

台灣二〇〇二年國際科學展覽會

科 別：工程學

作品名稱：應用垂直循環層流淨化水質之研究

學 校：國立臺中第二高級中學

作 者：梁辰睿

作者簡介



梁辰睿，1985年2月生於台中市，今年十七歲，目前就讀於國立臺中第二高級中學二年級。父親任教於逢甲大學環工系，母親任職於自來水公司第四區處，弟弟就讀於國立西苑中學國中部一年級。由於曾學過多年的長笛，因此平常喜歡聽音樂，也喜愛打籃球和桌球。一年多來，隨美籍之個人英文教師勤學英文，已具備相當的英文說寫能力，期盼未來能任職於美國 NASA，探索宇宙新知。

應用垂直循環層流淨化水質之研究

The Application of Vertical Circulatory Laminar Flow in The Purification of Water

英文摘要(Abstract)

The results of the thermal diffusion experimental show that the separation efficient increases with increasing ΔT , but decreases with increasing Q , at C_0 constant. When Q is kept constant, the efficient of change ΔT are small, and the maximum at C_0 about 545 mg/L. The purification efficient of raw water for thermal diffusion is low. And it is high energy consumption, difficult operation, and high costs. So the potential of the application is low. Therefore, the vertical circulatory laminar flow apparatus was developed in this study. And the separation equation of this apparatus was also set up. The results of vertical circulatory laminar flow experimental show that the efficient increase with increasing V , and the optimum conditions are at about $Q=1.05$ L/min, $C_0=800\pm 50$ mg/L, and $V=26$ cm/min. The separation efficient of the vertical circulatory laminar flow apparatus is higher than thermal diffusion apparatus. And it's energy consumption and costs are low, and easy to operate. Since all interior moveable plates have two operation sides, so the multiple channel apparatus is application. Therefore, the multiple channel apparatus can treat large amount raw water and has low costs. The efficient of the experimental all are better than the theoretical values, that may due to: (1) the assumed partical diameter is too small, (2) the flow is not real laminar flow, and (3). the end-side effect is not considerate.

Keyword : Water Purification, Circulatory Laminar Flow, Thermal Diffusion

中文摘要

熱擴散實驗結果顯示在固定 C_0 下，分離成效隨 ΔT 增加而增高，但隨進料流率增加而降低。在固定 ΔT 下，分離效率亦隨進料流率增加而降低。固定進料流率下，增加 ΔT 對分離效果的影響不大，以 $C_0=545\pm 10$ mg/L 時，顯現出最佳成效。採用熱擴散裝置雖對降低原水中之懸浮微粒含量效果有限，且能源需求高，造成高成本與操作複雜，不具實用潛力。為提高分離原水微粒之成率，以及簡化操作與降低成本，本研究開發垂直旋轉帶裝置來製造出上下循環水流，並導出水流與微粒於其中之流速分布式，以及頂部、底部出口之微粒濃度計算式。垂直循環轉帶實驗結果，顯示提高 V 值有助於降低 C_t/C_b 比值； Q 在 1.05 L/min 左右、 $C_0=800\pm 50$ mg/L 下與 V 在 26 cm/min 左右，均有較低之 C_t/C_b 比值。垂直旋轉帶裝置分離成效明顯優於熱擴散裝置，且設備簡單、能源需求低與操作容易。由於旋轉帶之兩面均可以做為移動平板，因此不僅可以用來處理大量之高濁度原水，也能更具經濟效益。由理論與實驗結果之比較，顯示理論成效較實驗差，探討其原因可能是：(1).平均粒徑之假設值偏低、(2).流場並非全然以層流流動、(3).兩端終端效應未加考慮等。

關鍵詞：淨化水質、循環層流、熱擴散

壹、研究動機

台灣地區雨量雖然豐沛，年平均雨量約為 2515 公厘，但因其空間與時間的分布不均，且河川非常短促與坡度相當陡峭，因此一遇夏季經常性的豪、大雨，便沖刷下大量泥砂於河

流中，致使飲用水原水混濁不堪，往往超出自來水淨水廠的處理能力，造成區域性的大停水，嚴重影響人們的日常生活。這種因水源混濁而造成區域性停水的現象，在九二一大地震後的中部地區，因水源保護區山坡地的大面積崩塌，而更行嚴重。在用水日益迫切的今日，能夠改善原水中懸浮微粒之沉降或分離技術，以加速飲用水的處理，避免原水混濁無法處理，以致停水影響國人日常生活，是一項值得研究的課題與開發的技術。基於此，本人對於加速降低飲用水原水中懸浮微粒的沉降技術，產生濃厚的興趣，嘗試運用流場與浮力對不同比重物體的作用來進行相關之研究與實驗，並獲得非常良好的成果。

