

オゾンによる汚泥減容化と
りん回収を組み込んだ
生物学的窒素りん除去法の開発

2011 年

荒川 清美

目次

第1章 緒言	1
1. 1 研究の背景と目的	1
1. 1. 1 水処理の現状	1
1. 1. 2 水処理での汚泥発生とその処分について	2
1. 1. 3 公共用水域の環境基準達成の現状	4
1. 1. 4 窒素とリンの収支	6
1. 1. 5 下水および廃水からの窒素・リン除去技術の現状	7
1. 2 本論文の目的と構成	8
<参考文献>	10
第2章 活性汚泥法における余剰汚泥の削減技術に関する文献考察	11
2. 1 活性汚泥処理による汚泥減容化技術の現状	11
2. 1. 1 汚泥減容化技術の種類と適用方法	11
2. 1. 2 汚泥減容化技術の導入実績	13
2. 2 オゾン添加による汚泥減容化の開発	14
2. 2. 1 活性汚泥処理へのオゾン添加の検討	14
2. 2. 2 オゾンを用いた余剰汚泥削減の検討	16
2. 2. 3 窒素, リン対策を考慮した汚泥減容化について	21
2. 3 オゾンを用いた余剰汚泥削減技術の設計上の課題	24
<参考文献>	25
第3章 オゾンによる汚泥減容化の操作因子の検討	29
3. 1 オゾン処理での活性汚泥性状の変化	29
3. 1. 1 実験目的	29
3. 1. 2 実験方法	29
3. 1. 3 実験結果	34
3. 1. 3. 1 オゾン処理による成分の挙動および相対的活性度の変化	34
3. 1. 3. 2 原水の異なる活性汚泥をオゾン処理した際の液化率と液化率への影響要因	45
3. 1. 4 結語	50
3. 2 オゾン注入率と処理水水質および汚泥発生量との関係	51
3. 2. 1 実験の背景と目的	51
3. 2. 2 実験方法	51

3. 2. 2. 1	実験 1: 標準活性汚泥法での処理	5 1
3. 2. 2. 2	実験 2: 循環型硝化脱窒法での運転	5 7
3. 2. 2. 3	汚泥発生量の測定方法	5 9
3. 2. 2. 4	分析項目と分析方法	6 0
3. 2. 3	結果および考察	6 1
3. 2. 3. 1	実験 1: 標準活性汚泥法での運転結果	6 1
3. 2. 3. 2	実験 2: 循環型硝化脱窒法での運転	7 6
3. 2. 3. 3	物質収支からみた炭素および窒素の挙動	8 9
3. 2. 4	結語	9 5
3. 3	オゾン処理汚泥量と汚泥発生量・処理水水質等との関係	9 7
3. 3. 1	実験目的	9 7
3. 3. 2	実験方法	9 7
3. 3. 2. 1	実験装置	9 7
3. 3. 2. 2	供試原水	9 8
3. 3. 2. 3	実験条件	9 9
3. 3. 2. 4	汚泥発生量の測定方法	1 0 1
3. 3. 2. 5	分析項目と分析方法	1 0 1
3. 3. 3	実験結果	1 0 2
3. 3. 3. 1	処理水水質および好気槽汚泥の性状	1 0 2
3. 3. 3. 2	オゾン処理汚泥量と汚泥減少量との関係	1 1 0
3. 3. 3. 3	オゾン処理汚泥量と処理水水質との関係	1 1 1
3. 3. 3. 4	オゾン処理汚泥量と SVI との関係	1 1 3
3. 3. 3. 5	オゾン処理汚泥量を変化させた連続実験における好気槽の硝化速度	1 1 3
3. 3. 4	結語	1 1 4
<参考文献>		1 1 4

第 4 章 オゾンによる汚泥減容化を組み込んだ生物学的処理のりんの挙動と処理水りん濃度上昇への対応策

4. 1	背景および実験目的	1 1 7
4. 2	実験方法	1 1 8
4. 2. 1	実験装置および実験方法の概要	1 1 8
4. 2. 2	供試原水	1 2 2
4. 2. 3	汚泥発生量および汚泥減少量の測定方法	1 2 3
4. 2. 4	分析項目と分析方法	1 2 3

4. 3	結果および考察	1 2 5
4. 3. 1	りん蓄積細菌の増殖の確認	1 2 5
4. 3. 1. 1	処理水水質	1 2 5
4. 3. 1. 2	汚泥発生量の比較	1 3 0
4. 3. 1. 3	嫌気槽 S-T-P の挙動	1 3 1
4. 3. 1. 4	嫌気槽 S-BOD, S-COD _{Cr} の挙動	1 3 2
4. 3. 1. 5	活性汚泥のりん含有率	1 3 3
4. 3. 1. 6	嫌気槽での COD _{Cr} , りん, マグネシウムおよびカリウムの挙動	1 3 4
4. 3. 1. 7	化学的りん除去の適用箇所の検討	1 3 5
4. 3. 2	の化学的りん除去の効果の確認	1 3 6
4. 3. 2. 1	処理水水質	1 3 6
4. 3. 2. 2	汚泥発生量の比較	1 4 1
4. 3. 2. 3	嫌気槽 S-T-P の挙動	1 4 3
4. 3. 2. 4	嫌気槽 S-BOD, S-COD _{Cr} の挙動	1 4 3
4. 3. 2. 5	活性汚泥のりん含有率	1 4 4
4. 3. 3	りんの物質収支	1 4 5
4. 4	結語	1 4 8
	<参考文献>	1 4 8
第5章	オゾン反応槽の排出ガス中の酸素利用に関する検討	1 5 1
5. 1	背景および実験目的	1 5 1
5. 2	実験方法	1 5 2
5. 2. 1	実験装置および実験方法	1 5 2
5. 2. 2	実験条件	1 5 5
5. 2. 3	供試原水	1 5 6
5. 2. 4	汚泥発生量の測定方法	1 5 6
5. 2. 5	分析項目と分析方法	1 5 7
5. 3	結果および考察	1 5 8
5. 3. 1	処理水水質	1 5 8
5. 3. 2	汚泥発生量の比較	1 6 5
5. 3. 3	嫌気槽, 無酸素槽, 好気槽での窒素およびりんの挙動	1 6 5
5. 3. 4	再曝気槽設置の効果について	1 6 9
5. 4	結語	1 6 9

第6章 実証プラントによる処理状況と酸素収支	171
6.1 背景および実験目的	171
6.2 実験方法	171
6.2.1 実験装置および方法	171
6.2.1.1 実証プラントの概要	172
6.2.1.2 対照プラントの概要	177
6.2.2 供試原水	178
6.2.3 汚泥発生量および余剰汚泥量の測定方法	178
6.2.4 分析項目と分析方法	178
6.3 結果および考察	180
6.3.1 好気槽汚泥の性状	180
6.3.2 余剰汚泥量	181
6.3.3 汚泥発生量	182
6.3.4 処理水の水質	184
6.3.5 HAP槽で生成した結晶物の性状	190
6.3.6 実証プラントでの酸素の挙動	191
6.4 結語	197
<参考文献>	198
第7章 従来技術とのエネルギー消費量およびコストの比較	199
7.1 はじめに	199
7.2 計算条件	199
7.3 検討内容および結果	200
7.3.1 従来技術のエネルギー消費量およびコストの算出	200
7.3.1.1 検討フロー	200
7.3.1.2 運転条件	202
7.3.1.3 試算方法	209
7.3.1.4 試算結果	215
7.3.2 開発技術のエネルギー消費量およびコストの算出	220
7.3.2.1 検討フロー	220
7.3.2.2 運転条件	222
7.3.2.3 試算方法	227
7.3.2.4 試算結果	230
7.4 エネルギー消費量をさらに削減するための対策	237
7.5 結語	237

<参考文献>.....	238
第8章 動力学モデルを用いたプロセスの評価.....	239
8.1 背景および目的.....	239
8.2 モデルの構築.....	239
8.2.1 水質変換モデル.....	239
8.2.2 生物反応のモデル.....	239
8.2.2.1 各種影響の表現.....	239
8.2.2.2 反応速度式.....	240
8.2.3 オゾン処理プロセスのモデル.....	248
8.2.4 りん回収プロセスのモデル.....	248
8.2.5 物質収支式.....	251
8.2.6 速度定数と係数の値.....	251
8.2.7 測定水質と状態変数の関係.....	252
8.3 モデルの検証.....	264
8.3.1 各槽の水質の比較.....	265
8.3.2 汚泥発生量の比較.....	273
8.4 モデルを用いた操作因子の検討.....	274
8.4.1 可溶化率の水質および汚泥発生量への影響.....	274
8.4.2 処理負荷の水質および汚泥発生量への影響.....	277
8.5 結語.....	280
<参考文献>.....	280
第9章 結論.....	281
9.1 本研究のまとめ.....	281
9.2 オゾンによる汚泥減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去法の操作因子.....	288
9.2.1 汚泥のオゾン処理工程.....	288
9.2.2 生物学的窒素りん除去工程.....	289
9.2.3 りん回収工程.....	289

第1章 緒言

1.1 研究の背景と目的

1.1.1 下水処理の現状

平成19年版日本の水資源¹⁾によると、日本での2004年における水の年間使用量は835億m³/年であり、その内訳は農業用水552億m³/年、工業用水121億m³/年および生活用水126億m³/年となっている。工場用水や生活用水として使用された廃水は、主に工場廃水処理場や下水処理場で処理された後、湖沼、河川あるいは海域に放流される。

図1.1.1²⁾に下水処理人口普及率と汚泥発生量を示す。生活廃水の処理を主に行う下水処理の普及率は年々上昇しており、1980年度は30%、1990年度には40%、2000年度には60%、および2004年度には68.1%となっている²⁾。下水処理では大部分が生物学的処理により有機物の除去を行っており、さらに放流水域の富栄養化防止のために窒素およびリンの除去を行っている。生物学的処理には活性汚泥法やオキシデーショondiッチ法といった浮遊法と、好気性ろ床法等といった生物膜法があるが、下水処理場で採用されている生物学的処理方法は90%以上が浮遊法である。

工場廃水処理においても、食品製造廃水や化学工場廃水等、廃水中に有機物が含まれる場合においては、有機物の除去に生物学的処理を採用している例は多い。廃水中の有機物濃度により採用されている生物学的処理方法は異なり、有機物濃度が1000mg/l程度までの場合は好気性生物学的処理、それ以上高濃度の場合は嫌気性生物学的処理と好気性生物学的処理とを組み合わせた処理が一般的である。好気性生物学的処理においては活性汚泥法等の浮遊法の採用例が多い。

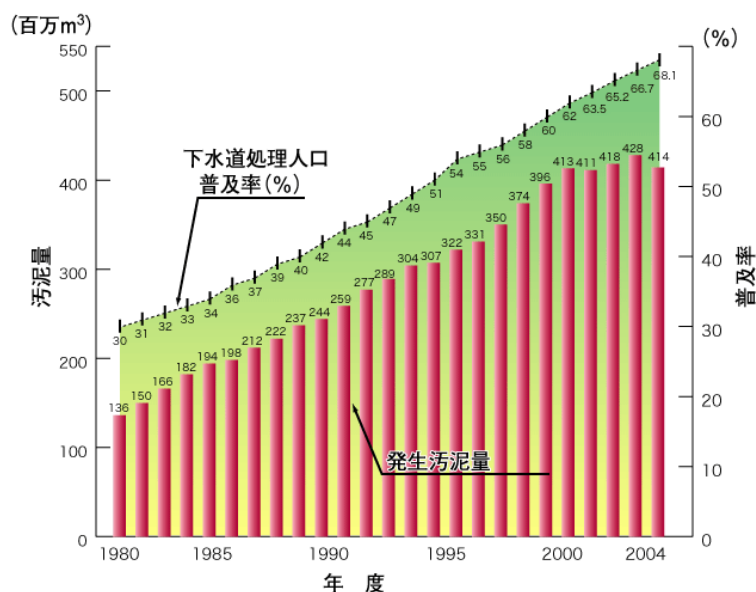


図1.1.1 下水道処理人口普及率と汚泥発生量²⁾

1. 1. 2 水処理での汚泥発生とその処分について

生物学的処理において有機物は微生物の基質となり、投入された有機物の一部は微生物がエネルギーを得るための酸化反応に使用され、一部は新しい微生物細胞に変換される。新たに生成した量に相当する微生物は余剰分となり系外へ引き抜かれる。これが余剰汚泥であり、余剰汚泥は資源として利用される、もしくは、廃棄物として処分される。

下水処理場の水処理施設で発生する汚泥量は、下水道の普及率の上昇にともない増加しており、図1. 1. 1²⁾に示すとおり1980年度では138百万m³/年、1990年度では224百万m³/年、2000年度では396百万m³/年、および2004年度では414百万m³/年となっている。2004年度の内訳では、初沈汚泥が194百万m³/年、終沈汚泥が164百万m³/年であり、また、混合汚泥は56百万m³/年となっている²⁾。

廃棄処分される下水汚泥は産業廃棄物である。図1. 1. 2に示すとおり日本における産業廃棄物の総量は1990年度以降、4億トン前後で大きな変化はない³⁾。一方、産業廃棄物の焼却施設、および、最終処分場の新規許可件数は、1991年度以降激減しており、その結果、最終処分場の残余年数は年々減少している。ちなみに最終処分場の新規許可件数は図1. 1. 3に示されるとおり、1990年度は136件であったのに対し1991～2004年は50件未満となっている³⁾。図1. 1. 4に最終処分場の残余容積及び残余年数の推移(産業廃棄物)を示す。2005年度末の産業廃棄物最終処分場の残余容積は1億8,600万m³で、残余年数は7.7年分であり³⁾、非常に厳しい状況となっている。

図4-2-36 産業廃棄物の排出量の推移

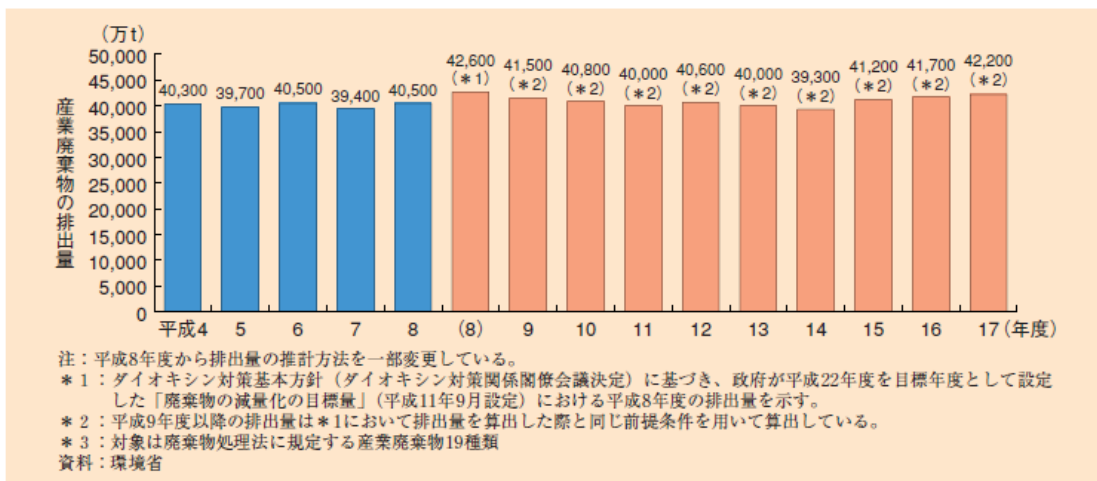


図1. 1. 2 産業廃棄物の排出量の推移³⁾
 出典：環境・循環型社会白書 平成20年度版

図4-2-39 最終処分場の新規許可件数の推移 (産業廃棄物)

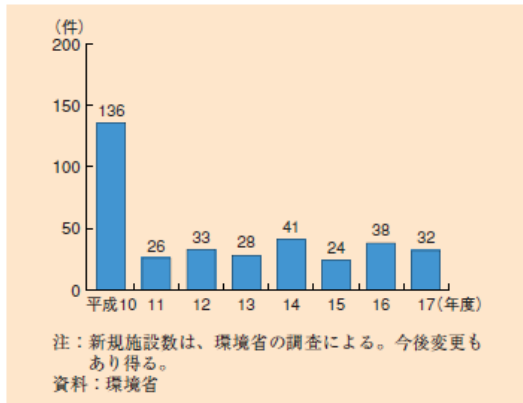


図1. 1. 3 最終処分場の新規許可件数の推移 (産業廃棄物)³⁾
出典：環境・循環型社会白書平成20年度版

図4-2-44 最終処分場の残余容量及び残余年数の推移 (産業廃棄物)

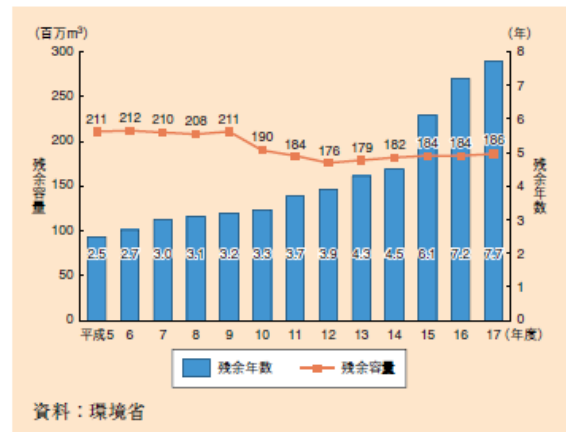


図1. 1. 4 最終処分場の残余容積および残余年数の推移 (産業廃棄物)³⁾
出典：環境・循環型社会白書平成20年度版

図1. 1. 5²⁾に2004年度での産業廃棄物排出量の内訳を示す。2004年度での産業廃棄物排出量に占める下水汚泥の割合は含水率約97%(発生時現物量ベース)で18%である²⁾。下水汚泥の発生量は7507万トンで、脱水等の中間処理により239万トンとなり、この内175万トンは再生利用されているが残りの64万トンは最終処分場に埋め立てられている²⁾。

