

# 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  
工業污染防治技術服務團  
中華民國七十九年十二月二十八日

編印

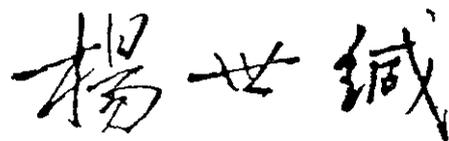
## 局長序

我國經濟的快速發展與國民生活水準的大幅提昇，直接間接都是工業界努力的成果，根據統計工業生產佔國內生產淨值之比重由民國四十一年之百分之十八，發展由民國七十八年增為百分之四十三·五，由此可知工業對國家經濟的重要。

大家都知道工業的發展固然可為社會帶來繁榮，為全民帶來福祉，但如在其發展的過程中未能考慮環境的維護，則不但可能危害工業的進一步發展，也將導致環境品質的劣化，危害生活環境，消蝕經濟發展的成果，基於此點認識，經濟部站在工業主管機關的立場，早於七年多前就由工業局編列預算成立工業污染防治技術服務團，希望透過學者專家以及工程師的實際參與，提供技術上的協助，再配合政府的融資貸款、稅捐減免等獎勵、輔導措施，使工廠能夠以最經濟有效的方法解決其污染問題。

非常感謝工業界多能體會政府在污染防治輔導方面所投入的心力，自動自發配合政府的政策，致力於工業污染的防治，而且也有相當的成果。本次研討會有十多篇有關工業污染防治的實例要提出來做技術上的研討，可以說有其特殊意義，這些工廠肯毫不保留的將他們的經驗、心得貢獻出來，這種好東西要與好朋友分享的精神非常值得欽佩，對於工業污染的防治有啟發與引導的作用，相信這僅是一個開始，今後也樂於見到有更多的個案提出來當做工業污染防治的範例，進而促進全面的污染改善，衷心希望工業界的朋友能夠藉研討會的機會，多多吸收經驗，交換心得，提昇工業污染防治的技術，落實經濟發展與環境保護的兼籌並重，以達到提昇國民福祉的最高目標。

經濟部工業局局長



1990年12月28日

# 序

近年來由於經濟之發展、生活水準之提高，對於環境品質之要求也更引人注目，所幸全國上下均已有了此共識、工廠也多有污染防治之觀念，使服務團輔導工作得以不斷推動，協助工廠解決其污染防治問題。

根據過去之輔導經驗，一般中小工廠對於其現存污染問題之解決往往缺乏信心，其原因不外為1.過去缺少專業人員，無從了解問題之所在；2.工廠決策人之觀念偏失，影響解決問題之正確途徑；3.工程顧問公司水準不一，導致錯誤投資。由於以上種種，難免影響工廠污染改善之意願。

事實上，今昔狀況已有不同，就一般工廠而言，污染防治已非技術問題，只要認真了解狀況，探討問題，慎選顧問公司並適當投資於污染防治設備，問題都可迎刃而解。根據了解，近年來國內工廠投資於污染改善者為數甚多，其中不乏成功之實例，可資借鏡。本研討會之舉辦目的即在提供機會，使工廠有關污染防治人員能相聚一堂，切磋技術、交流經驗，藉以他山之石可以攻錯，增進污染改善之信心。

本次研討會共徵集污染防治案例共14篇，雖是拋磚引玉希望得到共鳴，達到技術擴散，真正有助於污染改善之目的，對於提供案例報告之作者與工廠能毫不藏私，精神可佩，謹致由衷之謝忱與敬意。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



1990年12月28日

# 目 錄

	頁 次
1. 中油公司高雄煉油總廠林園廠廢水排放系統之改善----- (鍾宇立)	1~ 17
2. 台糖公司小港副產加工廠廢水處理概況----- (杜有道)	19~ 27
3. 東和鋼鐵企業股份有限公司臨海廠防治空氣污染實務----- (黃錫麟)	29~ 38
4. 大連化學工業股份有限公司高雄廠貯槽與灌充設備廢氣排放之改善- (顏進德)	39~ 51
5. 新型濕式節皮除塵設備應用於蔗渣鍋爐之排煙防治效果----- (張乾然)	53~ 64
6. 金福隆實業股份有限公司染整廢水處理工程----- (魏和斌、李鵠)	65~ 79
7. 中油高雄煉油總廠林園廠廢水改善實例----- (朱少華)	81~ 96
8. 中油高雄煉油總廠林園廠廢鹼液處理改善----- (陳耀泉)	97~105
9. 中油高雄煉油總廠林園廠三輕工場裂解爐除焦罐系統改善----- (許長發)	107~116
10. 中油高雄煉油總廠林園廠含酚廢水酚含量之改善----- (林清德)	117~142
11. 交錯式浪板油水分離池合併浮除法對實際廢水處理的效率----- (朱少華、姚俊宇)	143~164
12. 工業廢水濁度之改善處理快速凝聚沉澱法介紹----- (李華嶽)	165~177
13. 漂白蔗漿廠廢水污染防治----- (王純益)	179~195
14. 活性污泥法絲狀菌所引起之膨化現象處理實務介紹----- (黃碩民)	197~209

# 中油公司高雄煉油總廠林園廠 廢水排放系統之改善

鍾宇立\*

## 摘 要

本廠的廢水排放系統，歷經十餘年來的改善，已由最原始的明、暗溝二分系統，演進到現今的六大分流系統。演進的過程，依時序的變化及潮流的趨勢，而有漸近式、階段式的不同作法。參與改善的人力，結合了工廠的方法工程師、操作工程師以及民間具專業能力的工程公司等。所耗費的人力、物力與金錢，至為可觀。

改善的過程，約略可分為三大階段：

- 一、初期階段的治標期：由硬體設備方面的改善著手，採污染防治堵的方式，以排放污水符合環保規範為目標。
- 二、近期階段的治本期：由污染源的調查與控制著手，採污染分流及減廢的方式，以降低污染總量為目標。
- 三、未來階段的回收期：配合現場操作環境的特性，引入廢水三級處理的技術，以廢水回收，節約能源為目標。

本篇報告，我們願意懷著檢討的心情來回顧一下過去十餘年來的作為，以策劃未來，並供其它同業先進作類似改善的參考。

## 一、前 言

中國石油公司高雄煉油總廠林園廠位於高雄縣林園鄉林園工業區內，面積約100公頃，是一座典型的石油化學基本原料產製工廠。本廠成立於民國六十三年，十餘年來，隨著石油化學工業的急速發展，本廠也不斷地擴建、膨脹，目前已是全國最大也最重要的石化原料供應中心之一。

---

\*中國石油股份有限公司高雄煉油總廠林園廠技術服務課課長

隨著生活層次的提昇，民衆對環保的訴求也日益強烈。對一個大型的石化工廠而言，在衆多的污染項目中，尤以廢水的排放對環境的影響爲最有形而直接的。本廠自開工迄今，歷經民衆各界對環保由生疏、關心、熱衷而至熾烈的各種階段，在對廢水排放方面，無論是系統規劃、污水收集、設備更新或操作改善諸項目均有漸近式、階段性的因應改善措施。目前改善已有十分可觀的成效。然而，石化工廠是連續性的操作工廠，操作的變異性過於龐雜，受制於天候、原料、設備及操作變數的影響十分嚴重，同時，居民毗鄰而居，日夜均遭受監測，因此，防治污染已不僅是口號與決心的問題，而是攸關工廠的存亡絕續，絲毫不可有所疏失。

本篇報告，係將本廠歷年來對廢水排放系統改善之演繹，作一連貫性的敘述，期能鑒往知來，臻於至善。

## 二、製程簡介

本廠的操作煉製工場計分爲兩類：

第一類：烯烴屬的石化工廠：包括第三輕油裂解及第四輕油裂解工場，其原料爲由大林浦送來的重石油腦(HEAVY NAPHTHA)及製汽油(GAS OIL)，經過高溫裂解反應後，再經過初餾、壓縮、鹼洗、膨脹冷凍、分餾、萃取等一連串複雜的化工單元操作後，即可陸續產製出乙烯、丙烯、丁二烯等烯烴屬的石化基本原料供下游工場作進料。亦可產製芳香族的中間產品供本廠另一類的芳香屬的石化工廠當進料，除此之外，氫氣、燃料油、燃料氣等也是它的副產品。

第二類：芳香屬的石化工廠：包括乙座重組工場、兩座芳香烴萃取工場、兩座氫氣純化工場、兩座製氣油脫硫工場、硫磺工場、尾氣處理工場及兩套二甲苯分離工場。其基本原料除由大林浦分廠輸送過來的輕石油腦(LIGHT NAPHTHA)外，就是輕油裂解工場送來的芳香屬的中間產品。這些基本原料也經過一連串的化工單元操作流程，如加熱、反應、分餾、萃取及吸附等而陸續地產製出不同的產品出來。這些產品，有的屬於中間性質的油品，如重組油、甲苯及氫氣等，乃供應本

工廠內其它的工場作進料；有的屬於終產品，如苯、鄰二甲苯及對二甲苯等，乃供應位於鄰近的其它下游工廠作進料。因此，環顧本廠之製程，可知它是由眾多的操作工場，以網狀般的結合方式串在一起，以相互依存的關係連接著，牽一髮而動全身。

爲了配合煉製工場的操作，本廠還設有許多必要的公用附屬設備，如冷卻水塔提供源源不絕的循環冷卻水，蒸汽發電鍋爐提供穩定的製程蒸汽及電力，及水處理工場等，以提供高品質的純水及超純水以供製程之需。另外，除了現有的下水道系統外，本廠正興建乙座廢水二級處理工場，以活性污泥法去處理原本排放於外的廢水，本工場預定今年底即可啓用。

### 三、廢污來源

就污水排放而言，本廠廢污的來源可明確地分類於下：

- 1.製程廢水：即由操作工場於製程中或經由洩漏，或經由製程的需要而排放出來的廢水。
- 2.公用排水：如水處理場及冷卻水塔等公用系統，爲保障操作性能的良好，必須不可避免地排放廢液出來。
- 3.其它廢水：操作人員排放出之盥洗廢水或由操作工場排出之非製程用的工業污水。

### 四、廢污質量及特性

本廠每日排放於外的污水總量大約在13,000噸左右，其中製程廢水大約佔4,000噸，公用廢水約佔6,000噸，其它廢水約佔3,000噸。污水排放之水質及特性分述於下：

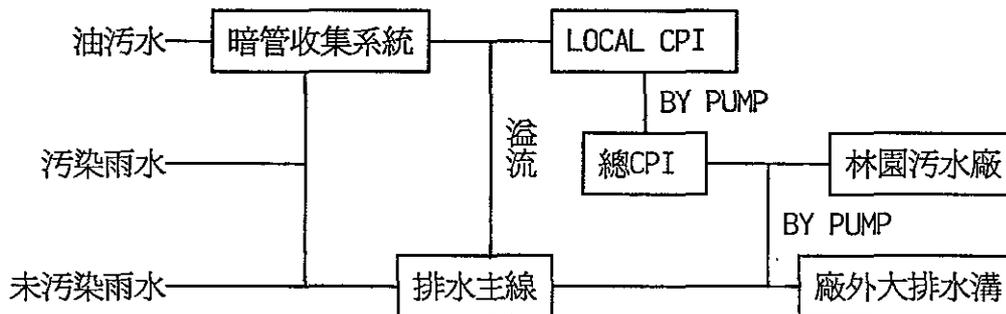
- 1.製程污水：由於本污水與工廠製程息息相關，因此，本污水的水質最差也最不穩定。其污染的特性包括：高pH值、低pH值、VOC 高、溫度高、含酚、含COD、含油份、含SS等。它是本廠最頭痛的污染源。
- 2.公用污水：本項污水大部份係公用冷卻水塔的排放液，除了鈣硬度

較高外，並不含其它的雜質，是水質比較好且穩定的污水。

3. 其它廢水：本項水較類似坊間的家庭排放廢水，唯間或由工廠清刷地表或設備所排放出來的廢液會稍帶油份及臭味。

## 五、本廠原始的廢水排放系統

系統圖如下所示：



茲分別由流程、特性及問題三方面做說明：

### 1. 流程：

本廠成立之初，透過中興工程顧問社規劃設計，將全廠下水道系統分為明、暗溝二分系統，茲分別敘述於后：

- (1) 明溝系統：將全廠不含油污的廢水悉盡歸納到本系統來，即將全廠區分為東、西兩半，明溝污水隨著排水系統的特殊規劃設計，由中間向東西兩方流動。全廠共分14條明溝排水主線，東西兩半各分七條，區域內的明溝排水支線均匯集至本主線來。於東西各排水主線的盡頭，均設有 API，期將洩漏之油液在此截流，剩餘的污水才排放於外。
- (2) 暗溝系統：將工廠區內之含油污水，以暗管的方式，截流到各工場專屬的 CPI，進行初步油水分離的工作。分離出之污油予以回收，污水則再以泵浦至總CPI 去進行再一次地油水分離，由總CPI排出之污水，才送至工業區的聯合污水廠處理。

### 2. 特性：

暗溝系統之污水並不單獨排放於外，乃透過聯合污水廠處理，本廠

尚需向該污水廠支付污水處理費用。明溝系統的污水，在幾乎沒有攔堵或截流的情況下，逕自排放於廠外之大排水溝。

### 3.問題：

- (1) 明、暗溝系統無法徹底釐清，明溝系統經常夾帶油份及臭味。
- (2) 暗溝系統因下雨會溢流至明溝系統，致使明溝系統招致污染。

## 六、改善過程：治標方面的措施

治標方面的改善過程大致可分為污染防堵及污染分流兩種方式來進行，茲將其處理流程、設備投資、處理效果等敘述於后：

### 1.污染防堵：

由時間的進程大致可分為九個階段：

第一階段：參閱附圖一

第二階段：參閱附圖二

第三階段：參閱附圖三

第四階段：參閱附圖四

第五階段：參閱附圖五

第六階段：參閱附圖六

第七階段：

- 日期：民國77年

- 處理方式：

增設乙座總CPI，使總CPI之處理功能能夠加倍張顯。

- 設備及處理流程：

增設乙座大小與舊總CPI相若之新總CPI，與舊總CPI 平行處理進流污水。

- 投資：

總計投資約新台幣壹佰萬元正。

第八階段：

- 日期：民國78年

- 處理方式：

改善現有污水處理系統的操作性能，引入監測系統，提昇設備效率。

- 設備：

增設oil skimmer，線上污染自動偵測儀，過氧化氫注入系統，調整PH值之注入系統，亦增設IPG公司的cross flow CPI乙座，其處理能量為每天6000公噸，並增加空氣浮除的相關設備，及其它相關必要的研究設備等。

- 處理流程：

取代舊有總CPI，出流水復進入空氣浮除處理。

- 投資：

總計投資約新台幣陸佰萬元。

第九階段：

- 日期：民國79年

- 處理方式：

總CPI之出流水再經過廢水二級處理，使放流水能達到乙類海洋放流的規範限制。

- 設備：

增設活性污泥的廢水二級處理工廠乙座，其處理能量為每日14000公噸，由中鼎公司規劃設計。

- 處理流程：

暗溝污水先經個別CPI處理，再經總CPI處理，最後再由廢水二級處理工廠把關，層層關卡，層層保障。

- 投資：

總計投資費用超過新台幣十億元。

## 2. 污染分流：

鑑於污染流的特性迥異及流程錯綜複雜，因此，將各型之污染流予以分流，冀期將污染流減量化、單純化，便於單獨處理。其時間的進程大致可分為以下四個階段：

第一階段：參閱附圖七

本階段之處理流程可參閱附圖八。

第二階段：

- 日期：民國78開始，80年結束。

- 處理方式：

將工場內的廢鹼系統單獨分開，引入廢鹼中和工場處理，並將其引入廢鹼濕式氧化法(Zimpro WAO process)，與中和法共同處理工場區排出的廢鹼液。因此，全廠的污水系統可分為明溝、暗溝，污染明溝及廢鹼等四大系統。

- 設備：

舊有廢鹼中和設備系統修改，並投資興建 Zimpro WAO 設備兩套，其總處理能量共計240 T/D。

- 投資：

總計投資約新台幣兩億肆仟萬元。

第三階段：

- 日期：民國78年。

- 處理方式：

將工場內含酚廢水單獨分開，並設計蒸汽汽提塔，將酚汽提回製程內。

- 設備：

利用現有的閒置設備。

- 投資：無

- 效果：

排放污水酚含量已在5ppm以下。

第四階段：

- 日期：目前正在進行。

- 處理方式：

將暗溝系統再予細分，總計下水道系統共分為：暗溝油污回收系統、暗溝含油污水系統、酸性污水系統、鹼性污水系統、明溝污水系

統及純淨明溝水系統等六大系統，每系統均有其獨立的處理流程。

- 預期效果：

由於污染分流，致使污染減量並污染單純化，因此操作效率將可大為提昇。

- 設備：

增設六大分流系統的管線、集流槽、泵浦及相關儀器、設備等。

- 投資：

總投資約新台幣肆仟萬元。

## 七、改善過程：治本方面的措施

治本方面的污染改善重點在於總污染的減量，亦即探查污染的起源，透過製程的改善，或引進新的方法技術，將污染源控制到最低的排放量，以達到污染減廢的目標。這方面的措施，有如下數點，分別敘述於下：

### 1. 全廠污水排放含酚量的減廢：

追查含酚廢水的來源，發覺係輕裂工場排放的驟冷水中所夾帶出大量的酚來，故只要減少驟冷水的排放，即可減低總酚量的排放。因此，由操作中驟冷水的平衡系統，找出問題的癥結乃在稀釋蒸汽的產生不足，而需額外由外界補入蒸汽致使凝結水量不平衡而需排放使然。於是，設計另一套新的稀釋蒸汽發生系統，與舊系統並聯或當備用使用，當可徹底解決本問題。

### 2. 輕裂工場含油污水的減廢：

輕裂工場裂解爐除焦系統的冷凝液直接排入下水道系統，造成含油熱污水的困擾。經過方法流程的研究後，發覺若將排放蒸汽冷凝後再循環回用，將可大幅減少排放污水量，估計每天可節省污水排放量約1000公噸，本項工程設計已在進行中。

### 3. 冷卻水塔排放量的減廢：

冷卻水塔的排放水量與水塔操作濃縮倍數大小成反比，故濃液倍數提一倍，則排放水量即可減少一半。為顧及水塔的正常操作，提高

濃縮倍數最好的辦法乃在降低補充水的總硬度，故已進行補充水的前處理系統，降低其總硬度，以達降低水塔排放量的目的。估計可降低水塔排放水量每天約3,000公噸。

## 八、研究發展與未來計劃

本廠廢水排放系統未來的計劃係著重在廢水三級處理，亦即廢水回收方法。其目標有二：一為污染防治，一為節約用水。目前正在進行研究的有下列方案：

- 1.美國Calyxes 公司的煉油廢水處理研究計劃：係應用固、氣、液三相分離的原理將廢水中的污染物濃縮處理，清淨水則以固態方式回收冷源的新技術，可謂污染防治、能源節約及回收用水三方面均兼顧。
- 2.最新水處理技術的引入及應用：目前正進行逆滲透膜(RO)及互換式電滲析系統(EDR)應用在三級水處理的評估工作，也進行RO及 EDR與傳統離子交換樹脂串連應用以達污水減廢目標的可行性研究工作。
- 3.電凝及臭氧在廢水三級處理的應用研究：曾與民間的公司在廠區內設立pilot plant，以評估電凝及臭氧系統的可靠性及有效性，目前仍在繼續研究當中。

## 九、討論及建議

本廠廢水處理的改善過程，由最初的污染防堵方式，漸近到近日的分流、減量，及至日後廢水回收並兼顧能源節約的終極目標。這個改善的過程，可謂先由現象的觀察起始，由硬體設備的改良著手，而以排放水質符合放流規範為目標，進而透析了污染的內涵，運用分流的概念，追查出污染的點源，由根本著手，擊除污染的根源，達到污染減廢的目標。整體而言，改善過程，由外向內，由現象觀察到內涵鎖定，由硬體改良而轉體改造，應是一個成功的改善案例，足可提供其它同業先進做參考。

附圖一

階段：第一階段。

日期：民國六十六年。

處理方式：

明、暗溝系統分離單獨處理。

設備：

\* 明溝系統

13座欄油池及管線系統。

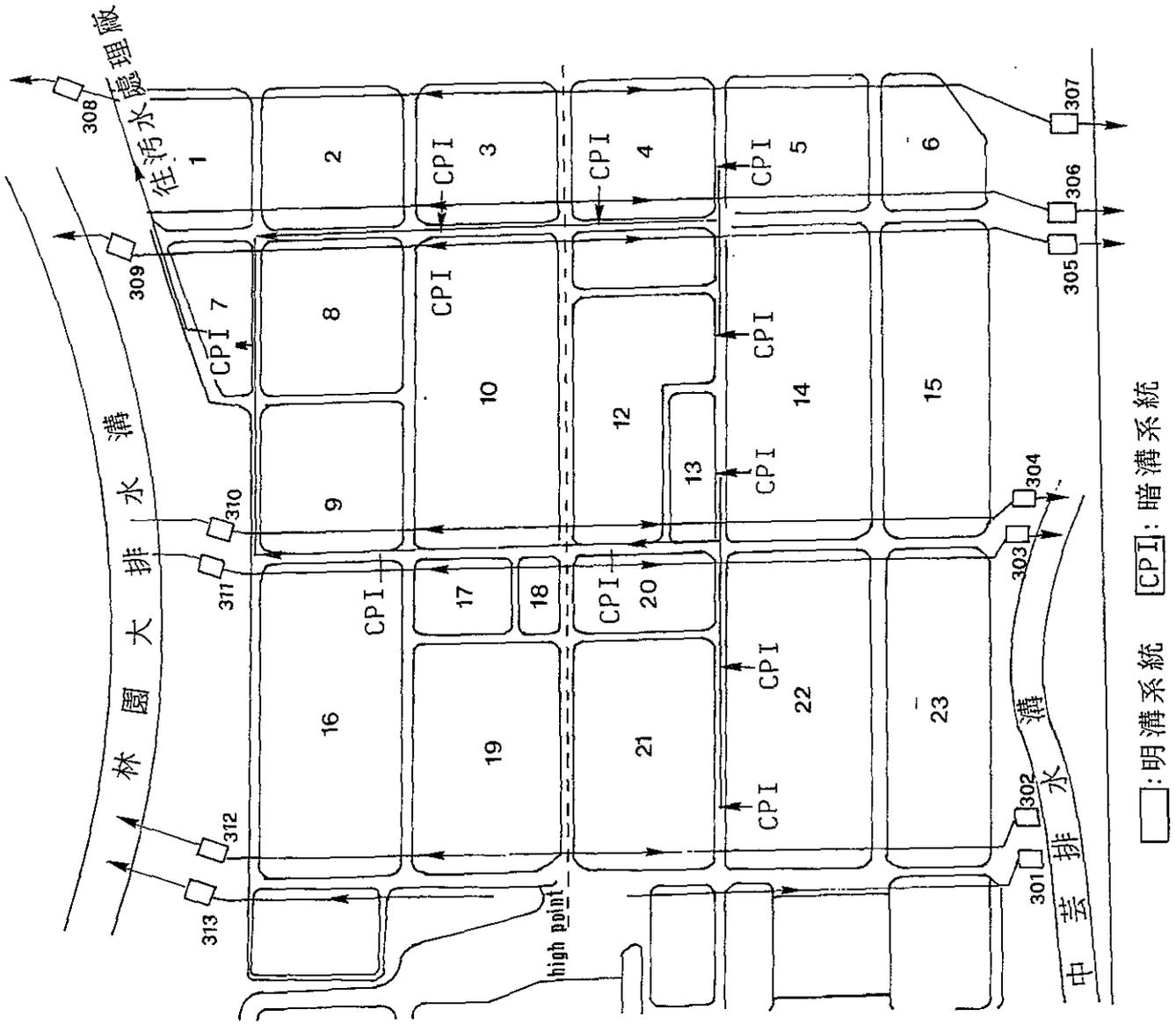
\* 暗溝系統

11座油水分離池及管線。

投資：

總投資高達陸仟柒佰柒拾萬

元正。



附圖二

階段：第二階段。

日期：民國六十八年。

處理方式：

加強明溝系統之除油功能。

設備：

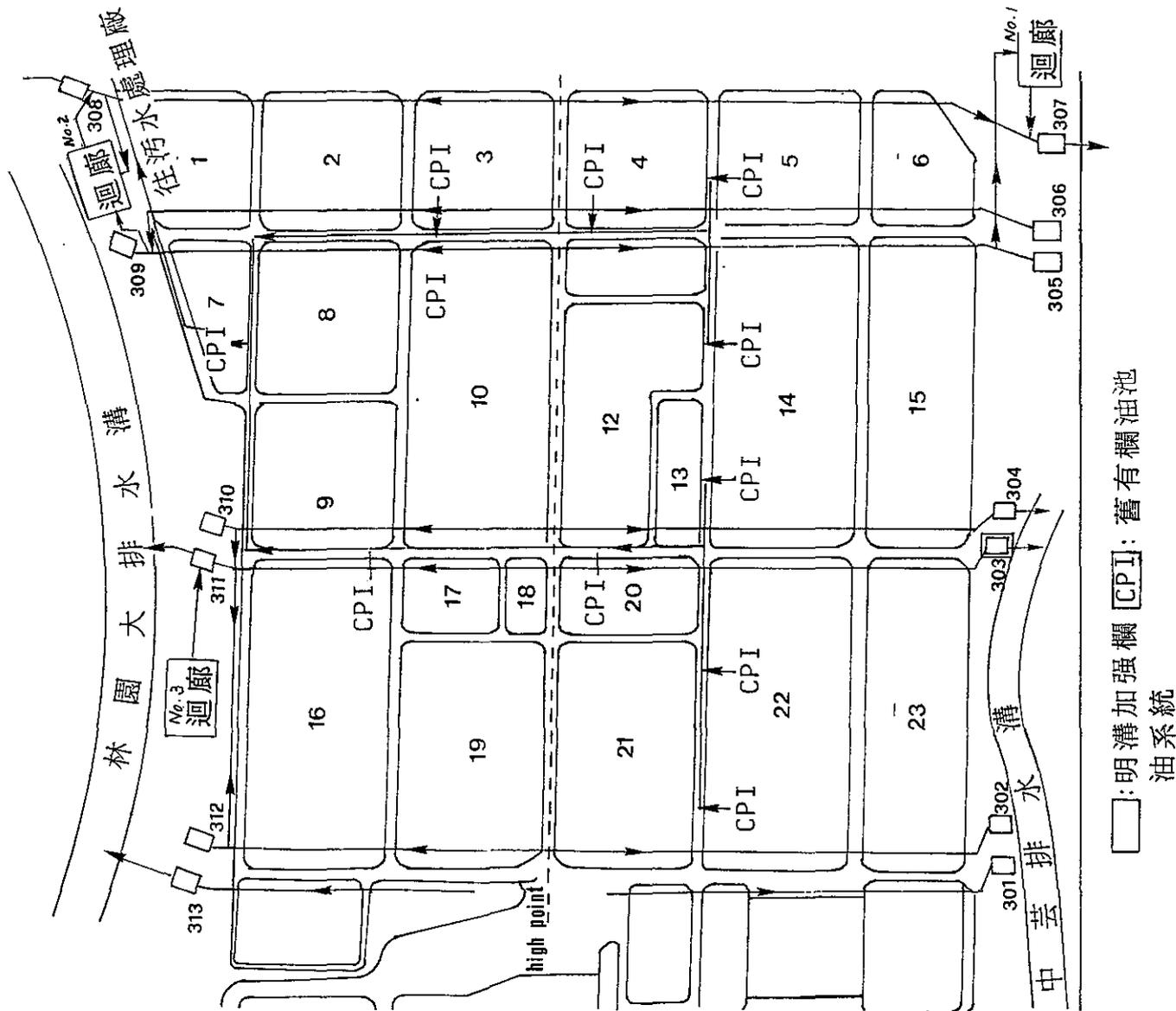
\* 增設三座攔油迴廊。

\* 擴建二座攔油池

投資：

總計投資新台幣貳佰肆拾萬元

正。



附圖三

階段：第三階段。

日期：民國七十年。

處理方式：

明溝不向外排放，全廠形成密

閉系統。

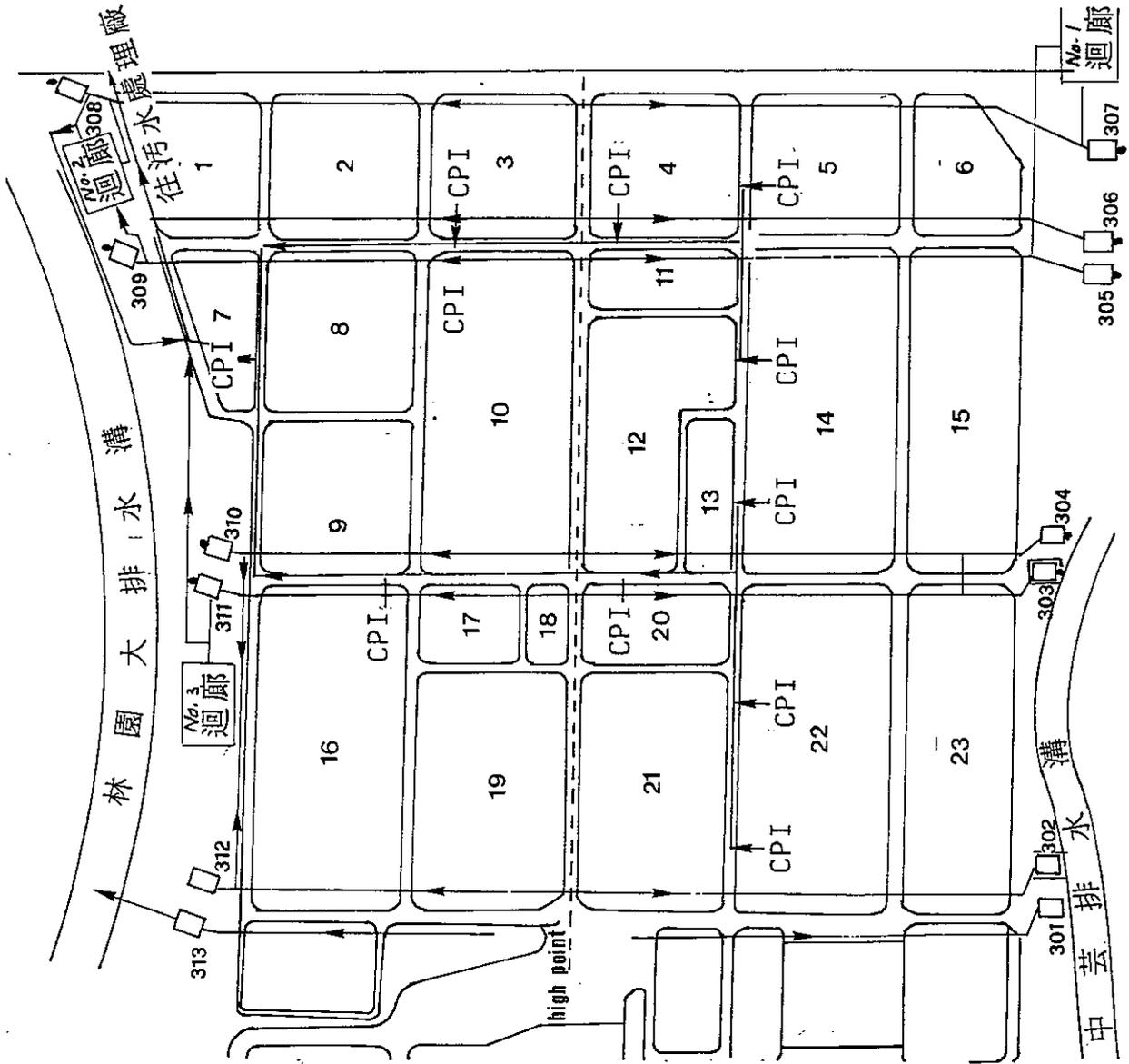
設備：

\* 增設閘門於各欄油池出口共  
11座。

\* 增設四台泵浦及相關之傳輸  
設備。

投資：

總計投資新台幣壹佰伍拾萬元  
正。



—— 明溝流程 ● 閘門 (關死)

附圖四。

階段：第四階段。

日期：民國七十五年初。

處理方式：

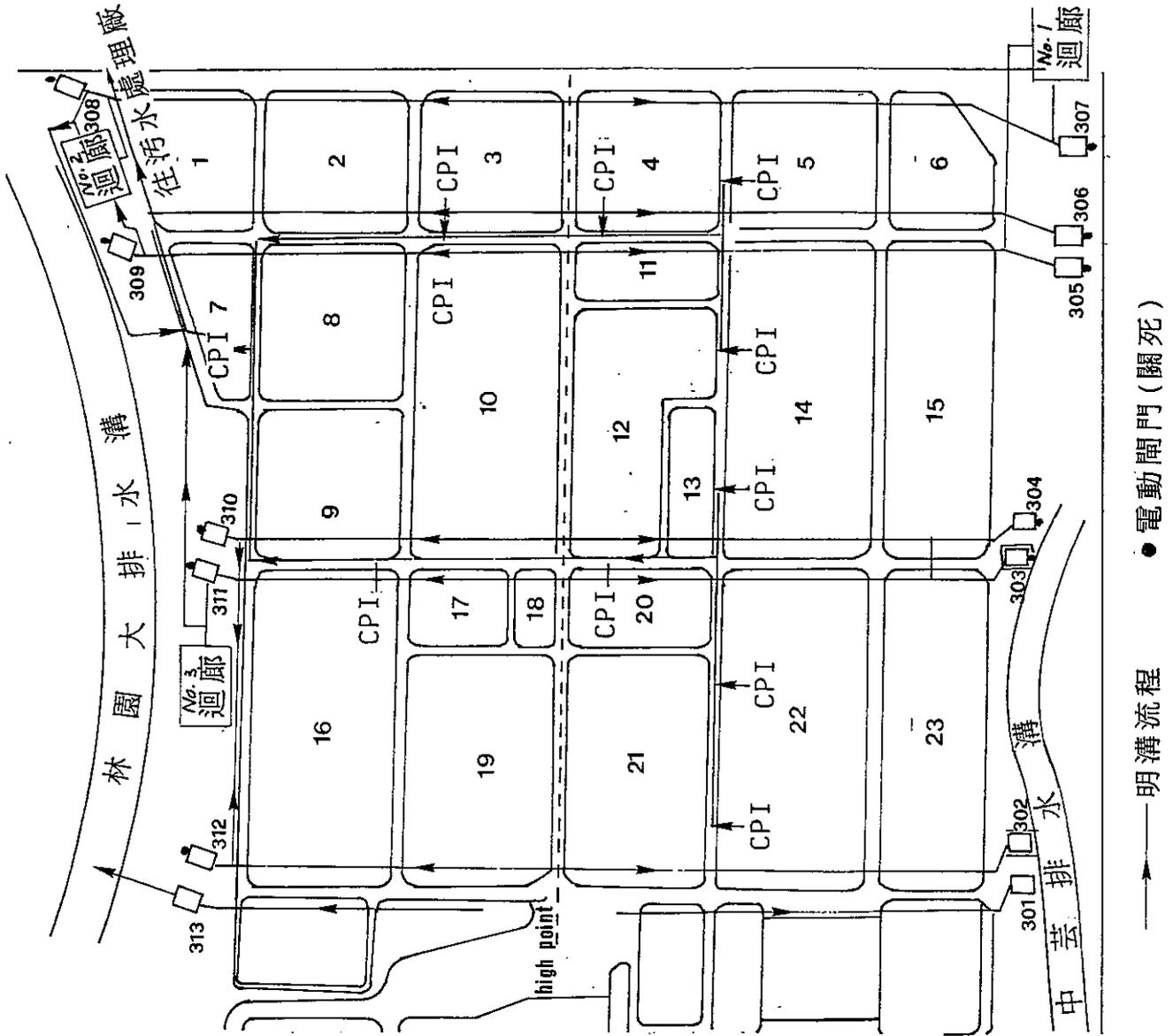
各欄油池後面的閘門全部改爲電動閘門以提高密閉效果。

設備：

增加12座電動閘門，其中301欄油池出口亦增設乙座電動閘門。

投資：

總計投資捌佰肆拾萬元正。



附圖五.

階段：第五階段

日期：民國七十五年中。

處理方式：

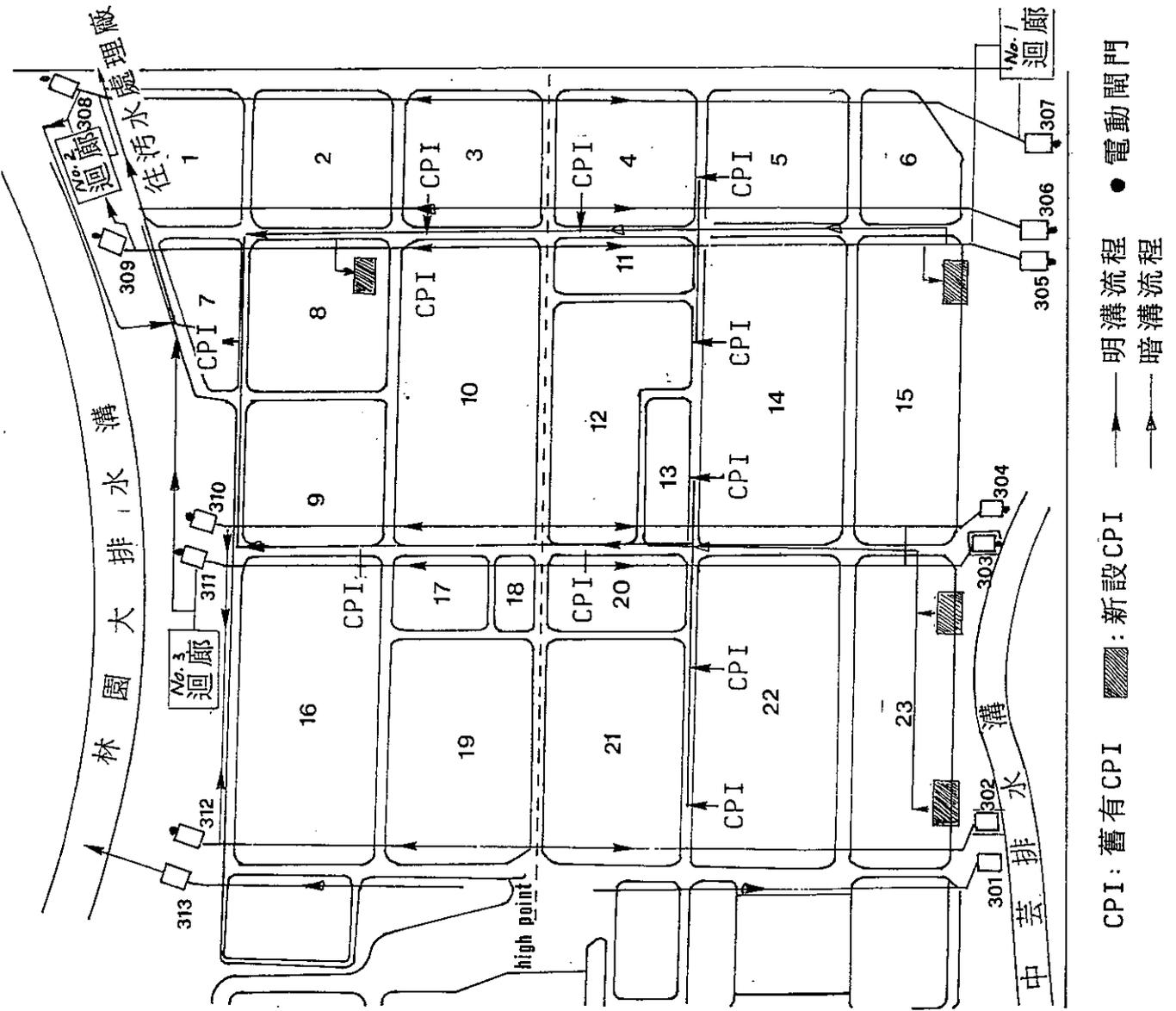
四條主要之明溝主線末端增設  
油水分離池亦即將其列歸暗溝  
之範疇。

設備：

增加四座油水分離設備及其相  
關的管線及泵浦。

投資：

總計投資伍佰零伍萬元正。



CPI: 舊有CPI    ▨ : 新設CPI    ———▶ : 明溝流程    ● : 電動閘門  
 - - - - -▶ : 暗溝流程

附圖六.

階段：第六階段。

日期：75年6月至76年4月。

處理方式：

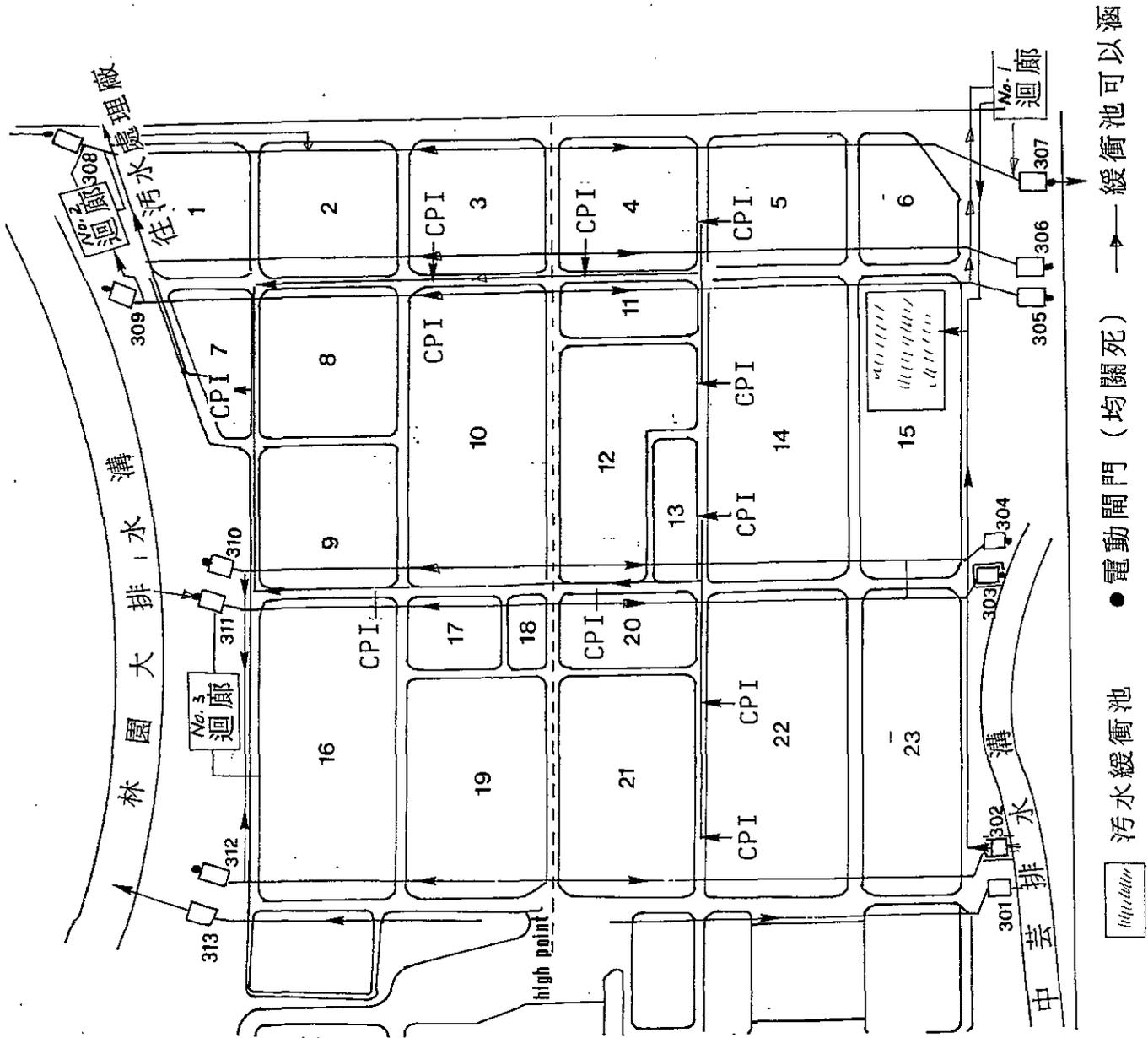
設立三處暫時性之儲水池，總容積可達79469公秉，在第六階段未完成前，可儲存暴雨時帶來的大量污染雨水，不致外溢。

設備：

開挖乙座容量為15000公秉之露天大水池及其他相關之管線、泵浦等傳輸設備。

投資：

總計投資壹佰萬元正。



附圖七

階段：第七階段。

日期：民國七十六年四月。

處理方式：

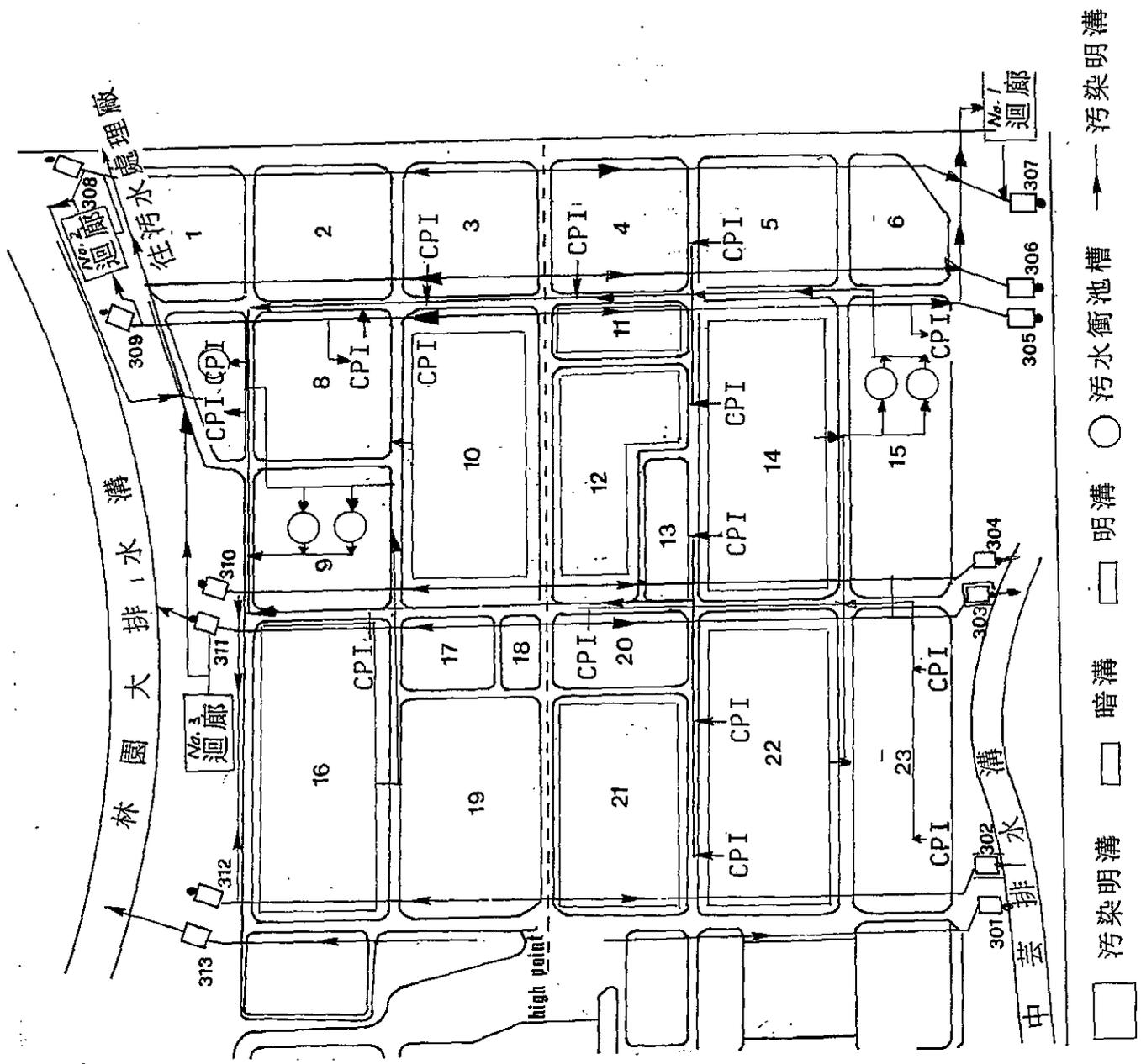
將系統分為明溝、暗溝及污染明溝三系統分別單獨處理。工場區內原劃歸明溝者悉納入污染明溝系統，可克服暴雨時污水溢流的顧慮。

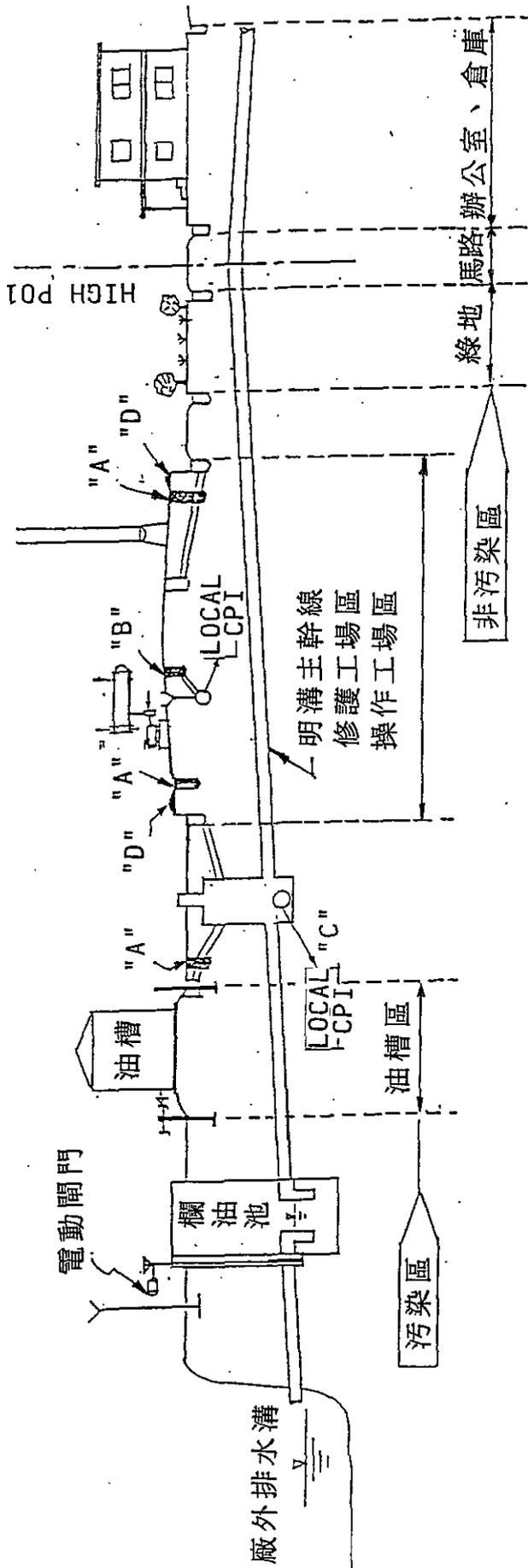
設備：

新建四座各15,000公秉的污水緩衝槽，8座抽水站，14座大型泵浦，一座總CPI，以及傳輸管線等其他設備。

投資：

總計投資約一億五千萬元正。





設置原則：A.可能污染區的截流，設置截流溝、泵站、泵往雨水緩

衝槽。

B.嚴重污染區的截流，於非雨期收入LOCAL CPI。

C.嚴重污染的明溝主幹線，設置小型CPI，加強非雨期的除油。

D.污染區過馬路地坪斜坡改善，以防地表水往外溢流。

附圖八 林園廠明溝雨水截流系統設置原則示意圖

# 台糖公司小港副產加工廠廢水處理概況

杜有道\*

## 一、前言

本廠製油工場為一植物油溶劑提油工場，在產製黃豆沙拉油時，會產生一些水污染問題。於是在民國六十六年進行建場計畫之同時，為配合政府污染防治政策，即事先建造廢水處理設備，包括加壓浮上法及油水分離等，是台灣植物油工業第一座廢水處理場，成效頗佳。

近年來由於社會進步、環保意識高漲，國民生活品質要求與日俱增，而政府放流水管制標準也逐漸嚴格。乃於民國七十三年再度闢建生物處理設備，以降低廢水中  $BOD_5$  值達國家放流水標準。

## 二、製程簡介

製油工場分為溶劑提油與精煉沙拉油二個部門，其加工均由許多單位製程所組成，分別說明如下：

1. 溶劑提油：黃豆經溶劑（正己烷）萃取，製成粗油與脫脂豆粉，其流程如圖 1 所示。

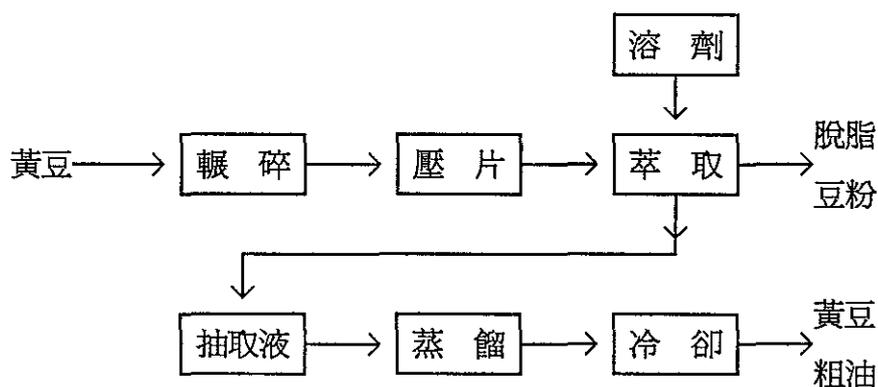


圖 1 溶劑提油流程圖

\*台糖小港副產加工廠製油工廠主任

2.精煉沙拉油：將溶劑提油送來的粗油精製成黃豆沙拉油，其流程如圖 2所示。

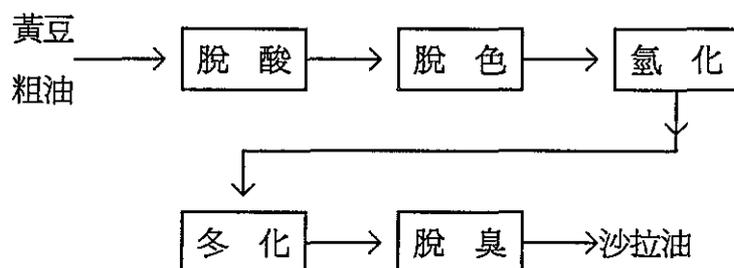


圖 2 精煉沙拉油流程圖

### 三、廢水來源

1.製程廢水：主要為脫酸的洗滌水，其排出源見圖 3，說明如下。

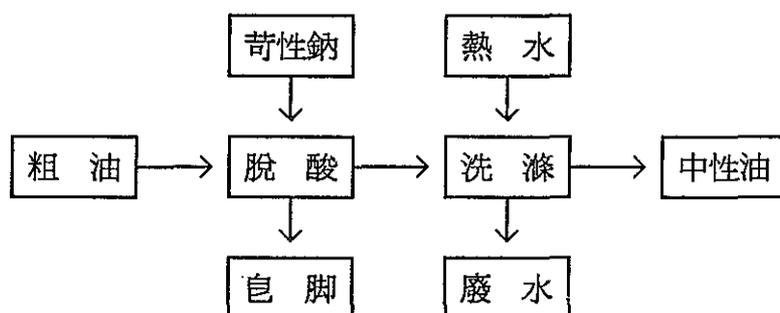


圖 3 脫酸流程圖

- (1) 脫酸係精煉第一步，將苛性鈉 (NaOH) 加入粗油中與游離脂肪酸 (Free Fatty Acid) 中和而成皂腳 (Soap stock)，然後以離心機分離中性油。
  - (2) 洗滌 (Washing)，目的是用熱水充分沖洗油中殘留微量的皂腳與苛性鈉，以確保食油品質。
  - (3) 產生的洗滌水，除含有苛性鈉、肥皂外還含有蛋白質、脂肪與膠質等成份，其排放水呈混濁乳化狀。
  - (4) 排水量約 50~90 公噸/日，視精煉量而定。
2. 副產廢水：係皂腳經強酸分解製成高酸油產生的酸水，其排出源見

圖 4，說明如下：

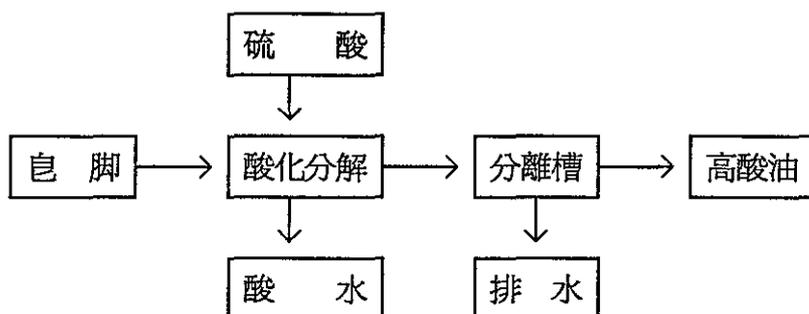


圖 4 高酸油製造流程圖

(1) 粗油經中和脫酸，所產生之皂脚(Soap stock)，昔日是副產品，有價出售給民間製肥皂，脂肪酸。惟近年來社會生活水準提高，皂脚已無市場變成廢棄物。爲了“減廢”，將它酸化分解製成高酸油，因此有廢酸水產生。