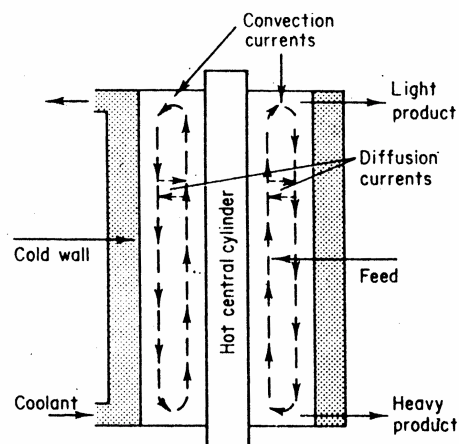
貳、研究目的

目前飲用水濁度去除常用的方法，是添加混凝劑經由快混、慢混與沉降等程序來去除之^[1]，因此費時、費力。本人嘗試運用一些流體力學的原理與簡單經濟的機械裝置，來加速降低飲用水原水中懸浮微粒的沉降。研究之初，首先採用熱擴散(thermal diffusion)裝置來分離出原水中之懸浮微粒，雖獲得證實可以降低原水中之懸浮微粒含量，但效果有限且操作成本過高。因此，本人進而設計一套可以產生垂直反向流動之旋轉帶裝置，經實驗證實其不僅較熱擴散裝置更有效分離出原水中之懸浮微粒，且成本低與操作容易。研究中，並導出懸浮微粒於旋轉帶裝置中流動的理論方程式，求出分離水中懸浮微粒之理論值來和實驗結果比對，以瞭解個中的關係。

參、研究過程：

一、實驗工作

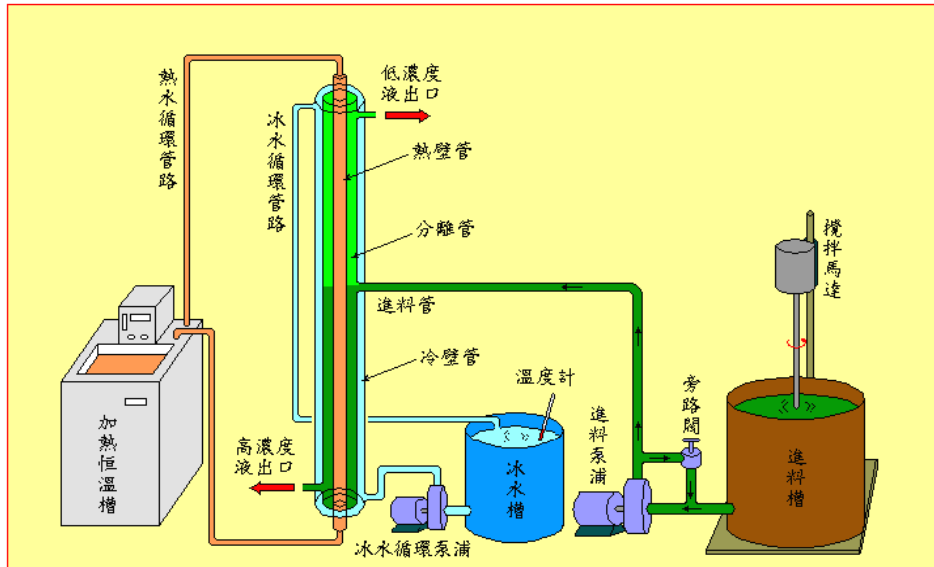
1. **熱擴散裝置** 熱擴散分離原理為利用流體流經熱壁與冷壁間，因靠近熱壁處熱浮力使流動向上，而靠近冷壁處冷沉降使流動向下，所產生之循環流動會使比重小的物質易由上端流出，比重較大的物質由下端流出，如圖一所示。熱擴散分離方程式如(1)式，其中 x 為成分 1 之莫耳分率(mole fraction)， Z 為分離柱長， H 、 K_c 、 K_d 為分離柱傳輸係數(column-transport coefficients)，它們分別與混合液性質、分離柱幾何形狀、溫度有關，註腳 t 與 b 分別代表頂端與柱端。圖二為本研究所採用之熱擴散裝置，其中熱擴散裝置主體為耐熱玻璃(Pyrex glass)，分離段長 50 cm；中心管外徑 1.5 cm，通入熱水以產生一熱壁；最外層管外徑為 8 cm，通入冰水以產生冷壁；第二層管為分離管，其內層壁直徑 1.5 cm，外層壁直徑 5.6 cm，即熱壁與冷壁間距 2.05 cm，以進行熱擴散作用。由於懸浮微粒比重較水大，在不斷由管中段進料下，管上端流出之懸浮微粒含量會較管下端流出者低，如此達到連續之分離程序。



圖一 熱擴散分離原理(資料來源：[2] Perry, R. H. and Chilton, C. H., "Chemical Engineering Handbook"; 5th ed., McGraw-Hill Book Co., 17-43~17-49, 1973.)