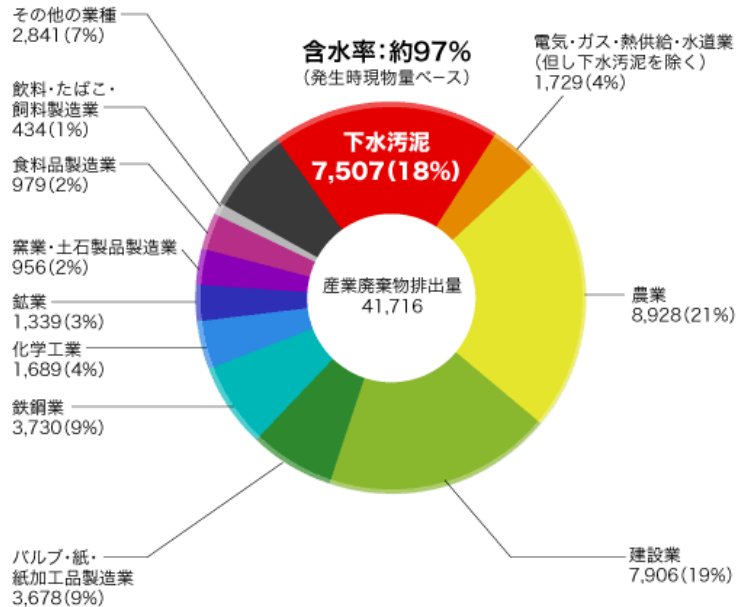


図1. 1. 5 産業廃棄物排出量の内訳 (2004年度)²⁾

図1. 1. 6²⁾に汚泥の有効利用量の経年変化を示す。下水汚泥の有効利用率は、1990年度

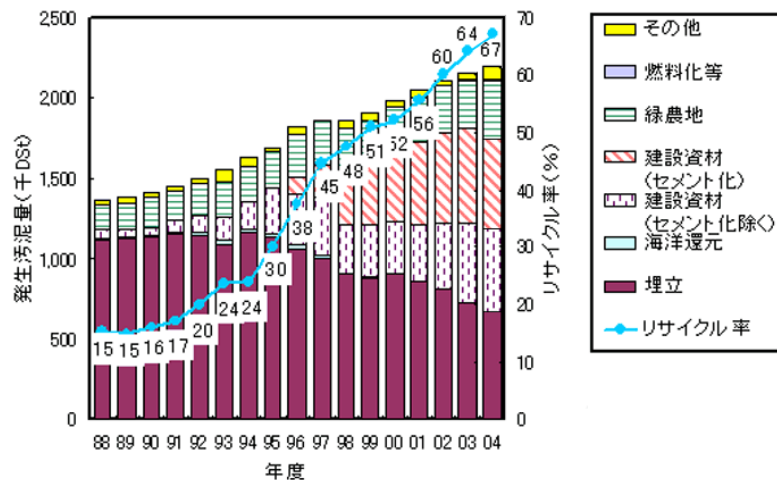


図1. 1. 6 汚泥有効利用量の経年変化²⁾

では16%，2000年度では52%，および2004年度では67%と年々上昇しているが，2004年度でもまだ処分時体積ベースで653,094m³，つまり発生量の約1/3が埋立処分されている²⁾。

日本は，廃棄物の最終処分量を2015年度において、約23百万トンとすることを目標としているが，2005年度は約32百万トンであり，さらに10年間で約7百万トン削減する必要がある³⁾。これらの状況より汚泥の埋め立て処分が困難となることは確実であり，昨今，余剰汚泥を削減する技術が注目され，様々な方法が研究されている。

1. 1. 3 下水からの窒素およびりん除去の必要性

図1. 1. 7～1. 1. 9に生活環境項目の環境基準達成率の推移を示す。平成19年度(2007年度)公共用水域水質測定結果⁵⁾では，健康項目の環境基準達成率は99.1%であるのに対し，生活環境項目のBOD(河川)およびCOD(湖沼，海域)については全体での環境基準達成率は85.8%と未達成が15%弱あり，特に湖沼の達成率が低い。また，全窒素については湖沼では11.4%，および海域では92.8%，ならびに全りんについては湖沼では51.8%，海域では87.5%であり，全窒素および全りんについても湖沼での達成率が低い。

生活環境項目については，水質汚濁防止法に基づく排水規制や下水道等の廃水処理施設の整備等が推進されてきたが，有機汚濁(BOD又はCOD)やそれと密接に係わる全窒素および全りんについての水質汚濁の改善にはなお努力が必要な状況にあると，環境省は報告している⁵⁾。このため，下水からは，有機汚濁物とともに窒素およびりんを除去することが求められている。

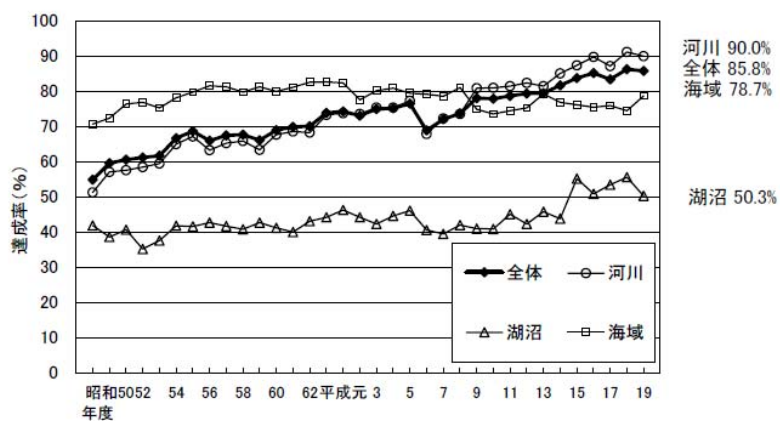


図 1. 1. 7 環境基準達成率の推移 (BODまたはCOD)⁵⁾

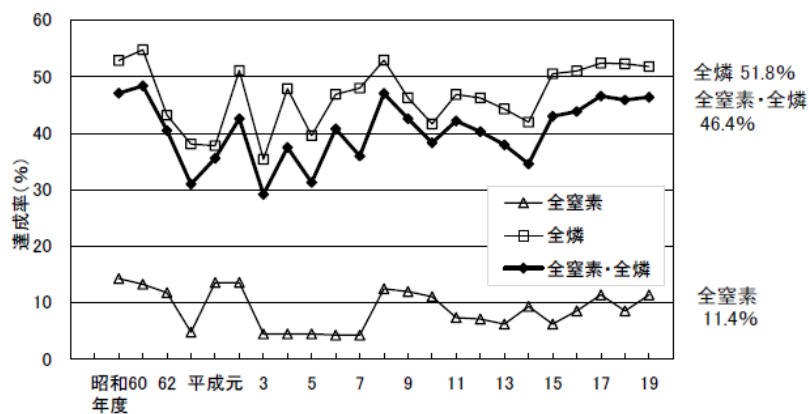


図 1. 1. 8 湖沼における全窒素及び全りんの環境基準達成率の推移⁵⁾

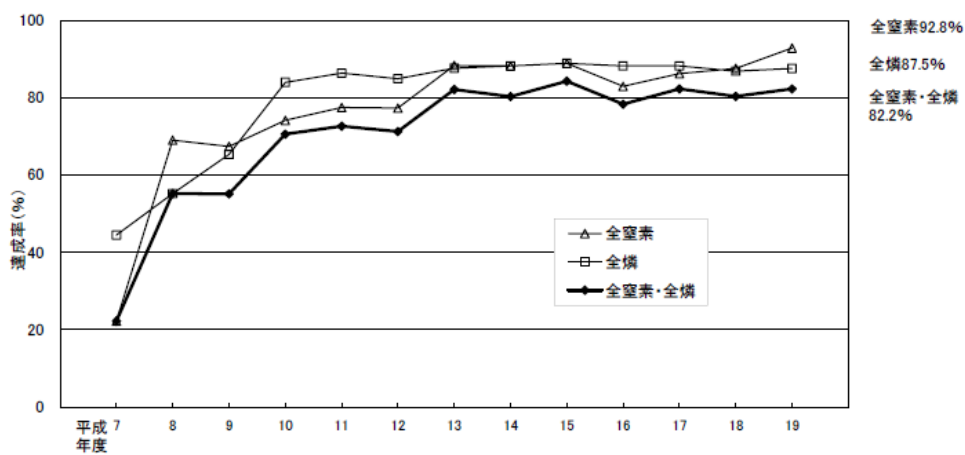


図 1. 1. 9 海域における全窒素及び全りんの環境基準達成率の推移⁵⁾

1. 1. 4 我が国における窒素とりんの収支

手塚ら⁶⁾は、1998年のわが国の窒素・りんの収支を発表している。図 1. 1. 10 にその結果を示し、主な事項を次にまとめる。

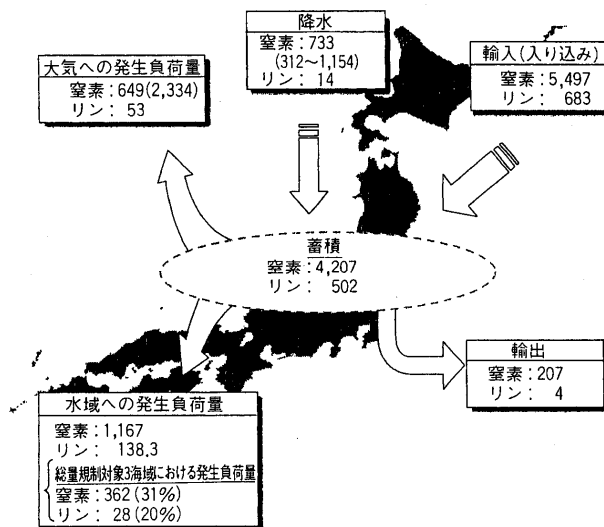


図 1. 1. 10 わが国における窒素・りんの収支(単位：千トン)(1998年)⁶⁾

- 1) わが国への入り込み量(輸入量+生産量-輸出量)は、窒素が 6,023 千 t/year, およびりんが 693 千 t/year である。窒素の輸入量および生産量の主なものは、石炭・石油等で 2,360 千 t/year, 国内窒素固定量で 1,391 千 t/year, 輸入食料・飼料で 1,254 千 t/year であり、この 3 項目で約 83% となる。りんの輸入量の主なものは、化学肥料・工業原料で 382 千 t/year, 輸入食料・飼料で 207 千 t/year であり、この 2 項目で約 85% となる。
- 2) 大気への排出量は、窒素(排ガス処理効率 80% での処理後の場合)で 649 千 t/year, およびりん で 53 千 t/year であり、水域への排出量は、窒素で 1,167 千 t/year, およびりん で 138.3 千 t/year である。
- 3) 入り込み量を 100% とした場合、窒素は大気へ 11%, 水域へ 19% 排出され、70% が蓄積されている。りんは大気へ 7.6%, 水域へ 20% 排出され 72% が蓄積されている。
- 4) 水域への排出量の内訳は、窒素においては生活系のし尿・雑排水由来が最も多く 509 千 t/year であり、次いで土地系の農地(水田、畑地)からで 273 千 t/year, 3 番目は産業系の化学工場からで 105 千 t/year である。りんにおいても生活系のし尿・雑排水由来が最も多く 60 千 t/year, 次いで産業系の化学工場からで 23 千 t/year, 3 番目は畜産系の畜産し尿由来で 18 千 t/year である。水域への排出量を 100% とした場合、窒素, りんともに 40% 強が生活系由来である。
また、(独)石油天然ガス・金属鉱物資源機構は、鉱物資源マテリアルフロー平成 19 年度版(2007 年度)⁷⁾で日本におけるりんの需要の状況・動向を以下のように報告している。

「りんは、遺伝子DNAの構成要素として必須の元素であり、工業的な出発原料はりん鉱石であるが、日本にはP₂O₅を30%以上含む高鉱がなく、全量輸入に頼っている。しかし、2006年最大の生産国である中国は、輸出を制限しており、2位のアメリカは戦略物資化して輸出をしていない。60年程度の可採鉱石埋蔵量があるとされるものの、輸出制限や今後の人口増加、食料増産に要するりんの必要量や価格上昇を考慮すると、資源対策が必要である。」

2006年国内には化学工業品、食料・飼料、鋼鉄原料、りん酸質肥料および天然りん鉱石で総計800千tP新たに供給され、このうちの天然りん鉱石の輸入量は103千tPである。また、生活排水として排出される量は56千tPと天然りん鉱石輸入量の約1/2におよぶが、この生活排水中のりんは資源としてほとんど利用されていない。

りんは、常温・常圧の下では気体状の形が知られておらず、枯渇する資源であり、また上述のように輸出国の国策により大きく影響を受けることから、我が国内において人工循環等を確立することは必須であり、その中心と下水はなりうる。

1. 1. 5 下水および廃水からの窒素・りん除去技術の現状

表1. 1. 1に下水処理に高度処理が採用されている目的を表1. 1. 1⁸⁾に示す。

表1. 1. 1 下水処理に高度処理が採用されている目的⁸⁾

高度処理の目的	実施施設数
水質基準達成	241
富栄養化防止対応	176
処理水再利用	88
放流水域の利水対応	51
合計	556

平成19年度下水道統計⁸⁾によると、表1. 1. 1に示すとおり高度処理は556施設にて採用されており、その採用目的は、水質基準達成のためが241カ所、富栄養化防止対応が176カ所となっており、公共用水域の水質保全のためには下水処理における高度処理は重要であると認識されている。

表 1. 1. 2⁸⁾に下水処理にて採用されている窒素とりん除去技術とその実施施設数を示す。

表 1. 1. 2 下水処理にて採用されている窒素とりん除去技術とその実施施設数⁸⁾

主要処理の種類	実施施設数	付与方法の種類	実施施設数
嫌気無酸素好気法	54	有機物添加	15
循環式硝化脱窒法	40	凝集剤添加	197
硝化内生脱窒法	5	急速ろ過法	167
ステップ流入式多段硝化脱窒法	27	担体	19
嫌気好気活性汚泥法	49	オゾン酸化法	17
標準活性汚泥法	66	活性炭吸着法	15
長時間エアレーション法	5	その他・付与方法	16
酸素活性汚泥法	4	合計	446
生物膜法	26		
OD法(高度処理ありを含む)	89		
その他処理方法	35		
合計	400		

表 1. 1. 2 に示すとおり，下水および廃水からの窒素除去では，硝化脱窒を利用した生物学的窒素除去法が主流となっている。平成 19 年度下水道統計⁸⁾によると下水で採用されている生物学的窒素除去法では，嫌気無酸素好気活性汚泥法が 54 カ所，循環型硝化脱窒法が 40 カ所，ステップ流入式多段硝化脱窒法が 27 カ所となっている。りん除去では，凝集沈殿法と生物学的りん除去法とが主流である。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が多く採用されており，平成 19 年度下水道統計⁸⁾によると下水処理では 197 カ所で凝集剤添加が行われている。また，下水で採用されている生物学的りん除去法は嫌気無酸素好気活性汚泥法が 54 カ所，嫌気好気活性汚泥法が 49 カ所となっている。

我が国のりん資源の現状を考慮すると下水や廃水からのりんの回収・再利用は重要な課題とされており，りんをヒドロキシアパタイトとして除去する晶析脱りん法やリン酸マグネシウムアンモニウムとして除去するMAP法が開発されているが実設備での採用は嫌気性消化法の脱離液からMAPとして回収している施設が島根，福岡，大阪等であるが，未だ極めて少ないのが現状である¹⁰⁾。また，焼却灰からの回収はアルカリ抽出・HAP結晶法が開発され岐阜市で実用化されている¹⁰⁾が，更に技術開発が希望されている。

1. 2 本論文の目的と構成

今後の有機性廃水処理では，廃棄物となる余剰汚泥を極力発生させず，さらに窒素やりんも確実に除去し，りんを資源として回収しうるプロセスとすることが求められている。このような時代の要求に対して，本研究でオゾンを用いた余剰汚泥の減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去法の開発を試みる。この技術では，活性汚泥処理において活性汚泥の一部

をオゾン処理し、これを生物学的処理することにより余剰汚泥を削減できること、さらには活性汚泥処理を生物学的窒素りん除去法とし、りんを濃縮し化学的なりん回収を組み込むことで余剰汚泥の削減と処理水中の窒素およびりんの低減ならびにりん回収を行うことを目的とする。

以下に本論文の構成を示す。

第1章では、本研究の背景と目的について論述した。

第2章においては、活性汚泥処理における余剰汚泥削減技術について文献に基づき考察を行う。ここでは、余剰汚泥削減技術のプロセスの種類、原理・機構とオゾンによる汚泥減容化技術の開発や原理について考察を行い、余剰汚泥削減技術を適用する際の課題の抽出を行う。

第3章では、ベンチスケールの実験を行い、本研究で開発を行うプロセスの操作因子、特にオゾン処理条件と汚泥発生量、および、処理水水質との関係について検討を行う。処理水水質の中でも窒素に注目し、余剰汚泥削減を実施することによる窒素の変化を調査し、処理水の窒素濃度上昇に対する対応策について検討を試みる。また、オゾン処理における汚泥性状の変化についても検討を行う。

第4章では、第3章で提示したオゾンによる汚泥減容化を組み込んだ生物学的処理における処理水中のりに注目し余剰汚泥削減を実施することによるりんの変化を調査し、処理水のりん濃度上昇に対する対応策について検討を試みる。

第5章では、第3章および第4章の結果より確定したプロセスについてパイロットプラントによる検討実験を行い、プロセスの省エネルギー化をはかるため、オゾン処理の排出ガス利用を試み、問題点の抽出とその対応策の検討を行う。

第6章では、汚泥減容化とりん回収およびオゾン反応槽からの排出ガス利用を組み込んだプロセスの実証プラントでの検証を行う。特に、酸素の挙動に注目し、酸素等のガス成分の物質収支の確認を行う。さらに、第7章では、実証試験の結果を基に、従来技術と比較したエネルギーおよびコスト評価を行った結果について述べる。

第8章では、本研究で開発したプロセスの機構を組み込んだ数理モデルを構築し、それを用いて設計・操作因子の検討を試みる。

そして以上で得られた結果を第9章にまとめる。

< 参考文献 >

- 1) 国土交通省土地・水資源局水資源部；日本の水資源，平成 19 年版，
<<http://www.mlit.go.jp/tochimizushigen/mizsei/hakusyo/H19/index.html>>，(参照 2009-1-3)
- 2) 社団法人日本下水道協会；汚泥処理の状況，
<http://www.jswa.jp/05_arekore/06_use/riyou/data.html>，(参照 2009-1-3)
- 3) 社団法人日本下水道協会；日本の下水道，平成 17 年度版
- 4) 環境省；循環型社会白書，平成 20 年度版，<<http://www.env.go.jp/policy/hakusyo/h20/index.html>>，
(参照 2009-1-3)
- 5) 環境省水・大気環境局；平成 19 年度公共用水域水質測定結果，<
<http://www.env.go.jp/water/suiiki/h19/full.pdf>>，平成 20 年 11 月，(参照 2009-1-3)
- 6) 手塚和彦，能智美佳，須藤隆一；わが国における窒素・リンの循環とその収支，用水と廃水，Vol.44，No.7，pp.563-575，2002
- 7) 独) 石油天然ガス・金属鉱物資源機構，鉱物資源マテリアルフロー，平成 19 年度版，
<http://www.jogmec.go.jp/mric_web/jouhou/material/2007/P.pdf>，(参照 2009-1-3)
- 8) 社団法人日本下水道協会；下水道統計，平成 19 年度版
- 9) 森山克美；都市廃水からのリン回収技術の現状と展望，水環境学会誌，Vol.27，No.10，
pp.636-639，2004
- 10) 国土交通省；下水道におけるりん資源化検討会 配布資料，
<http://www.mlit.go.jp/crd/crd_sewerage_tk_000036.html>，(参照 2011-4-20)

第2章 活性汚泥処理における余剰汚泥の削減技術に関する文献考察

2. 1 活性汚泥処理法における汚泥減容化技術の現状

2. 1. 1 汚泥減容化技術の種類と適用方法

好気性処理法における汚泥減容化技術の概要は松本が報告している¹⁾。これを参考にまとめると下記のとおりである。

現在、いろいろな研究者により検討されている汚泥減容化技術の多くは、生物学的処理槽内の活性汚泥の一部を引き抜き微生物の細胞膜・細胞壁を破壊し、生物分解可能な有機物に変化にさせ(これを筆者は液化と称している。可溶化と称していることも多い。)、生物学的処理槽に返送して、生物処理槽内の微生物の働きにより分解、除去を行っている。生物学的処理槽内に返送された液化汚泥は、一部は活性汚泥に再合成されるが、残りは炭酸ガスや水などに生分解されるとともに原水由来の無機物は処理水中に移行する。これにより汚泥を減容化させる。活性汚泥(微生物)の細胞膜・細胞壁の破壊方法は様々検討されている。それらの主なものは以下のとおりである。

