cell, 日本の Swirl cell などがある。現在研究段階にあるサイクロン浮選機もこのグループに属する。

6. 浮選法の応用分野

6.1 選鉱・選炭

浮選法の工業的応用として最大の分野は選鉱・選炭の関係である。中でも硫化鉱物に対する応用がその大宗であって、大部分の金属鉱山で採用されている。石炭、黒鉛、硫黄等の無極性鉱物類がこれに次ぎ、鉄鉱、タングステン鉱、マンガン鉱等の非硫化金属鉱物、珪砂、長石、螢石等の非金属鉱物、岩塩、カリ岩塩等の水溶性鉱物への応用も増加しつつある。

6.2 特殊浮選^{14, 32)}

製錬または化学工業への応用例として、セグレゲーション法 (segregation process)、カラミ浮選、無機塩類の分離、イオン交換樹脂の浮選²²⁾などは注目すべきものである。特殊な形式の浮選法として、前述のイオン浮選、担体浮選などは、その将来に興味がもたれる。

とくに最近是有機物の浮選が問題にされるようになった。油の浮選 (液液分離)、ピチューメン、ゴム、種子、豆類、麦角、白水の真空浮選、故紙の脱墨 (deinking)、染料、繊維類、動物性物質、バクテリアの浮選等、枚挙にいとまがない。工業廃水処理、とくに汚濁水の浄化法としてのその重要性は、今後ますます増大するであろう。

参 考 文 献

- 1) Richards: Ore Dressing, Vol. 1-4 (1903-1909)
- 2) Hoover: Concentrating Ores by Flotation (1912)
- 3) Taggart: Manual of Flotation Process (1923)
- 4) Chapman-Mott: The Cleaning of Coal (1928)
- 5) Gaudin: Principles of Mineral Dressing (1939)
- 6) Richards-Locke: A Textbook of Ore Dressing (1939)
- 7) Taggart: Handbook of Mineral Dressing (1945)
- 8) Mitchell: Coal Preparation (1950)
- 9) Michell: The Practice of Mineral Dressing (1950)
- 10) Taggart: Elements of Ore Dressing (1951)
- 11) Brown: Unit Operations (1950)
- 12) Bickerman: Foams, Theory and Industrial Applications (1953)
- 13) Sutherland-Wark: Principles of Flotation (1955)
- 14) Gaudin: Flotation (1957)
- 15) Rabone: Flotation Plant Practice (1957)
- 16) Pryor: Mineral Processing (1960)
- 17) Klassen-Mokrousov: An Introduction to the Theory of Flotation (1963)
- 18) Recent Developments in Mineral Dressing. IMDC London (1953)
- 19) Progress in Mineral Dressing. IMDC Stockholm 1957 (1958)
- 20) International Mineral Processing Congress, London (1960)
- 21) Third International Coal Preparation Congress, Liege 1958 (1960)
- 22) Mineral Processing. Proceeding of the Sixth IMPC, Cannes 1963 (1965)
- 23) VII International Mineral Processing Congress, New York (1965)
- 24) Mayer-Schranz: Flotation (1931)
- 25) Petersen: Schwimmaufbereitung (1936)
- 26) Gerth-Salzmann-Hamann: Leitfaden der Erzaufbereitung (1952)
- 27) Kirchberg: Aufbereitung bergbaulicher Rohstoffe (1953)
- 28) GDMB: Erzaufbereitungsanlagen in Westdeutschland (1955)
- 29) Gründer: Aufbereitungskunde, Band 1-2 (1951-1957)
- 30) Hagen-Meyer: Aufbereitung der Steinkohle, 1. Teil (1960)
- 31) Internationaler Kongress für Erzaufbereitung. Erzmetall Beiheft (1955)
- 32) Fuerstenau: Froth Flotation. 50th Anniversary Volume. AIME (1962)

凝 集 沈 降 と 浮 上 分 離*

井 出 哲 夫**

凝集沈降法は、固液懸濁系において有限の時間では沈降分離ができないようなコロイド性粒子の分離に適用され、水処理の分野において最も広く用いられている分離操作の一つである。この操作は古くは、凝集 (floccula-

tion) および沈降分離 (sedimentation) の2操作に分けて取りあつかわれてきたが、最近ではこれを一つの装置として取りあつかう傾向が強いので、本稿でもこれに従うことにする。

