

<論文>

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
— ベンチマークプロセスを用いた制御の有効性評価 —An Optimal Control Strategy for Predenitrification Type of Biological Wastewater
Treatment Process based on A Total Cost Index

— Validation of The Effectiveness of Optimal Control based on Benchmark Process —

山中 理, 小原 卓巳, 足利 伸行, 山本 勝也

(株式会社 東芝)

O. Yamanaka, T. Obara, N. Ashikaga and K. Yamamoto

(Toshiba Corporation)

Abstract: This paper evaluates the effectiveness of the hierarchical control scheme already proposed by the authors (Yamanaka *et al.*, EICA, 8(2), 2003) based on the benchmark process presented in Copp *et al.*, <http://www.ensic.inpl-nancy.fr/COSTWWTP/>. The control scheme consists of a higher-level set-points optimizer and lower-level dynamic controllers. Prior to benchmarking, this paper develops a simplified process model used for the optimizer, which can approximate the benchmark process model effectively as well as is simplified sufficiently for faster set-points optimization for on-line purpose. Moreover, this paper proposes a new fast optimization algorithm which combines a genetic algorithm, process simulations and the sequential quadratic programming. Finally, using the benchmark process, numerical simulations verify the effectiveness of the proposed control scheme in terms of total cost indices, calculation time and nominal/robust optimality.

Key Words: nonlinear optimal control, benchmarking, wastewater treatment, total cost index, process models

1 はじめに

異なる環境条件で活動する複数の微生物を利用して処理を行う下水高度処理プロセス [1] の運転制御では、放流水中の有機物、窒素、およびリンの負荷量の低減と運転コストの削減が同時に求められる。この高度処理プロセスに対して、運転コスト削減と放流水質向上を同時に考慮した評価関数に基づいて、微生物による処理メカニズムを考慮して制御系を設計することは、一つの合理的なアプローチである。この立場から、文献 [3, 5, 6] では、放流水質負荷量を金額換算して運転コストと同時に評価する評価関数が提案されており、また、微生物の活動を表現するプロセスモデル [2] を用いたモデルベース制御系設計法も提案されている [7, 8, 4]。報告者らは、実用的観点から有用な階層型制御系 [8] を採用し、プロセスモデルと文献 [6] で提案した評価関数に基づいて静的に最適な制御目標値/操作量設定値を計算する上位系と、上位系から供給される目標値に動的に追従する下位系を持つ具体的な階層型制御系構成を提案した [4, 6]。しかし、実用化に向けて次の課題が残されていた。(1) プロセスモデルを利用して最適化を行うため、現実のプロセスへの適用のためには、プロセスモデルと現実のプロセスの適合に関する検討が必要である。(2) オンライン計算のためには、文献 [4, 6] のシミュレーションと逐次二次計画法を用いた繰り返し局所探索による最適化アルゴリズムの高速化が必要である。

本論文では、実用化への第一ステップとして、文献 [3] で定義された循環式硝化脱窒プロセスのベンチマークプロセスを実際のプロセスと想定し、文献 [4, 6] で提案した制御系の実用化に向けた検討を行う。2章で対象プロセスと制御系の構成を示した後、3章でベンチマークプロセスへの適合と計算時間短縮を考慮した最適化演算用の簡略化プロセスモデルを開発する。4章では、最適化演算のさらなる高速化を図るためのハイブリッド型の最適化アルゴリズムを提案する。5章では、ベンチマークプロセスに対して提案する最適制御系の評価を様々な観点から行い、6章で本論文のまとめを行う。

2 対象プロセスおよび制御系の構成

2.1 対象プロセス

本論文の最適制御系の検証や評価では、文献 [3] で、反応槽や沈殿池の容積、流入量データおよび流入水質データが定義された、循環式硝化脱窒プロセスのベンチマークプロセスを用いる。このベンチマークプロセスは ASM1 [2] と Takacs の沈降モデル [3] を含む 10 層のレイヤーモデルを用いて構成されている。Fig. 2.1 に反応槽および沈殿池の容積および流入条件を併記した対象プロセスの図を示す。なお、Fig. 2.1 に示した流入条件の水質は、文献 [3] で定義された晴天時データの流量重みつき平均値であり、対応する時系列データは、文献 [3] (URL) からダウンロードできる。

