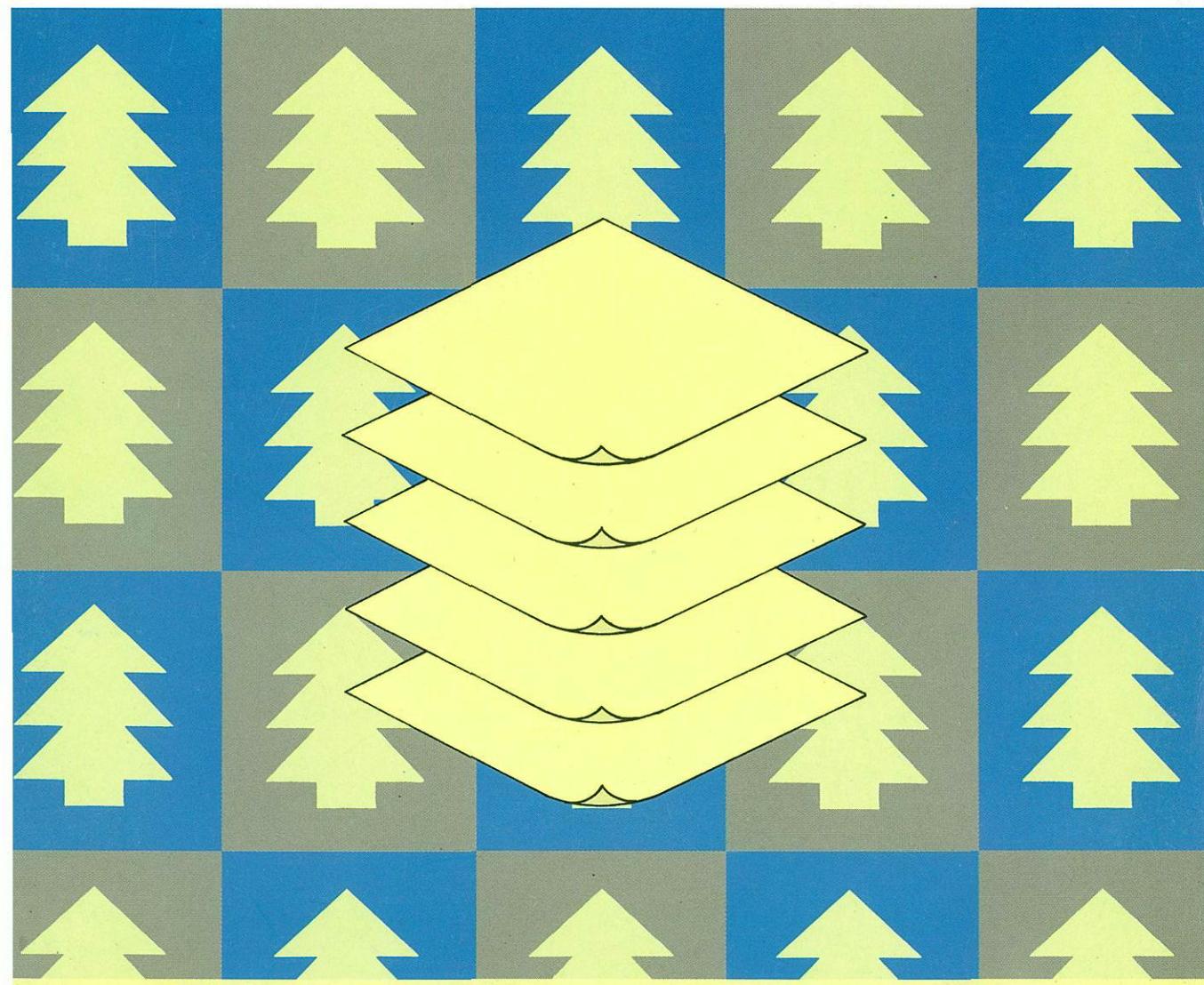


9

工業污染防治技術手冊

造紙工廠 廢水污染防治



序

防治工業污染，乃當前工業發展重點工作之一。本團自民國七十二年成立以來，即積極展開輔導國內污染性工廠有關防治污染之技術。在輔導工作進行期間，深覺工業污染防治範疇內之技術資料頗為缺乏，且多為英文，其實用性甚難為國內業者普遍接受。

本團有鑑於此，乃自七十三年起，陸續準備各類有關資料，於輔導工廠時提供其參考；由於此等技術性資料深具實用性，的確有助於污染防治之改善，頗為業者所喜愛。七十五年開始，本團更進一步，有系統地將各類處理技術，分門別類，陸續延聘國內知名專家學者撰寫成冊，予以編印，免費提供各界參考，期能加速業界對污染防治技術之普遍提升，從而達成發展工業兼顧環境保護之目的。

本手冊為張柏成教授所撰寫，張教授目前任教於私立逢甲大學環境科學系，培育英才，原極忙碌，為協助本團推動防治工業污染工作，特抽空就所專精撰寫專文，除敬表欽佩外，並致誠摯的謝忱。

工業污染防治技術服務團 謹識
中華民國八十年六月

目 錄

一、前 言.....	1
二、國內造紙工業目前概況.....	2
三、造紙工業之製程概述.....	4
(一)製漿過程.....	4
1.機械法.....	4
2.化學法.....	4
3.半化學法.....	5
(二)抄紙過程.....	6
1.漂白.....	6
2.調整.....	6
四、造紙工廠廢水來源、廢水量及廢水性質.....	8
(一)製漿過程廢水.....	8
1.備料室廢水.....	8
2.蒸煮廢液.....	8
3.篩選室廢水.....	9
4.漂白室廢水.....	9
(二)抄紙過程廢水.....	9
(三)各種化學法及半化學法紙漿廢水.....	9
1.蘇打法紙漿廢水.....	9
2.硫酸鹽法紙漿廢水.....	12
3.亞硫酸鹽法紙漿廢水.....	15
4.半化學法紙漿廢水.....	17
(四)國外紙業排出廢水量與廢水質之統計.....	18
五、造紙工廠之廠內合理化及回收.....	21
(一)有價副產物之回收.....	21
(二)用水量之節省.....	22
1.用水回收再用.....	22

2. 減少稀釋，提高濃度.....	26
(三)洗滌工程之改善.....	27
四蒸煮廢液之回收.....	28
(五)廢水之分離.....	30
(六)廢水之再用.....	31
(七)工廠管理之改善.....	32
(八)製造程序之改變.....	32
1.冷卻方法之改變.....	32
2.木材剝皮.....	33
3.蒸解排氣與噴漿冷凝水之再用.....	33
4.蒸解廢液之改進.....	33
5.洗漿篩漿程序與作業之改進.....	34
6.漂白系統之改進.....	35
7.製漿得率之提高與漂率之降低.....	37
8.濕部噴淋管改用高壓水.....	38
9.加強白水回收設備.....	38
10.採用各種留存劑.....	38
11.紙料配料之改變.....	39
六、造紙廢水之處理方法.....	40
(一)前處理.....	40
1.攔污柵.....	40
2.調勻槽.....	43
3.中和槽.....	43
(二)物理或化學處理.....	47
1.混凝沉澱法.....	47
2.浮上法.....	60
3.臭氧氧化法.....	64
4.活性碳吸附法.....	66
5.離心脫水法.....	78

6. 濕式氧化法.....	82
(三)生物處理法.....	83
1. 活性污泥處理法.....	83
2. 曝氣式氧化池法.....	87
3. 滲濾法.....	92
4. 高率厭氣消化法.....	94
5. 旋轉生物盤法.....	101
(四)污泥處理與處置.....	105
1. 造紙工廠污泥來源.....	105
2. 典型污泥處理流程圖.....	106
3. 污泥濃縮.....	106
4. 污泥消化.....	109
5. 污泥調理.....	109
6. 污泥脫水與乾燥.....	111
7. 污泥之處置.....	119
七、造紙廢水處理廠處理功能實例探討.....	121
(一)基本設計資料之建立.....	121
1. 廢水水量與水質部份.....	121
2. 設計參數資料檢核.....	121
(二)目前國內造紙廢水一般之處理流程.....	125
(三)某亞硫酸鹽法紙漿廢水處理設備之設計計算例.....	134
八、國外造紙工廠廢水之處理程序及功能簡介.....	141
九、結語.....	145
十、參考文獻.....	146

圖 目 錄

圖 3-1 化學紙漿製造流程圖	5
圖 3-2 抄紙流程圖	6
圖 4-1 以蔗渣為原料之蘇打紙漿製造流程及廢水來源	10
圖 4-2 以稻草為原料蘇打紙漿製造流程及廢水來源	11
圖 4-3 硫酸鹽製漿之流程圖及廢水特性	14
圖 4-4 亞硫酸鹽紙漿廢水各部門污染量之百分率	16
圖 5-1 美國 Consolidated 公司 Wisconsin River 紙廠紙機白水回收 再用系統圖	24
圖 5-2 Tomahawk 廠白水復用流程圖	25
圖 5-3 硫酸鹽紙漿蒸解廢液回收工程圖	30
圖 5-4 Skogell 廠漂白洗漿流程	35
圖 5-5 Skogell 廠半連續式吸收交換系統	36
圖 6-1 人工清除式欄柵	42
圖 6-2 機械清除式之欄柵	42
圖 6-3 廢水中和滴定曲線	44
圖 6-4 達到所要 PH 之時間與所需馬力之關係圖	46
圖 6-5 機械式快混槽	51
圖 6-6 機械式槳板攪拌機	52
圖 6-7 沉澱池概略圖	54
圖 6-8 沉澱池流入管之流入位置	55
圖 6-9 沉澱池之整流板	55
圖 6-10 有效水深決定法	56
圖 6-11 溢流堰位置圖	58
圖 6-12 溢流堰之形狀圖	58
圖 6-13 加壓浮上法（沒有迴流）	61
圖 6-14 加壓浮上法（部份迴流）	61
圖 6-15 臭氧分子	64

圖 6-16 臭氣接觸槽及其附屬設施	67
圖 6-17 吸附平衡等溫關係圖	71
圖 6-18 評估活性碳吸附可行性之模型設備流程	72
圖 6-19 典型吸附管柱貫穿曲線	73
圖 6-20 接觸時間與活性碳消耗關係圖	73
圖 6-21 常見各型吸附器型式	75
圖 6-22 活性碳再活化及處理系統流程	77
圖 6-23 水平輸送式離心機	80
圖 6-24 垂直轉桶式離心機	81
圖 6-25 Zimmerman 濕式氧化流程圖	82
圖 6-26 傳統活性污泥法之處理流程	83
圖 6-27 試驗廢水水樣之來源示意圖	88
圖 6-28 生物膜之 BOD 去除與氨氮氧化	102
圖 6-29 污泥處理和處分流程圖	106
圖 6-30 重力式濃縮池略圖（取自 Dorr - Oliver ）	108
圖 6-31 典型污泥乾燥床平面與斷面圖	112
圖 6-32 轉動式真空過濾系統	115
圖 6-33 連續逆流電動碗式離心機	116
圖 6-34 壓力式過濾機剖面示意圖	118
圖 6-35 Moss Point 廠污泥處理流程圖	120
圖 7-1 台灣嬌盟公司吸水紙製造流程	125
圖 7-2 台灣嬌盟公司廢水處理流程圖	126
圖 7-3 大昌紙業公司產製牛皮紙板流程圖	127
圖 7-4 大昌紙業公司廢水處理流程圖	128
圖 7-5 東拓紙業粗厚紙及 C 級牛皮紙生產流程圖	129
圖 7-6 東拓紙業廢水處理流程圖	129
圖 7-7 忠瑩企業公司廢水處理流程圖	130
圖 7-8 榮成紙業公司包裝紙、瓦楞蕊紙生產流程圖	132
圖 7-9 雙喜公司稻草廢液處理流程圖	133

圖 7-10 雙喜公司白水處理流程圖 134

圖 8-1 史考特紙廠之廢水處理流程圖 141

表 目 錄

表 2-1	台灣區造紙工業同業會員資本額統計表.....	2
表 2-2	台灣區造紙廠分佈統計表.....	3
表 4-1	以蔗渣為原料之蘇打紙漿廢水分析例.....	10
表 4-2	以稻草為原料蘇打紙漿廢水分析例.....	11
表 4-3	廢水量變化表.....	11
表 4-4	以蔗渣為原料之蘇打紙漿廢水水質變化表.....	12
表 4-5	花蓮紙漿廠廢水濃度.....	12
表 4-6	未漂白硫酸鹽紙漿(U.K.P)廢水水質分析.....	13
表 4-7	以蔗渣為原料硫酸鹽紙漿廢水水質分析例(屏東紙漿廠).....	14
表 4-8	漂白廢水之水質分析例.....	15
表 4-9	亞硫酸鹽紙漿廢水水質分析.....	16
表 4-10	亞硫酸鹽紙漿蒸解廢液成分.....	17
表 4-11	半化學紙漿廢水水質分析.....	18
表 4-12	美國紙業廢水處理前後之比較.....	19
表 6-1	粗型與細篩型攔污柵之孔隙.....	40
表 6-2	各種轉速所需動力之計算.....	45
表 6-3(a)	沉澱池之種類及必須注意事項.....	53
表 6-3(b)	一般沉澱時間.....	56
表 6-4	集泥方法之種類及注意事項.....	59
表 6-5	抄紙廠廢水採用加壓浮上法之處理結果.....	64
表 6-6	臭氧的物理化學特性.....	65
表 6-7	數種顆粒狀活性碳商品之性質.....	68
表 6-8	兩種粉末狀活性碳商品性質.....	69
表 6-9	等溫線測定數據.....	70
表 6-10	馴化活性污泥接觸五分鐘後之去除效果.....	86
表 6-11	曝氣式氧化池處理紙漿工廠廢水之各項操作數據.....	90
表 6-12	蘇打法紙漿黑液廢水水質.....	95

表 6-13 厳氣消化試驗之結果.....	97
表 6-14 各種不同污泥量及不同 COD 負荷時之 COD 去除率.....	98
表 6-15 K 值及 Y 值之計算例.....	98
表 6-16 污泥齡之計算例.....	99
表 6-17 利用嚴氣法醣酵亞硫酸鹽法紙漿廢液之水質.....	100
表 6-18 濃縮與未濃縮污泥的濃度及重力式濃縮槽的固體負荷.....	107
表 6-19 溶解氣體浮除法之負荷.....	109
表 6-20 各種污泥的化學藥品之加量.....	110
表 6-21 真空過濾機對經過適當調理之污泥脫水的濾量.....	114
表 8-1 初步沉澱池操作效果.....	142
表 8-2 活性污泥曝氣槽之操作效果.....	143
表 8-3 真空過濾機操作效果.....	144

一、前言

台灣地區由於人民生活水準提高，及文化事業發達，對於紙張之消費量亦隨之增加，促成了國內造紙工業的蓬勃發展。在造紙之過程中，無論製漿或抄紙均必須排放大量各種高濃度的廢液及廢水，若未能妥善處理，將造成嚴重之環境污染問題。

本文彙整國內外有關造紙工業廢水處理之資料，包括：造紙之製程、廢水之來源、廢水量、廢水質、各種處理方法及國內外造紙工業廢水處理之狀況，期能對造紙工業廢水處理之有關人員有所助益，以改善國內日益嚴重之水污染問題。

二、國內造紙工業目前概況

根據全國生產統計月報指出⁽¹⁾，民國七十五年1月至11月，全台灣地區總計生產紙漿36萬噸，紙板172萬噸，紙張58萬噸（註1），總計266萬噸，較七十四年同期之217萬噸增加了22.6%，已成為發展最迅速的工業之一，依台灣地區造紙工業同業公會1986年會員資料顯示，資本額在一億元以上者佔27.2%，在一億元以下一千萬元以上者佔40.3%，其餘為一千萬元以下者佔32.5%，表2-1係台灣區造紙工業同業公會會員資本額統計表，由此可見，台灣之造紙業者，仍以中小規模者居多。由於資本額小，設備簡陋，產量不大，故均缺乏有系統之一貫作業及企業化經營，以致較乏國際競爭能力。台灣紙廠的分佈則由表2-2中可知，以台中地區之28家為最高，台東屏東地區、宜蘭花蓮地區、及雲林地區之7家為最少。

表2-1 台灣區造紙工業同業會員資本額統計表

登記資本額(元)	廠數	佔總數百分比
10億以上	10	7.8%
5億～10億	5	3.9%
1億～5億	20	15.5%
5千萬～1億	11	8.5%
1千萬～5千萬	41	31.8%
1百萬～1千萬	36	27.9%
1百萬以下	6	4.6%
總計	129	100%

註1：台灣地區有31家廠家之資本不詳未列入上述統計資料中。

表 2-2 台灣區造紙廠分佈統計表

紙廠所在地區	廠 數	紙廠所在地區	廠 數
花蓮宜蘭	7	南投縣市	21
台北縣市	12	雲林縣市	7
桃園新竹	18	嘉義縣市	8
苗栗縣市	14	台南縣市	9
台中縣市	28	高雄縣市	12
彰化縣市	16	屏東台東	7

三、造紙工業之製造概述

造紙之原料一般取之富有纖維素之植物，如：蔗渣、木材、竹子、稻草、棉、亞麻、蘆草等。而紙類成品之製造可分為製漿過程及抄紙過程兩大步驟：1. 製漿過程，即將原料植物中之纖維與木質素等溶解性物質分離，再將其精煉、漂白、乾燥而製成紙漿。因此，製漿過程主要可歸納為預備過程、蒸煮過程（機械漿除外）及漂白過程三個階段。2. 抄紙過程，為將紙漿加入適當填料，再經抄造、修飾、乾燥等步驟而製成紙張或紙板。製漿過程及抄紙過程之內容如下：

(一) 製漿過程：

以木材為原料之紙漿製造，一般有機械法、化學法及半化學法三種，分述如下：

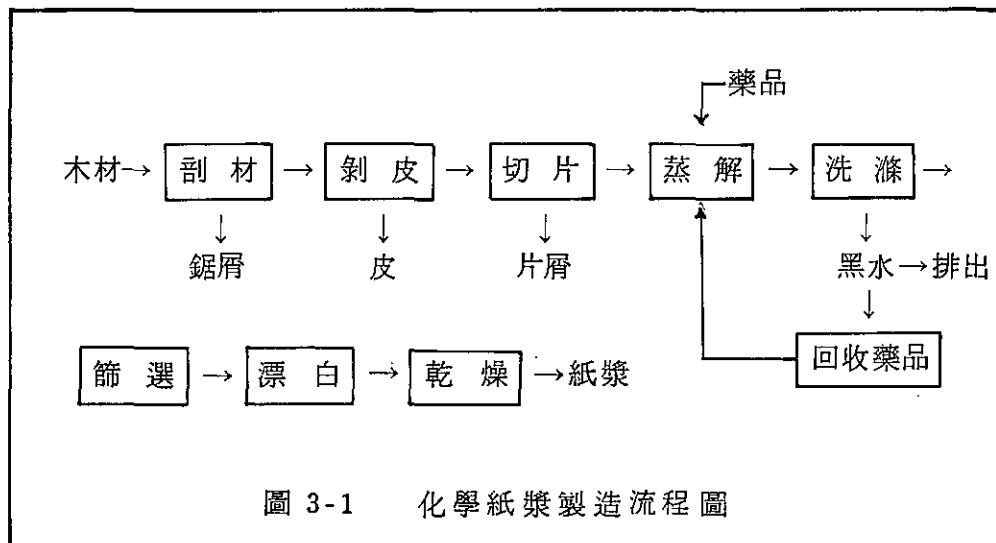
1. 機械法 (Mechanical Process)：

又稱為碎木法 (Groundwood Process)，係將原料植物切割使其長短適宜，並剝皮去節後，用旋轉之磨石鑼輪將其磨碎，從磨漿機流出之漿水混合物經篩選、除渣、壓縮、揉和等過程而製成紙漿。此法製成之紙漿稱為機械紙漿或碎木紙漿 (Mechanical or Groundwood Pulp，簡稱 G.P.)。機械紙漿，通常色度甚濃，纖維較短，品質較差，製成之紙張略帶黃色，主要係供報紙印刷及品質要求較低之紙張使用。

2. 化學法 (Chemical Process)：

係用化學藥品將原料植物在高溫高壓下加以蒸煮，以使不溶性之纖維與可溶性之木質素 (Lignin)、丹寧 (Tannin)、髓質 (fines)等分離，本法所製成之紙漿稱為化學紙漿 (Chemical Pulp，簡稱 C.P.)。化學紙漿又因所用化學藥品之不同而分為：蘇打紙漿、硫酸鹽紙漿及亞硫酸鹽紙漿三種。蘇打紙漿 (Soda Pulp) 所用藥品為苛性鈉 (NaOH) 及蘇打灰 (Na₂CO₃) 之水溶液，因其鹼度甚高，容易破壞組織，故其所製成之紙漿最為脆弱。硫酸鹽紙漿 (Sulfate Pulp) 所用之藥品為苛性鈉，硫化鈉 (Na₂S) 及蘇打灰之水溶液，因其蒸煮條件不似蘇打法之激烈，故其色澤偏褐，難以漂白，但纖維強韌可抵抗任何之機械加工，

通常用以做為牛皮紙，故又稱為牛皮紙漿（Kraft Pulp，簡稱 K.P.）。亞硫酸鹽紙漿（Sulfite Pulp，簡稱 S.P.）所用之藥品為亞硫酸（ H_2SO_3 ）及亞硫酸氫鈣〔 $Ca(HSO_3)_2$ 〕之水溶液，其紙漿顏色較白，漂白容易，纖維強度則介於蘇打法與硫酸鹽法之間。化學紙漿之製造流程如圖 3-1 所示：



化學紙漿製造必須依照所使用之原料，而分別以不同方法處理，如：木材之砍切、剝皮、去節、劈細、削片、破碎、篩選等以利蒸煮；破布與廢紙之除塵、選別、截斷以利蒸煮；蔗渣之壓榨以利運輸及保管，切碎以利蒸煮。經處理過後之原料與蒸煮藥液置入蒸煮鍋，通入蒸氣以達相當溫度，蒸煮一段時間後（因紙漿種類而異，硫酸鹽紙漿約 4 小時左右），放出蒸氣，藉鍋的壓力即可將紙漿噴入槽中，用水洗淨紙漿內所含藥液及其他雜物，此種廢水即稱為黑液（Black liquor）。黑液一般需加以回收，如不回收以廢水型態排放，則甚難處理。經洗滌後之紙漿尚含有小部份較粗或未解離的纖維，須經篩網篩選，如需達一定之白色再經漂白即得各種化學紙漿。

3. 半化學法（Semi-Chemical Process）：

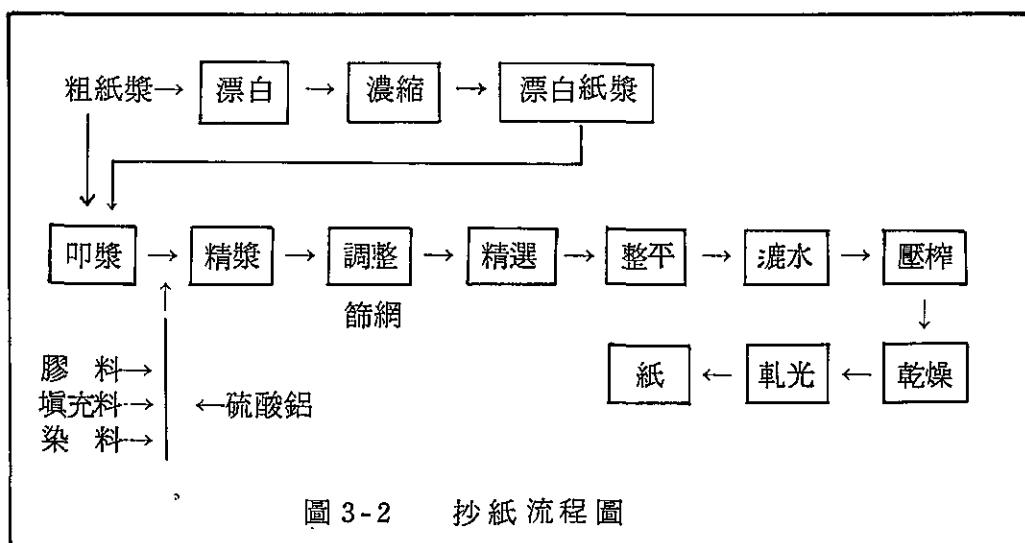
主要係以闊葉樹之硬木為原料，其法係以較溫和之化學藥品，如：亞硫酸鈉（ Na_2SO_3 ）與碳酸氫鈣〔 $Ca(HCO_3)_2$ 〕之緩衝溶液及採用較

溫和之蒸煮條件將原料先加以軟化，然後再用機械方法將其磨成紙漿，稱為半化學紙漿（Semi-Chemical Pulp，簡稱 S.C.P.）。其蒸煮藥液酸度或鹼度均不高（即 PH 靠近 7.0），故其紙漿最為粗糙，通常均用以做為紙板或粗包裝紙。

此外，使用木材以外之原料所製成之紙漿，如：稻草紙漿（簡稱 St.P.）
）、碎布紙漿（Rag Pulp）及竹紙漿等一般均採用化學法蒸煮而成。

(二) 抄紙過程：

抄紙過程係將來自紙漿廠之粗製漿，經漂白、調整（叩漿、填充及精漿）及抄紙等主要步驟而成，其流程如圖 3-2 所示：



1. 漂 白：

將紙漿與水調成 50% 左右之泥漿，然後漂白，漂白劑之添加有一次漂白以及逐次漂白法。一般採逐次多段式漂白法，漂白劑以 Cl_2 ， NaOCl 為主，如亞硫酸鹽紙漿之逐次漂白法為：氯 → 碱 → 次氯酸鈉。而硫酸鹽紙漿之漂白程序為：氨 → 碱 → 次氯酸鈉 → 碱 → 次氯酸鈉。

2. 調 整：

調整包括叩漿（beating）、上膠（sizing）、填充（loading）及精漿（refining）等過程。叩漿及精漿之主要目的在使紙漿中纖維充分解離，俾使纖維易纏合以利抄紙。填充之目的在使紙面光滑，減少紙之

透明度，以增加印刷之適應性與明晰度，亦可增加重量感，一般填充料爲無機物如天然石膏、黏土、沉澱碳酸鈣、硫酸鋇粉及鈦白粉等。上膠之目的係將膠料加進紙張，以耐水膜覆蓋而賦予紙張能防止液體之滲透或擴散之能力。常用之膠料爲松脂乳液。

四、造紙工廠廢水來源、廢水量及廢水性質⁽²⁾⁽³⁾⁽⁴⁾

(一) 製漿過程廢水：

製漿過程廢水之主要來源為備料室廢水，蒸煮廢液，篩選室及漂白廠廢水，其中以蒸煮廢液污染度最高。

1. 備料室廢水：

在備料室中經常必須將木材之表皮剝除，如係採用水力剝皮機 (Hydraulic barker) 時，其所排出之廢水具有顏色，並含有甚多之木屑、纖維、樹皮、泥土及少許溶解之樹液，通常較大之原料及樹皮等固體物均經篩選，榨出其水分後，再予燃燒。經篩選及擠水後之廢水，僅含有微細之樹皮、木料及溶解物質，可和其他廢水混合排出。有些工廠將鋸屑、片屑用以製造人造木炭 (organite)，可減少其懸浮固體物。如工廠係採用機械剝皮機者，因其用水量少，故廢水不多。備料室廢水之污染程度則視木材之種類，剝皮機之型式，欄篩之有效孔徑及其效率而異。一般而言，備料室廢水常不致成為污染之主因，故對此項廢水，除篩選外，均與其他廢水混合而處置之，甚少予以個別處理。

2. 蒸煮廢液：

蒸煮廢液為紙漿廠廢水中污染度最高，問題最為嚴重之廢水，其污染性質可歸納下列六項：①溶解有機物含量甚高，排放後容易造成河川水域水中之溶氧量迅速下降；②色度極深，通常呈黑褐色；③廢水中之化學物質對水棲生物具有毒性；④懸浮物質含量甚高，致常沉積河床；⑤含有外觀不佳之懸浮物質；⑥具有惡臭。

蒸煮廢液中之溶解有機物含量，可由 BOD 及 COD 之試驗中求得。而蒸煮廢液中黑褐色之色度，係由於其中含有大量在蒸煮及漂白過程中所溶解之木質素與丹寧素之故。又由於木質素及丹寧素對微生物之分解作用，具有相當強之抵抗力，故蒸煮廢液中之色度，在排入河川後，有時不但不致減小，且反而有增加之情形。蒸煮廢液之所以對水棲生物（如魚、貝等）具有毒性，主要係因其含有強酸或強鹼物質之故。一般而言，酸法（如亞硫酸法）蒸煮廢液之 pH 約在 2.0 至 3.0 左右，而鹼法

(如蘇打法與硫酸鹽法) 蒸煮廢液之 pH 則可高達 12.0 甚至 13.0 左右。水棲生物最適宜生存之 pH 範圍約在 6.5 ~ 8.5 間，蒸煮廢液非低即高之 pH 值不適宜水棲生物之生殖。蒸煮廢液於排入天然河川後，其所含之懸浮固體物沉積河底，不但因而抬高河床，減少河川之排水容量，且因其沉積河底，截斷微生物所賴以生存之河底生物，故河川之自淨作用亦而隨之減慢，甚或完全停止。

3. 篩選室廢水：

篩選室洗滌紙漿，其目的係在除去蒸煮不完全之粗木片及木節，故其廢水中含有相當量之纖維素及捨棄之碎片。硫酸鹽法工廠，通常將此項粗木片及木節等捨棄物，再行放入蒸煮鍋，予以蒸煮，而亞硫酸法，則將其脫水後予以燃燒或丟棄。篩選室每生產一噸紙漿約產生污染物質：BOD 27 公斤以上；揮發性懸浮固體物 54 公斤以上；總固體物 106 公斤以上。

4. 漂白室廢水：

紙漿漂白之目的係在使其更為潔淨並達到所要求之色度。最初漂白階段之洗滌水，通常均排棄，而後期之洗滌水均再予使用，此項廢水色度頗高（白色），常產生大量泡沫。漂白室每生產一噸紙漿約產生污染物：BOD 約 63 公斤以上；揮發性懸浮固體約 45 公斤以上；總固體物約 227 公斤以上。

(二) 抄紙過程廢水：

抄紙過程由製紙機械室排出之廢水常含有各種填充料，如白土或漂白纖維，故稱為白水（White water）。白水水質依紙漿之種類，叩漿狀態，抄紙速度，金屬網細度，填充料種類與量等而異。白水之 B.O.D 較低，污染度不高，可循環使用，以節省用水量，白水雖無特別有害物質，但常含多量細微纖維及白濁膠質（來自填充料及上膠劑）C.O.D 仍高，如不回收再用應加以處理以免污染環境。

(三) 各種化學法及半化學法紙漿廢水：

1. 蘇打法紙漿廢水：

臺灣地區由於酸鹼工業之發達、苛性鈉便宜，因此大部份紙漿工廠

均採蘇打法製漿，因規模甚小（日產量30噸以下者佔大部分），大都未裝置蒸解黑液之多段蒸發罐設備以燃燒有機物質（糖類及木質素）、回收蘇打，故廢水中之污染物含量甚高，黑液中之 COD 值高達 8,000 ~ 38,000mg/l，色度高達 2000 度，洗滌、漂白等混合廢水 pH 7 ~ 10，COD 平均值 7,500mg/l，BOD 平均值 2,000mg/l，各廠廢水水質之差異甚大。蘇打紙漿之原料主要者為蔗渣、稻草及廢紙等，由於前兩者國內均很充足，因之也是臺灣地區蘇打法紙漿特別發達的原因。以蔗渣為原料之蘇打紙漿製造流程及廢水來源如圖 4-1 所示：

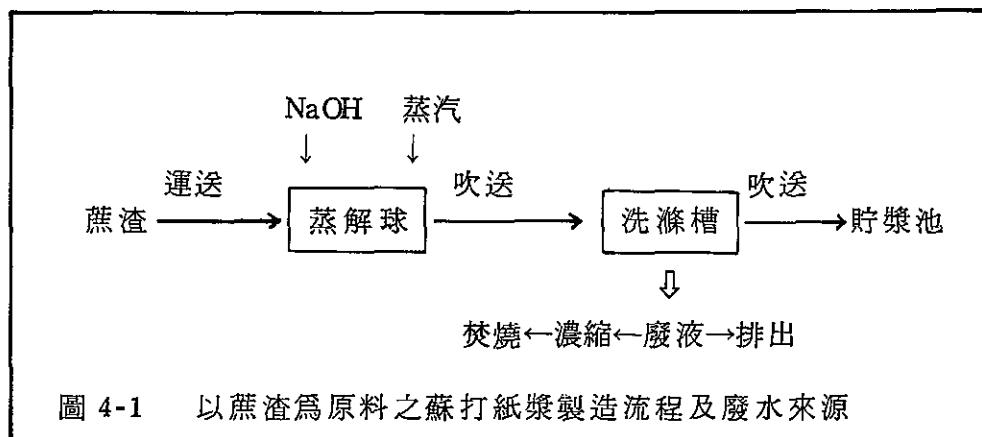


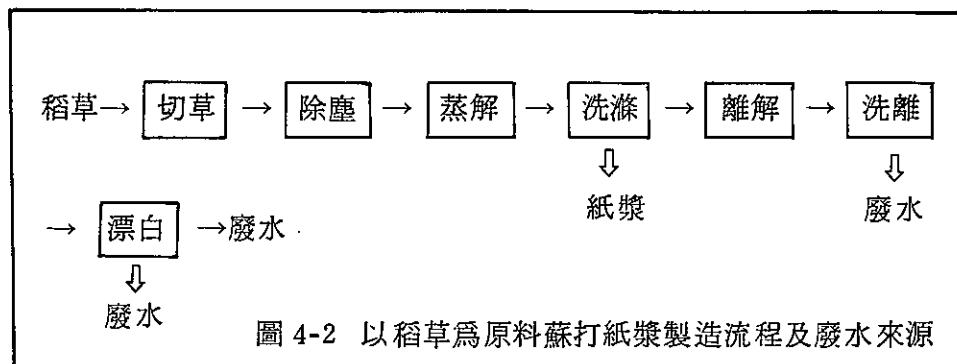
圖 4-1 以蔗渣為原料之蘇打紙漿製造流程及廢水來源

將蔗渣裝入球形之蒸解球（Globe digester），加入 NaOH 溶液並通蒸汽於高溫、高壓下蒸煮，使半纖維素（Hemicellulose）與纖維分離。（半纖維素主要成份為木質素與多醣類、樹脂、灰分等），蒸好之蔗漿放入洗滌槽，以洗鼓洗滌，廢液用洗鼓網過濾後排出。以蔗渣為原料之蘇打紙漿廢水分析例如表 4-1 所示：

表 4-1 以蔗渣為原料之蘇打紙漿廢水分析例

項 目	S.S (mg/l)	T.S (mg/l)	COD (mg/l)	全 碱 量 (mg/l)
濃 度	316	180,600	118,400	32,300

以稻草為原料蘇打紙漿製造流程及廢水來源如圖 4-2 所示：



其排水水質之分析例如表 4-2 所示：

表 4-2 以稻草為原料蘇打紙漿廢水分析例

項目	pH	鹼度 (mg/l)	T.S (mg/l)	S.S (mg/l)	COD (mg/l)
濃度	8.8	7,796	8,500	840	960

一般而言，小型蘇打紙漿工廠之製漿過程均係逐批式（Batch Process），因此廢水水量及水質變化甚大。如表 4-3 及 4-4 所示為臺灣省中部某紙廠以稻草為原料之蘇打紙漿製造過程之廢水量與廢水質變化表。

表 4-3 廢水量變化表

時間	廢水量 CMS	時間	廢水量	時間	廢水量
1	0.0322	6	0.0074	11	0.0277
2	0.0091	7	0.0041	12	0.0519
3	0.0091	8	0.0061	13	0.0284
4	0.0251	9	0.0163	14	0.0274
5	0.0251	10	0.0196	15	0.0194

表 4-4 以蔗渣為原料之蘇打紙漿廢水水質變化表

時間	pH	鹼度 (mg/l)	T.S (mg/l)	S.S (mg/l)	COD (mg/l)	硫 (mg/l)
1	9.2	8,470	9,642	468	1,073	94.5
2	7.95	6,030	8,162	1,286	973	91.5
3	8.2	6,160	6,590	441	886	81.9
4	7.1	1,010	6,128	326	936	125.2
5	8.8	3,465	3,907	717	377	63.0
6	9.0	6,737	6,130	1,146	961	78.6
7	9.4	9,143	9,839	1,609	1,123	120.6
8	9.55	10,010	12,769	1,858	1,210	146.6

2. 硫酸鹽法紙漿廢水：

台灣地區使用硫酸鹽法製漿之工廠有三家較具規模，中華紙漿公司花蓮廠（專製木漿），台糖公司屏東紙漿廠（專製蔗漿）及台灣紙業公司新營廠（蔗漿及抄紙）。硫酸鹽法所使用之藥品價格較昂貴，新式紙廠大都具有效率良好的黑液回收裝置，可以回收95%之藥品，燃燒大部分非纖維質，不但減少污染度且具降低成本之效益。但以蔗渣為原料者，藥品之回收效率較低。據民國69年花蓮紙漿廠廢水處理簡報，該廠日產量500噸／日，使用木材為原料，設有黑液回收裝置，回收率可達96～98%，其各部門之廢水水質如表4-5所示：

表 4-5 花蓮紙漿廠廢水濃度

工程名稱	廢水種類	pH	色度	COD (mg/l)	SS (mg/l)	處理方式
未漂篩工程	篩選廢水	10.0	2300	376	353	回收至積蓄槽使用
漂白工程	氯化廢水 No 1 碱碎	2-3 10.8	— 1900	107 359	69 135	做中和用水
抄漿工程	抄漿廢水	7.8	—	60	538	水量極少

硫酸鹽紙漿廢水之來源大抵為備料室及廠房洗淨水，篩選工程排水，漂白工程排水等。每噸紙漿產生之廢水量，因工廠大小及用水系統而有甚大差異。一般未漂白紙漿每噸產品平均產生 300m^3 之廢水，漂白紙漿每噸產品平均產生 500m^3 廢水。其廢水水質亦因紙漿是否漂白而定（未漂白紙漿稱 U.K.P，漂白紙漿稱 B.K.P），表 4-6 為未漂白 U.K.P 紙漿之廢水水質分析例。

表 4-6 未漂白硫酸鹽紙漿 (U.K.P) 廢水水質分析

項 目	最 大	最 小	平 均
pH	9.5	7.6	8.2
總鹼度 (mg/l) (以 CaCO_3 計)	300	100	175
酚酞鹼度 (mg/l) (以 CaCO_3 計)	50	0	0
總固體物 (mg/l)	2,000	800	1,200
懸浮固體物 (mg/l)	300	75	150
B.O.D ₅ (mg/l)	350	100	175
色 度 (度)	500	100	250
硫化物 (mg/l) (以 S 計)	0.5	0.07	0.47
硫 醇 (mg/l)	5.8	3.4	4.3
樹脂酸 (mg/l)	18.0	1.6	4.7

美國硫酸鹽法製漿之流程圖及廢水特性如圖 4-3 所示。屏東紙漿廠使用蔗渣為原料，其廢水來源分為：①去髓系統廢水；②製漿系統廢水，包括蒸煮、精篩、漂白；③抄漿、鍋爐系統廢水。日產量 300 噸漂白漿、廢水水質分析例如表 4-7 所示。

以蔗渣為原料時，必須先去髓才使用，去髓法有濕法及乾法，屏東紙漿廠使用濕法，並把蔗渣中之砂粒同時去除，新營紙漿廠因使用乾式法去髓，沒有此種廢水但灰塵很多，蔗渣濕堆過程也產生廢水，蔗渣備料所產生廢水含有可溶性碳水化合物，懸浮性蔗髓，短纖維甚多，污染性很高，BOD 高達 850mg/l ，S.S 2100 mg/l 。

蒸煮篩漂白系統，蒸煮及洗漿之黑液送到蒸發罐濃縮、燃燒、苛性

化以回收苛性鈉等藥液。漂白廢水，一般 pH 較低，其廢水分析例如表 4-8 所示。

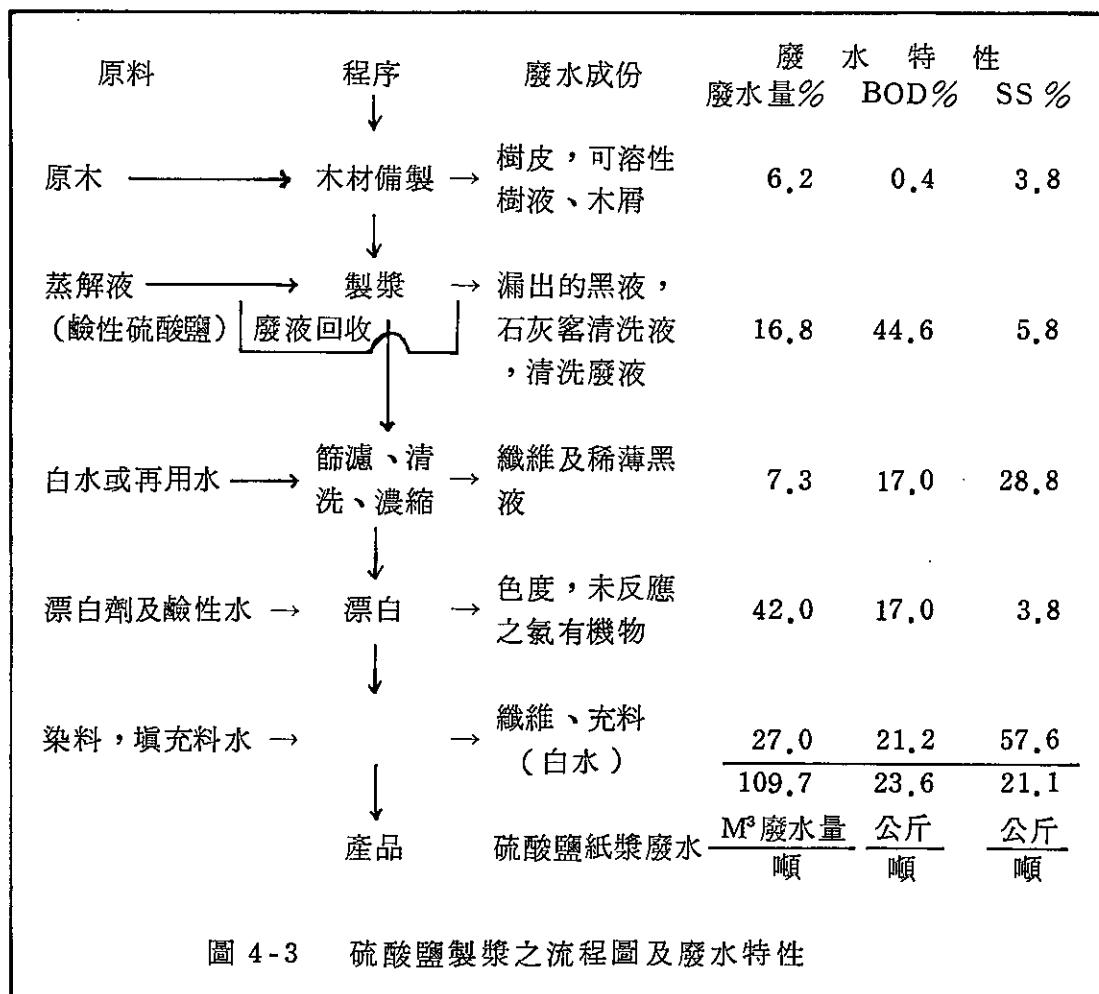


表 4-7 以蔗渣為原料硫酸鹽紙漿廢水水質分析例（屏東紙漿廠）

	實際水量 (m^3/hr)	pH	BOD (mg/ℓ)	COD (mg/ℓ)	SS (mg/ℓ)
蒸煮篩漂廢水	1400	7.8	250	590	230
抄漿鍋爐廢水	300	7.5	130	210	85
去髓廢水	500	6.5	850	1300	2100

