

經濟部



1992

工業污染防治工程實務 技術研討會論文集



經濟部工業局
財團法人中國技術服務社 編 印
工業污染防治特

1992

工業污染防治工程實務 技術研討會論文集

經 濟 部 工 業 局
財團法人中國技術服務社 編 印
工業污染防治技術服務團

序

台灣經濟的發展成果在國際上已經獲得一致的肯定，並成為全球矚目的焦點。而其中工業的發展不但在過去、現在，而且在未來均將扮演著最重要的角色。然而在工業生產過程中伴隨產生的廢污，若未予以妥善的處理或處置，則對環境所造成的污染，將大大地抵消經濟發展的成果，並將影響大眾的生活環境品質。工業局為協助工業界改善污染，委託財團法人中國技術服務社所成立的「工業污染防治技術服務團」，今年已邁入第十年，過去多年來努力的成果亦陸續展現出來。尤其經常藉由各類講習會及研討會，加強污染防治技術的推廣。「工業污染防治工程實務技術研討會」即是針對國內已完成的污染防治案例加以研討，也是目前最切合工業界的需要。自舉辦以來，均已深獲大眾的支持與參與。

非常感謝工業界在面臨勞工短缺、工資上漲、台幣升值等諸多不利因素的艱苦環境下，仍能配合政府的環保政策，致力於工業污染的防治。而對於提供實際案例供研討的作者與企業，其大公無私的精神，更值得敬佩。期望工業界的朋友們藉著研討會的機會，多多交換心得與實務經驗，提升工業污染防治技術，達成經濟發展與環境保護兼籌並重的目標。

經濟部工業局謹識

1992年10月6日

序

隨著環保法規與標準的陸續公告與日趨嚴格，工業界所面臨的環保壓力也愈來愈大，因此如何經濟有效地解決工業污染問題，已成為企業經營者最關切的問題。雖然目前大多數的工廠都已經設置了污染防治設施，但是有許多由於當初規劃、設計或施工的缺失，導致失敗並造成投資之浪費，此外亦有一些是因操作管理不當而導致效能無法充分發揮。因此工業污染防治技術服務團自1990年起即每年舉辦「工業污染防治工程實務技術研討會」，提供參與環保工程規劃、設計的顧問公司、負責施工的環境工程公司及擔任操作維護的工廠人員齊聚一堂的機會，以實際的工程案例，相互切磋技術、交流經驗，藉他山之石可以攻錯，提升國內工業污染的防治技術。

本研討會前兩屆均在台北舉辦，茲有鑑於南部工業之發達及回應許多廠商的建議，因此本屆研討會特假高雄市國立中山大學舉行。本次研討會共徵集污染防治案例20篇，雖是拋磚引玉，希望獲至共鳴，達到污染防治技術提昇與推廣的目的。對於提供案例報告的作者與工廠能毫不藏私，精神可佩，謹致由衷的謝忱與敬意。同時也感謝國立中山大學環境工程研究所陳所長康興及全體同仁的鼎力協助，使本研討會得以順利舉行。研討會籌備匆促，不週之處尚祈不吝指正為感。

工業污染防治技術服務團團長

楊萬發

1992年10月6日

目 錄

頁次

1. 製程減廢以降低廢水處理負荷及生產成本	1
吳錦鵬・吳榮耀	
✓ 2. 小型金屬表面處理工廠廢水處理設計案例	19
陳見財・郭祥亭・林坤讓・楊萬發	
✓ 3. 小型尼龍布染整廠廢水處理實例	31
鄭仁川・林坤讓・楊萬發	
✓ 4. 印刷電路板工廠廢水處理改善實例	43
張啓達・朱昱學・林坤讓・楊萬發	
5. 台塑公司仁武廠排煙脫硫設備介紹	69
許作建	
6. 台塑公司氯乙烯廠廢氣燃燒爐	79
黃世哲	
7. 動力工場汽輪機蒸汽排放噪音之改善實例	89
鍾文清	
8. 中油林園廠裂解重燃料油槽逸散性氣體改善	111
陳正文	
9. 以接觸氧化法處理人纖梭織布染整廢水	125
郭榮文・李熾華・黃國豪	
10. 含硫化染料染整廢水之處理流程	141
黃國豪・胡雯	
11. 大型針織布染整廠廢水處理	163
梁德明・胡雯	
12. 以SBR程序處理小型印花廠廢水	185
董博麟・陳景陽・梁德明	

13. 特殊棉紙廠污染防治實例·····	211
陳榮杉	
14. 兩段生物法處理果糖製程廢水·····	245
張鎮寰·蔡國鈞	
15. 中油林園廠油泥焚化處理裝置規劃設計實務·····	251
朱少華·呂芳鐘·廖俊喆·高見三義	
16. 核二廠雜項廢液處理系統概述·····	267
邱福全	
17. 棉布壓染工廠廢水減量及處理案例研究·····	283
張士元	
18. 雙併式厭氧醱酵處理技術之應用·····	299
陳文卿·林吉成·林以慈·李勝隆·蕭碧蓮·羅正宏	
19. 既有廢水生物處理程序性能提昇工程輔導·····	311
彭明鏡·周珊珊·游惠宋·鍾國源	
20. 間歇循環延長曝氣系統應用實例·····	331
陳維堂·羅大德	

製程減廢以降低廢水處理負荷及生產成本

吳錦鵬* 吳榮耀**

摘 要

本改善案之特色在於結合“製程改善”及“回收再利用”於一體，從製程改善以減少污染源發生，及廢水回收再利用等二方面進行減廢，共投資相關費用2,630萬元，除可減少COD量840.72kg/day外（降低47.91%），更可創造2,709萬元／年的年效益，其主要內容共分為兩大項：

1. 共聚單體配製方式改善以減少污染源

(1) 共聚單體S 為亞克力纖維聚合單體之一，因其為粉狀需調配成溶液以利連續式之調配及反應生產，共聚單體S 於DMF(提供反應環境的溶劑)中之溶解度僅為 H_2O 中百分之一，故調配過程需加水以提高溶解度，但為保持水份平衡，故此加入之水需以蒸餾脫水系統將之脫除，此脫除之水中含有少量未反應單體，是為現行廢水處理之重大污染源。

(2) 改善重點為不加水而以純DMF 進行調配，如此可停用蒸餾脫水系統，以減少相關操作費用及能源，並免除單體廢水的發生，達到減廢目的，但因溶液濃度降低，導致調配量增大，原設備不敷使用，經效益評估後決定設置大型化之配藥、儲存、添加設施，並於81年3月中旬完工使用。

2. 蒸餾塔餾出水回收再利用

(1) 亞克力纖維製造過程中，於紡絲後需用淨水將纖維中的溶劑 DMF 洗出，以減少DMF的損耗，並做為後段加工的前處理，現況係以製程蒸汽冷凝下來的冷凝水做為水洗添加液。

(2) 蒸餾工場每天有餾出水794 m^3 （餾出水中含DMF 0.04%），其中487 m^3 回收至製程使用，另307 m^3 則流入廢水系統中，此不但增加廢水

* 台灣塑膠公司台麗朗事業部台麗朗廠聚合課課長

** 台灣塑膠公司台麗朗事業部台麗朗廠聚合課主辦

的負荷，也造成原料DMF 的漏失。

- (3)改善重點為增設預熱器及相關管路、設備，將原流入廢水每天307 m³ 的餾出水，經預熱提升溫度後送至紡絲工場，取代原使用中的冷凝水做為水洗液，而此部份冷凝水則送至冷卻水塔做為補充水，此部份改善於81年4月中旬完工使用。

一、製程簡介

1.1 組織

本廠隸屬台塑公司台麗朗事業部台麗朗廠年產亞克力纖維11 萬噸，營業額50億台幣。

台麗朗事業部					
廠處	碳纖組	技術處	台麗朗廠	AE廠	保養廠
主要產品	碳素纖維	R&D 分析	亞克力纖維	AA, EA, MA BA, 2EHA	保養維修

1.2 台麗朗廠製造程序

如圖一所示。

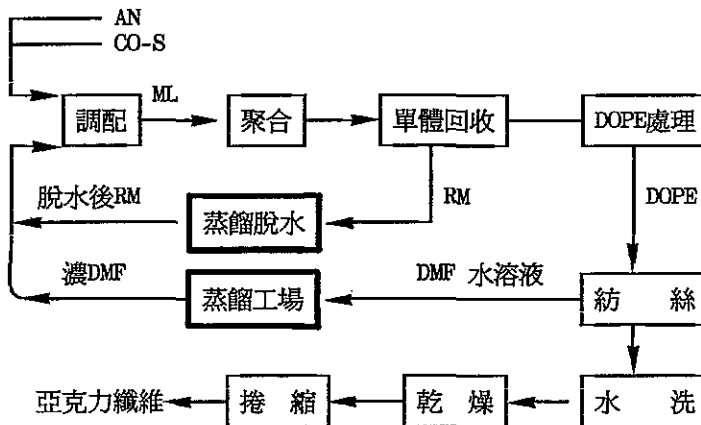


圖 1 台麗朗廠亞克力棉製造流程

1.3 關鍵字

1. CO-S：共聚單體S

2. AN：丙烯腈 (Acrylonitrile)

3. DMF：二甲基甲醯胺 (Dimethyl formamide)

4. RM：回收單體

5. DOPE：聚丙烯腈粘液

6. ML：調配後的單體溶液

二、減廢檢討與改善

2.1 廢水發生源檢討

製程	廢水發生源	水量 (m^3/day)	COD (mg/l)	總水量 (m^3/day)	可能減廢之 重大發生源
重合 工場	1. Seal 2. 清洗濾網 3. 拆換濾機 4. 氣體吸收 5. 清洗 6. 其它	12 12 25 96 9 18	750	172	脫水塔排水： 若配製CO-S 可不加水則 不必脫水。
	7. 脫水塔排水	5		5	
蒸餾 工場	1. E-303氣體吸收 2. 停車清洗再沸器 3. 清洗濾網 4. 拆換濾機 5. 其它	248 26 12 20 15	1,568	321	蒸餾餾出水： 若餾出水可 送紡絲則可 不再送廢水 處理。
	6. 蒸餾塔餾出水	307		307	
紡絲 工場	1. Seal 2. 清洗紡嘴 3. 清洗濾網 4. 拆換濾機 5. 油劑廢水 6. 紡嘴更換 7. 其它	12 72 24 25 5 5 11	1,350	154	油劑廢水： 若油劑廢水 可處理回收 再使用則無 油劑廢水。
技術處 碳纖組	1. Seal 2. 清洗 3. 拆換濾機 4. 試驗分析廢液 5. 其它	45	1,650	45	
合計		1,004	1,748	1,004	

1. 原蒸餾工場蒸餾殘渣已不再送廢水處理而改以焚化處理，故本表不包含蒸餾殘渣且 COD 由 2,150 mg/l 降為 1,748 mg/l。
2. 聚合反應後因有部份單體未反應，因此需做單體回收，回收的單體經蒸餾脫水塔將其中過剩水份脫除後送回重新調配供反應用。此被脫除的水份中含有部份 AN、DMF，故其雖只有 5m³/天的水量，但 COD 負荷卻佔廢水處理場總 COD 負荷的 28.63%，COD 高達 100,500 mg/l，是為現行廢水處理的最大污染源。

脫水塔排水水質分析：

H ₂ O (%)	AN (%)	DMF (%)	COD (mg/l)	pH	排水量 (m ³ /day)
92.69	6.83	0.08	100,500	8.8	5.0

3. 紡絲過程中需添加淨水（目前使用冷凝水）將纖維中的 DMF 洗出並回收，以減少 DMF 的損耗，其水洗液（水 + DMF）再送至蒸餾工場將水與 DMF 分離並純化，在分離時並產生餾出水（含 DMF：0.04%）。目前每天有餾出水 794 m³，其中 487 m³ 回收至製程使用，另 307m³ 則流入廢水處理場，其 COD 負荷佔全部的 19.28%，是為現行廢水處理的另一大污染源。

蒸餾塔餾出水水質分析：

CaCO ₃ (mg/l)	AN (%)	DMF (%)	COD (mg/l)	BOD (mg/l)	S.S. (mg/l)	pH	排水量 (m ³ /day)
Trace	0.005	0.040	1,102	771	Trace	7.9	307

4. 紡絲工場油劑廢水為廢水處理場另一較大污染源，雖水量只有 5m³/day，但 COD 值高達 20,000~30,000 mg/l，COD 負荷佔全量的 7.12%，此列為後續改善案之一，預計以「過濾回收再利用」或「濃縮減量後焚化」處理。

2.2 共聚單體S配製方式改善

2.2.1 飽和溶解度測試

案 例	H ₂ O : DMF	75℃	50℃	25℃	備註
Base	55.6 : 115	6.00	4.87	3.82	
Case 1	27.8 : 124	3.57	3.12	2.42	
Case 2	13.9 : 129	2.72	1.94	1.66	
Case 3	3.67 : 134	1.79	1.34	0.91	
Case 4	0.83 : 137	1.43	1.02	0.73	選用

2.2.2 溶解速率測試

案 例	CO-S : H ₂ O : DMF	75℃	50℃	備註
Base	3.80 : 55.55 : 115.1	10	35	
Case 1	2.85 : 27.78 : 124.0	30	35	
Case 2	1.90 : 13.89 : 129.5	25	30	
Case 3	0.95 : 3.67 : 134.0	20	30	
Case 4	0.63 : 0.83 : 136.8	15	25	選用

2.2.3 結論

選用Case 4做為新配方，可得以下結論：

1. 製程不再需要脫水而可停用脫水系統。
2. CO-S配製及貯存系統需增設。
3. ML調配系統之CO-S溶液控制增大而DMF減少。

2.2.4 改善前後流程比較

改善流程比較如圖 2 所示，虛線內為改善後停用部份。其要點如下：

1. 改善後CO-S調配時不加水，只用DMF，因CO-S在DMF中溶解度甚低，故需輸送較大量的CO-S調配液（只用DMF的調配液）以維持反應中CO-S的總量不變。
2. 因調配時不加水，所以單體回收時不需再經脫水塔脫水，也就改善了脫水塔高濃度廢水的問題。

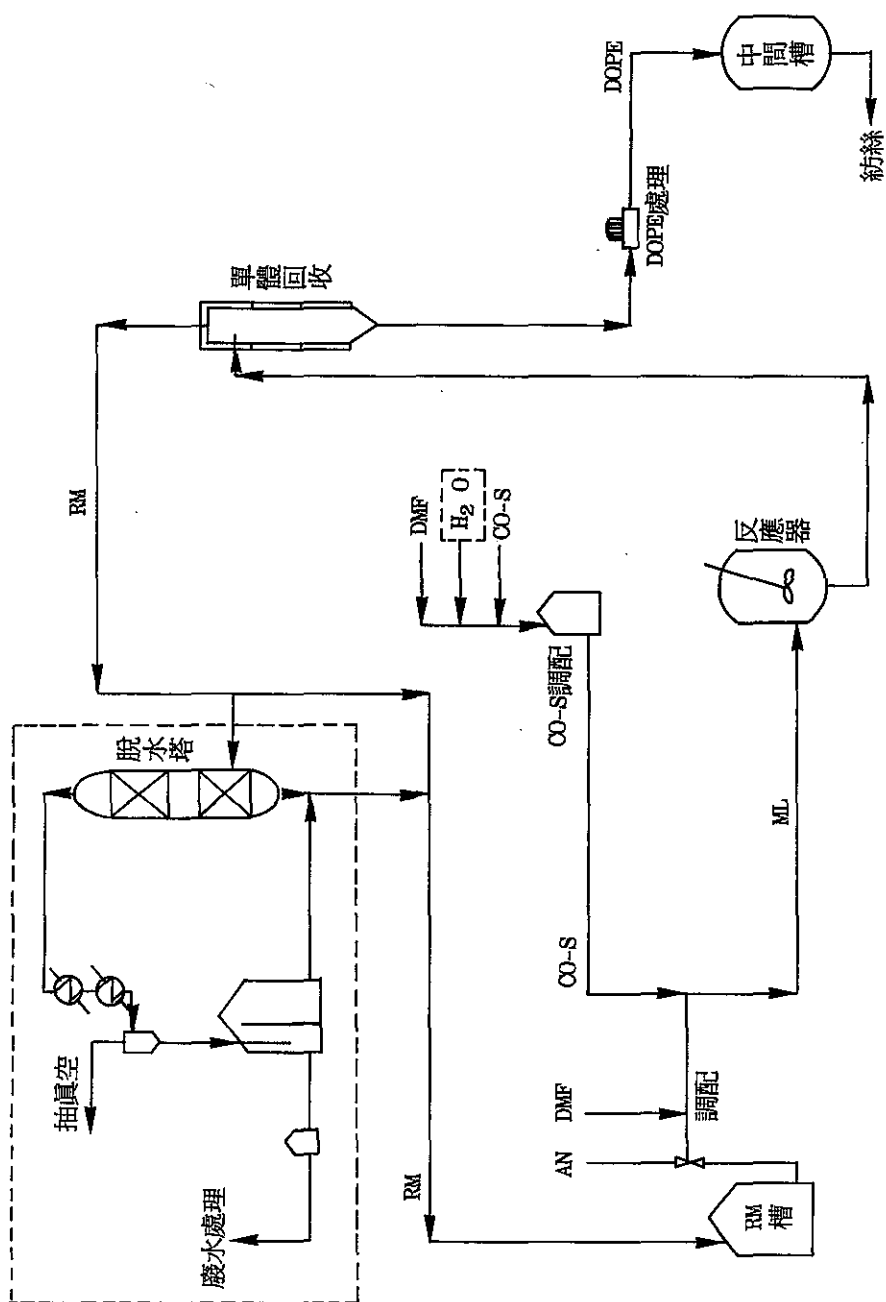


圖 2 亞克力棉原液製造流程

2.2.5 試驗及工程進度

1. 溶解度測試

完成日：79年1月

結 論：CO-S能溶於DMF而不需加水，但濃度甚低。

2. 製程質能平衡

完成日：79年1月

結 論：需配合增設主要設施

1. 配藥廠房及其相關設施。
2. 大型配藥槽DMF貯槽溶液貯槽及相關設備。
3. 相關調配比例控制組修改及流量控制組修改。
4. 計算及控制電腦軟體修改。

3. 效益評估

完成日：79年1月

結 論：預估投資金額2,500萬元

預估年效益2,048萬元及降低廢水COD負荷28.63%。

4. 模廠 (Pilot-plant) 試驗

完成日：79年3月

結 論：於E套調配試使用進行ML連續調配後，送S列反應與單體回收，試驗生產正常后提出專案改善。

5. 工程進度

- (1) 79年 5月：計劃核准。
- (2) 79年 6月：開始進行基本規畫。
- (3) 79年 7月：開始進行相關細步設計。
- (4) 79年10月：開始設備請購。
- (5) 80年 2月：開始配藥區整地施工，並於年底完工。
- (6) 80年 4月：基礎及鋼構完成。
- (7) 80年 5月：自製設備製造完成。
- (8) 80年 6月：安裝完成。
- (9) 80年10月：相關調配系統修改完成。

- (10) 80年11月：配藥系統完成。
- (11) 80年12月：清管試轉與修改。
- (12) 81年 1月：除錯修改。
- (13) 81年 1月：E調配改用新配方供料。
- (14) 81年 2月：H. A 調配改用新配方供料。
- (15) 81年 3月：其它調配改用新配方供料。
- (16) 81年 3月：脫水塔停用，開始進行綠帶之整地與綠化。

2.3 蒸餾塔餾出水回收再利用

在聚合反應過程中，溶劑DMF 提供一個做為反應的條件環境，其本身並不參與實際的反應，因此當反應後的DOPE送至紡絲抽紗時，必需將其中所含的DMF回收再利用。

為了將纖維中的DMF充份回收，於是在水洗段利用淨水將DMF析出以利回收。原先係利用經蒸汽加熱後的淨水來水洗，後來改直接引用蒸汽冷凝下來的冷凝水，因冷凝水中不含 CaCO_3 及其它雜質，故可用來代替淨水。

水洗後的DMF 水溶液經送回蒸餾工場，在蒸餾塔裡利用水和DMF不同的沸點加以分離及純化，純DMF送回供聚合反應，而水份（餾出水）除做為蒸餾塔回流液及部份製程使用外，過剩的送廢水處理場處理，每日為 307 m^3 。

2.3.1 餾出水回收代替冷凝水做水洗液可行性評估

1. 水質比較

項 目	CaCO_3 (mg/l)	AN (%)	DMF (%)	pH	COD (mg/l)	BOD_5 (mg/l)	SS (mg/l)
冷凝水	Trace	0	0	8.0	8	5	Trace
餾出水	Trace	0.005	0.040	7.9	1,102	771	Trace

2. 結論

- (1) 餾出水係來自水洗時添加的冷凝水，故其水質除因蒸餾過程中殘留之少許 AN、DMF以致有較高的COD、 BOD_5 外幾乎無異。

- (2) 水洗後的水洗液即含有高濃度的 DMF 及 AN，故餾出水中微量的 AN、DMF 在其回收做為水洗液時將不會產生負面影響。
- (3) 餾出水回收做水洗液時，因其溫度稍低，故利用一增設的管殼式熱交換器，引用冷凝水在此將餾出水預熱升溫，而冷凝水本身也因此降低溫度，在其送至冷卻水塔做為補充水時可減輕冷卻水塔的熱負荷。
- (4) 餾出水中 DMF 的含量高低係由蒸餾過程中蒸餾塔迴流比的大小來決定，迴流比大時雖可減少餾出水中 DMF 的含量（亦即回收率提高），但相對的需耗用較大量的能源（蒸汽），增加生產成本。當餾出水未全部回收利用時，通常以較大迴流比操作，以期將餾出水中 DMF 含量控制於 0.04% 以下，減少 DMF 漏失，改善後餾出水回收，因其中 DMF 可循環再利用回收，因此可將 DMF 含量控制提高至 0.12%，並以較小迴流比操作，以節省蒸汽降低生產成本。

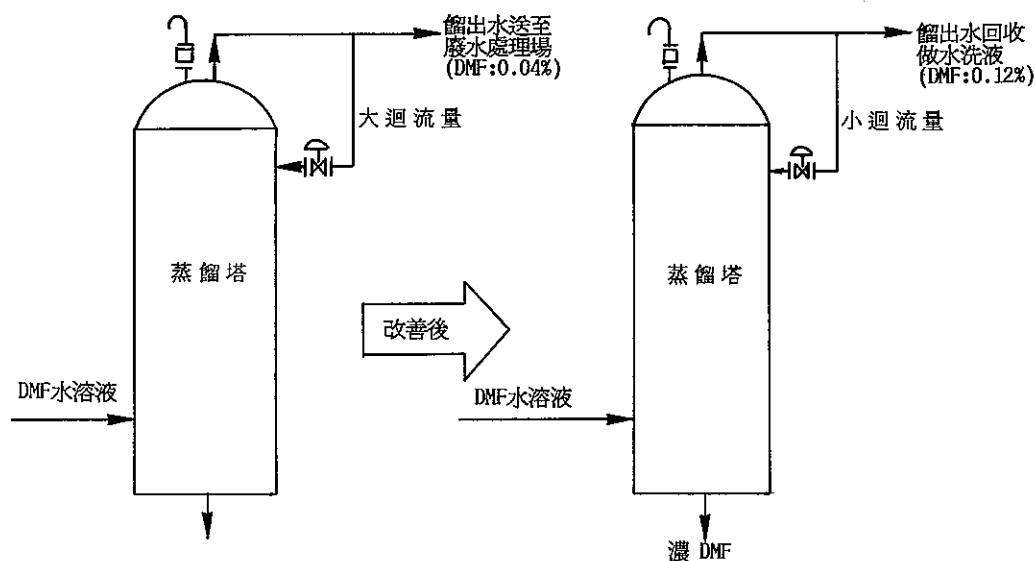


圖 3 蒸餾塔操作流程

- (5) 冷凝水作為冷卻水塔補充水時，在其曝氣除熱過程中，因冷凝水沒有 M-鹼性度，以致無法中和空氣中 CO_2 溶入水中所呈現的弱酸性，利用此一特性可調整冷卻水的 pH 值，並減少 pH 調整液 (H_2SO_4) 的用量。
- (6) 為充份回收餾出水並符合原操作條件，需增設大型管路、幫浦、熱交

換器及相關控制儀器。

2.3.2 改善前後流程比較

1. 改善前流程：用冷凝水做水洗液，如圖 4 所示。

2. 改善後流程：用餾出水做水洗液，如圖 5 所示。

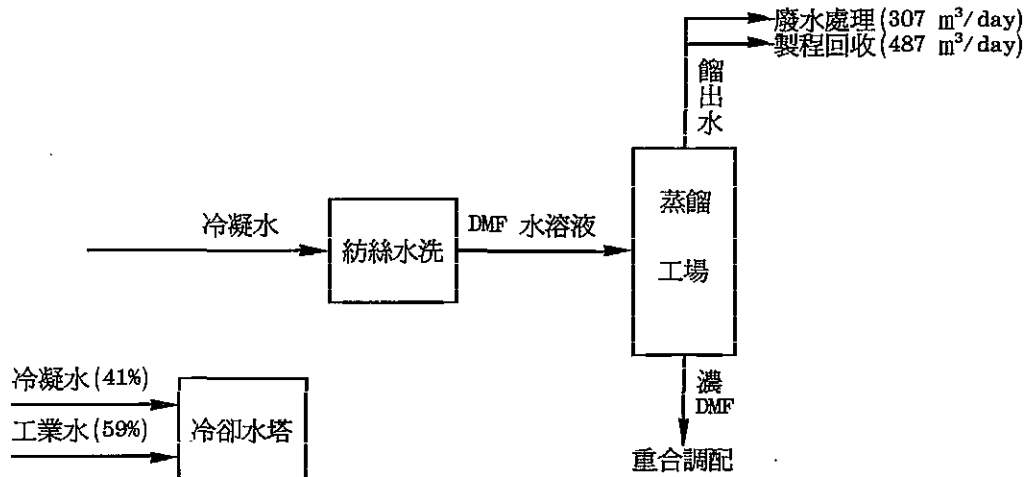
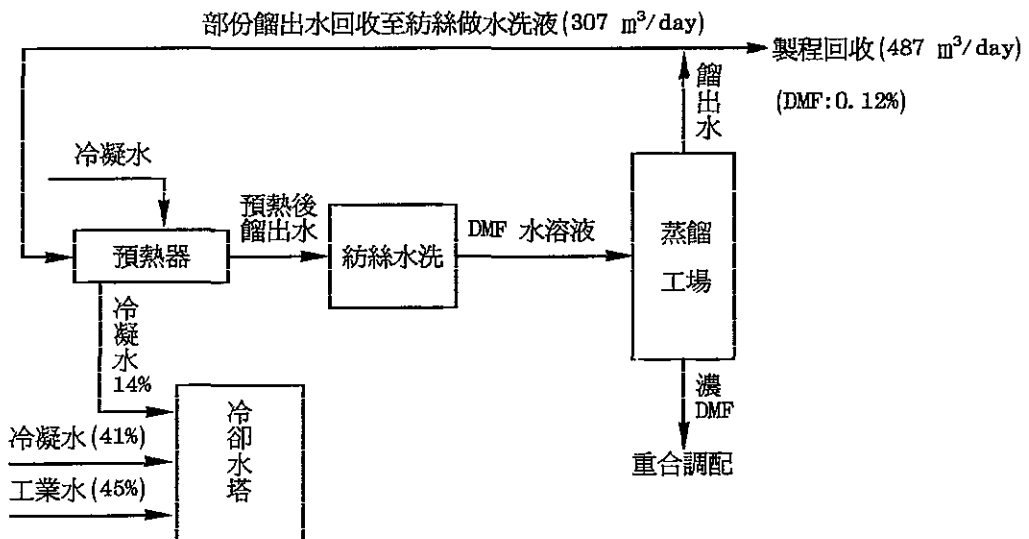


圖 4 以冷凝水做水洗液流程



* 冷卻水塔工業水補水量由59%降為45%

圖 5 以餾出水做水洗液流程

2.3.3 試驗及工程進度

1. 水質分析比較

完成日：79年5月

結 論：餾出水可代替冷凝水做為水洗液，但溫度需提高。

2. 製程質能平衡

完成日：79年6月

結 論：需配合增設主要設施及修改操作條件

1. 增設輸送管路及幫浦。
2. 預熱餾出水用熱交換器增設。
3. 蒸餾工場及冷卻水塔操作條件修改。

3. 效益評估

完成日：79年6月

結 論：預估投資金額130萬元

預估年效益661萬元及降低廢水COD負荷19.28%。

(不含因迴流比降低所節省的蒸汽費用)

4. 模廠 (Pilot-plant) 試驗

完成日：79年10月

結 論：於 F列試用餾出水代替冷凝水做水洗液，經確認對產品物性、化性均無影響後提出專案改善。

5. 工程進度

- (1) 80年 1月：計劃核准。
- (2) 80年 1月：開始進行基本規畫。
- (3) 80年 2月：開始進行相關細部設計。
- (4) 80年 3月：開始請購設備。
- (5) 80年 5月：Pump及Cooler基礎整地施工。
- (6) 80年 7月：自製設備預製完成。
- (7) 80年 11月：安裝完成。
- (8) 80年 12月：清管路試運轉及修改。

- (9) 81年 1月：F列試運轉○
- (10) 81年 2月：B.G. 列試運轉○
- (11) 81年 3月：其它列試運轉○
- (12) 81年 4月：餾出水全面回收使用，蒸餾塔、水塔操作條件修改○

三、效益分析

3.1 共聚單體S調配方式改善

1. 蒸汽節省 NT\$ 11.14 million/yr
 $90 \text{ T/D} \times 364 \text{ D/yr} = 32,760 \text{ T/yr}$
 $32,760 \text{ T/yr} \times \text{NT\$ } 340/\text{T} = \text{NT\$ } 1,138,400/\text{yr}$
2. 單體節省 NT\$ 3.47 million/yr
 $210 \text{ Kg/H} \times 9\% \times 24 \text{ H/D} \times 364 \text{ D/yr} = 165,110 \text{ kg/yr}$
 $165,110 \text{ Kg/yr} \times \text{NT\$ } 21/\text{Kg} = \text{NT\$ } 3,467,310/\text{yr}$
3. 淨水(WP)節省 NT\$ 0.04 million/yr
 $210 \text{ Kg/H} \times 91\% \times 8,736 \text{ H/yr} \div 1,000 \text{ Kg/} = 1,669 \text{ m}^3/\text{yr}$
 $1,669 \text{ m}^3/\text{yr} \times \text{NT\$ } 24/\text{m}^3 = \text{NT\$ } 40,056/\text{yr}$
4. 冷卻水(WC)節省 NT\$ 1.25 million/yr
 $130 \text{ m}^3/\text{H} \times 24 \text{ H/D} \times 364 \text{ D/yr} = 1,135,680 \text{ m}^3/\text{yr}$
 $1,135,680 \text{ m}^3/\text{yr} \times \text{NT\$ } 1.1/\text{m}^3 = \text{NT\$ } 1,248,248/\text{yr}$
5. 冷凍水(WR)節省 NT\$ 4.14 million/yr
 $110 \text{ m}^3/\text{H} \times 24 \text{ H/D} \times 364 \text{ D/yr} = 960,960 \text{ m}^3/\text{yr}$
 $960,960 \text{ m}^3/\text{yr} \times \text{NT\$ } 4.31/\text{m}^3 = \text{NT\$ } 4,141,738$
6. 操作電力節省 NT\$ 0.44 million/yr
 $48.5 \text{ KW} \times 80\% \times 24 \text{ H/D} \times 364 \text{ D/yr} = 338,957 \text{ KWH/yr}$
 $338,957 \text{ KWH/yr} \times \text{NT\$ } 1.3/\text{KWH} = \text{NT\$ } 440,644$
7. 廢水處理負荷降低 28.63%
 (1) 脫水排水COD
 $5 \text{ m}^3/\text{D} \times 100,500 \text{ g/m}^3 (\text{ppm}) \div 1,000 \text{ g/kg} = 502.5 \text{ kg/D}$

(2) 廢水處理總COD

$$(5 \times 100,500 + 172 \times 750 + 628 \times 1,340 + 154 \times 1,350 + 45 \times 1,650) \div 1,000 = 1,755 \text{ kg/D}$$

(3) 廢水負荷降低

$$502.5 \div 1,755 = 28.63\%$$

8. 相關設施投資共2,500萬元

3.2 蒸餾塔餾出水回收再利用

1. 單體節省 (DMF) NT\$ 1.10 million/yr

$$307 \text{ m}^3/\text{D} \times 365 \text{ D/yr} \times 0.04\% = 44.822 \text{ m}^3/\text{yr}$$

$$44.822 \text{ m}^3/\text{yr} \times \text{NT\$ } 24,520/\text{m}^3 = \text{NT\$ } 1,099,035/\text{yr}$$

2. 工業水 (WI) 節省 NT\$ 1.34 million/yr

$$307 \text{ m}^3/\text{D} \times 365 \text{ D/Yr} = 112,055 \text{ m}^3/\text{yr}$$

$$112,055 \text{ m}^3/\text{yr} \times \text{NT\$ } 12/\text{m}^3 = \text{NT\$ } 1,344,660/\text{yr}$$

3. 廢水處理費用節省 NT\$ 4.17 million/yr

(含處理費18.71元/m³及分攤費18.50元/m³)

$$307 \text{ m}^3/\text{D} \times 365 \text{ D/yr} = 112,055 \text{ m}^3/\text{yr}$$

$$112,055 \text{ m}^3/\text{yr} \times \text{NT\$ } 37.21/\text{m}^3 = \text{NT\$ } 4,169,567/\text{yr}$$

4. 廢水處理負荷降低 19.28%

(1) 未回收餾出水COD

$$307 \text{ m}^3/\text{D} \times 1,102 \text{ g/m}^3 (\text{ppm}) \div 1,000 \text{ g/kg} = 338.3 \text{ kg/D}$$

(2) 廢水處理總COD

$$(5 \times 100,500 + 172 \times 750 + 321 \times 1,568 + 45 \times 1,650 + 307 \times 1,102 + 154 \times 1,350) \div 1,000 = 1,755 \text{ kg/D}$$

(3) 廢水處理負荷降低

$$338.3 \div 1,755 = 19.28\%$$

5. 相關設施投資共130萬元

3.3 結論

1. 年效益為 2,709 萬元／年
 - ① 共聚單體 S 改善為 2,048 萬元／年
 - ② 餾出水回收再利用為 661 萬元／年
2. 廢水處理負荷降低共 47.91%
 - ① 共聚單體 S 改善：28.63%
 - ② 餾出水回收再利用：19.28%
3. 相關設備投資共 2,630 萬元
 - ① 共聚單體 S 改善：2,500 萬元
 - ② 餾出水回收再利用：130 萬
4. 回收年限：0.97 年

四、廢水處理流程及改善前後水質比較

4.1 處理原理

本廠廢水處理係利用微生物分解水中的有機物質，使其轉變為不具污染性的物質，如 CO_2 ， H_2O ... 等簡單氧化物，也就是「活性污泥法」，屬於二級處理。

4.2 處理流程及設備介紹

4.2.1 處理流程如圖 6 所示。

4.2.2 主要設備

1. 集水池

收集各單位 Pit 所輸送來的廢水，預先給予混合、氣曝，使水質均一化。

2. 原水池

穩定水質及提供系統緩衝空間

3. 中和池

① 加入 H_3PO_4 (磷酸) 為營養劑，以補充本廠廢水中所欠缺的磷。

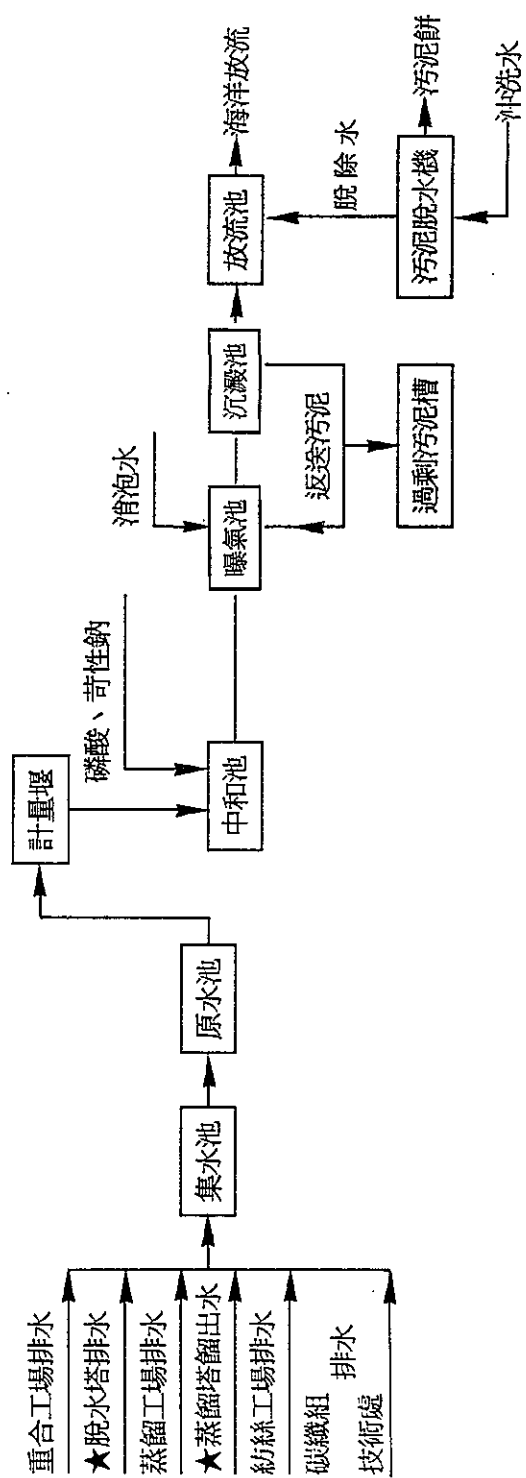


圖 6 廢水處理流程

(2)因廢水pH有時稍有變化，尤其於加入 H_3PO_4 時，pH有降低現象，故以NaOH調整pH至適合活性污泥生長的範圍。

4. 曝氣池

(1)共有4槽，視水量大小決定使用槽數。

(2)曝氣池的目的係提供廢水與活性污泥混合液所必需的氧氣，使污泥與廢水充份混合、攪拌、俾使廢水中的有機物質與活性污泥接觸，進行好氧性的分解。

5. 沈澱池

(1)目的在使已處理過的水與活性污泥分開，已處理水溢流至放流池排放，活性污泥再返送至曝氣槽。

(2)沈澱池中置一攪拌耙以 $17' 36'' / \text{rev}$ 的速度攪動污泥，以防過度密緻。

6. 放流池

沈澱池溢流之已處理水匯集於此並由此排放。

7. 污泥脫水機

利用重力及壓力將過剩污泥脫水成污泥餅，以有效控制系統中的污泥濃度，提高污泥活性。

8. 過剩污泥槽

過剩污泥脫水之中間貯槽。

4.3 改善前後水質比較

項 目	原水池 (處理前)					放流池 (處理後)				
	pH	COD _{Cr} (mg/l)	BOD ₅ (mg/l)	SS (mg/l)	T ℃	pH	COD _{Cr} (mg/l)	BOD ₅ (mg/l)	SS (mg/l)	T ℃
改善前	7.6	1,748	1,224	125	32	7.9	350	70	42	33
改善後	7.5	1,321	925	145	33	7.9	238	48	41	32.5

1. 改善後原水COD總負荷降低47.91%。

2. 改善後COD去除率由80%提升為82%。

五、結 語

5.1 前言

本廠自創立以來，無時不以實際的行動，響應政府政策，共同為發展台灣經濟、繁榮社會而努力。多年來在追求經濟成長之際，我們也一直堅持「環保與經濟」並重的理念，不斷進行各項「管末處理」改善，同時為了進一步提昇環保層次，更積極推行「工業減廢」改善，期望能從根本降低工業污染，進而提昇環保品質。

5.2 工業減廢改善推行概況

1. IE改善提案制度

本廠早在60年代即積極推行「IE改善提案制度」。激勵員工發揮潛能，提出各項富有創意且具有效益之改善案，一經採用即列入專案改善追蹤。

早期多針對提高原物料收率、降低損耗、改善品質等方面進行改善，近幾年則兼顧環境改善和工業減廢，實際是一體的，同樣是從根本上解決污染問題。

2. 專案改善管理制度

本廠各生產部門早已設有改善專業人員，針對製程設備、操作條件、產品品質、收率等問題進行研究改善。同時為從根本上解決污染問題，近幾年來，更從原物料配方、操作方法、製程設備及回收利用等方面進行工業減廢改善，每個改善案均列入專案追蹤，以期順利完成。

3. 品管圈活動

本廠自民國72年推行品管圈（QCC）活動以來，每年源自品管圈活動的改善案不勝枚舉超過50件，近年來為進一步提昇環保層次，更鼓勵員工朝向工業減廢多多檢討改善，希望能獲致更大成效。

4. 技術交流活動

藉著參加國內外研討會活動，以及觀摩國內外減廢改善成效卓著工廠，另外洽詢國內外減廢改善專業技術公司或顧問等等，以汲取經驗和專業知識，有助於減廢改善之研究。

雖然本廠尚未成立「工業減廢」推行專業單位，實際上本廠已默默推行「工業減廢」很多年，近年來更強化上述種種措施，在減廢上已獲致小小成效。

5.3 未來展望

本廠自推行工業減廢以來，除了上級主管重視與支持之外，更獲致經濟部環保署工業減廢聯合輔導小組之鼓勵與指導，並在經濟部、環保署各級主管機關支持，以及各學術機構之協助指導下，方能有今日小小成果。未來本廠將針對①原物料配方改善。②操作條件改善。③製程改善。④廠外回收交換利用。⑤水資源回收再利用。⑥增設廢棄物焚化爐。⑦加強廢棄物分類管理等方面繼續推行工業減廢改善，期望獲致更大的成效。

小型金屬表面處理工廠廢水處理設計案例

陳見財* 郭祥亭* 林坤讓** 楊萬發***

摘 要

金江企業有限公司係一鋁件陽極表面處理工廠，每天廢水排放量約 $2\sim 3\text{m}^3$ ，由於廢水量不大，在考量各項廢水處理替代方案利弊得失後，由工業污染防治技術服務團代為規劃設計化學混凝沈澱批次反應設備，該廠自行發包，以較經濟的方式，有效地處理該廠所產生之廢水。

該廢水處理流程，係於批式反應沈澱槽內加入鹼劑，並調整廢水於適當pH值以使鋁離子形成金屬氫氧化物膠羽，同時去除有機物及懸浮固體物。

該批式化學混凝沈澱處理設備之處理容量雖然不大，但在廢水量不多的情況下，引用該套設備即能有效處理製程上所產生之廢水，此一處理模式值得一般中小型規模工廠參考。

一、前 言

金江企業有限公司係一鋁件陽極表面處理工廠，廠內設有人工批式作業生產線一套，每日運轉8小時，主要原料除鋁材底件外，尚包括脫脂劑、硝酸、硫酸、染料及封孔劑等化學藥品，底材在經過自動裁剪、人工脫脂、酸洗及皮膜化成等表面處理後，生產鋁面板、散熱片及其它電器設備所需之零件。

該廠由於規模不大，因此廢水量亦少，每天僅約 $2\sim 3\text{m}^3$ ，甚至更少，在考量各項廢水處理替代方案利弊得失後，由工業污染防治技術服務團代為規劃設計，該廠自行發包設置化學混凝沈澱批次反應設備乙套，以期能

* 中國技術服務社工業污染防治中心工程師

** 中國技術服務社工業污染防治中心技術組組長

** 中國技術服務社工業污染防治中心主任

以較經濟的方式，有效地處理該廠所產生之廢水。本文即就該廠之改善工作撰為實例，俾供同類型中小規模工廠之參考。

二、製程簡介及廢水來源

鋁金屬底材經過自動切削成型，並用人工操作方式進行酸洗作業後，依產品需求以硫酸陽極氧化皮膜進行本色陽極處理，或以黑色染料進行黑色陽極處理，其流程及廢水來源如圖 1 所示。

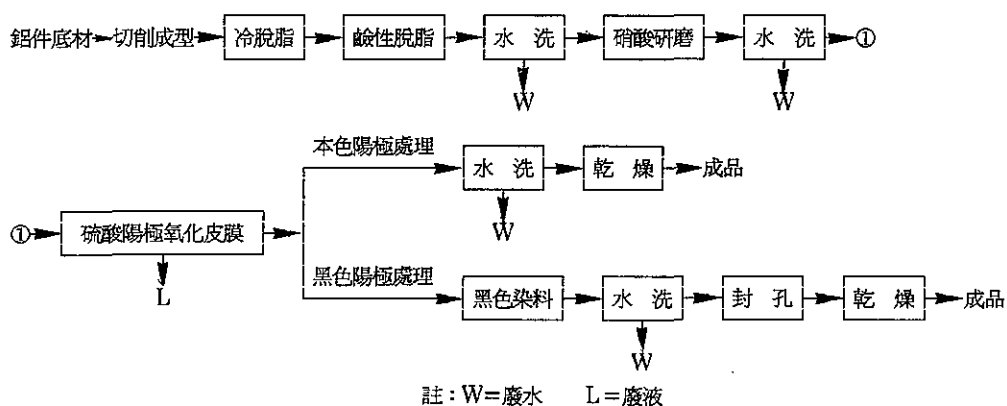


圖 1 加工製程及廢水來源

三、廢水水量及水質

3.1 廢水水量及水質

該廠目前因缺乏員工，並未全量生產，廢水產量較難估計，而在未來正常的操作情況下，每日最大廢水量亦僅約 $5\sim 6\text{m}^3$ ，故經廠方決定本案設計廢水量採 $6\text{m}^3/\text{day}$ ，不僅目前足以處理廠內每天所產生之廢水，即便是將來，亦應足敷所需。

廢水水質方面，本團分別於民國 79 年 11 月 27 日、80 年 1 月 16 日、3 月 7 日分赴工廠採樣，水質分析結果如表 1 所示：

表 1 廢水水質分析結果

採樣日期 \ 水質	COD (mg/l)	SS* (mg/l)	pH
79. 11. 27	1, 378	1, 851	2. 97
80. 1. 16	27	254	3. 10
80. 3. 7	75	296	3. 00

* 將廢水pH值調至8左右時所測得之數據

其中第1次採樣時，因廠內原產生之廢水累積於貯槽內停留時間過長，無法代表日常排出廢水之水質，故不予採用，而以第2、3次之採樣分析數據代表日常廢水之水質。

3. 2 設計廢水水量及水質

設計水量： $6\text{m}^3/\text{day}$

設計水質：pH：2~4

SS：300 mg/l

COD：250 mg/l

四、處理流程及其特點

4. 1 處理原則

1. 工廠每日排出廢水量不多，為節省處理設備初設費用及所佔地坪，擬以批次處理方式進行設計，依廠內每天廢水排放的情況，設計每一批次處理量為 6m^3 之廢水處理設施，亦即以目前之情況，該設施每天最多操作運轉乙次即可，爾後若廠內廢水量增加，可考慮每天運轉兩次以上，或略予修改為連續式處理。
2. 經取樣分析結果，廠內廢水中主要污染質係懸浮固體物(SS)及化學需氧量(COD)，由於懸浮固體物偏高、pH值偏低致無法符合現行放流水標準，因此宜以理化（混凝沈澱）方式予以處理。經實驗證實，經化學混凝沈澱處理後之處理水，已能符合82年放流水標準。

3. 因此類廢水屬鋁件陽極表面處理之清洗排水，富含鋁金屬離子，因此處理上可先以液鹼等鹼劑將其pH值調至 7~8之間，利用鋁金屬離子在此pH範圍內，形成不溶性氫氧化鋁的性質，（如圖 2），使之成為膠羽，再靜置沈澱進行固液分離，所產生的污泥予以乾燥後進行最終處置，上層澄清液即可逕予放流，或回收再利用。

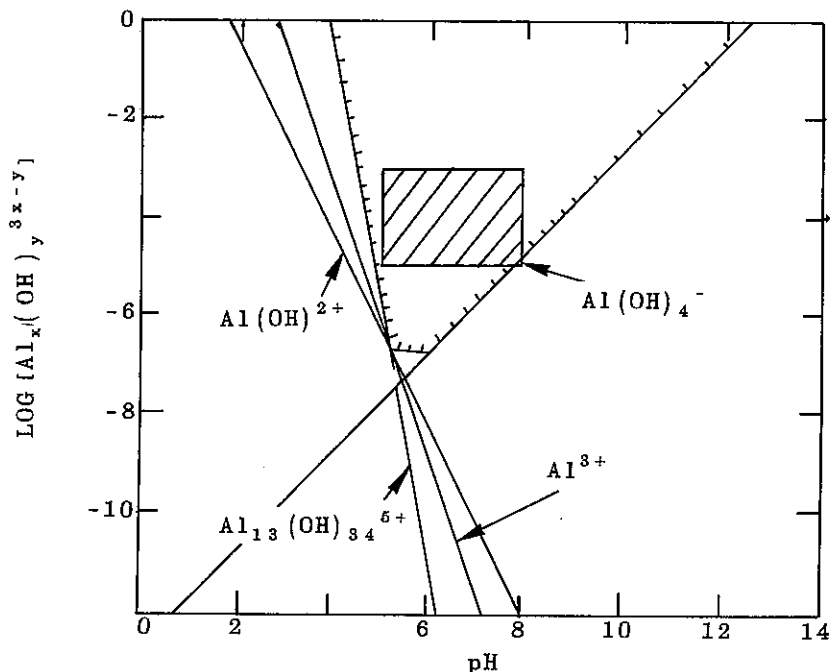


圖 2 Al(III) 平衡與 pH 值之關係

4. 實驗結果，本廠廢水經pH調整至7~8之間後，其所形成之金屬氫氧化物膠羽沈澱污泥相當疏鬆，仍含有極高的水分，因此在沈澱槽後，宜另設一污泥濃縮槽進行壓密濃縮，濃縮污泥再排至污泥貯槽，以利於後續脫水機之運作。
5. 為考量污泥回收利用，原則上不以添加石灰等藥品之方式提高污泥之壓密性，俟爾後若有實際需要時，可考慮添加此類增重劑以減少濕污泥體積。
6. 廠內原有之廢水處理設施應予充分利用，以節省投資費用，例如原貯槽、廢水泵及空壓機等，經檢討均屬堪用，即無需重複投資。

4.2 處理流程

該廠之廢水處理流程示如圖 3，處理設備平面配置圖如圖 4。

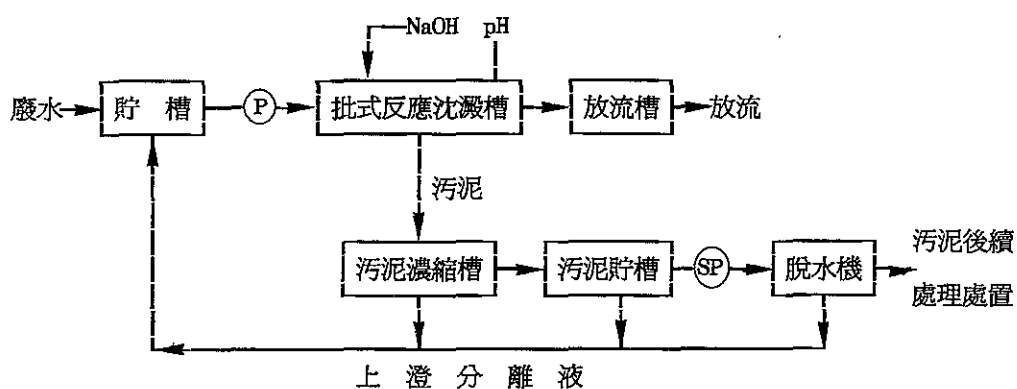


圖 3 廢水處理流程

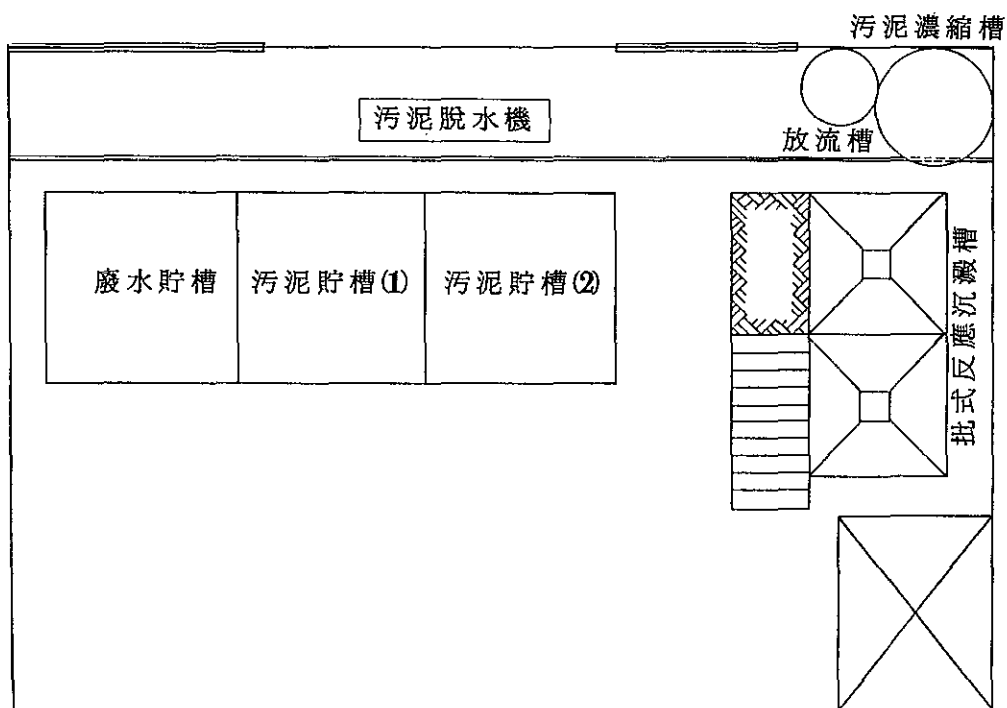


圖 4 金江廢水處理設備平面配置圖

4.3 處理特色

將原有之槽體改為廢水貯槽及污泥貯槽，廢水採用批式化學混凝處理法，其處理後之放流水質可符合現行甚或87年放流水標準。

4.4 處理方法說明

1. 廢水經廠內各收集管線匯集後流入貯槽，並由廢水貯槽及批式反應沈澱槽內之液位控制器控制其廢水泵的啟動及關閉，其示意圖如圖5所示。

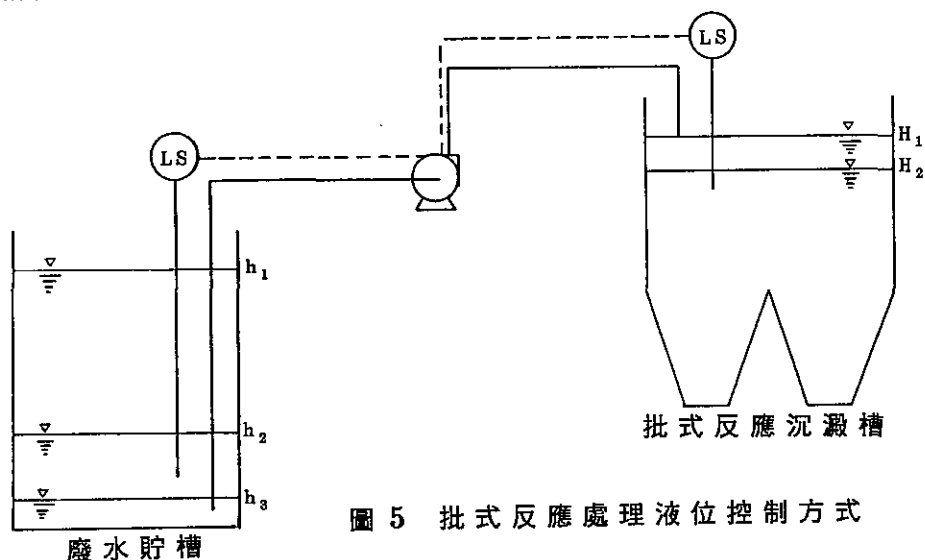


圖5 批式反應處理液位控制方式

2. 廢水泵操作控制說明如表2。

表2 廢水泵操作控制

控 制 說 明		備 註
(1)	手動 (MANUAL)	以手動控制廢水泵開關
(2)	自動 (AUTO)	以液位自動控制廢水泵
	a. 當貯槽內水位低於 h_3 或反應槽內水位高於 H_2 時，關閉廢水泵	開關
	b. 貯槽內水位高於 h_2 時，啟動廢水泵，抽送廢水至反應槽內	
	c. 當貯槽內水位高於 h_1 或反應槽內水位高於 H_1 時，啟動警報器	

3. 反應槽內另設有空氣攪拌設備，當槽內水位達高水位或因人工操作停止進水後，即可由人工將廢水泵開關切至“手動”，並啟動空壓機進行攪拌，同時為節省設備費用，其pH值調整亦採用人工方式，即由操作員將液鹼加入槽內，以手提式pH檢測器(portable pH meter)監測pH值，並持續鼓風攪拌數分鐘，直到槽內pH值保持於7~8之間為止(因本槽容積頗大，pH值之檢測須注意其攪拌是否確實，務使全槽之pH均調整於7~8間)。
4. 當停止加藥及攪拌後，本槽即處於沈澱狀態，此時宜避免攪動槽液，依沈澱實驗結果，廢水經pH調整後，靜置約60分鐘，即可達到固液分離效果，但為儘量減少濕污泥量，槽內污泥與上澄液宜予靜置直到下一批次廢水進行處理前再將之排出，以延長污泥壓密時間。
5. 當沈澱反應完全後至下一批次廢水處理前，即可將槽內污泥及上澄液排出，此時先將反應槽底部排泥閥打開，槽底沈積污泥即因水壓作用而排至污泥濃縮槽中，此時可由反應槽下方污泥斗之觀視窗觀察污泥排出的情形，當排泥完成後(視需要可留存部分污泥於污泥斗中，以增加污泥沈澱壓密的效果)，立即關閉排泥閥。
6. 排泥完成後，即可進行排水，此時先將反應槽上方排水閥打開，上澄液即因重力作用排至放流槽中，隨即經由排水溝放流。當上半部上澄液放流完畢，再打開下方排水閥，完全排出所有上澄液，並於動作完成後關閉所有排水閥。此時即已完成廢水處理全部操作，即可將廢水泵開關再切至“自動”而自步驟1開始另一批次處理。
7. 綜合前述步驟1至步驟6，並參考廠內作業時程控制，批式反應沈澱槽的操作運轉可以圖6表示：

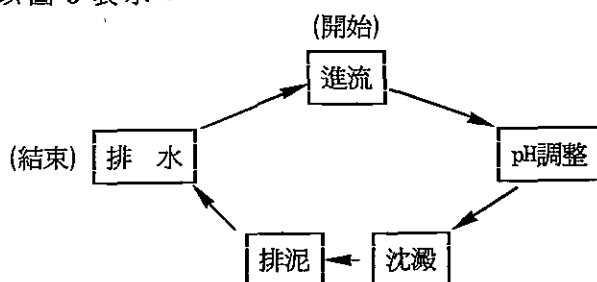


圖 6 批式反應沈澱槽處理週期圖

簡言之，即於工廠正常操作情況下，廢水泵以液位自動控制將廢水斷續抽送至反應槽中，直到反應槽內達於滿水位為止，此時反應槽內即開始pH調整及沈澱等步驟，當沈澱完成後，進行排泥及排水，而使反應槽內液位降低至低水位，如此即可再自進流步驟開始下一批次之處理流程。

8. 污泥濃縮槽中，宜設置一污泥濃縮機持續攪拌，以加速污泥之濃縮，當污泥濃縮達一定程度後，打開排泥閥使污泥排至污泥貯槽中暫時貯存，必要時可打開排水閥，將分離液排回至廢水貯槽。
9. 視污泥貯槽內污泥累積量，將其以污泥泵打入脫水機進行脫水處理，分離液流回至廢水貯槽再行處理，污泥餅則可視為一般事業廢棄物加以處置。

五、設備概要

5.1 土建工程

1. 廢水貯槽（利用原有貯槽）

- (1) 數量：壹座
- (2) 有效容積：約8m³
- (3) 構造：加強磚造，內壁耐酸鹼環氧樹脂漆二度

2. 污泥貯槽（利用原有中和池及沈澱池）

- (1) 數量：貳座
- (2) 有效容積：約8m³（每座）
- (3) 構造：加強磚造

5.2 機械設備

1. 廢水泵（利用原有設備）

- (1) 用途：裝設於廢水貯槽上方，用以自槽中抽送廢水至批式反應沈澱槽中
- (2) 數量：壹組
- (3) 型式：橫軸電動離心式泵浦

(4)規格：廢水泵之接液部份為耐酸鹼材質，其吸入口及出口口徑均為
2.5cm(1 in.)，0.38kw(1/2 HP)

2. 空氣壓縮機 (利用原有設備)

(1)用途：用於批式反應沈澱槽內之空氣攪拌，使廢水在調整pH值時能充分均勻攪拌

(2)數量：壹組

(3)型式：TA-80，復盛牌

(4)規格：風量為767 l/min，吐出壓力7-10 kg/cm²，5kw，轉速800rpm

3. 液位控制器

(1)用途：用於廢水泵之啓動關閉控制

(2)數量：貳組，一組裝設於廢水貯槽內，另一組則裝置在批式反應沈澱槽內

4. 批式反應沈澱槽

(1)數量：壹座

(2)外型尺寸：3.0mL×1.5mW×3.1mH(全高)

(3)構造：槽體材質為不銹鋼(SS 304)板焊製。附腳架、操作平台及樓梯，此部份為SS 41級鋼材，經噴砂處理後，紅丹底漆及面漆各二度

5. 污泥濃縮槽

(1)數量：壹座

(2)有效容積：約1.5m³

(3)構造：耐蝕塑膠桶槽

(4)污泥濃縮機：壹組，攪拌軸轉速為2rpm，攪拌軸及槳葉為SS 304不銹鋼材質，另附固定橋架，為SS 41焊製，噴砂處理後，紅丹底漆及面漆各二度

6. 放流槽

(1)數量：壹座

(2)有效容積：約0.5m³

(3)構造：耐蝕塑膠桶槽

7. 污泥泵

- (1)數量：壹台
- (2)規格： $1\text{m}^3/\text{hr} \times 0.76\text{kw} \times 7\text{kg}/\text{cm}^2$
- (3)型式：隔膜式

8. 污泥脫水機

- (1)數量：壹台
- (2)規格：50公升／批次
- (3)型式：壓濾式

六、處理效果

廠內廢水處理設備設置後，經確認控制動作及各項準備動作後，進行清水及功能試車，經二次試車後由本團會同該公司負責人採取原廢水及放流水各二次，檢驗結果如表 3 所示，顯示處理成效良好。

表 3 廢水處理成效

項次		pH	SS (mg/l)	COD (mg/l)
第一次 採樣	原廢水	2~2.5	423	119
	放流水	7.2	28	56
第二次 採樣	原廢水	1.9~2.3	317	185
	放流水	7.5	20	86

七、操作管理問題與對策

1. 由於廢水調整 pH 值時係以工業用片鹼為主，故需先將其與清水充分混和後再加入反應沈澱槽內，避免固體片鹼未完全溶解即沈積於槽底。
2. 每批次處理時應確實檢查各閥門關閉狀況，以避免操作過程中處理水未經各處理單元即排放。

3. 反應沈澱槽排泥時排泥速度不可太快，以利操作並減少清水被排出之可能；同時兩排泥閥開啓量儘可能一樣，以避免污泥界面不一致增加操作困擾。

八、結 論

該廠採用批式化學混凝沈澱法處理廢水，雖然其處理容量不大，但因該廠本身即屬小型工廠，每日廢水量不多，因此引用該套設備即能有效處理製程上所產生之廢水，日後產能增加廢水量加大時，可略予修改為連續式處理。此一處理模式值得一般中小型規模工廠參考。

九、參考文獻

1. 電鍍業污染防治專案綜合報告，工業局工業污染防治技術服務團，民國80年6月。
2. 蔣本基，工業污染防治技術手冊之二十六“化學混凝處理單元設計與操作”，工業污染防治技術服務團編印，民國79年6月。

小型尼龍布染整廠廢水處理實例

鄭仁川* 林坤讓** 楊萬發***

摘 要

某染整廠係一小型尼龍布染整廠，該廠原有一套物化廢水處理設施，因廢水成份複雜且操作不當，是以處理水水質不穩定，偶有不符合放流水標準之現象，因此乃向工業污染防治技術服務團（以下或簡稱本團）申請輔導，協助改善廢水處理設施。由於本團對申請輔導之工廠均能提供適切地協助，該廠為因應82年放流水標準乃主動要求本團深入輔導，並請本團代為規劃設計，設置物化沉澱加生物處理加物化浮除設備，該廠自行發包，本團並協助工程監造、試車，使該廠廢水處理設施能順利操作運轉，並且經濟有效地符合放流水標準。

該廢水處理流程係由本團經模廠試驗所得資料，且在盡量利用原有土木設備及地形狀況，以經濟且有效之原則予以設計，先經pH調整後添加多元氯化鋁予以混凝沉澱，然後再經接觸曝氣池處理，最後再添加多元氯化鋁予以混凝浮除。經本團連續取樣分析結果顯示，前段物化處理之COD去除率在34.6~87.1%，生物處理之COD去除率在74.8~94.6%之間，而全部處理流程COD之總去除率則在96.4~98.9%，處理效果十分良好。

該廠因規模不大，容易接獲來源複雜之訂單，以致其胚布種類雖單純（尼龍布）而製程排放之廢水水質卻不單純，此一現象或可代表國內小型染整廠之共同特性。因此本處理案例將可作為該類染整廠廢水處理之參考。

一、前 言

某染整廠係以染尼龍布為主，胚布來源含括國內大小型紡織廠，尤其該廠染色技術優良，故其生意頗為穩定。目前有員工十數名，平日工作8

* 中國技術服務社工業污染防治中心工程師

** 中國技術服務社工業污染防治中心技術組組長

*** 中國技術服務社工業污染防治中心主任

～11小時，每週工作6天。廠內製程用水主要為自來水，其尼龍布染整之月產量約75萬碼，染料類別依客戶要求而異，主要為分散性及酸性染料，每月使用量分散性染料約為330公斤，酸性染料約為715公斤。至於退漿粉、保險粉、固色劑等製程所使用之助劑使用量，每月約為5,830公斤。

該廠規模不大，因廢水成份複雜且操作不當，為確保放流水水質，乃委由工業污染防治技術服務團代為規劃設計，該廠自行發包設置廢水處理設施，本文即就該廠之改善工作撰為實例，俾供同類型工廠之參考。

二、製程簡介及廢水來源

該廠染整製程主要原料係依客戶需求而定，一般主要為尼龍布料、染料助劑、分散性染料及酸性染料等。尼龍布先經退漿二次徹底將合成漿料洗除後，再添加液鹼進行精練，然後水洗，水洗後再加酸及染料予以染色（浸、壓染）、二次水洗，爾後烘乾，然後依客戶需求進行整理加工，即可得染整成品，其染整製程及廢水來源如圖1所示。

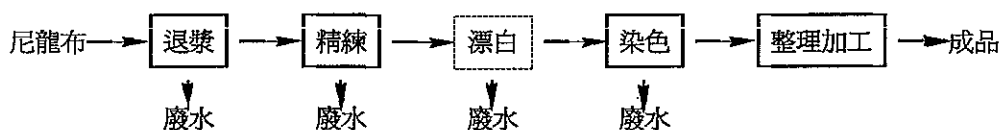


圖1 染整製程及廢水來源

三、廢水水量及水質

3.1 廢水水量及水質

本團於規劃設計之前為瞭解該廠廢水特性，乃至現場勘訪，依實測之每日用水量推估廢水量，為安全起見，採用最大日流量之0.84倍為廢水量，得其設計水量為270CMD。

廢水水質方面，經本團多次取樣分析，歸納出其製程廢水水質如表1所示。而其綜合廢水水質則介乎pH=9.97～11.15，水溫45～53℃，COD=850～1,897mg/l，BOD=178.2～413mg/l，SS=74～258mg/l，透視度≤15cm。

表 1 製程廢水水質

項 目	退漿廢水	精練廢水	漂白廢水	染色廢水	一次水洗廢水	二次水洗廢水
pH	8~10	10~12	7~8	3~6	5~7	6~7
COD (mg/l)	6,000~7,000	400~700	200~500	1,000~6,000	200~800	30~60
透視度(cm)	15~20	25~30	25~30	0~14	7~25	25~30

3.2 設計廢水水量及水質

1. 設計流量

依據日本文獻指出染整用水量之80%相當於廢水量。經考慮日後產能之可能提升、用地受限制及原有設施以300立方公尺為設計水量等因素，並經廠方同意後，採最大日用水量之84 %為設計廢水量，亦即

$$\text{設計廢水量} = 322 \times 0.84 = 270 \text{ m}^3/\text{day}$$

$$\text{尖峰流量} = 270 \times 3 = 810 \text{ m}^3/\text{day}$$

$$\text{最低流量} = 270 \times 0.5 = 135 \text{ m}^3/\text{day}$$

2. 設計水質

經本團與廠方協商結果，參考之設計水質如表 2 所示。

表 2 設計水質

項目	pH	COD (mg/l)	BOD ₅ (mg/l)	SS (mg/l)	透視度 (cm)	水 溫 (°C)
水質	10~11	1,400	410	137	≤15	50~55

四、處理流程及其特點

4.1 處理原則

1. 染整廢水水量水質變化頗大，為均勻水質水量，調勻池宜有1天以上之停留時間。該廠平均11小時進水270噸，擬以24小時連續操作，故槽容積宜有 $(270/11 - 270/24) \times 11 = 146\text{m}^3$ 以上之容積，原有池體容積134m³

略顯不足，若能加高池牆1m，則有效容積為176.5m³，如此即可發揮調節水量之作用。

2. 染整廢水溫度高，一般在50℃左右，宜增設冷卻水塔降溫至35℃以下，以利微生物生長。
3. 廢水pH值偏高，一般介於10~11之間，故宜加酸調至適合化學混凝加藥之最佳pH值，以利物化反應之進行。
4. 前段設物化混凝沉澱單元，預計可將廢水中大部分漿料去除，約可去除50%以上之SS及40%以上之COD。
5. 物化處理水COD負荷已降低，再經生物處理後，大多數溶解性有機物將被微生物利用分解，使處理水質更佳。
6. 生物處理系統採用接觸曝氣法之優點為：
 - (1) 效果穩定。
 - (2) 對負荷變動之應變及適應力強。
 - (3) 污泥量少，惟生物膜有週期性剝落現象。
 - (4) 操作維護管理比一般活性污泥法容易，適合染整業廢水處理。
7. 後段利用原有加壓浮除設備，在正常處理功能下，將可發揮進一步之處理效果，使水質在正常狀況下可符合82年放流水標準要求。
8. 北部多雨，原有污泥曬乾床功能欠佳，故宜增設污泥脫水機，以利污泥之處理。由於脫水機種類頗多，但考慮經濟效益及用地因素，擬採用帶濾式脫水機，其優點有：
 - (1) 能源耗用量比離心式及壓濾式脫水機低。
 - (2) 操作單純，SS回收率約95%，污泥餅含水率70~80%。
 - (3) 污泥和藥品混合容易，且固體物不因加藥而降低發熱量。
 - (4) 設備單純，附屬設備少，更換品亦少。
 - (5) 設置所需面積在離心式及壓濾式脫水機兩者之間。

4.2 處理流程

該廠之廢水處理流程如圖2所示。廢水處理單元平面配置圖則如圖3所示。

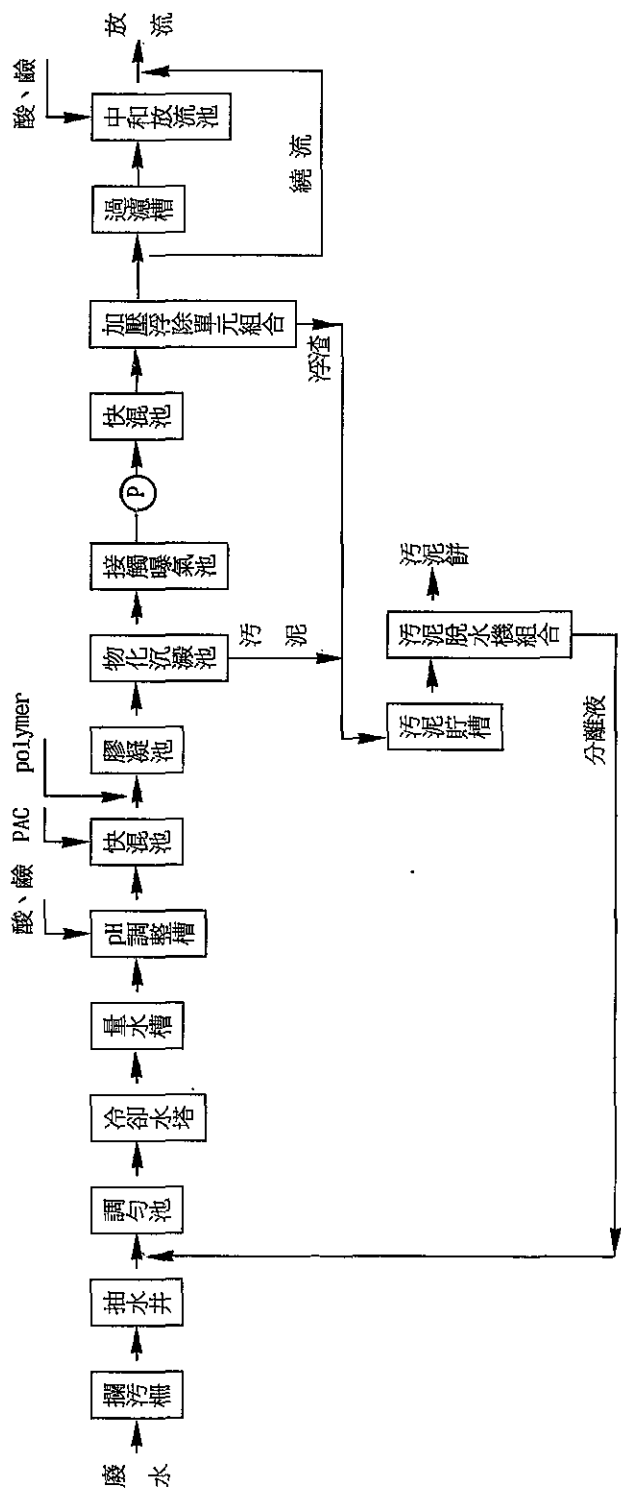


圖 2 廢水處理流程

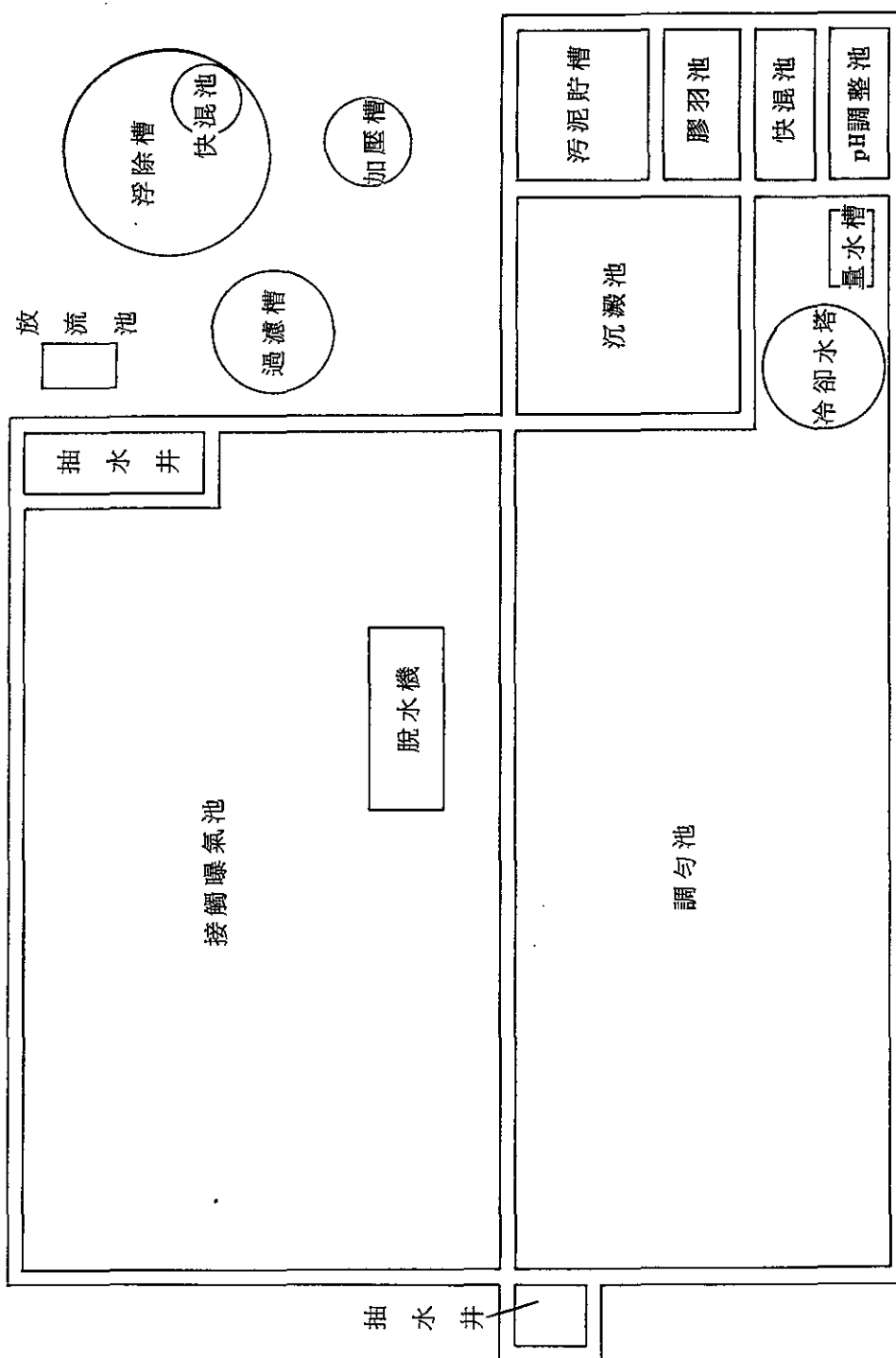


圖 3 廢水處理場平面配置圖

4.3 處理特色

在盡量利用既有處理設施之原則下進行工程規劃設計，先以混凝沉澱方式去除部份懸浮固體物後，再以生物處理單元去除溶解性有機物，最後以加壓浮除單元提高去除效率，確保放流水質符合82年放流水標準。

4.4 處理單元概述

1. 冷卻水塔

廢水水溫一般高達 50°C 以上，為求生物系統之正常操作，故設冷卻水塔降低水溫至 35°C 以下，以利微生物之成長。

2. 量水槽

為求物化單元穩定之藥劑添加量，並穩定生物系統之進水量，故設量水堰定量出水，並迴流多餘廢水至調勻池。

3. pH調整池

染整廢水pH經常高達 $10\sim 11$ ，為保護設備壽命及物化加藥之最佳pH值，利用原有池體部份容積（停留時間約20 min），加酸調整pH值。

4. 快混池

利用原pH調整池隔成，使廢水和混凝劑在適當反應時間下形成膠羽。

5. 膠羽池

利用原快混池，將快混池形成之小膠羽，藉高分子助凝劑之架橋作用，形成大片膠羽，以利沉澱。

6. 物化沉澱池

膠羽池出流水中之大片膠羽在本池行固液分離，預計對SS有50%以上去除率，COD有40%以上去除率，分離後之上澄液流入接觸曝氣槽，沉降之污泥則泵入污泥貯槽。

7. 接觸曝氣池

由物化沉澱池流入之處理水COD及SS含量均比原水低，大大減低生物單元之負荷。依據現場模型廠實驗，原水COD之最高去除率70%左右。故在較低污染負荷下，其去除率應可大於70%。本池利用PVC多孔接觸材使微生物附著其上，長出生物膜，並攝取其中有機物，經合成分解而達到降低COD之目的。

8. 快混池

接觸曝氣池之出流水在本池內與混凝劑混凝形成小片膠羽。

9. 加壓浮除單元組合

本單元為部分迴流加壓浮除法，抽取浮除槽底部分澄清水和壓縮空氣在加壓槽內作用，同時在原水出流管中加入高分子助凝劑藉架橋作用形成大片膠羽，再與加壓槽內出水混合，於浮除槽中央釋壓，藉壓縮空氣形成之小氣泡將膠羽浮上而達到固液分離之目的，浮渣再以撇除機刮除。

10. 過濾槽及中和放流池

浮除槽出流水，若能符合放流水標準則直接放流，否則泵入既有之過濾槽中再排入中和放流池，處理水可放流，亦可回收用於反洗或濾布清洗。

11. 污泥貯槽

物化沉澱池及加壓浮除之污泥暫時泵入本單元貯存，再進行污泥脫水。

12. 污泥脫水機組合

將污泥貯槽之污泥，泵入調理槽，加入高分子助凝劑調理污泥，再以污泥脫水機脫水，脫水後之污泥餅則貯存至相當量再進一步處置。

五、設備概要

5.1 機械儀錶設備

設 備 名 稱	數量	材質／構造	規 格 / 尺寸
1.人工清除攔污柵	1	SS304	柵距 ≤ 10 mm
2.抽水井泵浦	2		$Q \geq 1.5 \text{ m}^3/\text{min}$
3.調勻池鼓風機	1		$Q \geq 2 \text{ m}^3/\text{min} \times 4,000 \text{ mmAq}$
4.調勻池散氣器	40		$0.1 \text{ m}^3/\text{min}$ (每只)
5.冷卻水塔	1		$Q \geq 11.25 \text{ m}^3/\text{hr}$
6.量水槽	1	SS304	$V = 0.56 \text{ m}^3$ 之 90° V型堰

設 備 名 稱	數量	材質／構造	規 格 / 尺 寸
7.pH控制器	1		
8.pH調整加藥泵浦	2	隔膜式	$Q \leq 485 \text{ ml/min}$
9.藥品貯槽	4	PE	$V=1 \text{ m}^3$ (每座)
10第一快混池攪拌設備	1		$0.1 \text{ m}^3/\text{min}$ (送風量)
11第一快混池加藥泵浦	2	隔膜式	$Q \leq 485 \text{ ml/min}$
12膠羽池攪拌設備	1		$0.1 \text{ m}^3/\text{min}$ (送風量)
13高分子加藥泵浦	2	隔膜式	$Q \leq 485 \text{ ml/min}$
14污泥泵浦	1	氣昇式	2" ϕ
15接觸曝氣池曝氣系統	1		140 只曝氣器，每只散氣風量 $0.1 \text{ m}^3/\text{min}$
16接觸曝氣池鼓風機	2		$9.2 \text{ m}^3/\text{min} \times 15\text{HP} \times 4,000 \text{ mmAq}$
17接觸曝氣池接觸材	146	PVC	$0.64\text{m} \times 0.46\text{m} \times 1.2\text{m}$ (每塊)
18揚水泵浦	2	沉水式	$0.4 \text{ m}^3/\text{min} \times 1 \text{ HP} \times 2,000 \text{ mmAq}$
19第二快混池	1	SS-41，內襯FRP	$V=0.5 \text{ m}^3$
20第二快混池攪拌設備	1		$0.1 \text{ m}^3/\text{min}$ (送風量)
21第二快混池加藥泵浦	1	隔膜式	$Q \leq 485 \text{ ml/min}$
22加壓浮除單元組合	1		
23加壓槽	1	SS-41，內襯FRP	$0.65 \text{ m}\phi \times 1.5 \text{ mH}$
24加壓泵浦	1		$4 \text{ m}^3/\text{min} \times 5 \text{ HP} \times 4,000 \text{ mmAq}$
25空氣壓縮機	1		$102 \text{ l/min} \times 1/2 \text{ HP} \times 7 \text{ kg/cm}^2$
26加壓浮上槽	1	SS-41，內襯FRP	$2.85 \text{ m}\phi \times 3 \text{ mH}$
27高分子加藥泵浦	1	隔膜式	$Q \leq 485 \text{ ml/min}$
28浮渣撇除機	1	中央驅動型	$1 \text{ RPM} \times 1/2 \text{ HP}$
29過濾槽	1	SS304	$1.0 \text{ m}\phi \times 2 \text{ mSH}$
30中和放流池	1	SS-41，內襯FRP	$V=0.56 \text{ m}^3$
31污泥貯槽攪拌設備	1		$0.1 \text{ m}^3/\text{min}$ (送風量)
32污泥脫水機	1	單濾布帶壓式	30~60 kg DS/hr

5.2 土建工程

設備名稱	數量	材質／構造	規格／尺寸
1.抽水井	1	RC	$V=5.6 \text{ m}^3$
2.調勻池	1	RC	$V=178.5 \text{ m}^3$
3.pH調整池	1	RC	$V=3.75 \text{ m}^3$
4.第一快混池	1	RC	$V=1.88 \text{ m}^3$
5.膠羽池	1	RC	$V=5.6 \text{ m}^3$
6.接觸曝氣池	1	RC	$V=227.5 \text{ m}^3$
7.污泥貯槽	1	RC	$V=13.8 \text{ m}^3$

六、處理效果

該廠廢水處理設備設置後，進行清水及功能試車，本團為協助其完成工程驗收工作，在試車階段除提供相關之技術協助外，並於驗收階段代送水樣至台大慶齡工業中心檢測，其檢測結果均可符合現行排放標準，甚至82年放流水標準。本團為確認其處理功能，又於81年 5月19日13：00至5月20日13：00進行連續24小時之廢水取樣工作，並測定其廢水量，同時查詢其用水狀況及操作情形，以便得知其處理功能。

1. 廢水處理操作情形

依據現場瞭解其操作情形除未經過濾槽處理外，其他主要處理單元之操作條件如下：

(1)廢水水量： $72 \text{ m}^3/\text{day}$

(2)化學混凝沉澱： $\text{pH}=7\sim 8$

$$\text{PAC}=700 \text{ mg/l}$$

$$\text{polymer}=2\sim 3 \text{ mg/l}$$

(3)生物處理：濾材體積= 51.6 m^3

$$\text{COD 容積負荷}=0.36\sim 1.14 \text{ kg COD} / \text{m}^3 \cdot \text{day}$$

(4)加壓浮除： $\text{pH}=7\sim 7.5$

$\text{PAC}=350\text{ mg/l}$

$\text{polymer}=1\sim 3\text{ mg/l}$

2. 廢水取樣方面

除放流水為每小時取一次水樣外，其他對調勻出流水，物化出流水、生物出流水均為每3小時取一次水樣。針對上述水樣於現場檢測其 pH 值及透視度，至於COD值則另行送至檢測機構檢驗，由水質分析結果可知其廢水水質 $\text{pH}=10.35\sim 11.32$ ， $\text{COD}=940\sim 2,230\text{ mg/l}$ ，透視度 $=0.7\sim 2.0\text{ cm}$ ，經處理後之放流水水質 $\text{pH}=7.11\sim 8.28$ ， $\text{COD}=16\sim 80\text{ mg/l}$ ，透視度 $>30\text{ cm}$ ，不僅符合現行排放標準，且已達87年放流水標準。經前段物化處理之COD去除率在 $34.6\sim 87.1\%$ ，生物處理之COD去除率在 $74.8\sim 94.6\%$ 之間，而全部處理流程COD之總去除率則在 $96.4\sim 98.9\%$ 。

七、操作管理問題與對策

該染整廠經過本團規劃設計後，便自行發包，在協助試車運轉過程中仍發覺有部份操作管理問題，本團均已妥善處理解決，其主要問題及對策列舉如下，以供同業參考。

問題一： pH 調整池之水質偏酸，無法控制在6.5以上，影響處理效果。

對策：經仔細查證後發覺加酸設備中之噴頭在水面下，造成虹吸現象，無法立即停止加藥，因此乃提高其加藥地點。又噴頭之止流閥已損壞，因此予以更新。

問題二：沉澱池之污泥有不定期上浮現象，增加生物處理負荷。

對策：經多方瞭解後得知污泥抽除量太少，以致污泥因累積而上浮，因此提高其抽泥時間及頻率。

問題三：進入加壓浮除單元之水質惡化，因此添加大量之PAC，造成放流水 pH 值偏低，又無中和放流設備，放流水水質有不合格之虞。

對策：於放流池內加裝 pH 調整裝置，以確保放流水水質。

問題四：加壓浮除單元之撇除浮渣無法有效排入污泥貯槽。

對策：經實地量測後發覺加壓浮除單元浮渣收集管路太平坦，以致無法

靠重力方式排入污泥貯槽，本團乃建議降低排入污泥貯槽之高程，以便使浮渣能以重力流方式經收集管路排入污泥貯槽。

除上述之問題對策外，本團並建議該廠於廢水水質濃度改變時，則依杯瓶試驗(Jar Test)調整各種葯劑之添加量，以避免葯劑之浪費，節省葯劑費用。

八、結 論

本案例廠為國內小型染整廠之一，因其規模小，以致容易接獲小型甚至地下紡織廠或其他染整廠不願接下之訂單，因此其胚布種類雖單純(尼龍布)，但因胚布來源較複雜，造成製程排放之廢水水質不單純，此一現象或可代表國內小型染整廠之共同特性。染整業對台灣經濟的發展有其不可磨滅之正面貢獻，惟其污染性對社會、環境所造成之污染亦值得社會大眾正視，本案染整廠之廢水處理設施經本團進行詳細之污染源調查分析及適當之模廠試驗後，再予以規劃設計，所設計之處理流程才能切合工廠實際狀況，並且經由本團之協助工程監造、試車，經連續取樣分析結果顯示，其處理水質不僅符合現行排放標準，且已達87年放流水標準，此一案例之規劃設計過程或可作為同類染整廠廢水處理之參考。

九、參考文獻

1. 中國技術服務社工業污染防治技術服務團，重點輔導工廠成效追蹤調查及後續輔導專案(附件二)，經濟部工業局，IPC-80F-010~3，80年6月。
2. 中國技術服務社工業污染防治技術服務團，建立示範工廠並推廣(附件一)，經濟部工業局，IPC-81F-009，81年6月。
3. 郭祥亭等，工業污染防治實例彙編，經濟部工業局工業污染防治技術服務團、財團法人中國技術服務社，81年6月。

印刷電路板工廠廢水處理改善實例

張啓達* 朱昱學* 林坤讓** 楊萬發***

摘 要

印刷電路板(以下或簡稱PC板)製造業是集合光學、電學、化學、機械及材料等科技的綜合工業，也是國內電子工業的兩大零件製造業之一。隨著電子資訊工業的蓬勃發展，使得該產業成長更加快速，其對我國的經濟發展有很大的貢獻，並且受到政府工業主管單位相當的重視。但由於PC板的製程複雜，使用多種化學藥劑及特殊原料，產生的廢水、廢液不但污染強度大，且污染特性隨產品層次的提昇而趨於複雜，若不做好污染防治工作，將造成嚴重的環境污染。有鑑於此，工業污染防治技術服務團（以下簡稱服務團），在經濟部工業局的委託下成立「電路板製造業污染防治輔導專案」，深入輔導業者，使其瞭解廠內污染的根源，並提供具體可行的減廢及處理技術以協助工廠徹底解決污染問題。

本文主要即是在介紹服務團深入輔導國內一家PC板工廠進行污染防治改善工作的概況及所獲致的成效。期能藉由此一改善實例中的廢水、廢液分類收集處理模式，導引業者建立正確的處理觀念，有效地做好污染防治工作。

一、前 言

1.1 緣起

該廠位於北部某一工業區內，係一中大型電路板製造工廠，以生產多層印刷電路板為主，產量約 $10,500\text{m}^2/\text{month}$ 。廠內目前廢水經自行處理後直接排入工業區雨水下水道，由於現有處理設施未盡理想，因此處理後放流水質極不穩定，屢超過放流水標準，而多次遭環保單位取締。該公司

* 工業污染防治中心工程師

** 工業污染防治中心技術組組長

*** 工業污染防治中心主任

為徹底改善廢水污染情況，並免於受到環保單位取締，乃計畫將處理後放流水申請排入工業區污水處理廠處理，但由於處理後排放水質亦無法符合工業區進廠標準，以致申請未獲許可。該公司於是請求服務團輔導，協助其改善廢水處理系統缺失，期能於改善工作完成後，處理水質能達到工業區污水廠進廠標準，並獲准接管納入處理。

1.2 執行方式與內容

為順利推展本個案輔導工作，該廠在決策人員的主導下成立專案小組與服務團密切配合，經服務團人員數次進行實地勘訪，深入瞭解該廠污染防治工作之現況及缺失，並與專案小組人員溝通檢討後，擬定執行方式及執行內容如下：

