

3. 傾斜板式遠心分離機による沈澱処理に関する 2, 3の基礎的研究

大阪府水道部 沢 竹 慶 三

大阪府水道部 佐 藤 壮 夫

日本水道コンサルタント 吉 岡 栄 夫

日本水道コンサルタント 保 野 健治郎

1 ま え が き

上水道における浄化方法は、原水中の濁質、特に、普通沈澱では容易に除去できない微小粒子を、凝集剤を混合させて、フロックを形成し、沈澱およびろ過によって濁質を分離する方法が現在最も広く行なわれている。

また、分離された濁質の処理処分に關しても河川に放流したり、脱水して他所に運搬することが行なわれている。したがって、これら各プロセスに関する研究は、古くから行なわれており、基本的な機構もかなり解明されている。すなわち、薬品混和の理論、粒子沈降速度論、沈澱理論、浮上分離理論、砂ろ過の理論、逆流洗浄理論、脱水理論などが、これである。

ところで、これら多くの理論は、自然界における諸因子、(たとえば、温度、重力、風雨、など)が直接浄化因子として作用するものとして、これら諸因子の数種を含む理論を構成している。たとえば、沈澱理論においては、沈澱機構を水理学よりアプローチしたものが多く、化学的なアプローチは不十分である。また、沈澱池は一般に風雨にさらされるため、風による波立ちがおこり、これも沈澱効率に影響を与えるが、この風を考慮した理論は、いまだ確立されていない。ろ過の理論にしても、自然界の砂を使用するため、砂の形状が大きな現象因子となることが予想されるが、これを無視した水理学的、電気学的アプローチがなされている。これは、自然界に存在する諸力

を、そのままの形で作用させて、水を浄化させようとするため、浄化現象の因子は多数にのぼり、その解明が非常に困難となる。そこで、浄化現象の諸因子のうち、温度、比重、を主因子とする現象におきかえると同時に、浄化現象を濁質の分離として把握することにより、沈澱、ろ過、脱水の諸現象を統一しようとするのが、本研究の課題である。すなわち、沈澱およびろ過は、主として物理的な垂直力を利用して、濁質を分離させているが、遠心分離機中の傾斜板を6,000～7,200 r p mの回転を与えて、これによって生ずる重力の6,500～7,500倍の遠心力と分離板の効果によって、比重の異なる液中の固形物（濁質）を分離しようとするものである。また真空脱水は浄化された水と分離されるべき濁質とが同一方向に流れ、真空度を異常に上げれば、浄化された水の水質が悪化し、時間の経過とともに、そのろ過抵抗が大きくなり、脱水しにくくなる。この現象を遠心分離機による分離に置き換えれば、比重の大きい濁質は外側に浄化されて、比重の小さい浄水は、回転の中心に集まることになる。したがって、濁質粒径の分布に無関係に、比重差のあるものは分離されるから、真空脱水のようなる過抵抗の問題は存在しない。

以上のように、傾斜板式遠心分離機による浄化は、温度、比重、を主因子とする濁質の分離現象として把握し、複雑な自然現象を、より小数の因子による現象とするものである。また、濁度と云う指標についても傾斜板の間隔を変化させることにより、得られる水質を因子とする新しい濁度指標を考察することが可能であろうし、上水道におけるその経済性および下水道への適用の可能性を論ずることもできよう。

以上のような諸点に関する若干の基礎研究を行なったので、ここに報告する。

2 基礎理論

いま、円筒の中に比重差のある油、水および固形物（濁質）の混合液を入

れて静置すると、図-1のごとく重いものは下方に沈澱し、軽いものは上方に分離される。これを高速度で回転させると、それぞれ遠心力を受けて、重いものほど外側に分離されて図-2のごとくなる。

