

「活性汚泥モデル」を用いた下水処理シミュレーション技術

Wastewater Treatment Processing Simulation Technology Using “Activated Sludge Model”

宮田 純 MIYATA Jun JFE エンジニアリング エンジニアリング研究所 水システム研究部
周藤 孝雄 SUDOU Takao JFE エンジニアリング エンジニアリング研究所 水システム研究部
局 俊明 TSUBONE Toshiaki JFE エンジニアリング エンジニアリング研究所 水システム研究部・工博

要旨

JFE エンジニアリングでは、国際水協会（IWA）の提唱する「活性汚泥モデル」を用いて、高度処理施設の設計支援ソフトおよび運転支援ソフトの開発を行っている。開発事例として、オキシデーションディッチ（OD）施設の設計支援を目的としたモデル構築と検証、担体投入型高度処理プロセスの運転支援を目的としたモデル構築と実用事例について報告する。

Abstract:

JFE Engineering is promoting development of design support software and operation support software for advanced treatment plants, using an “activated sludge model” which International Water Association (IWA) advocates. As a development example, model construction and verification aiming at design support of oxidation ditch (OD) and operation support of an advanced treatment process are reported.

1. はじめに

下・排水処理プラントでは、活性汚泥と呼ばれる微生物群を利用した生物学的処理が、一般的に行われている。この活性汚泥中には多種多様な微生物が混在しており、増殖・死滅あるいは捕食といった複雑な生態系を形成している。このため、プラントの運転状況の変化はもちろんのこと、流入水質の変化によっても汚濁物質の処理性能が変化することが考えられる。プラントの設計あるいは運転管理を行っている現場では、下・排水処理プラントにはシミュレーション技術の適応は難しいと考えられ、これまでシミュレーション技術が実用化されることがなかった。

国際水協会（IWA）は、活性汚泥の数式モデルの世界基準とすることを目的として、1986年に「Activated Sludge Model（活性汚泥モデル）」を提唱し、また、1995年に下水高度処理対応型のモデルである「活性汚泥モデル No. 2」を発表した。このモデルは、(1) 微生物群の種類を処理性能の予測に必要な最小限に限定し、(2) モデルに適した流入水質の分画を定義し、(3) 外的要因に対する調整として一定であるべき反応定数がある範囲内で調整する「キャリブレーション」という概念を導入することにより、実用化を容易にする工夫が施されている。一方、日本国内では下水処理の高度処理化（栄養塩類であるN、Pも除去

対象とする処理）を推し進める動きの中で、高度処理化に伴うプロセスの複雑化や運転管理因子の増加に対応するための、合理的な手法の確立が必要となってきた。このニーズに応えうる技術として、「活性汚泥モデル」への期待が大きくなってきている。

当社では、1998年より「活性汚泥モデル」の実用化研究を開始し、「活性汚泥モデル」を用いた設計支援ソフトおよび運転支援ソフトの開発を行っている。現在、日本下水道事業団との共同研究（2001年-）の中で、オキシデーションディッチ（OD、小規模処理向け）を対象とした研究開発を実施し、また、担体投入型の高度処理プラントの運転支援ソフトに関しては、川崎市と共同で開発を進めてきた。本報では、「活性汚泥モデル」を用いた下水シミュレーション技術として、(1) OD施設の設計支援を目的としたモデル構築および検証、(2) 担体投入型高度処理プロセスの運転支援を目的としたモデル構築および実用例について紹介する。

2. OD法施設のプロセスモデルの構築 —設計支援ソフトの開発—

2001年度より日本下水道事業団と実施している「活性汚泥モデルの実務的利用手法に関する共同研究」の中で、小規模下水処理施設において実績の多いOD法を対象に、

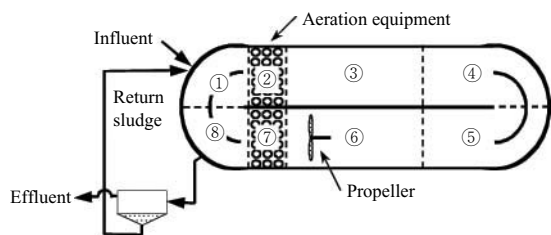


Fig. 1 Composition of a simulation model (Propeller OD)

設計支援ソフトの開発を行っている。ここでは、我が国のOD法施設に対応した生物反応部および沈殿部のプロセスモデルの構築法、方式の異なる曝気装置の表し方および実施設で採取した水質データに基づくシミュレーション結果について得られた知見を報告する。