表 4-8 漂白廢水之水質分析例

	pH	BOD (mg/l)	COD (mg/l)	SS (mg/l)
漂漿廢水	6.25~8.7	180 ~ 450	813 ~ 1523	290 ~ 1076
抄漿廢水	9.1 ~ 9.4	104 ~ 700	315 ~ 1690	18 ~ 690
洗渣	5.8 ~ 7.6	200 ~ 1125	930 ~ 3170	1390 ~ 2124

3. 亞硫酸鹽法紙漿廢水：

亞硫酸鹽紙漿是使用鈣、鐵、鈉、銨等酸性亞硫酸鹽蒸煮木片，溶解纖維素以外之雜物（以木質素為主），故其廢水大部份為溶解性之木質磺酸鹽，一般常用者為鈣鹽。因亞硫酸鹽所用之蒸煮藥液較廉且鈣基蒸煮廢液濃縮蒸發時，會產生鍋垢問題，無法回收藥液，故蒸煮後木質磺酸鈣及溶解性有機物均以廢液排出，不但污染度甚高，且不易處理。台灣主要用此法者有台灣化學纖維（製造溶解紙漿）、羅東紙廠、大肚紙廠及青輔會紙廠。近年來為解決廢液回收問題，把鈣基改為 NH^+ ， Na^+ ， Mg^{++} 等，用濃縮、蒸發、燃燒廢水中有機物，回收藥液及熱能。各部門污染量之百分率如圖 4-4、表 4-9 及 4-10 所示，污染量相當高。

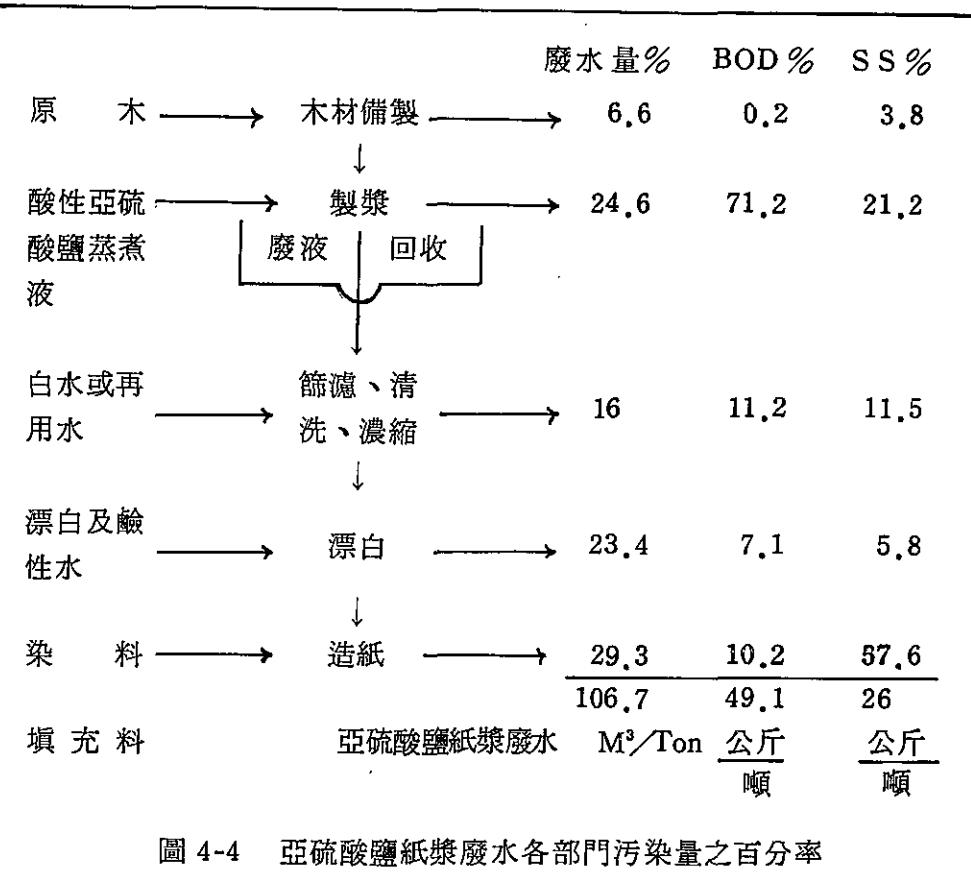


表 4-9 亞硫酸鹽紙漿廢水水質分析

項 目	高 濃 度	低 濃 度	中 濃 度
pH	3.7	4.3	4.0
B.O.D (mg/l)	740	289	460
C.O.D (mg/l)	3,350	1,285	2,020
D.O (mg/l)	0.85	6.8	3.1
硫化物 (mg/l)	17.4	15.4	16.4
懸浮物 (mg/l)	88.6	42.0	53.8

表 4-10 亞硫酸鹽紙漿蒸解廢液成分

項 目	A	B	C
P H (20 °C)	2.20	2.24	2.5
比重 (20 °C)	1,031	1,068	1,068
總固體物 (g / ℓ)	67	129.18	127.15
B.O.D (g / ℓ)	20.20	—	—
C.O.D (g / ℓ)	31.20	—	—
木質素 (以木質磺酸計) (g / ℓ)	29.70	57.30	78.0
總糖分 (以 C ₆ H ₁₂ O ₆) (g / ℓ)	10.26	36.13	43.0
游離酸 (以 SO ₂) (g / ℓ)	0.32	0.35	0.32
有機物	—	148.12	144.37

4. 半化學法紙漿廢水：

本法係將本片置入中性亞硫酸鈉或亞硫酸氫溶液中，蒸解約五小時，留下少許非纖維質，經磨碎機，磨碎其組織使之纖維化。此種廢水還原性大，且懸浮物不易沉澱，B.O.D 及色度甚高。其中 B.O.D 乃由於大量低級脂肪酸鹽和多醣分解消耗氧量，而色度主要來源來自木質素及鞣酸鹽。每噸紙漿之廢水量約為 100-200m³，其水質分析如表 4-11 所示：

表 4-11 半化學紙漿廢水水質分析

項 目	漂白半化學紙漿(B.S.C.P)		未漂白 (U.S.C.P)
	NH ₄ 基廢水	鈉基	鈉基
外觀	黃褐色	黃褐色	黃褐色
透視度 (Cm)	2.7	2.2	1.0
色度 (度)	2,500	3,000	2,600
pH	3.6	3—5	6.9
總固體物 (mg/l)	2,395	4,500	4,600
懸浮物 (mg/l)	331	250	683
C.O.D (mg/l)	725	1,090	1,770
B.O.D (mg/l)	468	750	790
NH ₃ -N (mg/l)	93	—	—
硫化物 (mg/l) (以 S 計)	18.6	32	124

(四) 國外紙業排出廢水量與廢水質之統計⁽⁵⁾

表 4-12 係自美國環境保護署 EPA 440/1-80 所摘錄之資料，雖然每一類工廠間與各類間原廢水 (Raw Wastewater) 之量與質均有相當大之差距，但大致上用水已比較節省，水質也在「管末處理」所能處理之範圍內，而經處理後可以達到所要求之水質。(表中處理前後之資料，因所包括之工廠數不完全相同而略有出入，但對應用上並無大礙。)

表 4-12 美國紙業廢水處理前後之比較

業 別	處 理		處 理		處 理		水質	
	年平均流量 m^3/TON 產 品業別最低 數字／最高	BOD_s kg/TON 產品 業別最低／最 高	TSS kg/TON 產品 業別最低／最 高	TSS kg/TON 產品 業別最低／最 高	年平均流量 m^3/TON 產 品業別最低 數字／最高	BOD_s kg/TON 產品 業別最低／最 高	TSS kg/TON 產品 業別最低／最 高	
一 實 作 業	漂白牛皮漿廢 碱法製漿牛皮紙廠 未漂牛皮漿牛皮紙板廠 機械木漿普通紙廠 機械木漿高級紙廠 半化學製漿，有回收，用廢紙 半化學製漿，無藥品回收設備者 半化學製漿，無藥品回收設備者	73.3/159.3/332.2 72.4/117.1/165.1 22.9/ 47.3/104.9 33.3/ 57.3/ 81.3 54.5/ 68.2/ 96.6 10.4/ 18.6/ 34.1 20.4/ 33.7/ 47.0	17.5/35.3/44.1 21.6/37.1/75.4 6.7/17.0/46.3 16.2/21.2/28.5 10.1/17.6/28.6 (22.6) _{1.3} /23.9/24.2 33.2/44.7/56.1	14.4/44.8/132.0 23.7/78.7/147.5 4.8/15.8/ 27.6 41.3/42.4/ 43.4 36.9/54.0/ 79.2 (60) _{0.2} / 8.1/ 27.9/40.2/ 52.4	60.0/145.5/292.5 72.9/128.8/321.3 24.2/ 60.7/103.8 33.3/66.9/129.2 14.2/33.4/ 44.6	2.1/3.5 / 6.1 0.8/3.1 /49.5 0.7/1.2 / 3.9 0.2/0.8 / 3.0 1.6/1.8 / 5.4	2.3/4.4 / 16.7 2.1/6.6 /33.8 0.4/2.1 / 6.8 0.3/2.0 / 3.5 1.4/2.5 / 8.4	
二 工 業	脫墨製漿，高級紙廠 脫墨製漿，新聞紙廠 廢紙製紙板廠 高級紙廠 薄紙廠 紙板廠	44.5/ 87.7/125.7 67.7 0.4/ 17.6/ 52.0 11.6/ 76.6/268.3 17.6/ 84.9/286.7 29.5/106.3/272.5	17.4/37.3/72.8 15.9 0.6/10.0/67.5 3.3/13.7/40.7 0.7/10.4/22.9 7.0/25.1/87.5	106.0/174.1/216.0 96.7 1.1/ 10.7/ 39.3 4.5/ 38.4/115.2 4.1/ 28.0/ 54.5 25.0/ 58.7/136.5	30.0/53.8/ 79.6 0.0/14.3/ 56.7 0.2/0.44/ 7.5	1.9/3.0 / 4.8 1.1/1.3 / 8.1 0.3/2.3 / 3.5 0.21/ —/187.1	3.7/4.2 / 7.1 0.7/1.4 /24.1 0.5/1.8 / 2.9 0.1/ —/ 3.8	

資料來源：美國 EPA 440/1-80 Proposed Development Document for Pulp, Paper and Builder's Paper and Board Mills (1980)

*有逆向滲析設備

日本方面，據其製紙聯合會環境保全委員會之調查⁽⁶⁾漿紙一貫作業之工廠，每噸產品之平均排水量為 $49 \sim 435\text{ m}^3$ ，大部份在 $150 \sim 200\text{ m}^3$ 之間。非一貫作業之紙廠為 $19 \sim 430\text{ m}^3$ ，大部份在 135 m^3 以下，SS 平均在 $122 \sim 272\text{ ppm}$ 之間。

以單獨工廠為例，大昭和白老工場係製漿造紙之一貫作業工廠，日產紙漿 $1,570$ 噸，紙與紙板 $1,550$ 噸。用水約 25 萬噸，即折合每噸約用水 160 噸。本州富士工場⁽⁷⁾除自行將廢紙脫墨外，大部份為購入廢紙（不經脫墨）與紙漿，每日生產紙與紙板 926 噸，排水量約 $97,000$ 噸，即每噸產品排水約 105 噸。山陽國策勇松工場⁽⁸⁾，每日產紙漿 500 噸，產紙 350 噸與加工紙 150 噸，雖每日取水約 $160,000\text{m}^3$ ，但經管末處理之排放量祇 $20,500\text{m}^3$ ，即祇合每噸紙約 41m^3 。三廠排放水之水質均在規定之範圍內。

印度方面，根據 Singh 君等⁽⁹⁾在 1980 年 4 月美國紙業技術協會環境會議中所報告，其 Kerala 新聞紙廠，年產八萬噸，桉樹 CMP 與蘆葦硫酸鹽法漿以 $70 : 30$ 之比配合，每噸新聞紙排出廢水 150m^3 ， BOD_5 量為 35.5 kg/m. t. . p Nowgong 與 Cachar 兩廠，各日產 300 噸以竹漿為主要配料之印刷用紙（硫酸鹽法），則每噸產品有 40.3 kg 之 BOD_5 。Mandya 廠以蔗渣為原料，日產印刷紙 50 噸，因髓質關係，其廢水中 BOD_5 值高達 125 kg/噸 產品，但經試驗室試驗，認為經澄清後，可以降低 BOD 值 60% 。

歐洲方面可能由於人口密度大，河流長等因素；西德、荷蘭、奧國與瑞士等國紙廠對於用水之節省向極注意。以西德為例⁽¹⁰⁾，每噸紙所用淨水大約 45m^3 。而 Haindl 紙業公司之 Schongau 廠更為突出，該廠雖有自製磨木漿與廢紙脫墨設備，但每噸紙所排廢水祇 8m^3 。

五、造紙工廠之廠內合理化及回收⁽²⁾⁽⁴⁾⁽⁵⁾

造紙工業之原料計有木料、蔗渣等纖維物質、蒸煮所需之藥液、填料及水等。除纖維及填料大部分成為製品外，其餘均變為污染物而以廢水之形式排出廠外。此項廢水中含有小部分纖維、少量填料、濃度甚高之藥液及大量之水，如能設法加以回收不使丟棄，則不但可減少浪費，降低生產成本，同時亦可大量減少廢水中之污染物質，減輕廢水污染之程度，而節省廢水處理之費用。

一般言之，原料回收之成本係視工廠規模之大小而異。工廠規模愈大，因回收而獲得之有用原料之數量將愈多，故其回收之成本亦將愈低。反之則成本愈高。本省之紙廠，因規模均甚小，回收成本高，故回收設備甚不普遍。然而時至今日，水污染之情況日益嚴重，廢水處理之強制執行，勢在必行。故計算回收之成本時，除將回收之原料計算在內外，亦應將因回收而節省之廢水處理費用一併考慮。如此，則無論工廠規模之大小，回收設備之裝置，常甚為值得。

(一) 有價副產物之回收：

亞硫酸鹽法工廠常將其廢水加以徹底蒸發，其所需之熱能係用燃燒一部份之廢水而得者。完全蒸發後之廢水（事實上水份已甚少），可用以做為製造線圈之粘結劑、殺蟲劑、亞麻仁油硬化劑、道路粘結劑、路岸穩定劑、陶磁硬化劑及合成香料等物品之原料。本省彰化縣榮成紙廠即將廢水濃縮後，賣與有關廠商回收有用物質，製造粘結劑等有價副產物。

除上述之物品外，尚可將亞硫酸鹽法之廢水加以釀酵以製造乙醇酒精（Ethyl alcohol）。每噸之乾燥固體物可製造四十公升之乙醇，此外亦可製造丁醇及丙酮。釀酵回收法常可去除約 80% 之 BOD，惟此法之製造成本遠比由糖漿或乙烯直接釀酵者為高，是其缺點。

除乙醇，丁醇及丙酮外，釀酵產品尚有酵母飼料，其 BOD 去除率可達 70%，惟亦因銷路有限，難與正規之酵母廠競爭而甚少被採用。

又在 1954 年美國布朗紙廠已實驗成功，由蘇打基亞硫酸鹽法紙漿廢水中回收糠醛（Furfural），據稱此項回收法可使 BOD 減少達三分之一之多。

(二) 用水量之節省⁽⁵⁾

要減少污染源，紙廠能節省用水當為最有效之途徑，其好處至少有：

1. 節省用水成本。
2. 節省廢水管末處理成本。
3. 纖維與藥品之損失減少。
4. 對附近社區民衆之印象改良。

但用水過度密閉化後，則除操作與成品品質上稍有影響外（亦有證明對品質無顯著影響者），還可能要多耗能源而達得不償失之程度。一般紙廠在用水量降低後所可能遭遇到的困擾有：

1. 系統中積存之鹽類溶解物增加，使機件與管路之腐蝕問題較為嚴重。
2. 可能引起松香皂之上膠不良。
3. 用水減少後全廠系統之溫度會昇高，工作環境變得太熱。此外微生物、泡沫等情形可能與未減少前之水量有所不同，而操作人員一時無法完全適應。
4. 經營與操作人員心理上對改變之「抗拒」。

當節約用水開始作業時，全系統中要改變之處所甚多，應採用逐項進行之方式，先就易做而效果大者進行，使各方面之信心建立而能順利推行。照目前之生產技術，購入紙漿抄紙者，初期每噸紙所用淨水似以 30 ~ 45 噸較為實際。

1. 用水回收再用：

為節省用水，首先要將各部份用過之水予以回收再用。製漿造紙一貫作業之工廠，用水之節省要自木材剝皮或蔗渣去髓開始。購入紙漿者則自散漿開始。每一用水量大之部門分別規劃，回收再用但並不局限祇由本部門再用。用水回收再用之基本原則為：

- (1) 澄清度或混濁度不同之「廢水」適於再用者要予以分開，照可能再用處所之所要條件分別經一段或二段之處理以供再用。
- (2) 要有足夠之「緩衝」儲槽以平衡廢水流量與再用部門用水量之變動。
- (3) 上下一體推動此項工作之決心。

回收水再用之處所包括剝皮、蔗渣濕法去髓、篩選、散漿（紙

漿與廢紙)、漿料製備中稀釋與填料調製、紙機濕部噴淋管及真空泵封
緘水與損紙散漿等。其中以紙機白水之量大，且處理後易見效。

美國 Consolidated 紙業公司 Wisconsin River 廠⁽¹¹⁾日產蠟光紙 270
噸，其中有自製磨木漿 100 噸。1974 年時，每日用水 $16,000\text{m}^3$ ，每日
排出廢水量約為 $42\text{m}^3/\text{噸紙}$ ，至 1976 年用水減為 $9,500\text{m}^3/\text{日}$ ，有時排
出廢水量甚至祇 $5,700\text{m}^3/\text{日}$ 。其內部回收再用以經過白水回收設備處
理(與一部份該設備不克處理者)之稀白水為主。其系統如圖 5-1。圖
中未列者尚有真空泵封緘水循環再用系統等。全部循環再用之投資約為
 $440,000$ 美元，而所獲利益年約七十萬美元，不到八個月即行收回，且
使原有管末廢水處理設備之負荷減輕，使排放水之 BOD_5 與 SS 分別降
低為 10 與 $8.5\text{ mg}/\ell$ 。

美國 Owens-Illinois 公司 Tomahawk 廠⁽¹²⁾於 1975 年將其半化學漿
牛皮紙板之日產量自 620 噸提高至 1,000 噸時，該公司決定先花錢節省
用水——由各種用水循環再用等著手而不希望再擴充其管末處理設備，結
果確實做到經管末處理之原廢水量未增，而排放水之水質數字均低於州
政府許可證所訂之範圍。其白水再用之流程如圖 5-2，要點為經初級白
水回收系統所得稀白水分成清與濁二系統，濁稀白水集存後用於紙漿稀
釋等。經粗濾之真空泵排水亦流入清稀白水槽與自回收機所來清稀白水
混合後再經一次細濾機 (microstrainer) 後所得「篩過白水」(最大浮
懸物之直徑不超過 $200\mu\text{m}$)，用於紙機噴淋管外，一部份再經二次細篩
後得浮懸物直徑小於 $50\mu\text{m}$ 之「超清白水」則用於紙機上細孔噴淋管、
高壓噴淋管與細濾機、初級白水回收機等噴淋管之用。每一儲槽有餘量
時，溢流至濁度大一級之儲槽。該廠為減少用水量，除上述紙機白水回
收系統外，尚包括冷卻水系統之予以區分，真空泵封緘水之循環再用等
。

紙機白水再用之另一例與上述之方式不同，Mead 公司在 Kingsport
紙廠⁽¹³⁾ 將其新增五號機每天約 $17,000\text{m}^3$ 之經初級處理之稀白水送至原
水進廠處與新原水合併處理後供各部門使用。其他紙機之白水(包括真
空泵排出者)則經澄清後再用於散漿、要稀釋等處，該廠排放水量因此

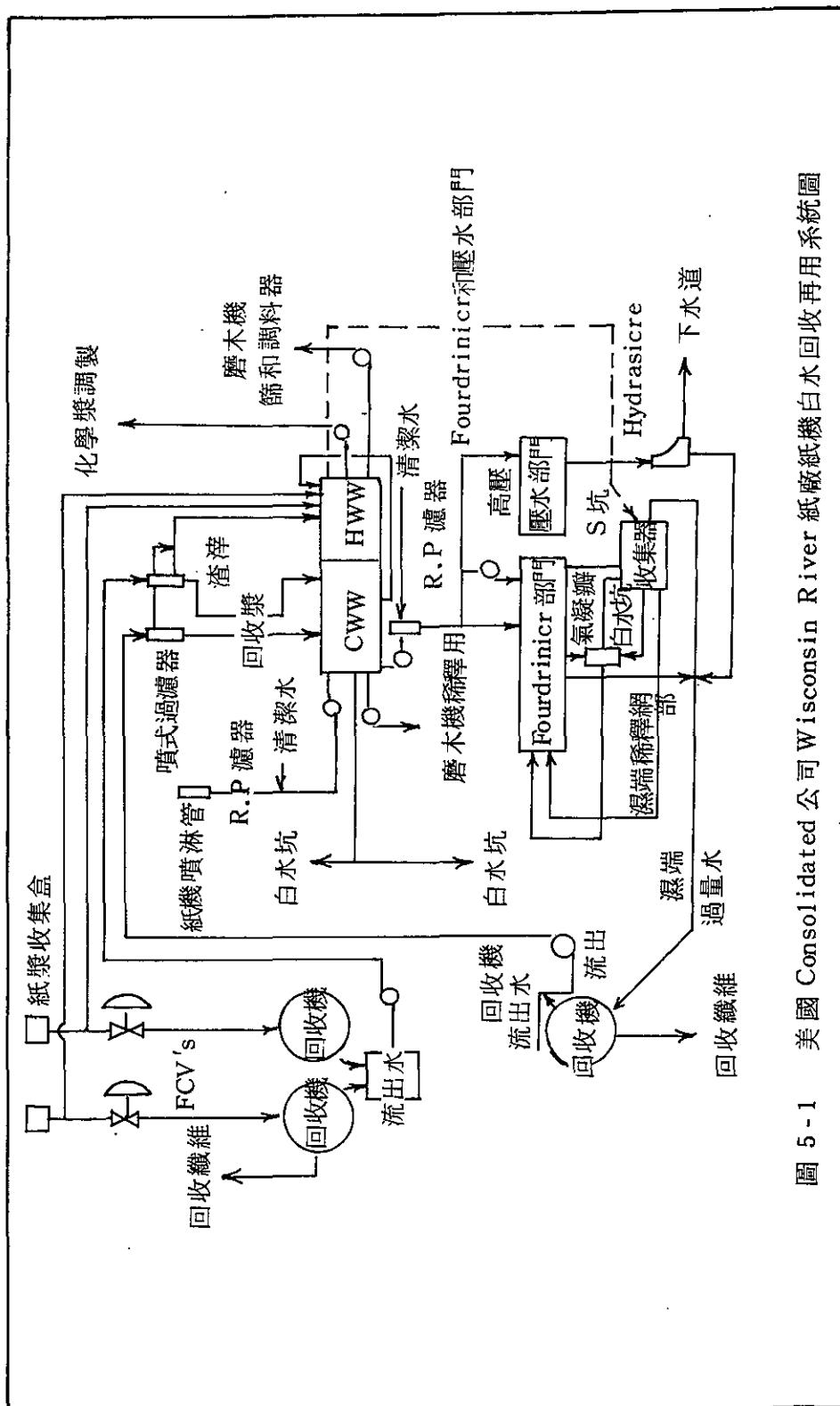


圖 5-1 美國 Consolidated 公司 Wisconsin River 紙廠紙機白水回收再用系統圖

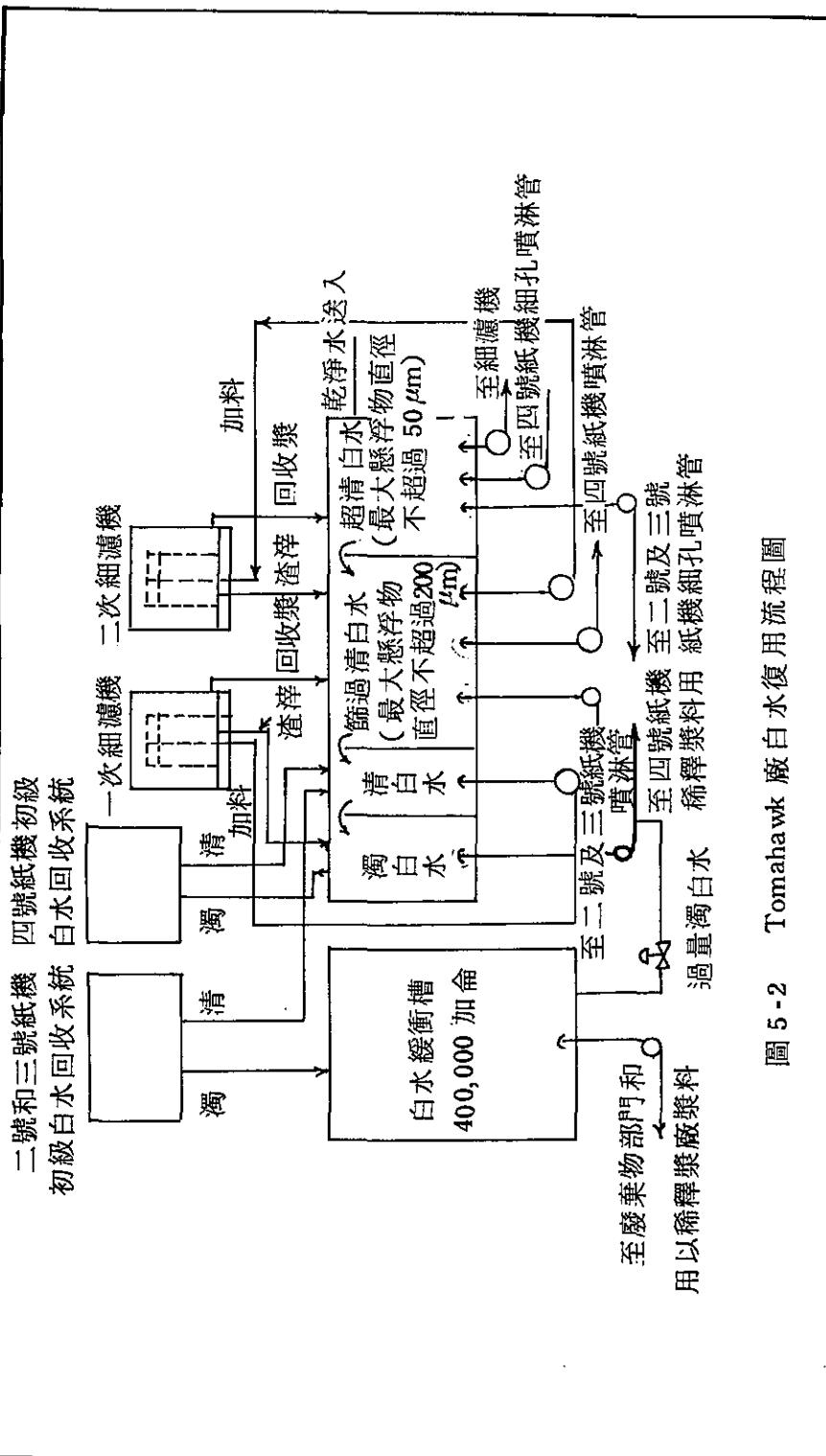


圖 5-2 Tomahawk 廠白水復用流程圖

而由每日六萬二千噸降為四萬五千餘噸。

以上各例乃為介紹國外確實在朝此方向進行並且獲有成果，而臺灣各廠之條件不同，應詳為規劃後逐步進行，以免過於草率而造成不良後果。

關於紙廠減少用水後，用水中電解質之積聚可能造成困擾。早在 1970 年美國梅因州立大學化工系即曾用其小型抄紙機，抄 75 g/m^2 之印刷用紙，所加填料有白土 20%，二氧化鈦 $2\frac{1}{2}\%$ ；在白水完全循環再用之情形下，連續運轉五天。系統中硫酸根離子與游離酸濃度確逐漸增加，然期末產品之化學性質與物理性質與初期者相比較時，並無顯著差異。1972 年 Aldrich 等，曾就白水 97% 與 73% 循環兩種情形下，以試驗抄紙機連續四天抄製 81 g/m^2 高不透明度印刷紙，填料有白土 10%，二氧化鈦 5%，所得結論為增加循環率後，白水中溶解之固形物與酸度分別增加 100% (73% 循環) 與 200% (97% 循環)，灰份分別為 8.55% 與 9.32%，紙身則循環量大者略低，但不致影響使用。又 Regis 公司⁽¹⁴⁾更進一步於 1977 年在 Western Michigan 大學之 61 公分寬試驗紙機上抄紙。白水中所含電解質量藉直接加入適量之氯化鈣、硫酸鈉、氧化鈉、氯化鉀與硫酸鎂等所含溶解固形物量分別為 720, 2760, 3470, 3960 與 $20,500 \text{ mg/l}$ ，迄 $4,000 \text{ mg/l}$ 止，所抄紙張之破裂度反因鹽份增加而增加，Sheffield 透氣度降低，斷裂長增加，抗撕力變化不大。紙樣經分別儲存，3 與 6 個月後再試時，其化學與物理性質之變化與含鹽量無關。因之白水回收再用後對紙質之影響不大，但為審慎計，各廠仍宜自行測試決定循環之程度。

2. 減少稀釋，提高濃度：

用水節省之第二要點是儘量減少系統中漿料稀釋之程度，一方面減少用水，另方面亦可因泵送體積之減少而可改用較小管路與泵並獲得少用能源降低成本之效。以散漿為例，一般工廠操作人員常不能維持濃度於 6% 上下，隨之使煉漿機之操作濃度降低，虛耗動力，有時且會使纖維切短比率增加之反效果。

近年來芬蘭 Ahlstrom⁽¹⁵⁾製漿廠已開發一種適用於 8—15% 中濃度

之離心泵（附有空氣分離器）。目前有些製程中要將紙漿自中高濃度沖稀至3~4%後，用泵再送至次一程序，而在次一程序前須以脫水機加以濃縮至6~7%；如採用此種中濃度離心泵，即可免去多送水再脫水之過程。以日產紙漿500噸之工廠言，每省一套脫水系統，每噸漿可省電力20瓩時。於建新廠時，設備費可予節省。於1980年起有二套此類泵浦用於高濃度貯漿槽中，經稍為稀釋後抽送至次一程序直接使用。

(三)洗滌工程之改善⁽⁴⁾

紙漿洗滌工程主要有兩種目的，一為精製紙漿，另一為回收藥液。為達精製紙漿之目的，沖洗水量愈多效果愈佳，為達收回藥液之目的，用水量愈多藥品損失量愈少。但如沖洗用水量愈多，則增加以後蒸發濃縮工程之困難。因此洗滌工程之用水量，只要能達沖洗之效果即可，不應太多，俾儘可能保持黑液之高濃度，以節省以後濃縮時所需用之熱量。

通常影響紙漿洗滌工程之因素約有下列各項：

1. 沖洗水量：

前已言之，沖洗用水量愈多，洗滌之效率將愈高，但却不利於以後之濃縮工程。故適當之洗滌用水量，可在提高洗滌效率和減少濃縮工程之耗熱量間斟酌決定之。

2. 水溫：

水溫愈高，紙漿脫水性能將愈高，其洗滌效率亦將隨之愈增加。但水溫愈高起泡沫之現象將愈厲害，故亦不宜太高。通常水溫以在50°C~70°C間最為適宜。

3. 原料濃度：

原料濃度愈低，洗滌效率愈高。

4. 其他：

洗滌槽之液面高、旋轉鼓之轉速、真空度等均能影響洗滌之效率。經洗滌工程後，黑液之固體物含量約在16%~22%之間，視原料纖維之種類、蒸煮之條件及洗滌方法之不同而稍有差異。

最近有採用多段向流式旋轉真空洗滌機，以進行紙漿之洗滌，效果頗佳。

(四) 蒸煮廢液之回收⁽²⁾

蒸煮廢液含大量添加之化學藥品，若任令排出，非但影響經濟成本，且造成莫大之污染問題，宜加以回收。一般廢液中約含 17 ~ 18 % (硫酸鹽紙漿) 之固體物，因濃度太稀，尚無法使廢液燃燒。如欲使黑液起燃燒作用，則必須先將黑液濃縮至含 50 ~ 70 % 固體量方可。因此在黑液燃燒前必須再經濃縮步驟。

1. 黑液濃縮：

黑液濃縮，一般為增加熱效率，均採用多效真空蒸發罐 (Multiple Vacuum Vaporator)，由蒸發罐流出之黑液，其固體量已增至 50 % ~ 55 %，再經熱交換器，通常可使廢液含固體量在 65 % (50 ~ 70 %) 。

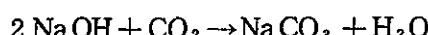
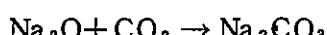
濃縮過程中，某些硫化物如 Na_2S 、 H_2S 、 CH_3SH 或 CH_3SCH_3 等均可因揮發而損失。硫化物如有損失，則白液之硫化度將降低，且設備之腐蝕作用亦將隨之加速進行。補救之方法為在黑液濃縮前先用壓縮空氣將黑液中硫化物加以氧化，以減少 H_2S 、 Na_2S 量，此時 H_2S 及 Na_2S 等揮發性硫化物被氧化為穩定之 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_7$ ， CH_3SH 則被氧化 $\text{CH}_3\text{S} \cdot \text{SCH}_3$ 。

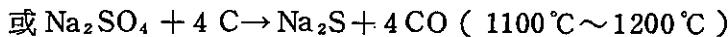
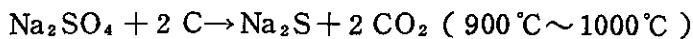
2. 濃縮黑液之燃燒：

將濃縮黑液放入回收鍋爐中予以燃燒，其目的除可將廢液中有機物 (如木質素等) 燃燒而供給熱能外，尚有回收蘇打粉，並可將芒硝 (Na_2SO_4) 還原為 Na_2S 。

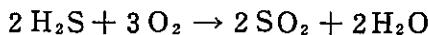
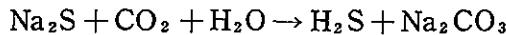
濃縮之黑液在回收鍋爐中燃燒時，可得下列三項反應：

- (1) 濃縮之黑液中所含之殘留水份，繼續被蒸發。
- (2) 固體物中之有機物燃燒成為碳、無機鈉鹽及 CO_2 氣體，同時並產生熱能。
- (3) 無機鈉份變為碳酸鈉 (Na_2CO_3)，而芒硝則還原為 Na_2S ，其反應式如下：





(4) 其他之反應爲：



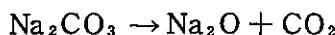
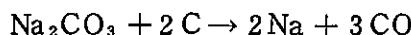
而有機硫化物（如硫醇等）經燃燒後均變成 SO_2 氣體而排出。

黑液經燃燒後，其所含之有機物變成熱能而被回收，而無機物則變成熔融狀態之 Na_2CO_3 及 Na_2S 自鍋爐底部取出，再加以苛性化而回收成爲蒸煮之藥液。

燃燒溫度不足或空氣量過剩，均可降低 Na_2SO_4 之還原率，而生成無蒸煮能力之 Na_2SO_3 。



但如溫度過高，則生成之 Na_2CO_3 將再繼續分解成爲鈉或無機鈉。

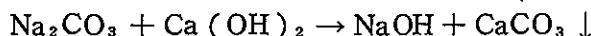
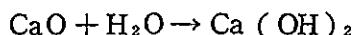


在回收鍋爐中， Na_2CO_3 常會混入廢氣溢出而流失（通常損失量約在 2 ~ 4 % 間），可用靜電集塵器（Electrostatic precipitator）收集廢氣而減少 Na_2CO_3 之損失。

3. 綠液苛性化：

熔融狀態之 Na_2CO_3 及 Na_2S 為綠液（Green liquor）之主要成分，通常綠液中均含有些少許之不溶性雜質，須先予去除，俾增加苛性化之效率。

綠液苛性化之反應式如下：



亦即將綠液主要成分之 Na_2CO_3 變爲蒸煮所需之 NaOH 。

一般而言，綠液中所含 Na_2CO_3 及 Na_2S 之濃度愈低，其苛性化之效率愈高，僅增加 Ca(OH)_2 之含量，對增加苛性化之效率無甚幫助。苛性化後所得液體稱爲白液，其中含有不溶性之 CaCO_3 ，須加沈澱而去

除之，沈澱後澄清之白液（White liquor），可做為洗滌工程中之黑液沖洗水或送至蒸煮工程做為蒸煮藥液之補充液。沈澱之 CaCO_3 經洗淨後，送至旋窯煅燒成為生石灰（ CaO ），而再用以做為綠液苛性化之藥液。圖 5-3 說明硫酸鹽紙漿蒸解廢液回收工程。

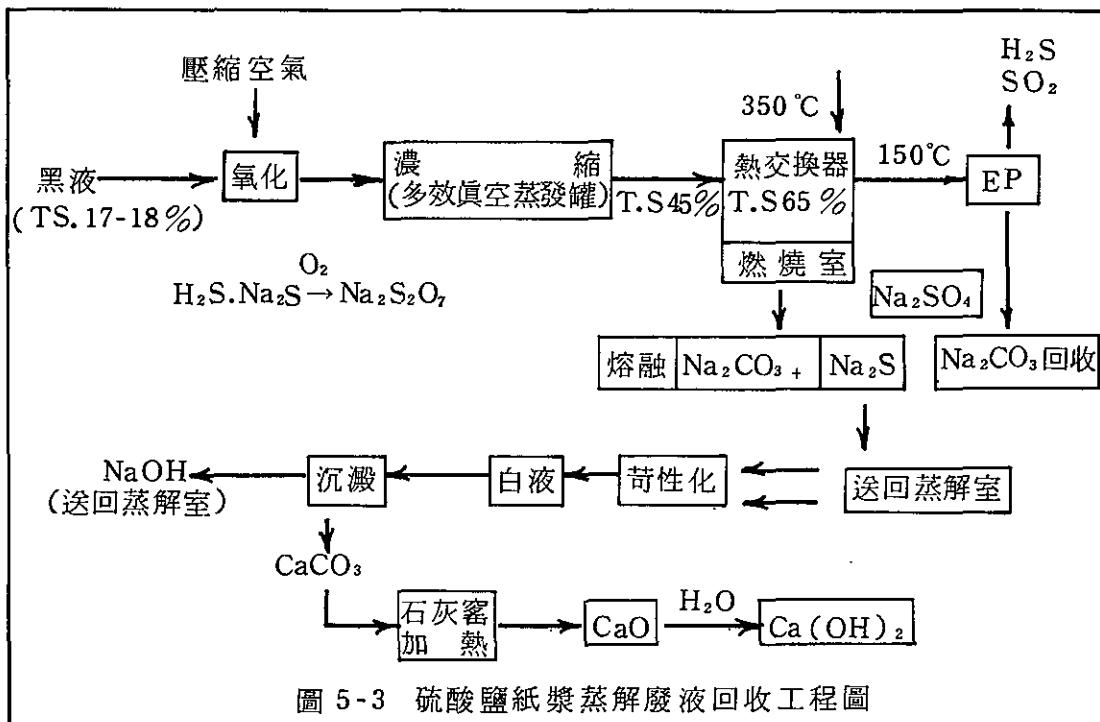


圖 5-3 硫酸鹽紙漿蒸解廢液回收工程圖

(五) 廢水之分離：

通常工廠廢水之種類不外有三種：

- 1.由製造程序所排出之廢水。
- 2.冷卻廢水。
- 3.員工之生活廢水。

此三種廢水，僅第一種廢水須加以較為複雜之處理；第二種廢水因污染度甚低（但數量却甚多），故一般均無需任何處理，即可排出廠外，或予再用；而第三種廢水雖其污染度不低，須加處理，但因其量均甚少，故可與第一種廢水合併處理即可。因此，吾人如能設法將三種廢水加以分離，然後僅使第一、三兩種廢水流入廢水處理廠。如此，常可大量減少處理廠之水量負荷，因而使廢水處理之成本大為降低。

又通常在一工廠中，濃廢水（常為量少而污染度高者）與稀廢水（常為量多而污染度低者），不論其性質相同與否，均係先加以分離，然後再給予不同程度之處理，如此當可節省處理之費用。例如，若設法將冷卻廢水及雨水（稀廢水）與製造程序所排出之廢水，予以分離，則因前者常無需處理即可直接排出，而僅將後者之廢水加以處理，如此當可因廢水處理廠水量負荷之大量減少，而大量節省廢水之處理費用，此或可認為係廢水分離最大之優點所在。

如濃廢水與稀廢水之性質恰好相反時，則是否採用如前所述之分離法，抑或使用貯留混合法，端視濃稀廢水量之比例，其性質相差之程度及混合後自行中和作用之效果而決定之。一般而言，如濃稀廢水量相等，而其性質恰好相反時，則以採用混合法較為適宜，而不應將其分離。但前已言之濃稀廢水量常相差甚大，其廢水量相等之實例甚少。

㈣廢水之再用：

由於造紙工業製造程序中之用水量常甚龐大，故對工廠本身而言，水實為一種頗為貴重之原料。因此，工廠對污染度甚稀之廢水，如能不即予排出，而將其再用於做為水質要求不高之次一級用水，則一方面可節省用水量，而廢水量同時亦必將因廢水之再用而大量減少。故具有兼收節省用水費及降低處理成本之效，可謂一舉兩得。故廢水之再用，常具有甚大之經濟價值。至其經濟價值之大小，則隨再用程度之不同而異。就造紙廠而言，其所排出之廢水，有多至每噸產品高達 378.5m^3 者，亦有少至每噸產品，僅有 3.8m^3 之廢水者，廢水量相差如此之巨（高達100倍），主要關鍵即在廢水再用程度之不同所致。

不含污染物質之廢水，如冷卻廢水，常無須加以任何處理，即可再予使用。即污染度較小之廢水，經簡單之處理後，亦常可做為較次級之用途。如將紙廠內之白水逆回做為黑液之沖洗水或做為工廠之熄煤水，即其二例；高溫度廢水排入河川後，常影響細菌之繁殖，因而降低河川自淨作用之能力，如能裝設熱交換器，以充分利用其所含之熱量，此亦可視為廢水再用之一例，其所利用者為廢水中所含之熱量。

(七)工廠管理之改善：

某些工廠所排出之廢水，其中有一部分係由於工廠操作工人之不慎，或監督人員之疏忽而流出者。此項意外或額外排出之廢水，常可以加強工廠之管理而避免之。例如：廢水之滲漏與溢灑屬管理與保養上問題，但現場人員日久見怪不怪之心理亦有關係。總之，防止管線滲漏是極重要的。另外，對減少滲漏與溢灑之工作應持之以恒，則為工廠管理上不容推卸之責任。