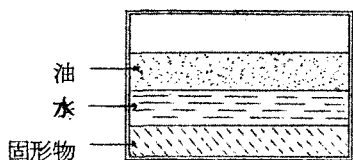


図-1

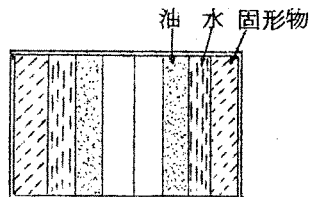


図-2

また、これを図-3のごとき容器で連続的に運転すれば、図-1と同様な現象が生ずる。

一方、傾斜板式遠心分離機内の現象は、図-3とまったく同様な現象となり図-4のようになる。

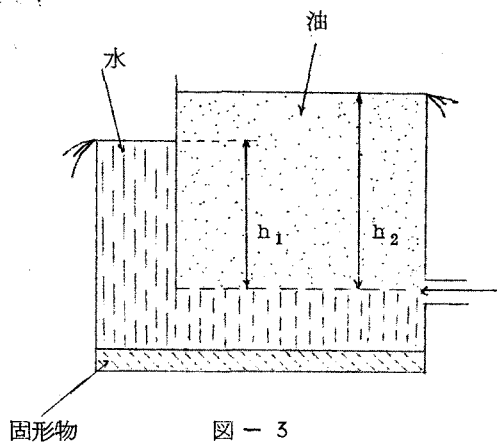


図-3

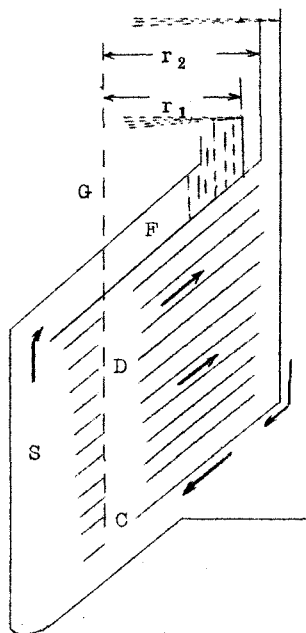


図-4

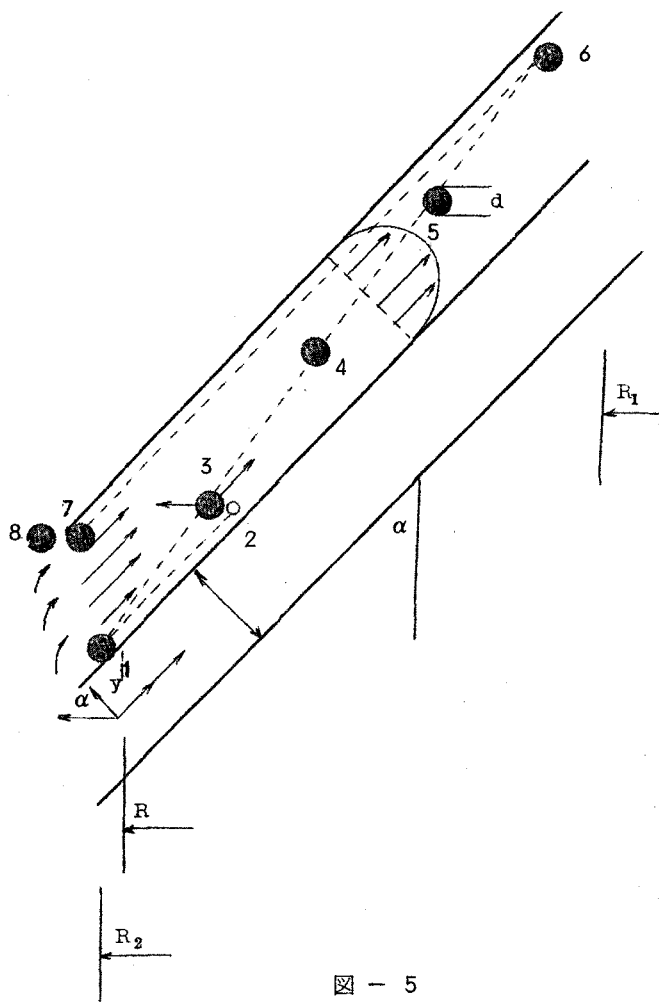


図 - 5

ところで、上水道における浄化分離は、これらのうち油の層を除いた現象となり、2液分離ではないので傾斜板に穴をあける必要はない。

傾斜板の中においては、分離されなかった濁質が、図-5のような挙動を示すことが考えられる。すなわち、微小な濁質は、上方の傾斜板に付着して分離される。

ところで、液中に存在する球形粒子に働く力は、ストークスの法則より

$$F = 3 \pi \eta d u \quad \dots\dots\dots (1)$$

ここに、 F = 球形粒子に働く力

η = 液の Viscosity

d = 球形粒子の直径

u = 球形粒子の沈降速度

また、球形粒子に働く遠心力は、

$$F = \frac{\pi}{6} \frac{r_1 - r_2}{g} d^3 R W^2 \quad \dots\dots\dots (2)$$

ここに, F = 球形粒子に働く遠心力

g = 重力

r_1 = 濁質の質量

r_2 = 液の質量

R = 球形粒子までの回転半径

W = 角速度

ここで, 式(1)を式(2)に等しいとおけば,

$$u = \frac{1}{18} \frac{r_1 - r_2}{g \eta} d^2 R W^2 \quad (3)$$

一方, 傾斜板間に流れる液の流速 v は, 傾斜板間の流速分布をパラボラと仮定し, 層流とすれば,

$$v = \frac{3}{\pi} \frac{Q}{N R h^3} \left[\left(\frac{h}{2} \right)^2 - y^2 \right] \quad (4)$$