2.1 構築したモデル構成

2.1.1 モデルの構成

「活性汚泥モデル」はNo. 2d (No. 2の修正版)を用い、シミュレーションモデルの構成は、宮田らの報告¹⁾をもとに生物反応タンクを複数段に分割し、最終沈殿池は反応部と沈殿部に分ける構造とした。

具体的には、Fig. 1に示すとおり、無終端水路である反応タンクを8槽の仮想完全混合槽に分割し、活性汚泥混合液を所定の流速で循環させることとした。なお、流入部 (Fig. 1の①)、流出部 (同図の⑧)、曝気装置設置部 (同図の②と⑦)については、実際の施設構造に応じた配置とし、これらの容積は、他 (同図の③-⑥)に比較して小さく設定した。

2.1.2 曝気装置における酸素供給の表現

曝気装置は、縦軸型と水中プロペラ付散気型を想定した。酸素供給の表現には、以下に示す K_{La} (総括酸素移動容量係数)を用いた。 R_{O_2} は、曝気強度に依存する値であり、対応する曝気装置の性能などを示す資料から算出した。

$$K_{La} = \frac{R_{O_2} \times 10^3 / V_{air}}{S_{O_2}}$$

K_{La} : 総括酸素移動容量係数 (d^{-1})

R_{O_2} : 酸素供給量 ($kg-O_2/d$)

V_{air} : 曝気装置設置槽容量 (m^3)

S_{O_2} : 飽和溶存酸素濃度 (g/m^3)

2.2 シミュレーションの検証

2.2.1 実施設での採水および分析結果

採水を行った施設は、曝気方式および槽形状が異なる3ヶ所の実施設 (A処理場:縦軸型・馬蹄形, B処理場:縦軸型・長円形, C処理場:水中プロペラ付散気型・長円形)である。各施設の運転概況および処理状況をTable 1に示した。ここで、反応タンク流入水 (以下, 流入水) および最終沈殿池越流水 (以下, 処理水) の水質分析値は、1hごとに24h採水した試料の分析値の加重平均値 (流量

Table 1 Operating conditions of treatment plant

		Wastewater treatment center			
		A center	B center	C center	
				Run 1	Run 2
OD	Capacity (m^3/d)	1 600	1 600	2 500	
	Inflow rate	0.80	0.78	0.82	0.97
	Real HRT (h)	30	31	30	25
Aeration	Operation	Intermittent	High-Low	Intermittent	
	Aeration time (h/d)	12	High:11 Low:13	14	20
Inflow load	BOD (kg/d)	176	231	200	596
	COD _{Cr} (kg/d)	359	483	527	1 040
	T-N (kg/d)	42	46	54	124
Sludge in OD	MLSS (mg/l)	2 670	2 050	3 800	4 400
	SRT (d)	25	14	46	19
Temperature ($^{\circ}C$)	Influent	16	16	16	20
COD _{Cr} (mg/l)	Influent	279	388	256	430
D-COD _{Cr} (mg/l)	Effluent	11	12	14	21
BOD (mg/l)	Influent	137	186	97	246
T-N (mg/l)	Influent	32	37	26	51
NH ₄ -N (mg/l)	Influent	21	26	15	14
	Effluent	0.48	0.49	0.00	5.3
NO _x -N (mg/l)	Effluent	1.6	1.2	0.91	0.01
T-P (mg/l)	Influent	3.4	4.0	3.9	4.0
PO ₄ -P (mg/l)	Effluent	0.74	0.15	0.90	0.06

Table 2 Influent and effluent data of secondary clarifier

		A center	B center	C center	
				Run 1	Run 2
NO _x -N (mg/l)	OD effluent	-	-	-	0.27
	Effluent	1.6	1.2	0.91	0.01
	Return sludge	1.9	0.13	0.06	0.00
PO ₄ -P (mg/l)	OD effluent	-	-	-	0.00
	Effluent	0.74	0.15	0.90	0.06
	Return sludge	20	0.97	3.2	0.16

比例)である。なお、C処理場については、2度にわたって採水したのでRun 1およびRun 2と記載した。

C処理場における一例を除けば、流入水量は計画水量の約75-80%で、反応タンクの実HRTは約30hであった。処理状況について見ると、流入水量および流入水質の日間変動は大きかったが、処理水質は比較的安定していた。C処理場でのRun 2を除き、処理水のNおよびPは、アンモニア態N (NH₄-N)が0.5mg/l未満、硝酸態Nと亜硝酸態Nの和 (NO_x-N)が2mg/l未満、リン酸態P (PO₄-P)が1mg/l未満であった。BODの除去を主たる目的としているが、当該3処理場においては、結果的にNおよびPに関して高い除去効果が得られていた。これらの施設では、いずれも間欠曝氣的な運転を行っており、NおよびP除去に適した処理条件となっていたと思われる。各処理場における最終沈殿池での流入前後 (処理水, 反応タンク流