對於常會溢滿流失或清洗設備與儲槽而大量流放之場所。（如蒸發器，鍋爐排放等），宜設置適當容量之集溢槽。如此能再逐漸回收再用，最少亦不致對廢水處理設備之負載有震撼作用。利用工廠管理之改善，以減少排出之廢水量，不但簡便易行，且甚為經濟，故不失為緩和廢水問題之一種理想辦法，甚值吾人加以提倡效法。通常良好之廠內管理，須賴管理人員、保養人員以及操作人員等之真誠合作，始能奏效。而教導廠內有關人員，使其瞭然於此項廠內管理之改善，於解決由廢水所引起之污染問題方面所具有之功效，乃為求得其合作之最有效辦法也。

(八)製造程序之改變：

改變製造程序，通常均可兼收減少廢水量及其污染濃度之效。此項製造程序之改變，對某些污染性質特高且無回收價值之廢水而言，不但可避免該項廢水之污染河川，有時對於工廠本身亦甚具經濟價值。經改變製造程序後所排出之廢水，其本質常與未改變前迥然不同，不僅其量減少且其濃度亦變稀，如再經簡單處理後，通常即可直接排入河海或下水道而無礙。如此，工廠方面既可大量減少其處理廢水之費用，而對有關方面而言，廢水污染問題之嚴重性亦可因而大為減輕。

1. 冷却方法之改變：

紙漿與紙廠有熱汽或熱氣發生之處所，對所含熱量如不予回收，則浪費熱能。故常用水使之冷卻以得適量之熱水。但基於各種原因，常用接觸方式如氣壓冷凝器等設備而導致所得熱水之淨度差，如改用其他冷卻方式而得潔淨之熱水，自屬應予改進之道。

2. 木材剝皮：

用濕法時，該部份之廢水應設法循環再用，不然改採乾法。如此不僅減少用水，且使剝下樹皮之水份低，有助於燃燒。

3. 蒸解排氣與噴漿冷凝水之再用：

蒸解排氣與噴漿時所得廢汽，如不予凝集，一部份有臭味之氣體物為之逸出，且損失熱量，冷凝水如不予利用則增加 BOD 量，大部份碱法漿廠常將此一冷凝設備所得熱水用於洗漿機末段洗鼓第一支噴淋管。有餘時，可考慮用於苛化工場之沉泥洗滌（mud washing）或補充熔渣（smelt）溶解處稀白液之不足。

現已有工廠將批式蒸解釜之排氣送至噴漿槽，與槽中氣體匯合後送至直接接觸冷凝器，由此排出之低污度液體送回工廠再用，氣體則再經一表面冷凝器冷凝，冷凝後之污度極高（BOD 高達 $20,000 \text{ mg/l}$ ）但量小之液體則送至廢液處理設備。在 Kamyr 式連續釜工場，將一部份抽出黑液跳過第一瞬沸槽而逕至第二瞬沸槽，瞬沸所生蒸氣則用於補充該系統濃縮罐前段之蒸汽壓縮蒸發器（VCE）。

4. 蒸解廢液之改進：

亞硫酸鹽法紙漿廢液為構成河川污染最主要廢水之一，此種廢水不但量多（約佔所用原料重量之半），且因大部份為溶解物或膠狀物，故其 BOD 亦相當高。目前所採用之亞硫酸鹽法大部均為鈣基亞硫酸鹽法，其廢液大部分為溶解性木質磺酸之鈣鹽（Calcium salt of lignosulfonic acid）。截至目前為止，尚無實用之方法可用以回收此項鈣鹽，故最後此項甚具污染性質之鈣鹽，均將全部以廢水之形式排出廠外。

自 1930 年以後，即有人研究以其他物質代替鈣鹽，做為亞硫酸鹽法之蒸煮液。結果證明鎂基法、蘇打基法、銨基法均有實用之價值。其中蘇打基法及鎂基法均有回收藥品之可能。所有上述三法均有節省熱量及完全減除河川污染之功用。

蘇打法與硫酸鹽蒸解藥液之回收程序已相當定型。近期發展主要在設備上能節省濃縮所用熱能，其中採用蒸汽壓縮蒸發器（VCE、VRE 或 MVR）於最初一二段而使黑液蒸濃至 40%，除節省能源外，蒸發罐

冷凝水量亦因之減少。如 Weywheauser 公司 Springfield 廠⁽¹⁶⁾改用 VCE 作為前段蒸發器後，冷凝水流量約減少 56%。在原蒸發系統時冷凝水中所帶 BOD 約 50 % 集中於自表面冷凝器所收集，而祇相當原容積 4 % 之液體中。蒸發罐改用表面冷凝器後，可改以潔淨熱水供洗漿等之用，每噸漿約可節省用水量 4 m³。

蒸發罐部份另一可以減少污染源之項目，係設置一「煮罐槽」(Boilout tank)，積存煮罐末期過稀之溶液，待蒸發罐操作恢復後陸續送回。

新設工廠之綠液澄清器所排出渣滓，已逕行採用不同型式之渣滓過濾器。舊廠可在原有澄清槽後加一小型真空過濾器，則渣滓經適度之淋洗，帶走之碱得以減少。渣滓濾餅較乾可直接用於填土。

回收爐方面之改進亦頗多，如日本之直接碱回收系統 (DARS)，但目前僅一二廠家使用，此法可以免去苛化與石灰再燒作業，對於成本、用水、污染源與能源均有好處。此外， Tampella 、 Rauma 、 Sonoco 與 Copeland 等種種發展，可使碱性與中性亞硫酸法製半化學漿等蒸解藥液能予回收。現有工廠之蒸解廢液尚未回收者，宜進一步探討以採何種方法最為合適，必要時甚至對製漿方法作適度修改以資配合而達目的。

5. 洗漿篩漿程序與作業之改進：

各種製漿方法中，洗漿之段數如能增加一段，不僅可使送去使用或漂白之紙漿中所含殘餘蒸解液減少，進而導致原廢水中 BOD 減少與漂白藥品消耗減少外，用水量亦可因之減少。美國 Longview Fiber 公司⁽¹⁷⁾於 1972 年將洗漿機由三段改為四段後，每噸漿約節省用水 26 m³，BOD 則減少 20 kg / 噸紙漿。

洗漿機方面對熱源節省較多而又能節約用水之發展為壓力式洗漿機，使用此種洗漿機後，可使整個篩選系統之溫度提高，轉而提高漂白系統之溫度。全系統濾水性在較高溫度時自會提高，至於替代式洗漿 (Displacement Washing) 亦屬新的發展，然對污染源之減少則無大助。

篩選過程比較容易密閉化，在不影響淨潔淨之條件下，宜採密閉並注意濃度之提高，以從根本上減少用水著手。此外淨漿機效率之提高與

增加第三段甚至第四段或篩漿設備，使渣滓中所含纖維量減少以減少損失與待處理渣滓之量。

6.漂白系統之改進：

目前以「氯化——碱萃」開始之漂白程序，對於如何減少污染源之發展，大致可分下列數途。其中之一如瑞典 Billerud - Uddeholm 公司 Skogell 廠⁽¹⁸⁾⁽¹⁹⁾ 所探辦法，漂白洗漿部份漿與濾液之程序採用逆流式，如圖 5-4 所示。並將氯化漿洗漿機濾液與第一段碱萃 (E₁) 漿濾液分經離子交換樹脂吸收後，分別再用或排入廢水系統。該廠 1973 年開始使用離子交換樹脂處理 E₁濾液以求降低排水之色澤，結果色素被除去約 90 % 外，COD 與 BOD 分別降低了 80 % 與 50 %，溶解液中所含氯以有機氯化物存在者居多，經與原蒸解黑液一併濃縮燃燒苛化後，所得白液中含氯量祇有 1 ~ 2 g/l。其原因係大部份氯與回收爐氣體中之二氧化

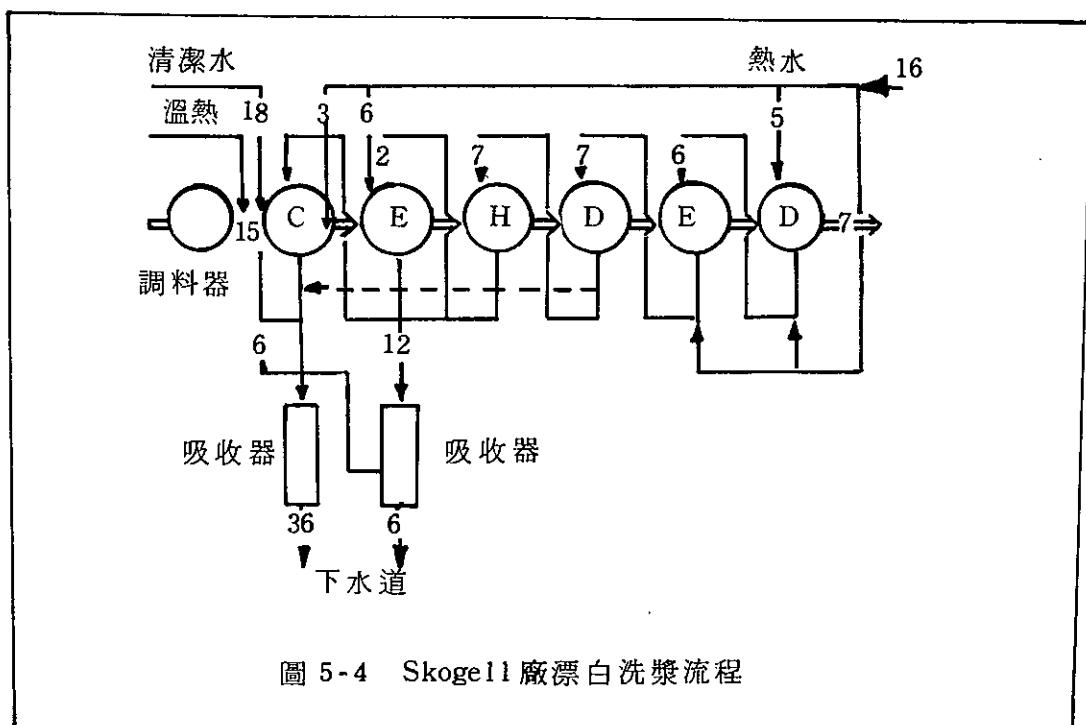


圖 5-4 Skogell 廠漂白洗漿流程

硫作用變成氣態氯化氫，而極易在洗氣器中被水所吸收。但要硫化度高，應在不使用直接熱蒸發器的條件下始能達到。蒸濃溶解液所耗能源比有機化合物燃燒所發生之熱量為低，因之該廠在 1978 年再改一套 250 噸／日漂白設備，而有似圖 5-4 之流程圖而成圖 5-5 所示之半連續性濾液吸收與樹脂更生系統。

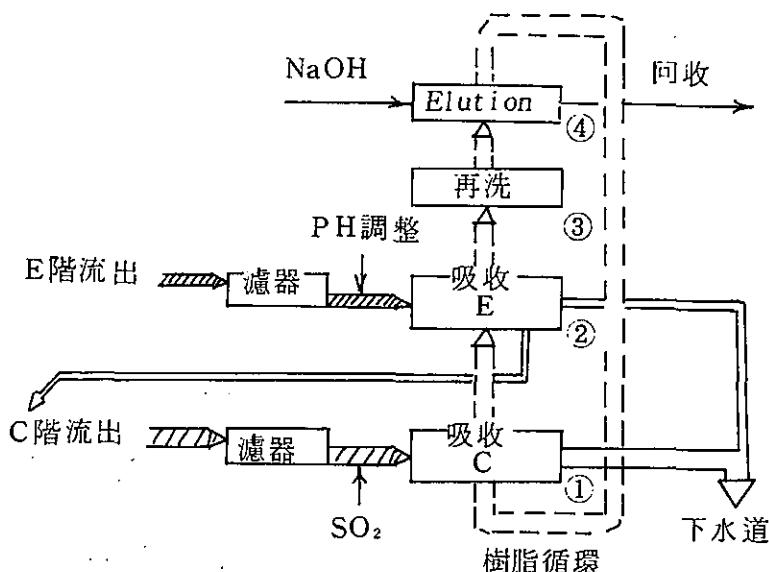


圖 5-5 Skogell 廠半連續式吸收交換系統

另一途徑則如 Great Lake Forest Product 公司 Thunder Bay 廠於 1976 年所建之“B”線⁽²⁰⁾。所謂密閉漂白漿廠（Closed-cycle bleached pulp mill），或「無廢液排放工廠」（Effluent free mill）其要點在漂白部份之洗漿自 D₂ 起採逆流方式，E₁ 濾液則送至 SRP (Salt Recovery Plant) 中蒸濃使氯化鈉析出再用。雖然初期遭遇過甚多困難，且廢液回收與 SRP 曾停用半年，但至 1979 年春季已恢復使用，據稱除了 SRP 、未漂漿洗滌與石灰窯清洗器等處之 $14.5 \text{ m}^3/\text{噸紙漿}$ 回收液外，無廢液排放。除從表面冷凝器使用過之河水於用過後復行放回河流外，該廠每噸紙漿所用清水大約 59 m^3 ，其中 20 m^3 用於製程， 39 m^3

用於服務性場所，如泵之壓蓋（ gland ），冷卻水，封緘水等。此一系統用汽量減少（約 500 kg 汽／每乾噸漿）外，漂白濾液中有機物在黑液回收時，燃燒所生蒸汽大約為 250 kg 。

漂白部逆流過程中之所有濾漿機之材質不必全部使用能耐氯酸等之 317 型耐蝕鋼。舊廠所有濾漿機沒有全部使用 317 材質時，可改用所謂「跳躍式」程序（ Jump Sequence ），即第二三氧化氯（ D₂ ）段濾液用於第一二氧化氯段（ D₁ ）濾漿機之噴淋管，而 D₁ 段濾液則用於氯化段。第二碱萃段（ E₂ ）者用於第一碱萃段（ E₁ ）之噴淋液。節水效果雖不如全逆流式者，但仍可節省 8 ~ 25 m³ ／噸漿。

漂白部份減少污染源之另一方向，係部份改用氧／碱⁽²¹⁾、臭氧⁽²²⁾以減少含氯濾液。其經碱或臭氧去除部份木質素之半漂白紙漿可用 DED 程序三段漂白而得白度 87 ~ 89 % 之紙漿。用臭氧試驗之結果，用 Z (臭氧段) ED 三段，或 ZEP (過氧化氫) D 四段者，其成本可與現在通用之 CEDED 或 CEHED 等程序者相似。新廠如用闊葉樹為原料時，可能 ZEP 三段較為合適，針葉樹則要在二段前加一氧／碱段而增成本。

漂白部份減少污染源之另一方向，為在碱萃時加用氧 (E₀) 成為 C_DE₀D 程序或在 E 段後之 H 段採用快速辦法後不經洗滌即至 D 段而成 C_DE (hD) 或 C_DE₀ (hD) 程序⁽²³⁾，用藥成本上，可能比 C_DEDED 要低，而 BOD 可略為降低。

漂白部份如能用含木質素量低（即較易漂白者）之紙漿，漂白用藥用水均可減少，且 BOD 等值自亦會降低。因之，最好的辦法還是先求製漿時提高得率降低木質含量。

7. 製漿得率之提高與漂率之降低：

如上所述，製漿得率之提高與漂率之降低，是使漂白部份污染源減少之最好辦法，對於資源利用效率之提高，自亦有效。近年來含硫漿方法就此方向以求節省資源與（或）減少污染源之發展頗多，其中已被採用者計有硫酸鹽法加 A Q (Anthraquinone 與其衍生物如 DDA , THAQ 等)，多硫化物法 (Polysulfides Process)，多硫化物法加 A Q ，碱性亞硫酸法，碱性亞硫酸法加 A Q ，硫化氫預處理硫酸鹽法等。避免用

含硫藥品之製漿法加 DODDEL 法（用氯碱），ALCAPER（用碱與過氧化氫）法等。半化學法製漿則採用硫性綠液替代中性亞硫酸法者日衆。諸法中有能利用既有製漿設備者，亦有要另行增添者，然幾乎全部均在求得率之提高、用藥量之減少、與漂白用時漂率降低諸條件之一或全部，並均以能回收蒸解藥液為前題。

8. 濕部噴淋管改用高壓水：

製紙部份所造成之污染以懸浮固形物為主，節省用水為減少污染源，附帶使有價值之纖維、填料與若干藥品流失減少之主要方式。

在紙機白水回收再用系統未完善前，濕部噴淋管改用高壓水為有效減少用水方法之一。因噴洗效果較好，噴嘴改小，密度改稀，藉噴淋管前後擺動而覆蓋較寬之範圍，用水量自可節省 70 ~ 90 %。因之白水量自然減少，即使白水回收再用系統完成後，此種高壓噴淋管仍然要用，祇是要澄清度較高之清白水而已。

9. 加強白水回收設備：

此處所指，係初級白水回收設備（Savealls），紙廠已設有此類設備者，常被視作祇是附屬設備之一，而忽略了此一設備所收回之紙料能直接送回造紙紙料系統再用。收回之稀白水又可供紙機各處使用，對污染之減少與資源利用效率之提高，有相當大之貢獻。造成忽視其重要性之另一原因是所選設備大小不適合，或不盡適合於所用紙漿或操作欠當致所排出稀白水仍含有較高之固形物而相當混濁致失去信心。因之已有此類設備之工廠，如認為不盡滿意時，宜即予檢討以設法消除不良之現象。同時，有些高混濁度之白水，因懸浮物相當細，照樣可以用於噴淋管等。亦有工廠（如前述所舉實例），有將此初級白水回收設備所得稀白水區分或再經細濾而再使用者。此一部份能予加強，每噸產品有希望節省用水 30 ~ 40 噸。

10. 採用各種留存劑（Retention Aids）：

紙機白水中所含懸浮固形物不外乎短細纖維與填料，白水中亦會含有相當量之溶解物，如膠料、澱粉或其衍生物（以膠體存在為主）、色料、漂強劑等等，在白水不復用或經處理後用不完之情形下，固形物之

流失當然是損失，而溶解物中常是 BOD 或 COD 值較高者。因之對於留存劑之適當使用應予考慮，以提高資源之利用效率並減少 BOD 值等。

II. 紙料配料之改變：

不僅爲了污染源之減少，有時爲了成本，有時爲了成品品質，紙廠對紙料之配合常須就全系統予以考慮調整。爲了提高資源利用效率或減少能源消耗，化學漿與半化學漿之提高得率等已於前段述及，關於得率在90%以上之機械漿，則著重在物理強度之提高與能源之節省。大致方向爲磨木漿改爲壓力磨木漿，RMP (RGP) 改爲 TMP 甚至 CTMP。TMP 與 CTMP 或其衍變之方法復可能適用於蔗渣等非木材原料而拓寬了可用原料之領域。

以目前我國情形，印刷用紙可能發展方向之一是用蔗渣 CTMP 法製漿，經過氧化氫漂白配合針闊葉樹漂白木漿抄製輕塗佈之書籍雜誌用紙。CTMP 之得率高，而原紙的基重輕，使同重原料所得紙張面積大。過氧化氫漂白是污染源小的一種漂白方法，而塗佈時所用原藥料，大部份留存紙面，排出廢水幾乎爲零，當然，是否可行有待試驗證明。其他可行之改進資源利用效率與減少污染機會之配合方法，就全系統考慮時，必然甚多，亦有待從業人員之研究開發。

至於工業用紙中牛皮紙板中使用廢紙時，用水之復用更要加強，日後 Press drying 方面如果能發展到實用程度，宜儘早引進，使能以較次之原料抄製強度等夠之產品。

六、造紙廢水之處理方法

〔前處理：

1. 欄污柵⁽²⁴⁾⁽²⁵⁾

欄污柵之作用在阻止造紙廢水中大型之粗雜物流入廢水處理廠內，以免影響抽水設備或其他機具之操作，或阻塞各處理單元間連絡管之流通。

欄污柵一般由許多根垂直或斜置之鋼鐵棒，以等間距設於水流渠道上，水流過而攔截大型之粗雜物體（如：破布、樹枝、木屑等）。欄污柵通常設於原污水抽水機、量測儀、初步沈澱池等設施之前，行保護作用。

欄污柵之孔隙如表 6-1 所示，可分為粗型與細篩型兩種，細型欄污柵除對粗雜物有攔截作用外，對懸浮固體物也有去除作用，唯水頭損失較大、容易阻塞為其缺點。

表 6-1 粗型與細篩型欄污柵之孔隙

篩除設備	開孔 (mm) (in)	備註
欄柵（設於抽水機與沈砂池之前）	51 ~ 153 (2 ~ 6 in)	
欄柵（設於其他設備或程序之前）	19 ~ 51 (0.75 ~ 2 in)	通常採用 25 mm (1 in) 之開孔
磨碎機	6 ~ 19 (0.25 ~ 0.75 in)	
固定式粗細	2.3 ~ 6.4 (0.09 ~ 0.25 in)	預先處理與初級處理曾採用小於 2.3 mm 者。
轉動式細篩	0.02 ~ 0.3	

細篩型欄污柵昔日所使用者之開孔為 $2.3 \sim 6.0\text{ mm}$ ($0.09 \sim 0.25\text{ in}$)，甚少小於 2.3 mm 者；近來常用小於 2.3 mm 固定式細篩，做為預先處理或初級處理。旋轉式鼓形篩 (revolving drum screen) 係用以改善二級處理；多孔板與密集欄柵之開孔通常大於 0.02 mm ，而織網篩 (woven wire screen) 則用於需要更小細篩之場合。

造紙廢水處理廠使用固定式細型篩 ($0.8 \sim 1.5\text{ mm}$)，對 COD 與 S.S. 之去除率可達 $20 \sim 35\%$ ，可改善小型處理廠之效率。旋轉式細篩之構造，為細篩裝設於旋轉圓筒之外圓周處。細篩由不鏽鋼、耐龍、多元酯等材料製成，其開孔為 $0.02 \sim 3\text{ mm}$ ，亦有採用 0.005 mm 左右者。

欄柵依篩除物 (screenings) 之清除方式，可分為人工清除式與機械清除式兩種。人工清除式會因篩除物累積太多減少水流斷面而增大水流流速，致降低篩除效果；機械式欄柵將可減少此種現象。

欄污柵應具有前後水位差 1 公尺以上之水壓強度且污水穿過欄柵之流速應大於 25 cm/sec 以防止沈澱。欄柵槽之底高，比污水進水管管底至少低 $8 \sim 15$ 公分，以防死角淤塞。機械式欄柵之設置斜度應與水平成 $45 \sim 90$ 度，採用較陡可節省空間；人工式之斜度則為 $30 \sim 75$ 度。對人工清除式欄柵而言，較平坦之斜度將有利於操作，目前常用者為 $30 \sim 45$ 度。圖 6-1 與圖 6-2 分別為人工清除式與機械清除式欄柵。

欄污柵所篩除之篩除物的數量隨造紙廢水水質及廢水量而異，應依實測資料估之。用粗型欄污柵所去除的篩除物約為 $0.066 \sim 0.660\text{ m}^3 / 1000\text{ m}^3$ 處理水，平均值為 $0.264\text{ m}^3 / 1000\text{ m}^3$ 。以細型篩欄污柵去除之篩除物量約為 $0.66 \sim 3.96\text{ m}^3 / 1000\text{ m}^3$ 處理水，相當於除去 $5 \sim 15\%$ 之 S.S.。

篩除物成分影響處分方法。造紙廢水欄污柵之篩除物大部份是有機物質，絕大部份來自植物，部份不容易被微生物分解。篩除物含水份約 80 % 時，單位重量約為 960 kg/m^3 (60 lb/ft^3)。

篩除物之處分方法如下：(1)送到磨碎機磨碎後迴流入污水中；(2)送到處分場填土；(3)與垃圾般同做焚化處理。

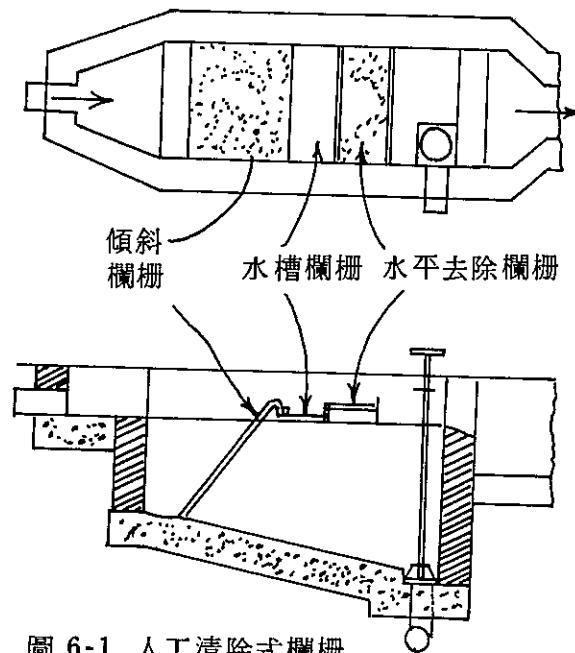


圖 6-1 人工清除式欄柵

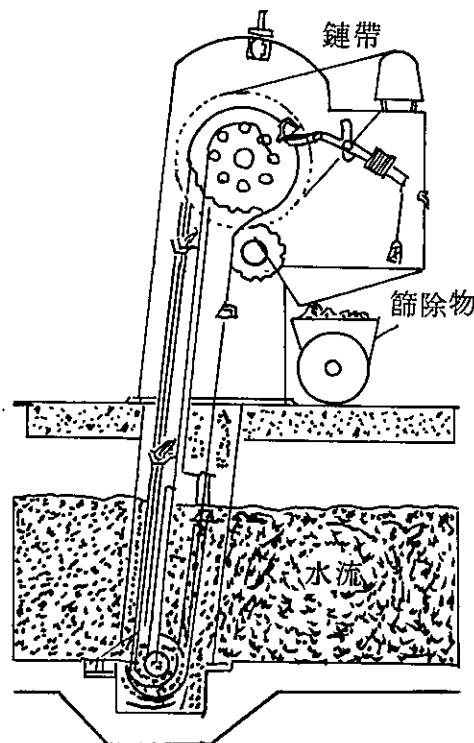


圖 6-2 機械清除式之欄柵

2. 調勻槽 (Equalization tank)⁽³⁾

造紙工廠廢水由於任何時間排出之廢水水質與廢水量變化甚大，需要調勻槽以均勻水質與水量以穩定處理廠之負荷，避免衝擊，並具有中和，維持廢水適量溶氧，減少化學處理之加藥量，改善二級生物處理條件等功能。

調勻槽一般設計之原則如下：

- (1) 設計容量：10～30% 最大日廢水量（30%）。
- (2) 有效水深：2～6(4.5)公尺。
- (3) 操作水深：1.2公尺。
- (4) 出水高度（free board）：0.3～0.5公尺。
- (5) 池型：正方型或矩型。
- (6) 材料：鋼筋混凝土（RC）。
- (7) 附屬設備：

① 流量計：用以測定流量。

② 流量控制設備：用以控制進入處理單元之流量。

③ 曝氣攪拌設備：調勻槽必須設置攪拌設備以使廢水水質均勻化，一般採用曝氣攪拌設備，將空氣打入水中藉著空氣之攪拌作用，使得水質均勻，一般曝氣式攪拌設備之動力約為 $0.004 \sim 0.008 \text{ kw/m}^3$ (池體積)。

3. 中和槽⁽²⁶⁾

一般造紙工廠廢水之 PH 值，非高即低，亞硫酸鹽法紙漿廢水屬酸性廢水，而硫酸鹽法或蘇打法紙漿廢水則屬鹼性廢水。為了使初級沈澱池及生物處理單元之功能充分發揮，必須設置中和槽以調整廢水之 PH 值。

使用中和槽調節 PH 之前，必須先求廢水之酸鹼加量對 PH 變化之關係即中和曲線，以決定在調節到任意 PH 時所需要之中和劑量。如圖 6-3 所示。

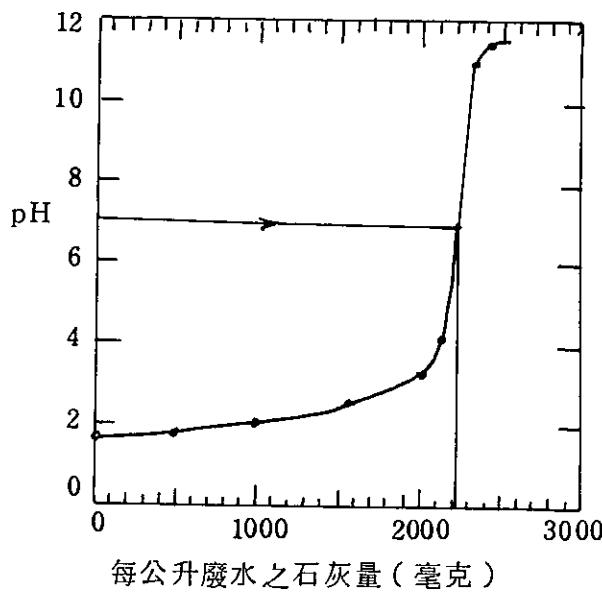


圖 6-3 廢水中和滴定曲線

石灰乳中和法之設計例：

酸性廢水量 400 公升／分鐘，需要中和到 PH 7.0，據試驗室研究，其中和滴定曲線，如圖 6-3，攪拌度與反應時間之關係，如圖 6-4 所示。設計石灰乳中和系統之設計步驟如下：

(1) 使用石灰乳為中和劑，中和酸性廢水，求 PH 值與石灰乳量之關係。

根據圖 6-3，中和廢水到 PH 7.0 時，所需之石灰乳為 $2,250 \text{ mg/l}$ ，400 公升／分鐘之廢水量所需要之石灰 = $400 \times 60 \times 24 \times 2,250 / 10^6 = 1,300 \text{ 公斤/日}$ 。

(2) 反應槽使用直徑 1.5 公尺，深度 1.2 公尺之圓形槽。

$$\text{槽容積} = 0.785 (1.5)^2 \times 1.2 = 2.12 \text{ 立方公尺}$$

$$\text{反應時間} = 2.12 / 0.4 = 5.2 \text{ 分鐘}$$

(3) 需要攪拌機動力：在實驗室求得攪拌速度、槳葉大小與廢水石灰乳之反應時間之關係，如下式所示，以求所需要攪拌機之動力。

$$P = \frac{k}{g} \rho n^3 D^5$$

$$\text{式中: } P = \frac{40}{980} \times 1,120 \times 4^3 \times (0.75)^5 = 730 \text{ 公斤} \cdot \text{公尺}/\text{秒}$$

$$= \frac{730}{75} = 7.85 \text{ HP} \quad (\because 1 \text{ HP} = 75 \text{ 公斤} \cdot \text{公尺}/\text{秒})$$

P = 動力以公斤 · 公尺／秒計

K = 攪拌係數 (40)

ρ = 攪拌液體之單位體積重量 (1,120 公斤／立方公尺)

D = 漿葉之直徑 (0.75 公尺)

n = 旋轉速度，每秒 4 次 (240 rpm)

同樣漿葉各種轉速所需要動力計算列於表 6-2，從表 6-2 得知攪拌速度 240 rpm，攪拌時間 22.5 秒時，所需要之動力最經濟，如圖 6-4 所示。

表 6-2 各種轉速所需動力之計算

攪拌時間(秒)	攪拌速度(rpm)	馬 力 HP	馬力/立方公尺
22.5	240	9.85	4.6
20.5	300	19	9.0
16.25	480	78	36
10.5	720	350	165

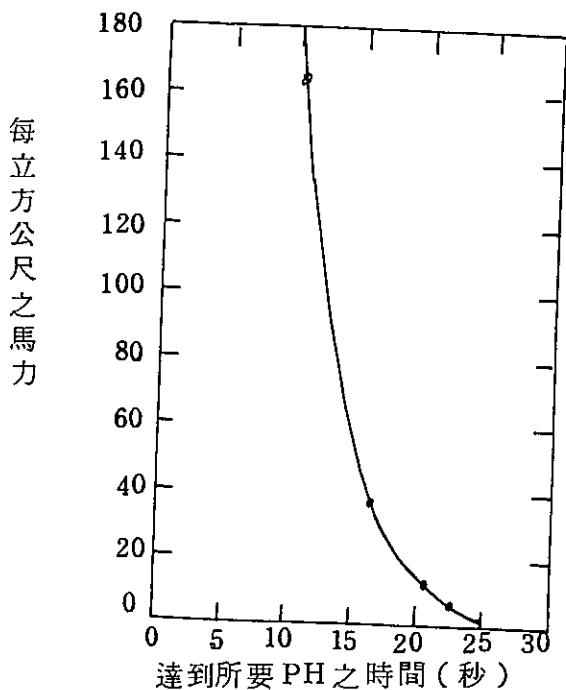


圖 6-4 達到所要 pH 之時間與所需馬力之關係圖

4. pH 自動調整：

廢水之 pH 調整處理時，如能正確保持需要之加藥量，不但可使反應在最適宜之條件下，提高處理效率，且亦比較經濟，尤其廢水間歇排除時，流量水質變化甚大，加入中和劑量亦要隨著變化。因此需要自動調節加藥量之裝置，否則為使廢水之均勻化，需要很大的貯留槽。

自動 pH 調整裝置之設計應考慮下列各種因素：

- (1) 流量及其變化，以決定加藥機、停留槽之大小。
- (2) 廢水之酸度或鹼度及其變化，以決定加藥量之範圍。
- (3) 放流水之 pH 容許範圍。
- (4) 攪拌方法及攪拌速度。
- (5) 檢驗時間差，即由加藥量之變化，傳到調整裝置所需要時間。中和反應緩慢之石灰，需要充分攪拌外，要調節時間之遲延。廢水中含有懸浮固體，或易於析出鹽類，而附著 pH 電極表面，容易產生測定誤差。

，故必須經常保持 pH 電極之清潔。

(二) 物理或化學處理：

1. 混凝沉澱法：

混凝沉澱之基本原理，乃在調整廢水中之 pH 值並加入混凝劑，使廢水中微小之膠體粒子，凝聚成為大顆粒之膠羽 (floc) 物質，而迅速地沉降至池底以去除。

紙廠廢水採用混凝沉澱法處理主要可去除 SS、COD 及色度以減輕二級生物處理單元之負荷量。混凝沉澱池在處理流程中，大都安排在二級生物處理單元之前，當作初級處理。亦可因除色之目的，加裝一混凝沉澱池在二級生物處理程序之後，以降低造紙廢水中較難為生物處理法去除之色度。

(1) 混凝劑種類：

造紙工廠廢水以混凝沉澱法處理，較常使用之混凝劑有：硫酸鋁、石灰、硫酸、氫氧化鎂等，茲分述如下：

① 硫酸鋁：

Smith,S.E.⁽²⁷⁾以硫酸鋁為混凝劑去除硫酸鹽法紙漿廢水之色度，當原廢水色度為 710 度，pH 調整至 5.3，硫酸鋁加藥量為 150 mg/l (即色度：硫酸鋁 = 4.5 : 1) 時，可得最佳之色度去除效果。

張紹斌⁽²⁸⁾研究以鋁鹽、鐵鹽、鋅鹽為混凝劑，當紙漿黑液水質為 COD 22,560 mg/l，色度為 43,600 度時，調整 pH 之藥品費之比值為鋁鹽：鐵鹽：鋅鹽 = 2 : 1 : 1.39。欲達到處理效果時，氯化鐵與氯化鋅之加藥量為硫酸鋁之 5 倍。

陳樹良⁽²⁹⁾以硫酸鋁為混凝劑處理經曝氣式氧化池處理後之出流水發現，該廢水本為鹼性廢水，如不先調整 pH 值，而直接加硫酸鋁於原色度為 10,000 單位色度之廢水，則即使加藥量高達 800 mg/l 時，亦僅能得透光度為 34%，COD 去除率為 28%，色度仍高達 2,640 單位色度之處理水，去除效果極差，如繼續增加加藥量，則由經濟觀點而言已無必要。若將原廢水為 4,380 單位色度，以

硫酸將 pH 調整為 5.0 時，硫酸鋁之加藥量為 400 mg/l ，可得上澄液透光度為 94%，色度為 260 單位色度，色度去除率為 94%，體積為原廢水之百分之八十五之上澄液，COD 之去除率達 86.1 %。

據李文智、張聖雄⁽³⁰⁾ 指出，亞硫酸鹽法紙漿黑液經混凝劑作用後，生成一種分散而沉降性極慢且污濁之上澄液，當原廢水木質素為 $7,800 \text{ mg/l}$ ，COD 為 $165,000 \text{ mg/l}$ ，經硫酸鋁混凝沉澱後，上澄液之木質素為 $6,903 \text{ mg/l}$ ，去除率 11.5%；上澄液 COD 為 $146,190 \text{ mg/l}$ ，去除率為 11.4%；色度去除率約 9.5%。亞硫酸鹽法紙漿黑液之 COD 及色度採用傳統初級、二級之處理程序很難將其處理至放流水標準。

②石灰：

E.L.Spruill⁽³¹⁾ 指出廢水中如加入大量之消石灰使達超飽和時，可吸附大部份木質素，如利用抄紙廢水中之短纖維可以減少石灰加量，提高混凝效果，當 CaO 之加量為 $1,000 \text{ mg/l}$ 時，可去除 90% 之色度。當廢水中加入大量石灰時，如處理水之 pH 值高達 12 時，需加煙道氣體中和成為 CaCO_3 沉澱，或進一步加 CO_2 成為 HCO_3^- -離子降低 pH 值至適生物處理。因 CaCO_3 沉澱不易，可另加少量共沉物質，以促進沉澱，沉澱污泥含有 CaCO_3 木質素及部份懸浮固體物，可經旋窯焚化回收生石灰。

Thirumorthi⁽³²⁾ 用石灰調 pH 值，加硫酸鋁可去除 92% 之色度，生成污泥量約為廢水量之 20%。

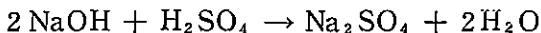
Bebin⁽³³⁾ 加石灰調節 $\text{pH} = 7.0$ ，可去除色度 90%。

以石灰為混凝劑處理紙漿廢水所產生之污泥量及性質與使用纖維長短及加量有關係，污泥中之固體量約 2 ~ 4%。含色污泥可與蒸解黑液回收時所生成之苛性化污泥混合用真空過濾脫水，乾污泥焚化後殘留之生石灰可再用。如經真空過濾脫水後之乾污泥其含水量過多會增加燃料之費用。超量石灰法適合於硫酸鹽法有回收蒸煮

黑液設備之紙廠，美國環境保護局（EPA）曾推薦為紙漿廢水之脫色方法。

③硫酸：

造紙工廠廢水中色度的主要成份為紙漿黑液中的木質素和木質磺酸鹽，它們是一種親水性（hydrophilic）的膠體，因為受到水的溶解力（Solvating force）作用而不沉澱。若經加酸降低 pH 值至 4 以下，產生混凝現象。以硫酸加入蘇打法製漿黑液的反應式如下列：



至於加酸量多少始有混凝現象發生，端視原黑液中的 pH 值而定。

④氫氧化鎂：

Lecompte⁽³⁴⁾ 1966 年以氫氧化鎂為混凝劑應用於處理抄紙廢水，由氧化鎂與含碳酸鈣的水混合，製造碳酸鎂再送到超量石灰軟化槽，超量的石灰促成碳酸鎂形成氫氧化鎂膠羽沉降。

高肇藩、張懷德⁽³⁵⁾ 所作研究指出，蘇打法紙漿廢水用鎂鹽配合石灰（消石灰），可以得到 96% 之色度去除率，COD 去除率為 50%，BOD 之去除率只有 10%，需要併用生物處理。色度（單位色度）與鎂離子加藥量（mg/l）之比值為 25：1 時，可達 90% 脫色率。石灰之加量若比理論量多 2 ~ 3 g/l，可以改善沉降性上澄液再碳酸鹽化至 pH 9.6 時，可以回收 50% 的鈣離子。污泥之再碳酸鹽化之最佳 pH 在 7.6 左右，可以回收 50% 溶解狀態鎂質量。

Rapson⁽³⁶⁾ 報告利用海水中鎂鹽加石灰以達到脫色效果，未加海水加石灰 1,800 mg/l，脫色率可達 84%，如加海水 10% 或 20%，用 350 mg/l 石灰量就可達到同樣效果，膠羽沉澱速度高達 4 呎／小時以上，可減少沉澱池表面積。國內中華紙漿花蓮廠即採用海水加石灰進行紙漿黑液之脫色處理，效果甚佳。

Oldham 及 Rush⁽³⁷⁾ 1978 年應用於硫酸鹽紙漿廢水處理，獲得良好效果。雖然，氧化鎂價格較高，但因經回收使用，可減低成本

，可行性增加。

(2) 混凝試驗：

因混凝反應複雜，為決定造紙工廠廢水以混凝沉澱法處理所需之混凝劑量及最適宜之 pH，需要採用瓶杯試驗（Jar Test）法求之。瓶杯試驗法之步驟如下：

- ① 使用 200 毫升之水樣，先調節 pH 為 6.0 後以電磁攪拌器攪拌，慢慢加入混凝劑。每一次加藥後，快攪拌 1 分鐘，接著慢攪拌 3 分鐘。連續加藥以至形成可視膠羽為止。
- ② 使用 6 個燒杯，放入 1 公升之水樣，以標準酸鹼調節水樣 pH 為 4.0、5.0、6.0、7.0、8.0、9.0，各水樣加入步驟①所得之加藥量。
- ③ 水樣經快攪拌 3 分鐘，接著 12 分鐘之慢攪拌。快攪拌約 100 轉／分鐘，慢攪拌約 30 ~ 40 轉／分鐘。
- ④ 測定各水樣沉澱上澄液之濃度，以 BOD、COD 或濁度、色度等表示之。
- ⑤ 畫出 pH 與某種污染物（BOD、COD、濁度、色度）之去除率之關係曲線，選定最佳 pH 值。
- ⑥ 水樣調節至最適宜 pH 值，各水樣加入不同藥量，照步驟③、④反覆一次試驗。
- ⑦ 畫出各種混凝劑加量與去除率之關係曲線，選定最佳加藥量。
- ⑧ 如使用助凝劑時，於快攪拌停止前加藥，反覆步驟③、④。

(3) 快混槽⁽³⁸⁾

快混之攪拌方法有機械式、阻流壁式、低揚程抽水幫浦出口能量利用式及管路攪拌等四種。快混之目的，在使凝聚劑與廢水快速混合，因之注藥位置，流入位置及流出位置皆需充分注意，以能達到充分攪拌避免發生短流為宜。一般停留時間為 1 ~ 5 分鐘（小規模者 10 ~ 15 分），槽內流速應維持在 1.5 m/sec 以上，使用阻流壁時應避免水量及水質變化太大而需先予均勻化。圖 6-5 為機械式快混槽例。