また浮上分離法は古くから鉱業方面に用いられてきた分離技術の一つであるが、最近とくに廃水の処理に多く

* 昭和40年12月27日 受理

** Tetsuo Ide 荏原インフィロ株式会社

用いられる傾向があるので、ここにあわせて解説したい。

1. 凝集沈降装置

1.1 凝集沈降装置の要素

凝集反応のコロイド化学的な基礎理論の紹介は本稿の目的ではないから省略するが、その理論によると凝集沈降装置はつぎのような諸要素をそなえていることが必要である。

1) 適正な凝集剤の注入 これは装置上の問題よりも、むしろ処理すべき懸濁液の性質によって決まる問題であるが、装置の選定に先立って用いるべき凝集剤の種類と量とを選定しておく必要がある。経済的に許容し得る範囲内で適当な凝集剤を選定し得ないときは凝集沈降法は採用し得ない。液体が水である場合は主として硫酸アルミニウムあるいは硫酸第二鉄のような3価の金属塩で目的を達し得ることが多い。最近是有機の高分子凝集補助剤が多数開発されているので、これらを単独あるいは無機塩と併用することによって効果をあげることができる。

与えられた懸濁液に対し、いかなる凝集剤を用いるべきかを理論的に予知する方法はまだ知られていないので多くは経験に基づき、ピーカ試験を行なって決定するのである。

2) 粒子濃度と搅拌 凝集剤の注入によって表面電位を電氣的に中和された粒子が、お互いに凝集してフロックを形成するためには、粒子同士の接触の機会がなければならない。この接触の確率は粒子濃度が高いほど、また搅拌強度が大きいほど大である。

まず均一粒子の分散系において、ブラウン運動によって単位体積の懸濁液中で単位時間に起こる衝突の回数 N_{br} は Smoluchowski⁹⁾ によればつぎのように表わされる。

$$N_{br} = 8\pi D D n^2 \quad (1)$$

また乱流変動による単位体積中の単位時間に起こる粒子の衝突回数 N_{tub} は Levich¹⁾ によれば

$$N_{tub} = 12\pi\beta\sqrt{\frac{\epsilon_0}{\mu}} \cdot D^3 n^2 \quad (2)$$

丹保⁷⁾ は等しい粒子の相互拡散を考えて (2) 式を補正し、次式を提案している。

$$N'_{tub} = 24\pi\beta\sqrt{\frac{\epsilon_0}{\mu}} D^3 n^2 \quad (3)$$

すなわち、粒子の接触回数したがって凝集速度は粒子濃度および粒子径が大きいほど、また搅拌強度が大きいほど大となる。一般に濁度（粒子濃度）の低い水よりも高い水の方が凝集しやすく、またフロックの沈降速度も大であることが経験的に知られている。最近の凝集沈降装置の大部分は、この理由に基づき、すでに生成したフロックを再循環または懸濁させておき、適当な粒子濃度を保ってその中で凝集反応を行なうように設計されている。

粒子間の接触回数は搅拌によって大となるが、一方、フロックの結合力は小さいので、搅拌による剪断力のためフロックの到達し得る粒径には限界がある。Ritchie⁹⁾ は搅拌系におけるフロックの最大半径 D_{max} についてつぎのような関係式を提出している。

$$D_{max} \propto \frac{\kappa U_r}{G} \quad (4)$$

フロックの強度をあらわす係数 κ は水質や水温あるいは添加する凝集剤の種類によって変化するが、これを予知する方法はまだ知られていないので、装置の設計にあたっては搅拌強度を可変にしておくことが必要である。

3) 沈降分離・濃縮・排泥 凝集反応によって生長したフロックは次の工程で水から沈降分離され、適当な濃度に濃縮されたのち、槽外に排出されるような機構をそなえなければならない。