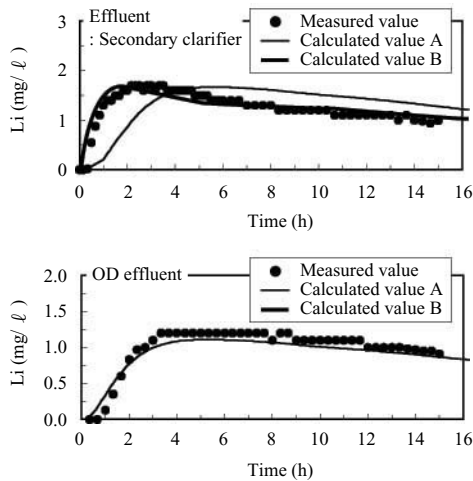


Fig.2 Simulated and measured values of Li concentration

出水および返送汚泥)の $\text{NO}_x\text{-N}$ および $\text{PO}_4\text{-P}$ をTable 2に示した。各水質には差異が認められ、処理水に比べて返送汚泥の方が $\text{NO}_x\text{-N}$ はおおむね低く、 $\text{PO}_4\text{-P}$ は上昇する傾向にあった。これより、最終沈殿池の汚泥堆積部において、脱NやP放出などの生物反応が起るものと見られた。

2.2.2 最終沈殿池モデル構成の検証

今回使用した最終沈殿池モデルの精度を確認するため、C処理場においてトレーサを用いた最終沈殿池の流下特性試験を行い、対象施設を模したシミュレーションモデルを用いた計算により、トレーサの流下状況を良好に表現できるかどうかを検証した。

トレーサ試験は下水試験方法に準拠し、 LiCl をトレーサとして反応タンク流出水へ瞬時に投入し、最終沈殿池越流水のLi濃度の変化状況を調査した。なお、汚泥返送による影響を確認するため、反応タンク流出水のLi濃度についても同時に測定した。

最終沈殿池越流水と反応タンク流出水のLi濃度の経時変化について実測値と計算結果をFig. 2に示した。最終沈殿池モデルの槽構成を任意に変更して計算を繰り返したが、図中の計算値Aは流出ゾーン(最終沈殿池へ流入した反応タンク流出水の上澄水が処理水として越流するまでを表現する部分)を完全混合2槽の直列とした場合、計算値Bは完全混合1槽とした場合の結果を示した。実測結果とシミュレーション結果を比較すると、流出ゾーンを完全混合1槽とした時に、Li濃度の経時変化をシミュレーションによって比較的良好に表現することができた。また、この条件においては、最終沈殿池越流水のみならず、反応タンク流出水のLi濃度の経時変化も比較的良く表現することができた。

2.2.3 流入水中の有機物の構成

KappelerとGujerの方法²⁾を参考に、OUR測定に基づいて流入水中の有機物の構成に関する検討を行った。ただし、遅生物分解性有機物(X_s)については、流入水に槽内混合液を投入した時の長時間の酸素消費量から、易生物分

Table 3 Organic components of influent (mg/ℓ)

		A center	B center	C center	
				Run 1	Run 2
COD _{Cr}	Total	279	388	256	430
	Dissolved	134	189	81	266
Fermentation products (acetate)	S_A	4.7	6.9	0.9	34
Readily biodegradable substrate	S_F	11	8.2	7.2	2.0
Inert, non-biodegradable organics (dissolved)	S_I	11	12	14	21
Slowly biodegradable substrate	X_S	203	294	190	322
Inert, non-biodegradable organics (particulate)	X_I	8.9	12	8.2	10
Heterotrophic biomass	X_H	37	51	34	38

解性有機物(S_s)および内生呼吸相当分(蒸留水に槽内混合液を投入した時)の酸素消費量を減じて推算した。各処理場における流入水中の有機物の構成について分画した結果をTable 3に示した。

2.2.4 シミュレーション結果の検証

前述のモデルを用いて、3処理場における計4回の計測結果に基づいてシミュレーションを行った。量論係数および動力学的定数などのパラメータについては基本的にデフォルトの数値を使用したが、増殖速度、死滅速度および半飽和定数など一部のパラメータについては変更した。B処理場における処理水の実測値と計算値をFig. 3に、AおよびC処理場における実測値と計算値をFig. 4示した。