ここに, Q = 流量

N = 傾斜板の数

h = 傾斜板の間隔

y = 傾斜板間の中心より球形粒子の距離

また, 流速 v の x 軸, y 軸のコンポーネントを v_y, v_x とすれば,

$$v_y = u \cos \alpha \quad (5)$$

$$v_x = v - u \sin \alpha \quad (6)$$

$$R = x \sin \alpha + y \cos \alpha \quad (7)$$

α = 傾斜板の角度

式(6), 式(7)において, v_x, R は近似的に

$$v_x = v \quad (8)$$

$$R = x \sin \alpha \quad (9)$$

ここにおいて, $dy/dx = v_y/v_x$ をとれば

$$\frac{dy}{dx} = \frac{v_y}{v_x} = \frac{u \cos \alpha}{v} = \frac{r_1 - r_2}{g \eta} d^2 \cos \alpha \frac{R W^2}{\frac{3}{\pi} \frac{Q}{N R h^3} \left[\left(\frac{h}{2} \right)^2 - y^2 \right]} \quad (10)$$

式(10)を次の境界条件で積分すれば、

$$\left. \begin{aligned} x &= R_2 / \sin \alpha, & y &= -h/2 \\ x &= R_1 / \sin \alpha, & y &= h/2 \end{aligned} \right\} \quad (11)$$

$$Q = \frac{\pi}{27} \frac{r_1 - r_2}{g \eta} W^2 d^2 N \cot \alpha (R_2^3 - R_1^3) \quad (12)$$

となる。式(12)は理論上より得られた式であるが、これは実験値と一致しない。

そこで、式(3)を

$$u = \frac{1}{18} \frac{r_1 - r_2}{\eta} \frac{d^2}{g} (R W^2)^K \quad (13)$$

の形におけば、 K は、 r_1, r_2, d, η の関数であるが、De Lavel Co. においては、 $K = 0.75$ を与えて、式(12)を変形し

$$K Q = 2800 \left(\frac{n}{1000} \right)^{1.5} N \cot \alpha (R_2^{2.75} - R_1^{2.75}) \quad (14)$$

ここに、 $n = \text{rpm}$

を与えている。しかし、式(12)、式(14)において

$$N = \infty \quad (15)$$

とおけば、

$$Q = \infty \quad (16)$$

となり、傾斜板の間隔がほとんど0となった時が、最も遠心分離機的能力が大きくなることになり、これは理論的に矛盾している。したがって式(12)、式(13)は或る N の範囲内において成立すると考えるべきであろう。

