

〈論文〉

水質維持と運用コスト低減の両立を図る極値探索型最適制御の適用性検討

山中 理¹⁾, 大西 祐太¹⁾, 小原 卓巳¹⁾

平岡 由紀夫²⁾, 中川 祐一²⁾

¹⁾(株)東芝 電力・社会システム技術開発センター

(〒183-8511 府中市東芝町1 E-mail: osamu2.yamanaka@toshiba.co.jp)

²⁾(株)東芝 水・環境システム事業部

(〒212-8585 川崎市幸区堀川町72番地34 E-mail: yukio.hiraoka@toshiba.co.jp)

概要

下水処理プロセスの放流水質と運用コストを最適化する制御として、極値制御と呼ばれる最適値探索型の制御手法の適用可能性を検討した結果を報告する。本論文では、コスト換算した水質を運用コストに加えた総コストを最小化する様に、返送率と微好気処理のための曝気風量に極値制御を適用する方法を提案し、その適用可能性をシミュレーションにより検討した。標準活性汚泥プロセスの部分改造で実現できる疑似嫌気好気プロセスを対象として、提案手法を適用した結果、典型的な運用条件を設定した場合と同程度の運用コストで、窒素とリンを除去する事ができ、典型的な運用条件と比較して、総コストを2.7~3.8%程度削減できるという試算結果を得た。

キーワード：下水処理プロセス、最適制御、極値制御、シミュレーション、総コスト最小化

原稿受付 2016.5.13 原稿受理 2016.7.20

EICA: 21(2・3) 30-38

1. はじめに

河川や湖沼などの環境負荷低減のための下水処理水質の向上は、健全な水循環の維持の観点からも重要であり、処理水質向上のための高度処理の普及が進められている¹⁾。一方、自治体の厳しい財政状況や温室効果ガス削減の要請を背景として、下水処理施設運用に関わる消費電力などの運用コスト低減への期待は大きい。また、近年は、財政状況や更新時期の問題により、全面的な増改築による高度処理導入が難しい場合への対応策として、既存施設の部分的改造と運転管理の工夫により、運用コストを増加させずに、処理水質を向上させる段階的の高度処理の導入も推進されている^{2,3)}。

このような状況に対応できる技術として、水質の維持・向上と運用コスト低減を図るための評価指標や、各種の運用制御手法の開発が行われてきた⁴⁻¹⁰⁾。

文献4~6)では、排水賦課金の考え方でコスト換算した水質を運用コストに加えて評価する総コスト指標を導入し、各種制御方式の比較評価を行うためのベンチマークプロセスを提供している。一方、文献7~10)では、総コスト指標やCO₂排出量などを評価指標として、最適な運用制御手法を提案している。これらの手法は、処理場全体の運用最適化を考えた制御として有望であるが、実際の処理施設に適用するためには、複雑な下水処理プロセスモデルや制御アルゴリズムを計算機上に実装する必要がある。そのため、開

発期間や開発コストの増加が懸念される。

一方、実際の下水処理施設の運用制御で広く用いられているPLC (Programmable Logic Controller) に直接実装できる方法として、文献11)では、下水処理施設運用の消費電力量の30~60%程度を占めるブロワに着目し、既存のDO一定制御を拡張した曝気風量制御を提案し、8~15%程度の風量低減効果が得られることを実施設で実証している。

段階的の高度処理が推進される中、今後、下水処理施設では、ブロワばかりでなく、ポンプなどの他の機器の動力低減や、運用の工夫による一層の水質改善が求められる。そこで、本論文では、このようなニーズに応える事ができ、PLCに実装可能な制御手法について検討する。具体的には、文献4~8)で導入された総コスト指標を評価関数とし、探索型の最適制御手法である極値制御により、下水処理施設の総コストを最小化する制御手法について検討する。極値制御は、評価関数の値をオンラインで取得し、その極値(局所最適値)を探索する制御手法¹²⁾であり、複雑な最適化アルゴリズムを必要としないため、PLCに実装できる。そのため、新たな制御方式の開発期間の短縮や開発コストの低減が期待できる。本論文では、この様な特徴を持つ極値制御の下水処理施設運用への適用性を評価するため、返送率制御と、嫌気/好気の兼用区画のDO濃度を1mg/L以下の低い値に維持する風量制御への極値制御の適用を検討した。下水処理プロセスシ

ミュレータを用いて、水質向上と運用コスト低減の観点で評価した結果、極値制御の評価関数を工夫することにより、典型的な運用条件を設定した対照系に対して、総コストを2.7~3.8%程度削減できるという試算結果を得た。

2. 対象システム

2.1 対象プロセス

段階的高度処理^{2,3)}を想定し、標準的な活性汚泥プロセスの部分的改造で実現できる Fig. 1 に示す下水処理プロセスを対象とした。Fig. 1 の生物反応槽は、4つの区画に分割され、第1区画は嫌気区画、第2区画は、嫌気/好気の兼用区画、第3区画と第4区画は好気区画である。各区画の容積比は1:1:1:1とした。好気区画と兼用区画は、各々、個別のプロワで制御することとした。また、第3区画と第4区画の風量比率は、均等な曝気を想定して1:1とした。

Fig. 1 に示す下水処理プロセスを、活性汚泥モデルASM2d¹³⁾を組み込んだ下水処理プロセスシミュレータとして構築し、これを対象プロセスとした。また、活性汚泥モデルのパラメータは、文献13)に記載されているデフォルト値を用いた。

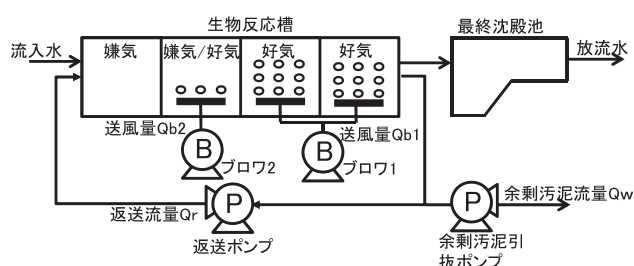


Fig. 1 Layout of wastewater treatment process for evaluation

2.2 流入条件

流入量に関する条件は、HRT (水理的滞留時間) で8hとした。これは、標準活性汚泥プロセスの典型的な滞留時間6~8h¹⁴⁾の中の最大値に相当し、段階的高度処理を想定して、A2O法などの高度処理プロセスのHRTよりは短く設定した。流入水質の条件は、文献13)に示されている典型値である Table 1 に示す値を基準値として、制御の評価目的に応じて変化させた。