1.2.1 瞭解工廠製程及污染來源

1. 列出製程單元步驟及污染來源

現場勘訪，實地瞭解廠內製程操作及單元程序間之關係，並詳細調查污染源及排放狀況。

2. 清查製程原料

製程上所使用的化學原料與廢水、廢液之污染特性有直接的關係，藉清查各製程單元所使用的化學品，以初步瞭解其污染特性。

3. 建立製程與污染源關係圖

根據廠內生產製程及污染源調查分析結果，製作製程與污染源關係圖。

1.2.2 執行廠內改善及製程減廢工作

1. 評估廠內改善及製程減廢現況

評估廠內既有製程減廢之成效，並探討其他製程減廢技術應用於廠內製程改善之可行性。

2. 執行減廢工作

確立可行之改善方案，並加以推動執行，以確實減少廠內之污染產生量。

1.2.3 改善廠內現有廢水、廢液分類收集系統

1. 探討既有分類收集方式

調查廠內既有廢水、廢液分類收集方式，並考量其污染特性及處理技術，探討其缺失所在。

2. 修改分類收集系統

修正既有分類收集系統缺失，建立適當的分類收集管線。

1. 2. 4 改善廢水處理設施

1. 量測並取樣分析各類廢水、廢液之水量及水質

依照改善後的分類收集方式，量測分析各股廢水、廢液之水量及水質。

2. 評估既有廢水處理系統功能

依據各類廢水、廢液之水量及水質；廢水處理硬體設施及其操作運轉狀況，評估既有處理設備之缺失。

3. 研擬既有廢水處理系統改善方案

依據評估結果，研擬改善方案，並加以推動執行。

二、工廠概況

2. 1 製程概述

製程採用減除法，與國內一般多層板工廠製程相似，製造流程如圖 1，係以銅箔基板為基材，將感光性乾膜阻劑壓合於基板的銅面上，進行曝光、顯像之照相方式，使銅面上的阻劑形成線路圖案後，經蝕刻溶蝕未受阻劑保護的銅面，再去除阻劑，即完成內層板線路的製作，完工後的內層板再與膠片及銅箔進行疊板層壓以形成多層板，接著進行內外層線路導通的鍍通孔，及外層線路形成的製作，最後進行鍍鎳鍍金及噴錫等板面加工，而製造出細密的電子配線基板，以供應資訊、家電等相關行業作為電子零件支撐及相互導通的基地。

2. 2 污染來源及污染特性分析

由於廠內生產製程複雜，且使用多種化學藥劑及特殊原料，因此製程排出的廢水、廢液污染特性十分複雜，是故服務團於進行深入輔導時，即將廠內各項污染來源及污染特性調查列為首要工作。根據調查結果，一則為了執行製程減廢工作之所需，二則作為改善分類收集系統之依據，三則

供作改善管末處理設備之參考，以下即就服務團對該廠各污染源及污染特性調查結果如表 1 所示：

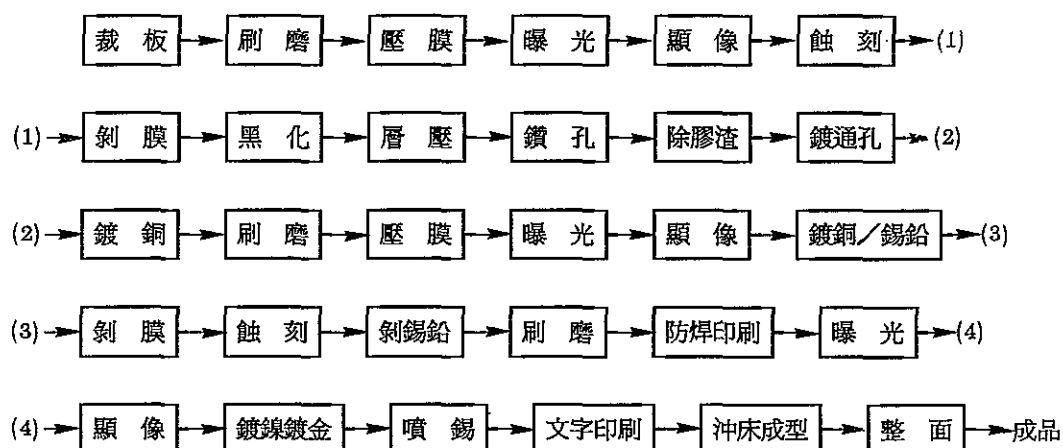


圖 1 製造流程圖

表 1 主要製程單元使用物料及排放之污染物

製程單元	使用物料	污 染 物	備 註
刷磨	—	含銅粉屑清洗水	
蝕刻阻劑轉移	乾膜 顯像液	老化液(顯像廢液) 清洗水 保護(隔)膜	
內層蝕刻	酸性蝕刻液	蝕刻液 清洗水	蝕刻液為：氯化銅
剝膜	鹼液 消泡劑	老化液(剝膜廢液) 膜渣 清洗水	
黑氧化	清潔劑 微蝕劑 氧化劑	清洗水 老化液	微蝕劑為：過硫酸鈉 (SPS)

表 1 主要製程單元使用物料及排放之污染物 (續)

製程單元	使用物料	污 染 物	備 註
鑽孔	銅箔基板	銅箔基板鑽屑	
刷磨	—	含銅粉屑清洗水	
除膠渣	高錳酸鉀	清洗水 老化液	
鍍通孔／無電解鍍 (化學鍍銅)	整孔劑 微蝕劑 預浸劑 活化劑 加速劑 化學銅液 其他添加劑	清洗水 化學銅換槽廢液 其他老化液	微蝕劑爲：SPS 活化劑爲： $\text{PdCl}_2 / \text{SnCl}_2$ 系 化學銅爲： $\text{HCHO} / \text{NaOH} / \text{CuSO}_4$ ／螯合劑 整孔劑爲： 鹼性清潔液
全板鍍銅	清潔劑 硫酸液 硫酸銅液	清洗水 老化液	
刷磨	—	含銅粉屑清洗水	
抗鍍阻劑轉移	乾膜 顯像液	老化液 (顯像廢液) 清洗水 保護 (隔) 膜	
線路鍍銅／鍍錫鉛	清潔劑 微蝕劑 硫酸液 硫酸銅液 氟硼酸 錫／鉛液	清洗水 老化液 清洗水 老化液	微蝕劑爲：SPS
剝膜	鹼液 消泡劑	老化液 (剝膜廢液) 膜渣 清洗水	
外層蝕刻	鹼性氨系蝕刻液	清洗水 蝕刻液	
剝錫鉛	剝錫鉛液	清洗水 剝錫鉛廢液	剝錫鉛液爲： $\text{HF} / \text{H}_2 \text{O}_2$
刷磨	—	含銅粉屑清洗水	
印防焊綠漆	防焊濕膜或乾膜	清洗水 保護 (隔) 膜	
顯像	顯像液	膜渣	

表 1 主要製程單元使用物料及排放之污染物(續)

製程單元	使用物料	污 染 物	備 註
鍍鎳鍍金	鍍鎳液 (氰基磺酸鎳) 金氰酸鉀 金光澤劑	清洗水 清洗水	
噴錫	溶劑 助焊劑 焊錫 甘油	清洗水 廢助焊劑 廢錫渣	
成型	—	邊板	

三、污染防治現況與缺失

3.1 製程減廢方面

該廠為減少製程排放之污染量，進而降低廢水處理之困難度，近年來積極致力於製程上的改善工作，且已有相當的成效。有關工廠在製程減廢的措施及成效，詳細說明如下：

1. 內層刷磨、外層刷磨及防焊綠漆前處理刷磨三個製程單元各別設置一部銅粉回收機。

每部銅粉回收機，平均每小時可回收0.3kg 的銅粉及減少6m³ 的用水量，每日實際操作12小時，每天總計可回收10.8kg 的銅粉，並減少216m³ 的用水量。

2. 內層顯像、剝膜製程單元；外層顯像、剝膜製程單元及防焊綠漆顯像製程單元，分別安裝槽液自動分析補充裝置及連續過濾設備。

除可有效控制槽液組成，並分離槽液內之墨渣，維護產品品質外，各顯像槽液由每日更新三次，延長至每日更新一次，另各剝膜槽液則由每日更新一次，延長至每週更新一次，充分達到延長槽液使用壽命的目的。

3. 內層蝕刻製程線上安裝純化再生系統。

由於蝕刻液中的二價銅溶蝕金屬銅後，會還原成不溶性的一價銅，致使槽液老化，經由再生系統對槽液各成份濃度進行分析，並補充鹽酸及雙

氧水，使一價銅再氧化成有用的二價銅，不僅可維持蝕刻品質，並減少槽液的排放。

4. 高錳酸鉀除膠渣製程線上安裝隔膜電解再生機。

將六價錳酸根離子再氧化成有用的七價高錳酸根離子，平均每月減少100~150公斤高錳酸鉀消耗量及1m³槽液廢棄量。

5. 製程水洗方式採用多段逆流水洗，並區分為兩個水洗階段。

除可達到充分水洗的效果外，第一階段由於水洗水污染濃度較高，歸類為D類一般清洗廢水，排入處理場處理，第二階段水洗水污染濃度可維持在放流水標準以下，歸類為R類一般清洗排水，直接排入中和放流池，如此，每天可減少 385m³的廢水處理量。

3.2 廢水、廢液分類收集系統方面

由於廠內製程排放的廢水、廢液種類繁多，性質各異，且排放情形變化很大，為求有效處理各股不同特性的污染源，並確保獲得穩定的放流水質，該廠在設置廢水處理設施時，即一併完成廠內廢水、廢液分類收集系統。廠內廢水、廢液歸類為以下七類：

1. A類高濃度酸性廢液
2. B類高濃度鹼性廢液
3. C類整合化銅廢水及廢液
4. D類一般清洗廢水（藥液槽後第一道水洗排水）
5. O類顯像剝膜廢水及廢液
6. R類一般清洗水（藥液槽後第二道水洗排水）
7. F類廠外回收廢液

各類廢水、廢液之污染來源，經調查結果，整理如表2。

3.3 既有廢水處理設施方面

工廠於成立之初，即設有一套廢水處理設備，採用物化處理方式處理廠內排出之各類廢水、廢液。

既有廢水處理設施之設計條件、處理流程、處理方式及設備規格等規劃設計內容說明如下。

表 2 各類廢水、廢液之污染來源

廢水廢液種類	污 染 來 源	廢 水 量	廢 水 水 質
A類高濃度酸性廢液	黑氧化等製程單元之酸浸及微蝕老化液○	3m ³ /day	pH: < 1 Cu ²⁺ : 10,000~15,000mg/l
B類高濃度鹼性廢液	黑氧化等製程單元之脫脂及黑化老化液○	1 m ³ /day	pH: 12~14 COD: 20,000~35,000mg/l
C類鍍合化銅廢水及廢液	除膠渣、鍍通孔製程單元之還原老化液及其水洗排水；化學銅老化液及其水洗排水○	30m ³ /day	pH: 10~12 COD: 750~850mg/l Cu ²⁺ : 20~25mg/l
D類一般清洗廢水	內層刷磨等製程單元之刷磨水洗排水○	530m ³ /day	pH: 1~3 COD: 150~250mg/l Cu ²⁺ : 60~100mg/l Pb ²⁺ : 2~6mg/l
O類顯像剝膜廢水	內層顯像剝膜等製程單元之顯像剝膜老化液及其水洗排水○	25m ³ /day	pH: 11~13 COD: 7,200~9,600mg/l
R類一般清洗水	黑氧化等製程單元之第二段水洗排水○	320m ³ /day	PH: 6~9 Cu ²⁺ : <3 mg/l Pb ²⁺ : <1 mg/l
F類廠外回收廢液	內層蝕刻老化液，外層蝕刻老化液及剝錫鉛老化液○	1m ³ /day	—

3.3.1 設計條件

1. 設計處理水量

A類廢水： 3m³/day

B類廢水： 1m³/day

C類廢水： 30m³/day

D類廢水： 560m³/day

O類廢水： 10m³/day

R類廢水： 650m³/day

2. 原廢水水質：

pH值： 3~4

Cu^{2+} : 50mg/l

Ni^{2+} : 5mg/l

Pb^{2+} : 10mg/l

3. 設計處理後放流水質

pH值 : 5~9

Cu^{2+} : 1.0mg/l以下

Ni^{2+} : 1.0mg/l以下

Pb^{2+} : 1.0mg/l以下

SS : 200mg/l以下

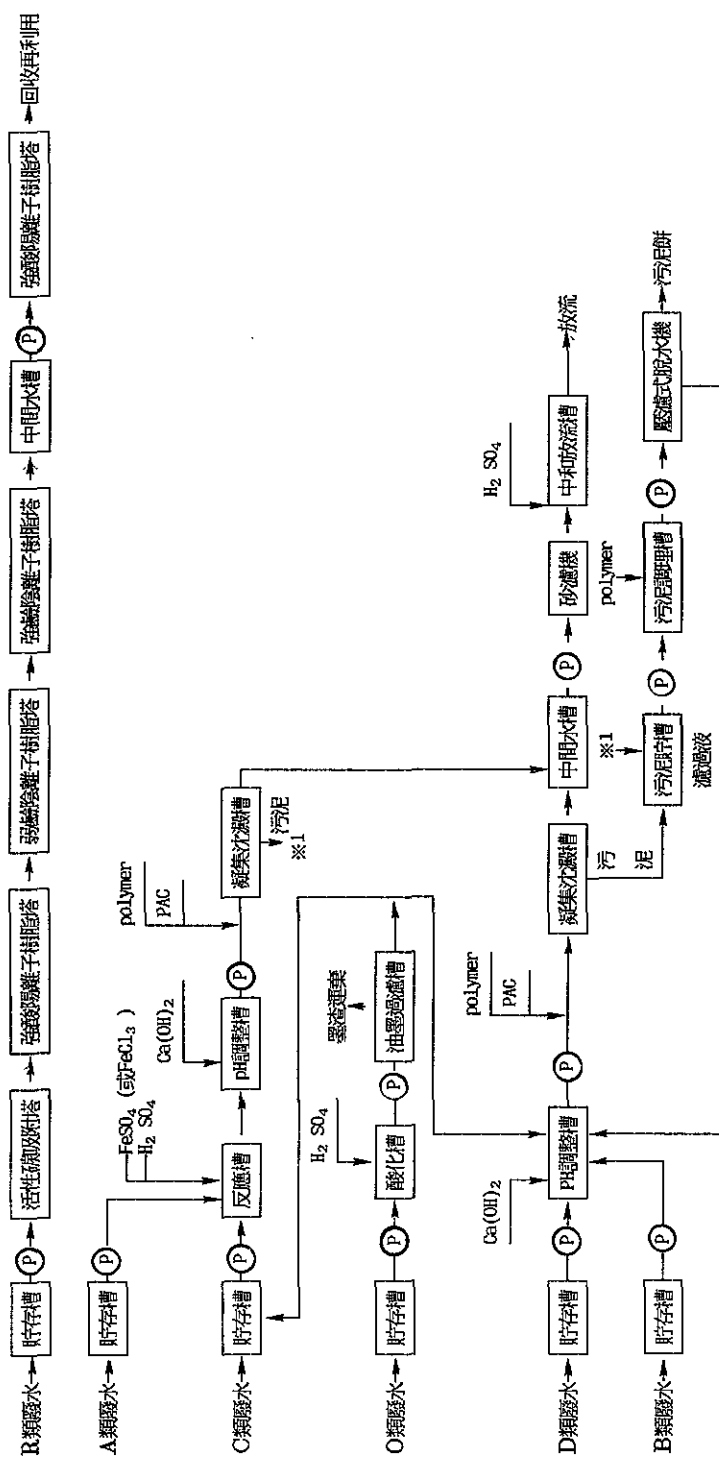
COD : 200mg/l以下

3.3.2 處理流程

原設計廢水處理流程如圖 2 所示。

3.3.3 處理原則說明

1. A類廢水：單獨收集貯存，利用作為酸藥劑，添加入C類廢水反應槽中進行pH值調整。
2. B類廢水：單獨收集貯存，利用作為鹼藥劑，由泵浦抽送至D類廢水pH調整槽中，以調整D類廢水pH值。
3. C類廢水：廢水中含有氨、EDTA等錯合劑及螯合劑，無法直接以重金屬氫氧化物沈澱法去除廢水中錯合化及螯合化之銅離子，流程設計中將此類廢水與部份O類處理水混合收集並採用A類廢水及硫酸作為酸藥劑添加，以降低廢水pH值至2~2.5，再加入 FeCl_3 或 FeSO_4 進行置換反應使銅離子游離，再加入 Ca(OH)_2 調整廢水pH值至鹼性，使 Cu^{2+} 形成 Cu(OH)_2 膠羽後流入沈澱槽沈降分離，沈澱槽出流水則流入D類廢水之中間水槽與D類處理水混合進行過濾、中和及放流。沈澱污泥則與D類廢水處理所產生之污泥合併流入污泥貯槽進行污泥脫水處理。
4. D類廢水：採用重金屬氫氧化物沈澱法進行處理，廢水經貯槽收集後由泵浦抽送至pH調整槽內加入 Ca(OH)_2 調整pH值至8.5~9，以使廢水中銅、鉛、鎳等重金屬離子形成不溶性的氫氧化物，再利用泵浦將pH調整槽內廢水抽送至凝集沈澱槽進行沈降分離，並在廢水抽送途中於輸送管線內



※活性碳反沖洗廢水及各離子交換樹脂塔再生廢液合併流入D類廢水貯存槽中處理

圖 2 原設計廢水處理流程圖

加入PAC及polymer，使重金屬氫氧化物凝聚成粗大膠羽，以增進沈降分離效果。廢水中的重金屬氫氧化物膠羽在沈澱槽中沈澱分離後，上層出流水流入中間水槽，經泵浦抽送至砂濾機進行過濾，再流入中和放流槽經加酸中和後放流。沈澱槽底部污泥則排入污泥貯槽，以備進行污泥脫水處理。

5. O類廢水：集中流入有機廢水貯槽中收集，滿水後由泵浦將廢水抽送至酸化槽進行酸化處理，酸化過程中加入 H_2SO_4 降低廢水pH值至3左右，使墨渣析出，再流入油墨過濾槽將墨渣過濾分離，過濾後之出流水部份流入C類廢水貯槽，部份流入D類廢水pH調整槽進行處理。
6. R類廢水：採用活性炭吸附及離子交換法進行處理，廢水集中流入R類清洗廢水貯槽中收集，經泵浦抽送至活性炭吸附單元，先將廢水中有機成份吸附去除後，再流入陽離子型及陰離子型離子交換樹脂塔中，以去除廢水中陽離子及陰離子污染成份，處理後之出流水則回收至製程再用。

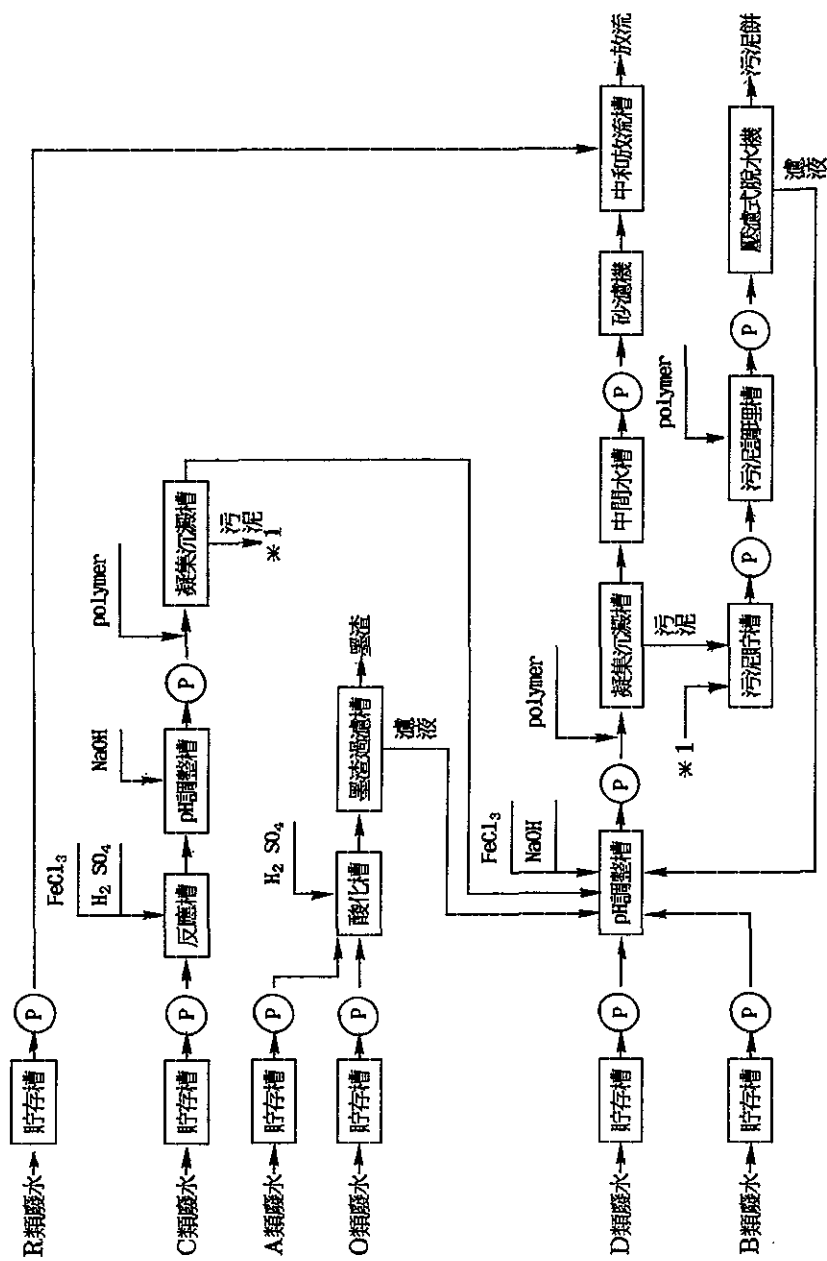
3.3.4 既有缺失

廠內廢水處理系統原始之規劃設計，不論是在處理方法、流程設計或是硬體設備方面均有極大的缺失，致使設備於完工運轉後，處理水質一直無法達到放流水標準。

廠方為使處理水質達到放流水標準，過去曾嘗試過許多次的流程變更及設備修改，但均不得要領，廢水處理水質依然無法穩定地達到放流水標準。圖3之廢水處理流程是廠方歷經多次變更及修改後確立之廢水處理模式。

服務團於輔導工作期間，數次至現場實地勘查廠內廢水處理設備及處理狀況，累計發現處理缺失如下：

1. 經過工廠自行修改處理流程後，A、B類廢水泵浦已廢置不用，廠內製程A、B類廢水排出時，流入A、B類貯存槽收集，當槽內達滿水位後，製程排出之A、B類廢水流入貯存槽後，即直接由溢流孔流入D類廢水貯存槽進行處理。由於A、B類廢水均為強酸、強鹼性或污染濃度極高之廢棄槽液，若直接大量地流入處理系統中處理，將造成系統負荷突增，甚至來不及處理的情形發生，因而造成處理水質惡化。
2. C類廢水主要來自化學銅製程之化學銅廢水、廢液及外層氨系蝕刻之清



* R類廢水之活性碳吸附單元及離子交換樹脂單元已廢置不用

圖 3 輔導改善前之廢水處理流程圖

洗廢水。由於廢水中的銅離子與III合劑EDTA及錯合劑 NH_3 等，以螯合或錯合的形態存在，不易加以去除，廠內既有之處理設備因流程設計不佳且方法錯誤，以致處理成效極差，工廠為謀求解決此類廢水的污染問題，曾多次的進行改善，但一直都不能正確地掌握處理要領，廢水中的銅離子依然無法有效的加以去除。再者工廠於修改流程後，將C類處理水改排入D類廢水pH調整槽中處理，使得C類廢水中游離的EDTA及 NH_3 與D類廢水中的銅離子產生螯合及錯合作用，嚴重干擾D類廢水重金屬氫氧化物沉澱法的處理效果，造成處理後放流水銅離子濃度一直無法達到放流水標準。

3. 工廠近年來由於產量擴增，廢水量逐漸地增加，部份單元設備處理容量已有明顯不足的情形發生，並嚴重影響處理效果。專案小組於現場勘查時發現，D類廢水凝集沉澱槽，污泥有大量流出的現象，即可能是因為沉澱槽表面積負荷過大所造成；另外廢水水量增大後，砂濾機處理容量不足，致使沉澱槽出流水無法進行全量過濾，因而溢流出重金屬膠羽，造成放流水重金屬離子濃度偏高。
4. 由於處理系統設計上的缺失，造成C類廢水處理效果不佳，工廠於修改處理流程後，將C類處理水納入D類pH調整槽中再處理，期能防止廢水中銅離子的流出，此一改善措施，不但未能收到效果，反而使D類廢水中的重金屬離子與C類廢水中游離形態的EDTA及 NH_3 產生螯合或錯合。這些螯合化或錯合化的重金屬離子，無法以一般重金屬氫氧化物沉澱法加以去除，並且嚴重地干擾了化學混凝沉澱的去除效果。工廠為使處理水質達到放流水標準，因而投加了大量的氯化鐵藥劑於pH調整槽中，期能藉鐵離子與螯合或錯合化的銅離子產生置換反應，或經由生成多種金屬氫氧化物的共沉作用來降低廢水中的銅離子濃度，以符合放流水標準，安全排放。但加入大量氯化鐵之後，處理水質未見獲得徹底改善，反而卻因加入 Fe^{3+} 量過多，造成大量污泥，更衍生出污泥處理、處置的困擾。
5. 在執行輔導改善工作之前，工廠自行修改了原設計之處理流程，將A類廢水改注入O類廢水酸化槽中作為酸添加劑使用，以節省酸藥劑的消耗量，但因A類廢水中含有高濃度的重金屬離子如銅、鉛、鎳等，其與O類廢水混合後，將使O類廢水受到重金屬離子的污染，並造成下列不良

的影響：

- (1) O類廢水酸化過程所產生之墨渣，因受重金屬離子污染，可能變成有害性事業廢棄物，增加最終處置的成本。
 - (2) O類廢水因受到重金屬離子污染，其經酸化處理濾除墨渣後之出流水，亦因此而含有重金屬，故必須再納入D類廢水處理系統處理，以去除重金屬離子污染成份，此舉將大幅的增加D類廢水處理系統負荷，使原本處理容量已嫌不足的現象更形惡化。
 - (3) O類廢水中因含有高濃度的有機污染成份，若與D類廢水混合，可能影響重金屬離子的去除效果。
6. R類廢水之活性炭吸附單元及離子交換樹脂單元，由於活性炭及樹脂的再生效果不佳，且相當耗費處理成本，因此效益不高，廠方已停止使用。目前R類廢水則直接由泵浦抽送至中和放流槽中和放流，由於R類廢水為製程中連續排放之清洗廢水，廢水中含有低濃度的重金屬離子，若不處理直接中和放流，可能會造成處理後放流水質重金屬離子濃度偏高的傾向。
 7. D類廢水及C類廢水處理過程中所產生之重金屬污泥共同排入污泥貯槽中進行脫水處理，由於處理過程藥劑添加量過多造成大量污泥，使得污泥脫水處理及污泥餅最終處置產生極大的困擾，工廠現有之壓濾式污泥水脫水機為手動式操作，相當耗費人力，且處理容量不足，無法有效處理現有之污染量。
 8. O類廢水酸化處理後排入砂濾床進行過濾，以濾除酸化後析出之墨渣。當砂濾床堵塞後必須將表層之墨渣及砂層刮除或換新的濾砂，以使下一次的過濾得以順利進行，此種處理方式相當消耗人力，造成操作處理上的困擾。
 9. O類廢水於酸化後由泵浦抽送至砂濾床過濾，過濾後之出流水直接流入D類廢水pH調整槽中進行處理。由於O類廢水的COD 污染濃度極高，過濾後之出流水於短時間內集中排入D類廢水處理系統，將造成廢水COD 污染濃度突增，處理後之水質COD 無法達到放流水標準。

四、改善內容與成效

4.1 製程減廢措施

4.1.1 改善內容

經由廠內清查，探討其他製程減廢技術應用於廠內製程改善之可行性，確立可行之改善方案如下：

1. 合理化用水：在各製程單元分別裝設水錶，並配合省電省水設備控制用水量，以減少各製程單元不當用水。
2. 提高水洗效率：調整水洗槽之進水口及出水口位置，使水流行經路徑最長，防止短流發生，並提高清洗效果，以節省用水量。
3. 減少槽液帶出：於高濃度及高污染之藥液槽與水洗槽間安裝滴液板，使滴落之帶出液由滴液板上流回原槽中，避免流入清洗水槽中，以減少清洗水之消耗量。

4.1.2 改善成效

服務團工程師與廠內工程人員在輔導改善期間全面地推動製程減廢改善方案，期能有效的減少用水量及污染量，以減輕廢水處理場之處理負荷。在改善初期，先進行廠內用水、排水管線系統的全面清查與檢修，以防止不當的洩漏或排放，並在各製程線上裝設用水水錶，以確實掌握控制製程用水量。經過了長時間的用水量監控記錄，並配合製程清洗方法的改善，用水量逐漸地調整降低，並控制在一合理的範圍，表 3 是改善前與改善後之用水量比較分析表，由表中數據可以看出經過改善後製程用水量大幅的減少，約較改善前減低了 20% 以上。

圖 4 及圖 5 則是改善前與改善後月用水量及單位產品用水量之變化趨勢，由圖中之曲線走勢可知，工廠生產每 1m^2 的 PC 板，用水量從 $2.59\sim 2.79\text{m}^3$ 減少到 $2.02\sim 2.11\text{m}^3$ ，在減少用水量方面確實獲得了極佳的改善成果，不但節省了寶貴的水資源，更對管末廢水處理工作產生了相當大的助益。

4.2 廢水、廢液分類收集系統

4.2.1 改善內容

廠內既有分類收集系統已相當完善，但為配合廢水處理設施改善工程

表 3 改善前與改善後之用水量統計分析

項 目		產 量 m ² /月	自來水 用水量 m ³ /月	地下水 用水量 m ³ /月	總月用 水 量 m ³ /月	平均日 用 水 量 m ³ /月	單位產品 用 水 量 m ³ /m ²
改善前	80年11月	11,505	13,174	16,576	29,749	1,190	2.59
	80年12月	10,776	13,606	16,420	30,026	1,201	2.79
改善後	81年 1月	9,497	10,250	13,277	23,527	941	2.48
	81年 2月	7,363	9,068	9,487	18,555	742	2.52
	81年 3月	10,687	9,200	12,465	21,665	866.6	2.02
	81年 4月	10,685	9,968	12,630	22,598	904	2.11
	81年 5月	9,980	8,729	11,832	20,561	822.4	2.06
* 每月以25個工作天計算							

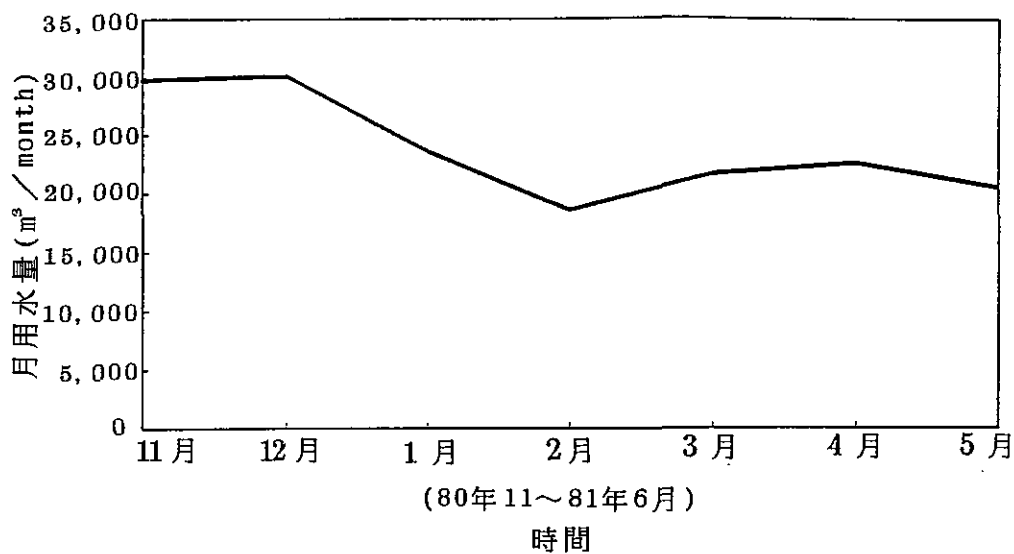


圖 4 改善前與改善後用水量變化趨勢

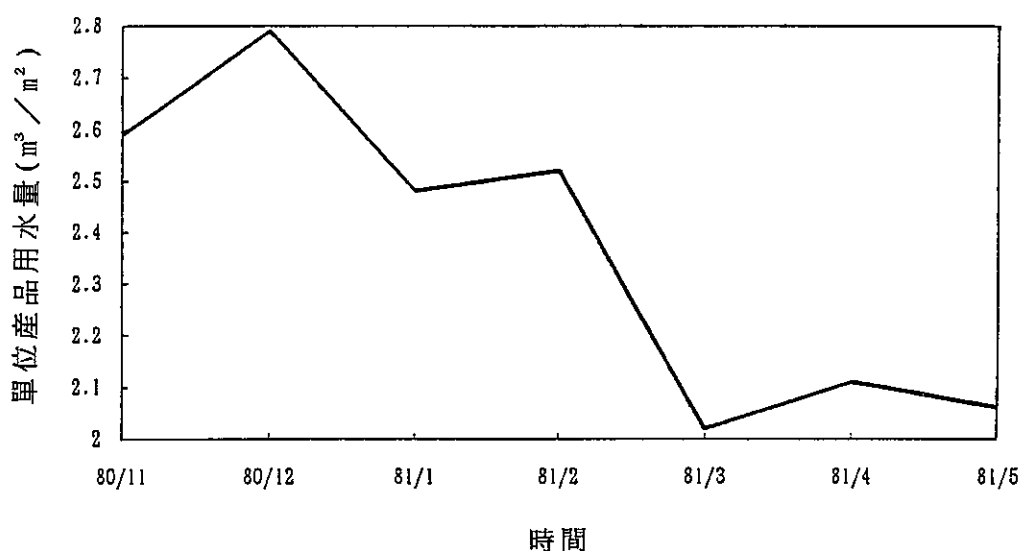


圖 5 改善前與改善後單位產品用水量變化趨勢

之進行，並減少處理場負荷，廢水、廢液收集管線宜再加以局部修正，茲將修改工作重點詳述如下：

1. 部份低濃度有機性清洗廢水，由於不含重金屬，又工業區進廠標準COD為 700mg/l ，可考慮排入R類廢水貯存槽，經中和後放流，以減輕現有廢水處理系統之負荷。有關修正後的污染源列述如下：

- (1)內層顯像後之清洗排水。
- (2)外層顯像後之清洗排水。
- (3)外層剝膜後之清洗排水。
- (4)防焊綠漆顯像後之清洗排水。
- (5)防焊綠漆退洗後之清洗排水。

2. 製程區地板之清洗排水，逕行排入雨水溝，與雨水混合排入A類及B類貯存槽，如此不僅降低了A類及B類貯存槽的緩衝功能，亦增大處理場負荷，故宜另設收集管線，將製程區地板之清洗排水與雨水分流收集後，排入D類貯存槽中。

4. 2. 2 改善成效

根據廠內清查結果，內層顯像等製程單元清洗排水每天約 90m^3 ，如表4所示。

表 4 顯像、剝膜製程單元之用水量統計

製程單元	用水量 (m ³ /day)
內層顯像	18
外層顯像	18
外層剝膜	24
防焊綠漆顯像	18
防焊綠漆退洗	12
合計	90

故若能修正此部份製程單元之排水管線，將其改納入 R 類貯存槽中，則廢水處理系統每天可再減少 90m³ 的處理負荷。此外，為改善製程區地板清洗排水與雨水合併流入 A 類及 B 類貯存槽，導致 A 類及 B 類貯存槽無法發揮應有緩衝高濃度酸鹼廢液的能力，造成處理系統負荷突增的問題，對於製程區地板之清洗排水，宜單獨設置收集管線，並與雨水分流，排入 D 類貯存槽，以解決處理困擾。

4.3 廢水處理設施

4.3.1 改善內容

服務團工程師在輔導工作期間深入的瞭解廠內有關管末廢水處理方面之現況及缺失，並多次與廠內污染防治工作人員溝通檢討後，擬具改善工作項目如下：

1. 修改或增設 C 類廢水前處理單元。
2. 修改或增設 O 類廢水處理設備。
3. 修改或增設砂濾機。
4. 修改或增設 A 類、B 類廢水貯槽及泵浦設備。
5. 修改或調整現有加藥系統。
6. 增設污泥脫水單元。

各項改善工作之詳細內容，說明如下：

1. 修改或增設 C 類廢水前處理單元

廠內化學銅廢液目前與化學銅清洗廢水及鹼性氨系蝕銅清洗廢水混合收集，統稱為C類廢水，由於水質條件變化極大，若利用舊有設備並採用硫酸亞鐵處理法進行處理，處理時不易控制良好的操作條件，處理成效將難以掌握，處理後放流水銅離子含量可能因此而超過排放標準，為有效解決此類廢水處理上的問題，建議可採用硼氫化鈉還原法或鋁催化還原法進行處理，將廢水中的銅離子還原成金屬銅並加以分離去除後，再定量納入中和放流槽內中和稀釋放流，以免廢水中的EDTA及 NH_3 干擾了整體廢水的處理成效。

2. 修改或增設O類廢水處理設備

O類廢水之改善重點如下：

- (1)停止加入A類廢水進行酸化，改添加 H_2SO_4 來調整pH 值，以免A類廢水中的金屬離子污染了O類廢水。
- (2)酸化後析出之墨渣改採機械方式分離或過濾，以減輕目前砂床過濾之操作人力負荷。過濾設備可考慮利用舊有之壓濾式污泥脫水機。
- (3)為防止濾除墨渣後之O類廢水瞬間排入處理系統造成放流水質 COD不穩定的情形發生，宜增設一緩衝槽體及定量泵浦設備，集中收集O類處理水，再由定量泵平均地泵送入中和放流池中和稀釋放流。

3. 修改或增設砂濾機

目前廢水處理系統部份槽體單元由於容量不足，以致處理成效不良，尤其沉澱槽因負荷過大，污泥常有上浮或大量溢出現象，造成處理水質惡化，廠內目前在沉澱槽之後，雖設有砂濾機一台，但因容量不足，無法全面過濾沈澱槽出流水，以致部份重金屬膠羽隨放流水排出。為有效防止重金屬膠羽流出，建議增設一台砂濾機，使沉澱槽出流水能全面進行過濾。廠內現有一套離子交換設備，由於已廢置不用，可考慮將其中活性炭吸附塔加以改裝成砂濾機，以彌補現有缺失。

4. 修改或增設A類、B類廢水貯槽及泵浦設備

廠內製程高濃度廢液的排放必須做妥善的管理與規劃，廢水處理系統才能維持穩定的操作狀態，並達到良好的處理成效，一般高濃度廢液的處理，應採用定量泵平均地將廢液抽送至處理系統處理，絕對避免瞬間流入造成負荷突增。由服務團人員至廠內勘查的結果發現，A類廢液

貯槽容量可能不足，無法發揮緩衝的功能，而 A 類、B 類廢液舊有的泵浦設備亦有缺失，無法調節流量使廢液定量平均的流入系統處理，因此建議在改善工程時必須對這些缺點加以修正。

5. 修改或調整現有加藥系統

廠內目前為求處理後水質達到放流水標準，在處理時投入大量藥劑，如 FeCl_3 、PAC、重金屬捕集劑等，結果產生大量污泥，長久以來不但污泥無法處理，造成惡性循環且浪費大筆藥劑費用。將來在改善工程期末，必須將現有加藥系統加以修正，部份藥劑如 FeCl_3 、PAC 等可視狀況逐漸減少加藥量甚或可免加，以降低污泥產量及處理費用。

6. 增設污泥脫水機

廠內目前設有一台壓濾式污泥脫水機，由於處理能量不足且操作極為不便，耗費大量人力，因此有必要另外再增設一部污泥脫水機，以有效處理廢水處理產生之污泥。

4.3.2 改善成效

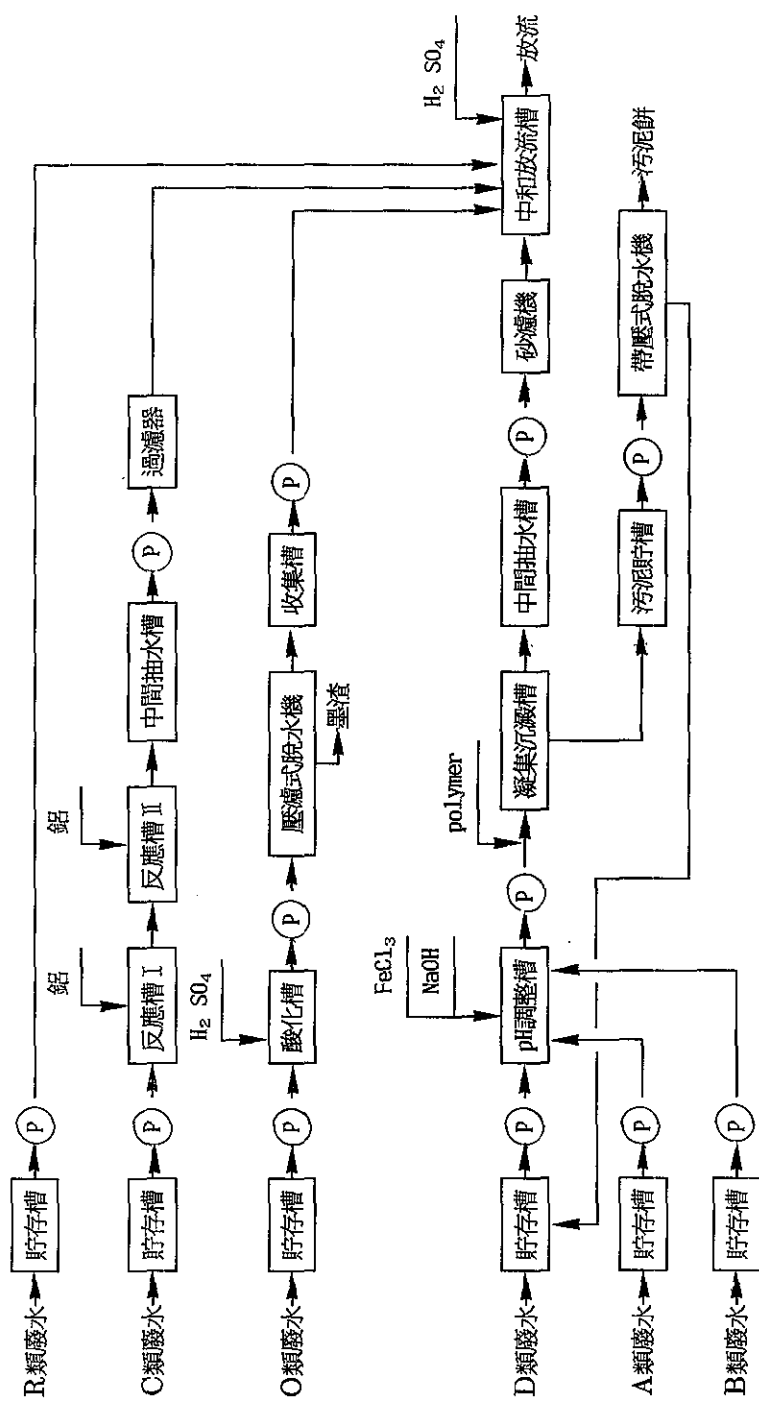
廠內廢水處理設備既有之缺失，在服務團與廠內工程人員的全面配合下，於改善工作期間，逐一的進行修正，並獲得了良好的改善成效，圖 6 及圖 7 是經過輔導改善後之廢水處理流程圖及處理場平面配置圖。截至目前為止，廠內廢水經此流程處理所得之排放水質已可穩定的達到現行的國家放流水標準。

在這裏必須特別一提的是廠內製程減廢對管末廢水處理改善工作之推展有絕對正面的效益，尤其是減少用水量方面。因獲得了極佳的改善成果，使得製程排出之廢水量由改善前的 $1,200\text{m}^3/\text{day}$ 降至 $850\text{m}^3/\text{day}$ ，大幅的減低了廢水處理設備的負荷。由於這項改善成果，使原本既有設備處理容量不足的困擾獲得舒解。表 5 是改善前與改善後各類廢水水量之比較分析表。

以下便按照改善工作的先後順序詳細地說明各項改善工作所獲之具體成果。

1. 修改或增設 C 類廢水前處理單元

C 類廢水改採用處理效果較佳之鋁催化還原法進行處理，工廠利用



※ R類廢水之活性碳吸附單元及離子交換樹脂單元已廢置不用

圖 6 輔導改善後之廢水處理流程圖

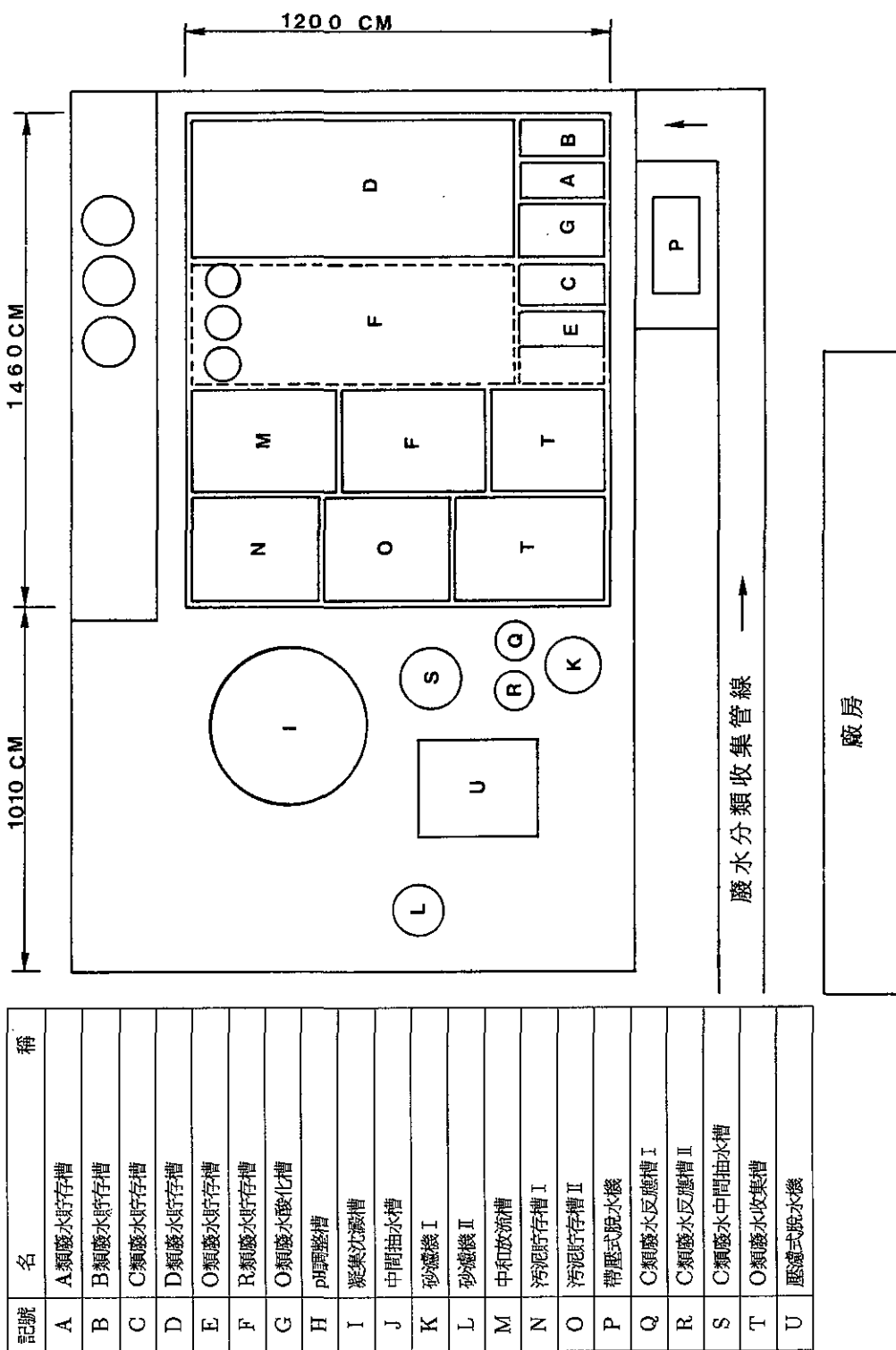


圖 7 輔導改善後廢水處理場平面配置圖

廠內舊有廢置之槽體設備加以改裝，並將C類廢水導入槽內，加入金屬鋁以催化還原廢水中之銅離子，使生成金屬銅微粒，再經過濾以將廢水中之銅完全分離去除，改善後之C類廢水處理流程如圖6所示。

經改善後C類廢水中的銅離子可由50mg/l處理至1mg/l以下，處理後出流水改排入中和放流槽內中和稀釋放流，不再干擾D類廢水之重金屬化學混凝沉澱的處理效果，使整體處理放流水質 Cu^{2+} 濃度穩定地達到3mg/l以下。

表 5 改善前與改善後各類廢水水量之比較分析

類別	名稱	改善前廢水量	改善後廢水量
		m ³ /day	m ³ /day
A類	高濃度酸性廢液	3	3
B類	高濃度鹼性廢液	1	1
C類	螯合化銅廢水及廢液	30	30
D類	一般清洗廢水	800	530
O類	顯像剝膜廢水及廢液	25	25
R類	一般清洗排水	350	260
合計		1,209	849

2. 修改或增設O類廢水處理設備

O類廢水改善後不再加入A類酸性高濃度廢液進行酸化，改加入硫酸溶液來調整降低廢水pH值，以避免O類廢水及酸化後析出之墨渣受到重金屬離子污染。另外為改善墨渣之分離技術並簡化處理操作，將舊有處理污泥容量不足之壓濾式脫水機更改作為O類廢水酸化後墨渣分離壓濾使用，而原有濾除墨渣之砂濾床則修改為濾液收集槽，集中收集壓濾後之分離液再定量泵入中和放流槽中和稀釋放流，改善後O類廢水之處理流程如圖6所示。有關O類廢水處理設備改善後所獲得之成效分述如下：

(1)改善後分離處置墨渣之工作獲得簡化，並大幅減輕操作人力負荷。

(2)改善後O類處理水不含重金屬離子污染成份，直接納入中和放流槽內中和稀釋放流，不再干擾D類廢水重金屬化學混凝沉澱處理效果。

(3)改善前酸化後之O類廢水經砂濾床濾出即直接大量流入D類廢水pH調整槽內，造成COD污染濃度驟增，處理水質COD因而有高達800~1000 mg/l的情形發生；改善後設置了濾液收集槽，高COD之濾液集中收集後再定量平均地泵入中和放流槽中和稀釋放流，放流水質COD可穩定地達到200mg/l以下。

(4)改善後之處理流程可大幅減低pH調整之酸鹼藥劑使用量。

3. 修改或增設砂濾機

由於D類廢水沉澱槽表面積負荷過高，污泥有上浮溢出的現象，為確保處理水質，沉澱槽之出流水必須進行全面過濾，以防止重金屬氫氧化物膠羽流出，既有之砂濾機（ $\phi 1.45\text{m} \times 3.0\text{mH}$ ）因容量不足，無法進行全面過濾，在專案小組的建議下，工廠將舊有廢置不用之R類廢水活性炭吸附塔（ $\phi 1.45\text{m} \times 3.25\text{mH}$ ）加以修改，作為砂濾機以增加處理容量，經改善後兩座砂濾機並聯操作，濾速約在160 m/day以下，沉澱槽出流水可全面進行連續過濾，使處理水質獲得有效的改善。

4. 修改或增設A類、B類貯槽及泵浦設備

經廠內製程廢水、廢液排放量的量測、推估結果發現，廠內之A類廢水（酸性高濃度廢液）若集中一次全部排出或更新，最大廢水量約為12m³，B類廢水則為3m³，廠內舊有的A類、B類廢水貯存槽之有效容量分別為3.5m³及3.6m³，A類廢水貯存槽容積有明顯不足的跡像，必須擴增容量，始能緩衝A類廢水的大量排出，目前此項改善工作仍在進行當中，待改善完成後，配合定量泵浦設備的使用，必能使處理系統廢水進流濃度穩定地控制在一定範圍內，並獲得最佳的處理效果。

5. 修改或調整現有加藥系統

改善前為使處理水質達到放流水標準，處理時投加入大量FeCl₃，FeCl₃ (38%)的消耗量高達1,000kg/day以上，經過改善後，C類廢水的干擾問題已消除，加藥量減少降低至500 kg/day以下，大幅的降低藥劑處理成本，並大大的減少污泥產生量。

- 節省藥劑成本

$$(1,000\text{kg/day} - 500\text{kg/day}) \times 5\text{元/kg} = 2,500\text{元/day以上}$$

- 減少污泥產生量 834kg/day 以上 (含水率 85%)

$$500\text{kg/day} \times 0.38 \times \frac{107}{162.5} = 125.1\text{kgD.S./day}$$

$$125.1\text{kgD.S./day} \div 0.15 = 834\text{kg/day (含水率 85\%)}$$

6. 增設污泥脫水機

管末廢水處理設備改善後重金屬污泥產生量概算如下： Cu^{2+} 造成之污泥量：

$$80\text{mg/l} \times 530\text{m}^3/\text{day} \times 10^{-3} \times \frac{97.5}{63.5} = 65.1\text{kgD.S./day}$$

FeCl_3 所造成之污泥量：

$$500\text{kg/day} \times 0.38 \times \frac{107}{162.5} = 125.1\text{kgD.S./day}$$

$$\text{污泥總量} = 65.1 + 125.1 = 190.2\text{kgD.S./day}$$

在專案小組建議下，廠方投資了 150 餘萬元新增設了一台處理容量達 50kgD.S./hr 的帶壓式污泥脫水機，替換舊有之壓濾脫水機，以提昇污泥處理效率，改善後廢水處理過程所產生之污泥，每日僅需進行 4 小時的脫水處理操作，即能處理完畢。

五、結 論

廠內工程人員在服務團的輔導協助下逐步地進行各項污染防治改善工作，不論是在廠內改善方面或是管末廢水處理方面均獲得了良好的改善成效，截至目前為止，廠內廢水經處理後之排放水質已可穩定地達到現行的國家放流水標準，並已向所在地工業區污水處理廠提出進廠處理許可。

台塑公司仁武廠排煙脫硫設備介紹

許作建*

一、前言

台塑公司仁武廠汽電共生系統於民國64年設置246 T/hr燃油鍋爐及33,700kw汽輪發電機一套，為配合廠區擴建對蒸汽和電力需求大增，陸續增建180T/hr 燃油鍋爐、23,500kw 汽輪發電機一套及330T/hr 燃煤/油鍋爐一套，為因應缺電危機避免生產受阻，以求供電自主，乃著力於擴建350T/hr燃煤/油鍋爐、100,700kw汽輪發電機各二套並於80年9月正式商業運轉，除供仁武廠區使用外，尚可回供台電公司。

本公司發電鍋爐係採燃煤/油之汽電共生設備，排氣中含有懸浮微粒、硫氧化物、氮氧化物……等，其中硫氧化物排放值雖符合目前法令管制標準，為配合政府環保政策及改善環境空氣品質除繼續採低硫煤外，並設置排煙脫硫設備，以降低硫氧化物排放，確保環境。

在燃油鍋爐使用之燃料油係中國石油公司供應之低硫油，而中油公司燃油中硫含量亦配合環保規定隨之降低，故其排放硫氧化物將低於法令管制標準。

二、排煙脫硫－濕式氫氧化鎂法介紹

1. 高壓鍋爐汽電共生及排煙脫硫流程概說

鍋爐產生高壓蒸汽先驅動汽輪機發電後產生之低壓蒸汽再送至生產工廠製程使用，燃氣則經過靜電集塵後，導入吸收塔處理燃氣中所含硫氧化物及粉塵，在吸收塔中 SO_2 與脫硫劑 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 接觸轉化為亞硫酸鎂再進入氧化槽轉換為穩定之硫酸鎂。經處理之燃氣再經由除水器（

* 台灣塑膠公司公用廠專員

eliminator) 去除其中之水滴後由煙囪排出，吸收液中懸浮固形物經壓濾 (filter press) 壓榨過濾後之泥餅、廢水則分別處理。燃油 / 煤鍋爐流程見圖 1，排煙脫硫流程見圖 2。

2. 設備性能說明

(1) 排煙脫硫設備

a. 規格

製造廠商：日本富士化水公司

廢氣處理量：339, 226Nm³/hr (wet base)

吸收劑：30% Mg(OH)₂

吸收塔：6.5mφ × 20MH × SUS316

b. 設計值

入口燃氣組成：SO₂：1, 100ppm 粉塵：100mg/Nm³ (dry base)

溫度：128℃

入口燃氣量：339, 266Nm³/hr (wet base)

出口燃氣組成：SO₂：50ppm以下 (dry base) 粉塵：50mg/Nm³以下

溫度：58℃

出口燃氣量：375, 852Nm³/hr (wet base)

排放廢水組成：pH：5~9 CODcr：300mg/l以下 SS：200mg/l以下

(2) 預冷部 (prequench)

128℃ 燃氣經靜電集塵器 (EP) 後，以增壓風扇 (boost up fan) 加壓送入預冷部，以工業用水沖刷 (流量12T/hr，壓力2kg/cm²) 霧化冷卻，冷卻液呈現強酸性為克服強酸預冷部採特殊耐酸鱗片內襯 (flake lining)，外覆耐酸磚 (kokastone) 防止沖蝕與腐蝕。

(3) 吸收塔 (absorber)

在吸收塔中循環泵所打入之循環液 (1, 700m³/hr)，經上方分配器均勻散佈落下，而與往上流之燃氣接觸，這種氣液混合現象將在多孔板 (moretena plate) 上發生最佳效果，此時即能去除一部份燃氣中的 SO₂ 及粉塵。循環過程中，部份循環液 (30m³/hr) 送至氧化槽處理。

吸收塔底部保存定液位之循環液，當 pH 下降時即自動補入吸收劑

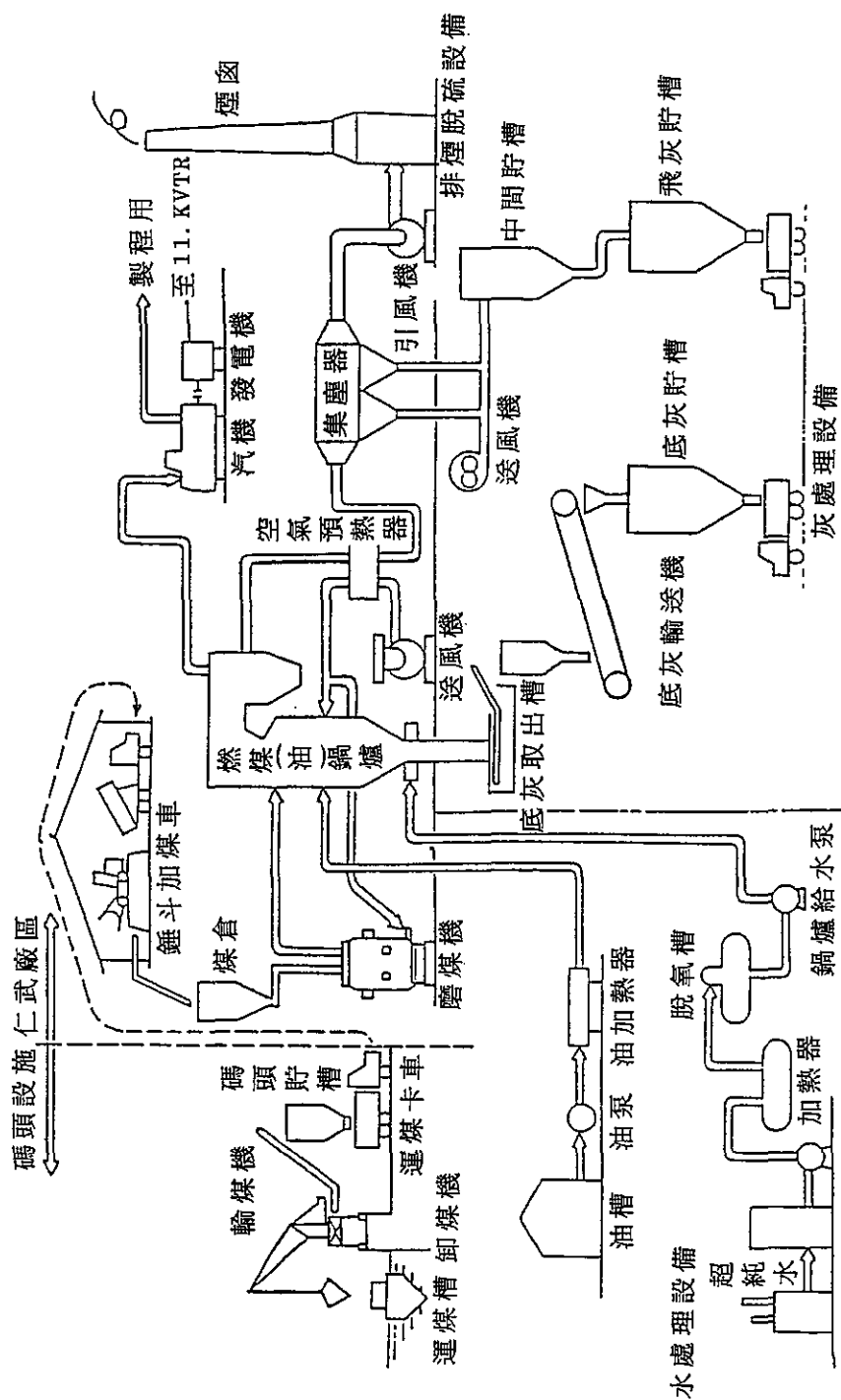


圖 1 燃煤 / 油鍋爐流程圖

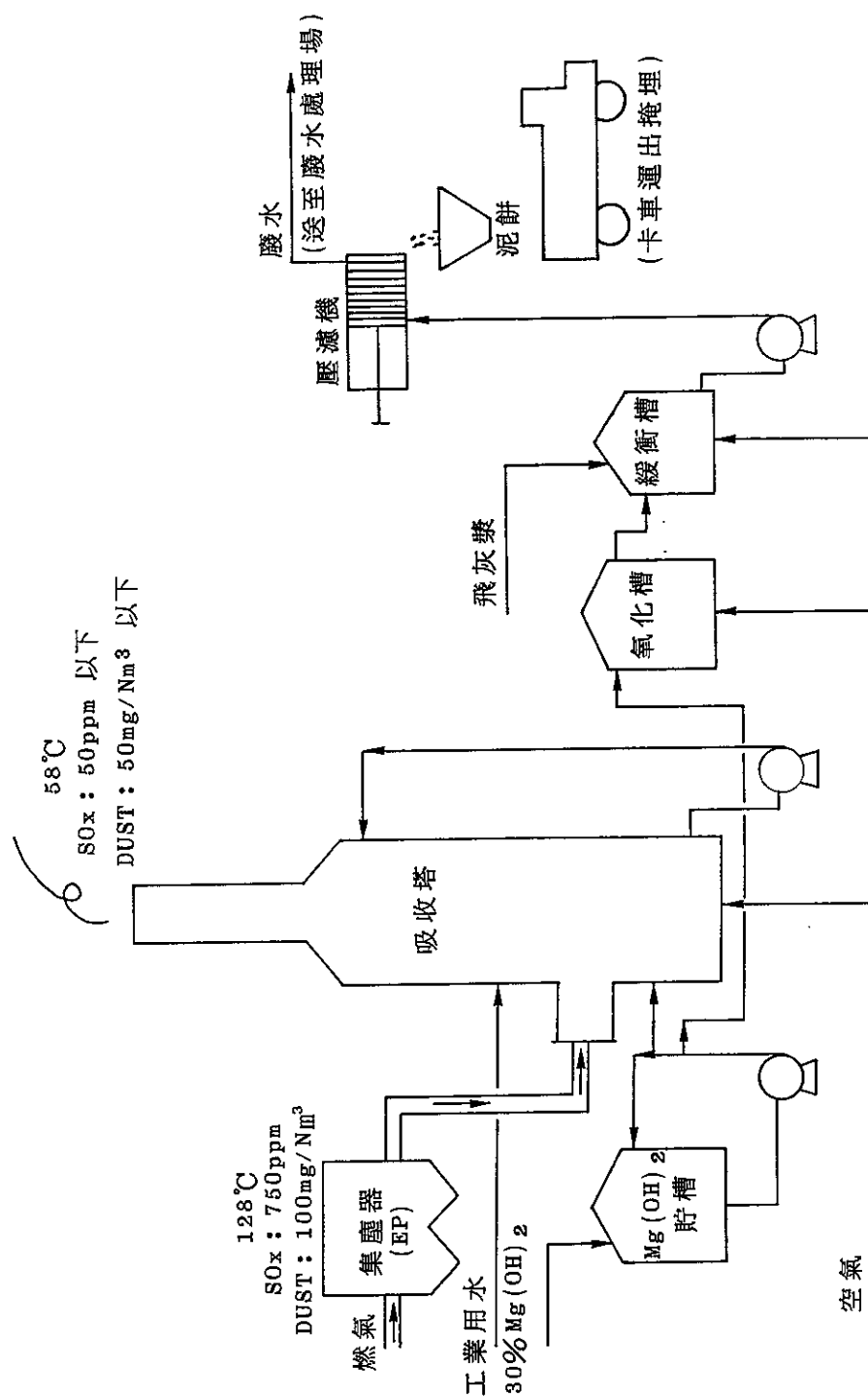


圖 2 排煙脫硫流程圖

30% $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ，以控制循環液 pH 值於 6~6.5 之間。另一部份 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 與 SO_2 反應變成 MgSO_3 ，仍當吸收劑使用。

經反應後之燃氣其水滴中所含粉塵或其他懸浮顆粒於排出吸收塔前，將由除水器 (eliminator) 去除，而除水器附著之粉塵可用工業用水間斷性洗滌，以求其清潔，處理流程見圖 3。

吸收過程基本反應式：

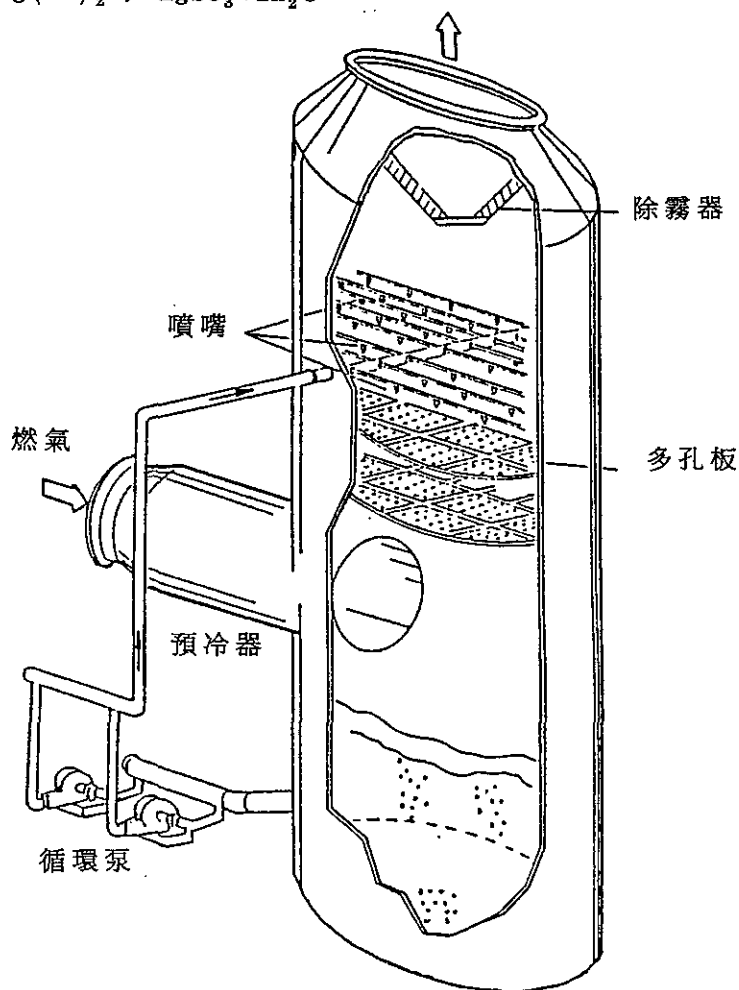
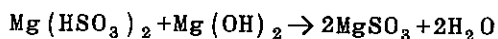
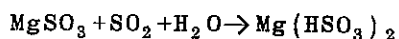
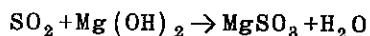
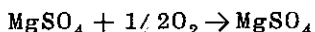


圖 3 吸收塔處理流程

(4) 氧化槽 (oxidizer)

在氧化槽中，循環液之亞硫酸鎂 (MgSO_3) 及亞硫酸氫鎂 ($\text{Mg}(\text{HSO}_3)_2$) 將氧化變為硫酸鎂 (MgSO_4)，而此氧化作用是以鼓風機送入空氣，經擴散器之氣曝方式完成，為確保循環液完全反應及 pH 值大於 6 亦自動控制加入 30% $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 。

氧化過程基本反應式：



(5) 脫水設備

a. 緩衝槽 (cushion tank)

氧化槽之溢流液暫存於緩衝槽中，其後再由泵送入壓濾機處理，為防懸浮顆粒沉積槽底，亦設有擴散器以行曝氣功能。

b. 壓濾機 (filter press)

貯存於緩衝槽之循環液由泵送至壓濾機作固、液分離壓濾成之泥餅卡，由車運出掩埋，濾液則經泵送至廢水處理場處理後排放。

c. 灰漿給料槽 (body feed tank)

將 EP 所收集之飛灰加以調配成 5% 水溶液再由泵送入緩衝槽，當作助凝劑使用，因壓濾機給料液中之懸浮顆粒須大於 2,000 mg/l。

(6) 吸收劑供應設備

採礦產 MgO 加入 70℃ 熱水攪拌槽中攪拌，約二小時後，水解成 30% $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 再由泵送至 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 貯槽，供吸收塔、氧化槽使用。

調製流程見圖 4。

礦產 MgO 成份要求：

MgO	Wt%	: 91.62% 以上
CaO	Wt%	: 1.75% 以下
SiO_2	Wt%	: 1.75% 以下
Fe_2O_3	Wt%	: 0.26% 以下
Al_2O_3	Wt%	: 0.26% 以下
NaCl	Wt%	: 2.2 % 以下

水份 Wt% : 5 % 以下

粒度 (as 30% $\text{Mg}(\text{OH})_2$ Slurry) : 4μ pass 99% 以上

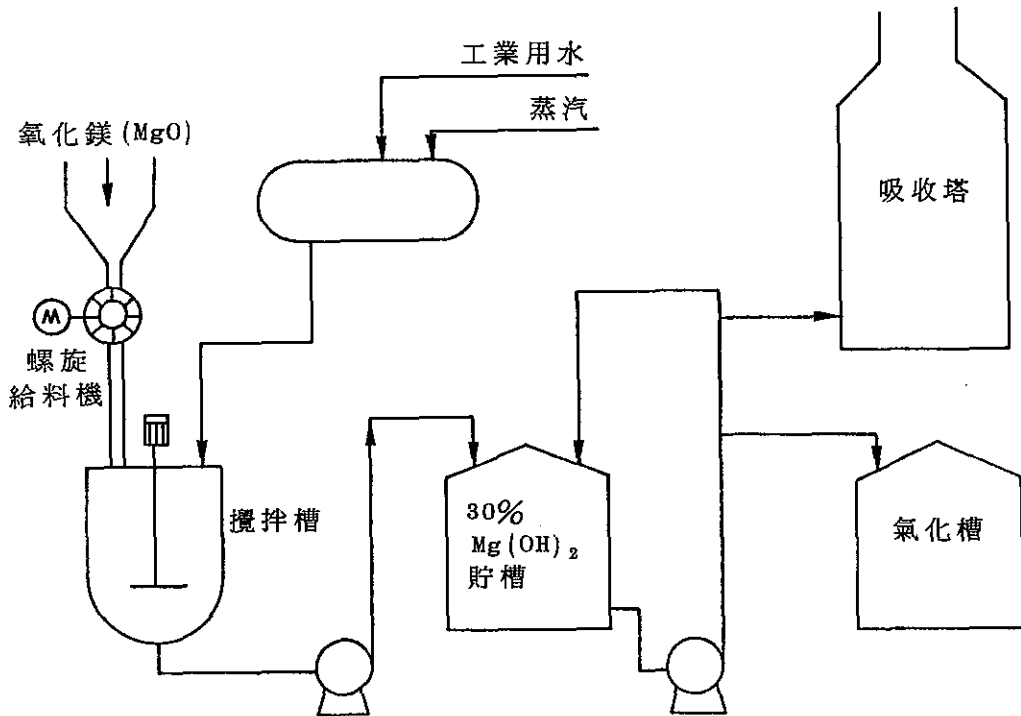


圖 4 吸收劑調製供應流程

(7) 白煙防止

白煙成因及防止對策可由圖 5 說明。

濕式排煙脫硫有一個共通問題即脫硫後的排煙被冷卻下來，但濕度卻增加了，若直接排放至大氣中會受到氣象條件影響而產生白煙，且擴散條件也會惡化。本廠採設備最簡單，投資費用最低廉的方式，即以蒸汽加熱空氣再以風車打入煙囪，即可防止白煙產生。

未加熱空氣時，當燃氣由 B→D 其中 $E_1 \rightarrow E_2$ 間為白煙生成區域（均在飽和曲線外）， E_2 點→D 白煙即消失。

當加熱空氣時，將燃氣由 B→I，即提高排放燃氣之溫度，其熱焓亦提高，再排放至大氣（D 點），此時 I→D 均在飽和曲線內，故不生白煙。

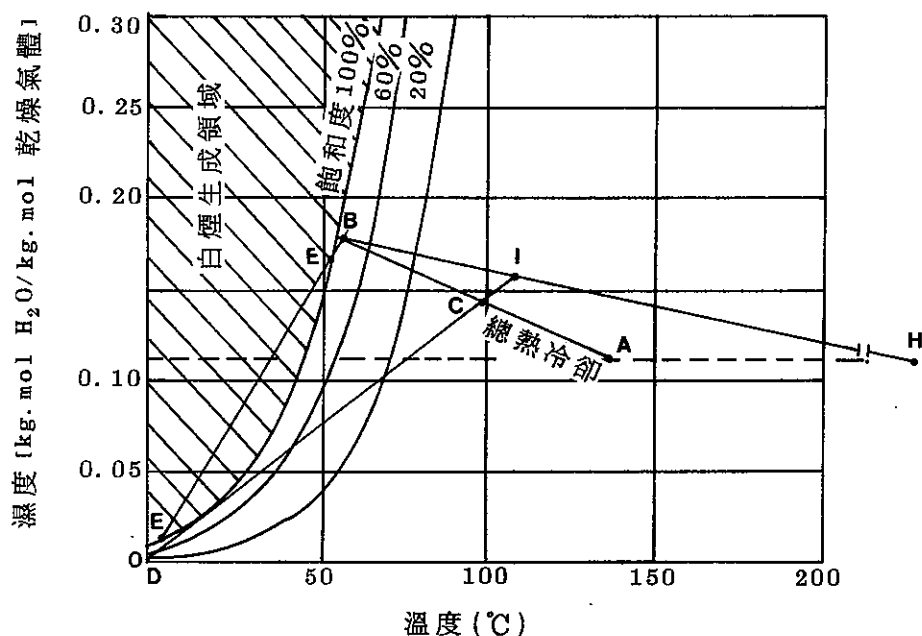


圖 5 白煙成因與防止對策之原理

- A : 脫硫設備入口排煙狀態
- B : 脫硫設備出口排煙狀態
- D : 大氣狀態
- H : 熱源 (熱空氣)
- I : 燃氣出口經熱空氣加熱後
- E₁ E₂ : E₁ 點進入白煙生成領域, E₂ 點白煙消失
- A-B : 絕熱冷卻過程
- B-E₁ -E₂-D : 與大氣之混合

白煙防止流程如圖 6 所示。

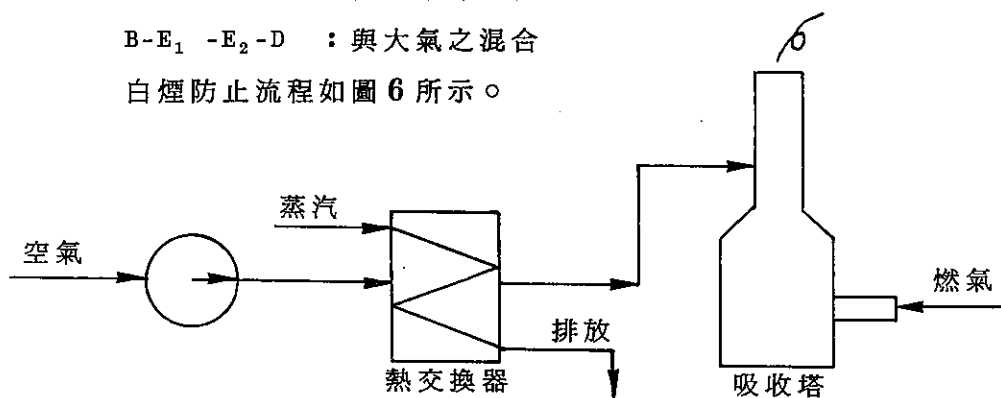


圖 6 白煙防止流程

三、運轉成本

1. 總投資費用：9,500萬元○

2. 運轉成本如下：

成本 項次	變 動 成 本		固 定 成 本	
1	電 力	811,000元/月	折 舊	2,650,000元/月
2	MgO	1,440,000元/月	維 修	237,500元/月
3	工業用水	216,000元/月	——	
4	儀控空氣	600元/月	——	
小 計	2,467,600元/月		2,887,500元/月	
合 計	5,355,100元/月			
說 明	1. 電力：704KW/hr×1.6元/KWH 2. MgO：500Kg/hr×4元/Kg 3. 工業用水：25mg/hr×12元/m ³		1. 折舊：以二年平均折舊計 2. 維修：以投資費用 3%計	

四、運轉實績

1. 廢氣排放：

本FGD設備經試車完成，正式運轉，經委託環保署認可之環境檢測公司施行檢測，結果如下：

項目	管制別 量測值	法令管制值 (82.7.1~)	處 理 前	處 理 後
SOx		500ppm	440~650ppm	34ppm
Dust		69mg/Nm ³	20~60mg/Nm ³	4mg/Nm ³

2. 廢水排放：

項目 \ 管制別 量測值	放流水標準 (82. 1. 1~86. 12. 31)	實測值
pH	6.0~9.0	6.1
CODcr	50mg/l	23mg/l
SS	50mg/l	3mg/l

3. 廢水排放量：15M³ /hr

五、結 論

國內經濟發展迅速，對電力需求大增，且因台電增設發電設備受阻，供電吃緊之際，時時有限電危機，為求企業正常運轉及配合政府推廣各企業設置汽電共生以符合有效利用能源政策，故投資興建汽電共生設備。除足夠供應廠區用電時，亦可回供台電公司，對目前電力需求亦有正面的回饋。

本公司對環境保護推展一向不餘遺力，更不惜鉅資對新建或既有設備加以改善，且不以政府法規最低標準自足，就空氣品質改善增設排煙脫硫設備而言，其排出SO_x小於50ppm，而82年管制值為小於500ppm，除遠超法規標準外，並達先進國家未來標準。

台塑公司氯乙烯廠廢氣燃燒爐

黃世哲*

摘 要

台塑公司氯乙烯廠與塑膠廠製程廢氣，分別以水液吸收及冷卻方式來處理，尙未能達到有機化合物排放標準。乃由美國Selas公司提供基本設計，由本公司工程部自行細部設計、預算、發包、施工，分別在仁武及林園廠區增設一套廢氣燃燒爐，將含有機氯化物之廢氣送入燃燒爐燃燒生成HCl、CO₂及H₂O，高溫氣體再送入廢氣熱回收鍋爐回收燃燒之廢熱產製蒸汽後，經兩段吸收塔吸收其中之HCl氣體產製鹽酸，尾氣再經中和塔以鹼液中和其中之HCl後排放大氣，VCM實測值皆小於1ppm，優於82年國家管制標準。仁武氯乙烯廠廢氣燃燒爐投資金額13,000萬元，每年燃油費用4,700萬元，加上鹼液、電力、淨水、修護費、人工、財務費等其處理成本每年為7,800萬元。惟本設備可回收25%鹽酸及18kg/cm²蒸汽，效益為1,200萬元及4,800萬元。故其處理成本每年實為1,800萬元，若以仁武VCM廠每年產製30萬噸VCM成品計算，每生產1噸VCM需花費60元。

一、前 言

台塑公司氯乙烯廠與塑膠廠製程排放的廢氣分別以吸收及冷卻方式來處理，以致無法達到有機化合物之排放管制標準，因此於民國79年採用美國Selas公司製程，分別在仁武及林園廠區增設一套廢氣燃燒爐，將製程有機氯化物之廢氣送入燃燒爐燃燒生成HCl、CO₂及H₂O，高溫氣體再送入廢熱回收鍋爐回收廢熱產製蒸汽後，經兩段吸收塔吸收其中之HCl氣體產製鹽酸，尾氣再經中和塔以鹼液中和未經吸收之HCl後排放至大氣，VCM實測值在1ppm以下，優於82年國家管制標準10ppm。

* 台灣塑膠公司氯乙烯廠工程師

二、廢氣入料成份及處理效果

1. 廢氣入料成份

請詳見表 1 所示，為具有污染性氯化有機廢氣，廢氣總處理量為 21,055kg/hr。

表 1 廢氣入料成份流量

廢氣入料成份流量	Stream			
	AA	BB	CC	DD
C ₂ H ₄	668	—	77.1	17.
VCM	4	96.	76.	36.4
EC	59	35.3	57.	22.3
1,1DCE	—	52.9	47.	3.
TRANS DCD	—	—	4.2	8.4
CIS-DCE	—	—	3.	0.3
CHLOROPRENE	—	—	25.3	1.6
CHCl ₃	—	108.6	41.	1.8
CH ₂ Cl ₂	—	58.2	—	—
CCl ₄	—	—	46.	1.9
CH ₃ OH	—	237.	—	—
TCE	—	—	9.	0.5
1,1,2-TCE	—	78.1	—	—
EDC	171	130.4	130.	194.
C ₆ H ₆	—	—	0.7	0.1
OTHER ORG	12	19.9	66.	12.6
O ₂	676	9.	20.3	2.4
CO ₂	153	—	25.	—
CO	65	—	39.3	—
N ₂	15,695	616.7	661.2	183.
H ₂	3	—	—	—
HCl	223	—	—	—
BUTADIENE	—	—	—	—
FLOW kg/hr	17,849	1,442	1,278	486
HHV kcal/hr	9,208	2,856	2,924	1,018
TEMP °C	-25	30	30	35
PRESS PSIG	5	5	3	3

2. 處理效果

①處理前：VCM 1%

處理後：VCM 1ppm以下。

②煙道排氣保證值如下，可符合國家管制標準10ppm。

① NO _x	150ppm
② 粒狀污染物	50ppm or 0.12 grams per dry SCF
	0% excess air
③ 未燃燒碳氫化合物	0.5ppm
④ Cl ₂	10ppm
⑤ HCl	20ppm
⑥ EDC	5ppm
⑦ VCM	5ppm

三、廢氣處理流程及設備概要

3.1 廢氣處理流程

1. 廢氣來源：氯乙烯廠及塑膠廠製程排放有機氯化物廢氣。

2. 處理方式：將上述有機氯化物之廢氣送入燃燒爐生成 HCl、CO₂及 H₂O 高溫氣體再送入廢熱回收鍋爐回收燃燒之廢熱產製蒸汽後，經兩段吸收塔吸收其中之 HCl 氣體，產製鹽酸。

3. 處理流程：廢氣處理流程如圖 1 所示。

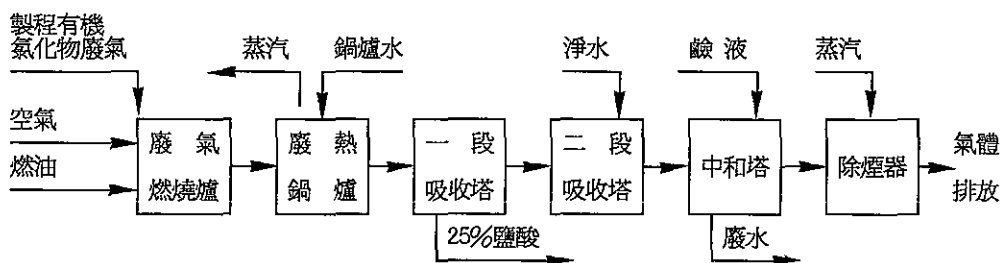


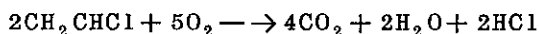
圖 1 廢氣處理簡圖

3.2 設備概要

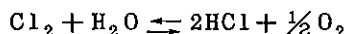
1. 燃燒爐 (incinerator)、燃燒器及燃燒空氣送風機 (combustion blower)，如圖 2 所示。

- (1) 來自 VCM 廠及 PVC 廠之多股廢氣，經由主燃燒器進入燃燒爐，而每股廢氣通過主燃燒器之個別通道，直到離開燃燒器之管端，此燃燒器之管端係在爐內。燃燒器之空氣導風片，驅使燃燒空氣進入時造成一極強烈之渦流，而使空氣與廢氣急速混合，並使其完全燃燒，廢氣在 $982 \sim 1,204^{\circ}\text{C}$ 高溫之爐內有 1 秒鐘之滯留時間，以確保完成破壞並使 HCl 與 Cl_2 有足夠時間達到反應之平衡點。燃燒反應所需之熱源由廢氣中之氯化有機物本身提供或由輔助燃料，如柴油之燃燒來補充。
- (2) 燃燒反應所產生之氣體如水氣及二氧化碳等均可以排放大氣中不致造成危害，但是有些化合物如 HCl 則需作進一步的處理，並可依傳統方式來處理。

反應過程可簡單地用以下反應方程式表示：



在較高之爐溫會產生另外一種反應而形成 Cl_2 (氯氣)，加入水時可依下式使 Cl_2 形成量減至最低：



- (3) 燃燒爐溫度係使用輻射高溫計來檢測，此輻射高溫計偵測在燃燒過程中實際火焰區域之溫度。這樣可以即刻偵察到廢氣熱值或流量之變化，而這些變化引起燃燒溫度之變化，偵測之溫度值轉變為一個能送回到溫度控制器之信號來調整燃油（增加熱量）或冷卻水（減少熱量）之流量，以使保持燃燒爐在 $982 \sim 1,204^{\circ}\text{C}$ 之溫度下操作。輻射高溫計由熱電堆 (thermopile) 組成，此熱電堆按裝於一個對準燃燒室之視窗上，輻射高溫計裝有一透鏡用以聚集燃燒室內之耐火磚與高溫氣體之輻射熱量後，並將此輻射熱集焦於熱電堆而產生與燃燒室溫度相對等之信號。熱電堆是裝在一個封閉之罩子內，不能直接暴露在燃燒爐之氣體中，並必須加入排稀空氣予以冷卻，保持在常溫狀態，而其對準燃燒室之視窗在任何時候視線須無障礙物遮掩，為此，輻射高溫計之後端裝有視孔及蓋子可供檢查視窗。

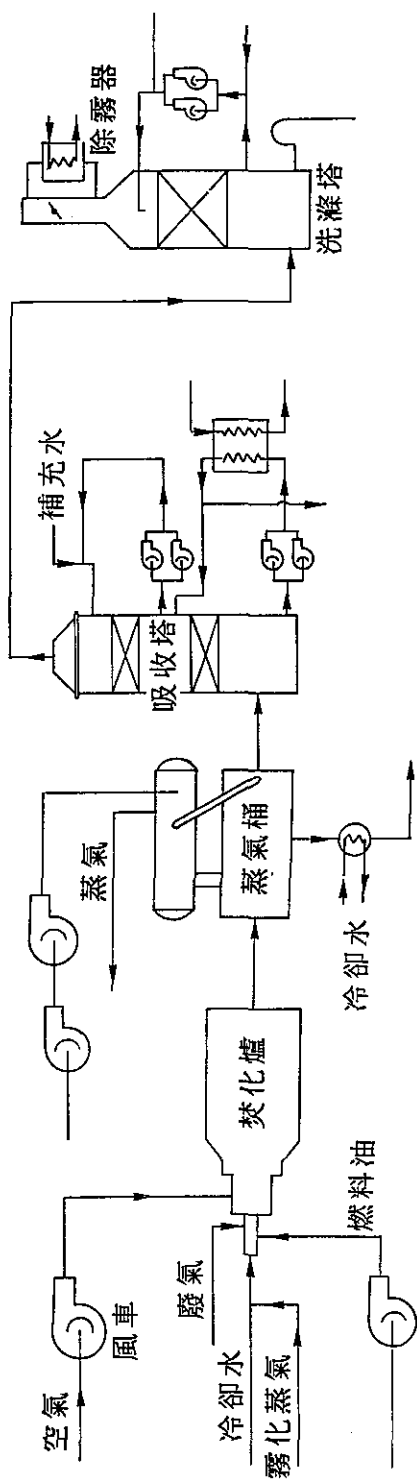


圖 2 廢氣燃燒爐流程圖

在升溫操作期間，輻射高溫計所檢測之溫度，可與爐內其它用熱電偶所檢測之溫度作比較，在開始升溫期間溫度低於1,400°F時，輻射高溫計之反應不佳，所測之溫度不準確，而1,400°F至設計之操作溫度間，其所測得之溫度應與熱電偶所測得之溫度非常接近。

- (4)燃燒爐殘氧濃度必須控制不得低於3%，主燃燒器之空氣控制閥之負荷係以在無廢氣加入時足以供應主燃燒器最低量燃油燃燒所需空氣量作為基本負荷，其係在DCS盤HIC-901切入手動調整，當加入更多的燃油時燃燒氣體中殘氧即漸被消耗，而殘氧控制器即驅使燃燒空氣之微調控制閥AV-901-1B 開度加大。
- (5)在主燃燒器燃燒之廢氣火焰，是藉著在爐側燃燒油料之輔助燃燒器來達到穩定燃燒，而輔導燃燒器具有與主燃燒器同一渦流方向，輔助燃燒器經常是低量情況下操作，以維持主燃燒器之穩定火焰，當爐溫度控制器需要加入更多熱值時，輔助燃燒器才會自動跳到高量操作。
- (6)燃燒爐爐殼是碳鋼製作，設計上此鐵殼在正常運轉時保持溫燙以避免HCl氣體在鐵殼內凝結而受蝕，燃燒爐防雨罩設計上在頂端有排風隙，使整個爐表面籠罩在溫熱的環境下，燃燒爐內襯耐火泥及燃燒器之耐火磚均為含高量鋁材料，適合於這種高溫及有HCl 腐蝕之環境。
- (7)主燃燒器之噴槍在與廢氣接觸部位均為Hastelloy C材質以防止酸蝕。
- (8)燃燒空氣送風機提供燃燒用空氣，亦可提供爐溫冷卻用空氣，其材質為鑄鐵、葉片為鋁製表面塗敷酚樹脂以耐蝕。

2. 廢熱鍋爐 (steam drum)

燃燒後之高溫氣體進入一煙管式鍋爐，將熱能傳給250 psig之飽和蒸汽。鍋爐上為蒸汽鼓、鍋爐材質全部為碳鋼製一在高溫（入口）端管板襯有4"厚之高鋁質耐火泥及喇叭管，蒸汽鼓尺寸設計超大以緩衝廢氣熱值突變之衝擊。

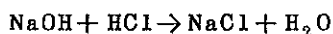
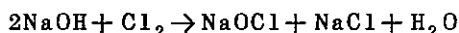
3. 吸收塔 (absorber)

廢熱鍋爐出口之燃燒氣體溫度為260~293°C經由一襯耐酸磚之大管進入吸收塔。吸收塔有兩段填充床，每段均有酸循環迴路，此循環系統在固定流量下運轉，並維持吸收塔之冷卻及HCl 之被淨水吸收，出料之酸液濃度25%，此吸收塔碳鋼外殼，內襯耐酸磚，循環液往石墨熱交換

器移除吸收塔之熱量，而淨水視需要自動加入。HCl去除率約為95%。

4. 中和塔 (scrubber)

吸收塔出口之尾氣溫度約41℃，含有少量的HCl及Cl₂，經由FRP大管進入FRP製的中和塔，此塔有一層CPVC填充床固定的鹼液循環除去尾氣殘存的HCl及Cl₂至數ppm之程度。中和塔之反應形成物為NaOH和NaCl。



吸收下來的廢水送到廢水處理系統，此塔頂端有一液沫分離器，須偶而以淨水沖洗。

5. 除煙器 (deplumer)