また、上水道において、濁質の r_1 および d は不明であるから

$$\frac{r_1 - r_2}{g \eta} d^2 = Y \quad (17)$$

とおけば、式(12)は、

$$Q = \frac{\pi}{27} Y W^2 N \cot \alpha (R_2^3 - R_1^3) \quad (18)$$

となる。式(18)は理論式であるから、実験の現象と数値的に一致させるためある係数 a を乗じて $a Y$ の形にし

$$Q = \frac{\pi}{27} a Y W^2 N \cot \alpha (R_2^3 - R_1^3) \quad (19)$$

を与えるべきであろう。 $a Y$ 値は、実験より得られた、 Q, W, N, α, R_2 および R_1 の値より求めることになる。

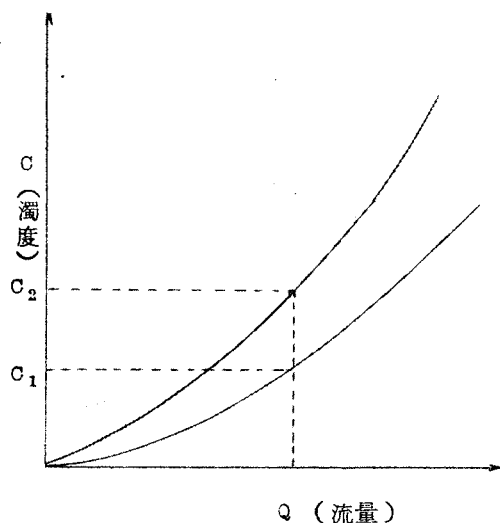


図 - 6

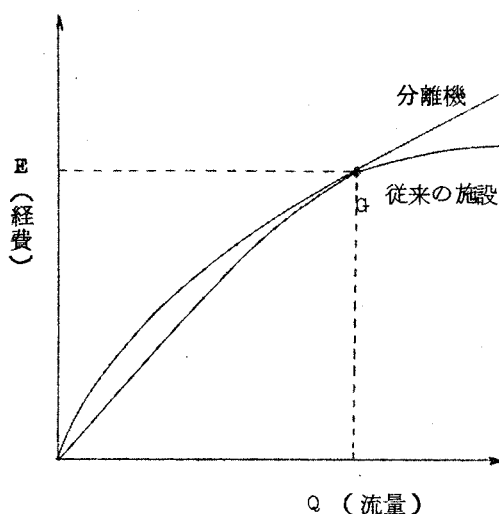


図 - 7

また、濁度について考えてみると、従来の考えでは、濁度は、単に濁質の濃度を表示するものであった。本研究の分離と云う立場からすれば、濁質の沈降性が問題となり、同一濁度が同一の分離性、沈降性を持っているとは考えられない。これは、濁質の粒径分布およびその比重が大きな作用をおよぼすと考えられる。そこで、傾斜板の間隔を変化させ、同一流量（この流量の決定方法に問題があるが）に対する浄化された水の濁度比 C_r を

$$C_r = C_2 / C_1 \quad \dots\dots\dots (20)$$

濁質の分離性を表示する一指標とする。すなわち、 C_r が 1 に近ければ、傾斜板の間隔にはほぼ無関係で、濁質の分離性が良好であり、 C_r の値がかなり大きければ、その分離性の困難さが示されることになる。これを図示すれば図-6 のようになる。

また、その経済性については、図-7 に示すごとく、分離機はほぼ直線的であり、G 点以下の流量で従来の施設より経済的となる。この場合、経費の中には、施設費、用地費および維持費（人件費を含む）をすべて含むことは当然である。このようにして、分離機の経済性が考察される。

3 実験結果および考察

実験結果の一例を示せば、図-8 および図-9 のようであった。また、薬品混和後の水および分離されたスラッジの含水率については、研究発表当日に発表する。

図-8、図-9 からわかるように、濁度だけを考えれば、本実験機 $R_1 = 52.0 \text{ mm}$, $R_2 = 231.0 \text{ mm}$, 7000 rpm の能力においては、約 0.190 l/s の流量以下であれば、濁度 5 度以下となり工業用水の水質基準以下となる。また、フロック形成池の出口の水を実験したところ、 7000 rpm の回転のため本機械の構造では、フロックが破壊されるため濁度は高い。沈澱池流出水においては、実験Ⅰにおいては、実験範囲の流量（ 0.220 l/s 以下）では、濁度 0.5 度以下となり飲料水の水質基準値以下となる。実験Ⅱにおいては、他の沈澱池を空にしていたため、沈澱池がオーバーロードとなり、沈澱池流出水の濁度は 2.5 度となっていた。この時は、流量の増加とともに浄化された水の濁度は増加するが、本実験においては、濁度 1.0 以下となっている。

また、本実験池の長さは約 60 m あったが、約 15 m 以後流出点までの間で採水した資料による実験では、採水場所に無関係に濁度約 0.5 度以下の浄化された水が得られる。したがって、現存する沈澱池の長さは、もっと短く

