

高度下水処理プロセスにおける運用コスト最小化水質制御 Operational Cost Minimization Control for Effluent Quality of Advanced Wastewater Treatment Process

佐藤丈¹, 上田智一¹, ○大森浩充²

¹ 慶應義塾大学大学院理工学研究科

² 慶應義塾大学システムデザイン工学科

Jo Sato¹, Tomokazu Ueda¹, Hiromitsu Ohmori²

¹ Graduate School of Science and Technology, Keio University

² Department of System Design Engineering, Keio University

Abstract

This paper focuses on activated sludge process, which is known for its utilization of microorganisms in advanced wastewater treatment process. Removal of chemical substances such as organic matters and Nitrogen is accomplished by having the microorganisms react effectively. Aeration is known to activate the behavior of microorganisms from old times. Today, still new operational methods including plant layouts and equipment are being proposed and argued in order to achieve more stability, efficiency, cost performance and so on. Introducing external carbon dosage, the new manipulation, legal effluent quality can be met. However, it would be inefficient in terms of financial cost if one were to dump in external carbon dosage as much as possible, despite the fact that the effluent quality still might meet the legal standard. The goal of this paper is to maintain effluent quality of the wastewater clean and to maintain low operational cost simultaneously.

Keyword : Activated Sludge Model, External Carbon Dosage, Operational Cost

1 はじめに

下水処理システムは、季節的変動や天候による変動など負荷変動が大きいという特徴を有している。そして、そのプロセスから出力される放流水は法的規制対象であることから、負荷の変動に依存せず規制値をクリアする必要があり、その条件を満たすプラントの操業が要求される。近年の研究により、規制値をクリアするための炭素源投与など、技術的な背景は整いつつある。ただ、操業において、運転コストがかかる操作量の増加をできる限り抑えることも同時に望まれる。そのため、より効率的な下水処理システムの構築が提案されるようになった [1]。

本稿では、炭素源投与を考慮にいたれた、循環式脱窒プロセスと呼ばれる高度下水処理プラントにおける運用コスト最小化制御を提案し、活性汚泥モデル(ASM)を用いてその有用性を示す。

2 対象プロセス

本稿では窒素除去を目的とした下水処理プロセス、循

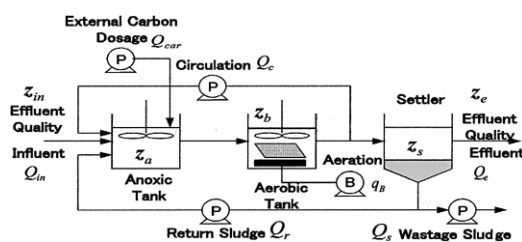


Fig. 1: Pre-Denitrification Process

環式脱窒プロセスを対象としている [1]。その概略図を Fig.1 に示す。このプロセスにおいて、下水の浄化を十分に考慮に入れた上で、曝気量 (q_B)、炭素源投与量 (Q_{car})、返送汚泥量窒素濃度 (q_r)、循環量 (q_c)、汚泥廃棄量 (q_w) を

Tab. 1: State Variables of ASM1

Description	State	Symbol
Inert organic matter	z_1	S_I
Readily biodegradable substrate	z_2	S_S
Inert organic matter	z_3	X_I
Slowly biodegradable substrate	z_4	X_S
Active heterotrophic biomass	z_5	X_{BH}
Active autotrophic biomass	z_6	X_{BA}
Products arising from biomass decay	z_7	X_P
Oxygen	z_8	S_O
Nitrate and nitrite nitrogen	z_9	S_{NO}
Ammonia	z_{10}	S_{NH}
Biodegradable organic nitrogen	z_{11}	S_{ND}
Biodegradable organic nitrogen	z_{12}	X_{ND}
Alkalinity	z_{13}	S_{ALK}