由中和塔出來之氣體含有飽和水氣，可經由除煙器以蒸汽加熱去除水氣後成為無法目視之氣體再由煙囪排入大氣。

四、廢氣處理成本

仁武氯乙烯廠廢氣燃燒爐投資金額13,173萬元，每年燃油費用4,711萬元，加上液碱、電力、淨水、修護費、人工、財務費、其處理成本每年為7,733萬元。惟本設備可回收25%鹽酸及18KG/cm²蒸汽，其效益為1,173萬元及4,774萬元。故其處理成本每年實為1,786萬元，若以仁武VCM廠每年產製30萬噸VCM成品計算，每生產1噸VCM需花費處理成本59.5元。詳細說明如表2所示。

五、操作管理問題與對策

1. 仁武廢氣燃燒爐運轉已近2年皆能發揮預期功效，將氯乙烯廠及塑膠廠製程的廢氣處理到能符合排放管制標準，目前則正常運轉中。
2. 試車期間由於燃燒爐輔助燃料柴油的噴霧空氣壓力不足，無法完全燃燒，致火焰有黑煙、鹽酸有黑色色澤，經改為使用蒸汽來霧化 (steam atomization) 後霧化效果較佳，已可改善鹽酸色澤不佳的問題。
3. 原輸送廢氣的長程管路易積存液體，導致跳車，現已改善使其上、下游皆經一氣液分離器來排除積存的液體，全程管路並設計使用雙套管和被

表 2 廢氣處理成本

處理設備名稱			仁武廢氣燃燒爐	
處理廢氣量			21,055 kg/hr	
處理前濃度	處理後濃度	VCM 1%	VCM 1ppm 以下	
投資費用			131,735,000 元	
實際完成日期			79. 7. 31	
成本項目		單價	年用量	年金額
變動成本	電力	1.27元/kWh	1,544,000	1,960,880
	淨水	24 元/T	16,000	384,000
	減	9.3 元/KG	216,800	2,016,240
	燃油	10.38元/l	4,539,200	47,116,896
	蒸汽	385 元/T	9,640	3,711,400
	冷卻水	0.224元/m ³	2,288,000	512,512
	儀器空氣	0.35元/m ³	96,000	34,000
	小計			55,735,928 ①
固定成本	修護費用			6,323,280
	人工	30,000/月	4人	1,440,000
	財務費			13,832,175
	小計			21,595,455 ②
處理成本合計①+②				77,331,383 ③
回收效益	25%鹽酸	3,200元/T		11,731,200
	18K 蒸汽	385元/T		47,740,000
	小計			59,471,200 ④
年現金收益④-③			-17,860,183	
單位處理成本			+59.5	

覆銅管，利用蒸汽來加熱流體，再予保溫處理，防止氣體冷凝會影響操作。

4. 已投下鉅資1仟餘萬元，用來取代既有的控制系統和更換燃燒器，預定今年8月份開始可改用LNG燃燒，將可進一步確保排氣品質符合管制標準，達到污染防治的效果。

六、結 論

本公司氯乙烯廠Air Base 固定床廢氣流量大，Vent Flow為6,600~7,200Nm³/hr，其中N₂ 90~92%，以傳統水液吸收方式來處理廢氣中VC只能處理到100ppm，但仍下定決心杜絕污染，徹底改善，以燃料將大量廢氣完全焚化破壞，不惜投下鉅資 1億3仟1佰餘萬元建立廢氣燃燒爐，每生產1噸產品VCM需花在處理製程廢氣的費用為59.5元，雖然投資及操作費用甚大，但是就環境保護長遠的角度來看，仍有實施的必要及價值。

動力工場汽輪機汽排放噪音之改善實例

鍾文清*

摘 要

為解決本場汽輪機於起機暖管時，蒸汽排放所引起的高速射流噪音，同時為符合環保噪音管制法規的要求，遂積極搜集資料研製消音器來降低蒸汽排空的噪音。

首先須對於放空排汽噪音的發生機理及其傳播規律加以了解，方可採取種種設計手段來降低噪音，本案採用消音器是最佳選擇。消音器設計可從三大方面來考慮，其各種不同設計參數(design parameters)：

1. 聲學(acoustics)：減音量(attenuation)、穿透損失(transmission loss)、插入損失(insert loss)。
2. 空氣動力學性能(aerodynamics)：流量(flow capacity)、壓力損失、流量分佈、氣流自生噪音(self-noise)。
3. 結構(construction)：消音器容量大小、材料選擇、適用性（按裝、維護）。

不同的設計考慮，可導出相異型式的消音器。

消音器的型式種類繁多，一般可分為阻性消音器(absorptive silencer)、抗性消音器(reactive silencer)及阻抗複合消音器；各種消音器各有不同的聲學結構，其與消音器本身形狀大小有極大的關係，本文將探討各種關係進而導出利用複合消音器來解決氣流噪音問題。

阻抗複合消音器的噪音衰減效果可分為二段，第一段採用多級節流降壓方式而形成一抗性消音器，然後再加一段圓孔蜂巢式的阻性消音器，來進一步提高消音量。研製成功後經現場實測可使排放噪音量低達30dB(A)以上。

* 中國鋼鐵股份有限公司公用設施處動力工場值班股長

一、前言

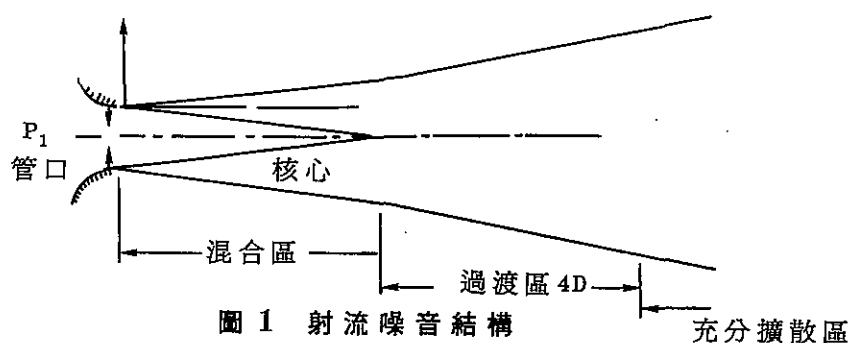
一般動力工場(power plant)有著各式各樣設備所發出的空氣動力性噪音如風機、空壓機、柴油機等的進排氣噪音和除氧櫃、鍋爐、汽輪機等連續或斷續性的蒸汽排放噪音。一般設備於安裝時，其進排氣口皆附有消音器；而本場汽輪機的蒸汽排放系統，在先前安裝時並未設置消音器，故每當起機暖管時，須將蒸汽大量排放，在此過程中，由於高溫高壓(60 kg/cm²，480℃)過熱蒸汽向外沖放而發出高強度的噪音(達117dB(A)以上)，影響運轉值班人員身心健康。故決定自行研製消音器，希望能將起機暖管的蒸汽排放噪音能降低30dB(A)以上。

二、高速射流噪音產生原理及其預估方法

噪音的種類很多，從輻射噪音能量隨時間的變化而言，可分為穩態噪音源和非穩態噪音源；從噪音源的發聲原理而言，又可分為機械噪音，空氣動力性噪音，電磁性噪音。要對噪音源採取降音措施，首先需要了解各種噪音源的性質和噪音發生的發音原理，在了解各種噪音源的特性以後，就可以預先訂出控制的方法。

2.1 射流噪音(Jet flow noise)

從管口噴射出來的高射氣流稱為“射流”，氣流從管口噴出後，使臨近的大氣一起運動而產生卷吸，沿著射流方向逐漸擴散，流速隨之降低。對於音速射流，大致可以劃分成三個區域：混合區、過渡區和充分擴散區，如圖1所示。混合區的長度約為管口直徑的4倍，在混合區內有一射流核心，其流速保持不變，即相同於噴口，在核心周圍，射流與卷吸氣體劇烈混合，是產生射流噪音的主要區域。過渡區從核心實端算起直至4倍的噴口直徑。過渡區以外則為充分擴散區。射流與周圍氣體分界面不太明顯，大致與其頂角呈25°～30°的錐面。與混合區相比，過渡區的射流寬度較大而流速較低，噪音的頻率較低，強度也隨之減弱。到了充分擴散區，則頻率更低而噪音強度也相應減弱。



2.2 射流噪音預估

由2.1節可知射流產生的噪音是屬連續寬帶噪音，其峰值頻率 f_p (peak frequency)及聲功率(sound power level)的評估與計算可由下列分別求出。

2.2.1 以 J. Barrie Graham 及 L. L. Faulkner 所述的方法計算

1. 射流噪音的聲功率計算

$$L_w = 10 \log (5mv^2 \xi \times 10^{-9}) \text{ dB}$$

L_w ：全聲功率，dB

m ：管口的質量流，kg/sec

v ：管口流速，m/sec

ξ ：由射流出口的馬赫數查出“效率常數”，見表1。

表 1 效率常數與射流馬赫數對照表

射流馬赫數 $M = \frac{v}{c} = \frac{\text{管口流速}}{\text{音速}}$	效 率 常 數 ξ
$M < 0.3$	$8 M^3 \times 10^{-5}$
$0.4 < M < 2$	$M^5 \times 10^{-4}$
$M > 2$	2×10^{-3}

2. 射流噪音的峰值頻率計算

$$f_p = v / 5D$$

f_p : 峰值頻率, Hz

v : 管口流速, m/sec

D : 射流管口直徑, m

3. 全聲功率頻譜修正表

表 2 修正後噪音頻譜

頻率與峰值頻率 之比值, f_p	聲功率修正值, dB
1/16 f_p	-33
1/8 f_p	-24
1/4 f_p	-16
1/2 f_p	-8
1 f_p	-4
2 f_p	-6
4 f_p	-10
8 f_p	-13
16 f_p	-18

2. 2. 2 射流噪音圖解法

1. 求射流噪音的聲功率

$$L_p = L_p(1) - L_p(2) - L_p(3) - L_p(4)$$

L_p : 全聲功率, dB

$L_p(1)$: 由管口上游的溫度, 壓力查出距管口10呎處聲功率值 (dB), 見圖 2

$L_p(2)$: 由管口直徑, 查出聲功率修正係數 (dB), 見圖 3

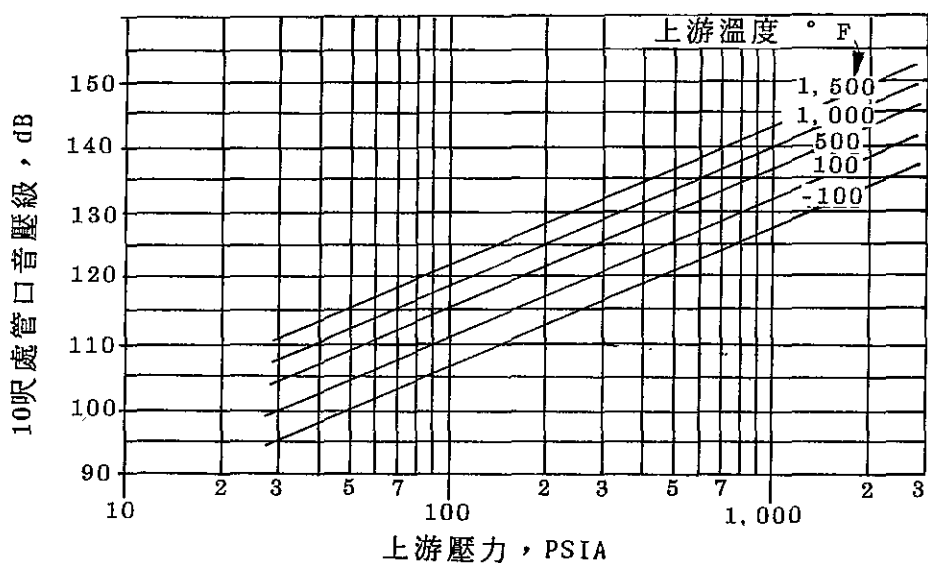


圖 2 由溫度、壓力求噪音值

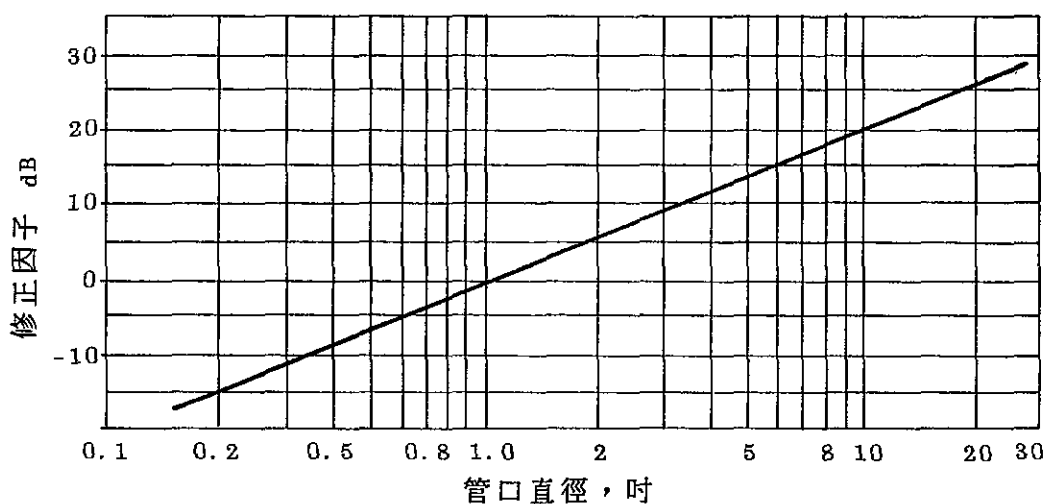


圖 3 管口直徑噪音修正

$L_p(3)$ ：由管口排放流體種類，查出聲功率修正係數 (dB)，見表 3

$L_p(4)$ ：由距管口之距離，查出聲功率修正係數 (dB)，見圖 4

2. 射流噪音的峰值頻率計算

$$f_0 = \frac{52.8}{D} \times \left(\frac{T}{MW} \right)^{1/2}$$

表 3 氣體種類噪音修正值

氣體種類		修正值, dB
Air		0.0
Carbon Monoxide		+ 0.4
Hydrogen		+23.0
Helium		+19.0
Methane		+ 5.0
Nitrogen		+ 0.2
Oxygen		- 0.9
Carbon Dioxide		- 2.2
Super-Heated Steam		+ 3.7
Saturated Steam		- 5.0
Hydrocarbon Gases		
Specific Gravity	1.0	0.0
	0.9	+ 0.8
	0.8	+ 1.8
	0.7	+ 3.0
	0.6	+ 4.2
	0.5	+ 5.8
	0.4	+ 7.6
	0.3	+10.0

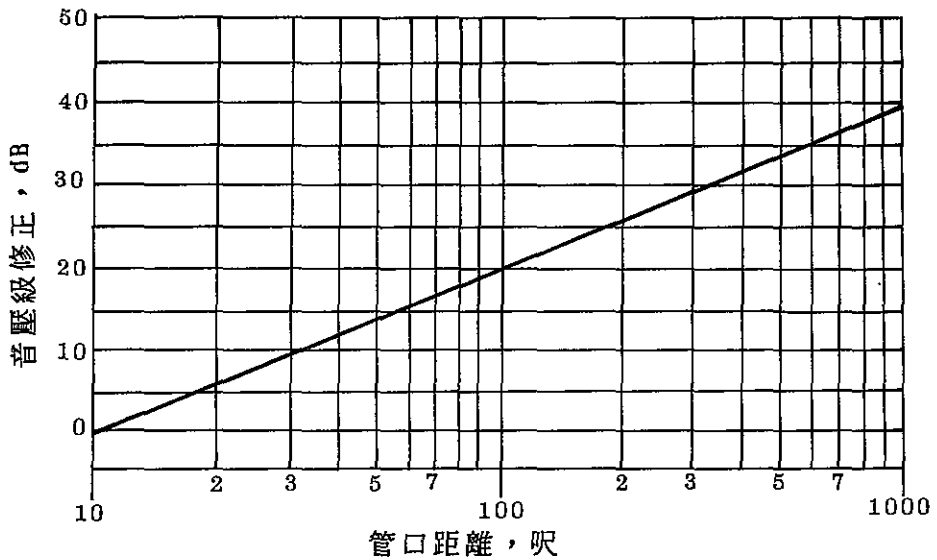


圖 4 距離噪音修正值

f_0 : 峰值頻率, Hz

D : 管口直徑, ft

T : 溫度, ($^{\circ}\text{R} = ^{\circ}\text{F} + 460$)

MW : 分子量

3. 全聲功率頻譜修正表

表 4 修正後噪音頻譜

頻 率	修正因子, dB
$1/32 F_0$	-26
$1/16 F_0$	-21
$1/8 F_0$	-15
$1/4 F_0$	-10
$1/2 F_0$	- 7
F_0	- 5
$2 F_0$	- 7
$4 F_0$	-10
$8 F_0$	-17
$16 F_0$	-25
$32 F_0$	-31
$64 F_0$	-37

F_0 是最大音能的頻率

三、消音器的性能評估與設計程序

3.1 消音器性能條件

評價消音器性能時，應綜合地考慮聲學，空氣動力學性能和結構等要求，歸納起來，有三個基本條件：

1. 足夠的消音量，尤其在噪音突出的頻帶範圍內有良好的消音性能；
2. 良好的空氣動力性能，要求阻力損失越小越好，基本上需不降低流量並使氣流暢通；
3. 空間位置合理，構造簡單，便于製作安裝，且能保持長期穩定性。

3.2 消音器聲學評價量

評價消音器聲學性能時，常用的有四個評價量：

1. 插入損失(insert loss)：係指裝置消音器前後，氣流通過管道某一測點位置的音壓級差。
2. 噪音降低量(noise reduction)：係指消音器進口和出口端的平均音壓

級差。此法常用于已安裝好消音器的管道內測量。

3. 減音量 (attenuation)：又稱軸向音衰減，係指消音通道內沿著軸向的音級變化，通常以每米的音衰減量表示。此法用于吸音材料在較長管道內連續而均勻分佈的直通管道消音器。
4. 穿透損失 (transmission loss)：係指消音器進口端輸入聲音功率與消音器出口端聲音功率之比，取以10為底的對數並乘以10，或是兩端聲音功率的差，即 $L_{p1} - L_{p2}$ 。

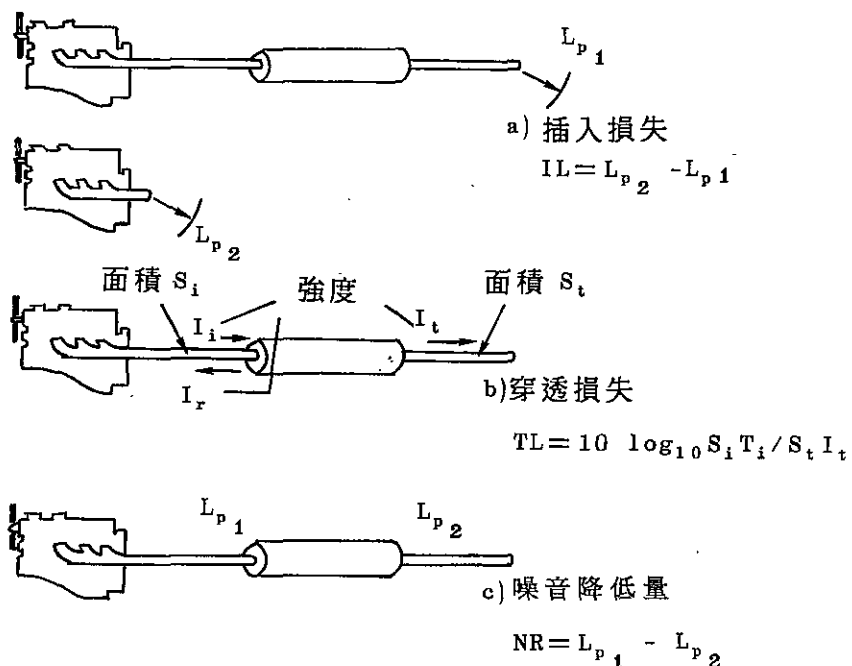


圖 5 消音器性能定義

3.3 消音器設計程序

1. 對噪音源作聲音頻譜分析，通常可測定63~8kHz，頻段範圍內一倍頻程的八個頻帶聲音壓級和A計數音級。
2. 根據對噪音源的調查及其使用上的要求，決定控制噪音的標準，採取有關控制措施後應符合這一要求。過高，則增加成本，消音器體積增大或使措施複雜化；過低，則達不到足以保護環境的目的。有時，環境噪音和其他噪音干擾的影響，也是考慮確定消音器必須達到的消音量的因素。

3. 計算消音器所需的消音量 ΔL ，與不同的頻帶消音量要求是不相同的，應分別計算：

$$\Delta L = L_p - \Delta L_d - L_a$$

式中： L_p 為噪音源每一頻帶的音壓級，dB； ΔL_d 為無消音措施時，從噪音源至控制點經自然衰減所降低的音壓級，dB； L_a 為控制點允許的音壓級，dB。

4. 由各頻帶所需的消音量 ΔL 來選擇不同類型的消音器，如阻性，抗性或其他類型。在選取消音器類型時，宜作方案比較並作綜合平衡後確定。
5. 實際檢測消音效果，是否達到預期要求，否則需修改原設計方案並作補救措施。

四、消音器型式

4.1 阻性消音器 (absorptive silencer)

這種型式的消音器通常使用吸音材料來達到消滅噪音的目的，即當音波通過襯貼吸音材料的直管通道時，吸音材料將消耗音波的能量，從而可以達到降低噪音的效果。材料的消音性能類似於電路中的電阻耗損電功率，故得其名；亦有另稱為吸收式消音器。

4.1.1 噪音衰減計算與設計的關係

直管式阻性消音器的噪音衰減量為：

$$TL = \frac{4.34}{R/\rho_c} \frac{P}{S} L \quad (\text{dB}) \quad \dots\dots\dots (4-1)$$

式中， R ：吸音材料的音響阻抗

ρ_c ：空氣的固有音響阻抗

P ：消音器截面的有效周長，m

S ：消音器面積， m^2

L ：消音器長度，m

由上式可知消音器的噪音衰減與吸音材料的聲學性能，氣流通道周長，斷面面積以及管道長度等因素有關。材料的吸音係數和氣流通道周長與

面積之比越大，管道長度越長，則TL就越大。可見，同樣大小截面的管道， P/S 比值以長方形為最佳，方形次之，圓形最小。為此，對截面較大的消音器常在內部縱向插入幾片消音片，將它分隔成多個通道以增加周長和減小截面積，消音量可明顯提高。有時，為了改善低頻的消音效果，吸音片厚度增加，但會導致體積增大，阻力係數也相對增加，可知消音器動力特性和消音器結構形式有密切關係，在設計時，需綜合地依實際情況考慮各種因素。

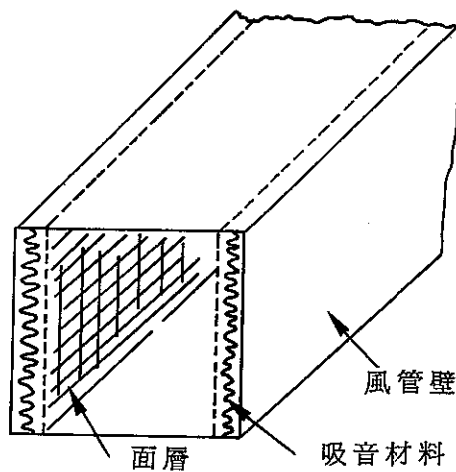


圖 6 直管式阻性消音器

4.1.2 設計注意事項

1. 消音器的型式和長度要根據氣流的動力和聲學性能要求，如氣流流量、允許阻力損失、噪音頻譜和消音量等的要求確定。
2. 吸音材料是決定阻性消音器消音性能的重要因素。在同樣長度和橫截面的條件下，消音值的大小一般取決於吸音材料的吸音係數，而吸音係數的大小又與材料的種類、密度和厚度有關，應根據材料的聲學性能來選取。
3. 阻性消音器長期處在氣流之中，在設計時對吸音材料必須選用牢固的護面，如玻璃布、穿孔板或鐵絲網等固定起來，如果選取護面不合理，吸音材料會被氣流吹失或者護面層被激起振動等，都將導致消音性能下降。

採取什麼樣的護面要依消音器通道內氣流速度和工作條件來決定。詳第七節說明。

4.2 抗性消音器 (reactive silencer)

抗性消音器係使用一個或多個膨脹室來反射及衰減射入的音能，也就是說利用入射於消音器的噪音波在斷面變化處會產生一反射波來減低入射噪音，又稱反應式消音器，此種消音器可有效減低中音頻的噪音，併用多孔質吸音材料對高頻的噪音也有效，因而廣用於送風機、壓縮機、引擎等各種吸排氣口，特別適用於氣流不潔處。

4.2.1 噪音衰減計算與設計的關係

單膨脹室抗性消音器的噪音衰減量為：

$$TL = \text{Log} \left[1 + 0.25 \left(\frac{S_C}{S_E} - \frac{S_E}{S_C} \right)^2 \sin^2 \left(\frac{2\pi L_c}{\lambda} \right) \right], \text{ dB} \dots \dots (4-2)$$

式中， S_c ：膨脹室截面積， m^2

S_E ：膨脹室入口截面積， m^2

L_c ：膨脹室長度， m

λ ：音波長度， m

$2\pi L_c / \lambda$ ：角度， $\text{radians} = KL_c$

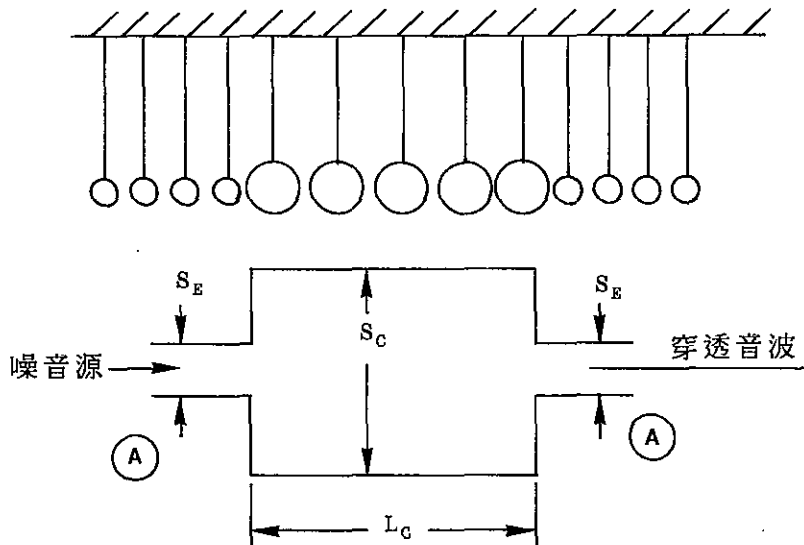


圖 7 單膨脹室抗性消音器

為計算方便，可將式(4-2)繪成圖8。

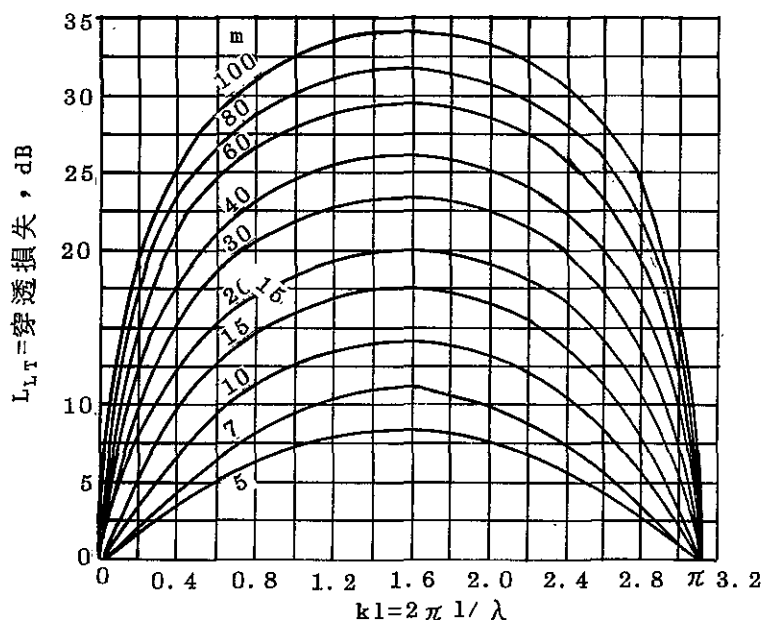


圖8 單膨脹室抗性消音器膨脹比 m 和 L_c 在不同頻率下的消音量

從(4-2)式或圖8可以得知，當 $KL_c = (2n-1)\pi/2$ ，或 $L_c = (2n-1)\lambda/4$ ，即 L_c 等於 $\lambda/4$ 奇數倍時， $\sin^2 KL_c = 1$ ， $n=1, 2, 3, \dots$ ， TL 達到最大值；當 $KL_c = n\pi$ 或 $L_c = n \cdot \lambda/2$ ，即 L_c 等於 $\lambda/2$ 整數倍時， $\sin^2 KL_c = 0$ ， TL 為零，即這一頻率的音波完全通過，沒有被衰減。為避免穿透損失在某些頻率出現低谷，通常將兩個或多個長度不等的膨脹室相串聯，使其低谷錯開，以達到各頻率傳聲損失較均勻的特性。

4.2.2 設計注意事項

1. $S_c/S_E = m$ (膨脹比)， m 值越大則穿透損失愈大，即消音效果越佳。
2. 增加流經消音器的流體流速達 30m/sec 則穿透損失亦隨之增大。
3. 對一薄板式消音器而言，其噪音衰減量一般在 40dB 以下。
4. 避免設計成長且平板狀結構的消音器，因其易引起振動。
5. 此型消音器的長度對頻率有很強的選擇性，即某一特定長度設計的消音器，其僅能對某頻率下的噪音有較大的消減量。

4.3 阻抗複合式消音器

阻性或抗性消音器的有效消音頻率均有一定範圍，因而使消音器對寬頻帶的氣流噪音適用性受到限制，為使消音器在寬頻帶範圍內有良好消音效果，可將兩種類型的消音器結合起來，這就是所謂的阻抗複合式消音器。

阻抗複合式消音器的消音原理，簡單地說就是阻性和抗性原理的結合。嚴格地說，當音波的波長較長時，阻性與抗性複合以後因共合作用而相互有干涉等因素的影響，使音波傳播過程的衰減原理極為複雜。

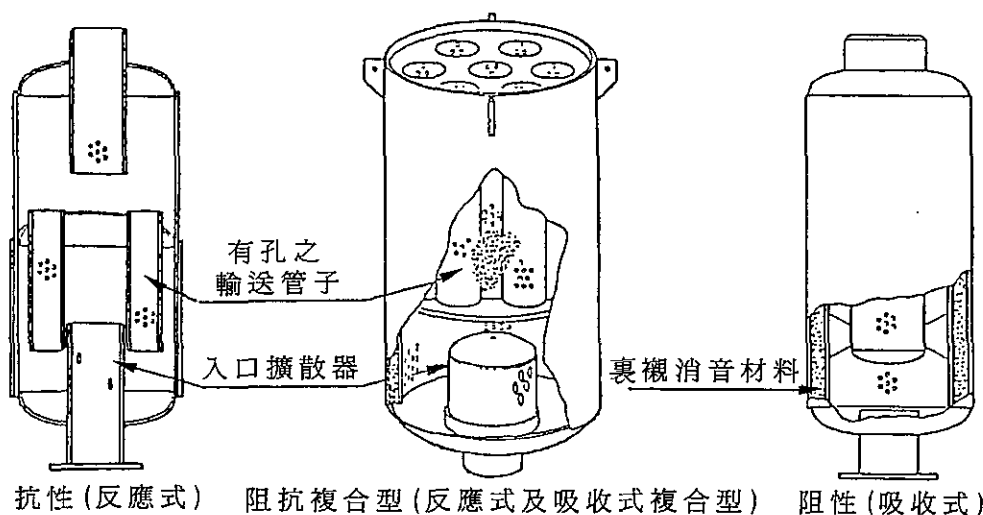


圖 9 排氣消音器各種型式

五、氣流對消音器性能的影響

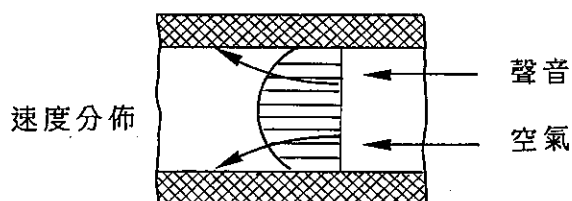
主要有兩方面：一是氣流的存在改變了消音器內聲音衰減規律；二是氣流在消音器內產生一種附加噪音，即氣流自生噪音 (self-noise)。這兩個方面是同時產生的，但本質不同。

5.1 氣流對音傳播規律的影響

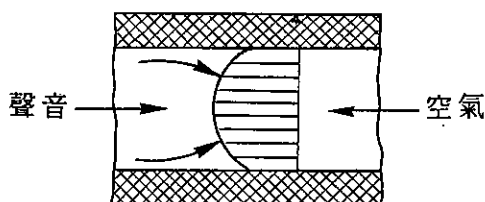
消音器內的氣流對其本身性能影響不但與氣流速度大小有關，而且與氣流方向有關。由於氣流在消音器內的速度場是不均勻的，就同一截面而

言，中間氣流最高，離中心位置越遠，速度愈低；到接近消音器壁處，氣流速度近似為零。這樣當流經消音器的氣流方向與聲波傳播方向一致時（如裝在送風機的排氣管道上），見圖9，此將導致在消音器中央音波傳播速度高，而在側壁音速低。根據音折射原理，聲音射線向管壁方向彎曲，對阻性消音器而言，由於周壁襯貼吸音材料，所以更能有效地吸收音能。

在進氣管道中，氣流方向與傳播方向相反，見圖10，其將在消音器中央音速低，在周壁音速高，根據折射原理，音射線向中央彎曲，這對直管式阻性消音器的消音作用很不利。



在順流狀況下，高頻率聲音被射折進入消音阻板



在逆流狀況下，聲音被射折遠離阻板而接近消音器中心

圖10 順流與逆流對噪音傳播方向的影響

5.2 氣流自生噪音的影響

氣流自生噪音相當於原有噪音上又疊加一種新的噪音。氣流自生的噪音大小主要取決於氣流速度和消音器的結構，一般氣流速度越大或消音器內部結構越複雜，則產生的噪音也就越大。

分析氣流自生噪音的產生原理，大致分兩方面：一是由於消音器的組件不可能製作得很平滑，有時為了增加消音效果，將消音器做成彎折、截面積突變或設置障礙物，致使氣流在前進中產生擾流，這是自生噪音產生的主要原因；另一方面，消音器的構件如薄板、膨脹室等在氣流沖擊下發

生振動而輻射噪音，有時還可能發生系統共振，輻射出很强的再生噪音。

消音器中總有氣流的影響存在，其噪音應為聲源噪音及氣流自生噪音的疊加，因此消音器的效果受到氣流自生噪音的影響。消音效果最好的消音器，其出口端噪音級也不可能低於自生噪音。

所以消音器的設計應使氣流的流速不要過高，流速過高，不僅消音器的聲學性能將受到影響，而且空氣動力性能也會變差。

六、消音器設計的材料選用

6.1 消音器外殼 (outer shell)

一般通風用消音器外殼材料選用 3mm 厚度以上的熱軋鋼板，補強角鐵選用 75mm×75mm×6mm 或規格更大的角鐵；若使用於特殊工作條件時，須考慮其他強度較大的材料。

6.2 消音器吸音組件

消音器內部吸音組件通常填充各式各樣的吸音材料並加上一護面層；若護面層使用開孔板則一般選用 18gage (1.3mm) 厚鍍鋅鋼板，開孔率在 20% 以上，開孔率越大，則對中、高頻的吸音能力越好，開孔率低則對中高頻吸音性能較差，而對低頻則吸音性能較好；對於開孔而言，孔徑取 5~8mm 較多，吸音材料的各種保護層所能容許的流速，請參閱表 5，流速愈高則護面層結構須選擇愈強。

吸音材料一般用多孔性材料較為普通，多孔性材料包括纖維類、泡沫類和顆粒類。使用於氣流噪音的消音器一般使用纖維類的玻璃棉，其厚度選用在 50~100mm，密度在 45~100kg/m³ 左右，一般容重越高則對低頻吸音效果較佳，但密度選用過大，易使吸音係數降低。

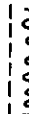
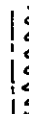
七、設計實例

7.1 汽輪機暖管用蒸汽排空消音器

7.1.1 噪音譜預估

1. 求全聲音功率 L_p

表 5 護面結構與風速影響對照表

構造例		表面處理 						
容許風速 (m/s)	6	6 10.5	10.5	10.5 22.5	22.5 30	30 60	60 90	90 300
備考	 吸音材(多孔質材料) ----- 金屬網 - - - - - 開孔金屬板(開孔率20%以上) ———— 玻璃布  金屬切屑  多孔性磚 平行表面流動時 對垂直流動時為圖示值約70%							

工作條件：

使用流體：過熱蒸汽

使用壓力：868.2 psia

使用溫度：905°F

出口管徑：SCH80，2" pipe

由圖 2 使用 868.2 psia 及 905°F 交叉得在 10ft 處噪音：138dB

由圖 3 校正 2" pipe = +6dB

由表 3 校正氣體比重 = +3.7dB

由圖 4 校正距離 50ft = +14dB

$$L_p = 138 - 6 - 3.7 - 14 = 114.3 \text{ dB}$$

2. 計算峰值頻率

$$f_p = 52.8 / d \left(\frac{T}{MW} \right)^{1/2}$$

$$= \frac{52.8}{1/6} \times \left(\frac{905 + 460}{18} \right)^{1/2} = 2,758.7 \text{ Hz}$$

≈ 2,000 Hz (中心頻率)

再由表 4 可得出無消音器排汽口在八音譜波段頻率之噪音頻譜如表 6 所示。

表 6 未安裝消音器前之噪音頻譜

中心頻率(Hz)	63	125	250	500	1K	2K	4K	8K
音壓位準(dB)	100.3	105.3	111.3	116.3	119.3	121.3	119.3	116.3

7.1.2 消音器尺寸選擇與繪圖製作

尺寸選擇前先計算排放量

$$Q = \dot{m} \nu$$

$$\dot{m} : \text{蒸汽質量流} = 20,000 \text{ lb/hr}$$

$$\nu : \text{蒸汽比容} = 53.035 \text{ ft}^3 / \text{lb} \text{ (at } 14.7 \text{ psia, } 845^\circ\text{F)}$$

$$Q = 20,000 \times 53.035$$

$$= 1,067,000 \text{ ft}^3 / \text{hr}$$

$$= 17,783.3 \text{ CFM}$$

$$= 7,775.5 \text{ ACFM (at } 14.7 \text{ psia, } 70^\circ\text{F)}$$

由參考資料所附的已知“公開”資料所示，見表 7、表 8，故選用消音器直徑×長度=24"φ×4'L，並根據前述阻、抗消音器設計原則繪圖製作。詳圖 11 所示。

表 7 消音器直徑與排放量對照表

消音器直徑，吋	消音器排放量， 1,000 acfm ₁
12	3.4
18	8
24	18.3
30	33
36	51.5
42	74
48	92
54	133
60	140
66	202
72	249
78	276
84	360
96	393
102	485
108	537
120	700
132	888
144	1,097

表 8 消音器性能表一插入損失

裝置設計	八音譜波段中心頻率之插入損失，Hz							
	63	125	250	500	1000	2000	4000	8000
12-2, 18-2	10	15	20	24	31	30	35	32
12-4, 18-4	12	19	29	39	50	49	56	53
12-6, 18-6	13	23	38	53	69	68	70	67
24-4	11	17	26	35	45	44	48	43
30-4	10	16	23	34	42	40	42	37
36-3	9	14	21	30	37	35	34	29
36-4	9	16	24	36	45	42	42	38
36-5	10	18	28	42	53	50	50	45

依表 9 所示預估安裝消音器後的噪音頻譜如下：

表 9 安裝消音器後的噪音頻譜

中心頻率(Hz)	63	125	250	500	1K	2K	4K	8K
15m 處音壓位準 (dB)	100.3	105.3	111.3	116.3	119.3	121.3	119.3	116.3
消音器插入損失 (dB) (見表 8)	-11	-17	-26	-35	-45	-44	-43	-43
"A" 衡量校正	-26	-16	-9	-3	0	+1	+1	-1
消音器出口音壓 位準 SPL (dBA)	63.3	72.3	76.3	78.3	74.3	78.3	72.3	72.3

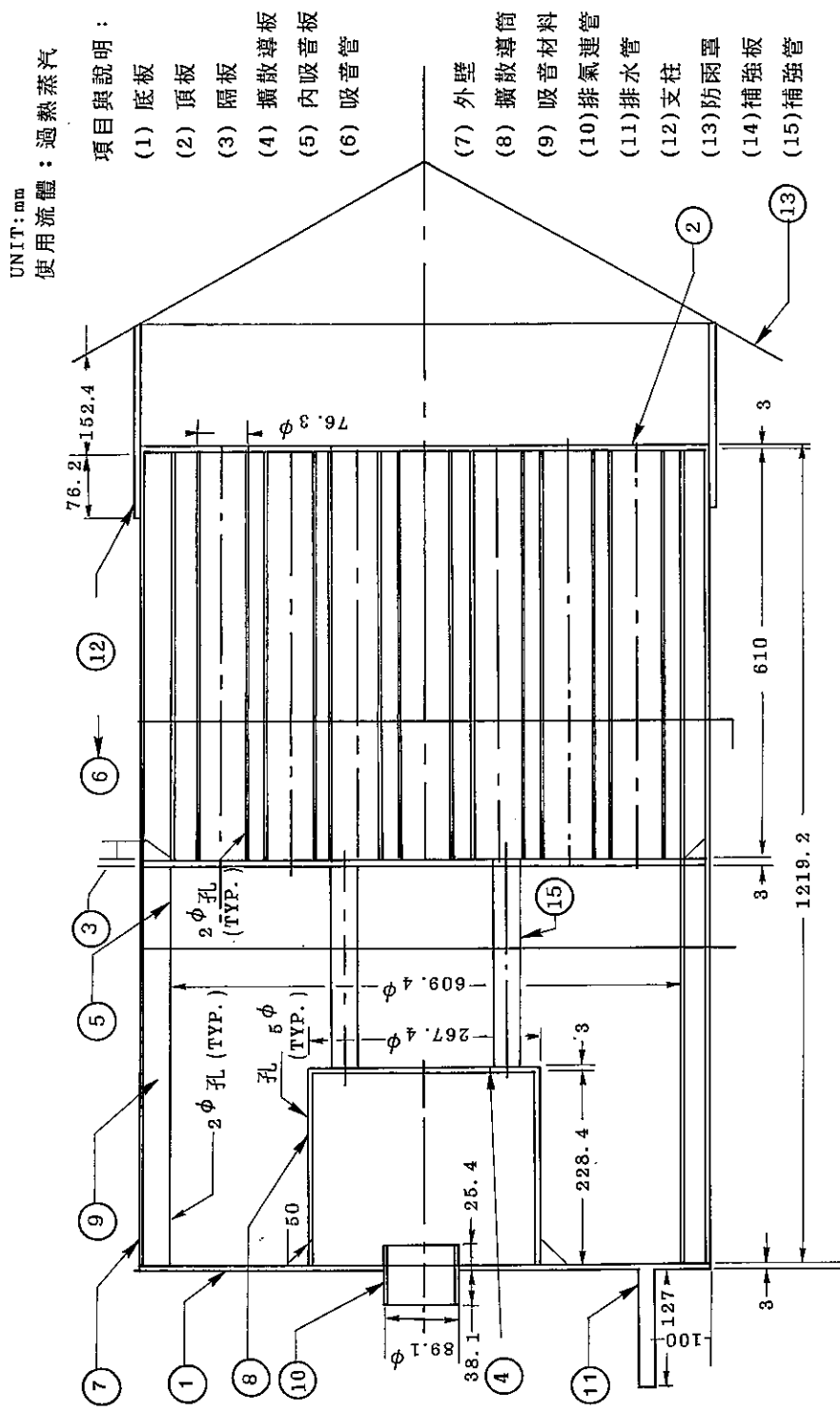


圖 11 汽輪機蒸汽排放消音器

$$\text{其預估消音器出口音壓位準總和} = 10 \log \left(\sum_{i=1}^n 10^{\text{SPL}_i / 10} \right)$$

$$= 84.1 \text{ dB(A)}$$

經現場距消音器排放口1公尺處45°角測實際排放噪音值為87dB(A)。

八、結 論

依IAC (Industrial Acoustics Company) 總裁M. Hirschorn先生所言，消音器設計是科學也是藝術；原因是聲學理論可以建立一般的設計參數，但無法做得很精確，我們無法計算出消音器的噪音衰減量，因為包含著太多的變數；消音器設計大都實證而來，其必須要有一實驗室進行重複不斷的試驗和在工地現場密集的測試各種數據，才能獲得一最佳的噪音解決方法。

我們既無實驗設備也無法在現場進行測試及數據收集，只能經由對理論的了解及透過公開發行的一般性資料進行消音器的自製，此舉解決了本場汽輪機蒸汽排放的噪音問題。

九、參考文獻

1. Miller, R.H. " Noise Control Solutions for Power Plants " Fairmont Press, ch.12, (1984).
2. Faulkner, L.L. ed " Handbook of Industrial Noise Control " Industrial Press Inc, PP28~29, PP429~432 (1976).
3. Maa Dah-You " General Laws and Reduction of Aerodynamic Noise " Noise Control in Industry, Inter-noise 87 Proceedings, P32 (1987).
4. Crocker, M.J. " Internal Combustion Engine Exhaust Muffling " Noise Control in Industry, Inter-noise 77 Proceedings, P332 (1977).
5. Hessler, G.F. " Non-acoustic Design Parameters for Industrial Mufflers " Noise Control in Industry, Noise-con 81, PP99~

104 (1981).

6. Floyd, J.K. " Use of Silencers Is One Way to Reduce Vent and Valve Noise " Power PP64~67 Oct. (1978).
7. 林文雄" 消音器簡介及選用 "機械月刊, 9卷10期, PP147~157 (1983).
8. 胡俊源" 實用工商業噪音控制 "南台圖書公司, 1991三版。
9. 黃忠良譯" 噪音工學的基礎 "復漢出版公司, 1990版。
10. 鄭長聚等" 環境噪聲控制工程 "高等教育出版社1988年版北京。
11. 呂玉恆等" 噪聲與振動控制設備選用手冊 "機械工業出版社1988北京第一版。
12. 徐萬椿譯" 噪音與振動控制 "協志工業叢書出版公司1984修訂三版。

中油林園廠裂解重燃料油槽逸散性氣體改善

陳正文*

摘要

座落於動力工場的兩座重燃料油槽（編號為T-421/T-422），每座容量為3,000公秉，內貯輕油裂解工場產生的重燃料油（全名為pyrolysis fuel oil，簡寫為PFO）。

重燃料油來源為輕裂工場燃料油汽提塔塔底油，平時供應中橡公司做為其生產碳煙的進料油，若遇該產品不合格或因油料調度需要，就輸送到動力工場兩座油槽貯存。由於其熱值高，以及含硫量低，是鍋爐房極好的燃料，唯一的缺點是成分太重、黏度高，在輸送及貯存時均需要維持在150℃左右的高溫下操作。

動力工場兩座重燃料油槽均為錐頂式常壓油槽，設有呼吸閥及氮封設備。全槽外壁保溫，槽內並裝有加溫管，可通入中壓蒸汽加溫，來維持油料的溫度，防止油料凝固。由於溫度相當高，因此燃料油中較輕質的油料揮發上來，油氣瀰漫。原先設計的呼吸閥因為容易阻塞，故廢而不用。操作人員祇好將槽頂的人孔打開，供油槽進油及出油時槽體排氣及吸氣用。蒸發上來的油氣經由人孔及取樣口大量排出，造成附近地區油氣四佈，臭味難聞的環保問題。經過現場實測，油槽附近地區的VOC高達10ppm以上，槽頂油氣濃度更高達300ppm。

經過審慎研究，決定以水封方法來改善：

1. 將油氣由油槽頂部排氣孔以8吋管引到一個水封槽 (water seal drum)，其設計原則為維持油槽內正壓力不超過120毫米水柱。平時油氣可被水封封住而不會外洩，在大量進油導致油槽壓力提高時，則油氣可經由水封再排出，此時大部分的油氣被水洗滌後吸收，排出的油氣已經非常少了。
2. 水封槽設置在地面上，內部盛滿冷卻水，平時保持很小的流量，使其以溢流 (overflow) 方式維持水封槽液面，水封槽裝有玻璃液面指示計，進料管插入冷卻水液面下約12公分，排放的油氣經由冷卻水洗滌後從水封

* 中國石油公司林園廠技術服務課工程師

槽頂部排出。

3. 重新啓用氮封系統，更換呼吸閥，使真空閥及壓力閥分開，以避免受油氣堵塞而失去作用。

在未改善前，槽頂濃度為 300ppm 以上，油槽地面四個據點分別為 12ppm 左右。使用本設備後，槽頂污染源減為 58ppm，油槽地面四個據點分別為 5ppm、6ppm、3ppm、9ppm，改善後該地區的 VOC 均明顯的降低了。

一、前言

林園廠動力工場有兩座重燃料油槽，內儲高溫重燃料油（PFO）。由於操作溫度達 150℃，重燃料油中較輕質的成份容易揮發上來，再經由油槽的人孔排出，使得附近地區油氣瀰漫，臭味難聞。該油氣的排放量有限，不易處理，歷年來一直為該工場的一大困擾。

二、製程簡介

動力工場的高壓鍋爐除使用燃料氣、燃料油為燃料外，另外可燃用重燃料油（PFO），以調節輕油裂解工場重燃料油（PFO）的產量。重燃料油為輕油裂解工場的產品，先經由管線送到動力工場的兩座油槽，即可直接做為鍋爐的燃料。其流程如圖 1 所示。

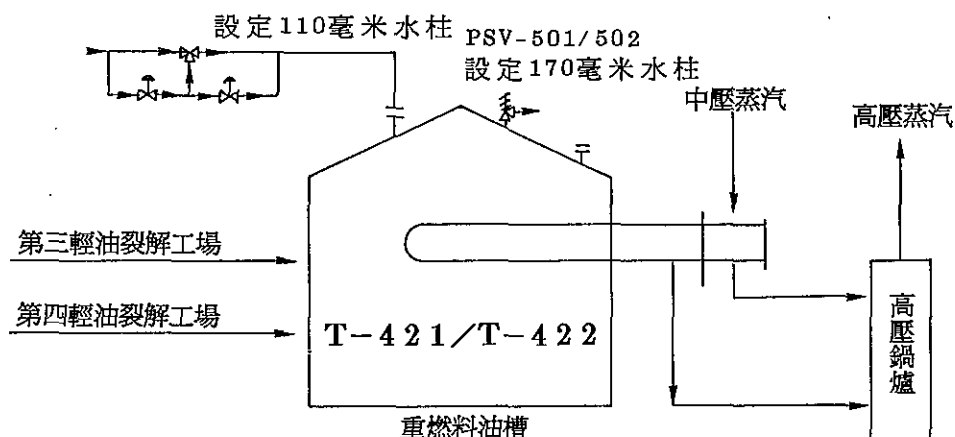


圖 1 林園廠重燃料油輸送流程圖

三、廢氣來源

座落於動力工場的兩座重燃料油槽（編號為T-421/T-422），每座容量為3,000公秉，內貯輕油裂解工場產生的重燃料油（全名為pyrolysis fuel oil，簡寫為PFO）。該油料的性質如下：

化 驗 項 目	重 燃 料 油 (PFO)	
	設 計 值	實 際 值
閃火點 (°C)	80	
比重 60°F / 60°F (API)	~ 5.2	2~3
沸點 (°C)	260以上	195~220
淨燃燒熱 (Kcal/kg)	9,280	9,500~9,800
硫含量 (% Wt)	1.2	0.2~0.3
柏油含量 (% Wt)	Avg 15.8	15
礦物相關指標 (BMCI)	150	—
黏度 (C.S) at 210 °F	800~1,700	750~1,000

重燃料油來源為輕裂工場燃料油汽提塔塔底油，平時供應中橡公司做為其生產碳煙的進料油，若遇該產品不合格或因油料調度需要，就輸送到動力工場兩座油槽貯存。由於其熱值高，以及含硫量低，是鍋爐房極好的燃料，唯一的缺點是成分太重、黏度高，在輸送及貯存時均需要維持在150°C左右的高溫下操作。

動力工場兩座重燃料油槽均為錐頂式常壓油槽，設有呼吸閥及氮封設備。全槽外壁保溫，槽內並裝有加溫管，可通入中壓蒸汽加溫，來維持油料的溫度，防止油料凝固。由於溫度相當高，因此燃料油中較輕質的油料揮發上來，油氣瀰漫。原先設計的呼吸閥因為容易阻塞，故廢而不用。操作人員祇好將槽頂的人孔打開，供油槽進油及出油時槽體排氣及吸氣用。蒸發上來的油氣經由人孔及取樣口大量排出，造成附近地區油氣四佈，臭味難聞的環保問題。經過現場實測，油槽附近地區的VOC高達10ppm以上，槽頂油氣濃度更高達300ppm。

四、改善方法

有關於油槽排出油氣造成空氣污染，是化學工廠存在已久的問題。由於油槽排放的油氣對整體空氣污染的比重不高，故也較不受重視，一般而言，常溫常壓油槽排放出的油氣成份較輕，量也較小，不容易回收。但重燃料油槽則因操作溫度較高（約150℃），在此溫度下蒸發出來的油氣中含有重油成份，臭油味重，容易凝結，故其特性是散佈地區不大，但油槽所在地區則受影響較大。在油槽進油時，油氣溢漫情形更為嚴重。同時油氣中的重油成份凝結後沿著油槽外壁流下，結成黑色油垢，有礙觀瞻，日後也不易清理，且油垢遇火仍然會燃燒，影響油槽安全。

綜合以上所述，重燃油槽的排氣改善工作勢在必行。一般而言，油槽排氣改善的方法主要有回收及燃燒兩種方式，由於其排放量及濃度均很小，故不論採用何種方法，經濟效益不大，故選擇方法應格外慎重，避免投資大而收效小。例如有些方法的效果很好，可以百分之百的改善油槽排氣，但是其投資可能很大，而且設備也不易操作；有某些方法效果略差，但僅需很簡單的設備就可以達成，在政策的取向上我們寧願選擇後者。茲將我們評估過且為工業界常用的改善方法介紹如后：

1. 油氣回收法

本方法乃是採用活性碳先將油氣吸收，吸飽油氣的活性碳以空氣再生後，經過特製的真空泵加壓凝結成液體再予以回收。由於本方法僅適用於輕質油氣（如汽油、芳香烴溶劑等）的回收，重燃料油凝結後即結成硬如瀝青的油垢，無法從活性碳床內再生出來，故不能採用。其流程如圖2所示。

2. 燃燒法

增設壓力控制系統，收集油槽排放出來的油氣加以燃燒處理。此方法的要求是油氣來源較多，涵蓋較廣的油槽地區，可以整體方式一併規劃燃燒設備，較為經濟。現有兩座重燃料油槽，由於排放量有限，同時重質油氣容易凝結，故燃燒設備的管線，設備及燃嘴等的設計均較為困難，不易採用。另有一種以觸媒反應方式的燃燒技術，可以在較低溫度下加速油氣的化學氧化反應，但因如上所述的限制，也無法在此應用。其流程如圖3所示。

油氣回收系統

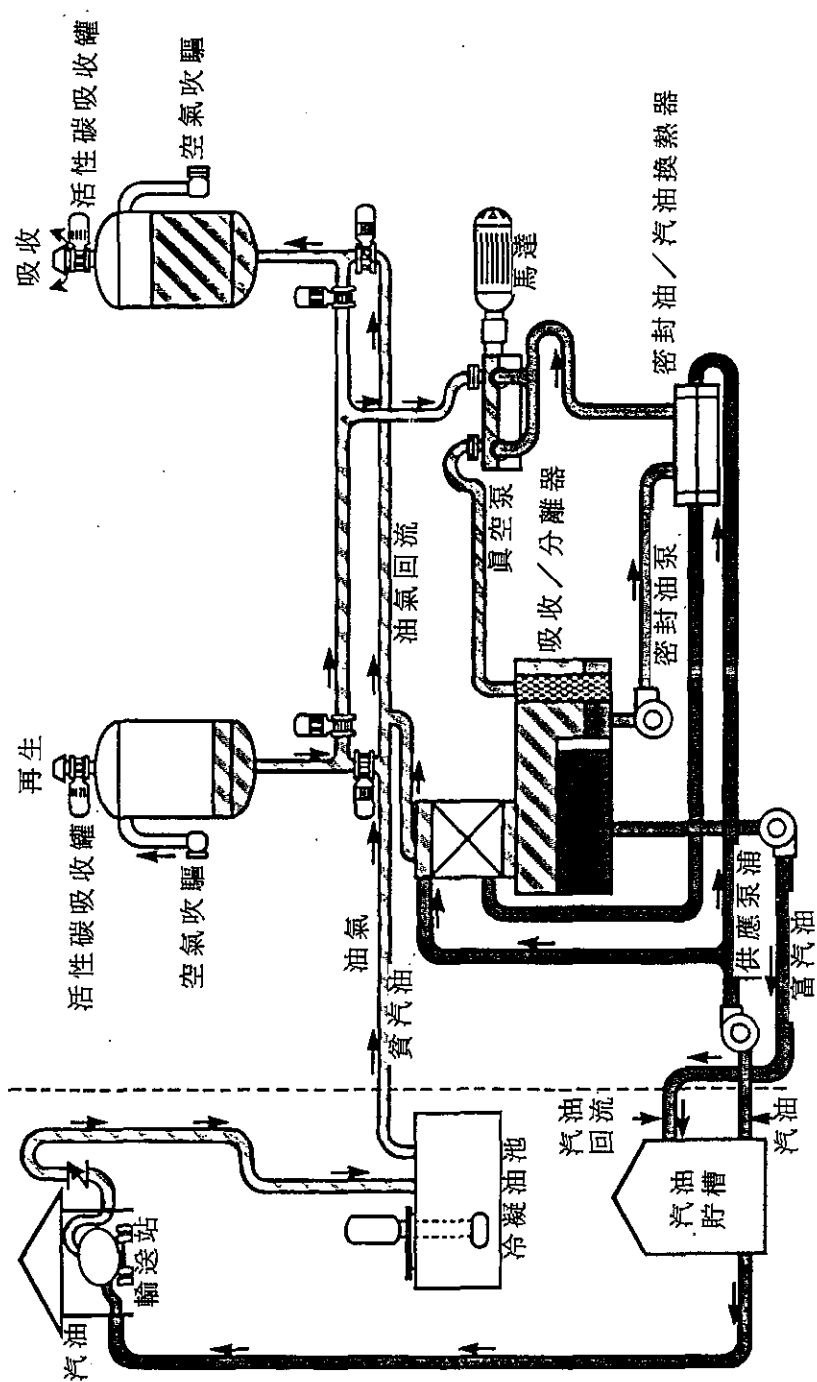


圖 2 油氣回收法 (1)

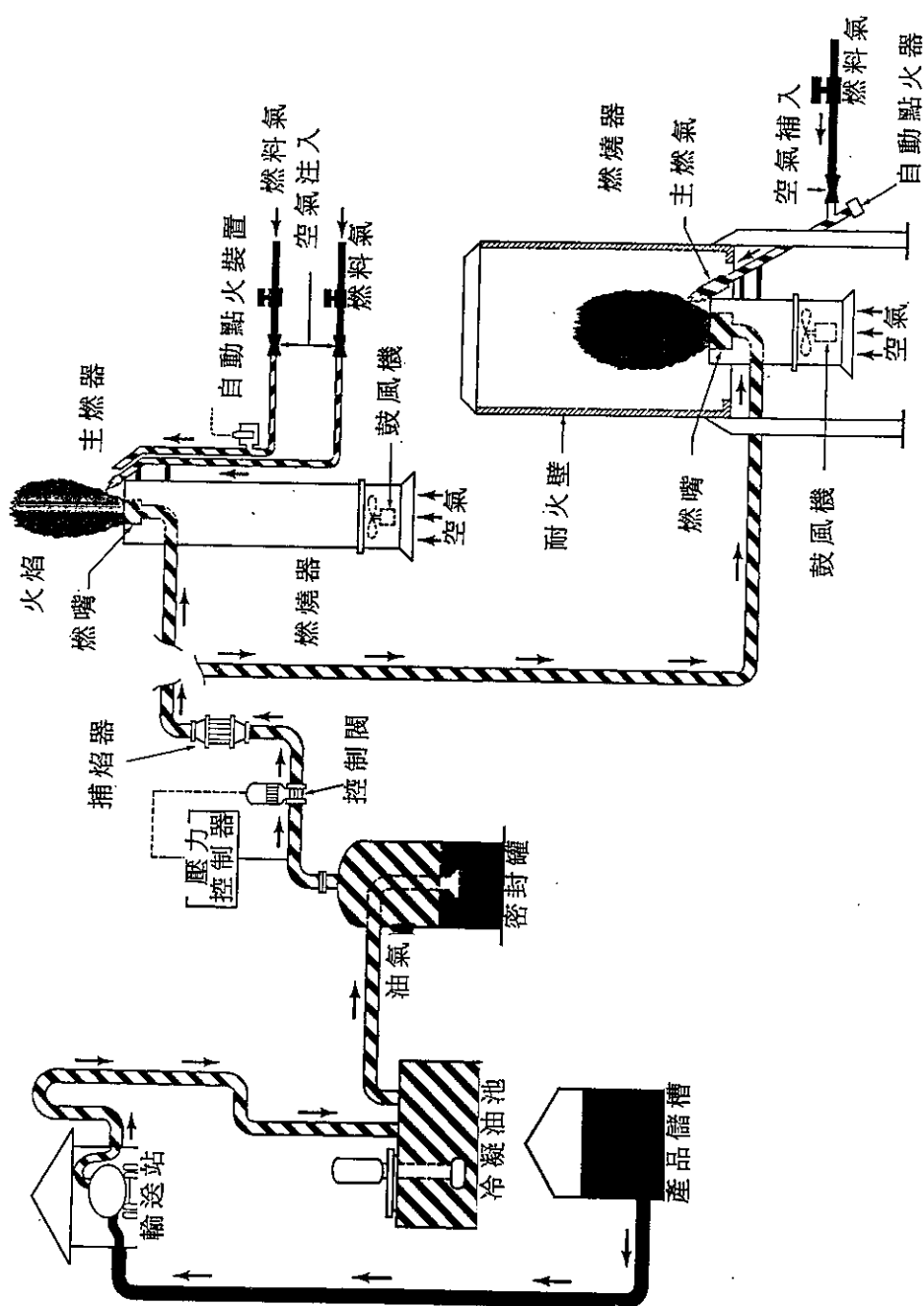


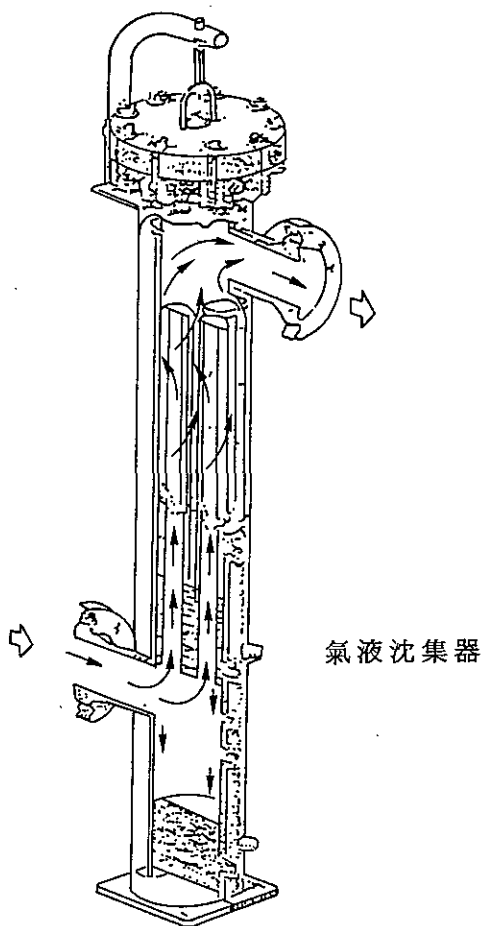
圖 3 燃燒法 ②

3. 活性碳吸收法

活性碳可充分吸收碳氫化合物，其缺點是吸附量有限（每公克活性碳可吸收油氣約0.45公克），並且不易再生。同時活性碳廢棄物的再處理也是一大困擾。

4. 液體沉集法

將油氣先經過一個構造簡單的沉集器 (coalescer)，可將其中較重的成份凝結先行收集起來，則接著排出的僅為較輕的成份，如此可減輕該地區污染的程度，或降低後續處理設備的負荷。重燃料油因為油氣凝結後成為油垢，容易堵塞，故無法應用此法。其流程如圖4所示。



PALL氣液沈集系統可有效去除液體及固體雜質

圖4 液體沉集法⁽³⁾

5. 冷凝法

本方法是在槽頂上加裝一個冷凝器，使得重質油氣冷凝而落回槽內，流程簡易。但深入研究後卻發現有種種困難，最主要的原因是冷凝器支撐不易。且由於油槽的承受壓力僅略大於大氣壓力（ $-88/+180\text{mmH}_2\text{O}$ ），冷凝器為了減少壓降，勢必放大管側之管徑，更增加了支撐的困難（以8吋管的表面積計，約只能承受450公斤的重量）。故冷凝法的應用尚待進一步評估。其流程如圖5所示。

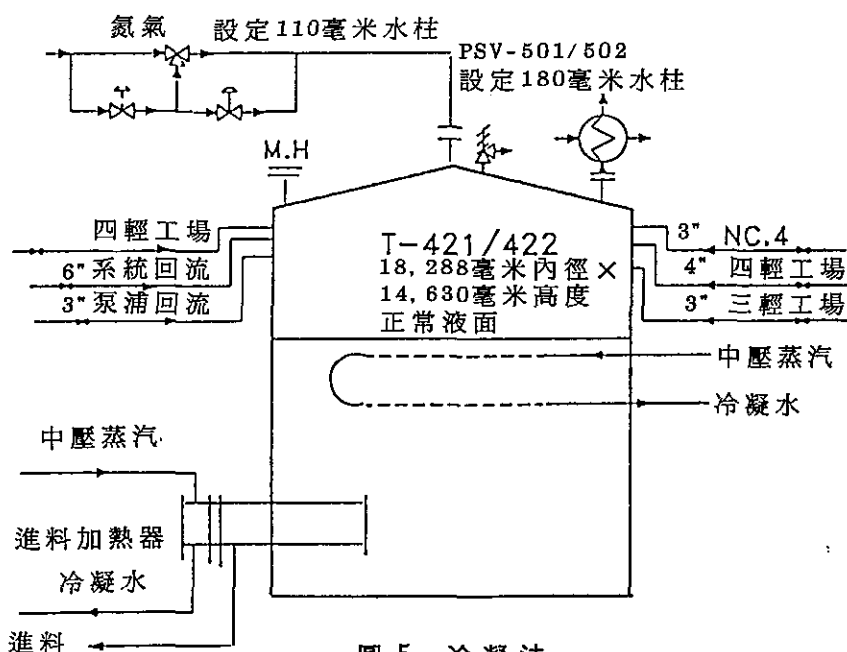


圖 5 冷凝法

6. 修改油槽形式

將錐頂油槽修改為浮頂式油槽，可以大幅改善油氣逸散情形（通常逸散量可降低90%以上）。但因重燃料油槽所裝油料在常溫時即凝固為瀝青狀，浮頂容易卡住，故不適合改為浮頂油槽。同時本方法成本較高，通常在新建油槽時考慮較佳。

以上幾種方法均不適宜使用在改善重燃料油槽，主要原因為該油槽所裝油料較為特殊，不是一般的處理方法所能奏效，所以如何選擇適合的方法，實在煞費周章。經過不斷的琢磨及苦思，並考慮重燃料油的回收及再處理困難，決定嘗試採用水封防堵的方法，一方面可以防止油氣逸出，一方面能彌補現有控制系統容易故障的缺點，同時增加的設備簡單，容易操

作。全部系統為：

1. 將油氣由油槽頂部排氣孔以8吋管引到一個水封槽 (water seal drum) , 其設計原則為維持油槽內正壓力不超過120毫米水柱。平時油氣可被水封封住而不會外洩, 在大量進油導致油槽壓力提高時, 則油氣可經由水封再排出, 此時大部分的油氣被水洗滌後吸收, 排出的油氣已經非常少了。
2. 水封槽設置在地面上, 內部盛滿冷卻水, 平時保持很小的流量, 使其以溢流 (overflow) 方式維持水封槽液面, 水封槽裝有玻璃液面指示計, 進料管插入冷卻水液面下約12公分, 排放的油氣經由冷卻水洗滌後從水封槽頂部排出。
3. 重新啓用氮封系統, 更換呼吸閥, 使真空閥及壓力閥分開, 以避免受油氣堵塞而失去作用。如此本系統有雙重保障, 操作時若壓力升高時, 槽內氣體經由水封槽排氣, 萬一水封失效, 則亦可由槽頂安全閥排氣。若槽體有負壓產生時, 正常可由氮氣補壓, 若氮氣無法作用, 另外有真空閥可補壓。(重燃料油槽設計壓力為 $-88/180\text{mm H}_2\text{O}$)
4. 改善前後系統圖請見圖6及圖7。

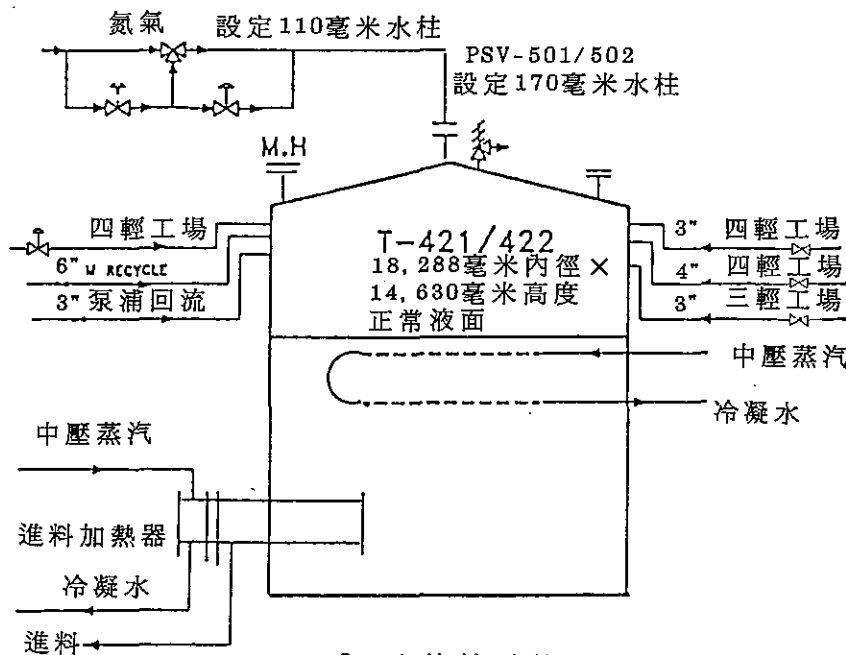


圖6 改善前系統圖

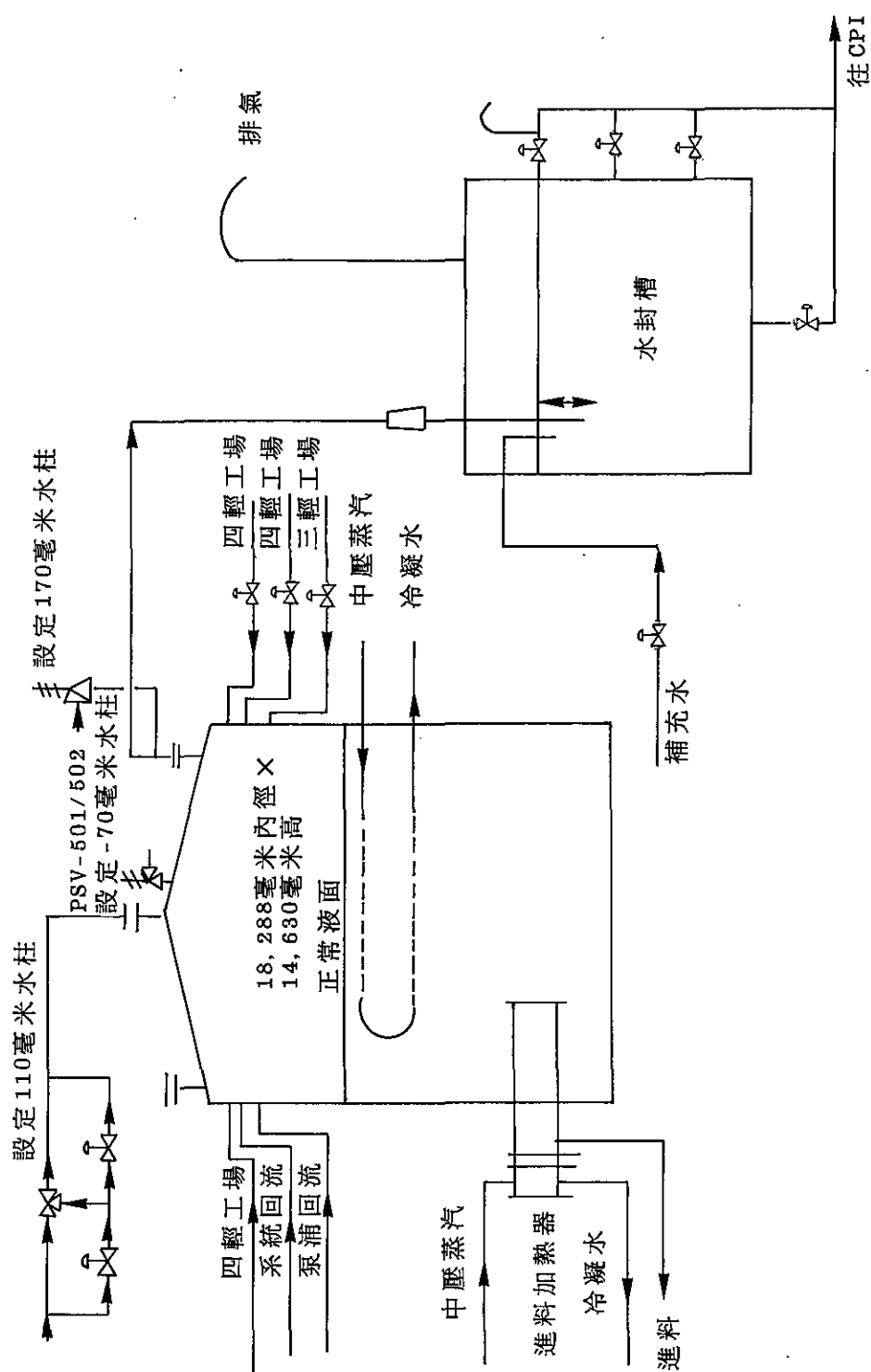


圖 7 改善後系統圖

5. 工程期間：民國80年2月至4月。

完工操作：民國80年4月迄今。

五、改善成效

1. 該項工程於民國80年2月至4月施工完成，其中真空閥及壓力釋放閥則因尚未購進，故暫先行整修啓用氮封設備及呼吸閥，全套系統正式使用。
2. 4月11日會同林園廠環監課同仁，測試油槽逸散性氣體濃度。在未改善前，槽頂濃度為300ppm以上，油槽地面四個據點分別為12ppm左右。使用本設備後，槽頂污染源減為58ppm，油槽地面四個據點分別為5ppm、6ppm、3ppm、9ppm（圖8），改善前後該地區的VOC濃度變化情形如圖9，均明顯的降低了。

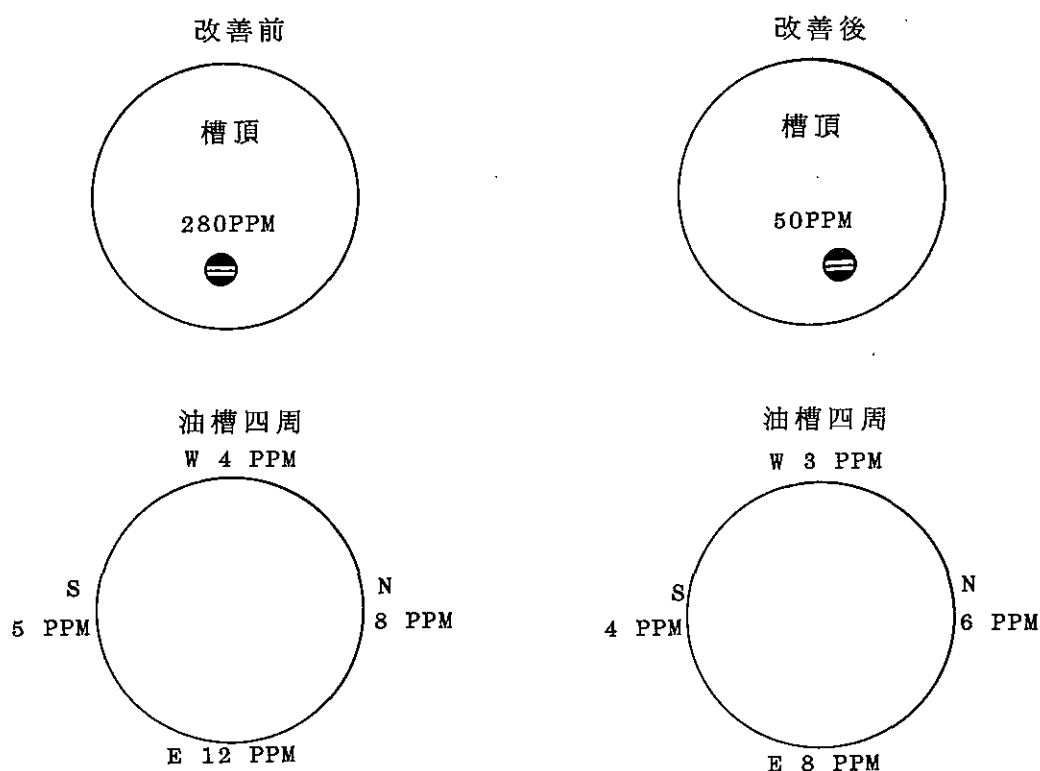


圖 8 改善前後油槽四周油氣濃度

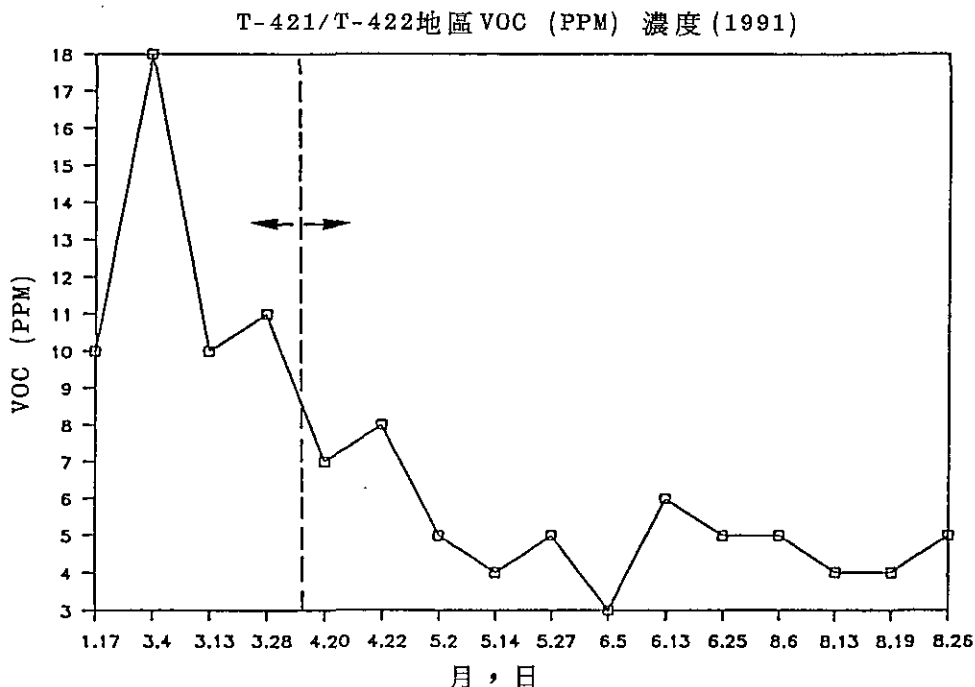


圖 9 改善前後 VOC 變化情形

3. 本設備啓用初期，由於水封槽頂部排氣管未見有油氣排出，現場人員一度以爲是排氣管線堵塞，可能會導致油槽壓力升高造成危險。經過反覆檢查測試結果，證實水封槽確實達到水封效果，使得油槽維持在微正壓的狀態，故除非油槽在大量進油的狀況，才會明顯見到水封槽排氣的現象。平常則由於油氣受水封槽液面封住的關係，油槽極少再有油氣排出了。
4. 使用的結果，水封槽液面可以完全封住油氣，免其外洩。同時冷卻水使用量極小，僅需保持微量溢流，維持水封槽液面即可。經取樣化驗水封槽的排放水中含油量僅 1.3ppm，遠低於河川放流水標準的 10ppm。由此證明水封槽的微正壓設計，使得油氣不會再排出。
5. 由於以前在操作時，以爲該兩座油槽平時應該有油氣冒出，才認爲油槽的吞吐功能正常，並視之爲正確的操作方式。對本次修改後未見到水封槽排氣孔冒出油氣，反而覺得惶恐，以爲是管線不通，將造成油槽無法

正常排氣。故剛啓用水封槽時曾一度覺得沒有信心。後來經測試結果證實水封槽操作正常，並且有效的封住油氣，使得油氣不會外洩，因此大幅的改善了現場人員的操作觀念。

6. 本設備在操作時需注意冷卻水的開入量，僅需維持水封槽溢流即可，避免開入過大而浪費水源。

六、經 費

本次改善工作共計增設兩個水封槽（每座油槽各配置一個水封槽），相關的油氣管線，冷卻水管線等，共兩套設備，含施工費用計廿四萬元。

1. 水 封 槽：每座製作費用七萬元，共計十四萬元。
2. 管 線：材料費約五萬元。
3. 施工費用：以本廠零星工作發包進行，費用約五萬元。

七、結論與建議

1. 在衆多種油槽排氣改善的方法中，由於油料種類的不同，可選用的方法不盡相同，有些甚至需引用國外技術，不僅耗費龐大，同時延宕時日，其效果則存疑。故在考慮經濟、可行、易操作的原則下，我們自己開發了採用水封的方法，其特點是設備簡易、操作容易、無油氣再回收的困擾，也沒有二次污染的問題。唯一的缺點是該設備僅能處理正常操作時的排放量，無法處理異常時油氣大量蒸發時的狀況。
2. 重燃料油之貯存較為特殊，故採用的方法也非常見的方法，幸獲成功，若以後有機會，希望也能將其應用在一般常溫常壓油槽，來改善現有錐頂油槽油氣排放的問題。
3. 兩座油槽正陸續進行修改進料油管的工作，準備將位於槽頂的進料油管移到槽底，可以由減少頂部進油時，容易造成部分油料驟沸（flash），產生過多油氣，而增加了油槽排氣的問題。相信俟本項工程完成後，兩座油槽排氣的問題將可更加改善。

八、參考文獻

- ①：油氣回收法，美國JOHN ZINK公司，產品型錄。
- ②：燃燒法，美國JOHN ZINK公司，產品型錄。
- ③：液體沉集法，美國PALL公司，HYDROCARBON PROCESSING GROUP 產品型錄。

以接觸氧化法處理人纖梭織布染整廢水

郭榮文* 李熾華** 黃國豪***

摘 要

染整廢水因具有高水量、高鹼度、高污染及水量水質變動性大等特性，且每一染整廠之差異性各有不同，故執行減量／處理規劃時，必須有計劃之實施。該廠主要為尼龍 (nylon)、醋酸纖維 (acetate)、T/R之梭織布染整工廠，其一般之加工程序為退漿精練、染色、烘乾、整理加工，使用之染料以酸性、分散性、直接等染料居多。用水來源為地下水，日使用量約為1,400CMD，其廢水來源主要為製程廢水，而生活廢水併入製程廢水收集系統中，目前之廢水量約為1,000CMD。

原水之水質變化非常大，COD由300mg/l至3,000mg/l，加設一調整時間為12小時之調整槽後，COD之變化由800mg/l至1,100mg/l，同時每日之COD由700mg/l至1,000mg/l，由上顯示該廠目前調整功能不錯。由於該廠放流水無法達到八十二年環保標準，本研究同時進行廠內改善與管末處理試驗及評估，根據工廠每日之原水及製程廢水，作實驗室之研究，研究結果如下：

減量分流規劃：

1. 製程廢水中，壓染殘液及整理加工殘液量少，但COD高達10,000mg/l以上，應單獨收集後焚化。
2. 夜間停工後，有大量軟水排放，需訂立管理辦法管制。
3. 尼龍中和水洗加酸量過高，需減少加藥量。

管末處理：

1. 廢水經接觸氧化處理後COD去除率至少可達60%，COD約於300至400mg/l之間，透視度可達15公分以上。

* 東立工程股份有限公司工程師

** 竣得工程股份有限公司工程師

*** 工業技術研究院化學工業研究所副研究員

2. 廢水經生物處理後，再混凝，除可節省一半加藥量外，放流水亦可達八十二年環保標準。
3. 為達八十七年環保標準，可先混凝，使COD低於600mg/l，再經接觸氧化及混凝。

一、前言

染整廢水因具有高水量、高鹼度、高污染及水量水質變動性大等特性，且染整廠之差異性各有不同，故執行減量／處理規劃時，必須有計劃之實施。

染整工業泛指印染、染整、皮革等業，而一般皆指印染、染整兩項工業。染整工業製程可分為前處理、染色工程、整理加工。前處理有燒毛、退漿精練、絲光、漂白等製程，整理加工有定型、防繃、防縮、特殊加工等製程，每一廠之製程排列方式都不同，使用染料助劑亦不同，所以各廠廢水差異性大，故設計廢水處理前，需作一完善規劃研究，再提出該廠完善之處理方案。廢水減量／處理規劃作業流程，參見圖1。

二、製程簡介

該廠以梭織布染整為主，目前月產能為200萬碼、作業時間為16小時二班制、作業型態多為批式法，生產程序參見表1。生產織物種類有尼龍(nylon)、醋酸纖維(acetate)、醋酸嫫縐纖維(A/R)、聚酯嫫縐(T/R)、聚酯棉(T/C)等五類，目前以nylon、A、T/R為主要生產織物。染整單元程序與意義，參見表2。

三、廢水來源

1. 染整廠廢水：主要為製程廢水，如退漿精練、水洗、染色、整理加工廢水等。
2. 漿紗廠廢水：主要來自漿紗製程廢水、漿紗廠生活廢水等。

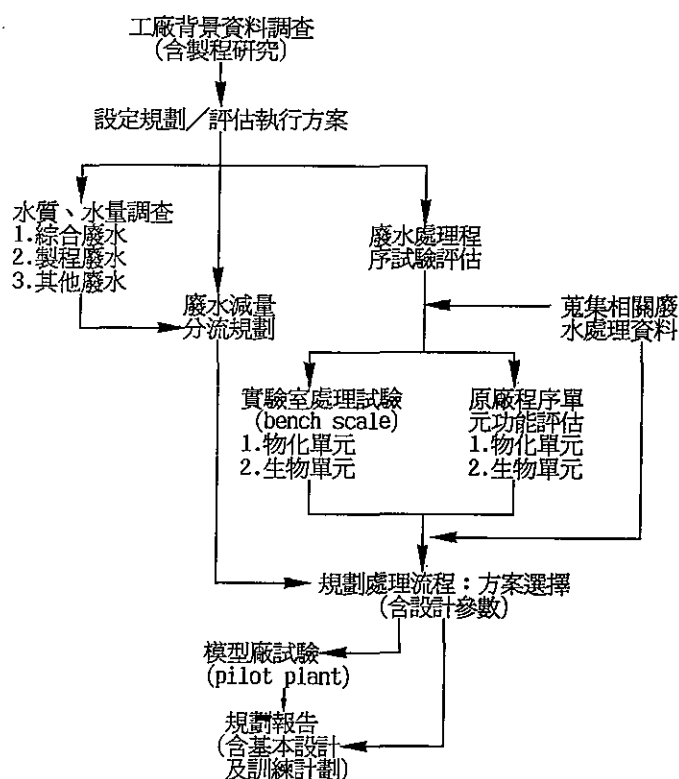


圖 1 廢水減量/處理規劃作業流程

表 1 各織物染整製程

織物種類	製 程 及 用 水 量
Nylon	胚布→精練退漿→熱水洗→中和水洗→染色→水洗→水洗2 (出布) →整理加工 90~95℃ 60℃ 50℃ 100℃ 冷水 冷水
A	胚布→精練退漿→水洗→染色→水洗→水洗2 (出布) →整理加工 85℃ 60℃ 90℃ 60℃ 冷水
A/R	胚布→精練退漿→水洗→染色→水洗→出布 (水洗2) →整理加工 85~90℃ 45℃ 90℃ 50℃ 冷水
染 T	胚布→Cold-Pad-Batch (染T) →水洗 (水洗機) 130 ℃ × 30'
I/R	入布水洗→染色→水洗→出布 (水洗2) →整理加工 85~90℃後再溫水 90℃ 45℃ 冷水
染 T	胚布→Cold-Pad-Batch (染T) →水洗 130 ℃ × 30'
I/C	入布水洗 →染色→水洗→出布 (水洗2) →整理加工

表 2 染整單元程序與意義

染整加工單元		意 義
前處 理	燒毛	除去織物上之雜毛，增加纖維表面之光滑性
	退漿	除去織物纖維上之漿料
	精煉	除去織物纖維上之不純物，使之潔淨
	漂白	除去織物纖維上所含色素，使成白色
	絲光	利用鹼液使織物纖維膨脹，增加染色效果
染 色	以染料或顏料使纖維材料著色	
	浸染	浸於染液，施行單色染（全面素色染）
	壓染	利用paddle，增加染液附著於織物之染色
	印染	使用色漿（色糊）行局部染色
整 理 加 工	一般處理	改善織物本身特質之加工 （如羊毛縮絨性、蠶絲之光澤）
	處理加工	補足織物之缺點或改善其品質之加工 （防皺、防水、防火）
	特殊加工	應用處理加工以製造新產品（不織布）

3. 淨水廠廢水：主要來自過濾槽之反沖洗水、軟化槽之反洗、再生、清洗廢水等。

4. 生活廢水：主要為宿舍、辦公室、警衛室等生活廢水。

該廠生活廢水皆併入染整廠廢水與漿紗廠廢水中。漿紗廢液因水量低，濃度高，已單獨收集焚化。淨水廠廢水，除SS過高外，其他BOD、COD等低於87年管制標準，而SS只要經混凝沈澱，便可回用。因此本廠主要探討來源為染整廠廢水。

四、廢水水質水量

1. 綜合廢水水質、水量

綜合廢水之水質，參見表 3。COD為421~1,092 mg/l，BOD為85~201mg/l，SS為31~113mg/l，pH為7.1~9.2，透視度為4~13公分。綜合廢水之水量為866~1,482CMD。

表 3 綜合廢水水質變化

項 目	3/10	3/23	3/24	3/25	3/26	3/30	3/31	4/1	4/2	4/6	4/7	4/8	4/9	4/13	4/14	4/15	4/16
pH	8.25	7.94	7.27	7.13	7.48	7.07	7.30	7.46	7.51	9.19	9.05	7.41	7.43	8.68	8.66	7.69	7.47
COD mg/l	917	849	823	781	795	768	548	802	755	421	674	932	1,092	814	854	1,014	914
BOD mg/l	—	156	124	—	—	146	133	—	—	85	144	—	—	160	201	—	—
SS mg/l	80	113	51	65	64	33	51	67	58	31	73	66	75	69	79	78	32
透視度	—	4	5	6.5	5	7	6.5	6.5	6.5	13	6	4	6	7	7.5	8	7
顏 色	墨綠	紫灰	中 墨綠	淡 墨綠	淺 墨綠	墨綠	紫灰	紫灰	紫灰	灰褐	灰綠	綠	灰	灰綠	墨綠	墨綠	墨綠
取樣地點	曝氣池																

2. 製程廢水水質

製程廢水之水質，參見表 4、表 5、表 6。

表 4 尼龍製程廢水水質

製程編號	製程		□尼龍					□深		□淺
			T ℃	pH	COD mg/l	BOD mg/l	SS mg/l	透視度 公 分	顏色	備 註
1	精練		95	12.7	12,044	4175	315	1.5	乳白	
2	退漿		60	12.1	3,435	1402	161	2	乳白	
3	熱水洗		50	3.94	3,476	1419	49	4.5	乳白	
4	中和水洗		冷	8.65	2,587	689	24	7.5	乳白	
5	溢流		冷	8.65	2,587	689	24	7.5	乳白	
6	水洗	淺	100	7.78	3,895	1370	21	7	土黃	1030885
7	染色	深	100	8.31	11,929	3300	90	0.5	紫黑	1030822
8	水洗	淺	冷	6.29	622	176	9	24	無	1030885
9	排液	深	冷	6.3	1,709	405	23	3.5	紫	1030822
10	整理加工	淺	*	5.94	816	206	22	17	無	1030885
11	助劑排液	深	*	6.99	12,220	1790	310	1	乳白	