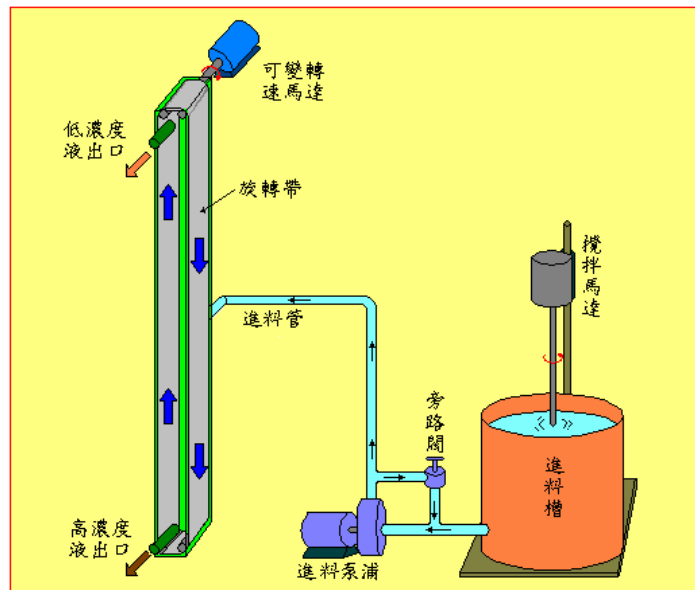
$$\ln \frac{x_t/(1-x_t)}{x_b/(1-x_b)} = \frac{HZ}{K_c + K_d} \quad (1)$$

2. 旋轉帶分離裝置：實驗進行過程中，雖然獲得證實可以降低原水中之懸浮微粒含量，但效果有限且操作成本過高，使其實用性降低。而效果欠佳的原因，是熱壁與冷壁間



圖二 本研究採用之熱擴散裝置

的溫度差不大，致使所產生之垂直循環流動過小。為此，本研究設計一套可調整轉帶速度與兩壁間距之裝置，如圖三所示。旋轉帶分離器為透明壓克力(厚 8 mm)，其中可供分離段長 50 cm，寬為 5 cm，而轉帶間距為可調式。此裝置可以達到成本低與操作簡單的目的。



圖三 本研究設計之旋轉帶分離裝置

二、分析方法

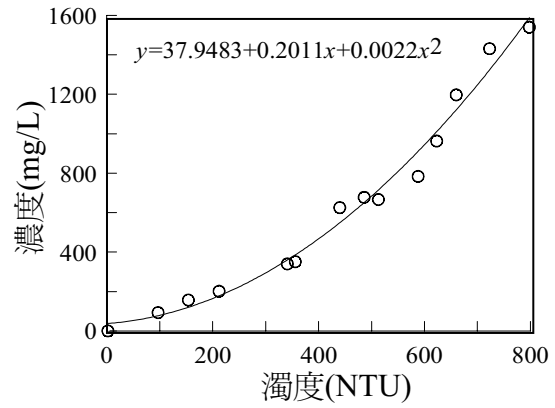
一般量測飲用水微粒含量是採用濁度法^[3]。因此本研究採用美國 HACH 公司濁度計 (Portable Turbidimeter 2100P) 來迅速分析水樣之濁度。研究中，也採用過濾已知濁度之一定體積水樣，經乾燥(105°C 下乾燥 1 hr)後，稱其淨重來獲得濁度(NTU)與濃度(mg/L)間的對應值，最後建立水中濁度與懸浮微粒濃度之換算關係圖。實驗所用泥土經粉碎過篩後(微粒通過 48 mesh 篩網，粒徑≤0.297 mm)，其比重求取是採用配合(2)式之實驗來進行之。

$$\text{砂粒比重} = \frac{\text{添加砂粒重}}{\text{水中加砂粒混合後體積} - \text{水之原體積}} \quad (2)$$

肆、結果與討論：

一、濁度與濃度關係

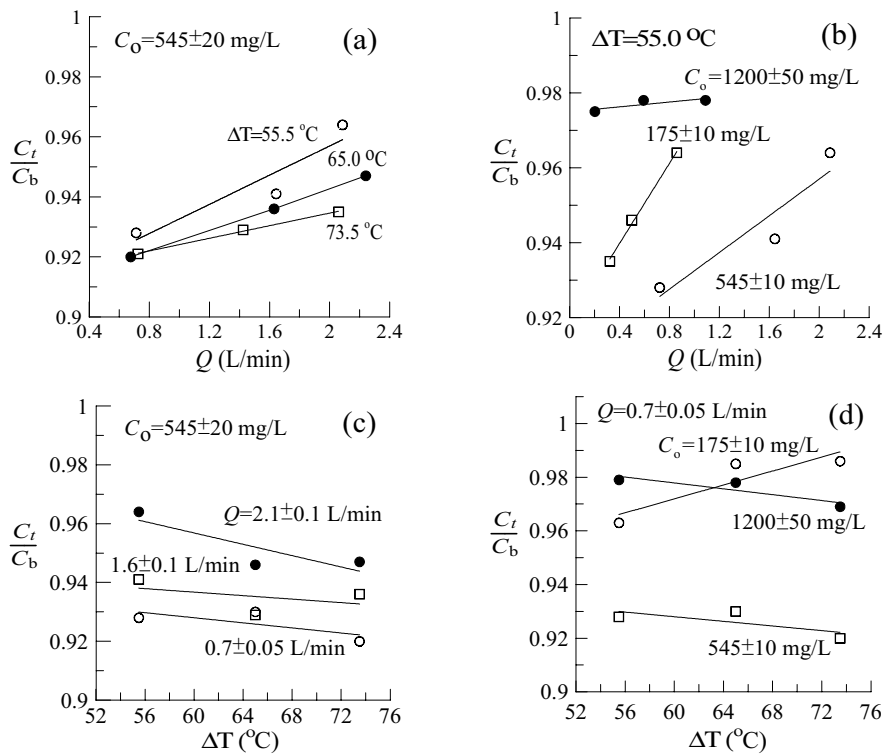
實驗工作首先需建立濁度與懸浮微粒濃度之關係圖，以利由水樣之濁度來換算出所含懸浮微粒濃度，所得結果列於圖四中。另外，應用(2)求得之砂粒平均比重 $\rho_p=2.52 \text{ g/mL}$ 。



