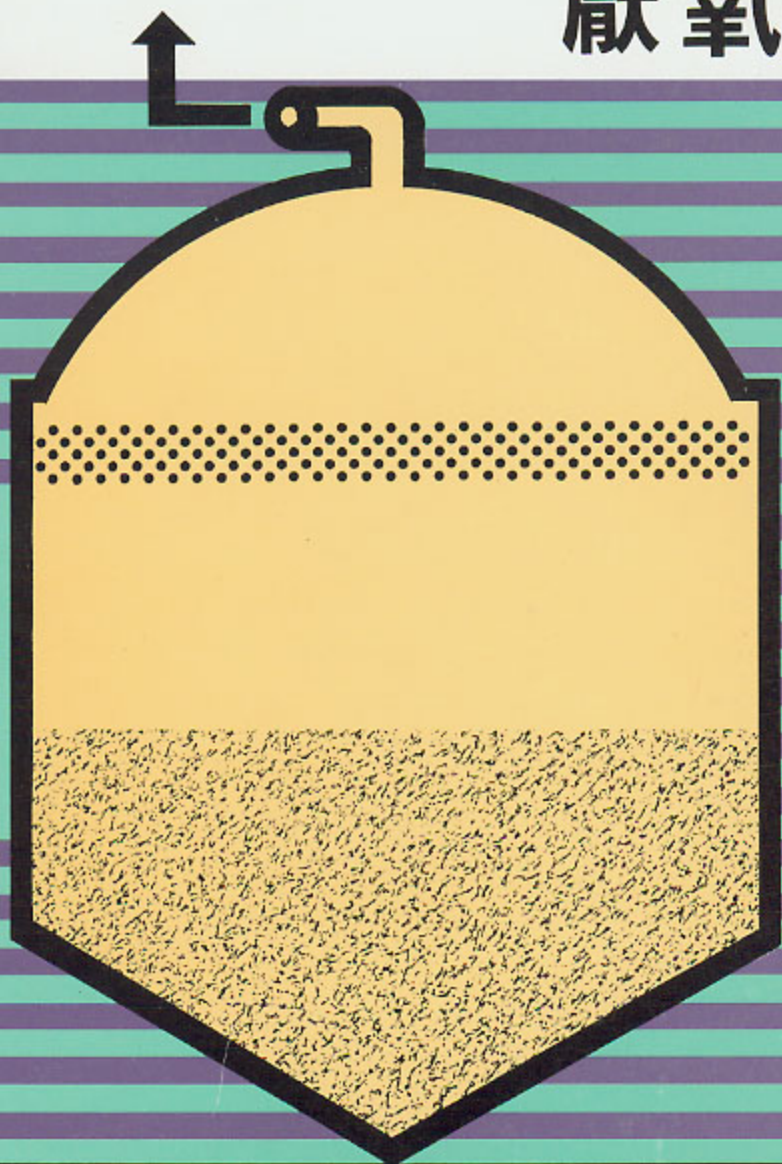


11

工業污染防治技術手冊

污泥 厭氧消化



目 錄

一、污泥的種類與來源	1
1-1 污泥種類	1
1-2 污泥來源	1
二、污泥特性	2
2-1 物理性質	2
2-2 化學性質	3
2-3 生物性質	4
2-4 生化性質	4
三、污泥產量	5
3-1 質量平衡	5
3-2 計算例	6
四、污泥處理流程	7
4-1 預先處理	7
4-2 濃 縮	7
4-3 穩 定	13
4-4 調 理	16
4-5 消 毒	17
4-6 脫 水	17
4-7 乾 燥	23
4-8 堆 肥	24
4-9 熱處理	24
4-10 最終處分	25

五、厭氧消化.....	27
5-1 污泥消化的目的與對象.....	27
5-2 厭氧消化的原理.....	27
5-3 消化槽型式.....	32
5-4 消化槽的設計.....	35
5-5 消化槽設計舉例.....	44
5-6 消化槽的控制.....	60
5-7 例行之操作維護.....	63
5-8 簡易設備.....	64

圖 目 錄

圖 3 — 1	處理流程	5
圖 4 — 1	污泥處理與處置流程圖	8
圖 4 — 2	典型的污泥攪拌混合槽	9
圖 4 — 3	濃縮對消化槽所需容量之影響	9
圖 4 — 4	污泥中固體物含量與濃縮後污泥體積減少量之關係	10
圖 4 — 5	重力式濃縮槽	11
圖 4 — 6	溶解空氣浮除系統(a)無回流(b)回流	12
圖 4 — 7	離心機(a)噴嘴盤式離心機(b)圓筒式離心機(c)籃式離心機	13
圖 4 — 8	好氧消化槽操作型式(a)分批式(b)連續式	16
圖 4 — 9	污泥熱處理程序 (Zimpro 法)	17
圖 4 — 10	(a)帶式(b)滾筒式旋轉真空過濾機	18
圖 4 — 11	真空過濾系統	18
圖 4 — 12	圓筒式離心機	19
圖 4 — 13	籃式離心機	19
圖 4 — 14	水平帶式過濾機(a)移幕式濃縮機(b)帶式加壓過濾機(c)毛細脫水機(d)旋轉重力脫水機	21
圖 4 — 15	典型污泥乾燥床平面與斷面圖	22
圖 4 — 16	氣拱乾燥系統	23
圖 4 — 17	噴霧乾燥器	24
圖 4 — 18	多床式焚化爐	25
圖 5 — 1	從廢水中去除之物質	28
圖 5 — 2	廢水穩定過程	28
圖 5 — 3	開頂，不加熱，不攪拌消化槽	33
圖 5 — 4	尹霍夫池	33
圖 5 — 5	開頂，不加熱，不攪拌消化槽操作 3 至 6 年後	34
圖 5 — 6	單段加熱攪拌加蓋式	34

圖 5-7	兩槽式消化系統	35
圖 5-8	內部潛式燃燒器	37
圖 5-9	外部潛式燃燒器	37
圖 5-10	內部熱交換器	38
圖 5-11	線圈-抽管式內部熱交換器	38
圖 5-12	外部熱交換器	39
圖 5-13	內部固定攪拌器	39
圖 5-14	內部移動攪拌器	40
圖 5-15	典型消化設備圖	42
圖 5-16	固定槽蓋	43
圖 5-17	浮動蓋	43
圖 5-18	氣體貯存蓋	44
圖 5-19	厭氣消化槽設計詳圖(a)平面(b)斷面	47
圖 5-20	污泥加熱及迴流系統流程圖	52
圖 5-21	消化槽控制	60
圖 5-22	消化槽內部變化	62
圖 5-23	污泥採樣器	65
圖 5-24	氣體產量估計器	65
圖 5-25	浮渣層測試器	66
圖 5-26	上澄液管道清洗器	67
圖 5-27	生污泥濃度控制系統	68
圖 5-28	防止泵故障之壓力關閉系統	68
圖 5-29	上澄液分離器	69

表 目 錄

表 1 — 1	傳統廢水處理廠固體及污泥來源.....	1
表 5 — 1	厭氧消化最佳條件.....	31
表 5 — 2	溫度對消化時間的影響.....	32
表 5 — 3	典型的標準及高率消化槽設計基準.....	36
表 5 — 4	進入厭氧消化槽之污泥性質.....	44

一、污泥的種類與來源

1-1 污泥種類

由污泥的產生，可概分為下列數種：

- (1)廢水中可沉降或上浮的固體。
- (2)生物處理過程中微生物分解廢水中有機物所生成的生物污泥。
- (3)廢水中加入化學藥劑混凝將膠體或懸浮固體凝聚而成之混凝污泥。
- (4)廢水經加入化學藥劑而產生之沉澱物。

一般有機性污泥或浮渣可用厭氧消化方式處理。本篇主要即在介紹有機污泥之處理程序及厭氧消化。

1-2 污泥來源

污泥的來源隨著處理廠的型式及操作方法而異，一般處理程序中，以初步沉澱池、化學沉澱池、活性污泥法、滴濾池及消化槽為主要來源。

表 1-1 傳統廢水處理廠固體及污泥來源

操作單元	固體或污泥型式
過 篩	粗大固體
除 砂	砂礫及浮渣
預先曝氣	浮 渣
初級沉澱	初沉污泥及浮渣
曝氣槽	懸浮固體
二級沉澱池	二級污泥及浮渣
污泥處理設備	污泥及灰分

二、污泥特性

爲了正確的設計污泥處理單元及控制操作過程，必須先瞭解污泥的特性，一般而言，污泥的性質會隨著來源不同、放置時間長短及處理程序而變化。

2-1 物理性質

(1) 比重：

通常污泥的比重約爲 1.0，換句話說，污泥的單位重與水相近。

污泥是由各種不同成份組成的，其比重計算公式如下：

$$\frac{1}{S_s} = \sum_{i=1}^n \left(\frac{W_i}{S_i} \right)$$

其中： S_s = 污泥比重。

W_i = 第 i 種成份占污泥的重量百分率。

S_i = 第 i 種成份的比重。

例 1：

污泥成分	比重	重量百分率
揮發性固體	1.0	5 %
非揮發性固體	2.5	5 %
水份	1.0	90 %

比重計算：

$$\frac{1}{S_s} = \left(\frac{0.05}{1.0} + \frac{0.05}{2.5} + \frac{0.90}{1.0} \right)$$

$$S_s = 1.03$$

所以本例之污泥比重爲 1.03。

(2) 固體濃度：

污泥的總固體量包括溶解性及懸浮性固體，又可以 600 °C 時揮發與否分爲揮發性物質及非揮發性物質。

(3) 沉降性：

良好之沉降性容易將處理水與污泥分離。

污泥之沉降性指標以污泥容積指標 (SVI) 表之。SVI指污泥在一公升圓筒靜置30分鐘，污泥體積 (ml) 除以混合液懸浮固體濃度。正常污泥之 SVI在50至100之間，其沉降性質良好。

$$SVI = \frac{1 \text{ l 樣品沉澱 30 分鐘之污泥體積, ml} \times 1,000}{\text{污泥中懸浮固體, mg/l}}$$

(4) 顆粒大小：

污泥顆粒大小及形狀依處理程序有很大的變化。粒子小對消化有利，但對脫水增加阻力。

(5) 含水量分配：

污泥所含水分計有：

- ① 自由水：能利用重力沉降去除者。
- ② 膠羽水：積在膠羽內，需機械脫水法去除者。
- ③ 毛細管水：需壓密方能去除者。
- ④ 顆粒水：與顆粒成化學鍵合者。

(6) 流動性：

污泥的流動性可以黏滯性表示，不同溫度下黏滯性不同，流動性也不同。

2-2 化學性質

(1) 燃燒值：

污泥含有高濃度有機物而有燃燒值，乾污泥約為 23,000 KJ/kg，但因污泥是濕的，揮發分只占一部份，所以污泥之燃燒值約在 2,000 KJ/kg 左右，因此在污泥燃燒時常需另加輔助燃料。

(2) 肥料價值：

污泥含有肥料所需的氮、磷、鉀營養分，但若含重金屬及不利物質過多時，則不適宜作為肥料。

(3) 食物價值：

都市污泥中含有蛋白質等，也許將來利用的可能性很大。

(4) 電荷：

污泥的界達電位為調理時決定加藥量的指標。

2-3 生物性質

污泥主要生物特性包括病原體的存在。某些生污泥中即含高濃度的病原體，甚至活性污泥中亦有病原體的存在。

2-4 生化性質

包括 ATP, DNA 及酵素。

三、污泥產量

3-1 質量平衡

圖 3-1 提供了廢水處理單元的流程，可以利用質量平衡的觀念來估計污泥產量。

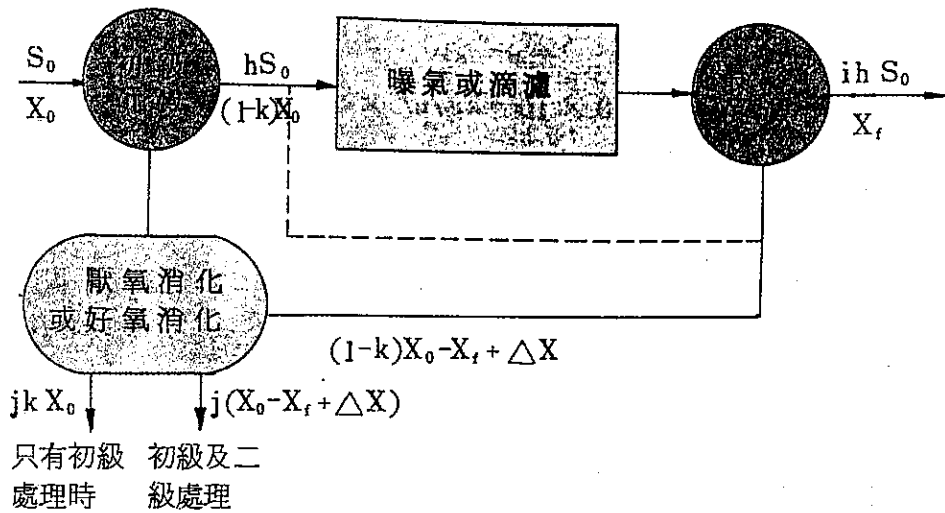


圖 3-1 處理流程

其中： S_0 = 入流的 BOD kg/d (5 天 20°C)

X_0 = 入流的 SS kg/d

h = 初級沉澱未去除之 BOD 分率

i = 曝氣或滴濾未去除之 BOD 分率 (活性污泥 $i = 0.1$, 滴濾池 $i = 0.2$)

X_f = 出流之 SS kg/d

K = 初級沉澱去除之 X_0 分率

j = 消化過程未分解之固體分率 (厭氧 $j = 0.5$, 好氧 $j = 0.8$)

ΔX = 生物作用產生之淨固體 kg/d

$Y = \frac{\Delta X}{\Delta S}$ = 生長係數, (活性污泥法 $Y = 0.5$, 滴濾池 $Y = 0.2$)

$\Delta S = hS_0 - ihS_0$

3-2 計算例

1,000 CMD 處理廠（標準活性污泥法，厭氧消化），進流之 BOD = 250 mg/ℓ，SS = 250 mg/ℓ，出流 BOD = 25 mg/ℓ，SS = 25 mg/ℓ，計算各污泥產量。

已知 $K = 0.6$ ， $h = 0.7$ ，厭氧消化 $j = 0.5$ ，活性污泥法 $i = 0.1$ ， $Y = 0.5$

解：A. 生初污泥：

入流總固體 $X_0 = 250 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3 \times 1,000 \text{ CMD} = 250 \text{ kg/d}$

初級沉澱池效率， $K = 0.6$

初沉污泥量 = $0.6 \times 250 \text{ kg/d} = 150 \text{ kg/d}$

假設初沉污泥含 4% 固體，

則污泥體積 = $\frac{150 \text{ kg/d}}{0.04} \times \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ kg}} = 3.75 \text{ m}^3/\text{d}$

B. 廢棄活性污泥：

去除 BOD， $\Delta S = h S_0 - i h S_0 = 0.7 \times 250 - 0.1 \times 0.7 \times 250$
= 157 mg/ℓ 或 $157 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3 \times 1,000 \text{ CMD} = 157 \text{ kg/d}$

淨固體物產量，

$\Delta X = (\Delta S) Y = 157 \times 0.5 = 78.5 \text{ kg/d}$

總廢棄活性污泥 = $[1 - K] X_0 - X_f + \Delta X$
= $(1 - 0.6) \times 250 - 25 + 78.5$
= 153.5 kg/d

若廢棄活性污泥含 1% 固體，

則污泥體積 = $\frac{153.5 \text{ kg/d}}{0.01} \times \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ kg}} = 15.3 \text{ CMD}$

C. 消化污泥：

消化槽總入流量 = $150 + 153.5 = 303.5 \text{ kg/d}$

消化污泥 = $0.5 \times 303.5 = 151.75 \text{ kg/d}$

四、污泥處理流程

圖 4-1 表示污泥處理之操作流程圖，其單元操作可做各種不同組合，主要視污泥之種類、特性及最終處置之方法而定。

4-1 預先處理：

預先處理包括粉碎、除砂、混合及貯存，目的在於提供定量、均質的進料污泥。

(1) 粉碎：

將污泥中粗大物體剪成小顆粒。

(2) 除砂：

當初沉池前無除砂設施或除砂設施在尖峰流量或尖峰砂礫負荷時無法正常運作時，處理污泥應先進行除砂。甚至生污泥濃縮前亦常考慮除砂的必要。

(3) 混合：

在污泥穩定、脫水或焚化處理前，混合乃為提供均一混合物的重要步驟。

(4) 貯存：

污泥藉貯存以提供平穩無跳動的產量及應付緊急情況，尤其在石灰穩定法、機械脫水、乾燥及熱處理過程中，污泥貯存以提供定量進料率是必需的。

圖 4-2 為典型的污泥攪拌混合槽。

4-2 濃縮：

濃縮可藉重力式、浮除式或離心法達成。其目的為：

- (1) 改進消化槽之操作和減少投資成本。如圖 4-3 當消化槽之固體濃度由 3.5 % 濃縮至 7.5 % 時，所需消化槽容量由 510,000 ft^3 減小至 240,000 ft^3 ，同時節省施工費用 \$ 175,000。
- (2) 減少污泥體積致有利於進一步的土地或海洋處分。如圖 4-4 所示，得知降低一點點的生污泥含水量即可減少大量的污泥體積。
- (3) 提高污泥脫水系統之經濟性。