表 5 醋酸纖維製程廢水水質

製程編號	製程	□醋酸纖維					□深		□淺	
		T °C	PH	COD mg/l	BOD mg/l	SS mg/l	透視度 公分	顏 色	備 註	
1	精練退漿	85	8.91	2,102	644	71	3.5	乳 白		
2	水洗	60	7.31	1,010	74	8	14	無		
3	再精練	*	9.91	2,021	187	13	>15	無		
4	染色	淺	3.6	3,934	1830	1	4	灰 綠	1030855	
5		深	3.27	4,809	2260	11	0.5	深 黑	1030899	
6	水洗	淺	6.37	148	5	5	>30	無	1030855	
7	排液	深	5.81	2,116	203	60	10	藍	1030899	
8	整理加工助劑排液	淺	6.14	12,519	2745	155	1	深乳白	1030855	
9		深	5.67	11,235	3530	38	2	灰 藍	1030899	

五、處理流程及特點

本廠之廢水處理設施，建於民國七十六年，其處理流程為先經化學混凝，再經生物處理。

化學混凝原使用PAC，因廠商提供之PAC濃度變動頻繁，導致加藥量需隨之變動，造成操作上之困擾，所以改用濃度穩定之硫酸鋁。硫酸鋁濃度為7.5%，加藥量為1,000ppm，膠凝劑則採用陰離子聚合物；生物處理則採用接觸氧化法，接觸濾料為竹子。本廠之最初處理程序如下：

原水 → 除油槽 → 攔污柵 → 調整槽 → pH調整槽 → 曝氣槽 → 混凝槽 → 膠凝槽 → 初沉池 → 接氧觸池 → 終沉池 → 放流

由於出流水水質不穩定，時有COD超過300mg/l之76年環保標準，所以該廠便進行局部改善，以符合82年、87年環保標準，改善後之廢水處理設

施流程，參見圖2。本處理設施之特點為使生物污泥量降低，化學加藥量降低。

表6 T/R製程廢水水質

製程編號	製程		□T/R					□深		□淺	
			T ℃	PH	COD mg/l	BOD mg/l	SS mg/l	透視度 公分	顏 色	備	註
1	精練			8.55	1,443	348	22	8.5	淺乳白		
2	水洗			7.62	47	—	1	27	無		
—	入布										
	水洗										
3	再	中		5.83	4,573	1,780	62	1	深 藍		
4	精練	深		5.09	4,230	1,830	82	0.5	深咖啡	8101052	—4A
—	水洗	淺									
5	排液	深		6.38	197	11	21	14	土 黃	8101052	—4A
—	染 R	淺									
6		深		9.48	2,067	1,750	136	0.5	深 黑	8101052	—4A
—	水洗	淺									
7	排液	深		7.96	457	331	13	11	紫 灰	8101052	—4A
8	整理	淺		7.80	10,396	1,035	322	4	橘 色		
9	加工助劑排液	深		4.46	22,351	2,110	226	2	深紫灰	1030831	

六、設備概要及評估

表7為廢水處理設施規格及HRT，目前該廠廢水量約為1,200CMD，預計五月後會逐漸增加，一直至最大廢水量2,000CMD，所以表7列示了1,200CMD及2,000CMD水量之水力停留時間，本節則以2,000CMD之水量為評估。

1. 調整槽

調整槽本身之水力停留時間可達6小時，氣曝槽之功能相當於調整

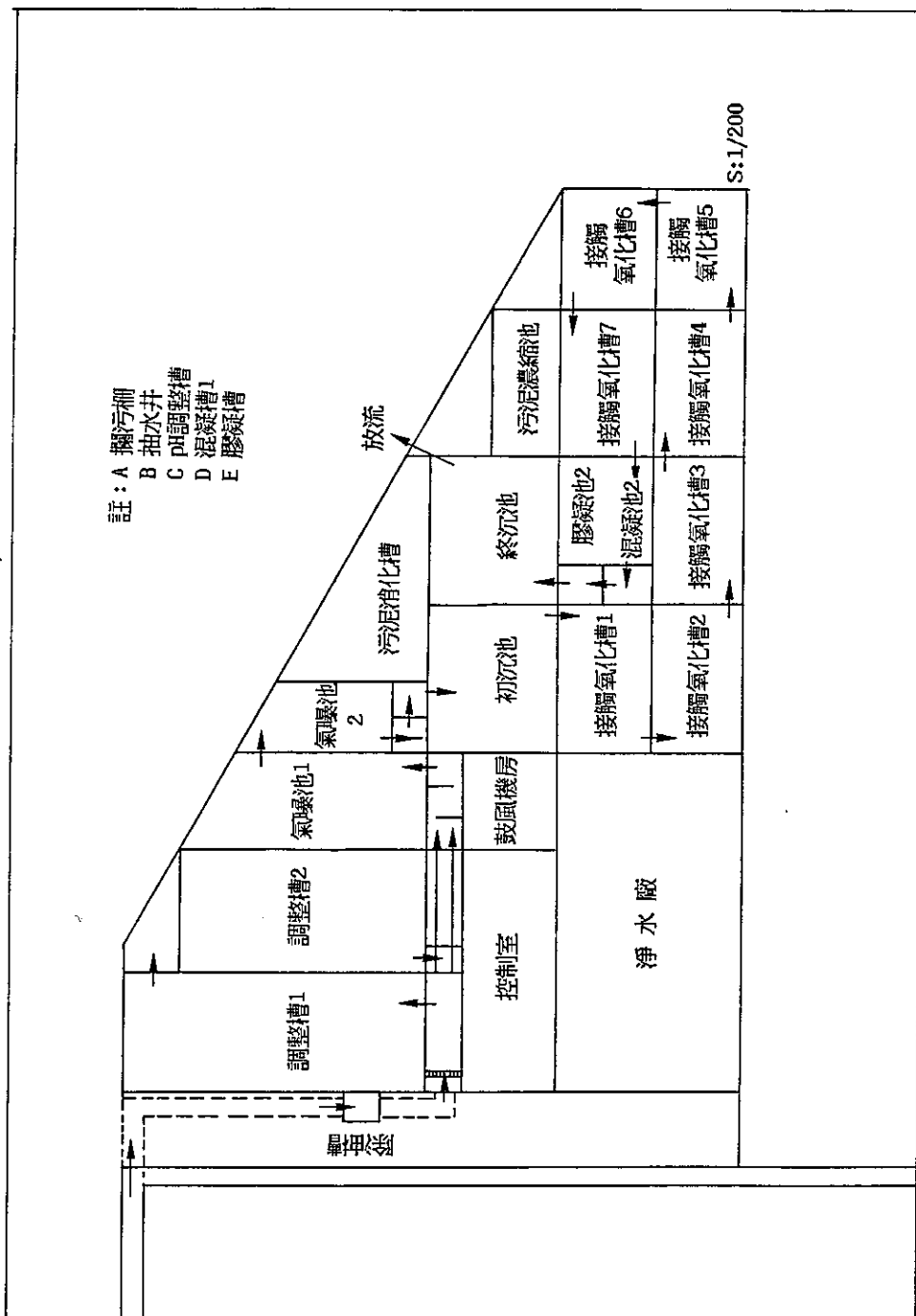


圖 2 案例廠廢水處理設施流程

槽，在此視為調整槽，所以該廠調整停留時間可達10小時，可發揮調整功能。此外調整系統加設一些降溫設施，亦可使進流水水溫，降到32℃以下。

表 7 廢水處理設施規格及 HRT

名 稱	規 格 (L×W×D) m	體 積 m ³	1,200CMD(HRT)	2,000CMD(HRT)
調整槽 1	16.4×6.3×3	310	11 hr	6.6 hr
調整槽 2	12.2×6.1×3 (6.1×4.2×3) /2	240		
pH調整槽	4.9×1.8×4.9	43	52 min	31 min
氣曝槽 1	9.4×4.9×4.9 (4.9×2.8×4.9) /2	258	7 hr	4.2 hr
氣曝槽 2	4.7×3.6×4.9 (3.6×1.7×4.9) /2	97		
混凝槽 1	2×1.8×4.9	17.6	21 min	12.7 min
膠凝槽 1	2×1.8×4.9	17.6	21 min	12.7 min
初沉池	7.7×7.7×4.6	270	5.4 hr	3.24 hr
接觸氧化槽	7.7×4.7×4.7×5 6.5×4.7×4.7×2	1,138	22.8 hr	13.7 hr
混凝槽 2	2.3×2×4.5	20	24 min	14 min
膠凝槽 2	2.4×2×4.5	21	25 min	15 min
終沉池	7.7×7.7×4.05	240	4.8 hr	2.9 hr
污泥濃縮槽	7.7×3.8×4	117	*	*
污泥消化槽	11.8×1.8×3.5 (11.8×4.7×3.5) /2	181	*	*

2. 混凝系統 1

混凝槽 1 及膠凝槽 1 之停留時間皆超過10分鐘，現場混凝速度約為180rpm、膠凝速度60rpm，攪拌效果佳。加藥量可達2,000ppm，所以混凝系統 1 可發揮效果，表8為現場測得之混凝效率可達50%。

表 8 廢水處理廠混凝評估

項 目		4/15	4/16	備 考
原 水 水 質	pH	7.69	7.47	*混凝測試 因現場施 工僅作二 次試驗
	COD mg/l	1,014	914	
	SS mg/l	78	32	
	透視度 (公分)	8	7	
	顏 色	墨綠	墨綠	
混 凝 後 水 質	pH	6.58	5.89	
	COD mg/l	503	464	
	SS mg/l	72	25	
	透視度 (公分)	8	19	
	顏 色	紫灰	淺灰	
結 果	COD 去除率%	50.4	49.2	
	SS 去除率%	7.7	21.9	

3. 初沉池

初沉池之水力停留時間為3小時以上；表面積負荷 $33\text{m}^3/\text{m}^2\text{day}$ ，低於 $35\text{m}^3/\text{m}^2\text{day}$ ，堰負荷 $67\text{m}^3/\text{mday}$ ，遠低於 $150\text{m}^3/\text{m day}$ ，所以初沉池亦可發揮其功能。

4. 接觸氧化槽

接觸氧化槽之水力停留時間為13小時以上，槽體積足夠，接觸氧化槽1至接觸氧化槽4之水流方式尚可，接觸氧化槽5至接觸氧化槽7之水流方式不佳，有短流及水流不均之可能，接觸濾料部份置入竹子，有濾料表面積過小之虞，接觸氧化槽7與混凝系統間之沉澱系統有擾流膠羽溢流之危機，需加以更改。

5. 混凝系統 2

混凝槽2及膠凝槽2之停留時間皆超過14分鐘，現場混凝速度為180rpm、膠凝速度60rpm，攪拌速度尚可；混凝後，進入膠凝槽之進流

位置於槽體高之中間，槳板之長度亦未超過進流位置，有可能發生污泥沈積底部之現象，混凝後pH未調整，將影響膠凝效果及出流水之pH值，需加以更改。

6. 終沉池

初沉池之水力停留時間為3小時以上；表面積負荷為 $33\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ ，低於 $35\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ ，堰負荷為 $67\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{day}$ ，遠低於 $150\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{day}$ ，所以終沉池亦可發揮其功能。

7. 污泥濃縮槽

生物污泥量為 $3\text{m}^3/\text{day}$ ，化學污泥量為 $77\text{m}^3/\text{day}$ ，污泥量總計 $80\text{m}^3/\text{day}$ ，污泥濃縮槽濃縮時間為1.46小時，水力負荷為 $2.37\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ 。

8. 污泥脫水機

濕污泥 $80\text{m}^3/\text{day}$ ，脫水機脫水後含水率為80%時，乾污泥量為 $6\text{m}^3/\text{day}$ ，若脫水機每日操作8小時，則1小時產生750kg之乾污泥。

七、處理效果

1. 化學混凝

化學混凝試驗結果，參見表9。本案建議使用硫酸鋁為混凝劑，在此便以硫酸鋁（7.5%）作探討。當硫酸鋁加藥量為500ppm時，COD去除率為56~65%左右，加藥量提高至1,000ppm時，COD去除率為61~70%左右，只有增加5%左右，基於操作成本之考量，採用之加藥量為500ppm，即硫酸鋁加藥量為37.5mg/l。

2. 接觸氧化法+化學混凝

接觸氧化法+化學混凝處理效果，參見表10。表10為連續兩星期採用原水試驗結果所得。不管廢水水質變動狀況如何，出流水皆可達到82年環保標準，而欲達到87年環保標準可於混凝處理1，使COD降至600mg/l左右，便可達到87年之標準。

3. 質量平衡如圖3所示。

表 9. 混凝試驗結果 (81.3.23.81.3.24)

項 目		水 樣 編 號					水 樣 編 號				
		1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
混凝條件	PAC ppm	1,000	2,000				500	1,000			
	硫酸鋁 ppm (7.5%)			1,000	2,000	3,000			500	1,000	1,500
	Polymer ppm (0.1%)	4	12	4	8	12	4	4	4	4	8
原水水質	原水pH	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	7.33	7.33	7.33	7.33	7.33
	原水COD mg/l	847	847	847	847	847	823	823	823	823	823
	原水SS mg/l	113	113	113	113	113	51	51	51	51	51
	原水透視度 (公分)	4	4	4	4	4	5	5	5	5	5
混凝狀況	混凝性 (良、可、不良)	良	良	良	良	良	可	良	良	良	良
	膠羽 (大、中、小、無)	大	大	大	大	大	大	大	大	大	大
	外觀顏色	紫灰	紫灰	紫灰	紫灰	紫灰	綠	綠	綠	綠	綠
上澄液水質	pH	6.63	5.88	6.18	6.23	6.14	6.62	6.51	6.34	6.42	6.48
	COD mg/l	337	254	312	280	247	534	382	363	318	318
	COD 去除率 %	60.3	70.0	63.2	66.9	70.8	35.1	53.6	55.9	61.4	61.4
	透視度 (公分)	>30	>30	>30	>30	>30	>30	>30	>30	>30	>30
混凝條件	PAC ppm	500	1000				500	1000			
	硫酸鋁 ppm (7.5%)			500	1000	1500			500	1000	1500
	Polymer ppm (0.1%)	4	4	4	4	8	4	4	4	4	8
原水水質	原水pH	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.55	7.55	7.55	7.55	7.55
	原水COD mg/l	781	781	781	781	781	795	795	795	795	795
	原水SS mg/l	65	65	65	65	65	64	64	64	64	64
	原水透視度 (公分)	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	5	5	5	5	5
混凝狀況	混凝性 (良、可、不良)	可	良	良	良	良	可	良	良	良	良
	膠羽 (大、中、小、無)	大	大	大	大	大	大	大	大	大	大
	外觀顏色	綠	綠	綠	綠	綠	綠	綠	綠	綠	綠
上澄液水質	pH	6.06	6.29	6.24	6.28	6.45	6.34	6.45	6.24	6.26	6.36
	COD mg/l	482	324	254	229	299	429	229	274	274	280
	COD 去除率 %	38.3	58.5	64.5	70.7	61.7	46.0	71.2	65.5	65.5	64.8
	透視度 (公分)	>30	>30	>30	>30	>30	14.5	>30	>30	>30	>30

表 10 接觸氧化法 + 化學混凝處理效果

項 目		日 期							
		4/27	4/28	4/29	4/30	5/5	5/6	5/7	5/8
生物處理前進流水	pH	7.88	8.04	7.67	7.06	7.43	7.43	7.51	8.42
	透視度(公分)	6	8	12	11	12	12	8	10
	SS mg/l	126	93	101	91	79	85	93	84
	COD mg/l	1025	575	462	859	611	611	530	480
	HRT (hr)	12.8	12.8	12.8	12.8	18.4	18.4	18.4	18.4
	外觀顏色	灰綠	灰綠	紅褐	灰綠	紅褐	紅褐	紅褐	褐
生物處理後出流水	pH	7.69	7.77	7.65	7.23	7.28	7.55	7.48	7.72
	透視度(公分)	21	20	23	21	17	16	11	17
	SS mg/l	27	26	31	24	23	26	29	23
	COD mg/l	350	231	181	206	264	346	391	399
	外觀顏色	灰	灰	無	灰	灰	灰	灰	灰褐
	COD 去除率%	66	60	61	76	57	43	26	18
化學混凝後上澄液	pH	6.41	—	6.28	5.45	—	—	—	6.28
	透視度(公分)	>30	—	>30	>30	—	—	—	>30
	COD mg/l	150	—	98	77	—	—	—	45
	外觀顏色	無	—	無	無	—	—	—	無
	硫酸鋁 ppm	600	—	500	600	—	—	—	600
	POLYMER ppm	4	—	4	4	—	—	—	4
	污泥量 g/l	•	—	0.57	•	—	—	—	0.53
備 註：1. 5/5至5/8進流紅色水，生物處理水混凝處理試驗一次									

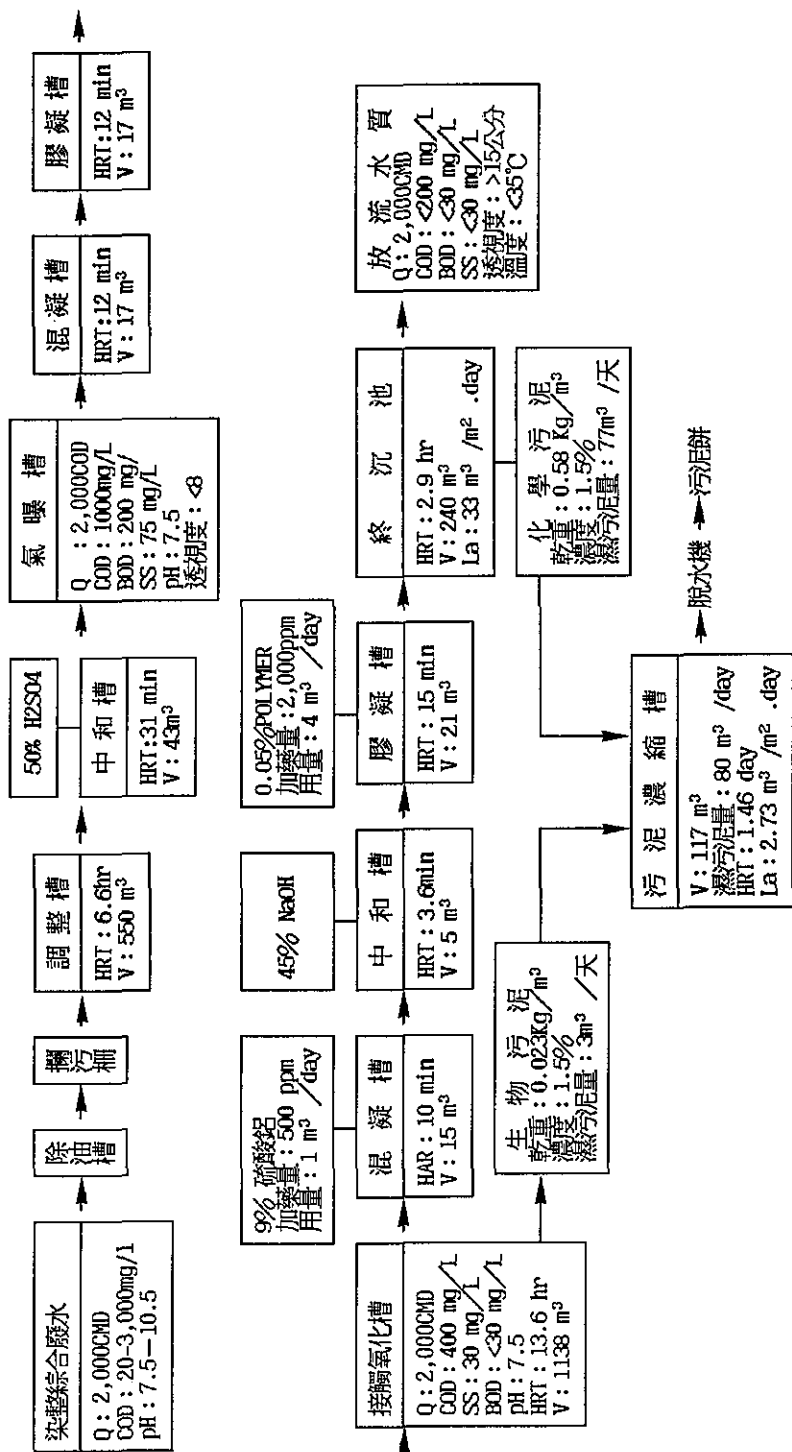


圖 3 質量平衡圖

八、操作管理問題與對策

染整廠之廢水發生情況，各廠皆不相同，所能採用之廢水減量方式亦不相同，一般的廢水減量方式如下：

1. 製程改善

尋求製程上，所需水量及製造之污染總量較低之方法，或採用污染較低或易處理之藥劑，然此項減量措施，需在不影響產品品質下變更。

2. 操作管理

操作管理是最省成本且最快之減量方式，其方式有使用節水型設備或加強操作人員節水之觀念；只要透過廠內與操作人員溝通，同時訂定賞罰制度，便能達到減量。

3. 廢水回用

各製程所需水質要求不一，可考量作廢水處理後回用於某一製程廢水，還有熱回收等。

4. 廢水分流

依據廢水污染濃度高低、污染特性、廢水量等因素，加以分類收集處理，以降低處理量及成本。本廠之減量分流規劃依據調查可執行者有操作管理、廢水回用、及廢水分流。

8.1 製程改善

根據表 4 尼龍製程廢水水質發現，中和水洗之加酸過高，現場通知更改為原加藥量之一半。

8.2 操作管理

根據二十四小時水質調查發現，該廠從凌晨二點至早上七點之水質 COD 低於 100mg/l，顯然有清水排出之現象，經追蹤發現，該廠未生產時（凌晨零點至早上八時）有機械清水未關，建議該廠加以管理。經與該廠建議後，該廠目前已訂定管理措施。

8.3 廢水回用

染整製程上，諸多製程廢水能量可以考慮回收，目前該廠已有廢熱回收系統。

8.4 廢水分流

由製程廢水水質調查，該廠廢水中污染度高而水量低之廢液有 (1) 壓染廢液。 (2) 漿紗廢液。 (3) 整理加工助劑排液。以上三股廢液之COD 高於 10,000 mg/l，該廠目前以漿紗胚布屑混合後置入焚化爐焚化。

九、結論建議

根據前述一連串之研究所得，其結論與建議可以區分為減量分流規劃及管末處理兩項，綜合結果如下：

9.1 減量分流規劃

1. 製程廢水中，壓染殘液及整理加工殘液量少，但COD高達1,000mg/l以上，應單獨收集後焚化。
2. 夜間停工後，有大量軟水排放，需訂立管理辦法管制。
3. 尼龍中和水洗加酸量過高，需減少加藥量。

9.2 管末處理

1. 廢水經接觸氧化處理後COD去除率至少可達60%，COD約於300~400mg/l之間，透視度可達15公分以上。
2. 廢水經生物處理後，再混凝，除可節省一半加藥量外，放流水亦可達82年環保標準。
3. 為達87年環保標準，可先混凝，使COD低於600mg/l，再經接觸氧化及混凝。

含硫化染料染整廢水之處理流程規劃

黃國豪* 胡雯**

摘 要

案例廠目前爲一班制生產，廢水量約1,000~1,100 CMD左右，平均COD約685mg/l，使用染料中硫化染料 (sulphur dyes) 約佔25%。生物處理試驗中，硫化染料廢水pH值之控制困難，在曝氣下停留時間1~2天，pH值由10.5降至5左右，在生物槽pH值更下降至2~4左右，不但抑制原生動物生長且透視度僅4~10公分，同時使污泥變黑不利管理。混凝處理試驗中，硫化染料廢水添加PAC 2,500ppm及FeSO₄ 800~1,000 ppm皆可達到脫色目的，同時可使COD去除率達66%及79%，採分流處理，雖加藥量較高，但廢水量較容易掌握，且利於後續生物處理。由評估結果決定採硫化染料廢水分流先經混凝處理，精練退漿廢液先以貯槽貯存，再24小時定量注入，合併後之綜合廢水再經活性污泥單元及化學混凝單元之處理程序，實驗結果顯示放流水可達82年標準。

一、前 言

染整工業的生產方式以承接訂單，代理加工爲主，產品種類繁多且具季節性、流行性的複雜變化，依工廠生產管理型態，使用坯布來源、生產設備、染料及助劑等不同，各工廠所產生的廢水水質及水量其差異相當大，尤其染料的使用不同，更直接影響廢水直覺感觀及處理程序的選擇，就硫化染料而言，硫化染料廢水雖然顏色深濃、污染度高，常造成處理上的困擾，但由於具有染色成本較低、染色工程短、堅牢度及安定性較佳等優點，在染整工業上仍被廣泛的使用。本篇規劃對象爲一普遍含有硫化染料染色之浸染加工廠，該廠目前僅有化學混凝沉澱之處理程序，正面臨82年

* 工業技術研究院化學工業研究所副研究員

** 工業技術研究院化學工業研究所助理研究員

環保新標準之壓力，擬著手改善處理設施，增建生物處理單元。本改善規劃措施經由背景資料蒐集、廠內水質水量調查、實驗室處理試驗評估等程序，進而規劃處理流程。

二、製程簡介

案例廠生產型態主要為代工匹布染整加工，主要作業為棉布漂白、染色，T/C漂白、染色，及特多龍（PET）染色，及生產比例長纖（PET）約佔25%，短纖（棉、T/C）約佔75%。加工方式以浸染為主，浸染機械有高溫、常溫液流染機及開放式染機（又稱交捲式染機），另有連續壓染機及印染機各一部，壓染機主要用於大量匹布生產或應急之用，並非每日開工生產，而印染機目前已很少使用，故本廠於廢水處理分類上可視為浸染工廠類別。其生產程序由訂單進貨之胚布，經燒毛、退漿、精練後，或直接染色或漂白後染色或經絲光程序後染色，完成染色程序再經整理加工處理，符合顧客要求之規格產品後，即可打包出廠，其流程如圖1所示。另外，使用之染料有分散性染料、硫化染料、反應性染料及直接性染料，主要為分散性染料（佔60%）硫化染料之使用量亦相當可觀（約佔25%）其餘約為15%左右。

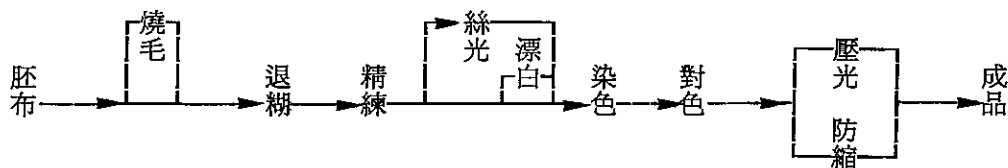


圖1 生產製程流程圖

三、廢水來源

案例廠之用水來源為地下水，廠內製程用水由地下水抽至水塔後直接供應，除鍋爐用水外，未經過濾、軟化處理程序，所以無過濾反沖洗水或軟化再生廢水之問題，而對一班制生產型態而言，生活廢水將較單純且水量少，目前本廠廢水幾乎皆來自製程用水。由圖2之生產程序可知廢水來

源主要來自退漿、精練、絲光、漂白及染色程序，而各程序又可來自不同之機械設備，就各機台而言，其主要功能及排水型態如表 1 所示。

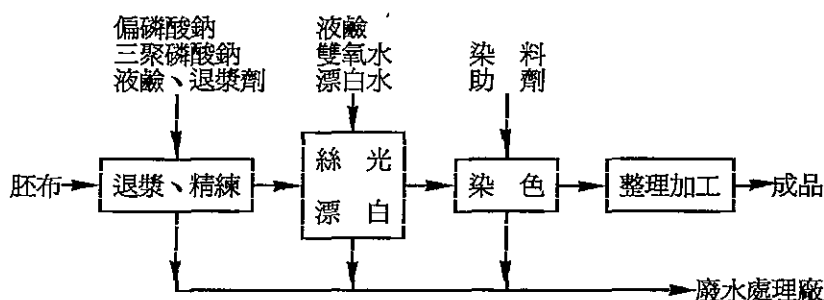


圖 2 製程廢水主要來源流程圖

表 1 案例廠廢水來源、主要機械、設備及排水型態

機 械 設 備	數量	主要功能	操作方式	廢 水		
				排放方式	排放頻率	特 性
連續退漿機	2	退漿、絲光 水洗	連續式操作	連續式排水	——	高pH、漿料
精練釜	3	精 練	批式操作	批式排水	約 1 次／日	高pH批次水量大
漂白槽	1	漂 白	批式操作	批式排水	——	目前未使用
水洗機	4	練漂後水洗	連續式操作	連續式排水	——	
(高溫) 液流染機 (低溫)	7	染 色	批式操作	批式排水	依製程而異 約數分鐘～ 數小時	
	2	水 洗				
交捲式染機	8	染 色	批式操作	批式排水	依產量而異	硫化染料
		水 洗	批式操作	連續式排水	——	
壓染機	1	染 色	連續式操作	批式排水	依產量而異	

四、廢水分類及質量特性

4.1 廢水分類

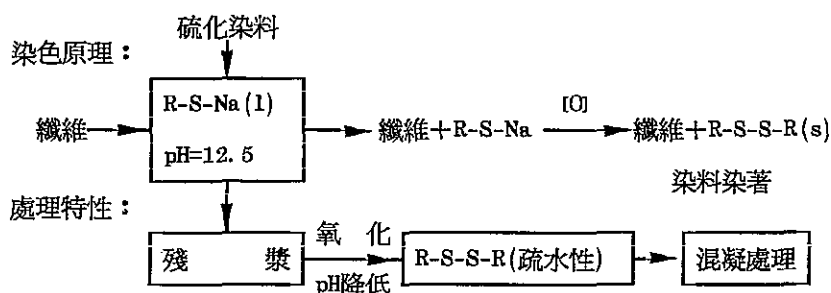
廢水分類主要依廠內廢水特性及排水方式為著眼，為探討生物處理之可行性及廢水分流之必要性，由背景資料的調查可知，硫化染料使用量佔

相當高的比例(達25%左右)及精練釜批次排放的突增負荷都可能對生物系統造成影響，因此對案例廠廢水大致分成：(1)硫化染料廢水。(2)精練廢水(含退漿廢水)及(3)綜合廢水三大類加以探討。

4.2 廢水水質、水量特性

1. 硫化染料廢水

硫化染料係將染料中間體與硫黃或多硫化鈉等加熱反應製造而成。基本上雖不溶於水，但可以簡單的溶於硫化鈉之熱溶液中，以 Na_2S 為還原浴，而將纖維素纖維染色之染料。其廢水處理特性可以化學氧化或生物分解，降低pH值，使成疏水性，再以混凝處理。



關於硫化染料黑染法之染色步驟包括染色→水洗→酸洗→水洗→皂洗→水洗，就水質特性而言，其製程廢水批次排出，前段染色、水洗偏鹼性，後段酸洗、皂洗廢水則偏酸性，水質如表2所示。

表2 硫化染料黑染法製程水質

製程		pH	COD (mg/l)	T(℃)	加藥
染色原液		12.7	14,012~14,390	98	Na ₂ S、染料
水洗	第1回	11.4	2,234~2,386	30~45	——
	第2回	10.6	1,212~1,477		
	第3回	10.6	833		
酸洗原液		4.0	4,847~5,984	60~70	冰醋酸、雙氧水
水洗		6.5	133~170	30~40	——
皂洗原液		5.5	1,325	80~90	皂洗劑
水洗		6.8	39~57	40~45	——

2. 精練（退漿）廢液

案例廠精練（退漿）的作業主要於高壓精練鍋（精練釜）為之。其廢液排放情形對棉織物而言，每批次操作時間約7.5小時，一天僅操作乙次，對T/C或T/R而言每批次操作時間約2.5~3小時，一天最多操作兩次，平均廢水量約8.4 m³/day，批次最大排液量約13.4 m³/批，而廢水水質平均COD約為25,460 mg/l。

3. 綜合廢水

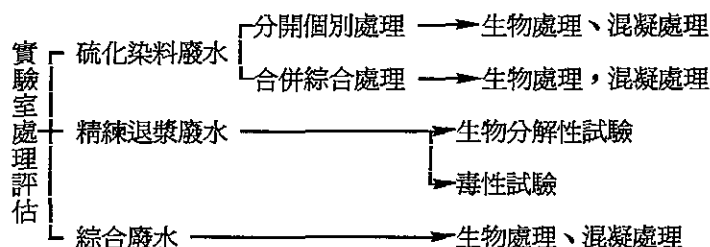
經分析結果，廢水pH由6.3~11.4，主要偏鹼性，COD變化很大由160~1,423 mg/l，平均約在685 mg/l左右，而BOD/COD之比值平均約在0.18左右，此與其他染整廠廢水同樣有比值較低的現象。SS的測定範圍在103~484 mg/l之間，透視度則皆在6公分以下，亦常有小於1公分的情形。工廠目前生產型態為一班制，由上午8:00~下午6:00，水量經測定結果發現：(1)每日起動階段水量小，主要為洗缸水及精練廢液排放。(2)下班前之水量最大，約134m³/hr，可能因下午6:00後除廠內排水外，尚含有員工洗澡水，一般持續至下午6:30。(3)平均廢水量約為1,000~1,100m³/日。綜合上述水質、水量調查結果，如表3所示。

表3 案例廠廢水分類水質、水量

項 目	pH	COD (mg/l)	BOD/COD	SS (mg/l)	水 量 (CMD)
綜合廢水	6.3~11.4	685	0.18	218	1,000~1,100
精練、退漿廢液	11.9~12.5	25,460	0.22	—	8.4
硫化染料廢水	4.0~12.7	1,665	0.13	240	35~43

五、實驗室處理評估

案例廠目前之廢水處理只經混凝沈澱處理即行排出，對生物處理適用性而言並無以往之資料可循，尤其對廢水中含硫化染料及精練廢水批次大量排出之廢水特性是否會造成對生物系統之影響，則須先進行可行性評估，以提供判斷是否需先做適當之前處理改善或作分流處理之考慮，以下各節將分別對各股廢水進行生物處理試驗及配合處理流程進行混凝試驗。



5.1 各股廢水處理試驗探討

5.1.1 硫化染料廢水

1. 分開各別處理

將硫化染料廢水分流各別處理，處理方式有先經生物處理再經混凝處理，亦有先經混凝程序者，以下就圖 3 之流程分述如下：

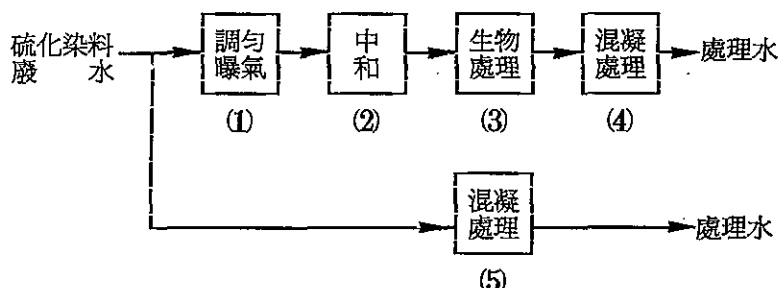


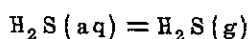
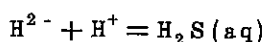
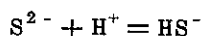
圖 3 硫化染料廢水處理程序評估

(1) 調勻曝氣處理

硫化染料於 Na_2S ① 中加熱還原成水溶性之鈉鹽，若經氧化反應會再恢復其原來的疏水性狀態，pH 值亦隨 S^{2-} 氧化成 SO_4^{2-} 的中間反應物而逐漸降低，此可由實驗看出，硫化染料廢水靜置於空氣中時，pH 值由最初之 10.5 經過 7 天後逐漸下降至 pH = 6 左右，若以曝氣管曝氣則 pH 值下降很快，約僅需曝氣 2 天，pH 值即降至 5 左右。

(2) 中和處理

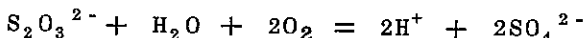
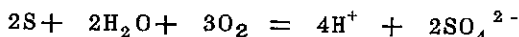
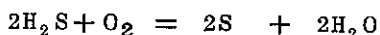
若將硫化染料廢水以 H_2SO_4 溶液調整 pH 值，廢水中 S^{2-} 隨 pH 下降而有如下的反應：



H_2S 之平衡常數 PK_1 及 PK_2 分別為7.0及13.0，在 $\text{pH}=8$ 以上時，大部份還原態 S 主要以 HS^- 及 S^{2-} 離子存在，當 $\text{pH}<8$ 時平衡很快反應成非離子態的 H_2S 而有硫化氫的臭味產生，對 10^{-3} 莫耳溶液而言， $\text{pH}=7$ 時約有80%的 H_2S 產生，當 $\text{pH}<4$ 時 S^{2-} 幾乎已不存在，硫化染料亦隨之析出成原來之疏水性固體物。將廢水以 H_2SO_4 調至 $\text{pH}=7$ ，經過濾後得其溶解性 $\text{COD}=400\text{ mg/l}$ 左右，而 $\text{TOC}=12\sim15\text{ mg/l}$ ，推估 TOC 所需耗氧量約為 $32\sim40\text{ mg/l}$ 。可知硫化染料廢水 COD 主要來自非碳源之物質，對生物處理而言將不適於作為分解碳源的微生物之食物來源。

(3) 生物處理

經中和後之廢水分別以兩個反應槽進行連續式 bench 生物試驗，將最初之操作條件控制在 $\text{MLVSS}=5,000\text{ mg/l}$ 左右、 F/V 體積負荷為 $1.5\text{ kg COD/m}^3\cdot\text{day}$ 。關於 pH 值，隨反應時間增加而降低，由最初之 $\text{pH}=6\sim7$ 降至 $\text{pH}=2\sim3$ 之間，於生物槽中使 pH 值下降之因素有二：一為曝氣作用，一為生物反應。生物反應主要為好氣性硫化菌之作用，常見的有*Thiobacillus thiooxidans*（為無色硫細菌的一種），其可利用氧氣氧化 H_2S 產生硫元素，也可氧化硫元素或硫代硫酸鹽離子，產生硫酸鹽離子：



廢水經硫細菌分解過程，不斷使水質酸化，基質負荷越高酸化越明顯，當反應槽 pH 逐漸下降時，硫化菌成為優勢菌種，其他微生物則漸漸消失，以原生動物而言， $\text{pH}=6\sim7$ 時出現頻率很高，當 $\text{pH}=4\sim5$ 時數目則逐漸減少，在 $\text{pH}=2\sim3$ 時則無發現了，可見生物曝氣池若因工廠連續數日生產硫化染色產品，則可能會使生物相改變致影響生物系統之操作。

關於處理效率，如表4所示， COD 去除率達81%，唯出流水 pH 值一直處於酸性狀態，甚至降到 $\text{pH}=2\sim3$ 左右，當反應槽 pH 值降至3以下四、五天，發現出流水 SS 大量增加，可達 $429\sim678\text{ mg/l}$ ，且 SV_{30} 看不出污泥沈降界面，此乃 SS 沈降性變差之故。

表 4 硫化染料廢水 Bench 生物試驗處理結果

項 目	進 流 水	出 流 水	去除率(%)
COD (mg/l)	718(585~758)	134(56~227)	81
BOD (mg/l)	14~96	5.8~43.5	56.6
SS (mg/l)	415	59	85.8

爲了解採硫化染料廢水與其他廢水綜合處理之方案時，pH值控制在中性下之處理效率，於試驗條件中亦將反應槽pH值控制於6~8之間，其處理結果如表5所示，處理效率較酸性情況下爲差，約僅達43.5%，在一般生物處理槽pH=7左右之操作條件下，硫細菌之比例會較低，當與其他廢水合併處理時，就硫化染料廢水部份之去除效率言，則可能更低，由此觀點，對硫化染料此股廢水可考慮分開處理或另先行前處理。

表 5 硫化染料廢水於 pH 在中性及酸性條件下之處理效率

項 目	進流水	反應槽pH=2~4		反應槽pH=6~8	
		出 流 水	去除率(%)	出 流 水	去除率(%)
COD (mg/l)	526~613	143(67~239)	75.0	300(249~381)	43.5
BOD (mg/l)	78~192	23~62	75.6	28	64.1

(4) 生物處理後混凝處理

將生物處理操作較穩定時之處理水收集混合後（未經過濾）進行混凝試驗。經生物處理之水質COD爲339 mg/l，SS爲176 mg/l，再以PAC爲混凝劑，實驗結果如表6所示。可見經生物處理後之硫化染料廢水，以少許之混凝劑加藥量，即可達到良好的處理效率。

(5) 混凝處理

將硫化染料廢水直接先經混凝處理，原水水質COD=833 mg/l以PAC爲混凝劑，於加藥量爲2,500 mg/l時有最佳處理效率，如表7所示，可見直接混凝處理所需混凝劑劑量較先經生物處理者多，約需10~20倍以上，處理水COD僅能達300 mg/l左右，且易因混凝劑加量

大致 pH 下降快使臭味產生。

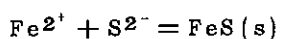
表 6 硫化染料廢水生物處理後 PAC 混凝處理

混凝劑 (mg/l)	50	100	200	300	400
殘餘 COD (mg/l)	108	83	71	65	49
沈降性	佳	佳	佳	佳	佳
上澄液顏色	無色	無色	無色	無色	無色

表 7 硫化染料廢水 PAC 混凝處理效率

混凝劑 (mg/l)	1,000	1,500	2,500	3,500	4,500	5,500
殘餘 COD (mg/l)	394	384	282	315	376	374
沈降性	佳	佳	佳	可	差	差
上澄液顏色	深藍	藍	透明	綠	黑	黑

關於硫化染料廢水混凝處理，在日本的經驗上一般選擇以 FeSO_4 為混凝劑，因 Fe^{2+} 會與 S^{2-} 作用產生 FeS(s) 沈澱利於混凝處理：



將 $\text{COD} = 2,063 \text{ mg/l}$ 之硫化染料廢水，以 $10\% \text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 為混凝劑，試驗結果如表 8 所示。當加藥量達 $1,000 \text{ ppm}$ 時膠羽沈降性及脫色性均良好，COD 之去除率可達 79% 。

表 8 硫化染料廢水 FeSO_4 混凝處理效率

混凝劑 (mg/l)	400	600	800	1,000	1,200	1,600
殘餘 COD (mg/l)	495	436	427	431	398	398
沈降性	差	差	佳	佳	佳	佳
脫色性	差	差	可	佳	佳	佳

綜合上述兩種混凝劑之處理結果，PAC 及 FeSO_4 以 $1,000 \text{ ppm}$ 之劑量皆可使 COD 降至 400 mg/l 左右，然以 FeSO_4 之脫色性較佳，上澄液透視度可達 30 公分，但 PAC 之加藥量若繼續增加，亦可使上澄液透明。

無色，且COD降到282 mg/l，只是加藥量約需提高2.5倍，此可作為後續處理流程安排及經濟評估之參考。

2. 併入其他廢水處理：

將硫化染料廢水與其他廢水合併進行生物處理，pH 值控制在一般pH=7的操作條件下試驗結果如表9所示，BOD可處理到13 mg/l以下，但COD約為280 mg/l，且透視度僅4~10cm，可見硫化染料合併其他廢水處理，處理效率會降低，透視度變差，且有生物槽顏色深黑觀感不佳之缺點。

表9 硫化染料廢水合併其他廢水綜合處理之生物處理效率

項 目	進 流 水	出 流 水	去除率 (%)
COD (mg/l)	1,017~1,075	280 (213~358)	73 (67~79)
BOD (mg/l)	160~310	<13	>91
透視度 (m)	1~2	4~10	—
pH	7.6~8.0	8.3~8.6	—

將生物處理後之處理水收集後進行混凝處理，以FeSO₄為混凝劑時，以500ppm之加藥量最適合，COD去除率由254 mg/l可降至112 mg/l，以PAC為混凝劑時，當PAC濃度為1200 ppm時與FeSO₄ = 500 ppm時的效果差不多，當PAC加藥量繼續增加至大於2,000ppm時，處理水COD可達100mg/l以下。

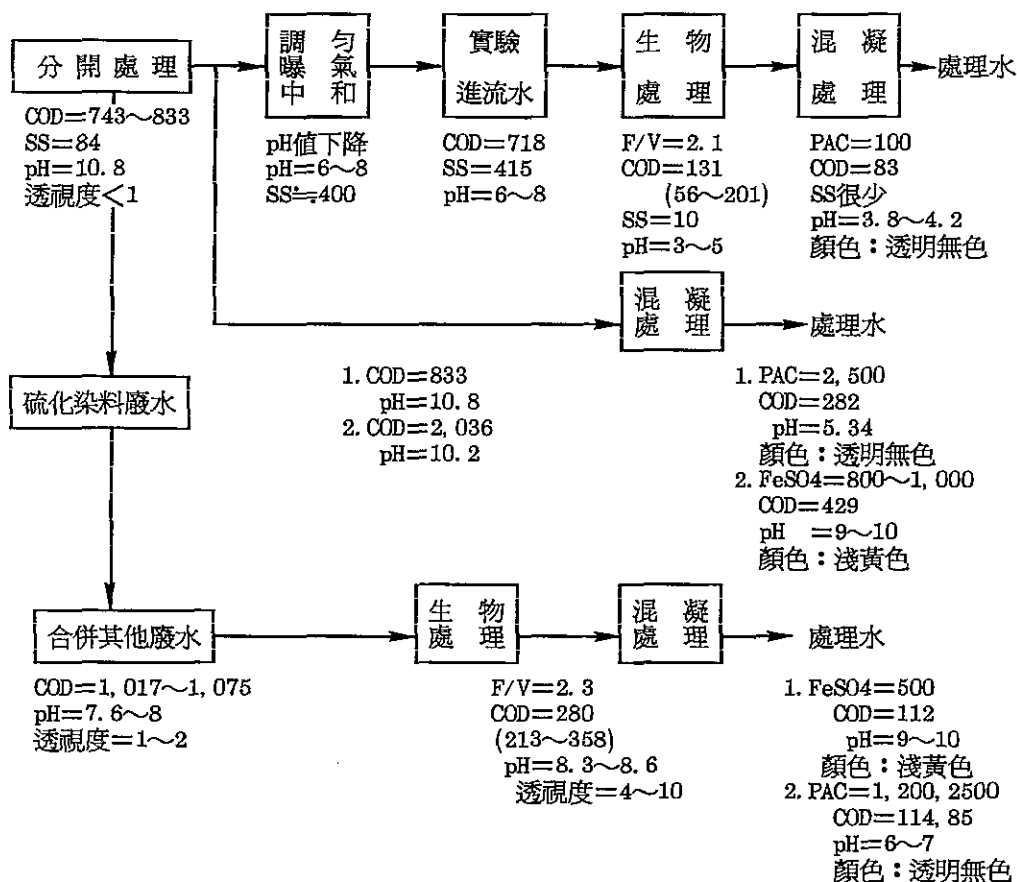
綜合上述硫化染料廢水或分開處理或合併處理，或生物處理或混凝處理之實驗結果整理如圖4所示，各處理方式之特性及優缺點列述如表10所示。

5.1.2 精練退漿廢水

1. 分解性試驗

分別以不同精練 (scouring) 廢水濃度進行分解性試驗，將原水濃度稀釋成較低濃度，分別以COD=481及1,014 mg/l、pH值控制在7左右，經72小時之採樣分析，COD曲線如圖5所示，曲線的現象顯示廢水沒有抑制性成份，當廢水濃度高時反應速率較快，濃度降低後則反應速率變慢，此種型態之廢水適合生物處理，所以對精練廢水而言如稀釋到較低

濃度時，是可進行生物分解的。



(單位：COD：mg/l、SS：mg/l、FeSO₄及PAC：mg/l、透視度：公分、F/V：kg COD/m³ · day)

圖 4 硫化染料廢水不同處理方式之處理結果

2. 毒性試驗：

再以馴養過之污泥分別對不同稀釋倍數之精練退漿廢水進行比攝氧率之測試，實驗結果如圖 6 所示，曲線顯示工業廢水在低濃度範圍內沒有毒性，故 S. OUR 不受影響，當稀釋倍數小於 15 倍時曲線開始下降，即出現抑制的現象，當以沒有稀釋的原液作測試時，S. OUR 顯著下降，不適合進行生物處理。所以對精練退漿廢液批次排放的操作型態而言，瞬間大量進入處理廠將可能對生物處理系統造成影響，故此股廢水於處理設計上可考慮先以貯槽貯存，再定量注入綜合廢水一併處理。

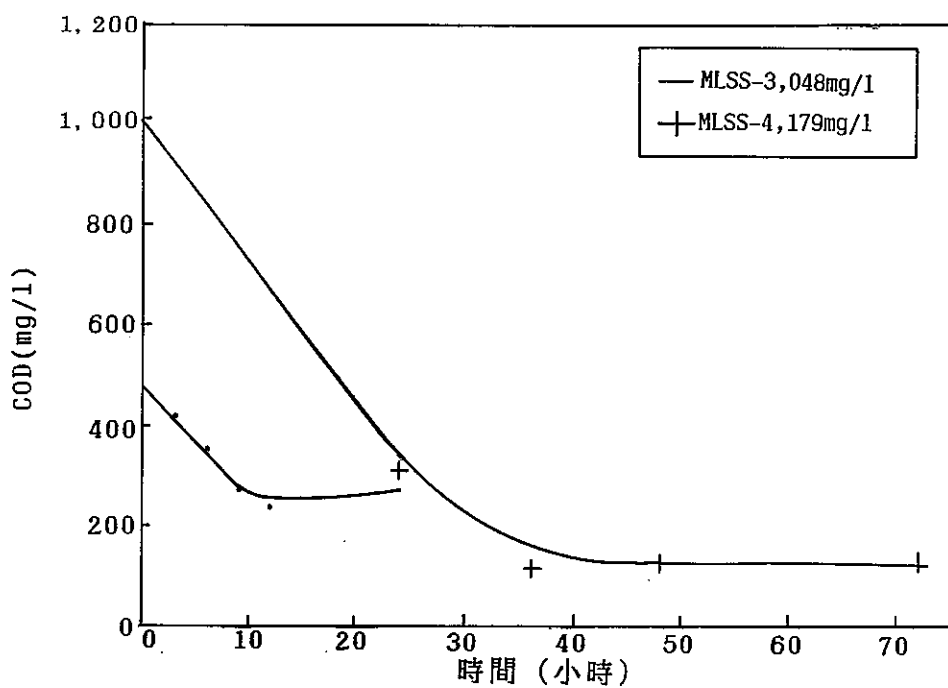


圖 5 精練退漿廢水分解性試驗

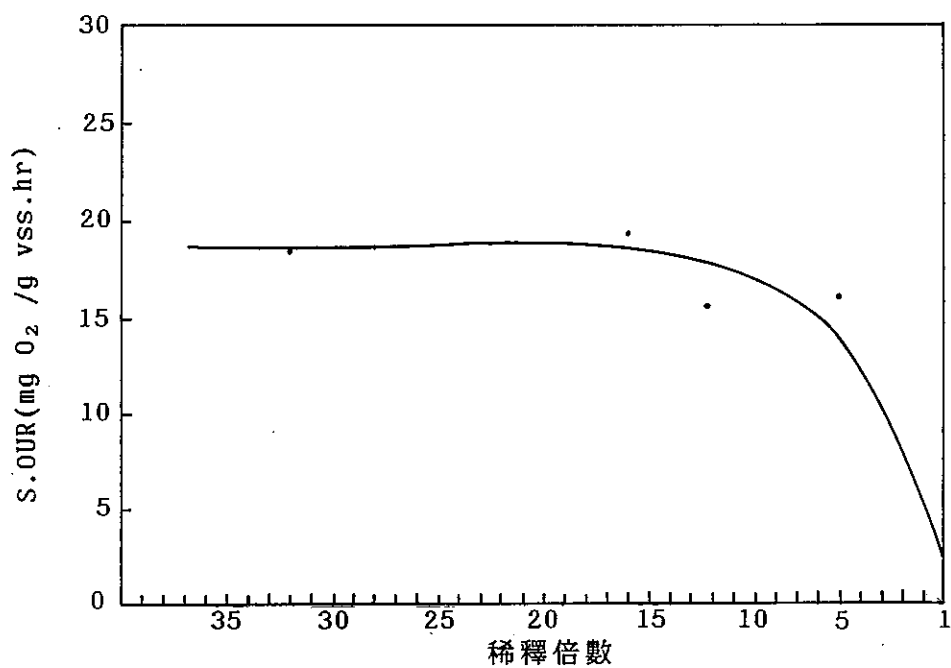


圖 6 精練退漿廢水毒性試驗

表 10 硫化染料廢水各處理方式之處理特性及優缺點

處理程序	處理特性	合併其他廢水處理	分開處理
生物處理 + 混凝處理	• 生物系統pH下降	• 生物處理一般控制pH=6~8 利於其他生物分解作用，不利 硫化生物作用 • 硫化廢水於曝氣池會產生氧 化，形成 SO_4^{2-} ，使pH值下 降，致pH值控制困難	• pH=2~4利於硫化生 物分解作用，抑制其 生物生存 • pH值之控制不易
	• 污泥顆粒小*	• 污泥沈降性較差，影響透視 度，透視度約4~10公分**	• 污泥沈降性差
	顏色深黑	• 使污泥變黑不利管理 (SVI) • 對處理廠直覺的觀感不佳	• 污泥呈黑色不利管理 • 分開個別單元處理， 較無整廠觀感上問題
	先生物處理，水質 pH降低，硫化染料 成疏水性顆粒，利 於混凝處理○	• 混凝劑加量較少， PAC=1,200mg/l • 出流水透明無色， pH=6~7	• 混凝處理效果很好， 且混凝劑加量少， PAC=100mg/l • 出流水pH低廢水， pH=3.8~4.2 • 出流水透明無色
混凝處理	混凝劑加入，pH下 降臭味(H_2S)產生	• H_2S 產生不明顯 • 混凝pH=6~8尚有顏色	• 臭味濃度高 • 混凝劑加量多

* 污泥顆粒小可能因硫化物流入而造成污泥解體之故(歐陽嶠暉, 下水道工程學)

** 沈降性差可能因硫化物高, *Thiothrix* SPP和*Beggiatoa* SPP佔優勢所產生的鬆化現象
(吳錫昌等, 活性污泥鬆化難題的指標微生物, 工業污染防治, 24期)

5.2 處理流程決定

針對案例廠各股特性廢水評估結果可知，對硫化染料廢水先以生物處理時有pH值控制困難、污泥沈降性差、直覺觀感不佳及污泥變黑不利管理等問題，又如分開以兩套生物處理系統來運作，雖可減少後續混凝劑處理費用，但將增加操作管理與硬體成本及操作人員負荷，對一般像案例廠等中、小型廠而言較不適當亦不實際，所以此股廢水以分開先作前處理後再併入綜合廢水處理之方式將是較可行之方案，而前處理方法乃採以 FeSO_4 為混凝劑之混凝處理較為可行，設計時貯槽（或調勻池）可採曝氣攪拌方式，促進硫化染料之氧化，進而減少混凝劑、中和劑之用量，在場地允許情況下，增加停留時間亦是有利於混凝處理之方式。關於精練退漿廢水，為避免批次排放時大量廢液造成突增負荷，影響生物處理系統，將採廢水

分流貯存後定量注入之方式處理。因此對於案例廠廢水處理之流程將規劃如圖7之方案，後續將針對綜合廢水處理部份進行處理評估。

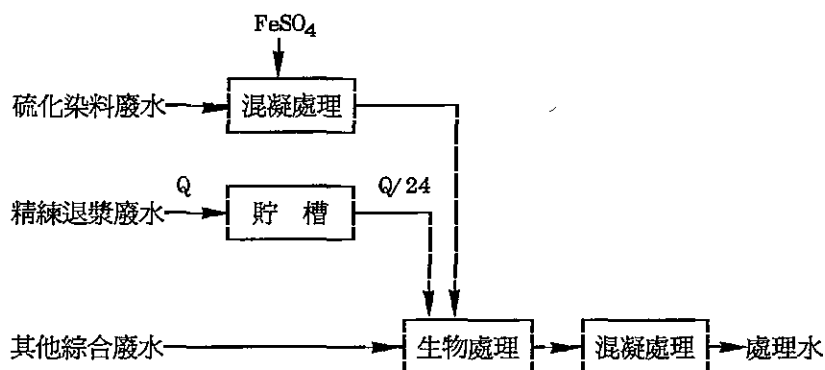


圖 7 案例廠廢水處理流程規劃

5.3 綜合廢水處理試驗評估

5.3.1 生物處理試驗

依流程圖7所示配製綜合廢水進行生物處理實驗將操作條件控制在 $MLVSS=5,000\text{ mg/l}$ 左右、 F/V 體積負荷為 $2.0\text{ kg COD/m}^3\cdot\text{day}$ 左右，及進流水COD在 700 mg/l 左右，經2~3個月之實驗結果如表11所示：可知生物處理程序，平均去除率COD、BOD分別可達75%、96%左右，而出流水pH值約為8.1左右，較進流水為高，SS之殘留量約28~73 mg/l，透視度方面平均亦在15.2公分左右，污泥產量由實驗中每日平均排泥量（約280~360ml/day，取自生物曝氣槽中）及每日COD去除量來推算，可得污泥轉化率約為 $0.25\text{Kg MLSS/Kg COD}$ 。

5.3.2 混凝處理試驗

將綜合廢水經生物處理後之處理水收集後進行混凝處理，以 FeSO_4 及PAC為混凝劑及陰離子性polymer為助凝劑，由實驗結果可知，混凝試驗隨廢水種類不同，加藥量沈降性及脫色性跟著不同，並無一定之規律可循。將處理結果以殘留COD=100 mg/l為依據，做表12之加藥量評估表，可得幾點結論：

表 11 綜合廢水 $F/V = 2 \text{ kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$ 負荷之生物處理結果

項 目	進 流 水	出 流 水	去 除 率
COD(mg/l)	729 ± 68 (552~930)	177 ± 36 (130~288)	75.5 ± 5.0 (61.2~83.8)
BOD(mg/l)	202 ± 41 (115~287)	5.8 ± 2.6 (1.4~10)	96.8 ± 1.7 (93.8~99.2)
SS (mg/l)	169 ± 39 (103~230)	48 ± 16 (28~73)	69.2 ± 15.6 (33.9~87.8)
透視度 (cm)	4.2 ± 0.9 (3~5)	15.2 ± 3.6 (9~21)	——
pH	7.8 ± 0.4 (6.9~8.5)	8.1 ± 0.2 (7.5~8.3)	——

表 12 綜合廢水混凝處理水達 $\text{COD} < 100 \text{ mg/l}$ 時之混凝劑加藥量

混 凝 劑	pH	廢 水 別	混 凝 劑 加 藥 量(mg/l)										
			50	100	200	300	400	500	600	800	1000	1200	2000
FeSO ₄	9~10	I											
		II											
		III											
PAC	6~8	I											
		II											
備 註			※廢水別 I、II、III 之 COD 分別為 205、152、152 mg/l。 ※——：表混凝劑試驗範圍處理水質 > 100 mg/l。 ——：表混凝劑試驗範圍處理水質 < 100 mg/l。 ※差、可、佳：分別表處理水脫色性，當註明可或佳時透視度都在 15 公分以上。										

1. 混凝劑

對 COD 之去除及透視度大小，選擇以 FeSO₄ 或以 PAC 為混凝劑都能達到相同的效果，只是加藥量、pH 等控制條件不同罷了。

2. 加藥量

以 PAC 為混凝劑時所需加藥量較以 FeSO₄ 為混凝劑時為高，PAC 一般加藥量需大於 800 ppm 以上，當劑量大於 1,200 ppm 時，可達良好之脫色效果；使用 FeSO₄ 時，一般加藥量只需在 500 ppm 以上，但有時需加到 800 ppm 左右。

3. pH 值

以 PAC 為混凝劑時 pH 值控制在 6~8 之間，對經生物處理後之水質在

pH=7~8而言，所需之中和劑量將較少。以 FeSO_4 為混凝劑，混凝前需將pH調高，處理後再將pH調低，操作上較複雜且成本高。

4. 操作成本

以加藥量 $\text{PAC}=800 \text{ ppm}$ 及 $\text{FeSO}_4=500 \text{ ppm}$ 來估算，單位成本以使用 FeSO_4 混凝劑較高，如表13所示。

5. 其他

使用 FeSO_4 ，若處理不佳時有Fe的殘色問題及 $\text{Fe}=10 \text{ mg/l}$ 的放流標準之管制問題。

所以經生物處理單元後之混凝處理，其操作條件可以下列之情況做為設計之依據：

混凝劑：PAC pH控制：6~8

加藥量：800 ppm（欲達良好之脫色效果時以1,200 ppm）

表13 綜合廢水生物處理水混凝處理之操作成本

藥劑種類	單價	以 FeSO_4 為混凝劑		以PAC為混凝劑	
		劑量	費用(元/ m^3)	劑量	費用(元/ m^3)
混凝劑	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	4元/kg	500 ppm	2.0	——
	PAC(10%)	3.8元/kg	——	——	800 ppm 3.04
中和劑	NaOH(46%) (11.25N)	7.8元/l	0.59~0.56 l/m^3	4.60~4.37	0.23~0.28 l/m^3 1.79~2.18
	H_2SO_4 (50%) (18N)	4.6元/l	0.1~0.12 l/m^3	0.46~0.55	——
混凝劑 (陰離子型)	200元/kg	2 ppm	0.4	2 ppm	0.4
處理成本 (元/ m^3)		7.39(7.32~7.46)		5.43(5.23~5.62)	

六、現有處理廠評估及處理流程規劃

6.1 處理廠現況說明

處理廠於8~9年前建廠啓動，廢水僅經混凝沈澱處理即排放，未有生物處理程序，原設計水量為2,500CMD，操作時間為24hr/day，而今隨一班制之生產型態，操作時間也僅為8~9hr/day，其目前處理問題主要為COD不符標準，經測定結果可得下述幾項原因：

1. 處理廠非連續操作，每次啓動階段約需30~60分（有時需1~2 小時）的時間調整加藥量，調整時間大量廢水未經適當處理即已進入沈澱池，並流出廠外。
2. 調勻池設計容量400 m³，對最大水量130 m³ /hr而言，停留時間約為小時左右，但一般操作上水位約維持於池高的1/3~2/3 處，即停留時間實際上僅1~2小時左右，使原本水質就變化頗大的廢水特性更顯得調勻時間之不足，以致於管理員需隨時注意排水情形調整加藥量，此亦造成處理水質難以穩定控制之因素。
3. 調勻時間短使水質變化快，尤其對於高pH值廢水而言，平均每小時114 m³ /hr的進水量使中和池之自動加藥機無法迅速調整到設定的pH值範圍，造成大量廢水未經中和即進入混凝池，pH 值控制不佳混凝效果亦不良，影響出流水質。
4. SS的增加除受沈澱前加藥控制的影響外，部份原因則來自沈澱池溢流堰（多孔塑膠板材質）多處或斷裂或破損，造成出流水流況不均，以致污泥被帶出，使水質SS提高。
5. BOD偏高主要原因可能是來自部份溶解性物質無法由混凝去除所致，此由Bench生物處理BOD 皆可達20 mg/l以下的結果應可證實，所以對將來82年的環保要求下，案例廠增加生物處理程序是必須的。

6.2 各主要單元功能評估

主要處理單元為調勻池、混凝中和槽及沈澱池等化學混凝系統，就設計水量估算停留時間及負荷等參數而言，仍符合設計標準，如表14所示，只是部份設備及操作管理條件須進行改善措施，如表15所示。

6.3 處理流程

根據廢水特性及水質、水量調查評鑑結果與處理試驗評估，決定將硫化染料廢水及精練退漿廢水分流前處理，再將綜合廢水採用先生物處理（活性污泥法），後接既有混凝處理系統單元的處理流程如圖8所示。

表 14 各主要處理單元設計參數

處理單元		設計參數	單位	綜合廢水	硫化染料廢水	精練退漿廢水
貯槽或調勻池		停留時間	hr	8+4(舊)	1 2	1 2
生物處理單元	中和槽	停留時間	mins	10		
	曝氣池	體積負荷	kg COD/m ³ .day	2		
	"	污泥轉化率	kg SS/kg COD	0.25	—	—
	"	COD 去除率	%	75		
	沉澱池	面積負荷	m ³ /m ² day	20		
		污泥迴流率	%	100		
混凝單元	快混槽	停留時間	min	5.7(舊)	5	
	pH調整槽	停留時間	min	5.7(舊)	5	
	慢混槽	停留時間	min	25(舊)	1 0	—
	沉澱池	面積負荷	m ³ /m ² . day	21(舊)	2 5	

表 15 各單元之操作情形及改善措施

單元	項目	操作情形	設施規範或改善措施
篩濾池	篩濾效果	對象主要為大件污物	• 篩網孔徑：0.25~2.5mm
調整池	空氣攪拌效果	部份管線阻塞造成曝氣不均	• 曝氣量在10 l/min.M ³ 以上 • 曝氣頭為非阻塞型
	停留時間	實際停留時間1~2小時	• 增建調整池提高停留時間
	計量槽	已損壞停用	• 改建維修
混凝中和槽	快混槽以曝氣方式攪拌	無法有效控制攪拌效率	• 一般以機械攪拌方式，轉速=300~400rpm
	混凝劑之種類	過於複雜	• 種類多操作不便
	加藥位置	中和劑及pH監控器位置不佳	• 一般中和劑及pH監控器分別於pH調整槽之進出口處
沉澱池	溢流堰	設施部份破損，出流水流況不均，污泥被帶出	• 改建維修
	進水分流設施	分流管線或破裂或掉落	• 改建維修
	出水口	落差太大，造成泡沫大量產生	• 設出流水貯槽靜電
晒乾床	晒乾床負荷	晒乾日數僅容許0.6~2.9日	• 一般需15~20日之晒乾日數，或以脫水機脫水
其他	加藥池	加藥池已停用	• 可利用為精練廢水貯槽
	實驗室	無	• 建立操作條件及水質資料

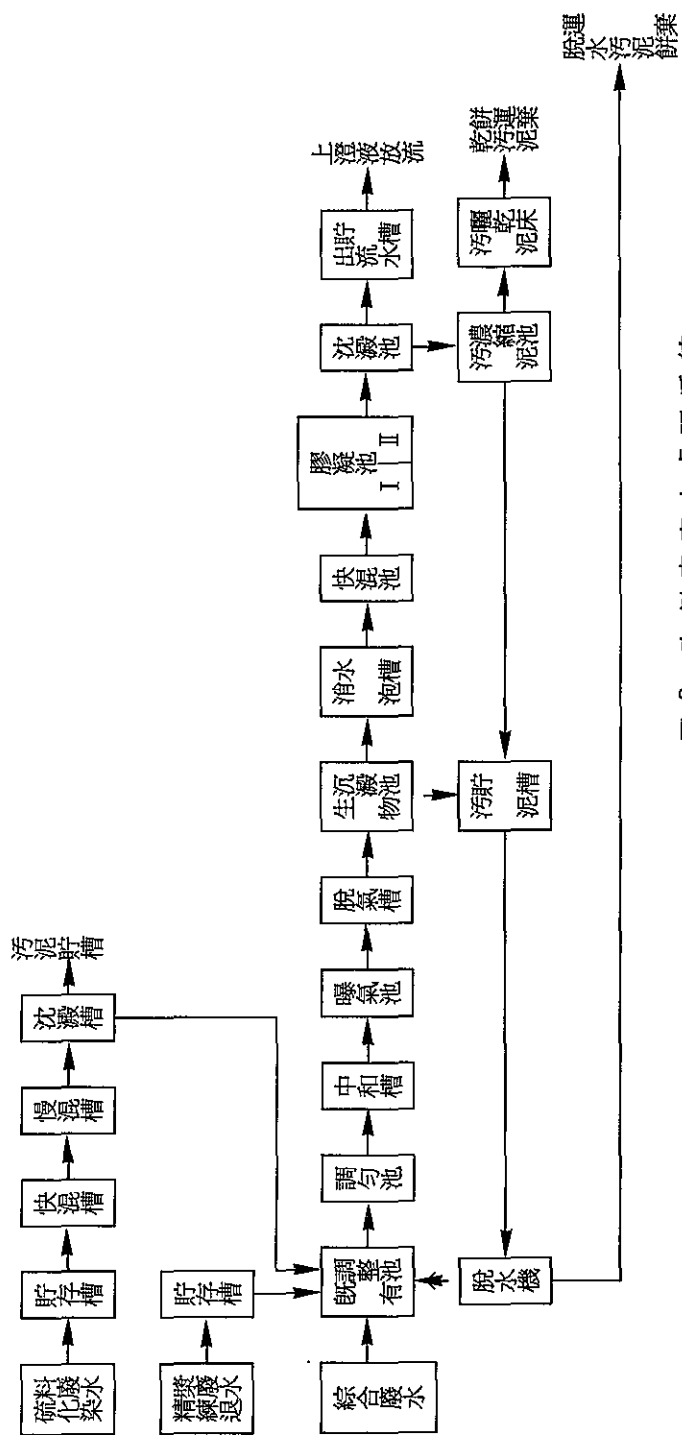


圖 8 案例廠廢水處理系統

七、結 論

1. 案例廠廢水處理改善問題主要在於①廢水分流。②增加生物處理系統與調勻池大小。③改建維修既有處理廠之設備及操作管理方式。
2. 廢水分流方式採硫化染料廢水先經混凝處理，精練退漿廢液以貯槽貯存後再定量注入，合併後之綜合廢水再經活性污泥處理及化學混凝處理之程序，質量平衡圖如圖 9 所示。
3. 生物處理以高濃度活性污泥法 ($MLVSS = 5,000 \text{ mg/l}$) 及體積負荷 $F/V = 2.0 \text{ kg COD/M}^3 \cdot \text{day}$ 的條件下操作，處理水再經 PAC 800ppm 混凝處理，可達 82 年環保標準。
4. 鑑於 87 年之標準更加嚴格，建議逐步改善廠內管理及加強工作人員分流觀念，對於染料或壓染殘漿、樹脂加工槽底廢液及精練退漿等高濃度廢液，若能做好分流減量之處理措施，相信將來亦可符合 87 年標準。

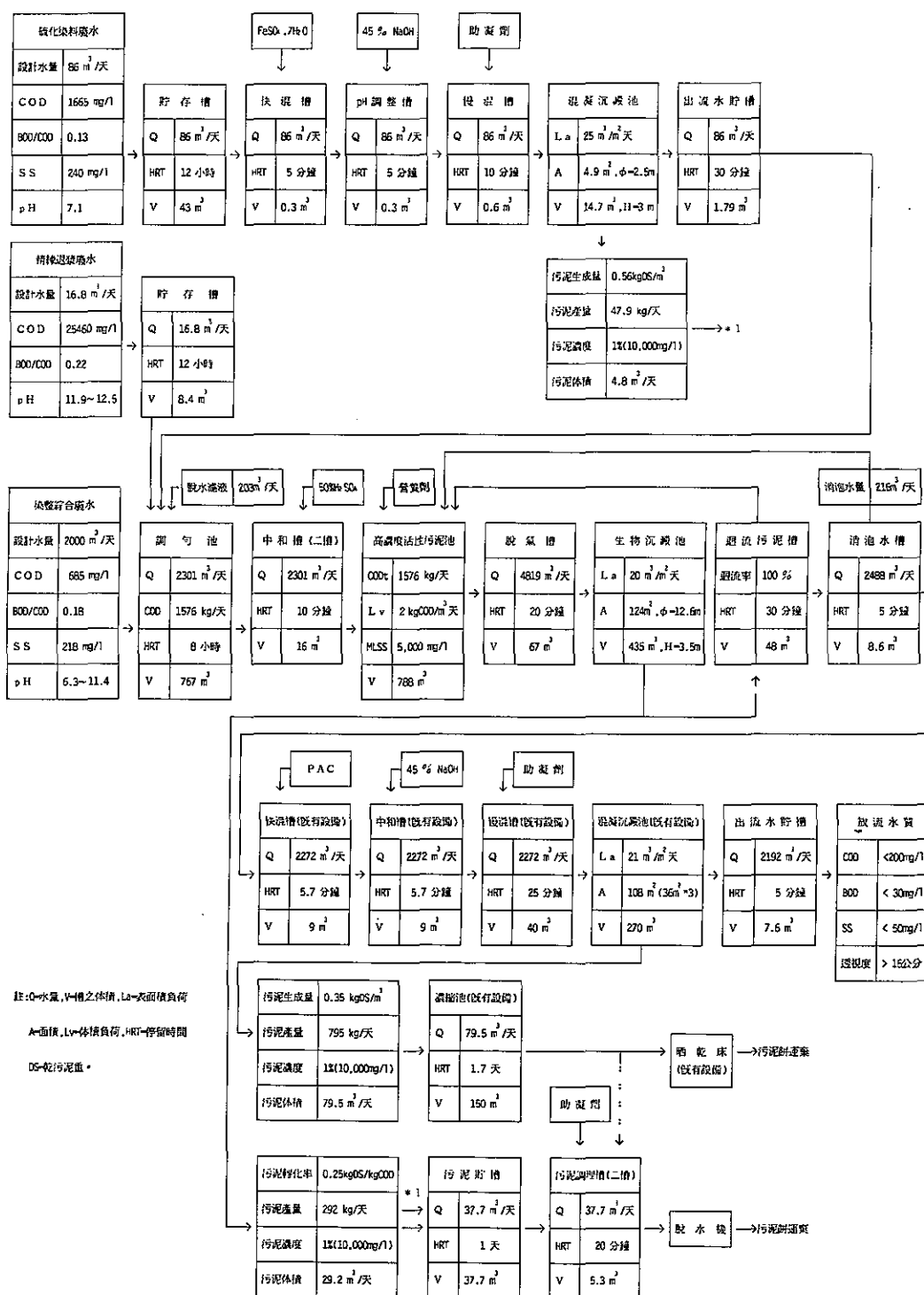


圖 9 質量平衡圖

大型針織布染整廠廢水處理

梁德明* 胡雯**

摘 要

本案例廠為每日排水8,000~10,000CMD之針織布染整廠，因無退漿之程序，其污染源集中於精練、漂白與染色三道加工程序，約佔有70~80%。成品為純棉與T/C混紡之布料。在清洗過程常安排多道之清洗程序，以獲得較高的品質，因此產生許多低污染度的廢水(COD<50mg/l)。使用染料以反應性、直接性與分散性染料為主；在染色過程中使用大量的NaCl作為染色助劑(每日約10噸)也是其特色之一。在絲光程序中液鹼回收使用目前持續進行，節省許多管末處理硫酸加藥量。現在廢水處理流程主要單元為調勻、混凝浮除，廢水COD值平均為350mg/l，BOD為80mg/l，p值大於10。經加PAC700mg/l混凝之後，加壓浮除出流水水質COD在280~180mg/l之間，透視度可達15cm，SS濃度則在200~50mg/l之間。調勻池停留時間太短(4小時)失去調勻效果，其水質變化COD由250~650mg/l不等，是造成混凝效果不佳之因素；另浮除單元操作不當造成出流SS偏高。如欲達87年標準則須進行改善工程。

針對廠內分流與管末處理兩原則進行改善規劃，擬建議如下：廠內高鹽度廢水(10% NaCl, 100m³/day)進行回收NaCl，具有經濟價值；部份低污染度清洗水(1,600~2,000m³/day)可回收使用。如此一來，可降低污染負荷，且減少調勻池所需之體積與混凝加藥量。在管末處理上擬將調勻池停留時間增長至8小時，且在混凝之前增設生物處理單元。經試驗評估以接觸曝氣法較適用，且大大降低PAC之使用量，只需200~100 mg/l PAC即可，節省許多加藥成本與廢棄污泥處理。原廢水經調勻、接觸曝氣法、混凝浮除、砂濾，將可達到87年放流水標準，COD<100mg/l，COD<30 mg/l，SS<30 mg/l，透視度大於15公分。

* 工業技術研究院化學工業研究所副工程師

** 工業技術研究院化學工業研究所助理研究員

一、前言

本案合作之染整公司桃園廠廢水處理以化學混凝 (coagulation)、浮除 (flotation) 為主要處理程序，其放流水可符合目前之放流水標準；但就 82 年標準而言，COD 濃度則臨界於 200mg/l 上下振盪，恐無法符合環保標準。因此該染整公司擬採用生物處理以降低 COD 濃度，改善廢水處理之水質。本所就經濟部委託之「染整工業廢水減量及處理技術引進 / 合作開發計畫」，與案例染整公司合作，進行現場廢水處理改善計畫。本所已進行案例廠廢水水質水量調查，配合現行廢水處理程序，評估生物處理最適化程序，提出改善之規劃。

二、工廠背景資料

1. 產品種類與產能：

純棉針織布約 400,000kg / month

T/C 針織布約 450,000kg / month

2. 染整程序：將整個程序分為三大部份 (參見圖 1)。

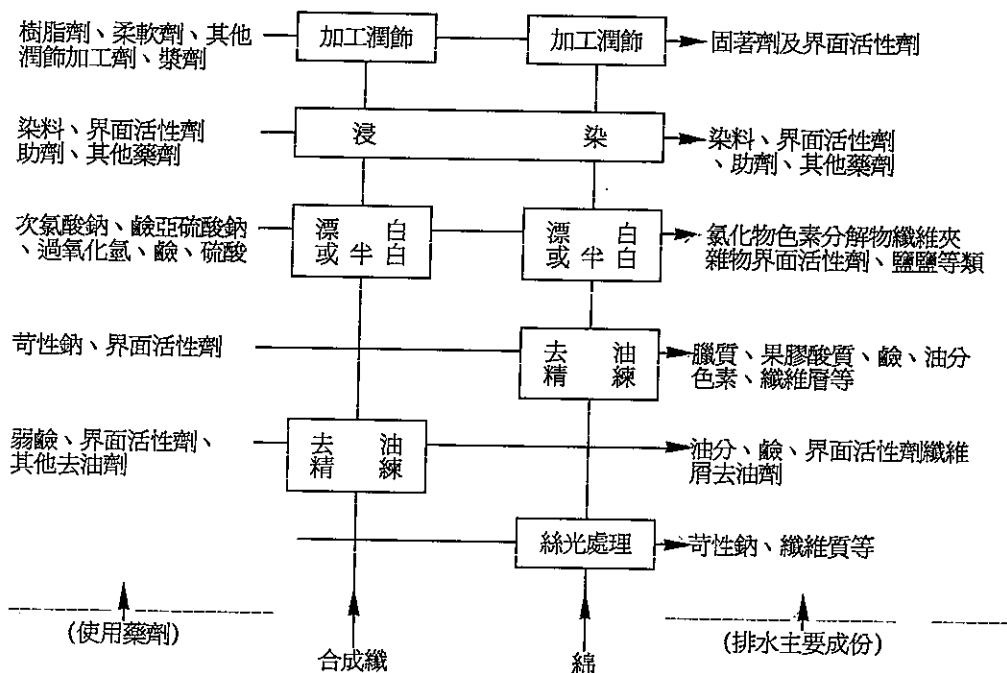


圖 1 染整原料別的染色工程與污水成分

①加工前處理：絲光(mercerizing)、精練(scouring)、漂白(bleaching)。

②染色加工：浸染，有常壓染色與高溫高壓。

③整理加工：烘乾、定型、軋光、燒毛、拉毛。

3. 使用染料與化學藥品

①使用染料有直接染料(direct dyestuff)、分散染料(disperse dyestuff)、反應染料(reactive dyestuff)、硫化染料(sulfur dyestuff)。

其用量如表 1 所示，以反應性染料最高，分散性染料次之，直接性染料較少。

表 1 每月使用染料用量

染料種類	用量Kg/month	染料種類	用量Kg/month
Reactive Blue	1,078.6	S-Black	649.75
Reactive Navy	207.0	Direct	126.33
Reactive Black	653.9	Disperse Blue & Black	887.15
Reactive Dark Green	31.6	Disperse Red	430.4
Reactive Yellow	1,966.58	Disperse Yellow	93.04
Reactive Red	1,395.1		

②使用之化學藥品如表 2 所示，其中使用最高者為食鹽，次高者為液鹼。

4. 生產型態：24小時三班制純代工生產。

三、廢水水質調查

3.1 製程廢水調查

染棉製程之一的完整排水水質分析如表 3 所示。屬於高污染的部份為漂白與染色步驟的排放水。漂白部份的污染度約超過 3,000mg/l COD，染色部份約在 1,500mg/l COD 左右，屬於清洗部份的排放水其 COD 濃度均很低，小於 200mg/l COD，甚至更低於 100mg/l COD。針對可能為較高污染強

表 2 每月使用之化學藥品

化 學 藥 品 種 類	用量Kg/month	化 學 藥 品 種 類	用量Kg/month
Acetic acid (99%)	15,370	NaClO	27.5
Oxalic acid	102	Leveling agent for Vat	160
Caustic soda (45%)	108,973	Leveling agent	915
Na ₂ CO ₃	60,520	Chelating agent	135
Na ₂ SO ₄	86,920	Oil for Mercerizing	2,100
NaCl	365,000	Optical Blending agent	1,583
H ₂ O ₂	51,409	Softner caustic	3,900
Na ₂ SiO ₃	12,036	Softner	2,180
H ₂ SO ₄ (38%)	5,430	Sodium sulfite	3,465
Antifoamer	1,260	Hydrosulphite	2,760
Sodium tripolyphosphate	1,380	Acrylic type resin	1,740
Fixative	700	Melamine resin	3,600
Dye Carrier	1,250	Thiourea dioxide	280
Detergent	1,595	Softner neutral	2,000
Soaping agent	1,880		
Scouring agent	1,950		
Oxidizing agent	135		

表 3 染棉程序廢水水質分析

染 棉 程 序			水 質 特 性			
程 序	摘 要	溫 度 ℃	pH值	比電導度 mg / cm	COD mg / l	
漂 白	連續溢流	98				
	連續溢流	80	11.7	6.26	3,192	
	連續溢流	60	11.5	6.21	2,606	
	排水	50	11.1	3.35	1,293	
酸 洗	硫酸	40	6.5	1.61	545	
	連續溢流	32	7.1	0.72	88.9	
	排水	30	7.5	0.63	72.7	
清 洗	連續溢流	30	7.7	0.52	28.3	
	排水	30	7.8	0.5	32.3	
染 色	批次	78				
	連續溢流	55	10.8	148	1,454	
	排水	36	10.5	45.6	560	
清 洗	連續溢流	32	10.2	10.1	88.9	
	排水	30	10.1	5.28	64.7	
酸 洗	硫酸	28	7.4	2.27	117	
	連續溢流	96	9.6	1.61	141	
熱 水 洗	排水	45	9.1	0.86	52.5	
	連續溢流	38	8.9	0.66	20.2	
清 洗	排水	30	8.3	0.5	12.2	
	連續溢流	30	8.6	0.55	84.8	
清 洗	排水	30	8.6	0.55	84.8	
	連續溢流	34	7.4	0.46		

* 染缸體積 5,500 l。

* 10月24日。

高至 500mg/l，差異並不大。所以用現在的廢水進行生物處理程序評估仍為可行。

度的幾道步驟之排放水取樣分析，其水質如表 4。漂白、精練與染色步驟之廢水 COD 約在 400~2,000mg/l 之間，可明顯瞭解針織布的染整加工，在染色前處理的步驟有較低的污染度（梭織布比較，因梭織布使用的漿料之故）。另外使用食鹽做為反應性染料與直接染料之助劑，因此部份染色廢液中有相當高之無機性固體物與比電導度。

表 4 製程廢水調查

製程廢水	COD, mg / l	pH值
精練後第一次清洗	1,563	11.1
染C酸洗	126	4.4
染C剪樣水洗	1,122	10.5
染C皂洗1	296	10.2
染C皂洗2	100	9.7
染C加軟	360	7.2
染C排液	424	10.3
排C熱洗	24	6.9
半白後酸洗	400	4.7
半白排液	1,943	11.3
還原洗	320	11.1
染T排液	1,282	4

3.2 綜合廢水調查

在調整池與排水渠道分別實施 24 小時連續採樣，其 COD 水質變化如圖 2 所示。排水渠道採樣所得之曲線高低變化頻率較大，且最大值與最小值分別為 424 與 156mg/l COD。在調整池所得之曲線變化幅度較為平緩，顯示調整池有緩衝之作用。調整池的容積為 1,140m³，如以流量 6,000CMD 來計算水力停留時間約為 4.6 小時，並不算長。因此就以上三條曲線可以推想，廠內之排水渠道、各機台操作排放時間差異與清洗水大量使用之關係，使得在排水渠道與調整池採樣之 24 小時變化曲線差異不大。三曲線之統計分析如表 5。就此期間水質 COD 變化約在 450~150mg/l。

回收高鹽度廢水可減少約 6% 的污染量，而回收水洗水循環使用，污染量並未減少，只減少廢水的總量。因此，廢水濃度大概由 400mg/l COD 升

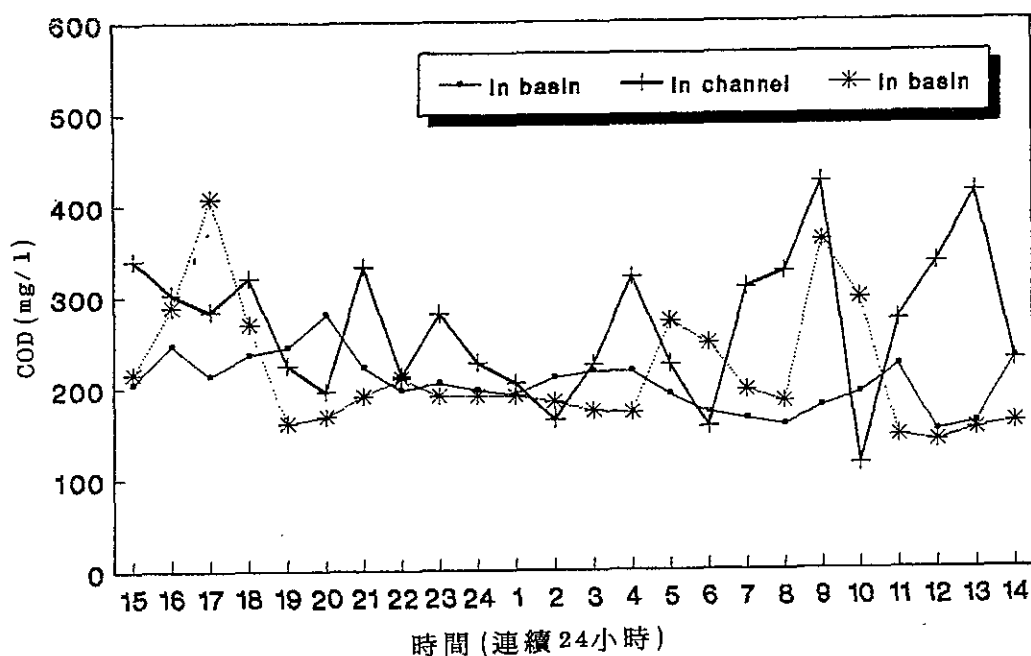


圖 2 COD水質變化圖

表 5 綜合水質採樣分析

採樣地點	調整池	排水渠道	調整池
平均 COD, mg / l	203	278	215
標準偏差, mg / l	31	70	67
標準偏差率, %	15	25	31
變化範圍	150~281	156~424	138~408
BOD mg / l	38~70	28~92	23~83
SS mg / l	75~130	40~160	35~151
pH	> 10	> 10	> 10

四、現有廢水處理場操作情形

4.1 現有廢水處理流程與設備概要

廢水處理流程如圖 3 所示，經欄污柵、沈砂池、調勻池、中和池(快

混單元)、浮除槽、砂濾桶後放流。各單元大小與主要機械設備如表 6 所示；廢水場用藥如表 7 所列。廢水場處理效率與缺失於第四章節中討論。

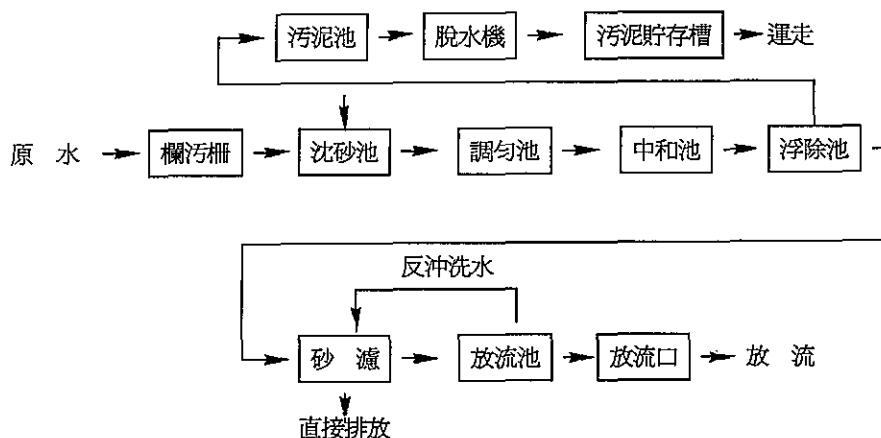


圖 3 現有廢水處理流程圖

表 6 廢水處理場單元與主要機械設備

設備	容 量	機 械 設 備 (主 要)
原 水	8,000~10,000 CMD	
欄污柵		
沈砂池	64m ³	揚水泵 40Hp × 2 × 10M
調勻池	1,140m ³	表面曝氣機 15Hp × 3
中和池(4池)	160m ³	PAC = 800mg/l , polymer = 3mg/l
浮除槽	11mφ × 0.45mH	R / Q = 1/3 , 9kg / cm ²
砂濾桶	2.9mφ × 1.5mH × 2 2.6mφ × 2.1mH × 2	過濾泵 30Hp × 4
污泥脫水機	135~200kg/hr(乾重)	清水泵 5Hp, 濾布寬 1.5m

4.2 廢水處理場效率評估

現有廢水處理場操作的效果，就進流廢水與放流水進行監測。表 8 即為監測之結果。進流水總 COD 平均為 404mg/l，溶解性 COD 為 217mg/l，顯示懸浮固體物之 COD 佔很大的比例，這部份污染物以混凝浮除的方法很容易去除。因此在該程序上，透視度很容易達到放流水標準 15cm 以上。就放流水 COD 而言，監測到之總 COD 平均值為 182 ± 65mg/l，溶解性 COD 平均值為

131±32mg/l。以82年COD 200mg/l標準而言，及格率僅達67%，若要達87年標準COD100mg/l，則需加入生物處理程序。

表 7 廢水處理場藥劑使用現況一覽

化學品名稱	外觀	濃度	月使用量 (公噸/月)	加藥量 mg/l
硫酸 (H ₂ SO ₄)	無色液體	98%	35	145
多元氯化鋁 (PAC)	無色液體	18%	150	700~800
高分子混凝劑 (polymer)	粉狀	—	1.1	3
脫色劑 (decolor agent)	無色液體	58%	7.6	30~50

表 8 現有處理場進出流水水質

日期	進流		出流	
	總 COD	溶解性 COD	總 COD	溶解性 COD
12/11	538		315	
1/8	578		122	
1/16	179	143	114	106
1/17	355	216	232	204
1/18	395	306	167	134
1/20	371	195	82	77
1/21			210	150
1/22	321	290	180	140
1/23	465	204	180	125
1/24	483	328	161	130
1/27	358	173	146	104
1/28		104	278	142
平均值	404	217	182	131
標準差	110	72	65	32

表 9 為放流水SS濃度之分佈比率，以現行標準200mg/l SS而言，合格
率為 72% 仍嫌偏低，其主要原因為濃縮污泥未及時排除，又迴流至進水
口增加固體負荷所致，此一現象加強排泥可改善之。就達到 82 年標準
50mg/l SS而言，在操作 Krofta浮除上需要維持穩定控制，再經過後續砂
濾可達到標準。BOD在廢水中的濃度甚少超過100mg/l，其 BOD/COD比值絕
大多數小於0.2，甚至小於0.1，因此BOD 的限制在此未造成困擾。

表 9 出流水 SS濃度分佈

SS的濃度(mg / l)	比率(%)
SS > 200	28
SS < 200	72
SS < 50	39
SS < 30	17

4.3 現有處理流程之缺失與改善

將現有廢水處理場的缺失改善，並能維持操作的穩定性，即能達到
82年之放流水標準。其缺失與改善如下：

1. 欄污柵 (bar screen): 欄污柵之刮渣板毀損變形應予更換。
2. 調勻池 (equalization basin): 調勻池體積只有1,140m³，水力停留時
間只有2.6~4.4小時，停留時間過短，應予增加至8小時。
3. 快混槽 (rapid mixing tank): 快混槽的停留時間過長，HRT達40分鐘之
久，且提供攪拌動力太小，計算所得之G值只有129(1/S)，無法提供充
分之動力致使膠羽容易沈積於槽底。污泥於槽底逐漸累積並壓密，累積
久後被水流冲刷帶起進入浮除槽內。因本身密度較新產生之污泥為高，
不易浮除，導致浮除槽內有大顆污泥隨出流水流失，增加SS的濃度。因
此建議將原先快混作用的四個槽體，分為兩部份，後面兩個槽保留作快
混使用，前兩個槽則做為中和池。pH調整可在中和槽先行粗調至pH=9左
右，在快混第一槽加入PAC之後，快混第二槽再微調pH至7.5~8之間。
4. 高分子凝集劑 (polymer): 溶解槽溶解不完全，有結塊現象。改善自動加
藥機之功能，使高分子粉末能均勻的加入溶解槽。
5. 浮除單元 (flotation unit): 浮除裝置之效率評估如表10，污泥濃縮濃

