

各種混擬沉降槽之設計理論及實務

阮國棟*

本文從粒子碰撞理論，說明膠羽（floc）形成之機轉，公式雖多，但不複雜，例題解析，簡平易懂。全文重點有二：一為如何將實驗室批式瓶杯試驗之混凝結果予以放大到實際處理廠的連續流狀況；一為提供使用各種新型混凝沉降槽，如上流式、固體接觸式、污泥層式、超級脈動式的理論基礎。本文主要內容來自所附參考資料二書，並曾做為經濟部專業人員研究中心工業污染防治研究班之授課教材。

已知許多膠體溶液 (colloids) 處於熱力學不穩定 (不可逆) 狀態而有凝聚的趨向，但凝聚的速率很慢。此等速率依膠體粒子間之碰撞及碰撞後粘附在一起的有效度而定。如何增進碰撞有效度 (使膠體粒子不穩定 destabilization) 為第一部分問題，如何增進碰撞之頻度，則為另一部分問題。在混凝沉澱槽之設計上，二者均為主要的因素，因為槽的大小及攪拌附件等均由此決定之。

目前對於混凝程序 (Coagulation) 中粒子傳送的了解仍基於 Smoluchowski (1917) 的理論。以下為其簡單之歸納。

粒子間之接觸，通常可以分二種機轉：(1)由熱運動，即布朗運動或稱布朗擴散。此等由熱量關係導致的碰撞運動，稱爲 perikinetic flocculation。(2)由溶液流體運動，例如攪拌而導致的碰撞，稱爲 orthokinetic flocculation。

一、Perikinetic 膠凝機轉

英國植物學家布朗，首先於 1827 年在顯微鏡下發現花粉懸浮液中膠體粒子的隨機運動 (random motion)。由布朗運動產生膠凝導致粒子濃度的改變率， J_{pk} ，可以以下式表示：

①式 (Swift and Friedlander. 1964) 中的 N^0 為時間 t 時懸浮粒子濃度， η 為碰撞效率因素，代表碰撞後產生凝聚粒子的成功數與發生碰撞總數之間的一個分數， \bar{k} 為 Boltzman's 常數， T 為絕對溫度， μ 為液體粘滯係數。由此式可見 perikinetic flocculation 的速率與原溶液粒子濃度的二次方成正比，而與粒徑無關。將①式積分，得到：

②式係利用 $t = 0$ 時 $N^0 = N_0^0$ 初濃度為邊界值條件，分母可以③式取代

* 工業技術研究院化學工業研究所工程師

得：
$$N^0 = \frac{N_0^0}{1 + (\tau/t_{1/2})} \quad \text{.....(4)}$$

$t_{1/2}$ 表示使最初粒子濃度減半 ($N^0 = \frac{1}{2} N_0^0$ 時) 所須之時間。以 25°C 時水溶液為例：

$$t_{1/2} = \frac{1.6 \times 10}{\eta N_0^0} \quad \text{.....(5)}$$

(5)式中 t 為秒， N_0^0 為粒子數 $/m\ell$ ， η 無單位。式中顯示減半時間與初濃度及碰撞有效度有關。若膠體很穩定 (η 值低) 及初濃度不高，則 $t_{1/2}$ 須很長時間。

(例題 1) 一水樣含有病毒 $10,000$ 個/ $m\ell$ ，沒有其他膠體粒子。膠凝減半時間約須 200 天，假設碰撞有效度為 100% ，在此情況下，就須加入其他膠體粒子，假如金屬氧化物等，以加速其混凝及膠凝的發生，縮短反應槽 (水處理槽) 的停留時間。

二、Orthokinetic 膠凝機轉

通常攪拌會促進膠體粒子的凝聚，系統中流速在空間上的改變，定義為流速坡降 (Velocity gradient, \bar{G})，粒子隨波逐流，所以速度也不一樣，因此產生相互間碰撞的機會。假設粒徑均勻，由此碰撞產生的膠凝速率為：

$$J_{ok} = \frac{dN^0}{dt} = -\frac{2\eta\bar{G}d^3(N^0)^2}{3} \quad \text{.....(6)}$$