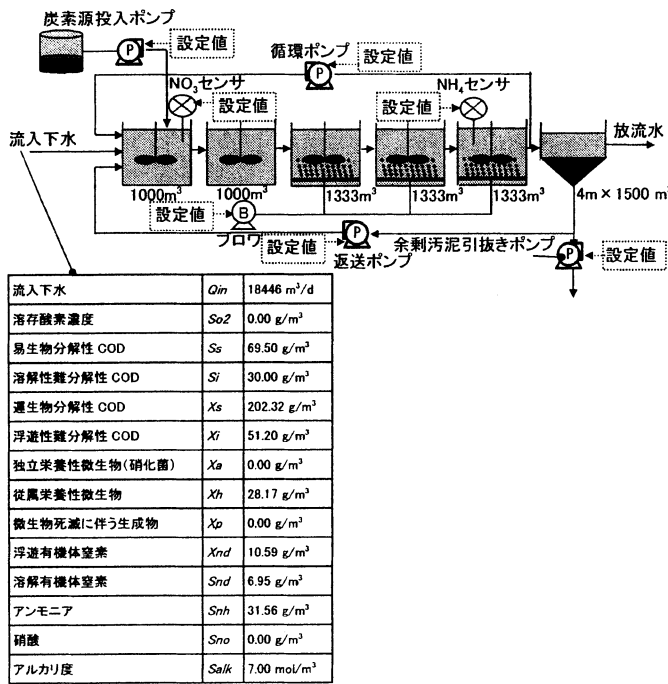


Fig. 2.1 ベンチマーク用循環式硝化脱窒プロセス

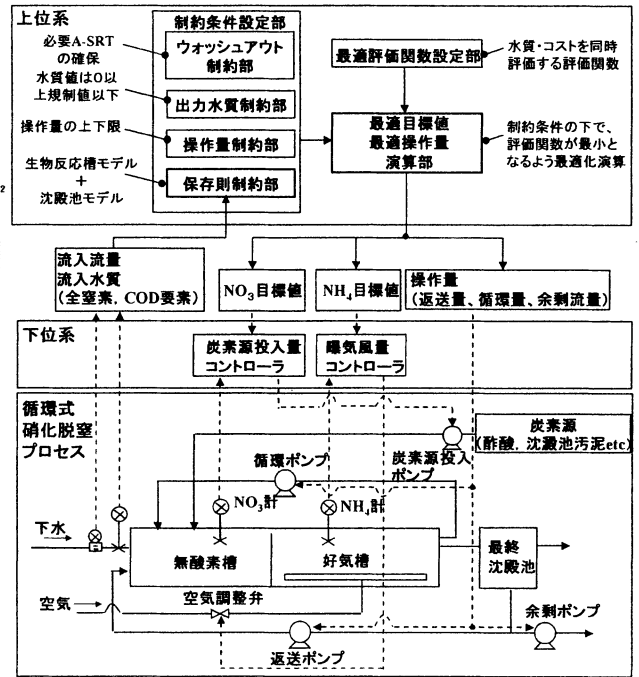


Fig. 2.2 提案する階層型制御系の構成例

Fig. 2.1 の対象プロセス (以下本プロセス) では文献 [3] のプロセスに対し, 以下の変更を行った.

- (A) 最適解の探索領域を広げるため, 本プロセスは, 窒素除去に有効であるが運転コストを増加させる炭素源投入ポンプを備えたプロセスとした. 炭素源として酢酸 (溶解量 1050[kg/m³], COD 換算係数 1.066[gCOD/g 酢酸]) を仮定した.
- (B) 平均流入量に対する空気倍率が 4 倍の時に総括酸素移動容量係数 KLa が 180[1/day] となる様に換算係数を調整し, KLa と曝気量は比例関係にあると仮定した.
- (C) 本プロセスでは, 文献 [3] で定義された制御方式を採用せず, 本論文の制御方式を独自に適用することとした.
- (D) 生物反応モデル ASM1 に含まれるパラメータの値を文献 [3] から若干修正した. この値は 3 章で記述する.

2.2 制御系の構成

本論文で扱う制御系は文献 [6, 4] で提案した上位系と下位系からなる階層型制御系であり, その構成例を Fig. 2.2 に示す. 上位系では, 評価関数に基づいて下位系に対する最適な目標値や最適操作量を計算する. 上位系には, Fig. 2.2 に示した制約条件が組み込まれている. 一方, 下位系では, 上位系から与えられた最適な目標値に追従する様に PI 制御などのフィードバック制御を行う. Fig. 2.2 の上位系を制約付き非線形最適化問題として定式化した. この非線形最適化問題は, (1) 評価関数, (2) 等式制約条件, (3) 不等式制約条件, を持っており, Fig. 2.1 に示した流入下水水質 (の一部) と流入下水水量の平均値や代表値を入力して実行され, Fig. 2.1 で「設定値」と示した操作量設定値や制御目標設定値 (目標値) を出力する. 本論文では, (1) 評価関数, (2) 等式制約条件, (3) 不等式制約条件を, 以下の様に定義した.

- (1) 評価関数: 運転コストと放流水質負荷を金額換算した放流水質コストを同時に考慮した以下の式を用いた [6, 4].

$$J = \frac{1}{T} \int_{t_0}^{t_0+T} [(w_1 COD + w_2 BOD + w_3 SS + w_4 TN) Q_{effl} + w_5 Q_{air} + w_6 Q_{ret} + w_7 Q_{circ} + w_8 Q_{was} + w_9 Q_{car} + w_{10} Q_{slid}] dt \quad (1)$$

ここで, $COD[kg/m^3]$, $BOD[kg/m^3]$, $SS[kg/m^3]$, $TN[kg/m^3]$, $Q_{effl}[m^3/day]$, $Q_{slid}[kg/day]$ は, それぞれ, 放流水の (重クロム酸カリウムによる) 化学的酸素要求量 (COD_{cr}), 生物化学的酸素要求量, 浮遊固形物量, 全窒素の濃度, 放流量, 発生汚泥量 (余剰汚泥流量 × 余剰汚泥濃度) を表す. なお, 日本の公定分析法で用いられる過マンガン酸カリウムによる $COD(COD_{mn})$ を用いる場合には, COD_{cr} と COD_{mn} の相関を予め調べて変換する必要がある. Q_{air} , Q_{ret} , Q_{circ} , Q_{was} , Q_{car} は, それぞれ, 曝気風量, 返送量, 循環量, 余剰汚泥引き抜き量, 炭素源投入量を表し, 単位は $[m^3/day]$ であるが, 平均流入量 Q_{in} に対する比率 (%) で表すこともある. また, $w_1 \sim w_{10}$ は, 水質濃度や操作量などの金額換算係数を表す重みである. t_0 と T は, 各々評価を開始する時刻と評価期間を表す.

- (2) 等式制約条件: 下水処理プロセスでは物質収支が保たれており, 定常状態では等式制約条件で表すことができる. 等式制約条件としての, 生物反応槽と沈殿池における物質収支を考慮したプロセスモデルは, 次章で検討する.

