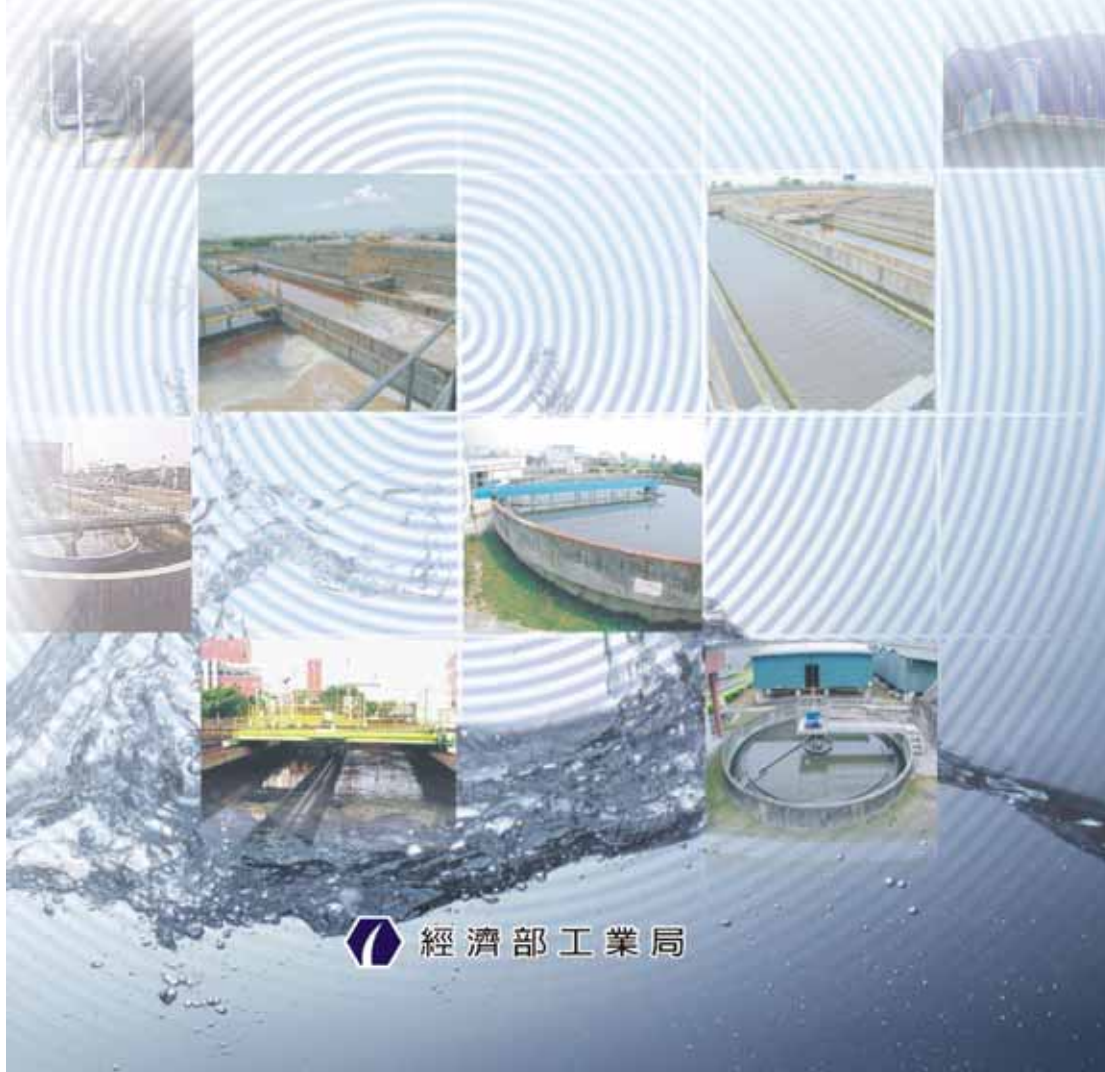


廢水處理單元設計及異常對策參考手冊

(2006 年更新版)



序

國內工業面臨環保意識高漲與法令趨勢的衝擊，業界大都已積極地進行污染防治工作。然業界常較專注於產品之研發與經銷，對環保技術較缺乏經驗。針對產業界的需求，希透過技術叢書的編撰，來傳達各類環保技術予廠商參考，將技術有效擴散應用，以提升業界之環保技術效能。

本局已於民國 87 年出版「廢水處理單元設計及異常對策」技術手冊供業者參考；惟本局在進行廢水處理技術輔導時，發現部分廠商於廢水處理作業上，為因應環保要求趨嚴及製程之變動，設置及操作方式亦應隨之調整；因此廠商對於單元設計與異常狀況應變的技術需求亦更明顯。

為協助廠商進一步認識廢水處理單元設計的應用，與相關新技術擴散的需求，本局集結專業技術人員及以往輔導累積的經驗，篩選近年常用的廢水處理單元，於 95 年「產業綠色技術輔導與推廣計畫」項下，更新「廢水處理單元設計及異常對策(2006 年版)」技術叢書，擴充廢水處理單元設計的項目，並更新部份既有內容，提供業界更符合於實務應用的技術手冊。

本技術叢書更新編撰過程，承蒙審查委員及執行單位財團法人台灣產業服務基金會全力參與編輯與審查工作，使得本技術手冊得以順利編輯完成，謹致上最誠摯的謝忱。

經濟部工業局謹識

中華民國 95 年 12 月

廢水處理單元設計及異常對策參考手冊 (2006 年更新版)

目 錄

第一篇 總論

第一章 廢水處理單元操作與程序整合

第二章 污水抽水站

2.1 原理概述	2-1
2.2 設計概要	2-1
2.3 一般常見設計缺失及補救方法	2-6
2.4 設計計算例	2-6
2.5 異常對策指引	2-8

第二篇 初級處理

第三章 攔污柵

3.1 原理概述	3-1
3.2 設計概要	3-1
3.3 一般常見設計缺失及補救方法	3-7
3.4 設計計算例	3-7
3.5 控制重點	3-11
3.6 異常對策指引	3-11

第四章 沉砂池

4.1 原理概述	4-1
4.2 設計概要	4-1
4.3 一般設計缺失及補求方法	4-5
4.4 設計計算例	4-6
4.5 控制重點	4-7
4.6 控制重點	4-7

第五章 調勻池

5.1 原理概述	5-1
5.2 設計概要	5-1

5.3 調勻池之操作管理	5-6
5.4 設計計算例	5-8
5.5 異常對策指引	5-10

第六章 初級沉澱池

6.1 原理概述	6-1
6.2 設計概要	6-1
6.3 一般常見設計缺失及補救方法	6-4
6.4 設計計算例	6-5
6.5 控制重點	6-8
6.6 異常對策指引	6-8

第三篇 二級處理

第七章 混凝與膠凝

7.1 原理概述	7-1
7.2 設計概要	7-2
7.3 一般常見設計缺失及補救方法	7-5
7.4 設計計算例	7-5
7.5 控制重點	7-7
7.6 異常對策指引	7-8

第八章 活性污泥法

8.1 原理概述	8-1
8.2 設計概要	8-2
8.3 一般常見設計缺失及補救方法	8-7
8.4 設計計算例	8-8
8.5 控制重點	8-10
8.6 異常對策指引	8-10

第九章 批式活性污泥法

9.1 原理概述	9-1
9.2 設計概要	9-3
9.3 一般常見設計缺失及補救方法	9-5
9.4 設計計算例	9-5
9.5 控制重點	9-8
9.6 異常對策指引	9-10

第十章 氧化深渠

10.1 原理概述	10-1
10.2 設計概要	10-1
10.3 異常對策指引	10-8

第十一章 滴濾法

11.1 原理概述.....	11-1
11.2 設計概要.....	11-2
11.3 一般常見設計缺失及補救方法.....	11-8
11.4 設計計算例.....	11-9
11.5 控制重點.....	11-12
11.6 異常對策指引.....	11-12

第十二章 活性生物濾床法(ABF)

12.1 原理概述	12-1
12.1 設計概要	12-1
12.3 設計計算例	12-3
12.4 控制重點	12-4

第十三章 旋轉生物盤法(RBC)

13.1 原理概述	13-1
13.2 設計概要	13-1
13.3 一般常見設計缺失及補救方法	13-3
13.4 設計計算例	13-4
13.5 控制重點	13-5
13.6 異常對策指引	13-5

第十四章 薄膜生物反應器

14.1 原理概述	14-1
14.2 設計概要	14-2
14.4 設計計算例	14-6
14.5 控制重點	14-13
14.6 異常對策指引	14-15

第十五章 接觸曝氣法

15.1 原理概述	15-1
15.2 設計概要	15-2

15.3 一般常見設計缺失及補救方法	15-11
15.4 設計計算例	15-12
15.5 控制重點	15-13
15.6 異常對策指引	15-15

第十六章 上流式厭氧污泥床(UASB)

16.1 原理概述	16-1
16.2 設計概要	16-4
16.3 一般常見設計缺失及補救方法	16-6
16.4 計計算例	16-7
16.5 控制重點	16-8
16.6 異常對策指引	16-8

第十七章 二級沉澱池

17.1 原理概述	17-1
17.2 設計概要	17-5
17.3 一般常見設計缺失及補救方法	17-6
17.4 設計計算例	17-7
17.5 控制重點	17-9
17.6 異常對策指引	17-10

第四篇 污泥處理

第十八章 重力濃縮

18.1 原理概述	18-1
18.2 設計概要	18-2
18.3 一般常見設計缺失與補救方法	18-3
18.4 設計計算例	18-4
18.5 控制重點	18-6
18.6 異常對策指引	18-6

第十九章 溶解空氣浮除濃縮

19.1 原理概述	19-1
19.2 設計概要	19-2
19.3 一般常見設計缺失與補救方法	19-4
19.4 設計計算例	19-5
19.5 控制重點	19-6
19.6 異常對策指引	19-7

第二十章 污泥好氧消化

20.1 原理概述	20-1
20.2 設計概要	20-1
20.3 一般常見設計缺失及補救方法	20-4
20.4 設計計算例	20-4
20.5 控制重點	20-6
20.6 異常對策指引 	20-6

第二十一章 污泥厭氧消化

21.1 原理概述	21-1
21.2 設計概要	21-3
21.3 一般常見設計缺失及補救方法	21-6
21.4 設計計算例	21-7
21.5 控制重點	21-8
21.6 異常對策指引 	21-11

第二十二章 機械式污泥脫水

22.1 離心式脫水機	22-1
22.2 壓濾式脫水機	22-5
22.3 真空過濾式脫水機	22-10
22.4 帶濾式脫水機	22-14
22.5 各型脫水機性能比較	22-16
22.6 選擇污泥脫水設備之準備事項	22-17
22.7 設計計算例	22-18

第二十三章 污泥乾燥床

23.1 原理概述	23-1
23.2 設計概要	23-2
23.3 一般常見設計缺失與補救方法	23-4
23.4 設計計算範例	23-4
23.5 控制重點	23-5
23.6 異常對策指引 	23-5

第五篇 高級處理

第二十四章 過 濾

24.1 原理概述	24-1
-----------------	------

24.2 設計概要	24-1
24.3 設計計算例	24-9
24.4 一般常見設計缺失及補救方法	24-10
24.5 控制重點	24-10
24.6 異常對策指引	24-10
第二十五章 活性碳吸附	
25.1 原理概述	25-1
25.2 設計概要	25-2
25.3 一般常見設計缺失及補救方法	25-7
25.4 設計計算例	25-7
25.5 控制重點	25-10
25.6 異常對策指引	25-10
第二十六章 離子交換	
26.1 原理概述	26-1
26.2 系統操作	26-1
26.3 設計概要	26-2
26.4 設計計算例	26-5
第二十七章 薄膜處理	
27.1 原理概述	27-1
27.2 設計概要	27-8
27.3 設計計算例	27-10
27.4 系統的偵測	27-12
27.5 異常對策指引	27-16
第二十八章 電化學氧化法	
28.1 原理概述	28-1
28.2 設計概要	28-4
28.3 一般常見設計缺失及補救方法	28-5
28.4 設計計算例	28-5
28.5 控制重點	28-6
28.6 異常對策指引	28-7
28.7 應用說明	28-8

第六篇 水力計算

第二十九章 水力計算

29.1 管渠水力計算	29-1
29.2 水力計算例	29-3

參考文獻

圖 目 錄

圖 1.1	廢水處理程序	1-6
圖 2.1	典型污水抽水站剖面圖	2-1
圖 2.2	離心式抽水機示意圖	2-2
圖 2.3	螺旋式泵示意圖	2-2
圖 2.4	氣升式抽水機	2-3
圖 2.5	典型理想之吸水管水管配置圖	2-5
圖 2.6	濕水井水位圖	2-8
圖 3.1	各式攔污柵	3-1
圖 3.2	機械清除式柵狀攔污柵篩渣量與柵距設計關係	3-3
圖 3.3	柵狀攔污柵形狀	3-8
圖 3.4	攔污柵水力剖面圖	3-10
圖 3.5	攔污柵渠道配置圖	3-11
圖 4.1	重力式沉砂池	4-1
圖 4.2	曝氣沉砂池	4-4
圖 5.1	典型的調勻池流程配置圖	5-3
圖 5.2	流量調整方法	5-5
圖 5.3	調勻池與分水計量槽	5-5
圖 5.4 a	工廠排水量之時間變化	5-9
圖 5.5 b	工廠排水量之時間變化	5-10
圖 6.1	矩形沉澱池及鍊條式刮泥機	6-2
圖 6.2	圓形沉澱池及中央驅動刮泥機	6-3
圖 6.3	堰之形狀	6-7
圖 7.1	混凝沉澱系統流程圖	7-1
圖 7.2	混凝試驗之杯瓶試驗裝置	7-3
圖 7.3	螺旋槳式攪拌機	7-4
圖 7.4	輪葉及檔板與池幾何形狀之關係	7-4
圖 7.5	輪葉式攪拌機設計圖	7-7
圖 8.1	活性污泥法之處理流程	8-1
圖 8.2	活性污泥法各種處理方式	8-2
圖 8.3	正常之活性污泥	8-4
圖 8.4	造紙纖維與污泥膠羽	8-4
圖 8.5	曝氣池質量平衡關係	8-6
圖 9.1	SBR 操作系統	9-2
圖 9.2	批式活性污泥法 SBR 曝氣池	9-2
圖 9.3	SBR 上澄液排水器	9-3

圖 9.4	不同形式排水器設計圖	9-3
圖 10.1a	典型的 Carrousel 氧化深渠	10-2
圖 10.1b	典型的豎軸曝氣機	10-2
圖 10.2a	典型的 Passvant 氧化深渠	10-2
圖 10.2b	典型的橫軸曝氣機	10-2
圖 10.3	氧化深渠加裝推進器	10-5
圖 10.4a	DE 型氧化深渠系統配置示意圖（脫氮系統）	10-5
圖 10.4b	DE 型氧化深渠系統配置示意圖（脫氮、磷系統）	10-6
圖 10.5	DE 型氧化深渠生物脫氮處理系統操作程序示意圖	10-7
圖 10.6	DE 型氧化深渠生物脫氮、磷處理系統操作程序示意圖	10-8
圖 11.1	滴濾池斷面圖	11-1
圖 11.2	一段及二段式滴濾系統	11-1
圖 11.3	設計方程式係數之繪圖求取法	11-11
圖 12.1	活性生物濾床法流程圖	12-1
圖 12.2	BOD 負荷與去除率之關係	12-2
圖 13.1	RBC 剖面圖	13-1
圖 13.2	RBC 流程圖	13-1
圖 14.1	膜分離孔隙表	14-1
圖 14.2	MBR 處理類型	14-2
圖 14.2	國外 MBR 廠商所進行之模廠	14-5
圖 14.3	國內 MBR 廠商所進行之模廠	14-6
圖 15.1	接觸曝氣法處理流程圖	15-1
圖 15.2	生物膜生成後之狀態	15-4
圖 15.3	接觸曝氣法之曝氣方式	15-6
圖 15.4	多段式二級處理程序	15-6
圖 15.5	中間沉澱之二級處理程序	15-7
圖 15.6	三級處理程序	15-7
圖 15.7	曝氣池形狀及接觸材料充填方法	15-11
圖 16.1	上流式厭氧污泥床構造示意圖	16-4
圖 17.1	矩形二沉池前端	17-2
圖 17.2	具溢流堰之矩形二沉池後端	17-2
圖 17.3	矩形沉澱池	17-3
圖 17.4	圓形型沉澱池	17-4
圖 17.5	圓形二沉池	17-4
圖 17.6	圓形二沉池	17-4
圖 18.1	重力濃縮池	18-1
圖 18.2	重力濃縮污泥之沉降現象	18-1
圖 19.1	溶解空氣浮除濃縮系統	19-1

圖 20.1	好氧消化系統	20-1
圖 21.1	標準消化槽	21-2
圖 21.2	兩段厭氧消化槽	21-2
圖 21.3	TPAD 兩相式厭氧污泥消化程序	21-3
圖 22.1	離心式脫水機	22-1
圖 22.2	壓濾式污泥脫水機	22-6
圖 22.3	壓濾式脫水機外觀	22-6
圖 22.4	旋轉鼓真空過濾脫水機	22-10
圖 22.5	帶狀式迴轉真空過濾式脫水機	22-10
圖 22.6	帶濾式脫水機操作程序	22-14
圖 22.7	帶濾式脫水機外觀	22-14
圖 23.1	污泥初始注入污泥乾燥床	23-1
圖 23.2	乾燥龜裂成熟之污泥	23-1
圖 23.3	典型砂濾式乾燥床平面及斷面圖	23-3
圖 25.1	活性炭吸附流程圖	25-1
圖 25.2	例 1 之 Freundlich 吸附等溫圖	25-8
圖 25.3	吸附反應平衡時間之決定	25-8
圖 26.1	離子交換流程圖	26-1
圖 26.2	Duolite ES-26 反洗流量與膨脹率及壓力損失之關係	26-5
圖 26.3	Duolite A-101D 反洗流量與膨脹率及壓力損失之關係	26-6
圖 26.4	處理流程圖	26-7
圖 26.5	NaOH 再生之用量	26-10
圖 27.1	過濾圖譜	27-1
圖 27.2	捲式膜元件結構示意圖	27-3
圖 27.3	滲透與逆滲透示意圖	27-5
圖 27.4	管殼及段數的排列	27-11
圖 27.5	系統監測儀器示意圖	27-13

表 目 錄

表 1.1	廢水處理單元之物理/化學機制說明	1-1
表 2.1	吸水管末最小浸水深度建議值	2-5
表 2.2	污水抽水站一般設計缺失及補救方法	2-6
表 2.3	異常對策指引－污水抽水站	2-9
表 3.1	攔污柵一般常見設計缺失及補求方法	3-7
表 3.2	異常對策指引－攔污柵	3-12
表 4.1	水平流式沉砂池優缺點	4-2
表 4.2	水平流式沉砂池優缺點	4-2
表 4.3	粒子之沉降速度	4-3
表 4.4	水平流式沉砂池設計參數	4-3
表 4.5	曝氣沉砂池之優缺	4-4
表 4.6	曝氣沉砂池設計資料	4-5
表 4.7	沉砂池一般設計缺失及補求方法	4-6
表 4.8	異常對策指引－沉砂池	4-8
表 5.1	調勻池單元之維護檢查事項	5-7
表 5.2	兩廠廢水量時間變化	5-8
表 5.3	異常對策指引－調勻池	5-10
表 6.1	初級沉澱池表面積負荷設計值	6-3
表 6.2	初級沉澱池設計值	6-4
表 6.3	圓形沉澱池和矩形沉澱池的比較	6-4
表 6.3	初級沉澱池一般常見設計缺失及補救方法	6-4
表 6.4	異常對策指引－初級沉澱池	6-9
表 7.1	混凝與膠凝一般設計缺失及補救方法	7-5
表 7.2	異常對策指引－混凝與膠凝	7-8
表 8.1	活性污泥法設計參數	8-3
表 8.2	活性污泥法抑制物質之界限濃度	8-7
表 8.3	活性污泥法一般常見設計缺失及補救方法	8-7
表 8.4	異常對策指引－活性污泥	8-11
表 8.5	異常現象圖示說明一覽	8-21
表 9.1	批式活性污泥法一般常見設計缺失及補救方法	9-5
表 9.2	進流水及處理水水質一覽表	9-6
表 10.1	兩種氧化深渠之比較	10-4
表 10.2	異常對策指引－氧化深渠	10-8
表 11.1	各類滴濾池之正常負荷範圍	11-2
表 11.2	塑膠濾料(Surfpac)之滴濾池設計及功能參考值	11-6

表 11.3	滴濾池設計參數	11-6
表 11.4	散水強度與有機負荷之關係	11-7
表 11.5	滴濾池濾材特性	11-8
表 11.6	滴濾法一般常見設計缺失及補救方法	11-9
表 11.7	模型廠 BOD 剩餘率	11-9
表 11.8	異常對策指引—滴濾法	11-13
表 12.1	ABF 設計參數	12-2
表 13.1	第 1 段 BOD ₅ 負荷與圓板間隔	13-2
表 13.2	RBC 的設計參數	13-2
表 13.3	RBC 水流狀況及流速與轉速之關係	13-3
表 13.4	RBC 一般常見設計缺失及補救方法	13-4
表 13.5	異常對策指引—旋轉生物盤法	13-5
表 14.1	膜通量重要公式（長度平均滲透通量的穩態表達式）	14-3
表 14.2	MBR 系統一般常見設計缺失及補救方法	14-5
表 14.3	MBR 處理工業廢水之生物性能	14-7
表 14.4	MBR 處理工業廢水時膜的表現性質	14-10
表 14.5	厭氧 MBR 處理工業廢水時的生物特性	14-11
表 14.6	厭氧 MBR 處理工業廢水時膜的表現性質	14-12
表 14.7	異常對策指引—膜離生物反應器	14-15
表 15.1	接觸曝氣池常見設計缺失及補救方法	15-12
表 15.2	異常對策指引—接觸曝氣法	15-16
表 16.1	各種厭氧生長方式適用對象及優缺點	16-1
表 16.2	上流式厭氧污泥床一般常見設計缺失及補救方法	16-7
表 16.3	上流式厭氧污泥床控制重點	16-8
表 16.4	異常對策指引—上流式厭氧污泥床	16-9
表 17.1	二級沉澱池優缺點比較表	17-2
表 17.2	一般二級沉澱池設計參數	17-6
表 17.3	各種生物處理後的二級沉澱池設計參數	17-6
表 17.4	二級沉澱池一般常見設計缺失及補救方法	17-7
表 17.5	異常對策指引—二級沉澱池	17-11
表 18.1	重力濃縮池設計參數	18-2
表 18.2	重力濃縮一般常見設計缺失與補救方法	18-3
表 18.3	異常對策指引—重力濃縮	18-7
表 19.1	浮除濃縮系統設計參數	19-2
表 19.2	浮除濃縮實廠操作數據	19-3
表 19.3	溶解空氣浮除濃縮一般常見設計缺失與補救方法	19-4
表 19.4	異常對策指引—溶解空氣浮除濃縮	19-8
表 20.1	好氧消化設計數據	20-2

表 20.2	分批式好氧污泥消化操作資料	20-3
表 20.3	好氧消化出流水水質	20-3
表 20.3	污泥好氧消化一般常見設計缺失及補救方法	20-4
表 20.5	異常對策指引—好氧消化	20-7
表 21.1	操作溫度和建議採用的污泥停留時間	21-4
表 21.2	厭氧消化槽設計參數	21-5
表 21.3	不同消化槽攪拌形式之比較	21-5
表 21.4	污泥厭氧消化一般常見設計缺失及補救方法	21-6
表 21.5	蛋型消化槽與圓柱型消化槽之比較	21-7
表 21.6	污泥濃度與水力停留時間對揮發性固體負荷因子之影響	21-8
表 21.7	厭氧消化產氣之氣體組成	21-10
表 21.8	厭氧消化槽起動時期應監測分析之項目及頻率	21-11
表 21.9	異常對策指引—厭氧消化	21-12
表 22.1	各種污泥離心脫水之預期功能	22-2
表 22.2	離心式脫水機一般常見設計缺失及補救方法	22-3
表 22.3	異常對策指引—離心式脫水機	22-4
表 22.4	壓濾脫水機操作例	22-7
表 22.5	壓濾式脫水機一般常見設計缺失及補救方法	22-8
表 22.6	異常對策指引—壓濾脫水機	22-9
表 22.7	真空過濾式脫水機操作例	22-11
表 22.8	真空過濾式脫水機一般常見設計缺失與補救方法	22-12
表 22.9	異常對策指引—真空過濾式脫水機	22-13
表 22.10	帶濾式脫水機一般常見設計缺失與補救方法	22-15
表 22.11	異常對策指引—帶濾式脫水機	22-16
表 22.12	各型脫水機相對比較表	22-17
表 23.1	消化污泥乾燥床設計參數	23-3
表 23.2	污泥乾燥床一般常見設計缺失與補救方法	23-4
表 23.3	異常對策指引—乾燥床	23-6
表 24.1	過濾分類	24-2
表 24.2	快濾設施的設計型式	24-5
表 24.3	單一濾料快濾設施設計參數	24-6
表 24.4	雙層濾料快濾設施設計參數	24-7
表 24.5	過濾設施之反沖洗	24-9
表 24.6	快濾法一般常見設計缺失及補救方法	24-10
表 24.7	異常對策指引—快濾法	24-11
表 25.1	活性碳物化處理設計值	25-5
表 25.2	活性碳三級處理設計值	25-5
表 25.3	過濾與未過濾之二級處理水經活性碳吸附功能比較表	25-6

表 25.4	前處理對活性炭處理水質之影響	25-7
表 25.5	活性炭吸附一般常見設計缺失及補救方法	25-7
表 25.6	異常對策指引－活性炭吸附	25-11
表 26.1	交換樹脂典型反應式及再生藥劑	26-2
表 26.2	離子交換樹脂分類表	26-3
表 26.3	Doullite ES-26 型樹脂之性質及操作條件	26-4
表 26.4	Duolite A-101D 型樹脂之性質及操作條件	26-6
表 26.5	樹脂再生劑用量及交換容量	26-8
表 27.1	主要的薄膜分離過程	27-2
表 27.2	結垢物質與可濃縮倍數	27-8
表 27.3	單位膜面積產水量設計準則	27-9
表 27.4	串聯支數與系統產水率關連表	27-12
表 27.5	逆滲透系統故障的可能原因	27-14
表 27.6	化學清洗配方	27-14
表 27.7	適用的污染現象	27-15
表 27.8	異常對策指引－薄膜處理	27-17
表 28.1	常見氧化劑的標準還原電位	28-2
表 28.2	電化學氧化法一般缺失及補救方法	28-5
表 28.3	固體硫酸亞鐵相對添加量	28-6
表 28.4	電解還原-Fenton 系統統控制單元	28-7
表 28.5	異常對策指引－電化學氧化法	28-7
表 28.6	Fenton 法的應用現況	28-9
表 29.1	溝(管)渠粗糙係數表	29-2
表 29.1	濾砂篩分析資料	29-5

第一章 廢水處理單元操作與程序整合

應用在環境工程之單元操作(unit operations)與程序(unit processes)，可依其作用原理而區分為物理、化學及生物等處理方法。嚴格言之，單元操作是一種物理處理，單元程序則是一種化學或生物處理；然而，單元操作和單元程序時常交互混合應用在廢(污)水處理上。典型的單元操作包括：沈澱、浮除和過濾等；典型的單元程序則包括：混凝、膠凝、碳吸附、離子交換、加氯消毒、活性污泥法、好氧消化和厭氧消化等。相關之物理、化學處理機制說明如表 1.1；

表 1.1 廢水處理單元之物理/化學機制說明

類別	方法說明
物理處理機制	(1)隔除：用來分離廢水之固體，可為柵、中號篩、細篩，而細篩可為桿、迴轉或振動式，另外也可用微細篩過濾。過濾法可用砂床、真空濾器、機械式濾器、矽藻土濾器等。 (2)浮除：常用以去除不易分解之細粒、懸浮固體、油脂及纖維等物質，可用空氣浮除、真空浮除、壓力浮除等。 (3)撇除：去除浮渣油脂，有時須配合曝氣。 (4)重力沉澱：用來去除可沉降固體及部份懸浮固體。 (5)離心：利用離心機脫水，收集固體。 (6)曝氣：去除揮發性物質、臭味、泡沫、浮渣等，可以避免廢水之腐敗，增加溶氧，調整微生物之生長環境，增進處理效率。 (7)其他 a.氣提：可去氣體及臭味。 b.貯存：可用於不同之目的，例如調勻流量及強度，控制放流、蒸發、滲漏、生化作用。 c.熱處理：可用於殺菌、蛋白質凝聚、去除揮發性氣體、減低 BOD、濃縮、乾燥或焚化固體等。 d.冷卻：主要為處理高溫廢水，一般可用噴水塘、冷卻塔。 e.深井注入：利用深井將廢水注入地下等。
化學處理機制	(1)化學混凝：通常用鐵鹽、鋁鹽、或其他混凝劑，將廢水中之膠體及懸浮固體聚成較大之膠羽以便下沉。常用於染整、羊毛洗滌、製革、食品包裝、印刷電路板、金屬表面處理等工業廢水處理。 (2)化學沉降：利用化學品與溶解之離子發生作用產生不溶性之沉澱，如 Na_2S 用於處理無機汞、石灰用於重金屬廢水、鈣鹽用於肥皂廢水等。 (3)氧化：常用於處理有機物，尤其是對生物難以分解之有機物，有時必須要使用氧化劑氧化。

類別	方法說明
	(4)還原：如六價鉻有劇毒，必須還原成三價，鉻然後再調節 pH 使成 $\text{Cr}(\text{OH})_3$ 沉澱。 (5)pH 調節：工業廢水之酸鹼性常影響設備之腐蝕、處理之操作、水生物之生長及水之用途，因此必須加以調節。廢水中如有過多之酸鹼需加以調節，如化工、、金屬處理等廢水需要酸中和。有些工業廢水化學處理時，其作用必須在酸性或鹼性情況下始能完成，則需加酸或鹼以調節至適當之 pH 值。 (6)離子交換：目前多用樹脂為交換材料，可用於去除無機解離之物質。鉻及重金屬之回收、CN⁻之去除等常採用。 (7)其他：如分解有機物之電解氧化處理。

有效之廢水處理往往需要視廢水的性質與所需處理之程度而定，並由多種處理單元組合成一處理程序，一般廢(污)水之處理程序就其處理程度之不同，可分為下列幾種：

1.初級處理

目的為去除漂浮物、懸浮固體、油脂、中和或 pH 調節、調勻流量及濃度、去除毒性物質等以便於後階段之處理，亦即可從廢水中去除相當的懸浮固體物，沉澱去除之固體經收集起來，再經過適當的處理與處置。初級處理通常以物理及化學方法為主，處理單元可能為篩除、沉砂、調勻、預曝氣、中和、除油、前加氯、浮除、沉澱、過濾、稀釋、溫度調整等，本技術手冊則詳細說明初級處理單元之攔污柵、沉砂池、調勻池及初級沉澱池等。

2.二級處理

目的為去除廢水中之溶解有機物質，以便排入承受水體而避免造成水污染，所用之方法以生物及化學處理為主。

生物處理往往有其一定的處理能力，如廢水中含有高油脂含量、重金屬等，均需先行加以預先處理或初級處理，以維護生物處理之正常功能。主要為利用微生物以處理生物可分解之物質(主要為處理有機物)，按其分解作用之需氧與否可分為好氧生物處理與厭氧生物處理，說明如后：

(1)好氧生物處理：好氧處理中，主要之處理單元為氧化深渠、活性污泥法、旋轉生物接觸盤、接觸曝氣法等。

- a.活性污泥法：廢水在多量微生物存在之情形下充分曝氣，有機物即可為細菌利用分解，屬於此類之處理法包括傳統式活性污泥法及各種活性污泥改良好。其他如曝氣塘、氧化渠也可歸為此類。
- b.氧化深渠：傳統較淺氧化渠，係操作在延長曝氣(活性泥改良法之一)之負荷條件。現已發展為深型氧化渠或氧化深渠系統，所需之面積更為減少，適用於有機性工業廢水之處理。
- c.滴濾池：廢水經過石層灑滴而下，利用礫石表面之生物膜，在有空氣之情況下將廢水中之有機物氧化成二氧化碳、水及其他簡單之化合物。滴濾池分標準滴濾法、高速滴濾法、單段滴濾法或多段滴濾等，可用於乳品工業、罐頭食品發酵、肉類包裝等富含有機物之工業廢水處理。
- d.旋轉生物接觸盤：係由塑膠等材料製成很多片圓板，並予以組合而成。部份面積浸於廢水中，而部份面積曝露於空氣中，格上生長有細菌，當圓板緩慢旋轉時，有機物即可為板上細菌利用而分解、穩定。
- e.接觸曝氣法：乃於傳統的曝氣槽中充填濾料約佔體積的 50%~70%並予曝氣，使濾料表面生長附著生物膜，藉以附著，氧化分解有機物，使有機物達穩定之設施。

(2)厭氧生物處理：微生物之分解有機如在無氧之情況下進行者即屬此類。分解作用可分為兩階段；第一階段為產酸菌參與作用，有機固體物質先液化並分解為有機酸、氨及二氧化碳。第二階段係由甲烷菌參與作用，進一步將有機酸分解成二氧化碳及 CH_4 。在厭氧分解時，其可能之產物為 CO_2 、 NH_3 、 N_2 、 S 、 N_2 、 H_2 ，硫化物及未完全分解而餘留之揮發酸等中間產物。主要厭氧分解之廢水處理方式包括：

- a.一般消化槽：用於處理高濃度之污泥或廢水。
- b.厭氧塘：用以處理高濃度之泥或廢水。
- c.厭氧接觸消化：可以增進消化之速度。

另外，於二級處理中之化學處理方法，包括：氧化劑 Cl_2 、 KMnO_4 、 H_2O_2 、 O_3 等；生物處理方法為一般活性污泥法及改良法、滴濾、氧化深渠、厭氧塘或穩定池及旋轉生物接觸盤法等；物理處理方法則有乾式燃燒及濕式燃燒等。

本技術手冊所介紹之二級處理單元包括：(1)快混與膠凝，(2)活性污泥法，(3)批式活性污泥法，(4)氧化深渠，(5)滴濾法，(6)活性生物濾床法，(7)旋轉生物盤法，(8)膜離生物反應器，(9)接觸曝氣法，(10)厭氧污泥床及(11)二級沈澱池；其中於氧化深渠章節有詳盡之脫氮脫磷的系統操作說明。

3.高級處理

係用於提高處理廠之出水水質，廢水再用或作為與一般生物處理法相當之替代方法，如係用於提高二級處理出水之水質時即為高級處理。一般而言，高級處理的目的包括：懸浮固體物之去除、溶解性有機物之去除、溶解性無機物之去除、植物養分之去除、細菌及微生物之去除等。

(1)懸浮固體之去除

- a.微細篩，開孔甚小約 50 μm 以下。
- b.混凝-過濾：常用之藥品為鋁鹽、鐵鹽混凝劑、石灰或助凝劑，而濾料則可為砂、煤、雙層濾池及多層濾池，其出水可將懸浮固體減至微量，有時兼可去磷軟化。
- c.矽藻土過濾：可去除 0.5~1 μm 之顆粒，可使用助濾劑或聚合物。一般有兩種過濾方式，即真空過濾及壓力過濾。

(2)溶解性有機物之去除

- a.活性炭吸附：可分成顆粒活性炭(分固定層及懸浮層)及粉末活性炭(須混凝、沉澱及過濾)。活性炭可同時去除溶解及懸浮固體，且粒狀活性炭可在高爐再生。一般粉末活性炭再生較困難。
- b.氧化：可利用氧化劑，如臭氧、過氧化氫、氧、氯氣及高錳酸鉀等，也可用電化學方法。

(3)溶解性無機物之去除可用

- a.蒸餾法：設備成本及操作成本高，故較少應用。
- b.電析法：利用僅可使陽離子或陰離子通過之薄膜交互排列，置於水槽，當插入陰陽電極通電後，離子即發生移動而由薄膜隔離除去。
- c.離子交換法：有機物及懸浮固體影響樹脂之交換能力，故應先除去。
- d.逆滲透：利用醋酸纖維素之半透膜，將離子濃度較高之一側加壓，使水透過

薄膜而離子不能通過。

e.冰凍：可去除微量有機及無機物。

f.其他：如萃取、化學沉澱。

(4)植物養分之去除

a.氮($\text{NH}_3\text{-N}$)之去除：可用硝化-脫硝，氣提。

b.磷(PO_3^{3-})之去除：可利用化學處理，加硫酸鋁、石灰、沉澱過濾，藥品可在初級沉澱及二級沉澱前加入。也可用離子交換，用活性礬土吸收或加石灰至 $\text{pH} > 11.5$ 而兼可去氮及磷。

(5)細菌及微生物之去除：可利用活性碳吸附去除，而在加石灰去磷時也兼可殺菌及去除病毒。一般也常用消毒劑或離子交換、過濾、吸附等。

本技術手冊介紹之相關處理單元包括：(1)過濾，(2)活性碳吸附，(3)離子交換，(4)薄膜處理及(5)氧化法。

4.污泥處理

污泥處理程序亦為廢(污)水處理單元程序中之重要一環，本技術手冊介紹之相關處理單元包括：(1)重力濃縮，(2)溶解空氣浮除濃縮，(3)污泥好氧消化，(4)污泥厭氧消化，(5)機械式污泥脫水及(6)污泥乾燥床。

在此須特別注意者為廢水之性質各異，其處理之程序有些並無前述初級、二級及高級處理之明顯界限，乃是由於污染性質之特殊性，往往需要特殊之處理方法。另整合上述之廢水處理程序如圖 1.1。

第二章 污水抽水站

2.1 原理概述

一般廢水處理廠設置污水抽水站(pumping station)以提高廢水水位，使廢水在後續處理流程中，可以重力流方式流過。抽水站內設置抽水機，通常為保護抽水站內之抽水機(pump)，在抽水機前須有去除大型固體物或漂浮物的設備，包括沉砂池、攔污柵或破碎機，這些單元均包含在抽水站的設計中。因此，基本上抽水站之設施除了結構體及抽水機外，尚包括攔污柵、控制設備及輸水管線。

2.2 設計概要

圖 2.1 所示為一典型污水抽水站剖面圖，配置包括濕井(wet well)及置放抽水機的乾井(dry well)，抽水站內設有機械式攔污或破碎機。以下乃就抽水站各單元設備設計時應注意事項加以討論。

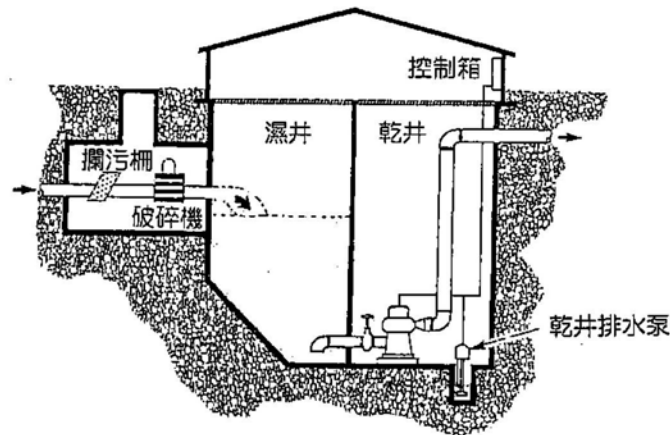


圖 2.1 典型污水抽水站剖面圖

2.2.1 抽水機

最常使用的抽水機有 3 種，圖 2.2、圖 2.3 及圖 2.4 分別表示離心式抽水機(centrifugal pump)、螺旋式抽水機(screw pump)及氣升式抽水設備。離心式抽水機是應用相當廣的一種抽水機，設計之型式亦多，如沉水式抽水機、橫軸離心式抽水機、豎軸離心式抽水機，均可用於污水抽水站。為避免阻塞，在葉輪設計上常有非阻塞型之設計。螺旋式抽水機亦是應用相當廣之 1 種抽水機，通常在大抽水

量、低揚程及配置空間足夠的情況下被採用。螺旋體在一個半圓型槽體中心以 20~110rpm 之轉速旋轉，可將廢水揚升 10~15 公尺，抽水量可達 $30\text{m}^3/\text{min}$ 。氣升式揚水設備因無轉動機械，故無磨損、腐蝕及阻塞之問題，維修亦容易，通常應用在流量較小、較偏遠之地區使用，惟該類型抽水機效率較低。抽水機之選用上，應參考製造商所提供之性能曲線，以挑選合適流量、揚程及動力需求之抽水機。另外選用時考慮因素則為機械設計與抽送流體性質間之適切性(如耐蝕性、軸封設計、葉輪之開孔大小等)，通常均可由製造商處獲得足夠之資料以供選用。

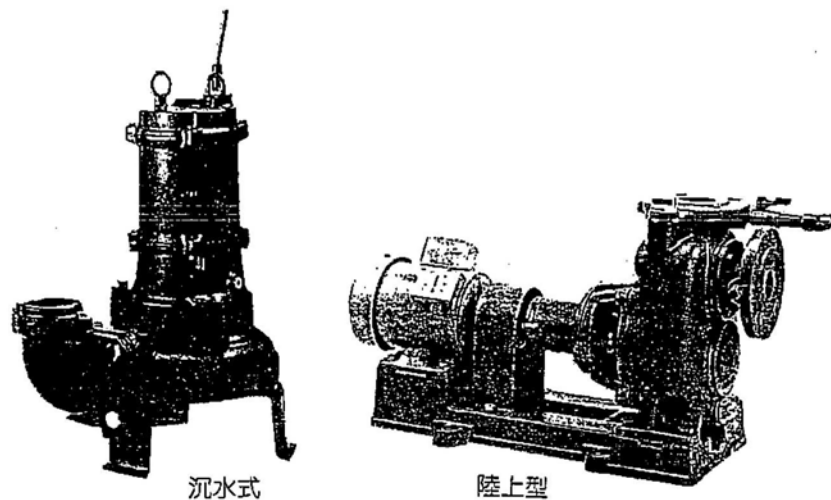


圖 2.2 離心式抽水機示意圖

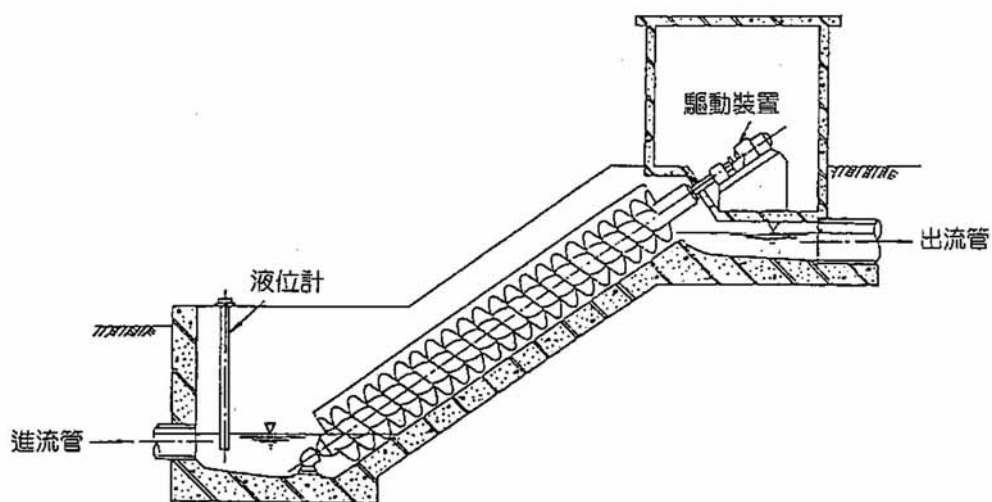


圖 2.3 螺旋式泵示意圖

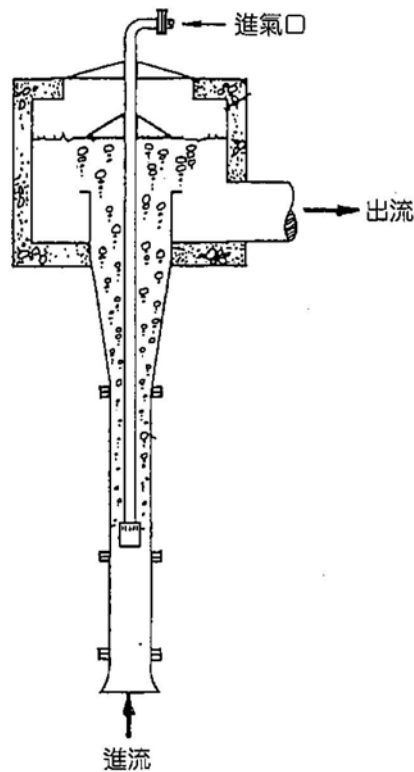


圖 2.4 氣升式抽水機

2.2.2 抽水站的構造

抽水站的結構物是用鋼筋混凝土建造的，在地面以下的牆和在最高水位以下的濕井壁，必須塗上防水劑，以防止滲水。結構物的裝飾層要有防火處理，並與周圍環境配合。無人管理的抽水站，常不設窗戶，以免破壞美觀。抽水站的地下 1 樓屬人員操作區，樓板應高於洪水位，以防洪水的侵害。乾井與濕井以井壁隔開，兩井間的輸水管線施工要緊密以防止漏水。抽水站的形狀以矩形或正方形居多，因為較容易隔開。但是深度較大的抽水站，可考慮使用承載力較大的圓形。

抽水站內需要有裝卸各種設備的設施。例如大站設吊車，小站設吊鉤。此外，門或樓板的開口要能容納抽水站內各種設備的進出。

2.2.3 濕井

抽水站以濕井儲存廢水，以供抽水；濕井前設有攔污柵或磨碎機以防抽水機阻塞。濕井的體積與抽水機的操作形式(定速或變速抽水機)有關。此外，濕井尚有兩個重要功能，除使抽水機吸水管有足夠的浸水深度，另使進水渠流到抽水機吸水端的水流順暢。濕井設計所應考慮要項如下：

- 1.電力設備必須為防止爆炸和發生火花的設備。
- 2.為防止沉澱物淤積，吸水口與井壁的距離相距 0.3~0.4m，對邊的井壁以大於 1：1 的坡度往外斜(見圖 2.1)。
- 3.濕井的體積因抽水機的操作方法而異，如果為變速抽水機，因有不同的抽水率，所需濕井體積較小，其大小只需要儲備抽水機變速時因停止抽水時間(通常小於 1min)所蓄積水量。使用定速抽水機時，為防止馬達開、關過於頻繁，一般而言，馬達功率在 15~75KW 下操作，兩次開動的時間間距，不得小於 15min；介於 75~200KW，則不得小於 20~30min；如小於 15KW，亦宜有 15min。

定速抽水機或單速操控的多台抽水機，其濕井所需有效體積，可用下列公式求得：

$$V = \frac{qt}{4}$$

V=濕井有效體積，m³

q=抽水機的抽水量(1 台)或所增加的抽水量(已有 1 台在操作，第 2 台開始操作)，m³/min

t=最短抽水循環時間，min

2.2.4 乾井

乾井是裝設抽水機、吸水管、出水管及水閥的地方，沿著與濕井相隔的隔牆，要建 1 條排水溝，以收集滲流水；抽水系統的漏水和清洗地板到乾井側邊的污水坑，排水溝坡度約 1%。

2.2.5 抽水機的裝設

為了防止抽水機不操作時氣泡進入抽水機內，抽水機殼的最高點，應低於濕井內的最低水位。

2.2.6 吸水管及送水管

- 1.吸水管：吸水管的流速常在 1.2~1.8m/s，過高之流速(大於 3m/s)徒增水頭損失，過低之流速(小於 0.6m/s)可能造成固體物之沉積。吸水管在配置上需考慮最小之管末浸水深度及幾何配置位置，以避免渦流捲入空氣，影響抽水機之操作功能。吸水管建議最小浸水深度及理想之配置圖例分別如表 2.1 及圖 2.5 所示。

表 2.1 吸水管末最小浸水深度建議值

管中流速(m/s)	所需浸水深度(m)
0.6	0.3
1.0	0.6
1.5	1.0
1.8	1.4
2.1	1.7
2.4	2.2
2.7	2.6

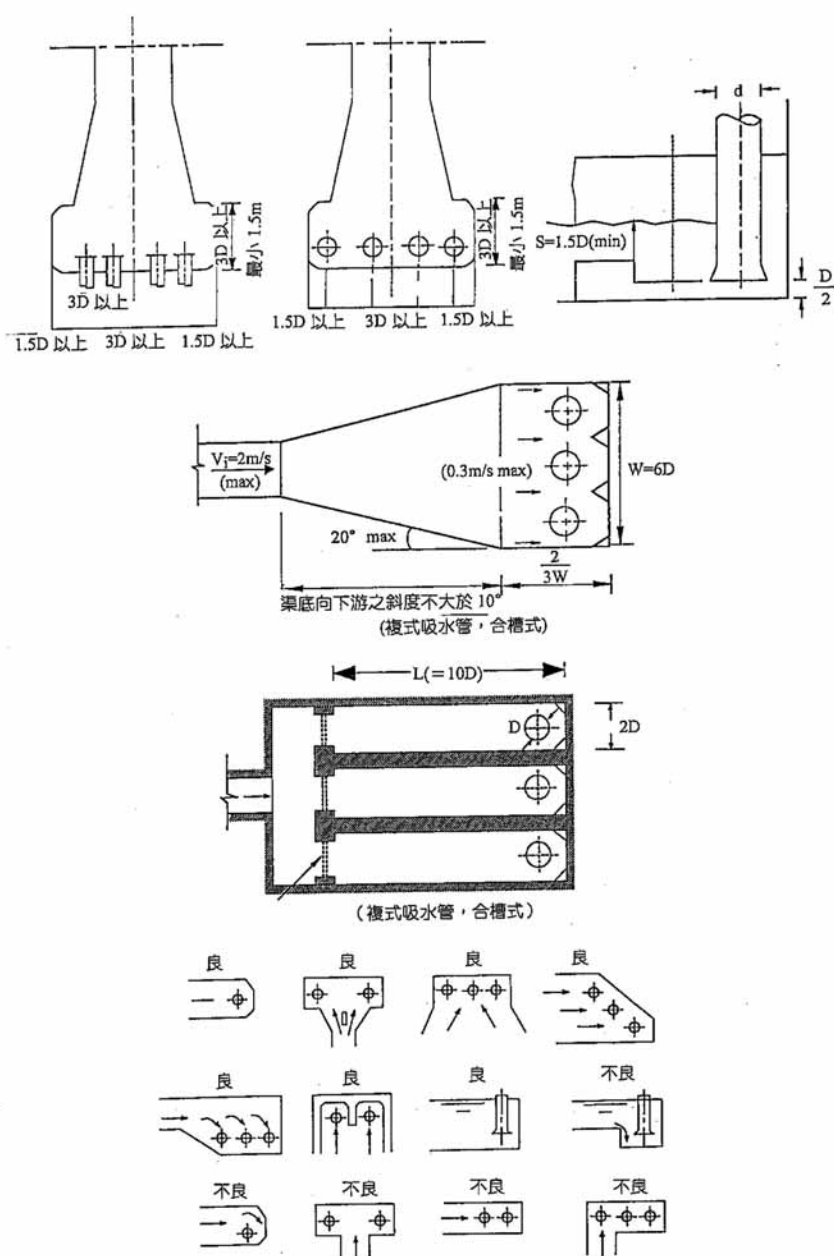


圖 2.5 典型理想之吸水管水管配置圖

2.接水管：在抽水機的最大抽水量下，送水管的流速常在 1.8~2.4m/s 之間，抽水機出口依次接著擴大管、逆止閥和閘閥。

2.2.7 抽水機控制點的選擇

濕井的最高和最低水位間，至少要有 1m 的控制範圍。兩個連續控制機能(開、關稱一循環)的間隔，最好需有 150mm(至少 75mm)的距離，使控制啓、閉不會太頻繁，影響抽水機的使用性能及壽命。

2.3 一般常見設計缺失及補救方法

污水抽水站一般常見設計缺失及補救方法，參考表 2.2。

表 2.2 污水抽水站一般設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.尖峰流量時無法應付	1.增設高液位啓閉控制之備用抽水機
2.未設攔污柵或磨碎機致抽水機阻塞	2.在抽水機之前設攔污設備
3.抽水站內爆炸性及腐蝕性氣體對電力設施及設備，有安全及腐蝕之顧慮	3.設置隔離裝置，如採用乾井設置揚水抽水機，或防爆等級之抽水機
4.浮球或液位控制器沾黏油脂或液面波動過劇影響準確性	4.採用氣泡式液位控制系統或設置消波筒

2.4 設計計算例

2.4.1 設計條件

試設計污水抽水站，其設計基本資料如下：

最大時污水量($Q_{\max\text{hour}}$)=8,000CMD=5.6m³/min

假設地面高程=0.0mn

進流污水管管底高程= -1.2m

管徑=200mm

2.4.2 設計步驟

1.抽水機之選擇

$Q_{\max\text{hour}}$ =8,000CMD=5.6m³/min

選用 3 部抽水機，每部容量=4,000CMD=2.78m³/min，其中一部備用

2.抽水機之控制

濕井的水位控制範圍=1m

抽水機之操作為兩階段：

第一階段：第 1 台抽水機起動

第二階段：2 台抽水機同時起動

兩台抽水機控制水位相隔 1m

假設高水位位於進流管管底下方 0.5m 處

3.決定濕井尺寸

第 2 台抽水機抽水循環時間為 15min 時，

所需濕井容量= $2.78\text{m}^3/\text{min} \times 15\text{min} / 4 = 10.4\text{m}^3$

兩台抽水機控制水位相隔 1m 則濕井之斷面積(A)：

$$A = 10.4\text{m}^3 \div 1\text{m} = 10.4\text{m}^2$$

濕井斷面尺寸= $1.6(\text{w}) \times 6.5\text{m}(\text{L}) = 10.4\text{m}^2$

濕井進流端最低水位高程

$$= 0\text{m} - (1.2\text{m} + 0.5\text{m} + 1\text{m} + 0.2\text{m} + 0.1\text{m})$$

$$= -0.3\text{m}$$

設抽水口所需最小浸水深度=1.4m

$$\text{則吸水管管末高程} = -3.0\text{m} - (1.4\text{m}) = -4.4\text{m}$$

吸水管管徑

吸水管管流速設計 1.8m/s

則吸水管管徑 D

$$D = \left(\frac{4 \times 2.78\text{m}^3 / \text{min}}{\pi \times 1.8\text{m} / \text{s} \times 60} \right)^{1/2} = 0.18\text{m}$$

取 D=200mm

4.濕井之水位及剖面圖請參考圖 2.6。

5.抽水機操作水位圖例

地表	0.0m
進流管管底	-1.2m
0 高水位警報線	-1.5m
高水位(第二台抽水機啓動)	-1.7m
低水位(第 1 台抽水機啓動)	-2.7m
第 1、2 台低水位切斷線	-2.9m
低水位警報	-3.0m

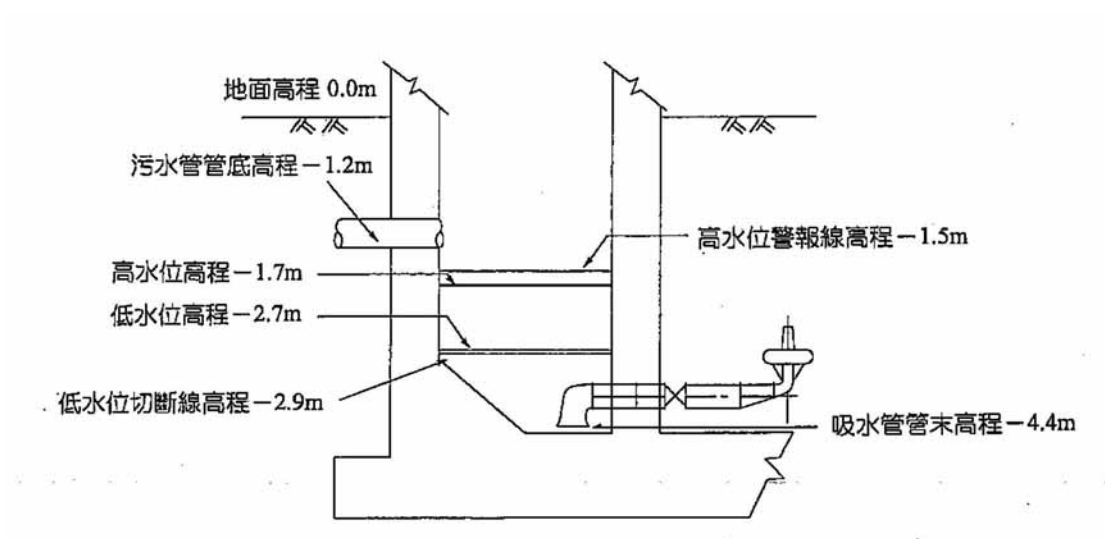


圖 2.6 濕水井水位圖

2.5 異常對策指引

污水抽水站之異常對策指引，請見表 2.3。

表 2.3 異常對策指引－污水抽水站

現 象	可 能 原 因	檢 測 項 目	對 策
1.廢水變黑、發臭	1a.抽水站操作不當 1b.收集系統坡度過緩	1a.檢視抽水站 1b.測定管線中之流速	1a.修改異常點 1b.必要時進行管線淤積清管計畫或抽換管徑
2.間續流或湧流	2a.液位控制不當 2b.抽水站容量過大 2c.偷排因素	2a.檢測液位控制點 2b.校核設計容量 2c.檢視收集系統中之排入源	2a.調整液位控制器 2b.設置緩衝槽 2c.排除不合法之接管
3.豪雨時間續流或湧流	3a.雨水自人孔流入 3b.管線破裂	3a.檢測污水人孔蓋密封狀況 3b.檢測管線	3a.更換損壞之人孔 3b.修補破裂管線
4.抽水機無法運轉	4a.控制線路有問題 4b.馬達故障	4a.檢視迴路 4b.檢測馬達	4a.更換有問題之部份 4b.更換馬達
5.抽送量減少	6a.氣塞 6b.葉輪阻塞或損壞 6c.襯墊(wearing ring)磨損 6d.阻塞 6e.過度磨損	6a.檢視可能氣塞管線 6b.檢視葉輪 6c.檢測間隙 6d.詳見現象 6 6e.詳見現象 9	6a.清除管線可能積氣之高點 6b.清除阻塞物或更換葉輪 6c.更換磨損零件 6d.詳見現象 6 6e.詳見現象 9
6.抽水機或吸水管端阻塞	7a.油脂/異物累積	7a.檢視累積之情形	7a.定期清洗、去除
7.單位抽送量消耗動力增加	8a.抽水機阻塞 8b.傳動皮帶定位不佳	8a.校核抽送水量記錄 8b.定位	8a.清除阻塞物 8b.傳送皮帶重新定位
8.液位不正確	9a.液位探棒覆蓋雜物 9b.浮球卡住無法升降 9c.浮囊洩氣 9d.氣泡系統污穢	9a.探棒 9b.浮球 9c.浮囊 9d.氣泡系統	9a.清洗探棒 9b.清除異物 9c.修復或更換浮囊 9d.清潔氣泡系統
9.抽水機過度磨損	10a.抽水站內砂累積 10b.抽水站內油脂累積	10a.檢視抽水站淤積情形 10b.檢視抽水站池壁	10a.清除淤積 10b.清除累積之油脂

第三章 攔污柵

3.1 原理概述

廢水中因製程殘留物或明渠輸送時異物掉入，常含有大小型體不一之固體物，為避免抽水機配管閥類及其他機械設備受到阻塞而故障，通常於廢水前處理設施設置攔污設備，藉以去除粗大固體物，同時亦可減輕後續廢水處理設施之負荷與設備容量。

3.2 設計概要

3.2.1 攔污柵種類

攔污柵種類依去除大小及形狀之不同而有各種不同型式，若依污物清除方式分類則有人工清除式及機械清除式兩種。人工清除式大多為柵狀，屬粗攔污柵，以熊手型扒具用以人工除去篩渣，大多用於廢水量較小或粗大固體物較少之場合，或作為機械式攔柵設施的備用單元，當機械式攔污柵故障維修時，廢水可以繞流至人工清除式攔污柵渠道流過。機械清除式攔污柵係利用刮臂、勾扒或高壓沖洗水等設施，以連續清除定時清除或液位控制清除的方式操作，將攔截之固體污物自柵網移除。機械清除式攔污柵型式用途可分區分為以下 3 類。

1. 防洪抽水站或合流下水道用的大柵距攔污柵，以攔除樹枝、垃圾、大型雜物等。
2. 淨水廠、工廠或灌溉取水用的大型攔污柵，其水質較乾淨，但流經水量相當大。
3. 用於各類工廠或工業區廢水處理場的柵狀、網狀、桶狀等攔污柵，依柵網間距大小可分成粗攔污柵及細攔污柵，以因應處理廢水中大小、型狀不同的懸浮固體物。

以下分別說明各類常用的攔污柵，有關各類攔污柵之外型請參考圖 3.1。



圖 3.1 各式攔污柵

1.往復式扒除攔污柵

以平行的鋼或鐵條棒並列於渠道中，過柵面上裝設刮渣器，以鏈條、鋼索或馬達直接帶動運行於固定軌道，將攔除渣自柵前刮除，如圖 3.1(a)為其中一例。依去除物粒徑大小，可選擇攔污柵之粗細，粗攔污相間距 50mm 以上，細攔污柵則在 20mm 以下。

2.循環移動式水篩機

以金屬網包覆在循環運行的框架上，網上設有攔板，藉由馬達鏈條的帶動，將金屬網連續上移至頂部，再以高壓水自內部噴出附著於網目上的污渣。此類水篩機設置於渠道中可深達 30m，寬度為 0.6~4.3m，網格為 2~19mm，屬於細攔污柵。因為循環操作，因此篩渣移除極為重要，否則金屬網會將未清除掉的篩渣又被水流沖至下游。

3.靜止式水篩機

將廢水自上部均勻的流下透過一斜面且靜止固定的網格，水流過後，阻留在網格上的篩渣，則以高壓清洗水或刷子由上而下沖刷移除，如圖 3.1(b)所示。此類水篩機寬度 0.6~1.8m，網格 0.25~2.5mm，屬於細攔污柵；設置上需另配合揚水設施。

4.振動式水篩機

構造與靜止式水篩機類似，而其篩渣移除主要以振動網板行之，此種清除方式對於含油脂或具黏性固體物的移除效率較靜止式水篩機為好。

5.勾耙式攔污柵

以帶勾耙的小鐵片或塑膠片串接成一帶鏈狀，藉由馬達、齒輪運轉，由勾耙將篩渣帶離水面後，於下側以鋼刷逆行清除之，設置於渠道中。攔污柵寬度為 0.3~1.5m，柵距 1~30mm。

6.旋轉式水篩機

利用不銹鋼製的柵或網圍成一桶狀，採微傾約 3 度水平放置，廢水自桶中心進流而濾出桶外，或自桶外緣均勻流入桶內，以桶中心為軸連續旋轉，以將篩渣移出水面，旋至下側時自行掉下或設置刮柵、刮板刮除，為自清式攔污柵，

如圖 3.1(c)所示。其柵距為 0.25~2.5mm，亦可視需要製成更大的柵距，圓桶直徑為 0.3~1.2m，寬度為 0.3~3.6m；設置時一般需要另設揚水設施。

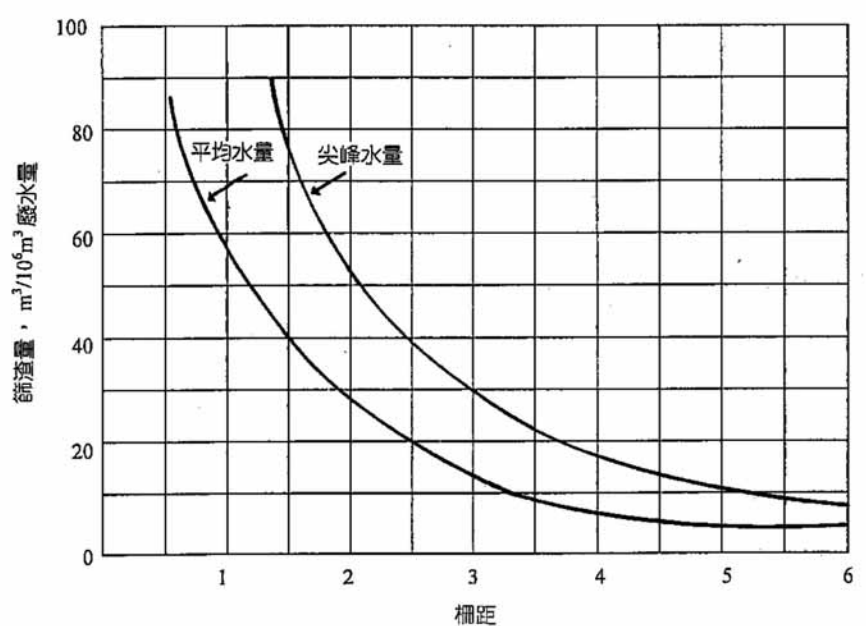
3.2.2 設計參數與考慮要項

1. 去除物大小及柵距

攔污柵用以去除粗大固體物，於設計時即應以固體物的圓形、扁形、長條形、纖維類以及篩渣含量決定攔污柵的柵距或網孔大小；圖 3.2 為機械清除式攔污柵柵距選用的參考圖。

2. 流量量化及最高、最低水位

攔污柵依功能需求可設置在抽水井之前、後，或調勻槽之後，或採多段式串聯配置。若在流量調勻之前，則其流量的變化極易引起篩渣去除效率，減低或影響篩渣清除的操作頻率。例如尖峰流量為平均流量數倍以上時，挾帶過多的粗大固體物迅速被攔除，而未被清除時，將致過柵處的水頭損失大增，除引起污物攔除效果不好，另引起進流水位高漲而溢出渠道。如果尖峰流量為平均流量數倍以上時，而需於調勻前攔污物，宜設置兩套以上的攔污柵，可防止上述狀況發生，並可避免於平均流量以下時，因流速過低而使固體物沉積於渠道中。



單位：mm

圖 3.2 機械清除式柵狀攔污柵篩渣量與柵距設計關係

3.流速及渠道

流速包括渠道流速及柵間流過速度，大部份攔污柵設置於渠道中，該渠道提供一平直且穩定的流況，使水流均勻垂直地流過整個柵面。一般渠道流速最低應維持 0.4m/sec 以上，以避免固體沉降，而雨污水合流的收集系統則應維持在 0.9m/sec 以上，防止地表沖刷之砂礫沉積在渠道內。機械清除式柵狀攔污柵的流過速度於平均流量時為 0.6m/sec，尖峰流量則為 0.9m/sec。於柵狀以外的各類型攔污柵商業產品皆有完整的流量、流速、水道損失、渠道設置寬度或設計方式之技術資料，可供計算參考之用。

4.水頭損失

水頭損失係指水平流式攔污柵，其廢污水流經攔柵後，初期因柵或網的阻隔，於攔柵上、上游間造成的水位差，隨著水流流過篩渣阻留於柵前越來越多時，其水位差將增大。人工清除式攔污柵即以操作員定時耙除篩渣，以利水流順暢流過。機械清除式攔污柵有多種自動清除方法，例如上、下游水位差超過設定值時，即自動啟動刮耙將篩渣耙除；或者使用定時器設定耙除時間及頻率；或者採連續式耙除的操作設計。大部份商業產品皆提供經測試確定之水頭損失的技術資料供計算及選用。以下列出 3 個柵狀水頭損失計算公式。

(1)柵狀，有一點篩渣及未有篩渣流況下適用

$$h_L = \frac{V_a^2 - V_c^2}{2g} \left(\frac{1}{0.7} \right)$$

(2)柵狀，未有篩渣流況下適用

$$h_L = \beta \left(\frac{W}{B} \right)^{4/3} \cdot \frac{V^2}{2g} \cdot \sin\theta$$

(3)細攔污柵適用

$$h_L = \frac{1}{2g} \left(\frac{Q}{CA} \right)$$

h_L = 流經柵間水頭損失，m

$V_a - V_c$ = 流經速度及渠道流速，m/sec

g = 重力加速，9.81m/sec

W =欄柵面總寬度，m

B =柵距總寬度，m

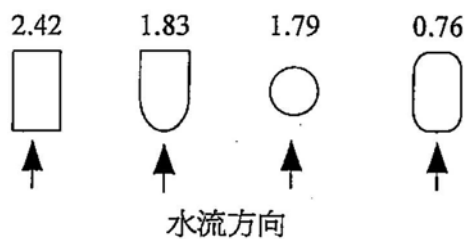
Θ =柵仰角，度

Q =流量， m^3/sec

$A=B \times H$ ， H 為水深， m^2

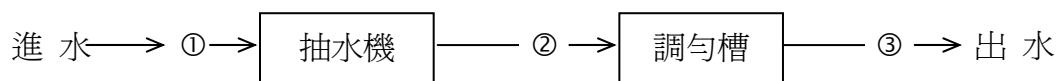
C =流過係數，清淨柵為 0.6

β =柵形狀係數，如下分類



5.設置位置

攔污柵是用以保護揚水抽水站、調勻攪拌設備，及避免淤積而先行去除不同特性的粗大固體物；因此其設置位置即以其保護目的而決定。如下圖之位置說明之，有時可以 1 段攔污柵達成處理目的，但有時需設置多達 2~3 段。



- (1) 廢水中含有粒徑 2cm 以上的固體物，於抽水站前需設粗攔污柵，該粒徑的限值需依抽水機口徑決定，例如口徑 20mm 以下的抽水機，攔柵宜小於 20mm，口徑 1,000mm 以上的抽水機，攔柵可以大於 50mm。若固體物之型體較大且篩渣量較多，例如分流式下水道之廚餘類污渣，則宜先以篩渣破碎機切碎。
- (2) 廢水中含有粒徑 2cm 以下之固體物，或廢水流入抽水機之前水位已低於地面下甚深，其攔污柵操作及清渣工作較不便者，或者有棉絮狀固體物或纖維，易纏繞曝氣設備者(例如表面曝氣)，宜於調勻槽之前，設置中一細攔污柵。廢水中含有粒徑 6mm 以下的細固體物，不易於初池槽中沉降除去，反而增

加後續處理的有機負荷者，亦可於調勻槽前設置細攔污柵，可減調勻槽所需之曝氣攪拌動力。

- (3)前述廢水中含有粒徑 6mm 以下的細固體物，如於調勻槽前沒有適合位置設置攔污柵，亦可設置於調勻槽後，利用調勻槽出水泵的揚水設施均勻泵送廢水至靜止式水篩機以攔除較小之固體物。

6.篩渣清除方式

篩渣清除方式分為人工式及機械式，人工式通常設計為柵狀攔污柵，柵與水平角度常為 45~60°，以利操作員較省力耙除篩渣，柵距為 25~75mm，屬於中、粗攔污柵，柵之流過速度為 0.3~0.6m/sec。由於係人工清除式，廢水中的固體物不宜太多，以每日上、下午各耙除一次的操作頻率較佳。其耙除的篩渣先置於柵頂的漏空平台，將高含水率的篩渣先瀝水後再移除，如篩渣屬於易腐臭或滋生蒼蠅的碎肉、果渣，宜儘快移除。至於機械式攔柵，依攔污方法設計之差異，可以採連續式或間歇式，連續式機械攔污柵係以刮刀刮除、高壓水噴洗等方式，連續清除攔截於柵面之篩渣。間歇式則以水位差控制或定時器啟動篩渣刮除器清除篩渣。設計攔污柵時，攔污設備的選用型式是否恰當，是攔渣去除處理效率的重點，而攔污柵設置地點及篩渣清除方式的設計卻關係日後操作、維護便利與否，若設計不當，甚至會因維修或清渣不易，而棄置不用。有關攔污柵區週邊設施設計注意事項列示如下：

- (1)攔污柵深入地下時，宜有方便上下樓梯，不宜僅設置爬梯。
- (2)攔污柵深入地下時，宜有篩渣清運設施，例如吊車、輸送帶、漏斗，且易於運出處置。
- (3)攔污柵深入地下時，有空氣不流通或缺氧導致 H_2S 、 CH_4 蓄積情況時，宜有抽風設施，必要時甚至需考慮採防爆設計。
- (4)攔污柵的操作盤、篩渣卸落等區域宜有可接近的平台。
- (5)攔污柵的週區宜有沖洗水設施。
- (6)大水量或篩渣量大採用機械式攔污柵設計者，宜於渠道中另設置人工清除式攔污柵，以閘門隔離，以為攔污設備故障時，繞流處理之。

3.3 一般常見設計缺失及補救方法

攔污柵一般常見設計缺失及補求方法，請參見表 3.1。

表 3.1 攔污柵一般常見設計缺失及補求方法

缺 失	對 策
1.廢水量尖峰係數考量太低，致尖峰水量使渠道淹水	1.加速清渣頻率，如無法降低水位，則需增設 1 組攔污柵
2.廢水量尖峰係數考量太大，或渠道流速過低，致砂、固體物沉積於渠道	2.渠道坡度加大，或如有可能將渠道變窄，以上措施需經水力計算後確認流速是否適合
3.操作平台、清渣空間不足或方向不對	3.較難以補救，待設備汰換時，再重新設計
4.特殊形狀固體物極易通過攔柵	4.重新選用攔污柵，例如較細網目型式
5.含粘性固體物，清渣不易	5.可改用勾耙式，以鋼刷刷除
6.週邊未設清洗水	6.設置清洗水源及高壓噴頭

3.4 設計計算例

3.4.1 設計條件

- 尖峰流量=1.321m³/sec
- 最大日流量=0.916m³/sec
- 平均流量=0.441m³/sec
- 尖峰流量時進流渠水深=1.18m
- 尖峰流量時進流渠中流速=0.88m/sec

3.4.2 設計準則

- 設置兩台並聯式柵狀攔污柵，每 1 台可單獨處理尖峰流量
- 採用機械清除式，設置角度為 $\theta = 75^\circ$
- 柵間距 = 25mm
- 尖峰流量間流速 = 0.9m/sec
- 最大日流量柵間流速 = 0.6m/sec
- 平均流量柵間流速 = 0.4m/sec

3.4.3 設計步驟

1. 計算攔污柵及攔污渠尺寸

- 柵流過面積 = $132\text{m}^3/\text{sec} \div 0.9\text{m}/\text{sec} = 1.47\text{m}^2$
- 柵開孔尺寸 = $1.47\text{m}^2 \div 1.18\text{m} = 1.25$
- 柵間距 25mm，使用 49 個柵，共設 50 欄，總開孔 = $25\text{m} \times 50 = 1.25\text{m}$
- 每個柵為 10mm，攔污渠寬度 = $1.25\text{m} + 10\text{mm} \times 49 = 1.74\text{m}$

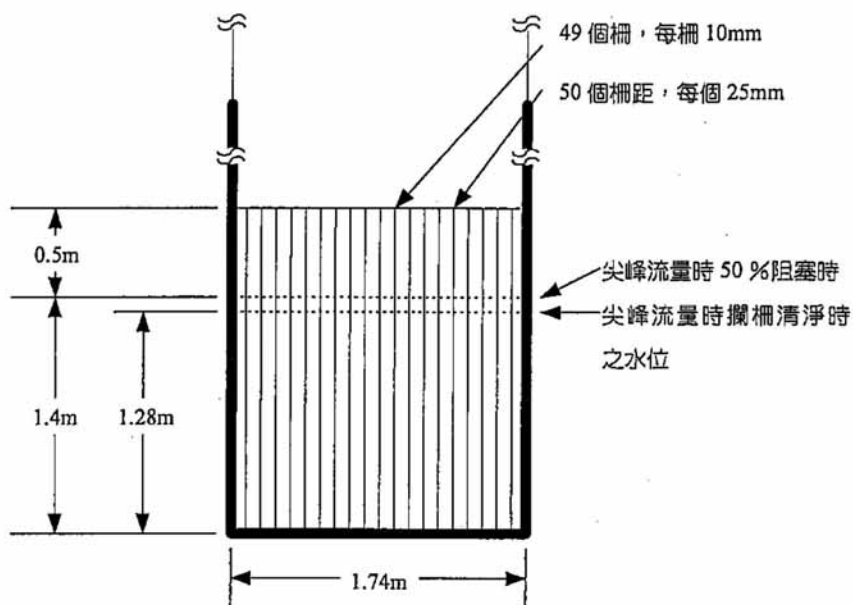


圖 3.3 柵狀攔污柵形狀

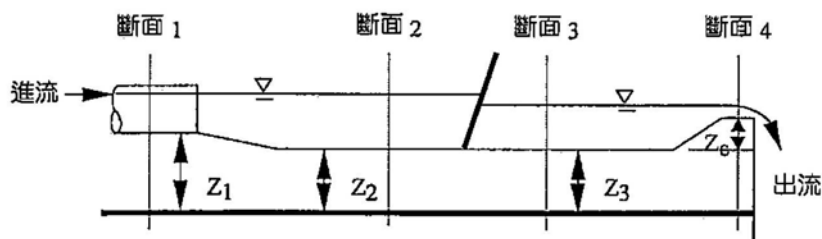
2. 計算尖峰流量時之水位

- 依能量方程式計算攔污柵前水位

$$Z_1 + d_1 + \frac{V_1^2}{2g} = Z_2 + d_2 + \frac{V_2^2}{2g} + h_L$$

其中 $h_L = k_e \left(\frac{V_1^2}{2g} - \frac{V_2^2}{2g} \right)$ ，擴散係數 $k_e = 0.3$

Z_1 與 Z_2 之高程差設置為 0.08m



$$\begin{aligned} & \text{則 } 0.08\text{m} + 1.18\text{m} + \frac{(0.88\text{m/sec})^2}{2 \times 9.81\text{m/sec}^2} \\ &= d_2 + \frac{\left(\frac{1.321\text{m}^3/\text{sec}}{1.74\text{m} \cdot d_2}\right)^2}{2 \times 9.81\text{m/sec}^2} + 0.3 \left[\frac{(0.88\text{m/sec})^2}{2 \times 9.81\text{m/sec}^2} - \frac{\left(\frac{1.321\text{m}^3/\text{sec}}{1.74\text{m} \cdot d_2}\right)^2}{2 \times 9.81\text{m/sec}^2} \right] \end{aligned}$$

$$\text{簡化後} \Rightarrow d_2^3 - 1.288 d_2^2 + 0.021 = 0$$

$$\text{試誤法} \Rightarrow d_2 = 1.28\text{m}, V_2 = 0.59\text{m/sec}$$

- 校核柵間流速

$$= \frac{1.32\text{m}^3/\text{sec}}{1.25\text{m} \times 1.28\text{m}} = 0.83\text{m/sec}$$

- 流過攔污柵水頭損失

$$\begin{aligned} h_L &= \frac{V_b^2 - V_2^2}{2g} \left(\frac{1}{0.7} \right) \\ &= \frac{(0.83\text{m/sec})^2 - (0.59\text{m/sec})^2}{2 \times 9.81\text{m/sec}^2} \times \frac{1}{0.7} \end{aligned}$$

$$= 0.025\text{m}$$

- 計算攔污柵後水位

$$\begin{aligned} d_2 + \frac{V_2^2}{2g} &= d_3 + \frac{V_3^2}{2g} + h_L \\ 1.28\text{m} + \frac{(0.59\text{m/sec})^2}{2 \times 9.81\text{m/sec}^2} &= d_3 + \frac{\left(\frac{1.321\text{m}^3/\text{sec}}{1.74\text{m} \cdot d_3}\right)^2}{2 \times 9.81\text{m/sec}^2} + 0.025\text{m} \end{aligned}$$

$$\text{簡化後} \Rightarrow d_3^3 - 1.273 d_3^2 + 0.029 = 0$$

$$\text{試誤法} \Rightarrow d_3 = 1.25\text{m}, V_3 = 0.61\text{m/sec}$$

- 柵間有 50%阻塞時之水位

$$d_2' + \frac{V_2'^2}{2g} = d_3 + \frac{V_3^2}{2g} + h_{50}$$

$$\begin{aligned}
 &50\% \text{阻塞後之柵間流速 } V'_b = \frac{1.321 \text{ m}^3 / \text{sec}}{1.25 \text{ m} \times 0.5 \times d'_2} = \frac{2.114}{d'_2} \\
 &V'_2 = \frac{1.321 \text{ m}^3 / \text{sec}}{1.74 \text{ m} \times d'_2} = \frac{0.759}{d'_2} \text{ m/sec} \\
 &d'_2 + \frac{\left(\frac{0.759}{d'_2} \text{ m/sec}\right)^2}{2 \times 9.81 \text{ m/sec}^2} \\
 &= 1.25 \text{ m} + \frac{(0.61 \text{ m/sec})^2}{2 \times 9.81 \text{ m/sec}^2} + \frac{\left(\frac{2.114}{d'_2} \text{ m/sec}\right)^2 - \left(\frac{0.759}{d'_2} \text{ m/sec}\right)^2}{2 \times 9.81 \times 0.7} \\
 &\Rightarrow d_2'^3 - 1.269 d_2'^2 - 0.254 = 0 \\
 &\Rightarrow d_2' = 1.40 \text{ m}, \quad V'_2 = 0.54 \text{ m/sec} \\
 &h_{50} = 1.40 \text{ m} - 1.25 \text{ m} = 0.15 \text{ m} \\
 &V'_b = \frac{2.114}{1.40} = 1.51 \text{ m/sec}
 \end{aligned}$$

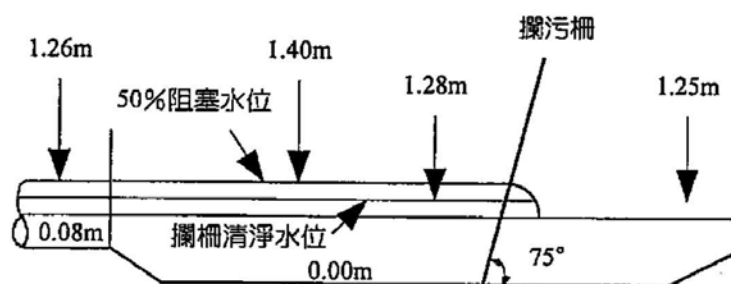


圖 3.4 攔污柵水力剖面圖

3. 攔污柵渠道及週邊設施

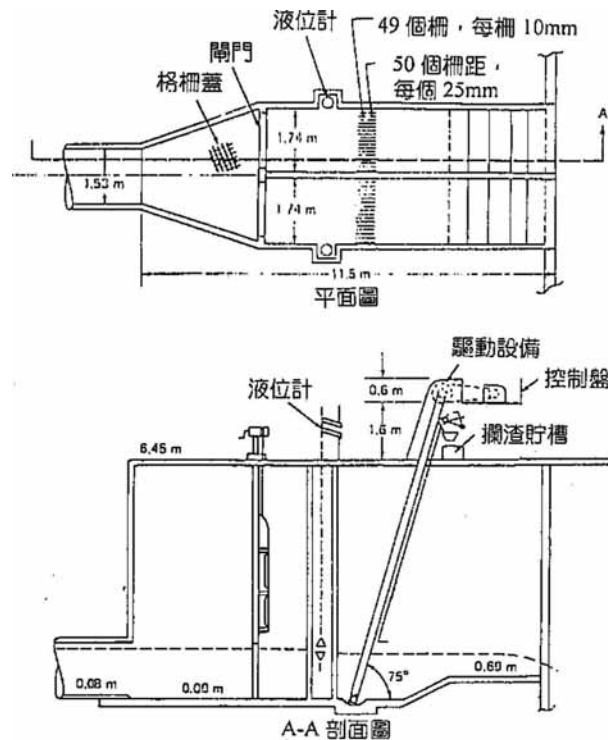


圖 3.5 攔污柵渠道配置圖

3.5 控制重點

1. 篩渣勤於清除
2. 紀錄攔柵含週邊設施故障維修的時間、項目、更換零件，及推測其可能原因，以完成記錄表，以供攔污柵設施功能良好與否，及是否適合現場地使用之評估依據。