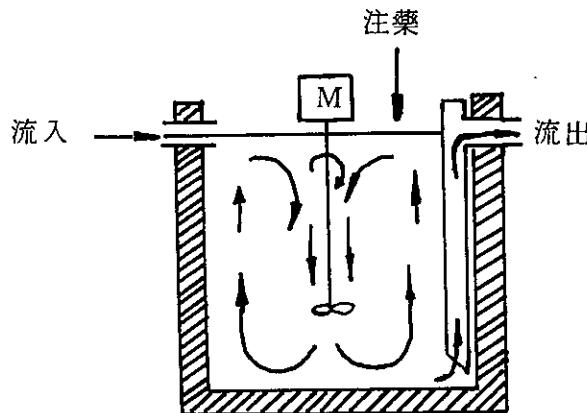


圖 6-5 機械式快混槽

(4) 混凝劑之注入設備：

① 藥劑溶解槽：

若凝聚劑之溶解不易，溶解時必須予以機械攪拌，槽的大小於避免藥劑劣化之範圍內，而不宜過大，但最小應有1日以上的貯存容積。

② 注入控制方法：有下列三種：

- (a) 定量注入。
- (b) 與 pH 計連結連續注入。
- (c) 比例注入。

上述方法，各有其優缺點，為了操作方便一般多採用定量注入法。

③ pH 調整裝置：

為避免因凝聚而導致 pH 下降而必須設置者。

(5) 慢混槽：

慢混攪拌裝置有機械式、阻流式及水流式等，一般以使用機械式槳板攪拌機較多。

機械式槳板攪拌機，其攪拌以橫向為主，上下方向較少，為達充分凝聚效果，其流入位置於底部，流出口則設置於水面附近，如圖

6-6 所示。

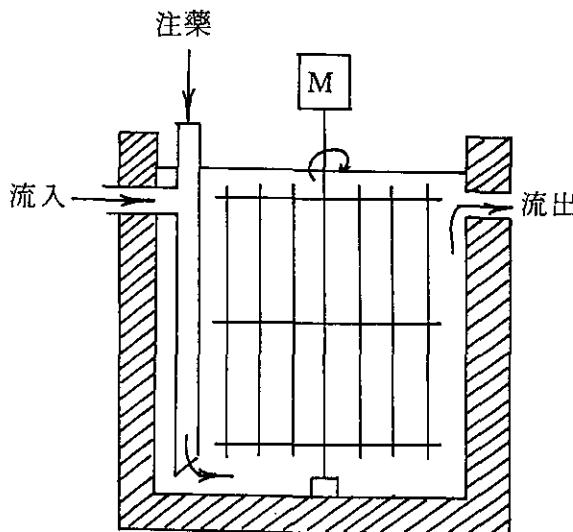


圖 6-6 機械式槳板攪拌機

凝聚形成的粒子，通常於流速在 9 cm/sec 以下時發生沉澱， 75 cm/sec 以上時則被破壞，故應維持流速在 $15 \sim 60 \text{ cm/sec}$ 之範圍，停留時間以 $30 \sim 50$ 分鐘為宜。

機械式槳板之寬度為攪拌槽的直徑之 $80 \sim 90\%$ 左右，槳板之斷面一般為水路斷面之 $10 \sim 25\%$ 。

(6) 連接慢混槽與沉澱池間之導水渠：

導水渠以能使已形成之膠羽不受破壞為原則，導水渠與沉澱池之水位差以盡量愈小為宜，導水渠內之流速應低於 30 cm/sec 。

(7) 沉澱池⁽³⁸⁾

① 沉澱池之種類：

沉澱池依處理方法分類之有分批式及連續式。分批式為在靜止狀態下使固液分離者，惟分離後之沉澱污泥之集泥方式必須充分考慮之。連續式沉澱池之形狀則依一些特定條件以決定之。沉澱池之種類及必須注意事項整理如表 6-3 (a)。

表 6-3 (a) 沉澱池之種類及必須注意事項

方式	形狀及集泥方式	注意事項	特徵	概略圖
向上流式沉澱池	長方形沉澱池 一般附有長方形污泥搔泥機	①短流造成污泥揚起。 。	凝聚力強的排水，一般使用於活性污泥處理	
	圓形、正方形沉澱池漏斗型，附污泥搔泥機	①同上。 ②漏斗壁之傾斜角60°以上。漏斗型者處理量以 $100 \text{ m}^3/\text{d}$ 為限，其上應以污泥搔泥機搔泥。	同上	
水平流式沉澱池	長方形沉澱池，一般附機械式污泥搔泥機	①池過寬易發生偏流，長寬比以 3:1~5:1 為宜。 ②底部坡度以 $1/100$ ~ $2/100$ 為宜。	大小規模皆適用	
	圓形、正方形沉澱池，一般以中央驅動式附污泥搔泥機	①流入裝置與溢流堰之距離若太近，處理效率降低，直徑及深度比為 $6:1$ ~ $12:1$ 為宜。 ②底部坡度以 $5/100$ ~ $10/100$ 為宜。	中規模以上處理場使用	

②沉澱池設計上注意事項：

沉澱池由流入部、沉澱部、流出部及污泥部所形成。其概略圖示如圖 6-7。

沉澱池一般為由鋼筋混凝土或鋼板所構成，需具水密性，若為鋼板應予以粉刷，設置於地面上者，必須檢討其水壓對混凝土或鋼板之強度，設置於地下者必須檢討對於土壓之強度。

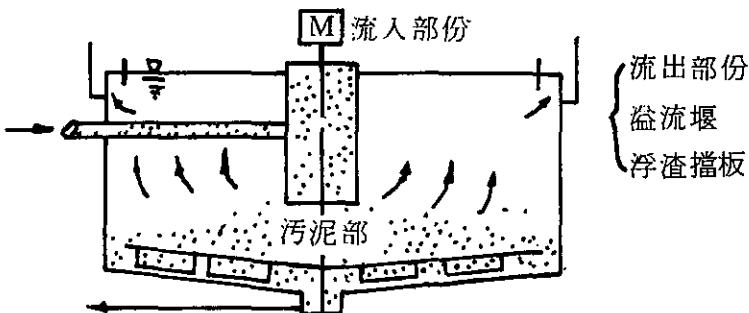


圖 6-7 沉澱池概略圖

A 流入部份：

(a) 流入方法：

廢水流入沉澱池之位置，應依下決定之：

① 水位差：

沉澱池及反應槽或曝氣槽間之水位差，應儘可能縮小，以防自反應槽或曝氣槽流入之水流捲起沉澱池之污泥。若受用地之限制而有水位差時，應於沉澱池之流入位置設置承受槽，以避免對沉澱池之水流發生影響。

② 防止因波動而發生影響：

反應槽或曝氣槽內之攪拌所產生波動的影響，會經由送水管傳達至沉澱池，因之對於送水管的形狀以及防止因波動造成之影響，應加充分注意。

③ 流入位置：

沉澱池流入管之流入位置，應位於能避免於池內發生偏向流之處，如圖 6-8。

(b) 整流壁：

為確保流入水流均勻，可於沉澱池之流入部之水流直角上設置整流板或阻流板。水平流式沉澱池之有孔整流板之孔面積合計，應約為整流板面積的 10 ~ 20 % 左右。

小規模沉澱池有同時設置整流裝置及阻流板以達整流者，水平流式沉澱池之阻流板一般設置於距流入口 60 ~ 90 cm 處

，高度 90 cm 左右（水面上 10 ~ 20 cm，水面下 60 cm 左右），又沉澱池內有發生偏流時，多以整流板或阻流板以改善其處理效果，圖 6-9 為整流板例。

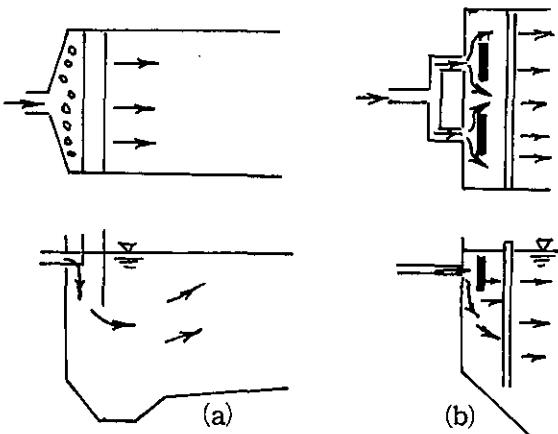


圖 6-8 沉澱池流入管之流入位置

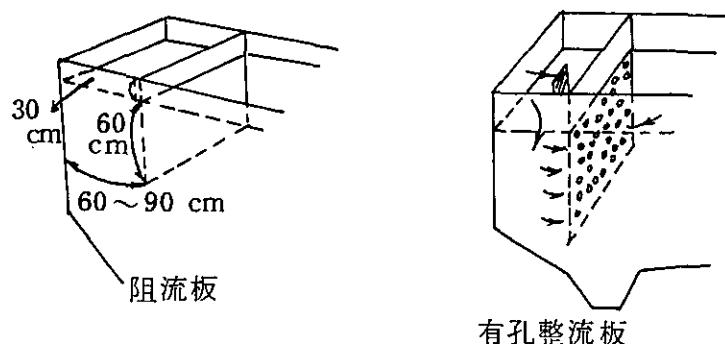


圖 6-9 沉澱池之整流板

B 沉澱部：

(a) 沉澱部內之流速

一般水平流式沉澱池之流速，以不大於沉澱速度之 9 ~ 12 倍為宜，亦即應在 0.3 ~ 0.4 m / 分左右。

(b) 沉澱時間（停留時間）

沉澱時間依粒子之沉澱速度決定之。沉澱時間可以有效水

深／沉降速度 $\times 1.5$ 求之，原則上可依粒子之沉降試驗所得數據乘以安全率定之。尤其對於經驗較少的特殊工業廢水必須求出沉降速度再決定沉澱時間。除類似廢水之處理已具實績可引用外，不宜任意引用一般之數值。

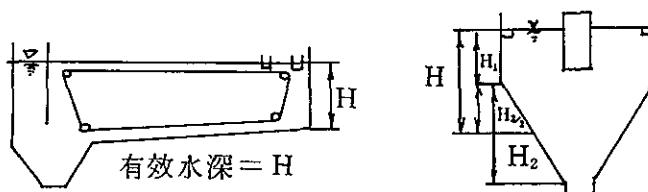
一般沉澱時間依粒子的性質採用 $2 \sim 6$ 小時，雖沉澱時間長去除率高，但腐敗性的廢水若太長則常因腐敗而水質發生惡化。一般沉澱時間示如表 6-3 (b)。

表 6-3 (b) 一般沉澱時間

廢水種類	沉澱時間(hr)
污水	最初沉澱池 $1 \sim 3$
	最終沉澱池 $2 \sim 4$
金屬表面處理廢水	$2 \sim 4$
社區污水廠	$4 \sim 6$

(c) 水深

有效水深一般為 $2.5 \sim 4$ m，小規模處理設施有較淺者。有效水深依沉澱池種類而異，圖 6-10 所示漏斗狀沉澱池，其有效水深為垂直部份加漏斗部份深度的二分之一。設置有機械搔泥機之沉澱池，一般以最淺處之水深視為有效水深。



$$\text{有效水深 } H = H_1 + H_2 / 2$$

圖 6-10 有效水深決定法

(d) 水面積負荷

沉澱池之表面積依下式決定之。

$$\text{沉澱池表面積} = \frac{\text{處理水量 (m}^3/\text{d})}{\text{水面積負荷 (m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d})}$$

水面積負荷為沉澱池之單位表面積單位時間處理之水量，以 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ 表示之。為沉澱池內處理水之上升速度之近似值，水面積負荷 $20 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ 係表示處理水之平均上升速度為 20 m/d 之意，其值可依下式決定之。

$$\text{水面積負荷} = \frac{\text{粒子之沉降速度}}{1.25 \sim 1.75}$$

通常為達到固液分離的安定，水面積負荷應較粒子之沉降速度為小為宜。一般有機廢水處理之水面積負荷，最初沉澱池以 $20 \sim 50 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ ，最終沉澱池以 $20 \sim 30 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ 為宜。

C 流出部份：

(a) 溢流設備

溢流堰如同流入部份之整流板等，為均勻沉澱池內水流之設備。

(b) 設備位置

溢流堰之設置位置依沉澱池之形狀、方式而異，為避免發生短流以距離流入位置較遠，並可使池內之流速均勻之處為妥。由中央部流入之圓形池、正方形池則於其全外周設置溢流堰。而水平式沉澱池則於流入位置之另一側，同時為防止因反射上升流致污泥流出，溢流堰宜設置於沉澱池流出側面之稍內側，或距流入口之池長的三分之二至四分之三處，位置例如圖 6-11。

(c) 堤之形狀

圓形或正方形設置於外周呈圍繞著池的形狀，長方形池則與水流成直角方向上設置之，但若 1 支之長度不足時，則可以複數、匱字型或田字型等設置之。圖 6-12 為其一例。

(d) 水平之調整

應有能調整溢流堰維持水平之可能的構造為宜。

(e) 溢流負荷

溢流負荷為單位長度溢流堰單位時間溢流之水量之稱。為避免已沉澱之污泥上浮，應維持在一定值以下。一般以 1 m 1 天之水量表示之，該值若太大會使部份因流速過大而發生偏流，引起污泥的流出，原則上以 $30\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{d}$ 為適。

(f) 浮渣截留設備

浮渣截留設備為防止沉澱池發生之浮渣流出之設備，通常設置於溢流堰之前，凸出水面 10 cm 而沒入水面下 20 ~ 40 cm 左右。與溢流堰之距離，以不致使其溢流速度過快所需之寬度為宜。

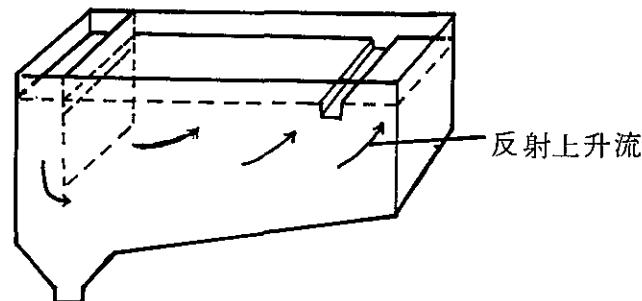


圖 6-11 溢流堰位置圖

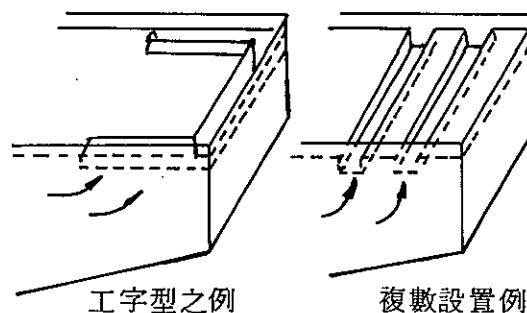


圖 6-12 溢流堰之形狀圖

D 污泥沉澱部：

(a) 集泥方法

沉澱污泥之集泥方法有藉重力集泥之漏斗式及利用機械設備之集泥方法。規模較小者用漏斗式，大者由於集泥困難而採用機械式。漏斗式之角度依污泥性質而異以 60° 以上，表面呈平滑狀。有機性廢水之處理設施，原則上漏斗數以 1 個為宜。若為 2 個以上，就必須注意流入及流出部之集泥方法，3 個以上時管理有所困難。漏斗底部之排泥井不宜過大，其直徑或邊長以 $0.3 \sim 0.5\text{ m}$ 以下為適。表 6-4 為集泥方式之種類及注意點。

表 6-4 集泥方法之種類及注意事項

集泥方式	注意事項	使用池
漏斗式	漏斗角度 60° 以上，手動式	正方形池、圓形池
鏈帶式	搔集速度 最初沉澱池 $0.6\text{ m}/\text{分}$ 最終沉澱池 $0.3\text{ m}/\text{分}$ 底部坡度 $1/100$	長方形池
中央驅動式	搔集速度 周邊速度 $3\text{ m}/\text{分}$ 以下、 $1 \sim 2\text{ 周}/\text{小時}$ 底部坡度 $5/100 \sim 10/100$	正方形池 圓形池

(b) 污泥幫浦

排泥幫浦有離心幫浦，氣升幫浦及單軸螺旋幫浦等。

排泥幫浦設置於較沉澱池之水位為低之處，在可能範圍排泥井底部及幫浦位置一致為宜。

排泥管管徑以 $100 \sim 150\text{ m}/\text{m}$ 以上，彎折部應設有清除口。

活性污泥法等生物處理多使用氣升幫浦，此種幫浦可藉空氣量調整流量，惟水深，揚程等會影響其能力。而近年來有漸用污泥用沉水幫浦之趨勢。

2. 浮上法 (Flotation)⁽²⁵⁾⁽²⁶⁾⁽³⁹⁾

浮上法係用以去除紙廠廢水中懸浮固體物、漂浮物、細泥等，可設在沉澱池之前，以減輕沉澱池之負荷，或以代替沉澱池當做廢水初級處理之用。本法將空氣注入水中，使氣泡附著於顆粒表面上，減少顆粒比重，使小於水，產生浮上作用。紙廠廢水中之纖維類及其他不易沉澱妨礙廢水生物處理之物質，可用浮除法使之成為浮渣去除。一般浮上法有擴散空氣浮上法 (dispersed-air-flotation) 及溶解空氣浮上法 (dissolved-air-flotation) 兩種。

(1) 擴散空氣浮上法：

利用送風機或壓縮機經過擴散板，壓送空氣或高速攪拌法使廢水中產生氣泡。由本法產生之氣泡直徑達 $100\text{ }\mu$ 。因氣泡與固體顆粒表面之間附著力較差，為促進氣泡捕獲，可加入硫酸鋁、PAC、氯化鐵等混凝劑。本法除油脂外，其他固體顆粒甚難浮上，效果不佳。但經過曝氣後可以減少臭氣，增加溶氧量。

(2) 溶解空氣浮上法：

本法可分為兩種型式，一為真空浮上法，一為加壓空氣浮上法。

① 真空浮上法：

廢水在常壓狀態下，曝氣後，送入低壓槽中，因壓力降低使溶解之空氣游離成氣泡。因游離發生在固體物與液體之接觸面，因此氣泡附著於顆表面上，減少其比重。曝氣時間為 30 秒鐘。1 立方公尺之廢水量約需空氣 $0.18 \sim 0.36$ 立方公尺。為去除較大氣泡可在大氣壓下經短暫時間之脫氣。大氣泡會引起亂流，妨礙浮除作用，應特別注意。低壓密閉槽可保持在 23 mm 水銀柱之真空度。浮上後之固體物，採用去浮渣機去除，浮上之浮渣可排送至消化槽或採用其他方法處分。本法浮除槽之溢流率為 $204 \sim 407$ 立方公尺／平方公里／日，停留時間一般小於 5 分鐘。

②加壓浮上法 (pressure flotation)

本法係廢水用離心式抽水機送到壓力槽，於 $40 \sim 60$ psig 下，使空氣達超飽和溶解，然後降到大氣壓力，則溶解氣體形成小氣泡游離於顆粒表面，使懸浮物浮上，壓力槽之停留時間約 1 分鐘。

加壓浮上法常用者有無迴流全部加壓法及部份迴流加壓法兩種，如圖 6-13 及圖 6-14 所示，其中以部份迴流加壓法較實用且應用最廣。除廢水中比重較大之物質如砂石類外，加壓浮上法幾乎可完全取代混凝沉澱、二級沉澱及重力濃縮。

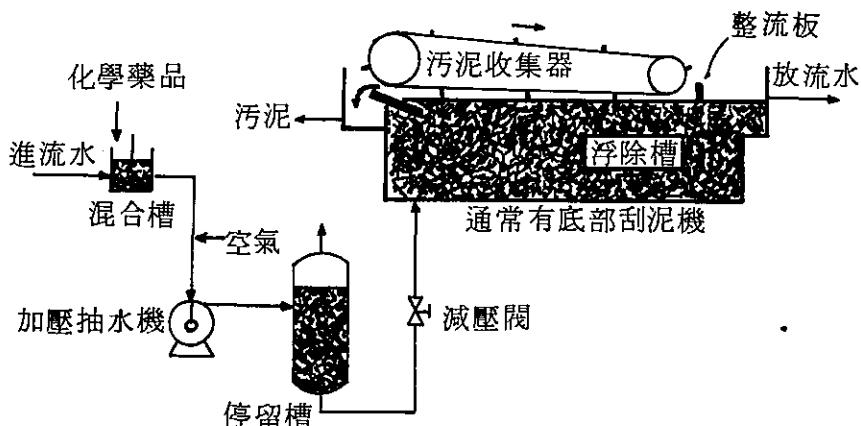


圖 6-13 加壓浮上法（沒有迴流）

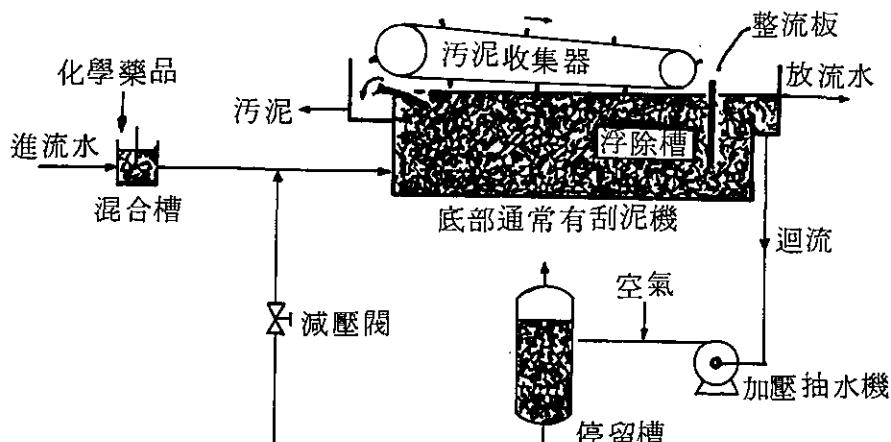


圖 6-14 加壓浮上法（部份迴流）

加壓浮上法之優點為佔地省（約為沉澱法之 $1/3 \sim 1/5$ ）、操作簡單、保養容易、啟動性佳、污泥體積少（約為沉澱法 $1/3$ ）、造價便宜。而且只要設計正確，處理水質可能比沉澱法良好，至於動力方面，若考慮 D.A.F. 兼具污泥濃縮作，則加壓浮上法之動力應不大於沉澱法。

對於紙廠廢水，若有機污染物以大顆粒形態或膠羽形式存在，則採用加壓浮上法處理相當合適。而溶解性之有機污染物採用加壓浮上法則效果不佳。

加壓浮上法前處理考慮因素包括：調勻池大小、是否需要加藥、快混時間、膠凝時間、pH 調整或化學反應時間。

加壓浮上法設計時考慮之因素包括：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。

一般造紙廢水之水質變化甚大，因此，採用加壓浮上法其設計因素隨廢水水質而有所不同，必須經過簡單之浮上實驗做設計根據，方可確保處理效果。

國內某抄紙廠廢水採用加壓浮上法處理之設計實例如下：

(a) 流量 $Q = 125 \text{ M}^3/\text{Hr}$ (3000 CMD 或 0.795 MGD)

(b) 懸浮固體物濃度 $SS = 600 \text{ mg/l}$

(c) 溫度 Temp : 20°C

(d) 設計公式：

$$\frac{A^*}{S} = \frac{R \cdot C_s}{Q \cdot X_0} [f(P/14.7 + 1) - 1] (\text{with recycle})$$

$\frac{A^*}{S}$ = 空氣重與固體物重之比

X_0 : S.S 平均進流濃度 mg/l

Q : 進流流量， mgd

R : 迴流流量， mgd

C_s : 空氣飽和溶解度 mg/l

f : 壓力 P 下溶解氣體之分率

$$A^*/S : \text{採用 } 0.03, \text{ 總固體物} = 0.6 \times 3,000 \\ = 1,800 \text{ kg/day}$$

(e) 空氣量 $A^* = 0.03 \times 1,800 = 54 \text{ kg/day} \doteq 31.2 \ell/\text{min}$

f : 採用 0.8 ; P : 使用 50 psi

$$(f) \text{迴流量 } R = \frac{Q (A/S) \cdot X_0}{C_s [f (P/14.7 + 1) - 1]} \\ = \frac{0.795 \times 0.03 \times 600}{18.7 [0.8 (50/14.7 + 1) - 1]} = 0.3035 \text{ MGD}$$

(g) 回流比 (%) = $0.3035 / 0.795 = 38\%$

此為不加任何混凝劑之回流比，亦即單純部份加壓回流之處理方式。但若欲得到較佳處理水質，則必須依 Jar Test 選擇最佳加藥量，再依浮除實驗做修正。依本實例，若 PAC 加藥量 150 mg/ℓ，助凝劑 1 mg/ℓ，則回流比需增加 30% 之修正係數，亦即實驗回流比為 $38\% \times (1 + 0.3) \doteq 50\%$ ，此時空氣量 (A^*) 亦應隨之作增加 30% 之修正。

(h) 根據實驗上昇速率為 $0.1 \mu/\text{min}$ ，則表面積計算如下：

$$A = 3,000 \times (1 + 50\%) / 1,440 \times 0.1 = 31.25 \text{ M}^2$$

$$A = L \times W = 3W \times W = 3W^2 = 31.25$$

$$W = 3.23 \text{ M use } 4.0 \text{ M}$$

$$L = 9.68 \text{ M use } 11.0 \text{ M}$$

根據實驗停留時間 = 30 min = 0.5 Hr

則深度 $D = 125 \times (1 + 50\%) \times 0.5 / (11 \times 4) = 2.13 \text{ M (eff.)}$

某抄紙廠廢水採用加壓浮上法之處理結果如表 6-5 所示：

表 6-5 抄紙廠廢水採用加壓浮上法之處理結果

	原 廢 水	處 理 水
pH	6.2 ~ 6.9	5.9 ~ 6.6
COD (mg/l)	650 ~ 750	12 ~ 40
BOD (mg/l)	160 ~ 185	5 ~ 18
S.S. (mg/l)	600 ~ 800	10 ~ 42

本處理結果顯示，以廢紙作原料之抄紙白水，其 COD、BOD 主要均為 S.S. 造成，亦即溶解性污染物成份極少，以致處理去除效率極佳，是故工廠可將處理水回收使用，國內目前已有多家抄紙工廠均將處理水回收使用。

3. 臭氧氧化法⁽⁴⁰⁾⁽⁴¹⁾

臭氧為氧之同素異形物，1872 年 B.Brodre 證實臭氧分子為三個氧原子所組成，是一種無味而有刺激臭之氣體，在空氣中濃度達 0.02ppm 即可被嗅出，其化學結構式如圖 6-15。

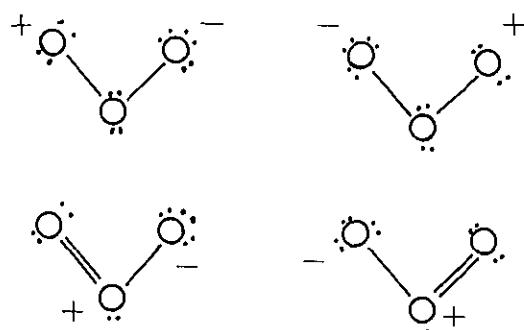


圖 6-15 臭氧分子

臭氧為一強氧化劑，對水中之多種有機物或無機物有極佳之氧化功能，其一般性質如表 6-6。

表 6-6 臭氧的物理化學特性

項 目	特 性
化學符號	O ₃
分子量	48 g/ℓ (20°C)
形 成	光化學反應 放電法
比重 (air-ℓ)	1.628
重量 (0°C, 1 atm)	2.144 g/ℓ
溶解度 (在水中)	1.09 g/ℓ (0°C) 0.57 g/ℓ (20°C)
熔 點	-251°C
沸 點	-112°C
氧化電位	-2.07 V
吸收波長	2537 Å
顏 色	無
氣 味	刺激性
毒 性	有

臭氧對人體的影響，根據文獻指出暴露於 1.5 ~ 2 ppm 的臭氧劑量濃度中 2 小時，會造成呼吸系統乾燥、胸痛、喪失食慾、咳嗽及喪失大約 13% 之肺活量，且需 1 ~ 14 天方能恢復正常。另外，暴露於 10 ppm 臭氧濃度下 1,000 分鐘或 1,000 ppm 臭氧濃度下 0.5 分鐘，可能發生致命的危險。因此，採用臭氧做為紙廠廢水之處理單元時，必須注意安全。臭氧具特殊之刺激魚腥味，濃度達 0.01 ~ 0.05 ppm 即可被嗅出。

臭氧之製造，可利用高壓氧氣筒釋放出氧氣，經過濾及乾燥設備後，輸入臭氧發生器，經高壓放電管電暈放電後將部份氧氣轉變成臭氧。臭氧之產率受瓦特數、氣體流量、氣體壓力之影響。上述參數均可經由臭氧發生器上之瓦特計、流量計及壓力計等加以控制。臭氧之製造流程如圖 6-16 所示。

紙漿廢水⁽⁴²⁾ 經二級處理後，加 O_3 $30 \sim 40 \text{ mg/l}$ 可去除色度 60 ~ 76，添加更多 O_3 無顯著效果。經 O_3 處理後， BOD_5 反而上升，此為使用 O_3 脫色處理之最大缺點。

硫酸鹽廢水⁽⁴²⁾ 之色度 520 度，加 O_3 70 mg/l 色度去除率在 81 %，COD 去除率 37 %。

嵇本賢⁽⁴³⁾ 以臭氧處理紙漿廢液中所含木質素之研究，所得結論如下：

- (1) 利用臭氧曝氣， $pH = 7$ 時可得最佳之 COD 去除率（約 48%），但與色度之去除率（約 92%）比較，則相差甚多。據推測：可能是形成色度的木質素，甚易被臭氧分解，但如想把木質素完全分解成 CO_2 和 H_2O ，則非易事。至於利用純氧曝氣，則未見顯著的 COD 去除率。
- (2) 根據經濟分析顯示，使用臭氧發生器，處理一噸紙漿黑液（木質素含量 $3,500 \text{ mg/l}$ 左右）達到如前述 $pH = 7$ 的處理效果，處理成本極高。

4. 活性碳吸附法⁽⁴⁴⁾

運用顆粒活性碳使用於工業廢水處理之技術開始於一九六〇年代早期的美國、英國及西德，此種具有多孔性而擁有大量表面積的碳素（一磅從高級瀝青煤提煉的活性碳之表面積相當於 125 英畝 = $505,852 \text{ m}^2$ ），於使用過後，可經由加熱氧化後再予活化，使得它在廢水處理過程，藉著表面的吸附作用，以移除可溶性有機污染物的技術，變得較為經濟實用；另一項改進就是加強顆粒的硬度，可重覆使用多次，使再活化過程之碳損失量達到最小程度。

活性碳係由木頭、煤炭或椰子殼為原料，經脫水、碳化及活化等過程而形成多孔性之碳素，依其形狀及用途一般可分為兩類：

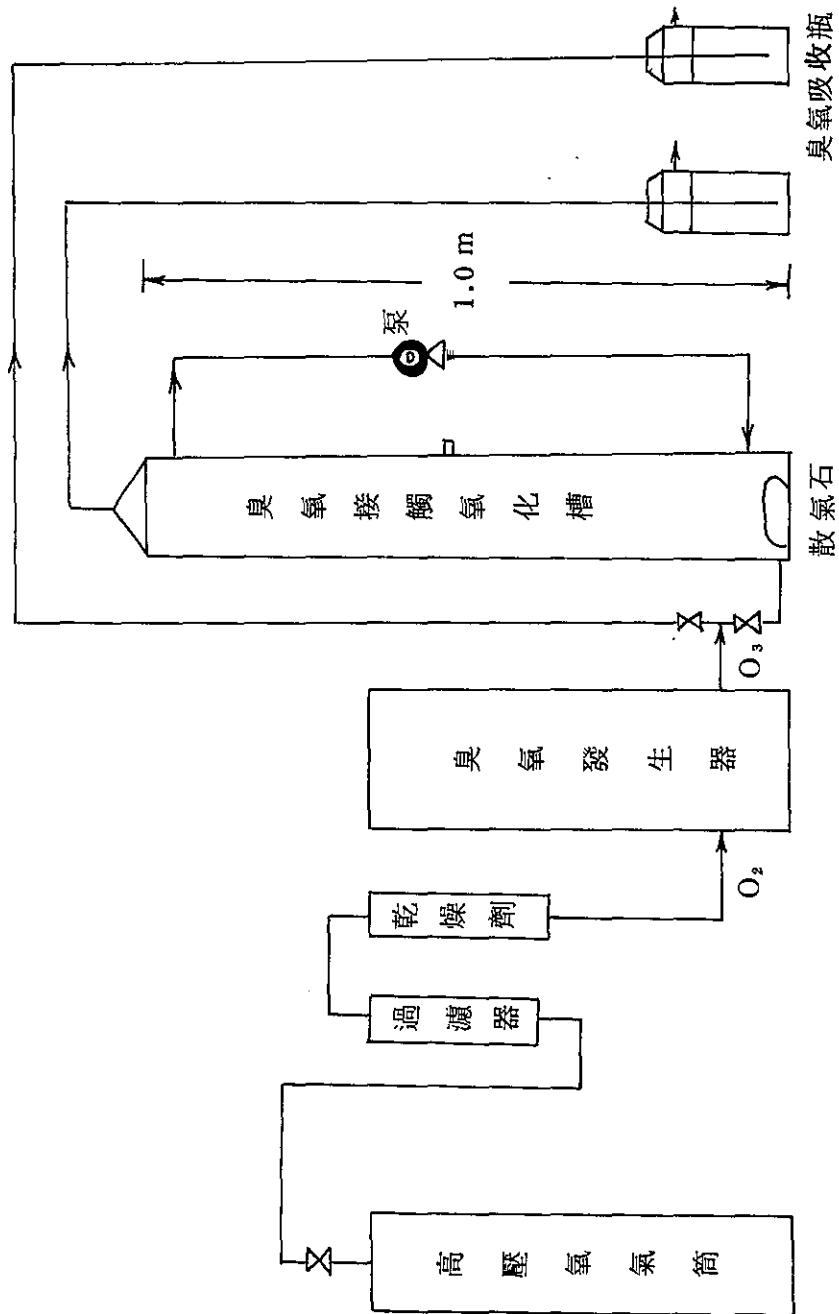


圖 6-16 臭氣接觸槽及其附屬設施

(1) 顆粒活性碳：大於 40 網目，通常應用於吸附塔柱。

(2) 粉末活性碳：小於 325 網目，多用於 PACT 法 (Powdered activated carbon treatment)，屬活性污泥改良法之一種。

以下提供三種活性碳主要之物理性質，供業者選購時參考：(表 6-7 及表 6-8 為幾種活性碳商品之物性)

① 表面積：表示活性碳吸附容量之大小，表面積愈大，吸附能力愈大，價格愈貴，一般之表面積為每公克 $500 \sim 1,300\text{m}^2$ 間。

② 碘值 (Iodine number)：為活性碳有效吸附小分子 (低分子量) 之指標，一般在 $600 \sim 1,000$ 間。

③ 糖蜜值 (Molasses number)：為活性碳有效吸附大分子 (高分子量) 之指標，一般在 $100 \sim 500$ 之間。

表 6-7 數種顆粒狀活性碳商品之性質

物 理 性 質	ICI America Hydrodarco 3000	Calgon Filtrasorb 300 (8×30)	Westvaco Nuchar WV - L (8×30)	Witco 517 (12×30)
物理性質				
表面積 m^2/g (BET)	$600 \sim 650$	$950 \sim 1050$	1000	1050
視密度 g/cm^3	0.43	0.48	0.48	0.48
逆流及排水時密度 lb/ft^3	22	26	26	30
真密度 g/cm^3	2.0	2.1	2.1	2.1
顆粒密度 g/cm^3	$1.4 \sim 1.5$	$1.3 \sim 1.4$	1.4	0.92
有效大小 mm	$0.8 \sim 0.9$	$0.8 \sim 0.9$	$0.85 \sim 1.05$	0.89
均勻係數	1.7	≥ 1.9	≥ 1.8	1.44
孔隙容積 cm^3/g	0.95	0.85	0.85	0.60
平均粒徑 mm	1.6	$1.5 \sim 1.7$	$1.5 \sim 1.7$	1.2
規 格				
篩網大小 (美國標準系列)				
大於 8 號最大百分比	8	8	8	
大於 12 號最大百分比	—	—	—	5
小於 30 號最大百分比	5	5	5	5
小於 40 號最大百分比	—	—	—	—
碘 值	650	900	950	1000
摩損值 (最小)	—	70	70	85
灰份，%	—	8	7.5	0.5
含水份，最大百分比	—	2	2	1

表 6-8 兩種粉末狀活性碳商品性質

性 質	ICI America Hydrodarco C	Pittsburgh activated carbon type RC
顆粒大小，小於 325 號之百分比	6	565 — 75
壓緊密度 g/ml	0.50	0.48
表面積 m^2/g	550	1100 — 1300
pH	10.5	
糖蜜值	95	300
水溶性，%	5.5	

(1) 活性碳吸附可行性評估：

評估顆粒活性碳對某一特定廢水處理之可行性，首先須在實驗室作出液相吸附等溫線（Adsorption isotherm）。等溫線數據，由一系列已知重量活性碳處理定量廢水之實驗而得。活性碳與廢水混合液在常溫下充分攪拌，使其液相——吸附相達到吸附平衡後，將活性碳過濾，以適當分析法測出合於液相中剩餘污染物之濃度，表 6-9 為一實驗所得之數據。C 為實驗測得剩餘污染物濃度，X 為被吸附在活性碳污染物之量，亦即未處理前廢水污染物濃度 C_0 與 C 之差值。M 為使用活性碳之重量，則 X/M 值為單位重量之活性碳可去除污染物之量。

Freundlich 等溫線方程式係由實驗得知與等溫線數據有關，且適用於許多稀薄溶液之吸附作用，其方程式如下：

$$X/M = KC^{1/n} \quad (1)$$

兩邊取對數而得直線方程式，斜率為 $\frac{1}{n}$ ，在 $C = 1$ 時截距為 K

$$\log \frac{X}{M} = \log K + \frac{1}{n} \log C \quad (2)$$

由實驗測得之數據，繪於 log - log 對數格紙上（如圖 6-17），連接各點所成的直線即為污染物濃度與活性碳平衡之等溫關係圖。

估計一定量活性碳之吸附容量，須用一管柱測定符合原廢水濃度 C_0 之 X/M_{c0} 值。此值代表當活性碳與原廢水所含污染物濃度達於平衡時，每單位碳重之最大吸附量。一旦 X/M_{c0} 測得，則處理一已知容量之污染液之理論活性碳需用量即可計算，對完全去除污染物之情況：

$$Y = C_0 / (X/M_{c0}) \quad (3)$$

Y = 每單位容量污染液所需活性碳重

一般工業廢水多為混合溶質液體，其等溫線通常為非線性。這些圖線顯示一系列不同斜率的直線，每一條線表示該混合液一溶質等溫線。此情況下，每一條線即為分開之等溫線，而理論上活性碳之需要量，可由去除單一污染液溶質之需要量之總合來計算。

表 6-9 等溫線測定數據

每單位溶液容量所含碳重 g/l (M)	殘留污染物濃度 mg/l (C)	每單位溶液碳量被吸附污染物量 mg/l (X)	每單位碳重所吸附之污染物重 mg/g (X/M)
0.0	75	—	—
0.1	63	12	120
0.2	53	22	110
0.4	36	39	97.5
1.0	8	67	67
2.0	1	74	37
4.0	0	—	—
10.0	0	—	—

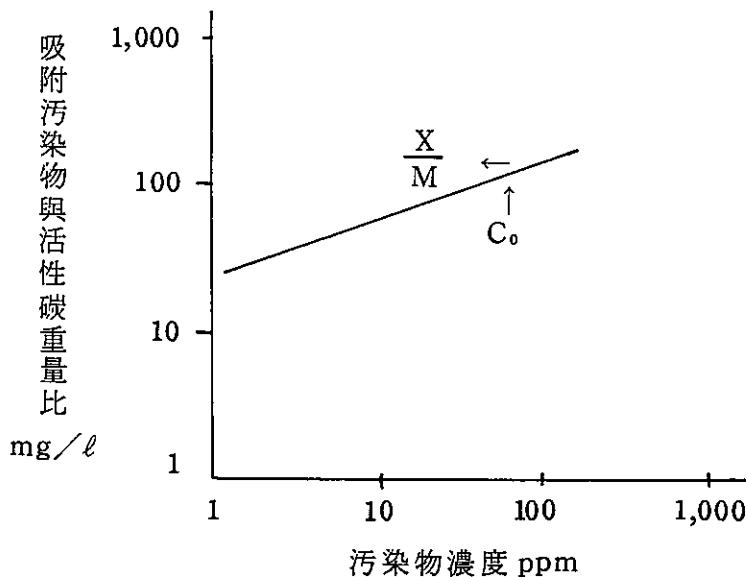


圖 6-17 吸附平衡等溫關係圖

(2) 活性碳之動力式管柱實驗 (Dynamic Column testing)

其次須測最適之操作容量及接觸時間，以求去除污物所需之管柱大小、數量，適當之接觸時間視污染物被活性碳吸附之速率，只有使用動力式管柱實驗始可獲得有關數據。

此實驗通常係用一系列活性碳管柱，其接觸時間約 15 ~ 60 分鐘，甚至更長。圖 6-18 為管柱模型示意圖。表面負荷之大小，即廢水通過吸附管柱單位面積之流動速率，對大多數廢水應用活性碳處理關係不大，但在忽略此項變數前，應考慮至少做兩個動力式管柱實驗，以得知表面負荷之影響。

廢水泵入吸附管柱，每隔一段時間收集每一管柱流出量，廢水中污染物之殘留量為流經每一管柱廢水量之函數，以所測數據畫圖，可得一系列形狀隨流量變化而不同之曲線，如圖 6-19。管柱排出液所含污染物濃度超過處理標準時，謂之穿破點 (Breakpoint)。而在最初之管柱洩出到出液與入液濃度相同之曲線，謂之貫穿曲線 (Break-through curve)。在吸附過程中，管柱上方先為污染物所飽和，而下

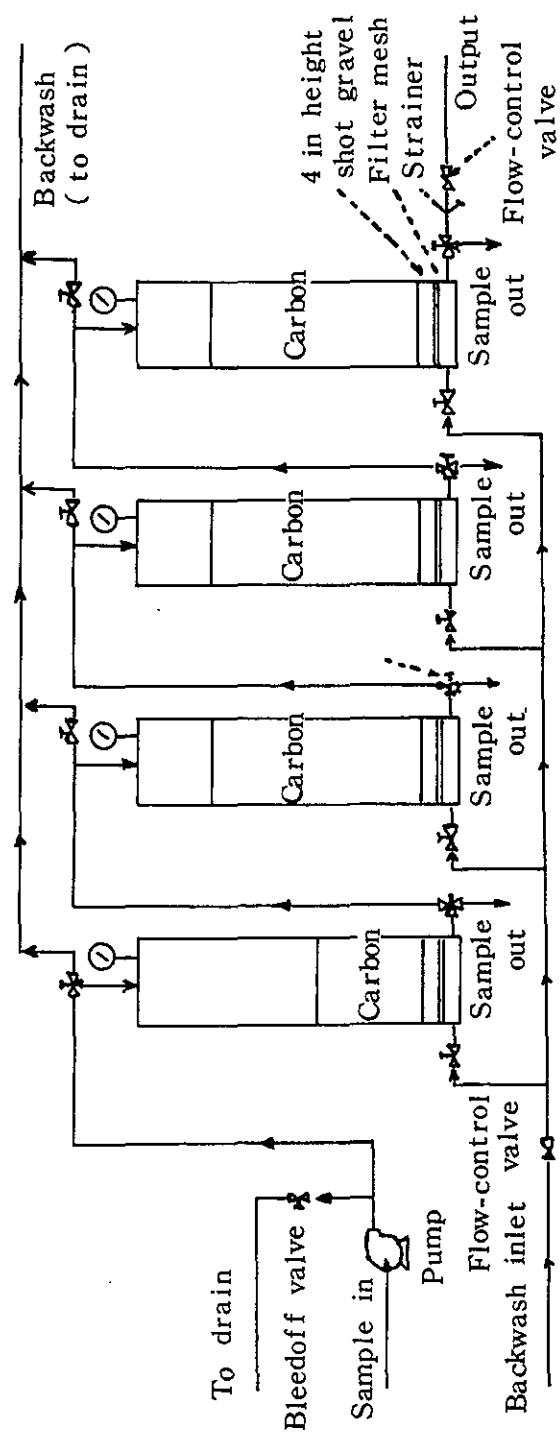


圖 6-18 評估活性碳吸附可行性之模型設備流程

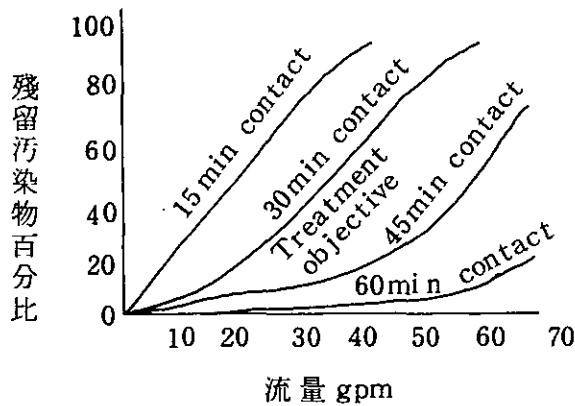


圖 6-19 典型吸附管柱貫穿曲線

方仍保存純活性碳，污染物逐漸向下被吸附在位於飽和區及未作用區中間的吸附區內，當整個管柱活性碳完全飽和，吸附區即被移出於管柱。檢測流出液體到達穿破點所需時間及貫穿曲線斜率可作為吸附區高度的一種指標。