D-COD_{Cr}について処理水の実測値と計算値を比較すると、計算値では変動幅が小さいものの平均値はほぼ同等であった。 $\text{NH}_4\text{-N}$ および $\text{NO}_x\text{-N}$ については、処理水質の時間変化を含めて、その傾向を比較的良く表現することができた。 $\text{PO}_4\text{-P}$ について見ると、B処理場での結果については実測値を比較的良く表現することができたが、A処理場およびC処理場での結果については計算値が実測値と乖離する場合もあった。

B処理場における処理水の $\text{NH}_4\text{-N}$ 、 $\text{NO}_x\text{-N}$ 、 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度について、実測値と計算値および実測値に対する計算値の誤差をTable 4に示した。ここで、計算値①はパラメータに活性汚泥モデルNo. 2dのデフォルト値を使用した場合、計算値②はキャリブレーション後のパラメータ(前記のシミュレーションにて使用したパラメータ)を用いた場合のシミュレーション結果である。 $\text{NH}_4\text{-N}$ 、 $\text{NO}_x\text{-N}$ 、 $\text{PO}_4\text{-P}$ の平均誤差は、デフォルト値を使用した場合にはそれぞれ1.2、0.1、2.55 mg/ℓであったのに対して、キャリブレーション後にはそれぞれ0.3、0.2、0.13 mg/ℓとなり、キャリブレーションを行なうことで、実測データの濃度を良好に再現できたことが分かる。ただし、前記のA処理

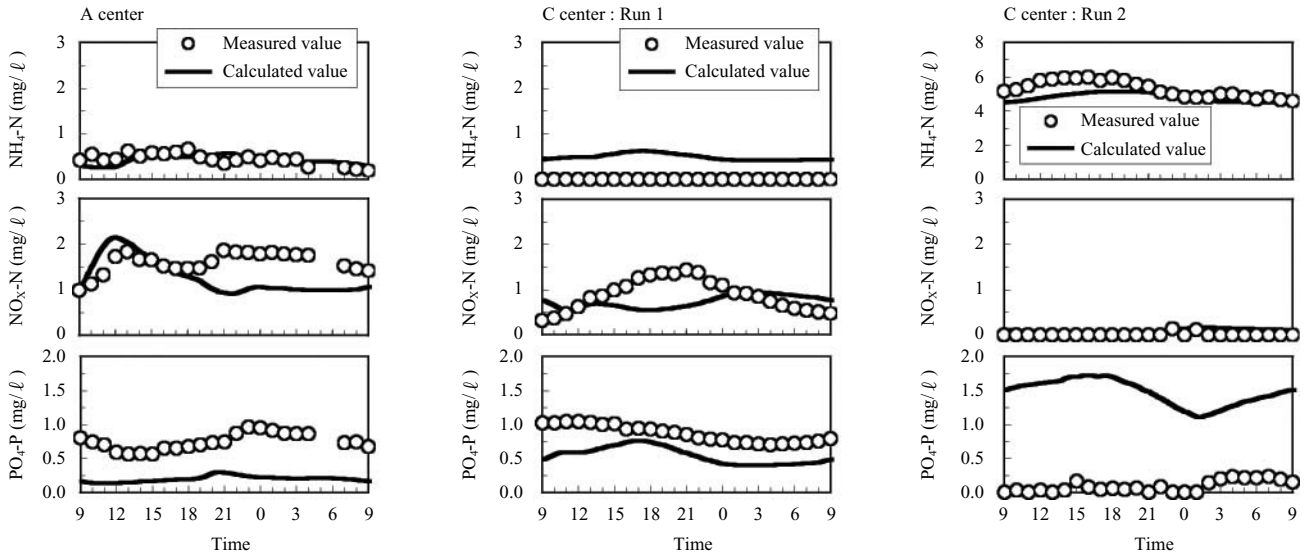


Fig. 4 Simulated and measured values of effluent in A and C treatment center

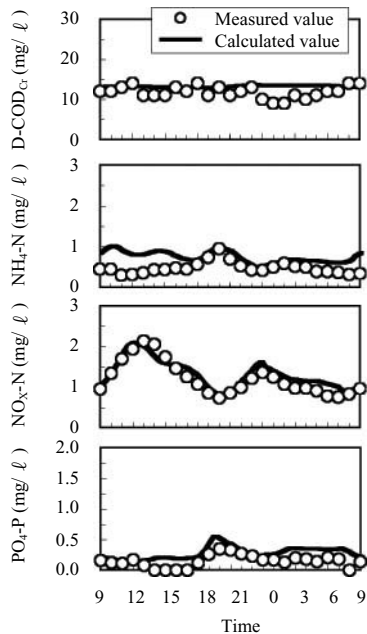


Fig. 3 Simulated and measured values of effluent in B treatment center

Table 4 Simulated and measured values of effluent, error of simulated and measured values

			NH ₄ -H	NO _x -N	PO ₄ -P
Average values of effluent	(mg/l)	Measured	0.5	1.2	0.15
		Calculated ①	1.7	1.1	2.6
		Calculated ②	0.8	1.3	0.28
Average values of error	(mg/l)	Calculated ①	1.2	0.1	2.4
		Calculated ②	0.3	0.2	0.13
	(%)	Calculated ①	256	11	1 610
		Calculated ②	57	13	8.7

Calculated①: Default parameters of ASM2d are used.
Calculated②: Calibrated parameters are used.

