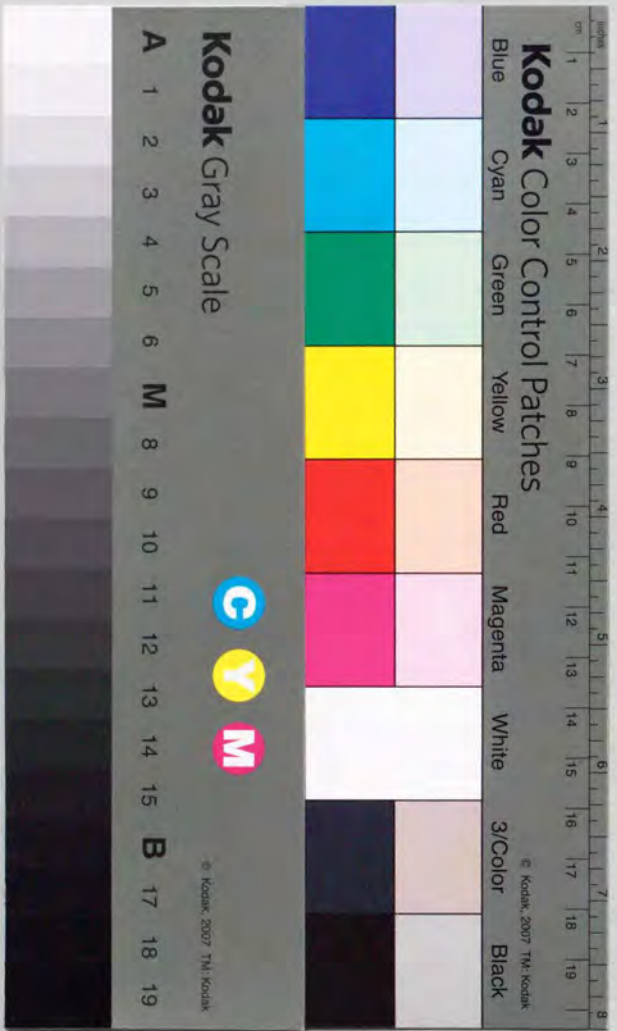


実施施設における嫌気-好気活性汚泥法の  
運転管理手法に関する研究

平成20年8月

村上 孝雄





## 目 次

緒言	1
第1章 下水中のリン除去の必要性和リン除去の現状	3
1.1 下水からのリン除去の必要性	3
1.2 下水のリン濃度と要求されるリン削減レベル	5
1.3 リン除去技術の現況	8
1.4 第1章のまとめ	10
第1章参考文献	11
第2章 生物学的脱リンプロセスの実用化の現状	12
2.1 生物学的脱リンプロセス開発の経緯	12
2.2 生物学的脱リンプロセスの原理	12
2.3 リン放出・吸収・蓄積機構	14
2.4 生物学的脱リンプロセスの種類とその実用化の現状	16
2.5 第2章のまとめ	22
第2章参考文献	22
第3章 嫌気-好気活性汚泥法運転特性検討のための運転実験の概要と結果	24
3.1 はじめに	24
3.2 ベンチスケール実験	24
3.3 パイロットプラントによる運転実験	26
3.4 実施設による運転実験	29
3.4.1 島根県宍道湖流域下水道東部浄化センターにおける実験	29
3.4.2 荒川処理センターにおける実験	33
3.4.3 川崎市加瀬下水処理場における実験	36
3.4.4 琵琶湖流域下水道湖南中部浄化センターにおける実験	38
第4章 嫌気-好気活性汚泥法の実施設運転における特性と運転管理因子	42
4.1 はじめに	42
4.2 嫌気-好気活性汚泥法の実施設運転におけるリン除去への影響因子	42
4.2.1 降雨の影響	42
4.2.2 流入水基質濃度	50
4.2.3 活性汚泥リン含有率	60
4.2.4 水温	70
4.2.5 流入水量変動	71

4. 2. 6 好気槽D0濃度	74
4. 2. 7 最終沈殿池におけるリン放出	75
4. 2. 8 流入水金属濃度	78
4. 3 嫌気-好気活性汚泥法の処理水リン濃度	80
4. 4 嫌気-好気活性汚泥法のエネルギー消費	82
4. 5 嫌気-好気活性汚泥法の適用条件	85
4. 6 バックアッププロセスの検討	86
4. 7 第4章のまとめ	89
第4章参考文献	92
第5章 嫌気-好気活性汚泥法による汚泥沈降性改善効果の検討	93
5. 1 はじめに	93
5. 2 パイロットプラントによるバルキング抑制実験	93
5. 3 宍道湖東部浄化センターにおける汚泥沈降性改善効果	98
5. 4 考察	102
5. 5 第5章のまとめ	103
第5章参考文献	103
第6章 嫌気-好気活性汚泥法の汚泥処理プロセスにおけるリンの挙動	104
6. 1 はじめに	104
6. 2 実験調査方法	104
6. 3 実験運転結果及び考察	105
6. 3. 1 リン除去の概況	105
6. 3. 2 汚泥中のリン含有率の変化	106
6. 3. 3 汚泥処理プロセス返流水のリン濃度変化	107
6. 3. 4 プロセスのリン収支の検討	113
6. 3. 5 系のリン除去量と系外へのリン排出量のバランス	128
6. 3. 6 脱水ろ液の逆流による水処理プロセスへの時間的影響	128
6. 4 第6章のまとめ	131
第6章参考文献	132
第7章 汚泥処理プロセス返流水リン負荷の影響とその削減方法の検討	133
7. 1 はじめに	133
7. 2 嫌気-好気活性汚泥法余剰汚泥のリン再放出特性	133
7. 2. 1 汚泥からのリン再放出量	133
7. 2. 2 汚泥処理各工程でのリン再放出特性	134

7. 3 汚泥処理返流水リン負荷の影響の検討	138
7. 3. 1 ケーススタディによる検討	138
7. 3. 2 標準的条件の検討	141
7. 4 返流水リン負荷の削減対策	144
7. 4. 1 嫌気-好気活性汚泥法における汚泥処理の基本的考え方	144
7. 4. 2 混合汚泥重力濃縮時のリン再放出抑制方法の検討	147
7. 5 第7章のまとめ	154
第7章参考文献	155
第8章 嫌気-好気活性汚泥法の施設設計における基本的考え方と運転管理手法	157
8. 1 はじめに	157
8. 2 施設設計における基本的考え方	157
8. 2. 1 生物反応槽容量	157
8. 2. 2 生物反応槽の構成	158
8. 2. 3 嫌気槽への溶存酸素持込み対策	159
8. 2. 4 送風設備	159
8. 2. 5 汚泥返送設備	160
8. 2. 6 最終沈殿池の構造	160
8. 2. 7 バックアッププロセス	160
8. 2. 8 汚泥濃縮設備	160
8. 2. 9 汚泥消化設備	160
8. 2. 10 汚泥貯留設備	161
8. 2. 11 返流水貯留・均等化設備	161
8. 3 嫌気-好気活性汚泥法の運転管理手法	163
第8章参考文献	165
第9章 総括	166
謝辞	170



## 緒 言

生物学的脱リン法の登場は、約80年に及ぶ活性汚泥法の歴史のなかでも特筆すべき事項であろう。それまで、下水中のリン除去法としては凝集沈殿法が唯一の方法であると考えられていたが、生物学的脱リン法の開発により、活性汚泥法においては絶対に避けるべきとされていた嫌気状態を生物反応槽に導入することで、活性汚泥法に簡単にリン除去機能を付加できることが示された。このことは、活性汚泥にはなお多くの未知の可能性が秘められていることを示唆したという点で画期的であったといえよう。

ところで、生物学的脱リン法にはいくつかのプロセスがあるが、これら諸プロセスのなかでも、嫌気-好気活性汚泥法はプロセス構成が最も単純であり、標準活性汚泥法施設の簡単な改造により運転が可能で、加えて汚泥沈降性改善効果が期待できることから我国の下水処理への適用効果に対する期待は極めて大きいものがある。

このような背景から、大学、国公立研究機関、地方自治体、民間企業等で嫌気-好気活性汚泥法に関する研究が精力的に進められてきた。特に実用化研究面では、前述したようにプロセス構成が単純であり、また既活性汚泥法施設の改造により簡単に運転が可能であるため、多くの地方自治体の実用化研究に参加したことは他の新技術の開発経緯と異なる特徴であるといえる。これらの諸結果、嫌気-好気活性汚泥法に関して多くの知見が蓄積されており、また、同法が下水中のリン除去に効果的であることが明らかになってきている。

このため、実際の下水処理に嫌気-好気活性汚泥法を適用する例も出てきており、今後更にも適用箇所は増加してゆくと考えられる。しかしながら、既往の研究により嫌気-好気活性汚泥法のリン除去機構についてはかなり解明されてきているにもかかわらず、実施運転において同法に最大の機能を発揮させるための設計手法や運転管理手法は未だ明らかにされておらず、また、これらの点を研究対象とした研究も行なわれていない状況である。特に、嫌気-好気活性汚泥法が、今後、実際の下水処理に広く用いられるためには、次の諸点が明確にされることが必須である。

- ①リン除去性能
- ②リン除去への影響因子
- ③汚泥処理プロセスにおけるリンの挙動
- ④汚泥処理プロセス返流水リン負荷の影響とその対策
- ⑤設計手法と運転管理手法

このうち、①については、現在リン除去法の主流を占めている同時凝集の代替法として



嫌気-好気活性汚泥法を位置づける場合、そのリン除去性能を明らかにし、適用可能な範囲を明確にしておく必要がある。②については、実施設ではベンチスケールやパイロットプラント運転の場合と比較して運転管理に関わる因子がより多くなるため、実施レベルでの嫌気-好気活性汚泥法によるリン除去への影響因子とその影響度を明らかにしておかねばならない。③及び④については従前より、標準活性汚泥法においても、汚泥処理プロセスからの返流水はリン・窒素・有機物濃度がかなり高く、水処理プロセスへの影響が大きいことが知られているが、特に嫌気-好気活性汚泥法では高リン含有率の余剰汚泥が生産されることから、その汚泥処理プロセスにおけるリンの挙動については標準活性汚泥法における知見がそのまま適用できないことが予想される。このため、汚泥処理プロセスからの返流水のリン除去への影響を把握するとともに、嫌気-好気活性汚泥法に適した汚泥処理プロセスのあり方、汚泥処理プロセスにおけるリン再放出防止対策を検討することが必要である。また、これらの検討結果を総合して、⑤の嫌気-好気活性汚泥法の設計手法及び運転管理手法の基本的考え方を明らかにすることが重要である。

筆者は日本事業団技術開発部に在籍中に高度処理技術開発を担当し、複数の実施設を用いて嫌気-好気活性汚泥法の実用化研究を行なう機会に恵まれた。本研究は、これらの実施設運転実験により得られた多くの知見に基づいて、以上の諸点を明らかにし、嫌気-好気活性汚泥法の実用化のための設計手法と維持管理手法の確立に資することを意図したものである。

なお、本論文の構成としては、第1章及び第2章において下水中のリン除去の必要性と既往研究成果、実用化の現状を整理し、第3章では、筆者の行なった嫌気-好気活性汚泥法に関する実験の概要を紹介した。これに基づいて、第4章及び第5章で同法の実施設運転における特性について整理するとともに、その運転管理因子について考察した。第6章では汚泥処理プロセスにおけるリンの挙動について検討を加えた。また、第7章では汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷のリン除去への影響を整理し、その削減方法について考察した。第8章では前章までの知見を総合して、嫌気-好気活性汚泥法の施設設計手法及び運転管理手法を提示した。第9章は総括である。

## 第1章 下水中のリン除去の必要性とリン除去の現状

### 1.1 下水からのリン除去の必要性

湖沼、内湾、内海等の閉鎖性水域で発生した富栄養化現象に伴う水域の水質悪化や、水利用上の障害が社会問題化してきたのは、昭和40年代にさかのぼる。これら水域での富栄養化の進行は、水道水の異臭、赤潮やアオコの発生、酸欠による魚類の斃死、ヘドロの発生等をもたらした。このような問題の解決に対して、大きな努力が払われ、現在では状況はかなり改善されたものの、なお多くの水域で富栄養化現象による被害が生じている。

「富栄養化」と言う用語は、本来陸水学の分野で用いられ、水域の栄養塩類が増加して一次生産力が増大する自然現象を指した。しかし、水質汚濁の分野では、人間活動により多量の栄養塩類が水域に流入し、藻類および水生植物による一次生産力が急速に増大する現象を富栄養化と呼んでいる。

富栄養化の原因となる栄養塩類としては、リン・窒素・微量金属類・ビタミン類等があげられるが、なかでもリン・窒素が重要であることがよく知られている。表1-1はAGP測定により、米国とイタリアの湖沼の富栄養化制限物質を推定した結果をまとめたものである。<sup>(1)</sup> このように、大部分の湖沼はリンが制限物質であり、富栄養化現象におけるリンの役割が大きいことが示されている。

表1-1 AGP測定による湖沼の制限栄養塩推定結果<sup>(1)</sup>

地域	P-制限	N-制限	その他	計
アメリカ	35	8	6	49
アメリカ	417	186	20	623
イタリア	27	2	4	33

(湖沼数)

代表的な富栄養化現象である藻類の異常繁殖を引き起こすリン・窒素の水中濃度の限界値については、例えば吉村はN 0.15mg/l、P 0.02mg/lとしており<sup>(2)</sup>、リンは窒素と比較してその限界値が低く、より微量で富栄養化を引き起こす要因となる。

したがって、富栄養化防止対策としては、水域に流入する栄養塩類、特にリンを削減することが重要である。閉鎖性水域の富栄養化防止のための行政的措置として環境庁は昭和57年12月に水質汚濁に係る環境基準にリンおよび窒素を追加するとともに、昭和58年1月にリン・窒素に係る排水基準の設定について中央公害対策審議会に諮問した。昭和59年9月の同審議会の答申に基づき、昭和60年5月には、水質汚濁防止施行令の改正



が行なわれ、同年7月15日からは富栄養化しやすい湖沼への排水に対してリン・窒素の一般排水基準が設けられ、一日あたりの排水量が50ml以上の特定事業場について適用されることとなった。同施行令による一般排水基準は全リン16mg/l(日間平均8mg/l)、全窒素120mg/l(日間平均60mg/l)となっている。

現在、排水に対してリン規制のかかる湖沼は1066あり、この内窒素規制も併せてかかる湖沼は78である。一般排水基準自体は現状の下水処理場処理水のリン・窒素濃度レベルを考慮すると、ゆるやかなものであるが、地域的必要性に応じて都道府県知事により、より厳しい上乗せ基準の設定を行なうことができるとされている。

表1-2に、中西らによる我国の海域へのリン排出量を示す。<sup>(3)</sup> このように、環境中へのリン排出源として最も大きいものは、生活系排水である。生活系排水のリン負荷の内訳としては、ある調査例によると尿尿が39%、合成洗剤が38%、雑排水23%と報告されている。<sup>(4)</sup> この内、合成洗剤由来のリン負荷については、琵琶湖富栄養化防止条例(昭和55年7月施行)あるいは、霞ヶ浦富栄養化防止条例(昭和56年7月施行)を発端とする無リン洗剤の普及により、最近ではかなり減少しているものと考えられ、例えば山根らは、団地における合併処理浄化槽流入水の調査を行なった結果、生活排水系リン負荷原単位は1.05g/人・日であり、これは無リン洗剤導入前と比較して0.16g/人・日の減少であるとしている。<sup>(5)</sup>

表1-2 我国のリン・窒素の海域への排出量(昭和59年における値)<sup>(3)</sup>

排出源	リン	窒素	備考
家庭	32.4 (43.3)	315 (38.7)	(1) 単位: 千t/年 (2) 数値は概算値 (3) 流達率は、 N: 83% P: 81%とする。 但し、沿岸に立地する化学肥料工業と石油石炭業及び降雨は流達率100%とした。
食品工業	8.0 (10.7)	44 (5.4)	
化学肥料工業	16.8 (22.4)	77 (9.5)	
畜産業	8.0 (10.7)	26 (3.2)	
農地	6.5 (8.7)	213 (26.2)	
石油・石炭	—	26 (3.2)	
その他の天然有機物	3.2 (4.3)	12 (1.5)	
降雨	—	100 (12.3)	
合計	74.9 (100%)	813 (100%)	

このように、生活系排水のリン負荷量には減少要因はあるものと考えられるが、なお、環境中に排出されるリン負荷量中最も大きな負荷を占めていることには変りない。また、農地からの排水のような面源からのリン負荷は、その制御が容易ではなく、現実的に効果的な汚濁負荷制御が可能なのは、生活系排水および工場排水である。このような状況を考

慮すると、下水道が生活系排水及び一部の工場排水の浄化処理を行なうことにより、環境中への排出リン負荷削減に果たす役割は大きいものがある。

## 1.2 下水のリン濃度と要求されるリン削減レベル

### (1) 下水中のリンの形態と濃度

生活系排水中のリンの起源は、尿尿、合成洗剤、雑排水等であるが、下水中のリンの形態としては、正リン酸態リン、重合態リン、化学結合性リン及び有機態のリンがあり、このうち有機態のリンは蛋白質、脂質、ATP、ADP、核酸等として存在している。下水中のリンで最も多いのは正リン酸態リンであり、最初沈殿池流出水では、処理場によって差はあるものの、全リンの内50~90%を正リン酸態リンが占めている。また、溶解性リン(1μGF/Bろ紙によるろ過試料)では、全リンの大部分が正リン酸態リンであり、重合態リンはごくわずかである。

図1-1に建設省土木研究所による昭和53年度における全国45箇所の標準活性汚泥法の下水処理場実態調査結果による流入下水及び二次処理水の全リン濃度の累積頻度分布曲線を示す。<sup>(6)</sup> 調査対象の下水処理場の内訳は、汚泥処理施設を有するものが24箇所、有しないものが21箇所である。また、下水排除方式については、合流式が27箇所、分流式が18箇所であった。図中の流入水全リン(以下TPと略す)濃度について見ると、全データの平均値は4.73mg/lでありその分布は1.67~11.6mg/lとかなり広い範囲に渡っている。また、二次処理水TP濃度については、その平均値は2.34mg/lであり、分布の範囲は0.90~4.44mg/lである。したがって、流入水TP濃度と二次処理水TP濃度の平均値に基づくと標準活性汚泥法処理によるリン除去率は47%である。

図中には、同じく建設省土木研究所による昭和58年度の下水処理場の実態調査による流入水TP濃度の累積頻度分布曲線をも併せて示した。昭和53年度調査結果と比較してTP濃度の分布には明らかな減少あるいは増加傾向は認められない。

表1-3に最初沈殿池におけるリンの除去状況について示した。本表に見られるように最初沈殿池ではその流入水と流出水の濃度を比較すると、TPに関しては30~40%の除去率が得られているものの、溶解性リンについては流入水と流出水で濃度にほとんど差は見られず除去されていない。

また、流入下水と最初沈殿池流入下水のリン濃度を比較すると、汚泥処理プロセスからの返流水がある場合、流入下水より最初沈殿池流入水の方がリン濃度が高くなっている。このため、返流水リン負荷が上乗せされた分が、最初沈殿池で除去されている結果となっており、流入下水と最初沈殿池流出水TP濃度はほぼ等しくなっている。生物学的脱リン法



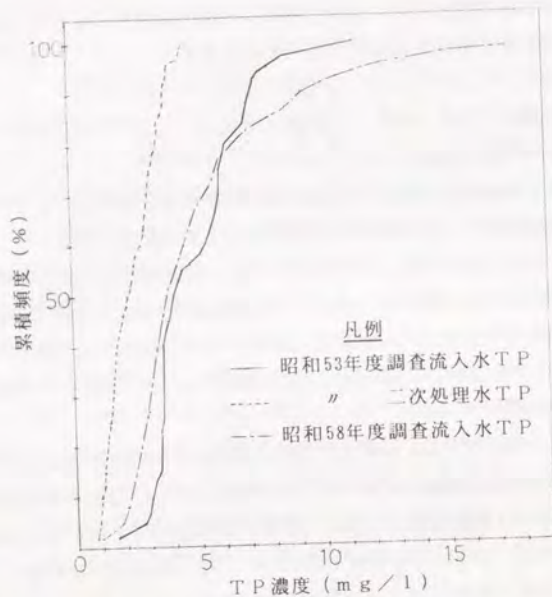


図1-1 流入下水及び二次処理水全リン濃度の累積頻度分布<sup>(6)</sup>

表1-3 最初沈殿池におけるリン除去状況<sup>(6)</sup>

		流入下水	返流水	最初沈殿池			
				流入水	流出水	除去率(%)	
返流水無し	TP	3.28	—	4.76	3.29	30.9	
		3.46	—	4.07	2.92	28.3	
	S-TP	2.19	—	1.97	2.06	-4.6	
		2.10	—	1.65	1.65	0	
返流水有	濃縮水	TP	4.40	71.5	8.18	4.79	41.4
			3.17	34.5	7.52	4.40	41.5
	S-TP	2.37	9.1	3.42	2.96	13.5	
		2.05	11.7	3.17	2.44	23.0	
	濃縮消化水	TP	4.40	54.3	6.74	4.13	38.7
			3.18	40.0	5.33	3.08	42.2
		S-TP	1.97	16.8	2.31	2.35	-1.7
			1.53	11.8	1.86	1.80	3.2

(注) 欄の上段は1979年冬、下段は1980年夏の調査結果  
TPは全リン、S-TPは溶解性全リン(ろ液の全リン)  
(mg/l)

において重要なのは生物反応槽流入水リン濃度であるが、以上の検討より、生物反応槽流入水リン濃度は一般的に、流入下水リン濃度とほぼ等しいと考えることができる。

(2) 要求される処理水リン濃度レベル

現在、下水処理場に対して要求されるリンの排水基準やそれに類似するものとしては、以下のようなものがある。

- ① 水質汚濁防止法施行令による一般排水基準
- ② 地方自治体の条例による排水基準
- ③ 地方自治体による管理目標

以上の内、水質汚濁防止法施行令による一般排水基準は、前述のように全リン16mg/l(日間平均8mg/l)、全窒素120mg/l(日間平均60mg/l)と比較的緩やかなものであるが、必要に応じて都道府県知事によって、より厳しい上乗せ基準を設定することができる。

地方自治体の条例によるリン・窒素排水基準としては、琵琶湖富栄養化防止条例および霞ヶ浦富栄養化防止条例が知られている。これらの条例に定めるリン・窒素排水基準は、水質汚濁防止法施行令による一般排水基準の施行後も有効である。この内、琵琶湖富栄養化防止条例は特定事業場に対する排水基準のみならず、有リン洗剤の使用・販売の禁止など琵琶湖の富栄養化防止のための施策を総合的に盛り込んだものとして、我国初の画期的な条例であった。表1-4及び1-5に、琵琶湖富栄養化防止条例および霞ヶ浦富栄養化防止条例に定める下水処理施設及び屎尿処理施設に対するリン・窒素の排水基準を示す。このように、これらの条例によれば、下水処理場からの放流水全リン濃度を、日平均値で0.5mg/lあるいは1.0mg/l以下とすることが要求されている。

表1-4 琵琶湖富栄養化防止条例によるリン・窒素排水基準

		既設		新設	
		リン(mg/l)	窒素(mg/l)	リン(mg/l)	窒素(mg/l)
下水処理場	30~50m <sup>3</sup> /d	1	20	0.5	20
	50~1,000m <sup>3</sup> /d	1	20	0.5	20
	1,000m <sup>3</sup> /d~	1	20	0.5	20
し尿処理施設	30~50m <sup>3</sup> /d	2	20	1	10
	50~1,000m <sup>3</sup> /d	2	20	1	10
	1,000m <sup>3</sup> /d~	2	20	1	10

(注) し尿処理施設には、し尿浄化槽は含まれない。



表1-5 霞ヶ浦富栄養化防止条例によるリン・窒素排水基準

		既 設		新 設	
		全リン(mg/l)	全窒素(mg/l)	全リン(mg/l)	全窒素(mg/l)
下水道 処理場 終末	20~100,000 m <sup>3</sup> /d	2	20	1	1
	100,000 m <sup>3</sup> /d ~	0.5	15	0.5	15
し尿 処理 施設	20m <sup>3</sup> /d~	2	20	1	10

(注) し尿処理施設にはし尿浄化槽は含まれない。  
数字はいずれも、日平均値である。

このような、法令や条例による排水基準の他に、水域の水質保全や漁業資源の保護の観点から、地方自治体により下水処理施設に対して管理目標値や努力目標値といった形のリン・窒素の排水基準が設定されることがある。表1-6に、このようなリン・窒素の排水基準の例をまとめた。本表に見られるようにリンについては、全リンとして0.5mg/lあるいは1.0mg/lといった管理目標を設定している箇所が多い。

表1-6 リン・窒素に対する排水管理目標値の例

地域名	放流先	窒素(mg/l)	リン(mg/l)
浜松市	浜名湖	5	1
岡山県	児島湖	10	0.5

### 1.3 リン除去技術の現況

現在、下水中のリン除去技術としては、図1-2に示したようなものがある。この内、物理化学的リン除去方法は、下水処理においては独立して用いられることは少なく、生物処理法と組み合わせて用いられる場合がほとんどであり、特に凝集沈殿法では活性汚泥法の曝気槽に凝集剤を投入する方法(同時凝集法)が多く使用されている。晶析脱リン法はカルシウムヒドロキシアパタイト(Ca<sub>10</sub>(OH)<sub>2</sub>(PO<sub>4</sub>)<sub>6</sub>)の析出反応を利用して、リン除去を行なうものであるがその原水は活性汚泥法の二次処理水またはそのろ過水であり、やはり生物処理との組み合わせで用いられる技術である。

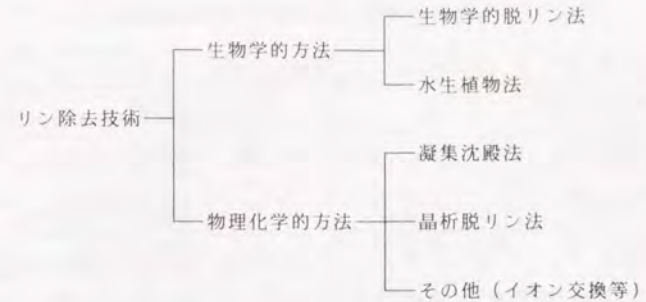


図1-2 下水中のリン除去技術

生物学的リン除去法としては、生物学的脱リン法の他に、藻類、ヨシ、ホテイアオイ等の水生植物によるリン摂取を利用する方法があるが、このような水生植物を利用する方法については、まだ実験段階であり、実用化の域には到達しているとはいえない。<sup>(7)(8)</sup>

現在、リン除去を行なっている下水処理場(リンに関する排水基準や目標水質が存在するもの)を表1-7に示すが、これらの下水処理場ではリン除去は、ほとんど同時凝集法によって行われている。同時凝集法では多くの場合凝集剤は、アルミニウム塩であり、硫酸ばんどやPAC(ポリ塩化アルミニウム)が用いられる。

同時凝集法によるリン除去性能については、硫酸ばんどを用いる場合、アルミニウムに対するエアレーションタンク流入水溶解性全リンのモル比が2以上になるように添加すれば処理水中の溶解性全リン濃度を0.2mg/l以下にできるとされている。<sup>(9)</sup> 同時凝集法は既存の活性汚泥法処理施設に凝集剤添加設備を付加するだけでリン除去が可能であり凝集剤量を変えることによりリン除去量のコントロールができる。また、リン除去性能も安定性があり優れたリン除去方法といえるが、短所として次のような点があげられる。

①発生汚泥量の増大

②凝集剤コストによる処理費増大

このうち、①の点については凝集反応によりリンを含む不溶性塩が析出し、かつ同時に生成する水酸化アルミニウムのフロックに浮遊物が吸着されるため、発生汚泥量が増大する。同時凝集法では、流入下水水量1m<sup>3</sup>に対して4~6gAlの標準的な添加量においては余剰汚泥量が25~40%も増加すると推定されており、<sup>(9)</sup>このような大幅な汚泥処分量の増加は汚泥処分費増大や処分地確保困難につながる大きな問題である。



表1-7 リン除去を実施している下水処理場

処理場名	目標水質(mg/l)	処理能力(m <sup>3</sup> /d)	処理プロセス	供用開始年度
近江八幡市公共下水道 沖島浄化センター	TP 0.5 TN 10	200	凝集沈殿 急速砂ろ過	昭和57年度
琵琶湖流域下水道 湖西浄化センター	BOD 5, COD 10, SS 6 TP 0.5, TN 10	37,000	循環式硝化脱窒法 凝集沈殿、急速砂ろ過	昭和57年度
琵琶湖流域下水道 湖西浄化センター	BOD 5, COD 10, SS 6 TP 0.5, TN 10	15,000	循環式硝化脱窒法 凝集沈殿、急速砂ろ過	昭和59年度
琵琶湖流域下水道 東北部浄化センター	BOD 5, COD 10, SS 6 TP 0.5, TN 10	5,200	循環式硝化脱窒法 凝集沈殿、急速砂ろ過	昭和66年度完 成予定
霞ヶ浦湖北流域下水道 霞ヶ浦浄化センター	BOD 10, COD 15, SS 15 TP 1.0, TN 20	42,000	循環式硝化脱窒法 凝集沈殿、急速砂ろ過	昭和58年度
霞ヶ浦水郷流域下水道 潮来浄化センター	BOD 10, COD 15, SS 15 TP 1.0, TN 20	5,400	循環式硝化脱窒法 凝集沈殿	昭和60年度
丹波山村公共下水道 丹波山浄化センター	BOD 5 TP 0.5	480	凝集沈殿 急速砂ろ過	昭和62年度
小曾村公共下水道 多摩清流苑	BOD 5 TP 0.5	680	凝集沈殿 急速砂ろ過	昭和63年度
浜松市公共下水道 館山寺浄化センター	BOD 5, COD 10, SS 3 TP 1.0, TN 5	3,000	生物学的NP同時除去法 急速砂ろ過	昭和62年度
浜松市公共下水道 睡ヶ丘浄化センター	BOD 5, COD 10, SS 3 TP 1.0, TN 5	1,000	生物学的NP同時除去法 急速砂ろ過	昭和56年度
日光市公共下水道 湯元終末処理場	TP 0.2~0.4	3,300	凝集沈殿	昭和61年度
琵琶湖流域下水道 見島浄化センター	BOD 5, COD 10, SS 5 TP 0.5, TN 10	13,100	循環式硝化脱窒法 凝集沈殿、急速砂ろ過	昭和63年度

1. 4 第1章のまとめ

- (1) 湖沼や内湾、内海等の閉鎖性水域の富栄養化防止には、水域に流入するリン負荷の削減が重要であり、なかでも最も割合の大きい生活系排水に起因するリン負荷削減が不可欠である。この点において、下水道の果たすべき役割は大きい。
- (2) 我国の下水処理場における流入水の平均TP濃度は4.7mg/l、二次処理水の平均TP濃度は2.3mg/l程度である。また、流入水リン濃度に対して污泥処理プロセスからの返流水リン負荷が上乘せされる場合、最初沈殿池流出水リン濃度は流入水リン濃度とほぼ等しくなっている。
- (3) 標準活性汚泥法処理によるリンの除去率は50%程度である。

(4) 排水基準により要求される処理水リン濃度レベルは、全リンで0.5~1.0mg/lである場合が多いと考えられる。

(5) 現在、下水中のリン除去には同時凝集法が主として用いられているが、この方法については、発生汚泥量がかなり増加するという問題点がある。

〈第1章 参考文献〉

- (1) 岡田光正、須藤隆一 「藻類増殖とリン」 用水と廃水、Vol.22 No.8 (1980)
- (2) 吉村信吉 「湖沼学」 三省堂 (1937)
- (3) 中西弘、浮田正夫 「生態学的に見たわが国の窒素・リン発生構造」 水質汚濁研究、2 143 (1979)
- (4) 滋賀県生活環境部 「窒素・リンの規制について」 滋賀県資料、5-14 (1979)
- (5) 山根敦子、岡田光正、須藤隆一 「有リン洗剤の使用禁止に伴う生活排水の汚濁負荷原単位の変化」 下水道協会誌、Vol.20 NO.232 (1983)
- (6) 建設省・三次処理技術開発協会 「三次処理技術開発協会第4次報告書(資料)」
- (7) 橋本契 「脱窒・脱磷活性汚泥法と水生生物による水の高度処理」 水処理技術 Vol.26 No.1 (1985)
- (8) 佐藤和明他 「水生植物を利用した処理水水質改善実験報告書 (第1報)」 土木研究所資料 第2547号
- (9) 建設省・高度処理会議 「リン・窒素除去法設計資料」 昭和61年2月



## 第2章 生物学的脱リンプロセスの実用化の現状

### 2.1 生物学的脱リンプロセス開発の経緯

生物学的脱リン法がプロセスとして完成されたのは比較的最近であるが、その原理である活性汚泥によるリンの過剰摂取現象は、かなり以前から観察されており、Greenburg は既に1955年に活性汚泥法において、細胞合成により除去されると考えられる量以上のリン除去が生じる場合があることを報告している。<sup>(1)</sup> また、Srinath は1959年に回分式実験により、活性汚泥に対して過剰な曝気を行なうことにより、高レベルでのリン除去が生じうることを報告しているが、この時点ではまだ嫌気状態との関連については、議論はされていなかった。

この後、Shapiro & Levin は、下水処理場の最終沈殿池流出水の正リン酸態リン濃度が曝気槽流出水のそれよりも高い原因について調査し、活性汚泥が無酸素状態で混合液中にリンを放出し、それに引きつづく好気状態では混合液中のリンを吸収するという現象を報告しており、これは生物学的脱リン法開発の基礎となった発見であると言える。<sup>(2)</sup>

1960年代後半～1970年代初めにかけて、VackerやMilbury らによる米国のブラグフローの下水処理場でのリン除去状況の調査において、80%以上のリン除去率が得られている処理場があることが報告されたが、このような場合には曝気槽流入部でのリン放出現象が認められた。<sup>(3) (4)</sup> Barnardは、このような事実と、硝化脱窒法においても同様な現象が生じるという事実から、硝酸性窒素をも含まない嫌気槽を設けることにより、高いリン含有率を有する活性汚泥が生成するという考え方を示した。<sup>(5)</sup>

このような発見を経て、活性汚泥が嫌気条件を経ることにより生じる高度なリン除去現象は、生物学的脱リンプロセスへと発展していった。

### 2.2 生物学的脱リンプロセスの原理

生物学的脱リンプロセスは、「活性汚泥中のリン含有率を通常の活性汚泥のそれよりも高めることにより、下水中より除去され余剰汚泥として系外に排出されるリン量を標準活性汚泥法よりも増大させる方法」と定義づけることができよう。活性汚泥のリン含有率を高めるために必要となるのが、嫌気条件とそれに引き続く好気条件を活性汚泥微生物が経験することである。すなわち、生物学的脱リンプロセスの活性汚泥は溶存酸素及び亜硝酸性窒素・硝酸性窒素の存在しない条件下で、汚泥より混合液中に正リン酸態リン（以下、 $PO_4-P$  と略）を放出する。これに引き続いて活性汚泥を好気条件下におくと、活性汚泥は混合液中の $PO_4-P$  を吸収する。従って、嫌気条件と、それに引き続く好気条件下での混合液中の $PO_4-P$  濃度及び有機物濃度は図2-1のような変化を示す。このように、好気条件

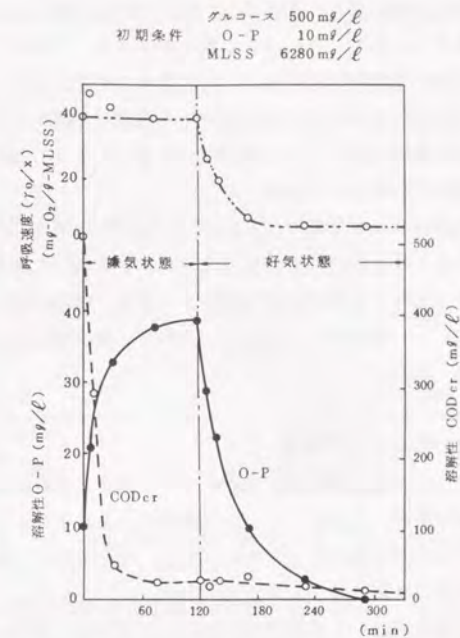


図2-1 嫌気及び好気条件での混合液リン及び有機物濃度変化の例<sup>(16)</sup>

下では、排水中のリンは汚泥中に移行して除去されるため、最終的に混合液の $PO_4-P$  濃度は非常に低いレベルにまで低下する。

また汚泥のリン含有率は、このような嫌気条件と好気条件を繰返し経験することによって次第に増大してくるが、これを余剰汚泥として系外へ引き抜くことによって、標準活性汚泥法により達成されるレベル以上のリン除去を行なうことが可能となる。

この嫌気-好気条件に伴うリン及び有機物の挙動に関しては、次のような現象が生じていることが確認されている。

- ①好気条件下で吸収された $PO_4-P$  は、ポリリン酸の顆粒として活性汚泥細胞内に蓄積され活性汚泥のリン含有率を高める。
- ②嫌気条件下では、活性汚泥は蓄積したポリリン酸を加水分解して $PO_4-P$  として混合液中に放出する。
- ③嫌気条件下での活性汚泥からのリン放出に伴って、混合液中の有機物は汚泥に摂取される。一般的に混合液中の有機物濃度が高いほど、リンの放出速度が大きい。また、リン



放出速度は基質の種類によっても異なり、酢酸などの低級脂肪酸が基質である場合にリン放出速度は大きい。また、グリコール酸、グリオキシル酸などのように基質によっては嫌気条件下でのリン放出を促進するものの汚泥中には摂取されないものがある。<sup>(6)</sup>

- ④嫌気条件下で、 $PO_4-P$  放出に伴い混合液中から汚泥中に摂取された有機物は、グリコーゲンやPHB等の高分子物質の形で細胞内に貯蔵される。これらの細胞内貯蔵物質は、好気条件下で酸化・分解されて減少する。
- ⑤汚泥中のリンの分画分析の結果では、嫌気-好気条件の導入により活性汚泥細胞中に蓄積されたリンはポリリン酸の形態に加えて、金属と結合した形態のリンもある。<sup>(7)</sup>
- ⑥嫌気-好気条件下における活性汚泥からのリン放出・吸収に伴って、 $Mg^{2+}$ 及び $K^+$ が $PO_4-P$ の移動に付随して、細胞中で増減する。これらの両金属とリンの化学量論的關係は、モル比でP:Mg:K=3:1:1である。<sup>(8)</sup>

### 2. 3 リン放出・吸収・蓄積機構

前項で述べたような、活性汚泥微生物からのリン放出と吸収及びそれに伴う細胞内のポリリン酸と有機物の蓄積・消費がどのような機構で、またどのような理由で生じるかについては、かなりの知見が得られてきているものの、現在のところ完全には解明されておらず、なお今後の研究の進展に待つところが大きい。

嫌気条件下で生物学的脱リン法活性汚泥は、リンを放出し細胞内にポリリン酸顆粒として蓄積するが、この現象については嫌気条件下で基質摂取を行なうためのエネルギーを、ポリリン酸の加水分解により得るためであるとの考え方が広く受け入れられている。この考え方に基ずいて、松尾らは図2-2の代謝モデルを提案した。<sup>(9)</sup> このモデルにおいてある種の微生物(ポリリン酸蓄積菌)は、溶存酸素や酸化態窒素が存在しない条件下では細胞内に蓄積したポリリン酸を加水分解することによりエネルギーを得て、これを外部基質の取り込みと運動維持エネルギーに用いる。また、好気条件下あるいは無酸素条件下においては、溶存酸素や酸化態窒素を用いて酸素呼吸あるいは硝酸呼吸を行ない、蓄積した細胞内基質を酸化分解してATP生産を行ない、生産されたATPの一部は微生物の増殖や運動エネルギーに利用され、また一部は混合液中の $PO_4-P$ を摂取してポリリン酸を合成するのに用いられる。

しかしながら、嫌気条件下で細胞からのリン放出を促進するものの、細胞内に蓄積されない基質が存在することは、前述のモデルでは説明できない。また、嫌気条件の存在が細胞内へのリン蓄積に必須であるという前提に対しても、深瀬は嫌気工程が存在しない場合でも細胞中へのリン蓄積が観察されたと報告しており、リンの過剰摂取には嫌気条件の存

在よりも、むしろ有機物の摂取・蓄積が生じることが重要であると述べている。<sup>(10)</sup>

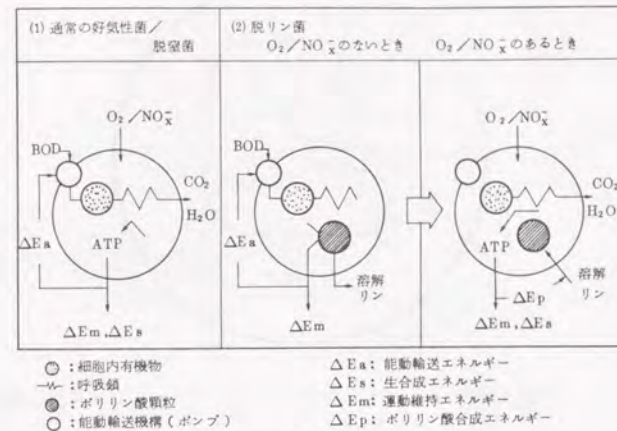


図2-2 リン放出及び吸収メカニズムのモデル<sup>(9)</sup>

一方、味楚らは酢酸を基質とする場合の代謝経路として図2-3に示すようなモデルを提案している。<sup>(11)</sup> この代謝モデルでは酢酸はまず嫌気条件下でポリリン酸の加水分解によるエネルギーを用いてAcetyl-CoAに変換されるが、この後Acetyl-CoAが $\beta$ -hydroxybutyl-CoAに変換される際に必要な $NAD^+$ から $NADH$ への還元力は、細胞内の蓄積されているグリコーゲンがEMP (Emden-Meyerhof-Parnas) 回路を経由して消費されることにより生産されるとしており酢酸からPHBの転換にグリコーゲン消費が関与するとしているところに特徴がある。また、同じく味楚らはプロピオン酸、ピルビン酸、乳酸等の酢酸以外のカルボキシル酸を基質とした場合についても検討した結果、嫌気条件下での基質吸収が $PO_4-P$ 放出、 $CO_2$ 発生、多量の細胞内炭水化物の消費を伴うが、PHBの蓄積は観察されなかったことから、炭水化物分解により得られる還元力は、基質が $CO_2$ やPHVのような還元性高分子に変換される場合の酸化還元バランスを維持するために用いられている可能性を指摘している。<sup>(12)</sup>

生物学的脱リン現象に関与する細菌としては、多くの研究で生物学的脱リンプロセスの汚泥中に、*Acinetobacter* sp. が見出されており、また純粋培養した*Acinetobacter* sp. は、多量のポリリン酸を蓄積し、生物学的脱リンプロセス活性汚泥と同様なリンの放出・吸収のパターンを示したと報告されている。<sup>(13)</sup>



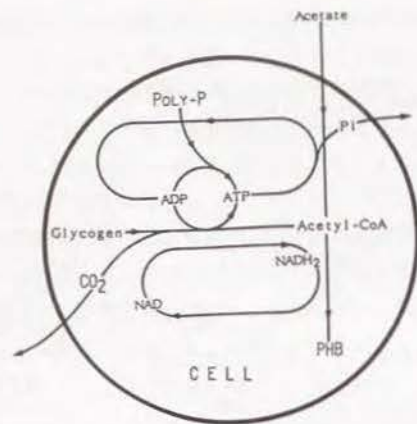


図2-3 嫌気条件下における酢酸の摂取→PHBとしての蓄積経路<sup>(117)</sup>

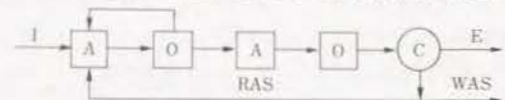
以上のような生物学的現象に加えて、嫌気条件下においては金属イオンとリンの凝集沈殿反応が促進され、この現象による不溶性塩の生成も活性汚泥中のリン含有率の向上に寄与することが指摘されている。<sup>(112), (113)</sup>

#### 2.4 生物学的脱リンプロセスの種類とその実用化の現状

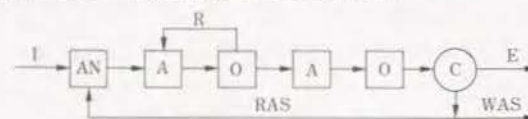
生物学的脱リンプロセスは、そのフローからメインストリーム方式とサイドストリーム方式に大別することができる。メインストリーム方式は、流入下水及び活性汚泥の全量を嫌気槽と好気槽よりなる生物反応槽に導入し、嫌気条件と好気条件を経由させることによりリン摂取を行なわせるものであり、下水中より除去されたリンは汚泥中に蓄積され余剰汚泥として系外に引き抜かれて処分される。これに対して、サイドストリーム方式ではリンを蓄積した汚泥を沈殿池より引き抜き、リン放出槽中で嫌気条件下でリンを放出させた後に、リンを放出した汚泥を再度曝気槽前部に返送するものであり、メインストリーム方式と異なり、汚泥の一部が嫌気-好気条件を経由することになる。また、リン放出槽中で上澄液中に放出されたリンは、凝集沈殿により上澄液中から除去され系外に排出される。サイドストリーム方式は、Phostrip法として商品化されており、生物学的リン除去法と物理化学的リン除去法の組み合わせと言えるものである。

図2-4及び2-5にメインストリーム方式とサイドストリーム方式の諸プロセスの処理フローを示した。

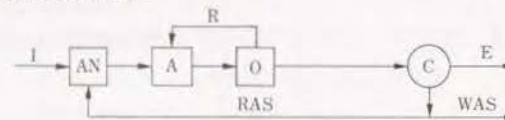
A. BARDENPHO プロセス (窒素除去を主目的とするもので、生物学的リン除去は偶発的)



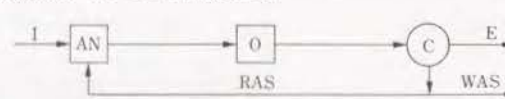
B. 修正BARDENPHOプロセス (PHOREDOXプロセスとも呼ばれる)



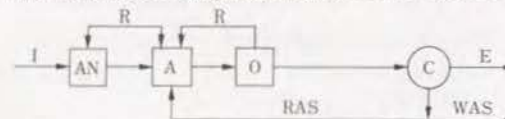
C. 3 STAGE PHOREDOX プロセス



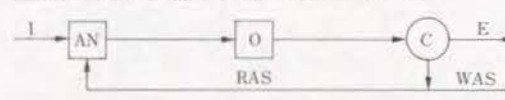
D. 2 STAGE PHOREDOX プロセス (窒素除去なし)



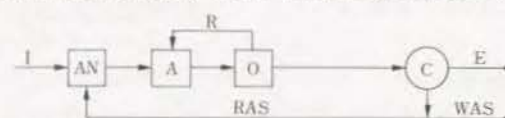
E. UCTプロセス (硝酸態窒素除去のため返送汚泥は無酸素槽を経由して嫌気槽に入る)



F. A/Oプロセス (窒素除去なし、嫌気槽と好気槽は厳密に区分される)



G. A<sub>2</sub>/Oプロセス (窒素除去あり、嫌気槽、好気槽、無酸素槽は厳密に区分される)

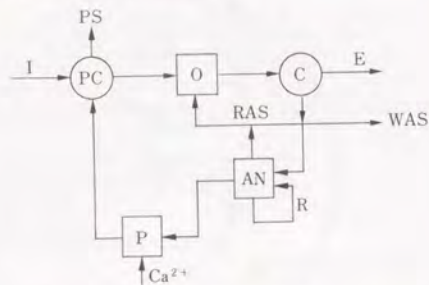


凡例 RAS: 返送汚泥 WAS: 余剰汚泥 AN: 嫌気槽 A: 無酸素槽  
O: 好気槽 R: 循環水 I: 流入水 E: 処理水 C: 最終沈殿池

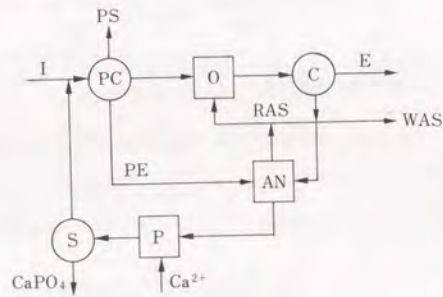
図2-4 メインストリーム方式の諸プロセス<sup>(11)</sup>



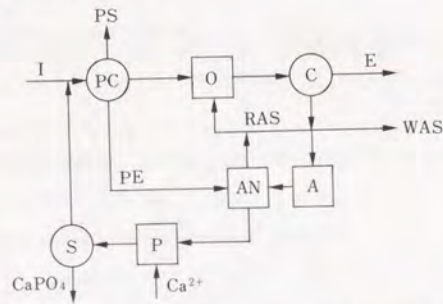
A. PHOSTRIPプロセス (RECYCLE STRIPPER 方式)



B. PHOSTRIPプロセス (ELUTRIATION STRIPPER 方式)



C. PHOSTRIPプロセス (硝化プロセス用)



凡例 P:凝集槽 S:沈殿槽 PC:最初沈殿池 PE:最初沈殿池流出水  
その他の記号については、図2-4と同様である。

図2-5 サイドストリーム方式の諸プロセス<sup>(14)</sup>

メインストリーム方式には図2-4に見られるように数多くのプロセスが提案されているが、特にリン除去に加えて窒素除去も行なうプロセスに関して多様なプロセスがある。メインストリーム方式のうちで、リン除去のみを目的とするものがいわゆる嫌気-好気活性汚泥法であり、これはA/O プロセスあるいは2 Stage Phoredox プロセスという名称で呼ばれる場合もある。

メインストリーム方式の諸プロセスの中で、リン除去に加えて窒素除去も行なう諸プロセスは原理的には同一であるが、嫌気槽の後の硝化槽と好気槽の配置や汚泥返送先の相違により数多くの変法が存在している。

A/O プロセスと呼ばれるプロセスは、主として米国で用いられており、1987年9月の時点で、表2-1に示した施設が稼働中あるいは建設中である。<sup>(14)</sup> 窒素除去をも目的とする諸プロセスは、修正Bardenpho 法を中心に主として南アフリカと北米で用いられている。表2-2に北米における修正Bardenpho 法の普及状況を示した。<sup>(14)</sup> この他に、南アフリカ共和国やジンバブエで既に多数の施設が稼働中である。

サイドストリーム方式のPhostrif 法は、A/O プロセスと同様に主として米国で用いられており、表2-3にはやはり1987年9月時点でのPhostrif 法の北米における稼働状況について示した。<sup>(14)</sup>

我国でも、下水処理への生物学的脱リン法の適用について数多くの研究が行なわれてきており、表2-4に示すような箇所を実施による生物学的脱リン法の運転実験が実施されてきた。これらの実験により、同法のリン除去効果が確認されたため、実際の処理において同法を採用する下水処理場も既に出てきている。これらの下水処理場では、そのほとんどが嫌気-好気活性汚泥法によっている。表2-5に我国における下水処理施設への嫌気-好気活性汚泥法の適用状況を示す。ただし、この中には特にリンに関する排水基準や目標水質が設定されていない箇所も含まれている。