(2) 此股廢水pH低酸性强，導入碱性的洗滌水中。

(3) 水量約10公噸／日。

### 3. 其他非製程廢水：

(1) 提油：真空泵冷卻水、直接蒸汽冷凝水。

(2) 精煉：脫臭系統的冷凝水、冷卻塔溢流水。

(3) 包裝：自動包裝機的油壓冷卻系統與地面洗滌水。

(4) 鍋爐：沖洗與再生樹脂的鹽水。

以上匯集的廢水均爲低COD、BOD<sub>5</sub>濃度但含有些油脂未能符合放流水標準，故須處理（生物處理）後排放，其廢水量約300~400公噸／日。

## 四、廢水處理方法

本廠廢水不論製程或非製程排放，均含有油脂，以游離或乳化狀存在。本廠採用化學處理與生物處理二種處理方法，分別說明如下：

## 1. 化學處理法

### (1) 水質及水量

排放水中除含有油脂外，還有磷質、蛋白質、脂肪酸、色素及液碱等化合物，並呈乳化狀態。

水量：90 CMD      COD：17,850ppm

BOD<sub>5</sub>：5,687ppm      SS：850ppm

pH：9-10      油脂：2500ppm

### (2) 處理原則

中和脫酸的洗滌水是呈碱性，適量加酸(HCl)調低pH值，破壞乳化現象，再加入凝集劑促進懸浮油渣迅速結合成大膠羽(floc)，再配合加壓浮上法利用微氣泡之附著減輕油渣比重，得將油水分離。油渣浮上液面後，連續使用鏈條式履帶刮泥機自液面去除。

### (3) 處理流程：見圖5

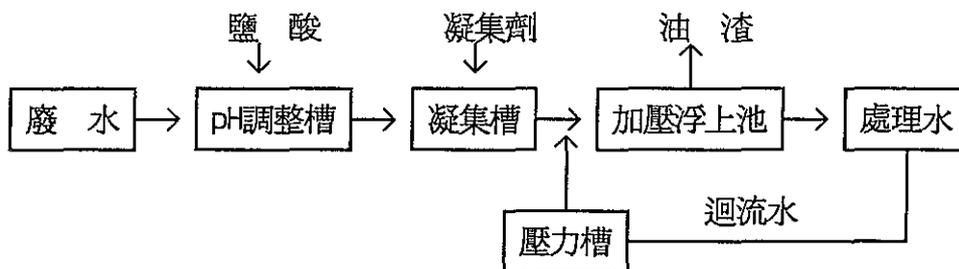


圖 5 化學處理流程圖

### (4) 處理成效

項目	原水	處理水
COD	17,850ppm	5,714ppm
BOD <sub>5</sub>	5,687ppm	3,000ppm
S.S	850ppm	300ppm
pH	9-10	2
油脂	2,500ppm	140ppm

- a. 油脂去除率有95%，油水分離良好。
- b. COD、BOD<sub>5</sub> 濃度相對的降低，對以後的生物處理助益大。
- c. 需特注意廢水水質變化，適時調節pH值才不致影響效率。

## 2. 生物處理法

- (1) 廢水經化學處理與加壓浮上分離的水質，仍未達放流水標準必須生物處理以減低COD與BOD<sub>5</sub>。本廠採用滴濾法 (trickling filter) 與曝氣法(aeration)組合聯用。但台灣植物食油廠之廢水處理使用滴濾法係首次，為確認其對水質變化忍受性與可行性及成效，故設置四段式生物塔模型進行實驗與探討。

結果：a. 原水已含磷(P)量約400mg/l且有豐富氮素(N)，依BOD<sub>5</sub>:N:P=100:5:1，無需再加營養劑。b. 微生物約一星期長成一白色薄膜，約二星期後膜形成一黑色薄膜，此為厭氧微生物，一個月後生長即能穩定。c. 流入廢水pH:2.2-9，生物膜並無剝落，無惡臭，無污水蠅等發生。d. BOD<sub>5</sub> 之去除率63~72%。

- (2) 水質及水量

水量：90CMD(非製程低濃度水量 400CMD)。

水質：COD：5,714ppm           pH：2-5

BOD<sub>5</sub>: 3,000ppm           油脂：140ppm

SS：300ppm

- (3) 處理原則

廢水從加壓浮上分離後，導經調和池中和後至沉澱池去除SS。再經串聯二段式生物塔處理，使廢水BOD<sub>5</sub> 約3000ppm 降至500ppm或以下，然後經活性污泥曝氣處理，使排放水之BOD<sub>5</sub> 降達國家放流水標準。

- (4) 處理流程：見圖 6。

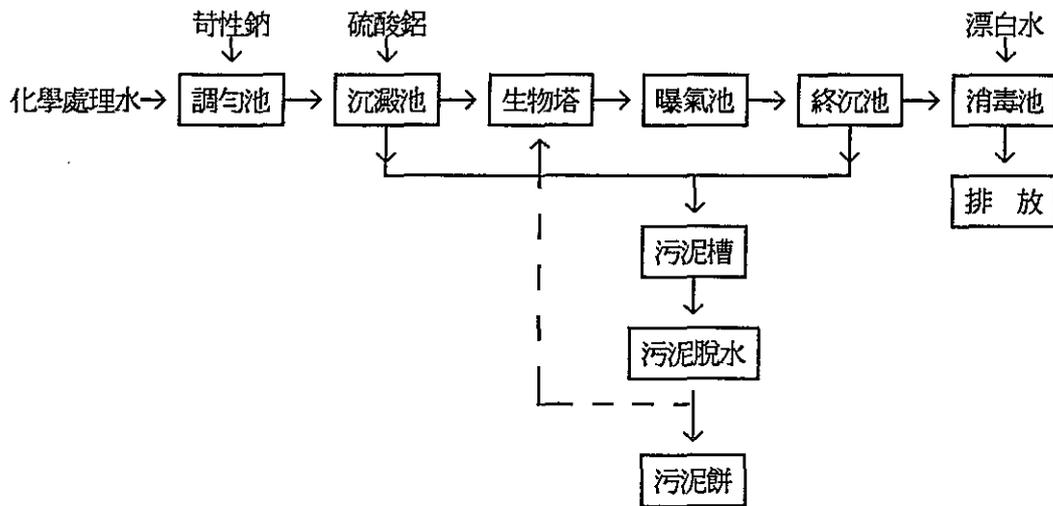


圖6 生物處理流程圖

(5) 設備概要及處理條件

- a. 調勻池：RC澆製、有效容積 $100\text{M}^3$ 、水力停留時間28小時。利用中和劑(NaOH)的添加，中和由加壓浮上槽流出的酸性廢水，使pH值適合微生物生長，並以pH自動控制設備自動加藥，經攪拌混合達中和。
- b. 沉澱池：RC澆製，凝集沉澱式，表面負荷 $20\text{CMD}/\text{m}^2$ ，停留時間約3.4小時， $\text{BOD}_5$  去除率約40%。經中和後的廢水pH值約6-8，水中已形成大量SS，故於輸送入口處加入適量硫酸鋁借水力混合，即可凝集沉澱去除懸浮固體，並減低  $\text{BOD}_5$  值，以利生物處理操作。
- c. 生物塔：含生物塔迴流槽、中間沉澱槽及塔柱，RC澆製。濾料體積 =  $120\text{M}^3$ ，分成二塔，有效濾料高度3.6M，散水率 $2\text{T}/\text{M}^3$  .d， $\text{BOD}_5$  去除率約75%。本設備係一種高效率滴濾池，塔內填充塑膠料(瑞典Munters plasdek)，表面保持與日光及空氣充分接觸，定量將廢水均勻撒佈於濾料表面，其上會生長微生物薄膜。此微生物層能藉新陳代謝分解廢水中的有機物質降低  $\text{BOD}_5$  值，生物塔分二段式操作。

- d.曝氣池：RC澆製，體積 = 150M<sup>3</sup>，分成二池，停留時間約30小時。本單元採用魯式鼓風機，在高速馬達運作下產生高壓空氣打入水中，經擴散器使氣泡自下而上令其曝氣兼收攪動，氣液充分混合接觸使微生物氧化分解有機物。分二槽式操作過程穩定，BOD<sub>5</sub> 去除率可達 80% 以上。
- e.終沉池；RC澆製，表面負荷17.8M<sup>3</sup> /M<sup>2</sup> /D，停留時間約 4小時。經曝氣槽活性污泥分解的有機物質轉化成SS，在此槽中沉澱分離，即得較清的放流水。
- f.污泥脫水：利用橫式密閉高速離心機（日式住友牌）脫水能力0.5~2.5M<sup>3</sup> /hr，操作安全，節省人力且效率高。

(6) 質量平衡：見圖 7。

(7) 處理成效

項 目	原 水	分離塔	生物塔	曝氣池(經終沉池)
COD (ppm)	5,714	2,690	1,420	155
BOD <sub>5</sub> (ppm)	3,000	1,340	465	74
SS (ppm)	300	205	135	54
pH	2	6-8	6-8	6-8
油脂 (ppm)	140	100	47	10

註：(1) 目前的排放水水質均符合國家放流水標準

(2) 若原水的 BOD<sub>5</sub> 能維持在2000mg/l時，其排放可達30~50mg/l。

## 五、結 語

- 1.本廠廢水處理早在建場時，即已有詳細規劃，隨後陸續地投下龐大資金與人力，目前排放水均能符合放流水標準，但為考慮將來82年政府重訂新標準，仍繼續不斷全力進行改善工作。

2. 鑑於廢水處理，無論設備簡單或複雜均增加本廠成本與降低市場競爭力，因此任何足以“減廢”或降低處理費用的方法和途徑是本廠今後努力目標。如(1) 將非製程廢水經處理後循環使用，可節省工廠用水，節約能源。(2) 改變製程將精煉的化學脫酸，改為物理法精製，就沒有洗滌水、皂腳及酸化分解的廢酸水。(3) 粗油先予脫膠，脫臭蒸餾物回收，可“減廢”並研製高附加價值產品收益。
3. 如何尋求經濟有效的廢水處理方法，今後除自我努力外，盼政府或學術單位，隨時提供技術與指導，使台灣食油工業發展的同時也能盡到環保的責任。

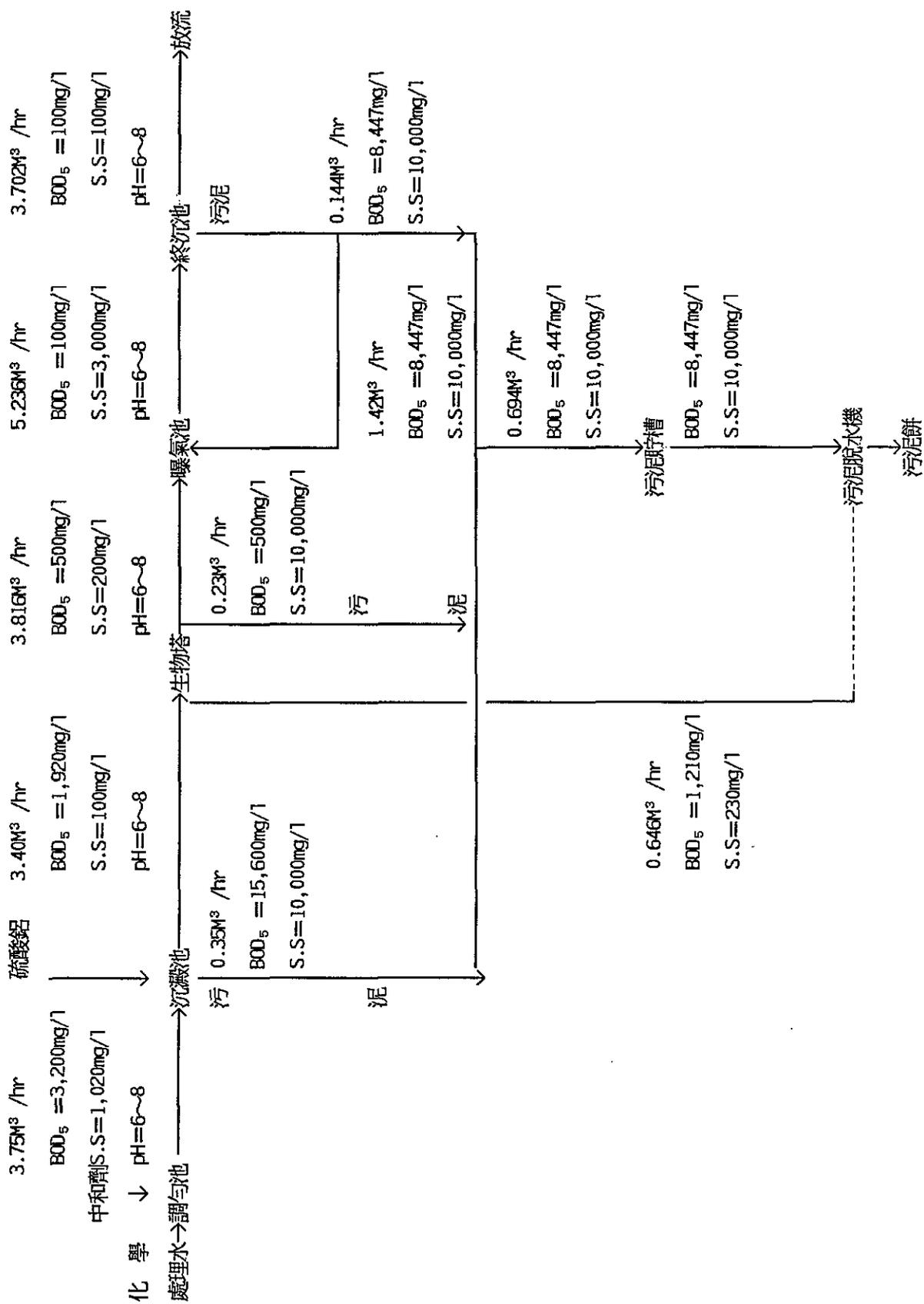


圖 7 質量平衡圖

# 東和鋼鐵企業股份有限公司臨海廠 防治空氣污染實務

黃錫麟\*

## 摘 要

環保問題在最近幾年一直是最熱門的話題，尤其現在民衆對於環保意識的提高，更使得冶煉工程業對於空氣污染的防治，不得不更加緊腳步。一來是因為牽涉環保法令的問題，二來因為空氣品質直接影響人体的健康。東和鋼鐵公司於民國67年開始投資興建第一套集塵設備，至今又經過數次的設備更新及新設，迄今十三年來，改善的成果已經相當輝煌。文中將介紹本公司對於防治空氣污染之設備及其特點。

## 一、前 言

本公司對於環境污染的問題非常重視，於民國67年便投資二千五百萬元於電弧爐之“一次直接吸引式”吸塵設備，目的在吸集電弧爐於冶煉時所產生之粒狀塵。之後為配合政府的環保措施及新頒之環保法令標準，同時也為強化防治空氣污染，以改善生活環境及品質。故於75年10月耗資四千萬元投資興建“二次屋頂覆蓋式”吸塵設備一套，自該套設備啓用後對“直接吸引式”於加料及出鋼期無法全部吸收之擴散部份及冶煉時外溢之煙塵，全部吸收。對於空氣污染之防治，本公司一直是不餘遺力地推行，因此更於77年11月，再投資四千萬元淘舊更新“一次直接吸引式”吸塵設備，並於78年11月11日完工啓用，使得污染之情況降至最低。不但能符合現行的法令標準，更為周圍環境帶來一個乾淨的天空。

---

\*東和鋼鐵企業股份有限公司臨海廠 維護課 助理工程師

## 二、廢氣來源

電弧爐煉鋼廠之污染源產生情形大約可分為下列數點：

### 1. 溶解期

於送電時，電弧振動，廢鐵崩落，爐溫升高，致廢料中之雜質產生灰煙外溢。

### 2. 加料期

加料時，廢鐵互撞振動，使廢氣煙塵外溢。此外部份附著於廢鋼中之有機物質亦於進入爐內時，因高溫產生燃燒現象，造成大量濃煙廢氣外溢。

### 3. 氧化期

吹入氧氣時，因化學反應而產生CO，CO<sub>2</sub>等氧化物氣體。於氧化期中塵粒隨著爐內高溫氣體向外擴散。

### 4. 還原期

還原期主要將副料加入爐中使不純物如FeO還原為Fe及其它有害成分如P，S，MnO，SiO<sub>2</sub>...等還原或除去，致造成CO，CO<sub>2</sub>，SO<sub>3</sub>等煙灰及氣體。

### 5. 出鋼期

傾倒鋼液時，塵粒隨著爐頂之高溫熱空氣體上升而溢出。  
典型電爐排放物成分分析表如表一。

表一 典型電爐排放物成分分析

成 份	重 量%
Zinc oxide (ZnO)	37
Iron oxides	25
Lime (CaO)	6
Manganese oxide (MnO)	4
Alumina (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	3
Sulfur trioxide (SO <sub>3</sub> )	3
Silica (SiO <sub>2</sub> )	2
Magnesium oxide (MgO)	2
Copper oxide (CuO)	0.2
Phosphorus pentoxide (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0.2

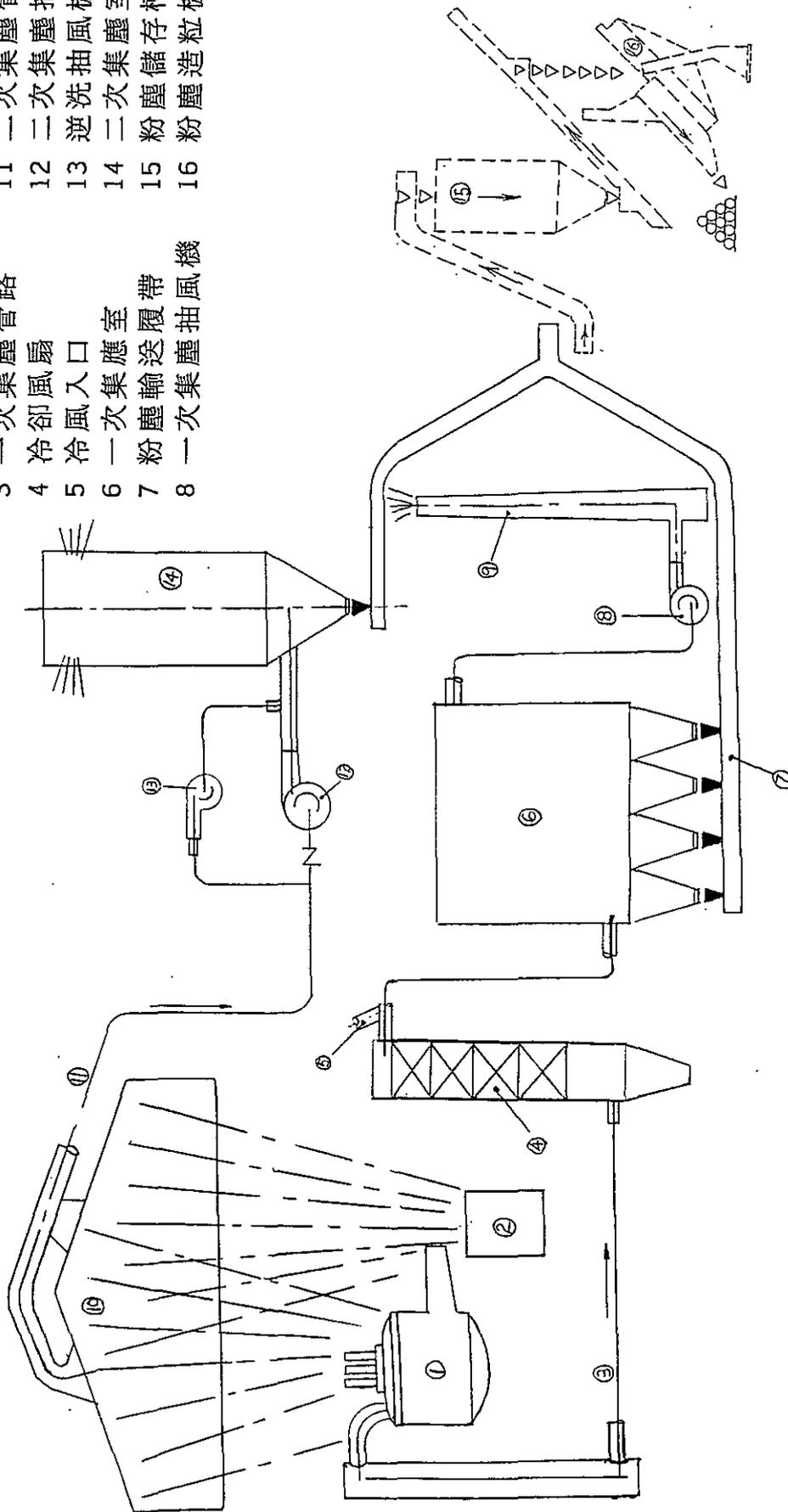
### 三、處理流程及特點

#### 1. 處理流程

集塵過濾是工業用來去除廢氣中粒狀塵最簡單，也是最古老的方法之一，本公司目前現有的設備，主要的有“一次直接吸引式”集塵設備及“二次屋頂覆罩式”集塵設備各乙套，其主要功能有“一次集塵”將煉鋼期間所產生之各種塵煙廢氣經由爐蓋、冷卻管吸至集塵室，而二次集塵則將熔鋼於加料期、出鋼期及冶煉期間所擴散之塵煙、廢氣，一併吸收至集塵室。經一次、二次集塵濾袋室之收集後，將兩室所收集之粉塵物合併，再由輸送帶送往造粒機製成一定大小之顆粒，隨後交由卡車運送填土或做其他用途，詳細流程如圖一。

- 9 一次集塵煙函
- 10 二次集塵罩
- 11 二次集塵管
- 12 二次集塵抽風機
- 13 逆洗抽風機
- 14 二次集塵室
- 15 粉塵儲存槽
- 16 粉塵造粒機

- 1 電弧爐
- 2 盛鋼桶
- 3 一次集塵風扇
- 4 冷卻風扇
- 5 冷風入口
- 6 一次集塵室
- 7 粉塵輸送履帶
- 8 一次集塵抽風機



圖一 東和鋼鐵企業股份有限公司臨海廠空氣污染防治設備流程圖

## 2. 特點

### (1) 採用直流馬達

因集塵設備之處理風量相當大，故所需之電力相當可觀，而煉鋼期間所產生之廢氣及塵埃則隨冶煉之時間而改變。故採用直流，以利控制轉速，如此一來，我們可以根據冶煉時的粉塵實際發生量，隨時間自動調整轉速，以達到節省能源及電力的目標。如本公司所採用之直流馬達，則比油壓連軸器變速控制節省電力約40%。本公司所設定之一次集塵直流馬達轉速及二次集塵直流馬達轉速設定如表二及表三該表所記錄之值，為正常操作下之設定值，但如有因特殊原因則視現場狀況更改之。

表二 一次集塵直流馬達轉速設定

STEP	馬達轉速RPM	風速(m <sup>2</sup> /s)	風量(m <sup>3</sup> /min)	備註
1	500	8.17	650	爐修期
2	1200	19.60	1560	頭桶鐵後
3	1250	20.42	1625	第二桶後
4	1300	21.24	1690	第三桶後
5	900	14.70	1170	加廢鐵時
6	900	14.70	1170	出鋼時

表三 二次集塵直流馬達轉速設定

STEP	馬達轉速RPM	風速(m <sup>2</sup> /s)	風量(m <sup>3</sup> /min)	備註
1	400	11.75	2240	爐修期
2	700	20.00	4270	頭桶鐵後
3	750	22.00	4583	第二桶後
4	750	22.00	4583	第三桶後
5	900	26.50	5500	加廢鐵時
6	900	26.50	5500	出鋼時

(2) 增長雙層水冷管

因一次集塵設備所吸收粉塵廢氣之溫度均相當高，如單純以外界空氣來混合高溫空氣，則增加馬達風車之負載。故增長雙層水冷管使煙氣能得到較佳之冷卻，以免溫度過高，造成濾袋壽命減短或致於燒壞之情形。

(3) 採用進退式吸引口

避免舊式旋轉式吸引口，吸收不完全及無法控制吸收量之困擾。採用進退式吸引口，可配合集塵設備之轉速，改變伸縮量並達到控制煙塵入口封閉防漏氣之效果。

(4) 設置CO燃燒室

由爐蓋吸塵所吸收之煙塵，因含有大量之CO，故設置CO燃燒室，並注入稀釋空氣，使CO轉變成CO<sub>2</sub>，防止CO產生爆炸危險。

(5) 採用空氣噴射洗袋

以逆洗方式洗袋，通常會發生逆洗不完全，而使得煙塵過濾情況不佳，增加風車負載。故採用以空氣乾燥機乾燥之高壓空氣

直接對濾袋噴洗，並採全自動循環洗淨。所設定之集塵室清洗順序為2-4-6-8-1-3-5-7-9 輪流洗淨，不但免除以人工敲打或人為操作逆洗之困擾，更因隨時均有濾袋屬於清洗狀態，使得馬達風車負載平均。

#### (6) 粉塵造粒機

採用密閉式履帶輸送方式，將一次及二次集塵所收集之粉塵，集中輸送至儲存槽（儲存槽可儲存七日份之粉塵）再由儲存槽送至造粒機。造粒機即依所設定之濕度，顆粒大小自動造粒，並將一定大小之顆粒置入儲存槽等候裝運。

### 四、設備概要

#### 1. 一次集塵設備

- (1) 設備型式：乾式過濾袋吸引式
- (2) 製造廠商：意大利Danico。
- (3) 吸引方式：爐蓋直接吸引式
- (4) 馬達規格：DC315kw(2台，1台備用)
- (5) 吸引最大風量：1953m<sup>3</sup>/m(at 120℃)
- (6) 控制方式：採直流馬達變速自動控制
- (7) 濾袋過濾面積：1485m<sup>2</sup>
- (8) 濾袋個數：495個
- (9) 濾袋室個數：9個
- (10) 管路雙層水冷管及單層氣冷管總長：200m
- (11) 管路冷卻用風車風量：1000m<sup>3</sup> /min × 四台
- (12) 濾袋清洗方式：採壓縮空氣噴射逆洗(pulse jet)
- (13) 逆洗控制方式：採2-4-6-8-1-3-5-7-9輪流噴洗
- (14) 空氣壓縮機容量：50HP
- (15) 煙囪高度：直徑2m高26m

#### 2. 二次集塵設備

- (1) 設備型式：乾式過濾袋推送式

- (2) 製造廠商：日本特殊鋼設計
- (3) 吸引方式：屋頂覆罩式
- (4) 吸引最大風量：5500m/min
- (5) 馬達規格：DC600kw,750V,900rpm
- (6) 控制方式：採直流馬達變速自動控制
- (7) 濾袋過濾面積：4710m<sup>2</sup>
- (8) 管路雙層水冷管及單層氣冷管總長：180m
- (9) 覆罩面積：26×22m<sup>2</sup>
- (10) 覆罩體積：26×22×6.72+ (26×22×4.7) /2
- (11) 濾袋個數：480個
- (12) 過濾室個數：4個
- (13) 逆洗風車馬達：50HP
- (14) 逆洗風車風量：387m/min
- (15) 逆洗控制方式：採四室自動輪流逆洗
- (16) 煙囪高度直徑：採開放式

### 3. 造粒機

- (1) 容量：20M<sup>3</sup>
- (2) 造粒能力：2.5~3 ton/hr
- (3) 馬達規格：採油壓馬達油壓力30~140 Kg/cm<sup>2</sup>
- (4) 造粒粒度大小  $\phi 3\sim\phi 20$
- (5) 濕度調整器0.25~0.75 $\Omega$

## 五、集塵設備使用維護注意要點

### 1. 一次集塵

- (1) 稀釋空氣進入 CO燃燒室，遇到 600℃ 以上溫度時，會產生燃燒現象，故燃燒室及冷卻水壓力不可過低。
- (2) 燃燒室應定期清理，以免積灰過多造成堵塞或火星進入濾袋，使得濾袋燒壞。
- (3) 收塵濾袋室正常風壓損失 $\Delta P$  為 90—150mmAQ，當風壓損失超

過200 mmAQ或以上時，應檢查如下項目：

- a. 濾袋室之風門及氣壓缸。
- b. 清洗用空氣壓力是否正常。
- c. 儲存槽是否積塵。
- d. 濾袋室上方蓋有無打開或漏氣。
- e. 清洗系統是否正常。

## 2. 二次集塵

- (1) 直流馬達平時碳刷應經常更換，並注意軸承潤滑。
- (2) 集塵風車及逆洗風車應隨時注意葉片是否有粉塵附著、凝結，以免造成風車振動過大、損壞，並應經常定期清理。
- (3) 集塵室應經常檢查風壓損失，避免濾袋發生粉塵凝結、濾袋潮濕或破洞。

## 3. 履帶、儲存槽及造粒機

- (1) 履帶於平時應多加注意傳動時之磨擦聲，以免造成履帶斷裂、絞死，引起馬達損壞。
- (2) 儲存槽之設計容量可儲存七日份之煙塵，應注意粉塵是否潮濕，造成結塊。振動機是否正常運作，以免粉塵於錐型槽中，形成架空，使得造粒機及履帶空轉。
- (3) 造粒機之造粒容量為 2.5-3 ton/hr，故平時應注意圓盤之斜度、轉速、噴水角度及濕度調節。

## 六、結語

本公司自電弧爐開工以來，對空氣污染防治一直是不遺餘力的配合政府措施。自民國67年的爐蓋吸塵；75年的屋頂集塵設備，到現在的更新爐蓋集塵及造粒機。本公司自79年年初起，開始推行 TQA（全面品質保證）我們的要求是『好，還要更好』。而我們經營管理的方針是『不僅製造優良的鋼品，同時也希望對空氣污染的防治有更好的成效』，以維護美好的生活品質與環境。

## 七、參考文獻

- (1) 高市煉鋼爐空氣污染物排放標準。
- (2) 濾袋式集塵設備之維護與省能技術----金屬工業發展中心。

# 大連化學工業股份有限公司高雄廢 貯槽與灌充設備廢氣排放之改善

顏進德\*

## 摘 要

本廠位於高雄縣大社石化專業區內，民國70年建廠，72年開工生產，產品有醋酸乙烯，醋酸乙酯及EVA 乳膠等，行銷國內外。

醋酸乙烯工場製程採用西德拜耳公司之技術，於規劃設計時，即將工業安全衛生及防治污染的理念、技術融入作整體學劃，在多重許連鎖安全系統和幾乎無污染的狀況下生產。

醋酸乙酯工場及EVA 乳膠工場的製程技術由本廠研究人員自行開發成功，工廠之基礎、土木、機電設備的設計、建廠均是在工程技術人員的努力下完成，其中EVA 乳膠工廠是一座完全電腦控制的自動化工場。

本廠的工業污染量雖然極為輕微，但是在一貫秉持『污染防治是生產中的一環，是企業經營者當然的責任』的理念下，仍然投下大量資金及無數心血來改善或增設防治污染設備，在工作進行中，曾遭遇不少困難，經過不斷的研究改進終於一一克服，因此累積了一此經驗和心得。

本文就本廠自行研究設計成功的『大槽呼氣回收系統』及『槽車灌充氣體回收系統』提出討論，請大家不吝指教。

---

\*大連化學工業股份有限公司高雄廠 工業安全衛生組副組長

## 一、前言

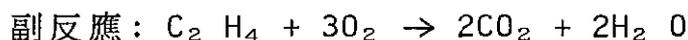
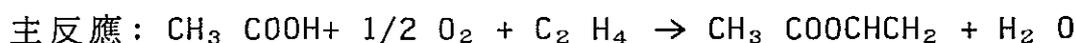
一般大型化學品儲槽均設置於室外，由於氣候溫度的變化，槽內壓力亦會隨著改變，若沒有適當的裝置來吸收壓力的消長，則儲槽恐會發生脹裂或縮扁之虞，造成災害。通常在儲槽的頂端加裝一只呼吸閥來保護，不過當天氣溫度升高時，槽內蒸氣透過呼吸閥溢散至大氣中，形成空氣污染，若為可燃性物質附近適遇火氣（源）可能產生燃燒爆炸之大災害。本廠儲槽除了裝置呼吸閥之外，尚以N<sub>2</sub> 密封，N<sub>2</sub> 之壓力由一套儀錶作自動控制並回收，如此可消除前述之缺點。

化學品裝卸作業，若無特殊防治設備，往往在裝卸過程中所產生之蒸氣(VAPOR) 很隨意的就飄向空氣中，造成污染和危害，就過去他廠灌充作業中曾發生災害事例加以檢討，本廠採用全密封作業方式，一來可阻止灌充時揮發性氣體外洩，二方面將揮發性氣體給予回收，一舉兩得。

## 二、製程簡介

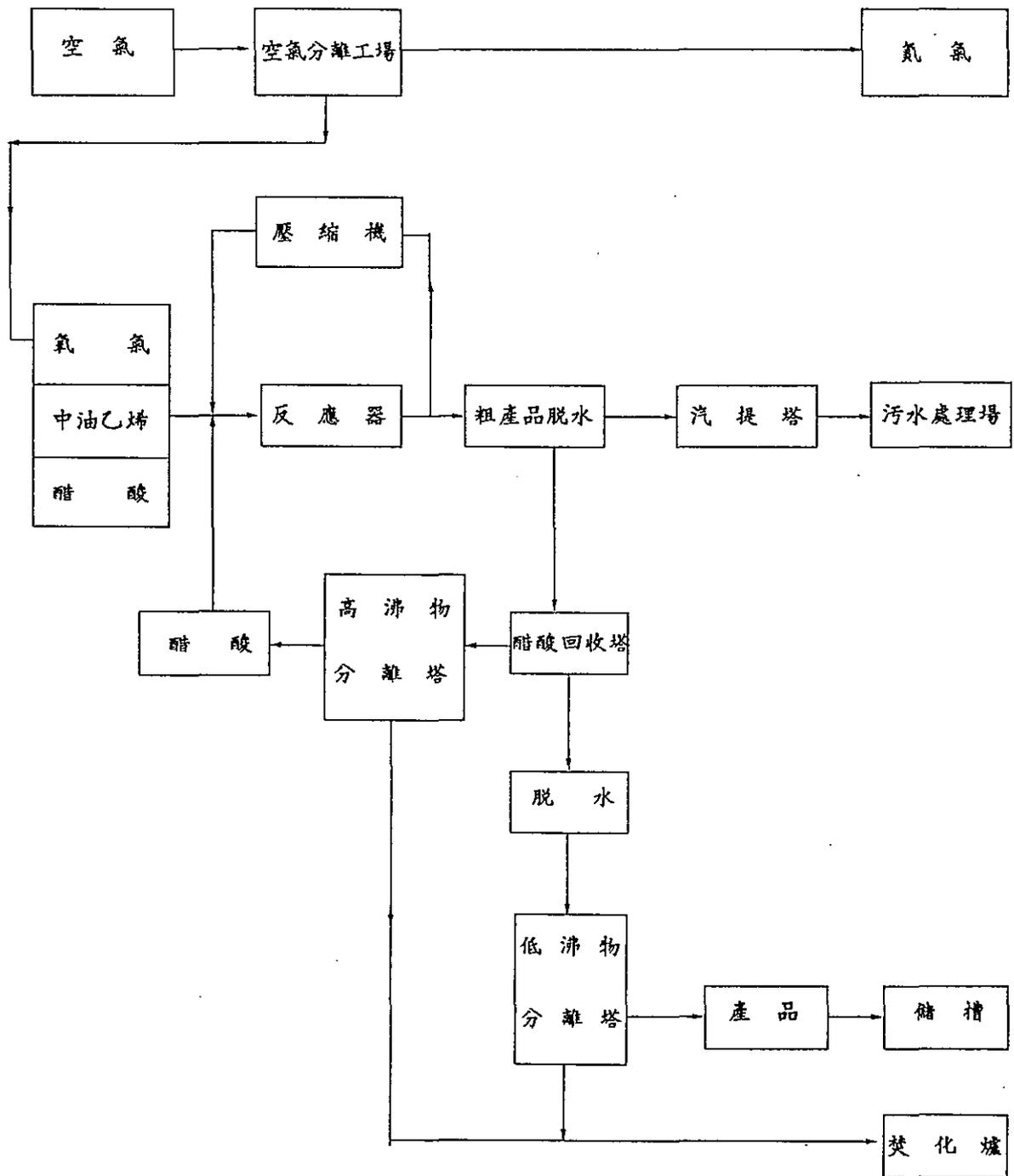
醋酸乙烯工場為本廠主要工廠，成品是醋酸乙烯，再以其為主要原料可衍製成多項之產品，如 PVA、PVAc、醋酸乙酯、EVA 乳膠等，做為油漆溶劑，PU皮化學原料，PVC 合板，不織布接著劑等用途。

由於採用西德BAYER 公司之乙烯氣相法專利製程，此製程因有預先脫水系統，為目前世界上最新、最省能源之醋酸乙烯工業製造方法，製程主副反應如下列所示：



醋酸、乙烯及氧氣為原料經反應後即生成醋酸乙烯和部份副產物，經一連串的副產物脫除步驟後，得到純度99.9%以上產品。製造流程如圖一。

整座工場完全在密封製程中運轉，幾乎無污染情況發生，同時製程中亦設有16個安全連鎖控制系統，所以工場處在最高度安全狀況下生產。



圖一 醋酸乙烯製造流程

### 三、廢污來源

1.由圖一之製程可看出，醋酸乙烯工場唯一廢棄物 --- 聚合物（高、低沸物），是產品在精製過程中被分離出來，這些聚合物被送至焚化爐燃燒藉以回收熱量，此項廢棄物處理非本文討論範圍。

同時在封閉式製程中，製程內物質可能經由泵浦之輸送而外溢不但污染環境且有發生火災之疑慮，本場採用完全密封式的罐裝泵浦（CANNED PUMP），這種泵浦沒有軸封洩漏的問題。不過在管線上的阻閘，控制閘或法蘭處較有機會外洩，縱然其洩漏機會或洩漏量微乎其微，亦須加以注意，所以在適當地方裝設可燃性氣體偵測器，一有氣體外洩，即可偵測在主控制室發出警報，人員馬上到現場處理。

- 2.原料、成品之貯槽，貯存醋酸、醋酸乙烯之化學品，因係露天易受天候影響，若無適當的安全措施保護，易生災變。當白天氣溫升高時，化學品吸熱蒸發，借道呼吸閘奔向大氣，污染空氣。
- 3.本廠成品醋酸乙烯(VAM)出貨灌充過程中，若無周全的防護方法，其化學品蒸氣極易揮發到大氣中，造成污染，同時作業人員也處在一種危害場所中工作，工安人員必須會同工程技術人員加以改善。

### 四、廢污質量及特性

#### 1.醋酸(ACETIC ACID)

(1) 化學式： $\text{CH}_3\text{COOH}$

(2) 性質：

a.分子量：60.05

b.比重：1.0492(20/4℃)

c.熔點：16.63℃

d.沸點：118℃

f.清澈無色液體但有刺激性氣味，可和水、酒精等混合。

(3) 危險性：

- a.閃點 43°C (開杯)
- b.燃燒溫度 426°C
- c.安全限量 10PPM

## 2. 醋酸乙稀 (VINYL ACETATE)

(1) 化學式:  $\text{CH}_3\text{COOCH}:\text{CH}_2$

(2) 性質:

- a.分子量:86.09
- b.比重:0.9345(20°C)
- c.沸點:73°C
- d.無色液體，在光線下能聚合為一種無色透明物質，輕微溶於水

(3) 危險性:

- a.閃點  $-1.1^\circ\text{C}$
- b.燃點:426.6°C
- c.燃燒界限 2.6 -- 13.4%
- d.安全限量 10PPM

(4) 用途:乳膠、油漆、接著劑等

## 五、流程說明

關於防治設備流程區分為四大單元:

- 1.VAM(醋酸乙稀)儲槽呼氣回收系統 如圖二
- 2.AA (醋酸)儲槽呼氣回收系統 如圖三
- 3.槽車灌充氣體(VAM)回收系統 如圖四
- 4.槽車灌充氣體(EA)回收系統

第 1與 2項以及第 3與 4項之間其流程原理類似所以針對第 1項、第 3項提出說明。

- 5.由圖二得知貯槽貯存化學品後，槽內之壓力會隨著某些條件的變化而變化，例如：

壓力下降之條件

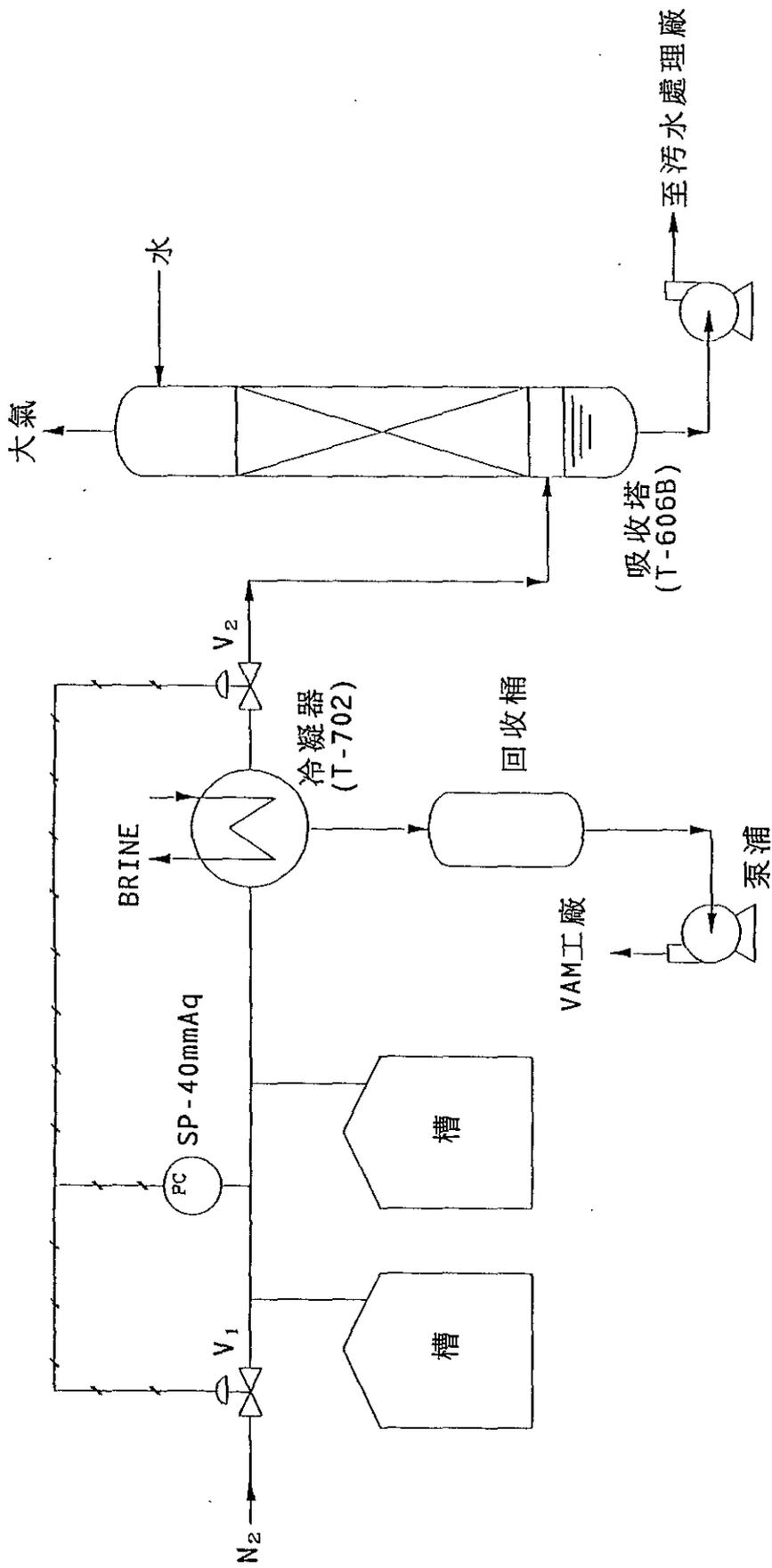
- (1) 大氣溫度下降,存在氣體中之儲存物質冷凝 (CONDENSING)
- (2) 大氣溫度下降,氣體收縮 (SHRINKING)
- (3) 液體泵出 (PUMPING OUT)數量多於泵入 (PUMPING IN) 液體體積減少。

#### 壓力上升之時機

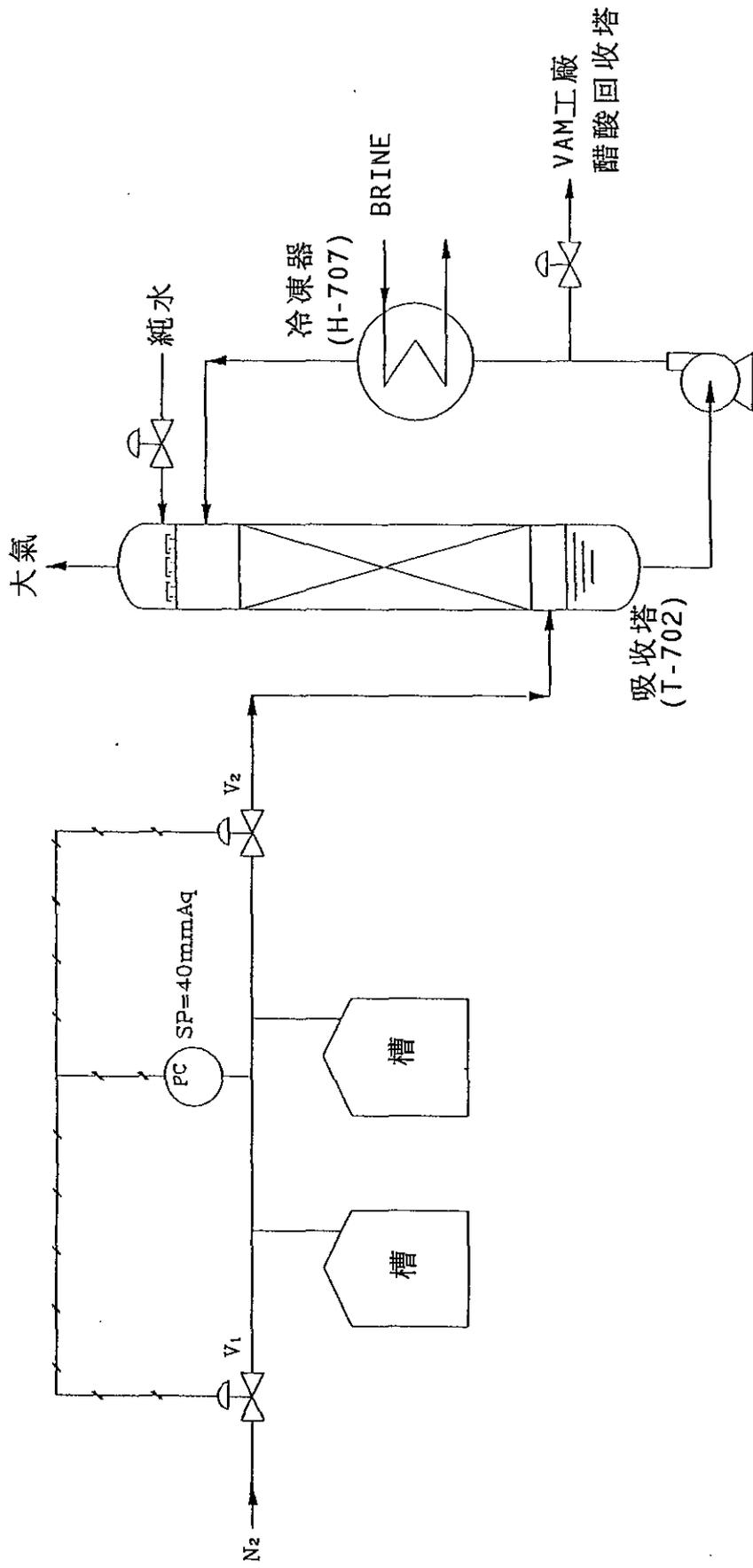
- (1) 大氣溫度上升,蒸氣壓上升,儲存物質揮發 (VAPORIZING)
- (2) 大氣溫度上升,氣體膨脹 (EXPANSION)
- (3) 液體泵入數量多於泵出,液體體積增加。

貯槽壓力之控制由PC(PRESSURE CONTROL)來擔任,當貯槽壓力下降至低於壓力設定點,氮氣(N<sub>2</sub>)由閥(V1)補入;反之,若壓力上升至高於設定點,則儲槽內會有儲存物質之氣體經過冷凝器,冷凝器由冷水做冷液將氣體冷卻至 0°C到 5°C間,冷卻下來之液態VAM暫存於回收桶,然後再用泵浦打回,完成回收工作。極微量未被冷卻下來的氣體由閥V2送到吸收塔,以水吸收洗滌,洗滌水排至本廠廢水集合池處理後,再排至本工業區聯合污水處理廠,做最終處置,經過這道吸收塔處理後,散溢至大氣中之氣體已微乎其微。

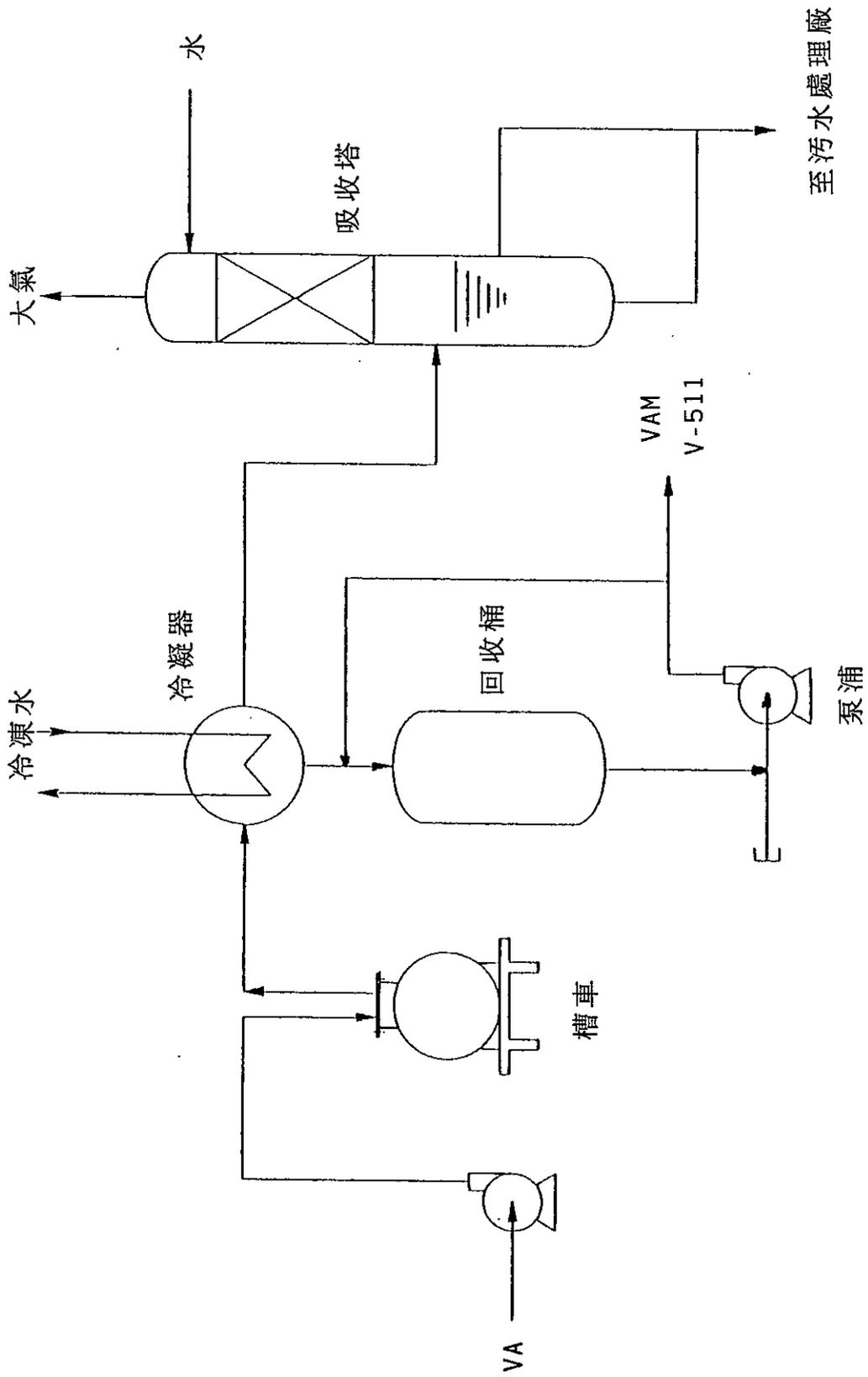
6. 槽車灌充氣體(VAM)回收系統如圖四,當VAM(醋酸乙烯)成品(液態)灌入槽車內後,會有氣體(VAPOR)發生,這些氣體被導引經過冷凝器加以冷凝,冷卻後之液態成品再回收使用,未冷卻之氣體繼續到達吸收塔以水吸收洗滌,洗滌下來的水(會有微量有機物)被送到污水處理廠處理,最後溢散到空氣中的氣體就相當微量,不致污染大氣。



圖二 大槽呼氣(VAM)回收系統



圖三 大槽呼氣(醋酸槽)回收系統



圖四 槽車灌氣體 (VAM) 回收系統流程圖

## 六、設備概要

本文提及之設備並不複雜，比起一套化工製程簡單得多，故本節中很扼要的敘述設備結構。

### 1. 主體設備 一 (設計條件)

(1) 名稱: HOAC STORAGE TANK VAP. VENT ABSORBER

(2) 編號: T-707

(3) 形式: BUBBLE CAP TRAY & PACKING TOWER

(4) 流體:

a. HOAC VAPOR:

(a) 流量 475 kg/h

(b) 壓力 0.007 kg/cm<sup>2</sup> G

(c) 溫度 35°C

b. 純水 (水洗):

(a) 流量: 40 kg/h

(b) 溫度: 20°C

(5) 構造:

a. SHELL DIA. 450mm

b. SHELL HEIGHT: 4600mm

c. SHELL THICKNESS 4mm

d. SKIRT HEIGHT: 1000mm

e. TRAY TYPE: BUBBLE

f. SHELL MATERIAL: SUS304

g. TRAY MATERIAL: SUS304

h. PACKING: CERAMIC

### 2. 主體設備 二 (設計條件)

(1) 名稱: VAM STORAGE TANK VENT CONDENSER

(2) 編號: H-703

(3) 流體:

a.N-VA:

- (a) VAPOR:304 kg/h
- (b) 溫度(進口):35°C
- (c) 溫度(出口):10°C
- (d) 操作壓力:0.007 kg/cm<sup>2</sup> G
- (e) 流速:3.6 m/sec
- (f) 熱交換:25682 kcal/h

b.BRINE:

- (a) 流量:13950 kg/h
- (b) 入口溫度:6°C
- (c) 出口溫度:8°C
- (d) 操作壓力:3 kg/cm<sup>2</sup>

(4) 構造:

- a. LENGHT:1800 mm
- b. SHELL DIA.:400 mm
- c. SHELL THICKNESS: 4 mm
- d. SHELL MATERIAL: SUS304

3.機電設備:

(1) 壓力控制器

- a.形式:壓力自動控制,現場式
- b.製造廠商:日本 NAKAKITA
- c.壓力設定: 40 mmH<sub>2</sub> O
- d.控制範圍: 20 -- 70 mmH<sub>2</sub> O
- e.動力源:儀表空氣

(2) 控制閥:

- a.編號: PICV-7201B
- b.作動形式: AIR TO CLOSE

c. 進入口管線：8B×8B

d. 開度範圍：0 -- 100%

e. 製造廠商：日本 YAMATAKA-HONEYWELL

#### 4. 土木工程

因各別設備體積不大，吸收塔、冷凝器及回收桶其重量約在200公斤至 1噸間，所以基礎不必特殊設計，用一般鋼筋混凝土建造而成。

### 七、處理效果

未增設防污設備前，成品灌充當中其蒸發氣體隨風飄散約達下風處 40-50公尺遠，氣味濃烈刺鼻，對於人體健康的傷害及設備之腐蝕有很大的影響。經增加溢散氣體回收系統投資三百萬元，單單以回收成品來計算，2年即可回收所投資金額，至於其他改善工作環境，提高工作效率，減低硬體設備免被侵蝕，而且大大地增強安全程度，所以改善後之整體效益是很龐大的。

### 八、操作管理

防污設備採用連續自動控制流程，操作人員由原生產區人員兼任，管理上相當方便，運轉至今（槽車灌充氣體回收系統--4年，大槽呼氣回收系統--2年）堪稱順利，唯有槽車灌充回收系統出現一些狀況，經技術人員努力改善，最後仍然克服了，其情形是這樣的：

在灌裝嘴套入槽車入料孔其接合處是以EVA發泡製成稍具彈性的墊子，以密合入料孔之法蘭面，但入料孔之蓋子後鈕凸出法蘭面，導致兩者之間不能密合，成品之VAPOR即從此空隙溢出，其量雖然輕微，畢竟是污染空氣，所以工程師設法改善，用儀表空氣做動力源的三腳推擠器(CYLINDER)將灌裝嘴擠壓使其與入料孔能密合，但成效仍然不彰，最後改以三支夾緊器(CLAMP)夾住空隙較大的地方，如此溢散

情形大幅改善，外溢之VAPOR 微乎其微，這些成效，我們還是不太滿意，還要繼續改善。

## 九、結 論

雖然本廠在污染防治工作方面有些成效，曾受社會、政府單位的鼓勵與肯定，我們仍然繼續的研究改善，使各項污染排放值均優於國家排放標準，使我們有一個美好的生活環境。

## 十、參考文獻

- (1) The Condensed Chemical Dictionary tenth edition Revised  
by GESSNER G.HAWLEY

# 新型濕式篩板除塵設備 應用於蔗渣鍋爐之排煙防治效果

張乾然\* 李金塔\*\*

## 摘 要

糖廠製糖工場之鍋爐，均為汽電共生系統，使用燃料為自產之蔗渣，蔗渣乃為生質能源，水份含量約50%，燃燒後煙道氣含較高水份（約10~14%），粒狀污染物含量約8000~12000mg/Nm<sup>3</sup>，及微量之NO<sub>x</sub>和SO<sub>x</sub>。因煙氣性質特殊，較適合以濕式除塵，乃研究開發新型有效、操作簡單經濟為原則之濕式篩板除塵設備，以解決鍋爐排煙污染問題。其設計不同於一般濕式除塵原則，設計以篩板導引煙氣通過篩板上均勻分佈之數以萬計小孔，強迫其所含粉塵顆粒加速衝擊由壓力差形成之水層，吸附顆粒於水中。

