<論 文>

二槽式間欠曝気法を用いた生物学的窒素・リン同時除去

大 地 佐智子* 山 本 康 次**
 津 村 和 志*** 佐々木 康 成****

Biological Simultaneous Removal of Nitrogen and Phosphorus Using Double Tank Type Intermittent Aeration Process

Sachiko OHCHI*, Yasuji YAMAMOTO**,
 Kazushi TSUMURA*** and Kohsei SASAKI****

* Research and Development Center, Unitika Ltd., 23, Uji-kozakura, Kyoto 611 Japan

** Osaka Prefectural Institute of Public Health, 1-3, Nakamichi, Higashinari-ku, Osaka 537 Japan

*** Division of Global Environmental Engineering, Kyoto University, Yoshida-Honmachi, Sakyo-ku, Kyoto 606 Japan

**** Fuji Electric Corporate Research and Development Ltd., 2-2-1, Nagasaka, Yokosuka 240-01 Japan

Abstract

We have developed a double tank type intermittent aeration process as a system to perform biological simultaneous removal of nitrogen and phosphorus. This process adopts a time-shared system to freely set anaerobic, anoxic or aerobic condition in the aeration tanks, and specializes the functions of the two aeration tanks perform stable removal of nitrogen and phosphorus.

This system was applied to a pilot plant with a treatment volume of $21.3\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$, and continuous experiment has been conducted using actual sewage for one year. From the result of this experiment, we obtained the following removal ratios: 97.9% for BOD, 94.1% for SS, 91.0% for T-N, and 85.0% for T-P. Research on one cycle of the experiment proved that ORP bending point is useful as an index of the end of denitrification and the beginning of phosphorus release. The change in time ratios in each biological reaction and K_r value in each reaction tank revealed that high loading operation in the 1st aeration tank allows maximum removal of pollutant components and accommodation of fluctuating inflow loading to some extent, which enables the 2nd aeration tank to be operated with sufficient time to remove these pollutants.

Key words: double tank type intermittent aeration process, ORP bending point, pilot plant, removal of nitrogen and phosphorus

1. はじめに

平成5年8月に海域の窒素・リンに関する環境基準が、平成8年4月には浄化槽の構造基準の改正が施行されるなど、窒素・リンの除去技術に対する需要は、今後ますます高まるものと予想されている。生活排水を処理する浄化槽においても、窒素・リンを除去するシステムの導入は急務となっている¹⁾。

こういった背景をもとに窒素・リンの除去法が多数開発されてきた。窒素除去は、硝化脱窒による生物学的窒素除去が主流であり、その処理システムや運転管理法については、多数の報告がある。また、リン除去法として

最近注目されているのは、生物脱リン法である。生物脱リンを適用した処理システムは、嫌気・好気法が一般的であるが、OD法や間欠曝気法でも、運転条件によっては、生物脱リンが起こったことが報告されている^{2,3)}。生物脱リンは、排水の性状、有機物負荷、嫌気・好気時間の比率等に影響を受け、処理が不安定であることが欠点として挙げられる⁴⁾が、運転方法の変更や簡単な設備の改造で効果が得られることから、これからのリン除去技術として多くの研究が行われている。

筆者らは、生物学的窒素・リン同時除去システムの1つとして2槽式間欠曝気法の開発を進めてきた。2槽式間欠曝気法は、時間分割によって槽内に嫌気・無酸素・

* ユニチカ㈱中央研究所 〒611 京都府宇治市宇治小桜23番地

** 大阪府立公衆衛生研究所 〒537 大阪市東成区中道1-3

*** 京都大学大学院工学研究科環境地球工学教室 〒606 京都市左京区吉田本町

**** ㈱富士電機総合研究所 〒240-01 神奈川県横須賀市長坂2-2-1

好気状態を自由に設定することができるため、流入負荷変動に対して柔軟な運転を行うことができる。また、単槽式に比べ、2槽の機能を分化することによって、安定した窒素・リン除去を行うことが可能な処理法である。

