

(32) 高度処理施設におけるリンの挙動 —同時凝集法と嫌気好気法の特徴—

The behavior of the phosphorus in the advanced sewage treatment plant -Characteristics of simultaneous precipitation process and anaerobic-aerobic activated sludge process-

加藤 薫*, 桃井清至**, 斉藤昌明***, 田代幸雄****

Kaoru KATO*, Kiyoshi MOMONOI**, Masaaki SAITO***, Yukio TASHIRO****

ABSTRACT: In "Clean Lake Suwa" which was the terminal treatment plant of the Suwa Lake river-basin sewerage facilities, the renewal to the advanced sewage treatment plant was examined from 1995. In the simultaneous precipitation process, Al/T-P mole ratio had to be made over 0.75 in order to do under discharge regulation T-P concentration $2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$. And, it was anticipated that the Al/T-P mole ratio had to be done over 2 in order to do under desired value discharge T-P concentration $0.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$. In the flocculant injection point, phosphorus elimination reaction rate is low. It was confirmed that the flocculant which intermingles with the return sludge was bringing about the effective phosphorus elimination reaction in aeration tank front stage. The anaerobic-aerobic activated sludge process applied to "Clean Lake Suwa" has not reached the phosphorus elimination performance of the goal. The shortening of SRT was attempted by the charge of the preliminary sedimentation basin sludge to the aeration tank. As a result, it was possible that it was improved, and effective SRT was able to be judged with under 8th. In addition, the phosphorus elution from the sludge was measured. Largest phosphorus elution amount of the simultaneous precipitation process sludge was $3.5\text{mgP}\cdot\text{gSS}^{-1}$. It was confirmed that the phosphorus elution amount was little. And, it was confirmed that Al which originates for the simultaneous precipitation process sludge affected phosphorus concentration in the supernatant by the anaerobic digestion process.

KEYWORDS: phosphorus, flocculant, precipitation, anaerobic-aerobic, aluminum

1.はじめに

既存の標準活性汚泥法施設へ嫌気好気法と同時凝集法を導入し高度処理施設化を図る際、それぞれ処理方法の特性や運転制御方法の詳細を把握し、より現実的で効率的な運転方法を把握していくことは重要である。また両リン除去方式を同時に採用するなかで、リンの汚泥中への取り込み形態による処理施設内でのリンの挙動については不明な点が多い。一方は凝集剤の作用により不溶化された汚泥であり、一方は微生物中に一時的に摂取され、条件によっては液中に溶出する。両方式の水処理施設への設置割合により、リンの汚泥への固定量が異なり、返流水リン負荷の変化など処理施設のリン除去量に影響を及ぼすものと考えられる¹⁾。そこで諏訪湖流域下水道施設の終末処理施設であるクリーン湖諏訪の実設備の一部に実験的に導入された嫌気好気活性汚泥法（計画最大日汚水量 $18,000\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}\times 1$ 系列）と同時凝集法（計画最大日汚水量 $18,000\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}\times 2$ 系列）の実施設を利用し、同時凝集法と嫌気好気法の個々の処理特性と効率的な運転制御方法を明らかにするとともに^{2, 3)}、両リン除去方式が同時に導入された場合の汚泥処理工程でのリン溶出状況について、特に嫌気性消化槽に焦点を絞って検証を行った。

* 三機工業株式会社環境システム事業部 (Environmental Systems Administration Division, Sanki Engineering CO., LTD.)

** 長岡技術科学大学工学部環境・建設系 (Dept. Environment and Civil Engineering, Nagaoka University of Technology)

*** 財)長野県下水道公社南信管理事務所 (Nagano Pref. Sewerage Public Corporation)

**** 長野県諏訪建設事務所流域下水道課 (Nagano Pref. Suwa Construction Office)

2.実験項目と実験方法

図－1 に同時凝集法と嫌気好気法の実験施設のフローを示す。また表－1 に実験施設の概要を示す。

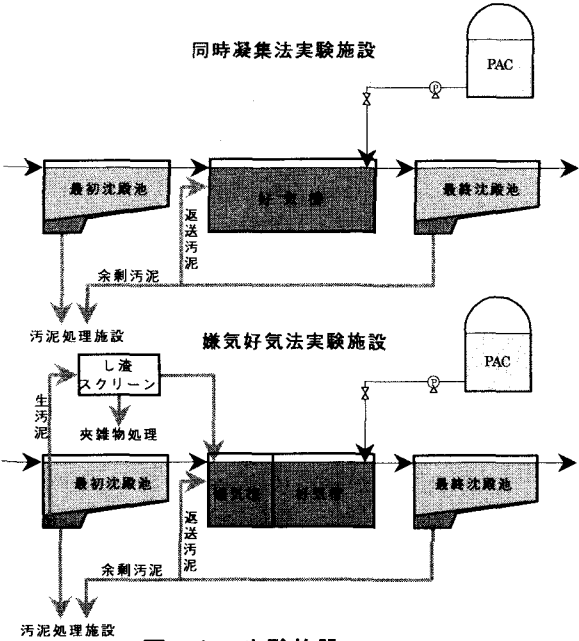
2.1 同時凝集法³⁾

(1) 薬注量の検討

凝集剤として PAC (Poly Aluminum Chloride) を用い、1 系列当たり (計画最大日汚水量 18,000 $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$) の薬注量を 0.5~1.38 $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ に変化させ、リン除去能力を検討した。薬注方法は一定量を連続的に添加した。

(2) 返送汚泥のリン除去効果

10 リットル容器に同時凝集法返送汚泥または標準活性汚泥法 (以降標準法と称す) 返送汚泥を処理設備返送率 30%として蒸留水で希釈して充填する。速やかに曝気を行い、5 分後 K_3PO_4 溶液を所定濃度になるよう添加する。1 時間後の上澄液 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度を測定し、 K_3PO_4 溶液添加量を変え、上澄液 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度のリン除去程度を確認した。



