〈講座〉

水質汚濁現象の数理モデル

(6) 廃水処理プロセスにおける数理モデル(II)

原 沢 英 夫* 天 野 耕 二* 内 藤 正 明*
 Hideo HARASAWA Koji AMANO Masaaki NAITO

4.1.3 非物理モデル

流動モデル, 動力学モデルから構成される廃水処理プロセスモデルは, 装置内の流れ特性と廃水浄化の機構解明を基に数式表示した物理モデルであるのに対し, 反応槽内でのこれらメカニズムをブラックボックスとし, 入力, 出力に関する情報のみから処理プロセスをモデル化する非物理モデルの研究も見られる。動的モデルの例として GMDH モデル, 確率論的モデルを, 静的モデルの例として厳密には非物理モデルではないが, 活性汚泥微生物の増殖速度式(6式)の時間微分項を0とおいた, 定常動力学モデルとも呼ぶべきモデル, 及び線形近似モデルについて示す。

(1) GMDH モデル

GMDH (Group Method of Data Handling) は発見的自己組織化法とも訳され, システムの構造が複雑で因果関係が未知な場合に, heuristic に構造を決定していく方法として, 有効な方法であり, 水質予測, 河川の流量予測などへの適用事例³⁰⁾が見られる。

GMDH 法では目的変数 y の関数形を

$$y = \alpha_0 + \sum_{i=1}^p \alpha_i z_i + \sum_{i=1}^p \sum_{j=1}^p \alpha_{ij} z_i z_j + \dots \quad (23)$$

と仮定する³¹⁾。ここで, z_i : 説明変数, $\alpha_0, \alpha_i, \dots$: 係数, p : 変数の数。係数決定は次式で示されるような中間変数を選び, これらの組合せの中で目的変数 y を最も良く近似しえる組合せを選択する方法である。

$$z' = \alpha_1 + \alpha_2 z_i + \alpha_3 z_j + \alpha_4 z_i^2 + \alpha_5 z_j^2 + \alpha_6 z_i z_j$$

ここで, z' : 中間変数, $\alpha_1 \sim \alpha_6$: 係数。

GMDH を活用し活性汚泥法の処理水の安定化, 省力化など, プロセスの最適制御を目的とした研究が山村

ら³²⁾により行われている。放流水質は, 流入水の水質や活性汚泥の状態を表す種々の因子の影響を受け変動するが, このうちどの因子が水質浄化に支配的に効いているかは明らかでない。そこで, 処理効率, 運転条件に関係があると思われる, 曝気槽流入水質及び曝気槽条件を示す説明変数 z_i として流入水質として SS, 電気伝導度, TOD, TOC, 曝気槽条件として水温, DO, MLSS, SVI, 流入量の9項目をとりあげ, 構造を同定したうえで放流水の透視度, SS, TOD, TOC の予測を行っている。

GMDH は活性汚泥法のように複雑な現象予測に適すると考えられるが, 一方, 実際には全く因果関係が無い変数がみかけ上有用な説明変数として, 採用されることもあり, 現象の物理的な構造を探るには適していないこと, 限られたデータを構造同定用トレーニングデータとモデルの検証用のチェックングデータを分けることが必要であることなど, GMDH 適用上の問題点もすくなくからずあることに注意すべきである。

(2) 確率論的モデル

処理プロセスの確率論的モデル化としては, 4.1.1, 2に示した, 流動モデル, 動力学モデルを構成するパラメータを乱数により与えたうえで, 多数回のシミュレーションを実行する Monte-Carlo 法による研究例も見られるが, ここでは非物理モデルとして, 確率論的モデルを概観する。

Box-Jenkins による時系列分析手法を適用した例として, Berthouex ら (1976, 1978)^{33), 34)}, Debelak ら (1981)³⁵⁾の研究がある。Berthouex らは, 活性汚泥処理プラントで流出水の BOD が流入水の BOD とどの程

* 国立公害研究所総合解析部 〒305 茨城県筑波郡谷田部町小野川16-2, Division of Systems Analysis and Planning, National Institute for Environmental Studies Environment Agency, 16-2 Onogawa Yatabe-machi, Tsukuba Ibaraki 305 Japan