圖四 濁度與懸浮微粒濃度關係曲線圖

二、熱擴散實驗

實驗中由加熱恒溫槽分別提供 70、80 與 90°C 的熱水來形成熱壁，而由冰水桶提供 10°C 冷水來形成冷壁。操作過程中再量取熱水與冷水出口的溫度，以計算出熱壁與冷壁之平均溫度，進而求出平均溫度差 ΔT ，所得 ΔT 分別為 55.5、65.0、73.5°C。另外，也分別改變流量與入口濃度來探討它們對分離效果的影響。所得結果如圖五(a)~(d)。



圖五 熱擴散實驗所得結果。其中 C_t/C_b 為頂部出口與底部出口濃度比值， Q 與 C_0 為進料流量與濃度。(a).固定 C_0 下， Q 與 C_t/C_b 關係圖；(b).固定 ΔT 下， Q 與 C_t/C_b 關係圖；(c).固定 C_0 下， ΔT 與 C_t/C_b 關係圖；(d). Q 固定下， ΔT 與 C_t/C_b 關係圖。

由圖五(a)獲知在固定 C_0 下，增加進料流率並不有利於懸浮微粒之被分離，即 C_t/C_b 關比值會隨進料流率增加而增大，同時分離效果隨 ΔT 提高而增加。圖五(b)顯示固定 ΔT 下， C_t/C_b 關比值亦隨 Q 值增加而增大，增大 C_0 能夠提高分離效果，但若 C_0 過高(如圖中 $C_0=1200\pm 50 \text{ mg/L}$ 關係線)，則可能因濃度過高熱擴散循環作用力不足所致。圖五(c).當固定 C_0 時，增加 ΔT 值有助於懸浮微粒之被分離，但分離效率也與 Q 值成反比。(d).固定 Q 值下，增加 ΔT 值有助於懸浮微粒之被分離，但增加效果不大，其中 $C_0=454\pm 10 \text{ mg/L}$ 顯現最佳成效，另二關係線則顯現效果欠佳，雖 ΔT 增加雖有變化，但應在實驗誤差範圍。綜合前述結果，採用熱

擴散裝置來分離出原水中之懸浮微粒，雖獲得證實可以降低原水中之懸浮微粒含量，但效果有限，而且熱擴散之操作需要使用加熱與冷卻設施，能源需求高，造成成本過高與操作複雜，明顯不具實用潛力。因此，經過反覆思考改進方法，本人認為使用旋轉帶亦可製造出上下循環水流，應較具功效與實用性。

三、旋轉帶之理論公式推導

旋轉帶操作時不宜轉動過快，因過快的轉速可能會造成充分混合而無分離效果，所以操作時所控制之轉速，是使其帶動臨近水體以層流(laminar flow)方式來形成一垂直循環層流以淨化水質。考慮混合液體採中間進料而分別向上與向下流經兩垂直平行板，如圖六所示。其中 Q 為液體流率(mL/min)， L 為兩平行板間距(cm)， V 為平行板移動速度(cm/min)，註腳 t 與 b 分別代表頂端與底端。則依據 Navier-Stokes 方程式可獲得(3)式關係^[4]。

$$\mu \frac{d^2 v_y}{dx^2} - \frac{dP}{dy} - \rho g = 0 \quad (3)$$

其中 μ 、 ρ 、 v_y 、 P 分別為液體黏度(g/cm-sec)、密度(g/mL)、 y 方向流速(cm/min)、壓力(g/cm²)， g 為重力加速度(cm/sec²)。(3)式中

$\frac{dP}{dy}$ 為常數，因此(3)式對 x 積分二次可得：

$$v_y + \frac{x^2}{2\mu} \left(-\rho g - \frac{dP}{dy} \right) = C_1 x + C_2 \quad (4)$$

