

## 下水高度処理プロセス制御における運用コスト評価関数の導入と 評価関数に基づく制御系の評価

○山中 理<sup>1</sup>, 小原 卓巳<sup>1</sup>, 代田 孝広<sup>1</sup>  
堤 正彦<sup>1</sup>, 本木 唯夫<sup>2</sup>

<sup>1</sup>.(株)東芝 電力・産業システム技術開発センター 社会システム開発部

<sup>2</sup>.(株)東芝 社会インフラシステム事業部 公共システム技術第二部

**概要:** 本稿では, 下水高度処理プロセスの運用制御において, 放流水質の向上と運転コストの削減の両方を評価できる評価関数を導入することを提案する。そして, 一つの高度処理プロセスに対して, 複数の制御方法を適用することにより, 提案した評価関数の妥当性を検討する。その結果, 評価関数を若干修正することによって, 制御系の比較のために有効な評価関数となりうることを示す。さらに, 修正された評価関数に基づき, 複数の制御系を比較し, 高度処理プロセス制御方法について検討を行う。

**キーワード:** 窒素・リン除去, コスト評価, 下水高度処理プロセス, 活性汚泥モデル, 水質制御

### 1. はじめに

窒素やリンの除去(脱窒および脱リン)を目的とした下水高度処理プロセスの運用や制御においては, できる限りプロセス運転にかかわるコストを削減しながら, 放流水の窒素やリンの濃度を低減することが求められる。運転コストの削減と放流水質の向上は, 通常トレードオフの関係にあることが多い。また, 窒素やリンなど複数の放流水質要素濃度の低減や, 薬品コストや汚泥処理コスト等の運転コスト自身もトレードオフの関係にあることが多い。前者の例として, (1)曝気量を増加させれば硝化が促進されるが, 曝気に伴う電力コストが増加する, (2)脱窒を促進させるためにメタノール, グルコース, 酢酸などの炭素源を投入すると, これらの薬品コストや発生汚泥の増加に伴う汚泥処理コストが増加する, などがある。後者の例として, (1)余剰汚泥引き抜き量を上げればリン除去率は向上するが, 窒素除去率は低下する, (2)凝集剤の薬品コストを下げるために余剰汚泥引き抜き量の調整による微生物処理によってリン除去を行うと, 発生汚泥の増加に伴う汚泥処理コスト等が増加する, などが挙げられる。従って, 高度処理プロセスの運用や制御は, 複数の目的のトレードオフを考慮できる多目的最適化問題として捉えることが望ましい。多目的最適化問題のアプローチの一つとして, 複数の目的を1つの評価関数で表し, 単一目的の最適化問題として考える方法が知られており, この評価関数を経済的な指標に基づいて与えることは一つの合理的な考え方である。

本稿では, 電力コストや薬品コストなどの運転コストと同時に放流水質の総量を負のコストとして金額換算した評価関数を導入することを提案する。さらに, この評価関数に基づいて窒素除去とリン除去を目的とした複数の制御方法を評価し, 提案した評価関数の重みを若干修正することによって妥当な評価関数となることを示す。さらに, 修正した評価関数に基づいて, 高度処理プロセス制御について検討と考察を行う。

### 2. 対象プロセス

本稿で提案する評価関数の妥当性と有効性を検討するための対象プロセスとして, 図1に示すようなステップ流入部を持つ嫌気-好気-無酸素-好気プロセスに, 炭素源投入設備と凝集剤投入設備を有する高度処理プロセスを想定した。このプロセスを, MATLAB/SIMULINK 上に下水処理プロセスシミュレータとして構築した。プロセスの反応モデルとしてASM2dを用いている。シミュレーション条件を表1に示す。ただし, 表1において, 流入流量, 流入水質, 曝気風量, 返送量, 循環量, 余剰汚泥流量, 凝集剤注入量, 炭素源注入量は, 基準値(動作点)を示している。また, 図1の濃い色で示したポンプや曝気装置は制御を行う操作端であり, 薄い色で示したポンプや曝気装置の操作量は一定値に固定されているか, 予め決められたルール