度平均不到1%，分離效率偏低。且浮除槽出流水SS偏高，顯示在操作上有若干缺失，分述如後：

表 10 浮除單元效率評估

項目 \ 順序		1 (3)	2	3	4	5	6	7	8	9
SS,mg/l	進流(1)	0.646	0.572	0.568	0.544	0.502	0.424	0.316	0.414	0.252
	出流	0.159	0.155	0.240	0.314	0.317	0.286	0.80	0.030	0.047
	濃縮(2)	5.321	7.524	12.203	8.052	6.655	12.212	15.24	5.08	5.53
VSS,mg/l	進流	0.28	0.254	0.248	0.236	0.214	0.164			
	出流	0.068	0.068	0.103	0.134	0.226	0.119			
	濃縮	2.126	3.172	5.174	3.4	2.771	4.945			
VSS/SS,%	進流	43.3	44.3	43.7	43.3	42.6	38.7			
	出流	42.1	43.9	42.9	42.7		41.6			
	濃縮	42.4	42.2	42.6	42.6	41.6	40.6			
DO,mg/l	進流		5.47	6.27			6.91			
	出流	5.73	5.83	5.46	5.07	5.4				
	濃縮	6.2	6.2	6.19						
Temp,℃	進流						36.8			
	出流					36.1	35.9			
	濃縮						33			

註：(1)SV30=900~ml/l, SVI=115

(2)SV30=100~ml/l, SVI=180

(3)採樣時間間隔為20分鐘。

(1)迴流管線未裝設流量計，無法得知控制之迴流比，擬建議加裝流量計。

(2)空氣溶解槽的第二個壓力計應裝設於釋壓閥之後，以控制操作之壓力。
釋壓閥久未調整已經卡死，應予鬆動。

(3)浮除槽主體應裝設視窗，以便監視膠羽分離之情形。

6. 砂濾池 (sand filter): 砂濾池使用之大小為直徑 2.9m，高1.5m者有兩槽；直徑2.6m，高2.1m者有兩槽。計算水力負荷達200m/day以上，濾率偏高，應該減低至120m/day。

五、綜合廢水處理試驗

採用生物處理試驗之目的在探討是否能減少目前混凝操作的加藥量，或者甚至能取代之。因此進行活性污泥法(activated sludge process)與接觸曝氣法(contact aeration process)兩種實驗室規模的試驗。

5.1 生物處理試驗

5.1.1 活性污泥法試驗

活性污泥槽有效容積為 8 公升(請參見圖 4)，活性污泥濃度控制在 5,000~6,000mg/l MLSS，適當的曝氣以供給溶氧並攪拌，溶氧濃度大於 2mg/l。曝氣槽出流水經過沈澱槽將污泥沈澱分離，並迴流至曝氣槽內以維持活性污泥濃度。沈澱槽上層流出之廢水則收集分析水質。圖 5 為活性污泥試驗 COD 變化情形。進流水 COD 濃度範圍在 300~500mg/l COD 之間，惟在初期由於進水槽未維持適當之攪拌，致使 SS 沈積於底層，因此分析所得 COD 值偏高。隨後增加攪拌設備改良此一缺失。在操作前 23 天，水力停留時間為 12 小時，之後縮短為 7 小時。出流水總 COD 濃度變化介於 100~200mg/l 之間，溶解性 COD 則在 100mg/l 上下波動；此時 BOD 值僅有 20~10mg/l。出流水帶出之 SS 濃度常超過 50mg/l，有時更高過 200mg/l，這也是造成透視度低於 15cm 以下之原因。出流水中的 SS 主要來自於進流廢水中含有高濃度的 SS；更向前推想，原廢水中 SS 可能源自於污泥貯存槽(或稱曬乾床)溢流自排水集水渠中，再度流入廢水處理場中。

活性污泥法操作 45 天之後暫時停止，至二月底三月初時進行第二次啟動，原因是此時逐漸進入旺季，廢水量與棉織品產量較高，再作一次評估。圖 6 顯示活性污泥第二次操作時之進出流水 COD 的變化。在前 20 天取得之水樣因含有較高的 SS，致使 COD 進流濃度呈現高低起伏變化，由 400mg/l COD 至 1,300mg/l COD。出流水 COD 維持在 200mg/l 左右。在第 20 天之後取得之廢水水質偏低，活性污泥出流水下降至 100mg/l COD 左右之後又上升至 200mg/l。

由於上述第一階段與第二階段試驗之結果明白顯示，該廠廢水經由活性污泥處理在 HRT=7 小時，MLSS 濃度約 5,000mg/l，出流水 COD 在 200mg/l，溶解性 COD 約在 100mg/l 左右。

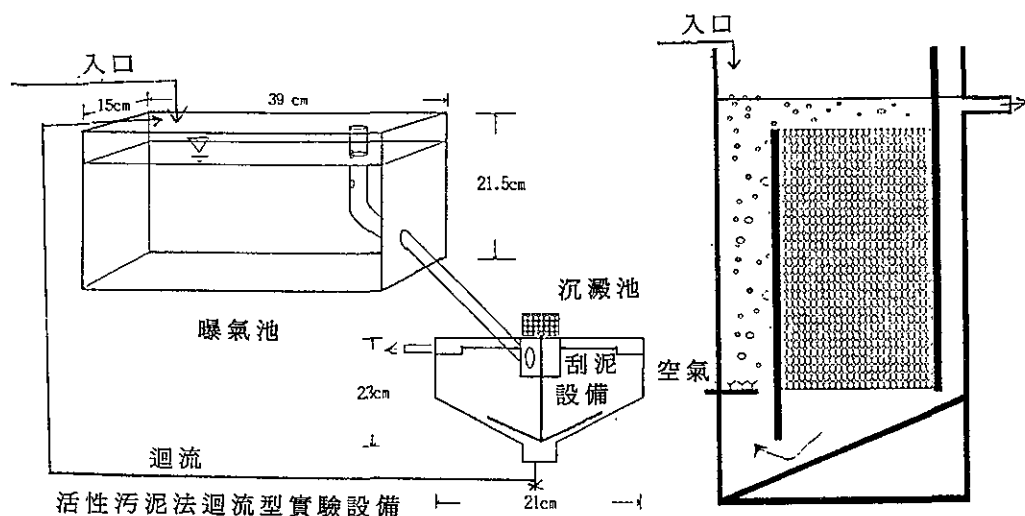


圖 4 活性污泥槽與接觸曝氣槽

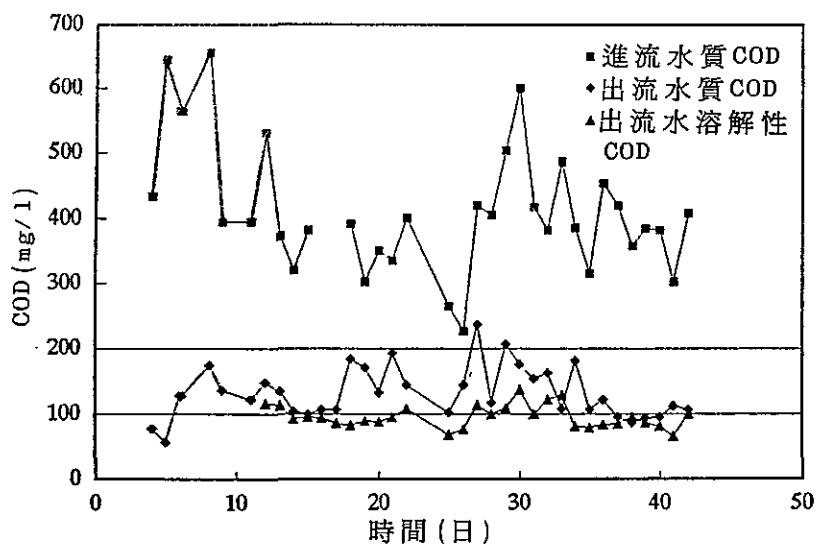


圖 5 活性污泥試驗 COD 變化情形

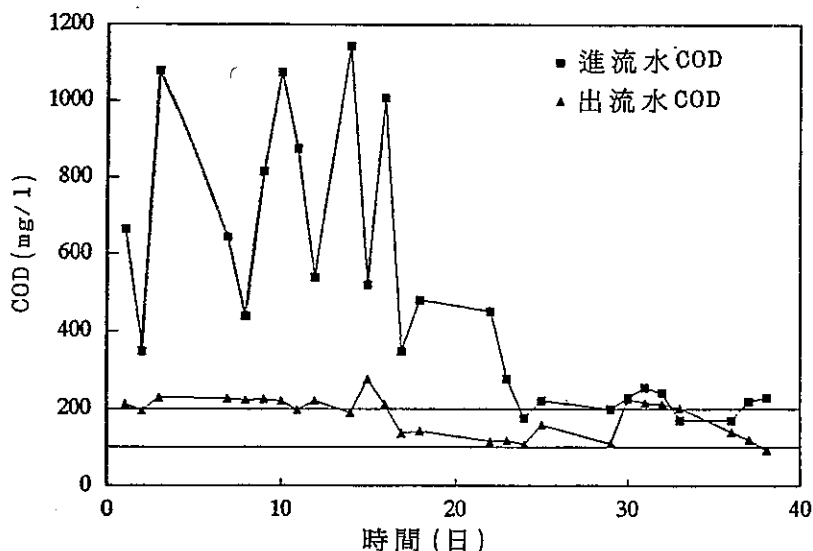


圖 6 活性污泥第二次起動之 COD 變化情形

5.1.2 接觸曝氣法試驗

接觸曝氣法與活性污泥法不同的是以塑膠浪板作為微生物生長附著的擔體，前者是固定性的生物膜生長方式，後者為懸浮性的生長方式。圖 7 為接觸曝氣法 COD 變化情形。接觸曝氣槽與活性污泥槽共同使用一個進水槽，兩者進流水 COD 變化是相同的。在水力停留時間的控制兩者也是相同，在前 23 天操作中 HRT 是 12 小時，之後則為 7 小時。觀察圖出流水的變化趨勢，實與圖 5 無甚大的差異。溶解性的 COD 也是在 100mg/l 上下波動，由濾床流出的 SS 是造成透視度低於 15cm 之緣故。

對照活性污泥處理試驗，接觸曝氣法也進行第二階段的試驗（請參見圖 8），操作之 HRT 為 7 小時，出流水的 COD 變化與活性污泥出流水相近似，約在 200~100mg/l。計算接觸曝氣法體積負荷為 $1\text{kg COD}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$ ，換算濾材體積負荷為 $4\text{kg COD}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$ ，表面積負荷為 $33\text{COD}/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ 。

5.1.3 活性污泥法與接觸曝氣法之比較

由活性污泥法與接觸曝氣法試驗之結果比較（請參見表 11），兩者效率相差不大；但就操作簡便與佔地面積兩方面來考慮，則以接觸曝氣法較為適合。活性污泥法操作上需注意迴流污泥控制，終沈池分離效果，排泥等問題較接觸曝氣法為複雜。且活性污泥法後面須有一個 20 米直徑的沈澱池。

，對該廠而言實有困難。接觸曝氣槽之出流水可經現有之加壓浮除槽達到固液分離效果，去除廢水中的SS。且活性污泥法在承受負荷上沒有更大的成效，所以接觸曝氣較適合此流程。在後續的混凝試驗可以證明，生物處理之出流水再經由化學混凝是可以達到87年之放流水標準。

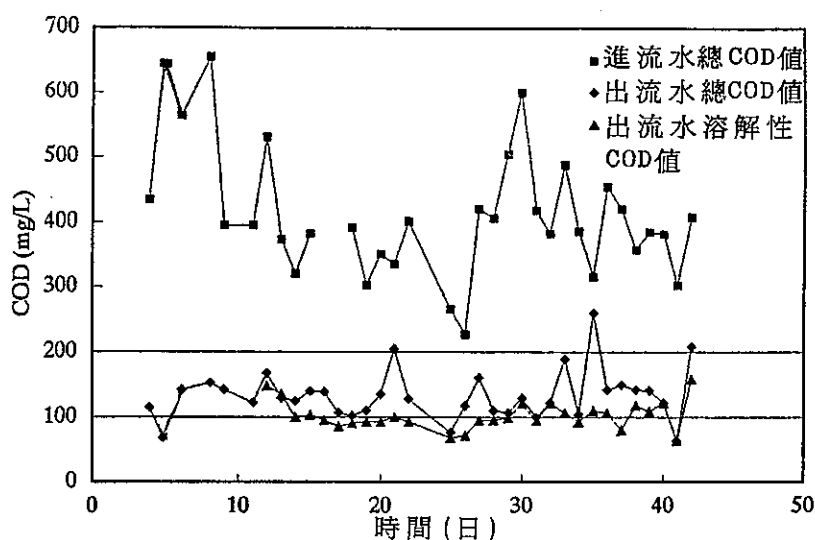


圖 7 接觸曝氣法 COD 變化情形

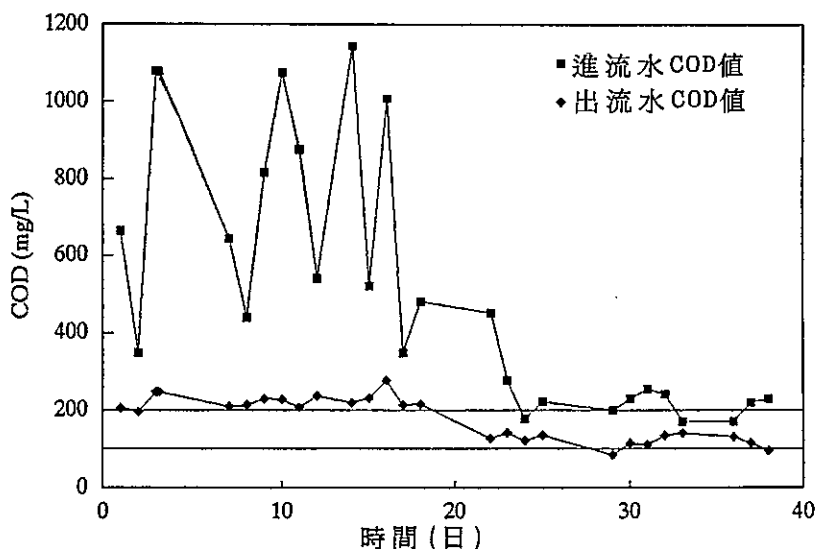


圖 8 接觸曝氣法第二次起動之 COD 變化情形

表 11 活性污泥法與接觸曝氣法處理效率比較

方 法	出 流 水 水 質				體積負荷	有機負荷	HRT	備 註
	T.COD	S.COD	BOD	SS				
活性污泥法	220 ~ 180	100 ~ 80	20 ~ 10	150 ~ 50	1.2	0.24	7	
接觸曝氣法	200 ~ 180	100 ~ 80	25 ~ 10	100 ~ 50	1.2	33	7	無需沈澱池

註：T.COD/S.COD/BOD/SS 單位為 mg/l

體積負荷單位為 $\text{Kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$

活性污泥有機負荷單位為 $\text{Kg COD/Kg} \cdot \text{MLSS} \cdot \text{day}$

接觸曝氣法有機負荷單位為 $\text{Kg COD/m}^2 \cdot \text{day}$

HRT 之單位為 hrs

5.2 化學混凝試驗

將活性污泥法、接觸曝氣法之出流水與原廢水以PAC化學混凝處理，探討加藥量與COD的去除效果，並比較生物處理前後化學混凝之差異。將試驗結果整理如表12所示，表列之加藥量為達到該水質所需之最低加藥量。

試驗6-11至試驗6-14為對照兩組生物處理出流水，分別由試驗 6-1至試驗6-4，試驗6-6至試驗6-9；換言之，即為對生物程序進流水做化學混凝試驗，並與其出流水混凝試驗比較加藥量與去除效率。試驗6-11原廢水COD為250mg/l，雖只加50mg/l PAC即達到100mg/l COD左右，仍比試驗6-1，試驗6-6為高；就生物處理而言仍有正面意義。試驗6-12中原廢水有550mg/l COD，加1,600mg/l的PAC仍無法有效去除COD，殘餘COD達300mg/l。對照試驗6-2可明顯得知經過生物處理後之COD只有90mg/l，且PAC僅需50mg/l。由此更可看出生物處理之功效。試驗6-13則與兩者無大差異。試驗6-14之試驗結果是加1,600mg/l的PAC，才將原廢水COD230mg/l降低至120mg/l，再度顯示生物處理之好處，即節省加藥量，並得到更低的COD。

試驗6-15與試驗6-16分別表示原廢水COD由600與800mg/l經混凝降至

100與200mg/l，其他幾次試驗中也可將COD去除至200mg/l以下(試驗6-12除外)，說明了現場在改善目前操作效率，有更高的可行性。現場即有處理結果顯示COD高於200mg/l的機率有25%(請參見表9)，顯然偏高，須要改善。

表 12 化學混凝試驗的結果⁽¹⁾

試驗編號	廢水來源	混凝前 COD	PAC 加藥量	混凝後 COD
6-1	活性污泥出流水	246	50	60
6-2	活性污泥出流水	142	50	90
6-3	活性污泥出流水	135	50	60
6-4	活性污泥出流水	124	50	50
6-5 ⁽²⁾	活性污泥出流水	154	800	130
6-6	接觸曝氣出流水	214	50	80
6-7 ⁽³⁾	接觸曝氣出流水	295	700	130
6-8	接觸曝氣出流水	114	100	70
6-9	接觸曝氣出流水	109	50	80
6-10 ⁽²⁾	接觸曝氣出流水	156	800	110
6-11	原廢水	260	50	100
6-12	原廢水	550	1600	310
6-13	原廢水	159	50	70
6-14	原廢水	230	600	140
6-15	原廢水	590	1000	120
6-16	原廢水	800	500	200

註：(1)透視度均大於15公分。

(2)此批較難處理。

(3)生物處理啟動尚未穩定。

5.3 處理評估試驗的結論

由生物處理與混凝試驗的結果可以得到下列的結論：

1. 案例廠的廢水經由生物處理試驗，其出流水總 COD 濃度在 200mg/l 左右，溶解性 COD 濃度則在 100mg/l 左右。活性污泥法與接觸曝氣法兩

者效率相當，基於案例廠之土地問題，建議使用接觸曝氣法，可以省略後續之沉澱池，直接進入原有之加壓浮除槽。接觸曝氣法設計參數為 $20\text{g COD/m}^2 \cdot \text{day}$ 。

2. 將案例廠的原廢水直接以化學混凝試驗，雖部份可將廢水COD濃度降至 200mg/l 以下，但是PAC的最低加藥量由 50mg/l 變化至 $1,600\text{mg/l}$ ，操作條件因不同批次的廢水有很大的差異。不利於現場混凝加藥之操作控制。
3. 將生物處理試驗的放流水，進行化學混凝試驗，PAC加藥量只要 50mg/l 即有良好的試驗效果，透視度大於 15公分 ，COD小於 100mg/l 。在實場設計上擬以 150mg/l PAC作為設計之加藥量。
4. 在整個處理程序上，擬在調勻池與混凝浮除之間增建接觸曝氣法，一則可順利符合87年放流水標準，二則節省藥品加藥量，減少產生污泥，可節省許多操作成本。

六、廠內減廢與處理流程規劃

6.1 廠內減廢回收初步規劃

廠內初步減廢 (waste minimization) 與回收較簡易可行有下列三點：

1. 絲光液鹼回收 (目前工廠已有此措施)，其優點在於節省液鹼使用量，與廢水處理場硫酸的使用量，一舉兩得。
2. 染色過程中高鹽度染液之 NaCl 回收，與離子交換 (ion exchange) 之再生廢液回收使用。高鹽度染液每日約排出 100m^3 ，含鹽度約 10% ，再生廢液每日約有 80m^3 ，含鹽度約 8% ；將兩者收集以蒸發結晶法回收 NaCl ，依本所初步分析每 Kg NaCl 之回收成本低於 1.5元 ，較工業用鹽 2.1元/kg 為低，具有相當高的可行性。另外，再生廢液之含高鹽份，高硬度，是否可做為染色用之食鹽水，須要工廠本身進行評估，在此不予建議。總之，回收 NaCl 可節省鹽的用量，且避免 NaCl 過高，影響後續生物處理之效率。
3. 乾淨清洗水回收使用

在染色製程中初步統計約有 $2,000\text{m}^3/\text{day}$ 的清洗水，其COD小於 50mg/l ，比電導度小於 1ms/cm 。這些清洗水如能回收使用，則可促進調勻池功能，

減少泵浦抽水之動力，減少浮除槽操作之負荷等等。

上述減廢回收之建議提供廠方參考，如能進行，將更有利於廢水處理場之運轉。

6.2 廢水處理流程規劃

根據評估試驗結果與現有處理設施規劃廢水處理流程如圖 8，主要在於將現有調勻池擴建至 8 小時的停留時間，以及增建接觸曝氣槽在混凝浮除之前，以達到 87 年的放流水標準，並預留部份容量以應擴產之需。另要增建印花布生產線，其廢水與針織布浸染程序迥異，是否可合併於現有規劃程序處理，或另建設備處理則須進行評估試驗。由於評估試驗期間並未決定生產印花布，未能及時將印花布可能產生廢水納入評估之內，於是僅就目前之情況提出規劃方案。

規劃之處理流程如圖 9 所示之方塊流程圖，其中重要設計單元陳述如下：

1. 設計水質水量：

a. 設計水量 10,000 CMD

b. 設計水質 COD = 420mg / l

BOD = 90mg / l

SS = 120mg / l

pH > 10

2. 調勻池

進流廢水量 = 10,000 CMD

污泥濃縮上澄液與脫水濾液 = 295 CMD

總廢水量 = 10,295 CMD

HRT = 8hrs

體積 = 3,430m³

3. 接觸曝氣槽

設計負荷 = 20g COD / m³ · day

濾料比表面積 = 100m² / m³

填充率 60%

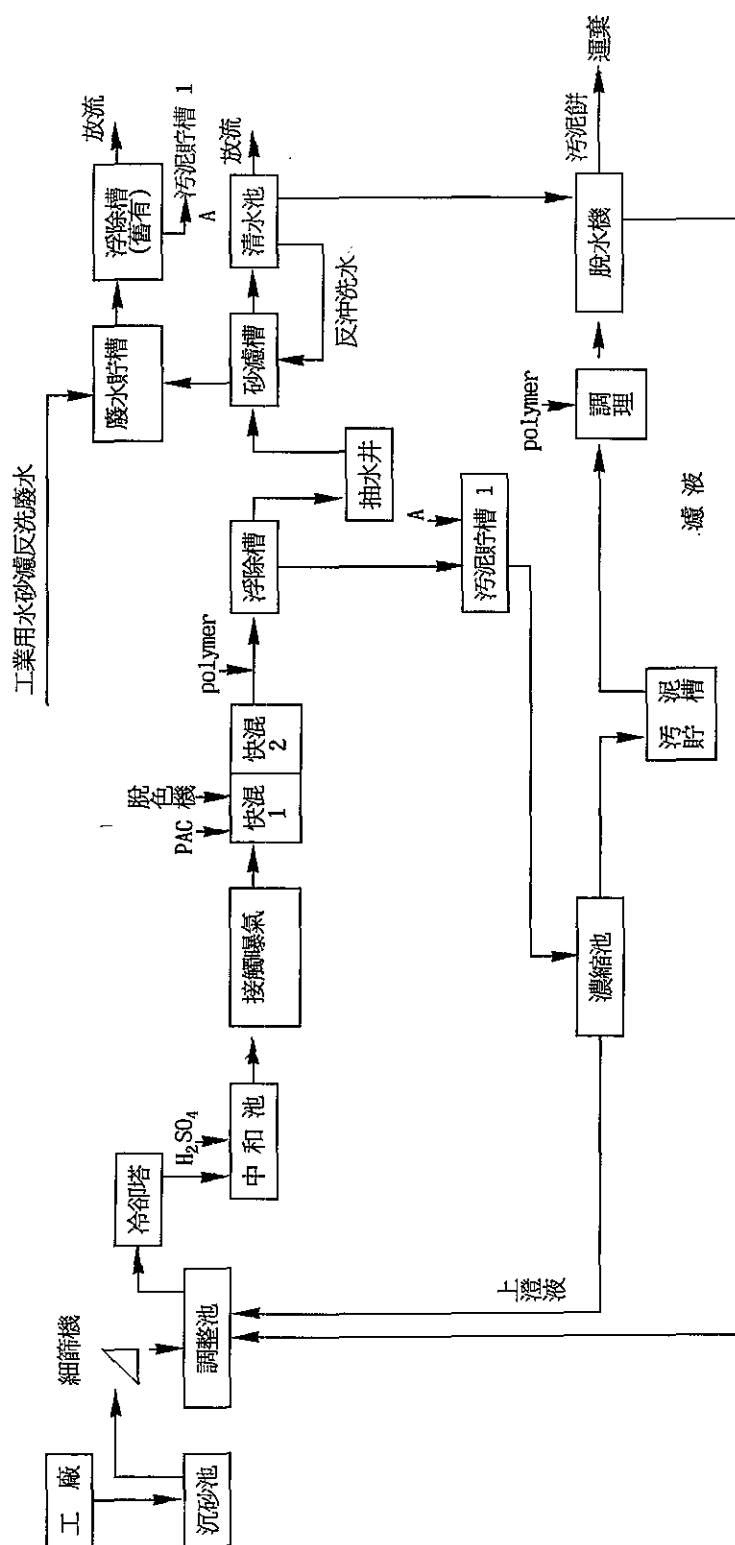


圖 9 規劃廢水處理方塊流程圖

$$\text{濾料體積} = 1,572\text{m}^3$$

$$\text{槽體積} = 2,619\text{m}^3$$

4. 污泥濃縮槽

$$\text{固體負荷} = 150\text{kg SS} / \text{m}^2 \cdot \text{day}$$

$$\text{所需面積} = 12.2 \text{ m}^2$$

$$\text{體積} = 49\text{m}^3$$

$$\text{HRT} = 6.4\text{hrs}$$

上澄液迴流入調勻池(考慮操作之穩定性)

5. 污泥脫水濾液(含清洗水)也迴流至調勻池。

6. 砂濾池反沖洗廢水與用水處理之砂濾反沖洗水應另外收集，以舊有 4,000 CMD 之浮除設備處理後放流。

6.3 經濟性分析

表13為現行程序與規劃方案之廢水處理操作成本分析，新的程序有較經濟之操作成本。

表 13 廢水處理操作成本分析

項 目	PAC (1)	Polymer	硫 酸 (2)	脫色劑	尿 素	磷酸胺	電 費	元 / m ³	元 / 日	污泥處理費 (3) 元 / 日	每 年 (6) (萬元)
單價 元 / kg	3.4	104	2.7	60	6	35	1.8			150	
現 行 程 序	800	3	145	50	—	—				0.5% (4)	2,631
	2.72	0.312	0.39	3	0	0	1.62	8.042	8,0420	1,800	
規 劃 方 案	150	2	145	50	11	5.2				0.5% (5)	
	0.51	0.208	0.39	3	0.066	0.182	2.02	4.876	48,760	1,155	1,560
註：水量以 10,000m ³ / 日 計。											操作費節省約 1,000萬元 / 年
(1)PAC 以10%計算。											
(4)每日2,400kg乾污泥。											

以SBR程序處理小型印花廠廢水

董博麟* 陳景陽** 梁德明***

摘 要

本規劃就廠內廢水分流與管末處理同時進行評估試驗，情形概述如下：該廠主要為特多龍 (tetron) 與尼龍 (nylon) 梭織布之印花廠，使用胚布來源為進口之成品布，工廠本身無須再經退漿等前處理。其加工程序為糊劑製備、印花、固色、退糊、清洗、烘乾、包裝。糊劑的主成份為糊粉（由澱粉、天然豆類膠質與 CMC 等組成），另外添加尿素、甘油、石炭酸、焦磷酸鈉等構成糊劑，為主要污染來源之一。染料使用以分散性染料與酸性染料為最多；在印花之前先將染料與糊劑充分混合，調製印花用之漿液，此部份之未染著漿液即為後續步驟污染產生來源。該廠用水來源為自來水，每日平均為 50 噸，工作時數為 8 小時操作。廢水產生主要來自例行程中之印染殘液，染料桶清洗，印花網版清洗，印台清洗，布經固色後之清洗。非例行排放廢水為印台板樹脂更換清洗與退糊槽廢水之排放。印台板樹脂更換清洗以煤油為溶劑，每月清洗一次產生 200l 的黏稠性廢液對廢水處理造成很大的困擾。另退糊槽以藥劑退糊的廢水約每批次 10 噸，為不定期排放，常造成廢水濃度突增與水質異常。原有廢水處理程序為調勻、加壓浮除；原水 COD 由 500 至 1,600mg/l 變化很大，加壓浮除後之 COD 濃度 200 至 600mg/l 之間變動，透視度小於 10cm，無法符合 82 年放流水標準。本改善規劃就廠內分流與管末處理進行評估規劃工作。廠內分流乃將染液殘漿與煤油樹脂廢液分開收集與化學污泥一併處理。退糊槽之廢水則建貯存槽收集，定量抽入調勻池以維持水質穩定。管末處理之流程則為在原處理流程中，調勻池與混凝浮除之間加入 SBR（批式活性污泥法）單元。經三個月試驗評估的結果如下：調勻池廢水 COD：500~700mg/l，SBR 出流水約在 200~250mg/l，混凝浮除後出流水 COD 為 130~180mg/l，BOD 為 15~

* 水美工程企業股份有限公司工程師

** 德昌衛工企業有限公司工程師

*** 工業技術研究院化學工業研究所副研究員

20mg/l，透視度大於15cm。

一、前言

1.1 公司簡介

案例公司屬於小型印花廠，主要生產特多龍 (tetron)、棉 (cotton) 及尼龍 (nylon) 梭織布經印染加工整理之成品布，本廠之基本資料概述如下：

1. 公司背景：本廠於民國六十二年設立

員工人數約20人

資本額1,200萬

絲綢印染公會會員

2. 廠址：位於五股鄉

3. 織物種類：主要以特多龍、尼龍為主，以及少量的棉布。

4. 產能：5～6萬碼/月

5. 加工方式：印花

6. 作業時間：常日班八小時操作

7. 使用胚布：進口之成品布 (故無退漿程序)

8. 工廠需求：目前尚無考慮擴廠

9. 廢水處理現況：本廠於76年設置廢水處理廠，然為因應日益嚴格之環保標準，故配合工研院化工所進行染整廢水減量及處理技術引進／合作開發計劃，以改善目前廢水處理現況。

本規劃就該廠目前廢水之水質特性與排放特性同時進行調查與處理程序評估，針對廢水分流收集之可行性及以bench試驗結果規劃，設計管末處理流程。

1.2 廢水處理規劃程序

對於案例廠廢水處理規劃之程序，本工作小組乃依圖1之流程進行評估工作，其主要執行之內容如下：

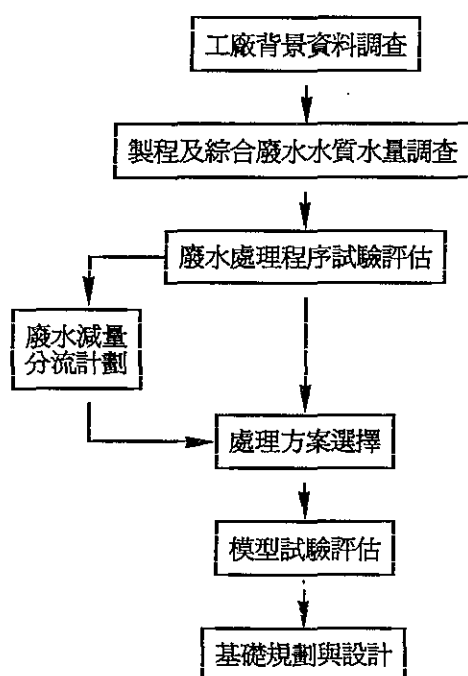


圖 1 廢水處理規劃流程

1. 工廠基本資料調查

- (1) 工廠基本資料。
- (2) 印染製程流程圖。
- (3) 使用染料、助劑之種類、數量。
- (4) 現有廢水處理廠設計資料及處理現況。

2. 製程廢水水質及綜合水質水量調查

- (1) 廢水處理廠綜合廢水水質水量之變化。
- (2) 製程廢水取樣分析水質，以了解廢水源分佈情形及廢水濃度之變化。
- (3) 現有處理設施功能評估。

3. 廢水處理程序試驗評估

- (1) 評估喜氣生物處理及物化混凝處理之順序，作為廢水處理最佳化設計之依據。

(2) 評估喜氣生物處理及物化混凝處理在不同之操作條件下之水質，求取最佳之操作參數。

(3) 評估兩種之不同喜氣生物處理方法，比較何者適於處理案例廠之廢水。

4. 基礎規劃與設計

(1) 完成廢水處理流程圖。

(2) 處理單元規格設計。

(3) 設備需求及操作條件說明。

二、廢污來源與製程簡介

2.1 用水來源

案例廠用水量不大，故完全使用自來水，由廠方提供80年1月至12月之用水量統計，如表1所示。

表 1 用水量統計表

80年	一 月	二 月	三 月	四 月	五 月	六 月	七 月	八 月	九 月	十 月	十 一 月	十 二 月
m ³ /月	1,274	1,558	1,526	1,107	1,680	1,583	1,320	1,337	1,301	1,090	29	1,386
m ³ /日	42.5	51.9	50.9	36.9	56	52.8	44	44.6	43.4	36.3	30.7	46.3

2.2 染料使用量

依廠方提供80年之總用量統計，如表2所示。

表 2 染料使用量

染料總類	織物種類	使用數量(kg/yr)
酸性染料	尼龍	42.2
分散性染料	特多龍	2,510
鹽基性染料	壓克力紗	6
反應性染料	棉	196

2.3 助劑使用量

表中1~8項為糊劑中之成份，11~14項為脫糊槽使用藥，依廠方提供80年之總用量統計，如表3所示。

表3 助劑使用量

助劑種類	kg/yr	助劑種類	kg/yr
1. 糊劑	5040	8. 尿素	1375
2. 碳酸氫鈉	460	9. 滑石粉	126
3. 焦磷酸鈉	928	10. 煤油	1025 (gal/yr)
4. 氯酸鈉	500	11. 液鹼	3830
5. 乳酸	114	12. NP-9精練劑	3140
6. 甘油	600	13. 保險粉	818
7. 石碳酸	116	14. 鹽酸	1139

2.4 生產製程及廢水來源

1. 廢水來源

- (1) 糊桶清洗水
- (2) 檯板清洗水
- (3) 印花板清洗水
- (4) 以煤油清洗印檯板上之黏膠廢液 (煤油使用量每個月約300 l)
- (5) 脫糊槽排放水 (不定期排放，廢水量為10m³)
- (6) 生活廢水

以上廢水源，除生活廢水外，其餘均為批次排放，廢水量每天約50噸，其生活廢水並未納入廢水處理廠。

2. 生產製程如圖2所示。

2.5 製程廢水水質調查如表4所示。

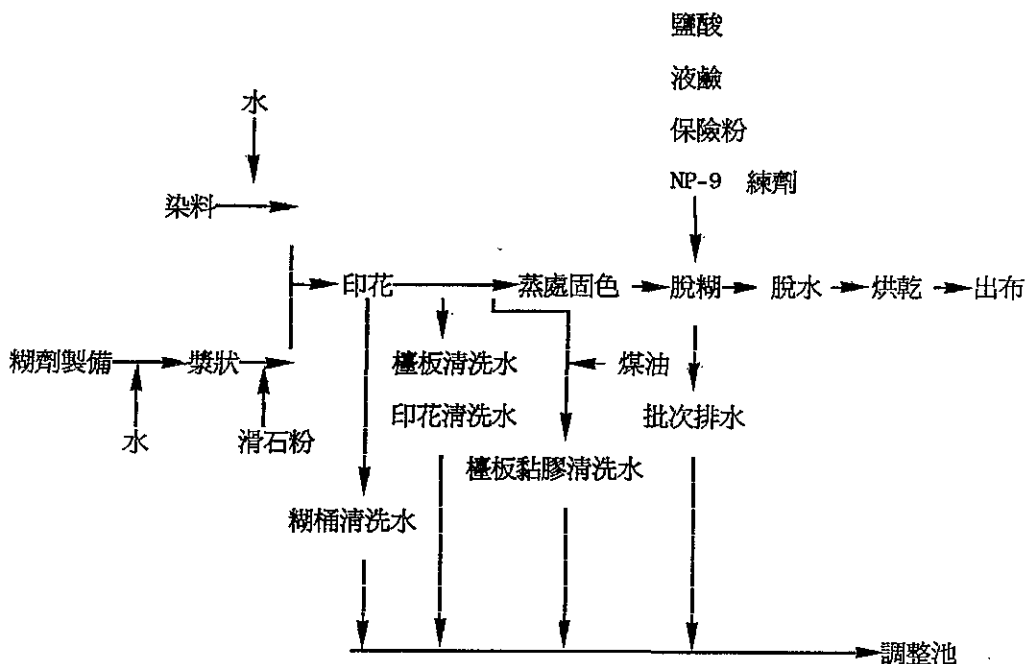


圖 2 案例廠製程

表 4 製程廢水水質

程序	pH		COD(mg/l)		BOD(mg/l)	SS(mg/l)		透視度(cm)	
日期	3/18	5/28	3/18	5/28		3/18	5/28	3/18	5/28
糊桶清洗水	6.14		4,504		85.5	144		3	
洗網板	3.75		1,679.5		229.3	1,190		1	
棧板三清洗水1	9.11		1,030.6		148	6		0	
棧板三清洗水2	7.15		61.1		13	8		21	
脫糊槽	7.36		1,946.7		233	20		20	
脫糊槽後藥洗槽1	6.9		629.8		82.7	39		6	
脫糊槽後藥洗槽2	11.56	9.5	1,985	390	241	27		14	
脫糊槽後藥洗槽3	11.56	10.3	1,980	4,122.5	238	40	56	14	12
脫糊槽後藥洗槽4	11.56	9.93	1,985	1,252.9	253	12	8	14	13
脫糊槽後藥洗槽5	9.52	7.4	351	348	52.6	9	10	20	20
脫糊槽後藥洗槽6	7.21	7.4	57.3	371.8	20	5	0	30	27
清洗布	7.38		215.3		35.8	35		10	

三、現有廢水處理設備功能評估

3.1 廢水處理廠流程

案例廠目前之廢水處理設施於民國七十六年建立，其處理流程如圖 3 所示。

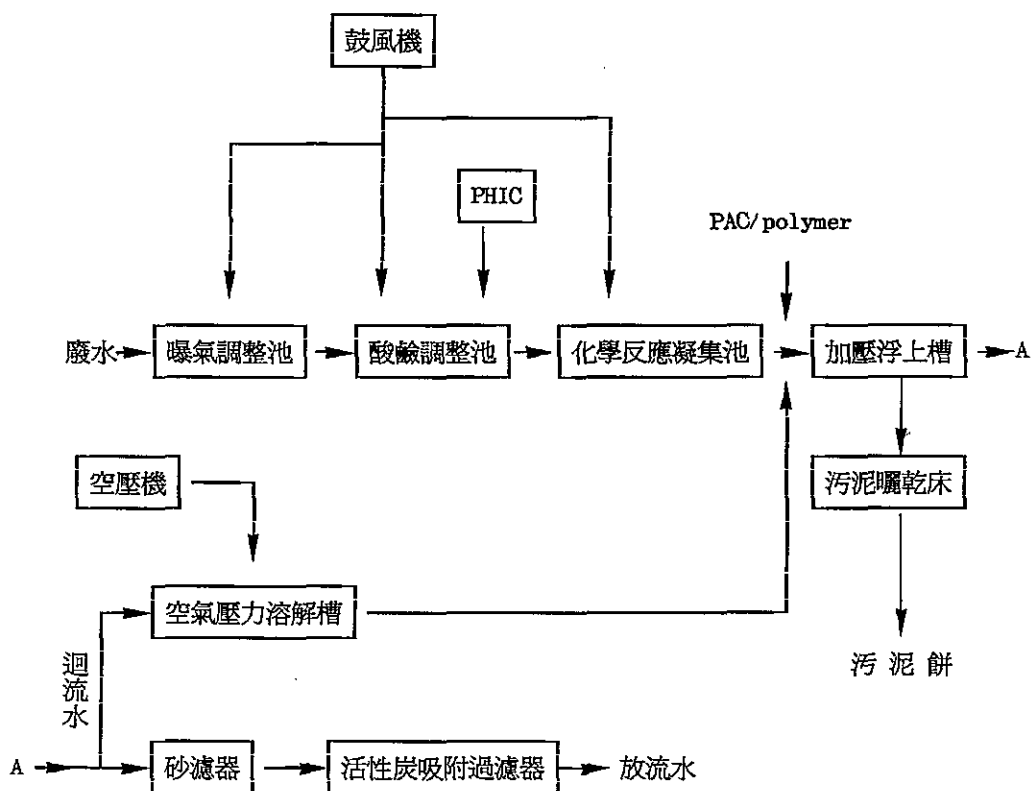


圖 3 現有廢水處理設施流程

3.2 設計水量

$$Q_{min} : 40 \text{ m}^3/\text{day}$$

$$Q_{ave} : 50 \text{ m}^3/\text{day}$$

$$Q_{max} : 60 \text{ m}^3/\text{day}$$

3.3 廢水處理廠效率評估

案例廠之進流廢水質如表 5 所示，其 COD 從 450mg/l 至 1450 mg/l 間變動，此乃由於該廠之高濃度脫糊殘液及清洗印染檯面產生之煤油樹脂廢液為不定期排放，造成調整池綜合廢水水質變化，再就表 6 結果顯示，原水經加壓浮除處理後之水質，其 COD 仍維持在 150-500mg/l 之間，透視度亦小於 10 公分，可見該廠現有廢水處理系統無法負荷原廢水之變化，難以符合 82 年之放流水管制標準。（圖 4 為廢水處理場平面圖）

根據上述之評估；加以環保署對染整廢水列為重點改善計劃之範圍，未來勢必要增設處理單元，並將廠內部分廢水分流收集處理，以因應日益嚴格之環保標準。

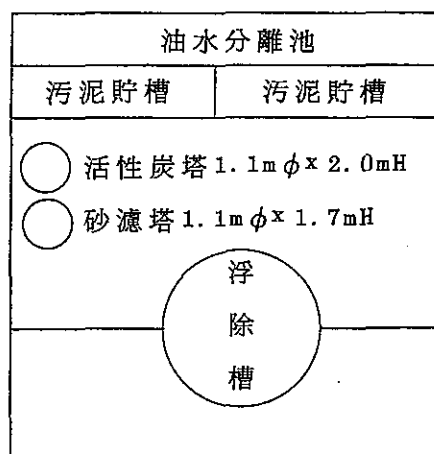
表 5 綜合廢水水質 (SBR₁ 進流水)

日期	pH	COD (mg/l)	BOD (mg/l)	SS (mg/l)	MLSS (mg/l)	TRANS. (cm)
3/31	7.91	596				5.5
4/1	6.52	334.8				5
4/2	7.67	1,067		140		3.5
4/7	7.55	640.8		50	1,830	3.8
4/8	7.92	537.6	55.8	50	1,580	3
4/9	6.66	880		244	5,300	3
4/13	7.09	660		336	4,285	3
4/16	8.21	536.5		49.5		9
4/20	7.09	439		636	590	6
4/27	7.27	1,495		29	1,770	1
4/29	7.83	529	97.3	78	2,800	2
5/6	8.7	276.5		40	1,258	11.5
5/12	8.15	460		108	2,030	10
5/14	7.41	895		121	2,375	3
5/19	7.28	750		39	3,130	10
5/20	7.63	859		86		5
5/21	7.61	800		190	2,660	4
5/22	8.15	679.5		86	2,360	4
5/23	8.1	193		63	2,610	3
5/25	8.09	232		6	2,860	8
5/27	7.33	557		80	870	3
5/29	7.41	390.3		100	2,090	7
6/1	7.44	420		80	1,650	4

表 6 混凝浮除後水質 (SBR₂進流水)

日期	pH	COD (mg/l)	BOD (mg/l)	SS (mg/l)	MLSS (mg/l)	TRANS. (cm)
3/31	7.85	89.3				28
4/1	8.03	270.8				30
4/2	7.6	183.4		36		18
4/7	8.39	429.3		0	3,870	30
4/8	8.43	111.4	49.6	7	3,290	20
4/9	8.7	185.3		83	3,540	9
4/13	6.97	197		378	3,720	4
4/16	7.77	387.5		734		9
4/20	6.92	560		90	2,690	3
4/27	7.58	403.5		51	3,440	1
4/29	7.36	257	34.5	548	3,820	2
5/6	7.7	319		112	3,280	3.5
5/12	8.03	190		97	2,040	7
5/14	7.86	137		70	2,156	5
5/19	7.19	200		140	2,310	3
5/20	7.78	202		146	2,316	3
5/22	7.76	212		353	1,480	4
5/23	7.03	288.1		20	1,260	5
5/25	7.25	222		67.5	1,510	6
5/27	7.1	353		160	1,700	4
5/29	7.34	300.6		218	1,940	7
6/1	7.1	397.2		208	2,240	3

水溝



廢水入口

廠

區

圖 4 原廢水處理場平面配置圖

3.4 現有廢水處理廠改善建議

由於原廢水水質變動大，其原有廢水處理系統在操作上缺乏穩定性，因此建議改善事項如下：

1. 廢水減量分流規劃

(1) 將剩餘之染液殘漿及煤油樹脂廢液均單獨收集後，與化學污泥混合處理。

(2) 脫糊槽之廢水則另建貯存槽收集，定量泵入調整池，以維持水質穩定。

2. 管末處理

增設油水分離設備，以避免煤油樹脂廢液流入影響系統操作之穩定性。

再加壓浮除單元之前增設生物處理單元(SBR批式活性污泥法)，以提高廢水處理效率，並節省化學處理單元之操作成本。

四、實驗處理評估

案例廠因可利用場地不大，且在製程中含大量的尿素、焦磷酸鈉及酚等，水質變化相當大，故而首先考慮以批式活性污泥法 (sequencing batch reactor activated sludge process, SBR) 處理試驗，並將處理程序分為：

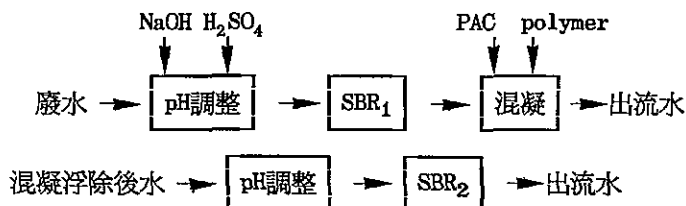
1. (1) 先SBR再混凝浮除。

(2) 先混凝浮除再行SBR₂。

2. 連續式活性污泥法 (activated sludge process)

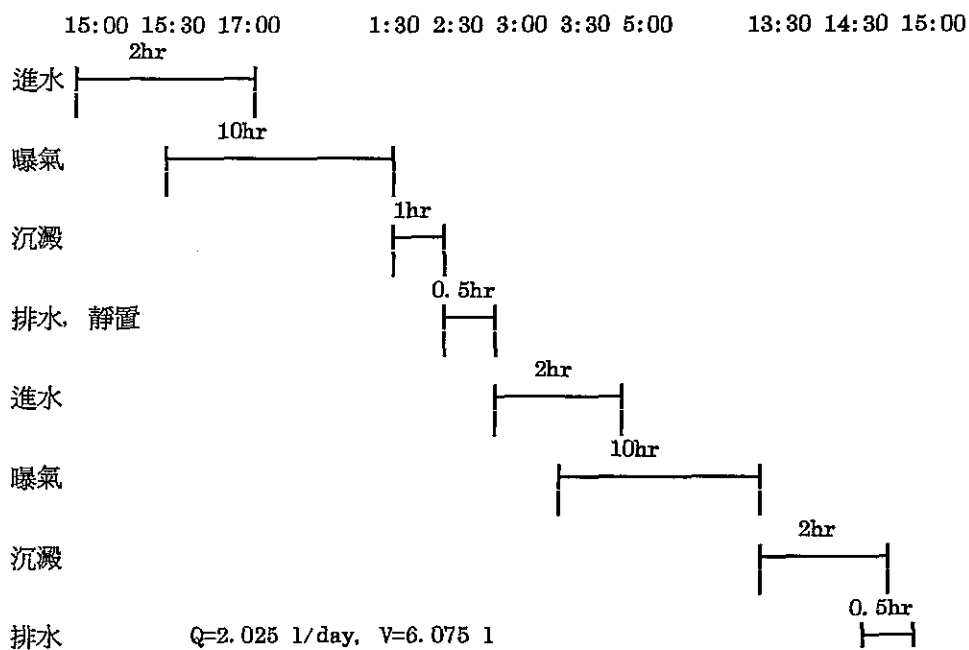
4.1 SBR 試驗

4.1.1 處理流程

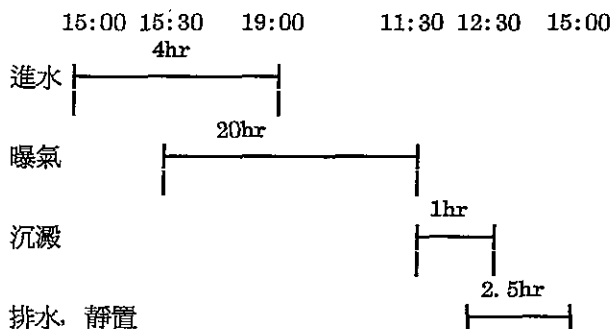


4. 1. 2 SBR實驗設備及程序

SBR實驗設備如圖 5 所示，操作程序可分為數個階段，進水、曝氣、沉澱、排水靜置，其示意圖如圖 6 所示。其操作時間之控制如後續表示。



每日採兩個操作週期，每日進水兩次，每次曝氣10小時，自81.4.16起改變操作週期，即每日進水一次，每次曝氣20小時。



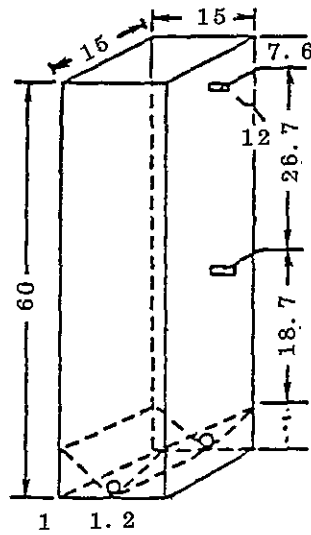


圖 5 SBR的實驗設備(單位：cm)

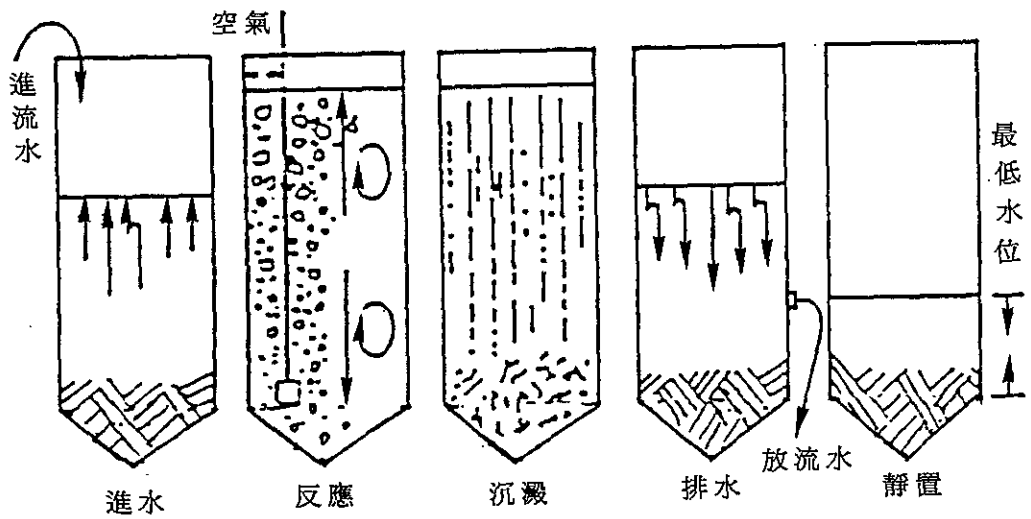


圖 6 批式活性污泥法(SBR)的操作程序

4.1.3 結果與討論

本實驗自81.3.12起開始馴化污泥，自3月31日起開始檢測水質，進流水及出流水水質如圖7與圖8所示，81.4.12自案例廠採回之原廢水，COD去除率趨近於0，同時發現pH嚴重下降，經顯微鏡觀察結果，發現輪蟲、纖毛蟲等生物死亡，顯示該次廢水內含有抑制微生物生長物質，為降低抑制作用及考量增加COD去除率，而自81.4.16起改變操作週期，每日只進水一次，增加其進水量6.075 l/day並延長曝氣時間，由圖7與圖8之COD曲線所示，可知自81.4.16起SBR₁出流水之COD有改善現象。而SBR₂則無此明顯現象。由圖9所示，F/M在0.05以下，SBR₁出流水COD低於250mg/l。圖10顯示SBR₂的F/M值與出流水COD濃度相關性較差，換言之，混凝浮除後的生物分解性變化更大。

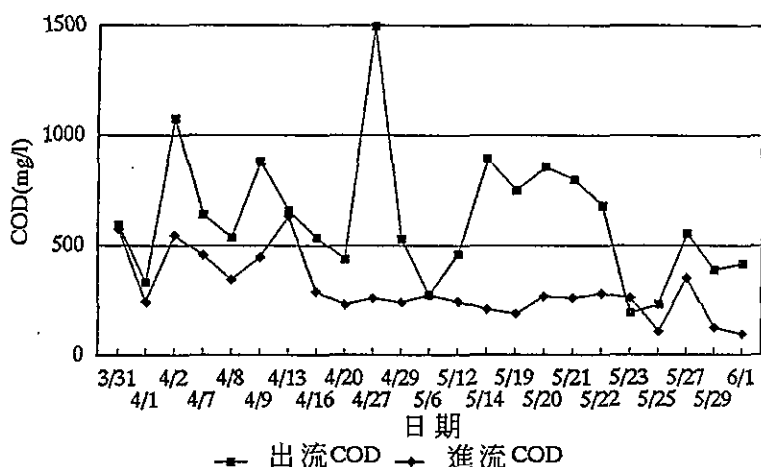


圖7 SBR₁進出流水COD變化

由圖7與圖8中所示，SBR₂之出流水COD有68%低於200mg/l，而SBR₁之出流水COD僅21%低於200mg/l，但經混凝後有100%低於200mg/l。(圖11為SBR₁出流水混凝處理)。表8所示SBR₁出流水透視度有30%大於15公分。表9所示SBR₂出流水透視度只有21%大於15公分，但經混凝後100%可達15公分以上。

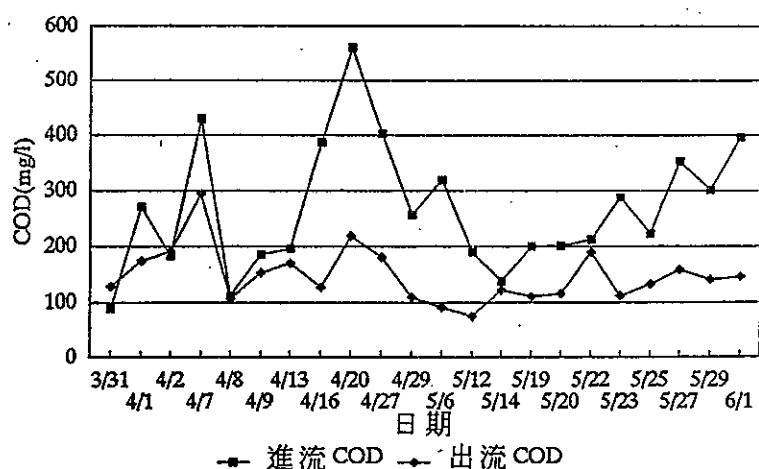


圖 8 SBR₂進出流水 COD 變化

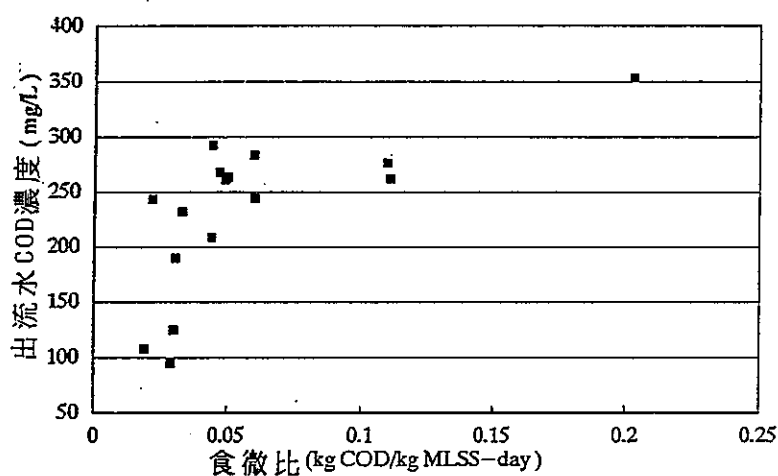


圖 9 SBR₁食微比與出流水 COD 濃度關係

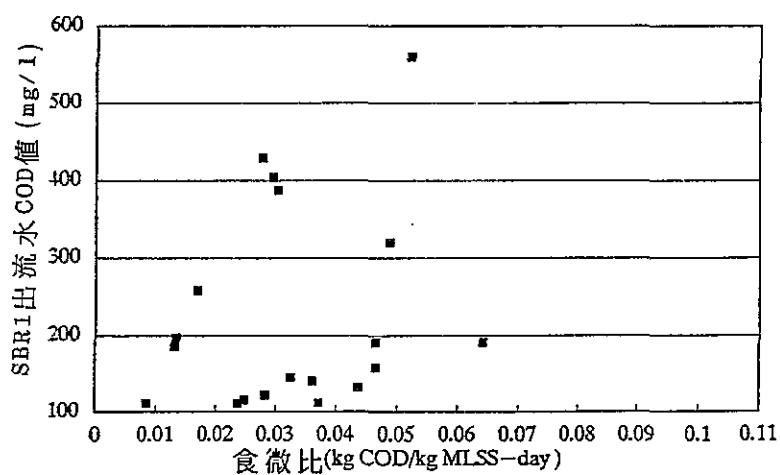


圖 10 SBR₂ 食微比與出流水 COD 濃度關係

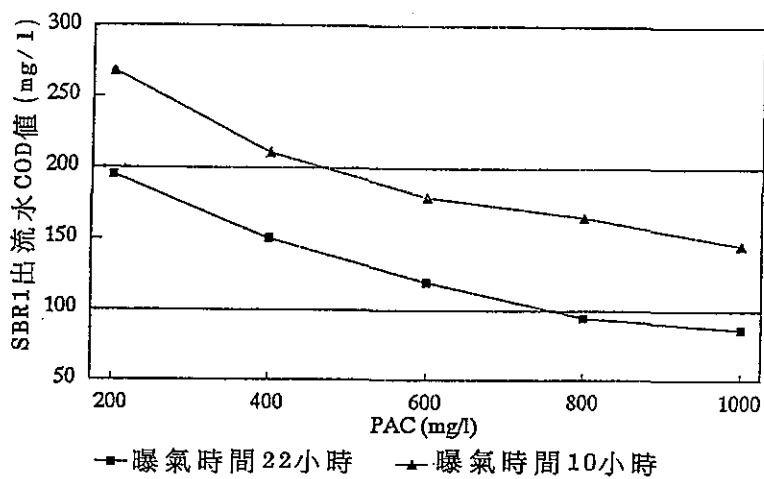


圖 11 SBR₁ 出流水混凝試驗

表 8 SBR₁ 出流水水質

date	pH	COD (mg/l)	BOD (mg/l)	S.S (mg/l)	TRANS. (mg/l)
3/31	7.72	128			12
4/1	7.5	174			10
4/2	7.61	191.4		62	17
4/7	7.57	294.1		21	15
4/8	7.07	105.6	13.5	0	12
4/9	8.14	153.7		39	14
4/13	7.3	169.6		92	10
4/16	6.5	127		50	17
4/20	5.52	219		72	5
4/27	6.48	180.5		12.9	3
4/29	6.3	109	8.45	17	10
5/6	6.77	91		0	15
5/12	7.92	75		10.5	16
5/14	7.56	122		10.3	10
5/19	7.13	110		29	29.5
5/20	7.82	115		30	5
5/22	7.6	190		214	6
5/23	7.51	111		13	30
5/25	7.44	132		168	8
5/27	7.25	158.2		128	9
5/29	7.31	140		13	12
6/1	7.27	145.1		16	11

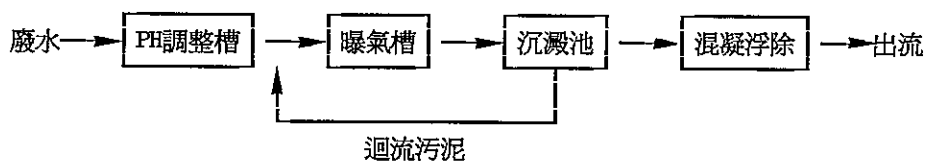
表 9 SBR₂ 出流水水質

date	pH	COD (mg/l)	BOD (mg/l)	S.S (mg/l)	TRANS. (mg/l)
3/31	7.07	576			5
4/1	6.85	243.9			4
4/2	6.99	548		72	4.5
4/7	7.33	459		36	8
4/8	7.27	345.6	21.4	32	7
4/9	8.34	447		30	7
4/13	7.98	635		128	3
4/16	7.39	292		17	9
4/20	6.05	232		42	10
4/27	6.2	261.5		23	14
4/29	6.22	243	17.6	39	6
5/6	8.5	276		26	14
5/12	7.98	244		11	22
5/14	7.76	209		37	12
5/19	7.28	190		11	22
5/20	7.93	267		25	6
5/21	8.04	261		32	10
5/22	7.95	282.9		76	10
5/23	8.06	263		24	17
5/25	7.92	108.2		2	17
5/27	7.66	353.5		28	16
5/29	7.5	125		42	11.5
6/1	7.53	95		26	11

基於前述理由，顯見 SBR_1 之處理流程優於 SBR_2 ，故兩者間以選擇 SBR_1 為佳。

4.2 連續式活性污泥法試驗

4.2.1 處理流程



4.2.2 實驗設備及操作條件

生物處理實驗採用完全混合連續流，且有迴流裝置之污泥處理系統，設備示意圖如圖12，各組單元使用器材如下：

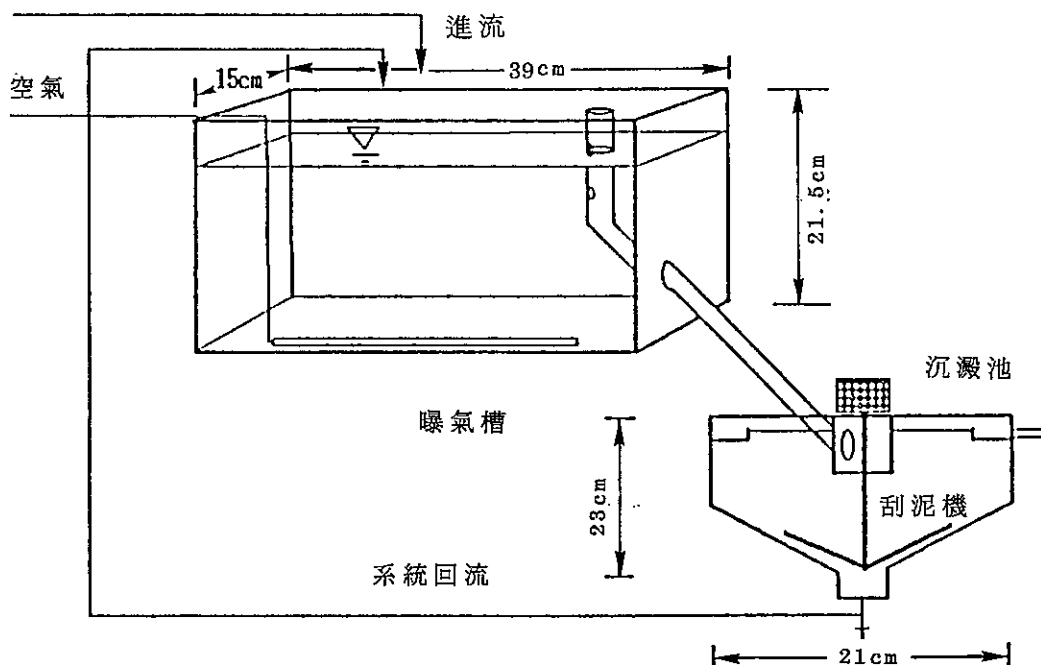


圖12 活性污泥實驗設備

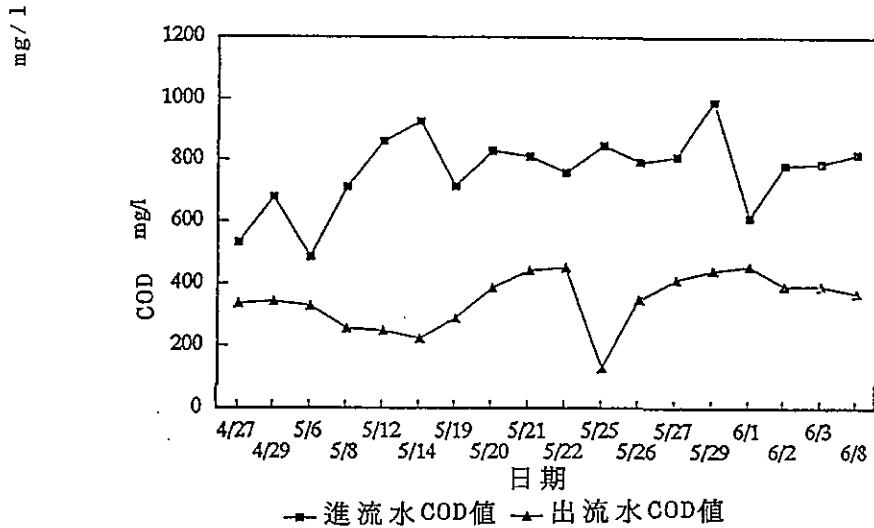


圖 13 活性污泥法進出流水 COD 變化

圖 14 表示不同 F/M 對 COD 的影響，圖中所示不同的 F/M 對 COD 去除率並無多大影響，但由圖 15 中可知經混凝後，停留時間 10 小時之出流水 COD 較高。SBR₁ 出流之 COD 與活性污泥法出流水 COD 之比較，圖中可見 SBR₁ 出流水 COD 明顯較活性污泥法出流水 COD 為佳，再比較兩法經混凝後水質 (圖 11 與圖 15) 亦可明顯看出連續式活性污泥法之 PAC 加藥量在 1,000 mg/l 時 COD 方可降至 200 mg/l 以下，而 SBR₁ 之出流水 PAC 加藥量在 200 mg/l 時 COD 已低於 200 mg/l 以下。

故而在 SBR₁ 與連續式活性污泥法兩者間選擇 SBR₁ 之處理流程為佳。

五、結 論

不同廠各有不同的特性，所造成的廢水水質亦各有差異，故在規劃設計之前須先充份掌握該廠特性，並作各種可行性評估，然後擇一最佳方案。本工作小組在為期四個月對該廠的調查分析中得知。

1. 案例廠之連續式活性污泥法適合操作條件

$F/M = 0.1 \sim 0.2 \text{ kg COD/kg} \cdot \text{MLSS} \cdot \text{day}$

DT=30 小時

pH=7 時之加藥量，POLYMER 為 2 mg/l，PAC 為 1,000 mg/l

1. 曝氣槽

體積 $39 \times 15.3 \times 13.5$ 立方公分，壓克力材質，採單邊曝氣，開三個溢流孔，曝氣槽有效容積為8.05公升，溢流水藉重力流到沉澱槽內。

2. 沉澱槽

容積4.3公升，溢流面半徑7.9公分，圓柱體高11.5公分，下端呈圓錐形，以6rpm慢速馬達刮撥污泥到槽底，濃縮污泥再由定量泵送回曝氣槽內。上澄水溢流至下方集水桶內。

3. 進流迴流裝置：

採用日製MP-3micro tube pump，可調整流量。

混凝處理實驗採用瓶杯試驗機(jar tester)做批式操作。

在連續式生物處理實驗中，做三個不同水力停留時間，分別為21.5hr、10hr、30hr，污泥迴流比均為100%，進流廢水pH均控制在6.5-7.5之間。

4.2.3 結果與討論

為比較SBR與連續式活性污泥法效果，故於81.4.16起開始起動活性污泥法，4月20日起開始檢測水質。為比較不同反應時間，對COD去除率的影響效果，故而採三種不同的水力停留時間。

1. 4/20-5/14 停留時間為21.5小時，

$$Q=0.375 \text{ l/hr}$$

$$V=8.05 \text{ l}$$

2. 5/15-5/27 停留時間為10小時，

$$Q=0.807 \text{ l/hr}$$

$$V=8.05 \text{ l}$$

3. 5/28-6/20 停留時間為30小時，

$$Q=0.27 \text{ l/hr}$$

$$V=8.05 \text{ l}$$

表10為活性污泥法之進出流水水質，圖13為進出流水COD變化，出流水COD約在200~400mg/l之間，與SBR₁的出流水比較，顯示SBR₁有較佳之表現。

表 10 活性污泥法進出流水水質

date	pH	COD (mg/l)	BOD (mg/l)	S.S (mg/l)	MLSS (mg/l)	TRANS. (cm)	
4/27	7.27	532		22	3,510	1	DT=21.5h
4/29	7.81	679	164	73	4,320	2	DT=21.5h
5/6	8.1	486		92	4,480	2	DT=21.5h
5/8	7.67	711.4		97	4,445	3	DT=21.5h
5/12	7.65	860		104	4,410	3	DT=21.5h
5/14	7.1	925		106	4,640	3	DT=21.5h
5/19	6.67	715		248	4,870	2	DT=10hr
5/20	7.38	830		86	4,830	4	DT=10hr
5/21	7.29	810		79	4,380	4	DT=10hr
5/22	7.09	760		140	4,080	2	DT=10hr
5/25	7.26	845		86	2,600	3	DT=10hr
5/26	7.36	794		90	3,000	2	DT=10hr
5/27	7.28	810		84	3,230	3	DT=10hr
5/29	7.24	990		94	4,250	3	DT=30hr
6/1	7.51	612		60	3,820	7	DT=30hr
6/2	7.01	783		74	3,730	2.5	DT=30hr
6/3	6.9	790		102	2,850	3	DT=30hr
6/8	7.4	820		132	4,710	4	DT=30hr

date	pH	COD (mg/l)	BOD (mg/l)	S.S (mg/l)	TRANS. (mg/l)	Q (L/DAY)	V (L)
4/27	6.29	335.5		3	11	9	8.05
4/29	6.84	342	5.8	2	9	9	8.05
5/6	7.8	330		24	30	9	8.05
5/8	7.81	257		21	10	9	8.05
5/12	7.76	250		10.5	14	9	8.05
5/14	7.9	224		21	13	9	8.05
5/19	6.65	290		51	8	19.368	8.05
5/20	7.57	386		33	9	19.368	8.05
5/21	7.58	441		25	8	19.368	8.05
5/22	7.57	450		15.5	8	19.368	8.05
5/25	7.37	127.3		27	13	12.105	8.05
5/26	7.44	348		28	13	12.105	8.05
5/27	7.64	410		48	9	12.105	8.05
5/29	7.2	441		36	13	6.45	8.05
6/1	7.31	456		39	12	6.45	8.05
6/2	7.32	393		37	9	6.45	8.05
6/3	7.29	393		25	11	6.45	8.05
6/8	7.6	370		28	10	6.45	8.05

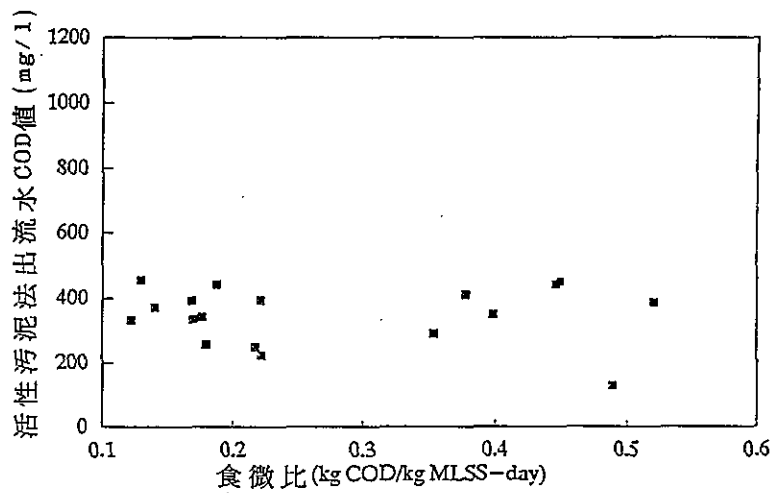


圖 14 活性污泥法食微比與出流水 COD 濃度變化

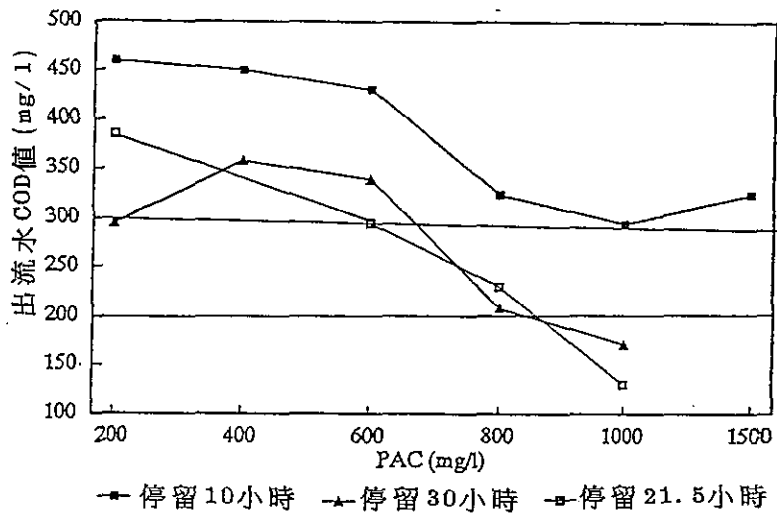


圖 15 活性污泥出流水之混凝試驗 COD 濃度變化

2. 案例廠SBR 反應槽之最佳操作條件

$F/M=0.05\sim0.1 \text{ kgCOD/kg} \cdot \text{MLSS} \cdot \text{day}$

曝氣時間 15~22 小時

pH=7時之加藥量，POLYMER為2mg/l，PAC為200 mg/l以上

3. SBR₁ 處理後水質較連續式活性污泥法為佳，且PAC加藥量僅為連續式活性污泥法之20%，且案例廠可利用空間不大，以SBR處理該廠廢水為最適當。

4. 因應日趨嚴格之環保要求，及減少污泥量，降低清運費，宜設置污泥脫水機。

5. 欲符合87年管制標準，宜配合砂濾塔及活性碳塔操作。

6. SBR之優點

(1)不需另設二沉池，節省用地。

(2)操作彈性大，可因應水質、水量的變化，而改變操作條件。

(3)無需迴流污泥，操作較簡便，污泥的沉降在幾乎靜止狀態下可達最佳固液分離效果。

(4)可自動化設計，減少操作人力。

六、工程規劃書

6.1 基本資料

1. 工廠製程運轉時間：8 hr/day

2. 廢水處理廠運轉時間

(1)廢水處理 24 hr/day

(2)污泥處理 4 hr/day

3. 設計條件

(1)設計水量

a. 染色廢水量：50m³/day

b. 退糊清洗廢液：10m³/month

c. 印檯板清洗樹脂清洗廢液：300 l/month

②設計水質

pH = 5~9

水溫 = 25~40℃

COD = 200~1,600 mg/l

BOD = 30~240 mg/l

SS = 30~350 mg/l

透視度 = 1~5 公分

③預期放流水質：

pH = 6~9

水溫 = 35℃ 以下

COD = 200 mg/l 以下

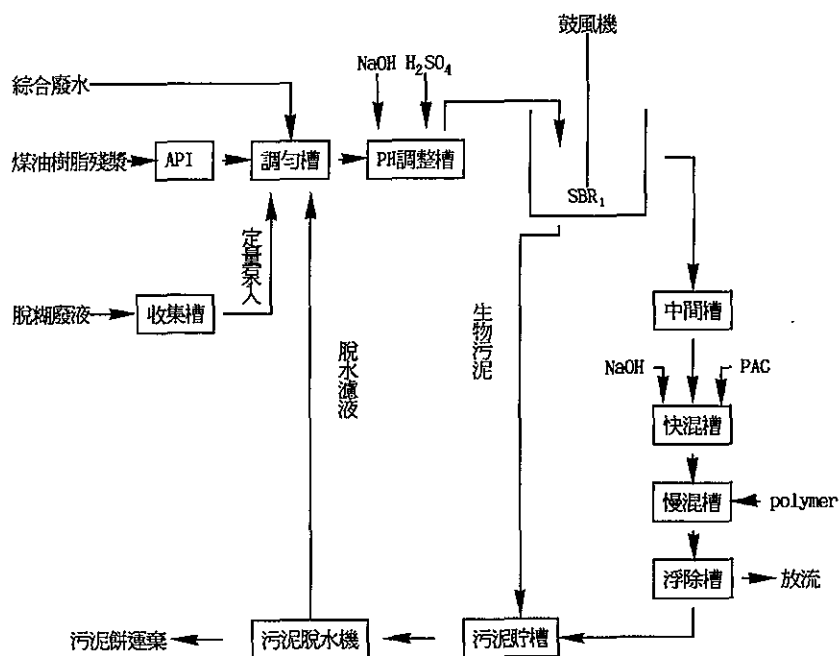
BOD = 50 mg/l 以下

SS = 50 mg/l 以下

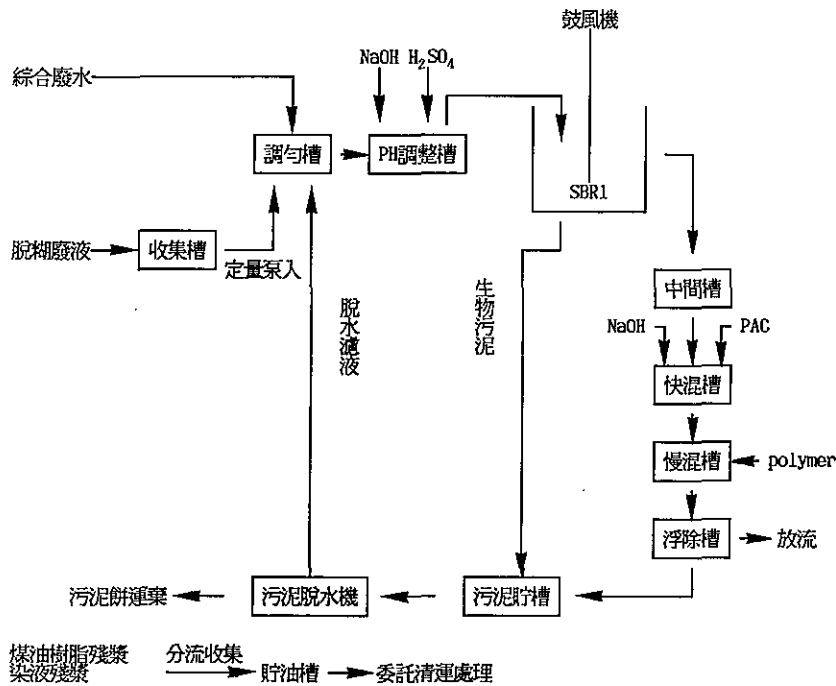
透視度 = 15公分以上

6.2 廢水處理流程：

6.2.1 管末處理流程



6.2.2 廢水減量分流處理流程



6.3 處理單元規格設計

本規劃係以方案(一)為設計基準，處理廢水量為 $50\text{m}^3/\text{day}$

1. 調整槽 規格：$8\text{mL} \times 5\text{mW} \times 3\text{mH}$ 容量：120m^3 用途：調節水質、水量 2. 脫糊液收集槽 規格：$8\text{mL} \times 1.2\text{mW} \times 3\text{mH}$ 容量：28.8m^3 用途：收集脫糊廢液定量泵入調勻槽 3. pH調整槽 規格：$1.5\text{mL} \times 1.5\text{mW} \times 1.5\text{mH}$ 容量：3.4m^3 用途：調節適當pH 以利生物成長 4. 生物反應槽 規格：$4.5\text{mL} \times 4.5\text{mW} \times 5\text{mH}$ 容量：100m^3 數量：一座 5. 中間槽 規格：$8\text{mL} \times 2.4\text{mW} \times 3\text{mH}$ 容量：57.6m^3 用途：收集SBR 出流水，以利後續處理	6. 快混槽 規格：$1.2\text{mL} \times 1.2\text{mW} \times 1.2\text{mH}$ 容量：1.72m^3 停留時間：10分鐘 用途：添加NaOH、PAC 7. 慢混槽 規格：$1.2\text{mL} \times 1.2\text{mW} \times 1.2\text{mH}$ 容量：1.72m^3 停留時間：10分鐘 用途：添加polymer 形成膠羽 8. 加壓浮除槽 現有規格：$2.8\text{m} \phi \times 3\text{mH}$ 9. 污泥貯槽 規格：$4\text{mL} \times 2.3\text{mW} \times 3\text{mH}$ 容積：27.6m^3
--	---

6.4 設備規範

1. 原水泵 數量: 2 台 用途: 自調勻槽廢水泵入反應槽 性能: 揚程=15m, 揚量=280 l/min 型式: 自吸式流動泵 材質: 本體: FC 葉輪: SUS304 動力: 轉速1750RPM, 60Hz, 220V, 3ϕ, 2HP 2. 定量泵 數量: 1 台 用途: 將高COD 之脫漿廢液定量泵入調整槽 性能: 揚程=20m, 揚量=1 l/min 以上 型式: 隔膜式定量泵 材質: PVC、SUS304、PVDF 動力: 0.2KW 3. API 數量: 1 座 用途: 油水分離 處理量: 6.25m³ /hr 4. pH controllers 數量: 2 台 用途: PH調整槽及快混槽調節PH值 型式: 現場控制型 功能: Range=0 - 14pH 5. 酸加藥機 數量: 1 台 型式: 隔膜式定量泵 性能: 揚程=30M, 揚量=30 - 600ml/min以上 動力: 0.2Kw 6. 鹼加藥機 數量: 2 台 型式: 隔膜式定量泵 性能: 揚程=30M, 揚量=30 - 600ml/min以上 動力: 0.2Kw 7. Polymer 加藥機 數量: 1 台 型式: 隔膜式定量泵 性能: 揚程=30M, 揚量=2.2 l/min以上 動力: 0.2Kw	8. 中和池攪拌機 數量: 1 台 型式: 固定式 性能: 180rpm 動力: 220V$\times$3$\phi$$\times$60Hz$\times$L/2HP 9. 快混池攪拌機 數量: 1 台 型式: 固定式 性能: 120rpm 動力: 220V$\times$3$\phi$$\times$60Hz$\times$L HP 10. 快混池膠羽機 數量: 1 台 型式: 固定式 性能: 120rpm 動力: 220V$\times$3$\phi$$\times$60Hz$\times$L HP 11. 鼓風機 數量: 2 台 (1 備品) 風量: 1500mg COD/L$\times$50m³ /day=75KgCOD/day 75$\times$1.3=97.5kg O₂/day →97.5/0.23$\times$0.1=4239 m³ air/day 型式: 三葉式 動力: 6.8Kw$\times$3$\phi$$\times$220V 轉速: 1,300rpm 12. PLC 自動控制器 數量: 一組 用途: 控制廢水操作程序 13. 污泥排放泵 數量: 一台 動力: 220V$\times$3$\phi$$\times$1.5Kw 用途: 排除生物污泥 14. 污泥脫水機 (1) 化學污泥: 0.66/Ldry weight$\times$50m³ /day =30kg/day 30/(0.015$\times$1,000)=2m³ (2) 生物污泥: (800mg/l$\times$0.46+100)$\div$8/1000 =3m³ /day 污泥量=2m³ +3m³ =5m³ /日 型式: NBD-75M 雙濾布 處理能力: 0.8 - 1.8m³ / hr
---	--

6.5 操作費用分析

1. 電力費用：

原水泵	1.5kw×4hr	6	kw×hr
定量泵	0.2kw×8hr	1.6	kw×hr
加藥泵	0.2kw×5 台×4hr	4	kw×hr
中和槽攪拌機	0.4kg×4hr	1.6	kw×hr
快混槽攪拌機	0.4kg×8hr	3.2	kw×hr
慢混槽攪拌機	0.4kg×8hr	3.2	kw×hr
曝氣機	6.8kg×20hr	136	kw×hr
污泥排放泵	0.4kg×5min	0.03	kw×hr
污泥脫水機	0.95kw×5hr	4.75	kw×hr

合 計 160.38 Kw×hr

每日電力費=160.38×1.8=288.68元

2. 化學藥品費：

$$10\text{PAC} : 400\text{mg/l} \times 50\text{m}^3/\text{day} = 20\text{kg/day}$$

$$200\text{mg/day} \times 6 \text{ 元} = 120 \text{ 元/day}$$

$$\text{POLYMER} : 2\text{mg/l} \times 50\text{m}^3/\text{day} = 0.1\text{kg/day}$$

$$0.1\text{kg/day} \times 160\text{元/kg} = 16\text{元/day}$$

$$45\%\text{NaOH} : 0.4\text{mg/l} \times 50\text{m}^3/\text{day} = 20 \text{ l/day}$$

$$20 \text{ l/day} \times 200\text{元/25 l} = 160 \text{ 元/day}$$

$$45\%\text{H}_2\text{SO}_4 : 0.4\text{mg/l} \times 50\text{m}^3/\text{day} = 20 \text{ l/day}$$

$$20 \text{ l/day} \times 5\text{元/l} = 100 \text{ 元/day}$$

$$\text{處理藥費 } 120+16+160+100=396\text{元/day}$$

$$\text{每日操作費用}=288.68+396=684.68\text{元/day}$$

特殊棉紙廠污染防治實例

陳榮杉*

摘 要

新光華造紙股份有限公司於1950年創立於南投縣埔里鎮，公司主要生產手工宣紙及機製棉紙，於1985年為配合政府環保政策，請國內某廢水處理公司規劃生物接觸曝氣處理系統乙套，原希望藉以有效處理廠內所產生之廢水，唯因規劃不當而終致失敗。

1990年9月經工業局工業污染防治技術服務團及中技社等單位之專業指導，並在本公司全力配合下，在廠內減廢改善及管末廢水處理等污染防治工作上均有相當良好的成效，除獲全國減廢績優工廠之榮譽外，在管末並以浮除方式去除廢水中之污染物，其放流水質均能符合國家放流水標準之規定。因此由廠內各污染源之清查做起，配合有效的廠內減廢措施及完善的廢水處理設備之規劃及操作，而能作好棉紙廠污染防治的工作模式，本公司願藉本文的撰寫提供給同業及各界參考。

一、前 言

新光華造紙股份有限公司於1950年創立於南投縣埔里鎮，公司主要生產手工宣紙及機製棉紙，其中，宣紙以外銷日本為主，而棉紙除部份供內銷外，大部份直接或間接外銷東南亞、香港等地。其中宣紙部份原料是以進口樹皮經蘇打法蒸煮、漂白及打漿後，以手工抄製；棉紙部份則以各種進口漿經散漿、精練後，以抄紙機製成各種用途之棉紙，本廠之公司組織如圖1。

1985年配合政府環保政策，請國內某家廢水處理公司規劃一套生物接觸曝氣處理系統，由於水質採樣分析不足，導致規劃不當。

* 新光華造紙股份有限公司廠長

1990年9月主動向工業局提出「減廢示範工廠」及「污染防治示範工廠」之申請並於同年10月與中技社正式簽訂合約。減廢部份已於1991年6月獲得全國減廢績優工廠之榮譽，污染防治部份經規劃、工程進行，至1991年11月初試車完成，並經半年之處理追蹤亦符合1993年放流水之標準，於此並感謝工業局工業污染防治技術服務團專家之指導。

二、廢水質量與特性

2.1 總排水量及水質分析結果

1. 經連續67小時流量測定結果如下：

(1) 平均流量：1482.9 CMD

(2) 最大流量：4,218.5 CMD 延時6.8分

(3) 最小流量：680.4 CMD

2. 水量之變化如圖2之流量曲線，而24小時內流量累積曲線如圖3。一般而言，日間由於各部門都會運作，故水量較大，變化也大；晚間除換機清洗須較大水量外，主要是抄紙用水溢流者。

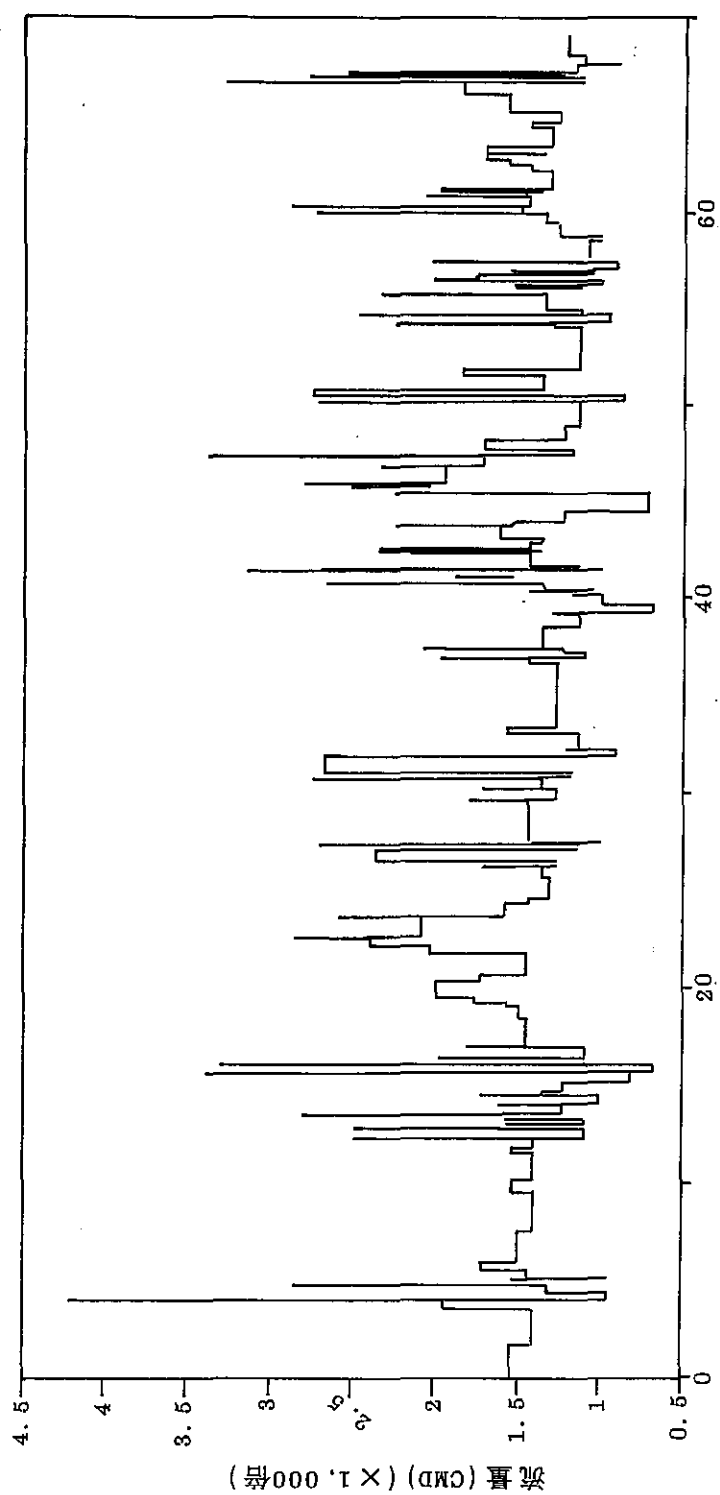
3. 在水質分析方面共測定四個項目，即TCOD、SCOD、SS及pH。表1列出不同時間總排水中，水質變化情況。

表1 新光華排水平均水量及水質分析之結果

日期	累積 時間 (小時)	採樣時間	1 小時 平均流量 (CMH)	TCOD mg/l	SCOD mg/l	SS mg/l	pH
12/4	1	16:00	65.7	288.0	160.0	112.8	
	2	17:00	62.6	256.0	96.0	136.5	
	3	18:00	58.6	256.0	198.4	108.5	
	4	19:00	70.3	256.0	112.0	104.4	
	5	20:00	72.7	256.0	64.0	172.1	
12/5	11	4:00	59.7	304.0	224.0	166.0	
	12	5:00	60.2	256.0	112.0	204.1	
	13	6:00	59.6	232.0	136.0	90.3	
	14	7:00	66.1	288.0	128.0	103.2	
	15	8:00	51.8	176.0	48.0	135.8	