由貫穿曲線可算出每一接觸時間內所承接之流出液體積，並從吸附等溫曲線，可算出活性碳消耗速率（即處理每單位體積原廢水所需之活性碳重），根據這些數據，可畫出接觸時間對消耗速率的曲線（圖 6-20），由圖可看出呈一漸近線，增加吸附器體積以延長接觸時間減少活性碳消耗。

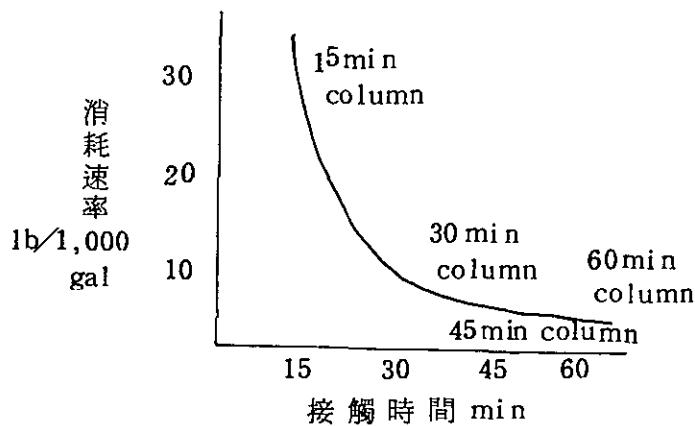


圖 6-20 接觸時間與活性碳消耗關係圖

(3) 吸附器系統：

在建立接觸時間後，吾人可視活性碳消耗量及接觸設備之投資額，選擇單純固定床或逆流吸附器。且檢查貫穿曲線亦有助於選擇，曲線如很陡，則可採用固定床——非階梯式系統，而斜率為逐漸上升型，採用逆流吸附器較為經濟可行。吸附器結構上宜儘量採用容納較多活性碳，並避免造成水力阻塞問題。一些常見之型式如圖 6-21。

- 串流式固定床——此種接觸器之設計，廢水係採向下流方向逐次流過串聯之床體，各個活性碳床可視為一獨立單位，廢水先由第一床進入，已消耗之活性碳與廢水流動相反方向移出。此項設計適用於廢水流量不大，排放液濃度要求限值低者，但需要考慮其逆流效率。假如施行逆流，數量不多的含懸浮固體廢水可被前面之吸附器直接濾除。
- 移動床——移動床係應用逆流操作原理的修正技術設計的床體，廢水向上流入床體，床體內部份活性碳定期由底部導出，新活性碳由頂部加入，此項設計適合需要大量活性碳及要求逆流效率之吸附系統。懸浮固體通常須先在進入移動床前祛除，以防止造成阻塞、積垢的水力問題。
- 並聯式固定床——廢水以同方向向下同時流入床體，各床可視為一獨立之處理單位，各床活性碳分別繼續消耗。由塔柱流出混有新活性碳床之排出液與混有部份消耗了的活性碳床排出液混合，延長床體使用的時間。此設計適用於排出液混合後容易符合放流水標準，而廢水流量大之工廠。此類吸附塔常裝有反洗裝置，可直接濾除為數不多的懸浮固體。
- 上流式膨脹床——應用此型式之吸附塔，通常係表面速率在 $7 \sim 8$ gpm/ ft^3 間，以向上串聯或並聯操作時使用。上流操作使床體之原體積膨脹約 10%，消耗後之活性碳採分批式再活化，其輪流置換使用與向下並聯或串聯操作相同，每一吸附器需要廢水分散系統及逆洗裝置。此系統優點在於懸浮固體可順利通過而不虞造成過大之

壓降。

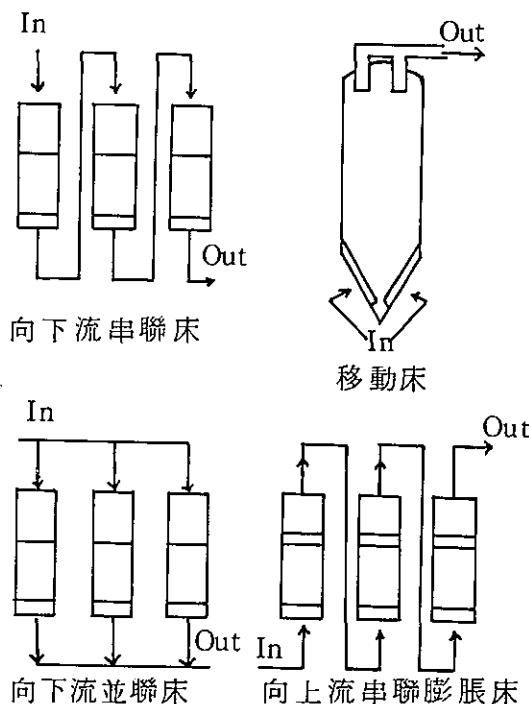


圖 6-21 常見各型吸附器型式

(4) 其他設計上之考慮及預先處理操作：

運用顆粒狀活性碳之吸附器可設計成壓力或重力流動之方式。對固定床而言，通常表面流速設計在 $5 \text{ gal}/\text{min} \cdot \text{ft}^2$ ，對工業混合廢水之接觸時間平均在 60 分鐘，而對家庭廢水的設計為其 2 倍。假如含有相當量之懸浮固體，則須設計過濾裝置及通氣清洗或表面清洗等週期性床體之逆流程序。

在進行活性碳吸附操作前，應就廢水之性質預作處理，其目的即在去除過多懸浮固體、油脂等污染物。在向下流吸附器進流水中，懸浮固體應低於 60 mg/l ，油脂濃度低於 20 mg/l ，向上流式要求濃度更低。假如有這些污染物存在，將粘附在活性碳表面，而阻塞孔隙造成壓降過大。化學混凝沉澱池、油脂浮除法及過濾法為最常用之前處理法。對工業廢水而言，最好先將廢水以調和池穩定其濃度並控制其處理流量。雖然活性碳吸附系統可設計以適應各種變動廣泛之廢

水，但假如水力流動及有機物濃度穩定在設計裝置上較為經濟實用。

(5) 顆粒狀活性碳之再活化：

消耗的活性碳可藉多格層爐床 (Multi-hearth furnace) 旋轉窯爐或最近開發成功的利用石墨電極直接通電式再生裝置，經加熱氧化再活化反應而重覆再利用。再活化設備之大小視活性碳消耗速率 (即每 1,000 gal 廢水消耗活性碳之磅數。) 及吸附於活性碳污染物之重量來計算。同時必須考慮，因廢水流量、有機物負荷及維護修理等可變因素所應加大的處理容量。

消耗過之顆粒狀活性碳需加熱至 $1,600 \sim 1,800^{\circ}\text{F}$ 以驅除吸附其上有機污染物之水份，並使之揮發及氧化。爐中之氧氣通常要控制在 1% (容積比) 以下，以選擇性地氧化污染物。每一再活化過程，如損失 5 ~ 10% 活性碳量，可算是經濟有效之再生系統。此外，再活化設備需包含後燃器及廢氣洗滌塔，以消除可能造成的空氣污染問題。

離心泵、抽送機及水力或流體化吹送箱可用於吸附器及再活化設備間之輸送設備。輸送管線設計上應考慮避免造成堵塞及磨損，所以要使用瀉流通口 (Flush ports) 及大口徑彎管。圖 6-22 為一典型活性碳再活化及處理系統流程及功能示意圖。

(6) 吸附系統的選擇：

活性碳之再活化成本，常為左右吸附系統採用與否之重要因素，一旦確定需使用吸附器，當活性碳消耗後，有四種處理方式可供選擇：

- 丟棄：活性碳用一次即丟棄為最簡單之處理法，新碳置入吸附器中，直到吸附污染物將近飽和為止。由吸附器中移出，濾除所含液體，送往掩埋場處理。雖然此法有不需再活化、操作方便的優點，但若每日使用量超過數百磅則不甚經濟，而且若含有毒物質須送往特殊廢棄物掩埋場或焚化爐，增加操作成本。
- 廠外再活化 (Offsite reactivation)：用過之活性碳經濾除水份，包裝送往專門再生處理業，經加熱再活化處理，打包運回工廠，過程中約有 10 ~ 15% (重量比) 的損失，故須再補充。工廠通常需

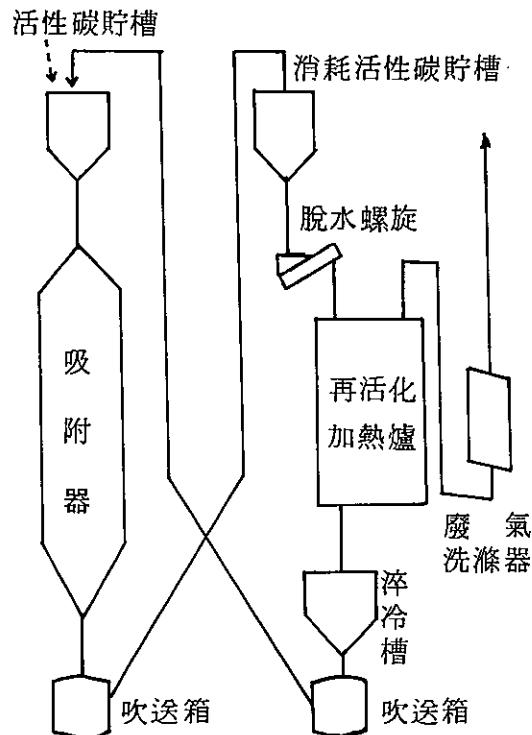


圖 6-22 活性碳再活化及處理系統流程

設置用過及已再活化活性碳之貯槽，以確保足夠之廠內庫存。廠外再活化可使活性碳再使用，工廠無需負擔再生爐之初設成本及操作維護費用，而使吸附系統達到經濟化，國內已有業者從事這方面之再生服務。

- 廠內再活化 (Onsite reactivation)：工廠除設置吸附器外，尚有再活化系統。即以抽送機、污泥泵或吹送箱將用過之活性碳從吸附器中送到進料貯槽，通過一脫水螺旋除去水份，使含水量僅 50% (重量比)，送入再生加熱爐中進行加熱再活化操作。當吸附之有機污染物於爐中被揮發及氧化後，即送到冷卻槽中淬冷，再送到貯槽中儲放。工廠要應用廠內再活化程序，需先比較由活性碳再生回收所得之利益，重新購買活性碳補充及購置整套系統設備所需之成本。
- 吸附服務 (Adsorption service)：由活性碳專業服務公司供給或

租與工廠所需之吸附設備，而用過之活性碳交其代為再生處理，且凡吸附設備之設計、安裝、試車及維護均由該服務公司負責。由於其具有專業知識及技能，且有大型中央再活化系統以服務衆多之客戶，故此項較前三項更具優勢，成本上有相當之競爭性。

活性碳因價格較高，不適用於色度很高之廢水。採用活性碳進行紙漿廢水之脫色的，一般先經石灰處理後，再加以活性碳吸附。

Mcglasson⁽⁴⁵⁾以二級處理及石灰處理後，經活性碳吸附，色度去除率可達 99 %。從 9,750 度降至 70 度，COD 去除率為 88 %，BOD 去除率效果不佳。活性碳對木質素吸附有良好效果。

李俊德、賴青松⁽⁴⁶⁾以臭氧配合活性碳吸附去除蘇打法紙漿廢液之色度，得到下列結論：

- (1) pH 值愈低，脫色效果愈佳。
- (2)紙漿廢水之色度受 pH 影響甚巨，原廢水、各處理單元之放流水及木質素試藥配製之溶液，比較其各處理單元之脫色效率時，其色度之測定應採用同一 pH 值。
- (3)活性碳塔式試驗，接觸時間長、碳層深度大者，處理水水質較佳。在實用上，以多柱串聯式較為經濟且操作方便。
- (4)多柱串聯式前段柱塔之活性碳之吸附能量，充分被利用，而更換新碳時，對全盤作業毫無影響。
- (5)若國內廠商、專家能致力於粒狀活性碳之製造、品質改良及再生技術之研究，則活性碳在紙漿廢水脫色處理上之可行性甚高。

5. 離心脫水法⁽⁴⁷⁾：

臺灣紙業工廠中，有 90 % 之紙廠係採用蘇打法製漿，其中僅有少數紙廠有回收設備。其過程係將蒸煮鍋排出之紙漿，噴入噴坑，在噴坑中加水，將紙漿內所含之藥液及其他雜物洗淨後，經孔篩流出，因重力作用而篩濾，以排出黑液，導入回收系統，再補充苛性鈉或蘇打，即可送回蒸煮鍋，再予使用。然如此沖洗過之紙漿，仍未能將其附著於纖維表面之黑液洗淨，尚滯留相當濃度之苛性碱，足以腐蝕紙漿纖維，減小其強韌性，降低紙張品質；且回收時需用大量沖洗水方能洗淨紙漿，因而

同時產生大量之黑液廢水，增加回收蒸煮及廢水處理之負擔。

爲改善上述諸缺點，可利用具有高度分離效果之離心脫水法，以取代傳統式之孔篩重力過濾法。其法係將蒸煮鍋噴出之紙漿，經由離心機脫水，使附著於紙漿纖維表面之苛性黑液分離而出，可收回高濃度之苛性液，再加水稀釋紙漿，以溶解剩餘之苛性碱。再行數次離心脫水，即可去除大部份之黑液，而得到品質較佳之潔淨紙漿。由於離心分離效果良好，當可大量減少沖洗用水量。

由於離心機在紙業工廠之用途甚廣，如製造紙漿程序中之各種脫水處理作業，或濃縮污泥，以回收其中之石灰，再用爲低級紙類之填充料等。且離心機構造簡單堅實，可隨意改裝於其他程序上應用。總之離心機對紙廠之原料回收及廢水污泥之處理，均頗具功效。

常用之兩種主要型式之離心機爲：

(1) 旋轉圓桶螺旋輸送式離心機 (Bowl Screw Conveyor Centrifuge) 見圖 6-23 。

係水平式轉桶，尺寸不一，有 40 吋徑 × 60 吋長者，有 25 吋徑 × 90 吋長者。其構造外圈係一旋轉之無孔圓桶 (Bowl)，內裝連續式螺旋輸送器 (Continuous screw conveyor)，兩者各有軸承支撐，行同方向快速旋轉。但螺旋輸送器轉速較慢，而圓桶轉速爲 2,000~4,000 rpm 其產生之離心力，高達地心引力之 3,000 倍。

蒸煮後之紙漿由離心機軸心抽送入圓桶之 $\frac{1}{3}$ 長處，流進離心室，由於離心力之作用，將附著於紙漿表面之黑液分離，由圓桶之一端口，溢流而出，脫水後之紙漿則經由轉動之輸送螺旋葉片刮送，由另一端口排出。

此式離心機操作迅速，處理效率高，控制簡單，可適用於各種紙漿黑液濃度及流量變化之分離處分，而不減其效果。且因水平裝設，可安置於任何方便之位置，完全覆蓋，使臭味不致溢出，同時又可自動連續操作，無需特別技術及保養。

(2) 旋轉圓盤噴嘴排液式離心機 (Disk Centrifuge with Nozzle Discharge) 見圖 6-24 。

係一垂直式轉盤，支撐於馬達之軸心上，可控制固定轉數至5,000～6,000 rpm。蒸煮後之紙漿由上端中央灌入，受離心力作用而脫水，又因纖維之相互撞擊，而得使其聚結成塊狀於外圍槽壁上，最後沿槽桶端口而排出，間歇性或連續性排出均可。黑液則由上端溢流而出。

此式轉速快，離心力較大，但因篩孔或噴嘴易被堵塞，排洩不易，加以容積有限，故不適於連續操作。

離心機脫水之效率，完全繫於離心機型式，轉速，離心力，停留時間及紙漿中黑液含量等因素。

鄭幸雄⁽⁴⁷⁾以間歇操作之垂直旋轉圓桶離心機進行紙漿黑液之脫水試驗所得結果如下：

- ① 使用 600, 1,000, 1,200, 1,500, 2,000, 2,200 r.p.m. 六種轉速，離心操作五分鐘或十分鐘，其分離黑液之重量均可達原漿重之 50%，轉速越大，其脫離黑液量越多。

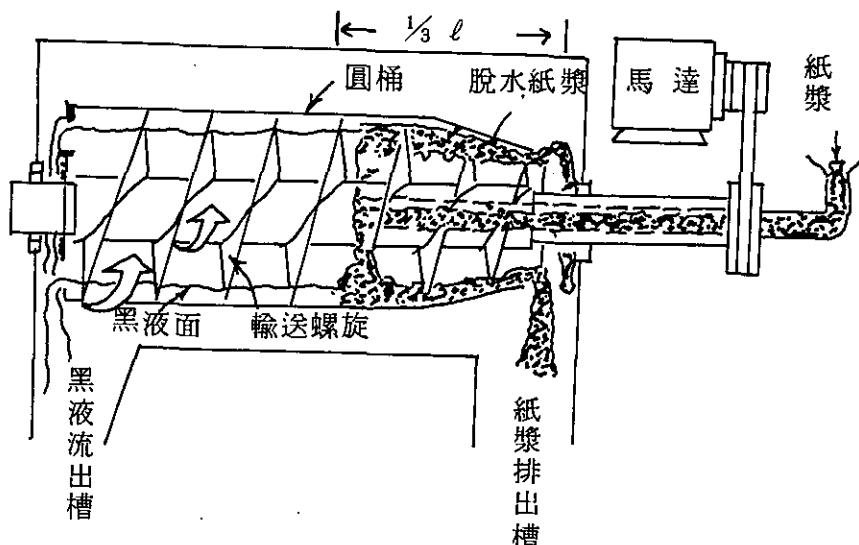


圖 6-23 水平輸送式離心機

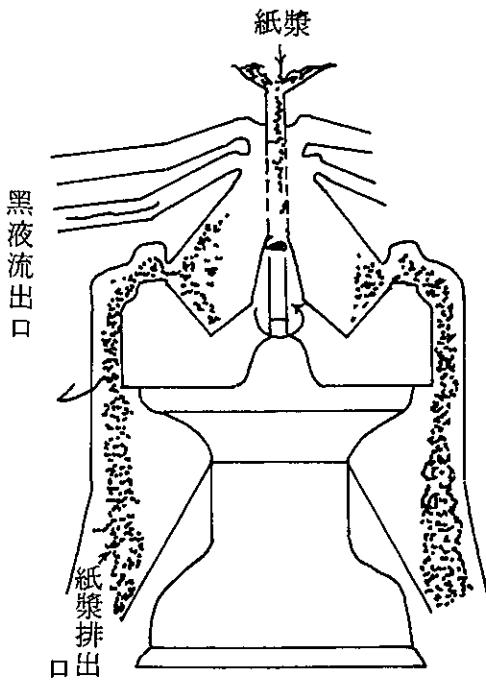


圖 6-24 垂直轉桶式離心機

- ②第一道離心分離原紙漿後，所排出之黑液濃度甚高，pH 值在 9.8 ~ 10.8，COD 高達 $84,000 \text{ mg/l}$ 之濃度。
- ③第二道脫水係加 500 g 水於經第一道離心後之乾紙漿，拌合均勻，再行五分鐘之離心脫水，可完全脫出 500 g 之稀釋水，其 pH 值降低 9.6 ~ 10.2，COD 減至 $20,000 \text{ mg/l}$ ，約為原黑液濃度之 25%。
- ④第三、四道脫水，同上法，目的在洗淨紙漿，降低黑液之濃度，pH 降低至 9.5 左右，COD 減至 $3,000 \text{ mg/l}$ 以下，約為原黑液之 4%，且得色淡潔淨之紙漿。
- ⑤離心機操作五分鐘時之脫水效果顯示，最佳之操作轉速為 1,500 r.p.m.，而轉速高於 1,500 rpm 後，其脫水效率無顯著增加。
- ⑥離心機轉速 1,500 r.p.m. 時其脫水效率為 43.2%，四道脫水後可將原黑液之 COD 從 $73,000 \text{ mg/l}$ 降低至 $2,090 \text{ mg/l}$ ，為原黑液之 2.8%，而所需之稀釋水，僅為原紙漿重量之 3 倍，遠較一般黑

液之冲洗水量為少，故可節省大量之冲洗用水。

⑦離心機分離紙漿黑液之方法，可提供紙漿廠製造程序之改進參考，利用此法做為廢水處理之預先處理，效果甚佳，由本試驗之結果可知，經四道離心機脫水後所得之廢水濃度，已降低至通常廢水處理廠之容許進水水質，故無需再行稀釋，即可直接進入普通之廢水處理廠。

6. 濕式氧化法⁽²⁵⁾：

紙漿黑液若濃度太高，採用其他方法處理均感不便時，可考慮採用濕式氧化法。本法係在高溫及高壓下，液狀之廢水與壓縮空氣一起導入壓力槽中，紙漿黑液中之有機物可以被氧化。此種處理程序最先在挪威是用來處理紙漿廢水，但是現在已加以修改以處理污泥。Zimmerman Process 之濕式氧化程式，系統設計操作壓力在 150 ~ 3,000 psig 時，則最大之操作溫度為 177 °C 到 316 °C，如圖 6-25 所示。

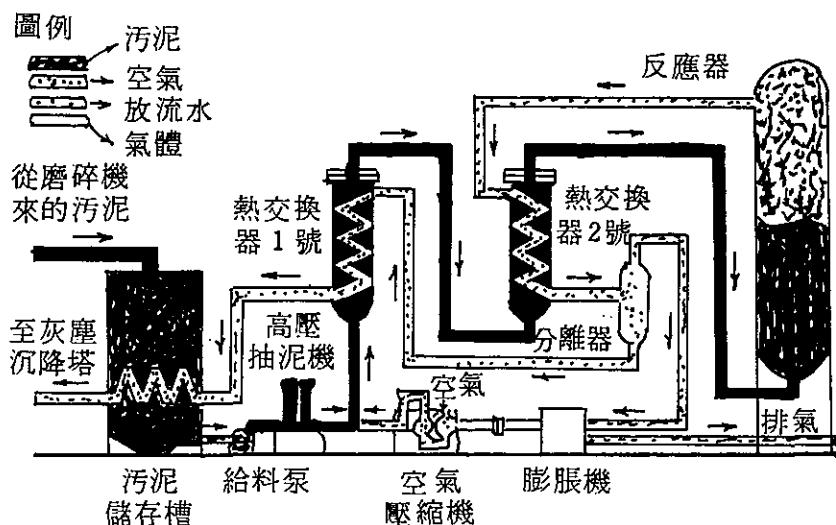


圖 6-25 Zimmerman 濕式氧化流程圖
〔取自 Zimpro 公司〕

(三) 生物處理法：

1. 活性汙泥處理法：

據鄭幸雄之報告⁽⁴⁸⁾，紙漿廢水中含大量有機物，皆不易被生物酵菌所分解，故 COD 均大於 BOD。如纖維素、木質素等，高分子環狀結構物，須先被酵素水解成鏈狀結構物，始能被微生物所吸收而消化。又紙漿廢水中木脂酸、鈉皂類、及硫醇等對水生物具有毒性，排入河川後，常流經數哩而不減其污染度。且廢水中有大量木質素及單寧酸，使放流水呈甚暗之黃褐色度，頗妨礙觀瞻且不易去除。綜論上述可知紙漿廢水之污染性質，對活性汙泥之生物處理頗為不利。

通常用活性汙泥法處理紙漿廢水常有下列之缺點：

- (1)活性汙泥須在 pH 近於中性情況時，處理效果較佳。
- (2)活性汙泥無法有效分解廢水中大量之木質素及由其產生之色度。
- (3)活性汙泥培養不易，影響微生物生長之因素多，操作技術困難。
- (4)處理後之活性汙泥，含微生物體多，脫水不易。

然而，已有不少研究致力於改善以活性汙泥法處理紙漿廢水之方法，如吾人能改進上述諸缺點，培養適應紙漿廢水之馴化活性汙泥，適量混入家庭污水，以供特殊活性菌種之繁殖環境，則活性汙泥法仍不失為一有效且經濟之處理法。

傳統性活性汙泥處理流程如圖 6-26 所示：

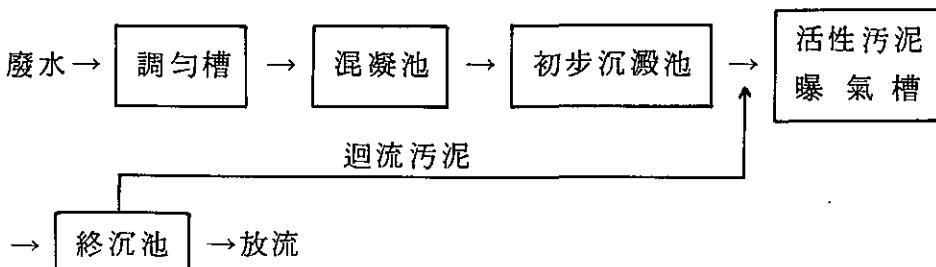


圖 6-26 傳統活性汙泥法之處理程序

- (1)初步沉澱，以去除廢水中可沉降之有機與無機固體物。
- (2)曝氣並混合廢水與生物性之活性汙泥，使成完全懸浮狀態，並供給充

分氧量，繁殖微生物，以吸收並分解廢水中之污染性質。

(3) 最終沉澱，以分離活性污泥與處理過之上澄液。

(4) 迴流已沉降之活性污泥，再與生廢水混合。

一般紙廠建造之活性污泥處理廠，其主體為活性污泥曝氣槽，內裝有輸氧設備，即曝氣機，其型式有多種，功效不一。如傳統式之擴散注氣器 (diffuser)，曝氣均勻，但噴嘴易被微生物、沉澱物所堵塞，且需裝設管線、鼓風機及其機械房，操作麻煩，不適於小型處理廠；又有螺旋槳滾轉式 (Spiral roll)，局部曝氣，未能保持槽內各部份之完全懸浮狀態；現時較常用之曝氣機有機械式表面曝氣機 (Surface aerator) 及渦輪式曝氣機 (Turbine aerator)，其效果以後者較優，渦輪式曝氣機能完全攪拌活性污泥，使成懸浮狀態，且所需壓縮空氣量較少，可避免產生大量之氣泡，又曝氣槽寬度可大於一般寬度，故適用於大型曝氣槽。

改進處理廠之操作過程，如使用液體氮供給氮或加磷酸供給磷，以保持活性污泥之最佳營養環境，其加入量約為 $BOD : N : P = 100 : 5 : 1$ ，亦可加入家庭污水，與紙廠廢水混合，以補充後者缺乏之氮素。至於 pH 值之調整，一般可使用漂白後排出之酸性廢液以中和紙漿廢水之鹼性。至於曝氣時間及曝氣量，則視活性污泥負荷量而異。經由活性污泥曝氣槽處理後之流出液，通常均尚含多量之活性污泥，須再行沉澱濃縮，俾送回與生廢水混合，而後排出其上澄液，放流入河。至於多餘之污泥，則經由離心分離法或真空過濾法等，進行脫水處理。

鄭幸雄以國內紙漿廢水作試驗得出下列結論⁽⁴⁸⁾：

- (1) 紙漿廢水之活性污泥處理法最佳 MLSS 為 $4,000 \text{ mg/l}$ ；最佳 COD 負荷量為 $1,630 \text{ mg/l}$ ；最佳 BOD 負荷量為 320 mg/l 。如照上述之條件操作時，當可獲得最佳之處理效果。
- (2) 活性污泥法處理廢水之原理，係基於馴化微生物之生物吸收作用 (Biosorption)。若活性污泥之培養與馴養不夠徹底，未能獲得廣泛之活性菌種，致活性污泥之生物吸收能力欠佳，尤其對組織密緻之木質素 (Lignin)，幾無吸收及分解能力，則紙漿廢水處理後，尚含木質

色度將達 800 單位之多。

- (3) 黑液含量較多之綜合廢水，因含苛性碱成份甚多，故在曝氣處理中產生大量泡沫，致操作困難而減低處理效果。宜使用噴射水 (Spraying) 或消泡劑 (Defoamant) 加以處理以改善之，一般紙廠係使用 Kerosene 為消泡劑。
- (4) 為完全去除紙漿廢水之污染度，除培植種類更為廣泛之活性菌種，俾適於活性污泥處理外，宜再加以化學混凝處理，以去除濃度仍甚高之 COD 及色度。

一般活性污泥僅能去除紙漿廢水中之醣類及大部份 BOD，但却無法去除木質素 (Lignin)，殘留大部份 COD 及幾乎全部之色度。此種木質磺酸鹽 (Lignosulfonate) 如排放於地面水域，常能流經甚遠距離而不減其污染度及色度。

破壞木質之微生物來源，可從一經年排放紙漿黑液，並含腐化木屑之污染河川底泥中尋得。馴化分解吸收紙漿黑液木質素之活性污泥之步驟如下：

- (1) 取河川底泥，繼續曝氣 23 小時然後靜置 1 小時，倒去一半體之上澄液，加入無機營養液。每日加入 200mg 之木質，調節 pH 在 5.8 ~ 7.0 之間，此微酸環境可促進分解木質微生物 (Lignin-degrading organisms) 之生長。
- (2) 另一容器，培養家庭污水之活性污泥，繼續曝氣，每日加入 200mg 木質，培養 60 天以後，再用無機營養液代替家庭污水。
- (3) 每日放入 5 g 之白腐木屑，其中含有白腐黴菌，可供分解木質，且木屑微粒可做為微生物沉降之生長表面。

培植 90 天之後，使用 Warburg 生物呼吸儀，分析各種培養菌種之活性。因其生長緩慢，須用離心分離法，將菌種滯留容器內，培養二個月後，木質始為此類活性菌種之碳素營養來源。

馴化活性污泥對 COD 之去除效果，與木質去除效果約略相同。木質含量高達 5,000 mg/l 時，木質之去除率，尚可高達 83%。如木質濃度再增高，則去除率有大為降低之趨勢，可見此時活性污泥之吸收能力

已達最高程度。其處理效果見表 6-10。

表 6-10 飼化活性污泥接觸五分鐘後之去除效果

MLSS (mg/l)	木質量 (mg/l)	COD (mg/l)	增 加 細胞量 (mg/l)	流出水 木質量 (mg/l)	木 質 去除率 (%)	流出水 COD (mg/l)	COD 去除率 (%)	木 賴 回收率* (%)
1,600	1,000	1,700	826	130	87	158	91	95.6
1,600	1,500	2,553	1,196	149	90	269	90	89.7
1,600	2,000	3,400	1,558	202	89	371	86	87.9
1,600	5,000	8,958	3,300	590	88	921	89	77.8
1,600	10,000	17,927	6,100	1,530	85	2,770	85	76.3

* 木質回收率係將增加之細胞重量加上流出水木質量之和再除以原木質量而得。

由統計得知，低木質負荷時，約有 90% 之木質被生物吸收作用（ Biosorption ）所去除；而高木質負荷時，則約有 85% 之木質被生物吸收作用所去除，且木質分子皆被轉變為活性污泥而增加細胞重量。馴化活性污泥分解吸收紙漿黑液木質素可歸納結論如下：

- (1) 採取適當之活性污泥來源加以繼續培養馴化，可產生混合菌種之繁殖，此等菌種，有能力攝取木質做為碳素之營養來源。
- (2) 用馴化之活性泥，可處理紙漿廢水中之木質，且可得良好之去除效果。
- (3) 此種馴化活性污泥，處理含 $1,000 \text{ mg/l}$ 木質之污染度之廢水，可達下列效果：

① COD 去除率	80 %
② 木質素去除率	90 %
③ 色度去除率	98 %
- (4) 馴化活性污泥處理廢水之原理，係基於生物吸收作用（ Biosorption ）。
- (5) 木質濃度可使用紫外線吸光作用，調節 $2,300 \text{ \AA}$ 波長之情況下，成功

地測定之，且不受生物分解物之干擾。

2. 曝氣式氧化池法⁽³⁾⁽⁴⁹⁾

所謂曝氣式氧化池法，係在一有效深度為 $1.8 \sim 3.7\text{m}$ ($6 \sim 12\text{ft}$) 之池內，利用機械式或擴散空氣式等曝氣裝置供給氧量，以促進喜氣性生物在池中之氧化作用而分解廢水中之有機物。此法處理效果良好，操作簡便，費用低廉，對本省大部分為中小型工廠之紙漿廢水處理，若有足夠土地可利用，甚為合適。

曝氣式氧化池之停留時間約 $5 \sim 10$ 日⁽⁵⁰⁾，其處理每百萬加侖 ($3,785\text{ m}^3$) 的廢水量需 2 英畝 (0.81 ha) 的佔地面積，而曝氣程度不像活性污泥法所有懸浮物 (S.S.) 須要達到完全混合，僅部份成懸浮狀即可，此情況下表面曝氣機每馬力，每天輸氧量約⁽⁵¹⁾ 22.75 kg ($50\ell\text{b}$)。

以曝氣式氧化池法處理紙廠廢水影響 BOD 去除效率的因素如下：

- (1) 停留時間：Gellman⁽⁵²⁾ 指出於 20°C ，2 天停留時間，BOD 去除率 53%，於同樣溫度 10 天停留時間 BOD 去除率達 85%。
- (2) 溫度：於冬天處理廠的效率降低，此和進水的溫度、環境溫度、池深有關，通常可由曝氣機的操作，及營養劑的控制達到滿意的處理效果⁽⁵³⁾。
- (3) 營養劑：紙漿廢水一般 N.P 甚少，於曝氣式氧化池中加入營養劑後， BOD : N : P 為 $100 : 2 : 0.6$ ⁽⁵⁰⁾ 可得較佳之處理效果。Rice 與 Weston⁽⁵⁴⁾ 指出無營養劑的加入，於 $25 \sim 30^\circ\text{C}$ 下，BOD 去除率 $60 \sim 70\%$ ，當加入營養劑時，BOD 去除率可達 80%。

陳秋楊⁽⁴⁹⁾ 採自本省南部某蘇打法紙漿造紙廠之混合廢水進行曝氣式氧化池法之處理研究，其試驗廢水水樣之來源如圖 6-27 所示。

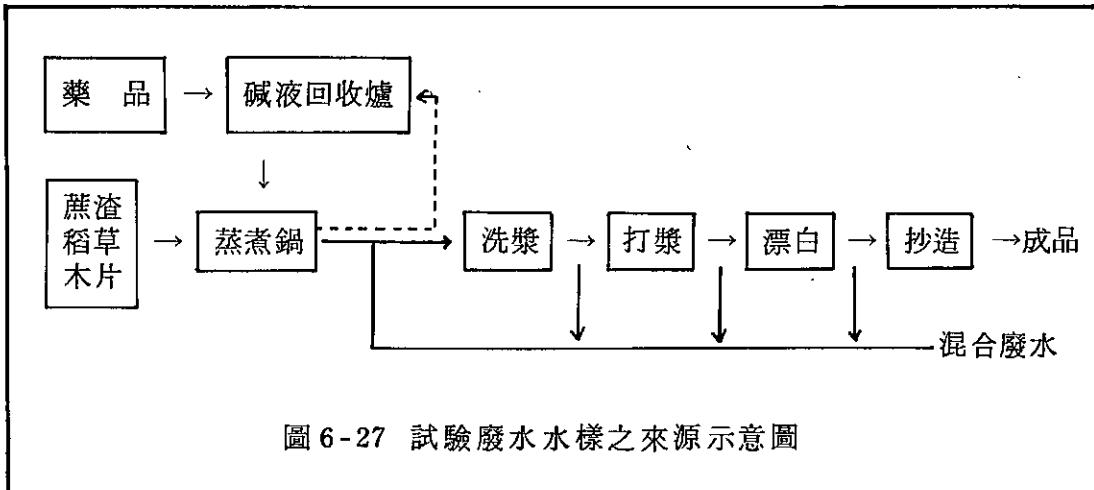


圖 6-27 試驗廢水水樣之來源示意圖

試驗之結果⁽⁴⁹⁾ 如下所示：

- (1)以桶分式處理試驗，將原廢水 COD 平均為 $4,350\text{mg/l}$ ，BOD 平均為 $1,214\text{mg/l}$ ，以地下水稀釋成 $4/4$ ， $3/4$ ， $2/4$ ， $2/4$ （污泥加量減半）等不同濃度。原廢水之 pH 值介於 $7.9 \sim 8.6$ ，經曝氣 2 天後，其值均趨於某定值約為 $8.6 \sim 8.9$ 。若停留時間小於四日時，有機物去除率增加甚快，曝氣四日後，去除率之增加則較緩慢。原水 COD 濃度為 $2,500\text{mg/l}$ 其去除率約 65%，原水 BOD 濃度為 580mg/l ，其去除率約 90%。此時 BOD/COD 之值為 0.232，表示污泥必須先經過馴養後，才能用於處理蘇打法紙漿廢水。
- (2)營養劑可促進處理效率，若廢水經 $\text{BOD : N : P} = 100 : 5 : 1$ 之加藥量處理，則經八次不同濃度之廢水試驗，曝氣四天未加營養劑 BOD 之去除率為 78%；加營養劑調整後，BOD 去除率提高為 91%。未加營養劑 COD 之去除率為 40%，加入營養劑後 COD 去除率提高為 61%。
- (3)紙廠廢水中之有機物可分為兩類，一類可被微生物所分解，若能供給足夠營養劑與氧量，則該類有機物能被繼續分解而去除；另一類為不易或不能被生物分解者，雖繼續曝氣仍未能去除。因 COD 通常係由

後一類物質所引起者，此即繼續曝氣，而 COD 仍無顯著降低之理由。以連續式處理，當停止進流後仍繼續曝氣四天，其 BOD 之去除率為 70.6%，而 COD 之去除率只有 11.5%。

(4)紙漿廢水之色度採用曝氣式氧化池法所作試驗顯示，色度不但沒有減少反而有增加之現象。

Carpenter⁽⁶⁴⁾等以連續式實驗室之操作，在四種不同溫度（2、10、20、30 °C），三種停留時間（2.5、5、10 天）處理五種代表性之紙漿及造紙廠廢水，歸納結論如下：

(1)溫度低於 20°C 時，在曝氣式氧化池中，BOD 去除率與溫度成正比，但若停留時間自 2.5 天與 5 天延至 10 天，則溫度之影響較不顯著，例如停留 10 天而溫度為 2 °C，其 BOD 去除率仍有 79%。

(2)生物氧化速率之溫度係數 $\theta = 1.016$ ，可應用於原廢水或處理水。

(3)處理水之五天與最終 BOD 值，其溫度係數分別為 1.035 與 1.031。

(4)最佳處理溫度為 37 °C。

Quirk⁽⁶⁵⁾以模型廠 55 加侖之池（208 升）處理紙板廠白水，BOD 去除率 3.2 lb/day（20 °C 加營養劑），與 0.7 lb/day（20 °C 未加營養劑），污泥生長率為 0.5 lb VSS/lb，BOD removed 與 0.065%/day。若曝氣時間一天後再經沉澱池，則 BOD 去除率為 75%；若不經沉澱池，則停留三天亦有相同去除率（但須加營養劑）。

Gellman.I⁽⁵²⁾調查曝氣式氧化池處理紙漿工廠廢水之各項數據如表 6-11 所示。

表 6-11 噴氣式氧化池處理紙漿工廠廢水之各項操作數據

地 點	流 量 (MGD)	BOD $\ell b/day$	停 留 時 間	池 數	面 積 英 畝	池深 英 尺	曝 氣 機		
							數目	馬力	型式
Riegelwud.N.C	35	80,000	7	1	70	11	14	60	浮筒
Naheela	40	—	3	1	40	10	9 1	40 30	固定 固定
Rome Ga	10	—	4	5	21	7.0	2 6	60 30	固定 浮筒
Baltimore ohio	1.5	6,000	4	1	4	5.0	4	30	
Versailles conn	4.5	7,000	4	1	6.0	0.5	5 6	40 30	浮筒 固定
Rittnan ohio	4.0	12,000	9	4	3.5	8.0	6 3	40 25	固定 固定
Durham Pa	2.0	4,500	8	2	2.0	12.0	3	10	固定
Munroe Falls ohio	0.3	500	6	1	0.8	8.0	5	0.75	浮筒
Covington, Tenn	0.3	500	3	1	0.9	3.0	1	7.50	固定

1 MGD = 3,785 m³/日

某製造牛皮紙之紙廠⁽⁵⁵⁾ 其紙漿廢水之廢水量為 3.5 MGD (132,475 M³/day)，進流水 BOD 為 173 mg/l (23,000 kg/day)。以 14 個 60 馬力之表面曝氣器，夏天處理結果，BOD 去除率 86%，輸氧率 3 lb/hp-Hr (1.4 kg/hp-Hr)，此時以氨氮調節使 BOD : N 為 40 : 1 時，其出流水質平均 BOD 與 S.S 各為 35 mg/l。

Pacific Northwest⁽⁵⁶⁾ 紙漿廠，未漂白硫酸鹽法廢水以五個 hp 之機械式曝氣設備，停留時間 8 天，則 BOD 去除率為 92%。若以 315 hp (235 kw) 之曝氣設備，停留七天處理漂白廢水，則 BOD 去除率亦為 92%。在冬天時因溫度較低，則去除率亦減低。若以停留時間五天，六個 75 hp (56 kw) 之曝氣設備，處理漂白亞硫酸鹽法紙漿廠廢水，BOD 去除率為 83 ~ 95% (加營養劑)。

Kamloops⁽⁵⁷⁾ 紙業公司之排放水，以石灰調 pH 為 6.5 ~ 8.5，在沉澱池停留 12 小時，水質變為 0.2 lb BOD/1,000 gal (240 mg/l) 再經曝氣 5 天，則 BOD 達 70% 的去除率。

Laig⁽⁵⁸⁾ 以停留時間 6 天，機械式曝氣效率為 60 hp 6 個，處理白水與脫色廢水加營養劑，得 BOD 之去除率為 85%。廢水性質：pH 8.5 ~ 10.0，S.S 2,000 mg/l，BOD 750 mg/l，經初沉池後之 BOD 為 375 mg/l，S.S 100 mg/l，曝氣後 S.S 60 mg/l，BOD₅ = 50 mg/l。

Bulter⁽⁵⁹⁾ 處理硫酸鹽法廢水，廢水先經初沉池，加入營養劑 BOD : N : P 為 240 : 3 : 1，送入曝氣氧化池，停留時間 3 天，後接沉澱池，BOD 去除率為 91% (7 月)、78.8% (一月)。

Thirumurthi⁽³²⁾ 等在實驗室研究曝氣式氧化池對硫酸鹽法紙漿廠廢水之 BOD 與色度去除效果稱，停留時間三天後，BOD 去除率 1.88 lb/day，但色度去除甚差。