度関連しているかを、一次の自己回帰モデルにより定量化した。

しかしながら、BOD は測定に時間を要するためにプロセスの制御には適切なモデルとは言えない。

Debelak らは、基質濃度として COD を取り上げ、①流入水の COD に関する自己回帰積分 (ARIMA) 過程モデル、②流出水の COD に関する ARIMA 過程モデルを実測値より推定した上で、③流入、流出 COD に基づく活性汚泥プロセスの伝達関数モデルを提示している。一階差分を取った ARIMA 過程モデルが、流入、流出 COD を良く再現できること、伝達関数モデル適用結果から、流入水中の COD は流出水の COD に著しく影響されていることを指摘している。

(3) 静的モデル

曝気槽では活性汚泥微生物が有機物を栄養物として増殖し、一方廃水中の基質は酸化、分解されて処理される。この増殖および酸化、分解反応の速度 r_s , r_L は曝気時間、活性汚泥微生物、有機栄養物量などの因子によって影響されるが、活性汚泥法では、一般にこれらの因子を一括して有機栄養物と活性汚泥微生物との比で表しており、前者を BOD、後者を曝気槽中の SS 或いは VSS で代表させ、BOD-SS 負荷 (BODkg/曝気槽全 SSkg・日) として設計、或いは運転操作の指標として用いる方法が取られる³⁶⁾。これが静的モデルと称されることがある。ただし、これは完全混合プロセス式で $\partial/\partial t = 0$ として導かれるものである。設計或いは運転操作のために提案された、この種の静的モデルについて示す。

最も標準的なモデルは単一基質、純粋培養微生物を対象としたものであり、活性汚泥微生物の増殖速度式として、前述の経験的な式 (6 式) を採用するものである³⁷⁾。基質の消費速度を Michaelis-Menten 式で表わすと、

$$r_L = kSL / (K_L + L) \quad (24)$$

ここで k : 最大基質利用速度 [T^{-1}]

K_L : 半飽和定数 [$M_L L^{-3}$]

完全混合で汚泥返送がないと仮定すると活性汚泥微生物の槽内収支は、

$$V(dS/dt) = (Yr_L - k_d S)V - QS \quad (25)$$

となる。ここで V : 槽容量, Q : 流入量である。

定常性を仮定すれば、 $dS/dt = 0$ より、

$$\frac{Q}{V} = \frac{1}{\theta_c} = Y \frac{kL}{K_L + L} - k_d \quad (26)$$

$$L = \frac{K_L(1 + k_d \theta_c)}{\theta_c(Yk - k_d) - 1} \quad (27)$$

ここで θ_c は固形物滞留時間 (汚泥令) であるが、返送汚泥がないので滞留時間 ($\theta = Q/V$) に等しい。

完全混合では L は流出水中の基質濃度 [$M_L L^{-3}$] に等しい。

Lawrence と McCarty (1970)³⁸⁾ に代表される上記のモデルは、活性汚泥微生物が単一の純粋培養微生物からなるという仮定とともに、生物処理可能な溶解性基質を含む廃水を対象とし、またこの基質のみによって微生物の増殖が制限されるといった仮定を設けたうえで導かれたものである。その後、流入水中の基質の影響についての実験的研究が進み、モデル化がなされている。流入水中の基質濃度を考慮したモデルは表 9 に示したように Grady と Williams³⁹⁾, Lawrence と McCarty³⁸⁾ の研究がある。

また、流出水中の溶解性基質は活性汚泥微生物に摂取、消費されなかった基質ばかりではなく、活性汚泥微生物の代謝物も含まれていると言う現象論的研究成果を踏まえ、流入水に起因する残留基質と微生物代謝物を区別してモデル化した例が見られる。表には Baskir と Spearing (1980)⁴⁰⁾, Daigger と Grady (1977)⁴¹⁾ の研究例を示した。これらのモデルでは微生物の代謝物 P の変化速度を如何に定式化するかが重要な点となっている。