式中 d 為粒徑。

比較二種機轉的速率：

$$\frac{J_{ok}}{J_{pk}} = \frac{-2\eta\bar{G}d^3(N^0)^2/3}{-4\eta k T(N^0)^2/3\mu} = \frac{\mu\bar{G}d^3}{2kT} \quad \text{.....(7)}$$

(例題 2) 25°C 水溶液中粒徑為 $1\ \mu$ 的膠體溶液，若速度坡降為 $10/\text{sec}$ ，則 $J_{ok} = J_{pk}$ ，若 $d = 0.1\ \mu$ ，則 \bar{G} 須為 $10,000/\text{sec}$ ，才能得到 $J_{ok} = J_{pk}$ 。由此可知，粒子須成長到 $1\ \mu$ ，攪拌才會加強凝聚速率。當 $d = 10\ \mu$ 時， \bar{G} 只要 $0.01/\text{sec}$ 即可達到 $J_{ok} = J_{pk}$ ，亦即對大粒子而言，布朗運動結果引起的凝聚作用很小。所以設計膠凝攪拌槽，對粒徑為 $1\ \mu$ 以下的懸膠體仍然無效，除非其經由布朗擴散，而使粒子成長到 $1\ \mu$ 左右。病毒 ($0.1\ \mu$ 或更小) 除非附在較大粒子上，否則不能被凝聚。

以膠體粒子的體積分數 (floc volume fraction) Ω 表示，(Ω 為懸浮液體單位體積中，膠體粒子體積所佔有的分數)，即：

$$\Omega = \left(\frac{\pi d_0^3}{6} N_0^0 \right) \quad \text{.....(8)}$$

式中 d_0 為 $t = 0$ 時之粒徑。代入(6)式，

$$\frac{dN^0}{dt} = -4 \frac{\eta}{\pi} \bar{G} \Omega N^0 \quad \text{.....(9)}$$

(9)式積分，以 $t = 0$ ， $N^0 = N_0^0$ ； $t = t$ ， $N^0 = N^0$ 為邊界條件，則得到：

$$\ln \frac{N^0}{N_0^0} = -\frac{4}{\pi} \eta \Omega \bar{G} t \quad \text{.....(10)}$$

所以由 orthokinetic 膠凝的速率爲粒子濃度，速度坡降，膠羽體積分數的一次因數。

(例題 3) 設水樣中含大腸菌 $10,000/\text{ml}$, 沒有其他粒子, 大腸菌粒徑 1μ , 則膠羽體積分數由⑧式計算:

$$\Omega = \frac{\pi d_0^3 N_0^0}{6} = 5.2 \times 10^{-9}$$

假設加入混凝劑 (coagulant) 使大腸菌完全不穩定 ($\eta = 1$) 在速度坡降 $\bar{G} = 10 \text{s}^{-1}$ 下攪拌，欲使大腸菌數減半，須時 (由⑩式計算)

$$t \approx \frac{\ln \frac{1}{2}}{\frac{-4\eta\Omega G}{\pi}} = \frac{\ln \frac{1}{2}}{\frac{-4 \times 1 \times 5.2 \times 10^{-9} \times 10}{\pi}} = 120 \text{ 天}$$

所以欲自水或廢水中除去細菌，病毒或其他微生物，須添加其他的膠體粒子，或其他金屬氧化物達到共沉之目的。

膠凝單元之設計

設計包括速度坡降的選擇，反應器單元之形狀，以及足夠的停留時間使凝聚到一適當的粒徑以便下一個單元將之去除（例如沉澱槽、真空過濾、離心、砂濾、或乾燥床等）。

平均速度坡降 (Mean Velocity Gradient) 的決定

平均速度坡降的大小與能量消耗有關，根據 Camp and Stein (1943) 提出的公式：

式中 \bar{P} 為輸入流體中的動力， V 為反應槽的體積， μ 為流體的粘滯係數。在膠凝槽中，消耗的動力可以 Camp (1955) 提出的公式計算：

式中 Q 為流體速率, ρ_L 為流體密度, g 為重力加速度常數, h_f 為水頭損失, 代入(11)式, 得:

式中 ν 為動力學粘滯係數， \bar{t} 為流體平均停留時間。

膠凝槽若以旋轉葉片攪拌，則葉片的拖拉力 (Drag force) F_D 可以Camp (1955) 公式求出：

式中 A 為葉片垂直於流體流向的截面積； C_D 為拖拉係數依葉片形狀及流體狀況而定； V_r 為葉片相對於流體的相對速度。以 $\bar{P} = F_D V_r$ 及 ⑭ 式代入 ⑪ 式，得

相對速度 V_r 測定困難，一般以 0.5~0.75 倍葉片速度為估計值。

反應器選擇

由流體運動產生的膠凝速率如⑨式所示，在實際處理廠中，通常將 η ， \bar{G} 及 Ω 固定，所以整個反應可視為 N^0 的一次反應。許多膠凝槽的設計均由良好攪拌的多槽串聯而成，假設 m 槽可達到要求的性能，根據反應器設計原理，總停留時間 $m\bar{t}$ 可以求得：

\bar{N}_m^0 為最後一個膠凝槽排出水的粒子濃度， N_0^0 為流入第一個槽的粒子濃度。停留時間依要求凝聚的程度而定，假如想要降低99%膠體粒子 ($N_0^0/\bar{N}_m^0=100$ ，亦即膠凝體為100個初級原粒子所組成) 的數目與要降低90%膠體粒子 ($N_0^0/\bar{N}_m^0=10$ ，亦即每個膠羽係由10個原粒子凝聚而成) 的數目相比較，以3個完全攪拌的反應槽串聯為例，根據⑯式計算所須停留時間，前者約為後者之3倍，亦即反應槽體積大3倍。

由⑯式知，停留時間與碰撞有效度成反比。碰撞有效度則與水中膠體或溶液中化學特性及使用的混凝劑有關。其值從0.01到0.45。停留時間也與膠羽體積分數有關，廢水處理廠之污泥(Ω 約 10^{-2})與自然水利用傳統混凝槽處理(Ω 約 10^{-4})，若前者須0.3分的時間，則後者須30分鐘。

延長膠凝並不需要，甚且有害，尤其在使用陽性聚合物去穩定處理經濃縮且帶負電荷之懸浮體時，過度攪拌將導致再穩定 (restabilization)，最大乘積值 Gt 即由此引出。

膠凝槽的功效正比於速度坡降與停留時間之乘積 $G\bar{t}$ ，在淨水工程（自來水工程）中，一般定為 $10^4 \sim 10^5$ ，若應用在較高的固體濃度，如廢水工程或污泥處理，則可以使用較低的速度坡降，故在設計時應以 $\eta\Omega G\bar{t}$ 乘積來考慮，以水處理系統為例， $\bar{G} = 10/\text{sec}$ 。 $\bar{t} = 10^3 \text{ sec}$ ， $\Omega = 10^{-4}$ ， $\eta = 10^{-1}$ ，則 $\eta\Omega G\bar{t}$ 為 0.1 時可被接受。

(例題 4) 以批式系統做膠凝作用實驗，速度坡降 $10/\text{sec}$ ，停留時間60分鐘，可使粒子數目減少90%：

- (1)試定碰撞有效度與膠羽體積分數之乘積 ($\eta \Omega$)，不考慮膠羽因受過高或過長攪拌而引起的破裂。
 - (2)使用單一完全混合之連續流膠凝槽，以同一速度坡降欲產生同一功能 ($N^0/N_0^0=0.1$)，停留時間須多少？
 - (3)使用三個同體積之連續攪拌串聯，總停留時間須多少？
 - (4)若使用單一攪拌槽，停留時間60分，速降 $10/\text{sec}$ ，試求凝聚功能如何？
 - (5)若使用三個槽（等體積）串聯，使總停留時間為60分鐘，每槽之速降為 $10/\text{sec}$ ，試求凝聚功能如何？