(3) 不等式制約条件：不等式制約条件としては、(a) 操作量の上下限值、(b) 水質濃度の上下限值、(c) 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た。

(a) 操作量制約条件は、 $Q_*^{min} < Q_* < Q_*^{max}$ と書ける。ここで、 Q_*^{min} と Q_*^{max} は、各々、操作量 Q_* の最小値と最大値を表す。また、* は各操作量に対応する文字列を表す。Tab. 2.1 に最大値と最小値の設定値を示す。

(b) 水質制約条件は、 $0 < z_* < z_*^{max}$ と書ける。ここで、 $z_*(t)[g/m^3] \in \mathcal{R}_+^7$ は、水質要素を表す7次の水質ベクトルであり、その要素は順に、 S_{o_2} 、 S_s 、 S_{nh} 、 S_{no} 、 X_s 、 X_a 、 X_h である。 z_*^{max} は、水質 z_* の最大値からなるベクトルであり、この不等式は各要素毎に評価するものとする。また、* は文字列を表し、無酸素槽、好気槽、沈殿池などに対応し、たとえば、* := *aero* は好気槽を表す。最大値は、酸素濃度などの様に放流水質の規制には直接関係しないものと放流水質規制値に対応するものからなる。放流水質規制に関わる代表的な量の最大値と最小値の設定値を Tab. 2.1 に示す。

(c) ウォッシュアウト回避条件は、増殖速度の遅い硝化菌の流出を回避するための条件であり、 $(\mu_A - b_A) \cdot X_{a_{aero}} V_{aero} - Q_{was} X_{a_{waste}} > 0$ と書ける。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、 $X_{a_{aero}}$ と $X_{a_{waste}}$ は、それぞれ、好気槽と沈殿池底部の硝化菌濃度を表す。 V_{aero} は、好気槽容積である。

Tab. 2.1 操作量と放流水質の上下限値の設定値

変数	単位	最小値	最大値	変数	単位	最小値	最大値
Q_{air}	%(対平均流入量)	250	1200	S_s	$[gCOD/m^3]$	0	20
Q_{ret}	%(対平均流入量)	10	100	S_{nh_4}	$[gN/m^3]$	0	5
Q_{circ}	%(対平均流入量)	100	400	S_{no_3}	$[gN/m^3]$	0	20
Q_{was}	%(対平均流入量)	1	3	SS	$[gSS/m^3]$	0	20
Q_{car}	%(対平均流入量)	0	0.05	--	--	--	--

3 最適化演算用プロセスモデルの構築

3.1 プロセスモデル構築の考え方

最適化演算の等式制約条件として用いるプロセスモデルは、対象プロセスの基本的かつ重要な性質である物質収支に関する情報を失わずに、高速な最適化演算のためになるべく簡略化することを基本方針として構築した。そのため、以下の具体的な指針に基づいて、物質収支の情報を保存しながらベンチマークモデル [3] から特に重要で無いと考えられる部分を簡略化してモデルを構築した。これにより、対象プロセスのモデルに含まれる状態変数の数を、ベンチマークモデルの $195(=13 \times 5 + 13 \times 10)$ から簡略化モデルの $35(=7 \times 2 + 7 \times 3)$ に減らすことができる。

- (a) 物質収支に関わる化学量論定数は変更しない。
- (b) 浮遊性有機体窒素 (X_{nd}) と溶解性有機体窒素 (S_{nd}) とアンモニア (S_{nh}) の総和をあらためてアンモニアとみなす。
- (c) プロセスの挙動に影響しない浮遊性難分解性 $COD(X_i)$ 、溶解性難分解性 $COD(S_i)$ 、および微生物死滅に伴う生成物 (X_p) は考慮しない。
- (d) アルカリ度は十分に高いと仮定し、これを考慮しない。
- (e) 水理学的な流れの影響は無視し、無酸素槽と好気槽をそれぞれ完全混合と仮定する。
- (f) 無酸素槽 (好気槽) では好気条件 (無酸素条件) で起こる反応を無視した簡略反応速度式を用いる。
- (g) SS の放流水への流出を簡易的に記述できる、放流層、流入層および汚泥引抜層の3層のレイヤーモデルを採用する。

3.2 最適化演算用プロセスモデルの構造

最適化演算用プロセスモデルとして、上記指針に基づいた次の生物反応槽モデルと沈殿池モデルを採用した。

(1) 生物反応槽モデル

$$0 = \underbrace{S^T r(z_*(t))}_{\text{生物反応}} + \underbrace{q_*(t) z_{*in}(t) - q_*(t) z_*(t)}_{\text{完全混合}} + \underbrace{(0, KLa, 0, \dots, 0)^T (\bar{S}_{o_2} - S_{o_2}(t))}_{\text{酸素移動}}, \quad (2)$$

$$q_*(t) := \frac{Q_*(t)}{V_*}, KLa := KQ_{air}(t)$$

ここで、 $z_{*in}(t)[g/m^3] \in \mathcal{R}_+^7$ は反応槽に流入する $z_*(t)$ と同じ水質要素を持つ水質ベクトルである。 $V_*[m^3] \in \mathcal{R}_+$ は反応槽容積、 $Q_*(t)[m^3/day] \in \mathcal{R}_+$ 反応槽流入量である。 $\bar{S}_{o_2}[g/m^3] \in \mathcal{R}_+$ は飽和溶存酸素濃度、 $KLa[1/day] \in \mathcal{R}_+$ は総括酸素移動容量係数、 $K[1/m^3] \in \mathcal{R}_+$ は定数である。 $S \in \mathcal{R}^{p \times n}$ と $r(\cdot) \in \mathcal{R}_+^p$ は、各々化学量論係数を表す $p \times n$ 次の行列と p 次の反応速度を表すベクトルであり、上記の指針に基づいて、無酸素槽および好気槽でそれぞれ以下の様に定義した。なお、 $\mathcal{R}^{p \times n}$ は実数要素を持つ $p \times n$ の行列、 \mathcal{R}_+^n は n 次の正の実数要素を持つベクトルを表す。