生物学的脱リン法の諸プロセスのうち、嫌気-好気活性汚泥法の採用例が多い理由としては、嫌気-好気活性汚泥法が活性汚泥法の一変法であり、既存活性汚泥法施設のエアレーションタンクの一部を改造し、嫌気槽を設置することによって容易に運転が可能であるという点が大きく評価されているためであると考えられる。

表2-5に見られる施設は比較的規模の大きいものであるが、これらの他にも中小規模の下水処理場でバルキング抑制対策として生物反応槽の前部に嫌気槽を導入し、嫌気-好気活性汚泥法による実験の運転を実施している箇所もあり、嫌気-好気活性汚泥法の採用例は今後も増加するものと考えられる。



表2-1 北米におけるA/O プロセスの稼動状況

	箇 所 名	処理水量 (m <sup>3</sup> /d)
稼 動 中	Pontiac, Michigan	13,200
	Largo, Florida	56,800
建 設 中	Titusville, Florida	11,400
	Montgomery, Pennsylvania	18,200
	Warminster, Pennsylvania	30,300
	Newark, Ohio	37,900
	Fayetteville, Arkansas	41,600
	Huron River Valley, Michigan	45,400
	Rochester, New York	56,800
	Springettsbury, Pennsylvania	56,800
	York, Pennsylvania	98,400
	Genesee County, Michigan	113,600
	Lancaster, Pennsylvania	113,600
	West Palm Beach, Florida	208,200
Baltimore, Maryland	265,000	

表2-2 北米における修正Bardenpho プロセスの稼動状況

	箇 所 名	処理水量 (m <sup>3</sup> /d)
稼 動 中	Orchard Development, Pennsylvania	800
	Pluckemin, New Jersey	3,200
	Palmetto, Florida	5,300
	Payson, Arizona	6,400
	Tarpon Springs, Florida	15,100
	Eastly Orange County Sub-Regional, Florida	22,700
	Kelowna, British Columbia	22,700
	Fort Meyers (South Sub-Regional), Florida	45,400
建 設 中	Fort Meyers (Central Sub-Regional), Florida	45,400
	Oldmar, Florida	8,500
	Cocoa, Florida	17,000
	Eastly Orange County Sub-Regional, Florida	22,700
	Rogers, Arkansas	25,400
	Orlando, Florida	45,400
	Springdale, Arkansas	59,000

表2-3 北米におけるPhostripプロセスの稼動状況

	箇 所 名	処理水量 (m <sup>3</sup> /d)
稼 動 中	Lansdale, Pennsylvania	9,500
	Adrian, Michigan	26,500
	Tahoe-Truckee, California	28,000
	Savage, Maryland	56,800
	Southtowns, New York	60,600
	Brockton, Massachusetts	68,100
	Rochester, Minnesota	72,300
	Reno-Sparks, Nevada	113,600
運 転 を 中 止	Seneca Falls, New York	3,400
	Lititz, Pennsylvania	13,200
	Carpentersville, Illinois	18,900
	Texas City, Texas	28,400
	Amherst, New York	90,800
建 設 中	Ithaca, New York	37,900

表2-4 生物学的脱リン法の実施設実験運転箇所

処 理 場 名	処理水量(m <sup>3</sup> /d)	期 間	備 考
荒川左岸流域荒川処理センター	6,100~13,100	82.6~83.2	一部はNP同時除去
川崎市入江崎処理場	31,500~43,200	83.4~84.2	
川崎市加瀬処理場	28,000~69,700	85.9~	
宍道湖流域東部浄化センター	5,800~12,000	86.4~87.3	
東京都多摩川上流処理場	75,000	86.6~	嫌気槽を曝気槽と併用
福岡市東部下水処理場	16,600	84.12~	
京都市鳥羽下水処理場	15,180~16,150	83.11~85.3	NP同時除去
琵琶湖流域湖沼中部浄化センター	2,910~3,750	84.6~85.10	NP同時除去



表2-5 嫌気-好気活性汚泥法による運転を行なっている実施施設(平成2年末現在)

処 理 場 名	処理能力(m <sup>3</sup> /d)	処 理 方 式	備 考
千葉市中央下水処理場	10,000	嫌気好気活性汚泥法	
藤枝市浄化センター	12,400	〃	
大阪市中浜下水処理場	25,600	〃	
大阪市海老江下水処理場	41,250	〃	
大阪市十八条下水処理場	152,000	〃	
東京都三河島下水処理場	70,000	〃	
川崎市加瀬処理場	48,000	〃	実験運転を継続中
福岡市東部処理場	16,600	〃	実験運転を継続中

## 2.5 第2章のまとめ

本章においては、既往の研究成果をまとめ、生物学的脱リン法の開発の経緯、原理、機構についての諸知見を整理するとともに、同法の実用化の現状について概括した。

### (第2章 参考文献)

- (1) Greenburg, A E., Levin, G. and Kauffmann, W. J., "Effect of Phosphorus Removal on the Activated Sludge Process" Sewage and Industrial Wastes, 27,277, 1955
- (2) Shapiro, J., Levin, G. V. et al., "Anoxically Induced Release of Phosphorus in Wastewater Treatment" Jour. WPCF, 39,(11),1811,1967
- (3) Vacker, D. et al., "Phosphorus Removal through Municipal Wastewater Treatment at San Antonio, Texas" Jour. WPCF, Vol.39, p.750, 1967
- (4) Milbury, W. F. et al., "Operation of Conventional Activated Sludge for Maximum Phosphorus Removal" Jour. WPCF, Vol.43, p.1890, 1971
- (5) Barnard J. L. "Biological Phosphorus Removal in the Activated Sludge Process -Review and Proposal" paper presented at the S.A. Branch of I.W.P.C. 1975, July 17 Meeting (1975)

- (6) 松尾吉高、宮晶子 「嫌気好気活性汚泥の嫌氣的有機物摂取」 衛生工学研究論文集(1987)
- (7) 味埜俊、松尾友矩、川上智規 「活性汚泥のリン組成とリン代謝に関する研究(第2報)」 下水道協会誌 Vol.20 NO.229 1983/6
- (8) 松尾吉高、上田晃輔 「嫌気好気活性法における汚泥リン含有率と余剰汚泥発生量の関係」 第23回下水道研究発表会講演集
- (9) 松尾吉高他 「生物学的脱リン法-嫌気、好気法-のし尿および下水への適用」 衛生工学研究論文集(1987)



### 第3章 嫌気-好気活性汚泥法運転特性検討のための運転実験の概要と結果

#### 3.1 はじめに

嫌気-好気活性汚泥法の運転特性について検討するために、実施設を用いた同法の運転実験を4箇所の下水処理場で行なった。また、これに加えて、ベンチスケール実験とパイロットプラント実験も実施した。これらの運転実験は、いずれもその目的や運転条件を少しずつ異にするものである。また、各実施設は当然流入水質や施設構成が異なっており、運転実験結果を比較することにより、都市下水処理に特有な属地域性という面から嫌気-好気活性汚泥法の運転特性を判断することが可能となる。本章では、これらの運転実験について、その概要を紹介する。第4章以降の検討・考察に際しては、必要に応じてその都度の実験結果の詳細を記述した。

#### 3.2 ベンチスケール実験

##### (1) 実験装置と供給原水

ベンチスケール実験は、図3-1に示す実験装置を用いて行なった。この実験装置は、嫌気槽容量は4.2ℓで固定であるが、好気槽容量はオーバーフロー位置の変更により、7.8ℓあるいは11.6ℓの2通りが選択できる。装置は、20℃恒温室内に設置した。原水は定量ポンプにより、3.3ℓ/hを定量供給した。また、返送汚泥量は1.4ℓ/hとしローラーポンプにより返送した。

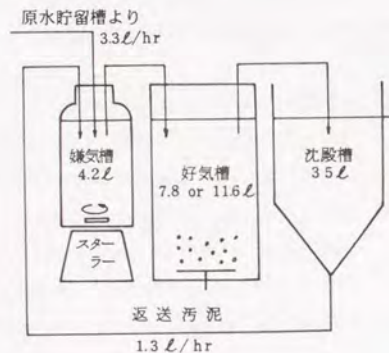


図3-1 ベンチスケール実験装置

実験用原水としては合成下水を用いた。表3-1に合成下水の標準的組成を示す。合成下水は100倍濃度の濃厚原液を作り、1日1回水道水で所定の濃度に希釈して、原水貯留槽に供給した。合成下水の組成のうちペプトン、肉エキス、グルコース及び $K_2HPO_4$ については実験条件により濃度を適宜変更した。本実験の種汚泥は、嫌気-好気活性汚泥法運転を行っていた日本下水道事業団技術開発研修本部のパイロットプラントより採取した。

##### (2) 水質分析

原水は原水貯留槽より、また処理水は沈殿槽より微量ポンプにより一定量を採取し、24時間コンポジットサンプルとした試料について分析を行なった。嫌気槽及び好気槽混合液は汚泥を含むのでコンポジットサンプルとできないため、グラブサンプルについて分析を行なった。(他の実験も同じ)水質分析は週3回実施した。

##### (3) 実験条件

表3-2に実験装置の運転条件を示す。これらの運転条件の内、Run-1~6は供給原水のリン濃度は一定として、有機物濃度を変えて運転し、主として活性汚泥リン含有率に対する有機物濃度の影響を検討したものである。また、Run-6~9では供給原水の有機物濃度を一定としてリン濃度を変化させ、主として活性汚泥リン含有率に対する原水リン濃度の影響を検討した。

表3-1 合成下水標準組成

成分	濃度(mg/l)
ペプトン	45
肉エキス	65
グルコース	185
$(NH_4)_2SO_4$	63
$CaCl_2 \cdot 2H_2O$	31
$FeSO_4 \cdot 7H_2O$	2.2
NaCl	63
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	94
NaHCO <sub>3</sub>	94
$K_2HPO_4$	22
KCl	19

表3-2 ベンチスケール実験条件

Run	好気槽容量(ℓ)	HRT(hr)	BOD-SS負荷(g/g・日)	MLSS(g/l)	SRT(日)	運転日数(日)
1	7.8	3.6	0.20	3.26	10.8	19
2	7.8	3.6	0.38	3.96	6.8	20
3	11.6	4.8	0.35	3.26	9.2	31
4	11.6	4.8	0.16	3.00	6.7	10
5	7.8	3.6	0.08	1.80	63.5	17
6	11.6	4.8	0.27	2.97	9.4	20
7	11.6	4.8	0.23	3.22	11.6	17
8	11.6	4.8	0.23	3.71	9.6	26
9	11.6	4.8	0.25	3.21	8.4	19

(注) BOD-SS負荷、SRTは好気槽及び嫌気槽の合計汚泥量に対する値

##### (4) 実験結果の概要

表3-3に各Run毎の原水、処理水の水質分析結果、汚泥リン含有率その他についてま



とめた。汚泥リン含有率は経時的に見ると、運転条件の変更後に増加あるいは減少傾向を示している時期があったが、各Runにおける活性汚泥のリン含有率は、このような遷移時期のデータを除き、ほぼ安定した値を示した期間の平均値である。

Run-2,3では、原水BOD濃度がかなり高かったために、活性汚泥がやや黒みがかった色を呈した。合成下水を用いた実験であるため、活性汚泥の沈降性は悪く、リン除去率は原水TP濃度と処理水 $PO_4-P$ 濃度（ろ過試料による）の差で判定する必要があるが、表3-3に見られるように、原水TP濃度が一定の場合には原水BOD濃度が高いほど処理水リン濃度は低い傾向が見られた。また、活性汚泥リン含有率については、原水BOD濃度を一定として原水TP濃度を変えたRun-6~9の期間で、原水TP濃度が高いほど活性汚泥リン含有率が高い傾向が見られた。

表3-3 ベンチスケール実験結果

Run	BOD(mg/l)		TP(mg/l)		$PO_4-P$ (mg/l)		汚泥リン含有率 (mgP/gSS)
	原水	処理水	原水	処理水	原水	処理水	
1	100.6	25.3	5.48	2.62	3.71	2.20	49.6
2	218.6	37.4	5.26	2.58	2.40	1.43	37.4
3	221.8	16.9	5.57	1.02	2.40	0.50	37.7
4	92.8	6.7	5.72	1.81	3.48	1.38	45.7
5	22.1	8.3	4.65	4.87	3.89	4.35	42.1
6	164.0	8.7	5.68	1.03	3.45	0.70	47.6
7	124.0	5.1	4.47	0.89	2.33	0.71	44.0
8	166.7	10.3	8.09	3.67	5.69	3.18	52.3
9	159.0	8.9	1.49	0.65	0.79	0.29	36.2

(注)  $PO_4-P$ 濃度は、 $1\mu\text{mGFB}$ ろ紙によるろ液試料による。

### 3.3 パイロットプラントによる運転実験

#### (1) 実験装置

図3-2に実験に用いたパイロットプラントを示す。本プラントは鋼製で最初沈殿池、曝気槽、最終沈殿池からなり、曝気槽は容量 $9.5\text{ m}^3$ 、最終沈殿池は容量 $3.9\text{ m}^3$ である。パイロットプラントへの供給原水は荒川処理センターの沈砂池流出水である。曝気槽は隔壁により4等分されており、このうち前半2槽の曝気を停止し、水中攪拌機を設置して嫌気槽とした。嫌気槽の覆蓋等の酸素持込みへの特別な対策は行なわなかった。また、後半2槽は好気槽として使用した。最終沈殿池はリンクベルト式の汚泥掻寄せ機が設置されている。このプラントには、同諸元値の施設がもう1系列あり、この系列は標準活性汚泥法と

して運転し、対照系列とした。

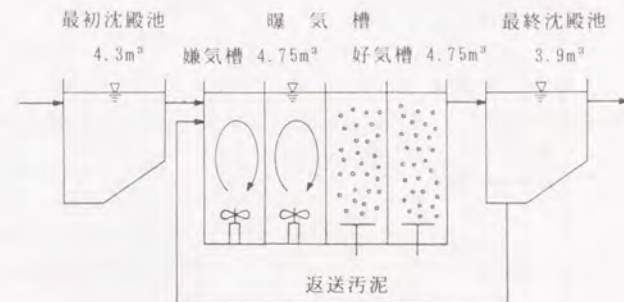


図3-2 パイロットプラント概略図

#### (2) 水質分析

水質分析は、最初沈殿池流出水と最終沈殿池流出水について1時間毎の24時間コンポジットサンプルを試料とした。水質分析は週3回実施した。

#### (3) 運転条件

表3-4にパイロットプラントの運転条件を示した。供給水量は定量供給とした。実験系列と対照系列では、流入水量、返送汚泥量及び引き抜き汚泥量を等しくした。

表3-4 パイロットプラント運転条件

項目	Run-I	Run-II
処理水量( $\text{m}^3/\text{d}$ )	60	36
返送汚泥率(%)	25	25
生物反応槽HRT(hr)	3.8	6.3
SRT (日)	実験系列	10.4
	対照系列	9.3
MLSS (g/l)	実験系列	2.8
	対照系列	2.9
運転期間	56.10.13~11.12	56.11.24~12.3

#### (4) 実験結果の概要

表3-5に実験結果を示した。パイロットプラントへの原水供給を行なっている荒川処理センターは合流式の施設であるため、雨天時には雨水流入の影響を受けて流入水濃度が



表3-5 パイロットプラント実験結果

	項目	初沈流出水	実験系列処理水	対照系列処理水
I 晴天時	水温 (°C)	19.8~22.0	—	—
	T-P	3.88	1.18	1.76
	溶解性T-P	2.16	0.80	1.65
	PO <sub>4</sub> -P	1.58	0.73	1.39
	BOD	85	14	10
	溶解性BOD	16	0.6	0.7
	COD	41.8	9.9	8.9
	溶解性COD	16.4	7.0	6.8
	SS	89	12	10
	pH	7.50~7.68	7.34~7.75	7.28~7.45
I 雨天時	水温 (°C)	17.0~19.7	—	—
	T-P	2.36	1.08	1.37
	PO <sub>4</sub> -P	0.88	0.76	1.03
	COD	31.5	9.4	9.1
	溶解性COD	13.6	6.5	6.2
II	水温 (°C)	14.9~16.8	—	—
	T-P	3.64	0.77	1.77
	溶解性T-P	1.53	0.41	1.29
	PO <sub>4</sub> -P	1.40	0.33	1.25
	BOD	130	27	11
	溶解性BOD	29	1.9	1.9
	COD	49.5	14.9	14.1
	溶解性COD	20.6	10.4	9.7
	SS	78	10	14
	pH	7.24~7.51	6.99~7.21	6.72~7.01

(注) 運転条件IIのBOD、溶解性BODは分析数が少ないため参考値である。

低下する。運転条件Iの間中には、その後半に台風による大雨があり流入水濃度が非常に低い状態が続き、この期間中は嫌気槽におけるリン放出量が小さく、また好気槽でのリン摂取も見られずリン除去率が非常に低下した。このため、運転条件Iの運転結果は晴天時と雨天時に分けて整理した。表3-5に見られるように、嫌気-好気活性汚泥法系列

(実験系列)と対照系列の処理水PO<sub>4</sub>-P濃度を比較すると、晴天時では嫌気-好気活性汚泥法系列の処理水PO<sub>4</sub>-P濃度は対照系列処理水PO<sub>4</sub>-P濃度の約半分であったが、雨天時には原水TP濃度が低下したにもかかわらず、嫌気-好気活性汚泥法系列の処理水PO<sub>4</sub>-P濃度は増加し、対照系列処理水PO<sub>4</sub>-P濃度との差が小さくなっていった。

これに対して運転条件IIでは降雨の影響はなく、リン除去状況は運転条件Iに比較して良好であり、嫌気-好気活性汚泥法系列では対照系列と比較して著しく低い処理水PO<sub>4</sub>-P濃度が得られた。

### 3.4 実施設による運転実験

#### 3.4.1 島根県宍道湖流域下水道東部浄化センターにおける実験

##### (1) 実験施設

島根県宍道湖流域下水道東部浄化センターは、昭和55年4月に供用を開始した流域下水道の処理場であり排除方式は分流式である。同浄化センターにおける実施設運転実験は、昭和63年9月~昭和61年3月の間実施した。実験期間中の流入水量は約9,000 m<sup>3</sup>/日であった。図3-3に同浄化センターの処理フローを、また表3-6には主要施設の諸元を示す。

同浄化センターの水処理方式は標準活性汚泥法であるが、汚泥処理プロセスは重力濃縮槽1槽、嫌気性消化槽(無加温消化)1槽、ベルトプレス式脱水機1台より構成されている。汚泥処理に伴って発生する濃縮分離液、消化脱離液、脱水ろ液は、貯留槽を経ずに

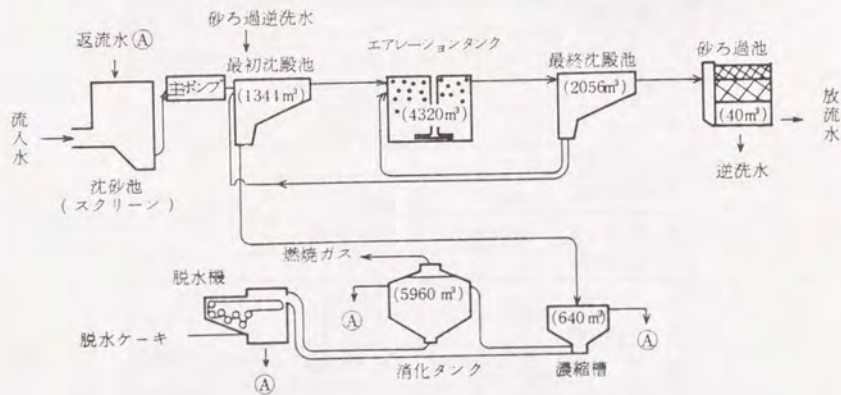


図3-3 宍道湖東部浄化センターの処理フロー



直接沈砂池に返流される。また、最終沈殿池流出水（処理水）は、上向流式急速砂ろ過設備を経た後に中海に放流される。急速砂ろ過逆洗排水は最初沈殿池に返流されている。

表3-6 各処理場の主要施設諸元

処理場	荒川	加瀬	穴道湖東部
① 予備エアレーションタンク			
形状 (m)	W L D 9.0×10.0×4.0		
② 最初沈殿池			
形状 (m)	W L D 4.3×50.0×3.5×2池	W L D 12.7×32.3×3.5×4池	W L D 5.6×40.0×3.0×2池
水面積負荷	30.5 14.2~38.8m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ・日	28.2 17.1~42.5m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ・日	20.6 4.5~26.7m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ・日
滞留時間	2.8 時間 2.2~5.9	3.0 時間 2.0~4.9	3.5 時間 2.7~16.0
③ 生物反応槽			
形状 (m)	全池	W L D 9.0×85.0×5.0×1池	W L D 6.85×42.2×4.58×8池
	嫌気槽	W L D 9.0×21.25×5.0	W L D 6.85×15.6×4.58
	好気槽	W L D 9.0×63.75×5.0	W L D 6.85×26.6×4.58
滞留時間	7.0 時間 5.5~15.0	5.5 時間 3.7~9.0	5.6 時間 4.3~25.8
BOD-SS負荷	0.15 kg/kg <sub>SS</sub> ・日 0.02~0.25	0.13 kg/kg <sub>SS</sub> ・日 0.03~0.26	0.20 kg/kg <sub>SS</sub> ・日 0.11~0.47
BOD容積負荷	0.35 kg/m <sup>3</sup> ・日 0.17~0.71	0.27 kg/m <sup>3</sup> ・日 0.06~0.46	0.55 kg/m <sup>3</sup> ・日 0.38~0.90
嫌気槽攪拌機	11 kw × 2基	(15kw+22kw)/池 × 8池	1.5kw × 3台/槽 × 1槽/池
④ 最終沈殿池			
形状 (m)	W L D 4.3×56.0×4.45×2池	W L D 14.1×39.1×3.0×4池	W L D 5.6×54.0×3.4×2池
水面積負荷	27.2 12.7~34.6m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ・日	3.4 12.8~31.6m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ・日	13.0 3.4~21.6m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ・日
滞留時間	3.9 時間 3.1~8.4	3.4 時間 2.3~5.6	5.4 時間 4.2~24.6
⑤ 汚泥濃縮設備			
最初沈殿池汚泥	} 重力式 遠心濃縮機	重力式	} 重力式
余剰汚泥		遠心濃縮機	
⑥ 汚泥消化槽			
形状 (m)			φ 25.0 × 6.2
⑦ 汚泥脱水機			
機種	加圧および真空脱水機	加圧脱水機	ベルトプレス脱水機
⑧ 汚泥焼却・溶融設備			
機種	多段焼却炉	アーク溶融炉	

(2) 運転条件

本実験実施時には、穴道湖東部浄化センターの水処理施設は2系列あり、その生物反応槽は隔壁により4区画に等分されているが、その内の1系列の最前部の区画の散気板を撤去し、代わりに水中攪拌機（1.5KW × 3基）を設置して嫌気槽とし、嫌気-好気活性汚泥法の運転が可能ないように改造した。昭和60年9月~昭和61年1月中旬までは、生物反応槽は1系列（容量2,160 m<sup>3</sup>）のみを使用した（運転モードI）、それ以後昭和61年3月末までは水処理設備増設との関連で2系列を直列に使用し、運転モードIの2倍の生物反応槽容量で運転した（運転モードII）。運転モードI及び運転モードIIの両方ともに生物反応槽における嫌気槽と好気槽の容量比は、1:3であった。

本運転実験では流入水全量を実験系列において処理したため、パイロットプラントと異なり、運転条件を任意に設定することは不可能であったが、運転状況その他を考慮して全期間を半月毎の実験区画（Run）に分割した。表3-7に、各実験区画毎の運転条件（平均値）を示した。

これらの実験区画のうちで、特殊な条件で運転したものとしては、Run-6で実験開始に伴って運転を中止した系列の生物反応槽で長期間にわたって好気性消化処理を行っていた活性汚泥を投入・処理した。また、Run-7では汚泥処理プロセスで嫌気性消化槽をバイパスし、重力濃縮された汚泥を直接脱水した。

表3-7 穴道湖東部浄化センターにおける実験での運転条件

実験区画	実験期間	水温 (°C)	流入水量 (m <sup>3</sup> /d)	返送汚泥量 (m <sup>3</sup> /d)	生物反応槽 HRT(hr)	MLSS (g/l)	DO (mg/l)	SRT (d)	
運転モードI	1	60.9.1~9.15	26.6	9,440	3,700	5.5	2.38	1.4	9.6
	2	9.16~9.30	24.8	9,340	3,710	5.6	2.38	1.1	10.6
	3	10.1~10.15	23.4	9,180	3,610	5.6	3.43	3.6	6.8
	4	10.16~10.31	22.3	9,240	3,600	5.6	3.12	4.2	6.0
	5	11.1~11.18	20.6	9,310	3,670	5.6	3.02	4.3	5.8
	6	11.19~11.30	19.0	9,280	3,590	5.6	3.13	5.0	4.9
	7	12.1~12.18	17.0	9,150	3,420	5.7	2.84	5.6	4.5
	8	12.19~12.31	15.4	9,440	3,490	5.5	2.84	4.1	4.7
	9	61.1.4~1.16	14.4	8,010	3,490	6.5	3.02	6.0	7.0
運転モードII	10	1.17~1.31	14.1	8,900	3,450	11.6	2.84	5.4	14.7
	11	2.1~2.15	14.0	8,680	3,770	11.9	3.59	5.6	19.8
	12	2.16~2.28	13.6	9,380	4,430	11.1	3.82	3.6	18.9
	13	3.1~3.15	14.0	9,240	4,640	11.2	4.05	4.5	18.1
	14	3.16~3.31	15.0	10,170	5,140	10.2	3.68	3.4	15.7

(注) 運転モードIIは槽容量をモードIの2倍として運転した。DOは、生物反応槽の末端での値である。



(3) 水質分析

水質分析は、流入水、最初沈殿池流出水、処理水、放流水（急速ろ過水）については、1時間毎の24時間コンポジットサンプルにより、生物反応槽混合液、返送汚泥は定時のグラブサンプルによった。また、濃縮分離液、消化脱離液、脱水ろ液の汚泥処理プロセス返流水はポンプ稼動時など採取可能な時間帯に採取した。分析頻度は、原則として月、水、金の週3回であった。

(4) 運転結果の概要

表3-8にリンの除去状況を示す。数値は各実験区画毎の平均値である。嫌気-好気活性汚泥法による運転開始直後から、良好なリン放出と吸収が観察され、Run-1~3ではTP濃度0.3mg/l以下の低リン濃度の処理水が得られた。また、活性汚泥の沈降性について著しい改善が見られた。この後は、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷が増大するに伴って、生物反応槽流入水リン濃度は次第に増加し、これにつれて処理水PO<sub>4</sub>-P濃度も次第に高くなる傾向が見られた。なお、Run-6で処理水リン濃度が一時的に急に高くなっているのは、前述した好気性消化処理汚泥の投入の影響である。

その後、運転モードIIで生物反応槽容積を約2倍とした後は、再度処理水リン濃度は実験開始当時と同様なレベルにまで回復した。

表3-8 六道湖東部浄化センターでの運転実験におけるリン除去状況

実験区画	流入水		初沈流出水		生物反応槽				処理水	
	TP	PO <sub>4</sub> -P	TP	PO <sub>4</sub> -P	A	B	C	D	TP	PO <sub>4</sub> -P
1	4.82	2.06	6.09	3.72	24.6	13.8	0.75	0.06	0.28	0.09
2	3.99	1.74	6.32	3.75	23.9	12.8	0.44	0.06	0.19	0.17
3	4.27	2.40	5.96	4.50	34.8	22.2	5.11	0.35	0.24	0.21
4	3.81	2.32	6.59	5.24	32.9	21.7	6.82	0.47	0.88	0.82
5	4.13	2.31	7.04	6.06	37.2	26.3	7.68	0.20	0.60	0.41
6	3.82	2.38	11.63	8.54	36.4	26.3	9.46	1.93	4.26	4.17
7	3.87	2.45	8.78	7.41	30.7	21.1	3.54	0.15	0.89	0.69
8	4.01	2.36	8.48	7.13	43.5	38.8	33.0	2.49	3.77	2.07
9	3.42	2.44	8.59	5.81	24.3	18.7	5.59	0.68	1.49	1.19
10	3.93	2.44	7.14	5.30	24.8	7.66	0.27	0.10	0.23	0.16
11	6.35	2.53	8.29	4.70	32.9	0.50	0.09	0.23	0.16	0.03
12	6.01	2.28	8.06	4.59	33.6	2.45	0.29	0.23	0.27	0.17
13	4.19	2.32	8.72	7.06	41.0	1.46	0.32	0.73	0.38	0.14
14	4.07	2.32	8.13	7.27	34.6	13.7	0.89	0.26	1.54	0.48

(注) 生物反応槽において、A:嫌気槽、B~D:好気槽

(mg/l)

表3-9にはBOD その他の水質項目に関する運転結果をまとめた。六道湖東部浄化センターでは、部分的な硝化が生じており、このためにT-BODは高い値を示すことがあったため処理水BODはATU-BOD濃度で表示してある。運転モードI、IIを通じて全体的に処理状態は良く、清澄な処理水が得られた。

表3-9 六道湖東部浄化センターでの運転実験におけるBOD その他の除去状況

実験区画	流入水			最初沈殿池流出水			処理水			
	BOD	SS	NH <sub>4</sub> -N	BOD	SS	NH <sub>4</sub> -N	ATU-BOD	SS	NH <sub>4</sub> -N	NO <sub>2+3</sub> -N
1	130.5	257.9	22.8	166.5	98.0	31.0	3.1	5.6	23.0	4.29
2	204.0	250.3	19.9	87.0	102.0	31.9	2.9	5.7	23.3	4.16
3	195.0	176.3	24.1	97.5	86.8	29.2	2.9	3.4	15.6	7.56
4	123.3	173.8	25.5	99.7	87.6	30.8	3.4	4.1	19.1	9.10
5	106.0	152.7	26.3	109.0	85.7	32.3	7.9	6.7	23.5	7.96
6	92.0	143.2	27.1	111.0	101.2	34.6	2.5	8.5	26.6	8.07
7	138.7	102.5	29.7	142.3	93.2	32.5	3.6	7.9	27.6	3.05
8	137.0	85.9	26.5	199.0	88.1	31.8	3.0	8.8	30.0	0.65
9	83.5	112.1	26.0	156.0	143.3	27.4	1.9	6.0	31.8	1.04
10	126.5	102.1	27.1	151.0	101.0	32.1	2.9	3.3	32.6	3.15
11	171.0	155.3	28.0	136.0	106.3	31.8	3.2	3.3	31.8	4.33
12	140.0	170.9	27.0	147.0	104.9	32.0	4.1	3.9	28.8	4.09
13	185.0	125.0	26.4	194.5	95.8	32.1	3.9	5.4	28.0	4.11
14	275.0	176.7	29.2	233.5	98.9	32.2	15.8	32.8	29.0	2.99

(mg/l)

3.4.2 荒川処理センターにおける運転実験

(1) 実験施設の概要

荒川処理センターは、埼玉県荒川左岸流域下水道の終末処理場である。排除方式は、合流式である。同処理場の水処理方式は標準活性汚泥法であり、実施運転実験にはその1系列を使用した。この系列は、もともとモニタリング用として設計されており、返送汚泥システムを含めて任意の運転条件で、他の系列とは完全に独立した運転を行なうことが可能である。図3-4に同処理センターの処理フローを、表3-6に主要施設の諸元を示す。実験系列の生物反応槽は隔壁により4区画に等分されているが、本実験にあたっては、第1区画の散気筒を撤去して、水中攪拌機(11Kw×2台)を設置し、第1区画を嫌気槽として用いた。嫌気槽と好気槽の容量比は1:3であった。実験系列への流入は一定水量で行ない、実験条件により異なるが流入水量は9,600~16,600m<sup>3</sup>/日の範囲であった。実験系列



の余剰汚泥は、最初沈殿池前のブリエアレーションタンクに返送され、最初沈殿池汚泥とともに最初沈殿池より系外へ引き抜かれた後、標準活性汚泥法系列の汚泥と混合処理される。汚泥処理プロセスの構成は、遠心濃縮及び重力濃縮併用による濃縮・加圧脱水・焼却（多段式焼却炉）であり、濃縮分離液と脱水ろ液は沈砂池に返送されている。

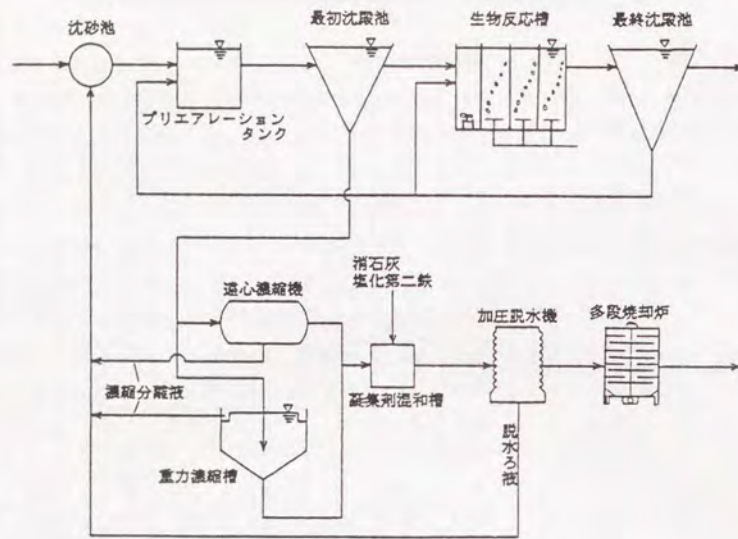


図3-4 荒川処理センターの処理フロー

(2) 運転条件と水質分析

実施運転実験は、昭和57年6月～昭和58年2月の期間に実施した。本施設運転実験では、嫌気-好気活性汚泥法とA<sub>2</sub>/O法の二通りのフローで実験を行なった。実験期間は、その運転条件によっていくつかの実験区画(Run)に分割したが、これらの実験区画では、Run-1～3及び7が嫌気-好気活性汚泥法で運転したものであり、その他はA<sub>2</sub>/O法で運転したものである。表3-10に嫌気-好気活性汚泥法により運転したRun-1～3及び7の運転条件を示す。

A<sub>2</sub>/O法で運転したRun-4では、その期間中、8月初めと9月中旬に台風による大雨があり、雨水流入により流入水濃度が晴天時に比較して大幅に低い状態がほぼ1ヵ月に渡って継続した。

表3-10 荒川処理センターでの運転実験における運転条件

	実験区画1	実験区画2	実験区画3	実験区画7
水温(℃)	21.6	22.1	22.8	14.4
流入水量(m <sup>3</sup> /d)	14,340	16,580	9,620	10,850
返送汚泥量(m <sup>3</sup> /d)	3,480	4,230	2,450	2,740
生物反応槽HRT(hr)	6.4	5.5	9.5	8.5
MLSS(g/l)	2.04	2.33	1.94	2.62
SRT(d)	12.1	11.7	12.3	13.7
BOD-SS負荷(kg/kg·d)	0.16	0.20	0.10	0.13
実験期間	57.6.7 ～6.28	57.6.29 ～7.14	57.7.15 ～7.30	58.1.24 ～2.9

(3) 実験結果

表3-11に、運転実験の結果について各Run毎の平均値を示す。Run-1～3は高水温期の運転結果であり、これに対してRun-7は低水温期の運転結果である。荒川処理センターは全体的に溶解性水質指標の値は小さく、最初沈殿池流出水PO<sub>4</sub>-P濃度も前述の宍道湖東部浄化センターと比較するとかなり低かった。また、同浄化センターの場合には前述したように、実験系列は処理場全系列の1/20程度の処理量であり、しかも余剰汚泥は標準法系列汚泥と混合されるため、嫌気-好気活性汚泥法運転による明らかな汚泥処理返流水リン負荷の増大や、それに伴う最初沈殿池流出水リン濃度の増大といった現象は観察されていない。

表3-11 荒川処理センターでの運転実験結果

	最初沈殿池流出水					処理水				
	TP	PO <sub>4</sub> -P	BOD	SS	NH <sub>4</sub> -N	TP	PO <sub>4</sub> -P	BOD	SS	NH <sub>4</sub> -N
実験区画1	3.43	1.57	87	71	15.0	0.44	0.30	6.0	4.5	5.5
実験区画2	4.78	2.05	106	109	13.9	0.41	0.23	5.3	3.1	10.9
実験区画3	3.30	1.71	74	62	9.6	0.80	0.63	4.2	2.0	1.4
実験区画7	4.16	2.13	116	83	20.8	0.80	0.46	6.7	9.2	17.4

(mg/l)







表3-13 加硫処理場での運転実験結果

	最初沈殿池流出水					処 理 水				
	TP	PO <sub>4</sub> -P	BOD	SS	NH <sub>4</sub> -N	TP	PO <sub>4</sub> -P	BOD	SS	NH <sub>4</sub> -N
実験区画 1	4.54	3.09	78	110	14.2	0.22	0.13	5.8	3.9	12.1
実験区画 2	2.86	2.03	47	68	11.5	0.34	0.19	6.8	3.9	5.4
実験区画 3	2.05	1.41	43	47	11.8	0.16	0.19	3.9	3.1	8.6
実験区画 4-1	2.69	1.99	52	61	15.0	0.35	0.27	6.3	3.7	10.7
実験区画 4-2	2.75	2.04	57	62	14.8	0.29	0.16	7.8	3.6	11.9
実験区画 5-1	2.78	2.17	59	65	16.3	0.45	0.21	4.6	7.0	16.4
実験区画 5-2	3.55	2.52	72	98	17.0	0.41	0.14	4.2	8.7	15.7

(mg/l)

3. 4. 4 琵琶湖流域下水道湖南中部浄化センターにおける実験

(1) 実験施設

琵琶湖流域下水道は分流式の下水道であり、湖南中部浄化センターはその終末処理場である。琵琶湖湖南中部浄化センターでは、その放流水に対して琵琶湖富栄養化防止条例による放流基準値が全リン及び全窒素に対して各々、TP≤1.0mg/l、TN≤20mg/lである。これらの放流基準値を満足するために運転管理上の目標が設定されており、これらは各々TP≤0.3mg/l、TN≤10mg/lである。現在、同浄化センターでは、窒素除去プロセスとしては循環式硝化脱窒法、リン除去プロセスとしては同時凝集法が採用されている。本実験は、同時凝集法に代わるリン除去プロセスとして、生物学的リン除去プロセスの適用可能性を調査したものである。

運転実験は、同浄化センターの1系列を改造して行なった。表3-14に同浄化センターの主要施設の諸元を示す。同浄化センターの生物反応槽は2,240 m<sup>3</sup>の容量を有し、隔壁により4等分されているが、運転実験にあたってはその前半2区画を更に隔壁を設置して等分して、1/4を嫌気槽、1/4を脱窒槽、残り1/2を好気槽として運転した。また、既設の隔壁にも改造を加えてその開口面積を減少し、嫌気槽と好気槽間の逆流混合を防いだ。図3-6に、実験系列と対照として用いた従来系列の処理フローを示す。本運転実験は、他箇所とは異なり窒素除去も行なう必要があるため、リン・窒素同時除去を目的とした運転実験であり、嫌気-好気活性汚泥法のみフローで運転実験は行なっていない。実験系列の余剰汚泥は、最初沈殿池汚泥と混合されて他系列からの発生汚泥とともに重力濃縮・加圧脱水後に焼却(多段炉)される。汚泥処理プロセスからの返流水は沈砂池に返送される。

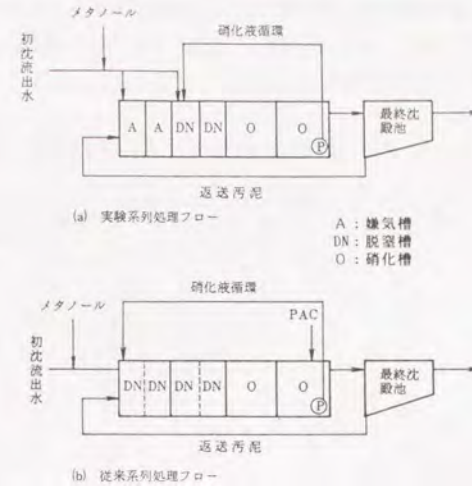


図3-6 琵琶湖湖南中部浄化センターの実験系列及び対照系列の処理フロー

表3-14 琵琶湖湖南中部浄化センターの主要施設諸元

施設名称	形状寸法	備 考
最初沈殿池	W 13.4 × L 31.0 × D 3.0m × 2池	
生物反応槽	W 6.3 × L 58.0 × D 6.5m × 8池	嫌気槽攪拌機 3.7kw × 2台
最終沈殿池	W 13.4 × L 45.0 × D 3.0m × 3池	
急速ろ過池	W 2.3 × L 8.7m × 8池	下向流式
汚泥濃縮設備	正方形 10.0 × 10.0 × 3.0m × 2槽	混合汚泥
汚泥脱水機	加圧脱水機 3台	
汚泥焼却設備	立型多段焼却炉 (25t炉)	

(2) 運転条件

運転実験は、昭和59年6月～昭和60年10月の期間に行なった。この期間を、運転条件によって7実験区画(Run)に区分した。表3-15に実験系列の各Run毎の運転条件を示す。湖南中部浄化センターでは、実験施設でも運転管理目標を満足することが第一に優先されたため、運転実験でもリン除去を安定させるために試行錯誤的に様々な運転を試みた。



これらは、最初沈殿池流出水の嫌気槽及び好気槽へのステップ流入と最初沈殿池流出水へのメタノール添加である。また、処理水リン濃度が上昇した場合には、処理場からの要請により生物反応槽へのPAC 添加を行なった。

表3-15 琵琶湖湖南中部浄化センターでの実験の運転条件

Run	期 間	流入水量 (m <sup>3</sup> /d)	返送汚泥量 (m <sup>3</sup> /d)	循環水量 (m <sup>3</sup> /d)	MLSS (g/l)	メタノール添 加量(l/d)	PAC 添加率 (Al/TPet)	SRT (d)
1	59.6.6~8.17	3,746	1,230	3,370	2.80	97	0	20.8
2	9.19~10.3	3,615	1,430	4,780	3.23	158	1.27	26.2
3	10.4~12.14	3,448	1,370	4,740	3.25	158	0	23.5
4	12.15~60.1.3	3,000	1,280	4,320	3.13	187	1.03	25.7
5	1.4~8.21	3,017	1,290	4,290	3.50	190	0	24.9
6	8.22~9.18	2,996	1,240	4,320	3.00	112	0	16.8
7	9.19~10.9	2,914	1,240	4,200	3.70	0	0.34	29.7

(注1) Run-1,3,5 では初沈流出水の40%を、第2槽にステップ流入させた。  
(注2) MLSSは生物反応槽末端(好気槽)での値である。

### (3) 運転結果の概要

表3-16に各Run 毎の運転結果(各Run 毎の平均値)をまとめた。琵琶湖湖南中部浄化センターの水質的特徴として、最初沈殿池流出水PO<sub>4</sub>-P 濃度が他の処理場に比較して低い傾向がある。この原因としては、既存系列で常時PAC の曝気槽末端部への添加を行なって

表3-16 琵琶湖湖南中部浄化センターでの実験結果

Run	最初沈殿池流出水						処理水					汚泥リン含有率
	水温	BOD	SS	T-P	PO <sub>4</sub> -P	T-N	BOD	SS	T-P	PO <sub>4</sub> -P	T-N	
1	20.8	117	79	2.98	1.10	22.8	6.5	9	0.73	0.49	7.0	28.9
2	21.3	98	65	2.65	1.17	24.3	4.9	4	0.20	0.06	4.7	32.7
3	19.1	142	102	3.26	1.51	28.8	3.9	4	0.31	0.22	8.6	32.2
4	16.8	130	114	3.27	1.64	28.8	4.2	6	0.30	0.16	8.9	34.8
5	18.1	128	108	3.51	1.35	27.1	3.9	4	0.17	0.07	7.8	30.9
6	22.9	96	94	3.58	1.26	23.0	4.1	6	0.42	0.29	6.4	34.0
7	22.1	97	82	3.10	1.10	20.3	3.0	3	0.24	0.15	6.8	32.0

(注) 単位は、水温:℃、汚泥リン含有率:mgP/gSS、その他はすべてmg/l

いるが、残存凝集効果を有する余剰汚泥が重力濃縮槽から濃縮分離液中に含まれて沈砂池に返流されるため生物反応槽流入前に部分的な凝集反応が生じているためと推定される。また、処理水リン濃度は比較的低い値であるが、これは運転管理目標値を満足するためにメタノール添加やPAC 添加を行なうといった特殊な操作を行なった事の影響が大きく、メタノール及びPAC 添加がない場合に、どの程度の処理水リン濃度が得られるかという点については、実験的に確認を行なうことが出来なかった。



## 第4章 嫌気-好気活性汚泥法の実施設運転における特性と運転管理因子

### 4.1 はじめに

嫌気-好気活性汚泥法を実施設に適用するにあたっては、その運転管理因子を十分に把握しておくことが、効率的なリン除去を行なう上で重要である。嫌気-好気活性汚泥法のリン除去特性については、既にリン除去機構の研究あるいは実験室規模での実験により多くの知見が得られているが、実施設での運転管理においては、様々な実際の要因が複合的に関連してくるため、これらの知見が必ずしもそのまま適用できるとは限らず、実際の要因が大きく影響することが予想される。本章では、第3章で述べた嫌気-好気活性汚泥法運転実験の結果に基づいて、実施設運転における同法の特性及びリン除去に影響する諸因子について検討し、加えて同法のリン除去能力、エネルギー消費と適用上の問題点についても検討を加える。

### 4.2 嫌気-好気活性汚泥法の実施設運転におけるリン除去への影響因子

#### 4.2.1 降雨の影響

嫌気-好気活性汚泥法のリン除去への影響因子は、流入下水水質、水温、流入水量及びその変動パターンを始めとする外的要因とプロセス運転操作条件による内的要因に大別することができる。このうち、内的要因については人為的に変更が可能であるが、外的要因については容易に変更することができない場合が多く、与えられた条件として運転操作により対応することになる。

外的要因の中でも、特にその影響が明確であったのは降雨であり、大きな降雨時には処理水リン濃度が高くなる場合が多かった。その例として、図4-1は荒川処理センターにおける運転実験で、 $A_2/O$ 法のフローによる運転期間中に生じた台風による大雨前後の各槽混合液、最初沈殿池流出水、処理水の $PO_4-P$ 濃度を比較したものである。この図に見られるように降雨後には嫌気槽でのリン放出がほとんど生じておらず、従ってそれに続く好気槽でのリン吸収も起きなかったため、流入水 $PO_4-P$ 濃度は希釈効果により晴天時より低いにもかかわらず、処理水 $PO_4-P$ 濃度は結果的に晴天時に比較して高くなっている。このような雨水流入によるリン除去性能の低下に関しては、パイロットプラントや実施設による運転実験において事例が多数報告されている。

琵琶湖流域下水道湖南中部浄化センターでの $A_2/O$ 法運転実験中にも、連続的な降雨により流入水質、嫌気槽リン濃度、処理水リン濃度に顕著な影響が観察された。同浄化センターは分流式であるが、降雨時には浸入水により流入水量がかなり増加する。このような

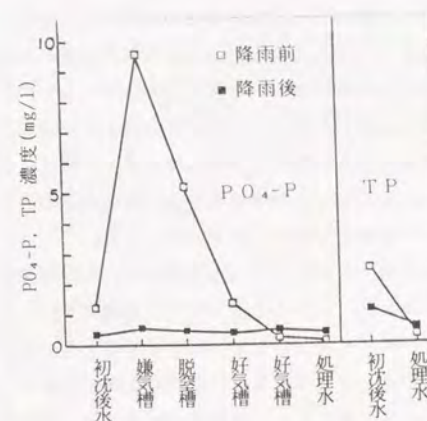


図4-1 荒川処理センターにおける大雨前後の各槽リン濃度

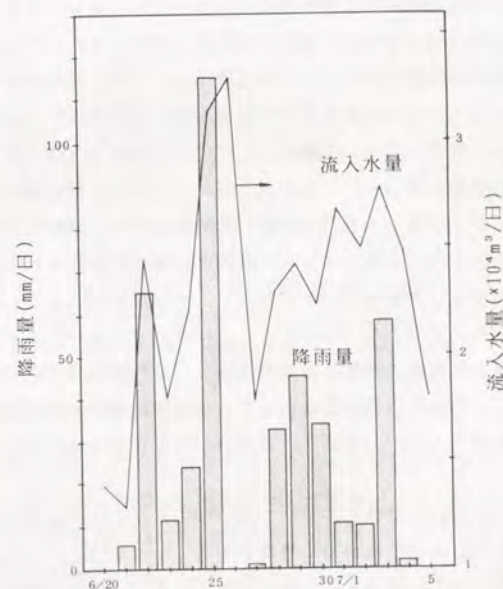


図4-2 琵琶湖湖南浄化センターにおける大雨時降雨量と流入水量



入水の起源は、誤接合、汚水マスの湛水あるいは住民による意図的な汚水マスへの雨水排除によるものと推定され、同様な現象は他の分流式下水処理場でも観察されている。図4-2に同浄化センターにおける昭和60年6月21日～7月4日にかけての降雨量と流入水量を示した。この降雨は、台風の接近により前線が刺激されて生じたもので、相当量の降雨が約2週間に亘って断続的に降り続いた。晴天時の流入水量は、 $17,000\text{m}^3/\text{d}$ 程度であったので、昭和60年6月25日の $115\text{mm}/\text{d}$ の降雨後には、流入水量が約2倍となっており、雨水により流入水量が大きく影響を受けていることがわかる。

このような流入水量の増大に伴って流入水濃度の変化が観察された。流入水質その他の経時変化を図4-3に示した。このうち流入水BOD濃度については、6月25日の大雨の翌日の測定においては晴天時(6月20日)の75%程度の値となっているが、流入水量が晴天時の2.4倍に増加していることを考えると、単純に希釈されたとした場合に比較して、濃度の低下率は小さい。これに対して、6月28日の降雨では、降雨量・流入水量ともに6月26日の値に比較するとかなり小さいにもかかわらず、BOD濃度は晴天時の約1/3に低下している。最初沈殿池流出水BOD濃度が、流入水量と単純な反比例関係にないことの原因については、6月25日の降雨では管内堆積物が掃流されて流入したため、コンボジットサンプルで測定した翌日の流入水BOD濃度はそれほど低下しなかったものと考えられる。これに対して6月28日の降雨では、6月25日の降雨により既に管内堆積物が掃流除去されていたため、雨水による汚水の希釈効果そのまま流入水質に反映されて、流入水BOD濃度が大幅に低下したと推定される。溶解性BODについて見ると、降雨直前の晴天時の最初沈殿池流出水の溶解性BODが $32\text{mg}/\text{l}$ であるのに対して、流入水量が最大となった6月26日のそれは $12\text{mg}/\text{l}$ である。また、6月28日の最初沈殿池流出水の溶解性BOD濃度は $28\text{mg}/\text{l}$ と回復しており、雨水流入による希釈効果が溶解性BOD濃度に反映されていることがわかる。また、最初沈殿池流出水SS濃度について見ると、6月26日のそれは、 $197\text{mg}/\text{l}$ であり、晴天時( $100\text{mg}/\text{l}$ 前後)より高くなっている。これに対して6月28日のそれは $67\text{mg}/\text{l}$ である。このように、各水質指標値の挙動から降雨直後(6月26日の測定値)に観察された比較的高いBOD値は掃流された管内堆積物に由来する浮遊物起因のものであることがわかる。このような降雨時の流入水BODの挙動は、降雨時の合流式下水において一般的に観察される現象である。