由76年度起歷經三年，由小型試驗至中間工場試驗，再擴大至鍋爐全能量試驗，設備由單層篩板演進為雙層篩板，水層厚度控制由20mm提高至50mm之運轉，目前已推廣19廠38套大型鍋爐運轉中，除塵效率可達99.5%以上，排放廢氣粒狀物濃度 35~89mg/Nm<sup>3</sup>，完全符合82年之環保新標準，除塵廢水經過濾池過濾循環使用，無排放無二次水污染問題。

濕式篩板除塵設備，可有效解決蔗渣鍋爐排煙污染問題，效率高，成本低，設備構造簡單，操作維護容易，全部設備可於國內自製。

---

\* 台糖公司工務處機械組組長

\*\*台糖公司工務處機械組工程師

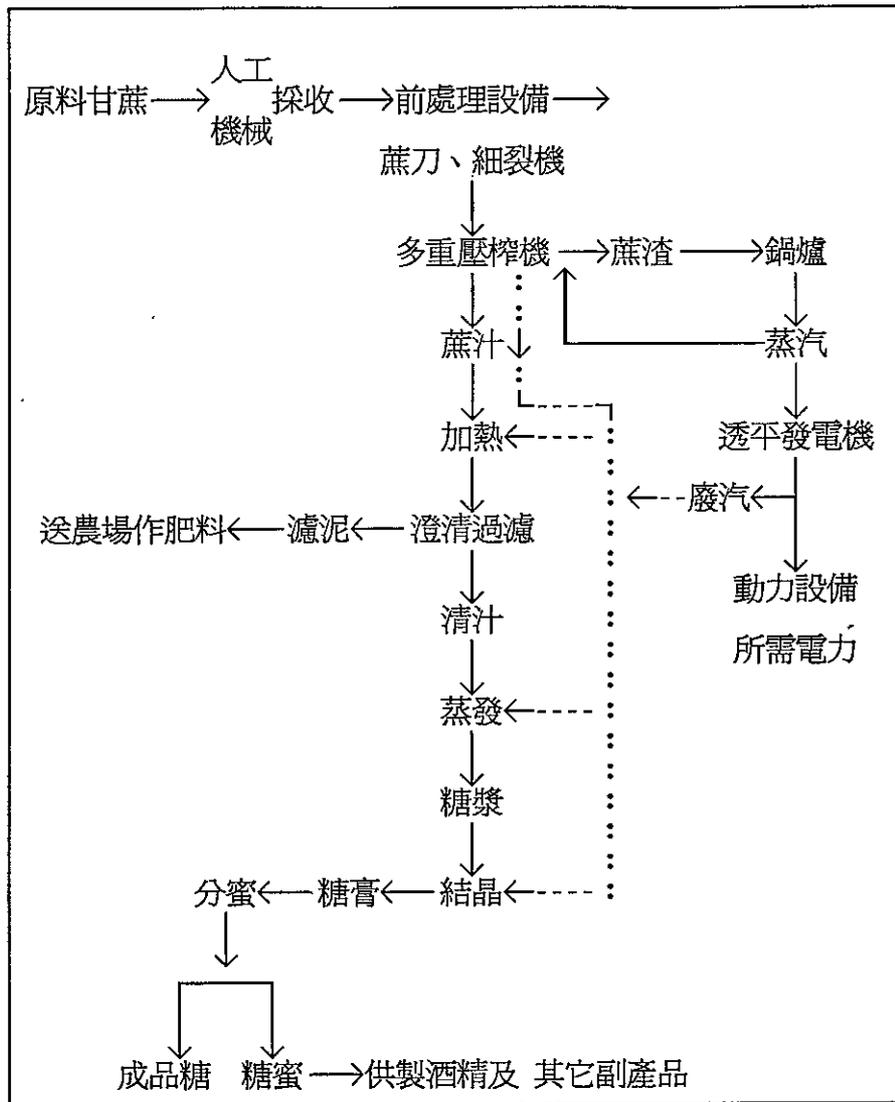
## 一、前言

近年來由於環保意識抬頭，解決空氣污染是當前刻不容緩的課題。台糖公司有近60座鍋爐，均為汽電共生系統，為提高能源利用效率，鍋爐使用燃料為自產之蔗渣，而蔗渣為生質能源，水份含量約50%，燃燒後含水份較高（約10~14%），其排放煙氣僅有粒狀物，而無氮氧化物和硫氧化物的污染問題。

早期製糖工廠處理鍋爐煙道氣使用多管旋風分離器、多管衝擊型及噴水式除塵設備，其除塵效率甚感不足，排放煙氣已無法符合環保新標準，故參考國內外相關文獻，設計有效、操作簡單、經濟為原則，發展濕式篩板除塵設備，以解決蔗渣鍋爐排煙污染問題。

## 二、製程簡介

原料甘蔗由蔗園以人工或機械採收進場，經前處理設備蔗刀、細裂機切碎後，送入多重壓榨出蔗汁，所餘物乃甘蔗渣，隨即蔗渣送鍋爐當燃料，節餘之蔗渣則運送至紙漿廠抄製紙漿。榨出之蔗汁以加熱器加熱，添加石灰乳，入澄澱槽澄清過濾，再以蒸發罐蒸發濃縮成糖漿，以結晶罐濃縮結晶為糖膏，經分蜜機分離出成品糖及糖蜜。製糖流程如圖一所示：



圖一 製糖流程圖

### 三、廢氣來源、質量及特性

#### 1. 廢氣來源

蔗渣供鍋爐燃燒，其排放煙道氣產生空氣污染問題。

#### 2. 廢氣質量及特性

由蔗渣之成份分析，可瞭解煙道氣之特性，蔗渣燃料化學成份如下

:

元 素 分 析					水份 %	灰份 %
碳份 C%	氫 H%	氧 O%	氮 N%	硫 S%		
48%	7%	45%	--	--	42-45%	6-10%

#### 3. 蔗渣鍋爐排煙廢氣質量及特性

廢氣量	1000~3200Nm <sup>3</sup> /min	因爐型及負載而不同
溫度	18~220℃	因爐型及負載而不同
水份	10~14%	

粒狀污染物	8000~12000mg/Nm <sup>3</sup>	
含氧量 O <sub>2</sub> %	8~16%	各廠實測平均值10.7%
NO <sub>x</sub>	80 ppm以下	各廠實測平均值33 ppm
SO <sub>x</sub>	25 ppm以下	各廠實測平均值 5 ppm
飛灰粒徑大小	>50 μm : 約45% 20~50 μm : 約25% 10~20 μm : 約15% 5~10 μm : 約10% < 5 μm : 約 5%	

## 四、處理流程及特點

鍋爐廢氣處理設備分為二大部份：篩板除塵設備及排氣回熱設備，其流程如圖二所示。篩板除塵設備用以除去廢氣中污染物及氣體，回熱設備則消除廢氣中所含水份，使不透光率達於管制標準20%以下。另除塵廢水流入煙灰過濾池，過濾後清水循環使用，廢水不排放，無水污染問題，廢水處理流程如圖三所示。其處理流程說明如下：

### 1. 濕式篩板除塵設備

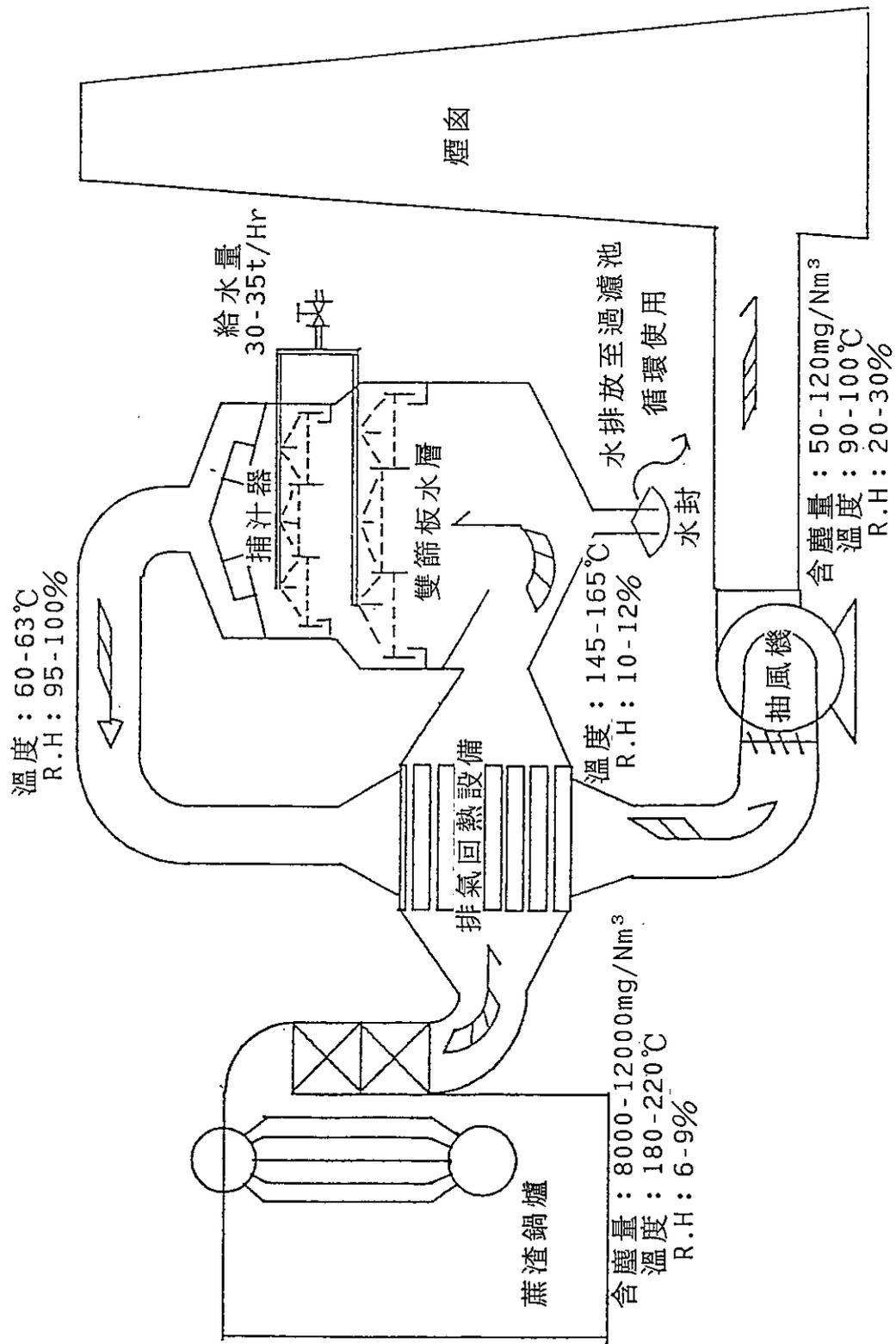
- (1) 離心沉降室（下層）：煙道氣受抽引至沉降室，利用離心力及降速，將大顆粒污染物沉降於底部，並旋繞廢氣使均勻分配給篩板孔。
- (2) 篩板水層（中層）：利用數以萬計之篩孔板，強迫將氣體切割成細小氣泡，通過由流體差壓形成之水層，以氣體通過篩板孔之加速作用和通過水層之降速作用，使含於氣泡中之粒狀物慣性衝擊於包圍的水中，予以吸附捕集，如圖四所示。有毒氣體可於泡浸水層時，溶於水中或調製之溶液。由於蔗渣爐廢氣僅含微量之有毒氣，除塵介質以水循環既可。
- (3) 捕汁器（上層）：設計葉片型離心捕汁器，捕集溢出之水珠及含於其中的細小粒狀物，流回水層及排放。

### 2. 回熱設備

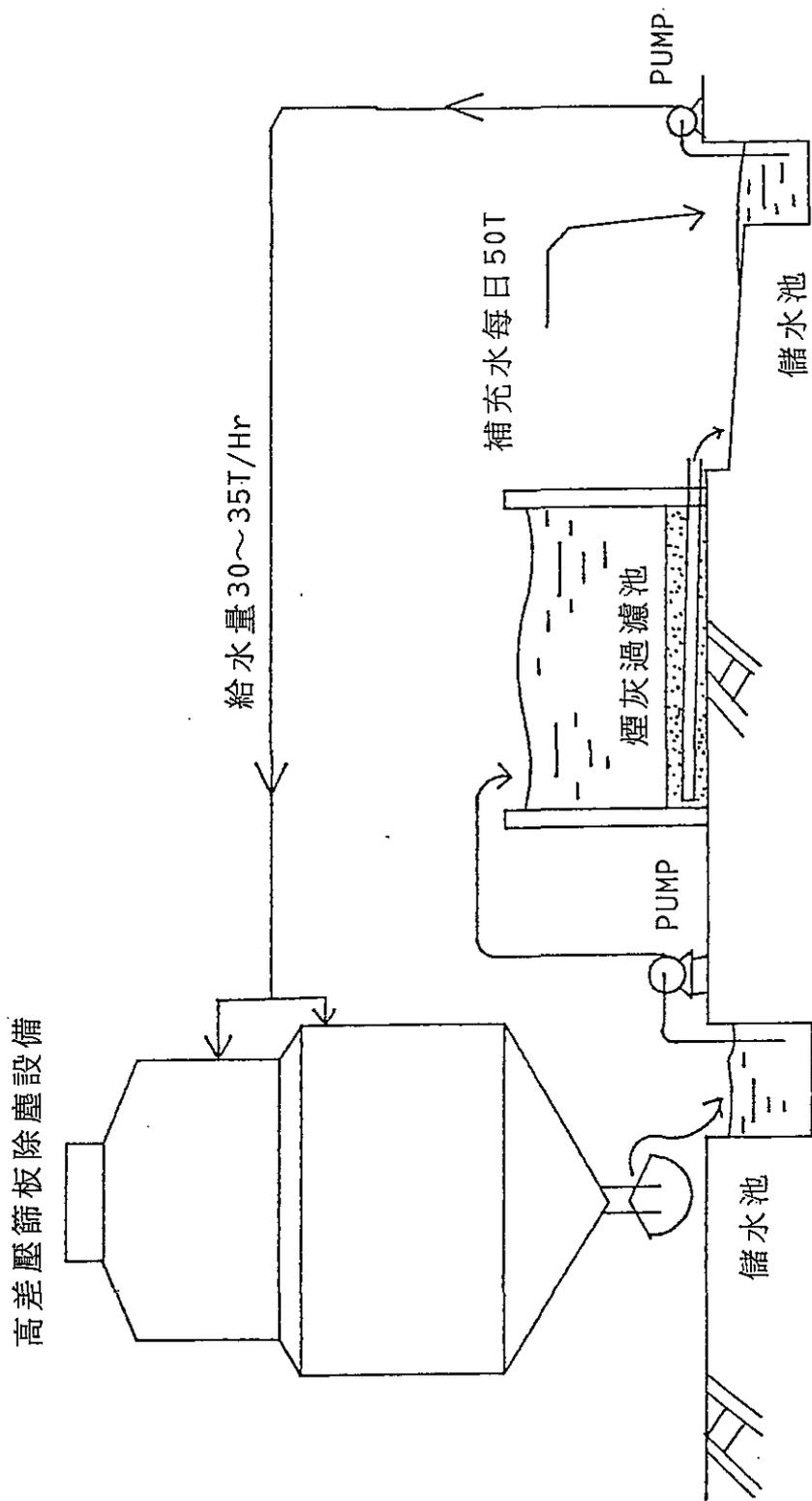
廢氣經篩板水層除塵，溫度由180~220℃降為63~70℃，溫降120~150℃，熱能被水層吸收，蒸發水量，排氣含水份達16~24%，相對濕度高約90~100%，利用鍋爐所排廢氣熱能，將除塵後廢氣回熱至110℃，以膨脹排氣體積，相對濕度可降至30%以下，排氣出煙囪口不結霧，不透光率符合管制標準20%以下。

### 3. 煙灰過濾池設備

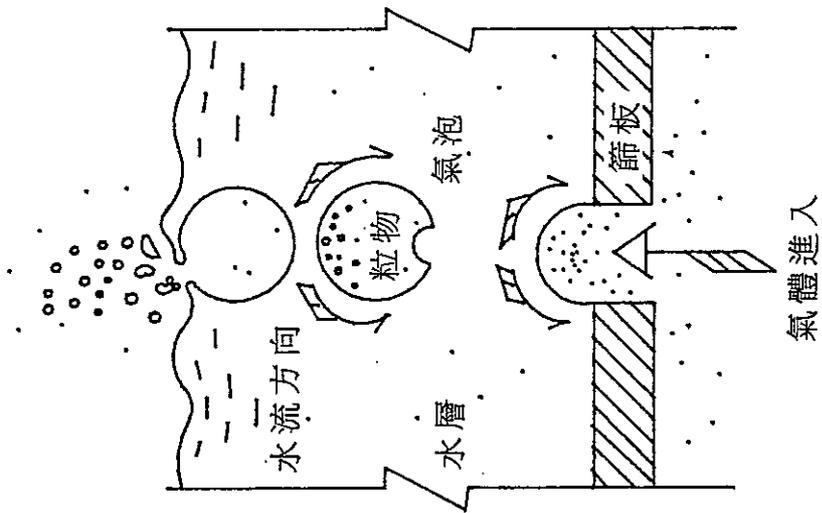
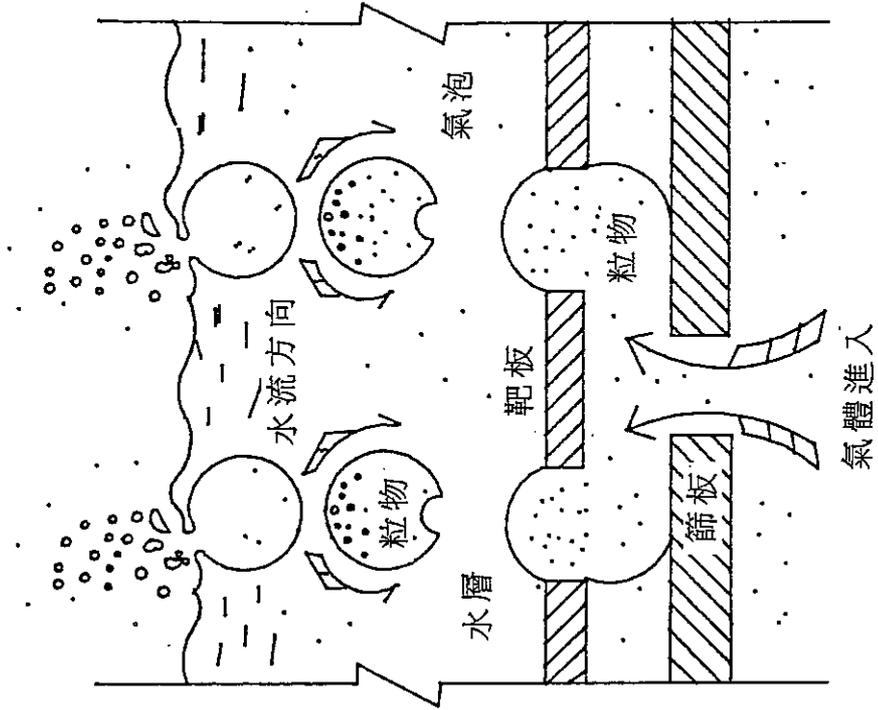
除塵廢水排入過濾池，以細砂、石、濾網管鋪設之濾床過濾煙灰，清水以泵浦打回循環使用，因水量受蒸發尚需補充，系統用水不排放，無二次污染問題。



圖二 高差壓篩板除塵設備流程示意圖



圖三 除塵廢水處理系統簡圖



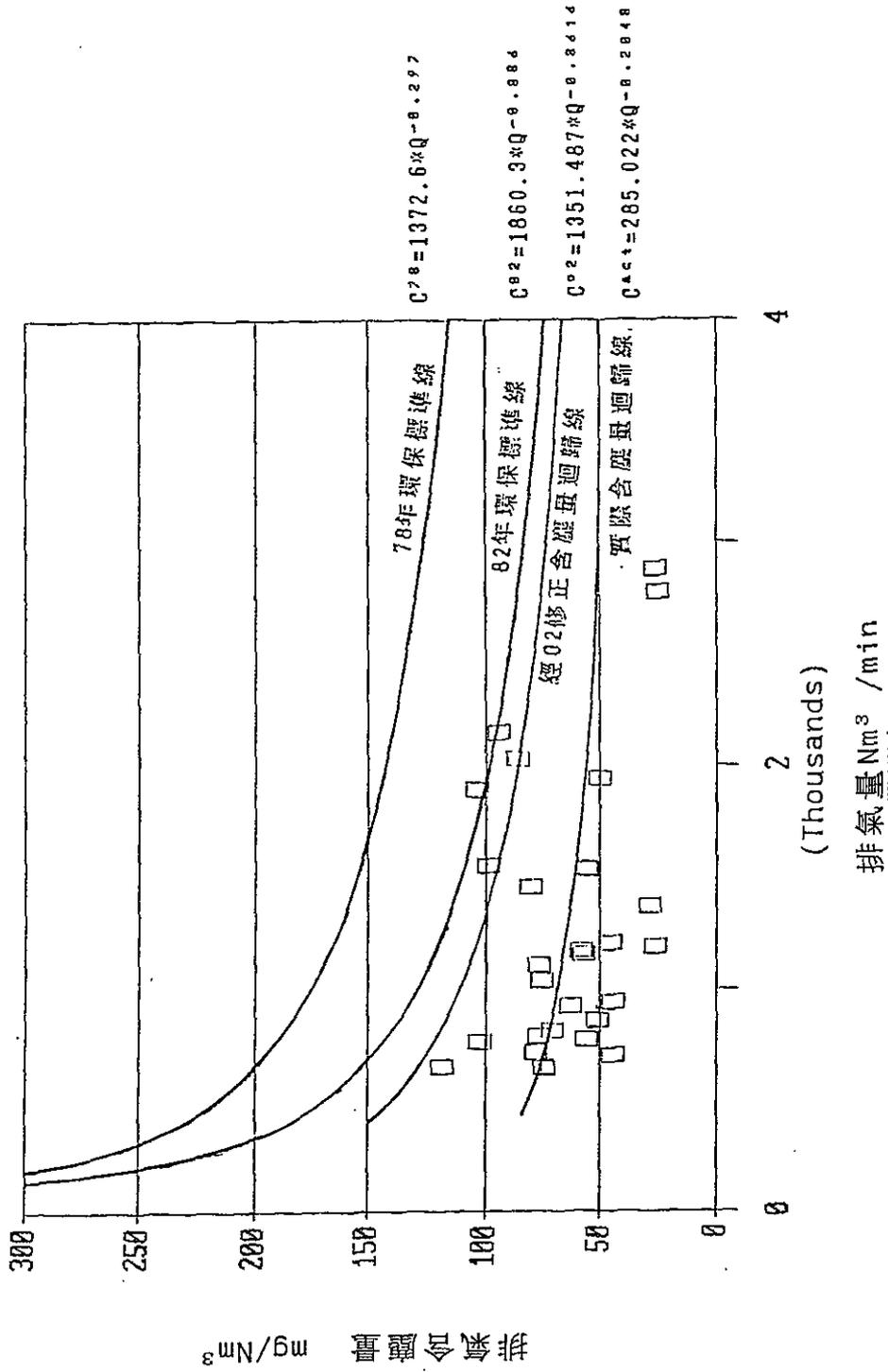
圖四 篩板水示意圖

## 五、設備概要

1. 篩板除塵設備採抽吸式，大小依爐運轉排氣量設計，本體直徑由 3.6 M $\phi$  ~ 4.2M $\phi$ ，有單一體或採雙併體配置，視爐大小決定。篩板水層設計以雙水層式，底層粗濾，上層細濾、水層厚度50~80mm可調式配置，用水量35~41T/Hr—每座。
2. 回熱設備依爐大小設計傳熱面積，約 650~1000m<sup>2</sup>，以同向流加熱方式設計，管群採千鳥型排列，熱廢氣因含大量粉塵留於管內，遇有堵塞，利於通管。
3. 抽風機以離心式葉輪設計，依爐排廢氣量大小不同，配置高壓馬達傳動(250~450HP)。
4. 用水及廢水處理設備，用水泵浦依除塵設備座數而定。過濾池面積規劃以 0.1T/m<sup>2</sup> -Hr計算，底部排放過濾網管以排水，中層排放10~25mm大小，15公分高之碎石層，上層鋪設15~20公分高之細砂層，可存灰泥高約一公尺。分為兩池以上交換使用及清理，灰泥搬運農場鋪放，可改善土質及排水性。

## 六、處理效果

1. 濕式篩板除塵設備目前運轉水層厚度50mm，經本公司購置測定儀KF-8808-II型測定分析，除塵後廢氣含粒狀污染物濃度35~89mg/Nm<sup>3</sup>，除塵效率可達99.45%，經O<sub>2</sub>修正後為50~120mg/Nm<sup>3</sup>，完全符合於82年起之環保新標準。
2. 廢氣經水層溫度降120~150℃，足見其氣液混合比率高。
3. 以廢氣粒狀物濃度對廢氣量作相關迴歸，迴歸曲線在82年環保標準下，足證其性能絕對可達82年環保標準。如圖五所示。
4. 用水量省，約30~35T/Hr，水汽比0.5~0.58kg/Nm<sup>3</sup>。
5. 排氣回熱設備可回溫廢氣至 100℃，相對濕度降為25%以下，廢氣排放不結霧，不透光率20%以下，正常時，如無煙工場。
6. 除塵廢水排入過濾池，經過濾床過濾循環使用，因水量受蒸發每日需補充約50噸水，無排放無二次水污染問題。



圖五 高差壓篩除塵排氣含塵與排氣量關係圖

## 七、操作管理問題與對策

- 1.失水問題：除塵用水對篩板除塵設備來言，是最重要的媒介質。水量減少則影響除塵效率，失水則造成嚴重之阻塞問題。為免減水或失水發生，規劃下列對策以因應：
  - (1) 供水泵須配與鍋爐同電源，並設跳機警告鈴於控制室。
  - (2) 除塵設備排水口設未出水警告鈴裝置。
  - (3) 供水量以浮筒式流量計配裝，以利操作員清晰看見。或配以控制儀器於控制室中顯示流量。
- 2.燃料品質：近因採收勞工缺乏，甘蔗採收粗放，夾帶大量泥砂進入，蔗渣含砂多，造成鍋爐燃燒不良，易產生CO氣體，以50mm之水層除去不易，影響除塵效率。各工場除加設除砂設備，改善甘蔗及蔗渣品質外，並加強鍋爐操作管理，以提高鍋爐之燃燒效率。
- 3.鍋爐維修操作：因蔗渣品質不良或鍋爐之設備維修不當，致操作上控制不易，廢氣含O<sub>2</sub>量過高（約8~15%，而標準O<sub>2</sub>修正基準以6%計，徒增修正幅度，需加強鍋爐維修及燃燒操作管制，以降低廢氣之O<sub>2</sub>含量，減少修正幅度。

## 八、結論與建議

- 1.濕式篩板除塵設備，除塵效率高，排煙完全符合於82年後環保標準，解決空氣污染問題。
- 2.投資成本低，約為靜電集塵設備之四分之一，較經濟有效，全部設備可由國內自製。
- 3.設備構造簡單，操作與維護容易。
- 4.增設回熱設備，僅為消除水汽，改善不透光率，投資誠屬浪費，環保稽查單位判煙均以不透光率方式為之，雖言水霧並不列入管制，然不透光率判煙方式對濕式除塵設備之廢氣結霧常生爭執，建議環保稽查單位對濕式除塵應以粒狀物濃度測定為判定依據，方屬合理。

## 九、參考文獻

- (1) B.St.C.Moor (1977), "Air pollution control-practical experience at Tongaat" , proceeding of the south african technologist's association-June,133-136.
- (2) A.B.RAVNO and M.R.JUDD (1973) ,"A preliminary report on a new sieve plate scrubber for bagasse fired boiler",proceeding of the south african sugar technologist's association-June 49-50.
- (3) G. N. ALLAN (1981) , "A progress review of air pollution control in the south african sugar industry from 1972 to 1981" , proceeding of the south african sugar technologist's association-June 37-42.
- (4) PERRY & CHILTON "Chemical Engineers' Handbook" fifth Edition 5-11.

# 金福隆實業股份有限公司

## 染整廢水處理工程

魏和斌\* 李鵠\*\*

### 一、前言

金福隆實業股份有限公司（以下簡稱本公司）位於彰化縣社頭鄉，以尼龍褲襪為主要產品，產量每日1700kg（約12000打），行銷國內外多年，廣受仕女歡迎。本公司有鑑於染整過程中排放高溫（65℃～80℃）、高色度及較高之酸鹼度（pH = 5.0～12.0）、化學需氧量（COD≤2400 mg/l）、生化需氧量（BOD≤840mg/L）、懸浮固體物（S.S≤300mg/l）之污染性廢水，為避免上述污染物質影響承受水體之用途及環境品質，乃於民國78年4月起委託績效之污染防治工程公司（冠臺工程企業股份有限公司）進行規劃、設計及施工之整場承攬工程，並於民國79年元月施工完成運轉至今，一切尚稱正常順利，放流水質遠低於現行標準（COD<80mg/l，BOD<25mg/l，S.S <20mg/l，透視度>30cm）。

本公司自委託承攬後，即配合該工程公司依廠內作業狀況及收集系統作全面性之調查及整治規劃；該工程公司於規劃之前，亦配合本公司依廢水之排放特性、水質及水量作長期之調查，與進行一系列之模廠實驗（PILOT PLANT TEST）及可行性評估，俟完全掌握可行之處理原則後，方著手進行規劃設計工作。且規劃資料亦經工業局工業污染防治技術服務團評核及指正後再進行施工。本公司於施工中嚴格要求施工品質，完工後並督促承攬之工程公司確實試傳，進行操作人員訓練直至完全了解、熟稔處理流程、操作程序及維護要點後方移交本公司。是故，本公司廢水處理場即是在此多方面密切配合之下完成，

---

\* 金福隆實業股份有限公司董事長

\*\*金福隆實業股份有限公司廠務經理

故能掌握“經濟有效”之原則而充分發揮功能。

本公司廢水處理場之特色概要如下：

1. 流程完整。除物理、化學及生物二級處理外，亦設置過濾、活性炭吸附等高級處理，以因應日益嚴格之環保要求，以能達到民國87年之放流水標準。
2. 原廢水水質水量(Q=120CMD)經詳細調查，設計時並考量日後擴廠及增大產量之可能，酌以寬列(設計Q=150CMD, S.S=350mg/l, COD=3000mg/l, BOD=900mg/l)，故各項設備均能在合理之負荷情況下運轉，各項放流水質均符合民國87年之標準。
3. 處理流程合理化。因製程使用染料大多係屬還原性，故設計先行生物處理，廢水經生物曝氣氧化作用後，再進行化學混凝沉澱，不但確實掌握處理效果且大幅減少加藥量。
4. 操作簡便。生物處理單元採接觸氧化方式，濾材係由日本進口之立體網狀纖維式P·P濾材，生物著床效果良好，污泥無需迴流且反沖洗設備考慮周全，定期反沖洗無阻塞之虞；配合全廠自動連續式操作及各項優良設備，人力可降至最低。
5. 專人負責操作及督導。本廢水處理場設有專責操作人員，負責巡視各部運作狀況、藥量使用情形及監視放流水質等。並由廠務李經理親自負責督導覆核，以確保正常操作。

總之，投資與操作一座廢水處理場與投資經營一家工廠之道理相同。事前詳細的調查、評估，合理的規劃設計及踏實的施工管理，並配合操作人員的專業確實運作，必能使整場在“經濟有效”的原則下運轉，所投下的心血財力終不致白費，並可為台灣目前日益被各種污染惡化的環境善盡企業家之社會責任。

## 二、製程、使用染劑及廢水來源

本公司生產製程，使用染劑及廢水來源如下：

1. 酸性染料－生產黑、紅及深色色系

流 程	精練--染色--固色--柔軟--脫水				
原 料	精練劑	酸性染料 冰 醋 酸 均 染 劑	固色劑 冰醋酸	柔軟劑	
處理溫度 及 時 間	98°C 10Mins	98°C 30Mins	80°C 10Mins	40°C 10Mins	
廢 水 量 M <sup>3</sup> / 桶	3.6	3.6	3.6	1.8	已包括

2. 漂白

流 程	精練--染色--柔軟--脫水			
原 料	精練劑	螢 光 劑 保 險 粉 (Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) 金 屬 封 鎖 劑 (EDTA)	柔軟劑	
處理溫度 及 時 間	98°C 10Mins	98°C 30Mins	40°C 10Mins	
廢 水 量 M <sup>3</sup> / 桶	3.6	3.6	3.6	已包括

### 3.分散性染料－生產其他色系

流 程	精練--染色--柔軟--脫水			
原 料	精練劑	分散性染料 分 散 劑 均 染 劑	柔軟劑	
處理溫度 及 時 間	98°C 10Mins	98°C 30Mins	40°C 10Mins	
廢 水 量 M <sup>3</sup> / 桶	3.6	3.6	3.6	已包括

### 三、染整廢水質量及特性

依本公司會同承攬公司對染整廢水質量及特性調查分析，其結果如下：

1.廢水排放特性：每一段製程排放一次，排放時間及廢水量如下表：

排 放 時 間	排 放 水 量 (M <sup>3</sup> )
Am 9.00-10.00	52.2-55.8
Pm 12.00-13.00	30.6-46.8
Pm 16.00-17.00	18 -25.2

#### 2.廢水水量

平均日水量 = 105 CMD

最大日水量 = 148 CMD

尖峰時流量 = 340 CMD

### 3. 廢水水質

水質污染參數 濃度值 廢水種類	COD (mg/l)	BOD (mg/l)	SS (mg/l)	PH	T (°C)
精練劑廢水	1700- 2300	530- 620	8~9	6.9- 7.2	76~78
酸性染料廢水	3200- 3210	1500- 1600	2~7	4.3- 4.7	75~76
分散性染料廢水	2300- 2500	310- 380	3~9	7.3- 7.4	72~77
固色劑廢水	2300- 2400	810- 920	2~3	4.3- 4.5	72~73
柔軟劑廢水	1980- 2200	280- 320	28~32	7.3- 7.4	71~75
綜合廢水	2400- 2900	600- 750	19~23	4.8- 5.0	71~72

## 四、模廠試驗 (Pilot Plant)

### 1. 原廢水 Jar-Test :

(1) 目的 - 了解先行化學處理能否有效地降低進流水污染負荷。

- 觀察膠羽形成情形及污泥量多寡。
- 選擇適當的 pH 控制點及混凝劑。
- 作為擬定後續處理單元之依據。

(2) 實驗依據：最佳 pH 控制點及加藥量

- NaOCl : 1500mg/l
- pH : 8.2~8.5。
- PAC : 600mg/l
- Polymer : 4mg/l

### (3) 實驗結果

	進流水質	出流水質	平均去除率
BOD (mg/l)	600-750	96-112	84.6%
COD (mg/l)	2400-2900	261-264	90.1%
S.S. (mg/l)	19-23	1-2	88.6%
pH	8.2-8.5	4.2-4.5	-

### (4) 結論

a. 於本試驗過程中，承攬工程公司起初發現不管如何控制pH或增加混凝劑及助凝劑之藥量，均無法達到明顯之效果。

由於原廢水係屬還原性，且其發色團之基本型態為鹽基性染料之衍生物（碳亞胺基  $C=N-$ ），需利用氧化劑將其氧化，破壞其呈色結構，方能除色並利用化學混凝沉澱去除大部份之污染物質。

b. 於實驗過程中發現經沉降之膠羽量甚大，但經過數分鐘後，發現膠羽上附著了許多氣泡使膠羽上浮，經研判可能是由於  $C=N-$  鍵被氧化成  $CO_2$  及  $N_2$  而造成。

c. 加藥量推估

$$NaOCl : 105 \text{ CMD} \times 1500 \text{ g/M}^3 \times 10^{-3} \text{ kg/g} = 157.5 \text{ kg/day}$$

$$PAC : 105 \text{ CMD} \times 600 \text{ g/M}^3 \times 10^{-3} \text{ kg/g} = 63 \text{ kg/day}$$

$$\text{Polymer} : 105 \text{ CMD} \times 4 \text{ g/M}^3 \times 10^{-3} \text{ kg/g} = 0.42 \text{ kg/day}$$

## 2. 生物模廠實驗

(1) 目的—除化學模廠試驗外，承攬工程公司亦進行生物模廠試驗，以了解先行生物處理之可行性。

—評估生物處理後之出流水，再行化學處理之總處理效果。

(2) 實驗依據

• 實驗流程

廢水貯槽—P→生物處理模型槽→出流水貯槽→Jar Test

(pH調整至6.5~7.5)

• 實驗控制

I、生物處理模廠

- a. 接觸氧化槽 - 容積 $0.36M^3$ 。
- b. 接觸介質 - 比表面積 $60M^2 / M^3$  (未附著生物污泥時)。  
容積 $0.15M^3$  (填充率42%)。
- c. 廢水流量控制 -  $100C.C/min$ 。  
空氣流量控制 -  $36L/min$ 。  
其他控制 -  $pH = 6.5 \sim 7.5$ 。  
 $NH_4 OH = 45mg/l$ 。  
 $H_3 PO_4 = 10mg/l$ 。  
溫度 =  $25 \sim 28^\circ C$ 。

II、Jar Test：最佳控制點

PAC =  $250mg/l$ 。

Polymer =  $2mg/l$ 。

(3) 實驗結果

	原廢水	生物模廠		Jar Test	
	進流水質	出流水質	平均去除率	出流水質	平均去除率
BOD (mg/l)	600-750	48-90	78.8%	14-25	71.7%
COD (mg/l)	2400-2900	840-1110	63.4%	75-115	90.2%
S.S. (mg/l)	19-23	10-12	47.6%	1-2	86.4%

(4) 結論

- a. 由生物模廠之結果顯示，本類染整廢水中並無抑制生物處理系統中生物生長之有害物質。
- b. 利用生物處理中曝氣氧化作用，達到改變呈色結構之目的，不但不需加入氧化劑，且經氧化而成之 $CO_2$ 及 $N_2$ 氣體，亦經曝氣作用而散逸，於Jar Test過程中亦不再發生膠羽上浮之現象。

- c.由化學及生物模廠實驗評估，先行化學處理，不僅加藥量非常可觀，同時必須前後控制pH，方能適合後續生物處理，將徒增操作控制上及藥品費之負擔。故本公司同意承攬工程公司之建議將生物處理單元置於化學處理單元之前。

## 五、設計依據及處理原則

經承攬工程公司與本公司會商後，確定設計依據及處理原則如下：

### 1.設計依據

- (1) 處理廠運轉時間：24小時自動連續運轉。
- (2) 設計綜合廢水水量：考慮因應最大日水量負荷，及未來擴廠及增加產量之可能，其設計廢水水量如下：

平均日水量 = 150 CMD

最大日水量 = 225 CMD

尖峰時流量 = 375 CMD

- (3) 設計綜合廢水水質：考慮因應最大污染負荷，其設計綜合廢水水質如下：

酸鹼值 (pH) : 5.0~12.0

懸浮固體物 (S.S) : 250 mg/l

化學需氧量 (COD) : 3000 mg/l

生化需氧量 (BOD<sub>5</sub>) : 900 mg/l

透視度 : 0 cm

- (4) 處理後預期放流水質：

酸鹼值 (pH) : 6.0~9.0

懸浮固體物 (S.S) : 50 mg/l

化學需氧量 (COD) : 200 mg/l

生化需氧量 (BOD<sub>5</sub>) : 50 mg/l

透視度 : 15 cm

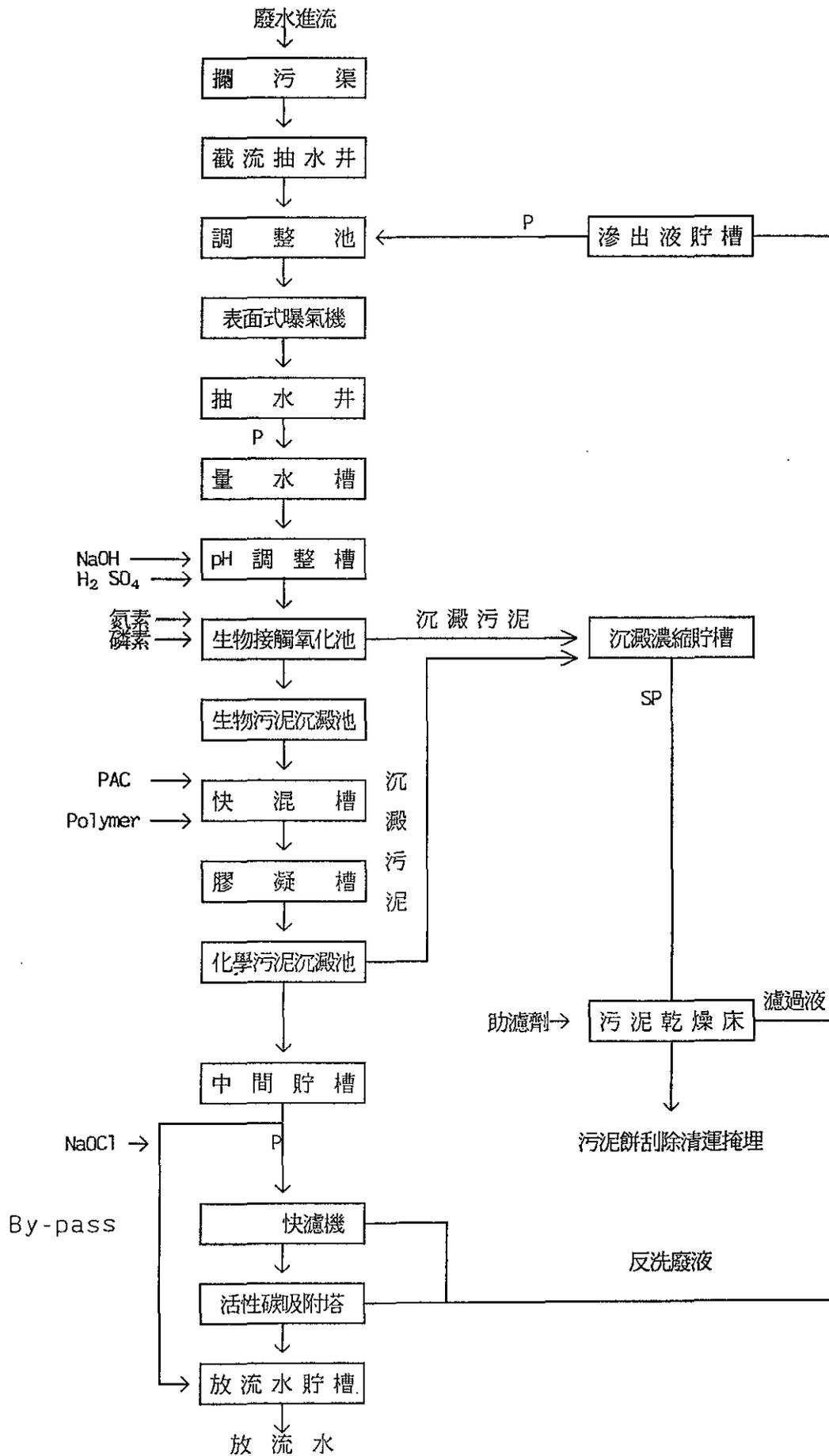
### 2.處理原則

- (1) 因製作流程屬回分式操作，排放廢水質量因排放時間及使用染

料種類之不同而有極大變化，故須先行調整以均勻水質與水量，緩和突增負荷對後續處理單元之衝擊。

- (2) 因排放之廢水中並無影響生物處理單元生物成長之有害物質，同時考慮操作控制成本及加藥量上之負擔，宜先行生物處理去除大部份之有機性污染負荷後，再以化學混凝沉澱去除無機性污染物質及色度，增加化學處理效率。
- (3) 惟因原廢水溫度達 $65^{\circ}\text{C}\sim 80^{\circ}\text{C}$ ，且pH隨排放時間及使用染料的不同而變化，故生物處理前宜將溫度降至 $25^{\circ}\text{C}\sim 30^{\circ}\text{C}$ ，且控制pH於 $6.0\sim 8.0$ 之間，避免影響生物生長。
- (4) 如模廠實驗所述，還原性廢水利用生物曝氣氧化作用後，再行化學處理可減少加藥量、操作成本。
- (5) 為確保放流水質，同時因應未來日益嚴格之環保要求，放流前宜考慮經過高級處理。
- (6) 考慮因應水質、水量變化及彈性操作，全廠大部份以自動化為原則，以減少操作維護費。
- (7) 考慮操作人員素質，設計以簡易操作為原則。

## 六、處理流程



## 七、各處理單元功能及特色說明

### 1. 廢水處理方式

#### (1) 前處理方式

- a. 粗柵 - 去除進流中所挾帶之大型固體物質，避免對機械設備造成影響。
- b. 調整 - 均勻水質、水量、緩和突增負荷對後續處理單元之衝擊。
- c. 冷卻 - 利用延長調整池之停留時間及表面曝氣方式降低溫度，以利生物處理單元。
- d. pH調整 - 調整pH以適合生物生長。

#### (2) 生物處理方式

生物處理採生物接觸氧化法，利用生長於濾材介質之生物膜接觸吸附廢水中之有機物，行好氧性分解，去除大部份BOD。

接觸氧化法之特性有

- a. 不需要迴流污泥。
- b. 無發生污泥膨化的問題。
- c. 污泥產生量少。
- d. 對有機物負荷的變化具有緩衝能力。
- e. 無污水蠅及臭氣等問題發生。
- f. 操作管理容易。
- g. 減少用地面積及土木費用。

立體網狀PP濾材介質之特色

- a. 生物著床效果良好。
- b. 材料具機械強度，於水中每 $m^3$  濾材附著300kg 之生物質量時，壓縮比小於1 %。不變質、不變曲、不易破壞及磨損，可耐久使用。
- c. 中空間隔均勻(50×50m/m)，槽內水流可順暢流動。
- d. 與水之比重相近(0.93)，對於槽底不致增加載重。

f. 孔隙率大 (80~90%)，即使填充率高仍不影響廢水之停留時間。

g. 比表面積隨生物膜之生成而增加。

### (3) 化學處理方式

化學處理採化學混凝沉澱法。污泥沉澱部份均採傾斜管沉澱設備，本法特性有

- a. 加速沉澱。
- b. 降低加藥量。
- c. 減少土地面積。

### (4) 高級處理方式

本處理廠經上述各處理單元後，可依處理水質之良否，選擇是否需再經高級處理單元。高級處理採下列方式：

- (a) 快濾－去除出流水之懸浮固體物質，避免阻塞活性碳。
- (b) 活性碳吸附－去除部份COD及色度，淨化最終出流水質。

## 2. 污泥處置方式

由於係採用生物接觸氧化法及傾斜管沉澱方式，生物及化學污泥量較少，且本公司污水處理場旁尚有空地，故污泥處置方式如下：

- (1) 污泥濃縮－減少污泥體積。
- (2) 污泥曬乾床－污泥經濾水曝曬乾燥後，形成污泥餅再運棄處置。濾過液流回調整池再行處理。

## 八、處理效果

月份	水質參數	調整池進流水質	生物處理出流水質	化學處理出流水質
2月	pH	6.65	6.95	6.64
	BOD <sub>5</sub> (mg/l)	850	127	28
	COD (mg/l)	2670	610	85
	S.S. (mg/l)	45	20	11
	透視度 (cm)	0	6	>30
3月	pH	6.4	6.73	6.45
	BOD <sub>5</sub> (mg/l)	825	120	25
	COD (mg/l)	2495	494	82
	S.S. (mg/l)	42	16	4
	透視度 (cm)	0	8	>30
4月	pH	6.71	7.14	6.81
	BOD <sub>5</sub> (mg/l)	815	106	22
	COD (mg/l)	2620	482	68
	S.S. (mg/l)	66	14	4
	透視度 (cm)	0	6	>30
5月	pH	6.58	6.92	6.64
	BOD <sub>5</sub> (mg/l)	651	85	18
	COD (mg/l)	2153	265	50
	S.S. (mg/l)	45	12	3
	透視度 (cm)	0	10	>30
6月	pH	6.83	6.99	6.73
	BOD <sub>5</sub> (mg/l)	819	106	21
	COD (mg/l)	2465	310	63
	S.S. (mg/l)	61	14	8
	透視度 (cm)	0	8	>30
7月	pH	6.57	7.06	6.65
	BOD <sub>5</sub> (mg/l)	714	85	24
	COD (mg/l)	2242	275	75
	S.S. (mg/l)	62	15	7
	透視度 (cm)	0	7	>30

- 說明：1.本表係依本廢水處理廠於79年2月至7月實際操作中由承攬工程公司會同本公司作不定期採樣水質之平均數值。
- 2.由於出流水質遠低於現行排放標準，故原設之高級處理單元，本公司同意承攬工程公司之建議，僅做為備用。
- 3.由上表可得各類水質參數之總去除率COD達96%以上；BOD<sub>5</sub>達96%以上；S.S 達93%以上。

## 九、操作管理問題與對策

由於本廢水處理廠除具有合理完整之流程外，於設計時即考慮操作人員的專業性及素質，乃於設備控制上採簡易設計為原則，同時考慮操作人員之方便操作及安全，故俟試俾完成，乃要求承攬公司派員為本公司作一系列之訓練課程，運轉至今，一切尚稱順利。另本公司亦設有專責操作人員，負責巡視各部運作狀況，確實記錄並不定期監測放流水質。並由廠務經理親自督導，以確保正常操作。

本廢水處理廠污泥處置係採用污泥曬乾床，由於生物處理採用生物接觸氧化法，污泥量較少，污泥經貯存濃縮後，抽汲至污泥曬乾床，且污泥曬乾床面積達120M<sup>2</sup>，分成四區，交替使用，除於連續雨季尚有曬乾不足之現象外，其他日子之污泥即成污泥餅，刮除及運棄尚稱方便。

另本廢水處理廠所採用之設備均有備用品，故於維修及保養時，仍能確保正常運轉。

## 十、結語

本廢水處理廠操作運轉至今尚稱良好，各處理單元亦能符合承攬工程公司設計時所預期之效果，主要由於承攬工程公司確實做規劃時詳細的調查、分析、正確地掌握廢水質量的特性，並於模廠實驗及可行性評估中，再掌握了合理的處理原則及方針；本公司亦確實監督施工並要求專責人員確實操作管理等。

「經濟、有效」是本公司要求承攬工程公司遵循的原則。除經濟

性之要求外，同時也要考慮將來的因應性及成效性，方不致於使投資於本設備之心血財力白費了。

## 十一、參考文獻

- (1) 工業化學概論，楊思廉主編。五洲出版社。
- (2) Development of Design and Operational Criteria for waste-water Treatment. Carl E. Adams, Jr., Davis L. Ford, W. Wesley Eckenfelder, Jr.
- (3) 工業污染防治手冊之二－染整工廠廢水污染防治。
- (4) 工業污染防治手冊之十二－工業廢水接觸氧化處理。
- (5) 工業污染防治手冊之七－工業廢水活性炭處理。
- (6) Wastewater Treatment Plant Design, WPCF.

