放。在此背景下，為推動下水道脫水污泥固體燃料系統商業化目的，日本下水道事業團技術諮詢委員會，乃就技術系統、製造和性能等進行技術評估，並提出技術評估報告(2008 年)，提供各地方政府應用化之依據。

此項技術評估及應用案例值得我國推動下水道脫水污泥低溫炭化資源化及減碳之參考。

二、下水道脫水污泥固體燃料化系統技術評估

依據日本下水道事業團技術評估報告，其重點內容包括：

2.1 定義

2.1.1 下水道脫水污泥固體燃料的定義

以下水道脫水污泥為原料，透過乾燥化炭化所得之固體燃料，以下為最佳化固體燃料利用所考慮之特性，包括：

- 1.基本物性
- 2.燃料特性

3.發熱特性

2.1.2 下水道脫水污泥固體燃料化系統的定義

下水道脫水污泥固體燃料化系統，係指下水道脫水污泥固體燃料生產系統，其可分成兩個子系統。

1.炭化燃料化系統

2.乾燥化燃料化系統

2.2 技術評估對象

2.2.1 評估對象系統

本評估對象系統為日本下水道事業團與民間公司共同研究開發之系統（以下以電源開發株式會社、月島機械株式會社、株式會社 NGK 水環境システムズ及株式會社ジェイベック所共同研究開發之系統為例說明，編號 C-1 系統）。

2.2.2 固體燃料對象污泥

固體燃料對象污泥，以未消化、消化或混合污泥之脫水污泥為原則。納入石灰等混凝劑產生之污泥時，必須另行檢討。此外，多種性質不同之固體燃料污泥，必須分開考慮。

2.3 技術特性

2.3.1 污泥固體燃料化系統

- 1.該系統由乾燥機，炭化爐系統進行炭化和污泥乾燥化，而由廢熱回收系統和排氣管線處理從炭化爐和烘乾機排出的廢氣。
- 2.乾燥機型號式，為直接熱風攪拌葉機型。乾燥機之操作，使脫水污泥直接接觸熱空氣，調整到 20 % 至 30 % 的含水量。
- 3.在炭化爐之前造粒，降低發熱性，粉塵飛散性及增加密度，使其易於炭化燃料處理。
- 4.炭化爐型式為外熱式迴轉窯。炭化爐的加熱室的熱空氣爐窯中保持在約 250-500°C 热空氣，造粒乾燥污泥之炭化約 1 小時。
- 5.防止空氣進入炭化爐內保持低的氧狀態，可以氮氣密封供給。

- 6.為了減少臭味以及煙類燃料之放熱，以蒸汽送入爐中。
- 7.污泥於 250-500°C 炭化，可最大限度地減少污泥炭化氣體的產生，通過在高溫下炭化產生氣體的燃燒，可以抑制污泥中的氮生成 N₂O。
- 8.污泥於 250-500°C 炭化，可減少發生炭化氣體，不損害熱值而得到發熱量高之碳氫燃料，回收的固體燃料量多。
- 9.炭化爐中廢氣經再燃燒爐處理。乾燥機的排氣經除塵器收集後，經再燃燒爐進行除臭處理。再燃燒爐之排氣經煙道氣處理塔處理後排出到大氣中。

2.3.2 下水道脫水污泥固體燃料

下水道脫水污泥固體燃料特徵和物理特性受污泥原料之影響，以下為經技術評估實際驗證之燃料分析結果。

1.基本物性

(1)未消化污泥

- a.工業分析值、炭化燃料之水分 0-4%、灰分 22-30%、揮發分 44-60%、固定碳 17-26%。乾燥燃料之水分低於 10%、灰分 13%、揮發分 74%、固定碳 13%。
- b.元素分析值，炭化燃料含 45 % 碳、5 % 氢、氧 16-22 %、氮 5-7 %、1 % 硫、0.1 % 氯、灰分 22-30 %。乾燥燃料含 47 % 碳，7 %、29 % 氧、5 % 氮、1 % 硫、0.1 % 氯、13 % 灰分。
- c.燃料之比重，炭化燃料為 0.4-0.5，乾燥燃料為 0.7。
- d.臭氣指數，炭化燃料為 24-29，乾燥燃料為 41。

(2)消化污泥

- a.工業分析值、炭化燃料之水分 0-1 %、灰分 43-45 %、揮發分 41-46 %、固定碳 11-15 %。乾燥燃料之水分低於 10 %、灰分 28 %、揮發分 61 %、固定碳 11 %。
- b.元素分析值，炭化燃料含 32-34 % 碳、3-4 % 氢、氧 13-30 %、氮 5 %、1-4 % 硫、0.1-0.2 % 氯、灰分 43-45 %。乾燥燃料含 37 % 碳，5 %、23 % 氧、6 % 氮、1 % 硫、0.2 % 氯、28 % 灰分。

c.燃料之比重，炭化燃料為 0.6-0.7，乾燥燃料為 0.7。

d.臭氣指數，炭化燃料為 31-32，乾燥燃料為 34。

2.燃料特性

(1)以未消化污泥為原料，脫水污泥固體燃料發熱量約 18,000-21,000 kJ/kg，約為典型煤總熱值的 60~70 %。

(2)以消化污泥為原料，脫水污泥固體燃料發熱量約 14,000-17,000 kJ/kg，約為典型煤總熱值的 50~60 %。

(3)脆性指數(HGI)，炭化燃料約 50-60(C-1 系統)。

(4)脫水污泥固體燃料與煤比較，其揮發分與灰分較多，固定碳較少。

(5)揮發分較多而固定碳較少，燃料比 1 以下，與煤比較，燃燒狀況較好。

(6)灰分較多造成燃燒灰和鍋爐灰增加許多，有必要注意。

(7)固體燃料與煤比較，碳較少，氫相近，氧較多。

(8)比重小於煤。

(9)灰的組成， SiO_2 、 Al_2O_3 、 CaO 、 P_2O_5 比例大。

(10)灰熔點較煤低，在鍋爐燃燒時必須小心。

(11)灰中 P_2O_5 比例多，燃燒灰對於水泥原料的影響需要注意。

3.發熱特性

(1)脫水污泥固體燃料，於 100°C 以下之低溫度範圍之發熱機會小。

(2)脫水污泥固體燃料，由微生物發酵和加濕產生可燃性氣體機會小。

(3)炭化燃料在儲存過程中可能蓄熱發熱，可能導致點火。

(4)乾燥燃料之放熱小於炭化燃料，在儲存期間導致點火的可能性相對較小。

(5)消化和未消化的脫水污泥屬性，影響其發熱性。

(6)脫水污泥固體燃料，藉由最佳化製造程序如改質溫度、造粒、藥物添加、加濕等可增進發熱性。

2.3.3 效果和使用注意事項

1.效果

(1)作為燃料使用

脫水污泥固體燃料約 50~70 % 的煤熱值，能夠有效地利用，可提供作為火力發電廠煤之替代燃料。

(2)溫室氣體減量

脫水污泥固體燃料是一種生質燃料，在燃燒過程中產生的二氧化碳不被記錄溫室氣體，因此，它可以作為煤的替代燃料，減少溫室氣體的排放量。

2. 使用注意事項

(1)貯藏性

脫水污泥固體燃料具發熱性及可燃性氣體生成的屬性，因此，對於其運輸存儲處理等必要以正確安全措施的措施進行。

(2)粉碎性

脫水污泥固體燃料與煤以熱值比 10 cal % 之程度混合時，對於粉碎機(磨煤機)之影響程度小。然而，對於各種不同類型之機具設備，必需要個別確認。

(3)燃燒性

脫水污泥固體燃料與煤以熱值比 10 cal % 之程度混合時，對於煤粉鍋爐之燃燒性、排氣特性等影響程度小。然而，對於各種不同類型之機具設備，必須要個別確認。

(4)對鍋爐之影響

脫水污泥固體燃料與煤混合燃燒，熔融灰分可能於鍋爐內壁附著，阻礙鍋爐傳熱。由於結垢影響常是特定的鍋爐型式，當用於燃煤鍋爐時，脫水污泥固體燃料與煤混合比、單獨使用脫水污泥固體燃料及鍋爐類型均需進行個別之檢討。

本技術評估對象實證試驗結果，以炭化燃料供給量 3 t/h 及 6 t/h 類別之小型鍋爐，以煤熱值比 2~10 cal % 之程度混合時，燃燒試驗結果顯示並無燃燒問題。以乾燥燃料供給量 60 t/h 之實廠鍋爐，煤熱值比 0.3~1.3 cal % 之程度混合時，燃燒試驗結果確認無對鍋爐之燃燒性無問題。.

