

(20) 活性汚泥変法による窒素・リンの同時除去

—実施設における運転を中心として—

SIMULTANEOUS REMOVAL OF NITROGEN AND PHOSPHORUS BY THE MODIFIED ACTIVATED SLUDGE PROCESS —A FULL-SCALE EVALUATION

原田 良誠*, 進士 一男*, 小堀 和夫**, 清水 俊昭***

Yoshinobu HARADA*, Kazuo SHINGI*

Kazuo KOBORI**, Toshiaki SHIMIZU***

ABSTRACT; The development of effective simultaneous removal processes of nitrogen and phosphorus have been desired, since environmental standards for nitrogen and phosphorus in lakes were set in December, 1982. In Hamamatsu City, attempts have been made to remove nitrogen and phosphorus simultaneously from wastewater at two smaller-sized sewage treatment plants in order to prevent eutrophication as well as to conserve water quality in Lake Hamana. These treatment plants are operated with alternative simultaneous nutrients removal processes by making use of the existing treatment facilities designed as the extended aeration system. In these processes, internal carbon sources and / or endogenous respiration is exploited to achieve dissimilatory reduction of nitrate to nitrogen gas, and phosphorus removal can be accomplished by biological excessive uptake of phosphate. The following conclusions were derived from full-scale operations at Kotoh sewage treatment plants. At higher water temperature, excellent treatment performances in terms of organic substances and nutrient salts were obtained consistently. On the other hand, it was required sophisticated SRT (sludge retention time) control to achieve satisfactory nutrients removal at lower water temperature: longer SRT was required for complete nitrification-denitrification reaction, whereas excessive SRT might have adverse effects on the biological phosphorus removal.

KEYWORDS; NITRIFICATION, DENITRIFICATION, ENDOGENOUS, SLUDGE RETENTION TIME

1. はじめに

湖沼の窒素・リンの環境基準が昭和57年12月に設定されたことにより、窒素・リンの同時除去技術の開発が切望されている。浜松市では浜名湖の水質汚濁と富栄養化防止の一助として、長時間エアレーション法で計画された2箇所の小規模下水処理場において、そのエアレーションタンクを利用して嫌気-好気法と内生脱窒法とを組み合わせた活性汚泥変法による窒素・リンの同時除去を行っている。ここでは、浜松市湖東浄化センターにおける運転結果と窒素・リン除去に関する室内実験結果を報告する。

* 浜松市下水道部 Sewage Works Dept., Hamamatsu City. ** 埼玉県下水道公社 Saitama Sewerage Works Authority. *** 建設省土木研究所 Public Works Research Institute, Ministry of Construction.

2. 湖東浄化センターの概要と運転条件

湖東浄化センターは住宅団地（4,300人）から排出される生活排水を処理している分流式の下水処理場で計画処理水量は1,980 ㎥/日と小規模な処理場である。当初は Table—1に示す処理目標水質を達成するために長時間エアレーション法にて計画された2次処理施設に3次処理施設を付加して高度処理を行うプロセスとなっていたが、煩雑な運転操作と維持管理費を緩和・軽減するために活性汚泥変法による窒素・リンの同時除去法に切り替えた。

本施設はエアレーションタンク（生物反応タンク）4系列、放射流式円形沈殿池2池から成り、生物反応タンクは1系列あたり5つのセル（セルA～E）に分割され、1セル当りの容量は93.5 ㎥（水深4.0 m）、また沈殿池の容量は159 ㎥/池（水深2.5 m）である。活性汚泥変法による処理は昭和57年11月より開始し、処理水質等を見ながら処理フローを変更した。その処理フローと運転条件を Fig.—1, Table—2に示す。Run—1～5の運転条件の違いは凝集沈殿処理の有無、硝化・脱窒効果を考慮した好気・無酸素セルの変更等である。生物反応タンクはRun—4のみ2系列運転、他はすべて1系列運転で、沈殿池は1池運転である。

嫌気、無酸素セルの搅拌は水中機械搅拌、あるいは空気搅拌で行い、また無酸素セルでもRun—2のセルCでは硝化不足を補うため、Run—3～5のセルEでは脱気のために部分的にかなり空気を吹き込んでいた。なお、Table—2の各Runの運転条件は平均値を示したものであり、空気倍率等は多少変動している。

流入下水は1次処理されることなく生物反応タンクに直接原水ポンプで定量づつ送水され、定量以上の下水が流入した場合は別の原水ポンプにて一旦調整槽へ送水して貯留し、夜間など流入下水量が少ない時間帯に調整槽から生物反応タンクに送水するという運転方式のため生物反応タンクへの下水量はほぼ調整されているが水質は多少変動している。

