

< 研究発表 >

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

Optimal Control Strategy for Predenitrification Type of
Biological Wastewater Treatment Process based on An Economic Performance Index○山中理¹, 小原卓巳¹, 堤正彦¹, 本木唯夫²¹(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*²(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○Osamu Yamanaka¹, Takumi Obara¹, Masahiko Tsutsumi¹, Tadao Motogi²¹Water and Public Control System Engineering Group, Social Systems R&D Department,
Power and Industrial Research and Development Center, Toshiba Corporation²Planning Group, Electrical & Control Systems Engineering Dept. 2,
Infrastructure Systems Div. Toshiba Corporation Industrial and Power Systems & Service Company

Abstract

本稿では、循環式硝化脱窒プロセスを対象として、放流水質の負荷と運転コストを経済的な指標で評価する評価関数に基づいて最適プロセス制御方式を提案する。

この制御方式は、プロセスの最適化計算を行う上位系とプロセスの変動を抑制するためのフィードバックコントローラで構成される下位系の二層で構成される。上位系では、流入水量と流入水質を入力し、評価関数を最小化するようにプロセスの操作量や下位系の目標値を計算する。下位系は、流入下水に変動があるような場合にも、上位系から供給された目標値に追従するように制御を行う。この制御方式の上位系を最適化問題として定式化する。また、数値実験で、最適解の例を示し、その有効性を確認する。

Key Words : 窒素除去, コスト評価, 循環式硝化脱窒プロセス, 活性汚泥モデル, 水質制御

1 はじめに

複数の微生物の共存や競合によって処理を行う下水高度処理プロセスの運用や制御においては、運転コストの増加をもたらす曝気量や薬品投入量などの操作量を削減しながら、同時に、放流水の有機物、窒素、およびリン等の濃度を低減することが求められている。高度処理プロセスの運用制御戦略として、プロセスの処理メカニズムを考慮しながら、運転コスト削減と放流水質向上を図ることは自然なアプローチである。

筆者等は、高度処理プロセスの処理メカニズムを定量的に考慮するために、活性汚泥モデル No.2d (ASM2d)¹⁾を組み込んだ下水処理プロセスシミュレータを用いて、水質の予測情報を利用するモデル予測制御の適用検討を行ってきた^{2),3)}。この方法では、一定の効果を得ること

が見込まれるものの、(a) 評価基準である評価関数の意味(解釈)が明確でない、(b) モデル予測制御系構築に用いた簡略化モデルは、下水処理プロセスの応答特性に基づいており、プロセスの非線形性と物質収支に関する情報が失われている、(c) 実際の下水処理プロセス制御で従来用いられているPID制御等のワンループ制御との整合性が必ずしも良くないため、これが実用化の障害になり得る、などの課題があった。筆者等は、文献4で、(a)の課題に対し、運転コストの削減と放流水質の向上のトレードオフを定量的に評価できる評価関数を提案してきた。

本稿では、有機物と窒素除去を目的とした循環式硝化脱窒プロセスを対象プロセスとして、文献4で提案した評価関数に基づいて、上記(b)と(c)の課題を解決できる制御系を提案する。提案する制御系は、上位系と下位系から成る二層構造の階層制御系である。上位系では、物質収支等の制約条件を考慮しながら評価関数に基づいて下位系に引き渡す最適目標値や最適操作量を計算してお

*〒183-8511 府中市東芝町1

TEL:042-333-2563 FAX:042-340-8060

E-mail:osamu2.yamanaka@toshiba.co.jp

り、下位系では、この最適目標値に追従する様に PID 制御などのワンループ制御を行い、下水流入量や下水流入水質などの負荷変動に対して放流水質をなるべく均一に保つ様になっている。