(4) 線形近似モデル

生物処理を含む一連の単位操作が直列に連なって構成される廃水処理の全体システムを対象として、各単位操作の最適組合せを検討した例がある。このようなシステム解析では、各単位操作については詳細なモデルは不適当であり、出来るだけ簡単で、かつ全体の特性を表現できるものが必要となる。そこで流動モデルとして押し出し流れ、反応速度モデルとして一次反応型を採用して、解析対象とする水質項目をベクトル表示し、 $L = (L_1, L_2, \dots)$ と記すと、基礎式は次式で表される。

$$\frac{\partial L}{\partial t} = -v \frac{\partial L}{\partial x} - KL \quad (28)$$

ここで、 K は各水質項目の反応速度定数に対応するパラメータを対角要素とするマトリクスである。定常状態に対して上式の解は、

$$L^{\text{out}} = e^{-K\theta} L^{\text{in}} \quad (29)$$

ここで θ は滞留時間である。 L^{in} , L^{out} は各々流入、流出水の水質ベクトルである。水質浄化における水質項目間の相互作用を考慮する場合には、上式を若干変更して、

$$L^{\text{out}} = [e^{-K\theta} + M] L^{\text{in}} \quad (30)$$

で表す。行ベクトル M の成分 m_{ij} は L_i の除去が L_j に及ぼす影響を関係づけたものである。全体システムの処理効率、各単位操作において K , M を定量化できれば、入出力の線形関係からマトリクス演算により算

表9 静的モデルの例

提 案 者	流 出 水 の 基 質 濃 度 L	基質除去反応	流 動	備 考
McKinney (1962) ³⁷⁾	$L = \frac{L_o}{1 + k\theta}$	1 次反応	完全混合	
Lawrence, McCarty (1970) ³⁸⁾	$L = \frac{K_L(1 + k_d\theta_c)}{\theta_c(Yk - k_d) - 1}$	Monod 型	完全混合	返送汚泥なし
	$L = \frac{K_L(1 + k_d\theta_c)}{Yk\theta_c}$	Monod 型 を 1 次近似	完全混合	
質流出水 濃度を中 の考慮基	Adams ら Grady ら (1975) ³⁹⁾	$L = K' \frac{L_o}{\theta_c} + K'' L_o$	Monod 型 を 1 次近似	完全混合
	Lawrence ら (1970) ³⁸⁾	$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Yk(L_o - L)}{(L_o - L) + K_L \ln(L_o/L)} - k_d$	Monod 型	プラグフロー $r_e < 1$: 汚泥返送率
流 出 水 濃度の中 の基質 分離	Baskir ら (1980) ⁴⁰⁾	$P = \alpha Y(L_o - L') + \beta Y(L_o - L')k$ $L = L'(1 - \alpha Y - \beta Y/k) + \alpha Y L_o$ $+ \beta Y L_o/k$	Monod を 1 次近似	完全混合 $L = P + L', K_L \ll L'$ $r_p = \alpha \left(\frac{dS}{dt} \right) + \beta S$
	Daigger ら (1977) ⁴¹⁾	$P = Y(L_o - L') \left[\frac{K_o}{k} + K_1 + K_2 k \right]$ $L = Y L_o \left[\frac{K_o}{k} + K_1 + K_2 k \right] + L'$	P : 0 次反応	槽列モデル $L = P + L'$ $r_p = \frac{dP}{dt} = K_o + K_1 k + K_2 k^2$

α, β : 定数 P : 微生物代謝物濃度 L' : 溶解性基質濃度

K', K'' : 定数 r_p : 代謝物生産速度 ($= \frac{dP}{dt}$)

K_o, K_1, K_2 : 定数

定できる。これは、一応押し出し流れで一次反応形の浄化プロセスの仮定から導かれたものであるが、

$$\begin{bmatrix} L_1^{out} \\ \vdots \\ L_n^{out} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} r_{11} & r_{12} & \cdots \\ \vdots & \ddots & \\ \vdots & \vdots & r_{nn} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L_1^{in} \\ \vdots \\ L_n^{in} \end{bmatrix} \quad (31)$$