3.6 異常對策指引

攔污柵之異常對策指引，請參見表 3.2。

表 3.2 異常對策指引－攔污柵

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.惡臭、蒼蠅及其他蟲類滋生	1a.篩渣堆積	1a.篩渣清運方法及頻率	1a.加強篩渣清運次數，必要時施以防臭劑、殺蟲劑
2.攔污渠道砂淤積於底	2a.因渠道水位升高，致渠底流速減緩	2a.渠道底淤砂狀況，及是否有物件掉落	2a.清除淤砂重新整理渠道底斜度，移除掉落物
3.篩渣量增多	3a.廢水中固體物含量增多	3a.篩渣大小及柵間流過速度	3a.清查異常篩渣來源，並防止排入廢水中，如無法排除，則應增加清渣頻率，必要時須增設粗攔污柵
4.操作中有異音、振動	4a.軌道或柵移位，轉動設備鬆脫 4b.進水速度過大	4a.機械轉動狀況 4b.進流泵出水狀況	4a.修護之 4b.減低速度水頭
5.機械清除耙無法運轉，且斷路器一直跳脫	5a.機械有異位卡住	5a.渠道及柵間是否有異物	5a.移除障礙物 5b.如果經常有此類物質卡住，可改用耙可逆轉之設置
6.機械清除耙無法運轉，而馬達仍持續運轉	6a.傳動鏈條或鋼索故障 6b.極限開關故障	6a.檢測傳動設備 6b.檢測開關	6a.更換損壞零件 6b.更換損壞零件
7.機械清除耙無法運轉，但無其他狀況發生	7a.控制迴路故障 7b.馬達故障	7a.控制迴路 7b.馬達運轉	7a.控制迴路 7b.馬達運轉

第四章 沉砂池

4.1 原理概述

廢水經攔污柵後，於抽水井或調勻槽之前設置沉砂池，用以去除砂礫類易於沉降的固體物。設置的目的有四：1.防止管線淤塞，2.防止砂礫類固體物沉積於初沉池及污泥濃縮池池底，無法排除，3.保護轉動機械及泵，避免磨損及故障 4.防止砂礫淤積於曝氣池及污泥消化池，而降低其容積利用。去除的對象為比重 1.5~2.7，粒徑 0.2mm 以上的砂土類。

4.2 設計概要

依沉砂構造分類，沉砂池可分為水平流式沉砂池及曝氣式沉砂池。

4.2.1 攔污柵種類

水平流式沉砂池係利用砂礫的重力以達沉降分離目的，廢水中砂礫物質比重約在 1.5~2.7，而有機物固體比重約 1.02，因此利用其比重的懸殊差異，即能有效將砂礫分離。重力式沉砂池多為矩形，入口處應用走橋式刮砂器將沉砂刮至前端漏斗貯槽，再以非阻塞型泵或螺旋泵將砂揚出，或者可以走橋式抽砂機行走於軌道間將沉砂抽出。如圖 4.1 所示。其優缺點列於表 4.1。水平流式沉砂池設計參數主要為平均流速、水面積負荷及停留時間。

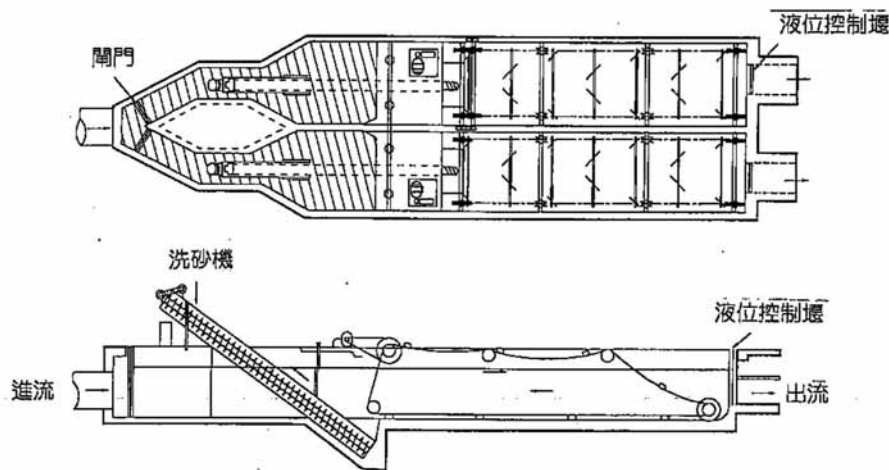


圖 4.1 重力式沉砂池

表 4.1 水平流式沉砂池優缺點

優 點	缺 點
於出流處設置液位控制堰，水量小幅變動時，可以調整水頭流速	進流量變化範圍大時，較難穩定維持平均流速 0.3m/sec
毋須設置特殊結構物	沉於水中的清砂設備，如鏈條、走橋磨損快
如能有效穩定進流量，除砂效果好	- 進流量無法穩定時，則含有有機固體物和砂一起沉積，需另設沉砂機 - 出口處的流量控制堰需採跌落設計，浪費水頭大(約為水深的 30~40%) - 採用比例堰控制者，易因渠道底流速較大而引起底砂沖刷而出

1. 平均流速

如表 4.2 所列各比重的限界流速為 0.38~0.82m/sec，於水平流沉砂池中宜維持平均流速 0.3m/sec，流速太高，比重較低之砂礫將再狹帶而出，若流速低於 0.3m/sec，則微細有機物易發生沉降而腐敗，增加砂礫的清洗作業。

表 4.2 水平流式沉砂池優缺點

比 重	界限流速(m/sec)
1.26	0.38~0.45
1.33	0.45~0.52
2.00	0.52~0.60
2.12	0.60~0.68
2.18	0.68~0.75
2.66	0.75~0.82

2. 水面積負荷

水面負荷與粒子的沉降性有關，依表 4.3 粒子之沉降速度，比重 2.65，粒徑 0.2mm 之粒子的沉降速度為 21mm/sec，水面積負荷宜為 $1,810\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ 。

表 4.3 粒子之沉降速度

比重 2.65 粒徑(mm)	沉降速度 (mm/sec)	水面積負荷 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$)
1.00	100	8,640
0.90	92	7,950
0.80	83	7,170
0.70	72	6,220
0.60	63	5,440
0.50	53	4,580
0.40	42	3,630
0.30	32	2,760
0.20	21	1,810
0.15	15	1,300
0.10	7.4	640

3.停留時間

沉砂池的停留時間，依據過去的實驗結果及經驗，一般以 45~90 秒為標準，小規模的處理設施則有 2~3 分鐘者。

4.其他設計重點

沉砂量依廢水水質特性、土壤、管渠埋設工程之良否等而異，都市下水每 $1,000\text{m}^3$ 約 $0.005\sim 0.02\text{m}^3$ ，工業廢水則差異很大，因此於沉砂池底部，依除砂方法、除砂頻率，設置約以有效水深之 10~30%或最少 0.3m 深之貯砂槽。一般為控制液位變化不要太大，於出口端或下游設置液位控制堰，例如比例堰、短形堰、巴歇爾堰等。水平流式沉砂設計資料如表 4.4。

表 4.4 水平流式沉砂池設計參數

設計參數	範圍
水深	0.6~1.5m
池長	3~25m
停留時間	30~60sec
水平流速	0.15~0.4(0.3)m/sec
水平積負荷	1,400~1,800($1,670\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$)
液位控制水堰水頭損失	水深之 30~40%

4.2.2 曝氣沉砂池

曝氣沉砂池係利用沉砂池底部設置之散氣設施提供曝氣，使水流產生垂直漩渦，藉離心力以分離砂土之設施。而藉由空氣量的調整，可選擇欲去除的顆粒對象。如圖 4.2 所示。沉砂的清除方式與水平沉砂池原理相同，而商業產品型式更多。曝氣沉砂之優缺點比較如表 4.5。其一般設計參數列於表 4.6。

表 4.5 曝氣沉砂池之優缺

優 點	缺 點
• 進流量變大時，較水平式沉砂池易於發揮沉砂效率 • 水頭損失較低 • 曝氣提供溶氧，可同時氧化些許腐敗性臭味，並有預曝氣功能 • 藉曝氣量之調整可選擇欲去除之固體物大小 • 設於化學處理單元之前時，可兼作加藥、攪拌及混凝功能 • 加裝浮油撇除器可同時去除油脂	• 動力設備較多，動力費用較高 • 設備操作、維修工作較多 • 設計良好的曝氣漩渦水流、貯砂槽及清砂設備的相關設計資料多而混亂，難以自行計算設計 • 廢水中含有揮發性有機物或厭氧性臭味時，會因曝氣而逸散出來

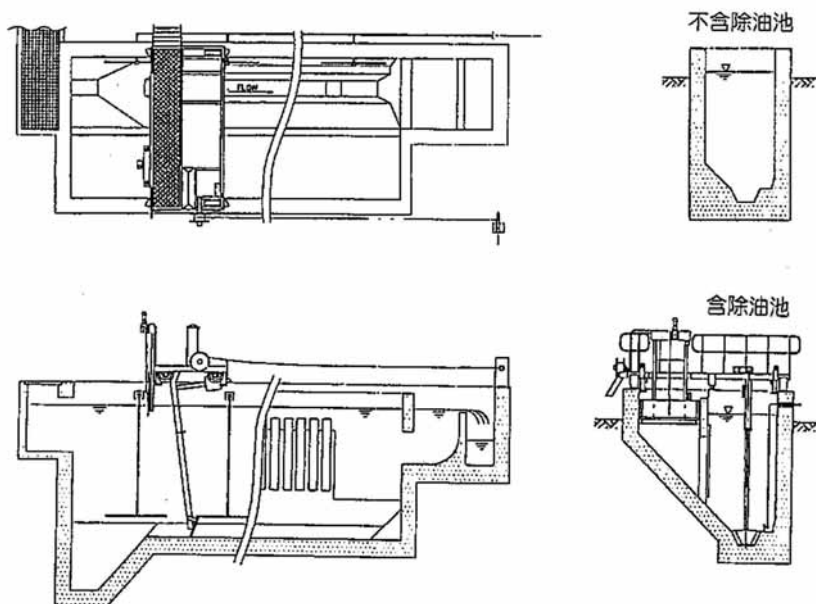


圖 4.2 曝氣沉砂池

表 4.6 曝氣沉砂池設計資料

設計參數及設施	範 圍	設計說明
- 水深 - 池長 - 池寬 - 池寬／深比 - 池長／寬比 - 水面橫斷面流速	2~5m 7.5~20m 2.5~7.0m 1:1~5:1 2.5:1~5:1 0.6~0.8m/sec	池體的水深及寬度設計係以讓曝氣水流可迴旋成一漩渦水流為設計要點，出水高度 0.5m 以上
尖峰流量之停留時間	1~3min	適用於去除比重 2.65，0.2mm 粒徑固體物
空氣供應量	池體每公尺長 0.27~0.74m ³ /min	水深越深，池寬越寬者，供氣量越高
進流／出流構造		進流、出流設施設計應防止短流、混流，並使水流進入或流出時，與池內迴漩流況相同，進出流速應大於 0.3m/sec
隔板		- 設置縱向隔板，距池邊約 1m，增加沉砂效果，且可防止沉砂揚起及減少曝氣量。 - 設置橫隔板，防止短流及速水頭之影響
散氣設施	置於池底上方 0.6m 處理	中至粗曝氣頭，每一曝氣支管可調整曝氣量，曝氣設施置於池體長向側邊
鼓風機		水深與活性污泥槽或調勻槽差異太大時，宜設置專用鼓風機
抽砂設施		走橋式抽砂泵、走橋式刮砂機及抽砂泵或氣升式揚砂泵
貯砂槽		至少 0.3m 深
洗砂設施		螺旋式輸送洗砂，可兼作抽砂、輸帶式洗砂機

4.3 一般設計缺失及補求方法

一般設計缺失及補求方法，列於表 4.7 中。

表 4.7 沉砂池一般設計缺失及補求方法

缺 失	對 策
1.尖峰係數估計過低，流量起伏太大，水平流速不穩定	1.結構體允許時，改為曝氣沉砂式操作
2.空氣量無法調整或難於調整	2.曝氣支管裝設高整流量的閥，設置專用鼓風機
3.轉動機械及設備磨損率高	3.勤於記錄故障零件及原因，除可較快速排除問題外，更換較耐磨之設施或零件，例如 PU 包覆轉輪，增設高壓水沖砂礫淤塞的軌道，鏈條
4.清出之砂礫運出困難	4.宜設置吊車、貯砂桶等，並有道路使卡車可接近並吊裝
5.操作平台缺乏	5.設置操作平台
6.短流	6.設置隔板，進出流方向更正

4.4 設計計算例

4.4.1 設計條件

- 最大時流量 = $200\text{m}^3/\text{hr}$
- 平均流量 = $180\text{m}^3/\text{hr}$

4.4.2 設計條件

- 採用曝氣沉砂池 1 座
- 水力停留時間 = 3min
- 池體池寬／池深(W/D) = 1.2
- 供氣量 = $0.46\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{min}$

4.4.3 設計步驟

1.池體尺寸

- 池體溶積 = $200\text{m}^3/\text{hr} \div 60 \text{ min/hr} \times 3\text{min} = 100\text{m}^3$
- 池深採用 3m，池寬則用 3.6m，則池長 = $100\text{m}^3/\text{hr} \div (3 \times 3.6)\text{m}^3 = 9.3\text{m}$
- 池體尺寸採用 9.5m(L)×3.6m(W)×3m(SWD)×3.6m(H)

2.供氣量

- 供氣量 = $9.5\text{m}^3/\text{hr} \div 0.46\text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{min} = 4.37\text{m}^3/\text{min}$
- 採用粗氣泡式散氣設施，曝氣量為 $0.25\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{個}$
所需散氣數量 = $4.37\text{m}^3/\text{min} \div 0.25\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{個} = 17.48\text{ 個}$
採用 18 個，供氣量共 $0.25\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{個} \times 18\text{ 個} = 4.5\text{m}^3/\text{min}$
- 設置鼓風機用 $4.5\text{m}^3/\text{min} \times 0.35\text{kg}/\text{cm}^2$

4.5 控制重點

沉砂池各項操作無異常狀況，例如經常跳脫、異音、振動的情況下，其設施的磨損率較低，可以表示除砂的效果越好，對後續處理設備的保護較佳。於水平流式沉砂池的操作控制要點為水平流速穩定及防止短流，速度水頭的影響。而曝氣式沉砂池之控制重點則為曝氣量調整以及進、出流流況穩定、速度水頭的影響等。

4.6 控制重點

沉砂池之異常對策指引，請參見表 4.8。

表 4.8 異常對策指引－沉砂池

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.沉砂淤塞於貯砂區	1a.刮砂速度太快 1b.抽砂或清砂作業太慢或頻率太緩	1a.刮砂速度 1b.抽砂或清砂作業情形	1a.降低刮砂速度 1b.調整清砂作業程序
2.有蛋的腐臭味	2a.產生 H ₂ S 2b.有機物淤積	2a.化驗總硫化物及溶解性硫化物 2b.檢視淤積物	2a.以次氯酸鹽清洗池體 2b.每日清理池體 2c.調整水平流速及面積負荷，勿使有機物沉降
3.設備金屬腐蝕及池體混凝土有侵蝕現象	3a.通風不良	3a.通風設施	3a.增加送風量
4.清除之砂礫顏色灰白	4a.供氣量不足 4b.停留時間太長，水平流速太低	4a.供氣量 4b.水平流速及停留時間	4a.增加供氣量 4b.池體太大，必要時可改為曝氣沉砂式
5.曝氣沉砂池表面的混流狀況異常	5a.散氣頭阻塞	5a.散氣頭	5a.清洗散氣頭
6.除砂量降低	6a.池底沖刷 6b.曝氣量太大 6c.停留時間太短	6a.水平流 6b.曝氣管閥 6c.停留時間	6a.維持於 0.3m/sec 6b.減少曝氣量 6c.均勻進水量，提高液位或再增設 1 組沉砂池
7.池底冒出腐臭氣泡	7a.污泥淤積	7a..池底淤泥狀況	7a.每日清淤泥，並調整供氣量及水平流速

第五章 調勻池

5.1 原理概述

調勻池(equalization tank)之設置，主要在調節處理系統的質、量負荷，廢水處理流程中為適應進流參數(水量、水質)的顯著變化，需做有效的控制；讓各處理單負荷均一，以達最佳之處理效率，並達成放流水質之穩定。

5.2 設計概要

工業廢水的質與量均隨時間、季節變動，其變動情形則視工廠操作及生產週期而定。大多數廢水處理程序對於水力負荷、pH、溫度等變化均極敏感，進流水質、水量變化太大，容易影響各處理單元應有的功能。調勻池或稱調節槽，即在減低上述各種變化，進而達成以下之目的：

- 1.節省新廠的設備費用：以日高峰流量或污染量設計，較以高峰流量的設計要經濟，所有控制設備及儀表費用也可降低。
- 2.提高處理廠的性能：在日平均流量或污染量下操作良好的處理廠，處理時平均流量或污染量的廢水，可能會超負荷。一般而言，調勻池能增加初步沉澱槽的沉澱效果，出水濃度的均勻程度及提高生物處理單元的穩定性；某些三級處理，例如化學混凝法去除磷及活性碳吸附法脫色等，水流變化容易有不良影響，調勻池能提高加藥及沉澱過程的可靠性，提高過濾及吸附單元的操作效果。
- 3.對於已經超負荷的處理廠，調勻池的增設也許是花費最低的一種改善或提升處理性能的措施。調勻池的最大作用在降低水質、水量的變異程度及其最大值，並非所有處理程序均須或均可附加此一單元，其適用的原則有：
 - (1)有些工廠廢水均勻化(稀釋作用或使廢水發生化學作用)後可達排放標準而不須其他處理者。或經調勻池後即可排入污水下水道系統或另行處置時。
 - (2)工廠產品種類多，製程不同，廢水量、污染物強度及污染性質變化大者。
 - (3)廢水之酸鹼可予中和，而不引發其他毒性物質者。電鍍工廠中鹼性的氰系廢水則不能以酸性廢水中和，避免引發劇毒之 HCN 氣體。
 - (4)必須降低廢水之毒性以便處理時。
 - (5)均勻水質、水量，使便於加藥自動控制及其他處理操作或控制放流時。

(6)必須分開收集的廢水，不適用調勻池。例如：污染程度不大的廢水(如冷卻廢水)不能與污染度大的製程廢水同時流經調勻池；污染性質差異甚大，必須用不同的方法處理時；高濃度處理效率高(例如，反應速率為一階反應時)或可予回收某種成分者，不適於與低濃度廢水均勻化；廢水經混合均勻會產生不良作用或影響處理操作者。

理想的調勻池，其流出水須在任何時刻維持相同的水質及水量，實際上不容易達到，因為需要無限大的容積。一種合理的流出型態，視廢水處理廠各單元能夠承受及對突增負荷容忍的程度而定，例如滴濾池忍受有機物突增負荷的變動範圍比活性污泥池大；所以滴濾池前的調勻池體積可以較小。雖然工業廢水的質、量隨工廠操作及生產週期而變，但調勻池的合理體積，並不能以生產週期做為設計準則，影響調勻池的因素有：

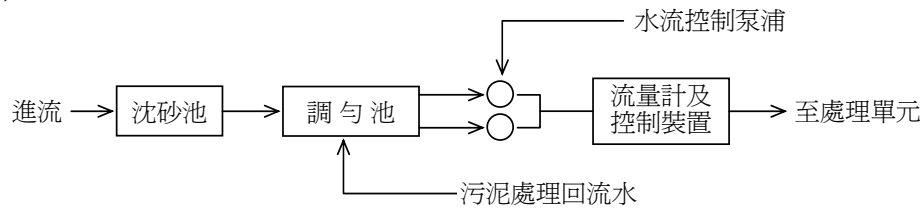
- 1.依承接之廢水處理單元或系統之型式而定；
- 2.依工廠操作週期中廢水質、量變動之極端值以及自動修正之能力而定；
- 3.依調勻池本身混合型態、分散及攪拌之特性而定；
- 4.依調勻池內發生的生化或化學反應的情形而定。

5.2.1 調勻池的位置

調勻池的最佳地點視處理系統而異，與處理方法、廢水收集系統及廢水特性均有關聯。有時調勻池設在初級處理與二級生物處理之間較適當，因為由於污泥或浮渣引起的問題可以避免；若調勻池放在初級處理之前，則須有充分攪拌，防止固體沉積及濃度變異，同時加以曝氣，以防臭味。

調勻池設置位置可分為若以同線式及側線式工程。同線式調勻池將廢水全量引入調勻池，對平衡尖峰流率較側線式的作用為大，通常容積也較僅將超出平均水流部分予以調節的側線式調勻池為大；若需同時均勻尖峰濃度，則須使用同線式。2 者典型的調勻池配置流程如圖 5.1 所示。

(a)同線式



(b)側線式

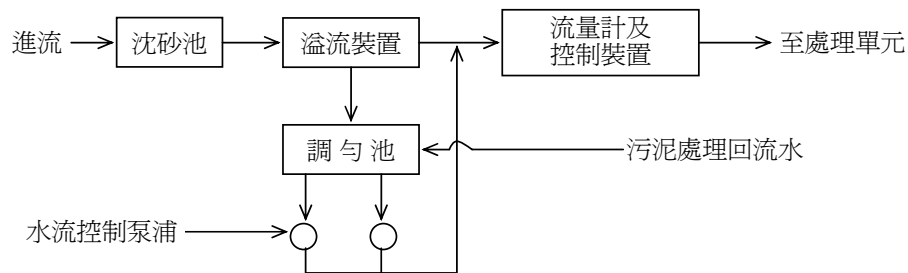


圖 5.1 典型的調勻池流程配置圖

5.2.2 調勻池之體積

調勻池體積之計算方法，有作圖法(inflow mass diagram)、計算法及體積濃度法；前二者常用在自來水配貯槽的設計，通常只考慮水力負荷，但不考慮水質濃度的均勻問題。後者則係考慮水質、水量的均勻化，根據擴散方程式導出完全混合槽的實用設計方法，對於設計調勻池的水流型態介乎完全混合流與柱塞流(plug flow)之間的各種情況，也能用完全混合系統導出的修正係數做為設計的依據。

實際上，工廠之調勻池容積很少係由上述 3 種方式決定。另，調勻池實際上建造的容積比理論值要大出 10~20%，那是因為：

- 1.調勻池須曝氣或混合攪拌操作，應維持適當的出水高度。
- 2.絕大部份處理廠會有迴流液(例如污泥濾過液或消化上澄液)回到調勻池中。
- 3.大多採用不同安全係數的考慮，以容納不可預期的日流量的變化等。

為使須處理廢水水質、水量均一，理論上調勻池之體積應達無限大，但實際上無法達成。一般設計值常為廢水停留時間 8~16 小時，如土地空間有限則停留時間 8 小時以下；但若土地空間足夠，其停留時間常在 16 小時以上，甚至 24 小時以上。

5.2.3 調勻池之物理設計

調勻池的幾何形狀與使用同線式或側線式有關，同線式的目的在同時均勻流量及質量負荷，所以槽的形狀宜儘可能使具有連續流攪拌反應的功能，應避免長條形槽，進水及出水應妥為設計，使短流減至最小，在攪拌器附近注入廢水通常可達到目的。

1.設計操作上應包括

清除槽壁上固體及油脂沉積的設施；泵浦故障時緊急的溢流設施；高水位去除浮渣或泡沫；噴水消除泡沫，防止其累積等附屬設施。同線式或側線式調勻池均須攪拌及曝氣，以維持正常操作。攪拌必須足以避免固體沉積，調勻池設在沉砂池之後，可以達到最小攪拌的目的。以含有懸浮固體(SS)約 220mg/L 的工業廢水而言，攪拌動力約為 $0.004\sim0.008\text{kw/m}^3$ 。曝氣則在防止腐敗，上述廢水之空氣供給量約需 $0.01\sim0.015\text{m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{min}$ 。

2.泵浦及泵浦控制

由於調勻池引起的水頭損失，一為動力水頭(dynamic losses)，一為正常水位差異；另外，池體需排空時必須提供更大的水頭。當所有水頭損失無法重力來提供時，則須泵浦。泵浦可以設在調勻池之前或之後，有些情況則未均勻廢水及均勻後的廢水均使用泵浦抽送。為滿足每天尖峰流量，進流泵浦的容量通常要較大。若放流係以重力為之，則須有自動化的流量調節裝置；若放流係用泵浦，則須用儀表控制預先選擇好的調勻池放流速率。無論使用那種方式放流，在調勻池的排出口處，須有測定流量的裝置用來監測均勻化後的流量。

保護處理系統方法之一為當高峰負荷來臨時採用分開處理(Split treatment)或溢流(overflow)，僅處理正常的流量，高峰期多出的流量則不經處理單元，在最後與經處理的部分再合而為一排放。此種方法自然會導致高峰期排放水水質的降低(劣化)，但較高峰期導致整個系統失敗要好得多。

5.2.4 流量調整槽

廢水處理設施流入水水質濃度變化過大時，會影響處理效果導致處理水水質不穩定。調勻池即為藉較大容量的槽體空間以涵容廢水水質的變化，並調整

流量，使廢水能均勻而穩定的輸送至後續之處理設施中處理，以獲得穩定的處理成效。流量調整之方法有下列 3 種：

1. 泵定量抽送法(圖 5.2a)

泵定量抽送方法設置之定量泵容量，必須符合計畫廢水量。若泵容量選擇不當，會因調勻槽水位變化導致揚水量發生變化，則必須設置分水計量槽替代。

2. 輸送管上設分叉之方法(圖 5.2b)

本法為於泵之輸送管上設分叉管路，調勻池之廢水經泵抽送流經一定開口度之固定閥，超過部份之流量則再迴流至調勻池，以調節流量之方法。惟本法在閥之裝置部份常有發生阻塞的問題，並非一良好的方法。

3. 分水計量槽分水法(圖 5.2c)

本法是使調勻池之廢水藉泵揚升送入設有三角堰或矩形堰之分水計量槽，而使一定之廢水經堰流入後續處理設施之方法。本法為使溢流量一定，必須使分水計量槽內的水位保持一定，因此除分水計量送水用之堰外，尚需設置將超量廢水迴流入調勻池之堰。分水計量方式之流量調整如圖 5.3。其附屬設施包括有揚水泵、攪拌及曝氣裝置等。

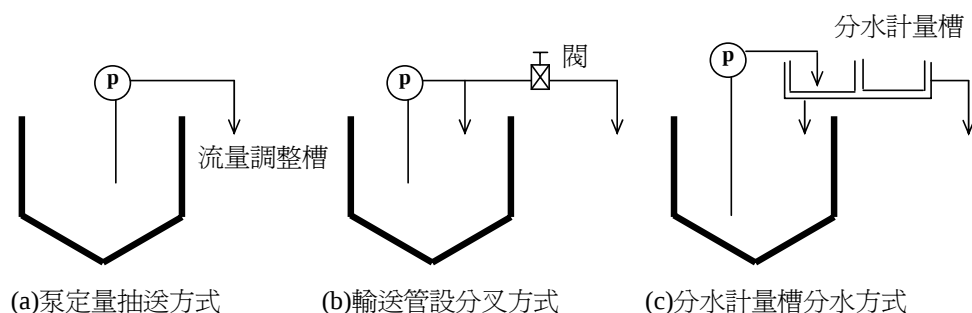


圖 5.2 流量調整方法

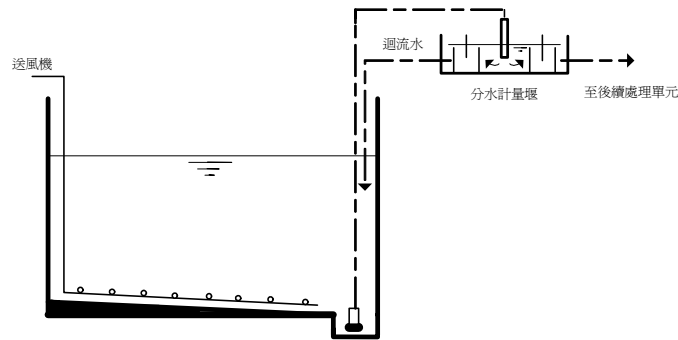


圖 5.3 調勻池與分水計量槽

5.2.5 調勻池之構造

調勻池之形狀可為圓形、矩形或正方形，以攪拌容易，能適應水位、流量為考慮。水深視揚水量的變化以 3~5m，出水高度 40~50cm 為宜。底部以能使沉降之懸浮物容易去除之形狀為佳。地上應覆以格子狀蓋或覆板，設置覆板時應設有維護管理之出入口及排氣孔。

5.2.6 攪拌裝置

為使調勻池內之水質均勻，並防止懸浮物發生沉積或有機物腐敗，必須設有攪拌、散氣、泵循環或機械攪拌等設備。含有氰化物之廢水由於容易揮發有害氣體，以使用散氣式攪拌裝置為宜。使用散氣式攪拌設備必須注意下列各點：

- 1.一般送風量按流量調整有效容量每 m^3 以 $1\text{m}^3/\text{hr}$ 設計，容易腐敗之廢水宜酌量增加。
- 2.不宜與活性污泥曝氣槽併用一台送風機，應有調勻池專用之送風機。送風機包括備用台數以 2 台以上為原則。
- 3.送風管以使用鑄鐵管、鋼管等堅牢之材質為宜，接頭部份要有避免空氣外洩之氣密構造。
- 4.當水位降至低水位時，送風機應能自動停止操作。

5.3 調勻池之操作管理

1.操作管理應注意事項

調勻池操作管理上，應注意事項包括：

- (1)揚水泵是否有故障或異常現象(異音、振動、異常溫度)發生。
- (2)備用泵、緊急用泵是否功能正常並且可隨時起動操作。
- (3)揚水泵及其他備用泵等之起動及停止水位是否正常。

- (4) 液位控制器之設置位置及控制高程是否合理。
- (5) 檢查液位控制器檢測部之清潔狀況。
- (6) 檢視池內之攪拌狀況及設備運轉操作情形。
- (7) 檢查流量調勻池壁面及底部之附著物、沉積物之堆積狀況。
- (8) 分水計量槽之分水堰溢流狀況是否均勻。
- (9) 分水計量槽送至後續處理設施之水量是否一定。

2. 維護檢查事項

除泵、送風機等附屬設施之維護檢查外，茲就調勻池、分水計量槽及液位等之檢查事項詳列如表 5.1。

表 5.1 調勻池單元之維護檢查事項

	調勻槽	分水計量槽	液位計
日常檢查事項	• 泵是否設定水位正常操作 • 備用泵之操作時間 • 緊急用泵之可運轉狀況 • 有無堆積物 • 有無發生臭氣 • 攪拌狀況	• 水面之波動狀況 • 堰是否水平設置(堰之溢流是否均勻) • 送水用及迴流用堰之水位高 • 流量校核 • 堰上是否有雜物附著	• 液位計之設置位置是否正確 • 液位計之固定栓有否鬆動 • 浮球開關者，其操作狀況是否正常
月維護事項	• 堆積物之清理 • 散氣管等攪拌設備之清理	• 堰高度之調整 • 堰之清理	• 檢測部的清理

3. 問題案例及對策

- (1) 調勻池之散氣量不足，池內廢水發生腐敗、產生臭味。

調勻槽流量調整池之散氣，依池容量 1m^3 為 $1\text{m}^3/\text{hr}$ ，但廢水若容易腐敗者，則應酌量增加，或更換較大送風能力之送風機，使池中維持有溶氧。

- (2) 調勻池的送風量，無法依水位而變化，當低水位時廢水呈霧狀掀起。

為防止此種現象，可於調勻池內水位降至某一水位時，即行停止曝氣。

(3)調勻池之容量不足，改以較大口徑之揚水泵後，造成流量調整不充分，致處理水水質不穩定。(處理水量 $1,200\text{m}^3/\text{d}$ ，容量 400m^3 ，揚水泵 $1.5\text{m}^3/\text{min}$ 共 2 台，處理方法為活性污泥法)。

調查廢水量的時間變化及排水時間(經調查 10 小時)，將調勻池的容量自 400m^3 提升為 800m^3 ，並提高分水計量槽之堰高，以定量送水。

(4)1 部送風機同時供給活性污泥曝氣池及調勻池之送風量，由於調勻池內水位變動而散氣量無法隨著變化，致無法維持曝氣池適當曝氣。

將曝氣池及調勻池之送風，各改由單獨 1 台供應。

(5)矩形堰之分水計量槽，由於迴流用之矩形堰之堰寬度過窄，致分水量內之水位變化過大，無法定量送水。

將迴流用矩形堰加寬，使分水計量槽內的水位保持一定，抑制送水量的變化。

(6)廢水量少之食品工廠，因揚水泵用 30mm 之污水泵，致常發生阻塞。

為防止阻塞，改用直徑 50mm 之污水泵，並將分水計量槽內之迴流用堰堰寬加大。

5.4 設計計算例

某 A、B 兩工廠之排出廢水量如表 2 所示，繪成圖 5.4 及圖 5.5，求其必須調整之容量為何？

(a)A 廠之排水自 08：00~20：00 排出共 12 小時，其總量為 $198.3\text{m}^3/\text{d}$ ，24 小時平均廢水量為 $8.26\text{m}^3/\text{hr}$ ，如圖 8 可看出 08：00~20：00 之單位廢水量皆大於 24 小時平均廢水量，其超過部份之總值為 99.18m^3 ，因而調勻池之有效容量應為 100m^3 以上。

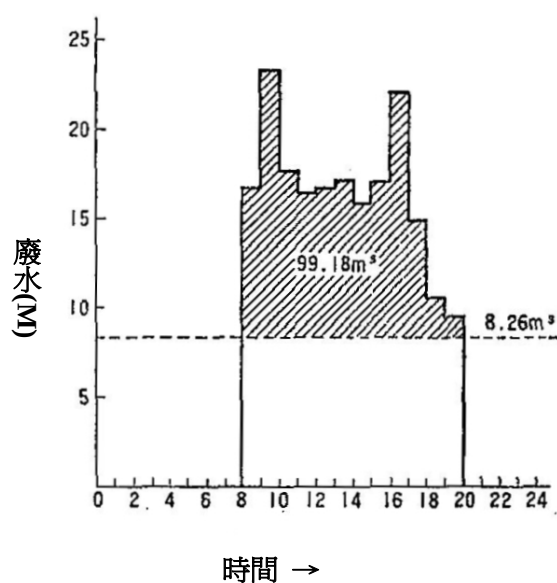
(b)B 廠之排水自 06：00~24：00 之 18 小時總排水量為 $55.72\text{m}^3/\text{d}$ ，則 24 小時平均廢水量為 $2.32\text{m}^3/\text{d}$ ，由圖 9 可看出單位時間之廢水量及 24 小時平均廢水量之差各為：

$$A = +12.72\text{m}^3 \quad B = -3.35\text{m}^3 \quad C = +0.98\text{m}^3 \quad D = -1.2\text{m}^3 \quad E = +5.42\text{m}^3$$

上述之總和為 14.57m^3 ，即為調勻池所需之有效容量。

表 5.2 A、B 兩廠廢水量時間變化

時間	A 工廠(m^3)	B 工廠(m^3)
6 : 00~7 : 00	0	2.55
7 : 00~8 : 00	0	5.32
8 : 00~9 : 00	16.8	4.43
9 : 00~10 : 00	23.3	5.62
10 : 00~11 : 00	17.8	5.48
11 : 00~12 : 00	16.4	2.57
12 : 00~13 : 00	16.7	2.99
13 : 00~14 : 00	17.2	0.07
14 : 00~15 : 00	15.9	1.22
15 : 00~16 : 00	17.1	2.55
16 : 00~17 : 00	22.1	3.07
17 : 00~18 : 00	14.9	1.12
18 : 00~19 : 00	10.6	3.68
19 : 00~20 : 00	9.5	6.77
20 : 00~21 : 00	0	4.25
21 : 00~22 : 00	0	1.21
22 : 00~23 : 00	0	0.91
23 : 00~24 : 00	0	1.91



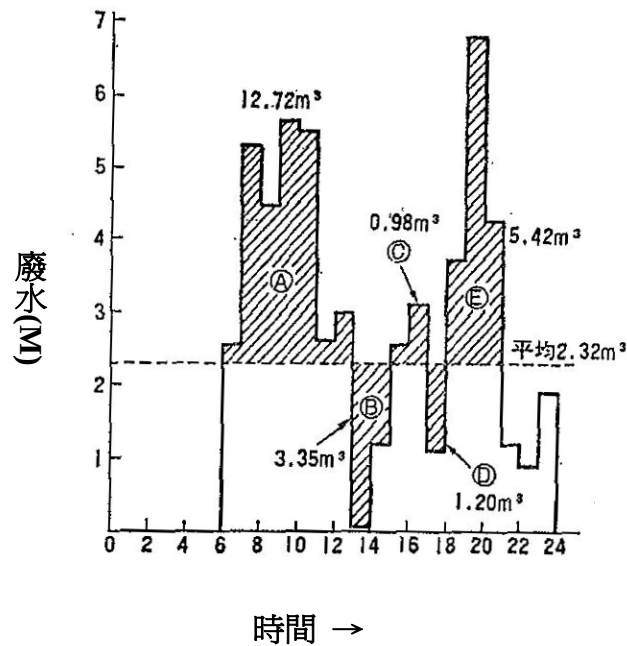


圖 5.5 b 工廠排水量之時間變化

5.5 異常對策指引

調勻池之異常對策指引，請見表 5.3。

表 5.3 異常對策指引－調勻池

現象	可能原因	檢測項目	對策
1.池水滿溢	1a.進流量太大 1b.停留時間不足 1c.抽水機容量不足 (或損壞) 1d.抽水機葉片堵塞	1a.檢查進流狀況 1b.調整控制液面 1c.確認抽水機狀況 1d.檢查堵塞狀況	1a.進流狀況調整 1b.以低液位控制 1c.維護或更換抽水機 1d.清除堵塞
2.調勻攪拌不勻	2a.曝氣頭堵塞 2b.曝氣量不足 2c.與曝氣池共用曝氣系統	2a.檢查是尾端未曝氣或間隙，未曝氣 2b.同上 2c.檢查曝氣系統	1a.清理堵塞之曝氣管，必要時更換 2b.確認曝氣量是否足夠 2c.調勻與曝氣單元之曝氣系統需分別設置
3.池面泡沫	3a.界面活性劑引起 3b.生物性微生物引起	3a.檢測界面活性劑濃度 3b.顯微鏡觀察是否有土壤絲菌	3a.減少界面活性劑之流入，或降低曝氣量 3b.降低曝氣量，以迴流水消泡或用網蓋

第六章 初級沉澱池

6.1 原理概述

初級沉澱池(primary sedimentation tank)乃藉重力沉降方式，去除廢水中可沉降之有機物及懸浮固體，以降低後續二級生物處理之負荷。由於廢水中部份有機物質為膠羽狀，若有足夠的靜置時間，可能形成膠凝而沉澱；因此，基本上初級沉澱池屬第二類型(class II)沉澱，即膠凝沉澱(flocculant settling)，固體在其下沉方向之重量及沉降速度均逐漸增加。一般而言，設計且操作良好的初級沉澱池可去除 50~60%懸浮固體物(SS)及 25~40%生化需氧量(BOD₅)

6.2 設計概要

6.2.1 主要設備

- 1.浮渣刮除機、含浮渣檔板、浮渣斗
- 2.底泥刮除機
- 3.可調節式溢流堰板
- 4.進流整流板
- 5.抽泥泵

6.2.2 設計參數及功能評估

沉澱池可為矩形、正方形或圓形，矩形沉澱池污水由進流端流向另一端，沉澱污泥可由鏈條式(圖 6.1)或走橋式刮泥機刮集至進流端之漏斗後由污泥泵抽除；浮渣由表面刮集機刮收排除。正方形及圓形沉澱池由中央進水，由周邊流出，沉澱污泥由刮泥機集中至池底中央之漏斗中，浮渣則由和刮泥機連接之表面刮集機收集(圖 6.2)；初級沉澱池之設計考慮要項，如下所述。而圓形沉澱池和矩形沉澱池的比較，詳表 6.3 所示；另於選用上，宜以圓形沉澱池為首選，如土地空間有限，才考慮矩形沉澱池。

1.池體

(1)設計處理量以平均廢水量為準，並應符合尖峰流量下之設計參數。

(2)通常以面積負荷($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$)及停留時間(hr)為設計依據。表 6.1 為典型之面積負荷設計值。

- (3)池體構造應考慮水密型，且對於地下水造成之浮力，具有安全上之考量。
- (4)不同形狀初沉池的設計參數值，如表 6.2。
- (5)池之出水高度以 50cm 為標準。

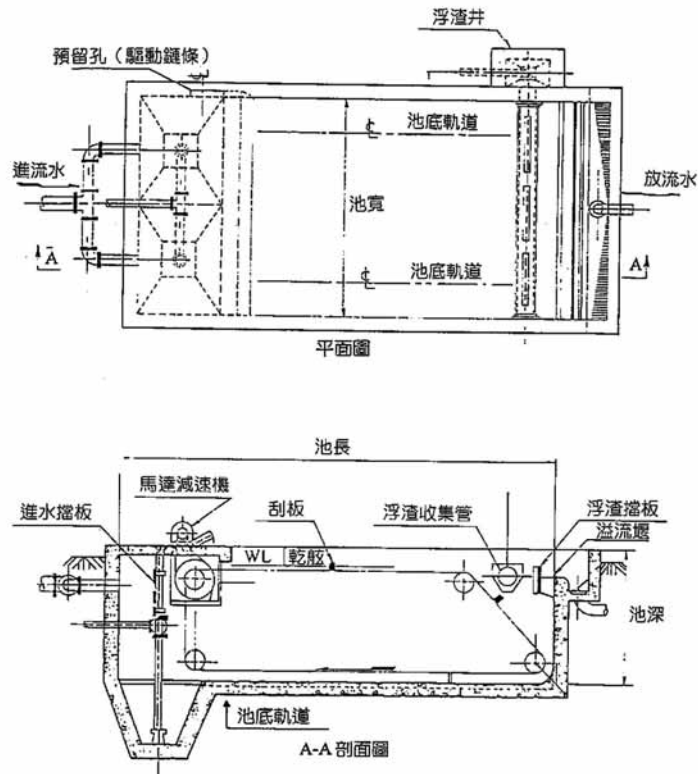


圖 6.1 矩形沉澱池及鍊條式刮泥機

2.進出水設備

- (1)矩形沉澱池，常由池之一端進水，進水端應設有孔整流壁或阻流板，有孔整流壁之孔總面積應為池總斷面積的 6~20% 為宜。正方形及圓形池一般由中央進水，進水區全周應設置整流井或整流筒，最大進水流速以不超過 1m/s 為宜。
- (2)為防止出水流速太快，挾帶 SS 出去，溢流堰之設計以愈長溢流堰、愈低之堰負荷為原則。一般堰負荷以 $250\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ 以下為宜。

3.污泥收集設備

- (1)為排除污泥應設置刮泥設備。設有刮泥設備之池底坡底，圓形及正方形池皆以 6~16% 為宜，矩型池以 1~2% 為宜。
- (2)圓形及方形池宜設置回轉式刮泥板，矩形池以設置鏈條式或走橋式刮泥板為宜，刮泥機速度見表 6.2。

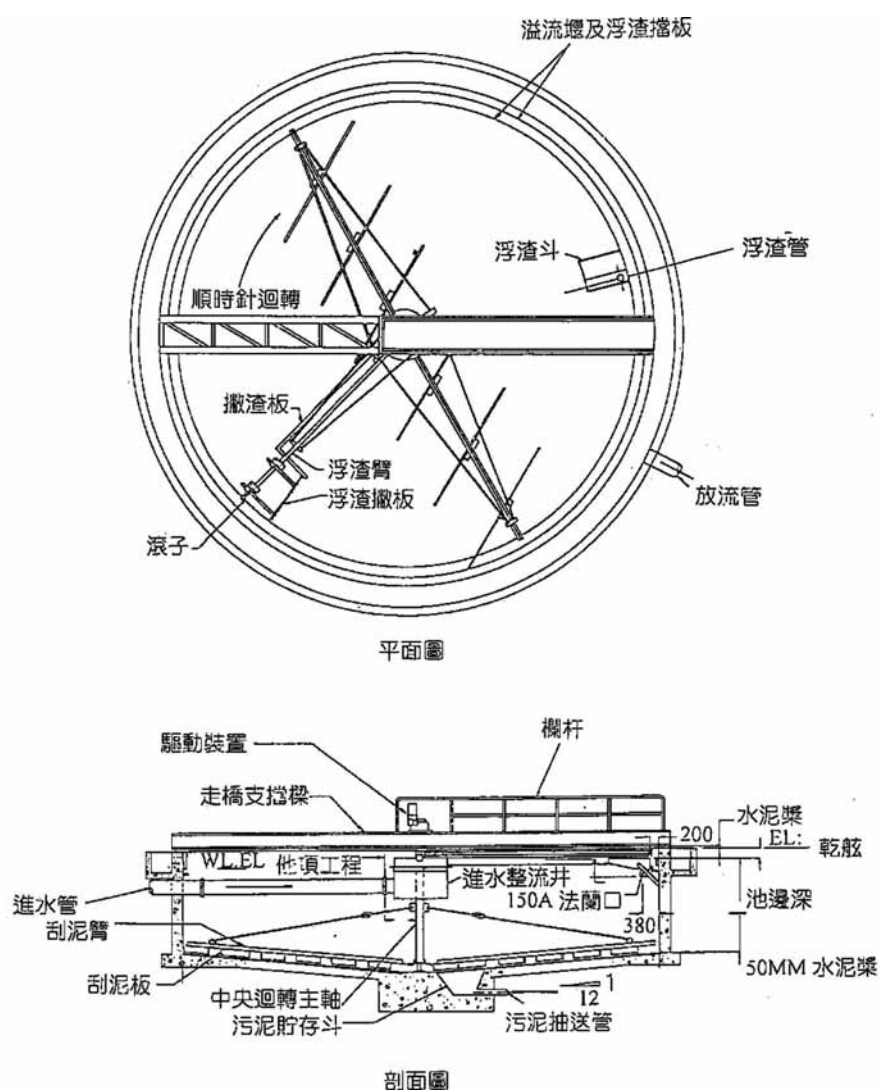


圖 6.2 圓形沉澱池及中央驅動刮泥機

表 6.1 初級沉澱池表面積負荷設計值

污泥種類	範圍($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$)	典型值 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$)
• 後接二級處理之初沉池		
平均流量	30~50	40
尖峰流量	70~130	100
• 有迴流廢棄活性污泥之沉澱池		
平均流量	25~35	30
尖峰流量	45~80	60

表 6.2 初級沉澱池設計值

項 目	範 圍	典 型 值
• 矩形池尺寸		
深(m)	3.0~5.0	3.6
長(m)	15~90	25~40
寬(m)	3~24	6~10
刮泥機走速(m/s)	0.6~1.2	1.0
池底坡度(%)	1~2	—
長／寬	1.0~7.5	4.0
長／深	4.2~25.0	7~18
• 圓形池尺寸		
深(m)	3.0~5.0	4.5
直徑(m)	3.6~60.0	12~45
刮泥機轉速(rpm)	0.02~0.05	0.03
池底坡度(%)	6~16	8
• 堰負荷(m ³ /m • day)	125~500	250

(3)若沉澱池所需表面積不大時，在不需設置刮泥機情況下，可採用污泥斗收集沉降污泥，唯污泥斗坡度應設計 60 度以上為宜。

(4)排泥管口徑以 75mm 以上為宜，且排泥速度應高於 0.8m/s，管之配置應考慮容易清除，故應於配管彎曲處設置清除口。

表 6.3 圓形沉澱池和矩形沉澱池的比較

項目	圓形沉澱池	矩形沉澱池
建造經費	較低	較高
土地需求	較高	較低
維護費用	較低	較高
刮泥效率	較高	較低

6.3 一般常見設計缺失及補救方法

初級沉澱池一般常見設計缺失及補求方法，請參見表 6.3。

表 6.3 初級沉澱池一般常見設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.油脂不易上浮	1.污水預先曝氣以利油脂上浮
2.污泥斗中污泥含砂過多致使排泥困難	2.前處理設置沉砂池，或消除砂進入系統之來源。
3.短流致固體物去除率不佳	3.改善前處理設置沉砂池
4.淤砂引起刮泥機嚴重磨損	4.前處理設置沉砂池
5.不足去除高負荷之油脂	5.設置浮除或排除設備
6.因腐敗污水引起過度腐蝕	6.所有設備表面以適當塗料粉刷或陽極防蝕處理
7.熱水流引致問題	7.於沉澱池前設置調勻及攪拌、散熱設施
8.風引致浮渣去除不良	8.設擋風設施

6.4 設計計算例

6.4.1 設計條件

1.廢水水量

- 平均流量 = 1,000CMD
- 尖峰流量 = 2,000CMD

2.廢水水質

- SS = 250mg/L
- BODs = 200mg/L

6.4.2 設計準則與假設條件

- 表面積負荷=40m³/m²
- 採圓形沉澱池
- 周邊水深 = 3m
- 出水高度 = 0.5m
- 池底坡度 = 8%
- 去除率：BODs=34%、SS=63%
- 堰負荷 = 25m³/min•d
- 中心污泥斗上端直徑 = 1.0m

6.4.3 設計步驟

1.池尺寸設計

- 所需池面積=1,000m³/day÷40m³/m²•day
- 尺寸=6m(φ)×3m(有效水深)／0.5m(出水高度)

- 有效容積 $V = \frac{\pi \times 6^2}{4} \times 3 = 84.8\text{m}^3$

- 校核面積負荷

$$\text{平均流量之表面積負荷} = \frac{1,000\text{m}^3/\text{d}}{(6\text{m})^2 \times \pi/4} = 35.4\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} \leq 40\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

$$\text{尖峰流量下表面積負荷} = \frac{2,000\text{m}^3/\text{d}}{(6\text{m})^2 \times \pi/4} = 70.7\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} \leq 100\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

- 校核水力停留時間(D.T)

$$\text{平均流量 D.T} = \frac{84.8\text{m}^3/\text{d}}{1,000\text{m}^3/\text{d} \div 24\text{hr}/\text{d}} = 2.03\text{hr}$$

$$\text{尖峰流量 D.T} = \frac{84.8\text{m}^3/\text{d}}{2,000\text{m}^3/\text{d} \div 24\text{hr}/\text{d}} = 1.02\text{hr}$$

- 池中心水深= $\frac{(6-1)}{2} \text{m} \times 0.08 + 3\text{m} = 3.2\text{m}$

2.溢流設計量

- 堰負荷=250 m³/m•d
- 溢流堰使用 90° V-notch 之三角堰，堰中心間距為 20cm。
- 堰數= $6 \text{ m} \times \pi \div 0.2\text{m}/\text{個} = 94 \text{ 個}$

- 校核堰負荷

$$\text{堰負荷} = \frac{1,000\text{m}^3/\text{d}}{(6\pi)\text{m}} = 53\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{d} \leq 250\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{d}$$

- 計算堰出高

堰出水高度由下列公式計算：

$$Q = \frac{8}{5} C_D \sqrt{2g} \tan \frac{\theta}{2} H^{5/2}$$

式中：Q=流過每個缺口(notch)的流量(m³/s)

C_D=排放係數=0.58

4. 污泥排出泵

- 採用單軸螺旋式泵(可調流量式)
- 泵量 m^3/hr ，每 8 小時排出一次，每次排出 20 分鐘

5. 出流水水質

- 出流水中 $\text{BOD}_5 = 1,000\text{m}^3/\text{d} \times (1-0.34) \times 200\text{mg/L} \times 10^{-3} \text{ kg/g} = 132\text{kg/d}$
- 出流水中 $\text{SS} = 1,000\text{m}^3/\text{d} \times (1-0.63) \times 250\text{mg/L} \times 10^{-3} \text{ kg/g} = 92.5\text{kg/d}$
- 出流量 = $1,000\text{m}^3/\text{d} - 10.2\text{m}^3/\text{d} = 989.8\text{m}^3/\text{d}$
- $\text{BOD}_5 = 132\text{kg/d} \times 10^3 \text{ g/kg} \div 989.8\text{m}^3/\text{d} = 133\text{mg/L}$
- $\text{SS} = 92.5\text{kg/d} \times 10^3 \text{ g/kg} \div 989.8\text{m}^3/\text{d} = 93\text{mg/L}$

6. 刮泥機

- 採用中央驅動型，材質 SS 304，含走道
- 設置扭力計及扭力插梢
- 設置進流整流筒

6.5 控制重點

設置初沉池用以去除固體物及部份有機物，因此前處理單元功能發揮與否會影響初沉池操作，包括攔柵、除砂及調勻池等。而初沉池污泥泵抽泥之頻率及操作時間係決定污泥濃度，影響後續污泥濃縮及脫水單元，抽送污泥太稀會減少消化槽可用容量，使濃縮程序水力負荷超過，並增加污泥加溫的燃料(污泥厭氣消化時)。如池底污泥淤積過久腐敗，後續污泥處理程序會受影響並產生臭味問題。

6.6 異常對策指引

初級沉澱池之異常對策指引，請參見表 6.4。

表 6.4 異常對策指引－初級沉澱池

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.浮泥上浮	1a.沉降污泥分解 1b.刮泥板磨損或故障 1c.排泥管阻塞 1d.入口整流板或整流筒損壞	1a.污泥狀況 1b.檢視刮泥板 1c.污泥泵輸出量 1d.整流板或整流筒	1a.加速排泥頻率或速度 1b.修理或更換 1c.以逆流進水清理管線 1d.修理或更換
2.污水變異並惡臭腐敗	2a.污泥刮集設備磨損或故障 2b.排泥泵操作不當 2c.工業有機廢水處理不當 2d.污水在收集系統中分解腐敗 2e.消化池上澄液迴流過多 2f.排泥管阻塞 2g.水力停留時間過長	2a.檢視刮泥機 2b.污泥毯壓密度低 2c.前處理設施功能 2d.收集管線之滯留時間及流速 2e.消化池上澄液水質及水量 2f.污泥泵輸出量 2g.計算溢流率及水力停留時間	2a.修理或更換 2b.增加排泥頻率及延長排泥時間直至泥壓密度降至一般設計狀況 2c.廢水預曝氣 2d.於收集系統加氯消毒 2e.迴流前先前處理或減低迴流 2f.以逆流水清理管線 2g.迴流部份處理水
3.刮泥機運轉異常	3a.插梢、刮泥板損壞 3b.碎片、異物掉入池底 3c.污泥堆積過厚	3a.插梢、刮泥板損壞 3b.刮泥板區域 3c.檢測池底污泥毯厚度	3a.修理或更換損壞零件 3b.去除破片、異物 3c.增加排泥頻率或速率
4.浮渣溢流	4a.排除頻率不足 4b.含高量浮渣廢水排入 4c.浮渣刮集板損壞 4d.刮集設施定位不當 4e.浮渣槽或管阻塞	4a.浮渣排除速率 4b.流入廢水 4c.刮集板 4d.定位 4e.浮渣槽或管	4a.提高排除頻率 4b.限制戈弓水廢水進流限值 4c.清理或更換 4d.調整定位 4e.清除阻塞物或加大管徑、坡度，使浮渣易於流出
5.刮泥鏈條及插梢經常損壞	5a.插梢尺寸及刮集板定位不當 5b.刮泥機扭力負荷過高	5a.插梢尺寸及刮集板定位 5b.沉積污泥量	5a.高整刮集板尺寸及更換插梢尺寸 5b.提高排泥量或頻率

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
6.刮泥鏈條及插梢經常損壞	6a.過量之砂粘土或其它易積厚之物質 6b.排泥管中流速低 6c.管線或泵阻塞	6a.檢查前處理除砂系統之操作 6b.排泥速度 6c.阻塞情形	6a.改善除砂系統操作 6b.增加排泥管中流速 6c.反沖洗阻塞管線並增加排泥頻率
7.污泥濃度不足	7a.水力超負荷 7b.短流 7c.抽泥過量	7a.進流量 7b.目檢查或使用染料或其他追蹤劑 7c.排泥泵操作頻率、時間及污泥濃度	7a.如使用複數池，使分水更均勻，否則應增設池數 7b.見 8a 及 8b 7c.降低排泥頻率及時間
8.短流	8a.溢流堰出水不均 8b.整流皮或整流筒損壞 8c.進水管位置偏移	8a.堰水平 8b.整流板或整流筒 8c.進水水流分佈	8a.調整堰高程 8b.修理或更換 8c.改善水流方向
9.水流湧動	9a.進流泵操作不良	9a.進流泵啓、閉操作循環	9a.修正泵操作循環設定
10.進水渠中固體物沉澱	10a.流速過低	10a.流速	10a.增設流速或以空氣或水攪拌
11.池表面及堰有生物生長	11a.固體堆積致生物生長	11a.檢視池體及堰	11a.定期清理表面
12.過度腐敗	12a.腐敗污水進流	12a.污水顏色及臭味	12a.以防蝕塗料塗裝設施
13.鏈條發出噪音	13a.轉動零件行進有磨擦 13b.鏈條與齒輪咬合不良 13c.鏈條太鬆 13d.潤滑不當 13e.定位或安裝不當 13f.零件磨損	13a.定位 13d.潤滑 13e.定位及零件組裝	13a.鎖緊及調整插梢及鏈條、去除塵埃及其他干擾物質 13b.更換正確零件 13c.隨時維持鏈條拉緊 13d.適當潤滑 13e.重新定及安裝 13f.更換磨損齒輪、磨損鏈條或軸承
14.鏈條易於磨損	14a.潤滑不當 14b.零件太鬆或定位不當	14a.潤滑 14b.定位	14a.適當潤滑 14b.調整鏈條
15.鏈條爬上齒輪	15a.鏈條與齒輪咬合		15a.更換鏈條或齒輪

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	不適 15b.齒輪與鏈條磨損 15c.鏈條太鬆		15b.更換鏈條，倒轉或更換齒輪 15c.上緊
16.鏈條僵硬	16a.潤滑不當 16b.銹或蝕 16c.定位或組合不當 16d.鏈條或齒輪磨損	16a.潤滑 16c.定位及組合	16a.適當潤滑 16b.清理並潤滑 16c.重新定位及組合 16d.更換鏈條，倒轉或更換齒輪
17.鏈條或齒輪損壞	17a.超負荷 17b.鏈條尺寸不適合齒輪 17c.銹或蝕 17d.定位錯誤 17e.異物卡住	17a.進流量 17d.定位	17a.避免超負荷或避免同時發生情況 17b.更換鏈條，或更換齒輪 17c.更換零件，控制腐蝕狀況 17d.重新定位 17e.清除鏈條及齒輪間的異物
18.油封洩漏	18a.油封失效	18a.油封	18a.更換油封
19.軸承或萬向接頭失效	19a.過度磨損 19b.潤滑不當	19b.潤滑	19a.更換接頭或軸承 19b.潤滑接頭或軸承
20.污泥泵軸鎖死	20a.墊片不當		20a.調整墊片

第七章 混凝與膠凝

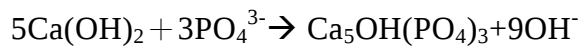
7.1 原理概述

混凝(coagulation)之主要功能在於廢水中加入混凝劑(coagulant)及助凝劑(coagulationaid)，使廢水中膠體粒子及沉降緩慢之細小懸浮物產生凝聚作用(flocculation)，凝聚產生的膠羽(floc)則藉由沉澱或浮除去除。混凝單元係指經由混凝劑的加入及快速攪拌，以破壞粒子之穩定性；膠凝單元則藉緩慢的攪拌使粒子相互碰撞而凝聚，形成可沉降之粗大膠羽。圖 7.1 為混凝沉澱系統流程圖。

混凝與膠凝處理程序，在工業廢水處理流程中，常見者為二級處理。惟，若僅應用混凝與膠凝程序處理工業廢水時，則為初級處理，如應用於金屬表面處理業或電鍍業之廢水處理。應用於去除二級處理水中之懸浮物及膠凝物或磷時，則為高級處理。基本上，不同之處理等級，在設計、操作上無明顯差異；但屬初級處理時，初級沉澱池之表面積負荷設計值，應參考第二篇第 6 章之「初級沉澱池」。有關廢水中磷之高級處理方式如下：

1. 石灰凝聚法

廢水中加入石灰，pH 達 9.5 以上時，磷形成 $\text{Ca}_5\text{OH}(\text{PO}_4)_3$ 可沉澱去除。反應式如下：



2. 鐵鹽或鋁鹽凝聚法

以硫酸鋁、氯化鐵或硫酸鐵等凝聚沉澱，可去除水中之磷，尤以 pH 值在 6 左右時，可獲得極佳的去除率。以硫酸鋁為例，反應式如下：

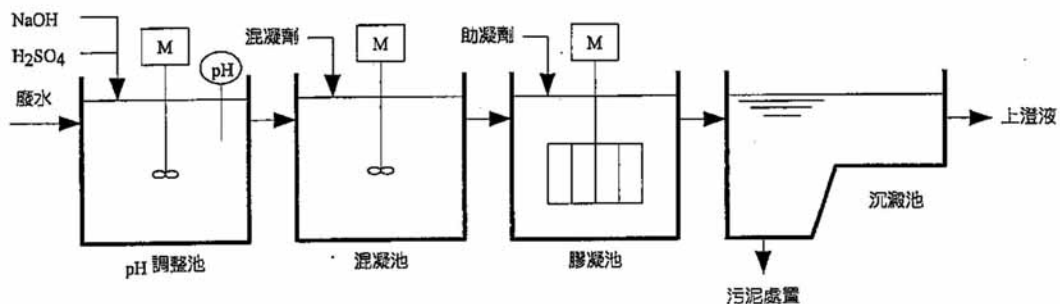
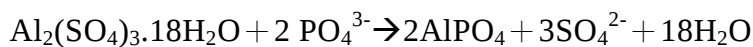


圖 7.1 混凝沉澱系統流程圖

7.2 設計概要

7.2.1 主要設備

- 1.pH 控制設備(有必要時)
- 2.混凝、助凝藥劑添加設備
- 3.攪拌設備

7.2.2 混凝與膠凝池設計參數

混凝及膠凝單元設計上，考慮參數為表示攪拌狀況之速度坡降 G 值及水力停留時間。

1. 混凝池

混凝池之水力停留時間約在 1~3min，所需攪拌速度坡降 $G=300\sim1,000\text{sec}^{-1}$ 。圓型混凝池比方型或長方型效率低，圓型池其水深應等於其直徑。

2. 膠凝池

膠凝池之水力停留時間約在 20~30min，速度坡降 $G=20\sim80\text{sec}^{-1}$ 。 Gt 值在 $10^4\sim10^5$ (t 為設計停留時間，單位為秒)。以石灰為混凝劑時，因固形物比重大，應使用較高之 G 值；若以硫酸鋁為混凝劑則使用較低之 G 值。

7.2.3 最佳加藥量之決定

通常由杯瓶試(jar test)來決定最佳加藥量及操作條件。杯瓶試驗裝置(jar tester)如圖 7.2 所示。由試驗所得之加藥量會比實際所需略為多些。杯瓶試驗步驟如下：

- 1.取 200mL 水樣於燒杯中，加少量混凝劑後，快混 1 分鐘、慢混 3 分鐘。若無膠羽產生，則增加混凝劑量重覆此步驟直到產生膠羽；如果廢水 pH 值明顯偏離，則先調整 pH 值至 5~8 之間，再試；此為混凝劑適合性的初步試驗。
- 2.用 6 個燒杯各置 1,000mL 水樣，以 H_2SO_4 或 NaOH 調整各水樣 pH 值分別為 4.0、5.0、6.0、7.0、8.0、9.0。
- 3.以步驟 1 測試所得之混凝劑劑量分別加入各燒杯。
- 4.以轉速 80~100rpm 快混 1~5 分鐘後，轉速改為 25rpm 慢混 10~30 分鐘。

- 5.停止攪拌，靜置 10~30 分鐘，取上層澄清液分析水質，以選定最適宜反應之 pH 值。
- 6.再取水樣 1,000ml 共 6 個，調整 pH 值至步驟 5 所得值，每個水樣中分別加入混凝劑不同的濃度，例如：100mg/L、150mg/L、200mg/L、250mg/L、300mg/L、350mg/L，或其他範圍，再依步驟 4~5，觀察生成之膠羽大小、沉降速度，並分析上層澄清液水質，以決定有效而經濟之加藥量。

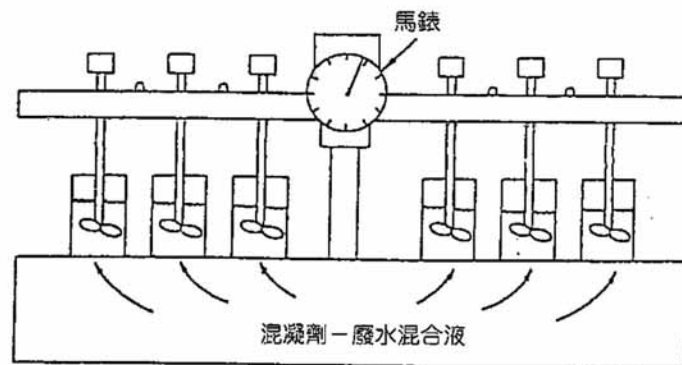


圖 7.2 混凝試驗之杯瓶試驗裝置

7.2.4 攪拌設備

1.所需攪拌動力

流體混合所需攪拌程度，主要之控制參數為速度坡降 G 值(velocity gradient)。 G 值之定義如下：

$$G = \left(\frac{P}{\mu V} \right)^{1/2}$$

式中： G =速度坡降(sec^{-1})

P =理論攪拌動力(W)

μ =廢水絕對黏度($N \cdot s/m^2$)

V =反應槽體積(m^3)

因此，可由反應槽體積及速度坡降決定所需攪拌動力(P)

$$P = \mu V G^2$$

若攪拌採用曝氣方式，則曝氣量可依下列經驗公式，計算求得。

$$P = 3902.4 Q_a \log \left(\frac{h + 10.36}{10.36} \right)$$

式中：P=理論攪拌動力(W)

Q_a =所需曝氣量(m^3/min)

h=曝氣管沒水深度(m)

2.攪拌設備

廢水處理中常用的機械攪拌設備主要為螺旋槳式攪拌機(propeller mixer)及輪葉式攪拌機(turbine mixer)。圖 7.3 為典型之螺旋槳式攪拌機。

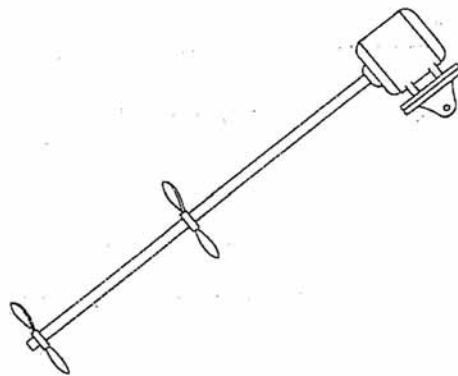


圖 7.3 螺旋槳式攪拌機

混凝池一般採用螺旋槳式攪拌機，膠凝池則常用輪葉式攪拌機。輪葉式攪拌機轉動常會形成渦流而影響攪拌效率，因此，設計時依池的幾何形狀而變，且一般常設置檔板以阻止渦流的產生。圖 7.4 為輪葉式攪拌機，輪葉及檔板與池幾何形狀之關係。

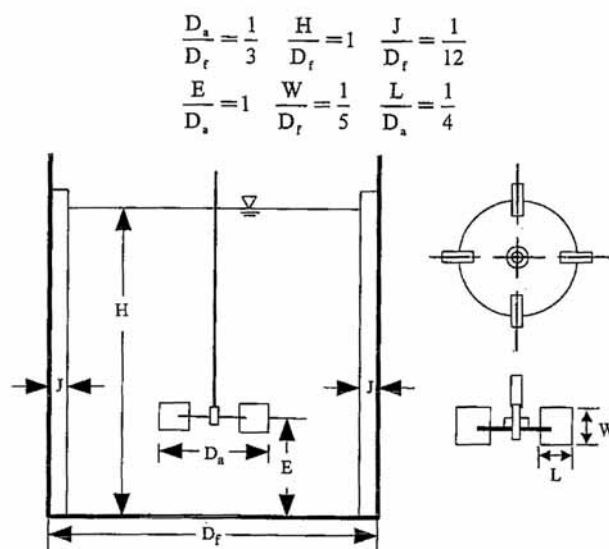


圖 7.4 輪葉及檔板與池幾何形狀之關係

7.2.5 功能評估

混凝及膠凝單元基本上是與沉澱單元為一完整系統，因此其處理係於沉澱池之處理效果良好，方可視為混凝及膠凝單元之操作良好。影響其功能之可能因素如下：

- 1.攪拌方式、混合狀況及程度，混合時間及動力不足，膠羽形成不良。
- 2.添加之混凝劑、助凝劑，藥劑過多或不足、藥劑選擇不當，影響膠羽的形成。
- 3.池體之水力流況，如短流、表面流，膠凝單元至沉澱池之高程差，使實際停留時間不足或形成之膠羽被破壞。
- 4.攪拌機形式選擇不當，影響膠羽的形成；膠凝單元至沉澱池採用動力輸送，膠羽因剪力作用而破碎。

7.3 一般常見設計缺失及補救方法

混凝與膠凝一般常見設計缺失及補救方法，請參見表 7.1。

表 7.1 混凝與膠凝一般設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.不同性質之廢水無法連續進流	1a.檢討各類廢水量，調整廢水泵輸水量 1b.設置三通管或分水計量堰，多於進流水迴流至調勻池
2.機械式膠凝機有碎物等附著纏繞	2.在流程前先利用攔污設備去除廢水中碎物，並妥善加以處置
3.廢水短流	3a.重新設置 3b.檢討進出流口水流情形，增設檔板，強制導引水流
4.膠羽形成不良	4a.沉澱池物化污泥部份迴流至混凝池，以提高膠凝效果 4b.依上述功能評估之影響因素調整
5.膠凝池膠羽沉積	5a.調整膠凝機轉速 5b.修復膠凝機輪葉 5c.更換較大馬力數膠凝機

7.4 設計計算例

7.4.1 設計條件

- 平均廢水量 = 1,000CMD

- 杯瓶試驗結果：

混凝劑 alum 加藥量=50mg/L

助凝劑(polymer)加藥量=1mg/L

7.4.2 設計步驟

7.4.2.1 混凝池

1.設計準則及假設條件

- 設置 2 池串聯使用，alum 及 polymer 分別注入於第一、二池內
- 每池停留時間=2min(一般 1~3min)
- 每池速度坡降 $G=300\text{sec}^{-1}$
- 採用螺旋槳式攪拌機

2.混凝池尺寸設計

- 每池所需體積= $1,000\text{m}^3/\text{day} \times 2\text{min} \div 1,440\text{min}/\text{day} = 1.4\text{m}^3$
- 設置 2 池，每池尺寸為：1.0m(長) $\times$ 1.0m(寬) $\times$ 2.0m(全深)，有效水深 1.4m
- 每池有效體積= 1.4m^3

3.每池攪拌所需動力(P)

$$P = \mu V G^2 = 10^{-3} \text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2 \times 1.4\text{m}^3 \times (300\text{sec}^{-1})^2 = 126\text{W}$$

7.4.2.2 膠凝池

1.設計準則及假設條件

- 設計 2 段串聯膠凝池
- 每池停留時間=20min
- 兩段速度坡降依次分別為 60sec^{-1} 及 30sec^{-1} (一般 20~80 sec^{-1})
- 採用輪葉式攪拌機

2.膠凝池尺寸設計

- 每池體積= $1,000\text{m}^3/\text{day} \times 20\text{min} \div 1,440\text{min}/\text{day} = 13.9\text{m}^3$
- 設置 2 池，每池尺寸為：2.5m(長) $\times$ 2.5m(寬) $\times$ 2.9m(全深)，有效水深 2.3m
- 每池有效體積= 14.4m^3

3.所有攪拌動力(P_1 、 P_2)

- $P_1 = 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s/m}^2 \times 14.4 \text{ m}^3 \times (60 \text{ sec}^{-1})^2 = 52 \text{ W}$

- $P_2 = 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s/m}^2 \times 14.4 \text{ m}^3 \times (30 \text{ sec}^{-1})^2 = 13 \text{ W}$

4.攪拌機設計

- 採用輪葉式攪拌機(turbine mixer)，形狀如圖 7.5

5.輪葉式攪拌機尺寸設計

- 取 $De/\text{池寬} = 0.4$ (一般 $0.3 \sim 0.5$) ; $De/2.5\text{m} = 0.4$; $De = 1\text{m}$
- 輪葉寬(W)
 $W/De = 1/5$; $W = 0.2\text{m}$
- 輪葉長(L)
 $L/De = 1/4$; $L = 0.25\text{m}$
- 輪葉置於距池底 0.8m 處

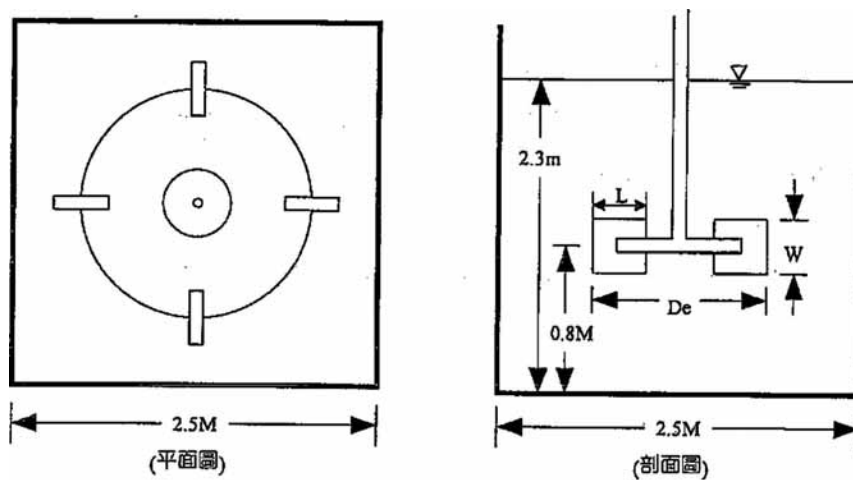


圖 7.5 輪葉式攪拌機設計圖

7.5 控制重點

7.5.1 混凝

混凝劑與廢水需能充分的攪拌。若系統攪拌不足，則通常需加入超量的化學藥品。在膠羽開始形成之前，攪拌速率必須快到足夠能均勻地將混凝劑溶入廢水中。

7.5.2 膠凝

膠凝攪拌必須非常小心地控制，太低或太高的速度均會阻礙膠羽的形成。因為形成膠羽粒子都非常的脆弱，在膠凝過程之前或之後，膠凝池中之水流速通常需維持在 0.3m/s 以下。

7.6 異常對策指引

混凝與膠凝之異常對策指引，請參見表 7.2。

表 7.2 異常對策指引－混凝與膠凝

現象	可能原因	檢測項目	對策
1.膠羽形成不良且在沉澱池的沉降效果不佳	1a.混凝時化學藥品沒有均勻的分散 1b.混凝時間過長 1c.混凝藥劑量不適當 1d.膠凝機攪拌轉速過快	1a.化學藥品在混凝槽中分散不均 1b.在混凝槽中形成的膠羽被打破 1c.杯瓶試驗 1d.膠凝機轉速	1a.增加混凝機的攪拌程度 1b.減少混凝時間 1c.根據每一次的杯瓶試驗以決定正確的混凝劑用量 1d.減低膠凝機轉速
2.膠凝池中的膠羽形成良好，但在沉澱池的沉降效果不佳	2a.在膠凝及沉澱單元之間的流速過高 2b.沉澱池設計不良	2a.膠凝及沉澱單元間的流速 2b.沉澱池設計參數	2a.減低流速，通常速度不應超過 0.3m/sec；調整高程差 2b.依沉澱池設計參數檢討結果，修正沉澱池
3.沉降污泥厭氧	3a.沉澱池底形成污泥毯 3b.生物處理出流水的有機固體物過高，流入化學處理系統中	3a.檢視沉澱池 3b.檢測生物處理出流水質	3a.增加排泥量 3b.排除生物處理功能不佳的狀況；設置緩衝貯槽
4.放流水清澈，但水質無法符合管制標準	4a.pH 值控制不當 4b.僅化學處理設施時，放流水中溶解性有機物濃度偏高	4a.檢視 pH 值設定範圍及實際顯示值 4b.檢測放流水之 BOD 或 COD	4a.調整適當之 pH 值，pH 計應定期清洗、校正 4b.增設生物或高級處理設施

第八章 活性污泥法

8.1 原理概述

活性污泥法處理技術自 1914 年開發應用化至今，仍是污水處理的主流技術。活性污泥(activated sludge)乃是由細菌(bacteria)、原生動物(protozoa)、輪蟲(rotifer)與真菌(fungi)等混合微生物群食物鏈之方式所構成。對廢水中有機物之穩定氧化作用主要由細菌進行，而原生動物與輪蟲則有清除分散性細菌之作用。細菌在好氧環境下利用有機基質(substrate)，首先由有機基質在細胞壁上接觸，而後質傳(mass transfer)輸入細胞內，再由細胞的代謝作用，生成最後產物二氧化碳與水，逸出於細胞外。若有機基質為可溶性者，可立即質傳輸入細胞內為其所利用，若為膠體狀或較大顆粒狀，則需先經由細胞外酵素作用令其水解分化後才能被細胞所利用，因此，處理時經常於活性污泥單元前設置初沉池，去除可沉降固體物，以減少於活性污泥曝氣池所需設置的體積。為了獲得澄清的處理水，微生物於去除有機物之後，仍需要加以分離，即利用二級(最終)沉澱池(secondary clarifiers)行固液分離，此時由於生物膠凝(bioflocculation)作用，使細小微生物結合成較大膠羽而加速沉降。經過分離的微生物群(即活性污泥)部份連續迴流至曝氣池，以維持曝氣池中足夠的微生物數量，增殖過多的微生物體則成為剩餘污泥(excess sludge)排出另行處理之，如此之處理流程是為活性污泥法，其處理流程如圖 8.1 所示。

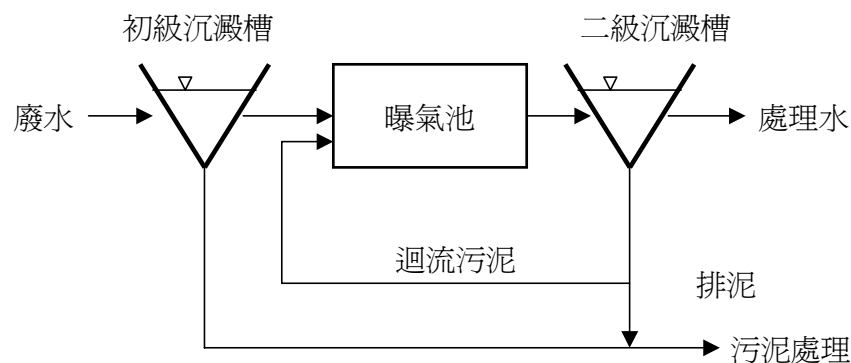


圖 8.1 活性污泥法之處理流程

8.2 設計概要

8.2.1 活性污泥法分類

活性污泥法處理廢水之方式，除有標準活性污泥法之外，尚有各種修正法，以因應不同的廢水水質及處理目標，例舉 2 種處理方式如圖 8.2 所示。各種活性污泥法處理工業廢水之設計值與操作性質如表 8.1 所示。

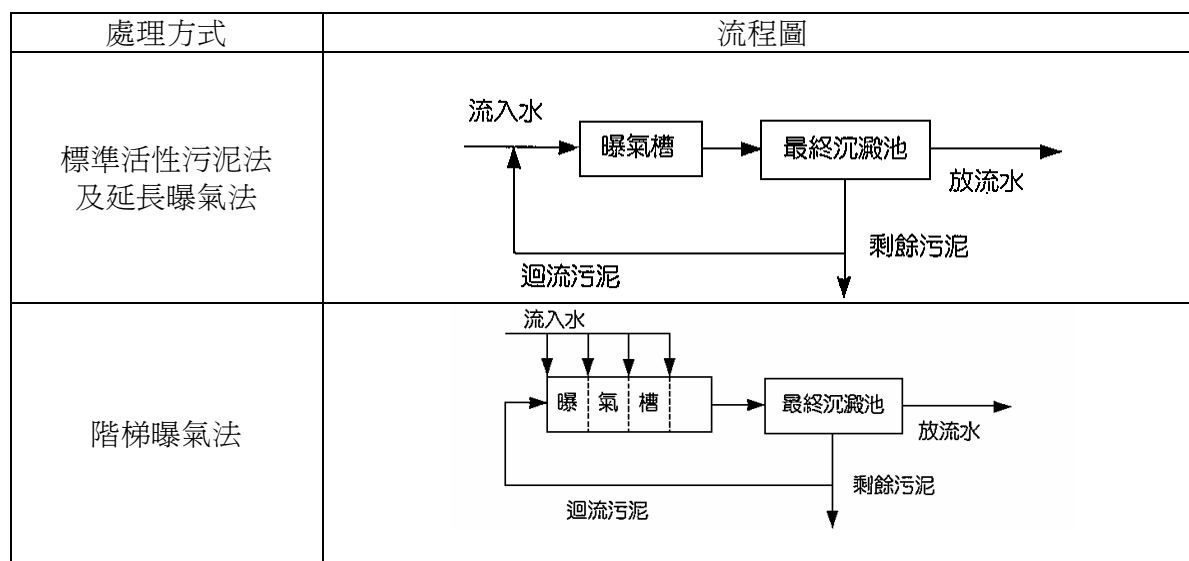


圖 8.2 活性污泥法各種處理方式

表 8.1 活性污泥法設計參數

項目	計算公式	標準活性污泥法	階梯曝氣法	延長曝氣法
曝氣停留時間 (小時)	$\frac{V}{Q(1+r)}$	4 ~ 8	3 ~ 5	20 ~ 30
MLSS(mg/L)	檢測SS濃度	1,000 ~ 3,000	1,500 ~ 4,000	2,000 ~ 5,000
食微比 F/M kgBOD/MLVSS • d	$\frac{Q \times BOD_i}{V \times LVSS}$	0.2 ~ 0.4	0.2 ~ 0.4	0.04 ~ 0.10
BOD _i 容積負荷 (kgBOD/m ³ • day)	$\frac{BOD_i \times Q}{V}$	0.3 ~ . 7	0.7 ~ 1.0	0.1 ~ 0.3
污泥迴流比(r, %)	$\frac{Q_r}{Q}$	25 ~ 75	25 ~ 75	50 ~ 150
污泥停留時間 SRT (日)	$\frac{V \times MLSS}{Q \times SS_w}$	3 ~ 15	3 ~ 15	20 ~ 40

註： V：曝氣池容積(m³) Q：進流廢水量(m³/日) BOD_i：進流平均BOD濃度(mg/L)

Q_r：迴流污泥量 MLSS：曝氣池中平均SS濃度(mg/L)

MLVSS：曝氣池中平均SS濃度(mg/L) SS_w：廢棄污泥濃度(mg/L)

8.2.2 設計依據

經過多年的發展，已有許多經驗公式及合理公式可應用於活性污泥系統程序的設計及控制。其中，最常使用的參數為污泥有機負荷(F/M，或稱食微比)，以及平均細胞停留時間(θ_c ，或稱污泥齡)，其他尚需考量的有污泥迴流量、溶氧、營養、溫度等。