本稿では、上位系を中心に本制御系の考え方と特徴を記述し、数値例を通して本制御系の有効性を示す。

2 対象プロセスと提案する制御系の構成

Fig.1 は、本稿で対象とする主に有機物と窒素の除去を目的とした循環式硝化脱窒プロセスと、提案する制御系の構成例を併せて示したものである。

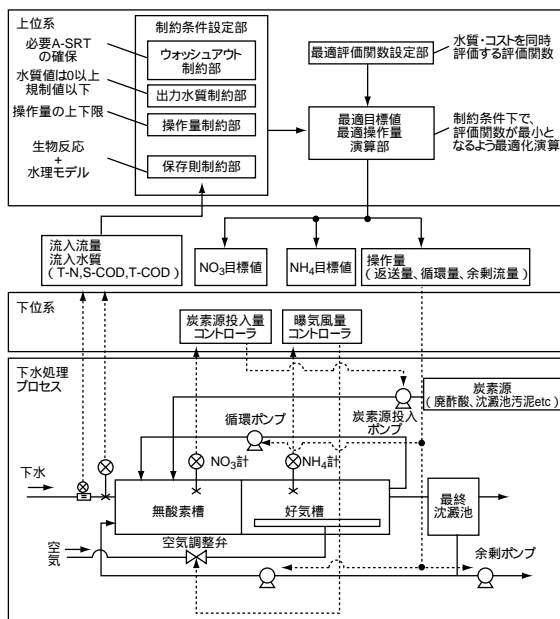


Fig.1 提案する階層型制御系の構成の例

この制御系は、プロセス制御系でしばしば用いられる階層型の制御の一種であり、上位系と下位系の二層で構成されている。Fig.1 では、下位系をアンモニアセンサーによる曝気制御と硝酸センサーによる炭素源投入制御の2つのPI制御によるフィードバック制御系で構成している。一方、上位系では、文献4で提案した評価関数に基づき、流入下水量や流入下水水質を入力としてプロセス全体の最適化を行い、下位系の最適な目標値を供給すると同時に、返送量、循環量、余剰汚泥引き抜き量などの最適な操作量を計算している。

提案する制御系は、(1) 文献4で提案した経済的指標(評価関数)に基づいた最適な制御系であること、(2) 物質収支、必要A-SRTの確保によるウォッシュアウトの回避、放流水質規制、操作量制約、などのプロセスの制約条

件を考慮できること、(3) PI制御などワンループ制御を拡張する形で本制御系を構築することができること、などの特徴を持っている。

3 上位系の数理計画問題としての定式化

提案する制御系の上位系は、制約付き非線形最適化問題として定式化できる。この非線形最適化問題は、流入下水水質と流入下水水量の平均値や代表値を入力し、最適操作量や下位系の最適目標値を出力する。これは、以下に示す評価関数と等式および不等式の制約条件に基づいて決定される。入力、出力、評価関数、等式制約条件、および不等式制約条件は次の様に選択した。

- (1) 入力：(a) 溶存酸素 (S_{O_2})、(b) アンモニア (S_{NH_4})、(c) 硝酸 (S_{NO_3})、(d) 浮遊性 COD (X_s)、(e) 溶解性 COD (S_s)、(f) 従属栄養性微生物/脱窒菌 (X_h)、(g) 独立栄養性微生物/硝化菌 (X_a)、(h) 浮遊性固形物 (X_{tss})、(i) 流入下水量 (Q)。
- (2) 出力：(A) 好気槽アンモニア濃度目標値、(B) 無酸素槽硝酸濃度目標値、(C) 返送量、(D) 循環量、(E) 余剰汚泥引き抜き量。
- (3) 評価関数：文献4に示した水質向上とコスト削減のバランスやトレードオフを評価することができる評価関数 J を採用した。下記の運転コスト OC と放流水質コスト EC の和を評価関数 $J (= EC + OC)$ とした。

放流水質コスト：

$$EC = \frac{1}{T} \int_{t=t_0}^{t=t_0+T} (w_0 \times COD + w_1 \times BOD + w_2 \times SS + w_3 \times TN + w_4 \times TP) \times Q_{ef} dt \quad (1)$$

運転コスト：

$$OC = \frac{1}{T} \int_{t=t_0}^{t=t_0+T} (w_5 \times Q_b + w_6 \times Q_{ret} + w_7 \times Q_{circ} + w_8 \times Q_{ex} + w_9 \times Q_{pac} + w_{10} \times Q_{gl} + w_{11} \times Q_{sludge}) dt \quad (2)$$