(1) オゾンの酸化力による方法

本方法は、生物処理槽内より引き抜いた活性汚泥の一部をオゾン反応塔にてオゾンの酸化作用により液化させるものである。

オゾン曝気槽中の活性汚泥に接触させることは、1988年にLEEUEWENら²⁾がバルキング防止のために実施したことを報告したのが最初である。その後、日本でも1992年に栗林ら³⁾によって、放線菌によるスカム発生防止のため曝気槽へのオゾン添加について報告されている。明確に余剰汚泥の削減を目的として活性汚泥をオゾン処理し生物処理槽へ返送する実験についての報告は1994年にYasuiら⁴⁾によるものが最初である。その後、オゾンによる汚泥減容化の検討は多数報告されている。これらの検討の詳細と課題については、後述する。

(2) 好熱性細菌による方法

生物学的処理槽より引き抜いた活性汚泥の一部を、汚泥可溶化槽にて高温域で汚泥可溶化酵素を分泌する汚泥可溶化好熱菌の作用で可溶化させる。長谷川ら^{2),5),6)}により1997年に本方法による汚泥減容化について最初の報告²⁾があり、その後も実証試験などの成果が報告されている。汚泥可溶化好熱菌は、*Bacillus strearothermophilus*に分類される菌で、好気性条件下(通性嫌気性菌であるため、嫌気条件下でも生残できる)の60~70℃で活発に増殖し、強力な汚泥可溶化酵素を分泌して汚泥を溶解する。可溶化槽への汚泥投入量は余剰汚泥の2.5~3倍程度を標準とする。好熱菌による汚泥減容化を行うと、水処理系の負荷が上昇するが、好熱菌処理法では可溶化槽においても無機化が進行するために、他の物理化学的可溶化法に比べると返流負荷は1/2程度ですむ。また無機物の蓄積のために生物学的処理槽内の混合液浮遊物のVSS/SS比が10ポイント程度低下する。窒素は、A-SRTを確保してやれば除去可能であるが、原理的にりんは除去できないため、りん除去が必要な場合は、凝集剤添加等別途検

討を要すると報告されている⁴⁾。

(3)物理的破壊による方法

生物学的処理槽より引き抜いた活性汚泥の一部を、高速回転ディスクや湿式ビーズミル、高圧噴流などで物理的に破壊して可溶化させる手法である。

高速回転ディスク法は、高速で回転するディスクの間隙に汚泥を通過させ、その時に生じる①剪断力による破砕(剪断破砕)、②すり潰しによる破砕(磨砕)、③微生物細胞内からの溶出した加水分解酵素による低分子化の促進を組み合わせたものである⁸⁾。

湿式ビーズミル破砕処理法は、ミル室に粒径 0.5mm程度のファインセラミックス製ビーズを充填し、高速回転する攪拌ディスクによりビーズを流動させたミル室に、汚泥を連続的に導入し、ビーズ間に生じる剪断摩擦力等により汚泥を構成する微生物の細胞壁を強制的に破砕する方法である^{9), 10)}。

高圧噴流方式は、数MPaの高圧噴流による衝撃波、噴流衝突、キャビテーションなどの効果を利用して、余剰汚泥を粉砕、基質化するものである¹¹⁾。

(4)超音波による方法

生物学的処理槽より引き抜いた活性汚泥の一部を、超音波照射により生じるキャビテーションを用いて破砕・可溶化する方法である。構成成分の大部分が水である活性汚泥に強力な超音波を照射すると、活性汚泥中にキャビテーションが発生し、その衝撃波によって微生物が損傷を受け、再基質化される^{12)~14)}。

(5)アルカリ剤による方法

生物学的処理槽より引き抜いた活性汚泥の一部にアルカリ剤を添加し、その他の操作と組み合わせて活性汚泥中の微生物を溶解する。アルカリ剤添加との組み合わせは、「湿式ビーズミル法—アルカリ剤添加」、「微アルカリ処理+微生物処理」、「アルカリ条件下で陽イオン界面活性剤を添加」などが報告されている^{15)~17)}。

(6)電解による方法

この方法では、生物学的処理槽より引き抜いた活性汚泥の一部にNaClを添加し電極を浸漬させて直流電流を流すと、NaClの電気分解で塩素および次亜塩素酸が発生し、これらは直ちに汚泥と反応し、汚泥微生物の細胞壁が一部損傷して死滅化される¹⁸⁾。

(7)水熱反応による方法

初沈汚泥や生物学的処理槽より引き抜いた活性汚泥の一部を亜臨界の熱水中で加水分解して、糖、アミノ酸、核酸、脂質などの生分解性の単位分子(あるいはその一部が分解したもの)に変化・改質する方法である¹⁹⁾。

上記に記載した方法以外に、生物学的処理槽に薬剤を添加したり、生物学的処理槽の運転方法や管理で微生物の増殖と自己分解の速度を調整し、処理系内で発生する汚泥量を削減するものもある。前者の薬剤添加は、サポニン、腐植土、フミン、スギナエキス、SiO₂などが

報告されている^{17)~19)}。生物処理の運転方法や管理による方法は、ポリ塩化ビニリデン糸の紐状接触材を使用した接触ろ床法²⁰⁾や、PVAを含水状態で化学架橋したゲルの担体のみを投入した槽を曝気槽前段に設置する方法²¹⁾、活性汚泥内での食物連鎖を「有機物→細菌→微小動物」まで進める方法²²⁾などが報告されている。

2. 1. 2 汚泥減容化技術の導入実績

松本の報告¹⁾によると、汚泥減容化は公共下水道においては13箇所、農業集落排水では24箇所、民間工場廃水処理では44箇所、導入されている。詳細を表2. 1. 1¹⁾に示す。

表2. 1. 1 汚泥減容化導入実績¹⁾

単位：箇所

	公共下水道	農業集落排水 漁業集落排水	民間・その他
オゾンによる汚泥減容化	8	4	20
好熱菌による汚泥減容化	2	6	0
物理的破壊による汚泥減容化	1	5	0
薬剤処理による汚泥減容化	1	1	21
薬剤＋生物処理による汚泥減容化	1	1	0
電解による汚泥減容化	0	1	1
超音波による汚泥減容化	0	6	1
合計	13	24	44

2. 2 オゾン添加による汚泥減容化の開発の経緯

2. 2. 1 活性汚泥処理へのオゾン添加の検討

汚泥減容化のために活性汚泥のオゾン処理を行う前から、活性汚泥のバルキング防止のために、オゾンを用いることが検討されている。

LEEUEWENら^{2),26)}は、嫌気-無酸素-好気法のパイロットプラントの好気槽にオゾンを入力率 3, 6, および 9mg/l-原水で添加した際のバルキング制御を検討し、オゾン添加により糸状菌の成長が阻害されることを確認している。また、処理水のBODおよびCODの濃度はオゾン系列の方が低く、有機物除去も改善されている。処理水のNH₃-NおよびTKNの濃度もオゾン系列の方が低くNO_x-N濃度はオゾン系列の方が高く、また、処理水のPO₄-P濃度もオゾン系列の方が低い場合が多く低濃度の頻度が高いことから、オゾン添加は硝化と生物学的りん除去を高める効果があると報告している。さらに、汚泥沈降性が向上する、塩素消費量およびトリハロメタン生成能もオゾン系列の方が低いといった利点もあると報告している。これらの結果より、LEEUEWENらは、オゾンは殺菌剤であるにも拘わらず、添加することで生物活性を高めると結論づけている。

さらに、LEEUEWENら²⁷⁾は、燃料合成廃水を処理している標準活性汚泥法にオゾンを添加する検討も行っている。オゾン添加は3つに分割した曝気槽の3区分目に添加と返送汚泥に添加の2方法を実施している。この検討においても、オゾン添加で原生動物が増えて、糸状菌が減少し、汚泥沈降性は改善している。また、汚泥の沈降性を悪化させるZooealの成長を妨げ、ピンポイントフロックを含む密なフロックができる、処理水の溶解性COD除去の改善は認められないが、処理水への汚泥流出が減ることから処理水のCOD濃度は低下すると報告している。

日本では、栗林ら³⁾が、放線菌の増殖抑制を目的に曝気槽へオゾンを添加したベンチスケールを実施したのが最初である。この実験でのオゾン添加率は、原水あたり2~6mg/lであり、汚泥減容化を目的とした場合に比べ低い。この実験において、放線菌数の検出は定量下限以下であり、スカムの発生も殆どなかったと報告している。処理水のS-BOD, S-COD, TOC, SS, TS, PO₄-PおよびT-Nの濃度は対照区と実験区で有意差はないが、これは、オゾン添加率が低いためと推察される。実験区の処理水ではNH₄-N濃度が低くNO_x-N濃度が高く硝化が進行している。さらに、硝化速度(20℃)は、実験区で2.05 gN/kg・MLSS, 対照区で1.21gN/kg・MLSSで実験区の方が高く、栗林らもオゾン添加で硝化が促進されると考えている。汚泥の沈降性も改善され、SVIは実験区の方が低い。さらに、全てのRUNにおいて、対照区よりも実験区の方がSRTが長くなっており、この点から、対照区に比べ実験区の方が余剰汚泥の発生が少なくなっていることが示唆されている。

次に、ベンチスケール実験の結果を基に、西村らによりパイロットプラントによる検討が行われた²⁸⁾。スカム抑制にはオゾン添加率が1mg/l-原水、放線菌の増殖抑制にはオゾン添加

率が 3mg/l-原水で効果あるとしている。処理水水質などはベンチスケール実験とほぼ同様の傾向であるが、本実験では実験区処理水SSが対照区に比べて高くなっている点がベンチスケール実験と異なっている。また、この実験では酸素利用速度、脱水素酵素活性を測定しており、対照区、実験区ほぼ同じであったと報告している。

五井らによる実施での検討も行われており²⁹⁾、放線菌への効果、処理水水質の挙動などは、前述の報告とほぼ同じである。本実験では、対照区に比べ実験区の呼吸速度が高い傾向が認められ、この原因として硝化が進んでいるため、硝化による酸素呼吸速度が加算されたと推察されている。

湯澤ら³⁰⁾による実施での検討では、オゾン曝気槽に吹き込むのではなく返送汚泥にオゾンを注入する方法も実施されている。この実験での返送比は 0.3 である。返送汚泥にオゾンを注入する場合、スカム消失には返送汚泥あたりのオゾン消費量を 5~6mg/l-返送とし、接触時間を 1.5~2 分間にする必要があることや、処理水水質に影響を与えないオゾン消費量の上限値は 10mg/l-返送であること、また、オゾン消費率 3mg/l で 20%の余剰汚泥量の削減が見込まれることが報告されている。

五井ら³¹⁾は、前述の実験で、オゾン注入により余剰汚泥が削減することが示唆されたことから、上記と同施設で具体的に余剰汚泥の削減率を調査している。標準活性汚泥法の場合、オゾン消費量 1.9~5.5mg/l-返送で余剰汚泥削減率 10~35%、嫌気-好気法の場合、オゾン消費量 2.5~4mg/l-返送で余剰汚泥削減率が 20~35%となり、オゾン消費量の増加に伴って余剰汚泥が減少すると報告している。また、これらの結果から、嫌気-好気法の方が余剰汚泥削減には有利であり、オゾン消費量 3mg/l-返送で 20~30%削減できると結論づけている。

これらの検討から、活性汚泥へのオゾン処理では、糸状菌や放線菌などののみを選択的に攻撃し、有機物除去や硝化に関与する菌には影響を与えないため生物処理は成立すると判断できる。さらに、余剰汚泥の削減も可能なことが示唆されている。

2. 2. 2 オゾンを用いた余剰汚泥削減の検討

余剰汚泥の削減を主目的として、活性汚泥処理にオゾン添加を実施した報告を行っているのはYasuiら⁴⁾が初めてである。その研究を含めて、Yasuiら^{4),32)~39)}の一連の研究成果の概要をまとめると以下のようなになる。

(1)オゾン処理での活性汚泥の変化

汚泥をオゾン処理することによる性状変化を回分式実験で調査している。図2. 2. 1に汚泥をオゾン処理した場合のオゾン注入率とVTSおよびS-TOCの変化を示す。オゾン注入率を大きくするに従いS-TOCは増加するがVTSの増減は認められない、この結果から汚泥中の有機物はオゾン処理により溶解するが無機化までは進行しないことが分かる⁴⁾。

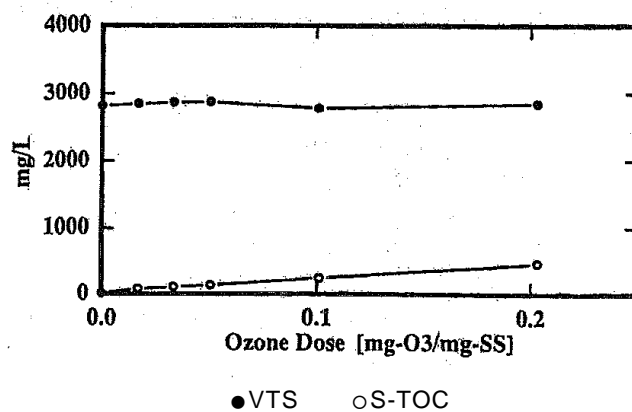


図2. 2. 1 オゾン処理後の濃度の変化⁴⁾

図2. 2. 2に汚泥をオゾン処理した場合のオゾン注入率と生菌数との関係を示す。オゾン注入率を大きくするに従い生菌数は減少しており、不活性な汚泥が増加したとしている⁴⁾。

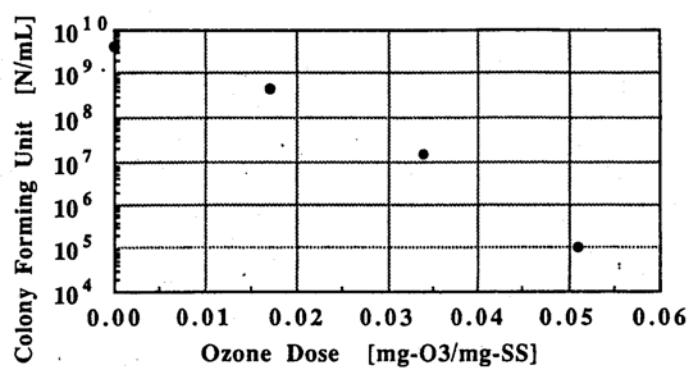


図2. 2. 2 オゾン処理による汚泥の不活化⁴⁾

(2)オゾン処理条件と余剰汚泥発生量の関係

汚泥のオゾン処理条件と系全体での汚泥発生量の関係を調査している。図2. 2. 3は、人工排水を処理したベンチスケール実験で汚泥あたりのオゾン注入率が0.05g-O₃/g-SSの場合のオゾン処理汚泥量と余剰汚泥発生量の関係である。1日のオゾン処理汚泥量を曝気槽汚

泥量の 1/3 とすると余剰汚泥はほぼ 0 となっている^{4),32),33)}。

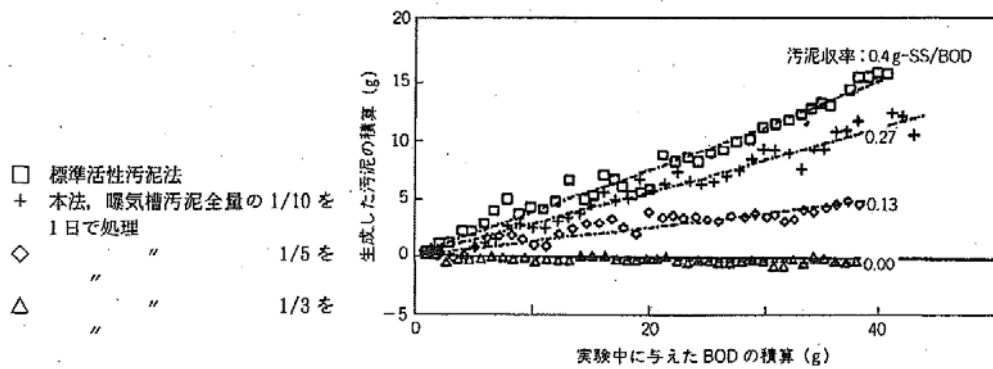


図 2. 2. 3 オゾン処理汚泥量と余剰汚泥発生量の関係³²⁾

オゾン処理汚泥の無機化率(1-k)を連続実験結果から算出した値を図 2. 2. 4 に示す。オゾン注入率 0.04g-O₃/g-SS 以下では、オゾン注入量に比例して無機化率は向上し、オゾン注入率を 0.04g-O₃/g-SS 以上にしても 0.35 でほぼ一定となっている。この結果より安井らは生分解性を高める効果としての必要オゾン量は汚泥あたり 4% 程度で十分であり、オゾン反応率が十分な場合、オゾン処理汚泥量の 0.3 が生物学的に無機化され残りは活性汚泥に再変換させるとことになる。したがって余剰汚泥を零にするためのオゾン処理汚泥量は生成汚泥量の約 3 倍必要であると結論づけている^{4),33)}。

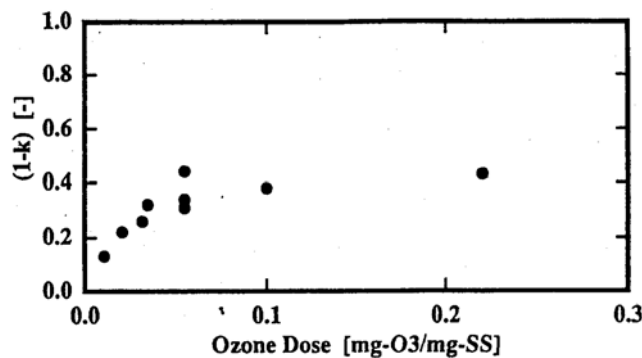


図 2. 2. 4 オゾン反応率とオゾン処理汚泥の無機化率(1-k)の関係³¹⁾

オゾン処理および酸/アルカリ処理での死滅割合と無機化率の関係を図 2. 2. 5 に示す。オゾン処理の場合は死滅率と無機化率の関係はほぼ正比例し、汚泥の死滅割合に応じて生分解性が向上している³³⁾。

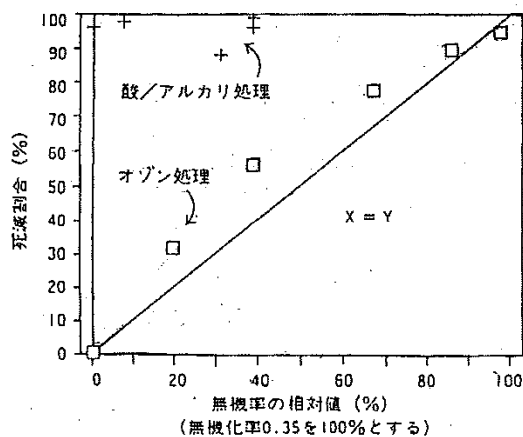


図 2. 2. 5 菌体の死滅割合と無機化率の関係³³⁾

オゾンの殺菌機構は細胞壁などの直接破壊といわれており、オゾンにより細胞壁を破壊させることで菌体が死滅し、同時に生分解性が向上したと説明している³²⁾。また、オゾン処理はBODの除去により生成した汚泥の生物分解性を高める働きがあり、オゾン処理した汚泥の約 1/3 が生物学的処理で分解され、残りは再び汚泥となると説明している。