無酸素槽 $S^T r(z_*(t))$:

$$\begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 \\ 0 & \frac{-1}{Y_H} & -I_{XB} & -\frac{1-Y_H}{2.86 \cdot Y_H} & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & I_{XB}-f_p \cdot I_{XP} & 0 & 1-f_p & 0 & -1 \\ 0 & 0 & I_{XB}-f_p \cdot I_{XP} & 0 & 1-f_p & -1 & 0 \end{bmatrix}^T \begin{bmatrix} K_h \eta_h \frac{S_{no}}{K_{NO}+S_{no}} \frac{X_s/X_h}{K_x+X_s/X_h} X_h \\ \mu_h \eta_g \frac{S_{no}}{K_{NO}+S_{no}} \frac{S_s}{K_S+S_s} X_h \\ b_h X_h \\ b_a X_a \end{bmatrix} \quad (3)$$

好気槽 $S^T r(z_*(t))$:

$$\begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 \\ -\frac{1-Y_H}{Y_H} & \frac{-1}{Y_H} & -I_{XB} & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & I_{XB}-f_p \cdot I_{XP} & 0 & 1-f_p & 0 & -1 \\ -\frac{4.57-Y_A}{Y_A} & 0 & -\frac{1}{Y_A} - I_{XB} & \frac{1}{Y_A} & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & I_{XB}-f_p \cdot I_{XP} & 0 & 1-f_p & -1 & 0 \end{bmatrix}^T \begin{bmatrix} K_h \frac{X_s/X_h}{K_x+X_s/X_h} \left[\frac{S_{o_2}}{K_{OH}+S_{o_2}} + \eta_h \frac{S_{no}}{K_{NO}+S_{no}} \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_{o_2}} \right] X_h \\ \mu_h \frac{S_{o_2}}{K_{OH}+S_{o_2}} \frac{S_s}{K_S+S_s} X_h \\ b_h X_h \\ \mu_a \frac{S_{o_2}}{K_{OA}+S_{o_2}} \frac{S_{nh}}{K_{NH}+S_{nh}} X_a \\ b_a X_a \end{bmatrix} \quad (4)$$

ここで, Y_H , Y_A , I_{XB} , I_{XP} , f_p は, それぞれ, X_h の収率, X_a の収率, X_h と X_a の窒素含有量, X_p の窒素含有量, X_h と X_a から X_p への転換率, を表す化学量論定数である. K_{NO} と K_{OH} は, それぞれ, 硝酸と溶存酸素の半飽和定数, η_h は無酸素条件での加水分解減少定数である. その他の定数は, Tab. 3.2 に定義されている.

(2) 沈殿池モデル

放流層, 流入層, 汚泥引抜層の各水質ベクトルを, それぞれ, z_u , z_m , z_l とすると, 以下の様に表される.

$$0 = Q_{effl} z_m - Q_{effl} z_u - v(X_{tss_u}) A z_u \quad (5)$$

$$0 = Q_{sedimin} z_{aero} - Q_{effl} z_m - Q_l z_m + \min[0, v(X_{tss_u}) A z_u - v(X_{tss_m}) A z_m] \quad (6)$$

$$0 = Q_l z_m - Q_l z_l + v(X_{tss_m}) A z_m \quad (7)$$

ここで, $Q_l = Q_{was} + Q_{ret}$ であり, $Q_{sedimin}$ は沈殿池への流入量, A は沈殿池の断面積を表す. また, X_{tss_u} と X_{tss_m} は各々放流層と流入層の浮遊固形物 (MLSS) 濃度である. $v(*)$ は, Takacs の沈降速度モデル [3] である.

3.3 パラメータ調整

最適化演算用プロセスモデルの簡略化に伴うモデル誤差を予めできる限り小さくしておくために, 典型的な操作条件で, 放流水の水質濃度をベンチマークプロセスの濃度となるべく合致する様にパラメータを以下の方針で調整した.

- 無視した浮遊性成分 X_i と X_p に伴う発生汚泥量は微生物の汚泥転換係数 $ITSS_{XB}$ で調整する.
- 水理学的流れに伴う濃度勾配を無視したことによる放流水質濃度の相違は, 各反応速度に関する増殖速度や加水分解定数などのパラメータで調整する.
- 沈殿池のレイヤー数を少なくしたことによる SS 流出濃度の相違は, 沈降速度に関するパラメータで調整する.
- パラメータ調整は Fig. 2.1 の流入条件で, 操作量条件を, 文献 [3] の値を参考にして, $Q_{air} = 5.3333 \cdot Q_{in}$ ($KLa = 240$), $Q_{ret} = Q_{in}$, $Q_{circ} = 3 \cdot Q_{in}$, $Q_{was} = 0.0209 \cdot Q_{in}$, $Q_{car} = 0$ として行う.

この方針に基づいて調整したパラメータ調整後の好気槽末端における水質濃度と放流水の SS 濃度を Tab. 3.1 に示す. 表中の BSM と SSM は, それぞれ, 対象プロセスのベンチマークモデルと最適化演算用プロセスモデルを表す. Tab. 3.1 より, 溶存酸素濃度 S_{o_2} を除いた水質要素全てに対して十分に調整されていることがわかる. S_{o_2} 濃度の差は好気槽の分割数の違いに由来するが, これを KLa などのパラメータで過度に調整することは, 曝気に伴う運転コストを大きく歪ませる可能性がある. そのため, 過度な S_{o_2} 濃度の調整は行わず, S_{o_2} を最適化変数と見なさないこととした. この調整において, 文献 [3] の値に対して変更を加えたパラメータの設定値を Tab. 3.2 に示す. なお, この調整は, 典型的な操作条件の下で, パラメータ設定値が, 物理的, 化学的, および生物学的に解釈可能な範囲で実施したが, パラメータ可同定性を考慮した一般的な同定法に関する検討は課題として残されている.

