研究報告

回分沈降曲線による連続シックナーと二槽並列沈殿池の運転*

The Operation of a Continuous Thickener and Two-parallel Settling Tanks Using a Batch Settling Curve

小幡 英二**
Eiji OBATA

渡辺 治夫**
Haruo WATANABE

1. 緒 言

連続シックナーは簡単な機構にもかかわらず、その操作法に関しては不明な点が多い。近年、固体流束曲線を用いたシックナーの解析法がさかんであり、実際に使用されている¹⁻³⁾。ただ、固体流束曲線による解析法は複雑で操業現場で使用することは困難である。著者らはKynchの理論が適用されるスラリーには、固体流束曲線に代って回分沈降曲線が利用されることを報告した⁴⁻⁷⁾。

回分沈降曲線によるシックナー解析法は固体流束曲線による解析法と比較して次の2点で有利である。

- 1) 供給スラリーのけん濁粒子の粒度分布が変化する。あるいは、分散媒粘度が変化する場合。
- 2) 凝集剤の混入量が増減して、供給スラリーの性状が変化する場合。

固体流束曲線では1)あるいは2)の場合、固体流束曲線そのものが作成できない。

本報では実際稼動している鋳型砂からのクロマイト回収の洗浄水シックナーの操作条件を回分沈降曲線を用いて考察する。また、この供給スラリーを二槽並列沈殿池で処理する場合の操作法を考える。

2. 基礎理論⁴⁾

連続シックナーの流量収支および固体収支は流量を Q [m^3/sec]、濃度を c [kg/m^3]、シックナー断面積を A [m^2] とし、供給に f 、排泥に u 、溢流に o の添字をつけて Eqs. (1), (2) のように表される。 Q_f/A 、 Q_u/A と Q_o/A は流れ方向が逆であるが、慣例にならいベクトルの扱いをする。

Fig. 1 回分沈降曲線と連続シックナーおよび沈殿池の操作点

$$\frac{Q_f}{A} = \frac{Q_u}{A} + \frac{Q_o}{A} \left[\frac{\text{m}}{\text{sec}} \right] \quad \dots\dots(1)$$

$$\frac{c_f Q_f}{A} = \frac{c_u Q_u}{A} + \frac{c_o Q_o}{A} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{sec}} \right] \quad \dots\dots(2)$$

Eq. (1)の各流速は Fig. 1 の回分沈降曲線上に $\tan \alpha = Q_f/A = H_f/t_u$ 、 $\tan \beta = Q_u/A = H_u/t_u$ および $\tan \gamma = Q_o/A = (H_f - H_u)/t_u$ として表される。このことから、連続シックナーの操作条件を α 、 β 、 γ で表す点Pを「シックナーの操作点*」と呼んでいる。排泥がない沈殿池では Q_u/A はゼロであるから、沈殿池の操作点は Fig. 1 のP'となり、Eq. (1)は $Q_f/A = Q_o/A$ となる。

過小負荷操作、あるいは臨界負荷操作のように溢流が澄清で操作されているシックナーでは $c_o = 0$ であるから、Eq. (2)は次式となる。

*操作点Pが Fig. 1 のように回分沈降曲線の上にあるときは過小負荷操作、点Pが回分沈降曲線上にあるときは臨界負荷操作といいシックナー断面積を最大限に利用している操作である。点Pが回分沈降曲線の下にあるときは過大負荷操作といい、定常状態では溢流が濁る。

昭和56年5月25日受付

*化学工学協会群馬大会にて発表 (1978.7. 桐生)

**室蘭工業大学化学工学科 (〒050 室蘭市水元町 27-1)

TEL 0143-44-4181

Fig. 2 フローシート

$$\frac{c_f Q_f}{A} = \frac{c_u Q_u}{A} \quad \dots\dots(3)$$

すなわち、供給面下の任意の面の固体流束収支は c 層の下降固体流束 $c v(c)$ と、 c 層の排泥による下降固体流束 $c Q_u/A$ の和である。これが供給および排泥固体流束に等しいことから次式が成立する。

$$\frac{c_f Q_f}{A} = c \left\{ v(c) + \frac{Q_u}{A} \right\} = \frac{c_u Q_u}{A} \quad \dots\dots(4)$$