Table 1 Default values of influent quality and HRT

項目	単位	値
HRT	[h]	8
化学的酸素要求量 (COD)	[gCOD/m ³]	260
窒素 (NH ₄ -N)	[gN/m ³]	16
リン (PO ₄ -P)	[gP/m ³]	3.6

また、最適性の定量評価を容易にするため、流入水の変動については、文献5)のURLから入手できる晴天時の流入水量の日変動のみを考慮し、水質変動や非定常な変動は考慮しないこととした。

2.3 運転条件

Fig. 1 のプロワ1, プロワ2, 返送ポンプ, 余剰汚泥引抜ポンプが、運転管理の制御の操作量となる。

比較対象とする基準の運転条件は、文献14)などを参考に、窒素やリンの除去に必要な条件を満たす様に設定した。返送ポンプは、返送率50%の返送率一定制御¹⁴⁾で制御した。余剰汚泥引抜ポンプは、Fig. 1 の第2~4区画を好気槽とした場合、硝化に必要なA-SRT (好気槽汚泥滞留時間)を確保できるようにSRT (汚泥滞留時間)を7.5日に設定して制御した。また、送風量については、第1区画を嫌気条件とすると、嫌気部に必要な1.5~2hの条件¹⁴⁾を満たすため、第2~4区画を好気槽とし、目標値1mg/LのDO一定制御とした。目標値は、文献13)のパラメータのデフォルト値を用いた時に硝化を確保しながら、できる限り風量を低減できる条件として、文献11)の実績なども参考に定めた。これらの条件を Table 2 にまとめる。

Table 2 Standard operating condition for control performance evaluation

項目	単位	値
SRT	[day]	7.5
返送率	[%]	50
DO一定制御目標値	[mg/L]	1
水温	[°C]	20

Table 2 に記載の運転条件を基準 (以下、基準運転) として、返送ポンプ、および、兼用区画のプロワ2を、本論文で提案する制御手法の操作端として選定した。

3. 極値制御を用いた総コスト最小化制御

3.1 提案制御系の構成

本論文で提案する制御系の構成を Fig. 2 に示す。提案する制御系では、まず、文献4~8)の考え方に倣って、放流水質をコスト換算した水質コストとプロワやポンプの消費電力などの運用コストの総和である総コストの値を、計測している水質や流量データからオンラインで計算する。次に、極値制御により、プロワの送風量や返送ポンプの返送率など、選定した操作量を増減させながら、総コスト値の変化を観測し、総コストが減少する方向を探索する。この様に、操作量を常に増減させながら、総コストが減少する方向に操作量を徐々に変化させ、総コストの極値 (局所最小値) を

探索する制御が極値制御と呼ばれる制御手法である。

文献7～9)でも、総コストを用いた制御手法を提案しているが、これらは複雑なプロセスモデルや最適化アルゴリズムを必要とするため、演算量が多く、PLCへの実装は難しい。文献9)では、制御パラメータの最適値探索に極値制御を用いているものの、制御則の中では、プロセスモデルを必要としている。これに対し、ここで提案する方法は、3.3節に示す極値制御アルゴリズムを直接PLCに実装する事ができる。

3.2 総コスト評価関数の設定

総コスト評価関数は、文献4～8)および文献15)に倣って、Fig. 2に示す各種水質の水質コストとブロワやポンプの運転コストの総和として定義した。今回の検討には、薬品投入や汚泥処理はほとんど関係しないため、これらに関するコスト⁴⁻⁸⁾はゼロとした。また、窒素の重みは、文献6)に従って、アンモニア態窒素(NH₄-N)に対する重みを、硝酸態窒素(NO₃-N)に対する重みの3倍とした。また、リン酸態リン(PO₄-P)に対する重みは、文献15)に従い、硝酸態窒素の重みの4倍とした。また、処理量に依存せず総コストを定義するため、単位流入量当たりの原単位として定義した。評価に用いた総コストの定義を以下に示す。

$$TC = OC + EC \quad (1)$$

$$OC = (w_1 \times Q_{b1} + w_1 \times Q_{b2} + w_2 \times Q_r + w_3 \times Q_w) \div Q_{in} \quad (2)$$

$$EC = w_4 \times SS + w_5 \times COD + w_6 \times BOD + w_7 \times NO_3-N + w_8 \times NH_4-N + w_9 \times PO_4-P \quad (3)$$

ここで、TC [円/m³] は総コスト、OC [円/m³] は運用コスト、EC [円/m³] は水質コストを表す。また、Q_{b1} [m³/day] と Q_{b2} [m³/day] は、各々、Fig. 2のブロワ1とブロワ2の送風量、Q_r [m³/day] は返送ポンプ流量、Q_w [m³/day] は余剰汚泥引抜ポンプ流量、SS [gSS/m³]、COD [gCOD/m³]、BOD [gBOD/m³]

NO₃-N [gN/m³]、NH₄-N [gN/m³]、PO₄-P [gP/m³] は、各々、放流水の、浮遊固形物量、化学的酸素要求量、生物化学的酸素要求量、硝酸態窒素、アンモニア態窒素、リン酸態リンの濃度、Q_{in} [m³/day] は、流入量である。なお、(3)式では、流入量=放流量を仮定して、水質負荷計算に用いる放流量を消去した。w₁～w₉ は、コストへの換算を表す重みであり、その値と設定根拠をTable 3に示す。