(5)燃燒灰

對於脫水污泥固體燃料與煤混合燃燒灰之處理，可以想像到的是，脫水污泥固體燃料混合燃燒之影響少。然而，當混合燃燒灰作為水泥原料的有效利用時，必須根據標準進行分析。

2.4 設施設計上注意事項

2.4.1 一般事項

- 1.系統設計時應注意污泥產生量、生產量及有效利用用途及有效利用量之把握。
- 2.基本上系統採 24 小時連續運行。此外，如果污泥的輸入量低時，間歇操作也是可能的，需確保產品的穩定性與連續操作時間。
- 3.系統額定操作容量，從維持產品質量的觀點，80 %以上為優。
- 4.系統的機組，需考慮到經濟效率對應的定期檢查，故障，建設成本，維護，等，採大型少量機組是可考慮的。如果僅設計一機組，有必要考慮長期系統關機之處理和處置對策。
- 5.對於污泥與原實證試驗不同特性時，需進行預備試驗，以確定產品特性、運轉條件及排氣特性等。
- 6.多種含水率與有機物成份比例不同之污泥同時進行燃料化時，為了產生穩定的產品，應事先對這些系統的操作方法或混合方法進行測試。
- 7.系統設置後對水處理與污泥處理之運轉或變更需求，及系統產品之影響等，應預先檢討並擬定對策。

2.4.2 發熱安全對策

- 1.脫水污泥固體燃料因有熱量累積，對於運輸和貯存等，有必要充分考慮安全措施。
- 2.對於燃料特性發熱評估，以手冊作為一般規則。
- 3.在燃料特性發熱評估基礎上，運輸、儲存設施、緊急對策、整體對策計畫等，可與管轄之消防部門協調。
- 4.儲存設備等必要的設施需符合消防法規規定，必須符合有關法律，法規，標準之要求。
- 5.規劃階段有必要對使用者完整說明發熱特性及保管方法。

三、下水道脫水污泥低溫炭化資源化技術開發案例

3.1 技術開發者

日本下水道事業團、電源開発株式会社、月島機械株式会社、株式会社 NGK 水環境システムズ及株式会社ジェイベック所共同研究開發。

3.2 技術開發目的

開發低溫炭化物燃料製造技術可替代燃煤電廠中之化石燃料，技術可廣泛地應用於污水處理系統，以達到促進下水道脫水污泥燃料回收系統。

3.3 技術開發期間

2006 年 11 月 1 日 ~ 2007 年 12 月 31 日。

3.4 技術概要

下水道脫水污泥性質穩定，由污泥製成燃料產品提供用於燃煤電力廠，可促進預防全球暖化，並可長期穩定實現污泥回收再利用之目標。低溫炭化燃料系統為適用之技術，與高溫炭化比較($600\text{--}800^{\circ}\text{C}$)比較，低溫範圍之炭化($250\text{--}500^{\circ}\text{C}$)可得到較高熱值的燃料產品，透過造粒、蒸汽添加以抑制自燃及臭味減少之控制，增強煤混燃作為燃料的適用性。

下水道脫水污泥低溫炭化資源化系統流程如圖 1。

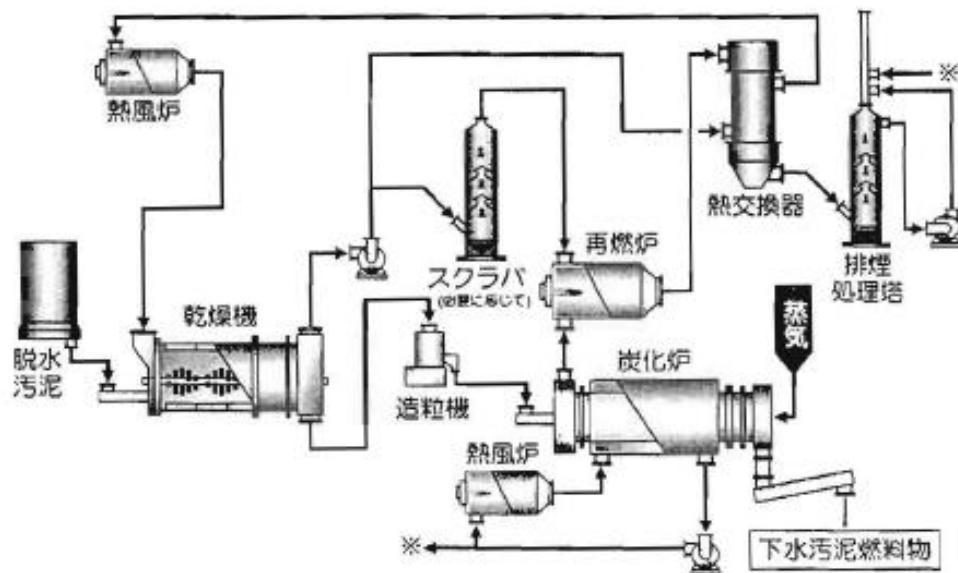


圖 1 下水道脫水污泥低溫炭化資源化系統流程圖

表 1 下水道脫水污泥低溫炭化資源化系統主要機具特徵

主要構成機器	污泥乾燥機	炭化爐	再燃燒爐
型式	攪拌機附回轉乾燥機	間接加熱式外熱迴轉窯	橫型圓筒爐
特徵	脫水污泥有高達 20~30 % 的水份，經過乾燥後再進行造粒。 乾燥機中熱空氣的風量、乾燥污泥的水份可以透過調節溫度來進行調整。	間接加熱乾燥後的污泥，藉由熱空氣進行炭化。需確保低溫下有足夠的滯留時間，入口處變化之吸收，以產生穩定的燃料化物。	此設施將各處所產生的臭味和炭化爐產生的氣體進行分解、燃燒處理時需要穩定的適當溫度(850°C)，確保有足夠的滯留時間。

3.5 技術特徵

3.5.1 溫室氣體減量效果

與其他類型相比，溫室氣體排放量非常小，低溫炭化程序 N_2O 溫室氣體排放量約為流動床正常焚化之 1/50-1/20 程度。此外，低溫炭化燃料的使用，可以減少大量溫室氣體量，考慮排出量與削減量之總的平衡，可達成溫室氣體之削減目的。

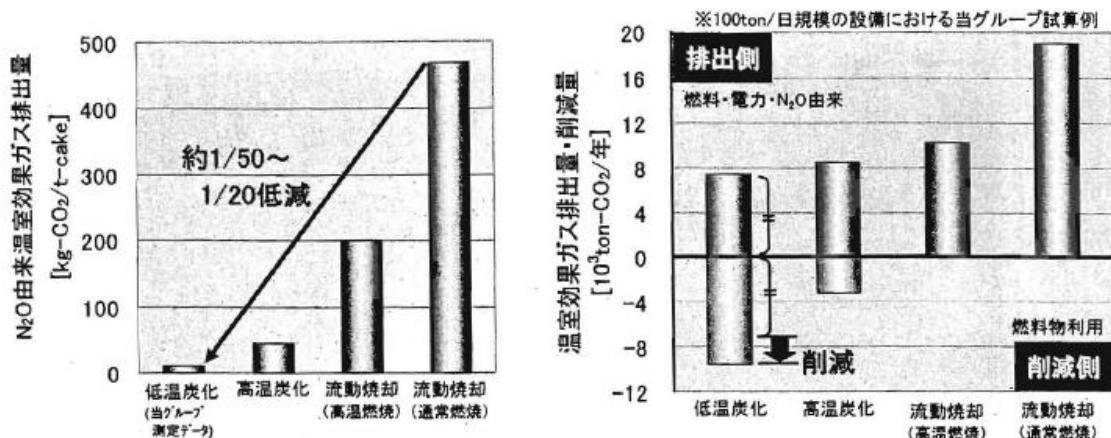


圖 2 下水道脱水汚泥低溫炭化温室氣體減量效果

3.5.2 低溫炭化之燃料物性

與先前炭化技術(炭化溫度：500~800°C)比較，低溫範圍炭化(炭化溫度：250 - 350°C)可得到較高發熱量之產品，增加其作為煤炭替代燃料的價值。

另外，低溫炭化之特徵為自燃發火性低，炭化裝置中添加蒸氣，炭化裝置前端設置造粒，增濕不要影響其作為煤替代燃料之高熱值。

表 2 下水道脱水汚泥低溫炭化之燃料物性

		低溫炭化 250~350°C		中溫炭化 400~500°C		高溫炭化 600~800°C	
發熱量(高位) MJ/kg(dry)	未消化污泥	0	19~22	Δ	11~20	X	10~15
	消化污泥		13~16		10~12		7~9
臭味	0	微臭	0	無臭	0	無臭	
自然發火性	0	低	Δ	加濕等必要	0	低	
CO ₂ 削減效果	0	大	Δ	中	X	小	
發電廠 適用性	炭化物是造粒顆粒 狀、操作特點良好、 發熱量高、作為燃料 的評價是高的		自然發火性高、加濕等 裝置是必要的(加濕量 依發熱量做調整)		燃料類似煤炭、適用性 高、高發熱量的挑戰		

四、日本東京都實際應用案例

4.1 污泥資源化狀況

日本東京都下水道建設於 1994 年達到 100 % 普及率，年污水處理量平均每日達 489 萬立方公尺，而其污泥焚化灰每日達 130 噸，但為資源利用、延長掩埋場的使用壽命之觀點，仍要積極尋求污泥的資源化。其 2006 年，焚化灰有 64 % 做為水泥原料、輕骨材及粒度調整灰利用，其餘為掩埋。而要再提升資源化利用率已有很大的困難，因而必須導入新的資源化技術。

再日本東京都各種公共事業活動(公共交通、自來水、下水道等)每年排水的溫室氣體達 220 萬噸，其中下水道系統排出量佔總量的 43 %，而必須進行溫室氣體減量，成為下水道的另一責任。