1. 污泥有機負荷 F/M

$$F/M = \frac{Q \times COD_i (\text{kgCOD/kgMLSS} \cdot \text{day})}{V \times MLSS}$$

式中，F：代表供應之食物

M：代表微生物量

Q：進流廢水量/day

COD_i：進流COD平均濃度，mg/L

V：曝氣池容積，m³

MLSS：曝氣池中平均SS濃度，mg/L

如前表 8.1 所示，表計算食微比(F/M)之設計及控制操作原理是以 MLSS 來代表微生物量，然而，像染整業、造紙業及皮革業等含多量之有機纖維，如圖 8.3 與圖 8.4，導致 MLSS 偏高於正確之微生物量，造成食微比(F/M)比理論操作值低很多之現象，需依據各工廠之實際狀況及生物前處理單元功能情形作調整。不同處理程序適合的 F/M 比值範圍不同；再者各種工廠使用迥異的有機原料及可能的抑制物質，將造成微生物對該有機物分解的速率有所差異，因此，在處理不同種類有機廢水之活性污泥處理程序的理想 F/M 比不盡相同。較理想的作法為規劃設計前，先進行模型試驗，以獲取最佳 F/M 比，再換以設計曝氣池尺寸；相對地，對現場操作者而言，實廠每日操作的結果即是最佳的經驗數據來源，如能逐日記錄廢水量、活性污泥系統進出流水質、曝氣池 MLSS 濃度、F/M 比，以及處理現況，包括活性污泥微生物相、污泥沉降性、污染物去除率等亦可獲取最適合廠內廢水特性的 F/M 比。另者，以往很多文獻資料以 BOD 為 F/M 比的計算基準，由於水質 BOD 檢測分析較為費時，建議可直接以 COD 污染濃度計算及紀錄。

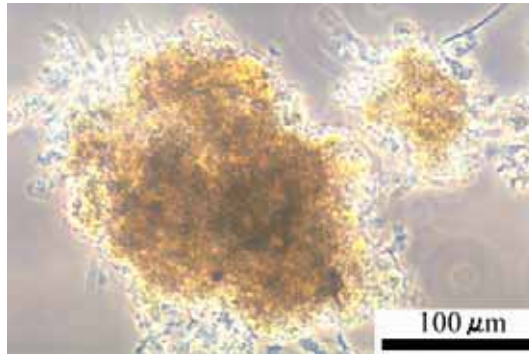


圖 8.3 正常之活性污泥

註：其 MLVSS 幾乎等於微生物量，其 $F/M=0.2\sim0.4$ 。

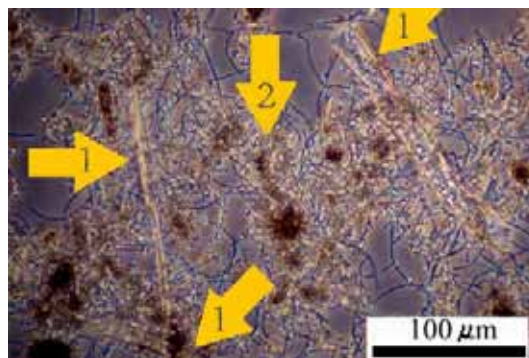


圖 8.4 造紙纖維與污泥膠羽

註：箭頭 1 為造紙纖維，箭頭 2 為污泥膠羽。由於紙類纖維量很多，其 $F/M=0.07\sim0.13$ 。

2. 污泥齡或平均細胞停留時間 θ_c

不計沉澱池及迴流污泥系統容積時，污泥齡 θ_c 如下表示：

$$\theta_c = \frac{V \cdot MLSS}{Q_w \cdot SS_w + Q_e \cdot SS_e} \quad (\text{day})$$

式中， Q ：廢棄污泥量， m^3/day

SS_w ：廢棄污泥濃度， mg/L

Q_e ：沉澱池出流水水量， m^3/day

SS_e ：沉澱池出流水SS濃度， mg/L

當出流水SS量極微時， $Q_e \cdot SS_e$ 通常可略去，即

$$\theta_c \doteq \frac{V \cdot MLSS}{Q_w \cdot SS_e} \quad (\text{day})$$

3.理論需氧量:

理論需氧量(kgO_2/day)= $Q \cdot \Delta \text{BOD}_L \cdot 10^{-3} - 1 \cdot 42 Q_w \cdot SS_w \cdot 10^{-3}$ 式中， ΔBOD_L :最終 BOD 去除之淨濃度 mg/L ，係數 1.42:1 莫耳廢棄污泥細胞等於 1.42 倍 BOD_L 曝氣池中如行硝化作用，則理論總需氧量需再加上 $4.57Q \cdot (N_o - N) \times 10^{-3}$ 的總凱氏氮完全氧化的需氧量。曝氣池中提供曝氣共有以下 2 個目的，一為有機質代謝之需氧量，另一則是微生物內呼吸需氧量。一般的 F/M 比值控制在 0.31/day 以上者，採用粗泡式散氣頭之系統，總需空氣量約為 $30 \sim 55 \text{m}^3/\text{kgBOD}_5$ ，採用細泡式散氣頭則需 $24 \sim 36 \text{m}^3/\text{kgBOD}_5$ 。活性污泥控制在較低的 F/M 比值，採內呼吸階段操作及有硝化特性之延長式活性污泥法，則供氣量需提高至 $75 \sim 115 \text{m}^3/\text{kgBOD}_5$ 。

4.污泥迴流量：污泥迴流量直接影響 MLSS 濃度，以及所要控制的 θ_c 值，至於經最終沉澱池沉降之污泥究竟應迴流多少固體物才能維持所需 F/M 中曝氣池之 MLSS 濃度，一般而言可藉質量平衡估算。從圖 8.3 之關係值可瞭解，曝氣池之 SS 質量平衡公式為 $Q_0 S_0 + Q_r X_r = (Q_0 + Q_r) X$ ，由於 S_0 之濃度遠比 X 及 X_r 低，故在估算迴流量時， $Q_0 S_0$ 常可予以省略，則

$$Q_r = \frac{Q_0 X}{X_r - X}$$

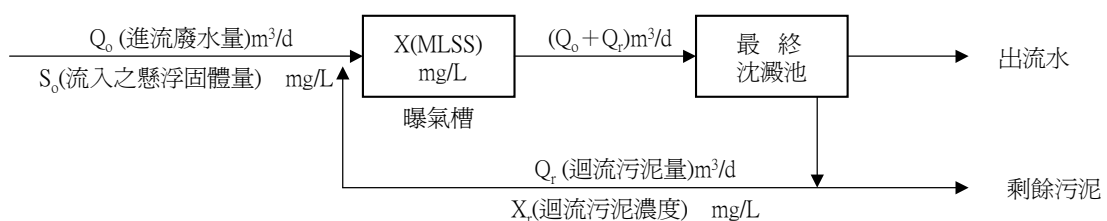


圖 8.5 曝氣池質量平衡關係

- 5.營養分：廢水處理上活性污泥法微生物代謝所必須之營養分，依微生物之組成、種類而異，除碳水化合物外，尚需少量的氮、磷及其他微量的鐵、鈣、鉀等，一般以 $BOD_5 : N : P : Fe = 100 : 5 : 1 : 0.5$ 為最適當。工業廢水中營養分不平衡時，不足之氮可添加因 $(NH_2)_2CO$ (尿素)；磷可添加 Na_3PO_4 或 H_3PO_4 ；而鐵則可添加 $FeCl_3$ 以平衡之。
- 6.溫度：微生物由於溫度上升而增加代謝速度，但有其上限，因此有機物之去除率亦因代謝速度而異，故活性污泥池效率會因流入廢水溫度之變化而增減。一般曝氣池溫度以 $20 \sim 30^\circ C$ 為宜，最高不宜超過 $37^\circ C$ 溫度下降或超高會使微生物代謝 COD 的速率降低，甚至產生不適合的細菌種類，以至於處理效果不佳，進流水有溫度不適合的狀況，需考量保溫或降溫設施的前處理。

8.2.3 設計重點

活性污泥系統之設計必須考慮下列條件：

- 1.曝氣池內污泥濃度(微生物量)要維持一定。
- 2.維持一定值以上的溶氧量。
- 3.最終沉澱池分離出之污泥應濃縮至比曝氣池活性污泥濃度還高。
- 4.為維持曝氣池內污泥濃度一定，應連續迴流污泥至曝氣池。
- 5.去除 SS、分解 BOD 所增殖之過剩微生物應予以廢棄排出處理。

此外，需先經預先處理，以除去可能干擾處理及操作之污染物，包括如下：

- 1.油脂與固體物若超過 $50mg/L$ ，須以撇除槽(skimming tank)或油水分離器先行去除。
- 2.若含鉻、銅、鎳等重金屬或其他毒性物質等抑制物質超過某一濃度時，須先行去除，各抑制物質之界限濃度如表 8.2，
- 3.污水之硫化物含且若超過 $50mg/L$ ，須先行去除。
- 4.進流水 BOD 負荷($kg / m^3 \cdot d$)之變化若超過 3：1(以 4 小時綜合水樣計算)，須於前處理設調勻池平衡之。

表 8.2 活性污泥法抑制物質之界限濃度

抑 制 物 質	界 限 濃 度 (mg/L)
酸	< 5
鹼	> 9
氰化物 CN^-	< 5
鉻 Cr	2 ~ 5
銅 Cu	1
鎳 Ni	1
鋅 Zn	5
鎘 Cd	1 ~ 5
鐵 Fe	100
氯鹽 NaCl	8,000
砷 As	0.1
酚 C_6H_5OH	200
油脂	50

8.3 一般常見設計缺失及補救方法

活性污泥系統一般常見設計缺失及補救方法請參見表 8.3

表 8.3 活性污泥法一般常見設計缺失及補救方法

缺 點	對 象
1.進水水量及水質不穩定	1.增設前處理調勻系統
2.曝氣設施無法調節曝氣量	2.增設曝氣管調節閥，或是利用鼓風機小且多台之彈性配置，以利調節曝氣量
3.迴流污泥無法計量、控制及調節	3.增設計量設施、控制及調節設施
4.完全混合式活性污泥系統對難分解性有機物的降解效果有瓶頸	4.依曝氣池形狀可考慮改為柱塞流式或二段迴流式活性污泥法
5.柱塞流式或長時間活性污泥系統對易分解有機物之生物膠羽凝聚性不佳，膠羽易流出	5.修改進流水配管可考慮改為階梯曝氣法或逐漸減少曝氣量

8.4 設計計算例

8.4.1 設計條件

- 設置標準活性污泥池

- 平均流量：1,000m³/day
- 進流 COD 濃度：600mg/L
- 進流 BOD，濃度：280mg/L
- 進流 SS 濃度：50mg/L
- BOD₅/BOD_L=0.68

8.4.2 設計準則

依據小型模型池運轉試驗，得到以下設計準則

- F/M：0.2kgBOD/kgMLSS · day
- MLSS：2,000~3,000mg/L，採用 2,500 mg /L
- 污泥齡 θ_c ：10 day
- 迴流污泥濃度：1%
- BOD₅ 去除率為 95%
- 採用完全混合式曝氣池
- MLVSS/MLSS=0.75

8.4.3 設計步驟

1.進流污染量

- 進流 BOD 總量=1,000m³/day×280mg/L×10⁻³=280kg/day
- 出流 BOD 濃度=280mg/L×(1－95%)=14mg/L

2.所需曝氣池尺寸

- F/M=0.2kgBOD/kgMLSS · day=280kg/day ÷ (2,500mg/L×V×10⁻³)→V = 560m³
- 採用一池，RC 製，池體尺寸為 14m(L)×10m(W)×4m(SWD)×0.5m(出水高)
- 有效體積=14m×10m×4m=560m³

3.廢棄污泥設施

- 廢棄污泥且 Q_n 計算

$$\theta_c = 560\text{m}^3 \times 2,500\text{mg/L} \div (Q_w \times 10,000\text{mg/L}) = 10\text{day}$$

$$\rightarrow Q_w = 14\text{m}^3/\text{day}$$

- 廢棄污泥設施採用離心式泵.以定時器控制啓動頻率及操作時間，設置於終沉池周邊設施，詳見第十七章之設計計算例。

4.迴流污泥設施

- 迴流污泥量 Q_r 計算(不計消泡水及脫水機濾過液迴流量)

$$Q_r \times 10,000 \text{mg/L} = 1,000 \text{m}^3/\text{day} \times 2,500 \text{mg/L} \rightarrow Q_r = 250 \text{m}^3/\text{day}$$

- 迴流污泥設施採用半開放型離心式泵，泵送量為 $1,000 \text{m}^3/\text{day}$ ，設計為可以全量迴流，以計量槽及迴流管閥調整流量，設置於終沉池周邊設施，詳見第十七章設計計算例。

5.曝氣設施

- 需氧量 $= 1,000 \text{m}^3/\text{day} \times (280 - 14) \text{mg/L} \times 10^{-3} \text{kg/g} \div 0.68 - 1.42 \times 14 \text{m}^3/\text{day} \times 10,000 \text{mg/L} \times 0.75 \times 10^{-3} \text{kg/g} = 242 \text{kgO}_2/\text{day}$
- 採用鼓風機及細氣泡式散氣盤，於水深 4m 時之散氣量為 $0.25 \text{Nm}^3/\text{min} \cdot \text{個}$ ，傳氧效率 8%
- 理論需空氣量 $= 242 \text{kgO}_2/\text{day} \div (23.2\% \times 1.206 \text{m}^3/\text{kg} \times 8\%) = 10,812 \text{m}^3 \text{Air}/\text{day}$

$$= 7.5 \text{m}^3 \cdot \text{Air}/\text{min}$$

- 實際供氣量 $= 7.5 \text{m}^3 \text{Air}/\text{day} \times 150\% = 11.3 \text{m}^3 \text{Air}/\text{min}$
- 採用魯式鼓風機， $11.8 \text{m}^3/\text{min} \times 0.45 \text{kg}/\text{cm}^2 \times 2$ 台，1 台備用
- 細氣泡式散氣盤每支散氣量為 $0.25 \text{Nm}^3 \text{Air}/\text{min} \cdot \text{個}$ 所需散氣盤個數 $= 11.8 \div 0.25 = 47.2$ 個，採用 48 個共計 12 列，每列設 1 個曝氣支管，設置蝶閥，以法蘭銜接曝氣主管，每支曝氣支管按裝 4 個散氣盤。

6.消泡設施

- 採用扇形水幕式消泡噴頭，曝氣池四週每 1.5m 設置 1 個，共設置 32 個。
- 消泡噴頭供水量為 $10 \text{L}/\text{min} \text{支} \times 32 \text{個} = 320 \text{L}/\text{min} = 19.2 \text{m}^3/\text{hr}$
- 設置處理水回用離心式泵 1 台，水源取自二級生物處理水，供應全場區二級用水，泵量為 $30 \text{m}^3/\text{hr} \times 1.5 \text{kg}/\text{cm}^2$

7.進流構造

- 於曝氣池寬邊設置一矩形分水渠，進流水主管及迴流污泥管於寬邊中心位置進入分水渠，使進流水自分水渠兩側分流，並於分水渠渠側的各 5 個方形孔進流。

8.出流構造

- 於曝氣池另一端寬邊設置水平溢流水渠，活性污泥處理水匯集至池中央後，下流至池底出水管管徑 20cm，延申至終沉池，與終沉池進水管銜接。

8.5 控制重點

爲了增進活性污泥之去除效率，除了做好預先處理以避免可能之干擾外，其曝氣池內之 pH、DO、MLSS、SVI 值均需控制得宜，且終沉池所沉降之污泥需有部份迴流，以維持曝氣池內污泥濃度之穩定，而其他剩餘污泥則在一定停留時間後，應予以排出另行處理。一般而言，標準活性污泥法之曝氣池其水溫以 20~30℃ 爲宜；pH 值在 6.8~7.5 之範圍左右；MLSS 應維持在 1,500mg/L~3,000mg/L 爲最適；30 分鐘 1 公升污泥沉澱體積 SV30 以在 15~30%爲佳；污泥容積指數 (SVI=SV30/MLSS)應控制在 80~150 左右。此外定期的檢視曝氣池及最終沉澱池之外觀亦是操作控制重點之一。

8.6 異常對策指引

活性污泥系統操作時所產生之問題及其可能之對策請參見表 8.4。

表 8.4 異常對策指引－活性污泥

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.曝氣池表面有劇烈的攪流及沸滾現象，出現大於 1.8 公分或更大的氣泡	1a.過度曝氣，致溶氧過高或膠羽被剪碎破壞	1a.曝氣池內溶氧濃度應維持在 1.0~3.0mg/L 之間	1a.降低空氣量，維持溶氧在適當範圍
2.曝氣池表面曝氣不均勻，池中有死角或不充分的攪拌混合	2a.散氣器堵塞 2b.曝氣不足而致溶氧過低而有腐敗的臭味 2c.污泥於終沉池中停留過久	2a. (1)檢查維護卡上次散氣器清理日期 (2)當場檢查池中之散氣器是否堵塞 2b. (1)檢查溶氧，整個池子溶氧應在 1.0~3.0mg/L 間 (2)檢查曝氣池是否充分混合 2c.檢查迴流污泥量和終沉池污泥氈厚度	2a. (1)若超過一年未清理。應即清理 (2)若有多個堵塞，宜清理池中之全部散氣器 2b. (1)增加空氣流量，以維持適當溶氧濃度 (2)計算散氣器支管之單位長度空氣流量，每公尺長度最少應在 0.185CMM 以上 2c.調整迴流污泥量及廢棄污泥量，以維持終沉池污泥氈厚度在 0.3~1 公尺之間
3.曝氣池有機負荷或水力負荷無明顯改變下，使用過量的空氣，仍難以維持適當的溶氧濃度	3a.曝氣系統管線洩漏 3b.散氣器堵塞，空氣從散氣器支管噴出，導致散氣器支管附近水面產生局都翻騰現象	3a.檢查管線和接點，聽聽是否有漏氣聲或用肥皂水試驗接頭處是否起泡沫 3b. (1)檢查維護記錄散氣器上次清理時間 (2)現場檢查散氣器堵塞情形	3a.鎖緊接頭螺栓或更換接頭墊圈 3b. (1)若超過一年未清理。應即清理 (2)若有多個堵塞，清理池中之全都散氣器

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
4.污泥膠羽輕而流出終沉池局部有雲狀的均質污泥群上浮。混合液做沉降試驗時，沉降相當良好，上澄液清澈	4a.過度曝氣，微細氣泡附著於膠羽而造成污泥上浮 4b.終沉池整流井或板損壞引起之水流不均勻 4c.終沉池底部污泥排出異常，致污泥氈界面太高 4d.刮泥設施操作異常.刮泥功能有異 4e.污泥排出速度太低，致污泥淤積於底部 4f.空氣或氣體陷入污泥膠羽中，或發生脫氮現象。 4g.溫度的對流	4a.曝氣池溶氧應在 1.0~3.0mg/L 之間 4b 檢視整流後之水流是否均勻 4c.檢視迴流污泥或廢棄污泥泵和輸送管線之全部或有部份堵塞 4d.檢視污泥刮集系統機件.如刮板，鏈條和鏈齒輪橡膠滾軸的破損或磨損 4e.檢查終沉池污泥氈厚度 4f.做污泥沉降性試驗，並在污泥沉降時輕微的攪拌，看是否釋出氣泡若有氣泡釋出，檢查終沉池放流水 pH 及 N 系總濃度以確定處理程序是否有硝化及脫硝作用 4g.檢查終沉池縱剖面之溫度和溶氧濃度變化	4a.降低空氣量只維持適當之範圍 4b.修理或更換破損部份 4c.清理阻塞管線 4d.修理並視需要更換零件 4e.調整迴流及廢棄污泥量與污泥收集機構的速度，以維持污泥氈厚度 4f. (1)若無硝化脫硝作用，參考其他可能原因 1a。和現象 10.之對策 (2)若處理程序有硝化情形，參考 7a.檢測及對策 4g.若終沉池表面和底部的溫度差超過 1~2 度，宜考慮增設曝氣池和終沉池
5.終沉池有局部的絨毛般的均質污泥上浮。混合液做沉降性試驗時，沉降緩慢，上澄液有零散污泥	5a.因 MLSS 濃度太低，曝氣池超負荷，導致污泥不成熟，密度低	5a.檢查並監視下列變異傾向 (1)MLSS 濃度減少 (2)SRT 減少 (3)F/M 值的增加 (4)溶氧偏低	5a.微生物相觀測為第 II 群生物時，依最低 F/M 比，增加迴流污泥量。每天增加 20%左右，直至恢復 MLSS 並增加曝氣量至 DO 為 1~3mg/L 微生物相觀

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	5b.因進流 COD 突增，使曝氣池超負荷	(5)菌相觀測 5b.檢查進流量及 COD 濃度，作菌相觀測	測為第 I 群生物時，則應再植種部份污泥 5b.如為暫時性偏高則依上述對策因應，如為長期性增加。則應再重新記錄各項參數並統計其趨勢，以調整操作參數。
6.污泥膨化，均質雲霧狀翻滾的污泥上浮遍及整個終沉池，混合液做沉降試驗時沉降緩慢，且不緊密，但上澄液相當清澈	6a.不適當的有機負荷或溶氧濃度 6b 絲狀菌	6a.檢查並監視下列變異傾向 (1)MLSS 濃度減少 (2)SRT 減少 (3)F/M 值的增加 (4)溶氧濃度改變 (5)pH 降低 (6)正常情況下，SVI 突然增高 (7)微生物相觀測 6b. 顯微鏡觀察混合液和迴流污泥，設法鑑定絲狀菌是真菌或細菌及其種類 若鑑定是真菌，檢查可能引起問題之工廠的排放廢水 若鑑定是細菌。檢查進流廢水和廠內迴流到處理程序的迴流水，以找出大量絲狀菌的來源	6a.微生物相觀測絲狀菌非優勢時 (1)以每天不超過 20%之情況下減少廢棄污泥量，直到處理程序 MLSS 達到正常控制為止 (2)暫時增加迴流污泥且以減少終沉池的污泥溢流排出，直到正常操作控制為止 (3)整個曝氣池溶氧濃度應大於 0.5mg/L，最好在 1 到 3mg/L 間，並調整 pH 於 6.8~7.2 之間 6b. 若無絲狀菌存在，參考上述可能原因 6a 強制執行排入廢水管理條例，排除該類廢水干擾。同時參考下面對策進流廢水加 5-10mg/L 氯，若需更高的加藥量，要特別小心，每次應以 1-2mg/L 之增加迴流污泥加氯

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	6c 廢水中營養鹽不足	6c. 檢查進流廢水營養鹽含量，BOD 對總氮、磷、鐵的比是否為 100：5：1：0.5 每四小時做一次混合液沉降性試驗	量約為 2~3Kg/1,000kgMLSS・day 若廠內迴流水發現絲狀菌・則需將各單元系統操作於最佳連續流狀況或提升廠內其他處理單元的操作功能 膨化初期菌相鑑定可判定為膨化之菌種及原因時。應立即改善，以免膨化超過 7~10 天後，膨化菌租複雜化・難以控制 6c. 若營養值含量低於平均值・必須檢驗進流水，以計算所需之加藥量。缺氮加無水氨，缺磷加三鈉磷酸鹽，缺鐵加氯化鐵視察加入營養劑後之污泥沉降性是否已獲得改善
	6d.曝氣池溶氧濃度過低	6d.檢查曝氣池不同位置之溶氧濃度	6d (1)若平均溶氧濃度少於 0.5mg/L，則需增加通氣量，直到池內溶氧增高到 1~3mg/L 之間 (2)若池內某些地方溶氧濃度接近零，但有些地方溶氧濃度卻高

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	6e.曝氣池 pH 值低於 6.5	6e.監視進流廢水之 pH 值	於 1.0mg/L，則需平衡空氣擴散系統配置或清理散氣器。參考現象 2.之對策 6e. (1)若 pH 值低於 6.5，進行廢水水質調查，找出來源，若可能，停止納入或中和之 (2)若上法無法施行，則在曝氣池進流水添加鹼性藥劑，如苛性鈉(片鹼或液鹼)或石灰，以提高 pH 值
7.終沉池污泥塊(小至高爾夫球，大至籃球)上浮而散佈在終沉池表面且表面有氣泡，混合液做沉降性試驗時，沉降良好，但部分或全部沉降污泥在試檢開始後 1~4 小時內又上浮到水面上	7a.終沉池發生脫硝現象	7a.檢測及比對下列數據 (1)F/M 比值過低 (2)pH 值下降 (3)曝氣池 DO 超過 3mg/L (4)T-N、$\text{NH}_3 \cdot \text{NO}_2^- \cdot \text{NO}_3^-$ 濃度 (5)菌相觀測為第 V 群生物 (6)夏天 30°C 左右適合硝化作用	7a.若為硝化、脫硝現象，則依廢水污染性決定處理程序是需要進行硝化/脫硝 (1)不需硝化作用時，則抑制硝化菌，對策包括： • 降低迴流污泥量(每天比例低於 20%)，以提高 F/M • 減少曝氣量，使 DO 控制在 1~2mg/L (2)需進行硝化/脫硝程序時，則提供適合環境。總氮未超過

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	7b.終沉池污泥發生腐敗現象	7b.參考現象 2 之原因及檢測項目	50mg/L 時，可行硝化作用對策包括： • 增加迴流污泥量，降低 F/M 比至 0.11/day 以下 • 增加曝氣量至 DO 大於 4mg/L • 提供鹼度(如 NaOH、石灰)，提高 pH 值至 8.0 左右 (3)總氮超過 50mg/L 時，需行硝化/脫硝作用，對策為處理程序組合成 AO 法或間歇曝氣法 (4)若曝氣池未有明顯硝化現象，僅為原廢水中 NO₂，及 NO₃ 含量較高，則調整迴流污泥土，使終沉池污泥厚度維持在 0.3~1 公尺之間，可避免淤積太久缺氧而行脫硝作用 7b.參考現象 2 之對策
8.污泥發生腐敗，變黑及臭氣	8a.曝氣不足，有死角或停止曝氣(在夏天 1 天，冬天 2 天以上就發生腐敗)	8a. (1)氧量不足 • 曝氣量不足 • 曝氣設備故障或停電 (2)沉澱池內長期淤積污泥	8a. (1)暫時停止污水流入，增加曝氣，再依恢復程度調節流入水量 (2)迴流污泥量，並加強排泥

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	8b.污泥淤積 8c.污泥停留時間太長	8b.曝氣池、沉澱池之構造有死角或池體太大迴流廢棄污泥管線設施是否堵塞 8c.比對 SRT 值檢查終沉池污泥氈厚度維持在 0.3~1 公尺之間 微生物相親測之微生物種類複雜，顯示污泥在不同環境交替循環生長	8b.改善構造物，清理淤積及堵塞現象 8c.加強排泥頻率及流量
9.處理水混濁，終沉池放流水呈雲霧狀且含有懸浮物。混合液做沉降試驗時，沉降不良，上澄液呈雲霧狀，有細小顆粒	9a.操作迪轉初期，曝氣池 MLSS 濃度低時現象 9b.有機負荷增加或突增 9c.有機負荷過低 9d.污泥未成熟 9e.污泥老化 9f.毒性物質突然負荷	9a.參考 10a 檢測項目 9b. (1)微生物相視察指標性原生動物種類，判斷 F/M 是否太高 (2)比對 F/M 值 (3)處理水 COD 濃度增加 (4)曝氣池內 DO 不足或突降 9c. 1 微生物相親測為第 V 群生物 2 比對 F/M 值是否低於 0.11/day 9d.比對 SRT 是否太短 9e.比對 SRT 是否太長 9f.顯微鏡觀察混合液和迴流污泥，檢查原生動物是否不活動	9a.參考 10 對策 9b. (1)每天以不超過 20%之量增加迴流污泥量，減少廢棄污泥量使處理系統回復正常負荷，使終沉池污泥托維持 0.3~1 公尺厚度 (2)調整空氣流量，使溶氧維持在 1~3mg/L 之間 9c.如上述方法減少迴流污泥量，增加廢棄污泥量，使維持適合的 F/M 比，維持適合的 DO 9d.減少廢棄污泥量 9e.增加廢棄污泥量 9f.若原生動物不活動，可能最近有毒性物質排入處理程序中，對策群 10c.

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	9g.過度曝氣，使混合液膠羽被剪碎、破壞 9h.曝氣池溶氧激度維持不當	9g.顯微鏡視察混合液和迴流污泥，檢查是否有原生動物存在，曝氣池溶氧分部檢測 9h.詳現象 2.之原因及檢測項目	9g.降低空氣量，維持溶氧在適當位置 9h.詳對策 2
10.曝氣池表面出現白色、浪厚翻滾或肥皂泡沫似的泡沫	10a.剛開始操作違轉，曝氣池仍超負荷(MLSS 太低)，此為常見情形 10b 曝氣池超負荷 10c.毒性物質流入，諸如重金店或殺菌劑，或恆溫廢水或因廢水溫度變化過大而影害 MLSS 的減低 10d.進流廢水或迴流污泥流量分配不均，使部份曝氣	10a.檢測每日 MLSS 增加狀況，並計算 F/M 比 10b.檢查下列項目 (1)進流 COD 增高 (2)MLSS 減少 (3)F/M 增加 (4)SRT 下降 (5)廢棄污泥量增加 (6)菌相觀測為第 1 群生物相優勢 10c.檢驗重金屬、殺菌劑和溫度 10d.檢查有問題池體如 10b.項目	10a.啟動之初毋須廢棄污泥，直至污泥增殖至適合的濃度。並調整各項操作參數至適合範圍，包括 pH、DO、溫度等 10b. (1)COD 增高・MLSS 減少及 F/M 增加時・應增加迴流污泥量，使 MLSS 提昇至適合之 F/M (2)比廢棄污泥土異常提昇，致 RT 下降，應調降廢棄污泥量 10c. (1)重新馴養活性污泥，若可能，廢棄全部污泥，從他廠運取污泥植種 (2)積極執行工業廢水管制或加強水溫調勻工作 10d.如 10b.對策

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	池產生超負荷		
11.曝氣池表面有閃亮的黑色泡沫	11a.曝氣池負荷過低 11b.進流廢水或迴流污泥量分配不均使部份曝氣池產生負荷過低	11a.檢查下列項目 (1)進流 COD 減少 (2)MLSS 增高 (3)F/M 偏低 (4)SRT 增加 (5)廢棄污泥量異常減少 (6)微生物相觀測為第 V 群為主，也有第 I 群生物相 11b.檢查有問題池體如 11a.項目	11a. (1)COD 減少，MLSS 增高及 F/M 偏低時，應降低迴流污泥量，使 MLSS 降至維持適合之 F/M 比 (2)廢棄污泥量異常減少時，應清理污泥管線設施，使廢棄且正常，如果各項控制值已至最低可控制點，且出流 SS 影響 COD 檢測值時，則可考慮改用間歇曝氣式處理程序，唯操作參數需重新建立 11b.加上之對策
12.曝氣池表面有浮渣似具粘性的暗褐色泡沫	12.由於不適當的廢棄污泥控制操作，使曝氣池荷過低(MLSS 濃度過高)	12a.檢查並監視下列變異傾向 (1)MLSS 濃度的增加 (2)SRT 增加 (3)F/M 值減少 (4)需增加空氣量，以維持溶氧濃度 (5)廢棄污泥量減少 (6)放流水 pH 降低 (7)泡沫中有放射細菌	12a.每天以不超過 20%之量增加廢棄污泥量，減少迴流污泥量直到整個程序達到正常控制為止，使曝氣池表面出現適量的淡褐色泡沫

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
13.曝氣池表面有暗褐色，黑色肥皂泡沫似的泡沫，混合液呈現黑色至深暗褐色，從曝氣池散出腐臭或酸臭	13a.曝氣池發生厭氧現象	13a.詳現象 2 及 3 各原因之檢測項目	13a.詳對策 2 及 3
14.微小分散的膠羽(約針尖的大小)遍佈在整個終沉池，水面浮有堆積的小淤泥團，而從溢流堰排放。混合液做沉降試驗時沉降相當良好，污泥密集在底部，而微小膠羽顆粒懸浮在清澈的上澄液中	14a.因 MLSS 法度較高，曝氣池趨近負荷過低，但污泥老化而解體	14a.檢查並監視下列變異傾向 (1) MLSS 濃度的增加 (2) SRT 增加 (3)F/M 值減少 (4)必須增加空氣量才能維持溶氧濃度 (5)廢棄淤泥量減少 (6)微生物相觀測為第 V 群生物相優勢 (7)終沉池污泥氾濫過高 14b.檢查曝氣池是否有泡沫	14a. (1)每天以不超過 20%之量增加廢棄污泥量，及減少迴流污泥量直到程序達到正常控制為止。且曝氣池表面出現適量的淡褐色泡沫 (2)調整迴流污泥且，使終沉池污泥氾濫維持 0.3~1 公尺厚度 14b.有泡沫時，依現象 10.各項原因及檢測項目尋找適合對策
15.處理水 pH 下降	15a.曝氣池進行硝化作用 15b 曝氣池混入酸性物質	15a.檢查終沉池放流水硝酸鹽濃度是否增加 15b.檢查曝氣池進流處之 pH 值	15a.詳 7a.對策 15b.管制流入水水質，增設中和單元
16.小顆粒灰狀物質漂浮在終沉池表面	16a.開始有脫硝現象	16a.攪動沉降試驗後上浮表面的污泥	16a. (1)若膠羽放出氣泡而沉降，可能為脫硝作用，詳 7a.檢測項目及對策 (2)若仍不沉降，參考下述可能原因 16b

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	16b.混合液中含有過量的油脂	16b. (1)檢驗 MLSS 的油脂含量。並檢查終沉池之浮渣擋板是否有油垢 (2)檢查原廢水中的油脂含量	16b. (1)若油脂含量超過 MLSS 重量的 15%，視需要檢修或更換浮渣擋板 (2)若油脂含量太高，則需實施工廠廢水水質監視，並加以管制油脂進流，視需要增設除油設施
17.大約 6mm 或更大的零散膠羽顆粒散佈在整個終沉池，而且從溢流堰流失，混合液做沉降試驗時，沉降良好，但底部污泥壓密不良，清澈的上澄液中有成片的懸浮膠羽	17a.因有機負荷的改變，使曝氣池負荷稍高(MLSS 濃度稍低)	17a. 檢查並監視下列變異傾向 (1)MLSS 濃度減少 (2)SRT 的減少 (3)F/M 值增加 (4)減少曝氣量才能維持溶氧濃度 (5)終沉池污泥壓高度過高 (6)菌相觀測為第 II 群生物佔優勢 檢查曝氣池是否有泡沫產生	17a. 每天以不超過 20%之量減少廢棄污泥量，增加迴流量，使程序恢復最佳之平均有機負荷操作負荷 有泡沫時，依現象 10.各項原因及檢測項目，尋找適合對策。

第九章 批式活性污泥法

9.1 原理概述

批式活性污泥法(Sequencing Batch Reactor, SBR)為廢水的生化處理方法，屬活性污泥法的範疇。批式活性污泥法兼有推流、厭氣-好氣操作、間斷進流的特點。SBR 法是一種半連續間歇式裝置。進流方式可以是間歇式，也可以是連續式，而放流階段一般是採間歇式；從曝氣方式而言，可以採用進流時不曝氣的限制曝氣方式、進流時曝氣的非限制曝氣方式或進流後曝氣的半限制曝氣方式。

SBR 的運作以序列間歇式操作為主要特徵，所謂序列間歇式有兩種涵義：一是運行操作在空間上是按程序排列、間歇進行，由於廢水是連續按序列進入反應器，它們運作時的相對關係是序列、間歇的；二是每個 SBR 的運行操作在時間上也是按序排列、間歇進行。一般反應池操作分為下列不同的階段：進流、反應、沉降、放流及靜置等，這些階段組成一個週期。這樣 SBR 就把單一反應池在時間上進行分割，各部分獨立完成連續穩定的處理過程，如圖 9.1。

1.進流階段

進流階段為一循環的開始，緊接上一週期的靜置狀態，反應池內殘留之活性污泥類似在傳統活性污泥法中的迴流污泥，污泥濃度高並處於飢餓狀態，此時池內已達最低水位。進流後基質開始流入，隨著進流時間的增加，水位逐漸慢慢上升。通常在進流階段可以有 2 種不同操作情形：1.進流即同時開始反應階段(進流及反應階段連續曝氣)。2.進流後才開始反應階段(進流時攪拌不曝氣)。至於需要採用何種方法，乃依廢水的性質和處理目標而訂。

2.反應階段

在此階段反應池內維持最大水量，並藉由曝氣供給微生物所需之氧氣且與基質完全混合，以達到 BOD 的去除、硝化作用及磷的去除等等目的；此時類似傳統活性污泥法中的曝氣池，唯沒有廢水再流入。

3.沈降階段

當反應池停止曝氣，反應停止後，活性污泥膠羽藉由重力沈降，達到固液分離的目的；此時類似傳統活性污泥池中的終沈池，所不同的地方在於，一般

終沈池在沈降時，上澄液同時溢流，而 SBR 系統則是污泥是在完全靜置狀況下沈降，故沈降效果極佳，能有效截流菌體濃度(VSS)。

4.放流階段

反應池內水位達到設計的最高水位並經沈降後，開始排放上澄液，當池體內水位逐漸恢復到處理週期開始的最低水位(大於污泥高度)時停止放流。在放流後，因尚有一部份處理之上澄液殘留在反應池內，故在下一循環進流階段時，此殘留的上澄液會有稀釋的作用，進而可以避免突增負荷的影響。

5.靜置階段

上澄液在經由放流後，等待下一個循環(進流階段)稱之。在此階段，必要時可以加以攪拌而不曝氣，不必要時也可省略此階段，如此一來不但可以節省能源，更可以使污泥達到脫磷的目的。通常在此階段，剩餘污泥的排除，在靜置階段的初期或沈降階段的末期來得最為適當。

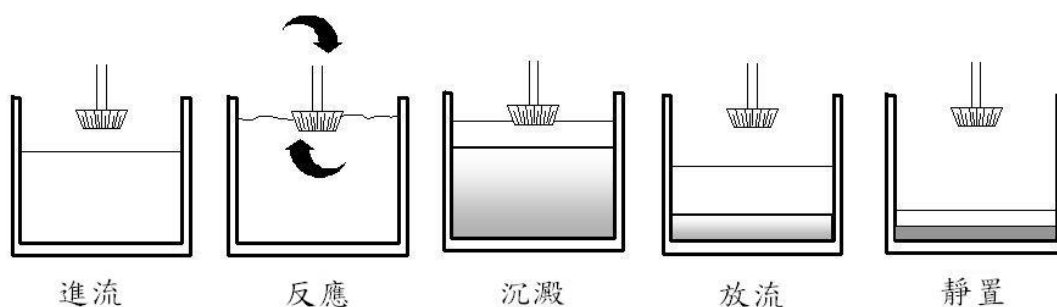


圖 9.1 SBR 操作系統



圖 9.2 批式活性污泥法 SBR 曝氣池

註：左邊橫桿為上澄液排水器，池體上方之旋翼為表面曝氣機。



圖 9.3 SBR 上澄液排水器

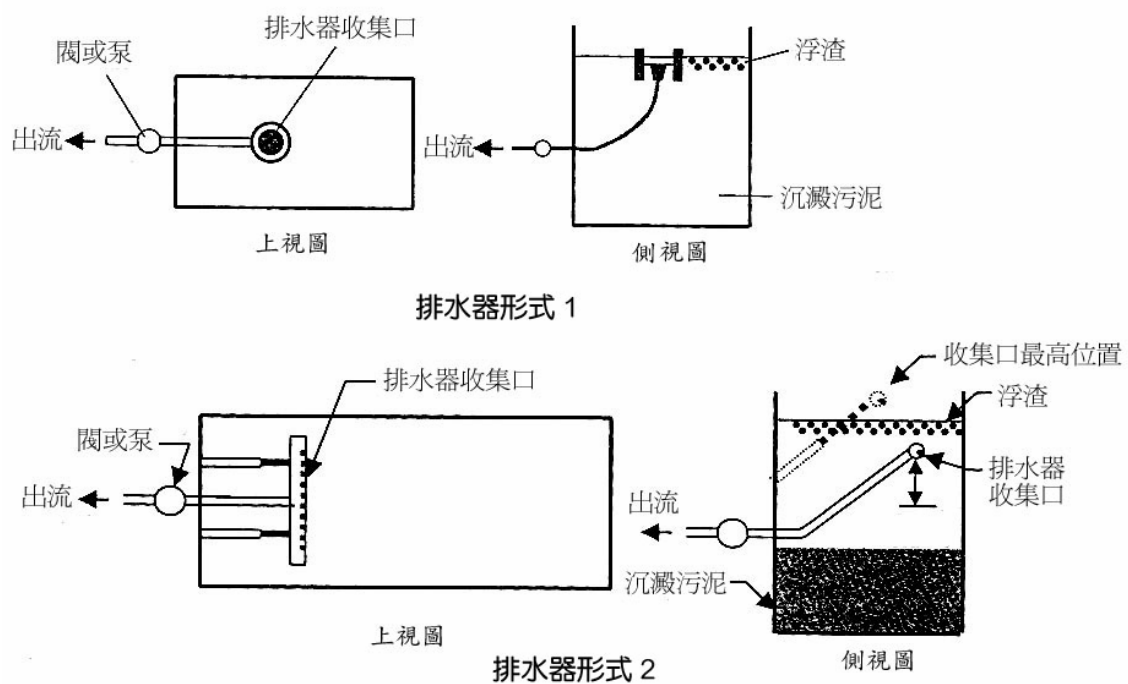


圖 9.4 不同形式排水器設計圖

9.2 設計概要

9.2.1 各階段所需時間

一循環包括各階段所需時間依廢水之性質而定。若以廢水 BOD 濃度 200mg/L 為對象，其處理所需時間如次：

- 1.進流階段：依系統之反應池數、操作循環數及每一循環之操作型態而定(一般以 1~4 小時，而與反應階段相重疊者為多)。
- 2.反應階段(曝氣、攪拌)：依 MLSS 濃度、BOD 污泥負荷、排出比、流入水之 BOD 及 T-N 濃度而定。

3.沉澱階段：依活性污泥界面的沉降速度、上澄液的排出比(水深)而定(1~2 小時)。

4.排出階段：依上澄液排水設備之排水能力、池容量及排出比而定(1~2 小時)。

9.2.2 BOD 污泥負荷

BOD、污泥負荷與連續流活性污泥法不同，而以曝氣時間視同反應時間，以下式表之：

$$\text{BOD 污泥負荷} = \frac{1}{e} \cdot \frac{Q_s}{C_A} \cdot \frac{C_s}{V} (\text{kg/kg} \cdot \text{d}) \dots\dots\dots(1)$$

式中：

Q_s ：流入廢水量(m^3/d)

C_s ：流入水平均 BODs(mg/L)

C_A ：批式反應池內平均 MLSS 濃度(mg/L)

V ：批式反應池容積(m^3)

e ：曝氣時間比(一批次循環中曝氣時間與一批次循環總經過時間之比)。

BOD 污泥負荷，依處理對象物質及處理水目標水質值，而自高負荷(0.2~0.4 $\text{kg/kg} \cdot \text{d}$)至低負荷(0.1 $\text{kg/kg} \cdot \text{d}$ 以下)，皆有採用。

9.2.3 需氧量

需氧量依日本下水道事業團報告，建議依去除 BOD 量、反應池內之生物量及氮的硝化、脫氮量等，依下式決定之

$$Q_D = aLr + b \Sigma \text{MLVSS}(T_A + \beta T_{AN}) + cN_o - dN_D \dots\dots(2)$$

式中：

Q_D ：需氧量($\text{kg O}_2/\text{循環}$)

Lr ：去除 BOD 量($\text{kg BOD}/\text{循環}$)

ΣMLVSS ：反應池內生物量(kg)

T_A ：曝氣反應時間(小時/循環)

T_{AN} ：曝氣反應以外的時間(小時/循環)

N_o ：硝化量(kg-N/循環)

N_D ：脫氮量(kg-N/循環)

a ：係數(kg O_2 /kg BOD) 0.54

b ：係數(kg O_2 /kg MLVSS · 小時) 0.0033

c ：係數(kg O_2 /kg N) 4.57

d ：係數(kg O_2 /kg · N) 2.86

β ：係數 $0 < \beta < 1$

依據日本下水道事業團之實測值，每去除 1kg BOD 之需氧量高負荷操作時為 0.5~1.5kg O_2 ，低負荷操作時為 1.5~2.5kg O_2 。

9.3 一般常見設計缺失及補救方法

表 9.1 批式活性污泥法一般常見設計缺失及補救方法

缺 點	對 策
1.進水水量及水質不穩定時，導致各池及各階段操作之負荷不同，不易控制	1.增設前處理調勻系統，及以溶氧及 ORP 作連續監測，及時作進流量及曝氣量之調整
2.曝氣設施無法調節曝氣量	2.增設曝氣管調節閥，或是利用鼓風機小且多台的彈性配置.以利調節曝氣量
3.污泥量無法計量、控制及調節	3.增設污泥計量設施、控制及調節設施
4.針對難生物分解性有機物的降解效果仍有瓶頸	4.依難生物分解之程度，調整曝氣池之停留時間，並於後續單元設置三級及高級氧化處理單元等。

9.4 設計計算例

9.4.1 計畫內容及設計條件

1.處理水水質及水量

處理水包括工廠廢水、餐廳及生活水及砂濾池反沖洗混合廢水：

廢水量 $29.2\text{m}^3/\text{hr} \times 24\text{hr}/\text{d} = 700\text{m}^3/\text{d}$

最大小時廢水量 $43\text{m}^3/\text{小時}$

進流水及處理水水質如表 9.2 所示

廢水由於主要來自工廠廢水，水溫在冬天最低為 10℃，BOD 濃度較低，但其 BOD/T-N 比為 4。若依水質水量之變動判斷，為相當嚴格之脫氮處理。

2.處理流程

進流廢水經曝氣沉砂池及細欄污柵(間距 2mm)，去除砂土及廚餘後，流入批次反應池(容積 400m³，2 池)。批次反應池配置散氣盤、厭氧處理軸流式水中攪拌器、處理水排出用自動排出裝置。

表 9.2 進流水及處理水水質一覽表

系統 水質項目	流入水		處理水	
	日平均	變動範圍	批式活性污泥處理水	砂濾後水質
水溫℃	10~30		—	
pH	6.0~8.0		6.0~8.0	
BOD(mg/L)	100	15~200	20 以下	10 以下
COD _{Mn} (mg/L)	40	12~70	20 以下	15 以下
SS(mg/L)	20	2~30	20 以下	10 以下
正己烷抽出物質(mg/L)	8	1~12	20 以下	10 以下
T-N(mg/L)	25	14~35	6 以下	4 以下
T-P(mg/L)	2	0.9~3	1 以下	0.4 以下
大腸菌群數(個/ml)	—		3,000 以下	

9.4.2 操作方式

批式反應池的操作型態、操作循環數及排出水位，依進流水水量負荷之變動及故障等異常時之對應需要，而設定標準操作循環、增處理操作循環、單池操作循環之 3 種操作，予以連結，可藉開關改變操作模式。

1.標準操作循環

每一循環進流時間 4 小時(厭氣攪拌、曝氣階段重複)，厭氣攪拌 1 小時，曝氣時間 1 小時經 3 次反覆動作後，沉澱 1 小時，排水 1 小時，合計 8 小時操作。每池每日可有 3 循環，2 池每日共 6 循環，每循環之平均處理水量為 117m³，處理水之排出量比約 0.3。

2.增處理操作循環

雖進流負荷變動不大，但在下雨時，由於雨水的滲入，增加對應之能力，對所增加部份之水量，可藉增加處理水量(改變排出水水位)以改善之。如厭氧攪拌改為 45 分鐘、曝氣時間 45 分鐘經 3 次反覆操作後，沉澱 1 小時，排出處理水 2.5 小時，各循環合計仍為 8 小時，但處理水量可增加為原標準量的 2.5 倍。

3.單池操作循環

當批次反應池之設備故障或因定期檢查之需要，而以 1 池處理全部廢水量時之對策，可藉增加排出時間及操作循環數，以處理之。改善曝氣時間為 3.5 小時，沉澱時間 1 小時、排水時間 1.5 小時合計每 1 循環 6 小時，則循環次數為標準操作時的 1.33 倍，排水量為 1.5 倍，兩者合計 1 池操作為標準操作時的 2 倍量。

9.4.3 設計因子

本設施例的操作因子在標準狀況下為：

1.BOD 污泥負荷，T-N 污泥負荷

BOD 污泥負荷，依(1)式 $e=3/8$ ， $Q_s=700$ ， $C_s=100$ ， $C_A=3,500$ ，

$V=400 \times 2=800$ 代入之，得值為 $0.07\text{kg/kg MLVSS} \cdot \text{d}$

T-N 污泥負荷同(1)式， $C_s=25$ 代入，得值為 $0.02\text{kg/kg MLVSS} \cdot \text{d}$ 。

2.需氧量及空氣量

依前述(2)式，本設施例所需氧量為

$$O_b = [a \cdot (L_r - d \cdot N_b) + b \cdot (S_a \times \frac{T}{24}) + c \cdot N_o] \cdot \frac{1}{a} \cdots (3)$$

式中

O_b ：需氧量($\text{kg O}_2/\text{d}$)

L_r ：去除 BOD 量($\text{kg BOD}/\text{d}$)

N_o ：硝化量($\text{kg} \cdot \text{N}/\text{d}$)

N_b ：脫氮量($\text{kg} \cdot \text{N}/\text{d}$)

S_a ：分批式反應池內之生物量(kg MLVSS)

a：去除 BOD 之相關係數(0.5kgO₂/kg BOD)

b：污泥之內呼吸相關係數(0.07kg O₂/kg MLVSS)

c：硝化 T-N 1kg 所需氧量(4.57kg O₂/kg · N)

d：NO₃-N kg 脫氮所需 BOD 量(2.86kg BOD/kg · N)

α ：KL' a 廢水 = α · KLa，清水 0.75

批式反應池內之 MLSS 濃度設定為 3,500 mg/L，MLVSS=0.8MLSS，則

$$\begin{aligned} Sa &= 400\text{m}^3/\text{池} \times 2 \text{池} \times 3,500\text{g}/\text{m}^3 \times 10^{-3}\text{kg}/\text{g} \times 0.8 \\ &= 2,240\text{kg MLVSS} \end{aligned}$$

標準循環時

$$L_r = 700\text{m}^3/\text{d} \times (100-10)\text{g}/\text{m}^3 \times 10^{-3}\text{kg}/\text{g} = 63\text{kg BOD}/\text{d}$$

$$N_o = 700\text{m}^3/\text{d} \times 25\text{g}/\text{m}^3 \times 10^{-3}\text{kg}/\text{g} = 17.5\text{kg-N}/\text{d}$$

$$N_D = 700\text{m}^3/\text{d} \times (25-6)\text{g}/\text{m}^3 \times 10^{-3}\text{kg}/\text{g} = 13.3\text{kg N}/\text{d}$$

$$\text{依(3)式 } O_D = 201.7\text{kgO}_2/\text{d}$$

由於每日為 6 循環，則每循環為 33.6kg O₂/循環，相當於單位曝氣時間 11.2kg O₂/hr。

所需空氣量 Qg(m³/d)，設散氣設備之氧溶解效率為 7%，則

$$\begin{aligned} Qg &= 11.2\text{kg O}_2/\text{hr} \times \frac{1}{0.07} \times \frac{1}{0.27(\text{kgO}_2/\text{m}^3\text{空氣})} \times \frac{1}{60}(\text{hr}/\text{min}) \\ &= 9.6\text{m}^3/\text{min} \end{aligned}$$

採用送風機送風量為 10m³/min

9.5 控制重點

1. 活性污泥的培養馴化

SBR 反應池去除有機物的機理與普通活性污泥法基本相同，主要係以大量繁殖的微生物群體降解廢水中的有機物。

活性污泥處理系統在正式運轉之前的首要工作是培養和馴化活性污泥。活性污泥的培養馴化可歸納為異步培訓法、同步培訓法和接種培訓法。異步法為先培養後馴化；同步法則培養和馴化同時進行或交替進行；接種法係利用其他廢水處理廠的剩餘污泥，再進行適當的培訓。

培養活性污泥需要有菌種和菌種所需要的營養物。對於工業廢水，由於其中缺乏專性菌種和足夠的營養，因此在投產時除用一般的菌種和所需要營養培養足夠的活性污泥外，還應對所培養的活性污泥進行馴化，使活性污泥微生物群體逐漸形成具有代謝特定工業廢水的系統，具有某種專性。

2.試車運轉

活性污泥培養馴化成熟後，就開始試車運轉。試運行的目的係確定最佳的運轉條件。

在活性污泥系統的運行中，影響因素很多，混合液污泥濃度、空氣量、廢水量、廢水的營養情況等。活性污泥法要求在曝氣池內保持適宜的營養物與微生物的比值，供給所需要的氧，使微生物很好的和有機物相接觸，全體均勻的保持適當的接觸時間。

對 SBR 處理系統而言，運行週期的確定還與沉澱、排水排泥時間及閒置時間有關，還和處理系統中所設計的 SBR 反應器數量有關。運行週期的確定除了要保證處理過程中運行的穩定性和處理效果外，還要保證每個池充滿水的順序連續性，即合理的運行週期應滿足運行過程中避免兩個或兩個以上的池子同時進水或第一個池子和最後一個池子進水脫節的現象。同時通過改變曝氣時間和排水時間，對廢水進行不同的反應測試，確定最佳的運行模式，達到最佳的出水水質、最經濟的運行方式。

3.污泥沉降性能的控制

活性污泥的良好沉降性能是保證活性污泥處理系統正常運行的前提條件之一。如果污泥的沉降性能不好，在 SBR 的反應期結束後，污泥難以沉澱，污泥的壓密性差，澄清液的排除就受到限制，水與污泥比下降，導致每個運行週期處理污水量下降。如果污泥的絮凝性能差，則出水中的 SS 含量將升高，COD 上升，導致處理出水水質的下降。

導致污泥沉降性能惡化的原因是多方面的，但都表現在污泥容積指數(SVI)的升高。SBR 系統中由於反復出現高濃度基質，在膠團桿菌和絲狀菌共存的生態環境中，絲狀菌一般是不容易繁殖的，因而發生污泥絲狀菌膨化的可能性是非常低的。SBR 較容易出現高粘性污泥膨化問題。這可能是由於 SBR 是一個瞬

態過程，混合液內基質逐步降解，液相中基質濃度下降了，但並不完全說明基質已被氧化去除，加之許多廢水的污染物容易被活性污泥吸附和吸收，在很短的時間內，混合液中的基質濃度可降至很低的水準，從廢水處理的角度來看，已經達到了處理效果，但這僅僅是一種相的轉移，混合液中基質的濃度的降低僅是一種表面現象。可以認為，在廢水處理過程中，膠團桿菌之所以形成和有所增長，主要為系統中有一定數量的有機基質的累積，在胞外形成多糖聚合物(否則膠團桿菌不增長甚至出現細菌分散生長現象，出水渾濁)。在實際操作過程中往往會因充滿水時間或曝氣方式選擇的不適當或操作不當而使基質的累積過量，致使發生污泥的高粘性污泥膨化。

污染物在混合液內的累積是逐步的，在一個週期內一般難以立即表現出來，需通過觀察各運行週期間的污泥沉降性能的變化才能體現出來。為使污泥具有良好的沉降性能，應注意每個運行週期內污泥的 SVI 變化趨勢，及時調整運行方式以確保良好的處理效果。

9.6 異常對策指引

批式活性污泥法之異常對策指引，請見第 8 章表 8.4 活性污泥的異常對策指引中的第 1 項至第 13 項敘述。

第十章 氧化深渠

10.1 原理概述

氧化深渠(Oxidation ditches)是德國 Dr. PASVER 在 1953 年研究發展而成。最初的氧化深渠深 1~1.5m，斷面形狀為 45°梯形，屬低負荷延長曝氣之一種；曝氣器採用籠形滾水機。由於建造簡單、操作也容易、處理效果良好，很快在歐洲及開發中國家普遍採用。但由於氧化深渠最深只可達 1.5m，而籠形滾水後的供氧效率也有限，因此一般只適合於中小型的污水廠。近年來，由於較高效率的橫軸巨型滾水機及豎軸型慢速曝氣器相繼發展改良，氧化深渠已提高到渠深 3.5~4.0m，大幅減少了氧化深渠的佔地面積。而且由於曝氣器供氧效率的提高，使氧化深渠已可應用於大型的都市污水及工業廢水處理。

10.2 設計概要

由於曝氣器構造的差異，使氧化深渠發展成 2 種不同的系統。1 種係由荷蘭 Delft 工科學及 DHV 顧問公司共同研究，取名"Carrousel"系統，曝氣器採用豎軸的 Simcar-aerator(如圖 10.1)。另一種係由德國 Passavant 公司發展改良傳統籠形滾水機為橫豎巨型滾水機(Mammoth rotor)的氧化深渠(如圖 10.2)。不論採用那一種曝氣器，曝氣器的功能有二，一個是提供足夠的輸氧能力給氧化深渠中的微生物新陳代謝之用，另一個目的是提供足移的攪拌及推進的動力，使氧化深渠內溶氧和微生物能攪拌混合，使懸浮微生物(MLSS)不會沉澱。

而為解決污泥沉積問題，美國有一家顧問公司(Burns & McDonnell)研究了另一種曝氣及攪拌方式取名為 BMTS system，將原曝氣器所提供兩種功能，分由兩種設備來提供。即攪拌的功能由沉水式螺旋推進器來擔任，而輸氧的功能由鼓風機和散氣設備來提供。另為減少土地空間之需求，Passavant 公司另提供一種 compact systems 氧化深渠，其特色為沉澱池位於氧化深渠之內部，二者形成一個同心圓之池體。

氧化深渠常具有操作簡單、曝氣器維修容易、處理效果穩定等優點，但仍有佔地面積較大之缺點。不論採用橫軸或豎軸曝氣機的氧化深渠，其設計上主要特性可歸納如下：

1. 無需初步沉澱池，節省建設費用。
2. 對於突變負荷具有緩衝容量。
3. 脫氮作用(Denitrification)可在不增加費用下達成，減少放流水營養劑及藻類的繁殖。
4. 污泥性質穩定，不需另建消化設備，污泥脫水容易。

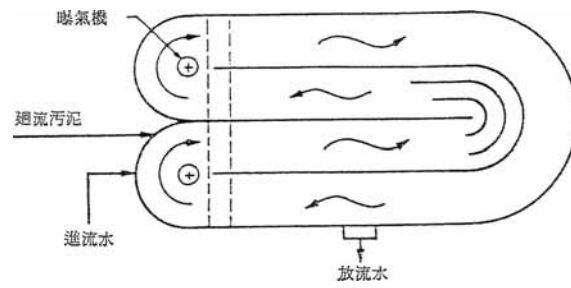


圖 10.1a 典型的 Carrousel 氧化深渠

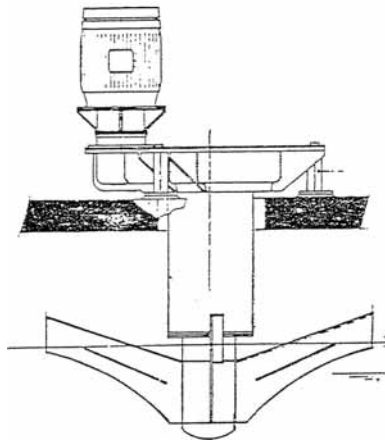


圖 10.1b 典型的豎軸曝氣機

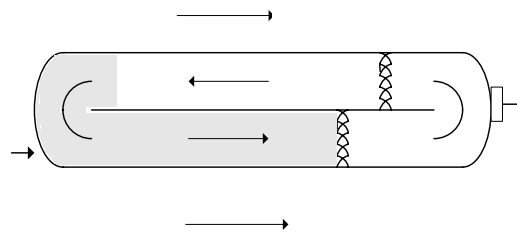


圖 10.2a 典型的 Passvant 氧化深渠

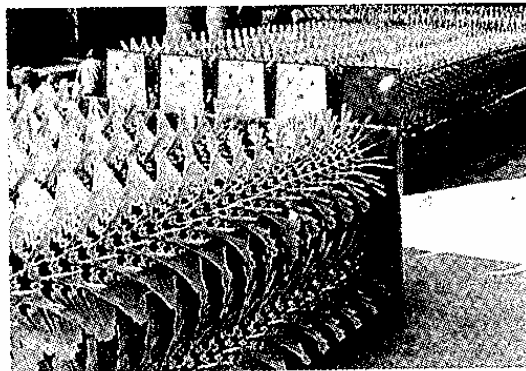


圖 10.2b 典型的橫軸曝氣機

10.2.1 設計方式

氧化深渠不論採用何種曝氣及攪拌方式，基本上仍是屬於活性污泥法中低有機負荷之應用，是延長曝氣氧化法的方式之一。其基本的控制條件有 3：

- 1.低有機負荷，設計時 F/M 比值應維持在 $0.05 \sim 0.15 \text{ kg BOD}_5/\text{kg MLSS day}$ 之範圍內。MLSS 濃度在 $2,000 \sim 6,000 \text{ mg/L}$ 之間。由此 2 個條件，可以推算出其容積負荷，如 $F/M = 0.075$ ， $MLSS = 4,000 \text{ mg/L}$ ，其容積負荷 $= 0.3 \text{ kg BOD}_5/\text{m}^3/\text{day}$ ；此結果可進一步推算出氧化深渠之體積。
- 2.曝氣器輸氧能力的選定，根據經驗值推算，去除 1 kg BOD_5 約需 2.0 kg O_2 ，由每天的總 BOD_5 量乘以去除每公斤 BOD_5 需氧量即知每天的總輸氧量，再除以 24 小時，即得每小時輸氧量。
- 3.不論豎軸或橫軸曝氣機，其輸氧效率約為 $1.8 \text{ kg O}_2/\text{Hp-hr}$ 或 $2.3 \text{ kg O}_2/\text{kw-hr}$ ；由輸氧量除以輸氧效率即為曝氣機之動力。

實際設計程序，說明如下：

- 1.依曝氣池大小，先計算整個水池單位時間內所需的供氧量(kgO_2/h)。
- 2.選定轉輪直徑，此項決定應依設備商現有的尺寸挑選，成本才會低；一般設備商的尺寸是直徑 $1,000 \text{ mm}$ 及 $7,000 \text{ mm}$ ；以直徑 $1,000 \text{ mm}$ 較常用。
- 3.設計轉輪曝氣機葉片的浸水深度範圍，一般最小深度設計 100 mm 深，最大深度設計 300 mm 深。依設備廠資料顯示，溶氧效率最高點約在 200 mm 深左右，浸水深度 200 mm 時溶氧效率高達 $2 \text{ kgO}_2/\text{kw h}$ 。
- 4.將整個曝氣池所需要的供氧量(kgO_2/h)除以轉輪曝氣機，每公尺長每小時可產生的溶氧量($\text{kgO}_2/\text{kw h}$)，即可求得所需轉輪曝氣機的總長度，再配合水池選定現有規格品中轉輪曝氣機單一部轉輪的長度，將總長度除以一部的長度，就得到所需轉輪曝氣機的台數。
- 5.將每公尺所需要的動力乘以所需轉輪曝氣機的總長度，即得本曝氣池曝氣所需的總動力，將總動力除以所需台數，便得單一台轉輪氣機應有的馬力數。
- 6.查曝氣機廠商資料，可得所選定之轉輪式曝氣機的轉輪直徑、長度、轉速、所需馬力、最大浸水深度等資料。
- 7.轉輪式曝氣機轉速一般都在 $48 \sim 85 \text{ rpm}$ 之間，通常選用 72 rpm 。

10.2.2 曝氣器輸氧量大小的控制

不論採用豎軸或橫軸曝氣機，其輸氧量和葉片吃水深成正比，並與耗電量成正比。吃水深一般均由氧化深渠的溢流堰來調整，豎軸曝氣器也可由油壓幫浦來調整曝氣機軸的升降。不論調整溢流堰或調整曝氣機軸，均可依氧化深渠內溶氧程度來控制。但由於渠內溶氧的分佈並不均勻，採用豎軸的 Carrousel 氧化深渠，更有溶氧豐富區和溶氧缺乏區。如何選定溶氧測點和溶氧量控制範圍，是設計者和操作者均需謹慎思考的問題。通常氧化深渠曝氣機最小吃水深和最大吃水深，其輸氧量約有 3~4 倍，所以氧化深渠可以適合初期部份污水，及稍微超負荷(Over loading)的操作，均不會發生問題，這是氧化深渠為採用的原因。

10.2.3 氧化深渠設計注意要點

依氧化深渠設計和操作上的經驗，氧化深渠要特別考慮水力超負荷的問題，由於部份廢水進流管(或渠)，並未和雨水系統分開，遇到暴雨時，氧化深渠內水位迅速升高，致使曝氣機馬達因超過負載而自動跳脫。所以設計時，要特別考慮溢流堰長度的選定，及溢流堰至沉澱池水位差；溢流堰至沉澱池之間輸水管管徑要特別放大。當這問題特別嚴重時，應於進流處設一閘門，暴雨來時讓部份雨水繞流。使用橫軸和豎軸曝氣器氧化深渠的比較，如表 10.1 所示。至於輸氧能力、攪拌能力、適用性、機械壽命、建造費用、操作費用、維護費用等，因各案設計之基準不同，難以判定那一種系統較優。

表 10.1 兩種氧化深渠之比較

	Passavant 氧化深渠	Carrousel 氧化深渠
曝氣器型式	由橫軸中心軸延伸許多葉片組織，直徑 1.0m，長度約 3m~9.0m。	許多不同葉片型狀的豎軸曝氣都曾被用過，但以 Simcar 錐形葉片最常用；直徑由 1.0m~4.0m。
水深控制	由溢流堰高程來調整。	可由油壓幫浦，控制曝氣器軸之升降或由溢流堰高程來調整。
曝氣器安裝位置	可安裝於氧化深渠內任何直線位置。	只能安裝於氧化深渠一端水流轉彎處，設計時此處水池較深。
氧化深渠結構設計	除轉彎處須特別考慮水流均勻而設計導流牆外，其餘不需特別考慮。	除導流牆外，還要特別注意安裝曝氣器支撐橋的結構設計。

為減少氧化深渠常見之渠內污泥沉積現象，一般於設計上即可加裝渠內螺旋式推進器，如圖 10.3 所示，並可加裝擋板，讓水力不僅是渠表面之水流，而係引導水力能量至渠底，亦可達到減少污泥沉積之目的。

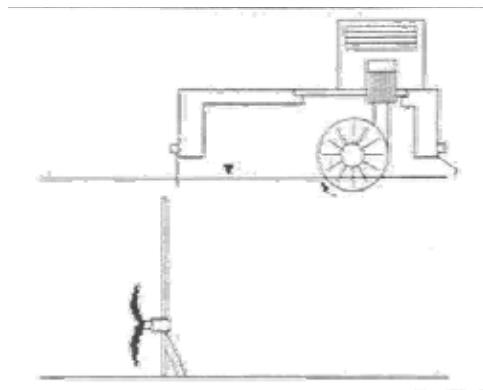


圖 10.3 氧化深渠加裝推進器

10.2.4 氧化深渠之運用

氧化深渠除可達到廢水有機物之去除功能外，因渠內有好氧、缺氧區域之別，其處理功能有所差異。近年來亦朝向去除氮、磷之功能發展，茲以丹麥某公司發展之 DE 型氧化深渠運用於去除氮、磷之設計操作模式為例，說明如下。

DE 型氧化深渠系統由二座氧化深渠及一座沉澱池組成。此二座氧化深渠輪流交替做為 BOD 去除及硝化作用(好氧階段)與脫氮作用(缺氧階段)。若欲利用此系統進行脫磷時，迴流污泥與進流廢水先於厭氧槽中混合，以篩選脫磷微生物，而於氧化深渠之好氧階段吸收廢水中的磷，使排放水中之磷濃度降低，其系統配置請參見圖 10.4。茲就此二種操作方式說明如下：

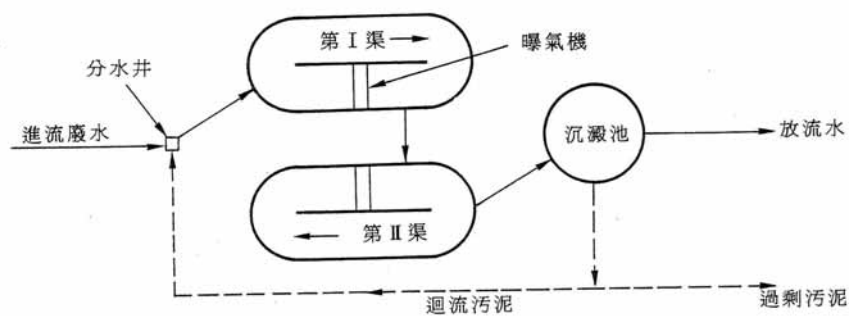


圖 10.4a DE 型氧化深渠系統配置示意圖(脫氮系統)

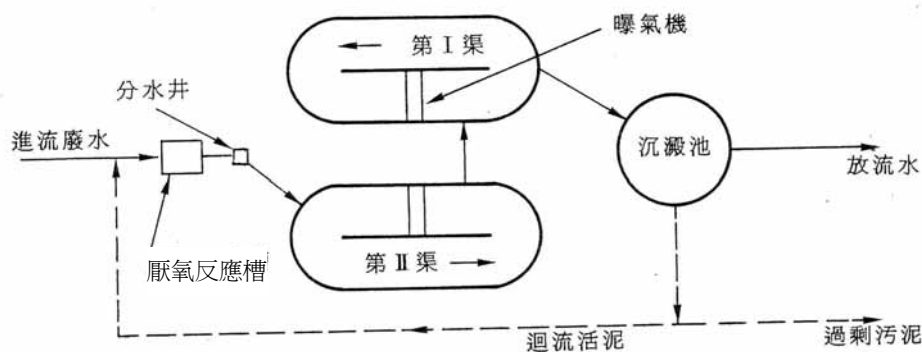


圖 10.4b DE 型氧化深渠系統配置示意圖(脫氮、磷系統)

1. 脫氮系統操作

利用氧化深渠生物脫氮之操作依序，分為 4 個階段成為一循環，請參見圖 10.5 所示。通常每一操作循環的時間為 4~8 小時，茲分述各階段之狀況如下：

- (1)階段 A：廢水經由分水槽流入氧化深渠 I，此時渠中之曝氣機以低速旋轉，以提供廢水混合所需之能量，但並未達到曝氣的效果，以確保渠中的廢水處於缺氧的狀態下，而以前一階段產生之硝酸鹽做為氧化劑，以氧化廢水中的有機物，而進流廢水中的有機物則提供脫氮所需的能量。此時氧化深渠 II 之曝氣機以高速旋轉操作，進行曝氣硝化作用，而溢流堰則降低，使渠中之活性污泥懸濁液流出至沉澱池。
- (2)階段 B：此時廢水仍經由分水槽流入氧化深渠 I，但是曝氣機則與氧化深渠 II 相同，均以高速旋轉進行曝氣硝化作用。階段 B 之操作時間視此階段終了時剩餘之氧量而定。而此時氧化深渠 II 之溢流堰仍保持在降低的狀態。
- (3)階段 C：此時進流廢水經由分水槽轉變流入氧化深渠 II，而氧化深渠 I 之溢流堰則降低，氧化深渠 II 之曝氣機在低速旋轉狀態下操作，以保持渠中缺氧之狀態，而氧化深渠 I 之曝氣機則繼續以高速旋轉操作，進行曝氣硝化作用。階段 C 與階段 A 是相對應的，所不同的僅是脫氮作用發生於氧化深渠 II，而硝化作用發生於氧化深渠 I 而已。
- (4)階段 D：階段 D 與階段 B 操作狀況相同，僅廢水係經由分水槽進入氧化深渠 II，而由氧化深渠 I 流至沉澱池而已。在此階段氧化深渠 I、II 中之曝氣機均以高速旋轉狀態操作進行曝氣硝化作用。

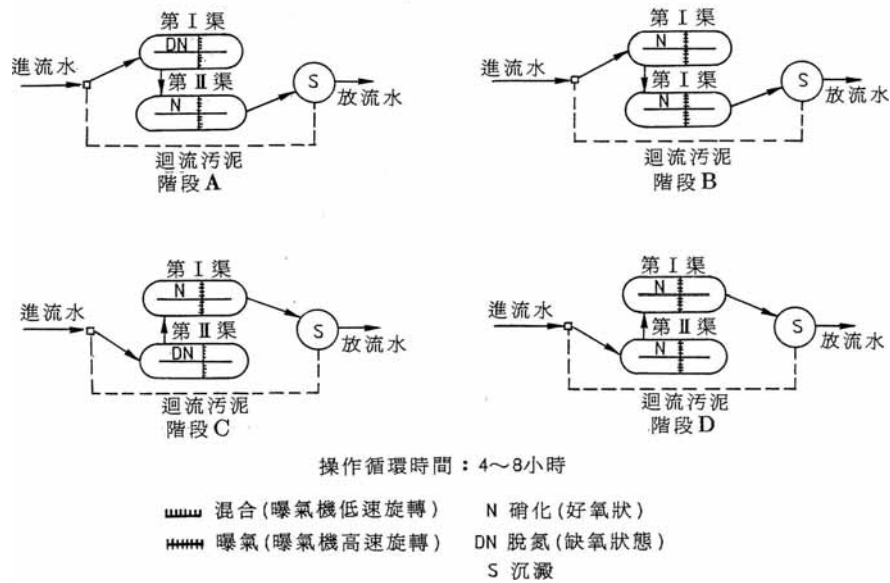


圖 10.5 DE 型氧化深渠生物脫氮處理系統操作程序示意圖

2. 脫氮磷系統操作

在生物處理系統中若欲達成脫磷效果，則活性污泥必需歷經一般厭氧過程，以便釋出磷，而在後續的好氧過程中磷再被微生物攝取。因此在氧化深渠之前必需再設置一個厭氧反應槽，槽中裝置攪拌機，以避免固體物在槽中沉降累積。脫氮磷系統之操作程序如圖 10.6 所示，茲分述如下：

- (1)階段 A：氧化深渠 I 中之廢水在前一階段已經充分曝氣且過剩的磷亦已被攝取去除後，廢水流至沉澱池。此時曝氣機以低速旋轉，保持渠中廢水在缺氧狀態。當此操作階段達成時，廢水中由於脫氮作用將伴隨釋出磷，而使得廢水中磷之濃度提高。在此階段氧化深渠 II 之曝氣機是在高速旋轉狀態下進行曝氣。
- (2)階段 B：在此階段氧化深渠 I 之溢流堰升高，而氧化深渠 II 之溢流堰則降低。使氧化深渠 II 中含磷濃度低之混合懸濁液溢流至沉澱池。進流廢水中所含之磷以及氧化深渠 I 在階段 A 所釋出之磷，則在氧化深渠 II 之階段 B 時在好氧狀態下被攝取去除。
- (3)階段 C：此階段之操作與階段 A 相同，僅是氧化深渠 I、II 所扮演之功能對調而已。
- (4)階段 D：此階段之操作與階段 B 相同，僅是氧化深渠 I、II 所扮演之功能對調而已。

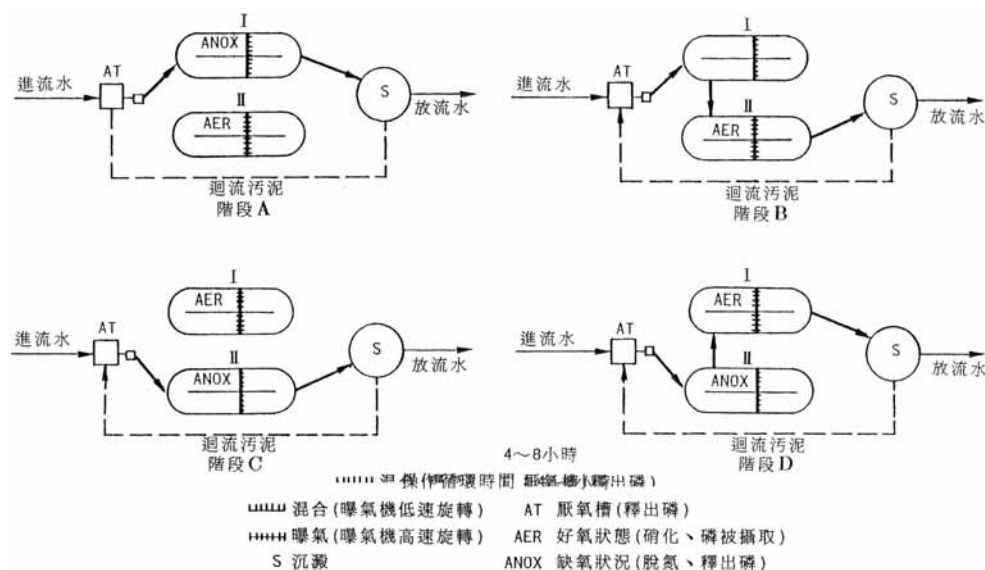


圖 10.6 DE 型氧化深渠生物脫氮、磷處理系統操作程序示意圖

10.3 異常對策指引

氧化深渠之異常對策指引，請見表 10.2。

表 10.2 異常對策指引—氧化深渠

現象	可能原因	檢測項目	對策
1.處理效率偏低	1a.短流 1b.溶氧量不足 1c.MLSS 量偏低	1a.檢查進出流之液位高度 1b.檢查曝氣系統之浸水高度 1c.檢查迴流污泥量及廢棄量	1a.以設置隔板方式避免短流 1b.增加浸水高度 1c.減少廢棄污泥量
2.曝氣系統故障 偏高	2a.進流處理量瞬間提高，導致浸水高度加大，負荷加大 2b.曝氣系統安裝不良 (未水平設置) 2c.施工不良 2d.齒輪箱油乳化現象嚴重	2a.檢查進流處理量資料 2b.檢查是否水平設置 2c.檢查各部份之螺絲元件 2d.檢查吸入端之濾清器	2a.設置進流溢流閘門 2b.重新水平安裝 2c.各螺絲元件栓緊 2d.如濾清器由藍變粉紅，須烘乾或更換
3.渠面泡沫過多	3a.屬界面活性劑引起 3b.屬生物微生物引起	3a.檢測界面活性劑濃度 3b.顯微鏡觀察是否有土壤絲菌	3a.減少界面活性劑之流入，或降低溶氧 3b.降低溶氧或減少渠面流動死角或降低 MLSS 濃度，必要時採用迴流水消泡之

第十一章 滴濾法

11.1 原理概述

滴濾法(trickling filtration)係於池內置濾料(如卵石、礫渣、無煙煤、塑膠板等)，廢水流經池內濾料時，表面逐漸長出生物膜；廢水中有機物與生物膜接觸時，溶解性有機物被生物膜上之微生物氧化分解，一部份形成新細胞，另一部份供給微生物新陳代謝所需之能量。結果，微生物之數量激增，生物膜變厚，無機質及無法分解之有機質亦可能被吸著於生物表面，終至生物膜變厚、內部無法獲得有機物之供應，生物膜乃脫落而隨廢水排出成為污泥；處理後之廢水由下部之集水裝置收集引入最終沉澱池沉澱分離污泥。典型之滴濾池斷面圖如圖 11.1。

一般滴濾池為維持廢水流量穩定、降低進水濃度、減廢臭味、保持足夠之水力負荷、控制污水蠅及供給生物於進流水中，常有將處理水循環之設計。圖 11.2 為典型之一段式及二段式處理流程圖。

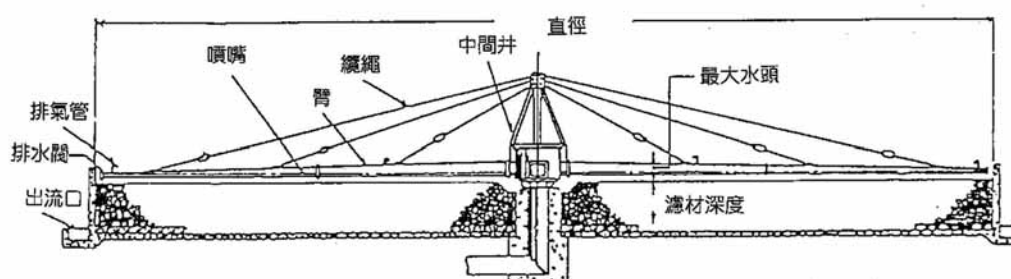


圖 11.1 滴濾池斷面圖

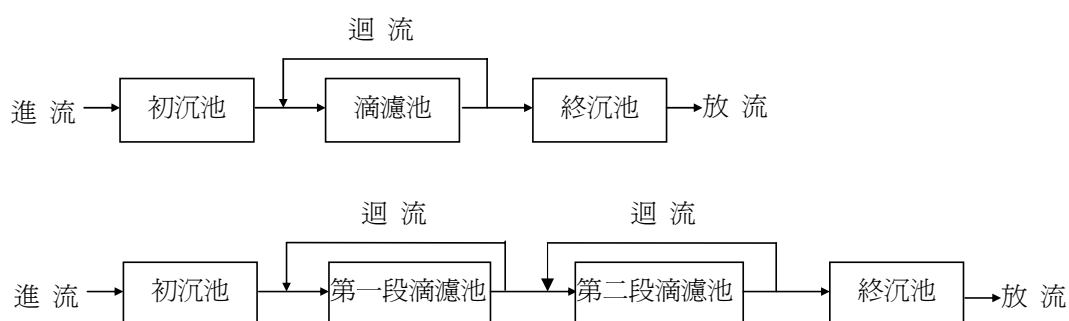


圖 11.2 一段及二段式滴濾系統

11.2 設計概要

11.2.1 滴濾池分類

滴濾池依其使用濾料所能承受的水力負荷及有機負荷之不同，可區分為低速率、高速率及超高速率之滴濾池。各類滴濾池之正常負荷範圍及操作方面之特性，列於表 11.1。

表 11.1 各類滴濾池之正常負荷範圍

項 目	低速率	中速率	高速率	超高速率
水力負荷 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	1~4	4~10	10~40	40~200
有機負荷 ($\text{kg BOD}_5/\text{m}^3 \cdot \text{d}$)	0.08~0.32	0.24~0.48	0.32~1.0	0.80~6.0
深度(m)	1.5~3.0	1.25~2.5	1.0~2.0	4.5~12
迴流比	0	0~1	1~2.5	1~4
濾床介質	石塊、礫石等	石塊、礫石等	石塊、礫石、塑膠	塑膠、紅木
動力需求 ($\text{kw}/10^3\text{m}^3$)	2~4	2~8	6~10	10~20
污水蠅	甚多	有	甚少	甚少或無
污泥	有時無	有時無	有	有
噴灑廢水之間隔 時段	不超過 5 分鐘(通常 間歇噴入)	15~60 秒 (連續噴灑)	15 秒以下 (連續噴灑)	連續噴灑
BOD 去除率(%)	74~80	80~85	80~85	60~80
硝化作用	通常完全硝化	部份硝化	負荷低時可 硝化	負荷低時可 硝化

11.2.2 主要設備

- 1.濾料：以生物容易附著、單位容積之表面積較大、水流易於均勻分散、脫落污泥不易阻塞及空氣流通性良好者為宜。
- 2.散水設備：固定式噴嘴、往復式噴嘴或迴轉式噴嘴
- 3.循環水泵
- 4.強制通風設備(必要時)
- 5.集水設備