図－1 実験施設フロー

表－1 実験施設の概要

リン除去方法 槽 種 類	同時凝集法	嫌気好気法	
	好気槽	嫌気槽	好気槽
計画日最大汚水量 ($\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$)	18,000	18,000	
最初沈殿池 水面積負荷 ($\text{m}^2\cdot\text{m}^2\cdot\text{d}^{-1}$)	44	44	
槽 容 量 (m^3)	5,200	860	4,340
滞 留 時 間 (h)	6.9	1.1	5.8
最終沈殿池 水面積負荷 ($\text{m}^2\cdot\text{m}^2\cdot\text{d}^{-1}$)	26	26	
送 風 量 ($\text{m}^3\cdot\text{min}^{-1}$)	50	—	50
汚水に対する送風倍率 (—)	4	—	4
汚 泥 返 送 率 (%)	常時 30, 返送率一定	平均 32, 返送量一定	

2.2 嫌気好気法⁴⁾

(1) 有機物負荷増加によるリン除去能力の向上

水処理施設は既設の標準法を改造し、嫌気槽を設け散気装置を取り外

し、水中攪拌機を設置した。また返送汚泥と余剰汚泥配管は別配管を設け、既設設備と分離した。有機物負荷増加のための最初沈殿池沈殿汚泥 (以降生汚泥と称す) の投入は図－1 に示すように仮設ポンプによって通常の引抜き量以上の沈積汚泥を汲み上げ、900 $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ の投入量で嫌気槽に投入した。またこのとき嫌気槽攪拌機へのし渣絡み付きの防止や汚泥処理工程でのトラブルの回避のため、投入生汚泥は 2mm 目幅のスクリーンを通した。

(2) 嫌気好気法への PAC 添加

更なるリン除去能力向上のため、PAC を好気槽末端へ添加することを検討した。後述表－4 の運転条件に示すように、生汚泥投入時に PAC を添加した場合、未投入時に PAC 添加した場合について検討した。PAC 添加量は 1 系列当たり 0.2 $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ とした。

2.3 汚泥中のリンの挙動

(1) 各汚泥からのリン溶出量

同時凝集法、嫌気好気法および標準法のそれぞれの余剰汚泥リン溶出量を確認した。ケールワーク諏訪における実際の汚泥処理操作は、生汚泥を重力濃縮後の重力濃縮生汚泥 (以降濃縮生汚泥と称す) と、余剰汚泥を

遠心濃縮後の遠心濃縮汚泥（以降遠心濃縮余剰汚泥と称す）を混合した汚泥について嫌気性消化を行っている。これにならい生汚泥と各余剰汚泥を容量比率で 1:1（TS 比率で生汚泥：余剰汚泥＝0.40:1～1.54:1）で混合した汚泥（以降混合生汚泥と称す）を

表－2 消化実験汚泥混合比率

汚 泥 の 種 類	容 量 比 率 (%)			
消化汚泥（種汚泥）	10	10	10	10
重力濃縮生汚泥	55	55	55	55
同時凝集法 遠心濃縮余剰汚泥	0(0)	9(25)	17.5(50)	35(100)
嫌気好気法 遠心濃縮余剰汚泥	35(100)	26(75)	17.5(50)	0(0)
合 計	100	100	100	100

※（ ）内は同時凝集法と嫌気好気法との間の比率を示す。

250ml 容器に充填し、室温約 25℃で放置後、所定時間毎に上澄液 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度の経時変化を測定した。

(2) 嫌気性消化槽内のリン挙動⁵⁾

嫌気性消化槽内の同時凝集法と嫌気好気法の混合割合によるリン挙動を追うため、クールツェン諏訪で採取した消化汚泥（種汚泥）、重力濃縮生汚泥および同時凝集法と嫌気好気法の遠心濃縮余剰汚泥を表－2 の比率（クールツェン諏訪での消化槽へ投入する各汚泥の TS 比率を参考とした。）で混合し、 $35 \pm 2^\circ\text{C}$ の恒温室内の 10 リットル円筒状容器内で消化反応を生じさせ、消化後の上澄液のリン溶出状況を確認した。容器内は攪拌機で汚泥沈降を生じさせない程度に緩やかに攪拌し、消化反応終了時に上澄液の $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度を測定した。その他消化反応進行度合いを追うため、反応槽内 TS、VTS、pH を経時的に測定した。また消化前各汚泥の Al 濃度、T-P 濃度、TS、VTS を測定し、消化後の反応槽内 Al 濃度、アルカリ度を測定した。

3. 実験結果

3.1 同時凝集法

(1) 運転処理結果

同時凝集法の運転条件、水質試験結果および汚泥試験結果を表－3 に示す。RUN1～RUN3 までは標準法が稼動していたことから、合わせてその結果も表－3 中に示す。運転条件概要を以下に述べる。

- 1) T-P 汚泥負荷は同時凝集法で $6.4 \sim 8.9 \text{ kgP} \cdot \text{kgSS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ 、標準法では $9.0 \sim 10.2 \text{ kgP} \cdot \text{kgSS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ であり、T-P 容積負荷は同時凝集法で $9.1 \sim 14.8 \text{ kgP} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 、標準法で $11.1 \sim 14.5 \text{ kgP} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ であった。
- 2) 余剰汚泥量は同時凝集法で $780 \sim 1,331 \text{ kgSS} \cdot \text{d}^{-1}$ であり、標準法では $430 \sim 930 \text{ kgSS} \cdot \text{d}^{-1}$ であった。標準法に対する同時凝集法の余剰汚泥発生倍率は、RUN1 で標準法の余剰汚泥発生量が少量だったため 2.8 倍と開き、RUN2 では 1.4 倍、RUN3 で 1.7 倍であった。

なお余剰汚泥量の汚泥濃度からの算出は時間変動が大きいことを確認し、正確な計測は困難であると判断した。このため比較の実態を表していると考えられる返送汚泥中リン含有率から算出した余剰汚泥量を用いた。以下に式を示す。

$$\text{余剰汚泥量}(\text{kgSS} \cdot \text{d}^{-1}) = \text{リン除去量}(\text{kgP} \cdot \text{d}^{-1}) / \text{返送汚泥中リン含有率}(\%)$$