Table—1 Target levels of effluent

BOD	5mg/l
COD	10mg/l
SS	3mg/l
T-N	5mg/l
T-P	1mg/l

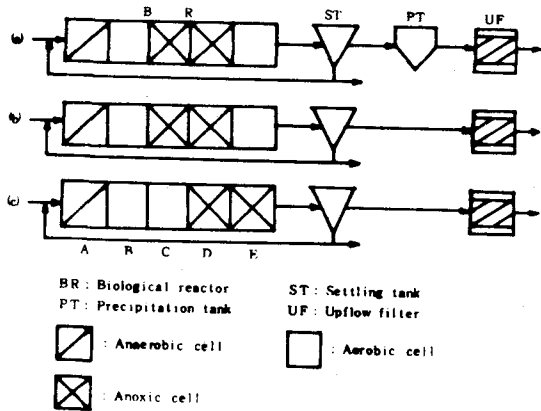


Fig.—1 Flow diagram of koton purification center

Table—2 Operating conditions

	Run-1	Run-2	Run-3	Run-4	Run-5
Flow diagram	Fig-1 (a)	Fig-1 (b)	Fig-1 (c)	Fig-1 (d)	Fig-1 (e)
Period	from 05/11/82 to 18/11/82	18/11/82 to 27/11/82	28/11/82 to 20/1/83	21/2/83 to 31/5/83	01/6/83 to 05/7/83
Influent flow (㎥/d)	486	503	467	529	656
Return sludge rate (%)	94.8	95.4	78.9	95.3	73.2
Bio. reactor detention time (hr)	23.1	22.3	24.0	42.4	17.1
Settling time (hr)	7.8	7.6	8.2	7.2	5.8
Ratio of air flow to influent flow	1.63	1.91	1.92	2.05	2.20
Excess sludge (㎥/d)	129	45	85	39	7.5
R S S S (㎥/ℓ)	741.0	872.0	800.0	777.0	780.0
M L S S (㎥/ℓ)	355.0	378.0	440.0	418.0	359.0
M L V S S (㎥/ℓ)	262.0	284.0	345.0	332.0	280.0
S V I	220	220	221	239	275
S R T (d)	17.2	42.4	29.0	118.9	18.3
BOD loading (kg/49-d)	0.21	0.20	0.20	0.12	0.25
T-N loading (kg/49-d)	0.06	0.04	0.02	0.01	0.04

3. 運転結果と考察

水質分析は、流入下水については採水用定量ポンプにて連続的に採水したコンポジットサンプル、その他は1日の平均水質をおおむね代表する午前10時のグラブサンプルを1回/日～3回/月、各セル混合液、返送汚泥については午前9時のグラブサンプルを1回/日～2回/週の頻度でサンプリングし下水試験方法に基づいて行った。なお、砂ろ過水についてはNO₃-N、T-Pをモニターにて連続監

視ができるようになっている。

Table—3 Summary of analysis data

Table—3に処理結果の総括、Fig.—2 に生物反応タンクの水溫，MLSSを示す。T—N，T—P以外のBOD，COD，SSはどの運転においてもTable—1の水質目標値を満足しており，有機物の除去には問題はなかった。生物反応タンク内水溫は1月下旬から2月下旬には11～12℃迄低下した。また，MLSSは余剰汚泥の引抜きが計画的でなかったり，途中から2系列運転などを行ったため変動が著しいがMLSSの目標としては3,000～4,000 mg/lとしていた。

3.1 リンの除去

長時間エアレーション法から嫌気—好気法に変更してもすぐには生物脱リン現象が起

		BOD (mg/l)	COD (mg/l)	SS (mg/l)	Alk. asCaCO ₃ (mg/l)	N (mg/l)			P (mg/l)	
						T-N	NH ₄ -N	NO _x -N	T-P	PO ₄ -P
Run—1	Influent	140	55	150	150	40	26	Tr	4.7	2.3
	Bio-treated effluent	6.6	8.1	25	78	9.6	6.0	2.9	0.4	Tr
	Precipitated effluent	3.8	5.7	2.0	7.7	1.3	6.7	2.5	0.2	Tr
	Filtered effluent	3.2	6.0	Tr	7.8	1.3	7.1	2.0	0.2	Tr
Run—2	Influent	140	37	120	110	26	13	0.6	4.7	3.9
	Bio-treated effluent	7.7	5.3	5	75	4.2	4.2	ND	0.1	Tr
	Filtered effluent	3.6	4.0	1.0	6.0	4.0	0.6	2.3	0.1	Tr
Run—3	Influent	350	65	273	113	32	16	0.5	6.1	3.3
	Bio-treated effluent	12	8.8	6.3	71	7.7	4.7	1.3	0.4	0.1
	Filtered effluent	2.3	6.2	1.3	6.8	8.5	4.5	2.5	0.3	0.3
Run—4	Influent	377	70	252	110	41	27	0.3	8.9	6.8
	Bio-treated effluent	12	7.7	5.0	67	6.6	4.2	1.1	0.8	0.6
	Filtered effluent	3.4	6.3	1.3	65	6.6	3.4	2.1	0.6	0.5
Run—5	Influent	260	60	240	104	45	23	0.2	7.8	3.5
	Bio-treated effluent	6.0	5.3	4.5	55	5.4	0.4	3.4	0.6	0.3
	Filtered effluent	1.9	4.0	0.8	5.8	4.8	0.3	3.3	0.6	0.6