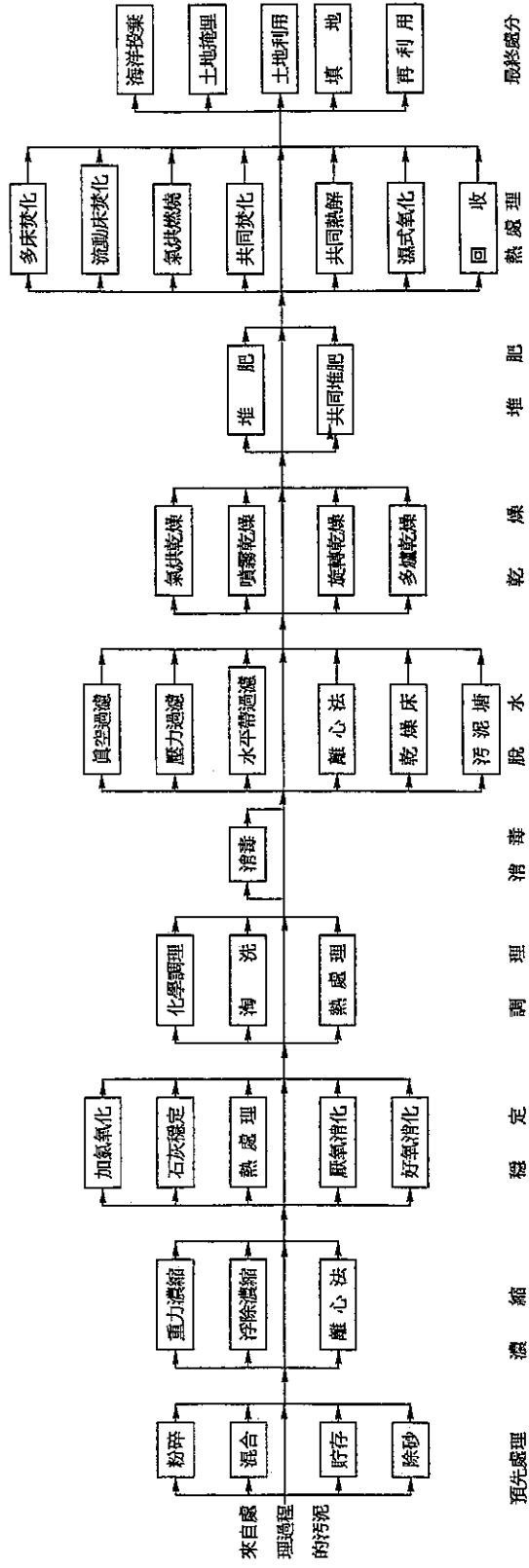


圖 4.1 污泥處理與處置流程圖

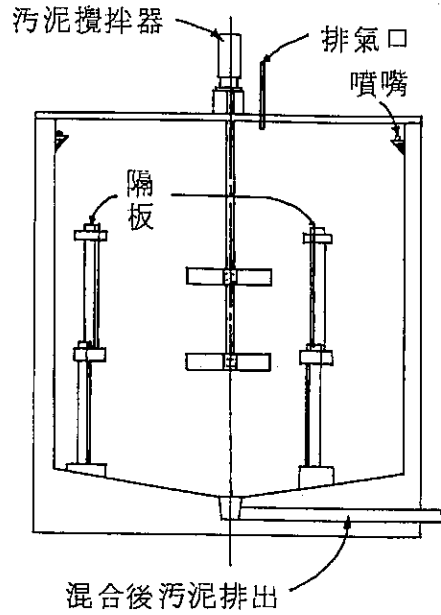


圖 4-2 典型的污泥攪拌混合槽

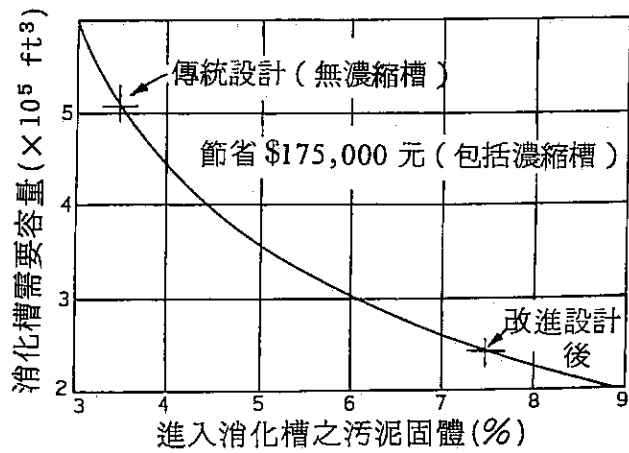


圖 4-3 濃縮對消化槽所需容量之影響

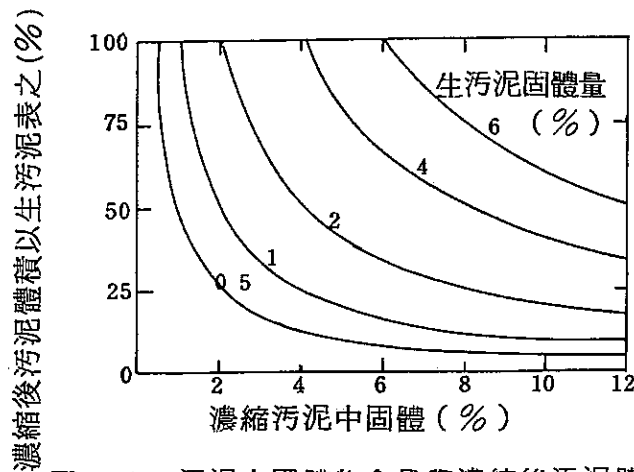


圖 4-4 污泥中固體物含量與濃縮後污泥體積減少量之關係

4-2-1 重力濃縮：

生污泥由進料井引入濃縮槽，利用具有桁架或垂直欄柵的污泥收集裝置，慢慢的攪拌污泥，由開口向上的明渠使水逸出並促成稠密狀，上澄液再回流至初沉池。底部濃縮污泥則抽至消化槽或污水設備，因此，需有貯存污泥的空間。如圖 4-5。

4-2-2 浮除濃縮：

浮除濃縮的方法有：空氣浮除法、溶解空氣浮除法、真空浮除法、生物浮除法。以溶解空氣法較常用，此法中壓縮空氣從抽水機的吸水管內加入，在壓力下廢水在停留槽停留數分鐘，空氣溶在液體內，經由液壓閥到達浮除槽，空氣就從整個液體內變成小氣泡逸出。

4-2-3 離心濃縮：

離心法用於污泥濃縮及脫水，在濃縮污泥方面有三種型式：噴嘴盤、固體碗式及籃式離心機。如圖 4-7。

噴嘴盤式離心機，液體由中央軸下流而在盤間往上，逐漸澄清，固體被濃縮由噴嘴排出，由於噴口孔徑小，需先將污泥粉碎以防阻塞。圓筒式離心機，污泥連續進料，固體在周圍濃縮，然後排出。籃式離心機屬分批式，待濃縮完成後將濃縮污泥清出。

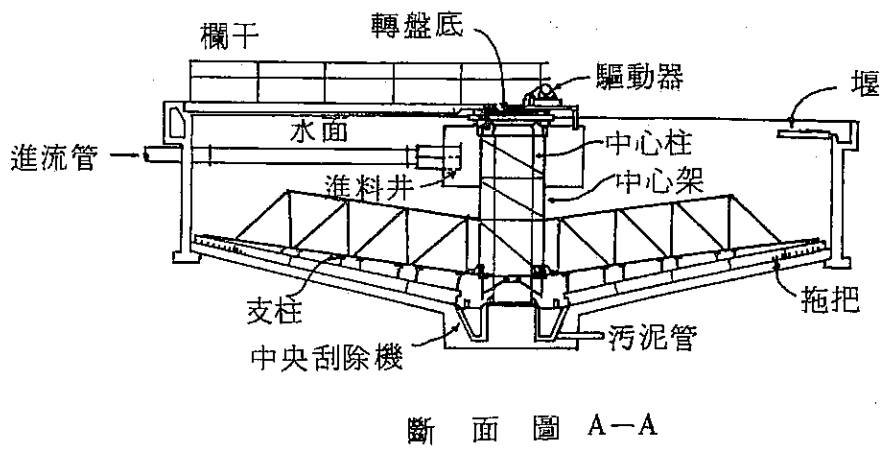
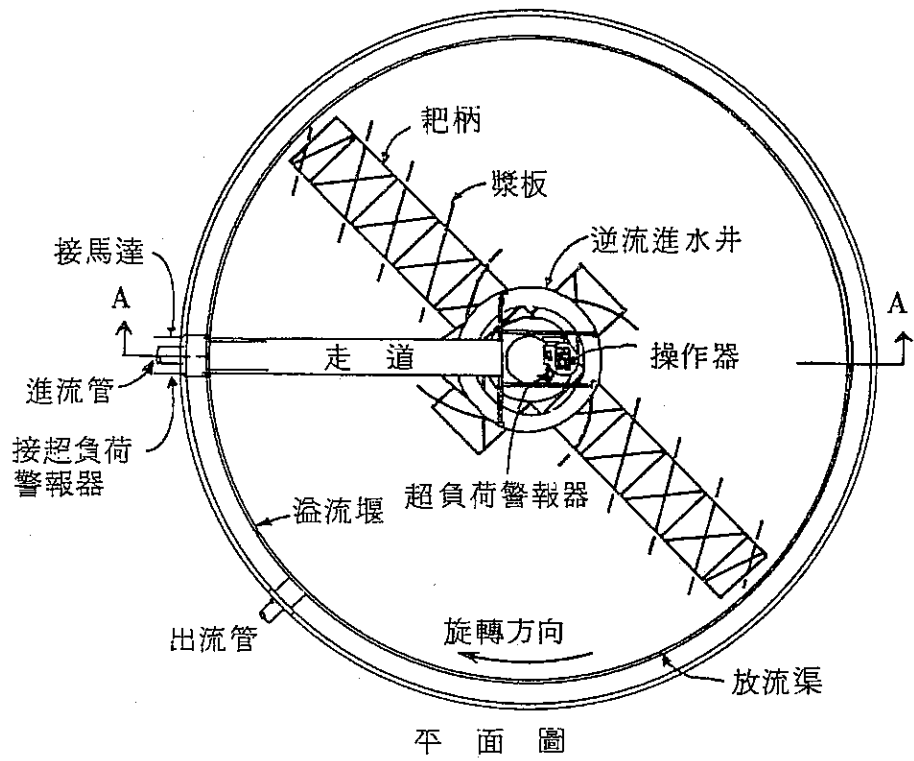
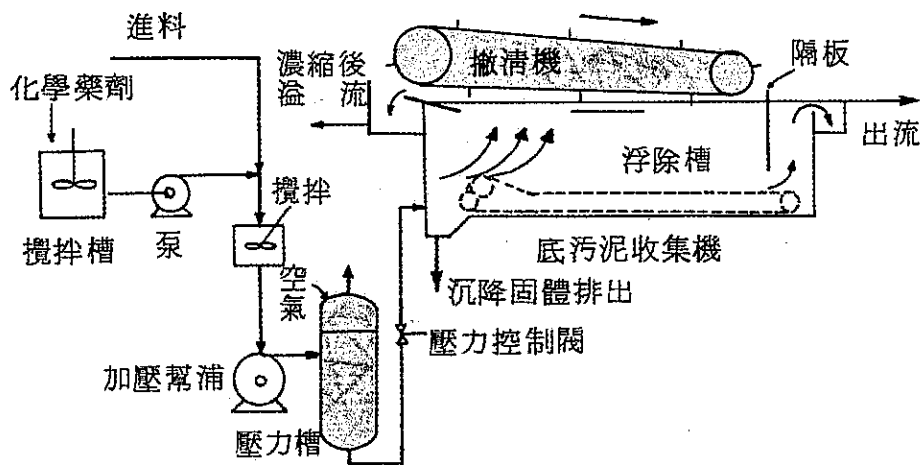
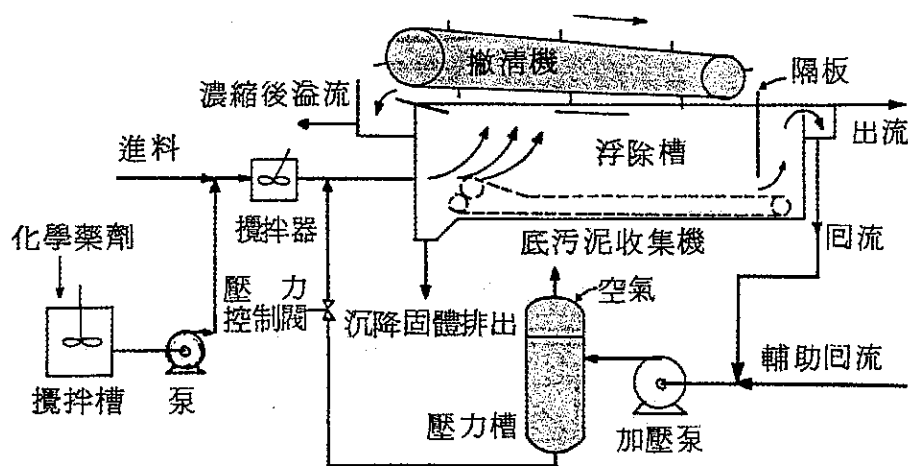


圖 4-5 重力式濃縮槽

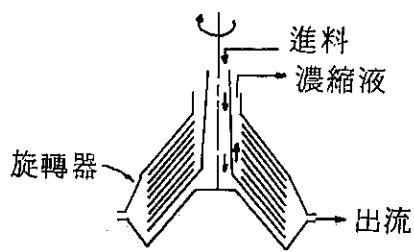


(a)

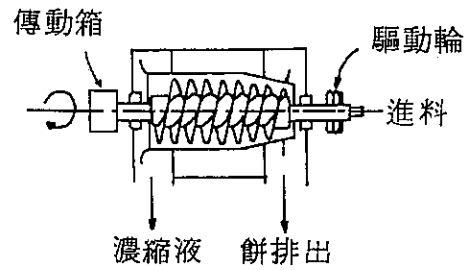


(b)

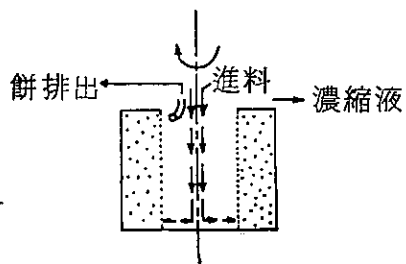
圖 4-6 溶解空氣浮除系統(a)無回流(b)回流



(a)



(b)



(c)

圖 4-7 離 心 機

(a)噴嘴盤式離心機

(b)圓筒式離心機

(c)籃式離心機

4-3 污泥穩定：

污泥穩定化，目的在：

- (1)減少病原，寄生蟲。
- (2)除去臭味。
- (3)抑制或減少腐敗。
- (4)有機物氧化。
- (5)污泥利用。
- (6)減小體積。

污泥穩定的方法有：

- (1)加氯氧化。
- (2)石灰穩定。
- (3)熱處理。
- (4)厭氧消化。
- (5)好氧消化法。

厭氧消化將在下一章另外討論。

4-3-1 加氯氧化法：

本法乃在密閉式的反應槽加入高劑量的氯，以達到污泥穩定的目的。通常利用加氯氧化的污泥，在砂床之脫水性良好，可長期穩定。

但利用過濾脫水，則因低 pH 值妨礙化學調理而難於脫水。一般 pH > 4 才可用化學調理。而且低 pH 產生高濃度之氯胺造成污泥處分的問題。同時氯氣與污泥反應，產生大量的鹽酸，溶解重金屬，因此經由加氯氧化的污泥，上澄液及過濾液常含有高濃度的重金屬。

4-3-2 氧氣穩定法：

氧可經由生物及化學方法穩定污泥。生物法類似好氧消化，不同點為用純氧代替空氣而已。如 Unox 及 Marox 系統可穩定污泥之限度至 5% 固體，如此高濃度產生大量生物能，溫度升高，反應也隨之加快。

化學法乃利用高溫高壓及足夠反應時間內，讓氧穩定污泥。如 Zimpro 過程利用壓力 150 ~ 3,000 psi 及蒸汽加高溫度以自然維持氧化反應。此法之污泥無菌且易脫水。

熱穩定污泥易壓縮，經真空過濾固體可達 50%，濾液 BOD 2,500 mg/l，因此設計時應包括此項負荷。

4-3-3 石灰穩定法：

石灰用於污泥穩定，可作廁所除臭，殺死病菌。當加入足夠濃度的石灰，可提高 pH、殺菌並防止臭味產生。且生石灰有脫水功能， $\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Ca}(\text{OH})_2$ ，因而成為污泥穩定的良好方法。

污泥穩定的重要功能之一為消滅病原體，在高 pH 值 11 ~ 11.5 及 15°C 下停留 4 小時可殺死所有大腸菌，因此需維持一定加藥量以維持 pH 值達到穩定目的。

4-3-4 熱處理：

熱處理乃利用高溫 260°C、高壓 2.75 MN / m² 下加熱污泥以達到穩定及調理功能。

4-3-5 好氧消化：

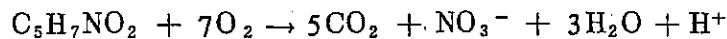
好氧消化是另一種穩定有機污泥的方法，用於處理(1)活性污泥，(2)活性污泥或滴濾池污泥與初級污泥的混合液，(3)沒有初級沉澱處理廠的活性污泥。過去好氧消化主要用於小廠，特別是使用延長曝氣及接觸穩定法的小廠。

好氧消化較厭氧消化有利的優點在於：

- (1)揮發性固體物的減少約與厭氧消化相等。
- (2)上澄液 BOD 濃度較低。
- (3)產生較無臭、腐植狀、生物性穩定的最終產物，易於處分。
- (4)產生之污泥脫水性良好。
- (5)從污泥中回收更多的鹼性肥分。
- (6)操作問題較少。
- (7)設備費較低。

好氧消化主要缺點為需要較高的電費以提供所需氧氣，而且不能回收有用的副產物。

好氧消化與活性污泥相似，當供給可利用的基質耗盡時，微生物開始消耗體內的細胞質，以提供細胞生存所需的能量，此時微生物處於內呼吸相。細胞組織氧化成二氧化碳、水及氨。但事實上，只有 75 至 80% 的細胞組織能被氧化，剩餘 20 至 25% 由惰性成分及非生物分解性的有機化合物組成。在消化過程中，氧化所產生的氨再被氧化成硝酸鹽，總反應如下：



當廢水中的鹼度無法緩衝時，pH 值降低，此時需添加化學藥劑以維持 pH 值。

當活性污泥或滴濾池污泥與初級污泥混合而以好氧消化處理時，初級污泥同時也產生有機物氧化及細胞組織內呼吸作用。

好氧消化可採分批式或連續式，如圖 4-8 所示。

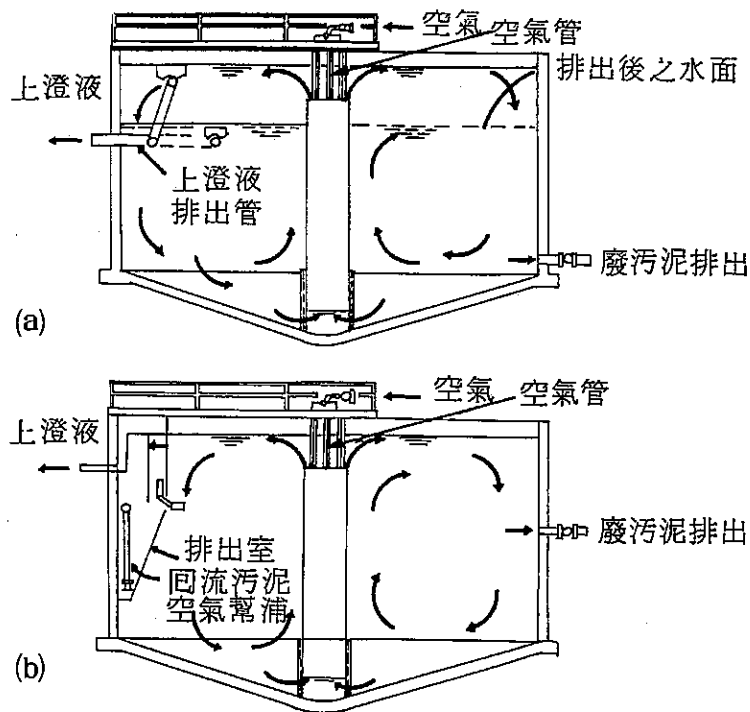


圖 4-8 好氧消化槽操作型式：(a)分批式(b)連續式

4-4 調理：

污泥調理的目的是為了改善污泥的脫水性質。

4-4-1 化學調理：

利用化學藥品改變污泥的脫水性是一種經濟的污泥調理方法，因可增加脫水性與產量。化學藥品可使污泥混凝並釋出污泥的吸收水，對於真空過濾與離心脫水很有幫助。

4-4-2 淘洗：

污泥淘洗係利用鹼度較低的水或處理水洗滌以減少鹼度；洗除膠狀物質，以節省混凝劑的使用量及提高過濾效率。

4-4-3 熱處理：

污泥熱處理為將污泥加熱至高溫，使污泥中之膠狀性或膠凝性物質的本質發生變化，成為易於過濾及濃縮的污泥，提高污泥之脫水性。方法包括 Porteus 法和低壓 Zimpro 法。