表 1 新 光 華 排 水 平 均 水 量 及 水 質 分 析 之 結 果 (續)

日期	累積 時間 (小時)	採樣時間	1 小 時 平均流量 (CMH)	TCOD mg/l	SCOD mg/l	SS mg/l	pH
12/5	16	9:00	54.7	472.0	240.0	201.6	
	17	10:00	63.2	456.0	281.6	153.9	
	18	11:00	60.7	288.0	116.2	143.5	6.89
	19	12:00	61.5	400.0	116.2	295.1	7.28
	20	13:00	77.0	304.0	100.7	154.4	6.04
	21	14:00	71.6	320.0	69.7	155.7	6.84
	23	16:00	95.0	360.0	100.7	160.4	6.34
	24	17:00	81.6	872.0	62.0	505.6	7.08
	25	18:00	59.5	448.0	38.7	229.3	7.01
	26	19:00	55.5	336.0	69.7	218.4	6.77
	28	21:00	59.1	320.0	108.4	165.1	6.46
	29	22:00	60.5	304.0	92.9	145.1	5.74
12/6	35	4:00	52.9	272.0	108.4	145.7	6.42
	37	6:00	58.3	176.0	100.7	132.9	6.22
	38	7:00	56.5	272.0	92.9	171.0	5.69
	39	8:00	52.5	672.0	425.9	297.7	11.01
	40	9:00	39.1	704.0	77.4	294.7	7.90
	41	10:00	58.6	222.6	69.7	320.5	7.58
	42	11:00	76.1	317.5	39.0	457.9	7.65
	43	12:00	71.7	356.2	39.0	167.7	6.59
	44	13:00	68.5	247.8	77.9	129.8	6.39
	45	14:00	39.8	685.7	39.0	339.7	7.62
	47	16:00	84.0	607.8	116.9	1029.5	11.43
	48	17:00	74.0	327.3	51.9	197.5	7.07
	49	18:00	54.2	187.0	39.0	101.9	6.36
	50	19:00	47.3	249.3	246.7	107.0	7.69
	51	20:00	74.1	514.3	181.8	134.0	11.46
	52	21:00	60.0	342.8	51.9	176.9	10.16
	53	22:00	47.3	140.3	77.9	159.5	6.60
	54	23:00	47.3	296.1	103.9	175.9	8.90
	55	24:00	53.8	249.3	64.9	120.0	6.87
12/7	56	1:00	62.1	296.1	77.9	114.5	7.96
	57	2:00	57.9	305.2	90.9	93.2	8.08
	58	3:00	47.7	233.8	90.9	80.6	6.57
	59	4:00	46.5	218.2	90.9	86.3	6.65
	60	5:00	55.7	296.1	51.9	136.2	6.67
	61	6:00	75.4	249.3	59.0	75.5	6.73
	62	7:00	59.0	264.9	90.9	97.5	6.73
	63	8:00	63.6	410.5	209.1	141.5	5.91
	64	9:00	59.7	155.8	77.9	142.3	7.69
	65	10:00	55.9	389.6	129.9	316.1	7.84
	66	11:00	64.2	997.4	116.9	606.0	8.56
平均值:			61.4	351.8	109.6	207.9	
最大值:			95.0	997.4	425.9	1,029.5	
最小值:			39.1	140.3	38.7	75.5	



流量測量累積時間 (小時)

圖 2 流量變化曲線

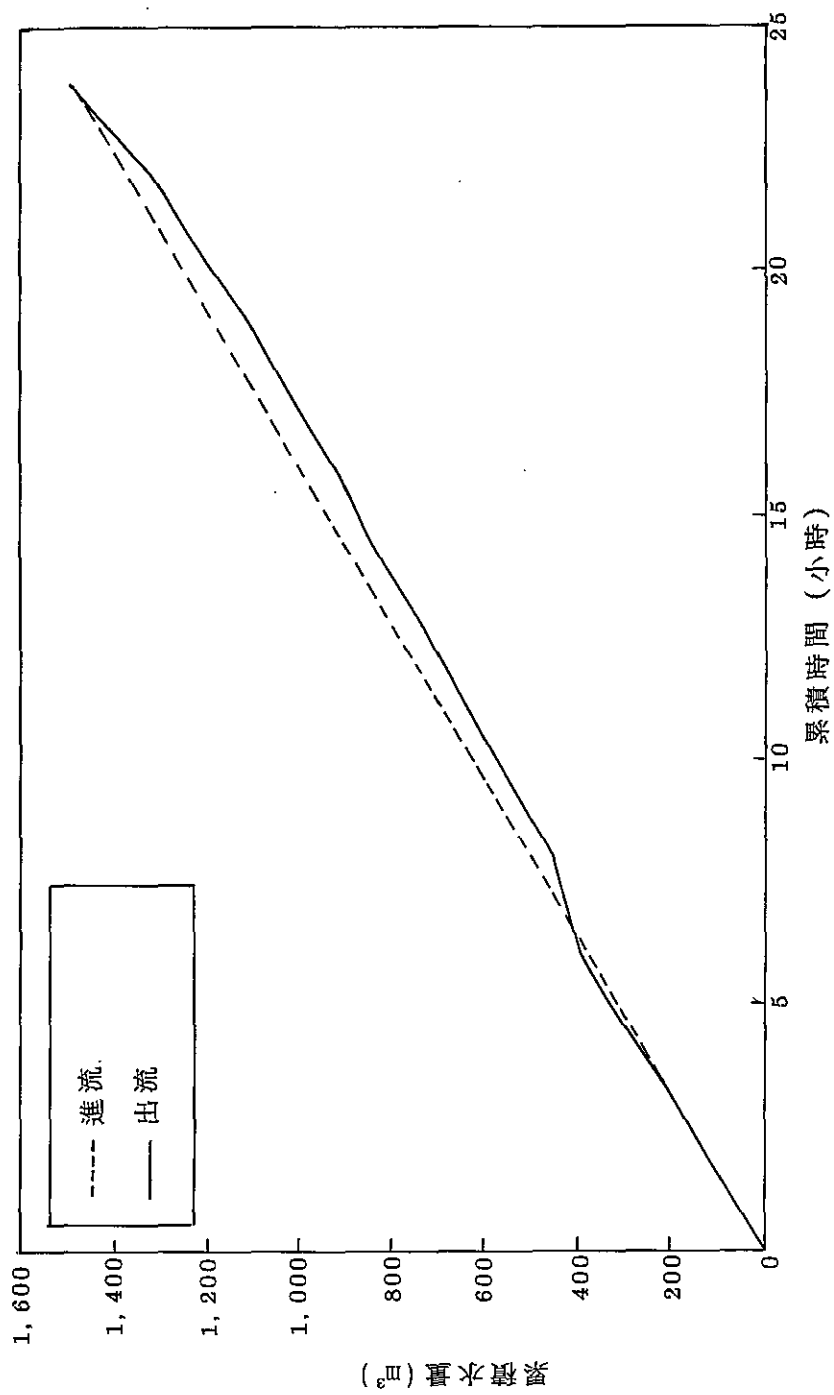


圖 3 24小時內排水之累積流量曲線

4. 正常排放水(白水)中，所含SS甚多，而且纖維可達2~3cm (應是樹皮)，而一般排放纖維之長度在30 μ m以上，部份纖維很容易以過濾方式分離。水中所含色度並不高，因所使用之直接染料易被纖維吸收，故水中殘餘之染料不多。
5. 一般情形下，因早上有打漿、洗漿、回收損紙之蒸煮過程、洗皮及廢水等，故在排水中之COD及SS都增高，而在洗機時所使用的清潔劑亦會增加排水之污染。
6. 若以每小時平均用水量計算，平均之TCOD、SS及SCOD值如下：
 - (1) 平均TCOD：351.8 mg/l
 - (2) 平均SCOD：109.6 mg/l
 - (3) 平均 SS：207.9 mg/l
7. 由以上數據顯示，溶解性COD並不高，而主要COD來源是所排出之SS，平均每克之SS有1.1克之COD，故去除水中之SS即可達到82年之排放標準。而SS經收集壓乾後，可作為工業用紙、粗紙及隔熱板之原料。

2.2 各項水量及水質分析

各股蒸煮廢水之水量、水質分析如表2及各類添加藥品之COD濃度如表3。

1. 蒸煮過程水質

表2 各股蒸煮廢水之水量、水質分析

NO	黑 液		一次洗皮		二次洗皮		三次洗皮		殘 液	
	COD	M ³ /D	COD	M ³ /D	COD	M ³ /D	COD	M ³ /D	COD	M ³ /D
1	24,700		1,930	9.2	740	9.2	310	9.2		
2	44,700	平均 0.8	3,440	9.2	1,320	9.2	550	9.2	278	117
3	58,600		4,510	9.2	1,730	9.2	720	9.2		

2. 各種添加藥劑COD測定

表3 各類添加藥品之COD濃度

藥品名	濕強劑	乾強劑	乳化松香	化學糊	清潔劑	消泡劑	離型劑	直接染料	染料(鹽基)
COD (mg/l)	168x1,000	188x1,000	806x1,000	750	1,613x1,000	130x1,000	562x1,000	700x1,000	1,400x1,000

三、處理流程及其特點

3.1 黑液之處理規劃

1. 本部份廢水包括黑液及前三次之洗滌水，經混合調整後，使用生物接觸法與混凝沈澱後排放。規劃設計之水量、水質如下：

(1) 處理前： $Q = 30 \text{ CMD}$ $\text{MAX} : 60 \text{ CMD}$

$\text{SS} \leq 400 \text{ mg/l}$

$\text{pH} = 11.0 \sim 11.5$

$\text{TCOD} \approx \text{SCOD} = 3,300 \text{ mg/l}$

(2) 處理後： $\text{MAX COD} \leq 500 \text{ mg/l}$

$\text{SS} \leq 50 \text{ mg/l}$

$\text{pH} = 5.5 \sim 7.0$

2. 考慮現有設備之充分利用。現有之一套生物固定接觸氧化設備，流程如下圖：

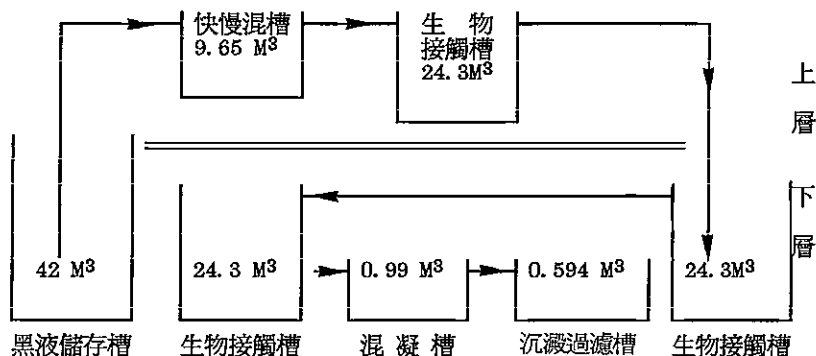


圖 2 原有處理設備流程簡圖

3.2 生物接觸氧化與混凝實驗

3.2.1 蒸煮黑液之水質分析

以蘇打法蒸煮之黑液，一般 BOD/COD 值在 $0.3 \sim 0.5$ 之間，而 TCOD 、 TBOD 約等於 SCOD 、 SBOD 之值，表示 SS 之可分解有機物不高。TS 中除 NaOH 外，也包括了樹皮之萃取物質。就 12/07/1990 及 01/11/1991 蒸煮第一次的黑

液分析，其中NaOH殘餘濃度約在12g/l，NaOH 的消耗量約60%。減少NaOH的使用量有利於廢水處理時之pH調整，也就是說可減少H₂SO₄的使用量。而增加蒸煮次數，亦有利於生物處理並增加混凝效率。

蒸煮黑液之水質分析如下：

項 目	蒸煮一次BL	蒸煮二次BL	蒸煮四次BL
	1990/10/23	1990/12/07	1991/01/11
	(1)	(2)	(3)
TCOD mg/l	7,380	15,350	58,537
SCOD mg/l	7,301	15,154	
TBOD mg/l	2,912	6,580	
SBOD mg/l	2,875	6,423	
SS mg/l	430	278	
TS mg/l	11,287	36,014	TDS=69,468

3.2.2 黑液生物接觸氧化實驗之結果

生物實驗由12/05/1990開始馴養及操作於不同試程。植種污泥來自新竹工業區污水處理廠內迴流污泥，經回分式培養二週後，取1.5L置於接觸曝氣槽內，再經一星期槽中培養，使生物附著於濾材後，開始進流黑液之處理研究。

1. 就實驗結果所示，表面積負荷與COD去除率之線性關係 ($R^2 = 0.940$) 較水力停留時間與COD去除率的線性關係 ($R^2 = 0.840$) 為佳。表示表面積負荷較水力停留時間對去除率的影響較敏感。故適當的原水稀釋程度可達成較佳之表面負荷及水力停留時間，而且可減低水中溶解性鹽類的影響。
2. 雖然 COD的去除率受水力停留時間及表面負荷影響，但一般以生物程序來處理黑液時，COD 的去除率多在60~70%間，而 BOD則可達90%以上。故黑液的處理無法只停留在生物程序，應增加物化單元才能達到COD放流的管制。

五個試程中之實驗結果如下：

進流濃度 mg/l COD	水 力 停留時間 days	表面積負荷 kg/m ² -day COD	平 均 放流濃度 mg/l COD	數目	變動係數 %	COD 去除率 %
3,840	2.71	0.015	944.0	2	2.54	74.8
3,850	1.59	0.026	1,294.0	8	7.25	66.5
4,350	1.51	0.031	1,605.6	6	5.32	63.1
3,370	1.39	0.026	1,190.1	3	10.30	64.7
3,400	1.35	0.027	1,122.4	7	8.57	67.0

- 三種黑液的生物接觸實驗中，似以四次蒸煮後的處理水質較佳。此包括放流水之COD、濁度、臭味及後續之混凝結果與污泥之穩定性及沉降低。而三種不同操作方式之黑液均可以生物來處理，去除COD達到63%以上，視操作之停留時間及表面積負荷而定。
- 由停止進流一天後，測槽內之COD值。可由前一天放流之1,229mg/l降到842mg/l，總去除率75%。故可推測此類廢水之COD最大生物去除率約在75%。
- 三種不同操作條件之黑液對生物分解之差異性不很明顯，而處理後之放流水均又較進流水之色度高。但在減廢的觀點下，蒸煮三次的廢液在生產成本及處理成本上則較經濟。
- 第三、四試程是同一原液經不同稀釋後(4x及5x)之處理結果。就表面積

負荷與COD去除率的關係而言，二者之生物處理效率亦無明顯差別。就前述黑液排出的推估中，原蒸煮液與洗皮廢水混合下，平均COD濃度約在3,300mg/l。故取此濃度則：一可適合生物之處理、二可完全運用現有之設備、三不需要進一步稀釋、四有利於後續之處理程序。

7. 生物接觸曝氣法中，最重要的考慮因素為接觸材料之選擇。本實驗採用填充個體，其好處是基質可在三度空間擴散至生物膜或生物團內。生物中含大量好氧、兼氧及厭氧菌種，增加基質之可分解程度。由生物相觀察，可發現污泥中輪蟲 (Rotifers)、線蟲 (Nematoda) 及水蚤，顯示槽中BOD濃度低，但污泥生長率亦高。此外在放流水出口處之污泥有大量V-type的鐘形蟲及*Aspidisca*等原生動物。故此類廢水經適當表面負荷之接觸曝氣後，可把BOD降低。但實驗中常有阻塞及污泥變黑發臭之情況，故此類Packing並不適用於實際處理中。
8. 曝氣之設計應注意三方面：(1)要有足夠的傳氧量。(2)要有足夠的攪拌(對流)能力。(3)必須避免使用細氣泡(fine bubble)之散氣裝置，以防太多泡沫冒出。而曝氣系統設計時，應可隨時輕易脫離反應槽，以供沖洗或更換。
9. 在pH方面，進流水調整至6.5~7.0時，放流水一般在8.5左右。而生物處理後所消耗的酸度可能是有機分子中 Na^+ 與 H^+ 交換之結果。

3.2.3 黑液之混凝實驗

1. 原蒸煮黑液之混凝實驗

(1)取800 ml未經稀釋之黑液(TCOD=18,800mg/l)，分別以 FeSO_4 、 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 、PAC及 FeCl_3 作為混凝劑，以固定加入量2,000mg/l，在不同pH條件下，探討TCOD的去除率及選擇混凝劑。四組共12個實驗結果如下：

經PAC混凝後(pH=5.50)，再以PAC=1,000 mg/l進行第二次混凝，所得之TCOD=11,693mg/l，總去除率為37.8%。

- (2)四種混凝劑中，以PAC及 FeCl_3 的處理效果較佳，但PAC產生的污泥量較多，而且沉降性較 FeCl_3 差，需要更多的Polymer來促進沈降效果。
- (3)在用藥量2,000mg/l以下，四種混凝劑的TCOD去除率都在34%以下，而使用兩段式之PAC混凝結果，TCOD的去除率仍低於38%，顯示黑液

中有大量溶解性有機物無法以混凝去除。

加藥類	初pH	後pH	污泥量 ml	殘餘TCOD	TCOD 去除率%
FeSO ₄	12.85	12.77	50	17,200	8.51
	9.10	7.84	100	16,800	10.64
	5.70	6.03	75	17,040	9.36
Al ₂ (SO ₄) ₃	12.85	12.71	少量	18,000	4.26
	9.30	5.70	50	16,400	12.77
	6.10	4.92	50	17,200	8.51
PAC	12.85	12.62	100	18,400	2.13
	9.01	5.50	360	14,667	21.98
	5.83	4.70	420	14,400	23.40
FeCl ₃	12.85	12.72	50	13,600	27.66
	8.83	5.16	120	13,600	27.66
	5.3	4.24	260	12,400	34.04

(4) 混凝所產生的污泥沉降性差，須加大量 polymer 才能沈下。此外黑液中含大量高分子有機物，使黏度 viscosity 增加，所以固體沉降較慢。

(5) 對於含腐植質的有機廢水來說，在 pH4 以下腐植酸就沉澱出，但產生之膠羽輕細難以沉降，而使用 Polymer 作助凝劑時，由於在低 pH 值條件下，效果亦不明顯。而且沉澱污泥屬酸性，容易再次溶解。雖然在較低 pH 下混凝效果較佳，但基於污泥特性及 pH 再調整之浪費，故在實際操作時，pH 應控制在 5 以上。

2. 接觸曝氣後之混凝沉澱結果

(1) 取 400ml 經生物接觸曝氣處理後之放流水，分別以 FeCl₃ 及 PAC 作為混凝劑，若加藥後 pH 低於 5.4 時，則加 NaOH 調回至 5.5。一般而言，放流水 pH 在 8.5 時，加入 1,000mg/l FeCl₃ 或 750mg/l PAC 以內時，pH 值都

不會低於5.5○但加入1,500 mg/l FeCl_3 ，水中pH值則在4.0以下，而1,000mg/l PAC則使pH下降至5以下○故在實際處理時，若混凝劑使用 FeCl_3 ，加藥量在1,000mg/l以內時，則不需加作pH調整設備，否則需加入pH自動調整設備○

五個試程中，混凝之結果如下：

試程	COD 放流水 濃度 mg/l	FeCl_3 -1,000 mg/l			FeCl_3 -1,500 mg/l			PAC - 500 mg/l			PAC - 1,000 mg/l		
		濃度 mg/l	去除率 %	總 去除率	濃度 mg/l	去除率 %	總 去除率	濃度 mg/l	去除率 %	總 去除率	濃度 mg/l	去除率 %	總 去除率
1	944.0	—	—	—	—	—	—	379.0	59.9	90.4	294.0	68.9	92.5
2	1,293.8	—	—	—	216.8	83.2	94.4	825.0	36.2	78.6	—	—	—
3	1,605.6	851.6	47.0	80.4	575.3	64.2	86.8	934.3	41.8	78.5	461.1	71.3	89.4
4	1,190.1	614.1	48.4	81.8	387.3	67.5	88.5	616.9	48.2	81.7	384.1	67.7	88.6
5	1,022.4	453.6	55.6	86.6	158.0	84.5	95.3	418.5	59.1	81.7	224.5	78.0	93.4

(3)若取接觸曝氣槽之進流水直接以 FeCl_3 1,500mg/l 混凝，比較處理後再混凝，則COD之結果如下：

項目	進流濃度 mg/l	進流混凝 mg/l	生物處理後 mg/l	FeCl_3 1,500 mg/l	PAC 1,000 mg/l
COD	3,397.6	2,674.7	1,156.6	159.0	245.8

單以混凝無法處理稀釋之黑液達到放流標準，但經生物處理後，可降低大部份COD量，再經混凝後，可得淡黃而清澈之放流水○

(4)跟原黑液混凝中pH之影響一樣，在較低pH下有較佳之COD去除效果○如放流水濃度=1,536.6mg/l，以 FeCl_3 1,000mg/l混凝，在不同pH下：

pH = 5.11 ; COD = 1,115.9 mg/l

pH = 6.20 ; COD = 1,243.9 mg/l

pH = 7.67 ; COD = 1,317.9 mg/l

顯示廢水中腐植酸（不溶於酸的腐植質）未被有效分解○

(5)就b.項表中混凝結果顯示， FeCl_3 與PAC 均具有良好之混凝效果○

以相同之COD去除率而言， FeCl_3 之用藥量要較PAC為高○例如PAC用量為1,000mg/l時，就需要 FeCl_3 1,500mg/l之用量才有相同之

去除率。

兩種混凝劑在去除色度的能力上則視黑液之特性；就第一、第二試程而言， FeCl_3 混凝後的色度要較PAC的低一點；但第三、第四試程的結果則相反。可能是 FeCl_3 未在最佳加藥量的操作條件下。

污泥的產生量以 FeCl_3 的結果較少，而其所產生的膠羽經加入polymer後，較PAC的沉降速度快。在第五試程中， $1,500\text{mg/l}$ FeCl_3 的混凝結果產生約 $1/4 \sim 1/3$ 的總體積污泥量，而PAC則產生約 $1/3 \sim 2/5$ 的總體積污泥量。

FeCl_3 產生的污泥為棕啡色，而PAC則為土黃色。當放流水之濃度較高時，凝結污泥置一天就會發臭（如在第三、第四試程中之污泥），因為高濁度之放流水表示其中含有大量的生物體及未被分解的BOD有機物。而在第五個試程中，放流水濁度較低，雖然色度仍然很高，但經混凝沉澱下來的污泥，經放置室內二星期仍未見發臭現象，可能是放流水中只殘餘不能被生物分解之COD，另生物接觸槽內能維持好氧狀態也可避免污泥之發臭現象。但考慮到現場實際操作時，仍有許多生物膜或懸浮微生物被帶出，污泥久置仍易發臭，故建議使用污泥脫水機。

五個試程中，除第三、第四試程使用只蒸煮一次的黑液，約殘餘NaOH 10g/l ；其餘的黑液經生物及化學混凝後，放流水均達到現行放流水水質標準 ($\text{COD}=300\text{mg/l}$)。而蒸煮過三次的黑液（第五試程）經以上程序處理，更可達到82年之標準。甚至在最佳的一次處理中，經 FeCl_3 $1,500\text{mg/l}$ 混凝後，上層液放流水更達到 82.2mg/l ，低於87年標準。故黑液廢水，經規劃放流稀釋再以生物和化學混凝後，單獨就可達到現時及82年之標準。至於第三試程，使用只蒸煮一次的黑液，除生物處理較差外，混凝沉澱之結果亦不佳。故在第四試程增大稀釋倍數，結果生物的去除率仍只有64.6%，較第三試程的63.1%稍高。而混凝的去除率則提高一些，這可能是鹽度之濃度對生物有微量的抑制效果及 SO_4^{2-} 等對混凝的影響，但效果並不顯著。

蒸煮時使用較高濃度的NaOH，除NaOH大量殘餘造成浪費外，也使樹皮之製漿率降低，造成大量難以分解的有機質，不但增加COD污染

量，也造成調pH的用藥量增加。

3.2.4 溶解空氣浮除法 (DAF)處理棉紙排水之實驗結果

棉紙排水72小時，水量及水質變化情形如圖4、圖5及圖6。

由於所排出之紙纖維屬於中長纖維，而製程中加有分散劑，故沈降及壓密之情況不佳，部份短纖維亦難以沈澱去除，故本實驗以溶解空氣浮除 (DAF)來探討各種操作變數對去除效率之影響，以評估 DAF之適用性。實驗分成三組，迴流比均固定在25%，即800ml廢水+200ml清水，水力停留時間為10分鐘，第一組是在不加藥下，探討在不同壓力操作時，對COD及SS之去除效果，而第二組是加入不同鋁鹽量下，固定壓力在4kg/cm² 時之處理效果。第三組則以不同加藥種類，在控制pH=7左右之實驗。

表4是各組之實驗結果整理，當原水水質 TCOD=263.3mg/l，SCOD=113.3mg/l 及SS=174.6mg/l時，在不加藥下，當操作壓力增加時，SS之去除率亦增加，但到3kg/cm² 以後，SS之殘餘量則變化不大。從圖7可清楚看出實驗之結果。SS與TCOD隨操作壓力增加而殘餘濃度減少，但SCOD則沒有明顯之變化，顯示DAF對溶解性COD無處理之能力，在SS去除方面在2kg/cm² 條件下，就可達到82年之標準，而3kg/cm² 以上更可達87年標準。故以DAF可有效處理水中SS。

表4 DAF之實驗結果

操作壓力 kg/cm ²	混凝劑量 mg/l	TCOD mg/l	SCOD mg/l	SS mg/l	pH
原廢水	----	263.3	113.3	174.6	6.70
2	----	106.5	104.9	42.8	6.52
3	----	111.4	113.0	25.0	6.73
4	----	101.6	96.8	23.3	6.65
5	----	106.5	96.8	16.3	6.59
4	ALUM-10	106.5	88.8	30.8	6.25
4	ALUM-50	106.5	96.8	47.6	5.02
4	ALUM-100	106.5	96.8	38.1	4.66
4	ALUM-50	92.0	88.8	40.4	6.98
4	PAC-50	106.5	96.8	36.1	6.90
4	POLY-0.1	92.0	96.8	10.9	6.67

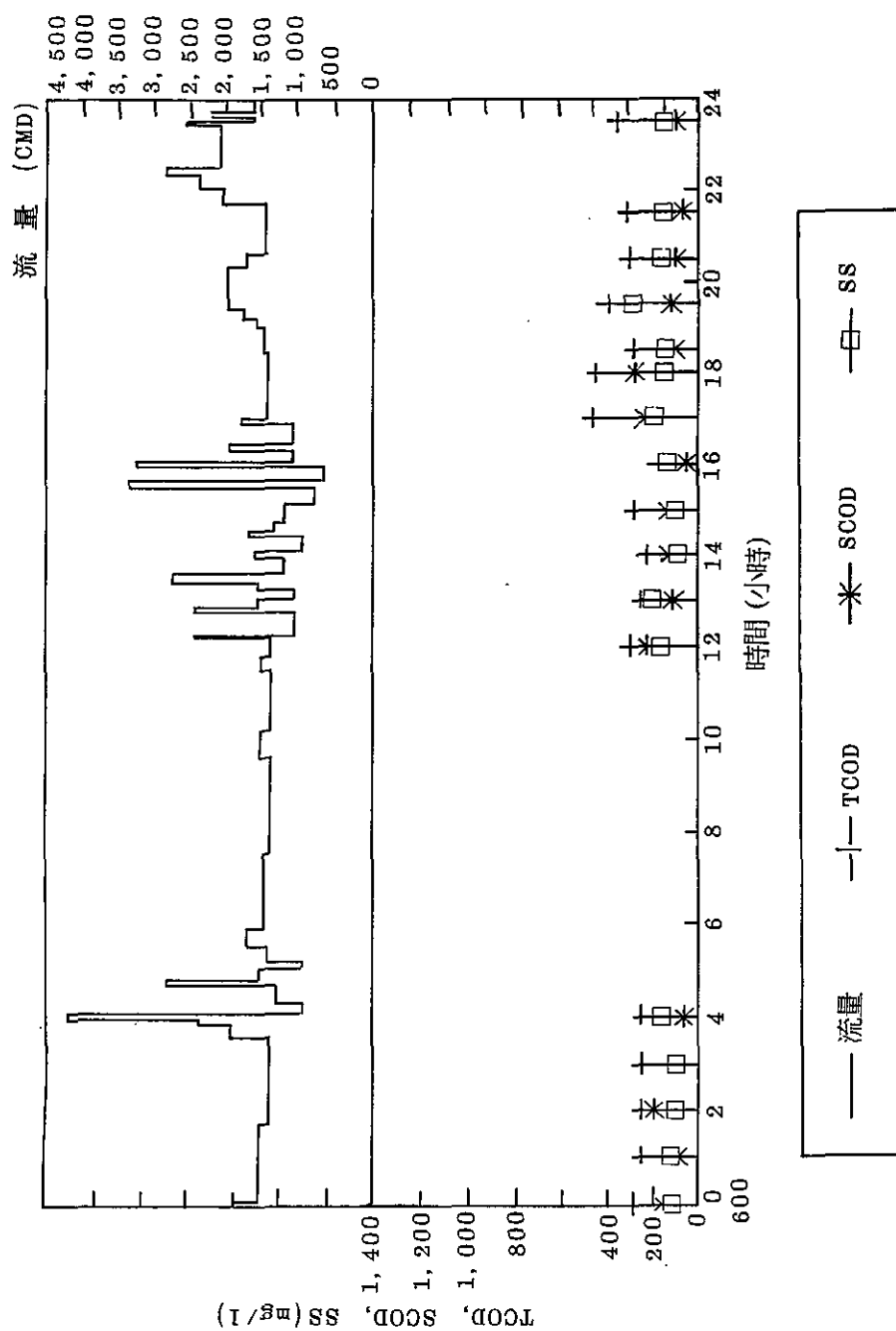


圖 4 水量及水質變化情形

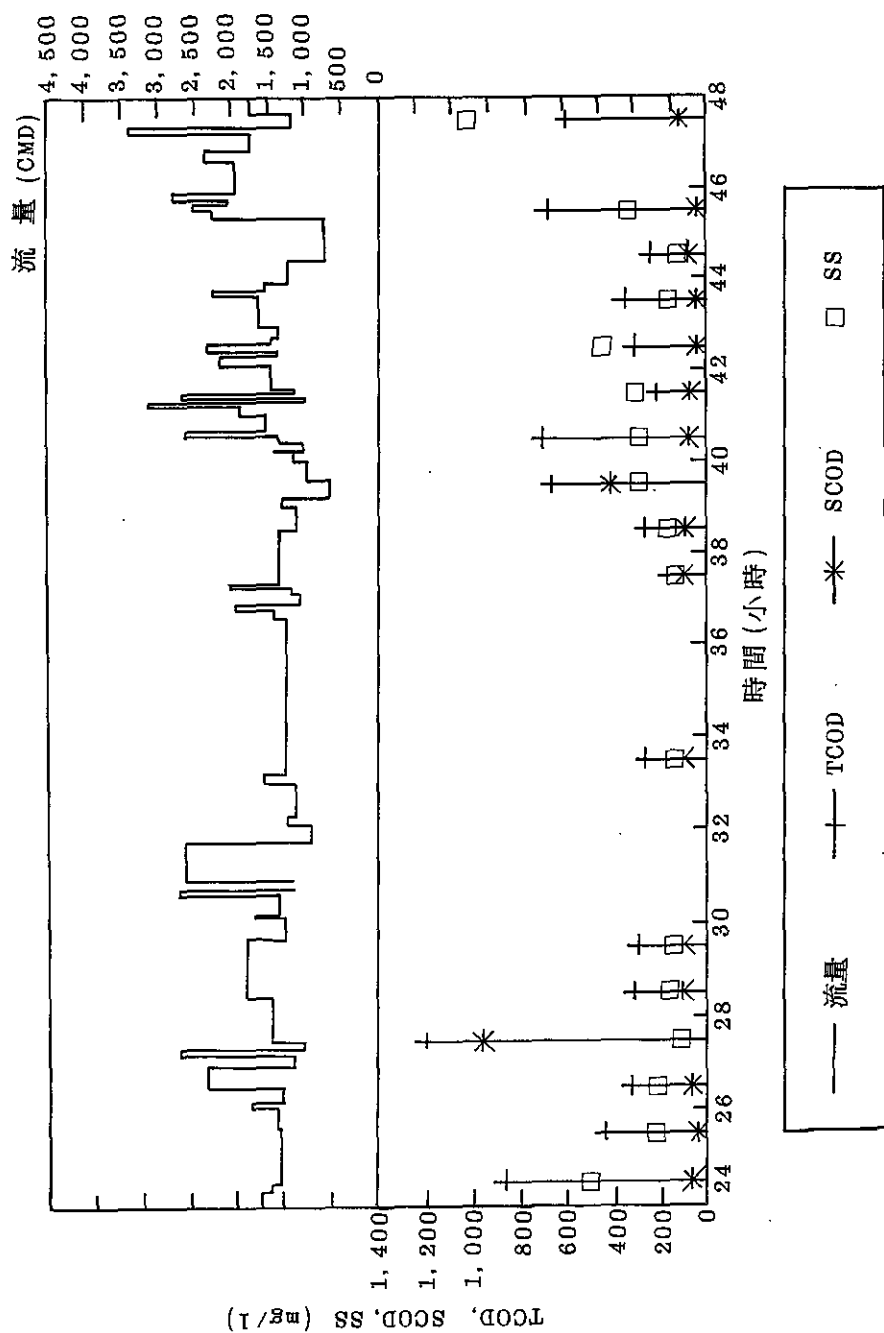


圖 5 水量水質變化情形

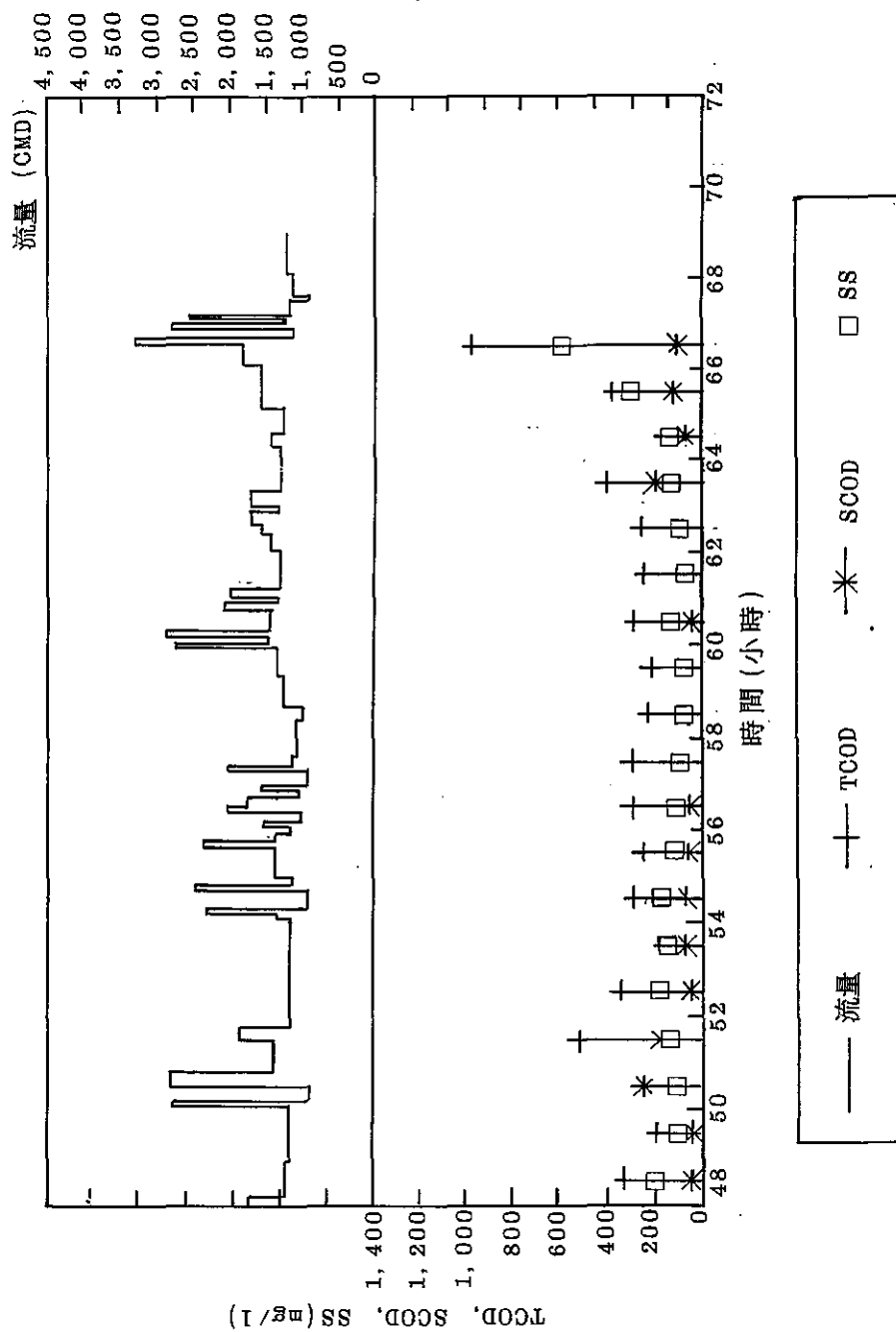


圖 6 水量水質變化情形

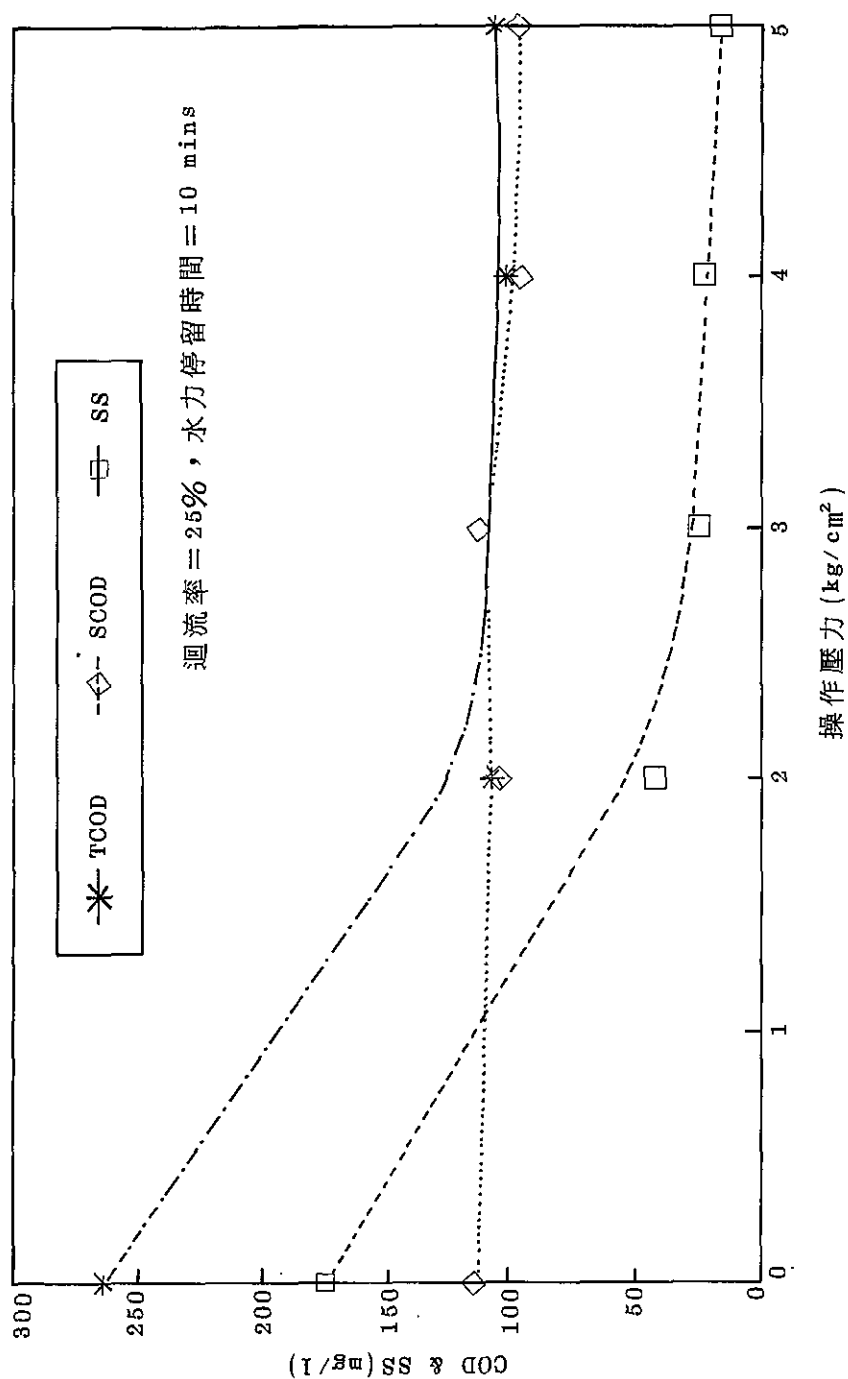


圖 7 DAF改變操作壓力在不加藥情況下之SCOD變化

當加入硫酸鋁 ($\text{Al}_2 (\text{SO}_4)_3$)、多元氯化鋁 (PAC) 及高分子凝集劑 (polymer) 時，經 DAF 後，對 SCOD 無顯著之去除效果。而加入混凝劑，由於生成之膠羽較重，故浮除之效果對 SS 之去除反而降低。當加入 0.1mg/l polymer 時，污泥浮除之密度較高，即體積較小，故 SS 之殘留最少，而 PAC 則對色度有較佳之去除效果。因製程中亦使硫酸鋁，故添加硫酸鋁不影響回收纖維之品質，故混凝劑之添加以硫酸鋁為優先考慮，但對色度較高之廢水，則以添加 PAC 之效果較佳。

3.2.5 混凝對白水中 SCOD 去除之實驗

為探討排水中 SCOD 之混凝效果，故取不同時段之水樣，分別以 50 及 100mg/l 之硫酸鋁加藥混凝，再把上澄液經過濾後測定 SCOD，以探討水中溶解性有機物之物化處理可行性，表 5 列出六個水樣之混凝結果：

表 5 排放廢水混凝後 SCOD 之分析結果

水樣日期 及時間	原水 SCOD mg/l	加 $\text{Al}_2 (\text{SO}_4)_3$ 50mg/l		加 $\text{Al}_2 (\text{SO}_4)_3$ 100mg/l	
		pH	SCOD	pH	SCOD
12/6 11:00	77.9	7.26	77.4	7.20	77.4
12/6 19:00	246.7	7.30	109.7	7.21	116.7
12/7 1:00	90.9	7.86	93.3	7.21	93.3
12/7 10:00	129.9	7.87	83.9	7.25	83.9
12/5 17:00	62.0	7.20	64.5	7.19	64.5
12/6 9:00	92.9	7.14	64.5	7.17	64.5

由圖 8 可清楚比較 SCOD 在混凝前後之差別，一般來說，當原水 SCOD 在 100mg/l 以下時，以鋁鹽混凝無法有效減低 SCOD 值，但當原水之 SCOD 超過 100mg/l 時，混凝可降低 SCOD 濃度，但也祇能降低至 100mg/l 左右，因白水中由於紙漿含有某些添加物質或纖維所溶解出之有機物，使 SCOD 雖經混凝後仍殘留低於 100mg/l 之量，但混凝程序可把 SCOD 太高之排水降至約 100mg/l 之濃度，確保排水經去除 SS 後，TCOD 值可低於 200mg/l 之 82 年標準。

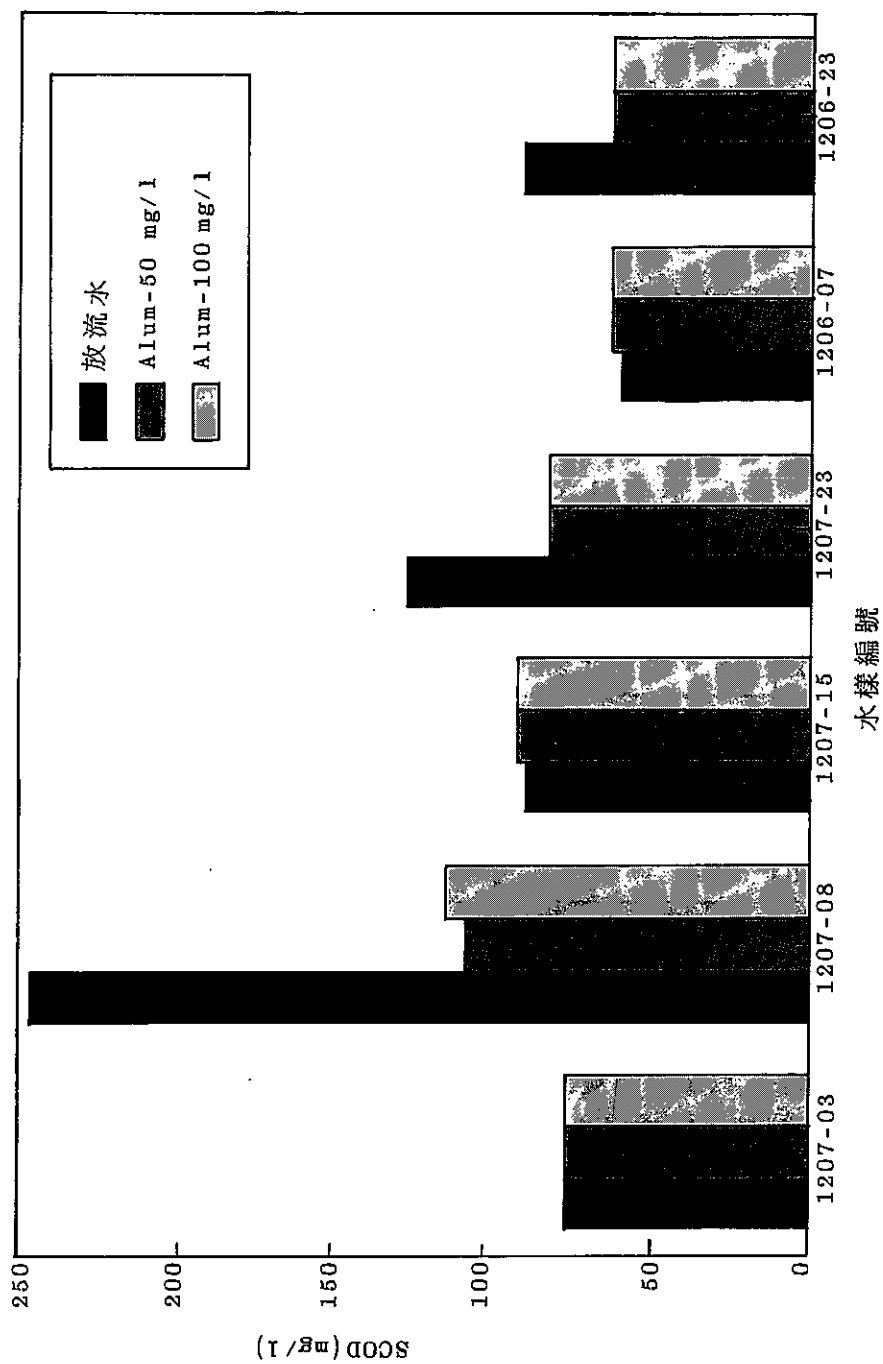
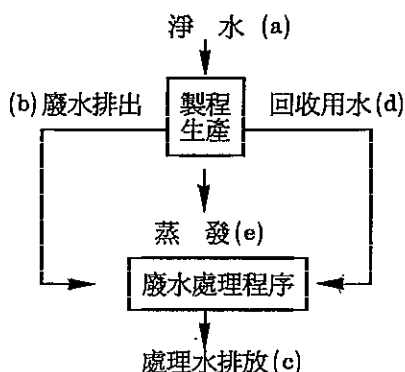


圖 8 放流水中 SCOD 經 $Al_2(SO_4)_3$ 混凝後之變化

3.3 白水處理之規劃流程

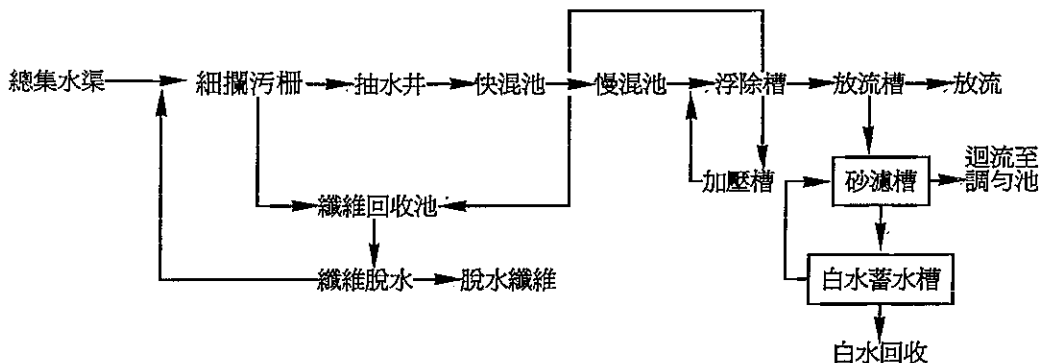
1. 由以上實測之水量及水質結果與各項實驗所得之結論，在規劃廢水處理時，仍以整體排出經處理後部份回收使用為其構想。

若以下圖來表示一工廠之廢水情況時：



當正常操作時，令 (a) 之水量應大於 (c) 量；當進行減水減廢工作時，令 (a) 值下降。一般處理時，只考慮 (a) → (b) → (c) 的過程。現在進行減水減廢工作亦著重於回收再利用的過程，故將不能直接回收之排水經總收集處理後，部份排放，而大部份回收使用當零排放 (zero discharge) 時，即所謂的全密閉系統，但在現時之技術、台灣氣候及成品品質要求下，難以此為目標，故仍著重於 (b)、(c)、(d) 之分配。此外，也應在處理能力中考慮因減水 (減廢) 及循環水使用時所增加之 TCOD 及 SCOD 量，以確保在濃度管制下符合排放之標準。

2. 處理方式依現時可行之一般方法，處理流程如下：



※設計水量水質

$$Q_{avg} = 1,500 \text{ CMD}$$

$$Q_{peak} = 4,000 \text{ CMD} \quad \text{延時 } 6.8 \text{ mins}$$

$$\text{TCOD} = 350 \text{ mg/l}$$

$$\text{SCOD} = 110 \text{ mg/l}$$

$$\text{SS} = 210 \text{ mg/l}$$

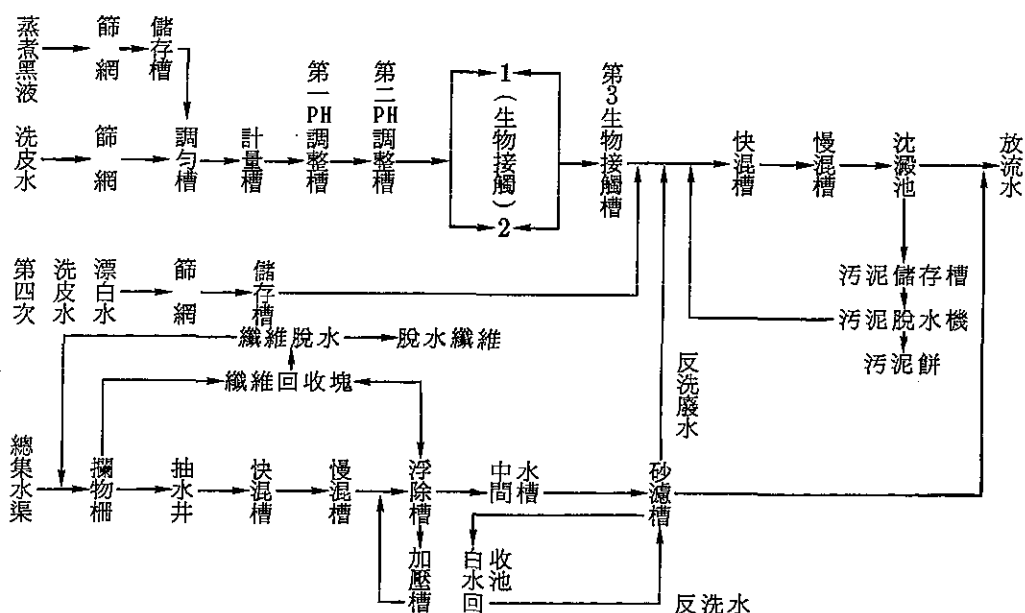
※細攔污柵是攔取較長之纖維及雜物，減輕後續程序之負荷。經快、慢混池，SCOD可降至排放標準。再經 DAF去除短細纖維後，SS也可達到標準。而部份排出水再經砂濾，一方面降低SCOD，防止因循環作用或間接排放濃度較高之廢水而影響排放水質，另外此部份水可在黑液處理程序發生問題或在操作不當時，供稀釋水之用，以確保最後之排放水質合乎標準。

3.4 處理流程及特點

1. 依前述之分析，所研究及規劃之各種排放廢水，原則上是把高濃度低水量之黑液分離於白水而各自處理，之後再合併兩種處理水來排放。整個規劃考慮關鍵為：

- (1) 可處理之技術及各種技術之特性。
- (2) 現有之處理設備。
- (3) 經濟之操作成本。
- (4) 回收使用。

經仔細之水量水質調查、可行性實驗分析、實驗室研究評估、現場製程瞭解及配合減廢回收，確定以上所定之處理方法與流程應為可行。乃整理全廠之廢水處理規劃流程圖如下：



2. 由於蒸煮所產生之黑液極少，考慮投資之經濟性及場地之限制，因此決定停止廠內樹皮之蒸煮部份，改由泰國廠進口，最後之廢水處理流程如圖 9。

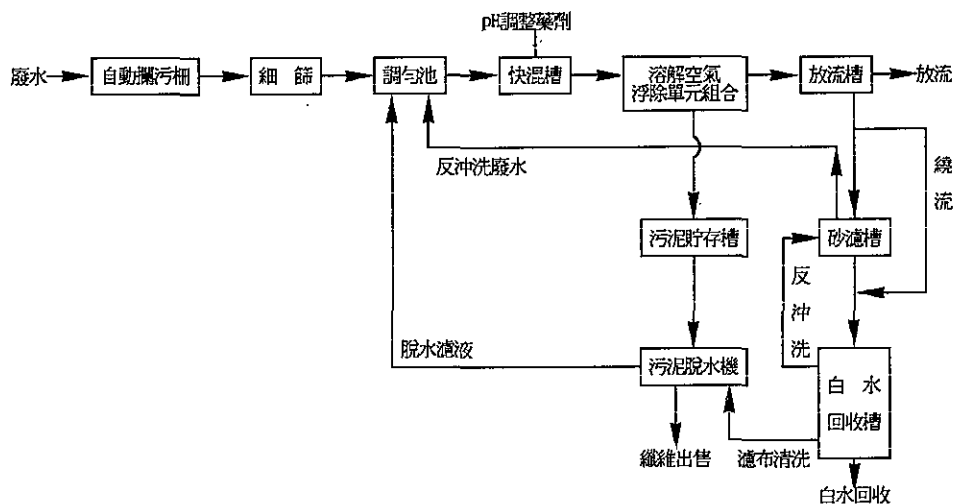


圖 9 廢水處理流程圖

四、處理效果

81年元月至5月份每日之廢水處理紀錄及處理前後水質如表6～10。

五、結論與建議

1. 81年連續五月每日廢水處理前後之水質狀況彙整如下表：

月 份			1	2	3	4	5
廢 水 水 質	COD (mg/l)	最大值	613	612	1,033	1,129	1,210
		最小值	126	63	86	167	112
	SS (mg/l)	最大值	606	560	634	686	922
		最小值	79	96	86	103	103
	pH		8.0-11.5	8.03-11.3	8.52-11.6	6.88-11.3	5.86-9.46
排 水 水 質	COD (mg/l)	最大值	224	110	198	145	147
		最小值	32	16	38	32	29
		平均值	103	71	89	64	66
	SS (mg/l)	最大值	61	43	46	152	72
		最小值	8	9	9	9	9
		平均值	16	17	15	23	22
	pH		6.77-7.47	6.78-7.32	6.15-7.56	6.15-7.27	5.68-7.46
透 視 度 (公 分)		30以上	30以上	30以上	30以上	30以上	

2. 每日平均用水量由1,482.9CMD降到1,057.5CMD，減用水量425.4CMD，降低29%。如圖10。
3. 平均每小時用水量44.06CMH，調勻池容量為300m³ (20m×4.3m×4.5m = 387m³)，則調勻池緩衝停留時間為6.8小時，如依圖11調勻前後總COD值比較而言，調勻池之調勻功能尚待加強。
 - a. 流入口加裝分配管以避免栓塞流(plug flow)之現象。
 - b. 加強水位控制，以發揮調勻池之有效容積。

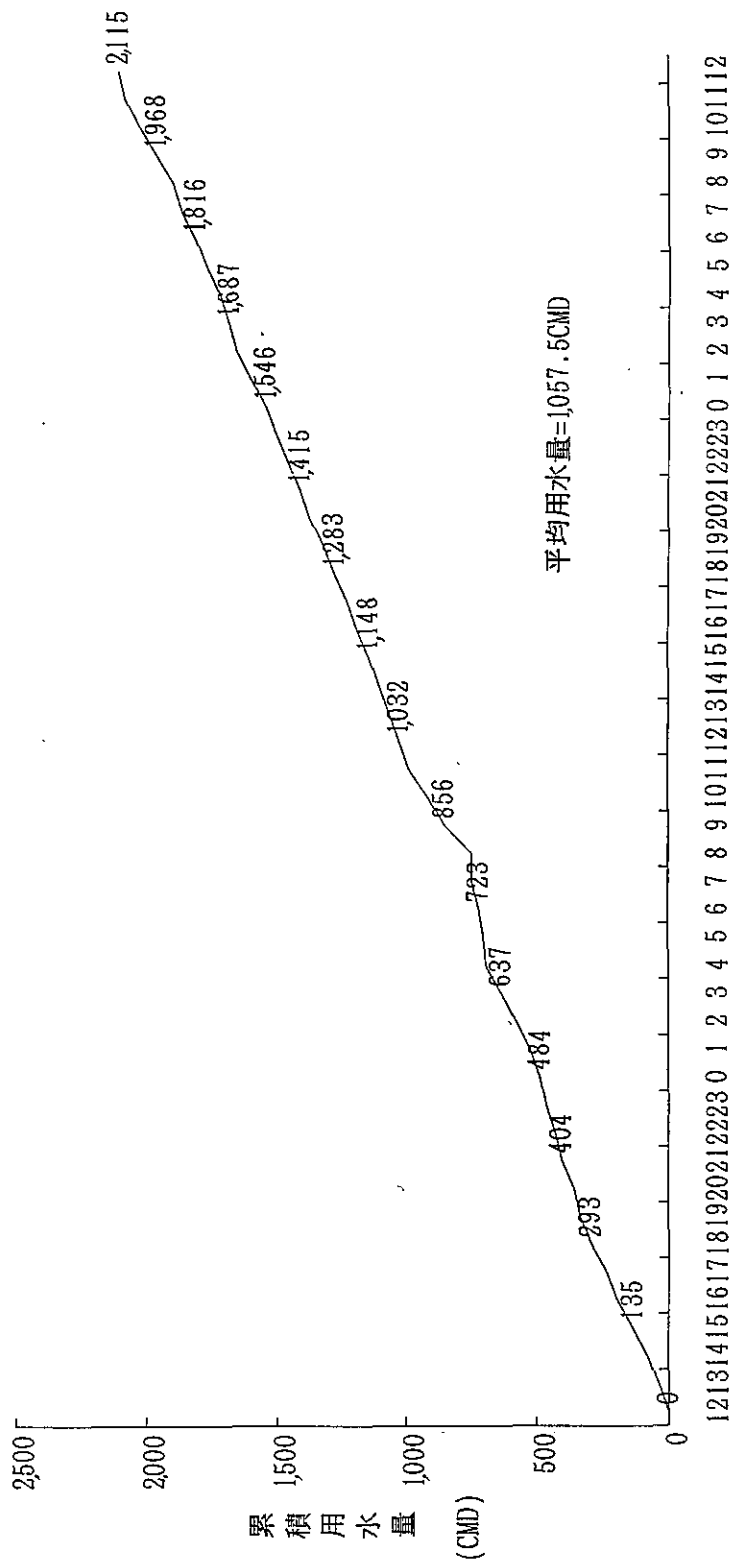


圖 10 廠內用水量累積曲線

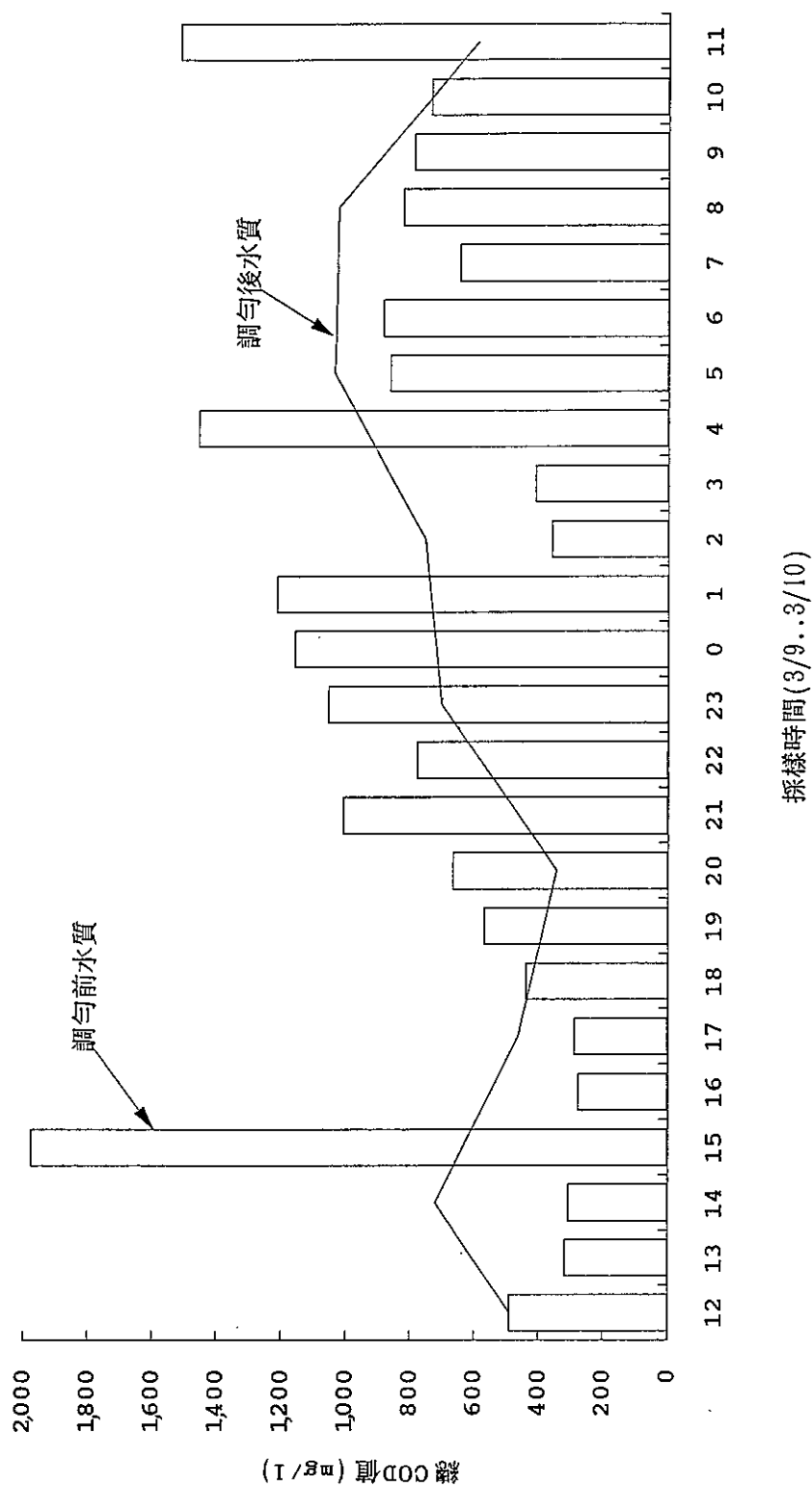


圖 11 調勻前後總COD值的比較

4. 針對82及87年排放標準，COD 部份偶而超出，目前正進行藥品之更替，使用較低 COD含量之藥品，現已完成毛布洗滌之替換，尚進行的有乾、濕強劑、染料等。
5. 廢水處理費用如表11、表12，如不考慮設備之折舊及相關之人事藥品費用，則廢水處理直接費用為 $(1,473 + 2,668) \div 1,070 = 3.9 \text{ 元/m}^3$ 。

表 11 廢水處理所需電力費用統計

項 目	功 率	操作時數	效率	耗用度數*	台數	耗用電費*
鼓風機	10HP	24	0.8	143.2	1	286.4
原水泵	7.5HP	24	0.8	107.4	1	214.8
加壓泵	10HP	24	0.8	143.2	1	286.4
空壓機(大)	1HP	8	0.8	4.8	1	9.6
空壓機(小)	1/4HP	4	0.8	0.6	1	1.2
砂濾泵	10HP	24	0.8	143.2	1	286.4
加藥機 A	0.04KW	24	0.8	0.8	1	1.6
加藥機 B	0.2KW	24	0.8	3.8	1	7.6
浮渣刮除機(公轉)	1HP	24	0.8	14.3	1	28.6
浮渣刮除機(自轉)	0.5HP	24	0.8	7.2	1	14.4
攪拌機 A	2HP	24	0.8	28.6	1	57.2
攪拌機 B	2HP	0.5	0.8	0.6	1	1.2
脫水機	3HP	16	0.8	28.6	1	57.2
NASH真空泵	7.5HP	16	0.8	71.6	1	143.2
污泥泵	1HP	16	0.8	9.5	1	19.0
高壓水泵	2HP	16	0.8	19.1	1	38.2
總 計	—	—	—	726.5	—	1453.0

* : 1HP=0.746KW

** : 電價以2元/KWH計

表 12 廢水處理每日所需藥品費用統計

品 名	用 量	單 價	費 用
多元氯化鋁	400ml/min×1,440min/day	3.5 元/kg	2,016.0元/day
硫酸	60 kg/day	3.4 元/kg	204.0元/day
高分子凝集劑	2.22ml/min×1,440min/day	140 元/kg	447.6元/day
總 計	—	—	2,667.6元/day

六、參考文獻

1. 重點輔導工廠成效追蹤調查及後續輔導專案綜合報告附件——造紙業廢水處理示範廠規劃報告（新光華造紙股份有限公司），工業污染防治技術服務團，民國80年6月。
2. 廢水處理示範廠建立並推廣專案綜合報告附件二—新光華造紙股份有限公司廢水處理個案輔導報告，工業污染防治技術服務團，民國81年6月。
3. 工業污染防治報導1989. VOL. 2. NO. 19. 20. 23
(初級沉澱池上、中、下)
4. 工業污染防治報導1990. VOL. 3. NO. 28. 29.
(二級沉澱池上、下)

表 6 新 光 華 造 紙 股 份 有 限 公 司 廢 水 處 理 月 報 表

81年1 月份

日 期	廢 水 操 作 記 錄							用 電 量 (KW)	廢 水 水 質 分 析				排 放 水 質 分 析 記 錄					
	處理量 m ³ /D	ADT 壓力 KG/cm ²	回流 量 1/min	PAC 用量 KG/H	凝集劑 KG/H	硫酸 KG/D	鹼液 KG/D		pH	SS (mg/l)	COD (mg/l)	透視度 (cm)	pH	SS (mg/l)	COD (mg/l)	透視度 (cm)	水溫 ℃	備 註
1		休假																
2		休假																
3	970	5.5	400	12.6	0.1				8.1	210	313.1		6.8	11	131.8	30个		
4	923	5.5	325	12.6	0.1				10.3	268	362.6		7.47	9	98.9			
5																		
6	980	5.5	325	12.6	0.11				8.0	324	471.3		6.77	10	131.8			
7																		
8	970	5.6	250	12.6	0.11				10.0	310	313.1		7.1	14	83.2			
9	972	5.5	350	12.6	0.1				11.5	382	579.6		7.0	8	82.8	30个	20.3	
10	956	6.0	275	12.6	0.1				10.5	274	380.9		7.09	9	98.4			
11	946	5.5	375	12.6	0.16				8.6	264	384.2		6.88	16	116.9			
12		休假																
13	952	5.8	300	12.6	0.11				8.96	504	579.6		7.2	16	99.4			
14	904	5.0	300	12.6	0.1				10.8	228	397.4		6.92	13	129.2			
15	923	5.2	290	12.6	0.1				8.22	240	387.1		6.84	17	177.4	30个		
16	936	5.0	320	12.6	0.11				10.4	226	219.6		7.2	14	112.9			
17	918	5.2	350	12.6	0.11				10.3	434	500		7.03	12	64.5			
18	908	4.9	390	12.6	0.1				11.2	300	451.6		7.05	9	161.3			
19		休假																
20	901	5.0	350	12.6	0.11				10.1	218	248		7.2	16	80.6			
21	915	5.0	300	12.6	0.1				10.0	326	392.1		7.3	15	101.2			
22	912	5.0	320	12.6	0.1				10.3	508	612.8		7.1	12	177.4			
23	943	5.0	340	12.6	0.1				11.2	242	240		7.05	14	64	30个		
24	926	5.0	320	12.6	0.1				9.32	204	281.6		6.95	61	224	30		
25		休假																
26	913	5.3	320	12.6	0.11				9.0	79	142.6		6.74	9	78.2			
27	956	5.3	320	12.6	0.1				8.2	84	126.4		6.89	12	63.2			
28														32	31.6	30个		環保局取樣
29	924	5.3	300	12.6	0.1				10.1	552	585		7.12	19	47.4			
30	917	5.3	320	12.6	0.1				8.24	606	442.6		7.02	18	47.4			
31	907	5.5	320	12.6	0.1				10.4	488	521.7		7.0	9	63.2	30个		

表 7 新 光 華 造 紙 股 份 有 限 公 司 廢 水 處 理 月 報 表

81年2 月份

日期	廢水操作記錄							用電量 (kW)	廢水水質分析				排放水質分析記錄					
	處理量 m³/D	ADT 壓力 KG/cm²	回流量 l/min	PAC 用量 KG/H	凝集劑 KG/H	硫酸 KG/D	鹼液 KG/D		pH	SS (mg/l)	COD (mg/l)	透視度 (cm)	pH	SS (mg/l)	COD (mg/l)	透視度 (cm)	水溫 ℃	備註
1	840	5.5	320	18	0.1		0		10.4	312	352.4		7.05	20	104.2	30个		
2		休假																
3		休假																
4		休假																
5		休假																
6		休假																
7		休假																
8		休假																
9		休假																
10	720	5.2	300	18	0.1		0		9.02	154	221.5		6.95	16	23.7	30个		
11	720	5.2	300	18	0.1		0		11.3	284	224		7.32	12	62			
12	720	5.2	300	18	0.1		0		9.92	268	298		7.05	12	62.7		20	
13	840	5.5	300	18	0.1		0		10.9	164	256		7.27	11	112		21	
14	960	5.2	300	18	0.1		0		10.2	172	62.7		6.67	17	16		21	
15	960	5.0	300	18	0.16		0		9.86	189	142.6		6.92	9	47.5	30个	22	
16	960	5.0	300	18	0.16		0		8.90	222	186.5		6.92	13	37.4		24	
17	960	5.6	300	18	0.16		0		10.2	308	611.5		7.02	43	141.1		25	
18	960	5.8	300	18	0.1		0		8.18	374	455		6.78	18	31.4		25	
19	960	5.9	300	18	0.1		0		8.72	218	178		6.76	14	47.0		24	
20		休假																
21	960	5.0	300	18	0.1		0		7.88	96	109.9		6.88	18	78.4			
22	960	5.5	300	18	0.1		0		8.03	108	141.1		7.08	14	109.8			
23		休假																
24	960	6.0	300	18	0.1		0		11.1	182	164.6		6.78	18	78.4	30个		
25	960	5.0	300	18	0.1		0		10.9	510	611		6.92	11	78.4		22	
26	960	5.2	300	18	0.1		0		9.23	512	577.6		7.18	15	76		21	環保局取樣
27	960	5.3	310	18	0.1		0		11.0	560	702.6		7.25	22	106.4		24	
28	960	5.5	330	18	0.1		0		8.09	530	593		7.04	16	60.8	30个		
29		停電																
30																		
31																		

表 8 新 光 華 造 紙 股 份 有 限 公 司 廢 水 處 理 月 報 表

81年3 月份

日期	廢 水 操 作 記 錄							用 電 量 (KW)	廢 水 水 質 分 析				排 放 水 質 分 析 記 錄					
	處理量 m³/D	ADT 壓力 KG/cm²	回 流 量 1/min	PAC 用量 KG/H	凝 集 劑 KG/H	硫 酸 KG/D	鹼 液 KG/D		pH	SS (mg/l)	COD (mg/l)	透視度 (cm)	pH	SS (mg/l)	COD (mg/l)	透視度 (cm)	水溫 ℃	備 註
1		休假																
2	810	5.3	310	18	0.1	20	0		11.1	132	108		6.78	18	47	30个	22	
3	720	5.0	300	18	0.1	10	0		11.5	114	86		5.15	14	38		24	
4	720	5.0	300	18	0.1	0	0		8.72	86	138		7.12	11	60.8		23	
5	720	5.1	300	18	0.1	30	0		10.0	92	152		5.78	12	106		23	
6	720	5.8	500	10.5	0.07	20	0		9.32	88	167.2		7.12	46	91.2		23	
7	720	5.7	500	10.5	0.07	15	0		8.92	162	249		7.08	13	106		22	
8		休假																
9	960	5.6	500	10.5	0.07	150	0		10.5	87	129		6.55	16	76		22	
10	960	5.8	500	10.5	0.09	150	0		11.6	634	1033		7.16	11	197.6	30个	23	
11	960	5.7	500	10.5	0.09	35	0		10.9	402	304		7.05	26	137		23	
12	810	5.6	500	10.5	0.1	105	0		11.5	120	152		7.40	10	61		22	
13	720	5.5	330	10.5	0.09	105	0		11.2	224	228		7.56	15	76		24	
14	640	5.5	300	10.5	0.09	75	0		9.65	114	182		7.35	9	91.2		23	
15		休假																
16	640	5.8	350	10.5	0.09	30	0		10.3	132	183		7.15	11	74	30个	23	
17	685	5.5	260	10.5	0.09	60	0		9.75	170	168		6.67	12	106		24	
18	640	5.5	300	10.5	0.09	15	0		9.25	167	228		6.78	12	84		23	
19	685	5.5	300	10.5	0.09	20	0		9.85	142	178		6.47	16	74		24	
20		休假																
21	540	5.5	300	10.5	0.1	40	0		10.8	206	228		7.04	11	106		23	
22		休假																
23	540	5.3	320	10.5	0.1	20	0		8.61	321	435		6.72	18	46		24	
24	720	6.0	310	10.5	0.09	20	0		8.52	318	395		6.90	10	91.2	30个	23	
25	540	5.6	270	10.5	0.09	10	0		9.32	227	416		6.89	14	100		24	
26	640	5.7	500	10.5	0.09	35	0		10.8	118	344		6.78	16	129		24	
27	765	5.6	450	10.5	0.1	20	0		9.12	268	329		6.92	9	86	30个	23	
28	640	5.8	200	10.5	0.1	0	0		8.39	126	100		6.50	13	72	30个	24	
29		休假																
30		休假																
31																		

表 9 新 光 華 造 紙 股 份 有 限 公 司 廢 水 處 理 月 報 表

81年4 月份

日期	廢水操作記錄							用電量 (KW)	廢水水質分析				排放水質分析記錄					
	處理量 m³/D	ADT 壓力 KG/cm²	回流量 L/min	PAC 用量 KG/H	凝集劑 KG/H	硫酸 KG/D	鹼液 KG/D		pH	SS (mg/l)	COO (mg/l)	透視度 (cm)	pH	SS (mg/l)	COO (mg/l)	透視度 (cm)	水溫 ℃	備註
1	780	5.6	400	10.5	0.1	100	0		11.3	168	244		6.66	11	72		23	
2	630	5.6	350	10.5	0.1	100	0		10.4	222	167		6.15	11	61	30↑	24	
3		休假																
4		休假																
5		休假																
6		休假																
7		休假																
8	810	6.0	100	10.5	0.1	35	0		7.65	246	215		6.52	26	107		23	
9	720	5.7	450	10.5	0.1	10	0		7.42	103	129		6.42	16	97		23	
10	720	5.8	190	10.5	0.1	15	0		7.74	172	153		6.88	15	40	30个	23	環保局取樣(縣)
11	780	5.9	170	10.5	0.09	0	0		6.78	148	226		6.38	14	81		24	
12	810	5.2	450	10.5	0.09	120	0		9.79	216	276		6.48	11	48		23	
13	810	5.5	400	10.5	0.09	120	0		11.3	366	392		6.78	16	54		23	
14	720	5.4	450	10.5	0.09	125	0		10.3	425	468		6.66	13	64		23	
15	780	5.4	230	10.5	0.09	105	0		10.7	352	387		7.09	17	48		24	
16	810	6.0	400	10.5	0.09	70	0		8.03	686	1129		7.22	12	48	30个	23	
17	810	5.5	450	10.5	0.09	65	0		7.20	240	192		6.78	9	64		23	
18		休假																
19	810	5.1	450	10.5	0.09	70	0		9.58	212	318		7.08	13	64.5		23	
20	810	5.2	450	10.5	0.09	0	0		7.52	285	274		6.85	16	32		24	
21	810	5.7	200	10.5	0.09	0	0		7.50	524	500		7.05	152	145		25	
22	810	5.6	450	10.5	0.1	0	0		6.88	222	217		6.99	51	86		25	
23	810	6.0	450	10.5	0.12	0	0		7.42	428	487		7.25	13	48		25	
24	780	5.5	450	10.5	0.12	60	0		8.62	372	412		7.16	15	48	30个	24	
25	780	5.8	450	10.5	0.1	20	0		8.52	259	262		6.96	11	48		24	
26		休假																
27	810	5.4	450	10.5	0.1	10	0		7.70	215	272		7.27	13	64	30个	25	
28	810	5.3	450	10.5	0.1	60	0		10.2	566	768		7.25	22	48	30个	25	
29	810	5.1	450	10.5	0.1	20	0		9.12	624	752		7.18	36	64		25	
30	810	5.2	450	10.5	0.1	85	0		8.88	618	928		7.20	21	48		25	
31																		

表 10 新 光 華 造 紙 股 份 有 限 公 司 廢 水 處 理 月 報 表

81年5 月份

日 期	廢 水 操 作 記 錄							用 電 量 (KW)	廢 水 水 質 分 析				排 放 水 質 分 析 記 錄					
	處理量 m ³ /D	ADJ 壓力 KG/cm ²	回 流 量 l/min	PAC 用量 KG/H	凝 基 劑 KG/H	硫 酸 KG/D	鹼 液 KG/D		pH	SS (mg/l)	COD (mg/l)	透視度 (cm)	pH	SS (mg/l)	COD (mg/l)	透視度 (cm)	水溫 ℃	備 註
1	810	5.5	450	10.5	0.1	45	0		8.62	538	576		7.12	64	56	30↑	26	
2		休假																
3		休假																
4		休假																
5	810	5.5	450	10.5	0.1	0	0		7.32	274	272		7.26	26	48	30↑	25	
6	720	5.0	450	10.5	0.1	70	0		9.32	545	782		7.46	29	68		26	
7	720	5.0	450	10.5	0.1	0	0		7.34	422	502		7.09	23	48		26	
8	720	5.0	450	10.5	0.1	0	0		7.39	302	380		7.00	18	64		26	
9	720	5.0	450	10.5	0.1	0	0		7.52	336	412		7.21	17	48		25	
10		休假																
11	760	5.0	450	10.5	0.1	5	0		7.15	328	392		7.09	17	64	30↑	25	
12	760	5.0	450	10.5	0.1	10	0		7.36	287	309		7.07	15	48		25	
13	720	5.0	450	10.5	0.1	10	0		7.40	163	286		7.08	11	48		25	
14	720	5.0	450	10.5	0.1	10	0		5.66	103	112		5.68	11	48		25	
15	720	5.2	450	10.5	0.1	15	0		7.52	473	566		7.08	32	96		25	
16	720	5.0	450	10.5	0.06	20	0		7.72	157	1210		7.16	9	48	30↑	25	
17		休假																
18	810	4.8	450	10.5	0.06	0	0		7.22	626	767		7.20	12	81		25	
19	810	5.0	450	10.5	0.06	5	0		7.42	542	512		7.08	9	59		25	
20	760	5.0	450	10.5	0.06	70	0		9.46	456	512		6.86	11	59		25	
21	760	5.0	450	10.5	0.06	35	0		9.22	532	626		6.25	20	103		24	
22	760	5.2	450	10.5	0.06	30	0		7.72	622	763		6.78	72	147		24	環保局取樣
23	760	5.0	450	10.5	0.06	30	0		8.79	550	660		7.12	13	117		25	
24		休假																
25	810	5.2	450	10.5	0.07	35	0		7.30	492	605		6.62	17	58	30↑	24	
26	810	5.0	450	10.5	0.07	20	0		8.04	616	691		7.22	22	101		24	
27	760	5.0	450	10.5	0.07	45	0		9.15	572	735		7.02	28	29		24	
28	810	5.0	450	10.5	0.07	15	0		8.16	287	446		7.32	21	58		25	
29	760	5.0	450	10.5	0.07	30	0		8.76	922	1032		6.72	20	43		25	
30		休假																
31		休假																

兩段生物法處理果糖製程廢水

張鎮寰* 蔡國鈞**

摘 要

環泰股份有限公司主要產品為果糖，故本廢水處理廠主要在處理果糖製程中所排放的廢水，其中含製程廢水及樹脂再生廢液，總廢水量約800 CMD，大部份屬高濃度有機廢水，廢水之COD及BOD分別達 7,000及 3,000 mg/l。

針對此一高濃度有機性食品廢水，本廠之處理流程採用二段式生物處理，前段採用上流式厭氣污泥床 (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, 簡稱UASB) 處理，配合後段程序批式活性污泥法 (Sequencing Batch Reactor, 簡稱SBR) 處理。製程廢水經攔污柵及沉砂槽後，抽至調勻池；另外樹脂再生廢水亦抽至調勻池與製程廢水混合，再溢流至酸化池進行酸化作用，再經 UASB及SBR生物處理單元後放流。

本處理廠經植種試車完成後，其處理效果頗令人滿意，最終放流水質之COD及BOD均能達到150及50mg/l以下。足見本處理流程對於高濃度有機性之食品廢水能有效的處理，並使其符合標準放流。

一、前 言

環泰企業（新和美果糖）為國內生產食品業所需果糖的主要公司之一，為提昇產品的品質及配合政府的污染防治政策與因應民國82年放流水標準，除投資致力於果糖製程的改善外，並於民國78年 9月委託水美工程企業股份有限公司重新設計建造一座新的廢水處理場，使經處理之放流水能符合新的放流水標準。

* 水美工程企業股份有限公司研究發展部主任

** 水美工程企業股份有限公司總工程師

- (1)容積負荷高，反應槽體積小，可節省用地。
- (2)反應槽所需動力設備相當小，可節省操作動力費。
- (3)低污泥產量（約為喜氣處理法的十分之一）。
- (4)低營養源需求 $COD:N:P=350:5:1$ 。
- (5)剩餘污泥脫水性能佳，且適於長期貯存。
- (6)操作穩定，能承受間歇高負荷操作。
- (7)無噪音、臭味的困擾。

2. SBR的優點

兼具調勻池、曝氣池、沉澱池的功能，減少處理單元，節省用地。
茲將概要流程概述如圖 1：

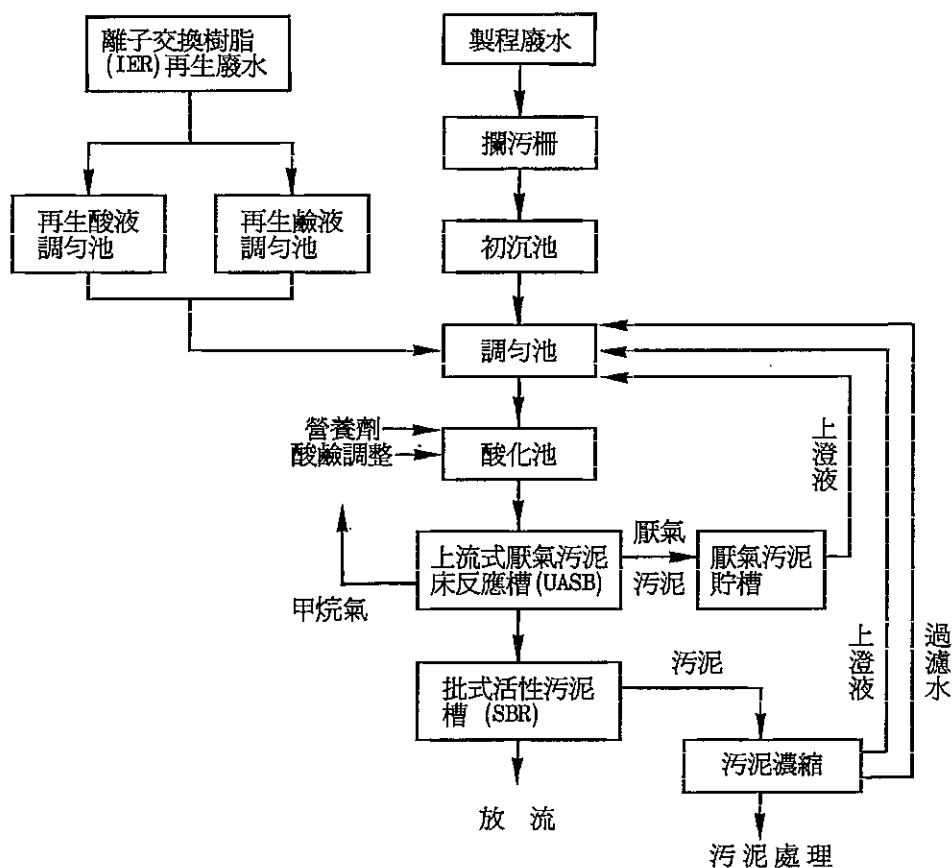


圖 1 廢水處理流程圖

二、廢水來源

1. 再生廢水

在製程中所得到的粗糖，其色度非常深，且純度不高，經過離子交換樹脂（簡稱IER）後，去除粗糖中的陰陽離子，而得到純度較高，且顏色幾近透明的細糖。在這之間，離子交換樹脂使用液鹼及鹽酸再生樹脂，而排放出來的再生廢水，內含高濃度的液鹼及鹽酸。

2. 製程廢水

即在製程中所產生的廢水，包括沖洗地板水（含澱粉）、沖洗過濾機水（含砂藻土）、冷卻水等。

三、流程說明及特點

果糖製程中所排放的廢水，其中離子交換樹脂再生廢水及製程廢水，總廢水量約800CMD，均屬高濃度有機廢水，其化學需氧量(COD)及生化需氧量(BOD)值分別高達7,000及3,900mg/l。依據廢水處理操作經驗，高濃度有機廢水若直接採用喜氣式生物處理，除活性污泥培養相當困難不易生長之外，且在處理過程中需消耗大量的氧氣及產生大量的污泥，徒增操作動力費及污泥處理費用，且處理效果不彰。

近十餘年來，由於廢水厭氣處理技術的開發成功及配合處理槽設計技術的改進，使厭氣處理技術在工業廢水的應用迅速發展，厭氣處理法因具有：(1)適於處理高濃度有機廢水。(2)高去除率。(3)高有機負荷。(4)省能源。(5)低污泥產量等優點。因此本處理流程設計，前段採用上流式厭氣污泥床反應槽(Upflow Anaerobic Sludge Blanket, 簡稱UASB)，將廢水中大部分有機污染物行厭氣處理去除，處理水BOD濃度降至適於生物喜氣處理濃度後再利用後段批式活性污泥槽(Sequencing Batch Reactor, 簡稱SBR)行喜氣處理，使處理水符合放流水標準。

本處理流程主要處理單元UASB及SBR具有下列優點：

1. UASB的優點

四、處理效果

廢水經過前段的厭氣處理後，化學需氧量 (COD) 已降至數百 mg/l，再經後段的喜氣處理，將化學需氧量降至 150mg/l 以下，詳如表 1 所示。

表 1 原水及處理後水質分析

項 目	原 廢 水	厭氣系統處理水	最終放流水
COD (mg/l)	3,000~7,000	300~400	90~115
BOD (mg/l)	2,000~3,900	200~300	20~35
SS (mg/l)	200	100~150	30~40
pH	5~12	6.8~7.5	7~8.5

五、操作討論

1. 上流式厭氣污泥床 (UASB)，為在無氧環境下，有機物被多種微生物共同作用，以接力方式進行階段性反應分解，最後生成二氧化碳和甲烷的一種厭氣處理法。由於在厭氧反應中，有機物中的能量大部分轉存於甲烷 (CH_4) 中；意即對厭氧微生物而言，表示其在分解有機物時所獲得的能量較少 (與喜氣菌比較大約只有 1/7)，且主要參與厭氣分解產生甲烷微生物屬於絕對厭氣性，生長速率緩慢，因此厭氣處理所產生的污泥量遠較喜氣處理來得少。所以，通常厭氣處理的試運轉期會較普通活性污泥法長得多。
2. 初期運轉時，常有大量果糖洩漏於廢水中，而排入廢水處理場，由於厭氣微生物尚未臻於健全，無法有效地進行階段性分解，故常造成厭氣污泥的過負荷，使揮發性脂肪酸 (volatile fatty acid, VFA) 累積於厭氣處理反應槽中，因此 UASB 的出流水仍有居高不下的 COD 及 VFA，pH 亦低於 6.0。

因此，試運轉期間應儘量穩定廢水水源，包括水量及水質，待一段時間 (通常為二個月) 適應後，厭氣污泥即較可承受變化不定的水質。

3. 正常操作後所產生的瓦斯氣體 (biogas) 中，大致約含70%的甲烷氣 (CH_4)，30%左右的二氧化碳 (CO_2) 及少量的硫化氫 (H_2S)，因此回收再利用的價值非常高，值得推廣。
4. 雖然原廢水常有不穩定的COD產生，但經過厭氣反應槽 (UASB) 後，其COD常穩定地落在300~500mg/l之間，這不僅顯示厭氣處理的穩定性，也給後段的喜氣處理有個穩定的水量與水質，達到國家標準以下的放流水。

六、結 論

目前此廢水處理場仍正常的運轉操作中。本文所述為本公司針對高濃度有機性食品廢水所提供的處理方式及操作經驗，祈能供同業先進參考。

中油林園廠油污泥焚化處理裝置 規劃設計及實務

朱少華* 呂芳鐘** 廖俊喆*** 高見三義****

摘 要

本文旨在介紹中油高雄煉油總廠林園廠新近完成由中鼎公司規劃監造之油污泥焚化處理裝置。本裝置以處理油槽清洗底泥、CPI 油泥及廢水二級處理工場產生之脫水污泥（含廢棄生物污泥、API油泥及DAF浮渣）為主，同時併同處理廢水二級處理工場之各密閉單元內臭氣；其設計處理量為20T/day，計有兩座焚化爐，每爐處理量為10 T/day（設計處理熱負荷為 1.8×10^6 kcal/hR），焚化爐型式採流動床(fluidized bed)方式，為日本EBARA公司所開發之旋回式流動床焚化爐(RFI, Revolving Type Fluidized Bed Incinerator)。主要處理流程包括貯存、進料、焚化、旋風集塵、熱交換、廢氣冷卻廢氣洗滌、煙囪排氣等單元，而主要設施則包括三座油污泥貯存槽、二座旋回式流動床焚化爐、三座強制送風機、四座旋風集塵器、二座熱交換器（供煙囪排氣溫度提昇之用）、一座濕式洗滌器、二座誘引抽風機、一座30公尺煙囪及一組排氣監測儀等。本裝置為國內目前第一座應用流動床方式以處理廢棄物目的之焚化設施，自81年 1月開始操作運轉迄今，其處理功能不僅能符合規劃設計要求，其空氣污染物排放濃度更低於將於82年 7月 1日實施之“廢棄物焚化爐空氣污染物排放標準”中規定限值。