Table 3 Weight parameters for total cost index

重み	単位	値	備考
w ₁	[円/m ³]	0.33	電気料金 10 [円/kWh] × プロワ能力 [0.033 kWh/m ³] を仮定
w ₂	[円/m ³]	0.2	電気料金 10 [円/kWh] × ポンプ能力 0.02 [kWh/m ³] を仮定
w ₃	[円/m ³]	0.2	電気料金 10 [円/kWh] × ポンプ能力 0.02 [kWh/m ³] を仮定
w ₄	[円/g]	0.02	w ₇ を基準に文献5と文献6の比率で換算
w ₅	[円/g]	0.01	w ₇ を基準に文献5と文献6の比率で換算
w ₆	[円/g]	0.02	w ₇ を基準に文献5と文献6の比率で換算
w ₇	[円/g]	0.1	文献4と文献6よりプロワコストと水質コストを1円/kg=1円/kwhとして換算
w ₈	[円/g]	0.3	w ₇ を基準に文献5と文献6の比率で換算
w ₉	[円/g]	0.4	w ₇ を基準に文献15の比率で換算

3.3 極値制御アルゴリズム

(1) 基本制御アルゴリズム

極値制御の基本的なアルゴリズムを機能ブロックとして表現すると、Fig. 3の様になる¹²⁾。

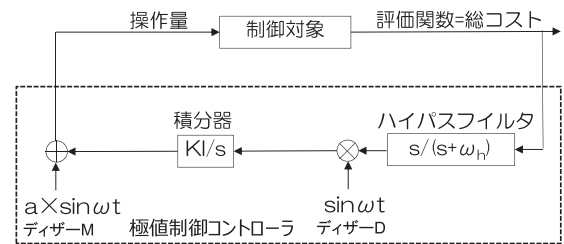


Fig. 3 Basic extremum seeking scheme

Fig. 3において、sはラプラス演算子を意味し、a, ω, ω_h, KI は、極値制御のパラメータである。これらのパラメータを適切に設定することにより、Fig. 2左上に示した様に、与えられた評価関数の極値(局所最小値)を探索できる事が文献12)等で証明されている。ここでは、Fig. 3の極値制御の動作原理を定性的に説明する。極値制御では、まず、ディザ信号と呼ばれるある周波数ωの信号(Fig. 3のディザ-M)を操作量に加えて、操作量を強制的に周期的に変化させる。これにより、出力の評価関数の値も周期的に変化するが、制御対象や評価関数の非線形性

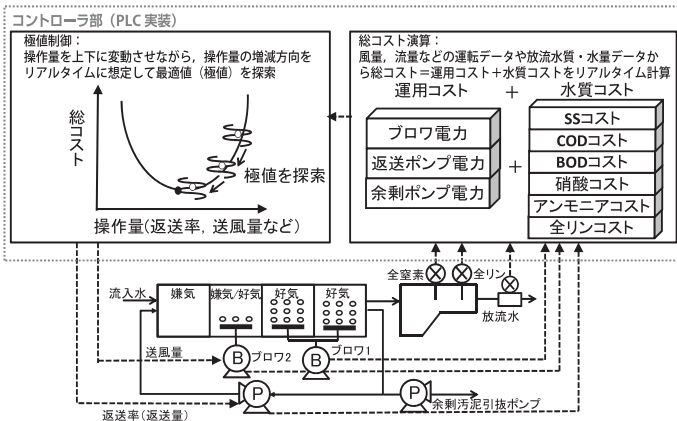


Fig. 2 Proposed total cost minimizing control scheme

などにより、デザイナー信号と異なる周波数成分や直流成分も生じる。そこで、まず、ハイパスフィルタにより、評価関数に含まれる直流成分を除去する。さらに、デザイナー M と同じ周波数のデザイナー信号 (Fig. 3 のデザイナー D) を乗じて、周波数 ω の正弦波の 2 乗の信号 ($\sin^2\omega t$) を合成し、周波数 ω の成分を取り出す。正弦波の 2 乗の直流成分は最適な操作量と現在の操作量の差に相当し、この直流成分を積分器に通すことで、評価関数の値が小さくなる方向に操作量の動くべき変化量が推定される。極値制御は、操作量の変化に対する評価関数の値の変化を連続的に取得することで、複雑なプロセスモデルや最適化アルゴリズムに頼らずに、最適な操作量を探索によって求めている。なお、デザイナー信号は、正弦波以外の任意の周期的な信号でもよく、周期的な矩形波が最も速く収束する事が文献 16) で示されている。

(2) 制御アルゴリズムの改良

極値への収束速度や収束値と真の極値の差などの極値制御の探索性能は、パラメータ a, ω, ω_h, KI の設定値に加えて、評価関数を操作量の関数と見なした場合の評価関数の勾配に依存する^{12,16)}。そのため、この評価関数の勾配は、極値制御の探索性能に影響を与える。そこで、総コストに以下の 2 つの修正を加えた評価関数を極値制御に用いて、探索性能の向上を図った。

まず、ペナルティ関数¹⁷⁾の考え方に倣って、水質基準に対応する制約条件を総コスト指標に加えた。この際、評価関数の勾配を水質基準値境界付近で急激に変化させない様、基準値を超過すると、指数関数的にペナルティを与える以下の関数を用いた。

$$X_{\text{new}} = X|1 + \exp(X - X_{\text{lim}})| \quad (4)$$

ここで、 X は、(3) 式の $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{PO}_4\text{-P}$ の各水質に相当し、 X_{lim} は、各水質の基準値に相当する制約値である。(4) 式の修正された水質 X_{new} を用いて、水質コストを算出した。これにより、収束性の改善が期待できると共に、水質基準値の超過を許して、運用コストを大幅に低減させて総コストを低減するという状態を回避できる。

次に、積極的に極値制御の探索性能を向上させるため、評価関数の形状を変換する単調増加関数 $F(\cdot)$ を導入し¹⁹⁾、次式の TC_{new} を極値探索の評価関数として用いた。

$$\text{TC}_{\text{new}} = F(\text{TC}) \quad (5)$$

ここで、 $F(\cdot)$ を単調増加関数とすると、 TC の最小値を与える操作量は、 TC_{new} の最小値を与える操作量と一致するが、評価関数の勾配が変化するため、極

値の探索性能が変化する。文献 19) では、評価関数の勾配が操作量に比例する場合、制御パラメータ設定が容易になる事を示している¹⁹⁾。そこで、 $F(\cdot) = (\cdot)^n$, $n > 0$ のべき関数を用いて、変換後の評価関数 TC_{new} の勾配が、操作量にできる限り比例する様に変換し、探索性能の向上を図った。