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、全リンの濃度を表し、単位はすべて $[kg/m^3]$ である。 Q_{ef} $[m^3/d]$ は放流量を表す。 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、余剰汚泥引き抜き量、凝集剤投入量、炭素源投入量であり、単位はすべて $[m^3/d]$ 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。wi, i = 0...11 は、コスト換算係数に対応する重みである⁴⁾。

(4) 等式制約条件：定常状態での物質収支を考えた非線形代数方程式の等式制約条件を考慮した。式の詳細な記述は省略するが、考慮した等式制約条件は、形式的には以下のような生物反応槽における収支と最終沈殿池における収支式で表される。

A. 生物反応槽の物質収支

$$0 = S^T R(Z) + [0, KLa, 0, \dots, 0]^T (\bar{S}_{O_2} - S_{O_2}) + D_{In} Z_{In} - D_{Out} Z \quad (3)$$

右辺第1項は、生物反応の項を表し、簡略化した活性汚泥モデルを用いている。Sは化学量論を表す行列であり、R(·)は反応速度を表すベクトルである。右辺第2項は、酸素移動を表す項であり、KLaは総括酸素移動容量係数、 \bar{S}_{O_2} は飽和溶存酸素濃度を表し、 S_{O_2} は溶存酸素濃度を表す。右辺第3項は完全混合を仮定した場合の水理学的な混合を表し、 D_* は希釈率を表す。Z*は各種の水質からなるベクトルであり、添え字にInとOutのあるものは、各々反応槽への流入と反応槽からの流出を表す。

B. 最終沈殿池の物質収支

$$0 = D_{In} S_{sdIn} - D_{Out} S_{sd} \quad (4)$$

$$0 = D_{In}^c X_{sdIn} - D_{Out}^c X_{sd}^b \quad X_{sd}^u = 0 \quad (5)$$

式(4)は、溶解性の水質ベクトル S_{sd} の完全混合を表す式である。式(5)は、浮遊性水質ベクトル X_{sd} の完全沈降と完全混合を表す式である。下の添え字のInとOutは各々沈殿池への流入と沈殿池からの流出を表し、上の添え字のuとbは各々沈殿池の上澄部と沈殿部を意味し、cは混合を沈殿部の容積に制限して考えることを意味する。

(5) 不等式制約条件：不等式制約条件としては、操作量の上下限值、水質濃度の上下限值、および微生物のウォッシュアウトを避けるための微生物の増殖条件を考慮している。

A. 操作量制約条件：以下の様な操作量 Q_* の上下限値の制約を考慮している。*は曝気風量などを表す。

$$Q_*^{\min} < Q_* < Q_*^{\max} \quad (6)$$

B. 水質制約条件：以下の様な放流水質 Z_*^{effl} の規制値などの上限値と、濃度が非負になる下限値を考慮している。*は例えばアンモニアなどの水質を表す。

$$0 < Z_*^{effl} < Z_*^{regulation} \quad (7)$$

C. ウォッシュアウト回避条件：硝化菌が反応槽(好気槽)内で増殖するために必要となるA-SRTを確保する条件を考慮した。

$$(\mu_A - b_A) X_a^{aerobic} V^{aerobic} - Q_{waste} X_a^{waste} > 0 \quad (8)$$

ここで、 μ_A は硝化菌の最大比増殖速度、 b_A は硝化菌の死滅速度を表し、 $X_a^{aerobic}$ と X_a^{waste} は、各々、好気槽と沈殿池底部の硝化菌濃度を表す。 $V^{aerobic}$ と Q_{waste} は、各々、好気槽容積と余剰汚泥引抜き量である。

4 数値例による提案制御系の有効性の検討

4.1 方法

提案した制御系の有効性を確認するために、活性汚泥モデルASM2dを組み込んだシミュレータを仮想的な循環式硝化脱窒プロセスとみなして、提案した制御系をこのプロセスに適用した。シミュレータは、MATLAB/SIMULINK上に構築、計算機としてDELL製PC(メモリ:1Gbyte, CPU:1.7MHz)を用いた。各槽の容積は、滞留時間がTab.1となるよう設定した。