$\text{NO}_{2,3}\text{-N}$ (以下、 $\text{NO}_x\text{-N}$ と略)については、BODとはその挙動が若干異なり、流入水量が最も大きい6月28日の測定値が最も濃度が大きくなっている。これは、流入水中の $\text{NO}_x\text{-N}$ は主として雨水の流入に起因するため、BODとは異なり管内堆積物の挙動とは関係なく、流入雨量により濃度が決まるためと考えられる。

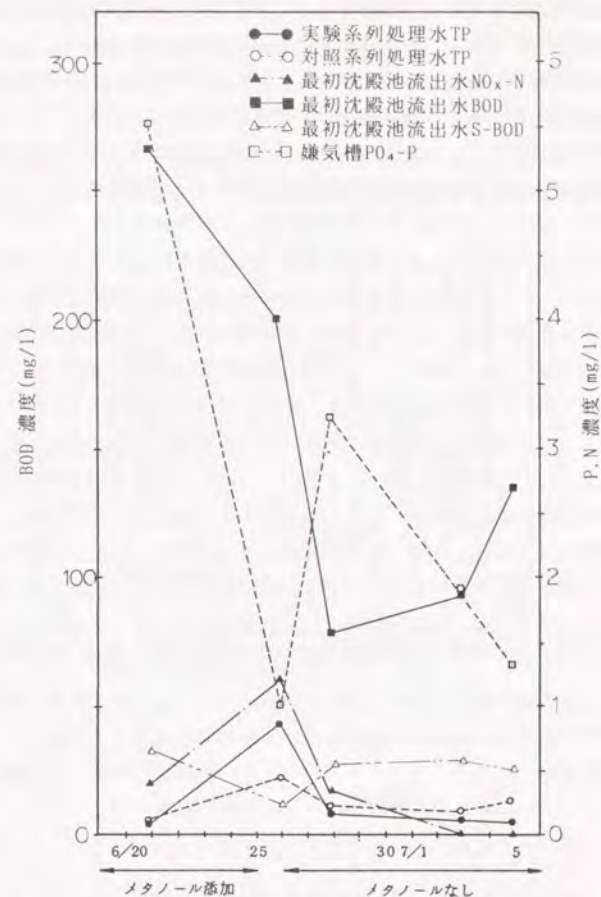


図4-3 琵琶湖湖南浄化センターでの大雨時流入水質等の変動

以上の流入水質の変化に対応して、嫌気槽の $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度の変化を見ると、最初沈殿池の $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度が $1.2\text{mg}/\text{l}$ に達した6月26日に嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度は大きく減少している。琵琶湖湖南中部浄化センターでの運転実験では、晴天時で嫌気槽でのリン放出が良好な場合でも、嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度は高だか $6\sim 7\text{mg}/\text{l}$ であったが、これが6月26日には約 $1\text{mg}/\text{l}$ にまで低下している。この日の最初沈殿池流出水BODは比較的高いが、SS性BODに起因するものであり、溶解性BOD濃度は大幅に低下しているために、嫌気槽への流入 $\text{D}_0$ 及び $\text{NO}_x\text{-N}$ を酸



素呼吸あるいは硝酸性呼吸により消費することができず、嫌気槽が嫌気状態にならなかったと考えられる。この後6月28日には最初沈殿池流出水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度は $0.3\text{mg/l}$ に低下し、嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度は、 $3.2\text{mg/l}$ まで回復した。その後、7月3日以降では最初沈殿池流出水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度は0となったが、嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度は再び低下した。

生物学的リン除去法に及ぼす降雨の影響に関する他の事例として、福岡市東部下水処理場における梅雨期の流入水質及びリン除去状況のデータを図4-4~5に示す。(1)

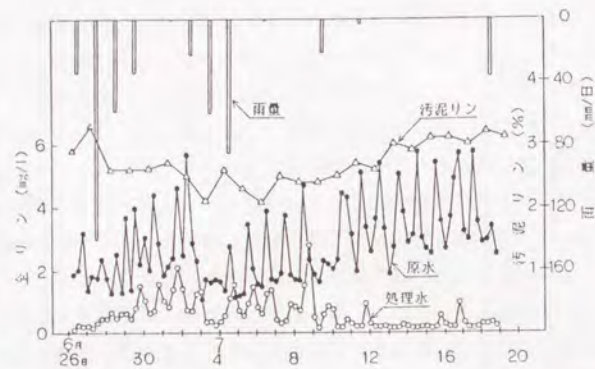


図4-4 福岡市東部処理場における降雨のリン除去への影響(1)

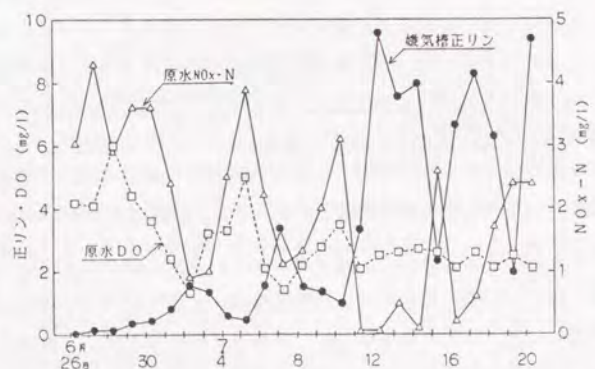


図4-5 福岡市東部処理場における降雨の流入水質への影響(1)

同処理場は合流式下水道の終末処理場であり、降雨時には流入下水水質は降雨の影響を大きく受ける。図4-4と図4-5を対照して見ると原水(最初沈殿池流出水)の $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度は降雨後にはかなりの上昇が見られており、降雨の流入水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度への影響はかなり鋭敏である。原水DO濃度については、その増減は原水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度とほぼ同様であるが、7月10日以降では $\text{NO}_x\text{-N}$ の挙動とは必ずしも一致していない。このような降雨による原水性状の変化に対して、嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度は前述の琵琶湖湖南中部浄化センターと同様の变化傾向が認められる。同下水処理場における降雨期(昭和60年6月26日~7月20日)の最初沈殿池流出水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度と嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度の関係を図4-6に示した。同様に、最初沈殿池流出水DO濃度と最初沈殿池流出水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度の関係を図4-7に示した。また、図4-8には、同じく最初沈殿池流出水DO濃度と嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度の関係を示した。まず図4-7より流入水DO濃度と $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度の間には、正の相関があることがわかる。

次に、図4-8の最初沈殿池流出水DO濃度と嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度の関係であるが、最初沈殿池流出水DO濃度が高いほど、嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度は低くなる傾向が見られている。しかしながら、最初沈殿池流出水DO濃度が $2.5\text{mg/l}$ 程度であっても、嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度が $5\text{mg/l}$ 以上と高いケースが見られる。これらは、図に示したように最初沈殿池流出水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度が $0.5\text{mg/l}$ と低い場合がほとんどである。これに対して、図4-6に示した最初沈殿池流出水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度と嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度の関係については、\*印の2データを除いて、流入水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度が $0.5\text{mg/l}$ 以上の場合には嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度が $5\text{mg/l}$ 以下となっており、嫌気槽における $\text{PO}_4\text{-P}$ 放出への障害効果が見られている。

嫌気槽では溶存酸素や $\text{NO}_x\text{-N}$ の流入があった場合、まず好気性呼吸により溶存酸素の消費がおり、その結果として溶存酸素濃度がある程度まで低下した時点で硝酸性呼吸による $\text{NO}_x\text{-N}$ の消費が生じるという順序で反応が進行すると考えられる。硝酸性呼吸が生じ始めるDOレベルについては様々な説があるものの、循環式硝化脱窒法における運転経験からは、脱窒槽でのDOレベルは $0.5\text{mg/l}$ 以下程度で脱窒が進行することが知られている。

図4-8において、最初沈殿池流出水DO濃度が高いが、嫌気槽での $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度が高いものは、最初沈殿池流出水が嫌気槽に流入後、速やかにDOが脱窒が生じるために十分な低濃度まで消費され、脱窒により $\text{NO}_x\text{-N}$ も消費されたために嫌気槽における嫌気条件が整いリン放出量が多かったと考えられる。同図で、 $\text{DO} \geq 2\text{mg/l}$ かつ嫌気槽 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度 $>5\text{mg/l}$ の条件に合致する7データ中の5データ(○印)は、最初沈殿池流出水 $\text{NO}_x\text{-N}$ 濃度 $<0.5\text{mg/l}$ と低いためDOが消費された後、速やかに脱窒が生じて $\text{NO}_x\text{-N}$ が消費されたものと推定される。



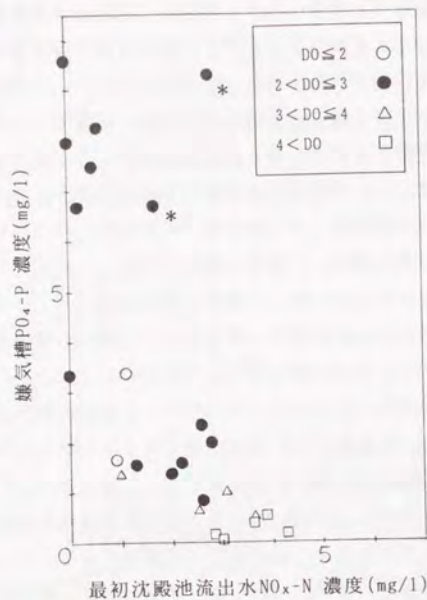


図4-6 降雨時の初沈流出水NO<sub>x</sub>-N濃度と嫌気槽PO<sub>4</sub>-P濃度  
(福岡市東部処理場のデータ)

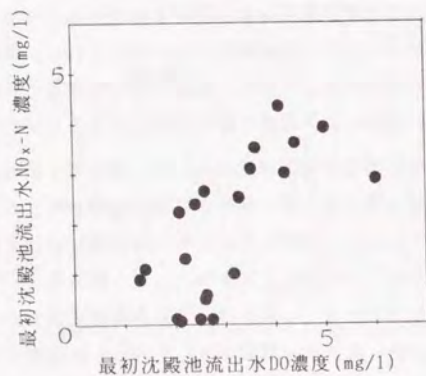


図4-7 降雨時の初沈流出水DO濃度とNO<sub>x</sub>-N濃度  
(福岡市東部処理場のデータ)

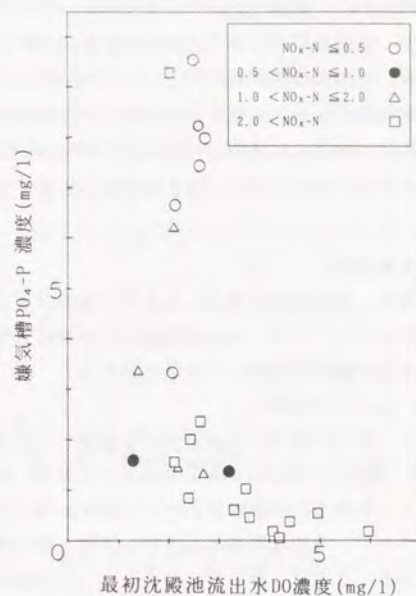


図4-8 降雨時の初沈流出水DO濃度と嫌気槽PO<sub>4</sub>-P濃度  
(福岡市東部処理場のデータ)

残りの2点については、最初沈殿池流出水NO<sub>x</sub>-N濃度が各々1.7mg/l、2.8mg/lとなっている。これらの2点は、図4-6のNO<sub>x</sub>-N濃度とPO<sub>4</sub>-P濃度の関係でも、\*印をつけたように特異的なものとなっている。この2データについては、何故流入水DO濃度、NO<sub>x</sub>-N濃度共に高いにもかかわらず嫌気槽PO<sub>4</sub>-P濃度が高いかは不明であるが、いずれにしても嫌気槽でPO<sub>4</sub>-P濃度が高いということは、嫌気槽でDO及びNO<sub>x</sub>-Nがほとんど存在していないことを示すもので、酸素消費速度や脱窒速度が何らかの原因で大きく、流入水中のDO及びNO<sub>x</sub>-Nが速やかに消費されたことを示唆している。

以上をまとめると、次のようなことが言える。

1)まとまった量の雨水流入があると、それに伴って生物反応槽流入水のDO、NO<sub>x</sub>-N濃度が高まる。また、T-BOD濃度は管内堆積物の流入により増加することはあるものの、好気性呼吸や硝酸性呼吸に利用されやすい溶解性BOD濃度は希釈効果により低下する。

2)以上の理由から、嫌気槽で嫌気条件が保持できなくなるため、リン放出が生じなくなることがある。また、DOよりもNO<sub>x</sub>-Nの方が、より低濃度でリン放出を妨害する。



ただし、降雨時には流入水リン濃度自体も低下するため、雨水の流入により生物学的リン除去に障害が生じて、結果的に処理水リン濃度はそれほど高くない。降雨によるリン除去への障害程度は、降雨強度や継続時間といった降雨特性、遮集倍率や処理場の運転状況、また管きょ内堆積物の状況等の排水区特性といった因子により影響されると考えられる。このため、合流式下水道では降雨があれば必ずリン除去の悪化が見られるという訳ではなく、また逆に分流式下水道ではリン除去は降雨の影響を受けないと断定することはできない。

#### 4. 2. 2 流入水基質濃度

流入水基質濃度は、嫌気-好気活性汚泥法によるリン除去に大きく影響することが、多くのベンチスケールやパイロットスケールの諸実験により確認されているが、ここでは実施設運転における流入水基質濃度の影響について検討する。

##### (1) 嫌気槽におけるリン放出への影響

第2章で述べたように、活性汚泥がまず嫌気条件を経験し、汚泥からのリン放出が生じることは生物学的脱リンの前提であるが、嫌気条件下での活性汚泥からのリン放出量には基質濃度の影響が大きく、基質濃度が高いほどリン放出量も増大した。図4-9は荒川処理センターのデータについて、最初沈殿池流出水BOD濃度と嫌気槽におけるリン放出量との関係を示したものである。ここで、嫌気槽におけるリン放出量は、嫌気槽 $PO_4-P$ 濃度と嫌気槽流入混合液 $PO_4-P$ 濃度の差である。本図に見られるように、最初沈殿池流出水BOD濃度と嫌気槽における $PO_4-P$ 放出量の間には正の相関が見られている。

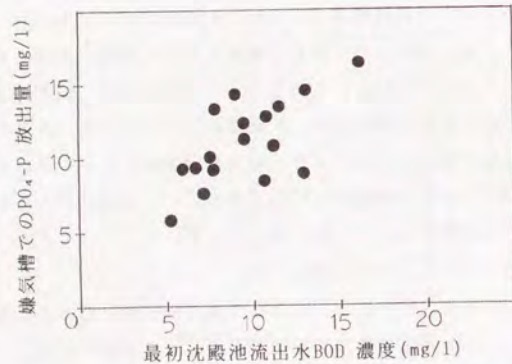


図4-9 最初沈殿池流出水BOD濃度と嫌気槽でのリン放出量  
(荒川処理センターのデータ)

また図4-10は、同じく荒川処理センターの嫌気槽におけるリン放出量と処理水 $PO_4-P$ 濃度の関係を示したものである。嫌気槽におけるリン放出量は、図4-9と同様に計算したものである。嫌気槽におけるリン放出量は広い範囲に分布しているが、処理水 $PO_4-P$ 濃度はこれには無関係な分布を示している。このように、嫌気槽におけるリン放出量が多いことは、必ずしも直接に処理水リン濃度が低いことを意味するものではない。

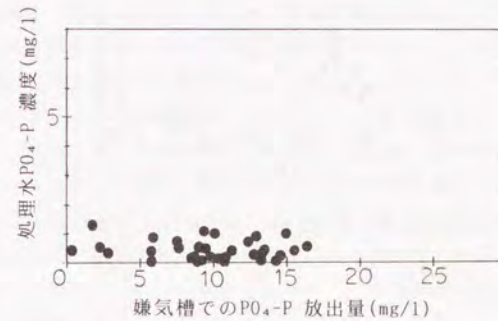


図4-10 嫌気槽でのリン放出量と処理水 $PO_4-P$ 濃度  
(荒川処理センターのデータ)

ところで、嫌気槽でのリン放出量は、嫌気槽ORPと密接な関係があり、嫌気槽ORPが低いとリン放出量が多い。例として、荒川処理センターでの実験で得られた嫌気槽ORPと嫌気槽 $PO_4-P$ 濃度の関係を図4-11に示すが、両者は良い対応を示している。このように嫌気槽ORPはリン放出量に関して良い指標となるが、流入水基質濃度はこの嫌気槽ORPを決定する大きな要因である。図4-12は、ベンチスケール実験で得られた原水BOD濃度と嫌気槽ORP(白金電極による測定値)の関係を示すものである。このように、原水BOD濃度と嫌気槽ORPレベルはほぼ比例関係にあり、原水BOD濃度が高いほど嫌気槽の嫌気度が高い(嫌気槽ORPレベルが低い)ことがわかる。ただし同図中で、原水BOD濃度に対して嫌気槽ORPが高いデータがあるが、これらはいずれも処理水 $NO_x-N$ 濃度 $>1\text{mg/l}$ のケースである。このことは、硝化が進行して好気槽中の $NO_x-N$ 濃度が高く、これが汚泥返送により嫌気槽に流入したために嫌気槽ORPが上昇したことを示唆している。図4-11の実施設データで、最初沈殿池流出水BOD濃度に対する嫌気槽 $PO_4-P$ 濃度に幅が見られるのは、このような嫌気槽へのDOあるいは $NO_x-N$ の供給が一つの原因であろう。

以上のことから、流入水基質濃度が高いことは、嫌気槽におけるORPレベルを低く維持し、生物学的リン除去の前提となる嫌気条件を保持する上で有利であるという意味があると考えられる。



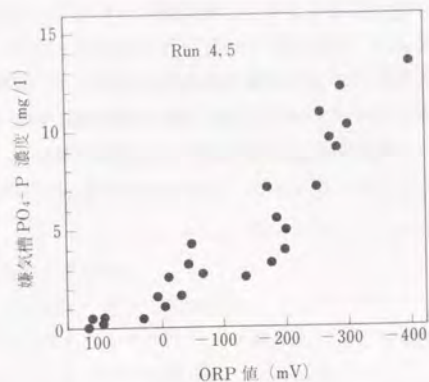


図4-11 嫌気槽ORP値と嫌気槽PO<sub>4</sub>-P濃度(荒川処理センター)

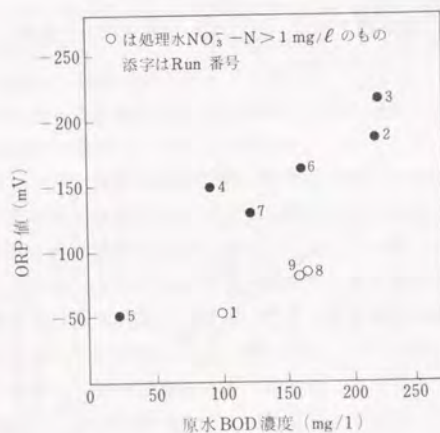


図4-12 原水BOD濃度と嫌気槽ORP値(ベンチスケール実験)

ところで、この他に実施において嫌気槽ORPを高める要因としては、前述した降雨の影響は別にすると、嫌気槽の攪拌や返送汚泥の流入等に起因する水面の攪乱による酸素の

供給が考えられる。しかしながら、これらの要因のみが原因で、嫌気槽の嫌気状態が保持できない状態までに至ることは、検討対象とした実施実験では観察されなかった。一例として、宍道湖東部浄化センターでの実験では、最初沈殿池流出水は返送汚泥と混合後、嫌気槽に約50cmの高さから落下するため、落下点付近では2mg/l程度のDO濃度が測定されたが、その他の部分ではORP(白金電極による測定値)は-60~-210mvの範囲であり嫌気槽は嫌気状態に維持できた。また、荒川処理センターと加瀬処理場でも特に嫌気槽の嫌気度を保持するために、覆蓋や不活性ガス注入等の対策は行なわなかったが、槽は嫌気状態に維持できた。通常程度の流入水基質濃度があれば、以上のような嫌気槽水面からの酸素供給は特に問題にはならないと考えられる。

#### (2) 好気槽におけるリン吸収への影響

好気槽でのリン吸収に対する基質濃度の影響は、実施の運転結果からは判断しがたいため、前述のベンチスケール実験の活性汚泥を用いて室内実験により検討した。実験は、以下の手順で行なった。

- 1) 嫌気槽の汚泥を採取し静置沈殿させて上澄みをして、水道水で数回洗浄する。
- 2) 未処理下水を各々、以下の割合に水道水(一晚汲み置いたもの)で希釈する。
  - A. 下水のみ
  - B. 下水:水道水=1:1
  - C. 下水:水道水=1:4
  - D. 下水:水道水=0:1
- 3) 1ℓビーカーに沈殿させた汚泥を分取し、上記A~Dを加える。実験開始時MLSSは、いずれも2,500mg/lであった。また、各混合液の実験開始時BOD濃度は、Aが100mg/l、Bが50mg/l、Cが20mg/l、Dが0mg/lであった。
- 4) A~Dに、Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>をPO<sub>4</sub>-Pとして20mg/l添加してエアレーションを行ない、一定時間間隔で混合液を採取してろ液を作成し、PO<sub>4</sub>-Pを測定する。

図4-13に、混合液ろ液中のPO<sub>4</sub>-P濃度のエアレーション時間経過に伴う変化を示した。本結果に見られるように、好気条件下での混合液中のリン吸収速度は、無希釈の都市下水を用いたAが他に比較してやや遅い傾向が見られたが、全体的に大きな差はなく、混合液中の基質濃度は、好気条件下でのリン吸収速度に大きな影響は及ぼさないものと考えられる。

#### (3) プロセスのリン除去量への影響

有機物濃度のリン除去への影響に関しては、生物反応槽流入水のBOD/P比あるいは溶解性BOD/溶解性TP比が重要であるとされる。例えば、EPAは1.0mg/l以下の処理水リン濃度を得るためには、生物反応槽流入水のBOD/TP>20を推奨している。<sup>(2)</sup>これに対して図4-14は、荒川処理センター、宍道湖東部浄化センター、加瀬処理場の3実施の最初沈殿



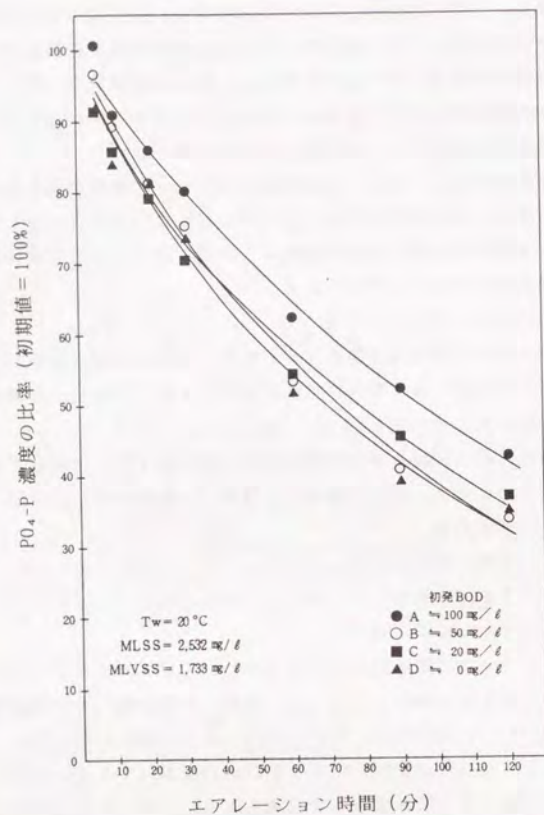


図4-13 混合液基質濃度のリン摂取への影響

池流出水BOD/P (TP)比とリン除去率の関係を示したものである。ここでリン除去率は、最初沈殿池流出水TP濃度と処理水TP濃度についての値である。これらのデータは、いずれもBOD/P 比 > 10の範囲に分布している。また、嫌気-好気活性汚泥法の運転実験を行なった他の下水処理場の最初沈殿池流出水BOD/P 比について、表4-1に文献値をまとめたが、このように下水処理場のBOD/P 比は、20以上である場合が多い。

図4-14によると、最初沈殿池流出水のBOD/P 比とリン除去率の関係では、特にある特定のBOD/P 比以下でリン除去率が低いといった明確な関係は認められない。この原因の一

表4-1 最初沈殿池流出水BOD/P 比の例

処理場名	BOD/P	文献番号
川崎市入江崎処理場	13~22	(9)
福岡市東部処理場	25	(4)
京都市鳥羽処理場	31	(14)
浜松市瞳ヶ丘浄化センター	20~29	(15)
琵琶湖湖南中部浄化センター	27~44	(16)

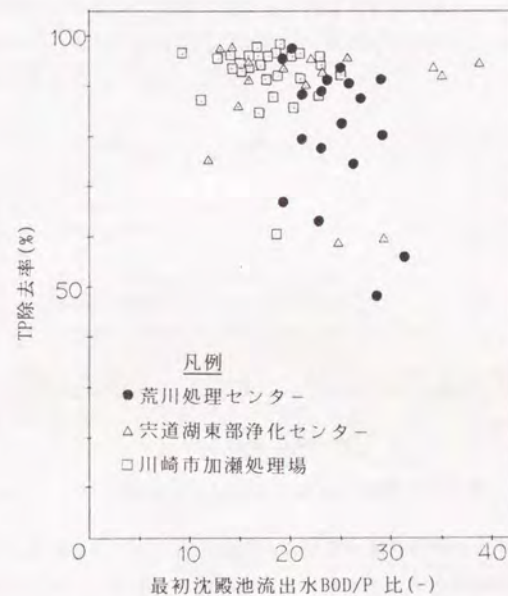


図4-14 最初沈殿池流出水BOD/P 比とTP除去率

つとしては、実下水の場合には、最初沈殿池流出水のBOD 濃度とTP濃度はともに変動し、BOD/P 比は分子のBOD 濃度が通常3桁の数値であるのに対して、分母のTP濃度は通常1桁の数値であるため、BOD 濃度とTP濃度のわずかな値の変化によりBOD/P 比は大きく変動し結果的にバラツキが大きくなると考えられる。このようにBOD/P 比は、実施設の運転管理上は、必ずしもリン除去の良悪の直接的な指標とはならない。



図4-15はベンチスケール実験結果のうち、SRTが9~12日の範囲の実験区画について得られた原水BOD濃度と除去リン量の関係を示したものである。ただし、プロセスの除去リン量は、原水TP濃度から処理水 $PO_4-P$ 濃度を差し引いたものであり、濃度として表現している。図に見られるように原水BOD濃度が增大すると、除去リン量が大きくなっていることがわかる。深瀬は、ペプトンとグルコースを基質とする合成下水を用いた、fill and draw方式のベンチスケール実験で、SRT及びBOD-SS負荷を一定として、原水BOD濃度を100、200、300mg/lの3段階に変化させた運転を行なった結果、除去リン量と嫌気槽でのリン放出量は、ともに原水BOD濃度と比例関係にあったと報告しており、本検討と同様な結果を得ている。<sup>(9)</sup>

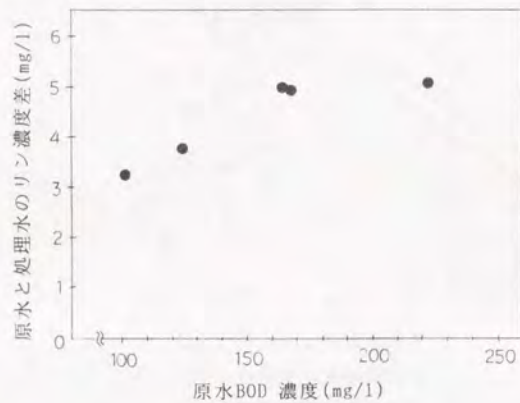


図4-15 原水BOD濃度とプロセスのリン除去量(ベンチスケール)

さて、実施設の場合の最初沈殿池流出水BOD濃度とプロセスの除去リン量について、図4-16に3処理場のデータを示した。この図において、プロセスの除去リン量は、最初沈殿池流出水TP濃度から処理水TP濃度を差し引いたものである。図4-16から、最初沈殿池流出水BOD濃度とプロセスの除去リン量の間には、全体的に正の相関があることがわかる。この傾向は、穴道湖東部浄化センターのデータでははっきりしないが、荒川処理センターと加瀬処理場のデータについては、明確である。

これについて、図4-17には荒川処理センターと加瀬処理場における最初沈殿池流出水BOD濃度と同じくTP濃度の関係を示した。この図に見られるように、これら両処理場の最初沈殿池流出水BOD濃度とTP濃度の間には、正の相関が見られている。しかしながら、穴

道湖東部浄化センターの場合は、返流水リン負荷の影響が大きいため、このような関係は見られていない。ここで、最初沈殿池流出水BOD濃度とTP濃度の間には正の相関が見られる荒川処理センターと加瀬処理場では、処理水リン濃度が低い場合が多く、最初沈殿池流出水TP濃度は除去リン濃度とほぼ等しくなっているため、結果的に最初沈殿池流出水のBOD濃度とTP濃度の間には正の相関が見られるものと考えられる。

図4-16中には、図4-17に示した荒川処理センター及び加瀬処理場における最初沈殿池流出水BOD濃度とTP濃度の関係式により計算される、ある最初沈殿池流出水BOD濃度に対応する最初沈殿池流出水リン濃度に対して、処理水TP濃度を1.0mg/lとするために必要な除去リン量の直線を示したが、実際の除去リン量は大部分これらの直線のの上側に分布しており、最初沈殿池流出水BOD濃度が低い場合にも処理水TP濃度を1.0mg/lとするために必要な除去リン量を上まわっていることがわかる。

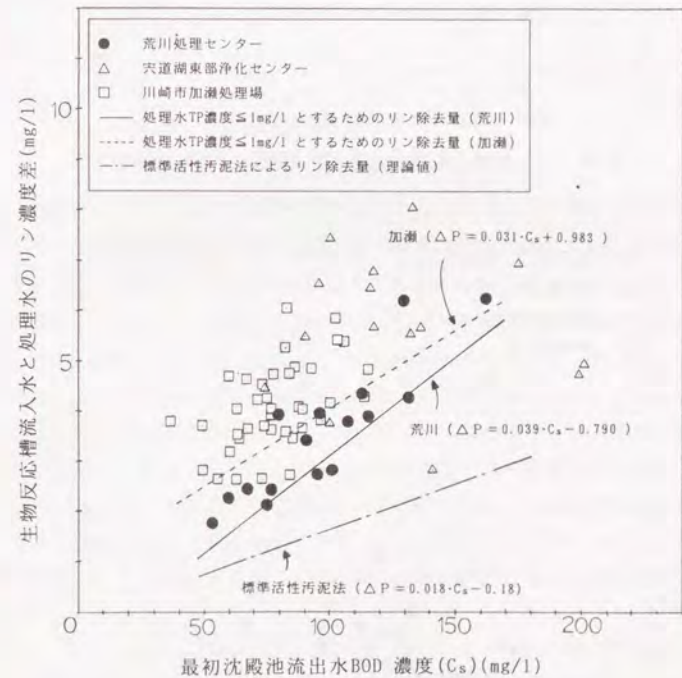


図4-16 最初沈殿池流出水BOD濃度とプロセスのリン除去量



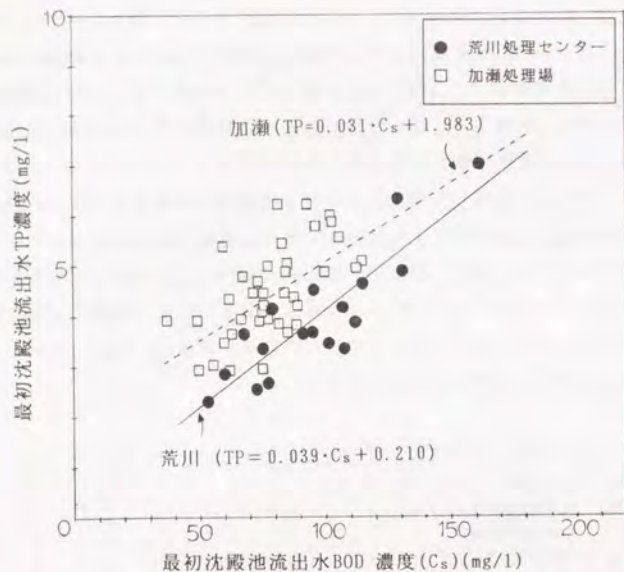


図4-17 最初沈殿池流出水BOD濃度とTP濃度の関係

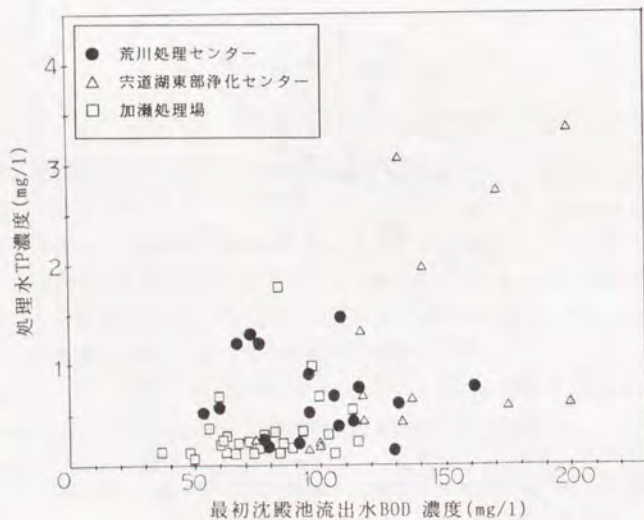


図4-18 最初沈殿池流出水BOD濃度と処理水TP濃度の関係

また、図4-18には、3処理場のデータについて、最初沈殿池流出水BOD濃度と処理水TP濃度の関係を示した。図に見られるように、宍道湖東部浄化センターのデータは、前述した返流水リン負荷の影響により、かなり広い範囲に分布しているが、荒川処理センターと加瀬処理場のデータについては、最初沈殿池流出水BOD濃度に関係なく処理水TP濃度はほぼ1mg/l以下である。

このように、ベンチスケール実験結果に見られるように、BOD濃度のみを変化させた場合には、リン除去量にはBOD濃度の影響が明確に現われるが、実施の場合には最初沈殿池流出水BOD濃度が低い場合には、これに連動してリン濃度も低くなるため、流入水BOD濃度の低下によりリン除去量が低下しても、結果的に処理水リン濃度には大きく影響しないと考えられる。

ここで、標準活性汚泥法における最初沈殿池流出水BOD濃度とプロセスの除去リン量の関係を考察してみる。リン除去量は一般的に次式で表わされる。

$$\Delta P = Y \cdot \Delta BOD \cdot P_x \quad (4-1)$$

ここに、 $\Delta P$  : 除去リン量 (mg/l)

$Y$  : 除去BODから汚泥への転換率 (-)

$\Delta BOD$  : 除去BOD量 (mg/l)

$P_x$  : 汚泥リン含有率 (mgP/gSS)

ここで、最初沈殿池流出水BOD濃度を $C_s$  (mg/l)とし、処理水BOD濃度は対象とする最初沈殿池流出水BOD濃度の範囲では10mg/lで一定であると仮定すると<sup>(4)</sup>、 $\Delta BOD = (C_s - 10)$ となる。標準活性汚泥法における $P_x$ については、26mgP/gSS<sup>(5)</sup>、25~34mgP/gSS<sup>(6)</sup>、25~38mgP/gSS<sup>(7)</sup>等の値が報告されており、かなり数値に幅が見られるが、これらの諸数値の中間的な値をとって、 $P_x = 30$ mgP/gSSとする。ところで第1章1.2.(1)の検討によると、標準活性汚泥法におけるリン除去率は約50%であり、これは最初沈殿池流出水TP濃度を4.73mg/lとすると、2.36mg/lのリン除去量に相当する。最初沈殿池流出水BOD濃度を140mg/lと考えると<sup>(8)</sup>、2.36mg/lの除去リン量を得るためには、(4-1)式から逆算すると $Y$ 値は0.6となる。この値はやや小さめではあるが活性汚泥法における $Y$ 値として用いられる値の範囲に入るものであり、このことから本検討では $Y = 0.6$ とする。以上の諸数値を(4-1)式に代入すると、標準活性汚泥法におけるリン除去量は、(4-2)式で表現される。

$$\Delta P = 0.018 \cdot C_s - 0.18 \quad (4-2)$$

図4-16中に(4-2)式の関係を示した。(4-2)式による最初沈殿池流出水BOD濃度と除去リン量の関係を示す直線は3処理場のデータの分布のかなり下方に位置しており、嫌気



一好気活性汚泥法によるリン除去量は、同一の最初沈殿池流出水BOD濃度に対して標準活性汚泥法のそれ以上である。このことは、(4-1)式から判断できるように、除去BODから汚泥への転換率(Y)、あるいは汚泥リン含有率( $P_x$ )が標準活性汚泥法よりも大きいことを意味している。このうち $P_x$ については、嫌気-好気活性汚泥法では、標準活性汚泥法より高い $P_x$ が得られることは良く知られている。

除去BODから汚泥への転換率(Y)については、嫌気-好気活性汚泥法と標準活性汚泥法で生物反応槽滞留時間が同一の場合でも、有機物の酸化分解を行なう好気時間は嫌気-好気活性汚泥法の方が短いため、原理的には嫌気-好気活性汚泥法のY値は、標準活性汚泥法よりも大きくなる方向であると考えられる。EPAは、嫌気-好気活性汚泥法と標準活性汚泥法の余剰汚泥発生量には大差はないとしているが、活性汚泥に蓄積されたポリリン酸や、ポリリン酸に伴う $K^+$ 、 $Mg^{2+}$ 等の増加による数%程度の余剰汚泥発生量の増加があるものと推定している。<sup>(2)</sup>また、加瀬処理場における運転実験のRun-1では、嫌気-好気活性汚泥法系列と標準活性汚泥法系列を同一の生物滞留時間運転時間で運転したが、この期間の両系列のY値には、ほとんど差が見られていなかった。

以上のことから判断すると、嫌気-好気活性汚泥法の余剰汚泥発生量は、標準活性汚泥法と大差ないと考えられる。

従って、図4-16において、嫌気-好気活性汚泥法のリン除去量が標準活性汚泥法よりも大きいのは、汚泥リン含有率の差であり、最初沈殿池流出水BOD濃度は、(4-1)式における $\Delta BOD$ に参与している。

#### 4.2.3 活性汚泥リン含有率

生物学的リン除去プロセスでは、引抜汚泥中のリン量が除去リン量となる。このため、活性汚泥リン含有量が大きいほど当然リン除去量は大きくなる。

図4-19は、3処理場のデータにより活性汚泥リン含有率(以下、 $P_x$ と略す)とプロセスの除去リン量の関係を示したものである。本図から、3処理場全体のデータを見た場合には、活性汚泥リン含有率が大きいほどプロセスの除去リン量が大きくなる傾向が認められるが、各処理場のデータを見るとそのバラツキがかなり大きい。この原因としては、 $P_x$ のわずかな変化が混合液中のリン濃度に与える影響が大きいことが考えられる。例えば、 $P_x = 45\text{mgP/gSS}$ の活性汚泥を想定し、この汚泥の $P_x$ が0.5%つまり $0.225\text{mgP/gSS}$ ほど増加あるいは減少したとする。この増減分は、 $P_{0.4}-P$ として混合液中に放出されるとし、混合液MLSSが $2,000\text{mg/l}$ であるとすると、混合液中のリン濃度は $0.45\text{mg/l}$ 増加あるいは減少することになり、従って除去リン量は $0.45\text{mg/l}$ 増加あるいは減少する。ここで、

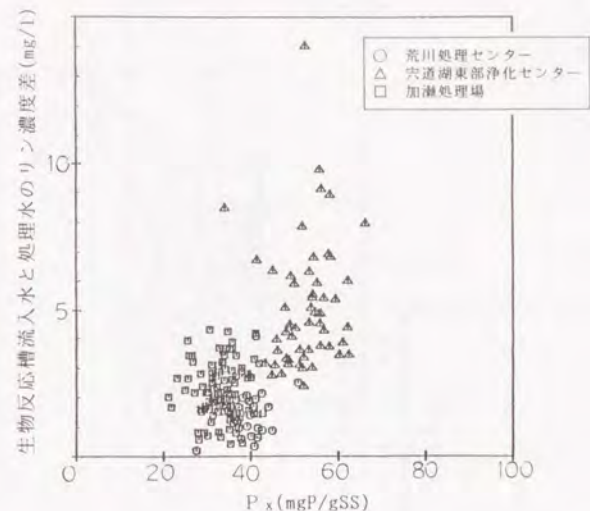


図4-19 活性汚泥リン含有率とプロセスのリン除去量

第1章1.2(1)で述べたように、生物反応槽流入水TP濃度を最初沈殿池流出水TP濃度と等しいとして、平均値より $4.73\text{mg/l}$ と仮定すると、 $0.45\text{mg/l}$ の増減は除去率にすると $\pm 9.5\%$ に相当する変動を与えることになる。以上の理由から図4-19の $P_x$ と除去リン量の関係には、全体的には正の相関が認められるもののその各点の分布にはバラツキが大きいと考えられる。また、図から $P_x$ の分布範囲は各処理場で異なっていることがわかる。 $P_x$ の値は、穴道湖東部浄化センターの場合では $24\sim 63\text{mgP/gSS}$ 、加瀬処理場の場合では $20\sim 40\text{mgP/gSS}$ 、荒川処理センターでは $28\sim 51\text{mgP/gSS}$ の範囲に分布しているが、穴道湖東部浄化センターのデータが全体的に高い $P_x$ 値となっている。穴道湖東部浄化センターの場合、その最高値は $63\text{mg/l}$ であるが、既往の実施設運転実験でもこれよりも高い $P_x$ 値は見られないことから、都市下水を対象とした実施設では $60\text{mg/l}$ 程度が $P_x$ 値の上限と推察される。

3処理場での運転実験における $P_x$ の経時変化を図4-20~22に示す。これらの図に見られるように、荒川処理センターの場合には $P_x$ は経時的に比較的安定しており、その変動幅は小さかった。しかしながら穴道湖東部浄化センターと加瀬処理場の場合には、 $P_x$ はかなりの幅で変動した。このうち、穴道湖東部浄化センターでは $P_x$ は日単位での変動は大きくはないものの、長期的な増減を示している。すなわち、嫌気-好気活性汚泥法の運転開始に伴って $P_x$ の漸増が観察されて、運転開始後約2ヵ月半でピークに達した後は



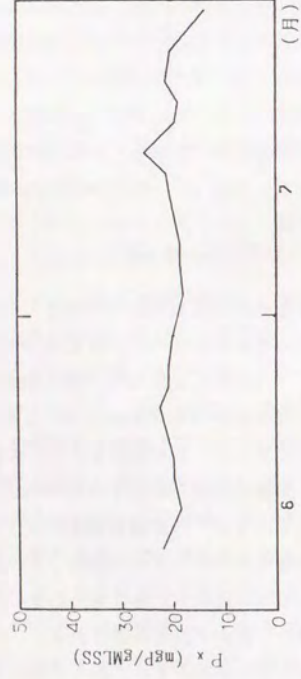


図4-20 荒川処理センターでの実験における $P_x$ の経時変化

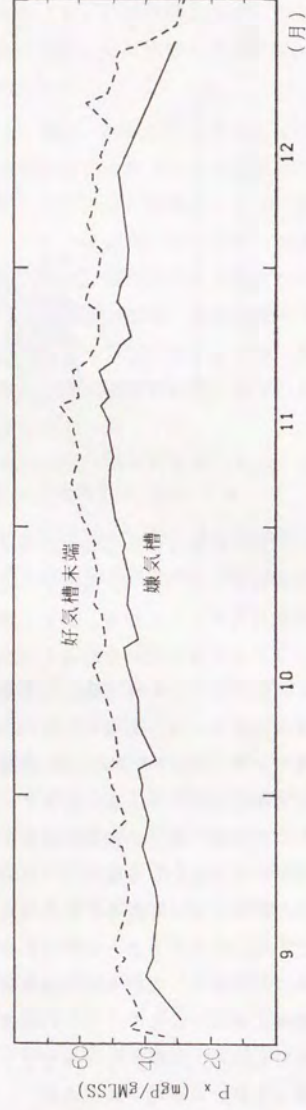


図4-21 宍道湖東部浄化センターでの実験における $P_x$ の経時変化

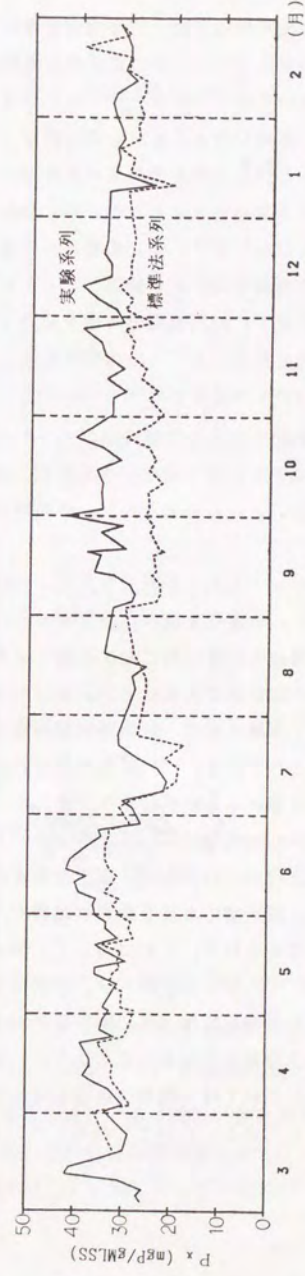


図4-22 加瀬処理場での実験における $P_x$ の経時変化



$P_x$  は減少した。これに対して加瀬処理場では、宍道湖東部浄化センターのケースとは異なり、長期的な増減傾向は明らかではないものの、日単位の変動がかなり激しかった。以上述べたように、実施設運転においては  $P_x$  値は一定と見なせるものではなく、かなりの幅で変動していることがわかる。前述したように  $P_x$  値は直接リン除去量に影響する因子であり、 $P_x$  値を高く保持することがリン除去量を高めるために重要であるが、それでは何が  $P_x$  値を決定する因子として重要なのであろうか。 $P_x$  値の決定因子に関する検討としては、深瀬が好気槽滞留時間及びSRTが  $P_x$  値に影響したと報告している。<sup>(3)</sup> 好気槽滞留時間の大小は必然的に有機物負荷やSRTとも関連してくるが、実施設においては、流入水量及び嫌気槽滞留時間を変更せずに好気槽滞留時間を変更することは難しく  $P_x$  値と好気槽滞留時間との関連を直接的に検証することは困難である。このため、ここでは  $P_x$  と有機物負荷やSRTとの関係について検証を行なうものとする。

また、これらの他に  $P_x$  値に影響を与える可能性が考えられる因子として、リン除去量は生物反応槽流入水リン負荷量以上にはなり得ないことから、流入水リン濃度は  $P_x$  値に影響を有する筈である。ここでは、これらの因子と  $P_x$  値の関連について検討する。

#### a. 有機物負荷

図4-23は、第3章に述べたベンチスケール実験で、Run-1~6で原水TP濃度は一定としてBOD-SS負荷を段階的に変えて  $P_x$  の変化を調べた結果を示したものである。この場合のBOD-SS負荷は、嫌気槽及び好気槽の合計MLSS量に対する値である。本実験結果では、BOD-SS負荷が0.3gBOD/gSSまではBOD-SS負荷に比例して  $P_x$  値はやや増大する傾向が見られている。深瀬はパイロットプラント実験の結果、好気槽滞留時間は2~6時間の範囲では短い程、高  $P_x$  値の汚泥が得られたとしている。<sup>(3)</sup> 好気槽滞留時間が短いことは、BOD-SS負荷が高いことを意味するため、深瀬による結果は本ベンチスケール実験結果と一致しているが、図4-23ではBOD-SS負荷が0.3gBOD/gSS以上になると、 $P_x$  はかえって減少している。この理由としては、BOD-SS負荷が0.3gBOD/gSS以上の高負荷条件では、活性汚泥の色が黒っぽくなっていったことから、好気槽における酸素供給量が不足し、活性汚泥が若干嫌気化したことが原因であろうと考えられる。これに対して、図4-24は実施設運転実験を行なった3処理場のデータについて、BOD-SS負荷と  $P_x$  の関係を示したものである。ただし、BOD-SS負荷は前図と同様に、生物反応槽全体のMLSS量に対する値である。実施設運転実験のBOD-SS負荷は同図のデータ分布から判断できるように、ほとんどが0.3kgBOD/kgSS以下であり、これは実施設運転においては一般的であると考えられる。図からは、 $P_x$  値はBOD-SS負荷には無関係に分布している。このことから、ベンチスケール実験のように他

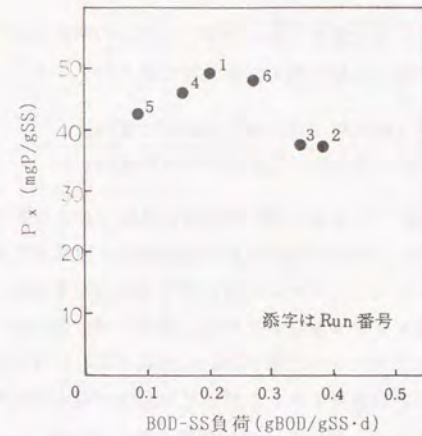


図4-23 BOD-SS負荷と  $P_x$  (ベンチスケール)

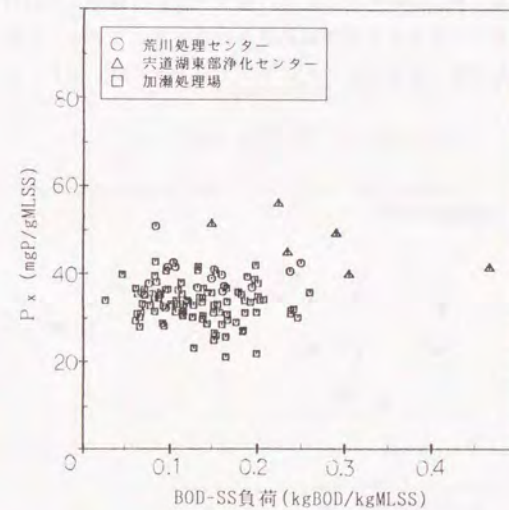


図4-24 BOD-SS負荷と  $P_x$

の条件の影響を排除した場合には  $P_x$  値にBOD-SS負荷の影響が見られるが、実施設運転においては  $P_x$  値に対するBOD-SS負荷の影響は明らかではなく、BOD-SS負荷は少なくとも0.3kgBOD/kgSS以下の範囲では、 $P_x$  値に対して支配的因子とはならないと考えられる。



b. SRT

図4-25に、ベンチスケール実験で得られたSRTと $P_x$ の関係を示す。SRTは次式により計算したものであり、生物反応槽全槽の汚泥量を対象としている。(以下、同じ)

$$SRT(d) = \frac{\text{生物反応槽(嫌気槽+好気槽)内のMLSS量(kg)}}{\text{引抜汚泥中のMLSS量(kg/d)+処理水中のSS量(kg/d)}} \quad (4-3)$$