東京都為減低溫室氣體，於 2004 年 9 月策訂「Earth Plan 2004」，以 2009 年為目標要降低 CO₂ 量比 1990 年還低 6 % 的減量目標，而 N₂O 之溫室效應為 CO₂ 的 310 倍，因污泥焚化，故其排出量佔下水道溫室氣體的 36 %，因之削減 N₂O 的排出成為很重要的對象，進而開發污泥低溫炭化燃料利用為其主要目的。

4.2 脫水污泥低溫炭化開發與應用

1. 開發過程

日本東京都為達到污泥低溫炭化的實施，採事業化模式，除採用污泥炭化新技術外，為確保產品之應用，特募集民間的專業知識、技術，並以公募方式尋求應用方案，包括炭化設施的設計、建設、維護管理及營運等，整體委託辦理方式，以評選開發者。

在選定專業者時，應徵者要同時提出炭化污泥系統及購買炭化物 20 年的合作者，因之其最後選定出的就含有生質燃料公司(為代表者為東京電力株式會社 100 % 的子公司)及東京電力公司集團，共同提出之申請案，經於 2005 年由東京都與該集團簽訂協定，而於當年 10 月與生質燃料公司簽訂炭化設施設計及建設合約。

上述簽訂之合約為自 2007 年 11 月至 2026 年共 20 年的長期合約，委託該生質燃料公司負責設施的維護管理以及炭化物的製造。20 年間所製造的炭化物全部

由該生質燃料公司購買，但由東京都提供設置場所設施及脫水污泥。

表 3 東京都下水道脫水汚泥低溫炭化事業概要

事業名	東部汚泥處理、汚泥炭化事業
概要	下水汚泥炭化處理、煤炭火力發電廠燃料化
事業者	東京都下水道局、生質燃料公司
事業開始年月日	2007 年 11 月
事業期間	營運開始 20 年間 (建設開始：2007 年、營運開始：2009 年)

設施設置於東部污水處理廠，規模為每日 300 噸，為了要在設備點檢及維修時仍能繼續製造炭化物，故以複數 100wt/日三系列設置。

該設施為由能將脫水污泥之含水率降低三分之一之乾燥機，再將乾燥污泥經 1 小時蒸發焚燒而達炭化之炭化爐，及在炭化過程所產生的廢氣予以收集焚化之焚化爐所構成，提供之脫水污泥及含水率約 76 %，但由於污泥含水率有季節性之變動，故該設施以能具穩定之效率。

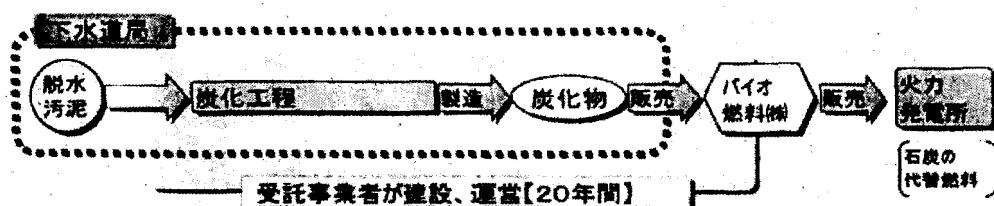


圖 3 污泥炭化事業概要

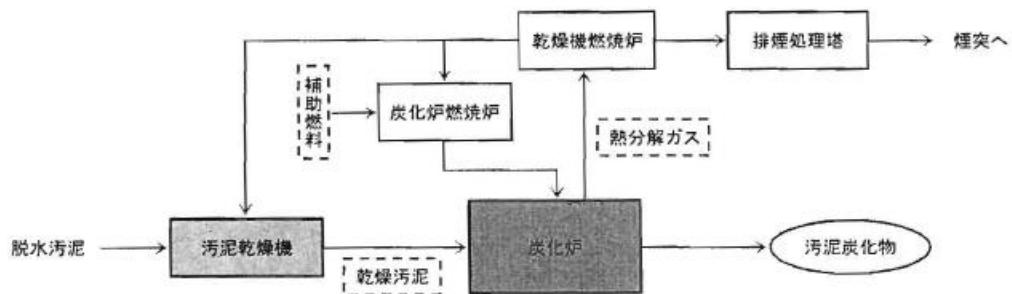


圖 4 東京都下水汚泥固形燃料化設備流程圖

2. 設施概要

主要設施概要及內容，如表 4 及表 5。

表 4 東京都下水道脫水汚泥低溫炭化應用概要

都市名	利用	技術(狀況)	特徵	
東京都	炭化汚泥燃料	乾燥機、炭化爐、燃燒爐 (已經實際操作中)	燃煤火力發電廠的替代燃料、受託人經營設施建設、管理	
	場內 場外			
供用時期	事業費	設施規模 及總能量	每個項目的成本 能源	維持管理費
2007 年 11 月	約 50 億元	100wt/日×3 系列	—	2007 年 11 月
效果		費用補助制度		
汚泥資源化率上升、溫室效應下降		下水道國庫補助金事業		

表 5 東京都下水道脫水汚泥低溫炭化設施概要

設施容量	100wt/日×3 系列
設備構成	乾燥機、炭化爐、燃燒爐
投入脫水汚泥量	99,000t/年
製造炭化物量	7,700t/年
設置空間 (3 系列分)	(乾燥機、炭化爐等主要機器)約 21m×65m (炭化物接斗)約 14m×14m

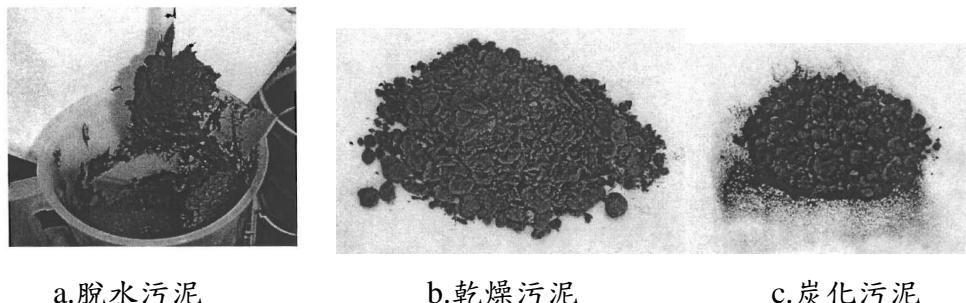


圖 5 東京都下水污泥固形燃料化汚泥外觀

所製造之炭化物，其發熱量為一般煤炭(約 6,000 kcal/kg)的三分之一(約 2,000 kcal/kg)，屬於低熱量的煤炭，具無臭味且品質(發熱量)穩定之特色。而於火力發電廠使用時，先將炭化物粉碎為粉狀後，與煤炭混合利用之，炭化物混合比為 1%，但可混合至 3%，在環境上應無問題。

4.3 效益

1. 污泥資源化的提升

東京都由於導入污泥低溫炭化，供電廠做燃料用，使其污泥資源化比率由原 64 % 增至 73 %，增加污泥資源化之多樣化，且可確保 20 年期間污泥的有效利用，達到最終處置的安全性。

2. 溫室氣體的削減

導入炭化爐達到的溫室氣體削減效果，如圖 6。

污泥在炭化過程，污泥中的氮、炭化物所產生氣體的變動，使原為減少氮化物其污泥焚化溫度必須達 950°C，改以火力發電廠利用炭化物，則其排出量換算 CO₂，約可削減每年達 37,000 噸。

3. 發電廠之效益

污泥炭化物做為煤炭的替代燃料，由於係 CO₂ 中和燃料之炭化物利用，可達到削減溫室氣體，且因係義務性利用新能源，對於 RPS 法 (Renewable Portfolio Standard ,RPS)具有貢獻。

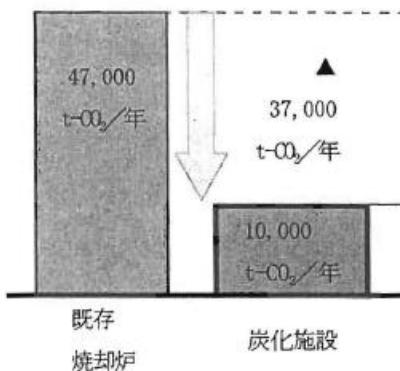


圖 6 東京都下水污泥固形燃料化溫室氣體削減圖

五、日本愛知縣碧南市脫水污泥低溫炭化火力電廠應用實例

1. 概說

日本愛知縣碧南市之衣浦東部淨化中心，為收集處理該縣內碧南市、安城市及高浜市三市區污水之流域污水下水道淨化中心。

該淨化中心於供用 10 年後之 2006 年時之污泥產生量為每日平均 13.2ws-t，而檢討以焚化減量。該廠附近的中部電力(株)碧南火力發電廠為日本最大火力電廠，期待污泥能供為燃料使用，而進行檢討炭化後供燃料利用對鍋爐的可能影響，故以供煤炭鍋爐使用為條件，進行公開徵求合作，最後獲致碧南電廠以與煤炭混燒利用，進行合作計畫。

下水污泥燃料化事業流程如圖 7，係採設計建設加操作(DB+O)的事業模式，其投標即採「高度技術提案綜合評價方式進行」，建設後依綜合評價時民間的提案為基礎，以 20 年間之燃料設施的維護管理操作及炭化燃料之購買契約，開始供用。