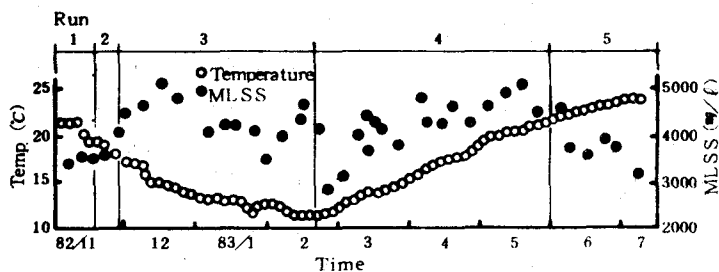


Fig.—2 Reactor temperature and MLSS

きないものと予想されたため，Run—1 では生物処理の後にA ℓ添加の凝集沈殿処理をして脱リンしていたが，Fig.—3より明らかなように5日後には好気セル（セルB）でリンの過剰摂取現象が認められるようになった。嫌気—好気法の運転当初は嫌気時間を長くしたら比較的早くリンの除去効果が現われたという報告例もあり，¹⁾本運転でも嫌気時間が4.5 hrと長かったことが極めて短期間でリン除去が可能となった原因と考えられる。リン除去は運転開始から4月迄は生物処理水でT—P 0.5 mg/l以下と良好に行われ，生物処理水のPO₄—Pは0.1 mg/l程度であるから生物処理水のT—Pは主にSSに起因したものである。しかし，5月からリン除去は急に悪化し生物処理水のT—P，PO₄—Pとも1 mg/lを上回るようになった。SRTの短縮を目的とした運転条件の変更に伴ない6月中旬からは再び1 mg/l以下とリン除去性能が回復してきた。嫌気セル（セルA）と第1好気セル（セルB）におけるリンの挙動をみると，嫌気セルでは多少のバラツキはあるが運転期間中5～15 mg-P/lの範囲のリン濃度となっている。これに対して第1好気セルでリンの摂取が緩慢になった時期は12月初旬，1月初旬，そして4月中旬から6月下旬にかけてである。12月と1月の場合は第1好気セル（セルB）ではPO₄—Pとして0.5～1.5 mg/l残留したが，第2好気セル（セルC）で残留したリンが摂取され生物処理水としては問題はない。しかし4月中旬以降は第2好気セルにおいても次第に摂取が緩慢になり，生物処理水のリン濃度が高くなってきた。これらの原因については明らかではないが，SRTが1因子として考えられる。その根拠としてはRun—1の後半からRun—3の初めにかけて硝化を促進させる目的でMLSSを高めるため余剰汚泥の引抜きを少量にしたことにより一時的にこの期間ではSRTが70日以上になったこと，年末年始には汚泥搬出が滞り余剰汚泥の引抜量を減量したためSRTが45日程度になったこと，Run—4では生物反応タンクを2系列運転としたため，MLSSを高める目的で汚泥引抜き量が少なくSRTが100日以上と長く好気セルでのリン摂取が著しく低下したが，再び1系列運転としSRTを下げたRun—5では摂取が再び回復してきたこと等が挙げられる。好気セルでのリン摂取は一般的に嫌気セルでリン放出量が多いほどよいと言われている。Fig.—4

は好気セル（セルB）の $\text{PO}_4\text{-P}$ を、嫌気セル（セルA）の $\text{PO}_4\text{-P}$ に対してプロットしたもので、これをみるとセルAでのリン放出量が多いほどセルBでのリン除去が必ずしも良好とはなっていない。これはFig.—3のセルA・Bの $\text{PO}_4\text{-P}$ からもわかることであるが、前述したようにSRTが長くなると摂取が緩慢になったことが影響している。

なお、実施設と比較する意味で本浄化センター流入下水と返送汚泥とを20ℓの容器に1：1の比率で入れ嫌気に保ち、マグミキサーで攪拌し0.5、1.0、2.0、3.0 hr経過後にそれぞれ曝気しリンの放出と摂取の関係を室内実験で確認しているが、Fig.—5からも生物脱リンが順調ならば放出量に関係なく曝気1 hr後のリン濃度は同じである。

生物脱リン法は沈殿池での污泥からのリン再放出が問題となるが、本浄化センターは沈殿池の容量に対し流入下水量がまだ少なく、Table—2に示すように沈殿時間が長いけれどもFig.—3から明らかなように沈殿池污泥からのリン再放出による処理水への悪影響は起きていない。DOはセルEで0.1 mg/ℓ程度、沈殿池内水深1 m以上はDO、 $\text{NO}_x\text{-N}$ が全く検出されずに再放出の条件としては十分であるにも拘らず、Fig.—6に示すように沈殿池底部でも $\text{PO}_4\text{-P}$ は低レベルであった。

