

金沢大学工学部 学生員 田中文彦
金沢大学工学部 正員 松井三郎
旭コンクリート(KK) 広瀬清孝

1) はじめに

活性汚泥法のプロセス管理の中で、廃水中の有機物と活性汚泥が直接反応する曝気槽の運転管理方法については数多くの研究成果が得られているが、最終沈殿池の運転管理については空白部分が多く、最近活性汚泥プロセスにおける最終沈殿池の重要性が強調され始めてきた⁽¹⁾。そこで本研究は、実際の下水処理場での流入下水の質的、量的変動に対応して、最終沈殿池内の滞留汚泥量を最適に保つことにより運転管理を行なおうとするものである。そのために金沢市A下水処理場の活性汚泥について一定時間ごとの界面沈降曲線の解析により、最終沈殿池に滞留させるべき活性汚泥量の最適量を理論的に試算し、又一方で、ある定常状態のもとで実際に最終沈殿池の滞留汚泥量を測定し、両者の比較検討を行なった。

2) 最適滞留汚泥量算定式の誘導

最終沈殿池での汚泥の沈降を考える際、Kynchの理論に基づくFitch-Talmageの沈縮槽設計に関する理論を用いると⁽²⁾

$$C_0 H_0 = C_u H_u \quad \dots (1)$$

C_0 : 初期濃度 C_u : 返送汚泥濃度
 H_0 : 初期界面高さ
 H_u : 濃度 C_u となった場合に汚泥が占める仮想界面高さ

又、連続沈縮槽の定常状態での質量収支を考え処理水のSS濃度を無視すると $C_0 Q_0 = C_u Q_u \quad \dots (2)$ Q_0 : 流入水量 Q_u : 返送汚泥量

また $Q_u = A \cdot H_u / t_u \quad \dots (3)$ A : 沈縮槽断面積

ここで t_u は図-1に示すようにFitch-Talmageの沈縮槽設計理論から求まる、沈降沈縮に必要な時間である。(3)式を(2)式に代入すると

$$A \cdot H_u = \frac{C_0}{C_u} Q_0 \cdot t_u \quad \dots (4)$$

そしてこれを実際の最終沈殿池に滞留している汚泥量と比較するために、図-1に示す補正係数 α と

t_u の修正 $T_u = \frac{H_f}{H_0} t_u \quad \dots (5)$ H_f : 最終沈殿池の初期汚泥高さ H_0 : 回分式実験での初期汚泥高さ

を用いると、最適滞留汚泥量 V は次のようになる。 $V = \alpha \frac{C_0}{C_u} Q_0 \cdot T_u \quad \dots (6)$

なお t_u を求める際、界面沈降曲線上で圧密点を決定する必要があるが、従来のEckenfelderの二等分角法の場合、測定時間の長短や、界面沈降曲線の座標軸のとり方によって圧密点の位置が異なり、解析上不正確なため、我々は興野の提案した方法⁽³⁾による圧密点決定法を採用した。この方法は圧密領域を表わすRobertsの式 $dH/dt = -K(H-H_{\infty})$ を積分し、さらにこれを線型表示することによって圧密点を決定するもので、前者に比べ正確で、また我々が発展させた方法ではミニコンピュータを使用して自動的に決定することも可能である。

3) 実験装置 A処理場の活性汚泥の界面沈降曲線を連続的、かつ自動的に記録するための装置として、内径170 mm、高さ1200 mmのガラス製円筒管に光電管を取り付け、電子回路を通して記録計に界面沈降曲線をステップ的に記録させるもの(M社製SV計)を用いた。そしてこの装置をA処理場の4系列の曝気槽のうち、第1号槽の末端部に設置し、その取水口は曝気槽の底部より約50 cmの位置とした。一方、実際の最終沈殿池に滞留している汚泥の界面レベル測定には、携帯用の光電式汚泥計を使用した。

4) 結果と考察 A処理場の定常時における最終沈殿池の滞留汚泥量の実測値と、その条件のもとでの理論計算値を比較したものが表-1である。この中では比較的良好対応のみられるものもあるが、全般的に理論計算値

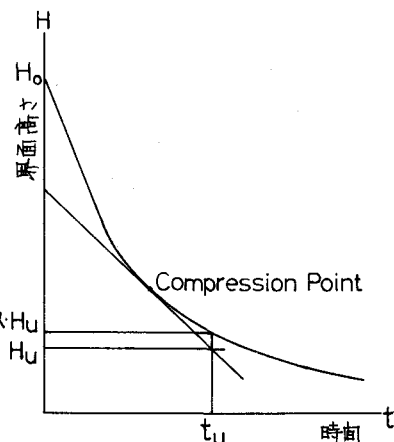


図-1

の方が小さい値となる傾向にある。なお5月27日以降のデータの場合、実測値と理論値に著しい相違がみられるが、この理由として5月8日以来、A処理場への流入水の質的量的条件が急変し、そのため活性汚泥に高負荷がかかり、処理場の運転がそれに対応できなかったことが上げられる。そして最終沈殿池のメイン部に多量の汚泥が滞留する結果となった。ところで、クロス部分やホッパー部分の汚泥は滞留時間も短く、水理学的条件や沈降過程が理論式誘導の際に考慮した条件と類似している。しかしメイン部分の汚泥は沈殿池の構造上メインコレクタのフライトによって