一、前 言

中油高雄煉油總廠林園廠近年來大力推動多項環保工程，先後完成了

* 中油高雄煉油總廠林園廠主任工程師

** 中鼎公司環工專案專案經理

*** 中鼎公司環工專案副工程師

**** 日本EBARA 公司技術部副部長

廢水二級處理工場之興建、環境監測網之設立及垃圾焚化爐之設立，在環保工作之推行上成效極為卓著。而為進一步有效處理廢水二級處理工場產生之脫水污泥及廠內各工場產生之CPI 油泥及油槽清洗底泥，中油高雄煉油總廠林園廠更斥資近億元經費，用以規劃興建油污泥焚化處理裝置，並委由中鼎公司負責本工程之規劃及監造工作。本裝置自81年 1月順利完工並開始操作運轉，迄今，其處理功能均能符合規劃設計及環保標準要求，同時對於林園廠所產生油污泥之出路問題亦提供了一妥善解決方案。

由於本裝置為國內目前第一座以應用流動床方式處理廢棄物為目的之焚化設施，且操作運轉證實處理效果亦具成效，因此，願藉本文介紹該裝置，以供各界參考。

二、製程簡介及廢污來源

2.1 製程簡介

中油高雄煉油總廠林園廠提供石油化學原料以滿足下游業者之需求，本廠所生產之石油化學物包括烯烴類與芳香烴類。

烯烴類由二個輕油裂解工場所產生（包括乙烯、丙烯、丁二烯、BBR、乙炔及碳煙進料油）。芳香烴類是重組工場（包括加氫脫硫工場、硫磺尾氣處理工場、芳香烴工場、重組工場及氫氣純化工場）和二甲苯分離工場（包括二座吸附分離工場、二座異構化工場與一座轉烷化工場）所產生，其主要產物為苯、對二甲苯與鄰二甲苯。

2.2 未來擴建計畫

而為配合目前與將來對石化產品之需求，中油公司亦擬於本廠擴建四個製程工場，以提供足夠之原料供應下游業者並增加本廠產品之輸出，其擴建計畫如下：

1. 第二轉烷化工場（產量：5,400 BPSD）
2. 第三吸附分離工場／第三異構化工場（產量：20,000 MT/yr）
3. 第六芳香烴萃取工場（產量：12,000 BPSD）
4. 第二TAME工場（產量：4,000 BPSD）

前三個工場可增加中油公司之生產能力以符合二甲苯和相關化學物品之市場需求，而後者（TAME工場）則可供應汽油添加物。目前中油公司可提供一半之石油化學物及汽油添加物供應量，其餘則需依賴進口。本擴建計畫完成後可降低石油化學原料與汽油添加物進口之數量。

2.3 廢污來源

本油污泥焚化處理裝置之設置主要在處理本廠廢水二級處理工場產生之脫水污泥及臭氣，與本廠各工場區產生之CPI 油泥及各油槽清洗底泥。

2.3.1 脫水污泥

本廠廢水二級處理工場所產生之廢棄生物污泥、API 油泥及DAF浮渣，經混合後以壓濾式脫水機（filter press）脫水，脫水後污泥餅含水率約為70%。

2.3.2 CPI 油泥

本廠各工場的CPI油泥以真空吸泥車吸除後以槽車運至本焚化處理裝置予以處理。

2.3.3 油槽清洗底泥

本廠各貯油槽固定時間清洗出的底泥放置於53加侖桶內，一定時間後抽出沉澱底泥再運至本焚化處理裝置予以處理。

2.3.4 臭氣

包括廢水二級處理工場內各密閉處理單元（如API 油水分離池、DAF油水分離池、活性污泥池等）及本焚化處理裝置內各密閉處理單元內之臭氣。

三、廢污性質及操作處理量

本油污泥焚化處理裝置經評估後乃採流動床（fluidized bed）方式之設計以處理前述之脫水污泥、CPI 油泥、油槽清洗底泥及臭氣等廢污。各項廢污之性質範圍參見表 1 所示，且焚化裝置在規劃設計上並考慮以下四種操作方式：

- 單獨處理 20T/day 之脫水污泥
- 單獨處理 20T/day 之 CPI 油泥
- 單獨處理 20T/day 之油槽清洗底泥
- 脫水污泥:CPI油泥:油槽清洗底泥 = 10:5:5 T/day 之比例進料

表 1 各項廢污之性質

成分	種類	脫水污泥	CPI 油泥	油槽清洗底泥	臭 氣
含油份(%)		3.8~11	5.2~20.5	1.5~42.64	—
含水份(%)		57~68.2	30.8~82.6	12.5~78.8	
總固體物(%)		28~32	12.2~48.1	19.7~45.3	
揮發固體物(%)		—	7.6~30	1.36~39.35	
高位熱值 (Kcal/kg)		2,000~4,000 (3,000)	1,700~3,000 (2,350)	1,949~7,773 (4,860)	
濕度(°C)					< 50
H ₂ S(ppm)		—	—	—	< 50
VOC(ppm)					< 1,000
mercaptan(ppm)					< 5

四、處理流程及系統規劃設計準則

4.1 設計處理量

依據前述不同操作方式之需求以及考量停爐維修時之操作彈性與佔地面積等因素，乃規劃設計兩座流動床焚化爐，其每座設計處理量為 10T/day，且處理彈性上能符合最高處理熱負荷、正常運轉負載及 50% 之降載需求。

4.1.1 最高處理熱負荷

由於油槽清洗底泥具有較高之熱值（如表 1 所示），因此乃以單獨處

理油槽清洗底泥時之平均熱負荷以爲本焚化處理裝置之規模：

- 處理量： $417\text{kg/hr} \times 2\text{爐}$
- 熱值： $4,860\text{kcal/kg}$ (濕基高位)
 $4,318\text{kcal/kg}$ (濕基低位)
- 處理熱負荷： $4,318 \times 417 = 1.8 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$

4.1.2 正常運轉

正常運轉負載乃考量脫水污泥、CPI 油泥及油槽清洗底泥混合進料之方式，並依此作爲公用系統需求量計算之基準：

- 處理量： $417\text{kg/hr} \times 2\text{爐}$
- 熱值： $3,304\text{kcal/kg}$ (濕基高位)
 $2,773\text{kcal/kg}$ (濕基低位)

4.1.3 50%降載

依最高處理熱負荷之50%爲降載要求：

- 處理量： $208\text{kg/hr} \times 2\text{爐}$
- 熱值： $4,860\text{kcal/kg}$ (濕基高位)
 $4,318\text{kcal/kg}$ (濕基低位)

4.2 焚化性能設計要求

本油污泥焚化處理之性能要求包括廢氣排放濃度，廢水排放濃度及灰爐灼熱減量，其分別之限值請參見表 2。

4.3 處理流程

處理系統之組成乃依據廢污性質、設計處理量及設計性能限值，並參酌各處理單元設備之功能彈性與處理效果據以選定。本油污泥焚化處理裝置所選定之處理流程參見圖 1。

4.4 處理系統功能及設計準則

4.4.1 輸送貯存進料系統

輸送貯存進料系統包括脫水污泥輸送泵、脫水污泥貯存槽、CPI 油泥貯存槽、油槽清洗底泥貯存槽、脫水污泥進料泵、CPI 油泥進料泵及油槽清洗底泥進料泵等。

表 2 焚化處理裝置焚化性能設計限值

項 目		限 值
廢 氣 排放項目	不透光率	10 %
	粒狀污染物	80 mg/Nm ³
	SO _x (SO ₂ 表示)	280 ppm
	NO _x (NO ₂ 表示)	120 ppm
	CO	160 ppm
	F ⁻	4 mg/Nm ³
	HCl	56 ppm
	H ₂ S	64 ppm
廢 水 排放項目	COD _{cr}	500 ppm
	SS	400 ppm
	Cl ⁻	3,000 ppm
	溫度	45 °C
	水量	1,000 CMD
灰燼灼熱減量		5 %

*以6% O₂ 為基準。

1. 貯存槽

(1)功能：提供油污泥送入焚化爐前暫存之用

(2)設計準則

- 脫水污泥、CPI油泥及油槽清洗底泥各一座，每座貯存容量以30m³為基準。
- 地上式設計，材質為碳鋼製槽體並內襯有防腐蝕塗裝。
- 槽內設適當之攪動設施以減少發生架橋作用之現象。
- 採密閉式及氮氣填充設計、臭味並送入焚化爐予以處理。
- 現場設物料位置高低警示器及其他相關工安消防設施。

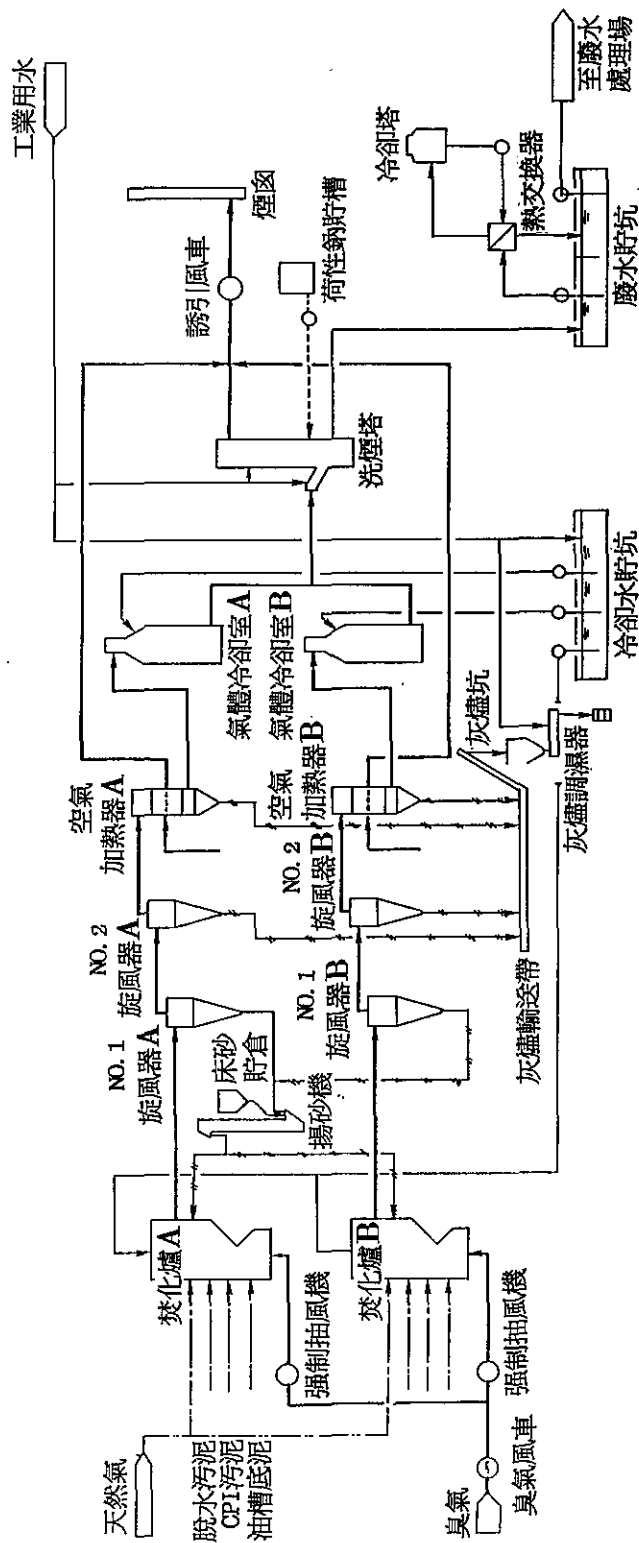


圖 1 林園廠油污泥焚化處理裝置處理流程圖

2. 進料泵

(1) 功能：將油污泥順利且適當地送入焚化爐內予以有效處理。

(2) 設計準則

- a. 脫水污泥、CPI 油泥及油槽清洗底泥各二台，採正排量式設計。
- b. 泵送量為可調整式，並能配合油污泥熱值，爐床溫度及焚化爐出口廢氣含氧量調整進料量。
- c. 泵之動力設計具輸送油污泥 20~40% 固體物含量之能力。

4. 4. 2 焚化處理系統

焚化處理系統主要包括流動床爐體、空氣供給設備、燃燒器及流動床砂補砂設備等。

1. 流動床爐體

(1) 功能：在適當溫度、助燃空氣及停留時間等條件之控制及維持充分之流動化下使油污泥中之可燃物乾燥並氧化為安定之無機物質以達到減量的目的，同時防止二次公害之發生。

(2) 設計準則

- a. 採氣泡式 (bubbling type) 設計且利用斷面空氣流速的不平均形成各種型式之循環功能。
- b. 爐內砂層溫度範圍控制在 650~850℃, freeboard 區域控制在 750~950℃。
- c. 供給過剩空氣量： $\leq 40\%$ 理論空氣量
- d. 爐體外殼厚度為 3/16 英吋 ASTM A-36 鋼板
- e. 爐體絕緣保溫設計
 - 一旦停爐時，爐床溫度下降率每小時低於 8℃
 - 爐體表面溫度低於 60℃ (以外氣溫度 35℃，風速 2 m/sec 為基準)
- f. 爐體內壓維持 -1.0~-3.0 cmAq 之負壓狀態
- g. 須有人孔、油污泥進料口、燃燒器、驟冷水進口、廢氣出口及緊急排氣出口等開口。
- h. 檢視窗設置於流動床砂區域、freeboard 區域及燃燒器對面等處，並且有空氣冷卻裝置以維護操作人員安全。
- i. 具自動聯控 (inter-lock) 機能及其他重要位置之溫度、壓力監測。

2. 空氣供給設備

(1)功能：包括經由空氣散風器以供砂床流動化之空氣、二次燃燒空氣、天然瓦斯霧化空氣、冷卻空氣及清除空氣之供應。

(2)設計準則

- a. 流動化鼓風機設置 2 台，備用 1 台。
- b. 設計空氣供給風量為最大風量再加上至少 20% 之餘裕容量並配合各種操作彈性。
- c. 考慮防音防振及操作維修方便性以設置於室內為原則。

3. 燃燒器

(1)功能：提供於開爐時提高爐床溫度以達焚化油污泥進料之溫度或於正常運轉中維持爐溫之需要。

(2)設計準則

- a. 使用低氮氧化物燃燒器並以天然瓦斯為燃料。
- b. 須含紫外線掃描器、燃氣流量計、燃燒監控盤、電氣點火設施及相關安全、控制設計。

4. 流動床砂補砂設備

(1)功能：提供新鮮流動床砂至焚化爐內以維持爐內流動床砂之高度。

(2)設計準則

- a. 流動床砂補砂設備包括床砂貯倉及床砂進出料裝置等。
- b. 床砂貯倉設置 1 座，其容量為 8m^3 ，且材質為碳鋼。
- c. 密閉式設計且設高低位指示器及倉頂排氣過濾器。
- d. 床砂使用參考規格參見表 3。

4.4.3 廢熱回收系統

1. 功能：於高溫燃燒氣體降至廢氣處理系統入口溫度之過程中回收其熱能以提供煙囪出口排氣再加熱至 $120\sim 180^{\circ}\text{C}$ 。

2. 設計準則：

- (1)採氣體／氣體熱交換器回收熱能設計，設兩座。
- (2)材質須為耐高溫且可承受例行或短時間溫度達 $1,000^{\circ}\text{C}$ 之要求。

表 3 流動床砂使用參考規格

成分	SiO ₂	大於90%
	Al ₂ O ₃	3~5%
	Fe ₂ O ₃	0.5~2%
粒 徑		0.6~0.8mm
硬 度		MODE 7~8
比 重	真比重	2.6
	容積比重	1.5

4.4.4 二次污染防治系統

二次污染防治系統主要包括廢氣處理設施及廢水前處理設施。

1. 廢氣處理設施

(1) 功能：將廢氣中之粒狀污染物及有害氣體成份（例如：SO_x、NO_x、HCl……等）處理至符合4.2節所規定之排放標準。

(2) 設計準則：

- 設計一組，兩座焚化爐共用，因此須考慮廢氣量變化之控制與操作不致影響其效率。
- 參考廢棄物中硫與氯之含量以及流動床焚化爐之特性，採旋風集塵器配合濕式洗滌器方式設計。
- 廢氣處理所產生之飛灰，予以冷卻潤濕至含水量約30%，以避免飛灰飛散不利操作。
- 設施具備足夠之容量及考慮耐腐蝕性、耐熱性。

2. 廢水前處理設施

(1) 功能：用以貯存或初步處理廢氣洗滌廢水，以能符合4.2節之要求。

(2) 設計準則：

- 廢氣洗滌廢水先以中和冷卻後始予排放至廢水二級處理工場。
- 廢水排放前之貯存設施其容量以停留時間15分鐘設計。

4.4.5 煙囪排氣系統

煙囪排氣系統主要包括誘引抽風機、煙囪及煙囪排氣自動監測設施等
○

1. 誘引抽風機

(1) 功能：將廢氣全數有效抽送至煙囪而排放於大氣中並維持爐體內之負壓狀態 ○

(2) 設計準則

- a. 設一座，兩套焚化爐共用，共有備用一座且具自動切換功能 ○
- b. 抽送能力足以將廢氣全數且穩定排出，且考慮 10 ~ 30% 餘裕容量及防音振動之措施 ○
- c. 設計風壓為最大風壓再加 10~20% 之充裕量 ○

2. 煙囪

(1) 功能：將廢氣排入大氣中

(2) 設計準則

- a. 煙囪高度為 30 公尺，採鋼製設計其排氣出口速度為 12 m/sec 以上，以避免發生下沖 (down-wash) 之現象 ○
- b. 煙囪設有監測孔、採樣孔、爬梯與欄杆之設置，以方便取樣作業 ○
- c. 煙囪設置有空氣污染連續監測器，其記錄器設於控制室內之儀控盤上 ○

3. 煙囪自動監測設施

(1) 功能：監測煙囪排放廢氣中之粒狀污染物及有害氣體濃度 ○

(2) 設計準則

- a. 監測項目包含二氧化硫、氮氧化物、一氧化碳、二氧化碳、氧氣、不透光率 (opacity) ○
- b. 自動監測系統採連續式，且其記錄器設置於控制室內之儀控盤上 ○
- c. 測定位置依環保規定，且具有維護、保養且安全之工作平台 ○
- d. 測定儀器能夠承受煙囪內廢氣溫度之環境要求 ○

4. 4. 6 聯鎖控制系統

1. 功能：維護焚化處理系統之操作安全及確保焚化系統之執行能力 ○

2. 設計準則

- (1) 油污泥自動停止送料與爐床溫度過低／過高、輸送設備故障、熱交換器出口排氣溫度過高、熱交換器出口之煙道空氣溫度過高、排氣含氧量連續過低等聯鎖控制。
- (2) 燃燒器自動停止輔助燃料送料與燃燒器之鼓風機停機、供給空氣低於設定值、爐體排氣溫度高於設定值、煙道空氣溫度高於設定值等聯鎖控制。
- (3) 爐床輔助燃料自動停止送料與爐床溫度低於設定值、爐床溫度高於設定值、排氣溫度過高煙道空氣溫度過高等聯鎖控制。

五、設備概要

本油污泥焚化處理裝置各項主要設備概要說明如表 4。

六、處理效果

本油污泥焚化處理裝置於80年12月間執行一次連續48小時及一次連續8小時性能測試，共進行6次廢氣、廢水及灰燼灼熱減量採樣分析，其結果如表5，顯示其處理功能不僅能符合規劃設計要求，其空氣污染物排放濃度更低於即將實施之“廢氣物焚化爐空氣污染物排放標準”中規定限值。

七、結 論

1. 由中鼎公司所規劃監造之中油林園廠油污泥焚化處理裝置，已經操作證實為一座功能完善之焚化處理設施。
2. 流動床在國外不僅應用於工業製程及汽電共生方面已有多多年歷史，在廢棄物之處理上亦被為廣泛使用；相較於國外，國內流動床之實績則仍多局限在工業製程及汽電共生方面之應用。本裝置之興建不僅為國內第一座以處理廢棄物為目的之焚化設施，更由於運轉迄今其處理成效令人滿意，顯示以流動床方式處理國內日益增多之污水廠污泥不僅在技術上可行，在實際應用上亦極具推廣價值。

表 4 主要設備清單

設備編號	名稱	數量	型式 / 容量	尺寸
F-6001A/B	焚化爐	2	型式：旋回式流動床	1.08m ² × 11.3m(H)
			最高處理量：1.8 × 10 ⁶ kcal/hr	
			平均負載：1.15 × 10 ⁶ kcal/hr	
			50%降載：9.0 × 10 ⁶ kcal/hr	
T-6001	DEWATERED SLUDGE STORAGE TANK	1	CYLINDRICAL & PYRAMIDAL BOTTOM TYPE / 30m ³	φ 4,000 × 4,500H
T-6002	CPI OIL SLUDGE STORAGE TANK	1	CYLINDRICAL / 30m ³	φ 3,500 × 3,600H
T-6003	BOTTOM SLUDGE STORAGE TANK	1	CYLINDRICAL / 30m ³	φ 3,500 × 3,600H
T-6004	SAND TANK	1	SQUARE & PYRAMIDAL / 8m ³	1,500 × 2,000 × 4,000H
T-6006	ASH BUNKER	1	SQUARE & PYRAMIDAL / 3m ³	1,500 × 1,500 × 2,600H
T-6007	CAUSTIC SODA TANK	1	CYLINDRICAL / 10m ³	φ 2,000 × 2,400H
P-6001A/B	DEWATERED SLUDGE TRANSFER PUMPS	2	POSITIVE DISPLACEMENT / 3m ³ / H × 14kg / cm ²	
P-6002A/B	DEWATERED SLUDGE FEED PUMPS	2	POSITIVE DISPLACEMENT / 1m ³ / H × 9kg / cm ²	
P-6003A/B	CPI OIL SLUDGE TRANSFER PUMPS	2	POSITIVE DISPLACEMENT / 8m ³ / H × 2kg / cm ²	
P-6004A/B	CPI OIL SLUDGE FEED PUMPS	2	POSITIVE DISPLACEMENT / 1.2m ³ / H × 6kg / cm ²	
P-6005A/B	BOTTOM SLUDGE TRANSFER PUMPS	2	POSITIVE DISPLACEMENT / 3.5m ³ / H × 2kg / cm ²	
P-6006A/B	BOTTOM SLUDGE FEED PUMPS	2	POSITIVE DISPLACEMENT / 1.2m ³ / H × 6kg / cm ²	
P-6010A/B	SCRUBBER CIRCULATING PUMPS	2	CENTRIFUGAL / 40m ³ / H × 2.5kg / cm ²	

表 4 主要設備清單 (續)

設備編號	名稱	數量	型式 / 容量	尺寸
C-6001A/B/C	FORCED DRAFT BLOWER	3	MULTI-STAGE TURBO TYPE/3,124Nm ³ /H×2500mmAq	
C-6002A/B	INDUCED DRAFT FAN	2	CENTRIFUGAL TYPE/360Nm ³ /min×120mmAq	
C-6003A/B	FOUL AIR FAN	2	CENTRIFUGAL TYPE/90Nm ³ /min×90mmAq	
M-6004A/B	BURNER	2	88NM ³ /H-LNG	
M-6008A/B	NO.1 CYCLONE	2	SINGLE STAGE TYPE	φ 1,100
M-6010A/B	NO.2 CYCLONE	2	SINGLE STAGE TYPE	φ 1,100
E-6002	WASTE WATER COOLER	1	PLATE TYPE/DUTY 1.29×10 ⁶ Kcal/hr	1,810×680×1,530
V-6003	COOLING TOWER	1	COUNTER FLOW TYPE/DUTY : 1.2×10 ⁵ Kcal/hr	
M-6015	ASH HUMIDIFIER	1	SHAFT PADDLE TYPE/2m ³ /H	
M-6005	SAND ELEVATOR	1	BUCKET TYPE/500kg/hr	
M-6013	ASH CONVEYOR	1	FLIGHT CHAIN TYPE/500kg/hr	
E-6001	AIR HEATER FOR PLUME	1	DUTY 1.29×10 ⁵ Kcal/hr	
V-6001A/B	GAS COOLING CHAMBER	2		φ 2,024×14,000H
V-6002	SCRUBBER	1		φ 1,250×13,500H
V-6004	STACK	1	CYLINDRICAL TYPE	φ 650×φ 520 TOP

表 5 焚化處理性能測試結果

時間、排放濃度		80/12/12~80/12/14					80/12/26	分析方法
項目		1	2	3	4	5	6	
廢氣 排放項目	粒狀污染物, mg/NM ³	77.6	62.6	70.1	65	78.5	53.9	稱重法
	SO _x (以SO ₂ 表示), ppm	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	滴定法
	NO _x (以NO ₂ 表示), ppm	59	81	99	100	83	51.9	比色法
	HCl, ppm	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	比色法
	CO, ppm	4.0	3.9	3.8	4.1	4.8	1.7	G.C.法
	F ⁻ , mg/Nm ³	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	比色法
	H ₂ S, ppm	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	比色法
廢氣 排放項目	CODcr, ppm	65	74	365	84	78	33.7	滴定法
	SS, ppm	203	302	280	326	391	386	稱重法
	Cl ⁻ , ppm	48	44.4	43.3	50	42.2	46.8	滴定法
	溫度, °C	38	39	37	38	38	37	—
	水量, CMD	833	833	833	833	833	833	—
灰渣灼熱減量, %		4.0	4.0	4.5	3.5	4.4	3.11	—

* 以6% O₂為基準。

核二廠雜項廢液處理系統改善計畫介紹

邱福全*

摘 要

核二廠雜項廢液處理系統係設計來處理收集於汽機廠房一般廢水集水坑、柴油機房集水坑、輔助鍋爐間集水坑、輔助鍋爐燃油備用槽區集水坑及輔助鍋爐燃油槽區集水坑等集水坑內之廢水。系統原來之設計主要在針對廢液中之廢油及懸浮微粒加以去除後，再排入循環水排放渠道。但自電廠運轉至今，間斷偵測到廢液中含有放射性物質。經多年追蹤改善，仍無法完全排除放射性廢水污染本系統之廢液，乃決定將一般及含油廢液系統更名爲雜項廢液系統並視同放射性廢液系統進行全面改善。改善後之雜項廢液處理系統將爲一、二號機所共用，並將安置於一棟新建之雜項廢液廠房內，此廠房位於二號機柴油機廠房之北方。

雜項廢液處理系統之設計應符合下列一般功能要求：

1. 中華民國原子能法規要求及環保署民國八十七年電廠放流水標準。
2. 美國核能法規及適用之法規指引，如R.G 1.143及ANS/ANSI 55.6。
3. 將因操作及維護而可能引起系統及人員安全之負面影響減至最小。
4. 系統設計涵蓋最大可能之廢水量及污染量。

本處理系統係以重力分離法、加壓空氣上浮法及吸附過濾法去除廢液中之油脂及懸浮固體物，使處理後之放流水水質符合環保要求。對廢液中可溶之放射性核種，則以選擇性離子交換樹脂予以去除，使處理後放流水中之放射性含量小於偵測儀器之可測下限(LLD限值)。

一、前 言

核二廠雜項廢液處理系統原本是設計來處理非放射性廢液的，但自電

* 益鼎工程股份有限公司工程師

廠商業運轉以來，其上游廢液收集系統間歇性受放射性物質的污染。當廢液收集系統受到輻射污染時，雖然核二廠均採緊急處理措施而未將其釋入海中。不過由於現有的油水分離器對油及懸浮物之去除效果不佳，約僅能去除65%的油及懸浮物，使得目前排放水之懸浮固體濃度高達150mg/l，油脂濃度11~15 mg/l，若不加以改善，將無法符合預定在民國87年實施之環保法規「懸浮固體小於30mg/l，油脂小於10mg/l」的規定。為使本雜項廢液處理系統之放流水能符合日益嚴格的排放水標準，並儘量減少經由本系統排至海中的放射性物質，乃決定新增處理系統予以全面改善。

二、發電流程簡介

本廠座落本省北部濱海地區，為沸水式核能電廠。利用核反應爐產生之蒸汽，直接驅動汽輪發電機組，產生電力。廠內計有同型機組兩部，外加緊急氣渦輪機，裝置容量達2,000 MWe以上。本廠機組特色如下：

- 蒸汽供給系統—奇異公司BWR-6電廠設計，反應爐熱功率輸出為2,894 MWt。
- 汽輪發電機組—西屋公司TC4F-44，額定出力為985.3MWe。
- 包封容器—第三代(Mark-III)包封容器系統，兼有乾井和壓力抑制的特點。
- 海水冷卻。

沸水式反應爐之流程(如圖1)簡介如下：

1. 爐心(core)為一熱源(因核反應生熱)，通過燃料元件的冷卻水，被加熱而沸騰。
2. 飽和蒸汽經汽水分離器(moisture separator)及蒸汽乾燥器(steam dryer)，除去水份(水份少於0.1%)。
3. 反應爐出口蒸汽壓力為71.4Kg/cm²，288℃，由主蒸汽管進入汽機高壓段。
4. 蒸汽經高壓段作功後，進入汽水分離再熱器(moisture separator reheater，簡稱MSR)，再熱後送入汽機低壓段。蒸汽經低壓段作功後，排入主冷凝器(condenser)，被凝結成水，匯集於熱井(hotwell)內。

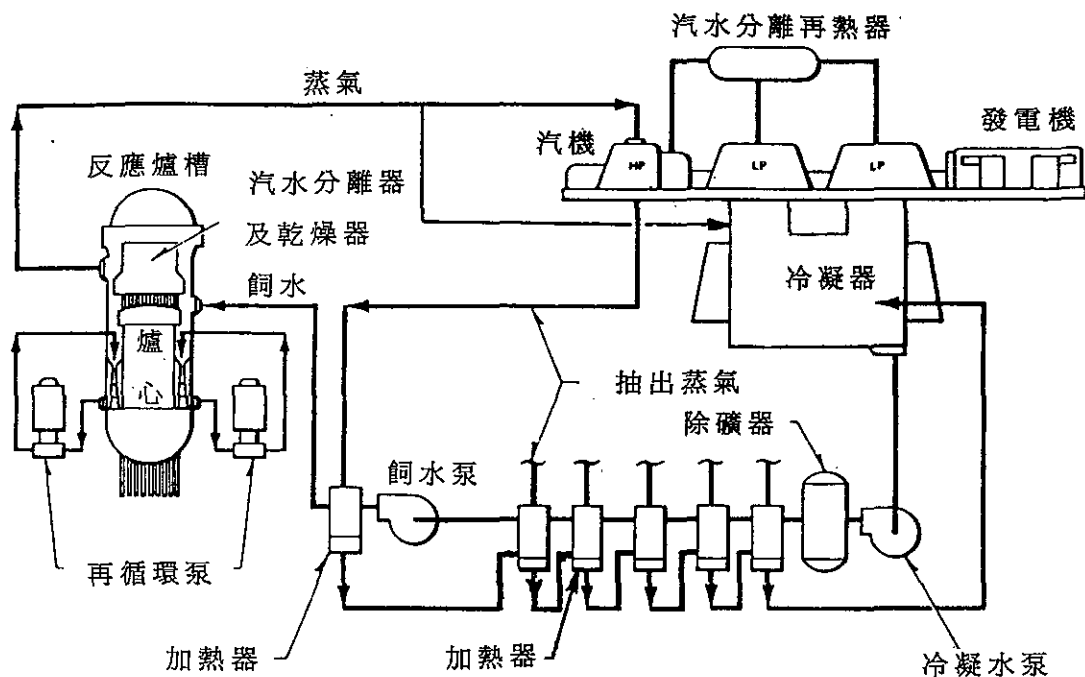


圖 1 沸水式反應爐之流程蒸氣

5. 熱井內凝結水，由馬達驅動之凝結水泵 (condensate pump) 打出，經凝結水除礦器 (除去雜質)、各低壓加熱器至反應爐飼水泵。
6. 由小汽機驅動之反應爐飼水泵 (reactor feed water pump)，將冷凝水再加壓，此後稱作給水 (或飼水)，給水經高壓加熱器加熱後，送回反應爐，溫度約 215°C 。
7. 反應爐環狀降水區之水，被噴射泵吸入，強制通過爐心，再產生蒸汽，如此循環不已。
8. 圖 1 左側，稱作核能蒸汽供給系統 (nuclear steam supply system, NSSS) 右側統稱一般廠內系統 (balance of plant, 簡稱 BOP)。

三、雜項廢液來源

根據放射性廢液管制法規 ANSI/ANS 55.6 之解釋，廢液處理系統起自

(1)反應器冷卻水壓力邊界。(2)由其他系統排入本系統之點或(3)為收集廢液而設置之廠房內集水坑。而終於(1)釋放至環境之管制點。(2)送至廢料固化系統之交接點。(3)再循環使用或儲存之交接點。依據以上之解釋，核二廠項放射性廢液處理系統(以下簡稱為雜項廢液處理系統)定義為起自各廠房集水坑(包括汽機廠房一般廢水集水坑、柴油機房集水坑、輔助鍋爐間集水坑、輔助鍋爐燃油備用槽區集水坑及輔助鍋爐燃油槽區集水坑)，而終於排放入循環水排放渠道之放流口。

廢液的來源可分別敘述如下：

1. 汽機廠房內一般廢水收集系統

核二廠在最初設計時，僅將放射性及非放射性廢液分開收集，含油廢液並未單獨收集及處理，而將其併入一般(非放射性)廢水收集系統處理。此外洩水管路在安排上亦考慮欠週全，部分含放射性之設備洩水孔及不含放射性之地面洩水孔位於同一房間或地區內，並分別導往放射性廢水集水坑及一般廢水集水坑。在正常情況下，如此安排並無問題，但若在維修拆卸設備或大破管時，大量含放射性之液體自管路流出，超過設備洩水孔之排洩量時，即可能溢流至附近之地面洩水孔而流至一般之廢水集水坑內。同時由於廠房內部分地區樓板採用格子狀之鋼板，此時雖然下層地區設備為非放射性，但若上層有放射性廢水洩漏仍會經由樓板空隙滴下，而經由下層之地面洩水孔進入一般廢水集水坑。此外，由於放射性廢水集水坑和一般廢水集水坑彼此緊鄰，當其中之一進水量大於泵浦之出水能力時，即會滿溢入另一集水坑中而造成互相污染。由於以上幾點原因，使得一般廢水坑內經常受放射性污染。

核二廠汽機廠房一般廢水坑每部機各有1個，容量各為3.534立方公尺。其位置在汽機廠房靠近二部機組共用設備廠房之中央部分而與放射性廢水集水坑為鄰。由於曾發生滿溢而彼此污染，導致廢水處理之嚴重困擾。目前核二廠已在兩個集水坑周圍加築矮堤隔離，並加大其泵浦之泵水能力。如此一來，滿溢而相互污染之情形已較少發生。

目前每個集水坑均配備2台泵浦，當坑內水位達到高水位時，即自動起動1台抽水機，將水自集水坑泵往廠房外之油水分離器。若水位繼續升高(表示進水速度大於出水速度)達到高水位時，即發出警號並自動

起動另一台抽水機。若運轉中之泵故障則亦自動起動另一泵，並發出警號。若水位降到低水位時即自動停止抽水。由於二部機共用設備廠房之洩水管線係排往1號機集水坑，因此1號機之抽水機容量較大，為每小時47.5立方公尺，2號機則為每小時22.7立方公尺。

2. 柴油發電機房、輔助鍋爐間、輔助鍋爐燃油備用槽區及輔助鍋爐燃油槽區集水坑及集水坑泵

柴油機房集水坑位於柴油機房外，每部機各有1個，為露天但有蓋板之形式，且各配置2台抽水機。所收集之廢水經管線泵往各自之油水分離器處理。輔助鍋爐間為兩部機共用，在東南角室內設有1個集水坑，並配置2台抽水機。此抽水機將廢水抽送至2號機之油水分離器處理。輔助鍋爐燃油備用槽周圍有一牆圍成一封閉區域，在東南角設有一露天式(open type)集水坑，並配置2台抽水機將廢水抽往2號機之油水分離器，當儲油槽或管路破損時，此集水坑可用來收集含油廢液。輔助鍋爐燃油槽周圍亦以矮牆圍成一封閉區域，內有兩個集水坑。原設計各配置2台抽水機，但目前只有較靠近輔助鍋爐間之集水坑裝有抽水機，另一坑之泵已拆除。此集水坑為露天式，當油槽或管路破損時，此集水坑可用來收集含油廢液。本集水坑之廢水亦泵往2號機之油水分離器。以上6個集水坑容量均為1.701立方公尺，而每個抽水機之抽水能力均為每小時11.34立方公尺。油槽區之抽水機以手動控制，但柴油機房及輔助鍋爐間集水坑泵則為自動控制。其原因是：

(1)當油槽破裂時會有大量油湧出，手動操作可避免油被泵入油水分離器，造成油水分離器超過負荷能力而失效。(目前核二廠若發現大量漏油，則先以人工方式在集水坑撈油)。

(2)油槽區正常情況下廢液量均不大，手動操作並不會造成太多運轉上的不便，其作業方式為當集水坑高水位時即發出警號，提醒運轉員前往查看，視廢液情況決定將廢液泵往油水分離器或找工作人員撈油。

以上四區所收集之廢水，其主要污染物為廢油，通常不含放射性物質。

四、廢水質量及特性

通常設計廢水處理廠須具備三項基本依據，即水質、水量及法規標準。由廢水水質及其所含污染物種類，可初步選定適當處理方法，再參考水量之多寡，以決定設備容量及尺寸。此外，若無其它特殊要求，則參照相關法規之要求來決定放流水應達到的標準。

4.1 水質

根據台電公司對核二廠雜項廢液系統之水質化驗資料，可知核二廠雜項廢液之特性可歸納說明如下：

1. 比導電度

約介於 $50 \sim 6,700 \mu\text{mho/cm}$ 之間，此範圍之比導電度約分別相當於 20 mg/l 及 $2,680 \text{ mg/l}$ 之中性鹽類溶於水中。一般而言，純水中約含 20 mg/l 中性鹽類，而普通水甚少超過 $1,000 \mu\text{mho/cm}$ ，至於海水之比導電度則約為 $30,000 \mu\text{mho/cm}$ 。由於系統原設計上即涵蓋收集維修熱交換器時排放之冷卻用海水，因此高導電度之發生可歸因於海水之排入。

2. pH值

大氣中二氧化碳會溶於水中而形成碳酸，使得pH值比中性值略低，但至多不會低於5.6。而由表1之水質資料顯示，pH值約介於4.5~7.4，當pH值低於5.6時，表示含酸性之液體被倒入雜項廢液收集系統。經查雜項廢液之來源僅在汽機廠房、柴油機房及控制廠房內少數幾區有酸液之來源，但酸液在進入本系統前均會先進入一集水坑，於此處應先予以中和後再排入本雜項廢液系統。中和效果不佳才會有pH值低於5.6之狀況發生。

3. 放射性強度

約在 $10^{-6} \sim 10^{-3} \mu\text{Ci/ml}$ 間，此為沸水式核能發電廠反應器冷卻水中可預期之放射性強度值。

4. 總有機碳 (total organic carbon, TOC)

含量最大約為 50 mg/l ，一般亦大約在 $10 \sim 20 \text{ mg/l}$ 之間，而生化需氧量與總有機碳比值約為 $0.4 \sim 2$ 。因此，化學需氧量應不超過 100 mg/l ，故

可推斷，雜項廢液中除油脂外，應不含其它有機污染物。

依以上之分析可大致瞭解雜項廢液之水質。另由核二廠運轉經驗得知，雜項廢液中所含之放射性物質中，約80%為非溶解性（呈懸浮微粒狀），其餘則為溶解性（呈離子狀態）。

表 1 核二廠一般含油廢液之水質資料（由民國77年1月至5月）

比導電度	50~6,700 $\mu\text{mho/cm}$
pH 值	4.5~7.4
氯含量	10~4,100 ppm
總有機碳 (TOC)含量	2~50 PPM
濁度	1.2~25 NTU
放射性	< LLD至 1×10^{-3} $\mu\text{Ci/ml}$ ，但以< LLD至 1×10^{-6} $\mu\text{Ci/ml}$ 較多

4.2 水量

民國77年2月至79年2月間，核二廠現有雜項廢液處理系統運轉資料顯示，一號機雜項廢液處理廠最高排放量約 $568\text{m}^3/\text{day}$ ，平均排放量約 $98\text{m}^3/\text{day}$ ；二號機雜項廢液處理廠最高排放量約 $719\text{m}^3/\text{day}$ ，平均排放量約 $125\text{m}^3/\text{day}$ 。

4.3 設計值

由於核二廠雜項廢液之每日水量變化極大，最大日進水量可高達平均進水量之3.5倍，故在設計上應採保守方式，亦即設計值儘可能涵蓋最大之進水量。根據上節所述，以下乃就水量及水質之設計值及採用法規之標準做進一步說明。

1. 處理水量：正常每日處理量 238m^3

最大每日處理量 680m^3

根據核二廠一號機及二號機的一般及含油廢液系統（雜項廢液系統的前身）最近三年之排放量可知，二號機之流量較一號機為高，因此在計算本系統之最大處理量時必需先考慮二號機的最大排放量。根據ANSI

-55.6 及 R.G.1.143 的規定，放射性廢液處理系統的設計容量（含每日處理量加上儲存槽的容量）必須足以處理（或容納）發生機率大於1%的廢水量。依此規定，計算出二號機發生機率為1%的廢水量為 399.508 m³/day，而假設一號機於此時之排放量為其平均值96.655m³/day，再按照法規加計20%的安全餘裕以及10%乾舷（free board）容量，而算出每日最大廢水量為645.019 m³，至於正常每日處理量則只需考慮平均水量，一號機為96.655 m³，二號機為124.022 m³，相加即為220.677 m³。

由於核二廠雜項廢液之排出並非連續性的，而是先收集在各廢房的集水坑後再泵送至雜項廢液處理系統處理，為了保留必要的維修、加藥、調整等所需時間，因此決定正常時每日的廢水量應可在連續處理7小時內處理完（實際上此7小時可能分成數段），而在最大水量發生時亦可以2套設備同時運轉之方式，在10小時內完成處理程序，因此以34 m³/hr（150 gpm）做為正常時的處理量，而在最大水量時以68 m³/hr（300 gpm）處理，如此每日處理量分別為238m³及680m³，均高於設計之廢水量。

2. 水質：懸浮固體 300 mg/l
油脂濃度 300 mg/l
放射性核種 5×10^{-5} μ Ci/ml

由所蒐集之水質資料得知雜項廢液之重金屬含量均遠低於排放水標準，且自廢液產生之源頭判斷並無發生大量重金屬離子之因素，故不考慮處理重金屬。主要污染物僅需考慮懸浮固體，油脂及放射性核種等三項。根據現場水質化驗結果（表1及表2），可知油脂濃度一般均低於50 mg/l，但為求保守起見，仍參考火力電廠含油廢水油脂濃度，以300mg/l作為雜項廢液油脂濃度的設計值。懸浮固體物濃度實測值分別為160 mg/l，131 mg/l，為保守計，以300 mg/l為設計之懸浮固體物濃度。至於放射性核種強度在雖曾達 10^{-3} μ Ci/ml，但此狀況僅發生在大量放射性液體意外洩入此系統之集水坑內時，以核二廠目前採行更嚴格之廢液管制程序，本系統應不可能發生如此高之放射性廢液強度。過去幾年較常偵測到之強度大都小於 10^{-6} μ Ci/ml，為保守計，以放射性強度 5×10^{-5} μ Ci/ml為設計值。（註：根據二部機於民國77年1月至78年12月期間之記錄，雜項廢液之放射性強度大於此值所發生之天數不到此期間天數總和之5%）。

表 2 核二廠油水分離器排放水化驗結果 (民國 79 年 4 月)

化驗項目	單位	一號機	二號機
pH		6.91	6.84
活性	$\mu\text{Ci/ml}$	< LLD	< LLD
鐵	mg/l	0.63	0.74
銅	mg/l	0.05	0.03
鉻	mg/l	0.09	0.05
鎳	mg/l	0.1	0.13
油脂	mg/l	15.6	11.6
總懸浮固體物	mg/l	160 *	131 *
總有機碳	mg/l	0.835	1.6

* 註：取樣當天，加藥系統未啟動，故總懸浮固體物

之值偏高。核二廠之 LLD 為 $5 \times 10^{-7} \mu\text{Ci/ml}$ 。

3. 法規標準

經改善後之雜項廢液處理系統預定於民國 83 年開始運轉，依設備運轉及使用壽命，以民國 87 年起實施之排放標準做為處理水質目標較適當。經本計畫改善後，除須符合環保署最新放流水標準外，尚須符合台電所訂之火力電廠放流水標準。至於排放水中之放射性強度則須符合原子能委員會所訂之「游離輻射安全防護標準」及 LLD 限值。

五、廢水處理方法及效果

本處理系統將核二廠廠內雜項廢液自汽機廠房一般廢水集水坑、輔助鍋爐間集水坑、柴油發電機廠房集水坑、輔助鍋爐燃料油槽儲存區集水坑及輔助鍋爐燃油備用槽集水坑，分別以泵抽送入本處理系統，以物理化學處理法去除水中油脂、懸浮固體物及放射性核種，使排放水能達設計之水質目標。處理水在經人工取樣化驗確認後，才以批次排放方式予以放流。電廠正常運轉下，雜項廢液並不含放射性物質。在此狀況下，處理之流程如下(詳細系統流程如圖 2 所示)：

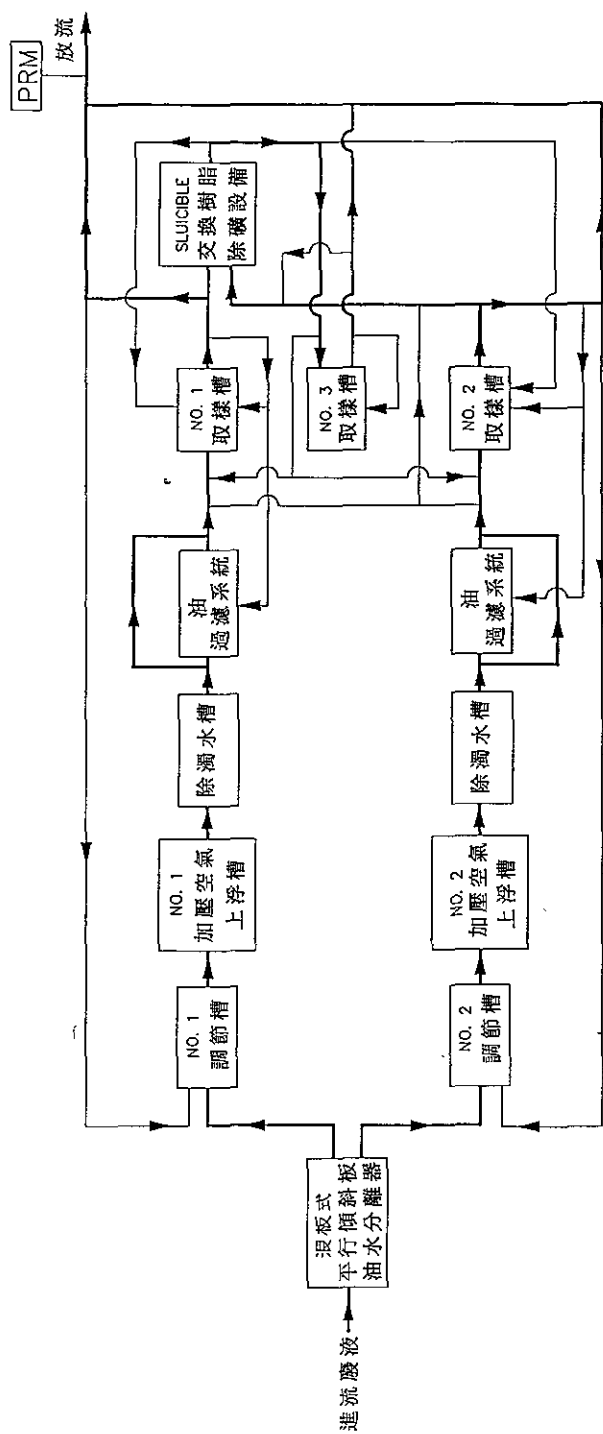


圖 2 改善後雜項廢液處理系統流程圖

周邊集水坑→重力式除油設備 (CPI) →調節槽→加壓空氣上浮槽 (DAF) →活性炭吸附器→取樣槽→放流 (排入循環水排放渠道後入海)

若處理水在經偵測得知不合放流水標準時 (如高油脂含量或高懸浮固體物)，則自動切換，將廢液送回調節槽重新處理。

若因放射性物質漏入收集系統而於取樣槽中經取樣化驗得知含放射性物質，則再依下列流程處理：

取樣槽→選擇性離子交換樹脂→第三取樣槽 (重新取樣化驗) →放流

若處理過廢液之放射性強度仍高於LLD，則表示交換吸附物質已飽和，應更換新品後，再循上述處理程序進行處理。

雜項放射廢液處理系統主要設備包括：

1. 重力式除油設備 (CPI)
2. 加壓空氣上浮槽及附屬設備 (DAF)
3. 活性炭過濾器
4. 選擇性樹脂床
5. 其他主要設備

茲分別敘述其功能如下列各點。

5.1 重力式除油設備 (CPI)

其本體概分為入水區，板箱組及出水區三部份。進水區為長方形構造並設有緩衝板，可使水流均勻分佈並防止短流。其後之板箱組內設平行排列之FRP浪板，與水平呈45度安放，並以不鏽鋼316L製成之鋼架固定。當水自進水區均勻流入板箱組時，因自由油滴比重較水為輕，可沿傾斜浪板，逆流而上，在板箱上方設有半月型集油管，可使廢油依重力方式流出。部份可沉降性懸浮固體物順水流沿板箱而下沉至底部，每隔一段時間即由操作員手動打開除泥閥使污泥流入污泥儲存槽。處理後之水即由其底部流向出水區。出水區亦為長方形構造，使水均勻流出。

5.2 加壓空氣上浮槽 (DAF) 及附屬設備

本系統之功能為去除廢液中之乳化油及懸浮固體物。其設備包括加藥

系統、加壓迴流泵及加壓空氣上浮槽等。廢液在進入空氣上浮槽之前自加藥系統加入混凝劑(硫酸鋁)及助凝劑(polymer)經靜態攪拌器混合，並與高壓空氣混合水(由加壓迴流水與壓縮空氣混合)在釋壓閥前混合，以增加氣液混合水之動力。經釋壓閥釋出之混合液，所含空氣可碎裂成極微小之氣泡，藉上升氣泡之動力將凝結之膠羽推往上浮槽表面。槽面之浮渣刮除設備再將污泥刮除送往污泥處理系統，槽體底部亦設有污泥刮除機，將沉澱之污泥集中後送往污泥處理系統。

加藥系統之設備包括加藥機、藥品攪拌槽、清水進水管線、加藥管線、靜態攪拌器、加藥泵浦及閥類。

5.3 活性炭過濾系統

本系統包括活性炭過濾器及油脂及濁度分析儀。其功能為去除放流水中殘餘之少量油脂及懸浮固體物，使放流水水質達設計之放流水標準。活性炭過濾器之設計為可傳送式，並具有逆洗之功能。經過活性炭過濾器處理後之廢液藉重力流入取樣槽。在取樣槽之前裝有支管抽取少量處理水送往濁度及油脂濃度分析儀。每個過濾槽均設有壓差計。

在壓差過大或下游濁度過高時，以手動起動泵浦自取樣槽抽取處理水予以逆洗。若下游分析儀顯示油脂過高，即顯示活性炭已達飽和，則經傳送管線將耗乏活性炭予以傳送至高密封性容器(high integrity container, HIC)中。

5.4 選擇性樹脂床

選擇性樹脂係用以去除水中之放射性核種，其製造方式特殊，使其只對特定核種，如鈷、錳、鉻及銻等具有吸附交換能力。總計有三床，其連接方式可為串聯或並聯操作。此種連接方式允許其中一個或二個樹脂床執行更換，而其餘樹脂床繼續使用。樹脂床之設計亦為可傳送式，允許將耗乏樹脂傳送至高密封性容器(high integrity container, HIC)中。

5.5 其他重要設備

其他重要設備包括：

1. 油泥及浮渣脫水機及附屬設備

2. 廢油裝桶設備

3. 流程輻射監視器

5.5.1 油泥及浮渣脫水機及附屬設備

處理流程係將CPI及DAF中沉降至底部之油泥及在表面被刮除之浮渣，以重力方式導送至泥渣貯存槽暫存，當貯存槽之液位計達到預設之高水位時，起動攪拌器再以泵浦將泥渣送至泥渣攪拌槽，與來自加藥槽之高分子凝結劑 (polymer) 攪拌使其充分作用之後，再以泵浦抽送至脫水機脫水成污泥餅，貯存於污泥餅漏斗中。各泵浦於液位到達低水位時即自動停止。而自泥渣中脫出之廢水 (含油脂、懸浮固體物及放射性物質)，及脫水機濾布清洗水導送至廠房廢液集水坑 (MLR Bldg. sump) 。為免脫水時過多的油隨水流出，濾布上將預敷矽藻土 (siliceous-marl) 或將矽藻土直接加入污泥中。污泥餅最後絞碎裝入55加侖桶中送往焚化爐焚燒。設備包括污泥貯存槽、攪拌槽、攪拌器、加藥槽、加藥泵、污泥餅漏斗、污泥傳送泵以及所有其他必需使用之設備。

5.5.2 廢油裝桶設備

廢油裝桶設備包括廢油貯存槽、管線及閥類，其功能為收集CPI浮除之浮油，以重力方式導送至廢油貯存槽貯存。當槽內所設之液位計達高水位時會發出警訊，而由操作員以氣動泵浦將廢油抽至55加侖桶，再送往焚化爐充當燃料。

5.5.3 流程輻射監視器 (PRM)

本處理系統之PRM共有2套，正常時僅使用1套，倘若發生故障或遭污染時，由操作員手動切換至另1套運轉。每個PRM均以1支管自放流水管路上抽取1小部分水進行偵測後，再流回原放流管路中，平時記錄流過之廢水中所含放射性，管理人員可配合前方所裝設流量計計算出排放出之活性總量，遇有高輻射時即發出警號並自動隔離下游之隔離閥。操作員可以廠用水沖洗PRM及受污染管路，除污後可重新恢復使用。

5.6 重要參考點之流量及水質

在表3中列出本系統中重要參考點之流量及水質要求。

表 3 本系統中重要參考點之操作參數、流量及水質要求

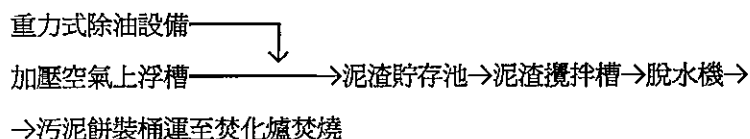
流程參數	流 程 位 置				
	原水(設計值)	CPI出水	DAF出水	活性炭出水	樹脂槽出水
溫度(正常)	25℃	25℃	25℃	25℃	25℃
流量	1.134m ³ /min	1.134 m ³ /min	0.567m ³ /min	0.567m ³ /min	0.567m ³ /min
油脂濃度	300 mg/l	120 mg/l	20 mg/l	5 mg/l	5 mg/l
S.S.濃度	300 mg/l	270 mg/l	30 mg/l	5 mg/l	5 mg/l
放射活性	5X10 ⁻⁵ μ Ci/cc	4.6X10 ⁻⁵ μ Ci/ml	1.5X10 ⁻⁵ μ gCi/ml	1X10 ⁻⁵ μ Ci/ml	<5X10 ⁻⁷ μ Ci/ml

5.7 雜項廢液處理廠房

為容納上述處理設備，核二廠將在二號機柴油機房的北側興建一棟新的三層樓廠房，同時為滿足廢料處理法規，必須設置通風過濾系統，排氣輻射偵測系統等，另外附帶照明、消防、給排水等工程。

六、二次廢料處理程序

重力式除油設備除可將浮油自水中分離外，尚可除去部份懸浮固體(形成油泥)，而加壓空氣上浮槽亦在去除油脂及懸浮固體之同時產生浮渣。因此，浮油、油泥及浮渣即為經常性產生之二次廢料。浮油先於廢油槽收集，俟一定量後，再泵入55加侖桶，送至核二廠附近之放射性焚化爐充當燃料。而油泥及浮渣，其處理程序為：將油泥及浮渣以泵送或重力流方式進入泥渣貯存池。經停留一段時間貯存至相當量後，再泵入泥渣攪拌槽，予以加藥調理。接著再泵入脫水機製成低含水率污泥餅，最後絞碎分裝入55 加侖桶內送往焚化爐焚燒。其程序如下所示：



非經常性二次廢料計有活性炭濾材及耗竭之選擇性離子交換樹脂。其中汰換之活性炭濾材貯存於55加侖桶內送往焚化爐焚燒。而耗竭後之選擇

性離子交換樹脂將以泵浦抽送至HIC內暫存，而後分裝入55加侖桶後烘乾
○再送至廢料倉庫暫存○

七、結 論

核二廠現有雜項廢液處理系統需要改善的原因，乃因現有設備（僅一套DAF）無法將廢液中之放射性核種去除，且處理後之放流水中尚含濃度高達150mg/l之懸浮固體物及11~15 mg/l之油脂，無法符合民國87年之放流水標準。為解決此問題，擬採用以上所述之處理系統，以使處理後之放流水符合民國87年環保署之放流水標準。

目前本案已完成設計工作，正等待台北縣政府核發廠房建築執照，俟執照核發後，即可進行招標、採購、施工等作業。俟本案工程完成後，相信可以使核二廠頭痛已久之雜項廢液受油及放射性物質污染之問題獲得極大改善。

八、誌 謝

本計畫執行時承蒙台電公司核二廠廢料課徐自生股長、核能技術處核能分析課劉志修先生以及本公司核能專案部王建立副理提供意見及協助，特此申謝。

棉布壓染工廠廢水減量及處理案例研究

張士元*

摘 要

案例廠為一以全棉梭織布為主的染整加工工廠。全廠每日產生廢水約在3,000~4,000噸，COD平均為1,900mg/l，BOD₅為540mg/l，顏色深暗且富變化性，透視度小於5公分。案例廠二個特色是漿料內含有約20%的PVA (polyvinyl alcohol) 漿料，和每天使用約一萬公斤的矽酸鈉，做為蒸染之前調整pH值之用。PVA漿料一般被認為是生物難分解物質；而矽酸鈉又被證實會累積在活性污泥內，使有效污泥比例減少，同時也會與混凝劑（如PAC, poly aluminum chloride）反應，增加額外混凝劑使用量。和一般染整廠相比，類似廠的廢水處理有較高的困難度。

在面對環保的課題下，案例廠進行了一串的改善行動。首先是廢水減量措施，布匹清洗水得到充分的利用，以致於製程中每碼布用水量從37.5 l降至24.1 l，用水量節省36%。廢水處理方面，針對廢水特性，擬定處理程序，並進行實驗室和模型廠試驗。最後得到：採高濃度活性污泥法，濃厚殘漿以剩餘污泥吸附，其他廢水先做生物處理，再做混凝處理是最經濟有效的處理程序。即使COD高達2,500mg/l，BOD₅達700mg/l，經過處理後，出流水可達COD=150mg/l，BOD₅<10mg/l，SS<50mg/l，透視度>15公分，符合82年排放水標準。同時每噸廢水化學藥品費用，由原先40元降至25元甚至20元以下，節省36%以上。操作條件：生物處理，MLVSS=5,000mg/l，HRT=2天，F/M=0.25kgCOD/kg MLVSS·day，SRT=18天；混凝處理，PAC=2,000ppm，陰離子高分子=2ppm，pH=6~7。文中並比較日本相似工廠的廢水處理方法，討論達到87年排放標準的途徑。

* 工業技術研究院化學工業研究所副工程師

一、前言

紡織染整工業為台灣重要工業，每年都為國家賺取不少外匯。然而染整工業產生相當大的污染也是衆所週知的。事實上，染整廢水由於其水量大、污染量大且富變化性，早被公認是較難處理的廢水之一。不同染整廠間的廢水水質相差極大，若不事先做好調查及處理程序評估，就遽然拿別的案例來設計蓋廠，則事後常常衍生相當大的困擾。以致於官方的取締和工廠周圍居民的抗議常見於報章之上。

本研究即是探討台灣中北部一家棉布壓染染整廠廢水處理改善工程，內容從廠內背景資料調查、製程瞭解、污染源掌握、廢水減量分流，現有廢水處理設施功能檢討，處理程序評估，最後定出最佳處理流程。預計放流水質以82年排放標準為目標。

二、製程簡介及污染源調查

案例廠建於民國73年，員工數約有300人，主要做棉布和T/C布之壓染加工，每月平均生產布匹300萬碼，棉布佔約80%，T/C布佔約20%。採連續式生產。圖1表示其製程及廢水產生的地方。

按製程區分，廢水大約可分為前處理廢水、染色廢水和整理廢水三種，但若以顏色來分，則可分為前處理（含整理段）廢水和染色廢水兩種。表1是各股廢水的水質水量調查資料。由數據得知，前處理段廢水佔大部份的污染量，單是退漿和精練廢水，其COD量即佔全廠的78%。這是棉梭織布染整廠的特色。而另一方面，染色廢水的COD污染量雖只佔全廠廢水的12%，卻是顏色污染的來源。

表2是同一時期染色藥劑及矽酸鈉、鹼的使用量，可以得知反應性染料最多，佔約65%以上，士林染料次之。而每天矽酸鈉用量相當大，約有1萬公斤。矽酸鈉被證實對生物及化學混凝處理，皆有很大的影響。液鹼（45%）每天用量也約有1萬公斤。

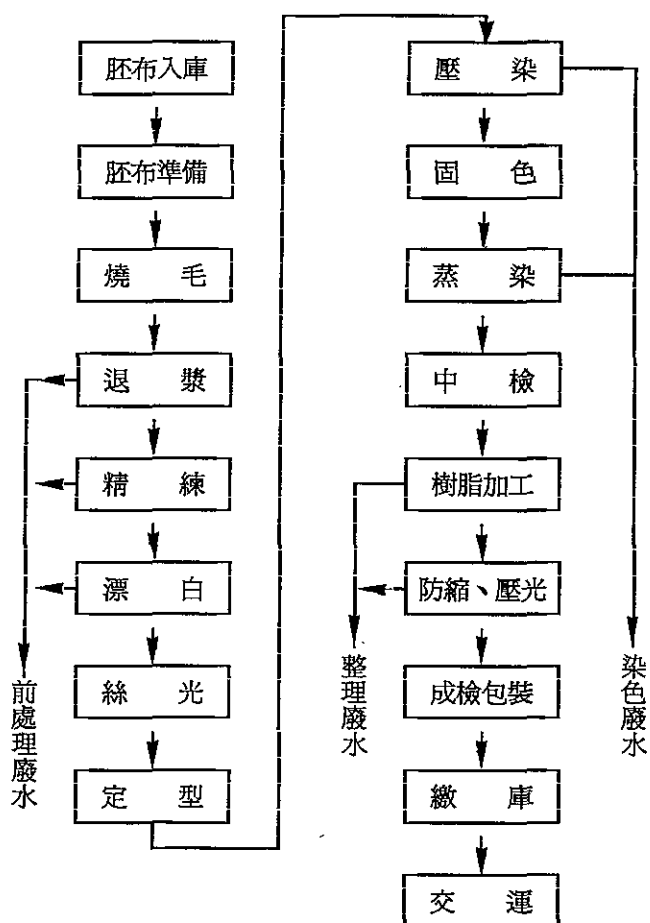


圖 1 案例廠生產流程、廢水來源及使用藥劑

三、現有處理流程及效果

案例廠廢水處理流程如圖 2，廢水處理採用先生物後化學混凝的方式。

經對現場處理單元進行評估得知：在長期沒有正常排泥的情形下，曝氣槽內 MLSS 達到 13,000mg/l，但是有效污泥比值 MLVSS/MLSS 只有 0.24，遠低於正常比值（0.6~0.9）。同時溶氧只有 0.5mg/l，在曝氣槽前端，DO 甚至在 0.5mg/l 以下，而最後部份 DO 則上升到 1.5mg/l，前段之曝氣效

果不佳。曝氣槽水力停留時間介於0.8~1.6天。混凝處理則以PAC當混凝劑，採用陰離子高分子當助凝劑，並使用高分子脫色劑以去除顏色。COD去除效果如表3。

表1 案例廠水質水量調查
(80年10月-12月)

廢水種類	水 量 CMD	pH	COD mg/l	BOD ₅ mg/l	SS mg/l	COD mg/l		kgCOD/day	佔全部 COD 污染比例 (%)
						Min.	Max.		
退漿廢水	500	5-12	7,236	2,120	308	1,000	18,000	3,618	44.9
精練廢水	700	12-13	3,900	1,050	92	760	12,000	2,730	33.8
漂白廢水	500	10-12	630	96	62	380	950	315	3.9
絲光廢水	200	13-14	420	97	72	—	—	84	1.0
其他(整理)	350	6-8	994	143	292	700	1,450	348	4.3
小 計(1)	2,250	9-10	3,123	850	163	2,520	4,800	7,027	88
壓染廢水	200	6-8	1,110	75	39	1,200	3,200	220	2.7
蒸染廢水	1,250	10-12	600	34	8	305	1,520	750	9.3
浸染廢水	—	12	870	224	22	—	—	—	—
小 計(2)	1,450	9-10	670	148	14	281	822	972	12
綜合廢水	3,700	9-10	1,986	543	168	440	3,200	7,340	

由表中數據可得知生物處理效果不佳，COD去除率只有59%。導致排放水不合格的主要原因為COD、BOD₅超過標準。另外化學藥品添加費用列於表4，每噸廢水處理費，光是化學藥品即達到40元。

四、廢水處理規劃

廢水處理規劃可分為廢水減量和處理程序評估二方面。

4.1 廢水減量規劃

廢水減量的意思是在廢水流到處理廠前，先減少它的水量和污染度。廢水減量的方法有下列幾種：(1)廢水分流。(2)廢水回用。(3)節水措施。(4)

表 2 案例廠 80 年 7 月至 81 年 3 月染色藥劑及矽酸鈉鹼使用量

單位：kg

項目 月份	顏料	士林 染料	反應性 染料	複合 染料	分散性 染料	矽酸鈉	鹼
七 月	2,370	1,650	7,225	50	970	325,700	368,630
八 月	2,280	1,250	8,050	170	2,100	347,110	320,050
九 月	1,942	1,315	6,716	24	480	371,356	323,068
十 月	1,510	1,089	6,472	19	378	375,170	397,220
十一月	1,772	985	6,173	6	19	296,391	378,670
十二月	859	919	4,695	1	94	193,477	314,610
一 月	847	985	5,553	14	59	264,538	293,340
二 月	280	1,009	3,583	6	116	148,370	224,390
三 月	898	843	5,248	19	80	240,116	258,623

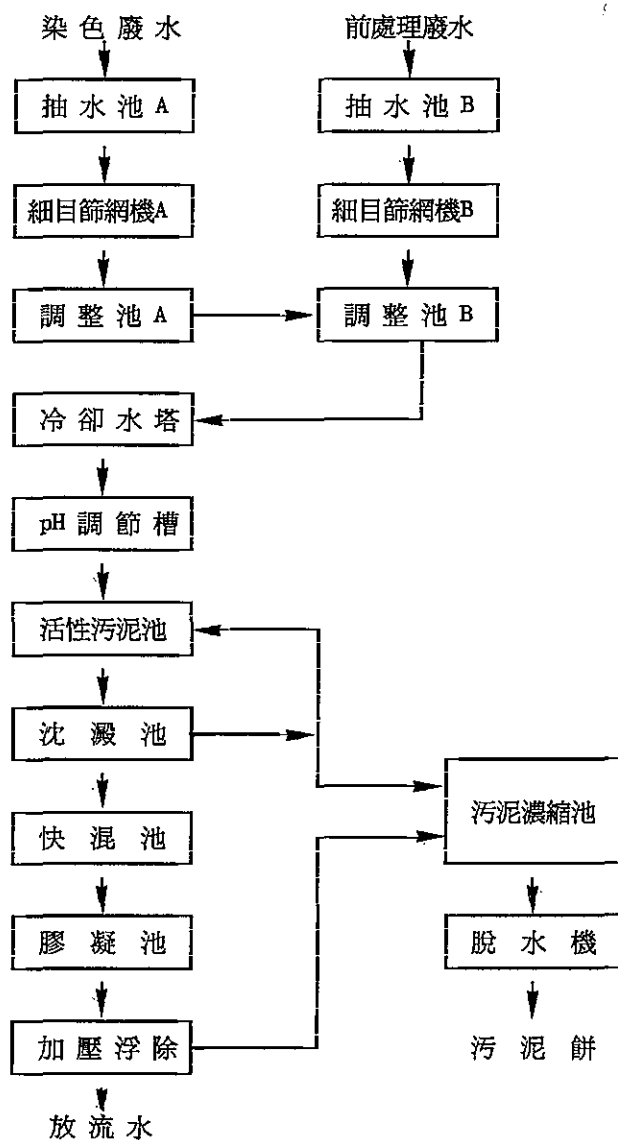


圖 2 案例廠廢水處理流程圖

替代藥劑使用。⑤廠內管理改善。

案例廠為一連續式生產的工廠，各製程廢水（除壓染和樹脂清洗外）水質較均勻，採用上述方式中的廢水分流方法，分開高污染和低污染廢水，並充分再利用較乾淨的清洗水，由表 5 可看出：在經過一連串的廢水減量措施後，每碼布的用水量由原先的 37.5 公升降至 24.1 公升。

表 3 案例廠廢水處理情形

廢水來源	COD, mg/l	佔COD總去除率
原廢水	1,746	——
生物處理後	717	59
混凝處理後	484	13

4.2 處理程序評估

處理程序評估的目的在於找出最佳的廢水處理流程。處理評估可分生物處理和物化二方面。生物處理可行性評估，採用高濃度活性污泥法，在正式實驗之前先做植種污泥選擇，並進行污泥馴養。活性污泥量控制在 $MLVSS = 5,000\text{mg/l}$ ，供給足夠曝氣量使污泥能完全攪動。且DO維持在 1.0mg/l 以上。加入磷酸二氫鉀及尿素，控制 $BOD:N:P = 100:5:1$ 。容積負荷先固定在 $1\text{kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$ ，看處理效果，再予升高或降低。當同一批進流水操作時間超過三個水力停留時間，且連續三天放流水COD濃度之標準偏差不超過10%，則視系統已達到穩定，取其平均數值，然後再調高容積負荷，直到系統無法處理為止，最後找出最佳負荷值。

物化處理的主要目的，是去除不易或無法生物分解的物質。物化處理效果評估中所使用的方法：(1)吸附：將製程中高濃度殘液如壓染和樹脂殘漿分出另外收集，先以濃縮污泥吸附之，藉著剩餘污泥先帶走部份污染物質。(2)濃縮乾燥：將製程中蒸染段濃廢液分流出來，經濃縮乾燥和碳化程序，可將水玻璃 (Na_2SiO_3) 回收再利用。(3)化學混凝：使用多元氯化鋁 (PAC) 和硫酸亞鐵等混凝劑及陰離子高分子助凝劑並比較脫色劑的效果。實驗分析項目包括COD、 BOD_5 、MLSS、MLVSS、N、P、DO、pH、SVI及透視度等。

4.3 實驗設備

1. 實驗室試驗設備

生物處理實驗採用完全混合連續流，且有迴流裝置之污泥處理系統四組，各組合單元及使用器材如下：

(1)曝氣槽：體積 $39 \times 15.3 \times 28$ 公分，壓克力材質，採單邊曝氣，開三個

表 4 案例廠廢水處理化學藥品費用

藥 品	用 量 公斤/月	單 價 元/公斤	費 用 元/月	平均加藥量 (ppm)	正常加藥量 (ppm)	增加或減少之費用		註
						* 元/月		
硫 酸	147,300	3.05	449,265	—	—	—	-89,853	省20%
磷 酸	141	21	2,954	1.1(P)	1(P)	—	—	
尿 素	413	5	2,067	1.6(N)	9(N)	—	+9,560	
PAC (18%)	118,983	8	951,867	3,570	2,000	—	-418,608	
高分子 (AP-120)	245	150	36,800	4.1	2.0	—	-18,849	
脫 色 劑	10,533	68	716,267	176	100	—	-309,297	
液鹼 (45%)	25,333	41	103,867	—	—	—	-72,707	省70%
消 泡 劑	923	54	49,860	—	0	—	-49,860	
高分子 (zatag #34)	458	132	60,500	—	—	—	—	
合 計			** 2,373,446				-859,761	

* “-”表示可減少之費用，“+”表示應增加之費用
 ** 以該廠減量生產期間每天2,000m³廢水計算，每噸廢水化學藥品費用即高達40元。

表 5 案例廠 80 年 7 月至 3 月生產量及水電用量表

項目 單位 月份	布 繳 庫 量			用水量 (m ³)	單 位 用水量 (l/碼)	用電量 (KWH)	單 位 用電量 (KWH/碼)
	漂白布 (萬碼)	色 布 (萬碼)	合 計 (萬碼)				
七 月	55.56	218.06	273.62	102,485	37.5	978,400	0.36
八 月	60.28	210.75	271.03	96,776	35.7	879,600	0.32
九 月	74.93	201.54	276.47	94,142	34.1	775,600	0.28
十 月	94.14	178.56	272.70	90,509	33.2	868,000	0.32
十一月	78.14	152.31	230.45	68,397	29.7	741,600	0.32
十二月	56.50	144.63	201.13	53,976	26.8	670,800	0.33
一 月	41.17	120.11	161.29	46,700	29.0	657,200	0.41
二 月	22.53	119.02	141.55	38,240	27.0	606,400	0.43
三 月	45.45	146.46	192.07	46,276	24.1	654,400	0.34

溢流孔，曝氣槽有效容積為8.55公升，溢流水藉重力流到沉澱槽內。

(2) 沈澱槽：容積4.3公升，溢流面半徑7.9公分，圓柱體高11.5公分，下端呈圓錐形，以6rpm 慢速馬達刮撥污泥到槽底，濃縮污泥再由量水泵送回曝氣槽內。上澄水溢流至下方集水桶內。

(3) 進流迴流裝置，採用日製MP-3micro tube pump，可調整流量。混凝處理試驗採用瓶杯試驗機(jar tester)。

2. 模型廠試驗設備

模型廠設備共有7個處理單元所組成，各單元規格如表6所示，為委託日本倉敷紡績株式會社(Kurabo Industries Ltd.)設計、製作，模型廠可依試驗需要進行各種處理流程之組合。

表 6 模型廠處理單元名稱及規格

項次	處理單元名稱	長×寬×高 (mm)
1.	活性污泥處理單元	2,650×1,130×2,300
2.	中和沈澱處理單元 No. 1	2,000×1,500×2,360
3.	中和沈澱處理單元 No. 2	2,000×1,500×2,360
4.	混凝沈澱處理單元	3,000×1,500×2,360
5.	加壓浮除處理單元	2,700×1,550×1,640
6.	過濾、脫水處理單元	2,460×1,330×1,500
7.	廢水、雜用水供給單元	2,500×800×1,100

五、評估結果

5.1 實驗室 (bench scale) 試驗評估

案例廠廢水經規劃可分成前處理、染色、壓染樹脂殘液、和蒸染濃廢液等四股廢水。若以製程來分，則可粗分為前處理段和染色段廢水。

5.1.1 生物處理

1. 前處理和染色廢水的批次試驗，結果顯示其皆可被生物分解，唯前處理段廢水的生物處理在 72小時後已漸趨穩定而染色段廢水之生物處理在

36小時時達最佳狀態，超過此之後，COD反而上升，原因是基質不夠，微生物解體造成COD上升。

2. 染色段廢水含有較多的無機物(矽酸鈉)，不適合單獨做生物處理。
3. 前處理段廢水連續進流生物試驗 ($F/M=0.30 \text{ kg COD/kg MLVSS} \cdot \text{day}$)，結果顯示 $\text{COD}(\text{in})=4,314 \text{ mg/l}$ ， $\text{COD}(\text{out})=543 \text{ mg/l}$ ，COD平均去除率達84%。
4. 在 $F/M=0.15\sim0.3 \text{ kgCOD/kgMLVSS} \cdot \text{day}$ 下，PVA (poly vinyl alcohol) 去除率達85%，甚至更高，請詳見表7。
5. 兩股廢水混合直接做生物處理，在二個不同HRT下 (1.20天，2.0天)，結果顯示COD 去除率分別是86%、87%，且出流水COD皆在250mg/l以下。
6. 矽酸鈉造成無機污泥的累積，會影響生物處理效果，如表8所示。

表7 PVA在生物處理中分解情形

日 期	進流水(mg/l)		出流水(mg/l)		去除率(%)	
	COD	PVA	COD	PVA	COD	PVA
2/27	1,714	254	263	45	85	82
2/29	2,172	428	291	51	87	88
3/3	1,082	257	220	57	76	78
3/4	1,784	348	252	31	86	91
平 均	1,688	322	257	46	84	85

$F/M=0.18 \text{ kg COD/kg MLVSS} \cdot \text{day}$

5.1.2 物化處理

1. 前處理段廢水COD約為3,500-4,000mg/l。以PAC和 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 混凝後COD仍在3,000mg/l左右，顏色無法去除多少。
2. 染色段廢水COD在500-800mg/l之間，以PAC和 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 混凝後COD最佳只能去除50%，大多無法達到脫色目的。
3. 綜合廢水直接做混凝COD去除及去色效果都不好。
4. 生物處理後出流水之混凝處理皆可將COD降至150mg/l以下符合82年之排放標準 (BOD_5 ，SS皆沒問題)

表 8 矽酸鈉在活性污泥中累積的情形

項 目	P ₁ ，試驗1	P ₂ ，試驗2	註
MLSS (mg/l)	12,153	15,958	MLVSS/MLSS P ₁ =0.45 P ₂ =0.39
MLVSS (mg/l)	5,578	6,283	
污泥+ 上澄液 SiO ₂	4,800	7,300	污泥 SiO ₂ /MLSS P ₁ =0.32 P ₂ =0.39
上澄液 SiO ₂ (mg/l)	960	1,100	
污泥 SiO ₂ (mg/l)	3,840	6,200	污泥 SiO ₂ /MLVSS P ₁ =0.58 P ₂ =0.64

5. 壓染和樹脂殘液以濃縮污泥吸附可得到不錯的效果。
6. 蒸染濃廢液無法以 PAC、NaCl 混凝。但若加硫酸調 pH 值到 8.5 左右，便形成膠狀固體，這是由於水玻璃 Na₂SiO₃ 所引起。此膠質固體含水率高須脫水，整個處理必需考慮(1)採用批次式的中和以刮除水玻璃(2)選擇適合的濾布，以免濾布受到水玻璃的阻塞。
7. 綜合廢水做化學混凝，隨著矽酸鈉含量的增加，COD 去除率逐漸下降，如表 9 所示。

表 9 矽酸鈉對化學混凝的影響

Na ₂ SiO ₃ (含量) (mg/l)	PAC 加 藥 量	
	2,000 (mg/l)	3,000 (mg/l)
	COD 去除率 (%)	COD 去除率 (%)
0	38	39
0.13	28	31
0.26	25	29
0.39	17	25

8. 蒸染濃廢液可以用真空濃縮碳化方法予以回收利用，如建一座處理 50m^3 廢液的設備，初設費約3,200萬元，若矽酸鈉每天回收2,500kg，則毛利為每天13,000元。

綜合以上實驗室試驗，可以得到如表10的結論：

表 10 實驗室試驗結果

類 別	處 理 效 果			結 論
	物理處理	化學處理	生物處理	
染色廢水	B	C	C	1. 染色廢水中之壓染殘液用濃縮污泥吸附 2. 矽酸鈉影響混凝處理的效果 3. 矽酸鈉影響生物處理的效果 4. 前處理廢水宜先做生物處理
前處理廢水	C	C	A	5. PVA廢水適合做生物處理
綜合廢水	C	C	A	綜合廢水宜先做生物處理

A：可行 B：尚可行 C：不可行

5.2 模型廠 (pilot plant) 試驗評估

綜合廢水模型廠試驗的處理流程為先生物後化學混凝。所得到的結果參照表11所示，出流水符82合年排放標準。

5.3 87年排放標準之流程

日本倉敷紡織公司枚方廠的生產形態和案例廠相似，主要不同在於枚方廠已大量減少矽酸鈉的使用，以避免其影響生物及化學混凝的處理效果。處理流程中退漿、精練廢水先經活性污泥生物處理，再合併其他廢水做第二次活性污泥生物處理，出流水接著做化學混凝。生物處理各單元水質及操作情形如表12。

由數據可知在有機負荷 $0.15 \text{ kg COD/kg MLVSS} \cdot \text{day}$ 下，COD去除率達91%。而實驗室試驗亦證明退漿、精練廢水在 $F/M=0.3 \text{ kg COD/kg MLVSS} \cdot \text{day}$ 下，COD去除率可達84%，PVA去除率也可達95%。故可推論：

表 11 案例廠綜合廢水模型廠試驗結果

處 理 流 程		A → B → C
原 廢 水 A	COD	1,839 mg/l
	BOD ₅	515 mg/l
	SS	170 mg/l
活性污泥 B	COD	299 mg/l
	BOD ₅	18 mg/l
	SS	80 mg/l
佔總去除率 (%)	COD	84 mg/l
	BOD ₅	97 mg/l
混凝處理後 C	COD	152 mg/l
	BOD ₅	< 10 mg/l
	SS	< 30 mg/l
	Trans.	> 30 cm
佔總去除率 (%)	COD	8 mg/l
	BOD ₅	2 mg/l
操 作 條 件		MLVSS=5,000mg/l HRT=2.0天 F/M=0.18 kgCOD/kg MLVSS.D PAC=2,000ppm 脫色劑=2ppm 助凝劑=2ppm pH=7 SRT=12~18天

當 F/M 在 $0.15 \text{ kg COD/kg MLVSS} \cdot \text{day}$ ，處理結果應像上述日本倉敷枚方廠，甚至更好。再經接下來第 2 段生物處理及化學混凝後，最終出流水 COD 必可小於 100 mg/l 以下，符合 87 年的標準。但是案例廠必須做的是，先把蒸染濃液分流處理，以儘量減少水玻璃流入曝氣槽。去除水玻璃的方法，目前最經濟的是用硫酸中和，再將形成之膠質固體直接運棄。

表 12 日本倉敷紡織枚方廠廢水處理情形

項 目	第 1 段生物處理	第 2 段生物處理
原水 COD (mg/l)	4,500	360
處理水 COD (mg/l)	420	69 (冷卻水混合)
COD 去除率 (%)	91	81
$F/M \text{ kg COD/kg MLVSS} \cdot \text{day}$	0.15	0.14

六、結 論

爲要達到 82 及 87 年排放標準案例廠廢水處理規劃原則、流程和經濟效益分別敘述如下：

6.1 處理規劃原則

1. 方案 A (82 年標準)

(1) 退漿、精練廢水收集後定量打入調勻池，以使進流水水質保持穩定。

(2) 所有廢水合併先做活性污泥生物處理，控制條件爲： $F/M = 0.19$

$\text{kg COD/kg MLVSS} \cdot \text{day}$ ， $\text{SRT} = 18$ 天

(3) 生物處理後再做化學混凝

(4) 壓染、樹脂殘漿收集後定量打入污泥濃縮槽

(5) 出流水水質：預計 $\text{COD} = 150 \text{ mg/l}$ ， $\text{BOD}_5 < 10 \text{ mg/l}$

$\text{SS} < 50 \text{ mg/l}$ ，透視度 $> 30 \text{ cm}$

根 據：模型廠試驗結果

2. 方案 B (87 年標準)

(1) 矽酸鈉 (蒸染濃液) 分流後，中和處理，膠質固體掩埋丟棄

(2)退漿、精練廢水分流做生物處理 ($F/M=0.15 \text{ kg COD/kg MLVSS} \cdot \text{day}$)

(3)前者(2)再流入曝氣池，連同染色廢水做生物處理 ($F/M=0.14 \text{ kg COD/kg MLVSS} \cdot \text{day}$) ○

(4)生物處理出流水做化學混凝 ○

(5)壓染樹脂殘液收集後，定量注入污泥濃縮槽 ○

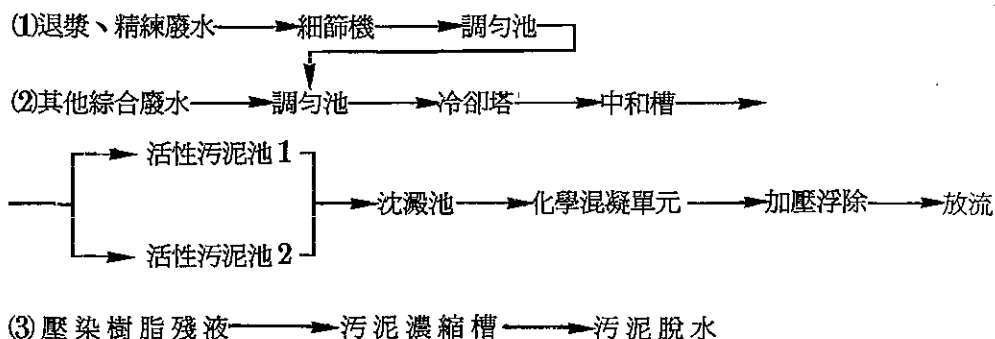
出流水預計水質： $\text{COD}=100 \text{ mg/l}$ ， $\text{BOD}_5 < 10 \text{ mg/l}$

$\text{SS} < 30 \text{ mg/l}$ ，透視度 $> 30 \text{ cm}$

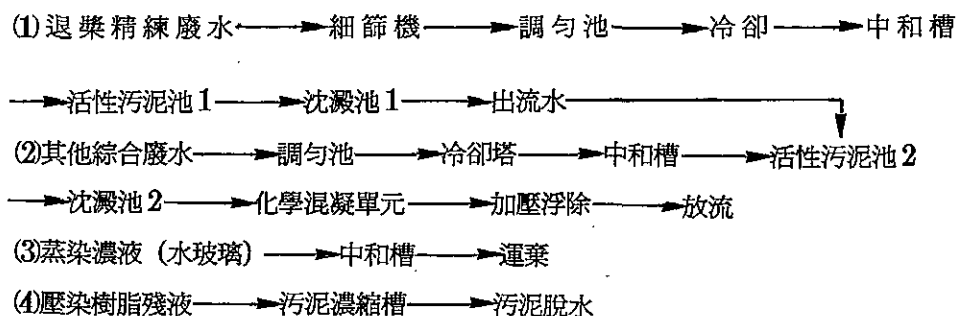
根據：日本倉敷紡績廢水處理流程，及實驗室試驗結果

6.2 處理流程

1. 方案A (82年標準)



2. 方案B (87年標準)



6.3 廢水處理規劃達到之經濟效益

1. 若以每月生產300萬碼布來計算，每月節省用水達40,200噸 ○

2. 廢水處理廠加藥費用每個月可節省約86萬元 ○

雙併式厭氧醱酵處理技術之應用

陳文卿* 林吉成** 林以慈** 李勝隆** 蕭碧蓮*** 羅正宏***

摘 要

以兩個併聯之直立厭氧醱酵槽處理養豬廢水，利用較長SRT以取代傳統式厭氧醱酵，不但能提昇醱酵效率，更可大幅縮減處理廠佔地面積。本研究綜合實驗室小型醱酵系統及實廠操作結果顯示，以未經固液分離之豬糞尿充作進料的原料(COD 7,000~9,000mg/l, BOD 3,000~4,000mg/l, VS 4,000~6,000mg/l)，經雙併式厭氧醱酵槽醱酵(HRT=3~4天)後，沼氣產量約0.25~0.3 l/g COD fed.，排出之澄清液COD、BOD、VS分別低於2,000mg/l、600mg/l及1,000mg/l。再經傳統之活性污泥處理，放流水完全可符合環保標準。依據此項雙併式厭氧醱酵系統而設計之養豬廢水處理廠，目前為止已有十餘個成功運轉的案例，本文將以其中四個較具代表性個案(處理1,000~2,000頭豬之廢水)的運轉結果及各階段處理功能提出報告。

一、前 言

台灣的養豬事業極為發達，相對的，由於豬糞尿所引起的問題亦極嚴重，養豬廢水的污染一向與工業廢水、家庭污水等並列為河川三大污染源之一。再依據養豬規模而言，目前台灣地區的豬隻總飼養頭數逾八百萬頭，而養豬戶約近五萬戶，每戶飼養頭數有高達數萬頭者，更有少至數百頭者，可見其比例差異之懸殊，因此針對各種不同規模及各種經營型態的養豬場採用的廢水處理程序應不盡相同。就技術層面而言，養豬廢水處理，其有利點為：(1)廢水中有機質成份高，易於生物分解。(2)營養源豐富，各種分解菌極易培養生長。反之，其不利點為：(1)濃度高，COD高達5,000ppm以上。(2)非水溶性成份高，必須先行水解，故水力停留時間長。再就非技術

* 工業技術研究院能源與資源研究所研究員

** 工業技術研究院能源與資源研究所副研究員

*** 工業技術研究院能源與資源研究所技術士

層面而言，中、小型養豬場，其對於廢水處理僅能採非專業性的管理，因此處理系統自不宜太複雜。其次，台灣的養豬場採大量、集中式的沖水，且氣溫較高，因此歐美、日本等之處理方式完全不適用，而由於每頭豬每日產生之廢水量高達30公升以上，因此每噸廢水的處理費用無法太高。在現行的台灣地區養豬廢水處理技術中，最普遍的是以固液分離、厭氣酸酵、好氧處理為主的三段式處理程序，其中厭氣酸酵對於有機物的分解去除，擔負最主要的功能，因此提高酸酵之功能實乃極重要的目標。

有別於台灣所用雙併傳統性水力停留時間約十天左右的橫臥式厭氣酸酵系統⁽¹⁾，吾人提出一式厭氣酸酵槽，可提昇酸酵效率，大幅縮短水力停留時間至約三天，並且在原料未預經固液分離的情況下，獲致相當優良的處理效果，而污泥殘留量更在合理範圍之內，採用此系統的養豬廢水處理廠，目前已有數十個成功運轉之案例，其放流水皆完全可符合環保要求。

二、豬糞尿之特性

豬糞尿的理化性質，歷來有許多人做過研究⁽²⁾，針對廢水處理的設計需要，約可整理出下面的資料：

目前台灣之養豬場，以60kg以下豬隻而言，每頭豬每日共排放：

TS	VS	COD	BOD	SS	VSS
385g	270g	400g	180g	200g	140g

在沖水量方面，由於目前的豬舍結構多採實心地面之建築，兼以本省天氣炎熱，故豬隻沖涼，豬糞沖洗及飲漏水等所產生之廢水量極龐大，每日平均約30m³~50m³左右。吾人綜合數十個中、小型（飼養1,000頭~3,000頭）養豬場之廢水性質，得知豬糞尿濃度約為：COD 7,000~9,000 mg/l，BOD 3,000~4,000mg/l，VS 4,000~6,000mg/l，SS 4,000~5,000 mg/l。

歸納而言，有兩項因素特別重要：(1)BOD/COD比高達40%以上，因此生物處理可發揮極大的功能。(2)SS含量極高，且具有相當大之沈降性，沈降所能去除之COD甚至可高達40%。

三、雙併式厭氣發酵系統

依據吾人對於豬糞尿化學成份的瞭解⁽³⁾，其COD之組成分布約可如表1所示：

表 1 豬糞尿中之COD組成分布

組 成	水溶性COD	BOD	百分比
I	×	×	35%
II	✓	×	20%
III	×	✓	30%
IV	✓	✓	15%

III+IV 即 BOD 部份，約45%；II+IV 即溶解性COD，約50%。

在進行厭氣發酵時，由於必須經過水解、酸化、甲烷化等三個步驟，而在生化反應機構上，酸化速率最快，因此水解及甲烷化同時構成兩個瓶頸，故我們對於上述COD之分類可再說明為：

1. 極難分解
2. 難分解
3. 可分解(→水解→酸化→甲烷化)
4. 易分解(→酸化→甲烷化)

以一般的厭氣發酵(30℃以下)的能力而言，IV部份可在極短暫的時間內分解，而I、II部份則長達數十天以上才可能些微分解，由於如此懸殊之差異，吾人所提出的雙併式厭氣發酵槽，藉由保持一定高濃度的厭氣污泥，增進基質的分解能力，在短時間內將III、IV部份消化分離後，剩餘部份則失去黏稠性，故沈降性大幅提高，可利用污泥抽除系統將其去除。

雙併式厭氣發酵槽，其一般特性說明如下：

1. 由兩個獨立的厭氣槽串聯而成，前後槽體積大抵相同，在空間安排上可作彈性配置。
2. 前槽可容納完整一天的進料，可溶性或易分解之COD在此槽內獲得高比例之分解，適合批式進料。
3. 後槽除更進一步分解外，最主要功能在於截流污泥，實驗顯示，前後槽沼氣產生比例約為 3:1，由於前槽之反應劇烈，污泥經常保持翻滾飄浮

狀態，故後槽之功能乃在促使污泥固定化，而充份發揮沈降功能。

此外，在生化反應功能方面，雙併式厭氣酸酵槽具兩特點：

1. 雙槽之厭氣污泥濃度，即槽內MLSS濃度高達6,000~8,000 mg/l 故可容忍高達5kg BOD / m³ · day以上的有機負荷率。
2. 原料未經固液分離，其中所含的粗鬆顆粒，即具有厭氣污泥濾床的效果，而並不須另加濾材即可獲得充份接觸分解的效果。