污泥リン含率は運転当初は2.5 %程度であったものが3.0～3.5 %に迄上昇したが、4～5 %という高リン含率²⁾にはならなかった。4～5月にかけてリン除去が悪化した時期にもリン含率

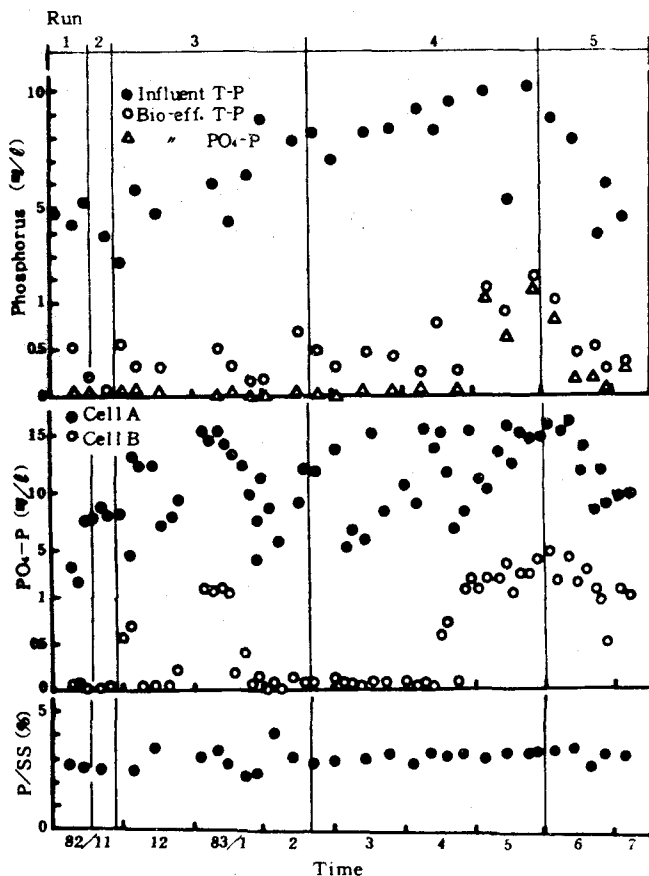


Fig.—3 Concentration of phosphorus in raw and treated water

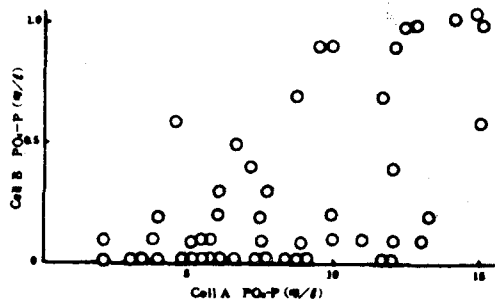


Fig.—4 Relationship of phosphorus between Anaerobic and Aerobic cell

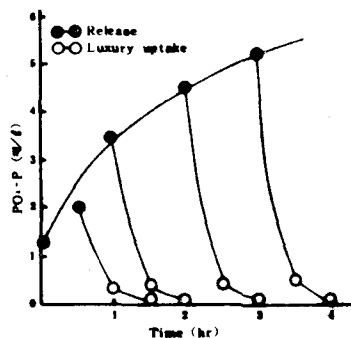


Fig.—5 Release and luxury uptake of phosphorus at batch test

は3.5%程度であったことから、この値が本施設の活性汚泥の飽和リン含率とも言える。

本浄化センターにおける汚泥処理は、重力濃縮後の汚泥をバキューム車にて本市中部浄化センターに搬出する方法である。従って問題になるのは濃縮槽におけるリンの再放出である。Fig.—7はRun—5の運転期間のリン収支を示したもので、流入T—P負荷量に対する系内の砂ろ過逆流水・濃縮槽越流水など返送P負荷量は13.1%である。しかし余剰汚泥と搬出汚泥のリン含率(P/SS)は3.41%、3.0%と搬出汚泥のリン含率の方が小さいことから汚泥からリンが放出していることは明らかであるが、この放出されたリンは濃縮槽上部まではあまり移行せずに比較的底部に溜まっている傾向が認められた。濃縮槽表面にスカムが生成し、これが越流水に混入するため越流水のT—Pは57mg/lと高い。越流水PO₄—Pは通常15～25mg/lであったことからスカム等のSS流出によるものがT—Pの50%以上を占めている。Fig.—8に余剰汚泥をφ20cm、H1.0mのカラムに入れ22hr静置後のリンの挙動を示したが、この結果からも上澄液のPO₄—Pは10～20mg/lと実施値と一致している。余剰汚泥の重力濃縮は表面にスカムが生成し越流水中に混入することから問題ではあるが、リン再放出によるPO₄—Pは上澄液ではそれほど高くなくリン除去もSRTが40日以下程度ならば現時点では順調であることから心配ないと言える。