# 中油公司高雄煉油總廠 林園廠廢水改善實例

朱少華\*

## 摘 要

中油林園廠主要生產烯烴類與芳烴類等石化基本原料，每日產生公用廢水6,000噸，製程廢水4,000噸，廢水中COD,PH,Phenol 油含量，為主要污染物。林園廠在78年期間，經由污染源分類，特殊污染源分別處理，嚴密之監測，以及嚴格而有效之監督與管理。加強環境保護，人人有責之觀念，終於治水有成，使得林園廠之廢水在僅有初級處理（油水分離池CPI）之情況下，能夠長時間符合目前之國家排放水標準。目前林園廠正積極進行廢水二級處理工廠，本工程完工之後，將可使本廠之廢水優於我國82年之排放水標準。污染防治工作硬體建設雖然重要，但是軟體建設更為重要，林園廠廢水改善成功既為一最為明顯之實例。

## 一、前 言

污染改善的工作千頭萬緒，許多人都認為，硬體設備的改善是解決污染問題的最佳良方。因此近年來，污染改善的投資不斷膨漲，好像除了花錢，別無他法。但是進一年來，中油林園廠在廢水方面，特別加強管理的工作，許多懸而未決的問題，都可克服，使得林園廠的廢水品質，大大的改善，可以長時間而且穩定的符合目前的河川水放流水標準，這證明了軟體的建設比硬體的建設，更能有效直接具體的解決污染的問題。

加強管理，最重要的一個觀念，就是要建立“ 污染防治，人人有責 ”的觀念，從源頭開始減少任何可能的污染，就是最好的污染防治

---

\*中油林園廠環保組組長

有責”的觀念，從源頭開始減少任何可能的污染，就是最好的污染防治工作。讓污染防治的成敗，與工廠的每一位員工的榮辱與利益，都發生關係，從而要求大家，從平常工作的方法與習慣上，提高警覺，避免產生污染，經證實其所發揮的效益是事半功倍。

本文無意吹噓努力的成果與過程的艱辛，祇是提出一個經驗，一個觀念，那就是有效改善污染問題，不妨先從改變觀念著手。從管理開始，從徹底減少污染的產生做起，才是真正的正本清源的污染改善之道。

## 二、林園廠廢水系統

中油林園廠主要生產石化基本原料，供應林園，仁大石化工業區有四個生產工場，三輕、四輕供應烯類原料，重組，二甲苯供應苯類原料。

其廢水特性也可以分為以下四類。（請參考圖一）

### 1. 製程廢水

由工廠之製程中產生，主要來源是三／四輕工場的驟冷水及廢鹼水，以及其它流入工場暗溝系統的廢水。

### 2. 公用廢水

冷卻水為保持鈣，鎂等無機鹽類的濃度，而排放出來的水。

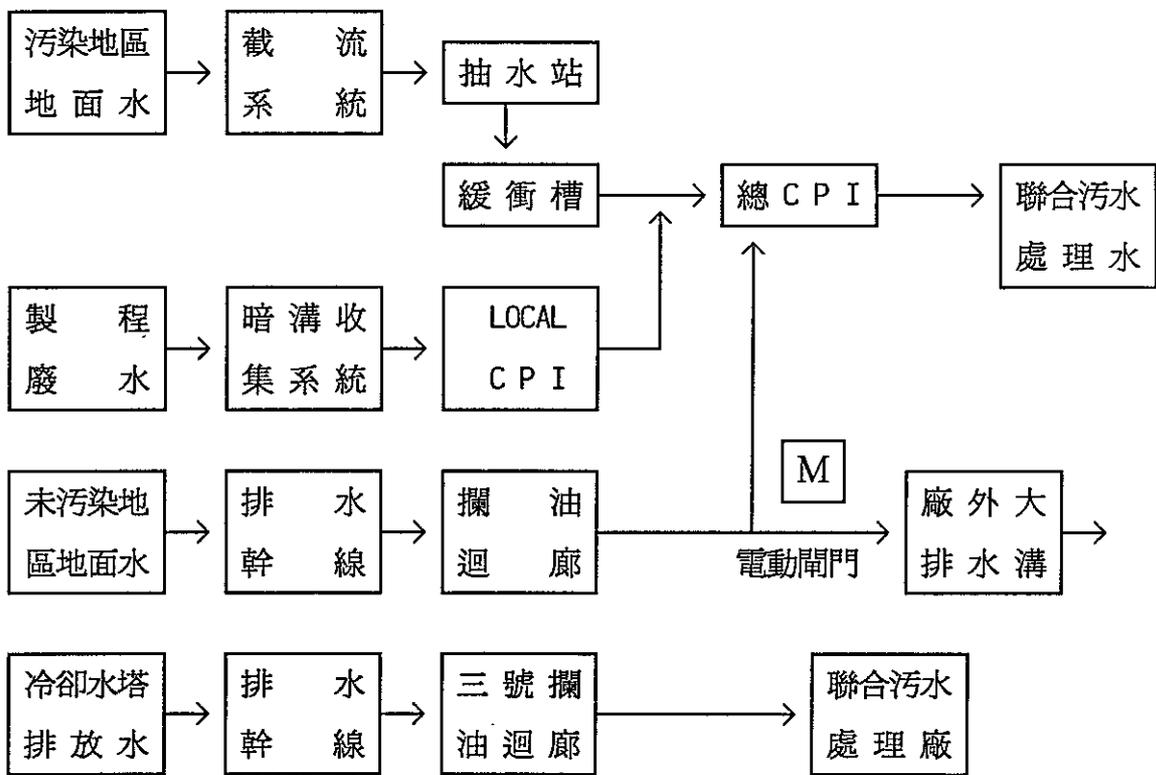
### 3. 污染地區地面水

包括工場區，油槽區，來源包括雨水及地面沖洗水。經由截流系統收集，匯流至泵站，再至緩衝槽，最後仍經由油水分離池處理後排至聯合污水處理廠。

### 4. 非污染地區地面水

包括草坪，馬路，業務區，主要來源是雨水，經各幹線收集至各欄油迴廊，至油水分離池處理或排至廠外大排水溝。

林園廠之廢水，每日約 11,000 CMD，其中製程廢水約 5,000 CMD，公用廢水約 6,000 CMD，遇天雨時期，地面水會增加。所有之廢水均經由聯合污水處理廠之P2及PB站，送至大林埔聯合污水處理廠匯總後，海洋放流。



圖一 林園廠廢水排放系統方塊流程圖

### 三、廢水問題

林園廠是從民國66年開工生產，當時正值能源機危機，所以無論就程序選擇，設備及規劃，均重視“節約能源”，對污染防治，難免不夠嚴謹，造成在廢水方面存有下列問題：

- 1.因污染地區與非污染地區未加以隔離，所以每逢大雨，污水處理設備處理不及時，污染地區之地面水滿溢至幹線，若逢閘門洩漏，含油污水就有可能漏至中芸及林園排水溝，造成民衆抗議索賠等情事。
- 2.污水處理設備不足，污染來源種類與數量變化很大，常常超過處理設備的負荷，特別是下大雨，工場開停爐，緊急狀況，或是操作發生異常時，特別容易發生處理不及情事。
- 3.各工場內存在許多特定污染源，特別是輕油裂解工場所產生之驟冷水及廢鹼水現有之設備是無法單獨處理的。
- 4.現有污水處理設備，因管理不當，效率不彰，由於操作不慎或錯誤，常使應有的功能無從發揮。
- 5.管理及操作人員沒有環保觀念，在工作當中，隨意製造污染，造成後段處理上的艱難。
- 6.林園廠建廠之初，即協議所有污水送至聯合污水處理廠統一處理，各廠不必單獨設置污水處理設備，長久以來，養成依賴心理，而事實上，聯合污水處理廠自建廠迄今，未能與工業區之澎漲同步擴建，造成今日整個林園工業區，廢水處理設備之明顯缺失。

綜上所述，林園廠之廢水問題，可歸納為先天不足，觀念偏差，功能不彰及依賴心理等症狀，而廢水問題又與四周鄉親之經濟活動關係密切，所以無論直接原因，或是間接原因，造成之歷次大規模抗爭事件，都是以廢水問題為主。

#### 四、改善方案與結果

78年7月1日開始，聯合污水處理廠要求林園廠送至該廠之廢水，必須符合新的排放標準，如下表所示：

項目	78/7/1 以前標準	78/7/1 以後標準
COD	2400	800 ppm
OIL	100	100
SS	900	900
Phenol	<5	<5
pH	5-9	5-9

如果未達該標準三次以上，將予封管及停止服務，用以提高其本身之排放品質，減少高雄市環保局及附近民衆對該廠之壓力。本廠在78/7/1以前之排放水品質，如附表1所示，在COD項目有50%以上之機會，不符合新標準，Phenol及pH項目則100%無法符合新標準。其它項目，在正常情況下，應不致有問題。COD, Phenol, pH無法符合新標準的原因爲驟冷水及廢鹼水中之Phenol, 乳化油, 及pH偏高所致。林園廠之廢水二級處理工場，雖於77年11月開始規劃，但是完工日期爲79年11月，遠水救不了近火，在面臨有可能被封管情況下，痛定思痛，非解決眼前問題不可，而且時間有限，大興土木，新建設備，絕對是緩不濟急的，因此林園廠在廢水管理上及配合之小型改善工作上，採取了多項的改善計劃，分別說明如下：

##### 1. 嚴格管制林園廠內各油水分離池：

林園廠除了有兩個總油水分離池，處理匯總之廢水外，在各操作工場及油槽區也有其各自的油水分離池，用以做爲前處理之用，但是由於操作及管理上的缺失，無法發揮其應有之功能，因此訂定管制辦法，每週分爲定期及不定期，赴各油水分離池取樣分析，分析項目爲(1)水側出口油含量，(2)進口油/水側之溫度，(3)油水分離

附表 1 中國石油股份有限公司

高雄煉油廠技術組品質管制課化驗報告

發出日期：78年01月01日

收樣日期：77年12月

樣品名稱：排放水(綜合廢水排放口) 樣品來源：儲運課

日期	pH值 5-9	化學需氧量 <2400ppm	油含量 <50ppm	懸浮固體量 <800ppm
1	9.4	187	3	18
2	12.4	294	2	15
3	11.2	318	1	13
5	10.1	284	6	49
6	9.3	302	5	30
7	9.3	183	3	22
8	8.7	394	3	25
9	10.0	300	9	13
10	9.6	435	4	30
12	8.9	405	2	22
13	9.5	255	2	30
14	9.7	689	9	42
15	9.6	1428	25	20
16	9.3	1481	28	25
17	9.4	1211	30	32
19	9.4	572	14	18
20	9.0	520	16	21
21	11.7	560	20	858
22	11.2	465	2	290
23	11.1	620	10	248
24	11.0	749	25	310
27	9.7	337	4	200
28	8.6	403	1	208
29	9.3	462	2	110
30	9.0	378	2	124
31	9.6	445	5	350

附表 1 中國石油股份有限公司 (續)

高雄煉油廠技術組品質管制課化驗報告

發出日期：78年01月01日

收樣日期：77年12月

樣品名稱：排放水 (綜合廢水排放口) 樣品來源：儲運課

日期	pH值 5-9	化學需氧量 <2400ppm	油含量 <50ppm	懸浮固體量 <800ppm	酚含量 <5 ppm	濁度	色度	嗅度
7	9.3	183	3	22	28	5.5	40	128
14	9.7	689	9	42	29	6.4	40	128
21	11.7	560	20	858	94	23.0	50	256
28	8.6	403	1	208	10	7.3	50	128

池四周VOC 濃度，(4)水側出口COD 濃度，(5)水側出口硫化物含量，(6)水側出口之PH值，同時訂定獎懲標準，嚴格執行。執行之初遭遇很大阻力，各CPI 水側出口油含量，均在10,000PPM 以上，溫度在45℃附近，而VOC 濃度則與CPI 蓋子是否蓋好有關。經數月的努力，超過管制標準的科處罰金，低與標準者，給與獎金。目前各 CPI 水側出口之油含量，可以控制在100PPM以下，溫度則除三輕外，均可降至35℃以下。各工場之CPI 操作上軌道之後，總CPI 之負荷自然大幅度降低。總CPI 出口之油含量可以控制在 10PPM 以下，COD 約在200PPM以下。目前各CPI 增加的管制項目包括(1)油側出口之總量，其目的是減少各工場隨意把油料排放暗溝，增加各油水分離池之負荷。(2)水側出口之總量，其目的是減少各工場廢水的排放，達到減廢的目的。除此以外，有些硬體的改善工作也在積急的進行之中，包括(1)目前之CPI, 型式老舊，負荷略增，或操作不慎油側液面滿至水側，無法發揮油水分離效果，因此有必要引進最新之油水分離設備，確實提高其功能。(2)從源頭開始降低暗溝的溫度，減少VOC 的產生。(3)改善各CPI 之水封設備，減少VOC 的產生。我們的目標是儘可能的減少廢水產生，萬一產生，大部份的污染物在匯總以前先處理掉。

2. 降低輕裂工場驟冷水中之酚含量輕裂工場驟冷水中，含有50-60ppm 之酚，而驟冷水在操作之中，有例行之排放，特別是在操作末期，由於換熱量日差，驟冷水行成過剩，必須排放，此時排放之驟冷水，除含有高濃度的酚外，乳化油及懸浮固體，也是造成困擾，這些污染物質都不是油水分離池可以處理的問題，因此造成本廠廢水品質不佳，鑑於以上問題，林園廠利用V-2701汽提塔，將三／四輕工場排放之驟冷水，先引至 V-2701 汽提之後，其底部之酚可以降至 1 PPM 左右，乳化油可以全部吹出，而頂部蒸濃之冷凝液，含有約 250PPM之酚，將其再送回系統，因質量平衡關係，多餘之酚可以回到油側，而水側永遠維持在50~60 PPM之酚濃度。

經此改善之後，本廠廢水中之酚含量，可以永遠維持在5PPM以下，由於V-2701汽提塔負荷日增，而且有必要增設輔助設備，以備不時之需，此項計劃正在進行之中。

3. 酸鹼中和操作改善四輕工場之8000區，是以中和法處理三／四輕裂工場所產生之廢鹼水，在廢鹼水中含有高濃度之硫化物，硫醇及碳酸鹽類，油液，由於pH meter經常固障以及pH meter測試位置未能及時反應系統之pH變化，造成該系統無法長時間穩定操作，以致排出來之廢水，pH值平均在12左右，油含量偏高，硫化物及硫氧化物偏高，造成COD 很高，基於上述缺點，修改pH METER取樣方法，改變pH METER 測量位置，嚴格控制進入8000 區之廢鹼濃度，油液含量，以及減少洗滌水(wash water)，除此以外，原先使用裂解汽油來溶解廢鹼水中之聚合物因裂解汽油中含有高濃度之酚，會溶入廢鹼水中，所以改用BTX 來代替裂解汽油，可以降低廢水中之酚。以上之改善方案經數月嚐試，修改，終於成功，迄今8000區已可長時間穩定操作，其排放液之pH可以控制在6.0 左右，而水中含硫物質絕大部份在汽提塔中可以吹除乾淨。

#### 4. 廢水的pH控制

林園廠廢水之pH約在11.0左右，其主要原因除了四輕工場 8000 區排放廢水之 pH 值太高外，三／四輕工場，經由暗溝系統排放之廢水，也是偏鹼性的，所以稍遇鹼液洩漏，則 pH 值更是居高不下，造成林園廠之總廢水 pH 值永遠是偏鹼性的。針對上述問題，本廠特別要求各工場自行控制，每日檢查，比照CPI 方式，獎勵與處罰，同時為操作方便，在各重要地點安裝 pH 自動測量儀及自動注酸( $H_2SO_4$ ) 設備，以方便同仁操作與控制，經此加強管理及少量增加設備之後，本廠廢水之pH可以穩定的控制在 7.0左右，同時PH值降低之後，廢水中的臭味也相對減少許多。

經過上述的管理措施之後，林園廠廢水之品質不但可以完全符合聯合污水處理廠之新進水標準，同時也可以符合我國目前之河川放流水標準，請參考表二。

林園廠廢水中各主要控制項目之主要管制策略，如附圖二至圖六所示。

附表 2 中國石油股份有限公司

高雄煉油廠技術組品質管制課化驗報告

發出日期：78年05月01日

收樣日期：79年04月

樣品名稱：排放水(綜合廢水排放口)

樣品來源：儲運課

日期	pH值 5-9	化學需氧量 < 900ppm	油含量 <100 ppm	懸浮固體量 <600ppm	酚含量 <5 ppm
* 02	6.9	224	3	10	2.5
03	7.2	290	4	31	2.6
04	7.5	306	13	46	3.9
06	6.9	335	11	68	3.7
07	7.1	247	3	19	2.3
09	7.9	189	5	21	2.7
10	8.1	210	3	22	2.3
11	7.1	179	4	35	2.2
* 12	7.7	177	4	39	1.8
13	6.9	223	6	39	4.1
14	6.4	205	7	12	4.8
16	7.1	331	6	30	3.0
* 17	6.9	219	8	35	3.5
18	6.3	217	6	36	1.2
19	7.5	252	9	69	2.5
20	7.3	234	7	47	4.0
21	7.1	284	6	42	1.2
23	7.1	394	10	28	2.9
* 24	7.4	168	6	69	2.8
25	7.4	158	6	21	1.8
* 26	7.2	115	4	20	3.3
27	7.3	205	9	38	1.7
28	7.3	174	3	16	1.5
* 30	6.9	134	5	42	3.0

(\* 為會同污水廠人員取樣)

附表 2 (續)

樣品名稱：綜合廢水排放口

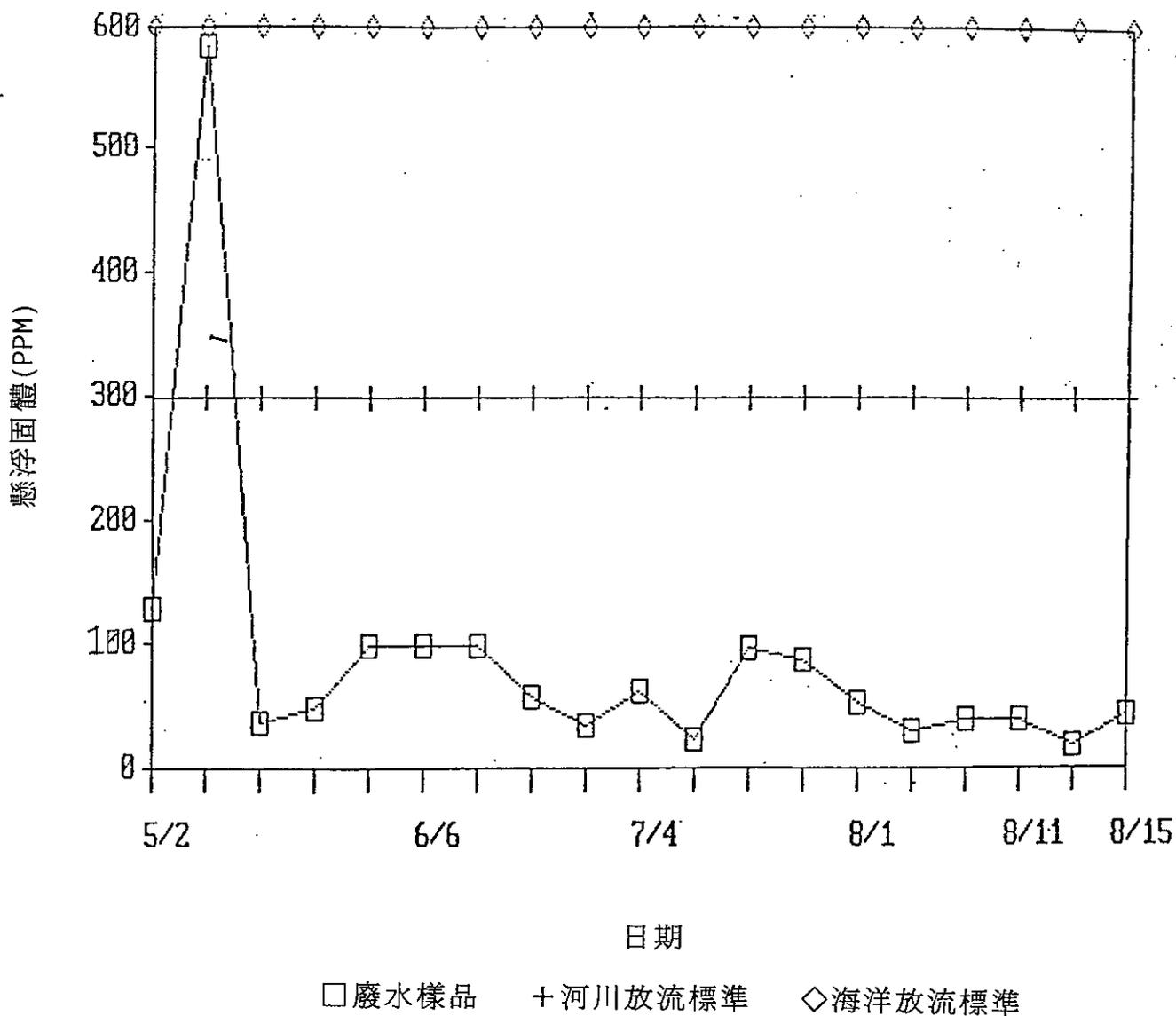
日期	pH值 5-9	化學需氧量 < 900ppm	油含量 <100ppm	懸浮固體量 <600ppm	酚含量 <5 ppm	濁度	色度	嗅度
03	7.2	290	4	31	2.6	15	40	32
10	8.1	210	3	22	2.3	32	50	40
17	6.9	219	8	35	3.5	65	50	32
24	7.4	168	6	69	2.8	22	45	32

## 五、結論

污染管理是現階段環保工作最重要的一環，而在污染管理工作中，如何灌輸同仁“污染防制，人人有責”的觀念，更是不可或缺的。在污染防制的整體工作中，如何避免或減少污染產生，將比如何處理污染工作，更行重要。目前各廠均設有環保專責單位，雖然環保專責單位之功能角色迄今尚未完全定位，但是無論如何“污染管理”這一重責大任是責無旁貸的。

中油林園廠藉由管理的方法，經濟而有效的解決了錯綜複雜的廢水問題，對於空氣，噪音，固體廢棄物問題一樣有信心可以藉由週詳的規劃，人員的教育訓練，嚴格的工作執行，及各方面的密切配合，達到污染防制的目的。

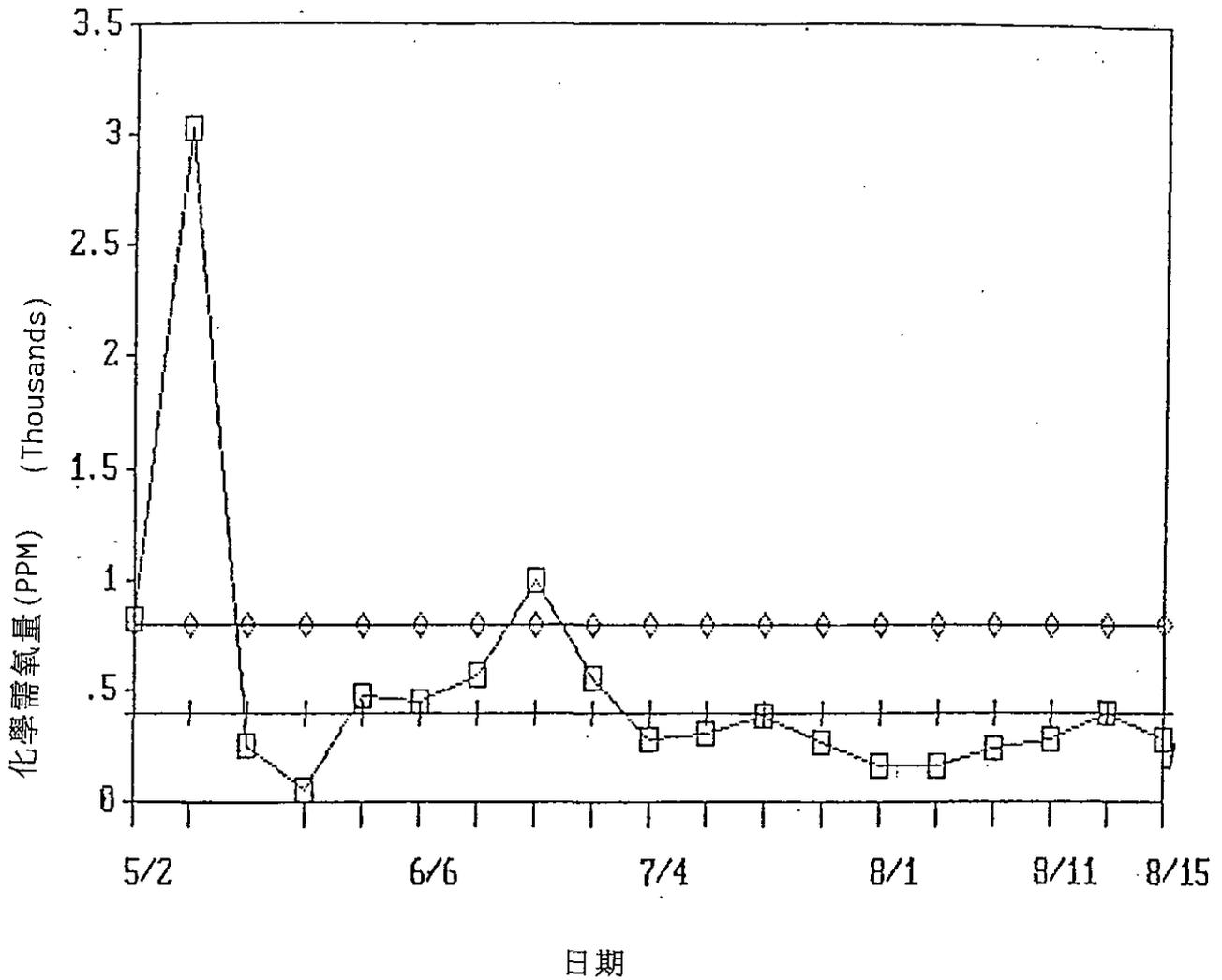
經濟的繁榮，不可以建立在犧牲環保的基礎上，祇重經濟不重環保，無異殺雞取卵，一味強調環保技術及硬體建設，祇能解決污染後的結果，從管理上著手，立即建立一個有效的污染防制體系，以及培養同仁們“污染防制，人人有責”的基本觀念，應該是當前刻不容緩的課題。



管制策略：

1. 穩定總油水分離池之操作。
2. 保持R2/R3/R4之水質乾淨。

附圖二 林園廠廢水管制圖  
懸浮固體(78.5-78.8)

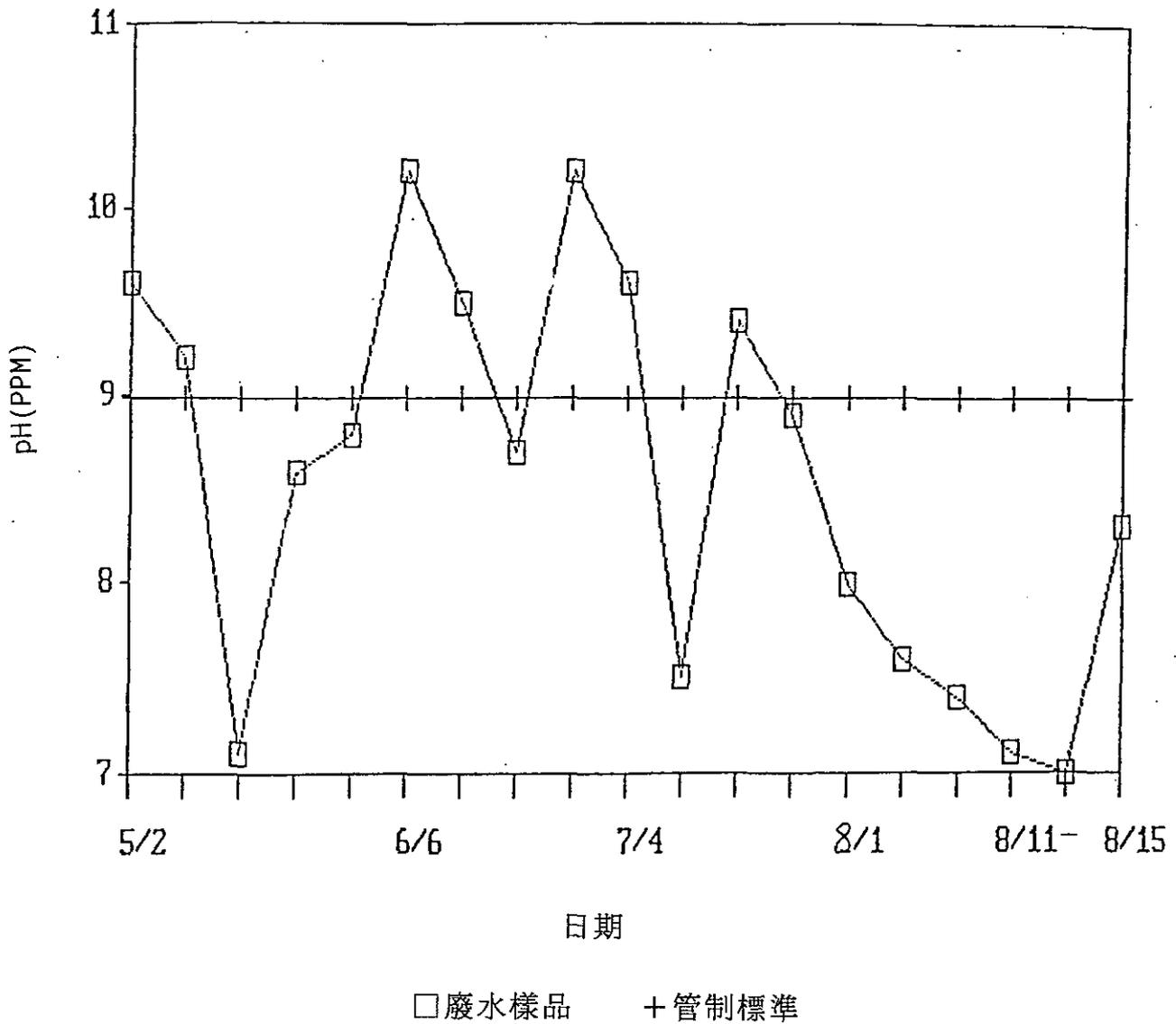


□廢水樣品    + 河川放流標準    ◇管制標準

管制策略：

1. 確實發揮每一個油水分離池之功能。
2. 降低各油水分離池之負荷。
3. 穩定總油水分離池之進料。
4. 添加聚合劑及雙氧水消除微細油滴。

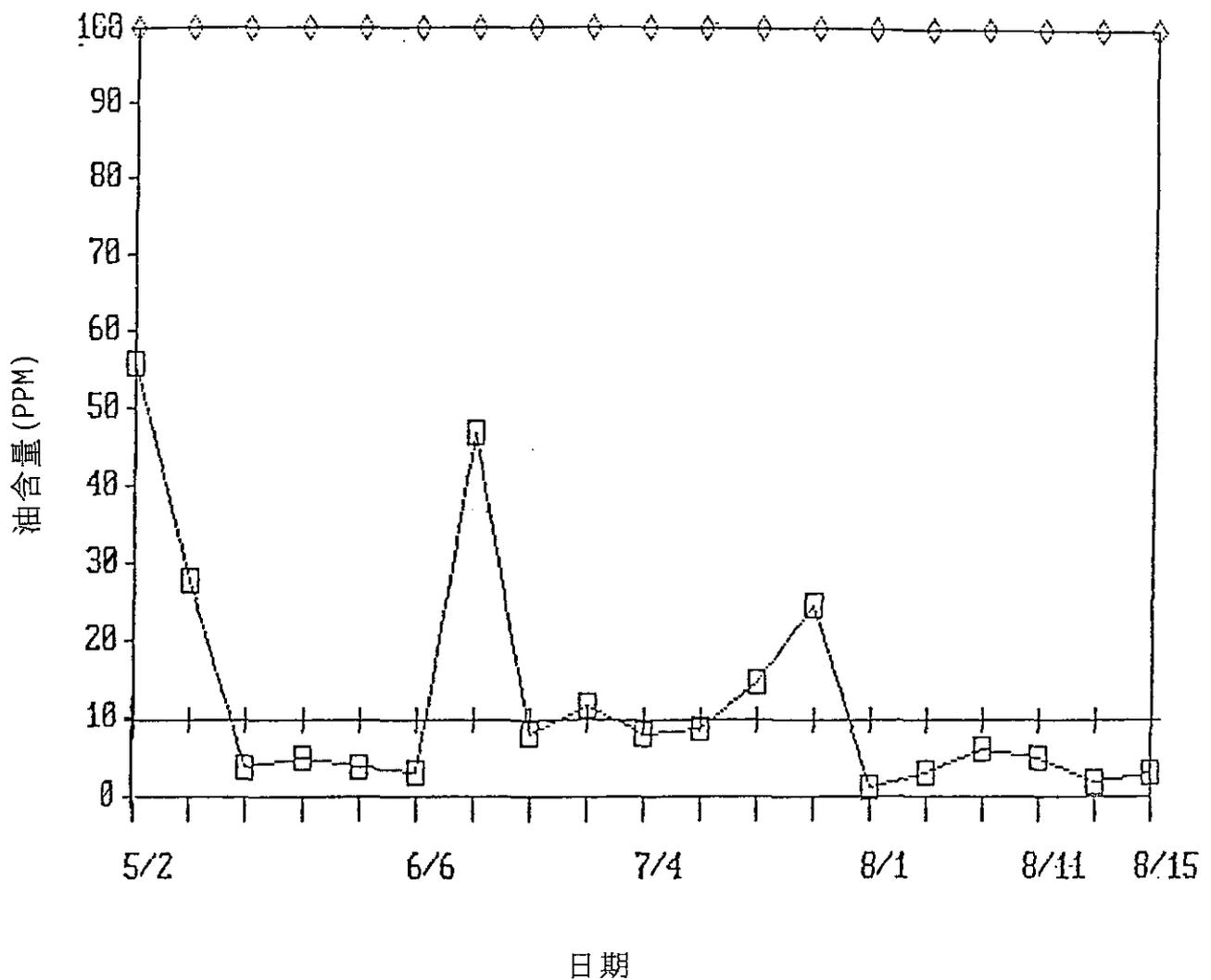
附圖三 林園廠廢水管制圖  
化學需氧量(78.5-78.8)



管制策略：

1. 控制每一個油水分離池之pH在 9以下。
2. 安裝pH METER於總油水分離池出口及第三攔油迴廊出口。
3. 在甲幹線上用硫酸中和廢水。

附圖四 林園廠廢水管制圖  
pH(78.5-78.8)

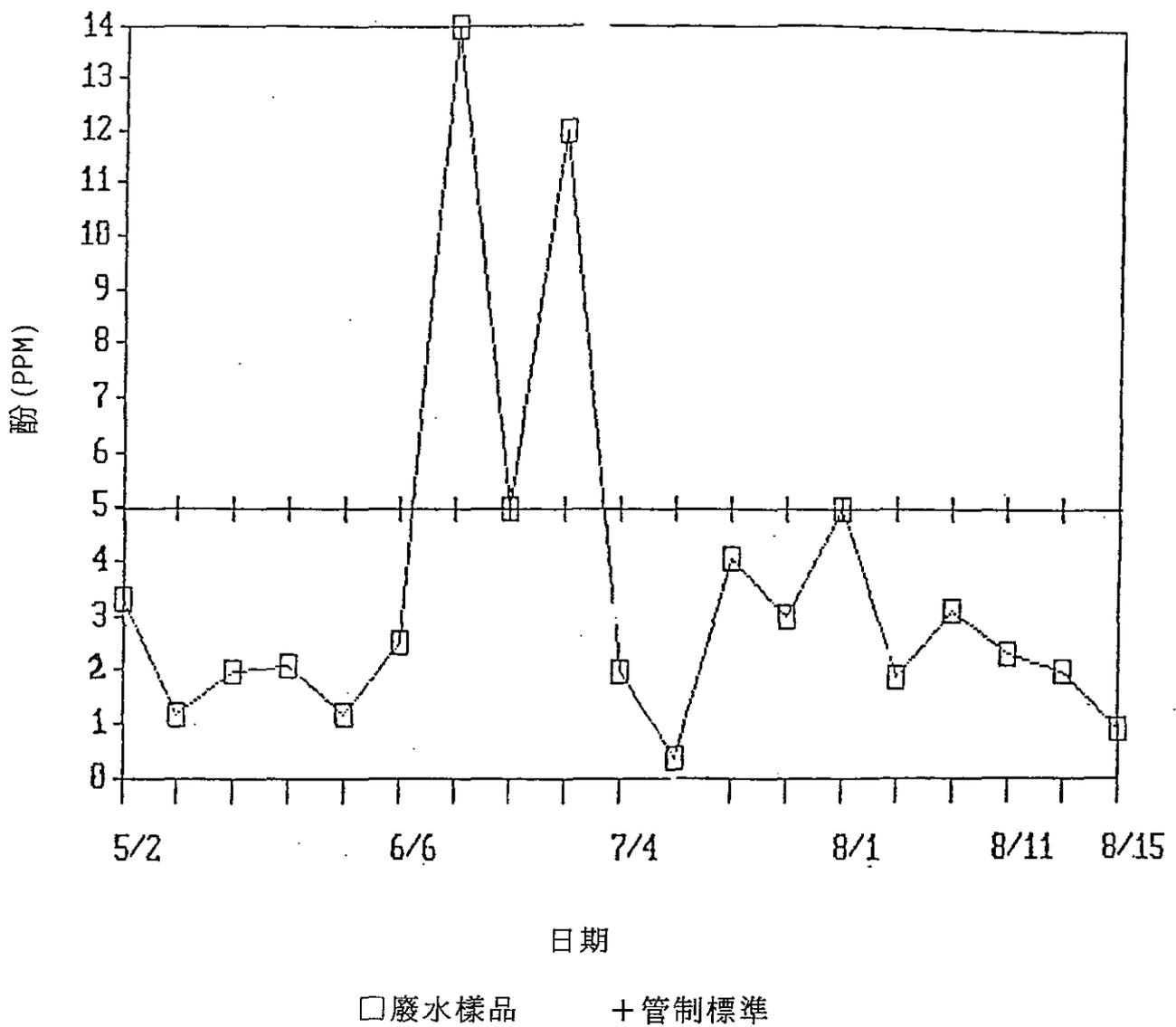


□廢水樣品    + 河川放流標準    ◇海洋放標準

管制策略：

1. 嚴密監督每一個油水分離池的功能，使其水側出口之油含量低於200 PPM。
2. SLOPE TANK之排水改入BUFFER TANK。
3. 總CPI 之進流水洗先入BUFFER TANK 調勻穩定後，再入總CPI。

附圖五 林園廠廢水管制圖  
油含量(78.5-78.8)



管制策略：

1. 三／四輕裂之驟冷水經汽提後可降低酚含量至3 PPM以下。
2. 四輕之酸鹼中和改用BTX 代替裂解汽油

附圖六 林園廠廢水管制圖  
 酚(78.5-78.8)

# 高雄煉油總廠 林園廠廢鹼處理改善

陳耀泉\*

## 摘 要

輕油裂解工場的操作過程中，由於使用鹼液來吸收製程氣體中的酸氣，如  $H_2S$  及  $CO_2$  等，以避免此類酸氣損害其下游的設備及觸媒，同時也能使產品符合規範，但卻也同時產生使用過廢鹼的處理問題，以往林園廠係使用中和法來處理，由於廢鹼的初步處理及中和處理過程中，有設備及操作上之問題，造成處理後的PH值經常偏高，無法符合排放水標準。經過兩年來鍥而不捨的嘗試與努力，林園廠將廢鹼處理的流程作部份修改，同時改進PH METER，終於使處理後的PH值能穩定在合格範圍，日後並計劃引進WAO（濕式空氣氧化法）PROCESS來進行廢鹼處理，可與中和法作比較並增加操作彈性。

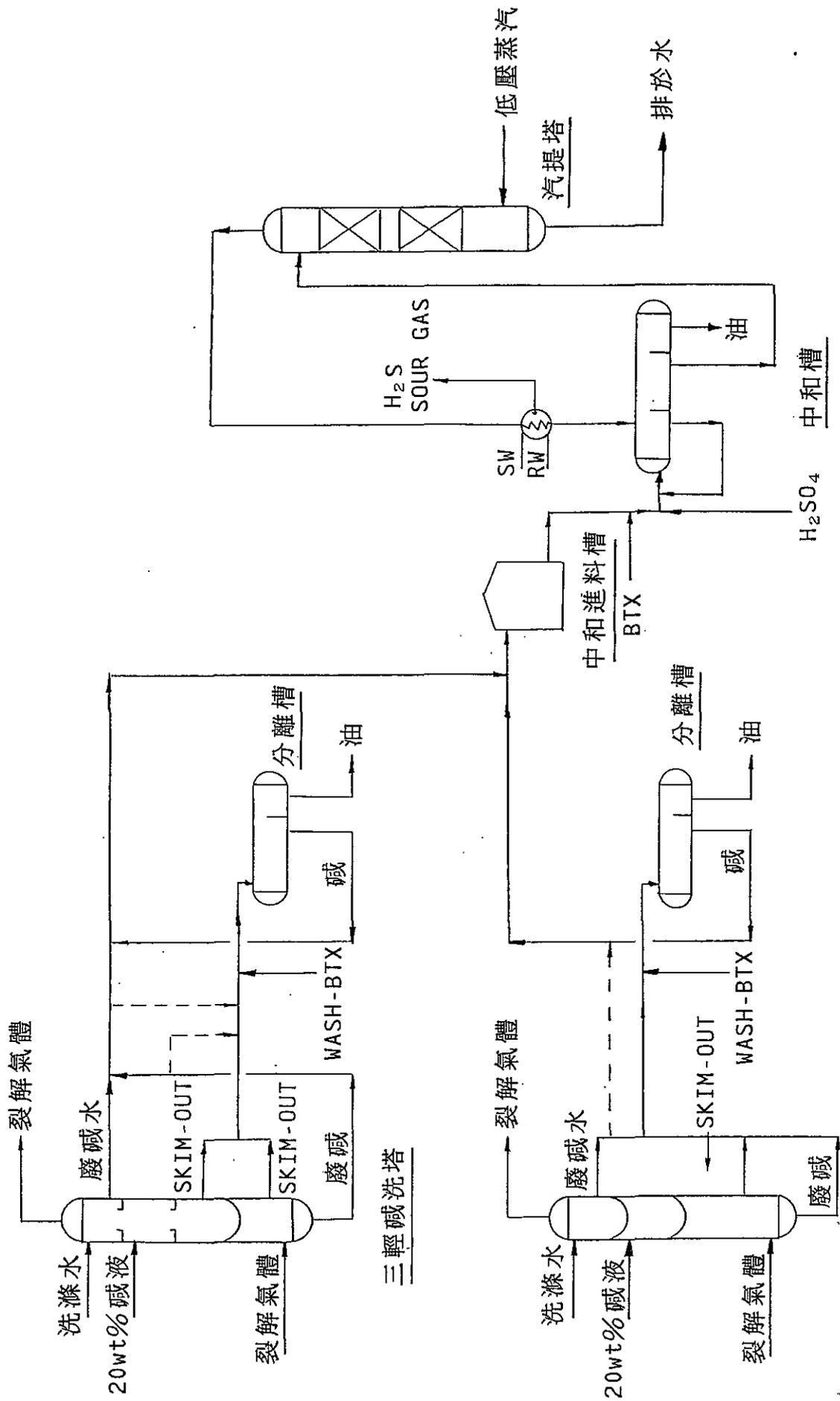
## 一、前 言

石化工業為當前我國極重要的工業之一，其有關工業的生產總值幾佔我國工業總生產值的三分之一，因此石化工業的盛衰影響我國的經濟成長極大，而輕油裂解工場由於其主要產品，如乙烯、丙烯及丁二烯等，均為石化工業重要的基本原料，因此輕油裂解工場又可稱為石化工業的上游工場，其對整個石化工業有舉足輕重之地位。

由於任何工廠在生產的過程當中，或多或少都會產生各種形態的污染物，因此如何追求經濟成長又能兼顧環境保護是目前極重要的課題。我國目前有四座輕油裂解工場，其中的第三及第四輕油裂解工場係位於中油高雄煉油總廠的林園廠內，本文即介紹林園廠對三／四輕工場廢鹼處理問題的改善經過及結果。

---

\*中國石油公司高雄煉油總廠林園廠技術服務課化學工程師



圖一 三/四輕廢鹼處理示意圖

四輕鹼洗塔

## 二、製程簡介

進料油（石油腦及製汽油）經裂解爐高溫裂解，產生各種輕重不同的成份，再經初餾塔及驟冷塔分離及冷卻，重成份之油料由底部取出，輕成份氣體（輕於五碳烴部份）則送到裂解氣體壓縮機，經過四至五級壓縮，並於壓縮過程，經鹼洗塔操作，將氣體中所含的 $H_2S$ 及 $CO_2$ 等酸性氣體吸收去除，加壓完的氣體再經乾燥，冷凍降溫及各級分餾分離出氫氣，甲烷、乙烷、乙烯、丙烯、丁二烯及液化石油氣等產品。在鹼洗塔的操作中，由於會產生POLYMER，因此每隔一段時間須SKIM-OUT 排出POLYMER，排出的POLYMER及廢鹼則加入沖洗油將POLYMER溶解後，將油及廢鹼分離，分離出的廢鹼再與鹼洗塔送出廢的鹼水一齊送到中和裝置。在廢鹼中和裝置，經PH METER控制加入 $H_2SO_4$ 加以中和，再經汽提塔操作，將溶於廢鹼中的 $H_2S$ 及油氣汽提出，底部則為合格的處理完排放水，請參見附圖1。

## 三、廢污來源質量及特性

新鮮的鹼液加入鹼洗塔，吸收製程氣體中的 $H_2S$ 及 $CO_2$ 酸性氣體，然後廢鹼由鹼洗塔底部排出，另外吸收過程中會產生高分子聚合物，為防止堵塞塔槽必須定時將這些聚合物排出塔外，然後加入沖洗油將之溶解，因此這部份的廢鹼因與油份接觸，也會帶有微量油份。三／四輕的廢鹼量估計每天約有150公噸，其主要的污染物為 $Na_2S$ ， $NaSR$ ， $Na_2CO_3$ ， $NaOH$ 及油份等成份。

## 四、改善過程

改善方法分為1.減廢2.製程及設備改善3.引進新處理方法等三種，分別說明如下：

### 1.減廢

由於鹼洗塔的操作目的是吸收製程氣體中的酸性成份，過去操作單位為了確保完全的吸收效果，經常把塔內的鹼液，保持在較高

的濃度如此雖然可達到充分的吸收目的，但卻也使得塔底排放的廢鹼濃度較高，增加下游中和處理的負荷。同時鹼洗塔頂部在操作上爲了預防製程氣體夾帶鹼液出去，可能會損害設備，因此加入洗滌水將鹼液洗下，過去操作工場爲了確保洗滌效果，常加入大量洗滌水，但這也製造了大量的廢鹼水。

因此經過多次的嘗試，三／四輕工場逐漸把鹼洗塔內的鹼液濃度降低，而又不致影響去除酸性成份的目的，同時也把加入的洗滌水逐漸減少，以達到減量的目的。

## 2. 製程及設備改善

此分爲三個部份，分別說明如下：

### (1) 三輕工場部份：

過去三輕的主要問題是，SKIM-OUT 排出聚合物是採用 BATCH 式操作，每日約操作兩小時，其餘不操作的時間，因爲處理的流體內仍帶有部份未溶解完全的聚合物，因不操作靜置而產生沈積，以至常堵塞設備，造成操作困擾。

改善的方法是將連續操作的鹼洗塔底排出的廢鹼，及頂部排出的廢鹼水修改到 SKIM-OUT 管線，如此 SKIM-OUT 部份的設備即可保持連續操作，在沒有 SKIM-OUT 時，因爲仍有流體在連續流通，未溶解的聚合物就不會因爲靜置而沉積堵塞設備管線。

另外原先處理 SKIM-OUT 時須加入的沖洗油是使用裂解汽油，由於和驟冷水充份接觸過，含有相當高的 PHENOL 成分，造成處理完的廢鹼中也含有頗高的 PHENOL 含量，因此沖洗油改用汽油加氫處理過的 BTX，其 PHENOL 含量極低，可以對廢鹼水的 PHENOL 含量有所幫助。

### (2) 四輕工場部份：

四輕整個廢鹼初步處理流程是連續操作方式，因此沒有三輕前述的聚合物堵塞問題，其主要問題在油／鹼分離槽不夠大

，分離效果不夠好，廢鹼中仍會帶有少量油份此會造成下游中和處理困擾。

經研判整個排出的廢鹼中的廢鹼水部份，其流量佔總排出量的一半以上，而其水質較佳，又不含聚合物，應該可以不經過加油處理程序，因此規劃將鹼洗水部份引出，直接送往中和設備，而不經過加油處理，如此油鹼分離槽的負荷即可減輕一半，分離效率也可望改善。

沖洗油部份也如三輕一樣，由 BTX取代原來使用的裂解汽油。

### (3) 中和處理部份

此部份原先的主要問題有二，第一是 pH 控制值問題，第二是 pH METER 使用壽命問題。

中和處理係由 PH METER測量出的 PH值來控制加入的硫酸量，由於中和處理後排放水的 pH 值規範是5~9之間，原先在中和槽的加酸控制點，其 pH 值的控制點為 7，但經過汽提塔操作後，其底部排放水 pH 值又會提高到10~11，經過學理推論研究，發現汽提過程會把  $H_2S$ 、 $CO_2$  等酸性氣體吹逐出，而使得排放水的 pH值提高，因此將中和槽處的 pH值控制點降低到 5.35，如此經汽提塔操作後，底部排放水的 pH值可恰好提高到5~9 之間，符合排放水規範，同時 $H_2S$  的去除也較好，對 COD的下降也有幫助，請參見附圖 2 及圖 3。

另外操作初期的 pH METER，每隔 5~7 天就會因 SENSOR FOULING 使得指示產生偏差而失去控制的作用，必須定期拆下清理，如此中和處理即無法正常操作，排放水之 PH 值當然也就經常不合格。經過多方的找尋比較、試用、調整修改才購得一種可以 ON-LINE 沖洗SENSOR 的pH METER，使用後效果頗佳，pH METER可以穩定操作而無須經常停下清理，如此中和處理設備就可以長期穩定操作。

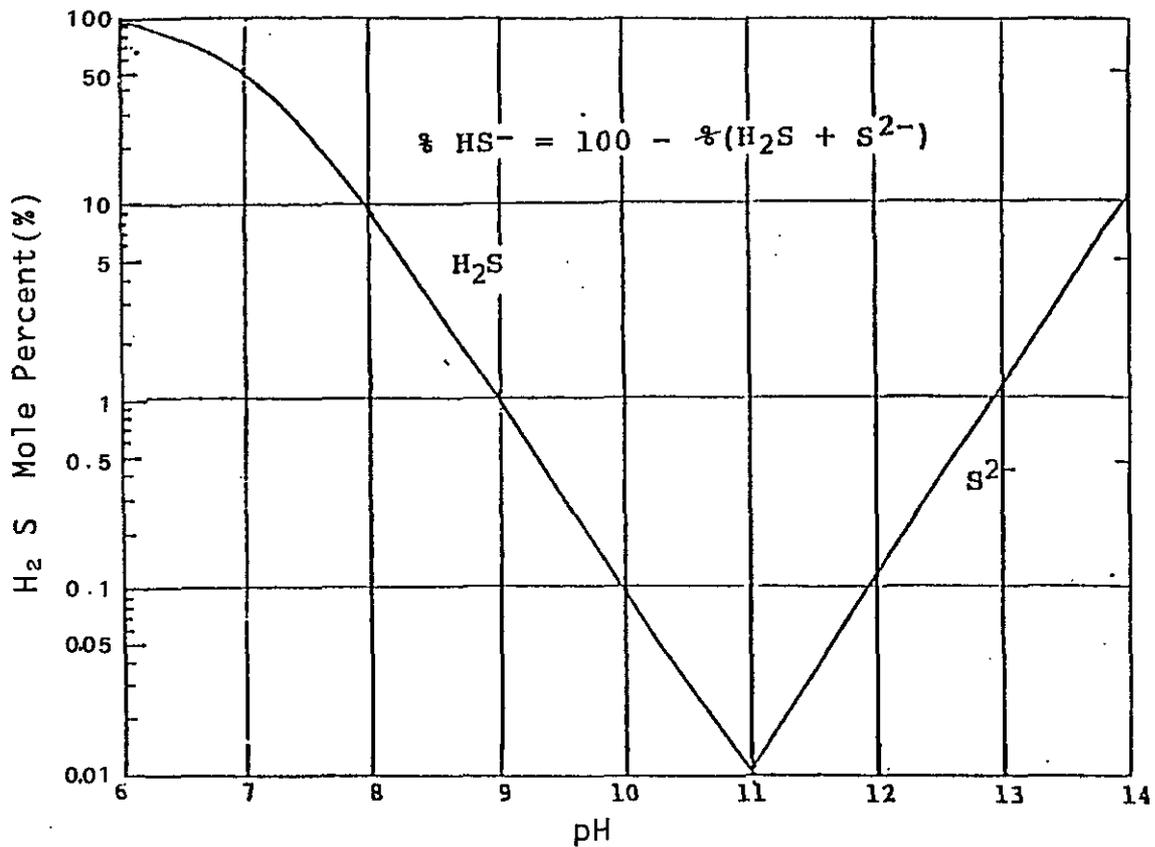


圖2 25°C 平衡狀況下H<sub>2</sub>S/HS<sup>-</sup>/s<sup>2-</sup>百分比分布

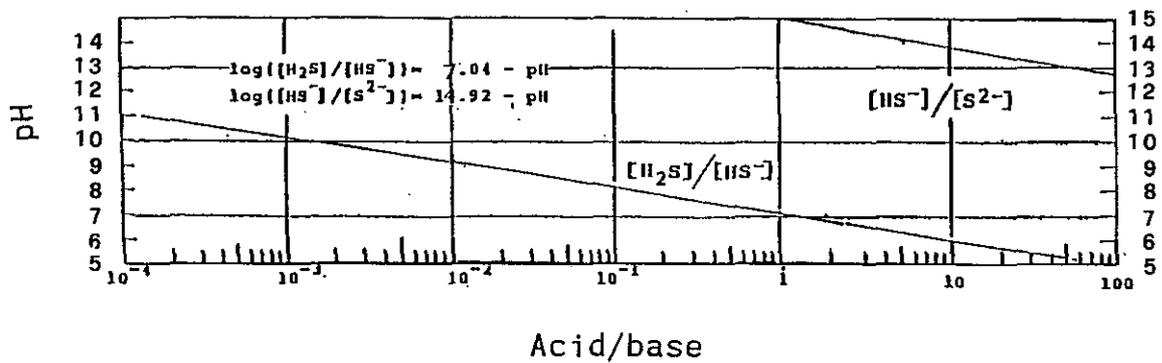


圖3 25°C 提除硫化物酸/鹼平衡曲線圖

硫化物需以H<sub>2</sub>S之形式提除，即欲提除98% 以上之硫化物pH需調至5.35以下。

$$\begin{aligned}
 & \log ([H_2S] / [HS^-]) \\
 &= \log (98/2) \\
 &= 1.69 \\
 &= 7.04 - \text{pH} \\
 & \text{pH} = 5.35
 \end{aligned}$$

### 3. 引進新處理方法

目前世界潮流最新趨勢，廢鹼處理係使用氧化法來取代原有的中和法，其優點是 COD 的去除率很高，同時也沒有中和法產生  $H_2S$  酸性氣體的處理問題。

現在林園廠的中和處理雖然操作良好，但因附屬四輕工場，當四輕歲修時即無法操作，屆時三輕產生的廢鹼就必須先儲存起來，日後再處理，因此林園廠已計劃引進 ZIMPRO 公司的 WAO PROCESS (濕式空氣氧化法)，一方面可以與現有的中和法作比較，一方面也可以作為中和法的備用裝置，當中和裝置有問題，或是停下歲修時，廢鹼的處理仍可以正常進行。

## 五、改善成效

經過兩年來逐步的改進，林園廠的廢鹼處理已得到以下的改善成果：

1. 廢鹼產生量由每天 200 噸減至 150 噸。
2. 總 CPI 出口的排放水，PH 值原先經常高達 10-11，現在已可以穩定在 6-9 之間，請參見附圖 4。
3. 中和處理區出口的排放水，PHENOL 含量由原先的 40-60PPM，降到目前的 0.5-2.0 PPM。

日後預期可以得到的成效還有：

1. 三輕 SKIM-OUT 的處理設備，因改成連續處理，預期可以減少堵塞之情形，使設備能正常穩定操作。
2. 四輕廢鹼初步處理設備之流程改善後，預期因油鹼分離效率改進，對中和處理有所助益。

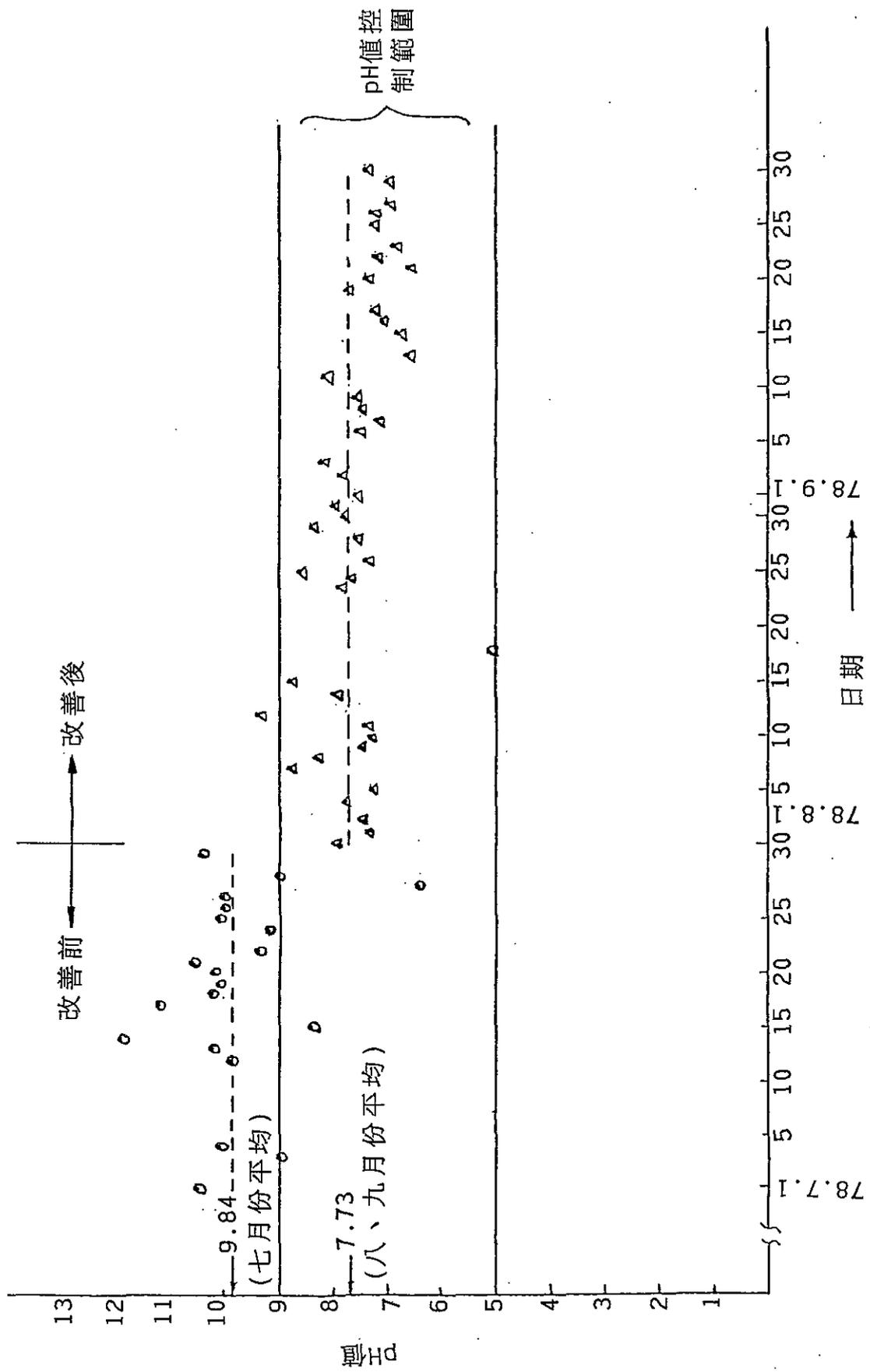


圖4 林園廠總CPI出口排於水在四輕8000區改善前、後pH值變化圖

## 六、結 論

任何工業生產要達到零污染的境界，可能性雖然很低，但要達到可以接受的範圍，只要方法正確再加上適當的人力及物力，應該是不難達到的，相信這也是目前所有公司所追求的目標。

林園廠的廢鹼處理，從兩年前極不穩定的狀況，至今這個問題已很少困擾我們，排放水的PH值也極少會有不合格的情形；期間的改善過程中，雖然也遭遇很多困難與挫折，但是各級長官卻始終給我們繼續做下去的信心，如今經過多次的嚐試與修正，終於得到目前的成果，雖然改善的只是諸多污染中的一小項，但本著鍥而不捨的工作精神，林園廠全體員工將向所有污染問題挑戰！

# 中油公司高雄煉油總廠林園廠 三輕工場裂解爐除焦罐系統改善

許長發 \*

## 摘 要

三輕工場裂解爐之爐管，每操作一段時間（約50—60天）後必須予以除焦方可再使用。現有之除焦罐系統屬直接排放之開放型式，有白煙、廢水兩方面之污染。

一套經改良之密閉循環除焦罐系統，主要操作單元包括空氣冷凝器、除焦罐、洗滌水循環泵....等，可有效解決上述問題。

預計採用新除焦罐系統後，有形效益方面可節省工業用水和廢水處理費用3,041,800 元／年，無形效益方面為解決污染問題和提昇工廠管理形象。

## 一、前 言

近年來林園廠致力於污染防治工作不遺餘力，層面涵蓋廢水、空氣、噪音與固廢等之處理、改善、管制與／或監測，工作方向和重點依優先順序分別為製程減廢、操作改善、污染防治設備引進以及舊有防污系統更新....等，在標本兼治之情況下已獲相當成效。目前各項短、中、長程污染防治計劃仍不斷地進行，林園廠希望在扮演石化基本原料供應者之同時，能以最大之誠意與決心，以實際行動為環保與污染防治工作樹立榜樣。

本文旨在介紹林園廠有關廢水減量與降低污染程度之措施中，三輕工場除焦罐系統之改善構想與具體作法，並評估其改善後有／無形方面之效益及對污染改善之貢獻，以交換並分享本案之經驗與心得。

---

\*中國石油公司高雄煉油總廠林園廠技術服務課化學工程師

## 二、製程簡介

三輕工場位於林園石化工業區內，是政府『十大建設』中為繁榮石化工業所推動之重要工程。年產乙烯廿三萬噸，聚合級丙烯六萬八千噸，另尚有化學級丙烯、丁二烯....等相關產品。上述石化基本原料，經中／下游工廠製造加工為各式各樣民生必需品後，不但富裕人民之生活，且為國家賺取大量外匯，在我國締造『經濟奇蹟』之過程中做出非凡之貢獻。

其簡要流程(三輕工場簡要流程圖如圖一所示)說明如下：進料(輕石油腦)和循環乙烷進至裂解爐後即行氣化並起裂解反應，裂解爐流出物流經換熱器時被驟冷下來，在此同時亦產生高壓蒸汽供工場使用。輕油裂解爐流出物旋即與循環驟冷油混合，使再度冷卻，然後進入初餾塔；而乙烷裂解爐流出物則於與循環驟冷油混合冷卻後，進至重燃料油汽提塔，其中之輕質餾份就由該塔頂部回至初餾塔；重燃料油由塔底送出。在初餾塔，可側提油料至輕燃料油汽提塔，自此塔底部取出者為輕燃料油；亦可將汽油提送餾出油汽提塔經汽提後，送往裂解汽油加氫裝置處理，留於初餾塔底部者為循環驟冷油。裂解氣體乃由初餾塔頂部逸出，經一蒸汽帶動之四級離心壓縮機壓縮至約 530 PSIG。裂解氣體之鹼洗塔設在第三、四級間，目的在去除酸性氣體。