において、直接入出力データから水質変換係数 r_{ij} を同定することも考えられ、一種の非物理モデルと見なすこともできる。なお、友沢⁴²⁾はこの線形近似モデルを用いて、流出水質を束縛条件とし、費用（建設費、維持管理費）が最小となるような最適な単位操作の組合せを線形計画法により求めている。

4.2 物理学的処理プロセス

既に述べたように、廃水処理にとっては清浄水である液体とあとから加わった不純物との物理的、化学的、あるいは生物学的な差が大きい意義をもっている。特に物理学的処理については、液体部分と不純物である固体部分との物性の差が除去の基本原則になっている。表2では固液分離のための単位操作としてろ過、沈澱、浮上という分類を行ったが、これも廃水中の除去すべき物質の特性（主に固形物の大きさ）に基いたものである。

ここでは、これらの単位操作の中でも最も重要な沈降プロセスについて話をすすめることにするが、最初沈澱池にみられるような一般的な沈澱操作について

は、本講座(第2回)「浄水プロセスにおける数理モデル」²⁾で既にとりまとめられている。そこで廃水処理、とくに典型的な処理方法である活性汚泥法に特有の汚泥のゾーン沈降、あるいは圧密沈降といった現象のモデルをここでは取り上げる。

活性汚泥法の処理水質は汚泥の沈降性にも強く支配されるが⁴³⁾、活性汚泥の沈降性はその物理的特性のみならず汚泥を構成している細菌や原生動物などの微生物相と密接に関係している。しかしバルキングなどの重要な現象についても、それを定量的に記述するためのモデル化の研究報告は少なく、糸状性バルキングの原因である糸状性菌の増殖速度に Monod 式の適用が試みられている程度^{44), 45)}である。

しかしながら高濃度、高凝集性を有する汚泥粒子の物理的特性に着目して、汚泥の沈降濃縮プロセスの解析やそれに基くシックナーの設計理論についてはいくつかの定式化が行われている。この分野に関しては野中⁴⁶⁾のレビューおよび検討を参考にしつつ記述する。

(1) 汚泥の沈降理論

沈降理論の基本となるのは図11⁴⁶⁾に示したような沈降曲線である。すなわち自由沈澱や凝集沈澱さらには干渉沈澱の進行によって汚泥中の粒子濃度と粘着性が増すと、汚泥の部分と上澄液との間に明確な境界ができ、それが時間とともに沈降していく。これをゾーン

図11 スラッジの沈降特性⁴⁶⁾

沈降と呼び、シックナーにおける汚泥濃縮にみられる現象である。ゾーン沈降が進行して汚泥がさらに濃縮されると、個々の粒子が機械的に接触して下方の粒子が物理的に上方の粒子をささえることになる。その後自重で粒子中の間隙水が脱離し、さらに濃縮が進む。これが圧密沈降であり、シックナーの底面近くで起こっている現象である。

初濃度 C_0 が同一で初高 H_0 の異なる汚泥の沈降曲線は定速・減速両沈降区間を通じて相似の関係にあることを Work と Kohler は⁴⁷⁾ 見いだしている。

Robinson⁴⁸⁾ は Stokes の沈降式に汚泥粒子の見掛け密度 ρ' と見掛け粘度 μ' を代入することによって、 ρ' 、 μ' と比濃度 $r = H_\infty / H$ との関係がわかれば図積分などにより H と t の関係すなわち沈降曲線を求めることができる方法を提案した。この方法では大きさ一様の粒子による汚泥の沈降速度が沈降の進行とともに減じる理由として、粒子の密集による見掛け密度差の減少と見掛け粘度の増大によるものとし、また沈降中の汚泥内の粒子濃度が一様であるとして ρ' 、 μ' が r のみ

の関数であると仮定している。

また Rollason⁴⁹⁾ は汚泥濃度や汚泥特性に関する定数を用いて汚泥の減速沈降プロセス定式化し、吉岡⁵⁰⁾ は均一質で凝集性をもち緩慢なレーキ作用のある場合の減速期間に対して同様な定式化を行っている。