(3)従来法の活性汚泥処理との処理水水質の比較検討

オゾン処理により余剰汚泥を削減することで処理水TOCが上昇し、この原因は、汚泥由来の難分解生有機物が処理水側へ移行することが原因である³¹⁾。

図 2. 2. 6 は、オゾン処理で余剰汚泥を削減した際の真のSRTと TOC残留割合の関係である。汚泥発生量が少なくなるため真のSRTはオゾン処理を組み込まない場合より短くなり、オゾン系でも真のSRTが短いと処理水へ流出するTOCの割合は高くなっており、SRTを 8 日間以上とすると 処理水へ流出するTOCの割合は 1~2%となっている³⁴⁾。

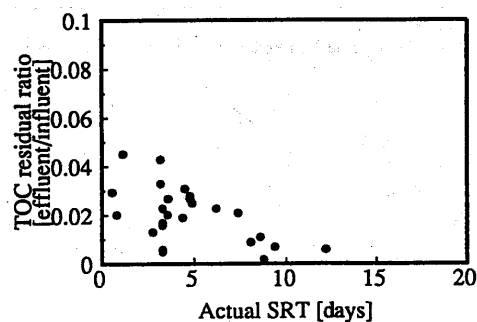


図 2. 2. 6 SRTとTOC残留割合の関係³⁴⁾

図 2. 2. 7 に、オゾン処理を行うことによる処理水のT-NおよびT-Pの濃度の変化を示す。オゾン系の処理水のT-NおよびT-Pの濃度は徐々に上昇し原水とほぼ同レベルになっている。ただし、処理水T-Nの大部分はNO_x-Nであり硝化は進行している³⁴⁾。また、Sakaiらは、散気装置が間欠的に運転され硝化・脱窒処理を実施している下水処理場のオキシデーションディッチにてオゾンによる余剰汚泥の削減を実施し、オゾン処理は硝化および脱窒を阻害しないことを見出している³⁶⁾。

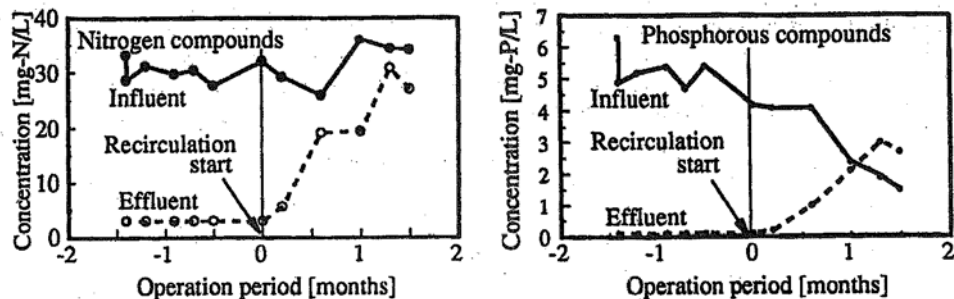


図 2. 2. 7 処理水T-N, T-Pの変化³⁴⁾

(4)原水に含まれる無機SSと不活性SSの生物処理槽への蓄積の検討

曝気槽中のMLVSS/MLSS比の変化の一例を図2. 2. 8に示す。MLVSS/MLSS比は0.85程度が約1年間の運転で0.75まで緩やかに低下している³⁵⁾。

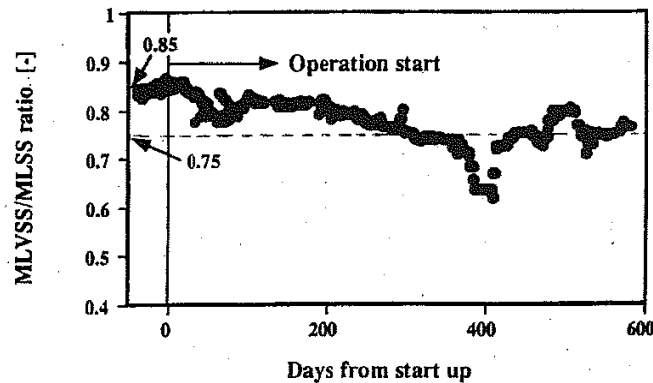


図2. 2. 8 曝気槽中のMLVSS/MLSS比³⁵⁾

実機運転および加速試験の両方で、無機性SSの調査している。図2. 2. 9は実機運転での曝気槽に蓄積された無機性SS量の変化である。初期に無機性SSの蓄積速度は高いものの、その後蓄積速度が緩やかになっている。この結果より、微生物のフロックが抱え込める無機性SS量に上限があると仮定すれば、無機性SS量がある値になると再び可溶化するか、SSとして捕捉できないようなサブミクロンの非常に微細な粒子として次第に処理水へ流出していき、槽中の無機性SSは増加しないと推定している^{34)~36),38),39)}。

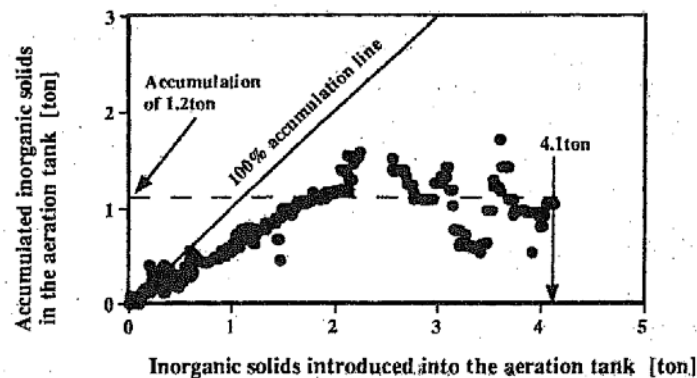


図2. 2. 9 曝気槽に蓄積された無機性SSの変化³⁵⁾

蓄積した無機物の組成も調査しており、MLSS中の無機性SSは、実機では砂に由来するような SiO_2 が増加したものの原水中に含まれていたPAC由来のアルミニウムは増加せず、それ以外でも特定の金属が汚泥中に蓄積するような傾向はみられていない^{34)~36),38),39)}。図2. 2. 10は加速試験前後での汚泥中の無機の組成である。オゾン処理を行うことで SiO_2 はやや減少し、 Al_2O_3 、 Fe_2O_3 、 CaO および MgO は無機性SS量に対し1.5%程度増加しているが、これらの差はわずかであり、この結果からも特定の物質の蓄積はないとしている³⁵⁾。

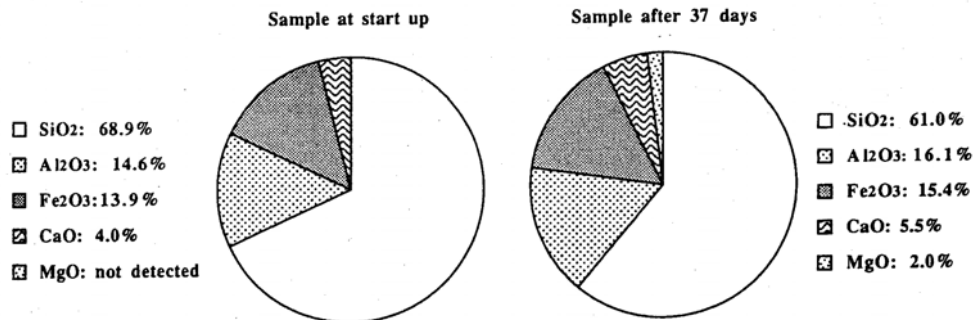


図 2. 2. 10 加速試験前後での汚泥中の無機の組成³⁵⁾

オゾン減容化では曝気槽に Si, Al, Fe の無機性 SS が若干蓄積するが、その量は原水由来で流入する無機性 SS の 50%以下であるとしている。無機物蓄積のプラスの効果として、SVI が低下しており、シルトなどの無機物の蓄積が汚泥沈降性を向上させていると判断している。

オゾン処理での生物処理槽への不活性な汚泥の蓄積状況を確認するために曝気槽内の最大呼吸速度を調査している⁴⁾。図 2. 2. 11 にオゾン処理を組み込んだ連続運転での最大呼吸速度の変化を示す。最大呼吸速度はわずかに増加し低下傾向は見られない³¹⁾。他の結果でも不活性な SS の蓄積はわずかであり、ある量でバランスが取れて無限大に蓄積せず、生物処理の能力へ影響が出るほどではないと結論づけている。ただし、SRT が短いと蓄積量が増えるだろうとしている^{4),33)~36)}。

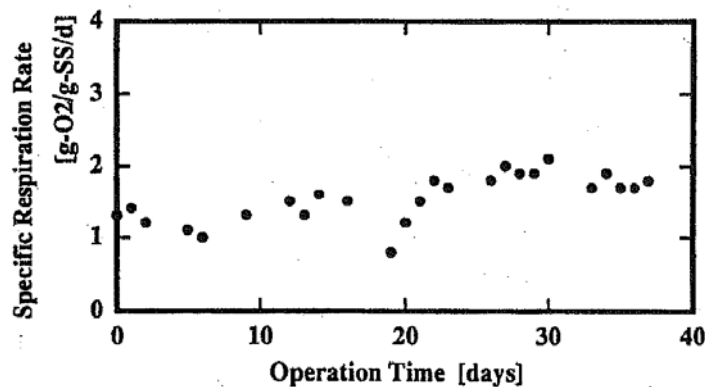


図 2. 2. 11 オゾン処理を組み込んだ連続運転での最大呼吸速度の変化⁴⁾

(5) 廃水の種類による汚泥減容効率の違い

Yasui ら³⁴⁾は、自動車製造廃水、精油所廃水、食品工業廃水、石油化学工業廃水、製薬廃水および下水についてベンチスケール実験を実施し、汚泥発生量、処理水水質を比較している。下水はパイロットスケール実験とフルスケール実験も実施し、これらの結果も比較対象としている。オゾン系の汚泥発生量は対照系の 60~100%であり、その際、TOC 除去率は 1~7% 低下したと報告している。これらの結果より様々な廃水にてオゾンによる余剰汚泥の削減は可能であると結論づけているが、これらの効率の違いについては言及されていない。

(6)オゾン処理による余剰汚泥削減効率向上の検討

さらに、余剰汚泥の削減効率をあげるために、安井ら³⁷⁾は、 H_2O_2 併用や酸性条件下でのオゾン処理の検討を行っている。

H_2O_2 の添加と、酸添加により汚泥のpHを低下させるのみでは汚泥発生率が著しく低下することはなく、酸性下でオゾン処理をすることにより汚泥削減効率は向上する。図2. 2. 1 2に各pHでの汚泥発生率とオゾン反応率の関係を整理した結果を示す。pH4, 5 および 7では汚泥発生率はほぼ同じでpH3にすると著しく低下しており、この結果よりOHラジカル反応よりもオゾン反応の方が汚泥の生分解性を向上させると判断している。また、オゾン処理による汚泥の白色度の上昇はpH7に比べてpH3で大きい、生菌数はpH3とpH7ではほぼ同じである。このことより、汚泥の不活性化は、pHとは無関係に進むが、汚泥性状の変化はpHの影響を受けると安井らは考えている。

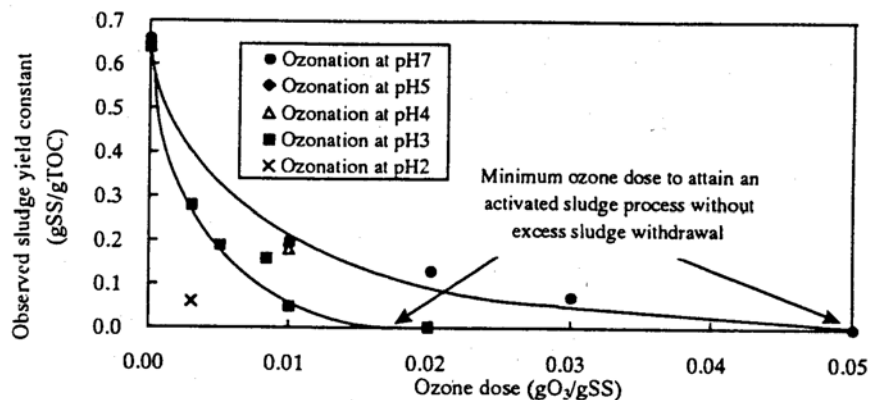


図2. 2. 1 2 各pHでの汚泥発生率とオゾン反応率の関係³⁷⁾

(7) ランニングコスト

Yasuiら³⁴⁾は、薬剤で脱水して埋め立てる場合(28.9 円/m³下水)と比較すると本方法で余剰汚泥を削減させる場合(13.7 円/m³下水)の費用は約半分になると試算している。

2. 2. 3 窒素、りん対策を考慮した汚泥減容化について

汚泥減容化を実施した場合、物質収支上、何も対策をとらない場合、処理水の窒素およびりんの上昇は避けられない問題である。この窒素およびりん対策としては、(1)オゾン処理などにより液化処理した混合液中の窒素およびりんを除去することにより、生物学的処理への窒素およびりんの負荷の増加を抑えて処理水の窒素およびりんの濃度上昇を抑制する方法、ならびに、(2)生物学的処理の機能改善やさらなる除去工程を追加し系全体で対策を行い処理水の窒素およびりんの濃度上昇を抑制する方法の2通りが検討されている。

(1)オゾン処理などによる液化処理汚泥中の窒素およびりんを除去することにより、生物学的処理への窒素およびりん負荷の増加を抑えて処理水の窒素およびりん上昇を抑制する方法安永ら⁴⁰⁾は、液化処理汚泥中の溶解性窒素およびリンの挙動を調査し、液化汚泥からリンを回収することを検討している。汚泥の液化処理に、オゾンのみ、加熱、超音波ホモジナイズ、酸またはアルカリ添加、ならびにこれらを組み合わせた処理を実施している。汚泥をオゾン処理した後にアルカリを添加して反応させるオゾン+アルカリ処理がりんの高速・高効率溶出に効果的であり、反応時間 10~15 分程度で約 80%のりんが放出したと報告している。オゾンにより、まず汚泥の細胞壁や細胞膜の一部が破損し、アルカリが反応して細胞膜の溶出が促進されりんが細胞内の物質とともに大量に液中に溶出されると推測している。処理によってりんのみが特異的に溶出するのではなく細胞内物質及びりんが一定の比率で同時に溶出することも見いだしている。このようにして溶出させたりんをヒドロキシアパタイトによって回収している⁴¹⁾。

鈴木ら⁴²⁾は、ベンチスケール実験にて嫌気-好気-無酸素法の無酸素槽汚泥の一部をマイクログラブル化オゾンで処理し、オゾン処理後の汚泥の上澄みからりん酸に対して高い吸着選択性を持つジルコニウムフェライト吸着剤にてりんを除去する検討を行っている。余剰汚泥削減率 85~90%で、窒素およびりんの除去率はともに 75~80%であったと報告している。また、汚泥あたりのオゾン注入率を高くするとりん除去性能に影響を及ぼし、オゾン処理汚泥量が多いと窒素除去性能に影響を及ぼすことも報告されている。また、オゾン注入率 20~45mgO₃/gSSで処理をすると汚泥中の全体りんに対して約 65~70%が溶出し、この大部分はPO₄-Pであり、この溶出りんのほぼ 100%をジルコニウムフェライト吸着剤にて吸着し、流入りんの約 40~50%を回収している。

江藤ら⁴³⁾は、汚泥の液化に高速回転ディスクを採用し、メインの生物学的処理とは別に液化汚泥を処理する嫌気-好気-無酸素プロセスを設置、液化汚泥中の窒素およびりんを除去してメインの生物処理へ返流するプロセスを検討している。回分式試験にて液化処理汚泥の最適な処理条件を検討し、これらの結果を加味したモデルにて計算し、液化汚泥中の窒素およびりんの除去工程を組み込んだプロセスと組み込まないプロセスでのメインの生物学的処理の処理水水質を計算し比較を行っている。液化汚泥中の窒素およびりんの除去工程を組み込んでいない余剰汚泥無発生型プロセスだとメインの生物処理への流入(原水+返流水)のT-NおよびT-Pの濃度が高くなり、その結果流出(処理水)のT-NおよびT-Pの濃度が高くなるが、提案プロセスにすると流入、流出ともに汚泥減容化を行っていない既存の廃水処理設備とほぼ同レベルになると報告している。

(2)生物処理の機能改善やさらなる除去工程を追加し系全体で対策を行い処理水の窒素およびりん上昇を抑制する方法

小沼ら⁴⁴⁾は、嫌気－無酸素－好気法の循環液の一部をオゾン処理した実験を実施し、その際の余剰汚泥削減率や有機物、窒素およびりんの除去率について調査検討を行っている。余剰汚泥削減率 50%で、余剰汚泥＋処理水での有機物排出量が汚泥減容化を実施しない場合の排出量より約 40%削減できると報告している。窒素除去は汚泥減容化を実施していない対照系とほぼ同じであり、生物学的処理法を生物学的窒素除去法にすることで処理水窒素の上昇は抑制できることを明らかにしている。りんについては汚泥減容化を実施している系の処理水のりん濃度が増加したことから、生物処理により対応するのみでは無理であり、活性汚泥法と凝集剤添加法や吸着脱りん法との組み合わせが必要になる可能性が示唆されたと報告している。

小泉、船石ら⁴⁵⁾は、窒素およびりんを安定して同時除去するとともに、発生汚泥量を削減しながらりんをHAPとして回収するシステムを検討している。嫌気＋模擬OD槽に汚泥の液化処理にオゾン、アルカリ、超音波処理を組み合わせ、嫌気槽混合液を可溶化して可溶化汚泥は嫌気槽へ投入し、可溶化汚泥中のBODを利用して活性汚泥からりんを放出することを目的としている。全ての処理方法において、嫌気槽中の PO_4 -P濃度は高く、活性汚泥のりん含有率も 3～3.5%であり生物脱りんが進行している。また、可溶化汚泥を嫌気槽に添加することで嫌気槽中の PO_4 -P濃度は増加し、その効果はアルカリ、オゾン、超音波の順に高かったと報告している。

また、船石ら⁴⁶⁾は、前述の結果をもとに、返送汚泥の一部をアルカリ添加物理破砕処理し嫌気槽へ投入する嫌気槽＋模擬OD槽のパイロットプラントの検討を行っている。原水は下水で流量は $25m^3$ /日である。りん回収は、嫌気槽の一部を膜分離し上澄みを晶析槽にてHAPとして回収、回収後水は模擬OD槽へ投入している。晶析槽にはし尿処理水を原水として生成したHAPを種晶として投入している。SS、CODおよびBODの除去率は汚泥減容化を行っている実験系と行っていない対照系のどちらも 80～90%であり、実験系の方が若干低い。窒素の除去率もともに 80%程度であり、実験系の方が若干低い。りんの除去率は、実験系で 81.4%、対照系で 46.8%と大きな差があった。実験系は、アルカリ物理破砕処理後の汚泥を嫌気槽へ投入することにより、嫌気槽でのりん放出が促進されている。晶析槽での回収率は PO_4 -Pで 80%、およびT-Pで 79.6%であり、流入に対するT-P回収率は 53.7%であったと報告している。今回、実験で用いたプラントは晶析槽へのりん回収液流量の増加を行う余地がなくこの程度だが適切な装置規模とすれば 6割以上の回収が可能だろうと推察している。回収したりん結晶は肥料としての利用を考えており、回収した結晶の組成を分析したところ問題のない品質であったとも報告している。