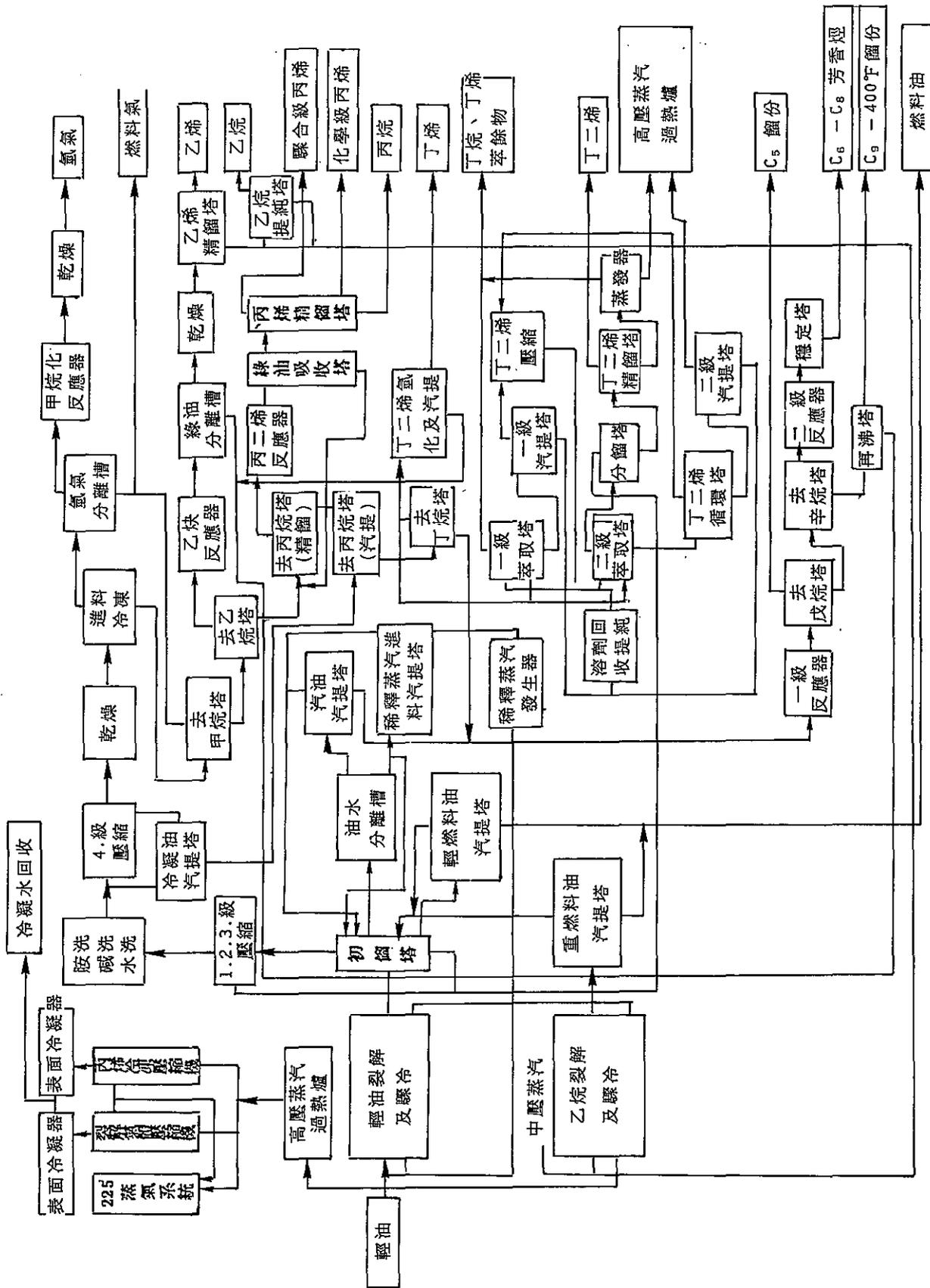
由第四級壓縮出來之裂解氣體，於經過乾燥器乾燥後，再流經一連串之冷凍器，分四段逐漸冷至  $-20$ ， $-80$ ， $-144$ 及 $-200^{\circ}\text{F}$ ，分別進料至去甲烷塔取出甲烷。其由最後一座去甲烷塔進料分離槽頂部逸出之氣體，則再經一氫氣冷凍器，利用其本身分離冷凝而成之甲烷液體之絕熱膨脹；自行冷凍至更低溫度 ( $-262^{\circ}\text{F}$ )，以產生 95 MOL% 純度之氫氣。

去甲烷塔塔底油依序進至去乙烷塔、去丙烷塔以及去丁烷塔繼續分餾。由去乙烷塔頂部逸出之氣體，先經乙炔反應器後再進入乙烯精餾塔；將乙烯與乙烷分離，至於乙烯精餾塔底部分出之乙烷，則與丙烯冷媒換熱氣化後始入乙烷裂解爐裂解。去乙烷塔及凝油汽提塔之

塔底油合併進入去丙烷塔。去丙烷塔塔頂餾出油經氯化後依序進入丙二烯反應器、綠油吸收塔和一脫硫系統，再進入丙烯精餾塔開始精餾，化學級丙烯由該塔側提而出，聚合級丙烯則由塔頂餾出；丙烯精餾塔塔底油含多量丙烷，乃送往液化石油氣儲槽。

由去丙烷塔底部進料至去丁烷塔後，塔頂逸出之混合四碳烴約含一半之丁二烯，即可逕行氫化處理成丁烯，或送往丁二烯萃取裝置取出丁二烯，而去丁烷塔塔底油便與餾出油汽提塔塔底油合併送裂解汽油氫化裝置，先後分得  $C_5$ ， $C_6 - C_8$  芳香烴和  $C_9 +$  餾份。

在此值得一提者為輕裂工場低溫分餾所需之冷凍，乃藉由以兩套冷凍壓縮機為主體所組成之冷凍系統（即丙烯和乙烯冷凍系統）串合使用而得。前者能提供  $-28$ 、 $-6$  及  $45^\circ F$ ，而後者更能供應  $-149$ 、 $-90$  及  $-55^\circ F$  之低溫冷凍。此外，在設計上儘可能將冷媒氣體於再沸器內冷凝，或將冷媒液體以程序流體再予冷卻，以達更經濟之冷凍效果。



圖一 第三輕油裂解工場簡化流程图

### 三、廢污來源

三輕裂解區除焦罐系統之廢污，主要來自裂解爐除焦過程中所產生之高溫且含焦碳微粒之除焦氣體；在除焦罐內以工業用水洗滌所產生之白煙（蒸汽）和大量熱污水。至於裂解爐為何須除焦以及除焦方法，分述如下：

裂解爐操作一段時間（約50—60天）後，每支爐管內壁表面會漸積焦碳層。為維持所需之裂解溫度，勢須提高輻射區爐管出口溫度，其結果亦招致爐管表面溫度升高，但若溫度超過1950°F，爐管壽命將

很快減短，故裂解爐操作至此情況就需停下來除焦。裂解爐需除焦之另一主因，係爐管之高壓力降。若輻射區進口處之任一限制流孔板下游壓力，高過其上游壓力之二分之一以上時，該流孔板即已無法再保持流體之臨界流動，將導致輕油與蒸汽在輻射區爐管內分佈不佳，故亦需停下來除焦。

除焦方法係採蒸汽／空氣除焦法。首先裂解爐溫度須先予逐步降低至 1350°F，然後保持於此溫度下加入空氣，空氣量最多為蒸汽之2WT%（蒸汽流量始終保持在 20,000LB/HR）。接著藉光學高溫測溫器觀察爐管表面溫度，當然不可超過1950°F。設所有情況皆屬正常，則可逐步提高裂解爐出口溫度至 1500°F，空氣量為蒸汽之5 WT%，並取樣分析爐管出口氣體，直到 CO<sub>2</sub> 含量低於 1.5 MOL% 為止。最後再提高空氣量至最大極限 --- 蒸汽之20 WT%，維持半小時以期徹底除焦，至此除焦方算大功告成，裂解爐可改回正常操作。

### 四、廢污質量及特性

三輕裂解區除焦罐系統之廢污主要為白煙及熱污水。三輕現有輕油裂解爐八座，乙烷裂解爐一座，以每座裂解爐除焦週期50—60天計，平均每週有一座裂解爐進行除焦，依操作經驗和設計容量推估，除焦過程（約24HR/次）廢污產生量為：

白煙（除焦罐頂部排放氣體）

1. 除焦蒸汽： $20,000\text{LB/HR} \times 24\text{HR/次} = 480,000\text{ LB/次}$

2. 除焦空氣： $4,000\text{LB/HR} \times 24\text{HR/次} = 96,000\text{ LB/次}$

3. 水滴蒸發： $5,954\text{LB/HR} \times 24\text{HR/次} = 142,680\text{ LB/次}$

合計白煙產生量： $718,000\text{ LB/次}$

熱污水（除焦罐底部排放水）

主要來自用以驟冷、洗滌除焦氣體之工業用水，其產生量約： $146.69\text{TON/HR} \times 24\text{HR/次} = 3,520\text{ TON/次}$

在特性上，除焦罐頂部排放之氣體，除蒸汽造成之白煙有礙觀瞻外，若洗滌效果不佳，亦有可能夾雜少量油滴和焦碳微粒，使設備、人車受污損。除焦罐底部排放之洗滌水，除水量甚大外，且水溫接近 $212^{\circ}\text{F}$ ，在在加重林園廠廢水處理之負擔。

## 五、處理流程與處理效果

### 1. 改善前

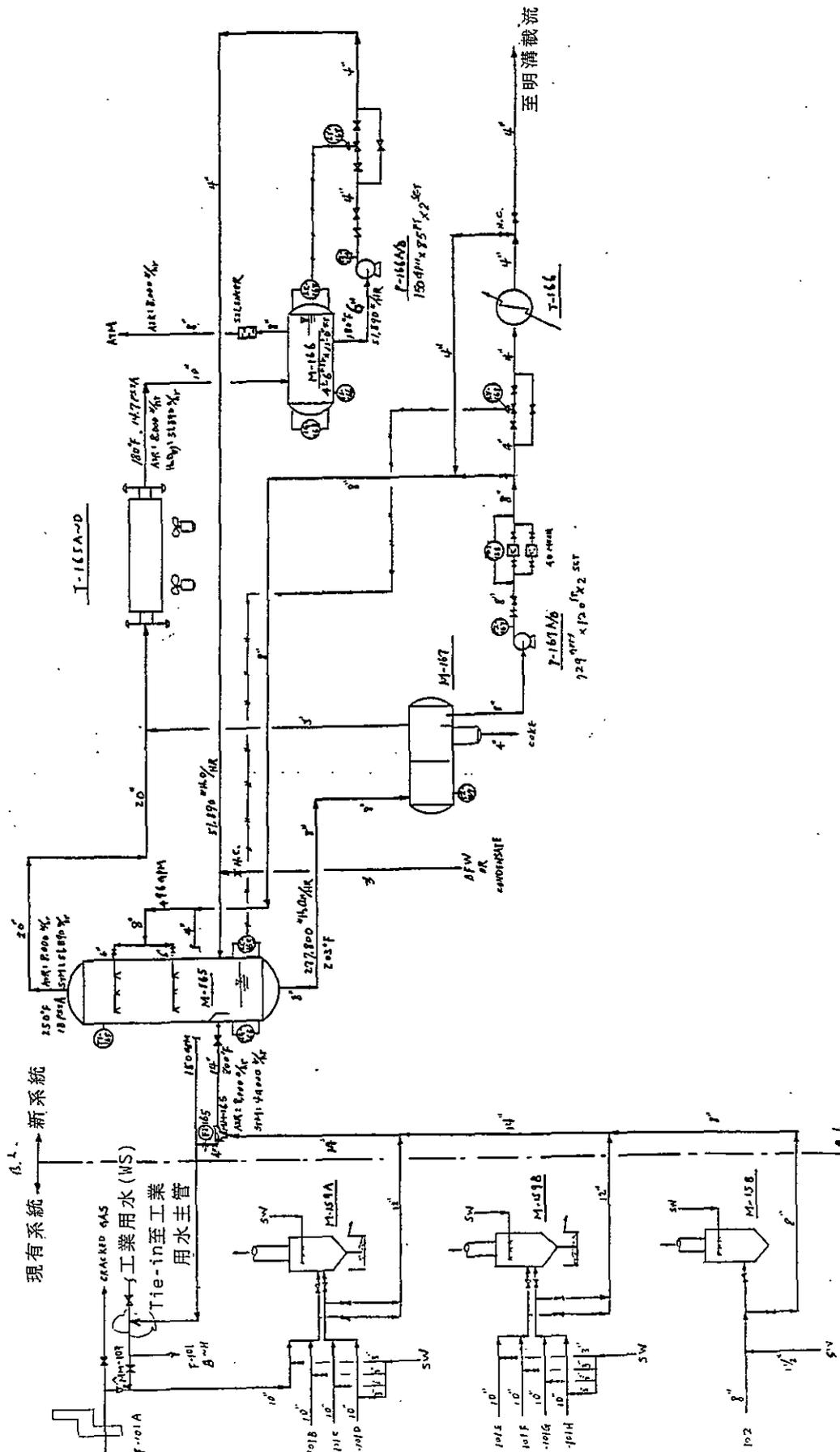
#### (1) 改善前處理流程（三輕工廠除焦罐系統圖見圖二）

裂解爐除焦氣體進至除焦罐之前，先以工業用水予以冷卻，使溫度自 $1,500^{\circ}\text{F}$ 降至 $800^{\circ}\text{F}$ 。在除焦罐內，除焦氣體經雙層水霧洗滌以除去焦碳微粒、臭味後由高點排放大氣。洗滌水自除焦罐底部，先排至位於除焦罐正下方之焦碳沉集坑，使焦碳與水分離，滾燙之洗滌水再溢流至截流溝系統，最後經雨水緩衝槽或總CPI處理（79年12月以後經廢水二級處理）後泵送至聯合污水處理廠。

現有除焦罐系統屬直接排放之開放型式，白煙、熱污水皆未處理即予排放，且用以洗滌之工業用水亦未循環再使用，就污染防治或經濟觀點言仍不盡理想，有待進一步改進。

#### (2) 改善前處理效果

除焦罐系統之主要目的在處理裂解爐除焦氣體。三輕建廠



圖二 三輕工廠循環式除焦罐系統圖

時污染防治可能不是設計之考慮重點，故在除焦罐容量以及因洗滌所造成之二次污染問題方面均未得應有之重視，因而影響此系統之處理效果。其在空氣、水與熱方面所產生之後遺症遂成爲今日污染防治工作之重要課題。

## 2.改善後

### (1) 改善後處理流程

改善之後，用以冷卻和洗滌裂解爐除焦氣體之流體不再是改善之前所使用之工業用水，而是以循環泵浦打循環之 BFW 或蒸汽冷凝水。此循環水提供潛熱 (LATENT HEAT) 以冷卻除焦氣體。在洗滌、冷卻之過程中，受蒸發之循環水隨著除焦蒸汽和除焦空氣自除焦罐 (M-165) 頂部流至空氣冷凝器 (T-165 A-D)，將空氣/蒸汽予以冷卻/冷凝，然後一起進至空氣/冷凝液分離槽 (M-166)，空氣自 M-166 頂部逸散至大氣，冷凝水再以泵浦回除焦罐。除焦罐底部含有焦炭之熱水，先流至焦炭沈集槽，使焦炭與水分離。焦炭於操作一段時間後，再從沈集槽放出移除，熱水則以循環泵浦回除焦罐，並以之洗滌除焦氣體。系統內由於除焦蒸汽冷凝而過剩之熱水，先經水冷器 (T-166) 冷卻後再排放至截流溝系統。

改良後之除焦罐系統，屬一種密閉循環型式：除焦蒸汽與受除焦氣體氣化之循環水於空氣冷凝器冷凝後再回至除焦罐，以提供潛熱冷卻除焦氣體，整個系統之熱量被移除至空氣中，如此方不至於增加林園廠冷卻水塔系統之熱負荷。除焦罐底部之熱水亦經水冷器冷卻後方予排放，減輕林園廠廢水處理之熱污染。以此方式循環操作，直至裂解爐除焦完成爲止。

### 2.改善後處理效果

改良後之除焦罐系統，以大量循環水洗滌除焦氣體，可有效滌淨除焦氣體中之焦炭微粒、油滴或氣味，除焦氣體復經空氣冷凝器，其中之除焦蒸汽和氣化之洗滌水完全被冷凝。因此排放至大氣之除焦氣體既無氣味、油漬，又無白煙，除焦罐底

部含焦碳熱水，於新設計之焦碳沈集槽行固／液分離，焦碳定期予以清理，熱水絕大部份循環再使用，少部份過剩之熱水先予冷卻後始排放。如此，不但焦碳分離效果好，且容易清理，同時廢水量驟減，水溫亦降低。比之舊有除焦罐系統，改良後之除焦罐系統，在除焦氣體之處理效果上，可謂大幅提昇。

## 六、效益評估

### 1. 有形方面

- (1) 節省工業用水費用：除焦罐約每週使用一次，每次持續約24小時。驟冷用工業用水量34.06 TON/HR，洗滌冷卻用工業用水量 112.63 TON/HR，依 79 年 3 月工業用水價格8.00元／噸，每年可節省工業用水費用約：

$$24\text{時／次} \times 48\text{週／年} \times 1\text{次／週} \times (34.06 + 112.63)\text{噸／時} \times 8.00\text{元／噸} = 1,351,900\text{元／年}$$

- (2) 節省廢水處理費用：設廢水處理單價（包括降溫）為10.0元／噸，則每年約可節省廢水處理費用為：

$$24\text{時／次} \times 48\text{週／年} \times 1\text{次／週} \times (34.06 + 112.63)\text{噸／時} \times 10.0\text{元／噸} = 1,689,900\text{元／年}$$

合計節省工業用水和廢水處理費用：3,041,800 元／年

### 2. 無形方面

- (1) 改善白煙污染和油滴對人車、設備之污損。
- (2) 減輕廢水處理負擔。
- (3) 杜絕工場區因排放熱水產生之煙霧，有助管理形象之提昇。

## 七、結論與建議

1. 值此環保意識風起雲湧之際，舊有工廠之製程與防污措施，有必要重新予以檢討、改善和／或加強，以符合法規標準，並儘量減低工業生產帶給環境之傷害。
2. 在污染防治與環境保護之作法上，建議採下列之優先順序進行：製

程減廢、操作改善、廢棄物處理、資源回收....等。當然各工廠情況不同，如何運用智慧、表現誠意以做好環保與防污工作，有待上至管理者，下至基層操作人員共同努力。

3. 本文所介紹之三輕工場除焦罐系統改善實例，其構想與作法係將原有之直接排放型式改為密閉循環系統，因而有效解決空氣與廢水兩方面之污染問題。預計採用新除焦罐系統後，在有形效益方面可節省工業用水和廢水處理費用3,041,800 元／年，無形效益方面為解決污染問題和提昇工廠管理形象。

# 中油公司高雄煉油總廠林園廠 含酚廢水酚含量之改善

林清德\*

## 摘 要

一般而言，廢水中酚類污染物去除之方法常見的有五種：1.微生物處理法 (Biological treatment) 2.化學氧化法 (Chemical Oxidation) 3.溶劑萃取法 (Solvent Extraction) 4.活性碳吸附法 (Activated Carbon Adsorption) 5.汽提法 (Stripping)。中油林園廠目前有三輕與四輕兩座輕油裂解工場，其裂解區稀釋蒸汽發生系統操作時，難免會排放一些含有油份及酚類之驟冷水，這些嗆鼻難聞的廢水，造成林園廠綜合廢水中酚含量遠超過5ppm之管制標準。中油林園廠人員集思廣益，利用四輕工場2700區Amine系統閒置的汽提塔有關設備，以汽提方法去除輕裂工場裂解區排放出的驟冷水中油份及酚類之污染物，終於使中油林園廠綜合廢水中酚含量降低至5ppm管制標準下。有關含酚廢水污染改善之緣由與汽提法流程設備、操作情況及其改善成效，本文會作扼要之介紹。

## 一、前 言

環保意識日益高漲的今天，經濟發展應與環保工作並重，尤其是被一般人視為污染性較高的石化業，更應加強污染防治之措施。中油林園廠目前有兩座輕油裂解工場——三輕與四輕，輕油裂解工場雖然被世界上公認為最重要的上游石化原料工廠，其生產的氫氣、乙烯、丙烯、丁二烯、丁二烯萃餘油、不飽和五碳與九碳烴、六至八碳芳香烴與塔底油等產品，可供石化業中下游工廠生產許多與民生有關的產品，內需與外銷功能兼俱，促進人民生活福祉及國家經濟繁榮，影響

---

\*中國石油公司高雄煉油總廠林園廠技術服務課化學工程師

國計民生甚鉅，世界各先進國家早就不遺餘力地興建輕油裂解工場，但是不可否認的，大都共識其製程複雜與設備繁多，先天的設計與實際的操作維修若稍有瑕疵，便會產生一些廢油廢水或廢氣等污染物，因此大都積極地投入大批的人力、物力及財力，進行污染改善工作，避免造成漏油、漏氣或火災等工安事故，以免發生人員傷亡與設備損壞之悲劇。中油林園廠三輕與四輕兩座輕油裂解工場目前身負重任，供應國內大部份的中下游工廠石化原料，在努力生產之餘，自當比照先進國家作法，加強污染防治之措施，以免落人口實，遭致民怨。

中油林園廠三輕與四輕兩座輕油裂解工場裂解區操作時難免會排放一些含油份及酚類之驟冷水(QUENCH WATER)，這些惡臭難聞的高溫廢水，造成現場操作環境空氣品質極差，亦使中油林園廠綜合廢水酚含量遠超過 5 PPM之管制標準。中油林園廠人員集思廣益，利用四輕工場2700區 AMINE系統閒置的汽提塔有關設備，以汽提方法去除輕裂工場排出的驟冷水中油份及酚類之污染物，終於使中油林園廠綜合廢水中酚含量降低至 5PPM 管制標準下。這種污染改善的經驗與歷程，值得探討與鼓勵，本文做一簡要的記載與報告。

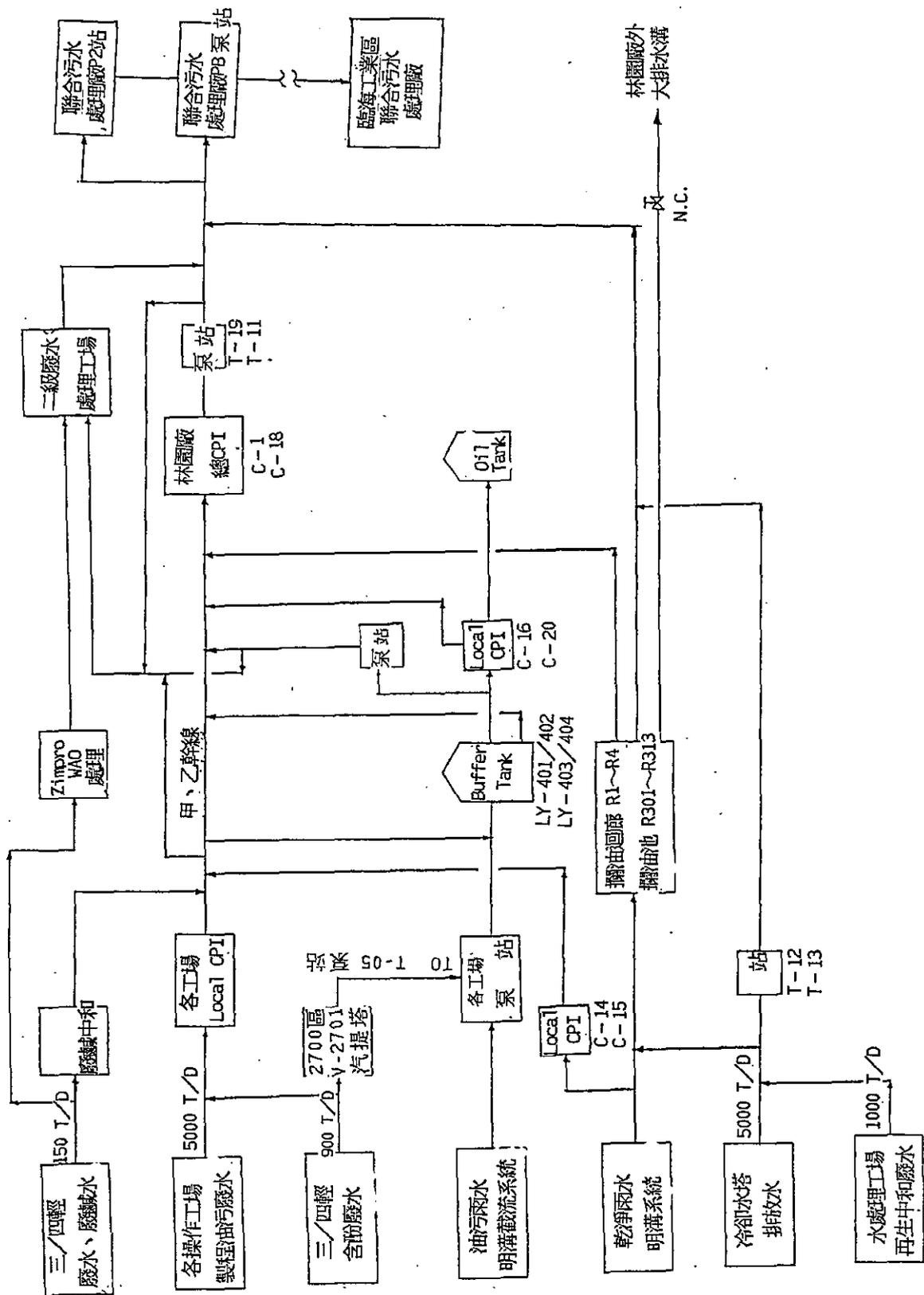
## 二、改善原因

三輕與四輕工場裂解區稀釋蒸汽發生系統操作時，難免會排放一些含有油份及酚類的高溫驟冷水，尤其是輕裂工場正逢操作末期，主塔分餾效率不佳，導致驟冷水含油量高且乳化現象嚴重，油水分離不易，稀釋蒸汽發生系統有關設備負荷不堪，產生稀釋蒸汽量不足，需額外補充大量的中壓蒸汽充當稀釋蒸汽，循環使用後又回到稀釋蒸汽發生系統，造成質量不平衡，這些驟冷水因而會大量排放出來。以三輕工廠為例(圖一)，Heavy Naphtha 進料經過 F-101裂解爐高溫低壓的裂解反應後，高溫的裂解流出物經 T-102 USX 及 G-106 Quench Fitting 驟冷後即進入A-101 底層下方，A-101 初分餾塔分成三段，下段分餾出重質驟冷油，中段分餾出輕質燃料油，上段即分餾出含汽



油的驟冷水，頂部乃最輕的裂解氣體，即送到R-101 裂解氣體壓縮機去壓縮冷凝。而含汽油的驟冷水經過 M-105 油水分離後，大部份驟冷水作為循環驟冷水供有關換熱器作熱交換用，剩下的驟冷水即經過 Q-105 Surge Tank 緩衝後，經過 M-136 過濾器及凝聚器除油後，再經 T-184 換熱升溫，再送 A-111 Stripper汽提吹除油份較乾淨後，即進入A-114 Dilution Steam Generator產生稀釋蒸汽。由於 A-101、M-105、M-136、A-111、A-114等有關設備操作性能不佳時，尤其已達歲修前之操作末期，驟冷水中油份及酚類無法去除乾淨，使 A-114 及其再沸器容易產生Fouling 現象，造成稀釋蒸汽產生量不足，因此需由外界補充中壓蒸汽充當稀釋蒸汽用，這些外加蒸汽隨裂解流出物又回初分餾塔驟冷水中，因為稀釋蒸汽發生系統效率已不佳，這些多餘的含油份及酚類之驟冷水會導致質量不平衡，會造成惡性循環，因此稀釋蒸汽發生系統常會排放大量的高酚含量（約 60PPM，有時高達 90PPM以上）及高油含量（約 3000 PPM，有時高達 15000 PPM 以上）之高溫（約170°F）驟冷水，直接排放到工場區內的暗溝系統，造成暗溝系統熱污染情形相當嚴重，使工場區內散溢出難聞的油味及嗆鼻的酚味，操作現場工作環境極差，嚴重妨害操作人員的身心健康及工作意願，極待改善。

更重要者，這些含有高濃度的油份及酚類之高溫驟冷水，大量排放到暗溝系統後，先到三輕與四輕工場 LOCAL CPI，便經甲、乙幹線送林園廠總CPI，（圖二）增加林園廠總 CPI之除油負荷，亦使林園廠總 CPI廢水中酚含量遽增，導致林園廠綜合廢水中酚含量有時常高達 20PPM 以上，遠超過工業局聯合污水處理廠進料水中限制酚含量須在 5ppm以下之水質標準，而從民國78年 7月份起，工業局聯合污水處理廠開始嚴格管制各有關工廠的放流水水質，若不合格，一律拒收。而中油林園廠綜合廢水中酚含量偏高的老問題若不再立即有效解決，屆時恐難逃因廢水中酚含量不合格而被拒收，廢水無法排出而面臨工廠停爐之厄運，對林園廠的營運績效與中油公司的企業形象，頗為不利



圖二 林園廠各類廢水處理系統流程示意圖

，亦影響石化業中下游廠家之原料供應及其正常營運。因此改善林園廠含酚廢水之酚含量偏高問題，實乃林園廠污染改善工作上的當務之急。

### 三、廢污來源及其質量、特性

中油林園廠含酚廢水主要來源為輕裂工場裂解區稀釋蒸汽發生系統之排放出來的驟冷水。就三輕工場而言，廢污來源為 Q-105 Surge Tank 驟冷水 Overflow 及 T-180 驟冷水 Continuous Blow down。就四輕工場而言，廢污來源主要為驟冷水回 V-1104 前之 Continuous Blow Down。這些含油、酚類之輕裂驟冷水會排放至工場區暗溝，經各工場 Local CPI，再到林園廠總 CPI，最後這些製程廢水與其他林園廠明溝廢水匯集變成綜合廢水，因而使林園廠綜合廢水酚含量偏高。

輕裂工場裂解區稀釋蒸發生系統排放出來的驟冷水，依其有關之操作情況，其排放量因而不同，一般而言總廢污質量約有 900 MT/D。廢水中主要污染物為酚類化合物 (PHENOLIC'S COMPOUNDS)，其濃度約有 60PPM，有時這些廢水中會含有一些油份，同時呈乳化狀態，必須在較高溫，約在 250° F 左右才能解乳化而行油水分離。另外，這些含油、酚類之驟冷水，從製程中排放出來時溫度很高，容易造成工場區暗溝系統之熱污染，使週遭油氣揮發瀰漫，惡臭難聞。

有關廢污質量及特性簡列如下表：

廢污質量		QUENCH WATER: 500 - 1300 MT/D (AVE. 900 MT/D)
廢污特性	組成	PHENOLICS: 30-90PPM (AVE. 60 PPM) OIL CONTENTS: 10 - 20000 PPM (AVE. 3000 PPM) H <sub>2</sub> O: 99%
	溫度	約 170° F
	顏色	乳白色、乳黃色
	氣味	惡臭嗆鼻、有毒性

## 四、改善方法

### 1. 含酚廢水之處理方法：

一般而言，廢水中酚類污染物去除之方法常見的有下列五種：

- (1) 微生物處理法( Biological treatment )
- (2) 化學氧化法( Chemical Oxidation )
- (3) 溶劑萃取法( Solvent Extraction )
- (4) 活性碳吸附法( Activated Carbon Adsorption)
- (5) 汽提法( Stripping )

### 2. 方法選擇之原則：

- (1) 有效性：所選用之改善方法必須能有效去除三、四輕工場排出的驟冷水中油、酚類之污染物，使中油林園廠綜合廢水中酚含量降低至 5 PPM管制標準下。
- (2) 時效性：所選用方法之處理流程設備必須能在短期內設置完成，最好能在二個月內完成。
- (3) 操作性：所選用方法之處理流程設備希望操作簡單、控制容易，現有操作人員有能力操作，且能維持長時間之連續操作。
- (4) 經濟性：所選用方法之處理流程設備投資費用愈低愈好，操作、維修費用亦不能太高。
- (5) 二次污染性：所選用方法之處理流程設備運轉後，雖然可改善廢水酚含量，但應儘量避免產生其他污染物排放到廢水系統，以免造成二次污染。

### 3. 處理方法之選定：

- (1) 中油林園廠於民國76年左右，曾委託生物技術開發中心進行二年研究計劃，試圖以生物處理方法去除三、四工場裂解區排放之驟冷水中的酚類污染物，從現場含酚廢水之長期取樣化驗、追蹤水質與水量，到研究模擬調製適當的菌種及規劃其處理流程、操作條件，從實驗室之小規模實驗模擬，到現場建立 100

MT/D 之 PILOT PLANT 實際試驗，最後才 SCALE-UP 成真正的 1000 MT/D 含酚廢水處理工場，整個過程頗費週章，投資費用亦高，且緩不濟急，就算完工運轉後，操作維修皆不易，因此其 PILOT PLANT 並未建造即叫停。

- (2) 本廠續於民國78年上半年左右，曾引進試用升揚環保公司最新的 ELECTRO/OZONE 電凝及臭氧氧化法，進行 PILOT PLANT 測試，結果顯示其去除酚類之效果有限，設備連續性之操作能力有待改善，短期內更無法具體有效處理大量的含酚廢水，因此未能進行更進一步的測試工作。
- (3) 溶劑萃取法對於高酚含量之廢水雖可適用，其經濟性亦不錯，唯需選用適當的溶劑例如 BENZENE，可萃取出酚類，這些被污染的溶劑，需用 NaOH 洗出酚類，溶劑才能再使用，但產生的含酚鈉鹽易造成二次污染，且其去除酚類之效率會隨溶劑萃取操作而呈不穩定現象。因此，溶劑萃取法亦非上策。
- (4) 活性碳吸附法對於高酚含量之廢水之吸附效果不錯，但若廢水中含有其他之有機物，例如輕裂含酚驟冷水中的乳化油，便會影響其去除酚類之吸附效果；再者，廢水 PH 值高時，其吸附效果亦差。另外，活性碳之再生時需用熱的 NaOH，產生的含酚鈉鹽易造成二次污染，同時吸附在活性碳上的其他有機物並不能用 NaOH 解附 (DESORPTION)，活性碳吸附功能會逐漸衰退而必須換新，影響其有效性及經濟性。因此，活性碳吸附法亦非適當的選擇。
- (5) 以上四種方法皆不能具體有效地付諸實現，剩下可派上用場的只有汽提法一途，不妨姑且一試！本廠同仁集思廣益，急中生智，何不利用現有的四輕工場 2700 區系統閒置之 AMINE STRIPPER V-2701 及其有關設備，配合本公司煉研所環工組曾經來本廠取樣實驗證明：「輕裂工場乳化驟冷水只要加熱至 250 ℃ 左右，即能解乳化而易於油水分離」之觀念，只要 V-2701

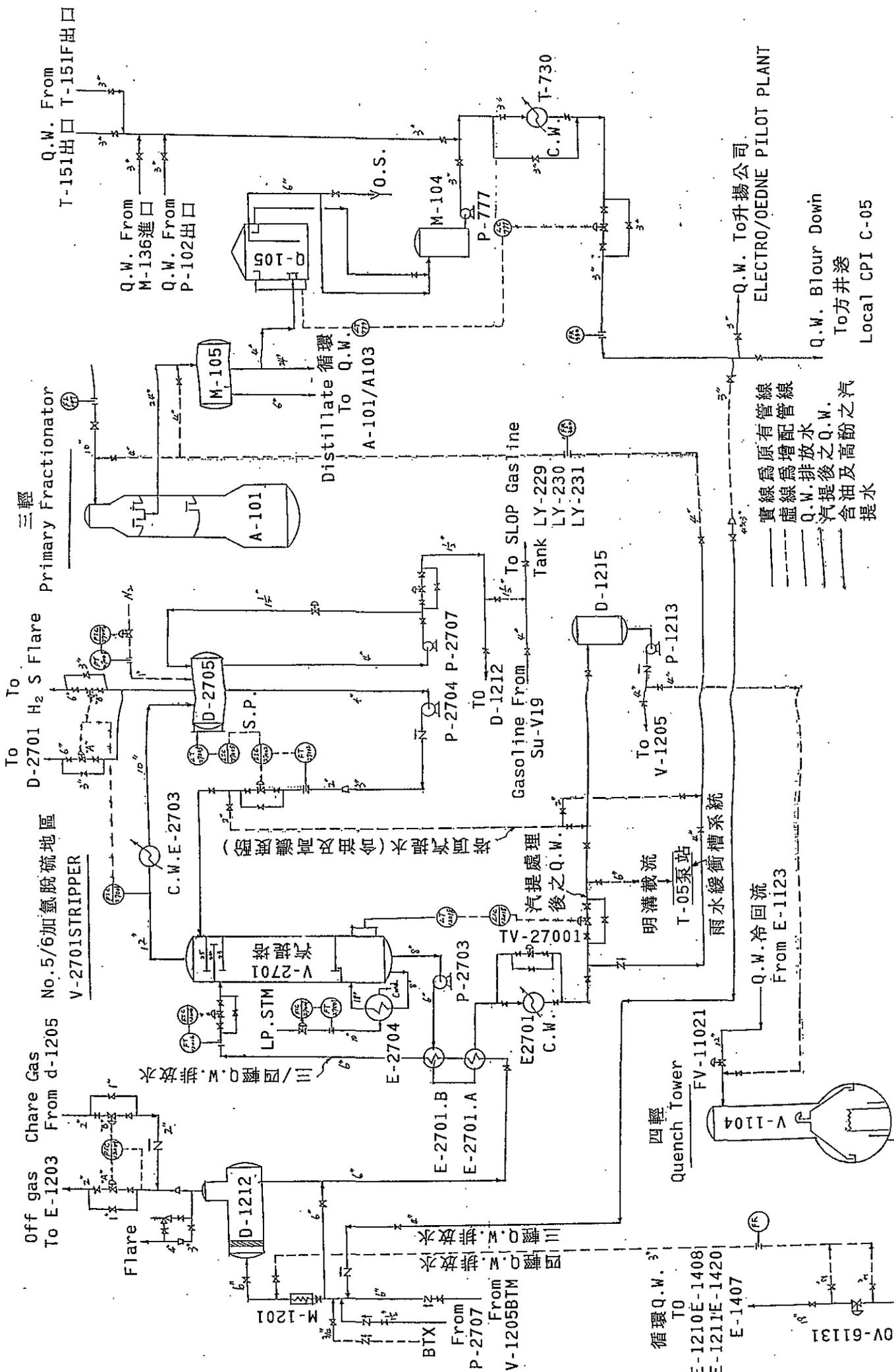
汽提塔之再沸器加熱至 250°F，以 STRIPPING 方法應可以去除三、四工場裂解區排放出的高溫驟冷水中之油份及酚類污染物。由於 V-2701 汽提塔及其有關設備相當完整，只是閒置而久未操作，其設計煉量及性能應足以改煉三、四輕含酚廢水，只要在短期間內檢修、清理有關管線及設備，並增配一些管線及儀控設備，即可完成三、四輕工場含酚廢水之汽提法處理設備，由林園廠本身人力自行完成，不需額外投資大量的設備費用與施工費用，時效性及經濟性俱佳。另外，其操作簡單、穩定且富彈性，設備維修亦不困難，操作時 V-2701 塔頂高酚含量及高油含量的汽提物完全回收到輕裂工場 QUENCH TOWER，並不會造成二次污染。因此，這種汽提法之處理方式應屬可行，而且勢在必行，大家拭目以待，不成功便成仁了！

## 五、處理流程設備與操作性能

### 1. 處理流程說明：

三、四輕工場裂解區排放出大量的含油份及酚類之驟冷水，乃利用四輕 2700 區 AMINE STRIPPER 系統閒置設備，以 STRIPPING 方法來去除驟冷水中的油份及酚類污染物，其一貫性的處理流程係本廠有關人員研究修改而得的，簡述其 STRIPPING 流程如圖三：

由於輕裂工場含酚驟冷水，含有乳化油，必須加熱至 250° F 才有利於 V-2701 STRIPPER 之解乳化而分離油水，才能使油份及酚類汽提至塔頂，確保塔底排放水中油份及酚類污染物減少至最低程度。因此，輕裂驟冷水送到 V-2701 STRIPPER 之進料水溫度較高時，較有利於汽提之操作效率，因此三輕驟冷水 (Q.W.) 由 M-136 進口管線 TIE-IN 增配一條 3" 管線送出，其送出量利用 Q-105 LEVEL CONTROLLER LC-777 控制，避免 Q-105 Overflow 到暗溝，三輕 M-136 送出的 Q.W. 再沿現有的 4" RICH AMINE 管線送到四輕 D-1212 上游；而四輕 Q.W. 由 P-1106 下游新增 3" 管線到 D-1212 上游，三、四輕 Q.W. 一同送到 2700 區 E-2702 A/B 預熱至 200° F 左右，再



實線 為原有管線  
 虛線 為增配管線  
 〰 為Q.W.排放水  
 〰 為汽提後之Q.W.  
 〰 為含油及高酚之汽  
 〰 為提水

Q.W. To 升揚公司.  
 ELECTRO/OEDNE PILOT PLANT  
 Q.W. Blour Down  
 到方井送  
 Local CPI C-05

循環Q.W. TO  
 E-1210E-1408  
 E-1211E-1420  
 E-1407  
 P-0V-61131

Off gas Chare Gas  
 To E-1203 From d-1205 No.5/6加氫脫硫地區  
 V-2701STRIPPER  
 To 2701 H2 S Flare  
 Primary Fractionator  
 Q.W. From M-136進口  
 Q.W. From P-102出口  
 T-151出口 T-151F出口

LP.STM  
 V-2701  
 C.W.E-2703  
 D-2705  
 S.P.  
 P-2704 P-2707  
 TO  
 D-1212  
 Gasoline From Su-V19  
 TO SLOP Gasline Tank LY-229 LY-230 LY-231  
 D-1215  
 To V-1205 P-1213  
 汽水處理後之Q.W.  
 明溝截流 T-05泵站  
 雨水緩衝槽系統  
 Q.W.冷回流 From E-1123  
 四輕  
 Quench Tower FV-11021  
 V-1104  
 循環Q.W. TO  
 E-1210E-1408  
 E-1211E-1420  
 E-1407  
 P-0V-61131

由FIC-12016 控制流量後進入 V-2701 STRIPPER，進行汽提操作，其E-2704 A/B REBOILER 乃儘量利用 L.P.STEAM 加熱，使 V-2701 塔底溫度達250° F，進行乳化油之解乳化而使油水分離，油份及酚類汽提至 V-2701 塔頂，塔頂壓力若太高，可由 PIC-27001 "B" VALVE排放油氣到 FLARE 系統；若塔頂壓力不足，會影響 V-2701 BTM 之壓力、溫度，此時需由新增的 PIC-27008 壓力控制器酌量開入 N<sub>2</sub>來加壓，控制 V-2701 塔頂壓力，相對亦提高 V-2701 塔底壓力及溫度。V-2701 塔頂 VAPOR 經 E-2703 CONDENSER 冷凝後，收集在 D-2705 迴流槽，這些油份及酚類較多的污水不再當迴流送回 E-2701，改由新增的 2" 管線經現有一些管線全部送回三輕或四輕 QUENCH TOWER，酚類最後隨裂解汽油到汽油氫化區藉氫化反應而去除掉。V-2701 STRIPPER 塔底排放水中油份及酚類含量已大幅降低，但溫度仍高，可再經由 E-2702A/B 進出料換熱器降溫，再經 E-2701 COOLING WATER 冷卻至100° F以下，經由 LIC-12018 塔底液面控制器控制後再排放到明溝截流系統，自動流到 T-05 泵站，可逕送總 CPI，或送到 LY-401/402 BUFFER TANK 緩衝除油後再送總 CPI，因而使林園廠總 CPI 之水油份及酚類含量減低，尤其是林園廠綜合廢水中的酚含量可降低至 5PPM 管制標準下，誠屬難能可貴，令人拍案叫絕。

## 2. 處理流程之特點：

- (1) 主要汽提設備乃現有的 V-2701 STRIPPER系統之閒置設備，不需要再投入大量的時間、人力及財力之花費，僅需就其 Q.W. STRIPPER進出管線系統再增設一些PIPINGS 即可，預估投入費用約 150萬元新台幣，費時約半個月即可，所有設計、施工及清理檢修之工作完全由中油林園廠自行進行，不需要再借助外力。
- (2) 本處理流程乃利用本公司煉製研究所環工組實驗證實，Q.W. 乳化時，加熱至 250° F 左右即可解乳化而進行油水分離，因此 V-2701 STRIPPER塔底溫度控制在250° F左右，有利於 STRI-

PPER再汽提油份及酚類污染物至塔頂，本案處理流程之有效性因而提高。

(3) 本處理流程 V-2701 STRIPPER塔頂汽提出來油、酚類含量較高的污水，不需再投資新設備來處理，乃完全回收到三、四輕工場現有 QUENCH TOWER，最後利用現有的汽油氫化區反應器來去除掉，不會造成二次污染之後遺症。

(4) V-2701 STRIPPER 系統操作簡單，現有操作人員即有類似之操作知識與經驗，另外維修方面亦然。

(5) V-2701 STRIPPER 之再沸器加熱蒸汽，乃儘量利用本廠過剩的低壓蒸汽，減少能源浪費；另外，操作閒置之V-2701 STRIPPER設備，亦有助於提高設備利用率。

### 3. 流程設備概要：

(1) DV-2701 STRIPPER 系統有關的設備概要簡列如下：

設備編號	設備名稱	設備概要
V-2701	三/四輕含酚驟冷水之汽提塔。	本塔槽由下而上共25層 VALVE TRAY，進料層#23 層， TRAY SPACING 2.46FT，高度 86.94FT，內徑 7.55FT 操作進料量 82688 LB/HR 設計進料量 135617 LB/HR 操作溫度250° F，操作壓力 15 PSIG 設計溫度302° F，設計壓力 50 PSIG
D-2705	V-2701之迴流槽	水平式迴流槽，容量 278 FT3，內徑 4.26FT，長度 17.39FT 操作溫度130° F，操作壓力 8 PSIG 設計溫度302° F，設計壓力 50 PSIG
E-2703	V-2701 之塔頂 冷凝器	SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER: AES TYPE SHELL:1 PASS, I.D. 29" TUBE:2 PASS,532 Pc * 3/4"O.D *20FT LENGTH * 18BWG * 1"PT* <> TRANSFER AREA: 2060 FT2
E-2704&S	V-2701 之塔底 再沸器	SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER: AEL TYPE SHELL:1 PASS, I.D.67" TUBE :1 PASS,4401 Pc *3/4"O.D*16FT LENGTH*18BWG*15/16"PT*△ TRANSFER AREA: 13340 FT2
P-2703&S	V-2701之塔底泵	離心式泵浦，轉速3550 RPM 泵量 343 GPM，揚程 153 FT 馬達：25HP，460V*3PHASE*60HZ
P-2704&S	V-2701之迴流泵	離心式泵浦，轉速 3560 RPM 泵量 56 GPM，揚程 483 FT 馬達：50HP，460V*3PHASE*60HZ

(2) DV-2701 STRIPPER 原設計與改煉Q.W.情況下之操作條件比較  
如下：

	操作條件	ORIGINAL DESIGN ( AMINE CASE )	APPLICATION ( Q.W. CASE )
汽 提 塔 進 料	進 料 量	135617 LB/HR ( 1476 MT/D )	76164 LB/HR ( 829 MT/D )
	組 成	MEA:1.52 H.C.:0.03 CO2:0.22 H2S: 0.14 H2O: 98.09 Mole %	PHENOLICS: 60PPM H.C.:0.4 H2O:99.6 wt %
	溫 度	198° F	197° F
	壓 力	10 PSIG	13 PSIG
汽 提 塔 底	排 放 量	120394 LB/HR ( 1310 MT/D )	43549 LB/HR ( 474 MT/D )
	組 成	MEA:1.52 CO2:0.07 H2S: 0.04 H2O: 98.37 Mole%	PHENOLICS: 9 PPM H.C.:0.2 H2O:99.8 wt%
	溫 度	244° F	249° F
	壓 力	13 PSIG	15 PSIG
汽 提 塔 頂	汽 提 量	15223 LB/HR ( 166 MT/D )	32615 LB/HR ( 355 MT/D )
	組 成	H.C.:0.24 CO2:1.21 H2S: 0.76 H2O: 98.37 Mole%	PHENOLICS:130 PPM H.C.:0.7 H2O:99.3 wt%
	溫 度	237° F	240° F
	壓 力	8.8 PSIG	10.3 PSIG

#### 4. 操作性能試驗：（請參閱表一、表二）

含酚驟冷水利用 V-2701 STRIPPER，試圖以 STRIPPING 方法去除輕裂工場含酚廢水中之油、酚類污染物，去年(78年) 2月底該汽提塔系統清理、檢查、修改管線等等配合工作完成後，曾立即作過 V-2701 STRIPPER 汽提操作性能評估，記錄當時之操作條件，並作水質化驗分析。初期採用 CONTINUOUS 及大量打迴流方式操作，並於進料中注入部份的 B.T.X. 以增加酚類之萃取量，塔頂利用 N2 加壓以控制塔壓，塔底溫度利用低壓蒸汽再沸器 E-2704 加熱至 250° F 左右。由於塔頂含油、酚類成份之汽提物很多，而塔頂迴流槽 D-2705 水側及油側 SURGE VOLUME 不夠，迴流槽油水分離不佳，迴流中含有相當多的油、酚類成份，再打迴流會增加汽提塔之負荷。因此，這種方式的操作結果，V-2701 STRIPPER 塔底排放水中 PHENOLICS 之去除率平均只有 70.8 %，OIL 之去除率平均為 74.4 %，STRIPPING 效果仍不甚理想，林園廠綜合廢水酚含量雖已改善許多，但仍無法降低到 5PPM 管制標準。所謂“山窮水盡疑無路，柳暗花明又一村”，靈機一動，78年 3月18日以後，V-2701 STRIPPER 改採用完全不打迴流方式操作，將這些含油、酚量較高的廢水完全回收到四輕 V-1104 Quench Tower，這種操作方式結果，效果甚佳，連續操作一個多月之分析結果顯示，V-2701 汽提塔塔底排放水中 PHENOLICS 之去除率平均高達 91.8%，林園廠綜合廢水酚含量幾乎都降低到 5PPM 管制標準下；而 OIL 之去除率平均仍只達 77.4 %，乃因 V-2701 STRIPPER 進料水中，因輕裂工場初分餾塔（尤其是三輕 A-101 PRIMARY FRACTIONATOR）效率較差時，驟冷水中會滲入許多的 LFO 重質油，在 V-2701 塔底 250° F 操作溫度下，仍然無法將這些重質油汽提上來，因此塔底排放水中仍含有不少的重質油；但這些重質油可在總CPI 油水分離池中輕易分離出來，並不致於造成大困擾，對林園廠綜合廢水油含量之影響程度很低。

表一、V-2701 STRIPPER 改煉輕裂工場含酚廢水之操作條件：

V-2701 Stripper Operation Conditions of 1st Period (With Reflux)

DATE	V-2701 FEED		V-2701 BOTTOM			V-2701 TOP			
	Flow Rate (MT/D)	Temp. (F)	Flow Rate (MT/D)	Temp. (F)	Press. (PSIG)	OVHD Rate (MT/D)	Reflux Rate (MT/D)	OVHD Temp. (F)	Reflux Temp. (F)
78.3.4	550.0	200.0	310.0	247.0	13.7	240.0	190.0	235.0	115.0
78.3.5	550.0	202.0	320.0	250.0	15.1	230.0	180.0	239.0	118.0
78.3.6	550.0	202.0	320.0	250.0	15.1	230.0	180.0	239.0	118.0
78.3.8	580.0	203.0	350.0	250.0	15.1	230.0	180.0	240.0	120.0
78.3.10	580.0	200.0	350.0	248.0	14.2	380.0	280.0	236.0	117.0
78.3.11	580.0	200.0	360.0	247.0	13.7	220.0	170.0	235.0	116.0
78.3.14	590.0	202.0	360.0	250.0	15.1	230.0	180.0	239.0	120.0
78.3.15	590.0	201.0	360.0	249.0	14.6	230.0	170.0	238.0	119.0
Average	571.3	201.3	341.3	248.9	14.6	248.8	191.3	237.6	117.9

V-2701 Stripper Operation Conditions of 2nd Period (NO Reflux)

DATE	V-2701 FEED		V-2701 BOTTOM			V-2701 TOP			
	Flow Rate (MT/D)	Temp. (F)	Flow Rate (MT/D)	Temp. (F)	Press. (PSIG)	OVHD Rate (MT/D)	Reflux Rate (MT/D)	OVHD Temp. (F)	Reflux Temp. (F)
78.3.19	590.0	204.0	310.0	251.0	15.7	280.0	0.0	244.0	120.0
78.3.20	620.0	203.0	210.0	251.0	15.7	410.0	0.0	242.0	120.0
78.3.21	620.0	203.0	280.0	250.0	15.1	340.0	0.0	242.0	120.0
78.3.22	620.0	204.0	220.0	252.0	16.2	400.0	0.0	243.0	121.0
78.3.23	620.0	203.0	180.0	253.0	16.8	440.0	0.0	246.0	122.0
78.3.24	780.0	202.0	520.0	250.0	15.1	260.0	0.0	242.0	123.0
78.3.25	780.0	200.0	500.0	250.0	15.1	280.0	0.0	242.0	122.0
78.3.27	620.0	198.0	380.0	252.0	16.2	240.0	0.0	246.0	122.0
78.3.28	760.0	196.0	390.0	251.0	15.7	370.0	0.0	243.0	123.0
78.3.29	620.0	180.0	330.0	251.0	15.7	290.0	0.0	243.0	123.0
78.3.30	1170.0	190.0	810.0	248.0	14.2	360.0	0.0	239.0	127.0
78.3.31	860.0	201.0	500.0	248.0	14.2	360.0	0.0	238.0	126.0
78.4.1	700.0	201.0	400.0	248.0	14.2	300.0	0.0	238.0	129.0
78.4.3	870.0	201.0	510.0	248.0	14.2	360.0	0.0	238.0	132.0
78.4.4	870.0	200.0	530.0	247.0	13.7	340.0	0.0	237.0	132.0
78.4.6	870.0	187.0	520.0	248.0	14.2	350.0	0.0	238.0	132.0
78.4.7	890.0	185.0	530.0	248.0	14.2	360.0	0.0	238.0	133.0
78.4.8	880.0	198.0	520.0	249.0	14.6	360.0	0.0	239.0	137.0
78.4.10	880.0	197.0	530.0	247.0	13.7	350.0	0.0	237.0	135.0
78.4.11	890.0	197.0	530.0	249.0	14.6	360.0	0.0	238.0	136.0
78.4.12	930.0	196.0	550.0	248.0	14.2	380.0	0.0	239.0	136.0
78.4.13	930.0	198.0	550.0	247.0	13.7	380.0	0.0	238.0	137.0
78.4.14	930.0	196.0	540.0	248.0	14.2	390.0	0.0	239.0	139.0
78.4.15	930.0	197.0	550.0	247.0	13.7	380.0	0.0	237.0	136.0
78.4.17	940.0	199.0	590.0	249.0	14.6	350.0	0.0	240.0	138.0
78.4.18	940.0	198.0	540.0	250.0	15.1	390.0	0.0	240.0	138.0
78.4.19	940.0	197.0	550.0	249.0	14.6	380.0	0.0	240.0	138.0
78.4.20	940.0	195.0	550.0	248.0	14.2	380.0	0.0	240.0	137.0
78.4.21	940.0	190.0	540.0	247.0	13.7	390.0	0.0	237.0	136.0
78.4.22	940.0	189.0	550.0	247.0	13.7	380.0	0.0	236.0	135.0
Average	829.0	196.8	473.7	249.0	14.7	353.7	0.0	240.0	130.2

表二 V-2701 STRIPPER 去除輕裂工場含酚廢水中油、酚類污染物之性能表現

V-2701 Stripping Phenolics & Oil Performance of 1st Period (With Reflux)

RATE	V-2701 Q.W. FEED			V-2701 BTM BLOW DOWN			Phenolics Removal Percent (%)	Oil Removal Percent (%)
	Flow Rate (MT/D)	Phenolic Contents (PPM)	Oil Contents (PPM)	Flow Rate (MT/D)	Phenolic Contents (PPM)	Oil Contents (PPM)		
78.3.4	550.0	81.0	22.0	310.0	43.0	0.5	70.1	98.7
78.3.5	550.0	58.2	110.0	320.0	10.7	2.0	89.3	98.9
78.3.6	550.0	58.5	104.0	320.0	20.0	3.0	80.1	98.3
78.3.8	580.0	42.9	20.0	350.0	6.0	600000.0	91.6	0.0
78.3.10	580.0	40.3	17.0	350.0	36.9	1.0	44.7	96.5
78.3.11	580.0	58.0	10.0	360.0	40.3	0.5	56.9	96.9
78.3.14	590.0	35.6	5.0	360.0	13.7	7.0	76.5	14.6
78.3.15	590.0	52.9	7.0	360.0	37.3	1.0	57.0	91.3
Average	571.3	53.4	36.9	341.3	26.0	75001.9	70.8	74.4

V-2701 Stripping Phenolics & Oil Performance of 2nd Period (NO Reflux)