この処理システムは、最初、山本、津村らによって提唱されたもの⁶⁾であり、その後、佐々木らが小規模テストプラントによって、制御方法の確立と、2槽構造における窒素・リン同時除去メカニズムの解明を行っている⁹⁾。佐々木らは、制御の重要な指標として、脱窒終了時に現れる ORP 屈曲点を利用し、槽内に嫌気・無酸素・好気条件を明確に設定した。この制御運転の結果、約2カ月の連続実験では、BOD98%、T-N93%、T-P90%の高い除去率が得られたことを報告している。また、第1槽では好気時間に硝化とリン吸収、無酸素時間に脱窒、嫌気時間にリン放出が見られ、第2槽では、好気時間に硝化とリン吸収、無酸素時間に脱窒と弱いリン吸収が進行すると述べている。

筆者らは、本システムをパイロットプラントに適用し、窒素・リンの同時除去を目的として、実排水を用いて1年間の連続実験を行った。この連続実験では、より実装置に近い状態での ORP 屈曲点を用いた制御方法の有効性の確認と、本システムの実用化を目指した。本稿では、パイロットプラントの運転によって得られた成果を報告する。

2. 実験方法

2.1 パイロットプラントの概要

パイロットプラントのフローを Fig. 1 に、また、Table 1 に各槽の容量と滞留時間を示す。処理水量は $21.3\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ で、原水には、団地污水处理場の流量調整槽からポンプアップした生活排水を用い、計器保護のために目幅 1 mm の微細目スクリーンを通した後、連続注入した。また、原水は、朝 (7:00~9:00) と夕方 (18:00~20:00) に流量調整槽の高水位まで、その他の時間帯には低水位まで取水し、高濃度となる朝晩の原水ができるだけ確保するようにした。

本プラントの特徴は、直列2槽構造の反応槽である。

この実験では、それぞれの反応槽の容積を 8.91m^3 とし、各槽の滞留時間は10時間とした。各反応槽には DO 計と ORP 計を設置し、その計測値と挙動によって曝気条件の決定と曝気・攪拌工程の切替を行っている。また、第2反応槽には、水温計と MLSS 計を設置し、連続測定を行った。これらの計測結果は、すべてチャートに記録した。汚泥返送率は、実験開始後30日目までは100%としたが、それ以降は、150~200%とした。

余剰汚泥は、実験前半では第2反応槽、実験後半では返送汚泥のラインから引き抜き、高分子凝集剤と拌混合して、汚泥濃縮機に投入した。ここで分離された濃縮汚泥は搬出処分し、脱水汚液は流量調整槽に返送した。引き抜き頻度は、反応槽に設置してある MLSS 計の指示値を参考として、 $4,000\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 前後となるように1週間に2~3回の割合とした。

2.2 間欠曝気の制御方法

本装置は、反応槽の ORP と DO を連続測定し、その挙動と値によって曝気・攪拌の切替とブロワーの回転数制御を行う。各槽の曝気時間、攪拌時間、1サイクルの周期は ORP によって決定される。第1反応槽と第2反応槽の ORP の曲線と窒素・リンの水質変化を模式的に Fig. 2 に示す。間欠曝気法では、攪拌工程中の ORP に屈曲点 P_1 、 P_2 が現れる。従来の研究から、この屈曲点が現れた時点で、脱窒が終了し、リンの放出が始まることが分かっている^{6,7)}。本方式では、第1槽ではリンを放出し、第2槽ではリンを放出しない条件下で運転することを目的としている。すなわち、第1槽では屈曲点以降の時間を60分程度として十分なリン放出時間を確保し、第2槽

Table 1 Volume and HRT of each tank

Tank	Volume (m^3)	HRT (hr)
Flow Equalization Tank	12.3	13.86
1st Aeration Tank	8.91	10.04
2nd Aeration Tank	8.91	10.04
Settling Tank	4.32	4.87