Tab 3.1 パラメータ調整後の水質濃度比較

水質	単位	BSM	SSM
S_{O_2}	$[gO_2/m^3]$	3.82	2.86
S_s	$[gCOD/m^3]$	2.25	2.22
S_{nh}	$[gN/m^3]$	1.25	1.25
S_{no}	$[gN/m^3]$	18.42	18.49
X_s	$[gCOD/m^3]$	22.26	22.28
X_a	$[gCOD/m^3]$	88.38	88.54
X_h	$[gCOD/m^3]$	1728	1730
SS	$[gSS/m^3]$	11.47	11.49

Tab. 3.2 調整したパラメータ設定値

名称	記号	単位	BSM	SSM
微生物の SS 転換係数	$ITSS_{XB}$	$[gSS/gCOD]$	0.75	1.46
X_s の SS 転換係数	$ITSS_{XS}$	$[gSS/gCOD]$	0.75	0.75
X_h の最大比増殖速度	μ_h	$[1/day]$	6.0	7.7
S_s の半飽和定数	K_S	$[gCOD/m^3]$	20.0	20.0
X_h の死滅定数	b_h	$[1/day]$	0.62	0.62
脱窒減少定数	η_g	$[-]$	0.8	0.5
最大加水分解速度	K_h	$[1/day]$	3.0	3.62
加水分解の半飽和定数	K_x	$[-]$	0.03	0.03
X_a の最大比増殖速度	μ_a	$[1/day]$	0.8	1.04
X_a の死滅定数	b_a	$[1/day]$	0.2	0.2
最大沈降速度	v_{0max}	$[m/day]$	250	290
フロック層沈降係数	r_p	$[m^3/gSS]$	0.00286	0.1144

4 最適化アルゴリズム

本章では、最適制御系の最適化演算をできる限り高速に行うことができ、かつ大域的な近似最適解を求めることができるハイブリッド型の最適化アルゴリズムを提案する。このアルゴリズムは、文献 [4] のアルゴリズムを改良したものであり、(A) プロセスシミュレーション、(B) 逐次二次計画法、(C) 遺伝的アルゴリズム (GA) の3つの操作から成る。本アルゴリズムでは、まず、Fig. 4.1 に示す様に各操作量を GA における個体 [10] に対応させる。つまり、各操作量の上下限制約範囲内の値を適当なビット数で2進コード化し、これを連結したものを GA の個体とする。そして、Fig. 4.2 に示す様に、STEP1 で複数の個体 (操作量値の組) を GA によって発生させる (動作点選択)。次に STEP2 で、この複数の個体に対応するシミュレーションを行い、制約条件を満足する複数の解を生成する (実行可能解生成)。さらに STEP3 で、逐次二次計画法などの非線形計画法により複数の極小値を求める (局所最適解)。STEP4 では各局所最適解の評価値を計算する。その後、評価値を適応度 [10] に変換して、GA を適用することにより新たな個体を生成し予め与えた終了条件になるまで、この操作を繰り返す。なお、Fig. 4.2 は、本来、Fig. 4.1 の5つの操作量の超平面上でのコスト評価値を、アルゴリズムの概念の説明のために2つの操作量の平面で表したものであり、コスト評価値も (1) 式に基づくものではない。

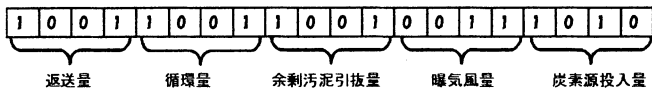


Fig. 4.1 GA における個体と操作量の対応

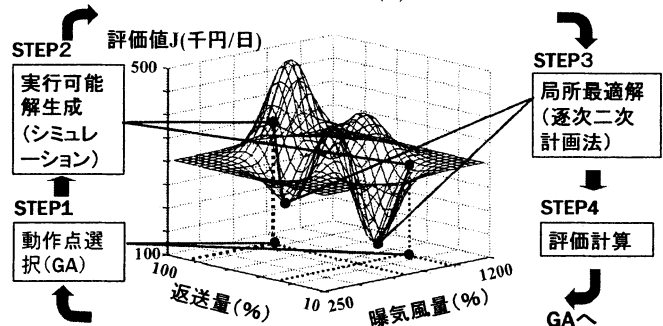


Fig. 4.2 提案アルゴリズムの動作概要

上記のアルゴリズムによると、GA とシミュレーションにより離散的になるべく効率良く大域的探索を行いながら、逐次二次計画法で局所最適化を行うことで、離散的な大域探索の探索領域外に存在する (近似) 最適解を見つけることが可能になる。

5 最適制御系の有効性検討

本章では、Fig. 2.1 に示したベンチマークプロセスの条件下で、3章で示したプロセスモデルを制約条件として組み込み、4章で提案した最適化アルゴリズムを適用して、最適目標値/設定値を計算し、その結果を以下に示す4つの観点から評価する。

5.1 評価関数の重み設定値に対する最適解の感度評価

最適目標値/設定値は、(1) 式の評価関数の重みの設定値に依存する。ここでは、(1) デンマークにおける排水賦課金を参考に設定した重み (DM) [9]、(2) 文献 [5] で定義された重み (EQ)、(3) 文献調査等により筆者等が設定した重み (OY)、について最適解を計算し、重みの値に対する最適解の感度を調べた。なお、(3) に関しては、(3-1) 筆者等が文献 [4] で用いた重み (OY1)、(3-2) 炭素源価格を低く見積もって設定した重み (OY2)[12]、(3-3) 炭素源価格を高く見積もって設定した重み (OY3)[12]、について検討した。これらの重みの設定値と対応する最適解を、それぞれ、Tab. 5.1 と Tab.