- 3) また PAC 由来の余剰汚泥発生量を把握するため、同 RUN の同時凝集法余剰汚泥量と標準法余剰汚泥量の差を PAC 由来の余剰発生量とし、PAC 中金属成分である Al 量あたりの余剰汚泥発生量を次式で算出した。

$$\text{Al 汚泥発生倍率}[\text{kgSS} \cdot (\text{kgAl})^{-1}] = \frac{\text{同時凝集法余剰汚泥}(\text{kg} \cdot \text{d}^{-1}) - \text{標準法余剰汚泥}(\text{kg} \cdot \text{d}^{-1})}{\text{PAC 注入量}(\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}) \times 1.2 \times 10^3 \times 0.10 \times 54 / 102}$$

※1.2；PAC 比重、0.10； Al_2O_3 10wt%，54/102； Al_2O_3 中の Al モル比

Al 汚泥発生倍率は RUN1 で標準法の余剰汚泥発生量が少量だった影響を受け 13.2 と多く、RUN2 で 4.2、RUN3 で 6.1 であった。薬注による汚泥発生倍率は凝集剤金属成分が Fe の凝集剤で 3.5 倍、Al の凝集剤で 5 倍とされており⁶⁾、RUN2 以降はほぼこれに近い汚泥発生倍率を示した。

次に水質試験結果と汚泥試験結果の概要を以下に述べる。

表-3 同時凝集法と標準法の運転条件、水質試験結果および汚泥試験結果

運 転 条 件	RUN No.		1	2	3	4
	運 転 期 間		H7/7/1~7/26	H7/7/27~9/11	H7/12/29~H8/1/29 H8/4/1~7/12	H8/1/13~2/17 12/12~H10/1/32
	経 過 日 数		1~26	27~73	182~213 276~378	563~598 896~947
	期 間 日 数		26	47	135	88
水 質 試 験 結 果	流入水量	$m^3 \cdot d^{-1}$	同時凝集法 18227	16700	16847	13778
			標準法 15643	16289	16057	15785
	PAC注入量	$m^3 \cdot d^{-1}$	同時凝集法 1.00	1.38	1.25	0.50
		$gAl \cdot m^{-3}$	同時凝集法 3.5	5.3	4.7	2.3
	Al/T-P	—	同時凝集法 1.15	1.32	1.34	0.82
			—	—	—	—
	水温	$^{\circ}C$	同時凝集法 23.6	26.2	20.5	18.4
			—	—	—	—
	T-P負荷	$gP \cdot (kgSS)^{-1} \cdot d^{-1}$	同時凝集法 8.2	8.9	8.9	6.4
			標準法 9.1	10.2	9.0	—
		$gP \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$	同時凝集法 12.5	14.8	13.5	9.1
			標準法 11.1	14.5	12.9	—
	BOD負荷	$kgBOD \cdot kgSS^{-1} \cdot d^{-1}$	同時凝集法 0.14	0.13	0.17	0.16
			標準法 0.16	0.15	0.18	—
		$kgBOD \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$	同時凝集法 0.22	0.22	0.25	0.23
			標準法 0.20	0.22	0.24	—
汚 泥 試 験 結 果	余剰汚泥量	$kgSS \cdot d^{-1}$	同時凝集法 1184	1331	1250	780
			標準法 430	930	747	—
	Al汚泥発生倍率	$kgSS \cdot (kgAl)^{-1}$	同時凝集法 13.2	4.2	6.1	—
			—	—	—	—
	SRT	d	同時凝集法 6.4	6.7	6.8	9.9
			標準法 12.7	9.0	9.4	—
	T-P	$mg \cdot l^{-1}$	流入水 3.5	4.6	4.1	3.4
			同時凝集法 処理水 0.7	0.3	0.8	1.1
	T-P除去率	%	標準法 処理水 2.3	2.1	2.8	—
			同時凝集法 81	93	81	69
	SS	$mg \cdot l^{-1}$	標準法 33	53	34	—
			流入水 42	34	32	30
	BOD	$mg \cdot l^{-1}$	同時凝集法 処理水 2	3	5	3
			標準法 処理水 2	2	3	—
汚 泥 試 験 結 果	SVI	$ml \cdot g^{-1}$	流入水 64	70	78	85
			同時凝集法 処理水 8	5	11	6
	MLSS	$mg \cdot l^{-1}$	標準法 処理水 10	5	10	—
			同時凝集法 140	110	130	130
	汚泥中P含有率	%	標準法 190	180	160	—
			同時凝集法 1510	1630	1530	1430

- 4) リン除去の結果は(2)で説明する。SSは同時凝集法と標準法とで大差なく、同時凝集法で $2 \sim 5 \text{ mg} \cdot l^{-1}$ 、標準法で $2 \sim 3 \text{ mg} \cdot l^{-1}$ であり良好であった。
- 5) BODも同様で同時凝集法と標準法とで大差はなく、同時凝集法で $5 \sim 11 \text{ mg} \cdot l^{-1}$ 、標準法で $5 \sim 10 \text{ mg} \cdot l^{-1}$ であり良好であった。
- 6) SVIは標準法 $160 \sim 190 \text{ ml} \cdot g^{-1}$ に対して、同時凝集法では $110 \sim 140 \text{ ml} \cdot g^{-1}$ であり、凝集によるフロック形成効果により汚泥沈降性が改善されていると考えられる。
- 7) MLSSは同時凝集法では $1,430 \sim 1,630 \text{ mg} \cdot l^{-1}$ 、標準法では $1,180 \sim 1,420 \text{ mg} \cdot l^{-1}$ であった。薬注の影響で汚泥濃度が増加していることが認められる。
- 8) 汚泥中リン含有率は同時凝集法で $4.1 \sim 5.3\%$ 、標準法で $2.8 \sim 4.4\%$ であった。

(2) Al添加率

図-2にAl/T-Pモル比と処理水T-P濃度の関係を示す。参考までにAl/T-Pモル比0の位置に標準法での処理水T-P濃度も示し、ケールワ諏訪の窒素除去系列である凝集剤併用型循環式硝化脱窒法の処理水T-P濃度を示した。処理水T-P濃度はAl/T-Pモル比の増加とともに低下していく様子が伺える。ケールワ諏訪での現在の放流基準値である処理水T-P濃度 $2 \text{ mg} \cdot l^{-1}$ を満足するためのAl/T-Pモル比は0.75程度で十分であることが伺える。ケールワ諏訪の放流水質目標は処理水T-P濃度 $0.5 \text{ mg} \cdot l^{-1}$ 以下であり、これを満足するためのAl/T-Pモル比は2以上必要なが予想される。