11.2.3 影響處理效率因素

影響處理效率之因素甚多，即停留時間、水力負荷、有機物量(一般生化需氧量表示)、水溫、濾料性質(包括深度、大小、粗糙度、空隙率、單位體積之濾料面

積等)、生物膜之性質、廢水散佈方法、廢水散佈間隔、迴流比等。

1.平均停留時間(接觸時間)，與水力負荷、池深、濾料之形狀等有關。

$$t = \frac{cD}{Q^n}$$

t=停留時間

D=濾池之深度

Q=水力負荷

c, n=常數

c 常數依濾料種類、性質及粘性等而異。n 值根據理論分析，紊流大於 1/3，層流時 2/3。

2.生物膜如前述，濾料表面之生物膜向外層繁殖，由於厚度之增加，生物膜底層缺乏氧氣及營養物，逐漸成為厭氣狀態，產生有機酸、醛及醇類，慢慢擴散於表面。因此，生物膜表面之微生物表面及底層之兩面負荷，降低 BOD 之去除率。細胞由代謝作用繼續進行，細胞死亡分解後，生物膜對濾料附著能力消失，逐漸自濾料表面脫落。滴濾池之生物膜在春季及秋季，因生物膜中微生物種類改變而呈周期性的脫落，排出多量之污泥，以致降低處理效率。一般喜氣層皆甚薄，只有 1~2mm 厚，呈黃褐色，為生物膜之主要活性部份，稱為活性粘膜炎(active slime surface)。若生物膜超過 2mm 以上，底層將成為厭氣層。生物膜中微生物之種類有細菌、原生動物、後生動物、藻類等，其中以細菌為最主要。其種類及數量因廢水之有機物成分、溶氧量、水溫、pH 等而有變化。

3.溫度：微生物由於溫度上升而增加代謝速度，有機物之去除率亦因代謝速度而異。故滴濾池效率因而受流入之廢水溫度之變化而增減，據 Howland 研究結果，滴濾池之溫度影響為：

$$E_T = E_{20} \times 1.035^{(T-20)}$$

E_T 及 E_{20} =溫度 T 及 20 之去除效率

4.循環：處理水循環可降低進流水濃度，以減少生物膜厚度，調整日、夜間水量，減少臭味及污水蠅。

11.2.4 設計重點

滴濾池種類隨著經濟條件、地理環境及所需處理標準等之不同，而有不同的

選擇。一般而言，考慮硝化反應時，以採用低速度滴濾池為宜；然對於高濃度之工業廢水，或是限於處理場地之不足，則宜採用以塑膠濾料為主之高速率滴濾池。

1.設計依據

許多研究致力於描述滴濾池有機物之去除效率，然由於滴濾種類及操作方式之不同，尚無一種設計方程式可涵蓋任何條件。但實際應用時，可採用 Schulze 及 Eckenfelder 公式設計填充塑膠濾料之高速率滴濾池。

Schulze 及 Eckenfelder 經驗公式如下：

無迴流設備時：

$$\frac{L_e}{L_0} = e^{-kD/Q^n}$$

有迴流設備時：

$$\frac{L_e}{L_0} = \frac{e^{-kD/Q^n}}{(1+R) - R e^{-kD/Q^n}}$$

式中： L_e =濾池出水中 BOD_5 濃度(mg/L)

L_0 =濾池進水中 BOD_5 濃度(mg/L)

D =濾池深(m)

Q =濾池水力負荷($m^3/m^2 \cdot d$)

k ， n =係數

R =迴流比

2.設計步驟

台灣地區滴濾池的應用並不普遍，可採用之經驗資料亦較缺乏，尤其是種類繁多的工業廢水，更無所依循，因此在設計應先經由模型廠實驗，依上述經驗設計公式推估設計參數，方能掌握設計條件。由於台灣地區工業廢水處理往往受限於用地不足，本文僅就使用塑膠濾料高速滴濾池進行模型廠實驗之設計步驟，加以說明(參考 11.4 計算例之計算步驟)：

(1)收集資料或以模型廠實驗導引 BOD_5 、池深及水力負荷間之關係，模型廠實驗至少須包含 3 種不同之水力負荷。

(2)根據上述資料畫出不同水力負荷 Q 時， BOD_5 剩餘率($\ln L_e/L_o$)與池深之關係直線。

(3)求出各直線之斜率($=-k/Q^n$)。

(4)畫出水力負荷(Q)與各直線斜率之對數關係直線，可得直線斜率 n 值。

(5)畫出 D/Q^n 與 BOD_5 剩餘率(L_e/L_o)之對數關係直線，求其斜率為 k 值。

(6) BOD_5 去除率可由下式求得：

$$BOD_5 \text{ 去除率} = 1 - e^{-kD/Q^n}$$

(7)根據需要的 BOD_5 去除率，選擇適當之池深及水力負荷，然後計算所需之池面積及填充濾材體積。

(8)考慮使用迴流設備時，可採上述未迴流的模型廠實驗數據，依(1)~(5)步驟，求出 k 、 n 值，再依 Schulze 及 Eckenfelder 經驗公式計算出流水水質，或迴流比，再據以計算所需之池體尺寸。

表 11.2 為塑膠濾料(Surfpac)之滴濾池設計及功能參考值，表 11.3 為各類廢水之滴濾池設計參數參考值。

3.散水強度

在美國滴濾池使用 30~40 年間的經驗發現，過去常使用的每分鐘 0.5~5 轉的散水方式，經常引起操作上的若干問題，包括生物濾層生長不佳、污水蠅滋生以及臭味等問題。操作員的經驗發現，把散水方式延長至 50 分鐘一次，甚至更長，可以改善前述操作困擾。Spulkraft 的理論，將其關係表示如下，有關 SK 值與有機負荷的關係列於表 11.4。

$$SK = \frac{Q(1+R) \times 10^3 \text{ mm/m}}{A \times N \times 60 \text{ mm/hr}}$$

式中， SK =每一支散水臂旋轉一圈的散水強度， $\text{mm/pass} \cdot \text{支}$

A =散水臂支數

N =散水臂轉散，轉/min

表 11.2 塑膠濾料(Surfpac)之滴濾池設計及功能參考值

廢水種類	深度(m)	水力負荷 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	有機負荷($\text{kg BOD}_5/\text{m}^3 \cdot \text{d}$)	
			流入水負荷量	去除負荷量
生活廢水+罐頭廢水	6.5	59~118	1~3.2	0.8~1.6
生活廢水+罐頭廢水	6.5	176~258	4~6.2	2~2.9
生活廢水+肉品包裝廢水	6.5	29~59	1.6~3.6	1.2~2
生活廢水+肉品包裝廢水	6.5	29~59	1.6~3.5	0.9~1.6
生活廢水+肉品包裝廢水	9.5	12~60	1.5~2	1~1.4
生活廢水+工業廢水	6.5	118~147	1.9~6.2	1.3~2.2
生活廢水+工業廢水	6.5	59~118	1.8~4.1	1.4~3.1
生活廢水+工業廢水	6.5	47~118	1.1~3.4	0.9~1.9
生活廢水+陶瓷廢水	12.6	19~200	0.3~3.8	0.3~1.2
製糖廢水	6.5	59~147	2.3~10	1~3.8
肉品包裝廢水	6.5	8~378	2.5~83	1.5~35
肉品包裝廢水	6.5	25~353	0.4~3.2	0.3~1.3
肉品包裝廢水	6.5	38~176	51~88	16~26
罐頭廢水	6.5	1.2~34	0.7~10	0.6~4.3
水果罐頭廢水	6.5	8~59	5~24	4.4~11
製藥廢水	6.5	59~118	2.5~8.2	1.8~3.8
造紙廢水	6.5	8~88	0.2~4.5	0.1~2.7
紙漿廢水	6.5	19~137	0.27~8	0.14~3.1
石化廢水	12.6	235~323	1.4~7.8	1.1~3.2
染整廢水	6.5	59~235	1.7~2.8	0.8~2.2

表 11.3 滴濾池設計參數

廢水種類	濾料種	比表面積(m^2/m^3)	K	N
水果罐頭廢水	Surfpac	8.55	0.37	0.5
紙板廢水	Surfpac	8.55	0.41	0.5
鋼鐵煉焦廢水	Surfpac	8.55	0.44	0.5
染整廢水	Surfpac	8.55	0.33	0.5
染整廢水	Surfpac	8.55	0.82	0.5
染整廢水	Surfpac	8.55	0.56	0.5
製藥廢水	Surfpac	8.55	0.61	0.5
屠宰廢水	Surfpac	8.55	0.52	0.5

Surfpac：係塑膠濾料

表 11.4 散水強度與有機負荷之關係

有機負荷 (kg BOD/m ³ •d))	散水強度(mm/pass•支)
0.25	10~100
0.50	15~150
1.00	30~200
2.00	40~250
3.00	60~300
4.00	80~400

4.散水方法及設備

迴轉式散水機因易於維修及操作較為穩定，係滴濾池最常使用之散水方式。其散水臂為中空管，通常為 2 支或 4 支，安裝噴嘴，廢水自管中流出，經噴嘴均勻灑在濾層表面，散水臂即因噴射廢水之反作用力而回轉，欲使散水臂回轉約需 0.6~1.5m 的水頭損失。散水臂最大直徑宜在 60m 以下，散水臂亦可設置電動驅動設備以控制散水臂轉速及散水強度。而散水臂與濾層表面距離為 15~22.5cm，可使散水均勻灑在濾層表面。

往復式散水機於濾層上來回移動，而固定式散水設施則於濾層表面設置有固定噴嘴，採用扇形平面式水幕的噴嘴有利於將廢水均勻的散佈在濾層上。為平均將廢水散於濾層上，散水管須依系統的水頭損失計算，以設計各主管、支管的管徑。滴濾池的操作以均勻散水最為重要，可採用動力定量泵送，或設置自動配水槽，利用水頭及倒虹吸管的原理，使廢水週期性的散水。

5.濾材及濾床深

傳統滴濾池主要都以碎石為濾材，因濾材之比表面積及孔隙率小，容易阻塞致處理量少，通風阻力大，氧之供給較不充足，且不易獲得均勻之濾材，致濾池內之表面積及孔隙率不均一，再則濾材重量大，不能太深，容易散發臭味及生污水蠅，處理效率有其限制等缺點，故自 1995 年起就開始以能自由成型之塑膠濾材改善之研究。各類濾材特性列如表 11.5。一般濾池深度在一定範圍內愈深處理效果就降低。又濾池愈深，水頭損失愈大，通風效果亦降低，好氧性分解能力差，污泥易於堆積，為造成阻塞的原因。

表 11.5 滴濾池濾材特性

濾 材	標準尺寸 (cm)	濾材重 (kg/m ³)	比表面積 (m ² /m ³)	孔隙率(%)	濾床深(m)
碎石	2.5~6.3	1,250~1,440	17~21	40~50	1
石頭	10~12.5	800~990	12~50	50~60	2
小爐渣	5~7.5	900~1,200	17~21	40~50	1
大爐渣	7.5~12.5	800~990	14~18	50~60	2
塑膠	100x00x100 ^a	32~96	24~30	94~97	6
高率塑膠	100x00x100 ^a	32~96	30~60	94~97	12
紅木	100x00x100 ^a	144~176	12~15	70~80	12
其他 ^b	2.5~8.8	48~96	38~85	90~95	6

a：單位規格

b：球型體或其他濾材

6.集水設施

滴濾池處理水集水設施包括底部集水渠及排至沉澱池的輸水管。集水渠坡度為 1~5%，輸水管流速宜在 0.6m/sec 以上。集水設施的設計需考慮上部濾材及生物膜荷重，同時兩側需設置人孔，以供人員進入檢視、清理淤積以及採樣，而為達自然通風之需求，集水渠中水流深度宜維持在半滿以下，集水渠兩端採用開口式設計，以利空氣流通。

7.滴濾池之通風

滴濾池內之氧利用率約 5%以下，故僅自然通風就足夠所需之氧量。操作係藉池內外溫度差達到空氣流通。自然通風於夏天氣溫高、水溫低時，通氣方向為向下流，冬天反之。為達良好通風，濾池上部及底部需有足夠的通風空氣。近來濾池使用漸深，於自然通風無法供給氧量或溫差不足時，宜設置強制通風設施，以補充之。

11.3 一般常見設計缺失及補救方法

滴濾法一般常見設計缺失及補救方法請參見表 11.6。

表 11.6 滴濾法一般常見設計缺失及補救方法

缺 點	對 策
1.因池壁交替之乾、濕，致發生污水蠅，及生物膜之乾涸	(1)改善散水臂以使池壁保持濕潤(污水蠅無法在保持濕狀之池壁生存) (2)迴流處理水
2.因濾池通氣不良引起臭味	(1)以強制通氣增加通氣量 (2)濾池周圍物品移除 (3)加蓋並將排放之氣體脫臭
3.因初沉池處理不善引起散水噴嘴阻塞	改善初沉池油脂及 SS 之去除
4.鄰近樹木之樹葉阻塞濾池	遷移鄰近樹木或於濾池頂部加裝適當之遮欄裝置
5.因有機負荷過高引起生物膜異常剝落	(1)使用更多濾池或擴廠減低負荷 (2)迴流處理水
6.由終沉池迴流水引起終沉池出水堰超負荷致帶出固體物	(1)更改循環水系統由滴濾池流出水直接迴流 (2)尖峰流量時，減少迴流量
7.濾池底部缺乏檢視維修人孔及採樣孔	設置適合現場使用之可調整式清除耙

11.4 設計計算例

每日廢水量為 $20,000\text{m}^3$ ，經初步沉澱池後之生化需氧量為 220mg/L ，欲使其生化需氧量減少 80%時，使用 6m 深之塑膠濾料，試設計滴濾池尺寸。

1.無迴流設備

根據模型廠實驗之資料請參見表 11.7，計算步驟：

表 11.7 模型廠 BOD 剩餘率

池深(m)	水量負荷($\text{L}/\text{min}/\text{m}^2$)			
	40	80	120	160
2	62	70	75	80
4	36	46	57	63
6	24	32	43	48.5
8	14	22	32	39

(1)由表列資料可知池深及生化需氧量剩餘率與各種水量負荷之關係。作圖求得各種水量負荷之斜率為 0.052、0.062、0.081、0.107。(見設計方程式係數之繪圖求取法如圖 11.3a)。

(2)畫出水量負荷 Q 與斜率之關係。如圖 11.3(b)，求得 $n=0.5$

(3)畫出 $D/Q^{0.5}$ 與 D 生化需氧量剩餘率之關係，求得直線斜率 $K=1.56$ ，如圖 11.3(b)。

(4)求得設計方程式 $\frac{L_e}{L_o} = e^{-1.56D/Q^{0.5}}$ 。

(5)假設池深 6m，去除率為 80%，即剩餘率為 20%。

$$\frac{L_e}{L_o} = \frac{1}{e^{-1.56D/Q^{0.5}}}, 0.2 = \frac{1}{e^{-1.56D/Q^{0.5}}}$$
$$Q = 33.8 \text{ L/min/m}^2 = 0.034 \text{ m}^3/\text{min/m}^2$$

(6)所需池體面積

$$\text{需要滴濾池面積} = \frac{20,000}{0.034 \times 1,440} = 410 \text{ m}^2$$

$$\text{滴濾池之直徑} = \sqrt{\frac{410 \times 4}{\pi}} = 23 \text{ m}$$

(7)校核水力負荷及有機負荷

$$\text{水力負荷} = 20,000 \text{ m}^3/\text{day} \div \frac{\pi \times 23^2}{4} = 48.14 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$$

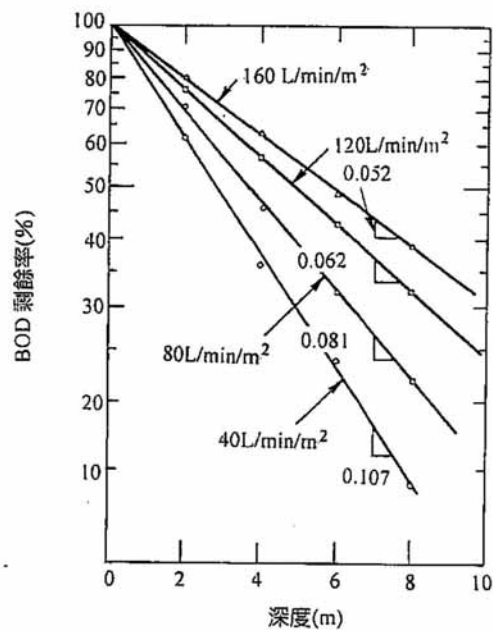
$$\text{有機負荷} = 20,000 \text{ m}^3/\text{day} \times 220 \text{ mg/L} \times 10^{-3} \div \left(\frac{\pi \times 23^2}{4} \times 6 \right) \text{ m}^3$$
$$= 1.8 \text{ kg BOD/m}^3 \cdot \text{day}$$

(8)散水設施

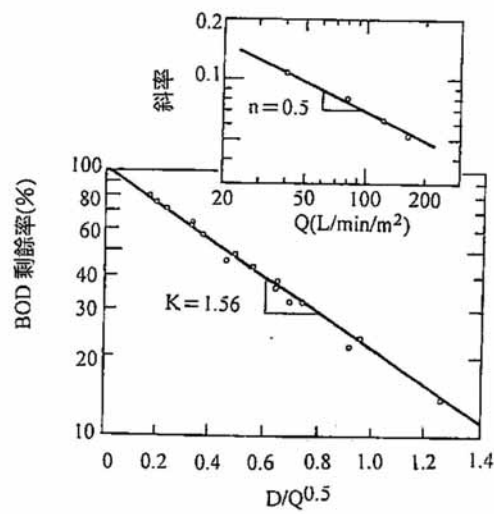
採用回轉散水機，設置 2 支散水臂，依上式計算有機負荷為 $1.8 \text{ kg BOD/m}^3 \cdot \text{day}$ 時，散水強度最大量採用 250 mm/pass 。

$$\text{散水機轉速 } n = 48.14 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day} \div (2 \times 250 \text{ mm}) \times 10^3 \text{ mm/m}$$
$$= 96.8 \text{ 轉/day} = 0.07 \text{ 轉/min}$$

使用定時器及可調轉速之驅動設施，最低轉速為每分鐘 0.07 轉，亦即每轉需 15 分鐘，到最高轉速每分鐘 0.7 轉。



(a)BOD 剩餘率、水力負荷及深度之關係



(b)K 值之求取

圖 11.3 設計方程式係數之繪圖求取法

2.迴流比為 1.5 時，計算步驟：

$$L_o = \frac{L_o + RL_o}{1+R} = \frac{220+1.5(44)}{1+1.5} = 114.4 \text{ mg/L}$$

$$\frac{L}{L_o} = \frac{44}{114.5} = 0.385$$

第十二章 活性生物濾床法(ABF)

12.1 原理概述

活性生物濾床(activated biofilter)係結合固定性生物膜濾床及懸浮性活性污泥系統之生物處理單元。通常在系統前設一集水迴流井混合進流廢水、迴流水及迴流污泥。廢水經固定生物膜濾床處理後部份迴流，部份經懸浮性活性泥處理，再經終沉池沉澱後放流，沉澱污泥則部份迴流至集水迴流井，另一部份廢棄處理。ABF 之主要特徵在於迴流污泥隨廢水噴灑於生物膜濾床，生物膜濾床內之生物型態包含懸浮及固定膜 2 種，單位體積生物含量高，可增加單位體積有機負荷；又生物膜濾床後接曝氣池有助於部份有機物氧化，並可提高廢水溶氧以增進系統之穩定性。其優點既兼併了高速滴濾法和活性污泥法的優點，並使 2 者之缺點降至最低。典型活性生物濾床法流程如圖 12.1。

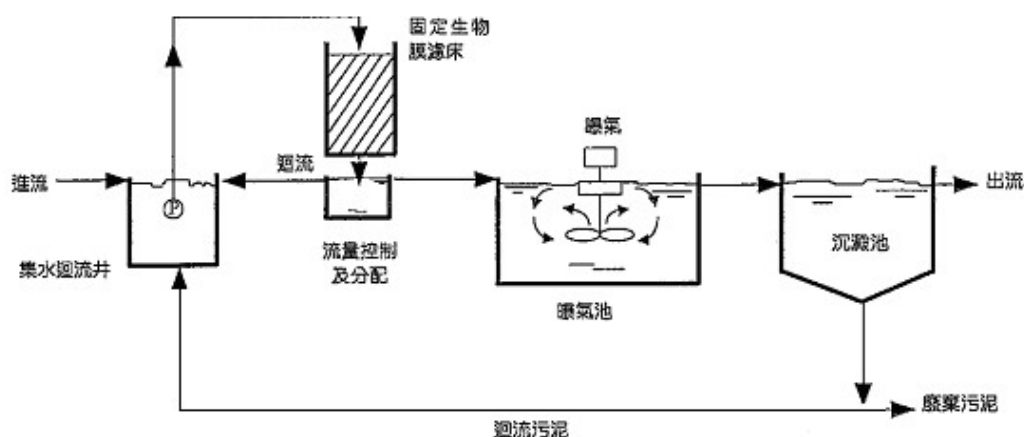


圖 12.1 活性生物濾床法流程圖

12.1 設計概要

ABF 之設計依據與操作條件，隨著設計者設計理念及廢水處理程度有頗大的差異，例如此法若僅做為前處理，常不設置曝氣池；又處理水質要求很高時，曝氣池之設計，可依標準活性污泥法設計之而成為二段生物處理程序。因此，ABF 之設計缺乏明確的規範，Metcalf & Eddy 公司建議此法之設計以負荷因素為設計依據(例如有機負荷及水力負荷)，負荷因素可能隨使用濾材及操作條件而異，須先由模廠試驗決定之，例如圖 12.2 為某公司 ABF 濾材 BOD 去除率與 BOD 容積負荷

的關係，由圖可得此類濾材欲達一定之去除率所需之有機負荷，而曝氣池的設計則類似於活性污泥法，以 F/M 及池內 MLSS(MLVSS)為依據。美國 EPA 歸納之設計參數如表 12.1。

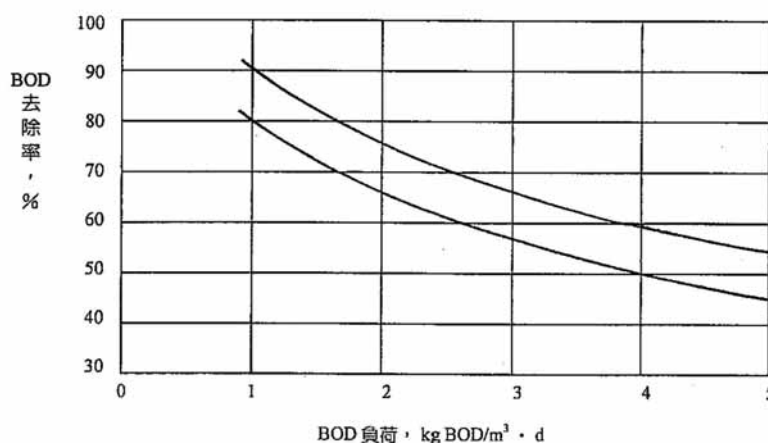


圖 12.2 BOD 負荷與去除率之關係

表 12.1 ABF 設計參數

設計參數	範圍	典型設計值
濾床部份		
有機負荷(kgBOD ₅ /m ³ •d)	1.6~4.8	3.2
濾床深度(m)	1.5~6.5~12*	4
BOD ₅ 去除率(%)	55~85	65
水力負荷(m ³ /m ² •d)	90~300	200
處理水迴流率	0~2.0Q	0.4Q
污泥迴流率	0.3~1.0Q	0.5Q
曝氣池部份		
水力停留時間(hr)	0.5~2.0(2.5~5.0)**	0.8
有機負荷(kgBOD ₅ /m ³ •d)	0.8~3.6(0.3~0.6)**	1.5
F/M(kgBOD ₅ /kg MLVSS•d)	0.2~0.9(0.1~0.2)**	0.5
MLVSS(mg/L)	1,500~4,000	3,000
MLSS(mg/L)	2,500~5,000	4,000
需氧量(kgO ₂ /kgBOD ₅ 去除)	0.8~1.2	1.0
污泥產生量(kgVSS/kgBOD ₅ 去除)	0.55~0.75	0.65

*：隨輕濾材的開發，濾床深度已可加深

**：若考慮要進行硝化作用時之範圍

12.3 設計計算例

試設計一活性生物濾床處理工業廢水，其設計基本資料如下：

- 廢水量=3,000CMD
- $BOD_5=400\text{mg/L}$
- 預期處理水質 $BOD_5=30\text{mg/L}$

設計步驟如下：

1. 生物膜濾床設計

- 假設從終沉池迴流放流水，迴流量=1Q
- 迴流污泥=0.5Q
- 選用之生物濾材， BOD_5 去除率 60%時，有機負荷為 $2.5\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 。
- 生物膜濾床進流 BOD_5 總量(W)

$$W=(3,000\text{m}^3/\text{d}\times 400\text{mg/L}+4,500\text{m}^3/\text{d}\times 30\text{mg/L})\times 10^{-3}\text{kg/g}=1,335\text{kg/d}$$

- 所需濾材體積(V)

$$V=\frac{1,335\text{kg/d}}{2.5\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{d}}=534\text{m}^3$$

- 設生物膜濾床水力負荷為 $90\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$ ，求所需斷面積(A)

$$A=\frac{2.5\times 3,000\text{CMD}}{90\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}}=83\text{m}^2$$

取 $10\text{m}\times 10\text{m}$ 斷面

- 生物膜濾床床深(D)

$$D=\frac{534\text{m}^3}{10\text{m}\times 10\text{m}}=5.34\text{m}$$

取 $D=5.5\text{m}$

- 生物膜濾床尺寸為 10m (長) $\times 10\text{m}$ (寬) $\times 5.5\text{m}$ (濾材深)

2. 曝氣池設計(可參考第八章)

- 進入曝氣池 BOD_5 濃度(C)

$$C=\frac{1,335\text{kg/d}\times (1-0.6)}{2.5\times 3,000\text{CMD}}=71.2\text{mg/L}$$

- 設 $F/M=0.3$ ，池內 $MLVSS=2,500\text{mg/L}$ 時，決定池體積(V)

$$F/M = \frac{1,335\text{kg/d} \times (1 - 0.6)}{V \times 2,500\text{mg/L} \times 10^{-3}}$$

$$V = 712\text{m}^3$$

- 池尺寸 = 20m(長)×9m(寬)×4m(水深)，4.5m 全深
- 決定曝氣量，假設去除 1kg BOD₅ 需 1kg O₂。

$$\begin{aligned}\text{需氧量} &= 1\text{kgO}_2 / \text{kg BOD}_5 \times (71.2 - 30)\text{mg/L} \times 2.5 \times 3,000\text{CMD} \times 10^{-3} \\ &= 309 \text{ kg O}_2/\text{d}\end{aligned}$$

假設傳氧效率 8%，則需空氣量(Qa)

$$Q_a = \frac{309\text{kgO}_2/\text{d}}{0.08 \times 23.2\% \times 1,206\text{kg/m}^3} = 9.69\text{Nm}^3 / \text{min}$$

3.集水迴流井設計

- 生物膜濾床進水量 = 2.5Q = 2.5×3,000CMD = 7,500m³/d
- 抽水機容量 = 5.2m³/min
- 集水迴流井停留時間 5min，決定井尺寸

$$V = 7,500\text{m}^3/\text{d} \times 5\text{min} \div 1,440\text{min/d} = 26\text{m}^3$$

$$\text{尺寸} = 3\text{m(長)} \times 3\text{m(寬)} \times 3\text{m(水深)}，3.5\text{m 全深}$$

12.4 控制重點

ABF 的控制與活性污泥極為相似，生物膜濾床部份甚至可以視為活性污泥法之曝氣單元，控制時以迴流量及污泥量最為重要，迴流量及污泥量通常隨進流量及污染物而定，適當地控制可均勻濾材表面散水量，生物膜剝落較為一致，且可簡化抽水機的設計及操作。

生物膜濾床的水力負荷通常不可小於 45m³/m²•day 以免固體沉積於濾床上，太高的水力負荷則容易造成生物膜之沖刷而剝落。此外，設計時對於生物膜濾床 BOD 去除率估計過高或污泥產量估算過低，可藉由曝氣池的操作使系統趨於穩定，曝氣池的設置增加整個系統之操作彈性，設計時以 F/M 為設計依據。若不考慮硝化作用，F/M 可達 1.0~1.5；若考慮消化，則需校核曝氣量是否足夠。ABF 系統之迴流污泥隨廢水噴灑於濾床，因此濾床散水噴嘴常受污泥阻塞，操作時應注意時常清理維修。

第十三章 旋轉生物盤法(RBC)

13.1 原理概述

旋轉生物盤(rotating biological contactor)係利用生長在圓板上之生物膜作用以去除有機物，請參見圖 13.1。圓盤緩慢旋轉並部份浸入廢水中，當旋轉時盤面上廢水和生物組成之膜由空氣中獲得氧，而行生物氧化作用，以去除廢水中有機物，生物膜一般厚 1.4~1.6mm，過多的生物膜由盤上脫落於沉澱池中行固液分離。RBC 法兼具滴濾法及活性污泥法之優點，使用多段式處理可達硝化。第一套 RBC 於 1960 年使用於德國，其後引進美國。在美國及加拿大約有 70%RBC 系統設置用以去除 BOD，25%RBC 系統兼具除 BOD 及硝化作用，只有 5%RBC 系統係用為二級硝化目的。

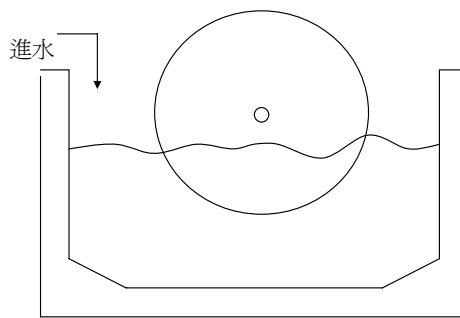


圖 13.1 RBC 剖面圖

13.2 設計概要

RBC 系統之設計以圓盤表面負荷及 BOD_5 、氨去除率為基準，典型的 RBC 設計考慮項目如下：

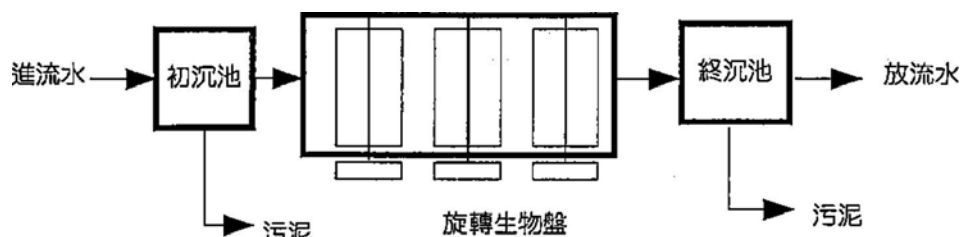


圖 13.2 RBC 流程圖

13.2.1 圓板

旋轉生物盤法在處理過程中，隨著處理開始，其表面生物膜因廢水中有機物而日漸增厚，圓板間隔漸減少，甚至有發生閉塞現象，因之圓板間隔以較寬者為佳；但從經濟觀點看，則以較小者為宜。生物膜之厚薄，依 BOD 負荷及廢水種類及操作狀況而異，一般第 1 段較厚。適宜間隔如表 13.1。圓板材質常使用聚乙烯，用於第 1 段的比表面積約為 $9,290\text{m}^2/8.23\text{m}$ 軸長，中間及後段的圓板比表面積可加大至 $11,149\sim 16,723\text{m}^2/8.23\text{m}$ 軸長。

表 13.1 第 1 段 BOD₅ 負荷與圓板間隔

BOD ₅ 負荷(第 1 段, $\text{g}/\text{m}^2\cdot\text{day}$)		間隔(mm)
一般廢水	碳水化合物	
45	15	15
45~70	15~20	20
70 以上	20 以上	25

13.2.2 浸水率

浸水率指圓板浸水面積佔整個圓板面積之比率，圓板浸水率採 35~45%。

13.2.3 液量面積比(G)及負荷

G 值為反應池實際容積與圓板面積之比(V/A)。池之容積應為接觸容積減去圓板浸水部份之體積。一般 G 值設計在 $5\text{L}/\text{m}^2$ 以上。有機物濃度面積負荷、水量面積負荷及停留時間，依 Metcalf&Eddy 的資料整理如表 13.2。

表 13.2 RBC 的設計參數

項 目	處理等級		
	二級生物	二級生物+硝化	硝化
圓板水力負荷 $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$	0.08~0.16	0.03~0.08	0.04~0.1
圓板有機負荷			
$\text{g SBOD}_5/\text{m}^2\cdot\text{d}$	3.7~10	2.5~7.4	0.5~1.5
$\text{g TBOD}_5/\text{m}^2\cdot\text{d}$	10~17	7.4~15	1~3
第 1 段最大圓板有機負荷			
$\text{g SBOD}_5/\text{m}^2\cdot\text{d}$	20~30	20~30	-
$\text{g TBOD}_5/\text{m}^2\cdot\text{d}$	40~60	40~60	-
圓板 $\text{NH}_3\text{-N}$ 負荷 $\text{g}/\text{m}^2\cdot\text{d}$	-	0.7~1.5	1~2
水力停留時間 hr	0.7~1.5	1.5~4	1.2~2.9
出流水 BOD ₅ mg/L	15~30	7~15	7~15

13.2.4 攪拌

旋轉生物盤之旋轉，對溶氧移動及池內水流之影響很大，池內的水流狀況對於廢水的混合、污泥的沉降及 BOD 的去除也有很大的影響。依據神山、加藤之研究，圓板與池底之間隔(a)及圓板直徑(d)之關係以 $a/d=0.055$ 為宜，依其實驗，反應池中之水流狀況及流速與旋轉數之關係，請參見表 13.3。

表 13.3 RBC 水流狀況及流速與轉速之關係

轉速(rpm)	週邊速度(m/min)	圓板間水層流速(m/min)	接觸池表面水流速(m/min)
5	5.7	1.6~2.2	6~7
10	11.3	3~4	8~9
20	22.6	4~7	渦流
30	33.9	8~11	渦流

13.2.5 段數

旋轉圓板之處理法與其他生物處理法最大的不同點為本法幾乎為推進式之水流，並且不需迴流污泥。RBC 可視需要調節段數，段數之增加有下述優點：

- 1.第 1 段由於進流水 BOD 濃度高，生物膜生長迅速，對於流量、濃度之負荷變化較易適應。
- 2.串聯式操作，每段負荷遞減，各段可生長適當之微生物，對難分解性有機物較見成效。
- 3.依據操作經驗，多段槽較單槽處理效率高。
- 4.多段處理由於食物鏈作用，可減少污泥之產生量。
- 5.多段處理，後段對硝化、脫硝效率高。

一般在處理上多採用 3 段以上串聯，段數以多者為宜，但若過多反而會增加第 1 段之負荷，由於溶氧供給不足致散發臭味，但此點可以增加第 1 段之面積或增加旋轉速度以提高溶氧供給能力，或於第 1 段注入純氧改善之。

13.3 一般常見設計缺失及補救方法

一般常見設計缺失及補救方法詳見表 13.4。

表 13.4 RBC 一般常見設計缺失及補救方法

缺 點	對 策
1.軸斷裂	1a.結構計算錯誤，材質疲乏，需更換。 1b.生物膜過量，造成軸承載過量，改善方式為平均分配進流量或將第 1 段、第 2 段之隔板移位後，使第 1 段負荷下降。
2.圓板損毀	2a.日照熱及 UV 輻射破壞，可加蓋或設遮陽棚。 2b.圓板支撐材毀損，需更換。
3.負荷偏高	3.日、夜間污染度變化，使突增負荷超過負荷極限，可增設緩衝池。

13.4 設計計算例

BOD₅=200mg/L 之廢水 100m³/d，若 BOD 面積負荷 5g/m²•d，設計旋轉生物盤。計算步驟如下：

1.圓板總面積 A

$$\bullet \text{ 總面積 } A = \frac{100 \times 200}{5} = 4,000\text{m}^2$$

2.校核圓板水力負荷

$$\bullet \text{ 水力負荷} = \frac{100}{4,000} = 0.025\text{m}^3 / \text{m}^2 \bullet \text{d}$$

3.接觸池淨容量

設圓板直徑 2.4m，圓板間隔 a=20mm，圓板與池之壁與底間隔 d=0.1D=24cm，圓板浸水率 40%，圓板厚度為 5mm。池為半圓形。

$$\bullet \text{ 圓板數 } = \frac{A}{\pi(D/2)^2 \times 2} = \frac{4,000}{9.04} = 443\text{片}$$

$$\bullet \text{ 池長度 } L = (443-1) \times 0.02 + 443 \times 0.005 + 2 \times 0.24 = 8.84 + 2.22 + 0.48 = 11.54\text{m}$$

$$\bullet \text{ 池容量 } = (1.2+0.24)^2 \pi \times 0.4 \times 11.54 = 6.51 \times 0.4 \times 11.54 = 30\text{m}^3$$

$$\bullet \text{ 池淨容量 } V = 30 - \pi \times (1.2)^2 \times 0.005 \times 443 \times 0.4 = 26\text{m}^3$$

4.校核停留時間

$$\theta a = V/Q \times 24 = (26/100) \times 24 = 6.2\text{hr}$$

5.G 值

$$G = (V/A) \times 1,000 = (26/4,000) \times 1,000 = 6.5 \text{ L/m}^2$$

本例為假設 BOD 負荷低至 $5\text{g}/\text{m}^2\cdot\text{d}$ 算出者，故停留時間長達 6.2 小時，但若流入尖峰水量為平均日廢水量的 3 倍，則停留時間為 2 小時，仍可避免短流。

13.5 控制重點

RBC 並聯式操作時，分水須均勻以使各單元負荷均勻。如實際負荷遠低於設計負荷，可停用部份單元，以節省操作費用；一般操作第 1 段溶氧在 $0.5\sim 1.0\text{mg}/\text{L}$ 漸增到最後 1 段之 $1\sim 3\text{mg}/\text{L}$ 。

13.6 異常對策指引

旋轉生物盤法之異常對策指引，請參見表 13.5。

表 13.5 異常對策指引—旋轉生物盤法

現象	可能原因	檢測項目	對策
1.處理效率降低	1a.有機負荷過高	1a.檢查尖峰有機負荷—如低於日平均之 2 倍，則不是這原因	1a.改善前處理、平衡各反應池之流量，如果係永久性的污染量提高，需增加第 1 段圓板長度，將隔板移後，以降低有機負荷，如仍無法恢復，依負荷量之提升需考慮擴廠。
	1b.水力負荷過高	1b.檢查尖峰水力負荷—如低於日平均之 2 倍，則不是這原因	1b.減少過多流量，平衡各反應池之流量。
	1c.pH 異常	1c.檢測 pH 值，二級處理在 $6.5\sim 8.5$ ，硝化在 $8\sim 8.5$	1c.減少不合適之 pH 產生源，如酸鹼中和 pH，當硝化時，鹼度應有 7 倍於流入之氨氮濃度。
	1d.水溫過低	1d.水溫	1d.如果能夠，增加處理單元。
2.盤上生物膜過度剝落	2a.毒性物質流入	2a.找出毒性物質種類及來源	2a.消除毒性物質，如不能則調節流量，使毒性濃度變化減低，使生物能馴養。
	2b.pH 變化過劇	2b.pH 高於 10 或低於 5 會引起剝落	2b.消除 pH 變化來源或控制進流水 pH。
	2c.溶氧過低	2c.檢測溶氧值	2c.液位如異常增高，需先排除阻塞，其次調整圓板轉

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
			速。
3.大多數盤面生成白色生物	3a. 流入水腐敗或 H ₂ S 濃度高 3b.第 1 段有機物超負荷	3a.流入水臭味 3b.第 1 段有機負荷	3a.前處理加硝酸鈉或過氧化氫 3b.調整第 1 段板數使第 1 段總面積增加
4.反應池內堆積固體物	4a.前處理不適當	4a.檢查固體物為砂或有機物	4a.由反應池中去除固體物，並改善沉砂及初沉設施
5.軸承發熱或損壞	5a.維護不當	5a.維護時程表及實施實況	5a.加強潤滑
6.馬達發熱	6a.維護不當 6b.齒輪定位不當	6a.減速機及鍊條齒輪油面 6b.定位	6a.加強潤滑 6b.重新定位
7.臭味逸散	7a.有機負荷過高 7b.白硫菌還原硫酸鹽，致使 H ₂ S 逸散	7a.檢查負荷變化 7b.檢查入流水質中硫酸鹽濃度	7a.平衡進流水質，如果係永久性水質污染度增高，需調整第 1 段圓板數量，將隔板遷至較後面，如仍無效，則需擴建 7b.排除或減少硫酸鹽來源

第十四章 薄膜生物反應器

14.1 原理概述

薄膜生物反應器(Membrane Bioreactors, MBR)目前在歐美與日本等國家已廣泛運用於廢(污)水的處理及水回收應用技術上，國內也有多家工廠，如製藥、TFT-LCD 工廠等有採用此項技術。MBR 由於佔地面積小、高效率，以及膜成本有逐年降低之趨勢，預測未來將有更大的市場競爭力，更為各界所採用 MBR 之特點歸納如下：

- 出水水質品質高，出水中無固體物質存在。
- 系統可過濾細菌，後消毒加藥劑量可降至最低。
- 污泥齡長，與其他好氧處理技術比較，污泥產生量少。
- 污泥濃度高，反應池體積可大幅縮小，佔地面積少。
- 可快速馴化出降解難生物分解之微生物，提高系統穩定性
- 具有處理高污染濃度廢水之能力。

一般 MBR 膜之孔隙約介於 0.04 至 1.0 μm ，由如圖 14.1 膜分離孔隙表，顯示 MBR 可過濾掉細菌及大分子範圍之顆粒。

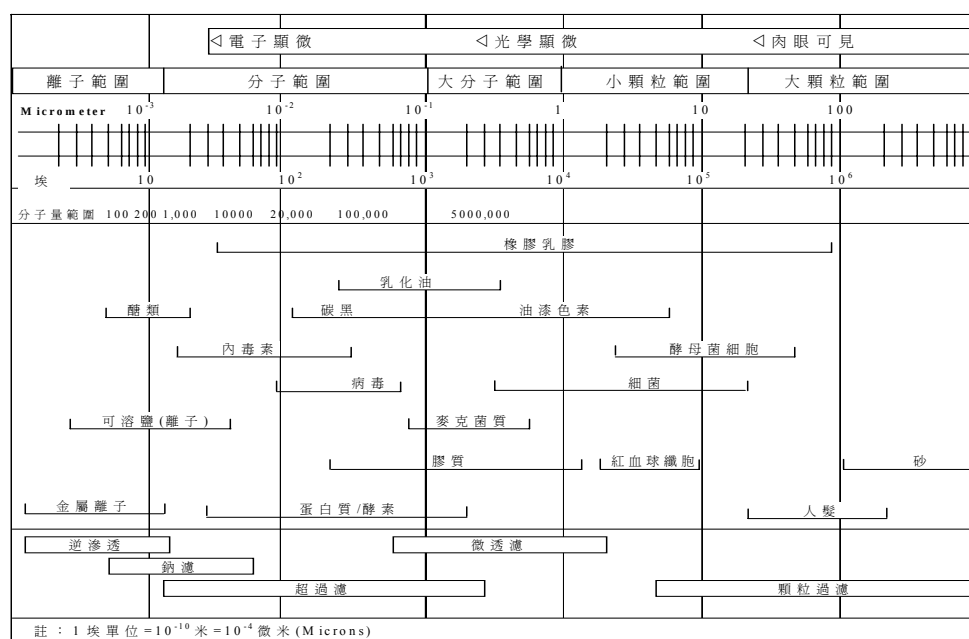
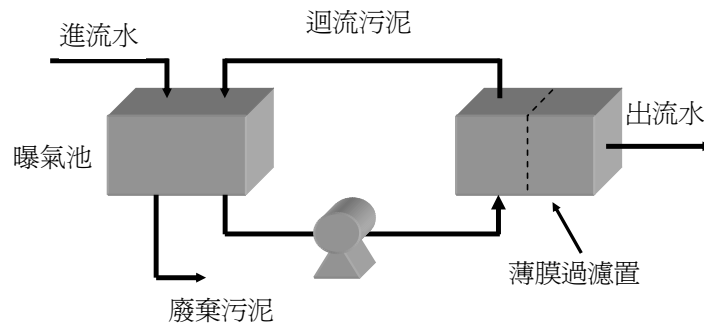


圖 14.1 膜分離孔隙表

另由圖 14.2 MBR 類型，顯示 MBR 膜將曝氣池中之微生物截流迴流在曝氣池中，使曝氣池之微生物量超出一般傳統之好氧生物處理單元，有效提升生物處理效率。

類型 I、膜離器置於曝氣池外



類型 II、膜離器浸漬於曝氣池中

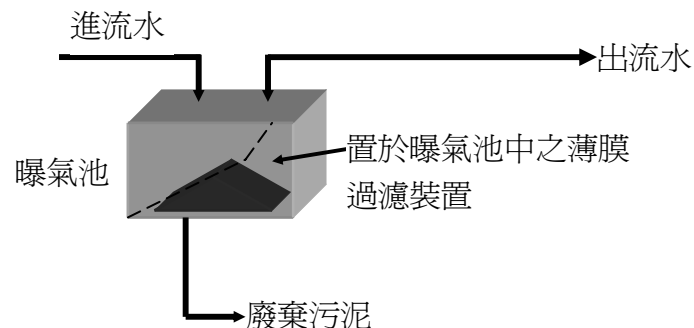


圖 14.2 MBR 處理類型

14.2 設計概要

膜離系統的運轉情形主要有 2 種：持續穩定態及動態，大多數膜離技術的設計都是盡量採行穩定態持續運轉之效果；儘管一些工程被設計成再生迴流之運轉方式；但事實上，通常設計者均希望絕大多數系統都在穩定態下運轉，只是運轉效果會逐漸變差而已。

14.2.1 主要設備

- 1.進水儲池
- 2.曝氣池及曝氣系統
- 3.加壓泵(用於類型 I)或循環泵抽水泵(用於類型 II)
- 4.MBR 模組
- 5.出水池或回收水池

14.2.2 設計參數及功能評估

一般膜運轉是以錯流(cross flow)之方式，下列參數對整體膜通量影響是任何膜離過程之關鍵因素：

- 1.膜阻力
- 2.單位膜面積之運轉壓力
- 3.膜與液體界面的水動力學條件
- 4.膜表面的污染與相對應之清洗

膜通量是指單位時間及單位膜面積通過的物質量，其單位為 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{S})$ 或簡寫為 m/s ，因此膜通量有時也稱為滲透速度。有關膜通量(J)之重要公式如表 14.1 所示。

表 14.1 膜通量重要公式(長度平均滲透通量的穩態表達式)

模型	方程式
Leveque 解法：層流、布朗擴散傳質； $J \ll U$	$\langle J \rangle = 0.807 \left(\frac{D_B^2 \gamma_\circ}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \ln \left(\frac{C^*}{C} \right)$
層流、布朗擴散傳質條件下的相似解法； $J \rightarrow U$	$\langle J \rangle = 1.31 \left(\frac{D_B^2 \gamma_\circ C^*}{CL} \right)^{\frac{1}{3}}$
完全絮流	$\langle J \rangle = 0.023 \left(\frac{U^{0.8} D_B^{0.67}}{d^{0.2} \nu^{0.47}} \right)^{\frac{1}{3}} \ln \left(\frac{C^*}{C} \right)$

模型	方程式
剪切力引起的擴散的 Leveque 解法(前提條件： $D_s = 0.03 r^2 \gamma_o$)	$\langle J \rangle = 0.078 \left(\frac{r^4}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \gamma_o \ln \left(\frac{C^*}{C} \right)$
考慮剪切力引起的擴散的相 似解法(前提條件： C^* 約 0.6 ； $C < 0.1$)	$\langle J \rangle = 0.072 \gamma_o \left(\frac{r^4 C^*}{CL} \right)^{\frac{1}{3}}$
厚泥餅層剪切力引起的擴散 積分模型 〔以 $D_s(C)$ 為基礎〕	$\langle J \rangle = 1.31 \gamma_o \eta(C) \left[\frac{r^4 Q_{cr}(C)}{CL} \right]^{\frac{1}{3}}$
慣性提升速率（假定為薄 層，因此 $J = V_L$ ）	$J = \frac{0.036 r^3 \gamma^2}{16 \nu_o}$
表面傳質	$\langle J \rangle = 2.4 r \gamma_o (r^2 R'_c)^{\frac{2}{5}} \cot \theta$
D_B, D_S 分別指布朗擴散和剪切力引起的擴散的擴散係數，m²/Sec γ_o 最大剪切速率〔式 $\gamma_o = \frac{6U}{h}$、式 $\gamma_o = \frac{8U}{d}$〕，L/mS=1/Sec 符號：h 為高度 d 為管道直徑 C^*, C 分別是溶質在膜表面和截留溶液中的濃度，kg/m³ $\underline{C}$ 無因次濃度 L 膜組件長度，m U 錯流速率，m/Sec ν 動力學黏度（$\frac{\eta}{\rho}$），m²/Sec r 顆粒半徑，m $\eta(C)$ 與濃度有關的無因次黏度 $Q_{cr}(C)$ 與濃度有關的剩餘顆粒通量，kg/Sec R'_c 泥餅層阻力（R_c/泥餅層厚度），1/m V_L 慣性提升速率 $\cot \theta$ 表面形態參數	

14.3 一般常見設計缺失及補救方法

一般常見設計缺失及補救方法，如表 14.2 所示。

表 14.2 MBR 系統一般常見設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.原廢水中含多量之無機性或難生物分解之 SS(如染整、造紙、皮革之纖維)，易阻塞輸送泵、壓力泵及膜管。岩砂性之 SS 容易割破、切斷膜管，導致系統的損壞	1.需於 MBR 系統單元前設置多道由粗到細之攔污柵及細篩機
2.MBR 系統前有化學混凝單元，或者製程原廢水即含有高量之高分子，導致膜容易阻塞	2.選擇適當且不易阻塞之混助凝藥劑，或製程減廢及此類廢液先收集前處理
3.對原廢水特性未作充分瞭解，導致無法掌握相關設計參數與操作條件	3.宜進行模廠試驗，找到適切之改善設計條件及調整合理之操作條件。前國內外廠商均可進行模廠試驗，如圖 14.2 及圖 14.3 所示。



圖 14.2 國外 MBR 廠商所進行之模廠
($Q=6.3\text{gpm}=34\text{CMD}$)



圖 14.3 國內 MBR 廠商所進行之模廠
($Q=3\text{CMD}$)

14.4 設計計算例

由於 MBR 系統之設計因各行業廢水特性而有不同，茲將相關應用案例詳列如表 14.3 至表 14.6。

表 14.3 MBR 處理工業廢水之生物性能

廢水類型	膜類型	V(m ³)	HRT (hr)	θ_x (d)	污泥負荷 (kgCOD or BOD / kd · d)	有機負荷(kg BODorCOD/m ³ · d)	BOD①、COD②、 NH ₃ ③、P (mg/L)		MLSS (kg/ m ³)	污泥產 率(d ⁻¹)	供氣量 (m ³ /hr) 、 DO /(mg/L)
							進水	出水			
食品	T/SS	2.75	139.2	15.9	0.5①	5.4①	31,000① 42,600② 1,221③ 197.5	ND① 70.8② ND③ 10.2	10.9	0.094②	6.3
果汁	T/SS	2.75	—	6.2	0.581②	5.98②	2,251②	24.23②	10.3	0.335②	3
蔬菜	T/SS	2.75	122	15.9	0.765②	8.33②	42,662②	70.8②	10.9	0.094②	6.3
製革	T/SS	2.75	—	30.8	0.231②	3.74②	7,664②	190②	16.2	0.274②	1.5
棉紡	T/SS	2.75	263	160.1	0.131②	0.253②	2,778②	119②	1.95	0.048②	5.5
紡織	T/SS	—	—	250	—	—	6,000②	625②	—	0.07②	—
牛奶廠	T/SS	—	—	> 100	—	—	2,000②	20②	—	0.05②	—
釀造	T/SS	1	102	—	0.42②	16②	55,400① 68,000② 13③ 190	< 2① 1,350② < 1③	38	< 0.1	1.5~2
食品	HF/S	4	389	—	0.11①	3.2①	1,853① 3,181② 20.7③ 19.2	< 10① 254② 0.86③ 0.23	< 28	—	> 0.4
含油	T/SS	1.9	144~240	50~75	1.36~2.72②	2.45~4.91②	5,150① 29,430②	< 20① < 2,943②	1.8	1.3%~2%	34,000

廢水類型	膜類型	V(m ³)	HRT (hr)	θ_x (d)	污泥負荷 (kgCOD or BOD / kd · d)	有機負荷(kg BODorCOD/m ³ · d)	BOD①、COD②、 NH ₃ ③、P (mg/L)		MLSS (kg/ m ³)	污泥產 率(d ⁻¹)	供氣量 (m ³ /hr) 、 DO / (mg/L)
							進水	出水			
含油	T/SS	1.325	69.6	65	0.13②	0.39① 3.84②	1,147① 11,133②	15① 1,043②	28.9	0.126	1.3~6.7
含油	T/SS	1.325	72	36	0.21②	0.57① 5.54②	1,711① 16609②	17① 1190②	26.2	0.141	1.3~6.7
含油	T/SS	287	54	31	0.012②	6.3②	14,180①	<41① 7992	28.7	0.16	—
含油	HF/SS	—	88	300	0.18②	0.36②	1,333② 4.5③	40.8② 4.9③	2	0.348②	
含油	T/SS	3.78	89.7	50	0.29②	0.25① 1.16②	919① 4,345②	3① 183②	4.03	0.074②	0.3~7.5
含油	T/SS	3.78	44.8	50	0.2②	0.61① 2.97②	1,145① 5,543②	7① 540②	14.95	0.112	0.3~7.5
含油	T/SS	3.78	44.8	50	0.57②	0.64① 3.68②	1,206① 6,864②	34① 664②	6.5	0.039	—
含油	T/SS	3.78	47.2	74	0.036②	0.07① 0.71②	134① 1,406②	6① 249②	19.6	—	0.3~7.5
製革	HF/SS	0.0025	24	10	0.42② 0.46②	3② max10	2,960② 9,580 105③	161② 361 43.5③	9.5 26	0.62	—
製革	HF/SS	0.0025	24	550	0.26② 0.28②	3 ② max10	2,960② 9,580 105③	186② 357 43.5③	14.2 40	—	—
化工	—	200	48	—	—	3	4,000① 10,000②	<10① <400	—	—	—
垃圾滲出液	—	180	28.8	—	—	0.7③	800① 4,000②	<20① <400②	—	—	—
製革	—	700	24	—	—	0.7③	3,800① 4,200②	<20① <400②	—		—

廢水類型	膜類型	V(m ³)	HRT (hr)	θ_x (d)	污泥負荷 (kgCOD or BOD / kd · d)	有機負荷(kg BODorCOD/m ³ · d)	BOD①、COD②、 NH ₃ ③、P (mg/L)		MLSS (kg/ m ³)	污泥產 率(d ⁻¹)	供氣量 (m ³ /hr) 、 DO / (mg/L)
							進水	出水			
垃圾滲出液	HF/S	9.5	240	30	0.05③	—	8,000① 1,100③	30~300③	4	—	—
發酵	RD/SS	0.03	64	600	—	0.3~0.7 ^{TOC}	1360③	0.2~3.4③	15.2		2~3.5
造紙	HF/S	0.09	24	15	—	—	4,000① 12,000②	160① 2,400②	24.2	—	3.7
造紙	HF/S	0.09	36	15	—	—	4,000① 12,000②	520① 3,840②	14.2	—	3.7
造紙	HF/S	0.09	48	15	—	—	4,000① 12,000②	160① 2,160②	13	—	3.7
化工	T/SS	1	14	—	0.45②	9②	52,000② 8	6,000 <1	20	<0.05	1.5~2
製藥	T/SS	1	163	—	0.125②	2.5③	17,000② 600③	300② 0③	20	<0.1	1.5~2

註： ①BOD5; ②COD; ③氨氮;④磷;⑤曝氣速率;⑥DO;⑦濁度;⑧SS;⑨總氮;⑩揮發性物質

1bar = 0.1MPa，HF：中空纖維膜；PF：板框式；T：管式；WC：紡織布；S：浸漬式；SS：外置式；C：陶瓷膜

表 14.4 MBR 處理工業廢水時膜的表現性質

污水類型	膜類型	V(m ³)	HRT(hr)	膜孔徑 (μm)	錯流速 率/(m/s)	操作壓 力(bar) ^(a)	初始通量 (L/m ² ·h)	最終通量/ 平均通量 (L/m ² ·h)	比膜通量 (L/m ² ·h· bar)	面積 (m ²)	能耗 (kw·h/m ³)
含油	T/SS/	287	45.6	0.03	—	—	90	63.6	—	195	—
含油	T/SS/	1.9	144~240	0.03	—	2.44	70	37	15		—
牛奶廠	T/SS/	0.01	24	0.2	—	0.2	—	40	200	0.06	—
食品	T/SS	2.75	139	0.04	2.5	2.75	—	66	24	0.27	8~27
製革	HF/S	0.0025	24	0.1	—	0.51	3.9	3.9	7.6	0.27	—
						0.77	5.4	5.3	6.8		
						0.96	6.5	5.6	5.8		
工業	T/SS	—	—	—	1.6	4	—	3.7	9.26	—	—
含油	HF/SS	—	88	0.08	—	1kg/cm ²	10.2	2	—	0.0865	—
釀造	T/SS	1	—	UF	4.5	3	—	>120	>40	0.5~3	—
化工	T/SS	1	—	UF	4.5	3	—	>120	>40	0.5~3	—
製藥	T/SS	1	—	UF	4.5	3	—	>150	>50	0.5~3	—
垃圾滲濾液	T/SS	174	—	UF	4.5	3	—	>110	>36.6	5.7	—
工業	PF	—	—	—	2	1.5	—	30	20	—	—
製藥	HF/S	0.02	10.5	0.001	—	0.2	72	18	90	0.3	—

註：^(a)1bar = 0.1MPa

表 14.5 厭氧 MBR 處理工業廢水時的生物特性

污水類型	膜類型	V(m ³)	HRT (hr)	θ_x (d)	負荷 (kgCOD /kd · d)	BOD①,COD②, TODL(mg/L)		MLSS (kg/m ³)	產率 (kgVSS /kgCOD)	產氣量 (m ³ · CH ₄ kg/COD)
						進水	出水			
棕櫚油製造	SS	0.05	67	161	14.2	39,910②	2,710②	50.7	—	0.28
棕櫚油製造	SS	0.05	75.6	77	21.7	68,310②	5,390②	56.6	—	0.24
釀酒	SS	2.4	79.2	—	11	37,000②	2,600②	50	—	—
牛奶廠	SS	0.19	170	25	8	58,465②	722②	24	0.12	0.28
牛奶廠	SS	0.19	105	30	8.2	35,175②	270②	22.4	0.09	0.29
釀造	T/SS	0.05	12	—	15	6,700②	268②	50	—	0.16
合成	PF/SS	0.01	120	—	1	5,000②	<80②	15		
釀造	T/SS	0.12	60~100	—	<28	85,000②	2,550②	50	0.038	0.28
玉米	T/SS	2.6	124	—	2.9	15,000②	400②	21	—	—
羊毛清洗	HF/SS	4.5	—	—	<50	102,400	11,264	—	—	0.2
牛皮紙製造	SS	0.02	—	—	10.7	10,700	1,070	7.6	—	1.08
合成	T/SS/C	0.075	135	52	2②	9,700②	300②	8.1	—	0.37

註： ①BOD₅; ②COD; ⑩揮發性物質

表 14.6 厭氧 MBR 處理工業廢水時膜的表現性質

污水類型	膜類型	V(m ³)	HRT (hr)	膜孔徑 (μm)	錯流速率 (m/s)	操作壓力 (bar)	最終通量/平均通量 (L/m ² · h)	比膜通量 (L/m ² · h · bar)	膜面積(m ²)
棕櫚油加工	SS	0.05	72	200,000	2.3	1.5	26~31	17~12	—
釀造廢水	T/SS	0.05	—	40,000	1.5	1.8	18	10	0.44
造紙和紙漿	PF/SS	7	17	200,000	1	0.45	12.5	27.7	20
生活污水	CA/SS	504	6.5	15,000	0.7	1.5	15.8	10.5	100
小麥澱粉加工	HF/SS	—	—	0.1	0.9	0.79	16.2	20.5	54
釀造廢水	PF/SS	8	15	200,000	1	1.3	13.7	10.5	12
糞便污水	CA/SS	0.4	19	15,000	0.9	1.2	6.6	5.5	30
合成廢水	T/SS	0.01	—	0.14	3.5	0.5	120	240	—
城市污水	T/SS	1.8	336	UF	2	2	50	25	—
釀造廢水	PF/SS	0.004	360	20,000	0.57	2	5	2.5	0.36
蛋類加工	—	80	32	—	1.8	2.6	23	8.8	—
合成廢水	T/SS/C	0.007	6	0.2	2	0.4	17	40	0.2
羊毛清洗	HF/SS	4.5	—	13,000	—	2	14	7	0.2

註：(n)1bar = 0.1MPa

14.5 控制重點

影響薄膜操作之因素說明如下：

1.溫度

改變操作溫度會影響滲透壓與水的流通量，前者依滲透壓計算公式即可瞭解，後者與溫度成正比，隨水的黏度而改變。一般言之，約略是每升高 1℃，可增加 3% 流通量。

2.壓力

在某固定操作條件下，壓力增加會提高膜管單位表面積之流量，然而溶解鹽類難以穿透膜管之特性，並不受壓力影響而改變，因此將造成滲出水中，鹽類濃度降低，水質會變好。雖然如此，但也將造成膜管負荷增加、容易污染阻塞、清洗頻率提高、減少操作壽命等狀況。

3.扭曲變形

在正常操作條件下，因為薄膜的材料為高分子聚合物，薄膜表面長時間受壓力擠壓會扭曲變形(creep deformation)，水的流通量將會隨著時間逐漸下降，兩者呈對數正比關係，此效應尤以不對稱均勻膜更為顯著。壓力、溫度愈高，扭曲變形愈大。一般廠商會建議新的膜管可先以低壓操作，以後再提高壓力以維持固定造水率。

4.濃度極化效應

薄膜分離時，無法透過膜的分子，受到液體向膜表面移動的推力，會使此區域的濃度越來越高形成一濃度梯度(concentration gradient)；也就是在薄膜表面處，水份穿透薄膜後，形成一鹽類濃度比較高之邊界層(boundary layer)，此處之鹽類具有向中央處(bulk flow)擴散之驅動力(driving force)，形成反向擴散效應，而這種濃度變化曲線的形成被稱之為「濃度極化效應」。

濃度極化效應的作用下，會使分離的效果惡化，它會使優先滲透成分的推動力下降，而使要被截留成分的推動力提高。也就是說，既使流通量降低，又使滲透液的質量惡化。

5.MBR 內曝氣池 MLSS 與微生物相

(1)MLSS=8,000mg/L 左右之微生物相

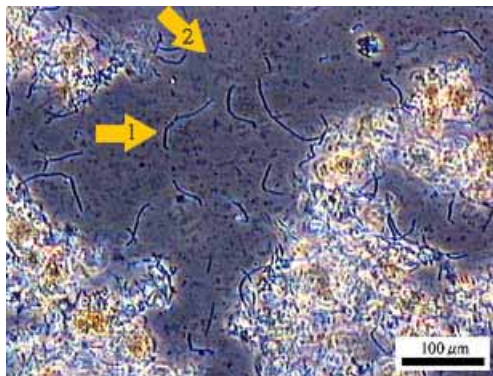


圖 14.4 污泥膠羽間之細菌量很多，箭頭 1 為絲狀菌，箭頭 2 為分散狀細菌。(100X)

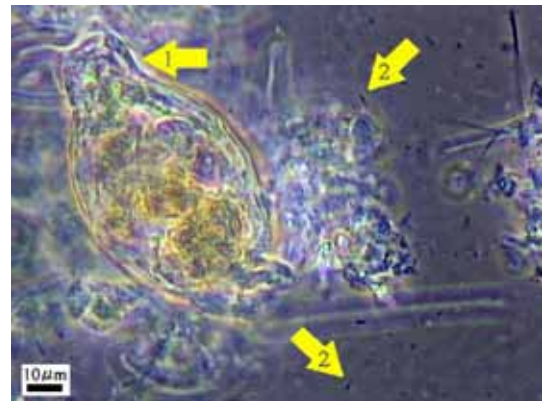


圖 14.5 由於細菌量很多，溶氧偏低，導致輪蟲的死亡，箭頭 1 為輪蟲屍體，箭頭 2 為分散狀細菌，數量很多。(200X)

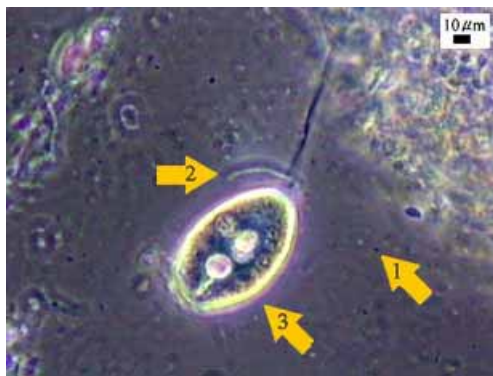


圖 14.6 箭頭 1 為分散狀細菌，菌體量很多；箭頭 2 為絲狀菌；箭頭 3 為鐘形蟲，纖毛運動良好，唯此種數量很少。(200X)



圖 14.7 箭頭 1 為鐘形蟲，其纖毛運動已停止，此種類數量多。箭頭 2 為分散狀細菌。箭頭 3 為絲狀菌(400X)

(2)MLSS 約在 15,000mg/L 之微生物相

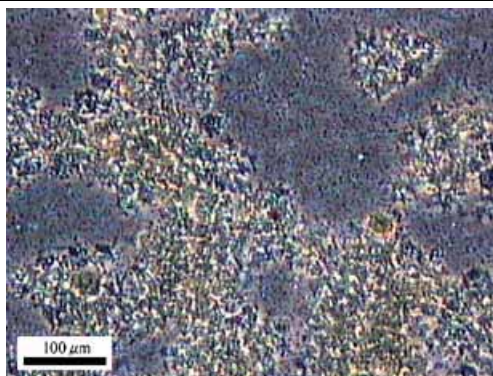


圖 14.8 菌體數量非常多，比 MLSS=8,000 mg/L 者多很多，膠羽也比較大。(100X)

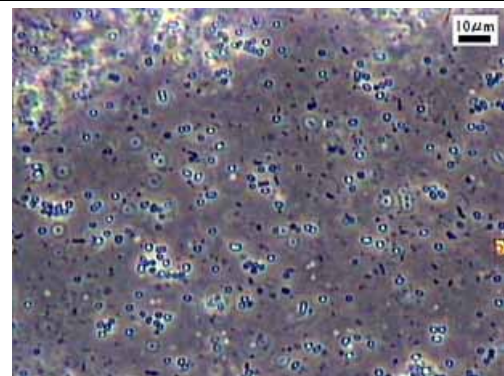


圖 14.9 菌體數量很多，且種類也很多，球菌、桿菌等。(400X)

14.6 異常對策指引

薄膜生物反應器之異常對策指引，請參見表 14.7。

表 14.7 異常對策指引－膜離生物反應器

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.曝氣池表面曝氣不均勻，池中有死角或不充分的攪拌混合	1a.散氣器堵塞 1b.曝氣不足而致溶氧過低而有腐敗的臭味	1a. (1)檢查維護卡上次散氣器清理日期 (2)當場檢查池中之散氣器是否堵塞 1b. (1)檢查溶氧。整個池子溶氧應在 5.0~7.0mg/L，可檢視菌體活性(顯微觀察或 OUR 攝氧率之檢測) (2)檢查曝氣池是否充分混合	1a. (1)若超過一年未清理，應即清理。 (2)若有多個堵塞，宜清理池中之全部散氣器。 1b.增加空氣流量，以維持適當溶氧濃度
2.MBR 膜管之壓差過大(各製造廠之設計不同)	2.受無機鹽類、有機膠體及生物膜之阻塞	2.檢查進流濁度、膜管壓差及出水量是否異常	2a.進行反沖洗，若效果不大，則需移至清洗單元清洗 2b.需檢視阻塞之膜管，採樣分析膜管阻塞原因(含顯微觀察、掃描式電子顯微鏡 STM 拍照及阻塞物質之分析等)

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
3.曝氣池表面出現白色、浪厚翻滾或肥皂泡沫似的泡沫	3a.剛開始操作運轉，曝氣池仍超負荷(MLSS 太低)，此為常見情形。 3b.曝氣池超負荷 3c.毒性物質流入，諸如重金屬或殺菌劑，或恆溫廢水或因廢水溫度變化過大而影響 MLSS 的減低	3a 檢測每日 MLSS 增加狀況，並計算 F/M 比 3b 檢查時發現下列項目 (1)進流 COD 增高 (2)MLSS 降低 (3)F/M 增高 (4)SRT 降低 (5)廢棄污泥量增大 (6)菌相觀測為菌體量非常多 3c.檢驗重金屬、殺菌劑和溫度	3a.提高 F/M 比之連續監測 3b.作下列之調整 (1)降低進流 COD 濃度 (2)增加 MLSS (3)降低 F/M (4)提高 SRT (5)減少廢棄污泥量 3c.防止毒性物質之進流，進行妥善之前處理

說明：不同廠商之 MBR 設備異常與對策內容不一，本表只作一般性之原則陳述。

第十五章 接觸曝氣法

15.1 原理概述

接觸曝氣法(contact aeration)乃將曝氣池內之接觸材料浸於水中，並在池內給予充分曝氣。使流入的廢水充分攪拌循環流動，而與接觸材料相接觸。經一段時間後，接觸材料表面開始生長附著生物污泥(微生物)而形成生物膜，利用該生物膜在好氧狀態下吸附、氧化廢水中有機物質的處理方法。本法與旋轉生物盤法、滴濾法同為生物膜法的一種，惟本法為於水中強制給空氣-曝氣，因此其構造及生物培養方式為介於活性污泥與滴濾法之中間型的處理方式。接觸曝氣法處理流程如圖 15.1，廢水預先過篩處理或沉澱以去除雜質、油份及 SS 後，引入接觸曝氣池，在接觸曝氣池內與生物膜充份接觸後。併同積厚後剝落的污泥流入最終沉澱池，予以沉澱分離後放流，污泥則另行處理之。

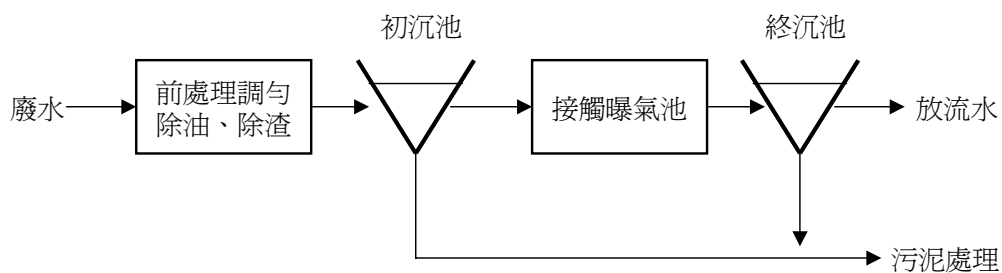


圖 15.1 接觸曝氣法處理流程圖

1.接觸曝氣法之優點有

- (1)操作管理簡單。
- (2)單位容積之微生物量多，生物相亦多，能承受有機負荷變化。
- (3)生物分解性或生物分解速率低的基質，亦可有效去除之。
- (4)對於水溫變化影響較小。
- (5)兼具好氧、厭氧的生物相，食物鏈鎖長，污泥量少。
- (6)低濃度有機廢水處理效果佳，負荷低時可不設置終沉池。

2.接觸曝氣法之缺點

- (1)設施之機能不易藉操作調整及管理補救。

(2)微生物量無法控制且不易調整。

(3)生物膜過度蓄積會造成阻塞，剝離、脫落時會導致水質惡化。

(4)大型生物(後生動物、節肢動物甲殼類等)大量的產生。會造成生物膜在短時間內大量的脫落、流出，致處理水水質極端惡化。

上述缺點到目前尚無法控制，雖然其平時可獲得良好的處理水水質。但有時短期間無法達到目標水質，因此本法尚不能稱為完美的處理法，惟本法之技術尚在發展中，這些缺點之改善將來應會有所突破。又本法所需之動力及容積較旋轉生物盤法、活性污泥法為高，也是本法缺點之一。接觸曝氣法對於有機廢水之處理皆具效果，其中最適處理對象如下：

- 下水及生活污水之處理。
- 低濃度廢水處理。
- 作為三級處理。
- 控制活性污泥法之膨化問題。
- 小規模廢水處理廠。
- 含難分解性物質之廢水處理。
- 廢水特性不易形成膠羽或較輕膠羽之生物處理。
- 對於污泥之處理、處分設施，用地困難者。

15.2 設計概要

接觸曝氣池處理設施由曝氣池、接觸材料、曝氣裝置及反沖洗裝置等所組成。接觸曝氣法設計型式依接觸材種類、曝氣方式之不同可衍生出許多種類型。

15.2.1 接觸材料

接觸材料應具有下列特性：

- 生物膜容易附著。
- 材料具機械強度，不變質、不彎曲、不易破壞、不磨損、可耐久使用。
- 比表面積適合，且易於計算。
- 粒徑或間隔均勻，池內水流可順暢流動。
- 與水之比重接近，對於池底不致增加載重。

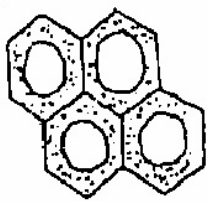
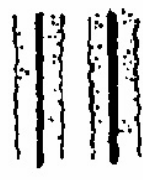
- 孔隙率大，即使充填率高仍不影響廢水之停留時間。

1.接觸材料之種類及形狀

現在使用之接觸材料很多，而以具強度高、比重小、孔隙率及比表面積大等特性之聚乙烯(polyethylene, PE)、氯乙烯(vinyl chloride, PVC)等合成樹脂材料較佳，且製造有各種形狀。目前所使用之種類及形狀如下：

- (1)不均勻之粒狀體：礫石、碎石、坑火石、焦煤、蟹殼、石殼、塑膠片等。
- (2)均勻之成型粒狀體：管片、變形管片、桿環。
- (3)條棒狀、繩狀體：木棒、枝條、竹枝、多環繩等。
- (4)平板、波浪板體：石綿板、木板、塑膠網、波泥板等。
- (5)有孔管體：蜂巢管、多孔性圓筒等。

在各種接觸材料之形狀中，以粒狀體較能捕捉懸浮物，惟其對於水流之阻力較大，容易發生阻塞。平板、波浪板、有孔管及網狀等，若其間隔配置適當，則阻塞情形較少，但對於懸浮物之捕捉能力則較粒狀為差。各種形狀接觸生物膜生成後之狀態如圖 15.2。

材料構造	立體網狀接觸材  平板配列接觸材  平板構成接觸材 		
接觸材照片			
材質	蜂槽狀接觸材 PE 或 PVC	繩狀接觸材 PE 或 PVC	球狀懸浮接觸材 PVC
規格	1,160×580×550mm 比表面積：100~360m ² /m ³	D25~36mm×860mm 比表面積：200~300m ² /m ³	D35mm 比表面積：300~500m ² /m ³

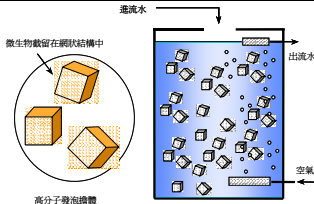
接觸材照片			
材質	小圓盤懸浮接觸材PVC (MBBR, Moving Bed Bio-film Reactor)	生物網膜技術(BioNET® , Biological New Environmental Technology)PE發泡	多孔性陶瓷反應器(PCBR) 陶瓷/PP(PE)
規格	(D9.1~15mm × 7.3~15mm) , 比表面積: 330~800m ² /m ³	COD體積負荷為0.3-1.0 kgCOD/m ³ .d , F/M負荷: 0.29~0.37kgCOD/kgVSS	D20×20mm 每顆25 m ² /m ³

圖 15.2 生物膜生成後之狀態

2.接觸材料之充填方法及充填率

接觸曝氣池中所充填之接觸材料，與水流之接觸方式有下列數種：

- (1)接觸材料規則性的充填於池中，使水流在一定的範圍內以一定方向之孔隙循環流動之接觸方式。
- (2)接觸材料間有多數的連通孔，使水流呈亂流狀態而在孔中流動接觸之方式。
- (3)接觸材料採不規則充填，使水流呈亂流狀態接觸方式。
- (4)對表面構造不規則之接觸材料予以規則充填之，使水流呈亂流狀態接觸的方式。

如上所述，由於接觸材料充填方式的不同，接觸體單位面積生物膜量及對於懸浮物質的捕捉能力亦異，因之應配合池之形狀，選擇適當之接觸材料，以組合成處理效率較高之處理設施。接觸材料之容積與接觸曝氣有效容積之比，稱為充填率。本法之處理能力以附著於接觸材料表面之生物膜為主，因之充填率在設計上甚為重要。充填率低，則生物膜量少，同時水流呈不均勻流動狀態；反之，充填率高則生膜量多，水之流動狀態均勻，惟所需送風量常較大，且易於阻塞。基於上述原因，接觸曝氣池之充填率，以 55~70%為宜，惟依處理程序組合及目的而異。

15.2.2 曝氣池及曝氣方法

爲使廢水及接觸材料能均勻接觸，池之形狀應與曝氣攪拌方式相配合，圓形曝氣池適合使用中心曝氣及全面曝氣方式，而矩形池則可單側、中心及全面曝氣方式。矩形接觸曝氣池之水深與池寬的比值，影響水流均勻甚大。爲達均勻循環，水深與寬度之比值以下值爲宜：

- 單側曝氣：1：1.3 以下。

- 中心曝氣：1：2.5 以下。

接觸曝氣池之曝氣，在控制池內的廢水與接觸材料能充分而均勻的接觸，並供給附著於接觸材料表面之生物膜所需氧量。其曝氣方式可分爲散氣式循環方式及機械循環方式，其中機械式循環方式除全面曝氣外，較難以調整及控制循環水流，因此以散氣式循環方式運用較廣，其設置位置分爲側面、中心及全面如圖 15.3。另有輪流全面曝氣方式，其爲全面曝氣的一種，但非全面同時曝氣，乃分成數區依序曝氣方式，即兼具曝氣、帶動水流及反沖洗目的，其特性爲：

- 1.生物膜與廢水的接觸率佳，基質與氧可較有效的與生物膜接觸，即接觸材的表面積可有效利用。
- 2.老化生物膜因曝氣而剝離排出，因此生物膜較具活性，其量也受到控制，因而處理機能較安定。但也因頻繁的刷洗，SS 的截流效果較低，此程序可於流出後以沉澱分離之。
- 3.設計較具彈性，反應池的形式不受限制，甚至可將活性污泥法的曝氣池直接改裝使用。
- 4.曝氣量的控制較容易，故對於流量或水質的變動較容易對應，甚至一般接觸曝氣法無法相對應的高負荷也可適用。
- 5.不需裝反沖洗設備，操作管理容易。
- 6.曝氣量可較少，由於係交互輪流全面曝氣，故曝氣量爲全面曝氣量的數分之一，氧的溶解率高，操作費用較省。

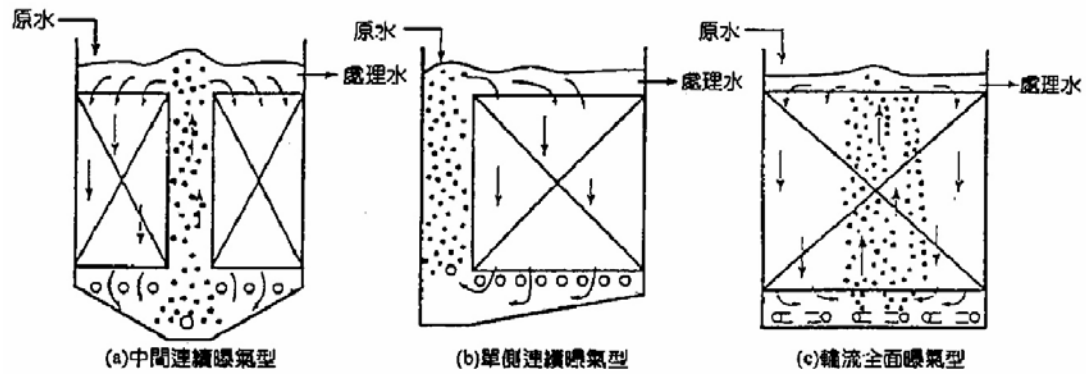


圖 15.3 接觸曝氣法之曝氣方式

15.2.3 處理程序

1. 標準流程

為控制微生物分佈，尤其是廢水中含有難分解物質時，一般將接觸曝氣池分為 2~3 段，第 1 池取較大的容積，愈後段愈小，以達負荷之平均。接觸材料以各段皆不易阻塞者為宜，惟前段較易阻塞，因此愈前段其粒徑或間隙採愈大者為宜。也有採不同的接觸材料予以組合，以達上述目的。最終沉澱池原則上應予設置，但若採用 SS 捕捉力高之接觸材料，且能定期清洗者，也可省略，如圖 15.4。

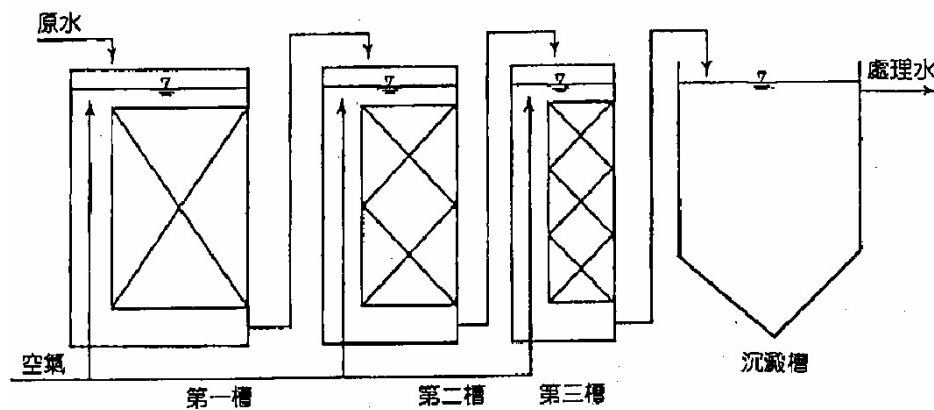


圖 15.4 多段式二級處理程序

2. 中間沉澱方式

如圖 15.5，於兩接觸曝氣池之間設置沉澱池，適用於其流入水 SS 及有機負荷小。至於第 2 接觸曝氣池，則為補充二級處理，作為三級處理之用。

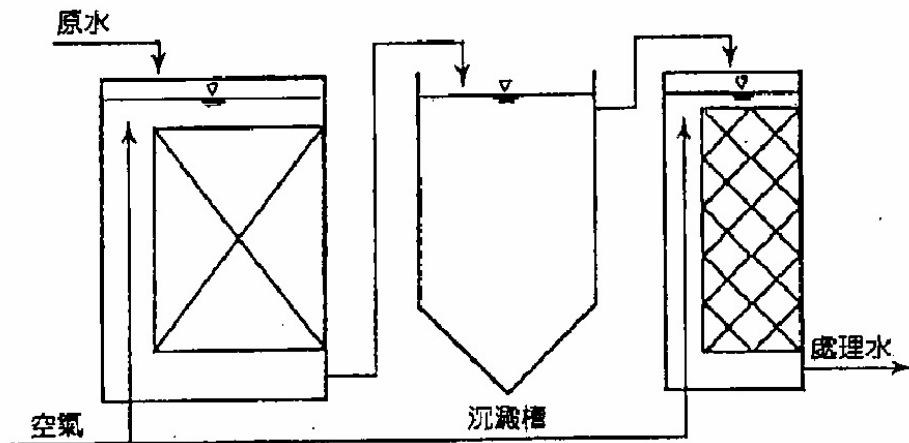


圖 15.5 中間沉澱之二級處理程序

3.三級處理

三級處理有機負荷較二級處理為低，但相反的其水力負荷則較大，因之阻塞可能性也較低。選用對於 SS 之捕捉力較佳之接觸材料，可節省最終沉澱池，也可以砂濾或微篩機替代之，以提高處理水質。三級處理用之接觸材料，可採用粒徑(或間距)較小者，並於適當時期反沖洗之，反沖洗水則迴流至初級處理或二級處理設施之前再行合併處理，如圖 15.6 所示。