Saktaywinら⁴⁷⁾は、余剰汚泥の削減とりん回収を両立させたプロセスの開発を行っている。

回分式試験のオゾン処理を実施し、オゾンとの反応での汚泥性状の変化を調査し、この結果より構築した数理モデルより連続処理での最適運転条件について検討している。その結果、オゾン消費率が $30\sim 40\text{mgO}_3/\text{gSS}$ で可溶化率が 0.3 とすることが最適としている。さらに、永禮ら⁴⁸⁾は、数種類の原水を異なる生物学的処理にて処理した活性汚泥についてオゾン消費量との関係を調査し、オゾン消費量に対する汚泥液化量は活性汚泥の性状により異なるが、オゾン処理で生成する溶解性有機物中の生物分解性有機物の比率はほぼ同じになることを見いだしている。

永禮ら^{48)~50)}は、数理モデルより決定した操作因子をもとに、嫌気-好気活性汚泥法の連続処理プロセスを模擬した回分式プロセスのラボスケールプラント(225l/日)を用いて処理状況の確認と物質収支の検討を行っている。滞留時間が 8 時間、MLSSが $2800\sim 3200\text{mg/l}$ 、可溶化率が 0.3、汚泥オゾン処理率 $1\sim 1.2\%$ (流入水量比)、りん結晶化水量率が 27%(同)の条件で、余剰汚泥の最大 92%削減と最大 79%のりん回収量を達成している。また、有機物、窒素およびりんの物質収支を調査している。汚泥減容化処理の導入により、余剰汚泥として引抜除去されていた有機物の多くは二酸化炭素として大気に放出されたことになるとしている。りんは、標準的な生物学的りん除去法の場合、余剰汚泥として引き抜いていた分についても回収可能となりりん回収率が高くなったとしている。

永禮ら⁴⁸⁾は、処理のエネルギー消費量を検討しており、オゾン発生効率が 7.5kWh/kgO_3 、オゾン消費量に対する汚泥可溶化率が 7.2gCOD/gO_3 の場合、処理プロセス全体での流入水量あたりの消費エネルギーを 2%削減できるとしており、さらにこれらの2つの数値と流入水量あたりの消費エネルギーとの関係を求めている。

2. 3 オゾンを用いた余剰汚泥削減技術の課題

余剰汚泥削減技術の検討は、いろいろな方法にて多方面で実施されている。これらの方法を採用することによる汚泥発生量の変化量、処理水水質への影響、これらの方法を採用した場合のコスト試算については報告されているが、それ以外の項目については詳細な検討はなされていない例が多い。オゾンによる汚泥減容化技術は、安井ら^{31)~40)}により、オゾン処理での活性汚泥混合液中の溶解性物質濃度や生物活性度の変化、生物学的処理槽内の不活性SSや無機性SSの蓄積などの報告があるが、以下の点については十分な検討がなされているとは言い難い。

余剰汚泥の削減は、液化工程と微生物による無機化工程を経ることにより起こる。このため、液化工程と生物学的処理工程を備えたプラントを用いて調査を行わないと余剰汚泥の削減効果を把握することはできない。永禮らはこれらの検討を行っているがラボスケールプラントで、人工下水によるものであり、より実用化に向けての研究が必要である。

本研究においては、オゾン処理での溶解性成分濃度の変化や、生物学的処理と組み合わせ

た系全体での汚泥削減量および処理水水質を調査し、運転条件と余剰汚泥の削減効果や処理水水質の関係を明らかにすることを第一の目的としている。さらに、これらの関係を明らかにすることで、フル装備のプラントにて検討を行わなくても汚泥削減量や処理水水質が予測できるようになることも目指した。

余剰汚泥削減を行うことで処理水の有機物、窒素およびりん濃度が上昇することは、今までの研究にて明らかとなっているが、上昇の程度を定量的に把握するといった詳細な検討がなされているとは言い難い。本研究においては、有機物、窒素およびりんの物質収支を調べ、汚泥減少量に対しどの程度、上昇するかを明らかにすること、さらに、処理水の有機物、窒素およびりんの上昇を抑制する方法を確立することを第二の目的としている。さらに、オゾンによる汚泥減容化の適用限界についても述べる。

汚泥を液化し生物処理槽へ投入することから、物質収支上、生物処理の負荷が増加することは避けられずこの対策も必要である。曝気風量の増強が必要となるが、この対応策としてオゾン反応槽の排出ガスを利用することで省エネルギーなプロセスとすることを第三の目的としている。さらに、本プロセスを実施した場合の省エネ性についても述べる。

<参考文献>

- 1) 松本貴久;汚泥減容化の動向調査について,下水道研究発表会講演集,第44回,pp.892-894, 2007.
- 2) J. Van LEEUWEN, W. A. PRETORIUS ; Sludge Bulking Control with Ozone, Journal of the Institution of WATER AND ENVIRONMENTAL MANAGEMENT, Vol2, No2, pp.223-227, 1988.
- 3) 栗林栄, 大川昌俊 ; 冨田泰臣, 曝気槽へのオゾン添加による放線菌増殖抑制に関する検討, 第29回下水道研究発表会講演集, pp.52-54, 1992.
- 4) H.Yasui, M.Shibata ; An Innovative Approach to Reduce Excess Sludge Production in the Activated Sludge Process, Wat.Sci.Tech. Vol.30, No.9, pp11-20, 1994.
- 5) 長谷川進, 三浦雅彦, 桂健治 ; 好熱微生物による有機性汚泥の可溶化, 下水道協会誌, Vol.34, No.408, pp.76-82, 1997.
- 6) 塩田憲明, 赤司昭, 長谷川進 ; 好熱細菌を利用した余剰汚泥の発生しない活性汚泥法, 環境技術, Vol.28, No.8, pp.532-534, 1999.
- 7) 長谷川進 ; 好気性好熱性細菌による汚泥減量化技術, 環境技術, Vol.36, No.5, pp.322-326, 2007.
- 8) 今井剛, 深川勝之, 永田博文, 原田利男, 浮田正夫 ; 高速回転ディスクによる汚泥の可溶化処理, 環境技術, Vol.28, No.8, pp.556-561, 1999.
- 9) 名和慶東 ; ミル破壊工程を含む汚泥減容化の研究, 環境技術, Vol.28, No.8, pp.562-565,

1999.

- 10) 名和慶東, 岡橋望 ; ミル破壊方式汚泥減量化システム, 環境技術, vol.36, No.5, 2007.
- 11) 加藤武男 ; 高圧噴流方式による余剰汚泥減量化システム, 環境技術, vol.36, No.5, pp.345-348, 2007.
- 12) 榊原隆司 ; 小規模生活廃水向け汚泥削減装置, 環境技術, Vol.36, No.5, pp.349-351, 2007.
- 13) 香山和久 ; 超音波汚泥減量化装置, 環境技術, Vol.36, No.5, pp.336-340, 2007.
- 14) 小林琢也 ; 北海道大学衛生工学会第9回衛生工学シンポジウム講演集, pp.321-325, 2001.
- 15) 市川真治 ; 物理破碎と化学処理を利用した汚泥減量化技術, 環境浄化技術, Vol.3, No.5, pp.22-23, 2004.
- 16) 山口東洋司, 八尾泰子, 木原泰彦 ; 微生物を利用した汚泥発生抑制型水処理技術, 環境浄化技術, Vol.3, No.5, pp.33-35, 2004.
- 17) 恵良彰 ; 薬剤を用いた汚泥減容化技術, 環境浄化技術, Vol.3, No.5, pp.39-40, 2004.
- 18) 笠倉和昌 ; 電解法を用いた余剰汚泥の減量化技術, 環境技術, Vol.36, No.5, pp.331-335, 2007.
- 19) 村上定瞭, 谷口稔, 清水英男, 竹内正美, 石川宗孝, 中西弘 ; 水熱反応を用いる汚泥消滅生物法(水熱・生物法)に関する研究, 環境技術, Vol.28, No.8, pp.566-570, 1999.
- 20) 古崎康哲, 田代榮一, 石川宗孝 ; サポニン添加によるし尿処理施設での余剰汚泥削減効果, 環境技術, Vol.28, No.8, pp.539-542, 1999.
- 21) 篠原元, 石川宗孝 ; 各種添加材による生成汚泥の削減に関する研究, 環境技術, Vol.28, No.8, pp.547-551, 1999.
- 22) 木下善道, 石川宗孝 ; 腐食土を利用した水処理システム, 環境技術, Vol.28, No.8, pp.535-538, 1999.
- 23) 二瓶雅彦 ; 多段型接触ろ床法による余剰汚泥の発生がない水処理の事例, 環境技術, Vol.28, No.8, pp.543-546, 1999.
- 24) 小林悟朗, 高見優子, 余剰汚泥ゼロシステム「ゼクルス」及び汚泥減容化法, 環境浄化技術, Vol.3, No.5, pp.41-43, 2004.
- 25) 藤島繁樹 ; 微少土物を利用した汚泥発生抑制型排水処理装置, 環境技術, Vol.36, No.5, pp.352-356, 2007.
- 26) J. Van LEEUWEN ; Improved Sewage Treatment with Ozonated Activated Sludge, Journal of the Institution of WATER AND ENVIRONMENTAL MANAGEMENT, Vol2, No5, pp.493-499, 1988.
- 27) J. Van LEEUWEN ; Ozonation for non-filamentous bulking control in an activated sludge plant treating fuel synthesis waste water, Water SA, Vol.15, No.2, pp.127-132, 1989.
- 28) 西村孝彦, 栗林栄, 五井正季, 洙田泰臣, 村上孝雄, 森正治 ; 曝気槽へのオゾン添加に

- よる放線菌増殖抑制に関する検討(第2報), 第31回下水道研究発表会講演集, pp.274-276, 1994.
- 29) 五井正季, 西村孝彦, 宇城碩弥, 大河内孝, 村上孝雄, 森正治; オゾン添加による放線菌スカム抑制技術, 第32回下水道研究発表会講演集, pp.559-561, 1995.
- 30) 湯澤久佳, 五井正季, 西村孝彦, 磯野益美, 高島健一, 坂田芳治, 堀内吉幸; 実施送汚泥系へのオゾン添加による放線菌スカム抑制, 第35回下水道研究発表会講演集, pp.705-707, 1998.
- 31) 五井正季, 窪田雅一, 小田川國男; オゾン添加で余剰汚泥を削減, 月刊下水道, 7月号, pp.92-93, 1999.
- 32) 深瀬哲朗, 安井英斉; 余剰汚泥の発生しない活性汚泥法, 造水技術, Vol.21, No.3, pp.59-62, 1995.
- 33) 柴田雅秀, 安井英斉; 余剰汚泥を発生させない活性汚泥法の概要, PPM, 6, pp.17-23, 1996.
- 34) H.Yasui, K.Nakamura, S.Shibata, M.Iwasaki, Y.Sakai; A Full-scale Operation of a Nobel Activated Sludge Process Without Excess Sludge Production, Wat. Sci. Tech., Vol.34, No.3-4, pp.395-404, 1996.
- 35) 安井英斉, 佐久間聖一, 柴田雅秀; 余剰汚泥を発生させない新活性汚泥法の実規模運転による実証, 環境工学研究論文集, Vol.33, pp.19-30, 1996.
- 36) Yoshio Sakai, Tetsuo Fukase, Hidenari Yasui, Masahide Shibata; An Activated Sludge Process Without Excess Sludge Production, Wat. Sci. Tech., Vol.36, No.11, pp.163-170, 1997.
- 37) 安井英斉, 柴田雅秀, 深瀬哲朗; 酸性条件下のオゾン反応による汚泥減量処理の効率化, 環境工学研究論文集, Vol.34, pp.211-220, 1997.
- 38) 堺好雄, 青柳哲雄, 深瀬哲朗; OD施設における余剰汚泥の長期消滅運転, 第35回下水道研究発表会講演集, pp.804-806, 1998.
- 39) 安井英斉, 深瀬哲朗, 堺好雄, 松橋隆治; 余剰汚泥を生成しない活性汚泥法の運転例, 環境技術, Vol.28, No.8, pp.527-531, 1999.
- 40) 安永望, 鐘ヶ江裕三, 古川誠司, 廣辻淳二; 下水汚泥からのリン回収技術, 三菱電機技報, Vol.77, No.5, pp.343-346, 2003.
- 41) 安永望, 神谷俊行, 中津川直樹, 廣辻淳二; 下水汚泥からのリン回収技術の開発ー汚泥からの高効率リン溶出技術の検討ー, 第13回日本オゾン協会年次研究講演会講演集, pp.117-120, 2003.
- 42) 鈴木康之, 近藤貴志, 常田聡, 稲森悠平; マイクロバブル化オゾン酸化法および吸着脱リン法を組み込んだ新しい資源循環型排水処理プロセス, 第40回日本水環境学会年会講演集, p.582, 2005.

- 43) 江藤貴子, 今井剛, 韓進, 古里研吾, 浮田正夫, 関根雅彦, 樋口隆哉; 窒素・リン除去機能を備えた汚泥減量化プロセスの構築とその評価, 第 29 回水環境フォーラム山口, pp.9-13, 2006.
- 44) 小沼和広, 稲森悠平, 須藤隆一; 活性汚泥・オゾン酸化処理システムにおける汚泥減量化と有機物・窒素・リンの挙動解析, 日本水処理生物学会誌 別巻, 22, p.51, 2002.
- 45) 小泉佳子, 船石圭介, 山下耕司, 奥野芳男, 猪木博雅, 島田正夫; 汚泥削減処理が生物学脱リンに与える影響, 日本水環境学会年会講演集, vol.40th, p.467, 2005.
- 46) 船石圭介, 金章茂, 奥野芳男, 猪俣博雅, 小池秀三, 島田正夫, 小規模下水処理におけるリン回収技術の開発, 用水と廃水, Vol.49, No.6, pp.65-70, 2007.
- 47) W. Saktaywin, H. Tsuno, H. Nagare, T. Soyama, J. Weerapakkaroom; Advanced sewage treatment process with excess sludge reduction and phosphorus recovery, Water Research, 39, pp.902-910, 2005.
- 48) Hideki Nagare, Hiroshi Tsuno, Wilasinee Saktaywin, Sludge Ozonation and its Application to a New Advanced Wastewater Treatment Process with Sludge Disintegration; Ozone Science and Engineering, 30, pp.136-144, 2008.
- 49) W. Saktaywin, H. Tsuno, H. Nagare, T. Soyama; Operation of a new sewage treatment process with technologies of excess sludge reduction and phosphorus recovery, Wat. Sci. Tech., Vol.53, No.12, pp.217-227, 2006.
- 50) 津野洋, Wilasinee SAKTAYWIN, 永禮英明, 早山恒成; 汚泥削減・リン回収型生物学的下水高度処理プロセスの開発, 下水道協会誌, Vol.44, No.531, pp.151-161, 1997.

第3章 オゾンによる汚泥減容化の操作因子の検討

汚泥減容化の研究の中で、汚泥液化量と汚泥減少量の定量的な考察が少ないため、最適な操作条件が明らかになっていないと断言するのは難しい。さらに、液化処理においては、微生物の細胞膜を一部破壊して細胞内の貯留物質を液中に溶出する作用がある一方、他方では生物学的処理を行う微生物を失活することにつながる。本章では、活性汚泥をオゾン処理することによる変化を確認し、オゾン処理による汚泥液化と生物学的処理工程も含めた系全体の汚泥減少との関係、および汚泥を減少させた場合の処理水水質の変化についても検討を試みる。さらに、オゾン処理の条件を変化させることによる汚泥減少量や処理水水質への影響についても検討する。

3.1 オゾン処理での活性汚泥の変化

3.1.1 実験目的

以下の目的で汚泥の半回分式オゾン処理実験を行った。

- (1) オゾン注入で汚泥が液化した際の物質の挙動と活性汚泥の活性度の変化を検討する。
- (2) 色々な原水を処理した活性汚泥のオゾン処理を行い、汚泥性状がオゾンによる汚泥の液化に及ぼす影響を確認する。

3.1.2 実験方法

(1) 活性汚泥中の物質の変化

図3.1.1に示すオゾン反応槽(透明塩ビ製、有効容積 500ml)を用いてオゾン処理を半回分式にて行った。汚泥試料をオゾン反応槽に投入し、オゾンは反応槽下部より散気球を用い連続的に注入した。オゾン発生器としては(株)荏原製作所製の OZ-20(最大オゾン発生量 19g/h)を用いた。オゾンガス流量 200ml/min, オゾンガス濃度は 50 あるいは 55mgO₃/l に設定して行ったが、これらも含めオゾン処理条件を表3.1.1に示す。供試汚泥には、表3.1.2に示す 12 種類の活性汚泥を用いた。また、表3.1.2には供試汚泥の処理方式、処理原水および性状を示してある。

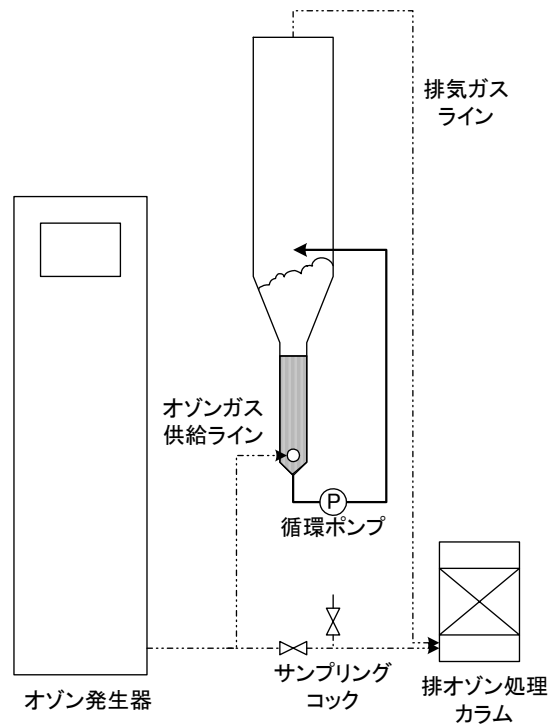


図 3. 1. 1 オゾン半回分処理試験の装置

汚泥性状の変化をみるため、オゾン処理前後の汚泥および汚泥のろ液を分析した。分析項目は、MLSS、MLVSS、TOC、COD_{Cr}、Kj-N、NH₄-N、T-P、全糖、還元糖、Ca、Mg および K である。ろ液は、汚泥を 10000rpm で 5 分間遠心分離した際の上澄液を孔径 1 μm のガラスフィルターでろ過し作成した。分析結果から液化率を算出し比較を行った。MLVSS での液化率は(3-1)式より、その他の汚泥中成分の液化率は(3-2)式より算出した。

$$\text{液化率(\%)} = \frac{C_{VSS} - C_{VSS0}}{C_{VSS0}} \times 100 \quad (3-1)$$

ここで、 C_{VSS0} はオゾン処理前の MLVSS 濃度 [mg/l]、 C_{VSS} はオゾン処理後の MLVSS 濃度 [mg/l] である。

$$\text{液化率(\%)} = \frac{C - C_0}{C_{SS}} \times 100 \quad (3-2)$$

ここで、 C_{SS} はオゾン処理前の SS 中に含まれる各成分濃度 [mg/l]、 C はオゾン処理後の混合液中の溶解性成分濃度 [mg/l]、 C_0 はオゾン処理前の混合液中の溶解性成分濃度 [mg/l] である。