3.2 嫌気好気法

表－4に嫌気好気法での運転条件、水質試験結果および汚泥試験結果を示す。運転条件概要を以下に述べる。

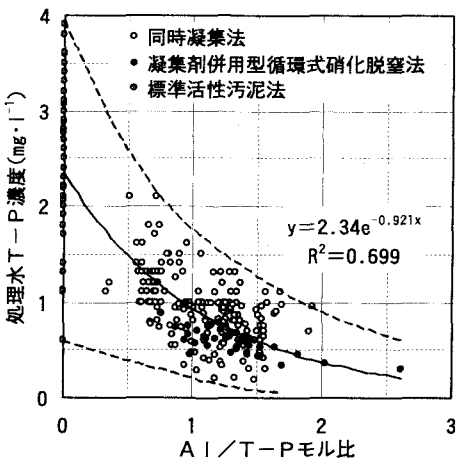
- 1) SRTは生汚泥を投入したRUN2で5.8日、RUN3で6.3日で、生汚泥を投入していないRUN1で9.7日、RUN4で12.0日であり、生汚泥を投入した分だけSRTが短縮している。
- 2) またBOD汚泥負荷も生汚泥投入したRUN2で0.18kgBOD・kgMLSS⁻¹・d⁻¹、RUN3で0.15kgBOD・kgMLSS⁻¹・d⁻¹であり、生汚泥を投入していないRUN1で0.14kgBOD・kgMLSS⁻¹・d⁻¹、RUN4で0.11kgBOD・kgMLSS⁻¹・d⁻¹であり、生汚泥を投入した運転方法でややBOD汚泥負荷が高くなった。しかし生汚泥投入時でも標準法の代表的操作条件である0.2～0.4kgBOD・kgSS⁻¹・d⁻¹ ⁷⁾を下回っており、クリールウ諏訪での低BOD負荷の特徴がうかがえる。
- 3) T-P汚泥負荷は5.3～7.3gP・kgSS⁻¹・d⁻¹の範囲で、生汚泥投入時のRUN2とRUN3で若干高くなっている。
- 4) 一般的に嫌気好気法に必要なBOD/T-P比は20以上といわれ^{8, 9)}、生汚泥投入時はRUN2で23.9、RUN3では21.2であり、これに対し未投入時はRUN1で20.6、RUN4で20.7と20に近接している。未投入時には嫌気好気法の適用条件の下限に近いことが予想される。

5) RUN3とRUN4でPAC投入を行ったが、このときのAl/T-Pモル比はRUN3で0.28、RUN4で0.40であった。

次に水質試験結果と汚泥試験結果の概要について説明する。

6) DOおよび酸化還元電位は嫌気槽で0.1～0.5mg・l⁻¹、-17～89mVを示し、完全な嫌気状態ではなかった。好気槽では1.4～2.8mg・l⁻¹、200～258mVを示した。

7) SSの処理状況は



図－2 Al/T-Pモル比と処理水T-P濃度

表－4 嫌気好気法の運転条件、水質試験結果および汚泥試験結果

RUN No.				1	2	3	4
運 転 方 法				通常運転	生汚泥投入	生汚泥+PAC	PAC添加
運 転 期 間				H10/1/1～6/7	H10/6/8～11/1	H10/11/9～12/11	12/19～H11/4/14
期 間 数				157	144	33	116
運 転 条 件	生汚泥投入量	m ³ ・d ⁻¹		—	900	900	—
	PAC添加量	m ³ ・d ⁻¹		0.0	0.0	0.2	0.2
	流入水量	gAl・m ⁻³		0.0	0.0	1.0	1.0
	SRT	m ³ ・d ⁻¹		14,014	14,510	12,858	13,087
	BOD汚泥負荷	d		9.7	5.8	6.3	12.0
	BOD容積負荷	kgBOD・kgSS ⁻¹ ・d ⁻¹		0.14	0.18	0.15	0.11
	T-P汚泥負荷	kgBOD・m ⁻³ ・d ⁻¹		0.17	0.29	0.26	0.15
	T-P容積負荷	gP・kgSS ⁻¹ ・d ⁻¹		6.3	7.3	6.8	5.3
	BOD/T-P比	gP・m ⁻³ ・d ⁻¹		7.7	11.5	10.5	7.1
	Al/T-Pモル比	—		20.6	23.9	21.2	20.7
水 質 試 験 結 果	水温	好気槽	℃	0.00	0.00	0.28	0.40
	DO	好気槽	℃	19.5	25.2	22.7	20.1
	DO	嫌気槽	mg・l ⁻¹	0.5	0.2	0.2	0.1
	酸化還元電位	好気槽	mg・l ⁻¹	1.4	1.4	2.8	2.8
	酸化還元電位	嫌気槽	mV	—	-17	-7	89
	SS	好気槽	mV	—	200	217	258
	SS	生汚泥+流入水	mg・l ⁻¹	23	112	98	35
	BOD	処理水	mg・l ⁻¹	3	6	4	3
	BOD	生汚泥+流入水	mg・l ⁻¹	60	88	83	58
	BOD	処理水	mg・l ⁻¹	17	13	8	10
	T-P	生汚泥+流入水	mg・l ⁻¹	2.8	3.9	3.9	2.8
	T-P	処理水	mg・l ⁻¹	1.2	0.8	0.5	1.1
	T-P	除去率	%	56	79	89	58
	PO ₄ ³⁻ -P	流入水	mg・l ⁻¹	1.7	1.4	1.7	1.6
	PO ₄ ³⁻ -P	好気槽末端	mg・l ⁻¹	—	0.4	0.0	0.6
汚 泥 試 験 結 果	P放出速度	処理水	mg・l ⁻¹	0.9	0.5	0.2	0.9
	P採取速度	嫌気槽	mg・(gSS) ⁻¹ ・h ⁻¹	1.6	3.1	3.2	0.7
	P透過速度	好気槽	l・(gSS) ⁻¹ ・h ⁻¹	0.22	0.39	0.59	0.20
	SVI	透視度	deg.	100	58	73	—
	SVI	好気槽	mg・l ⁻¹	130	117	108	118
汚 泥	汚泥濃度	好気槽MLSS	mg・l ⁻¹	1,170	1,590	1,520	1,360
	P含有率	返送汚泥	%	3.5	3.0	3.9	3.6