ただし、Run-5のデータについては、SRTが64日と運転日数より長いため参考値として考える。前項で述べたように、BOD-SS負荷が0.3kgBOD/kgSS程度までは、 $P_x$ はBOD-SS負荷と正の相関が見られた。ここで、BOD-SS負荷とSRTは負の相関関係にあるので、SRTと $P_x$ の間にも負の相関関係が存在するはずである。図4-26に各RunのBOD-SS負荷とSRTの関係を示すように、ベンチスケール実験のBOD-SS負荷とSRTは負の相関関係にある。しかしながら、図4-23でBOD-SS負荷と $P_x$ の間に比例関係が認められたRun-1,4,5,6のデータについてみると、SRTと $P_x$ 間の負の相関関係は明らかではない。これは、図4-26にみられるように、Run-4で、原因は不明であるが、BOD-SS負荷に対してSRTが小さいことが一因と考えられる。もしRun-4のSRTが、図4-26から推測して12日程度であれば、SRTと $P_x$ の間には多少とも負の相関関係が見られると考えられる。しかしながら、Run-1,4,5,6以外のRunも含めた全体のデータについて見ると、SRTが $P_x$ に与える影響は明らかではない。

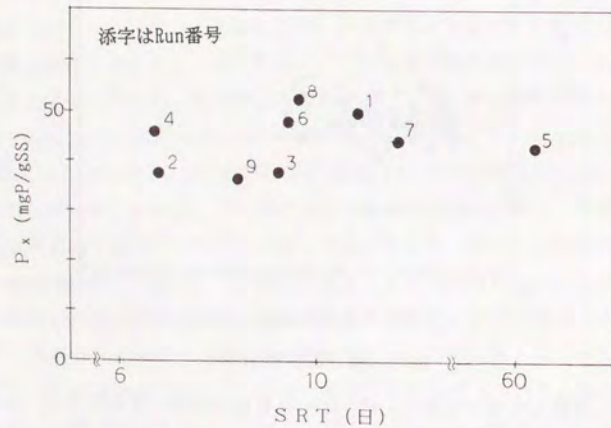


図4-25 SRTと $P_x$  (ベンチスケール)

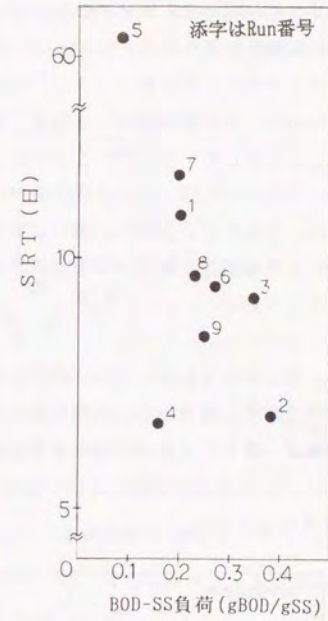


図4-26 BOD-SS負荷とSRT

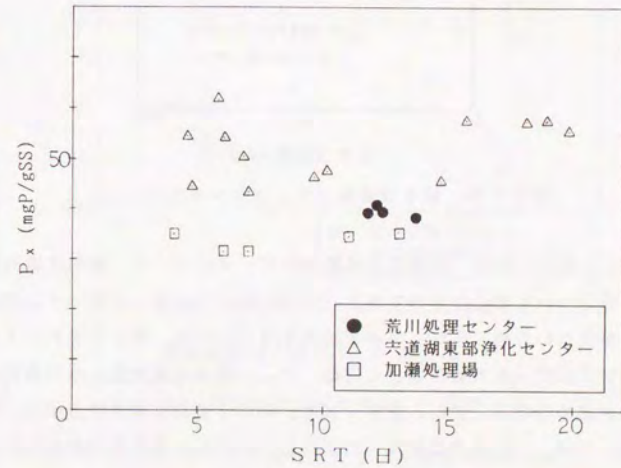


図4-27 SRTと $P_x$



これに対して、図4-27は3処理場の運転実験で得られたSRTと $P_x$ の関係を示したものであるが、ベンチスケール実験の結果と同様にSRTと $P_x$ の間には明確な関係は認められない。深瀬は、グルコース・ペプトンを基質とするfill and draw方式のベンチスケール運転実験において、 $P_x$ へのSRTの影響を調査した結果、滞留時間が一定の場合はSRTが長いほうが $P_x$ が大きくなったとしている。<sup>(4)</sup>ここで図4-27中の穴道湖東部浄化センターのSRT=11日未満のデータについては、全て滞留時間が5.5~5.6時間の範囲である。

これらのデータについても、やはり $P_x$ とSRTの間には明らかな正の相関関係は見られない。以上のことから、SRTは実施設での嫌気-好気活性汚泥法運転においては、 $P_x$ に支配的な因子であるとは考えにくい。

### c. 流入水リン濃度

次に流入水リン濃度の $P_x$ 値に及ぼす影響について検討を加える。図4-28は、ベンチスケール実験において得られた原水TP濃度と $P_x$ の関係について示したものである。これらのデータは、原水BOD濃度は一定として原水TP濃度を順次変更したRun-6~9のデータである。図に見られるように、 $P_x$ は原水TP濃度に応じて増大し、原水TP濃度の1mg/lの増加は $P_x$ の2.47mgP/gSSの増加となった。

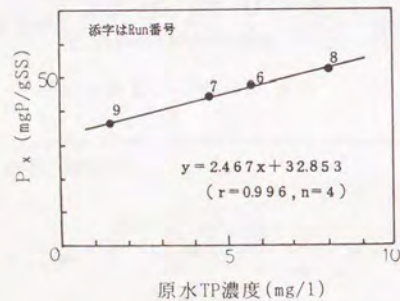


図4-28 原水TP濃度と $P_x$  (ベンチスケール)

これに対して図4-29は、実施設3処理場のデータについて、最初沈殿池流出水TP濃度と $P_x$ の関係について示したものである。本図においては個々のデータは前述した理由からバラツキが大きいため、各Run毎の平均値を用いている。図に見られるように、実施設の場合もベンチスケール実験の場合と同様、 $P_x$ と最初沈殿池流出水TP濃度の間には、正の相関関係が認められる。また、図4-30に、同じく最初沈殿池流出水 $PO_4$ -P濃度と $P_x$ の関係を示したが、この場合は図4-29よりも、より正の相関関係が明らかである。これ

は、TP濃度の場合には、化学結合性のリンや有機態リンのように生物学的に分解不可能あるいは分解速度が遅い形態のリンが含まれるため、TP濃度が必ずしも直接にポリリン酸の蓄積量に寄与しないためであろう。

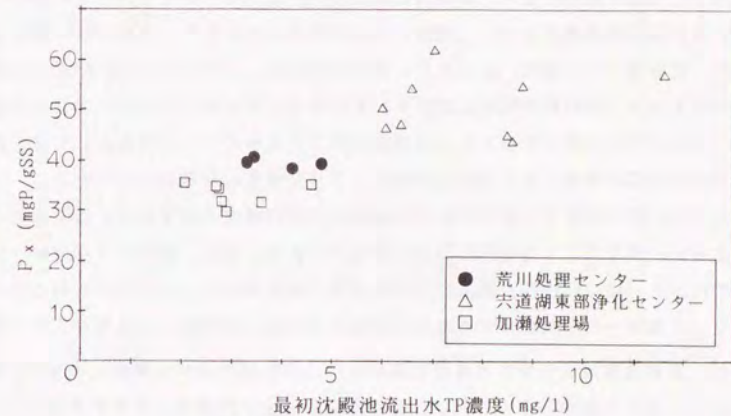


図4-29 最初沈殿池流出水TP濃度と $P_x$

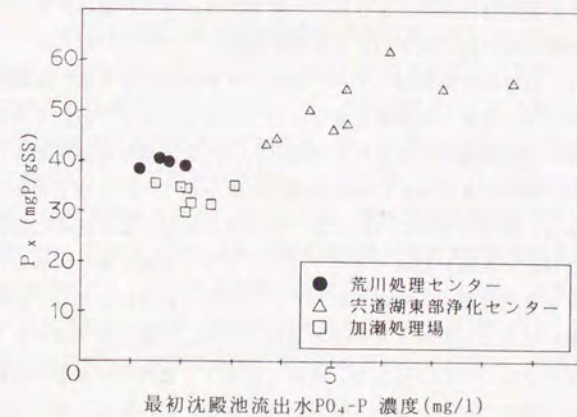


図4-30 最初沈殿池流出水 $PO_4$ -P濃度と $P_x$

嫌気槽で放出されたリンが、好気槽で活性汚泥中に大部分再吸収されて、十分に低い処理水リン濃度が得られている場合には、プロセスのリン除去量は最初沈殿池流出水リン負



荷量とほぼ等しくなるはずである。プロセスのリン除去量は、(4-3)式より $P_x$ 値と余剰汚泥発生量の積であるが、余剰汚泥発生量については、実施設では夏期には冬期より一般的に流入水濃度が低いことから、余剰汚泥発生量に季節差が見られることがあるものの、短い期間では大きな変動はなく、余剰汚泥発生量はほぼ一定と考えて良いであろう。従って、 $P_x$ 値が最初沈殿池流出水リン濃度と正の相関関係があるという事実は、最初沈殿池流出水リン負荷量(リン濃度)により $P_x$ 値が決定され、これによって、結果的に除去リン量に相当するリン負荷量が系外に排出されていることを示唆していると考えられる。

また、このことから推察すると $P_x$ 値の短期間での変動の一つの原因としては、汚泥処理返流水の返送等の原因による最初沈殿池流出水リン濃度の変動が考えられる。

ただし、 $P_x$ 値を決定する要因が最初沈殿池流出水TP濃度のみであるとは考えにくく、この他にも $P_x$ 値を決定する要因は存在するはずである。仮に、原水リン濃度が十分に高い状況では、 $P_x$ 値は活性汚泥細菌のリン蓄積能力等の要因によって決定されるのである。ただし、都市下水を対象とする実施設運転の場合は、返流水リン負荷が大きいケースを除けば、最初沈殿池流出水TP濃度は比較的低く、また処理水リン濃度も十分に低い場合が多いために、前述の理由から $P_x$ 値には最初沈殿池流出水TP濃度の影響が卓越する。

#### 4.2.4 水温

嫌気状態における汚泥からのオルトリン放出速度と、好気状態でのオルトリン吸収速度について水温の影響を回分試験により調べた結果では、リン放出速度やリン吸収速度は水温に依存し、水温が高いほど大きいとする報告が多い。(7)(9)(10)

しかしながら、実施設3処理場のデータでは、夏季あるいは冬季の水温の上昇あるいは低下によって特にリン除去への影響は観察されなかった。図4-31に3処理場のデータについて、各実験区画の最初沈殿池流出水水温と $PO_4-P$ 除去率の関係を示す。これらのデータは、実験区画のBOD-SS負荷が $0.1\text{kgBOD/kgMLSS}$ 以上かつ $PO_4-P$ 除去率が75%以上の実験区画のものである。後者の条件については、除去率が著しく低い場合には返流水リン負荷の影響のような特定の原因が存在するので、このような実験区画は除外したものである。

図4-31では最初沈殿池流出水水温は約 $14^\circ\text{C}$ から $27^\circ\text{C}$ の範囲に分布しているが、最初沈殿池流出水水温が低い場合でも80%あるいはそれ以上の $PO_4-P$ 除去率が得られていることがわかる。また、データの分布についても、水温と除去リン量の間には特に明確な傾向は見られていない。以上のことから、嫌気-好気活性汚泥法においては、嫌気条件でのリン放出速度や好気条件でのリン吸収速度は自体は水温の影響を受けるとしても、実施設で生じ得るような水温の範囲では、プロセスのリン除去に与える水温の影響は小さく、生物学的窒

素除去の場合のように水温によって必要反応槽容量が大きく変わるといった運転管理への重大な影響はないと考えられる。

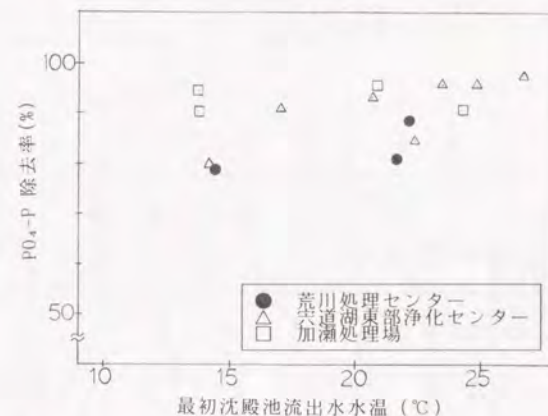


図4-31 最初沈殿池流出水水温と $PO_4-P$ 除去率

#### 4.2.5 流入水量変動

流入水量変動が嫌気-好気活性汚泥法によるリン除去に与える影響について検討する。パイロットプラントによる嫌気-好気活性汚泥法運転実験において、流入水量を変動させた運転を行なった。本パイロットプラントによる実験の詳細については、第3章3.3に述べたので省略するが、流量変動は原水供給ポンプの流量制御により流量パターンをかけて運転した。流量変動幅は、最大流量:平均流量:最小流量=1.46:1:0.55であった。また、平均流量に対する生物反応槽滞留時間は、3.5時間であった。流量変動パターン及び流量変動運転時の最初沈殿池流出水、各槽混合液、最終沈殿池流出水のリン濃度の測定結果を図4-32に示す。流量低下時には嫌気槽滞留時間が増大するため嫌気槽リン濃度が高くなり、流量増大時にはこれと反対の現象が観察された。この結果、流量低下時に嫌気槽において多量に放出されたリンが、その後の流量増大時に好気槽に流入した場合、好気槽で滞留時間が短いため吸収しきれなかったリンが処理水中に残存し、処理水リン濃度を高める結果となった。

荒川処理センターでの実施設運転実験においても流量変動運転を行なった。流量変動幅は流量比で、最大流量:平均流量:最小流量=1.54:1:0.62であった。同処理センター



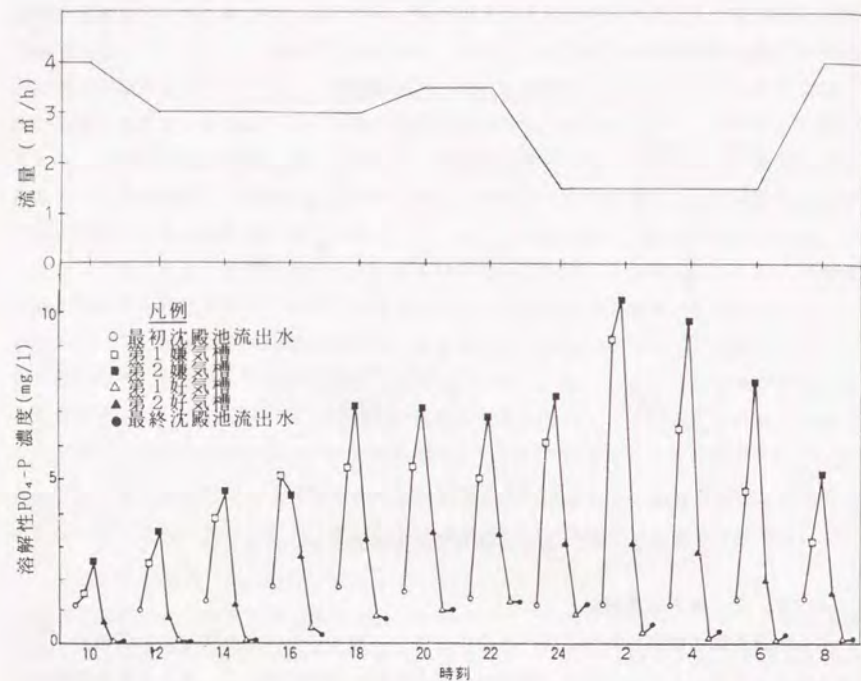


図4-32 バイロットプラントにおける流量変動運転結果

では、流量変動運転を行なった当時、嫌気-好気活性汚泥法運転ではなく、嫌気槽-脱窒槽-好気槽という構成としたA<sub>2</sub>/O法の運転を行なっていたために、生物反応槽滞留時間は平均11.8時間と長かった。各槽の容量比は、嫌気槽：脱窒槽：好気槽＝1：1：2であった。図4-33に、流量変動運転時の各点でのリン濃度の測定結果を示す。図に見られるように、ベンチスケール実験と同様に、流量増大時には嫌気槽滞留時間が短くなるため、嫌気槽におけるリン放出量は低下した。また、流量低下時には、これと逆の現象が生じている。しかしながら、流量低下時に嫌気槽で多く放出されたリンは、続く好気槽で完全に吸収されているため、処理水リン濃度には流入水量変動の影響は見られない。参考までに、人工的流量変動ではなく、自然流量変動のリン除去への影響のデータとして、川崎市加瀬処理場における通日調査の結果を図4-34～35に示す。この場合、生物反応槽の滞留時間

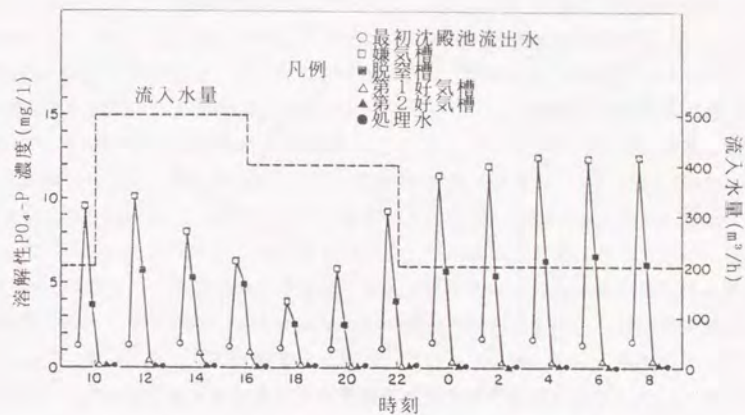


図4-33 荒川処理センターにおける流量変動運転結果

は5.7時間であった。また、流入水量は、最大水量と最小水量の比が約2.3倍と、荒川処理センターとほぼ同程度の変動幅を示したが、流入水量のこのような変動に対して、処理水PO<sub>4</sub>-P濃度は安定的にほぼ0である。

以上のことから、パイロットプラント実験のように、生物反応槽滞留時間がかなり短い場合には、流入水量低下時に嫌気槽で放出されたリンが、その後の流入水量増大時に好気槽での滞留時間が小さいため、吸収しきれないで処理水中に流出し、処理水TP濃度が増大するという形で流入水量変動の影響が見られることがあるが、標準活性汚泥法と同程度の生物反応槽滞留時間であれば、流入水量変動があってもリン除去は安定しており、特に嫌気-好気活性汚泥法的前提として流入水量均等化は必須ではないと考えられる。



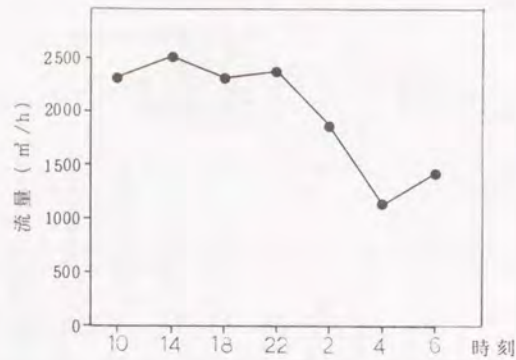


図4-34 加瀬処理場における流量変動

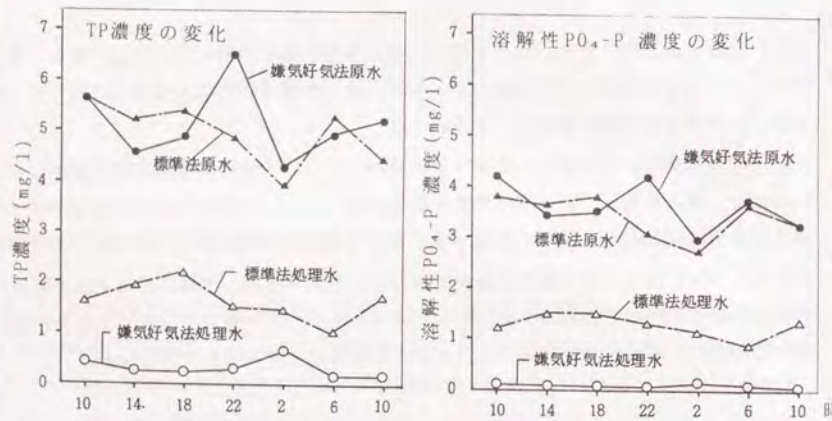


図4-35 加瀬処理場の通日調査結果

#### 4. 2. 6 好気槽DO濃度

好気槽DO濃度のリン除去への影響については、片山らはベンチスケール実験の結果、好気槽DO濃度は活性汚泥のリン吸収速度に影響を与え、リン吸収速度は好気槽DO濃度が高いほど大きいと報告している。<sup>(11)</sup>また、佐々木らは、パイロットプラント実験で好気槽末端DO濃度を5mg/l、1mg/l、0.2mg/lと段階的に低下させた運転を行なった結果、DO濃度が0.

2mg/lでは処理水リン濃度が増大したと報告している。<sup>(12)</sup>好気槽DO濃度が低下した場合に処理水リン濃度が増大する現象については、好気槽内の活性汚泥フロック内部で酸素消費の結果、嫌気部分が生じ、そこでリン再放出が生じることが主な理由であると考えられる。第3章で紹介した実施設運転実験では、荒川処理センターにおける運転実験のRun-2を除いて、いずれも好気槽末端のDO濃度は1mg/lを上回っており、特にDO濃度が低い状態ではなかった。ただし荒川処理センターでの運転実験におけるRun-2では、好気槽末端のDO濃度が平均0.6mg/lと他のRunよりかなり低かったが、平均処理水PO<sub>4</sub>-P濃度は0.23mg/lであり、他のRunと比較して高い値ではなく、低DO濃度の影響は見られなかった。これに対して、川崎市入江崎処理場での嫌気-好気活性汚泥法実施設運転実験では、好気槽末端DO濃度がかかなり低下したケースがあり、この場合には処理水PO<sub>4</sub>-P濃度の上昇が見られている。<sup>(7)</sup>表4-2にこの状況をまとめた。このように0~0.2mg/l程度のDO濃度では、好気槽ORPレベルがマイナスとなっており、槽が好気状態に保たれていない。この条件下では、対照として示したDO濃度=3.3mg/lの場合と比較して、処理水PO<sub>4</sub>-P濃度がかかなり増大していることがわかる。これらのことから判断すると、好気槽末端のDO濃度は1mg/l以上を確保することを目標とすれば、好気槽活性汚泥における嫌気部分生成-リン再放出による処理水リン濃度増大は防止できよう。

表4-2 入江崎処理場での低好気槽DO時の処理水PO<sub>4</sub>-P濃度<sup>(6)</sup>

	'83.6.1	'83.6.15	'83.12.2
送風倍率(-)	1.3	2.0	2.5
MLSS(mg/l)	2,360	2,360	2,510
好気槽末端DO(mg/l)	0.2	0	3.3
好気槽末端ORP(mV)	-20	±0	+170
好気槽末端PO <sub>4</sub> -P(mg/l)	2.56	0.47	0.01
処理水PO <sub>4</sub> -P(mg/l)	3.63	0.80	0.37

#### 4. 2. 7 最終沈殿池におけるリン放出

好気槽で混合液中のリンを吸収した汚泥は最終沈殿池で固液分離されるが、最終沈殿池内に堆積沈降した汚泥が、酸素呼吸による酸素消費及び硝酸性呼吸による酸化態窒素消費を経た後、最終的に嫌気状態となった場合には、一旦吸収したリンの再放出が生じる可能性がある。荒川処理センターでの運転実験の結果では、返送汚泥混合液ろ液のPO<sub>4</sub>-P濃度は好気槽末端でのPO<sub>4</sub>-P濃度よりも大幅に高く、最終沈殿池の汚泥界面下でリンが再放出されていることを示唆している。このように、最終沈殿池で沈殿した汚泥から再放出され



たリンが上部の液中に拡散した場合には、処理水リン濃度を高めることが考えられる。

図4-36は、荒川処理センターの実験で得られた返送汚泥ろ液COD濃度と同 $PO_4$ -P濃度及び最終沈殿池内でのリン再放出量の関係を示したものである。ここで、最終沈殿池内でのリン再放出量は、処理水 $PO_4$ -P濃度と好気槽末端の $PO_4$ -P濃度の差である。本図中のデータには、 $A_2/O$ 法のフローにより、窒素除去をも行なった期間（Run-4-6）も含まれているが、いずれも傾向的には同じであり、返送汚泥ろ液COD濃度が高い程、返送汚泥混合液 $PO_4$ -P濃度は高く、またリン放出量も大きい傾向にある。図4-36中の各データのうち、Run-4は降雨の影響で流入水基質濃度が低かったことに加えて、滞留時間も全実験区画中で最も長かったために返送汚泥中の残存基質が少なく、リン再放出量が最も小さくなったものと考えられる。これに対してRun-7は最も低水温期であったので、有機物の酸化分解が遅く、返送汚泥ろ液中の残存基質量が多かったために、リン再放出量が大きかったと考えられる。また、前項で述べたようにRun-2では、好気槽末端でのDO濃度が低かったが、この影響は $PO_4$ -P放出量及び返送汚泥 $PO_4$ -P濃度には認められない。

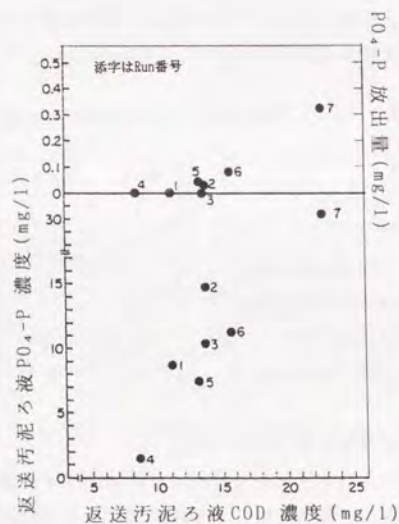


図4-36 返送汚泥ろ液COD濃度と同 $PO_4$ -P濃度及び最終沈殿池でのリン再放出量（荒川処理センター）

図4-37に、荒川処理センターでの実験における最終沈殿池汚泥界面高と最終沈殿池内でのリン再放出量との関係を示した。Run-5-7は汚泥界面高はほぼ同じであるが、Run-7でリン再放出量が特に大きいことについては、前述のように返送汚泥ろ液COD濃度が高いことが影響していると考えられる。返送汚泥ろ液COD濃度に大差のないRun-2,3,5,6について見ると、返送汚泥ろ液COD濃度はRun-2が最も大きく、Run-3とRun-6がほぼ等しくRun-5が最も小さいが、 $PO_4$ -P放出量について見ると、逆にRun-5,6 > Run-2,3となっている。この理由としては、Run-5,6では最終沈殿池汚泥界面高が2m程度と高く、これは水面下約2mにあたるが、この程度の距離であると返送汚泥中で再放出されたリンが池内水流によって拡散し、処理水 $PO_4$ -P濃度に影響するものと考えられる。このように、汚泥界面高で再放出されたリンの処理水リン濃度への影響程度は、最終沈殿池汚泥界面高により左右される。

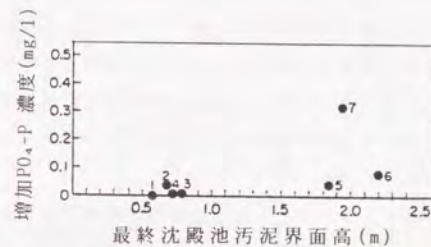


図4-37 最終沈殿池汚泥界面高とリン再放出量（荒川処理センター）

表4-3は、川崎市入江崎処理場での嫌気-好気活性汚泥法運転実験で最終沈殿池においてリンの再放出が生じたケースについて、その原因を推定したものである。<sup>(7)</sup> この場合には汚泥界面高の測定はなされてないが、荒川処理センターの場合と同様に最終沈殿池内の汚泥貯留量が増加し、汚泥界面高が上昇した場合にリン再放出の影響が処理水リン濃度の上昇となって現われている。

以上のことから、最終沈殿池でのリン再放出及びその処理水リン濃度への影響を防止するためには、最終沈殿池汚泥界面高の適正な管理と十分な基質除去が重要であると考えられる。



表4-3 最終沈殿池でのリン再放出とその原因(入江崎処理場)<sup>(6)</sup>

	好気槽末端 PO <sub>4</sub> -P 濃度 (mg/l)	処 理 水 PO <sub>4</sub> -P 濃度 (mg/l)	推定される原因	
			汚泥の貯め過ぎ	汚泥引抜弁閉塞
'83.11.14	0.02	0.46	○	○
'83.11.15	0.01	0.38	○	○
'83.11.16	0.02	0.48	○	○
'83.11.17	0.02	0.46	○	○
'83.12.7	0.02	0.53	○	
'83.12.9	0.07	0.75	○	

#### 4.2.8 流入水金属濃度

都市下水を対象とする生物学的脱リン法では、そのリン除去の主要部分は活性汚泥へのポリリン酸の蓄積という生物学的現象によるが、一方ではCaやMg等の金属と結合して不溶性塩を形成するという形で水中から除去される部分も無視しえないことが明らかにされている。<sup>(17)</sup>例えば、入江崎処理場における嫌気-好気活性汚泥法運転実験の場合には、曝気槽活性汚泥のSTS法による分画の結果、化学結合性リンが汚泥内全リンの50%以上を占めるほど多いことがわっている。<sup>(17)</sup>

図4-38に、荒川処理センターでの生物反応槽内での混合液ろ液における各金属の濃度変化の測定結果を示す。Ca以外の金属はPO<sub>4</sub>-Pと同じ濃度変化の傾向を示し、特にポリリン酸に付随するMgとKではその傾向は顕著である。また、Feについても濃度変化は小さいながら同様な傾向が認められる。

また、実施による実験を行なった3処理場(宍道湖東部浄化センター、荒川処理センター、加瀬処理場)の生物反応槽流入水金属濃度測定結果を表4-4に示す。荒川処理センター及び加瀬処理場では、加圧脱水機の脱水助剤として石灰と塩化第二鉄を用いているため、高分子凝集剤を用いているベルトプレス脱水機を採用している宍道湖東部浄化センターと比較して生物反応槽流入水のCa、Fe濃度が明らかに高いことがわかる。また、Mg濃度に関しては3処理場とも大差ないが、K濃度については加瀬処理場が他二処理場よりも低い値となっている。

これらの各処理場の活性汚泥リン含有率の増加に金属との化学的結合による不溶性塩がどの程度寄与しているかについては、リンの形態分画データがないため判断できないが、生物反応槽流入水のCa、Fe濃度が最も低い宍道湖東部浄化センターにおいて、前述のよう

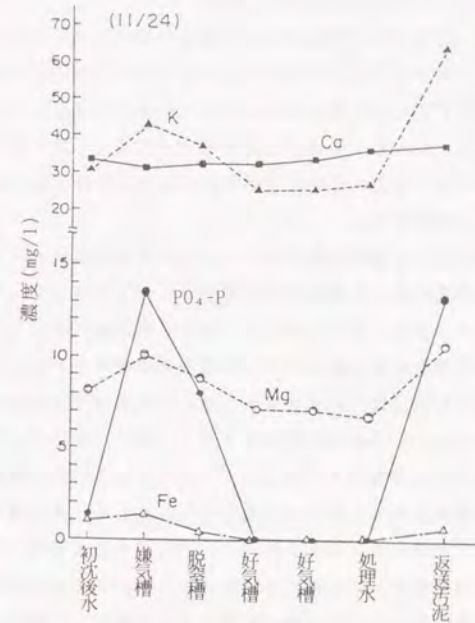


図4-38 生物反応槽内での金属類及びPO<sub>4</sub>-Pの濃度変化(荒川処理センター)

表4-4 生物反応槽流入水の金属濃度測定結果

処 理 場 名	Mg	K	Ca	Fe	備 考
宍道湖東部浄化センター	7.3	20.3	17.3	1.6	
荒川処理センター	8.5	21.1	38.0	2.8	2回の測定の平均値
加瀬処理場	6.9	9.3	38.4	2.5	

(mg/l)

に最も高い活性汚泥リン含有率が観察され、また、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷が小さい場合には高いリン除去率が得られたことから、嫌気-好気活性汚泥法の運転においては、脱水ろ液によるCa、Fe供給は良好なリン除去を達成する上での必要条件とは考えられない。



#### 4. 3 嫌気-好気活性汚泥法の処理水リン濃度

これまで、嫌気-好気活性汚泥法の実施設運転におけるリン除去への影響因子について検討してきたが、流入水基質濃度や雨水流入のような外的要因については、プロセスの運転管理技術による対応でその影響を消去することは容易ではないと考えられ、リン除去能力を判断する上では、これらの要因の影響を包含して考えることが必要である。本項では、このような視点から、嫌気-好気活性汚泥法によるリン除去能力について、実施設運転実験の結果をもとに検討する。

図4-39に、実施設による運転実験を行なった宍道湖東部浄化センター、荒川処理センター、川崎市加瀬処理場における最初沈殿池流出水の全リン（以下、TPと略す）濃度の累積頻度分布曲線を示す。また、図4-40には同様に各処理場における処理水（最終沈殿池流出水）TP濃度の累積頻度分布曲線を示す。両図中には参考として、川崎市による入江崎下水処理場での嫌気-好気活性汚泥法の実施設運転での最初沈殿池流出水及び処理水TP濃度を併せて示した。ただし、宍道湖東部浄化センターのデータについては第5章で詳述するように、汚泥処理プロセス構成上の理由から、返流水リン負荷が運転実験の継続につれて増加し、最初沈殿池流出水リン濃度が大幅に増大したため、他実験との比較上汚泥処理プロセス返流水のリン負荷が流入水リン負荷の100%以下である期間（Run-1~5）のデータを用いた。また荒川処理センターのデータのうち、Run-7ではその期間中に最終沈殿池汚泥界面が高く、汚泥からのリン再放出の影響により処理水リン濃度が高い状態であったので、Run-7のデータは図4-39からは除外してある。

図4-39に見られるように、最初沈殿池流出水のTP濃度の分布は、汚泥処理プロセス返流水の影響の大きかった宍道湖東部浄化センターのデータを除いて、荒川処理センター、加瀬処理場、入江崎処理場ではほぼ同様とみなせる。これらの3処理場は、いずれも汚泥処理プロセス中に嫌気性消化槽を持たず、また脱水機種はフィルタープレスで、脱水助剤として消石灰及び塩化第2鉄を用いている。また、全施設の一部を用いて嫌気-好気活性汚泥法運転を行なったため、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷の影響が小さく、返流水による最初沈殿池流出水リン濃度の増大は見られなかった。このことから、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷の影響が小さい場合には、最初沈殿池流出水TP濃度分布はこれら3処理場の最初沈殿池流出水TP濃度分布に類似すると推定される。

しかしながら、最初沈殿池流出水TP濃度の分布がほぼ同様であっても、図4-40のように処理水TP濃度の分布の仕方には処理場によってかなりの差が見られる。すなわち川崎市の両処理場では全体的に処理水TP濃度は低い傾向があり、加瀬処理場では、全データの96%が1.0 mg/l以下、83%が0.5mg/l以下、入江崎処理場では全データが1.0mg/l以下、同じく97%が0.5mg/l以下という分布になっている。これに対して、荒川処理センター及び

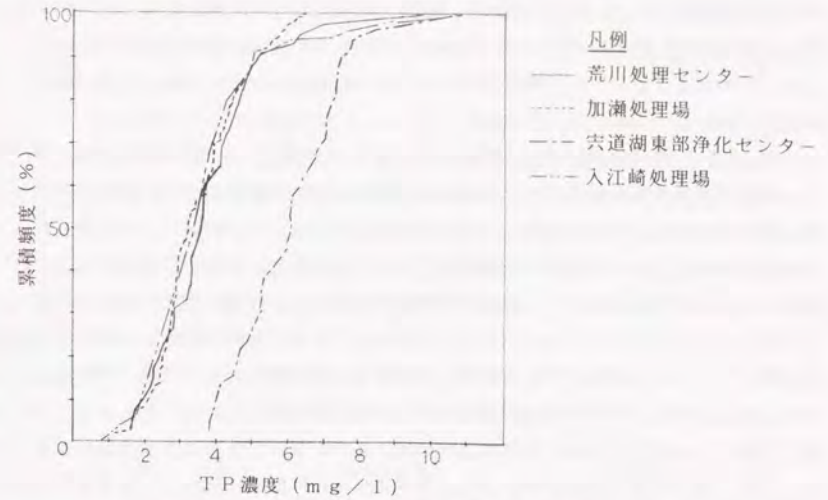


図4-39 最初沈殿池流出水TP濃度の分布

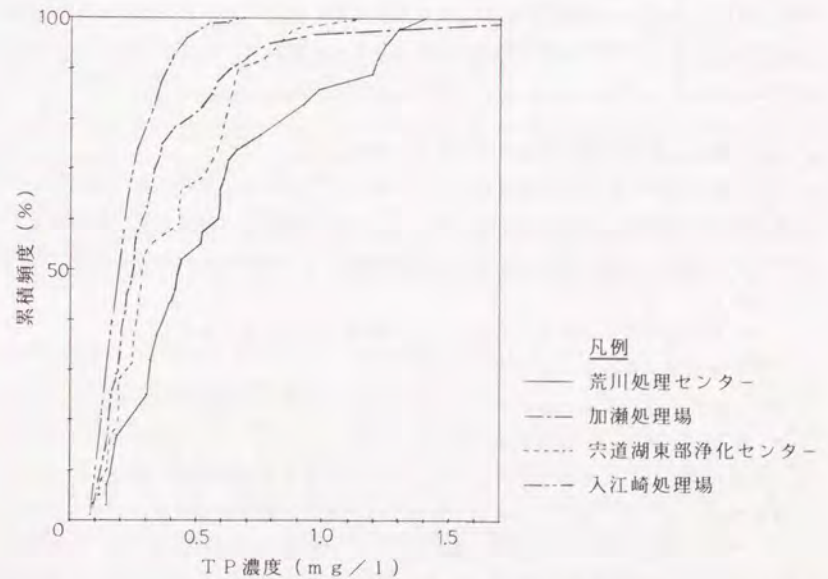


図4-40 処理水TP濃度の分布



六道湖東部浄化センターでは、処理水TP濃度の分布は川崎市の両処理場のデータより全体的に高めであり、荒川処理センターの場合、全データの85%が1.0mg/l以下、52%が0.5mg/l以下である。また、六道湖東部浄化センターの場合、全データの98%が1.0mg/l以下であり、68%が0.5mg/l以下である。

このように、実験箇所によって処理水リン濃度の分布の仕方には差が見られるが、これらの実施実験結果を総合的に評価すると、嫌気-好気活性汚泥法によれば処理水リン濃度はその大部分が1.0mg/l以下であるものと考えられる。第1章図1-1に示したように標準活性汚泥法では二次処理水TP濃度は全データの90%が3.8mg/l以下、50%が2.2mg/l以下といった分布をしており、嫌気-好気活性汚泥法により標準活性汚泥法と比較してかなり高いリン除去率が得られていることが明らかである。検討対象とした三つの実施実験では、いずれも既存の標準活性汚泥法施設の曝気槽最前部の区画に攪拌機を設置することにより嫌気ゾーンを設け、嫌気-好気活性汚泥法施設に改造したもので、特に嫌気槽の密閉化や返送汚泥流入方法の改造等の嫌気条件を保証するための改造は行なわなかった。また、流入水量、滞留時間、BOD-SS負荷等の運転条件についても、標準活性汚泥法の運転条件の範囲に含まれるものであり、特殊な運転は行なっていない。これにも拘らず、嫌気-好気活性汚泥法の運転により、リン除去率の大幅な向上が得られていることから、同法の運転においては、装置的にはこのような簡易な改造で十分であり、また特殊な運転を行なわなくても、標準活性汚泥法と比較してかなり高いリン除去率が期待できると考えられる。

#### 4.4 嫌気-好気活性汚泥法のエネルギー消費

本項では、嫌気-好気活性汚泥法のエネルギー消費について検討する。嫌気-好気活性汚泥法を標準活性汚泥法と比較した場合、エネルギー消費に差が生じる可能性があると考えれば、それは次のような嫌気-好気活性汚泥法のプロセス構成上の特性に起因するものと考えられる。

- (1) 嫌気槽の存在によりエアレーション時間が短縮されること。
- (2) 嫌気槽は機械的に攪拌されること。

嫌気-好気活性汚泥法の運転を行なう場合には、生物反応槽全滞留時間はほぼ変わらないが、生物反応槽の1/4程度が嫌気槽となるため、エアレーション時間が短縮され、これは送風量の減少につながる可能性がある。川崎市加瀬下水処理場での嫌気-好気活性汚泥法運転実験では、同一条件下で嫌気-好気活性汚泥法と標準活性汚泥法の2系列を運転したが、この中のRun-5-1-2において両系列の必要送風量の比較を行なった。実際の施設の運転で必要送風量の限界を正確に知ることは容易ではないが、加瀬処理場における検証で

は処理水質をチェックしながら徐々に送風量を減少してゆき、処理水質が悪化しない限界に近いと思われる送風量を選定した。処理水質のチェックには、最も簡便で速やかに判断できる指標として透視度を用いた。

表4-5に送風動力の比較結果を示す。表中には参考値として、同じく川崎市の入江崎処理場で昭和58年度に行なった嫌気-好気活性汚泥法施設運転実験における嫌気-好気活性汚泥法系列と標準活性汚泥法系列の送風動力データを示す。また、同じく参考値として、全国から抽出した標準活性汚泥法処理場の送風動力データ(年間送風動力データ)を示してある。表中の加瀬処理場でのRun-5-2の送気量はRun-5-1と比較して大きいのが、これはRun-5-1の運転で両系列ともに処理水SS濃度が高まる傾向が見られたために、送風量を増大した結果である。

表4-5 生物反応槽送風動力の比較結果

		処理水量 (m <sup>3</sup> /d)	単位送風動力 (kWh/Nm <sup>3</sup> )	単位処理水量当り		単位BOD除去量当り		
				送風量(Nm <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	送風動力(kWh/m <sup>3</sup> )	送風量(Nm <sup>3</sup> /kg)	送風動力(kWh/kg)	
加瀬	嫌気法	Run5-1	44,840	0.026	1.98	0.052	35.01	0.910
		Run5-2	45,350		2.39	0.062	33.87	0.881
	標準法	Run5-1	39,481	0.026	2.51	0.065	46.09	1.198
		Run5-2	39,965		3.41	0.089	49.52	1.287
入江崎	嫌気好気法	37,250	0.022	2.16	0.048	—	—	
	標準法	36,000		2.80	0.062	—	—	
参考値	I	—	0.039	4.50	0.153	48.23	1.738	
	II	—	0.036	3.94	0.144	44.33	1.638	
	III	—	0.046	3.60	0.145	50.27	2.026	

(注) 参考値I: 標準活性汚泥法の処理場で、流入水量が10,000m<sup>3</sup>以上かつ設計処理水量の70%以上の全国15処理場の平均値  
 参考値II: 参考値Iの対象処理場の内、流入水量が20,000m<sup>3</sup>以上の全国8処理場の平均値  
 参考値III: 参考値Iの対象処理場の内、一部分流式を含む合流式下水道7処理場の平均値

本表の送風動力データによると、まず標準活性汚泥法における処理水量当り送風量については、全国平均値と加瀬処理場あるいは入江崎処理場のデータを比較すると、全国平均値が加瀬処理場あるいは入江崎処理場の値よりもかなり大きいことがわかる。これら両処理場では、いずれも嫌気-好気活性汚泥法系列と標準活性汚泥法系列の送風動力の比較を行なう意図があったため、送風量設定が過大とならないように配慮していたが、一般的には送風動力の設定については「下水道施設設計指針と解説」で、標準活性汚泥法の標準的送風倍率として3-7Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>があげられているものの、具体的な送風量の設定基準は示され



ていない。このため、実際の運転では送風量をかなり安全側に大きく設定するケースが多く、過大となっている場合も多いと考えられる。このことから推察すると標準活性汚泥法における送風動力量はそれ自体必要最小限の値ではなく、まだ削減の余地はあるものと考えられる。

ここで、加瀬・入江崎両処理場における嫌気-好気活性汚泥法系列と標準活性汚泥法系列の単位処理水量当り送風量を比較すると、いずれも嫌気-好気活性汚泥法系列の送風量は標準活性汚泥法系列の送風量よりも70~80%小さくなっていることがわかる。また、加瀬処理場について除去BOD当り送風量で比較しても同様な結果となっている。しかしながら除去BOD当り送風動力量の全国平均値と加瀬処理場の値を比較して見ると、ここでは大差ない結果になっている。これは、加瀬処理場の流入下水BOD濃度が一般の都市下水と比較して低いため、除去BOD当り送風量が大きくなっているものと考えられる。また除去BOD当り送風量の全国平均値のうち、合流式下水道処理場の値は他の値に比較して高いが、これは合流式下水道では、分流式下水道に比較して概して流入下水濃度が低いため、このような結果になっているものと考えられる。

次に攪拌機の設置による所要動力については、嫌気槽容量1ml当り6~7Wで十分であるとされている。<sup>(13)</sup>

以上の結果に基づいて、嫌気-好気活性汚泥法と標準活性汚泥法の生物反応槽について所要動力の試算を行なう。試算にあたっては必要送風動力を、表4-4の加瀬処理場での実験のRun-5-1での実績値から、嫌気-好気活性汚泥法では除去BOD当り $35\text{Nm}^3/\text{kg}\Delta\text{BOD}$ 、標準活性汚泥法では同じく $46\text{Nm}^3/\text{kg}\Delta\text{BOD}$ とし、嫌気-好気活性汚泥法における嫌気槽攪拌所要動力は $7\text{W}/\text{m}^3$ と仮定する。また、単位風量当り送風動力は実績値から $0.026\text{kWh}/\text{Nm}^3$ とする。試算は流入水量 $10,000\text{m}^3/\text{d}$ の処理場について行ない、この場合の生物反応槽諸元は運転実験時の流入水量がほぼ $10,000\text{m}^3/\text{d}$ であった宍道湖東部浄化センターのものを用いることにする。生物反応槽流入水BOD濃度及び処理水BOD濃度は、4-2-2の検討と同様に各々 $140\text{mg}/\text{l}$ 及び $10\text{mg}/\text{l}$ であるとする。

以上の仮定から、まず嫌気-好気活性汚泥法の一日当り必要送風動力は、

$$35\text{Nm}^3/\text{kg}\Delta\text{BOD}\times 130\text{mg}/\text{l}\times 10,000\text{m}^3/\text{d}\times 10^{-3}\times 0.026\text{kWh}/\text{Nm}^3 = 1,183\text{kWh}/\text{d}$$

また、嫌気槽の一日当り攪拌所要動力は、嫌気槽容量が $540\text{m}^3$ であるので、

$$540\text{m}^3\times 7\text{W}/\text{m}^3\times 24\text{h}/\text{d}\times 10^{-3} = 91\text{kWh}/\text{d}$$

従って、単位流入水量当りの所要動力は、

$$(1,183\text{kWh}/\text{d}+91\text{kWh}/\text{d})/(10,000\text{m}^3/\text{d}) = 0.127\text{kWh}/\text{m}^3$$

これに対して標準活性汚泥法の一日当り必要送風動力は、

$$46\text{Nm}^3/\text{kg}\Delta\text{BOD}\times 130\text{mg}/\text{l}\times 10,000\text{m}^3/\text{d}\times 10^{-3}\times 0.026\text{kWh}/\text{Nm}^3 = 1,555\text{kWh}/\text{d}$$

従って、単位流入水量当りの所要動力は、

$$(1,555\text{kWh}/\text{d})/(10,000\text{m}^3/\text{d}) = 0.156\text{kWh}/\text{m}^3$$

以上の試算によると、嫌気-好気活性汚泥法の生物反応槽に係る所要動力は、標準活性汚泥法のその約80%である。下水処理場でのエネルギー消費の内50%以上を生物反応槽曝気動力が占めることを考慮すると、嫌気-好気活性汚泥法は標準活性汚泥法に比較して省エネルギー的処理方法であると言える。

#### 4.5 嫌気-好気活性汚泥法の適用条件

これまでの検討により、嫌気-好気活性汚泥法は既存標準活性汚泥法施設の簡易な改造により標準活性汚泥法よりも大幅に高いリン除去率が得られること、またエネルギー消費も標準活性汚泥法に比較して小さいことが明らかになった。更に、次章で述べるように嫌気-好気活性汚泥法には汚泥沈降性改善効果があることから、同法の適用の可能性として標準活性汚泥法の代替法として汚泥沈降性改善効果・省エネルギー効果を期待するとともに公共用水域への放流リン負荷を削減するといった適用方法が十分考えられよう。

ここで、嫌気-好気活性汚泥法をリンに関する排水基準が存在する場合での嫌気-好気活性汚泥法の適用方法について考察する。第2章で述べたように、我国で下水処理場に対してリンの排水基準が適用される場合には、その排水基準値は下水処理場の規模や新設・既設の別によっても異なるが、TP濃度 $1.0\text{mg}/\text{l}$ あるいは $0.5\text{mg}/\text{l}$ である場合が多い。これらの基準値は日間平均値である場合がほとんどであり、原則的に一年中の何時如何なる日でも満足されることが要求されると考えるべきである。従って、嫌気-好気活性汚泥法によりリン除去を行なう場合には、その処理水リン濃度分布から判断すると、規制値を満足出来ないケースが一年に何日か生じることを意味する。その超過日数は処理水TP濃度の分布曲線から判断でき、加瀬処理場の場合を例にとると、放流水リン規制値が $\text{TP}\leq 1.0\text{mg}/\text{l}$ であれば、1年の内4%、つまり約14日である。また荒川処理センターの場合では、同様にその超過日数は年間55日になる。従って、嫌気-好気活性汚泥法によりリン除去を行なう場合、例えば放流水TP濃度 $\leq 1.0\text{mg}/\text{l}$ といった排水基準値を年間を通じて満足することは困難である。これに対して、環境基準の考え方を導入し、例えば1年の内、非超過確率が75%以下であれば良いといった規制であれば、最も処理水リン濃度分布が高い荒川処理センターの場合でも、これを満足できよう。本来、公共用水域に排出されるリンはその性質上、瞬間的ピーク濃度が問題となるのではなく、むしろ排出負荷量が問題であるため



現行の下水処理水リン濃度に対する規制値の設定方法には再考の余地があると思われる。しかしながら、現在はリン・窒素に関してもBOD やSSと同様に上限値的な規制値の考え方が主流であるため、現実の問題として大降雨による雨水流入等の制御不可能な外的要因により上限値を上回るケースに対応するためには、生物学的リン除去を補完するリン除去プロセスが必要であると考えられる。

#### 4.6 バックアッププロセスの検討

生物学的リン除去の補完的リン除去プロセスとしては、

- 1) その処理対象が生物処理を経た水であること
- 2) 処理水リン濃度を確実に一定レベル(規制値)以下にする必要があること

から、物理化学的リン除去法が適当であると考えられる。従って、基本的考え方として、生物学的リン除去法で除去しきれなかったリンを物理化学的リン除去法により仕上げ処理することになる。生物学的リン除去法と組み合わせて用いる物理化学的リン除去法としては、凝集沈殿法、晶析脱リン法、接触ろ過脱リン法<sup>11)</sup>等が候補として考えられる。このうち、凝集沈殿法には同時凝集法と後凝集法があるが、同時凝集法以外は晶析脱リン法、接触ろ過脱リン法を含めて、全てフロー的には生物学的リン除去プロセスの後に更に別途の物理化学的プロセスを付加するものである。これに対して、同時凝集法は生物反応槽への凝集剤添加設備と凝集剤貯留設備のみが必要であるので、これらのプロセス中で設備的にもっとも簡易であると考えられる。