Fig. 1 Schematic diagram of pilot plant

Fig. 2 Schematic diagram of ORP and water quality variation during one cycle

Table 2 Time range of aeration and one cycle

	Time (min) (min~max)
Aeration (1st A. T.)	20~40
Aeration (2nd A. T.)	45~90
One Cycle	105~130

では屈曲点が現れた時点で曝気を開始されるようにしてリン放出を抑える運転を行っている。第2槽の屈曲点は、曝気を開始してから120分後に現れるようにし、この屈曲点が検出された時点で両槽同時に曝気を開始されるようにした。したがって、1サイクルの時間は、120分程度となっている。

1サイクルにおける各槽の曝気時間は所定の演算式⁶⁾によって決定される。しかし、流入負荷の急激な変動があった場合には、ORP 屈曲点が設定時間から大きくずれた時点で現れることがある。この時、曝気時間は演算式に従って短縮または延長されるが、曝気時間と攪拌時間のバランスが大きく崩れないように、各槽の曝気時間と1サイクルの時間には、それぞれ上下限値 (Table 2) を設定し、極端にこれらの時間が長くなることを防止している。

曝気工程中の DO は、各槽のプロワアーの回転数をインバータ制御することにより $2.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ となるようにした。

2.3 調査方法

2.3.1 定期調査

第1反応槽入口で流入水を、沈殿槽出口で処理水を採取して、1回/月の頻度で水質調査を行った。MLSS は、

曝気工程中に第2槽から汚泥混合液を適宜採取して分析した。分析項目は、BOD, SS, T-N, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{NH}_4\text{-N}$, Kj-N, T-P, $\text{PO}_4\text{-P}$, MLSS とし、工場排水試験法 (JIS.K.0102) および下水試験方法に準じて分析した。あわせて、処理水量、汚泥返送量、各反応槽の水温、DO と ORP の挙動を確認した。

なお、実験期間中、水温が 25°C 以上であった30日までと300日以降を高温期、水温が 15°C 以下であった100~200日を低温期として解析を行った。

2.3.2 1サイクルの水質変動調査

各反応槽内の混合液を10分毎に連続して採水し、 $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{PO}_4\text{-P}$ の挙動を調査した。採取した混合液は、直ちに遠心分離して濾過し、それを水質分析試料とした。水質分析結果と ORP と DO の挙動を比較し、Fig. 2 に示すような窒素・リンの挙動が実際に起こっているかどうか検討した。この調査は、実験開始後75日目と174日目に行った。

3. 結果

3.1 1年間の水質変動

3.1.1 水温と MLSS

水温、MLSS および水質の経日変化を Fig. 3 に、また、Table 3 に流入水と処理水の平均水質を、Table 4 に1年間の運転条件を示す。以下、これらについて詳述する。

実験開始時は、夏であったため水温は 25°C 前後であったが、徐々に低下し、100日目以降は 15°C 以下に低下した。150日頃には水温 10°C と実験期間中で最低になったが、その後、気温の上昇と共に上昇し、実験終了前には猛暑のため、反応槽内の水温は 30°C を越えた。

MLSS は、実験開始直後には $2,000\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度であったが、その後増加し、55日目以降は週に2~3回程度余剰

汚泥を引き抜いて $3,000\sim4,000\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度に維持した。

3.1.2 BOD, SS

流入 BOD は $150\sim260\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ ，流入負荷は $0.19\sim0.31\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ の間で変化した。梅雨期であった290～340日頃には、T-P 以外の流入水質はすべて低く、また冬期には D-BOD が高くなったが、流入負荷の変動に対して、処理水 BOD は概ね $5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 以下であり、平均 $4.3\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ ，除去率97.2%であった。

SS は、平均流入水質 $119\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ ，平均処理水質 $7\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ ，除去率は94.0%であった。21日目と368日目には、流入約 $250\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であったが、その他では、 $100\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 以下であった。