Roberts⁵¹⁾ は圧密沈降過程における沈降曲線が 1 分子反応式で近似できることを実験的に見だし、近似式を導いた。

以上述べた諸式(表10)は沈降曲線の実験式による近似にすぎない。Kynch⁵²⁾ は汚泥中の粒子に作用する力学関係から出発する従来からの手段をあきらめ、「粒子の沈降速度はその周囲の濃度だけの関数である」という単純な仮定のもとに理論的解析を行った。すなわち、沈降中の任意の水平断面における固形物の濃度を C 、その固形物の沈降速度を R とすると、仮定により R は C のみの関数である。また断面の高さを x とすると R と C の積 RC は x の関数であり、粒子の流入・流出の収支や連続の式から次式がえられる。

$$\frac{\partial x}{\partial t} = -V(C), \quad V(C) = -\frac{\partial(RC)}{\partial C} \quad (32)$$

一定の $\rho = \rho_i$ に対して $V(C)$ は定数になるので、 x と t とは一次の関数関係にあることになり、一定の濃度をもつ層が汚泥層の底面から沈降しつつある境界面に向かって等速で上昇していくことを意味している。

(2) シックナー設計理論

Coe と Clevenger⁵³⁾ は汚泥濃度 C と沈降速度 R との関係を求め、下式に代入したとき最大になる面積を、濃縮条件を満たすシックナーの面積とする方法を提案した。

$$A = \frac{1/C - 1/C_u}{R} \quad (\text{m}^2/\text{kg} \cdot \text{solid/h}) \quad (33)$$

C_u : 流出濃度

吉岡⁵⁰⁾ も、回分実験から先ず C と R の関係を求め、 $C \sim CR$ 曲線図から図形的に設計面積を求める方法を提案しているが、この方法は Coe—Clevenger 法の図式解といえることができる。

表10 沈降曲線の記述モデル

提 案 者	モ デ ル 式	備 考
Work-Kohler (1940)	$\frac{H}{H_0} = f\left(\frac{t}{H_0}\right)$	沈降曲線の相似関係
Robinson	$\int_{H_0}^H \frac{\mu' dH}{\rho_s - \rho'} = kd^2t$	沈降曲線の近似
Rollason	$\log(H/H_\infty) = k \log(Bt)$	減速沈降プロセス
吉岡	$H/C_0 H_0 = K(t/C_0 H_0)^n$	減速沈降プロセス
Roberts (1949)	$-\frac{dH}{dt} = K(H - H_0)$	圧密沈降プロセス

Coe—Clevenger や吉岡の方法では汚泥濃度と沈降速度の関係を求めるために何種類もの濃度の汚泥による回分実験を必要としたが、Fitch と Talmage⁵⁴⁾は回分実験による一本の沈降曲線から作図によってシクナーの面積を算定する方法を導いた。この方法は理論的には正当とされているが、減衰沈降と圧密沈降との間の正確な限界、すなわち圧縮点をどのようにして発見するかが問題である。

圧縮点の決定方法については Eckenfelder⁵⁵⁾や Roberts⁵¹⁾が提案しているが、いずれも理論的根拠にとぼしく正確な圧縮点を見出すのは容易でない。

Coe—Clevenger も Kynch も粒子の沈降速度は濃度のみの関数と仮定しているが、もしこれが正しければ初期濃度が一定である限り、沈降速度は沈降深さに無関係ということになる。しかし Gaudin や奥野による実験⁴⁶⁾ではこの仮定が必ずしも常に満たされるとは限らないことが示されている。このことは、ある初期濃度をもつ汚泥の沈降解析を Kynch の方法でやっても、それを他の濃度の汚泥には必ずしも適用できないことを意味している。