White⁽⁶¹⁾ 以 14 個 60 馬力之表面曝氣器，處理每天三千五百萬加侖 (即每天 132,475 m³) 之牛皮紙漿廢水，其濃度為 50,000 lb BOD/day (即 23,000 kg/day)，則夏天之處理結果，BOD 去除率 86%，輸氧率 3 lb/hp-hr (即 1.4 kg/hp-hr)，此時以氨氮調節使 BOD :

$N = 40 : 1$ ，其流出水水質平均 BOD 與 SS 均為 35 mg/l 。

White⁽⁶²⁾ 先以模型廠處理而至實際處理硫酸鹽法紙漿及造紙廢水。實際操作停留時間 6 天，14 個 70 hp (52 kw) 之機械式曝氣設備，而得 BOD 去除率 87%。模型廠研究結果知，必須補充氮，固體物生長率為 $0.15 \text{ lb VSS/lb BOD removed}$ ，廢水與蒸餾水之輸氧係數比 (α) 為 $0.7 \sim 1.0$ 。

3. 滴濾法：

據李六郎⁽⁶³⁾ 指出：有機廢水流經濾料表面所覆蓋的生物膜，在有氧之情況下有機質擴散入生物膜，經氧化及合成，而被分解。由於塑膠濾料的發展，因其孔隙率大，通風良好，能增加有效池深，提高水力負荷，節省處理費用，取代了卵石為濾料的濾池。此法適用於土地不廣之處。

污水滴瀝於濾料表面時，由於凡得瓦爾力之作用，一部份污水被吸著於濾料表面，且水中之微生物亦同時附著於其上。在營養與氧量充足之環境下，微生物即開始繁殖，分解有機物，形成新細胞。其繁殖之情形受微生物種類、污水水質、水量負荷、散水方式、濾床內外之溫差、濾料種類及性質與通風情形等因素之影響。生成速率隨濾床深度及季節而變，一般生物膜培養完成之厚度約為 $1 \sim 2 \text{ mm}^{(7)}$ ，重量約為 3.27 kg/m^3 ，若厚度超過 2 mm 以上時，則因氧氣不能傳遞至內部，致使內部呈厭氣狀態。若污水中含有大量懸浮有機物時，因無法將全部懸浮有機物分解，剩餘之懸浮有機物，將妨礙氧氣之傳遞，使生物膜表面層亦變成厭氣狀態。如懸浮物為無機質，則被吸附在生物膜表面，減少有效活性面 (Active slime surface)，故懸浮物於流入滴濾池之前，須以篩網或沉澱池先予去除之。

生物膜原則上可用家庭污水培養，惟取得之家庭污水，不能含對微生物有毒之物質，如：重金屬、清潔劑、殺蟲劑等，以避免影響以後之操作。生物膜之培養日數，夏天高溫時約需七天，冬天則要數週，甚至數月之久。以臺灣之氣候，大約兩週即可培養完成。若培養日期過長，生物膜將呈厭氣狀態而大量脫落，況且生物膜對有機物之去除，並非由

生物膜量之多寡而定，而是決定於發生氧化分解作用之生物膜量。因此，培養日數過長，不一定增加有機物之去除率。總之，生物膜之厚度，並非有機物去除率之重要因素。

處理廢水之前，培養完成之生物膜，須先經馴養階段（Acclimation），使微生物能逐漸適應於紙漿廢水之水質。馴養時間約需時十日，即於合成污水中逐日增加10%含量之紙漿廢水，則於十日後，微生物已能適應廢水之性質，即可著手進行處理工作。

微生物代謝作用之速率，受水中溶氧量及營養劑之影響⁽⁶⁶⁾，若廢水中之有機物濃度高，則溶氧量為控制代謝速率之因素。水中溶氧量有一定數值，故單位體積之微生物對有機物之分解速率均有一定之限制。基於此項原因，若有機物濃度高時，滴濾池之處理效率低，須使用迴流方式（Recirculation type），以降低廢水濃度。

一般紙漿廢水之含氮量與含磷量均甚微，幾近於零。因此需要加入此等礦物質，以促進生物膜之分解能力。在處理紙廠廢水時，據 Eckenfelder 之研究，若含氮量與 BOD 去除量之比低於 0.044⁽⁶⁷⁾ 時，處理效果減少甚多，故廢水中營養劑含量至少應有 $BOD : N : P = 100 : 5 : 1$ 之比值。此等營養劑可由氯化銨與磷酸鹽供應之，於停留時間低於十天之處理情形下，更屬必要⁽⁶⁸⁾。

(1) Eckenfelder 及 Barnhart⁽⁶⁹⁾ 分別用塑膠格板和石棉為濾料，處理紙廠廢水及黑液。該模型廠之斷面為：30 cm × 30 cm 高 5.5 m 之滴濾池。水力負荷 $41 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ 時，廢水在格板濾料之停留時間為 2.7 ~ 6.0 分鐘；水力負荷在 $205 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ 時，廢水在石棉濾料之停留時間則為 0.67 ~ 3.3 分鐘。濾料安裝在此情形下，處理稀釋 60~120 倍，且 $BOD : N : P = 100 : 20 : 1$ 之黑液，當廢水流經格板濾料之水量負荷為 $30 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ ，BOD 介於 200 至 400 mg/l 之間，且平均溫度 24°C 時，塑膠格板之 BOD 去除率為 71~81%，平均為 76%；而石棉濾料却僅為 45 ~ 55%；水量負荷增加至 $63 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ 時，塑膠格板之去除率降至 45 ~ 68%，平均為 58%，而石棉濾料為 40 ~ 68%，平均為 55%；水溫 35°C 且水力負荷為 $123 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ 時

，格板濾料之去除率爲 58 % 而石棉濾料之去除率爲 63 % 。總之，水力負荷與水溫爲影響去除率之重要因素。

(2) Burns 和 Eckenfelder ⁽⁶⁹⁾ 亦曾以塑膠格板和 Dowpac 塑膠板爲濾料，進行模型廠試驗，以研究滴濾池對西佛吉尼亞造紙廠，造紙廢水之處理效果。該滴濾池模型廠之直徑爲 1 公尺，深度爲 6 公尺，欲處理廢水之 BOD 約爲 150 ~ 400 ppm 。根據研究之報告，若水量負荷爲 $123 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ ($3.0 \text{ gpm}/\text{ft}^2$)，則塑膠格板在平均水溫爲 36°C 時，BOD 去除率約爲 25 % ；而 Dowpac 塑膠板，在平均水溫爲 40°C 時，可得 27.5 % 之去除率，此約等於 2.4 kg/day/m^3 ($150 \text{ lb BOD/day/1,000 ft}^3$) 之去除量。且水溫高於 38°C 時去除率較佳。又由此試驗中，發現滴濾池同時可兼作冷卻塔之用，以降低廢水溫度。塑膠格板在水量負荷爲 $123 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ 時，能將水溫爲 42°C 之廢水降至 27.5°C ，而 Dowpac 塑膠板亦可使廢水之溫度，降至 34.5°C 。此作用亦顯示，若滴濾池與活性污泥設備併用，將可有效地處理紙廠廢水。蓋滴濾池放流水之水溫，甚爲適合活性污泥法之操作。

4. 高率厭氣消化法：

據鐘杞豐之報告 ⁽⁷⁰⁾ 指出，紙漿黑液之廢水量僅約爲綜合廢水量之 $0.9 \sim 1.5\%$ ，但其 COD 濃度却爲綜合廢水之 $500 \sim 3,000\%$ ，故考慮採用高率厭氣消化法處理此項體積小，污染濃度高之黑液，對於紙業廢水問題之解決甚有裨益。

本省地區採用高率厭氣消化法處理蘇打法紙漿廢水有下列優點：

- (1) 本省紙漿甚多以蔗渣爲原料，含糖分高，適宜厭氣消化法處理。
- (2) 蘇打法紙漿黑液之 pH 值呈鹼性，而厭氣消化因酸化現象所引起之 pH 降低，可收緩衝調節之效。
- (3) 本省氣溫較高，加以黑液之溫度高達 $50 \sim 60^\circ\text{C}$ ，在操作時毋需供應熱源，且尚有可燃性氣體——甲烷可資回收。

鐘杞豐 ⁽⁷⁰⁾ 以高率厭氣消化法處理國內蘇打法紙漿黑液，其黑液廢水水質如表 6-12 所示：

表 6-12 蘇打法紙漿黑液廢水水質

項 目	分 析 值	
	以蔗渣為原料	以稻草為原料
pH	10.12 ~ 13.0	9.55 ~ 11.35
總鹼度 (mg/l)	12,170 ~ 32,000	4,480 ~ 8,630
COD (mg/l)	43,190 ~ 83,784	23,880 ~ 37,180
5天BOD (20°C) (mg/l)	10,906 ~ 32,410	5,250 ~ 8,100
透視度	0.5 ~ 0.7	0.4
比重	1.028 ~ 1.049	1.020
總凱氏氮 (mg/l)	34 ~ 185	49
硫酸鹽 (以 $\text{mg/l} \cdot \text{SO}_4^2-$ 計)	53,00 ~ 48,000	—
磷酸鹽 (以 $\text{mg/l} \cdot \text{PO}_4^{3-}$ 計)	31	—
總固體物 (mg/l)	54,380 ~ 94,800	25,040 ~ 35,470
總揮發性固體物 (mg/l)	38,950 ~ 63,984	12,050
總溶解固體物 (mg/l)	32,887 ~ 84,034	23,400
懸浮固體物 (mg/l)	3,400 ~ 16,360	454 ~ 12,050
揮發性懸浮固體物 (mg/l)	132 ~ 5,650	—
溶解性懸浮固體物 (mg/l)	3,270 ~ 4,750	—
氫氧化鈉 (%總固體物)	24.0 ~ 38.8	25.6

鐘杞豐⁽⁷⁰⁾ 所作試驗之步驟及結論如下：

(1) 植種污泥之馴養：

試驗之污泥取自臺灣省糖業試驗所微生物試驗室豬舍廢水之消化槽。將完全消化之污泥收回後，逐日加入紙漿廢水 $100\text{m}\ell$ ，三週後停止加入廢水，任其在室溫中放置約達 6 個月之久。試驗正式開始前，

將上述之消化污泥及消化液與 2 公升黑液混合，在 35°C 之恒溫槽中經過一週之馴養後，pH 降低至 5.0 左右，並且不再發生氣體，試驗時即以此為種植泥。

(2) 正式試驗：

將消化槽置於 35°C 之恒溫水箱中，依各種不同之停留時間（2.0 日，2.5 日，3.3 日，5 日，10 日），每日加入定量之黑液，並在加入前放出同量之上澄液（Supernatant）分析之，其項目計有 BOD、COD、pH、總鹼度、總固體物、揮發性固體物、懸浮固體物、揮發性懸浮固體物、揮發性有機酸。

(3) 試驗所得之結論如下：

- ① 各種不同操作條件下，所得之試驗結果如表 6-13 所示。
- ② 利用厭氣消化法處理黑液，使 pH 降低，因 pH 低，能使溶解性之木質素游離成懸浮固體物，因此致使溶解性固體物之去除率提高，但對總固體物及揮發性固體物之去除率則無法提高。同時因為木質素引起 COD，而與 BOD 無多大關係，故使上澄液流出水之 COD 與 BOD 之比值提高。
- ③ 適宜之操作條件 $pH = 7.0$ ， $N/COD = 3\%$ ， $P/N = 0.3$ 下，混合液之活性污泥愈多，其 COD 去除率愈高，如表 6-14。
- ④ 利用厭氣消化法處理黑液，若不將活性污泥迴送，則因厭氣性微生物生長率較小，停留時間至少需在 5.88 日以上。若有活性污泥之迴送，最小停留時間，將因污泥之迴送率之不同而不同，如表 6-15 及表 6-16 所示。
- ⑤ 厌氣消化法處理黑液，主要之去除作用係發生在接觸之初期，故若有污泥之迴送，甚宜採用高率厭氣消化法處理。
- ⑥ 採用高率厭氣消化法另外須考慮之問題，為消化液之酸鹼緩衝能力，黑液與混合液之比值小於 $1/4$ （黑液 $pH = 10, 12$ ）時，消化液方具有緩衝能力。

表 6-13 厳氣消化試驗之結果

操 作 期 項 目		1	2	3	4	5
停留時間(小時)		80	48	60	120	240
總凱氏氮(mg/l)		333	287	854	426	未加營養劑
揮發酸(mg/l,以醋酸計)		1,440	816	1,151	800	1,731
揮發性懸浮固體物(mg/l)		10,450	11,310	13,710	9,004	11,244
流 入 水 水 質	pH	12.6	7.0 *	6.80 *	12.7	13.0
	鹼度(mg/l)	12,970	5,360	4,600	17,000	31,200
	COD(mg/l)	43,190	43,190	65,340	65,340	83,784
	BOD(mg/l)	15,030	15,030	29,190	29,190	32,410
	總固體物(mg/l)	54,380	54,380	66,090	66,090	81,237
	溶解性固體物(mg/l)	50,970	50,970	57,650	57,650	74,454
流 出 水 水 質	揮發性固體物(mg/l)	38,950	38,950	41,470	41,470	48,350
	pH	9.30	6.97	6.61	7.12	7.88
	鹼度(mg/l)	7,426	3,350	5,640	5,520	15,364
	COD(mg/l)	33,333	27,282	34,610	29,400	50,725
	COD去除率(%)	22.82	36.83	47.03	55.00	39.7
	BOD(mg/l)	10,580	8,850	16,380	13,810	18,876
	BOD去除率(%)	29.60	41.12	42.50	52.7	41.8
	總固體物(mg/l)	42,370	38,530	45,530	34,840	50,929
	總固體物去除率(%)	22.27	29.33	31.11	48.81	37.3
	溶解性固體物(mg/l)	29,110	22,534	29,490	25,560	33,293
揮 發 性 固 體 物	溶解性固體物去除率(%)	42.89	55.79	48.84	55.66	55.3
	(mg/l)	24,830	22,800	15,940	18,705	27,734
	去除率(%)	36.23	41.46	64.21	54.92	40.6

*利用礦酸調整 pH。

表 6-14 各種不同汚泥量及不同COD負荷時之COD去除率
(停留時間兩天)

汚泥量 (mg SS/ℓ)	最初 COD (mg/ℓ)	COD 去除率 (%)
22,460	56,600	34.8
	52,000	28.1
	48,800	27.5
	42,700	17.1
	39,100	7.4
26,772	54,600	37.5
	50,400	32.2
	46,200	24.6
	42,000	11.0
	37,800	7.4
19,880	52,020	28.1
	47,240	30.5
	43,060	12.5
	39,080	2.3

表 6-15 K 值及 Y 値之計算例 [註]

T (day)	A (MLVSS, mg/ℓ)	y ₀ (mg/ℓ)	y (mg/ℓ)	M (mg COD/mg ML VSS-day)	1/M	1/y
3.3	10,450	43,190	33,333	0.275	3.64	3.00×10^{-5}
2	11,310	43,190	27,282	0.703	1.42	3.66×10^{-5}
2.5	13,710	65,340	34,600	0.898	1.12	2.88×10^{-5}
5	9,000	65,340	29,400	0.818	1.22	3.40×10^{-5}

表 6-16 污泥齡之計算例 [註]

T (day)	$dx/dt/v$ (mgMLVSS/ ℓ - day)	MA (mg/ ℓ - day)	a	SRTmin. (day)	SRT (day)
3.3	1,874	6,851	0.190	5.88	4.81
2.0	2,053	15,908	0.128	8.73	3.04
2.5	3,475	30,730	0.113	7.43	3.30
5.0	4,158	35,940	0.116	7.24	7.80

[註] 表 6-15 及表 6-16 兩表中之關係如下：

$$M = (y_0 - y) / (T \cdot A)$$

$$1/M = Y/(K \cdot y) + 1/K$$

以 $1/M$, $1/y$ 繪座標圖可解得 Y , K

$$Y = 150,000 \text{ mg}/\ell$$

$$K = 4 \text{ mg}/\ell \text{ COD}/\text{mg}/\ell \text{ MLVSS}$$

$$\frac{dx}{dt} = a \cdot M \cdot A \cdot V - bAV$$

b 忽略不計

$$\frac{dx}{dt} = a MAV$$

$$a = \frac{dx}{dt} / MAV$$

$$SRT = \frac{Y + y}{a + y}$$

式中 M : 基質利用率 ($\text{mg}/\ell \text{ COD}/\text{mg}/\ell \text{ MLVSS} \cdot \text{day}$)

y_0 : 最初基質濃度 (mg/ℓ)

y : 最後基質濃度 (mg/ℓ)

T : 水力停留時間 (day)

A : 微生物濃度 ($\text{mg MLVSS}/\ell$)

$Y : \text{當 } M = \frac{K}{2} \text{ 時基質濃度 (mg COD/l) } , \text{ 為一常數}$

$K : \text{基質不限制時之理論最大基質利用率 (mg/l COD/mg/l MLVSS-day)}$

$dx/dt : \text{微生物生長率 (mg/day)}$

$a : \text{生長常數}$

$b : \text{微生物衰減率 (1/day)}$

$SRT : \text{懸浮固體物停留時間 (污泥齡)}$

Herman⁽⁷¹⁾認為亞硫酸鹽法紙漿廢液 (Spent Sulfite Liquor) 因含糖分低不適宜生產醇類，然而 torula yeast 可利用五碳糖而釀酵成醋酸，他們對於利用厭氣法釀酵亞硫酸鹽法紙漿廢液之水質如表 6-17 所示。

表 6-17 利用厭氣法釀酵亞硫酸鹽法紙漿廢液之水質

項 目	原 廢 液	蒸 汽 頂 热 後 廢 液 (Steam-stripped waste)
pH	2.9	4.3
總固體物 (g/l)	111.3	99.5
總還原性糖 (g/l)	26.7	23.9
總揮發酸 (以醋酸計 g/l)	27.3	2.23

其試驗結果如下：

- (1) 最佳生產量為每噸 spent sulfite solids 可生產 350 磅之醋酸。停留時間為 20 ~ 30 小時，所生成之有機揮發酸，其成分為醋酸 83%，甲酸 4.8%，丙酸 2.9%，丁酸 9.3%。
- (2) 最有效之釀酵溫度為 37 °C，最佳 pH 為 7.0 ~ 7.5。
- (3) 最佳生產量之固體物濃度約為 9 ~ 11 %。
- (4) 加氧控制其氧化還原電位，以增加揮發酸之生成量，加氧量為 20 磅 /

噸酸酵固體物。

(5)若每天有 400 噸廢液，揮發酸年產量可達 44,700,000 磅，其中 37,000,000 磅為醋酸。

(6)醋酸之最有效回收方法為利用溶劑抽取後，再利用 Azeotropic 蒸餾法回收之。

5. 旋轉生物盤法⁽⁷²⁾

(1) 旋轉生物盤法之發展：

旋轉生物盤法是近來發展成功的一種二級生物處理方法。該法於 1920 年代首見於德國，早期雖有學者加以實驗研究，但由於轉盤材質大部分為鋼鐵或木材所製，既重且易腐蝕，故一直未受重視。直到 1950 年代強韌質輕之高分子塑膠品問世以後，轉盤的問題得以解決。爾後再經 Popel 教授之研究，整理出圓盤負荷、淨化率、圓盤大小、浸水率、流出及流入水之 BOD 等因子，供做設計之依據，本法始被重視且日益普遍⁽⁷³⁾。

(2) 旋轉生物盤法之原理：

旋轉生物盤法為利用附著於圓盤上之微生物群以去除污水中有機污染物質之處理方法。其原理與滴濾池類似，反應機構則不相同⁽⁷⁴⁾。該法是將許多圓盤分成數段固定於轉軸上，而置於反應槽中使圓盤約有 40 ~ 70 % 之浸水率。引入廢水後，使轉盤緩慢的轉動，經數日圓盤表面開始附著生長微生物 (Biomass)。附著之微生物群隨著圓盤而旋轉，自廢水中吸收有機物，自空氣中攝取氧氣而進行氧化、分解，並合成新菌體群，RBC 法則利用這些微生物群去除污水中之有機性污染物。由於有機物之去除導致生物膜生長而變厚。被覆於底部之微生物由於氧氣傳送不足，造成兼氣或厭氣狀態而失去活性，由圓盤旋轉時水流產生之剪力 (Shear force) 而剝落。剝落之生物膜隨著處理水自反應槽中流出，在沉澱槽沉降分離後被去除。

旋轉生物盤法之好氣性微生物膜去除有機物 (BOD) 與氮氮可以圖 6-28 表示。

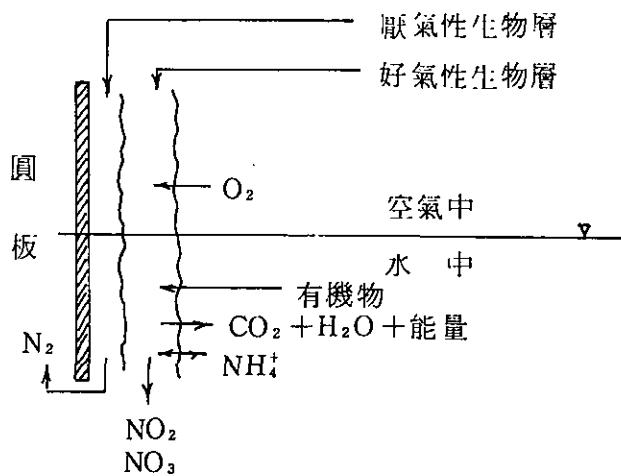


圖 6-28 生物膜之 BOD 去除與氨氮氧化

(3) 旋轉生物盤法之優點⁽⁷²⁾：

①操作簡單，維護管理容易：

RBC 法為固定生物膜法，不必調整 MLSS 濃度，亦無需控制迴流污泥量及調節曝氣量，亦無汚泥鬆化（Sludge Bulking）之困擾，機電設備異常簡單。普通技工稍經訓練即可操作管理。

②動力費省：

旋轉生物盤法微生物所需之氧量自空氣中攝取，不需曝氣，又不需迴流污泥，且圓盤有一半浸於水中，浮力抵消部分重力而使摩擦力減小，故動力費較活性污泥法低。據 Antonie⁽⁷³⁾氏實驗結果，以 RBC 法處理 100 CMD 之廢水所消耗之動力為活性污泥法的 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{4}$ 。

③對於廢水突增負荷（Shock Loading）之適應及恢復能力強：

由於圓盤上微生物種類多、密度高，當負荷突然增加時，有機物可暫時被多量之微生物吸附，當突增負荷消失後，微生物則將所吸附之有機物氧化分解。Antonin⁽⁷⁴⁾指出短時間之突增負荷消失後，經一小時便可恢復正常之狀態。

④汚泥產生量少，且汚泥沉降性良好：

由於轉盤上生物膜中之微生物為一連鎖式之生態體系，食物鏈長，故剩餘汚泥量少，一般約為活性汚泥法之 50 ~ 60 %。盤上過量而老化之生物膜因重力及剪力的作用，成塊狀剝落，沉降速度甚快，呈自由沉降狀態，幾乎在 5 分鐘內沉降終了。

⑤佔地面積小：

旋轉生物盤法所需用地面積與活性汚泥法相同，但僅為滴濾法的 $1/10$ 。若用地狹小可將平面多段式改為立體多段配置，在土地獲得困難的地區，更形有利。

⑥具有三級效果：

旋轉生物盤法已經被證實對含碳物質和氨氮的去除非常有效。Antonie⁽⁷⁵⁾氏指出 BOD 在 30 mg/l 以下，硝化菌 (Nitrifiers) 開始成長，BOD 低於 10 mg/l 以下，硝化菌開始佔優勢。而 Marsh⁽⁷⁶⁾ 氏認為 BOD 低於 60 mg/l 以下始有硝化作用產生。完全的硝化作用須在 BOD 小於 12 mg/l 以下。

(4) 旋轉生物盤法之缺點：

- ①圓盤、轉軸及驅動馬達容易發生問題。
- ②對惡劣天候甚為敏感，故需加覆蓋或配置於室內。
- ③轉動裝置需定期上油。
- ④若氣體傳送不足，會產生惡臭。
- ⑤設備製造廠商之間，無統一規格。

(5) 旋轉生物盤法處理效果之影響因素：

①圓盤性質：

A 圓盤材質：

選用之條件以質輕、耐蝕、易被微生物均勻附著者為佳。一般常用之材料如塑膠、壓克力、PVC、PC、玻璃纖維等。

B 圓盤之表面形狀：

本法開發之初，圓盤之形狀為平板型，其後由於材料改進加工容易，而創造出各種形狀之圓盤，以增加表面積。大致可區分

爲兩種：

(a)波浪型板：圓盤表面製成波浪狀，表面積比平板型增加 1.2 ~ 1.3 倍。

(b)蜂巢型：俗稱爲 Bio-Surf，狀似蜂巢，表面積約爲同直徑平板型之兩倍。

C 圓盤間隔：

從經濟觀點而言，間隔愈小愈佳，但間隔太小會因生物膜增厚而造成阻塞現象，一般採用間隔爲 15 ~ 25 mm。

②轉速：

轉速從各方面影響處理效率，即微生物與污水之接觸、氧氣傳輸、生物膜之剝落、污水曝氣攪拌與反應槽內混合等。轉速大效果佳，但若轉速太快，水流之剪力作用將導致生物膜附著不易，且驅動電力爲 RBC 法主要的操作費用，故轉速應維持在適當範圍，一般採用周邊速度 (Peripheral Velocity) 約 18 ~ 20 m/min。

③段數：

RBC 法通常爲多段連續處理，適當的段數具有緩衝流量及水質變化之效果。多段處理由於食物之連鎖作用，可減少污泥產生量，一般處理上採用 2 ~ 4 段爲佳。

④水力停留時間：

在相同的條件下，BOD 之去除率隨著水力停留時間之加長而增大，但停留時間太長則不經濟。但最佳之停留時間會隨著處理廢水種類不同而異，須由實驗中求得。一般都市污水停留時間採用 30 ~ 120 分鐘。

⑤水溫：

RBC 法與其他生物處理法相同，溫度每增加 10°C 其反應速率增加 1 ~ 2 倍，但祇要水溫維持在 13°C 以上，則水溫對去除率之影響不大。

⑥溶氧：

RBC 法是藉圓盤轉動使微生物與空氣接觸以獲得氧氣。一般

情況下，反應槽溶氧量至少應維持在 1 ppm 以上，若欲發生硝化作用，則溶氧應在 3 ppm 以上較適宜。

黃世佑⁽⁷⁷⁾ 等以旋轉生物盤處理「釀酵後亞硫酸紙漿廢水」所得結論如下：

- (1) 旋轉生物盤法對於木質素（或木質磺酸）的去除效果不佳，且需要時間甚長。因此，採用本法以完全分解木質素的可行性甚小。
- (2) 若不考慮木質素或色度的問題，對於亞硫酸紙漿廢液或釀酵後亞硫酸紙漿廢液 BOD 之去除，旋轉生物盤系統將是個很好的解決方法。
- (3) 網板是個很理想的旋轉生物盤系統材料。因為其菌體附著性好，而且網板質料輕，馬達負荷較小，所需成本較低。
- (4) 高水力負荷之處理效率比低水力負荷好，而且又可以順利帶出剝落污泥，因此，在設計上可以考慮採取前段高轉速，後段低轉速之方法。

高肇藩、莊臺寶⁽⁷⁸⁾ 以旋轉生物盤法處理蘇打法紙漿廢水所得結論如下：

- (1) 盤面負荷為 $10.01 \sim 15.89 \text{ g BOD/m}^2/\text{day}$ ，停留時間 8.52 小時（每段停留時間約為 1.42 小時），進流水 BOD 在 $1,778 \sim 1,120 \text{ mg/l}$ 之情況下，最終放流水之 BOD 濃度均在 150 mg/l 以下。
- (2) 當盤面負荷在 $17.5 \text{ g BOD/m}^2/\text{日時}$ ，BOD 去除率可達到 80%，負荷增加至 $50 \text{ g BOD/m}^2/\text{日時}$ ，去除率降至 60 %。
- (3) 當盤面負荷在 $10 \sim 16 \text{ g BOD/m}^2/\text{日}$ 採用六段連續式處理時，BOD 去除效果可提高至 90 %。
- (4) 旋轉盤上生物膜之生長在前二階段幾乎已達到最大生長量，生長非常旺盛，亦為主要去除有機物之階段。
- (5) 色素與木質素採用旋轉生物盤法之去除效果不佳。
- (6) 紙漿廢水利用旋轉生物盤處理後，污泥之沉降性良好，1 小時內，即可達到壓密程度。

(四) 污泥處理與處置⁽³⁾⁽²⁵⁾

1. 造紙工廠污泥來源：

- (1) 備料污泥：因製漿材料種類如材種、蔗渣而異。

(2) 初沉污泥：廢水處理程序污泥，其組成大部份為有機質、纖維素，不易被消化分解，且不易腐敗。

(3) 製造用水處理之污泥：大部份為無機質、石灰、混凝劑。

(4) 生物處理之廢棄污泥：含有大量有機質，不易脫水，須事先調理後，脫水才顯著。

2. 典型污泥處理流程圖：(如圖 6-29 所示)

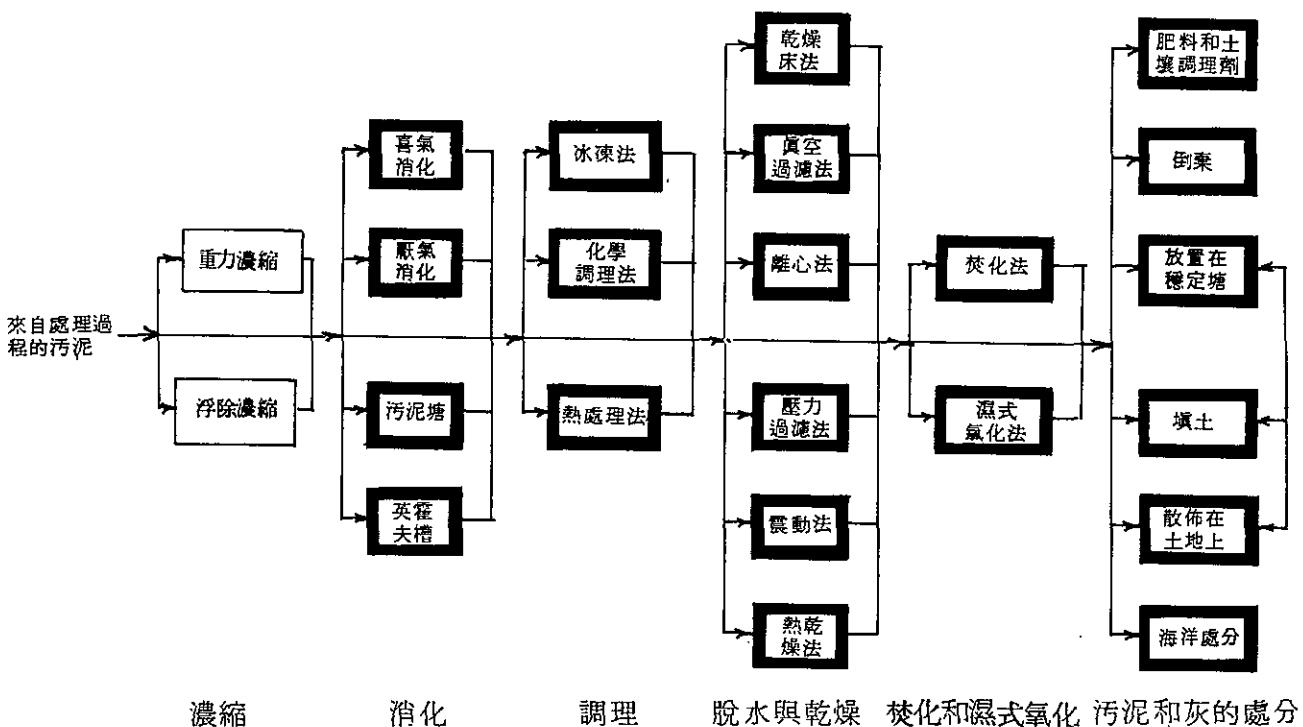


圖 6-29 污泥處理和處分流程圖

3. 污泥濃縮：

(1) 重力式濃縮槽 (Mechanical Thickeners)

在重力式濃縮法中，生初級沉澱池之生污泥或廢棄之活性污泥，不斷的引入濃縮槽，用桁架的污泥收集裝置（如圖 6-30），或垂直的欄柵，慢慢攪拌污泥，由開口向上的明渠使水逸出並促進稠密。上澄液再回流至初級沉澱池。底部濃縮污泥抽至消化槽或脫水設備。因此，需有儲存污泥的空間。控制抽取污泥的計時器可能需要。重力式濃縮槽的設計，是根據水力表面負荷 (Hydraulic Surface Loading) 和

固體負荷 (Solids Loading)。典型的表面負荷率為 $65 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ 至 $146 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ ，固體負荷如表 6-18 所示。重力濃縮槽為了維持喜氣狀況，必須供給經過曝氣的混合液或最後放流水。

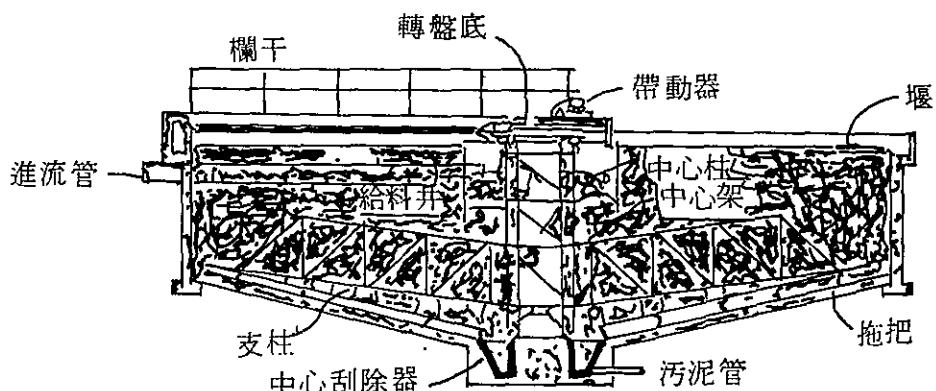
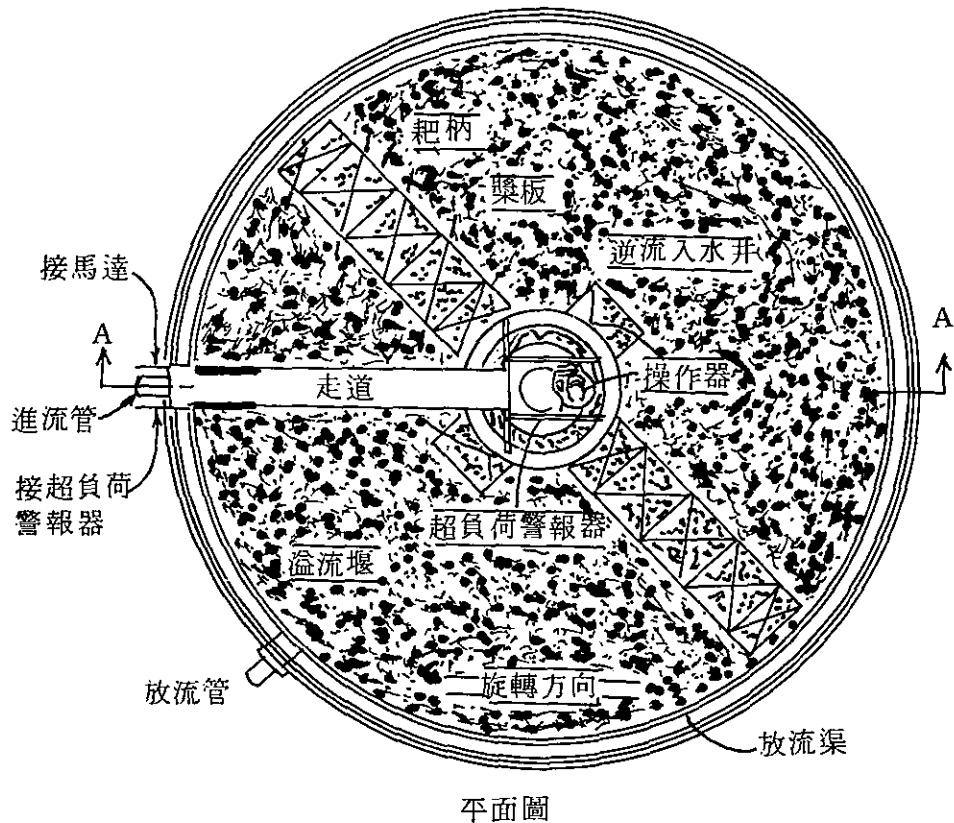
在操作上，保持濃縮槽底的污泥氈層 (Sludge Blanket)，以幫助污泥的濃縮。污泥體積比 (Sludge Volume Ration, SVR) 是一操作參數，即濃縮槽內污泥氈層的體積除以每日去除的濃縮污泥之體積。SVR 值常介於 0.5 和 2.0 日之間，溫暖季節需要的值較低。

表 6-18 濃縮與未濃縮污泥的濃度及重力式濃縮槽的固體負荷

污 泥 的 種 類	固 體 物 之 含 量 (%)		重力濃縮槽 的固體負荷 (kg/m ² ·day)
	非 濃 縮	濃 縮	
個別污泥：			
初沉污泥	2.5—5.5	8—10	97.7—146.6
滴濾池污泥	4—7	7—9	39.1—48.8
改良式活性污泥	2—4	4.3—7.9	34.2—88.0
活性污泥法污泥	0.5—1.2	2.5—3.3	19.5—39.0
混合污泥：			
初沉和滴濾污泥	3—6	7—9	58.6—97.7
初沉和改良式活性污泥	3—4	8.3—11.6	58.6—97.7
初沉和活性污泥法污泥	2.6—4.8	4.6—9.0	39.1—78.1

(2) 浮除濃縮槽 (Flotation Thickeners)

浮除濃縮槽常用於處理廢棄活性污泥。若不用化學劑，在正常情況下可得含 4% 固體物的污泥，和回收 85% 的固體物。若處理活性污泥與初沉污泥的混合污泥，平均可得含固體物 6% 的濃縮污泥，有時可高達 8%。



A—A 斷面

圖 6-30 重力式濃縮池略圖（取自Dorr-Oliver）

用高分子電解質 (Polyelectrolytes) 做為助浮劑，也許可增加也許不能增加固體負荷和濃縮污泥的濃度，但對上浮污泥的固體回收率，可從 85 % 增至 98 或 99 %。

因固體物由污水中快速分離，可用較高的負荷，高於重力濃縮法所允許的負荷。浮除濃縮法可依表 6-19 的固體負荷來操作。設計必須採用最小負荷，最大為 20。通常採用較高的固體負荷，會使濃縮污泥的濃度降低。

表 6-19 溶解氣體浮除法之負荷

污 泥 的 型 式	負 荷，磅／平方呎／日
活性污泥（混合液）*	5 — 15
活性污泥（沉澱的）	10 — 20
50 % 初級沉澱池污泥加 50 % 活性污泥（沉澱的）	50 — 40
初沉污泥	至 55

除非使用化學助浮劑，建議以初級沉澱池或處理廠放流水作為含氣水 (Air-Charged Water) 之來源而不用浮除法之放流水，因固體使空氣壓力系統 (Air-Pressure System) 變髒。

4. 污泥消化：

造紙工廠污泥之主成份為無機質、石灰、混凝劑及有機質，而有機質之纖維素不易消化分解，且不易腐敗，因此，造紙工廠污泥採用消化程序，一般來說，並不適合。

5. 污泥調理：

污泥調理之方法，有照射法、冰凍法、化學調理法及熱處理法，而以化學調理法最為常用且可行。

化學藥品改變污泥的脫水性是一種經濟的污泥調理方法，因可增加

脫水性和產量。化學藥品可使污泥混凝並釋出污泥的吸收水（Absorbed Water），對於真空過濾與離心脫水很有幫助。化學控制劑有氯化鐵、石灰、明礬、和有機聚合物。

化學藥品在液態時較易於應用與量測，若為粉狀時，需要溶解槽之大小至少足以供給一日的用量，槽內必須襯以防腐蝕劑。PVC，聚乙烯（Polyethylene），和橡皮適用於酸性溶液槽與管線的襯裏。定量抽水機（Metering Pump）須防蝕，一般用正變位（Positive displacement）抽水機，需有可變的速率以控制流量。另一個量測系統是由離心式抽水機供給定水頭槽所組成的。常用浮沈流量計（Rotameter）和節流閥（Throttling Valve）量流量。

(1) 加藥量 (Dosage)：由實驗室決定加藥量之大小，用濾葉試驗 (Filter-leaf Test) 決定加藥量，濾量 (Filter Field)，與各種濾布的適合性。布氏漏斗試驗 (Buchner Funnel Test) 也有許多優點，典型加藥量如表 6-20。真正加藥量與這些值有相當的差異。

表 6-20 各種污泥的化學藥品之加量
〔調理劑 (Conditioner) 與乾污泥之百分比〕

污泥之種類	新鮮固體物		消化過固體物		消化過並水洗之固體物	
	FeCl ₃	CaO	FeCl ₃	CaO	FeCl ₃	CaO
初沉污泥	1—2	6—8	1.3—3.5	6—10	2—4	
初沉與滴濾混合污泥	2—3	6—8	1.5—3.5	6—10	2—4	
初沉與活性混合污泥	1.5—2.5	7—9	1.5—4	6—12	2—4	
活性污泥	4—6					

(2) 污泥攪拌 (Sludge Mixing)：污泥與混凝劑的混合，對調理 (Conditioning) 很重要。攪拌不能破壞膠羽，且須保持極短的停留，使污泥在調理後盡速到達過濾機。一般小場之攪拌槽為垂直式，而大場則為水平式，通常以鋼焊成且襯以橡皮或防酸外層。攪拌或調理槽典型的設計，為水平攪動器，由變速之馬達帶動，轉速為 4 至 10 rpm。槽的溢流可調節以改變停留時間，裝有螺旋槳之直立圓柱形槽也常被使用。

6. 污泥脫水與乾燥：

(1) 脫水：

一般污泥脫水方法有乾燥床法、真空過濾法、離心法與壓力過濾法，機械的或音波振動 (Sonic Vibration) 也被利用過。方法的選擇，依污泥特性，最後處分法，土地利用與經濟而定。

① 乾燥床 (Drying Beds)：

污泥乾燥床用於消化污泥之脫水，使污泥在 20 至 30 公分的砂床上乾燥。乾燥之後，刮除污泥後用以填土、堆肥。典型的污泥乾燥床如圖 6-31 所示。

乾燥床只限於中小型廢水處理場使用，若廢水量超過 $2,000\text{m}^3/\text{day}$ ，則須考慮其他方法脫水。乾燥床之最初成本、刮除污泥費用、換砂費用、與土地之費用必須詳加計算，有些造紙工廠限於空間之因素無法採用乾燥床法。

乾燥區為方便起見，常隔成數個獨立床，每個約 6 m 寬，6 至 30 m 長，床內隔板常由 2 至 3 片防腐板疊成，高 38 至 45 cm。露天式乾燥床外緣可與床內隔板相同材料構成，或用土堤構成，但密閉式乾燥床，必須做混凝土基礎。

露天式乾燥床用於較偏僻區，所產生之臭味，不能引起居民之抱怨。密閉室乾燥床用於須經年脫水，氣候不良，或沒有足夠的空間隔離其臭味的地方。消化良好的污泥在乾燥床乾燥時，不會發生臭味問題，但為了防止不良的污泥所產生的惡臭，乾燥床距離住宅區至少要 60 m 以上。