ここで $v(c)$ [m/sec] は濃度 c の粒子群の回分定速沈降速度である。

固体流束曲線に Eq. (4) の関係を応用したのが固体流束曲線によるシックナー解析法であり、吉岡らの先駆的報告がある⁸⁾。ここでは回分沈降曲線に Eqs. (1)~(4) の関係を用いて、連続シックナーおよび沈殿池の操作状態の把握を試みる。

3. クロマイト回収用洗浄水シックナー

Fig. 2 は特殊鋼製品鋳造後の鋳型砂からクロマイトを回収するフローシートである。鋳型砂はケイ砂、クロマイト、粘土からなる。Fig. 2 に示したように粉碎された鋳型砂に洗浄水を流し、ケイ砂に付着したクロマイトと粘土をスパイラル分級器により沈降分離する。沈降速度の大きいケイ砂、クロマイトは洗浄後キルンで乾燥し、大粒子のケイ砂と小粒子のクロマイトにふるい分け

Fig. 3 実験装置

る。大粒子のケイ砂はふるい上として回収され、クロマイトと混じったケイ砂は静電分離法により分離され再使用される。水洗で生じた大量の粘土を含む洗浄水を処理するのにシックナーが用いられる。シックナー排泥はオリバー型フィルターで脱水後、野外に投棄される。このシックナー操作について述べる。

3.1 装置および操作法

シックナーとオリバー型フィルターの概略を Fig. 3 に示す。シックナーは槽径 3 m、垂直部高さ 1.2 m で凝集剤と原水の混合用タンクが供給部に設けられている。スラリーは底から垂直部高さ 0.9 m の面に供給される。シックナー断面積 A は 7.07 m^2 である。

供給原水は鋳型砂の洗浄水で、主成分は液浸密度が $2.79 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$ の粘土である。供給粒子の沈降性は悪く、凝集剤に硫酸アルミニウム（硫酸バンド）と非イオン系高分子凝集剤（アコフロック A 110）を使用する。シックナーの排泥濃度が小さいためオリバー型フィルター（径 1.2 m、長さ 1.2 m、回転数 0.8 r. p. m.）を用い、最終スラッジ濃度を $530 \sim 630 \text{ g/l}$ にして野外に投棄する。シックナーの排泥は水圧を利用し、ポンプは使用していない。溢流水は pH 調整後河川に放流する。

稼動時間は 1 日 8 時間、1 週 6 日で、作業工程上原水供給濃度、原水供給量には大幅な変動がみられる。

3.2 シックナーの問題点

シックナーで得られた排泥の脱水性がきわめて不良のため排泥量がオリバー型フィルターの処理量 (20 l/min) で制約を受け、操作開始から 4 ~ 5 時間で固体粒子が溢流中へ逸出した。この状態で固体処理量増加の要求があり、その可能性を探究するために現行操作上の問題点と適正操作に必要な凝集剤添加量を明らかにしなければならなかった。

3.3 実験結果

稼動中の原水供給濃度 c_f 、供給量 Q_f 、硫酸バンド 10 % 溶液添加量、高分子凝集剤 0.1 % 容液添加量および回分沈降曲線を 6 日間で 24 サンプル任意に採取した。回分沈降曲線より定速沈降速度 $v(c_f)$ と供給条件下の臨界負荷操作 (Figs. 5, 6 の P. 点) における臨界必要排泥速度 Q_u/A を求め Table 1 に示す。臨界必要排泥速度中の *, **印は供給速度 Q_f/A が定速沈降速度より大きく、供給開始とともに溢流が濁る操作の場合 (Fig. 7), および回分沈降曲線のデータが不足で、臨界負荷操作点が決定的でない場合を示す。最下段の最終スラッジ濃度 c_s はオリバー型フィルター通過後のスラッジ濃度である。