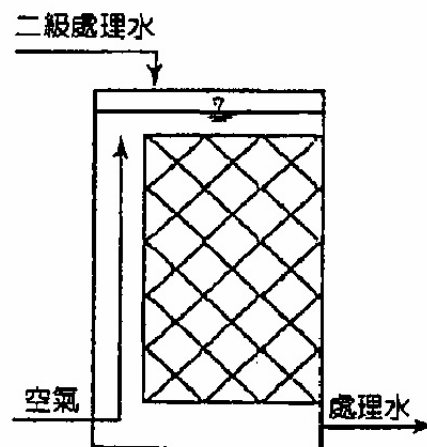


圖 15.6 三級處理程序

15.2.4 設計參數

接觸曝氣法因不像活性污泥法需操作控制曝氣池中的 MLSS 濃度，因之操作

較簡單，但相對的因不能控制，故在設計時，即應將各項程序控制的設計參數考慮於內，包括有機負荷、送風量、反沖洗。

1.有機負荷

接觸曝氣池有機負荷的表示方法包括曝氣池容積負荷、接觸材料容積負荷及接觸材料面積負荷。其中接觸材料之容積負荷依填充率、曝氣方式而異，而有效面積亦因各類材料表面之複雜性，且無法正確量測其面積而難以比較，目前仍採用曝氣池容積負荷表示。市面上一些商用產品包括浪板式、蜂巢管、多環繩狀等材料則已提出技術資料可供設計、按裝時使用。

(1)曝氣池容積負荷(L_v)

$$L_v = \frac{Q \times \text{COD}_i \times 1,000}{V}$$

L_v ：曝氣池容積負荷($\text{kgCOD}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$)

Q ：進流量(m^3/day)

COD_i ：進流水COD濃度(mg/L)，過去皆以BOD為紀錄

V ：曝氣池容積

(2)接觸材面積負荷(L_s)

$$L_s = \text{COD}_i$$

A ： $S \times V_c$

L_s ：接觸材面積負荷($\text{gCOD}/\text{m}^2 \cdot \text{day}$)

A ：接觸材總表面積(m^2)

S ：接觸材比表面積(m^2/m^3)，商用產品已測出值

V_c ：接觸材填充體積(m^3)

接觸曝氣法在操作管理上最大的問題是接觸材的阻塞問題。高容積或面積負荷愈大，愈易阻塞，以致去除率降低，加以各種接觸材料的形狀及孔隙率各異，其設計負荷除依比表面積、循環水流速、曝氣量、池形狀之不同而異，尚無非常適用且單一的方式計算，應依據模廠實驗操作後決定。一般二級處理面積負荷為 $5 \sim 25 \text{gCOD}/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ ，三級處理面積負荷以 $1 \text{gCOD}/\text{m}^2 \cdot \text{day}$ 。

2.所需送風量及循環量

風量係用以爲提供曝氣池足夠溶氧以及帶動循環水流，由於接觸曝氣池之構造很多，空氣量尚無法如活性污泥法已有確立的計算法，而應藉水工實驗探討均勻曝氣及循環所需之空氣量。最重要而需加以注意的是廢水流經接觸材之流速，因水流在有阻留時，流速減緩而致生物膜積厚，易造成阻塞，故所需空氣量較活性污泥法爲多，若以鼓風機曝氣循環時，曝氣強度與有效水深成正比。

- 水深 2~3m，曝氣強度：2~3m³/m³.hr，溶氧：1mg/L 以上
- 水深 4m，曝氣強度：1~1.5m³/m³.hr，溶氧：1mg/L 以上

若以泵循環，可以循環流速來計算，以循環水量除濾材斷面積，例如：

- 廢水 BOD 30mg/L，循環流速：1m/min
- 廢水 BOD30~100mg/L，循環流速：2m/min
- 廢水 BOD 100~200mg/L，循環流速：3m/min

3.反沖洗

接觸曝氣池生物膜積厚時，生物膜之內側易呈厭氧性而發生自然剝離現象，有時必須設置反沖洗設備，定期反沖洗剝離積厚之污泥。反沖洗裝置一般爲將反沖洗送風管配置於接觸材料下方適當間隔處，藉送風予以反沖洗。波浪板狀接觸材料之送風管間隔以 150~300mm。空氣噴出口口徑以 3~5mm 爲宜。反沖洗所用空氣可利用曝氣用空氣以閥切換之。反沖洗時間通常約 15 分鐘，依污泥剝離狀況而調節之，日常操作時應進行定期適度的反沖洗，以免處理效率降低。在一般日常管理中，發現有下列現象時，應即進行反沖洗。

- 曝氣池內接觸材上之水位上升。
- 曝氣池內 SS 之濃度增加。
- 曝氣池內有黑色異味之 SS 出現，感覺上爲厭氧臭味。
- 曝氣池內呈現氣泡，處理水的透視度下降。
- 氣升曝氣在曝氣部之水位上升。

反沖洗方法說明如下：

(1)反沖洗概要

一般反沖洗皆以空氣行之。反沖洗通氣管皆設置於接觸材料之下，管之間隔為 150~300mm，空氣噴出口直徑 3~5mm(負荷高時可大些)，且能均勻散出最為重要。送氣管之支管距離以不太長為宜。三級處理者也可不設置反沖洗送風設備，而將散氣設備的操作條件予以改變，使其達成衝擊流如下例，以使多餘污泥量剝離，惟其剝離污泥較設置反沖洗者少。

停止曝氣→停止水循環→在曝氣(5min 一循環)

(2)反沖洗送氣時間

反沖洗送風可使用曝氣用之空氣，一般反沖洗 15 分鐘，惟應視污泥剝落狀態調整之。

(3)反沖洗操作程序

反沖洗之操作依其為二級處理或三級處理、負荷條件、有無沉澱池、處理水質、附屬設備狀況，而分為 2 種操作程序：

A.自曝氣池直接排除反沖洗污泥者

停止流入原水→停止曝氣→切換至反沖洗管線送風閥→打開曝氣系統進行反沖洗→污泥沉澱濃縮→排泥 →原水引入(至平常水位) 切換回原送風閥曝氣(約 30~60 分鐘) →原水繼續引入

採用本法時由於排泥會使曝氣池的水位降低，致增加接觸材料支撐架台的荷重，而容易導致塌陷或倒塌，故反沖洗操作時應加注意，以全池能均勻反沖洗為宜。

B.自沉澱池排除反沖洗污泥者

停止流入原水→停止曝氣→切換至反沖洗管線送風閥→打開曝氣系統進行反沖洗→曝氣，原水連續流入 →反沖洗污泥排入沉澱池

採用本法時，其污泥之排出約需 1~2 日，曝氣池在此期間 SS 較多，處理水之 SS 濃度也較高，惟為半連續操作，故較上述直接自曝氣池排泥者為簡便。

4.接觸池配置要點

(1)接觸材料高度 H(mm)。以 1,000mm 為單位，最少應為 500mm，以利切割。

(2)有效水深 H(mm)= $H_0 + 1,000\text{mm}$ ，一般為 1,500~5,000mm。

(3)接觸材料寬度 L_o (mm)，以 1,000mm 為單位，最少應為 500mm。

$$L_o \leq (0.4 \sim 0.75) H_1$$

(4)散氣部寬度 $H_1 - L_o$ (mm)，500~1,000mm 為宜。

(5)擋流板高度較接觸濾材高 150mm，較常水位低 150mm。

(6)接觸材設支撐設施，防止生物膜增殖時，接觸材負載過重，發生塌陷。另設防止接觸材上浮設施，防止進水之初上浮。

(7)接觸材底部設反沖洗管，以空氣反沖洗接觸材，防止生物膜累積過厚造成接觸材內部阻塞。

(8)池底部設斜坡以增加水流循環效果，並利於污泥沉降後，滑落至池底排除之。

(9)散氣設備宜採用散氣管型式，每一組散氣管應設置獨立曝氣支管及流量調節閥門，作為調整送風量之用。

(10)接觸材體積與曝氣池容積之比為 50%~70%。

(11)進流口設置整流牆，防止短流。

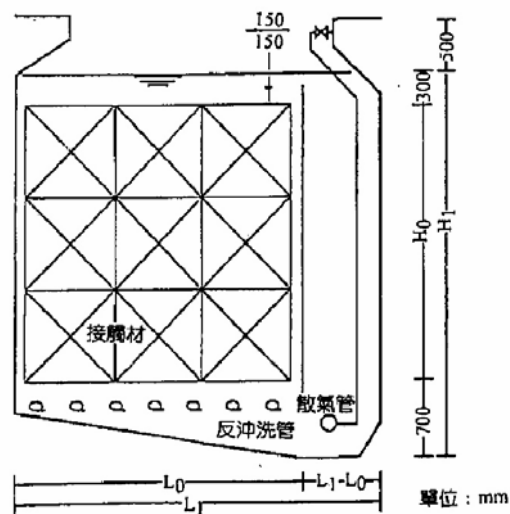


圖 15.7 曝氣池形狀及接觸材料充填方法

15.3 一般常見設計缺失及補救方法

一般常見設計缺失及補救方法詳見表 15.1

表 15.1 接觸曝氣池常見設計缺失及補救方法

設計缺失	補救方法
1.接觸材上浮及塌陷	1.增設支撐設施
2.缺乏反沖洗設施	2.歲修時增設
3.缺乏曝氣支管及調節閥	3.增設曝氣支管及調節閥以及工作平台
4 循環不良	4a.如 2.增設反沖洗設施減少阻塞 4b.增設隔板及調整液位 4c.如 3 增設曝氣支管及調節閥，可控制曝氣風量，維持良好流速
5.底泥不易排出	5.設置底部足夠的斜坡

15.4 設計計算例

15.4.1 設計條件

- 設置二級接觸曝氣池
- 平均流量：1,000m³/day
- 進流 COD 濃度：300mg/L

15.4.2 設計準則

- 採用兩段式接觸曝氣池，第一段 COD 去除率 70%，第二段 COD 去除率 20%。
- 接觸材表面積負荷=12gCOD/m² · day
- 容積負荷<0.7kg COD/m³ · day
- 接觸材比表面積>60m²/m³，採用 72m²/m³
- 接觸材尺寸=1m(長)×1m(寬)×1m(高)
- 曝氣所需空氣量=1~1.5m³/m³ · hr，採用 1.5m³/m³ · hr 設計

15.4.3 設計步驟

1.進流 COD 總量=1,000m³/day×300mg/L×10⁻³=300kg/day

2.所需接觸材體積

- 第一段接觸材總表面積=300kg/day×10³÷12g/m² · day=25,000m²
- 第二段接觸材總表面積=300kg/day×(1-70%)×10³÷12g/m² · day=7,500m²
- 第一段接觸材體積=25,000m²÷72m²/m³=347.2m³，採用 360m³
- 第二段接觸材體積=7,500m²÷72m²/m³=104.1m³，採用 120m³

3.池體尺寸

- 採用中間曝氣型，兩側各置放 3m 寬×4m 深的接觸材
- 第一段 15m(長)×6.7m(寬)×4.5m(有效水深)×5m(全深)=452m³
- 第二段 5m(長)×6.7m(寬)×4.5m(有效水深)×5m(全深)=151m³
- 校核容積負荷

$$\text{第一段容積負荷} = 300\text{kg/day} \div 452\text{m}^3 = 0.66\text{kg/m}^3 \cdot \text{day}$$

$$\text{第二段容積負荷} = 300\text{kg/day} \times (1-70\%) \div 151\text{m}^3 = 0.6\text{kg/m}^3 \cdot \text{day}$$

4.曝氣裝置

- 曝氣量=1.5m³/m³ · hr×(452+151)m³=904.5m³=151m³/min
- 細氣泡散氣器於 4.5m 水之出風量為 0.26m³/min
- 散氣器數量=15.1÷0.26=58.1 支，採用 60 支，第一段 44 支，第二段 16 支

5.鼓風機

- 提供接觸曝氣池水流循環及溶氧，並以閥切換，可提供反沖洗空氣
- 需風量=16m³/min 以上
- 出口壓力=0.5kg/cm²
- 採用迴轉式鼓風機二台，一台備用

6.反沖洗設施

- 以 PVC 管打孔，孔徑 3mm，開孔間隔為 150mm。

15.5 控制重點

接觸曝氣法較難以程序調整的方式，達到控制的目的，因此於設施設置完成後之操作時，應儘可能設法減少其操作上的缺點產生，包括水流短流、濾材阻塞、循環不良致負荷不平均、生物膜淤積而異味散出等，要預防這些現象產生只能依靠觀察、紀錄各種現象產生的頻率，據以調整曝氣風量、反沖洗次數等。其觀察、紀錄事項方式如同活性污泥程序，惟迴流污泥部份改以反沖洗程序之觀察，觀察內容包括污泥老化產生頻率、出流水 SS 突增頻率等。日常的操作控制必須特別注意下列事項：

1.進流水

- (1)在可能範圍內以維持均勻進流量及水質為宜。
- (2)原水中的有機、無機固體物應先予篩除，尤其是纖維狀固體物容易造成接觸材料之阻塞，更應注意。
- (3)維持 N、P 的平衡，不足時應予添加，尤其工業廢水原水水質之變化大時，應加以注意。

2.曝氣池

- (1)經常觀察曝氣池內的狀態(色澤、發泡、臭氣、懸浮污泥等)及曝氣狀況，其異常對策可參考活性污泥系統應對。如有所異常時應詳加注意並採取對策(如反沖洗等)，同時紀錄、累積長期經驗，即可對自我的系統有一診斷的方法建立。
- (2)送風量突然增大，會造成生物膜的剝離，欲增加送風量時應緩慢為之。
- (3)直接自曝氣池排出反沖洗污泥者，由於附著污泥會增加接觸材架台的載重，故應適當反沖洗之。尤其是當池內水排空時，應隨著水的排出自上方以壓力水噴洗之，使附著之污泥得以充分剝落。

3.終沉池

- (1)與曝氣池相同應經常注意觀察，如有不正常即行採取對策。
- (2)通常操作管理時應注意避免污泥過量貯存、浮渣的排除等，以防止腐敗溢流之現象產生。

4.處理水質異常

接觸曝氣法雖被認為較能承受負荷之變化，但負荷的過度變異、環境中氣溫變化、微生物膜的自然剝落等現象，對於處理水質仍有相當之影響，加以本法不若活性污泥法可以連續迴流污泥以控制 F/M 比值，使系統中的微生物數量迅速增加，將 F/M 值控制於較適當的範圍，以穩定處理水質。一般日常操作係加強接觸法反沖洗及送風均勻，使接觸材表面生物膜不致增殖太厚，造成水流循環不佳或阻塞的現象，若生物膜增殖、剝離的循環交替時間接近穩定或能有效加以控制，則接觸材上的微生物較能維持一良好的活性，負荷變化的承受能力方能提高。反之，水質已呈現異常現象，上述的反沖洗、均勻送風尚不能使系統快速恢復時，如果接觸曝氣池之後尚有終沉池，可以採與活性污泥法相同

的迴流污泥的應變措施；如果沒有終沉池則必須採取部份池體停止或少量進流，使異常狀況排除後，再恢復進流。

15.6 異常對策指引

接觸曝氣法之異常對策指引，請參見表 15.2。

表 15.2 異常對策指引－接觸曝氣法

現象	可能原因	檢測項目	對 策
1.曝氣池表面有劇烈的攪流及滾沸現象，出現大於1.8公分更大的氣泡	1.過度曝氣，致溶氧量過高或膠羽被剪碎破壞	1. 曝 氣 池 內 溶 氧 濃 度 應 維 持 在 1.0~3.0mg/L之間	1.降低空氣量，維持溶氧在適當範圍
2.曝氣池表面曝氣不均勻，池中有死角或不充分的攪拌混合	2a.散氣器堵塞 2b.曝氣不足而致溶氧過低而有腐敗的臭味 2c.接觸材有堵塞	2a. (1)檢查維護卡上次散氣器清理日期 (2)當場檢查池中之散氣器是否堵塞 2b. (1)檢查溶氧，整個池子溶氧應在 1.0~3.mg/L間 (2)檢查曝氣措是否充分混合 2c.檢測水力混流不足區的溶氧值及水流狀況	2a. (1)若已超過一年未清理，即應清理 (2)若有多個堵塞，宜清理池中之全部散氣器 2b. (1)增加空氣流量，以維持適當溶氧濃度 (2)計算散氣器支管之單位長度空氣流且，每公尺長度最少應在 0.185CMM以上 2c.加強反沖洗，使堵塞污泥清除，淤積嚴重時，需停水維修。如屬經常性堵塞宜重新調整觸材面機負荷。
3.曝氣池有機負荷或水力負荷無明顯改變下，使用過量的空氣，仍難以維持適當的溶氧濃度	3a.曝氣系統管線洩漏 3b.散氣器堵塞，空氣從散氣器支管噴出，導致散氣器支管附近水面產生局部翻騰現象 3c.氧氣傳送不當或不足或共用鼓風機致空氣流比控制不穩	3a.檢查管線和接點，聽聽是否有漏氣聲或用肥皂水試驗接頭處是否起泡沫 3b. (1)檢查維護記錄散氣器上次清理時間 (2)現場檢查散氣器堵塞情形 3c.抽查曝氣系統功能	3a.鎖緊接頭螺栓或更換接頭墊圈 3b (1)若超過一年未清理，應即清理 (2)若有多個堵塞，宜清理池中之全部散氣器 3c. (1)更換效率較高之散氣器或機械

現象	可能原因	檢測項目	對 策
	3d. 廠內迴流水增高有機負荷 (BOD、COD、懸浮物) 3e. 剝落污泥過多，致使基礎代謝耗氧量增高	3d. 檢查迴流有機負荷是否嚴重影響全廠程序負荷 3e. 檢查底部淤積及濾材老化污泥量	式曝氣機 (2) 增加較多的散氣器或曝氣機 (3) 採用專用鼓風機 3d. 若有機負荷超過25%，需尋求最佳控制方式，或提昇前處理單元的操作功能 3e. 加強反沖洗。必要時將老化污泥排出
4. 污泥膠羽輕而流出，終沉池局部有雲狀的均質污泥群上浮。混合液做沉降試驗時，沉降相當良好，上澄液清澈	4a. 水力超負荷 4b. 終沉池整流井或板損壞引起水流不均勻 4c. 終沉池底部污泥排出異常，致污泥界面太高 4d. 刮泥設施操作異常，刮泥功能有異	4a. 比對進流及迴流水總量是否增加 4b. 檢視整流後之水流是否均勻 4c. 檢視迴流污泥或廢棄污泥泵和輸送管線之全部或有部份堵塞 4d. 檢視污泥收集系統機件，如刮板、鏈條和鏈齒輪橡膠軸的破損或磨損	4a. 調整進流總水量至平衡狀態，如為經常性水力超負荷，需增設終沉池 4b. 修理或更換破損部份 4c. 清理阻塞管線 4d. 修理並視需要更換零件
5. 生物膜顏色變黑	5a. 有機負荷過大，傳氧不足 5b. 部份接觸材堵塞 5c. 油脂附著生物膜影響氧氣傳輸	5a. 檢測溶氧、出流水水質 5b. 詳2c 5c. 觀察生物膜外觀及顯微鏡觀察	5a. 加強曝氣，降低接觸材面積負荷 5b. 詳2c 5c. 增設或加強前處理除油設施
6. 生物膜顏色淺白，生物量不豐	6a. 具難分解性有機物之廢水於馴養初期有此現象 6b. 有機負荷太小 6c. 毒性物質流入	6a. 生物膜生長現象及微生物相 6b. 進流水質COD濃度偏低 6c. 如重金屬類	6a. 可加入些有機物提供碳源，使生物膜增殖 6b. 如為短暫性，待進流水濃度穩定後，即可改善，如為長期性，則視曝氣池構造，可縮小換作池數或容積 6c. 排除重金屬異常排入

現象	可能原因	檢測項目	對 策
	6d.因廢水溶解成份的電荷團分佈之故，使生物膜不易著床	6d.觀察生物膜形成狀況	6d.以模型設備試驗，尋找較適合之接觸材
7.曝氣有白色泡沫	7a.清潔劑 7b.馴養初期F/M比稍高 7c.過度曝氣 7d.懸浮污泥較多，春秋季節微生物相轉變時	7a.觀察白色泡沫質輕高度大，易飛揚 7b.觀察白色泡沫尺寸較7a小，飛揚性較低 7c.白色泡沫細小、薄層 7d.微生物相觀測及懸浮污泥量比較	7a.減少清潔劑用量，以網狀物隔開 7b.生物相熟成後，會減緩，可以消泡水去除 7c.減低曝氣且或改善水力循環流況，以減少曝氣 7d.季節轉換常有現象，加強剝落污泥之排除
8.曝氣池有棕色或黑色狀泡沫	8a.有機負荷較低	8a.比較有機負荷及微生物相可能有分佈兩極化現象	8a.調整進流量、改善循環水流使負荷分佈平均
9.曝氣池有淺色浮渣狀泡沫	9a.有機負荷太低	9a.比較有機負荷，微生物相呈現後生動物類偏多，且溶氧因基礎代謝量大而偏低	9a.排除過多的生物膜，調整平衡進流量及水質，以維持有機負荷量
10.水力循環不佳	10a.接觸材堵塞 10b.曝氣量不足 10c.擋水板效果不佳 10d.散氣設施導引水流不佳 10e.進/出流口位置引起短流	10a.詳2c 10b.檢視散氣系統 10c.檢視擋水板處的水流 10d.檢視水流狀況 10e.檢視水流流向	10a.詳2c 10b.詳2a及3b 10c.調整擋水板 10d.以清水模型試驗後，調整散氣設施位置 10e.增設必要隔板

第十六章 上流式厭氧污泥床(UASB)

16.1 原理概述

厭氧生物處理系統係以厭氧微生物進行的一種生物處理程序，其生長方式可區分為懸浮生長，如完全混合消化處理槽與厭氧接觸槽；固定生長，如厭氧濾床與膨脹/流體化床，其中厭氧濾床係以各種不同型式濾材作為微生物生長之基石，而膨脹/流體化床則在反應槽中添加擔體，以利微生物生長並利用適當流量之迴流水使擔體膨脹或流體化於反應槽之中，及混合生長，如上流式厭氧污泥床與厭氧塘等。各種厭氧生長方式均有其適用對象及優缺點如表 16.1 中所示。其中，上流式厭氧污泥床(Upflow Anaerobic Sludge Bed, UASB)具有質傳佳、操作彈性大、污泥濃度高及污泥顆粒化等優點，已成為目前最受歡迎及應用最廣之厭氧處理技術之一。在 70 年代，此技術係由荷蘭 Wageningen 農業大學 Lettinga G.教授研究開發，初期主要以農業生產或加工過程產生廢水及廢棄物為對象，由於此類廢水具有高濃度及低毒性之特性，相當適合此技術處理。爾後在工業廢水方面如造紙廢水、釀酒廢水及石化廢水均有許多成功案例應用，使 UASB 技術受到更多重視。於 1995 年之後，利用此技術處理低濃度都市污水亦獲得相當成功應用，尤其在熱帶或亞熱帶地區如巴西、墨西哥及東南亞等國，均有許多成功案例，並突破厭氧處理技術水力停留時間(HRT)之限制，可以有效處理低濃度廢水。

表 16.1 各種厭氧生長方式適用對象及優缺點

項目	懸浮生長	混合生長	固定生長
微生物濃度	低	高	高
污泥齡(SRT)	短	長	長
廢水含 SS	可	可(但不能太高)	不適合
適合極高濃度廢水	適合	不適合	不適合
適合低濃度廢水	不適合	適合	適合
去除率	有限	高	高
毒性及操作變異性之忍受度	有限(由於 SRT 較短)	較佳(由於 SRT 較長)	較佳(由於 SRT 較長)
混合方式	機械攪拌	利用出流水及氣體進行攪拌	微生物過量易造成阻塞，不利混合
動力需求	低	稍高(若需要內循環)	較高(若需要維持系統流體化狀態)

上流式厭氧污泥床與一般厭氧處理程序一樣，係利用一群厭氧微生物將有機物轉換成甲烷、二氧化碳及水等產物的一個複雜生化程序，其中包括許多微生物族群，將基質與產物之專一性加以連接。整個過程包括直接及間接共生之不同微生物結合，共有 9 個確定階段，而每一階段由特定微生物族群及其酵素進行。這些轉換可能路徑可視為厭氧微生物處理有機物時一些重要生化及環工程序的需求及指引，可由下列加以說明：

- 1.有機性高分子酵素水解成中間有機性單分子如醣類、脂肪酸及氨基酸等。
- 2.有機性單分子酵素作用，產生氫氣(或乙酸)、碳酸氫鹽、丙酮酸、醇及短鏈脂肪酸如乙酸、丙酸及丁酸等。
- 3.專一產氫乙酸菌將還原性有機物氧化成氫氣、碳酸氫鹽及乙酸。
- 4.同種乙酸菌(homoacetogens, HA)利用碳酸氫鹽之乙酸菌呼吸作用。
- 5.由硝酸鹽還原菌及硫酸鹽還原菌將還原性有機物如醇類、丙酸及丁酸等氧化成碳酸鹽及乙酸。
- 6.硝酸鹽還原菌及硫酸鹽還原菌將乙酸氧化成碳酸氫鹽。
- 7.硝酸鹽還原菌及硫酸鹽還原菌將氫氣或甲酸之氧化作用。
- 8.甲烷菌將乙酸轉換成甲烷。
- 9.甲烷菌碳酸氫鹽呼吸作用。

上流式厭氧污泥床由於構造簡單及操作彈性大，已廣泛應用於各種不同種類及濃度廢水處理，並具有低成本、佔地少、高去除效率、污泥產量少及能源回收等優點。其構造如圖 16.1 中所示，主要包括進水及水流分佈器系統、污泥床與污泥毯區及氣固液三相分離器等。在進流水及水流分佈系統主要目的可以使廢水均勻分佈整個反應槽並與其中厭氧微生物充分接觸，增加質傳效果及避免短流。

上流式厭氧污泥床內微生物可以區分為污泥床及污泥毯兩區。在污泥床區內污泥顆粒大，其微生物濃度通常可以達到數萬 mg/L，為此系統最大特徵，藉由高濃度微生物可以有效將有機物分解。而在污泥毯區之微生物濃度較低通常在數千 ppm 之間，由於此區微生物相當細小且尚未形成顆粒化污泥，而且厭氧系統會有氣體產生之故，微生物在此區域浮動，雖有良好質傳效果，但易與出流水離開系

統，造成污泥流失。厭氧微生物本身污泥產率較低，雖可以減少污泥產生量，但若厭氧微生物無法形成顆粒化將其留在處理系統之中，將造成污泥流失，使處理效能降低甚至系統失敗，故如何在上流式厭氧污泥床中形成顆粒化污泥是相當重要工作。

厭氧系統，尤其是上流式厭氧污泥床污泥顆粒化對於縮短啓動期及穩定處理效果影響甚巨，雖然上流式厭氧污泥床技術發展已經超過 20 年時間，目前仍有許多研究探討污泥顆粒化形成機制及條件，可見其複雜性及重要性，除了藉由操作策略或添加容易形成污泥顆粒化之核種或載體外，廢水本身特性對於顆粒化形成之影響甚巨。另外，在上流式厭氧污泥床頂部之氣固液三相分離器設計亦是此技術之一大特徵，由於厭氧系統本身會產氣再加上氣體在上昇過程中，會慢慢聚集形成較大氣泡，造成反應槽頂部區域之污泥攪動激烈，必須藉由氣固液三相分離器將氣體及污泥從此中分離出來，以維持系統正常運作。

事實上，上流式厭氧污泥床設計均朝向模組化，其中氣固液三相分離器設計更是厭氧系統供應商或工程公司強調重點，各家均有其特色及專利產品。例如，某公司使用多組三相分離器於一反應槽中，可避免形成太大氣泡及增加污泥分離效果，且採取反應槽高度達 30 公尺之設計，大幅減少佔地面積需求，為該技術特點。而另一家公司，在反應槽中植種或馴養顆粒化污泥系統，藉由較快上昇流速以促進污泥顆粒化形成，而污泥本身可以藉由重力方式加以分離，簡化三相分離器設計，為其特徵。但對於較不容易形成污泥顆粒化之工業廢水，在應用上較受限制。國內某單位在三相分離器中增加傾斜管，對於不易污泥顆粒化之工業廢水有較好固液分離效果，以累積較高污泥量及提升處理效果。

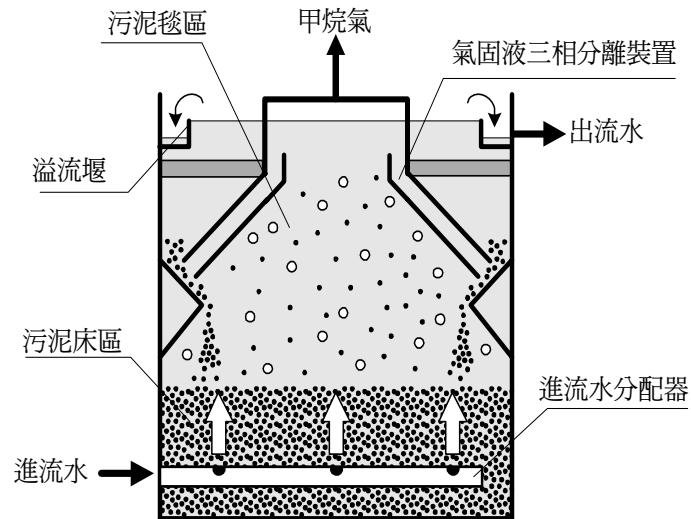


圖 16.1 上流式厭氧污泥床構造示意圖

16.2 設計概要

1. 水解階段

目前為止，水解反應槽之設計基準仍相當缺乏，反應槽大小依所需達成之目標而定。在某些情況下，必須達到完全水解，系統需要污泥齡(SRT)非常長。在 20°C 左右時，其範圍介於 80~120 天之間。而反應槽體積亦可以從每天懸浮固體物(SS)負荷量、SS 去除效率、SS 中非生物可分解之比例、水解效率及反應槽中可維持 SS 濃度加以考慮。

一般而言，並沒有充分理由追求生物可分解固體物完全分解，尤其低溫菌生長範圍及短時間內將溫度提升至較佳條件下，均不適合進行完全水解。在此情況下，為了減少處理系統之投資成本，較佳方式為結合 SS 去除與污泥消化槽，進行固形物消化，較少投入心力發展適當反應槽以供水解之用。

2. 酸化菌反應槽

至今尚無適當酸化槽設計可供參考。現存酸化菌反應槽只是單純廢水流動系統，並使系統產生攪拌效果。在酸化槽中唯一企圖即維持較高酸化菌污泥濃度。酸化槽無需特別關注，主要是酸化菌生長速率較甲烷菌快速，且通常不需要針對基質進行完全水解作用，再者酸化程度可由添加鹼度及 pH 值調整進行控制。當 pH 值降低時，酸化菌活性亦隨之降低。

利用一個簡單完全混合反應槽可進行預酸化處理。水力停留時間依污染物本身特性、溫度及酸化程度而定，通常其範圍介於 6~24 小時之間。在許多案例中，尤其針對較高濃度廢水處理時，特別強調在酸化槽之後必須裝置污泥分離設備。而懸浮固體物(包括菌體本身)將對顆粒污泥之甲烷菌反應槽造成嚴重困擾，亦可能延緩植種污泥在反應槽中污泥顆粒化之形成。

若廢水酸化容易或不會造成系統揮發酸累積，許多案例採用酸化菌反應槽及厭氧反應槽合併為一，而非分相或分槽之設計。

3.厭氧(甲烷菌)反應槽

由於微生物生長速率慢及對周遭環境因子敏感，厭氧反應槽為厭氧處理系統之核心單元。在厭氧技術發展過程中，厭氧反應槽發展與設計，一直是關注焦點。在充分資料與具體理論背景支持下，厭氧反應槽設計、建造、操作及維護等方面均能夠充分掌握。

厭氧反應槽體積大小，依下列因素而定：

- (1)每天最大污染物(COD 或 BOD)負荷量
- (2)液體表面負荷
- (3)廢水最低溫度
- (4)廢水濃度
- (5)廢水特性如污染物成分複雜性、生物可分解程度及蛋白質與脂肪含量等
- (6)體積負荷
- (7)預期去除率
- (8)需要污泥穩定程度

4.UASB 設計準則

由於 UASB 應用範圍相當廣泛，處理對象亦多。因此，進行 UASB 設計時，必須依據廢水特性進行實驗評估以求取工程設計參數，或參考以往類似廢水特性(含水質及水量)，才足以具體提供 UASB 設計所需參數。而進行 UASB 設計時，需考慮項目極多，主要如下：

- (1)反應槽體積大小設計
- (2)進流水混合及分配槽設計

- (3)進水口及進流水管線系統設計
- (4)迴流水系統設計
- (5)氣體收集及氣體回收系統設計(含火焰捕捉及防爆系統)
- (6)三相分離器設計(含沈澱區溢流率設計)
- (7)排泥系統設計
- (8)浮渣排除系統設計
- (9)污泥植種系統設計
- (10)污泥取樣系統
- (11)輔助系統設計(含流量計、pH 控制器及 ORP 計等)

16.3 一般常見設計缺失及補救方法

上流式厭氧污泥床一般常見設計缺失及補救方法如表 16.2 中所示。

表 16.2 上流式厭氧污泥床一般常見設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.進流水管線阻塞	1.增設高壓水管或空氣管進行定期反沖洗
2.浮渣形成使氣體通道受阻	2.增設浮渣桶或高壓噴嘴
3.槽體腐蝕	3a.避免含硫物質進入系統 3b.定期清洗氣液界面
4.臭味問題	4a.硫化氫氣體之去除 4b.增設尾氣處理設備
5.污泥流失	5a.降低污泥沈澱區溢流率 5b.增設傾斜管
6.反應槽內 pH 不均勻	6.增加迴流率

16.4 計計算例

某造紙廠以廢紙為原料生產工業用紙，廢水中的主要污染物來自廢紙再生過程及微細纖維，廢水量為 5,000 CMD，水溫為 35°C，經過初級處理後 COD 及 SS 濃度分別為 3,500 及 100 mg/L(不易生物分解)。由實驗室結果發現，為維持 70% COD 去除率之體積負荷為 5 kgCOD/m³.day，而污泥產率為 0.1 kgSS/kgCODr 及產氣量為 0.5 Nm³/kgCODr(現場實測值)，試求反應槽體積、水力停留時間、污泥產生量及產氣量。

1.計算每日污染量

$$\text{每日污染量} = (5,000 \text{ CMD}) \times (3,500 \text{ mg/L}) / 1,000 = 17,500 \text{ kgCOD/day}$$

2.計算反應槽體積

$$\text{反應槽體積} = (17,500 \text{ kgCOD/day}) / 5 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{day} = 3,500 \text{ m}^3$$

3.計算水力停留時間

$$\text{水力停留時間} = (3,500 \text{ m}^3) / (5,000 \text{ CMD}) = 0.7 \text{ days}$$

4.計算污泥產量

$$\begin{aligned} \text{污泥產量} &= (100 \text{ mg/L}) \times (5,000 \text{ CMD}) / 1,000 + 17,500 \text{ kgCOD/day} \times 70\% \times 0.1 \\ &\quad \text{kgSS/kgCODr} = 1,725 \text{ kgSS/day (乾重計)} \end{aligned}$$

5.計算產氣量(35°C)

$$\text{產氣量} = 17,500 \text{ kgCOD/day} \times 70\% \times 0.5 \text{ Nm}^3/\text{kgCODr} = 6,125 \text{ Nm}^3/\text{day}$$

16.5 控制重點

表 16.3 上流式厭氧污泥床控制重點

項目	單位	最佳條件	一般範圍
pH	--	6.8~7.4	6.4~7.8
氧化還原電位(ORP)	mv	-520 ~ -530	-490 ~ -550
鹼度	mg/L(以 CaCO ₃ 表之)	1,500~3,000	1,000~50,000
揮發酸	mg/L(以醋酸表之)	50~500	小於 2,000 (高濃度且無抑制性廢水)
溫度 中溫	°C	30~35	20~40
高溫	°C	50~56	45~60
水力停留時間	小時	10~15	7~30
氣體組成 甲烷	%	65~70	60~75
二氧化碳	%	30~35	25~40

16.6 異常對策指引

上流式厭氧污泥床之異常對策指引，請參見表 16.4。

表 16.4 異常對策指引－上流式厭氧污泥床

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.進流水儀錶顯示 pH 與實測相差 ± 0.5 以上	1a.pH 偵測器故障 1b.儀錶故障	1a-1.電極是否損壞 1a-2.是否堵塞 1b.檢查儀錶是否故障	1a-1.更換電極 1a-2.清洗電極並校正之 1b.停止進水，修理儀錶
2. 進流水 pH 小於 6.5	2a.鹼液用完 2b.pH 控制器故障或失靈 2c.酸液異常流入中和池	2a.檢查鹼液是否足夠 2b.檢查 pH 控制器是否正常 2c.檢查酸液儲備桶是否有異常流失	2a.停止進水並補充鹼液 2b-1.停止進水，修理 pH 控制器 2b-2.重新設定正確條件 2c.停止進料調整中和池 pH
3.進流水 pH 大於 8.0	3a.pH 控制器故障或失靈 3b.鹼液異常流入中和池	3a.檢查 pH 控制器是否正常 3b.檢查鹼液儲存桶是否有異常流失	3a-1.停止進水並修護之 3a-2.重新設定正確條件 3b.停止進水，調整中和池 pH
4.出流水 pH < 6.5	4a.儀錶失靈 4b.進流水 pH 偏低	4a.取樣檢驗 pH 值是否正常 4b-1.檢查鹼液儲存桶，鹼液是否足夠 4b-2.檢查酸液儲存桶，是否有異常流失 4b-3.檢查 pH 控制器是否正常運作 4c.出流水 BA 是否小於 1,000 mg/L	4a.修理儀錶，清洗偵測器 4b-1.停止進料，補充鹼液 4b-2.停止進料，調整中和池 pH 4b-3.停止進料，等 pH 控制器修復後再恢復進料，如修復時間太長，則可改用人工調整進料 pH 4c.添加碳酸氫鈉 1,000 mg/L 至進流水

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	4c.碳酸氫鹼度(BA)太低，槽內緩衝能力不足 4d.處理槽進流水水量突增 4e.流量各槽分配不均造成局部負荷太高 4f.處理槽進流水 COD 太高，造成酸化	4d.檢查進流水，流量是否正常 4e.檢查各槽流量負荷是否太高 4f.檢查進流水 COD 濃度是否大於設計值	4d.調整至正常水量(每小時 10 m ³ 以內) 4e.調整各槽流量，平均分配 4f.適當稀釋進流水使 COD 降至設計值以下
5.出流水 pH>8.0	5a.儀錶失靈 5b.進流水 pH 大於 8.0 5c.槽內 BA 太高	5a.取樣檢 pH 值是否正常 5b-1.檢查鹼液儲存桶，鹼液是否有異常流失 5b-2. 檢查 pH 控制器是否正常運作 5c.分析槽內水質，看 BA 是否大於 5,000 mg/L	5a-1.修理儀錶 5a-2.清洗偵測器 5b-1.停止進料，調整中和池 pH 5b-2.停止進料，修理 pH 控制器，如修復時間太長則可改用人工調整進水 pH 5c.降低進流水 pH
6.出流水 COD 異常升高	6a.進流水 pH 值異常 6b.處理槽內 pH 值小於 6.5 6c.處理槽內 pH 值大於 8.0 6d.進流水 COD 過高或突增負荷	6a.同進流水 pH 值異常檢查 6b.同出流水 pH 值小於 6.5 異常檢查 6c.出流水 pH 值大於 8.0 異常檢查 6d.檢查進流水 COD 是否過高	6a.同進流水 pH 值異常對策 6b.同出流水 pH 值小於 6.5 對策 6c.同出流水 pH 值大於 8.0 對策 6d-1.若出流水 COD 大於設計值時，暫停進料並將處理槽迴流 30 分鐘，24 小時後再取出流水測 COD 降至設計值以下再進行進料，並將進流水稀釋到設計值以下 6d-2.降低處理槽體積負荷，待出流水

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	6e.進流水分配不均造成局部 體積負荷太高	6e.檢查分配水槽進流口水流是否順 暢	COD 降至設計值以下時，再恢復正常 進料 6e-1.利用迴流水幫浦加大迴流量或使用 高壓水柱，以排除進水管或個別進水 管阻塞物 6e-2.調整各槽進流量
7.出流水 SS 高於 300 mg/L	7a.採樣誤差 7b.pH 值異常 7c.負荷過高，產氣太大造成污 泥翻攪過度 7d.進流水 SS 太高 7e.槽中溫過高(採中溫菌者) 7f.浮渣太多 7g.污泥太多 7h.VSS/SS 比值太低	7a.是否依標準方法採樣 7b.同進流水，出流水 pH 值異常檢查 7c.檢查進流水水量及濃度 7d.檢查進流水 SS 是否大於設計值 7e-1.檢查槽中溫度 7e-2.檢查進流水溫度是否大於 35℃ 7f.檢測最高取樣口之浮渣體積是否超 過 5%以上 7g.污泥量是否超過設計值 7h.檢查最低取樣口之 VSS/SS 比值是 否低於 0.4	7a.依標準採樣法再採樣分析 7b.同進流水，出流水 pH 值異常對策 7c.降低負荷在設計值範圍內 7d-1.調整前處理單元至功能恢復正常 7d-2.將進流水稀釋到設計值內，繼續進 料 7e.降低進流水溫度至 35℃ 以下 7f.依處理槽維護浮渣方法排除 7g.將多餘之污泥排出 7h.將活性差污泥排出，由反應槽底部排 出

第十七章 二級沉澱池

17.1 原理概述

二級沉澱池(secondary clarifiers)在結構以及操作上與初級沉澱池非常相似，最大不同處在於二級沉澱池沉澱的對象是生物性固體物，污泥比重較接近水，設置位置是在生物處理單元之後。二級沉澱池的功能會由於所用的生物處理方法不同而有所改變，例如在滴濾池之後的沉澱池處理方式是用來分離那些離開過濾介質後就破裂的生物性固體物；在活性污泥系統之後的沉澱池有二種功能：提供澄清的放流水，也提供了操作控制所需的濃縮迴流污泥。就像初沉池一樣，二級沉澱池在形狀上可能是圓形或矩形，這些池可能會設計成自然沉降或加化學助劑沉澱，而池的尺寸與下列的因素有關：

- 表面負荷率(即溢流率)
- 固體負荷率
- 流過速度
- 堰的安置及其負荷率
- 沉澱污泥的停留時間

二級沉澱池的設計有許多種，其中以矩形與圓形最為常見，如圖 17.1 至圖 17.6 所示。歐美國家大多喜歡採用圓形沉澱池，因圓形池之刮泥設備較為堅固耐用，維修經費較低且可用抽吸式(suction type)，污泥在池內停留時間更短，可一面刮一面排泥而保持活性污泥的新鮮度，污泥產生厭氧消化與上浮的情形較不易發生，但由於各池獨立，所需較大的佔地面積為其缺點。矩形沉澱池之各壁可共用，故建設費、佔地面積較省，但由於刮泥機大多採用鏈條式刮泥板，經常由於鏈條拉斷造成維修上的困擾，且污泥在沉澱池之停留時間較長，較易產生污泥上浮的現象，而影響出水水質。二級沉澱池優缺點比較如表 17.1。

表 17.1 二級沉澱池優缺點比較表

比較項目 \ 方法	矩形	兩層形	圓形	斜板形
懸浮固體物去除效果	中等	中等	優	中等
初設成本經濟程度	中等	差	優	差
年操作運維修成本經濟程度	中等	差	優	差
池體佔地大小比例	1	0.6	0.8~0.9	<0.4
污泥沉降濃縮效果	優	優	優	中等
臭味衝擊程度	最差	中等	最差	優
加蓋成本經濟程度	中等	中等	最差	優
景觀效果	中等	優	差	優
設施頂層可供利用程度	優	優	差	優
使用普遍程度	優	優	最差	差



圖 17.1 矩形二沉池前端



圖 17.2 具溢流堰之矩形二沉池後端

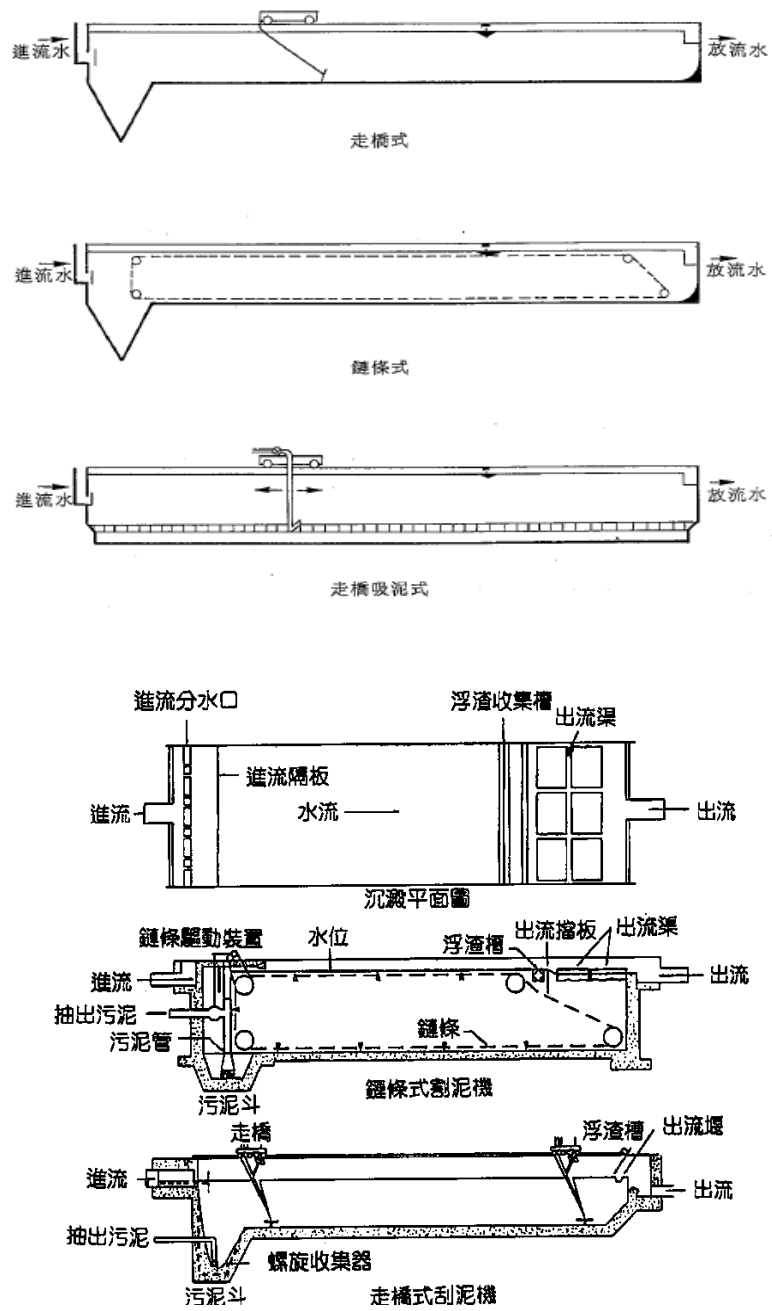


圖 17.3 矩形沉澱池

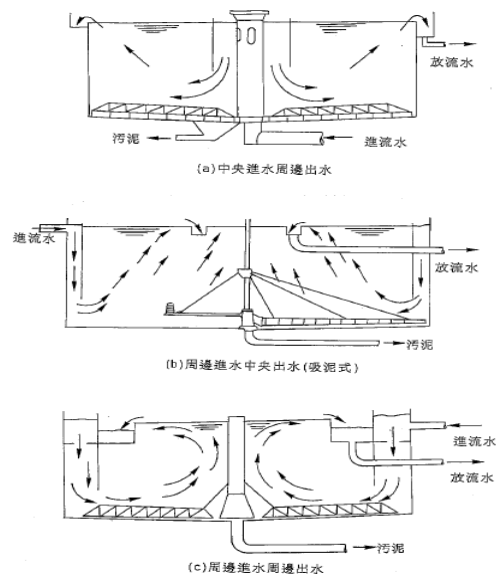


圖 17.4 圓形型沉澱池

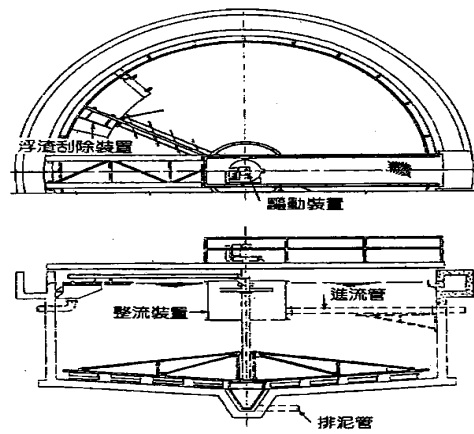


圖 17.5 圓形二沉池



圖 17.6 圓形二沉池

17.2 設計概要

在生物處理後的沉澱池，其設計是根據類似在初沉池所討論的表面負荷率而定的，而當沉澱後的放流水被用來作為迴流用的時候，設計溢流率必須包括迴流量，因為進流水的懸浮固體物濃度低，可以不需要考慮池的固體物負荷。而活性污泥系統之沉澱池需具備沉澱及濃縮污泥之功能，故設計時應考慮溢流率及固體物負荷。當混合液懸浮固體濃度 (MLSS) 小於 3,000mg/L 時，沉澱池尺寸僅依溢流率而定，若 MLSS 較高時沉澱池濃縮污泥之功能顯得十分重要，固體物負荷即成為決定池體尺寸之重要因子。因此活性污泥法之二級沉澱池，欲維持良好的處理水水質，設計須根據平均與尖峰流量的溢流率，及固體物負荷率來決定，而二者計算之結果，取所需表面積大者做為設計之用。

二級污水處理系統中，生物單元將可溶性及不溶性有機物轉化為懸浮固體物，再由二沉池將之去除。因此整個處理系統的效率決定於沉澱池懸浮固體物之去除率，所以二沉池的設計變數對處理效率影響極大，須慎重考慮。

17.2.1 主要設備

1. 二級沉澱池體
2. 浮渣刮除機(含浮渣擋板)
3. 底泥刮除機
4. 可調節式溢流堰
5. 整流板
6. 抽泥泵

17.2.2 設計參數及功能評估

設計原理與初級沉澱池同，一般設計參數如表 17.2，而表 17.3 則為各種生物處理後沉澱池之設計標準。評估二沉池之功能，可參考表 17.2 及表 17.3 中所列之典型設計值加以校核，平均流量及尖峰流量下之溢流率及固體物負荷率都必須有合理之操作數值。另外，水利之條件(包含池體比例、進出水口水流狀況等)及刮泥、排泥之設計均是評估功能之重點。操作功能上有問題時，可以參考設計缺失及異常對策指引章節所述。

表 17.2 一般二級沉澱池設計參數

設計參數	二級沉澱池
停留時間(hr)	2.5 ~ 3.0
有效水深(m)	2.5 ~ 4.0
表面溢流率($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	20 ~ 30
溢流堰負荷($\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{d}$)	150
長寬比	3 : 1 ~ 5 : 1
出水高度(m)	0.4 ~ 0.6
池底坡度(有刮泥機時)	長方形 1/100 ~ 2/100 圓、正方形 5/100 ~ 10/100
刮泥速度(m/min)	長方形沉澱池 0.3 ~ 1.2 圓形、正方形沉澱池 周邊速度 ≤ 3
排泥管管徑(mm)	≥ 200

表 17.3 各種生物處理後的二級沉澱池設計參數

處理方式	表面溢流率 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$)		固體物負荷* ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{day}$)		深度(m)
	平均	尖峰	平均	尖峰	
1.滴濾法後沉澱池	16 ~ 25	40 ~ 50	70 ~ 120	190	3 ~ 4
2.活性污泥法後沉澱池	16 ~ 32	40 ~ 50	70 ~ 150	250	4 ~ 4.5
3.純氧-活性污泥法後沉澱池	16 ~ 33	40 ~ 50	125 ~ 170	250	4 ~ 4.5
4.延長曝氣法後沉澱池	8 ~ 16	24 ~ 32	24 ~ 120	170	3.5~5.0

*：可允許的固體物負荷是由污泥的沉降性質來控制

17.3 一般常見設計缺失及補救方法

二級沉澱池一般常見設計缺失及補救方法請參見表 17.4。

表 17.4 二級沉澱池一般常見設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.原廢水泵送廢水對生物處理系統中的沉澱池水量負荷變化過大	1.沒有流量的調節設備時，在場內抽水站設變速泵，或增設流量控制設備
2.進入各個沉澱池的水量之水利分配不良，導致某些池變成超負荷	2.提供入口端足夠的水頭損失，以期能減少分水渠道水位變化的影響
3.在高溢流率時不能捕捉住可沉降的固體物	3.增設傾斜管 / 板，以減低沉降的深度或在高流量時加入沉降助劑
4.傳統式污泥刮除機去除污泥效率不佳	4.利用吸泥型的刮泥機將污泥在每個迴轉週期間抽除
5.沉澱池太淺，池體側面水深小於 3 公尺	5.增加污泥迴流率及排出率以控制污泥氾濫的問題
6.迴流污泥泵無法調整流量或未設有計量設施	6.改用可調整流量之回轉式泵或增設計量堰及迴流管
7.方形沉澱池四個角落易有污泥上浮溢流而出	7.歲修時將四個落底部斜坡再加斜，並於出流堰區再增設第二道浮泥擋板
8.缺少浮渣刮除器	8.增設浮渣刮除臂

17.4 設計計算例

17.4.1 設計條件

- 設置於活性污泥池之後
- 平均流量：1,000 m³/day
- 進流 SS 濃度：25,000 mg/L
- 回流污泥量：250～1,000 m³/day

17.4.2 設計準則

- 表面積負荷：16 ～ 32 m³/m² day，採用 20 m³/m² day
- 固體物負荷：< 150 kg/m² day
- 有效水深(SWD)：2.5 ～ 4.0m，採用 3.5m
- 沉降污泥濃度：0.5 ～ 1.0%
- 堰負荷 ≤ 150 m³/m day

- 水力停留時間 $\geq 2.5\text{hr}$
- 採用圓形沉澱池

17.4.3 設計步驟

1. 所需池體尺寸

- 池面積 $= 1,000\text{m}^3/\text{day} \div 20\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day} = 50\text{m}^2$
- 使用 $8\text{m}(\varphi) \times 3.5\text{m}(\text{SWD}) \times 0.4\text{m}(\text{出水高}) \times 1$ 池
- 有效面積 $= \frac{8^2}{4} \times \pi = 50.3\text{m}^2$
- 有效體積 $= 50.3\text{m}^2 \times 3.5\text{m} = 176.05\text{m}^3$
- 校核水力停留時間 $= 176.05\text{m}^3 \div 1,000\text{m}^3/\text{day} \times 24\text{hr}/\text{day} = 4.23\text{hr} > 2.5\text{hr}$ ，OK
- 圓周長度 $= 8\text{m} \times \pi = 25.1\text{m}$
- 校核堰負荷 $= 1,000\text{m}^3/\text{day} \div 25.1\text{m} = 40\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{day} < 150\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{day}$ ，OK
- 校核固體物負荷 $= 25,000\text{mg/L} \times 1,000\text{m}^3/\text{day} \times 10^{-3} \div 50\text{m}^2 = 50\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{day} < 150\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{day}$

2. 刮泥機及週邊設施

- 採用圓形刮泥機，中央驅動型，設置扭力計及剪力梢，作為扭力過載的安全保護裝置
- 設置中間進流井，深度達池體側面水深三分之一
- 設置刮泥臂
- 設置浮渣搔除臂及浮渣斗
- 設置三角堰型溢流堰及浮渣擋板
- 設置出水渠
- 出水渠採用 RC 構造，其餘設施接液處均採用 SUS304 材質

3. 廢棄污泥

- 廢棄污泥量依活性污泥系統計算值為 $14\text{m}^3/\text{day}$

- 每日排泥 4 次，每次 15 分鐘， $14\text{m}^3 \div (4 \times \frac{1}{4} \text{ hr}) = 14\text{m}^3/\text{hr}$ ，採用離心式泵，額定泵量 $= 14 \times 1.1 = 15.4\text{m}^3/\text{hr}$ ，設置定時器控制廢棄污泥泵啟動排泥頻率及排泥作業時間。
- 廢棄污泥泵泵量及揚程(依二沉池及污泥儲槽液位差修正)為 $15.4\text{m}^3/\text{hr} \times 0.5\text{kg}/\text{cm}^3$

4.迴流污泥泵

- 迴流污泥量依活性污泥系統計算值為 $250\text{m}^3/\text{day}$ ，設置泵使能達到安全 $1,000\text{m}^3/\text{day}$ 迴流。
- 迴流污泥量的操作及調整利用迴流污泥泵及計量槽、迴流管、蝶閥操控迴流量，使達到連續迴流目的。
- 迴流污泥泵採用非阻塞型離心式，額定泵量為 $1,000\text{m}^3/\text{day} \div 24 \times 1.1 = 45.8\text{m}^3/\text{hr}$ ，選用泵浦之泵量及揚程為 $45.8\text{m}^3/\text{hr} \times 0.2\text{kg}/\text{cm}^2$

17.5 控制重點

二級沉澱池的有效運作，須與場內其它單元互相配合。例如許多處理場因進流量、水質變化太大，而為維持曝氣池 F/M 比值正常操作，而經常改變 MLSS 濃度，但此舉可能造成二沉池不良影響。一般操作者常將 MLSS 濃度提高，以增加污泥停留時間(SRT)。沉澱池因高固體物負荷及高 MLSS 使得污泥氈上升到固體物會由溢流堰溢出。因此適當控制迴流污泥量(及廢棄污泥量)，維持曝氣池及沉澱池間固體物濃度平衡，非常重要。

若迴流污泥量固定且進入活性污泥池之固體物濃度低，此時系統中固體物將集中於曝氣池。同樣固定迴流污泥量，而進入活性污泥池之固體物濃度高時，系統中固體物將集中於沉澱池，而增加沉澱池之固體物負荷。此時，傳統的控制方式是以改變迴流污泥量來平衡固體物濃度。主要的目的在避免固體物堆積於終沉池及溢流至放流水中。最佳的污泥迴流率為二沉池進流量的 25~30%之間(相當於進入活性污泥池廢水流量之 30~50%)，且沉澱池的污泥氈高度應在池深度的 1/4 以下。以免污泥流失。此外浮渣問題也需處理，否則過量的浮渣將在浮渣擋板附近及下方流動且隨溢流水流出，影響處理效率。

若終沉池多池並聯，進流時須等流量分配，否則整體的 SS 及 BOD 去除率會降

低，但即使等流量分配在二個或多個單元間也可能產生不同之處理效率。

終沉池可以加入混凝劑方式提高處理效率，但需由加入量、系統加藥點以及生物體的膠凝性質而決定。例如滴濾法及延長曝氣法中，固體物膠羽形成不良，且沉降性不佳。此時可加入鐵鹽或鋁鹽，增進處理效率，但需控制適當加藥量，過多或不足會產生不良的沉澱效果，本法缺點為污泥量大增。

17.6 異常對策指引

二級沉澱池之異常對策指引，請參見表 17.4。

表 17.5 異常對策指引－二級沉澱池

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.污泥上浮	1a.污泥膨化：絲狀菌在活性污泥中呈優勢	1a.SVI 測試：SVI 小於 100，則不是膨化原因；亦可用顯微鏡觀察絲狀菌是否優勢	1a. (1)溶氧小於 1mg/L 時，則增加曝氣池中的溶氧 (2)提升 pH 值到 7 (3)補充不足的營養物以使 BOD ₅ 與營養物的比值不超過 BOD ₅ ：N：P：Fe＝100：5：1：0.5 (4)加入 5～60mg/L 的氯到迴流污泥中直到 SVI<150ml/g (5)加入 50～200mg/L 的過氧化氫到曝氣池中直到 SVI<150ml/g (6)增加污泥停留時間(SRT) (7)增加污泥迴流率
	1b.污泥成塊上浮：二級沉澱池有脫硝作用發生；氮氣氣泡附著在污泥上	1b.檢測沉澱池進流水的硝酸鹽濃度；假如沒有硝酸鹽，則 1b 不是脫硝原因。	1b. (1)增加迴流污泥量 (2)增加曝氣池的溶氧 (3)減少 SRT
	1c.木製刮板破裂或彎曲	1c.檢視	1c.修理或更換刮板
	1d.污泥收集速度太慢以致有腐敗的污泥	1d.污泥收集的頻率與速率(污泥呈黑色且有腐敗臭味)	1d. (1)增加污泥收集的頻率及速度 (2)設置液面擋板以避免污泥進入出水堰

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	1e.活性污泥池曝氣過量		1e.減少曝氣量
2.二級沉澱池溢流水中有針狀膠羽－SVI 值良好，但放流水混濁	2a.過量的攪動 2b.SRT 過長 2c.曝氣池形成厭氧狀態 2d.毒性物質抑制 2e.短流造成固體物流出堰外	2b.混合液懸浮固體物濃度(MLSS) 2c.曝氣池中的溶氧 2d.顯微鏡觀察指標生物的活動力及菌相改變與否 2e.出水堰的出水均勻度	2a.減少曝氣攪拌 2b.增加污泥的廢棄量已降低 SRT 2c.增加曝氣池的溶氧 2d.可能的話由別的處理場重新移入植種污泥；加強廢水排入管制 2e.調整堰的水位以避免造成短流
3.堰體污穢阻塞	3a.污水中固體物附著或水生物在堰體中生長 3b.沉澱池底泥未排除，造成烏泥塊上浮	3a.目視檢測 3b.檢查底泥深度	3a. (1)經常且全面的清除堰的表面 (2)除了經常及全面性的刮洗外，再加上預先加氯 3b.排除過多污泥
4.污泥孔阻塞	4a.易阻塞的物質含量多 4b.污泥管流速過低	4a.目視檢測 4b.污泥排放率及流速	4a.用人工或液壓、氣壓等清除阻塞的物質 4b. (1)反沖洗阻塞的管路 (2)泵送污泥的頻率改變 (3)更改污泥管
5.流過沉澱池的水流短流	5a.水力負荷過大 5b.堰沒有水平 5c.設備故障	5a.進流量 5b.目視檢測 5c.目視檢測	5a.增加處理單元 5b.使堰成水平 5c.更換或修理損壞的刮除器等設備 5d.

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	5d.由於底部為大量固體物淤積造成水力停留時間縮短	5d.目視檢測	(1)去除過量的淤積固體物 (2)操作除砂池
6.刮除設備的扭矩太大	6a.污泥刮除機負荷過量	6a.刮泥機停止，馬達超負荷，扭矩表指示過量的高扭矩指數	6a. (1)檢查以及修理或更換有缺陷或損壞的零件 (2)增加刮泥機操作時間及加強排泥頻率 (3)排乾池水以檢查可能掉入池中的物體
7.膠羽於沉澱池中破裂	7a.毒性或酸性物質進入系統中 7b.曝氣池產生厭氧狀態 7c.曝氣池超負荷 7d.氮或磷的供應不適當 7e.刮泥機刮流造成過大的剪力	7a.上澄液混濁程度均勻 7b 曝氣池中的溶氧 7c.曝氣池中 F/M 比值 7d.N 及 P 的濃度 7e.沉澱池水流分佈	7a.管制廢水排入 7b.提高曝氣的溶氧量 7c.設置更多的池體 7d.加藥補充足量營養劑 7e.減少攪動程度，減緩刮泥速度
8.污泥氈均勻地佈滿整個二沉池的堰體	8a.污泥迴流率不適當 8b.各沉澱池的進流量分佈	8a.污泥迴流泵的泵量，或污泥氈的深度 8b.測各沉澱池的進流量	8a. (1)假如迴流泵故障，更換另一台泵以便進行修護 (2)假如迴流污泥泵正常，則例行性檢查泵出污泥量及污泥氈深度，維持 0.3～0.9m 的污泥氈深度。當泥氈深度增加，則增加迴流率 8b.調整閥門或進流閘門以平均分配進流量

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	不平均導致水力的超負荷 8c.尖峰流量的超負荷	8c. 尖 峰 流 量 的 水 力 溢 流 率 大 於 $40\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$	8c.設置流量調解設備或擴充處理單元
9.污泥翻騰	9a.湧流 9b.密度流 9c.污泥刮除器的攪動	9a.目視檢測污泥狀況	9a.減少瞬間的水力的激增狀況 9b.儘量減少污泥氾的深度 9c.減低刮除器的速度

第十八章 重力濃縮

18.1 原理概述

污泥重力濃縮池(gravity thickener)類似圓型沉澱池，為一連續式進流操作，請參見圖 18.1 所示，當污泥進入濃縮池後，可逐漸形成明顯的 3 層(如圖 18.2)，最上層為上澄液(supernatant)；中間層為沉澱區，此層污泥往下逐漸濃縮；底層形成污泥氈(sludge blanket)，屬壓密沉澱(compaction)，並藉由搔泥機緩慢的攪動，去除污泥間的架橋作用，以使污泥更密集，同時將污泥刮集至中央污泥坑中，以利排出。基本上，濃縮池可提供 2 種功能：減少濕污泥體積及作為污泥量調節貯存池，以供後續污泥脫水單元之穩定處理。

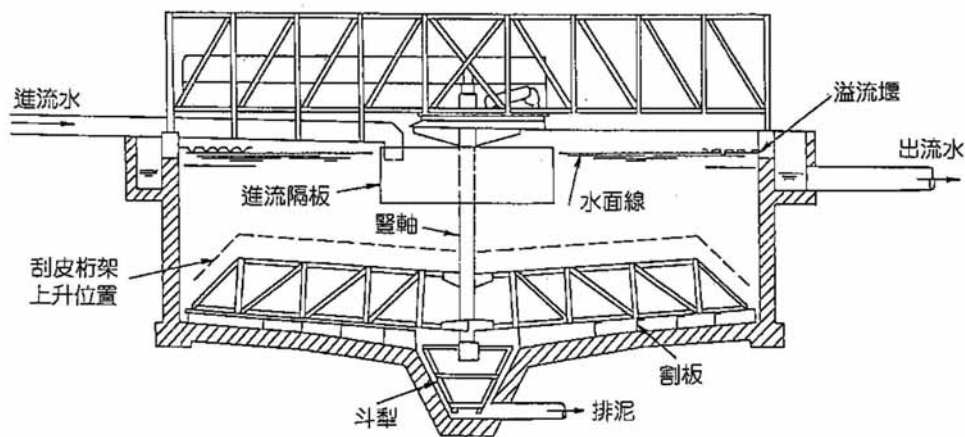


圖 18.1 重力濃縮池

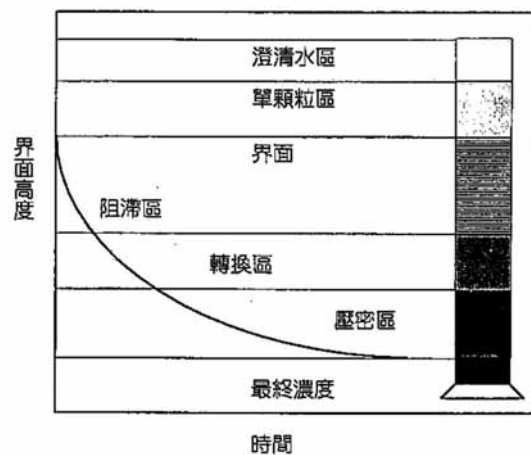


圖 18.2 重力濃縮污泥之沉降現象

18.2 設計概要

18.2.1 設計參數

重力濃縮池之設計重點主要包含 3 個部份：1.依固體及水力負荷決定最小面積。2.濃縮池池深。3.池底坡度。

1.依固體及水力負荷決定最小面積

濃縮池所需面積必須符合：(1)澄清區中應有足夠面積，以符合水力負荷。
(2)沉澱區中應有足夠面積，以符合固體負荷。因此，需由水力及固體負荷來決定濃縮池最小面積。一般重力濃縮池之水力負荷及固體負荷隨著污泥種類而有很大的差異，表 18.1 為各種污泥重力濃縮時，所需之水力、固體負荷。

表 18.1 重力濃縮池設計參數

污泥種類	進流污泥 濃度(%)	濃縮污泥 濃度(%)	水力負荷 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	固體負荷 ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	固體 捕集率 (%)	溢流水固體 濃度(mg/L)
初沉污泥	1.0~7.0	5.0~10.0	24~33	90~144	85~98	300~1,000
滴濾污泥	1.0~4.0	2.0~6.0	2.0~6.0	35~50	80~92	200~1,000
廢棄活性 污泥	0.2~1.5	2.0~4.0	2.0~4.0	10~35	60~85	200~1,000
初沉污泥+ 廢棄活性 污泥	0.5~2.0	4.0~6.0	4.0~10.0	25~80	85~92	300~800

2.濃縮池池深

濃縮池周邊水深(side water depth)，應分成 3 層分別計算。一般計算，澄清區水深為 1m，沉澱區水深為 1.5m，壓密區水深則由進出污泥濃度決定之。有效水深為三者之和，出水高度為 0.6m。

3.池底坡度

設有刮泥設備之濃縮池，池底坡度通常在 1/6~1/4；未設刮泥設備，則需較陡之坡度，通常需有 60 度以上之坡度。

4. 撈泥機

撈泥機構造類以圓形刮泥機，增設有柱樁，使污泥間的水份排出，另池表面設置浮渣刮除臂及浮渣收集斗。

18.2.2 設計前之準備

設計污泥重力濃縮池前，須考慮及估算下列各項：

1. 確定須濃縮之污泥種類，並依質量平衡計算各沉澱單元平均污泥量、含水率及濃度。
2. 決定濃縮污泥之濃度。
3. 估算尖峰流量之污泥產量(通常較平均流量多 5~20%)，以檢核水力及固體負荷。
4. 必要時進行沉澱筒試驗，以決定設計參數，例如固體及水力負荷。
5. 污泥產生單元若為批式排泥，則須謹慎考慮操作時間內水力負荷及固體負荷是否足夠。

18.2.3 必要設備

1. 抽泥泵
2. 浮渣刮除設備
3. 撈泥設備
4. 稀釋水設備

18.3 一般常見設計缺失與補救方法

重力濃縮一般常見設計缺失與補救方法詳見表 18.2。

表 18.2 重力濃縮一般常見設計缺失與補救方法

缺 失	對 策
1. 浮渣溢流	將浮渣收集器遠離溢流堰設置
2. 發生短流現象致固體物流失	(1) 設置進水隔板 (2) 檢核水力負荷及固體負荷
3. 濃縮污泥砂礫過多，無法抽出	前處理除砂功能應加強，並避免廢棄砂礫進入濃縮池
4. 污泥上浮惡臭	減少污泥停留時間，設置補充水裝置

18.4 設計計算例

試設計一重力濃縮池，濃縮初沉污泥及廢棄活性污泥。

18.4.1 設計條件

- 初沉污泥+廢棄活性污泥體積=145 m³/d
- 污泥比重=1.02
- 污泥濃度=2 %

18.4.2 設計準則

- 濃縮污泥濃度=5%，比重 1.03
- 固體負荷=45kg/m²•d
- 水力負荷=4m³/m²•d
- 濃縮污泥停留時間為 24 小時
- 固體捕集率=85%

18.4.3 設計步驟

1.污泥乾重=145m³/d×1.02×2%×10³kg/ton= 2,958kg/d

2.依固體負荷計算池面積 A

- 池面積 A=2,958kg/d÷45kg/m²•d=65.7m²

3.計算水力負荷及稀釋水量

- 水力負荷= $\frac{\text{污泥體積}}{\text{池面積}} = \frac{145\text{m}^3/\text{d}}{65.7\text{m}^2} = 2.2\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

水力負荷太小，污泥在濃縮池之停留時間過長，容易產生腐化而發生臭味，因此需迴流終沉池之處理水，增加濃縮池之水力濃荷。欲達 4m³/m²•d 水力負荷所需迴流稀釋水量，計算如下：

- 進入濃縮池之流量 Q_a

$$Q_a = 4\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} \times 65.7\text{m}^2 = 262.8\text{m}^3/\text{d}$$

- 迴流稀釋水量 Q_d

$$Q_d = 262.8\text{m}^3/\text{d} - 145\text{m}^3/\text{d} = 117.8\text{m}^3/\text{d}$$

- 稀釋後污泥濃度(比重設為 1.01)

$$= 2,958 \text{ kg/d} \div (262.8 \text{ m}^3/\text{d} \times 1.01 \times 10^3 \text{ kg/ton}) = 0.0111 = 1.11\%$$

4. 決定池尺寸

- 池直徑=9m
- 池面積= $\pi \times (9/2)^2 = 63.6 \text{ m}^2$

5. 校核固體負荷及水力負荷

- 固體負荷= $\frac{2,958 \text{ kg/d}}{63.6 \text{ m}^2} = 46.5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{d}$
- 水力負荷= $\frac{262.8 \text{ m}^3/\text{d}}{63.6 \text{ m}^2} = 4.1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

6. 決定池深

- 出水高度=0.6m
- 澄清區深度=1m
- 沉澱區深度=1.5m
- 壓密區底直徑=1.0m
- 壓密區深度計算，進流污泥濃度=1.11%，假設壓密區上層污泥濃度=2%，下層濃縮污泥濃度=5%，則壓密區內污泥平均濃度 S%

$$S = (2\% + 5\%) / 2 = 3.5\%$$
- 污泥於壓密區內停留時間為 1 天，壓密區側面水深為 h，則壓密區體積 V

$$V = 63.6 \text{ m}^2 \times h \text{ m} = 63.6h \text{ m}^3$$
- 壓密區內污泥重 W

$$W = (63.6h \text{ m}^3) \times (1,030 \text{ kg/m}^3 \times 3.5\%) = 2,292.8h \text{ kg} = 2,958 \text{ kg/d} \times 1 \text{ day}$$

$$h = 1.29 \text{ m}，\text{採用 } 1.3 \text{ m}$$

7. 周邊水深(SWD)

- 周邊水深=1m + 1.5m + 1.3m=3.8m

8. 使用搔泥機，池底坡度=20%

- 中心水深=3.8m + [(9-1)/2]m × 20% = 4.6m

9. 計算濃縮污泥泵

- 需排除污泥量=2,958kg/d × 0.85 = 2,514kg/d

- 濃度 5%之污泥體積=2,514kg/d÷(1,030kg/m³×5%)=49 m³/d
- 選用柱塞式(plunger)污泥泵，Q=0.4m³/min，每隔 11hr 抽泥 1hr

10.校核污泥容積比(SVR)

- 污泥容積比(sludge volume ratio，SVR)之定義：濃縮池內污泥氈以下之污泥體積除以每日廢棄污泥量
- 濃縮池內污泥氈以下之污泥體積，即壓密區內污泥體積

$$=63.6\text{m}^2 \times 1.3\text{m} = 82.7\text{m}^3$$
- 每日廢棄污泥體積=49m³/d
- $$\text{SVR} = \frac{82.7\text{m}^3}{49\text{m}^3/\text{d}} = 1.69\text{d}$$
 (一般為 0.5~2 天)

18.5 控制重點

1.污泥停留時間

濃縮池內污泥停留時間久，容易產生腐化而發生臭味，因此必須控制適當之溢流率，為了維持此一水力負荷，必要時需將終沉池之出水與投入之污泥混合，再進入濃縮單元，且終沉池出水迴流與污泥混合，亦可增加污泥脫水性。僅濃縮廢棄活性污泥時，污泥停留時間宜在 24 小時以下。

2.污泥容積比

污泥容積比(污泥氈與每日自濃縮池抽汲排出污泥之容積比)為污泥在濃縮池內停留時間的參數。長的停留時間雖可提高濃縮之濃度，但會造成生物過度分解，所以一般比值控制在 0.5~2 天，氣溫高時應增加排泥量。

3.污泥層之高度

污泥層之高度會隨進入之污泥量不同而改變，尤其在尖峰流量或是以批式操作時，應縮短污泥停留時間或污泥進入前先行排泥，以免污泥層膨脹溢流而出。

18.6 異常對策指引

重力濃縮之異常對策指引，請參見表 18.3。

表 18.3 異常對策指引－重力濃縮

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.有腐敗臭味，污泥上浮	1a.排泥速率過低 1b.溢流速率太小	1a.污泥顫高度過高 1b.保持適當之溢流率	1a.增加排泥速率 1b.增加進流量，必要時可混入二沉池出流水作為補充水 1c.進流污泥加氯，並保持出流污泥有 1mg/L 餘氯 1d.在水面下 0.3~0.6m 處，注入空氣或在濕井中注入
2.濃縮污泥過稀	2a.溢流率過高 2b.排泥率過高 2c.發生短流	2a.檢核水力及固體負荷 2b.保持最低之污泥深度 0.9m 2c.觀察池面，是否有不正常之固體自溢流堰溢出	2a.降低進流污泥之泵送率 2b.降低濃縮污泥之排出率 2c.改變進流井及溢流堰之設置，修改或更換隔板
3.搔泥機扭矩超負荷	3a.扭矩感應器故障 3b.設備停機一段時間後，大量污泥淤積	3a.檢視搔泥機臂前方之偵測	3a.(1)修護偵測棒 (2)攪拌收集器臂前之污泥層 3b.(1)清除壅塞物，用鉤出或排乾池水清除 (2)將搔泥機自軸心提高後再啟動
4.溢流堰上生物生長	4a.廢水中之固體物累積致使生物生長	4a.檢視溢流堰表面	4a.定期徹底清洗堰表面
5.污泥管線與泵阻塞	5a.泵送之污泥濃度過高		5a.沖洗管線

第十九章 溶解空氣浮除濃縮

19.1 原理概述

溶解空氣浮除濃縮(dissolved air flotation thickening, DAF)是將 $3\sim 5\text{kg}/\text{cm}^2$ 之空氣打入污泥中，使大量空氣溶入液中，然後再將污泥導入未加蓋之槽內；在大氣壓下，空氣自液中再釋出，形成小氣泡附著在污泥上；由於氣泡之上浮，而將污泥一併帶至液面處形污泥氈，以刮泥器刮除後，進一步處理。浮除法對於各類污泥及喜氣消化污泥甚為有效，不以使用重力濃縮時，可能會造成臭味及污泥上浮困擾。初沉污泥及滴濾污泥雖然仍可使用 DAF，但較重力濃縮不符成本。

圖 19.1 所示為一浮除系統，浮除單元之部分出水被泵回至有 $3\sim 5\text{kg}/\text{cm}^2$ 壓力之加壓溶氣槽內，定量注入高壓空氣，於溶氣槽中混合均勻，再與進流污泥混合。出水迴流量可以為進水之 $50\sim 200\%$ ，迴流水與污泥在進入浮除單元前之混合槽中混合。假若使用浮除助劑，則亦在此處混入，污泥上浮至污泥氈被刮除，處理水則自溢流堰溢出。底部亦會有一些沉降之污泥及沉砂，需以底部污泥收集器收集排出。有些設計未採迴流水加壓，係直接以進流污泥加壓並混合高壓空氣而後釋放，但此法所設置高壓污泥泵較難維修是為缺點。污泥氈之厚度一般在 $0.2\sim 0.6\text{m}$ ，污泥與氣泡之浮力使污泥氈上浮在液面處，使水與污泥分離。停留時間在浮除單元並不是很重要的參數，重點在污泥上升速度要夠快而且污泥氈不破裂。

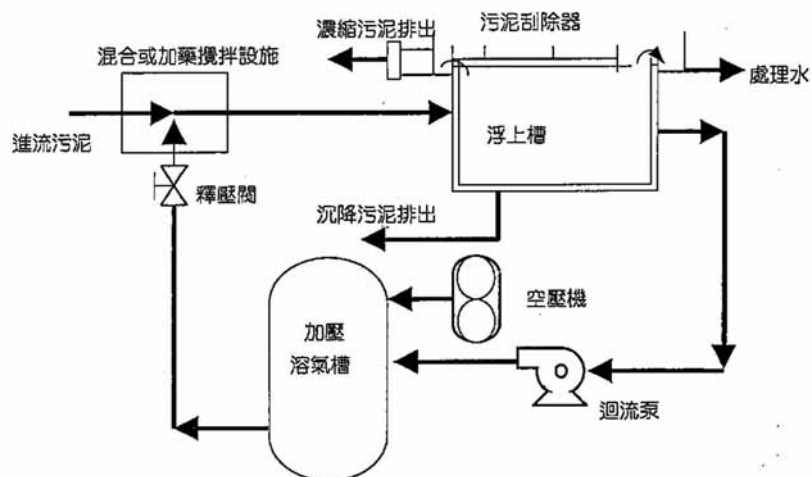


圖 19.1 溶解空氣浮除濃縮系統

19.2 設計概要

19.2.1 主要設備

- 1.迴流泵
- 2.浮上槽及浮泥、底泥刮除設備
- 3.加壓溶氣槽及空壓機、釋壓閥
- 4.助凝劑添加及攪拌設施

19.2.2 設計參數及功能評估

1.氣固比

浮除濃縮設施最重要的設計參數即為氣固比(A/S)，定義為空氣量與總固體物之比值，經驗範圍為 0.01~0.07 之間，依污泥特性而異。一般而言，比重大以及較老化的污泥所需氣固比值越大。詳見表 19.1。

表 19.1 浮除濃縮系統設計參數

污泥種類	氣／固比 (g/g)	固體負荷 (kg/m ² •d)	水力負荷 (m ³ /m ² •d)	助凝劑濃 度(g/kg)	固體 捕集率 (%)	出流水 SS(mg/L)
初沉污泥	0.04~0.07	90~200	90~250	1~4	80~85	100~600
廢棄 活性污泥	0.03~0.05	50~90	60~180	1~3	80~95	100~600
滴濾污泥	0.02~0.05	50~120	90~250	1~3	90~98	100~600
初沉污泥+ 廢棄活性 污泥	0.02~0.05	60~150	90~250	1~4	90~95	100~600

2.固體負荷

浮除濃縮設施另一重要參數為固體負荷(solid loading)，定義為浮上槽單位面積所承受的固體量。不加助凝劑時，固體負荷為 40~120kg/m²•day，濃縮污泥濃度為 3~5%TS，添加助凝劑時，則可提高至 250kg/m²•day。加藥劑量與乾污泥重之比為 1~5g/kg。以廢棄活性污泥而言，上述設計值適用於 SVI 小於 125mL/g 者；當 SVI 提高時，濃縮污泥濃度將下降至 4%以下，且需加助凝劑。