4. 返送率制御への適用

4.1 制御目的

3 章で提案した制御の具体的な操作量を返送率とすることで、運用コストを増加させずに、窒素とリンを同時に除去できる最適な返送率を探索する。

Fig. 1 の様な疑似嫌気好気プロセスの構成にすると、COD に加えて、窒素とリンをある程度除去することができる。この際、窒素除去の観点では、脱窒を促進させるために返送率を高くする方が良いと考えられるが、リン除去の観点では、嫌気状態を保つために、返送率を低く設定する方が良いと考えられる。そのため、窒素とリンをバランスよく除去できる最適な返送率が存在することが予想される。ここでは、返送率の変更に伴う運用コストの変化も考慮した上で、最適な返送率を極値制御によって探索することを狙った。

4.2 評価方法

(1) 評価手順

最初に返送率と総コストの関係を調査し、次に極値制御を適用して、総コストを最小化する返送率の探索可否を評価するという 2 段階の手順を踏んだ。

まず、返送率の極値制御の限界性能を調べるために、Table 1 の流入条件と Table 2 の運転条件を基準として、返送率を 10% ずつ離散的に変化させ、総コストの変化を調べ、誤差 $\pm 10\%$ 以内の返送率の最適値 (以下、準最適値) を求めた。続いて、流入条件の変化により返送率の最適値が変化する場合を想定し、Table 1 の流入条件を変化させて、返送率の準最適値の変化を調べた。流入条件は、生汚泥のバイパス投入などの有機物を添加するシナリオを想定して、Table 1 の COD を 1.5 倍の 390 gCOD/m^3 , 2 倍の 520 gCOD/m^3 とした。

次に、Table 1 の流入条件で、返送率の極値制御を適用し、返送率の準最適値の近傍を探索できるか否かを評価した。この際、(4) 式による水質制約、および、(5) 式の評価関数の変換の効果も併せて確認するため、(4) 式や (5) 式の適用の有無による結果を比較した。最後に、流入条件の変化に伴い最適値が変化した場合に、変化した最適値も探索できるか否かを評価した。

(2) 評価手段

定量的な評価は、Table 2 の基準運転条件および準

最適運転条件と、極値制御によって収束した運転条件の総コストを比較評価することで行った。この際、総コストだけでなく、その要素である、運用コストと水質 ($\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{PO}_4\text{-P}$) の値も比較した。

また、極値制御の制御性能を定性的に評価するため、返送率が極値方向に調整されることを、返送率の時系列データにより確認した。準最適値と収束値との差や、収束に要する時間も同時に確認した。

(3) 設定条件

極値制御のパラメータは、文献 19) の考え方に沿って設定した。ただし、公平な評価のため、異なる条件でも返送率の振幅が同程度になる様に KI を調整し、最終的に Table 4 の値とした。また、(5) 式については、変換後の勾配が操作量に関してできる限り比例する様に、若干の試行錯誤の上、 $F(\cdot) = (\cdot)^3$ の変換を用いた。

Table 4 において、 $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{PO}_4\text{-P}$ の基準値は、下水道法施行令における、凝集剤や有機物の添加を行わない高度処理の放流水質計画値である全窒素 $10\sim 20 \text{ gN/m}^3$ 、全リン $1\sim 3 \text{ gP/m}^3$ の中央値を基準に、全窒素 $\equiv \text{NO}_3\text{-N} + \text{NH}_4\text{-N}$ 、全リン $\equiv \text{PO}_4\text{-P}$ とし、 $\text{NH}_4\text{-N}$ を 1 gN/m^3 に抑制することを目標として設定した。

Table 4 Parameters of extremum seeking control by return sludge recycle ratio

パラメータ	ω	ωH	a	KI	$\text{NO}_3\text{-Nlim}$	$\text{NH}_4\text{-Nlim}$	$\text{PO}_4\text{-Plim}$
単位	[rad/day]	[rad/day]	[%]	[-]	[gN/m ³]	[gN/m ³]	[gP/m ³]
水質制約無、 変換無	3.14	1.57	2.5	0.2821	14	1	2
水質制約有、 変換無	3.14	1.57	2.5	0.0564	14	1	2
水質制約有、 変換有	3.14	1.57	2.5	0.0014	14	1	2

4.3 結果と考察

Fig. 4 に、Table 1 の流入条件と Table 2 の運転条件の下で、流入水の COD 濃度を变化させた場合の返送率と総コストの関係を示す。Fig. 4 の各グラフのマーカーを大きくした点は準最適値 (誤差 $\pm 10\%$ 以

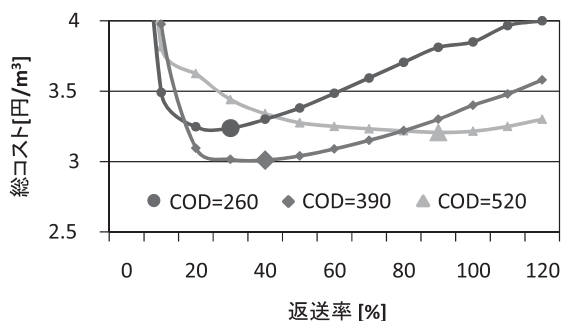


Fig. 4 Relation between return sludge recycle ratio and total cost for different influent COD concentration

内) である。Fig. 4 より、流入 COD 濃度が 260 gCOD/m^3 の時は返送率 30%、 390 gCOD/m^3 の時は返送率 40%、 520 gCOD/m^3 の時は返送率 90%、が準最適値となっており、流入 COD 濃度が上昇すると、高返送率方向に準最適値が変化していくことを確認できる。すなわち、流入 COD 濃度が低い時は返送率を下げた方が良いが、高い時は逆に返送率を上げた方がよい事がわかる。