$$\text{解題 : (1)} \quad \eta \Omega = \frac{\pi}{4G T} \ln \frac{N_0^0}{N^0}$$

$$= \frac{(3.14)(2.3)}{4(10)(60)(60)} \log 10 = 5 \times 10^{-5}$$

(1) $m = 1$

$$m \bar{t} = \frac{\pi m}{4\eta G \Omega} \left[\left(\frac{N_0^0}{N_m^0} \right)^{1/m} - 1 \right]$$

$$\bar{t} = \frac{3.14}{4(5 \times 10^{-5})(10)} [10 - 1]$$

$$\bar{t} = 1.4 \times 10^4 \text{ sec} = 234 \text{ 分}$$

(3) $m = 3$

$$\begin{aligned}\bar{t} &= \frac{3.14(3)}{4(5 \times 10^{-5})(10)} [(10)^{\frac{1}{3}} - 1] \\ &= 5.4 \times 10^3 \text{ sec} = 90 \text{ 分}\end{aligned}$$

(4) 將⑯式重新組合，當 $m = 1$ 時：

$$\frac{N_m^0}{N_m} = 1 + \frac{4(5 \times 10^{-5})(10)(60)(60)}{3.14} = 3.29$$

$$\text{即 } \frac{N_m^0}{N_m^0} = 0.3 \text{ 即粒子數目減少70\%}$$

(注意在批式實驗時，60分鐘條件下可減少90%)

(5) 同(4)， $m = 3$ 時，

$$\frac{N_m^0}{N_m} = \left[1 + \frac{4(5 \times 10^{-5})(10)(60)(60)}{(3.14)(3)} \right]^3 = 5.5$$

$$\text{即 } \frac{N_m^0}{N_m^0} = 0.18 \text{ 粒子數目減少82\%}$$

(注意三個等體積串聯膠凝槽 (82%) 尚比不過相同總體積之批式槽 (90%))

(例題 5) 上流式澄清槽 (upflow clarifier) 為將快混、膠凝及固液分離等單元合併在一起的作用槽。在上流式澄清槽中如何達到由 Orthokinetic 膠凝作用使粒子凝聚的效果，可以試求 $\Omega G t$ 的值，再與傳統式膠凝槽做一比較，有關數據為：

液體停留時間 (\bar{t}_w) = 1 小時

槽內固體濃度 = 200,000 mg/l

進流固體濃度 (包括混凝劑) = 100 mg/l

槽內固體比重 = 1.005

流動懸浮體之深度 = 5 呎

槽之深度 = 10 呎

水 溫 = 20°C ($\nu = 1.01 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{sec}$)

解題： 固體停留時間 $\bar{t}_s = \frac{\text{槽中固體重}}{\text{加入固體造率}}$

$$\therefore \bar{t}_s = \frac{(20,000 \text{ mg/l})(5 \text{ 呎})(面積 A)}{(100 \text{ mg/l})(流速 Q)}$$

$$Q = V / \bar{t}_w = (10 \text{ 呎})(A) / 1 \text{ 小時}$$

$$\bar{t}_s = \frac{20,000 \times 5 \times A}{100 \times 10 \times A} = 100 \text{ 小時} = 3.6 \times 10^5 \text{ sec}$$

$$\text{利用 } \bar{P} = Q \rho_L g h_r \text{ 及 } \bar{G} = \left(\frac{g h_r}{\nu \bar{t}_w} \right)^{\frac{1}{2}}$$

假設槽之水頭損失大約等於水流經過懸浮體 5 呎高之水頭損失，亦即等於此等固體

之浮力：

$$h_r = (1.005 - 1)(20,000 \text{mg/l})(5 \text{ft}) \\ = 5 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

在 20°C 時，

$$\bar{G} = \left[\frac{980 \times 5 \times 10^{-4} \times 2.54 \times 12 \text{cm}/\text{ft}}{1.01 \times 10^{-2} \times 1 \times 3600 \text{cm}/\text{hr}} \right]^{1/2} \\ = [4.1 \times 10^{-4}]^{1/2} = 2.02 \times 10^{-2}/\text{sec}$$

在上流槽中，固體量約 $20,000 \text{mg/l}$ ，所以 Ω 約為 2×10^{-2} ，

$$\therefore \Omega \bar{G}t = (2 \times 10^{-2})(2.02 \times 10^{-2})(3.6 \times 10^5) = 146$$