3.2 窒素の除去

本施設の生物反応タンクは前述したように5つのセルにしか分割されていないため、Run—1, 2では脱窒セルを確保する兼ね合いもあって1セル(セルB)だけを好気セルとし硝化を行った。T—Nは流入濃度がかなり高いこともあるが生物処理水に10mg/l残存し、その大部分がFig.—9に示すようにNH₄—Nであったことがわかる。本浄化センターでは散気装置に粗気泡性のものを用いているために硝化反応に対する酸素量の不足、水温低下に伴う硝化速度の低下が懸念されたためRun—3ではセルCも好気セルとし硝化を完全に進めることを目指した。しかしRun—3においても生物処理水T—Nは8mg/lほどで処理水の窒素形態をみるとやはりNH₄—Nが残存していたことから硝化反応が律速反応であった。低水温期(11～13℃)における硝化はFig.—11より硝化速度K_N=0.6mg-N/g-ss-hr、MLSS4,000mg/l、混合液NH₄—N16mg/lとすればQ+Rベースで6.7hrの硝化時間を確保する必要がある。Run—3のQ+Rベースの硝化時間は5.4hr

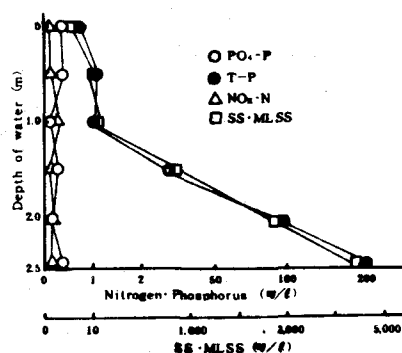
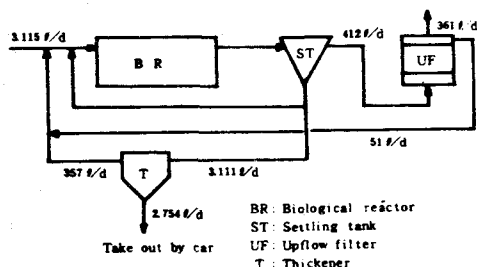


Fig.—6 Typical variations of phosphorus in the settling tank



Influent flow	640 m³/d.	4.9 mg-P/l
Bio-treated eff.	644 m³/d.	0.6 mg-P/l
Filtered eff.	644 m³/d.	0.6 mg-P/l
Backwash water	10 m³/d.	5.1 mg-P/l
Excess sludge	11.7 m³/d. 7,800 mg/l.	26.6 mg-P/l
Take out sludge	54 m³/d. 17,000 mg/l.	51.0 mg-P/l
Thickener overflow	6.3 m³/d.	5.7 mg-P/l

Fig.—7 Phosphorus balance through process

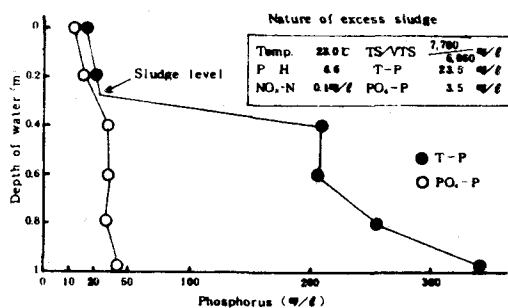


Fig.—8 Typical variations of phosphorus in thickening column

と多少不足ぎみであったため、Run-4では十分な硝化時間を確保するために生物反応タンクを2系列運転としQ+Rベースで9hrの硝化時間を確保したが生物処理水にはやはり $\text{NH}_4\text{-N}$ が残存した。しかし、水温の上昇と共に硝化は進行するようになり5月下旬には完全に行われるようになった。リン除去の回復を図るためRun-5では再び1系列運転とし硝化時間を半減したが、硝化は抑制されることはなかった。

Fig.—10より好気セルのDOは0.15～0.8 mg/lと硝化に必要とされる1～2 mg/lに比較すると少ない。粗気泡型散気装置の場合十分な空気を供給してもDOは上昇せず0.1～0.2 mg/lしかない現象が見られ、Run-4のセルBのようにDO 0.15 mg/lでも硝化は進んだ。Fig.—11にDOが低レベルの実施設における硝化速度とDO 2～3 mg/lと十分なDO存在下の室内実験から求めた硝化速度を示したが、ほとんど差はなく、DOが実施設における硝化律速因子とは思われない。Fig.—12よりRun-3・4ではセルBに比べセルCでは予想されたほど硝化が進んでいない。これはアルカリ度不足によるものとも考えられるが、Run-5ではセルCのアルカリ度が25 mg/lまで低下し硝化が進んでいる。いずれにしてもセルAの $\text{NH}_4\text{-N}$ が15 mg/lとす