表 3. 1. 1 オゾン半回分処理の実験条件

供試汚泥	A	B	C	D
生物学的処理方式	循環型硝化脱窒	標準活性汚泥	嫌気-無酸素-好気法	オキシテーション ディッチ
原水	合成廃水	下水	下水	下水
オゾンガス流量 (ml/min)	200	200	200	200
オゾンガス濃度 (mg/l)	50	50	50	50
オゾン処理汚泥容積 (ml)	300or500	300	500	500
オゾン注入率 (mgO ₃ /gVSS)	0~146	0~144	0~164	0~134
オゾン処理時間 (min)	0~36	0~36	0~30	0~25

供試汚泥	E	F	G	H
生物学的処理方式	ニューデニハック	デニハック	標準活性汚泥	標準活性汚泥
原水	し尿(無希釈)	し尿(希釈)	化学工場廃水 a	化学工場廃水 b
オゾンガス流量 (ml/min)	200	220	100	100
オゾンガス濃度 (mg/l)	50	50	55	55
オゾン処理汚泥容積 (ml)	500	500	500	500
オゾン注入率 (mgO ₃ /gVSS)	0~51	0~61	0~53	0~53
オゾン処理時間 (min)	0~20	0~6.5	0~22.5	0~22.5

供試汚泥	I	J	K
生物学的処理方式	標準活性汚泥	酸発酵+標準活性汚泥	標準活性汚泥
原水	清涼飲料水製造廃水	清涼飲料水製造廃水	ビール製造廃水
オゾンガス流量 (ml/min)	100	200	200
オゾンガス濃度 (mg/l)	50	50	50
オゾン処理汚泥容積 (ml)	500	500	500
オゾン注入率 (mgO ₃ /gVSS)	0~23	0~34	0~34
オゾン処理時間 (min)	0~16.5	0~16.1	0~16.1

表 3. 1. 2 供試汚泥の性状

供試汚泥	A	B	C	D
生物学的処理方式	循環型硝化脱窒	標準活性汚泥	嫌気-無酸素-好気法	オキシテーション ディッチ
原水	合成廃水	下水	下水	下水
MLSS (mg/l)	11360	10400	4600	4670
VSS/SS (%)	79.2	74.3	81.5	80.9
COD _c r (対 SS 比)	1.03	1.13	1.27	1.27
糖 (対 SS%)	21	19	—	—
Kj-N (対 SS%)	10.9	7.8	7.4	7.8
P (対 SS%)	5.8	2.0	3.7	2.3
Ca (対 SS%)	0.57	0.58	0.88	1.19
Mg (対 SS%)	1.30	0.16	0.51	0.36
K (対 SS%)	1.90	0.27	1.02	0.53

供試汚泥	E	F	G	H
生物学的処理方式	ニューデニハック	デニハック	標準活性汚泥	標準活性汚泥
原水	し尿(無希釈)	し尿(希釈)	化学工場廃水 a	化学工場廃水 b
MLSS (mg/l)	11800	7650	4870	4940
VSS/SS (%)	81.8	82.4	95.4	95.6
COD _{Cr} (対 SS 比)	1.17	1.18	—	—
Kj-N (対 SS%)	7.6	6.3	13	11
P (対 SS%)	2.5	1.2	—	—

供試汚泥	I	J	K
生物学的処理方式	標準活性汚泥	酸発酵+標準活性汚泥	標準活性汚泥
原水	清涼飲料水製造廃水	清涼飲料水製造廃水	ビール製造廃水
MLSS (mg/l)	8510	10300	4660
VSS/SS (%)	86.2	92.7	71.5
COD _{Cr} (対 SS 比)	1.25	1.35	—
Kj-N (対 SS%)	6.7	8.8	6.5
P (対 SS%)	—	—	2.1

(2) 活性汚泥の相対的活性度の測定

相対的活性度は、供試汚泥 A と供試汚泥 C のオゾン処理の前後での硝化速度、脱窒速度、りん放出速度を測定し各々に関与する微生物について求めた。オゾン処理は前述の(1)と同様に行った。オゾン処理汚泥およびオゾン未処理汚泥を生物学的処理水にて洗浄した後、再度処理水あるいは流入水(原水)に懸濁させ、または対象基質等を添加させて、各々の速度測定に使用した。各々の速度測定方法は以下のとおりである。

1) 相対的硝化活性度

洗浄後の汚泥を 1l の処理水の入った 2l のメスシリンダーに入れ、そして NH₄Cl をおよび NaHCO₃ を添加し初期の NH₄-N および M-アルカリ度をそれぞれ供試汚泥 A では 30mgN/l および 200mg/l 程度に、供試汚泥 C では 20mgN/l および 100mg/l 程度に調整した。メスシリンダーの底部より散気球を通して連続曝気して一定時間毎にサンプリングし NO_x-N の分析を行った。時間当たりの NO_x-N 増加量よりオゾン処理前の MLVSS 濃度に対する硝化速度を算出した。相対的硝化活性度はオゾン注入率 0mgO₃/gVSS の活性汚泥の硝化速度を 100%とした相対値とし、式(3-3)より算出した。

$$\text{相対的硝化活性度(\%)} = \frac{k_N}{k_{NO}} \times 100 \quad (3-3)$$

ここで、 k_{NO} はオゾン注入率 0mgO₃/gVSS の活性汚泥の硝化速度[mg/(g・時)]、 k_N はオゾン処理後の活性汚泥の硝化速度[mg/(g・時)]である。

2) 相対的脱窒活性度

1l の三角フラスコに入れた洗浄後の供試汚泥 C に KNO_3 および原水を 1l 添加し初期の $\text{NO}_x\text{-N}$ を 20mg/l に、また有機物濃度を 100mgC/l 程度に調整した。密閉状態として気相部分を N_2 ガスで置換した後、マグネチックスターラにより連続攪拌しながら一定時間毎にサンプリングし $\text{NO}_x\text{-N}$ の分析を行った。時間当たりの $\text{NO}_x\text{-N}$ 減少量よりオゾン処理前の MLVSS 濃度に対する脱窒速度を算出した。相対的脱窒活性度はオゾン注入率 $0\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ の活性汚泥の脱窒速度を 100% とした相対値とし、式(3-4)より算出した。

$$\text{相対的脱窒活性度(\%)} = \frac{k_{DN}}{k_{DN0}} \times 100 \quad (3-4)$$

ここで、 k_{DN0} はオゾン注入率 $0\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ の活性汚泥の脱窒速度 [$\text{mg}/(\text{g}\cdot\text{時})$]、 k_{DN} はオゾン処理後の活性汚泥の脱窒速度 [$\text{mg}/(\text{g}\cdot\text{時})$] である。

3) 相対的りん放出活性度

洗浄後の汚泥を 1l の処理水の入った 1l の三角フラスコに入れ、酢酸ナトリウムを添加し初期の有機物濃度を 120mgC/l 程度に調整した。三角フラスコを密閉し容器の気相部分を N_2 ガスで置換した後、嫌気条件下でマグネチックスターラにより連続攪拌して一定時間毎にサンプリングし $\text{PO}_4\text{-P}$ の分析を行った。時間当たりの $\text{PO}_4\text{-P}$ 増加量よりオゾン処理前の MLVSS 濃度に対するりん放出速度を算出した。相対的りん放出活性度はオゾン注入率 $0\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ の活性汚泥のりん放出速度を 100% とした相対値とし、式(3-5)より算出した。

$$\text{相対的りん放出活性度(\%)} = \frac{k_P}{k_{P0}} \times 100 \quad (3-5)$$

ここで、 k_{P0} はオゾン注入率 $0\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ の活性汚泥のりん放出速度 [$\text{mg}/(\text{g}\cdot\text{時})$]、 k_P はオゾン処理後の活性汚泥のりん放出速度 [$\text{mg}/(\text{g}\cdot\text{時})$] である。

(3) 活性汚泥の粒度分布の測定

供試汚泥 C では、オゾン処理での汚泥の粒度分布の変化を調査した。汚泥の粒度分布は、レーザ回折式粒度分布測定装置(測定方法：レーザ回折・散乱法，SALD-2100，島津製作所)を用いて測定した。

(4)分析項目と分析方法

各実験における分析項目の分析方法を表3. 1. 3に示す。なお、以下の記述で「T-」および「S-」はそれぞれ全、溶解性の意味である。

表3. 1. 3 各分析項目の分析方法(下水試験方法－1997年版－, 1985; Standard Methods 17th Edition, 1989)

分析項目	単位	測定方法
O ₃	mg/l	紫外線吸収式オゾン濃度計(EG-600, 荏原実業)
MLSS	mg/l	下水試験方法(遠心分離法)
MLVSS	mg/l	下水試験方法
TOC	mg/l	下水試験方法(燃焼酸化－赤外線式 TOC 分析法 TOC-5000A, 島津製作所)
COD _{Cr}	mg/l	Standard Methods (Closed Reflex, Titrimetric Methods)
Kj-N	mg/l	下水試験方法(ケルダール窒素法)
NH ₄ -N	mg/l	インドフェノール法(TRAACS800, ブランルーベ)
NO _x -N	mg/l	Cu-Cd還元 N-1-ナフチルエチレンジアミンスルファニル酸法(TRAACS800, ブランルーベ)
T-P	mg/l	下水試験方法(硝酸と過塩素酸による分解法)
PO ₄ -P	mg/l	モリブデン酸青法(TRAACS800, ブランルーベ)
全糖	mg/l	フェノール硫酸法(UV-1600, 島津製作所)
還元糖	mg/l	Somogyi-Nelson 法(UV-1600, 島津製作所)
Ca	mg/l	誘導結合プラズマ発光分光光度法(SPS4000, セイコー電子工業)
Mg	mg/l	誘導結合プラズマ発光分光光度法(SPS4000, セイコー電子工業)
K	mg/l	原子吸光光度法(Z-8100, 日立製作所)

3. 1. 3 実験結果

3. 1. 3. 1 オゾン処理による成分の挙動および相対的活性度の変化

供試汚泥 A, B, C, D を用いて、汚泥に含まれる有機物および無機物の液化の挙動を検討した。また、供試汚泥 A と C についてはオゾン処理前後の相対的活性度を測定し、オゾン処理を行った際、汚泥中の微生物がどの程度生存しているかを確認した。

(1) 有機物の挙動

供試汚泥 A, B, C, D の単位 VSS あたりのオゾン注入率(mgO₃/gVSS)と各有機物の液化率との関係を図3. 1. 2から3. 1. 5に示す。なお、各実験でのオゾン消費率はオゾン注入率の95%以上となっていた。TOC, COD_{Cr}およびKj-N, 全糖のいずれの場合もオゾン注入率を高くするに従い液化率は上昇する結果となった。供試汚泥 A および B は、オゾン注入率 35mgO₃/gVSS までは液化率がほぼ直線的に上昇し供試汚泥 A では20%程度、供試汚泥 B では15%程度となり、それ以上では傾きが小さくなった。

供試汚泥 C および D では、オゾン注入率 $80\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ までは液化率がほぼ直線的に上昇し 20%程度となり、それ以上では傾きが小さくなった。また、汚泥により液化率の挙動が異なっており、汚泥によってオゾン処理での液化効率が異なる。例えば、オゾン注入率 $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 程度では TOC の液化率は約 10~20%の範囲で変動した。

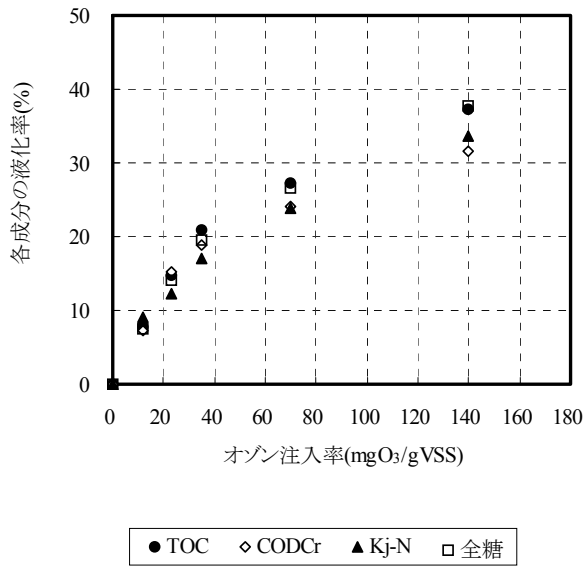


図 3. 1. 2 オゾン注入率と有機物の液化率との関係 (供試汚泥 A)

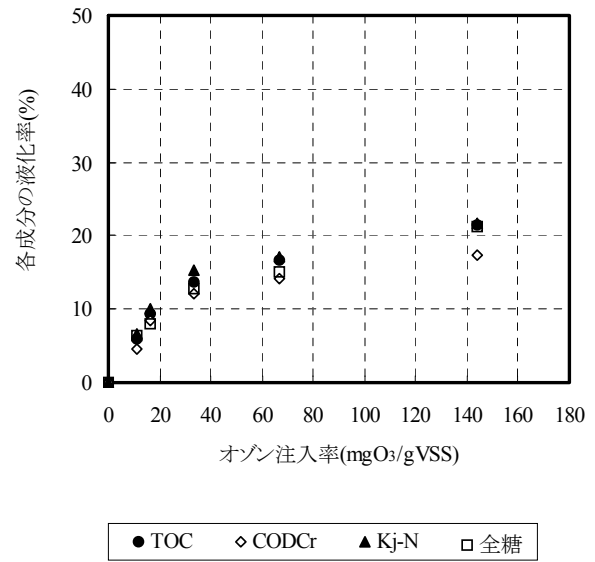


図 3. 1. 3 オゾン注入率と有機物の液化率との関係 (供試汚泥 B)

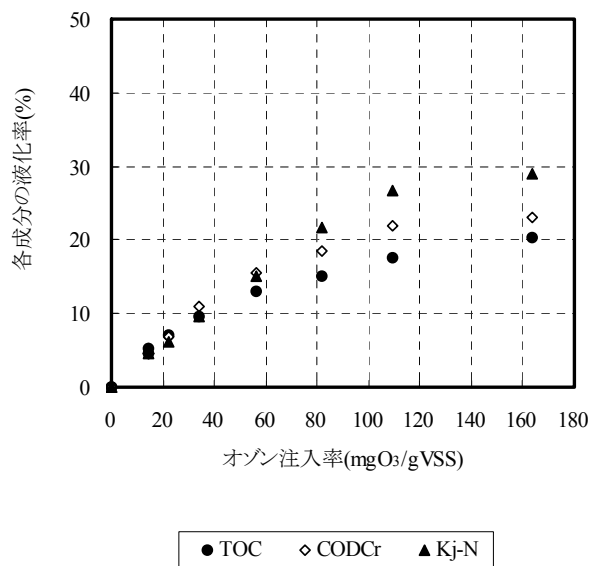


図 3. 1. 4 オゾン注入率と有機物の液化率との関係 (供試汚泥 C)

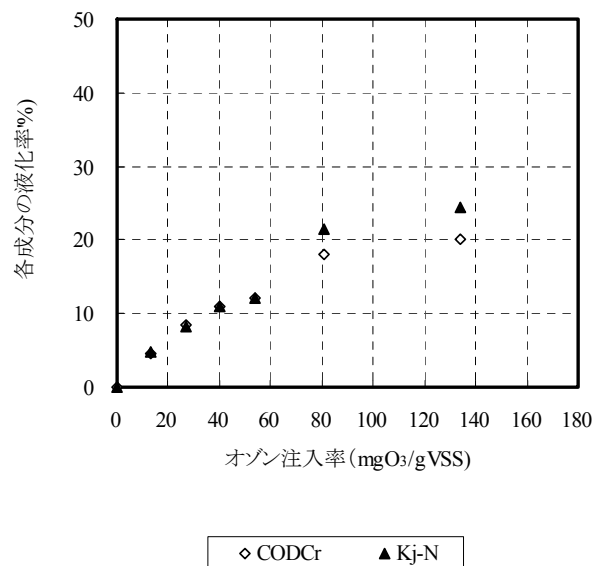


図 3. 1. 5 オゾン注入率と有機物の液化率との関係 (供試汚泥 D)

Saktaywin ら¹⁾の結果によるとグルコースとポリペプトンを主成分とした合成廃水を嫌気-好気法にて処理した活性汚泥を用い、オゾン消費率 $30\sim 40\text{mgO}_3/\text{gSS}$ でオゾン処理した場合の SS での液化率は 30%程度で、オゾン消費率を大きくするにしたがい液化率は上昇して $200\text{mgO}_3/\text{gSS}$ 程度で 80%程度となり、 $200\text{mgO}_3/\text{gSS}$ 以上では一定であると報告している。本研究結果ではほぼ同じ成分を処理した供試汚泥 A でのオゾン注入率 $28\text{mgO}_3/\text{gSS}$ ($35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$)で液化率は 20%程度であり Saktaywin らの結果に比べ若干低い。本研究ではオゾン反応槽からの排出ガスは乾式カラムで処理していることから反応槽内気相部の圧力はほぼ大気圧であるが、Saktaywin らは排出ガスの処理を湿式で行っていることから反応槽内気相部の圧力は本研究に比べて若干高いと推察される。このため、オゾンとの反応効率が向上していることが考えられる。また、Saktaywin らはマグネチックスターラを用い攪拌を行っていることも液化率向上につながっていると考える。

永禮ら²⁾は、原水と処理方式の異なる複数の汚泥にてオゾン処理を行っており、オゾン消費率 $30\text{mgO}_3/\text{gSS}$ 程度での各汚泥での SS の液化率は、下水を嫌気-無酸素-好気法で処理した汚泥では 20%程度、下水を標準活性汚泥法で処理した汚泥では 10%程度、下水を嫌気-好気法で処理した汚泥では 5%以下であり汚泥の種類により液化率が異なることを報告している。本研究では、下水を処理した活性汚泥の場合(供試汚泥 B~D)、オゾン注入率 $30\text{mgO}_3/\text{gSS}$ 程度で液化率は 10~20%であり、永禮らの結果と近い値となっている。また、オゾン消費率 $30\text{mgO}_3/\text{gSS}$ 程度まではオゾン消費率を大きくするにしたがい液化率が上昇しているが、それ以上では傾きが小さくなるとも報告している。この傾向は本研究結果と同じであった。

供試汚泥 A および C の単位 VSS あたりのオゾン注入率(mgO_3/gVSS)と MLVSS および各有機物の液化率との関係を図 3. 1. 6 および 3. 1. 7 に示す。MLVSS の液化率もオゾン注入率を高くするに従い上昇し、TOC、 COD_{Cr} および Kj-N の液化率とほぼ同じ挙動であった。