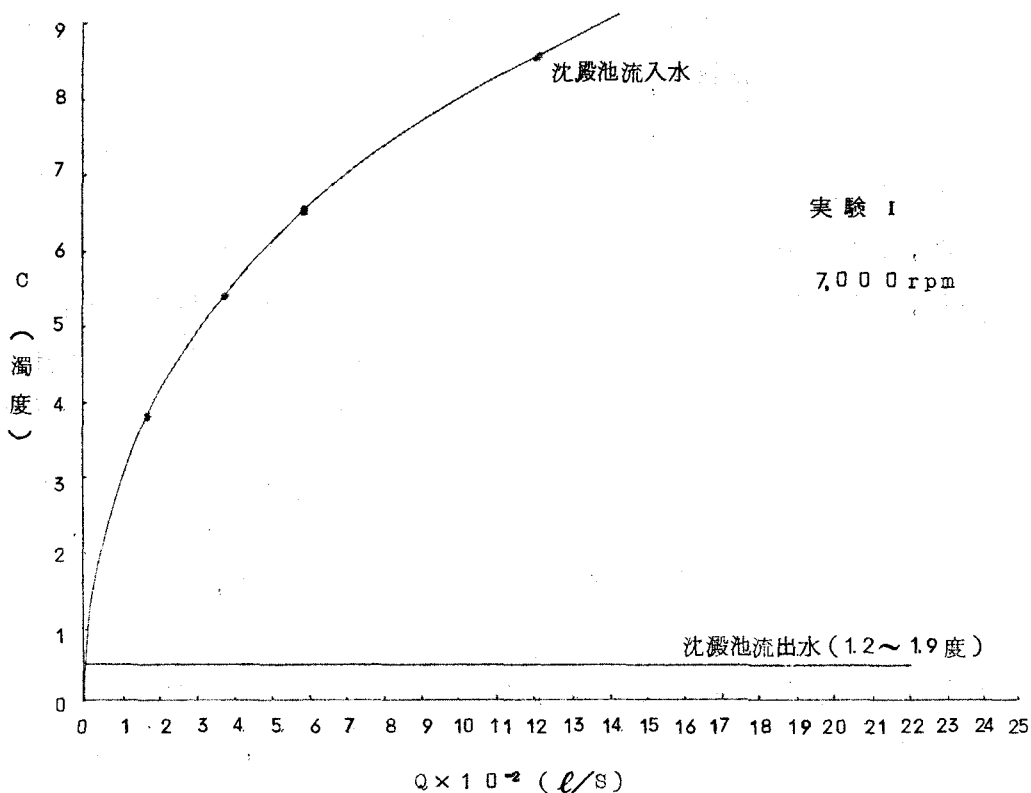


図 - 8.

してもよく、また、濾過池の機能に相当する性能を、本遠心分離機は保持していることが考察される。

一方、式(12)、式(14)および式(19)においては、水は傾斜板の間を流出口に向かって直線的に流れるものとしたが、実際には複雑な流れを示し、ある規則性をもった流れをすることがわかった。なお、色度の点に関しては、薬品を入れて、フロックを形成し、本分離機に通すことが必要であろう。結果は以上のようなものであるが、詳細は発表当日に示す。

実験 II

7000rpm

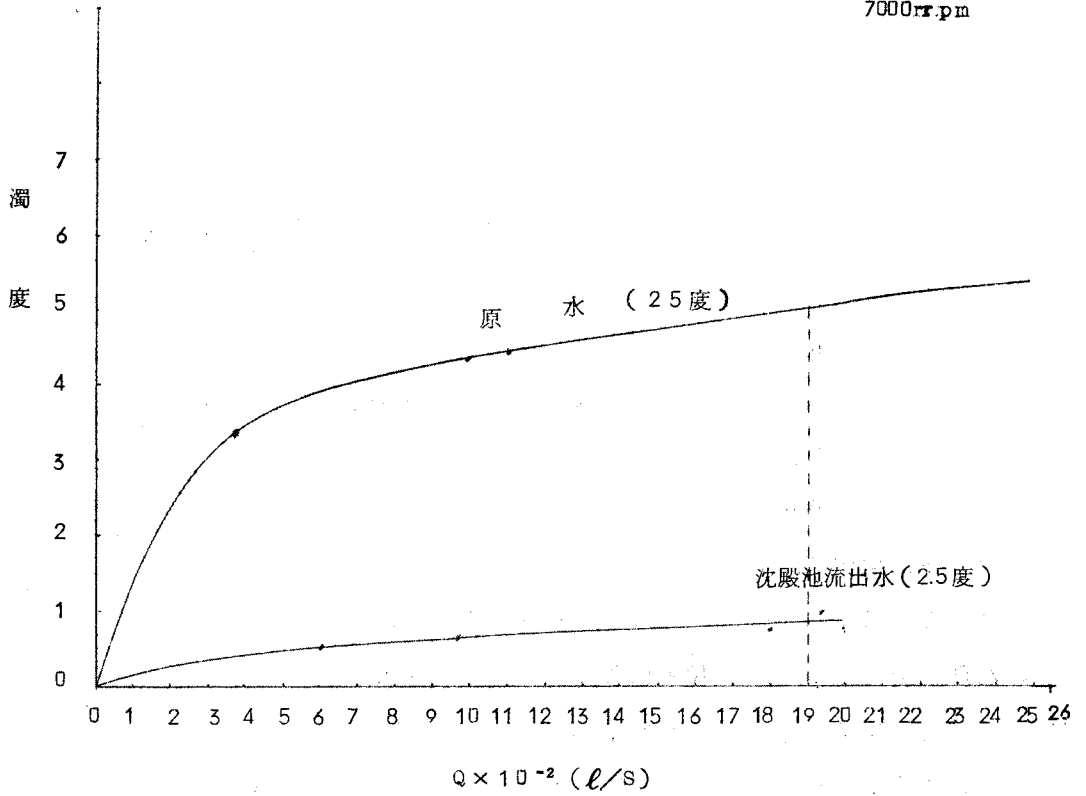


図 - 9