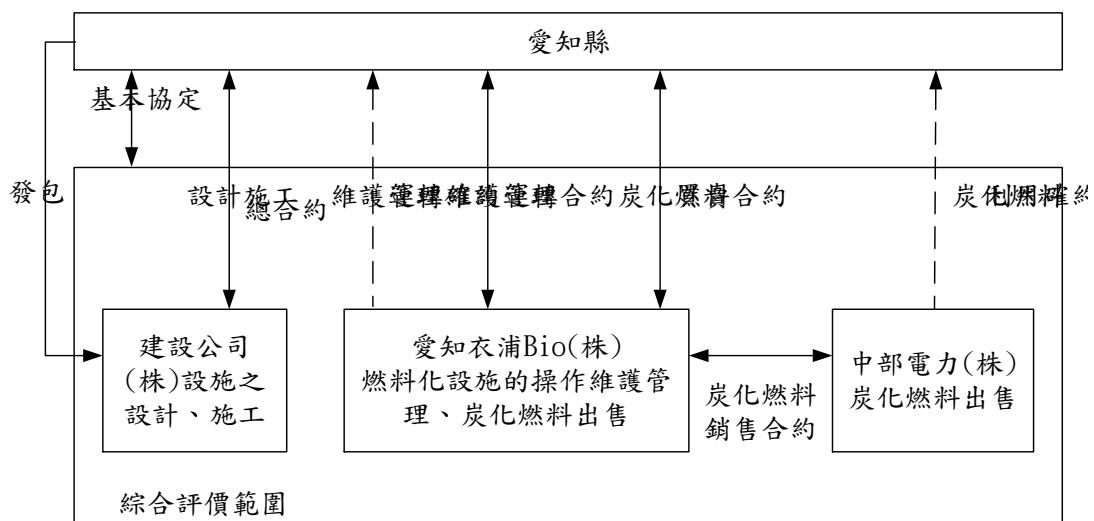


圖 7 下水污泥燃料化事業流程

依圖 7，其辦理過程如下：

- (1)由縣發包與炭化設施之建廠公司，簽訂炭化廠設計及施工合約。
- (2)由縣成立一污泥炭化設施操作管理及出售單位(附屬事業單位)，並簽訂操作管理運轉合約及炭化燃料買賣合約，公司簽訂 20 年出售合約。
- (3)由附屬事業單位與炭化燃料利用單位簽訂買賣合約，並由縣與利用單位簽訂利用確約。

上述脫水污泥炭化設施之能力，其規模為將每日 100 噸的脫水泥餅製造成約 8 噸之炭化燃料，其燃料化過程如圖 8。包括下水下列過程：

- a. 運入脫水污泥餅。
- b. 乾燥至含水率 10 % ~ 30 %。
- c. 為達炭化物品質安定化進行造粒成型。
- d. 以 500°C 的熱風炭化。
- e. 為達炭化燃料的安定，於加溫後在 45°C 以下貯留。

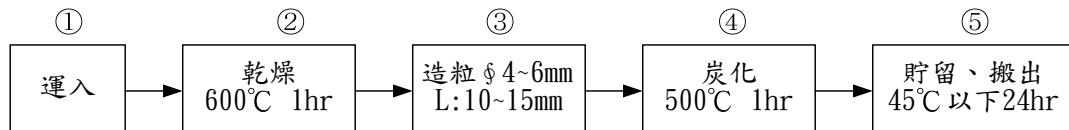


圖 8 污泥燃料化過程

所產生的炭化材料，由發電廠每週 5~6 次以 Jetback 車運出。

2.炭化燃料的特徵及能源平衡

在炭化燃料過程中，下水污泥餅之特性變化如表 6，炭化後污泥熱值仍保留，但污泥的臭氣則已消失。

表 6 下水污泥炭化過程各階段特性

種類	脫水泥餅	乾燥污泥	炭化污泥
處理階段	設施投入時	乾燥後	炭化後
外觀(色)	灰黑色	灰黑色	黑色
性狀	板狀(濕泥土狀)	稍濕的粉末狀	分散狀粒
含水率(%)	74~79	10~30	0
臭氣	非常強	強	無臭
低位發熱量 (MJ/kg(乾))	18~16	與脫水泥餅相近	14~21

本炭化設施於開始運作後，實際製造的炭化燃料發熱量分析結果如圖 9，高於合約要求之熱值，達到設計目標之 17.2MJ/kg•DS，為良好的炭化燃料。

惟炭化燃料所具的熱量，是低於製造所耗的能源，但並非已創造新能源，因下水污泥炭化製造時，需要重油及電力。

圖 10 為本計畫若以焚化爐(脫水污泥焚化為灰)所需的能源，與污泥炭化燃料化所需能源之比較，以單位污泥餅量之能源比較。

由圖 10 可知假如焚化使用能源為 100，污泥燃料化所需能源為 142，而炭化燃料所回收燃料具能源約為 69，若將其所使用的能源減去回收之能源，則實質上所使用能源為 73，則較焚化所減少的能量達 30 %左右，因之從能源使用比較的

觀點，污泥燃料化較焚化為少。

亦即，作為原料的脫水污泥所具有的能源約 220，而在炭化處理過程一部份氣化，以致減少其能源，使炭化燃料之能源變成 69。

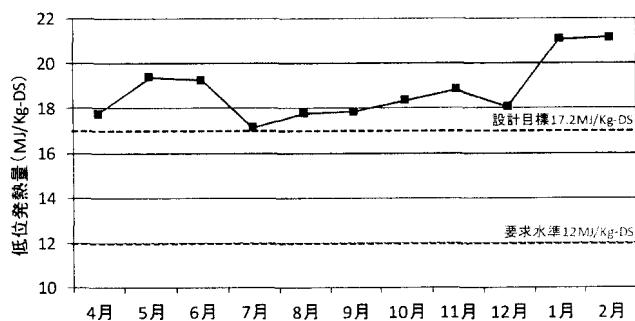


圖 9 炭化燃料發熱量分析(2012 年)

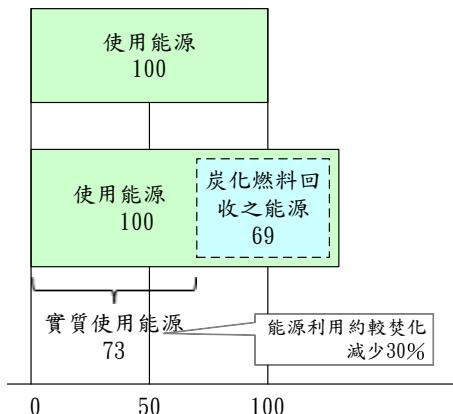


圖 10 污泥焚化及污泥炭化能源消耗比較

3.事業效益

本燃料化設施處理脫水污泥餅計畫，為年 33,000 噸的脫水污泥，約可製造出 2,700 噸的炭化燃料。該炭化燃料供發電廠做為替代燃料，有下列主要效益：

(1)循環型社會實現的貢獻

經由循環資源由下水污泥所產生的燃料，其年發電量可達 4,600,000kwh，相當於可提供一般家庭 1,270 戶一年間之用電量。

(2) 對防止地球溫暖化的貢獻

本設施若與過去所採的焚化相比較，則因可抑制相當於 CO₂ 310 倍的 N₂O 產生，若包括製造煤炭替代的炭化燃料削減量，則其年間總可削減溫室氣體 8,000 噸，相當於 1,500 戶家庭所排出之溫室氣體。

(3) 確保長期安定利用的貢獻

以 20 年間出售發電廠做為替代煤炭的買賣合約，相當於確保每日 100 噸下水脫水污泥的長期穩定有效處理，使得用途多面化。

(4) 污泥處理費的減低

污泥炭化之經濟性，最大效益在於不像污泥焚化，又需有焚化灰的處理費用。包括維護管理費在 20 年間約可節省 7 億元日幣，雖然炭化燃料的出售價僅每噸 100 日幣，佔總事業費比例不大。

(5) 發電廠碳中和的貢獻

發電廠使用率本計畫所產生的炭化燃料，約每年 2,700 噸，年度電量 4,600,000 kWh，因係炭中和該發電量所產生的 CO₂ 約 2,300 噸，則可不列入排放量中，對發電廠為一實質貢獻。

六、結語

脫水污泥餅低溫炭化供火力發電廠做為混合煤炭燃料，其低溫炭化技術經日本下水道事業團於 2007 年完成技術評價其技術和效益後，因具有資源回收循環利用、解決污泥最終處置及供火力發電廠做燃料利用外，更可做為碳中和等之多重效益，在短短幾年就已引導日本近 10 座污水廠開始使用該處理技術，本文僅介紹 2 座已完成正在運轉中的實廠實績，以供國內進一步引用評估之參考。

参考文献

- 1.下水汚泥固体燃料化システムの技術評価に関する報告書，平成 20 年 3 月，日本下水道事業団 技術評価委員会。
- 2.下水汚泥エネルギー化技術-ガイドライン(案)，平成 23 年 3 月，国土交通省都市・地域整備局下水道部。