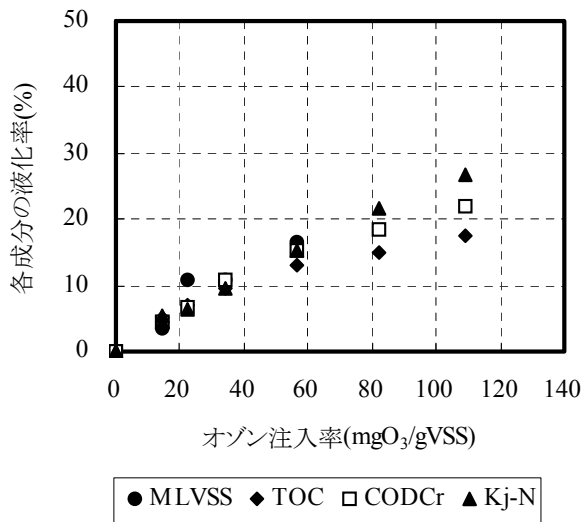


図 3. 1. 6 オゾン注入率と MLVSS および有機物の液化率との関係 (供試汚泥 A)

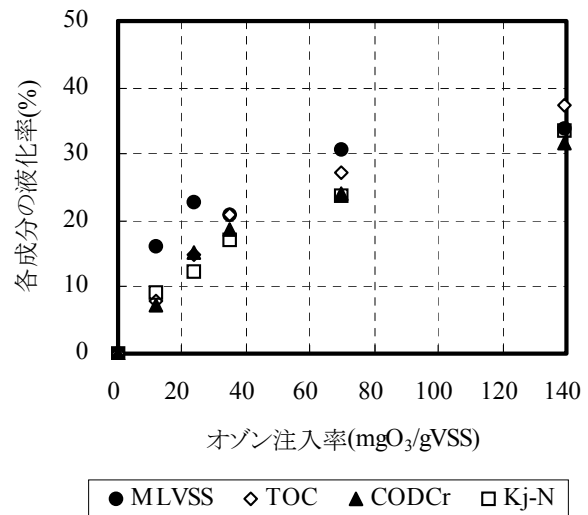


図 3. 1. 7 オゾン注入率と MLVSS および有機物の液化率との関係 (供試汚泥 C)

供試汚泥 A について液化した TOC に対する、液化した各成分の相対比率を図 3. 1. 8 に示す。液化成分の $\text{COD}_{\text{Cr}}/\text{TOC}$ 、 N/TOC および全糖/ TOC の比は、オゾン処理前の汚泥 SS 中に含まれる $\text{COD}_{\text{Cr}}/\text{TOC}$ 、 N/TOC および全糖/ TOC の比とほぼ同じであった。これらの結果より汚泥中に含まれる有機物成分は偏りなく液化すると推察される。液化成分の N/C 比は 0.20~0.30 と微生物の N/C 比 0.28³⁾に近い値であり、オゾン処理により微生物細胞が液化したと考えられる。他の汚泥でもほぼ同様の傾向である。

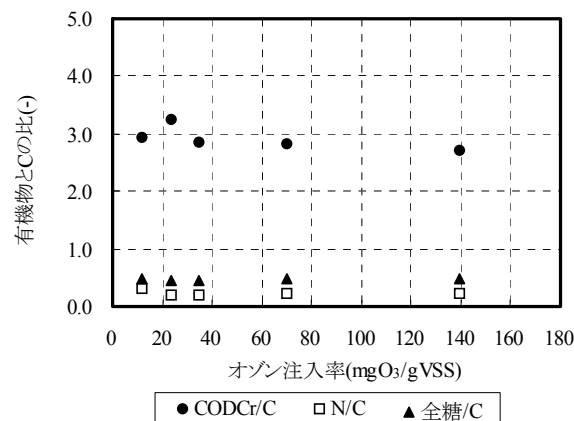


図 3. 1. 8 液化した TOC に対する液化した各成分の相対比 (供試汚泥 A)

供試汚泥 A および C のオゾン注入率を変化させた場合の全有機物と溶解性有機物を図 3. 1. 9 および 3. 1. 10 に示す。供試汚泥 A はオゾン注入率 0~140mgO₃/gVSS では、全 TOC が 3600~3900mg/l、全 COD_{Cr} が 11300~12500mg/l、全窒素が 930~1030mg/l であった。供試汚泥 C はオゾン注入率 0~56mgO₃/gVSS では、全 TOC が 1890~1950mg/l、全 COD_{Cr} が 5180~5550mg/l、全窒素が 330~350mg/l であり、両供試汚泥ともにこれらはほとんど変化しなかった。

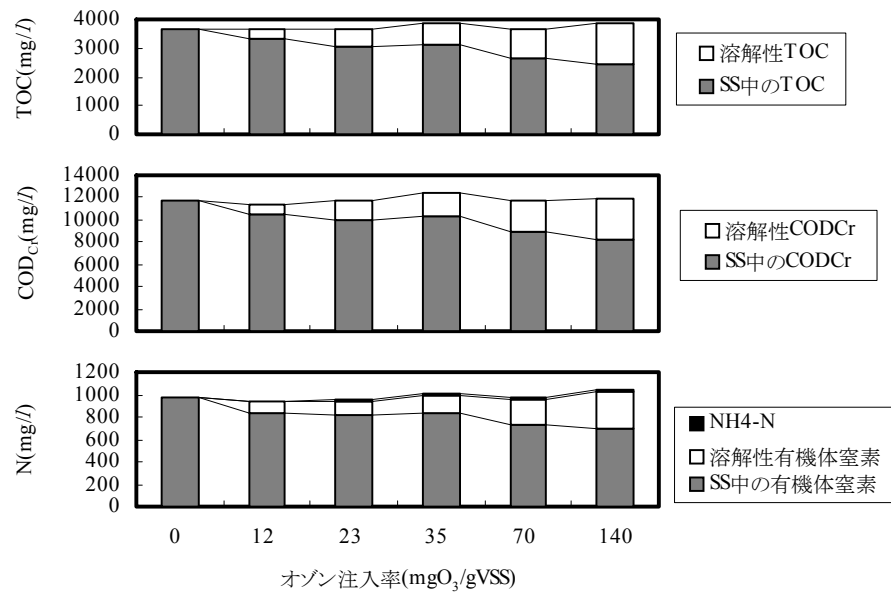


図 3. 1. 9 オゾン処理汚泥中の物質の形態 (供試汚泥 A)

供試汚泥 A のオゾン注入率を変化させた場合の溶解性窒素の濃度変化を図 3. 1. 1

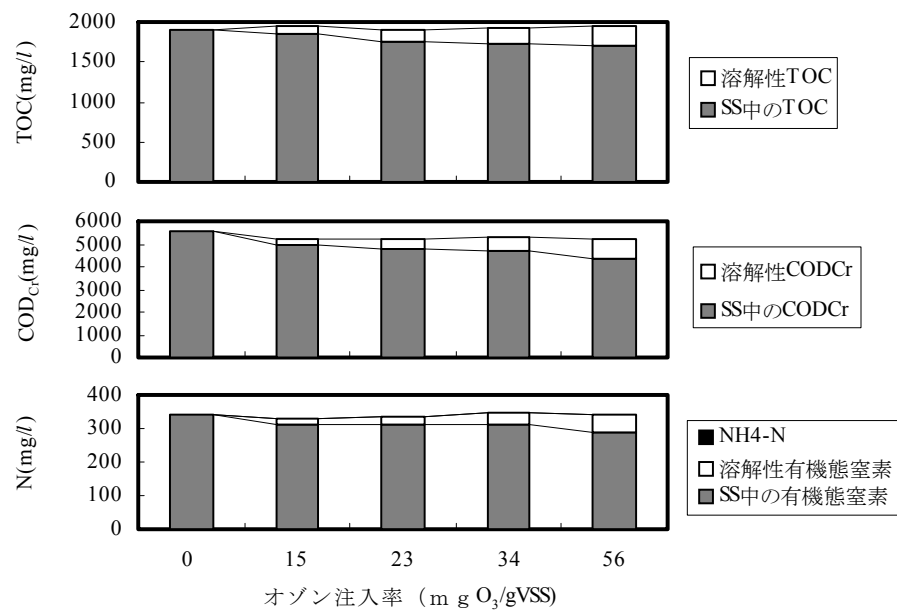


図 3. 1. 10 オゾン処理汚泥中の物質の形態 (供試汚泥 C)

1に示す。オゾン注入率を高くするに従い S-Kj-N は増加したが、NH₄-N はほとんど増加せず、S-Kj-N の 1%未満であった。オゾン処理により窒素成分の無機化は起こらないことが判明した。

供試汚泥 A のオゾン注入率を変化させた場合の溶解性糖類の濃度変化を図 3. 1. 12 に示す。全糖に対する還元糖の割合はオゾン注入率の上昇に伴い 4.4~20%へと高くなった。この結果より、大部分の糖類は高分子で切断されているが、オゾン注入率を高くすると液化した糖類の低分子化が進行すると推察される。

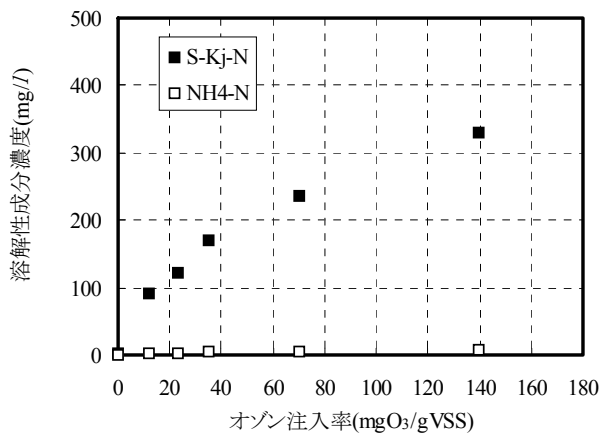


図 3. 1. 11 溶解性窒素濃度の変化 (供試汚泥 A)

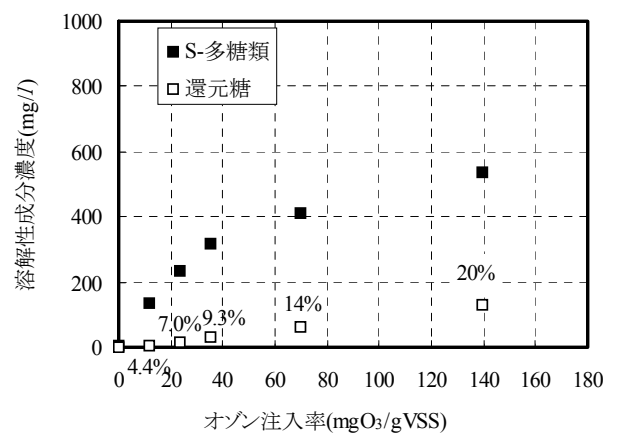


図 3. 1. 12 溶解性糖類濃度の変化 (供試汚泥 A)

(2) 無機物の挙動

供試汚泥 A から D の単位 VSS あたりのオゾン注入率と無機物(Ca, Mg, K および P)の液化率との関係を図 3. 1. 13 から 3. 1. 16 に示す。供試汚泥のりん含有率は、A で 58mgP/gSS, B で 20mgP/gSS, C で 37mgP/gSS, D で 23mgP/gSS であり、供試汚泥 A および C はポリりん酸の含有により、りん含有率が高くなっている。

無機物(Ca, Mg, K および P)の液化率を、Kj-N 液化率を基準に比較すると以下のような現象が見られた。

K: 全ての供試汚泥において、Kj-N だけでなく他の無機物に比較して極端に高い液化率であった。オゾン注入率の上昇とともに上昇したがオゾン注入率が 35mgO₃/gVSS 前後から、その液化は平衡状態となった。オゾン注入率 40mgO₃/gVSS の K の液化率は供試汚泥 A, C, D では約 70%, 供試汚泥 B は約 60%となっている。

P: 液化率はオゾン注入率が高くなると共に上昇し、やがて平衡になる傾向であった。供試汚泥 A ではオゾン注入率が 35mgO₃/gVSS 以下の場合に Kj-N より高い液化率であった。これに対し、供試汚泥 B, C, D では Kj-N とほぼ同じ液化率かそれ以下であった。

Mg：液化率はオゾン注入率とともに上昇し、やがて平衡になる傾向であった。供試汚泥 A ではオゾン注入率が $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 以下の場合に Kj-N より高い液化率であり、Mg の液化は P の液化と同じ挙動であった。供試汚泥 B と D では特に低いオゾン注入率において Kj-N 液化率および P 液化率と近い挙動を示した。供試汚泥 C のみは、オゾン注入率 $40\text{mgO}_3/\text{gSS}$ 以上において Mg 液化率が Kj-N および P 液化率に比べて高くなった。

Ca：全ての汚泥において Kj-N より低い液化率であった。Ca の液化が認められなかった原因として液化した Ca が炭酸塩などの不溶性の塩に変化していることが考えられる。

供試汚泥 A においては、オゾン注入率 $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 以下の場合に、P、Mg が Kj-N より高い割合で液化したのは、ポリリン酸の分解に起因すると考えられる。また、細胞がポリリン酸を貯蔵する際、P と同時に Mg、K を取り込みそのモル比は $\text{P}:\text{Mg}:\text{K}=1:0.25\sim0.3:0.2\sim0.4$ と報告されている⁴⁾。供試汚泥 A(リン含有率 $58\text{mgP}/\text{gSS}$)の場合、汚泥中の P、Mg と K のモル比は $1:0.26:0.26$ であり、液化した P、Mg および K のモル比はいずれのオゾン注入率においても $\text{P}:\text{Mg}:\text{K}=1:0.2\sim0.25:0.5\sim0.6$ であった。P と Mg のモル比は汚泥中の構成比に近い値であり、P および Mg の溶出はポリリン酸の分解に起因したと裏付けられる。Saktaywin ら¹⁾の報告でも、リン含有率の高い汚泥をオゾン処理すると、ポリリン酸が細胞外に放出されていると考察している。溶出した P に対する K のモル比は汚泥中の構成比より大きな値であり、K はポリリン酸以外の細胞構成成分からも溶出していると推察される。

供試汚泥 C でも汚泥中の P、Mg および K のモル比は $1:0.18:0.22$ であり、ポリリン酸の蓄積があると推察される。また、液化した P、Mg および K のモル比は $1:0.3\sim0.7:1.3\sim2.1$ であり、汚泥中の構成比に比べて P の比率が極端に小さくなっている。さらに、Kj-N 液化率と比較しても P 液化率は低い。オゾン処理で P のみが溶出してこないことは考えにくく、オゾン処理により P は細胞外に溶出しているが、①共存する Ca 等と結合している、②オゾン反応槽は酸素が豊富に存在していることからここで細胞により P が吸収されていることなどが考えられる。Ca の液化率も Kj-N の液化率より小さいことから①が起こっていると推察されるが、P および Ca が K の液化率と同じと仮定した場合の P および Ca の液化量との実験結果との差より求めた Ca/P モル比(1.91 以下)はリン酸のカルシウム塩の Ca/P モル比(0.5~1.67)より小さいこともあり、②も並行して起こっていると考えられる。

供試汚泥 B と D では、ポリリン酸の蓄積はほとんどないと考えられ、P、Mg の液化率は Kj-N 液化率に近い値になっているのはこのためと推察される。

以上の結果より、ポリリン酸の含有率が高い活性汚泥をオゾン処理した場合、ポリリン酸が積極的に溶出することがあるといえる。また、オゾン処理による K の溶出は他の有機物や無機物とは異なり、活性汚泥に含まれる K の大部分が低いオゾン注入率でも溶出することが判明した。

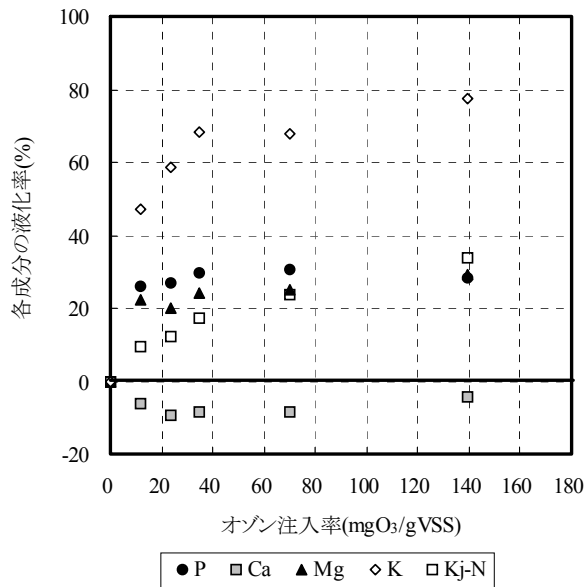


図3. 1. 13 オゾン注入率と無機物液化率との関係 (供試汚泥 A)

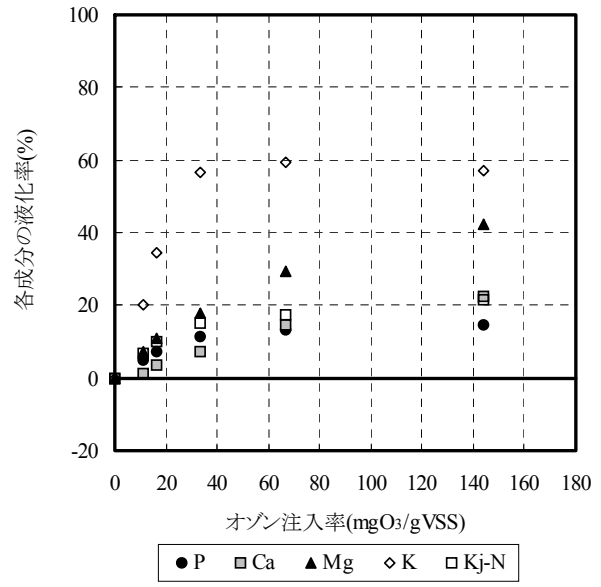


図3. 1. 14 オゾン注入率と無機物液化率との関係(供試汚泥 B)

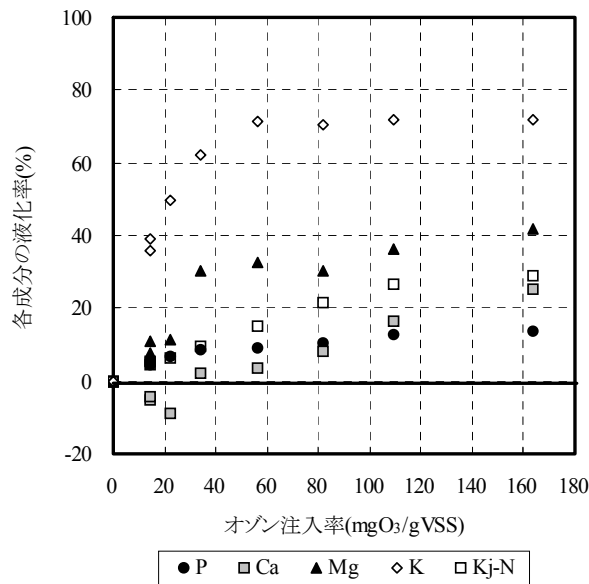


図3. 1. 15 オゾン注入率と無機物液化率との関係(供試汚泥 C)