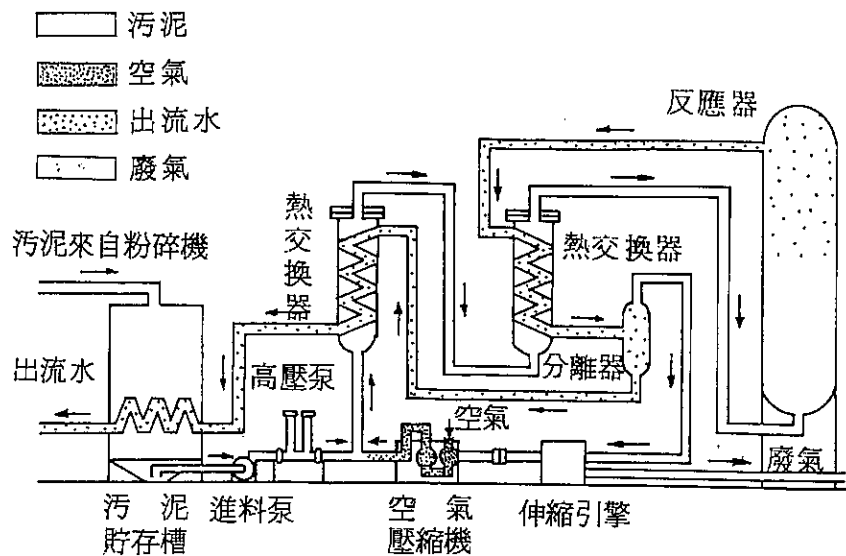


圖 4-9 污泥熱處理程序 (Zimpro 法)

4-5 消毒：

現今污泥消毒已成為再利用的重要程序，如土地利用，進行消毒使接觸到病菌的機會減至最小。消毒方法有：

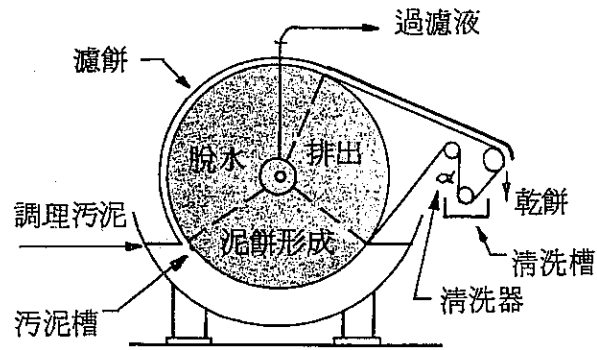
- (1) 在 70°C 高溫殺菌 30 分鐘。
- (2) 高 pH 處理，如石灰，在 pH > 12.0 下 3 小時。
- (3) 加氯消毒。
- (4) 其他化學藥品消毒。
- (5) 利用高能量之輻射線消毒。

4-6 污泥脫水：

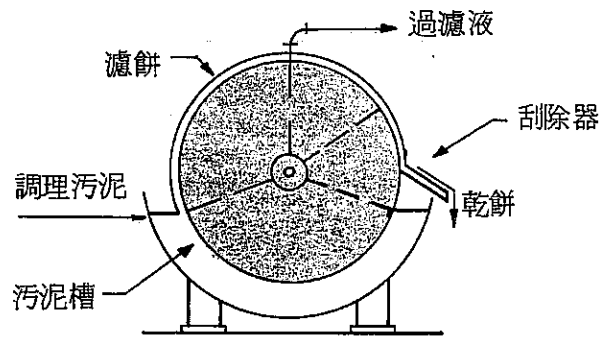
脫水是減少污泥含水量的物理單元操作。

4-6-1 真空過濾：

真空過濾為在溝式及多孔式之圓筒上套以濾布，回轉時，內部以真空泵減壓，當圓筒浸在污泥時，污泥藉真空作用被濾布面吸著，繼續回轉圓筒離開污泥時，吸著於濾布面之污泥被脫水分離。



(a)



(b)

圖 4-10 (a)帶式(b)滾筒式旋轉真空過濾機

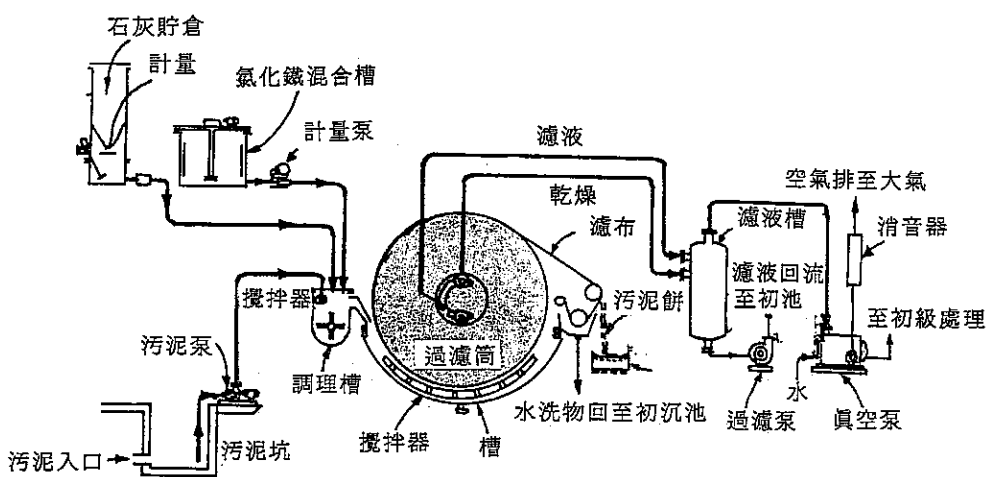


圖 4-11 真空過濾系統

4-6-2 離心法：

離心法為利用離心力使污泥中的水分分離而脫水，一般採用圓筒式離心機，另有籃式離心機及盤式離心機。

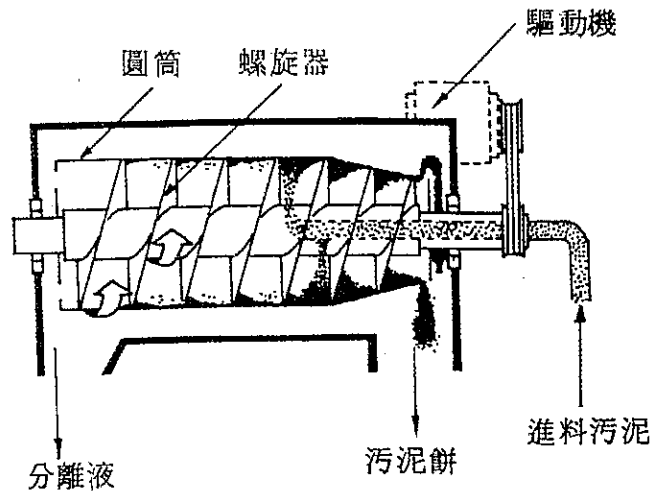


圖 4 - 12 圓筒式離心機

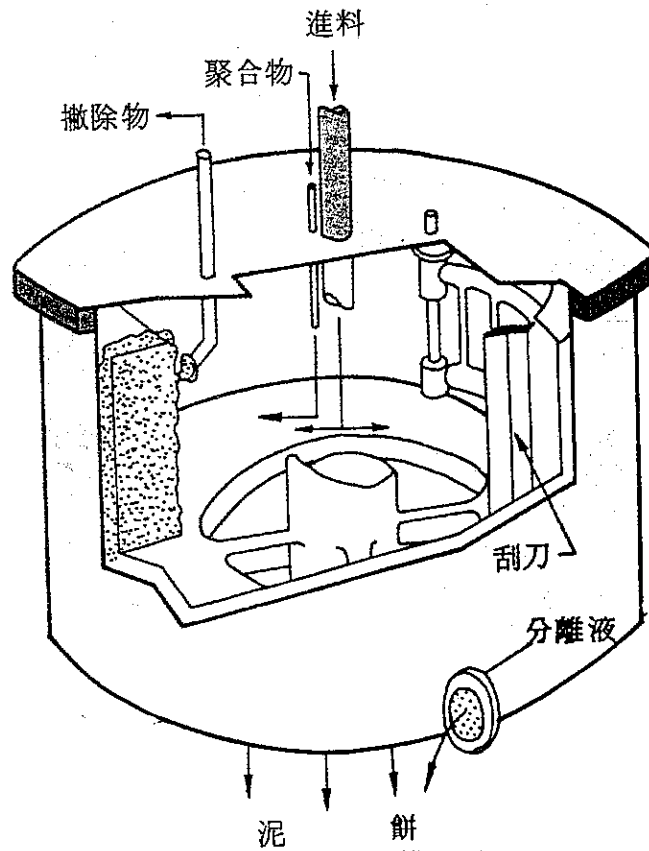


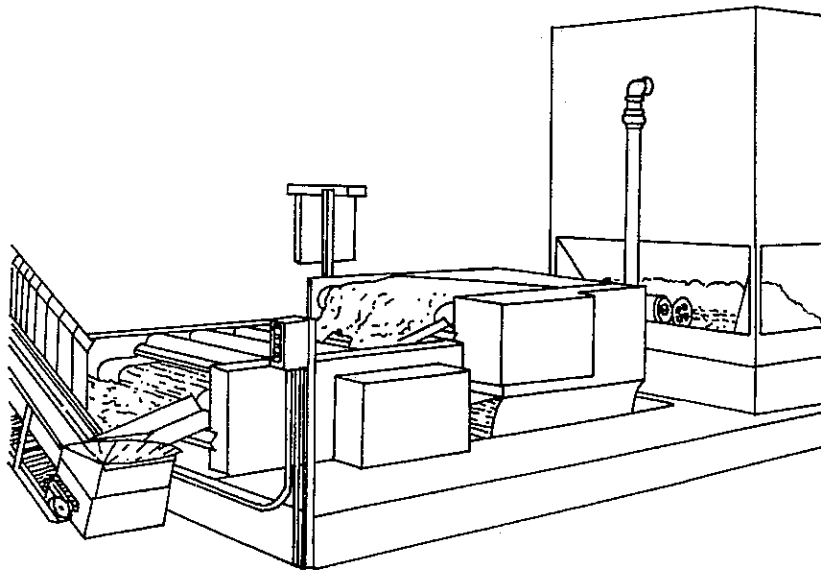
圖 4 - 13 篩式離心機

4-6-3 壓力過濾：

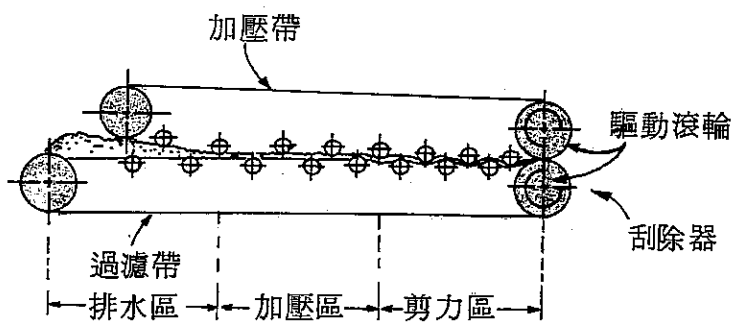
壓力過濾有各種不同型式，一般濾布使用合成纖維濾布，經長時間使用後，布面孔隙阻塞，應洗滌或更換。

4-6-4 水平帶式過濾：

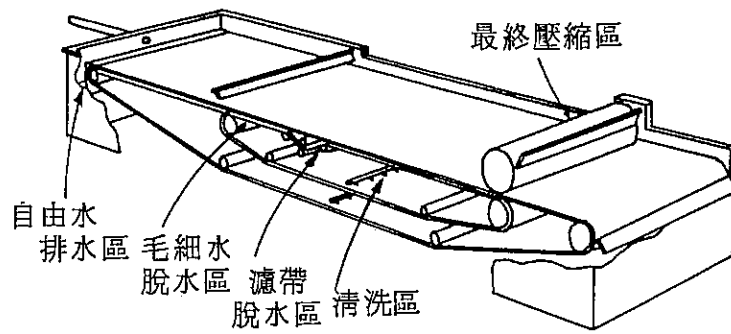
在濾布上備用滾輪、驅動設備，以輸送污泥並予脫水，經常與真空過濾合併使用。



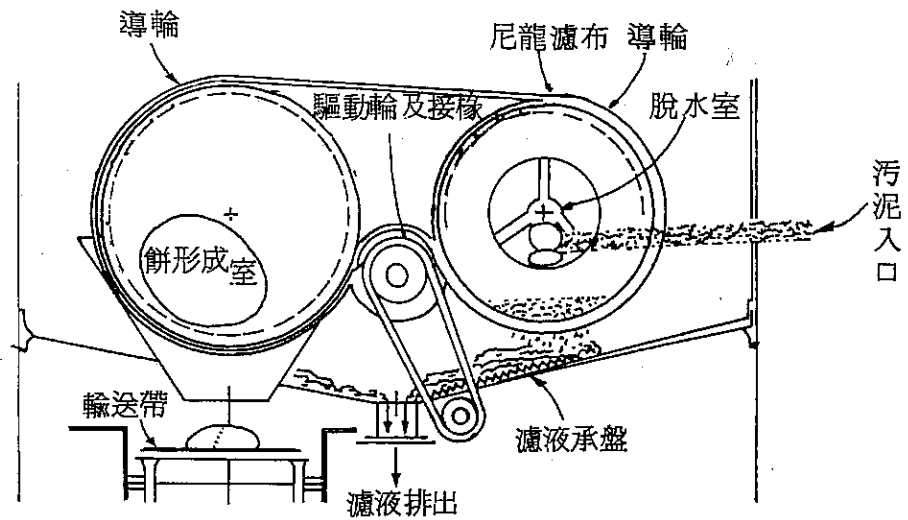
(a)



(b)



(c)



(d)

圖 4-14 水平帶式過濾機(a)移幕式濃縮機
(b)帶式加壓過濾機(c)毛細脫水機
(d)旋轉重力脫水機

4-6-5 乾燥床：

污泥乾燥床用來乾燥消化污泥，污泥以 20 至 30 cm 厚置放在乾燥床中，經乾燥後移去作為土地掩埋用或作為肥料。

4-6-6 污泥塘：

污泥塘亦用以消化污泥脫水，唯不適宜乾燥未處理之污泥以防發生惡臭。

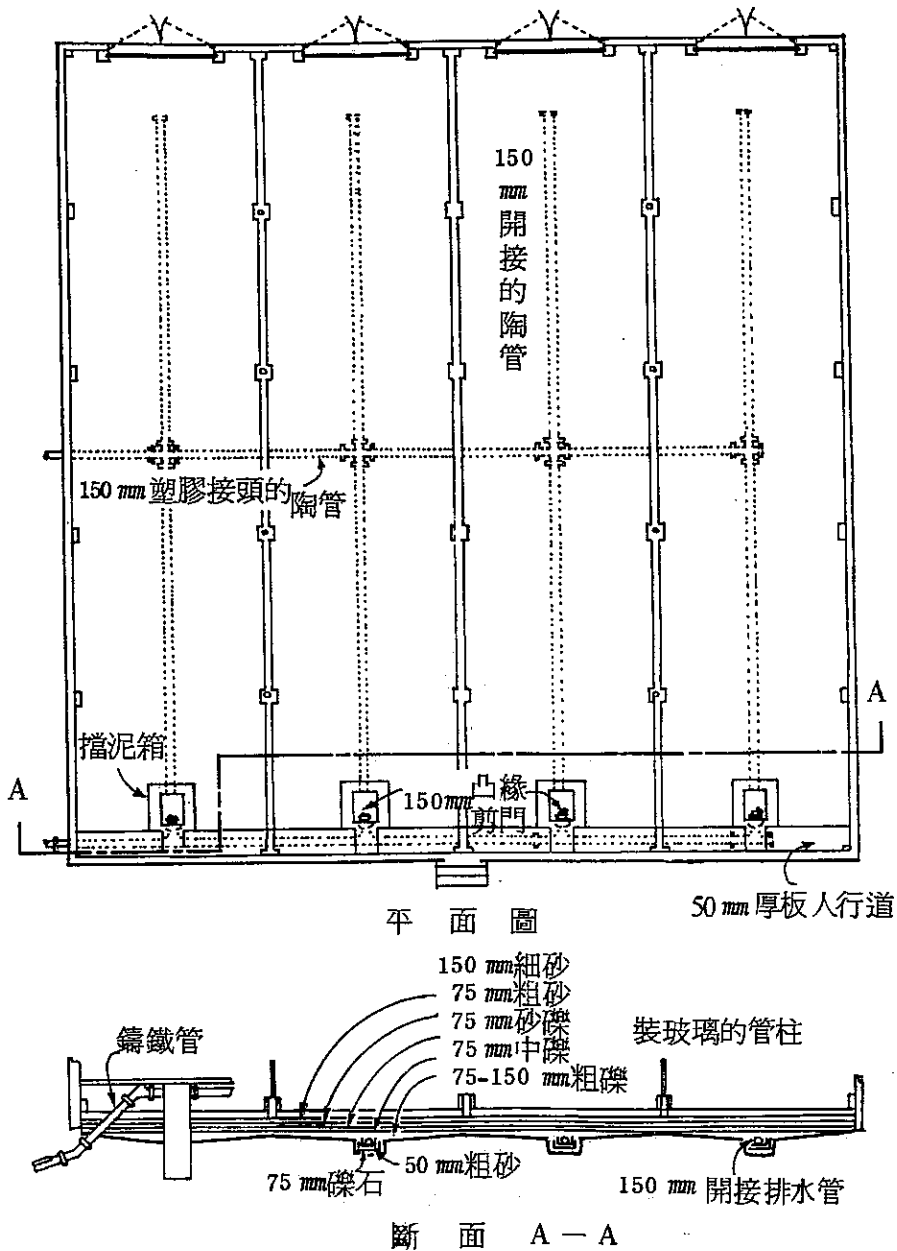


圖 4-15 典型污泥乾燥床平面與斷面圖

4-7 乾燥：

污泥乾燥主要目的在蒸發水氣，降低水分含量，以利焚化或製成肥料。機械乾燥設備乃利用補助燃料來增加周圍空氣的蒸氣收容量和蒸發的潛熱。

4-7-1 氣烘乾燥：

熱氣存在下，在籠狀磨粉機內把污泥磨成粒狀或用霧化懸浮技術把污泥噴成氣狀之乾燥法。(圖4-16)

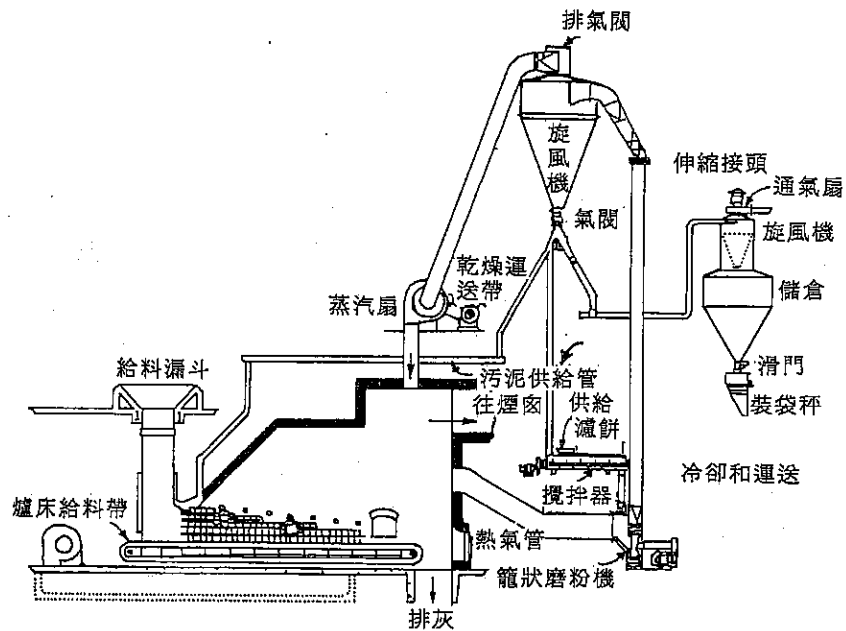


圖4-16 氣烘乾燥系統

4-7-2 噴霧乾燥器：

利用高速離心圓筒，藉離心力把污泥噴成細小顆粒，並噴到乾燥室乾燥。(圖 4-17)