(3) 実用モデル

上記のような静止流体中に対し、実際のシクナー等では流動や乱れの影響も加わり、沈降除去過程は一層複雑である。そこでこれら流動特性と圧密、干渉等沈降特性とをすべて含んだ除去速度の実験式として、

$$\frac{dc}{dt} = -k \frac{v_s}{H} C^\alpha \quad (34)$$

k : 主に沈降現象によって支配される項

α : 主に乱れ等によって支配される項で 0 ~ 1 の範囲をとる

v_s : 干渉沈降速度, H : 水深
のようなものも提案されている。

4.3 物理化学的処理プロセス

2 次処理, すなわち生物化学的処理により廃水中の有機物の 90% 以上が除去できるが、残る 10% の有機物が環境中に与える影響を無視することはできない。そこで水利用の増大にともない、廃水の 3 次処理としての物理化学的処理プロセスが注目されている^{56), 57)}。既往の 3 次処理法をみると、表 2 で物理化学的処理として分類したようないくつかの操作があるが、大別すると、i) 水相からの汚濁物を除去するための除去操作、ii) 汚濁物質の物性を变化させる水質調整操作とに分けることができる。

ここでは 3 次処理の代表的な装置のひとつであるオゾン処理プロセスを取り上げる。オゾン処理の効果については、脱色、脱臭、殺菌および有機物の酸化処理といった除去効果と pH 調整や水質変換といった水質

調整効果の両方の効果を兼ね備えている⁵⁸⁾。特に酸化作用については、有機物の不飽和化合物に対して特異的に反応し、短時間に分解する能力を持っている。またオゾンによる酸化作用は大型分子を小型分子へと分解する能力として定量することができ、また COD 成分の BOD 化といった水質測定因子間の差としても把握できる。

オゾン処理による COD 成分の減少過程は次のような 1 次反応もしくは 2 次反応で表示される⁵⁸⁾。

$$dL/dt = -k_1 L \quad (35)$$

$$dL/dt = -k_2 LO \quad (36)$$

L : COD 濃度 (mg/l), O : オゾン濃度 (mg/l)

k_1, k_2 : 反応定数

オゾン濃度が十分高い場合は単なる 1 次反応として表示することはできず、(2) 式のように反応槽内でのオゾン濃度の変化効果を考慮するか反応生成物や pH 変化による反応速度の低下効果を考慮しなければ十分表示できないようである。

BOD 除去については Marsh⁵⁹⁾らにより反応は BOD とオゾンとの 2 分子反応であると示されている。

$$dC/dt = -k_3 CO \quad (37)$$

C : BOD 濃度 (mg/l), k_3 : 反応定数

この反応は BOD に関しては擬 1 次反応であり、BOD 濃度は反応定数に含めて考えられることがわかり、

$$dC/dt = -k_4 O \quad (38)$$

さらに反応時間全体を通じオゾン濃度はほぼ一定であり、結局 0 次反応として取り扱えるとしている。

$$dC/dt = -k_5 \quad (39)$$

鈴木ら⁶⁰⁾はオゾンによる酸化分解が水溶性高分子の低分子化にどのような有効性を有するかを検討するために、PEG (ポリエチレングリコール) に関しオゾン酸化分解による分子量の低下速度についてゲルクロマトグラフにより追跡し、考察を加えている。この研究ではオゾンは高分子結合鎖の切断のみをおこし、完全酸化による無機化は無視できる事が示されている。また温度、PEG 濃度、オゾン濃度の異なる実験の結果を次のパラメータ T を用いて整理している。

$$T = e^{-E/RTC}^{-1/3} P_{O_3} t \quad (40)$$

E : 活性化エネルギー 12.3 kcal/mol

C : PEG 濃度 (mg/l soc)

P_{O_3} : 吹込みガスオゾン濃度 (mg/l gas)

t : 経過時間 (hr)

R : 気体定数, T : 絶対温度

また分解にあずかる 1 つの高分子が水中の活性酸素と出会う確率はその高分子の大きさに依存し、高分子の有効なる大きさは分子量の n 乗 ($0 < n < 1$) に比例すると考えて、分子量 M , 個数濃度 N の高分子の比例