其中 C_1 與 C_2 為積分常數，可使用邊界條件 $v_y(0) = -V$ 與 $v_y(L) = V$ 來求出，最後求得：

$$v_y = \frac{1}{2\mu} \left(-\rho g - \frac{dP}{dy} \right) (Lx - x^2) + \left(\frac{2x}{L} - 1 \right) V \quad (5)$$

另外，平均流速 \bar{v} 可由下式求出：

$$\bar{v} = \frac{1}{L} \int_0^L v_y dx = \frac{1}{L} \int_0^L \left[\frac{1}{2\mu} \left(-\rho g - \frac{dP}{dy} \right) (Lx - x^2) + \left(\frac{2x}{L} - 1 \right) V \right] dx = \frac{L^2}{12\mu} \left(-\rho g - \frac{dP}{dy} \right) \quad (6)$$

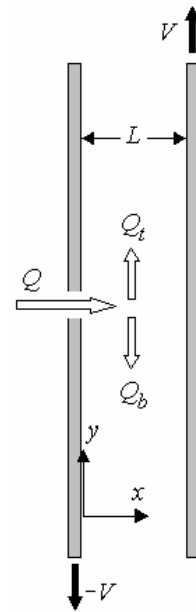
$$(6) \text{式移項整理可得：} \quad \frac{dP}{dy} = -\rho g - \frac{12\mu\bar{v}}{L} \quad (7)$$

又頂部與底部之平均流速分別為 $\bar{v}_t = \frac{Q_t}{A}$ 與 $\bar{v}_b = \frac{-Q_b}{A}$ ，將之代入(7)式可得：

$$\left. \frac{dP}{dy} \right|_{\text{at up part}} = -\rho g - \frac{12\mu Q_t}{AL^2} \quad \text{與} \quad \left. \frac{dP}{dy} \right|_{\text{at low part}} = -\rho g + \frac{12\mu Q_b}{AL^2} \quad (8a) \text{與} (8b)$$

其中 A 為垂直旋轉帶分離器內部截面積。分別將(8a)與(8b)代入(5)式，可求出頂部與底部之流速輪廓(velocity profile)方程式：

$$v_t = \frac{6Q_t}{AL^2} (Lx - x^2) + \left(\frac{2x}{L} - 1 \right) V \quad (9)$$



圖六 流體介於兩垂直反向移動平行板間流動之示意圖

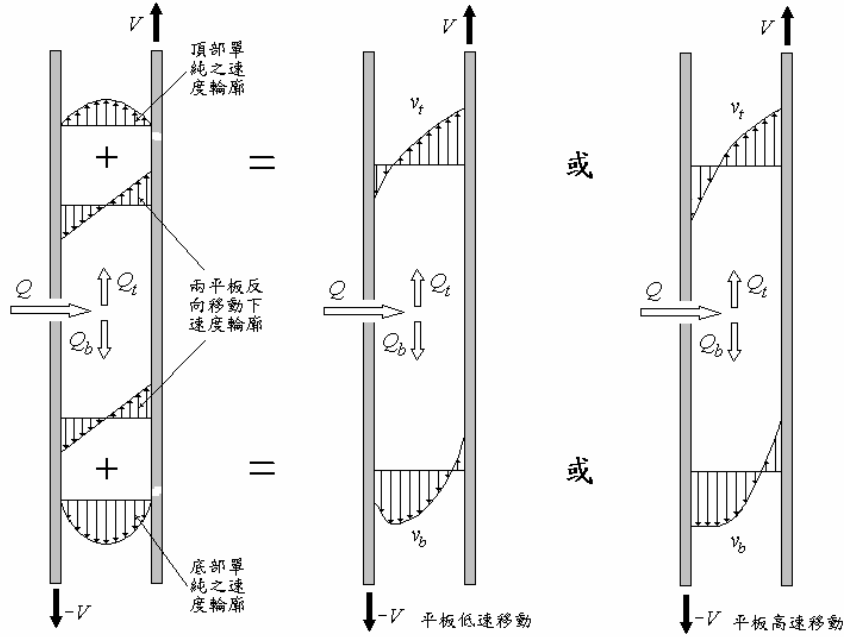
$$v_b = -\frac{6Q_b}{AL^2}(Lx-x^2) + \left(\frac{2x}{L}-1\right)V \quad (10)$$

同理可以獲得微粒於頂部與底部之流速輪廓方程式：

$$v_{pt} = \frac{6Q_t}{AL^2}(Lx-x^2) + \left(\frac{2x}{L}-1\right)V \quad (11)$$

$$v_{pb} = -\frac{6Q_b}{AL^2}(Lx-x^2) + \left(\frac{2x}{L}-1\right)V \quad (12)$$