RATE	V-2701 Q.W. FEED			V-2701 BTM BLOW DOWN			Phenolics Removal Percent (%)	Oil Removal Percent (%)
	Flow Rate (MT/D)	Phenolic Contents (PPM)	Oil Contents (PPM)	Flow Rate (MT/D)	Phenolic Contents (PPM)	Oil Contents (PPM)		
78.3.19	590.0	68.7	48.0	310.0	11.8	43.0	91.0	52.9
78.3.20	620.0	81.7	46.0	210.0	3.0	3.0	98.8	97.8
78.3.21	620.0	50.1	71.0	280.0	1.0	2.0	99.1	98.7
78.3.22	620.0	42.0	5000.0	220.0	28.0	3400.0	76.3	75.9
78.3.23	620.0	49.0	26.0	180.0	3.0	237.0	98.2	0.0
78.3.24	780.0	50.0	293.0	520.0	1.0	196.0	98.7	55.4
78.3.25	780.0	78.7	1800.0	500.0	11.0	37.0	91.0	98.7
78.3.27	620.0	39.2	1100.0	380.0	1.0	1.0	98.4	99.9
78.3.28	760.0	45.0	415.0	390.0	0.8	1.0	99.1	99.9
78.3.29	620.0	38.3	4000.0	330.0	0.8	100.0	98.9	98.7
78.3.30	1170.0	75.1	6000.0	810.0	0.1	14.0	99.9	99.8
78.3.31	860.0	53.8	5000.0	500.0	10.4	400.0	88.8	95.3
78.4.1	700.0	58.3	275.0	400.0	14.3	12.0	86.0	97.5
78.4.3	870.0	89.9	132.0	510.0	10.7	27.0	93.0	88.0
78.4.4	870.0	55.4	306.0	530.0	3.0	48.0	96.7	90.4
78.4.6	870.0	54.1	416.0	520.0	3.3	16.0	96.4	97.7
78.4.7	890.0	70.7	8000.0	530.0	3.4	4000.0	97.1	70.2
78.4.8	880.0	47.7	7000.0	520.0	14.7	8000.0	81.8	32.5
78.4.10	880.0	41.7	100.0	530.0	9.5	65.0	86.3	60.9
78.4.11	890.0	40.6	200.0	530.0	8.3	69.0	87.8	79.5
78.4.12	930.0	63.2	10000.0	550.0	9.4	700.0	91.2	95.9
78.4.13	930.0	69.3	8000.0	550.0	32.4	800.0	72.4	94.1
78.4.14	930.0	53.4	9000.0	540.0	3.5	13000.0	96.2	16.1
78.4.15	930.0	61.7	3000.0	550.0	27.3	250.0	73.8	95.1
78.4.17	940.0	63.0	15000.0	590.0	8.3	15000.0	91.7	37.2
78.4.18	940.0	89.6	4000.0	540.0	8.0	755.0	94.9	89.2
78.4.19	940.0	62.1	280.0	550.0	3.3	32.0	96.9	93.3
78.4.20	940.0	63.4	7200.0	550.0	3.7	3100.0	96.6	74.8
78.4.21	940.0	58.7	3200.0	540.0	1.7	1900.0	98.3	65.9
78.4.22	940.0	88.3	200.0	540.0	33.2	98.0	78.4	71.9
Average	829.0	60.1	3336.9	473.3	9.0	1743.5	91.8	77.4

## 六、改善成效

1. 三、四輕工場區的暗溝系統不再遭受高濃度油份及酚類之驟冷水的大量排放，熱污染現象減輕許多，造成廢水、廢油、油泥（SCUM）及溢散性氣體問題，一掃而空，現場操作環境大幅改善。
2. 四輕 2700區 AMINE 系統閒置多年，V-2701 STRIPPER 改煉輕裂工場含酚廢水，可增加本廠之設備利用率，亦可減輕增設污染防治設備之急迫性，並可緩和本廠二級廢水生物處理工場進度落後之窘境。
3. V-2701 STRIPPER塔頂汽提物完全回收到輕裂工場裂解汽油系統，完全不會造成二次污染外，亦可增加油品回收率，每天約可回收2 KL SLOP GASOLINE，另外亦可減輕本廠總CPI 之除油負荷。
4. 三、四輕工場含油份及酚類之驟冷水以往直接排放到暗溝系統，使本廠總CPI 廢水中酚含量居高不下，除油負荷甚重，導致林園廠綜合廢水中酚含量偏高，油含量亦不低。從民國78年 3月份起，三、四輕工場含油份及酚類之驟冷水改由 V-2701 STRIPPER處理後再排放，連續操作一年半多以來，操作穩定，效果良好，林園廠綜合廢水中油含量及COD明顯下降，最令人振奮的成果是：「林園廠綜合廢水中酚含量可穩定控制在 5 PPM放流水質管制標準以下，多年來最令林園廠頭疼的廢水中酚含量偏高問題，一舉根治！」（請參閱表三與圖四、圖五、圖六）

表三 V-2701 STRIPPER 處理輕裂工場含酚廢水前與後，  
林園廠綜合廢水之水質列表比較：

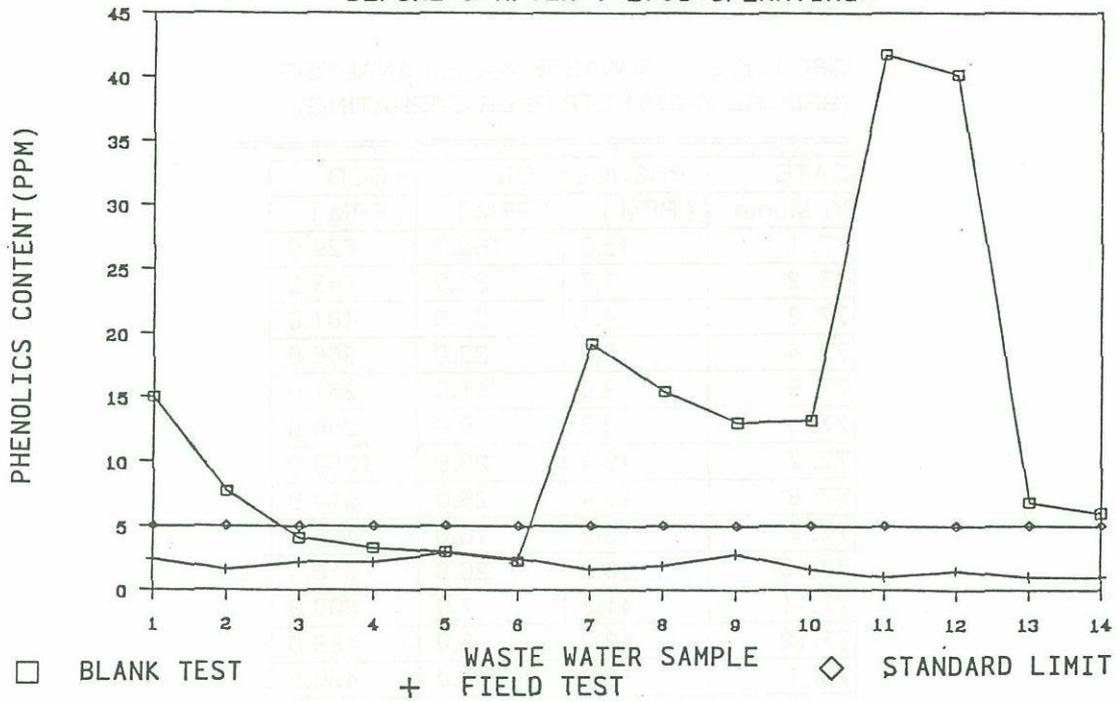
CPC L.Y. PLANT WASTE WATER ANALYSIS  
(BEFORE V-2701 STRIPPER OPERATING)

DATE	PHENOL	OIL	COD
Yr Month	(PPM)	(PPM)	(PPM)
77.1	15.0	150.0	829.0
77.2	7.7	38.0	743.0
77.3	4.1	21.0	481.0
77.4	3.3	23.0	306.0
77.5	3.0	11.0	261.0
77.6	2.3	9.0	264.0
77.7	19.1	28.0	1358.0
77.8	15.4	25.0	514.0
77.9	13.0	16.0	436.0
77.10	13.2	26.0	615.0
77.11	41.8	7.0	600.0
77.12	40.2	8.0	459.0
78.1	6.8	16.0	460.0
78.2	6.0	12.0	508.0
Average	13.6	27.9	559.6

CPC L.Y. PLANT WASTE WATER ANALYSIS  
(AFTER V-2701 STRIPPER OPERATING)

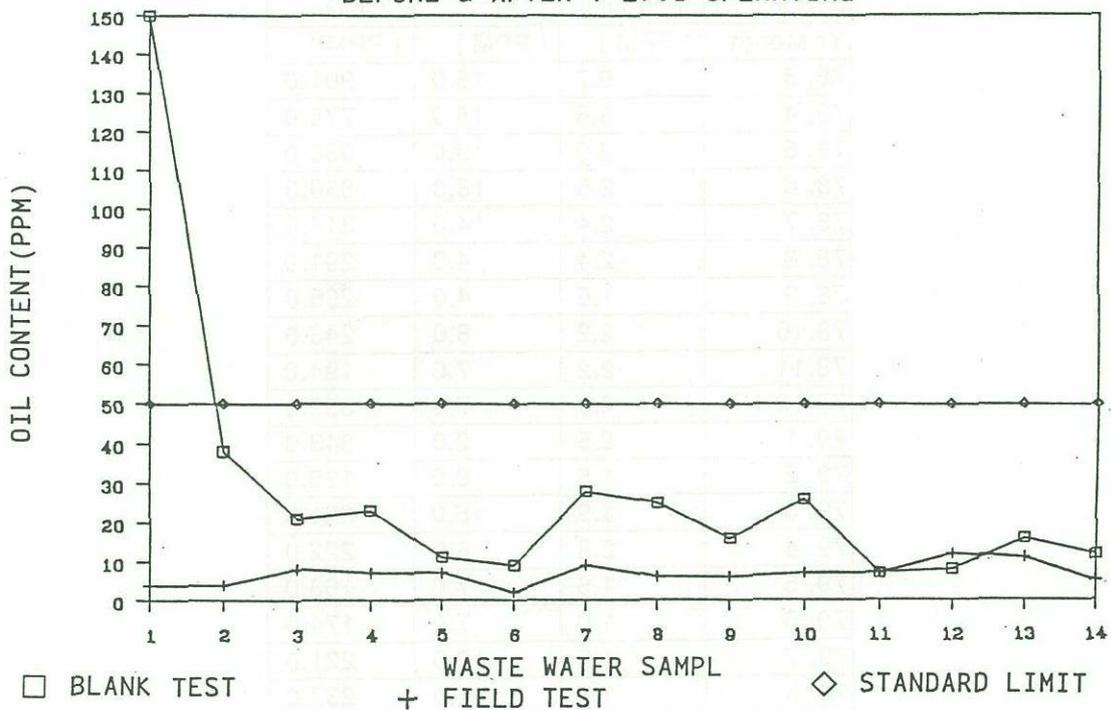
DATE	PHENOL	OIL	COD
Yr Month	(PPM)	(PPM)	(PPM)
78.3	6.7	15.0	901.0
78.4	3.6	18.0	775.0
78.5	2.0	19.0	930.0
78.6	2.5	18.0	650.0
78.7	2.4	14.0	314.0
78.8	2.4	4.0	291.0
78.9	1.6	4.0	296.0
78.10	2.2	8.0	243.0
78.11	2.2	7.0	194.0
78.12	2.9	7.0	352.0
79.1	2.5	2.0	343.0
79.2	1.6	9.0	135.0
79.3	1.9	6.0	221.0
79.4	2.8	6.0	222.0
79.5	1.6	7.0	163.0
79.6	1.0	7.0	174.0
79.7	1.5	12.0	221.0
79.8	1.0	11.0	233.0
79.9	1.0	5.0	230.0
Average	2.3	9.4	362.5

PHENOLICS CONTEENT IN WASTE WATER  
BEFORE & AFTER V-2701 OPERATING

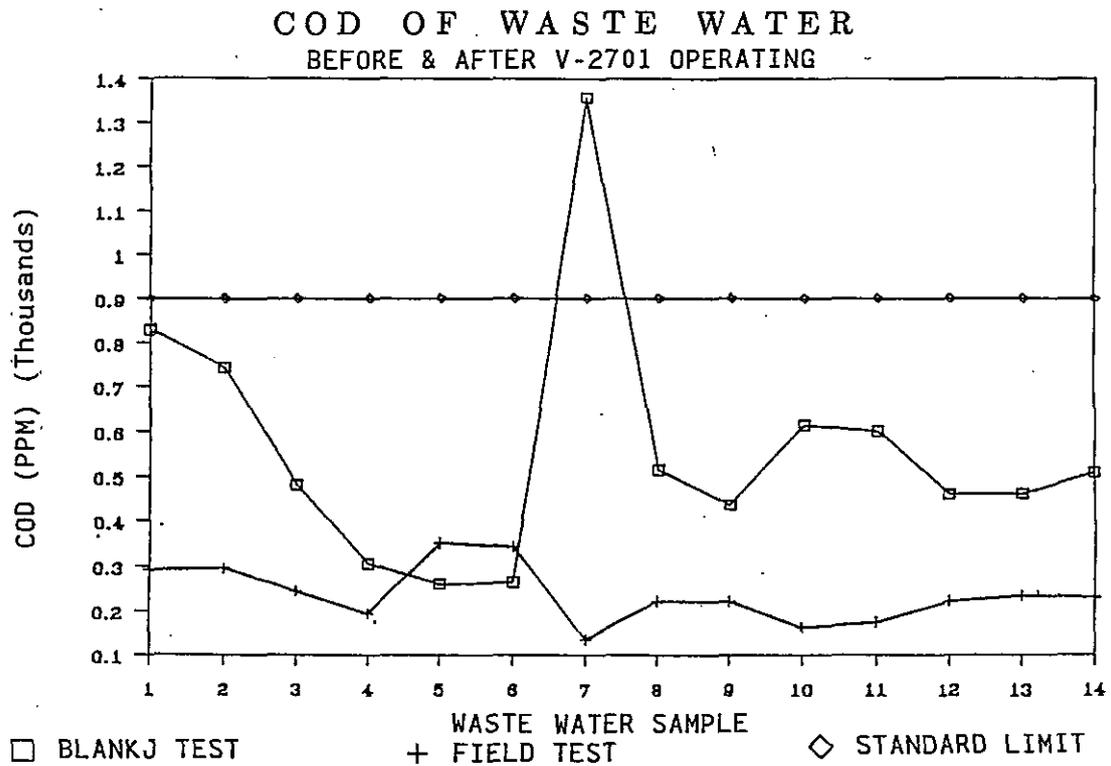


圖四 V-2701 STRIPPER 處理輕裂工場含酚廢水前與後，林園廠綜合廢水中酚含量之變化作圖比較：

OIL CONTENT IN WASTE WATER  
BEFORE & AFTER V-2701 OPERATING



圖五 V-2701 STRIPPER 處理輕裂工場含酚廢水前與後，林園廠綜合廢水中油含量之變化作圖比較：



圖六 V-2701 STRIPPER 處理輕裂工場含酚廢水前與後，林園廠綜合廢水中化學需氧量之變化作圖比較：

## 七、操作管理問題與對策

1. 三／四輕 Q.W. 送 V-2701 STRIPPER 進料量不穩定問題。
  - (1) 問題緣由：三／四輕 Q.W. 送出壓力不同，三輕較低又較遠，因此必須調整三／四輕 Q.W. 排放閥之開度；使兩邊壓力平衡以配合 Q.W. 送出量，操作上較不方便，且往往造成三輕 Q.W. 不易送出之情況。
  - (2) 改善對策：擬增設三輕 Q.W. 獨立進料管線，直接從三輕區內送

到 V-2701 的預熱器 E-2702A之前，直接由 FIC-12016控制流量；另外，四輕 Q.W. 送出管線上亦擬增設流量控閥，如此，三／四輕 Q.W.送出流量可穩定控制，V-2701 STRIPPER之Q.W.進料量亦較穩定。(請參閱圖七)

## 2.V-2701 OVHD CONDENSER E-2703 FOULING 問題

(1) 問題緣由： V-2701 STRIPPER OVHD VAPPOR中油份及酚類含量較高，當 E-2703 CONDENSER冷卻水循環量不足時，E-2703 換熱量不足，因而V-2701 STRIPPER OVHD VAPOR 無法完全冷凝，E-2703操作溫度遠高於120° F，一方面使換熱管壁結垢程度與日俱增而不利於換熱效果，另方面，由於 E-2703冷凝效果欠佳，仍有大量含油、酚類水氣湧入 D-2705 迴流槽時，易造成其頂部壓力控制閥打開而大量排放帶有油、酚類之水氣液到 FLARE 系統，增加FLARE 系統操作管理上的困擾。

(2) 改善對策：A.增加冷卻水塔 C.W.送到 2700區之供應量，以增加 E-2703冷卻水循環量。

B.E-2703新增備用的 Tube-Bundle，Tube-Sheet材質用C.S.，Tube亦採用C.S.(A-179)材質，14BWG，Floating Head，餘 Spec. 同現有E-2703，以利於 E-2703 FOULING 時更換。

## 3.V-2701 REBOILER 加熱溫度不足之問題

(1) 問題緣由： V-2701 STRIPPER 進料量較多時，其 E-2704塔底再沸器之負荷亦較重，往往E-2704 L.P. STEAM 流量控制閥全開，仍然使 V-2701 塔底溫度無法達到 250° F，影響 V-2701 STRIPPER之汽提效果。

(2) 改善對策： V-2701 塔頂壓力控制可酌量調高，使塔底操作壓力跟著提高，亦使塔底操作溫度相對提高；另方面，可考慮E-2074的加熱蒸汽改用中壓蒸汽，以提高再沸器之加熱溫度。

## 4.V-2701塔底液面不穩定之問題

- (1) 問題緣由：V-2701塔底液面由於原先設計只有裝設液面指示器，並未裝設液面控制器及其控制閥，V-2701塔底液面變化較大時，靠人工方式來調整，不易控制液面，影響汽提操作效果，且往往造成操作人員之不滿與抱怨。
- (2) 改善對策：利用現有的 V-2701 塔底液面指示作為測試點，再增設液面傳送器及液面控制閥，調整 V-2701 塔底排放量，使 V-2701液面較穩定。另外，V-2701 STRIPPER 進料量及再沸器加熱量控制較穩定，亦有利於 V-2701 塔底液面維持較穩定之操作情況。

#### 5.V-2701 STRIPPER 進料量多造成負荷太重之問題。(減廢問題)

- (1) 問題緣由：輕裂工場初分餾塔（尤其是三輕 A-101）分餾效果不佳，Q.W. 乳化較嚴重，油份及酚類含量均偏高，稀釋蒸汽發生系統不堪負荷，必須大量排放Q.W.，造成 V-2701 STRIPPER進料量太多且質不佳，負荷較重，影響 V-2701 汽提效果，使處理後排放水質不甚理想。
- (2) 改善對策：輕裂工場初分餾塔應儘量維持在較佳的分餾效率之操作情況，同時亦應注意稀釋蒸汽發生系統有關設備之操作與維修，增加稀釋蒸汽發生效率，不需再從外界補入225# Steam，因而可減少 Q.W. 之排出量。三輕因為 Q.W. 排放量及質往往較差，因此在稀釋蒸汽發生系統有關設備 A-114 (Dilution Steam Generator) 及 A-111(A-114 Feed Water Stripper)，擬再增設一套備用塔槽，可替換使用，以確保Dilution Steam 產生量之充足與穩定，製程中 Q.W. 排放量自然減少，以達 " 減廢 " 之目標。

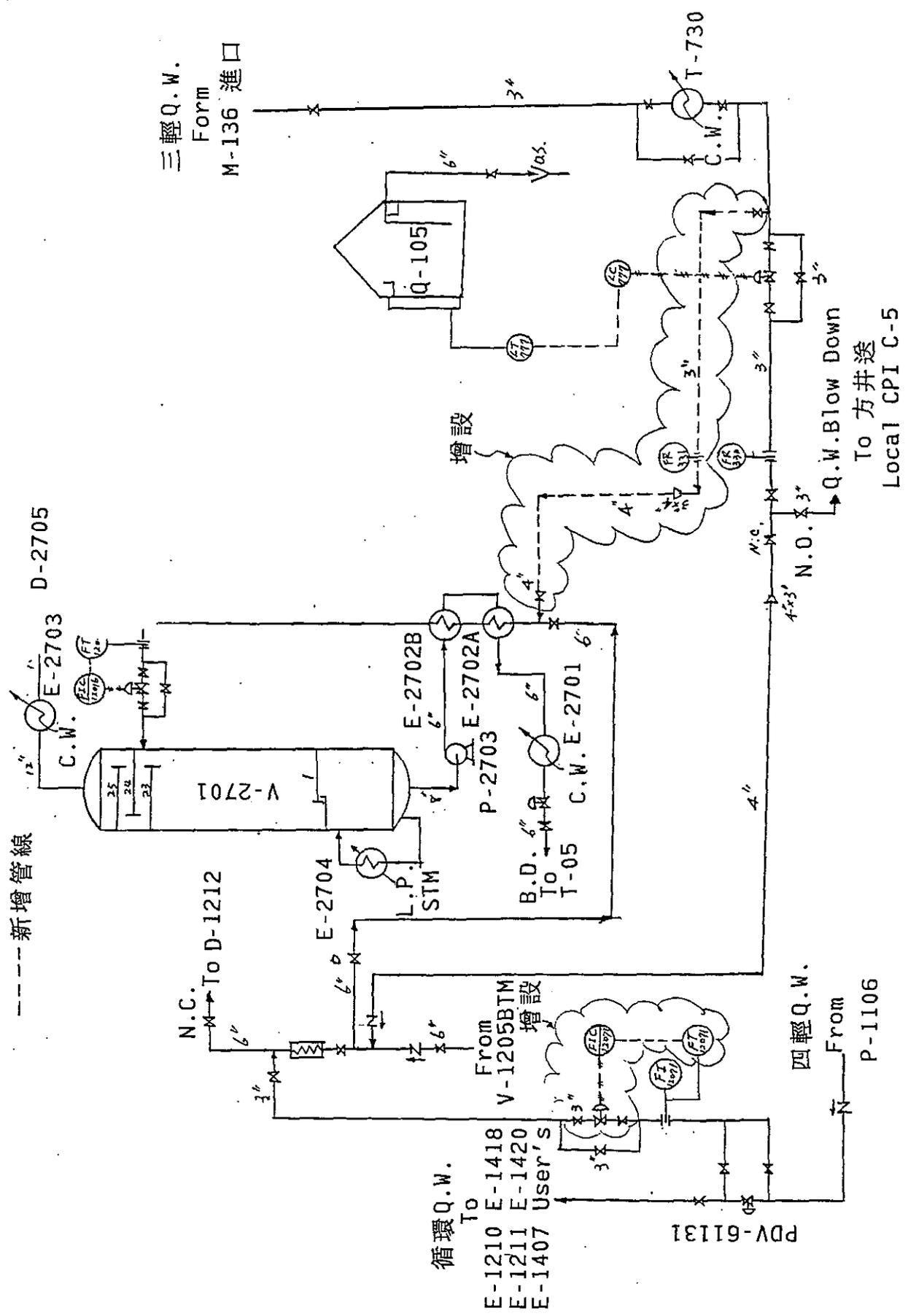
#### 6.V-2701 STRIPPER 系統停爐檢修之替換問題

- (1) 問題緣由：V-2701 STRIPPER 系統有關設備，隨著作日數增加，塔槽內部 TRAY、REBOILER、CONDENSER 等等設備會因 FOULING 問題而使汽提效果變差，其他轉動機械或儀控系統等設備之效率亦較差，必須停爐清理檢修 V-2701 STRIPPER系統

有關設備，此時輕製Q.W.即無汽提塔可去除油份及酚類成份之污染物，易造成林園廠綜合廢水酚含量不合格之情況。

- (2) 改善對策：第三芳香烴工場閒置設備 SU-V19 塔槽修改增配有關 PIPINGS，即可改煉輕裂含酚廢水，可部份取代 V-2701 之汽提塔任務；另外可考慮將部份 Q.W. 排放到 Buffer Tank，以空間換取 V-2701 之檢修時間。在 V-2701 停爐檢修期間應注意輕裂工場Q.W.系統之操作，儘量減少Q.W之排放量。

—— 現有管線  
 --- 新增管線



圖七、三/四輕Q.W.送V-2701 STRIPPER 進料系之改善流程圖

## 八、結論與建議

利用四輕 2700區 AMINE 系統 V-2701 現有的閒置汽提塔改煉三輕與四輕工場含酚廢水，經過一年半多時間的實際操作，輕裂工場區內油份及酚類污染物所造成的噙鼻臭味減輕許多，多年來林園廠廢水中酚含量偏高的頭疼問題，迎刃而解。本案不論是有效性、時效性、操作性、經濟性及避免二次污染性等方面之表現，皆令人欣慰，有目共睹，堪稱污染防治的經典之作；另外，就其技術性、設備利用性及人力整合性等方面之表現，亦可圈可點，足供操作營運管理之範本。在環保意識高漲的今天，石化業面臨生死存亡之秋，五輕亦已宣佈動工的現在，身為石化業上游龍頭的中油一份子，更應秉持污染防治人人有責的觀念，同心協力，契而不捨，在努力操作生產之餘，更要為環保工作獻上一份心力，開創石化業更美好的明天！

輕裂工場含酚廢水利用本案處理，只是治標之工作，更重要的，應從治本工作著手，建議應從減廢方面改善，注意輕裂工場有關設備之維修與操作，加強輕裂工場裂解區稀釋蒸汽發生系統之性能，重要設備可考慮汰舊換新或增設輔助設備，避免輕裂工場裂解區稀釋蒸汽發生系統常排放出含有高濃度的油份及酚類之污染性驟冷水。如此一來，林園廠輕裂工場含酚廢水之問題，更能從根本解決，亦能更高枕無憂！

# 交錯式浪板油水分離池 合併浮除法對實際廢水處理的效率

朱少華\*

姚俊宇\*\*

## 摘 要

儘管中油林園廠所排放出的廢水，均符合林園工業區聯合污水處理廠的進流水質標準，但為保險起見，以避免突發漏油事件造成污染糾紛，特增設交錯式 (Cross Flow) 浪板油水分離池 ( Corrugated Plate Interceptor, CPI ) 串聯溶解空氣浮除法 ( DAF ) 來處理含油污水。本設備不僅對突發的漏油事件具有防患的效果，且因處理過之污水油份含量減少，對未來廠內的活性污泥系統，相對地可避免微生物活性受影響。本報告旨在分析 CPI 合併 DAF 對廢水的處理效率，以作為國內工業界進行實際污染防治設備規劃的參考。

## 一、前 言

隨著社會經濟的高度發展，台灣地區的國民薪資所得正逐漸增加，生活層次也日益提昇，導致民衆的環保意識抬頭，環境生活品質越來越為社會所重視。中國石油公司既身為國營事業機構之一，並一向自許為環保先鋒，就負有領導工業界做好污染防治的責任，因此對環境保護工作的投資不遺餘力，不斷地嘗試引進世界上最新的污染防治設備，以期能留下一個乾淨的生活空間給後代子孫。

中油林園廠在77~80年度環保預算方面，編列了新台幣23億餘元，陸續增設多項污染防治設備，本文即就林園廠最近新裝設之油水分離系統，來探討其操作狀況與處理效率。

---

\* 中油林園廠環保組組長

\*\*中油林園廠環保組環保工程師

## 二、製程簡介與廢水來源

中油林園廠位於高屏溪下游的林園石化工業區內，佔地97公頃，從民國65年開始設廠生產，目前廠內員工計有一千二百餘人，主要產品為供應林園石化工業區內的紡織、塑膠、人纖等中下游工廠所需之石化基本原料，因此以產製烯烴與芳香烴兩大石化原料為主。

目前林園廠有下列幾個主要操作工場：

1. 第四輕油裂解工場。
2. 第三輕油裂解工場。
3. 二甲苯分離工場。
4. 第三／第四芳香烴工場。
5. 第五／第六加氫脫硫工場。
6. 第三硫磺工場。
7. 動力工場。

此外還有佔地不少的油槽區（見圖一）

廢水污染問題與一般煉油工業類似，目前排放至總 CPI之廢水主要來自製程廢水、油槽廢水與污染區之地表逕流水，分述如下：

### 1. 製程廢水

製程廢水中污染程度較為嚴重者為來自輕油裂解工廠之 Quench Water 以及廢鹼液，至於其他的製程廢水其污染程度則較為輕微。

整個工廠產生之製程廢水量約在 3000~4000CMD，以下就 Quench Water 及廢鹼液說明如下：

#### (1) Quench Water：

第三、第四輕油裂解工場稀釋蒸汽發生系統會隨其操作狀況排放出一些含有酚類、油份的廢水，目前廠內有四條排放此種廢水之排水管：三輕工場 Q-105 Overflow 及 T-180 Blow Down；四輕工場為 V-1104 Blow Down 及 D-1117 Blow Down。其水質一般含有較高之 Phenol、懸浮固體（100 ppm）、油



份 (50 ppm)、乳化油及溫度 (50°C)，若是將此類廢水直接混入一般製程廢水中，因其所含之油份及乳化油並無法在油水分離池中做有效的分離，往往造成後段處理上的困難。

本廠目前所自行開發的汽提方式，已經可以破除乳化現象，及吹除 Phenol，對處理 Quench Water 可達到相當的效果。

## (2) 廢鹼液：

為第三、第四輕油裂解工廠之鹼洗塔所產生，廢鹼液量三輕工場約為 90CMD，四輕工場亦約為 90CMD，廢鹼液除含高濃度廢鹼外，尚含有硫化鈉、碳酸鈉等成分。目前三、四輕之廢鹼液都先使用中和法處理後，再定量排往總CPI。

## 2. 槽廢水：

此類廢水主要來自油槽底部之排放水，主要污染物為高濃度的含油污水，廢水量不大，約在 100 CMD 以內。

## 3. 污染區之地表逕流水：

包括沖洗水、雨水及意外溢漏之廢水。沖洗水來自廠內清潔及沖洗操作；部分地表逕流水因與地面之油漬或污染物接觸而成為受污染之逕流水，其污染程度以初期降雨所造成之地表逕流水最為嚴重。此類廢水量概估約為 2000 CMD。

### 三、處理方法簡介

就林園廠的廢水性質而言，所含的油份濃度會較一般工業廢水的油含量稍高，所以如何去除油類、減少廢水中的油份是污水處理的重點，尤其是在今年年底林園廠的污水二級生物處理工場即將完工運轉，為確保污水處理場的進流水所含之油份能在活性污泥系統的容許濃度內，以免影響到污泥的生物活性，而降低了生物處理效率，因此選擇適當的油份處理法，以做好廢水前處理，便相形顯得更為重要。一般油脂廢水的處理方法有：物理方法（如浮除、沈澱、過濾、熱處理等），化學方法（如 pH 調整、氧化還原、混凝、吸附等），生物法（如活性污泥、滴濾池、氧化塘等），其他還有電解法及燃燒法等。基本上無論選擇何種的處理方式，除了應具備簡單、經濟、有效等條件之外，還需考慮安全的因素，因為油類是易燃物質，很容易發生引火事故。另外還必須注意的是 ---- 對於游離油與乳化油兩者而言，所用之處理方法的差別很大，因此在引入處理設備之前，應儘量減少攪拌和稀釋，以避免增加乳化現象。以下個別詳述幾種常用的油份處理系統：

#### 1. DAPI式油水分離器 (API Seperator)

此系統是由 American Petroleum Institute 所設計，其原理為利用油水之密度差而使得油質自然浮上，是一種重力分離法，原來主要是用來處理煉油廠廢水。構造通常為矩形，除了浮油撇除器 (Skimmer) 及集油管之外，與普通的沈澱槽沒有太大的不同。

API 分離器主要是為了去除直徑 0.015 cm (150  $\mu$ ) 以上之油粒而設計的，而且油粒之上升速度是依據 Stokes 公式求得的，所以槽中之流況必須相近於層流的基本假設條件。API不能去除150  $\mu$  以下油滴，處理後油份濃度最小只能降至 30ppm，而且只對游離油的去除有效，對其他含有污泥及懸浮物之廢水、潤滑油處理後之中和洗滌廢水、乳化狀之廢水均無法產生去除效果。通常 API分離器只能當做初步處理設施，後段皆再續接二次處理設備，如加壓浮上

或凝滯沈澱。

此法雖然構造簡單、操作容易，但所需面積較大，而且因為上部空間開放的關係，會有惡臭、油氣蒸發、火災危險等問題產生。API 分離器也容易積垢，必需經常清除，設計時應考慮此種除油單元至少要有兩個系統以上並列，俾便交換清洗。

## 2. PPI 分離器 (Parallel Plate Interceptor)

此為荷蘭 Shell 公司於 1950 年所推出，係由 API 分離器改良而來的，其基本設計原理是利用傾斜板可促進沈降分離效果，於 API 中置入一組傾斜板，讓油粒能更快速分離。主要之部份是中間的一組傾斜板，內中各板平行配置，角度為  $45^\circ$ ，間隔為 100mm，材料為不銹鋼，厚度約 1 mm，其他部份與 API 大致相同。其優點為可分離之油滴粒徑可小至  $60 \mu$ ，殘留油份濃度最低可達 10ppm，比 API 增加 45 %。又因曝露於大氣的面積較小，所以可以減少蒸發出之臭氣及火災危險，佔地也只有 API 式的四分之一。此外因平板水平投影面積總和增加，溢流率相對減少，水力半徑大為縮短，更可以有效地防止短流及亂流，提高油滴的去除效率。

3. CPI 分離器 (Corrugated Plate Interceptor) 為 1970 年 Shell 公司繼 PPI 式之後推出之產品，除將平板改為樹脂浪板之外，其餘與 PPI 式大致相同。板的間隔調整至 20 ~ 40 mm，佔地面積只需 PPI 式之三分之二。處理限度有的可達  $30 \mu$  及 10ppm。在臭氣與蒸發的防止方面，增加了浮動式的覆蓋。

## 4. 溶解空氣浮除法 (Dissolved Air Flotation, 簡稱 DAF)。

此法本來是冶礦時所用的方法，現廣用於一般的廢水處理。前述利用重力分離無法去除之微小油粒，可藉助氣泡附著的作用而浮出表面。氣泡的供給可利用藥品、擴散器、渦輪機、電化學（利用電極產生氫氣，可小至  $20 \mu$ ）等方法，但最簡單而有效的方式還是

加壓空氣法，其作法係將空氣加壓使溶於水中成過飽和狀態，再經過減壓後，注入容器底部，空氣便還原逸出，同時附帶油粒而上。原本在常壓下只能溶解 2 %之空氣，經 2 kg gage/ cm<sup>2</sup> 加壓後可增至 4 %。如果想用於處理乳化油，則需添加藥劑，破壞乳化之後再做浮除處理。浮除槽的形式有三種（上流式、水平流式、多段式），加壓的方式則有全加壓、循環加壓、及部份加壓等。

壓力槽一般維持在 40 ~60 psig (約 3 至 5 大氣壓)，加壓水迴流比常採 30~40 %；溶解氣體浮除法之溢流率為 1 ~ 4 gpm/sq ft ( 0.04~0.16 m<sup>3</sup> /m<sup>2</sup> · min) ，包括回流水，停留時間則為 20 至 40分鐘。加壓浮除法之優點為佔地小、操作簡單、保養容易、啟動性佳、污泥體積少、造價便宜等。設計加壓浮除法時考慮之因素應包括：污染物性質、上昇速率、操作壓力、迴流比例、所需空氣量、溫度、水力負荷、固體負荷、停留時間、污泥量等。

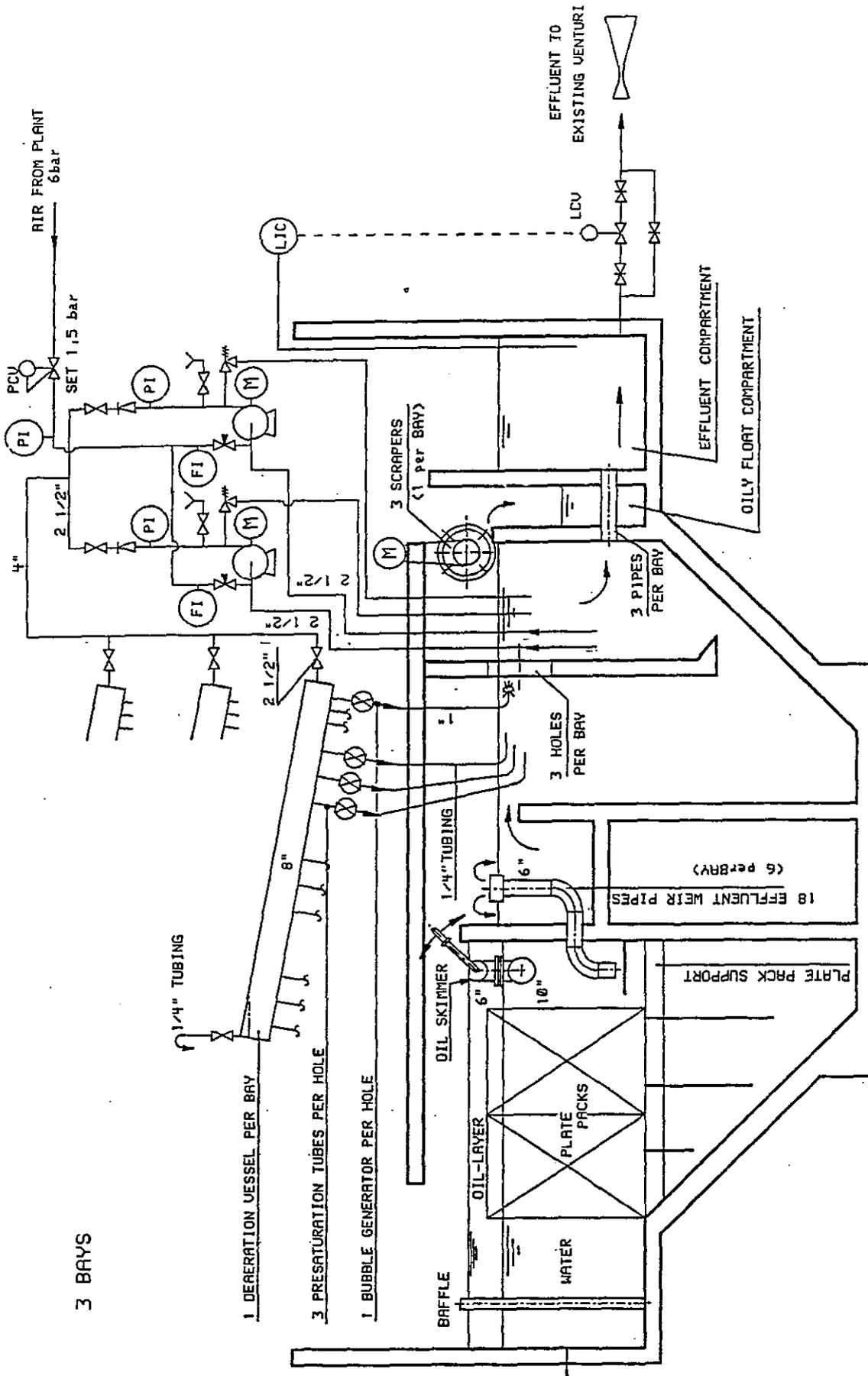
#### 四、設備概要

林園廠原有之總油水分離池（總CPI），屬 Counter Flow，型式已老舊，處理能力也有限，當污水負荷增加之後，往往無法正常操作，導致排放水的油含量較不穩定，因此才萌生改善總 CPI設備的構想，計劃引進目前世界上最新的油水分離技術，來使總 CPI的處理效果達到穩定，這便是與荷蘭IPG公司合作的緣由。荷蘭 IPG公司與CPI之發明及推展頗有淵源，最近該公司改良舊有之 CPI架構，新創"Cross Flow 串聯DAF" 油水分離系統。此系統如圖二所示，主要分為三部份：

##### 1. Cross Flow區

是主要之油水分離區，計有三組，採並聯式操作。每組內部安裝二套串聯之浪板箱，浪板箱係由許多傾斜的塑膠浪板所構成，浪板彼此相距一定間隙，且相互平行。總設計處理量為 6000 CMD。

##### 2. DAF區



圖二 總CPI土木機械流程圖

為懸浮物或密度與水相近之物質的之去除區。係藉由微細空氣氣泡附著於上述物質，而增加水與污染物之分離效果。操作時上浮之 Scum 再以浮油撇除器 (Scraper) 自動刮除，處理水則自底部排放。

### 3. DAF 加壓迴流系統 (另參見圖三)

此部份是爲了要提供 DAF系統可在最小迴流率下得到最大處理效率的設計精華所在。其原理與一般 DAF無異，皆先使空氣在水中過飽和，然後急速減壓以產生小氣泡。其最特殊之處在其二股迴流水，第一道通過許多小管徑之進流管，使進流水達到飽和而不產生微小氣泡；第二道也通過許多小管徑之進流管，唯後者的小管子中附有微細氣泡產生器，此微細氣泡產生器造成之壓力驟降能使溶解氣體釋出成微細氣泡。操作時，使進流水呈飽和之主要目的是想讓加壓水釋出成 " 雲頂狀 "，如此一來則產生的微小氣泡才能達到所預期之大小。因爲在未飽和的水中，微小氣泡會由於表面張力所產生之內在力使其 急欲逸出，特別是當此種內在力遠大於其週遭水之靜壓力 (氣泡越小，內在力越大)，這種現象更明顯，因此在未飽和水中，越小的氣泡越容易逸出而消失，降低去除效率。

上述二股迴流水相輔相成，加上設計時考慮設備單元的形狀、進／出流水管線之安排等因素，促使 "交錯式浪板 (Cross Flow) 串聯 DAF" 系統能達到更高的油水分離效果。

## 五、處理效果

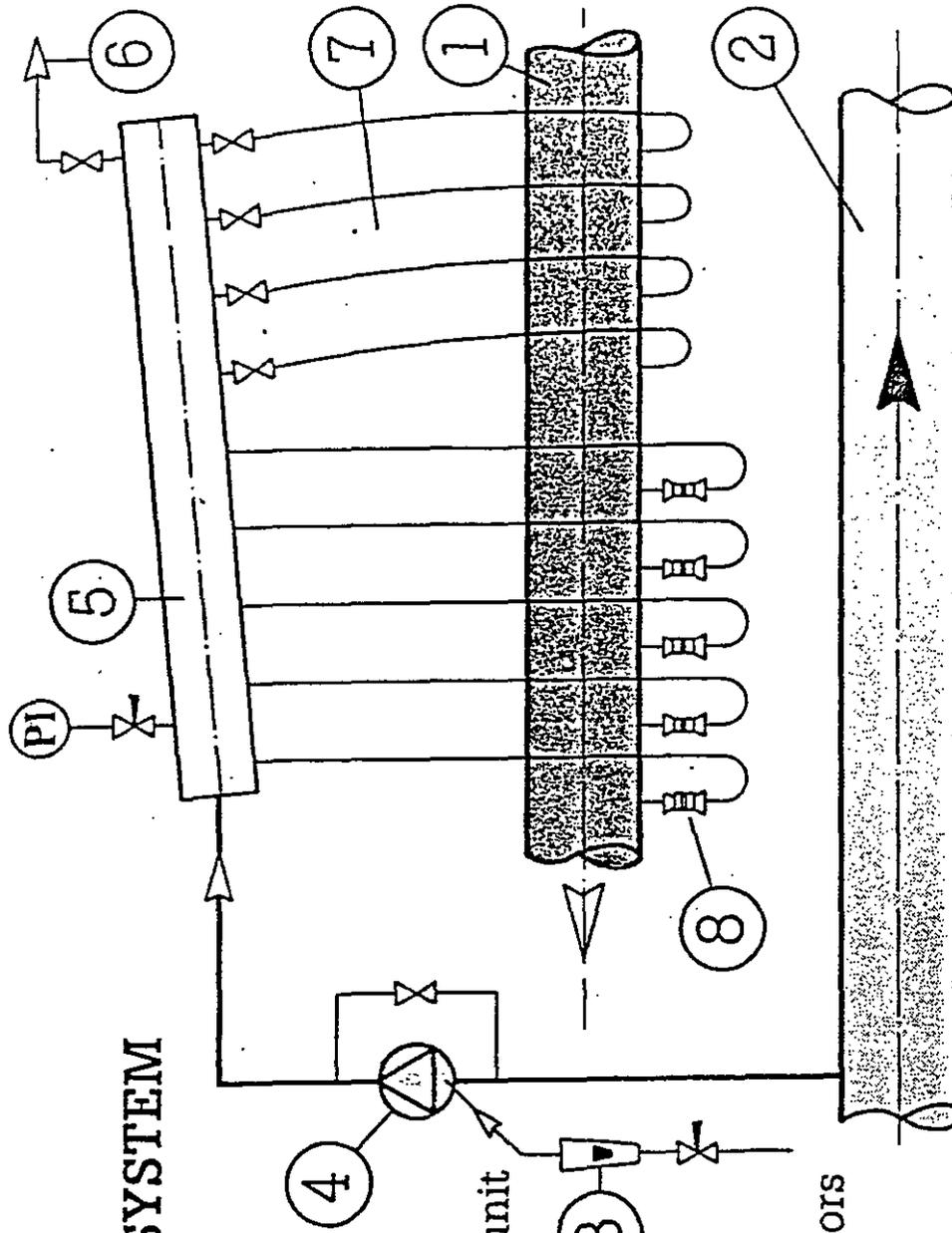
### 1. 評估方式

在總 CPI進口、交錯式浪板出口、DAF 系統出口等三個地方定點採樣，採得之水樣即刻分析其 SS、油份、COD，以觀察其水質變化情形；同時監測次要的水質，如 pH、溫度、濁度，並記錄當時之操作條件，如污水進流量與 DAF 系統所使用之壓力、空氣量。

### 2. 分析方法

#### (1) SS

# DAF RECIRCULATION SYSTEM



1. Feed DAF/DGF unit
2. Discharge DAF/DGF unit
3. Air/gas supply
4. Multi stage lateral channel pump
5. Free gas vent vessel
6. Free gas bleed-off
7. Supersaturators
8. Micro bubble generators

圖三 DAF 迴流系統說明圖

取古氏坩鍋，裝妥濾紙，先用蒸餾水潤濕並真空過濾後，置入 103 °C 烘箱；隔夜後，取出置於乾燥器內十分鐘，再稱重。利用此稱重後之古氏坩鍋，真空過濾 100 ml 水樣後，置入 103 °C 烘箱；隔夜後，取出置於乾燥器內十分鐘，再次稱重。由前後兩次的重量差，換算出實際濃度。

#### (2) 油份

取定比例的水樣與四氯化碳，混合注入 HORIBA OCMA/220－油份測定儀萃取槽內，經過萃取、靜置等過程，再由儀器上直接讀取水中油份濃度。

#### (3) COD

取 5ml 水樣加入 7.5ml 預先配製之定濃度重鉻酸鉀、硫酸銀、硫酸混合試劑，裝在試管中，再摻入少許硫酸汞粉末試劑，置於溫度控制在 140 ~ 150 °C 的加熱槽中，密閉加熱二小時後，置冷，再利用分光光度計測其濃度。

### 3. 結果與討論

針對林園廠總 CPI 所做的多次性能試驗，其數據列在表一，由表中的水質可看出改善後之總 CPI 的處理效率，將這些結果暨其成因歸納如下：

#### (1) 低濃度油份

當 CPI 進流水中的油份偏低時（濃度小於 50 mg/l），無論是交錯式浪板或是 DAF 系統，所表現出來的油份去除效率都偏低，甚至還有負值出現。導致這套串聯系統處理效率偏低的主要因素乃是在林園廠廢水輸送過程，每每得經過多道的抽水機泵送手續，因此會造成部份自由油份轉變成乳化狀油（就林園廠廢水而言，乳化油佔總油份的 40 ~ 80 % 不等），一旦形成乳化油之後，便不再單純只要利用重力差就能分離的污染物質，而必須使用到其他高級處理技術，譬如：吸附法、超音波法、混凝法等來處理，如此一來，勢必要投資更多的經費在污染防

表一 總CPI性能試驗水質

日期	採地 樣點	油 份 (mg/l)	COD (mg/l)	SS (mg/l)	備 註
78	CPI 進 口	49	1122	****	
12	傾斜板出口	31	900	61	
14	DAF 出 口	20	739	55	
78	CPI 進 口	42	985	28	
12	傾斜板出口	43	1067	30	
14	DAF 出 口	40	938	27	
78	CPI 進 口	30	761	28	
12	傾斜板出口	31	754	22	
15	DAF 出 口	22	711	33	
78	CPI 進 口	34	731	50	
12	傾斜板出口	31	727	34	
15	DAF 出 口	26	708	44	
79	CPI 進 口	34	1300	25	
1	傾斜板出口	20	1287	16	
12	DAF 出 口	13	1292	15	
79	CPI 進 口	13	1266	17	
1	傾斜板出口	18	1280	18	
15	DAF 出 口	14	1170	13	
79	CPI 進 口	14	884	19	
1	傾斜板出口	12	814	19	
17	DAF 出 口	14	858	13	
79	CPI 進 口	12	874	26	
1	傾斜板出口	****	****	****	
20	DAF 出 口	10	790	23	
79	CPI 進 口	31	872	32	
1	傾斜板出口	28	832	27	
22	DAF 出 口	19	788	23	
79	CPI 進 口	166	****	91	
1	傾斜板出口	62	970	66	
23	DAF 出 口	27	779	50	

表一 總CPI性能試驗水質(續表)

日期	採地 樣點	油 (mg/l)	份	COD (mg/l)	SS (mg/l)	備註
79	CPI 進口	1	%	2428	74	
1	傾斜板出口	3	1	819	52	
24	DAF 出口	2	5	762	35	
79	CPI 進口	2	6	824	38	
2	傾斜板出口	6		754	27	
1	DAF 出口	3		676	23	
79	CPI 進口	4	5	1070	139	
2	傾斜板出口	1	7	982	46	
3	DAF 出口	1	0	772	41	
79	CPI 進口	1	%	1064	289	
2	傾斜板出口	5	3	769	23	
5	DAF 出口	4	4	686	22	
79	CPI 進口	3	0	811	14	
4	傾斜板出口	3	6	938	11	
4	DAF 出口	2	0	637	10	
79	CPI 進口	9		463	****	
4	傾斜板出口	2	1	772	****	
11	DAF 出口	1	3	497	****	
79	CPI 進口	1	1	365	18	
4	傾斜板出口	2	2	565	21	
24	DAF 出口	1	3	438	25	
79	CPI 進口	1	3	1050	12	
5	傾斜板出口	1	2	1072	28	
2	DAF 出口	8		944	10	
79	CPI 進口	1	9	957	13	
5	傾斜板出口	1	5	848	13	
2	DAF 出口	1	2	862	10	
79	CPI 進口	2	5	****	****	
5	傾斜板出口	2	8	****	****	
4	DAF 出口	1	9	****	****	

治設備上，才能達到預期效果，站在投資報酬率的觀點來說，這是不值得鼓勵的行爲。因此若要避免在污水中形成太多的乳化油，首先便必須儘量利用重力流來輸送污水，替代使用過多的機械傳輸；其次是輸送的過程，污水流速不可太快，應保持層流狀態，避免有渦流產生。至於造成去除率爲負值的兩個最大可能原因，一個是分析儀器本身的精準度所致，尤其是針對低濃度的水質分析，儀器量測的濃度有其最低限度，再加上儀器本身的容許誤差，前後交叉影響，有時便會造成出流濃度比進流濃度高的情況；另一個造成負值的原因是由於目前林園廠的廢水之水量、水質並非很穩定，當排放出高濃度油份的廢水至 CPI時，水中油滴可有效地附著在傾斜浪板表面，並慢慢浮上，但若接著進流的廢水油份濃度降低，且廢水流量又增大，則系統內的流體沖刷速度將跟著加快，可能就會將已附著在傾斜浪板表面上的油滴給沖刷脫離浪板，帶出交錯式傾斜浪板槽，這時亦會造成出流油份比進流濃度高的現象。

## (2) 高濃度油份

就性能試驗中，三次高濃度油份處理結果來看：有兩次進流的廢水油份濃度爲 1 %，當經過交錯式浪板處理後，油份分別降至 31mg/l、53 mg/l，去除率爲 99.7 % 與 99.5 %；再經過 DAF 系統之後，濃度則降至 25mg/l、44mg/l，去除率分別爲 19.4 %、17.0 %，總去除率則爲 99.8 %、99.6 %。至於另外一次油份濃度 166 mg/l 的進流水，在經過交錯式浪板與 DAF 兩系統之後，出流水油份濃度分別爲 62 mg/l、27 mg/l，分項去除率爲 62.7 %、56.5 %，總去除率則爲 83.7 %。由上面的結果乍看之下，似乎 DAF 的處理效果並不顯著，甚至比交錯式浪板的去除效率還差，但事實上之所以造成此不尋常現象的原因是因爲前段交錯式浪板所去除的油份皆是較容易去除之自由油滴，而經過了此道設備，但卻未被去除的油份則皆屬較難去除之油分

子，所以才導致DAF系統會有較差的去除現象發生，實際上DAF系統所去除的油份應包含一部份交錯式浪板無法處理的油份，再加上所有被交錯式浪板所去除的油份，這兩者的總和才是DAF系統真正的油份去除量，換句話說若廢水進流之後，就直接以DAF系統處理，則顯現出來之去除效率一定會增加很多。在表二中的統計欄看出：交錯式浪板的油份平均去除率為27.3%，DAF系統單一的油份平均去除率為27.9%，但實際上的平均去除效率應為44.8%（即表中的平均總去除率），因此在比較之下，若以相同的廢水來當做處理比較的話，DAF系統之去除效率約可為交錯式浪板的兩倍，這個事實便可解釋上述的推論。此外，加裝DAF系統還有一層保護的意義存在，為的是要確保水質穩定、合格，在表二、表三的分項去除效率欄中，可看出交錯式浪板的油份暨SS去除率出現負值之次數較多，DAF系統發生類似情況的機會就較少，這就表示後者的處理情況比較穩定。表四的數據為將這次性能試驗的水質綜合統計分析，求出交錯式浪板暨DAF系統的出流水之油份、SS的平均濃度和變異數，可發覺DAF系統的處理水質的確比交錯式浪板要好。（見圖四）。

另外把總CPI改善前後的水質統計列在表五，從表中可發覺，不僅在平均濃度這一欄，改善後出流水的油份、SS均已獲得明顯的降低（圖六），並且在統計出流的月平均水質時，其變化幅度也大為減少（圖七），可見總CPI改善工程有發揮其相當的處理效果。

表二 總C P I 油份去除效率

採樣日期	進流油份濃度 (mg/L)	浪板 去除效率 (%)	D A F 去除效率 (%)	總 去除效率 (%)	備註
78.12.14	49	36.7	35.5	59.2	
78.12.14	42	-2.4	4.8	4.8	
78.12.15	30	-3.3	29.0	26.6	
78.12.15	34	8.8	16.1	23.5	
79. 1.12	34	41.2	35.0	61.8	
79. 1.15	13	-38.5	22.2	-7.7	
79. 1.17	14	14.3	-14.3	0.0	
79. 1.20	12	* * * *	* * * *	16.7	
79. 1.22	31	9.7	32.1	38.7	
79. 1.23	166	62.7	56.5	83.7	
79. 1.24	1 %	99.7	19.4	99.8	
79. 2. 1	26	76.9	50.0	88.5	
79. 2. 3	45	62.2	41.2	77.8	
79. 2. 5	1 %	99.5	17.0	99.6	
79. 4. 4	30	-20.0	44.4	33.3	
79. 5. 2	13	7.7	33.3	38.5	
79. 5. 2	19	21.1	20.0	36.8	
79. 5. 4	25	-12.0	32.1	24.0	
去 除 率 統 計 值	* * *	27.3 ±41.0	27.9 ±17.1	44.8 ±34.0	

表三 總CPI懸浮固體物去除效率

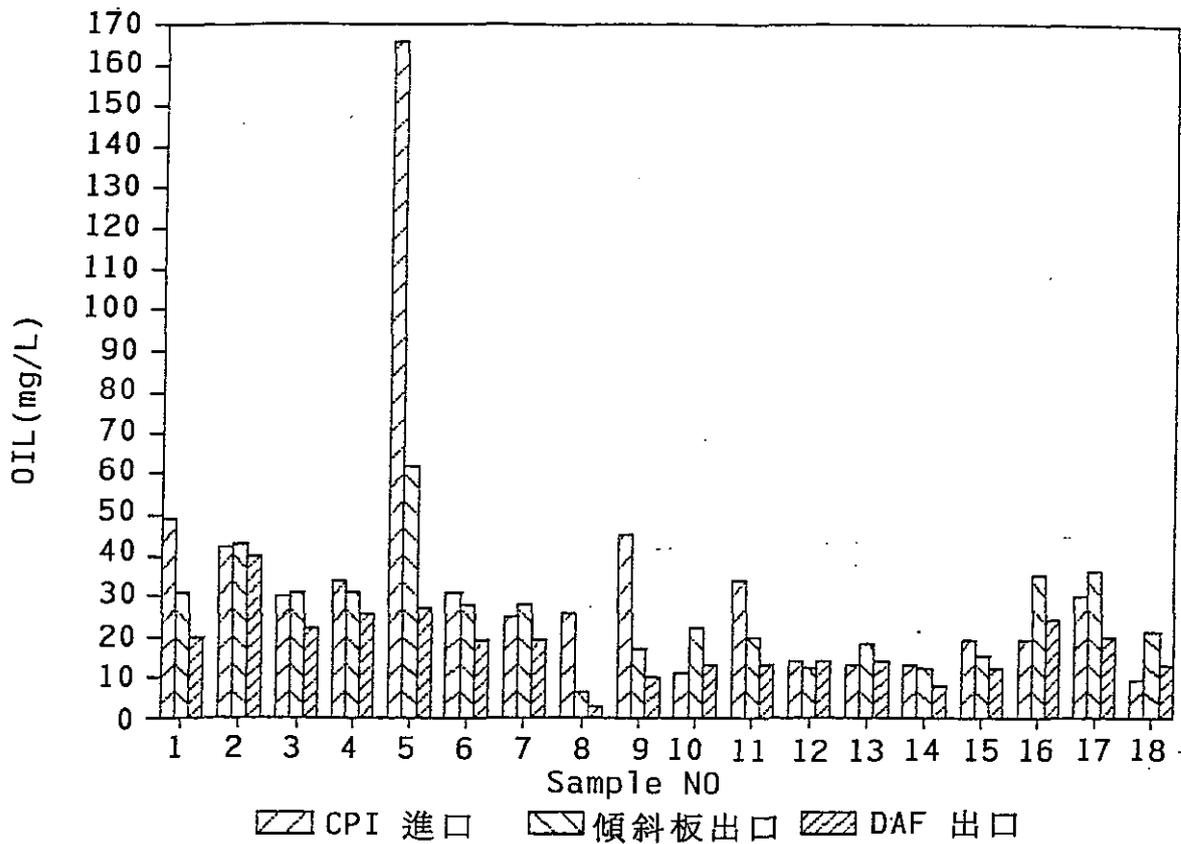
採樣日期	進流SS 濃度 (mg/L)	浪板 去除效率 (%)	D A F 去除效率 (%)	總 去除效率 (%)	備註
78.12.14	61	*****	*****	9.8	
78.12.14	28	-7.1	0.1	3.6	
79. 1.12	25	36.0	6.3	40.0	
79. 1.15	17	-5.9	27.8	23.5	
79. 1.17	19	0.0	31.6	31.6	
79. 1.20	26	*****	*****	11.5	
79. 1.22	32	18.5	14.8	28.1	
79. 1.23	91	27.5	24.2	45.1	
79. 1.24	74	29.7	32.7	52.7	
79. 2. 1	38	28.9	14.8	39.5	
79. 2. 3	139	66.9	12.2	70.5	
79. 2. 5	289	92.0	4.3	92.4	
79. 4. 4	14	7.1	9.1	28.6	
79. 5. 2	12	-133.3	64.3	16.7	
79. 5. 2	13	0.0	23.1	23.1	
去除率 統計值	***	12.3 ±52.4	21.1 ±15.5	34.4 ±23.7	