生物学的リン除去法のバックアッププロセスとして同時凝集法を実際に適用した例としては、琵琶湖湖南中部浄化センターにおけるリン・窒素同時除去実験がある。同浄化センターでの実施実験の概要については前章3.4.4で紹介した通りであるので、ここでは説明を省略するが、本運転実験では放流水TP濃度及びTN濃度をそれぞれ運転管理目標の0.3mg/l及び10mg/l以下にするために、様々な運転方法を試みた。この結果、窒素に関しては運転管理目標値を満足するのはさほど困難ではなかったものの、リンについては生物学的リン除去法のみでは、 $TP \leq 0.3 \text{ mg/l}$  という運転管理目標値を安定的に満足するのは困難であることがわかった。このため、実験の最後(Run-7)に生物学的リン除去法と同時凝集法の併用を試みた。同時凝集法の凝集剤としては、生物反応槽末端部にPAC(ポリ塩化アルミニウム)を、 $Al/TP$  モル比=0.34 (TPは最初沈殿池流出水TP濃度)で添加した。これに対して、対照系列は生物学的リン除去法によらず、同時凝集法のみによりリン除去を行ない、実験系列と同様にPACを、 $Al/TP$  モル比=0.7で添加した。表4-6に、Run-7の期間の実験系列と対照系列の最初沈殿池流出水及び処理水(最終沈殿池流出水)の水質分析

表4-6 Run-7の実験系列及び対照系列の処理水リン濃度その他

	TP	PO <sub>4</sub> -P	汚泥リン含有率	汚泥Al含有率
	(mg/l)	(mg/l)	(mgP/gSS)	(mgAl/gSS)
初沈流出水	3.10(2.73-3.49)	1.10(0.79-1.25)		
実験系列処理水	0.24(0.07-0.67)	0.15(0.04-0.56)	32.0(30.5-33.7)	21.8(18.2-23.1)
対照系列処理水	0.28(0.12-0.48)	0.11(0.03-0.27)	31.4(30.2-32.6)	33.1(30.9-34.3)

(注) ( )内は範囲を示す。

(mg/l)

結果を示す。処理結果に見られるように、生物学的リン除去法と同時凝集法の併用で、 $Al/TP$  モル比=0.7の添加量に相当するリン除去結果が得られていることがわかる。また、図4-41に各実験区画の各槽中PO<sub>4</sub>-P濃度の変化を示した。これらのうち、Run-2, 4, 7がPACの添加を行なったものであるが、いずれも嫌気槽中では濃度は小さいが、PO<sub>4</sub>-Pの放出が観察されており、PAC添加による凝集反応と生物学的リン除去が並行して生じていることがわかる。このような現象については、Spatziererらによる、生物反応槽に塩化第2鉄を添加した生物学的リン除去法の実施設実験においても報告されている。<sup>(15)</sup>

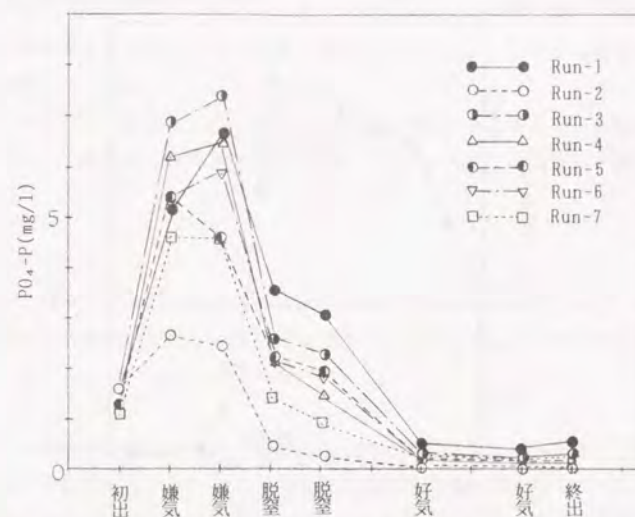


図4-41 湖南中部浄化センター生物反応槽各槽のPO<sub>4</sub>-P濃度

ただし、PAC添加率が $Al/TP = 1.27$ と最も大きかったRun-2では、他の実験区画に比較して嫌気槽PO<sub>4</sub>-P濃度が最も小さくなっている。これは、PAC添加量が増加すると嫌気条件



で放出されたリンのうち凝集沈殿反応により除去される割合が大きくなるため、混合液中のリン濃度が減少するものと考えられる。

湖南中部浄化センターでは、最初沈殿池流出水基質濃度が低いため、嫌気槽での $PO_4\text{-P}$ 放出量をもともと低く、PAC 添加が $PO_4\text{-P}$  放出機構そのものに影響しているのかどうかは判然としなかった。このため、嫌気条件下で活性汚泥に人工的に基質を加えることによりこの点を確認することにした。図4-42は、生物学的リン除去法と同時凝集法の併用を行なった期間中に、活性汚泥に酢酸ナトリウム ( $CH_3COONa$ ) を初期濃度で250mg/l となるように添加して3時間嫌気状態におき、その後2時間好気状態において混合液中の $PO_4\text{-P}$  濃度を経時的に測定した結果である。 $PO_4\text{-P}$  濃度の変化に見られるように、PAC 添加を行なっても嫌気-好気条件下での $PO_4\text{-P}$  の放出・吸収が観察され、嫌気条件下での $PO_4\text{-P}$  濃度は33mg/lに達し、図4-41の嫌気槽 $PO_4\text{-P}$  濃度と比較して相当高い値となった。このように、生物学的リン除去法と同時凝集法の併用条件下でも、嫌気条件下では基質濃度に依存して $PO_4\text{-P}$  の放出量が増大することから、凝集剤添加を行なった場合でも汚泥のリン放出機構自体には影響はないものと推察される。

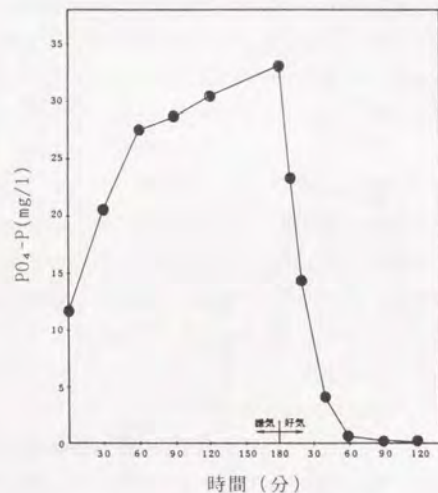


図4-42  $CH_3COONa$ 添加のリン放出・吸収 (湖南中部浄化センター)

以下に、Run-7 の場合について、凝集反応によるリン除去量の試算を行なう。計算上の仮定条件は次の通りである。

Run-7 の最初沈殿池流出水TP濃度	3.10mg/l
Run-7 の処理水 $PO_4\text{-P}$ 濃度	0.24mg/l
Run-7 のAl添加量 (対最初沈殿池流出水量)	0.94mgAl/l

ここで、添加したAlが全て、対TPモル比1:1で $AlPO_4$  になるものとする、

$$Al\text{添加によるリン除去量} = 0.94 \div 27 \times 31 = 1.08\text{mg/l}$$

従って、Run-7 の場合には全リン除去量2.86mg/l中の約40%に相当する1.08mg/lが、Alとの凝集沈殿反応により除去されたことになる。通常、同時凝集法では、処理水TP濃度を0.3mg/l 以下にするためには、最初沈殿池流出水についてAl/ 溶解性TPモル比で約4以上のアルミニウム塩添加が必要であるとされている。<sup>(10)</sup>ここで、同浄化センターの最初沈殿池流出水の溶解性TP/TP 比=0.5 とすると、Run-7 で用いたアルミニウム塩添加率はAl/ 溶解性TPモル比で0.68となり、かなり低い添加率である。琵琶湖湖南中部浄化センターの場合は硝化・脱窒により窒素除去を行なっているため、硝化工程でアルカリ度が消費されるので、残存アルカリ度による $Al^{3+}$ の消費量が小さく、従来系列でも標準活性汚泥法と比較して全体的に凝集剤量が小さいことも一つの理由ではあるが、同じく硝化・脱窒を行なっている従来系列と比較しても、実験系列では小さいアルミニウム塩添加率で、低い処理水リン濃度が得られた。

以上のように、同時凝集法は仕上げのリン除去に効果的であり、また必要設備も簡易であることから、生物学的リン除去プロセスのバックアッププロセスとして適していると考えられる。

#### 4.7 第4章のまとめ

本章では、嫌気-好気活性汚泥法の実施設運転実験のデータに基づいて、同法の特性及びリン除去に影響する因子について検討を加えた。また、そのリン除去能力について検討した結果、以下のような知見が得られた。

- (1) 流入下水に多量の雨水流入がある場合、生物学的脱リンに阻害が生じることがある。これは、雨水に含まれる溶存酸素や硝酸性窒素が嫌気槽に流入することにより、嫌気槽が嫌気状態とならず、リン放出が生じないためである。ただし、流入水DO濃度が比較的高くても、 $NO_x\text{-N}$  濃度が低い場合には嫌気槽におけるリン放出が生じているケースが見られるのに対して、流入水 $NO_x\text{-N}$  濃度が高い場合には嫌気槽におけるリン放出が抑制されているケースが多く、リン放出への阻害には流入水の $NO_x\text{-N}$  濃度の影響が大きい。



(2) 生物反応槽流入水（最初沈殿池流出水）BOD 濃度が高いほど、嫌気槽のORP レベルは低く、また、リン放出量は大きくなるが、嫌気槽におけるリン放出量が大きいことは、必ずしも直接に処理水リン濃度が低いことを意味するものではない。

(3) ベンチスケール実験の結果によると、リン除去量にはBOD 濃度の影響が明確に現われるが、実施設では、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷が小さければ、生物反応槽流入水BOD 濃度が低い場合には、リン濃度もこれに連動して低くなるため、生物反応槽流入水BOD 濃度が低下しても、結果的に処理水リン濃度には大きな影響はなく、低い処理水リン濃度が得られた。また、通常の下処理場の生物反応槽流入水BOD 濃度の範囲では、嫌気-好気活性汚泥法により、標準活性汚泥法を上回るリン除去量が得られる。

(4) 活性汚泥リン含有率は生物反応槽流入水リン濃度との間に正の相関が見られる。この理由としては、実施設での嫌気-好気活性汚泥法運転で処理水リン濃度が低い場合には、生物反応槽流入水リン負荷量とプロセスの除去リン量はほぼ等しくなるため、活性汚泥リン含有率は生物反応槽流入水リン濃度によって決定されるものと考えられる。

(5) 3 処理場における実施設運転実験の結果を総合的に判断すると、嫌気-好気活性汚泥法を実際の都市下水処理に適用した場合、概ね $1\text{mg/l}$  以下の処理水TP濃度を期待することができる。

以上の知見を総合的にまとめると、実施設での嫌気-好気活性汚泥法運転においては、流入水BOD 濃度の変動は、流入水リン濃度の変動と連動するため、結果的に処理水リン濃度には大きな影響因子とはなっていない。また、活性汚泥リン含有率は、理論上はリン除去量を決定する因子であるが、実際には逆に流入水リン濃度により活性汚泥リン含有率が決定されており、やはり処理水リン濃度には大きな影響因子とはなっていない。リン除去への影響が明らかな因子としては、雨水流入があり、これは現実的に制御が容易でない外的要因であるが、このような条件を含んでも、実施設運転実験結果では標準活性汚泥法を上回るリン除去が得られており、嫌気-好気活性汚泥法により、概ね $1\text{mg/l}$  以下の処理水TP濃度を期待できると考えられる。

また、運転実験を行なった実施設は、いずれも簡易な改造により既存標準活性汚泥法施設の曝気槽の一部を嫌気槽としたものであり、生物反応槽滞留時間やBOD-SS負荷等の運転条件も標準活性汚泥法の運転条件範囲に含まれるもので、特殊な運転は行っていない。

このことから、実施設における嫌気-好気活性汚泥法の運転は、基本的に既存標準活性汚泥法施設の簡易な改造により、曝気槽の一部に嫌気槽を設け、標準活性汚泥法に準じた運転を行なうことにより、放流リン負荷を大幅に削減できると考えられる。

この他に、本章の検討により得られた主な知見としては、以下のような事項があげられる。

(6) 嫌気-好気活性汚泥法の運転においては、生物反応槽滞留時間が非常に短い場合以外には、流入下水の時間的変動の影響により、処理水リン濃度が増大することはないと考えられる。また、最終沈殿池における処理水リン濃度増大を防止するためには、基質除去が十分であることと、最終沈殿池に汚泥を貯めすぎないように汚泥界面高の適正な管理が重要である。

(7) 放流規制値等により要求されるリン除去程度によっては、嫌気-好気活性汚泥法を補完するプロセスが必要となる場合があるが、このようなバックアッププロセスとしては、同時凝集法が適している。

(8) 嫌気-好気活性汚泥法の生物反応槽必要動力は、標準活性汚泥法の約80%程度であると試算された。



#### 〈第4章 参考文献〉

- (1) 山本泰寛、土師祥正 「福岡市東部下水処理場における嫌気-好気活性汚泥法によるリン除去実用化実験」 第23回下水道研究発表会論文集
- (2) "Design manual phosphorus removal" U.S. E.P.A. 1987
- (3) 深瀬哲朗 「嫌気好気活性汚泥法による廃水のリン除去に関する研究」 東京大学学位論文 昭和61年2月
- (4) 「下水道高度処理計画及び高度処理導入プログラムに関する研究報告書」 土木研究所資料第2633号 昭和63年5月
- (5) 江角比太郎、石原純子、村上孝雄 「実施における生物学的脱リン実験」 生物学的脱リン法」 第23回下水道研究発表会講演集
- (6) 「川崎市加瀬下水処理場における高度処理に関する技術評価」 昭和62年5月 川崎市下水道局、日本下水道事業団
- (7) 「昭和57年度モデル下水道事業 嫌気-好気活性汚泥法によるリン除去特性に関する評価書」 川崎市下水処理技術評価会議 昭和59年8月
- (8) 「処理場施設設計指針 土木設計編」 日本下水道事業団
- (9) 村上孝雄 「嫌気好気活性汚泥法による生物学的脱リン法」 用水と廃水 Vol.24 No.10 1982
- (10) 広岡水治、高橋一太他 「フォストリップシステムとわが国における実証実験」 用水と廃水 Vol.24 No.10 1982
- (11) 片山清志、海野肇他 「活性汚泥のリン取り込みと放出に及ぼす溶存酸素濃度の影響について」 水質汚濁研究第9巻 第6号 370-378 1986
- (12) 佐々木正一、明賀春樹 「Anaerobic-Oxicシステムによる生物学的脱リン法」 用水と廃水 Vol.24 No.10 1982
- (13) 「微生物を利用した窒素及びリン除去プロセスの評価に関する第1次報告書」 昭和61年 日本下水道事業団技術評価委員会
- (14) 地田修一、青木正信、高橋正策 「接触ろ過脱リン法の開発調査」 日本下水道事業団 技術開発部報 1989
- (15) Spatzierer, G., Ludwig, C., Matsche, N., "Biological Phosphorus Removal in Combination with Simultaneous Precipitation" Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Paris, 1984
- (16) 「リン・窒素除去法設計資料」 建設省・高度処理会議 昭和61年2月
- (17) 宮 晶子 「嫌気・好気生物脱リン法における化学的作用の役割」 平成元年 東京大学学位論文

#### 第5章 嫌気-好気活性汚泥法による汚泥沈降性改善効果の検討

##### 5.1 はじめに

嫌気-好気活性汚泥法は、実用化の過程では、そのリン除去能よりも、むしろ糸状性細菌に起因するバルキング抑制効果に注目が置かれていた面がある。実際、Spector による嫌気-好気活性汚泥法の米国特許では、「非バルキング性汚泥の製造法」と題して出願が行なわれており、嫌気槽は嫌気状態でも基質の摂取を行なうことのできるポリリン酸蓄積菌を優先的に増殖させるための選択を行なうことがその最も重要な役割であり、混合液中のリン除去はそれに付随して生じる副次的効果であるとしている。<sup>(1)</sup>

また、我国で嫌気-好気活性汚泥法を採用する場合、第2章で述べたようにリン除去を主目的とせず、そのバルキング抑制効果に期待するケースも多いと考えられる。しかしながら、我国では嫌気-好気活性汚泥法についてはそのリン除去に関する研究が大部分であり、バルキング抑制効果については実証的な研究はほとんどなされていない。このことから、本章では嫌気-好気活性汚泥法のバルキング抑制効果について検討する。

##### 5.2 パイロットプラントによるバルキング抑制実験

###### (1) 実験施設

バルキング抑制実験には、第3章3.3「パイロットプラントによる実験」で述べたパイロットプラントを使用した。同パイロットプラントは、同諸元の系列を2つ有しているが、本実験ではそのうちの1系列を嫌気-好気活性汚泥法とし、残り1系列は対照系列として標準活性汚泥法により運転した。嫌気-好気活性汚泥法の運転を行なった系列では、阻流壁により4等分された曝気槽のうちの最初の第1槽の曝気を停止し、水中攪拌機1台を設置して嫌気槽とした。第2槽目以降は好気槽とした。これに対して、対照系列では全槽で曝気を行なった。

###### (2) 運転条件

各系列には、荒川処理センターの沈砂池通過水を $1.5\text{m}^3/\text{hr}$ 定量供給した。これは、曝気槽の滞留時間では6.3時間に相当する。人工的にバルキングを生じさせるために、両系列の最初沈殿池流出水に蔗糖を添加した。実験に用いた蔗糖は、大東製糖製特製赤糖(純度92%)であり、 $6.55\text{kg}/\text{d}$ を各系列に添加した。添加方法は、溶解槽で10%溶液を作り定量ポンプで各系列の曝気槽流入部分に定量供給した。蔗糖のBOD当量をグルコースと等しいと考えて $0.61\text{g}/\text{g}$ とすると、この量の蔗糖添加により、最初沈殿池流出水BOD濃度は理論的に約 $100\text{mg}/\text{l}$ の増加となる。

蔗糖添加は、昭和58年2月5日から4月18日の期間行なった。返送汚泥量は、3月2日



までは両系列ともに流入水量の50%としたが、3月3日以降は対照系列の汚泥SVIが増大して、最終沈殿池汚泥界面が上昇したため、75%とした。汚泥引抜量は両系列のMLSS濃度がほぼ等しくなるように設定し、実績値で嫌気-好気活性汚泥法系列で平均0.67m<sup>3</sup>/d、標準活性汚泥法系列では、2月28日までは平均0.38m<sup>3</sup>/dであったが、3月以降は活性汚泥が最終沈殿池から流出を始めたために汚泥引抜は停止した。また、3月22日に流入ポンプが故障してプラントへの原水の定量供給が不可能となったため、3月22日~26日の間は夜間は原水供給を中止して間欠運転を行なった。

### (3) 水質分析

水質分析は、毎週3回、月、水、金に行なった。採取試料は、最初沈殿池流出水、曝気槽各槽混合液、処理水、返送汚泥である。この内、最初沈殿池流出水のみは1時間毎の24時間混合試料とし、その他は各測定日午前10時30分のグラブサンプルとした。処理水を混合試料としなかった理由は、混合試料とした場合には実験継続にともなってバルキングが進行し、最終沈殿池より流出する汚泥量が増加すると、試料中に含まれる汚泥により混合試料の性状が保存中に大きく影響をうけるためである。

MLSS及びSV<sub>30</sub>は各系列の曝気槽第4槽目で測定した。従って、SVIはこれら第4槽目での測定値を用いて計算したものである。

### (4) 実験結果

蔗糖添加開始前の活性汚泥SVIは、両系列ともに100前後であった。実験開始後の両系列の活性汚泥SVI、MLSS、水温の変化を図5-1に示す。蔗糖添加の開始後しばらくは、対照系列ではSVIの変化は見られず、逆に嫌気-好気活性汚泥法系列で蔗糖添加開始直後からSVIの上昇が見られた。

しかしながら、この傾向は蔗糖添加開始後約2週間で逆転し、嫌気-好気活性汚泥法系列でのSVIの上昇はおさまり、それ以降はSVI値は200前後で推移したのに対して、対照系列ではSVI値は次第に上昇を始めて、3月18日にはSVIは670に達し、3月22日に流入ポンプが故障してパイロットプラントへの原水供給が不可能となり一時的に実験を中断するまでこの傾向は続いた。

また、対照系列ではSVIの上昇に伴って最終沈殿池の汚泥界面が上昇を始め、越流堰より汚泥が流出し始めた。このため、汚泥流出による系内汚泥量減少によりMLSS濃度が低下し始めたため3月にはいと汚泥引抜を中止したが、この結果、MLSS濃度は1,200mg/l前後で安定した。これは、生成汚泥量と最終沈殿池からの流出汚泥量がこの付近で平衡したためと考えられる。

これに対して、嫌気-好気活性汚泥法系列ではSVIの上昇が抑制されたために、最終沈殿池からの汚泥流出はなく、そのMLSS濃度は平均2,800mg/l前後に維持できた。

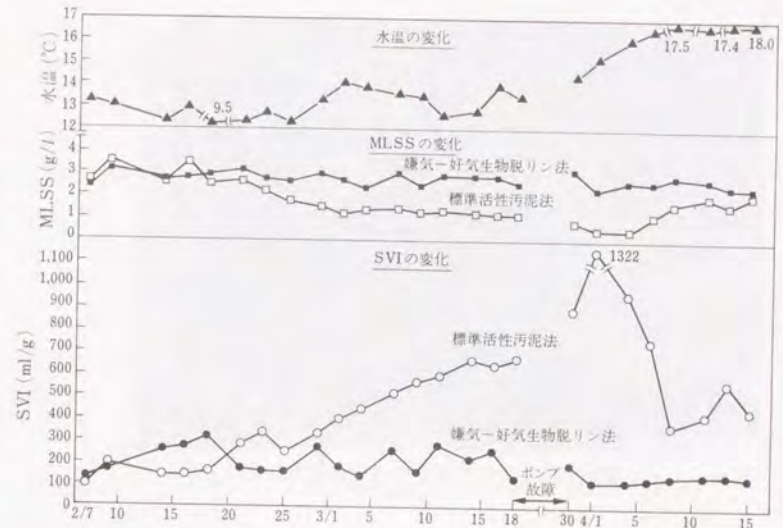


図5-1 SVI, MLSS, 水温の経時変化

3月22日には前述のように流入ポンプが故障したが、修理・運転再開後に対照系列の曝気装置が故障し、活性汚泥が数日間嫌気状態に置かれたため、4月8日には活性汚泥が黒色を呈する状態になった。曝気装置修理後は、対照系列のSVIはやや改善され、最終沈殿池からの汚泥流出がなくなったため、MLSSは次第に回復する傾向を見せた。この後、蔗糖添加は4月18日に中止した。

### (5) 活性汚泥生物相の変化

実験期間中、定期的に光学顕微鏡による生物相の観察を行なった。対照系列では、SVIの上昇に伴って、活性汚泥生物相中に糸状性細菌の増加が見られ、実験開始後1ヶ月で糸状性細菌が優先した状態となった。これは、その外観、形状から *Sphaerotilus* であると推定された。

これに対して、嫌気-好気活性汚泥法系列でも糸状性細菌の発生はある程度認められたものの、その増殖程度は対照系列に比較して小さかった。

写真5-1~5-4に、両系列の活性汚泥生物相の顕微鏡写真を示す。これらの写真に見られるように、対照系列では嫌気-好気活性汚泥法系列と比較して糸状性細菌量が多いことがわかる。





写真5-1 嫌気-好気活性汚泥法系列活性汚泥(3月19日)

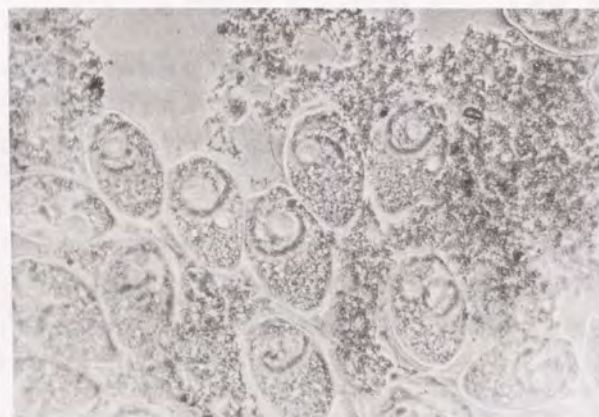


写真5-2 嫌気-好気活性汚泥法系列活性汚泥(4月8日)



写真5-3 標準活性汚泥法系列活性汚泥(3月19日)



写真5-4 標準活性汚泥法系列活性汚泥(4月8日)



(6) 両系列の処理状況

表5-1に、2月7日～3月18日の期間での両系列の処理状況を示す。ただし、対照系列では、最終沈殿池より活性汚泥の流出が生じていたため、処理水については溶解性指標のみを測定した。また、最初沈殿池流出水の蔗糖添加後のBOD、CODの値は、各系列の蔗糖添加点直後で採取したグラブサンプルによる値である。

リンについて見ると、嫌気-好気活性汚泥法系列でのTP除去率は、平均値によると79.4%となっている。対照系列でのTP除去率は不明であるため、両系列間での直接比較は出来ないが、第1章1.2で述べたように標準活性汚泥法によるTP除去率は50%程度であると考えられるので、嫌気-好気活性汚泥法系列においては、一般的に標準活性汚泥法により得られる値よりも高いリン除去率が得られていることがわかる。しかしながら、本実験の結果では溶解性TP及び $PO_4-P$ については両系列で除去に大きな差は見られなかった。この理由としては、易分解基質である蔗糖添加により系の除去BOD量が增大したため、細胞合成に利用されるリン除去量が増大し、この結果対照系列でも高い溶解性TP及び $PO_4-P$ 除去率が得られたと考えられる。また、両系列活性汚泥の $P_x$ 値は共に2%強であり、大きな差はなかった。この理由としては、両系列ともに、溶解性指標で判断すると除去リン量と除去BOD量がほぼ等しいことから、 $P_x$ 値もほぼ等しくなったものと考えられる。

表5-1 両系列の処理状況 (2/7-3/18)

	最初沈殿池 流出水	嫌気-好気法 系列処理水	標準活性汚泥 法系列処理水	備 考
pH (-)	7.29	7.14	7.18	シヨ糖添加後最初沈殿池流出水BOD 嫌気-好気法系列 234mg/l 標準活性汚泥法系列 212mg/l シヨ糖添加後最初沈殿池流出水COD 嫌気-好気法系列 121mg/l 標準活性汚泥法系列 116mg/l
SS	82	15	—	
TP	3.54	0.73	—	
溶解性TP	1.55	0.29	0.31	
$PO_4-P$	1.33	0.16	0.24	
BOD	101	11	—	
溶解性BOD	23	1	1	
COD	48	20	—	
溶解性COD	20	10	13	

(mg/l)

5.3 宍道湖東部浄化センターにおける汚泥沈降性改善効果

宍道湖東部浄化センターでの嫌気-好気活性汚泥法運転実験では、嫌気-好気活性汚泥

法の導入により、活性汚泥の沈降性改善が観察された。同浄化センターにおける実験の概要については第3章3.4.1に述べたが、標準活性汚泥法で運転をおこなっていた系列を、その生物反応槽の前期1/4の区画に水中攪拌機を設置することにより嫌気槽として嫌気-好気活性汚泥法の運転を行なった。運転条件については、第3章表3-7に記載した通りである。この際、標準活性汚泥法で運転を行っていた当時には、2系列を用いていたが、嫌気-好気活性汚泥法運転実験の開始に伴って、1系列のみの運転とした。

同浄化センターでは、嫌気-好気活性汚泥法運転開始前には、活性汚泥中に糸状性細菌 (Type II-3) が優先し、SVIは常時200以上であったが、嫌気-好気活性汚泥法運転実験開始後は、SVIの低下が観察された。図5-2に嫌気-好気活性汚泥法運転実験開始後10日目からの生物反応槽D槽活性汚泥SVIの変化を示す。本図に見られるように、嫌気-好気活性汚泥法運転開始後17日目からSVIは100以下となり、21日目には55となった。それ以後、運転モードIでは全期間を通じてSVIは50-60で安定し、検鏡によっても糸状性細菌はほとんど観察されなかった。また、汚泥沈降速度も増大した。

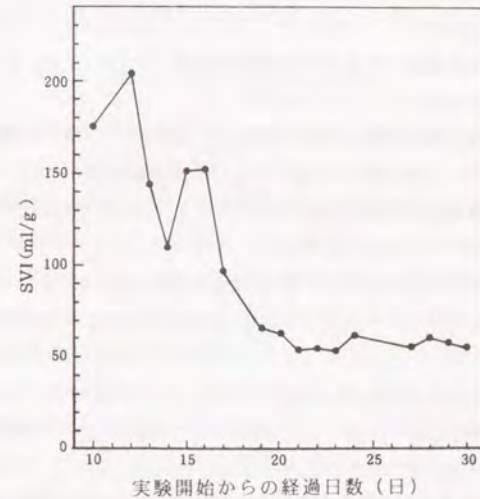


図5-2 SVIの経時変化 (宍道湖東部浄化センター)

このような活性汚泥沈降性の改善と平行して、活性汚泥の有機物比 (MLVSS/MLSS) も低下した。嫌気-好気活性汚泥法の運転実験開始前2週間のデータの平均値では、活性汚泥



有機物比は83%であったが、 $P_x$  値の増大に伴って有機物比は低下した。図5-3に各Runでの生物反応槽D槽活性汚泥の $P_x$  値と有機物比の関係について示す。 $P_x$  が、50mgP/gSSに達すると、活性汚泥の有機物比は73%程度にまで低下した。ただし、 $P_x$  値がそれ以上増加しても有機物比は73%以下にはならなかった。

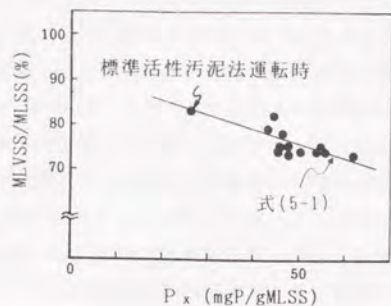


図5-3 活性汚泥有機物比と $P_x$

嫌気-好気活性汚泥法運転にともなう有機物比の低下については、その原因としては次のような事項が考えられる。

1. 嫌気-好気活性汚泥法運転に伴う細胞内へのポリリン酸の蓄積
2. 細胞内へのポリリン酸蓄積に付随して生じる金属類の蓄積

以下に、 $P_x$  と有機物比の関係について検討する。この場合、ある単位重量の活性汚泥の活性汚泥の構成を図5-4のように模式化して考える。

嫌気-好気活性汚泥法の運転に伴って増加するリンの形態にはポリリン酸と化学結合性のリンがあることが知られているが、<sup>(2)</sup> <sup>(3)</sup> 本検討にあたっては次のような仮定を設けた。

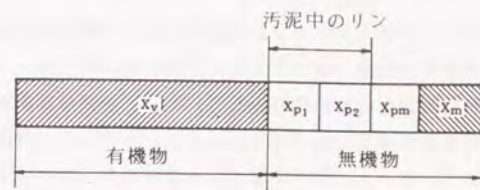
仮定1.  $X_{P2}$  は、全てポリリン酸である。

仮定2.  $X_{Pm}$  は、 $Mg^{2+}$  及び $K^+$  であり、これらの金属類はポリリン酸塩 $(KMg)_n(O_3P)_n$  の形で存在する。<sup>(4)</sup>

仮定3.  $X_{Vi}$  は、13.5mgP/gSS であり、嫌気-好気活性汚泥法運転によっても不変である。<sup>(2)</sup>

仮定4.  $X_v$ 、 $X_m$  は一定であり、嫌気-好気活性汚泥法運転によっても不変である。

以上の仮定に基づき、図5-3中の標準活性汚泥法運転時に得られた $P_x = 26$ mgP/gSS及びMLVSS/MLSS=83%の値を用いて $X_m$  の $X_v$  に対する割合を求めると、 $X_m/X_v = 0.1614$ であった。



$X_v$  : 汚泥中の有機物

$X_{P1}$  : DNA等細胞構成物質中のリン

$X_{P2}$  : ポリリン酸として汚泥中に蓄積されたリン

$X_{Pm}$  : ポリリン酸中の金属 ( $K^+$ 、 $Mg^{2+}$ )

$X_m$  :  $X_{P1}$ 、 $X_{P2}$ 、 $X_{Pm}$ 以外の汚泥中の無機物

図5-4 活性汚泥の成分構成モデル図

従って、 $P_x$  (mgP/gSS) と活性汚泥のMLVSS/MLSS比(%) の関係は、次式ようになる。

$$MLVSS/MLSS = \frac{1.0 - 0.00323 \cdot P_x}{0.01107} \quad (5-1)$$

(5-1) 式によるMLVSS/MLSS比を図5-3中に示した。このように実際のデータと(5-1)式は良く一致している。

ポリリン酸及びそれに荷電中和した $Mg^{2+}$ 及び $K^+$ 以外の有機物比低下の要因としては、鉄やカルシウムと化学結合したリンの存在がある。味埜らは、活性汚泥中のリンの分画により、汚泥中の金属と結合したリン量と汚泥の有機物比間に負の相関があることを示している。<sup>(3)</sup> しかしながら、(5-1)式が図5-3のデータとほぼ一致していることから、本実験で観察された活性汚泥有機物比の低下は、主として細胞中へのポリリン酸の蓄積とそれに伴って、ポリリン酸と荷電中和した $Mg^{2+}$ 及び $K^+$ が細胞内に移行することが主要な要因であると考えられる。

宍道湖東部浄化センターでの嫌気-好気活性汚泥法では、運転モードIIでは、依然として糸状性細菌は観察されず、また活性汚泥の有機物比も73~75%にとどまったにもかかわらずSVIは増大する傾向を示し、Run-12では100を超え、Run-14では200に達した。この原因は解明できなかったが、運転モードIIでは生物反応槽滞留時間が長かったため、活性汚泥が運転モードIと比較して解体気味であった。このことが運転モードIIにおけるSVI増大の一因ではないかと推察される。



#### 5. 4 考察

以上述べたように、パイロットプラント実験の結果から嫌気-好気活性汚泥法による糸状性細菌の増殖抑制効果が確認された。また、宍道湖東部浄化センターでの実施設実験により活性汚泥沈降性の顕著な改善効果が認められた。この宍道湖東部浄化センターにおける汚泥沈降性改善効果は、前項で述べたように優先していた糸状性細菌の消失によるものと考えられる。

これに対して、荒川処理センター及び加瀬下水処理場における実施設実験では、嫌気-好気活性汚泥法による活性汚泥沈降性の改善効果は観察されなかった。すなわち、荒川処理センターでの運転実験では、嫌気-好気活性汚泥法系列と標準活性汚泥法系列とともにSVIは70~100の範囲にあり、両系列で差は見られなかった。また、加瀬処理場での運転実験では、SVIの平均値は嫌気-好気活性汚泥法系列で110、標準活性汚泥法系列で119とやはり差は見られなかった。この理由としては、これらの下水処理場の標準活性汚泥法系列の活性汚泥には糸状性細菌が観察されておらず、汚泥沈降性はもともと良好であったことが考えられる。

また、荒川処理センターにおける実施設実験では、昭和57年11月から昭和58年1月の約2ヶ月半に渡って、最終沈殿池汚泥ホッパー上部を中心にスカムが発生した。このスカムは、茶褐色で粘着性があり最盛期には水面上2~3cmの厚さに浮遊していた。これは、分離培養の結果、放線菌(*Nocardia*)によるものであることがわかった。また、同じく嫌気-好気活性汚泥法の実施設実験を行なった多摩川上流処理場でも、同様に*Nocardia*によるスカムの発生が見られた。<sup>(15)</sup> このことから、嫌気-好気活性汚泥法は、放線菌に対する増殖抑制効果はさほど期待できないと考えられる。

嫌気-好気活性汚泥法による汚泥沈降性改善の原因としては、前述の糸状性細菌増殖抑制効果の他に次のような要因があげられている。

①ポリリン酸や金属類蓄積によるMLVSS/MLSS比低下

②フロック自体の形状の変化

①については、一般的に活性汚泥のMLVSS/MLSS比が小さいほど沈降性が良いことが知られている。宍道湖東部浄化センターにおける実施設実験では、MLVSS/MLSS比は標準活性汚泥法運転時と比較して約10%も低下したが、加瀬処理場における実施設実験では、嫌気-好気活性汚泥法系列と標準活性汚泥法系列の活性汚泥のMLVSS/MLSS比は各々70%及び73%であり、嫌気-好気活性汚泥法系列の方がMLVSS/MLSS比は若干小さかったが、前述のように両系列の汚泥沈降性には差は見られなかった。また、②については、松尾らは $P_x$ 値が70mgP/gSSを超えるような活性汚泥について、クラスタ形成菌の優先により、活性汚泥に

多数の球形クラスタが見られたと報告しているが、<sup>(14)</sup> 実施設実験では $P_x$ 値がこのように高いレベルにまで到達しないためか、外見的にはフロック形状の明らかな相違は見られなかった。以上のことから、嫌気-好気活性汚泥法による汚泥沈降性改善効果は、主として糸状性細菌の増殖抑制及びMLVSS/MLSS比低下の相乗効果によるものであり、特に活性汚泥中に糸状性細菌が優先している場合にその効果が顕著に現われると考えられる。ただし糸状性細菌は低DO条件で優先しやすいことが経験的に知られており、これは糸状性細菌は他の形状の細菌と比較してその表面積/容量比が大きいので、低DO条件での酸素摂取に有利であるためと考えられるが、このことから嫌気-好気活性汚泥法によりバルキング抑制を行なう場合、嫌気槽に若干の溶存酸素の混入があると、リン放出が十分に行なわれなばかりか、かえって糸状性細菌育成に好適な低DO条件を作り出すことになるために、嫌気条件の保持に十分注意を払うことが必要である。

#### 5. 5 第5章のまとめ

- (1)パイロットプラントによる人為的なバルキング実験の結果、嫌気-好気活性汚泥法により、糸状性細菌の増殖抑制効果が観察された。
- (2)実施設実験では、嫌気-好気活性汚泥法導入により糸状性細菌に起因するバルキングが解消し、汚泥沈降性が改善された。また、これに伴って活性汚泥のMLVSS/MLSS比の低下が観察された。
- (3)活性汚泥のMLVSS/MLSS比の低下は、主として汚泥中へのポリリン酸の蓄積とそれに伴う $Mg^{2+}$ 及び $K^+$ の汚泥中への移行によるものと考えられる。

#### (第5章 参考文献)

- (1) Spector, M. L., (1977), "Production of non-Bulking Activated Sludge", U.S. Patent, No. 4, 056, 465.
- (2) 宮 晶子、北川政美、田中俊博、松尾吉高 「嫌気-好気法におけるリン除去特性の検討-活性汚泥内リンの形態と挙動-」 下水道協会誌 Vol.22 NO.252 1985/5
- (3) 味埜俊、松尾友矩、川上智規 「活性汚泥のリン組成とリン代謝に関する研究(第2報)-各種リン組成を持つ汚泥の形成とそのリン組成変化」 下水道協会誌 Vol.20 No.229 1983/6
- (4) 松尾吉高、宮 晶子、渡部 昭 「嫌気-好気法の実験的研究-嫌気反応特性の検討-」 下水道協会誌 Vol.21 NO.241 1984/6
- (5) 奥野久羊、谷口尚弘他 「多摩川上流処理場における嫌気好気法と遠心濃縮の組合せによるリンの除去」 東京都下水道局技術調査年報 昭和60年3月



## 第6章 嫌気-好気活性汚泥法の汚泥処理プロセスにおけるリンの挙動

### 6.1 はじめに

嫌気-好気活性汚泥法の実施にあたっては、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷が水処理プロセスのリン除去に重要な影響を及ぼすことが予想されるが、同法の汚泥処理プロセスにおけるリンの挙動や返流水リン負荷の影響については、まとまった知見はほとんど得られていない状況である。

本章では、水処理及び汚泥処理プロセスが完結した条件下で嫌気-好気活性汚泥法による実施設備運転を行なった結果に基づき、汚泥処理プロセスにおけるリンの挙動や返流水リン負荷の水処理プロセスへの影響について検討を加えるものである。

### 6.2 実験調査方法

#### (1) 実験施設の概要

本実験調査は、昭和60年9月～昭和61年3月まで島根県六道湖東部浄化センターにて実施した。同浄化センターは昭和56年4月に供用開始した分流式の流域下水道処理施設であり、実験期間中の流入水量は約9,000 m<sup>3</sup>であった。同浄化センターの処理フローは第3章図3-3に示した通りである。

#### (2) 運転条件

本実験の運転条件については、その概略を第3章3.4.1で述べたが、ここでは若干詳細な説明を付け加える。

六道湖東部浄化センターの水処理施設は実験開始当時2系列あり、生物反応槽は1系列が隔壁により4区画に等分されているが、2系列中1系列の生物反応槽の最も最初沈殿池よりの区画の散気板を撤去して水中攪拌機(1.5kw×3台)を設置し、嫌気-好気活性汚泥法による生物学的脱リン法の運転が可能ないように改造し、流入水全量をこの系列で嫌気-好気活性汚泥法により処理した。残る1系列は運転を休止した。但し、水処理設備工事との関連で、昭和60年9月～昭和61年1月中旬までは生物反応槽容量は1系列2160m<sup>3</sup>で運転したが(運転モードI)、以後昭和61年3月末までは2系列を直列に使用し、容量4320m<sup>3</sup>で運転した。(運転モードII)図6-1に各運転モードを示す。

本実験調査では流入下水全量を処理したため、パイロットプラント等の場合と異なり、運転条件を自由に設定する余地はなかったが、嫌気-好気活性汚泥法運転継続に伴うプロセスの経時変化を見る上で、運転調査期間を原則として半月毎に区分した実験区画(Run)を設定し、以下のデータ解析はこの実験区画分けに基づいて行なった。各Run毎の運転条件(平均値)は、第3章表3-7に示した通りである。Run-1~9は運転モードI、

Run-10~14は運転モードIIである。これらの実験区画は、運転モードIでは全てSRTよりも長い期間に渡っているが、運転モードIIではRun-11~13はSRTよりも運転期間が若干短くなっている。実験期間中、Run-6では運転休止中の生物反応槽中で好気性消化を行っていた既設系列の活性汚泥を投入処理した。また、Run-7では汚泥処理プロセスで消化槽をバイパスし、重力濃縮汚泥を直接脱水した。Run-7以外は汚泥処理は全て重力濃縮、無加温消化、脱水であった。水質分析は、流入水、最初沈殿池流出水、処理水、急速砂ろ過水については1時間毎の24時間コンポジットサンプルにより、生物反応槽混合液及び返送汚泥はグラブサンプルによった。また、汚泥処理プロセス返流水等はポンプ稼動時など採取可能時に採取した。分析頻度は、原則として月、水、金の週3回であった。分析方法は原則として下水試験法によったが、汚泥中のリン含有率(P<sub>x</sub>)はろ過後乾燥した汚泥をK<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>8</sub>-H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>高温分解後、正リン酸態リン(PO<sub>4</sub>-P)を測定して計算した。またCODは「100℃における過マンガン酸カリウムによる酸素要求量」により測定した。

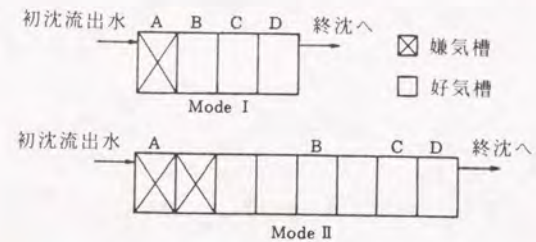


図6-1 生物反応槽の運転モード

### 6.3 実験運転結果及び考察

リンの処理状況については、第3章表3-8に示した。また、同じく表3-9にその他の水質項目の処理状況をまとめた。

#### 6.3.1 リン除去の概況

嫌気-好気活性汚泥法運転は昭和60年8月22日より開始したが、その直後から嫌気槽でのリン放出が生じ、処理水リン濃度が低下した。嫌気槽では最初沈殿池流出水は返送汚泥と混合後約50cmの高さから落下するため、落下点付近では2mg/l程度のDOがあったが、その他の部分では、ORP(白金電極による測定値)を-60~-210mvの範囲に維持できた。

図6-2に各実験区画毎の流入水、最初沈殿池流出水、処理水のTP濃度の変化を示す。処理水TP濃度は図に示されるように、運転開始後Run-3までは0.2~0.3mg/lであったが、



Run-4～5にかけて、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷の増大に伴って増加し0.6-0.9mg/lとなった。その後、Run-6では運転休止中の生物反応槽に曝気しながら貯留されていた好気性消化状態の活性汚泥を投入したため、処理が一時的に悪化した。その後、Run-7～9では汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷が流入水リン負荷の100%以上になり、処理水リン濃度は1mg/lを超えることが多かった。

Run-10以降では、生物反応槽容量を2倍として運転したが、リン除去は再び回復して良好であった。但し、Run-14ではSVIが高くなり、処理水中に浮遊物が多く処理水TP濃度が増加した。

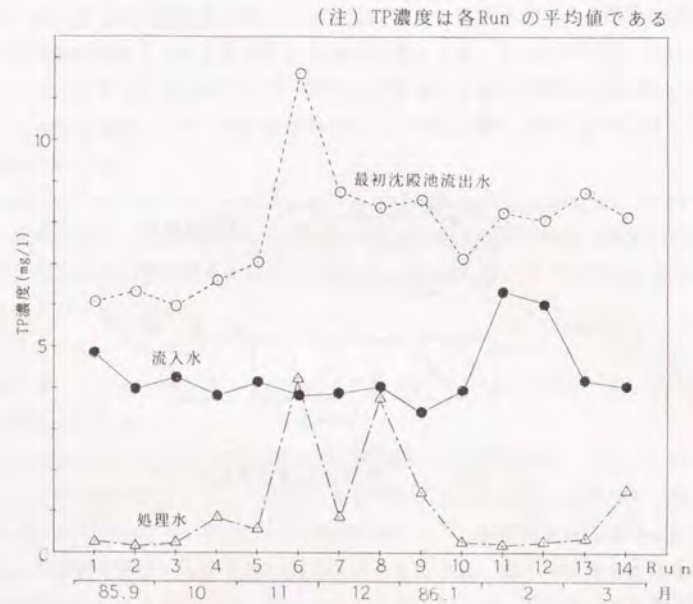


図6-2 流入水、最初沈殿池流出水、処理水TP濃度の変化

### 6.3.2 汚泥中のリン含有率の変化

図6-3に各実験区画の汚泥中のリン含有率(Px)の変化を示す。活性汚泥のリン含有率は運転開始後次第に上昇し、Run-5では生物反応槽D槽でのPx値は50mgP/gSSを超えるまでになったが、これをピークにPx値はRun-6以降では低下した。Run-10以降では再び増加したが、Run-12以降ではほぼ一定となった。

濃縮汚泥のリン含有率の変化は、ほぼ活性汚泥のリン含有率の変化に追随する傾向を示した。同浄化センターでは、余剰汚泥は容量比1:1～1:3で、リン含有率平均7mgP/gSS前後の最初沈殿池汚泥と混合され、これによって濃縮槽中でリン放出が生じるため濃縮汚泥リン含有率は活性汚泥よりも低下するが、Run-5では30.9mgP/gSSまで上昇した。

脱水ケーキのリン含有率は、ほぼ消化汚泥のリン含有率と等しいと見なせるが、その値はRun-6までは濃縮汚泥リン含有率と比較して明らかに低い。これは消化槽容量が滞留時間約100日と大きいため、実験開始以前に投入された汚泥の影響が、ほぼ消化槽滞留日数に相当するRun-6までは残存したものと考えられる。Run-7では濃縮汚泥を直接脱水したために、濃縮汚泥と脱水ケーキのリン含有率は一致している。

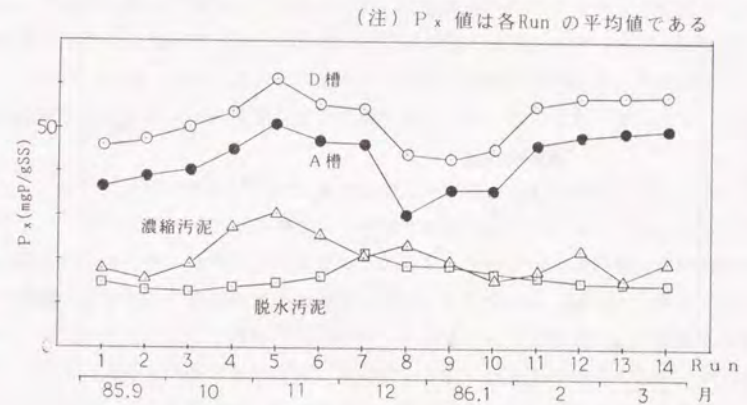


図6-3 汚泥リン含有率(Px)の変化

### 6.3.3 汚泥処理プロセス返流水のリン濃度変化

図6-4に各実験区画毎の濃縮分離液及び濃縮汚泥ろ液の $PO_4-P$ 濃度の変化を示した。濃縮分離液 $PO_4-P$ 濃度は実験開始後の1ヵ月半で増加した後、Run-9,10で減少傾向を示したが、他のRunでは90mg/l程度でほぼ一定であった。これに対して濃縮汚泥ろ液は、増減のパターンは直接脱水を行なったRun-7を除いて濃縮分離液と同様であるが、その $PO_4-P$ 濃度は濃縮分離液と比較してはるかに大きい。このことは、汚泥層中で汚泥からのリン再放出が生じ、再放出されたリンの一部が拡散や水流の動きにより濃縮分離液中に出て行くことを示している。

Run-7では嫌気性消化槽を経由せずに濃縮汚泥の直接脱水を行なったが、濃縮汚泥ろ液の $PO_4-P$ 濃度は他のRunよりも著しく高い。これはRun-7では、濃縮槽汚泥界面下でのリ