非凝集性粒子群の沈降速度については多くの補正式が知られているが、凝集性粒子群の沈降についてはまだ不明のことが多く、もっぱら経験に頼らざるを得ない。凝集沈降は液の清澄化を主目的として設計されることが多いので凝集反応のみを重視する傾向にあるが、廃水処理などに適用する場合は汚泥の処分が問題となるので、その濃縮および排泥の機構についての考慮が心要である。

1.2 凝集沈降装置の形式

すべての凝集沈降分離装置は、上に述べた要素をくみ合わせて構成されるが、その方法によっていろいろの形式に分類される。これを大別すると、凝集における固体接触の方法および固液分離の機構から、スラリ循環型、スラッジ・ブランケット型および両者の複合型の3形式に大別できる。さらに搅拌方法の面から、機械搅拌式、水流式（ジェット流、脈動流などを用いるもの）および空気搅拌式などに分類される。

1) スラリ循環型 図1に代表的な一例の構造断面図を示す。原水は第1搅拌室に導入され、ここで既存の

図1 スラリ循環型

循環スラリーおよび凝集剤と混合されて凝集が行なわれる。すなわち第1搅拌室では、前節に述べた薬品注入と適当な粒子濃度の存在および搅拌の要件が満たされていることになる。搅拌羽根は第1次搅拌室内の懸濁液を完全に混合するとともに、そのポンプ作用によってスラリーを第2搅拌室へ送り込む。スラリーは第2搅拌室からドラフトチューブを経てスラリー・プールへ流出し、ここで水と固体（フロック）とが分離される。清澄水は上昇流となって表面から均一に集水され、スラリーは下降流となって底部から再び第1搅拌室へと循環する。原水から流入してくる濁度成分はフロックに吸着され、スラリーの固形物濃度が次第に増すので、スラリー・プールの一部に設けられたコンセントレータでフロックを沈殿濃縮させ、槽外に排出することによってスラリーの濃度をほぼ一定に保つ。工業用水や都市水道などで、河川表流水を凝集処理する場合は、水質が河川によって異なり、また同一の水系でも季節や天候によって変化するから、常に最良の処理水を確保するためには、原水の水質に応じた薬品の注入、スラリー濃度、搅拌強度を選ばなければならない。図1の形式では、第1搅拌室内の混合とスラリーの循環という二つの役割りを一つの羽根車で行なっているの、これらをそれぞれ独立に調整することが必要である。そのために羽根車にインペラ・バンドをまきつけ、スラリーの吐出流量を搅拌速度と無関係に調節するような構造になっている。

この形式の装置について理論的に考察した研究はきわめてとぼしい。丹保¹⁰⁾は(3)式をこの形式に適用し、凝集速度を示す次式を提唱している。

$$\frac{dn}{dt} = -24\pi\beta\sqrt{\frac{\epsilon_0}{\mu}} \left(\frac{D_{\max}}{2} \right)^3 \cdot N_f \cdot n \quad (5)$$

図2は沈降分離部の底面にスラッジ・スクレーバをとりつけた構造のものである。この形式では原水とともに流入してくる沈降速度の大きい砂泥が底部に堆積するのを防止し、かつスクレーバのレーキ作用による汚泥の濃縮を促進する効果がある。

2) スラッジ・ブランケット型 この形式では、通常まず原水と薬品のみの混合を行なって凝集を起こさせておいてから、スラッジ・ブランケットと俗称されるフロックの懸濁層を形成させ、ここで固体接触による微粒子の吸着を行なわせるのである。すなわち、第1段階の凝集は既存のフロック（スラリー）のない条件下で起こり、しかる後スラッジ・ブランケットにおける固体接触が行なわれるのである。

図3はこの形式の代表例であって、搅拌に機械を用いている。図4、5は機械搅拌の代わりに水の噴射エネルギーを用いたもので、図4は脈動流を用い、図5は槽外に設けたポンプを用いて処理水の一部を返送することによってそれぞれ搅拌のエネルギーを与えるものである。この

図2 IS型アクセレータ

図3 スラッジブランケット型急速沈殿装置 (Spaulding Precipitator)