Fig. 4 の様な返送率と総コストの関係性を把握した上で、次に、極値制御を適用した結果を示す。

Fig. 5 は、Table 1 と Table 2 の条件を初期条件として極値制御を適用した場合の、返送率の時間変化を示している。Fig. 5 より、極値制御により、総コストが減少する様に返送率が調整されることがわかる。また、(4) 式の水質制約や (5) 式の評価関数変換の導入効果は若干認められるが、(4) 式や (5) 式の導入有無に関わらず、収束値に到達するまでの期間は同程度である。収束性については、(4) 式と (5) 式を導入した場合、60 日程度で総コストが大きく低減する 35% 程度 (Fig. 4 参照) まで到達しているが、最終的に収束するまでには 100 日程度を要している。施設運用の観点では、季節変動や流入変動に伴う最適条件の変化に追従するため、収束時間は短い方が良いが、収束速度と制御系の安定性はトレードオフ関係にあるため¹²⁾、収束速度を高める様に制御パラメータを調整すると、制御系が不安定化する可能性があり、今回の検討ではこれ以上収束性を改善できなかった。施設運用の観点で必要な収束速度と、それを達成する手段の検討は、今後の課題である。

一方、Fig. 6 は、返送率と総コストの関係に、極値制御が収束した後の日平均値を加えて示したものである。Fig. 6 より、極値制御の収束値は、返送率の準最適値 30% の近傍である 32.5% まで到達しており、総コストも準最適値に十分近いことが視覚的にわかる。Table 5 は、準最適な返送率 30% と、初期条件である基準運転の返送率 50% と、極値制御収束後の返送率 32.5%、の各場合における、水質、運用コスト、および、総コストを定量的に比較したものである。これより、極値制御が収束した場合の総コスト、運用コストおよび、 $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{PO}_4\text{-P}$ などの濃度が、準最適値に十分近いことが確認できる。また、初期条件の基準運転と比較して、総コストは 3.8% 程度低減している。これは、返送率 30% の時の低減率である 4.1% 程度には及ばないが、基準運転の総コストよりも最適値に十分に近い。また、水質に着目すると、 $\text{NH}_4\text{-N} < 1 \text{ gN/m}^3$ 、 $\text{NO}_3\text{-N} + \text{NH}_4\text{-N} < 15 \text{ gN/m}^3$ 、 $\text{PO}_4\text{-P} < 2 \text{ gP/m}^3$ を達成している。運用コストも、微小ではあるが、初期条件よりは低減されている。これより、返送率の極値制御が、運用コストを増加させる事なく、

水質を向上させる制御手法として有効である事が示唆される。

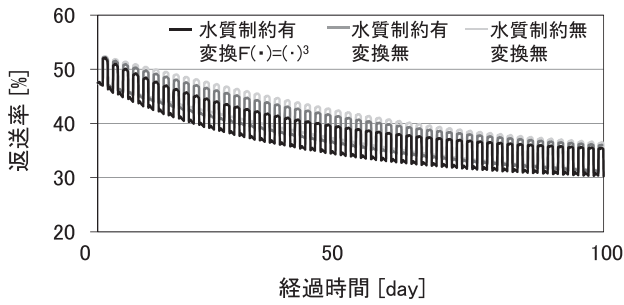


Fig. 5 Return sludge recycle ratio via total cost minimizing extremum seeking (initial recycle ratio=50%)

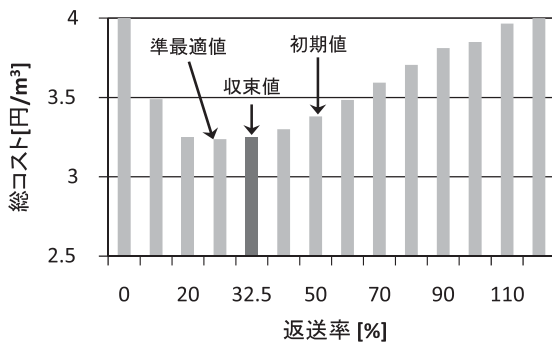


Fig. 6 Convergence value of return sludge recycle ratio and corresponding total cost

Table 5 Comparison of total cost and its components among pseudo-optimal operation, operation by extremum seeking control of return sludge recycle ratio, and standard operation

項目	NH ₄ -N	NO ₃ -N	PO ₄ -N	運用コスト	総コスト
単位	[gN/m ³]	[gN/m ³]	[gP/m ³]	[円/m ³]	[円/m ³]
準最適条件 (30%)	0.93	8.16	1.71	1.24	3.24
極値制御 (32.5%)	0.91	8.07	1.75	1.24	3.25
初期条件 (50%)	0.84	7.28	2.31	1.25	3.38

次に、流入条件の変化を想定した場合の結果を示す。**Fig. 7**は、準最適値が大きく変化する流入 COD 濃度を 520 gCOD/m³ の条件に変更し、返送率初期値を基準運転の 50% として、極値制御を適用した時の返送率の時系列データである。**Fig. 5**の結果と異なり、**Fig. 7**では、(4)式や(5)式の導入効果が顕著に表れている。(4)式も(5)式も適用しない場合には、極値制御の探索性能は著しく悪いが、(4)式で水質制約を考慮することによって改善し、さらに(5)式で評価関数の変換を導入することで、準最適値の返送率 90% の近傍を早く探索できている。これは、**Fig. 4**の評価関数の形状が流入 COD 濃度に応じて大きく異なるため、

流入 COD 濃度 520 gCOD/m³ の時に、(4)式や(5)式の導入が有効に働いたためと考えられる。これより、(4)式や(5)式の導入効果が示唆されるが、収束性を必ず改善できる(4)式や(5)式の標準的な設定手順の確立は今後の課題である。

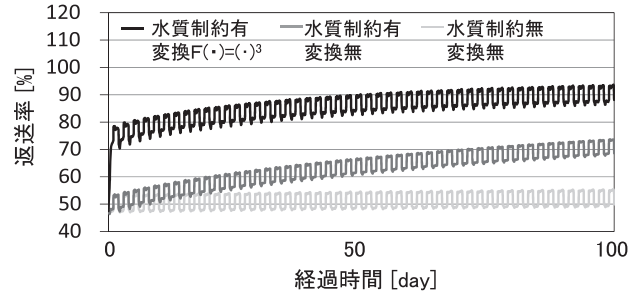


Fig. 7 Return sludge recycle ratio via total cost minimizing extremum seeking (Influent COD=520 gCOD/m³, initial recycle ratio=50%)