3.1.3 窒素

流入 T-N は、 $30\sim47\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であったが、低温時に高い傾向を示した。流入水 T-N の主成分は Kj-N であり、そのうち60～70%が $\text{NH}_4\text{-N}$ であった。

Fig. 3 Variation of water quality during 1 year

処理水は、実験開始直後は $3\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と良好であったが、水温が 20°C 以下に下がった75日目には、T-N が $7.9\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ に上昇した。この時、Kj-N は $6.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ で硝化率は82%であった。Fig. 4 に示す処理水 T-N の非超過確率図を見れば、75日の処理水質が異常であったことが確認できる。75日目以降は、硝化不足解消のために、第1反応槽の曝気量を増加させた。その結果、増加前では、曝気時の DO は第1槽では $0.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 以下、第2槽でも $2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と、設定値 ($2.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$) に達していなかったが、曝気量を増加させた後では、DO は、第1槽では約 $1.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ ，第2槽では $2\sim2.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ まで上昇するようになった。この処置の後では、水温が低くなったにもかかわらず、硝化率は90%以上となり、処理水 T-N も $2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 前後と処理性能は向上した。

したがって、第1槽 DO を $1\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 程度以上、もしくは、第2槽の DO が設定値どおりとなるように、最大曝気量を調整すれば、一年間を通じて、良好な窒素除去を行うことができると判断される。

3.1.4 リン

T-P は、流入 $3.0\sim4.9\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ で、T-N と同様、低温時に高い傾向にあった。処理水は、平均 $0.63\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ (305日目の異常値を除く)と良好であった。60日目までは、処理水中の $\text{PO}_4\text{-P}$ は $0.8\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 以上と高かったが、それ以降は、ほぼ $0.3\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 以下と低く、処理水 T-P は SS と正の相関が見られた。

305日目には、処理水で $3.6\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と大きく悪化した。Fig. 5 に示す処理水 T-P の非超過確率図によれば、この時の水質が本システム本来の処理能力から外れた点にあることがわかる。この時、 $\text{PO}_4\text{-P}$ が $3.0\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と高く、反応槽内でのリンの吸収不足が起きていた。これは、梅雨期であったことに加えて、試料採取日前日に大雨が

Table 3 Water quality and removal ratio

	Influent (min~max)	Effluent (min~max)	Removal Ratio
BOD ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	207 (148~ 260)	4.3 (1.8~ 8.4)	97.9%
COD ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	110 (81~ 160)	12 (7.1~ 18)	89.1%
SS ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	119 (52~ 273)	7 (< 5~ 10)	94.1%
T-N ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	40 (30~ 47)	3.6 (1.8~ 7.9)	91.0%
T-P ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	4.2 (3.0~ 5.1)	0.63 (0.17~ 3.6)	85.0%

*Average is calculated without this value.

Table 4 Operating conditions

	Ave. (min ~ max)	Design
Influent Flow Rate ($\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$)	21.8 (19.0~ 23.8)	21.3
BOD Loading ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$)	0.25 (0.19~ 0.31)	0.24
T-N Loading ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$)	0.049 (0.035~ 0.060)	0.06
T-P Loading ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$)	0.0052 (0.0038~ 0.0066)	0.006
MLSS ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	3620 (2000~ 4700)	4000
Ratio of sludge Return (%)	166 (112~ 199)	150~200
SRT (day)	34.6 (19.9~ 64.0)	—
A-SRT (day)	14.6 (9.54~ 23.0)	—

降ったために流入水中の有機物濃度が低下し、生物脱リンが一時的に不調になったためであると考えられる。しかし、315日目には、流入水 $5.2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ に対して、処理水は $1.4\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ まで回復し、330日目には $0.8\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と、300日以前の処理水質の水準にまで回復した。

3.1.5 A-SRT

硝化菌を反応槽内に保持し、安定した硝化を達成するためには、硝化菌の増殖に必要な A-SRT を確保する必要がある。処理水 $\text{NH}_4\text{-N}$ $1\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ を達成するために