5.2に示す。Tab. 5.2とTab. 2.1より、重みの設定値にかかわらず、返送量と余剰汚泥引抜量の最適値は制約条件の限界値付近にあることがわかる。また、曝気量、硝酸濃度目標値、アンモニア濃度目標値の最適値は、重みの設定値に依存してある程度変化する。一方、炭素源投入量は炭素源価格 (w_9) に大きく依存しており、炭素源価格が 10 円/kg の時は適切な炭素源投入が効果的であるが、そうでない場合 (OY1 と OY3) は炭素源投入を行わないことが最適となった。循環量は炭素源投入量との相関が認められた。これは、炭素源投入を行う場合には、循環量を上げることによって脱窒 (硝酸 → 窒素ガス) を促進させる方が良いが、そうでない場合には、循環量を下げたことによって不要な運転コストを増加させない方が良いということを示していると推測できる。

Tab. 5.1 検討した評価関数重み設定値

重み	DM	EQ	OY1	OY2	OY3
w_1 [円/kg]	90	15	15	15	15
w_2 [円/kg]	180	30	60	30	30
w_3 [円/kg]	180	30	60	30	30
w_4 [円/kg]	360	300	90	300	300
w_5 [円/m ³]	0.234	0.195	0.234	0.234	0.234
w_6 [円/m ³]	0.18	0.15	0.18	0.18	0.18
w_7 [円/m ³]	0.18	0.15	0.18	0.18	0.18
w_8 [円/m ³]	0.18	0.15	0.18	0.18	0.18
w_9 [円/kg]	10	10	15	10	30
w_{10} [円/kg]	20	22.6	55	20	20

注: [5, 9, 11, 6, 12] 参照。110 円/Euro, 18 円/DKK で換算。

Tab. 5.2 各重みに対する最適解の比較

項目	DM	EQ	OY1	OY2	OY3
Q_{air} [%]	446.3	436.2	454.2	477.7	403.3
Q_{ret} [%]	99.9	95.2	99.9	93.5	97.2
Q_{circ} [%]	300.1	370.6	107.7	292.0	196.7
Q_{was} [%]	1.00	1.01	1.00	1.06	1.02
Q_{car} [%]	0.0047	0.0056	≈ 0	0.0059	≈ 0
S_{no}^{ref} [g/m ³]	2.64	2.30	2.87	1.78	4.22
S_{nh}^{ref} [g/m ³]	1.47	2.02	1.06	1.15	2.47

5.2 最適化計算時間の評価

数値検討では、GA のビット数を各操作量毎に 4 ビット、個体数を 32 個体とし、終了条件の更新世代数 [10] は、評価関数値の収束が確認できた 10 世代とし、各世代において 16 個体を選択し、残りを淘汰した。これは、192 (= 32 + 16 × 10) 回の局所最適化を繰り返すことを意味する。これに要した時間は、約 45 分 (CPU:1.8GHz, メモリ:256MByte) であった。一方、文献 [4] のアルゴリズムでは、5 つの各操作量を 5 点ずつ格子状に区切りこの格子点を全探索したため、3125 (= 5⁵) 回の局所最適化が必要であった。これより、本論文で提案したアルゴリズムは、計算時間を 1/16 (≈ 192/3125) 程度に大幅に短縮することができ、プロセスの反応速度や滞留時間を考慮するとオンラインで利用可能である。

5.3 ノミナル最適性の評価

本論文で提案した最適化アルゴリズムは、必ずしも数学的に最適解を求め得ることを保証していないため、まず、最適化演算用プロセスモデルが対象プロセスと一致すると仮定し、最適化演算用プロセスモデルを用いて最適性の評価を行う。このために、(a) 一つの変数の最適解の値を ± 20% (探索範囲に対して 2%~20%) および ± 50% (探索範囲に対して 5%~50%) 変動させ、他の変数の最適解の値を保った場合の評価値と計算された最適値 (最適評価値) の比較 (局所的な評価)、(b) 典型的な運転条件における評価値と計算された最適値の比較 (大域的な評価) の 2 つを行う。なお、以下では、重み設定値は OY2 を用いる。

(a) **局所的な評価:** Fig. 5.1 に各 (最適) 設定値を変動させた場合の、求めた最適値からの評価値の変動量を示す。Fig. 5.1 において + は値を増加させること、- は値を減少させることを表す。Fig. 5.1 より、まず、A 点の返送量の増加と B 点の余剰汚泥引抜量の減少が評価値を低減させていることがわかる。これらの最適値は制約条件の限界値付近 (Tab. 2.1 と Tab. 5.2) であるため、これは、設定した制約条件の外部の点に (1) 式の評価関数の意味でより良い解が存在することを示している。同時に、提案した最適化アルゴリズムは制約条件の限界値付近では探索能力が若干悪くなっていることも示している。一方、C 点のアンモニア濃度目標値は、+ 20% 増加させた場合に若干評価値が小さくなる (約 0.16%) が、+ 50% 増加させた場合には評価値が大きくなっており (約 0.01%)、最適解付近では評価関数値がほとんど変化しないため、厳密に最適解を求められなかったと考えられる。一方、アンモニア濃度の最適目標値を減少させると、急激に評価値が悪くなるため、計算された最適解は真の最適解を十分近似できる解であると考えられる。

(b) **大域的な評価:** 真の最適解が知られていないため、大域的な最適性について正確な議論することはできないが、計算された最適解が評価関数の値を十分に小さくしている解であることを確認するために、現実のプロセスの典型的な運転条件における設定値に対する評価値との比較を行った。Tab. 5.3 に比較のための設定値を示す。設定値 1 は水質を重視した場合の設定値であり、設定値 2 は運転コストの低減を重視した場合の設定値である。

Tab. 5.3 比較のための操作量/目標値設定値

	Q_{ret} [%]	Q_{circ} [%]	Q_{was} [%]	S_{no}^{ref} [gN/m ³]	S_{nh}^{ref} [gN/m ³]
設定値 1 (水質重視)	30	200	1.5	0.5	0.5
設定値 2 (運転コスト重視)	30	200	1.5	3.0	3.0