に従って動作している。

表 1 シミュレーション条件

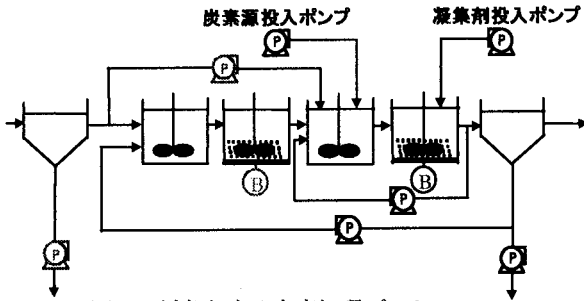


図 1 対象とする高度処理プロセス

	記号	数値	単位	備考
流入流量	Qin	100,000	m <sup>3</sup> /d	
流入水質	GOD	250	mg/L	CODcr
	TN	35	mg/L	
	TP	4.5	mg/L	
最初沈澱池容積	V0	7,777	m <sup>3</sup>	
生物反応槽容積	V1	10,000	m <sup>3</sup>	嫌気槽
	V2	10,000	m <sup>3</sup>	好気槽
	V3	15,000	m <sup>3</sup>	無酸素槽
	V4	15,000	m <sup>3</sup>	好気槽
最終沈澱池容積	V5	17,500	m <sup>3</sup>	
曝気風量	Qb	500,000	m <sup>3</sup> /d	第 2 槽と第 4 槽に 250,000 m <sup>3</sup> /d づつ
返送量	Qret	50,000	m <sup>3</sup> /d	返送率 50%
循環量	Qcirc	200,000	m <sup>3</sup> /d	循環率 200%
余剰汚泥流量	Qex	1,500	m <sup>3</sup> /d	引抜率 1.5%
凝集剤注入量	Qpac	4	m <sup>3</sup> /d	PAC を仮定
炭素源注入量	Qgl	0	m <sup>3</sup> /d	グルコースを仮定

### 3. コストに基づく評価関数の提案

ここでは、各種プロセス制御方式や運用方式を比較するためのコストに基づいた評価関数を提案し、その妥当性を評価する方法を併せて示す。

#### 3.1. 評価関数の定義

評価関数として、薬品投入や曝気に伴う運転コスト  $OC$  以外に、放流水質が環境へ与える負荷も何らかの形で放流水質コスト（環境コスト） $EC$  として考慮する必要がある。ヨーロッパでは、有機物（COD）、SS、窒素などの複数の放流水質を  $EQ$  (Effluent Quality) という単位で表し、この  $EQ$  に対する罰則金（文献(1)では、1 単位の  $EQ$  に対して 50 ユーロ/年の罰則金を課している）という考え方に基いて放流水質を金額に換算しており、これは放流水質コスト  $EC$  と考えることができる<sup>(1)</sup>。文献(1)の  $EQ$  ではリン除去を考慮していないため、ここでは、リン除去も考慮した放流水質コスト  $EC$  を新たに定義する。また、運転コスト  $OC$  には、曝気やポンプの運転に伴う電力コスト、炭素源投入や凝集剤投入に伴う薬品投入コスト、および汚泥処理コストを考慮する。これらを考慮して、本稿では、以下の様な放流水質コスト  $EC$  と運転コスト  $OC$  を提案する。評価関数は、下記の運転コスト  $OC$  と放流水質コスト  $EC$  の和として定義する。

放流水質コスト：

$$EC = \frac{1}{T} \int_{t=0}^{t=0+T} (w_0 \times COD + w_1 \times BOD + w_2 \times SS + w_3 \times TN + w_4 \times TP) \times Q_{ef} dt \dots\dots\dots(1)$$