(注) PO<sub>4</sub>-P 濃度は各Run の平均値である

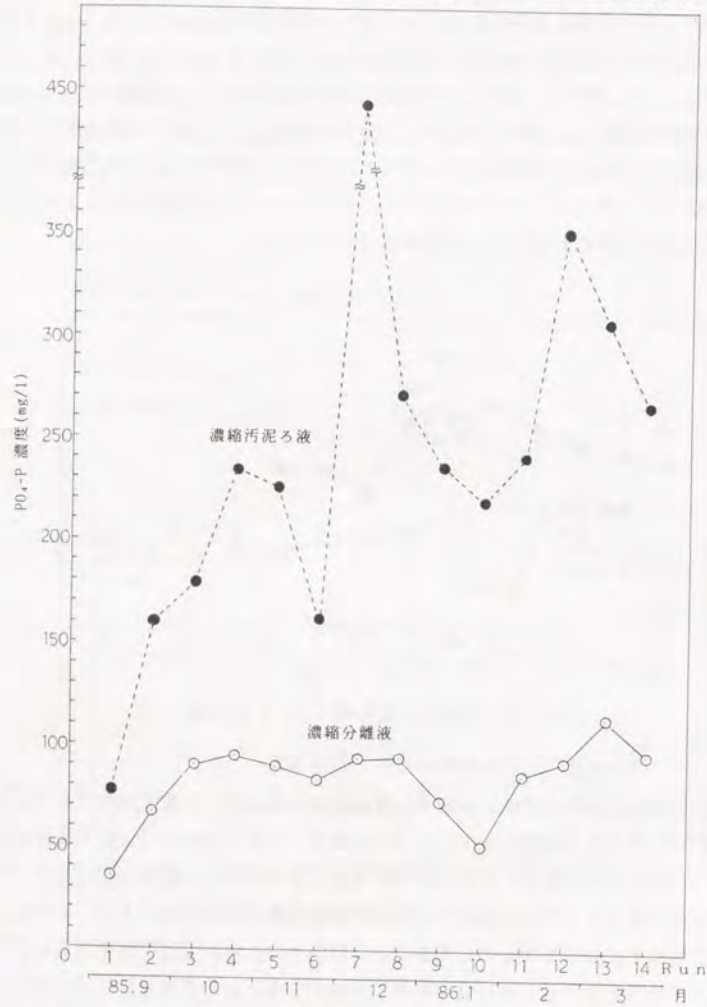


図6-4 濃縮分離液及び濃縮汚泥ろ液PO<sub>4</sub>-P 濃度の変化

ン再放出量が他のRun よりも大きかったことを意味するものである。この原因としては濃縮汚泥引き抜き頻度が異なることがあげられる。すなわち、嫌気性消化槽を経由した場合には、濃縮槽から毎日汚泥を引き抜き消化槽に投入していたのに対して、直接脱水の場合には、脱水機が1日おきに運転されている関係から、濃縮汚泥引き抜きも2日に1回しか行なわれなかったため、濃縮槽内の滞留時間がほぼ2倍になり、汚泥層中でのリン再放出量が増大したものと考えられる。

図6-5には、各Run 毎の消化脱離液及び消化汚泥ろ液のPO<sub>4</sub>-P 濃度を示した。両者の濃度は、やはり嫌気-好気活性汚泥法運転の開始後急激に上昇している。消化槽は消化ガス吹込みにより1日数回攪拌されるために両者のPO<sub>4</sub>-P 濃度の変動パターンは類似している。しかしながらPO<sub>4</sub>-P 濃度について見ると、直接脱水を行なったRun-7を除いては、消化脱離液のほうが消化汚泥ろ液よりも数10mg/l高い傾向が見られている。この理由については、例えばリン酸マグネシウムアンモニウム等の金属塩生成反応が、汚泥層中においては、脱離液中よりも何らかの要因でより促進されるといったことも可能性として挙げられよう。

また、Run-7 では消化汚泥ろ液PO<sub>4</sub>-P 濃度が消化脱離液PO<sub>4</sub>-P 濃度よりも大幅に高いがこの理由については、直接脱水を行ない消化槽への汚泥投入がなかったために消化ガス発生量が減少し、消化槽の攪拌がほとんどなされなかったために、濃縮槽における濃縮汚泥ろ液と濃縮分離液PO<sub>4</sub>-P 濃度の関係と同様な理由で、消化汚泥ろ液PO<sub>4</sub>-P 濃度が高くなったものと推定される。ここで濃縮汚泥ろ液PO<sub>4</sub>-P 濃度と消化脱離液PO<sub>4</sub>-P 濃度を比較して見ると、両者の間には大きな差がない。消化槽中で更に汚泥から液側へのリン放出が生じているとすると、消化脱離液PO<sub>4</sub>-P 濃度の方が濃縮汚泥ろ液PO<sub>4</sub>-P 濃度よりも高いはずである。ただし、六道湖東部浄化センターの場合には消化槽容量が大きいために、実験開始前から消化槽内に存在していた汚泥及び脱離液の影響を考慮する必要があり、両者の濃度の比較だけでは消化槽内でのリン再放出程度を直接的に判断することは難しい。このことから、消化槽内では汚泥からのリン再放出が全く起こらず、消化槽脱離液PO<sub>4</sub>-P 濃度は投入される濃縮汚泥ろ液PO<sub>4</sub>-P 濃度によって決定されるものと仮定した場合の、消化脱離液PO<sub>4</sub>-P 濃度計算値と実測値の比較を行なってみる。

この場合、あるRun の平均消化脱離液PO<sub>4</sub>-P 濃度は(6-1)式で表わされるものとする。

$$C_{SDi} = \frac{V_{STi} \cdot C_{STi} + C_{SDi-1} \cdot (V_D - V_{STi})}{V_D} \quad (6-1)$$



(注)  $PO_4-P$  濃度は各Run の平均値である

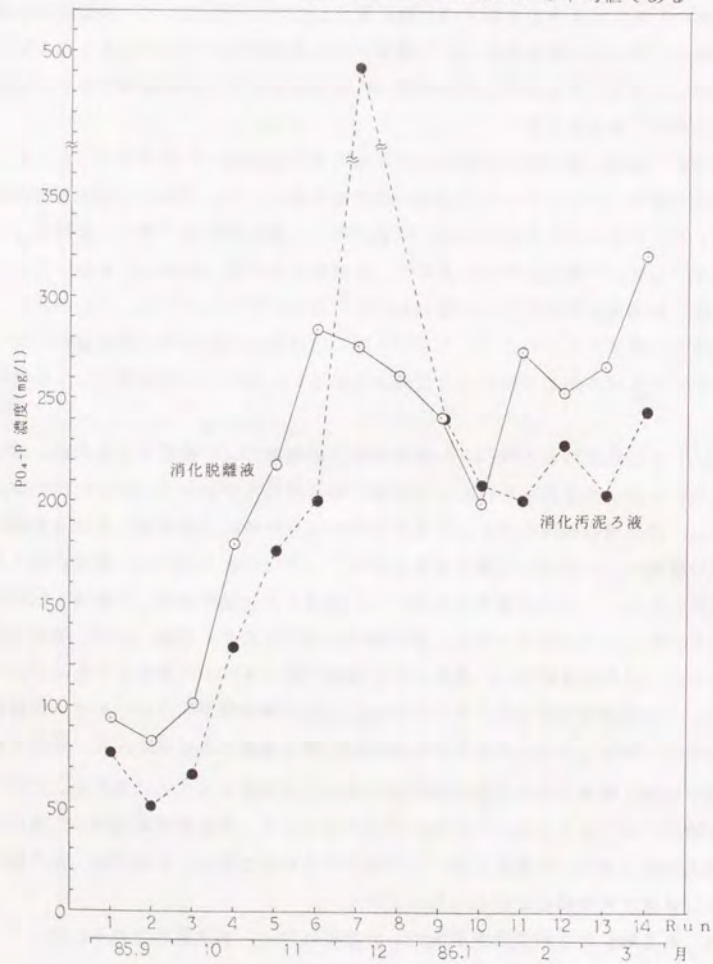


図6-5 消化脱離液及び消化汚泥ろ液 $PO_4-P$ 濃度の変化

- 但し、  
 $C_{SDi}$  : Run-i の消化脱離液 $PO_4-P$ 濃度 (mg/l)  
 $C_{SDi-1}$  : Run-(i-1) の消化脱離液 $PO_4-P$ 濃度 (mg/l)  
 $C_{STi}$  : Run-i の濃縮汚泥ろ液 $PO_4-P$ 濃度 (mg/l)  
 $V_{STi}$  : Run-i の投入濃縮汚泥量 ( $m^3$ )  
 $V_D$  : 消化槽容量 ( $m^3$ )

(6-1)式では、Run-iにおいて消化槽から、まず投入濃縮汚泥量に等しい量の内容物が引き抜かれ、その後濃縮汚泥が投入されて完全混合されたと考えた。また、この場合汚泥固形物からのリンの放出は全くないとし、ろ液 $PO_4-P$ 濃度のみを問題にしている。

(6-1)式を用いて各Run毎の消化脱離液 $PO_4-P$ 濃度の計算を行なった。計算はRun-2からつまり*i* = 2から開始し、 $C_{SDi-1}$ 、 $C_{STi}$ 及び $V_{STi}$ はRun毎の平均値を用いた。計算の結果得られた $C_{SDi}$ と実測値の関係を図6-6に示した。これらの点を原点を通る直線で回帰するとその勾配は1.043となり、各点は多少のバラツキはあるもののほぼ1:1の直線の近傍に分布している。もし消化槽内で汚泥からのリン再放出が生じていれば、各

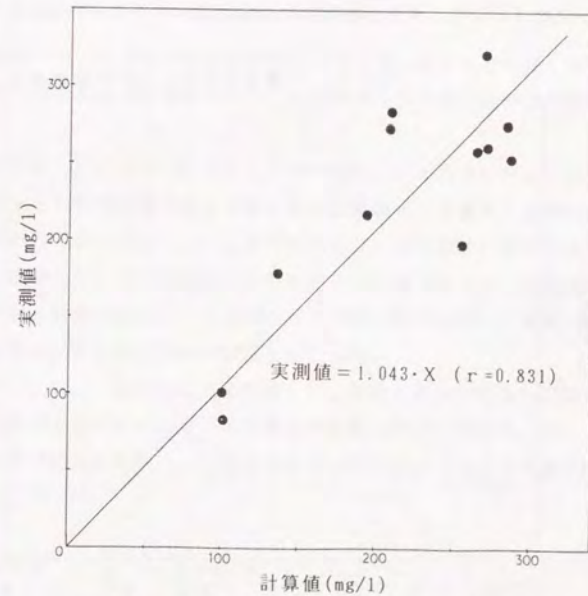


図6-6  $C_{SDi}$ と実測消化脱離液 $PO_4-P$ 濃度



点は1:1の直線よりも上に分布するはずであるので、図6-6の結果は前述の仮定が成立することを示唆しており、このことから消化槽内でのリン再放出量はさほど大きくないと推定される。

以上のことから、濃縮槽及び消化槽におけるリンの挙動を整理すると、汚泥からのリン再放出は主として濃縮槽中で生じ、再放出されたリンは大部分汚泥層中に留まるため濃縮分離液リン濃度はさほど高まらないが、濃縮汚泥が消化槽に投入されることにより消化槽内リン濃度を高める結果となると考えることができる。従って、本ケースのような汚泥処理フローでは、汚泥処理プロセスでのリン再放出量を削減するためには、重力濃縮槽におけるリン再放出防止対策が最も重要かつ効果的であると考えられる。

図6-7には、各Run毎の脱水ろ液PO<sub>4</sub>-P濃度の変化を示した。宍道湖東部浄化センターの脱水機は高分子凝集剤を用いるベルトプレスであり、脱水工程での凝集沈殿反応によるリン除去は期待できないため、本来消化脱離液と脱水ろ液のPO<sub>4</sub>-P濃度は等しいはずである。しかしながら、実際には脱水ろ液は脱水機への供給汚泥量とほぼ同量の布洗浄水により希釈されるので、そのPO<sub>4</sub>-P濃度は消化脱離液と変化のパターンは同じであるが濃度的には約1/2になっている。また、濃度的には直接脱水を行なったRun-7で最も高い。

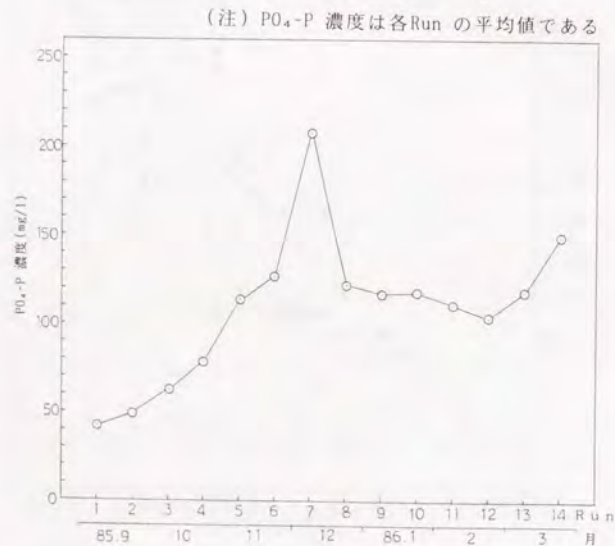


図6-7 脱水ろ液PO<sub>4</sub>-P濃度の変化

これは、前掲図6-4に見られるように濃縮汚泥ろ液PO<sub>4</sub>-P濃度が増大し、これが脱水時にろ液として出てきたためである。

#### 6.3.4 プロセスのリン収支の検討

##### ①リン収支の作成

前項までに運転結果の概略を述べたが、水処理及び汚泥処理プロセスにおけるリンの挙動について検討するため、各実験区画毎のTP収支を作成した。TP収支は以下の条件に従って作成した。

1. 水量については放流量、最初沈殿池汚泥量、余剰汚泥量、濃縮汚泥量、脱水機供給汚泥量、浄化槽汚泥量、脱水ケーキ量、脱水ろ液量をベースにして収支を作成する。
2. 各点のTP濃度は次式で計算する。

$$C_{P_i} = C_{SS_i} \cdot P_x + C_{PO_4-P_i} \quad (6-2)$$

但し、 $C_{P_i}$ : 点iのTP濃度 (mg/l)

$C_{SS_i}$ : 点iのSS濃度 (g/l)

$P_x$ : SSのリン含有率 (mgP/gSS)

$C_{PO_4-P_i}$ : 点iのPO<sub>4</sub>-P濃度 (mg/l)

2. の条件により、TP濃度中には溶解性ポリリン酸は含まれないが、水質分析結果では溶解性リンは大部分が正リン酸態であり、溶解性ポリリン酸の比率は無視できるほどに小さい。

また、放流水については(6-2)式の $P_x$ を10mgP/gSSと仮定した。この値は、宍道湖東部浄化センターでの標準活性汚泥法運転における処理水SS濃度とSS起因のリン濃度の関係から得られたものである。<sup>(1)</sup> 活性汚泥法の $P_x$ は生物学的脱リン法の運転に伴い上昇するので、実際の $P_x$ は10mgP/gSSよりも高い可能性があるが、放流水中のSS濃度は通常2mg/l前後と非常に低く、SS起因のリン濃度の割合はPO<sub>4</sub>-P濃度に比較して小さいため、収支計算ではこの値を用いて計算を行なった。

以上の条件で、Run-1~14のTP収支を作成した。図6-8~21に各RunのTP収支を示す。図中において各点の数字はその点におけるTP負荷量(kg/日)である。また、参考として図6-22~24に標準活性汚泥法により運転を行なっているA~Cの3下水処理場のリン収支の例を示した。<sup>(2) (3)</sup>



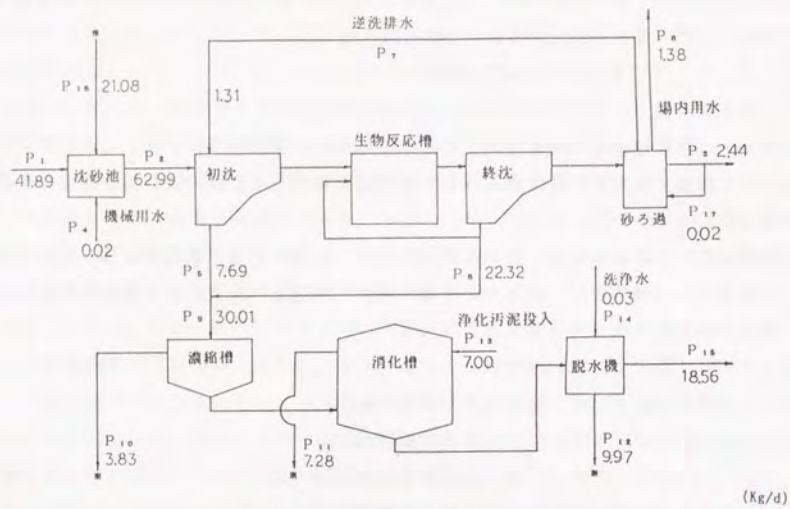


図 6-8 Run-1 の TP 収支

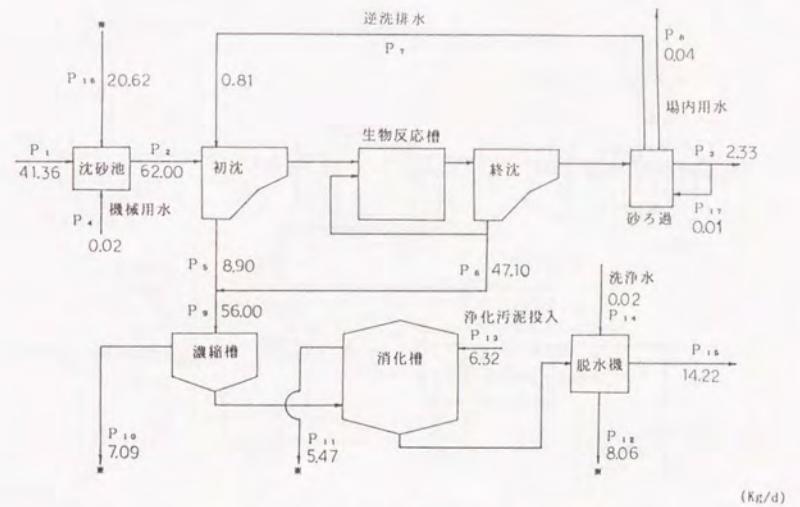


図 6-10 Run-3 の TP 収支

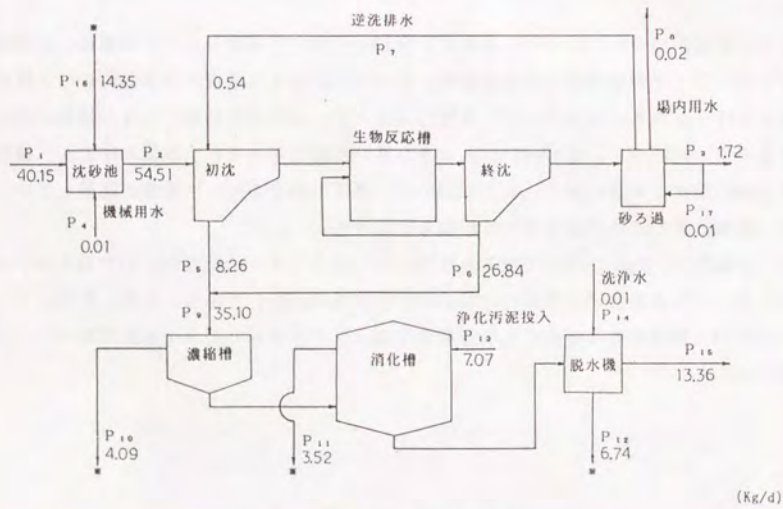


図 6-9 Run-2 の TP 収支

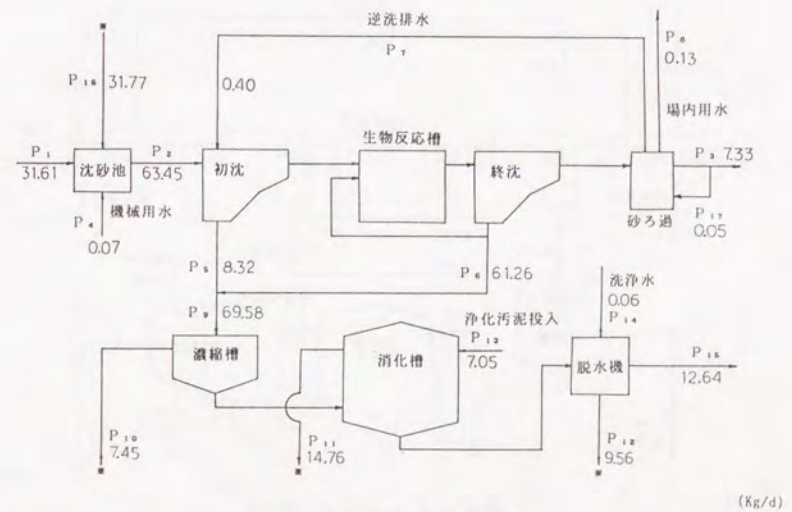


図 6-11 Run-4 の TP 収支



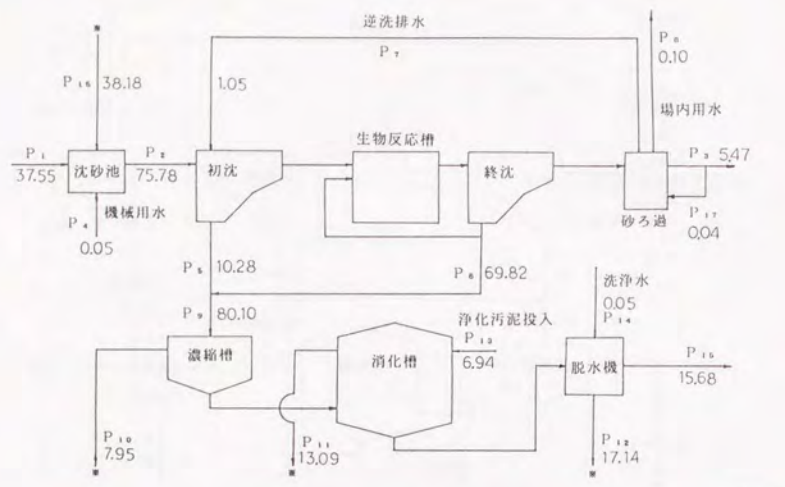


図 6-12 Run-5 のTP収支

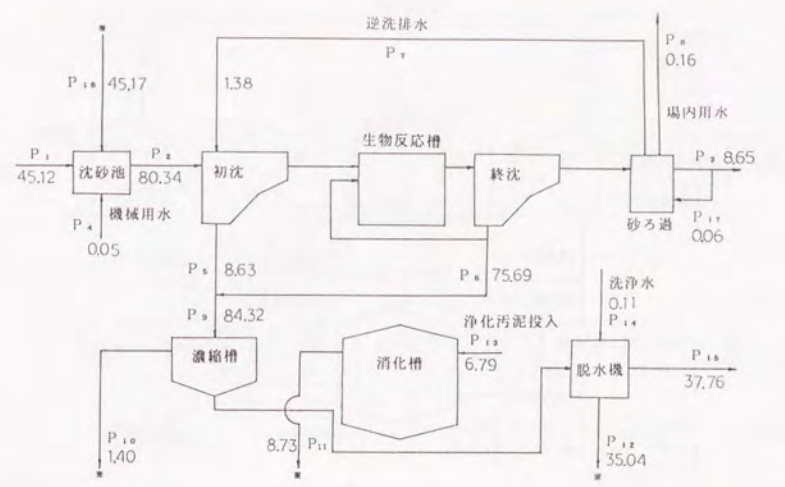


図 6-14 Run-7 のTP収支

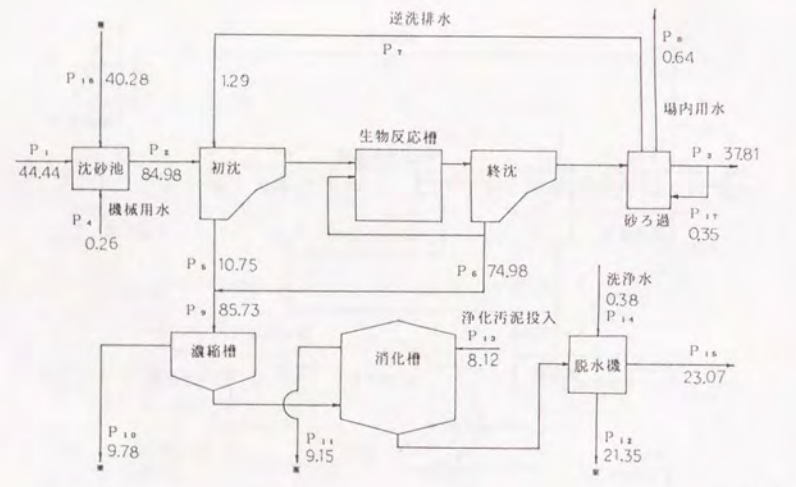


図 6-13 Run-6 のTP収支

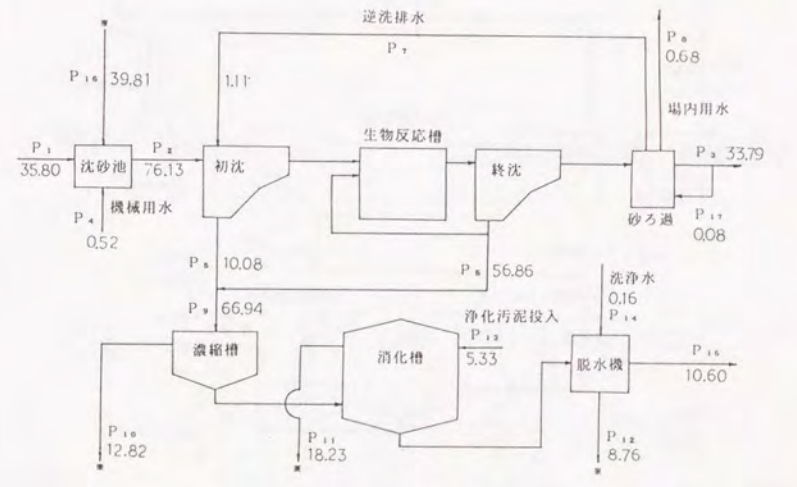


図 6-15 Run-8 のTP収支



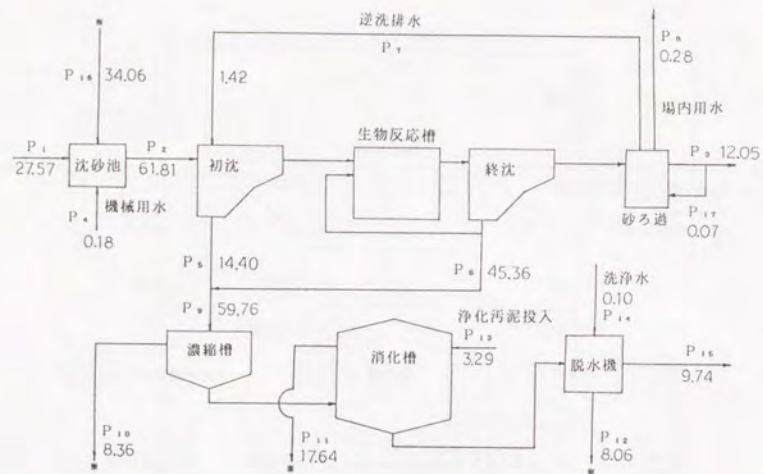


図 6-16 Run-9 のTP収支

(kg/d)

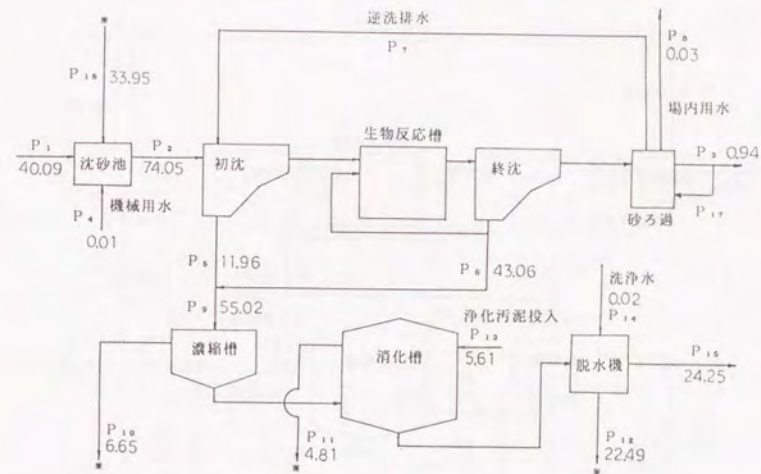


図 6-18 Run-11のTP収支

(kg/d)

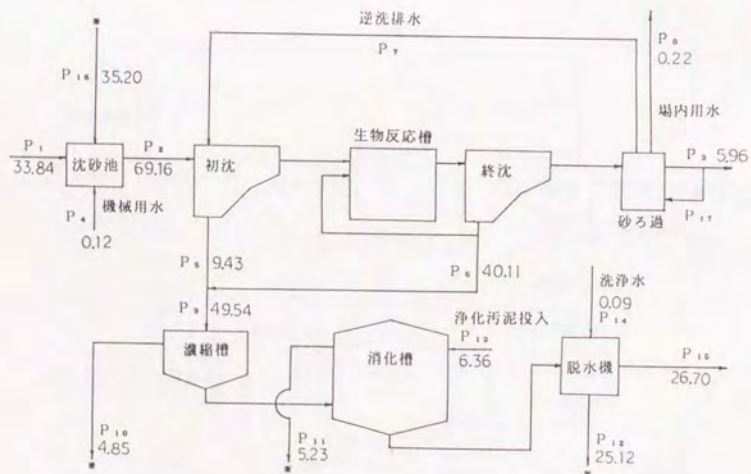


図 6-17 Run-10のTP収支

(kg/d)

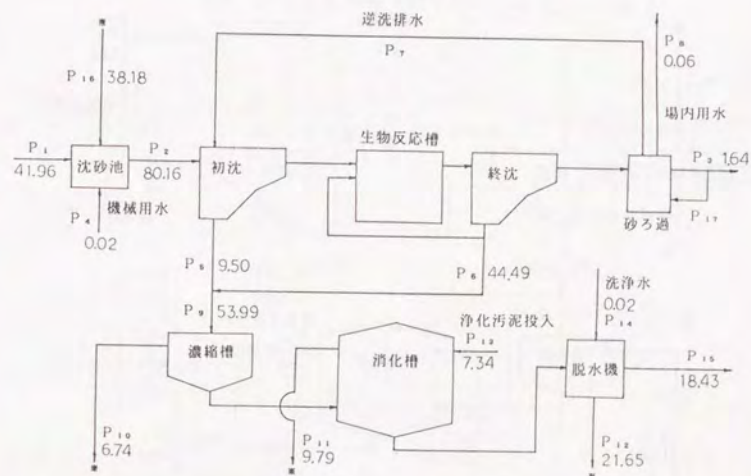


図 6-19 Run-12のTP収支

(kg/d)



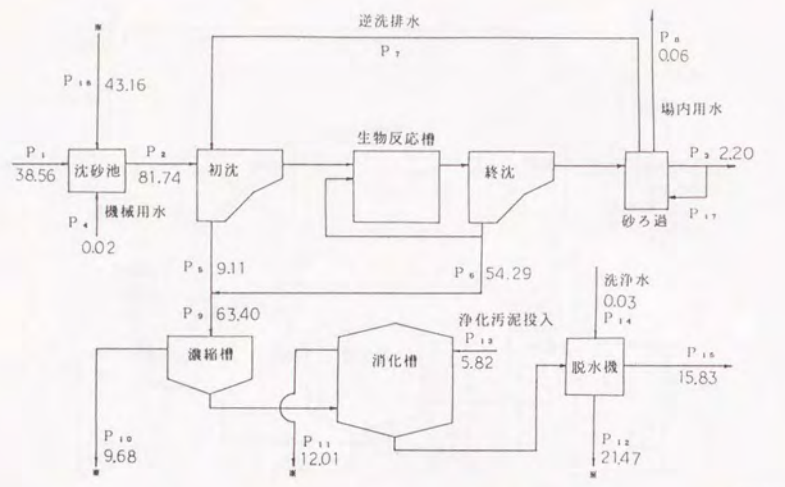


図 6-20 Run-13のTP収支 (Kg/d)

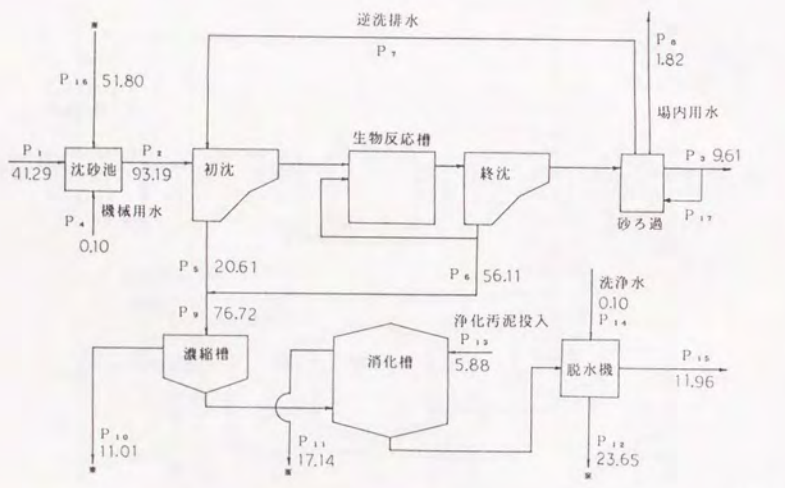
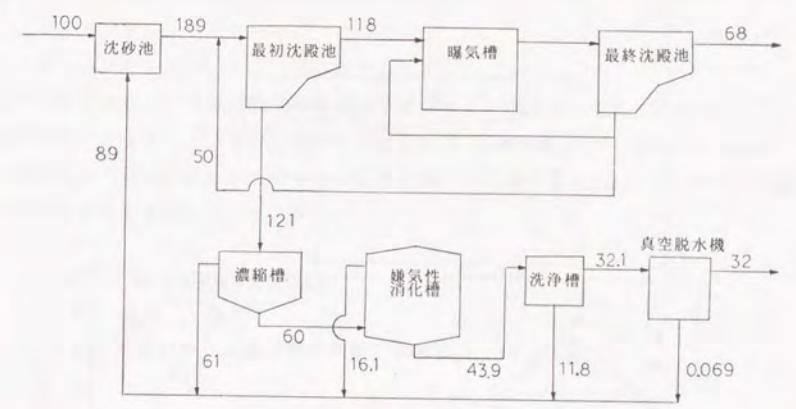
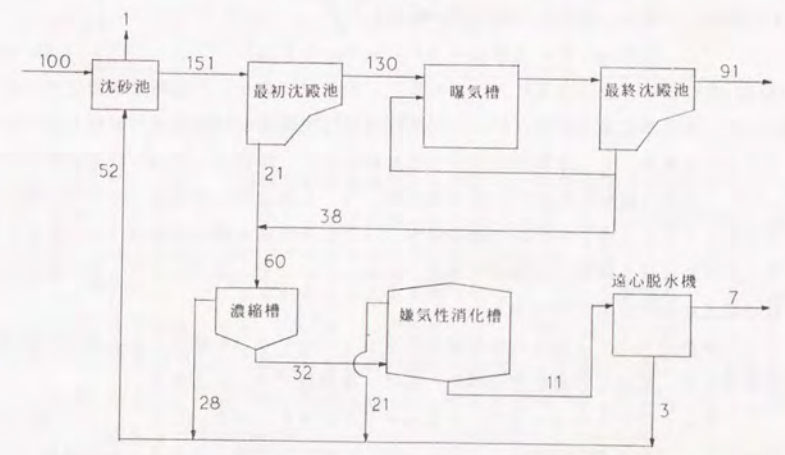


図 6-21 Run-14のTP収支 (Kg/d)



(注) 流入水の負荷を100とした値

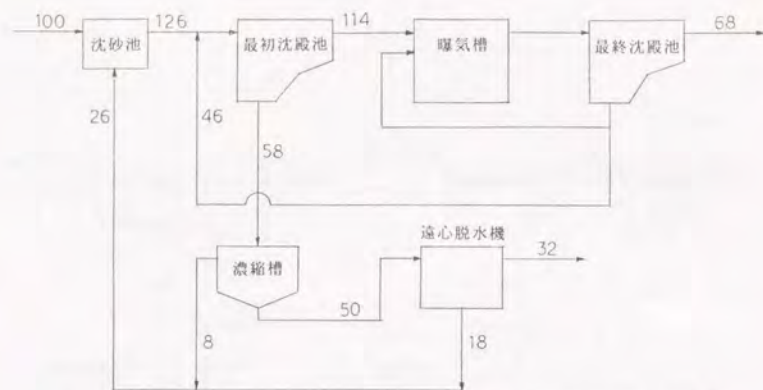
図 6-22 A 処理場 (標準活性汚泥法) のTP収支



(注) 流入水の負荷を100とした値

図 6-23 B 処理場 (標準活性汚泥法) のTP収支





(注) 流入水の負荷を100とした値

図6-24 C処理場(標準活性汚泥法)のTP收支

②プロセス内リン蓄積量の推移

生物学的脱リン法では、水処理系で除去されたリンは全て余剰汚泥として系外に排出されることによりリン除去がなされる。この条件が成立している場合には次式が成立するはずである。(但し、記号はTP收支図のもの)

$$P_1 + P_{13} = P_3 + P_{15} + (P_8 - P_4 - P_{14}) \quad (6-3)$$

(6-3)式において左辺は系に入ってくるリンの全量であり、宍道湖東部浄化センターの場合には、流入水によるもの( $P_1$ )の他に嫌気性消化槽への浄化槽汚泥投入によるもの( $P_{13}$ )がある。 $P_{13}$ は量的には大きな変動はなく、ほぼ6~7kgP/日の範囲である。

右辺は、系外へ排出されるリン量であるが、( )内は場内用水として系外へ排出されるリン量( $P_8$ )より、その内で機械用水( $P_4$ )及び脱水機の洗浄水( $P_{14}$ )として再び系に戻される分を控除したものである。 $P_8$ 、 $P_4$ 、 $P_{14}$ は $P_3$ や $P_{15}$ と比較して、その絶対値は無視できる程度に小さい。

ここで水処理プロセスあるいは汚泥処理プロセス中でリンが蓄積される場合には(6-3)式は成立せず、左辺と右辺の差が系内へのリン蓄積量( $P_{ac}$ )となる。

$$P_{ac} = P_1 + P_{13} - \{P_3 + P_{15} + (P_8 - P_4 - P_{14})\} \quad (6-4)$$

(6-4)式では右辺第二項の $P_4$ 、 $P_8$ 、 $P_{14}$ は他項に比較して小さいため無視できるので $P_{ac}$ は次式で計算できる。

$$P_{ac} = (P_1 + P_{13}) - (P_3 + P_{15}) \quad (6-5)$$

各RunのTP収支に基づいて、(6-5)式により $P_{ac}$ を計算した結果を図6-25に示す。図6-25には併せて水処理プロセスでのリン蓄積量( $P_w$ )及び汚泥処理プロセスでのリン蓄積量( $P_s$ )も併せて示した。これは各々以下の式により求めた。

$$P_w = (P_2 - P_9) - P_9 \quad (6-6)$$

$$P_s = (P_9 + P_{13}) - (P_{15} + P_{16}) \quad (6-7)$$

$P_{ac}$ について見ると、運転開始後Run-5まではプラスの値を取っており、系内にリンが蓄積していることを示しているが、Run-6ではほぼ0であり、Run-7、8では $P_{ac}$ はマイナスの値をとっている。 $P_{ac}$ がマイナスであるとは、それまで蓄積されたリンが系外に放出されていることを意味している。

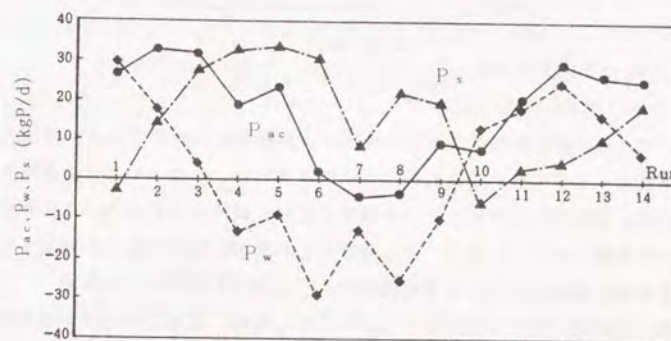


図6-25 各Runの $P_{ac}$ 、 $P_w$ 、 $P_s$

Run-6~8の内、Run-7は濃縮汚泥を直接脱水したために汚泥処理プロセスでのリン蓄積量 $P_s$ が減少したことが $P_{ac}$ がマイナスになった主因である。Run-6では好気性消化を受けた活性汚泥投入により水処理プロセスでのリン除去が悪化し、またこれに伴い $P_w$ 値も低下したために図6-25に示されるように水処理プロセスでのリン蓄積量 $P_w$ が大幅なマイナス値をとっている。また、Run-8では運転モードIの他のRunに比較してエアレーションタンクの送風量を約20%減少したために処理水中 $NO_{2+3}-N$ 濃度が減少し、最終沈殿池でリン再溶出が生じたため、Run-6と同様に $P_w$ が大きなマイナス値となったことが、 $P_{ac}$ がマイナスになった原因である。

$P_{ac} > 0$ である各Runについて脱水ケーキとして系外に排除されるべきリン量 $\Delta P (=$



$P_1 + P_{13} - P_9$ ) と  $P_{ac}$  の関係を図6-26に示す。図6-26において原点を通る直線で回帰すると傾きは0.57となり、系外に排除されるべきリン量の約60%が再放出されて系内に蓄積されていることになる。

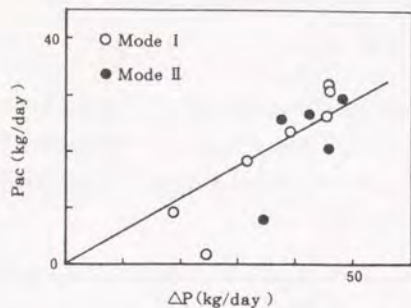


図6-26  $P_{ac}$  と  $\Delta P$

水処理プロセス及び汚泥処理プロセス各々のリン蓄積量について見ると、運転モードⅠの初期及び運転モードⅡではいずれも最初は水処理プロセスにおいてリンの蓄積が生じ、その後次第に  $P_w$  は減少してゆき、 $P_s$  が増加してゆく傾向が見られる。この理由については次のように推測できよう。即ち、 $P_w$  及び  $P_s$  の要因としては以下が考えられる。

$P_w$  : 生物反応槽活性汚泥による細胞内ポリリン酸等としてのリン蓄積

$P_s$  : 重力濃縮槽内及び消化槽内の汚泥中及び分離液、脱離液中のリン濃度増加によるリン蓄積

運転開始後まもなくは前者の要因によるリン蓄積が進行するが、活性汚泥中のポリリン酸蓄積には限界があるので  $P_w$  は  $P_x$  の増加と共に小さくなってゆく。これと併行して汚泥からの再放出リン量も  $P_x$  の増加と共に増大し、 $P_s$  は大きくなる。図6-25における  $P_w$  及び  $P_s$  の変化は定性的には以上のように説明できよう。

$P_s$  については、前述のように蓄積の可能性としては重力濃縮槽及び消化槽の汚泥中及び分離液、脱離液中のリン濃度増加が考えられる。

濃縮汚泥及び消化汚泥のリン含有率は図6-3に見られるように、Run-1 と Run-14で最終的に大きな差はないので、図6-4～5の分離液及び脱離液のRun-1 と Run-14のリン濃度差分がRun-14までの重力濃縮槽及び消化槽中でのリン蓄積量であると考えて、このリン蓄積量を試算すると重力濃縮槽でのリン蓄積量は38kg、消化槽中でのリン蓄積量は1037kgとなる。このように、 $P_s$  についてはその大部分は消化槽脱離液のリン濃度上昇によるものであると考えられる。

消化脱離液  $P_{04-P}$  濃度は、前述のように投入濃縮汚泥  $P_{04-P}$  濃度により決定されるものと考えられる。従って、汚泥リン含有率が一定となり投入濃縮汚泥  $P_{04-P}$  濃度も一定となった場合には、消化槽内リン濃度も平衡状態に達するために、経時的な消化槽内リン濃度増加現象はなくなるはずである。この場合  $P_s = 0$  となるので、汚泥処理系のリン蓄積量が減少し、従って再放出されたリンがすべて水処理プロセスに返流されることになる。これは、返流水リン負荷の増大とそれに伴う処理水リン濃度の増大という結果になることが予想される。

### ③汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷量

図6-27に汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷量の各Run毎の変化を示す。返流水負荷量中、濃縮分離液によるリン負荷の比率は小さく、消化槽脱離液及び脱水ろ液による返流リン負荷量 ( $P_{12}$ ) は、全返流リン負荷量 ( $P_{16}$ ) の約80%に達した。また、濃縮汚泥の直接脱水を行なったRun-7では脱水ろ液単独で返流リン負荷量のやはり約80%に達している。このことは重力濃縮工程で再放出されたものの濃縮汚泥中に留まり、濃縮分離液としては水処理プロセスに返流されなかったリン負荷も結局は、脱水工程における固液分離の結果、ろ液として水処理プロセスに返流されることを意味する。

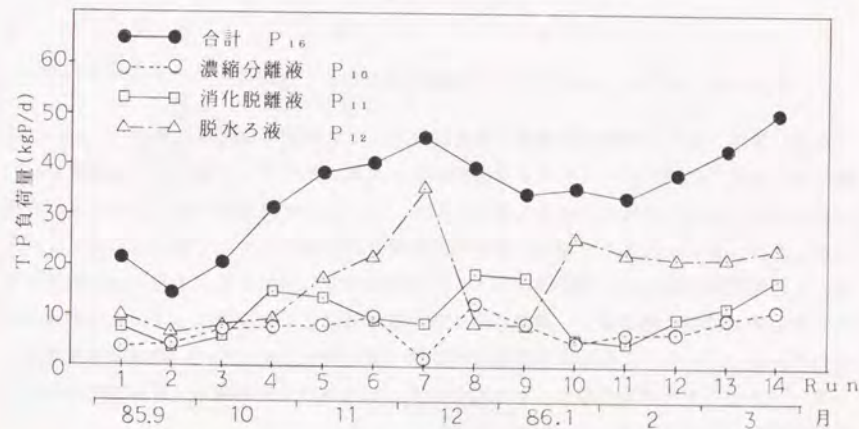


図6-27 汚泥処理返流水TP負荷量の変化

次に汚泥処理プロセスからの返流水によるリン負荷量の流入水リン負荷量に対する比率 ( $P_{16}/P_1$ ) の推移を図6-28に示す。実験開始当初は ( $P_{16}/P_1$ ) は50%程度であ



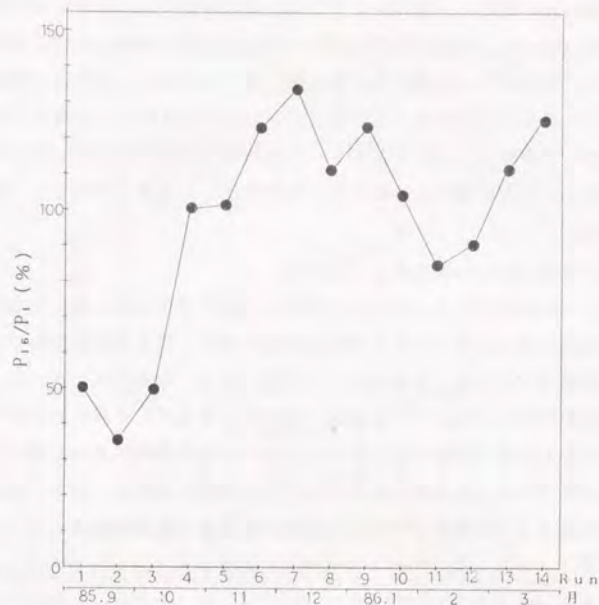


図6-28 各Runの返流水リン負荷量の流入水リン負荷量に対する比率(P<sub>16</sub>/P<sub>1</sub>)

ったが、嫌気-好気活性汚泥法運転の継続に伴ってこの比率は次第に増大し、Run-7以降では150%以上に達した。これを標準活性汚泥法の場合と比較して見ると、前掲図6-22~24に示した標準活性汚泥法による運転を行なっている下水処理場では、返流水リン負荷の流入水リン負荷に対する比率は、嫌気性消化槽と真空脱水機を有するA処理場では89%同じく嫌気性消化槽と遠心脱水機を有するB処理場では52%である。また、汚泥処理プロセス中に嫌気性消化槽がなく、濃縮汚泥を遠心脱水機により直接脱水しているC処理場では26%となっている。これらの標準活性汚泥法の運転例と比較すると、宍道湖東部浄化センターにおける汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷の比率は嫌気-好気活性汚泥法の運転継続により相当上昇することがわかる。

このように、嫌気-好気活性汚泥法の運転に伴って水処理プロセスにおけるリン除去量が増加する結果、汚泥側に移行するリン量も増大し、汚泥処理プロセス中での再放出により返流水リン負荷は標準活性汚泥法による運転よりも大幅に増大することになる。汚泥処理プロセス中でのリン再放出防止対策については次章で検討する。

#### ④ 返流水リン負荷の水処理プロセスへの影響

実験期間中は、処理水TP濃度は汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷量が増加するにつれて増大する傾向を示した。図6-29に、各Runの流入水リン負荷量(P<sub>1</sub>)に対する全返流水リン負荷量(P<sub>16</sub>)の比率(P<sub>16</sub>/P<sub>1</sub>)と処理水PO<sub>4</sub>-P濃度の関係を示す。但し好気性消化汚泥を投入したため処理が悪化したRun-6は除外した。P<sub>1</sub>はあまり大きな変動はなく、平均37.3kg/日であった。

また、図6-22~24に示した標準活性汚泥法の処理場のうち、A及びC処理場について同様な関係を図中に示した。ただし、A処理場については流入水TP濃度は2.45mg/l(収支調査時)と低いために参考値として考える。これに対してC処理場では、流入水TP濃度は4.45mg/l(収支調査時)と宍道湖東部浄化センターとほぼ同レベルであった。

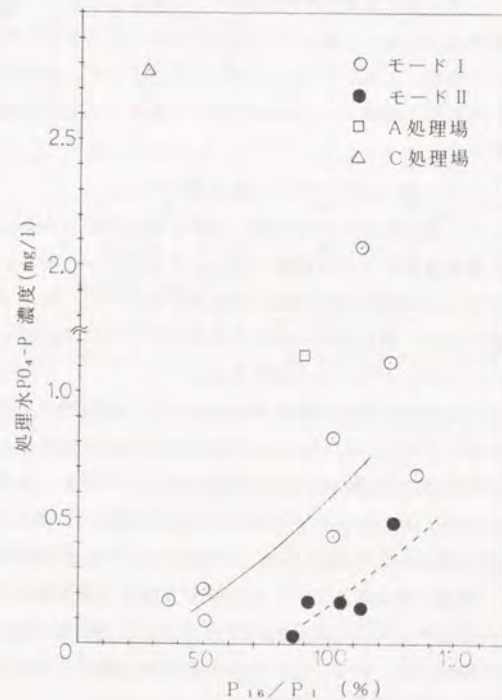


図6-29 各Run 返流水リン負荷量の流入水リン負荷量に対する比率(P<sub>16</sub>/P<sub>1</sub>)と処理水PO<sub>4</sub>-P濃度の関係



図6-29に見られるように、処理水 $PO_4-P$ 濃度は $P_{10}$ に対する $P_{10}$ の比率が高くなると増大する傾向にある。この影響の程度は運転モードⅠとⅡで異なっており、運転モードⅡではⅠに比較して同じ $P_{10}/P_1$ に対する処理水 $PO_4-P$ 濃度は低くなっている。この理由は、運転モードⅠは運転モードⅡに比較して生物反応槽内汚泥量が約2倍であるので、水処理プロセスにおけるリン摂取容量が大きいためであると考えられる。