場およびC処理場におけるPO₄-Pの結果のように、現時点では、Pに係わる反応のキャリブレーションに再考の余

地を残していると考えている。

2.3 まとめ

曝気方式、反応タンク形状、運転条件などが異なる実施設での処理状況を、同一のシミュレーションで表現することができたことから、OD法施設の設計支援を想定したプロセスモデルとして、当該モデルは十分に機能するものと考えられる。ただし、P除去状況など、実測値を実用レベルの予測ができていない点も残されているので、さらなるキャリブレーションを実施し、異なる条件下においても精度の高い計算ができるようなモデルを構築していく必要がある。また、長期間の処理状況の変化に関する検討、実施設の処理効果の向上などへ向けた検討を行うことによって、運転支援を想定したプロセスモデルの構築も図っていきたい。

3. 担体投入型高度処理施設モデルの構築 —運転支援システムの開発—

N、P同時除去法は制御因子が多く、良好な除去を安定して行なうためには関連因子を適正に制御するための複雑な検討が必要となる。そこで、運転支援システムの一つとして活性汚泥モデルを用いたシミュレーションソフトを開発することを目的とし、実施設の装置特性や処理特性に合致するようにプロセス全体のモデル化を図り、実施設での運転結果を用いて検証を行った。実施設のモデル化の概要と検証結果について報告する。

3.1 施設概要および運転条件

対象とした高度処理施設のフローはFig. 5に示す通りである。好気タンクには硝化菌の固定化を目的としてPEG製結合固定化担体を16%投入している。本施設の設

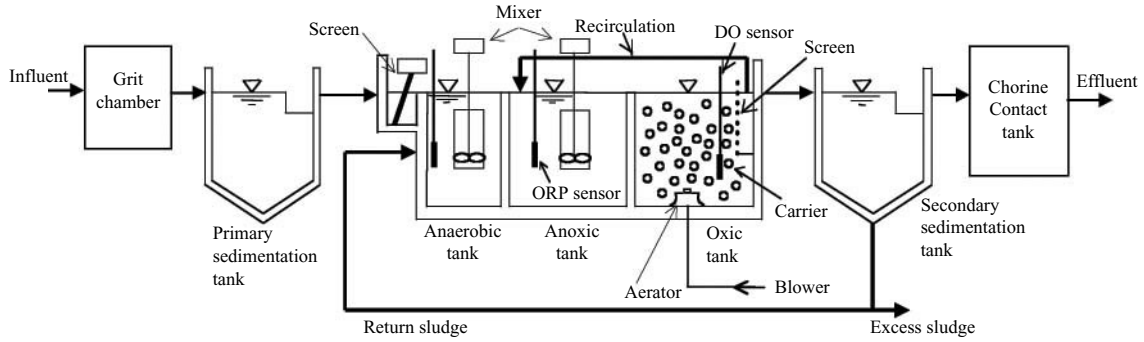


Fig. 5 Schematic diagram of anaerobic-anoxic-oxic plant with carrier

Table 5 Design detail of the treatment plant

Design flowrate	Mean flowrate	11 363 m ³ /d	
	Maximum flowrate	In summer	13 738 m ³ /d
In winter		13 050 m ³ /d	
Primary sedimentation tank		Water surface load	50 m ³ /m ² · d ⁻¹
MLSS concentration in reactor		2 600 mg/ℓ	
Recirculation ratio		2.5	
Return sludge ratio		0.5	
Reactor	Anaerobic tank	HRT 1.5h	
	Anoxic tank	HRT 4.5h	
	Oxic tank	HRT 3.6h Carrier filling factor 16% Microbiol carrier PEG	
Secondary sedimentation tank		Water surface load	25 m ³ /m ² · d ⁻¹

計諸元を Table 5 に示す。

3.2 実施施設プロセスのモデル化

「活性汚泥モデル」としては No. 2d を用いてシミュレーションモデルの構築を行った。反応定数などのキャリブレーションは、シミュレーションモデルの構築後、実装置の通日調査データを用いて行った。