3.水力負荷

水力負荷或稱溢流率(hydraulic loading)，含迴流量約 $50\sim 250\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{day}$ ，在最小之污泥濃度 $5,000\text{mg/L}$ 以下為 $50\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$ 。較低之固體物濃度或較高之水力負荷會導致浮除效率或上浮固體物濃度之降低。一般浮除法懸浮固體物捕捉率在使用助劑之情況下可以達 95%以上；在未使用助劑時，懸浮固體物之捕捉率為 50~80%。如表 19.2 所示。為取得較佳之負荷值，污泥進流宜採用可調整式，在水力負荷範圍內調整操作。

4.迴流水加壓

利用出流水迴流加壓，使氣體溶入後混合釋放，需設置一迴流泵，加壓溶氣槽、空壓機。加壓溶氣槽壓力應維持 $3\sim 5\text{kg}/\text{m}^2$ ，迴流管進入進流管之處設置釋壓閥，以維持足夠的釋放壓力。迴流量可為進流污泥量的 50~200%，需於現場操作試驗，以得最佳範圍。

5.助凝劑或混凝劑

添加鋁鹽、鐵鹽或高分子助凝劑可增加浮上槽的固體負荷約 50~100%，且增高固體捕集率，加藥點宜設在氣泡剛形成時。

表 19.2 浮除濃縮實廠操作數據

地點	污泥種類	進流水 SS(mg/L)	出流水 SS(mg/L)	SS 去除率(%)	濃縮固體 濃度(%)	固體負荷 ($\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{d}$)	水力負荷 ($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$)	附註
Bernardsille.N.J.	ML(a)	3,600	200	94.5	3.8	250	70	標準(c)
Bernardsille.N.J	RS(a)	17,000	196	98.8	4.3	500	29	標準
Abington.Pa.	RS	5,000	188	96.2	2.8 (6.0)	350	70	浮除助劑(d) (貯留 12 小時)
Hathboro.Pa	RS	7,300	300	96.0	4.0	350	47	浮除助劑
Morristown, N.J.	RS	6,800	200	97.0	3.5	200	29	標準
Omaha.Nebr.	RS	19,660	118	99.8	5.9 (8.8)	900	47	浮除助劑 (貯留 24 小時)
Omaha.Nebr.	ML	7,910	50	99.4	6.8	360	47	浮除助劑
Belleville, III	RS	18,372	233	98.7	5.7	450	23	浮除助劑
Indianapolis.Ind	RS	2,960	144	95.0	5.0 (7.8)	250	86	浮除助劑 (貯留 12 小時)
Warren, Mich.	RS	6,000	350	95.0	6.9	600	103	浮除助劑
Frankenmuth. Mich.	ML	9,000	80	99.1	6.8	760	76	浮除助劑

地點	污泥種類	進流水 SS(mg/L)	出流水 SS(mg/L)	SS 去除率(%)	濃縮固體 濃度(%)	固體負荷 (kg/m ² •d)	水力負荷 (m ³ /m ² •d)	附註
Oakmont.Pa.	RS	6,250	80	98.7	8.0	350	59	浮除助劑
Columbus, Ohio	RS	6,800	40	99.5	5.0	390	59	浮除助劑
Levittown.Pa.	RS.	5,700	31	99.4	5.5	340	59	浮除助劑
Bay Part S.T.P	RS	8,100	36	99.6	4.4	570	70	浮除助劑
Bay Park S.T.P.	RS	7,600	460	94.0	3.3	150	19	標準
Nashville, Tenn.	RS	15,400	44	99.6	12.4	600	39	浮除助劑

(a)ML：表示曝氣槽混合液

(b)RS：表示迴流污泥

(c)標準，standard：表示未用浮除助劑且採樣前未貯留

(d)浮除助劑，flotation Aid：表示使用混凝浮除助劑

6.典型設計準則

常用之溶解空氣浮除濃縮，典型設計準則如下：

(1)迴流加壓水：以分離液或處理水加壓，加壓水量為污泥量之 50~200%。

(2)空氣與固體物比(A/S)：0.005~0.06g/g

(3)固體負荷：40~120kg/m²•day

(4)水力負荷：50~120m³/m²•day

(5)污泥及加壓水之停留時間：5min~2hr(視液深而定)

(6)壓力：3~5kg/cm²

(7)加壓槽停留時間：1min 以上(依槽設計而異)

19.3 一般常見設計缺失與補救方法

溶解空氣浮除濃縮一般常見設計缺失及補救方法詳見表 19.3。

表 19.3 溶解空氣浮除濃縮一般常見設計缺失與補救方法

缺 點	對 策
1.進流泵在開、關之循環操作下，造成進入浮除單元之流量不連續均勻	1.降低泵量並設置流量指示器與流量控制系統，以控制進入之流量
2.只有初級處理水可為迴流加壓	2.設置管線，以引用二級處理水作為迴流加壓用，以利當初級處理水之固體物含量大於 200mg/L 或其它有纖維狀干擾物時，可以引用二級處理水
3.由於直接自終沉池將污泥泵入浮除單元，致進流之固體物濃度變化過大	3.假若可行的話，將廢棄污泥移至污泥再曝氣槽，或設置廢棄污泥混合槽，以降低變異程度

19.4 設計計算例

19.4.1 設計條件

- 設置溶解空氣浮除濃縮槽濃縮廢棄活性污泥
- 污泥量：720m³/day
- 廢棄污泥濃度：1%，比重 1.01
- 欲濃縮濃度：4%
- 污泥進行浮除濃縮分批實驗，在無添加助凝劑情況之測試結果如下：

加壓水量	A/S	浮除物濃度
50%	0.02	3.7%
100%	0.04	4.6%
150%	0.06	4.7%

19.4.2 設計準則

- 依實驗結果，A/S 比為 0.04，加壓水量 100%時可達處理需求
- 連續加壓槽之空氣溶解效率為分批式的 80%
- 固體負荷 = 80kg/m²•day
- 水力負荷 100m³/m²•day
- 加壓槽停留時間為 3min 以上
- 固體物捕捉率=95%

19.4.3 設計步驟

1.加壓泵

- 迴流水加壓水量=720m³/day×100%÷80%=900m³/day=37.5m³/hr
- 迴流水加壓泵採離心式，泵量為 37.5×1.1=41.25m³/hr，揚程為 5kg/cm²

2.浮上槽

- 總固體物=720m³/day×1.01×1%=7,272kg/day
- 浮上槽面積=7,272kg/day÷80kg/m²•day=90.9m²

- 浮上槽尺寸=14m(L)×7m(W)×1.2m(SWD)×1.6m(H)，SS41 製(依廢水種類調整材質)
- 校核水力負荷= $(720+900)\text{m}^3/\text{day} \div (14 \times 7)\text{m}^2 = 16.53\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{day}$

3.加壓槽

- 容積= $41.25\text{m}^3/\text{hr} \times 3\text{min} = 2.07\text{m}^3$
- 加壓槽尺寸=1.2m(ψ)×2m(H)×1 座，SS41 製(依廢水種類調整材質)

4.空壓機

- 空氣量= $7,272\text{kg}/\text{day} \times 0.04 = 290.9\text{kg Air}/\text{day} = 156.6 \text{ L air}/\text{min}$
- 空壓機選用 $250\text{L}/\text{min} \times 7\text{kg}/\text{cm}^2$

5.出流水固體物

- 剩餘固體物= $7,272\text{kg}/\text{day} \times (1-95\%) = 363.6\text{kg}/\text{day}$
- 出流水 TSS= $363.6\text{kg}/\text{day} \div 720\text{m}^3/\text{day} \times 10^3 = 505\text{mg}/\text{L}$

19.5 控制重點

空氣浮除濃縮之主要操作參數如下：

- 1.壓力
- 2.迴流率
- 3.進流固體物濃度
- 4.停留時間
- 5.氣／固比
- 6.污泥種類與性質
- 7.固體與水力負荷
- 8.助劑之使用

空氣壓力是一個重要參數，因為它能決定氣泡尺寸，影響上浮固體物之濃度及處理水之水質。增加空氣壓力或空氣量，可以提高上浮固體物濃度及降低處理水之懸浮固體濃度，但是空氣量及壓力有其上限，必須以不破壞污泥氈為原則。迴流率與進流污泥濃度是相關的，增加迴流率有 2 個影響：(1)由於有更多的液體，

可以允許更多之空氣溶解。(2)稀釋進流污泥濃度。稀釋可以減低固體顆粒在分離速率上之干擾。當污泥氈停留時間增長，可以得到濃度較高之上浮污泥及較低之處理水懸浮固體物濃度。空氣對固體物之比率由於會影響污泥上升之速率，亦是重要之參數。此一參數主要由污泥之特性(如污泥容積指標)來決定。化學助劑可促進污泥濃縮與固體物之去除，其添加量因污泥而異，但通常為每噸污泥(乾重)添加 1~4 公斤之助劑。在決定加藥量時，可取 1,000ml 之污泥水樣，加入助劑使其形成良好之膠羽；在實際應用時，加藥量宜採用試驗結果之 1.5~2.0 倍之使用量。經驗顯示，儘可能減少助劑之使用量，結果較好。

經驗可以提供操作者來判斷濃縮池之功能，下述之上升試驗有助於做判斷：氣液固混合後開始釋放時，採取約 1 公升之水樣，記錄污泥上升至液面之時間。正常上升時間為 10~25 秒，但適當之時間依水質及污泥而異。此外，污泥氈之相對深度，下澄液與膠凝之污泥顆粒亦是良好的外觀指標。

19.6 異常對策指引

溶解空氣浮除濃縮之異常對策指引，請參見表 19.4。

表 19.4 異常對策指引－溶解空氣浮除濃縮

異常現象	可能原因	檢測項目	對 策
1.浮除污泥濃度過稀	1a.處理水量超過負荷 1b.浮除槽水位太高 1c.浮渣刮除機轉速過快 1d.浮渣刮除量過大 1e.膠羽凝集效果不佳 1f.氣固比太高 1g.溶解空氣量不足，浮上分離效果不良	1a.查核操作處理水量及浮除槽水力負荷 1b.檢視浮除槽操作水位是否過高，造成浮渣刮除過量 1c.檢視浮渣刮除情況 1d.參考 1c 1e.檢視原廢水水質及助凝藥劑 1f.浮渣是否泡沫狀 1g.參考異常現象 3	1a.調整系統操作條件 1b.調整水位調節器，降低水位高低 1c.視需要進行轉速調整 1d.調整浮渣刮除量調節器，減少刮除量 1e.進行助凝劑量調節 1f.減少空氣供給量 1g.參考異常現象 3
2.浮除槽浮渣刮除不良	2a.浮渣刮除機轉速過慢 2b.刮板位置過高，刮除太少 2c.刮臂傾斜未保持水平 2d.橡皮刮板磨損破裂、變形或彈性疲乏 2e.浮除槽水位過低	2a.檢視浮渣刮除情形 2b.檢視刮板浸水深度及浮渣刮除情況 2c.檢視浮渣刮除情形 2d.檢視橡皮刮板外觀，並查核異常原因 2e.檢視浮除槽操作水位是否過低，影響浮渣刮除	2a.視需要進行轉速調整 2b.視需要重新調整刮板位置 2c.進行刮臂水平校正及調整 2d.刮除造成橡皮刮板異常磨耗之原因並更新橡皮刮板 2e.調整水位調節器，提高水位
3.溶解空氣量不足	3a.溶氣槽壓力不足 3b.加壓泵揚程不足或流量不足 3c.壓力調整閥或釋壓閥阻塞	3a.檢視溶氣槽壓力計是否壓力偏低 3b.檢視加壓泵之壓力計及流量計 3c.閥類操作狀況及外觀檢視	3a.調整壓力調整閥，提高溶氣槽壓或提高注入空氣壓力 3b.進行加壓泵之故障排除或維修 3c.進行壓力調整閥或釋壓閥之拆裝清洗

異常現象	可能原因	檢測項目	對 策
	3d. 空氣供給設備故障或損壞	3d. 檢視空壓機、空氣管線、流量計、壓力調整閥、釋壓閥等是否故障或洩漏	3d. 進行必要之維修或更新
4. 溶氣槽水位過低	4a. 加壓泵阻塞或故障或停止操作 4b. 空壓機注入空氣壓力過高 4c. 液位控制器失效	4a. 檢視泵是否運轉，及操作壓力、流量是否正常 4b. 檢視空壓機壓力調節閥及注入空氣壓力 4c. 檢查液位控制器是否故障	4a. 進行加壓泵之故障排除或維修 4b. 降低注入空氣壓力至適當值 4c. 視需要加以維修或更新
5. 溶氣槽水位過高	5a. 注入空氣壓力太低 5b. 注入空氣量不足 5c. 液位控制器失效 5d. 空氣供給設備故障或損壞	5a. 參考 4b 5b. 參考 3d 並檢視空氣流量計 5c. 參考 4c 5d. 參考 3d	5a. 調高注入空氣壓力至適當值 5b. 參考 3d 或 5a 5c. 參考 4c 5d. 參考 3d
6. 加壓泵送水量過低	6a. 溶氣槽壓力過高 6b. 加壓泵揚程不足或輪葉損壞	6a. 檢視溶氣槽壓力計 6b. 參考 4a.	6a. 調整減壓閥 6b. 參考 4a.
7. 膠羽上浮速度緩慢	7a. 處理水量超負荷 7b. 空氣供給設備故障或損壞 7c. 膠羽凝集效果不佳	7a. 參考 1a. 7b. 參考異常現象 3 7c. 參考 1e.	7a. 參考 1a. 7b. 參考異常現象 3 7c. 參考 1e.
8. 浮除槽表面劇烈翻攪，有大氣泡冒出	8a. 溶氣槽排空，大量加壓空氣噴出 8b. 液位控制器失效	8a. 檢視減壓閥是否故障 8b. 參考 4c	8a. 重新調整背壓或維修更新 8b. 參考 4c
9. 出流水懸浮固體物過高	9a. 處理量超負荷 9b. 膠膠凝集效率不佳 9c. 浮渣刮除機停止或浮渣刮除速度太慢	9a. 參考 1a. 9b. 參考 1e. 9c. 檢視浮渣刮除機運轉情形及浮渣刮除量	9a. 參考 1a. 9b. 參考 1e. 9c. 調整刮除機轉速，或調節浮渣刮除量調節器，加大刮除量

異常現象	可能原因	檢測項目	對 策
	9d.浮渣刮除機轉速過高	9d.檢視浮渣刮除機運轉速度及水體攪動情形	9d.調整刮除機運行速度
	9e.氣固比過低	9e.取樣檢視懸浮固體物浮上分離情形及有無大量固體物沉降	9e.加大注入空氣量
	9f.溶氣量不足	9f.參考異常現象 3	9f.參考異常現象 3

第二十章 污泥好氧消化

20.1 原理概述

污泥好氧消化(aerobic digestion)為污泥經長時間曝氣，藉好氧性細菌之作用，以分解污泥中之剩餘有機物及細胞質，成為二氧化碳及水，使污泥達到安定化之方法；其原理與活性污泥法相似，唯生物氧化機制為細胞內呼吸，處理程序通常包含污泥曝氣槽及污泥濃縮槽，請參見圖 20.1，亦有使用單槽批式系統者。

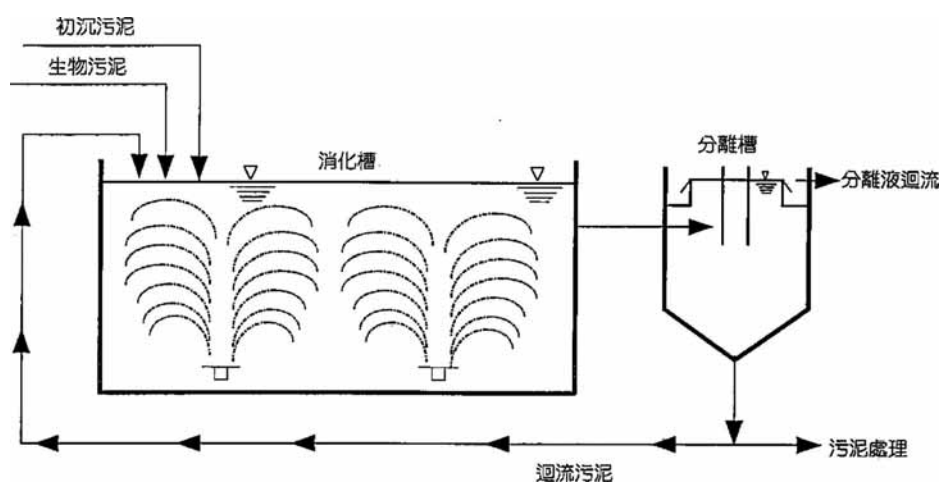


圖 20.1 好氧消化系統

純氧曝氣法已使用於污泥好氧消化。傳統式污泥消化之流入污泥 VSS 濃度不可高於 3%(停留時間 15~20 天)，超過此百分比，空氣中氧溶入污泥之速率無法維持生物反應所需。而純氧法氧之溶解率為空氣之 5 倍，因此純氧法可允許較高之入污泥濃度，並可縮短污泥停留時間(SRT)、增加每日處理污泥之能量。

20.2 設計概要

20.2.1 主要設備

- 1.曝氣設備(機械式或散氣式)
- 2.浮渣收集裝置
- 3.上澄液迴流裝置
- 4.抽泥泵

5.消化槽

20.2.2 設計參數及功能評估

表 20.1 為典型設計數據，表 20.2 為批式操作資料，表 20.3 則為一般好氧消化槽出流水之水質。

表 20.1 好氧消化設計數據

項 目	範 圍	說 明
固體停留時間 SRT(day)		依溫度、污泥種類而異
1.廢棄活性污泥	10~15	
2.初沉污泥，或加上廢棄活性污泥	15~20	
VS 負荷(kgVS/m ³ •day)	0.38~3.2	依溫度、污泥種類而異
需空氣量		足夠保持污泥懸浮並維持溶氧於 1~2mg/L
1.散氣系統(m ³ /1,000m ³ •min)		
•廢棄活性污泥	20~35	
•初沉污泥，或加上廢棄生物污泥	> 60	
2.機器系統(kw/1,000m ³)	26~33	此範圍乃由攪拌需求決定，污泥濃度大於 8,000mg/L 時，多數機械曝氣機需利用底部攪拌機來攪拌，尤其槽深大於 3.5 公尺時
需氧量(kg/kg)	2.0	去除每 kg 細胞需氧量
最低溶氧(mg/L)	1.0~2.0	
溫度(°C)	>15	
VSS 去除率(%)	35~50	
濃縮濃度(%)	1.5~3.5	
消化槽設計		好氧消化槽為一開放且不須特別的保溫設施，380m ³ /day 水量以下的處理場建議使用好氧消化及濃縮共用的槽體，而所選用之散氣盤宜採有逆止裝置，以防阻塞。
1.液位深(m)	3~7.5	依曝氣設施功能而定
2.出水高(m)	0.5~2	預留浮渣之空間
3.池底坡度(m)	1/12~1/4	

表 20.2 分批式好氧污泥消化操作資料*

停留時間 (day)	溫度 (°C)	VSS 去除率 (%)	pH	鹼度 (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	NO ₂ ⁻ -N (mg/L)	NO ₃ ⁻ -N (mg/L)
5	15	21	7.6	510	54	微量	none
10	15	32	7.6	380	3.2	1.28	64
30	15	40.5	6.6	81	4.0	0.36	170
60	15	46	4.6	23	38	0.23	835
5	20	24	7.6	590	54	微量	none
10	20	41	7.6	390	4.9	0.59	60
15	20	43	7.8	560	7.0	2.27	29
30	20	44	5.4	31	28	0.19	275
60	20	46	5.1	35	7.0	0.51	700
5	35	26	7.9	630	14	0.18	none
10	35	45	8.0	540	10.0	0.08	none

*：初沉污泥及廢棄活性污泥

表 20.3 好氧消化出流水水質

參 數	範 圍	典型值
pH	5.9~7.7	7.0
BOD ₅ (mg/L)	9~1,700	500
溶解性 BOD ₅ (mg/L)	4~183	50
COD(mg/L)	288~8,140	2,600
TSS(mg/L)	46~11,500	3,400
TKN(mg/L)	10~400	170
TP(mg/L)	19~241	100
溶解性 P(mg/L)	2.5~64	26

好氧消化池可採連續式操作或將消化池與濃縮池合併，採批式操作，兩者主要差異在污泥進料及浮渣排除的作業方式。批式操作可應用在小處理場中，操作時每日數次或一次投入生污泥，進行好氧消化，在污泥行脫水前 2~4 小時(最好不要超過 4 小時以免厭氧化)關閉曝氣系統，使消化污泥沉降，沉降後開上澄液及浮渣出流閥或泵，將上澄液及浮渣排除，然後再將濃縮污泥抽至脫水作業系統，結束後，再行曝氣消化，同時生污泥可再投入，此為一批次操作。批式操作之好氧消化池仍宜設計停留時間 10 天以上，以使污泥消化完全，尤其廢棄活性污泥及

初沉污泥等不同種類污泥排入時，藉較長的貯留時間及充分攪拌，可使污泥混合完整，有助於脫水機調理劑添加量的操作。

連續式好氧消化如前圖所示，與活性污泥系統類似，污泥進出流皆為連續式操作，污泥出流至濃縮池進行固液分離，其固體負荷率為 $20\sim 40\text{kg/m}^2\cdot\text{day}$ ，迴流部份濃縮污泥植種，其餘濃污泥定量泵送至脫水系統處理。好氧消化池的供氣系統以鼓風機搭配散氣設施者為佳，其優點為：

- 1.可由鼓風機出風量便利地調整供氣量。
- 2.自鼓風機送入較熱的空氣，可減少低溫氣候的影響。
- 3.非池體水表面劇烈攪拌可減少熱散失。

而散氣設施仍有阻塞的可能，尤其是批式操作需定期關閉供氣系統時，設計時可選用非阻塞及氣孔型(nonclog & porous)散氣盤，並且每支曝氣支管設計可於操作平台拆裝維修者為佳。

20.3 一般常見設計缺失及補救方法

污泥好氧消化一般常見設計缺失及補救方法詳見表 20.3。

表 20.3 污泥好氧消化一般常見設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.未設置 pH 控制設施反應槽 pH 過低	1.設置重碳酸鈉或其他鹼性物質，如氫氧化鈉或石灰等之 pH 控制添加設備。
2.散氣設施經常阻塞	2.更換不阻塞型散氣設施，並修改曝氣支管，使其易於裝維修
3.攪拌不良致固體沉澱及堆積	3.改善除砂池操作功能，設置除砂設備於污泥流入前，或以機械攪拌增加攪拌，提高曝氣量、檢討攪拌曝氣是否均勻。
4.未設固液分離設施	4.於下游設分離池或以批式操作
5.未設浮渣排除設施	5.增設不同高度的出流管閥
6.污泥停留時間不足，消化不完全	6.增加消化槽的容積

20.4 設計計算例

20.4.1 設計條件

- 設置批式好氧消化池兼濃縮池
- 廢棄活性污泥= $14\text{m}^3/\text{day}$ ，比重 1.03

- TS=10,000mg/L
- TS=8,000mg/L

20.4.2 設計準則

- 固體停留時間=10day 以上
- VS 負荷=0.38~1.5kg/m³•day
- VS 去除率=40%
- 散氣系統需空氣量=20~35m³/1,000m³•min=0.02~0.035m³/m³•min
- 污泥停止曝氣後 4 小時，污泥會上浮，沉降濃縮時間設定為 3 小時，浮渣排除作業為 1 小時
- 污泥泵出脫水時間為 3 小時
- 濃縮污泥濃度 2%，比重 1.03

20.4.3 設計步驟

1.好氧消化

- 所需池體積=14m³/day×10day÷ $\left(\frac{24-3-1-3\text{hr}}{24\text{hr}}\right)$ =198m³
- 尺寸=8m(φ)×4m(SWD)×5m(H)
- 實際池容積=8²×π÷4×4m³=201m³
- 校核 VS 負=14m³/day×8,000mg/L×10⁻³÷201m³=0.56kg/m³•day

2.所需提供空氣量

- 40%VS 被去除，需氧量=14m³/day×8,000mg/L×10⁻³×40%×2 O₂kg/kg=89.6 kg O₂/day
- 使用傳氧效率 8%之散氣盤，所需空氣量
=89.6kg/day÷(23.2%×1.206m³/kg×8%)=4,003m³/day=2.8m³/min
- 校核每池體積分配之空氣量
=2.8m³/min÷201m³=0.0139m³/m³•min<0.02m³/m³•min<20m³/1,000m³•min
- 採用 0.02m³•min 計算空氣量=0.02/m³•min×201m³=4.02m³/min
- 鼓風機 4.8m³/min×0.45kg/cm²

3.曝氣設施

- 散氣盤散氣量= $0.2\text{m}^3/\text{min}\cdot\text{個}$
- 所需個數= $4.8\text{m}^3/\text{min}\div 0.2\text{m}^3/\text{min}\cdot\text{個}=24\text{ 個}$

4.排泥泵

- 採用正排量單軸螺旋泵抽除濃縮污泥至脫水系統，每日泵出時間為 3 小時
- 消化後剩餘污泥乾重

$$\begin{aligned}&=(10,000\text{ mg/L}-8,000\text{mg/L}\times 40\%)\times 14\text{m}^3/\text{day}\times 10^{-3}\\&=95.2\text{kg/day}\end{aligned}$$

- 濃縮污泥濃度為 2%，比重 1.03，則每日待泵出脫水處理的濃縮污泥體積
 $=95.2\text{kg/day}\div 2\%\div 1.03\times 10^{-3}\text{m}^3/\text{L}=4.6\text{m}^3/\text{day}$
- 排出泵量= $4.6\text{m}^3/\text{day}\div 3\text{hr/day}=1.53\text{m}^3/\text{hr}$
- 採用可調流量式單軸螺旋泵一段式，泵量 $3\text{m}^3/\text{hr}$ ，正常操作時設定於中間刻度操作，污泥異常增多時，可配合脫水機調高泵出量。

20.5 控制重點

好氧消化效率受溫度及污泥停留時間影響，尤其是冬日氣溫下降時，設計容量宜再加大，好氧消化宜維持均勻的攪拌及曝氣，以提供足夠的溶氧 1.0mg 以上，及避免因攪拌不足，部份區域有固體物沉積。曝氣過程中易有浮渣產生，設置有上下調整高度的浮渣收集裝置排除之。另可能會有泡沫產生，可設置噴水槍因應。

20.6 異常對策指引

好氧消化之異常對策指引，請參見表 20.5。

表 20.5 異常對策指引—好氧消化

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.泡沫過多	1a.有機物 VS 超負荷 1b.曝氣過度	1a.VS 負荷 1b.溶氧	1a. (1)減少污泥投入速率 (2)以排除上澄液及迴流固體之方式增加反應槽固體物 1b. (1)使用表面噴水槍消泡 (2)減少曝氣率 (3)使用消泡劑
2 低溶氧	2a.散氣器阻塞 2b.水位不適於機械曝氣機 2c.鼓風機失效 2d.有機物超負荷	2a.排除上澄液及污泥，檢視散氣器 2b.檢查設備說明書 2c.空氣傳送速率、管壓及閥 2d.見 1a	2a.清理散氣器或更換粗氣泡式或袋式散氣器 2b.確定並調整適當水位 2c.修理管漏處、調整閥開度，修理鼓風機 2d.見 1a.
3.污泥發臭	3a.SRT 不適當 3b.曝氣不當	3a.SRT、VS 負荷 3b.DO 應大於 1mg/L	3a 見 1a 3b.增加曝氣量或減少投入率
4.pH 下降	4a.發生硝化且鹼度太低 4b.採密閉系統者，其液上 CO ₂ 累積並再溶入污泥中	4a.上澄液之鹼度及硝酸鹽	4a.添加碳酸氫鈉、石灰或氫氧化鈉 4b.通風並排除 CO ₂

第二十一章 污泥厭氧消化

21.1 原理概述

廢水處理之廢棄污泥，經由厭氧菌的分解作用達到安定無害的過程，稱為污泥厭氧消化。厭氧消化設施一般設置於大型污水處理廠，兼具污泥減量、甲烷再利用及設置成本較經濟等優點。厭氧消化之處理過程，可分為酸性醱酵期、酸性減退期及鹼性醱酵期 3 階段。

- 1.酸性醱酵期：有機碳水化合物被酸生成菌分解成低分子有機酸。本階段 pH 降至 5，有腐臭味。
- 2.酸性減退期：蛋白質分解為氨、胺羧酸等，再與上階段所產生之有機酸中和及分解，此時 pH 約 6 左右。
- 3.鹼性醱酵期：將低級有機酸經由甲烷菌分解產生 CO_2 、 CH_4 、 NH_4^+ ，為厭氧消化之最終階段。此時 BOD 減少，pH 升至 7.5 左右。

在厭氧消化程序中，分解有機物之過程不需要自由氧氣。厭氧消化有低率及高率 2 種型式。低率採一段式消化，程序中不攪拌、不加溫，新鮮污泥每日投入系統中 2~3 次。當分解發生，將形成三層，最上層為浮渣，其下分別為分離液、污泥。污泥區上層為活性分解層，底層為穩定層，穩定污泥沉澱於消化槽底，分離液則迴流至前處理(請參見圖 21.1)。現代之系統則多為一或兩段之高率消化，典型之兩段式消化示請參見圖 21.2。污泥於第一段進行穩定化，而於第二段進行沉澱及濃縮；於單段式系統，第二段則以其他濃縮程序替代。厭氧消化之甲烷菌分別在中溫(27~43℃)及高溫(45~65℃)活性最高，過去的設施大部份採中溫(35~40℃)設計。

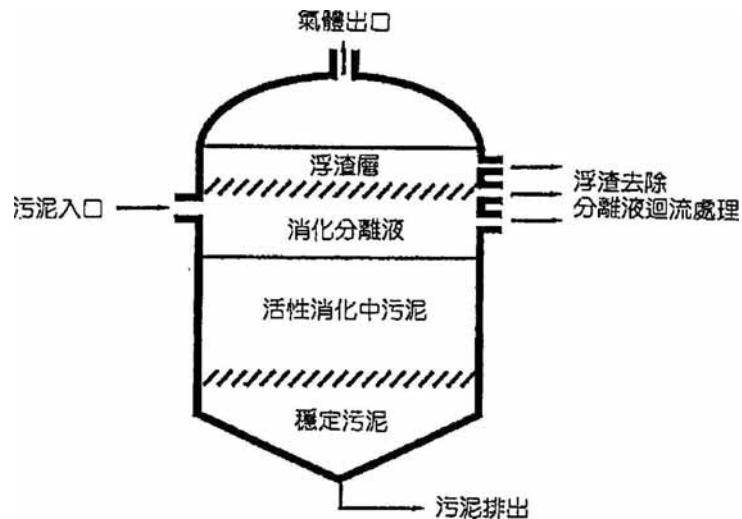


圖 21.1 標準消化槽

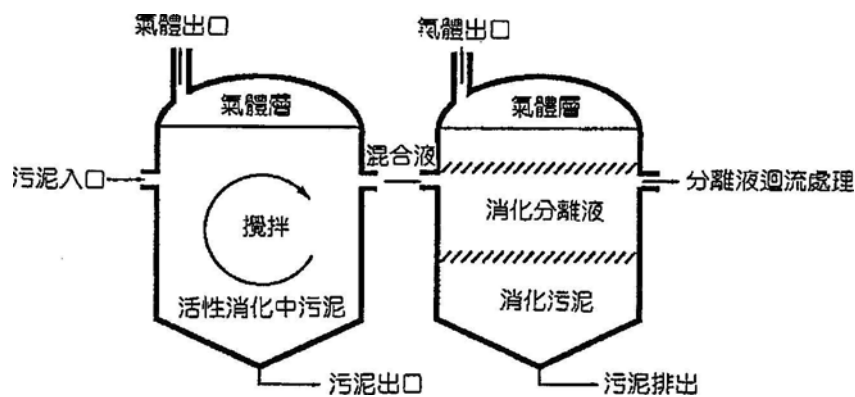


圖 21.2 兩段厭氧消化槽

近年來採用高溫厭氧形式或是採用兩相式(中溫消化-高溫消化)的厭氧消化程序也出現實廠應用的案例。高溫厭氧消化系統所需污泥停留時間短，反應槽體積僅需中溫厭氧消化系統的 1/2，且具有較高的揮發性固體降解率、較佳的污泥脫水性，並且具有良好的殺菌功能。其缺點為需要消耗較多的能源(需恆溫於 55℃)，上澄液含有高量的溶解性固體，且高溫厭氧程序控制不易，穩定性較差。目前已具商業化實績的高溫厭氧系統多為兩相式系統，即採用高溫-中溫的組合程序，使此一厭氧消化系統具有高溫系統的效率與中溫系統的穩定性。具代表性的高溫-中溫厭氧程序有 TPAD (Temperature-Phased Anaerobic Digestion)程序，此一程序最初開發自德國，在實廠的應用上已證明其對突增負荷具有較高的穩定性，且揮發性固體降解率較中溫厭氧程序高出 25%，浮渣和泡沫的困擾也大為減輕，消化後的

污泥也能符合美國環保署污泥土壤掩埋 Class A 的標準。TPAD 程序示意圖如 21.3 所示。

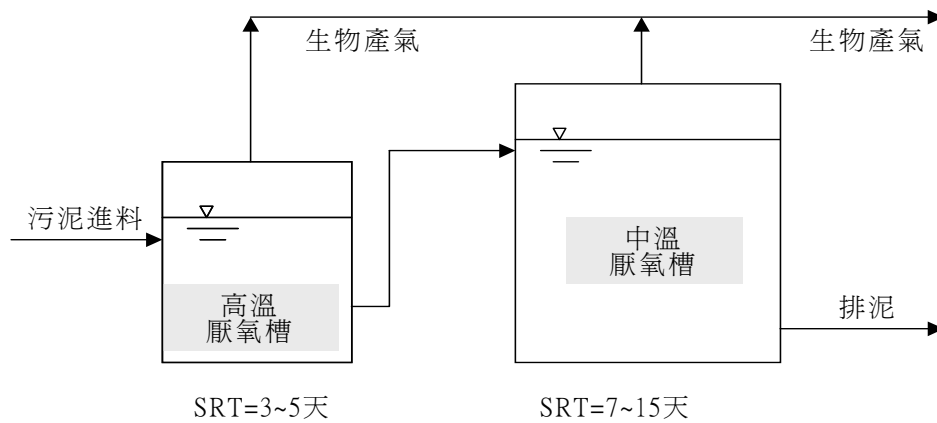


圖 21.3 TPAD 兩相式厭氧污泥消化程序

21.2 設計概要

21.2.1 主要設備

- 1.污泥進料泵
- 2.污泥厭氧消化池
- 3.加溫設備(必要時)
- 4.攪拌設備
- 5.分離液抽出泵
- 6.瓦斯收集處理設備(含脫硫單元)
- 7.浮渣破碎設備
- 8.採樣設備
- 9.pH、鹼度(監測)偵測器
- 10.氣體偵測及安全防護設備

21.2.2 設計參數

中溫厭氧消化槽的大小可根據以下幾項因素進行反應槽的設計：(1)污泥停留時間，(2)體積負荷，(3)揮發性固體降解率(volatile solids destruction)。

1. 污泥停留時間

完全混合的中溫厭氧消化槽的污泥停留時間一般在 10~20 天，由於厭氧反應速率和反應溫度相關，操作溫度越高所需的污泥停留時間越短。污泥停留時間與操作溫度的關係如表 21.1 所示，在設計厭氧消化槽時應採用最大污泥投料量乘以選用的污泥停留時間為設計基準，以避免污泥因沉降性不佳造成停留時間過短的現象。

表 21.1 操作溫度和建議採用的污泥停留時間

操作溫度(°C)	設計污泥停留時間(天)
18	28
24	20
30	14
35	10
40	10

2. 體積負荷

體積負荷是設計厭氧消化槽時最常依據的設計參數，一般的體積負荷設計範圍在 1.6~4.8 kgVSS/m³-day 之間，由每日進料污泥量，以及進料污泥的 TSS 為 4.7±1.6%，VSS 約佔 TSS 的 70%，可以自體積負荷計算出所需的反應槽大小。

3. 揮發性固體降解率

揮發性固體(Volatile solids, VS)降解率為污泥厭氧消化效率的指標之一，都市污水厭氧消化系統 VS 降解率一般在 40~60%之間，生物污泥的 VS 降解率較初沉污泥為低。揮發性固體降解率與污泥停留時間相關，在設計厭氧消化反應槽時下述經驗公式可做為設計時的參考：

$$V_d = 13.7 \ln(\text{SRT}) + 18.9$$

V_d：揮發性固體降解率，%

SRT：污泥停留時間，天

例如：當期望達到 60%揮發性固體降解率時，經上述公式計算得出 SRT 應為 20 天，即以 20 天之污泥停留時間進行反應槽設計。整理厭氧消化槽設計參數如表 21.2。

表 21.2 厭氧消化槽設計參數

參數	單位	高率中溫厭氧污泥消化槽
污泥停留時間(SRT)	天	10~28
體積負荷	kgVSS/m ³ · day kgCOD/m ³ · day	1.6~4.8
初沉污泥	m ³ /人	0.03~0.06
初沉污泥+滴濾池污泥	m ³ /人	0.07~0.09
初沉污泥+廢棄活性污泥	m ³ /人	0.07~0.11

加熱方式可分為：1.反應槽內部熱交換.2.蒸氣加熱 3.外部熱交換。最常用的方式為外部熱交換器循環，其優點為浮渣控制良好及消化槽內部無管線，可避免腐蝕及結垢現象。適當的攪拌對厭氧消化槽的效率有決定性的影響，常見的攪拌方式有 1.內部機械攪拌，2.外部循環泵攪拌，3.使用產生氣體經壓縮後泵入。亦有設計採用 2 種以上的攪拌方式，端視需要而定。不同攪拌形式的優缺點比較表列於 21.3。

表 21.3 不同消化槽攪拌形式之比較

攪拌形式	優點	缺點
所有攪拌形式	促進污泥穩定化	增加腐蝕、零件磨耗、管線阻塞和纖維纏繞等維修工作
壓縮氣體攪拌 -底部散氣盤曝氣	不易造成底部污泥沉積	管路腐蝕，壓縮機維修需求高，浮渣清除，散氣盤阻塞影響攪拌功能，需洩水進行底部維修。
壓縮氣體攪拌 -經多根直立散氣管	較少維修需求，有效抑制浮渣，管路阻塞情形較輕微	管路腐蝕，壓縮機維修需求高
壓縮氣體攪拌 -中央導流管	攪拌功能較佳，槽底污泥流動性較佳，能源效率較高	管路腐蝕，壓縮機維修需求高，中央導流管腐蝕，浮渣累積，頂部攪拌功能較差，需洩水進行底部維修
壓縮氣體攪拌 -氣體活塞式	攪拌效率高	氣體管路腐蝕，壓縮機維修需求高，活塞等動件影響消化槽清洗，需洩水進行底部維修
機械攪拌 -低速渦輪	攪拌效率高	需考慮輪葉軸心、軸承磨損，纖維纏繞輪葉，減速齒輪體積龐大，軸心須妥善密封防止洩氣

攪拌形式	優點	缺點
機械攪拌 -低速攪拌葉	可破壞表面浮渣堆積	整體攪拌效率差，纖維纏繞輪葉，減速齒輪體積龐大
循環泵攪拌 -內部導流管	頂部至底部攪拌效率佳	須考慮需精密控制液位，加壓泵葉片腐蝕磨耗問題，減速齒輪體積龐大
循環泵攪拌 -外部導流管	頂部至底部攪拌效率佳，維修較內部導流管容易	須考慮需精密控制液位，加壓泵葉片腐蝕磨耗問題，減速齒輪體積龐大
循環泵攪拌	攪拌強度可調整控制，可將上層浮渣迴流，循環泵較壓縮機容易維修	需考慮加壓泵葉片軸承腐蝕磨耗及纖維纏繞問題

21.3 一般常見設計缺失及補救方法

21.3.1 常見設計缺失

污泥厭氧消化一般常見設計缺失及補救方法，請參見表 21.4。

表 21.4 污泥厭氧消化一般常見設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.攪拌之氣體循環系統僅能供給 5~10m ³ /min · 1000m ³ ，容量不足	1.增加壓縮機容量到 20 m ³ /min · 1,000m ³
2.未設控制鹼度之化學藥劑添加設施	2.設置藥劑貯槽及定量泵
3.污泥量測系統不準確或不可靠	3.泵入污泥，不排除上澄液，測量浮動蓋上升距離，以此方法量測污泥量
4.空氣溫度過高，使機械攪拌設備故障	4.以空調室保護馬達

21.3.2 不同反應槽形式與攪拌方式之優缺點比較

最常見的厭氧消化反應槽有圓柱形消化槽和蛋形消化槽兩種，在美國最為廣泛採用的消化槽形式是扁圓形的圓柱狀反應槽。而蛋形消化槽則在歐洲，尤其是德國最為普遍，近年來在美國也有許多蛋形消化槽的設計出現。圓柱形的消化槽直徑一般設計在 6 公尺至 38 公尺之間，側牆的水深很少小於 7.5 公尺，但一般不深過 15 公尺，因為水太淺攪拌效率就差，消化槽底部設計成些微傾斜(斜率約為 1:6)，使污泥可以經攪拌後往槽中央集中。圓柱型消化槽需要設計攪拌裝置使生污泥(基質)能均勻分佈。

蛋型消化槽設計主要的功能就在增加攪拌效率並減少清槽的頻率，消化槽接近底部的側邊角度很陡可以防止污泥淤積，頂部面積很小也減少浮渣累積的可能。反應槽高度較圓柱形消化槽高出許多，通常達 40 公尺。因此施工技術與工程經費都較圓柱型消化槽高。蛋型消化槽的污泥進料是由距底部 1/3 槽身高度的地方有一圈污泥進料噴嘴，頂部的污泥經抽出加熱後與生污泥混合，再由噴嘴注入蛋型消化槽中，污泥循環量約一天 10 次。污泥的上下攪拌是由渦輪葉片經中央導流管將頂部的污泥泵至蛋型消化槽底部，形成向上流動的循環水流。渦輪葉片為間歇性操作，並不是 24 小時連續轉動，操作頻率約每天 4~10 次。

表 21.5 蛋型消化槽與圓柱型消化槽之比較

消化槽形式	優 點	缺 點
圓柱形	1.圓柱型反應槽有較大的頂部容積可作氣體儲存 2.反應槽高度較低 3.建築技術要求較低，減少工程支出。	1.圓柱形槽體教義產生攪拌死角，攪拌效率較差。 2.低攪拌效率導致底部污泥累積。 3.頂部面積龐大容易造成浮渣和泡沫層。 4.須定期清除浮渣和淤積在底部的污泥，因此須定期停機。
蛋形	1.污泥累積量少，浮渣較不易形成。攪拌效率高 2.排放污泥性質均勻(homogeneous biomass) 3.操作維護費用較低，定期清淤頻率較低 4.佔地面積小	1.頂部氣體儲存體積小，需外部另設氣體儲存槽 2.建築高度過高，可能產生景觀上的顧慮。頂部設備安裝維修工程浩大。需考慮地震影響，對基礎工程要求高。 3.浮渣飛沫可能影響氣體的收集 4.建築工程費用高，較少營造商可承攬工程

21.4 設計計算例

某處理場 $Q = 38,000 \text{ m}^3/\text{d}$ ，進流污水之固體物與 BOD 分別為 0.15 kg/m^3 與 0.14 kg/m^3 ，污泥含水量 95%，比重為 1.02。揮發固體負荷為 $3.83 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ (水力停留時間 10 日，污泥濃度 5%，參見表 21.6)。試求高率消化槽所需容積。

表 21.6 污泥濃度與水力停留時間對揮發性固體負荷因子之影響

污泥濃度 (%)	VS 負荷率(kg/m ³ · day)			
	10 天	12 天	15 天	20 天
4	3.06	2.55	2.04	1.53
5	3.83	3.19	2.55	1.91
6	4.59	3.83	3.06	2.30
7	5.36	4.46	3.57	2.68
8	6.12	5.10	4.08	3.06
9	6.89	5.74	4.59	3.44
10	7.65	6.38	5.10	3.83

假設 VS/污泥=0.75，污泥比重為 1.02

1.假定總固體中 75%為揮發性，計算每日揮發固體物總量

$$\bullet \text{ 揮發固體量} = 0.15\text{kg/m}^3 \times 38,000\text{m}^3/\text{d} \times 0.75 = 4,275\text{kg/d}$$

2.計算消化槽容積 V

$$\bullet \text{ 容積 } V = \frac{4,275\text{kg/d}}{3.83\text{kg/m}^3 \bullet \text{d}} = 1,116\text{m}^3$$

21.5 控制重點

厭氧污泥消化控制項目如下：1.基質供應 2. 溫度控制 3.攪拌 4.pH 及鹼度 5.氣體生成 6.厭氧消化槽起動策略。

1.基質供應

當基質(生污泥)少量地以固定間隔或連續方式投入反應槽，則有較佳之消化效率；如太多污泥太快投入反應槽，第一段(酸形成)將產生超過第二段(氣體生成)所能分解之酸，如此將使消化不完全及產生惡臭。投入反應槽之污泥在不阻塞泵及管線原則下，越濃越好，因稀污泥佔用過多消化池空間並增加溫控所需熱量。

2.溫度控制

反應槽的操作溫度不僅影響槽內厭氧生物反應的速率(水解速率、甲烷生成率)，也影響氣體傳輸效率和生物污泥的沉降性質。一般而言，操作溫度越高所需的反應時間越短，因此反應槽所需體積也越小，大多數中溫厭氧污泥消化系

統操作溫度設計在 30 至 38 之間。由於厭氧反應中甲烷生成菌對於溫度的變化十分敏感，保持操作溫度的穩定性在污泥厭氧消化上至為重要。反應槽內溫度的些微變動將影響揮發酸轉換及甲烷生成的平衡，超過 1°C 以上的溫度變化就足以導致反應速率下降，良好的操作應將每天反應槽內的溫度變化控制在 0.5 以內。

3.攪拌

投入之生污泥必須和反應槽內之污泥充分攪拌，以使槽內微生物得到充分之食物供應，並使溫度均勻，攪拌系統之操作應密切監測。

4.pH 及鹼度

由於甲烷生成菌對於 pH 值的變化十分敏感，厭氧消化系統 pH 值宜操作在 6.5~7.5 之間，而控制在 6.8~7.2 之間尤佳，超出此範圍效率將劇烈下降。為將 pH 控制良好，反應槽中之總鹼度宜維持在 2,000~5,000mg/L 之間。鹼度是由污泥中的碳水化合物及蛋白質經消化過程中釋出，反應槽內的鹼度和所投入的污泥量成正比。反應槽中鹼度的消耗來自甲烷生成的過程中所釋出的二氧化碳。反應槽中二氧化碳氣體分壓決定水中二氧化碳的濃度，溶解在水中的二氧化碳形成碳酸進而消耗反應槽中的鹼度。當反應槽排出氣體中二氧化碳濃度(百分比)增高，代表水中二氧化碳濃度增高，顯示反應槽中需要添加鹼度以維持污泥厭氧消化反應平衡。常用的鹼度添加劑有石灰和碳酸氫鈉兩種。石灰的價格較便宜，石灰添加量超過碳酸氫鹼度 500~1,000 mg/L 時，會和二氧化碳反應產生沉澱並改變水中之 pH 值，而添加碳酸氫鈉則無此顧慮，故其價格雖較貴但用量則較省。

5.氣體生成

氣體生成是污泥厭氧消化程序的最終產物，也是最重要且可測量的操作參數，氣體的產生量、產生速率以及其組成成分可以反應污泥厭氧消化的整體成效。在 20°C、1 大氣壓下，厭氧消化程序降解每公斤 VS 的產氣量在 750L~1,000L 之間。氣體主要成分包括甲烷、二氧化碳、氮氣、硫化氫以及氫氣，所佔比例如表 21.7 所示。氣體組成的變異通常來自投入污泥性質的變化，但亦可反映出反應槽操作的狀況，二氧化碳比例過高顯示反應程序可能有問題。

表 21.7 厭氧消化產氣之氣體組成

成份	百分比 (%)
甲烷	55~75
二氧化碳	25~45
硫化氫	0.01~1
氮氣	2~6
氫氣	0.1~2

6.厭氧消化槽起動策略

厭氧消化槽的起動所需注意的事項包括起動前準備、植種、生污泥進料以及系統性能監測等。

- (1)起動前準備：在系統起動之前應先對生污泥的性質做全面性分析，生污泥的有機含量佔多少，污泥濃度為何，是否含有抑制性物質，重金屬含量，氮、磷含量皆應做事前之分析，以預做因應。
- (2)植種污泥源尋求：由於厭氧菌群在生污泥中的數量可能不多，自生物泥中逐步馴養增殖需時甚久。若能預先自其他污泥源篩出已馴化的厭氧消化菌群做為植種污泥，厭氧消化槽的起動時間將可大幅縮短。
- (3)初次生污泥進料量約為反應槽體積的 3-5%，植種污泥量約 10~15%，維持槽內食微比在 0.3 左右。反應槽先洩水，再注入等量的生污泥和植種污泥，以手動控制攪拌系統每天攪拌 3 次。
- (4)監測反應槽內是否有生物產氣的現象，直等到生物產氣現象發生，才開始繼續進生污泥，進料量以不超過每日設計進料量的 10%為原則，逐步增加投料量。投料應以 24 小時平均分配量逐次進料為佳，盡量避免將一日的進料量一次投入，以減少揮發酸累積。
- (5)反應槽內之 pH 值、揮發酸、鹼度皆應每日監測紀錄。若發現揮發酸/鹼度比值(VFA/ALK)大於 0.4 時，即應暫停進料，等比值下降後再行進料。若比值上升至 0.5 且 pH 值低於 6.5 時，應停止進料並加入碳酸氫鈉等緩衝劑，等到比值下降後再行進料。
- (6)若反應槽內之 pH 值高於 6.8，揮發酸濃度小於 1,500mg/L，溫度高於 35℃ 且持續有產氣現象，則可以將進料量逐步增加，直到達到額定的設計進料量且系統可穩定操作為止。

(7)穩定狀態係指的是每天投入額定的進料量，系統穩定且持續的產氣，槽內之有機酸濃度在 600mg/L 以下且沒有很大幅度的變化，揮發性固體降解率穩定。

(8)厭氧消化槽起動期間所應監測分析的項目和頻率，如表 21.8 所示。

表 21.8 厭氧消化槽起動時期應監測分析之項目及頻率

樣品	監測/分析項目	頻率
進料	VS/TS、VSS/TSS、COD	每週 1 次
出流	VS/TS、VSS/TSS、COD、VFA	第 2 週起，每週 2 次
	NH ₃ -N	每週 1 次
槽內污泥	VFA	第一週自第 2 天起每天 1 次，第二週起每 2 天 1 次
	pH	每天 1 次
生物產氣	產氣量	每天量測
	產氣比例(CH ₄ /CO ₂ /N ₂)	自第二週起每週 1 次
反應槽內溫度	--	每天量測

21.6 異常對策指引

厭氧消化之異常對策指引，請參見表 21.9。

表 21.9 異常對策指引—厭氧消化

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.揮發酸/鹼度比值升高	1a.雨水滲入造成水力負荷高，泵入過多污泥，排泥量過多 1b.有機物超負荷 1c.毒性物質，如重金屬、硫化物、氨等排入	1a.檢測以下項目每日 2 次直至問題改正： (1)揮發酸 (2) 鹼度 (3)溫度 1b.檢測污泥泵送量，投入污泥之揮發固體量 1c.揮發酸、pH、氣體成份、檢查廢水排放源之硫化物成份	1a.如揮發酸／鹼度增加到 0.3： (1)由第二段消化槽加入植種污泥 (2)減少排泥量以使植種污泥留在反應槽 (3)延長攪拌時間 (4)檢查污泥溫度並控制加熱系統 1b.見 1a 1c.使用下列任一方式或併用 (1)迴流固體物 (2)稀釋 (3)減少投入濃度 (4)加入硫使重金屬沈澱，反應槽應控制 pH 高於 7.0 (5)加入鐵離子沈澱硫化物 (6)管制異常排放源
2.產氣中 CO ₂ 量開始增加	2.VA/ALK 比值增加到 0.5	2a.廢氣燃燒器 2b.氣體成份分析	2.見現象 1，並開始添加鹼度，以揮發酸計算添加量
3.pH 開始降低且 CO ₂ 增加到無可燃氣體比值 (42~45%)	3.VA/ALK 比值增加到 0.8	3a.監測上述 2a、2b 項目 3b.H₂S 臭味	3a.添加鹼度 3b.減少負荷至低於 0.16kg VS/m³ · day 直到 VA/ALK 比降到 0.5 以下

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
4.返送至處理廠之上澄液水質不良,引起處理廠處理效率不佳	4a.過度攪拌且沈澱時間不足 4b.上澄液排出口不在上澄液層 4c.生污泥投入點太靠近上澄液排出點 4d.消化泥排出量過少	4a.上澄液採樣,並觀察沉降分離性 4b.測定出上澄液深度 4c.檢測污泥 VS 量,應和混合良好之污泥值接近並遠低於生污泥 4d.比較投入生污泥及排放消化污泥量,檢查 VS 是否消化完全	4a.上澄液排放前給予較長沈澱時間 4b.調整操作水位或排放管線高程 4c.當消化槽可排乾,儘速修正管線 4d.增加消化污泥排放率,每日排量不可多於消化槽容積之 5%
5.上澄液有酸味	5a.消化槽 pH 太低 5b.超負荷(臭蛋味) 5c.毒性負荷(腐敗奶油味)	5a.見現象 3 5b.見現象 3 5c.見 1c	5a.見現象 3 5b.見現象 3 5c.見 1c
6.單段式或第一段上澄液出現泡沫	6a.浮渣氈嚴重破碎 6b.氣體循環過度 6c.有機物超負荷	6a.檢查浮渣氈狀況 6b.供氣量 $20\text{m}^3/1,000\text{m}^3 \cdot \text{min}$ 為適當 6c.揮發固體負荷	6a.停止排出上澄液 6b.降低壓縮機輸出 6c.降低投入量
7.底部污泥含水率過高	7a.短流 7b.攪拌過度 7c.污泥形成錐狀,使較輕污泥被推送至泵吸入口	7a.排放管自上澄液區流出 7b.取樣檢測沈降性 7c.測總固體物或檢視污泥狀況	7a.改至底部排放管 7b.排污泥前停止攪拌 24~48 小時 7c. (1)開、關泵 2~3 次 (2)由排放管逆向泵送污泥
8.污泥溫度下降且無法保持正常溫度	8a.污泥阻塞外部熱交換器 8b.污泥循環管線部份或全部阻塞	8a.檢查交換器入口及出口壓力 8b.檢查泵入口及出口壓力	8a.打開熱交換器清理 8b. (1)逆流操作污泥管線 (2)使用機械清除器 (3)於管線容許壓力下,使用高壓水 (4)添加 3.5kg/m^3 之磷酸鈉或商業用除油劑(一般作法為將浮渣池裝和管線同體積之水,加入磷酸鈉或其他藥劑,然後在管線內使之停留 1 小時)

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	8c.不適當攪拌 8d.水力負荷過高 8e.內部熱水管流量過低 8f.鍋爐無法燃燒消化瓦斯 8g.內部熱水管結垢	8c.檢查反應槽溫度剖面 8d.生污泥濃度 8e. (1)管線氣塞 (2)閥關閉不良 8f. (1)瓦斯壓力太低 (2)因消化程序失效，瓦斯含量過低 8g. 交換水之流入及流出水溫度幾乎相同	8c.增加攪拌 8d.見 1a 8e. (1)由釋壓閥釋放空氣 (2)調整閥開度 8f. (1)檢查及修理洩漏 (2)見現象 3 8g. (1)除垢，可能需放空槽 (2)控制水溫不超過 55℃
9.污泥溫度上升	9a.溫度控制器不正常	9a.檢查水溫及控制器設定	9a.超過 50℃，減低溫度，修理或更換控制器
10.循環泵不運轉但電流迴路正常	10a.迴路溫度過高，無法泵送太熱之水流經管線	10a.檢視，污泥管是否無壓力	10a.冷卻系統 10b.檢查溫度控制迴路
11.瓦斯攪拌之進風管阻塞	11a.瓦斯管內流量過低 11b.瓦斯管阻塞	11a.檢查進風管或壓力錶	11a.以水沖洗 11b.清洗管線及閥 11c.當槽放空檢查時，做整體維修
12.機械攪拌器齒輪減速機磨損	12a.未適當潤滑 12b.設備定位不當	12a.馬達安培數過高，過度之噪音及振動與軸磨損 12b.見現象 15	12a.改正潤滑方式及量 12b.排除內部轉動零件堆積雜物引起之不平衡
13.機械攪拌器軸封洩漏	13a.填塞磨損	13a.明顯之氣體漏出(明顯之瓦斯味)	13a.依製造商之修護手冊重填塞 13b.如操作中無法更換填塞物，則於槽放空時更換填塞
14.機械攪拌器內部零件磨損	14a.有砂或定位不當	14a.當槽放空時目測，和製造圖比較，另可檢視馬達安培數是否下降	14a.更換或重組

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
15.機械轉動部份區域堆積碎片致內部零件不平衡	15a.碎渣或篩柵不良	15a.馬達振動，發熱，安培數過高，有噪音	15a.可將攪拌器倒轉(有此設計功能時) 15b.交替地開、關 15c.打開觀測孔仔細檢視 15d.放空槽，清理轉動部份
16.浮渣很少翻動	16a.攪拌器關閉 16b.攪拌不適當 16c.浮渣氈太厚	16a.攪拌器開關或時間控制器 16b.測量氈厚 16c.測量氈厚	16a.攪拌以時間控制則為正常，如非，且攪拌器應動作，檢查其功能 16b.增加攪拌 16c.見現象 18、現象 19
17.浮渣氈太高	17.上澄液溢流處阻塞	17.檢測瓦斯壓力可能超過正常或釋壓閥阻塞	17.由底部排放以降低槽內液面後清理
18.浮渣氈太厚	18.攪拌不足，油脂太多	18.污泥濃度及厚度	18a.以攪拌器破碎污泥氈 18b.在污泥氈上層利用污泥迴流泵排除部份污泥 18c.以化學藥劑軟化污泥氈 18d.以棒破碎污泥氈 18e.修正槽體
19.吸管式攪拌器無法適當於表面層移動	19a.浮渣氈太高並使下層稀污泥流入	19a.污泥表面翻動	19a.將污泥降低到管上方 7~10 公分使濃物質推入管，持續 24~48 小時 19b.逆向(如設計功能允許)
20.瓦斯由洩壓閥洩漏	20.閥設定不當或卡住	20.由壓力錶檢視反應槽壓力是否正常	20.打開釋壓閥閥蓋及去除重量支撐，直至設定適當，如需要設置新環，旋轉數次以達良好設定
21.壓力錶顯示反應槽壓力高於正常	21a.主燃燒氣體管阻礙或有水	21a.如所有使用點均作業正常，檢查廢氣管阻力或阻塞或安全裝置卡住	21a.除去空氣，排空壓縮瓣，檢查低點，注意勿將空氣壓入反應槽

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	21b.洩壓閥卡住 21c.廢氣管線壓力控制閥關閉	21b.當瓦斯應釋出時未釋出 21c.瓦斯計顯示過量瓦斯生成但未流向廢氣燃燒器	21b.清理閥 21c.如瓦斯因圓頂傾斜逸出，調整浮蓋水平
22.壓力錶顯示反應槽壓力低於正常	22a.排放太快致反應槽部份真空 22b.石灰加量過多	22a.檢查真空斷路器是否正常 22b.消化瓦斯中 CO ₂ 突然增加	22a.停止排出上澄液並關閉所有瓦斯出口，直至壓力恢復正常 22b.停止加入石灰並增加攪拌
23.當壓力上升壓力調節閥未打開	23a.隔膜無柔度 23b.隔膜破裂	23a.分離閥並打開蓋 23b.檢視隔膜	23a.如無洩漏，可以牛油潤滑並軟化隔膜 23b.更換
24.廢氣燃燒產生黃色火焰	24.CO ₂ 含量太高	24.檢測 CO ₂ 含量	24.投入污泥濃度可能太稀，增加污泥濃度，見現象 2 及現象 3
25.瓦斯計失效(螺旋槳式或葉片式)	25a.管內有雜物 25b.瓦斯計機械故障	25a.瓦斯管 25b.零件不潔或磨損	25a.自消化槽分離，由槽向使用點以水沖刷 25b.以煤油清洗或更換磨損零件
26.瓦斯計失效(風箱式)	26a.隔膜無柔性 26b.隔膜破裂	26a.分離閥並打開蓋 26b.檢視隔膜	26a.如無洩漏，可以牛腳油潤滑並軟化隔膜 26b.更換隔膜
27.瓦斯壓力低於正常值	27a.釋壓閥或其他壓力控制裝置卡住致閥打開 27b.瓦斯管漏氣	27a.釋壓閥及裝置 27b.瓦斯管	27a.定期操作真空釋放及除垢、銹 27b.修理
28.金屬蓋周圍漏氣	28.錨栓鬆動或封填物移動或破裂	28.錨栓周圍混凝土破裂，栓彎曲，填塞物移位	28.以快乾混凝土修補，新栓可能要焊在舊栓上，池應放空並通風，新填封物應使用於洩漏處
29.浮動蓋傾斜，邊緣甚少或無浮渣	29a.重量分佈不均	29a.重物設置位置	29a.如使用移動式壓艙物或重物，則移動至蓋水平，如無則使用最少量之砂包使蓋水平。(注意：如

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	29b.水或雨水積於蓋上某處	29b.檢查蓋四周	加上相當重量，洩壓閥須重新設定) 29b.去除積水
30.浮動蓋傾斜，邊緣堆積厚重浮渣	30a.一部份區域浮渣過多，產生過多之曳力 30b.導槽或滾輪未校準 30c.滾輪或導槽損壞	30a.以探針或其他方法探測浮渣狀況 30b.導槽、滾輪及壁距離 30c.如損壞部份被污泥遮蓋，找出正常位置依製造商技術資料換到正確位置	30a.使用化學藥劑軟化浮渣，然後以水沖洗，固定頻率持續操作(2~3月1次) 30b.軟化污泥並調整滾輪 30c.如需要可排空槽，小心地降低到支柱，不要使纏住或不均勻下降，可能需要用起重機或千斤頂以免損壞結構
31.滾輪導槽均可動但浮動蓋束住	31.內導槽或導索束住或損壞	31.下降至支柱，打開艙口並使用呼吸裝備及防爆燈，如可能由頂部觀察，如蓋無法全部下降可能必須使用起重機以防止危害槽壁	31.放空槽並修理，如必須，應將蓋固定在一定位置

第二十二章 機械式污泥脫水

機械式污泥脫水(mechanical sludge dewatering)乃藉機械作用產生壓力或離心力之作用而使污泥達成固液分離之目的，降低污泥含水率，減少污泥體積，一般在小型工廠可作為 SS 濃縮用途。常用之污泥脫水機型式有離心式脫水機、板框壓濾式脫水機、帶濾式脫水機及真空過濾式脫水機等。此類機械式脫水機依供應商設計之脫水性能及處理容量而選用，各種型式脫水機最大差異為脫水效率。以下分別就各種污泥脫水機，包括：離心式脫水機、壓濾式脫水機、真空過濾式脫水機及帶濾式脫水機等之一般處理原理、設計參考要項及異常對策指引作一敘述。

22.1 離心式脫水機

22.1.1 處理原理

離心式脫水機(centrifuge)乃藉離心力來達成污泥之固液分離，典型之離心式脫水機，係將污泥注入一直立或橫式錐型之旋轉筒中，轉速一般為 1,600~2,000rpm，固體顆粒經離心曳於筒壁，再由螺旋輸送器推送而出，分離水份則由另一端排出。離心式脫水機因轉速快，較有噪音及振動問題，污泥餅含水率亦較其他型式稍高，有時離心式脫水機係設置作為污泥預先濃縮之用，如圖 22.1 所示。

離心式脫水機在設計上有兩種主要類型：一為「逆流型」，污泥之進口與污泥餅出口均在筒之同一端；另一為「同流型」，污泥之進口與污泥餅之出口分別在筒之兩端。



圖 22.1 離心式脫水機

22.1.2 設計參考要項

影響離心式脫水機功能的因素包括：污泥進料速率、固體顆粒特性(大小、密度)、進料污泥濃度、溫度及添加化學助劑種類等。設計時各項考慮因素如下：

- 1.污泥進料速率是最常用來訂定離心式脫水機容量大小之參數，單一容量自 $1\text{m}^3/\text{hr}$ 至 $57\text{m}^3/\text{hr}$ 不等。
- 2.進料污泥固體濃度愈高，可得愈高之固體捕捉率，固體捕捉率(R)可由下式計算之：

$$R = \frac{Q_s \times C_s}{Q_f \times C_f} \times 100$$

式中:R=固體捕捉率(%)

C_s =污泥餅中固體濃度(%)

C_f =進料污泥固體濃度(%)

Q_s =污泥餅量

Q_f =進料污泥總量表

表 22.1 為各種污泥離心脫水之預期功能。

- 3.污泥溫度愈高，密度及黏滯度愈低，則愈容易脫水，然過高的溫度會降低污泥餅之固結強度，而使得輸送困難。
- 4.化學助劑的添加，主要有兩個原因：增強固液分離的效果及改善污泥餅輸送的能力。

表 22.1 各種污泥離心脫水之預期功能

污泥種類	污泥餅特性		
	固體物(%)	固體捕捉率(%)	調理劑量(kg/t)
初級或消化初級污泥	28~35	70~90	0
初級或消化初級污泥 ± 滴濾池污泥	20~30	80~95 60~75	2.3~6.8 0
初級或消化初級污泥 + 活性污泥	15~30	80~95 50~65	2.3~9 0
活性污泥	8~9	80~85	2.3~4.6
缺氧活性污泥	8~10	80~85	1.2.3
高量石灰污泥	50~55	90	0

22.1.3 一般常見設計缺失及補救方法

離心式脫水機一般常見設計缺失及補救方法請參見表 22.2。

表 22.2 離心式脫水機一般常見設計缺失及補救方法

設計缺失	補救方法
1.材質不當發生腐蝕問題	1.更換不當部分之材質
2.沖洗水噴嘴阻塞	2.設置沖洗水濾網
3.輸送器無法拆移	3.設置吊車
4.使用硬質管連接離心機	4.使用撓性接頭
5.由於除砂不當造成過量磨損	5.設置除砂系統

22.1.4 主要設備

- 1.進料泵
- 2.混凝／助凝藥劑添加設備
- 3.離心式脫水機
- 4.沖洗水設備
- 5.脫水泥餅輸送／貯存設備

22.1.5 控制重點

離心式脫水機操作中所遭遇之主要困難為離心液中所含懸浮固體濃度甚高，若將此等含固體物之離心液迴流至廢水處理設施，則等於增加一項由大量微細固體形成之內部循環，週而復始，使得處理後之水質惡化。此等現象可採用兩種方法克服，其一為延長離心時間，可以降低污泥進料速率或使用容積較大之離心機以達成之；另一方法為加大固體濃度，可以在離心操作之前，先作污泥調理，添加諸如氯化鐵、石灰或高分子聚合物等以促其凝聚。此外，操作上若欲改變脫水機轉速，應在製造商之指導下進行，切勿自行調整修改。

22.2.6 異常對策指引

離心式脫水機之異常對策指引請參見表 22.3。

表 22.3 異常對策指引—離心式脫水機

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.離心液 澄清度 不良	1a.進料速率過高 1b.堰位設置不當 1c.輸送器葉片磨 損 1d.速度太快 1e.進料污泥濃度 太高 1f.化學調理不當	1a.流量記錄 1b.堰之位置 1c.機械振動或過量固體物 累積 1d.轉速 1e.污泥之旋轉試驗應小於 40%體積比 1f.藥劑量	1a.降低流量 1b.增加池深以改進澄清度 1c.修理或更換輸送器 1d.降低傳動機械速度 1e.稀釋進料污泥 1f.修正藥劑量
2.泥餅乾 度不當	2a.進料速率過高 2b.不當之堰位 2c.速度過低 2d.化學調理添加 率過高 2e.進流之溫度過 高	2a.流量記錄 2b.堰之位置 2c.轉速 2d.藥劑量 2e.進流污泥溫度	2a.降低流量 2b.降低池深以改善乾度 2c.提高轉速 2d.降低藥劑量 2e.降低進流溫度
3.扭矩控 制一直 跳脫	3a.進料速率過高 3b.進料污泥濃度 太高 3c.機械內有異物 3d.齒輪箱排列錯 誤 3e.齒輪箱軸承齒 輪錯誤	3a.流量記錄 3b.污泥旋轉試驗應小於 40%體積比 3c.檢視內部 3d.振動 3e.檢視齒輪箱	3a.降低流量 3b.稀釋進料污泥 3c.移動輸送器去除異物 3d.修正排列 3e.更換錯誤之部分
4.過度振 動	4a.潤滑不當 4b.避震裝置不當 4c.排放之漏斗可 能與離心接觸 4d.輸送葉片被阻 塞致不平衡 4e.齒輪箱排列不 當 4f.軸承座損壞 4g.旋鼓不平衡 4h.設備有部分未 鎖定	4a.檢視潤滑系統 4b.避震裝置 4c.漏斗裝置 4d.機械內部 4e.齒輪箱排列 4f.檢視軸承	4a.修正潤滑 4b.調整避震器 4c.漏斗設置滑動接頭 4d.沖洗 4e.排列齒輪箱 4f.更換軸承 4g.送回製造商調整平衡 4h.鎖定鬆落之部分

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	4i.輸送器不正常磨損	4i.檢視輸送器	4i.表面重處理，再調整平衡
5.動力消耗突增	5a.內部固體物累積，黏結在內壁 5b.排放管阻塞	5a.固體物刮除犁 5b.檢視污泥排除狀況	5a.磨損部分，改使用較硬材質 5b.清洗排放管
6.功力消耗漸增	6.輸送器葉片磨損	6.輸送器狀況	6.葉片表面重處理
7.突發性湧出固體物	7a.池深太淺 7b.輸送器螺紋不規則 7c.進料管太接近排放管 7d.機械過度振動	7a.堰板位置 7b.表面硬度不當或磨蝕 7d.參考現象 4	7a.增加池深 7b.修正螺旋葉之表面螺紋 7c.將進料管移至出流端(假如可移動的話)
8.離心機故障或無法啓動	8a.保險絲熔斷 8b.過載電驛跳脫 8c.馬達過熱，過熱保護器跳脫 8d.扭矩控制器跳脫 8e.振動開關跳脫	8a.保險絲 8b.過載電驛 8c.過熱保護器 8d.參考現象 3 8e.參考現象 4	8a.更換保險絲，清洗機械 8b.清洗機械，重設定電驛 8c.清洗機械，重設定保護器

22.2 壓濾式脫水機

22.2.1 處理原理

壓濾式脫水機(filter press)，具有垂直之板框，上覆濾布，由框架撐起，擠壓時一端固定，一端擠壓；操作方式採批次式，每一操作循環依進流污泥特性而異，為 1.5~4hr，操作程序為：1.預敷飛灰矽藻土於濾布，以減少濾布之阻塞及幫助泥餅之脫除。2.藉高壓泵浦注入污泥，操作時間約為 20~30min。3.濾室填滿污泥後開始擠壓，濾液通過濾布流出，脫水之污泥則被截留形成污泥餅，加壓壓力約為 $3.6\sim 16\text{kg/cm}^2 \cdot G$ 。4.至操作結束時，幾乎沒有濾液再被擠出，此時壓板打開，泥餅掉出，全部排除後，壓板復原完成一個操作循環。

壓濾式脫水機之優點包括：1.脫水污泥餅固體濃度甚大，可高達 30~50%。2.濾液較為清潔。3.固體捕捉率高。4.化學品用量低。至於其缺點則包括人工費用高，

週邊設施較多，濾布使用期限短以及初設費用高等。圖 22.2、圖 22.3 為典型之板框壓濾式污泥脫水機及其外觀。

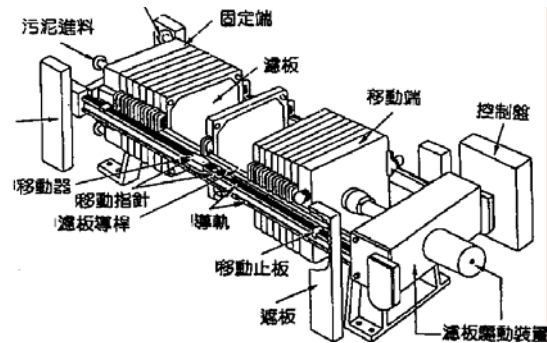


圖 22.2 壓濾式污泥脫水機



圖 22.3 壓濾式脫水機外觀

22.2.2 設計參考要項

影響壓濾式脫水機設計及操作之因素主要有壓力、過濾時間、預敷與調理劑之型態及劑量、濾布種類等，隨著脫水機製造廠之不同，而有很大的差異，然於設計或選擇此類脫水機時，宜注意下列各要項，並儘可能採取污泥進行測試。

1. 污泥之調理通常以石灰、氯化鐵為主，濾布預敷(precoat)採用飛灰或矽藻土。

化學調理劑與污泥混合通常有兩種方式，一為脫水機前設置污泥調理槽，污泥調理後再進入脫水機；一為污泥與調理劑同時注入濾室，污泥注入速率與調理劑注入速率比值通常為 20：1。

2. 污泥注入泵之選擇必須能於注入過程逐漸增加壓力，通常為氣動式(pneumatic)或水力式 (hydraulic)泵，壓力高達 16kg/cm²。
3. 污泥餅之輸送裝置，必須選用耐磨損材質，且避免輸送泥餅掉落，輸送管線應為密閉。
4. 表 22.4 為典型之進流污泥濃度、脫水機操作之循環及操作功能，可供設計或選用時參考。
5. 污泥餅排除後，建議使用酸清洗濾布。

表 22.4 壓濾脫水機操作例

污泥種類	調理劑	進流污泥固體含量(%)	一批次操作時間(hr)	污泥餅固體(%)
PS	5%FeCl ₃ ，10%石灰	5	2.0	45
	100%殘灰	—	1.5	50
PS + FeCl ₃	10%石灰	4*	4	40
PS + 二級高量石灰	—	7.5	1.5	50
PS + WAS	5%FeCl ₃ ，10%石灰	8*	2.5	45
	150%殘灰	—	2.0	50
PS + (WAS + FeCl ₃)	5%FeCl ₃ ，10%石灰	8*	3	45
(PS + FeCl ₃) + WAS	10%石灰	3.5*	4	40
WAS	7.5%FeCl ₃ ，15%石灰	5*	2.5	45
	250%殘灰	—	2.0	50
WAS + FeCl ₃	5%FeCl ₃ ，10%石灰	5*	3.5	45
DPS	6%FeCl ₃ ，30%石灰	8	2.0	40
DPS + WAS	5%FeCl ₃ ，10%石灰	6~8*	2.0	45
	100%殘灰	—	1.5	50
DPS + (WAS + FeCl ₃)	5%FeCl ₃ ，10%石灰	6~8*	3	40
三級鋁污泥	10%石灰	4*	6	35
三級污泥(少量石灰)	—	8*	1.5	55

PS：初級污泥 WAS：廢棄活性污泥 DPS：消化初級污泥 *：表示污泥先經濃縮後

22.2.3 一般常見設計缺失及補救方法

壓濾式脫水機一般常見設計缺失及補救方法請參見表 22.5。

表 22.5 壓濾式脫水機一般常見設計缺失及補救方法

設計缺失	補救方法
1.重量式殘灰添加設備，殘灰鬆化現象	1.改用體積式添加設備
2.泥餅輸出系統不良(螺旋輸送器阻塞，帶式輸送器受 15° 仰角之限)	2.使用載重大的階梯輸送器
3.機械式殘灰輸送器有噪音與維護之問題	3.使用氣動式殘灰傳送系統
4.濾布不適用，泥餅脫離不易，清洗困難	4.更換濾布

22.2.4 主要設備

- 1.污泥輸送泵
- 2.空壓機(含壓縮空氣貯槽)
- 3.污泥混合(調理)槽
- 4.污泥調理劑加藥系統
- 5.壓濾式脫水機
- 6.濾布預敷及酸洗藥劑系統
- 7.濾布清洗設備
- 8.污泥餅輸送設備

22.2.5 控制重點

在一定的污泥進料率下，污泥餅之固體濃度是可以預測的，然此脫水方法最主要的困難在於濾布的保養與更新。通常預敷可以避免濾布阻塞與降低濾布清洗之頻率，此外，可藉由污泥調理提高污泥脫水性。控制時可觀測脫水濾液中 SS 濃度應低於 100mg/L，方為良好操作。此外，宜儘可能採用全自動控制系統，以維持脫水效能，同時減少操作人力。

22.2.6 異常對策指引

壓濾式脫水機之異常對策指引請參見表 22.6。

表 22.6 異常對策指引—壓濾脫水機

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.離心液 澄清晰度 不良	1a.進料速率過高 1b.堰位設置不當 1c.輸送器葉片磨 損 1d.速度太快 1e.進料污泥濃度 太高 1f.化學調理不當	1a.流量記錄 1b.堰之位置 1c.機械振動或過量固體 物累積 1d.轉速 1e.污泥之旋轉試驗應小 於 40%體積比 1f.藥劑量	1a.降低流量 1b.增加池深以改進澄清晰度 1c.修理或更換輸送器 1d.降低傳動機械速度 1e.稀釋進料污泥 1f.修正藥劑量
1.板 框 無 法密閉。	1a.定位不當 1b.不當之隙縫	1a.定位 1b.固定突座	1a.板框重新定位 1b.調整固定突座之隙縫
2.泥餅卸 放困雜	2a.不當之預敷 2b.不當之調理	2a.預敷設備 2b.調理劑種類與加藥量	2a.增加預敷量 2b.實驗決定適當藥劑及量
3.壓濾週 期過長	3a.不當之調理 3b.進料污泥過稀	3a.調理劑量 3b.濃縮單元操作狀況	3a.改變加藥量 3b.改進濃縮之效果
4.過濾泥 餅黏著 在輸送 器上	4a.調理劑不當	4a.調理劑量	4a.減少殘灰，增加無機調理 劑
5.預敷壓 力漸增	5a.不當之污泥調 理 5b.不當之預敷 5c.濾布阻塞 5d.鈣質累積在濾 布上	5a.調理劑量 5b.預敷操作 5c.濾布 5d.濾布	5a.改變劑量 5b.減低預敷量，逐漸尋求最 適之預敷量 5c.清洗濾布 5d.酸洗
6.濾布經 常阻塞	6a.預敷不當 6b.未用預敷時， 初始進料量過 高	6a.預敷操作	6a.增加預敷 6b.調降初期進料量
7.泥餅含 水率高	7a.不當之調理 7b.壓濾過期太短	7a.調理劑量 7b.濾液量與泥餅含水率	7a.改變調理劑量 7b.延長壓濾時間
8.污泥自 板框溢 出	8.板框間有障礙 物	8.檢視板框	8.停機，清除障礙物

22.3 真空過濾式脫水機

22.3.1 處理原理

真空過濾式脫水機(vacuum filter)及藉多孔性介質截住污泥中的固體物於介質上，而過濾液由介質流過，過濾的過程係在真空壓力下進行。真空脫水機為在溝式及多孔式之圓筒上套以濾布，開始迴轉，內側以真空泵減壓，當迴轉的圓筒通過污泥漿槽時，固體物由於真空的作用便附著於濾布面，圓筒沉潛入污泥漿槽的面積可為全面積的 40~60%。圓筒在通過污泥漿時可在濾布面上形成污泥餅，水份則經過沉積於濾布面上的固體，再通過濾布面去除，當圓筒離開污泥漿時，污泥餅暴露於空氣中而逐漸乾燥，在乾燥的後期，可利用刮刀刮去濾布面上的污泥餅到輸送器，過濾介質再度沉入污泥漿槽前，通常用水噴洗之。圖 22.4 為典型的真空過濾式脫水機，圖 22.5 則為較新型之帶狀迴轉真空過濾式脫水機。

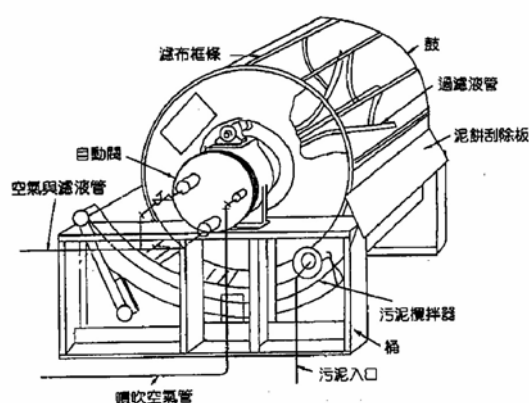


圖 22.4 旋轉鼓真空過濾脫水機

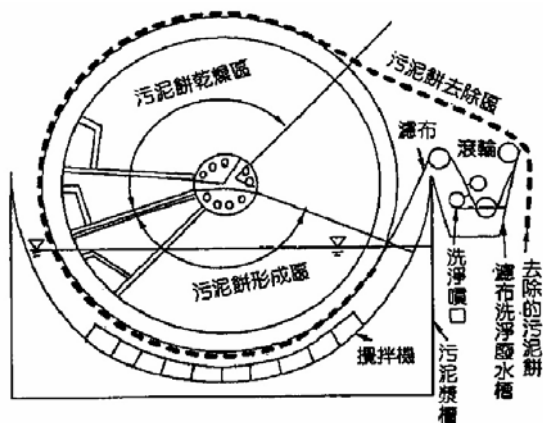


圖 22.5 帶狀式迴轉真空過濾式脫水機

22.4.2 設計參考要項

真空過濾式脫水機之設計參數主要為圓筒沉浸於污泥漿槽內污泥餅形成速率(以 $\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ 表示)及圓筒暴露於空氣過程中污泥餅之乾燥速率。設計真空過濾系統應考慮下列各項：

1. 真空泵能提供吸泥時 600mmHg 真空度及脫水時 300mmHg 真空度，抽氣量為 $0.45 \sim 0.6 \text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ 。
2. 真空口筒之尺寸應能提供濾液 4~5min 之停留時間。
3. 濾液排除泵通常使用自吸式(self-priming)螺旋抽水機。
4. 污泥調理槽槽體須選用耐腐蝕材料。若使用氯化鐵或石灰作為調理劑應有 2~4min 之停留時間；若使用高分子凝聚劑則可縮短停留時間。
5. 進料泵應使用可變速泵。
6. 濾布清洗水通常使用最終放流水，於 $2.8 \sim 3.6 \text{kg/cm}^2 \cdot \text{G}$ 壓力下，應有 $0.8 \sim 1.37 \text{L/m} \cdot \text{s}$ 之清洗水量。