3.4 考察

Table 1 連続シクナナーの操作条件

項目	Run No.	標準偏差																						
単位	単位	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	平均値	標準偏差
供給濃度 c_f	$\frac{g}{l}$	35.9	17.6	18.3	14.2	31.3	23.4	31.4	25.7	19.8	13.0	59.1	28.7	33.1	32.1	38.7	15.7	14.2	11.3	53.4	19.2	24.3	26.7	12.7
供給量 Q_f	$\frac{l}{min}$	54.8	16.5	53.6	340	79	259	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	493.8	143.6
10%希釈硫酸 バンド添加率	%	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.20	0.056
0.1%希釈硫酸 集和添加率	%	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.26	0.128
定速沈降速度 $v(c_f)$	$\frac{cm}{min}$	0.21	1.29	0.165	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	31.6	31.5
臨界必要 排泥速度	$\frac{Q_u}{A}$	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1.07	0.586
最終スラ ッシュ濃度	c_s	477	562	590	571	603	603	642	634	689	628	573	601	545	601	658	514	539	573	704	736	622	603	62

*: $Q_f/A > v(c_f)$ で測定できず

**: 回分沈降曲線のデータ不足により測定できず

Fig. 4 沈降速度と供給濃度の関係

(上ツキ数字は凝集剤A110の%を表す)

3.4.1 凝集剤添加量

Fig. 4は供給量にたいする高分子凝集剤の添加百分率をパラメーターに、原水供給濃度 c_f と定速沈降速度 $v(c_f)$ の関係を示している。作業工程上供給量が増大すると供給濃度は小さく、供給量が減少すると供給濃度は大きくなる。硫酸バンド溶液は価格も低廉であるため必要十分な量が供給される。Table 1 の Run No. 1'~3' から明らかなように、高分子凝集剤を加えないときの定速沈降速度はきわめて小さいので、凝集剤を加えない操作は考えられない。定速沈降速度は供給速度を越えなければならないから、平均供給速度に標準偏差 σ を考えて

$$\frac{\bar{Q}_f + 2\sigma}{A} = \frac{[493.8 + (2 \times 143.6)] \times 10^3}{7.07 \times 10^4} = 11.0 \frac{cm}{min} \quad \dots (5)$$

を沈降速度の下限值とした。数値にバラツキがあり大胆ではあるが、添加百分率 0.3% と 0.2% の沈降速度を Fig. 4 の一点鎖線および二点鎖線で予測した。図中下方の破線は平均供給速度 $\bar{Q}_f/A = 6.98 \text{ cm/min}$ 、一点鎖線は沈降速度の下限值 $(\bar{Q}_f + 2\sigma)/A = 11.0 \text{ cm/min}$ に対応する。これより、凝集剤添加百分率は 0.2% が適正量と判断した。

実際の操作では粒子群沈降速度 $v(c_f)$ に排泥による下向き流れ Q_u/A を加えたものが粒子の下降速度となるから、供給量の最大値は平均値より 2σ 多く仮定すれば十分であろう。

3.4.2 回分沈降曲線と操作条件

次に Table 1 の定速沈降速度 $v(c_f)$ と臨界必要排泥速度 Q_u/A の求め方、および操作条件より求まる操作点の関係を具体例で示す。沈降管は初高 27 cm, 250 ml のメスシリンダーを用いた。