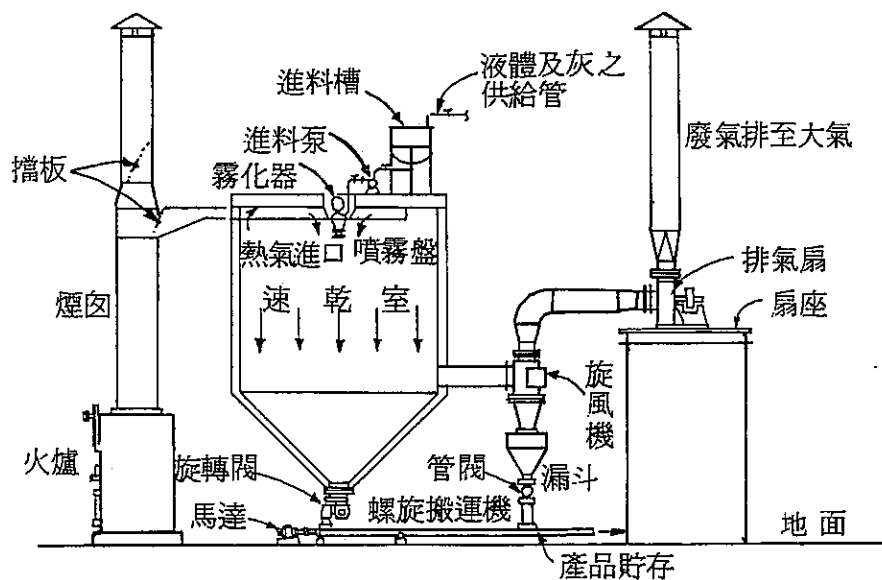


圖 4-17 噴霧乾燥器

4-8 堆肥：

堆肥為一種好氧、高溫的生物分解過程，將污泥中的有機物分解為穩定的腐植質狀的物質。經堆肥後之污泥可做為土壤改良劑。

4-9 熱處理：

污泥之熱處理目的乃在減少固體量以利處分。包括(1)利用焚化或濕化氧化將有機固體轉化成水及二氧化碳等。(2)利用熱解產生熱值。

4-9-1 多床式焚化爐：

經常用來乾燥和燃燒經真空過濾部份乾燥之污泥，泥餅自爐頂投入，於上層部經 $2,000^{\circ}\text{C}$ 左右燃燒後落下，次於中層部於 $700 \sim 900^{\circ}\text{C}$ 燃燒後落至下層，冷卻後排出。同時空氣從下層注入，經爐床時加熱再進入頂部爐床放出熱量將進入之污泥乾燥。

4-9-2 流動床式焚化爐：

如 Dorr-Oliver FS (Fluo-Solids) 系統係利用流動式砂床做為熱貯存器以促進污泥固體物均勻燃燒。

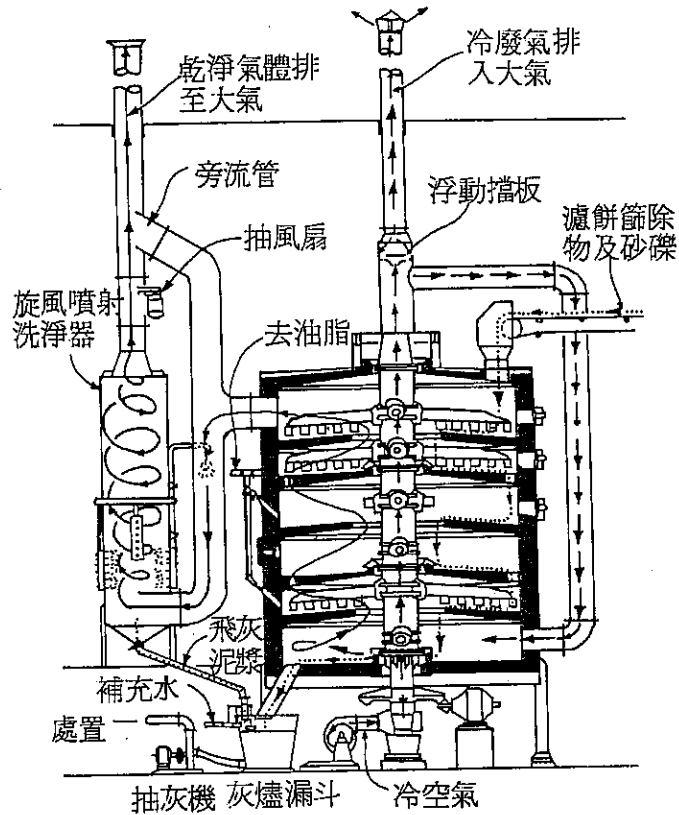


圖 4-18 多床式焚化爐

4-9-3 氣拱燃燒：

可用以焚化或污泥乾燥，且兩者可同時操作。

4-9-4 共同熱解：

在 370 至 870 °C 無氧狀況下，分解有機固體減少固體體積。

4-9-5 濕式氧化：

在高溫及高壓下，將液體的污泥與壓縮空氣一同導入壓力槽中，有機物被氧化。因其燃燒並不完全，平均在 80% 至 90%，因此在最終產物中，仍存部份有機物等物質。

Zimmerman Process 之濕式氧化程序如圖 4-9 所示。

4-10 最終處置：

經過處理過達穩定化的污泥，需最終處分以達安定化，合乎衛生。

最終處分的方法，視污泥穩定的型式及減少的體積量而決定：

(1)填地：

為將脫水污泥餅或焚化之灰燼填於低窪地或海岸。

(2)土地掩埋：

利用衛生掩埋法將脫水污泥餅或灰燼及一般廢棄物以覆土分層掩埋。

(3)土地利用：

污泥堆肥化後可做為肥料運用於綠地、農地之土壤改良。

(4)海洋投棄：

投棄之污泥應對於海洋環境生態無重大影響，投棄的方法可利用污泥搬運船運至海洋倒棄，或利用海洋放流管拋棄之。

(5)再利用：脫水污泥餅焚化成灰燼後，已有作為營建材料及其他方面利用的研究。

五、厭氧消化

5-1 污泥消化的目的與對象：

5-1-1 消化目的：

污泥消化目的在於：

- (1)使污泥達到穩定。
- (2)消除臭味。
- (3)除掉致病的細菌，寄生蟲。
- (4)將污泥轉化成氣、液體，減少污泥處置的問題。
- (5)較易脫水及乾燥。

5-1-2 處理對象：

進流水包括有機物 (Organic) 及無機物 (Inorganic)，占 70% 的有機物將成為細菌的食物，而 30% 無機物質，如岩石、砂礫、碎布、金屬等則不被細菌利用。

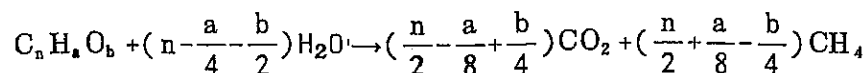
如圖 5-1 所示，經過前處理後，剩下的可沉降性 (settleable)、懸浮性 (suspended) 及溶解性 (dissolved) 固體進入初沉池，沉降性固體被除去成為生初污泥 (raw primary sludge)，而懸浮性及溶解性固體則經過生物處理的過程成為較重的生物性固體，在二級沉澱池沉降除去。

生初污泥及生物性污泥進入厭氧消化槽進行自然分解，此時只有有機部份能被細菌分解，無機物質不被生物處理而造成許多問題，如減少消化槽體積等。

5-2 厭氧消化的原理

5-2-1 基本原理：

有機物可供為微生物之食物，複雜之有機物如碳水化合物、蛋白質、脂肪等經由厭氧分解可成為簡單之穩定物質，如甲烷 (CH₄) 及 CO₂，其反應式為：



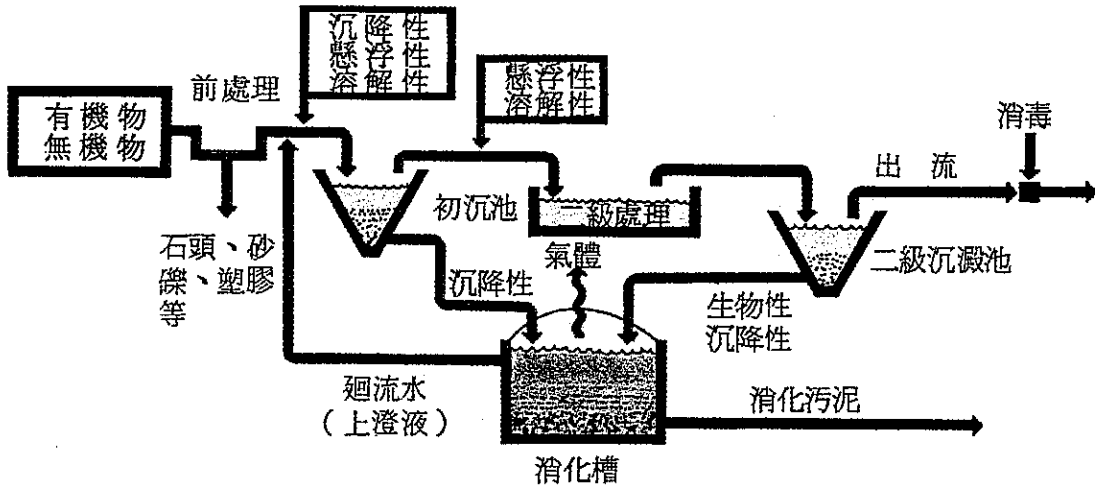


圖 5-1 從廢水中去除之物質

厭氧的過程分為兩個階段，如圖 5-2，在第一階段，酸形成菌將複雜的有機物水解發酵成簡單之有機酸。第二階段中，甲烷形成菌再將有機酸轉化成甲烷及 CO_2 ，此時廢水達到穩定，厭氧消化作用完成。

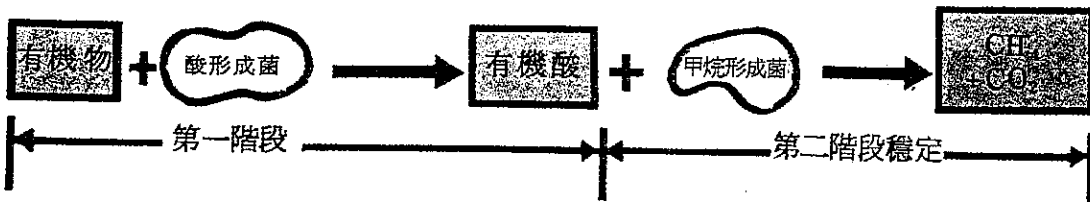


圖 5-2 廢水穩定過程

5-2-2 產物：

(1) 氣體：

主要氣體產物為甲烷 (CH_4) 及二氧化碳 (CO_2)，當氣體由消化槽底部上升時至表面時，挾帶小塊底泥並造成水的擾動，這正是許多消化槽內唯一發生的攪拌現象。

(2) 浮渣：

浮渣會像氣體一樣上升。浮渣的出現顯示出操作人員並沒有攪拌完全，通常細菌存在於底泥中，而浮渣中有濃縮的養分，在沒有良好的攪拌狀況下，上澄液就像一層障礙，造成浮渣消化不完全。

(3) 上澄液：

上澄液含有高懸浮固體 (SS) 及 BOD，通常其性質受消化系統型式、消化效率及廢水性質所影響。操作上常用總固體物 TS 及揮發性固體 VS 表示其性質。

(4) 消化污泥：

無機物質及不易消化之揮發性固體成了消化污泥。良好穩定的消化污泥應是易排水或可脫水的，不含惡臭。

消化污泥的性質：

- ① 當污泥顆粒破壞時，顆粒中的部份水分釋出，如此造成污泥易於脫水。
- ② 消化污泥比生污泥少，此乃由於複雜的有機物分解成簡單的液態酸、水及氣體。
- ③ 污泥外表凹凸不平。
- ④ 污泥變黑，若色澤亮、灰表示不成熟的污泥。
- ⑤ 原先討厭的臭味減輕。

5-2-3 影響消化的因素：

操作時必須監視並控制一些基本因素：細菌、營養分、負荷、接觸（攪拌）、環境。唯有在適當的狀況下，酸形成菌及甲烷形成菌才會達成其任務，完成良好消化作用。

(1) 細菌：

消化中污泥及消化污泥含有所有穩定污泥所需的菌種，因此，操作時必須維持良好的污泥條件，以利消化進行。不要移去過量的消化污泥，但仍需定期移去部份消化污泥。

在單槽式消化槽中，加入新鮮的污泥取代了上澄液的位置，消化污泥在嚴密控制下取出。在兩槽式系統中，第一槽進行攪拌，上澄液中的許多細菌被移至第二槽，此槽含豐富細菌謂之「植種污泥」。當有機負荷過量或可能發生毒性負荷時，植種污泥是迴流至第一槽的良好植種物質。

(2)營養分：

主要營養分為揮發性固體。植物性脂肪及植物油，像烹飪油，可在厭氧消化槽中分解，但礦物油，像燃料油、潤滑油、石蠟油等會造成毒性。

(3)負荷：

進料是掌握在操作人員控制之下，必須考慮：

- ①進入的污泥濃度。
- ②進入的污泥中揮發性固體的量。
- ③消化槽單位體積的揮發固體量。
- ④水力負荷（水力停留時間）此與有機體成長及沖出有關。

(4)接觸（攪拌）：

接觸的目的在提供細菌養分，並降低沉降性無機物（如砂礫）及有機物（如浮渣）所佔據的體積。攪拌可加速揮發性固體分解增加氣體產生量。

可利用兩種途徑：

①氣體釋放：

產生氣體形成氣泡上升至表面，造成沸滾作用引起攪拌。

②人為方法：

利用攪拌設備來攪拌消化中之污泥。其攪拌程度及頻率完全由操作來控制。

(5)環境因素：

甲烷形成菌對於環境條件非常敏感，除非維持最佳條件否則它們的活性將減慢，下表為厭氧消化最佳狀況：

表 5-1 厭氧消化最佳條件

厭氧狀況	無氧（空氣）
溫度 *	29~37°C
pH	6.8~7.2
無毒性物質	

* 29~37°C 為中溫範圍，48~57°C 為高溫範圍，大部份消化操作在中溫。

操作時必須明瞭這些條件的重要性，以便控制條件達到最有效率的處理：

① 厭氧狀況：消化槽必須無空氣進入。

甲烷形成菌為絕對厭氧菌，即使少量的氧也無法容許其存在，在密閉式槽中，加蓋除用以收集甲烷氣，也有隔絕空氣的作用。

② 溫度：溫度控制甲烷形成菌的活性。

最佳範圍在 29—37°C（中溫消化）或 49—57°C（高溫消化），當最佳溫度（即氣體產量最大且維持 pH 值在 7.0 左右）取得後，應維持在 1°C 變化內。表 5-2 指出消化時間與溫度的關係，在 25°C 時需 5 ½ 週，但在 35°C 只需 23.7 天。

③ pH：

最佳操作範圍：6.8~7.2。

可容忍值：6.4~7.4。

④ 揮發酸：

有機酸的產生與進料污泥的體積有關，在正常操作下，酸一形成就被甲烷形成菌使用掉，此時，消化中污泥的揮發酸含量在 50 至 300 mg/l（以醋酸表之）。

表 5-2 溫度對消化時間的影響

溫度 (°C)	消化時間 (天)
15	67.8
20	46.6
25	37.5
30	33.3
35	23.7
40	22.7
45	14.4
50	8.9
60	12.6

⑤緩衝劑：

鹼性緩衝劑的來源有：

(A)已存在進料污泥中。

(B)消化過程產生。

緩衝劑可以抵抗 pH 值改變，當消化槽鹼度不夠時，必須添加鹼性物質，如石灰、蘇打灰，以提高鹼度。

假使消化槽的 pH 值由正常操作的 6.7 或 6.8 突然變化至 6.5，此意謂自然的鹼性緩衝劑減少，酸的形成速率大於緩衝能力，此時需要使 pH 回復至正常值。

⑥毒性物質：

毒性物質會抑制細菌活動，造成操作失敗，所以應防止毒性物質進入消化槽。

5-3 消化槽型式：

(1)單段，不加熱不攪拌：

消化槽最簡單之型式為圓形或長方形，不加熱，開頂的單槽式。如圖 5-3，藉由自然產生的氣體上升達到攪拌的作用，如尹霍夫池圖 5-4

，上層是連續進流的沉澱池，下層是污泥消化槽，沉澱池底板坡度很大並有開口以供固體物滑至下層，下層不直接接受廢水，但留有通氣孔，並藉以排除消化過的污泥。

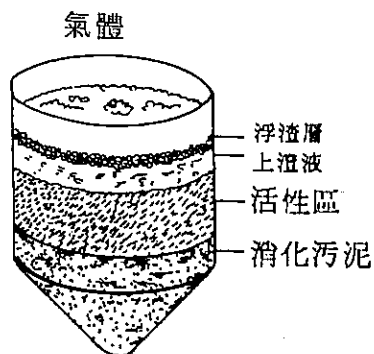


圖 5-3 開頂，不加熱，不攪拌消化槽

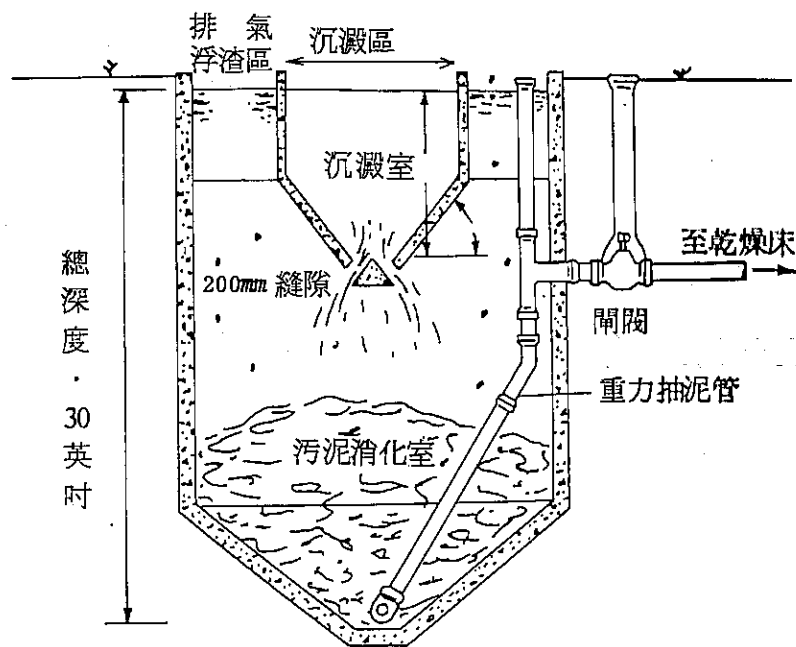


圖 5-4 尹霍夫池

此型式消化槽污泥自成層狀，污泥進入活性區進行消化，水分釋出，形成上層液層，分解後之固體比液體重，因而沉降至底部。氣體形成

並上升至表面，並挾帶較輕之污泥顆粒通過上澄層而至表面，形成一層稠密的浮渣如圖中所示。

圖 5-5 表示經過 3 至 6 年操作後，消化槽底部累積砂礫及其他異物，及表面有一層厚浮渣，嚴重降低了消化槽的有效容積。

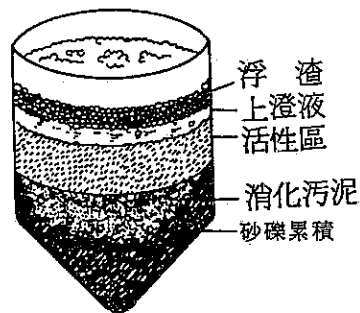


圖 5-5 開頂，不加熱，不攪拌消化槽
操作 3 至 6 年後

(2)單段，加熱攪拌加蓋式：

此為上式增加槽蓋以收集產氣。另增加熱交換器及泵抽取底部污泥經過熱交換器送回頂部。提高溫度增加反應速率，同時可利用收集到的氣體作為熱交換器的燃料。

由於增加加熱及循環設備，減少成層作用，促進完全消化，節省時間及消化槽體積。當排出上澄液時應先關閉攪拌器，使固體沉降。

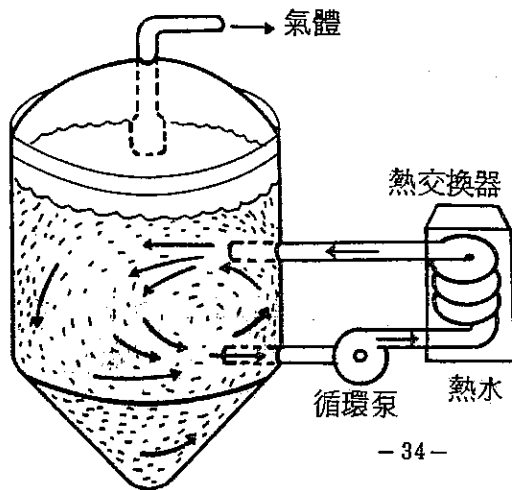


圖 5-6 單段加熱攪拌
加蓋式

(3)兩槽式：

也可稱為兩段式消化槽。

第一槽進行活性攪拌及消化作用，第二槽雖亦稱為消化槽，實際上僅是一濃縮槽和污泥貯存槽，因為幾乎所有氣體均發生在第一槽中。

兩槽式可以縮短總停留時間，操作過程中，兩槽均可加熱，並且其集氣系統交叉連接，第一槽持續攪拌，而第二槽包含很大體積的良好的活性污泥，當消化過程發生妨礙時可送回第一槽，此種污泥可藉自然回復作用改正 pH 值及毒性問題，以取代添加化學藥劑。