Tab.1 平均滞留時間

	滞留時間 (h)
無酸素槽	4.8
好気槽	7.2
沈殿池	2.3

平均流入量は74,800m³/dayの処理場を想定した。下水流入水質は、Tab.2に示すものを用いた。

Tab.2 平均流入水質

記号	名称	濃度 (mg/L)
So2	溶存酸素	0
Sf	易分解性有機物	28.2
Sa	酢酸	18.8
Snh4	アンモニア性窒素	20
Sno3	硝酸性窒素	0
Spo4	リン酸性リン	2
Si	非分解性有機物	30
Salk	アルカリ度	15
Xi	非分解性浮遊有機物	25
Xs	遅分解性浮遊有機物	61
Xh	従属栄養細菌	30
Xpao	リン蓄積性細菌	0.1
Xpp	ポリリン酸	0
Xpha	細胞内リン蓄積物	0
Xaut	硝化菌	0.1

Tab.3 制御目標値

制御目標値	返送率	循環率	余剰汚泥引抜率	好気槽 NH ₄ 目標値	無酸素槽 NO ₃ 目標値
単位	%	%	%	mg/L	mg/L
最適設定値	97	100	1	1.69	0.32
設定値 I	30	200	1.5	1	0.5
設定値 II	30	200	1.5	3	1

返送率，循環率，余剰汚泥引抜率は下流水流量に対する比率 (%) を表す。

また，評価関数の重みは，文献 4 に記載したものをを用いた⁴⁾。

- (1) 上位系の最適性評価：上位系により演算される制御目標値の最適性を評価するために，まず，流入水量と流入水質を一定として，次の 3 つを比較した。(i) 上位系の最適目標値演算部から得られる出力値を制御目標値として持つ制御系（最適設定値），(ii) 放流水質を重視した目標値設定を持つ制御系（設定値 I），(iii) 運転コストを重視した目標値設定を持つ制御系（設定値 II）。この設定値を Tab.3 に示す。
- (2) 下位系の水質変動抑制効果：下位系の水質制御導入による水質変動抑制効果の確認のため，上位系を動作しつつ，流入水量と流入水質ともに 30% の変動率で正弦波状に変化させ，次の 2 つの制御系を比較した。(i) アンモニア計による曝気風量制御（以下，NH₄ 制御）と硝酸計による炭素源注入量制御（以下，NO₃ 制御）とした場合（フィードバック制御），(ii) 曝気風量と炭素源注入量の下水流量に対する比率一定制御とした場合（フィードフォワード制御）。

4.2 結果及び考察

- (1) 上位系の最適性評価：制御目標値を最適設定値，設定値 I，設定値 II とし，水量・水質を一定とした場合のコスト評価値を Fig.2 に示す。Fig.2 より，最適設定値を持つ制御系① の総コスト値が小さく，上位系の最適目標値演算が総コスト削減に有効であることがわかる。本制御系の解は，簡略化モデルを用いて（近似）最適設定値を計算しているが，活性汚泥モデル ASM2d を組み込んだ仮想プロセスに対しても十分に有効な近似最適解となっていると考えられる。また，近似最適解により評価関数値が小さくなっているのは，(a) 水質・コストのバランスのよい NH₄ 制御目標値を与えることにより，曝気風量を最適化でき風量削減によるコスト削減が図られている