表四 平均水質之比較

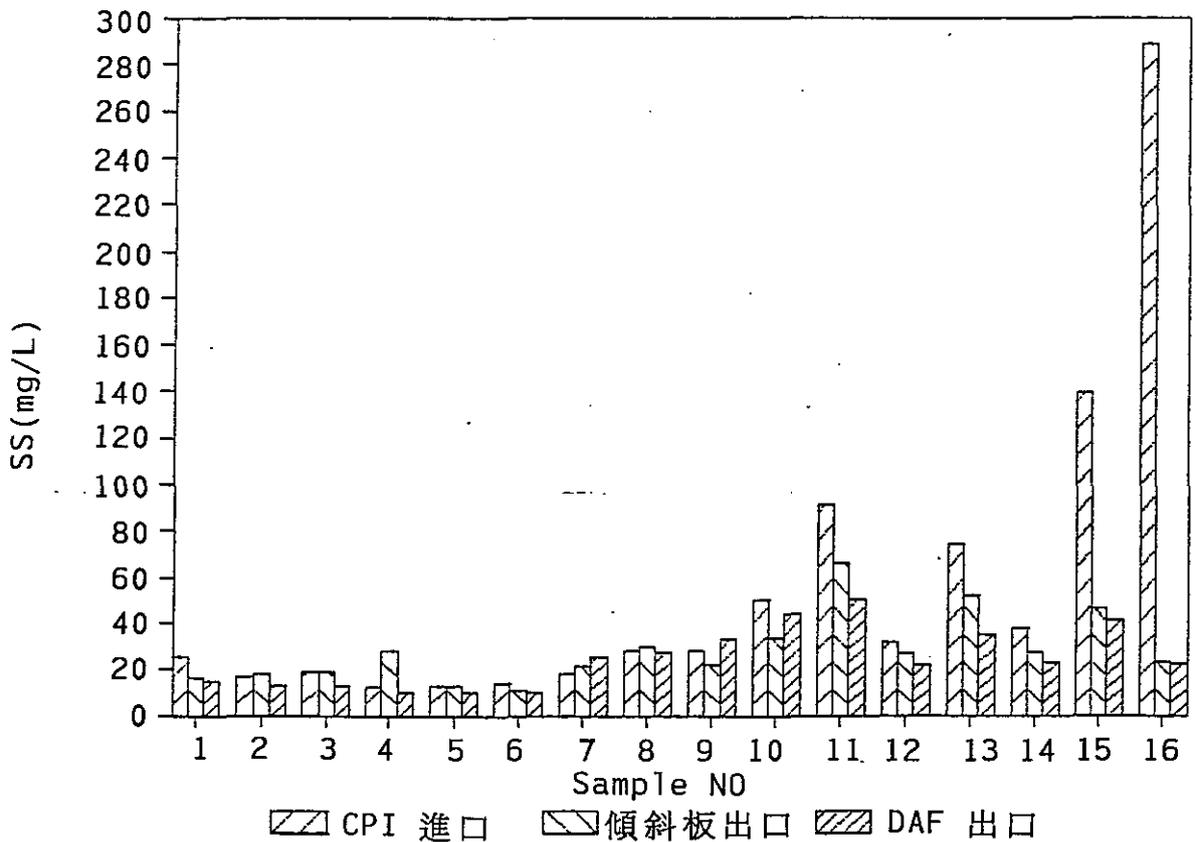
樣品	平均濃度	油 份 (mg/l)	S S (mg/l)
浪 板 出 流 水		27.2 ± 14.2	30.2 ± 16.5
D A F 出 流 水		18.6 ± 10.2	26.2 ± 14.1

表五 C P I 改善前後水質統計表

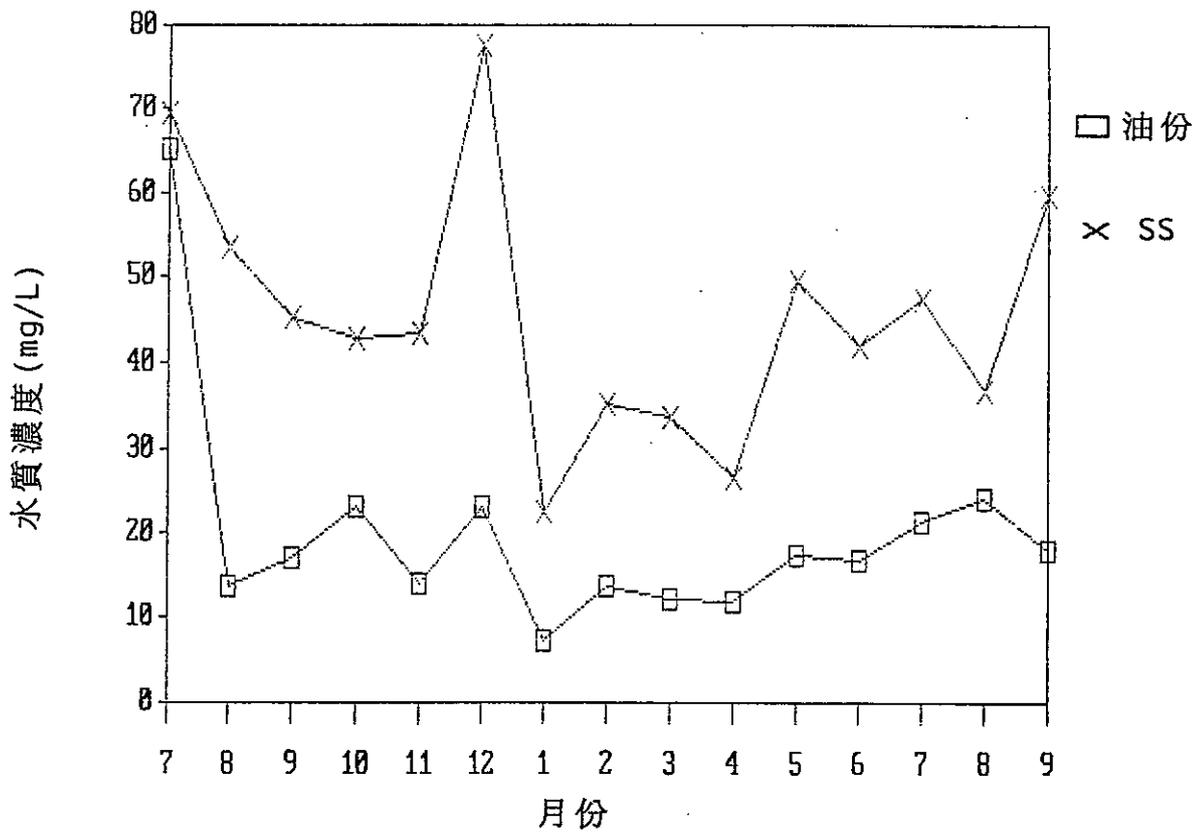
月 份	統 計 值				備 註
	油 份 ( mg/l )		S S ( mg/l )		
	平 均 值	變 異 數	平 均 值	變 異 數	
78 . 7 月	65.2	124.0	69.6	50.7	改 善 前
78 . 8 月	13.9	9.5	53.6	8.0	//
78 . 9 月	17.2	19.1	45.3	48.2	//
78 . 10 月	23.3	14.6	43.0	34.0	//
78 . 11 月	14.2	8.0	43.5	27.6	//
78 . 12 月	23.2	37.8	77.6	103.5	//
79 . 1 月	7.4	5.0	22.7	2.3	改 善 後
79 . 2 月	13.8	10.8	35.4	18.4	//
79 . 3 月	12.4	6.7	33.8	14.5	//
79 . 4 月	11.9	4.2	26.6	9.7	//
78 . 5 月	17.6	11.3	49.7	60.4	//
78 . 6 月	17.0	12.9	41.9	14.6	//
78 . 7 月	21.5	12.9	47.6	19.0	//
78 . 8 月	24.3	20.6	36.8	12.2	//
78 . 9 月	18.0	32.6	59.7	32.5	//



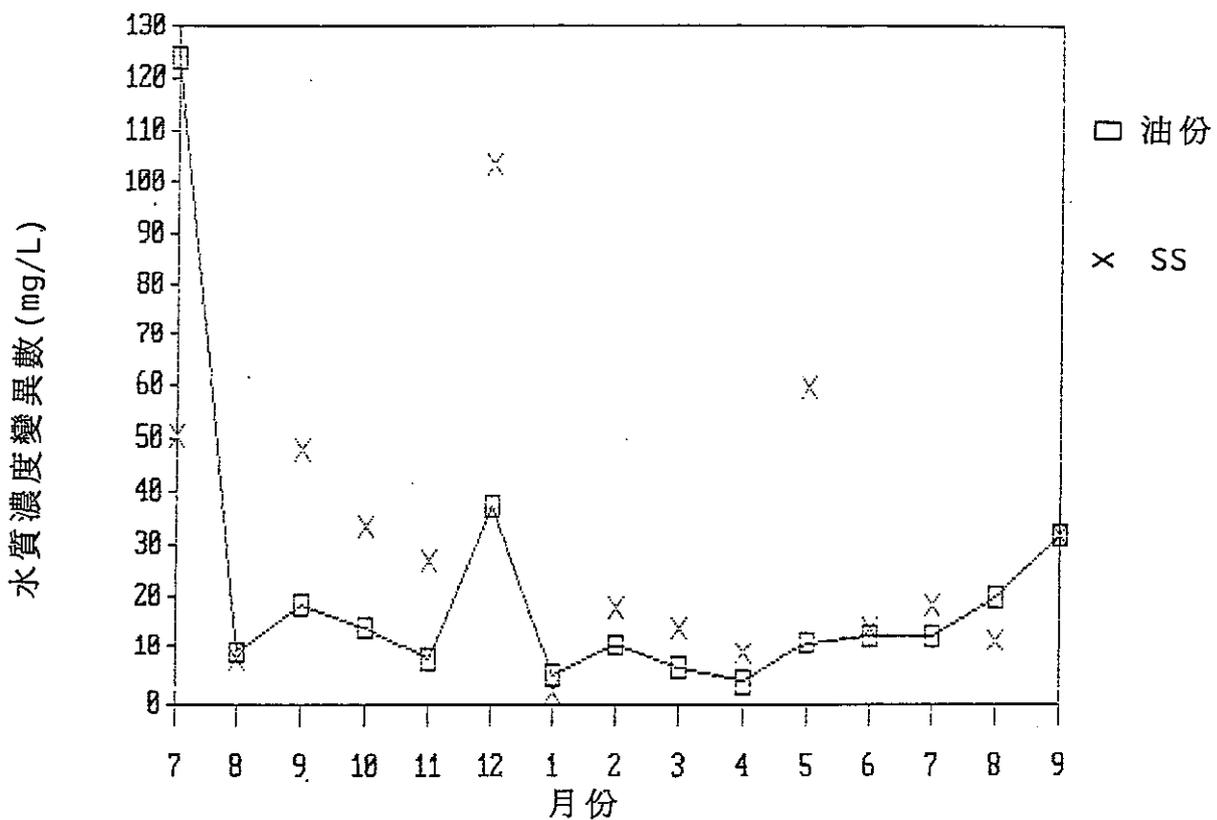
圖四 總CPI油份處理結果



圖五 總CPI懸浮固體物處理結果



圖六 總CPI出流水水質濃度自79年年初改善完畢



圖七 總CPI出流水水質濃度變異數  
(自79年年初改善完畢)

## 六、操作管理問題與對策

由於本油水分離池更新工程是利用舊系統就地改裝，因此在場地暨結構設施上，並不完全適合 "Cross Flow串聯 DAF" 系統使用，以致於操作上衍生出一些問題：

- 1.加壓迴流水之汲取口，設置地點不適當：根據美國設計規範，迴流水之汲取口應設在 DAF系統出口之後，為的便是避免水中的懸浮固體物或浮渣堵塞加壓、釋壓的管路，而影響操作。但林園廠的 DAF系統礙於上部空間不足，就直接將汲水口設在浮除槽中，因此在操作上較易發生困擾。另外釋壓水的管線口徑，後段小於前段，也易造成管路阻塞，這對系統的操作也會有不良的影響。
- 2.處理水出流口管徑太小，出口流量有極限，若遇上豪雨來臨，往來不及渲洩大量污水，致使整個總 CPI漫淹在水位之下，而失去處理作用。另外出口閘門調節不易，出流量不好控制，也導致液位不穩定，降低處理效率。
- 3.污水中所存在的部份有機物或揮發性物質，會隨釋壓水的微小氣泡被帶至大氣，對總 CPI 週圍環境造成臭氣與 VOC 問題。
- 4.DDAF 系統所設計之停留時間 (5~10 min) ，小於標準的設計規範 (20~40 min) ，因此造成下游水域仍陸續產生浮渣，不僅影響觀瞻，而且也對 DAF的處理效果打了不必要的折扣。
- 5.IPG 公司在交錯式浪板出口所設計之整排管式出流設備，並不適合現場實際操作，往往只要一、二個出口管高度不同，便影響到整套處理設備流況，造成分水不均，容易形成短流現象，導致大量油份被帶出系統外，降低其處理效率。

## 七、結論與建議

- 1.DAF 系統可確保中油林園廠所放流之污水水質符合林園工業區聯合污水處理廠之收受標準，置於交錯式浪板 (Cross Flow) 之後，表面上似乎顯示不出其處理效果，但事實上，卻佔有極其重要之地位

- ，不可忽視。
2. 要更進一步改善出流水的水質，可考慮在 DAF系統之前增設一套混凝、膠凝系統，做混凝浮除，以便去除污水中的乳化油與細小的懸浮固體物。
  3. 林園廠污水輸送系統，應儘量減少抽水機泵送的程序，甚至應該及早全盤規劃，整體地做一次管線水力計算，以便捨棄不必要的泵送步驟，更有效地利用每一分動力能源。
  4. DAF 系統中之釋壓水管線口徑大小不一，常易阻塞，而造成系統壓力改變，應考慮將管徑統一。且其加壓水汲取地點應考慮改至後段出口。
  5. 改變操作習慣，建立工業減廢之觀念，應先減少流入暗溝的廢油量，以減輕總油水分離池的負擔，延長維修週期。
  6. DAF 系統所設計的停留時間不足，使得該系統表現出來的去除效果，不如預期高，因此在操作上必須更加謹慎，儘量減少處理系統中的死角，以提高操作效率。
  7. 以 "交錯式浪板串聯 DAF系統" 來處理林園廠製程廢水，出流水的月平均水質：  
油份 (mg/l) : 11.4 ± 2.8  
S S (mg/l) : 29.6 ± 6.0  
比未改善前的總 CPI 出流水穩定。
  8. 交錯式浪板的管式出流設備分水不均，調節不易，建議應改裝成堰式的出流設備。

## 八、參考文獻

- (1) 中鼎工程顧問公司，"中油林園廠擴建工程說明書"，七十八年七月。
- (2) 中油嘉義煉研所，"中油林園廠廢水處理廠內改善及處理工程規劃及評估"，七十七年七月。
- (3) 許長發，"林園廠總 CPI改善工程性能試驗報告"，七十九年三月。
- (4) 李公哲，"水質管理之原理"，七十八年十月。
- (5) 陳重男，"油脂類處理技術"，七十五年十二月。

# 工業廢水濁度之改善處理

## 一 快速凝聚沉澱法介紹

李華嶽\*

### 摘 要

中國石油公司高雄煉油總廠，為改善環保提高工業廢水更良好之排放品質，除了在第一廢水處理場，第二廢水處理場，使用活性污泥處理使水質合於排放標準外，更增設本系統設備，將放流水再予澄清。

廢水濁度改善處理工程包含污水處理，污泥處理及臭氣處理三個系統，污水處理系統利用快速沉澱設備，將懸浮固體物分離完成，使上層澄清之處理水於氫離子濃度指數調至排放水標準後，排放至海洋放流；污泥處理系統藉高分子助凝劑及帶式污泥脫水機脫除水份後，運棄掩埋或焚化；臭氣處理系統利用活性碳及抽氣機，將本系統內因污水或污泥停留產生之臭味去除。

### 一、前 言

隨著環保意識的抬頭，國內外各級工業的污染問題，都成為社會大眾所關注的對象，中國石油公司為全國各種工業之首要者，尤為石油化學工業的火車頭，其污染性較大，所以更受各方重視，中油公司對於各種可能性的污染，無論空氣、聲音和放流水，都採取了多層次的防治措施，投入了大量的資金，以期達到零污染的環保工作以維護大自然的生態環境。

高雄煉油總廠自民國七十七年七月起，即編列了總預算高達新台幣近百億（九十九億八百多萬元）的污染防治專案計劃，對於廠內的污水處理及防治無不盡力，早在民國六十七年先後興建以活性污泥為

---

\*中國石油股份有限公司高雄煉油總廠石化廠廢液處理場工程師

主的，第一廢水處理場和第二廢水處理場，以除去溶在水中的有機物質，彌補原有簡陋設備的不足，也配合了當時政府所推動的「污染防治」，但是生活的品質要求越來越高，放流水的排放標準也將日趨嚴格，環保署已擬定在民國八十二年與八十七年，分二個階段調整放流水排放標準，高雄煉油總廠也因應嚴格的管制要求逐步改善，除了做階段性的調整外，更計劃做更高層次的精密處理，以保護水體的品質，並加以回收使用，減火水資源的浪費。

高雄煉油總廠技術室研究發展課，於民國七十五年六月至九月間，曾就全廠之廢水與工業用水處理，做過（比較）回收的分析研究，實驗結果證明以快速凝聚沉澱為前處理，配合逆滲透膜 (REVERSED OSMOSIS) 淨水技術，最符合高雄煉油總廠廢水三級處理及回收再利用之需要，於是有興建本系統的意向。

## 二、製程簡介

放流水濁度改善工程在於處理煉油總廠第一廢水處理場，第二廢水處理場，及即將完成之第四廢水處理場等，處理後所排放之廢水及暴雨截留系統之緊急排放水。

各種廢水匯集到第三廢水處理場後，去除剩餘之殘油則泵入本系統，放流水濁度改善工程全部採密閉式處理，其主要之處理對象為廢水中之濁度 (TURBIDITY) 及懸浮固體物 (SUSPENDED SOLIDS) 之改善，因此包含有污水處理，污泥處理及臭氣處理三個處理系統。

### 1. 污水處理系統

進料水利用巴歇爾槽及超音波，測定流量後進入緩衝調勻池，將計量後污水脫氣消泡及水質均勻化，並將混凝劑中和劑及助凝劑，於輸送管線中注入攪拌，預先凝集膠羽，於快速沉澱設備內分離完成，使污水之濁度獲得良好的改善，澄清之處理水藉重力流入處理水暫貯槽，一方面亦可貯存迴流再利用。

### 2. 污泥處理系統

快速凝聚沉澱之膠羽，濃縮成廢棄污泥，因其固體物之濃度仍

低，則先經由攪動濃縮處理，予以初步之減量化處理，使其污泥濃度增加，再藉高分子助劑及帶式污泥脫水機，以脫除污泥內之水份，使原為液態之污泥成為固態之污泥餅，最後輸送至污泥餅貯存系統加以貯存，以便運棄掩埋或焚化。

### 3. 臭氣處理系統

利用活性碳除臭單元之池蓄及風管，將本工程之緩衝調勻池、快速凝聚沉澱槽、處理水之後pH調整池、處理水貯留池、污泥貯留池、污泥濃縮池、污泥脫水處理系統、污泥餅貯留槽等，因污水或污泥停留而可能產生之臭味完全吸收去除。

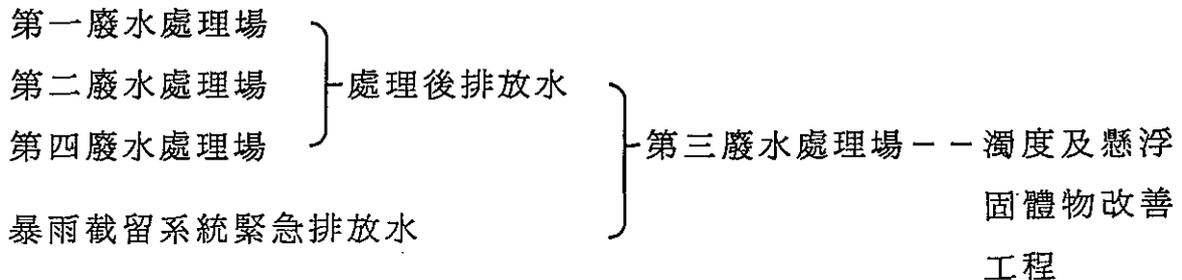
## 三、廢水來源

放流水濁度改善工程之廢水來源為：第一廢水處理場，第二廢水處理場及第四廢水處理場等，處理後排放之廢水及暴雨截留系統之緊急排放水。

而第一廢水處理場之污水來源有：總辦公廳及宿舍區之生活廢水 (DOMESTIC WASTE WATER) 和殘渣油氣化工場之廢水；第二廢水處理場之污水來源為：油料廠及儲運處排放經CPI 及API 系統處理之廢水，第四廢水處理場之污水為：目前總CPI 系統處理，含油料廠第二媒裂工場，第二烷化工場，加氫裂解工場、石化廠第一輕裂工場、第二輕裂工場、環烷工場等之廢水，及廢鹼經高溫氧化後之中和水。

所以放流水濁度改善之廢水來源，概括了全總廠的程序排放水、冷凝水、冷卻水塔排放水、鍋爐排放水、油槽排放水、水處理工場之逆洗水、洗地水、生活衛生下水及雨水等，可是廢水來源頗為複雜。

其系統流程如下：



#### 四、廢污質量及特性

由於來源的複雜，所以除了含油污水外，也有酸性污水及鹼性污水，其水質特性頗不穩定，一般較常態的進流污水，其水質為：氫離子濃度指數 (PH VALUE) 6.0~9.0，懸浮固體物 (SUSPENDED SOLIDS) 100~350PPM，濁度 (TURBIDITY) 50~100NTU，透視度 (VISIUBILITY LENGTH) 5~10CM，化學需氧量 (CHEMICAL OXYGEN DEMAND) 100~300 PPM，含油量 (OIL CONTENT) 20~100 PPM。

今年一月至四月總排放平均水質如下：

項目	pH	S.S	COD	OIL CONT.
79/1	8.5	66	360	42
2	7.7	65	240	36
3	7.6	63	195	35
4	7.4	62	213	34

#### 五、處理流程及其特點

##### 1. 污水處理部份

污水由第三廢水處理場之P-101 A~D泵至測量槽，利用巴歇爾槽及超音波測量儀FIT-3101測定流量後，進入緩衝調勻池T-3101，利用曝氣機M-3101A~D將水質調勻後，藉中繼揚昇泵P-3101A~C，將污水輸送至普利速快速凝聚沉澱池M-3102 A~D，其間在管線上加入P-3301泵來之混凝劑，在靜態攪拌器LM-3101 A/B攪拌後，因混凝劑 PAC (POLY ALUMINUM CHLORIDE) 為酸性物質，再加入由P-3302泵來之鹼液在管線中做PH調整，將污水控制在最佳膠羽範圍內，由靜態攪拌器LM-3102A/B攪拌均勻，最後在進入M-3102A~D前加入由P-3305泵來之高分子助凝劑，在靜態攪拌器 LM-3103A ~D攪拌均勻，此時已充分混合，並產生凝聚膠羽作用，則進入凝聚沉澱

池(PURI-STAT CLARIFIER)。

於凝聚沉澱組合中藉固液分離作用，固體膠羽物沉澱至底部，由下端排放口送至污泥處理部份，清淨水由匯集管溢流至後段PH調整池T-3102，使水質再調整獲得良好改善，以符合放流標準後，再流至處理水暫時貯留系統T-3103，一方面可排放至海洋放流，一方面可做迴流再利用。

在污水處理部份主要之元件為：快速凝聚沉澱組合(PUM-STAT CLARIFIER PACKAGE) 為一種新開發具有專利的澄清槽，及膠羽(FLOC)濃縮沉澱槽之組合，由多重垂直隔間之一連串小沉澱器組成，是一種高速重力分離器，可連續沉澱分離廢水中之懸浮固體及固形物，廢水在沉澱池中停留之時間約為5~15分鐘，其沉澱效率比一般商業澄清槽高出許多，其膠羽的濃縮比可從四比一到二十比一。

## 2. 污泥處理部份

快速凝聚沉澱系統沉降之污泥，經FLT-3102A~D檢測流量，藉重力排至污泥貯留池(T-3201)，但沉澱污泥固體物的濃度仍低，故由污泥濃縮池進料泵(P-3201A~C)輸送至污泥濃縮池(T-3202A/B)予以初步之減量化處理，池頂溢流之稀薄上澄水，則流回廢水緩衝調勻池(T-3101)。

濃縮後濃度增加之污泥，經由濃縮污泥輸送泵浦(P-3202及P-3203)分成兩套送往帶式污泥脫水機(M-3202 A/B)並在管路中加入由P-3306泵來之高分子脫水助劑，經靜態攪拌器(LM-3201A/B)充分攪拌後，藉由機械式污泥脫水機系統，擠壓脫除污泥內之水份，使原為液態之污泥成固態之污泥餅，污泥餅則藉由污泥餅輸送機(M-3203A/B)輸送至污泥餅貯存倉(M-3204A/B)加以貯存，以便運送焚化後予以掩埋處理之。

## 3. 臭氣處理部份

本工程全部採密封式處理，在緩衝調勻系統(M-3105 A/B)、快

速凝聚沉澱系統(M-3110)、處理水後PH調整系統(M-3106)、污泥收集系統(M-3205)、污泥濃縮處理系統(M-3206 A/B)、機械脫水處理系統(M-3207)、污泥餅貯存系統(M-3208 A/B)等，都可能因為污水或污泥的暫時停留，而溢散臭味經池蓄風管及抽風機吸收器，利用活性炭吸收而將臭味去除。

## 六、設備概要

各系統單元的設備如下：

### 1. 污水處理部份

緩衝調勻池(T-3101)壹座：可容納污水2100立方米。

調勻池曝氣機(M-3101 A/D)肆台：藉以調勻水質，並可曝氣(AERATION)防止水質因厭氧(ANAEROBIC)而惡化發臭。

中繼揚昇泵浦(P-3101 A~C)參台。

混凝劑貯槽(D-3301)壹座：可容存混凝劑60立方米。

混凝劑加藥泵浦(P-3301 A~C)參台。

混凝劑靜態攪拌器(LM-3101 A/B)貳套。

鹼液貯槽(D-3302)壹座：可容存氫氧化鈉20立方米。

鹼液加藥泵浦(P-3302 A~C, P-3303)肆台。

pH調整靜態攪拌器(LM-3102 A/B)貳套。

膠凝劑配製組合(M-3301)壹套：含貯存高分子助劑之乾粉貯箱、配藥箱、貯存膠凝助劑液箱。

膠凝劑加藥泵浦(P-3305 A~E)伍台。

膠凝劑靜態攪拌器(LM-3103 A~D)肆套。

快速凝聚沉澱組合(M-3102 A~D)肆座：包括池體、池蓋、分離器(SEPARTION ELEMENT)每座分四排，共104板、振盪器(含控制器每座四組)。

後pH調整池(T-3102)壹座：可容處理水85立方米。

後pH調整池攪拌機(MX-3101)壹座。

酸液貯槽(9D-3303)壹座：可容硫酸5立方米。

酸液加藥泵浦(P-3304 A/B)貳台。

處理水貯留池(T-3103)壹座：可容處理水85立方米。

處理水排放泵浦(P-3103 A~C)參台。

## 2. 污泥處理部份

污泥貯留池(T-3201)壹座：可容污泥水22.5立方米。

污泥貯留池攪拌器(MX-3201)壹套：以防止污泥在貯留池沉澱。

沉澱污泥泵浦(P-3201 A~C)參台。

沉澱污泥泵浦(P-3202 A/B, P-3203 A/B)肆台。

污泥濃縮池(T-3202 A/B)貳座：可容污泥水176.7 立方米，將污泥水做減量處理。

污泥濃縮池搔泥機(M-3201 A/B)貳套。

脫水助劑配藥組合(M-3302)壹套：含貯存高分子助劑乾粉貯箱、配製藥箱、貯存脫水助劑液箱。

脫水助劑加藥泵浦(P-3306 A~C)參台。

脫水助劑靜態攪拌器(LM-3201 A/B)貳套。

帶壓式污泥脫水機(M-3202 A/B)貳台。

污泥餅輸送機(M-3203 A/B)貳台。

污泥餅貯倉(M-3204 A/B)貳座：可容污泥餅19立方米。

空氣壓縮機(C-3201)壹座：提供貯倉門之動力空氣。

## 3. 臭氣處理部份

緩衝調勻系統臭氣吸收組合(M-3105 A~D)肆套。

快速凝聚沉澱系統臭氣吸收組合(M-3110)壹套。

後pH調整及處理水貯留系統臭氣吸收組合(M-3106)壹套。

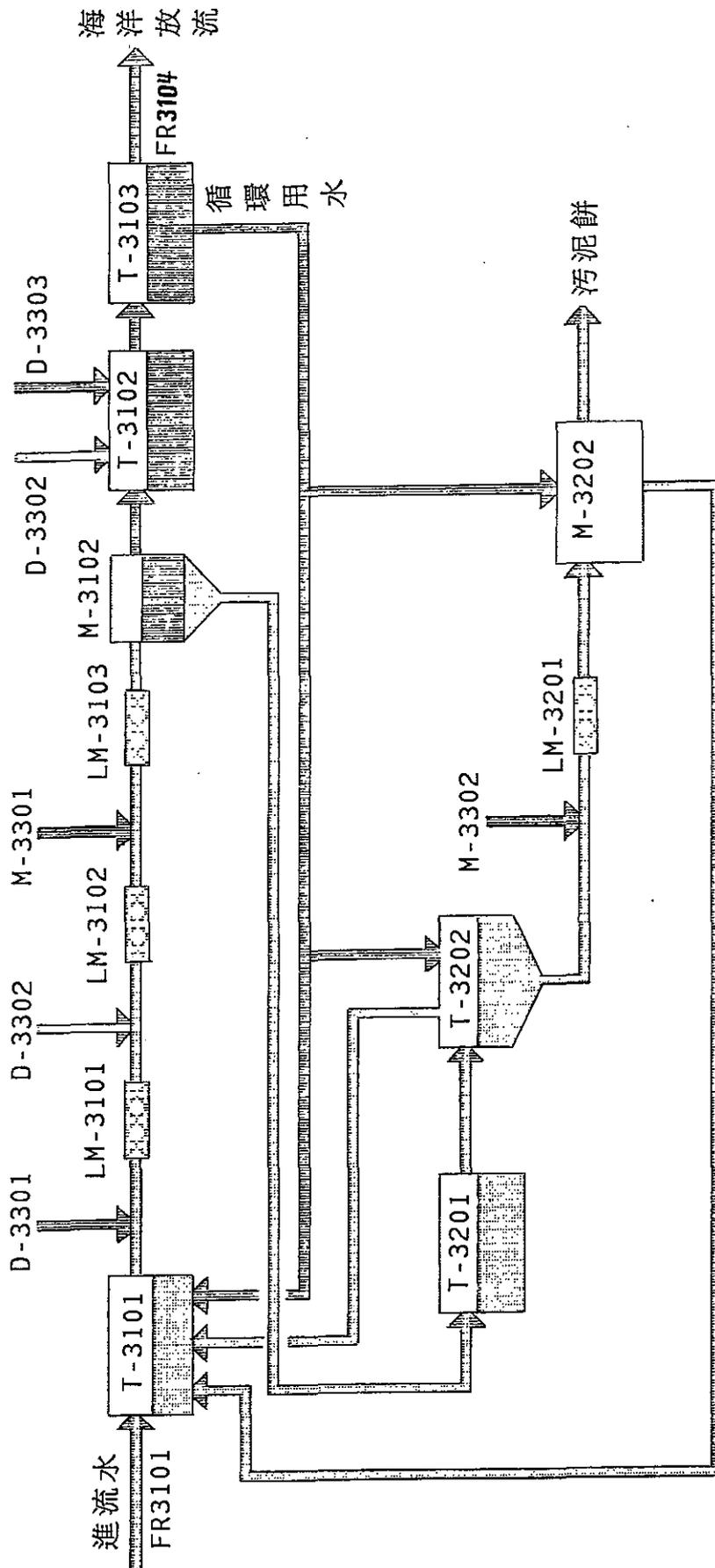
污泥收集系統臭氣吸收組合(M-3205)壹組。

污泥濃縮處理系統臭氣吸收組合(M-3206 A/B)貳組。

脫水處理系統臭氣吸收組合(M-3207)壹套。

污泥餅貯存系統臭氣吸收組合(M-3208 A/B)貳套。

第三廢水濁度改善工程流程簡圖見圖一，茲將其流程說明如下：



圖一 第三廢水濁度改善工程流程簡圖

## 1. 污水處理部份：

進流水的第一個處理系統為處理水量之量測 (FR-3101), 及緩衝調勻 (T-3101), 其目的在使污水之水質及水量均勻化；之後送往普利速快速凝聚沉澱池 (M-3102)。

在輸送管線上，先加入由 D-3001 儲槽泵來之混凝劑一；並由 D-3302 泵入鹼液，進行 pH 值調整，使混凝劑在最適用範圍，與懸浮固體物產生混凝；然後在快速凝聚沉澱進口處，再加入 M-3301 調配好的高分子膠助凝劑。

流經管線上之靜態攪拌器 ( LM-3101, LM-3102, LM-3103) 時，污水與混凝劑，鹼液及助凝劑等，做迅速而充分地混合均勻，使能在進入快速凝聚沉澱池，立即產生混凝 ( Coagulation) 及膠凝 (Flocculation) 作用。

最後流入普利速快速凝聚沉澱組合，將清水與膠凝固體物分離，上層澄清水流入 T-3102 後 pH 值調整池，用 D-3302 之鹼液或 D-3303 之酸液，再做一次 pH 值調整，確保其符合放流水標準後，流入 T-3103 處理貯留池，做循環水，使用於 T-31-1 緩衝調勻池當消泡水；T-32-2 污泥濃縮沖洗浮渣；M-3202 污泥脫水機沖洗濾布。大量之處理水則經 FR-3104 計畫送往海洋放流。

## 2. 污泥處理部份：

M-3102 普利速快速凝聚沉澱池內，藉重力作用，將比水重的膠凝固體物從水中分離沉降，由底部排放至 T-3201 污泥貯留池，再泵入污泥濃縮池 T-3202，其功用於在濃縮快速凝聚池及喜氧消化所產生高含水率之污泥，以提高後續處理之機能，並發揮其處理效果。

經減量除去間隙水及附著水之濃縮污泥，藉由 M-3302 泵來之高分子助濾劑，經 LM-3201 靜態攪拌器做迅速而充分地混合攪拌後，在 M-3202 脫水機，擠壓脫去水份成污泥餅，然後運棄焚化。

## 七、處理效果

本工程建造完成後，經沖洗管線、測試儀器迴路、測試動力、電器設備安全絕緣、填加化學藥品備料後，進行各項單體試車，再經四月十九日至二十二日及五月一日至四日，兩個階段六天的性能試車，及二天的全國記者參觀發表會，結果證明本工程對於廢水處理的效果改善了很多，不但表現本公司對環保改善工作的誠意，亦大大提高了政府對民衆的公信力。

### 1. 污水處理部份

茲將今年一月至四月傳統處理法的平均值與快速凝聚沉澱法比較如下：

取樣點 分析項目	活性污泥 槽出口	傳統處理法	快速凝聚沉 澱槽出口	海洋放流 標準	河川放流 標準
酸鹼度 (pH)	7.8	7.2	7.1	5~9	5~9
化學需氧量 (COD)	252	140	61	900	400
油含量 (OIL CONTENT)	36.75	7.3	5	100	10
懸浮固體物 (S.SOLIDS)	64	40	12	600	300
透視度	<+5	<+10	+30	+20	+20
濁度	-	13	-	100	-

### 2. 污泥處理部份

本工程未完成之前廢水中之污泥，皆混在處理水中排放出去，只能每一年一次至二次的清理氧化池(LAGOON)時，挖掘清出沉積在池底的污泥，但數量有限。本工程完成後，在試車期間每天可提出

含水率在82%左右之污泥10~11噸，效果頗為顯著。

### 3. 臭氣處理部份

由環保室在試車期間所檢測出來之性能試驗結果，硫化氫(H<sub>2</sub>S)之去除率達100%，且偵測不出，氨氣(NH<sub>3</sub>)之含量皆在5PPB(0.005 PPM)左右，最多只有12PPB，去除率在95%以上，揮發性有機物(VOC)在緩衝調勻系統及處理水後PH調整貯留系統，因濃度較高使活性碳之吸收易於飽和，但去除率仍在90%以上，其他裝置之臭氣處理系統皆能達到100%去除率，甚至比周界環境之VOC更低。

## 八、操作管理問題與對策

本工程在建造完成後，在試車期間實際操作中，陸續發現了不少問題，較重大者有下列幾項：

1. 泡沫大量漂浮在T-3103處理水貯留池，查其原因可能是廢水中含油量較多，或含有界面活性劑成份，或空氣之氣泡，經化學分析含油量並不多，而將調勻池 T-3101 靠近 P-3101 揚昇泵浦之曝氣機(M-3101D) 停用後，泡沫現象改善了很多。
2. 快速凝聚沉澱池M-3102A/B 兩座之污泥未能完全排放，致使沉降之污泥在槽內發酵而漂浮，查其原因可能是A/B 兩座之污泥排放管線，到污泥貯留池T-3201的距離，比C/D 兩座污泥排放管線的距離較長，且中間彎頭管件較多，摩擦損失較大所致，經中鼎公司核算將2吋之污泥排放管改爲4吋，以增加M-3102 A/B排泥量。
3. 污泥濃縮池T-3202 A/B之溢流排水管線，只有2吋較小，當污泥脫水機M-3202（每天操作六至八小時）晚上停止操作時，仍有水排不掉，由頂蓋溢流到外面，依中鼎公司建議將溢流管線，由2吋改爲4吋，已可將溢流之水排完。
4. 前pH值之測定控制點，在凝聚劑PAC加藥攪拌之後，所測之值爲PAC（pH值約爲3）與進流水（pH值約6到7）之混合值（pH值約5），而非快速凝聚沉澱池（M-3102 A/B）進流水之pH值，影響凝聚膠羽之效果很

大，經研討結果將測定控制點，改在前pH值調整之後，並將設定值略為調低，才能穩定控制在最佳膠羽沉澱狀況。

5. 緩衝調勻池T-3101之超音波液位計LIR-3102經常失靈，而指示在最高液位，查其原因可能是感測器被進流水衝擊到，或水氣太重所致，經加長導水槽(DUCT)後仍然無效，水氣太重的因素居大，待水珠滴落後，自然恢復正常。

## 九、結論建議

利用本工程處理高雄煉油總廠的廢水，確實提高了排放水的品質，但由於工業廢水本身具有很大的差異性，而且水質的變化很大，往往一個新建造的工場所出的廢水，會把原來的廢水完全改觀，所以為了保證廢水處理的成功，建議在建造設置處理廢水設備之前，對廢水的水質、新工場可能產生的特殊污染物、處理方法、處理技術、可能需要的容量(CAPACITY)等，進行週密而詳細的評估，才可避免投資後不適用，或不能完全處理的尷尬。

隨著污染防治觀念的更新，廢水處理已由治標，而變為減廢，更進而發展到回收再利用，尤其台灣的水資源越來越不足，而人口的增加，生活品資的提高，工業科技的成長，在在都使用水量的需求急遽增加，中油公司高雄煉油總廠早已有廢水再利用的規劃，濁度改善工程即為規劃中逆滲透膜(RE-VERSE OSMOSIS)分離法的前處理作業，由研究發展課完成的試驗，其流程是將快速凝聚沉澱池改善濁度之放流水，再泵經砂濾塔，流經活性碳吸收塔，再經逆滲透膜分離處理後，即可達到冷卻水塔之用水標準。

廢水再利用的方法也有不同等級的處理程度，視實際需要而定，為了得到更優良的水質，將來是否會再增加離子交換分離法，完全去除水中的微量污染，端視時代潮流的發展，用水量的需要和回收水的用途而定了。

## 十、參考文獻

逆滲透膜(R.O)回收廢水之研究(76年6月研發課)濁度改善工程操作訓練講義。

# 漂白蔗漿廠廢水污染防治

王純益\*

## 摘 要

台糖公司屏東副產加工廠係利用台糖公司各糖廠製糖節餘之蔗渣為原料，生產漂白蔗漿，設計產能為日產 300公噸，於68年7月1日正式開工生產，其廢水係採用活性污泥法處理，由日商負責規劃設計及供應機械設備，試車初期發現清洗原料之洗渣水水量及水質均比原設計高出甚多，台糖公司一方面自行研究發展蔗髓脫水鼓、撈渣設備及沉澱池等前處理設備改善，另一方面做好污染源排放監測工作，以便使廢水處理系統正常運轉操作。污泥脫水方面，初期採用半自動壓濾機，其後則配合需處理數量龐大之洗渣污泥，改用帶式真空過濾機，以簡化操作及提高處理能量。77年底自行設計建造之加藥及化學混凝沉澱池等三級處理設備完工使用後，放流水質又邁入新的階段，已可符合政府當時新頒布之管制標準(COD < 400PPM, SS < 300PPM, 透視度 > 15CM)。

## 一、前 言

台糖係一農產加工業公司，為發展多角經營及配合政府改善造紙業之廢水污染而推行之漿紙分營政策，自民國59年起開始規劃利用製糖副產品蔗渣 (Bagasse)為原料，籌設以蔗渣為原料之紙漿廠一座，採用硫酸鹽法(Sulfate Process)製造漂白蔗漿，日產能量為 300公噸，工廠佔地約55公頃，其中廢水及污泥處理場佔地約五公頃，於64年 3月開始設備安裝，66年 1月起對完成之設備陸續逐步逐項試車，68年7月1日正式生產以迄於今。紙漿工業屬化學工業之一，雖然採用硫酸鹽法製造紙漿，已可把傳統上紙漿廠或造紙廠製漿過程中排放污

---

\* 台糖公司副產處經理

染最嚴重之煮漿化學廢液（稀黑液）完全回收利用，以避免產生嚴重廢水污染問題，但原料蔗渣清洗及製程中洗漿、漂漿、淨漿及化學藥品回收等部門仍不免排放廢水或廢氣，對於環境多少會有影響，因此在建廠時即要求廠商對製造過程中所排放之廢水、廢氣，應參照我國或先進國家之環保標準，設置各項處理或減廢設備。該廠自開工生產以來，爲了因應政府逐步加嚴之環保要求，又陸續增設不少污染防治處理或改善設備，迄今污染防治的投資已近六億五千萬元，其中之廢水處理部份約三億八千萬元，在歷經各項工程設計及處理技術等困難問題逐一克服後，目前經處理後的廢水均可符合政府規定的放流水標準（pH 5-9，SS<300PPM，COD<400PPM，透視度>15CM）。

## 二、製程簡介

該廠係以蔗渣爲紙漿製造之原料，蔗渣先經去髓手續將非纖維之蔗髓去除大部份，再以水清洗，再經脫水後即送入蒸煮機煮漿；煮漿所得之漿料則經洗漿、篩漿、漂漿（氯化→碱萃→次氯酸鈉→二氧化氯等四段漂白）淨漿及抄漿等製程，製成紙漿成品。煮漿產生之化學廢液（稀黑液）則經蒸發濃縮至TS約55%後，送往化學藥品回收鍋爐燃燒，以回收其化學藥品及能源；燃燒所得之高溫熔渣(Smelt)先以製程中產生之稀白液溶解，再經澄清及苛化等程序，即可恢復爲煮漿所需的藥液（白液）之原貌，以循環提供煮漿使用，不排放，故無煮漿廢液污染問題。有關該廠之製造流程，請參閱圖一。

## 三、廢污來源

### 1. 廢水來源

該廠廢水依其來源可概分成：洗渣、製漿、抄漿及回收等四大系統，其中製漿廢水包括：洗漿、篩漿、漂漿及淨漿等製程排放之廢水，其污染質與量，又以漂漿部門所排放者佔大部份。另因抄漿及回收系統所排廢水之污染物濃度較低且性質相似，故該廠將其合併爲回收及抄漿廢水一併處理，以節省廢水處理前段中和及初沉池

等設備投資。

## 2. 污泥來源

該廠污泥來源有下列五處：1. 洗渣水處理產生之洗渣污泥 2. 廢水初沉池處理產生之初級污泥 3. 廢水二沉池處理產生之剩餘污泥 4. 廢水三級處理產生之混凝污泥及 5. 該廠用水處理產生之用水污泥。

## 四、廢污質量及特性

### 1. 廢水水量與水質

#### (1) 設計值

廢水名稱	水量 M <sup>3</sup> /H	pH	SS PPM	BOD PPM	COD PPM
洗渣廢水	200	6.4	2,500	1,100	1,100
製漿廢水	1,840	4.5	300	400	800
回收系統及抄漿廢水	552	6.8	163	111	154
稀黑液	濃縮回收，循環使用				

#### (2) 實際值

廢水名稱	水量 M <sup>3</sup> /H	pH	SS PPM	BOD PPM	COD PPM
洗渣廢水	500	5.4	2,100	1,500	3,000
製漿廢水	1,400	4.5	300	400	800
回收系統及抄漿廢水	400	7.8	160	111	150
稀黑液	濃縮回收，循環使用				

## 2. 污泥數量及濃度

### (1) 設計值

污泥名稱	數量 M <sup>3</sup> /D	濃度(%)
初級污泥	1,320	1.5
剩餘活性污泥	1,685	0.7
用水污泥	300	1.6

### (2) 實際值

污泥名稱	數量 M <sup>3</sup> /D	濃度(%)
初級污泥	2,500	1.1
剩餘活性污泥	1,200	0.9
用水污泥	300	1.6
洗渣污泥	5,040	1.08*
三級混凝污泥	5,700	0.7-0.9

\* 經增設撈渣設備撈除濕髓及泥砂後，目前濃度降為0.25%，逕送廢水處理場處理。

## 五、處理流程及其特性

1. 處理流程：該廠廢水及污泥處理流程詳如圖二。廢水及污泥處理場鳥瞰圖如圖三。

### (1) 廢水處理流程

該廠廢水係採用活性污泥法(Activated Sludge Process)處理，廢水先經中和後，流入初級沉澱池（初沉池詳如圖四）以去除泥砂、蔗髓及纖維等懸浮固體物（去除率約70%），然後分別流入四套階段式曝氣池（詳如圖五）及二級沉澱池（終沉池詳如圖六）處理。自77年底該廠之加藥及化學混凝沉澱池

等三級處理設備（詳如圖七）完工以來，原經終沉池處理後排放之廢水，再經化學混凝沉澱處理後始予排放，以符合透視度及COD等新增管制標準。

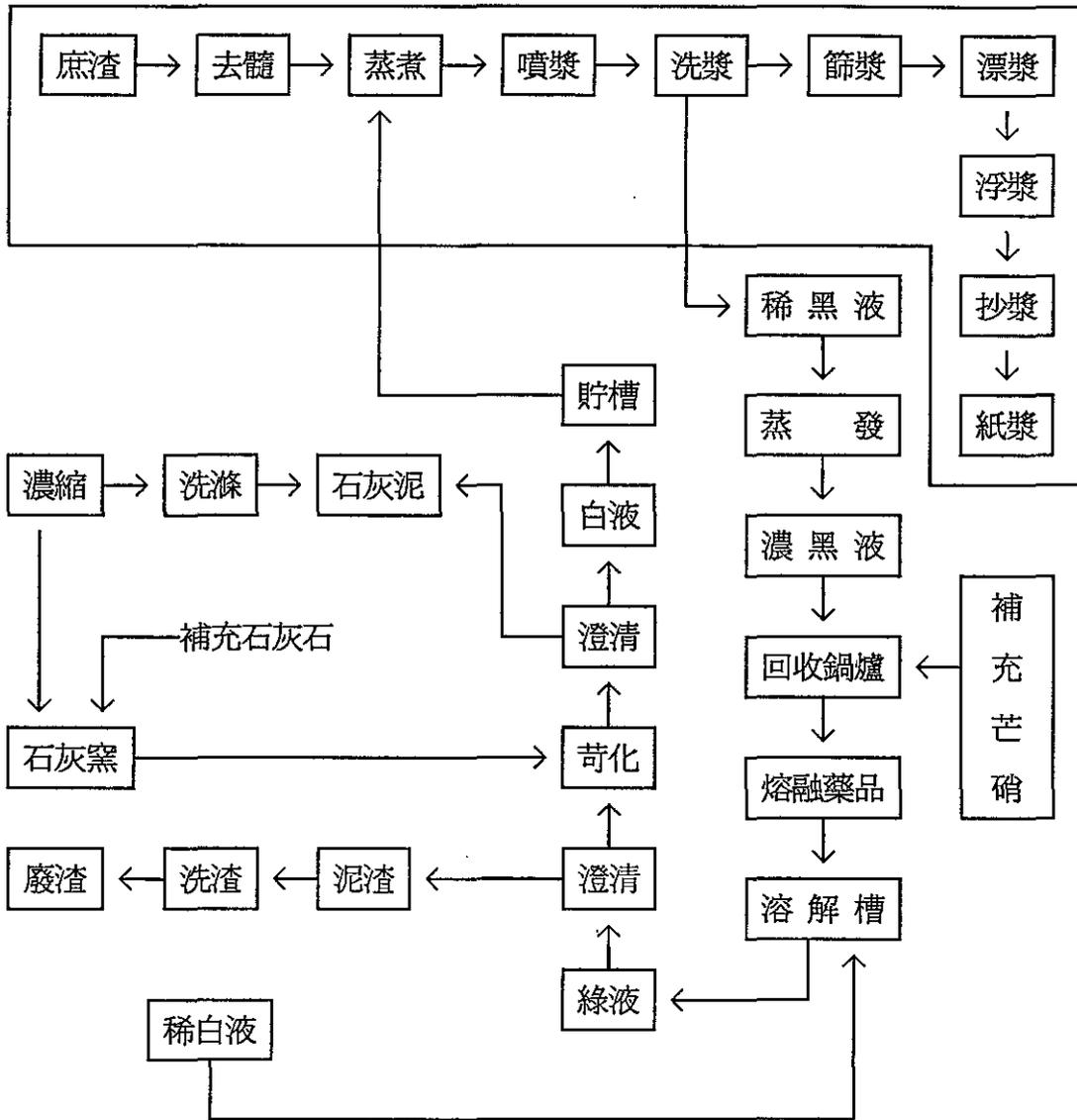
## (2) 污泥處理流程

廢水處理產生之洗渣、初級、剩餘活性及三級污泥與工業用水處理產生之用水污泥，經送往污泥處理場後，先經污泥混合槽混合均勻後，送入污泥濃縮池將污泥SS濃度濃縮至3-5%後，送往污泥貯留槽(Sludge Holding Tank)攪拌及調理均勻後，即送入污泥脫水機脫水成泥餅(Cake)，最後將泥餅運往本公司新開發之河床地利用。

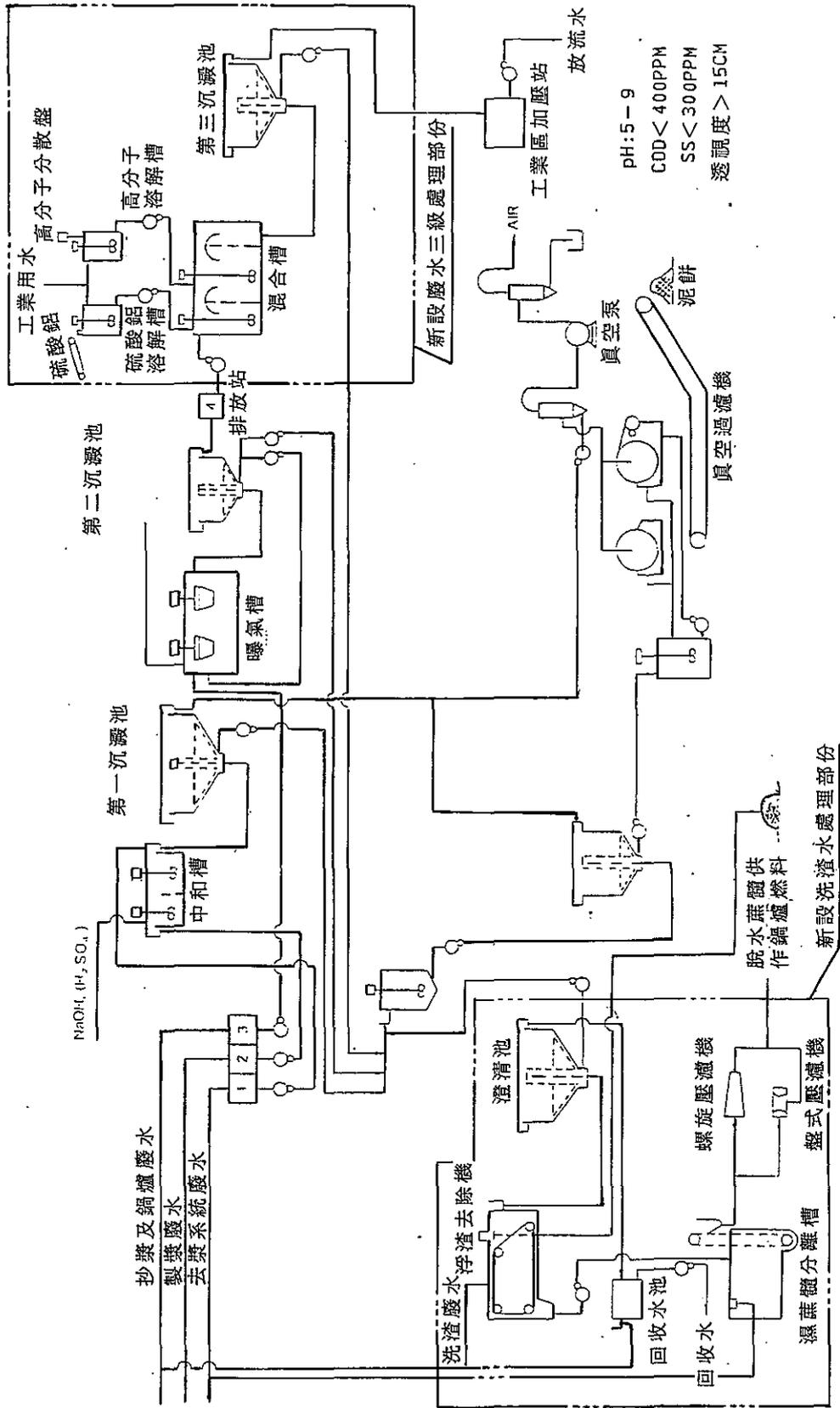
## 2. 特點：

- (1) 該廠廢水處理之曝氣池係採用階段(Step Aeration)方式(如圖八)，其優點為可使池內之活性污泥在適時、適地獲得適當之溶氧(Dissolved Oxygen)及養分，值得參考。
- (2) 廢水處理為配合洗渣水量與污染物濃度的增加，經該廠自行研究發展，於69年4月完成增設蔗髓脫水鼓及矩形沉砂池等第一期改善設備；其後為配合節約用水及減輕本廠廢水處理系統之負荷，以因應政府日趨嚴格之放流水管制標準，遂於77年底完成增設浮渣去除機，洗渣水沉澱池（詳如圖九）及撈渣機（詳如圖十）等處理設備以提高廢水處理效率及回收利用洗渣水（目前回收利用率約80%~90%）。
- (3) 該廠污泥脫水機原採用英國Manor公司製造之半自動壓濾機(Semi-Automatic Filter Press)，可使脫水後之泥餅含水量份降至60%以下，但因其壓濾室容積有限，處理能量不大，故該廠於71年再完成增設污泥真空過濾機(Oliver 1台及Emico 3台，詳如圖十一)，以提高處理能量，脫水後的泥餅含水量約75~82%。