適切に制御し、低コストを実現するような制御則を提案する。

対象プロセスは活性汚泥モデル (Activated Sludge Model, 以下 ASM と表記) No.1 に基づき、定式化される [2]. ASM No.1 は IWA により開発された、13 の水質成分を考慮したモデルである。Fig.1 に示す窒素除去プロセスにおいて、無酸素槽、曝気槽の各水質成分濃度を状態変数とし、それぞれ各槽ごとに z_a, z_b, z_s 、その第 i 番目の成分は $z_{a,i}, z_{b,i}, z_{s,i}$ と表記する。流入水質成分濃度ベクトルを z_{in} 、放流水質成分濃度ベクトルを z_e とし、同様に i 番目の成分を $z_{in,i}, z_{e,i}$ とする。各変数の詳細は Tab.1 に示す。また、各反応槽の体積をそれぞれ V_a, V_b, V_s とし、順に無酸素槽、曝気槽、沈殿槽の体積を示すものとする。以上の定義の下、プロセスは以下のように定式化される。

$$\frac{dz_{a,i}}{dt} = \mathbf{m}_i^T \mathbf{r}(z_a) + \frac{1}{V_a} \{Q_{in} z_{in,i} + Q_c z_{b,i} + Q_r z_{s,i} - (Q_{in} + Q_c + Q_r) z_{a,i}\} \quad (1)$$

$$\frac{dz_{b,i}}{dt} = \mathbf{m}_i^T \mathbf{r}(z_b) + \frac{Q_{in} + Q_c + Q_r}{V_b} (z_{a,i} - z_{b,i}) \quad (2)$$

$$\frac{dz_{s,i,k}}{dt} = \frac{Q_{k,in}}{v_s} z_{s,i,k,in} - \frac{Q_{k,out}}{v_s} \cdot \psi_{s,i,k}(z_{s,k-1}, z_{s,k}, z_{s,k+1}) \quad (3)$$

$$z_{in,i}(t) \geq 0, \forall t \in \mathbb{R}_+ \quad (4)$$

$$z_{a,i}(0) \in \mathbb{R}_+, z_{b,i}(0) \in \mathbb{R}_+, z_{s,i,k}(0) \in \mathbb{R}_+, \quad (5)$$

Tab. 2: Control Inputs and Outputs

(a) Inputs		
Description	Symbol	Unit
Aeration Coefficient	$K_{L,a}$	1/d
External Carbon dosage	$u_{a,2}$	g COD/m ³
Return flow rate	Q_r	m ³ /d
Circulatory flow rate	Q_c	m ³ /d
Wastage flow rate	Q_s	m ³ /d
(b) Outputs		
Description	Symbol	Unit
Readily biodegradable substrate	S_S	g COD/m ³
Ammonium Nitrate and nitrite Nitrogen	S_{NH}	g N/m ³
	S_{NO}	g N/m ³

$$(i = 1, 2, \dots, 13), (k = 1, 2, \dots, n)$$

$$z_a, z_b \in \mathbb{R}^{13}, M = [m_1 \ m_2 \ \dots \ m_{13}] \in \mathbb{R}^{8 \times 13} \quad (6)$$

$$\mathbf{r}(z_*) = \begin{bmatrix} \rho_1(z_*) \\ \rho_2(z_*) \\ \vdots \\ \rho_8(z_*) \end{bmatrix} \in \mathbb{R}^8, * = a, b \quad (7)$$

ただし、 n は沈殿槽の槽数、 $\mathbf{m}_i^T \mathbf{r}(z_*)$ は生物反応式であり、各槽の水質成分濃度 z_* に依存する非線形項である。炭素源投与量 Q_{car} は $u_{a,2}$ として式 (1) の $i=2$ 成分に、曝気量 q_B は $u_{b,8}(=K_{L,a})$ として式 (2) の $i=8$ 成分にそれぞれ加算され、入力となる。Tab.2 に対象プロセスの入力項、出力項を示す。