由碳管理角度探討公共污水處理廠 節能減碳規劃設計

陳立儒^{*}

摘要

公共污水下水道系統污水處理廠設定的目標是將污水處理到國家放流水標準，因此規劃設計的重點主要考量是處理效率，能源的消耗並不是污水處理廠規劃設計的重點。

國內污水處理廠耗能現況，依據營建署調查顯示，國內常見的二級處理污水處理廠的單位處理污水用電量偏高，原因在於處理規模有超過 60%的廠進水量低於處理容量的一半，以大設備運轉小水量造成功率的浪費。

本文依據公共工程導入的碳管理機制，評估污水處理廠生命週期，並考量建設的發展歷程有前後相關性，提出由上位向下推展節能的六大面向，藉由結合碳管理概念與污水處理廠工程，提供後續污水處理廠規劃設計人員各項排碳減碳構想。

【關鍵字】污水處理、碳管理、生命週期

*中興工程顧問股份有限公司環境工程一部技術經理、台灣水環境再生協會理事、台北市環境工程技師公會監事

一、前　言

台灣的污水下水道建設起步較晚，近年正積極提升國內下水道接管普及率，惟建設過程中對污水處理廠設定的目標是將污水處理到國家放流水標準，因此規劃設計的重點主要考量是處理效率，能源的消耗並不是污水處理廠規劃設計的重點。

隨著全球暖化問題日益嚴重，考量溫室氣體減量，採「節能減碳、永續經營」已成為全球污水處理廠設計的新思維，為此營建署於 99 年 10 月公布「下水道系統工程節能減碳規劃設計參考原則」，其中包括：規劃設計參考原則、管線重力收集系統、動力節能系統、照明節能系統、通訊空調節能系統等相關節能規設計的規範及理念，而國內污水下水道建設後續建設計畫也將著重於此。

此外為推動公共工程節能減碳，工程會正積極推動公共工程全生命週期品質管理機制納入節能減碳措施，強化規劃設計的節能減碳績效及施工階段落實節能減碳規劃，並參考先進國家制度導入公共工程碳管理機制。

本文從碳管理概念納入污水處理廠工程規劃設計，提供後續污水處理廠規劃設計能基於生命週期於規劃設計階段即納入的各項排碳減碳構想。

二、台灣污水處理相關能耗現況

依據國外的經驗，污水處理廠的能耗是都市公共設施中主要耗能項目^{【1-2】}，國內污水處理廠耗能現況，營建署曾於 100 年對已完工運轉的公共污水下水道系統污水處理廠，辦理過污水處理廠節能計畫^{【3】}，依據計畫成果顯示，國內常見的二級處理污水處理廠的單位處理污水用電量如表 1 顯示，相較於美國是偏高。

至於偏高的原因，該計畫歸納出國內污水處理廠規模有超過 60% 的廠進水量低於處理容量的一半，進流量低於處理規模，因此在缺乏設備調整彈性下，以大設備運轉小水量造成功率的浪費，常造成國內污水廠耗能偏高的主因。

表 1 國內處理單位污水用電量與國外比較

處理程序 處理廠規模 (CMD)	5,000	10,000	50,000	100,000	200,000	500,000
	處理單位污水用電量(度/噸)					
採標準活性污 泥法處理程序	美國	0.62	0.44	0.30	0.28	0.27
	台灣	0.80	0.64	0.38	0.30	—

資料來源^[3]:公共污水處理廠節能計畫,營建署

依據營建署公共污水處理廠資料管理系統^[4]中各系統填報資料顯示，至 102 年 12 月底台灣營運中的污水處理廠有 52 座，其中初級處理廠有新北市八里跟高雄市中區 2 座，二級處理廠有 37 座，三級處理廠有 13 座，全期設計處理量達 379 萬 CMD，實際操作量利用率約為 76%。

純粹就數值來看，國內各廠總操作水量與設計水量差異不大，但是細部探究原因，有幾個廠如內湖、迪化、八里、福田、安平、中區等大廠利用率相當高，平均利用率達 87%；再分析系統詳細統計資料可以發現，廠規模大於 30,000CMD 的平均利用率達 62%，但介於 5,000-30,000CMD 的廠平均利用率卻只有 38%。

由於污水處理廠的建設特性是必須特別考量下水道建設期程配合，只要用戶接管開始即需處理污水，因此每期建設的餘裕量不可避免，但由資料中可以發現許多廠的污水成長速度非常緩慢，餘裕量並不合理，因此找出適當的規模進行分期考量將會是節能減碳的重要考量。

另外該計畫分析結果發現，國內二級處理污水處理廠所採用的生物處理方式，理論上去除單位有機物應與耗能間應具有關連性，但資料顯示國內污水處理廠資料即使同為生物處理方式，不同處理規模下，去除單位有機物的耗電量關連性仍低，可能是國內採用生物處理程序過於多樣性，或是水質水量因素，或是設備選擇，或是操作維護程序造成能源的浪費，相關的因素也應納入減碳考量。

三、污水處理廠工程趨勢-配合碳管理採全生命週期思考

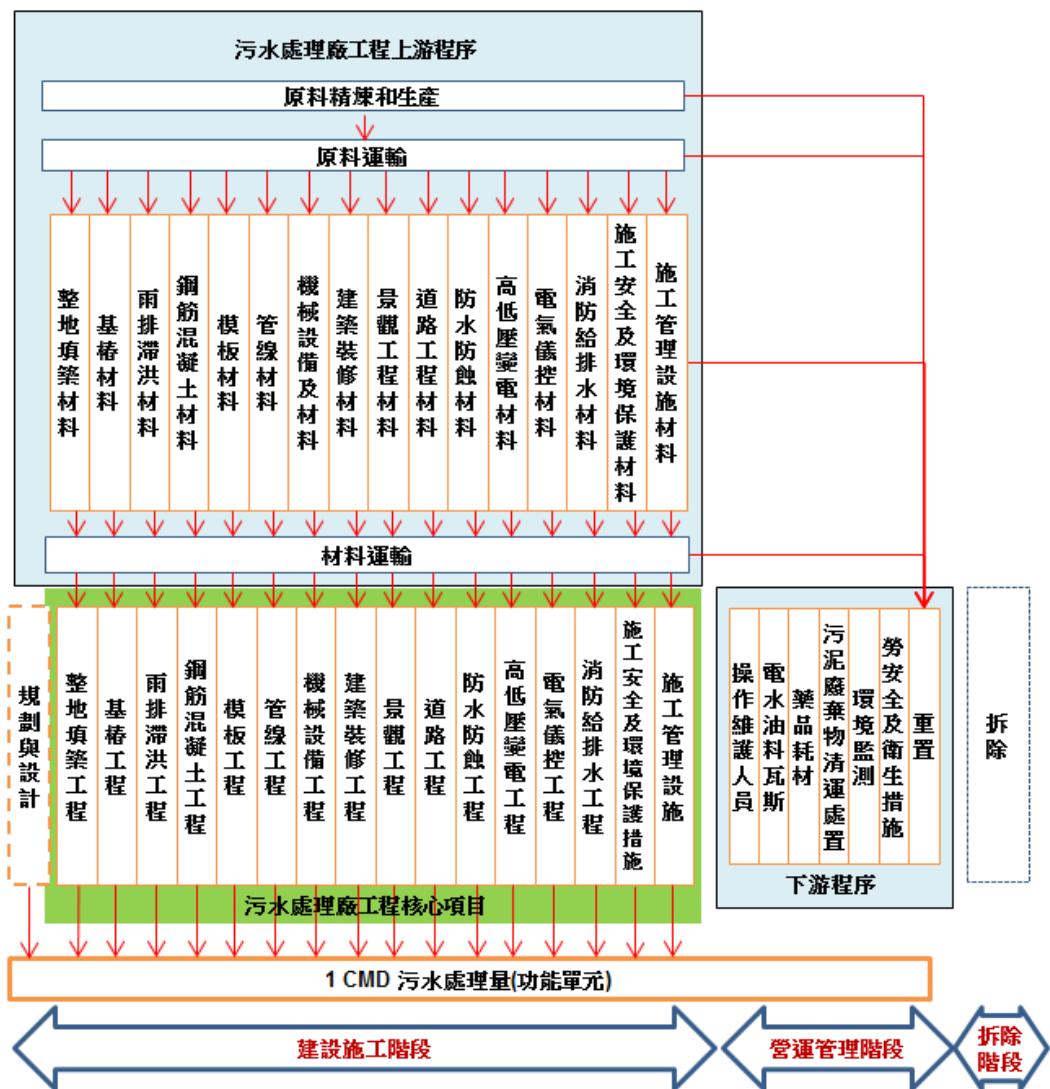
3.1 辨認污水處理廠工程生命週期

目前國內公共工程正在導入碳管理機制，公共工程可以依據環保署公告的「產品與服務碳足跡計算指引」，應用生命週期評估方法(LCA)，評估產品與服務在整個生命週期中的溫室氣體排放，量化製程、製程系統或產品系統溫室氣體排放的參數所形成的碳足跡(carbon footprint)用來表現它們對氣候變遷的影響。

污水處理廠建設的生命週期流程理論上應涵蓋建設施工階段、營運管理階段、拆除階段，建設施工階段包含原料取得生產及運輸，產品功能單位可定義為每 CMD 污水處理量的建設(包含設備與其他必要附屬設施)以及營運，我們可藉由生命週期流程辨認過程，仔細尋找可納入污水處理廠節能減碳設計的考量，本文參考歸納目前正在建設的幾個污水處理廠工程項目，歸納出污水處理廠建設的生命週期如圖 1 所示。