Fig. 4 Non excess probability (effluent T-N)

Fig. 5 Non excess probability (effluent T-P)

必要な A-SRT として(1)式⁸⁾が提案されている。

$$\text{A-SRT} \geq 40.7 \exp(-0.101 T) \quad (1)$$

ただし、 T : 反応槽水温 ($^{\circ}\text{C}$)

(1)式は単槽式嫌気好気活性汚泥法の設計のために提案されたものである。

今回の実験での A-SRT と(1)式で示される A-SRT を Fig. 6 に示す。本実験では、各月別に余剰汚泥発生量、処理水 SS と反応槽内の MLSS の増減から SRT を算定し、これに後述する硝化時間比率を乗じて A-SRT とした。水温はその月の平均値とした。本実験の A-SRT は、9.2~21.3日の範囲にあり、(1)式をほぼ満足しており、年間を通じて概ね90%以上の硝化率を確保することができた。硝化率が低かった75日目でも、十分な A-SRT が確保できており、この時の硝化率悪化の原因が A-SRT 不足ではなかったことが確認できた。

3.2 1 サイクルの水質変動

調査結果の一例を Fig. 7 に示す。ここでは、水温が低かった174日目(水温 12°C)に行った結果を示す。

第1槽では、曝気時のリン吸収、攪拌時のリン放出が起こっていることが確認できた。曝気が始まると、リンは速やかに吸収され、曝気開始時には、 $4\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ あった $\text{PO}_4\text{-P}$ が、曝気終了時には $0.2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ にまで低下した。リンの放出は、ORP 屈曲点(P_1)が現れた後に開始され、攪拌終了時には $4\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ に達した。硝化脱窒は、曝気・拌に合わせて起こり、 $\text{NO}_x\text{-N}$ がなくなった時点で ORP 屈曲点 P_1 が現れ、この後 $\text{PO}_4\text{-P}$ の放出が起こった。

Fig. 6 Relation between A-SRT and temperature

Fig. 7 Variation of water quality over one cycle (174th day from the start)

第2槽では、 $\text{PO}_4\text{-P}$ は1サイクルを通じて、 $0.1\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ と低値で推移した。窒素は、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は $1\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 以下で推移したが、 $\text{NO}_x\text{-N}$ では、曝気時の増加と攪拌時の減少が見られた。攪拌時にはORP屈曲点(P_2)が見られたが、この時にも第1槽と同様に、 $\text{NO}_x\text{-N}$ がなくなり、若干のリンの増加が確認できた。しかし、屈曲点(P_2)が現れてから曝気が始まるまでの10分間のリンの増加量は、第1槽の1/7と非常に小さかった。リンの増加は、第1槽からのリン濃度の高い活性汚泥混合液の流入のためであり、リン放出は見られなかった。これは、第1槽でBODの消費が進み、第2槽の有機物濃度が低くなったためである。

75日目に行った調査でも同様の傾向が得られた。

4. 考察

4.1 各処理工程の時間比率の変動

Table 5とFig. 8に、硝化時間と脱窒時間、リン放出時間の比率を示す。硝化時間については各槽の曝気時間に等しいとした。また、攪拌時間を第1槽では、ORP屈曲点の前後で脱窒時間とリン放出時間に分け、第2槽では、攪拌時間をすべて脱窒時間とした。各サイクル毎にこれらの時間をチャートから読みとって1日分を集計し、各処理工程の時間比率を求めた。

Table 5 Ratios of each biological reaction time

		Ratio (%) (min~max)	Average (%)
1st A. T.	Nitrif.	24.2~33.8	30.1
	Denitrif.	5.0~26.7	16.4
	P Release	41.2~67.1	53.5
2nd A. T.	Nitrif.	33.7~68.1	54.2
	Denitrif.	31.9~66.3	45.8
Total	Nitrif.	31.3~49.1	42.1
	Denitrif.	23.5~40.6	31.1
	P Release	20.6~33.5	26.8