Fig. 5 は Table 1 の Run No. 4 の例である。供給濃

Fig. 5 回分沈降曲線と Run No. 4 の操作条件

度は 14.2 g/l で、その定速沈降速度は直線部の傾きより 42.9 cm/min である。供給速度 $Q_f/A = 493 \times 10^3 / 7.07 \times 10^4 = 6.79 \text{ cm/min}$ は ab の傾きで表されるから、臨界負荷操作とするための排泥速度 Q_u/A は操作点 P と原点 j を結んだ直線の傾きで表される。この Q_u/A が臨界負荷操作時における必要排泥速度であり、Table 1 の Q_u/A の値である。このときのシックナー排泥濃度は H_u の相当濃度 $H_f C_f / H_u = (27)(14.2) / (1.71) = 224.2 \text{ g/l}$ が予測される。排泥濃度は P_c の高さに対応する濃度であるから、回分沈降曲線の後半が Fig. 5 のように平坦なときは供給量を倍増させ、操作点を P としても排泥濃度は変わらない。

Fig. 6 は Run No. 6 の例である。定速沈降速度は直線の傾きより 15.6 cm/min である。供給速度 $Q_f/A = 8.39 \text{ cm/min}$ の臨界負荷操作点 P_c より必要排泥速度 Q_u/A は 1.09 cm/min となる。この場合、供給速度を増加させ操作点 P_c を左方へ移動させると排泥濃度が小さくなり操作のメリットはない。すなわち、処理量が多く、濃縮倍率が高い理想的操作は操作点が回分沈降曲線の平坦部の最初にくる操作であることが知られる。

Fig. 7 は Run No. 11 の例である。供給速度 $Q_f/A = 5.02 \text{ cm/min}$ が供給濃度の沈降速度 $v(c_f) = 2.20 \text{ cm/min}$ より大きい場合であり、供給開始とともに固体粒子が溢流部へ移動する⁷⁾。この操作の臨界負荷操作点は存

Fig. 6 回分沈降曲線と Run No. 6 の操作条件

Fig. 7 回分沈降曲線と Run No. 11 の操作条件

在せず、必要排泥速度は求められない。排泥量を無視すると、溢流する固体量は定速沈降速度と平行に引いた破線の縦軸切片 b から、 $c_f Q_f (\overline{ab}/\overline{aj})$ となる。排泥速度 $Q_u/A = \tan \angle P'jP$ がある場合には操作点は P' となり、溢流固体量は $c_f Q_f (\overline{ad}/\overline{aj})$ となる。このような操作では供給量を減少させるか、凝集剤の添加量を増加して粒子沈降速度の増加を計らなければならない。

3.4.3 操作状態の把握法

回分沈降曲線と操作条件からそれぞれの操作状態を知ることができた。Table 1 から全体を処理するための操作条件を求めてみる。

- 1) 供給固体量: $\bar{c}_f \bar{Q}_f = (26.7 \times 10^{-3})(493.8) = 13.2 \text{ kg/min}$ (操業実績にはば一致する)
- 2) 全体を臨界負荷操作とするための必要排泥量: $\bar{Q}_u = (1.07 \times 10^{-3})(7.07 \times 10^4) = 75.6 \text{ l/min}$

臨界必要排泥速度 $\bar{Q}_u/A = 1.07 \text{ cm/min}$ として平均排泥濃度 $\bar{c}_u$ を求める。

$$\bar{c}_u = \frac{\bar{c}_f \bar{Q}_f}{\bar{Q}_u} = \frac{13.2 \times 10^3}{75.6} = 174.6 \text{ g/l} \quad \dots\dots(6)$$

このときの濃縮倍率は $\bar{c}_u/\bar{c}_f = 174.6/26.7 = 6.5$ 倍である。排泥濃度を供給濃度の 6.5 倍とするなら、排泥量 75.6 l/min の操作で溢流の混濁はあり得ない。しかし、排泥を野外投棄する関係上、排泥濃度は 600~700 g/l が望ましい。

本シックナーの排泥はさらにオリバー型フィルターに導かれ、2 次濃縮される。排スラッジの脱水性が悪く、現在のフィルターの処理能力は約 20 l/min である。したがって、排泥を考慮したスラッジ層上昇速度は次式で表される。

$$\frac{Q_u - (\text{フィルター処理量})}{A} = \frac{(75.6 - 20) \times 10^3}{7.07 \times 10^4} = 0.79 \text{ cm/min} \quad \dots\dots(7)$$