れば完全硝化を行うに必要なアルカリ度は110 mg/l程度とセルAのアルカリ度とほぼ同量であることから、場合によっては硝化促進対策としては少量のアルカリ添加を考慮したい。窒素・リン除去をバランスよくすることは難しいとの報告があり、本浄化センターでも生物脱リンが良好に行われた反面、硝化に代表されるように窒素除去がよくなかった。

本浄化センターでは放流水のT-N目標値5 mg/lを満足するための方法として内生脱窒法による窒素除去法を採用しているが、これは、硝化液循環法による脱窒を行った場合、脱窒率が循環比によって定まるとすれば循環比を5～7にしなければならず非常に大量の硝化液を循環させる必要があること、および本市種ヶ丘浄化センターにて内生呼吸による脱窒に実績があり好結果を得ている³⁾こと等を考慮したからである。Fig.—13は硝化液2、返送汚泥1、流入下水1の比率で混合し流入下水中の有機物を利用した脱

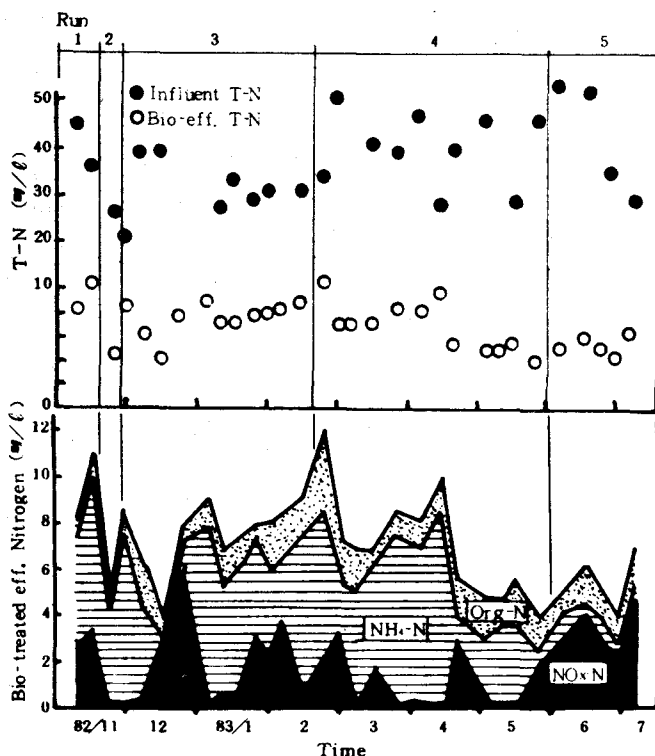


Fig.—9 Concentration of nitrogen in raw and treated water

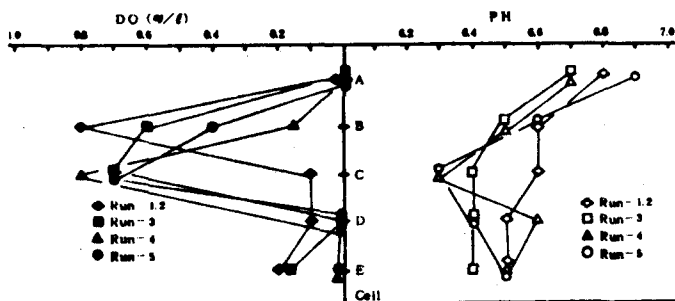


Fig.—10 Change of DO and PH in the each unit cell

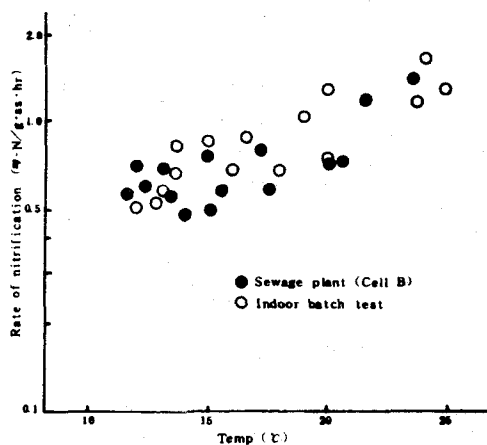


Fig.—11 Relationship between rate of nitrification and temperature

室と、硝化液を無酸素状態に保ち脱窒処理した室内回分実験結果から求めた脱窒速度、ならびに実施設の第1無酸素セルの脱窒速度と水温の関係を示したものである。有機物を利用した脱窒の方が内生脱窒法に比べ脱窒速度は多少大きい。本実験のD—BOD/NO_x—Nは1.45～3.33であったが、循環比が大きくなるとD—BOD/NO_x—Nは小さくなり脱窒速度も内生脱窒と何んら変らなくなるものと思われる。