圖1中顯示以COD 8,500mg/l之豬糞尿分別置於直立量筒內觀察其沈降功能及利用雙併式厭氣槽分解之情形，於此可發現雙併式厭氣槽具有溶解性COD充份分解的效果：

$$(3,450 - 1,250) \text{mg/l} / 2,450 \text{mg/l} = 63.7\%$$

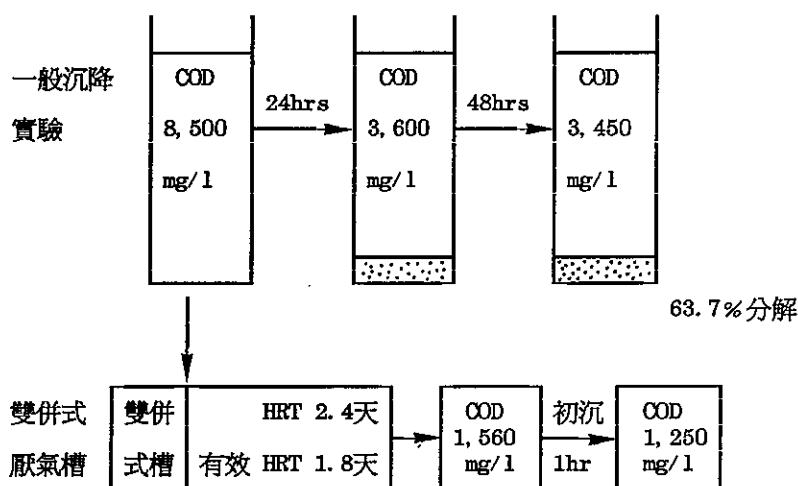


圖1 沈降實驗與雙併式厭氣槽COD去除效果比較

實驗室規模(30 l)之雙併式厭氣槽，其長期實驗結果，如表2及圖2所示，得知在HRT=2.1天~3.5天，其放流水COD經一小時之靜置沈澱後，可獲致85%以上的去除率。表3中吾人截取約兩個月之結果，而作質能平衡之分析。

表 2 雙併式槽操作記錄

天 數	COD 負荷 kg/m ² · day	進流水 COD (PPM)	出流水 COD (PPM)	初 沉 COD (PPM)	初 沉 去除率 (%)	室 溫 (°C)
1	5.50	11,000	1,695	1,356	88	21
2	5.50	11,000	1,565	1,200	92	21
3	5.50	11,000	1,640	1,420	87	22
4	5.50	11,000	1,745	1,370	88	20
5	5.50	11,000	1,633	1,306	88	22
6	5.50	11,000	2,104	1,484	87	23
7	5.50	11,000	1,920	1,503	86	23
8	2.70	5,400	1,025	820	85	25
9	2.70	5,400	1,044	835	85	24
10	2.70	5,400	984	787	85	23
11	2.70	5,400	989	791	85	24
12	2.70	5,400	931	745	86	23
13	2.70	5,400	1,460	780	86	24
14	2.70	5,400	1,520	835	85	24
15	2.70	5,400	1,290	647	88	24
16	2.70	5,400	1,205	645	88	26
17	2.70	5,400	1,195	697	87	26
18	2.70	5,400	1,099	643	88	25
19	2.70	5,400	1,178	698	87	25
20	2.70	5,400	1,029	665	88	26
21	2.90	5,810	1,003	608	90	26
22	3.00	6,065	1,160	645	89	27
23	3.00	6,065	949	609	90	26
24	3.00	6,065	1,103	695	89	25
25	3.00	6,065	810	483	92	25
26	2.75	5,500	720	509	91	22
27	2.75	5,500	894	645	88	22
28	4.23	8,460	1,698	1,325	84	21
29	4.23	8,460	2,025	1,620	81	22
30	4.23	8,460	1,940	1,583	81	23
31	4.23	8,460	1,895	1,497	82	23
32	4.23	8,460	1,790	1,480	83	22
33	4.23	8,460	1,913	1,620	81	24
34	4.23	8,460	2,149	1,860	78	23
35	4.23	8,460	1,563	1,221	86	24
36	4.23	8,460	1,699	1,385	84	24
37	4.60	9,208	1,549	1,205	87	25
38	4.60	9,208	1,509	1,256	86	25
39	4.60	9,208	1,523	1,120	88	25
40	4.10	8,200	1,512	1,183	86	25
41	4.10	8,200	1,459	1,145	86	25
42	3.60	7,556	1,290	868	89	25
43	3.60	7,556	1,345	913	88	26
44	3.60	7,556	970	684	91	25
45	3.60	7,556	895	689	91	26
46	3.60	7,556	893	685	91	26
47	3.60	7,556	836	567	92	27
48	3.62	7,556	850	708	91	26
49	4.30	8,560	901	730	91	25
50	4.30	8,560	879	687	92	26
51	4.30	8,560	851	657	92	28
52	4.00	8,000	905	678	92	28
53	4.00	8,000	808	629	92	28

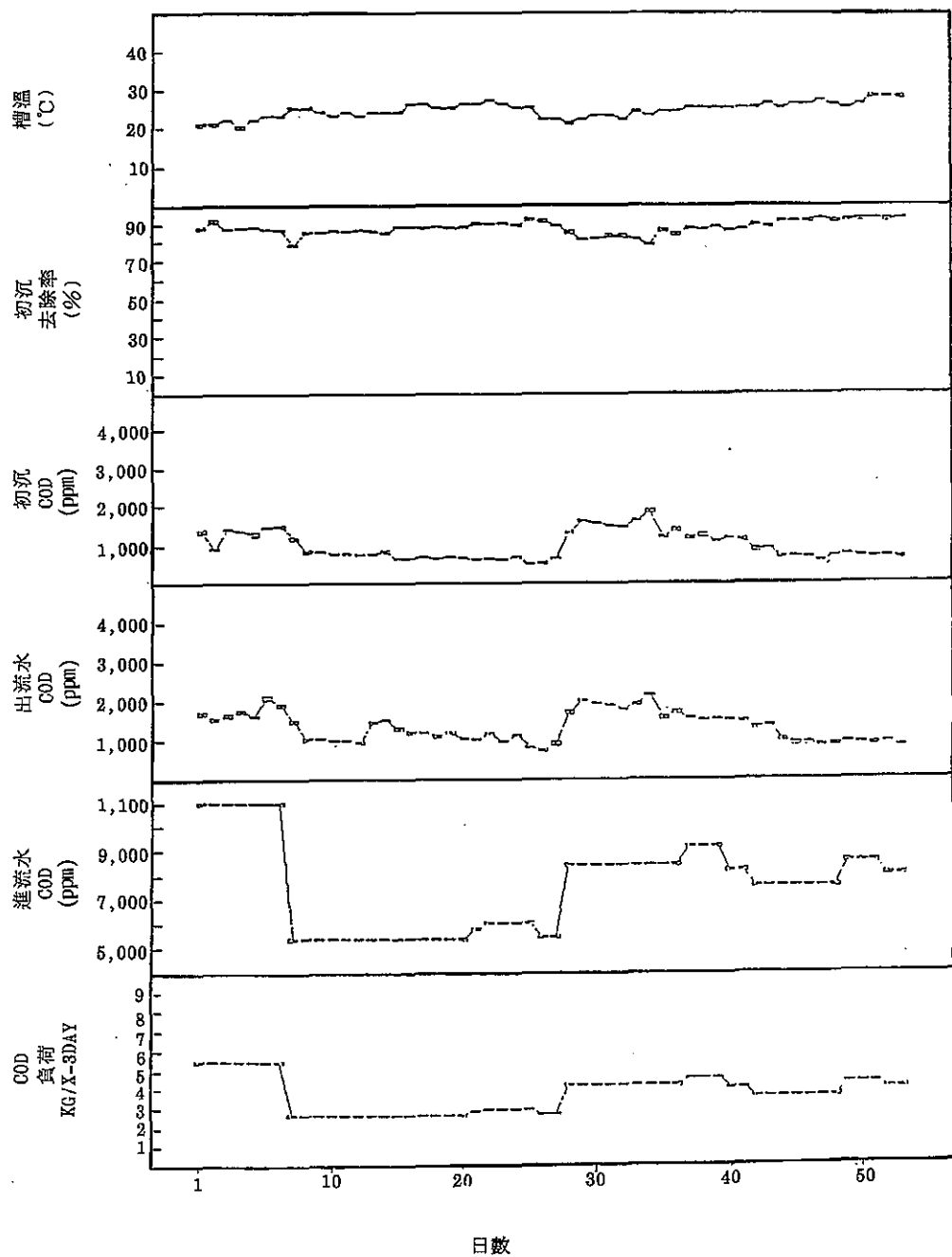


圖 2 雙併式槽操作記錄

表 3 雙併式槽操作試驗之質能平衡分析

實驗統計	I	II	III	IV	V	VI
	累計進料	累計排料	污泥排放	累計沼氣	平均沼氣	平均 COD
	總 量 COD (g)	總 量 COD (g)	總 量 COD (g)	產 量 (1)	產 量 1/g COD fed	去 除 率 (%)
5/28~6/11	619.55	68.25	91.22	202	0.33	89.0
6/12~7/6	908.91	92.27	123.05	287	0.32	89.9
7/7~7/16	317.11	21.68	50.66	110	0.35	93.2
7/17~7/26	411.35	49.97	64.60	109	0.26	87.8
合 計	2,256.92	232.17	329.33	708	0.31	89.7

實驗溫度：23~30℃，COD 濃度 6,000~9,000ppm

利用質能平衡之觀點分析，由於每公升之沼氣產生最少必須由 2g COD 完全分解轉換，故上表 IV 中，708 l 沼氣，相對於 1,416g 之 COD 轉換：

$$I = II + III + IV = 232.17 + 329.33 + (1,416) = 1,977.5, \text{ 誤差 } 12.3\%$$

有機分解率 $IV / V = (1,416) / 2,256.92 = 62.7\%$ 。在瞭解豬糞尿中之 COD 組成分布以後，即可瞭解本系統確具充份分解有機質之功能。

四、雙併式厭氣醱酵系統處理

圖 3 中即應用雙併式厭氣醱酵槽作豬糞尿處理之流程。

說明：(以 100 頭豬，每天 40m³ 污水為例)

1. 攔污柵

對於中小型場，設置簡易型手動攔污柵，間距 1.5~2.0cm，避免塑膠袋、樹枝等雜物。

2. 原料槽

貯存量約為每天總廢污量之 1/2，內置沈水式無阻塞型污泥泵，以離心抽取／迴流方式將原料均勻化後，泵入雙併式厭氣前槽，本系統採

批式或半連續進料方式，進料速率約 $10\sim 15\text{m}^3/\text{hr}$ ，約4~6小時內分3~4次進料完畢，配合業者沖洗豬舍時間而定。

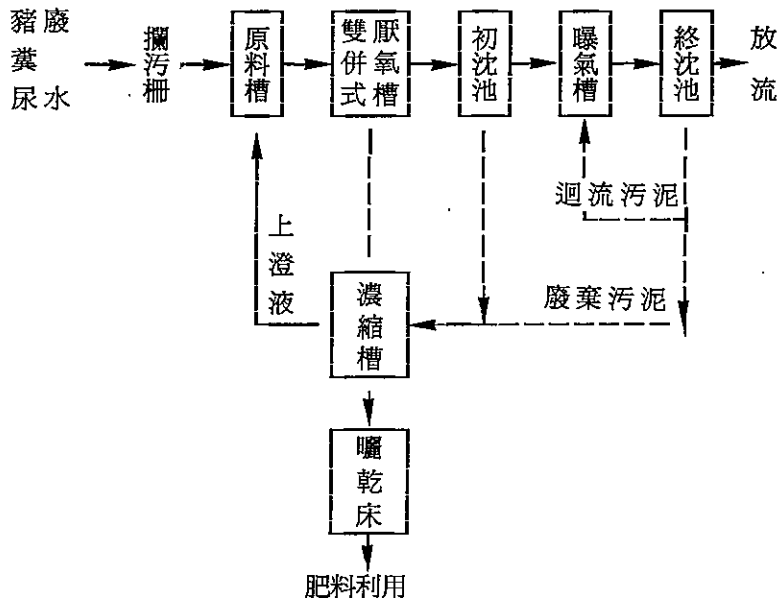


圖 3 雙併式厭氣發酵系統處理流程

3. 雙併式厭氣槽

分前、後槽，結構相似，容積則前槽略大於後槽 $1/10$ ，原料進入前槽時，藉分布管之作用令水流量以板層面移動，緩緩流入後槽，其以溢流率約為 1.5 m/hr 以下，使原料顆粒較大者及大部份的懸浮固體足以沈降，並減少污泥被沖刷而出之可能性。雙併式厭氣槽內配置有分布管、隘流堰、浮渣收集口、污泥收集口等。發酵液流出、浮渣、污泥之排放等採自然重力式，而毋需附加抽取裝置。雙併式厭氣槽容積共約 $100\sim 120\text{m}^3$ ，水力停留時間約3天。

4. 初沈(緩衝)池

約可容納一天之總污水量，呈錐形，底部置污泥泵抽取累積之沈降污泥入污泥濃縮池內，上方則另置 $1/2\text{ Hp}$ 之污水泵，並以流量控制器，定量泵入活性污泥池內，此初沈池收納厭氣後之放流液，但由於進料流

速快慢不一，間或有污泥被冲刷出來，故利用本初沈池令厭氣污泥不致引入曝氣池內，正常情況下，厭氣槽所排放出者，沈降性極佳，約1分鐘內可將90%以上SS完全沈降，其上方溶液COD 約1,000~1,200mg/l；BOD約300~400mg/l。

5. 曝氣池

採傳統性活性污泥法，MLSS控制2,000~3,000mg/l，食微比(F/M) 0.2~0.3kg BOD/kg MLSS·day，BOD容積負荷約為0.5~0.8kg/m³·day，平均去除率COD約70%，BOD約80%以上。

6. 終沈池

表面溢流率約為0.6~1.0m³/m²·day，固體負荷率約為1.8~4.0kg/m²·hr，污泥迴流量控制令曝氣槽SVI 約80~120ml/g，(迴流率約30%~50%)。放流水COD約為250~300mg/l，BOD約為60~90mg/l。

7. 污泥濃縮池

收集初沈池底部污泥及終沈池廢棄污泥，並且定期納入厭氣槽之污泥，採重力濃縮方式，其上澄液可溢流入原料槽內，而濃縮污泥(含水率約95%，COD約40,000~50,000mg/l)則引入污泥曬乾床，作為田間施肥用。

五、實例簡介

表4係摘錄目前成功運轉之豬糞尿處理廠中較具代表性之四廠，其各部單元規範及處理流程如圖3所述，表5即自正式運轉以來，各單元處理功能說明，由此可見穩定性良好。

六、結 論

豬糞尿處理為包含兩種以上的單元組合，而厭氣酸酵應為其中最重要的步驟，豬糞尿由於濃度高，且懸浮固體比例偏高，其厭氣處理應有別於其他產業之廢水處理。本文中所報告之雙併式厭氣酸酵槽乃針對台灣地區養豬廢水處理之特性而設計，水力停留時間縮短至3天左右，經實驗測試

證實可行，並為免除傳統處理程序中固液分離之麻煩，所有豬糞尿乃進入厭氣槽，長期觀察，功效良好，應值得中小型養豬場廢水處理採用。

表 4 處理廠各單元說明

廠別	養豬頭數	每日廢水量 (m^3)	原料槽 (m^3)	厭氣槽 (m^3)	初沈池 (m^3)	曝氣池 (m^3)	終沈池 (m^3)	濃縮池 (m^3)
A廠	1,000	40	22	100	40	25	7	12
B廠	1,500	30	20	140	30	40	15	15
C廠	2,000	100	70	220	100	70	25	30
D廠	1,000	40	30	120	50	40	10	20

表 5 處理廠各部處理功能

廠別	原料濃度			厭氣後(初沈)濃度			放流水濃度		
	COD (ppm)	BOD (ppm)	SS (ppm)	COD (ppm)	BOD (ppm)	SS (ppm)	COD (ppm)	BOD (ppm)	SS (ppm)
A廠 (1,000頭)	7,000 8,500	3,000 3,500	2,500 3,500	800 1,000	250 350	200 200	230 300	60 90	50 100
B廠 (1,500頭)	10,000 12,000	4,000 5,000	2,500 4,000	900 1,200	250 400	200 300	250 300	60 90	50 100
C廠 (2,000頭)	6,000 8,000	2,500 3,000	2,000 3,000	600 900	200 300	200 300	200 300	60 90	50 100
D廠 (1,000頭)	6,000 7,000	2,000 3,000	2,000 3,500	600 800	200 350	200 300	200 300	60 90	50 100

七、參考文獻

1. 台灣省畜產試驗所，"豬糞尿處理設施工程設計、施工手冊" (1980)
'○
2. Shutt, J.W., White, R.K., Taiganides, E.P., Mote, C.R., "Evaluation of Solids Separation Devices", P.464 Managing Livestock Wastes, proc, 3rd International Symposium on Livestock Wastes (1975) ○
3. 陳文卿、林吉成、蕭碧蓮、陳榮耀，"利用高溫厭氣發酵作豬場廢污之完全處理"，第十五屆廢水處理技術研討會，P.53~70 (1980) ○

既有廢水生物處理程序性能提昇工程輔導

彭明鏡* 周珊珊* 游惠宋** 鍾國源***

摘要

本工程輔導案主要成果在於改裝既有活性污泥處理系統，成為上流式厭氣污泥床處理 (UASB) 與喜氣接觸氧化法 (BFR) 的組合程序，以提昇既有處理場的處理容量，深具示範意義。本案運轉成功，對於原採用喜氣處理程序，目前面臨擴建需求或因應排放標準提高，而無場地增建廢水處理設備的工廠，提供一個非常理想的解決途徑。

該公司主要生產塑膠安定劑，種類達數十種之多，原廢水處理程序採用化學沉澱法去除重金屬，再經傳統活性污泥法處理有機性廢水，其排水僅能符合工業區污水處理廠之進水標準。因應公司之擴增產能計畫，除非擴建廢水處理設備，否則既有處理容量將無法符合需求。本案經由工研院化工所之廢水處理程序評估結果得知，以 UASB 與 BFR 串聯程序為該公司最適處理流程，並依設計計算結果，將原有之活性污泥處理槽改裝成 UASB 與 BFR 在技術上是相當可行的，因此化工所提供施工圖由公司自行承造。經二個月的試車結果，高濃度廢水可處理 50 CMD (原系統僅 10~20 CMD)，已達提昇之目的，最終之放流水可符合 82 年排放標準，已可達到自行排放之要求。在經濟效益方面，與原有處理系統擴建工程做比較，可節省使用土地面積達 23% 與 45% 的建造費用。

一、前言

該公司主要生產塑膠安定劑，種類達數十種之多，原廢水處理程序採用化學沈澱法去除重金屬後再經傳統活性污泥法處理有機性廢水，其排水僅能符合工業區污水處理廠之進廠標準。因應公司之擴增產能計畫，除非擴建廢水處理設備，否則既有處理容量將無法符合需求。因此委託化工所針對其廢水特性及既有處理設備，重新設計整個廢水處理流程，其目的希望能達到自行排放及能符合 82 年國家排放標準之目標。

* 工業技術研究院化學工業研究所副研究員

** 工業技術研究院化學工業研究所工程師(室主任)

*** 塑膠安定劑工廠副廠長

二、廢水來源與性質

該公司以生產PVC加工安定劑之硬脂酸鹽類為主，其各產品與廢水之關係如表 1 所示。廢水來源主要為製程廢水及清洗廢水，依廢水濃度可分為高濃度廢水 (S_1) 與低濃度廢水 (S_2) 兩股，其水質水量如表 2 所示。

表 1 各產品與其所產生廢水的關係

產 品	廢 水
硬脂酸鉛 硬脂酸錫 硬脂酸鋇 硬脂酸鋅	無
硬脂酸鈣 硬脂酸鎂 硬脂酸鋁	低濃度廢水 S_2
三鹽基性硫酸鉛 二鹽基性硬脂酸鉛 二鹽基性磷酸鉛	高濃度廢水 S_1

表 2 S_1 與 S_2 廢水之水質、水量的比較

廢水種類 項目	高濃度廢水 S_1	低濃度廢水 S_2
水量(CMD)	50	120
pH	7.5	8.0
COD(mg/l)	10,000	400
SS(mg/l)	200	200
BOD(mg/l)	8,400	240
Pb ²⁺ (mg/l)	60	10

在操作上問題叢生，有大量廢棄污泥處理的困擾，同時因應公司之擴增產能計畫，除非擴建廢水處理設備，否則既有處理容量無法符合需求，且又受限於廢水處理場用地之限制等因素，以上之問題無法解決，故委託工研院化工所進行廢水處理可行性評估，選擇最佳之處理流程，希望在既有的廢水處理設備上能提昇處理的容量。

三、既有廢水處理場所遭遇的問題

該廠既有的廢水處理流程如圖 1 所示，主要處理程序為高濃度廢水 (S_1) 處理，因廢水中含有 60 mg/l 的鉛離子，先經添加硫化鈉形成硫化鉛沉澱以去除鉛離子，有機物部份則採用活性污泥法去除，低濃度廢水部份則直接經活性污泥法去除之，出流水則利用管線輸送至工業區廢水處理廠再行處理。

由於該工廠廢水處理場主要採用活性污泥法處理有機性廢水，尤其是高濃度廢水 COD 高達 10,000~12,000 mg/l，既有的活性污泥池無法負荷，

四、廢水處理程序評估⁽¹⁾

4.1 廢水處理程序評估方案

經由現場詢問該公司技術人員後，得知鹽基性高濃度廢水中主要成份為醋酸鈉，廢水中 COD 濃度達 10,000 mg/l 以上。由於醋酸鈉極易被厭氣生物分解，且高濃度廢水採用厭氣處理較為經濟，為了顧及現有設備可否進行兩股廢水混合稀釋後再進行其他喜氣處理，故以化工所現有的技術進行下列甲、乙案廢水處理程序之比較，以作最適流程的選擇。

甲案：上流式厭氣污泥床 (UASB) 串聯批式活性污泥法 (SBR)

乙案：上流式厭氣污泥床 (UASB) 串聯喜氣接觸氧化法 (BFR)

1. UASB 評估結果

由於該廠高濃度廢水之主要成份為醋酸鈉，極易被厭氣生物分解，故不需進行分解性試驗，可直接進行厭氣處理槽評估試驗，主要探討操作最佳條件，經試驗結果發現，進流水 pH 最佳控制點在 5.0 時，體積負荷在 10 Kg COD/m³·day 以下，即可得到極佳的處理效果。

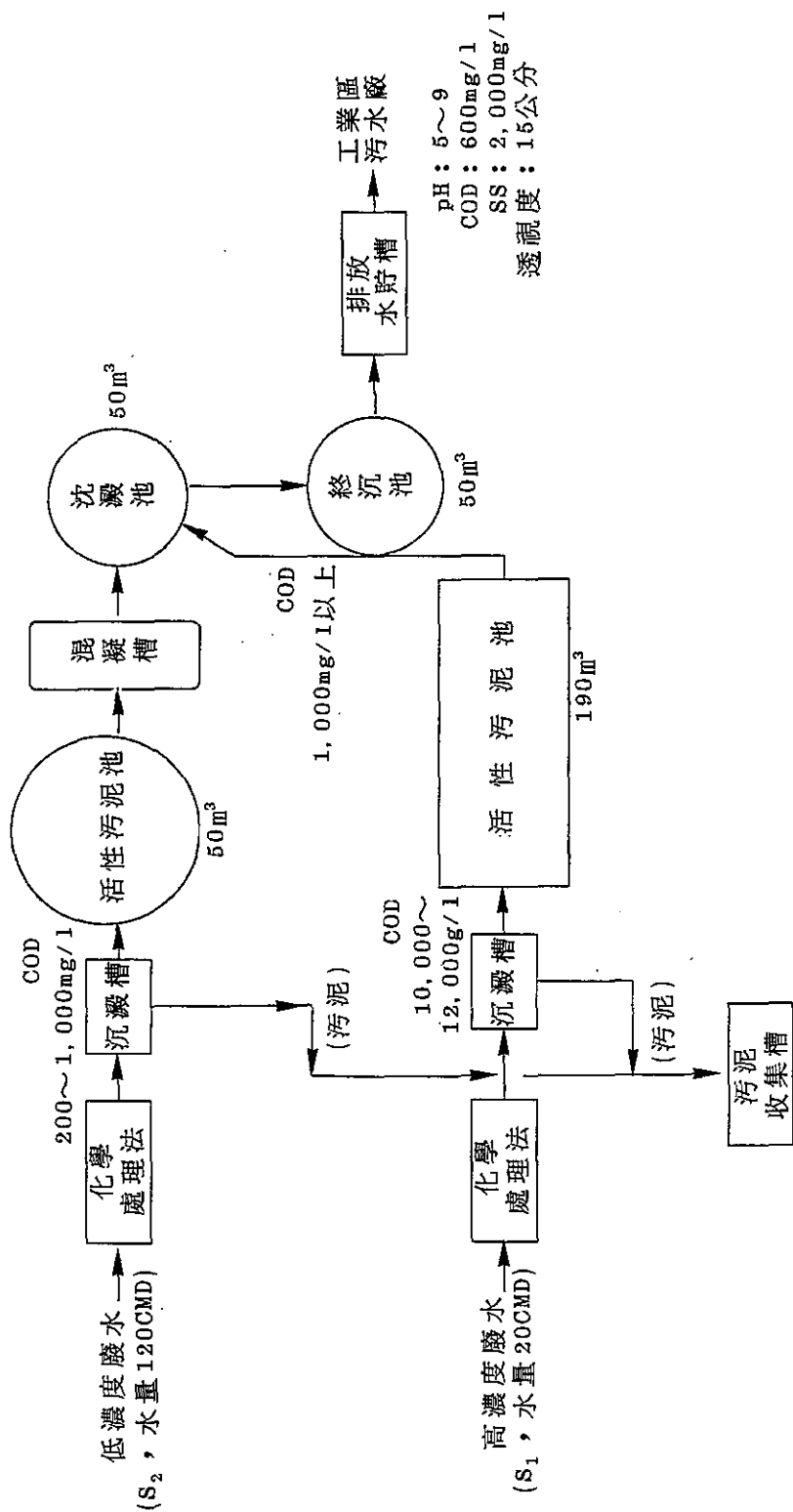


圖 1 既有廢水處理場流程圖

2. SBR 評估結果

由過去經驗得知批式活性污泥法多操作在體積負荷 $2. \text{ kg COD}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$ 以下，故在此基準下比較不同進水與曝氣時間之操作策略，及不同進流水 pH 對批式活性污泥法處理效果的影響，由實驗結果得知：當進流水 COD 濃度高於 800 mg/l 時，極易產生污泥膨化的現象。

3. BFR 評估結果

由實驗結果得知，當進流水 COD 維持在 $1,000 \text{ mg/l}$ ，體積負荷在 $1.5 \text{ Kg COD}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$ 以下時，由其出流水 pH、COD、及透視度三項，可以看出處理效果相當不錯，微生物附著性極佳，故決定在厭氣處理槽之後採用此方法進行後續處理。

4.2 經濟效益分析

1. 技術評估：

- (1) 上流式厭氣污泥床法 (UASB)：當體積負荷在 $10 \text{ kg COD}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$ 以下時，處理效果都不錯。依土地現況可設計 80m^3 的厭氣處理槽，以該公司目前廢水之總污染量 550 kg COD/day 來估算，未來實廠的最大體積負荷僅 $6.9 \text{ kg COD}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$ ，在技術上是相當可行的。唯由評估實驗發現進流水的 pH 需控制在 5.0 左右，因此 UASB 之前須設置 pH 調整槽。
- (2) 批式活性污泥法 (SBR)：雖可達到良好的出流水質，但是污泥沈降性不佳，易產生污泥膨化的現象，故決定放棄此方法。
- (3) 喜氣接觸氧化法 (BFR)：在體積負荷 $1.5 \text{ Kg COD}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$ 的條件下，出流水的 pH、COD、SS 及透視度均符合放流水標準，且微生物附著性極佳，故決定在厭氣處理槽之後，採用此方法進行後續處理。唯 pH 值對喜氣處理槽的控制非常重要，因此在喜氣處理槽之前須設置 pH 調整槽。

2. 經濟評估：

將評估實驗所得之最適處理流程 UASB-BFR 與該廠原使用之活性污泥法 (AS) 相比較，兩者之設計基準及土地需求如表 3 所示，上流式厭氣污泥床 (UASB) 與喜氣接觸氧化處理法 (BFR) 之串聯程序約可節省 34m^2 (23%) 的土地面積。表 4 為兩者建造費用的比較，UASB-BFR 約節省 205 萬元 (45%) 的建造費用。

表 3 UASB-BFR與AS之設計基準及土地需求比較表

生 物 處 理 程 序		設計基準： 體積負荷 (Kg COD/ m ³ · day)	反 應 槽 ⁽³⁾			沈 澱 池 ⁽⁴⁾			其 它 ⁽⁵⁾			排泥量 ⁽⁶⁾ (m ³ /day)	總土地 需 求 (m ²)
			有效 體積 (m ³)	實際 體積 (m ³)	土地 需求 (m ²)	有效 體積 (m ³)	實際 體積 (m ³)	土地 需求 (m ²)	有效 體積 (m ³)	實際 體積 (m ³)	土地 需求 (m ²)		
UASB -BFR	UASB ⁽¹⁾	6.9	80	85	26	14	15	6	54	81	41	2.7	111
	BFR	1.5	100	106	38								
AS ⁽²⁾		1.5	367	389	78	28	30	12	73	110	55	7.2	145

註(1)UASB先處理S1廢水(500Kg COD/day，去除率以80%計算)，BFR處理S2廢水及UASB出流水(每天去除150kgCOD)。

(2)S1、S2廢水混合進入活性污泥槽(550kg COD/day)。

(3)設AS槽深5m，沉澱池深2.5m，UASB及BFR之佔地面積配合原有設施改建。

(4)沉澱池以表面溢流率 $15\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ (AS)及 $30\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ (BFR)為設計基準。

(5)指抽水井、pH調整槽、污泥儲槽、及放流水池等。

(6)污泥產率：AS:0.26kg SS/kg COD_r，

BFR:0.14kg SS/kg COD_r，

UASB:0.08kg SS/kg COD_r，

污泥沉澱後濃縮至20,000mg/l排泥

表 4 UASB-BFR與AS之建造費用比較表

生物處理程序		反應槽 ⁽¹⁾		沈澱池 ⁽²⁾		其它 ⁽³⁾		總建造費用 (萬元)
		實際體積 (m^3)	建造費 (萬元)	實際體積 (m^3)	建造費 (萬元)	實際體積 (m^3)	建造費 (萬元)	
UASB-BFR	UASB	85	68	15	7.5	81	40.5	254
	BFR	106	138					
AS		389	389	30	15	110	55	459

建造費用

(1)UASB:8,000元/ m^3 ，BFR:13,000元/ m^3 ，AS:10,000元/ m^3

(2)沈澱池：5,000元/ m^3

(3)其他單元：5,000元/ m^3

4.3 最佳處理程序之擬定

根據以上的評估結果與最大之廢水量設計，本所初步擬定的生物處理流程如圖2所示，主要單元包括兩個pH調整槽，上流式厭氣污泥處理槽，喜氣接觸氧化處理槽，沉澱池及污泥處理單元。這些處理單元僅兩個pH調

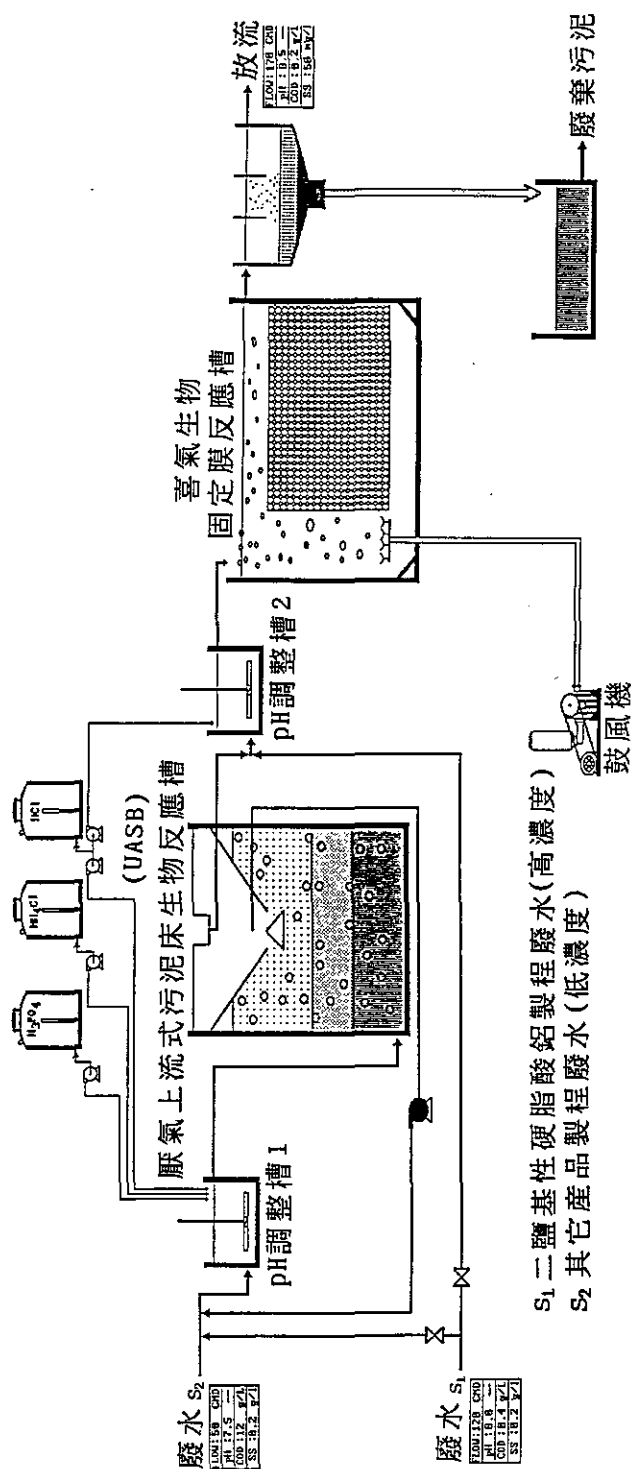


圖 2 擬定的最適生物處理流程

整槽需新設置外，其他的處理單元僅作適當的改造就可利用。如原有之 190m^3 活性污泥池可分隔成 80m^3 及 110m^3 兩槽， 80m^3 槽經加蓋並加裝固一液一氣三相分離器即可成為上流式厭氣污泥處理槽， 110m^3 槽添加生物濾料即可成爲喜氣接觸氧化處理槽，這些經由本所人員在工程設計上加以完善的規劃，提供該公司施工設計圖，由該廠自行施工，經改善後之廢水處理流程如圖3所示，最後改善工程款僅需170萬元(改裝工程費115萬元，研究及設計費55萬元)，替該公司節省約1,330萬元的經濟效益(與某水處理公司工程估價比較)，同時使其放流水能符合環保82年之放流水標準。

五、廢水處理場起動試車之操作策略

5.1 上流式厭氣污泥床起動試車操作策略

上流式厭氣污泥床(Upflow Anaerobic Sludge Bed, 簡稱UASB)起動試車之目的在使UASB處理槽之效率於短期間內達到設計值，且能全量運轉。就微生物的觀點而言，起動期間主要的目的是：

1. 篩選微生物，使不適用之微生物排出處理槽外，而讓良好的菌種在處理槽中快速繁殖，並長成顆粒化。
2. 馴養微生物以提高污泥活性。

基於上述兩目的而言，良好的污泥來源及適當的操作策略便成為起動試車成功與否的重要關鍵。

5.1.1 污泥源與植種

依國外之植種經驗，植種污泥量應在 $10\sim 20\text{kg VSS}/\text{m}^3$ (Weimin Wu et al. (1987)⁽²⁾, L.W. Hulshoff Pol et al. (1988)⁽³⁾)。Hulshoff Pol (1988)認為植種污泥體積約佔UASB體積的60% 較適合，建議於植種污泥中加入少量的顆粒化污泥當成核種，以形成新的顆粒化污泥。國內目前多採用養豬場厭氣污泥作為污泥植種來源，其顆粒化形成良好，但濃度不易控制，故植種方式均採滿槽植種，雖然成本稍高，但卻較保險。本廠植種污泥亦取自於養豬場厭氣污泥，植入污泥 90m^3 約 540kg VSS ，相當於 $6\text{Kg VSS}/\text{m}^3$

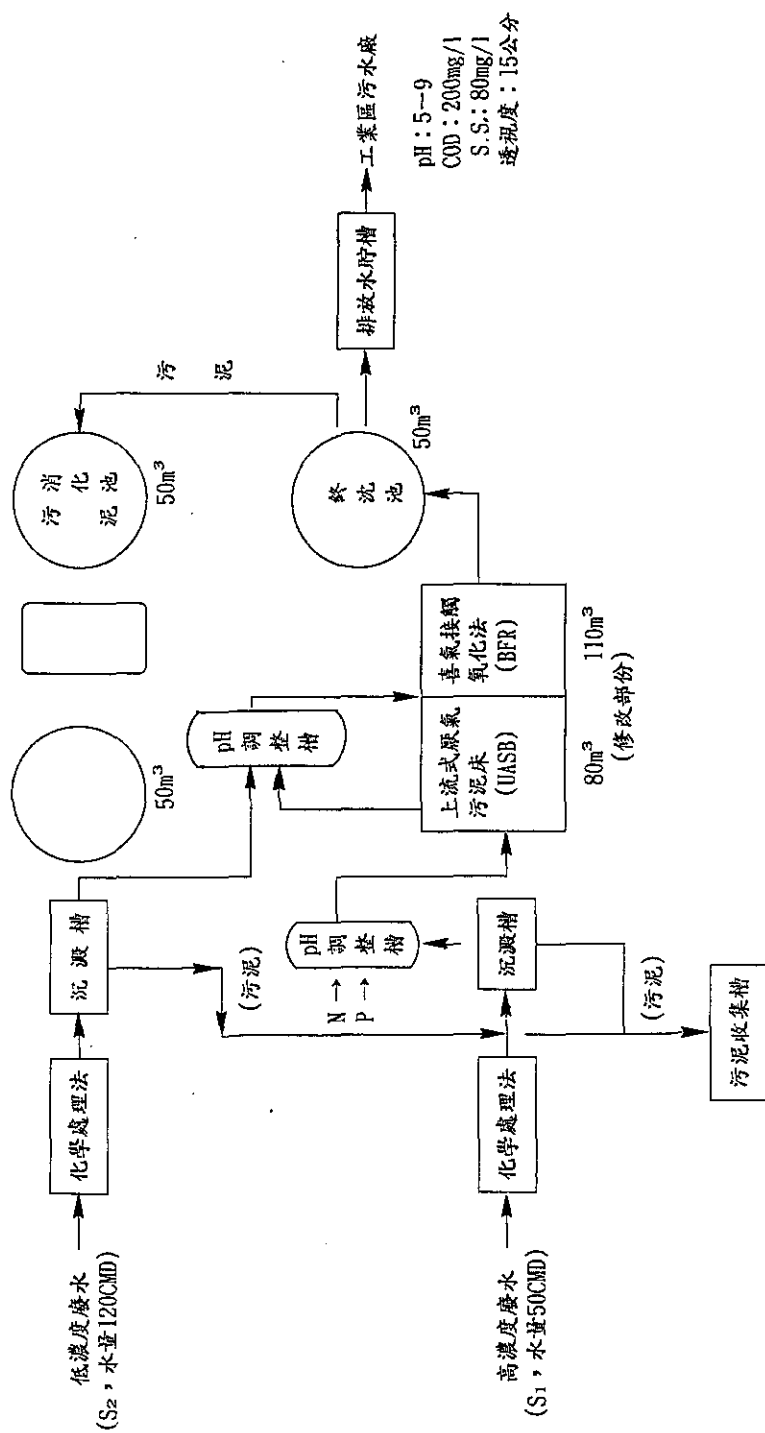


圖 3 改裝後廢水處理場流程圖

5.1.2 起動操作及負荷提昇：

起動之目的在於提高污泥活性和促進污泥顆粒化，故所有的起動操作策略均針對此目的而擬定。在起動期間若對污泥沒有良好的選擇性，則較輕的膠羽污泥會併入成長中的顆粒污泥生長，造成絲狀菌在槽中累積，當表面流速和氣體產量增加時，由於污泥床膨脹和氣體嵌入絲狀菌，將導致污泥大量上浮而流失；因此起動期間應特別注意控制表面流速和體積負荷。一般起動操作之初始體積負荷不可低於 $0.2 \text{ kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$ ，而 HRT 也不可短於一天。另 Hulshoff Pol (1988) 建議起動初期五天內，氣體產率無法達到 $0.1 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{day}$ 時，則必需停止進料。另一建議進料 COD 濃度宜介於 $1,000 \sim 5,000 \text{ mg/l}$ 之間，若原廢水 COD 濃度高於 $5,000 \text{ mg/l}$ ，可以迴流或直接稀釋的方法，來降低進料 COD 濃度。而每當處理槽之 COD 去除率連續三天達 80% 以上時，則可提昇體積負荷。

本次之試車依上列操作原則而擬定的起動操作策略如下：

1. 高濃度廢水 pH 調整

初期依據評估結果，該股廢水 S_1 需經前處理，以化學沈澱法去除水中鉛離子濃度至低於 1 mg/l ，再輸送至處理場 pH 調整槽中，廢水 pH 之最佳控制點為 5.0，同時在 pH 調整槽中添加 NH_4Cl 及 H_3PO_4 ($\text{BOD:N:P}=500:5:1$) 後，再以重力方式流入 UASB 槽。

2. 廢水水量提升

由於此次植種污泥取自於養豬場厭氣塘之污泥，勢必需經馴養微生物的階段，廢水量之提昇基準以 COD 去除率連續三天達 80% 以上，即可提昇廢水量，初期廢水量為 $5 \text{ m}^3/\text{day}$ ，即體積負荷由 $0.5 \text{ kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$ 開始起動，每階段提昇水量以 $5 \sim 10 \text{ m}^3/\text{day}$ 為限 (即以 $0.5 \sim 1.0 \text{ kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$)。

3. 分析項目及參數控制

- (1) 出流水 pH 值：控制在 6.8~7.5 之間
- (2) 出流水 COD 值：控制在 $3,000 \text{ mg/l}$ 以下
- (3) 出流水 SS 值：厭氣出流水 SS 應小於進流水 SS 之 130%，起動初期有污泥篩選作用，出流水 SS 濃度應視其性質而定。
- (4) 出流水 BA (碳酸氫鹼度)、VA (揮發性酸)：VA 值應控制在 $2,000 \text{ mg/l}$ 以

下， VA/BA 須小於0.5，當 VA 值高於2,000 mg/l時，停止進水，操作迴流使 VA 低於1,000 mg/l，當 VA/BA 為1.0時，必須添加小蘇打($NaHCO_3$)提升 BA 的濃度。

5.2 喜氣接觸氧化處理槽試車操作策略

1. 植種：污泥取自於原有活性污泥池之微生物。

2. 起動操作與控制

(1) pH調整：調整進流水pH在6.5，同時添加 NH_4Cl 及 H_3PO_4 ($BOD:N:P=100:5:1$)

(2) 水量提昇：低濃度廢水全量進流，並承接厭氣出流水，暫不作任何控制。

(3) 分析目及參數控制

a. 進、出流水pH：調整進流水pH使出流水pH控制在6.0~8.0之間。

b. 進、出流水COD：提高曝氣量或減少廢水量以控制出流水COD在200 mg/l以下。

c. 進、出流水SS：調整沈澱池排泥量以控制出流水SS在80 mg/l以下。

d. 出流水透視度：控制在15公分以上，低於15公分時，檢查前三項功能是否正常。

六、廢水處理場試車結果

6.1 上流式厭氣污泥床試車結果

6.1.1 pH之控制

原廢水pH在7.5~8.0之間，經實驗室評估結果得知UASB進流水最佳控制點在5.0，在起動初期(0~8天時)，先控制進流水pH在5.2~5.5之間，發現UASB的出流水pH在7.8以上，故再將進流水pH降低至4.7~4.8之間，使UASB出流水pH能維持在7.5左右，試車結果如圖4所示。由實際經驗和研究發現厭氣處理系統的最佳pH值為6.0~8.0之間，而針對各種甲烷菌，在不同pH下測其活性，發現甲烷菌之最佳生長pH值亦是6.0~8.0之間，McCar-

ty(1964)指出厭氣處理正常pH值介於6.6至7.6之間，當pH降至 6.2以下時，甲烷菌的活性急劇降低，但酸化菌仍可繼續分解有機物而造成揮發性有機酸累積，使pH下降至4.5~5.0，此時pH值及分子態有機酸均會對酸化菌造成抑制，而導致處理系統喪失處理能力，這種現象稱之為“酸敗”。

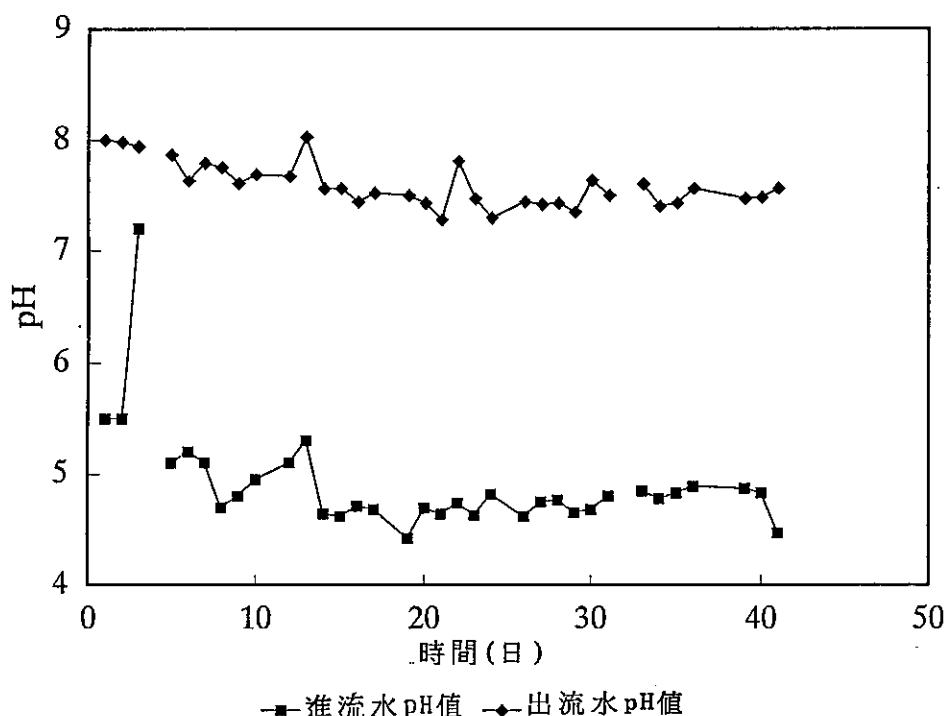


圖 4 UASB槽進、出流水 pH之變化

6.1.2 碳酸氫鹼度 (BA) 與揮發酸 (VA) 之控制：

pH、BA、VA三者對厭氣生物處理系統的影響，具有相互關聯性。在正常狀況下，酸化菌分解有機物成為揮發酸後，會迅速被甲烷菌利用成 CH_4 或 CO_2 。但當系統超負荷、操作不當 (pH、溫度控制不良) 或有抑制性物質進入，通常會造成揮發酸累積，這些累積的揮發酸在不同的 pH 下，因平衡的關係而存在著不同濃度的分子態有機酸 (如乙酸、丙酸)；揮發酸的毒性，主要來自於這些分子酸。Kroiss(1985) 指出乙酸和丙酸的分子態濃度各為16 及6mg COD/l，即會對系統中甲烷菌活性造成50%的抑制作用。

，操作良好的處理槽內，通常有機酸濃度約在數百mg HAC/l，但對馴養狀況良好的處理系統，揮發酸濃度可高達2,000 mg HAC/l尚無抑制作用。

鹼度的大小表示處理系統對pH緩衝能力的高低。厭氣菌中的酸酵菌群分解有機污染物時，即會放出二氧化碳，部分二氧化碳會被還原成 CH_4 ，其餘的將逸出形成氣液相平衡，溶解在水中的二氧化碳就形成碳酸氫鹼度，以維持系統對pH的緩衝能力，在正常操作下可以維持處理槽之pH在中性範圍。但遇有有機酸累積時，自然形成的緩衝能力將不足，導致槽中pH值下降，這時就必須於槽外額外添加鹼劑，以補充槽中的緩衝能力。

本場UASB槽中之碳酸氫鹼度都能維持在3,000~5,000 mg/l之間，顯示槽內之緩衝能力相當足夠，並不需要額外添加鹼劑。反觀揮發酸於正常情況下維持在200~500 mg/l，如圖5所示，在圖中僅有二次揮發酸高於500 mg/l，最高值達1,000 mg/l，但此時系統上並未發現有任何異常狀況。

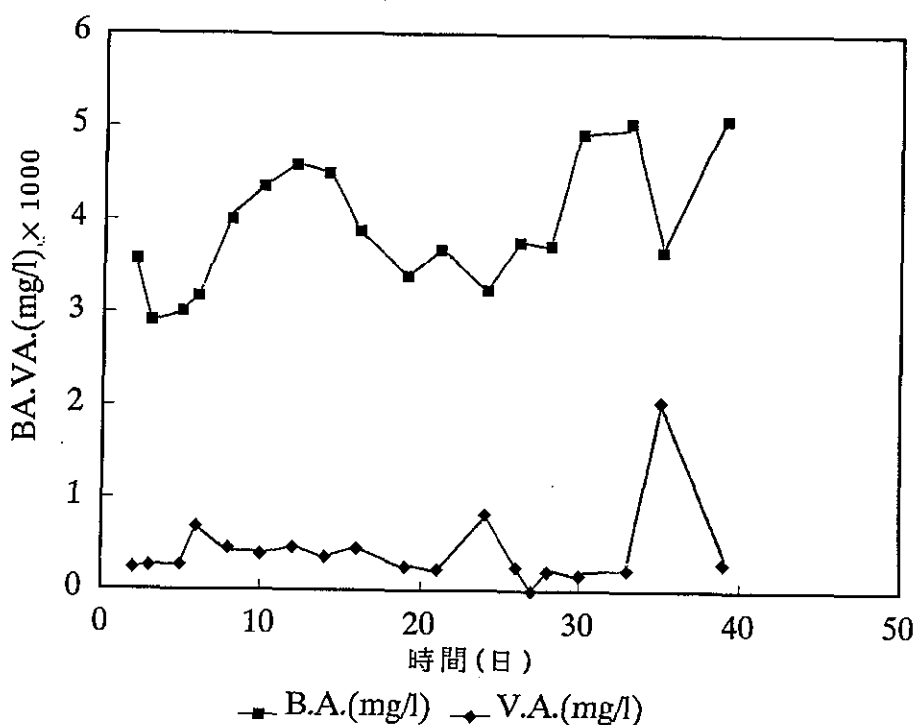


圖5 UASB槽中碳酸氫鹼度與揮發酸之變化

6.3.1 營養鹽之添加

微生物生長除了需碳源外，尚需氮源、磷源及一些微量元素 (micro element)，如鐵、鈷、鎳、鎂等，營養鹽的含量會影響反應速率及處理效果，適當量的營養鹽有促進微生物活性的功能。工業廢水中除了醱酵業廢水可能因製程上需要而含有足夠量的營養鹽，其餘業別可能均不足量，必需仰賴人工添加方式補足。

有關氮、磷的添加量，Henze 建議厭氣處理時採用 $COD/N=37\sim63$ ， $COD/P=310\sim375$ (重量比)，其他微量元素可依細胞合成的需要來計算。至於本場 N、P 的添加量則以 $BOD:N:P=500:5:1$ 作基準，同時經實測高濃度廢水中 N、P 僅為 1 mg/l 及 0.4 mg/l ，顯然不足，故建議該公司在 pH 調整槽中加入如表 5 之營養鹽量。

表 5 高濃度廢水營養鹽添加量 (50CMD 計算)

營養鹽種類	廢水添加量
NH_4Cl	14.3 kg
H_3PO_4	1.3 kg
KCl	3.75 kg
$Ca(OH)_2$	6.25 kg
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	1.25 kg
$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	2.10 kg
$NiSO_4 \cdot 6H_2O$	0.03 kg
$CoCl_2 \cdot 6H_2O$	0.09 kg

6.1.4 COD之去除

目前對於廢水中有機物的測定方法，仍然以化學需氧量 (Chemical Oxygen Demand, COD) 及生化需氧量 (BOD) 最為普遍，但是由於顧及工廠現場設備限制下，僅測定 COD 一項來當作指標。由於高濃度廢水 (S_1 之主要成份是醋酸鈉，極易被厭氣生物分解，因此在初期起動時直接以原水 COD 濃度 $9,000\sim12,000\text{ mg/l}$ 進流，並未將廢水稀釋至 $5,000\text{ mg/l}$ 以下。另外因起動初期操作體積負荷僅在 $0.5\text{ kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$ ，在此低負荷下操作，唯恐產氣量不足造成厭氣污泥床緊壓的情況發生，況且植種時植入養豬場厭氣塘污

泥含雜質太多，所以在初期時24小時迴流操作，其目的在篩選有效污泥並排除雜質，約經1週後停止迴流。在這試車期間，厭氣出流水COD一般都維持在200~500mg/l，如圖6所示，圖中出流水初期COD有偏高的趨勢，其原因是養豬場豬糞尿廢液所造成的，另外在第25天、及37天出流水COD有突然上昇的現象，經研判是pH調整槽中N、P添加不足所造成的，而以COD去除率表示時，UASB的去除效率都能穩定維持在95%以上，如圖7所示。至於COD去除量與體積負荷之關係，如圖8所示，體積負荷在6 Kg COD/m³·day以下時，與COD去除量成正比，由此顯示本UASB處理槽還能提昇至更高的操作負荷。

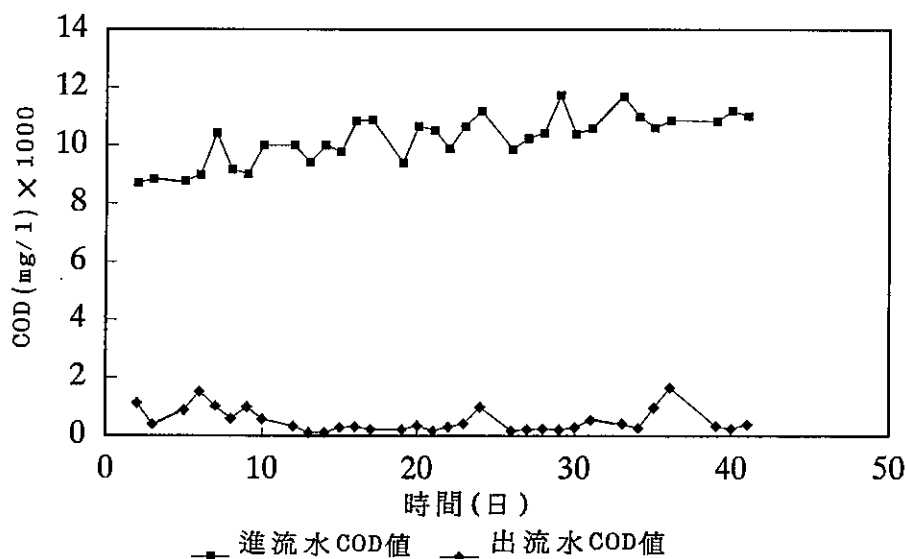


圖6 UASB槽進、出流水COD之變化

6.2 喜氣接觸氧化處理槽試車結果

喜氣接觸氧化處理槽系統之主要目的在進行後續處理，使出流水能符合排放標準。經評估結果得知此處理槽之體積負荷在1.5 Kg COD/m³·day的條件下，僅需注意控制進流水的pH，即可使出流水的pH、COD、透視度及SS均能符合放流水標準。經試車結果發現由於UASB的COD去除效率高達95%以上，大大降低了喜氣接觸氧化處理槽的體積負荷，由圖9可看出在

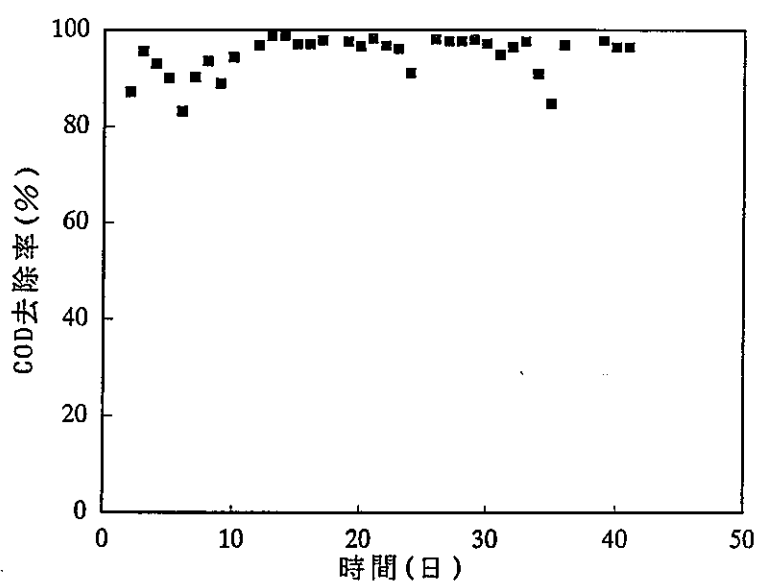


圖 7 UASB處理系統之COD去除率

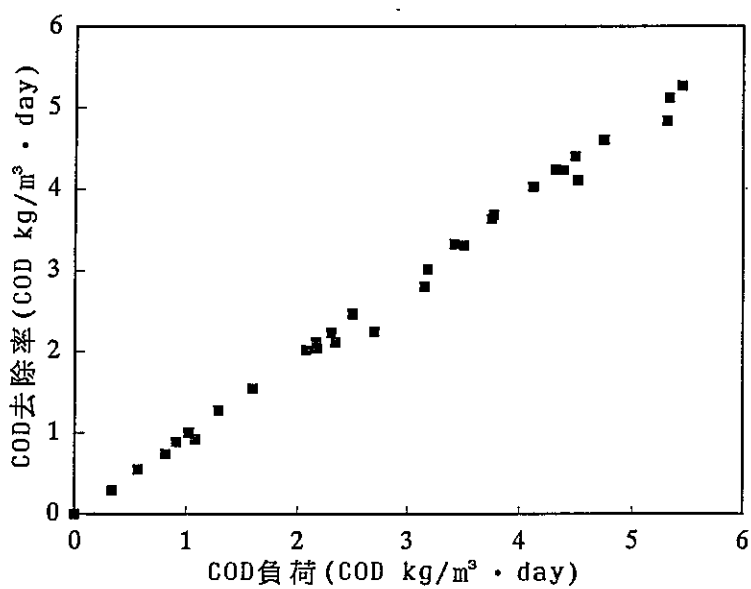


圖 8 UASB槽體積負荷與去除量之關係

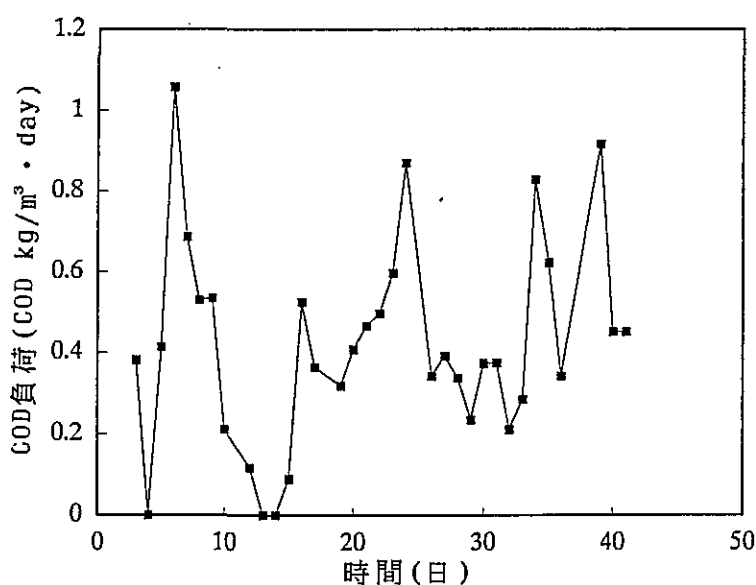


圖 9 喜氣接觸氧化處理槽之體積負荷

試車期間其體積負荷都在 $1.0 \text{ Kg COD/m}^3 \cdot \text{day}$ 以下。圖 10 則是試車期間的進、出流水 COD 變化，由圖 10 知進流水 COD 濃度均在 800 mg/l 以下，出流水 COD 亦都能維持在 200 mg/l 以下。以這些數據來研判，後段喜氣接觸氧化處理槽系統已達成其處理功能。

6.3 廢水處理場之最終排放水質

全廠之廢水處理流程將高濃度廢水先經由 UASB 系統處理後，出流水再與低濃度廢水混合後經喜氣接觸氧化處理槽再進行後續處理，其全廠出流水最後由終沉池沉澱污泥後再排至排放水收集槽後，輸送至工業區污水處理廠再處理。

化工業 82 年度之放流水標準如下：pH：6~9，BOD 小於 50 mg/l ，COD 小於 200 mg/l ，SS 小於 50 mg/l ，透視度大於 15 公分。由試車結果最終之排放水水質變化如圖 11 及圖 12 顯示。pH、COD、SS 及透視度等四項已符合環保 82 年放流水標準。

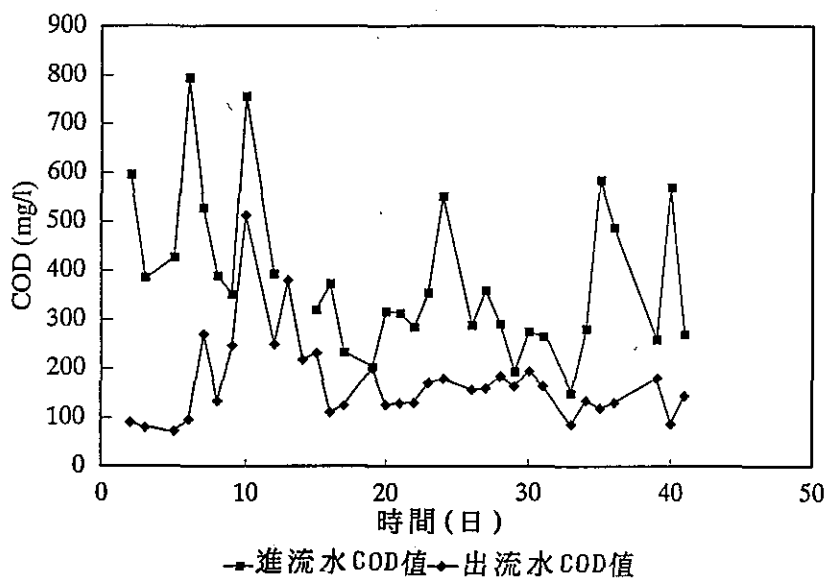


圖 10 喜氣接觸氧化處理槽進、出流水 COD 之變化

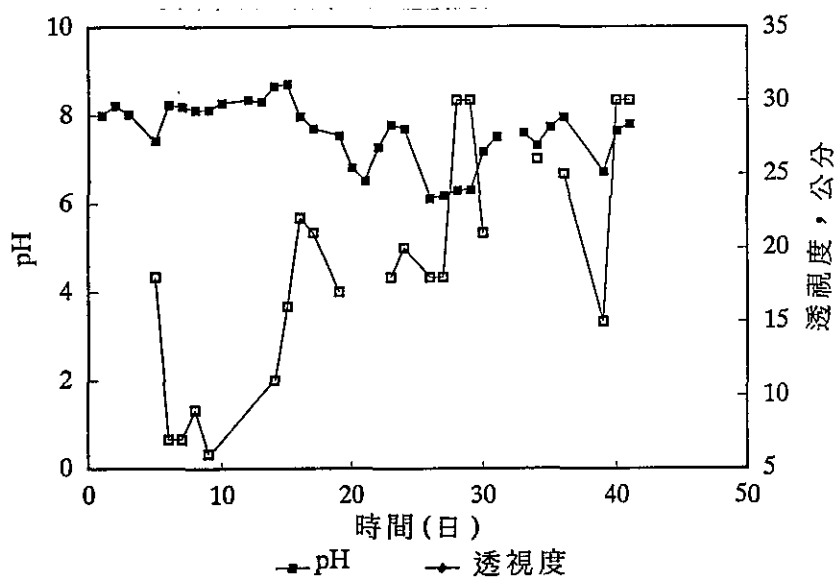


圖 11 最終排放水 pH 及透視度之變化

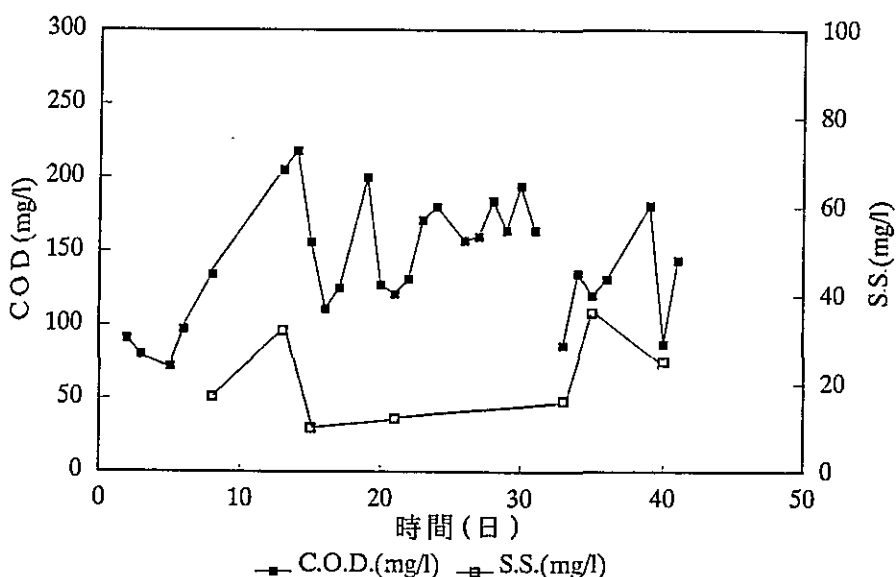


圖 12 最終排放水 COD 及 SS 之變化

七、結論與建議

廢水處理技術在國外已發展多年，國內起步雖較晚，引進國外技術是解決國內問題的捷徑。的確國外技術有許多地方值得國內學習，但是對工廠而言，投資失敗造成浪費的情形仍時有所聞，此乃因建廠前沒有進行程序評估研究所致。就本研究案例而言，先經廢水處理評估技術—可行性評估研究，對於該工廠高濃度廢水進行可行性評估，驗證其處理效果後，並由其中選擇“最適合”的一種處理流程，結果發現利用現有的處理場作部份的改裝後即能符合放流水標準，因而避免投資的浪費，結果使工廠節省 1,330 萬元的工程費。經實廠試車後發現 UASB 處理槽 COD 去除率達 95% (原設計為 80%)，並研判 UASB 處理槽能再提昇至更高的操作負荷。

本處理場是依原有的處理設施而加以改裝，在處理系統配置上是稍有零亂的感覺，同時此次終沉池是利用舊有的沉澱池，在機件方面與操作上須稍注意，否則容易導致排泥不足，使得出流水穩定性無法控制。

八、參考文獻

- 1.周珊珊(1991)，廢水處理程序評估技術化工業案例報告，工業技術研究院、化學工業研究所報告，1991。
- 2.Weimin Wu et al.(1988)"Cultivation of anaerobic granular sludge in UASB reactors with aerobic activated sludge as seed" Wat.Res.Vol.21.No. 7, 789-799.
- 3.Hulshoff Pol L.W.,Heijnekkamp K.M.,and Lettinga G.(1987) Granular Anaerobic sludge:Microbiology and Technology (Lettinga G, et al., ed.),Purdue Wageningen .
- 4.Mc Carty P.L.(1964)Anaerobic wastewater treatment fundamental. Public Works,9, 107-112.
- 5.Kroiss,H(1985)Toxicity problems during the anaerobic treatment of wastewater. Hanover Industrieabwasser Tagung:Anaerobe Reinigung Industrieller Abwasser, 12,1-19.
- 6.Henze M. Process Intensification, Biotechnology of Waste Treatment and Exploitation, (Sidwick J.M., ed.) John Wiley and Sons, New York.

間歇循環延長曝氣系統應用實例

陳維堂* 羅大德**

摘 要

近年來由於工業經濟發展迅速，環保意識提升及日益嚴格之環保法令要求下，促使各級事業單位不斷地投注更多的心力，刻不容緩地進行污染防治的工作。惟於污染防治技術及設備不斷地推陳出新，如何在技術成熟可靠性外，尋得一經濟有效、操作彈性大、管理維護容易且能合乎日益嚴格之環保標準要求的污染防治技術，乃是現今污染防治工作上最急切所需克服的課題。

間歇循環延長曝氣系統 (Intermittent Cycle Extended Aeration System, ICEAS) 是1980年初期澳洲發展成功並獲得專利的廢水處理技術。此方法可說是一種傳統活性污泥法之改良方式，由於其具有：(1)佔地面積小。(2)操作簡單。(3)系統可靠性及操作彈性高。(4)能達到脫氮效果，而不需添加化學藥劑及增加設備等優點。於國外分別應用於都市污水及各類工業廢水處理已有相當之實績。

本文謹以航空工業發展中心應用ICEAS處理J2626館餐廳污水及生活污水成功之案例，說明ICEAS在去除污染物機制上及操作維護經驗上之特性，期藉此拋磚引玉，促進污染防治技術交流，尚祈各界賢達先進不吝賜教，提攜指導。

一、前 言

航空工業發展中心(以下簡稱本中心)自民國78年起即針對含較高油脂及生化性污染物質之餐廳污水進行污染防治工作，且均以生物處理單元為處理系統之核心，惟生物處理單元(包括活性污泥法、生物旋轉盤法等)，

* 航發工業發展中心設施供應組工程科科长

** 航發工業發展中心設施供應組工程科技正

由於處理流程單元較多，且需較高之操作技術，在有限之人力、財力及物力下，管理維護不易。故於進行J2626館翔園餐廳污水處理系統之初，即以如何尋得一技術成熟可靠性、操作彈性大、管理維護容易，且不影響環境景觀品質之處理方法為評估規劃及設計之重點，並於民國80年3月委託績優之污染防治工程公司協助進行調查、分析、評估及規劃設計之工作；於民國80年7月開始施工，並於80年12月正式試車運轉至今，一切設施尚稱正常順利，處理後放流水質(BOD $<30\text{mg/l}$ 、SS $<30\text{mg/l}$)安全穩定且遠低於現行標準。

二、廢水質量及特性

2.1 廢水排放特性

依調查J2626館翔園餐廳平均每人每餐污水量為7~10公升，污水大多由清洗食物及用後餐具所產生，通常一天清洗二次，時間多在上午4:30~6:30及下午15:00~17:00之間，尤其上午5:00~6:00為尖峰流量時間，每小時排出之水量約為平均日廢水量之2.5倍。

2.2 設計因應廢水量

1. 設計因應每日2500人用餐之廢水量。

2. 設計平均日廢水量60CMD。

最大日廢水量90CMD。

尖峰時流量 $6.3\text{m}^3/\text{hr}$ 。

2.3 設計因應原廢水水質

酸鹼值(pH)：6.0~8.0

生化需氧量(BOD₅)：450mg/l

化學需氧量(COD)：750mg/l

懸浮固體物(SS)：350mg/l

油脂(Oil & Grease)：60mg/l

三、處理流程及設備概述

3.1 處理流程及說明 (如圖 1 所示)

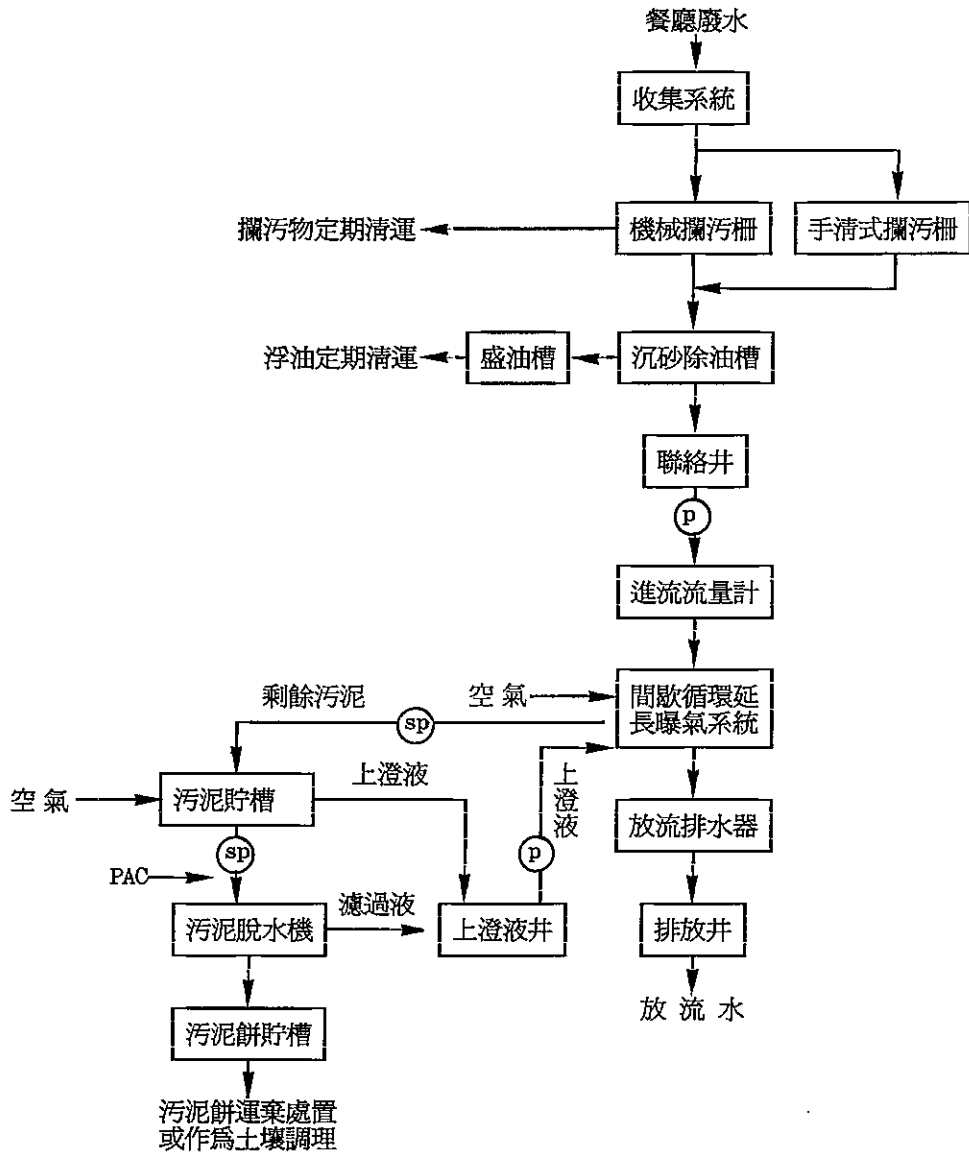


圖 1 處理流程

3.1.1 廢水收集及前處理系統

1. 收集系統

廢水自廚房排出後，即以重入15cmPVC管接入攔污系統。

2. 攔污設備

攔污設備設有機械式攔污柵及手清式攔污柵兩種，其目的同為攔除進流中所挾帶之大型污物。一般均使用機械式攔污柵，自動將污物攔除至攔污籃，而手清式攔污柵係於機械式攔污柵維護保養或檢修時作為備用。流過攔污設備之處理水則進入沉砂除油系統。

3. 沉砂除油設備

去除進流中挾帶之浮油及部份沉積物，浮油利用除油管排至側面之盛油槽（位於盛油槽底部之清水則利用抽水泵再排至攔污設備前）。沉積物則宜定期清理沉砂除油槽，經過沉砂除油槽之處理水則進入聯絡井，抽汲納入污水處理系統。

3.1.2 污水處理系統

本污水處理系統係採用「間歇循環延長曝氣系統」(Intermittent Cycle Extended Aeration System, 簡稱ICEAS)，它是將傳統活性污泥法中之流量調整、生物氧化、硝化、脫氮、沉澱及污泥穩定等功能在同一反應槽中發生（其構造示意如圖2）。

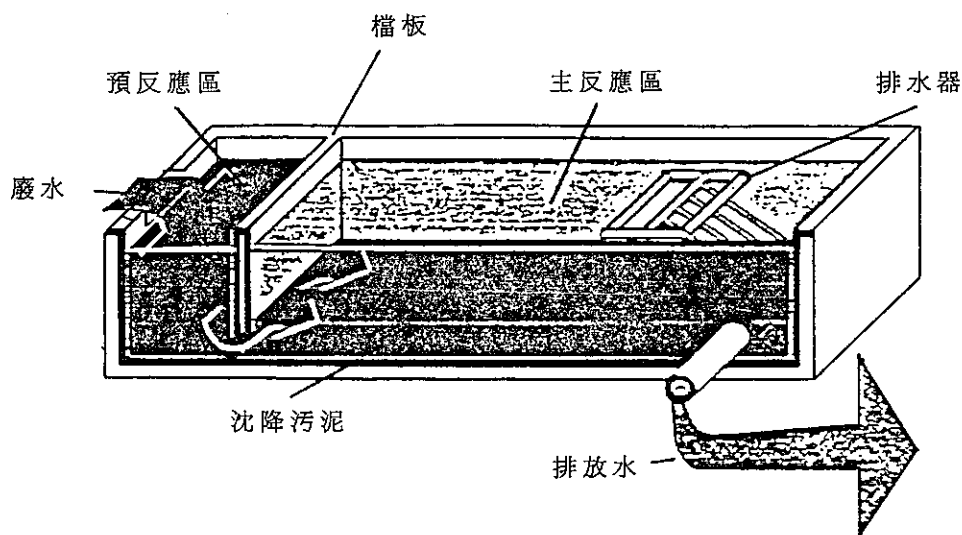
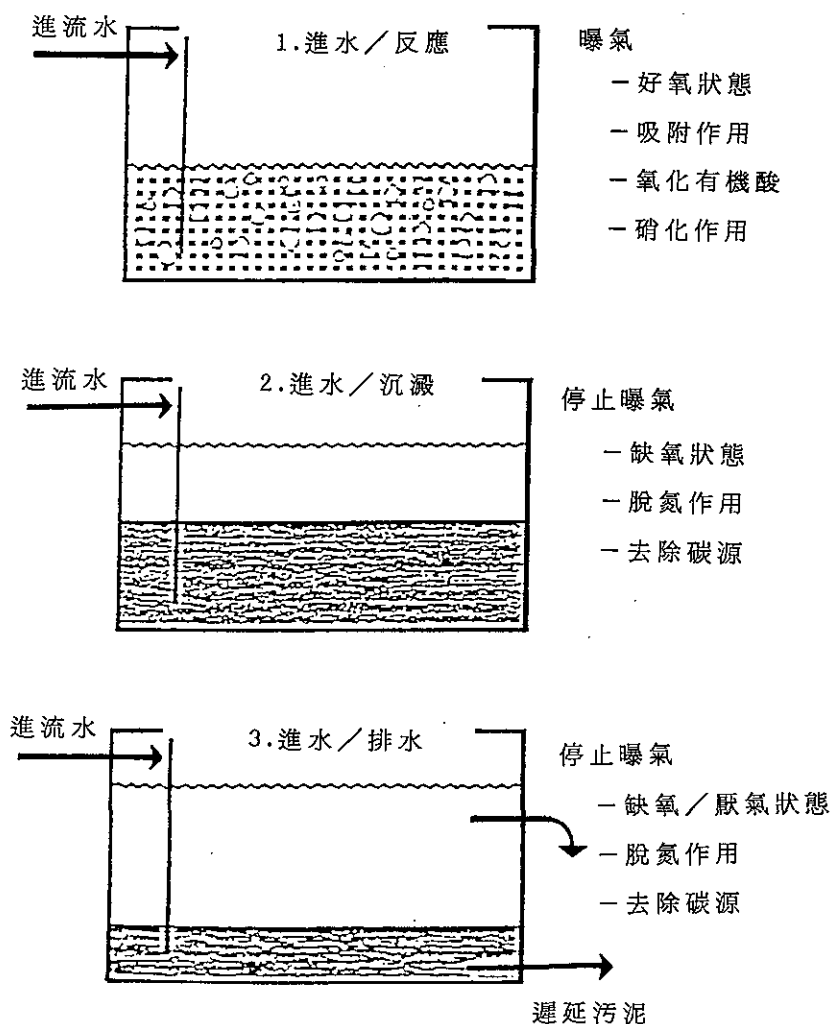


圖2 ICEAS反應槽構造示意圖

ICEAS的操作循環(參見圖3)，各階段作用情形(參見圖4)詳述如下：



註：本污水處理系統ICEAS之操作係為週期性循環(每天二次循環)，每一循環再分成曝氣階段(10.5小時)、沉澱階段(1小時)、排水階段(0.5小時)等三部份。

圖3 ICEAS操作循環示意圖

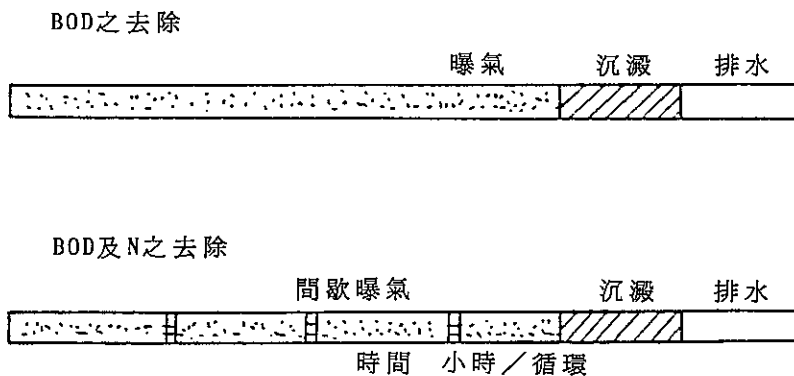
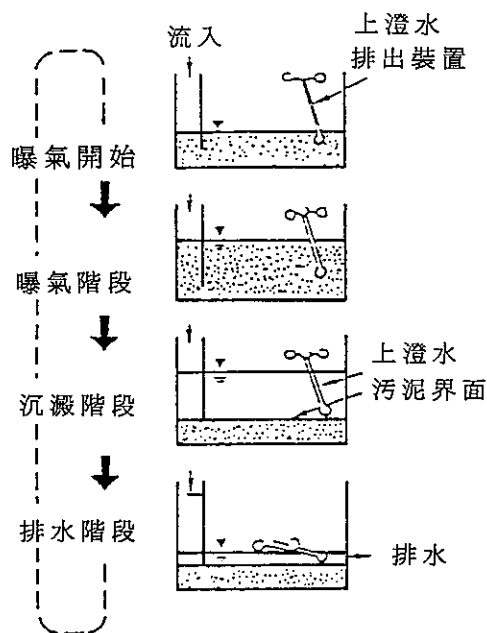


圖 4 典型之 ICEAS 操作循環中各階段之作用

1. 曝氣階段：

- (1) 利用正排量鼓風機供應反應槽中混合有機碳化合物氧化及硝化所需之空氣及需氧量。
- (2) 反應槽中保持溶氧量為 $1 \sim 4 \text{ mg/l}$ 。

2. 沉澱階段：

- ①當曝氣完成後立即使反應槽中之懸濁液體進行沉澱，一般而言活性污泥均可在30分鐘內沉澱。沉澱前懸浮固體濃度約為3,500 mg/l，而沉澱後污泥濃度約5,000mg/l。
- ②此時反應槽中轉變為缺氧狀態，且硝化及進一步的碳氧化發生。

3. 排水階段：

- ①此階段為將反應槽中之上澄水，從高水位排放至設定之低水位。排放之水量與排水時間、排水速率及循環頻率有關。
- ②排水器係經精心特殊設計，可以均勻定量地排水，而不致於擾動反應槽中之沉澱污泥，一般之排水速率為25公升/秒·公尺堰長。通常排水之低水位與沉澱污泥界面間保持有50公分深度之緩衝區。
- ③在排水過程中廢水及污泥中仍繼續進行碳氧化及硝化作用。

當排水階段結束後，完成一操作循環，然後再重新曝氣，開始一新的循環。此系統之操作循環係利用一套PLC程式控制器加以自動控制。

ICEAS系統以功能而論，則包括了反應槽、放流設施等二個部份，如下說明：

1. ICEAS反應槽

ICEAS反應槽包括兩部份，即預先反應區(prereact chamber)及主反應區(main chamber)。此兩區域通常以一橫向緩衝擋板加以區隔。

2. 放流設施

放流設施包括排水器及排水井等兩部份，其中排水器有兩個特性：

- ①可以在反應槽高水位與低水位差2公尺之範圍內操作。
- ②可以利用PLC控制排水時間。

在ICEAS操作循環排水階段中，放流水即是經由排水器(decanter)、排放井而放流。

3. 1. 3 污泥處理系統

本廢水處理廠之污泥處理系統主要以污泥脫水機為中心，再配合污泥貯槽、上澄液井及清洗水貯槽等四個單元所組成，如下說明：

1. 污泥貯槽

在ICEAS反應槽中於污泥濃度累積到一定程度（本廠ICEAS反應槽在低水位時，允許污泥濃度達到5,000mg/l），即需進行排泥。本廠係利用PLC控制反應槽在排水階段時，利用污泥泵浦將廢棄之污泥抽送至污泥貯槽。

2. 污泥脫水機

污泥經污泥脫水機真空、加壓作用後，即形成污泥餅，通常可作為土壤調理或陸地掩埋。

3. 清洗水貯槽

污泥脫水機上之濾布在進行脫水完畢後即應進行清洗，此清洗濾布之水源即由清洗水貯槽提供。

4. 上澄液井

污泥脫水機之濾過液（包含兩股廢水：一是清洗濾布後之廢水，另一是污泥經真空加壓後之去除水。）進入上澄液井，沉降於上澄液井底部之固體物則以污泥泵再送返至ICEAS反應槽。

3.2 設備概述

3.2.1 處理單元

處 理 單 元	設計尺寸(Lm×Wm×SWDm×Hm)	結構、材質
聯絡井	ID 1.5m ϕ ×2.6mH	PC組合槽
週期循環延長曝氣系統	9.6×3.2×2.95×3.25	RC
排放井	1.7×1.0×2.02	RC
污泥貯槽	2.1×2.1×2.5×3.0	RC
上澄液井	I.D 1.2m ϕ ×1.7mH	PC組合槽
清洗水貯槽	1,000 l	PE

3.2.2 機械設備

機械設備名稱	規格、性能、材質
進流抽水機	$12\text{m}^3/\text{hr} \times 6\text{mTDH} \times 1\text{HP} \times 2" \phi$
進流流量計	流量測定範圍80~800 l/min; 3" ϕ
鼓風機	$3.08\text{CMM} \times 4,000\text{mmAQ} \times 7.5\text{HP} \times 4" \phi \times 760\text{rpm}$
粗泡曝氣設備	SUS 304;
放流排水器	$25 \text{ l/sec/mWEIR} \times 600\text{mmWEIR}$; SUS 304
沉澱污泥泵	$1.3 \text{ l/sec} \times 5.5\text{mTDH} \times 1\text{HP} \times 2" \phi$
空氣流量計	流量測定範圍500~1,500 l/min; 4" ϕ
排水器驅動設備	1/3 HP
粗泡曝氣設備	SUS 304
污泥進流泵	$0.3\text{m}^3/\text{min} \times 5\text{mTDH} \times 1\text{HP} \times 2" \phi$
上澄液迴流泵	$0.3\text{m}^3/\text{min} \times 5\text{mTDH} \times 1\text{HP} \times 2" \phi$
污泥脫水機設備	處理能力300 l/hr; 濾布速度2.0~8.1 m/min
	濾過面積 0.1 m^2 ;
	濾布驅動馬達 0.2 KW;
	真空吸引泵 0.15 KW;
污泥調整槽	200 l
污泥調整槽攪拌機	0.1 KW
污泥供給泵	0.2 KW
污泥反應槽	15 l
污泥反應槽攪拌機	0.065 KW
助濾劑溶解槽	100 l
助濾劑攪拌機	0.04 KW
助濾劑加藥機	0.035 KW
脫水機控制盤	
濾布清洗泵	$10 \text{ l/min} \times 20\text{mTDH} \times 1/2\text{HP} \times 20\text{mm} \phi$

四、處理效果與操作現況

日 期		80.11.29	80.12.12	81.3.16	81.4.18	81.5.25	81.6.20
入 流 水 質 量	平均廢水入流量(m ³ /day)	39.6	20.4	35	36.7	32.9	35.8
	懸浮固體物(mg/l)	208	170	115	195	172	165
	生化需氧量(mg/l)	250	430	245	268	298	264
	化學需氧量(mg/l)	445	772	424	456	524	464
	BOD負荷(kg/day)	9.9	8.9	8.6	9.8	9.8	9.5
操 作 評 估 參 數	高水位時 MLSS(mg/l)	4,905	4,525	3,950	4,120	4,375	4,410
	低水位時 MLSS(mg/l)	5,610	4,670	4,517	4,630	4,857	4,995
	槽內污泥量 (kg)	357	297	287	294	309	318
	食微比 (kg BOD/kg MLSS/day)	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
	污泥齡 (day)	43.3	85.6	71.3	56.5	54.6	53.8
	污泥容積指標 (m ³ /kg) SVI60	0.18	0.21	0.22	0.22	0.21	0.2
放 流 水 質	懸浮固體物(mg/l)	25	10	22	18	19	15
	生化需氧量(mg/l)	9	28	21	17	20	18
	化學需氧量(mg/l)	16	60	38	30	37	34

五、處理系統特點及效益評估

目前生物處理系統(ICEAS系統)處理後之放流水質SS=10~30mg/l(平均18mg/l)，BOD=10~30mg/l(平均19mg/l)，COD=30~60mg/l(平均35.8mg/l)；污染成份去除率，SS達89%以上，BOD達93%以上，COD達93%以上，放流水質均遠低於現行排放標準。

由於ICEAS系統將初步沉澱、曝氣池及最終沉澱池等單元合而為一，與傳統活性污泥法相較，以本處理系統為例在土地面積需求方面可減少21%，投資費用方面可減少20%，操作費用方面可減少39%。同時由於系統之操作係藉著PLC可程式控制器自動運轉，操作維護簡單及不需控制迴流污泥等，目前操作所需人力為每天0.5人·時，且大半時間係在清理前處理系統之攔除物及浮渣浮油等，由一位非專業人員兼職即可勝任。

由於目前實際操作之廢水量平均為35 CMD左右，水力停留時間大於2.5天，提供了相當大的水力容量，不僅可因應進流水突增之質量負荷，

而不影響放流水質，且相對提供廣大的表面積可增加沉澱效果，放流水質更趨安全穩定。

原設計ICEAS系統循環操作時間為 $3 \times 8\text{hr. cycle/day}$ ，惟為因應早上五點～六點之尖峰流量及維持在穩定 F/M值操作條件下，實際運轉後，即藉著調整PLC可程式控制器改變循環操作時間為 $2 \times 12\text{hr. cycle/day}$ ；使更能符合放流水質之要求。

六、操作管理之問題及對策

本廢水處理系統於ICEAS系統中之設備控制係採用PLC可程式控制器自動運轉，在操作管理上極為方便，操作人員可由 PLC顯示器上直接確定循環操作之情形，設備運轉是否正常，並可依流量及水質記錄調整循環操作時間及校正等工作，且運轉設備均有備品，以確保維修及保養時仍能正常運轉。惟本廢水處理系統為控制維持進入ICEAS系統時之油脂含量必須小於 30mg/L ，以避免過量油脂影響生物處理單元之處理效果，故對前處理系統之攔污物及浮渣浮油，必須增加其清理次數；再者當餐廳清理時，偶有較多量之清潔劑排入廢水處理系統中，故將餐廳清理時間調整在下午六點以後，利用夜間ICEAS系統處於低BOD負荷及低流量負荷時，較長時間的曝氣氧化分解之。

由於目前廢水處理系統實際操作廢水量平均為35CMD，ICEAS系統係處於低F/M情況下操作，本中心乃於民國81年4月將處理廠區附近之衛生污水(平均20 CMD)再行納入 ICEAS系統，目前正於運轉觀察中，期能合併處理部份生活污水。

七、結 語

本廢水處理系統運轉操作至今，各處理單元均能符合設計所預期之效果。ICEAS系統不但符合經濟有效的原則，且其操作彈性大及管理維護容易，亦能符合本中心原規劃構想。

是故，於污染防治技術及設備日新月異之今日，環境科技之交流及配合實際需求加以詳加評估、規劃、正確掌握污染防治工作執行方針，方不致使投資之心血財力白費。