得られた入力、出力に関する情報より、入出力のコスト評価を行う。コスト評価は制御システムを金額換算した以下の式を採用し、[1] 評価関数 y として設定する。

$$y(t) = \frac{1}{T} \int_t^{T+t} [(w_1 COD + w_2 BOD + w_3 SS + w_4 TN + w_5 TP) Q_e + w_6 Q_b + w_7 Q_r + w_8 Q_c + w_9 Q_s + w_{10} Q_{car} + w_{11} Q_{sludge}] d\tau \quad (8)$$

ただし、COD, BOD, SS, TN, TP は以下の式を用い換算される。

$$COD = z_{e,1} + z_{e,2} + z_{e,3} + z_{e,4} + z_{e,5} + z_{e,6} + z_{e,7} \quad (9)$$

$$BOD = 0.25 \{z_{e,2} + z_{e,4} + (1 - f_P)(z_{e,5} + z_{e,6})\} \quad (10)$$

$$SS = 0.75 (z_{e,3} + z_{e,4} + z_{e,5} + z_{e,6} + z_{e,7}) \quad (11)$$

$$TN = z_{e,9} + z_{e,10} + z_{e,11} + z_{e,12} + i_{XB}(z_{e,5} + z_{e,6}) + i_{XP}(z_{e,3} + z_{e,7}) \quad (12)$$

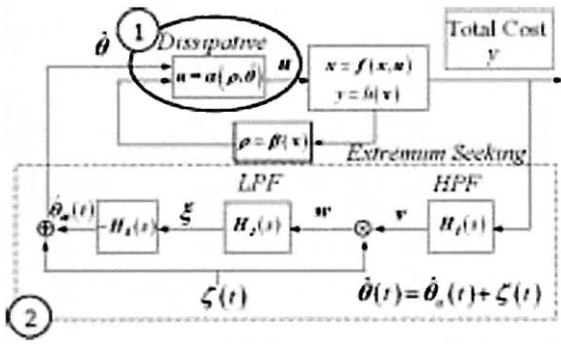


Fig. 2: Proposed Extremum Seeking Algorithm

3 コスト最小化制御

提案する制御システムの概略を Fig.2 に示す。制御対象に加わる操作量は消散制御系 () によって発生し、その消散制御系 () の内部パラメータ θ は、式 (8) の評価関数 $y(t)$ を時々刻々最小にするように、極値制御系 () により決定されるという、2 段階の制御方式をとっている。

3.1 消散制御

本稿で用いた消散制御理論は、システムの消散性を保証することで、放流水質濃度の低減を図ることができる [3]。消散制御による制御則として、曝気量制御則を下記に示す。

$$u_o(\mathbf{z}_b) = \begin{cases} k_{o1} 2 \frac{1-Y_H}{Y_H} \rho_1(\mathbf{z}_b) + k_{o2} \left(\frac{4.57}{Y_A} - 2 \right) \cdot \rho_3(\mathbf{z}_b) + \alpha_o (e_o - S_O), & e_o - S_O > 0 \\ k_{o1} 2 \frac{1-Y_H}{Y_H} \rho_1(\mathbf{z}_b) + k_{o2} \left(\frac{4.57}{Y_A} - 2 \right) \rho_3(\mathbf{z}_b), & e_o - S_O \leq 0 \end{cases} \quad (13)$$

$$0 < k_{o1} < 1, 0 < k_{o2} < 1 \quad (13)$$

$$K_L a(\mathbf{z}_b) = \min \left\{ \frac{u_o(\mathbf{z}_b)}{S_{O,sat} - z_{b,8}}, K_{O,sat} \right\} \quad (14)$$

他の操作量, u_{car} , Q_r , Q_c , Q_s も同様に決定される。式 (13), (14) において、チューニング可能なパラメータ k_{o1}, k_{o2} を適切に決定することで、システムの消散性を保証し、放流水中における除去対象成分の濃度を、十分に低減化できることが確認されている [3]。