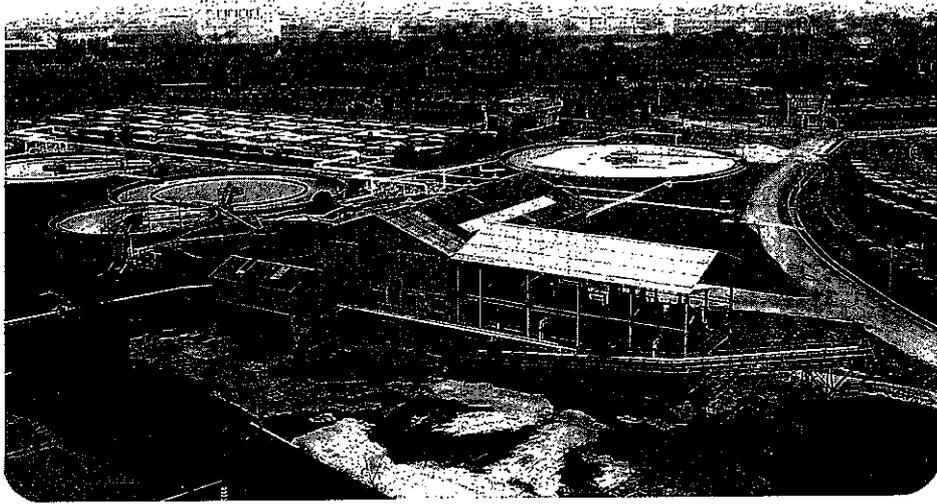
製漿流程圖



圖一 紙漿製造流程簡介



圖二 屏東副產加工廠廢水處理流程圖



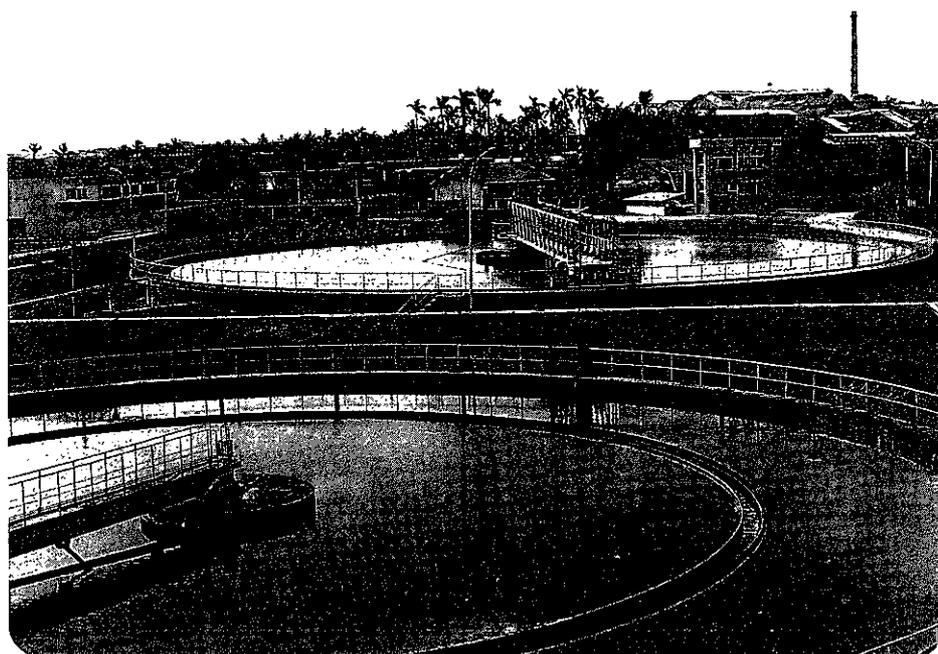
圖三 廢水及污泥處理場鳥瞰圖



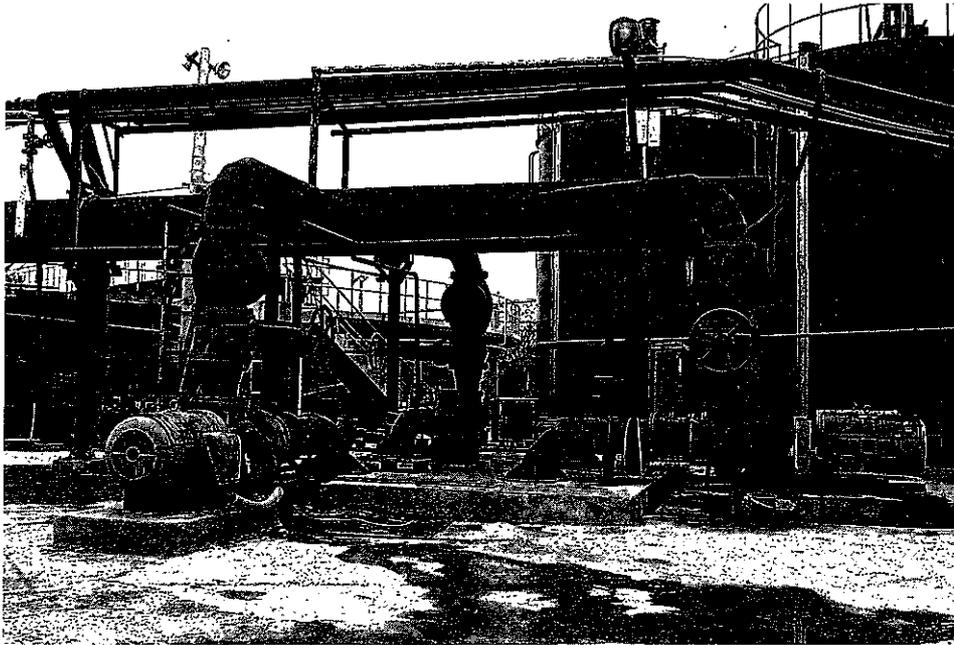
圖四 初級沉澱池



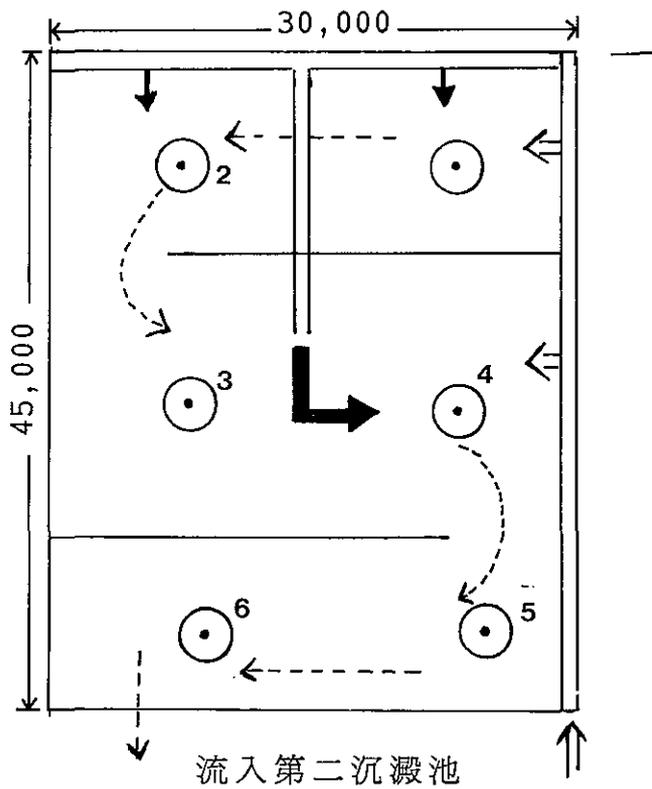
圖五 階段式曝氣池



圖六 二級沉澱池



圖七 三級處理加藥及化學混凝沉澱池

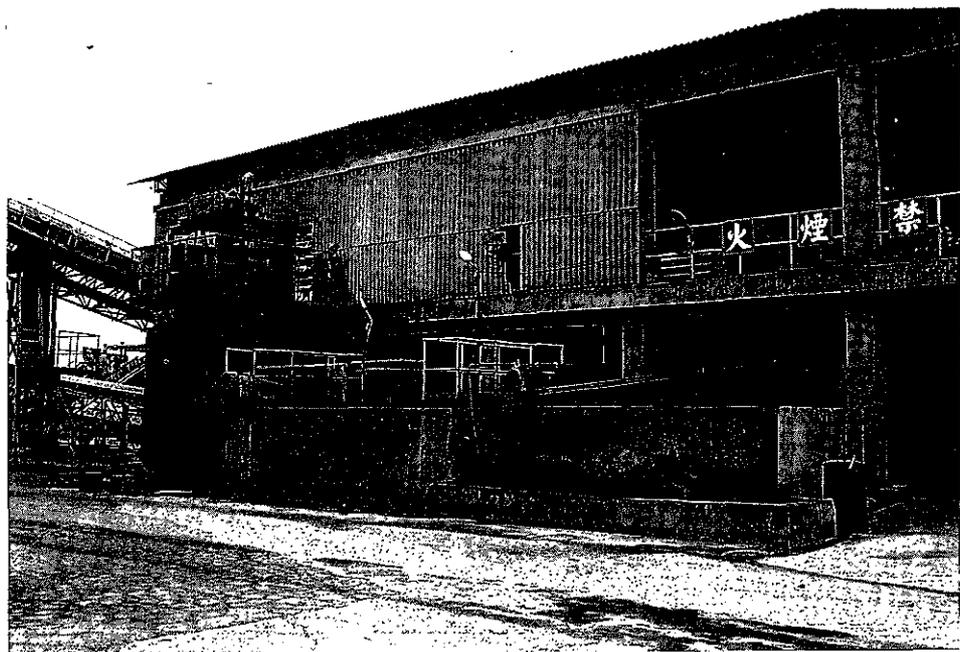


說明：—→廢水流入口  
 ⇒⇒迴流污泥流入口  
 ---→廢水在曝氣池內  
 流動之方向  
 ⊙ 曝氣機位置

圖八 階段式曝氣圖



圖九 洗渣水沉澱池



圖十 洗渣污泥撈渣設備



圖十一 污泥真空過濾機

## 六、設備概要

### 1. 廢水處理主要設備設計資料

#### (1) 洗渣水沉澱池

數量：1 set

有效容積：4,300M<sup>3</sup> (Dia:42M)

有效水深：2.6M

停留時間：2.3Hrs

堰負荷：318M<sup>3</sup> /M.d

表面負荷：32M<sup>3</sup> /M<sup>2</sup> .d

#### (2) 初級沉澱池

數量：1 set

有效容積：4,300M<sup>3</sup>

有效水深：2.6M

停留時間：2Hrs

堰負荷：370M<sup>3</sup> /M.d

表面負荷：37M<sup>3</sup> /M<sup>2</sup> .d

(3) 曝氣池

數量：4 sets

有效容積：5.300M<sup>3</sup> /set×4sets=21,000M<sup>3</sup>

有效水深：3.90M

曝氣時間：6~8Hrs

氧供給量：295.8kg O<sub>2</sub> /Hr.

MLSS：3,000~4,000PPM

MLVSS：2,550~3,400PPM

曝氣池動力負荷：41 W/M<sup>3</sup> (每套曝氣池有六台曝氣機，每台曝氣機 36KW)

容積負荷：1.0kg BOD/Day/M<sup>3</sup>

去除率：BOD：85% COD：50%

(4) 第二沉澱池

數量：4 sets

有效容積：3,200M<sup>3</sup> /set (Dia:36M)

有效水深：2.2M

停留時間：4.8Hrs

堰負荷：80M<sup>3</sup> /M.d

表面負荷：19.9M<sup>3</sup> /M<sup>2</sup> .d

2. 污泥脫水設備

真空過濾機

數量：Oliver：1 set

Emico (Belt)：3.sets

過濾面積：Oliver：28M<sup>2</sup> /set

Emico：38.7M<sup>2</sup> /set

泥餅產出量：Oliver：3,000~10,000kg/set/Hr.

Emico : 4,000~15,000kg/set/Hr.

## 七、處理效果

該廠廢水經投資洗渣水前處理設備及廢水三級處理設備後，已可符合政府76年 5月公佈之製漿業放流水新標準 (pH 5~9, COD<400 PPM, SS<300PPM, 透視度>15CM)。惟面對政府草擬之民國82年製漿業放流水標準 (pH6~9, COD<200PPM, BOD<80PPM, SS<100PPM, 透視度>15CM)，仍需在改善製程 (例如採用氧碱漂白與節約用水) 及提高廢水處理能量等方面努力因應。

## 八、檢討與對策

### 1. 製程減廢與管制方面：

- (1) 該廠在試車初期，廢水處理操作常有不穩定情形發生，除了前述洗渣廢水水量與水質實際值較原設計值為高是重要原因之一外，各生產製程線上操作不正常，排放過多的污染物亦是主要原因；該廠經訂定廢水排放追蹤管制辦法，分成排放源、廢水處理場入口及放流水等三段管制 (詳如圖十二) 予以嚴格追蹤管制後，廢水處理場很快就恢復正常運轉，而且成效顯著。
- (2) 黑液蒸發部門之蒸發罐清洗廢水，由於其顏色及污染物濃度均高，如驟然排放常影響廢水活性污泥處理系統之操作，經增設大型貯槽 (有效容積：1000M<sup>3</sup>)，儘量將此種廢水回收製程利用，如製程無法全部吸納時，則剩餘部份改為每天24小時均勻排入廢水處理系統，則可避免影響廢水處理正常操作。
- (3) 由於改用氧碱漂白製程可有效減少廢水污染來源 (估計約可使漂白廢水的COD 減少40%及色度減少50%) 而達製程減廢之目的，故目前本廠正規劃辦理此項製程改善設備。

### 2. 廢水處理方面

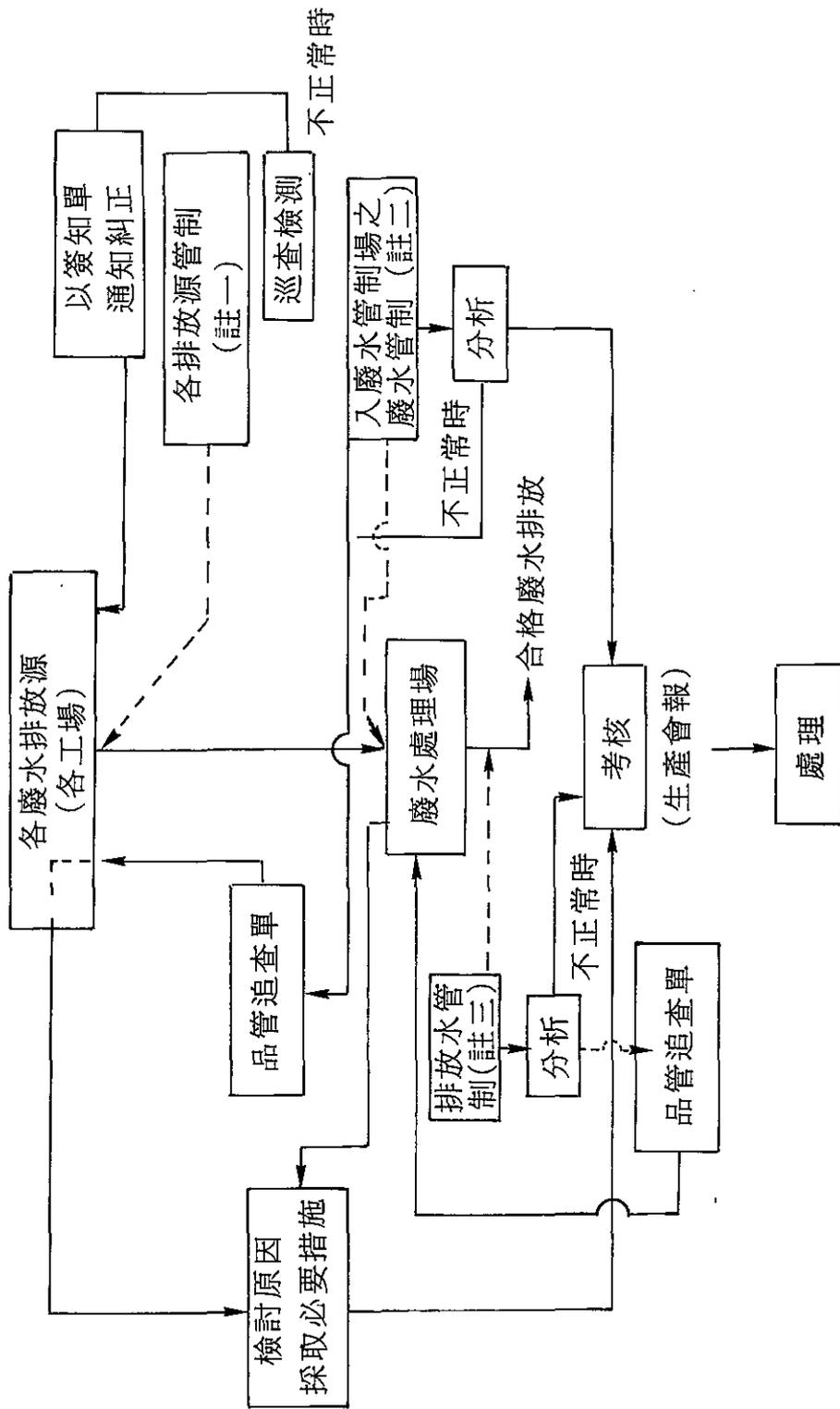
- (1) 蔗漿廠設廠前宜前往同類工廠詳細調查各項廢水之水質與水量，以儘量減少設計值與實際值之差距，尤其蔗漿廠廢水與木漿

廠廢水性質有很大差異，二者不可混為一談。

- (2) 規劃興建一個工廠之廢水處理場時，最好以政府未來五年或十年可能公佈之放流水標準為設計之依據，以免處理場完成後，為因應新的管制標準，又要不斷投資改善。
- (3) 洗渣廢水如採用蔗髓脫水鼓(Pith Dewatering Drum)以濾網過濾方式濾除廢水中的蔗髓，由於廢水中尚含有若干蔗渣纖維，易把網孔堵塞，操作維護較為困難，但改用浮渣去除機、沉澱池及撈渣機等設備處理後，則頗為經濟實用。
- (4) 蔗漿廠廢水三級處理設備－化學混凝沉澱池之表面負荷，似以不超過 $27M^3 / M^2 \cdot d$ 較為恰當；該池中央向下流動之進流廢水與池底中央之污泥坑(slugde pit)之間，宜有適當之傘形阻隔板，以免影響混凝污泥之沉降效率。

### 3. 污泥處理方面

- (1) 由於蔗漿廠污泥含砂量多，污泥濃縮池底部之排泥管材質宜採用耐磨之不銹鋼管或其他耐磨管材，且至少要有一條備用之排泥管。又因當濃縮污泥濃度高時，排泥管易被污泥堵塞，故排泥管管徑不宜過小，且應備有高壓沖洗用水。
- (2) 泵送濃縮污泥之污泥泵，如採用往復式泵(Plunger Pump)，因其抽吸力大，污泥不易在管內堵塞，頗為經濟實用。
- (3) 蔗漿廠污泥如綜合考慮污泥脫水機之設備投資費用、處理能量、泥餅含水量、泥餅運費及脫水機之操作維護等因素，似以採用帶式真空過濾機較為經濟實用。



圖十二 屏東副產加工廠廢水管制系統圖

註一：各排放源管制：

1. 設置40個管制點。
2. 由廢水管制員每班巡查一次。
3. 巡查管制項目為：酸鹼度、懸浮固體物、顏色及水量。
4. 填寫巡查記錄（次日送呈主管核閱）。
5. 如發現異常，立即通知該排放源單位設法改善，並在巡查記錄單上異常欄簽知。

註二：入廢水處理場之廢水管制：

1. 於最後六個廢水匯集溝處，設置管制點。
2. 由廢水管制員每小時巡查一次。
3. 巡查項目為：酸鹼度、懸浮固體物、顏色及水量。
4. 填寫巡查記錄（次日送呈主管核閱）。
5. 如發現異常
  - (1) 向排放源追蹤。
  - (2) 依「排放管制」第(5)項規定辦理。
6. 每班採樣送工業工程課分析酸鹼度、生化需氧量、懸浮固體物及導電度，列入品質管制系統。

註三：排放水管制

1. 由廢水管制員不定期巡查試測，每班最少一次。
2. 由工業工程課抽樣分析酸鹼度，懸浮固體物、生化需氧量、導電度，每班一次。
3. 不正常時依前列管制途徑處置。

## 九、結論與建議

該廠設廠初期雖曾因廢水處理廠商對蔗漿廠廢水之工程經驗不足及原料蔗渣泥砂含量偏高等因素，而使廢水處理操作一度遭遇很大的困難，但在本公司副產處及該廠有關人員不斷努力研究與設計後，終能一一克服各項重大困難，而使放流水符合政府規定的管制標準，謹將該廠在困難中之奮鬥歷程提出報告，提供業者參考並建議同業們如遇廢水處理上之重大困難，不宜驚慌或氣餒，祇要潛心研究問題的癥結、蒐集有關的參考資料並請教學者專家們的意見，最後必能克服困難解決問題。

# 活性污泥法絲狀菌所引起之 膨化現象處理實務介紹

黃碩民\*

## 摘 要

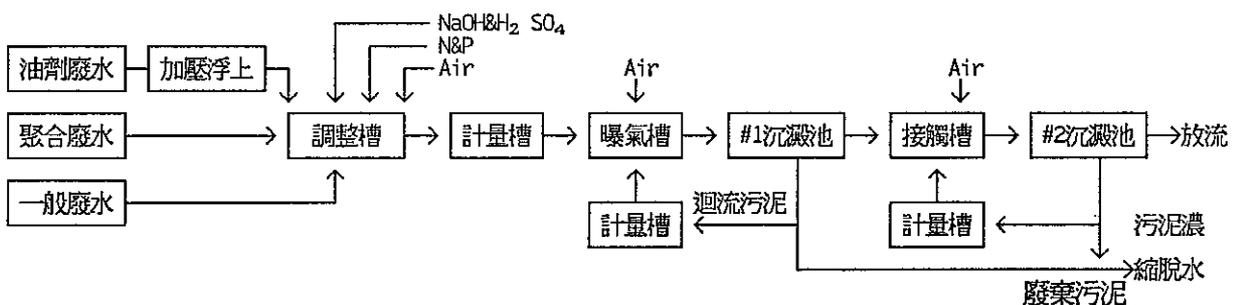
活性污泥處理由絲狀菌所引起之膨化現象，一般文獻記載係以氯添加於進流水及迴流污泥中予以處理，但對實際操作實施方法則甚少有所說明。

本廠活性污泥試車初期即遭遇到絲狀菌之困擾，經以次氯酸處理，將絲狀菌悉數殲滅，而使活性污泥恢復正常運轉。

處理期間對水量、迴流量、曝氣量等之調整亦有其特定之措施；本處理實務係在國外技師指導下配合進行，僅提供實際處理過程，俾供同業有類似情況發生時之參考。

## 一、流程說明

### 1. 流程圖



### 2. 主要設備

- (1) 油劑廢水槽：150M<sup>3</sup>，加壓浮上處理設備一套
- (2) 聚合廢水槽：500M<sup>3</sup>
- (3) 調整槽：700M<sup>3</sup>

\*新光合成纖維股份有限公司公用廠廠長

- (4) 曝氣槽：8,189M<sup>3</sup> 計分14槽，鼓風機28CMM×8台(一台備用)
- (5) 第一終沉池：18M $\phi$ ，762 M<sup>3</sup>，刮泥機一套用)
- (7) 第二終沉池：18M $\phi$ ，762M<sup>3</sup>，刮泥機一套
- (8) 污泥濃縮槽：300M<sup>3</sup>
- (9) 污泥脫水機：帶濾式，濾布寬2000M/M
- (10)污泥貯槽：16M<sup>3</sup>

### 3.設計值及實測值

項 目	水量(M <sup>3</sup> /日)	pH	BOD(mg/1)	COD(mg/1)	SS (mg/1)	OIL(mg/1)	
設計值	進流水	5,000	3-11	1,800	3,000	200	60
	放流水	5,000	5-9	80	150	100	10
實測值	進流水	4,500	4-10	1,200	2,500	150	50
	放流水	4,500	7-8.5	20	50	50	<5

## 二、膨化現象發生過程

- 1.78年4月－8月土木施工，78年6月－9月設備安裝
- 2.78年9月進水試車培養活性污泥
- 3.78年12月在活性污泥槽發生絲狀菌  
SV=95%，SVI=400，第一沉澱池污泥溢流
- 4.79年1月23日至2月24日進行絲狀菌處理
- 5.79年3月恢復正常運轉  
SV=30%，SVI=115

## 三、絲狀菌處理實務介紹

### 1.第一天

13:00 停止進水(200M<sup>3</sup> /HR)

13:20 迴流量由200M<sup>3</sup> /HR 降為150M<sup>3</sup> /HR

13:30 各槽同時投入次氯酸，測殘餘氯為0.1mg/1次氯酸添加量  
 $8,000^3 \times 10\text{mg}/1 \times 100/12\% = 666.6\text{KG}$  (有效氯12%)

曝氣槽	#2	#5	#9	#12	#14	合計
添加量(KG)	150	125	125	150	125	675

13:50 測殘氯 0mg/l

15:00 鼓風機由7台減開為3台

各槽再同時投入次氯酸

曝氣槽	#2	#5	#9	#12	#14	合計
添加量(KG)	150	125	125	125	125	650

15:30 殘氯測試#9曝氣槽 0.8mg/l，#12曝氣槽 1.0mg/l

16:40 開始 100<sup>3</sup> /HR進水，迴流量再降為 100M<sup>3</sup> /HR鼓風機維持3台運轉

## 2. 第二天

08:40 SV=82%，D0=0.5PPM，第一沉澱池為白濁色

13:30 SV=70%，顯微鏡檢視絲狀菌減少

## 3. 第三天

08:40 SV =80%，D.0=0.5PPM

F/M 負荷

$$\frac{2,300\text{M}^3 / \text{day} \times 900\text{mg/l} (\text{流入BOD})}{8,000\text{m}^3 \times 1,000\text{mg/l} (\text{MLSS})} = 0.25\text{kg BOD/kg.MLSS}$$

第一沉澱池生物死骸溢流，曝氣槽內可見少許Moina, Catenula等生物

## 4. 第四天

08:40 SV=75% 曝氣槽變乳黑色，曝氣量不足

10:00 鼓風機由3台增開為5台，流入量由100M<sup>3</sup> /HR調整為70M<sup>3</sup> /HR，迴送污泥量仍維持為100M<sup>3</sup> /HR

## 5. 第五天

08:10 曝氣槽 #1-#3由乳黑色轉為茶乳色，第一沉澱池污泥已無溢流，溢流水透視度10CM，SV=75%，AD.0=1.0 PPM，MLSS=700

mg/l迴流污泥SV=98% MLSS=1,500mg/l

6.第六天

08:15 SV=85%， D.O=0.5PPM， MLSS=800mg/l D.O 低下，上澄液乳白色

08:30 鼓風機增開一台，計6 台運轉

7.第七天

08:00 第一沉澱池上澄液乳白色，曝氣槽全體茶色

SV=75% D.O=1.5PPM MLSS=1000mg/l

09:30 鼓風機增開一台，計7台，流入量由70M<sup>3</sup> /HR調整為100M<sup>3</sup> /HR，迴送污泥量仍維持為100M<sup>3</sup> /HR

8.第八天

08:00 第一沉澱池上澄液透視度30CM

SV=85% D.O=1PPM MLSS=9000mg/l

10:00 曝氣槽散氣量整#1.2.3....增加，#13、#14減少

14:30 第一沉澱池廢棄污泥泵停止，以使曝氣槽 MLSS濃度增加

9.第九天

08:20 SV=87% D.O=1.0PPM， MLSS=1,100mg/l

第八天廢棄污泥泵停止，各槽MLSS濃度增加，微生物增殖情況良好

10.第十天

09:00 廢棄污泥泵恢復運轉

SV=80%， D.O=1.0PPM

顯微鏡檢視，絲狀菌已完全殲滅、Aspidisca,

Opercularia,Vorticella,Paramecium 等群體大量繁殖，

活性污泥顏色趨於正常

11.第十一天起水量漸次增加，SV逐漸下降，MLSS漸增加，迄第三十天SV=30% SVI=115 完全恢復正常運轉。

## 四、結 論

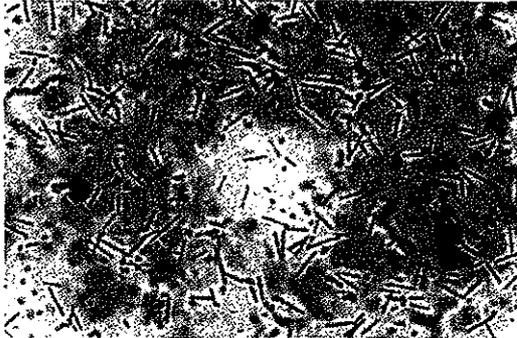
1. 沉降不良的污泥卻有澄清的上層液、顯示污泥的沉降性因絲狀菌的出現或污泥膠羽的解體而開始惡化，經以顯微鏡檢視確認係絲狀菌所引起。
2. 初期依據一般可能原因(1) 曝氣槽溶氧太低(2) 缺乏營養劑(3) PH 太低(4) 廢水溫度過高(5) 進流廢水含有絲狀菌等進行探討，點檢結果均無異常，因此才決定以次氯酸處理。
3. 任何問題的發生不僅解決症狀而已，而應包含解決發生的原因。經檢討絲狀菌之來源有可能係植種時所引進，故新廢水處理場培養污泥時，應注意植種污泥之狀況，避免使用含有絲狀菌之污泥。
4. 活性污泥法仍係目前最傳統，最具成效之污水處理方法，唯一般操作變數頗多，稍不注意則產生惡化現象，為提早發現異常，顯微鏡檢視是不可或缺的主要課題。

國內書刊對各種情況所發生之微生物圖片似不盡週全；茲附列較詳盡之生物狀況圖片如后，諒對管理人員應有所助益。

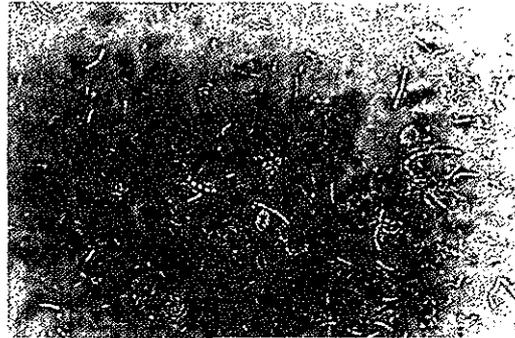
指導技師：三菱集團麗陽工程顧問股份有限公司 佐藤博水

參考文獻：日本ヘルス工業株式會社中央研究所－活性污泥維持管理  
マゴユアル

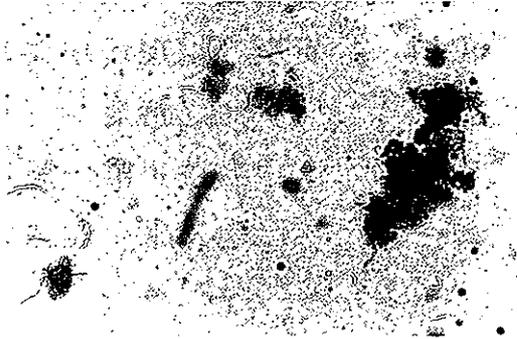
【照片1】極高負荷時的生物相



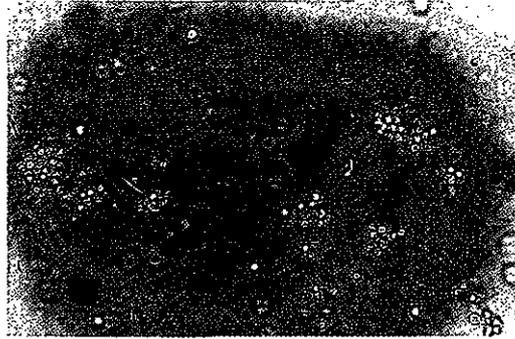
【1-1】分散狀細菌類 (×600)



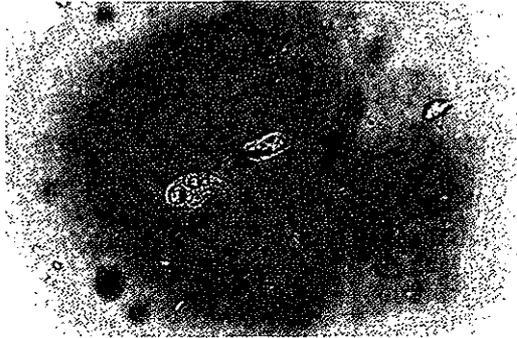
【1-2】分散狀細菌類 (×400)



【1-3】分散狀細菌類及膠羽狀細菌類



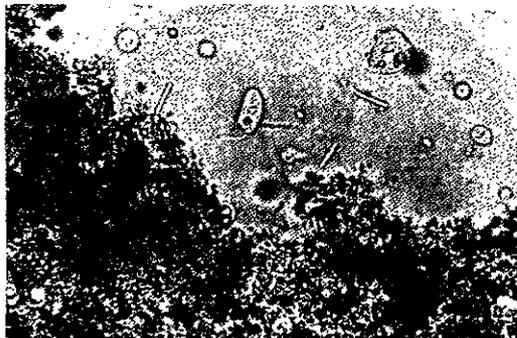
【1-4】Oikomonas (×200)



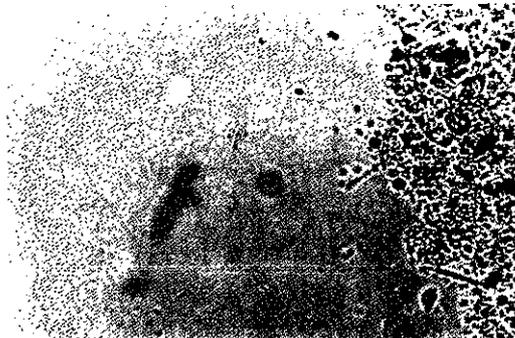
【1-5】Bodo (×400)



【1-6】Oikomonas (×400)



【1-7】Bodo (×400)

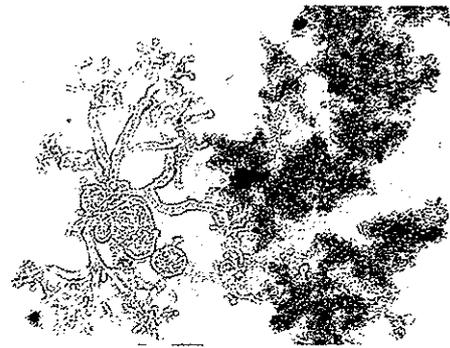


【1-8】Helkesimastix (×400)

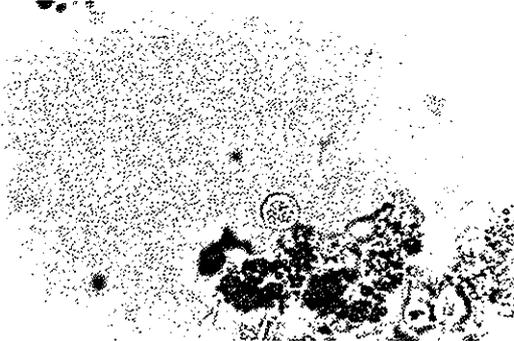
【照片2】高負荷時的生物相



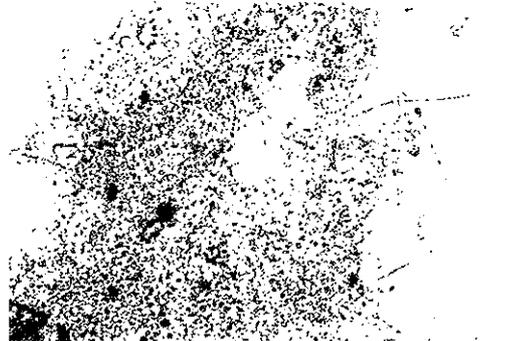
【2-1】分散狀細菌類及膠羽狀細菌類



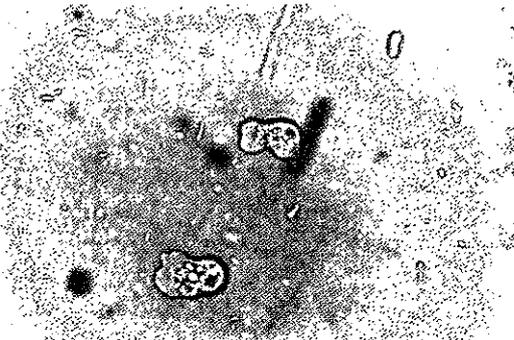
【2-2】膠羽狀細菌類 (×100)



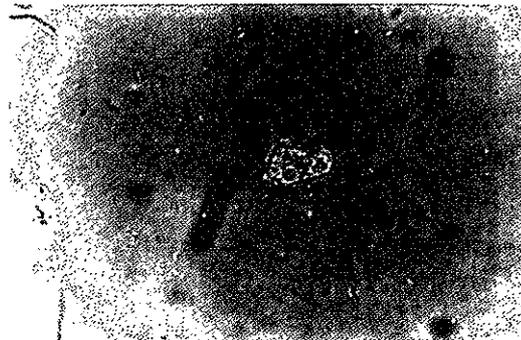
【2-3】Monas (×400)



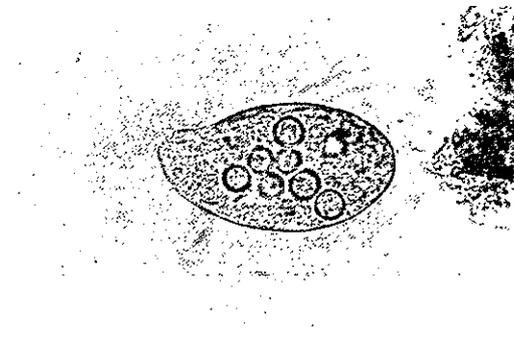
【2-4】Pleuromonas (×280)



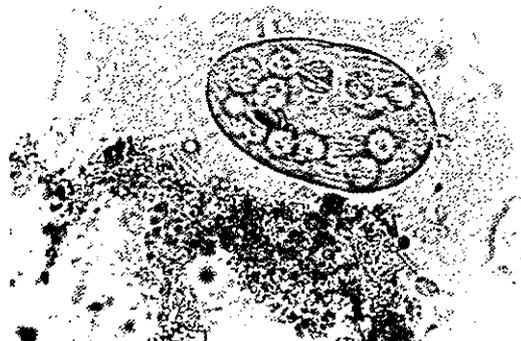
【2-5】小型阿米巴類的一種 (×400)



【2-6】小型阿米巴類的一種 (×400)



【2-7】Colpidium (×400)

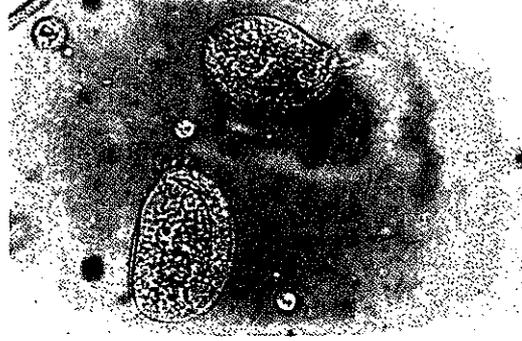


【2-8】Glaucoma (×400)

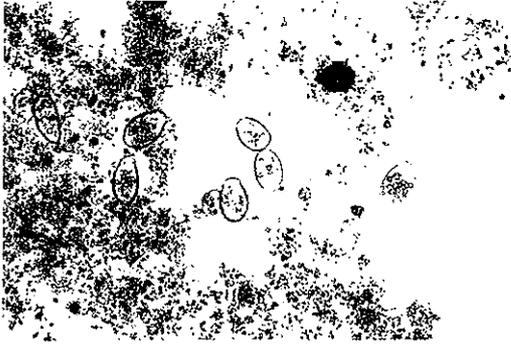
【照片3】 中等負荷時的生物相



【3-1】 Uronema (×400)



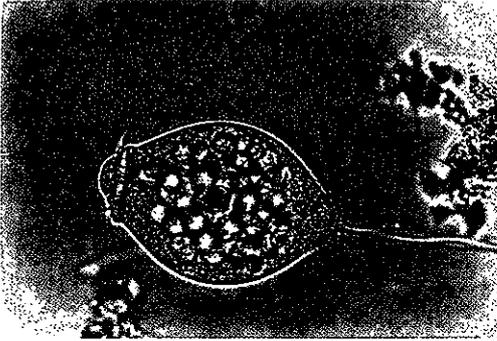
【3-2】 Chilodoneilla (×400)



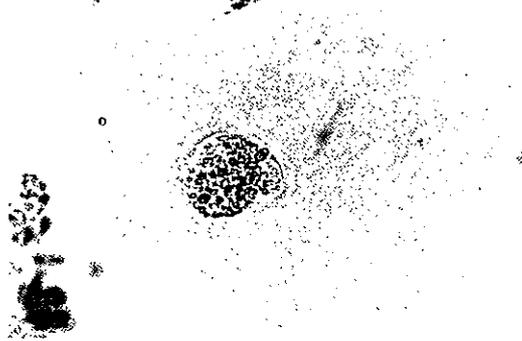
【3-3】 Vorticella microstoma (×100)



【3-4】 Paramecium (×280)



【3-5】 Vorticella microstoma (×400)



【3-6】 Cochliopodium (×400)

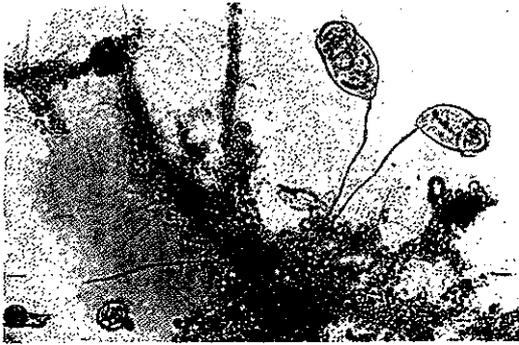


【3-7】 Diplophrys及Cochliopodium

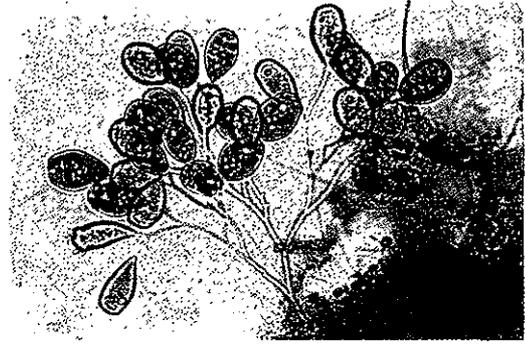


【3-8】 Cochliopodium (×280)

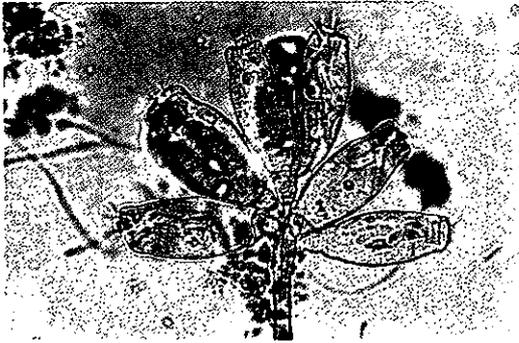
【照片4】標準負荷時の生物相



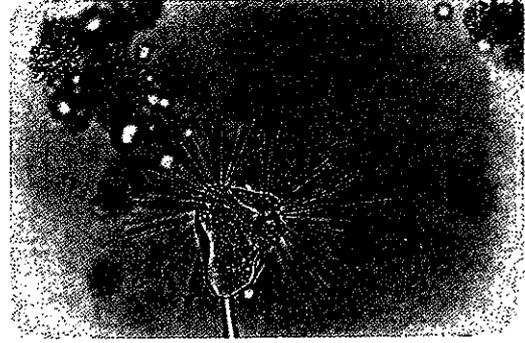
【4-1】Vorticella (×100)



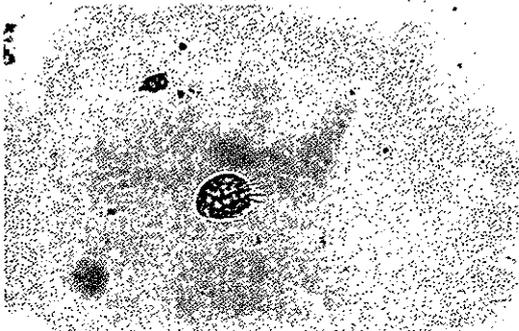
【4-2】Epistylis (×150)



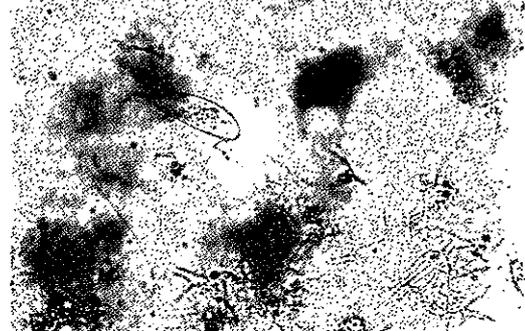
【4-3】Opercularia (×280)



【4-4】Tokophrya (×400)



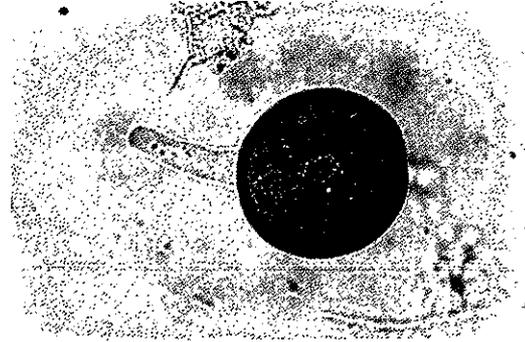
【4-5】Aspidisca (×200)



【4-6】Trachelophyllum (×400)

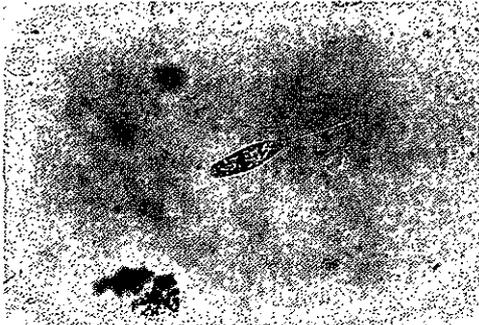


【4-7】大型アメーバ類 (×600)

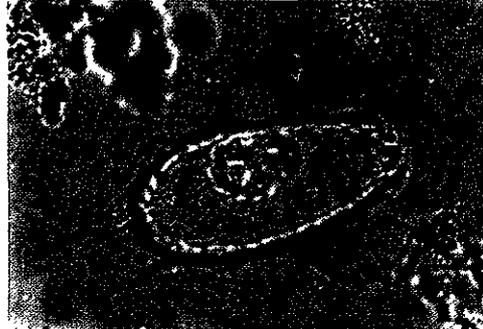


【4-7】大型阿米巴類 (×600)

【照片5】長時間負荷時の生物相



【5-1】Peranema (×280)



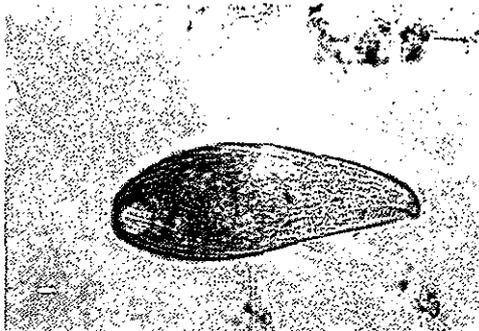
【5-2】Euglypha (×600)



【5-3】Coleps (×400)



【5-4】Spirostomum (×70)



【5-5】Blepharisma (×280)



【5-6】Rotaria (×150)



【5-7】Lecane (×280)



【5-8】Monostyla (×280)

【照片6】極低負荷時的生物相



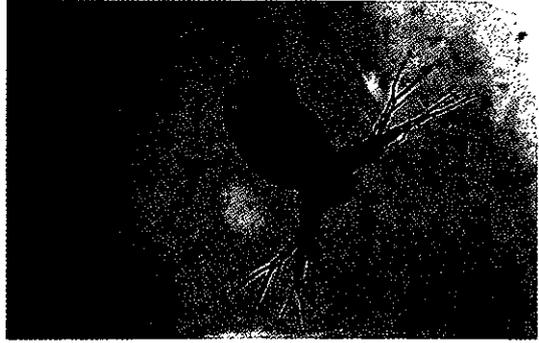
【6-1】Macrobiotus (×100)



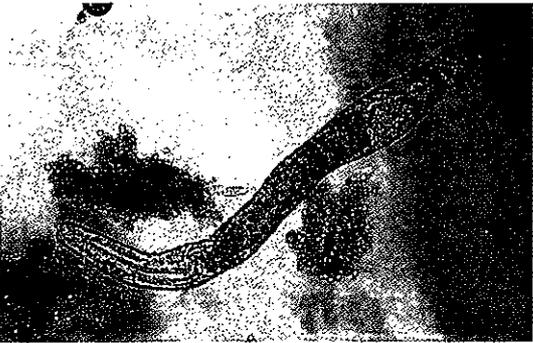
【6-2】Paracyclops (×70)



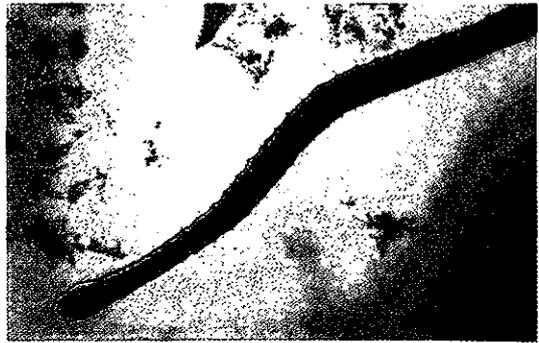
【6-3】Moina (×28)



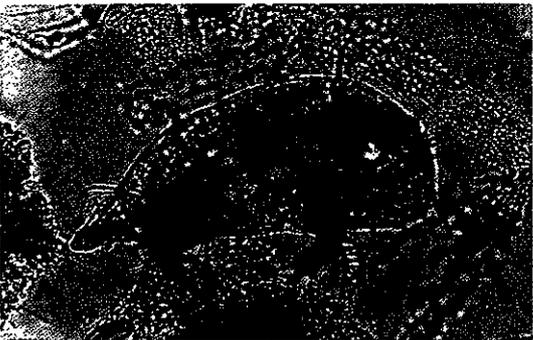
【6-4】Moina (×28)



【6-5】Aeolosoma (×70)



【6-6】貧毛類Deltoidella的尾部 (×28)

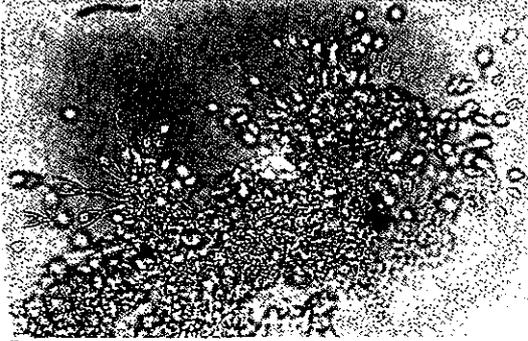


【6-7】Oribatei的一種 (×280)

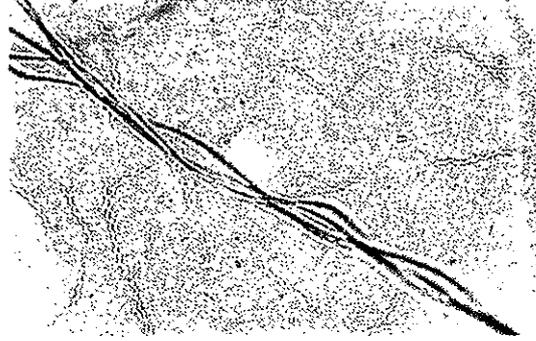


【6-8】Catenula (×150)

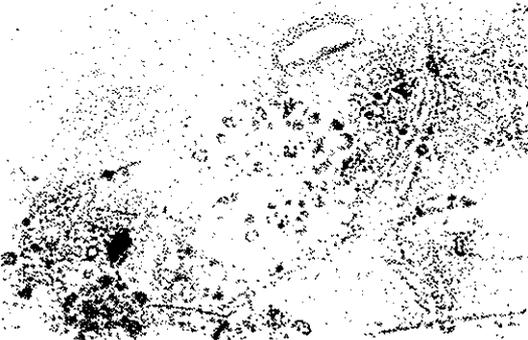
【照片7】 低DO時的生物相



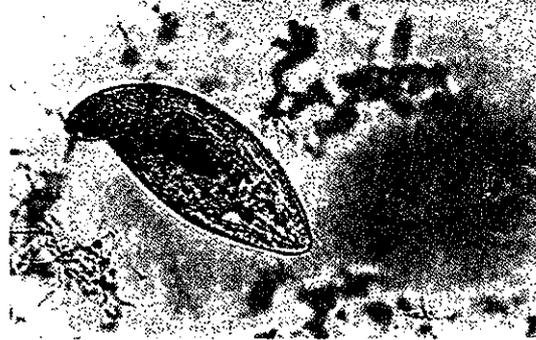
【7-1】 Poteriodendron (× 280)



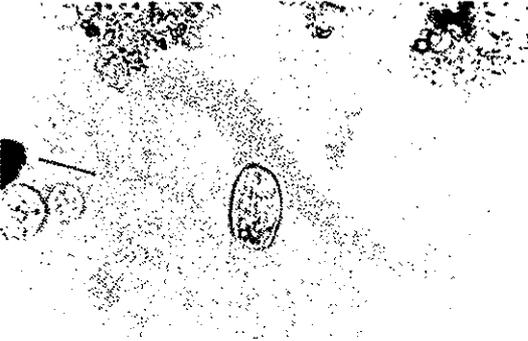
【7-2】 Spirochaeta及Type 021 N (× 400)



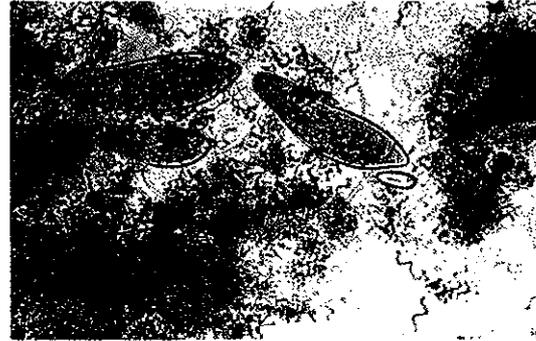
【7-3】 Salpingoeca (× 400)



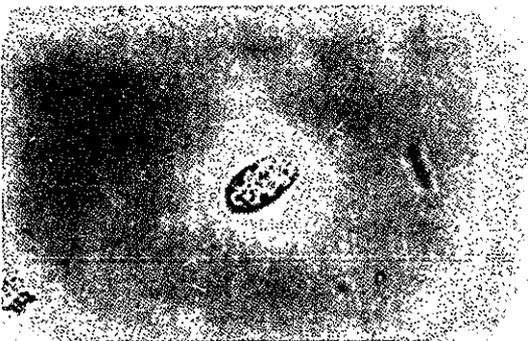
【7-4】 Metopus (× 400)



【7-5】 Entosiphon (× 400)



【7-6】 Paramecium (× 150)



【7-7】 Petalomonas (× 600)

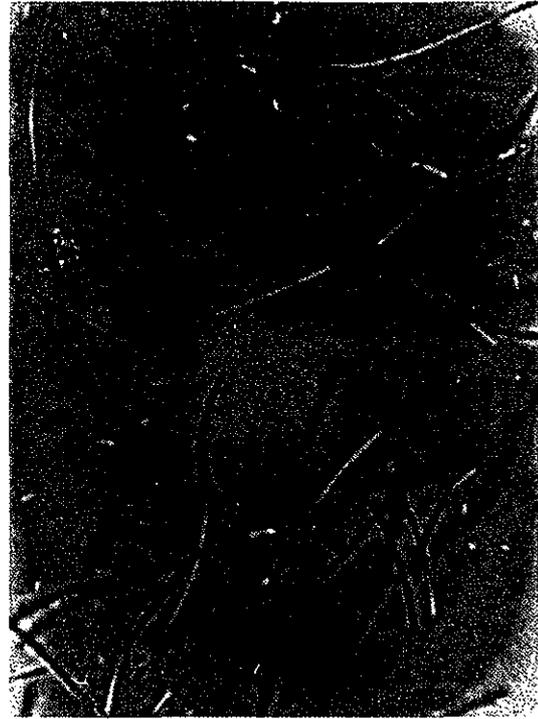


【7-8】 Caenomorpha (× 280)

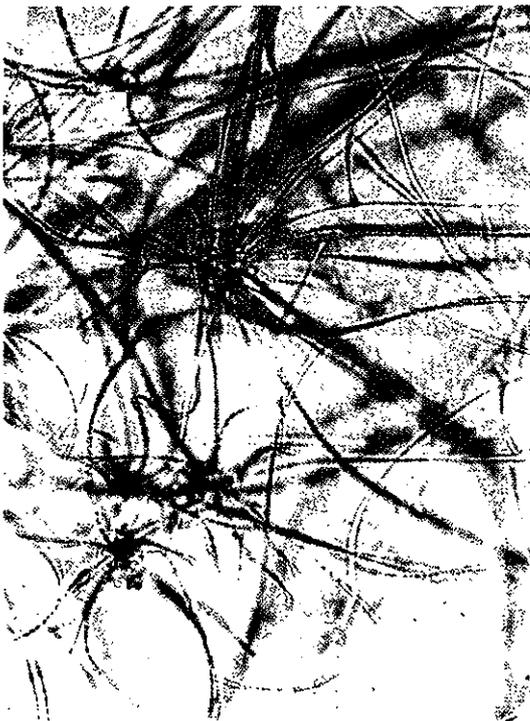
【照片8】 DO不足時的生物相



【8-1】螺旋菌 (Spirillum) (×150)



【8-2】桿狀細菌 (vibrio) (×600)



【8-3】Thiobacillus (×280)



【8-4】Beggiatoa (×200)