以上の結果から、流入条件の変化等に伴い最適な返送率が変化した場合にも、(4)式や(5)式を導入した極値制御により、変化した最適値に追従する様に返送率を自動調整できることが期待される。ただし、最適値の変化は収束時間に対して十分緩やかである必要がある。

5. 微好気風量制御への適用

5.1 制御目的

3章で提案した制御の具体的な操作量を兼用区画の曝気風量として、適切な微好気状態を維持することにより、硝化と脱窒を同時に行う同時硝化脱窒を促進し、併せて、同時にリン除去を行える最適点を探索する。

Fig. 1の様な疑似嫌気好気プロセスの構成において、兼用区画を嫌気状態にするとリン除去が促進され、好気状態にすると硝化が促進される。また、DO 濃度を低濃度に維持する微好気状態にすると、硝化と脱窒が同時に進行する同時硝化脱窒が行われる¹⁸⁾。そのため、窒素とリン除去のトレードオフを最適化する兼用区画の曝気風量が存在することが予想される。また、兼用区画の風量制御により、好気区画の風量も変化する可能性があるため、ブロワ風量に関する運用コストも影響される可能性がある。そこで、ここでは、兼用区画の最適な送風量を極値制御によって探索する。

5.2 評価方法

(1) 評価手順

返送率制御とほぼ同様の手順で評価を実施した。

まず、**Fig. 1**の兼用区画のブロワ2について、**Table 2**の DO 一定制御を解除し、DO 一定制御時と同程度の風量から、ブロワを完全停止して嫌気状態になるま

で曝気風量を $500 \text{ m}^3/\text{day}$ ずつ変化させ、総コストの変化を調べ、曝気風量の準最適値（誤差 $\pm 500 \text{ m}^3/\text{day}$ ）を求めた。続いて、窒素とリンの流入負荷バランスを変化させた条件として、窒素濃度を **Table 1** の条件で固定し、 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度を **Table 1** の条件から、0.75 倍の $2.7 \text{ gP}/\text{m}^3$ 、および、0.5 倍の $1.8 \text{ gP}/\text{m}^3$ に変化させ、同様に曝気風量の準最適値を求めた。

次に、**Table 1** の流入条件で、極値制御を適用し、予め調査したブロー送風量の準最適値を探索できるか否かを評価し、最後に、流入条件が変化して最適値が変化した場合に、変化した準最適値を探索できるか否かを確認した。なお、(4)式や(5)式の導入効果は4章で確認したので、(4)式と(5)式を適用した条件で評価した。

(2) 評価手段

定量的な評価や極値制御の収束性の評価は、4章の返送率制御と同様の方法を用いた。

(3) 設定条件

極値制御のパラメータは、文献 19) の考え方に沿って設定した **Table 6** の値を用いた。また、(5)式については、変換後の勾配が操作量に関してできる限り比例する様に、 $n=2$ とした $(\cdot)^2$ の変換を用いた。

Table 6 Parameters of extremum seeking control by air flow rate

パラメータ	ω	ωh	a	KI	$\text{NO}_3\text{-Nlim}$	$\text{NH}_4\text{-Nlim}$	$\text{PO}_4\text{-Plim}$
単位	[rad/day]	[rad/day]	[m^3/day]	[-]	[gN/m^3]	[gN/m^3]	[gP/m^3]
設定値	3.14	0.0157	0.01	80	14	1	2

5.3 結果と考察

Fig. 8 に、**Table 1** の流入条件と **Table 2** の運転条件における兼用区画の送風量変化に対する総コストの変化を示す。**Fig. 8** より、送風量の準最適値は、流入 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度が $3.6 \text{ gP}/\text{m}^3$ の時に $1,000 \text{ m}^3/\text{day}$ 、0.75 倍の $2.7 \text{ gP}/\text{m}^3$ の時に $1,500 \text{ m}^3/\text{day}$ 、0.5 倍の $1.8 \text{ gP}/\text{m}^3$ の時に $3,000 \text{ m}^3/\text{day}$ となった。DO 濃度 $1 \text{ mg}/\text{L}$ で制御した好気槽の送風量が $3,200 \text{ m}^3/\text{day}$ 程度であった事から、リン負荷が高い場合には微好気となる

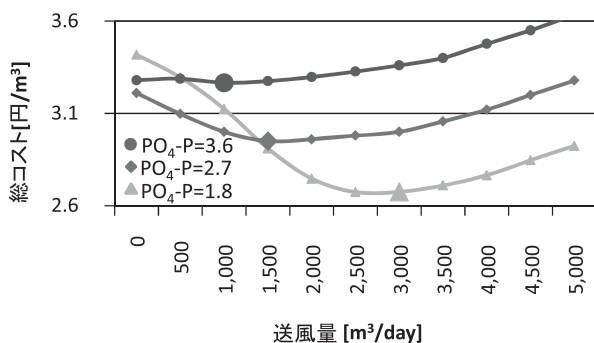


Fig. 8 Relation between air flow rate and total cost for different influent $\text{PO}_4\text{-P}$ concentration

送風量が最適であり、負荷が低くなると好気状態が最適になることが確認できる。

Fig. 9 は、**Table 1** と **Table 2** の条件を初期条件として、極値制御を適用した場合の、兼用区画の送風量の時系列データである。**Fig. 9** より、総コストが減少する方向に送風量が調整される事がわかる。収束性については、30 日程度で、総コストが十分に低減する $1,500 \text{ m}^3/\text{day}$ まで低下する (**Fig. 10** 参照) が、最終的に収束するまでには、100 日程度の時間を要している。

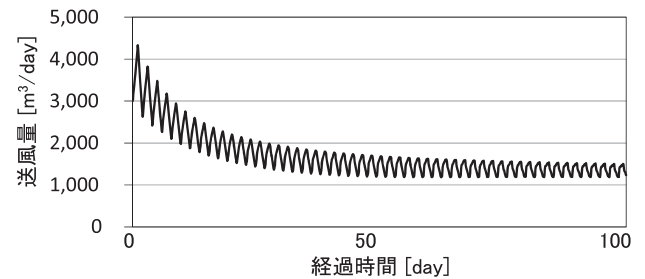


Fig. 9 Air flow rate via total cost minimizing extremum seeking (initial air flow rate= $3,000 \text{ m}^3/\text{day}$)