図4 パルセータ

図5 パームジェット

図6 SR型 アクセレータ

図7 接触角

形式の理論的な研究はまだほとんど行われていない。流動層における粒子の衝突・合一集合の機構についても不明の点が多く、設計はほとんど経験に頼っているのが現状である。流動層における攪拌・混合の程度は、水の上昇流速、粒子の沈降速度および粒子濃度によって決定されるのであるが、この装置の主な用途である水の処理においては水質および処理水量（上昇流速）が変動するのが常であるから、処理水量によって攪拌の程度が限定されてしまうことはこの形式の欠点であると考えられる⁴⁾。

3) 複合型 スラリ循環型とスラッジ・ブランケット型の複合型で一例を図6に示す。槽の中心部に攪拌とスラリ循環のためのインペラがとりつけられている。原水は中央の攪拌室に流入し、ここで薬品と下部から循環流入するスラリが混合され、羽根車を通して内外ドラフトチューブの間を下向流となり、外側ドラフトチューブの下部に放射状にとりつけた回転アーム管からオリフィス孔をとって下向きに噴出され、分離部（スラリ・ブランケット）に流出する。回転アームはスラリを分離部に均一に分配するとともに、沈殿物をスクレーパによってスラッジ溜までかきよせる構造になっている。

1.3 形式選定

前節で代表的な形式について概観した。凝集沈降法は単なる重力分離法と異なり、もとの懸濁質の粒径分布はほとんど問題にならず、これを凝集させてできるフロックの沈降速度が分離効率を決定する。したがって、凝集沈降法が適用されるのは、有限の沈降時間では分離できないようなコロイド分散系である。

形式選定の基準としては ① 装置の大きさ ② 建設費 ③ 分離効率 ④ 排泥濃度 ⑤ 運転管理などがある。

①②については一般的に形式の優劣をここで論ずることは不可能で、統一仕様に基づいて各メーカーから見積をとって比較するほかない。

③の分離効率は、凝集沈降法では処理水の濁度あるいは浮遊固形物の絶対量で表わされることが多く、これは使用する凝集剤の種類や量によっても影響される。

④の排泥濃度は、ややもすれば看過されがちであるが、沈殿物の処分が問題となる場合はかなり重要な選定要素である。一般には沈殿濃縮面積が大きく、レーキ効果のある図2に類する形式が適当である。

⑤の運転管理は、費用の面では凝集薬品費と攪拌動力費とが大きな割合を占めるが、ともに形式による本質的な相違はあり得ない。

凝集沈降法を廃水処理に適用する場合は温度変化に注意しなければならない。原水の温度の変化率が $\pm 2^{\circ}\text{C}/\text{hr}$ をこえる場合は、いずれの形式においてもはげしい対流による乱れを生じ分離効率が極度に低下する。このような場合は、むしろ従来の横流式沈殿池を採用すべきである。

2. 浮上分離装置

液体中の固形物の比重が水より小さくて浮上する場合や、液体より重いが比重差が小さくて沈降速度がおそい場合には、これに微気泡を付着させて浮上法によって分離することができる。

浮上分離法は鉱業においていわゆる浮遊選鉱法として古くから用いられてきたが、これが水処理の分野に用いられたのは比較的新しいことである。浮遊選鉱法では比較的濃度の高い粉鉱のスラリに空気を吹きこんではげしく攪拌し、気泡の界面に粉鉱を選別的に付着させて浮上分離させるのに対し、水処理の分野ではスラリの濃度がうすく、また浮遊物質の凝集性を利用するためにあまりはげしい攪拌を与えることは好ましくないという理由から、浮選法とは多少異なった形式の装置が用いられる。

水処理で用いられる浮上分離装置の特徴は、気体を水に溶解させたのち、その圧力を下げて溶解空気を微気泡として固体界面に析出させることである。すなわち、微気泡は最初から分離させようとする固体面に付着しているのであって、選鉱法のように気泡を吹き込んでその表面に鉱粒を捕集する方式とやや趣を異にしている。

2.1 原 理

1) 固体と気体の付着力 凝集沈殿法では固体粒子の凝集が分離効率の決定的要素であるように、浮上分離では固体粒子と気泡との付着力が決定要素である。付着力の大きさは接触角で測られる。いま図7において気・液・固の3相が平衡状態にあるときは、界面張力の釣り合いから

$$\sigma_{lg} - \sigma_{sl} = \sigma_{lg} \cos \theta \quad (6)$$

固体と気体の接着による自由エネルギーの変化は

$$w = \sigma_{lg} + \sigma_{sl} - \sigma_{sg} = \sigma_{lg}(1 - \cos \theta) \quad (7)$$