3.2.1 担体付着生物膜のモデル化

本施設は担体利用型の高度処理施設であるため、担体表面に付着した生物膜についてもシミュレーションモデルに組み入れた。Fig. 6 に示すように、担体に付着している生物膜層 (I)、境膜層 (II) およびバルク層 (III) の領域に分けて、その領域間の物質移動は (a) 物質の拡散および (b) 生物膜の剥離により起こるものとした。また、生物膜厚 (L) は生物の増殖および剥離により変化するものとして表現した。

これにより、担体付着生物膜内に硝化細菌が相当量保持され、かつ剥離により担体付着生物膜内の硝化細菌が槽内 (バルク層) に供給される状況が再現可能となった。

3.2.2 酸素供給

装置の総括酸素移動係数 K_{La} を用いて、以下に示す (1) 式を酸素供給プロセスの速度式として扱い、生物反応 (構

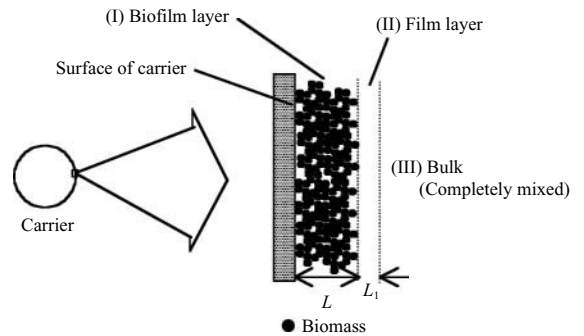


Fig. 6 Schematic of biofilm model

造) モデルに酸素供給を組み込んだ。

$$\partial S_{O_2} / \partial t = K_{La} \times (S_{O_2}^* - S_{O_2}) \dots\dots\dots (1)$$

ここで、 K_{La} : 総括酸素移動係数 (d⁻¹)

S_{O_2} : 散気部の溶存酸素濃度 (g-O₂/m³)

$S_{O_2}^*$: 飽和溶存酸素濃度 (g-O₂/m³)

K_{La} は散気空気量により異なるため、本施設での測定結果より散気空気量の関数として表現することとした。本施設における K_{La} 測定結果より水中エアレータの K_{La} が散気空気量にほぼ比例すると仮定できるため、(2) 式のように表すことができる。

$$K_{La} (20) = 7.78 \times 10^{-3} \times Q_{air} \dots\dots\dots (2)$$

ここで、 Q_{air} : 水中エアレータ散気量 (m³/h)

$K_{La} (20)$: 水温 20℃での K_{La} (h⁻¹)

また、 K_{La} の温度補正項も加えて、 K_{La} を (3) 式のように表現してシミュレーションに用いた。

$$K_{La} = 7.78 \times 10^{-3} \times 1.024^{(t-20)} \times Q_{air} \dots\dots\dots (3)$$

3.2.3 最終沈殿池

通日試験結果をもとに算出した本施設の N 収支の一例を Fig. 7 に示す。ここでは嫌気タンクでの脱 N と最終沈殿池での脱 N を合せると、全流入 N 量の約 2 割 (他の期間では 1 割程度の場合もあった) と大きな割合となってお

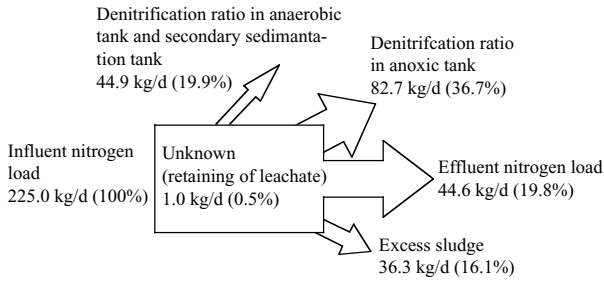


Fig. 7 Nitrogen balance at the treatment plant

り、本施設の処理状況を再現するためには無視できない量となっている。そこで、最終沈殿池を単純な固液分離と反応部に分離して表現し、固形成分は固液分離後濃縮され余剰汚泥として本施設余剰汚泥引抜き量と同量 ($50\text{--}100\text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ /池程度) で系外に排出させ、残りはすべて反応部で一定時間反応させた後返送汚泥として嫌気タンクに戻すフローとすることで実施設の処理状況を再現した。

3.2.4 槽列モデル

本施設のフローは Fig. 5 に示したように、嫌気タンク、無酸素タンクおよび好気タンクの3槽構成であるが、最も大きい無酸素タンクの容量は 1230 m^3 であり流れ方向に 25 m の長さを有するため、反応タンクを完全混合1槽として表現するには無理がある。施設の試運転時に行われたトレーサ試験でも、1.4段相当であるとの結果となっている。仮に、無酸素タンクを完全混合1槽とした場合と、完全混合2槽(容量均等分割)とした場合について、実施設調査データ(10-11月の期間)を用いて脱N量を比較すると、1槽では 54.1 kg-N/d 、2槽とすると 60.4 kg-N/d との計算結果が得られた。