Fig. 10 は、送風量と総コストの関係に、極値制御が収束した後の日平均値を加えて示したものである。**Fig. 10** より、極値制御の収束値は、送風量の準最適値 $1,000 \text{ m}^3/\text{day}$ に近い $1,090 \text{ m}^3/\text{day}$ に収束している。

Table 7 は、準最適な送風量 $1,000 \text{ m}^3/\text{day}$ と、初期条件の送風量 $3,000 \text{ m}^3/\text{day}$ と、極値制御収束後の送風量 $1,090 \text{ m}^3/\text{day}$ (平均値)、の各々の場合における、水質と運用コスト、および、総コストを比較したものである。返送率の場合と同様、極値制御の収束値は、準最適値の送風量 $1,000 \text{ m}^3/\text{day}$ には到達していないが、水質や運用コストは準最適値に非常に近い値を示している。また、総コストは、約 2.7% 低減しており、これは、準最適条件とほぼ同じである。また、**Table 7** の結果からは、硝化性能を少し悪化させる代わりにリン除去性能を向上させて、 $\text{PO}_4\text{-P} < 2 \text{ gP}/\text{m}^3$ を達成している。窒素除去とリン除去のトレードオフのため、 $\text{NH}_4\text{-N} < 1 \text{ gN}/\text{m}^3$ を満たすことは出来ていないが、 $\text{NO}_3\text{-N} + \text{NH}_4\text{-N} < 15 \text{ gN}/\text{m}^3$ を満たしており、達成可能な水質の中でトレードオフの最適点を探索する様に極値制御が動作している。運用コストは、初期条件よりもわずかに増加しており、兼用区画の送風量の低減は必ずしも運用コストの低減を意味しない事を示している。これは、好気区画で DO 濃度を $1 \text{ mg}/\text{L}$ に維持するために必要な送風量が増加しているためであると考えられる。以上より、窒素とリンの同時除去が比較的難しい HRT が 8 時間の条件では、運用コストをほとんど増加させずに、水質をできる限り改善する様に極値制御は動作している。ただし、本制御の動

作は、処理プロセスやその運転条件に依存すると考えられ、高度処理プロセスの条件である HRT を 15 時間程度¹⁴⁾に設定し、窒素とリンの同時除去が十分に可能な場合には、水質をほとんど変化させず、運用コストを低減する点が探索される可能性もある。

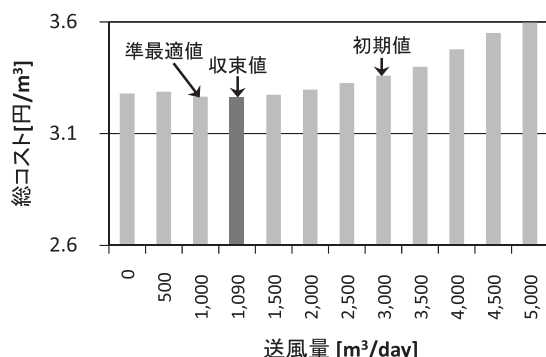


Fig. 10 Convergence value of air flow rate and corresponding total cost

Table 7 Comparison of total cost and its components among pseudo-optimal operation, operation by extremum seeking control of air flow rate, and standard operation

項目	NH ₄	NO ₃	PO ₄	運用コスト	総コスト
単位	[gN/m ³]	[gN/m ³]	[gN/m ³]	[円/m ³]	[円/m ³]
準最適条件 (1000 m ³ /day)	1.78	8.14	1.04	1.28	3.27
極値制御 (1090 m ³ /day)	1.74	8.09	1.10	1.29	3.27
初期条件 (3000 m ³ /day)	0.93	7.25	2.20	1.27	3.36

最後に、Fig. 11 に、送風量初期値を 1,600 m³/day として、流入 PO₄-P 濃度を 0.5 倍の 1.8 gP/m³ に変更して極値制御を適用した場合の送風量の時系列データを示す。流入水のリンの負荷を小さくすると、Fig. 8 に示したように、好気に近い状態が最適状態となるが、Fig. 11 から、最適な状態の変化に対応して送風量が再調整されていることがわかる。ただし、この場合にも最終的に収束するまでには 100 日程度を要しており、最適状態の変化は十分に緩やかである必要がある。

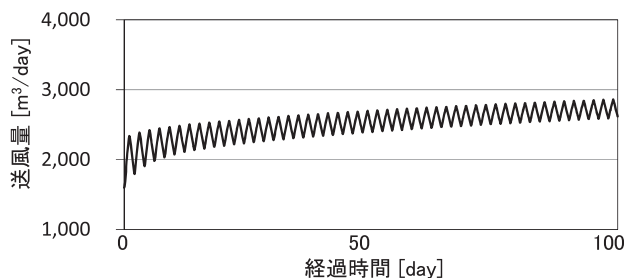


Fig. 11 Air flow rate via total cost minimizing extremum seeking (Influent PO₄-P=1.8 gP/m³, initial air flow rate=1,600 m³/day)

6. ま と め

下水処理プロセスの水質維持・向上と運用コスト低減を図る制御手法として、最適値探索型の極値制御手法の適用可能性を検討した。具体的には、排水賦課金の考え方に沿ってコストに換算した水質を運用コストに加えた総コストを最小化する制御に、極値制御を適用する方法を検討した。標準活性汚泥プロセスを部分的に改造した疑似嫌気好気処理プロセスを対象として、返送率と嫌気/好気の兼用区画の曝気風量を操作量として選定し、シミュレーションにより、その制御性を評価した。得られた結果と結論を以下に示す。

- (1) 極値制御を用いた総コスト最小化制御により、総コストを最小点の近くまで低減する様に、操作量である返送率や兼用区画の曝気風量を自動的に調整する事ができる。
- (2) 総コストの低減効果は、典型的な運用条件を設定した基準運転に対して、2.7~3.8% 程度と試算された。
- (3) 総コストの低減は、基準運転の運用コストをほとんど増加させることなく、窒素除去とリン除去をバランスよく同時に除去できる点を探索する様に、返送率や曝気風量を制御することで達成される。
- (4) 流入条件の変化などにより、返送率や曝気風量の最適値が変化した場合にも、変化した最適値の近傍を探索する様に、返送率や曝気風量が自動調整される。ただし、収束に要する時間は数十日~百日程度必要であるため、流入条件などが急激に変化する場合に対する対応方法は、今後の課題である。