この値から溢流の混濁するまでの時間を計算すると次のようになる。

1) スラッジが供給面に達する時間：

$$\frac{\text{供給面下シックナー槽高}}{\text{スラッジ層上昇速度}} = \frac{90}{0.79} = 114 \text{ min}$$

2) 供給面の微小粒子が溢流面に達する時間：

$$\frac{\text{供給面上シックナー槽高}}{\text{溢流速度 } Q_0/A} = \frac{30}{5.91} = 5.1 \text{ min}$$

1) と 2) の和、119.1 min は溢流速度に比べて沈降速度を考えなくてもよい微小粒子の混濁開始時間であり、本格的な溢流の混濁は (全シックナー槽高) / (スラッジ層上昇速度) = 120/0.79 = 152 min 後からである。実際の操業時における溢流の混濁するまでの時間は 4 ないし 5 時間であり、上述と差がある。この理由は実際のシックナーとメスシリンダーの寸法の相違と、レーキの有無による回分沈降状態の差が大きな原因と考えられる。

また、スラッジの上昇を認めると、操業上の観点から高分子凝集剤の添加量を増加させたことによる人為的なこともあろう。

8 時間操業で溢流の混濁をみないためには次式が成立する。

$$\frac{\text{供給面下シックナー槽高}}{\text{スラッジ層上昇速度}} + 5.1 = 8 \times 60 \text{ min} \quad \dots\dots(8)$$

Eq. (8) より、スラッジ層上昇速度は 0.19 cm/min である。このときのフィルター処理量は Eg. (7) より

$$(75.6 \times 10^3) - (0.19)(7.07 \times 10^4) = 62.2 \times 10^3 \text{ cm}^3/\text{min}$$

3.5 本シックナーへの解答

現在の固体処理量を維持するには高分子凝集剤添加率を供給原水量あたり 0.2 % とする。シックナーによる排泥濃度は 170~200 g/l しか期待できず、排泥の 2 次濃

縮が必要である。24 時間操業を行うにはオリバー型フィルターの処理量が小さく現在の 4 倍弱の大きさが必要であり、8 時間操業には約 3 倍の大きさが必要である。経済的観点より、オリバー型フィルターの改造を見直し、シックナーとオリバー型フィルターに代って、二槽並列沈殿池の設置がよいと考えられる。

4. 二槽並列沈殿池

沈殿池内の流れはすべて水平、均一で粒子群が静止流体中と同様に沈降する理想的沈殿池を考える。沈殿池は長さ L 、幅 W 、沈降面積 LW 、深さ H とする。供給量を Q_f 、供給濃度を c_f 、その定速沈降速度を $v(c_f)$ 、沈殿池内水平速度を u とする。模式図を Fig. 8 に示す。

理想的沈殿池内の粒子群沈降速度は静止流体中と同様に考えられるから、沈殿池上段から導入された粒子群が捕捉されるには次式が成立する。

$$\frac{H}{L} = \frac{v(c_f)}{u} \quad \dots\dots(9)$$

供給量 Q_f は uHW と置けるから次式が成立する。

$$v(c_f) = \frac{uH}{L} = \frac{uHW}{LW} = \frac{Q_f}{LW} \quad \dots\dots(10)$$

すなわち、供給濃度 c_f で定速沈降速度 $v(c_f)$ の粒子群を捕捉するには沈殿池の供給速度 Q_f/LW が $v(c_f)$ より小さいことが条件である。これは著者らが既に報告した半連続シックナーの臨界負荷操作と同一である⁵⁾。供給量 Q_f が一定であれば、溢流の混濁は沈殿池の深さに無関係に沈殿池断面積 LW で決まる。