仮に処理水TP濃度 $0.5\text{mg/l}$ 以下を得たい場合、処理水ではTP濃度の約60%が $PO_4-P$ であるので、 $PO_4-P$ 濃度としては $0.3\text{mg/l}$ 以下でなければならない。図6-29から判断するとこの条件を満足するためには、運転の余裕を考慮すると運転モードⅠでは $P_{10}/P_1$ を50%以下、運転モードⅡでは100%以下に抑えることが必要であると考えられる。

標準活性汚泥法の処理場については、C処理場は $P_{10}/P_1$ が小さいが処理水 $PO_4-P$ 濃度は宍道湖東部浄化センターよりもかなり高いレベルにある。また、A処理場はその流入水TP濃度が宍道湖東部浄化センターの約1/2であるにもかかわらず、やはり処理水 $PO_4-P$ 濃度は同浄化センターと比較して高いレベルにある。このように、標準活性汚泥法による運転と比較した場合、同程度の返流水リン負荷に対する嫌気-好気活性汚泥法のリン除去能力が大きいことは明らかである。

### 6.3.5 系のリン除去量と系外へのリン排出量のバランス

運転調査期間を通じて、水処理プロセスでのリン除去量 $\Delta P_w (=P_1 - P_a)$ が、脱水ケーキとして系外に排出されたリン負荷量( $P_{10}$ )を上回るか、あるいは等しかったのは、図6-25において $P_{10}$ がほぼ0に近いことからわかるように、Run-6~8であった。この内、Run-6及び8では(2)項に述べたように水処理プロセスでのリン除去量が小さいために、相対的に $P_{10} > \Delta P_w$ となったものである。

これに対してRun-7では濃縮汚泥を直接脱水したために、消化槽中へのリン蓄積がなく $\Delta P_w = 26.3\text{kg/日}$ に対して $P_{10} = 37.8\text{kg/日}$ であった。また、図6-3にも示されるように脱水ケーキリン含有率も全期間でもっとも高かった。この場合、処理水リン濃度が高かったために $\Delta P_w$ が小さく $P_{10} > \Delta P_w$ となったが、処理水のTP濃度が低かったRun-1~3及びRun-11~13での $\Delta P_w$ は平均 $38.5\text{kg/日}$ であったので、浄化槽汚泥投入によるリン負荷は別にすると、濃縮-直接脱水方式によれば収支的に水処理プロセスでのリン除去量にほぼ対応する量を脱水ケーキとして系外に排出することが可能であると考えられる。但し直接脱水を行なう場合には、次項で述べるように脱水ろ液による返流水リン負荷の水処理プロセスへの時間的影響に注意が必要である。

### 6.3.6 脱水ろ液の逆流による水処理プロセスへの時間的影響

濃縮汚泥の直接脱水を行なったRun-7の期間中に通日水質測定を行なった。この時の流

入水量は $390\text{ ml/時}$ でほぼ一定であり、流入水水温は約 $16^\circ\text{C}$ であった。図6-30に流入水その他の $PO_4-P$ 濃度の時間的変化を示す。

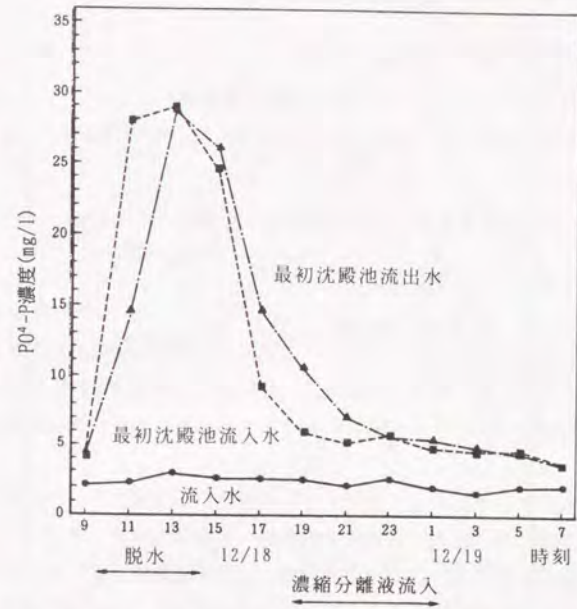


図6-30 流入水、初沈流入水、初沈流出水 $PO_4-P$ 濃度の時間変化

図に見られるように、脱水ろ液の沈砂池への逆流により、最初沈殿池流入水の $PO_4-P$ 濃度は流入前は $4\text{mg/l}$ 程度であったものが最高 $29\text{mg/l}$ まで上昇しており、高いリン濃度ピークが形成されている。また、最初沈殿池では溶解性成分は除去されないために、最初沈殿池出口においても $PO_4-P$ 濃度は、最初沈殿池入口と比較してほとんど変化は見られていない。また、濃縮分離液の流入は明確なピークとしては表われておらず、脱水ろ液ほど影響は大きくないことがわかる。

図6-31に、生物反応槽の各槽 $PO_4-P$ 濃度の時間変化を示す。また、図6-32には処理水及び砂ろ過水の $PO_4-P$ 濃度の経時変化を示した。図6-31に見られるように、嫌気槽から好気槽に移行するにつれて、活性汚泥へのリン摂取に伴い $PO_4-P$ 濃度のピークは小さくなってゆくが、好気槽末端であるD槽においてもなお吸収しきれないピークが残存している。このピークはそのまま処理水に流出し、処理水 $PO_4-P$ 濃度を高める結果となった。こ



のように、脱水ろ液の瞬時的返流は、水処理プロセスで吸収しきれないピーク濃度となり処理水リン濃度を上昇させる可能性があるため、これを防止するためには、返流水ピークリン負荷量削減や時間的均等化を検討する必要がある。

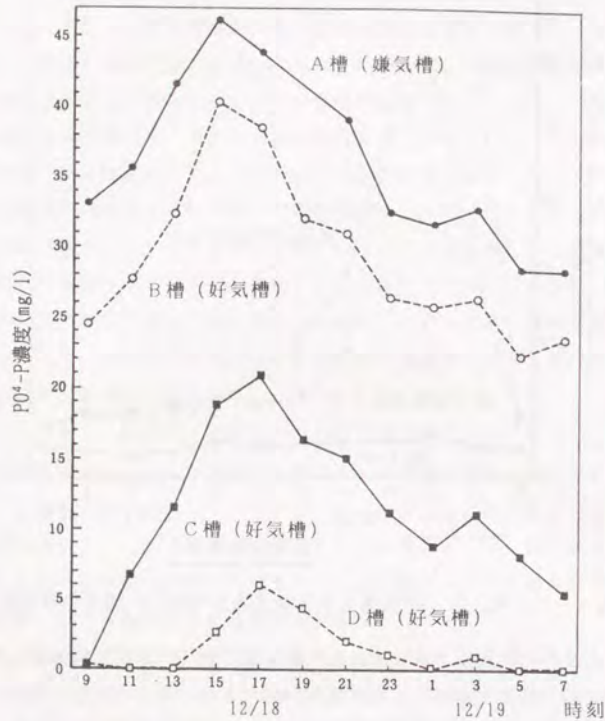


図6-31 生物反応槽 $PO_4$ -P濃度の時間変化

今、返流水負荷が完全に均等化されたとし、この結果図6-31に示したA槽 $PO_4$ -P濃度も時間的に完全に平均化されたとすると、その濃度は約36mg/lとなる。ここで、同じく図6-31から生物反応槽A~D槽でのリン除去量をA槽とD槽の $PO_4$ -Pピーク濃度の差から40mg/lであると見なすと、時間的均等化を行えばA槽での $PO_4$ -P濃度はD槽では完全に吸収できることになり、脱水ろ液返流の時間的均等化の効果は大きいことがわかる。

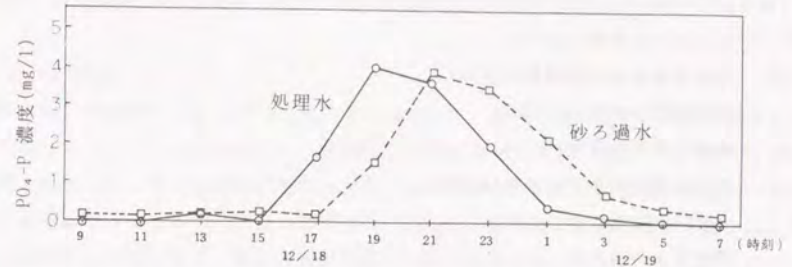


図6-32 処理水及び砂ろ過水 $PO_4$ -P濃度の時間変化

#### 6.4 第6章のまとめ

- (1) 無加温嫌気性消化槽を含む汚泥処理プロセスを有する実規模下水処理場において、嫌気-好気活性汚泥法の運転を行なった結果、水処理プロセスで除去されたリン量のうち約60%は汚泥処理プロセスで再放出され、消化槽内を主として系内に蓄積されていることがわかった。
- (2) 重力濃縮槽でのリン再放出は汚泥層中で生じており、放出されたリンは汚泥層中に留まる部分が多いため、濃縮分離液リン濃度はさほど高まらないが、濃縮汚泥ろ液リン濃度は著しく高まった。また消化脱離液リン濃度の増加は主として高リン濃度の濃縮汚泥の投入によるものと推定され、消化槽における汚泥からのリン再放出量はさほど大きくないと考えられる。
- (3) 汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷による処理水リン濃度の増大を防止するためには、リン再放出防止あるいは返流水リン負荷の削減が必要であり、本章で検討対象とした汚泥処理フローでリン再放出防止を行なう場合、重力濃縮槽でのリン再放出防止が最も重要かつ効果的である。
- (4) 重力濃縮汚泥を直接脱水する場合、水処理プロセスで除去されるリン量にほぼ相当するリン量を脱水ケーキとして系外へ排出できた。しかしながら、脱水ろ液の短時間内での返流は水処理プロセスへのショックロードとなり、処理水リン濃度にピークが残存した。このような現象を防止するためには、返流水リン負荷の時間的均等化が必要であると考えられる。



〈使用記号一覧〉

- $P_1$  : 流入水TP負荷量(kgP/d)
- $P_2$  : 沈砂池流出水TP負荷量(kgP/d)
- $P_3$  : 放流水TP負荷量(kgP/d)
- $P_4$  : 機械用水TP負荷量(kgP/d)
- $P_5$  : 最初沈殿池汚泥TP負荷量(kgP/d)
- $P_6$  : 余剰汚泥TP負荷量(kgP/d)
- $P_7$  : 逆洗排水TP負荷量(kgP/d)
- $P_8$  : 場内用水TP負荷量(kgP/d)
- $P_9$  : 重力濃縮槽投入汚泥TP負荷量(kgP/d)
- $P_{10}$  : 濃縮分離液TP負荷量(kgP/d)
- $P_{11}$  : 消化脱離液TP負荷量(kgP/d)
- $P_{12}$  : 脱水ろ液TP負荷量(kgP/d)
- $P_{13}$  : 浄化槽汚泥TP負荷量(kgP/d)
- $P_{14}$  : 脱水機洗浄水TP負荷量(kgP/d)
- $P_{15}$  : 脱水ケーキTP負荷量(kgP/d)
- $P_{16}$  : 返流水TP負荷量(kgP/d)
- $P_{17}$  : 逆洗用水TP負荷量(kgP/d)
- $P_{ac}$  : 系内へのリン蓄積量(kgP/d)
- $P_w$  : 水処理プロセスでのリン蓄積量(kgP/d)
- $P_s$  : 汚泥処理プロセスでのリン蓄積量(kgP/d)

〈第6章 参考文献〉

- (1) 「宍道湖流域下水道維持管理年報 昭和57年度」 鳥根県宍道湖東部浄化センター
- (2) 「汚泥処理消化プロセスからの脱離液の処理に関する調査報告」 昭和51年3月 日本下水道事業団試験部報告 50-009
- (3) 堺 好雄 「処理場流入水のリンと処理過程におけるリンの挙動に関する考察」 用水と排水 Vol. 16, No. 12 (1974)

## 第7章 汚泥処理プロセス返流水リン負荷の影響とその削減方法の検討

### 7.1 はじめに

前章では、実施設における運転実験結果に基づいて、嫌気-好気活性汚泥法の汚泥処理プロセス中のリンの挙動と返流水リン負荷について検討を加えた。本章では、前章での検討結果を踏まえて、汚泥処理返流水リン負荷の水処理プロセスへの影響度を定量的に把握することを試みるとともに、汚泥処理プロセスにおいて最もリン再放出量の大きい混合汚泥重力濃縮工程におけるリン再放出抑制方法について検討する。

### 7.2 嫌気-好気活性汚泥法余剰汚泥のリン再放出特性

本項では既往の研究報告を整理し、嫌気-好気活性汚泥法の発生汚泥からのリン再放出特性についてまとめる。

#### 7.2.1 汚泥からのリン再放出量

嫌気-好気活性汚泥法の余剰汚泥は、嫌気状態に置かれると好気条件下で混合液中より摂取・蓄積したリンを再放出する。図7-1は嫌気-好気活性汚泥法の余剰汚泥を24時間静置沈降した後の汚泥からのリン放出量と汚泥リン含有率の関係について、既往の文献値

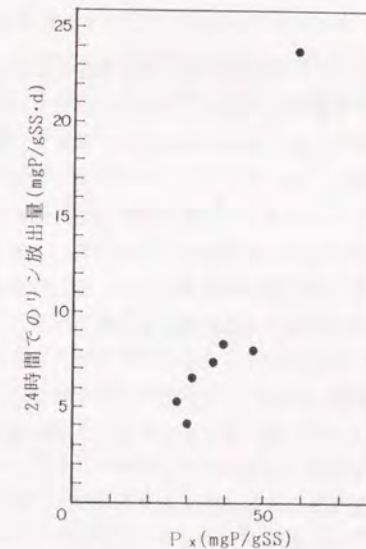


図7-1 汚泥リン含有率と24時間でのリン放出量



を整理したものである。<sup>(1)~(6)</sup> 図中のリン放出量は、混合液中の正リン酸態リン（以下  $PO_4\text{-P}$  と略す）の24時間での増加量を供試汚泥MLSSで除した値である。図より判断できるように汚泥リン含有率が高い程、リン放出量は大きくなる傾向が見られる。

図7-2は最初沈殿池汚泥からのリン放出量の測定例である。最初沈殿池汚泥からのリン放出量は、余剰汚泥のそれに比較して非常に小さい。最初沈殿池汚泥のリン含有率は測定例が少ないが、図7-2の場合では11.5mgP/gssであり、また六道湖東部浄化センターでの実施運転実験では6~7mgP/gssの範囲であった。

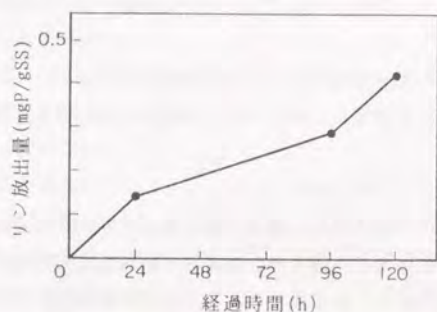


図7-2 最初沈殿池汚泥からのリン放出

嫌気条件下での活性汚泥からのリン放出速度は、混合液中の基質濃度が高いほど大きいことが知られている。これは余剰汚泥からのリン再放出についても同様であり、余剰汚泥を最初沈殿池汚泥と混合した場合には、最初沈殿池汚泥が基質となるために余剰汚泥単独の場合と比較してリン放出速度は大幅に増大する。図7-3に日本下水道事業団の嫌気-好気活性汚泥法パイロットプラントの余剰汚泥単独及び混合汚泥からのリン放出量の測定結果を示す。この場合、余剰汚泥のリン含有率は29.7mgP/gss、混合汚泥のそれは21.8mgP/gssであった。図に見られるように混合汚泥からのリン放出は余剰汚泥単独の場合と比較して速度が格段に早く、3時間で既に24時間放出量の約90%が放出されている。24時間でのリン放出量は、余剰汚泥、混合汚泥ともほぼ同じであり、48時間後では余剰汚泥単独の場合の方が大きい、これは混合汚泥の方が汚泥リン含有率が小さいためと考えられ、同様な実験で余剰汚泥量ベースのリン放出量を計算すると、最初沈殿池汚泥量が増えるほどリン放出量は大きくなる事が報告されている。<sup>(5)</sup>

### 7.2.2 汚泥処理各工程でのリン再放出特性

#### (1) 濃縮工程

濃縮プロセスの中でも、重力濃縮は濃縮槽内での汚泥滞留時間が比較的に長い、汚泥

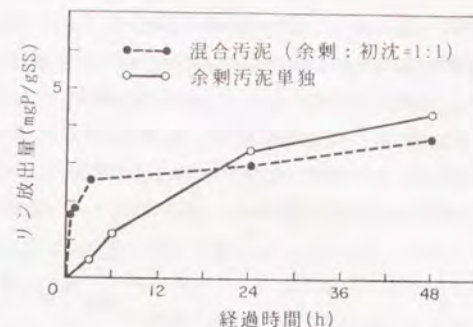


図7-3 余剰汚泥及び混合汚泥からのリン放出量

が嫌気状態になり、リン再放出が生じやすい。特に余剰汚泥と最初沈殿池汚泥を混合濃縮する場合には、汚泥からのリン放出は著しく促進される。六道湖東部浄化センターにおける嫌気-好気活性汚泥法の実施設運転実験では、余剰汚泥を最初沈殿池汚泥と混合重力濃縮したが、同法の運転開始時には約35mg/lであった濃縮分離液  $PO_4\text{-P}$  濃度が運転継続による汚泥リン含有率の増大に伴って上昇し、2ヶ月後には約100mg/lとなった。標準活性汚泥法の混合汚泥重力濃縮分離液の  $PO_4\text{-P}$  濃度は、既往の調査例では4~40mg/lといった値が報告されており<sup>(6)</sup>、嫌気-好気活性汚泥法の場合には、余剰汚泥リン含有率が高まるため濃縮分離液中の  $PO_4\text{-P}$  濃度は標準活性汚泥法に比較して高まる傾向にあると考えられる。しかしながら、第6章6.3.3で述べたように、六道湖東部浄化センターの場合、濃縮汚泥ろ液  $PO_4\text{-P}$  濃度は最高400mg/l以上に達しており、再放出されたリンの大部分は濃縮汚泥として次の工程に送られ、濃縮分離液として出てくるのはその一部であることを指摘しておく。

重力濃縮以外の濃縮方法としては、遠心濃縮と加圧浮上濃縮がある。遠心濃縮は濃縮機中での汚泥滞留時間が10~20分程度と短いため、リン放出防止の点からは有利である。嫌気-好気活性汚泥法の混合汚泥を遠心濃縮した例は報告されていないが、余剰汚泥についてはリン含有率23mgP/gssのものを遠心濃縮した例で、濃縮分離液のTP濃度は9.5mg/lであり、溶解性TP濃度は3.6mg/lであったと報告されている。<sup>(7)</sup> また、別の実験ではリン含有率は不明であるが、同様に余剰汚泥の遠心濃縮で分離液  $PO_4\text{-P}$  濃度は、12.5mg/lであった。<sup>(2)</sup> 加圧浮上濃縮法は好気条件下で濃縮操作を行なうので、濃縮中のリン放出量は小さい。生物学的窒素・リン同時除去プロセスの余剰汚泥の加圧浮上濃縮実験結果によると、分離液中の  $PO_4\text{-P}$  濃度は0.25~1.21mg/lと非常に低い値であった。<sup>(5)</sup>



## (2) 消化工程

嫌気性消化工程における消化液リン濃度の経時変化について、その測定例を図7-4に示す。これは、標準活性汚泥法施設の混合汚泥をそれぞれ20℃及び30℃に保って一日一回攪拌を行なって貯留し、定期的に汚泥ろ液の $PO_4$ -P濃度を測定した結果である。図中には併せてpHの変化も示した。本図に見られるように、汚泥ろ液 $PO_4$ -P濃度は急激に上昇して5~7日目にピークに達し、その後は逆に減少して10日目以降ではほぼ一定値となっている。ろ液 $PO_4$ -P濃度の変化とpHの変化を対照して見ると、 $PO_4$ -P濃度の増加は酸性発酵時

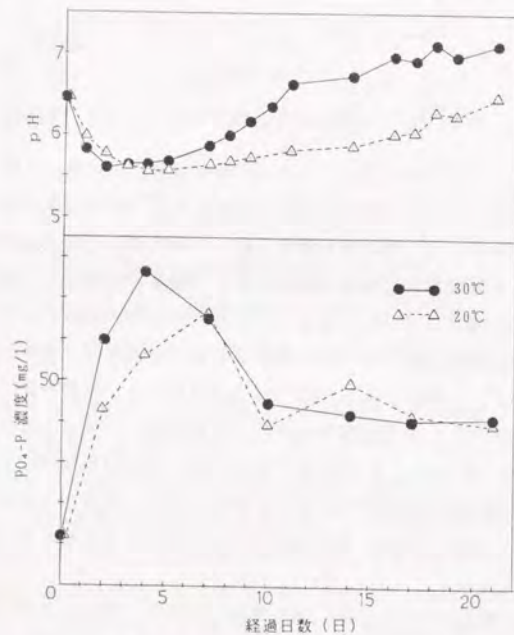


図7-4 嫌気性消化工程での消化液リン濃度の経時変化

のpHの低下に対応して生じており、その後アルカリ性発酵に移行してpHが上昇するに伴って $PO_4$ -P濃度はやや減少していることがわかる。このpH上昇に伴う消化液 $PO_4$ -P濃度の減少は金属類と $PO_4$ -Pの化学的反応による金属塩類の生成によるものであろう。この実験では種汚泥を用いず、また貯留容器は気密ではないために、厳密には実際の嫌気性消化槽とは条件が若干異なるが、堺は混合汚泥を用いて回分式消化実験を行なった結果、本実験と同様な結果を報告している。<sup>(16)</sup>

以上は、いずれも標準活性汚泥法の発生汚泥に関する知見であるが、嫌気-好気活性汚泥法の発生汚泥に関しては、宍道湖東部浄化センターでの嫌気-好気活性汚泥法運転実験で重力濃縮された混合汚泥が無加温嫌気性消化され、運転実験開始以前は100mg/l程度であった消化脱離液 $PO_4$ -P濃度は運転実験開始後3ヶ月で280mg/lに達した。しかしながらこの場合、第6章6.3.3で述べたように消化脱離液 $PO_4$ -P濃度の上昇は必ずしも消化槽中での汚泥からのリン再放出によるものではなく、主として重力濃縮槽におけるリン再放出によりリン濃度の高まった濃縮汚泥投入の影響によるものと推定された。このことは、重力濃縮槽では酸性発酵の状態となり多量のリンが再放出されるが、pHが弱アルカリ性までに回復する消化槽内ではリン再放出はあまり進まないことを示唆するもので、嫌気性消化工程においては、リンは前述の標準活性汚泥法汚泥の場合と同様な経時的挙動を示すと考えられる。

好気性消化工程ではポリリン酸の嫌気条件下での加水分解による混合液中への $PO_4$ -P放出は生じないが、消化に伴う細胞体の分解により混合液リン濃度は増加する。Matsudaらによる標準活性汚泥法余剰汚泥の好気性消化実験では、混合液中の $PO_4$ -P濃度は消化日数15日で約30mg/lに達し、これは連続曝気と間欠曝気ではほとんど差がないという結果であった。<sup>(9)</sup>嫌気-好気活性汚泥法余剰汚泥を好気性消化する場合には、汚泥リン含有率が高いため混合液中のリン濃度も標準活性汚泥法余剰汚泥の場合に比較してより高いことが予想される。その実例として、図7-5に宍道湖東部浄化センターの嫌気-好気活性汚泥法余剰汚泥を再曝気した場合の混合液 $PO_4$ -P濃度の変化を示す。供試余剰汚泥のリン含有率は39mgP/gSS、MLSSは5,960mg/lであった。図に見られるように、供試汚泥の貯蔵中に放出されていたリンが曝気により一旦は速やかに再吸収されるが、その後は曝気継続に伴って汚泥から $PO_4$ -Pが溶出し、4日間の曝気で混合液 $PO_4$ -P濃度は約70mg/lにも達している。これは、汚泥中に含まれるリン量の約26%が放出されたことを意味する。このように、好気性消化でも脱離液中のリン濃度はかなり高くなることが考えられる。

## (3) 脱水工程

汚泥脱水プロセスとしては真空脱水、加圧脱水、ベルトプレス、遠心脱水等があるが、これらの中で脱水前の汚泥調質に石灰と塩化第二鉄を用いる真空脱水及び加圧脱水方式については凝集沈殿反応により $PO_4$ -Pが不溶性塩となって除去されるので脱水ろ液中のリン濃度は低い。嫌気-好気活性汚泥法混合汚泥を消石灰と塩化第二鉄を脱水助剤として用いて加圧脱水を行なった実験では脱水ろ液のTP濃度は平均4.6mg/l、 $PO_4$ -P濃度は0.3mg/lであったと報告されている。<sup>(6)</sup>



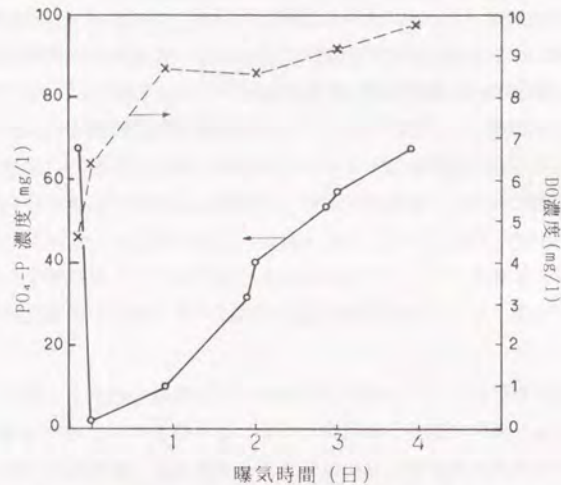


図7-5 余剰汚泥曝気時の混合液PO<sub>4</sub>-P濃度の変化

これに対して遠心脱水やベルトプレスのように、高分子凝集剤のみを脱水助剤として用いる脱水プロセスでは、リン脱水工程は固形物態のリン除去しか期待できないため、濃縮汚泥混合液中のPO<sub>4</sub>-Pがそのまま脱水ろ液中に流出することになる。

### 7.3 汚泥処理返流水リン負荷の影響の検討

本項では、汚泥処理返流水によるリン負荷が嫌気-好気活性汚泥法のリン除去に及ぼす影響を定量的に把握することを試みる。

#### 7.3.1 ケーススタディによる検討

返流水リン負荷量及び活性汚泥リン含有率と処理水リン濃度の関係を宍道湖東部浄化センターでの嫌気-好気活性汚泥法運転実験データに基づいて検討する。図7-6に同浄化センターの処理フローを再掲する。同浄化センターの汚泥処理プロセスは、混合汚泥を重力濃縮後、無加温消化槽で約30日間消化を行ない、ベルトプレス脱水機により脱水するものである。濃縮分離液、消化脱離液、脱水ろ液は全て直接沈砂池に返流される。

図7-6中には、同浄化センターでの昭和60年9月1日～昭和61年1月16日の運転実績に基づいて作成した水量収支を併せて示した。水量収支の各数値は、流入水量を100としたものである。この期間での生物反応槽滞留時間は流入水量ベースで5.6時間であった。

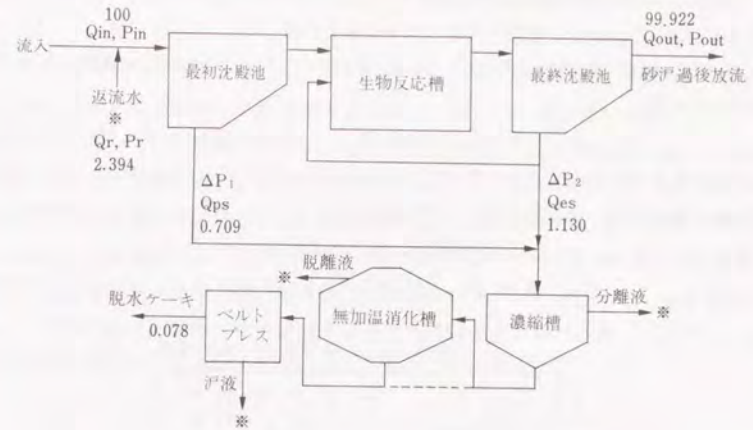


図7-6 宍道湖東部浄化センターのフローと水量収支

ここで、水処理プロセスで除去されたリンは全て汚泥として系外に排出されるため、水処理プロセスのリン収支より(7-1)式が成立する。

$$Q_{in} \cdot P_{in} + Q_r \cdot P_r = Q_{out} \cdot P_{out} + \Delta P_1 + \Delta P_2 \quad (7-1)$$

(1)式に図7-6中の水量の関係を代入する。この場合、 $Q_{out} \approx Q_{in}$ であると見なせるので、 $P_{out}$ は(7-2)式で表わされる。

$$P_{out} = P_{in} + 0.0176 \cdot P_r - (\Delta P_1 + \Delta P_2) / Q_{in} \quad (7-2)$$

最初沈殿池汚泥及び余剰汚泥の発生固形物量は対象期間の運転実績より、各々単位流入水量当たり144.9g/m<sup>3</sup>、136.1g/m<sup>3</sup>であったので、 $\Delta P_1$ と $\Delta P_2$ は各々(7-3)式及び(7-4)式で表わされる。

$$\Delta P_1 = P_{xps} \cdot 144.9 \cdot Q_{in} \cdot 10^{-3} \quad (7-3)$$

$$\Delta P_2 = P_{xes} \cdot 136.1 \cdot Q_{in} \cdot 10^{-3} \quad (7-4)$$

(7-2)式に(7-3)及び(7-4)式を代入する。また最初沈殿池汚泥のリン含有率 $P_{xps}$ 及び流入水TP濃度 $P_{in}$ は実績値ではほぼ一定で各々7.15mgP/gss及び4.76mg/lであったので結局処理水TP濃度 $P_{out}$ は(7-5)式で表わされる。

$$P_{out} = 3.72 + 0.0176 \cdot P_r - 0.1361 \cdot P_{xes} \quad (7-5)$$

ここで、返流水TP負荷量の流入水TP負荷量に対する比率を $L(P_r)/L(P_{in})$ とおく。

$$L(P_r)/L(P_{in}) = (Q_r \cdot P_r) / (Q_{in} \cdot P_{in}) \quad (7-6)$$



(7-6) 式に各々の数値を代入して変形すると、

$$P_r = 270.453 \cdot L(P_r)/L(P_{in}) \quad (7-7)$$

(7-7) 式を(7-5)式に代入すると、 $P_{out}$  は  $L(P_r)/L(P_{in})$  と  $P_{xes}$  の関数として(7-8)式で表現できる。

$$P_r = 4.76 \cdot L(P_r)/L(P_{in}) - 0.1361 \cdot P_{xes} + 3.72 \quad (7-8)$$

(7-8) 式に基づき  $P_{xes}$  が 40, 45, 50, 55, 60 mgP/gss の各ケースについて、 $L(P_r)/L(P_{in})$  と処理水TP濃度  $P_{out}$  の関係を図7-7に示した。ここで、(7-8)式においては  $P_{out} \geq 0$  であるので、 $P_{xes}$  は(7-9)式の範囲になければならない。

$$P_{xes} \leq 34.97 \cdot L(P_r)/L(P_{in}) + 27.33 \quad (7-9)$$

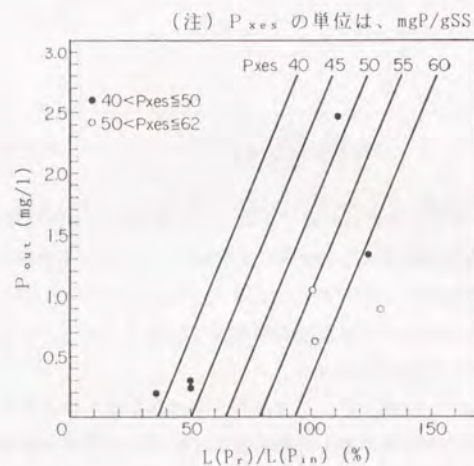


図7-7  $L(P_r)/L(P_{in})$  と  $P_{out}$  (宍道湖東部浄化センターのケース)

(7-9) 式は、ある任意の  $L(P_r)/L(P_{in})$  に対して  $P_{xes}$  の上限が存在することを示すものでこれは、(7-2) 式から理解できるように、リン除去量が上限値を取る  $P_{out} = 0$  の場合に  $\Delta P_2$  が最大となるために、(7-4) 式の関係から  $P_{xes}$  の最大値も決まることによるものである。例えば、 $L(P_r)/L(P_{in}) = 50\%$  の場合には、(7-9) 式より  $P_{xes}$  の最大値は 45 mg P/gss であり、これは図7-7では  $P_{xes} = 45 \text{ mgP/gss}$  で  $L(P_r)/L(P_{in})$  が 50% の場合には  $P_{out} = 0 \text{ mg/l}$  であることに相当する。しかしながら、現実的には  $P_{out} = 0 \text{ mg/l}$  とはならず、 $P_{out}$  の下限は 0.2 mg/l 程度であると考えられる。

図7-7には、併せて宍道湖東部浄化センターでの運転実験で得られたデータ(半月毎の平均値)をプロットした。図に見られるように、 $L(P_r)/L(P_{in})$  は  $P_{out}$  に大きく影響し  $L(P_r)/L(P_{in})$  が 10% 増加すると  $P_{out}$  は約 0.5 mg/l 増大する。また、実験値はバラツキは見られるものの、ほぼ(7-5)式の関係と傾向的に一致していると思なせる。

同浄化センターでの実験期間の  $P_{xes}$  は、平均約 50 mgP/gss (好気槽末端)であったので、図7-7より判断すると、仮に  $P_{out} \leq 0.5 \text{ mg/l}$  としたい場合には、 $L(P_r)/L(P_{in})$  が 75% 以下であれば良いことになる。しかしながら、ここでは実際の運転管理上の余裕を考慮して第6章での検討のように  $P_{out}$  を平均 0.5 mg/l 以下とするためには  $L(P_r)/L(P_{in})$  を 50% 以下にする必要があると考えることにする。ここで、 $L(P_r)/L(P_{in}) = 50\%$  の場合、 $P_{xes} = 50 \text{ mgP/gss}$  の条件下で水処理プロセスでの除去リン量 ( $\Delta P_1 + \Delta P_2$ ) に対する返流水TP負荷  $L(P_r)$  の比率は以下のようなになる。

$$\begin{aligned} \frac{L(P_r)}{\Delta P_1 + \Delta P_2} &= \frac{P_{in} \cdot Q_{in} \cdot 0.5}{(P_{xps} \cdot 144.9 + P_{xes} \cdot 136.1) \cdot Q_{in} \cdot 10^{-3}} \\ &= \frac{4.76 \times 0.5}{(7.15 \times 144.9 + 50 \times 136.1) \cdot 10^{-3}} = 0.304 \end{aligned}$$

従って、 $L(P_r)/L(P_{in})$  を 50% 以下にするためには、以上の計算から水処理プロセスでの除去リン量の内、汚泥処理プロセスで再放出されるリン量の割合を 30% 以下に留めなければならないことになる。

### 7.3.2 標準的条件での検討

前項と同様の考え方に基づいて、一般的な標準活性汚泥法施設に嫌気-好気活性汚泥法を適用した場合に、返流水リン負荷が処理水リン濃度に与える影響の程度について検討する。検討にあたっては、生物反応槽滞留時間は標準活性汚泥法程度とし、最初沈殿池汚泥及び余剰汚泥の発生量は標準活性汚泥法施設の運転実績値より各々、流入水量 10,000 ml に対して 109 ml 及び 140 ml とした。<sup>(10)</sup> また、発生汚泥固形物量は同じく実績値から、流入水量 1 ml あたり各々 157 g/ml 及び 96 g/ml とした。<sup>(10)</sup> 以上の条件に基づき、図7-8に流入水量を 100 とした場合の水量収支を示す。

流入水TP濃度を第1章 1.2.(1)より 4.73 mg/l とし、最初沈殿池汚泥のリン含有率を前項の場合と同じく 7.15 mgP/gss とすると、処理水TP濃度  $P_{out}$  は同様に返流水TP濃度  $P_r$  と余剰汚泥リン含有率  $P_{xes}$  の関数として次式で表現できる。

$$P_{out} = P_{in} + 0.024 \cdot P_r - 0.096 \cdot P_{xes} - 1.123 \quad (7-10)$$

(7-10) 式に前項と同様に(7-6)式を代入・整理すると(7-11)式が得られる。

$$P_{out} = 4.74 \cdot L(P_r)/L(P_{in}) - 0.096 \cdot P_{xes} + 3.607 \quad (7-11)$$







$$P_{\text{psout}} = 0.987 \cdot P_{\text{in}} + 0.0236 \cdot P_r - 0.155 \cdot P_{\text{xps}} \quad (7-14)$$

$P_{\text{in}} = 4.73 \text{mg/l}$ 、 $P_{\text{xps}} = 7.15 \text{mgP/gss}$  として(7-14)式を(7-12)式に代入すると(7-15)式が得られる。

$$P_{\text{xes}} = 0.058 \cdot P_r + 41.636 \quad (7-15)$$

(7-15)式を(7-10)式に代入すると、結局  $P_{\text{out}}$  は  $P_r$  の関数として(7-16)式で表わされる。

$$P_{\text{out}} = 0.0184 \cdot P_r - 0.390 \quad (7-16)$$

(7-16)式と(7-6)式の関係から、(7-17)式が得られる。

$$P_{\text{out}} = 3.64 \cdot L(P_r)/L(P_{\text{in}}) - 0.390 \quad (7-17)$$

図7-9中に点線で(7-17)式の関係を示した。図から、活性汚泥法リン含有率  $P_{\text{xes}}$  が最初沈殿池流出水リン濃度に依存するとした場合には、処理水TP濃度を平均  $0.5 \text{mg/l}$  以下とするためには  $L(P_r)/L(P_{\text{in}})$  を少なくとも24%以下、同じく平均  $1.0 \text{mg/l}$  以下とするためには少なくとも35%以下にしなければならないと判断できる。このことは、3-1項と同様な計算により、水処理プロセスで除去されたリン量の内、汚泥処理プロセスで再放出されるリン量の割合を前者の場合には21%以下、後者の場合には30%以下に抑制しなければならないことを意味する。

以上のように、標準的な条件での検討結果では、宍道湖東部浄化センターのケースと比較して流入水TP濃度  $P_{\text{in}}$  はほとんど同じであるにもかかわらず、同じ活性汚泥リン含有率  $P_{\text{xes}}$  で同等の処理水TP濃度を得るためには、 $L(P_r)/L(P_{\text{in}})$  をより低く押えなければならない。この理由としては、両ケースを比較すると単位流入水量当りの発生汚泥固形物量は最初沈殿池汚泥では大差ないものの、余剰汚泥では一般条件での検討では  $96 \text{g/m}^3$  であるのに対して、宍道湖東部浄化センターのケースでは  $136 \text{g/m}^3$  と約40%も多いために水処理プロセスでの除去リン量が大きいためと考えられる。このように活性汚泥法リン含有率が同じ場合には、余剰汚泥発生量が小さいほど、同レベルの処理水TP濃度を得るために返流水リン負荷量をより小さくすることが要求される。

#### 7. 4 返流水リン負荷の削減対策

##### 7. 4. 1 嫌気-好気活性汚泥法における汚泥処理の基本的考え方

前項の検討より、嫌気-好気活性汚泥法の運転においては返流水リン負荷は処理水TP濃度レベルに大きな影響を持つことが明らかである。汚泥処理プロセスでのリン再放出の許容量は目標処理水TP濃度と汚泥リン含有率及び汚泥発生量により異なるが、前項の試算によると処理水TP濃度  $0.5 \text{mg/l}$  以下を目標とする場合、 $P_{\text{xes}} = 40 \text{mgP/gss}$  のケースでは

汚泥処理プロセスでのリン再放出量を水処理プロセス除去リン量の少なくとも14%以下に抑える必要がある。 $P_{\text{xes}}$  がこれより小さい場合にはリン再放出許容量はもっと小さくなる。このように、リン再放出量を最小限に抑制できる汚泥処理プロセスの選択が重要である。本項では、嫌気-好気活性汚泥法の汚泥処理プロセスの選択について各処理工程でのリン再放出特性から判断して、以下に基本的考え方をまとめる。

##### ①濃縮プロセス

濃縮プロセスは重力濃縮よりも処理時間の短い遠心濃縮や、好気条件下で濃縮を行なう加圧浮上濃縮が有利である。重力濃縮を行なう場合、特に混合汚泥を対照とする場合にはリン再放出量が多く、また高水温期や滞留時間の長い場合等、最初沈殿池汚泥が酸性発酵しやすい状況ではリン再放出はより促進される。このことから、重力濃縮を行なう場合は最初沈殿池汚泥と余剰汚泥を分離濃縮することが望ましい。また、最初沈殿池汚泥単独では時間が経過してもリン放出量は小さいことから、最初沈殿池汚泥は重力濃縮し、余剰汚泥は遠心濃縮して混合後速やかに脱水する方法も提案されている。<sup>(9)</sup>

##### ②嫌気性消化プロセス

第6章6.3.3で述べたように、宍道湖東部浄化センターにおける嫌気-好気活性汚泥法運転実験では、消化脱離液中のリン濃度が高く、この結果返流水リン負荷量が増大したが、その主因は嫌気性消化工程でのリン再放出よりも、重力濃縮工程で多量のリンが再放出され、リン濃度の高まった濃縮汚泥が消化槽に投入されたことであった。嫌気性消化工程における汚泥からのリン再放出は酸性発酵段階で大きいことから、同実験では重力濃縮槽中で汚泥が酸性発酵状態となってリン再放出が促進されたと考えられ、これに対して本章7.2.2.(2)で述べたようにアルカリ性発酵の段階では消化液リン濃度はむしろ若干減少する傾向が見られる。

この点から見ると、嫌気性消化工程自体にはあまり問題がなく、むしろ濃縮工程におけるリン再放出が問題であるように思えるが、重力濃縮の場合には高水温期や滞留時間が長い場合には容易に濃縮工程で酸性発酵がかなり進行するのに対して、遠心濃縮や浮上濃縮等の非嫌氣的濃縮プロセスを採用した場合には、消化槽中ではじめて嫌気化が始まるため多量のリン再放出が消化槽で生じる可能性が考えられる。この例として、松尾らは嫌気-好気活性汚泥法の余剰汚泥を、加圧浮上濃縮装置を用いてTS濃度3.5~4.5%に濃縮したものを供試汚泥として容量70ℓの消化槽により、消化日数20日間で連続式嫌気性消化を行なった結果、1ヶ月間の平均消化汚泥  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度は  $498 \text{mg/l}$  に達したと報告しており、<sup>(10)</sup>これは非嫌氣的濃縮プロセスと嫌気性消化を組み合わせた場合、消化槽中でのリン放出が大きい可能性を示唆している。

このように嫌気性消化は、本質的にリン再放出の場を提供するプロセスであると考えら



れ、嫌気-好気活性汚泥法の汚泥処理プロセスとしては原則的に望ましくない。止むを得ず採用する場合には、返流水リン負荷量削減対策を講じる必要がある。

嫌気性消化工程でのリン再放出防止対策としては、投入汚泥に石灰と塩化第二鉄を添加して消化を行なう方法が試みられており、石灰を対DS7.4%、塩化第二鉄を同じく8.9%投入汚泥に添加してリン放出を8%に抑制できたと報告されているが、これら薬剤の添加に伴い消化率の低下が観察されている。<sup>(11)</sup> 消化工程中でリン再放出抑制ができない場合は、脱離液の凝集沈殿処理が必要となろう。

ところで米国ではA/Oプロセスの嫌気性消化脱離液のリン濃度がそれほど高くならない事例が報告されており、消化工程でのリン酸マグネシウムアンモニウム(MgNH<sub>4</sub>PO<sub>4</sub>·6H<sub>2</sub>O)の生成によるリン除去が原因であろうと推定されている。<sup>(12)</sup> 我国でも消化工程でのリン酸マグネシウムアンモニウムの生成については何ヶ所か例があるが、沖縄県の下水処理場の例では水処理プロセスの運転条件により生物学的脱リン現象が生じてリン除去率が上昇した場合に消化槽回り配管のスケール発生量が多く、運転条件の変更により生物学的脱リン現象が生じなくなるとスケール発生量の減少が見られた。このようなリン酸マグネシウムアンモニウムの結晶生成には、pHがアルカリ域であること、リンと当量のMgが存在すること等、いくつかの条件が必要である。<sup>(13)</sup> 前述したように、穴道湖東部浄化センターの消化槽内でリン再放出があまり進行しないのは、このような現象が寄与している可能性を示唆するものであるが、かと言って普遍的にこの現象により脱離液について高度なリン除去を期待することは難しいと考えられる。

### ③ 脱水プロセス

脱水時間はどのような形式の脱水機でも長くても数10分であるので、脱水工程中でのリン再放出量は小さく、脱水ろ液リン濃度は主として供給汚泥の溶解性リン濃度と脱水ろ液の浮遊物濃度により決定されると考えられる。真空脱水機や加圧脱水機のように脱水助剤として石灰や塩化第二鉄を用いる場合には7.2.2(3)で述べたように凝集反応による脱水ろ液中のリン除去が期待できるが、濃縮工程でリン再放出防止対策を行ない供給汚泥の溶解性リン濃度が低い場合には、高分子凝集剤を用いるベルトプレスや遠心脱水機でも低い脱水ろ液リン濃度が期待できる。また、脱水ろ液で浮遊物質起因のリン負荷を減少させるためには、脱水機の固形物回収率が高いことが必要である。

### ④ その他

脱水を数日おきに実施する場合などには、汚泥処理プロセス中に汚泥貯留槽が設けられる場合がある。汚泥貯留槽でも重力濃縮と同様に余剰汚泥と最初沈殿池汚泥の混合貯留や長期間の貯留は避けるべきであるが、これが不可避な場合にはリン再放出抑制対策を講じることが必要である。

以上の基本的考え方によれば、嫌気-好気活性汚泥法の汚泥処理プロセス中でのリン再放出量は小さいと考えられる。しかしながら、現実的には様々な要因により汚泥処理プロセスを必ずしも前述のような理想的汚泥処理プロセス構成にできない場合がある。特に嫌気-好気活性汚泥法は既存下水処理施設を改造して運転を行なうケースが多いと思われ、このような場合には汚泥処理施設も既存のものをを用いるため、リン再放出抑制の点からは望ましくないプロセス構成で汚泥処理を行わなければならない事態が予想される。汚泥濃縮工程では重力濃縮方式を採用している下水処理場は全体の約80%に達し、この大部分が混合汚泥を対照していると推定されるため、嫌気-好気活性汚泥法の余剰汚泥が最初沈殿池汚泥と混合後重力濃縮される可能性はかなり高いと判断される。また、重力濃縮工程でのリン再放出量はかなり大きく、ここで再放出されたリンは濃縮分離液としての濃度はさほど大きくなくても、最終的に消化脱離液や脱水ろ液リン濃度を大幅に高める結果となる。このことから、第6章でも述べたように混合汚泥の重力濃縮工程におけるリン再放出抑制対策技術の開発が重要である。

### 7.4.2 混合汚泥重力濃縮時のリン再放出抑制方法の検討

#### (1) 混合汚泥の曝気

リンを放出した混合汚泥を曝気することにより、放出されたリンを再吸収させることを試みた。図7-11は穴道湖東部浄化センターの混合汚泥を用いて、曝気によるリン再吸収実験を行なった結果である。供試汚泥は余剰汚泥と最初沈殿池汚泥を容量比1:1で混合

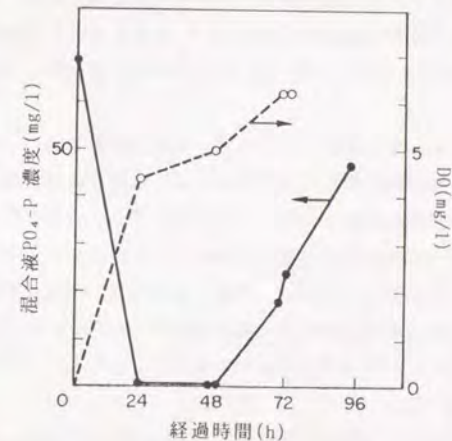


図7-11 混合汚泥再曝気による混合液リン濃度の変化



したので、リン含有率は35.6mgP/gssであった。汚泥の混合後、ある程度リンが放出された後に混合汚泥を曝気し、混合液中の $PO_4\text{-P}$ 濃度変化を測定した。本図に見られるようにリンを放出した汚泥は曝気によりリンを再吸収し、24時間後の混合液 $PO_4\text{-P}$ 濃度は非常に低いレベルまで低下している。

本実験の場合、経時変化は細かく測定していないが、落合や田中らによる同様な実験では混合液中 $PO_4\text{-P}$ 濃度がほとんど0となるまでの必要曝気時間は8~16時間であることが報告されている。<sup>(2) (4)</sup>しかしながら、7.2.2 (2) で述べた余剰汚泥の曝気と同様に、混合汚泥の場合にも曝気継続に伴い一旦再吸収されたリンが再度放出される現象が観察された。同様な現象は落合によっても報告されている。<sup>(2)</sup>この理由としては、好気性消化の場合と同様に曝気継続に伴い細胞体の分解が進行するためと考えられる。このように、過剰な曝気はリン放出抑制の点からは逆効果となる。

以上のように、混合汚泥の曝気処理により放出されたリンの再吸収が可能であるが、最低でも8時間程度の滞留時間を有する曝気タンクが必要である上、曝気に伴って発生する臭気と発泡の対策が必要となるので、混合汚泥の曝気によるリン再吸収は実用的には難しいと考えられる。

## (2) 金属塩凝集剤添加

混合汚泥の重力濃縮時にAl塩やFe塩を添加してリン再放出を抑制する方法を検討した。図7-12~13は、日本下水道事業団の嫌気-好気活性汚泥法パイロットプラントの余剰汚泥にPAC(ポリ塩化アルミニウム)及びPFS(ポリ硫酸鉄)を量を変えて添加して重力濃縮を行ない、濃縮後の上澄み液及び濃縮汚泥中の $PO_4\text{-P}$ 濃度を測定した結果である。図に見られるように、PFSで5.6gFe/kgTS、PACで2.7gAl/kgTSの添加量で上澄み液 $PO_4\text{-P}$ 濃度はほぼ0となった。

金属塩凝集剤添加による重力濃縮工程でのリン再放出抑制効果について、穴道湖東部浄化センターの嫌気-好気活性汚泥法混合汚泥について同様な確認実験を行なった。実験は最初沈殿池汚泥及び余剰汚泥を各々200ml及び900mlずつ混合後、PACを5.6、7.6、9.8、12.7、14.5、17.0gAl/kgTSの各濃度で添加し、室温において3分間急速攪拌後、4時間緩速攪拌を行なった後のろ液の $PO_4\text{-P}$ 濃度を測定した。混合汚泥のTS濃度は、8600mg/lであった。図7-14に実験結果を示す。混合汚泥からの $PO_4\text{-P}$ 放出量は、無添加の場合と比較して、5.6gAl/kgTSの添加量でほぼ1/3に減少し、9.8gAl/kgTSの添加量ではほぼ0となった。

図7-15は同浄化センターの混合汚泥にPACを10.5gAl/kgTS添加したものと、無添加のものとの72時間までのリン放出を測定した結果であるが、図7-14と同様にPACを約10gAl/kgTS添加した場合には、4時間ではほとんどリン再放出は見られず、24時間後の放出量