そこで、本施設の流れ特性を再現するために槽分割およびバックミキシングを考慮し、反応タンクのモデル化を行った。Fig. 8 に本施設の流れ特性を示す。

3.3 実施設処理状況とシミュレーション結果

反応定数などのキャリブレーションを行った後、長期(約2ヶ月間)のダイナミックシミュレーションを行い、実施設の水質分析データと比較することにより本シミュレーションモデルの適応性の検証を行った。処理水Nに

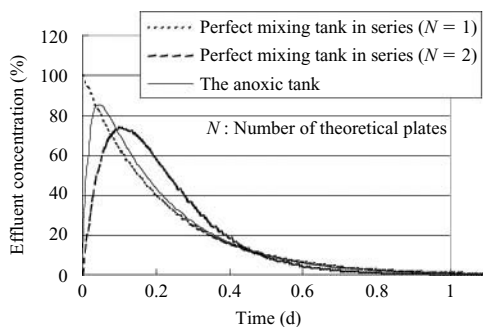


Fig. 8 Response curve (δ response) of the anoxic tank

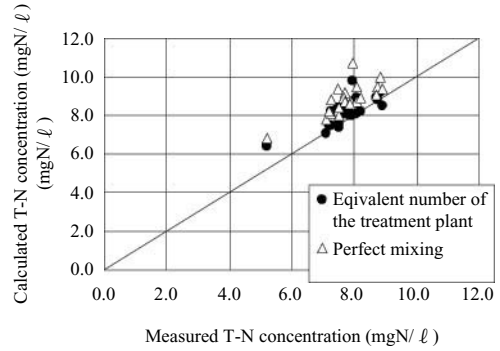


Fig. 9 Simulated and measured values of effluent T-N

関して、横軸を実測値、縦軸をシミュレーションによる計算値としてプロットを行った結果を Fig. 9 に示す。Fig. 9 より、シミュレーションが本施設の処理状況を十分表現できていることが分かる。

3.4 実施設における運転条件の検討

本シミュレーションモデルの検証を行った後、運転管理項目の一つである MLSS についてどの程度の濃度で運転すればよいかシミュレーションを用いた検討を行った。

本施設の冬期日最大汚水量、冬期流入水質にもとづく設計値では、反応槽 MLSS 濃度が 2600 mg/l に設定されている。しかし、計画N濃度 40 mgN/l に対して、水温 20°C 以上の時期(4月-2月)における流入水質の前年度実績値を調べたところ 32 mgN/l であり、MLSS 濃度を低く設定しても十分なN除去が行えると考えられる。この流入水質条件に適した MLSS 濃度の設定条件について検討

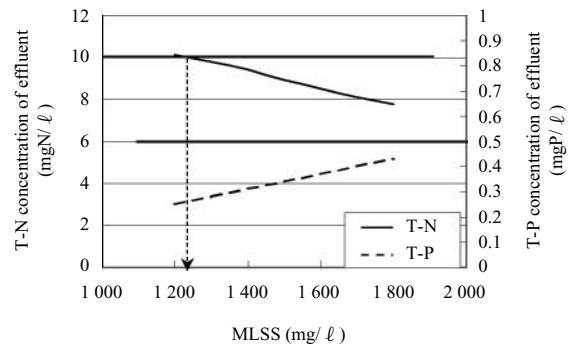


Fig. 10 Reconsideration of MLSS (in summer)

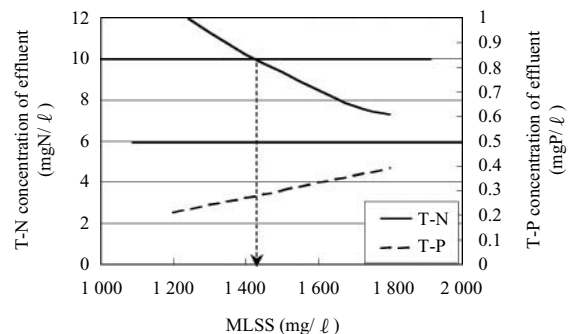


Fig. 11 Reconsideration of MLSS (in winter)