二槽並列沈殿池はひとつの沈殿池がスラッジ層で満されると供給を停止し、もうひとつの沈殿池へ供給する装置である。供給を交互に繰返し、沈殿池内が固体粒子で満されると搬出する。ここでは直径 7 m、深さ 3 m の沈殿池を考えてみる。

4.1 回分沈降曲線による沈殿池の解析

Fig. 9 はシックナー平均供給濃度に近い 27.8 g/l のスラリーの回分沈降曲線である。沈降管は内径 145 mm のアクリル管を用い、空気注入法による攪拌を行った。硫酸バンド 10% 溶液添加率は 0.23%、高分子凝集剤 0.1

Fig. 8 排泥のない沈殿池

Fig. 9 回分沈降曲線を用いた沈殿池の解析例

%溶液添加率は0.72%である。初高は1mで、8時間、16時間、24時間後の沈積スラッジ濃度はそれぞれ347.5、421.2および531.0 g/lである。Table 1の平均供給量 $\bar{Q}_f=493.8$ l/minを清澄な溢流を得るように処理する操作を考える。

クロマイト洗浄水シックナー（槽径3m）の連続操作には、Fig. 9の回分沈降曲線と供給速度 $\bar{Q}_f/A=6.98$ cm/minの直線1より必要排泥速度は $\bar{Q}_u/A=0.87$ cm/minである。オリバー型フィルターの処理量は20 l/minで、実質排泥速度は0.28 cm/minであった。よって、スラッジ層は $0.87-0.28=0.59$ cm/min以上^{*}の速さでシックナー内に推積する。すなわち、現在のシックナー（槽径3m）では排泥量不足による過大負荷操作となる⁴⁾。

いま、直径が7m、面積効率が70%の無排泥沈殿池を考える。平均供給量493.8 l/minを処理するときの供給速度は $(493.8 \times 10^3) / (0.7)(\pi/4)(7^2)(10^4) = 1.83$ cm/minとなり、Fig. 9の直線2で表される。回分沈降曲線と直線2の交点Rはスラッジ層濃度とスラッジ層上昇速度を表す。スラッジ層上昇速度は $\tan \angle Rjd = 0.187$

Eq. (4)より排泥速度 $\bar{Q}_u/A=0.87$ cm/minは $c_f \bar{Q}_f/A = c_c \{v(c_c) + (\bar{Q}_u/A)\}$ (c_c 層は点P。にたつ接線の縦軸切片に相当する)における c_c 層の上昇速度と等しく、スラッジ層の上昇はない。排泥速度ゼロでは $c_f \bar{Q}_f/A > c_c' v(c_c')$ (c_c' 層は点P'にたつ接線の縦軸切片に相当する)であり、 c_c' 層はFig. 9の $\tan \angle P'je$ の速度で上昇する。排泥速度0.28 cm/minでは $c_f \bar{Q}_f/A > c_c^ \{v(c_c^*) + 0.28\}$ より、 c_c^* 層は c_c' 層と c_c 層の間の濃度である。 c_c^* 層の上昇速度は c_c 層の上昇速度0.87 cm/minより大きく、排泥速度を考慮すると0.59 cm/min以上の上昇速度となる。

cm/minであるから、8時間操業後におけるスラッジ層の上昇位置は

$$(0.187)(8 \times 60) = 89.8 \text{ cm} = 0.898 \text{ m}$$

である。

沈殿池深さを3mとすると、Work-Kohlerの関係より沈殿池内スラッジの24時間後の濃度は初高1mの回分沈降管の8時間後に対応する⁹⁾。

Fig. 9の8時間後のスラッジ濃度は347.5 g/lであるから、沈殿池スラッジ深さは次式で表される。

$$\frac{c_f \bar{Q}_f t}{c_u LW} = \frac{(27.8)(493.8)(8 \times 60)(10^3)}{(347.5)(\pi/4)(7^2)(10^4)} = 49.3 \text{ cm}$$