分解速度 $R(\text{sec})$ を定式化している。

$$R = \frac{1}{N} \frac{dN}{dt} = R^* M^n \quad (41)$$

最終的には分子量分布に対数正規分布を仮定するという方法で分布型を定め、これより数平均分子量の時間変化を求め、分子数の変化すなわち比開裂数の変化として、時間変化を追跡して次式を導いている。

$$\frac{1}{M_n^{1/2}} - \frac{1}{M_0^{1/2}} = 3.7 \times 10^8 e^{-E/RT} C^{-1/3} P_{O_3} t \quad (42)$$

この他、オゾン処理プロセスに関しては種々の面からの研究が活発になっているが、オゾン酸化による有機汚濁物質の除去機構が十分に解明されていないことや、定量化に耐えるデータが不足していることなどから、一般的なモデリングはあまり行われていない。そこで、やや特殊な視点からの試みとして合田ら⁶¹⁾は、有機汚濁物質の分子量分布という状態関数に Population Balance Model⁶²⁾を導入することによって、分子量分布の経時的な推移および減衰の状態を表現している。

$$\frac{\partial c(m, t)}{\partial t} = B - D \quad (43)$$

(43)式は分子量 m に着目した有機汚濁物質の収支式であり、発生はオゾン処理による高分子有機汚濁物質の低分子化(m 以上 $\rightarrow m$)によって起き、消滅は低分子化($m \rightarrow m$ 以下)と無機化の両方で起きるとしている。また低分子化の反応も無機化の反応もいずれも1次反応と仮定し、分子量 m' の有機汚濁物質が分子量 m ($m < m'$)になる確率を m と m' の関数と仮定することによって、最終的なオゾン処理プロセスの Population Balance Model を次のようにまとめている。

$$\frac{dC_i(t)}{dt} = \sum_{j=1}^{i-1} C_j(t) R_{jk_{ij}} - (R_i + T_i) C_i(t) \quad (44)$$

ここに

$$R_i = \begin{cases} P_1 i + P_2 & (P_1 i + P_2 > 0 \text{ のとき}) \\ 0 & (P_1 i + P_2 \leq 0 \text{ のとき}) \end{cases} \quad (45)$$

$$T_i = \begin{cases} P_3 i + P_4 & (P_3 i + P_4 > 0 \text{ のとき}) \\ 0 & (P_3 i + P_4 \leq 0 \text{ のとき}) \end{cases} \quad (46)$$

$$K_{ij} = \begin{cases} 0 & (i \leq 2j - 7 \text{ のとき}) \\ \frac{1}{4} & (2j - 6 \leq i \leq 2j - 3 \text{ のとき}) \\ 0 & (2j - 2 \leq i \text{ のとき}) \end{cases} \quad (47)$$

$$i = 1, 2, \dots, 60$$

ただし有機汚濁物質のオゾン処理による分裂速度 (R_i) は分子量の大きいものほど大きいと考えて直線的に近似し、無機化の速度 (T_i) は分子量の小さいものほど大きいと考えて同様に直線に近似している。分裂により生成する分子の分布関数 (K_{ij}) については、有機

汚濁物質のピークの移動の中で最も目立つ増減部分に着目してできるだけ簡単な形で表している。

(原稿受理 昭和59年10月11日)