これらの設定値の下での評価関数値と最適評価関数値を Fig. 5.2 に示す。Fig. 5.2 より、計算された最適目標値/設定値は典型的な運転設定値よりも (1) 式の意味で明らかにより良い設定値になっていることがわかる。また、評価値の低減に貢献しているのは、主に、汚泥処分費、放流水の全窒素負荷にかかるコスト、および曝気に伴う電力量であることがわかる。

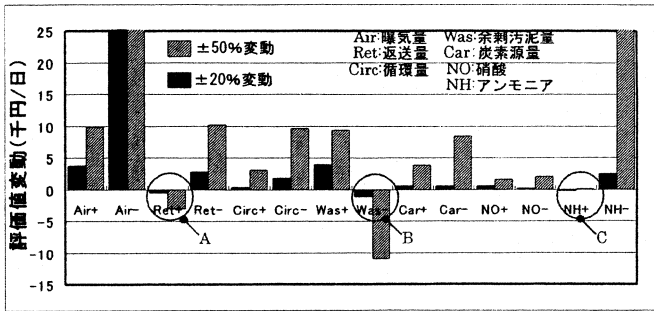


Fig. 5.1 最適解の変動に対する評価値の変動 (SSM)

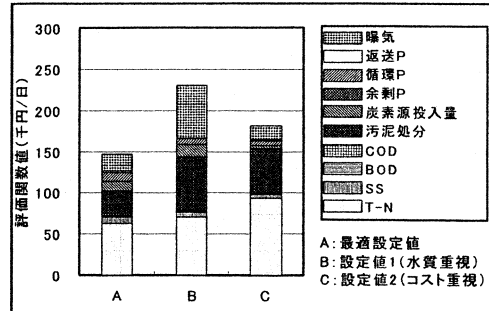


Fig. 5.2 典型的な設定値と最適設定値の評価値比較 (SSM)

5.4 ロバスト最適性の評価

本節では、ベンチマークプロセスと簡略化モデルのモデル誤差、および、流入負荷変動下において、どの程度提案した最適制御系が有効であるかを評価する。

(1) モデル誤差に対する最適性評価

ここでは、ベンチマークプロセスを対象プロセスとし、これに対する評価を行う。まず、ベンチマークプロセスにおける水質の濃度勾配を考慮するため、最適解の中の最適操作量 (Tab. 5.2 の OY2) を入力してベンチマークプロセスでシミュレーションを行い、計算された第1槽 (無酸素槽) の硝酸濃度と第5槽 (好気槽) のアンモニア濃度を改めて最適目標値と見なした。この結果から評価値を再計算し、これを最適な評価値と見なした。なお、ベンチマークプロセスでは2種類の有機体窒素 (X_{nd} と S_{nd}) が考慮されているため、全窒素の計算にはこれらも含めた。

(a) 局所的な評価: Fig. 5.3 に各変数を変動させた場合の計算された最適値からの評価値の変動量を示す。Fig. 5.3 より、A'~F' の6つの点で計算した最適値より評価値が小さくなっており、計算された最適解はベンチマークプロセスに対しては最適解になっていない。A' と C' に関しては、前節と同様に制約条件外の解であるためと考えられ、これは最適化アルゴリズムの悪さを示すものではない。また、B' と D' に関しては20%の変化では若干評価値が改善されるものの50%の変化では評価値が大きくなっており、最適に近い解であると推測される。一方、E' と F' に関しては、20%と50%の変化でもともに評価値が改善されているため、ベンチマークプロセスに対しては計算された最適解よりより良い解が存在する。しかし、変化を与えた場合の改善率は最大で0.5%程度であるのに対し、逆の方向に変化させた場合には大幅に評価値が悪化しているため、この解は評価値を悪化させないための下限の目標値として利用できるとと思われる。

(b) 大域的な評価: ベンチマークプロセスを用いて Tab. 5.3 に示した運転条件との評価関数値を比較した。この結果を Fig. 5.4 に示す。Fig. 5.4 より、対象プロセスと見なしたベンチマークプロセスに対しても、計算された最適解は典型的な運転設定値よりも (1) 式の意味で明らかにより良い運転設定値になっている。従って、3章で構築した簡略化モデルによる最適値はベンチマークプロセスに対しても十分に有効な解を与えている。

(2) 負荷変動下での最適性評価

ここでは、負荷変動があるダイナミックな状況で最適性がどの程度保たれるかを評価する。文献 [3] の晴天時データの負荷変動幅を、0.2倍、0.5倍、0.8倍、1倍、1.5倍と5段階に変化させ、評価値がどのように変化するかを調べた。なお、シミュレーションを40日行い、最後の7日分の平均を用いて評価値を計算した。また、全ての操作量の最適解の値を直接用いて流入量に対する比率一定制御 (フィードフォワード (FF) 制御) を施したものと、アンモニア濃度と硝酸濃度の目標値を与えて下位系でフィードバック (FB) 制御を施したものの比較も同時に行った。この結果を Fig. 5.5 に示す。

Fig. 5.5 より、FF 制御あるいはFB 制御に関わらず、負荷変動が大きくなるにつれて最適性の劣化が大きくなるという単調な関係にある。また、Fig. 5.5 は、文献 [3] の晴天時データの0.8倍程度以内の負荷変動であれば、本論文で提案した静的な最適化による階層型最適制御でも十分によい制御が可能であることを示していると考えられる。一方、負荷変動が大きい場合には、最適化演算を適切なタイミングで繰り返すことや動的な最適制御の検討も必要になる。