在傳統膠凝槽中，固體量約在 100mg ，所以 Ω 約為 10^{-4} ，而且 $t_s = t_w$ ， Gt 在 $10^4 \sim 10^5$ 之間

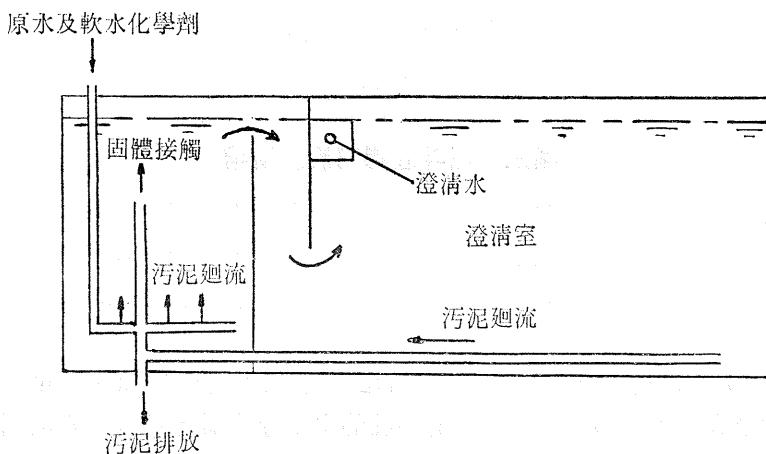
$$\therefore \Omega \bar{G}t = (10^{-4})(10^5) = 10$$

由上面之比較知，上流槽比水平槽提供約14.6倍多的碰撞機會。

三、工程實務之應用

本處理或廢水處理使用的沉澱槽，最早皆係使用「注入及排放」原理，使單一顆粒在通過方形槽或圓形槽時沉降下來。添加機械混合或水力混合式膠凝槽在沉澱槽之前，以幫助顆粒的沉降，後來亦廣泛的應用。利用事先形成的沉降物來幫助化學作用或膠凝的實務應用，則到19世紀才有，亦即所謂的固體接觸槽（solid contact tank）；在歐洲及英國等地廣泛使用，又稱為污泥沉降槽（sludge blanket settling tank）。計有以下各式：

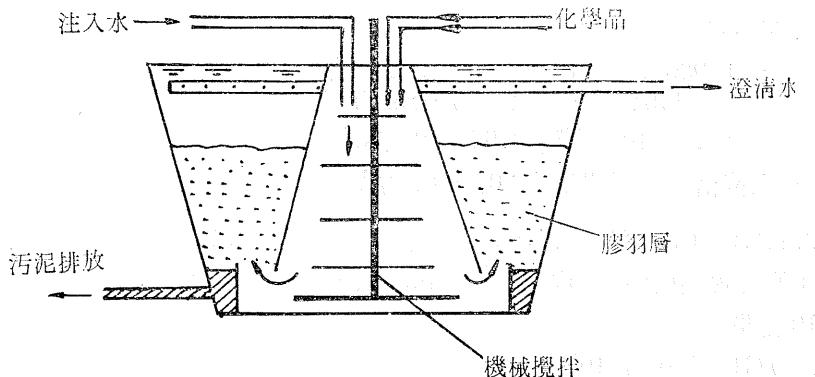
(1) 1892年，Archibutt 及 Deeley 申請的英國專利，如圖1所示，採用垂直水流分離，但非完全懸浮式流體床。