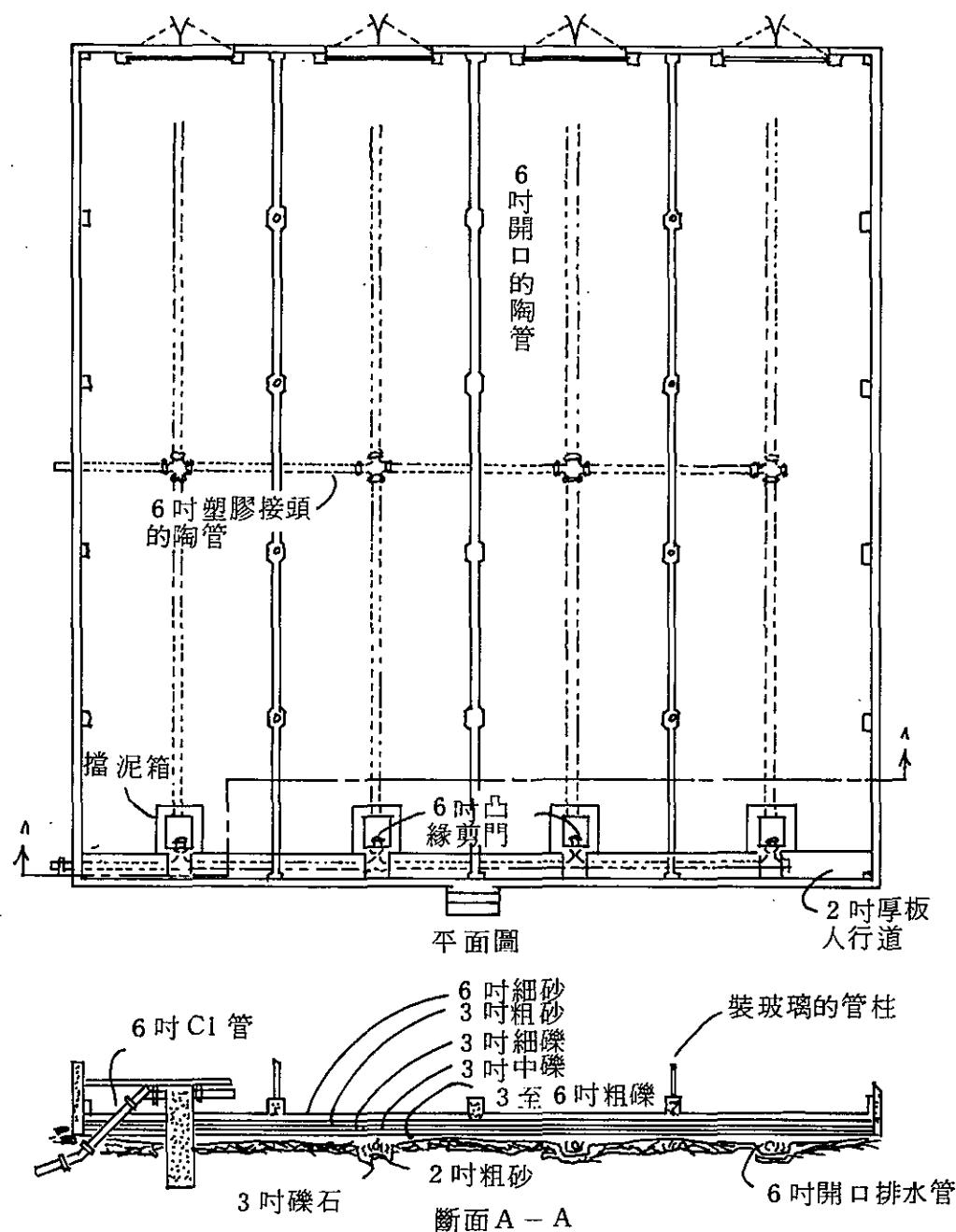


圖 6-31 典型污泥乾燥床平面與斷面圖

污泥床負荷依每年每平方公尺的乾燥固體公斤數來計算 ($\text{kg/m}^2 \cdot \text{year}$)，露天式負荷率在 $48 \sim 122 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{year}$ 之間，密閉式則在 $60 \sim 195 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{year}$ ，密閉式乾燥床成本較貴，因可防雨，每年可處理更多污泥。

污泥之乾燥是靠砂層之脫水和表面之蒸發，其中大部份是靠砂層脫水，因此地下排水系統之設計甚為重要。乾燥床設有橫向排水管，每管相距 2.5 至 6.0 m，排水管必須有適當的支架和粗礫或卵石。砂層深度 20 至 30 公分，太深則妨礙脫水。砂的均勻數不超過 4.0，有效粒徑為 0.3 至 0.75 mm。

流至乾燥床的管線，設計流速一般為 $1.0 \sim 2.5 \text{ m/sec}$ 。常用鑄鐵管。若需要時，管線應安排同一高度，並且設置分流箱 (Distribution Box) 使污泥流入指定的乾燥床上。擋泥板 (Splash Plates) 置於污泥出口之前以分散污泥於乾燥床上和防止砂的衝擊。

當污泥乾燥至可鏟除時，即可由乾燥床去除。乾燥污泥具有粗糙、龜裂的表面，呈黑或暗棕色，於良好情況下，經 10 至 15 天之乾燥，含水量約 60 %，污泥可由人工或刮泥機去除。

② 真空過濾 (Vacuum Filtration) :

真空過濾是最常用的一種機械脫水方法，任何時候，不論天氣如何，可把生污泥或消化污泥脫水成泥餅 (Sludge Cake)。脫水後之污泥可做最後處分，或可出售做為土地改良及低級肥料之用，也可將之熱乾燥或焚化。過濾液含有高濃度的懸浮固體物，可排到污泥沖洗槽或處理廠與原污水混合。

真空濾機由許多廠商製造，表面積由 4.5 至 28 平方公尺以上，可裝各種不同之濾布。濾布由棉、毛、尼龍、達克龍與其他合成材料製造，編成各種不同的孔隙，也有用不銹鋼線編成之濾布。

真空過濾機為達到適當的濾量，須改進濕污泥的脫水性，調理 (Conditioning) 可使污泥顆粒混凝，而讓水由流出。因此，可得較厚污泥餅，也可提高濾鼓轉速。轉動式真空過濾系統如圖 6-32

所示。

過濾機的數目與大小與污泥的型式及操作的小時數而定。在小場，可假設每週操作 30 小時，而大場每天可能須操作 20 小時，一天內還得增加控制、清除或耽擱之小時數。一個場最初可為一班制，擴充以後可為二或三班制。

真空過濾機的效果由所得固體乾重來量測，以每小時每平方公尺的磅數來表示。濾餅 (Filter Cake) 的品質以含水量來表示。將泥餅乾熱或焚燒時，含水量的大小至為重要，因泥餅的水份將變成蒸氣。若污泥送入卡車而拖至處分處，雖然含水量會影響拖載的噸數，但並不是很重要，因此濾鼓可在較高速率下操作，以利於泥餅從濾機上脫離。通常泥餅含水量為 70 至 80 %，若泥餅將熱乾或焚化時，可使含水量減至 60 至 70 %。典型濾量示於表 6-21，設計時常用 $17.1 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ 。

表 6-21 真空過濾機對經過適當調理之污泥脫水的濾量

污 泥 的 型 式	濾 量 $\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}$
新鮮污泥	
初級的	19.5 — 24.4
初級的 + 滴濾池的	19.5 — 39.1
初級的 + 活性的	19.5 — 24.4
活性的 (單獨)	12.2 — 17.1

③ 離心法 (Centrifugation)

離心法廣泛地用於工業上分離不同密度之固體與液體。用於污泥脫水的離心機為電動之碗式 (Solid bowl Type)，如圖 6-33 所示。污泥以固定的流量導入旋轉碗內，因而分成含有固體的泥餅與離心液。離心液含有細而密度低之固體，再回流到生污泥濃縮槽或

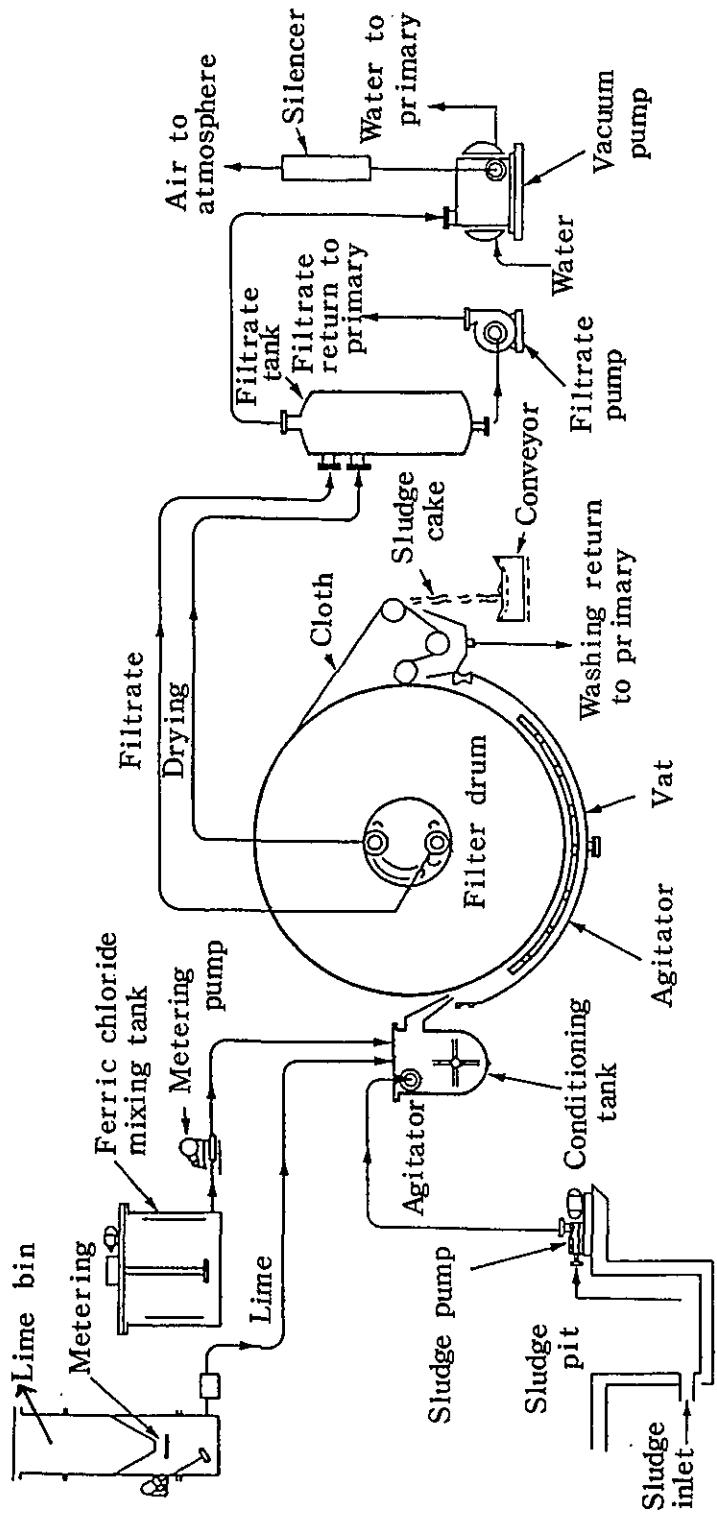


圖 6-32 轉動式真空過濾系統

初級沉澱池。泥餅約含 75 至 80 % 水份，被排至漏斗（Hopper）或輸送帶，依污泥的種類型式，泥餅內固體物含量為 15 至 40 %，但減至 25 % 以下並不經濟。泥餅可用焚化或衛生掩埋加以處分。

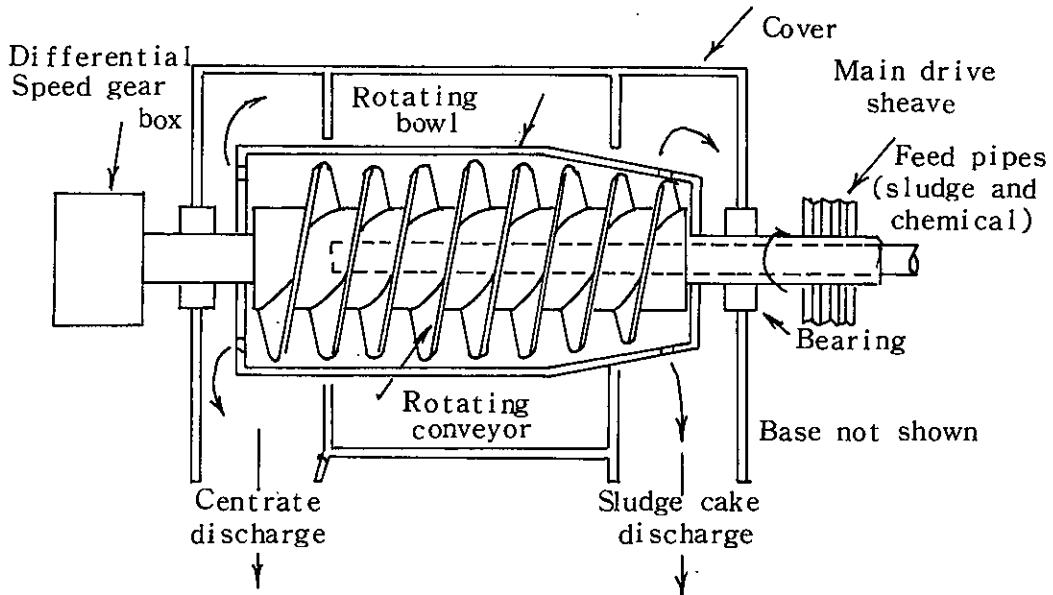


圖 6-33 連續逆流電動碗式離心機

離心法操作簡單、方便、且不昂貴，通常不需化學調理，但因操作時的震動與喧聲，須有堅強的基礎與隔音設備；且因需要許多發動機，必須供給足夠的電力。

離心操作最主要困難是離心液的處分，它含有高濃度而不沉澱的懸浮固體物，若迴流至污水處理廠，會加大污泥與初級沉澱池的回流負荷，降低放流水水質。有兩種方法可控制細固體物的放出：
 (a) 減低污泥離心量或用較大體積之碗（Bow1）以增長離心時間。
 (b) 離心之前可用氯化鐵、石灰、或高分子電解質將污泥混凝以增加粒徑，固體回收量可由 50 至 80 % 增至 80 至 95 %。

加石灰離心亦可控制生污泥所可能發生的臭味。生初沉污泥比消化污泥更易脫水至較低的含水量，因消化過程中的液化作用減小了粒徑。當初級污泥與活性污泥混合脫水時，不管消化與否，通常

需要經過化學調理。

離心設備所需的面積較同容量的真空過濾機為少，且其成本也較低，但電力費較高抵消了低成本。

處理廠單元設計的選擇，依製造廠的率定與操作數據而定。許多製造廠擁有模型廠，可做現場試驗（Field Test）。同一處理方法之污泥性質，因區域之不同，可能有差異。因此，無論如何，在最後設計之前須進行模型廠試驗。

④壓力過濾法（Pressure Filtration）：

用在污泥脫水的壓力過濾機有各種不同型式，有一種由一系列的矩形板，兩旁置於一構造上，濾布懸於或覆於板上，濾布固定在一起以承受過濾時的壓力。用水力撞槌（Hydraulic Ram）或動力螺旋（Power Screws）將板結合在一起，壓力式過濾機之剖面圖如圖 6-34 所示。

操作時，化學調理的污泥抽入板的空間，加壓（60 至 180 psi）1 至 3 小時，強迫液體通過濾布與板出口，然後將板分開以去除污泥。過濾液通常迴流到污水處理廠，泥餅之厚度 1 至 $1\frac{1}{2}$ 吋，含水量 55 至 70%，過濾的週期 3 至 8 小時，包括充滿、壓擠、減壓、沖洗、去除泥餅與關上壓力機的時間。為減少勞工量至最小，現代都是機械化了。

本法最主要的費用是花在化學調理、維護與濾布更換。

(2)熱乾燥：

熱乾燥的主要目的為去除濕污泥的含水量，以利焚化或製成肥料。肥料廠必須乾燥污泥以便於研磨、減少重量、及防止生物的作用。乾燥污泥含水量少於 10%，污泥的熱乾燥常用 C.E.Raymond Flash 乾燥系統。多爐式焚化爐（Multiple Hearth Incinerators）與旋窯乾燥機亦用於污泥的乾燥。噴霧式乾燥設備（Spray Drying Equipment）在工業上已利用多年了，但用於乾燥污泥則相當有限。

鼓形或窯乾燥機，濕污泥由緩慢轉動鼓之一端進入，並通入熱氣

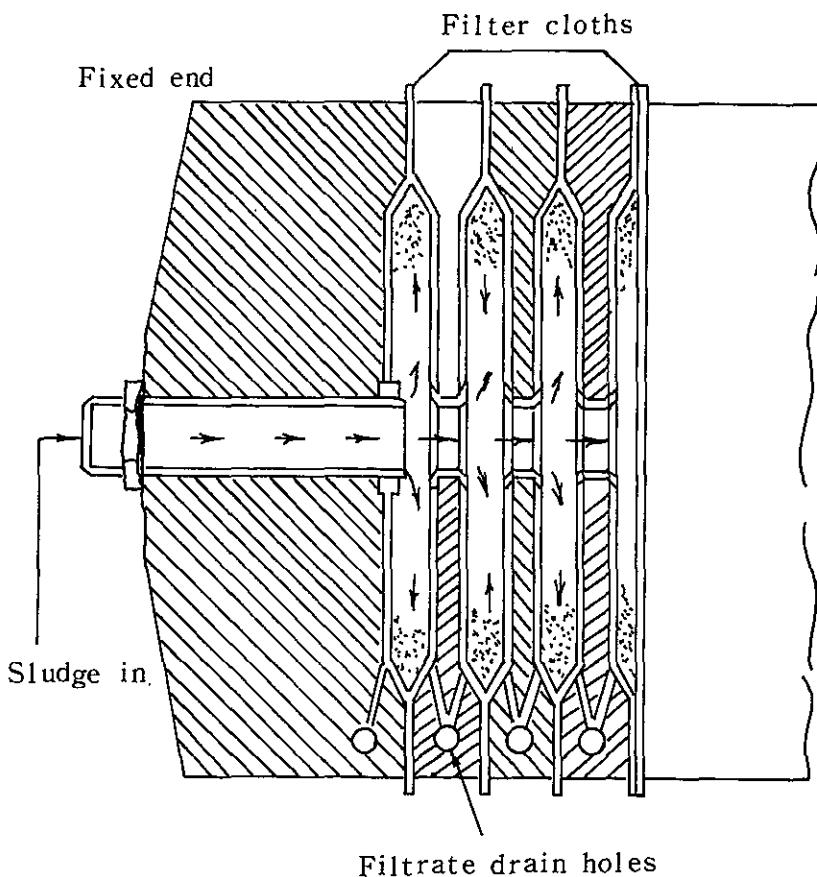


圖 6-34 壓力式過濾機剖面示意圖

體。污泥通過鼓室時被攪動，將水份排除在氣體內，由逆流(Count-Current Flow)之原理，乾燥固體物由氣體進入端露出。此種型式的乾燥器可用燃料加熱，或可用焚燒爐所排出之氣體以供熱。由鼓室排出的氣體含有細的污泥顆粒，須用旋風器(Cyclone) 或除塵器(Scrubber)去除。

飛灰(Fly-ash)的收集和臭味的控制是熱乾燥兩個最重要的工作，旋風器分離的效率為 75 至 80 %，適用於 650 至 700 °F 的氣體。濕式除塵器具有更高的效率，可凝結氣體中部份的有機物質，但可能帶走水滴。

污泥約在 700 °F 時乾燥，但在 1,200 至 1,400 °F 之下才能完全焚

化。爲了破壞臭氣，廢氣必須達到約 $1,350^{\circ}\text{F}$ ，在低溫下，致臭化合物可發生部份氧化，而增加臭味之程度。

污泥採用熱乾燥法必須考慮能源之消耗及空氣污染之問題，由於造紙工廠廢水產生之污泥一般含水份高，能源之消耗量甚大且會產生空氣污染問題，熱乾燥法一般甚少採用。

7. 污泥之處置 (Sludge Final Disposal) :

污泥的處置須考慮經濟因素及環境的條件。而污泥的組成，填土的年限，環境的限制條件或污泥再利用之可能性等，則左右污泥處置的方法。

污泥的脫水程度，視所採用的處置方式而定，一般乃燃燒及填土兩種，前者脫水程度 $60 \sim 70\%$ ，後者 $40 \sim 50\%$ 即可。

(1) 污泥燃燒：

污泥燃燒之考慮因素包括污泥含水率、有機物含量，及污泥燃燒熱以計算其熱平衡是否需要外來燃料的補充。

燃燒包括兩個階段，前段乾燥，後段燃燒。常用的裝備有多段高溫爐 (multiple-hearth-furnace)、流動床、及 Zimmerman process。

污泥採用燃燒法處置之 MOSS Point 廠之污泥處理流程，如圖 6-35 所示。

(2) 污泥塘：

此法漸不被採用，因厭氣臭味的產生，及放流水 BOD 的增高，回流於曝氣池增加負荷。一般放在消化之後去除臭、味、及蟲類，此法若單純使用於處理無機性污泥則適宜。

(3) 填土：

脫水後污泥的處置，含灰量高的污泥適於此法。紙漿、紙廠的污泥爲粘土，木質纖維，若使用於填土可視為有機土壤，其特性可由其他類似的土壤得知土壤結構的特性。一般所考慮到污泥的特性有可壓性 (Compressibility)、剪力強度 (Shear strength)、滲透性 (Permeability)。若能了解這些性質，於填土時，可延長其壽命及穩定性。

，對一不穩定的沉積物可減少對環境的危害，及使被利用的土地達最有效的利用。

於填土時底層常覆一層砂使污泥內 pore water (孔隙水) 暢通排水，可增加 Consolidation Settlement ，及剪應力強度，因此填土的坡度可增加，填土量則相對增加。

污泥用於填土若能配合飼養蚯蚓，以紙廠廢水之污泥當作蚯蚓之飼料則一舉兩得，值得更深入研究推廣。

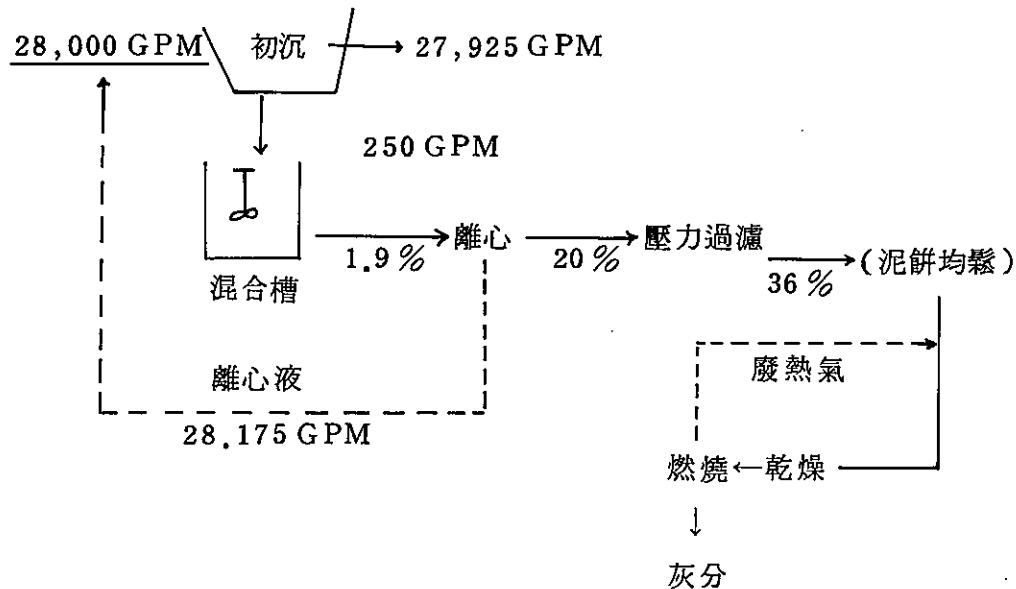


圖 6-35 MOSS Point 廢泥處理流程圖

七、造紙廢水處理廠處理功能實力探討⁽⁸¹⁾

(一) 基本設計資料之建立

1. 廢水水量與水質部份：

(1) 流量 (Flow)

平均 (Average) m³ / day

最大 (Maximum) m³ / day

(2) 廢水組成 (Waste Components)

工業 (Industrial)

其他 (Other)

衛生 (Sanitary)

(3) 放流水質 (Effluent Quality)

生化需氧量 (BOD) (mg/l)

化學需氧量 (COD) (mg/l)

總懸浮固體物 (TSS) (mg/l)

木質素 (Lignin) (mg/l)

色度 (Color) ADMI

pH 單位 (Unit)

溫度 (Temperature) °C

氮 (Nitrogen) (mg/l)

磷 (Phosphorus) (mg/l)

鹼度 (Alkalinity) (mg/l)

其他金屬 (Other metals) (mg/l)

(4) 可排放點 (Available Discharge Points) :

承受水體 (Receiving Stream)

社區下水道 (Municipal Sewer)

其他 (Other)

2. 設計參數資料檢核

(1) 進流水設計情況 (Influent Design Conditions)

廢水流量 (Wastewater Flow)

平均 (Average)	(m ³ /day)
最大 (Maximum)	(m ³ /day)
最小 (Minimum)	(m ³ /day)
BOD 負荷 (BOD Loading)	
平均 (Average)	(kg/day)
百分之九十區間 (90 Percentile)	(kg/day)
COD 濃度	(mg/l)
BOD 濃度	(mg/l)
色度	(度)
木質素	(mg/l)
廢水溫度 (Wastewater Temp.)	(°C)

(2) 設計放流水狀況 (Effluent Design Conditions)

廢水流量 (Wastewater Flow)

平均 (Average)	(m ³ /day)
最大 (Maximum)	(m ³ /day)
BOD Loading	
總平均 (Average Total)	(kg/day)
最大 (Maximum Total)	(kg/day)
COD 濃度	(mg/l)
BOD 濃度	(mg/l)
色度	(度)
木質素	(mg/l)
揮發性懸浮固體物濃度 (VSS Concentration)	(mg/l)

(3) 篩除作用 (Screening)

流量 (Flow Rate)	(m ³ /sec)
柵棒間距 (Spacing)	(cm)
傾斜度 (Slope)	度 (Degrees)

通過速度 (Velocity)	(m/sec)
(4)沉澱池 (Clarification)	
溢流率 (Overflow Rate)	(m ³ /m ² /day)
停留時間 (Detention Time)	小時 (Hours)
深度 (Depth)	公尺 (m)
堰流量 (Weir Rate)	m ³ /m/day
(5)調整槽 (Equalization)	
停留時間 (Detention Time)	小時 (hr)
容積 (Volume)	m ³
混合需能量 (Mixing Required)	馬力／立方公尺 (HP/m ³)
深度 (Depth)	公尺 (m)
(6)中和作用 (Neutralization)	
停留時間 (Detention Time)	分 (Minutes)
攪拌速度 (Agitator Speed)	轉／分 (r.p.m)
使用化學藥品 (Chemicals Used)	
加入量範圍 (Feed Range)	
(7)活性污泥 (Activated Sludge Process)	
停留時間 (Detention Time)	天 (days)
深度 (Depth)	公尺 (m)
污泥迴流比 (Sludge Recirculation)	(%)
有機負荷 (Organic Loading) (F/M)	kg BOD/kg MLSS·day
揮發性懸浮固體物濃度 (MLVSS Concentration)	(mg/l)
空氣需要量 (Air Requirements)	m ³ /kg BOD day
污泥容積指數 (Sludge Volume Index)	ml/g settled MLSS
(8)化學混凝 (Chemical Coagulation)	
快混 (Rapid Mixing)	
停留時間 (Detention Time)	分 (Minutes)
深度 (Depth)	公尺 (m)

快混馬力 (Mixing Power)	馬力／立方公尺 (HP/m ³)
快混速度 (Mixing Speed)	轉／分 (r.p.m)
所需化學藥品 (Chemical Requirements)	
混凝劑 (Coagulant)	(mg/l)
聚合物 (Polymer)	(mg/l)
膠凝 (Flocculation)	
停留時間 (Detention Time)	分 (Minutes)
深度 (Depth)	公尺 (m)
慢混馬力 (Mixing Power)	馬力／立方公尺 (HP/m ³)
慢混速度 (Mixing Speed)	轉／分 (r.p.m)
沉澱 (Clarification)	
溢流率 (Overflow Rate)	(m ³ /m ² · day)
深度 (Depth)	公尺 (m)
(9)活性碳吸附 (Activated Carbon Adsorption)	
流通速率 (Flow Rate)	(m ³ /m ² · hr)
碳粒尺寸 (Carbon Size)	網目大小 (Mesh)
反洗速率 (Backwash Rate)	(m ³ /m ² · hr)
再活化作用 (Reactivation)	
溫度 (Temperature)	(°C)
爐 (碳吸附器) 之負荷 (Furnace Loading)	(kg/m ² · day)
流失碳量 (Carbon Loss)	(%)
(10)重力濃縮槽 (Gravity Thickener)	
進流固體物 (Influent Solids)	
濃度 (Concentration)	(%)
固體物通量速率 (Solids Flux Rate)	(kg-SS/m ² · day)
下流之懸浮固體物濃度 (Underflow SS Concentration)	(%)
溢流速率 (Overflow Rate)	(m ³ /m ² · day)

(1) 污泥乾燥床 (Sludge Drying Beds)

固體物負荷 (Solids Loading) (kg/m² - day)

濾料 (中間物) 尺寸 (Media Size) 公厘 (mm)

床深度 (Bed Depth) 公分 (cm)

(2) 臭氧作用 (Ozonation)

臭氧藥量 (Ozone Dosage) (mg/l)

接觸時間 (Contact Time) 分 (Min)

臭氧之形成方式 (Formation of ozone)

(二) 目前國內造紙廢水一般之處理流程⁽⁸⁰⁾：

台灣地域狹小、人口稠密、河川短促，紙廠又多屬中小型企業，資本額小。不僅生產設備簡陋，且工廠本身對生產過程中所排放的廢水亦少有注意。近年來因環保意識抬頭，及政府大力倡導與取締，中大型業者亦開始著手計畫投資興建廢水處理設備。以下以 6 家紙廠的廢水處理設備作為目前台灣之紙業廢水之一般處理流程簡介。

1. 臺灣嬌盟公司：

(1) 工廠簡介：

該廠係利用漂白木漿產製吸水紙，其製造流程如圖 7-1 所示：

散漿 → 磨漿 → 配料 → 配藥 → 抄紙 → 複捲 → 包裝 →
入庫

圖 7-1 台灣嬌盟公司吸水紙製造流程

工廠用水量大約 1,200 CMD，主要水源為地下水，其中製造用水 1,080 CMD，鍋爐用水 96 CMD，員工用水 24 CMD。廢水為灰白色狀，pH 約 6.0 ~ 7.2，溫度：20 ~ 25 °C，懸浮固體物 250 ~ 630 mg/l，BOD：110 mg/l，COD：650 mg/l。

(2)廢水處理設施：

該廠於71年2月設立，主要廢水為抄紙白水，COD及SS較高，廢水處理設施於71年5月開工，同年9月完工，即行運轉，其廢水處理程序如圖7-2。

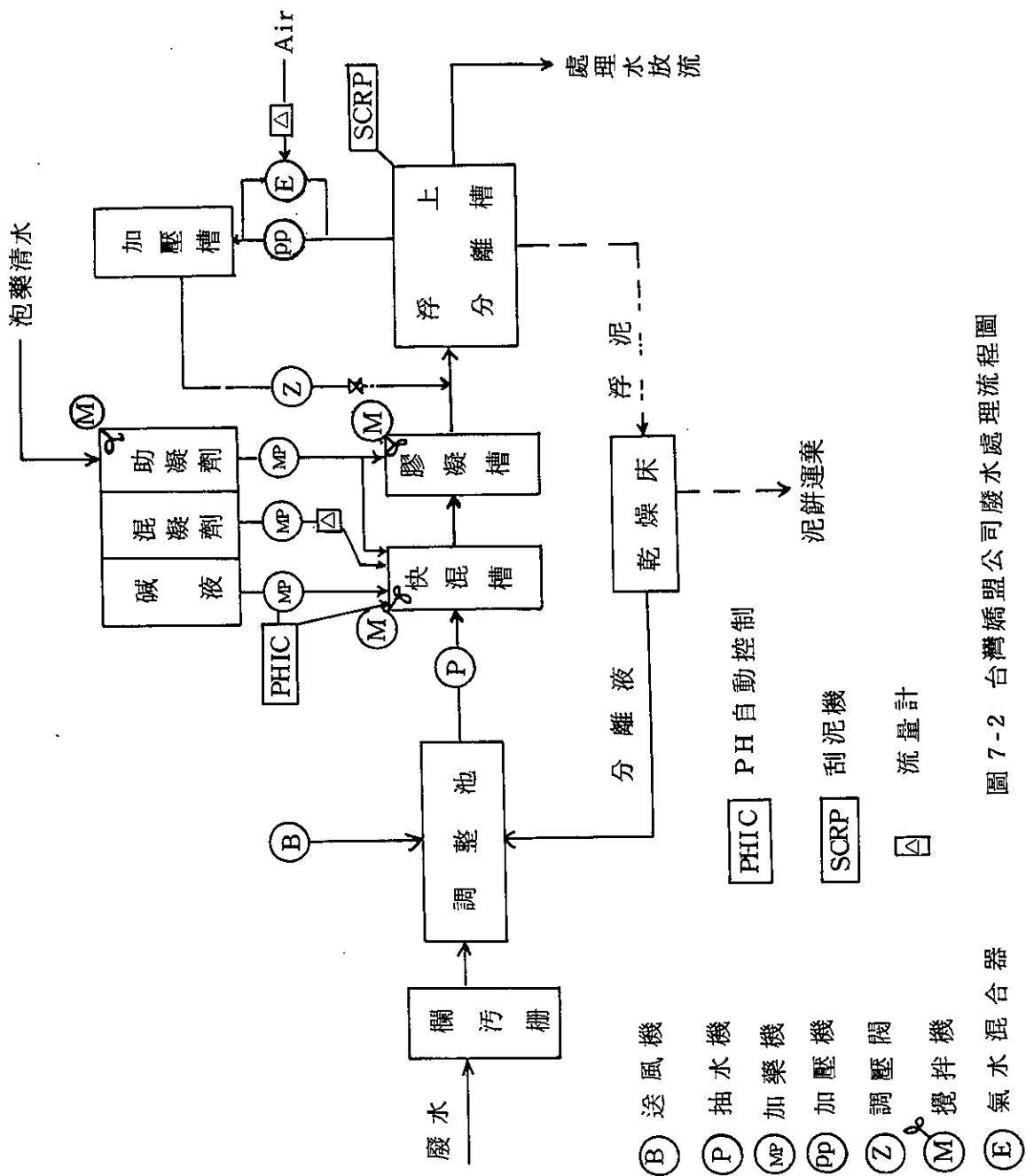


圖 7-2 台灣嬌聯公司廢水處理流程圖

廢水處理廠處理水量 1,500 CMD，初設費為 210 萬元，動力為 13 HP 操作維護費用約為 1,810 元／day（亦即 15,250 元／月，設 25 天／月操作）。據廠方表示廢水水質水量均很穩定，操作業已二年多，大致上設備功能正常，處理效果良好，且水處理公司提供良好訓練。

(3)該廠特點：

該套設備如在正常操作情況下，其處理效果尚稱良好，採用加壓浮除法，所佔之面積較少（約 7 坪），污泥含水率約 97% 左右，不須增設污泥濃縮池。

2. 大昌紙業公司：

(1)工廠簡介：

該廠為一舊廠，以進口或本省廢紙為原料產製單面牛皮紙板，其生產製造流程如圖 7-3。

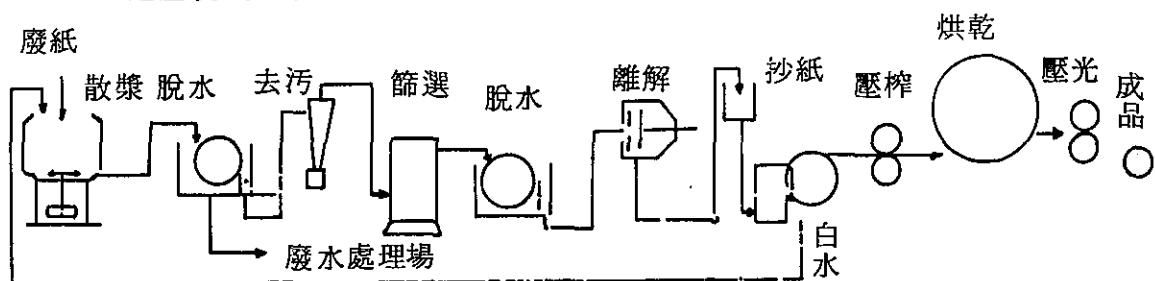


圖 7-3 大昌紙業公司產製牛皮紙板流程圖

工廠用水量：4,000 ~ 4,500 CMD，主要水源亦均來自地下水。其中製造用水 4,000 ~ 4,400 CMD，鍋爐用水 100 CMD，廢水呈白灰色。

(2)廢水處理設施：

該廠於民國 57 年開工，廢水 COD、SS 含量較高且有色度，COD 亦較高。廢水處理設備於 69 年 9 月開工，70 年 2 月完工開始運轉，處理方式採快速凝聚沉澱法，其處理流程如圖 7-4 所示。

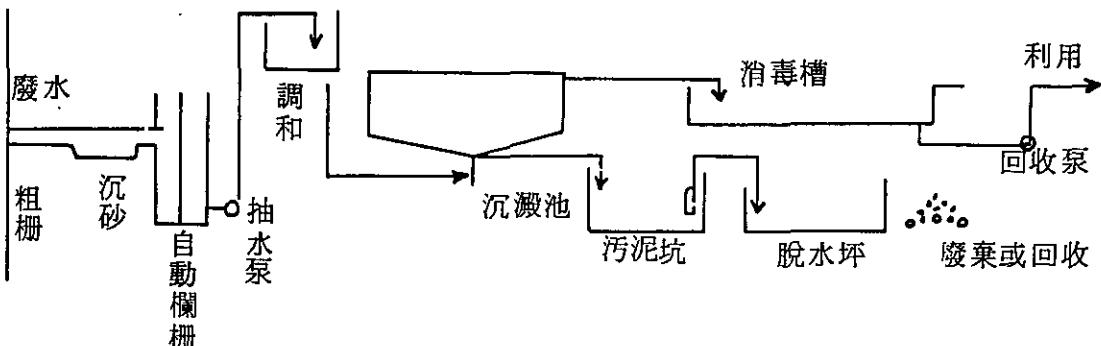


圖 7-4 大昌紙業公司廢水處理流程圖

廢水處理廠處理水量：5,000 CMD，初設費為300萬元，總動力為50 HP，操作維護費用為50,000元／月，污泥回收可抵減處理費用。

(3)該廠特點：

- ①該套設備如在正常操作情況下，其處理效果尚能符合排放標準，此系統之優點為污泥回收，同時處理水也已部分回收使用，甚值得業者於往後規劃設計廢水處理之參考。
- ②採用高速凝聚沉澱槽可減少設置膠羽池，及採用混合管利用水力混合攪拌代替混合槽，可減少初設費之投資。

3. 東拓紙業股份有限公司：

(1)工廠簡介：

該廠係進口廢紙產製粗厚紙及C級牛皮紙，其生產流程如圖7-5，工廠用水量約2,000 CMD，主要水源引用圳水。其中製造用水1,782 CMD，鍋爐用水216 CMD，冷卻水2 CMD。廢水之PH值為6.0～7.2，溫度20 °C，懸浮固體物600～900 mg/ℓ，BOD：80 mg/ℓ，COD：380 mg/ℓ。

(2)廢水處理設備：

於70年9月開工，70年12月完工，即行運轉，處理方式採用加

壓凝集浮除法，其處理流程如圖 7-6 所示。

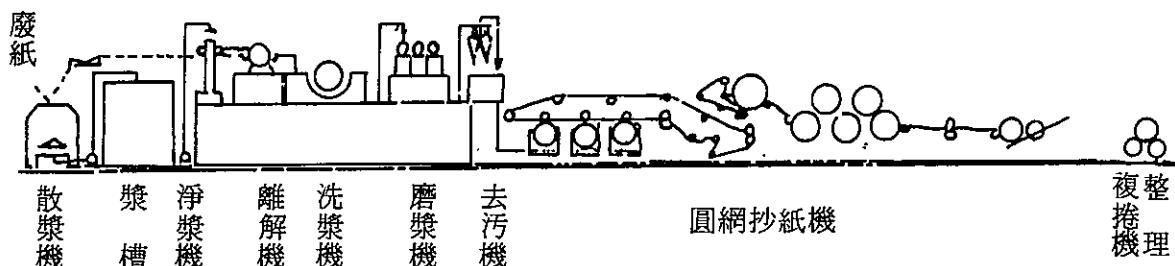


圖 7-5 東拓紙業粗厚紙及 C 級牛皮紙生產流程圖

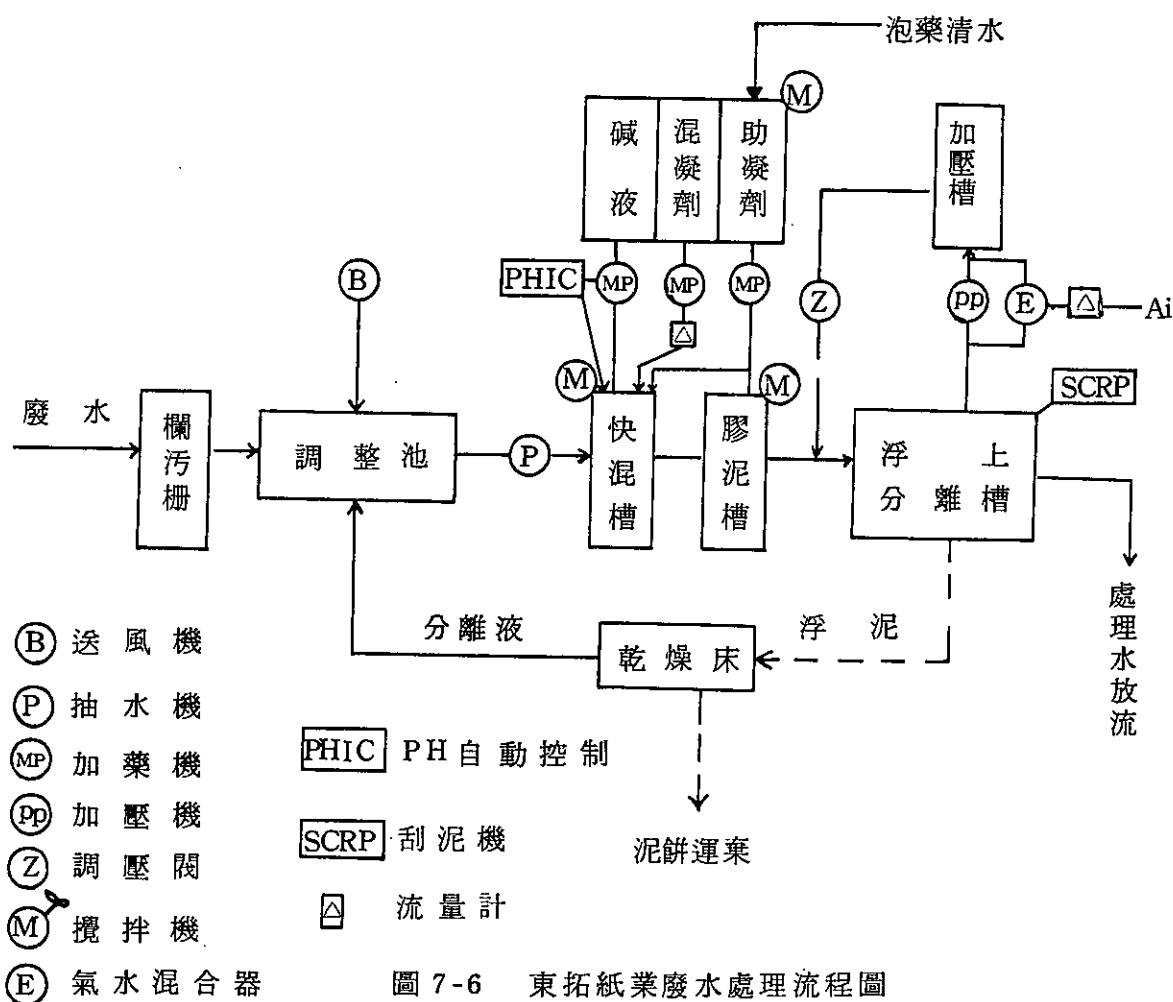


圖 7-6 東拓紙業廢水處理流程圖

廢水處理廠處理水量：3,000 CMD，初設費290萬，總動力為28 HP，處理水質為PH：6.0~6.7，SS<40 mg/l，BOD<20 mg/l（此係依據環保局檢驗資料），操作維護費用4,000元/day（即10萬/month，設每月操作25天，且其中並不包括污泥處理費用）。