(7)式が固体と気泡の接着の強さを示すもので、 $\theta = 0^\circ$ ならば $w = 0$ で接着は起こらず、 $\theta = 180^\circ$ ならば $w = 2\sigma_{lg}$ で最大となる。

2) 固気粒子の浮上 気泡が接着した固体粒子を便宜上、固/気粒子と書くことにする。気泡が上向きに固体を引っ張りあげようとする力 F は

$$F = Vg(\rho_l - \rho_g) \quad (8)$$

一方、固体と気泡の接着力を F' とすると、固体と気泡が分離してしまわないためには

$$F' > F \quad (9)$$

なる条件が必要である。

固/気粒子が球形であって Stokes の式にしたがうときは、その終末上昇速度は次式であらわされる。

$$v_t = \frac{(\rho_l - \rho_g)gD_{lg}^2}{18\mu} \quad (10)$$

3) 空気の溶解と析出 空気溶解浮上法では、いったん加圧下で空気を溶解させてから、減圧下において過飽和の空気を析出させる方法がとられる。水に対する空気の溶解は Henry の法則に従うことが知られているので計算で求めることができる。

2.2 装 置

溶解空気の析出法には減圧法と加圧法とがある。減圧法は大気圧下で空気を飽和させた水を減圧タンクへ導入し、溶存ガスを析出させる。これは製紙工場の白水から繊維を回収するのに用いられているが、空気の溶解量には限界があり、また気泡の発生には密閉式の減圧浮上タンクを用いなければならないので建設費が高くなる。これに対し加圧法では空気を加圧して溶解させるので、溶解量は圧力によって調節することができ、また浮上分離槽は大気圧に解放されているから密閉の必要がなく、任意の形のもので設計することができるため、最近ではもっぱら加圧法が用いられている。

加圧式浮上分離装置は一般に、原水を加圧して空気を溶解するためのポンプ、空気飽和槽、減圧弁および浮上分離槽からなり、これに各種計器や配管が付属する。図8にこの装置の一例を示す。

原水加圧ポンプは水と空気の混合相を所定圧力で所定量送れるような構造とし、設置に際しては必ず吸い込み

図8 セディフロータ

側が正圧になるようにする。加圧浮上法ではこのポンプの性能が装置の効率を左右する。空気はポンプの吸い込み側からコンプレッサでおし込むか、またはポンプの吐出側に設けたエセクタへ圧入する。

ポンプまたはエセクタを出た気液混合相はつぎの空気飽和槽に入り、加圧状態のまま1～2分の滞留時間を与えて空気の溶解をはかる。飽和槽の常用圧力は2～5kg/cm²である。

一般に浮上法によって得られる処理水の清澄度は、凝集沈降法にくらべてやや劣るのが普通である。たとえば凝集沈降法によって得られる処理水の浮遊物濃度が通常10mg/l以下であるのに対し、浮上分離法の処理水は25～50mg/lあるいはそれ以上であることが多い。その主な理由は、浮上分離装置は十分な凝集機構をもたないためである。したがって処理水に10mg/l以下の清澄度を望む場合は浮上分離法は不適当である。しかし反面、凝集沈降法が通常1～2時間の滞留時間を必要とするのに対し、浮上法ではわずかに15～30分で足りることは、廃水処理などではとくに大きな利点である。

2.3 浮上分離法の適用

一般に浮上分離法は、水中の固形物を凝集させても比重が軽いために容易に沈降しないような場合に採用される。たとえば石油工業の廃水中の油の分離とか、ガス洗浄廃水中のカーボン粒子の分離などに適用例がある。また工場廃水で温度変化がはげしくて凝集沈降法の採用が不可能なときは浮上分離の適用を検討してみる価値がある。