3.2 建設施工階段項目

污水處理廠工程屬性屬於綜合性建設，工項多且複雜，因此建設施工階段包含範圍相當廣泛，包含土木、結構、地工、建築、機械、電氣等工程，因此任何可以運用於分項工程的節能減碳構想或工法，只要不影響污水處理功能需求，原則皆可以納入構想。



資料來源：陳立儒整理

圖 1 污水處理廠生命週期流程圖

3.3 營運管理階段項目

在界定生命週期時，本文參考 2009 年日本「下水道における地球温暖化防止

對策檢討委員會」所製訂的「下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き」^[51]，將污水處理廠可能的溫室氣體排放源區分為以下 4 類，如表 2 所示，以下將重點說明不同項目的基本考量。

表 2 污水處理廠溫室氣體排放源

溫室氣體種類	CO ₂	CH ₄	N ₂ O	備註
排出源				
1.電力、燃料等能源消耗的排出				
a.外部電力的使用	○	-	-	估算範圍以處理設施為限
b.外部供給熱的使用	(-)	-	-	由電力及燃料所產生的熱能
c.燃料的燃燒，燃料的使用				
重油、煤油、輕油等	○	△	△	
LPG、LNG、天然瓦斯	○	△	△	
一般木炭，焦炭等	○	△	△	
木炭、木材等	-	△	△	
d.汽車的使用	-	○	○	包含於 c 項目的 CO ₂ 估計中
2.設施運轉排出				
a.污水處理	-	○	○	
b.下水污泥處理				
焚化	-	○	○	
掩埋	-	○	-	
其他(堆肥、燃料化)	-	※	※	需實測
3.自來水、工業用水及藥品類的消耗排出	※	-	-	
4.下水道資源有效利用削減排出量	※	-	-	扣除削減量

○削減對象；- 不適用；△燃料燃燒所排出的溫室氣體，根據使用設備形式其排放係數亦會不同；※削減對象(但不適用於估算、報告及公開資料中)

資料來源^[51]:2009 年,日本「下水道における地球温暖化防止対策検討委員会」,「下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き」

3.3.1 電力、燃料等能源消耗的排放

供給下水道設備使用的電力、燃料(石油、瓦斯)等能源消耗，包括使用鍋爐、柴油發動機、瓦斯發動機、汽油發動機(所有汽車以外的固定式發動機)，此外也包括公務汽車的燃料消耗。

3.3.2 設備運轉時由處理過程的排放

至於污水處理過程中所排放的 CH₄ 和 N₂O、焚化污泥時所排出的 CH₄ 和 N₂O、污泥掩埋處理所排出的 CH₄ 等，也屬於下水道設施營運時由處理過程中所排出的溫室氣體，CH₄ 的生成和處理系統中的細菌有很大關聯。在高有機物存在及厭氧的情況下可產生 CH₄，N₂O 為硝化和脫硝過程中間產物，部分被排放至大氣中。

污泥中的氮化合物在熱分解過程中所產生中間產物，經進一步氣相反應，便會生成 N₂O；此外，污泥堆肥化和污泥燃料化過程中，也會產生 CH₄ 和 N₂O，惟堆肥化和燃料化過程中所排放的溫室氣體不列入估算，但在規劃節能減碳時，可依實際需求列入考慮。

3.3.3 自來水、工業用水和化學品消耗的排放

自來水、工業用水和化學品消耗的排放指供給下水道設備使用的自來水、工業用水和化學品消耗所排放的 CO₂，在計算整體溫室氣體排放量時，必須與下水道設施所使用的電力、燃料等能源消耗排放，分別計算。

3.3.4 下水道資源有效利用削減排放量

下水道資源有效利用可削減排放量，目前常出現的利用項目包括利用污水溫差能、沼氣、污泥燃料化及利用處理場空間進行新能源開發(如太陽能發電、風力發電、水力等)，可減少下水道設備使用的電力和燃料量及其它事業所排放的溫室氣體。

四、污水處理廠工程節能減碳設計考量方向

依據目前污水處理廠能耗分析及整體工程建設階段及營運階段可能的碳足跡，可納入節能減碳考量的項目相當的多，但每個構想會獲得的實際效益或是執行可行性差異甚大，因此有必要重新歸納探討何者為工程規劃設計時節能減碳效益高且實際可行的方案。

本文分析目前多處污水處理廠工程實質建設後，提出規劃設計節能減碳 6 大面

向如圖 3, 分析各面向的核心項目並說明考量如後, 希望能供後續規劃設計者參考。

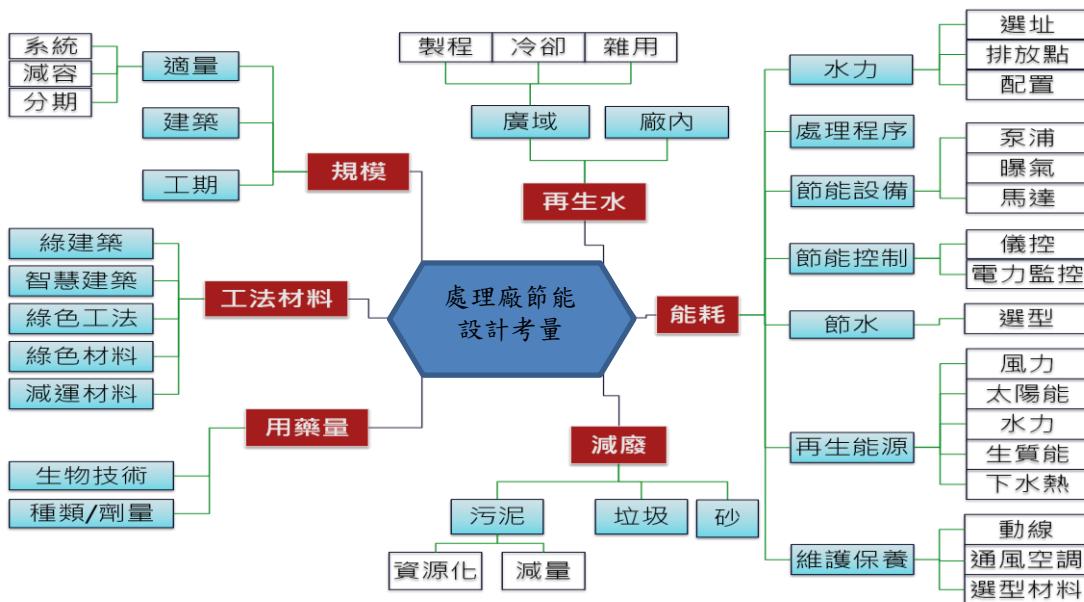


圖 2 污水處理廠工程節能減碳考量 6 大面向

4.1 污水處理廠規劃設計節能減碳考量 6 大面向

本文在歸納節能減碳各大面向時，係考量一個建設的發展歷程有前後相關性，節能大方向必須於上位先行決定，並藉由計畫本質的節能來帶動建設後續的節能，6 大面向如下，將分別說明各面向考量及其核心細項。

- (1) 合理規模
- (2) 再生水需求
- (3) 降低能耗措施
- (4) 減廢
- (5) 用藥量
- (6) 工法材料

4.2 合理規模

依據目前各廠建設及使用狀況，我們可以知道利用率會影響能耗的使用，當然規模也影響後續建設所有工程項目的規模，減容就是減碳，因此處理量及分期的考量會是優先面向，在此面向有下面 3 個細項應該特別注意。

4.2.1 水量水質適量

的適量指處理功能規模。影響污水處理廠建設規模的項目包括處理及處理水質，污水主要為使用自來水產生，因此用水量減少處理量也會減少，而用戶接管建設進度則為各廠利用率的主要影響。

因此處理廠分期相當重要，分期過多會造成界面多建設困難度高，相對多排碳耗能，但分期少可能造成利用率偏低也相對耗能，較好的規劃是規劃分期量後必須盡早完成預定的用戶接管範圍。

另外水質則會因用戶接管型式差異、截流汙水量而有差異，依據目前不同區域的處理廠進廠水質發現，接管時是否拆除化糞池會有相當影響，目前各區域多因為化糞池未拆除造成水質過低，原規劃設計如採高水質估算，生物處理池槽及污泥系統的設計量一定會有多餘裕，因此必須仔細評估需求。

4.2.2 建築

處理廠內建築除了配合功能需求外，通常需要一個管理中心，主要功能供事務作業、控制管理使用，因此建築面積應適當評估，避免後續使用水電空調過於耗能。

4.2.3 工期

工期的訂定應依據工程需求及現場環境限制訂定，過長與過短都會造成耗能，過短的工期承包商必須日夜趕工，相對晚上照明耗能增加，工安衛管制需求人力也會增加，過長的工期相對工作效率偏低，管理人力增加，也是會相對耗能，因此要審慎評估。