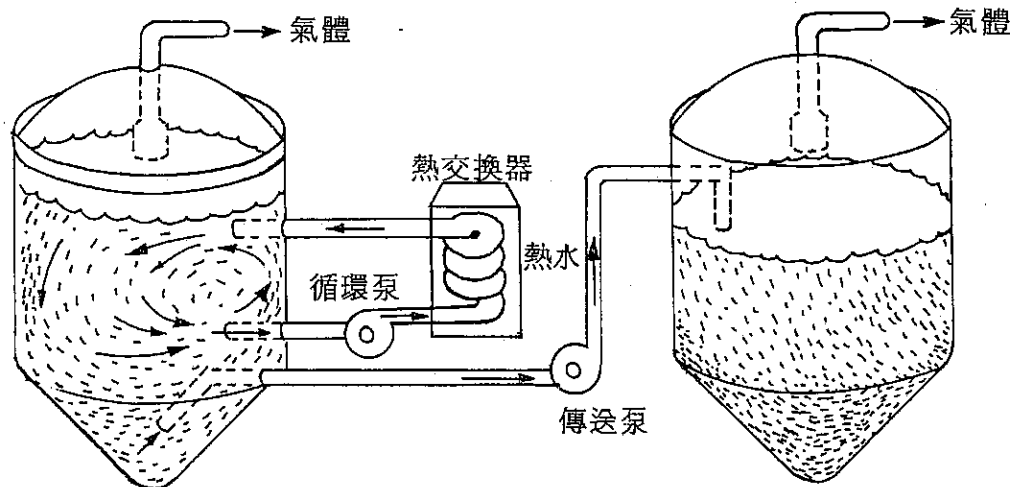


圖 5-7 兩槽式消化系統

(4)標準式及高率消化槽：

兩系統最主要差異在其負荷率：

標準式： $0.48 \sim 1.60 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ 的揮發性固體負荷

高率式： $1.60 \sim 6.40 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ 的揮發性固體負荷

高率消化槽設計上溫度較均一，攪拌較烈，槽較深。操作上其進料狀況較近連續式。

5-4 消化槽設計：

5-4-1 消化槽容積：

容積計算可由以下方式得到：

(1)消化時間，固體停留時間（SRT）：

標準消化槽為30－60天，高率消化槽為10－20天。

(2)體積負荷：

如表 5-1。

表 5-3 典型的標準及高率消化槽設計基準

參 數	標 準 式	高 率 式
固體停留時間 (SRT) (天)	30-60	10-20
污泥負荷 kg VS/m ³ ·d	0.64-1.60	2.40-6.41
1b VS/ft ³ ·d	0.04-0.10	0.15-0.40
進料污泥固體濃度，乾重%	2-4	4-6
初級+廢棄活性污泥		
消化固體底流濃度，乾重%	4-6	4-6

(3)觀測體積減少量：

所需容積可由公式 $V = [Q_{in} - \frac{2}{3}(Q_{in} - Q_{out})] D_T$ 求得

其中：V = 消化槽容積，m³

Q_{in} = 污泥進料率，m³/d

Q_{out} = 污泥排放率，m³/d

D_T = 消化時間，d

設計容積並應驗算下列因子，以免消化時間過短：

①尖峰水力負荷：

當濃縮槽操作不良時應使維持設計的水力或有機負荷。

②砂礫及浮渣最大累積量：

以免減少槽的有效體積。

③水位：

應有 0.5 ~ 1 m 變化餘裕，以應付操作條件改變。

5-4-2 加熱及溫度控制：

計算加熱量時應注意熱量的損失，如側牆、底部、頂部及管線的熱損失，均要正確估算。加熱的方式可採以下幾種方式：

(1) 潛式燃燒器：

有兩種型式，如圖 5-8、5-9，一種為直接排放熱氣及火焰，另一種利用管線內加熱，使熱氣從頂部排出。

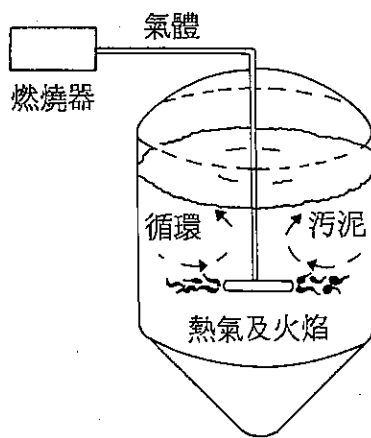


圖 5-8 內部潛式燃燒器

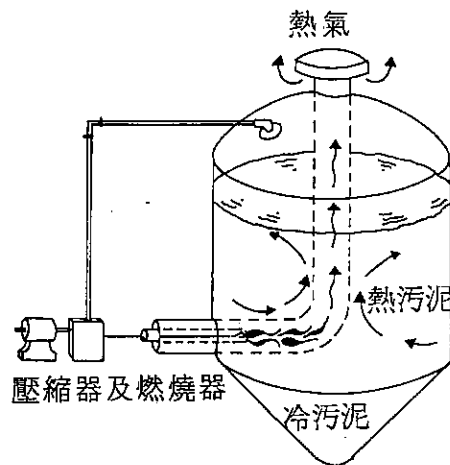


圖 5-9 外部潛式燃燒器

(2) 蒸汽注射加熱：

包括直接注入消化槽或注入預熱槽。不需熱交換器，但有如何稀釋污泥及補充蒸汽來源的困難存在。

(3) 內部熱交換器：

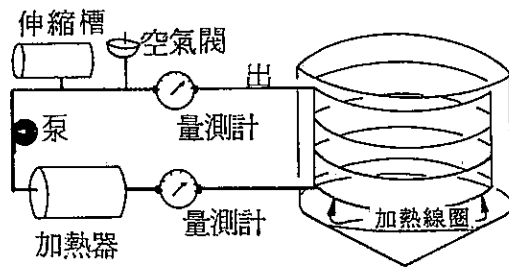
包括線圈式（圖 5-10）及線圈—抽管式（圖 5-11），因線圈易積垢減低熱傳效率而問題叢生。

(4) 外部熱交換器：

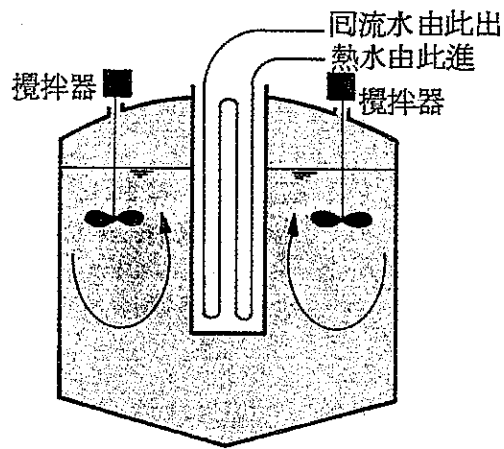
應將熱交換器置於鍋爐旁減少熱水輸送的熱損失，一般熱傳係數在 3,000 至 5,640 $\text{KJ/h}\cdot\text{m}^2\text{C}$ （圖 5-12）。

5-4-3 攪拌：

消化槽攪拌的效益在於：



(a)



(b)

圖 5-10 內部熱交換器

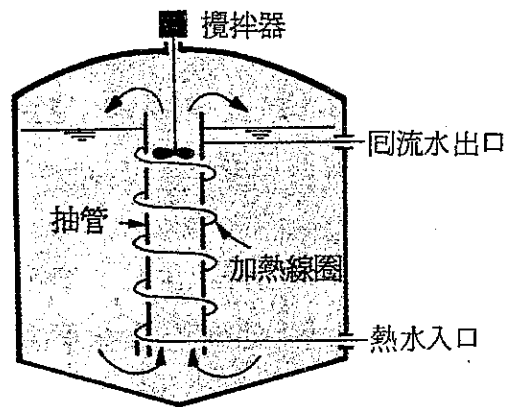


圖 5-11 線圈—抽管式內部熱交換器

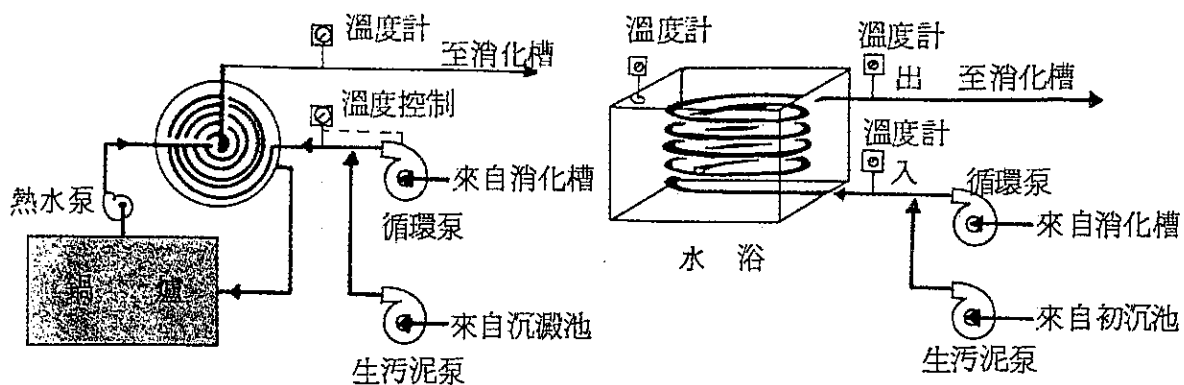


圖 5-12 外部熱交換器

- (1) 維持進料污泥及活性生物體的密切接觸。
- (2) 造成整個消化槽內部物理、化學、生物性質的均一。
- (3) 儘快地驅散最終的新陳代謝產物及任何進入消化槽的毒性物質。
- (4) 防止表面浮渣的形成。

攪拌的方法有：

- (1) 內部固定攪拌器：

利用壓縮機注入氣體，利用上升氣體的浮力產生翻滾的攪拌現象，如圖 5-13 所示。

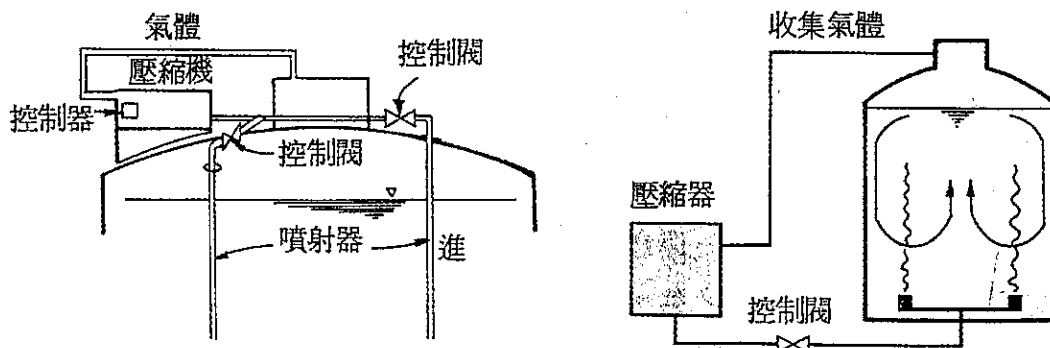


圖 5-13 內部固定攪拌器

(2) 內部移動攪拌器：

利用螺旋槳或輪葉或渦輪攪拌污泥，如圖 5-14 所示。

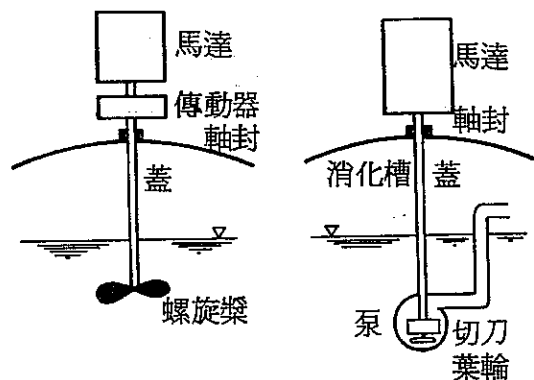


圖 5-14 內部移動攪拌器

5-4-4 氣體產量及利用：

消化過程產生的氣體中，甲烷佔 60—70%，二氧化碳佔 25—30%，及少部份氫、氮、硫化氫。其熱值約在 21,000-25,000 KJ/m³，密度為空氣的 86%。甲烷產率可用下式求得：

$$P_x = \frac{YQE S_0 (10^3 \text{ g/kg})^{-1}}{1 + k_d \theta_c} \quad (\text{公式 1})$$

$$V = 0.35 \text{ m}^3/\text{kg} \{ [EQS_0 (10^3 \text{ g/kg})^{-1}] - 1.42 P_x \}$$

其中：P_x = 淨細胞產量，kg/d

Y = 生長係數，g/g，0.04 至 0.1 mg VSS/mg BOD

E = 使用效率，0.6 至 0.9

Q = 污泥流量，m³/d

S₀ = 進流污泥最終 BOD_L，g/m³

k_d = 內生係數，d⁻¹

θ_c = 平均細胞停留時間

V = 產生甲烷體積，m³/d

另外，也可利用其他經驗公式：

(1)揮發固體負荷：0.5 至 0.75 m³/kg

(2)揮發固體減量：0.75 至 1.12 m³/kg

5-4-5 氣體控制設備：

圖 5-15 為一典型的消化氣體收集系統。

(1)減壓設備：

當壓力超過安全標準時必須減壓。

(2)真空切斷器：

當污泥排出率過快或與浮蓋之相對高度突然改變時，可使空氣進入槽內，平衡壓力。

(3)沉澱物及水滴收集配備：

氣體管線內凝結的水分在此收集，以利每天或每隔時段清除。

(4)火焰捕捉器：

防止火焰通過管線而進入消化槽，捕捉器內有一金屬極板冷却氣體後讓其通過。

(5)壓力調節器：

藉以維持恒壓，使氣體壓力小於系統壓力，調節的方法需遵照廠商提供之操作手冊。

(6)氣體量測器：

用以量得氣體產量。

(7)檢查閥：

當採用雙氣體系統時，需設置逆止閥以防止較高氣壓的氣體倒回至消化槽。

(8)壓力計：

用以測量氣體壓力。

5-4-6 槽蓋：

(1)固定式：

較便宜，有剛性混凝土結構，也有金屬以錨栓固定型，最大缺點在當壓力釋閥失效，上澄液溢流線上升及水位連續上升時造成壓

力過大，有爆炸的危險。

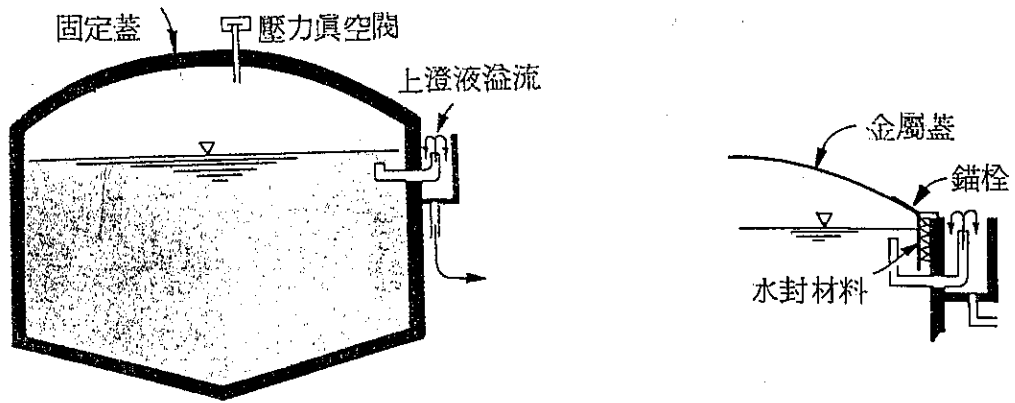


圖 5-16 固定槽蓋

(2) 浮動式：

當污泥進料及上澄液排出量改變時，浮蓋隨之上下升降，當氣體壓力降低時，浮蓋可下降至支架上，如圖 5-17 所示。

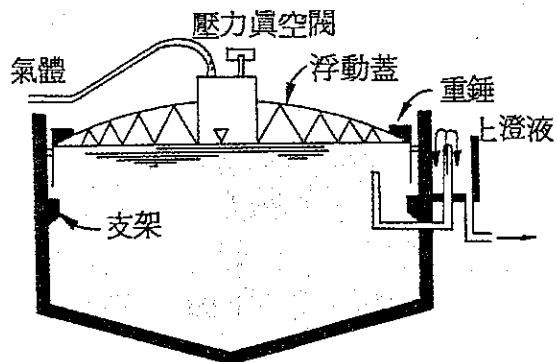


圖 5-17 浮動蓋

(3) 氣體貯存蓋：

利用氣體壓力控制槽蓋的上下升降位置，以利收集產氣，應注意壓力及真空閥之良好控制，以維持適當的壓力。

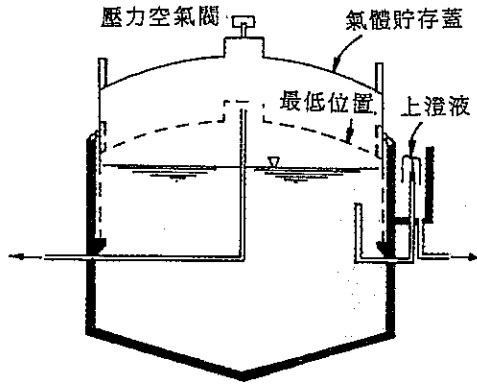


圖 5-18 氣體貯存蓋

5-5 消化槽設計舉例：

5-5-1 設計基準：

- (1) 採用兩座完全攪拌、高率加溫槽，溫度為 35°C 。
- (2) 消化槽流量等於濃縮污泥量，污泥之性質如下：

表 5-4 進入厭氧消化槽之污泥性質

參 數	平均流量	低流量	高流量
污泥產量，kg/d	6,917	5,879	7,699
固體濃度，乾重%	6	8	3.5
比重	1.03	1.04	1.02
平均日流量， m^3/d	112	71	216
到達消化槽之抽送速率	0.83	0.83	0.83
進流溫度， $^{\circ}\text{C}$	21	30	10
消化前揮發固體分率，%	0.75	0.80	0.70