一般に浮上法によって得られるスラッジの含水率は、沈降法によったものよりも少ない性質がある。このことを利用して、たとえば腐敗性のある有機質スラッジを濃縮したい場合、沈降濃縮では長時間を要して変質するおそれがあるが、浮上法によれば短時間で沈降法よりも濃度の高いスラッジを得ることができる。この性質を利用して、下水処理場の余剰汚泥の濃縮に浮上分離法が用いられている¹¹⁾。

記 号 説 明

D : 粒子径	[cm]	V_b : 気泡体積	[cm ³]
D_{max} : 最大フロック径	[cm]	w : 単位接着面積あたりの仕事量	[erg/cm ²]
D_{ig} : 固/気粒子径	[cm]	β : Levich の式の定数	[—]
$\mathcal{D}$: 拡散係数	[cm ² /sec]	ϵ_0 : 単位時間, 単位体積内に失われるエネルギー	[erg/cm ³ ·sec]
F, F' : 力	[g·cm/sec]	κ : フロックの強度をあらわす係数	[—]
G : 速度勾配	[1/sec]	μ : 粘度	[g/cm·sec]
g : 重力の加速度	[g/sec ²]	ρ_l : 水の密度	[g/cm ³]
$N_{or}, N_{tub}, N'_{tub}$: 単位時間・単位体積中の粒子の衝突回数	[—]	ρ_g : 気体の密度	[g/cm ³]
N_f : 径が D_{max} なるフロックの個数濃度	[—]	ρ_s' : 固/気粒子の密度	[g/cm ³]
n : 粒子の個数濃度	[—]	$\sigma_{sq}, \sigma_{sl}, \sigma_{lg}$: それぞれ固/気, 固/液, 液/気接触界面にはたらく張力	[dyne/cm]
U_r : フロックの周辺の水の流速	[cm/sec]	θ : 接触角	[—]

引 用 文 献

- 1) Levich, V. G.: "Physicochemical Hydrodynamics", Prentice-Hall, 1962
- 2) Olivier, J. P.: *Ind. Eng. Chem.*, **57**, 33 (1965)
- 3) Priesing, C. P.: *Ind. Eng. Chem.*, **54**, 38 (1962)
- 4) Robinson, M.: *Water and Water Eng.*, Mar. (1964)
- 5) Ritchie, A. R.: Ph. D. Thesis, University of London (1955)
- 6) 丹保憲仁: 水道協会雑誌, No. 361 (1964)
- 7) 丹保憲仁: 同上, No. 372 (1965)
- 8) 吉沢昭宣: 化学工学, **29**, 1026 (1965)
- 9) Smolchowski, M. von: *Z. physik. Chem.*, **92**, 129 (1917)
- 10) 丹保憲仁: 第16回全国水道研究発表会 (1965)
- 11) 井出哲夫: 水処理技術, **3**, No. 9 (1962)
- 12) フローテーション関係特集: 工業用水, No. 70 (1964)

アルミナ製造工程中における固液分離*

平 川 民 郎**

緒 言

工業的アルミナの製造には、各種の方法も研究されているようであるが、工学的ならびに経済的見地から現在では、アルカリ湿式法であるバイヤー法が最も広く採用

図1 アルミナ製造工程

* 昭和40年12月14日 受理

** Tamiro Hirakawa 日本軽金属株式会社

されている。したがってこの方法に基づくアルミナ製造工程における固液分離操作は、アルミナの生産量ならびに原単位などの面からも重要な研究課題の一つと考えられる。図1はその代表的製造工程の概要を例示したものである。すなわち本法は原料のボーキサイトと、苛性ソーダ液を反応させて、ボーキサイト中のアルミナ分を抽出する方法であるから、この抽出工程で得られた泥しよをまず第一に固液分離しなければならない。固液分離後の清澄液（アルミン酸ソーダ液）は、析出工程に送られるのに対して、抽出残渣としての固型分（赤泥）は、有効な苛性ソーダ、アルミナ分を回収後排棄される。次に析出工程によって生成された水酸化アルミニウムの泥しよ（一般に白泥と呼ばれている）も、固液分離されなければならない。ここで得られた清澄液（アルミン酸ソーダ液）は、抽出工程に返送され、ボーキサイト抽出用として再使用される。これに対して固型分（水酸化アル