4.3 再生水需求

如果將水資源整體生命週期納入考量，污水處理後的再生水利用可減少整體排碳，同時再生水需求會影響後續污水生物處理系統的選用，因此確認處理規模後應

仔細考量再生水需求。

而再生水較大的用量多用於工業生產單位，不同生產單位所需要的再生水水質也有不同，因此會影響污水處理廠流程。

4.4 降低能耗措施

污水處理廠降低能耗的考量相當多，但為從根本節能，節能考量時應有層次，所以歸納由整廠水力、處理程序、節能設備、節能控制、節水、再生能源、維護保養等次序來探討。

4.4.1 水力

污水處理廠整廠水力損失會影響進流抽水站的泵浦揚程，影響的時程會從啟用的第一天開始一直到拆除，減少揚程即可減少耗能，要降低整廠的水力損失可以從放流水位選定、流程選擇、池槽位置配置、分水溢流等處來考量，水力計算人員必須適當判斷選用可達功能且盡量減少耗能的水利設施。

4.4.2 處理流程

前節提到再生水的需求將影響處理選用，因為工業生產端再生水需求通常必須採用生物除氮，更高級回用水可能會用到 MBR、UF/RO，相對於傳統生物處理程序較耗能。

另外除氮程序仍有多種型式可挑選，高除氮需求必需靠大量硝化液迴流控制相對較耗能，因此除氮等級需求也會影響選擇何種除氮程序，近年來有許多新低耗能處理程序陸續應用，如短程脫硝、厭氧處理等，將來低耗能程序將會有更多選擇。

除污水處理程序外，污泥也是節能重點，需要考量的包括污泥減廢需求及資源再利用，同時應搭配是否能產出再生能源，譬如厭氧消化、生質能共消化等需求。

4.4.3 節能設備及節能控制

當流程選定後是配合流程的節能設備挑選並決定其控制型式，目前已經有相當研究分析污水處理廠需要注意的設備耗能項目，主要目標是泵浦、曝氣系統及電氣系統。

1. 泵浦系統節能構想

在眾多泵浦項目中，主要耗能核心是進流泵浦、迴流污泥泵浦、硝化液迴流泵浦，由於污水處理功能需求，這 3 種泵浦都會有流量變動、揚程變動，因此泵浦節能選用的重點有下列幾點：

- (1) 選用型式及額定點應考慮功能及效率。
- (2) 流量控制以轉速控制優先，採用轉速控制依據泵浦相似定律，可有效減少軸馬力如表 3。

表 3 泵浦轉速、流量及軸馬力變化關係

轉速(%)	流量(%)	軸馬力(%)
100	100	100
90	90	73
80	80	51
70	70	34

- (3) 馬達採用高效率馬達，採用高效率馬達較一般馬達可提升 3~5% 效率。
- (4) 揚程選用及水位控制點設定應避免高估，不同泵浦安裝位置於抽水量需求增加時，抽水位的變動方式不同，代表每個泵浦需要考量的淨揚程變化都不同。譬如進流抽水站在需要高抽水量時，代表外水流入多，相對濕井水位也增高，淨揚程需求反而減少。迴流污泥跟硝化液泵浦需求則有不同表現，如表 4，設計者必須注意避免選用錯誤。

表 4 泵浦安裝於不同位置的淨揚程需求

位置	水量變動	水位變動	淨揚程需求
進流	增多	變動大/出現高水位	降低
迴流污泥	增多	變動小/出現低水位	增加
硝化液	增多	變動小/水位差異不大	不變

2.曝氣系統節能構想

至於曝氣系統主要用於生物處理系統，生物處理需要氧氣供給，池槽 MLSS 需要攪拌功能，國內各廠常用細氣泡曝氣系統同時提供兩種功能；但兩種功能何者主導需求，會是曝氣系統減碳節能的重點，當處理水質偏低時池槽攪拌需求可能高於生物需氧，至於曝氣系統包括散氣器(DIFFUSER)、鼓風機、DO 控制系統。

散氣器的效率會影響氧傳效率，目前廠商已陸續開發出高效率超微泡散氣器，後續選用應加以選用。鼓風機選用則需依處理系統需求風量大小選用適當型式，小風量系統以魯式鼓風機為主，魯式鼓風機由於是依據轉速輸出定容積，為配合生物系統需要 DO 控制，可以搭配變頻方式或變動皮帶輪大小來控制轉速，以節省耗能，中大型系統則可採用單段或多段離心鼓風機搭配轉速控制，常用鼓風機型式如表 5。

表 5 污水處理曝氣用鼓風機型式^[7]

分類	說明及運轉	典型風量範圍及 壓力	優點	缺點
魯式(正位 移式)	轉軸每一轉供應固 定的空氣體積。運轉 在一個寬廣的吐出 壓力範圍	5~50,000 scfm, 1~14 psig	<ul style="list-style-type: none"> •低資金成本對小 規模經濟 •在相同的空氣流 量能達到較高的 出口壓力 •於固定風量需求 時，控制構架簡單 	<ul style="list-style-type: none"> •若沒有 VFD，難以變 風量運轉 •可能音量較高(外罩常 用於噪音控制) •比其他型式需要更多 維修 •通常能源效率最低
離心多段式	使 用 多 段 有 翼 (vanes)葉輪，安裝於 旋 轉 軸 (3,600 rpm)。每一個相繼的 葉 輪 增 加 吐 出 壓 力。個別單元運轉在 狹 窄 的 吐 出 壓 力 範 圍、及 寬 廣 的 流 量 範 圍	500~30,000 scfm, 4~14 psig, 更多段數可以更 高	<ul style="list-style-type: none"> •能源效率較正位 移式高 •相較單段式離心 鼓風機，資金成本 較低 •較單段式單元安 靜 	<ul style="list-style-type: none"> •能源效率可能較單段 離心式低 •效率隨調降(turndown) 而減低。

分類	說明及運轉	典型風量範圍及壓力	優點	缺點
離心單段齒輪組成式	與多段式相似，但使用單段葉輪，以高速(10,000~14,000rpm)運轉 提供 吐出 壓力。於電動機和鼓風機轉軸間使用齒輪傳動裝置	500~70,000 scfm, 4~24 psig	<ul style="list-style-type: none"> 能源效率較多段式或正位移式高 調降時能保持良好效率 為了激變(surge)保護，通常隨機配有必需的控制系統組成 	<ul style="list-style-type: none"> 可動組件較多段式單元多。激變可能更加有害 可能音量較高(外罩常用于噪音控制) 相較多段式或正位移式，資金成本較高
離心單段無齒輪式(高速渦輪式)	離心單段鼓風機使用低磨擦(low-friction)軸承支撐轉軸(40,000 rpm)。使用單或雙葉輪	400~10,000 scfm, 4~35 psig (製造商目前正在擴大其供應範圍)	<ul style="list-style-type: none"> 佔地面積小 較低送風容量範圍的高效率技術 調降時能保持良好效率 為了調節風量及激變(surge)保護，可能隨機配有一內建的控制系統。 易於安裝(安置、配管、及接電) 	<ul style="list-style-type: none"> 相較多段式或正位移式鼓風機，通常資金成本較高(雖然似乎沒有齒輪組成式貴) 有限的實績(新技術) 大廠需要較多的單元(當製造商擴大風量範圍將會改變)

psi = 磅/平方英吋；scfm = 標準立方英呎/分鐘；VFD = 變頻驅動裝置；rpm = 轉/分鐘

至於整體曝氣系統依據溶氧(DO)自動化控制是重要的節能措施，如可以對池槽內多變狀況作迅速的調整就可節省能源，特別是生物處理池槽內需氧與進流污水中的有機物及氮負荷成比例，因此曝氣量應跟隨著同樣進流變化而變動。

溶氧自動化控制系統，多以曝氣池內即時溶氧濃度作為程序控制輸入後由程序控制器控制輸出，通常可採調整鼓風機轉速或可變導翼擴散器開度或供氣管線控制閥開度，供應不同風量達到目標溶氧濃度。

許多污水處理廠操作現況多因為控制系統不穩定而放棄自動控制，這是設計者應協助解決的課題，應注意 DO 監測設備穩定，控制邏輯及控制程式的完善度。

3. 電氣及控制系統

電氣系統方面，目前的污水處理廠建設因為台電的要求，會注意到全廠功率因數改善，但對能源利用狀況並不注重，未將各單元或設備的耗能納入監控系統，後續建設必須納入考量。

另外自動化控制系統部分，目前各廠都有設置，但因為現場環境或設備本體穩定度不佳，造成系統不易操作，甚至因為操作人員訓練不良，而放棄自動操作功能，未來設計時應注意設備適用環境問題，並應配合操作維護單位共同完成實用的自動控制環境。

4.4.4 節水

污水處理廠內大量用水主要為清洗及泡藥。泡藥用水可透過加藥量最佳化減量。

清洗用水最大用量主要為機械濃縮或機械脫水及過濾，因此選用低耗水量的設備可直接減少用水量，或是將自來水改用廠內回收水，可達節能減碳效果，除此外可利用回收水進行廠內或附近區域的綠地澆灌，或是道路路面洗掃或降溫。