圖一 Arcibutt 及 Deeleg 沉澱槽

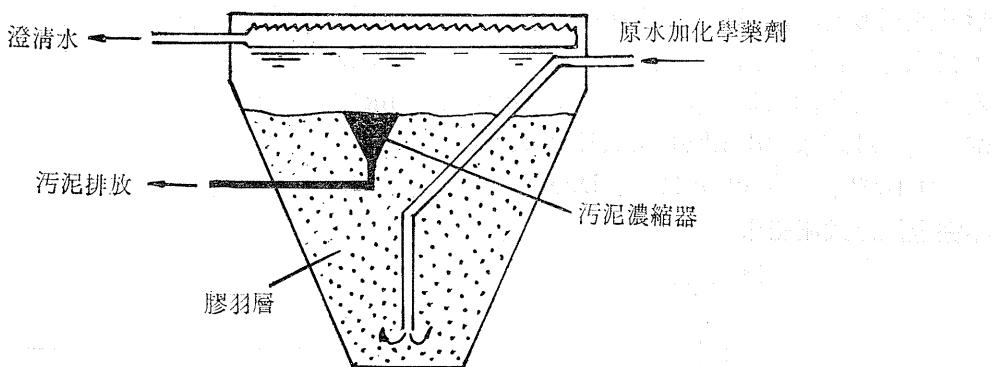
(2) 1935年，Spaulding申請的美國專利，如圖2所示，為環狀膠羽層澄清槽（annular floc blanket zone clarifier），特點為中央同心混合、膠凝及使先前形成的膠羽迴流。由此型開發

，尚有 Permutit 的 “Precipitator”，Infilco 的 “Accelerator” 及 Graver 的 “Reactivator” 等設備，至今仍在廣泛使用中。



圖二 環狀膠羽層澄清槽

(3) 1937年 Candy Filter 公司在印度開發的漏斗底膠羽層澄清槽 (hopper-bottomed floc blanket clarifier)，如圖 3 所示。

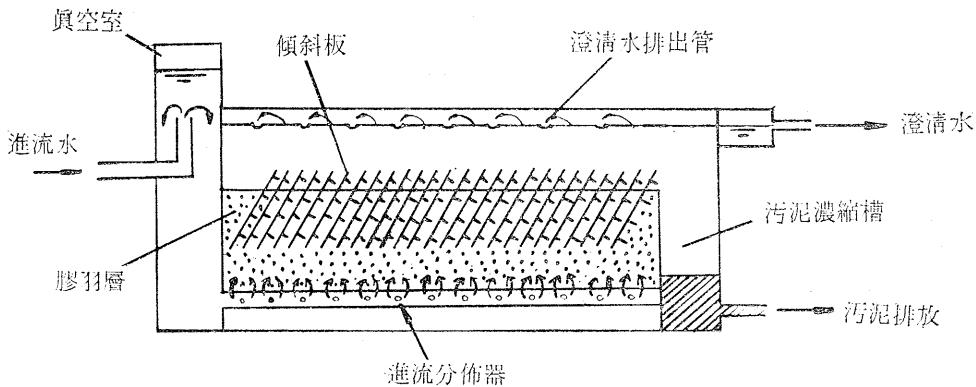


圖三 漏斗底膠羽層澄清槽

直到1960年代，才大量研究膠羽層系統中化學及水力變數對膠羽分離效率之影響。由於流體床（膠羽層）中包括一系列易碎的粒子（比重約在 1.005），要予以數學模式化則相當不易，整個系統可以為磨碎及凝結的動態平衡，污泥層對去除更小粒子具有篩離的作用 (sieving mechanism)。

(4) 1956年及 1973年 Degremont 公司申請的法國專利，稱為 “Pulsator clarifier”，詳圖 4 所示。為長方形平底槽，底部每一定間格有穿孔的水平分佈器，進流口水流利用真空室引起脈動，以維持污泥層在懸浮狀態。1956年開發的 “Pulsator” 沒有傾斜板，1973年改進的 “Super Pulsator” 附有傾斜板以穩定流體化的膠羽層，聲稱上流速率可以較1956年傳統式的增加50~100%，達到每小時12公尺的速率。