- 生汚泥投入した RUN2 で $6\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 、RUN3 で $4\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と生汚泥投入していない RUN1 と RUN4 で $3\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり、生汚泥投入時は処理水 SS 濃度が微増していた。
- 8) 処理水 BOD 濃度は $8\sim 17\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ を示し、生汚泥投入時の RUN2 で $13\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 、RUN3 で $8\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり、生汚泥投入時でも十分な処理能力を示した。
 - 9) 処理水 T-P 濃度は $0.5\sim 1.2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり、RUN2 の生汚泥投入時は $0.8\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり、生汚泥と PAC を投入した RUN3 では $0.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と更に低下した。
 - 10) 但し好気槽末端 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度は $0.0\sim 0.6\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ を示し、処理水では $0.2\sim 0.9\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と増加した。最終沈殿池で $0.1\sim 0.3\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ の溶出が認められた。
 - 11) 嫌気槽でのリン放出速度と好気槽でのリン摂取速度も生汚泥投入した RUN2 と RUN3 で増加していることが認められる。
 - 12) 処理水の透視度は通常運転時の RUN1 で 100 度を示したが、生汚泥投入した RUN2 で 58 度と悪化し、RUN3 においては 73 度へ回復した。
 - 13) SVI は表-3 中の標準法の $160\sim 190\text{ml}\cdot\text{g}^{-1}$ に対し、 $108\sim 130\text{ml}\cdot\text{g}^{-1}$ であり良好であった。
 - 14) MLSS は $1,170\sim 1,590\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり生汚泥投入時に増加した。
 - 15) リン含有率は $3.0\sim 3.9\%$ の範囲であり、生汚泥投入した RUN2 では 3.0% とリン含有率は期間中最低値を示し、生汚泥投入時のリン除去性能の向上要因がリン含有率と直接関連していないことを確認した。

3.3 汚泥中のリンの挙動

(1) 各汚泥からのリン溶出量

下水処理工程でのリン除去は下水中のリンを汚泥へ固定して系外へ排出することになるが、適切な排出処理が為されなければ汚泥中からリンが溶出する恐れが生じる。同時凝集法、嫌気好気法および標準法の汚泥を利用して、それぞれのリン溶出量を測定した結果を図-3 に示す。図中凡例に生汚泥と余剰汚泥の TS 比率を示す。H7/9/26 よりも H7/12/6 のほうが生汚泥の混入比率が多く、余剰汚泥にくらべ生汚泥中のリン含有量が少ないために、H7/12/6 のほうのリン溶出量が少なくなっている。同時凝集法では他の汚泥に較べてリン溶出量は少なく $3.5\text{mgP}\cdot\text{gSS}^{-1}$ 以内であった。標準法は同時凝集法よりも高い傾向があり、嫌気好気法ではそれよりも若干上回っているような傾向があった。嫌気好気法のリン溶出量の最大値は H7/9/26 で $18\text{mgP}\cdot\text{gSS}^{-1}$ であった。H7/9/26 頃の同時凝集法汚泥リン含有率は 5.2% を示しており、リンの汚泥からの溶出は 6.7% となる。H7/9/26 頃の嫌気好気法汚泥リン含有率は 4.8% を示しており、リンの汚泥からの溶出は 38% という結果となり、同時凝集法汚泥の 6.7% に較べ 5.7 倍高かった。

(2) 嫌気性消化槽中のリン挙動

(1)での嫌気好気法汚泥のリンの溶出状況から察すると、汚泥処理工程からの返流水ヘリンが流入しリン負荷を高める可能性が大きいことが予想された。特に嫌気好気法などの生物学的リン除去法を多く採用している場合は、嫌気性消化工程によりその導入効果が薄れてしまう問題が生ずる。同時凝集法を一部でも採用している場合は、3.3(1)より汚泥からのリン溶出の抑制を期待することができ、実際にケール川諏訪での同時凝集法汚泥を使用した室内消化実験と実態調査 (H9/8/27~28) ⁵⁾ から嫌気性消化時のリン溶出状況を確認した。その結果を図-4 に示す。室内消化実験での上澄液上へのリン溶出は Al/T-P に支配され、PAC 使用に

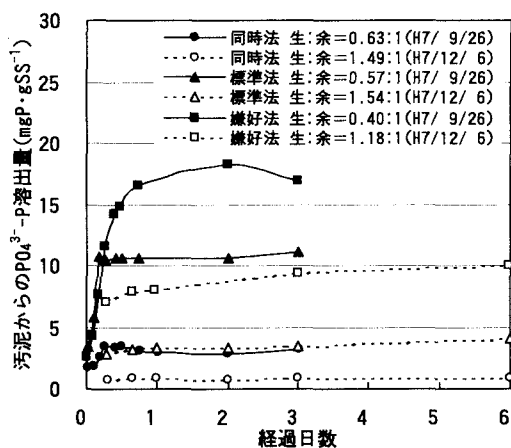


図-3 各汚泥からのリン溶出状況

伴う汚泥中 Al 量の増加が嫌気性消化工程でのリン溶出抑制に効果的であることが認められる。クリーク諏訪での実態調査時 (H9/8/27~28) では、Al/T-P 1.7 で上澄液 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度は $15\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度に抑制されている状況であった。

4. 考察

4.1 同時凝集法

(1) エアレーションタンク流下方向のリン濃度

PAC によるリン挙動を把握するためエアレーションタンク内の $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度を確認した。図-5 に示すように PAC 注入点では、エアレーションタンク内 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度は最終沈殿池での $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度とほぼ等しく、既にリン除去反応は終了している。エアレーションタンク流下方向距離 0m は流入水を意味しており、これ以降 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度は大幅に低下していることから、返送汚泥中に含まれる凝集剤によるリン除去効果の大きいことが予想できる。