運転コスト：

$$OC = \frac{1}{T} \int_{t=0}^{t=0+T} (w_5 \times Q_b + w_6 \times Q_{ret} + w_7 \times Q_{circ} + w_8 \times Q_{ex} + w_9 \times Q_{pac} + w_{10} \times Q_{gl} + w_{11} \times Q_{sludge}) dt \dots\dots(2)$$

ここで、 $COD$ ,  $BOD$ ,  $SS$ ,  $TN$ ,  $TP$  は、それぞれ、放流水の化学的酸素要求量、生物化学的酸素要求量、浮遊固形物量、全窒素、

表 2 提案する評価関数の重みの値

重み	値	理由	重み	値	理由
w0	15	EQ のコストを 110 円/Euro で換算 <sup>(1)</sup>	w6	0.18	電力料 9 円/kwh, ポンプ 0.02kwh/m <sup>3</sup>
w1	60	CODcr に対して BOD を 1/4 とした	w7	0.18	電力料 9 円/kwh, ポンプ 0.02kwh/m <sup>3</sup>
w2	60	CODcr に対して SS を 1/4 とした	w8	0.18	電力料 9 円/kwh, ポンプ 0.02kwh/m <sup>3</sup>
w3	90	CODcr に対して TN を 1/6 とした	w9	17850	PAC15 円/kg, 比重 1190kg/m <sup>3</sup>
w4	1200	CODcr に対して TP を 1/80 とした	w10	755200	グルコース 1180 円/kg, 溶解量 640kg/m <sup>3</sup>
w5	0.234	電力料 9 円/kwh, 曝気装置 0.026kwh/m <sup>3</sup>	w11	55	汚泥処理費 55 円/kg とした <sup>(2)</sup>

全リンの濃度を表し、単位はすべて [kg/m<sup>3</sup>] である。  $Q_{ef}$  [m<sup>3</sup>/d] は放流水量を表す。  $Q_b$ ,  $Q_{ret}$ ,  $Q_{circ}$ ,  $Q_{ex}$ ,  $Q_{pac}$ ,  $Q_{gl}$  は、それぞれ、曝気風量、返送量、循環量、余剰汚泥引抜量、凝集剤投入量、炭素源投入量、であり、単位はすべて [m<sup>3</sup>/d] である。  $Q_{sludge}$  [kg/d] は発生汚泥量である。また、 $t_0$  と  $T$  は、それぞれ、コスト評価開始時刻、コスト評価期間を示す。  $w_i$  はコスト換算係数に対応する重みであり、文献調査等に基づいて、暫定的に表 2 に示す値を用いる。重みの妥当性については、4 章で検討する。

### 3.2 評価関数の妥当性の検証方法

3.1節で定義した評価関数の妥当性を検討するためには、2章で示した対象プロセスに対して窒素およびリン除去を目的としたいくつかの制御を適用し、制御結果をこの評価関数によって評価することにより適切な評価ができるか否かを検討すればよい。ここでは、評価のためにPI制御と流入比率一定制御（流入下水流量に対する比率を一定に保つ様に操作量を動作させる制御する方法）による複数の窒素およびリン除去制御を適用した。窒素除去に関して表3に示す3ケースとリン除去に関して表4に示す3ケースを考え、これらの組み合わせ $3 \times 3 = 9$ ケースの制御方法を比較した。なお、表3と表4において、例えば「第4NH<sub>4</sub>-曝気量」は、図1の第4槽のNH<sub>4</sub>センサーを用いて曝気量をPI制御していることを示している。

表3 窒素除去制御のケース

センサーとアクチュエータの組み合わせ	
NCASE1	PI制御無(比率一定制御)
NCASE2	第4NH <sub>4</sub> -曝気量, 第3NO <sub>3</sub> -返送量+循環量
NCASE3	第4NH <sub>4</sub> -曝気量, 第3NO <sub>3</sub> -グルコース量+循環量

表4 リン除去制御のケース

センサーとアクチュエータの組み合わせ	
PCASE1	PI制御無(比率一定制御)
PCASE2	第4PO <sub>4</sub> -余剰汚泥引抜き量
PCASE3	第4PO <sub>4</sub> -PAC投入量