表-1 理論計算値と実測値の比較

日付	一池平均滞留汚泥量 (m^3)		MLSS (mg/l)	返送濃度 (mg/l)	処理水量 (m^3/h)	返送率 (%)
	理論計算値	実測値				
2/15	137.7	230.9	1580	11566	1800	23.3
4/21	328.9	322.3	2475	15034	1400	33.9
5/7	195.8	249.3	2037	12533	1600	29.4
5/27	296.0	654.8	1529	15055	2200	20.9
5/28	261.8	526.0	1427	14140	2200	20.9
6/3	420.0	480.8	1905	12685	2250	20.2
6/4	446.4	446.3	1478	11597	1750	26.3

	1	2	3	4	5	6
水温 ($^{\circ}C$)	10.0	10.0	10.7	10.1	10.2	9.9
SS濃度 (mg/l)	2480	2590	3400	3560	4270	6730

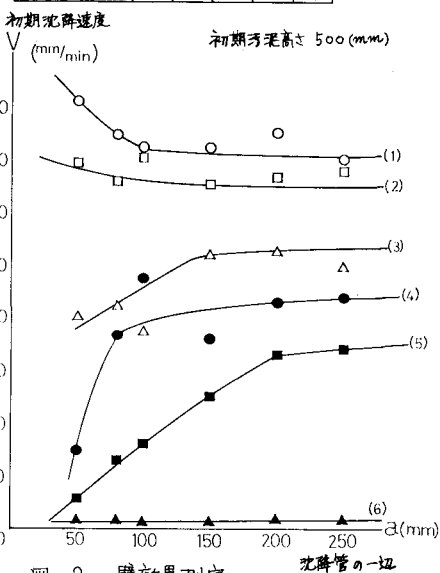


図-2 壁効果測定

移動し、そして曝気槽へ返送されるまでの滞留時間が長く、水理学的条件や沈降過程も円形沈降管での条件と異なるため、メイン部分での滞留汚泥量が少ない場合には、実測値と理論値は比較的よく一致するが、メイン部分の汚泥が増加するにつれて両者は一致しなくなるものと思われる。最終沈殿池の構造の面からこれらの影響を少なくするためには、メイン部の縦断勾配を大きくしたり、汚泥ホッパーを大きくした方がよいと思われる。また理論式誘導の際、汚泥の沈降はKynchの理論に従う理想状態で考えたが、実際には活性汚泥の沈降の場合、初期汚泥高さの影響⁽⁴⁾や、壁効果の影響⁽⁵⁾などが考えられるが、本実験では内径170 mm 高さ1200 mm の沈降管を使用したため、我々の実験結果からも、これらの影響はかなり解消されるものと思われる。図-2にはA処理場の活性汚泥の壁効果による沈降特性を実験した結果を示す。

5) おわりに この方法による最終沈殿池の制御は任意の流入水の質的量的変動や、処理場の運転条件の変更に对应してその時の活性汚泥の界面沈降曲線の解析より、短時間のうちに最終沈殿池での最適滞留汚泥量が計算でき、しかもこれを今後、自動操作させることも可能である。しかし前述のように、円形沈降管による実験結果を水理学的条件の異なる長方形断面の、しかも押出し流れ型の最終沈殿池に適用した点に問題が残る。従って今後、実際の最終沈殿池に構造的にも水理学的にも類似した連続濃縮槽のモデルを用いて、これを修正してゆくことが課題である。

参考文献 (4) 松井三郎 “最終沈殿池に滞留する最小活性汚泥量の計算法” 水工土木学会発表会

(2) Tolmachev, W.P. and Fitch, E.B. "Determining Thickener Unit area" Ind. Engr. Chem. 47 (1955) 38

(3) Nagaharu Okuno "Experimental and Theoretical Evaluation of Interfacial Subsidence Curves for Sludge Thickening"

A report submitted to the Faculty of the University of North Carolina for the degree of Master (1964)

(4) Dick, R.I. "Evaluation of Activated Sludge Thickening Theories" ASCE, 93, 544 (1967)

(5) Vesilind, P.A. Discussion of "Evaluation of Activated Sludge Thickening Theories" by Dick ASCE, 94, SA1 (1968)