(2) 返送汚泥リン除去効果

上述のようにエアレーションタンク内のリン濃度がタンク前段部分から大幅に低下する傾向があり、返送汚泥中に含まれる PAC 成分によるリン除去が考えられた。同時期に採取した同時凝集法と標準法の返送汚泥を汚泥返送率 30% として 10 リットル容器に蒸留水で希釈し、添加 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度を变化させ、返送汚泥によるリン除去程度を調べた結果を図-6 に示す。標準法の返送汚泥では汚泥中の持ち込み分 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度が $0.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度あり、 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ を添加した分反応後 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度が増加しているが、同時凝集法の返送汚泥では反応後 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度は標準法を下回っている (図中点線)。添加 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度が $2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 以上に達すると同時凝集法と標準法との反応後 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 濃度差がほぼ一定の $1.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度になった。返送汚泥採取時の同時凝集法施設での流入水量あたりの PAC 中 Al 量は $3.9\sim 5.2\text{gAl}\cdot\text{m}^{-3}$ であり、PAC 注入量 $3.9\sim 5.2\text{gAl}\cdot\text{m}^{-3}$ での返送汚泥によるリン除去効果は $1.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度と見積もられた。

4.2 嫌気好気法

(1) SRT の影響

嫌気好気法のリン除去を良好に維持する手段の一つとして、吸収されたリンを含む汚泥を速やかに系外へ排出することがあげられる。図-7 に SRT と T-P 除去量の関係を示す。

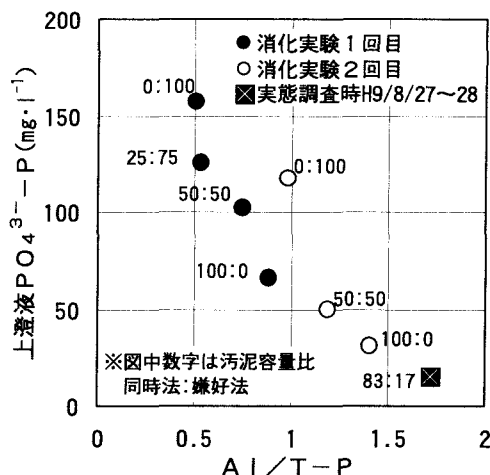


図-4 嫌気性消化工程でのリン溶出状況

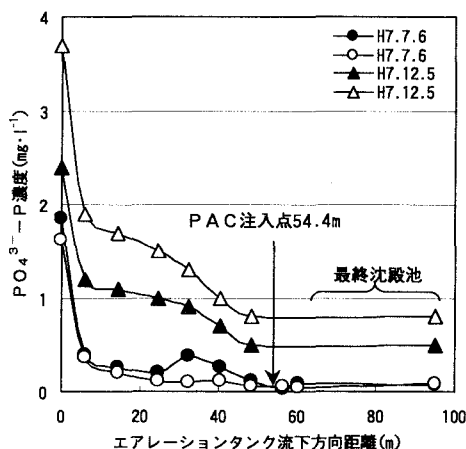


図-5 同時凝集法での反応槽内リン濃度

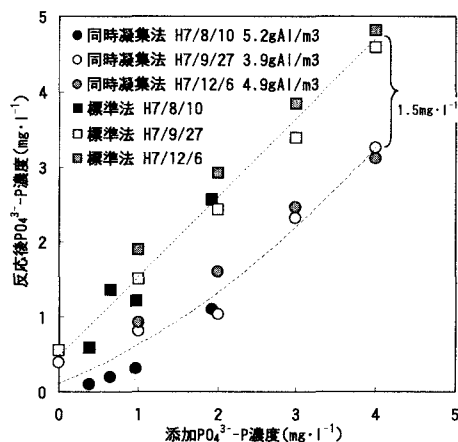


図-6 返送汚泥のリン除去効果

示す。図-5では8日付近に変曲点が認められ、これを境にリン除去量が大きく変化し、SRTがT-P除去量に大きな影響を及ぼしていることが認められた。表-4のRUN1（生汚泥未投入時）のSRT 9.7日に対し、RUN2（生汚泥投入時）では生汚泥を投入した分だけSRTが短縮し、図-7の変曲点の8日を下回り5.8日となった。処理水T-P濃度はRUN1の $1.2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ に対し、RUN2で $0.8\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ を示し、生汚泥を投入することでリン除去性能が向上していることが認められる。

(2) リン放出速度 K_R とリン摂取速度 K_U

図-8にリン放出速度（以降 K_R と称す）^{6, 10, 11}とリン摂取速度（以降 K_U と称す）^{6, 10}の関係を示す。通常運転時では K_R の増加とともに K_U も増加している傾向がある。生汚泥投入時および生汚泥+PAC投入時では K_R に関係なく、 K_U は一定値以上を示しているような傾向がある。また生汚泥投入時および生汚泥+PAC投入時のほうが通常運転時やPAC投入時よりも K_R が上回ることがあり、 K_U については明らかに向上している。嫌気好気法の運転において、 K_R は $1.6\sim 4.1\text{mgP}\cdot\text{gSS}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ であり、 K_U は $0.1\sim 1.0\text{l}\cdot\text{gSS}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ である^{6, 10}。これに対しリン除去が良好である生汚泥投入時および生汚泥+PAC投入時では、 K_R は $0.4\sim 9.1\text{mgP}\cdot\text{gSS}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ 、 K_U は $0.09\sim 0.72\text{l}\cdot\text{gSS}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ であり、嫌気好気法として十分なリン除去能力へ改善することが可能であった。

4.3 各方式でのリン除去要因効果

同時凝集法のリン除去要因としては、PACによる化学反応効果の他に、活性汚泥によるリン代謝も含まれ、PACによる化学反応のリン除去には4.1(2)で述べたように返送汚泥中PACの効果とPAC注入点での直接的に反応するリン除去効果が考えられた。これらの要因をT-P除去率で表すことを試みる。表-3より同時凝集法において、RUN3でのPAC注入量 $1.25\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ のときのT-P除去率は81%であり、これを同時凝集法の代表的なT-P除去率とする。同時期の標準活性汚泥法では34%であり、差し引くとPAC投入による効果は47%となる。このうち返送汚泥中PACによるリン除去効果は図-6の結果から $1.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と仮定すると次のようになる。

$$\begin{aligned} \text{[返送汚泥中PAC効果]} &= 81 \times \frac{1.5}{4.1 - 0.8} = 36 (\%) \end{aligned}$$