参考文献および引用文献

- 30) 市川新, 池田三郎(1970)発見的自己組織化法による水質予測, 土木学会論文報告集, No.246.
- 31) 岩井重久, 住友恒, 松岡譲(1980)水質データの統計的解析, 森北出版.
- 32) 山村優他(1979)GMDH による下水処理場の放流水質の推定モデル, 水質汚濁研究, 2, 203—213.
- 33) Berthouex, P.M., W.G. Hunter, and C.Y. Shik (1976) The Use of Stochastic Models in the Interpretation of Historical Data From Sewage Treatment Plants, *Water Resour.*, 10, 689—698.
- 34) Berthouex, P.M., W.G. Hunter, L. Pallesen and C.Y. Shik (1978) Dynamic Behavior of an Activated Sludge Plant, *Water Resour.*, 12, 957—972.
- 35) Debelak, K.A. and C.A. Sims (1981) Stochastic Modeling of an Industrial Activated Sludge Process, *Water Research*, 15, 1173—1183.
- 36) 建設省(1972)下水道施設設計指針と解説, 日本下水道協会.
- 37) Metacalf and Eddy (1972) Wastewater Engineering: Collection, Treatment, Disposal. McGraw-Hill.
- 38) Lawrence, A.W. and P.L. McCarty (1970) Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation, *Proc. of ASCE*, SA3, 757—778.
- 39) Grady, C.P.L., Jr., and Williams, D.R. (1975) Effects of Influent Substrate Concentration on the kinetics of Natural Microbial Populations in Continuous Culture, *Water Research*, 9, 171—180.
- 40) Baskir, G.I., and G. Spearing (1980) Product Formation in the Continuous Culture of Microbial Population Grown on Carbohydrates, *Biotechnology and Bioengineering*, 22, 1857—1875.
- 41) Daigger, G.T. and C.P.L. Grady, Jr. (1977) A Model for the Bio-oxidation Process Based on Product Formation Concepts, *Water Research*, 11, 1049—1057.
- 42) 友沢考(1973)水処理プロセスの最適構成に関する研究, 京都大学修士論文.
- 43) 須藤隆一(1982)活性汚泥法における固液分離の重要性, 下水道協会誌, 19, 214, 2—8.
- 44), 45) 安田正志(1982)バルキングの支配因子と原因微生物, 下水道協会誌, 19, 214, 9—16.

- 46) 野中八郎(1967)下水処理プロセスとプラントの設計, 日本下水道協会.
- 47) Work, L. and A. Kohler (1940) Sedimentation of Suspension, *Industrial and Engineering Chemistry*, **32**, 1329.
- 48), 49) 化学工学, 朝倉書店.
- 50) 吉岡直哉(1955)均質スラリーの回分沈降における諸特性, 化学工業, **19**, 616.
- 51) Robert, E. (1949) Thickening Art or Science, *Mining Engr.*, **1**, 61.
- 52) Kynch, G. (1952) A Theory of Sedimentation, *Transaction of the Farady Society*, **48**.
- 53) Coe, H. and C. Clevenger (1916) Method for Determining the Capacity of Slime-Settling Tank, *Transactions American Institute of Mining Engineering*, **55**, 365.
- 54) Talmage, W. and E. Fitch (1955) Determining Thickener Unit Area, *Industrial and Engineering Chemistry*, **47**, 38.
- 55) Eckenfelder W.W. (1961) Biological Waste Treatment, Pergamon Press.
- 56) 岩井重久他(1974)下水・廃水処理ガイドブック, 環境技術研究会.
- 57) 柏谷衛編著(1980)新体系土木工学89 下水道, 技報堂.
- 58) 宗宮功(1973)3次処理におけるオゾン処理, 下水道協会誌, **10**, 39—52.
- 59) Marsh, G.R. (1965) Ozonation in the BOD Reduction of Raw Domestic Sewage, *Water and Sewage Works*, 372—377.
- 60) 鈴木基之, 宮崎敏郎(1980)水溶性高分子のオゾンによる分解速度, 水質汚濁研究, **3**, 193—198.
- 61) 合田健, 内藤正明, 徳田正(1974)Population Balance Model によるオゾン処理プロセスの定式化, 水処理技術, **15**, 1045—1051.
- 62) Himmelblau, D.M., and K.B., Bischoff (1968) Process Analysis and Simulation, Deterministic Systems, John Wiley.
- 63) 金子光美(1976)活性汚泥の生物量と活性度, 微生物の生態 **3**, 学会出版センター.
- 64) Atkinson, B. and I.J. Davies (1974) The Overall Rate of Substrate Uptake (Reaction) by Microbial Films, Part I: A Biological Rate Equation, *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, **52**, 248.
- 65) Atkinson, B. and J.A. Howell (1975) Slime Holdup, Influent BOD, and Mass Transfer in Trickling Filters, *Proc. of ASCE, EE5*, 585—605.