表 22.7 真空過濾式脫水機操作例

污泥種類	假設設計條件	進流污泥 固體含量(%)	乾污泥負荷率 ($\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}$)	污泥餅 固體含量(%)
PS	濃縮至 10%，調理	10	40~50	25~38
PS+FeCl ₃	85mg/L FeCl ₃ ，石灰調理濃縮至 2.5%	2.5	5~10	15~20
PS+低量石灰	300mg/L 石灰，聚合物調理濃縮至 15%	15	30	32~35
PS+高量石灰	600mg/L 石灰，聚合物調理濃縮至 15%	15	50	28~32
PS+WAS	濃縮至 8%，聚合物調理	8	20~25	16~25
PS+(WAS+FeCl ₃)	濃縮至 8%，FeCl ₃ 與石灰調理	8	15	20
(PS+FeCl ₃)+WAS	濃縮初級污泥至 2.5%，浮除濃縮 WAS 至 5%，混合污泥脫水	3.5	7.3	15~20
WAS	濃縮至 5%，聚合物調理	5	12~17	15
WAS+ FeCl ₃	濃縮至 5%，石灰與 FeCl ₃ 調理	5	7.3~10	15
DPS	濃縮至 8~10%，聚合物調理	8~10	35~40	25~38
DPA+WAS	濃縮至 6~8%，聚合物調理	6~8	17~30	14~22
DPS+(WAS+FeCl ₃)	濃縮至 6~8%，石灰與 FeCl ₃ 調理	6~8	12~15	16~18
三級鋁污泥	矽藻土預敷	0.6~0.8	2.0	15~20

PS：初級污泥 WAS： DPS：消化初級污泥

22.3.3 一般常見設計缺失與補救方法

真空過濾式脫水機一般常見設計缺失與補救方法請參見表 22.8。

表 22.8 真空過濾式脫水機一般常見設計缺失與補救方法

設計缺失	補救方法
1.過濾介質選用不當，造成過濾阻塞，或不當之去除效果	1.試驗不同介質之過濾效果，更換最佳之一種
2.藥劑調理系統不適合	2.試驗最佳之藥劑種類及藥量
3.未有清理濾液管線之裝置	3.在管線上設置清洗用之設備
4.帶狀式過濾裝置之污泥餅脫離不易	4.加設刮板
5.濾液泵易氣塞	5.真空貯槽與濾液泵中心間設置均化管線，避免形成氣室

22.3.4 主要設備

- 1.真空泵
- 2.空壓機(含壓縮空氣貯槽)
- 3.污泥調理系統
- 4.真空過濾式脫水機
- 5.濾液槽
- 6.濾液泵
- 7.沖洗設備
- 8.泥餅輸送／貯存設備

22.3.5 控制重點

過濾操作最重要的控制因素為固體含量，最適宜之固體物濃度為 8~10%，濃度過高，分配不均勻且難於調理，濃度過低則水力負荷過高。通常過濾液是迴流至初級處理單元，以去除大部分之固體物。當濾液水質很差時，大量之微細固體物將會降低整個處理系統之效率。只設置活性污泥系統時，濾液宜直接排入浮除或濃縮單元內。

22.3.6 異常對策指引

真空過濾式脫水機異常對策指引，請參見表 22.9。

表 22.9 異常對策指引—真空過濾式脫水機

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.出流水 濁度升 高	1a.濾程失效 1b.前段混凝效果不 佳	1a.處理水濁度 1b.進行杯瓶試驗，調整適 合之混凝劑量	1a.停止過濾，進行反沖洗 1b.調整適合之加藥量
1. 濾 液 中 固體量高	1a.調理劑量不當 1b.加藥量偏移 1c.過濾介質阻塞	1a.調理劑 1b.混凝劑加藥設備率定 1c.檢視介質外觀	1a.改變加藥量 1b.重新率定 1c.清洗或換新
2. 泥 餅 薄，脫水 性差	2a.過濾介質阻塞 2b.調理劑量不當 2c.真空度不足 2d.轉鼓之速度過快 2e.轉鼓之浸沒過淺	2a.參見1c 2b.參見1a 2c.真空度，真空系統洩漏 或封密不牢 2d.轉鼓之速度 2e.轉鼓之進沒深度	2c.修護真空系統(參考3.) 2d.降低轉速 2e.增加浸沒深度
3. 真 空 泵 停止	3a.斷電 3b.無密封水 3c.傳動皮帶斷裂	3a.開關跳脫 3b.密封水之來源 3c.傳動皮帶	3a.重新打開開關 3b.供給密封水 3c.更換傳動皮帶
4. 鼓 體 停 止轉動	4.斷電	4.開關跳脫	4.重新打開開關
5. 濾 液 貯 槽振動	5a.濾液泵阻塞 5b.螺栓墊片鬆落 5c.濾液泵逆止閥破 損 5d.吸水管空氣洩漏 5e.鼓面髒 5f.密封條遺失	5a.濾液泵出口瑞 5b.螺栓墊片 5c.逆止閥 5d.吸水管段 5e.鼓面 5f.鼓體	5a.關掉泵，清洗之 5b.鎖緊之或再換墊片 5c.更換逆止閥 5d.封漏 5e.用壓力水清洗之 5f.更換密封條
6. 桶 內 液 位過高	6a.藥劑調理不當 6b.進料量過高 6c.鼓轉速過低 6d.濾液泵關閉或阻 塞 6e.排水管阻塞 6f.真空泵停止 6g.密封條遺失	6a.調理劑量 6b.進料量與污泥餅產量 6c.鼓轉速 6d.濾液泵 6e.排水管 6f.參考現象3. 6g.參考第5f	6a.改變加藥量 6b.降低進料量 6c.增加鼓轉速 6d.打開泵或清洗後打開 6e.清洗排水管
7 桶 內 液 位過低	7a.進料量過低 7b.桶排水閥打開	7a.進料量 7b.排水閥	7a.增加進料量 7b.關閉桶之排水閥
8. 真 空 泵 電流量高	8a.濾液泵阻塞 8b.藥劑調理不當 8c.桶內液面過高 8d.至真空泵之冷卻 水量過高	8a.濾液泵出口處 8b.調理劑量 8c.參見現象6. 8d.冷卻水量	8a.關掉泵，清洗之 8b.改變加藥量 8d.降低冷卻水量

22.4 帶濾式脫水機

22.4.1 處理原理

帶濾式脫水機(belt filter press)由單一或兩片粗網目濾布經滾筒轉動、加壓而達到過濾脫水之目的，由於性能優良之高分子混凝劑之開發，加上操作費、電力消耗低，而且產生之泥餅固體物含量較過去使用之真空脫水、離心脫水之泥餅高，因此本機型迅速被推廣使用。任何型式之帶濾式脫水機包括 3 個基本操作步驟；1.污泥化學調理，為污泥脫水成功與否之重要關鍵。2.重力排水，經過調理的污泥，在濾布上移動，因重力作用產生固液分離排出自由水份，此階段通常為 1~2min，污泥因重力排水能夠減少 50%之體積，並使污泥固體濃度達 6~10%左右。3.壓濾，來自滾筒漸增之壓力而壓縮排出污泥中孔隙水及附著水，最後污泥因承受剪力而破碎並自濾布上剝離出來，一般脫水後泥餅固體物含量在 15~25%左右。圖 22.5 及圖 22.6 所示為一帶壓式脫水機和其 3 個基本操作步驟之位置。

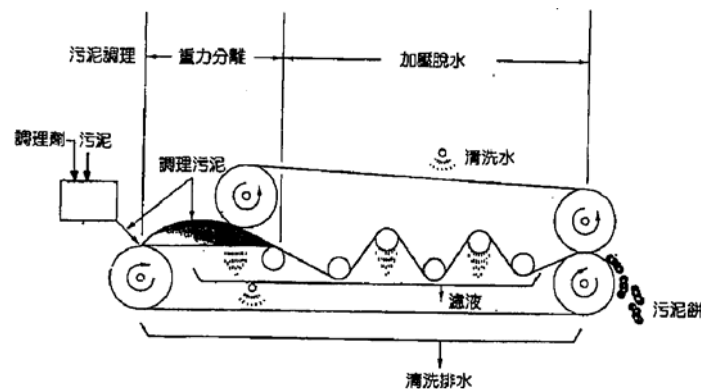


圖 22.6 帶濾式脫水機操作程序



圖 22.7 帶濾式脫水機外觀

22.4.2 一般常見設計缺失及補救方法

帶濾式脫水機一般常見設計缺失及補救方法請參見表 22.10。

表 22.10 帶濾式脫水機一般常見設計缺失與補救方法

設計缺失	補救方法
1.沖洗水噴嘴阻塞	1.設置清洗水濾網
2.不當之過濾介質，造成過濾阻塞，或不當之去除效果	2.試驗不同介質之過濾效果，更換最佳之一種
3.不當藥劑調理系統	3.試驗最佳之藥劑種類及使用藥量
4.污泥量及高分子助凝劑添加量比例調整不易，致影響脫水效果	4.增設足夠容積之污泥濃縮槽，污泥進料泵高分子助凝劑加藥泵改用可調整流量者

22.4.3 主要設備

- 1.污泥進流泵
- 2.空壓機
- 3.污泥混合(調理)槽及加藥系統
- 4.帶濾式脫水機
- 5.濾布清洗泵
- 6.污泥餅輸送/貯存設備

22.4.4 控制重點

影響帶濾式脫水機性能之因素有污泥調理方法、調理劑量、滾壓壓力、滾筒之佈置及數目。調理劑不足或過量為造成處理失敗之主要因素，劑量不足，使污泥在重力脫水或壓縮時被擠出濾布，產生濕潤之泥餅，過量之調理劑使膠凝之污泥在濾布上分佈不均，造成濾布扭曲、蛇行、並堵塞濾布，污泥餅很難自濾布上剝離。因此，必須調整至最佳調整劑量。

22.4.5 異常對策指引

帶濾式脫水異常對策指引，請參見表 22.11。

表 22.11 異常對策指引—帶濾式脫水機

現 象	可能原因	對 策
1.滾軸旋轉不良・	1a.軸承磨損 1b.給油不充分 1c.滾軸彎曲	1a.更換 1b.檢查及補給 1c.更換或修正
2.污泥自兩側溢流・	2a.供給污泥量過多 2b.調理混合不良 2c.藥劑劑量不適當	2a.調整進料量 2b.檢查藥劑添加裝置 2c.及調整劑量、檢查藥劑濃度， 檢查藥劑添加裝置並調節
3.濾布蛇行・	3a.蛇行修正裝置不良 3b.污泥未均勻分佈 3c.滾軸磨損 3d.濾布發生綑摺	3a.檢查及調整 3b.檢查污泥分配裝置及同 2c. 3c.更換或修正 3d.更換或修正
4.脫水泥餅剝離不良・	4a.濾布阻塞 4b.刮板磨耗 4c.濾布移行速度過快 4d.脫水泥餅過薄 4e.調理不佳	4a.清理、清洗或更換 4b.更換 4c.調整 4d.調整污泥濃度及濾布移行速度 4e.同 2b、2c
5.集水板阻塞・	5a.脫水泥餅剝離不良，污泥堆積 5b.集水板堆積污泥	5a.參考現象 4 5b.清理

22.5 各型脫水機性能比較

機械式污泥脫水，因污泥種類甚多，污泥性質變化極大，故對於脫水機之脫水效果加以評估是很難的，不同機種因為污泥來源不同而其評價亦有差異，一般而言，其相對性能比較如表 22.12 所示。

表 22.12 各型脫水機相對比較表

項目	型式 評價	真空過濾式	離心式	板框壓濾式	帶濾式
		脫水機	脫水機	脫水機	脫水機
脫水機造價	1 小，2 中，3 大	2	1	3	1
加藥量	1 小，2 中，3 大	3	2	3	2
操作費	1 小，2 中，3 大	2	2	3	1
脫水機佔地	1 小，2 中，3 大	3	1	3	2
加藥機設備佔地	1 小，2 中，3 大	3	2	3	2
操作難易	1 易，2 中，3 難	1	2	3(1*)	2
每小時處理容量	1 大，2 中，3 小	1	2	1	2
濾布洗淨水用量	1 無(小)，2 中，3 大	2	1	2	3
SS 捕捉率	1 高，2 中，3 低	2	3	1	2
污泥餅含水量	1 低，2 中，3 高	2	3	1	2
噪音、振動、危險性	1 無，2 中，3 高	2	3	2	1
過濾液調整 pH	1 不要，2 需要	2	1	2	1
污泥餅增量	1 無，2 少，3 多	3	2	3	2
消耗動力	1 小，2 中，3 大	3	3	2	1
輔助設備	1 少，2 中，3 多	2	1	3	2
臭氣量	1 少，2 中，3 多	3	1	2	3

*採用全自動控制操作者，操作簡易

22.6 選擇污泥脫水設備之準備事項

- 1.明確標示欲處理之污泥種類及特性，依據平均日廢水量之質量平衡計算每日欲脫水之污泥量、污泥固體濃度及污泥種類(例如生污泥或消化污泥)。
- 2.選擇污泥最終處置方式，確認污泥餅容許之最大含水率。
- 3.考慮環境因素之影響，例如環境容許之噪音量。
- 4.決定操作方式、每日操作時數、每週操作日數及操作人力。
- 5.決定適當之化學助劑種類及加藥量，必要時由模型廠試驗決定。
- 6.標示完整之基本設計資料，包括：操作時數、固體負荷率或脫水、電力設備規格等。
- 7.請求設備製造商提供設備型錄。

22.7 設計計算例

試決定一污泥脫水系統，處理經濃縮、消化後之初沉及廢棄活性污泥，其基本資料如下：

- 污泥固體量=867kg/d
- 污泥量=17 m³/d
- 固體濃度=5%
- 比重=1.02

設計步驟如下：

1.操作方式及加藥設備，操作方式=6hr/day，7day/週

- 調理劑高分子凝集劑添加量=0.5%(乾污泥重)

$$\begin{aligned}Q_p &= 0.5\% \times 867\text{kg/d} \\&= 4.34\text{kg/d} \\&= 4.34 \text{ m}^3/\text{d}(\text{凝集劑溶液配製成 } 0.1\%)\end{aligned}$$

- 固體捕捉率=95%
- 污泥餅含水率=80%
- 污泥餅比重=1.15
- 污泥總量(Q_{ss})

$$\begin{aligned}Q_{ss} &= Q_s + Q_p \\&= 17 \text{ m}^3/\text{d} + 4.34 \text{ m}^3/\text{d} = 21.34 \text{ m}^3/\text{d}\end{aligned}$$

2.污泥脫水機容量

- 污泥脫水操作時間 6hr/d
- 污泥脫水機容量(V)

$$\begin{aligned}V &= \frac{Q_s}{6\text{hr/d}} = \frac{21.34\text{m}^3/\text{d}}{6\text{hr/d}} = 3.56 \text{ m}^3/\text{d} \\ \text{或 } V &= \frac{867\text{kg/d} + 4.34\text{kg/d}}{6\text{hr/d}} = 145.2\text{kg/hr}\end{aligned}$$

3.污泥餅量

- 污泥餅量=(867kg/d+4.34kg/d)×95%=827.8kg/d

- 污泥餅體積 = $\frac{827.8\text{kg/d}}{(1-0.8) \times 150\text{kg/m}^3} = 3.6\text{m}^3/\text{d}$

4. 滲液量及滲液 SS 濃度

- 滲液量(Q_f)

$$Q_f = Q_{ss} - \text{污泥餅體積}$$

$$= 21.34 \text{ m}^3/\text{d} - 3.6 \text{ m}^3/\text{d} = 17.74 \text{ m}^3/\text{d}$$

滲液SS濃度(SS_f)

$$SS_f = \frac{(867 + 4.34) \times 0.05 \times 10^3}{17.74} = 2,456\text{mg/L}$$

第二十三章 污泥干燥床

23.1 原理概述

污泥干燥床(sludge drying bed)通常是用來做為消化污泥之脱水用。消化或調理之污泥排入干燥床在自然之條件下脱水與乾燥。藉重力排出之滲過液經由底部之收集管線收集。迴流至處理單元再處理。污泥乾燥初期滲出之滲過液較少，在經過 3 天左右，排出量增加。蒸發作用也同時進行直到泥餅含水量降至要求之程度，再將泥餅移除。清除方式可用人工/輸送設備或其它載重設備，乾燥污泥之最終處置視污泥之性質而定。通常工業廢水之污泥餅需進一步處理方可處置。圖 23.1 為污泥初始注入污泥干燥床情形，圖 23.2 為乾燥龜裂成熟之污泥。



圖 23.1 污泥初始注入污泥干燥床



圖 23.2 乾燥龜裂成熟之污泥

23.2 設計概要

23.2.1 主要設備

- 1.進流泵
- 2.乾燥床
- 3.濾砂及濾石
- 4.過濾液迴流泵設備
- 5.泥餅清除設備

23.2.2 設計參數與考慮要項

圖 23.3 為典型砂濾式乾燥床之平面及斷面圖，其設計參數及考慮要項如下：

1.形狀與構造

- (1)形狀以長方型為佳。
- (2)最上層為 20~30cm 厚之砂層，砂粒徑為 0.3~1.2cm，均勻係數小於 5.0。
- (3)底層為 20~30cm 厚之礫石層，礫石為 3~25mm 之級配料。
- (4)注入污泥深度以 10~20cm 為標準，且應有 15cm 的出水高度，砂層以上之總高度約為 25~35cm。

2.面積與床數

- (1)乾燥日數為 15~30 天，視地方氣候與污泥性質而異。
- (2)所需面積依下式計算之：

$$A = \frac{Q \cdot T}{D}$$

式中：A=所需面積(m²)

Q=注入污泥量(m³/d)

D=注入污泥深度(m)

T=乾燥日數(day)

- (3)乾燥床通常隔成數個獨立床，每床約 6m 寬，6~30m 長，且床數以乾燥所需日數以上為佳。
- (4)表 23.1 為消化污泥乾燥床之設計參數。

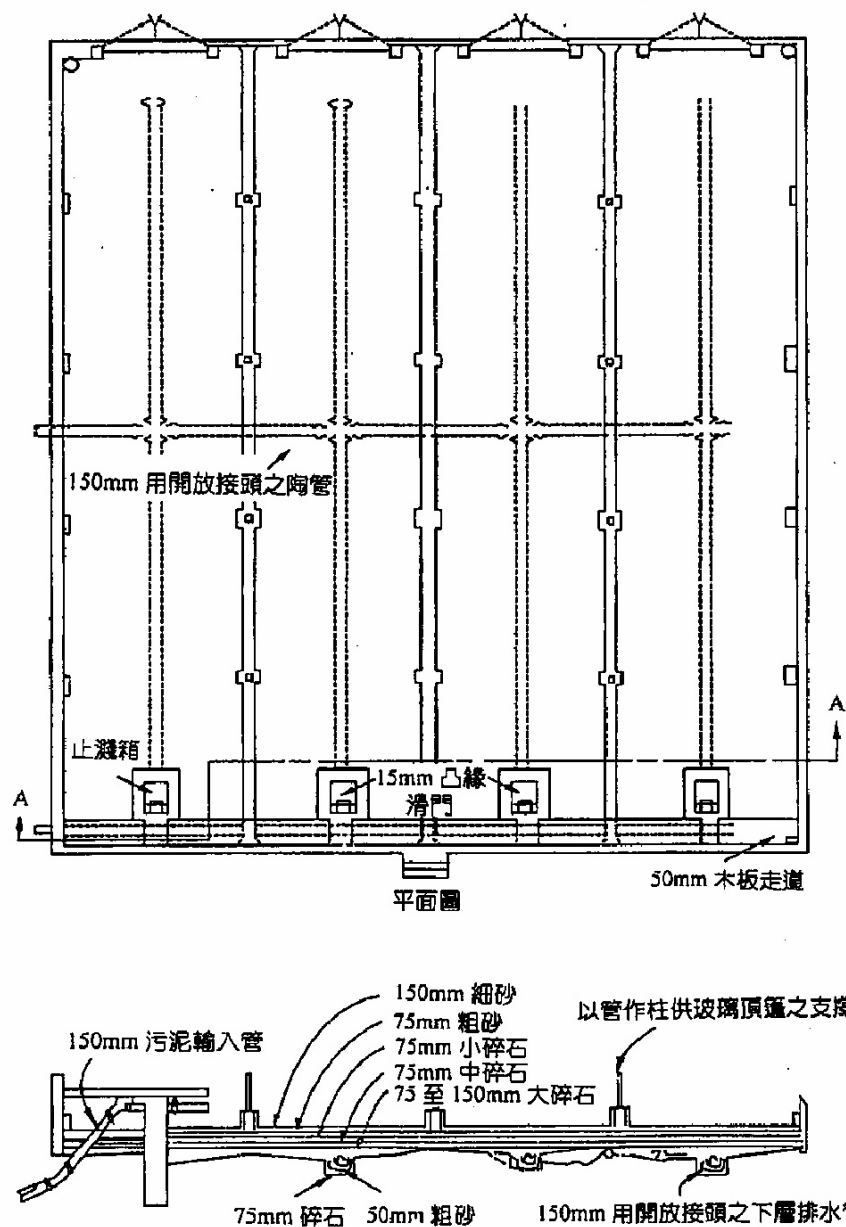


圖 23.3 典型砂濾式乾燥床平面及斷面圖

表 23.1 消化污泥乾燥床設計參數

消化污泥之種類	污泥負荷率(kg dry solids/m ² yr)
消化之初級污泥	120~150
消化之初級污泥+腐植土	90~120
消化之初級污泥+廢棄活性污泥	60~100
消化之初級污泥+化學沉澱污泥	100~160

3.集水系統

礫石層底部應有適當坡度，其最深處設有孔集水管。集水管間隔為 2.5~6m，材質通常為釉陶管，尺寸應大於 100mm，且其坡度至少為 1%。

4.污泥注入口

污泥注入管線設計流速至少在 0.75m/s 以上，且宜設置分流箱使污泥流入指定的乾燥床上，乾燥床污泥進口處置放濺泥板，以分散污泥於乾燥床和防止砂的沖蝕。

23.2.3 功能評估

- 1.核對污泥乾燥所需之時間，在好天氣下，污泥應在 2~3 週內完成，而達到 45 %固體含量可能只需 6 週之時間。但污泥要有良好消化正如其它之脫水法，乾燥床亦可使用調理劑，其操作時間可縮小 50%以上，在適當之調理劑下，有些污泥可以在 1 天以內完成乾燥之步驟。
- 2.檢核臭味。有臭味表示污泥消化不良。
- 3.檢視床中剩餘之砂量，假若砂層小於 10cm，則需再補充新砂。有其它操作功能上之問題，可以參考控制重點及異常對策指引之章節。

23.3 一般常見設計缺失與補救方法

污泥乾燥床一般常見設計缺失與補救方法請參見表 23.2

表 23.2 污泥乾燥床一般常見設計缺失與補救方法

設計缺失	補救方法
1.床體太小	1.污泥調理
2.污泥進流散佈系統造成負荷分佈不均勻	2.修正分佈管線
3.分隔牆使用未處理過之木材，迅速彎曲	3.更換材質，或使用混凝土隔牆
4.會淹水	4.設置在高處

23.4 設計計算範例

試設計污泥乾燥床處理未調理污泥，設計條件如下：

- 污泥量 $Q_s=12 \text{ m}^3/\text{day}$
- 礫石層高度=30cm
- 砂層高度=30cm
- 出水高度=15cm

- 出水污泥深度=20cm
- 污泥乾燥時間=15day

設計步驟如下：

1. 乾燥床面積(A)

- 所需乾燥床容積 V

$$\begin{aligned} V &= 12 \text{ m}^3/\text{day} \times 15\text{day} \\ &= 180 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- 乾燥床面積(A)

$$\begin{aligned} A &= 180 \text{ m}^3 / 0.2\text{m} \\ &= 900 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

2. 乾燥床尺寸=5m(寬)×12m(長)×1.0m(深)×15 床

23.5 控制重點

污泥乾燥床之功能受氣候、污泥特性、系統設計(包括注入污泥之深度)、調理藥劑與乾燥時間所影響。污泥之種類及其含水率影響乾燥之過程。污泥含砂，乾燥快速；含油質者，乾得慢；老化生物污泥較新鮮生物污泥乾得慢；初級污泥較二級污泥乾得快；消化污泥較未消化污泥乾得快。不易脫水之污泥或乾燥床超負荷時，採用調理劑尤其有用，常用之調理劑為鋁礬 FeCl_3 ，氯化綠礬與其它有機聚合物。已部份乾燥之乾燥床內勿再添加未脫水污泥。此外，污泥床中任何植物或雜草需加拔除，必要時可以採用除草劑。底部之排水管需定期以水沖洗以免阻塞。

23.6 異常對策指引

乾燥床異常對策指引，請參見表 23.3。

表 23.3 異常對策指引—乾燥床

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.出流水 濁度升 高	1a.濾程失效 1b.前段混凝效果 不佳	1a.處理水濁度 1b.進行杯瓶試驗，調整適 合之混凝劑量	1a.停止過濾，進行反沖洗 1b.調整適合之加藥量
1.脫水時 間過長	1a.污泥深度過大 1b.乾燥床未適當 清理 1c.排水管阻塞或 破裂 1d.床體太小 1e.氣候條件	1a.污泥層厚度(通常注入 污泥深度至 20 公分，尚 屬合理) 1b.檢視未加污泥之空床 1c.排水狀況，出水含砂量 1d.添加聚合物 1e.溫度、降雨	1a.原有泥餅清除後，重新排入 較少量之污泥 1b.污泥曬乾後，移除污泥與 髒砂，更換 1~2 公分之乾 淨砂 1c.沖洗排水管，檢視砂床，如 有必要，更換濾料 1d.通常 2~15kg/1,000kg(乾 污泥)的陽離子聚合物可以 改善脫水率 1e.床體加蓋
2.污泥管 阻塞	2a.管內砂粒與固 體物累積	2a.檢視污泥管狀況	2a.開始操作時，閥門全開，便 於管體清洗
3.進流污 泥過稀	3a.消化池內排泥 不均勻，排出大 量之水與少量之 污泥	3a.檢視排泥狀況	3a.降低消化池之排泥速率
4.蒼蠅繁 衍			4.打破污泥層，使用殺幼蟲劑 或以殺蟲劑捕殺成蟲
5.產生臭 味	5a.不當的污泥消 化	5a.消化過程之操作	5a.建立消化之正確操作程序 5b.添加石灰暫時補救。控制 臭味，但會阻塞濾層

第二十四章 過 濾

24.1 原理概述

過濾之目的為分離水體中懸浮性固體物。於過濾程序中，廢水流經如細砂或無煙煤之類的濾料，形成阻留作用，可去除懸浮性及膠體性粒子。過濾最主要的目的在於降低處理水濁度及增加後續加濾消毒或活性碳吸附的功能。其中濾材對粒子去除機制，可有下列作用：

- 1.作為粒子的沉澱作用，其過濾水質受沉澱面積之大小而影響，濾料表面積愈大，水質愈好。
- 2.作為粒子的凝聚作用，附著於濾料之粒子，再藉物理、化學之凝聚作用而自水中移除，其濾層愈厚，粒徑愈小、過濾效果愈高。
- 3.粒子間隙的阻留作用，已為濾材攔截之粒子逐漸形成較小的管道而將粒子阻留，此為 1、2 作用之副作用。
- 4.附著於濾材之生物的過濾作用，被攔截的粒子逐漸形成薄膜後，會因微量有機物而有微生物滋生，產生了生物作用。

其中，慢濾單元即利用上述 4 種作用捕捉粒子的機制，而常用於廢水處理中的快濾單元因濾過速度較大，係利用上述 1、2 及 3 三種作用。用於廢水處理之快濾處理的方法可分為下列 3 種：

- 1.快濾設於二級生物處理單元之後，直接快濾過濾處理水。
- 2.快濾設於接觸曝氣法或三級混凝沉澱之後，快濾過濾處理水。
- 3.快濾設於重金屬凝集、磷酸鹽凝集之後過濾之。

24.2 設計概要

24.2.1 過濾之分類

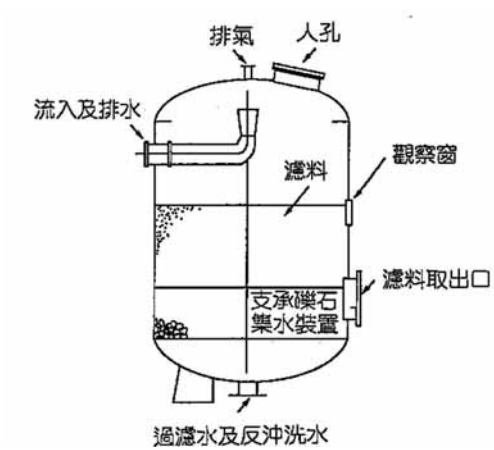
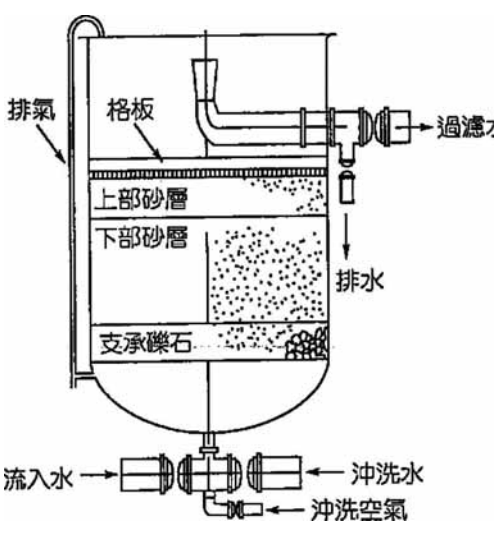
廢水使用之澄清過濾方式，應用於工業廢水處理常用的過濾方法為快濾式。快濾過濾依過濾水之水流方向及過濾壓力而分類，幾種常用的快濾設計型式如表 24.1 所示，目前快濾設施可依個案設計後施工，或者可依性能需求及規格提供含控制設施的套裝商品，表 24.2 整理一般使用快濾設施之型式。

24.2.2 設計參數及考量要項

1.過濾水質

過濾設施就是利用物理性的截留作用，將廢水中的不溶性懸浮固形物予以截留去除。而溶解性物質則無法直接藉過濾方式去除之。對於原廢水及沉澱槽處理後之水質或水量變化對過濾機制之影響，進行分析評估，以檢討其可達到的目標水質。二級生物處理水直接快濾處理時，有時需增加混凝設施，方能達到過濾目的。

表 24.1 過濾分類

類別	概 要	圖 說
向 下 流 式	1.水由濾層之上部流入，在濾層內向下流達到過濾。 2.依過濾壓力可分為重力式及壓力式。 3.一般粒子的捕捉乃於濾層表面，因過濾阻力會隨過濾處理量而漸增大，過濾時間會有拉長之傾向。 4.採用多層濾料可增加濾程。 5.可設計為傳統式及深床式。 6.反沖洗設施包括表面沖洗、空氣反洗及沖洗水。	
向 上 流 式	1.藉泵抽送之原水，自濾層下部向上部依濾料大小之順序通過礫石→粗砂→砂等過濾之。 2.粒徑較大的粒子於礫石層或粗砂層被捕捉，其次微細之粒子則於砂層被濾除，於過濾層去除全體的粒子，過濾持續時間可較長。 3.當濾層被阻塞，濾層過濾漸不容易時，會因流入水造成濾層的流動化，則所捕捉的粒子有外洩流出之問題。 4.為防止濾層的流動，可於濾層上部設置格子狀的板或增加濾層粗砂之厚度。 5.反沖洗設施包括空氣反洗及沖洗水。	

類別	概 要	圖 說
雙 向 流 式	1.水流自濾層的上部及下部兩方向流入，於過濾槽之中央部將過濾水集中。上層部為向下流式，下層部則為向上流式。 2.本方式為抑制向上流式過濾時濾層之膨脹而發展出者，過濾速度大且不易發生濾材膨脹。 3.濾層的上部為無煙煤及砂，下部則為砂或砂及礫石，比向下流式可捕捉粒子量大數倍。 4.沖洗則以空氣及水，與過濾同方向進行之。	
水 平 流 式	1.水流自筒式過濾槽的中央部流向圓周部，於其間達到過濾目的。 2.與向下流或向上流式相比較，濾層整體具捕捉粒子的機制，且捕捉量大。 3.本方式增加其高度，則可增加過濾面積，以減少設施面積。 4.以氣升式泵連續抽濾砂，直接以處理水反洗。	

2.過濾速度

$$v = \frac{Q}{S} \quad \text{式中，}$$

V：過濾速度，m/day Q：過濾流量，m³/day

S：過濾面積，m²

過濾速度受進流水水質及濾層之粒子捕捉量影響，若過濾速度過大，則過濾水質變差，過濾持續時間(濾程)縮短，因此在設定過濾速度時，必須先考慮進流水質、過濾持續時間及濾層的構造等。表 24.4 及表 24.5 為單一濾料及分層濾料快濾設施之設計參數。

3.損失水頭

於濾層中通過水流，由於濾層內的阻力，會產生流入端與流出端之壓力差，稱為損失水頭或過濾阻力。損失水頭依過濾之時間，粒子之捕捉量的增加而增大，當其達一定損失水頭時，過濾層就必須進行反沖洗，俟損失水頭降低後，再行過濾之。若此一操作不適當，則損失水頭將增大，持續加大壓力進流過濾時，原先已被濾層捕捉的粒子，將因高壓力衝擊濾料而流出，過濾水呈混濁。重力式快濾損失水頭為 2~2.5m 左右，壓力式則可達 5m。

表 24.2 快濾設施的設計型式

過濾方式	過濾種類	濾 床			流向	反洗	濾速	濾層阻留區	說明	設計方式
		型式	濾 料	床深(m)						
半連續式	傳統式	單一濾料 (分層或不分層)	砂或無煙煤	0.8	下流式	批式	定速/可調整	表層、上層	水頭損失 快速增大	依個案設計
半連續式	傳統式	兩種濾料(分層)	砂、無煙煤	0.9	下流式	批式	定速/可調整	內層	雙層濾料 配置可延 長濾程	依個案設計
半連續式	傳統式	多濾料(分層)	砂、無煙 煤、柘榴石	0.9	下流式	批式	定速/可調整	內層	雙層濾料 配置可延 長濾程	依個案設計
半連續式	深床式	單一濾料 (分層或不分層)	砂或無煙煤	1.8	下流式	批式	定速/可調整	內層	—	依個案設計
半連續式	深床式	單一濾料(分層)	砂或無煙煤	1.8	上流式	批式	定速	內層	—	套裝商品
連續式	深床式	單一濾料 (不分層)	砂	~4	上流式	連續式	定速	內層	砂層逆向 流	套裝商品

4.濾層

濾層應注意事項包括：濾層的構造、濾料之性質、濾層厚度等。一般過濾塔之下部為集水裝置，其上置支持濾層的礫石層，再其次為濾層。為防止濾層在短時間內阻塞，致濾程太短，濾料之種類多採複層之 2 層或 3 層，儘可能使各層皆可發揮捕捉粒子的功能，並增長過濾持續時間。其排列方式可參考表 24.3 及表 24.4，其中向上流式者，則採用均勻係數較大的石英砂做為單層的濾層。

表 24.3 單一濾料快濾設施設計參數

種類及濾料	參數	範圍值	一般值
傳統式、分層砂 無煙煤	深(cm)	50~75	60
	有效粒徑 ¹ (mm)	0.4~0.8	0.65
	均勻係數 ²	1.2~1.6	1.5
	濾速(m ³ /m ² •min)	0.08~0.25	0.12
	深(cm)	60~90	75
	有效粒徑(mm)	0.8~2.0	1.3
	均勻係數	1.3~1.8	1.6
	濾速(m ³ /m ² •min)	0.08~0.33	0.16
深床式、不分層砂 無煙煤	深(cm)	90~180	120
	有效粒徑(mm)	2~3	2.5
	均勻係數	1.2~1.6	1.5
	濾速(m ³ /m ² •min)	0.08~0.4	0.2
	深(cm)	90~210	150
	有效粒徑(mm)	2~4	2.75
	均勻係數	1.3~1.5	1.6
	濾速(m ³ /m ² •min)	0.08~0.4	0.2

說明：1.有效粒徑(effective size)：利用一組有各種孔徑之美國標準篩予以篩分後，量稱在各個篩上之濾砂重，然後以孔徑大小為橫座標(對數)，或然率為縱座標，以表示各種粒徑之累積重量百分率。有效粒徑為 10%之粒徑，D₁₀。

2.均勻係數(uniformity coefficient)=D₆₀/D₁₀。

5.濾層支持層

濾層支持層主要是防止濾料之流出，以礫石(粒徑 2~50mm)分 4 層(厚度 20~50cm)鋪設之。又本支持層之設置以能使反沖洗水及空氣於反沖洗時能均勻分散為宜。

表 24.4 雙層濾料快濾設施設計參數

種類及濾料	參數	範圍值	一般值
雙層濾料 無煙煤 砂	深(cm)	30~76	60
	有效粒徑(mm)	0.8~2.0	1.3
	均勻係數	1.3~1.8	1.6
	深(cm)	15~30	30
	有效粒徑(mm)	0.4~0.8	0.65
	均勻係數	1.2~1.6	1.5
	濾速($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$)	0.08~0.4	0.2
三層濾料 無煙煤 砂 石榴石	深(cm)	20~50	40
	有效粒徑(mm)	1.0~2.0	1.4
	均勻係數	1.4~1.8	1.6
	深(cm)	20~40	25
	有效粒徑(mm)	0.4~0.8	0.5
	均勻係數	1.3~1.8	1.6
	深(cm)	5~15	10
	有效粒徑(mm)	0.2~0.6	0.3
	均勻係數	1.5~1.8	1.6
	濾速($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$)	0.08~0.4	0.2

6.集水裝置

集水裝置的主要功能為收集過濾水與分佈反沖洗使過濾及反沖洗能適當的進行，集水設備之型式有下列各種：

- (1)韋氏型：於濾床上設置支撐，而於其上置混凝土塊形成品字型。
- (2)多孔板型：於濾床上設置多孔隔板，以區隔出一集水區間。
- (3)濾器型：於濾床上的支持板面或集水管路上設置過濾頭或濾球者。
- (4)多孔管型：濾床上設多孔的幹管及支管者。

7.反沖洗

經持續過濾，達到一定的損失水頭時，或經過一段時間過濾層發生阻塞現象時，必須以水及空氣進行濾層反沖洗，以再提升過濾能力。反沖洗次數以考慮捕捉之粒子的腐敗每日一次為宜；反沖洗除可自動壓差或時間設定操作外，亦宜設有手動操作方式。濾層之反沖洗方式依向下式及向上流式而異。各類反沖洗方法概要列如表 24.5。反沖洗者多包括表面或底部水流沖洗，並輔以空氣沖洗等方式併用之。

反沖洗使濾層膨脹約 20~30%時，可提升其洗滌效果，故宜控制適宜的反沖洗流速。反沖洗過程係以濾槽排水、表面沖洗、反沖洗、過濾水貯留等順序進行之。反沖洗時間依濾層的污泥程度而異，故應依據實際情況加以確定。但一般反沖洗所需時間為 10~15 分鐘，因此設計時採用 15 分鐘已足夠。當然，這只是實際的反沖洗時間。反沖洗操作尚包括啓閉閥門的時間與表面沖洗的時間，總計需 20~30 分鐘。單層濾料反沖洗以流速 0.8~2.0m/min 沖洗 10 分鐘，雙層以上濾料則需 0.8~1.2m/min 沖洗 15 分鐘，而空氣沖洗以 0.5~1.0m/min 之流速進行數分鐘。向上流式過濾設施，為防止濾層的流動而於其上部設有格子板，因之沖洗時無法如向下流式之濾層產生流動化，其沖洗過程包括排水、空氣沖洗、水沖洗反覆行之，約需 45 分鐘。經反覆過濾、沖洗後，濾層內會產生軟泥，造成初期損失水頭。為防止軟泥之產生，沖洗時可配合採用加氯方式控制之。反沖洗用水一般都使用過濾水，藉泵從過濾水貯槽抽水至過濾設施進行反沖洗或將反沖洗水貯留於高架水塔，利用其高度差所產生之差壓進行反沖洗。反沖洗所需水量一般約為過濾水的 5%左右。反沖洗排水由於含多量 SS，經貯留後由泵抽入廢水處理系統之調勻槽與廢水合併處理之。

8.過濾槽數

考慮沖洗、檢查、維修、過濾槽宜分割成複數槽以上為宜。

表 24.5 過濾設施之反沖洗

沖洗名稱	概 要
表面沖洗	1.阻留於濾層表面的污濁物藉噴射水使其碎裂，並使濾料互相摩擦以洗滌之。 2.反沖洗效果不佳時使用之。 3.有旋轉式、固定式。 4.設置於向下流式過濾設施。
空氣沖洗	濾層下部空氣管內之氣泡自濾層上升時，使濾層震動之同時達到濾層內污濁物剝離之效果
反沖洗	1.表面沖洗或空氣沖洗以剝落污濁物後使用。 2.自濾層上排出之污濁物由廢水槽排出之。 3.藉反沖洗水使濾層呈流動化，造成濾料間之摩擦得以去污濁物。

24.3 設計計算例

24.3.1 設計條件

- 於終沉池後設置快濾槽
- 平均流量：1,000m³/day
- 進流 COD 濃度：100mg/L
- 進流 SS 濃度：50mg/L

24.3.2 設計準則

- 採用深床式壓力槽
- 採用自動壓差式，間歇式反沖洗約每日一次。
- 濾速：7.5m/hr 以下
- 濾料採用均勻係數 1.4，有效粒徑 1.49mm
- 反沖洗速率：0.8m/min，反洗時間 5min
- 反沖洗控制壓力為 0.5kg/cm²

24.3.3 設計步驟

1.槽體尺寸

- 槽體面積 = 1,000m³/day ÷ 7.5m/hr ÷ 23hr/day (扣除反沖洗時間 1hr) = 5.8m²
- 採用直徑 2.8m 之桶槽，面積 = 6.16m²
- 採用砂濾料，濾床深 1.8m

2.進流泵

- 每日進流操作約 23hr，泵量 = $1,000\text{m}^3/\text{day} \div 23\text{hr}/\text{day} = 43.5\text{m}^3/\text{hr}$
- 額定泵量 = $43.5\text{m}^3/\text{hr} \times 1.1 = 47.9\text{m}^3/\text{hr}$
- 額定揚程採用 $0.7\text{kg}/\text{cm}^2$
- 採用離心式泵

3.反洗泵

- 反洗泵量 = $0.8\text{m}/\text{min} \times 6.16\text{m}^2 \times 60\text{min}/\text{hr} = 296\text{m}^3/\text{hr}$
- 額定流量 = $325\text{m}^3/\text{hr}$
- 額定揚程採用 $0.8\text{kg}/\text{cm}^2$
- 採用離心式泵

24.4 一般常見設計缺失及補救方法

快濾法一般常見設計缺失及補救方法詳見表 24.6。

表 24.6 快濾法一般常見設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.濾速太大	1.增設快濾單元
2.缺乏備用單元	2.增設備用單元
3.未設進流水專用貯槽	3.增設進流水貯槽
4.設置超過三個濾槽以上時，彈性操作之交替管閥缺乏或太複雜	4.以二個槽可共用一組進/出水管閥及泵為原則修改管路

24.5 控制重點

快濾設施每日濾速度達百公尺，過濾損失水頭上升相當快速，因此其操作時的壓力水頭的變化為操作程序控制的要項。進流水 SS 含量高時，將增加反沖洗的頻率，因此砂濾進流水 SS 濃度的降低及穩定化，有利於快濾設施之操作及效率的提升。

24.6 異常對策指引

快濾法的異常對策指引，請參見表 24.7。

表 24.7 異常對策指引－快濾法

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.出流水濁度升高	1a.濾程失效 1b.前段混凝效果不佳	1a.處理水濁度 1b.進行杯瓶試驗，調整適合之混凝劑量	1a.停止過濾，進行反沖洗 1b.調整適合之加藥量
2.流經濾床的水頭損失偏高	2a.濾程失效	2a.損失水頭	2a.停止過濾，進行反沖洗
3.剛反沖洗後，損失水頭仍高	3a.反沖洗時間不足，濾料間仍含有固體物 3b.反沖洗時未使用表面水洗或空氣洗滌，或者設施故障，使固體物結成泥球填充於濾料間未清除	3a.開始進水過濾時之損失水頭超過正常 30~60cm 3b.表面水洗及空氣洗滌設施運轉狀況	3a.延長反沖洗時間 3b.恢復表面水洗及空氣洗滌操作，如有阻塞故障則修護之
4.反沖洗後濾層表面因阻塞而損失水頭上升迅速	4a.進流水 SS 含量太高 4b 助濾劑用量太高 4c.表面水洗系統未操作 4d.反沖洗程序時之表面水洗時間不足 4e.反沖洗時間太長	4a.進流水 SS 4b 助濾劑加藥量 4c.表面水洗設施運轉狀況 4d.表面水洗操作時間 4e.反沖洗操作時間	4a.加強前處理沉澱單元效率 4b 減少助濾劑加藥量 4c.修護表面水洗設施 4d.增加表面水洗時間 4e.減少反沖洗時間
5.反沖洗後濾層表面因阻塞而損失水頭上升迅速	5.濾層表面因下列 3 點原因迅速累積固體物： 5a.單層濾料過濾系統之前處理沉降效果不佳 5b.雙層濾料及混合濾料過濾系統之助濾劑過多 5c.表面水洗及反沖洗程序不當	5.損失上頭上升狀況	5a.改善前處理設施或改用雙層或混合濾料過濾設施可增加表面濾料的孔隙。 5b.減少助濾劑用量，勿使固體物粒徑太大，則可穿入較深的濾床中。 5c.調整表面水洗及反沖洗程序。

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
6.濾程短流	6a.濾層表面阻塞 引起之損失水頭 過高 6b.進流水 SS 含量 太高	6.目視短流狀況，並檢測損失水頭，檢視反洗程序適當否。	6a.設置雙層或混合濾料設施 6b.減少助濾劑加藥量 6c.改用高分子助凝劑作為助濾劑，以控制損失水頭的增加 6d.確認反沖洗操作程序正確
7.濾過水濁度陡然增加，而損失水頭增加	7a.助濾劑用量不適當 7b.加藥設施故障 7c.混凝劑用量不適當	7a.處理水濁度 7b.加藥機 7c.進行杯瓶試驗	7a.增加助濾劑用量 7b.維修加藥機 7c.調整混凝劑加藥量

第二十五章 活性碳吸附

25.1 原理概述

吸附作用(adsorption)是一種”表面現象”，溶液中之分子(即吸附質)經由化學或物理之結合力，而附著於固體物(即吸附劑)之表面。一般所稱之吸附作用若無特別之定義，係指物理性吸附作用而言，物理性吸附之應用以活性碳吸附(carbon adsorption)為代表。

活性碳吸附在廢水處理上之應用，主要功能在去除溶解狀之有機物(如色度、酚類、清潔劑或具毒性或生物無法分解之物質)，常用在二級生物處理之後，故為三級處理單元，以去除生物處理無法分解之有機物為其目的；或是做為主要之物化處理單元，以去除廢水中一般之溶解狀有機物為其目的。在操作上有兩個操作程序，即接觸與再生。廢水流經充填活性碳之桶槽，廢水中之不純物被活性碳所吸附，當活性碳粒子表面之吸附位置為不純物所佔據時，即不再有吸附作用，此時必須進行再生操作或更換新的活性碳。在應用上，活性碳有顆粒狀(GAC)與粉末狀(PAC)之分，顆粒狀活性碳在操作上有上流式與下流式接觸桶之設計，粉末狀活性碳則是直接加入廢水中，藉如混凝沉澱方式自廢水中分離。通常，顆粒狀活性碳使用時，為充份利用所有之活性碳吸附容量，均採用複槽串聯式設計，最常見的是 3 槽式，操作時 2 槽串聯操作，第 3 槽則做再生或備用，如圖 25.1。影響吸附作用之重要因素有：1. 吸附劑之性質，如顆粒大小、比表面積、孔隙大小等；2. 吸附質之性質，如分子大小、極性、離子化等；3. 溶液之性質，如 pH 值、溫度、固體雜質等；4. 接觸系統之型式。

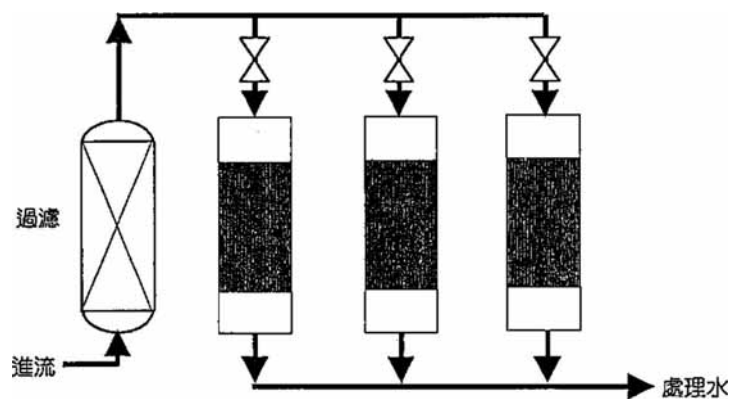


圖 25.1 活性碳吸附流程圖

第二十六章 離子交換

26.1 原理概述

離子交換(ion exchange)是利用固體物質表面藉由靜電力維繫之官能基與溶液中相同電荷之離子交換，帶電荷之離子被自溶液中除去，同時有相同當量之同種電荷之離子(來自被置換之官能基)被釋回溶液中。離子交換通常被用在去除或交換溶解狀的無機鹽類如淨水軟化及重金屬之去除。其流程圖如圖 26.1 所示。

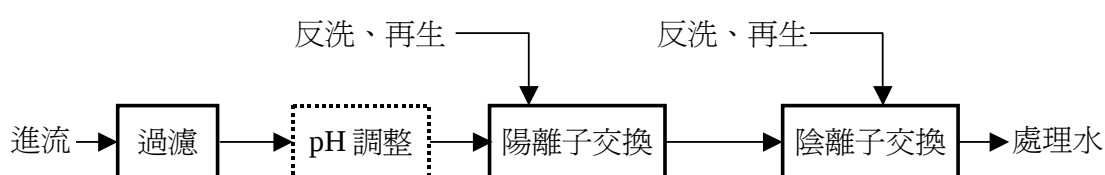


圖 26.1 離子交換流程圖

依交換之離子電荷種類來分有陰、陽離子交換樹脂(resin)，又依其官能基之型式又有強、弱、酸、鹼性交換樹脂之分。典型的交換樹脂之反應式請參見表 26.1 所示。強酸及強鹼性交換樹脂再生效率只有 30~50%，弱酸及弱鹼性交換樹脂則可接近 100%。所謂強酸性交換樹脂，乃因其官能基是由強酸衍生而來，其交換之適用 pH 值範圍廣；弱酸性樹脂其官能基是由弱酸衍生而來，其適用之 pH 範圍很窄，通常適用於 pH 大於 7 與高鹼度之情形；強鹼性樹脂其官能基是由 Type I 或 TypeII 的季銨化物(quarternary ammonium group)所構成，同樣地其適用之 pH 範圍亦廣。弱鹼性樹脂之官能基則是由各級胺(amine)所構成，其適用之 pH 範圍窄，通常在 pH 值小於 7.0 之情形，各類樹脂官能基之典型結構請參見表 26.1。

26.2 系統操作

離子交換樹脂系統之操作區分為分批式或連續式及固定床式或流動床式，其中固定床式是採用較多的一種，典型操作包括了四個步驟：1.操作，2.反洗，3.再生，4.潤洗，簡述如下：

- 1.操作：離子交換反應進行之階段，在此過程中，欲除去之離子與樹脂中之同性電荷離子進行交換，其控制因子為水流流速、流量及充填床之壓力損失。

2.反洗：其目的：(1)打散結塊的樹脂。(2)除去阻塞水流之細小微粒及破碎樹脂顆粒。(3)消除氣泡。(4)重新分佈樹脂。反洗之水流流向為向上流式，充填床之膨脹率、反洗流量及反洗流速是完成反洗的重要考慮因素。

表 26.1 交換樹脂典型反應式及再生藥劑

1.強酸性陽離子交換樹脂
①H-型，使用 HCl 或 H ₂ SO ₄ 再生
$2R-SO_3H + Ca^{2+} \rightleftharpoons (R-SO_3)_2Ca + 2H^+$
②Na-型，使用 NaCl 再生
$2R-SO_3Na + Ca^{2+} \rightleftharpoons (R-SO_3)_2Ca + 2Na^+$
2.弱酸性陽離子交換樹脂
①H-型，使用 HCl 或 H ₂ SO ₄ 再生
$2R-COOH + Ca^{2+} \rightleftharpoons (R-COO)_2Ca + 2H^+$
②Na-型，先再生成 H-型，再以 NaOH 中和成 Na-型
$2R-COONa + Ca^{2+} \rightleftharpoons (R-COO)_2Ca + 2Na^+$
3.強鹼性陰離子交換樹脂
①OH-型，使用 NaOH 再生
$2R-R'_3NOH + SO_4^{2-} \rightleftharpoons (R-R'_3N)_2SO_4 + 2OH^-$
②Cl-型，使用 NaCl 或 HCl 再生
$2R-R'_3NCl + SO_4^{2-} \rightleftharpoons (R-R'_3N)_2SO_4 + 2Cl^-$
4.弱鹼性陰離交換樹脂
①OH-型或自由基，使用 NaOH，NH ₄ OH 或 Na ₂ CO ₃ 再生
$2R-NH_3OH + SO_4^{2-} \rightleftharpoons (R-NH_3)_2SO_4 + 2OH^-$
②Na-型，使用 HCl 再生
$2R-NH_3Cl + SO_4^{2-} \rightleftharpoons (R-NH_3)_2SO_4 + 2Cl^-$

3.再生：當離子交換達其飽合交換容量時，必須進行再生，各種樹脂再生藥劑之選用與樹脂種類有關(請參見表 26.1)，再生時考慮之物理性因子與操作及反洗之控制因子相同，功能因子則為再生效率之考慮。

4.潤洗：主要在將再生藥劑清洗乾淨，以便再進行離子交換操作，潤洗通常分為慢洗與快洗兩個步驟，其控制因子為將殘餘之再生劑清洗完全。

26.3 設計概要

離子交換樹脂設計之主要參數為平均與尖峰流量、樹脂交換容量、過濾速率、總溶解固體物及處理水質之要求等。而在設計計算上必需控制之因子則有允許之操作壓降，反洗水量、膨脹率、樹脂床之有效交換容積及操作周期時間等。

表 26.2 離子交換樹脂分類表

分類	官能基	典型結構
陽離子交換樹脂 強酸性	sulfonic	
	methylene sulfonic	
	carboxylic	
	phosphonic	
	phenolic hydroxyl	
陰離子交換樹脂 強鹼性	quarternary ammonium (type I)	
	quarternary ammonium (type II)	
	primary amine	
	seconary amine	
	tertiary amine (aromatic matrix)	
	tertiary amine (aliphatic matrix)	

26.3.1 主要設備

- 1.離子交換樹脂
- 2.加壓泵及貯水槽
- 3.再生系統設備
- 4.反洗系統設備
- 5.潤洗系統設備
- 6.前處理固液分離設備

26.3.2 設計相關資料

因各種不同廠牌之交換樹脂其特性不盡相同，設計使用前可向樹脂製造商獲得設計相關之資料。表 26.3、圖 26.2 及表 26.4、圖 26.3 分別為 Duolite ES-26 及 Duolite A-101D 樹脂有關資料之例示。

表 26.3 Doulite ES-26 型樹脂之性質及操作條件

(a)樹脂性質(Duolite ES-26)

官能基	SO ₃ H
外觀	灰色、不透明珠狀
比重	1.27
均勻係數	小於 1.8
顆粒大小	美國標準篩 26~50 網目
有效粒徑	0.45~0.62mm
吸濕率	48~52%
總交換容量	1.9eq/L

(b)建議之操作條件(Duolite ES-26)

充填深度	大於 0.75m
反沖洗水量	請參見圖 26.2(b)
再生液濃度	2~10%H ₂ SO ₄ 5~10%HCl
再生液量	0.05~0.14m ³ /min · m ³
再生時間	大於 40 分鐘
操作流量	0.27~0.68m ³ /min-m ³
操作壓降	請參見圖 26.2(a)
操作溫度	可至 120℃

26.4 設計計算例

26.4.1 設計條件

有一電鍍廠，廢水量 $400\text{m}^3/\text{day}$ ，水溫 21°C ，其水質如下，設計一套鉻酸回收系統。

CrO_4^{2-} : 150mg/L

Fe^{3+} : 10mg/L

Cu^{2+} : 20mg/L

Zn^{2+} : 15mg/L

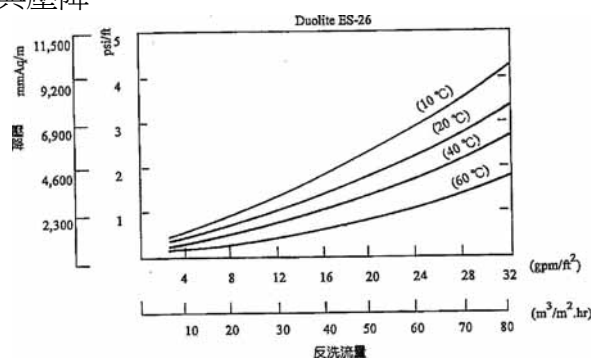
Ni^{2+} : 35mg/L

Na^+ : 16mg/L

26.4.2 設計準則

最大柱體直徑為 0.6m ，其流程請參見圖 26.4。選用之樹脂為 Duolite ES-26(陽離子)及 Duolite A-101D(陰離子)，廠商之資料請參見表 26.3、表 26.4 及圖 26.2、圖 26.3。

(a)反洗流量與壓降



(b)反洗流量與膨脹率

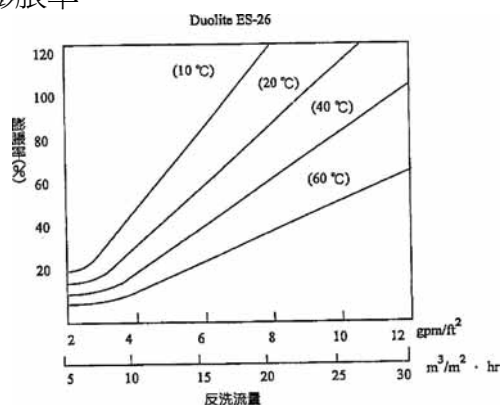
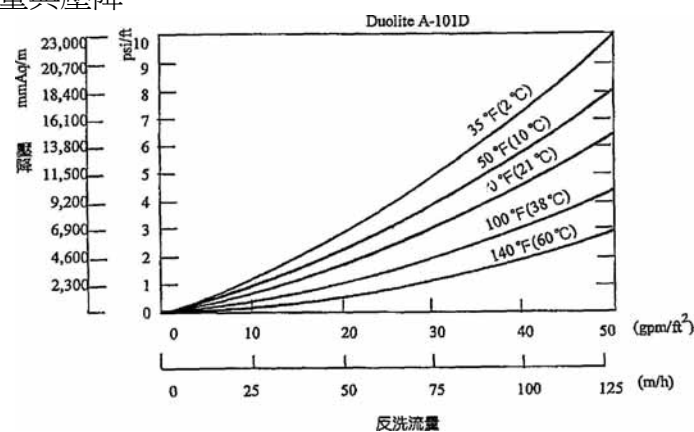


圖 26.2 Duolite ES-26 反洗流量與膨脹率及壓力損失之關係

(a)反洗流量與壓降



(b)反洗流量與膨脹率

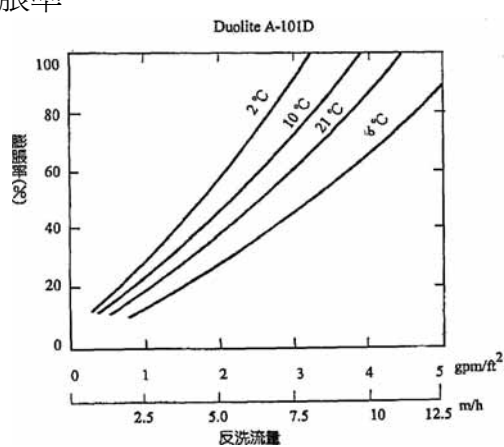


圖 26.3 Duolite A-101D 反洗流量與膨脹率及壓力損失之關係

表 26.4 Duolite A-101D 型樹脂之性質及操作條件

(a)樹脂性質(Duolite A-101D)

官能基	第四鉍， $\text{RC}_6\text{H}_4\text{CH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_2\text{Cl}$
外觀	淡黃、半透明珠狀
比重	1.10
顆粒大小	美國標準篩 20~50 網目
均勻係數	1.3~1.6
有效粒徑	0.50~0.55mm
吸濕率	48~55%

(b)建議之操作條件(Duolite A-101D)

充填深度	大於 0.75m
反沖洗水量	請參見圖 26.3(b)
再生液濃度	4%NaOH
再生劑量	80~160g NaOH/L
再生液量	0.03~0.10m ³ /min · m ³ (或 1.5~6.5 倍充填體積/小時)
再生時間	40~60 分鐘
潤洗水量	0.27m ³ /min-m ³ (或 16 倍充填體積/小時)
操作流量	可至 0.68m ³ /min-m ³ (或 40 倍充填體積/小時)
操作壓降	請參見圖 26.3(a)
操作溫度	可至 100℃

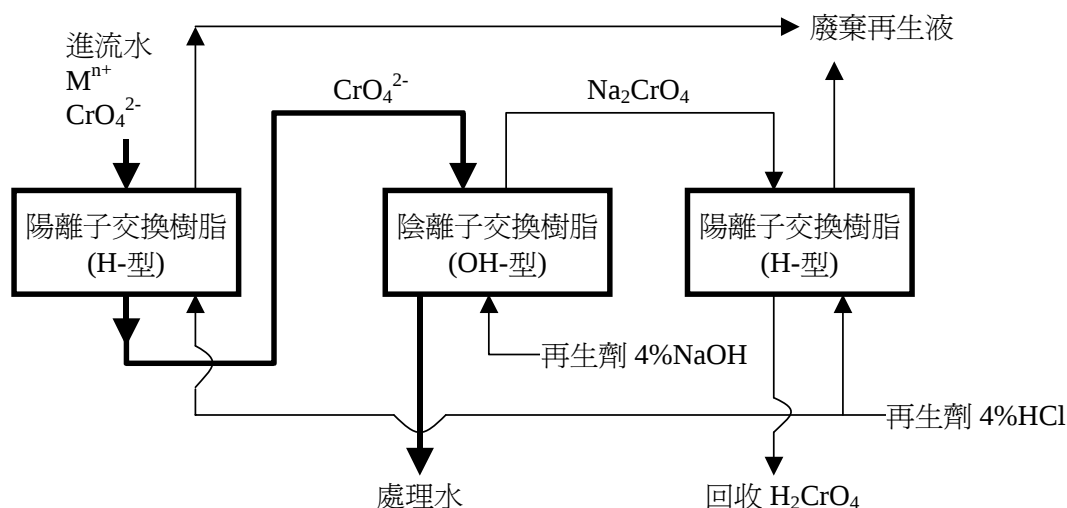


圖 26.4 處理流程圖

26.4.3 設計步驟

26.4.3.1 第一個陽離子交換樹脂槽設計

1.將水質單位換算成 eq/L

$$\text{eq. Fe}^{3+}/\text{L} = 10 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1\text{mole}}{55.8\text{g}} \times \frac{1\text{g}}{1,000\text{mg}} \times \frac{3\text{eq}}{1\text{mole}} = 0.00054 \frac{\text{eq}}{\text{L}}$$

$$\text{eq. Cu}^{2+}/\text{L} = 20 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1\text{mole}}{63.5\text{g}} \times \frac{1\text{g}}{1,000\text{mg}} \times \frac{2\text{eq}}{1\text{mole}} = 0.00063 \frac{\text{eq}}{\text{L}}$$

$$\text{eq. Zn}^{2+}/\text{L} = 10 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1\text{mole}}{65.48\text{g}} \times \frac{1\text{g}}{1,000\text{mg}} \times \frac{2\text{eq}}{1\text{mole}} = 0.00046 \frac{\text{eq}}{\text{L}}$$

$$\text{eq.Ni}^{2+}/\text{L} = 35 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1\text{mole}}{58.7\text{g}} \times \frac{1\text{g}}{1,000\text{mg}} \times \frac{2\text{eq}}{1\text{mole}} = 0.00119 \frac{\text{eq}}{\text{L}}$$

$$\text{eq.Na}^{+}/\text{L} = 16 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1\text{mole}}{23\text{g}} \times \frac{1\text{g}}{1,000\text{mg}} \times \frac{3\text{eq}}{1\text{mole}} = 0.00070 \frac{\text{eq}}{\text{L}}$$

陽離子濃度 = 0.0035eq/L

換算成每天之離子當量 = 0.0035eq/L × 400m³/day × 1,000L/m³ = 1,400eq/day

2.自表 26.5 之資料，計算再生劑量及樹脂容量

$$\text{Na}^{+}\text{佔總離子濃度之比例} = \frac{0.0007}{0.0035} = 20\%$$

表 26.5 樹脂再生劑用量及交換容量

(a) H₂SO₄ 再生用量

樹脂再生劑用量 (g/L)	交換容量(g/L，以 CaCO ₃ 計)		
	25%Na	50%Na	75%Na
80	41.2	44.2	49.4
130	47.8	52.2	57.9
160	51.3	56.1	61.6
190	54.5	59.0	67.3
240	62.9	66.4	75.3

(b) HCl 再生用量

樹脂再生劑用量 (g/L)	交換容量(g/L，以 CaCO ₃ 計)		
	25%Na	50%Na	75%Na
50	39.6	42.6	45.3
80	54.2	56.5	59.5
130	65.0	65.7	69.8

註：25% Na 表示鈉離子佔全部陽離子為 25%。

由表 26.5 中之 HCl 再生用量可知，25% Na 為最接近者，再生劑用量採用 80g/L，其交換容量為 54.2g/L(以 CaCO₃計)，考慮修正因子 80%，則其容量為 43.5g/L(以 CaCO₃計)，換算成 eq/L 表示：

$$43.5\text{g/L} \times \frac{1\text{mole}}{100\text{g}} \times \frac{2\text{eq}}{1\text{mole}} = 0.87\text{eq/L}$$

3.槽體設計

假設採用 0.9m 槽深，操作流量 $0.4\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^3$

直徑 0.6m，則單槽體積為 0.25m

$$\text{需要之總體積} = \frac{400\text{m}^3/\text{day}}{0.4\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^3} = 0.49\text{m}^3$$

$$\text{需要之池數} = \frac{0.69}{0.25} = 2.76, \text{採用 3 個槽}$$

4.計算交換容量(每槽)

$$\text{容量} = 0.87\text{eq/L} \times 0.25\text{m}^3 \times 1,000\text{L/m}^3 = 218\text{eq}$$

5.計算操作時間

$$\text{操作時間} = \frac{218\text{eq/槽} \times 3\text{槽}}{1,400\text{eq/day}} = 0.467\text{day} = 11.2\text{hr}$$

6.計算再生劑 10% HCl 之需量(每槽)，10% HCl 中之 HCl 量為 104.7g/L，HCl 再生用量藥劑量為 80g/L

$$10\% \text{ HCl 需量/槽} = 80\text{g/L} \times 0.25\text{m}^3 \times 1,000\text{L/m}^3 \times \frac{1}{104.7\text{g/L}} = 191\text{L/槽}$$

7.再生時間：假定再生劑添加量為 $0.08\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^3$

$$\text{再生時間} = \frac{191\text{L} \times 10^{-3}\text{m}^3/\text{L}}{0.08\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^3 \times 0.25\text{m}^3} = 9.6\text{min} < 40\text{min}$$

使用最小之再生時間 40min

$$\text{則其再生劑添加量} = \frac{191\text{L} \times 10^{-3}\text{m}^3/\text{L}}{40\text{min} \times 0.25\text{m}^3} = 0.019\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^3$$

採用廠商建議之最小值 $q = 0.05\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^3$

8.假設 60%膨脹率，由圖 26.2 可知其反洗水量為 $15.8\text{m}^3/\text{hr} \cdot \text{m}^2$ ，並假設其反洗時間為 15min，潤洗 40min，則其整個操作循環所需時間為：

$$11.2 + \frac{40}{60} + \frac{15}{60} + \frac{15}{60} = 12.8(\text{hr})$$

26.4.3.2 陰離子交換樹脂槽設計

1.計算 CrO_4^{2-} 之當量濃度： $\text{CrO}_4^{2-} = 150\text{mg/L}$

$$\text{CrO}_4^{2-} = 150\text{mg/L} \times \frac{1\text{mole}}{116\text{g}} \times 10^{-3}\text{g/mg} \times \frac{2\text{eq}}{1\text{mole}} = 0.0026\text{eq/L}$$

$$\text{則每日之 } \text{CrO}_4^{2-} \text{ 當量數} = 0.0026\text{eq/L} \times 400\text{m}^3/\text{day} \times 1,000\text{L/m}^3 = 1,040\text{eq/day}$$

2. 由廠商資料選擇再生劑用量及樹脂之容量

由 NaOH 再生用量圖(圖 26.5)使用 160g NaOH/L 樹脂時，交換之容量為 0.76eq/L(採用此值為設計值)，假設交換槽床深為 0.9m，操作流量為 $0.4\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ ，則其槽體之尺寸及池數，與陽離子交換槽相同。亦即

每槽之截面積： 0.28m^2

每槽之容量： 0.25m^3

總容量： 0.69m^3

需要之槽數：3 個

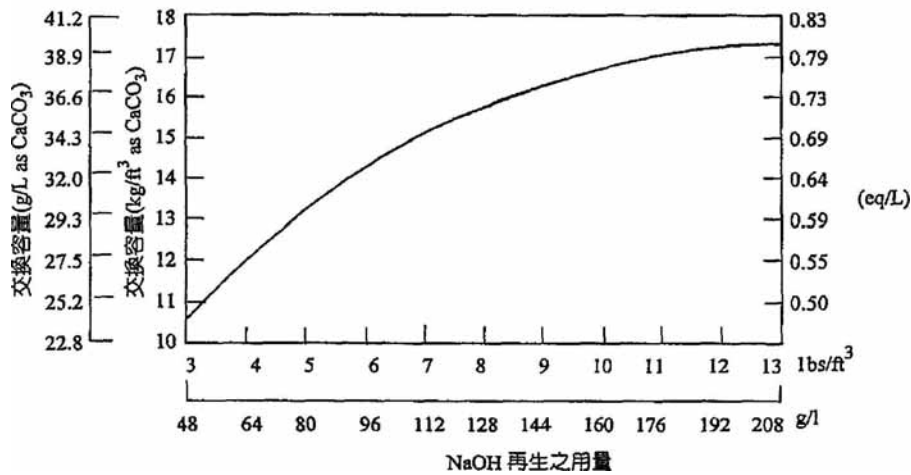


圖 26.5 NaOH 再生之用量

3. 計算每槽之交換容量

$$0.76\text{eq/L} \times 0.25\text{m}^3 \times 10^3\text{L/m}^3 = 190\text{eq/槽}$$

$$4. \text{計算操作時間} = \frac{190\text{eq/槽} \times 3\text{槽}}{1,040\text{eq/day}} = 0.55\text{day} = 13.2\text{hr}$$

5. 計算 NaOH 需量：假設使用 4% NaOH 溶液，其 NaOH 含量為 41.71g/L

$$4\% \text{ NaOH 需量/槽} = 160\text{g/L} \times 0.25\text{m}^3 \times 1,000\text{L/m}^3 \times \frac{1}{41.7\text{g/L}} = 960\text{L/槽}$$

6. 計算再生時間：假設再生劑量為 $0.08\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$

$$\text{再生時間} = \frac{960\text{L} \times 10^{-3}\text{m}^3/\text{L}}{0.08\text{m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2 \times 0.25\text{m}^2 \times 60\text{min/hr}} = 0.8\text{hr} = 48\text{min}$$

7. 反洗時填充床膨脹 60%，由廠商提供之 A-101D 反洗流量與膨脹率關係圖(圖 26.3)可知所需之反洗量為 $7.3\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ 。

8.計算整個週期(cycle)所需之時間，假設反洗 15min，潤洗 40min。

$$\text{週期時間} = 13.2 + 0.8 + \frac{15}{60} + \frac{40}{60} = 14.9\text{hr}$$

26.4.3.3 第二個陽離子交換樹脂槽設計

1.計算每次再生循環所需去除之鈉的當量數，其量與使用之 NaOH 用量有關

$$\text{Na}^+ \text{去除量 eq/次} = 160\text{g/L} \times 0.25\text{m}^3 \times 3 \times \frac{1\text{eq}}{40\text{g}} \times 1,000\text{L/m}^3 = 3,000\text{eq/次}$$

2.計算總待處理量，亦即總再生劑量：960L × 3 = 2,880L

3.由廠商資料，選擇再生劑量，並計算其容量

假設使用 10%HCl 溶液再生，且其使用量為 80g HCl/L 樹脂，因其 Na⁺佔總離子濃度之 100%，在表 26.5 之 HCl 再生用量表中，選擇 75%Na⁺之容量建議值，即 59.5g/L(以 CaCO₃ 計)，考慮 80%之安全因子，其容量即為 47.6g/L(以 CaCO₃ 計)，將此值轉換成 eq/L。

$$47.6\text{g/L} \times \frac{1\text{mole}}{100\text{g}} \times \frac{2\text{eq}}{1\text{mole}} = 0.95\text{eq/L}$$

4.計算交換槽，假設槽深用 1.5m，直徑為 0.6m，操作流速為 0.12m³/min · m³

$$\text{每槽截面積} = 0.28\text{m}^2$$

$$\text{每槽容積} = 0.42\text{m}^3$$

$$\text{所需之總容積} = \frac{2,880\text{L} \times 24\text{hr/day} + 14.9\text{hr}}{0.12\text{m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{min} \times 1,440\text{min/day}} = 26.8\text{L}$$

$$\text{所需槽數} = \frac{26.8\text{L}}{0.42\text{m}^3 \times 1,000\text{L/m}^3} = 0.06$$

使用一個槽

5.計算槽中之交換容量

$$0.95\text{eq/L} \times 0.42\text{m}^3 \times 1,000\text{L/m}^3 = 399\text{eq}$$

由於 399eq < 3,000eq 故需要之槽數要由此決定，即

$$\text{所需之槽數} = \frac{3,000}{300} = 7.5$$

採用 8 個槽

25.2 設計概要

活性炭吸附單元之設計隨活性炭之物理性質、廢水之成分、濃度、水溫、接觸方法及時間等而異。一般須先在實驗室或先以模型廠試驗研究，尤其是去除某些難生物分解的酚類等有機物，以求吸附劑量、接觸劑量、接觸時間、再生頻率等設計所需資料。

25.2.1 主要設備

- 1.進水泵
- 2.過濾設備(進流水 SS 超過 20mg/L 時)
- 3.反沖洗設備，含貯水槽
- 4.再生設備

25.2.2 吸附速率

吸附程序可分為 3 個步驟：

- 1.吸附質的分子經過吸附劑周圍的薄膜傳送進去。
- 2.假如吸附劑是多孔的，再經其小孔擴散開來。
- 3.吸附質分子被活性表面攝取，包括在吸附物和碳間結合鍵的形成。

25.2.3 吸附模式

試驗數據之整理則需經由模式之推導加以應用，以下即為 3 種常見之吸附模式。

1.Freundlich 恆溫吸附經驗式

吸附方程式：

$$\frac{X}{m} = q_e = KC_f^{1/n}$$

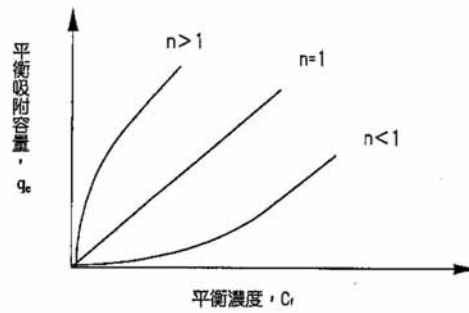
C_f ：平衡濃度(mg/L)

q_e ：平衡濃度(C_f)下吸附容量(mg/g)

k, n ：常數

x ：被吸附質之量(mg/L)

m ：吸附劑之量(mg/L)



$n > 1$ 有為利吸附(favorable adsorption)

$n = 1$ 為直線吸附(linear adsorption)

$n < 1$ 為不利吸附(unfavorable adsorption)

2.Langmuir 單分子層吸附理論

Langmuir(1918)提出等溫吸附理論，其假設要點：

- (1)固體表面具有分佈均勻的無數吸附位置，每一個吸附位置只能吸附一個分子。
- (2)各吸附位置對吸附質之親和力相同。
- (3)固體表面單分子層吸附最大吸附容量，為單層之飽和吸附容量。
- (4)吸附之分子不會脫附。

吸附方程式：

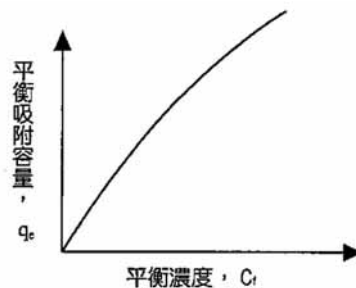
$$q_e = \frac{abC_f}{1+aC_f}$$

C_f = 平衡濃度(mg/L)

q_e = 平衡濃度(C_f)下吸附容量(mg/g)

a, b = 常數

吸附曲線：



3.多分子層吸附模式(B.E.T 吸附方程式)

B.E.T(1938)延伸了 Langmuir 吸附理論至多層分子吸附現象，其基本假設為：

- (1)在固體表面可吸附數層分子。
- (2)在每一層吸附現象可以 Langmuir 方程式解釋。
- (3)在每一層吸附能均相等。

吸附方程式：

$$q_e = \frac{Bq_o C_f}{(C_s - C_f)[1 + (B-1)C_f/C_s]}$$

C_f = 平衡濃度(mg/L)

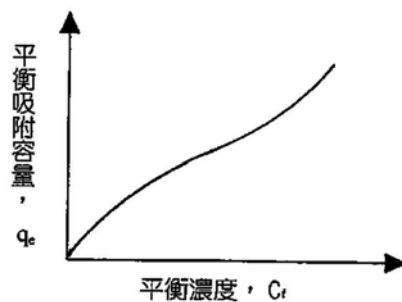
q_e = 平衡濃度(C_f)下吸附容量(mg/g)

q_o = 單層飽和吸附容量(mg/g)

C_s = 吸附質飽和濃度(mg/L)

B = 常數

吸附曲線：



以上 3 種吸附模式之選用，依吸附劑表面屬於極性或非極性而分別選用。一般活性碳表面屬非極性，吸附有機物可以 Freundlich 或 Langmuir 吸附模式解釋。但具極性之合成吸附劑對有機物之吸附結果，則符合 B.E.T 多分子層吸附模式。

25.2.4 設計參數及功能評估

決定吸附槽大小主要有 4 個因素：1.接觸時間，2.水力負荷，3.活性碳床深度，4.吸附槽個數。應用於三級處理程序時，接觸時間 15~20min，流出水 COD 約在 10~20mg/L；接觸時間 30~35min 時，出流水 COD 為 5~15mg/L。一般活性碳吸附

量約為 0.1~0.2g COD/g。吸附槽的水力負荷於上流式時為 $0.15\sim0.4\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$ ，下流式則為 $0.08\sim0.2\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$ ，其槽體高度與直徑比為 2：1。

槽體內部應有攔阻活性碳流失的攔柵，底部支撐架、集水設施等。而進流之操作壓力為每 1m 吸附槽深約 $0.24\text{kg}/\text{cm}^2$ 以下。吸附床深為 3~12m，一般為 4.5~6m。槽內部需預留 10~50%的淨高，以為進水或反洗時床體膨脹。吸附槽設計宜有 2 種以上，以為反洗時交替操作。表 25.1 及表 25.2 分別為幾處應用於物化處理及三級處理活性碳吸附單元之設計參數之實例。評估吸附單元之效率，可以處理水之污染物濃度來比較，但不若以每單位活性碳去除之污染物量(通常在 0.1 至 0.5 之間)之比較評估好，因為後者可以反應出整個吸附與再生系統之操作效率，評估活性碳系統之項目至少還需包含接觸時間、水力負荷及前處理效率等。以下步驟，可供評估時參考。

表 25.1 活性碳物化處理設計值

項 目	A	B	C	D
活性碳需要量(g/m^3)	60	72	216	90
處理水量(CMD)	38,000	23,000	114,000	227,000
水力負荷($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$)	0.18	0.25	0.098	0.06
接觸時間(min)	26	36	30	40
接觸床深度(m)	4.5	9	3	2.4
反洗率($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$)	0.6~0.8	不需要	不需要	—
操作方式	加壓下流式	加壓上流式	重力上流式	重力下流式
再生速率(kg/hr)	230	190	—	—

表 25.2 活性碳三級處理設計值

項 目	A	B	C
活性碳需要量(g/m^3)	30	42	30
處理水量(CMD)	11,400	1,140	28,400
水力負荷($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$)	0.20	0.28	0.25
接觸時間(min)	30	40	17
接觸床深度(m)	6	11.5	4.2
反洗率($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$)	0.81	0.49	不需要
操作方式	加壓下流式	加壓下流式	加壓上流式
再生速率(kg/hr)	34	50	110

1.設計資料：上流式，進流水為經過濾之二級生物處理水。

處理量：2.5m³/min

柱體直徑：3.6m

充填深度：8m

充填體積：81.4m³

2.計算接觸時間，並與設計值比較

接觸時間＝充填體積／處理量

＝81.4/2.5

＝32.6(min)

通常接觸時間在 20 至 40 分鐘，較長之接觸時間可能產生較低濃度之處理水，然而過長時間可能造成桶槽內之缺氧(厭氧)狀況而產生臭味。

3.計算水力負荷，並核對是否在設計負荷範圍(0.15~0.40m³/m²•min)

水力負荷＝處理量／柱體截面積

＝2.5/ $\left(\frac{\pi}{4} \times 3.6^2\right)$ ＝0.25m³/m²•min

通常在固定之接觸時間下，水力負荷在設計負荷範圍內變化，對於吸附單元之效影響並不太。

4.處理水質應視需要分析進水之水質，分析項目包括：TOC、溶解性有機碳、SS、BOD、COD、色度等。表 25.3 為過濾與否對活性炭吸附功能之影響，另表 25.4 所示為不同之前處理方式對吸附處理之影響。

5.處理水水質不佳，可以參考”異常對策指引”一節。

表 25.3 過濾與未過濾之二級處理水經活性炭吸附功能比較表

項 目	過濾之二級處理水	未過濾之二級處理水
TOC 去除率(%)	45~55	50~60
溶解性有機碳去除率(%)	40~45	45~50
單位活性炭去除溶解性有機碳量(kg/kg)	0.19~0.20	0.22~0.23

表 25.4 前處理對活性碳處理水質之影響

前處理方式	初級處理		二級處理 +過濾	二級處理 +混凝過濾
活性碳系統型式	下流式串聯		下流式串聯	上流逆流式
	2 床	4 床	4 床	
接觸時間(min)	15	30	20	17
活性碳需要量(g/m ³)	145	95	60	30
SS(mg/L)	10	5	<1	<1
BOD(mg/L)	20	10	<1	<1
COD(mg/L)	65	45	12	12
TOC(mg/L)	20	10	3	3
色度	—	—	4	4

25.3 一般常見設計缺失及補救方法

活性碳吸附一般常見設計缺失及補救方法詳見表 25.5。

表 25.5 活性碳吸附一般常見設計缺失及補救方法

缺 失	對 策
1.BOD 去除不佳	1.在吸附單元之前增設生物處理單元(原本無生物處理時)
2.活性碳吸附量差，需時常再生	2.加強廢水前處理之功能
3.上流式系統之膨脹桶槽出流水 SS 過高	3.使用填充式操作或出流水增設過濾設施去除 SS。
4.水頭損失大	4.進流水質 SS 宜控制在 20mg/L 以下。

25.4 設計計算例

25.4.1 計算例 1

一小型工廠於 8 小時之操作日中產生 190m³ 之廢水，廢水中酚類濃度為 100mg/L，放流前需減至 1.0mg/L，圖 25.2 為此廢水之吸附等溫圖，試設計一分批式處理系統。設計步驟：