※4.1, 0.8; 表-3中RUN3での同時凝集法での流入水および処理水T-P濃度($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)

$$\text{[PAC注入点での直接除去効果]} = \text{[PAC投入効果]} - \text{[返送汚泥中PAC効果]} = 47 - 36 = 11 (\%)$$

PAC注入点での直接除去効果は11%と返送汚泥中PAC効果36%に対して低く、PACをエレーションタックに注入してから一定時間経過後にリン除去反応が生じていくことが考えられる。図-9に同時凝集法のリン除去要因効果の構成を示す。

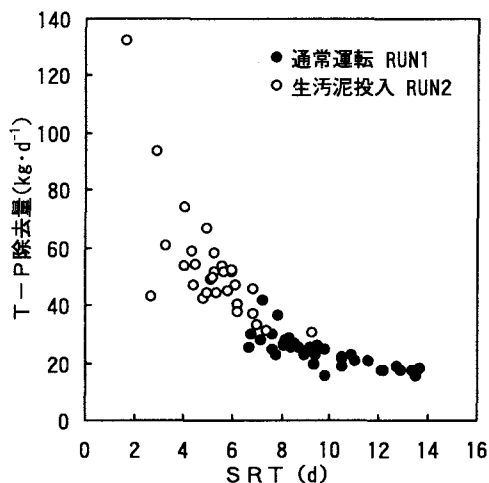


図-7 SRTとT-P除去量の関係

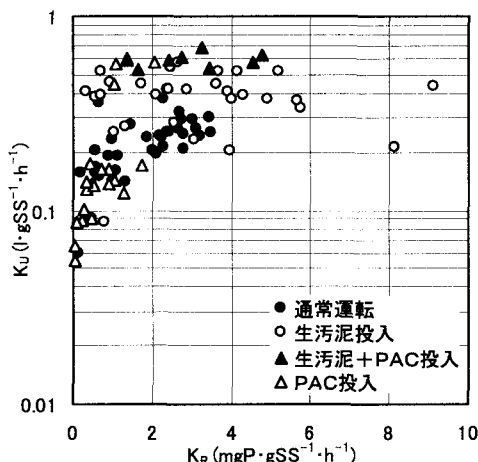


図-8 P放出速度 K_R とP摂取速度 K_U の関係

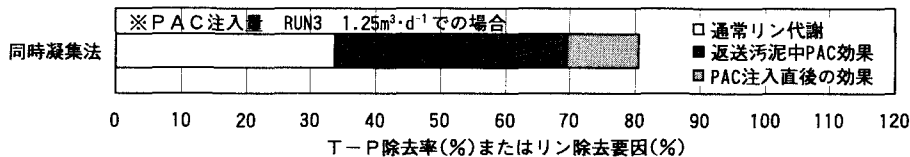


図-9 同時凝集法でのリン除去要因効果の構成

表-5 嫌気好気法のリン除去要因効果の試算 ※表中数値はT-P除去率(%)

リン除去要因効果 運転方式とT-P除去率	通常リン代謝(a)	過剰リン摂取(b)	過剰リン摂取(c) BOD補充効果	PAC 効果 (d)
①標準活性汚泥法 38%	38	—	—	—
②嫌気好気法 57	①=38	②-a=19	—	—
③嫌気好気法+PAC 0.2 m ³ ・d ⁻¹ 58	(③-d)×(②のa)/②=36	(③-d)×(②のb)/②=18	—	4
④嫌気好気法+生汚泥 79	(④-c)×(②のa)/②=38	(④-c)×(②のb)/②=19	④-②=23	—
⑤嫌気好気法+生汚泥+PAC 0.2m ³ ・d ⁻¹ 89	(⑤-d)×(④のa)/④=35	(⑤-d)×(④のb)/④=17	(⑤-d)×(④のc)/④=21	16

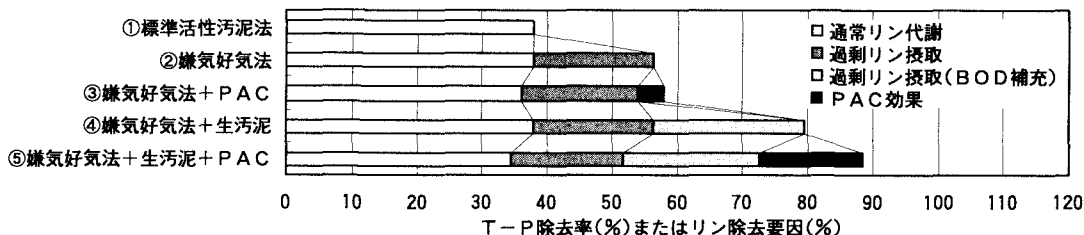


図-10 嫌気好気法でのリン除去要因効果の構成

嫌気好気法のリン除去効果の向上操作を図った各運転方式の結果から、同時凝集法と同様にそれぞれのリン除去要因効果を推定した。試算内容を表-5に示す。試算の前提条件として次のことを仮定した。

[嫌気好気法でのリン除去要因効果試算のための仮定条件]

- ・リン除去要因効果は標準法での(a)通常の代謝に伴うリン除去、(b)嫌気好気による過剰リン摂取、(c)生汚泥のBOD持ち込みによる過剰リン摂取の増加および(d)PACによるリン除去に分類した。
- ・嫌気好気法でのリン除去能力向上操作としてPAC投入がなされる場合には、嫌気槽でのリン放出によるPACのリン除去反応効率の増加は考慮せず、(d)PACによるリン除去はPAC投入量と流入リン量の比であるAl/T-Pモル比に依存するものとした。
- ・同様に生汚泥投入とPAC投入が同時になされた場合、生汚泥投入により嫌気槽でのリン放出がさらに進行するが、このときもPACのリン除去反応効率の増加は考慮せず、(d)PACによるリン除去はAl/T-Pモル比に依存するものとした。

各運転方式のT-P除去率は、標準法については表-3中RUN1～RUN3の全平均値38%とし、嫌気好気法については表-4を参考にした。T-P除去率のうち通常のリン代謝①～⑤(a)にともなうのは35～38%であり、嫌気好気法による過剰リン摂取部分②～⑤(b)は17～19%と試算された。生汚泥投入に伴うリン摂取増加分④、⑤(c)21～23%を合計すると73～79%となり、標準法の2倍程度までリン除去能力が改善されたことになる。