運用(9)、(10)或(11)、(12)來繪製垂直旋轉帶分離器之頂部與底部流體之流速輪廓，如圖七所示。



圖七 以(9)、(10)式繪出之流場的速度輪廓示意圖

另外，微粒在淨止流體中之沉降速度可以由力的平衡式(13)式導出^[5]：

$$m \frac{du}{dt} = F_e - F_b - F_D \quad (13)$$

其中 m 、 u 與 t 分別為微粒之質量、速度與時間，而 F_e 、 F_b 與 F_D 分別為外力(external force)、浮力(buoyant force)與拖曳力(drag force)，它們的計算式分別如下：

$$F_e = mg, \quad F_b = \frac{m\rho g}{\rho_p} \quad \text{與} \quad F_D = \frac{C_D u^2 \rho A}{2} \quad (14a)、(14b) \text{ 與 } (14c)$$

其中 A_p 與 C_D 分別為微粒截面積與拖曳係數。將(14)式代入(13)式並整理得：

$$\frac{du}{dt} = g \frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} - \frac{C_D u^2 \rho A_p}{2m} \quad (15)$$

當 $du/dt=0$ 時，可以得到最終沉降速度(terminal velocity, u_s)，則由(15)式可得：

$$u_s = \sqrt{\frac{2g(\rho_p - \rho)m}{A_p \rho_p C_D \rho}} \quad (16)$$

因 $m = \frac{1}{6}\pi d_p^3 \rho_p$ 、 $A_p = \frac{1}{4}\pi d_p^2$ 以及在層流下 $C_D = \frac{24\mu}{d_p u_s \rho}$ ，代入(16)式並整理可得：

$$u_s = \frac{gd_p^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} \quad (17)$$

當考慮微粒在垂直旋轉帶分離器之頂部與底部下流動，則其速度分別為：

$$u_{pt} = v_{pt} - u_s \quad (18)$$

$$u_{pb} = v_{pb} + u_s \quad (19)$$

運用(18)、(19)來繪製垂直旋轉帶分離器之頂部與底部微粒之流速輪廓，如圖八所示。而頂部與底部微粒之濃度式可為：

$$C_t = \frac{\int_0^L u_{pt} dx}{\int_0^L v_t dx} C_o = \frac{\bar{v}_{pt} - u_s}{\bar{v}_t} C_o \quad (20)$$

$$C_b = \frac{\int_0^L u_{pb} dx}{\int_0^L v_b dx} C_o = \frac{\bar{v}_{pb} + u_s}{\bar{v}_b} C_o \quad (21)$$

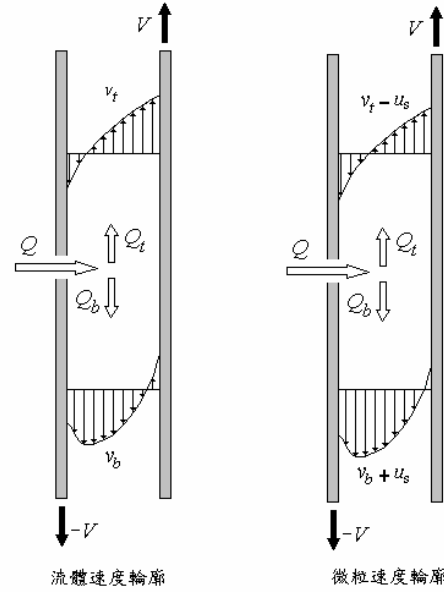
(20)、(21)式中之各平均速度為：

$$\bar{v}_t = \frac{1}{L} \int_0^L v_t dx = \frac{Q_t}{A} \quad (22)$$

$$\bar{v}_b = \frac{1}{L} \int_0^L v_b dx = -\frac{Q_b}{A} \quad (23)$$

$$\bar{v}_{pt} = \frac{1}{L} \int_0^L v_{pt} dx = \frac{Q_t}{A} \quad (24)$$

$$\bar{v}_{pb} = \frac{1}{L} \int_0^L v_{pb} dx = -\frac{Q_b}{A} \quad (25)$$



圖八 微粒在流場中的流速輪廓示意圖

其中 C_o 、 C_t 、 C_b 分別為中間入口、頂部與底部出口之懸浮微粒濃度(mg/L)，而 \bar{v}_t 與 \bar{v}_b 分別為頂部與底部水之平均流速(cm/min)。