FB 制御とFF 制御の比較では、変動が極めて緩やかな場合 (Fig. 5.5 の0.2倍) と変動が激しい場合 (Fig. 5.5 の1.5倍と1.0倍) にはFB 制御による評価値低減の効果が認められるが、通常の変動状況では殆ど同じ結果が得られた。極めて緩やかな変動状況下では、FB 制御によってプロセスの変動を抑制し静的な状態に近い状態が作り出されることにより評価値低減が達成されていると考えられる。また、激しい変動の場合にはFF 制御のみではプロセスの変動を全く抑えられないのに対し、FB 制御ではプロセスの変動を抑える方向に制御が働くため、評価値が低減できている。一方、通常の変動状況で差が見られないのは、FB 制御によりプロセスの変動を抑制するために、曝気量や炭素源量の運転コストが上昇し、これと放流水質負荷に対するコストが相殺されてしまうためである。

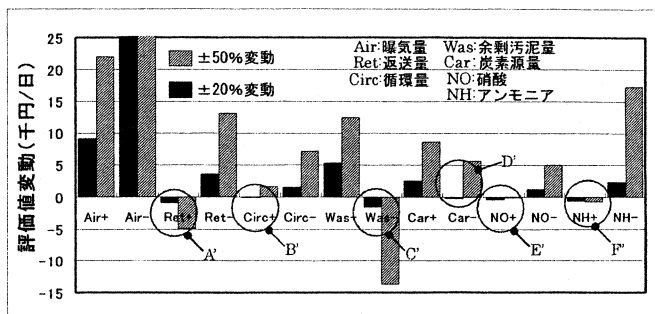


Fig. 5.3 最適解に変動に対する評価値の変動 (BSM)

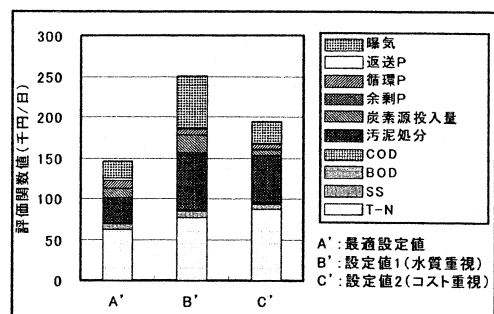


Fig. 5.4 典型的な設定値と最適設定値の評価値比較 (BSM)

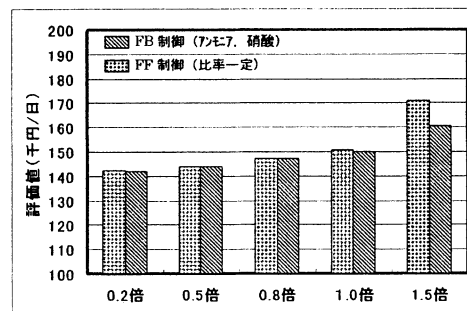


Fig. 5.5 負荷変動下における評価値の変化 (SSM)

6 まとめ

本論文では、筆者らが提案した循環式硝化脱窒プロセスに対する階層型最適制御 [4, 6] の実用化に向けた検討を行った。実用化のためには、(1) プロセスモデルが実際の対象プロセスを十分に近似できること、(2) 最適化演算を実時間で行えること、の2点が重要なポイントになる。本論文では、まず、文献 [3] で定義されたベンチマークプロセスを対象プロセスと想定し、このプロセスモデルを良く近似でき、最適化演算時間をできる限り減少できるような近似プロセスモデルを構築した。そして、最適化演算をさらに高速化するために、遺伝的アルゴリズム (GA) とプロセスシミュレーションと逐次二次計画法を組み合わせた最適化アルゴリズムを開発した。最後に、構築したプロセスモデルと開発した最適化アルゴリズムによる最適制御系を様々な観点から評価した。主要な結果として、(1) 提案したアルゴリズムは大域的最適解に極めて近い解を算出できること、(2) ベンチマークプロセスに対して、実用的には十分な近似最適解をオンライン計算可能な時間内で計算できること、(3) 階層型制御系における下位系フィードバック制御は、負荷変動の大きい場合に特に有効になること、(4) 提案した評価関数に基づく、炭素源投入の是非はそのコストに依存し、また、循環量の最適値は炭素源投入の有無と相関があること、(5) この評価関数に基づく、返送量はできる限り増加させ、余剰汚泥引き抜き量は出来る限り減少させることが良いこと、などが得られた。今後は実際のプロセスへの適用を検討していく。

参考文献

- [1] 社団法人日本下水道協会, “高度処理施設設計マニュアル (案)”, 1994.
- [2] M. Henze *et al*, “Activated Sludge Models – ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3–”, *IWA Sci. Tech. Rep. No.9*, 2000.
- [3] “COST 624: Optimal Management of Wastewater Systems”, <http://www.ensic.inpl-nancy.fr/COSTWWTP/>
- [4] 山中他: “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 –コスト評価関数の導入と物質収支式制約を持つ最適目標値設定計画法–”, *H15年度電気学会産業応用部門大会予稿集 pp.II-5-II-10*, 2003.
- [5] P. A. Vanrolleghem *et al*, “Robustness and Economic Measures as Control Benchmark Performance Criteria”, *Proc. of 1st IWA-ICA Conference*, pp.213-220, 2001.
- [6] 山中他: “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.
- [7] J. S. Anderson *et al*, “Control of an Alternating Aerobic-Anoxic Activated Sludge System I: Development of a Linearization-based Modeling Approach”, *Control Engrg. Practice*, Vol.28, No.3, pp.271-278, 2000.
- [8] G. Olsson and B.Newell, “Wastewater Treatment Systems –Modeling, Diagnosis and Control–”, IWA publishing, 1999.
- [9] B. N. Jacobsen, “私信”, 2003.
- [10] 伊庭: “遺伝的アルゴリズム”, 医学出版, 2002.
- [11] http://www.area.ueda.nagano.jp/torikumi/pdf/odei_syori.pdf
- [12] <http://www.recycle1.com/faq/index.html>

(受付 2004.4.28)

(受理 2004.6.12)