PAC投入効果(d)の算出は、嫌気好気法にPACを併用した場合、嫌気槽内でリン放出が生じ、同時に返送汚泥中PACによるリン除去反応が生ずることから、生物学的過剰リン摂取とPACによるリン除去の支配比率が容易に算出できないこともあり、表-4のRUN3とRUN4のAl/T-Pモル比0.28と0.40から、図-2中の近似式を用いて処理水T-P濃度を求め、同時凝集法のリン除去性能として概算した。それぞれRUN3で1.8mg・

1⁻¹、RUN4 で $1.6 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ となり、表-4 中の RUN3 と RUN4 の“生汚泥+流入水”の T-P 濃度 $3.9 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ と $2.8 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ から T-P 除去率は RUN3 で 54%、RUN4 で 42%と試算され、標準法の通常リン代謝 38%を差し引くと、PAC 投入効果(d)は⑤嫌気好気法+生汚泥+PAC $0.2 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ (RUN3)で 16%、③嫌気好気法+PAC $0.2 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ (RUN4)で 4%と推定された。PAC 投入量が $0.2 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ で同じあるのにもかかわらず効果に差がみられるのは、PAC によるリン除去が“生汚泥+流入水”中のリン量に影響されるためである (RUN3 の $3.9 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ に対し PAC 投入効果 16%、RUN4 の $2.8 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ に対し PAC 投入効果 4%)。図-10 に嫌気好気法のリン除去要因効果の構成を示す。

5. おわりに

同時凝集法と嫌気好気法を実設備の一部に導入し、両リン除去方式の処理方法の特性と性能向上につながる効率的な運転方法を検討した結果、次のことを確認した。

- 1) 同時凝集法での PAC によるリン除去要因として、返送汚泥中に含まれる PAC 成分によるリン除去が合計 81%のリン除去率のうち 36%を占めており、PAC 注入点での効果 11%よりも大きく、返送汚泥での効果が支配的であることが認められた。このことは PAC がエレーションタンク内で不溶化後、活性汚泥と混合均一化するために必要な攪拌に時間を要し、混合均一化するにつれ次第にリン除去反応が生じていくことを示唆していると考えられた。
- 2) また嫌気好気法の運転方法に改善を加え、最初沈殿池の生汚泥をエレーションタンクへ投入することで、同時凝集法相当の T-P 除去率 80%程度までリン除去能力を向上させることが可能となり、凝集剤を使用せずに運転費用の負担を抑えながら、設備のリン除去能力向上を図ることが可能なことを確認できた。

また両リン除去方式が同時に導入された場合の汚泥処理工程でのリン溶出状況について、特に嫌気性消化槽に焦点を絞って検証した結果、次のことを確認した。

- 3) 生物学的リン除去法である嫌気好気法のための汚泥構成では上澄液へのリン溶出が生じやすく、場内返流水として戻り、最終的にリン負荷が増加して目標とする放流水リン濃度を維持できなくなる恐れがある。返流水リン負荷抑制のための効果的な方策の一つとして、水処理設備のリン除去対策へ PAC などの凝集剤を使用した同時凝集法を採用入れることで、汚泥処理工程でのリン溶出が抑制されることを一連の調査で確認した。実際にクリソリック諏訪での実態調査 (H9/8/27~28) 時には、嫌気性消化槽内へ持ちこまれる PAC 由来のアルミニウム量が比較的多く、消化槽内上澄液へのリン溶出量は抑制されており、返流水リン負荷の増加といった問題は特に生じていない状況にある。

クリソリック諏訪では窒素対策が考慮された「凝集剤併用型循環式硝化脱窒法」を標準装備として既設系列の高度処理化を逐次進行している。平成 12 年度末現在、水処理能力 $144,000 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ (計画最大日汚水量)のうち $72,000 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ へ導入しており、凝集剤添加能力は $144,000 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ の全てに及んでいる状況にある。クリソリック諏訪では現在のリンの排出基準は $2 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ であるが、放流水リン濃度の目標値としては $0.5 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ である。今後、目標達成のために予想される、発生汚泥量の増加による汚泥処理能力の拡張、汚泥性状変化による汚泥処理工程運転方法の見直し、および凝集剤費用増加抑制のための方策調査が検討課題である。

参考文献

- 1) 中塚和司, 飯田幸雄, 三村和久, 斉藤秀仁: 余剰汚泥性状の違いによる汚泥処理でのりん挙動について, 第 35 回下水道研究発表会講演集, pp. 540~542, 1998

- 2) 山浦直人, 飯田幸雄, 小飼実, 高橋直人: 既設処理場におけるリン除去に関する研究(その1)ー嫌気好気法による実験ー, 第33回下水道研究発表会講演集, pp.510~512, 1996
- 3) 中塚和司, 坂井侑, 関敏行, 加藤薫: 既設処理場におけるリン除去に関する研究(その2)ー同時凝集法による実験ー, 第33回下水道研究発表会講演集, pp.492~494, 1996
- 4) 斉藤昌明, 中山幹英, 加藤薫, 小飼実: 嫌気好気活性汚泥法の運転方法とリン除去特性, 第36回下水道研究発表会講演集, pp.460~462, 1999
- 5) 田代幸雄, 斉藤昌明, 三村和久, 小飼実: クリーンレイク諏訪におけるリン収支, 第37回下水道研究発表会講演集, pp.500~502, 2000
- 6) 高度処理施設設計マニュアル(案): 社団法人下水道協会, p.87, 1994
- 7) 下水道施設設計指針と解説ー1984年版ー: 社団法人日本下水道協会, p.324, 1984
- 8) 嫌気好気活性汚泥法設計資料(案): 福岡市下水道局
- 9) リン除去設計マニュアル: U. S. EPA 社団法人日本下水道協会訳編, 1988
- 10) 村上孝雄, 宮入篤: 生物学的脱リン・窒素プロセスの実施設による運転調査, 下水道協会誌, 第20巻, 第230号, pp.62~78, 1983
- 11) 田中和博, 村上孝雄: 微生物による高度処理技術の試験調査, 日本下水道事業団試験部報, 1982