本稿で考慮している入力は、Tab.2 に示すよう 5 入力であるため、入力を決定するにあたってチューニングが可能となる可調整パラメータ θ は、

$$\theta = [k_{o1}, k_{o2}, k_{car}, c_r, c_c, c_s]^T \quad (15)$$

である。しかし、 θ を評価関数 y が最小となるよう、一意に決定することは困難であるので、評価関数 y を最小

Tab. 3: Saturation of Input and Parameter of Dissipative Controller [3]

Parameter	Value	Unit	Parameter	Value	Unit
$K_{O,sat}$	360	1/d	k_{o1}	0.56	—
$U_{car,sat}$	600	g COD/m ³ d	k_{o2}	0.56	—
$Q_{r,sat}$	40000	m ³ /d	k_{car}	0.4	—
$Q_{c,sat}$	100000	m ³ /d	c_r	6.4	—
$Q_{s,sat}$	2000	m ³ /d	c_c	6800	—
			c_s	0.043	—

化する、消散制御系におけるパラメータ θ の最適化問題をオンラインで求解する次の極値制御法 (Fig.2) を採用した。

3.2 極値制御

最適化問題には極値制御理論を適用し、 θ の最適解を導出する [4][5][6]。

Fig.2 の極値制御系における ζ , $H_1 - H_3$ は以下の行列式で与えられる。

$$\zeta(t) = \begin{bmatrix} a_1 \sin \omega_1 t \\ \vdots \\ a_6 \sin \omega_6 t \end{bmatrix} \quad (16)$$

$$H_1(s) = \text{diag} \left[\frac{s}{s+\omega_{h,1}} \quad \cdots \quad \frac{s}{s+\omega_{h,6}} \right] \quad (17)$$

$$H_2(s) = \text{diag} \left[\frac{\omega_{l,1}}{s+\omega_{l,1}} \quad \cdots \quad \frac{\omega_{l,6}}{s+\omega_{l,6}} \right] \quad (18)$$

$$H_3(s) = \text{diag} \left[\frac{k_1}{s} \quad \cdots \quad \frac{k_6}{s} \right] \quad (19)$$

式 (16) は、システムの制御信号に加えるテスト信号であり、 a_*, w_* は適宜決定される。また、式 (17), (18) はそれぞれ、ハイパスフィルタ、ローパスフィルタである。式 (19) は積分器であり、 $k_* > 0$ を満たす。以上、式 (16)-(19) が本稿における極値制御アルゴリズムである。

4 数値例

下水シミュレータ SIMBA を用いたシミュレーションにより、提案手法の有用性を確認する。消散制御系におけるパラメータ θ に関し、COD 指標と全窒素濃度を低減化するよう設定された、Tab.3 の値を用いた場合の応答と、 y が最小となるよう、極値制御により最適化されたパラメータ $\hat{\theta}_*$ 用いた場合の応答とを比較する。ただし、各入力の上限には、各条件共に Tab.3 の値を用いる。さらに、得られた応答から式 (8) を用いて、各入出力を金額換算し、評価関数 y を求め、コスト評価を行う。極値制御における式 (16)-(19) で用いたパラメータは Tab.4 に示 Fig.3,4 に得られた応答を示す。COD 指標と全窒素濃度に関し、提案手法が消散制御系において、COD 指標と

Tab. 4: Parameter of Extremum Seeking Controller

Symbol	Value	Symbol	Value	Symbol	Value
k_1	100	k_2	100	k_3	10000
a_1	0.05	a_2	0.04	a_3	0.05
ω_1	12	ω_2	15	ω_3	17
$\omega_{h,1}$	10000	$\omega_{h,2}$	10000	$\omega_{h,3}$	1000000
$\omega_{l,1}$	0.01	$\omega_{l,2}$	0.01	$\omega_{l,3}$	0.001
k_4	5000	k_5	800	k_6	200
a_4	60	a_5	0.03	a_6	0.0001
ω_4	19	ω_5	21	ω_6	23
$\omega_{h,4}$	1000000	$\omega_{h,5}$	1000000	$\omega_{h,6}$	12000
$\omega_{l,4}$	0.005	$\omega_{l,5}$	0.005	$\omega_{l,6}$	0.01