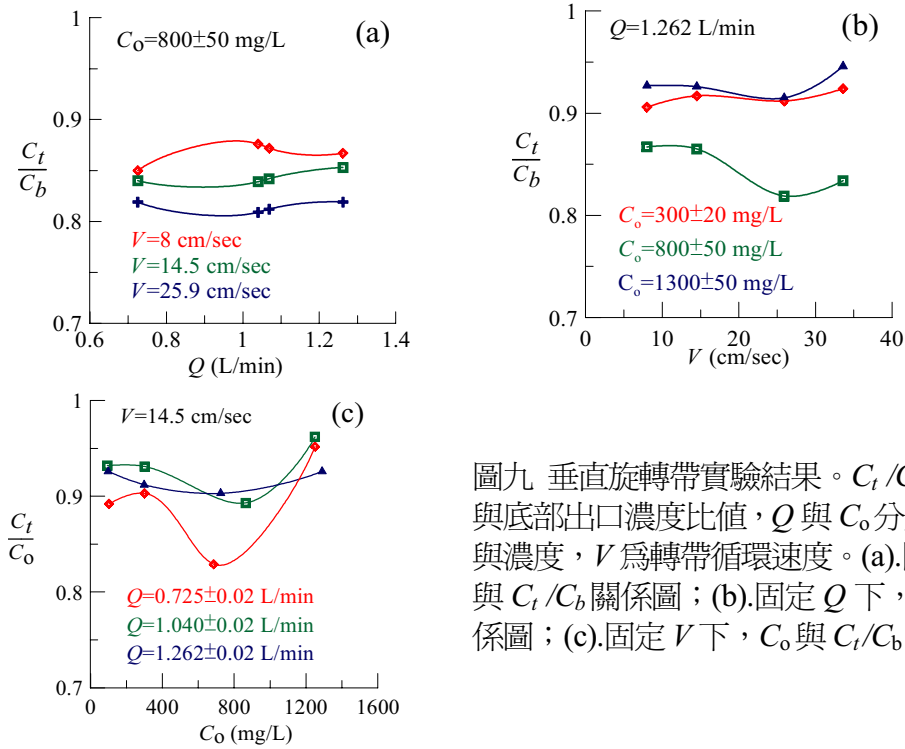
四、旋轉帶實驗

採用分離段長、寬分別為 50 與 5 cm，轉帶間距為 2.0 cm 之裝置來進行一系列的匙實驗工作，其中可以變動的參數有進料濃度 C_o 、進料流率 Q 、轉帶速度 V 等。為簡化實驗程序，本研究仔細調整頂部流率 Q_t 與底部流率 Q_b ，使二者儘量相等。實驗所得之結果如圖九(a)~(c)。

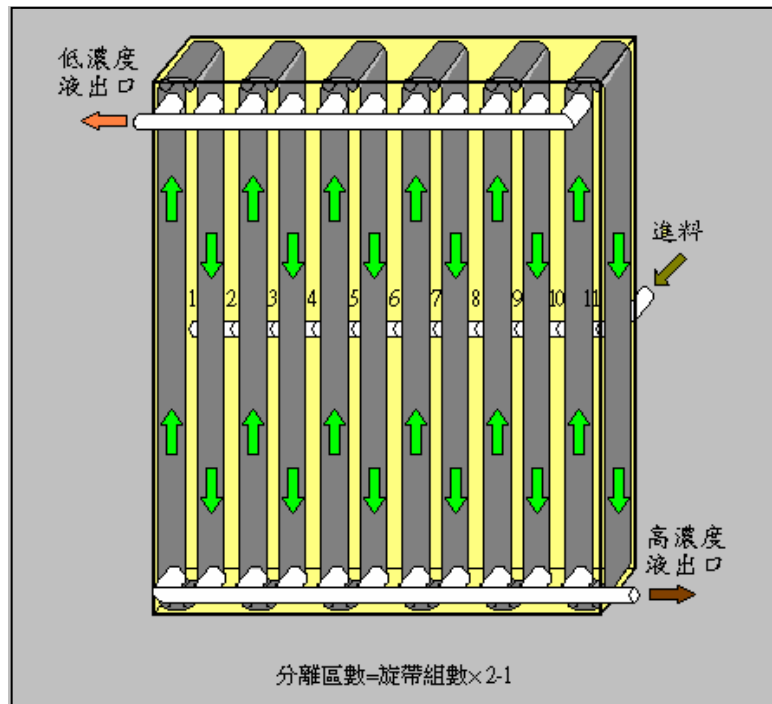
由圖九(a)獲知固定 C_o 下，加大轉帶循環速度 V 有助於降低 C_t/C_b 比值，即提高微粒分離成效，且三條曲線均顯示 Q 在 1.05 L/min 左右，可以獲得最低之 C_t/C_b 比值。而圖九(b)顯示在固定 Q 下，以進料濃度 $C_o=800\pm50$ mg/L 在四種 V 值操作下，均有較低之 C_t/C_b 比值，而三條曲線均顯示 V 在 26 cm/min 左右，可以獲得最低之 C_t/C_b 比值。

圖九(c)顯示固定 V 下，較小的進料流率其 C_t/C_b 比值會較低，而如同圖九(b)所示，在 $C_o=800\pm50$ mg/L 均顯現出較佳之分離微粒成效。比較圖五與圖九結果，均呈現本研究所發展之垂直旋轉帶裝置其分離微粒成效，明顯優於熱擴散裝置，且設備簡單、能源需求低與操作容易。另外，值得一提的是所採用之旋轉帶之兩面均可以做為移動平板，如圖 10 所繪之多循環轉帶裝置，其分離操作區數=轉帶組數 \times 2+1 因此不僅可以用來處理大量之高濁度原水，而且也