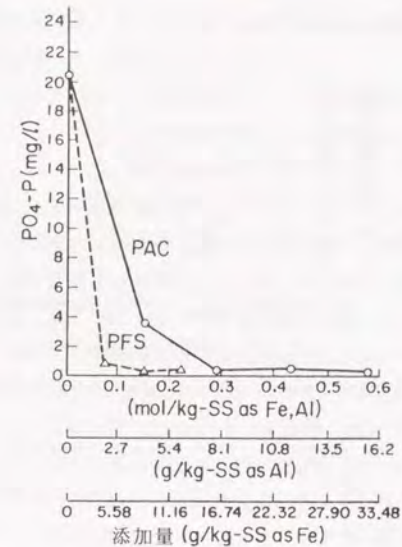


図7-12 金属塩凝集剤添加量と上澄み液リン濃度

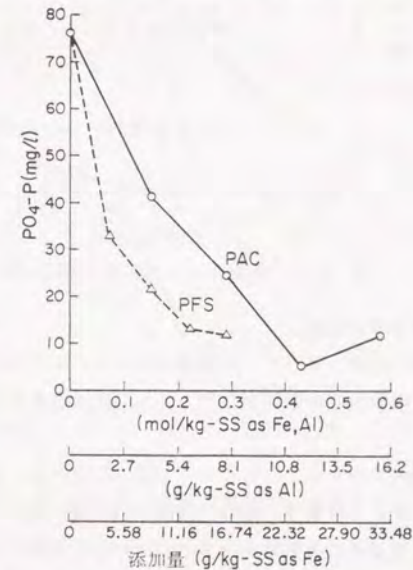


図7-13 金属塩凝集剤添加量と汚泥界面下リン濃度



も無添加のものと比較して非常に小さくなっている。

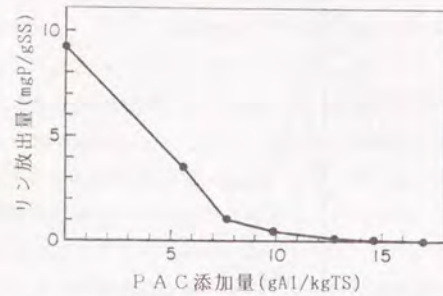


図7-14 PAC添加量と4時間でのリン放出量

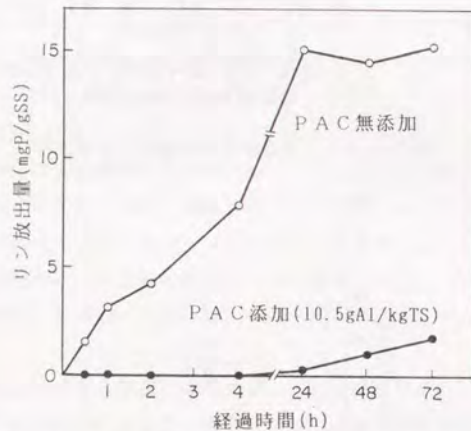


図7-15 PAC添加汚泥と無添加汚泥からのリン再放出

### (3) 実施設による効果確認実験

前述のラボテストの結果に基づき、穴道湖東部浄化センターの重力濃縮槽にPACを添加し、リン再放出防止効果及び水処理プロセスのリン除去改善効果についての確認実験を実施した。

PAC添加は濃縮槽前のロータリースクリーン部で行なった。最初沈殿池汚泥及び余剰汚泥はタイマーによるポンプ作動で一定時間間隔で引き抜かれるが、重力濃縮槽流入前にロータリースクリーンを通過し夾雑物が除去される。PAC添加には小型ロータリーポンプを用い、ロータリースクリーンの作動に連動してPACがスクリーン内を通過する汚泥に添加

されるようにした。最初沈殿池汚泥と余剰汚泥はその引き抜き時刻が異なるため、PACは余剰汚泥のみならず最初沈殿池汚泥にも添加された。

PAC添加は昭和61年11月始めより約2ヵ月間実施した。この期間には重力濃縮汚泥は消化槽を経ずに直接脱水された。ラボテストの結果では、混合汚泥からのリン再放出をほぼ完全に抑制するためには約10gAl/kgTSのPAC添加量が必要であるが、PAC添加用ロータリーポンプ能力の関係で、PAC添加量は混合汚泥に対して5~6gAl/kgTSであった。

図7-16にPAC添加前後の放流水(急速砂ろ過水)TP濃度及び濃縮汚泥濃度の変化を示した。処理水TP濃度はPAC添加開始後から低下しはじめ、10日後には0.5mg/l以下となりその後もこのレベルを保った。表7-1に重力濃縮槽にPAC添加した期間中、昭和61年11月後半の半月間(期間II)と同じく濃縮汚泥の直接脱水を行なったが、重力濃縮槽へのPAC添加は行なわなかった昭和60年12月前半の半月間(期間I)の処理水TP濃度その他を比較した。表に見られるように、実証実験に用いたPAC添加量では重力濃縮工程でのリン再放出を完全に抑制することはできなかったものの、PAC添加を行なわない場合に比較して返流水リン負荷は約50%に減少した。表中の両期間では、流入水TP濃度はほぼ同じであるが、処理水(急速砂ろ過水)TP濃度を比較すると、期間Iの処理水TP濃度が平均0.91mg/lであるのに対して、期間IIのそれは平均0.22mg/lであった。

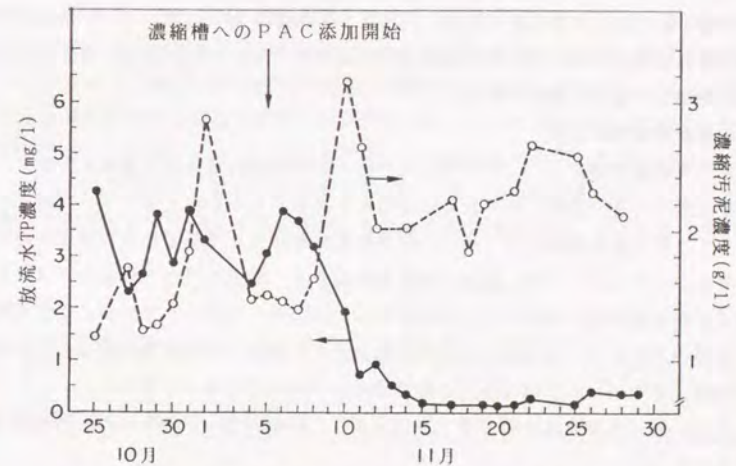


図7-16 放流水TP濃度と濃縮汚泥濃度の変化



表7-1 期間Ⅰと期間Ⅱのリン除去状況の比較

項目	期間Ⅰ	期間Ⅱ
流入水TP濃度(mg/l)	3.87	3.77
放流水TP濃度(mg/l)	0.91	0.22
放流水PO <sub>4</sub> -P濃度(mg/l)	0.88	0.18
濃縮分離液PO <sub>4</sub> -P濃度(mg/l)	94.3	36.5
脱水ろ液PO <sub>4</sub> -P濃度(mg/l)	208.0	69.5
返流水TP負荷量(kgP/d)	36.4	19.0
PAC添加量(gAl/kgTS)	0	5.6

以上のように重力濃縮工程でのPAC添加によるリン再放出抑制及び返流水リン負荷削減効果とそれに伴う処理水リン濃度の低下が実施実験により確認できた。

重力濃縮槽へのPAC添加による汚泥処理工程への影響については、図7-16中にも示したようにPAC添加により濃縮改善効果が見られ、濃縮汚泥濃度が上昇した。また、PAC添加開始後はベルトプレス脱水前の汚泥凝集工程でそれまで使用していた強カチオン高分子凝集剤では良好な凝集が困難になった。高分子凝集剤適合試験を実施し、弱カチオン高分子凝集剤を選定することにより再び良好な凝集が可能となり、以前と同等な脱水ケーキ含水率が得られた。この理由としては、カチオンであるアルミニウムイオン増加により汚泥の有する負電荷の一部が既に荷電中和されたために、弱カチオン高分子凝集剤が最大の凝集効果を示したものと推定される。

(4) 必要凝集剤量の比較

前述の実験結果により、最初沈殿池汚泥と余剰汚泥の混合重力濃縮を行なっている下水処理施設でも重力濃縮工程で金属塩凝集剤を添加することによってリン再放出を抑制し返流水リン負荷量を削減して、嫌気-好気活性汚泥法により低処理水TP濃度が得られることが明らかになった。一方、既存下水処理施設でリン除去を行なう場合、活性汚泥法の曝気槽に金属塩凝集剤を添加する同時凝集法が、現在多く用いられている。この同時凝集法と、前述の方法により返流水リン負荷削減を行なう嫌気-好気活性汚泥法について、金属塩凝集剤必要量の比較を試みた。比較計算は以下の仮定のもとに行なった。

仮定1. 流入水TP濃度は第1章1.2.(1)より4.73mg/lとし、その50%が溶解性のリンであるとする。

仮定2. 汚泥処理プロセスのフローは、混合汚泥の重力濃縮-脱水(ベルトプレスあるいは遠心脱水)とする。

仮定3. 嫌気-好気活性汚泥法では重力濃縮槽に10gAl/kgTSのPACを添加し、これにより返流水リン負荷は0となり、処理水TP濃度を平均0.5mg/l以下にできるものとする。

仮定4. 同時凝集法では流入水TP濃度に対して、Al/溶解性TPモル比=2でPACを添加することによって、同じく処理水TP濃度を平均0.5mg/l以下にできると考える。<sup>(14)</sup> また、汚泥中のリンは凝集沈殿反応により既に不溶化されているため、汚泥処理プロセス中ではリン再放出は生じないものとする。

仮定5. 嫌気-好気活性汚泥法の発生汚泥量は標準活性汚泥法と等しいとし、<sup>(15)</sup>

7.3.2より最初沈殿池汚泥及び余剰汚泥の合計で253g/m<sup>3</sup>とする。

嫌気-好気活性汚泥法では、要求される処理水TP濃度レベルがかなり低い場合、例えば規制値がTP=0.5mg/lである場合などには生物学的リン除去のバックアップとして若干の金属塩凝集剤を曝気槽に添加することが必要となる。このため、嫌気-好気活性汚泥法で曝気槽にPACの添加を行なわない場合(Case-1)と行なう場合(Case-2)の両ケースについて計算を行なった。Case-2については、琵琶湖湖南中部浄化センターでの実験結果よりAl/TPモル比=0.34でのPAC添加がバックアップに必要であるとし、この添加によっても重力濃縮槽へのPAC添加量は低減されないとした。

表7-2に計算結果をまとめた。嫌気-好気活性汚泥法の必要PAC量は、Case-1では同時凝集法の約60%であり、Case-2では同時凝集法よりも若干少ない結果となっている。本計算では重力濃縮槽への必要PAC添加量は、返流水リン負荷量を0とするため10gAl/kgTSとしたが、実際には前述のようにPAC添加量が6gAl/kgTSでも十分なリン除去改善効果が確認されているので、嫌気-好気活性汚泥法の必要PAC添加量は計算結果よりも少ないと考えられる。凝集剤量の他に維持管理費に影響する因子として同時凝集法の場合、発生汚泥量が増加することがあげられる。一般的にアルミニウム塩を使用した場合には、余剰汚泥が25~40%、処理場全体では13~20%発生汚泥量が増加するとされており、<sup>(14)</sup>汚泥処理処分費まで考慮すると両方法の維持管理費の差は本試算より大きくなると考えられる。

表7-2 必要PAC添加量の比較

	嫌気-好気活性汚泥法		同時凝集法
	Case-1	Case-2	
必要PAC添加量(gAl/m <sup>3</sup> )	2.53	3.77	4.12



7.5 第7章のまとめ

本章では嫌気-好気活性汚泥法における汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷のリン除去に及ぼす影響について検討した。また、汚泥処理プロセス中でのリン再放出の抑制方法についても検討を加えた。この結果、次のような結論が得られた。

- (1) 嫌気-好気活性汚泥法において、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷が処理水リン濃度に与える影響の程度は、汚泥のリン含有率及び汚泥発生量に依存し、これらが大きいほど返流水リン負荷の許容量は大きい。
- (2) 汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷の許容量については、嫌気-好気活性汚泥法の発生汚泥量が標準活性汚泥法と同程度としたモデル計算の結果では、流入水TP濃度が4.73mg/l、活性汚泥リン含有率が40mgP/gssの条件下で処理水TP濃度平均0.5mg/lを得るためには、水処理プロセスで除去されたリン量の内、汚泥処理プロセスでの再放出量を14%以下にする必要がある。また、処理水TP濃度平均1.0mg/lを得るためには、同様に24%以下にする必要がある。
- (3) 既存活性汚泥法施設の改造により嫌気-好気活性汚泥法の運転を行なう場合には、余剰汚泥が最初沈殿池汚泥と混合重力濃縮される可能性があるが、この場合のリン再放出抑制方法として、金属塩凝集剤の濃縮槽への添加を検討した。この結果、10gAl/kgTSのPAC添加で濃縮中のリン再放出はほぼ完全に抑制できた。
- (4) 実施において上記方法により重力濃縮工程でのリン再放出防止を試みた結果、PAC添加率5.6gAl/kgTSで濃縮分離液及び脱水ろ液のリン負荷量は約50%減少し、処理水TP濃度は0.5mg/l以下という結果が得られ、返流水リン負荷削減によるリン除去改善効果が確認された。
- (5) 同時凝集法と、上記方法により重力濃縮工程でのリン再放出防止を行なう嫌気-好気活性汚泥法について必要凝集剤量をPACについて比較した結果、処理水TP濃度を平均0.5mg/l以下にする場合、後者の方が前者より必要PAC量が少ないと考えられる。また、発生汚泥量が同時凝集法よりも少ないであろうことを考慮すると、嫌気-好気活性汚泥法と凝集剤添加法の組み合わせによるリン除去プロセスの方が同時凝集法よりもより経済的であると考える。

(使用記号一覧)

- $Q_{in}$  : 流入水量 (m<sup>3</sup>/日)  
 $Q_r$  : 返流水量 (m<sup>3</sup>/日)  
 $Q_{out}$  : 放流水量 (m<sup>3</sup>/日)  
 $Q_{ps}$  : 最初沈殿池汚泥量 (m<sup>3</sup>/日)  
 $Q_{es}$  : 余剰汚泥量 (m<sup>3</sup>/日)  
 $P_{in}$  : 流入水TP濃度 (mg/l)

- $P_r$  : 返流水TP濃度 (mg/l)  
 $P_{out}$  : 放流水TP濃度 (mg/l)  
 $\Delta P_1$  : 最初沈殿池における除去リン量 (g/日)  
 $\Delta P_2$  : 最終沈殿池における除去リン量 (g/日)  
 $P_{ps}$  : 最初沈殿池汚泥リン含有率 (mgP/gss)  
 $P_{es}$  : 余剰汚泥リン含有率 (mgP/gss)  
 $L(P_{in})$  : 流入水TP負荷量 (g/日)  
 $L(P_r)$  : 返流水TP負荷量 (g/日)  
 $P_{psout}$  : 最初沈殿池流出水TP濃度 (mg/l)

(第7章 参考文献)

- (1) 「微生物を利用した高度処理プロセスに適した汚泥処理技術の開発」 日本下水道事業団技術開発部、栗田工業株式会社環境施設本部
- (2) 落合壽昭 「嫌気-好気活性汚泥法の余剰汚泥の処理技術」 用水と廃水 Vol.30 No.1 1988
- (3) 飯田光晴、小林豊、松本利通 「嫌気-好気活性汚泥法の余剰汚泥の処理について」 第22回下水道研究発表会講演集
- (4) 田中俊博、川上彰、加藤登 「生物学的脱リン法における汚泥処理工程からのリンの返流量の軽減方法」 用水と廃水 Vol.30 No.1 1988
- (5) 「嫌気好気活性汚泥法実験報告書」 京都市下水道局 昭和61年11月
- (6) 「汚泥処理消化プロセスからの脱離液の処理に関する調査報告」 建設省都市局下水道部・日本下水道事業団試験部
- (7) 奥野久羊、谷口尚弘他 「多摩川上流処理場における嫌気好気法と遠心濃縮の組み合わせによるリンの除去」 東京都下水道局技術調査年報 昭和60年3月
- (8) 「川崎市加瀬下水処理場における高度処理に関する技術評価」 川崎市下水道局、日本下水道事業団技術開発部 昭和62年5月
- (9) Matsuda, A., Ide, T., Fujii, S., "Behavior of Nitrogen and Phosphorus during Batch Aerobic Digestion of Waste Activated Sludge-Continuous Aeration and Intermittent Aeration by Control of DO" Water Reserach Vol.22, No.12, December 1988
- (10) 岡田和男 「下水汚泥の処理・処分」 環境公害新聞社 1983
- (11) 松尾和正、砥上靖孝 「生物学的脱リン汚泥のリン封鎖のための汚泥処理法」 用水と廃水 Vol.30 No.1 1988
- (12) "Design Manual Phosphorus Removal" U.S.E.P.A 1984



- (13)「下水・廃水処理ガイドブック」 環境技術研究会  
(14)「リン・窒素除去法設計資料」 建設省・高度処理会議 昭和61年2月  
(15)「微生物を利用した窒素及びリンの評価に関する第2次報告書」 日本下水道事業団  
技術評価委員会 昭和63年5月  
(16)堺 好雄 「処理場流入水のリンと処理過程におけるリンの挙動に関する考察」  
用水と廃水 Vol. 16, No. 12 (1974)

## 第8章 嫌気-好気活性汚泥法の施設設計における基本的考え方と運転管理手法

### 8.1 はじめに

嫌気-好気活性汚泥法の大きな特徴として、既存標準活性汚泥法施設の比較的簡易な改造により運転が可能となることがあげられる。また、同法はリン除去効果に加えて汚泥バルキング抑制効果をも有することから、特にリン除去を目的としない場合でも既存処理場の維持管理対策として用いられる可能性もかなり期待される。加えて主要な閉鎖性水域の周辺や主要な都市域では、下水道が既にかなり整備されていることを考慮すると、嫌気-好気活性汚泥法の適用手法としては施設の新設よりも、むしろ既存標準活性汚泥法処理施設の改造による運転が行なわれる事例の方が多いと考えられる。このことから、本項では第4～7章で得られた知見に基づいて、既存標準活性汚泥法処理施設の改造を行なう場合を中心に、嫌気-好気活性汚泥法施設設計の基本的考え方を提示する。

また、施設設計が提示された基本的考え方に基づいていけば、その運転管理はさほど熟練や高度な技術を要するものではなく、標準活性汚泥法の維持管理経験があれば安定した処理を行なうことが期待できると考えられるが、本項では運転管理上考えられるリン除去悪化の主な要因とその対策についてまとめた。

### 8.2 施設設計における基本的考え方

#### 8.2.1 生物反応槽容量

標準活性汚泥法施設を嫌気-好気活性汚泥法施設に改造する場合には、既存標準活性汚泥法施設と嫌気-好気活性汚泥法の生物反応槽必要HRTの大小、つまり必要生物反応槽容量の大小が最も問題となる。この点については、生物学的リン除去の反応速度論が確立されていない以上、現実に標準活性汚泥法施設を嫌気-好気活性汚泥法に改造して運転を行なった結果を判断の拠所とせざるを得ない。その事例として、宍道湖東部浄化センターでの運転実験では標準活性汚泥法系列を嫌気-好気活性汚泥法に改造し、流入下水を全量嫌気-好気活性汚泥法により処理した結果、BOD、SS除去は標準活性汚泥法運転の場合と比較して差がなかった。また、川崎市加瀬処理場での実験では、嫌気-好気活性汚泥法系列と標準活性汚泥法系列を同一のBOD-SS負荷、滞留時間で運転した結果、BOD、SS除去にはやはり両系列で差が見られなかった。これらの事例から、嫌気-好気活性汚泥法は、少なくとも標準活性汚泥法で用いられる生物反応槽BOD-SS負荷、滞留時間の範囲内ではBOD、SS除去については問題なく運転可能であると判断できる。また、リン除去に関してはこれらの実施実験では第4章4.3で述べたように標準活性汚泥法を上回るリン除去率が得られている。従って、標準活性汚泥法施設の嫌気-好気活性汚泥法への改造に際しては、処



理水量、BOD-SS負荷、滞留時間等の生物反応槽の基本的運転条件は標準活性汚泥法と比較して特に変更を必要せず、生物反応槽の一部を嫌気槽とすれば良いと考えられる。

### 8. 2. 2 生物反応槽の構成

嫌気-好気活性汚泥法の生物反応槽は嫌気槽と好気槽から構成されるが、その容量比については、第3章で紹介した実施設備運転実験では、嫌気槽：好気槽の容量比を宍道湖東部浄化センター及び荒川処理センターでは1:3、加瀬処理場では3:5として運転した。また入江崎処理場では1:3あるいは3:5として運転した。この結果、いずれも標準活性汚泥法に比較して高いリン除去率が得られ、また前述したように、BOD、SS除去の点では問題なかったことから、この範囲の槽容量の配分が推薦される。

また、嫌気-好気活性汚泥法の運転においては時々、好気槽末端で $PO_4-P$ が吸収しきれずに残存しているのが観察されることがあるが、この現象が嫌気槽での $PO_4-P$ 放出量が大きすぎて好気槽で吸収しきれない事に起因する場合には、嫌気槽容量を小さくし好気槽容量を大きくすれば解決できる。このようなことから、運転管理上の不確定な要因に対応できる余地を残し、運転管理に柔軟性を持たせる意味で両用槽を設置することが望まれる。通常の標準活性汚泥法の処理場では曝気槽が4分割されている例が大部分であるが、図8-1に示すように両用槽を設置した場合、最前部の区画を嫌気槽にすると、嫌気槽：好気槽の容量比は1:3となる。また両用槽を嫌気槽として運転すると嫌気槽：好気槽の容量比は3:5となり、運転管理操作に柔軟性を持たせることができる。

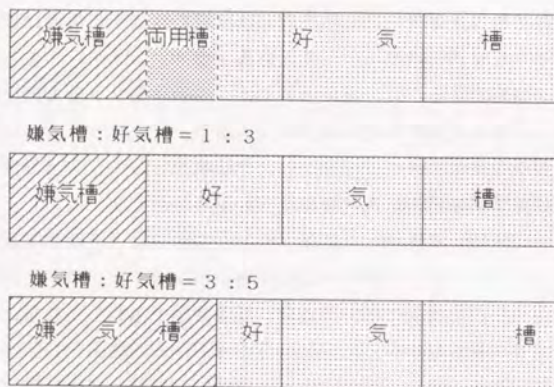


図8-1 生物反応槽の構成

### 8. 2. 3 嫌気槽への溶存酸素持込み対策

嫌気槽が嫌気状態であることが保証されており、リンの放出が生じることは生物学的脱リンプロセスの前提条件であり、嫌気槽中への溶存酸素持込みは出来るだけ小さくする配慮が必要である。このためには、嫌気槽の構造は、好気槽との境の隔壁の開口部の大きさを必要最小限とし、底部開口がある場合には水面位置に開口を設けることを避け、図8-2のようなエアリフト効果による嫌気槽-好気槽間の混合液循環が生じるのを防ぐ必要がある。

エアリフト効果による嫌気槽-好気槽間の混合液循環については、琵琶湖湖南中部浄化センターの脱窒槽と硝化槽間の循環液量測定によれば、流入水量の約40%にも相当する混合液循環が起こっていた例があり、このような場合には好気槽からの酸素持込み量が大きすぎるため、嫌気槽の嫌気状態が保持出来ない。また、この他に嫌気槽への酸素持込みの原因となる要因、例えば最初沈殿池流出水や返送汚泥の高い位置からの嫌気槽への落下、嫌気槽の必要以上の強撹拌についても出来るだけ避けることが必要である。嫌気槽の撹拌必要動力については循環式硝化脱窒法における経験値から嫌気槽単位容積当り $6\sim7W/m^3$ で十分であろう。<sup>(1)</sup> しかしながら、気液表面からの酸素取り込みを防止するための嫌気槽の覆蓋による密閉化や不活性ガスの吹き込み等、嫌気槽構造の大幅な改造を伴う対策はこのような処置を行わなかった諸実施設備実験でも高いリン除去率が得られたことから特には必要ないものと考えられる。

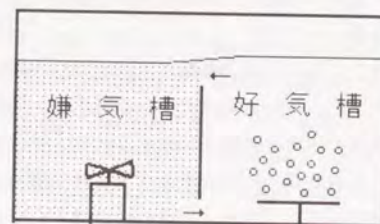


図8-2 エアリフト効果による両槽間の混合液循環

### 8. 2. 4 送風設備

4. 4で述べたように、好気槽での所要送風量は標準活性汚泥法の場合よりも低減すると考えられるため、送風設備は特に改造の必要はなく、標準活性汚泥法の場合と同様な考え方でよい。



#### 8. 2. 5 汚泥返送設備

返送汚泥ポンプを始めとする返送汚泥設備は、嫌気-好気活性汚泥法では一般的に汚泥沈降性及び圧密性が標準活性汚泥法汚泥と比較して向上する傾向にあるため、返送汚泥固形物量が同一であれば必要返送汚泥量は小さくてすむことから、返送能力の増強は必要なく、標準活性汚泥法と同様で良いと考えられる。

#### 8. 2. 6 最終沈殿池の構造

嫌気-好気活性汚泥法は第5章で述べたように、汚泥のバルキング抑制効果があり、糸状微生物が優先した汚泥に対して適用された場合には、汚泥沈降性改善効果が期待できる。活性汚泥中に特に糸状微生物が優先していない場合には、沈降性改善効果は顕著ではないものの、少なくとも嫌気-好気活性汚泥法汚泥の沈降性は、標準活性汚泥法汚泥よりも劣ることはない。従って、標準活性汚泥法における最終沈殿池の水面積負荷や堰越流負荷は、嫌気-好気活性汚泥法には安全側であると考えられる。

#### 8. 2. 7 バックアッププロセス

第4章4. 5で述べたように処理水TP濃度に規制値が存在する場合には、大雨時の雨水流入等の要因による生物学的リン除去能力の低下を補完する意味で、バックアップ用リン除去プロセスを保有することが望ましい。バックアッププロセスとして曝気槽への凝集剤添加設備を設置する場合には、凝集剤貯留槽、注入用ポンプ及びこれらの制御設備が必要である。凝集剤としては硫酸バンドヤポリ塩化アルミニウム(PAC)が用いられる。また、凝集剤添加は、活性汚泥の生物学的脱リン機能を失わせるものではない。

#### 8. 2. 8 汚泥濃縮設備

余剰汚泥の濃縮プロセスとしては、所要濃縮時間が短い遠心濃縮や好気条件下で処理を行なう加圧浮上濃縮が望ましい。重力濃縮を行なう場合には、滞留時間が長いと嫌気状態になりやすく、遠心濃縮や加圧浮上濃縮に比較するとリン再放出量は大きくなる可能性があるが、特に余剰汚泥と最初沈殿池汚泥の混合汚泥を重力濃縮することは、リン放出を著しく促進することから避けるべきである。同様な理由から、標準活性汚泥法処理施設の運転においてかなり行なわれている余剰汚泥を一旦最初沈殿池に送り、最初沈殿池汚泥と混合して引き抜く方式もリン再放出を促進することになるため避けなければならない。最初沈殿池汚泥単独でのリン再放出量は小さいため、余剰汚泥を遠心濃縮あるいは加圧浮上濃縮し、最初沈殿池汚泥を重力濃縮する方法も考えられる。止むをえず混合汚泥を重力濃縮する場合には、濃縮槽投入混合汚泥への凝集剤添加等の方法によりリン再放出抑制を行なう必要がある。

#### 8. 2. 9 汚泥消化設備

嫌気性消化プロセスは、特に酸性発酵段階でのリン再放出量が大きく、消化脱離液リン

濃度がかかなり上昇する可能性があり、これは返流水リン負荷増大を招くため、嫌気-好気活性汚泥法の汚泥処理プロセスとしては基本的に採用は望ましくない。止むを得ず採用する場合には、凝集剤の投入あるいは脱離液の凝集沈殿処理といった返流水リン負荷削減対策を考慮する必要がある。

#### 8. 2. 10 汚泥貯留設備

脱水を毎日行わず、隔日あるいは週数回程度の頻度で脱水機を運転する場合には濃縮汚泥を貯留する必要がある。このような場合には、貯留槽で濃縮汚泥が嫌気化しリン再放出が起こることが考えられる。このため、凝集剤添加等によるリン再放出防止対策が必要である。

#### 8. 2. 11 返流水貯留・均等化設備

高リン濃度の返流水が短時間に水処理プロセスに返送されると、第6章6.3.6で述べたようにピークリン濃度が吸収しきれずに処理水中に流出する可能性がある。返流水リン負荷は、水処理プロセスにおけるリン除去に影響しない程度にまで削減することが基本であるが、これが不可能な場合には返流水貯留・均等化槽を設けて水処理プロセスへの返流リン負荷量の均等化を行なうことにより、返流水リン負荷の影響を軽減し、処理水リン濃度レベルをある程度改善できる可能性がある。また、凝集沈殿により返流水のリン負荷の削減を行なう場合には、凝集沈殿プロセスの沈殿槽容量を返流水貯留・均等化槽容量の一部と考えることが出来る。

図8-3及び図8-4に嫌気-好気活性汚泥法のフローを提示する。図8-3は汚泥処理プロセスで、最初沈殿池汚泥と余剰汚泥を混合重力濃縮せざるを得ない場合のフローであり、既存活性汚泥法施設の改造により嫌気-好気活性汚泥法運転を行なう場合、このような事例が多いと考えられる。この場合、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷を削減するために、重力濃縮槽投入汚泥にPAC等の金属塩凝集剤を添加する。また、図8-4は最初沈殿池汚泥と余剰汚泥を分離濃縮することが可能な場合のフローであり、余剰汚泥は遠心濃縮あるいは加圧浮上濃縮により濃縮し、濃縮性の良い最初沈殿池汚泥は重力濃縮する。いずれのフローでも返流水は一旦返流水貯留・均等化槽を通して水処理プロセスに返送し、返流水リン濃度が高い場合に対する安全対策とする。



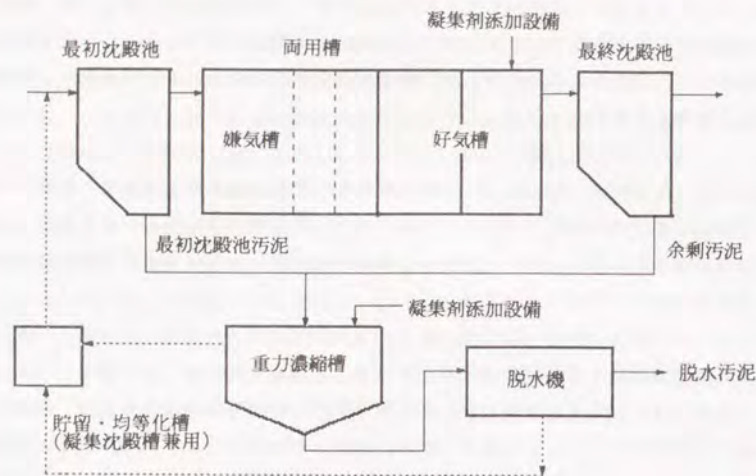


図 8-3 最初沈殿池汚泥と余剰汚泥を混合重力濃縮する場合のフロー

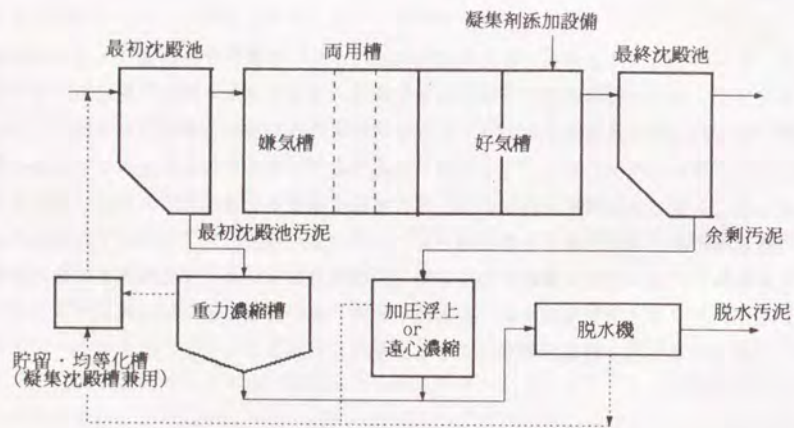


図 8-4 最初沈殿池汚泥と余剰汚泥を分離濃縮する場合のフロー

### 8.3 嫌気-好気活性汚泥法の運転管理手法

嫌気-好気活性汚泥法の実施施設運転実験において観察されたリン除去悪化の現象とその原因として考えられる事項及び対策を表 8-1 にまとめた。これらの事項については、既に第 4~7 章において触れたものが大部分であるが、以下に各現象別に若干の解説を加える。また、表 8-1 の対策のうち、嫌気槽と好気槽の容量比の変更に関するものは、生物反応槽の構成が前章で述べたように両用槽を有するという前提に立ったものである。

表 8-1 リン除去悪化時の原因と対策

現象	考えられる原因	対策
嫌気槽でのリン放出が生じない。	流入水中の DO、硝酸性窒素濃度が高い。	管さよの浸入水・誤接合対策を行なう。バックアッププロセスとして同時凝集を採用する。
	流入水の落下、攪拌あるいは好気槽からの循環による DO の持込み。	攪拌強度を低減する。流入、汚泥返送の自由落下は避ける。隔壁の開口面積を小さくし、水面の開口部は塞ぐ。
	返送汚泥による DO や硝酸性窒素の持込み。	返送汚泥濃度を 9,000mg/l 程度以上に維持する。
	MLSS 濃度が低すぎる。	汚泥引抜量を減らし、MLSS 濃度を高める。
嫌気槽でのリン放出は生じているが、好気槽末端での $PO_4-P$ 濃度が高い。	好気槽でのリン吸収が十分でない。	好気槽容量を増大させる。
	MLSS 濃度が低すぎる。	汚泥引抜量を減らし、MLSS 濃度を高める。
	嫌気槽でのリン放出量が多く、嫌気槽リン濃度が高すぎる。	嫌気槽容量を減少させ、好気槽容量を増加させる。
	生物反応槽流入水リン濃度が高い。	返流水によるリン負荷が大きいため、汚泥処理プロセスでのリン再放出防止等の返流水リン負荷削減対策を行なう。
好気槽でリンが再放出されている。	返流水が短時間に返流され、ピークリン濃度を形成している。	同上。返流水貯留槽を設けて返流リン負荷を均等化する。
	DO 濃度が低すぎる。	送風量を増大し、DO 濃度を高くする。
好気槽末端の $PO_4-P$ 濃度は低いですが、処理水の $PO_4-P$ 濃度が高い。	最終沈殿池で汚泥から再放出されたリンが影響している。	最終沈殿池内に汚泥を貯留しすぎており、汚泥界面が高い。
	基質除去が十分でなく汚泥からのリン再放出が生じやすい。	汚泥を引き抜いて、汚泥界面高を下げる。好気槽容量を増加させる。好気槽 DO 濃度を上げる。

#### (1) 嫌気槽でのリン放出が生じないか、あるいは放出量が非常に小さいケース

嫌気-好気活性汚泥法の運転でリン除去が良好でない場合には、嫌気槽でのリン放出がほとんど起こっていない、あるいは起こっていてもリン放出量が非常に小さいといった現象がよく観察される。これは、嫌気槽が嫌気状態に維持されていないことによるものであ



るが、この原因としては以下のような事項が考えられる。

- 1) 生物反応槽流入水によりD<sub>0</sub>、硝酸性窒素が嫌気槽に持ち込まれている。
- 2) 生物反応槽流入水の落下、攪拌、好気槽との間の混合液循環等により嫌気槽にD<sub>0</sub>が持ち込まれている。
- 3) 返送汚泥によりD<sub>0</sub>、硝酸性窒素が嫌気槽に持ち込まれている。
- 4) MLSS濃度が低過ぎる。

この内、その原因が流入水中のD<sub>0</sub>や硝酸性窒素の存在に由来する1)は、下水処理施設のみでは対応が難しく、下水収集システム自体の問題となってくる。合流式下水道で雨天時に雨水が流入することは当然であるが、分流式下水道における雨天時の雨水流入は、主として管きよからの浸入水、誤接合、意図的な汚水管への雨水の排水等に起因するものである。これを改善するためには、管きよの点検と破損箇所あるいは漏水箇所の補修・修繕、排水設備の誤接合の調査、住民への下水道の適正な使用法の徹底といった広範囲な対策が必要とされよう。

3)に関しては、特に好気槽において硝化が生じている場合には、汚泥返送によりD<sub>0</sub>や硝酸性窒素が嫌気槽に持ち込まれ、このために嫌気条件が保持できない現象が見られることがある。これを防止するためには、返送前に返送汚泥ライン中で、D<sub>0</sub>あるいは硝酸性窒素が消費されていることが重要である。循環式硝化脱窒法での経験により、返送汚泥濃度が9,000mg/l程度以上あれば、脱窒により返送汚泥中に硝酸性窒素は残存しないと考えられる。<sup>(1)</sup>

4)に関しては、MLSS濃度が低過ぎると、嫌気槽へ持込まれたD<sub>0</sub>や硝酸性窒素が速やかに消費されないため嫌気槽で嫌気状態が維持できず、また生物量が少ないことからプロセスのリン除去能力も減少することになる。また、返送汚泥濃度も低い場合、3)に関しても不利な条件となる。本研究で実施した嫌気-好気活性汚泥法の実施設運転実験では、いずれもMLSS濃度を2,000mg/l以上として運転した結果、このような現象は生じなかった。このことから、MLSS濃度は少なくとも2,000mg/l程度を確保することが運転管理上の目途となる。

(2) 嫌気槽でのリン放出は生じているが、好気槽末端でのP<sub>O<sub>4</sub>-P</sub>濃度が高いケース

嫌気槽で十分なリン放出が生じているにも拘らず、好気槽末端でのP<sub>O<sub>4</sub>-P</sub>濃度が高い現象が見られることがある。この原因としては、大別して以下の三項目が考えられる。

- 1) 好気槽でリンが十分に吸収されていない。
- 2) 生物反応槽流入水リン濃度が高い。
- 3) 好気槽でリンが再放出されている。

以上のうち、2)については生物反応槽流入水リン濃度が高い原因が、汚泥処理プロセス

からの返流水によるものであれば、返流水リン負荷削減を行なうことで対処可能である。

また、生物反応槽流入水リン濃度に時間的に高いピークがあり、このピーク値が好気槽末端にまで残存するのであれば、返流水貯留槽を設けて返流水リン負荷の時間的均等化を行なうことにより改善効果が期待できる。

(3) 好気槽末端のP<sub>O<sub>4</sub>-P</sub>濃度は低い、処理水のP<sub>O<sub>4</sub>-P</sub>濃度が高いケース

好気槽末端のP<sub>O<sub>4</sub>-P</sub>濃度が低いにも拘らず、処理水P<sub>O<sub>4</sub>-P</sub>濃度が高いのは、最終沈殿池内でリンが再放出され、これが処理水リン濃度を高めているためである。このような場合には、最終沈殿池内貯留汚泥量が多すぎることが原因であると考えられる。対策としては最終沈殿池内に汚泥を貯めすぎないために、最終沈殿池内汚泥界面の適正な管理が重要である。また、余剰汚泥引抜設備の故障によっても最終沈殿池内への汚泥の過剰な貯留が生じるので、設備の正常な作動のための日常保守点検が重要である。

#### 〈第8章 参考文献〉

(1) 「微生物を利用した窒素及びリン除去プロセスの評価に関する第1次報告書」

昭和61年 日本下水道事業団技術評価委員会



## 第9章 総括

嫌気-好気活性汚泥法に対する期待は大きく、同法に関してはこれまでに数多くの研究がなされてきた。しかしながら、実施設における運転において、同法に最大の処理性能を発揮させるための設計手法、運転管理手法については明らかにされていなかった。本論文は、実施設実験を主体とする研究により得られた知見に基づいて、これらの諸点を明らかにしたものである。

本論文においては、第1章では我国の水質汚濁防止政策におけるリン規制の状況と下水中のリン除去の必要性について概説し、下水中のリンの起源・形態・濃度・必要リン削減レベルについてまとめた。また、リン除去法の現況を総括し、現在下水中のリン除去法の主流となっている同時凝集法には汚泥発生量の増大という問題点があることを述べた。

第2章では、生物学的脱リンプロセスの開発の経緯とその原理、機構について既往の知見をまとめるとともに、生物学的脱リンプロセスの種類とその実用化の現状について概括した。

第3章では、生物学的脱リンプロセスのうちの嫌気-好気活性汚泥法に関して行なったベンチスケール実験、パイロットスケール実験、実施設実験の概要について紹介した。

第4章では、前章で述べた嫌気-好気活性汚泥法に関する諸実験の結果をもとに、嫌気-好気活性汚泥法の実施設におけるリン除去能力、リン除去における影響因子等について検討した。

この検討の結果、実施設運転におけるリン除去への影響因子としては、まず雨水流入は嫌気-好気活性汚泥法によるリン除去の阻害因子となることを明らかにした。これは、雨天時流入下水中のDO及び硝酸性窒素の存在により嫌気槽が嫌気状態に保持できず、 $PO_4-P$ の放出が生じないことがその原因である。特に硝酸性窒素はDOより低濃度でも阻害的影響が大きい。また、原水基質濃度もプロセスのリン除去量に大きく影響を与える因子であるが、実際の下水ではBOD濃度とTP濃度は連動し、BOD濃度が低い場合にはTP濃度も低いため、結果的に原水BOD濃度は処理水リン濃度に影響しないことを明らかにした。

活性汚泥リン含有率は、理論上リン除去量を決定する重要な因子である。活性汚泥リン含有率への影響因子として、BOD-SS負荷、SRT、汚泥リン負荷、原水リン濃度について検討したが、これらの中では原水リン濃度と活性汚泥リン含有率の間に正の相関が見られた。この理由としては、実施設運転の場合には最初沈殿池流出水TP濃度は比較的低く、また処理水リン濃度も低い場合が多いため、最初沈殿池流出水TP濃度によってプロセスのリン除去量が決定され、これに対応して活性汚泥リン含有率が決まるためと考えられる。

このように、実際には流入水リン濃度から活性汚泥リン含有率が決まっており、この意

味で活性汚泥リン含有率は、リン除去に直接影響を与える因子とはなっていない。

この他に、水温、流入水量変動、好気槽DO濃度、最終沈殿池におけるリン再放出について、その影響を検討した。

実施設による運転実験の結果では、実験箇所によって処理水TP濃度の分布にはかなり差が見られており、全データ $1.0\text{mg/l}$ 以下の箇所もあったが、これを超えるケースが見られる箇所もあった。これらのデータを総合的に判断すると、嫌気-好気活性汚泥法によりリン除去を行なう場合には、概ね $1.0\text{mg/l}$ 以下の処理水TP濃度が得られると考えられることを明らかにした。

第5章では、嫌気-好気活性汚泥法による活性汚泥沈降性改善効果について検討を加えた。流入下水に底槽を添加し、人工的にバルキングを起こしたパイロットプラント実験では、標準活性汚泥法系列では糸状性細菌が活性汚泥中に優先し、汚泥沈降性が次第に悪化して最終沈殿池から汚泥が流出し、MLSSが低下していったのに対して、嫌気-好気活性汚泥法系列では汚泥沈降性は若干悪化したものの、活性汚泥中には糸状性細菌が優先する状態には至らず、汚泥沈降性も対照系列に比較して良好であり、最終沈殿池での汚泥流出は生じなかった。

実施設においても、宍道湖東部浄化センターの運転実験では、嫌気-好気活性汚泥法の運転に伴って汚泥沈降性改善と、それに伴う活性汚泥MLVSS/MLSS比の低下が観察された。この活性汚泥沈降性改善効果は主として、糸状性細菌の増殖抑制効果によるものと推定される。また、活性汚泥MLVSS/MLSS比の低下は、嫌気-好気活性汚泥法の運転に伴ないポリリン酸とそれに付随する金属類が活性汚泥微生物細胞内へ蓄積されることが原因であると考えられることを明らかにした。

第6章では、宍道湖東部浄化センターでの実施設運転実験結果に基づいて、嫌気-好気活性汚泥法の汚泥処理プロセスにおけるリンの挙動と返流水リン負荷の影響について検討した。同処理センターの汚泥処理プロセスは、混合汚泥の重力濃縮槽、無加温嫌気性消化槽、ベルトプレスからなっているが、運転実験では特に汚泥処理プロセスにおけるリン再放出防止対策は行なわなかったため、水処理プロセスで除去されたリンの約60%は汚泥処理プロセスで再放出された。このリン再放出は、大部分が重力濃縮槽中で生じており、消化槽中でのリン再放出量は重力濃縮槽ほど大きくないことを指摘した。また、再放出されたリンは主として消化槽脱離液リン濃度の上昇という形で系内に蓄積された。この結果、返流水リン濃度が増大し、処理水リン濃度の増大をもたらした。このため、低い処理水リン濃度を得るためには返流水リン負荷量の削減を行なうことが必要であり、宍道湖東部浄化センターのケースでは、重力濃縮槽でのリン再放出防止が最も重要であることを明らかにした。



重力濃縮汚泥の直接脱水を行なう場合には、水処理プロセスで除去されるリン量にほぼ相当するリン量を脱水ケーキとして系外に排出することが可能であった。しかしながら、脱水ろ液の返流にあたっては、その一時的な返流は水処理プロセスへのショックロードとなり処理水リン濃度の上昇を招くため、やはり返流水リン負荷量の削減や時間的均等化を検討する必要があることを指摘した。

第7章では、嫌気-好気活性汚泥法余剰汚泥のリン再放出特性について既往の研究成果をまとめるとともに、第6章での検討結果に基づいて、嫌気-好気活性汚泥法における汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷の水処理系におけるリン除去への影響をモデル計算により定量的に評価することを試みた。この結果、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷が処理水リン濃度に与える影響の程度は、汚泥のリン含有率及び汚泥発生量に依存し、これらが大きいほど、返流水リン負荷の許容量は大きいことがわかった。

また、汚泥処理プロセスからの返流水リン負荷の許容量についての検討を行なった。嫌気-好気活性汚泥法の汚泥発生量を標準活性汚泥法と同等と仮定したモデル計算により、流入水TP濃度=4.73mg/l、活性汚泥リン含有率=40mgP/gSSの条件下では、処理水リン濃度平均1.0mg/l以下を得るためには、水処理プロセスで除去されたリン量のうち汚泥処理プロセスでの再放出量の割合を14%以下にする必要があることが示された。

汚泥処理プロセスからの返流水負荷を低減するために、リン再放出量の大きい混合汚泥の重力濃縮工程におけるリン再放出抑制方法について検討した。汚泥の再曝気と重力濃縮槽へのAl塩凝集剤添加法について実験したが、凝集剤添加法では約10gAl/kgTSのPAC添加により、リン再放出がほぼ完全に抑制できることを明らかにした。また、この結果に基づいて宍道湖東部浄化センターで確認実験を行なったが、重力濃縮槽へのAl塩凝集剤添加により返流水リン負荷量は大幅に減少し、同時に処理水TP濃度は著しく低下し、この方法の有効性が確認された。

第8章では、第4~7章の検討において得られた知見に基づいて、既存の標準活性汚泥法施設を嫌気-好気活性汚泥法に改造する場合を中心に、嫌気-好気活性汚泥法施設設計の基本的考え方を提示した。また、同じく第4~7章の検討において得られた知見に基づいて、嫌気-好気活性汚泥法の運転管理手法をまとめた。

高度処理は二次処理後に更に付加的な施設と多額の費用を投入して、複雑なプロセスによる処理を行なうものであるというイメージが強く、それゆえに、まず二次処理を優先的に行ない、止むを得ない場合に高度処理を行なうという事業上の位置付けが従来よりなされてきた。また、処理技術的にも特殊で複雑な制御の必要な技術を用いなければならない

といったイメージがあったことは否定できない。

しかしながら、最近の市民の意識構造の変化に伴って、下水道事業にもただ単に汚水を収集して放流基準に適合するまでに処理するのみでなく、付加価値的なものが求められるようになっており、これらは具体的には処理水の親水的利用への要望等となって現われてきている。第7次下水道整備5ヶ年計画においても、高度処理の推進はその重点施策の一つとなっており、今後は二次処理レベルの普及率向上という従来からの目標と並行して高度処理も積極的に実施されてゆくであろう。

このような状況にあつて嫌気-好気活性汚泥法は、基本的には標準活性汚泥法の曝気槽の一部を嫌気ゾーンとするだけでリン除去が可能なることから、前述のような高度処理のイメージを大きく変えたと言えよう。このような、いわば二次処理に付随する形で高度処理が可能なる方法が登場して来たことは、それまで規制への対応手段としての高度処理から、環境へのインパクトを可能な限り低減するために、除去可能な汚濁物質は出来るだけ除去するといった積極的姿勢への転換の契機となる可能性がある。

また、嫌気-好気活性汚泥法の生物反応槽に嫌気ゾーンを設けるという概念は、それまでの生物反応槽に嫌気部分が存在することは絶対に避けるべきであるという常識を打破し、過大なエアレーションを行なう傾向が強かったこれまでの下水処理場運転手法を省エネルギー的方向に転換させる効果が大きいであろう。

これに加えて、副次的効果である糸状性細菌によるバルキング抑制効果に対しても下水処理場の維持管理に携わる人々からの期待は大きいものがある。

このように、嫌気-好気活性汚泥法は従来の標準活性汚泥法に置き換わるだけのポテンシャルを持っていると考えられるが、このような新しいプロセスが広く普及してゆくためには、まず第一にその適用可能範囲が明確にされ、加えて設計手法や維持管理手法が確立されることが最も重要である。

この点において、本研究で得られた知見が、嫌気-好気活性汚泥法の設計あるいは維持管理に関与する人々にいささかでも参考となり、また多くの長所を有する嫌気-好気活性汚泥法の実用化において若干でも役立ちつとところとなれば、筆者の望外の喜びとするところである。



## 謝 辞

本論文の執筆に当たり終始御指導、御鞭撻を頂いた東京大学工学部都市工学科教授 松尾友矩博士に心から感謝致します。また、多々の適切かつ貴重な御助言、御指摘を頂いた同藤田賢二博士、同大垣真一郎博士、同助教授 山本和夫博士、応用微生物研究所教授 戸田清博士に深く感謝致します。

また、本論文の研究を行なうに当たり、終始暖かい御指導、御支援を頂いた日本下水道事業団技術開発部長 田中和博博士に深謝致します。さらに、研究を進める過程で様々な御支援・御協力を頂いた東京都都市計画局 谷口尚弘氏、日本下水道事業団東京支社 宮入篤氏、同小池秀三氏、島根県衛生研究所 江角比出郎氏には深く感謝致します。また、同じく埼玉県下水道公社、島根県宍道湖東部浄化センター、滋賀県下水道公社、川崎市下水道局、福岡市下水道局の皆様方に厚く御礼申し上げます。

最後に、筆者の勤務先である日本下水道事業団及び筆者が昭和62年7月より平成2年6月までの3年間に互りに在籍した建設省土木研究所下水道部の諸兄の御理解と御協力に対して感謝の意を表します。