2日目に同じ操作を繰返すと、操業終了時のスラッジ深さは $0.493 + 0.898 = 1.39$ mになる。

3日目の操業開始時には1日目のスラッジはFig. 9の16時間後の濃度421.2 g/lになるから、スラッジ深さは $0.407 + 0.493 = 0.90$ mになり、操業終了時には $0.90 + 0.898 = 1.80$ mになる。

4日目の操業開始時には1日目のスラッジはFig. 9の24時間後の濃度531.0 g/lになるから、スラッジ深さは $0.323 + 0.407 + 0.493 = 1.22$ mになり、操業終了時には $1.22 + 0.898 = 2.12$ mになる。

5日目の開始時には1日目、2日目のスラッジ濃度は531.0 g/lより大きくなるから、スラッジ濃度は $(0.323 \times 2) + 0.407 + 0.493 = 1.54$ m以下になり、終了時には $1.54 + 0.898 = 2.44$ mになる。

6日目の開始時には $(0.323 \times 3) + 0.407 + 0.493 = 1.87$ m以下になり、終了時には $1.87 + 0.898 = 2.77$ mとなる。実際の操作では上部に推積するスラッジの圧密効果により、スラッジ平均濃度は回分沈降試験における24時間後の531.0 g/lより大きくなる。

このように1個の沈殿池で1週間の操業が可能であるから、翌週は他方の沈殿池を用いる。この繰返しと、2週間に1回の排泥スラッジの搬出により連続操業ができる。ここでは1本の回分沈降曲線を用いたが、全体的な把握には1週間、あるいは1ヶ月にわたるスラリー特性の検討が必要である。

回分沈降曲線によるシックナーの解析法は無排泥沈殿池の操作法を教えてください。今後、本論文に示した解析

法が連続シックナー、半連続シックナーおよび沈殿池の最適操作に応用されることが期待される。

5. 結 言

供給濃度、供給量、凝集剤混入量変動するシックナーの挙動を回分沈降曲線より解析した。凝集剤の混入量が増加するスラリーでは固体流束曲線の作成が困難であり、回分沈降曲線による解析法が有利である。また、シ

ックナー排泥濃度の2次濃縮用オリバー型フィルターの改造にあり、二槽並列沈殿池を提案し、その操作法を明らかにした。

謝辞

本研究の実験データーを提供された佐藤商会代表取締役佐藤房吉氏、および、種々のご教示をいただいた北海道大学工学部合成化学工学科田中達夫教授に深く感謝します。

使 用 記 号

A : シックナー断面積	$[m^2]$	W : 沈殿池の幅	$[m]$
c : 固体濃度	$[kg/m^3]$	σ : 標準偏差	
H : 沈殿池の深さ	$[m]$	<添字>	
L : 沈殿池の長さ	$[m]$	c : 臨界負荷	
Q : 流 量	$[m^3/sec]$	f : 供 給	
t : 時 間	$[sec]$	o : 溢 流	
u : 沈殿池内水平速度	$[m/sec]$	s : スラッジ	
v : 粒子群沈降速度	$[m/sec]$	u : 排 泥	

引 用 文 献

- 1) Jernqvist, Å. S.-H.: *Svensk Papperstidning*, 69, 395 (1966)
- 2) Scott, K. J.: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 7, 582 (1968)
- 3) Turner, J. P. S. and D. Glasser: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 15, 23 (1976)
- 4) 小幡英二, 渡辺治夫: 化学工学論文集, 4, 400 (1978)
- 5) Obata, E. and H. Watanabe: *J. Chem. Eng. Japan*, 12, 307 (1979)
- 6) 小幡英二, 渡辺治夫: 化学工学論文集, 6, 184 (1980)
- 7) 小幡英二, 渡辺治夫: 化学工学論文集, 6, 191 (1980)
- 8) 吉岡直哉, 堀田豊, 田中晋, 内藤悟, 津上信一: 化学工学, 21, 66 (1957)
- 9) Work, L. T. and A. S. Kohler: *Ind. Eng. Chem.*, 32, 1329 (1940)

Authors' Abstract

The Operation of a Continuous Thickener and Two-parallel Settling Tanks Using a Batch Settling Curve

by

Eiji OBATA and Haruo WATANABE

(Dept. of Chem. Eng., Muroran Inst. of Tech.)