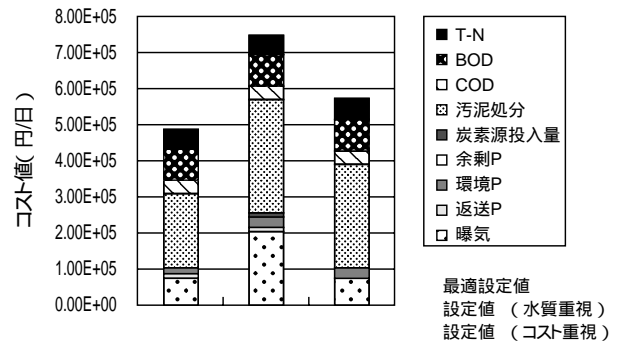


Fig.2 水質・水量一定時のコスト評価値

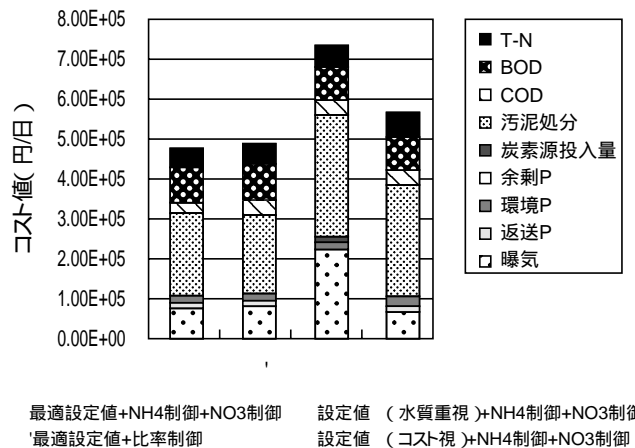


Fig.3 水質・水量変動時のコスト評価

こと，(b) 返送量を大きくし，余剰汚泥引抜量を小さくすることにより，污泥発生量を削減できていることによるものと考えられる。

- (2) 下位系の水質変動抑制効果：Fig.3 より，設定値 I，設定値 II とした場合と比べ，最適設定値とした場合がよい結果となった。また，Fig.3 の① と①' を比較すると，上位系の最適目標値演算を動作しつつ，下位系でフィードバック制御（NH₄ 制御と NO₃ 制御）を持った①の方が，フィードフォワード制御（比率一定制御）を行っている①' よりもさらにコスト評

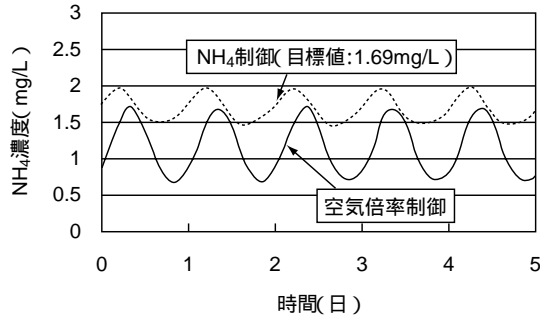


Fig.4 放流水 NH_4 の水質変動

値が低くなることがわかった。これは、Fig.4 に示したように、フィードバック制御によって水質の変動が抑制され、近似最適目標設定値付近の値に保たれているからであると考えられる。実際、①は①'に比べて、曝気風量を約7%程度削減できている。このように、フィードバック制御による流入負荷量に対する水質の変動抑制がコスト削減につながり、下位系をもつことにより、評価関数値を最適値に近づけることができると考えられる。尚、炭素源注入制御に関しては、今回検討した制御目標値では注入されなかった。

5 まとめ

本稿では、制約条件下で設定した評価関数を最小とする最適目標値を演算する上位系と演算された制御目標値に従うよう操作量を制御する下位系を組み合わせた制御系に関して検討を行った。上位系には、プロセスの本質的な制約条件である物質収支やプロセス運用制御に必要な必要 A-SRT 確保、操作量および水質の制約などを考慮した。また、下位系は PID 制御などによりプロセスの変動抑制効果を持つ。水質シミュレータを用いた数値実験により、最適性及び水質変動抑制の観点から本制御系の有効性を示した。

[参考文献]

- 1) M. Henze *et al.*: "Activated Sludge Models - ASM1, ASM2, ASM2d, and ASM3-", IWA Scientific Technical Report No.9, 2000.
- 2) 山中 他" モデル予測制御を用いた下水処理場脱窒・脱リン水質制御,"学会誌「EICA」第5巻第1号, pp.111-114, 2000.
- 3) 山中 他" 水質予測モデルを用いた下水処理プロセスの脱窒・脱リン制御,"電気学会産業計測制御研究会, pp.IIC-01-35 53-59, 2001.
- 4) 山中 他" 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,"第14回 EICA 研究発表会予稿集, pp.61-64, 2002.