4.4.5 再生能源

再生能源應用於污水處理廠的項目如下：

(1) 太陽能

間接利用。如太陽能發電，由於污水處理廠環境較易影響發電量，可能有高水氣、硫化氫等腐蝕氣體影響，因此要利用太陽能發電要審慎評估壽命及產能。

直接利用。可用於污泥乾燥，透過污泥乾燥床方式，可幫助污泥減量，設置時則須注意自然環境是否允許，包括氣候、周圍社區影響等。

(2) 風力、水力及熱能

風力需配合風場狀況，另外如同太陽能發電設備一樣，必須注意設備耐候耐腐蝕需求。

污水處理廠如因為地形因素，有行程排放水位高差時，可考量導入小水力發電作為再生能源，但應注意放流水中雜質對葉輪的影響。

熱能較適用於水溫與氣溫差異較大的區域，可透過熱泵系統作為冷熱空調系統。

(3) 生質能

生質能應用方式包含污泥厭氧消化過程所產生沼氣的燃料使用(供作加熱、發電、汽車動力)、污泥碳化或造粒燃料等。部分污水處理廠有厭氧消化系統，

可考量納入水肥或漿化生質廢棄物，藉此增加沼氣產量增加生質能再利用。

4.4.6 維護保養

規劃設計必須預先考量維護保養的需求，因此可以事先探討操作維護程序可以降低耗能的部分，一般可納入考量的重點如下：

(1) 動線

廠區池槽配置位置，道路及巡檢動線會影響巡檢人數的需求，也會影響巡檢時間，增加人力及時間就會增加耗能，規劃設計人員應特別注意。

道路配置不妥當會增加不必要的運輸距離，主要是污泥運輸進出動線需求。

(2) 通風空調

通風空調設計需配合人員進出單元的需求，為節能需求，應減少不必要的多餘空間，可降低通風空調量，亦可適當節能。

(3) 選型及材料

此部分會涉及後續維修及採購，減少維修需求、延壽及長壽化、維修材料可近地取得，這些都是可節能減碳的方向。

4.5 減廢

減廢主要目標是污泥減量，因為污泥必須後續清運處置，量多時運輸量處置量相對耗能，但減廢的基本考量必須由流程優先著手，可採用乾燥、水解、焚化等程序進行污泥減量。除了流程減廢外，操作維護人員仍可透過營管手段進行減廢，譬如加藥量、操作程序微調或場內堆置運送控管，惟規劃設計人員可與營運管理人員討論後續工作程序，在建設階段提供輔助設施，增加減廢效能。

4.6 用藥量

污水處理廠會配合水質添加藥品，譬如酸鹼值調整、基質調整、設備清洗、污泥凝聚等，設計規劃的計算僅能提供期初參考，實際營運管理時，操作人員必須依據實際狀況進行加藥量最佳化的實驗，藉此避免加藥量浪費。

4.7 工法材料

最後一個面向，則會依據整個生命週期內可能會執行的工程項目，檢討所採用的工法或材料是否有節能減碳的空間，目前主要的考量項目如下：

(1) 減運材料

減運材料可考量土方平衡，採用國產在地材料，可減少運輸果成的排碳。

(2) 綠色材料及工法

綠色材料指在原料採取、產品製造、應用過程和使用以後的再生利用循環中，對地球環境負荷最小、對人類身體健康無害的材料，在污水處理廠工程中，常採用採水泥替代材料生產的水泥，減少生產過程中排碳與能源消耗或採用「可控制性低強度回填材料(Controlled Low Strength Materials, CLSM)」代替傳統砂石級配回填夯實，可降低砂石水泥使用、施工噪音、施工時間、以及回填品質等。

設備管材的耐久性，可讓處理廠使用延壽，也是很重要的綠色材料運用。

綠色工法，由主要面向-評估合理規模，即可降低對生態環境的衝擊，再搭配「迴避、減輕、補償」原則，注重基地保水，採自然排水、雨水回收系統、生態池、景觀植栽採複層植栽、原生種等。

(3) 智慧綠建築

自 1996 年起「綠建築」納入「城鄉永續發展政策」的執行重點後，許多公共建設的建築內容多以綠建築各項評估指標進行節能減碳構想。2000 年開始，政府為促進建築節能減碳、提升生活環境品質及引導產業創新發展的目標，提昇為推動「智慧綠建築」，推動方式以建築為載體，導入綠建築設計與智慧型高科技技術、材料及產品的應用，相關的需求可納入污水處理廠建設的節能考量。

五、結論及建議

近年節能及減碳的概念，已經納入公共污水處理廠建設需求，透過多項研究計畫的研究，規劃設計人員對污水處理廠耗能項目也逐漸掌握，因此在規劃設計過程中已能更加重視。

污水處理廠建設的複雜度相當高，各種環境變數也多，因此目前規劃設計者多

注意到設備選用、電氣系統等節能項目，尚未全方位由較上位角度做全生命週期的檢討分析。

本文提出 6 大面向跟各項相關重點項目，並簡略說明每個項目的主軸，希望能提供相關工作人員發展更完善的成果，透過生命週期的概念，可加大對節能減碳方案的適用範圍，期望對國內污水處理廠建設跟溫室氣體減量有些許貢獻。

參考文獻

1. WERF: 「Energy Efficiency in Wastewater Treatment in North America: A Compendium of Best Practices and Case Studies of Novel Approaches」， 2010 。
2. USEPA: Evaluaton of Energy Conservation Measures，2010 。
3. 內政部營建署:「污水處理廠節能計畫成果報告書」，2011 。
4. 內政部營建署:公共污水處理廠資料管理系統
5. 日本「下水道における地球温暖化防止対策検討委員会」:「下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き」，2009 年。
6. AWWA: 「Evaluation of Dynamic Energy Consumption of Advanced Water and Wastewater Treatment Technologies」，2008 。
7. WEF: 「Energy Conservation in Water and Wastewater Facilities. Prepared by the Energy Conservation in Water and Wastewater Treatment Facilities Task Force of the Water Environment Federation」，2009 。

「工業污染防治」刊物 撰稿說明

■依據行政院公共工程委員會(90)工程企字第 90004111 號公告「技師執業執照換發辦法」第 5 條第 1 項第 4 款所訂「國內外專業期刊」一覽表，已將工業污染防治季刊登錄為專業期刊之一，環工技師投稿本刊物將取得高達 60 分積分，歡迎大家踴躍投稿。

■徵稿說明

- 1.凡有針對產業界環境管理之研究或實務經驗、個案介紹、技術新知等撰述稿均極歡迎。
- 2.稿件請勿一稿兩投，每篇請勿超過兩萬字(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，其版權即歸本刊所有。來稿限未在其他刊物發表過之文稿。
- 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。(文稿電子檔請逕寄至工業污染防治季刊編輯組)
- 4.本刊對來稿有刪改權，不採用恕不退稿，如需退稿或不願意被刪改，請在來稿中註明。
- 5.來稿請寄「工業污染防治」季刊編輯組信箱：xing@ftis.org.tw，並請將「**著作權讓渡同意書**」一併回傳。
- 6.通訊地址：台北市大安區四維路 198 巷 39 弄 14 號 1 樓，財團法人台灣產業服務基金會，凡需詢問本刊相關事宜，請電**(02)2325-5223 轉 403**「工業污染防治」季刊編輯組。

■編寫說明

- 1.章節編寫系統請如右例：一、
 - 1.1
 - 1.1.1
 1.
 - (1)
 - 2.圖表序號請按照文中順序，圖表需清晰，說明文字請採用中文，編號如表 1，表 2，圖 1，圖 2 等。
 - 3.翻譯名詞採用易通易懂者，首次出現請附原文，如沉澱(sedimentation)
 - 4.原文名詞為首字一般不必大寫，如活性污泥法(activated sludge process)
 - 5.一般通用之縮寫文字不必加點，如 BOD、SS 等(不必寫成 S.S)
 - 6.採用公制單位，如 mg/L、m/d、kg/m³、d、m、min、°C 等。
 - 7.文句中之數字採用阿拉伯數字，如八十八年請寫成 88 年，可量化數字每超過三位數請以逗點區隔，如 1,250。
 - 8.文句簡明，用字通俗即可，請儘可能避免如“的”、“之”混用情形。
 - 9.請用直式 A4 大小由左至右書寫電子檔，圖片請掃描入電子檔。

■參考文獻

※文中引用文獻，請註明參考資料出處，並加註編號，例如：.....依據資料顯示^[1]，造成污泥膨化之原因生物，大致上有 *Sphaerotilus natans*, *Bacillus*, *Thiothrix*, *Escherichia*, *Beggiatoa*, *Geotrichum candidum*, 級狀增殖酵母及其他絲狀微生物，.... 活性污泥膨化之原因大致上有：菌種變異、有機負荷及食微比不當、營養劑不足、負荷突變及曝氣流型不良等因素^[2]....。

參考文獻

- 1.陳國城，廢水生物處理學，國立編譯館主編，茂昌圖書有限公司印行，p.52~55，1991。
- 2.張訓中，活性污泥鬆化現象及其控制，工業污染防治，第 13 期，p.169~176，1985。

※參考資料之書寫順序如下：

- 期 刊：作者，篇名，出處，卷期，頁數，年月或年。
書 籍：作者，篇名，出處，頁數，年月或年。
研 討 會：篇名，研討會論文集，出版者，頁數，年月或年。
機關出版品：編寫機構，篇名，出版機構，頁數，年月或年。

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於工業污染防治期刊外，相同內容未投國內外其他有版權之期刊；如有上述情形願收回本文。

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，但須註明本篇文章作者。作者保留引用文章在自己的著作的權力。如爾後有版權、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