Fig. 8 Ratios of each biological reaction

硝化時間については、第1槽においては流入負荷が高く曝気時間の上限も短いため、曝気時間は上限値に張り付いた状態で運転されており、硝化時間比率は24~34%とほぼ一定であった。第2槽では第1槽で処理しきれなかった分を処理するため、水温によって曝気時間が自動的に大きく変動し、硝化時間比率は34~68%の範囲となり、低温期に大きくなる傾向があった。脱窒時間比率は硝化時間変動の影響を受け、第2槽では低温期において小さくなる傾向があった。

第1槽のリン放出時間比率は20~30%の間で変動した。高温期は短時間で硝化がよく進行するため、脱窒時間が長くなり、ORP屈曲点の出現が遅れてリン放出時間比率が小さくなった。逆に低温期には、BOD負荷も高いこともあって、脱窒が早く終了し、リン放出時間比率が大きくなる傾向があった。

4.2 K_r (酸素利用速度係数)

曝気時のDOとあらかじめ測定してあった K_La から、下式によって各反応槽の K_r (酸素利用速度係数)⁹⁾を求め、Fig. 9にプロットした。実際の K_r は、次の槽へのDOの流出分を考慮する必要があるが、本システムでは、曝気工程中のDOは $2.5\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 以下となっているため、流出分はほぼ一定であるとして下式によって求めた値を指標として用いた。ただし、MLSSの低かった21日目のデータは省いた。

$$K_r = K_La(C_s - C) \times 1,000 / \text{MLSS}$$

ただし、 K_r : 酸素利用速度係数 ($\text{mg}\cdot\text{g}^{-1}\cdot\text{MLSS}\cdot\text{hr}^{-1}$)

K_La : 総括酸素移動容量係数 (hr^{-1})

C : 反応槽内のDO ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)

C_s : 反応槽内の飽和DO ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)

MLSS : 反応槽内MLSS ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)

とする。

K_r は、水温が上昇すると大きくなり、第1槽の K_r は、実験期間を通じて第2槽の約3倍であった。第2槽に比較して、第1槽の方がばらつきが大きくなっている。第1槽では、原水が直接流入するため、第2槽よりも負荷が高く、原水の濃度変動の影響を受けやすい。このために、第2槽よりも K_r が大きく、曝気時には微生物の活性が高くなったと考えられる。しかし、第2槽では、第1槽で処理された水が流入するため、第1槽よりも流入負荷が低く変動も小さい。したがって、第1槽よりも微生物の活性は小さくなり、原水の負荷変動もほとんど第

Fig. 9 Relation between K_r and temperature

Fig. 10 Variation of P content in activated sludge

1 槽で吸収されるために、ばらつきも小さくなっている。

このことから、本システムでは、第1槽で大きな負荷で運転することによって、生物活性を高く保ってBODと窒素を最大限に除去して流入負荷変動をある程度吸収し、第2槽で余裕を持った運転になっていることがわかった。

4.3 汚泥発生量とリン収支

実験を通じての汚泥中のリン含有率の経日変化をFig. 10に示す。余剰汚泥の引き抜きはMLSS計の値により、 $4,000\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 前後になるように行い、また、引き抜いた汚泥も濃縮機を用いて短時間に濃縮し、分離水中へのリンの放出をなくした。これらの汚泥管理の結果、実験開始時には、3%前後でばらつきが大きかったリン含有率は徐々に増加し、200日を過ぎたあたりから安定して3.5%前後となった。これは生物脱リンを行っていない処理施設の汚泥中のリン含有率1~2%に比べて高く、本制御システムが生物脱リンに対して有効に働いたことを示唆している。なお、年間を通じたリン含有率の平均は、3.2%であった。

実験開始から実験終了までの汚泥発生量はTable 6の通りであった。したがって、実験期間中のBOD汚泥転換率は、

$$\frac{730,547\text{g}}{1,601,202\text{g}} \times 100 = 45.6\%$$

であった。

以上の結果より、汚泥中のリン含有率3.2%（年平均）として収支を計算すると、Table 7の通りとなる。流入リン量に対し、流出リン量約20%、余剰汚泥中リン量62%、不明分18%であった。