Run—1～3における生物処理水のNO_x—Nは硝化が抑制されたこと、十分な脱窒時間を確保できたこと等で一部の例外を除けば多くても2～3 mg/l 残存するのみであった。Run—4では2系列運転に伴ない脱窒時間がさらに延長したためNO_x—Nは一段と低下したが、Run—5では硝化促進、脱窒時間の減少により逆にRun—4より2～3 mg/l 多く残存するようになった。Run—3～5ではFig.—12・14より明らかなように第1無酸素セルに比較して第2無酸素セルの脱窒が劣っていたことが生物処理水にNO_x—Nが残存した大きな原因である。これは前述したように第2無酸素セル（セルE）では、末端で脱気のためにかなりの空気を吹き込んでいたためである。

沈殿池が脱窒に寄与している例は多いけれども、Run—5のNO_x—N収支の一例からも明らかであるが、本浄化センターではNO_x—N減少量としては0.1～0.3 mg/l 程度であった。一方、沈殿池でのアルカリ度は収支からみるとかなり増加している。これには沈殿池あるいは返送汚泥ラインにおける脱窒現象、有機態窒素の加水分解が寄与していると考えられるが、

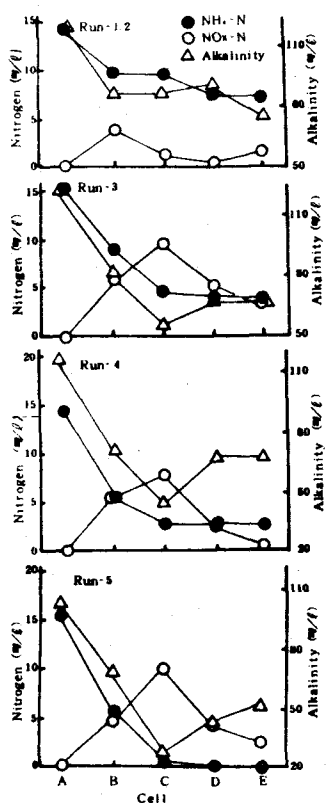


Fig.—12 Change of nitrogen and alkalinity in the each unit cell

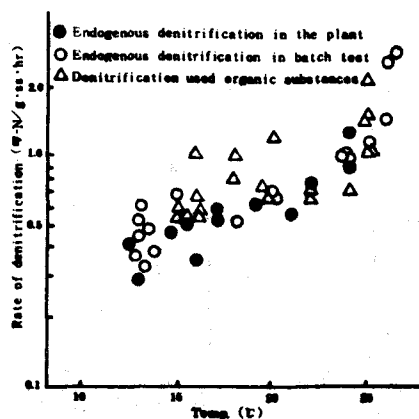


Fig.—13 Relationship between rate of denitrification and temperature

実際のアルカリ度増加量は、これらの反応から推定される生成量よりもかなり高くなっている。この原因については明らかでない。

無酸素セルにおける脱窒とは別に Run-4・5 では Fig. 12 より第 1 好気セル (セル B) において $\text{NH}_4\text{-N}$ 減少量が 10 mg/l 位であるのに対し $\text{NO}_x\text{-N}$ 生成量は 5 mg/l 位と、大きくその値が相違していることから、単一槽内で硝化と脱窒とが同時に行われているものと思われ、これは Fig. 14 のアルカリ度収支からも推察される。前述したように散気装置が粗気泡型で、しかも DO が $0.15 \sim 0.4 \text{ mg/l}$ と低レベルであることから好気性脱窒現象が起きる条件に当てはまっていたものと考えられる。

今後の問題としては、これまでの運転結果より Kj-N が 2 mg/l 残留することが避けられないことから、たとえ完全に硝化が進行した場合であっても、 T-N 5 mg/l を維持するには $\text{NO}_x\text{-N}$ を 3 mg/l 以下としなければならず、特に低水温期に脱窒活性が低下することから判断して、この点を今後検討していく必要がある。

内生脱窒では主として活性汚泥中に取り込まれた有機物が利用されるが、これらの活性汚泥中の有機物が脱窒のための炭素源としてどの程度寄与しているかを明らかにするために、本浄化センター硝化液に KNO_3 を繰り返し添加して $\text{NO}_3\text{-N}$ 除去量と活性汚泥中の有機物として代表される MLVSS 等を測定し、これらの関係を検討した。 KNO_3 添加当初は脱窒速度が $0.64 \text{ mg-N/g-ss-hr}$ であったものが、添加繰り返しと時間経過と共に脱窒が徐々に緩慢になり、330 hr 以後に悪化した。内生呼吸は約 10 日間位で呼吸を停止すると言われている⁵⁾が、このことが急に悪化した原因なのかも知れない。なお実験期間中の PH は $6.2 \sim 7.4$ 、アルカリ度は $25 \sim 1.250 \text{ mg/l}$ 、 $\text{NH}_4\text{-N}$ は $0.1 \sim 56.0 \text{ mg/l}$ と変化した。Fig. 16 に MLVSS/MLSS の変化を示したが、除