- 1.先決定此吸附程序之反應速率。分別加 0.5g 活性碳於數個盛裝 100ml 廢水之燒杯中，各燒杯施以不同之攪拌時間，測定餘留之酚濃度，即可求出反應速率。

需注意其 pH、溫度及碳粒大小應與實際處理時一致。第一杯之濃度可於攪拌 30 分鐘後測定，第二杯於 1 小時後測定，依此類推，然後將結果繪製成圖 25.3。由圖之形狀可見此吸附過程需 4 小時達到平衡，此即實際處理時所需之最小反應時間。

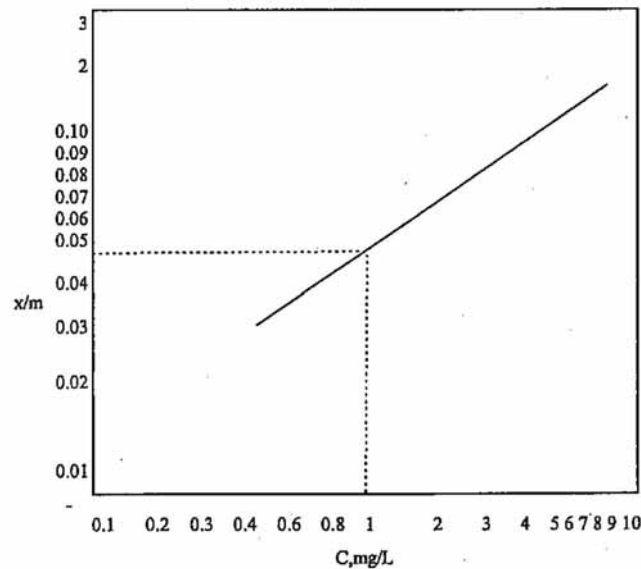


圖 25.2 例 1 之 Freundlich 吸附等溫圖

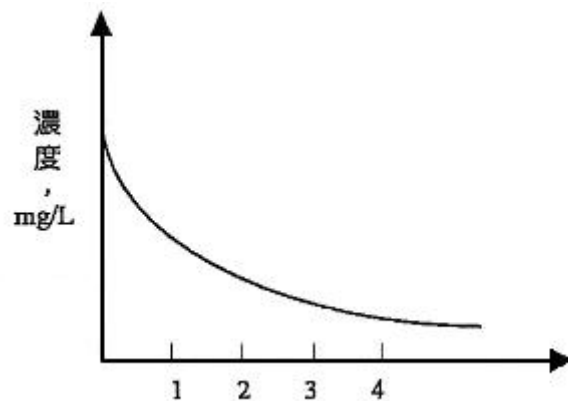


圖 25.3 吸附反應平衡時間之決定

2. 決定酚濃度達 1.0mg/L 所需之碳數量。

(1) 繪製此廢水之吸附等溫線如圖 25.2，自放流濃度 1.0mg/L 處作一垂直線與等溫線相交，找出相對之碳吸附容量得：

$$\frac{X}{m} = \frac{0.0457\text{mg(去除之酚)}}{1\text{mg(碳)}}$$

(2)計算每日應吸附之酚：

$$\text{去除之酚} = 190 \text{ m}^3/\text{d} \times (10-1.0) \text{ mg/L} = 1.711\text{kg/d}$$

(3)計算每日所需之碳：

$$\text{需要之碳} = \frac{1.711\text{kg/d}}{\frac{0.0457\text{mg(酚)}}{1\text{mg(碳)}}} = 37.4\text{kg/d}$$

(4)設碳之比重為 384kg/m^3 ，計算其體積：

$$\text{體積} = \frac{37.4\text{kg/d}}{384\text{kg/m}^3} = 0.097\text{m}^3/\text{d} = 97 \text{ L/d}$$

25.4.2 計算例 2

1.設計條件

- 設置三級活性碳吸附塔
- 平均流量： $1,000\text{m}^3/\text{day} = 0.695\text{m}^3/\text{min}$
- 進流水 COD 濃度 = 100mg/L
- 出流水 COD 濃度 = 50mg/L
- 進流水 SS 濃度 = 10mg/L
- 出流水 SS 濃度 = 5mg/L

2.設計準則

- 採用壓力下流式，設置 2 槽，交替運轉
- 接觸時間 = 20min
- 水力負荷 = $0.14\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$
- 反洗速率 = $0.6\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ ，反洗時間 15min
- 反洗膨脹率 = 30%
- 活性碳吸附量 = 0.2g COD/g
- 活性碳比重 = 390kg/m^3

3.設計步驟

(1)槽尺寸

- 吸附槽容積= $0.695\text{m}^3/\text{min} \times 20\text{ min} = 13.9\text{m}^3$
- 吸附槽面積= $0.695\text{m}^3/\text{min} \div 0.14\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min} = 4.96\text{m}^2$
- 吸附槽直徑 2.6m，有效面積= 5.3m^2
- 吸附槽中活性炭深度 = $13.9\text{m}^3 \div 5.3\text{m}^2 = 2.63\text{m}$
- 吸附槽高 = $2.63\text{m} \times (1+30\%) = 3.41\text{m}$
- 槽尺寸 = $2.6\text{m}(\psi) \times 3.6\text{m}(\text{H})$ ，採用 2 槽，交替操作。

(2)進流泵

- 進流泵額定流量= $0.695\text{m}^3/\text{min} \times 1.1 = 0.76\text{m}^3/\text{min}$
- 進流泵揚程= $0.24\text{kg}/\text{cm}^2 \cdot \text{min} \times 2.63\text{m} = 0.63\text{kg}/\text{cm}^2$
- 進流泵採用離心式 $0.76\text{m}^3/\text{min} \times 0.7\text{kg}/\text{cm}^2$

(3)反洗泵

- 每日反洗一次，反洗 15min
- 反洗泵量= $0.6\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min} \times 5.3\text{m}^2 = 3.18\text{m}^3/\text{min}$
- 反洗泵額定流量= $3.18\text{m}^3/\text{min} \times 1.1 = 3.5\text{m}^3/\text{min}$
- 反洗泵採用沉水式 $3.5\text{m}^3/\text{min} \times 0.8\text{kg}/\text{cm}^2$

25.5 控制重點

廢水有機物之活性炭吸附率隨著廢水 pH 值降低而增加，pH 值大於 9 時，吸附效率極差，因此高 pH 值之廢水需加調整，且儘量維持穩定；pH 值之突然上升，可能會造成原來已吸附之有機物再脫附。處理高有機物含量之廢水，可能會堵塞活性炭粒之孔隙，而損失吸附容量，活性炭之吸附容量及使用壽命可因良好之前處理操作而得以發揮，同時可以獲得最好之處理水質。

25.6 異常對策指引

活性炭吸附異常對策指引，請參見表 25.6。

表 25.6 異常對策指引－活性碳吸附

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.水頭損失過大	1a.進流水濁度過高 1b.生物繁殖、累積 1c.活性碳破碎、大量細粒阻塞 1d.進出水口欄柵阻塞	1a.濁度，SS 1b.目視及檢測出流水 H ₂ S 之臭味 1c.顆粒分級分析並與原規範資料比對 1d.欄柵	1a.加強前處理操作 1b.以上流膨脹式操作使固體物可連續沖洗；下流式者則提高反洗頻率並提高前處理 BOD 之處理功能 1c.去除過細碳粒，有必要時更換硬度較高之碳粒 1d.清洗欄柵
2.桶槽內產生硫化氫	2a.進流水中 DO 及硝酸濃度過低 2b.進流水中的 BOD 過高 2c.接觸時間過長	2a.進流水中 DO 2b.進流水中 BOD 2c.接觸時間 30~60 分鐘為上限	2a.上流式系統於桶槽中加入氧、空氣或硝酸鈉。 2b.假如可能的話，加入臭氧、硝酸鹽或氧氣以保持桶槽內之喜氣狀況或改善上游端 BOD 之去除功能，同時去除硫化物或加鐵鹽沉降或加氯處理 2c.(1)停用部份接觸桶槽以減少接觸時間 (2)加強反洗之頻率及強度
3.再生後單位活性碳去除之 COD 量大減	3a.活性碳阻塞，效率降低	3a.單位活性碳 COD 去除量	3a.評估與調整再生系統提高效率
4.桶槽腐蝕	4a.桶槽內有 H ₂ S 產生 4b.鐵槽內襯不良	4a.H ₂ S，DO 4b.檢視內襯	4a.參考現象 2 4b.重新做內襯

第二十七章 薄膜處理

27.1 原理概述

27.1.1 膜技術基本概念

1. 膜分離

膜分離技術的基礎是分離膜。分離膜是具有選擇性透過性能的薄膜，某些分子(或微粒)可以透過薄膜，而其他的則被阻隔。這種分離是依不同的分子(或微粒)之間的某種區別，最簡單的區別是尺寸，過濾圖譜如圖 27.1。當然分子(或微粒)還有其他的特性差別可以利用，如荷電性(正、負電)、親合性(親油、親水)、溶解性等。需要注意的是，被分離的物質一定是可以流動的氣體或液體。按照阻留微粒的尺寸大小，液體分離膜技術有逆滲透(次奈米級)、納濾(奈米級)、超濾(10 奈米級)和微濾(微米和次微米級)；另外，薄膜分離過程如圖 27.1。還有氣體分離、滲透蒸發、電滲析、液膜技術、膜萃取、膜催化、膜蒸餾等。

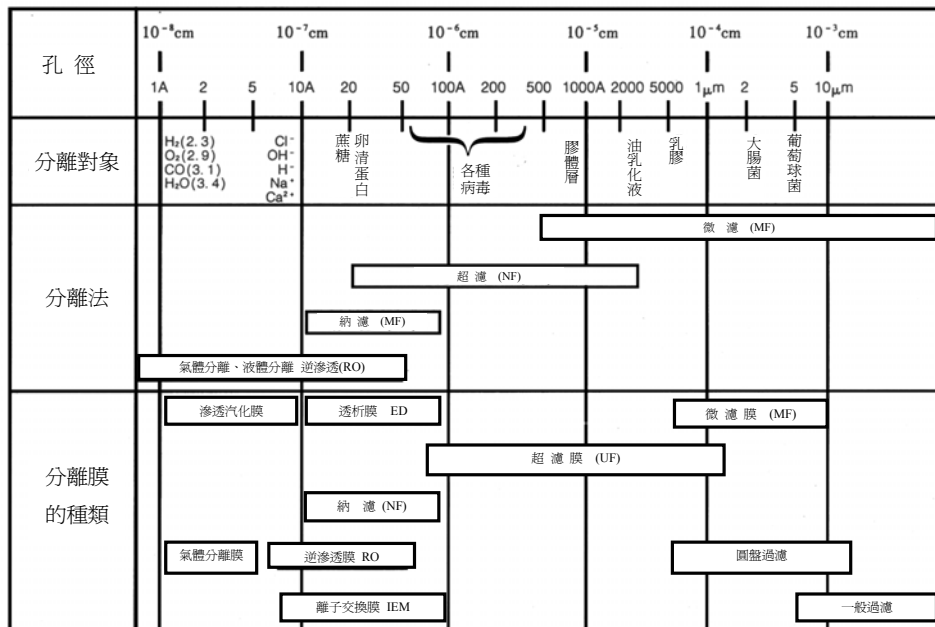


圖 27.1 過濾圖譜

表 27.1 主要的薄膜分離過程

膜的種類	膜的功能	分離驅動力	透過物質	被截留物質
微 濾	多孔膜、溶液的 微濾、超微粒子	壓力差	水、溶劑、溶 解物	懸浮物、細菌類、微 粒子
超 濾	脫除溶液中的 膠體、各類大分 子	壓力差	溶劑、離子和 小分子	蛋白質、各類酶、細 菌、病毒、乳膠、微 粒子
逆滲透 和納濾	脫除溶液中的 鹽類及低分子 物	壓力差	水、溶劑	無機鹽、糖類、氨基 酸、BOD、COD 等
透 析	脫除溶液中的 鹽類及低分子 物	濃度差	離子、低分子 物、酸、碱	無機鹽、尿素、尿 酸、糖類、氨基酸
電滲析	脫除溶液中的 離子	電位差	離子	無機、有機離子
滲透氣化	溶液中的低分 子及溶劑間的分 離	壓力差、濃度差	蒸汽	液體、無機鹽、乙醇 溶液
氣體分離	氣體、氣體與蒸 汽分離	濃度差	易透過氣體	不易透過氣體

2. 薄膜複合膜

薄膜複合膜由超薄皮層(活性分離層)和多孔基膜構成。基膜一般是在多孔織物支撐體上澆築的微孔聚砒膜(即 $0.2\ \mu\text{m}$ 厚)，超薄皮層是由聚醯胺和聚尿素通過介面縮合反應技術形成的。

薄膜複合膜的優點與它們的化學性質有關，其最主要的特點是化學穩定性，在中等壓力下操作就具有高水通量和鹽截留率及抗生物侵蝕。它們能在溫度 $0\sim 40^{\circ}\text{C}$ 及 $\text{pH}2\sim 12$ 間連續操作。

過濾方式可分全量過濾及錯流過濾，分述如下：

- (1)全量過濾：全量過濾也稱為直流過濾、死端過濾，與一般的濾布過濾類似，被處理物料進入膜組件，等量透過液流出膜組件，截留物留在膜組件內。為了保證膜性能的可恢復性，必須及時從元件內卸載截留物，因此需要進行定時反沖洗(過濾的反過程)等措施來去除膜面沉積物、恢復膜通量。膜元件污

染後不能拆開清洗，通常採用線上清洗方式(CIP)。超濾/微濾水處理過程一般採用全量過濾模式。

(2)錯流過濾：被處理液以一定的速度流過膜面，透過液從垂直方向透過膜，同時大部分截留物被濃縮液挾帶出膜元件。錯流過濾模式減小了膜面濃度極化層的厚度，可以有效降低膜污染。逆滲透、納濾均採用錯流過濾方式。

3.卷式膜元件

卷式膜元件是由多個膜封圍繞一開有孔洞的中心透過液管捲繞製而成(如圖 27.2)。每個膜封由 2 張相背的膜片構成，膜片中間夾一層聚酯纖維編織物或其他的薄塑膠網(產水網格)，膜周圍 3 條邊用環氧或聚氨酯粘合劑密封，第四邊留作產水通道與中心集水管連接。在相鄰兩膜封之間鋪夾塑膠隔網構成進水流道(進水網格)。進水沿膜封外側的進水網格從膜元件的一端進入膜元件，部分作為產水透過膜，其餘部分作為濃水從膜元件的另外一側排出。透過膜的產水進入膜封內部，沿產水網格呈螺旋狀向內流動，經過中心管上的孔進入中心集水管，通過產水排出口流出。卷式膜多為錯流過濾。

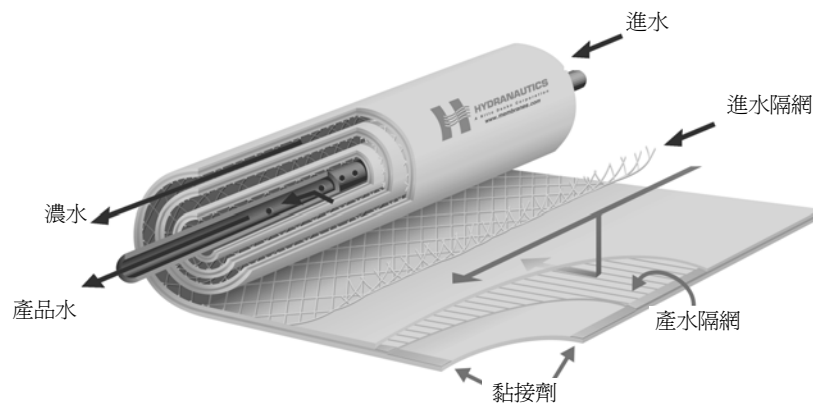


圖 27.2 卷式膜元件結構示意圖

4.膜系統

膜系統是指膜分離裝置單元。壓力驅動膜系統主要由預處理系統、加壓泵、膜元件(壓力容器和膜元件)、管道閥門和控制系統構成。

5.膜污染

各種原水中均含有一定濃度的懸浮物和溶解性物質。懸浮物主要是無機顆粒物、膠體和微生物、藻類等生物性顆粒。溶解性物質主要是易溶鹽(如氯化物)和難溶鹽(如碳酸鹽、硫酸鹽和矽酸鹽)。在逆滲透過程中，進水的體積在減少，懸浮顆粒和溶解性物質的濃度在增加。懸浮顆粒會沉積在膜上，堵塞進水流道、增加摩擦阻力(壓力降)。難溶鹽會從濃水中沉澱出來，在膜面上形成結垢，降低 RO 膜的通量。這種在膜面上形成沉積層的現象叫做膜污染，膜污染的結果是系統性能的劣化。

27.1.2 逆滲透原理

1.半透膜

半透膜是具有選擇性透過性能的薄膜。當液體或氣體通過半透膜時，一些成分透過，而另外一些成分被截留。實際上半透膜對於任何成分都有透過性，只是透過的速率相差很大。在逆滲透過程中，溶劑(水)的透過速率遠遠大於溶解在水中的溶質(鹽分)。通過半透膜實現了溶劑和溶質的分離，得到純水以及濃縮的鹽溶液。

2.滲透

滲透是當流體在跨越半透膜屏障時的一種自然過程。如果將一箱純水用一張半透膜垂直分為兩部分，純水與理想半透膜的兩面以相同的溫度和壓力接觸，在這樣的條件下沒有跨越半透膜的水的流動產生，因為在膜兩側的化學勢完全相等。如果在其中一側加入溶解性鹽，鹽溶液一邊的化學勢降低了。純水便會向鹽溶液一側滲透，從而產生一個滲透流，直到化學勢的平衡重新建立為止，如圖 27.3 中之 a。

3.滲透壓

在半透膜的兩邊存在一個“化學勢”的差值，通過溶液的滲透過程對化學勢差進行補償。當平衡重新建立時，在半透膜的兩側形成了一個水位的差即靜壓差，這個壓力差便是滲透壓。滲透壓是溶液本身的性質，取決於溶液濃度，與半透膜沒有關係。

滲透壓與溶質濃度之間的關係為：

$$P_{\text{osm}} = 1.19 (T + 273) \times \Sigma (mi) \quad (1)$$

其中 P_{osm} = 滲透壓(psi)， T 為溫度($^{\circ}\text{C}$)， Σ (mi)是溶液中所有溶質的總摩爾濃度。TDS 為 1,000ppm 的水溶液的近似滲透壓約為 11 psi (0.76 bar)。

4.逆滲透

在圖 27.3 的箱子中，水通過滲透作用流向鹽溶液一側，直到達到新的平衡建立。在鹽溶液一邊施加一個額外的壓力與滲透壓相等，原有的平衡會受到影響(圖 27.3 中之 b)。外加壓力將會使鹽溶液一邊的化學勢增加，使溶劑流向純水一邊。這種現象便是逆滲透。逆滲透過程的驅動力是外加壓力，逆滲透分離所需能量與溶液的難度直接相關。因此，從鹽溶液中生產同樣體積的水，鹽的濃度越高，所需能耗也越高。

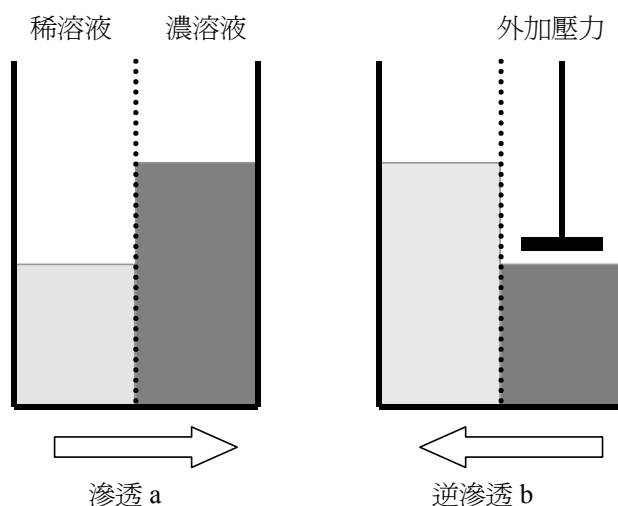


圖 27.3 滲透與逆滲透示意圖

逆滲透過程分離水和鹽的原理，一般推薦 2 種傳遞模型：孔流模型和擴散模型。水通過膜有 2 種方式：1.通過膜上存在的孔，2.通過膜中的分子節點之間的擴散。根據理論，膜的化學性質是，在固液介面上水優先吸附並通過，鹽被截留。水與膜表面之間有弱的化學結合力，使得水能夠在膜的結構中分散。膜的物理和化學性質決定了在傳遞過程中水比鹽的優先地位。

5.水的傳遞

水通過半透膜的速率由方程式 2 確定。

$$Q_w = (\Delta P - \Delta P_{osm}) \times K_w \times S/d \quad (2)$$

其中

Q_w 為純水透過膜的速率， ΔP 為膜兩側壓力差， ΔP_{osm} 為膜兩側的滲透壓差， K_w 為膜的純水滲透係數， S 為膜面積。(2)式通常被簡化為：

$$Q_w = A \times (NDP) \quad (3)$$

其中， A 為膜常數， NDP 為跨過膜的水傳質總驅動壓力或總驅動力。

6.鹽的傳遞

透過膜的鹽流量定義為：

$$Q_s = \Delta C \times K_s \times S/d \quad (4)$$

其中， Q_s 為膜的透鹽量， K_s 為膜的鹽滲透係數， ΔC 為膜兩側鹽濃度差， S 為膜面積， d 為膜厚度。該方程可簡化為：

$$Q_s = B \times (\Delta C) \quad (5)$$

其中， B 代表膜常數， ΔC 為鹽傳質驅動力。

從方程 4 和 5 可以看出。對於一個已知的膜來說：

- (1)膜的水通量與總驅動壓力差成比例；
- (2)膜的透鹽量與膜兩側的濃度差成比例，與操作壓力無關。
- (3)透過液的鹽濃度 C_p ，取決於透過逆滲透膜的鹽量和水量的比：

$$C_p = Q_s/Q_w \quad (6)$$

膜對水和鹽的傳質係數不同，所以才有脫鹽率。沒有什麼理想的膜具有對鹽完全的脫除性能，實際上是傳質速率的差別造成了脫鹽率。方程式(2)、(4)和(5)給出了設計逆滲透系統必須考慮的一些主要因素。比如操作壓力的增加會提高水通量，但對鹽的透過沒有影響，所以透過液的鹽度因被稀釋而更低。

7.透鹽率

原水中溶解性雜質透過膜的百分率，計算公式為：

$$SP = 100\% \times (C_p/C_{fm}) \quad (7)$$

其中， SP 為透鹽率(%), C_p 為透過液鹽濃度， C_{fm} 為料液的平均鹽濃度。

水通量和透鹽率的基本關係式是逆滲透的基本原理。可以看出，透鹽率隨操作壓力增加而降低，其原因是水通量隨壓力增加，但鹽的透過速率在壓力變化情況下保持不變。

8.脫鹽率

通過逆滲透膜從原水中脫除總可溶性雜質濃度，或特定溶質濃度的百分率。計算公式為：

$$SR = 100\% - SP \quad (8)$$

其中，SR 為脫鹽率(%), SP 為透鹽率(見 7 式)。

9.透過液

逆滲透的透過液為淨化水，因此也稱為系統產水。

10.濃縮液

未透過膜的溶液，料液中的溶質在其中被濃縮。

11.產水率(轉化率)

料液轉化為透過液的百分率。產水率是逆滲透系統設計和運行的重要參數，計算公式為：

$$R = 100\% \times (Q_p / Q_f) \quad (9)$$

其中，R 為產水率(%), Q_p 為產水流量， Q_f 為原水流量。產水率影響透鹽量和產水量。產水率增加時料液側中的鹽濃度也會增加，致使透鹽量增加、滲透壓上升以及 NDP 降低、產水量降低。

12.濃差極化

膜透過水並截留鹽時，在膜表面附近會形成一個邊界層，邊界層中的鹽濃度比本體溶液濃度高，這種鹽濃度在膜面附近的增加叫做濃差極化。濃差極化會使實際的產水通量和脫鹽率低於理論估算值。濃差極化效應如下：

- (1)膜面上的滲透壓比本體溶液中高，從而降低 NDP(總驅動壓力)；
- (2)降低水通量(Q_w)；
- (3)增加透鹽量(Q_s)；
- (4)增加難溶鹽在膜面上超過其溶度積在膜面上沉澱結垢的可能性。

濃差極化因數(CPF)被定義為膜面濃度(C_s)與本體濃度(C_b)的比：

$$CPF = C_s / C_b \quad (10)$$

透過通量的增加會增加離子向膜面的輸送量，從而增加 C_s 。料液流速的增加增強紊流效果，削減膜面高濃度層的厚度。因此 CPF 與透過通量(Q_p)成正比，與平均料液流量(Q_{favg})成反比：

$$CPF = K_p \times \exp(Q_p / Q_{favg}) \quad (11)$$

其中， K_p 是取決於系統形狀的比例常數。料液平均流量採用料液和濃縮液的算術平均數，CPF 可以表達為膜元件透過液產水率的函數(R_i)：

$$CPF = K_p \times \exp(2R_i / (2 - R_i)) \quad (12)$$

海德能推薦的濃差極化因數極限值為 1.20，對於 40 英寸長的膜元件來說，相當於 18%的產水率。

27.2 設計概要

由於主要的逆滲透膜管供應商，均提供設計電腦軟體，以輔助設計。因此，設計逆滲透系統並不是很困難。然而要設計良好的逆滲透系統，有 2 個重要的參數是使用電腦軟體前必須知道的。一是系統的最高產水率為何，另一個問題則是單位膜面積產水量為何。第一個問題決定了逆滲透系統的整體效率，而第二個問題決定了系統的建造成本。

27.2.1 逆滲透系統的最高產水率

逆滲透的給水水質決定了系統的最高產水率。

表 27.2 結垢物質與可濃縮倍數

結垢物質	化學式	可濃縮倍數 CF		
		原水	加酸	加抑垢劑
Calcium carbonate	CaCO_3	1.2X	6.0X	7.5X
Calcium sulfate	CaSO_4	1.5X	1.5X	4.5X
Barium Sulfate	BaSO_4	5.7X	5.7X	30X
Strontium sulfate	SrSO_4	4.8X	4.8X	40X
Silica	SiO_2	2.5X	2.5X	2.5X

濃縮倍數(Concentration factor, CF)

$$CF = \frac{\text{入水流量}(F_i)}{\text{濃縮水流量}(F_c)}$$

可濃縮倍數指的是當濃縮超過 x 倍後，即發生結垢物質。例如，在原水不經任何前處理的條件下，給水流量為 100%，濃縮水流量為 83.3%時，產水率為 $(100\%-83.3\%)/100=16.7\%$ ，亦即 $CF=1.2$ 時為一結垢臨界值。當產水率超過 16.7%時，系統即發生結垢情形。因此如果不經任何前處理，產水率 16.7%將為此逆滲透系統的最大產水率。

依此例，加酸或抑垢劑可以提升濃縮倍數，進而提高逆滲透系統的產水率。此例在加抑垢劑後，二氧化矽的濃縮倍數， $CF=2.5$ ，為系統的最高產水率的限制，而為 60%。

27.2.2 單位膜面積產水量

目前市面上主要膜供應商多以平方英尺來說明膜面積，因此我們使用 gallon per square foot per day，每日每平方英尺產多少加侖，gfd，來描述單位膜面積產水量。換算成公制，則 $1\text{gfd}=1.7\text{ L/m}^2\text{-hr}$ 。

單位膜面積產水量與逆滲透膜管的給水懸浮物的多寡，通常以濁度 (Nephelometric turbidity unit，簡稱 NTU)或者淤泥密度(Silt density indicator，簡稱 SDI)及有機物含量(以原水來源區分)決定。

以下是某公司的單位膜面積產水量的設計準則，如表 27.3。

表 27.3 單位膜面積產水量設計準則

原水水源		RO產水	地下水	地表水	深井海水	表面海水	三級廢水
進 水 參 數 最 大 值	淤泥密度指數(SDI ₁₅)	1	2	4	3	4	4
	濁度(NTU)	0.1	0.2	0.4	0.3	0.4	0.4
	TOC(mg/L as C)	1	3	5	3	3	10
	BOD(mg/L as O ₂) (估算=TOC _x 2.6)	3	8	13	8	8	26
	COD (mg/L as O ₂)(估算=TOC _x 3.6)	4	11	18	11	11	36
	水溫(°C)	45	45	45	45	45	45
系統平均產水通量(GFD/ LHM)		23/39.1	18/30.6	12/20.4	10/17	8.5/14.5	10/17
首支膜最大產水通量(GFD/ LHM)		30/51	27/45.9	18/30.6	24/40.8	20/34	15/25.5
產水通量年衰減率 (%)		5	7	7	7	7	15

原水水源		RO產水	地下水	地表水	深井海水	表面海水	三級廢水
產水透鹽率年增加率(%)		5	10	10	10	10	10
單支膜最大濃差極化因子 β (Beta)值		1.40	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20
單支壓力容器	4"	3.6	3.6	3.6	3.6	3.6	3.6
最大進水流量 (m ³ /h)	8"	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0
單支壓力容器	4"	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7
最低濃水流量 (m ³ /h)	8"	1.8	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7
最大壓力損失 (bar)	單支壓力容器	2.72	2.38	2.38	2.38	2.72	2.72
	單支膜元件	0.68	0.68	0.68	0.68	0.68	0.68

27.3 設計計算例

1.選擇適當的膜管種類及編號

根據給水的性質(自來水、地下水或回收)，所需的產水水質及水量選擇最適當材質的滲透膜。例如回收水中含有界面活性，則不可使用一般帶負電性的芳香聚醯胺複合膜，建議使用中性膜。如果給水含較高的懸浮物質，則建議使用較厚給水層的逆滲透膜。如節能為最主要的考慮因素，則可考慮使用超低壓膜。

2.根據給水水質決定適當的單位膜面積產水流量(GFD)

單位產水流量(GFD)的選擇，可由以往的經驗、相同水源的其他逆滲透系統、經由模廠機的實測結果或者使用類似表 27.3 的建議產水流量。

3.將產水量除以單位產水流量再除以膜面積可得到所需膜管數量

根據所需的產水量及產水率(依給水水質而定)，決定使用 8040 膜或者 4040 或更小膜面積的膜。

例 1：

所需產水量為每小時 30m³，系統產水率為 75%，原水來源為淤泥指數(SDI)為 4 的地表水。

依表 27-3，在此例的單位膜面積產水流量為 20.4LHM(12GFD)，選用的膜為高阻鹽率膜，其膜面積為 37m²(400 平方呎)。每支膜每小時產水量為 20.4 x 37=0.754 m³，則所需的膜支數為 30/0.754 約為 40 支。

4. 根据管殼尺寸(支數)決定所需管殼數量

管殼的大小選擇與場地的大小有關，愈長的管殼所需的管殼數愈少，則可相對的節省配管、材料費用及監測儀表等，也因此可以減少建造的成本。目前最長的管殼可裝載 8 支 40 英尺長的膜管。

由於裝填膜管及維護系統所需，逆滲透系統的週遭至少需保留 2 公尺以上的空間。依例 1，假設場地所限最長只能使用 6 支裝管殼，則所需的管殼數為 $40/6=6.67$ ，進位整數為 7 組 6 支裝管殼，所需的膜支數則增為 42 支。每支膜的平均造水量為每小時 0.71 m^3 。

5. 以 2：1 方式排列管殼及段數的選擇以得到所需的產水率

由於考慮每支膜的產水負擔愈接近愈好，因此大部份的系統設計是以 2：1 的方式排列的。如圖 27.4 所示。

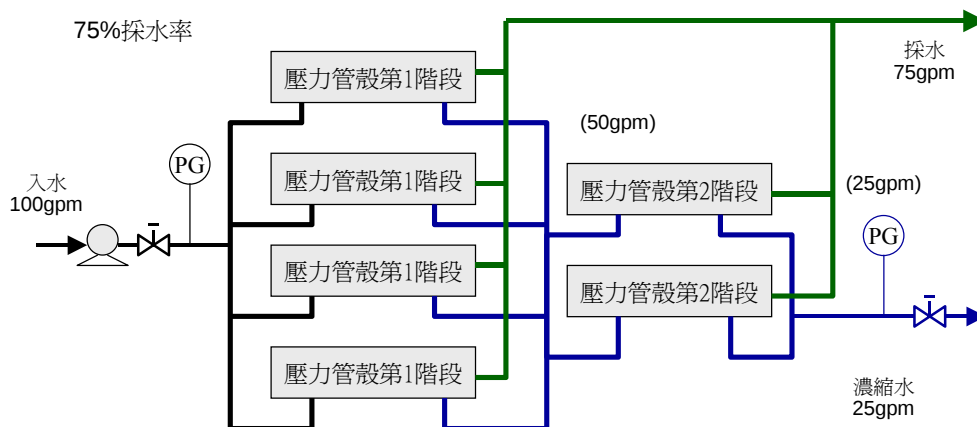


圖 27.4 管殼及段數的排列

在不考慮各段管殼因壓力差所造成的不同給水壓力，依上圖的理想模型，可以得到每支膜的負荷及造水量(每支管殼給水 25gpm，產水 12.5gpm，濃水 12.5gpm)均相同的結論。雖然實際上這是不可能的，但仍可以看出 2:1 排列可以得到較大的好處。

管殼的排列分為並聯及串聯，如圖 27-4，第一段為 4 支管殼的並聯，第二段為 2 支管殼的並聯。4-2 的排列則為二段管殼組的串聯。給水由第一段管殼的第一支膜管流到第二段管殼的最後一支膜的總支數，表示了這個逆滲透系統的

膜管串聯支數。以圖 27-4 為例，設管殼為 6 支裝，則此圖的串聯膜支數為 6+6 而為 12 支。串聯支數與系統產水率有關，其關係如表 27.4。

表 27.4 串聯支數與系統產水率關連表

系統產水率%	串聯元件的數量	6 支裝管殼的串聯段數
40~60	6	1
70~80	12	2
85~90	18	3

以例 1，系統要求 75%的產水率，則串聯逆滲透膜支數至少需 12 支，以 6 支裝管殼需要 2 段的串聯。現有管殼數為 7 支，則可能的排列為 4-3、5-2 或者是 6-1。

此時必須考慮，在給水為表面水，SDI=4 時，每支膜的最大給水流量為 17 m³/hr。最小的濃水流量為每小時 2.7 m³/hr。例 1，產水量為 30 m³/hr，系統產水率為 75%，則給水流量為 40 m³/hr，濃水流量為 10 m³/hr。

如採 4-3 排列，則每第一段管殼的第一支膜給水流量為 40/4=10 m³/hr，第 6 支膜的濃水流量為 $[40 - (4 \times 6 \times 0.71)]/4$ ，為 5.74 m³/hr。每第二段管殼的最 1 支膜的給水流量為 $(5.74 \times 4)/3$ ，為 7.65 m³/hr，而 6 支膜的濃水流量為 10/3=3.3 m³/hr。因此 4-3 的排列是可以接受的。

如採 5-2 排列，則每第一段管殼的第一支膜給水流量為 40/5=8CMH，第 6 支膜的濃水流量為 $[40 - (5 \times 6 \times 0.71)]/5$ ，為 3.74 m³/hr。每第二段管殼的最 1 支膜的給水流量為 $(3.74 \times 5)/2$ ，為 9.35 m³/hr，而 6 支膜的濃水流量為 10/2=5 m³/hr。因此 5-2 的排列是亦可以接受的。

而 6-1 排列，在第一段的第 6 支膜濃水流量僅為 2.41 m³/hr，未達最少 2.7 m³的要求，而不應被考慮。

27.4 系統的偵測

27.4.1 系統的監測儀器

系統監測儀器如圖 27.5，各儀器的目的如下

1. 流量計(F)：為了避免流量計的故障，導致系統的操作數據錯誤，進而造成誤判，建議使用 3 個流量計，分別為 F_f、F_p 及 F_c。F_f=F_p+F_c。

- 2.電導度計(C)： C_f ，給水電導度計，用於監測給水水質的變化。 C_p ，用於監測產水水質及 C_c ，用於監測濃水端的水質(可省略)。
- 3.壓力計(P)：必須在各段的管殼間裝置壓力計，以記錄各段壓力差的變化。 P_f ，為給水的壓力。 P_i 為第一段與第二段管殼間的壓力， P_f-P_i 則為第一段管殼的壓力差。 P_c 為濃水端的壓力， P_i-P_c 則為第二段管殼的壓力差。
- 4.溫度計(T)：記錄給水水溫的變化。因為逆滲透系統的脫鹽率及產水水量與給水溫度均有直接且明顯的關聯，因此溫度計是不可以省略的。
- 5.氧化/還原電位計(ORP)：一般的芳香聚醯胺複合膜是無法耐氧化劑的侵蝕，除非十分確認氧化劑(例如自由餘氯等)在進入逆滲透系統前已被完全的去除，否則此氧化/還原電位計是不可以省略。

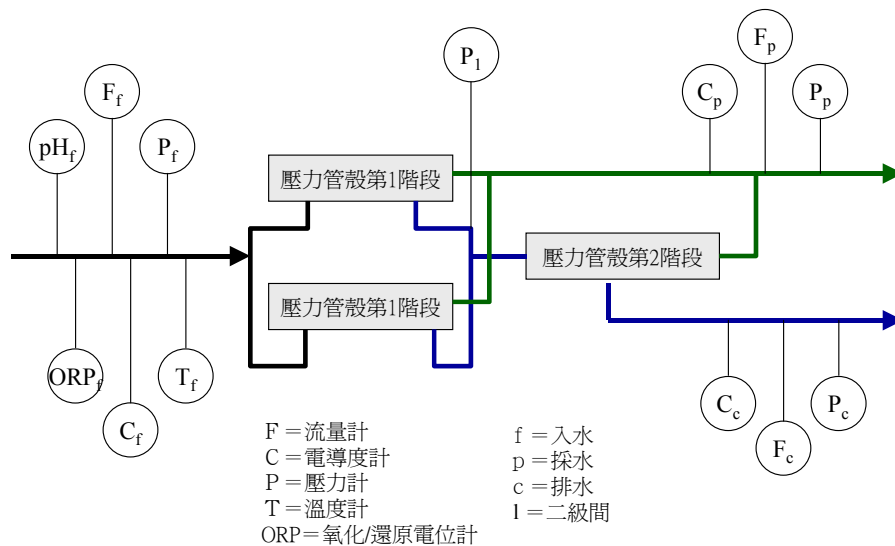


圖 27.5 系統監測儀器示意圖

27.4.2 系統故障判斷的參考標準

逆滲透、納濾系統的主要性能參數變化達到以下指標範圍時，要及時進行故障分析，並進行適當的處理。

- 1.在正常給水壓力下，產水量較正常值下降 10~15%；
- 2.為維持正常的產水量，經溫度校正後的給水壓力增加 10~15%；
- 3.產水水質降低 10~15%(產水電導率增加 10~15%)；

4.給水壓力增加 10~15%；

5.系統各段之間壓力降明顯增加。

27.4.3 逆滲透系統故障的可能原因與現象

表 27.5 逆滲透系統故障的可能原因

污染原因	可能污染位置	系統壓降	進水壓力	脫鹽率
金屬氧化物污染(Fe, Mn, Cu, Ni, Zn)	一段,最前端膜元件	迅速增加	迅速增加	迅速降低
膠體污染(有機和無機混合物)	一段,最前端膜元件	逐漸增加	逐漸增加	輕度降低
無機礦物垢(Ca, Mg, Ba, Sr)	後段,最末端膜元件	迅速增加	增加	降低
二氧化矽沉積物	後段,最末端膜元件	一般增加	增加	一般降低
生物污染	任何位置,通常前端膜元件	明顯增加	明顯增加	一般降低
有機物污染	所有段	逐漸增加	增加	降低
阻垢劑污染	後段最嚴重	增加	增加	一般降低
膜氧化損壞(Cl ₂ , O ₃ , KMnO ₄)	一段最嚴重	一般增加	降低	降低
膜水解損壞(pH 過高)	所有段	一般降低	降低	降低
膜面磨損(碳粉、砂粒等顆粒物)	一段最嚴重	一般降低	降低	降低
O 型圈滲漏(內連接管或適配器)	無規則	一般降低	一般降低	降低
膜元件滲漏(產水背壓造成)	最末端膜元件	一般降低	一般降低	迅速降低

27.4.4 化學清洗配方

各個逆滲透膜製造廠商均有其各別建議的清洗化學藥劑配方，表 27.6 則是某公司的建議範例(以 100 加侖，亦即 379 公升為基準)，表 27.7 為適用的污染現象。

表 27.6 化學清洗配方

清洗液	主要成份	藥劑量	pH 調節值	最高溫度℃
1	檸檬酸(100%粉末)	17.0 磅(7.7 公斤)	用氫氧化銨調節 pH=4.0	40
2	STPP(三聚磷酸鈉)(100% 粉末) NA-EDTA(VERSENE220 或相當)(100%粉末)	17.0 磅(7.7 公斤) 7.0 磅(3.18 公斤)	用硫酸或鹽酸調節 pH=10.0	40
3	STPP(三聚磷酸鈉)(100% 粉末) Na-DDBS(十二烷基苯磺 酸鈉)	17 磅(7.7 公斤) 2.13 磅(0.97 公斤)	用硫酸或鹽酸調節 pH=10.0	40

清洗液	主要成份	藥劑量	pH 調節值	最高溫度℃
4	HCl 鹽酸 (22 波美或 36%HCl)	0.47 加侖(1.8 升)	先用鹽酸緩慢調低 pH，再加氫氧化鈉回調 pH=2.5	35
5	亞硫酸氫鈉(100%粉末)	8.5 磅(3.86 公斤)	先用氫氧化鈉緩慢調高 pH，再加鹽酸回調 pH 至 11.5	35
6	NaOH 氫氧化鈉(100%粉末) 或 50%液體 SDS(十二烷基磺酸鈉)	0.83 磅(0.38 公斤) 0.13 加侖(0.5 升) 0.25 磅(0.11 公斤)	先用氫氧化鈉緩慢調高 pH，再加鹽酸回調 pH 至 11.5	30
7	NaOH 氫氧化鈉(100%粉末) 或(50%液體)	0.83 磅(0.38 公斤) 0.13 加侖(0.5 升)	先用氫氧化鈉緩慢調高 pH，再加鹽酸回調 pH 至 11.5	30

表 27.7 適用的污染現象

污染物	清洗液配方	
	弱洗時	強洗時
碳酸鈣垢	1	4
硫酸鈣、硫酸鋇、硫酸鋁垢	2	4
金屬氧化物/氫氧化物(鐵、錳、銅、鎳、鋁等)	1	5
無機膠體污染物	1	4
無機/有機膠體混合污染物	2	6
聚合矽沉積物	無	7
微生物類	2	3 或 6
天然有機物	2	3 或 6

27.4.5 化學清洗的步驟

應遵守膜管製造商清洗規範中所界定的酸鹼值、溫度、流量及壓差(ΔP)範圍。在每一個清洗階段中，須以良好水質、不含自由餘氯的清水完全的沖洗膜管。有效化學清洗的 10 個步驟如下：

- 1.以固定的週期或壓差(ΔP)，產水量或電導度變化超過設計值或超始值的 10-15% 現象發生時，以化學藥劑清洗膜管。在定期及小心的清洗保養下，應不會造成膜管使用壽命的下降。
- 2.分為有機物污染及結垢積存：
 - (1)有機物污染：先以鹼性界面活性劑清洗，以破壞並除去有機物質及細菌胞衣。如有需要，再以酸劑清洗。
 - (2)結垢積存：以酸性清洗劑清洗之。

如不確定造成污染的原因，則永遠以鹼性清洗劑先清洗。

- 3.清洗循環流量，以 8 吋膜管為例，勿超過每支管殼 175 公升/分鐘(46 US gpm)，亦即每小時 10.5m³ 的流量限制。
- 4.膜管的清洗必須是在低壓環境下，清洗泵的輸出壓力不得高於 4bar(60psi)。
- 5.每支 8,040 膜管所需的化學清洗液量約為 40 公升(10 US gpm)，這並不含管排內的容積。而最少的藥液量，每支 8,040 膜管不得少於 25~30 公升(7~8 US gpm)。
- 6.如可能，最佳清洗液溫度為 75~85°F(24~30°C)。UF 及 PS 膜管可耐至 122 °F(50 °C)。
- 7.在開始循環前，可將膜管浸泡於清洗液中約 15 分鐘。這步驟可在清洗過程中持續使用。
- 8.在每一個清洗步驟完成後及當清洗完欲開始採水前，必須以不含自由餘氯的清水加以沖洗管排、膜管及清洗液儲槽。
- 9.當系統是多級的排列組合時，須以各級個別的清洗。
- 10.當清洗完成後開始採水時，系統的工作情形並未立即獲得改善或者狀況較清洗前更糟時，因許多種類的清洗劑對逆滲透膜管或 PS 結構有所影響，因此有時需要 4~24 小時以上的操作時數以恢復正常且穩定的採水。

27.5 異常對策指引

薄膜處理的異常對策指引，請參見表 27.8。

表 27.8 異常對策指引－薄膜處理

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.造水量不足，造水水質不佳	1a.系統結垢	1a. (1)原水水質是否在所設定的造水率會超過結垢濃度 (2)檢查造成結垢物質的成分	1a. (1)增加軟化設備、添加抑垢劑 (2) • 檢討軟化系統的設計及操作是否不當 • 檢討抑垢劑種類及其用量是否不足 • 如為二氧化矽結垢，可檢討是否提升入水酸鹼值

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
	1b.系統堵塞	1b. (1)檢查入水 SDI (2)檢查入水 TOC 值是否過高 (3)檢查入水，造水及濃水的生菌數	1b. (1) • 檢討前過濾設備，增加反洗頻率或者增加更換前置濾心的週期或者更換較小孔徑的濾心 • 檢查入水來源是否受到污染 (2) • 改為較能忍受高有機入水的抗污膜管 • 增設 AOP 系統，降低入水的 TOC 量 • 檢討原水水源，不要讓高 TOC 水源進入逆滲透系統 (3) • 增加系統清洗頻率 • 定期使用非氧化性殺菌劑消毒膜管 • 增加前置紫外線殺菌設備 1c.增設熱交換器以控制入水溫度
	1c.水溫變化	1c.入水溫度	
2. 系 統 造 水 量 變 大，造水 水 質 劣 化	2a.膜管被氧化而破裂 2b.入水水溫增加 2c. Oring 的劣化或脫落 2d.膜管與管殼間過大，造成 Oring 的脫落	2a.入水是否含氧化劑 2b.入水水溫 2c.檢查 Oring 2d.檢查膜管與管殼的間隙	2a. (1)增設活性碳塔 (2)在入水端添加還原劑 2b. (1)正常現象，不需處理 (2)增加熱交換器降低入水溫度 2c.定期更換 Oring 2d. (1)增加或調整墊片厚度 (2)使用 auto shim device
3. 不 正 常 的 膜 管 外 殼 破 裂 或 變 形	3a.管殼及膜管間距過大 3b.thrust corn 裝置位置錯誤,造成膜管形成遠望鏡式的變形	3a.系統啟動時，是否有水錘的撞擊聲 3b.檢查 thrust corn 是否在每支管殼的濃水端	3a. (1)使用 auto shim device (2)使用墊片減少膜管在管殼的移動空間 3b.將 thrust corn 安裝至正確的位置
4.CIP 清洗	4a.CIP 設備設計錯	4a.	4a.

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
效 果 不 佳	誤 4b.使用清洗藥劑 不對 4c.清洗時間不足	(1)清洗流量可否達到每支 管殼 10CMH (2)清洗水溫是否過低 4b.清洗過程中，清洗劑的 酸鹼值是否有變化 4c.清洗時，化學藥劑的酸 鹼值，循環流量及差壓 的變化	(1) • 更換合適的清洗泵 • 將系統分段清洗 • 可考慮委外清洗 (2)增設加熱器以控制清洗水 溫度 4b.如無變化，表示清洗劑種 類錯誤或無效，請嘗試另種 藥液 4c. (1)如果清洗藥劑的酸鹼值，流 量或者差壓仍有變化，表示 膜管尚未清洗完成 (2)增加膜管的浸泡時間，可 改善清洗效果 (3)有效的膜管清洗可能長達 4~8 小時，過短的清洗時 間，效果不佳 (4)如有系統停機時間的限 制，可考慮委外清洗

第二十八章 電化學氧化法

28.1 原理概述

一般我們對廢水中有機污染物的處理，首先考慮到生物處理；以好氧生物處理為例，它的最終產物是 CO_2 、 H_2O 及含氧的陰離子如 SO_4^{2-} 、 PO_4^{3-} 、 NO_3^- 等。但很多自然的反應速率十分緩慢，減低生物處理的經濟效益大打折扣，此時尋找其它替代方案便顯得刻不容緩。

化學氧化處理程序常可加速反應的進行，它是利用化學原理克服反應動力學上的阻力而使反應加速。化學氧化可以處理許多有機物，但主要是用來處理有毒、具生物抑制性或生物難分解的有機物，否則生物處理有機廢水通常比化學氧化處理來得經濟。

有機物經化學氧化後可能得到 3 種不同結果：

- 1.初步分解：分子結構改變，增進生物分解能力。
- 2.容許性分解：分子變成毒性較小的其它物質。
- 3.最終分解：完全反應成 CO_2 、 H_2O 及其它無機物。

前 2 項反應可以只在少量氧化劑下即可進行，比最終分解有機物(分解成 CO_2 和 H_2O)所需的理論氧化劑量少，主要針對廢水中難以生物分解的污染物做一改質的工作，如此在多數狀況下可促進廢水被生物分解的程度，故需配合後續的生物處理一起才可顯現出最大效果。

最後一項則說明化學氧化法在適當的操作條件下也可單獨使用，將廢水中的有機物破壞，並逐步氧化成最終產物 CO_2 和 H_2O 。廢水水質 COD 的分析方法本身就是一個例子，爲了要瞭解水中尚殘餘多少有機物，我們使用重鉻酸鉀氧化劑來氧化有機物，爲了促進其氧化能力，反應過程中加入硫酸和催化劑硫酸銀，並在 150 的高溫下進行，反應經 2 小時始完成。在如此嚴苛的條件下多數的有機物均已經氧化成最終產物 CO_2 和 H_2O 了。但並不是所有的有機物均可以用此方法來定量，如苯胺；另有些大分子有機物亦不容易被測出。

常見的氧化劑有臭氧(O_3)、過氧化氫(H_2O_2)、氯系氧化劑如二氧化氯 (ClO_2)、次氯酸鈉(NaOCl)等；另亦有些使用高錳酸鉀(KMnO_4)、過硫酸鈉($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_8$)等氧化

劑。水處理常用氧化劑的標準還原電位，所謂標準還原電位是反應在“標準狀態”，亦即所有物質的“活性”均為 1 時的電位。

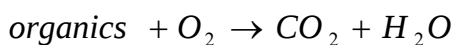
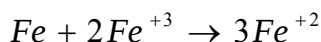
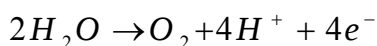
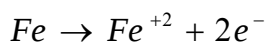
表 28.1 常見氧化劑的標準還原電位

氧化劑	還原半反應	Eo, V
F ₂	$F_{2(g)} + 2H^+ + 2e^- \rightarrow 2HF_{(aq)}$	3.06
HOCl	$HOCl + H^+ + 2e^- \rightarrow Cl^- + H_2O$	1.49
ClO ⁻	$ClO^- + H_2O + 2e^- \rightarrow Cl^- + 2OH^-$	0.90
NHCl ₂	$NHCl_2 + H_2O + 2e^- \rightarrow Cl^- + NH_3 + OH^-$	0.75
NHCl ₂	$NHCl_2 + 2H_2O + 4e^- \rightarrow 2Cl^- + NH_3 + 2OH^-$	0.79
NH ₃ Cl ⁺	$NH_3Cl^+ + H^+ + 2e^- \rightarrow Cl^- + NH_4^+$	1.40
NHCl ₂	$NHCl_2 + 3H^+ + 4e^- \rightarrow 2Cl^- + NH_4^+$	1.34
O ₃ (酸性)	$O_3 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow O_2 + H_2O$	2.07
O ₃ (鹼性)	$O_3 + H_2O \rightarrow O_2 + 2OH^-$	1.24
H ₂ O ₂	$H_2O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow 2H_2O$	1.78
HO ₂ ⁻	$HO_2^- + 2e^- + H_2O \rightarrow 3HO^-$	0.85
ClO ₂	$ClO_2 + 2H_2O + 5e^- \rightarrow Cl^- + 4OH^-$	1.71
MnO ₄ ⁻	$MnO_4^- + 4H^+ + 3e^- \rightarrow MnO_2 + 2H_2O$	1.68
	$MnO_4^- + 8H^+ + 5e^- \rightarrow Mn^{2+} + 4H_2O$	1.49
	$MnO_4^- + 2H_2O + 3e^- \rightarrow MnO_2 + 4HO^-$	0.58
O ₂	$O_2 + 4H^+ + 4e^- \rightarrow 2H_2O$	1.23
	$O_2 + 2H_2O + 4e^- \rightarrow 4HO^-$	0.40

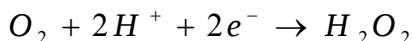
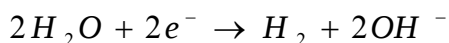
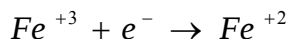
電解還原-Fenton 法是化學氧化法之一，其原理是利用過氧化氫(H₂O₂)為氧化劑，與電解還原產生的亞鐵離子做為催化劑，在電解/氧化槽內經由特殊的氧化還原反應生成氫氧自由基(OH•)；氫氧自由基是一種強氧化劑，可將有機物氧化分解，降低廢水中的 COD，改善放流水的水質。其與傳統 Fenton 法不同之處，係在於 Fe²⁺是由三價鐵電解還原所產生，而利用此電場可使有機物更容易解離並被破壞、處理。

電解還原-Fenton 法的化學反應機制說明如下：

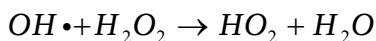
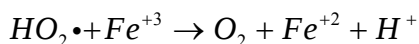
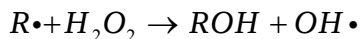
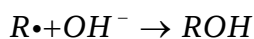
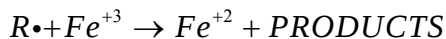
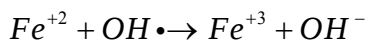
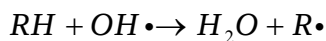
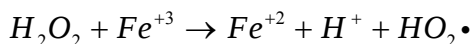
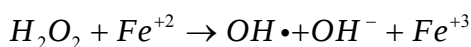
陽極上的反應，主要包括水的解離和有機物的氧化：



陰極上的反應，主要包括水的解離和和三價鐵的還原：



水溶液相的反應，主要包括雙氧水的催化和有機物的分解反應：



主要反應係將有機物氧化成二氧化碳和水，如下式：



從上式可看出有機物被氧化成二氧化碳和水的同時，亞鐵離子催化劑也變成了三價鐵污泥，故利用電解還原的方法使三價鐵在陰極再還原為亞鐵離子催化劑，此即為電解還原-Fenton 法。

由陰極的 Fe^{3+} 還原成 Fe^{2+} 反應式，與另一種利用犧牲性陽極鐵來產生亞鐵離子催化劑的方法比較，犧牲性陽極鐵每產生 1 莫耳 Fe^{2+} 需 2 莫耳電量，而本方法僅需 1 莫耳電量，且不斷將 Fe^{3+} 還原成 Fe^{2+} 重複再利用，因此可大幅降低陽極金屬鐵的消耗量及電的消耗量以及最終的污泥產量。再者，過氧化氫直接添加於電解還原槽並與電解產生的亞鐵離子及廢水中的有機物反應，而反應產生的鐵離子又可直接於陰極還原成亞鐵離子並源源不斷的參與反應，使得過氧化氫的氧化效率提高，降低過氧化氫的加藥量及降低操作成本。此外，在陽極發生之電極氧化

作用亦可將有機物之一部份去除，由表 28.1 中可知氫氧自由基是自然界中僅次於氟的強氧化劑，遠比一般常用的氧化劑如過氧化氫、臭氧、二氧化氯、次氯酸鈉(漂白水)等都強，故可以氧化一般的有機物，廢水中 COD 濃度因此而下降。

採用電解還原-Fenton 高級處理系統來處理廢水的主要優點如下：

- 1.對環境友善：處理後不像其他化學藥品如次氯酸鈉，易產生氯化有機物等毒性物質，而對環境造成傷害。
- 2.佔地空間小：有機物氧化的速度相當快，所需的停留時間短，約 1~2 小時即足夠。由於停留時間短，故相對的反應槽容積也不需太大，可節省空間。
- 3.操作彈性大：可依進流水水質的濃度來改變操作條件，提高處理量，而一般的生物處理難以彈性操作。電解還原-Fenton 處理系統通常只須提高電流量及 H_2O_2 加藥量即可處理較高的污染量。
- 4.操作簡便：僅需簡單的藥品添加及電流、電壓、pH 控制，對大多數的操作人員不構成負擔。
- 5.初設成本低：與一般的生物處理系統相較，約只需其投資成本的 25~33%。
- 6.氧化力強：所產生的氫氧自由基氧化力相當強，可處理多種毒性物質，如氯乙烯、BTEX、氯苯、1,4 Dioxane、醛類、五氯酚、多氯聯苯、TCE、DCE、PCE 等，另 EDTA 和酮類如 MTBE、MEK 亦有效。

28.2 設計概要

電解還原-Fenton 系統主要包含：

- 1.pH 調整槽
- 2.化學反應槽
- 3.電解槽
- 4.電源供應器
- 5.控制系統
- 6.加藥系統

以上 6 個部分的整體處理流程，摘要說明如下：

由製程產生的廢水經抽送進入 pH 調整槽，經由加藥系統調整至適合操作的

酸鹼度。廢水調整好酸鹼度後流入反應槽，然後由迴流泵抽送進入 FentonⅢ 槽中進行電解/氧化作用，反應完畢後返回反應槽。此系統週邊配備基本上包含進流抽水機、pH 控制器、迴流泵、加藥機和一個空氣攪拌系統。其中空氣攪拌系統是提供反應槽攪拌調勻用，並藉由減壓閥之設計將電解槽所產生的微量氣體抽送入反應槽。

28.3 一般常見設計缺失及補救方法

表 28.2 電化學氧化法一般缺失及補救方法

缺 失	對 策
1. 電解槽安裝失誤，其補救方法有	1a. 檢查是否有短路現象(注意：陰、陽極間不應與金屬物質相接觸) 1b. 檢查低電壓運轉指示燈是否有亮？ 1c. 檢查電壓及電流是否可調整及操作？於起動電解槽電源供應器前需先檢查系統是否短路，槽中液位是否高於電解槽上，槽中溶液是否有足夠的導電度，自來水或地下水因導電度不足無法測試。
2. 廢水水質問題:	2. 解還原-Fenton 高級氧化處理系統僅適合處理有機廢水，若有油性物質或重金屬將無法處理，其補救方法將無法處理是將銅、鋅、鎳、鉻等重金屬先去除後，廢水才可進入本系統，以免影響系統性能，降低對有機物質的去除能力，甚至引起當機。

28.4 設計計算例

1. 使用藥品

(1) 硫酸(H_2SO_4)：一般工業用，建議使用 60% H_2SO_4 。

(2) 氧化劑(H_2O_2)：一般市售有 35% 及 50% 2 種，建議使用後者。

(3) 硫酸亞鐵(FeSO_4)：一般市售有固體硫酸亞鐵($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)和 22% 液體硫酸亞鐵(22% FeSO_4 ，亞鐵含量約 8%) 2 種，建議使用前者，後者品質常不穩定。

2. 藥品添加計算

(1) Fe^{+2} 添加量計算

建議使用固體硫酸亞鐵($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)，每進 1m^3 廢水加 10~20kg 固體硫酸亞鐵，視廢水導電度而定。表 28.3 整理出固體硫酸亞鐵相對添加量。

表 28.3 固體硫酸亞鐵相對添加量

批次廢水量 (m^3 /批次)	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	3.5	4.0	4.5	5.0
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (kg/批次)	15	22.5	30	37.5	45	52.5	60	67.5	75

以每批次廢水量為 5m^3 估算，一年以 130 個批次計，則每年的固體硫酸亞鐵需求量為 $75\text{kg}/\text{批次} \times 130 \text{ 批次}/\text{年} = 9,750 \text{ kg}/\text{年}$ ，一般固體硫酸亞鐵為 $25\text{kg}/\text{包}$ ，故年需求量為 390 包/年。

(2) H_2O_2 添加量計算

a.廢水量： 5m^3 /批次

b.COD： $10,000 \text{ mg}/\text{L}$

c. H_2O_2 濃度：50%

d. H_2O_2 密度： $1.19 \text{ kg}/\text{L}$

e. H_2O_2 添加量(理論值)： $21,250\text{mg}/\text{L} = 21.25\text{kg}/\text{m}^3$

f. $\text{H}_2\text{O}_2(50\%)$ 每批次添加量： $21.25\text{kg}/\text{m}^3 \times 5\text{m}^3/\text{批次} \div 50\% \div 1.19 \text{ kg}/\text{L} = 178.6\text{L}/\text{批次}$

COD 濃度以 $10,000\text{mg}/\text{L} (=10\text{kg}/\text{m}^3)$ 估算，且每批次廢水量為 5m^3 時，污染量為 $50 \text{ kgCOD}/\text{批次}$ ，若要使 H_2O_2 加藥量達到理論添加量(每 kgCOD 需要 4.25kg 的 $50\%\text{H}_2\text{O}_2$)，則每批次須加入 212.5kg 的 $50\%\text{H}_2\text{O}_2$ ，一年以 130 個批次計，則每年 $50\%\text{H}_2\text{O}_2$ 的需求量為 27.625 公噸。

28.5 控制重點

電解還原-Fenton 系統控制單元主要有原水進流泵、循環泵及加藥機，其控制系統及連動系統如表 28.4 所示。

表 28.4 電解還原-Fenton 系統統控制單元

控制單元	控制系統	控制動作
原水進流泵	反應槽液位及計時器 (Timer)	高液位：泵 OFF 低液位：泵 ON Timer ON：ON Timer OFF：OFF
硫酸加藥機	pH	高 pH：泵 ON 低 pH：泵 OFF
迴流泵	Timer	Timer ON：ON Timer OFF：OFF
雙氧水加藥機	迴流泵	迴流泵 ON：ON 迴流泵 OFF：OFF
電解槽整流器	迴流泵	迴流泵 ON：ON 迴流泵 OFF：OFF

28.6 異常對策指引

電化學氧化法異常對策指，說明如表 28.5。

表 28.5 異常對策指引－電化學氧化法

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
1.pH 小於 1.5	1a.pH 測定儀故障 1b.酸液過多	1a. (1)檢查電極 (2)檢查控制器 1b. (1)檢查酸液添加量 (2)檢查控制器及加藥機連 動狀況	1a. (1)清洗電極並校正之。 (2)修理或更換電極偵測器。 1b. (1) 修復控制器 (2)調整加藥機之流量，避免瞬 間加藥量過大
2.pH 大於 2.5	2a.pH 測定儀故障 2b.酸液過少	2a. (1)檢查硫酸藥槽 (2)檢查加藥機是否阻塞 2b. (1)檢查加藥機緩衝液(甘 油) (2)檢查管線是否脫落或滲 漏	2a. (1)修理並調整控制器線路 (2)修理並調整控制器線路 2b. (1)補充硫酸藥劑 (2)清洗加藥機 (3)補充緩衝液 (4)檢查管線並修護

現 象	可能原因	檢測項目	對 策
3.出流水 COD 偏 高	3a.進流水 pH 異常 3b.H ₂ O ₂ 加藥量不 足 3c.Fe ⁺² 量過少 3d.進流水 COD 突 增	3a.進流水 pH 異常 3b. (1)檢查 H ₂ O ₂ 加藥量 (2)檢查 H ₂ O ₂ 藥槽 (3)檢查 H ₂ O ₂ 加藥機是否 阻塞 (4)檢查 H ₂ O ₂ 加藥機緩衝 液(甘油) (5)檢查 H ₂ O ₂ 管線是否脫 落或滲漏 3c.檢查電流量是否太低 3d.檢查前段生物處理程序 是否正常	3a.進流水 pH 異常 3b. (1)調整加藥量 (2)補充 H ₂ O ₂ 藥劑 (3)清洗加藥機 (4)補充緩衝液 (5)檢查管線並修護 3c.調整適當電流量 3d.恢復生物處理效率
4.電解槽 電壓偏 高	4a.電解槽中導電 度不足 4b.電極上結垢 4c.電極板鬆動	4a.檢查廢水導電度是否足 夠 4b.檢查電極表面是否有一 層結垢物 4c.檢查電極板螺絲是否有 鬆脫	4a. (1)補充酸劑 (2)補充鐵劑 4b.)暫時將進流槽 pH 調低一 段時間 4c.找出鬆脫的螺絲並轉緊
5.電解槽 電壓偏 低	5.有短路現象發生	5.檢查是否有導體卡在陽 極與陰極之間造成短路 (通常若有短路現象，電 極會發熱)	5.找出造成短路的導體並將 之重新置放於正常位置

28.7 應用說明

Fenton 法的應用從 1994 年迄今已經超過十年了，這十多年來 Fenton 法相關技術的研發也不斷精進，包括電解氧化-Fenton(Fenton II)法、電解還原-Fenton(Fenton III)法和流體化床-Fenton(Fenton IV)法等，它們的應用範圍也逐年擴展，迄今已有超過 20 個廠的實績，茲將其匯整於表 28.6 中以供參考。

表 28.6 Fenton 法的應用現況

技術分類	應用廠商	主要產品或別	完工時間	氧化槽規模	水量 (CMD)	COD (mg/L)	COD _r (%)
Fenton I	長春石化、花 蓮酒廠等9家 廠商	石化、化工、醃 酵、人纖等行業	1994	1.5m*0.5m*0.5m	40	150	50
			至 1998	至 6m*6m*3.5m	 3,000	 200	 80
Fenton II	高銀化工	化工原料	1995	4m*2.3m*2m	250	200	60
	華通電腦*2	PCB業	1996	6.3m*1.8m*2.5m			
	培芝德朋	特用化學品	1997	4m*2.3m*2m	500	300	80
	民環染整	PU基布染色	1998	5m*1.8m*4m			
Fenton III	楠梓電子	PCB業	1998	1m*1m*2m	30	2,000	80
	南亞技術學院	實驗室廢液	1999	0.7m*0.7m*2m	0.5	20,000	85
	岡山空軍基地	表面處理業	2000	0.7m*0.7m*2m	10	1,000	80
	遠東化纖	人纖業	2001	1m*1m*2m*2	100	1,000	90
	聯華電子	半導體業	2002	0.7m*0.7m*2m	1	18,000	90
Fenton IV	麗嘉企業	PU基布染色	2000	φ1m*H7m	240	200	70
	台灣化纖	ABS樹脂	2001	φ2.5m*H9m*2	4,000	130	70
	國亨塑膠	ABS樹脂	2001	φ2m*H9m*2	2,000	120	60
	中華映管	TFT-LCD	2001	φ1.2m*H8.5m	400	500	30
	亞洲微電	電子業	2002	φ2.5m*H9m*2	4,000	130	70

第二十九章 水力計算

29.1 管渠水力計算

一般而言，水的流向會受到水位深度而有變化，像是水流由高到低，此水位的斜度稱之為水力坡降，應用在廢水處理單元設計上，水力坡降取決於水流的流速。在流量、坡度及斷面未有變化時，水流為穩定流，在穩定流流水中，當其具有某一流速時管渠內的摩擦損失水頭 h_e 可以下式表之；

$$h_e = f \frac{lV^2}{8Rg}$$

f ：水流摩擦係數

l ：管渠之長度(m)

V ：平均流速(m/sec)

R ：水力半徑(流水斷面積÷潤周長度)

g ：重力加速度(m/sec²)

管渠的水力計算和管渠斷面及流速有密切之關係，一般水力計算採用曼寧公式和連續方程式：

$$Q = A \cdot V$$

$$V = \frac{1}{n} R^{\frac{2}{3}} \cdot I^{\frac{1}{2}}$$

Q ：流量(m³/sec)

A ：通水面積(m²)

V ：流速(m/sec)

n ：粗糙係數

I ：水力坡度 $I = h_e/l$ (Hydraulic gradient 為沿水流方向每單位所減少的水頭。)

R ：水力半徑(m)， $R = A/S$

A ：流水斷面積(m²)

S ：流水之潤周長度(m)

坡度雖為水力學上之坡度，但由於水道管渠為人工渠道，其水面與管底坡度相同，故實際上可認為管底坡度為水面坡度。坡度的表示方法如 0.005 為 5‰。

粗糙係數為水流之阻力中， R 和 I 以外不確定因素之全部，管之水深小時 n 值增大，在選擇上需多加注意。各種溝（管）渠採用之粗糙係數(n)值，規定如表 29.1。

管渠之斷面積，一般依流量及坡度按上式計算決定之，通常斷面尺寸以計畫流量設計圓形管滿流、矩形管渠水深 90%、馬蹄形管渠水深 80%計算，上述雖非最大流量，但為設計安全上最適之斷面尺寸。

表 29. 1 溝(管)渠粗糙係數表

溝（管）渠種類		使用材料	粗糙係數 n 值
排水管	直徑 ≥ 0.60 公尺	鋼筋混凝土	0.013
	直徑 < 0.60 公尺		0.015
U 型溝		混凝土或鋼筋混凝土	0.016
矩形箱涵		鋼筋混凝土	0.015
梯形明溝	漿砌卵石（抹面）		0.014
	漿砌卵石（未抹面）		0.025
鋼筋混凝土護岸		鋼筋混凝土	0.015
玻璃纖維管（FRP）			0.010

在廢水處理之水力設計中，不同處理單元之總水頭損失通常由預期最大流量來計算，並用來設定各處理單元的相對水位。如位於承受水體為河邊的工廠含有一抽水站，介於前處理單元與初級沉澱池之間，總損失水頭即由初級沉澱池與曝氣池間之水位差、曝氣池與最終沉澱池之水位差、最終沉澱池與加氯接觸池之水位差以及加氯接觸池與承受水體河流水位差等來決定。河流最高水位確定後，則加氯接觸池之最小水位等於加氯接觸池與河流間損失水頭加上河流水位。最終沉澱池之最小水位等於最終沉澱池與加氯曝氣池間損失水頭加上加氯接觸池]水位。以同樣方法可以求得曝氣接觸池與最終沉澱池之最小水位。各處理單元之水位必須等於或大於各最小水位，以免河流水倒流入工廠。通常各單元的水位均在其最小水位之上，而單元間的高程落差僅足以應付最大流量。

29.2 水力計算例

- 過濾水力學計算

含均勻粒徑多孔濾料之清潔濾床，其過濾損失水頭可以 Carman-Kozeny 方程式來計算。首先，考慮濾池為一束水道，依 Darcy-Weisbach 方程式

$$h_L = f \frac{LV^2}{D_c 2g} \quad (1)$$

式中 h_L = 摩擦損失水頭

f = 摩擦係數

L = 水道長度

D_c = 水道直徑

V = 水道內平均水流流速

g = 重力加速度

在多孔濾床內的水道為不規則性，因此，水道直徑 D_c 可以 $4r$ 來代替，其中 r = 水力半徑。設 D 為濾床深度，則以 $D=L$ 及 $D_c=4r$ 帶入(1)式中得

$$r = f \frac{DV^2}{8rg} \quad (2)$$

設濾床中有 n 個顆粒，每個顆粒體積 v_p ，則總顆粒體積為 m_p 。設濾床之孔隙率為 ε ，則總濾床體積為 $m_p/(1-\varepsilon)$ 。而總水道體積等於濾床空隙體積，即 $\varepsilon m_p/(1-\varepsilon)$ 。假設被浸濕的顆粒表面積被視為總顆粒表面積，即等於 ns_p ，式中 s_p = 顆粒之表面積，水力半徑 r 則等於總渠道體積除以浸濕顆粒表面積。

$$r = \left(\frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} \right) \frac{v_p}{s_p} \quad (3)$$

對於球形顆粒而言：

$$\frac{v_p}{s_p} = \frac{\pi d^3/6}{\pi d^2} = \frac{d}{6} \quad (4)$$

對於不規則形狀顆粒而言：

$$\frac{v_p}{s_p} = \phi \frac{d}{6} \quad (5)$$

式中 ϕ = 形狀因素。球形顆粒之 $\phi = 1$ ，無煙煤和鍍角砂之 $\phi = 0.73$ ，圓球形砂之 $\phi = 0.82$ ，砂之平均 $\phi = 0.75$ 。趨近速度 V_a 等於流量 Q 除以濾池表面積 A 。因此水流經過濾料間空隙之速度 V 為：

$$V = \frac{V_a}{\varepsilon} \quad (6)$$

將(3)、(5)和(6)代入式(2)得

$$h_L = f' \frac{D}{\phi d} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{V_a^2}{g} \quad (7)$$

上式即為 Carman-Kozeny 方程式，式中 f' = 無因次之摩擦係數。 f' 計算式如下：

$$f' = 150 \left(\frac{1-\varepsilon}{N_{Re}} \right) + 1.75 \quad (8)$$

雷諾數 N_{Re} ：

$$N_{Re} = \frac{\phi d V_a}{\nu} = \frac{\phi \rho d V_a}{\mu} \quad (9)$$

式中 ρ = 質量密度

μ = 黏度

ν = 動黏度

水流經過一含有均勻粒徑多孔濾料之清潔濾床，其損失水頭亦可以 Rose 方程式來表示：

$$h_L = \frac{1.067}{\phi} \frac{C_D}{g} D \frac{V_a^2}{\varepsilon^4} \frac{1}{d} \quad (10)$$

式中 C_D 為牽引係數，當 $N_{Re} < 1$ 時：

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} \quad (11)$$

當 $1 < N_{Re} < 10^4$ 時

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} + \frac{3}{\sqrt{N_{Re}}} + 0.34 \quad (12)$$

當濾床含有不同顆粒大小之濾料時，則 Rose 方程式可以下式表示之：

$$h_L = \frac{1.067}{\phi} \frac{C_D}{g} D \frac{V_a^2}{\varepsilon^4} \sum \frac{x}{d} \quad (13)$$

式中 x =顆粒粒徑為 d 之重量分率。若濾床含有數層而孔隙率均勻，則 Rose 方程式為：

$$h_L = \frac{1.067}{\phi} \frac{D}{g} \frac{V_a^2}{\varepsilon^4} \sum \frac{C_D x}{d} \quad (14)$$

上列二式可由篩分析結果計算之。

水流通過集水系統之水頭損失遠比通過濾床之損失水頭為小，通常可以忽略。雖然 Carman-Kozeny 方程式和 Rose 方程式僅適合於清潔濾床之使用，但它們也可說明損失水頭與濾床阻塞程度間的關係。當濾床阻塞時，有效孔隙率 ε 降低，損失水頭 h_L 將會增大。

• 濾床之水頭損失

一快砂濾池，其濾床深度為 24in，濾砂比重=2.65，形狀因素(ϕ)=0.82，孔隙率(ε)=0.45，過濾速度=2.5gpm/ft²，操作溫度=50°F(10°C)，濾砂之篩分析資料如表 29.1 中第(1)及第(2)行。式以 Rose 方程式，計算水流通過成層清潔濾床之損失頭。

表 29.1 濾砂篩分析資料

(1) 篩孔大小	(2) 阻截重量 (%)	(3) d (ft)	(4) N_{Re}	(5) C_D	(6) $C_D x/d$ (ft ⁻¹)
14-20	0.87	0.003283	1.065	22.54	59.7
20-28	8.63	0.002333	0.757	31.70	1172.6
28-32	26.30	0.001779	0.577	41.59	6148.5
32-35	30.10	0.001500	0.486	49.38	9908.2
35-42	20.64	0.001258	0.408	58.82	9650.6
42-48	7.09	0.001058	0.343	69.97	4688.9
48-60	3.19	0.000888	0.288	83.33	2995.2
60-65	2.16	0.000746	0.242	99.17	2872.2
65-100	1.02	0.000583	0.189	126.98	<u>2220.5</u>
					$\Sigma C_D x/d = 39,716.4 \text{ ft}^{-1}$

第(3)行，顆粒之平均粒徑 d =篩孔之平均大小，雷諾係數 N_{Re} ，速度 V_a 和動黏度 ν 之計算如下：

$$V_a = (2.5 \text{ gal/min}) (ft^3 / 7.48 \text{ gal}) (min / 60 \text{ sec})$$

$$= 0.00557 \text{ ft/sec}$$

$$\nu = 1.3101 \text{ centistokes at } 50^\circ \text{F}$$

$$=(1.3101)(1.075 \times 10^{-5}) = 1.4084 \times 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{sec}$$

於篩大小 14-20 時之 N_{Re} ：

$$N_{Re} = (0.82)(0.003283 \text{ ft})(0.00557 \text{ ft/sec}) \div (0.000014084 \text{ ft}^2/\text{sec}) = 1.065$$

對於其他篩大小之 N_{Re} 計算如上述方法， N_{Re} 值計算結果如表 29.1 中之第(4)行。牽引係數 $C_D=24/$ ， C_D 值計算果如表 29.1 中之第(5)行；於最小篩之 $N_{Re}=1.065$ ，趨近於 1，其 C_D 計算仍可以 $=24/$ 計算之。 $C_D x/d$ 值之計算如表 29.1 中第(6)行， $\Sigma C_D x/d = 39,716.4 \text{ ft}^{-1}$ ，故 Rose 方程式：

$$h_L = \frac{1.067}{\phi} \frac{D}{g} \frac{V_a^2}{\varepsilon^4} \Sigma \frac{C_D x}{d}$$

$$h_L = \frac{1.067}{0.82} \frac{2.0 \text{ ft}}{32.17 \text{ ft}} \frac{\text{sec}^2}{\text{sec}^2} \frac{(0.00557 \text{ ft})^2}{\text{sec}^2} \times \frac{1}{(0.45)^4} \frac{39,716.4}{\text{ft}}$$

$$= 2.96 \text{ ft}$$

參考文獻

1. 經濟部工業局，廢水薄膜處理技術應用與推廣手冊，民國89年12月。
2. 林正祥，拜訪生物過濾膜著名廠商WEHRLE公司及其實廠應用紀實，工業污染防治報導，第134期，第9至11頁，民國88年5月5日。
3. 林正祥，國外實廠化多重薄膜組合新技術，國內外環保新技術應用與推廣技術講習會（中部場次），經濟部工業局，民國92年9月4日。
4. 洪仁陽、鄒文源、吳漢松、劉有清、彭明鏡、邵信，台灣石化合成股份有限公司高濃度廢水厭氣處理工程規劃操作維護說明書手冊，工業技術研究院化學工業研究所，民國79年。
5. 洪仁陽譯，厭氧程序處理工業廢水及都市污水之設計，國立編譯館，民國86年。
6. 署營建雜誌社，污水處理廠最適化設計規範之研訂，民國85年6月。
7. 反滲透和納濾膜產品技術手冊，豐禾有限公司，民國94年。
8. 陶氏薄膜技術手冊，連華工程企業有限公司，民國95年。
9. 陳之貴，環工機械設計選用實務，曉園出版社，民國87年。
10. 陳國誠，廢水生物處理學，國立編譯館，民國80年8月。
11. 李孫榮、張錦松、張錦輝、陳健民、曾如娟共譯，高立圖書有限公司，民國84年1月。
12. "Wastewater Engineering Treatment and Reuse" Metcalf & Eddy 4th edition，p747 table8-16，2003（ch8）
13. Ahn, W.Y.,Kang,M.S.,Yim,S.K.and Choi,K.H., Nitrification of leachate with submerged membrane bioreactor-Pilot scale.*Proc.IWA Conf.Membrane Technology in Environmental Management*,Tokyo,432~435, 1999
14. Anderson,G.K.,James,A.,Saw,C.B.and Le,M.S.,Crossflow micro-filtration- a membrane process for biomass retention in anaerobic digestion.*Proc.4th World Filtration Congress*. Ostend,11.75~11.84.,1986a
15. Anderson,G.K.,Saw,C.B. and Ferandes,M.I.A.P.,Application of porous membranes for biomass retention in biological wastewater treatment processes.*Process Biochem*.21,174~182.,1986b
16. Benitez,J.,Rodriguez,A. and Malaver,R.,Stabilization and Dewatering of Waste-Water Using Hollow- Fibre Membranes.*Wat.Res*.29,2281~2286.
17. Brockmann,M. and Seyfried, C.F.,Sludge activity under the conditions of crossflow microfiltration. *Wat.Sci.Technol*.35(10),111~120.,1997
18. Cadi,Z.,Huyard,H.,Manem,J. and Moletta,R.,Anaerobic digestion of a synthetic wastewater containing starch by a membrane reactor.*Environ. Technol*.15, 1029 ~1039.,1994

19. Choo,K.H. and Lee,C.H.,Effect of anaerobic digestion broth composition on membrane permeability.*Wat.Sci.Technol.*34(9),173~179.,1996a
20. Choo,K.H. and Lee,C.H.,Membrane fouling mechanisms in the membrane- coupled anaerobic bioreactor.*Wat.Res.*30,1771~1780.,1996b
21. Davis,R.H.,Membrane Handbook(W.S.W.Ho and K.K.Sirkar,eds.), Van Nostrand Reinhold, NY,485~505.,1992
22. Drew,D.A.,Schonberg,J.A.and Belfort,G.,Lateral inertial migration of a small sphere in fast laminar flow through a membrane duct. *Chem.Eng. Sci.*46, 3219 ~3244.,1991
23. Dufresne,R.,Lavallee,H,Lebrun,R. and Lo,S.,Comparison of performance between membrane bioreactor and activated sludge system for the treatment of pulping process wastewaters.*J.Tappi.*81,131~135.,1998
24. Tom Stephenson,Simon Judd, Bruce Jefferson, Keith Brindle., Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment,IWA Publishing.ISBN:1-900222-07-8, 2000
25. Hulshoff Pol, L.W., Castro Lopes, S. I., Lettinga, G., Lens, P.N.L. (2004). Anaerobic sludge granulation, *Water Research*, 38, 1376-1389.
26. van der Last, A. R. M. & Lettinga, G. (1992). Anaerobic treatment of domestic sewage under moderate climate (Dutch conditions) using upflow reactors at increased superficial velocities. *Water Science and Technology*, 25 (7), 167-178.
27. Lettinga, G., van Nelsen, A. F., Hobma, S. W., de Zeeuw, W. & Klapwijk, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, 22, 699-734.
28. Liu, Y., Xu, H. L., Yang, S. F., Tay, J. H. (2003). Mechanism and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor, *Water Research*, 37,661-673.
29. Seghezzo, L., Zeeman, G., van Lier, J. B., Hamelers, H. V. M. & Lettinga, G. (1998). A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors, *Bioresource Technology*, 65, 175-190.
30. Sung, Shihwu and Harikishan Santha, "Performance of temperature-phased anaerobic digestion (TPAD) system treating dairy cattle wastes", *Water Research*, Vol. 37, pp1628-1636, 2003.
31. Metcalf &Eddy Inc., Wastewater engineering: treatment and reuse, 4th edition, Chapter 14 Treatment, Reuse, and Disposal of Solid and Biosolids, McGraw-Hill, New York. 2003.

32. WEF Manual of Practice No.8, Design of municipal wastewater treatment plants, Water Environmental Federation, Alexandria, VA., 1991.
33. 10 Tips to Clean , PermaCare / Nalco .