シミュレーション検討で得られたこれらの結果を実際の下水処理プロセスに適用する際には、流入条件や運用条件の連続的な変化に対応するための極値制御の収束性の改善や、制御パラメータの実用的な調整方法を検討する必要がある、そのための取り組みを開始している¹⁹⁾。一方、この手法は、PLC へ実装できる事に加え、プロセスモデルを用いないため、プロセスの詳細な挙動が不明な場合にも適用できるという、実用性の面で有利な特徴がある。この特徴を活かし、実用化に向けて開発を進めていく。

参考文献

- 1) 国土交通省：第 1 回水環境マネジメント検討会資料，<http://www.mlit.go.jp/common/000220851.pdf> 2016/4/20 アクセス
- 2) 国土交通省：既存施設を活用した段階的高度処理の普及ガイドライン (案)，

- <http://www.mlit.go.jp/common/001097916.pdf>
2016/4/20 アクセス
- 3) 東京都下水道局：東京都における段階的高度処理の取組及び普及展開,
http://www1.kaiho.mlit.go.jp/KANKYO/TB_Renaissance/RenaissanceProject/Handouts/17th_Exe/H_01_03_02.pdf
2016/4/20 アクセス
 - 4) P. A. Vanrolleghem and S. Gillot: Robustness and economic measures as control benchmark performance criteria *Wat. Sci. Tech.*, 45(4-5), pp. 117-126 (2002).
 - 5) IWA Task group on benchmarking of control strategies for WWTPs,
<http://www.benchmarkwwtp.org/>
2016/4/20 アクセス
 - 6) I. Nopens *et. al.*: Benchmark Simulation Model No 2: finalization of plant layout and default control strategy, *Water Science & Technology*, Vol. 18, No. 1, pp. 1967-1972. (2010)
 - 7) 山中 理, 小原卓巳, 堤 正彦, 本木唯夫: コスト評価指標に基づく循環式硝化脱窒プロセスの最適制御, 学会誌「EICA」, Vol. 8, No. 2, pp. 27-31, (2003)
 - 8) O. Yamanaka, T. Obara, K. Yamamoto: Total cost minimization control scheme for biological wastewater treatment process and its evaluation based on the COST benchmark process, *Wat. Sci. Tech.*, 53(4-5), pp. 203-214, (2006)
 - 9) 佐藤 文, 上田智一, 大森浩充: 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, 学会誌「EICA」, Vol. 9, No. 2, pp. 15-18 (2004)
 - 10) 山野井一郎, 武本 剛, 隅倉みさき, 田所秀之: 下水処理最適制御システムによる CO2 排出低減の可能性の検討, 学会誌「EICA」, Vol. 14, No. 2/3, pp. 3-11 (2009)
 - 11) 山中 理, 小原卓巳, 川本直樹, 山本浩嗣, 萩原大揮, 江口義樹: 風量削減と窒素除去の両立を図る曝気風量制御の実プロセスへの適用, 学会誌「EICA」, Vol. 9, No. 2, pp. 15-18 (2004)
 - 12) K. B. Ariyur and M. Krstic: Real-time optimization by extremum-seeking control, Wiley-InterScience, (2003)
 - 13) M. Henze, W. Gujer, T. Mino, M. Loodrecht: Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d, and ASM3, IWA Publishing (2000)
 - 14) 日本下水道協会: 下水道維持管理指針 後編, p. 30, pp. 131-135 (2003)
 - 15) 時本寛幸, 小原卓巳, 山中 理, 平岡由紀夫: 窒素・リン除去を目的とした区画別送風比率制御のシミュレーション評価, 学会誌「EICA」, Vol. 19, No. 2/3, pp. 32-36 (2014)
 - 16) Y. Tan, D. Nesic and I. Mareels: On the choice of dither in extremum seeking systems: A case study, *Automatica*, No. 44, pp. 1446-1450, (2008)
 - 17) 今野 浩, 山下 浩: 非線形計画法, OR ライブラリー, 日科技連, (1978)
 - 18) L. K. Ju, L. Huang and H. Trivedi: Simultaneous Nitrification and denitrification through low-DO Operation, *Proc. of WEFTEC®. 06*, pp. 1583-1597, Water Environment Federation, (2006).
 - 19) 大西祐太, 山中 理, 小原卓巳, 平岡由紀夫, 中川裕一: 評価関数の勾配情報に基づく設定パラメータを用いた極値制御手法, 2016 年度電気学会 C 部門大会 予編集 GS6-2, (2016)

Feasibility Study of Total Cost Minimization Control for Wastewater Treatment Process by Utilizing Extremum Seeking Control

Osamu Yamanaka^{1) †}, Yuuta Onishi¹⁾, Takumi Obara¹⁾
Yukio Hiraoka²⁾ and Yuichi Nakagawa²⁾

¹⁾ Power and Industrial R&D Center, Toshiba Corporation

²⁾ Environmental Systems Div., Toshiba Corporation

† Correspondence should be addressed to Osamu Yamanaka:

(Power and Industrial R&D Center, Toshiba Corporation
E-mail: osamu2.yamanaka@toshiba.co.jp)

Abstract

This paper investigates the applicability of the so-called extremum seeking (ES) control as a total cost minimization control for wastewater treatment process. The ES control explores the minimum value of a given performance index where the total cost that consists of the operational cost and the effluent cost is used as the index. The feasibility of the ES control is tested for two types of pseudo-anaerobic-oxic process control: one is the return sludge recycle ratio control, and the other is the aeration control to keep lower aeration rate as well as lower DO level between anaerobic zone and aerobic zone. The simulation study illustrates that the total cost by applying the ES control can be reduced by approximately 2.7 to 3.8% compared with typical operating condition without control.

Key words: wastewater treatment, optimal control, extremum seeking control, simulation, total cost minimization