去 $\text{NO}_3\text{-N}$ 量と共に、MLVSS が減少し、それに伴ない MLVSS/MLSS も低下した。MLVSS の減少は脱窒に伴うものだけでなく、脱アミノ化現象による減少、有機物の再可溶化による減少等も考えられる。有機物の再可溶化は KNO_3 添加後 21.5 hr 後から現われたが、これら可溶化した有機物は脱窒反応

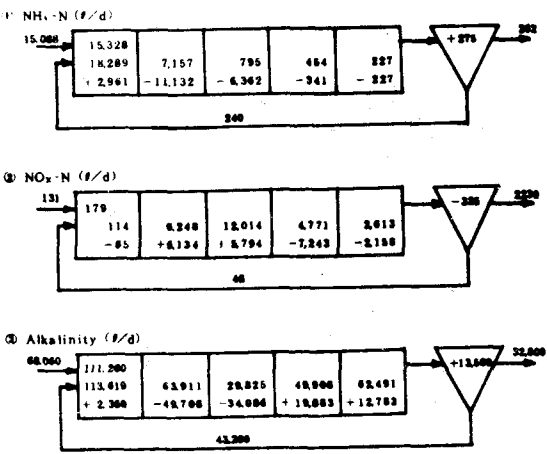


Fig. 14 Mass balance of $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_x\text{-N}$ and Alkalinity (An example in Run-5)

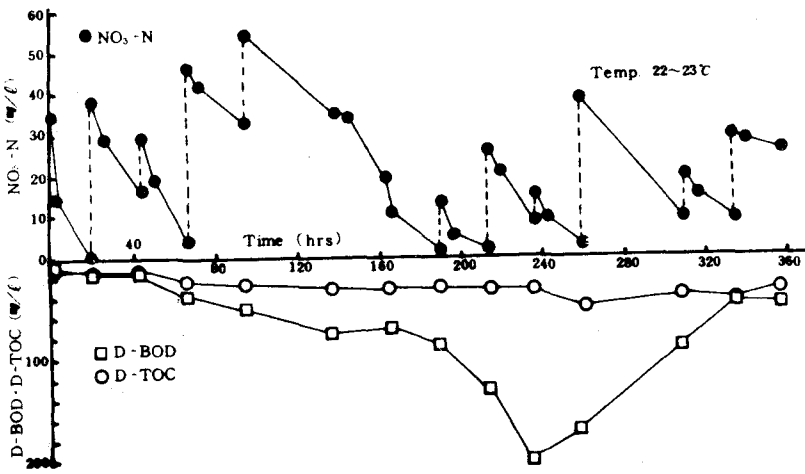


Fig. 15 Effect of repeated nitrogen load on denitrification

に対しては資化性に乏しいものであった。

4. おわりに

生物学的な窒素・リンの同時除去について浜松市湖東浄化センターの実施設における運転事例を中心として述べた。長時間エアレーション法にて計画されたエアレーションタンク（Qベース滞留時間22～24hr）で有機物の除去だけでなく、窒素・リンなど栄養塩類の同時除去の可能性は高水温期では何んら問題はないと

思えるが、低水温期が問題であろう。特に硝化・脱窒を進めるにはSRTを長く保つ必要があり、逆にSRTが長いと生物脱リンに悪影響を及ぼすことから、これらをいかにコントロールするかである。今後これらについてデータを収集して最適な運転管理指標を確立して行きたい。また、セルEなど施設の構造自体問題があることが明らかになったので、これらについても改造しなければならない点である。

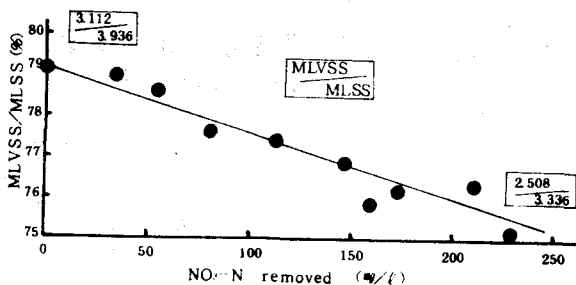


Fig.—16 Change of MLVSS/MLSS versus $\text{NO}_3\text{—N}$ removed

参考文献

- 1) McLaren.A.R, Wood.R.J : Effective Phosphorus Removal from Sewage by Biological Means, Water SA. 2,(1), 1975
- 2) 松尾吉高, 北川政美, 田中俊博, 宮晶子 : 生動脱リン法—嫌気・好気法—のし尿および下水への適用, 第18回衛生工学研究討論会講演論文集, 1982年1月
- 3) 原田良誠, 岡田真人 : 実施設における窒素・リン除去に関する実証的研究, 下水道協会誌, Vol.20, No.230, 1983年7月
- 4) 石川宗孝, 中西弘 : 窒素除去システムにおける曝気方式の評価, 第20回下水道研究発表会講演集, 1983年
- 5) 野中八郎 : 下水処理プロセスとプラントの設計, 日本下水道協会