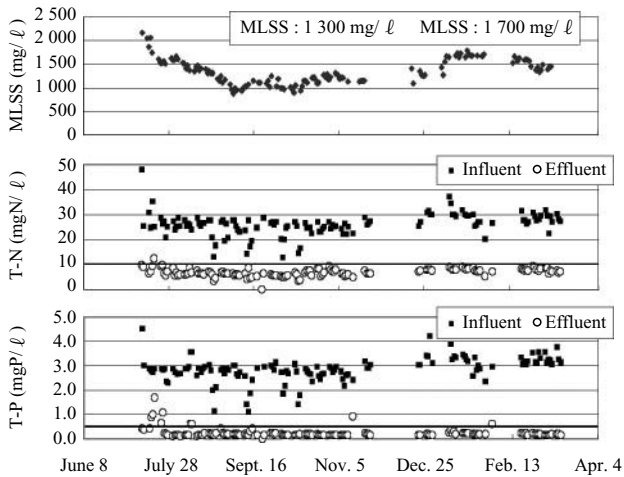


Fig. 12 T-N and T-P of effluent in the treatment plant

した。結果を Fig. 10 に示す。

なお、シミュレーションの条件は、水温 20℃、流入水質は本施設での前年度実績値を用い検討を行った。Fig. 10 より、MLSS 濃度 1 200-1 800 mg/l の範囲では処理水 P 濃度は常に目標値以下となり、処理水 N 濃度が目標値以下になる 1 220 mg/l 以上の MLSS 濃度で運転を行えば良好な処理が期待できる結果となった。

計画冬期最大負荷をもとに施設が設計されているため、夏期ほど顕著でないが、冬期においても流入 N 濃度は 37 mgN/l と計画水質より低い値であった。そこで、冬期における MLSS 濃度の設定条件に関しても同様に検討を行った。検討結果を Fig. 11 に示す。

Fig. 11 より 1 450 mg/l 以上の MLSS 濃度で運転を行えば良好な処理が期待できる結果となった。しかし、夏期の計算結果と比較して、冬期は MLSS 濃度変動に対して処理水窒素濃度の変化が急であること、および低水温では微生物増殖速度が小さくなるため処理が悪化した場合に回復に時間がかかることなどを考慮して、1 600 mg/l 以上の MLSS 濃度が必要と判断した。

以上の結果をもとに、夏期の MLSS 濃度を 1 300 mg/l、冬期の MLSS 濃度を 1 700 mg/l に設定して運転を行ったところ、Fig. 12 に示す通り調査期間を通じて処理水 N 濃度が目標値を超えることはなかった。

3.5 まとめ

高度処理施設（担体利用型嫌気-無酸素-好気法）の運転支援システムとしてのシミュレーションソフトを開発することを目的として、モデルの構築を行った。施設特性として、酸素供給、反応タンクの流出、最終沈殿池および担体付着生物膜に着目し、実施設における調査データをもとにシミュレーションモデルを構築した。実測データとシ

ミュレーション結果は良く一致し、本シミュレーションモデルの妥当性が確認された。また、運転管理項目の一つである反応タンク内 MLSS 濃度に関して検討を行い、現状の流入条件において、夏期は 1 300 mg/l（設計諸元の半分の濃度）で、冬期は 1 600 mg/l で運転が可能であることが分かった。検討結果をもとに実施設の MLSS 濃度を設定して運転を行った期間において、良好な処理結果が得られている。

4. おわりに

「活性汚泥モデル」をもとに、担体利用型処理における生物膜やプラントの混合特性などの「生物反応の場」を、簡易にかつ実用に必要十分な精度で表現するプロセスモデルを構築することにより、実用的なシミュレーション技術の開発を行ってきた。本稿では、オキシデーションディッチの設計支援を対象としたモデル構築と担体投入型高度処理プラントの運転支援を目的としたモデル構築についてのべ、留意すべき知見について報告した。

JFE エンジニアリングでは、設計支援ソフトおよび運転支援ソフトなど、実用ツールの具現化に向けた開発を進めるとともに、今後も、実プラントデータをもとにシミュレーション技術の確立を図っていく予定である。

なお、本稿の「OD 法施設のプロセスモデルの構築—設計支援ソフトの開発」は日本下水道事業団殿との共同研究の成果の一部であり、また、「担体投入型高度処理施設モデルの構築—運転支援システムの開発—」は川崎市殿の調査研究報告書のデータを使用させていただいているものである。

参考文献

- 1) 宮田純ほか. “パイロットプラントを用いた担体投入型高度処理シミュレーションモデルの検討”. 第 37 回下水道研究発表会. 2000, p.650-652.
- 2) Kappeler, J.; Gujer, W. Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of wastewater for activated sludgemodelling. Wat.Sci.Tech. vol.25, no.6, 1992, p.125-139.



宮田 純



周藤 孝雄



局 俊明