また、PI制御の目標値として、表5に示すAとBの2通りを検討した。流入水量/水質の変動パターンについては、文献(2)で示されている雨天時の流入下水パターンを利用した。

表5 PI制御の目標値

	NO <sub>3</sub> [mg/L]	NH <sub>4</sub> [mg/L]	PO <sub>4</sub> [mg/L]
目標値A	3	3	1
目標値B	0.5	0.5	0.5

## 4. 結果と考察

はじめに制御を適用した場合の評価関数の評価値を示す。その後、評価関数の妥当性について検討する。さらに、窒素・リン除去を目的とした高度処理プロセスの制御系のあり方について検討と考察を行う。

### 4.1 結果

評価期間  $T=2$  週間とし、表2の重みを用いた(1)式と(2)式の和による評価値、運転コスト  $OC$ 、および放流水質コスト  $EC$  の評価値のグラフを、各々左から順に図2に示す。

図2において、各CASE(図2の表記はC)は、表3と表4のNCASE(i),  $i=1\sim3$ とPCASE(j),  $j=1\sim3$ に対して、CASE(3(i-1)+j)と対応している。例えば、CASE5(図2の表記はC5)はNCASE2とPCASE2の組み合わせである。また、目標値Aと目標値Bは表5に対応している。

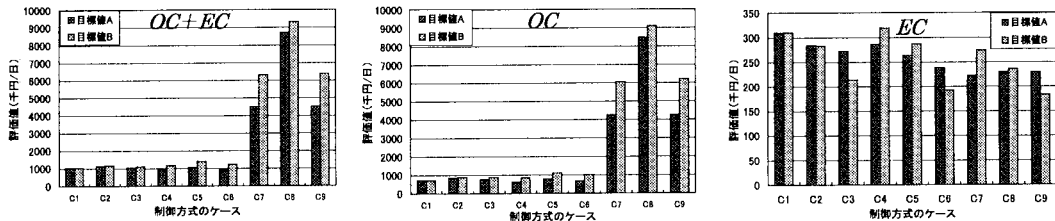


図2 各制御ケースにおける評価関数の評価値、運転水質コスト  $OC$ 、および放流水質コスト  $EC$

### 4.2 評価関数の妥当性に関する検討

図2に基づいて、3章で定義した評価関数の妥当性について検討する。

- 炭素源としてグルコースを投入しているCASE7~CASE9の放流水質コストは比較的小さいが、運転コストは極端に高い。従って、運転コストと放流水質コストのトレードオフを適切に評価するためには、廃酢酸等の廉価な炭素源を利用することを想定し、炭素源に関する重みを小さくする必要がある。
  - 運転コストの評価値は、グルコースを投入していない場合においても、放流水質コストの4倍~5倍程度になっている。従って、放流水質コストと運転コストのトレードオフを適切に評価するためには、放流水質コストの重みを4~5倍程度に修正する必要がある。
- (a)と(b)より、(i)炭素源の価格を15円/kg(PACと同じ価格)とする、(ii)放流水質コストの重みを全て5倍とする、という修正を行った。この結果を図3に示す(後述する比較1と比較2も併せて示す)。

図3より、各制御方式の評価値に極端な差が無くなり、放流水質コストと運転コストの評価値の範囲が同程度になるため、この評価関数に基づけば各制御方式の良否をコストという指標で評価できる。