5. 結 論

以上のように、今回採用したORP屈曲点による制御方式を用いた2槽式間欠曝気法では、安定した窒素・リンの同時除去が可能であることが示された。今回の連続実験で得られた結果をまとめると以下になる。

1) 実験期間中の処理水質は平均で、 $\text{BOD } 4.3\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ （除去率97.9%）、 $\text{SS } 7\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ （94.1%）、 $\text{T-N } 3.6\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ （91.0%）、 $\text{T-P } 0.63\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ （85.0%）の安定した処理水質が得られた。また、実験期間中のA-SRTは硝化に必要な長さが確保できており、硝化は良好に進行した。

2) 第1槽では硝化・脱窒とリンの放出・吸収、第2槽では硝化・脱窒とリンの吸収が行われていることが確認できた。また、ORP屈曲点は脱窒の終了・リン放出開始の指標となることが確認できた。

Table 6 Sludge production

	Weight (g)	
BOD Removal	1601202 g	Total of BOD Removal
Sludge Production	730547 g	Sum of 3 Values below
Excess Sludge	655998 g	
SS of Effluent	54969 g	
MLSS Increase	19580 g	

Table 7 Material balance of P

	T-P	Ratio
Total of P in Influent	34831g	100 %
Total of P in Effluent	6823g	19.6 %
Removal of P	28008g	80.4 %
Excess Sludge	21618g	62.1 %
Unkown	6390g	18.3 %

3) 各処理工程の時間比率と Kr から、本システムでは、第1槽で大きな負荷で運転することによって、BODと窒素をできるだけ除去して流入負荷変動をある程度吸収し、第2槽でこれらの除去に対して余裕のある運転になっていることがわかった。

4) BOD汚泥転換率は、45.6%であった。汚泥のリン含有率は実験開始当初は約3%でばらつきがあったが、徐々に安定し、実験終了時には約3.5%となった。これらの値からリン収支を計算すると流入リン量に対し、流出リン量20%、余剰汚泥中リン量62%、不明分18%となった。

今後は、リン除去性能悪化の要因や負荷変動に対する処理性能等の検討を行い、より完成度の高い処理システムとしたいと考えている。

（原稿受付 1996年6月3日）

（原稿受理 1996年9月17日）

参 考 文 献

- 岡田光正 (1994) 窒素・リン規制の技術的方向と対策, 第25回日本水環境学会セミナー講演資料集, 23-34.
- 対馬紘, 金子安行, 河村芳男 (1993) OD法による仙台市秋保温泉浄化センターの運転経過, 第30回下水道研究発表会講演集, 494-496.
- 稲森悠平, 水落元之ら (1991) 間欠曝気生物学的窒素・リン高度処理と温暖化ガス抑制における嫌気条件の効果, 第28回日本水環境学会年会講演集, 278-279.
- 味埜俊 (1994) 生物学的除去技術, 第25回日本水環境学会セミナー講演資料集, 35-52.
- 山本康次, 津村和志, 中野仁 (1992) 2槽式間欠曝気法による窒素・リン除去, 水環境学会誌, 15, 541-553.
- 佐々木康成, 山本康次ら (1995) 窒素・リン同時除去を目的とした2槽式間欠曝気活性汚泥法の原理と処理性能について, 下水道協会誌, 32(385), 49-58.
- Koch, Oldham (1983) Oxidation-reduction potential—A tool for monitoring, control and optimizing of biological nutrient removal systems, Wat.Sci.Tec., 17, 259-281.
- 大庭真治, 堺好雄 (1994) 単槽式嫌気好気活性汚泥法における下水処理特性, 下水道協会誌論文集, 12, 16-33.
- (社)日本下水道協会, 下水試験法—1984年版—, pp.295-299.