- (3) 總揮發固體負荷不超過 $3.0 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$
- (4) 尖峰流量下固體之停留時間不超過10天。
- (5) 利用內部氣體攪拌。
- (6) 採外部熱交換器。

- (7)利用浮蓋收集氣體，另備氣體貯槽以貯存過量之氣體。
- (8)從蓋、側牆底部損失之熱量需予考慮。
- (9)利用產氣為鍋爐燃料供熱交換器熱水來源，不夠時採用天然氣。
- (10)需有防爆設備。
- (11)設計包括：上澄液排出系統、觀測設備、取樣器、人孔等。
- (12)防止浮渣形成問題。

5-5-2 計算步驟：

(1)容積：

可利用下列方法計算：

①採消化時間 15 天

$$\text{平均流量} = 112 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{消化槽體積} = \text{流量} \times \text{消化時間}$$

$$= 112 \text{ m}^3/\text{d} \times 15 \text{ d} = 1,680 \text{ m}^3$$

②採揮發固體負荷因子：

$$\text{假設 VS 負荷 (平均流量下)} = 2.2 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$$

則 進入消化槽之總揮發固體

$$= 6,917 \text{ kg/d} \times 0.75 \text{ (消化前揮發固體含量)}$$

$$= 5,188 \text{ kg/d}$$

$$\text{消化槽體積} = \frac{5,188 \text{ kg/d}}{2.2 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}} = 2,358 \text{ m}^3$$

③利用體積減少法：

$$\text{消化污泥體積} = 81 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{生污泥體積} = 112 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{消化槽體積} = \left[Q_{in} - \frac{2}{3} (Q_{in} - Q_{out}) \right] D_T$$

$$= \left[112 \text{ m}^3/\text{d} - \frac{2}{3} (112 \text{ m}^3/\text{d} - 81 \text{ m}^3/\text{d}) \right]$$

$$= 1,370 \text{ m}^3$$

④選擇：

由體積減少法計算所得之值較其他方法為小，在此值得一提的
是在完全攪拌之高率消化槽中，排開上澄液前，應先停止攪拌

，讓固體沉降 1 ~ 2 小時，然後再排出上澄液及消化污泥。但是，通常做不到，在攪拌的狀況下即排出污泥，因此設計上應多留出餘裕體積。

所以，採用活性體積 $2,350 \text{ m}^3$ 。

(2) 尺寸及形狀：

① 對砂礫及浮渣累積體積及浮蓋高度作校正：

提供砂礫累積 1 m 深

浮渣層 0.6 m

浮蓋及消化槽最大高度之空間 0.6 m

總移動深度 = $1 \text{ m} + 0.6 \text{ m} + 0.6 \text{ m} = 2.2 \text{ m}$

假如不包括圓錐部份，水深 7.6 m

$$\text{活性體積} = \frac{7.6 \text{ m} - 2.2 \text{ m}}{7.6 \text{ m}} = 0.71 \text{ (占總體積)}$$

假設活性之消化槽體積 = $1,750 \text{ m}^3$

$$\text{總體積} = 1,750 \text{ m}^3 \times \frac{1}{0.71} = 2,500 \text{ m}^3$$

採兩槽，每槽 = $1,250 \text{ m}^3$

$$\text{面積} = \frac{1,250 \text{ m}^3}{7.6 \text{ m}} = 164.5 \text{ m}^2$$

$$\text{直徑} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \times 164.5 \text{ m}^2} = 14.5 \text{ m}$$

因為浮蓋造成直徑增加 1.5 m

準備槽之直徑 13.7 m

$$\text{修正水深} = \frac{1,250 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} \times (13.7 \text{ m})^2} = 8.5 \text{ m}$$

選擇兩槽，每槽直徑 13.7 m ，水深 8.5 m ，如圖 5-19。

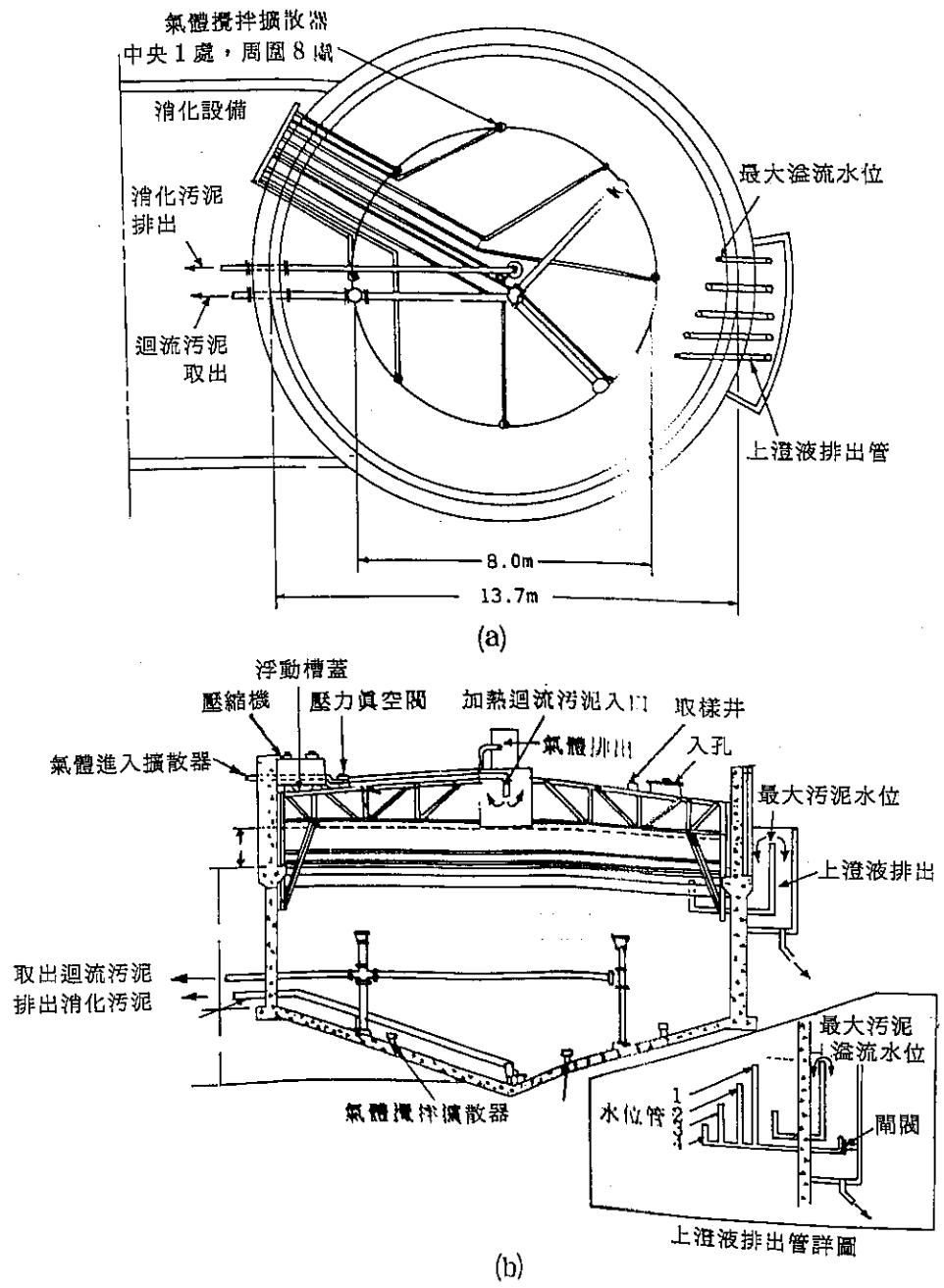


圖 5-19 厭氧消化槽設計詳圖(a)平面(b)斷面

②檢查消化槽活性體積，包括圓錐部份：

底部斜率 垂直：水平 = 1：3

圓錐部分深 2.3 m

消化槽活性體積 *

= 活性圓柱體積 + 圓錐體積 - 允許砂礫累積體積

$$= \frac{\pi}{4} \times (13.7 \text{ m})^2 \times 7.3 \text{ m} + \frac{1}{3} \left(\frac{\pi}{4} \right) (13.7 \text{ m})^2 \times 2.3 \text{ m} - \frac{1}{3} \left(\frac{\pi}{4} \right)$$

$$(6.0 \text{ m})^2 \times 1.0 \text{ m}$$

$$= 1,076.1 \text{ m}^3 + 113.0 \text{ m}^3 - 9.4 \text{ m}^3$$

$$= 1,179.7 \text{ m}^3$$

$$\text{兩槽之活性體積} = 2 \times 1,179.7 \text{ m}^3 = 2,359.4 \text{ m}^3$$

$$\text{又 兩槽總體積} = 2 \left[\left(\frac{\pi}{4} \right) (13.7 \text{ m})^2 \times 8.5 \text{ m} + 113.0 \text{ m}^3 \right]$$

$$= 2,732.0 \text{ m}^3$$

活性體積（包括圓錐）比率

$$= \frac{2,359.4 \text{ m}^3}{2,732.0 \text{ m}^3} = 0.86 > 0.71$$

(3) 實際污泥停留時間及固體負荷

① 在平均流量、最低流量及尖峰流量下：

$$\text{平均流量下消化時間} = \frac{2,359.4 \text{ m}^3}{112 \text{ m}^3/\text{d}} = 21.1 \text{ d}$$

$$\text{尖峰流量下消化時間} = \frac{2,359.4 \text{ m}^3}{216 \text{ m}^3/\text{d}} = 10.9 \text{ d}$$

$$\text{最低流量下消化時間} = \frac{2,359.4 \text{ m}^3}{71 \text{ m}^3/\text{d}} = 33.2 \text{ d}$$

* 圓柱之活性深度 = 水深 (8.5 m) - 浮渣厚 (0.6 m) - 浮蓋移動空間 (0.6 m) = 7.3 m

砂礫在底部圓錐部分累積，將減少其有效體積。

②各情況下實際固體負荷：

$$\text{平均負荷} = \frac{6,917 \text{ kg/d} \times 0.75 \text{ VS}}{2,359.4 \text{ m}^3} = 2.2 \text{ kg VS/m}^3 \cdot \text{d}$$

$$\text{最低負荷} = \frac{5,879 \text{ kg/d} \times 0.8 \text{ VS}}{2,359.4 \text{ m}^3} = 2.0 \text{ kg VS/m}^3 \cdot \text{d}$$

$$\text{最高負荷} = \frac{7,699 \text{ kg/d} \times 0.7 \text{ VS}}{2,359.4 \text{ m}^3} = 2.3 \text{ kg VS/m}^3 \cdot \text{d}$$

(4)氣體產量：

①由公式計算氣體產量

$$\text{進入消化槽平均污泥量} = 6,917 \text{ kg/d}$$

$$\text{進入消化槽平均污泥體積} = 112 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{污泥濃度} = \frac{6,917 \text{ kg/d} \times 1,000 \text{ g/kg}}{112 \text{ m}^3/\text{d}} = 61,759 \text{ g/m}^3$$

假設固體中65%可被生物分解，又1g可分解固體=1.42g

$$\text{BOD}_L, Y = 0.05, k_d = 0.03\text{d}^{-1}, E = 0.8$$

$$\begin{aligned} \text{污泥 BOD}_L &= 61,759 \text{ g/m}^3 \times 0.65 \times 1.42 \text{ g/g} \\ &= 57,004 \text{ g/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{由 } P_x = \frac{YQE S_o (10^3 \text{ g/kg})^{-1}}{1 + k_d \theta_c}$$

$$P_x = \frac{0.05 \times 112 \text{ m}^3/\text{d} \times 0.8 \times 57,004 \text{ g/m}^3 \times (10^3 \text{ g/kg})^{-1}}{1 + 0.03/\text{d} \times 21.1 \text{ d}}$$

$$= 156 \text{ kg/d}$$

產生甲烷氣體體積

$$V = 0.35 \text{ m}^3/\text{kg} \{ 0.8 \times 112 \text{ m}^3/\text{d} \times 57,004 \text{ g/m}^3 (1,000 \text{ g/kg})^{-1} - 1.42 \text{ g/g} \times 156 \text{ kg/d} \}$$

$$= 1,710 \text{ m}^3/\text{d}$$

假如消化槽氣體中，甲烷佔66%

$$\text{則產生氣體量} = 1,710 \text{ m}^3/\text{d} \times \frac{1}{0.66} = 2,591 \text{ m}^3/\text{d}$$

②由經驗公式估計氣體產量

(A)利用揮發固體負荷，採 $VS = 0.75 \times$ 總固體，氣體產生速率

$$0.50 \text{ m}^3/\text{kg VS}$$

$$\begin{aligned}\text{氣體產量} &= 6,917 \text{ kg/d} \times 0.75 \times 0.50 \text{ m}^3/\text{kg} \\ &= 2,594 \text{ m}^3/\text{d}\end{aligned}$$

(B)利用 VS 減少率：

假設 VS 減少 52%，氣體產量 $0.94 \text{ m}^3/\text{kg VS}$ 減少

$$\begin{aligned}\text{減少總 VS} &= 6,917 \text{ kg/d} \times 0.75 \times 0.52 \\ &= 2,698 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{產生氣體} &= 2,698 \text{ kg/d} \times 0.94 \text{ m}^3/\text{kg} \\ &= 2,536 \text{ m}^3/\text{d}\end{aligned}$$

(5)消化污泥產量：

①計算消化污泥中固體量：

$$\begin{aligned}\text{TVS (總揮發固體)} &= 6,917 \text{ kg/d} \times 0.75 \\ &= 5,188 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

$$\text{TVS被分解} = 5,188 \text{ kg/d} \times 0.52 = 2,698 \text{ kg/d}$$

$$\begin{aligned}\text{TS 消化後剩量} &= \text{非揮發固體} + \text{剩餘 VS} \\ &= (6,917 - 5,188) \text{ kg/d} + 0.48 \times 5,188 \text{ kg/d} \\ &= 1,729 \text{ kg/d} + 2,490 \text{ kg/d} \\ &= 4,219 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

②進入消化槽之總質量：

$$\text{進入消化槽總固體} = 6,917 \text{ kg/d}$$

$$\text{濃縮污泥總固體} = 6\%$$

$$\begin{aligned}\text{進入總質量} &= 6,917 \text{ kg/d} \times 0.06 \text{ kg/kg} \\ &= 115,283 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

③離開消化槽總質量：

$$\text{離開消化槽質量} = \text{進入質量} - \text{損失氣體質量}$$

$$\text{氣體產量} = 2,550 \text{ m}^3/\text{d}$$

假設消化槽內氣體密度為空氣之 86%

空氣密度 1.162 kg/m^3

$$\begin{aligned}\text{消化槽氣體總產量} &= 2,250 \text{ m}^3/\text{d} \times 1.162 \text{ kg/m}^3 \times 0.86 \\ &= 2,548 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{離開總質量} &= 115,283 \text{ kg/d} - 2,548 \text{ kg/d} \\ &= 112,735 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

④ 上澄液流量

假設上澄液中固體 = $S \text{ kg/d}$

假設上澄液中總固體濃度 = $4,000 \text{ mg/l} = 0.004 \text{ g/cm}^3$

上澄液比重 = 1.0

消化污泥總固體 = 5%

$$\frac{S}{0.004} + \frac{4,219 - S}{0.05} = 112,735 \text{ kg/d}$$

得 $S = 123 \text{ kg/d}$

$$\begin{aligned}\text{上澄液流量} &= \frac{123 \text{ kg/d} \times 1,000 \text{ g/kg}}{0.004 \text{ g/cm}^3 \times 10^6 \text{ cm}^3/\text{m}^3} \\ &= 31 \text{ m}^3/\text{d}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{上澄液中固體濃度} &= \frac{123 \text{ kg/d} \times 1,000 \text{ g/kg} \times 1,000 \text{ mg/g}}{31 \text{ m}^3/\text{d} \times 1,000 \text{ l/m}^3} \\ &= 4,000 \text{ mg/l}\end{aligned}$$

⑤ 選擇上澄液分離器：

上澄液分離器乃在排出上澄液，在理想設計上，它應能符合：

(A) 直接視查污泥。

(B) 移去上澄液。

(C) 降低空氣進入消化槽的危險性。

(D) 易清除油脂、浮渣及污泥的阻塞。

上澄液分離器的型式很多，採用圖 5-19 之型式。

⑥ 計算消化污泥量：

$$\begin{aligned}
 \text{消化污泥} &= \text{消化後 TS 剩量} - \text{上澄液之 TS} \\
 &= 4,219 \text{ kg/d} - 123 \text{ kg/d} \\
 &= 4,096 \text{ kg/d}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{消化污泥體積} &= \frac{4,096 \text{ kg/d} \times 1,000 \text{ g/kg}}{0.05 \text{ g/g} \times 1.02 \times 1 \text{ g/cm}^3 \times 10^6 \text{ cm}^3/\text{m}^3} \\
 &= 80 \text{ m}^3/\text{d}
 \end{aligned}$$

(6) 消化槽進流管線：

污泥從濃縮槽經 15 cm 污泥管以 0.83 m³/min 的抽取量從每個濃縮槽間斷操作。調整抽取循環，避免兩部泵同時操作，其詳細進流管線如圖 5-20。

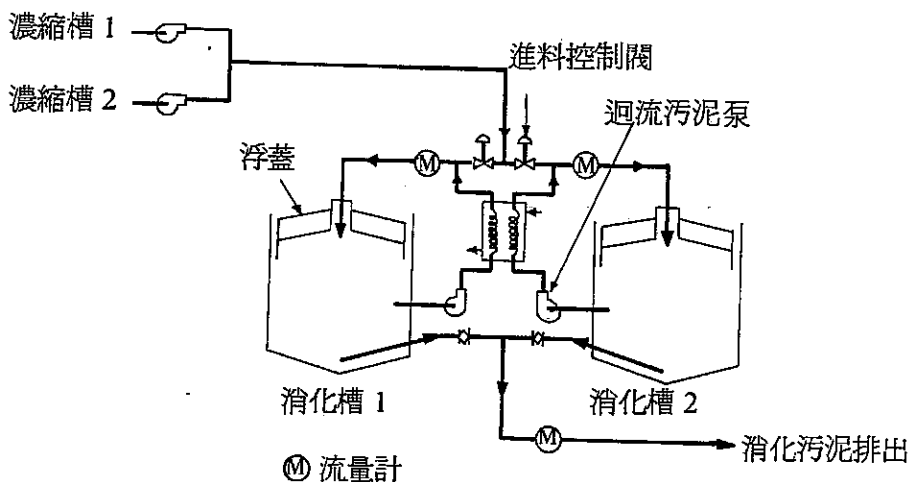


圖 5-20 污泥加熱及迴流系統流程圖

(7) 加熱設備：

① 生污泥加熱量：

$$H_R = \text{流量} \times C_P (T_2 - T_1)$$

其中： H_R = 所需熱量 J/d

C_P = 污泥比熱 (與水相近 4,200 J/kg °C)