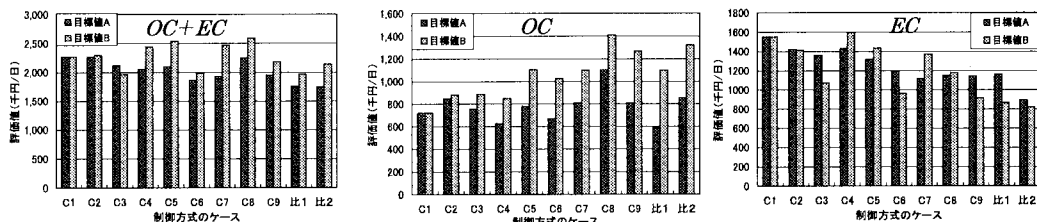


図3 重みを修正した評価関数の評価値、運転水質コスト *OC*、および放流水質コスト *EC*

### 4.3 制御方法に関する検討と考察

図3を参考にして検討を行うと、以下のことがわかる。

- (1) 運転コストと放流水質コストのトレードオフの関係により、目標値設定によって評価値が大幅に変わる。従って、評価値の最適化のためには最適な目標値設定計画が必要である。
- (2) 目標値を下げると、運転コストは必ず増加するが、放流水質コストは減少しない場合がある。この原因は、返送ポンプや余剰汚泥引き抜きポンプによるPI制御では水質の目標値に到達できず、プロセスが不安定化したためであった。従って、これらのポンプは別の指標で制御する必要性がある。
- (3) 窒素除去については、目標値が大きい場合、炭素源投入制御(CASE7~CASE9)や返送汚泥制御(CASE4~CASE6)の効果があるが、目標値を小さくすると比率一定制御(CASE1~CASE3)より結果が悪くなる。特に返送汚泥制御では上述の様にプロセスが不安定化する。従って、返送ポンプはNO<sub>3</sub>センサー以外の指標で制御する必要がある。炭素源投入は最適目標値設定計画に基づいて制御する必要がある。
- (4) リン除去については、PAC投入制御(CASE3,CASE6,CASE9)は、評価値を小さくするために有効であるが、余剰汚泥引き抜き制御(CASE2,CASE5,CASE8)の効果は認められない。これは、余剰汚泥引き抜き制御による汚泥減少に伴う曝気量の増加や上述したプロセスの不安定化が原因であった。従って、余剰汚泥引き抜きポンプの制御はPO<sub>4</sub>センサー以外の別の指標で行う必要がある。

以上より評価値を小さくするためには、(a)返送ポンプや余剰汚泥引き抜きポンプの制御方法、(b)最適な目標値設定計画、が重要であることが示唆されるが、ここでは、(a)について更に検討を行った。CASE9 (NCASE3+PCASE3)に加えて、余剰汚泥引き抜きポンプをA-SRT=15[日]なる様にA-SRT制御したものを図3の比較1(表記は比1)に示す。さらに、返送ポンプをMLSS=2000[mg/L]なる様にMLSS制御したものを図3の比較2(表記は比2)に示す。図3より、A-SRT制御やMLSS制御は放流水質コストの削減には明らかな効果がある。運転コストと放流水質コストのトレードオフの関係により、全体の評価値は必ずしも最小になっていないが、評価値は評価関数の重みに依存する。従って、評価関数の重みについては、放流水質の向上をどの程度重視するかについての議論に基づいた更なる検討が必要である。

## 5. まとめ

本稿では、窒素とリン除去を目的とした高度処理プロセスの水質制御において、運転コストに加えて放流水質を金額に換算した放流水質コストを考慮した新しい評価関数を提案した。そして、一つの高度処理プロセスに複数の制御方法を適用することによって、この評価関数の妥当性を検討すると共に、高度処理プロセスの制御についての検討を行った。その結果、重みを修正した評価関数は高度処理プロセス制御の適切な指標となりうるということがわかった。また、高度処理プロセス制御についていくつかの知見が得られた。評価関数にはまだ検討すべき余地があるが、このような定量的な評価は今後重要になると考えている。

## 参考文献

- 1) P.A.Vanrolleghem et al, "Robustness and Economic Measures as Control Benchmark Performance Criteria", Proc. of 1<sup>st</sup> IWA-ICA Conference, pp.213-220, Malmö, Sweden, June 3-7 (2001)
- 2) <http://www.ensic.u-nancy.fr/COSTWWTP/>
- 3) <http://www.city.yokohama.jp/me/cplan/mizu/mail75.html>