(3) 該廠特點：

①整套設備所佔用面積不大，適合於廠內沒有土地之工廠。

4. 忠瑩企業公司：

(1) 工廠簡介：

該廠係利用屏東紙漿廠之漂白紙漿產製單光紙，其製造程序如圖7-7所示：

漂白紙漿→叩漿→精漿→調整→精選→整平→濾水→壓榨→乾燥→軋光→單光紙。

工廠用水量約400 CMD，其中製造用水為360 CMD。廢水呈白濁狀，其懸浮固體物340 mg/l，BOD為163 mg/l，COD為340 mg/l。

(2) 廢水處理設施：

廢水處理廠於七十二年二月開工興建，七十二年六月完工啟用，其處理流程如下：

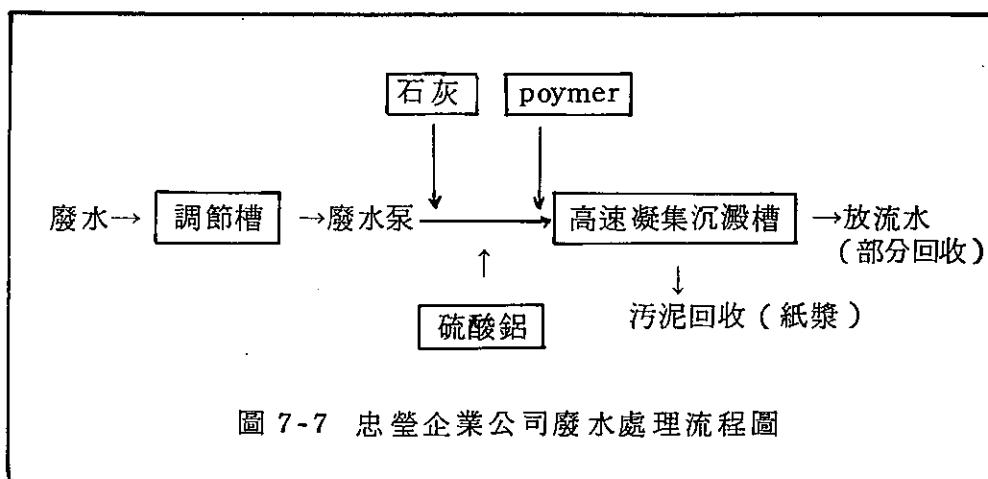


圖 7-7 忠瑩企業公司廢水處理流程圖

廢水處理廠之設計處理水量為 360 CMD，採用污泥循環式化學混凝沉澱法，初設費僅 70 萬元，動力為 14 HP，操作維護費 1,046 元／天，回收紙漿（污泥）3,500 元／天，亦即每天可淨回收 2,454 元，減少其紙漿隨廢水排出，並降低其生產成本。同時部分處理水回收再用，據廠方表示廠水水質均很穩定，操作業已一年多，從不間斷，設備功能十分正常，處理效果良好，且水處理工程公司提供良好的訓練操作，並定期提供售後服務。

(3) 該廠特點：

- ① 該套設備於設計規劃時充分為廠方考慮到資源之回收再利用，同時廢水處理設備亦配合工廠之生產設備而設計。廢水處理功能甚佳，經環境保護局之採樣水質分析報告顯示，處理水質：BOD：5.8 mg/l，COD：22 mg/l，PH：7.3，SS：7.0 mg/l，可見其處理效果良好。
- ② 混凝劑採用明礬，助凝劑採用 polymer，其所加之藥劑能配合生產程序中之藥劑，使藥品費用降低。
- ③ 該套廢水處理設備，已被廠方視為生產設備之一部分，廠方樂於操作，且無污泥廢棄處置之問題。
- ④ 採用高速污泥循環式化學混凝沉澱槽，佔地面積不大，操作容易，且所需之動力少，藥品費亦少。
- ⑤ 回收有價資源（水及廢水中之原料）並可彌補藥劑費用及動力費等之支出。

5. 榮成紙漿公司（含紙漿黑液）：

(1) 工廠簡介：

該廠以 NSSC 法木漿加廢紙漿抄製包裝紙及瓦楞蕊紙，木漿加廢紙漿抄製牛皮紙板，採 24 小時連續操作，其製造程序如圖 7-8 所示。

工廠用水量大約為 9,060 CMD，水源為地下水，其中製造用水 8,900 CMD，鍋爐用水 160 CMD，廢水呈紅褐色，溫度 30 °C。

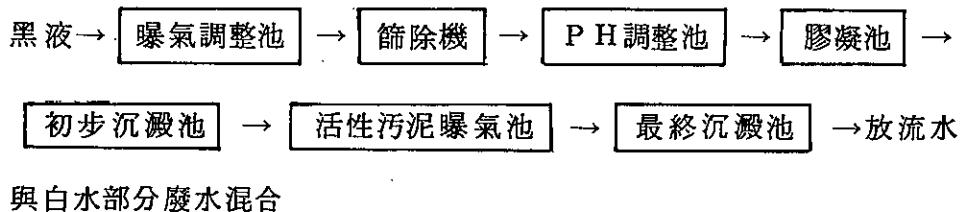


圖 7-8 榮成紙業公司包裝紙、瓦楞蕊紙生產流程圖

(2) 廢水處理設施：

廢水處理分兩部份：一為黑液廢水，一為白水部分，分別由兩家水處理工程公司承建：

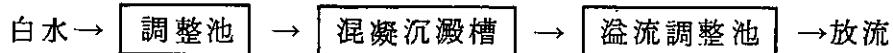
① 黑液廢水部分：



與白水部分廢水混合

處理水量：6,000 CMD，初設費2,600萬，動力為630 HP，操作維護費45萬元／月，黑液回收價值15萬元／月。

② 白水部分：



處理水量：3,000 CMD，初設費340萬，動力為202 HP。

(3) 該廠特點：

化學處理部分之圓形鼓狀欄篩，效果良好。

6. 雙喜製紙股份有限公司：

(1) 工廠簡介：

該廠係四十八年十月開工之舊廠，以稻草、廢紙、木漿產製白紙板、印書版、草漿板等，其廢紙再生之製造程序如下：

廢紙→散漿→脫水→去污→篩選→脫水→離解→抄紙→壓榨→烘乾→壓光→成品

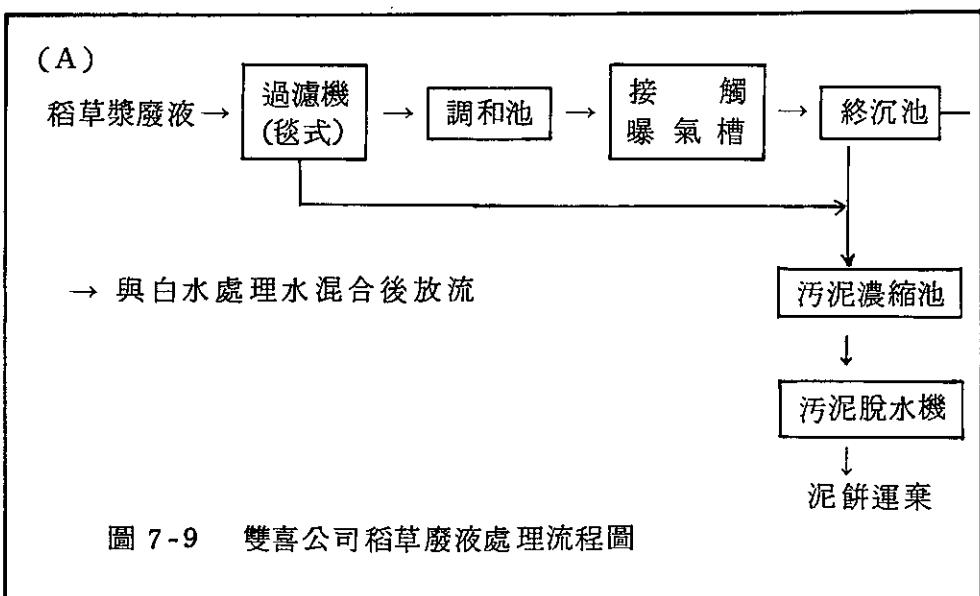
目前該廠稻草漿部分大抵多已停止煮漿，因此紙漿黑液部分較少，其製造程序如下：

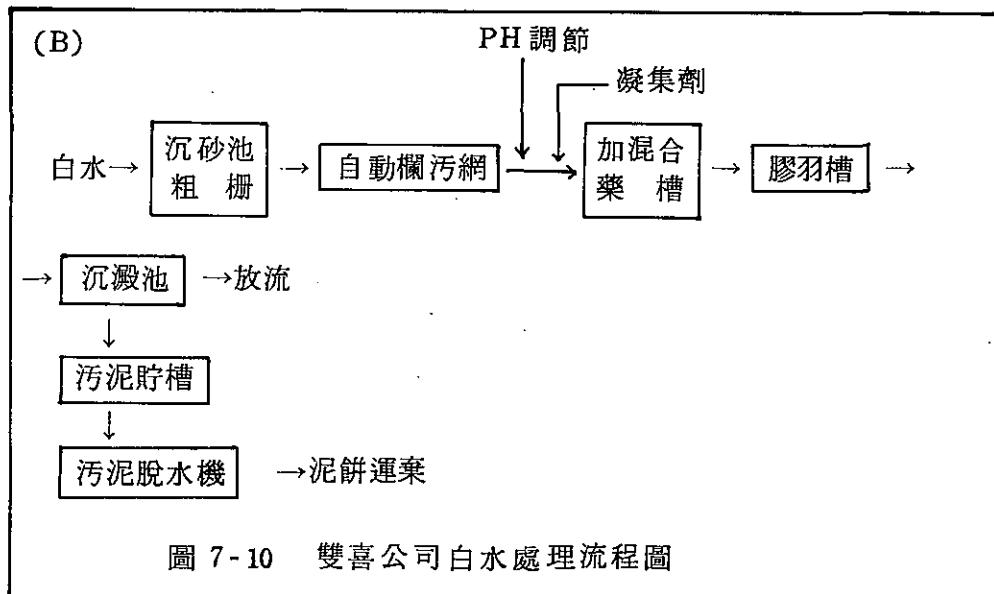
稻草→蒸煮→洗滌→篩選→漂白→乾燥→紙漿→叩漿→精漿→調整→精選→整平→濾水→壓榨→乾燥→軋光→成品

工廠用水量約為 11,000 CMD，製造用水約為 10,000 CMD，所產生之廢水，白水為 6,000 CMD，黑液 500 CMD。目前該廠無製造稻草漿，其白水之水質為：顏色呈灰白色，懸浮固體物 SS 為 495 mg/l ，BOD 為 488 mg/l ，COD 為 $1,390\text{ mg/l}$ ，PH 為小於 7，而黑液部分之水質資料則缺。

(2)廢水處理設施：

廢水處理設備有兩部分，分別為黑液部分及白水部分，白水部分於 70 年 12 月開工，71 年 11 月完工，其簡單處理流程如圖 7-9 及 7-10 所示。





白水廢水部分處理量 6,000 CMD，投資額為 260 萬，動力為 120 HP，回收價值約 4,500 ~ 5,000 元／天，而每日操作維護費據廠方提供僅 1,500 元／天（此數字似乎有誤）。

(三) 某亞硫酸鹽法紙漿廢水處理設備之設計計算例⁽³⁾

日廢水量：3,000 CMD (1,900 ~ 4,000 CMD)

BOD : 1,353 kg / 日 (451 mg/l)

SS : 2,178 kg / 日 (726 mg/l)

1. 廢水處理單元設計：

(1) 調勻槽 (Equalization Tank)

設計容量：30 % Max. daily flow

池體積：1,200 m³

池數：1 池

池形：正方形

有效水深：4.5 m

保護水深：1.2 m

餘裕水深：0.3 m

水深：6.0 m

尺 寸：16.3 m × 16.3 m × 6.0 m (L × W × H)

附屬攪拌設備：

攪拌馬力：0.008 kw/m³ (0.004 ~ 0.008 kw/m³)

1 kw = 1.34 Hp , 設 $\eta = 70\%$

$$H_p = \frac{0.008 \times 1,200}{0.7} \times 1.34 = 18.4$$

所需馬力：20 Hp (20 Hp , 採用 1 部)

(2) 初步沉澱池 (Primary Sedimentation Tank)

水面負荷：36 m³/m²/day (25 ~ 50 m³/m²/day)

有效水深：2.5 m (2.5 ~ 4.0 m)

餘裕水深：0.3 m

污泥區：0.3 m

池邊水深：3.1 m

停留時間：1.7 hr (1.5 ~ 3.0 hr)

池 數：2 池

池 形：圓形

尺 寸：2 @ 7.3 m × 3.1 m (Dia × SWD)

池底坡度：1/12 (5 ~ 10 %)

刮池設備：池周驅動式 (1.5 kw)

轉速：1 ~ 3 轉/hr

(3) 初沉污泥及浮渣井 (Primary Sludge Scum Well)

設初沉池 SS 去除率 60 % , 比重 1.02 , 含水率 96 %

SS 去除量 = 2,178 × 0.6 = 1,307 kg/day

1,307 kg/day = 32 CMD , 設浮渣量 10 CMD

污泥量：42 CMD

井 數：1 座

井 形：正方形

停留時間：2 hr

有效水深：2.0 m

餘裕水深：0.5 m

尺寸：1.3 m × 1.3 m × 2.5 m (L × W × H)

(4)曝氣池 (Aeration Tank)

設初沉池 BOD 去除率為 25 %

流入曝氣池 BOD 338 mg/ℓ (1,015 kg/day)

紙漿廢水缺乏微生物維持生長及合成新細胞所需的營養源 N , P , 擬以 BOD : N : P = 100 : 5 : 1 , (NH₂)₂CO , 75 % H₃PO₄ 供給 N . P

需 N 量 : 109 kg/day as (NH₂)₂CO

需 P 量 : 43 kg/day as 75 % H₃PO₄

F/M = 0.40 kg Applied BOD/kg MLVSS

Y (Growth - Yield Coefficient) = 0.6

K_d (Microbial - decay coefficient) = 0.04/day

MLSS = 3,000 mg/ℓ

MLVSS = 0.8MLSS

SVI = 100

迴流比 = 43 %

池體積之計算：

$$0.4 = (0.75 \times 1,353) / (3,000 \times 0.8 \times 10^{-3} \times V)$$

$$V = 1,057 \text{ m}^3$$

池 數：2 池

池 形：正方形

停留時間：5.9 hr (含迴流污泥)

有效水深：4.0 m (3.0 ~ 5.0 m)

餘裕水深：0.5 m

池 深：4.5 m

尺寸：11.5 m × 11.5 m × 4.5 m (L × W × H)

計算曝氣所需動力：

設所需空氣量 40 m³ air/kg BOD removed (31 ~ 44 m³)

若曝氣池出流水 BOD = 200 mg/ℓ

則 BOD removed = 338 - 200 = 138 mg/ℓ

空氣量 = $40 \times (138 \times 3,000 \times 10^{-3}) = 16,560 \text{ m}^3/\text{day}$

設鼓風機風管出口壓力 = 7 Psi = 0.56 kg/cm² = 5,600 mm 水柱

$$P = \frac{QH}{6,120 \eta} (1 + \alpha)$$

P : kw, Q : m³/min, H : mm 水柱, η = 0.7, α = 0.2

$$\begin{aligned} \text{鼓風機 kw} &= \frac{16,560 \times 5,600}{(24 \times 60) \times 6,120 \times 0.7} (1 + 0.2) \\ &= 18.0 \text{ kw} = 24 \text{ Hp} \end{aligned}$$

同法曝氣池出流 BOD = 100 mg/ℓ

則 BOD removed = 338 - 100 = 238 mg/ℓ

空氣量 = $40 \times (238 \times 3,000 \times 10^{-3}) = 28,560 \text{ m}^3/\text{day}$

鼓風機 kw = 31 kw = 42 Hp

曝氣池出流 BOD = 50 mg/ℓ

則 BOD removed = 338 - 50 = 288 mg/ℓ

空氣量 = $40 \times (288 \times 3,000 \times 10^{-3}) = 34,560 \text{ m}^3/\text{day}$

鼓風機 kw = 38 kw = 50 Hp

消泡設備之計算：

設 1.5 m 排置一噴嘴，每一噴嘴出水量 4 ℓ/m

噴嘴數量：24 個

消泡水量：0.12 m³/min

廢棄污泥量之計算：

$$\Delta X = Y \frac{dF}{dt} - K_d X_v$$

$$= Y (\text{kg BOD removed/day}) - K_d (\text{kg MLVSS/day})$$

SVI = 100

則曝氣槽出流水 BOD = 200 mg/ℓ

$$\begin{aligned}\Delta X &= 0.6 (130 \times 3,000 \times 10^{-3}) - 0.04 (3,000 \times 0.8 \times 10^{-3} \times \\ &\quad 1,057) \\ &= 248 - 101 = 147 \text{ kg/day}\end{aligned}$$

$$\Delta X = 15 \text{ CMD}$$

另設曝氣槽 SS 去除率 20%，含水率 99%，比重 1.005

則去除 SS 量 = $0.2 \times 2,178 = 436 \text{ kg/day}$

$$436 \text{ kg/day} = (436 \times 100) / (1.005 \times 1,000) = 44 \text{ CMD}$$

則廢棄污泥量 = $15 + 44 = 59 \text{ CMD}$

$$= 147 + 436 = 583 \text{ kg/day}$$

同法曝氣槽出流水 BOD = 100 mg/l

$$\begin{aligned}\Delta X &= 0.6 (238 \times 3,000 \times 10^{-3} - 0.04 (3,000 \times 0.8 \times 10^{-3} \times \\ &\quad 1,057)) = 428 - 101 = 327 \text{ kg/day}\end{aligned}$$

$$\Delta X = 33 \text{ CMD}$$

則廢棄污泥量 = $33 + 44 = 77 \text{ CMD}$

$$= 327 + 436 = 763 \text{ kg/day}$$

曝氣槽出流水 BOD = 50 mg/l

$$\begin{aligned}\Delta X &= 0.6 (288 \times 3,000 \times 10^{-3} - 0.04 (3,000 \times 0.8 \times 10^{-3} \times \\ &\quad 1,057)) = 518 - 101 = 417 \text{ kg/day}\end{aligned}$$

$$\Delta X = 42 \text{ MD}$$

則廢棄污泥量 = $42 + 44 = 86 \text{ CMD}$

$$= 417 + 436 = 853 \text{ kg/day}$$

(5)二級沉澱池 (Secondary Clarifier)

設計流量 = $(1 + 0.43) Q$

水面負荷： $25 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$ ($20 \sim 30 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{day}$)

池數：2 池

池形：圓形

有效水深： 2.5 m ($2.5 \sim 4.0 \text{ m}$)

餘裕水深： 0.4 m

污泥區： 0.6 m

池邊水深：3.5 m
停留時間：2.4 hr
尺寸：10.5 m × 3.5 m (Dia × SWD)
池底坡度：1/12 (1/10 ~ 1/20)
刮泥設備：池周驅動式
轉速：1 ~ 3 回 / hr

2. 污泥處理單元設計：

污泥包括（初沉污泥、浮渣、廢棄污泥）
曝氣槽出流水 BOD = 200 mg/ℓ
總污泥量 = 1,307 + 327 = 1,634 kg/day
= 42 + 59 = 101 CMD (3.4 % 廢水量)
曝氣槽出流水 BOD = 100 mg/ℓ
總污泥量 = 1,307 + 763 = 2,070 kg/day
= 42 + 77 = 119 CMD (4.0 % 廢水量)
曝氣槽出流水 BOD = 50 mg/ℓ
總污泥量 = 1,307 + 853 = 2,160 kg/day
= 42 + 86 = 128 CMD (4.3 % 廢水量)

(1) 污泥混合槽 (Sludge Blending Tank)

停留時間：30 min
有效水深：1.5 m
餘裕水深：0.5 m
池深：2.0 m
池數：1 池
池形：正方形

曝氣槽出流水量 BOD = 200 mg/ℓ
尺寸：1.2 m × 1.2 m × 2.0 m (L × W × H)
曝氣槽出流水 BOD = 100 mg/ℓ
尺寸：1.2 m × 1.2 m × 2.0 m (L × W × H)
曝氣槽出流水 BOD = 50 mg/ℓ

尺 寸：1.3 m × 1.3 m × 2.0 m (L × W × H)

(2) 污泥濃縮 (Sludge Thickening)

固體負荷：70 kg/m²/day (60 ~ 90 kg/m²/day)

有效水深：4.0 m (4 ~ 6 m)

餘裕水深：1.0 m

池邊水深：5.0 m

池 數：1 池

池 形：圓形

曝氣槽出流水 BOD = 200 mg/ℓ

尺 寸：5.9 m × 5.0 m (Dia × SWD)

曝氣槽出流水 BOD = 100 mg/ℓ

尺 寸：6.1 m × 5.0 m (Dia × SWD)

曝氣槽出流水 BOD = 50 mg/ℓ

尺 寸：6.3 m × 5.0 (Dia × SWD)

(3) 污泥調理 (Sludge Condition)

加入 Ca(OH)₂ , FeCl₃ , 調理污泥，每 100 kg 污泥量 Ca(OH)₂ 12 kg (10 ~ 15 kg) FeCl₃ 4 kg (3 ~ 5 kg)

(4) 壓濾脫水 (Pressure Filter)

設混合污泥濃縮前含水率 99 ~ 98 % , 濃縮後污泥含水率為 92 ~ 96 % , 即設污泥體積減半。又紙漿廠壓濾脫水機每日可處理濃縮污泥含水率 96 % , 611 m³ / unit-day 。

設濃縮後污泥含水率 96 %

曝氣槽出流水 200 mg/ℓ 須 1 unit 。

曝氣槽出流水 100 mg/ℓ 須 1 unit 。

曝氣槽出流水 50 mg/ℓ 須 1 unit 。

八、國外造紙工廠廢水之處理程序及功能簡介⁽⁴⁾⁽⁸²⁾

(一) 史考特紙廠之活性污泥處理法：

美國阿拉巴馬州蒙拜爾城史考特紙業公司 (Scott Paper Co.) 之活性污泥處理廠，完成於 1961 年。該廠可操作 $5,500 \sim 6,300 \text{ m}^3/\text{hr}$ 之初級處理水及 $3,940 \text{ m}^3/\text{hr}$ 之完全處理水，其設施為混凝土結構物，使用機械式表面曝氣機 (Mechanical surface aerators) 及抽吸式最終沉澱池 (Suction type final clarifier)。

史考特紙廠每天可製造紙成品約 850 噸，其中包括 200 噸衛生棉紙 (tissue)，200 噸未漂白硫酸鹽法紙張，及 450 噸漂白之硫酸鹽法紙張。

該廠處理過之廢水排入半哩長之支加索小溪 (Chickasaw Creek)，再流入蒙拜爾河之下游，經 8 英里河流排入蒙拜爾海灣。

史考特紙廠之活性污泥處理廠，控制放流廢水之 BOD 量，使其在 $11,350 \text{ kg}/\text{日}$ 以下。當夏天溫度高且河流流量小期間，同時操作二級處理 (Secondary Treatment)，以免放流水污染河川；但冬天溫度低且河流流量大，則不需要二級處理，該廠處理之流程如圖 8-1 所示。

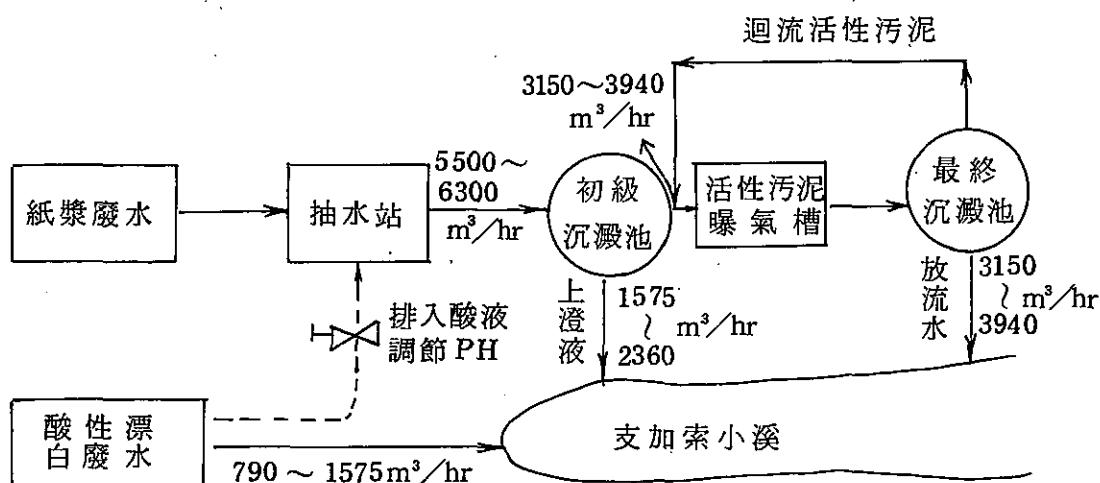


圖 8-1 史考特紙廠之廢水處理流程圖

1. 處理廠之操作設施如下：

- (1) 截取所有紙廠廢水，包括紙漿、漂白、造紙、棉紙等之廢水收集系統。
- (2) pH 調節槽，導入適量之酸性漂白廢水，以保持中性廢水。
- (3) 低揚程抽水站，裝有三台 $2,990 \text{ m}^3/\text{hr}$ 流量之垂直式抽水機，並設有柵篩槽，機械清篩槽及兩部 $22 \text{ m}^3/\text{s}$ 流量之污泥抽水機。
- (4) 初級沉澱池總容積： $3.55 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。
- (5) 活性污泥曝氣池容積： $1.29 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。
- (6) 最終沉澱池容積： $6.8 \times 10^3 \text{ m}^3$ 。
- (7) 迴流污泥抽水站：裝置兩台雙速垂直式抽水機，將活性污泥由最終沉澱池，抽回曝氣池。
- (8) 真空過濾機臺台， 46.5 m^2 濾面，用於初級污泥及過剩污泥之脫水處理。
- (9) 預備設備，如廢水貯存槽，中性化學加藥槽等。

2. 單元操作情況：

- (1) 初級沉澱池：

可處理 $11,025 \text{ m}^3/\text{hr}$ 廢水量，係一座直徑 97.54 m ，中央水深 6.1 m 圓型池，表面負荷 (Surface loading) $35.4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ ，停留時間 4.1 小時，並裝有 15.24 m 長之兩組轉動葉片，以刮除上浮雜物，其操作效果如表 8-1 所示。

表 8-1 初步沉澱池操作效果

1962 年月份	廢水量 (m^3/hr)	去除率 (%)		流出水水質 (mg/ℓ)	
		B.O.D.	S.S.	B.O.D.	S.S.
六月	5607	32	79	94	35
七月	6048	26	72	92	50
八月	6064	31	76	87	44

(2)活性汚泥曝氣槽：

使用標準活性汚泥處理法 (Conventional Activated Sludge Process)。

曝氣槽長 77.4 m，寬 46.9 m，水深 4.6 m，總容積 16,698 m³，曝氣時間 3.2 小時，流量 3,938 m³/hr。

氧氣之供給，係使用 12 台 40 馬力之機械式表面曝氣機，其效果與散氣式曝氣裝置 (Diffusion type) 相同，且可避免碳酸鹽及其他物質之沉澱，而堵塞機器，更不需裝設鼓風機 (Blowers) 及其機器房，與管線裝備等。將來如欲增大供氧量時，此類表面曝氣機亦可改裝渦輪式曝氣機 (Turbine aerator)，僅需增添零件設備即可，可稱方便之至。活性汚泥曝氣槽之操作效果如表 8-2 所示：

表 8-2 活性汚泥曝氣槽之操作效果

1962 年月份	曝氣停留時間 (小時)	去除率 (%)		流出水水質 (mg/l)	
		BOD	S.S.	BOD	S.S.
六月	4.6	84	76	15	60
七月	4.6	71	59	27	81
八月	4.0	71	94	25	81

(3)最終沉澱池：

抽吸式收集裝置 (Suction type collection)，將曝氣槽之污泥，抽出送入沉澱槽之中央部分，再分管送至此槽之各部份。排泥管之推進力，係利用排出口高程與槽內水位之水頭差而產生。如此，則較重之污泥沉澱於槽底，可立即收集沉澱污泥，用抽泥機快速送回曝氣槽，則可免活性汚泥之腐化。繼續操作抽泥機，將多餘污泥送至真空過濾機進行脫水處理。

最後沉澱池之上澄液，則由周邊堰溢流而出，再放流入河川，此時 BOD 可降至 10 ~ 15 mg/l。在乾季，河川流量小期間，須控制

放流水總 BOD 量在 11,350 kg／日以下，以免污染河川。

(4) 真空過濾機：

由於無廣闊土地供給廢棄污泥之處分，該廠採用真空過濾機以脫除污泥之水份，真空過濾機直徑 3.54 m，寬度 4.27 m，過濾面積 46.5 m²，其過濾布係用聚丙烯材料製成，脫水後之污泥餅則運往市郊供填平窪地之用。

真空過濾機之操作效果，如表 8-3 所示：

表 8-3 真空過濾機操作效果

1962 月份	固體物含量 (%)		污泥餅固體量 (kg/day)	污泥餅產生率 (kg/m ² /hr)
	過濾前	污泥餅(過濾後)		
六 月	4.2	20.2	19,700	53.8
七 月	3.3	20.9	24,000	53.8
八 月	3.4	20.5	23,650	53.8

該處理廠各單元池槽之池底高程，皆高於河川水位，係先行填土建造而成。統計該廠興建費用，包括廠址籌備，廢水管裝設，及工程建造經費，共耗費一百五十萬美元，頗具規模。

九 結語

造紙工廠廢水之處理技術有賴學術界、工業界大家攜手合作，以開創處理效率更佳、更經濟之處理方法。

造紙工廠業者為紙廠廢水處理有關問題之主要發掘者，若能隨時提出問題並儘可能將操作狀況加以報導，則對於國內紙廠廢水處理技術之提昇大有助益。

本手册非作者本人之創作，為許多人智慧之結晶，尤其節錄國內高肇藩、蔡國鈞、許慶雲、歐陽嶠暉、楊義榮、鄭幸雄等先生之著作份量甚多，在此特別致謝。

水污染問題之解決需要大家共同來參與，希望國內政府各有關機關、工業界、學術界、研究機構及民間組織，共同努力，來防治公害，維護生態環境。並藉各種教育與宣傳管道，向社會各界加強宣導，結合全民力量，以改善我們的生活環境，提昇我們的生活品質。勿使經濟發展之成果為公害問題所腐蝕，讓我們大家共勉之！

十、參考文獻

1. “中華民國統計月報”民國 76 年元月。
2. “工業廢水污染的防治”經濟部工業局編印，中華民國六十九年十二月。
3. 高肇藩、李峰輝、康世芳，“紙業廢污處理技術之研究”國立成功大學環境工程研究所研究報告。
4. 蔡國鈞主編，“台灣省紙漿廢水處理法之研究”國立成功大學土木系衛生工程試驗室研究報告第一號。
5. 許慶雲，“從製程改善以減少紙業廢水並提高資源利用效率”，第一卷第四期，PP 20—30。
6. J. TAPPI. 35 (6), PP. 10—37, (June 1981)
7. J TAPPI, 35 (11), P.26, (Nov. 1981)
8. J TAPPI, 35 (2), P.15, (Feb. 1981)
9. Singh, S. et al; Tappi 63 (4), P.27 (1980)
10. Gottsching, Tappi 63 (3), P.54, (1980)
11. Czappa, D.J., Tappi 61 (11), P.39, (1980)
12. Staka, C.W.; et al, Tappi 63 (8), P.39, (1980)
13. News, Tappi, 61 (4), p.23, (1978)
14. Dobbins, R.J., and Alexander, S.D., Tappi 60 (12), P.121, (1977)
15. Gullichsen, J. et al, Tappi 64 (9) P.113, (1981)
16. Bader, H., and Madrid, L., Tappi 60 (9), P.94, (1977)
17. Petersen, G. et al., Tappi 61 (10), P.46, (1978)
18. Börjeson, H.B. and Lindberg, S. ; Tappi 64 (10), P.89, (1981)
19. Anderson, K.A. ; Tappi, 62 (8), P.51, (1979)
20. Reeve, et al, Tappi 62 (8), P.51, (1979)
21. P.T.J. Feb. 28, 1982, P.27 — 29
22. Singh, R.P. ; Tappi 65 (2) P.45 (1982)
23. Renand, J.J., et al ; Tappi 64 (8), P.51, (1981)

24. 林秋裕著，“下水道工程”，國立編譯館主編，茂昌圖書有限公司發行。
25. Metcalf & Eddy, “Wastewater Engineering”, Treatment Disposal Reuse, McGraw-Hill Book Company, New York, 1979.
26. 高肇藩，“水汚泥防治”，中國工程師手冊水利類第十三篇，中國土木水利工程學會編行。
27. Smith, S.E. & Christman, R.E., “Coagulation of Pulping Wastes for the Removal of color”, J. of WPCF, Vol.41, No. 2, Feb. 1969, P.223
28. 張紹斌，“化學混凝法處理蘇打法紙漿黑液之研究”，國立成功大學土木工程研究所碩士論文，中華民國六十一年四月。
29. 陳樹良，“化學混凝法處理曝氣式氧化池之流出水”，國立成功大學土木系衛生工程試驗室研究報告第一號，P.31—42，民國 60 年 11 月 12 日。
30. 李文智、張聖雄，“以化學混凝法處理亞硫酸黑液之研究”，逢甲環境科學系系刊，P.47—61，民國 75 年。
31. E.L. Spruill, “Color Removal from Paper Mill Waste”, Process of 25th Ind. Waste Conf. Purdue University, P.261, 1970.
32. Thirumorthi, “BOD and Color Removal from kraft Pulp Mill Waste”, Water and Sewage Work, Vol.116, P.491, 1969.
33. J. Bebin & D. Boulenger, “Color Removal from Bleched Kraft Pulp Wastewater”, 第六屆國際水污染發表會。
34. A.R. Lecompte, “Water Reclamation by Excess Lime treatment of Effluent”, Tappi, 49 , 12 , 121A , 1966.
35. 高肇藩、張懷德，“鎂鹽及石灰處理蘇打法紙漿廢水脫色法之研究”，第三屆廢水處理技術研討會，P.7 ~ 24，民國 67 年。
36. B. Rapson etc, “How to clarify Kraft effluent with seawater and lime”, Pulp and Paper Canada, vol.76, No.1, 1975.
37. R.J. Rush & W.K. Oldham, “Color Removal in Kraft Mill Waste water Using recycled magnesium”, J. WPCF Vol.50, P.875, 1978.
38. 歐陽嶠暉，“廢水處理廠操作管理(九)——沉澱池、凝聚沉澱”，工業污泥防

- 治，第四卷第一期，P. 150—168，民國 74 年 1 月。
39. 薛良坪、林澤洲，“加壓浮上分離法處理廢水運轉報告”，工業污染防治，第三卷第一期，P. 135—137，民國 73 年 1 月。
40. 陳志銘，“臭氧處理對水中有機物混凝去除之影響”，國立成功大學環境工程研究所碩士論文，民國 74 年 5 月 31 日。
41. 蔡朋枝，“以臭氧化有機錯合鐵之研究”，國立成功大學環境工程研究所碩士論文，民國 74 年 5 月 31 日。
42. Carl Nebel, etc, “Ozone Decolorization of Pulp and Paper Mill secondary Effluents”，Proce. 28th of Ind. Waste conference Purdue University, P.948, 1973.
43. 廖本賢，“臭氧處理紙漿廢液中所含木質素之研究”，國立成功大學土木工程研究所衛工組碩士論文，民國 64 年 4 月。
44. 楊義榮，“活性碳在工業廢水處理上之應用”，工業污染防治，第四卷第二期，P. 58—73，民國 74 年 4 月。
45. W.G.. Mcglasson, etc, “Potential Use of Activated Carbon for Waste-water Renovation”，Tappi , Vol.49, No.12, P.121, 1966.
46. 李俊德、賴青松，“臭氧配合活性碳去除紙漿廢水色度之研究”，第五屆廢水處理技術研討會論文集，P.173—199，民國 69 年。
47. 鄭幸雄，“紙漿黑液離心脫水法之研究”，國立成功大學土木系衛生工程試驗室研究報告第一號，P. 87—93。
48. 鄭幸雄，“活性污泥法處理紙漿廢水”，國立成功大學土木系衛生工程試驗室研究報告第一號，P.67—75。
49. 陳秋楊，“曝氣式氧化池處理紙漿廢水”，國立成功大學土木系衛生工程試驗室研究報告第一號，P.13—30。
50. C. S. Chow, “Effluent Quality and Treatment Economics for Industry Waste Water.
51. “Rating and Application surface Aerator”，Tappi, 48, P.103A, 1965.
52. I. Gellman, “Aerated stalilization Basin Treatment of Miil Effluents”，Tappi , Vol.48, No.6, P.106 A, 1965.

53. P.L. Timpany et al, "Cold water operation in Aerated Lagoon Treating Pulp and Paper Mill Wastes", Proc. 26th Ind. Waste Conf., Purdue University, P. 776, 1971.
54. W.D. Rice & P.F. Weston, "Bio-Treatment Design for Pulp - Paper Waste", Proc. 16th Ind. Waste Conf., Purdue University Extensive Series 109, 461, 1961.
55. M.F. White, "Surface Aeration as A Secondary Treatment System" Tappi 48, 10, P. 128, 1965.
56. K.R. Devones, et al, "Experience with Low-Rate Biological Treatment Processes", Proc. 23rd Ind. Waste Conf., Purdue Univ., P. 10, 1968.
57. E.L. Bailey, "Water Supply and Effluent Treatment of Kamloops Pulp & Paper Co, Ltd", Pulp and Paper Mag. of Canada, 67, 7, 85, 1966.
58. W.M. Laing, "New Secondary Aerated Stabilization Basins at the Moraine Division", Proc. 23rd Ind. Waste Conf. Purdue University, P. 484, 1968.
59. J. Buter, "Biological waste Treatment Case Histories in the Pulp and Paper Industry", NCASI, Technical Bulletin 220, 1968.
60. Thirumurthi D., Mckenna G., and Brown H. G., "BOD and Color Removal from kraft Mill Wastes", Waste and Sewage Works, 116, 491, 1969.
61. White M.T., "Surface Aeration as a Secondary Treatment System", TAPPi, 48, 10, 128A, 1965.
62. White M.T., "Long Term Aeration of Kraft Pulp and Paper Mill Wastes", Proc. 23rd Ind. Waste Conf., Purdue University, P. 447, 1963.
63. 李六郎, "塑膠濾料高率滴濾池處理紙漿廢水", 國立成功大學土木系衛生工程試驗室研究報告第一號, P. 51—66。

64. Carpenter, W.L., Wamvakias J.G., and Gellman I., " Temperature Relationships in Aerobic Treatment and Disposal of Pulp and Paper Wastes ", J. WPCF, 40, 5, 733 (May, 1968).
65. Quirk T. , " Aerated stabilization Pond Treatment of White Water " , Water and Wastes Eng., 6, 7, D-1, 1969.
66. Mckinney R.E., "Microbiology for Sanitary Engineers " , P.199, 1962.
67. Eckenfelder W.W. Jr. " Industrial Water Pollution Control " McGraw-Hill Book, N.Y. P.147, 1966.
68. Gillespe W.J., " Recent Paper Industry Waste Treatment systems " Journal of Sanitary Eng. Division, ASCE. SA2 , P.467, April, 1970.
69. Eckenfelder W.W. Jr., and Barnhart D.L., " Treatment of Pulp and Paper Mill Waste for high Rate Filtration Using plastic Filter Media. " Proc. 17th Ind. Waste Conference, Purdue University, P.105, 1962.
- 70.鍾杞豐， “高率厭氣消化法處理紙漿黑液”，國立成功大學土木系衛生工程試驗室研究報告第一號， P.43—50 。
71. Herman R.A, et. al, " Fermentation of Spent Sulfite Liquor for the Production of Volatile Acids " , J. WPCF , Vol.41, No.11, P.419, 1969.
- 72.游惠宋， “旋轉生物盤法處理酚類廢水之研究”，國立成功大學環境工程研究所碩士論文，P.3 — 11，民國 74 年 7 月 27 日。
- 73.歐陽嶠暉， “旋轉生物圓板法污泥特性”，中國文化學院博士論文。
- 74.李俊德、馮瑞芬，“以生物旋轉盤法處理奶品廢水生物之研究”，中國土木水利工程學會慶祝週年紀念學術研討會論文集，P.134，民國 72 年 11 月。
75. Antonie, R.L., Kluge, D.L. and Mielke, J.H., " Evaluation of a Rotating Disk Wastewater Treatment Plant " , J. WPCF , Vol.46, No.3 , P.498—511, 1974.
76. Clark, J.H. and Moseng, E.M., " Performance of a Rotating Bio-

- gical contactor under varying Wastewater Flow " , J. WPCF , Vol. 50, No.5, P. 896 — 911 , 1978.
77. 黃世佑、吳宏仁、朱兆秀，“以迴轉式生物接觸體處理「醣酵後亞硫酸紙漿廢水」——迴轉式接觸體數學模式解析——”第一屆廢水技術研討會論文集，P.265 — 288 ，民國 64 年。
78. 高肇藩、莊臺寶，“迴轉生物盤處理蘇打法紙漿廢水之研究”，第二屆廢水處理技術研討會論文集，P.290 — 315 。
79. F.P. Coughlan, Jr. “ Design & Operation of Activated sludge Plant for Scott Paper Co. ” TAPPI , P.191 A , May, 1968.
80. 林宏端、黃振隆，“淺淡現有造紙工業廢水處理”，工業污染防治，第三卷第四期，P.157 — 173 ，民國 73 年十月。
81. “皮革工廠廢水污染防治”，工業污染防治技術手冊之四，經濟部工業局工業污染防治技術服務團，財團法人中國技術服務社編印。
82. F.P. Coughlan, Jr. “ Design & Operation of Activated Sludge Plant for Scott Paper Co. ” , TAPPI , P.191 A (May, 1968).