能更具經濟效益。



圖九 垂直旋轉帶實驗結果。 C_t/C_b 為頂部出口與底部出口濃度比值， Q 與 C_o 分別為進料流率與濃度， V 為轉帶循環速度。(a).固定 C_o 下， Q 與 C_t/C_b 關係圖；(b).固定 Q 下， V 與 C_t/C_b 關係圖；(c).固定 V 下， C_o 與 C_t/C_b 關係圖。



圖十 多循環轉帶之裝置示意圖

五、理論公式之驗證

因微粒粒徑 ≤ 0.297 mm，故假設其平均粒徑為 0.02 mm = 0.002 cm，則使用(17)式計算出 $u_s = 0.040$ cm/sec，其中 30°C 下水之 $\mu = 0.00822$ g/cm-sec。另外，由於 Q_t 、 Q_b 、 L 與 A 均為已知，則可運用(20)~(25)式求出理論之 C_t 、 C_b 值。表一列出一些理論與實驗結果。由表中可以看出理論所計算出成效較實驗結果差，探討其原因可能是：(1).平均粒徑之假設值偏低、(2).流場並非全然以層流流動、(3).兩端終端效應未加考慮等。

表一 理論與實驗結果之比較

V cm/min	Q_t L/min	Q_b L/min	C_o mg/L	理論			實驗		
				C_t	C_b	C_t/C_b	C_t	C_b	C_t/C_b
8	0.336	0.389	584.9	543.1	621.0	0.875	537.5	636.7	0.844
8	0.511	0.529	889.2	847.4	929.5	0.912	832.5	950.6	0.876
8	0.647	0.615	1141.4	1099.1	1186.0	0.927	1061.7	1224.1	0.867
14.5	0.336	0.389	686.1	637.1	728.4	0.875	627.6	757.4	0.829
14.5	0.555	0.514	1034.9	990.1	1083.2	0.914	930.8	1147.7	0.811
14.5	0.647	0.615	725.0	698.1	753.3	0.927	688.5	762.5	0.903
25.9	0.336	0.389	808.8	751.0	858.7	0.875	737.4	867.4	0.850
25.9	0.555	0.514	1104.3	1056.5	1155.9	0.914	993.7	1224.1	0.812
25.9	0.647	0.615	303.9	288.2	311.0	0.927	290.2	316.4	0.917

伍、結論：

- 1.以熱擴散裝置來分離原水中懸浮微粒，在固定 C_o 下，增加 ΔT 值有助於分離，但效率與進料流率成反比。在固定 ΔT 下，分離效率亦隨進料流率增加而降低，但進料濃度增加而增高，然而過高的進料濃度則可能因熱擴散循環作用力不足而效果降低。固定進料流率下，增加 ΔT 值對分離效果的影響不大，以 $C_o=545\pm 10$ mg/L 時，顯現出最佳成效。採用熱擴散裝置雖證實可降低原水中之懸浮微粒含量，但效果有限，且能源需求高，造成高成本與操作複雜，明顯不具實用潛力。
- 2.為提高分離原水微粒之成率，以及簡化操作與降低成本，本研究開發垂直旋轉帶裝置來製造出上下循環水流，並導出水流與微粒於其中之流速分布式，以及頂部、底部出口之微粒濃度計算式。
- 3.所開發垂直循環轉帶裝置之實驗結果，顯示提高 V 值有助於降低 C_t/C_b 比值； Q 在 1.05 L/min 左右，可以獲得最低之 C_t/C_b 比值； $C_o=800\pm 50$ mg/L 在四種 V 值操作下，均有較低之 C_t/C_b 比值，以及 V 在 26 cm/min 左右，可以獲得最低之 C_t/C_b 比值。
- 4.本研究所發展之垂直旋轉帶裝置分離成效明顯優於熱擴散裝置，且設備簡單、能源需求低與操作容易。
- 5.另因旋轉帶之兩面均可以做為移動平板，因此不僅可以用來處理大量之高濁度原水，也能更具經濟效益。
- 6.由理論與實驗結果之比較顯示理論成效較實驗差，探討其原因可能是：(1).平均粒徑之假設值偏低、(2).流場並非全然以層流流動、(3).兩端終端效應未加考慮等。

陸、參考資料：

- [1].李丁來、甘其詮、黃志彬、劉延政、李乾華、林慶春，”淨水廠去除濁度空功能自我評鑑之初步研究”，第十六屆自來水研究發表會論文集，中華民國自來水協會，207~219，1999。
- [2]. Perry, R. H. and Chilton, C. H., “Chemical Engineering Handbook”; 5th ed., McGraw- Hill Book Co., 17-43~17-49, 1973.
- [3].甘其詮、黃志彬、吳宏基，”自來水中顆粒分析儀器之使用及校正”，自來水會刊第十九卷第二期(74)，21~32，2000。

- [4]. Welty, J. R, Wicks, C. H., and Wilson, R. E., “Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer”, 2nd ed., John Wiley & Sons, Inc., 128~130, 1976.
- [5]. McCabe, W. L. and Smith, J. C., “Unit Operation of Chemical Engineering”, 3rd ed., McGraw- Hill Book Co., 150~157, 1976.