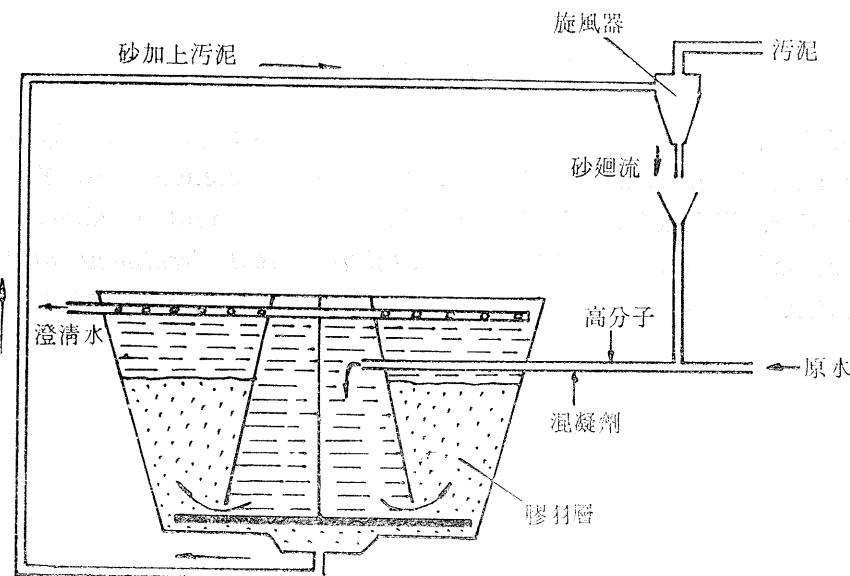
在1960年代晚期及1970年代初期，大家遂希望能增加上流速率並減少設備費用。一部分企圖



圖四 超紙脈動器澄清槽

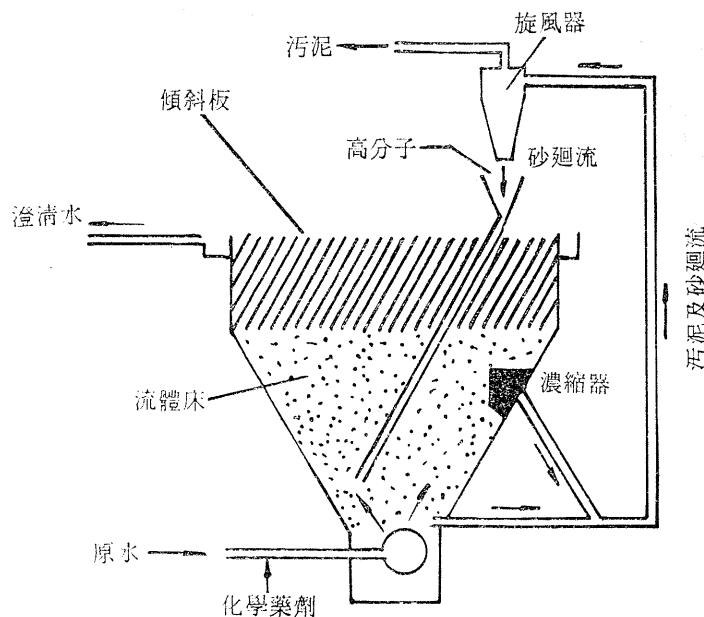
改善水力上的穩定，大部分則把注意力集中於增加流體床的密度方面。增加污泥層密度的方法有二，一為利用天然或合成的高分子電解質以增加膠羽的密緻性，一為利用砂等添加污泥層裏面。

(5)1960年初期在匈牙利開發的系統，稱為“Cyclofloc”，如圖5所示。此系統使用高分子電解質、混凝劑、細的石英砂、以及砂的分離器。在英國銷售，稱為“Simtafier”，上流速率達到5~7.6公尺/小時。



圖五 Cyclofloc 澄清槽

(6)1966年在法國開發的系統，稱為“Fluorapid”，如圖6所示，為一完全流體床澄清槽。微小細砂 microsand) 由 Hydrocyclone 分離並與加入的高分子藥劑混合後迴流到流體床中，床上方有傾斜板，此系統之上流速率可以達到8~12公尺/時。



圖六 Fluorapid 澄清槽

參 考 資 料

1. W. J. Weber, "Coagulation and Flocculation" Chap. 2 in *Physicochemical Processes for Water Quality Control*, Wiley-Interscience, New York, 1972.
2. D. G. Miller. "Fluidised beds in Water Treatment-a short historical introduction," Chap. 2 in *Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*, Published by Ellis Horwood Limited, London, 1981.