The operation of the continuous thickener which was employed as a washing process for the recovery of useful chromite, was studied by use of a batch settling curve instead of a solid flux curve. The feed concentration, the feed rate and the amount of coagulating agent were fluctuated greatly during the actual operations. It was suggested that the suitable amount of coagulant was 0.2% of feed slurry from the analysis of twenty-four batch settling curves obtained over the period of a week.

In order to eliminate the inefficient use of a filter which is now employed for dewatering underflow sludge from the thickener, two-parallel settling tanks are proposed, and their operations are investigated by a batch settling curve. Since the complete solid flux curve can not be obtained in slurries with widely variable amounts of coagulant, the use of a batch settling curve may be advantageous to analyze the operation of the continuous thickener.

List of Figures and Table

- Fig. 1** Batch settling curve and operating points of continuous thickener and settling tank
- Fig. 2** Flow sheet
- Fig. 3** Experimental apparatus
- Fig. 4** Plots of settling velocities vs. feed concentration (superscript: % of coagulating agent A 110)
- Fig. 5** Batch settling curve and operating conditions of Run No. 4

- Fig. 6** Batch settling curve and operating conditions of Run No. 6
- Fig. 7** Batch settling curve and operating conditions of Run No. 11
- Fig. 8** Settling tank without discharge
- Fig. 9** Proposed construction for analysis of settling tank using a batch settling curve
- Table 1** Operating conditions of the thickener

研究報告

都市ごみ無機造粒物の強度低下現象*

Weakness of Pellet Strength in Pelletizing Municipal Inorganic Residues

内田 邦夫**
Kunio UCHIDA

大竹 武**
Takeshi OHTAKE

富沢 敏**
Satoshi TOMIZAWA

神谷 国男**
Kunio KAMIYA

伊ヶ崎 文和**
Fumikazu IKAZAKI

河村 光隆**
Mitsutaka KAWAMURA

1. 緒 言

通商産業省工業技術院は都市ごみの有効利用を目指した資源再生利用技術システムの研究開発を進めている。そのシステムの一つとして、横浜市金沢区に設備されたスターダスト'80実験施設において、著者らは半湿式粉碎分別機で得られる厨芥類から選別除去された無機物（ガラス、土砂等）および流動熱分解装置の集塵装置から排出されるダストを原料とし、同施設内の残滓無害化処理設備を用いて、人工軽量骨材製造プロセスの研究開発を行ってきた。

残滓から人工軽量骨材を製造するプロセス^{1), 2)}の工程は、Fig. 1に示すように、①仮焼 ②粗砕 ③混合微粉碎 ④加湿混練 ⑤造粒 ⑥乾燥 ⑦焼成 ⑧整粒の各工程から構成されている。このプロセスにおいて、混合

Fig. 1 人工軽量骨材製造プロセス

微粉碎して調整した原料をパドルミキサーで加湿混練後、皿型造粒機で造粒した造粒物の乾燥強度が非常に小さく、造粒から焼成までの輸送過程でほとんど壊れてしまった。そこでこの造粒物強度劣化の原因を究明し、その対策について検討した結果、良好な成果が得られたのでここに報告する。

2. 実 験

2.1 実験方法

加湿混練工程から焼成工程間の造粒物強度劣化の原因

昭和56年8月26日受付

*粉体工学会昭和55年度秋期研究発表会にて発表（1980.10 学協会誌）

**化学技術研究所（〒305 茨城県筑波郡谷田部町東1-1）

TEL 0298-54-4727