Tab. 5: Cost Function Parameters[1]

Weight	w_1	w_2	w_3	w_4	w_5	w_6
Set Value	15	60	60	90	1200	0.234
Weight	w_7	w_8	w_9	w_{10}	w_{11}	
Set Value	0.18	0.18	0.18	10050	55	

全窒素濃度を低減化するように決定されたパラメータを用いた場合に対し、相違ない結果が得られた。Fig.5に、両手法における評価関数 y を示す。同レベルの処理能力において、提案手法の方がコスト面で優れていることが確認された。両手法を比較すると、28.7%のコスト削減が達成された。

5 まとめ

本稿において、金額換算された経済的指標を評価関数として採用し、プロセスを極値制御問題として置き換えた下で、信頼性の高いシミュレータ SIMBA を用いたシミュレーションにより、循環式脱窒プロセス制御において、COD 指標と全窒素濃度を十分に低減させた状態で、運用コストの最小化を達成することができた。

参考文献

[1] 山中, 小原, 長岩, 堤: 窒素除去型下水高度処理プロセスのプラントワイド制御, 電気学会 D 部門大会 (2003)

[2] M.Henze, W. Gujer, T. Mino, M. Loosdrecht: Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d, and ASM3, IWA Publishing(2000)

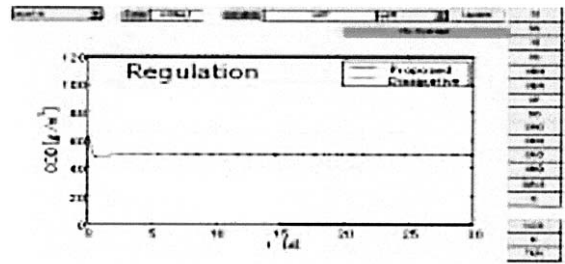


Fig. 3: COD in Effluent

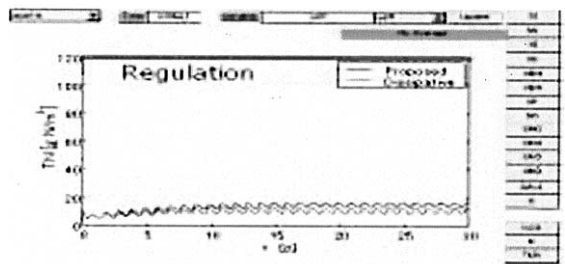


Fig. 4: Total Nitrogen in Effluent

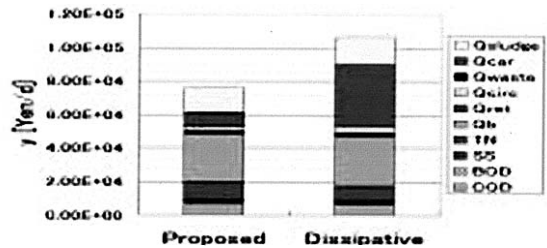


Fig. 5: Total Cost Comparison

[3] H. Ito :Dissipative Control with Estimation for Biological Wastewater Treatment Plants Based on Entire Nonlinear Process Models, 第32回制御理論シンポジウム (2003)

[4] M.Krstić, H.Wang : Design and Stability Analysis of Extremum Seeking Feedback for General Nonlinear Systems, Proc. of the 36th Conference on Decision and Control, California, p.1743-1748 (1997)

[5] Kartik B.Ariyur, M.Krstić : Analysis and Design of Multivariable Extremum Seeking, Proc. of the American Control Conference, Anchorage, p.2903-2908 (2002)

[6] Kartik B.Ariyur, M. Krstić : Real-Time Optimization by Extremum-Seeking Control, WILEY-INTERSCIENCE (2003)