T_2 = 消化溫度 °C

T_1 = 濃縮污泥溫度 °C

生污泥之臨界加熱量為流量最大，進流溫度最低時

$$\begin{aligned}\text{所需熱量} &= \frac{7,699 \text{ kg/d} \times 4,200 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} (35-10) ^\circ\text{C}}{0.035 \text{ kg/kg}} \\ &= 2.31 \times 10^{10} \text{ J/d}\end{aligned}$$

②消化槽熱損失：

$$H_L = UA (T_2 - T_1)$$

其中： H_L = 損失熱量，J/h

U = 總熱傳係數， $\text{J/S} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

A = 發生熱損失之面積， m^2

T_2 = 操作溫度， $^\circ\text{C}$

T_1 = 外界溫度， $^\circ\text{C}$

熱從頂部、底部、側牆損失

$$\text{(A) 頂部面積} = \pi D \left(\frac{\text{傾斜面長}}{2} \right)$$

$$\begin{aligned}\text{傾斜面長} &= \sqrt{\left(\frac{D}{2}\right)^2 + (\text{浮蓋高})^2} \\ &= \sqrt{\left(\frac{13.7 \text{ m}}{2}\right)^2 + (0.46 \text{ m})^2} \\ &= 6.87 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{頂部面積} &= \pi \times 13.7 \text{ m} \times \frac{6.87 \text{ m}}{2} \\ &= 147.9 \text{ m}^2\end{aligned}$$

(B)側牆面積：

地面上之側牆面積 = πD (暴露高)

設50%側牆暴露在地面上，則

$$\text{地上牆面} = \pi \times 13.7 \text{ m} \times \frac{8.5}{2} \text{ m} = 182.9 \text{ m}^2$$

$$\text{地下牆面} = 182.9 \text{ m}^2$$

(C)底部面積：

底部斜率 1 : 3

$$\text{底部中心落差} = \frac{D/2}{3} = \frac{13.7 \text{ m} / 2}{3} = 2.3 \text{ m}$$

$$\text{底部面積} = \pi \times 13.7 \text{ m} \times \left(\frac{\sqrt{\left(\frac{13.7 \text{ m}}{2}\right)^2 + (2.3 \text{ m})^2}}{2} \right)$$

$$= 155.5 \text{ m}^2$$

(D)選擇不同面積之總熱傳係數：

浮蓋及頂部由 6.5 mm 鋁鋼，76 mm 鋼性絕緣泡沫，內部空隙所組合
頂部 1,236 kg/m²，採 U = 0.90 J/S·m²·°C

暴露邊為 300 mm 混凝土，76 mm 泡沫絕緣，100 mm 磚，採 U = 0.68
J/S·m²·°C

埋入面牆為 300 mm 混凝土，埋入濕土中，採 U = 0.80 J/S·m²·°C

底部埋在濕土中，採 U = 0.62 J/S·m²·°C

(E)計算熱損失：(採臨界狀況)

浮蓋及頂部損失

$$= 147.9 \text{ m}^2 \times 0.90 \text{ J/S} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C} \times (35 - 0) \text{ °C} \times 86,400 \text{ s/d}$$

$$= 4.03 \times 10^8 \text{ J/d}$$

地上暴露面牆損失

$$= 182.9 \text{ m}^2 \times 0.68 \text{ J/S} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C} \times (35 - 0) \text{ °C} \times 86,400 \text{ s/d}$$

$$= 3.76 \times 10^8 \text{ J/d}$$

埋入地下面牆損失

$$= 182.9 \text{ m}^2 \times 0.8 \text{ J/S} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C} \times (35 - 0) \text{ °C} \times 86,400 \text{ s/d}$$

$$= 4.43 \times 10^8 \text{ J/d}$$

底部損失

$$= 155.5 \text{ m}^2 \times 0.62 \text{ J/S} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C} \times (35 - 5) \text{ °C} \times 86,400 \text{ s/d}$$

$$= 2.50 \times 10^8 \text{ J/d}$$

$$\text{每槽總損失} = 14.72 \times 10^8 \text{ J/d}$$

另考慮23%次要損失及50%應付緊急情況

兩槽損失總熱

$$= 14.72 \times 10^8 \text{ J/d} \times 2 \times 1.73$$

$$= 50.93 \times 10^8 \text{ J/d}$$

(F)所需熱量：

$$\text{臨界情況下生污泥加熱量} = 2.31 \times 10^{10} \text{ J/d}$$

$$\text{消化槽損失} = 50.93 \times 10^8 \text{ J/d}$$

$$\text{所需熱量} = 2.31 \times 10^{10} \text{ J/d} + 50.93 \times 10^8 \text{ J/d}$$

$$= 2.82 \times 10^{10} \text{ J/d}$$

$$= 1.175 \times 10^9 \text{ J/d}$$

$$= 1.175 \times 10^6 \text{ KJ/d}$$

(8)加熱單元選擇及能量平衡：

①外熱交換器之加熱單元：

採兩組加熱單元，使用天然氣為燃料時加熱量 $1.25 \times 10^6 \text{ KJ/h}$

因消化槽產生之氣體熱值為 $24,300 \text{ KJ/m}^3$ ，為天然氣熱值的65%，

因此每個加熱單元使用消化氣體為燃料時為 $1.25 \times 10^6 \text{ KJ/h} \times$

$$0.65 = 0.813 \times 10^6 \text{ KJ/h}$$

$$\text{兩個單元} = 2 \times 0.813 \times 10^6 = 1.626 \times 10^6 \text{ KJ/h}$$

$$\text{超出可用量} = \frac{(1.626 \times 10^6 - 1.175 \times 10^6) \times 100\%}{1.175 \times 10^6}$$

$$= 38\%$$

由於加熱設備由污泥流量及外界溫度的臨界條件所決定，所以超出實際平均值。

②計算消化氣體需量：

若加熱單元效率75%，則

$$\text{需消化氣體} = \frac{1.626 \times 10^6 \text{ KJ/h}}{0.75 \times 24,300 \text{ KJ/m}^3}$$

$$= 89.22 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$= 2,141 \text{ m}^3 / \text{d}$$

消化氣體產量 = $2,550 \text{ m}^3 / \text{d}$

產量大於臨界狀況下所需最大量，足夠應付平常之燃料需要量。

③外熱交換器構造：

消化及濃縮污泥經熱交換器後迴流。

(A)經熱交換器後溫度上升：

採 $\phi 23 \text{ cm}$ 之污泥迴流管及定流量泵，流速 1 m/s

$$\begin{aligned} \text{污泥抽送量} &= \frac{\pi}{4} \times (0.23 \text{ m})^2 \times 1 \text{ m/s} \times (86,400) \text{ s/d} \\ &= 3,590 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 3,590 \text{ m}^3/\text{d} \times 1.02 \times 1 \text{ g/cm}^3 \times 10^6 \text{ cm}^3/\text{m}^3 \times \\ &\quad (1,000 \text{ g/kg})^{-1} \\ &= 3.662 \times 10^6 \text{ kg/d} \end{aligned}$$

進入熱交換器之污泥溫度 = 35°C

假設增加 $\Delta T^\circ\text{C}$

設污泥比熱 $4,200 \text{ J/kg}\cdot^\circ\text{C}$

供給污泥熱量

$$\begin{aligned} &= 4,200 \text{ J/kg}\cdot^\circ\text{C} \times \Delta T^\circ\text{C} \times 3.662 \times 10^6 \text{ kg/d} \\ &= (1.538 \times 10^{10}) \times \Delta T \text{ J/d} \end{aligned}$$

每槽熱損失 = $1.41 \times 10^{10} \text{ J/d}$

若熱交換效率 80%

$$(1.538 \times 10^{10}) \times \Delta T \text{ J/d} \times 0.8 = 1.41 \times 10^{10} \text{ J/d}$$

$$\text{其中, } \Delta T = \frac{1.41 \times 10^{10} \text{ J/d}}{1.538 \times 10^{10} \text{ J/d} \times 0.8} = 1.15^\circ\text{C}$$

所以離開熱交換器之污泥平均溫度 = 36.15°C

(B)熱交換器之熱水循環率：

採單管逆流式，熱水進入溫度 = 95°C ，離開溫度 = 60°C

溫度落差 = 35°C

每槽需熱 = $1.41 \times 10^{10} \text{ J/d}$

假如加熱損失 25%

$$\text{每槽需熱} = 1.41 \times 10^{10} \times 1.25 = 1.76 \times 10^{10} \text{ J/d}$$

$$\text{兩槽需熱} = 3.52 \times 10^{10} \text{ J/d}$$

$$\text{水之比熱} = 4,200 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{水供應總熱} = 4,200 \text{ J/kg}^\circ\text{C} \times 35^\circ\text{C} = 147,000 \text{ J/kg}$$

$$\text{熱交換器之熱水循環率} = \frac{3.52 \times 10^{10} \text{ J/d}}{147,000 \text{ J/kg}} = 2.40 \times 10^5 \text{ kg/d}$$

$$\text{循環水體積} = \frac{2.4 \times 10^5 \text{ kg/d} \times 1,000 \text{ g/kg}}{1 \text{ g/cm}^3 \times 10^6 \text{ cm}^3/\text{m}^3} = 240 \text{ m}^3/\text{d}$$

(C) 通過熱交換器之污泥管長度：

$$\text{熱交換器中污泥平均溫度} = \frac{35^\circ\text{C} + 36.15^\circ\text{C}}{2} = 35.58^\circ\text{C}$$

$$\text{熱水平均溫度} = \frac{95^\circ\text{C} + 60^\circ\text{C}}{2} = 77.5^\circ\text{C}$$

$$\text{設熱傳係數} = 4,000 \text{ KJ/h} \cdot \text{m}^2\text{C}$$

輻射熱量

$$= (77.5 - 35.58)^\circ\text{C} \times 4,000 \text{ KJ/h} \cdot \text{m}^2\text{C} \times 24 \text{ h/d}$$

$$= 4.02 \times 10^6 \text{ KJ/d} \cdot \text{m}^2$$

單一熱交換器之污泥管總面積

$$= \frac{1.76 \times 10^{10} \text{ J/d}}{4.02 \times 10^6 \text{ KJ/d} \cdot \text{m}^2 \times 1,000 \text{ J/KJ}}$$

$$= 4.38 \text{ m}^2$$

$$\text{長度} = \frac{4.38 \text{ m}^2}{\pi \times (0.23 \text{ m})} = 6.0 \text{ m}$$

採用 6 m 長，23 cm 管徑，如圖 5-20。

(9) 氣體貯存及壓縮設備：

① 球形貯槽直徑：

採 3 天貯存量

$$\text{貯存總量} = 3 \text{ d} \times 2,550 \text{ m}^3/\text{d} = 7,650 \text{ m}^3 (0^\circ\text{C}, 1 \text{ atm})$$

假設貯存壓力 = 5.1 atm，貯存溫度 = 50°C (夏天)

$$\text{貯存體積 } V_2 = \frac{P_1 V_1 T_2}{P_2 T_1}$$

其中： P_1, V_1, T_1 表氣體產生時壓力，體積，絕對溫度。

P_2, V_2, T_2 表貯存時狀況。

$$V_2 = \frac{1 \text{ atm} \times 7,650 \text{ m}^3 \times (273 + 50)^\circ\text{K}}{5.1 \text{ atm} (273 + 0)^\circ\text{K}} = 1,774.7 \text{ m}^3$$

利用球形貯槽

$$\text{體積} = \frac{\pi}{6} (\text{直徑})^3$$

$$\text{直徑} = \left[\frac{1,774.7 \text{ m}^3 \times 6}{\pi} \right]^{1/3} = 15.0 \text{ m}$$

② 高壓氣體壓縮機：

$$\text{所需功率 } P_w = \frac{WRT_0}{8.41e} \left[\left(\frac{P}{P_0} \right)^{0.283} - 1 \right]$$

其中： P_w = 功率，kw

W = 氣體質量流率，kg/s

R = 氣體常數，8.314 KJ/Kmole °K

T_0 = 進入溫度，°K

P_0 = 入口絕對壓力，atm

P = 出口絕對壓力，atm

e = 效率（通常 70—80%）

消化槽氣體總產量 = 2,548 kg/d

若壓縮率為氣體產率 2 倍

$$W = 2 \times 2,548 \text{ kg/d} \times \frac{1}{24 \text{ h/d} \times 3,600 \text{ s/h}} = 0.0590 \text{ kg/s}$$

$$e = 75\%$$

$$T_0 = (273 + 35)^\circ\text{K}$$

$$P_0 = 1.03 \text{ atm}$$

$$P = 5.10 \text{ atm}$$

$$P_w = \frac{0.0590 \text{ kg/d} \times 8.314 \text{ KJ/kmole}^\circ\text{K} \times (273 + 35)^\circ\text{K}}{841 \times 0.75}$$

$$\times \left[\left(\frac{5.1}{1.03} \right)^{0.283} - 1 \right]$$

$$= 13.7 \text{ KW}$$

採兩部等速壓氣機，各用 7.5 KW 馬達。

(10) 消化槽氣體攪拌：

① 功率計算：

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

其中：P = 攪拌功率，W

G = 平均流速坡降，S⁻¹

μ = 動黏滯度，NS/m²

V = 槽體積，m³

消化槽體積 = 1,179.7 m³

$$\mu = 2 \times \text{水 } 35^\circ\text{C 之黏滯度} = 2 \times 0.73 \times 10^{-3} \text{ N s/m}^2$$

$$= 1.46 \times 10^{-3} \text{ N s/m}^2$$

污泥超過 5% 固體之 G 值大約 75 S⁻¹，取 85 S⁻¹

$$\text{則 } P = (85/\text{S})^2 \times 1.46 \times 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{S/m}^2 \times 1,179.7 \text{ m}^3$$

$$= 12,444 \text{ N m/S}$$

$$= 12.4 \text{ KW}$$

兩槽需功率 = 24.8 KW

採 3 部壓縮機，15 KW 馬達

供應總功率 = 45 KW

其中兩部作為功率來源，另一部備用。

② 氣體流量：

$$\text{由公式 } P_w = \frac{WRT_o}{8.41e} \left[\left(\frac{P}{P_o} \right)^{0.283} - 1 \right] \text{ 知 } W = \frac{P_w \times 8.41 \times e}{RT_o \left[\left(\frac{P}{P_o} \right)^{0.283} - 1 \right]}$$

其中：P_w = 15 KW

$P = 2.4 \text{ atm}$ (足夠克服靜污泥水頭及管線水頭損失)

$P_0 = 1.03 \text{ atm}$

$e = 75\%$

$T_0 = (273 + 35) = 308 \text{ }^\circ\text{K}$

$$\text{所以, } W = \frac{15.0 \text{ KW} \times 8.41 \text{ kg/kmole} \times 0.75}{8.314 \text{ KJ/kmole}^\circ\text{K} \times 308^\circ\text{K} \left[\left(\frac{2.4}{1.03} \right)^{0.283} - 1 \right]}$$

$$= 0.14 \text{ kg/s}$$

$$\text{每槽中氣體流量} = \frac{0.14 \text{ kg/s}}{1.162 \text{ kg/m}^3 \times 0.86} = 0.14 \text{ m}^3/\text{s}$$

③選擇攪拌裝置：

利用迴流、生污泥及氣體攪拌，其裝置如圖 5-19，利用多點式氣體攪拌系統以增進效率，將上部收集之氣體迴流從中央及周圍八處噴射擴散器噴出。

5-6 消化槽的控制：

5-6-1 外部控制：

外部控制的目的是使操作員控制進料的狀況（圖 5-21）。例如，在正常操作下應控制進料的固體濃度以免稀釋消化槽內的濃度，爲了這個目的，要對進料污泥進行總固體含量 T.S. 試驗。

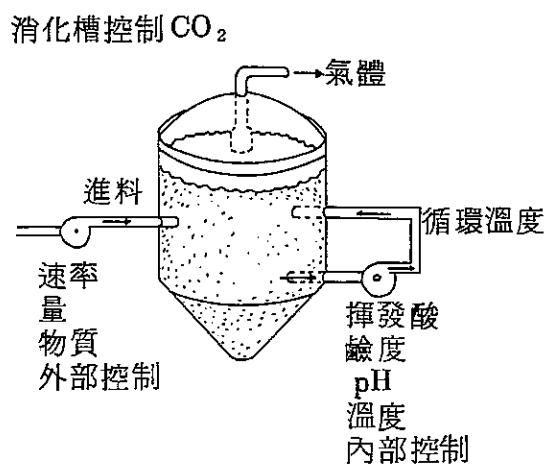


圖 5-21 消化槽控制

一般良好操作下，進料污泥濃度在 4 至 8 %。除此之外，外部控制試驗為每天進量以及污泥特性。這些訊息乃為提供：

- (1) 現有除砂系統操作狀況，是否需換新。
- (2) 是否存有毒性物質。
- (3) 污泥是否新鮮。
- (4) 欲維持消化槽操作溫度需加熱多少。

5-6-2 內部控制：

內部控制因素有：溫度，揮發酸、鹼度，pH 值。（圖 5-21，5-22）

(1) 溫度：

最佳的操作範圍在 29 至 37°C，且每天溫度的變化絕對不能超過 1°C。

最佳溫度取決於：

- ① 最大的氣體產量。
- ② 維持揮發酸／鹼度，比值在 0.1 ~ 0.25。
- ③ 維持 pH 值在 6.8 至 7.2。

溫度計的位置視設計而定，有些插入消化槽壁，有些置於迴流管線中。

(2) 揮發酸／鹼度：

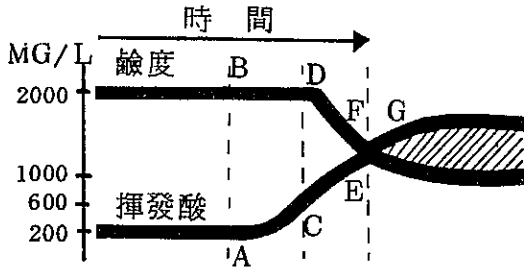
揮發酸與鹼度為兩個重要控制因子，兩者比值很小，表示消化順利，但每廠皆有其合適之比值，一般言之，比值從小於 0.1 變化至 0.35，對消化並無重大影響。但當比值一直上升，表示麻煩發生了，將導致：

- ① CO₂ 氣體含量增加。
- ② 氣體產率將降低。
- ③ pH 值降低，消化失調。

應注意的是：具代表性的取樣點在污泥迴流管線及設置在不同槽深的特定取樣管線，取樣時應先讓污泥在管線內流通幾分鐘。

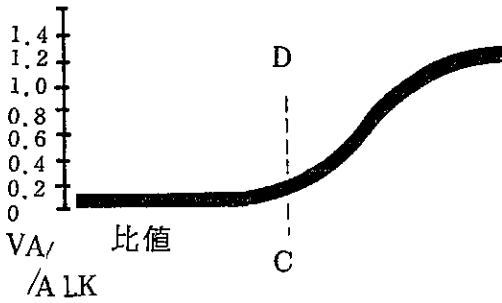
(3) pH 值：

I 揮發酸與鹼度關係



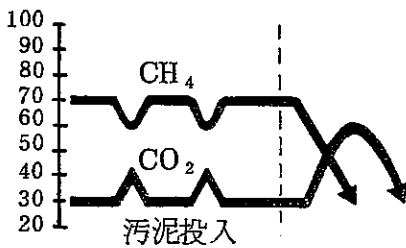
本圖顯示消化槽在良好緩衝能力狀況下操作（低濃度揮發酸 200 mg/l，遠較鹼度 2000 mg/l 為小），在 A 點，某些因素造成揮發酸增加，接著在 D 點鹼度降低，而 G 點表示消化槽失調。

II 揮發酸／鹼度比值 (VA/AIK)



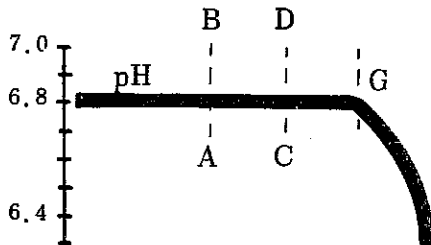
本圖顯示 I 中揮發酸／鹼度比值。注意在點 C D 處，揮發酸的增加造成比值由 0.1 升至 0.3。

III 由 "I" 造成 CO₂ 對 CH₄ 比值改變的關係



比較本圖與圖 II，當圖 II 的比值達 0.5 時，甲烷產量開始下降而 CO₂ 增加。

IV 由 "I" 造成的 pH 變化



直至消化槽失調 (D 點) 後，pH 才發生變化。

圖 5-22 消化槽內部變化

為簡單指標，必須經常量測。

以下幾點乃達到最佳程序控制的方法：

- ①在每次起動過程必須進行例行的揮發酸及鹼度測定。
- ②在正常操作下，每週至少測量 VA/AIK 比值兩次，並對時間作圖看其變化趨勢。
- ③當消化槽遇到麻煩時（如暴雨等帶來固體負荷增加），至少每天測 VA/AIK 一次。

當 VA/AIK 比值超出 0.35 時，請遵循下列建議：

- ①延長攪拌時間。
- ②減低加熱量。
- ③降低污泥排放速率。
- ④從第二消化槽抽取一些植種污泥入第一槽，直至 VA/AIK < 0.35。

5-7 例行之操作維護：

(1) 進料污泥：

- ①每天記錄抽取之污泥體積。
- ②每天執行總固體試驗，確信無過量水進入。
- ③每天檢查泵操作情況，彌補填料，調整冷卻水、噪音、過度的熱承受，吸、排的壓力。
- ④監視進料泵的自動計時系統及運轉時間，並檢查污泥濃度。

(2) 迴流污泥：

- ①記錄每天的溫度及流量。
- ②每週採樣 2 至 3 次，決定 pH，鹼度，TS，TVS 等。
- ③每天檢查鍋爐溫度，燃燒器火焰，排氣扇的操作狀況。
- ④每天檢查並記錄熱交換器的入口及出口溫度。
- ⑤每天檢查循環熱水的溫度及流量。
- ⑥每週檢查污泥管線的漏損。
- ⑦每天檢查泵的操作情況，彌補填料，調節冷卻水，噪音，過度的熱承受，吸、排的壓力。

(3)消化槽：

- ①每天檢查氣體壓力計，氣體壓力是否適當。
- ②每天排除濃縮液。
- ③每天排出浮渣。
- ④每天檢查氣體燃燒器的火焰。
- ⑤每天記錄浮蓋位置，檢查蓋子導桿，及氣體的洩漏。
- ⑥每天記錄消化槽及天然氣讀數。
- ⑦每天檢查並記錄燃料油。
- ⑧每天檢查氣體攪拌設備。
- ⑨每天檢查排氣閥、真空閥，用壓力計核對並檢查氣體洩漏。
- ⑩每天檢查上澄液管，收集樣品。
- ⑪每天檢查槽蓋水封的位置及狀況。
- ⑫每天檢查流量計，校正流量、滲漏及震動。
- ⑬每天檢查進料污泥密度計，校正密度、滲漏。
- ⑭每天檢查浮渣（利用觀察器）。
- ⑮每天檢查氣體貯槽，注意洩漏及臭味。

5-8 簡易設備：

5-8-1 消化污泥採樣器：

採樣器可利用簡單的材料製成。

- (1)將鉛注入比內罐約大 2.5 cm 的容器內，增加重量，以利沉入消化槽內，整個採樣器的構造如圖 5-23。
- (2)利用帶有捲輪的三腳架，將採樣器放入槽內達需要的採樣深度。
- (3)將帶有橡膠球的繩索拉開讓污泥流進罐內，以取得污泥試樣。注意不要讓採樣器的位置移動，以得已知深度的污泥。

5-8-2 氣體產量估計器：

若不幸氣體量測計損壞，可利用圖 5-24 簡單設備，粗略估計氣體產量。

- (1)從消化槽活性區採出污泥裝滿廣口瓶。
- (2)打開加熱電墊維持與消化槽相同之溫度。

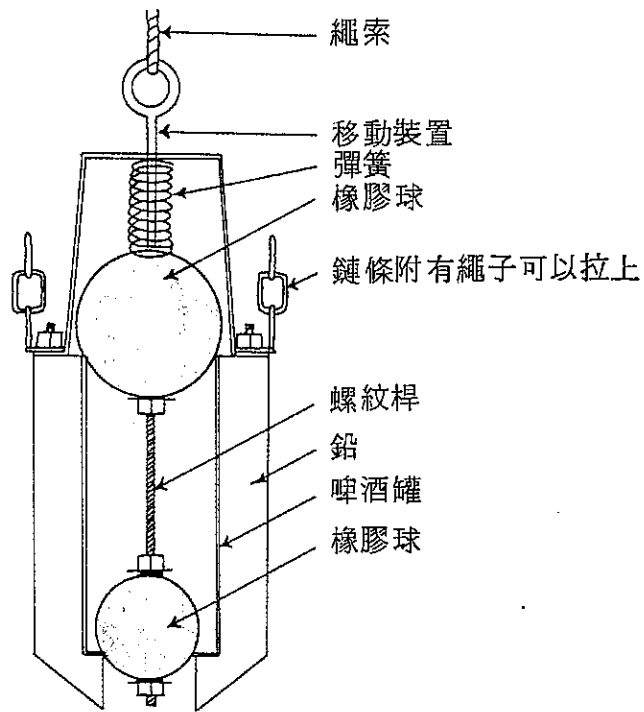


圖 5-23 污泥採樣器

- (3) 將 500ml 量筒裝滿水倒置於 2 l 燒杯內，先不要將玻璃管插入量筒內，並小心保持滿水，不要使空氣進入量筒內。
- (4) 先使產氣從廣口瓶通出 1 小時後，再將玻璃管插入量筒內。
- (5) 記錄氣體產量 400 至 500 ml 所需時間。
- (6) 重覆操作幾天，找出氣體產量。

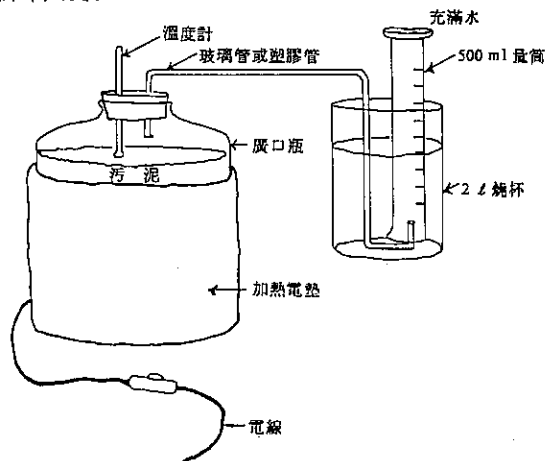


圖 5-24 氣體產量估計器

5-8-3 浮渣層測試器：

用來測浮渣層深度。

- (1)將測試器從浮蓋及牆面間的空隙放下至浮渣層下面的位置，此時夾板未打開。
- (2)慢慢升起測試器至浮渣層底，此時夾板自然打開並感受到被浮渣卡住的力量，記錄深度即為浮渣深。
- (3)拉尼龍繩將夾板合上，拉回測試器。

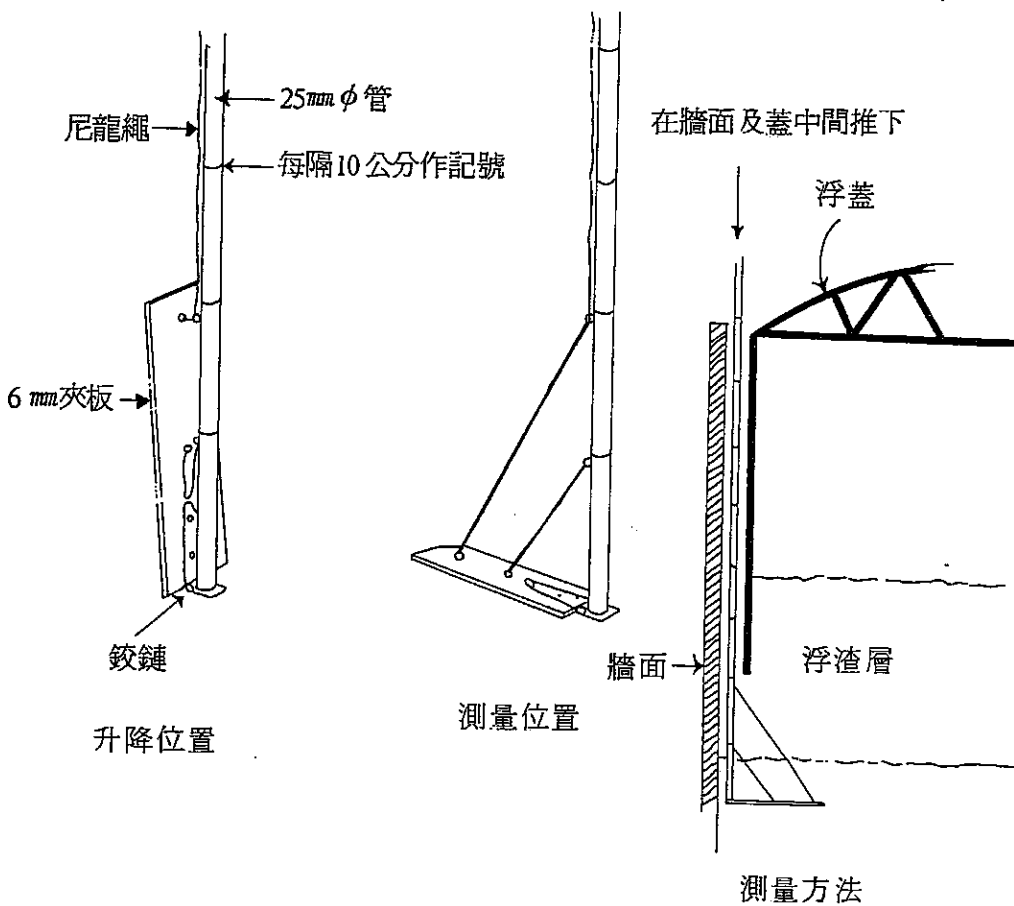


圖 5-25 浮渣層測試器

5-8-4 上澄液管道清洗器：

利用 5 cm 厚的橡膠環，其大小與上澄液管之內徑相同，可在被浮渣阻塞的管道內上下移動，並利用高壓的水或蒸汽噴入以清除浮

渣，清洗管道。(圖 5-26)

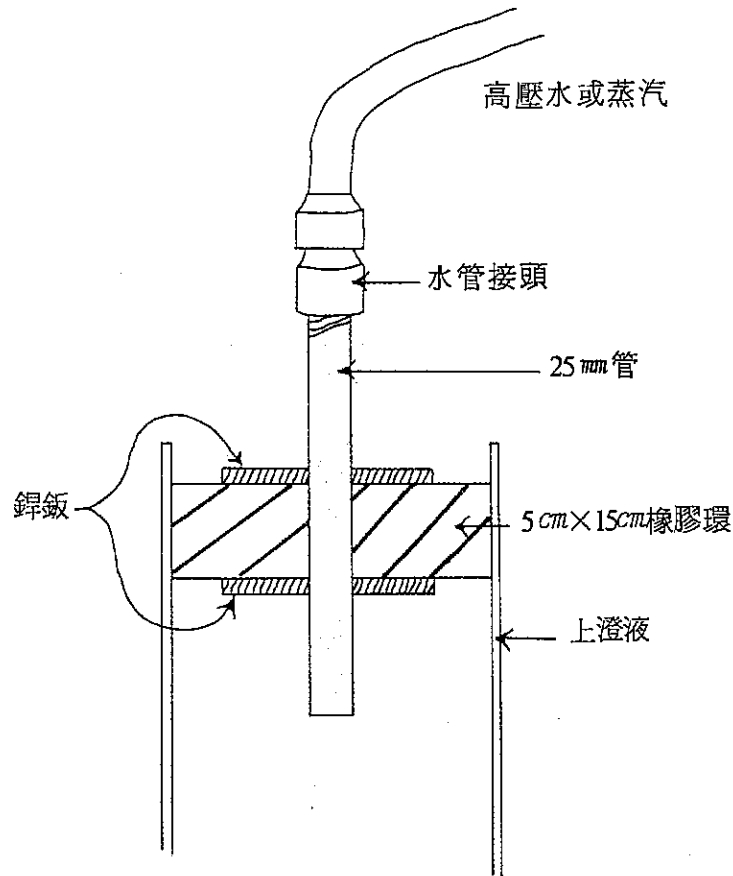


圖 5-26 上澄液管道清洗器

5-8-5 生污泥濃度控制系統：

利用簡單的控制系統可以避免抽取過多的水進入消化槽中以控制生污泥濃度。

如圖 5-27，當採樣總固體濃度時，一併記錄安培計讀數，會發現當總固體濃度降低時，安培數跟著降低。將此二變數作圖，可得一曲線，由曲線，可以得到允許最小濃度之安培讀數。

在時間控制器未停止前，若管內污泥濃度變小，安培計（負荷量測計）測知安培數的改變，將自動關閉活塞泵的運作。

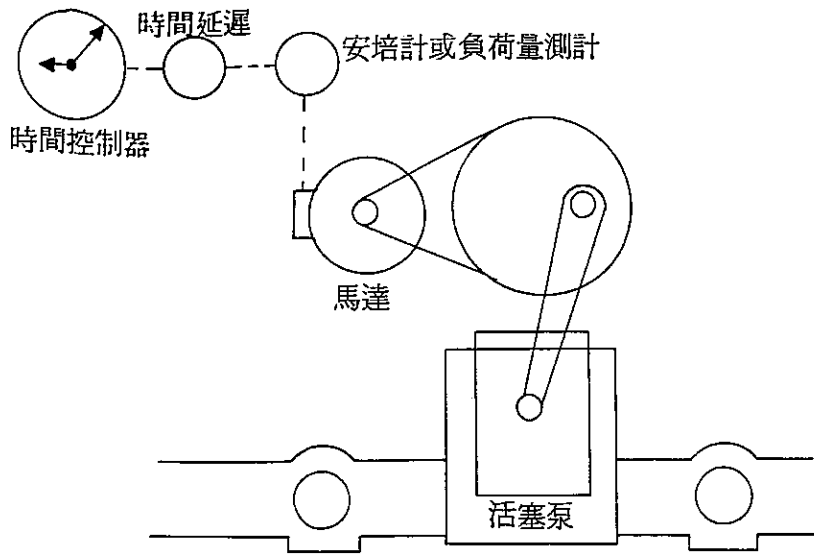


圖 5-27 生污泥濃度控制系統

5-8-6 自動關閉泵控制系統：

在最經濟的狀況下，可以利用本自動關閉系統以保護活塞泵、污泥管路及閥門的安全。

在控制泵的迴路聯鎖一可調整的壓力開關，當下游泵壓力超過開關設定值時，系統會自動關閉泵。這個控制系統亦可有效預防因下游的閥門無意間關閉或排水管路阻塞時所發生的危險。

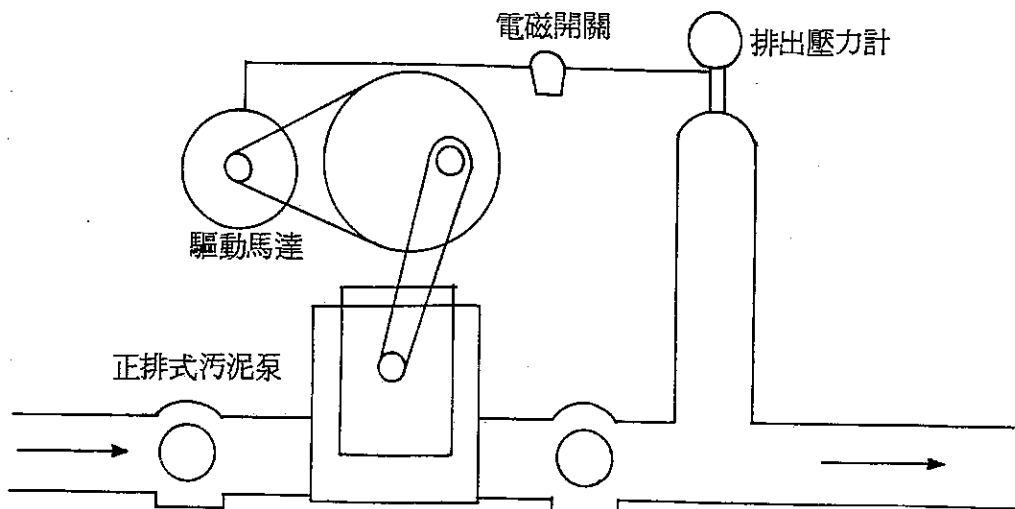


圖 5-28 防止泵故障之壓力關閉系統

5-8-7 上澄液分離器：

當消化槽待修時，操作員可利用自製的設備汲出上澄液（圖 5-29）。

將捲揚機架設在牆頂，利用 6 mm 的塑膠繩繫住此可移性的上澄液分離管，利用接合轉環上的肘管可以控制排水。

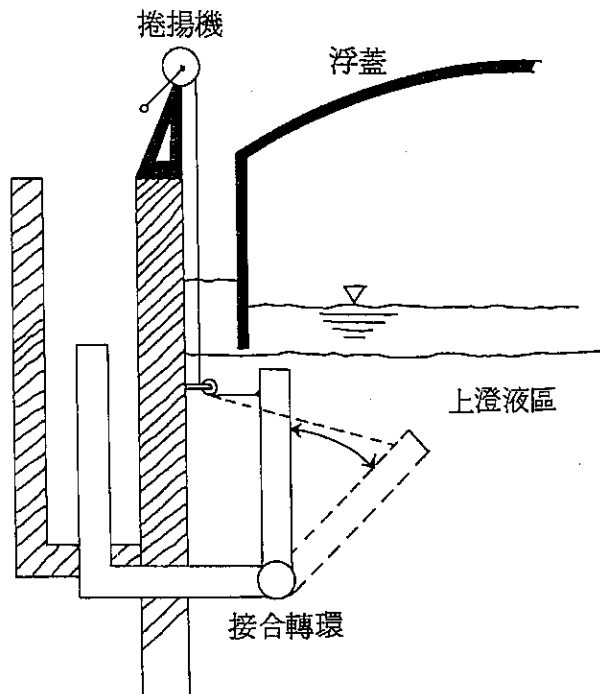


圖 5-29 上澄液分離器

參 考 資 料

1. Metcalf and Eddy, Inc., Design of Facilities for the Treatment and Disposal of Sludge, Chapter II, Wastewater Engineering, McGraw-Hill Book Co., New York, 1985.
2. Qasim, S. R., Sludge Stabilization, Chapter 17, Wastewater Treatment Plants Planning, Design, and Operation. CBC College Publication, New York, 1985.
3. Vesilind, P. A., Treatment and Disposal of Wastewater Sludge, Ann Arbor Science, 1974.
4. EPA, Anaerobic Sludge Digestion-Operation Manual, USEPA, Feb. 1976.
5. EPA, Sludge Treatment and Disposal, USEPA, Oct. 1978.
6. 歐陽嶠暉，污泥之處理與處置，下水道工程學第13章，長松出版社，民國72年。