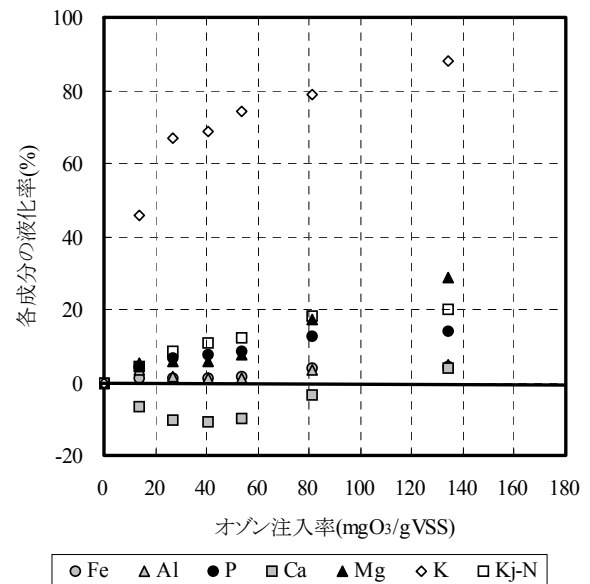


図3. 1. 16 オゾン注入率と無機物液化率との関係(供試汚泥 D)

(3) 活性汚泥の相対的活性度

供試汚泥 A についての単位 VSS あたりのオゾン注入率に対する相対的硝化活性度と液化率(汚泥(Kj-N), K)の関係を図 3. 1. 17 に, 供試汚泥 C についてのオゾン注入率に対する相対的硝化活性度, 相対的脱窒活性度, 相対的りん放出速度と液化率(汚泥(Kj-N), K)の関係を図 3. 1. 18 に示す。また, 汚泥液化率に対する相対的硝化活性度とカリウム(K)液化率の関係を図 3. 1. 19 に, 供試汚泥 C についての汚泥液化に対する相対的硝化活性度, 相対的脱窒活性度, 相対的りん放出速度とカリウム(K)液化率の関係を図 3. 1. 20 に示す。

供試汚泥 A の汚泥(Kj-N)液化率は, オゾン注入率 $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ まではオゾン注入率を高くするに従い直線的に大きくなり, その後増加が小さくなり $70\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 以上では 30~40%であった。相対的硝化活性度は, オゾン注入率約 $20\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ の場合, 80%以上であったが, $20\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 以上では活性度が低下しオゾン注入率 $70\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ では活性度はゼロとなった。また, 汚泥液化率が高くなるにしたがい活性度は低下し, 汚泥液化率が 30%で活性度はほぼ 0 となった。オゾン注入率が $70\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 以上の場合, 液化していない汚泥も失活した可能性が高い。K の液化率は, オゾン注入率 $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ まではほぼ直線的に上昇し, $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 以上では 80~90%となった。

オゾン処理汚泥の相対的硝化活性度の低下と K の液化率の上昇には相関が認められた。一般的に生きている細胞には K が濃縮されており, これが能動輸送に参与している⁵⁾。オゾン処理を行うことで K が活性汚泥から溶出することにより, 細胞の能動輸送機能が低下し, 活性汚泥が失活していると考えられる。

供試汚泥 C では, オゾン注入率 $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ での相対的硝化活性度は 20%程度, 相対的脱窒活性度と相対的りん放出活性度は 10%前後であった。また, 汚泥液化率が 20%程度で相対的硝化活性度と相対的脱窒活性度はほぼ 0 に, 相対的りん放出活性度は 5%程度となった。供試汚泥 A と比べると, 低いオゾン注入率および汚泥液化率で活性度の低下が認められた。活性度と K の液化率との関係は供試汚泥 A とほぼ同じであった。また, 硝化と脱窒, りん放出の活性度はほぼ同じ挙動を示していた。

オゾン処理を組み込んだ汚泥減容化を行う場合, オゾン処理により汚泥の活性度の低下は避けられず, オゾン処理での活性汚泥の液化率と活性度のバランスを考慮した操作条件で運転を行う必要がある。これはオゾン処理以外の液化処理を用いた場合でも同様であることが考えられる。なお, K の溶出は活性汚泥の活性度と関係があり, K が 80%以上溶出してくると汚泥が失活すると考えられる。

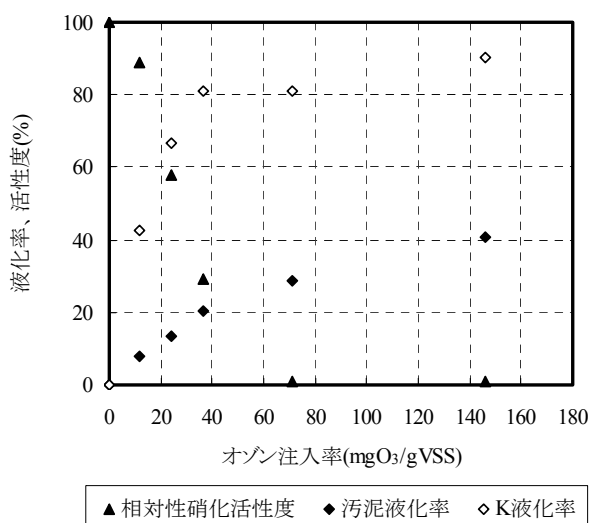


図 3. 1. 17 オゾン注入率と相対的活性度との関係(供試汚泥 A)

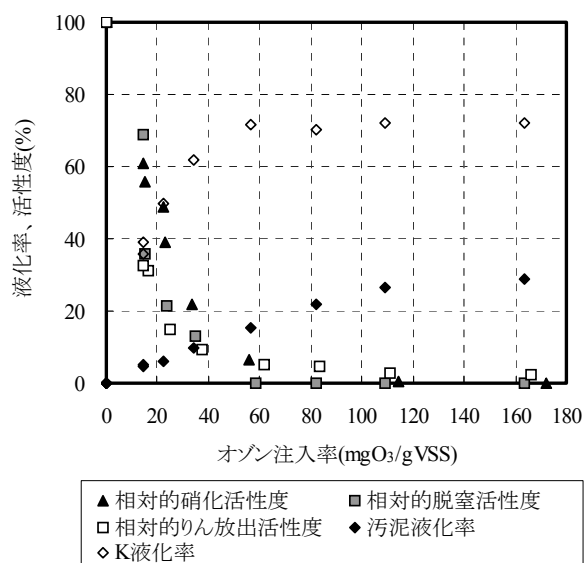


図 3. 1. 18 オゾン注入率と相対的活性度との関係(供試汚泥 C)

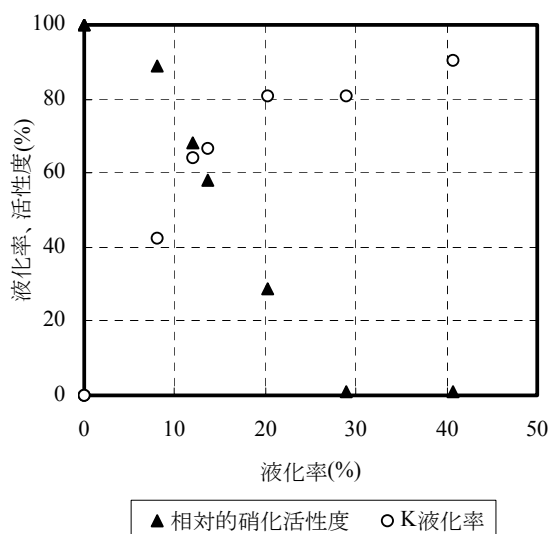


図 3. 1. 19 汚泥液化率と相対的活性度との関係(供試汚泥 A)

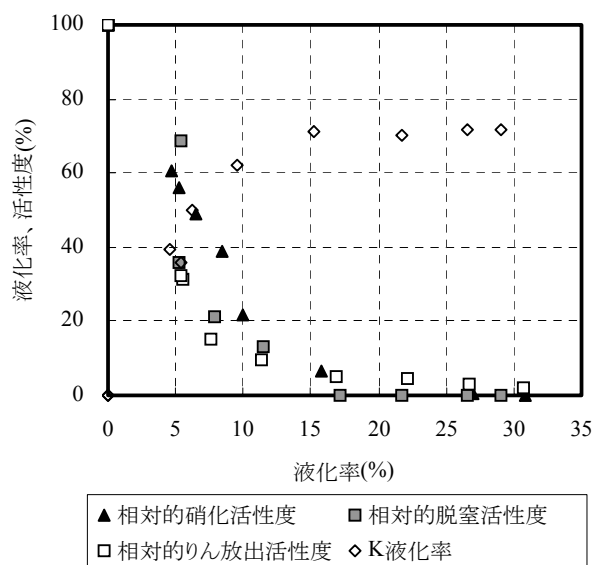


図 3. 1. 20 汚泥液化率と相対的活性度との関係(供試汚泥 C)

柴田ら⁶⁾は、オゾン処理汚泥の最大呼吸活性の相対値とオゾン反応率の関係を調査しており、オゾン反応率を大きくするにしたがい最大呼吸活性の相対値は小さくなっておりオゾン反応率が 30mg O₃/g VSS で最大呼吸速度相対値が 10%程度、50mg O₃/g VSS でほぼ 0 になると報告している。

また、Saktaywin ら¹⁾は、汚泥液化率を大きくするにしがい酸素消費量とりん放出速度より求めた活性度は小さくなっており、オゾン処理での汚泥液化率が 30%での活性度は 30%程度と報告している。

これらの結果と本研究での結果を比較すると、変化の傾向はほぼ同じであるが、本研究ではオゾン注入率 $28\text{mgO}_3/\text{gSS}$ ($35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$)で活性度は 20%程度であり、柴田ら⁶⁾の結果の方が活性度の低下が大きい。また、本研究では汚泥液化率が 30%で活性度はほぼ 0 となっており、Saktaywin ら¹⁾の結果の方が活性度の低下が小さい。処理する汚泥の性状やオゾン処理方式の違いにより活性度の変化の度合いも変わると推察される。

(4)活性汚泥の粒度分布

オゾン注入率が $0\sim 46\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ で処理した供試汚泥 D の粒度分布を図 3. 1. 21 に、オゾン注入率と粒度分布のメディアン径との関係を図 3. 2. 22 に示す。

図 3. 1. 21 に示すとおりオゾン注入率を大きくするに従い汚泥の粒度分布は小粒径側へ移動していた。また、図 3. 1. 22 に示すとおりオゾン注入率を大きくするに従い粒度分布でのメディアン径は小さくなっており、これらの結果から汚泥はオゾン処理により粒径が小さくなっていると判断した。

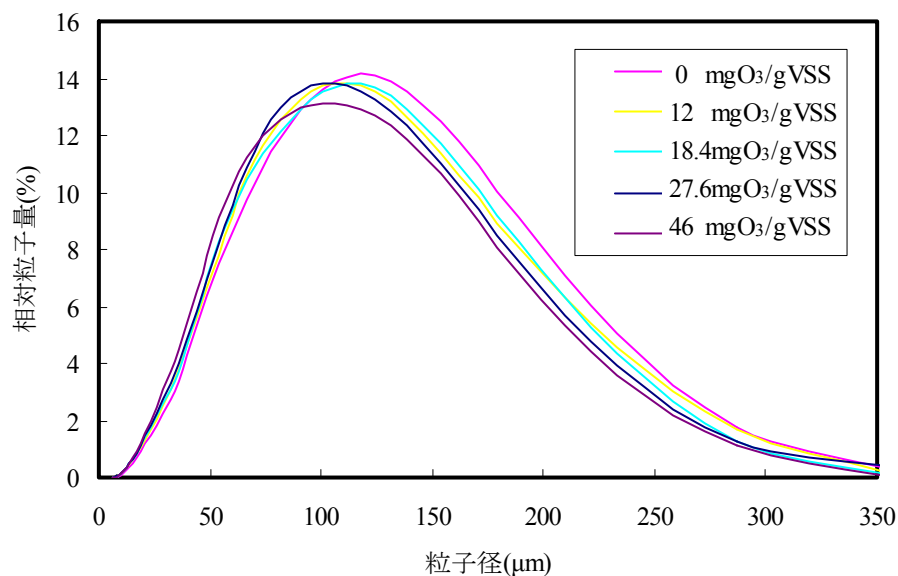


図 3. 1. 21 各オゾン注入率での粒度分布

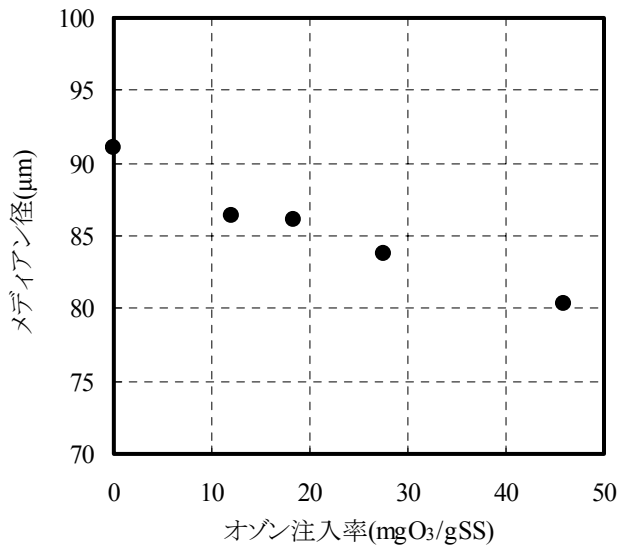


図 3. 1. 22 オゾン注入率と粒度分布でのメディアン径の関係

3. 1. 3. 2 原水の異なる活性汚泥をオゾン処理した際の液化率と液化率への影響要因

供試汚泥 A から K の単位 VSS 当たりのオゾン注入率と Kj-N の液化率の関係を図 3. 1. 23 に示す。供試汚泥 G 以外はオゾン注入率を大きくするに従い液化率が大きくなったが、その傾きは汚泥により異なっていた。また、大部分の汚泥はオゾン注入率 20mgO₃/gVSS を超えるとグラフの傾きが小さくなる傾向が認められた。これらの結果より、汚泥液化効率は汚泥性状により異なると判断し、その原因を検討した。

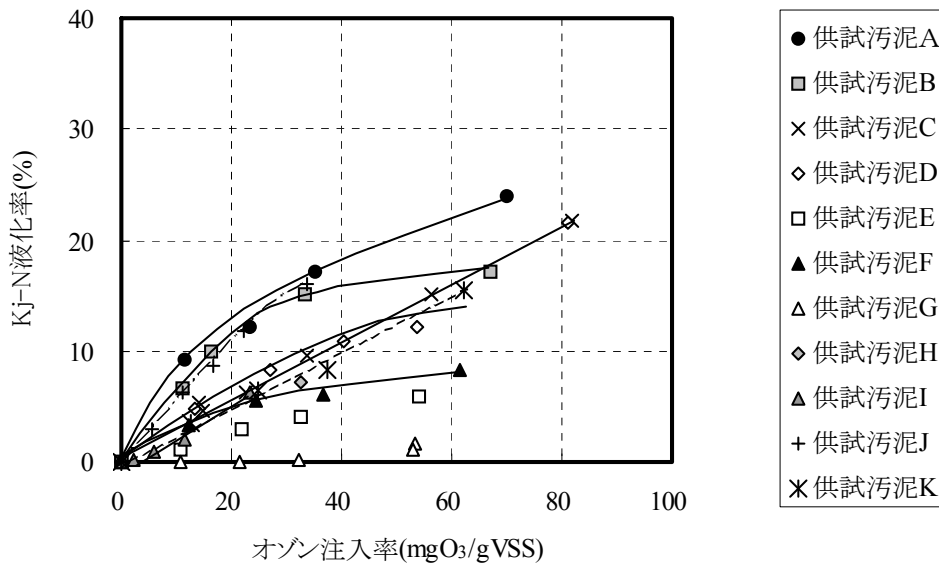


図 3. 1. 23 各供試汚泥のオゾン注入率と液化率の関係

(1) し尿処理汚泥での検討

図3. 1. 24 に供試汚泥 E と F をそのままオゾン処理した場合と、洗浄して含有する溶解性有機物を除去しオゾン処理した結果を示す。

供試汚泥 E は無希釈のし尿を処理した活性汚泥であり S-COD_{Cr} は約 1000mg/l、供試汚泥 F は希釈したし尿を処理した活性汚泥であり S-COD_{Cr} は約 40mg/l であった。供試汚泥 F は未洗浄汚泥と洗浄汚泥の液化率はほぼ同じであったが、供試汚泥 E は汚泥を洗浄することで液化率が向上した。また、供試汚泥 E の上澄液をオゾン処理したところ COD_{Cr} の低下が認められた。これらの結果より溶解性有機物が多量に含まれている場合、この溶解性有機物がオゾン消費し液化効率が低下すると判断した。また、供試汚泥 E、F ともにオゾン注入率を大きくするに従いグラフの傾きは小さくなっており、これはオゾン処理により溶出した有機物がオゾン消費しているためと考えられる。

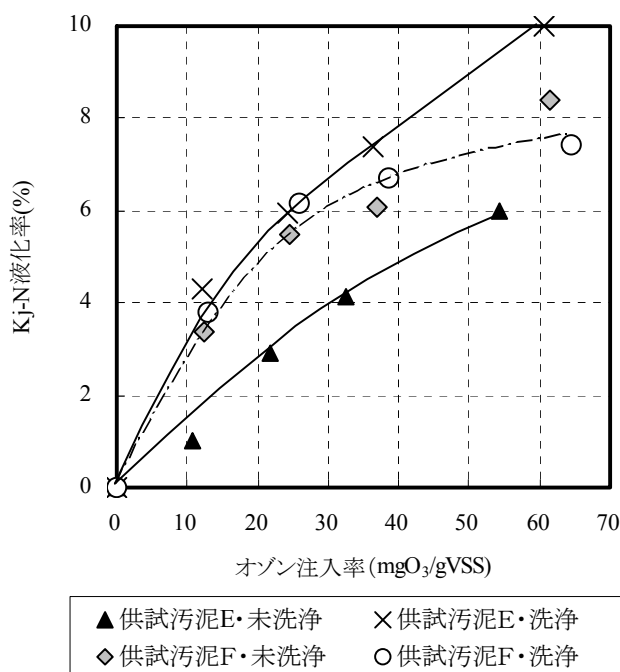


図3. 1. 24 共存する溶解性有機物の液化率に及ぼす影響

この点を確認するため供試汚泥 F を用いて、図3. 1. 25 に示す方法で確認を行った。結果を図3. 1. 26 に示す。1回目のオゾン注入率 25.0mgO₃/gVSS で処理した場合の Kj-N 液化率は 4.29%，COD_{Cr} 液化率は 4.14%であった。この汚泥の上澄液を純水と置換し約 50%の S-COD_{Cr} を取り除いた後オゾン注入率 25.9mgO₃/gVSS で処理した際の Kj-N 液化率は 4.30%，COD_{Cr} 液化率で 4.55%であり、2回の合計は Kj-N 液化率で 8.59%，COD_{Cr} 液化率で 8.69%であった。上記2回の合計であるオゾン注入率 50.9mgO₃/gVSS での Kj-N 液化率は 7.5%であり、COD_{Cr} 液化率は 6.5%であり、オゾ

ン処理にて溶出した S-COD_{Cr} を取り除いた場合に比べて低い結果であった。さらに、Kj-N 液化率と COD_{Cr} 液化率を比較すると S-COD_{Cr} を取り除かない場合、COD_{Cr} 液化率の方が低くオゾン処理により S-COD_{Cr} の分解が起こっていると推察される。また、1 回目の O₃ 処理後の汚泥上澄液を O₃ 注入率 155mgO₃/l 処理した場合、COD_{Cr} が 399mg/l から 321mg/l に減少しており、この結果からもオゾン処理で溶出した S-COD_{Cr} が分解することが考えられる。以上の結果より、溶出した有機物はオゾン消費して汚泥液化の妨げになっていると判断した。

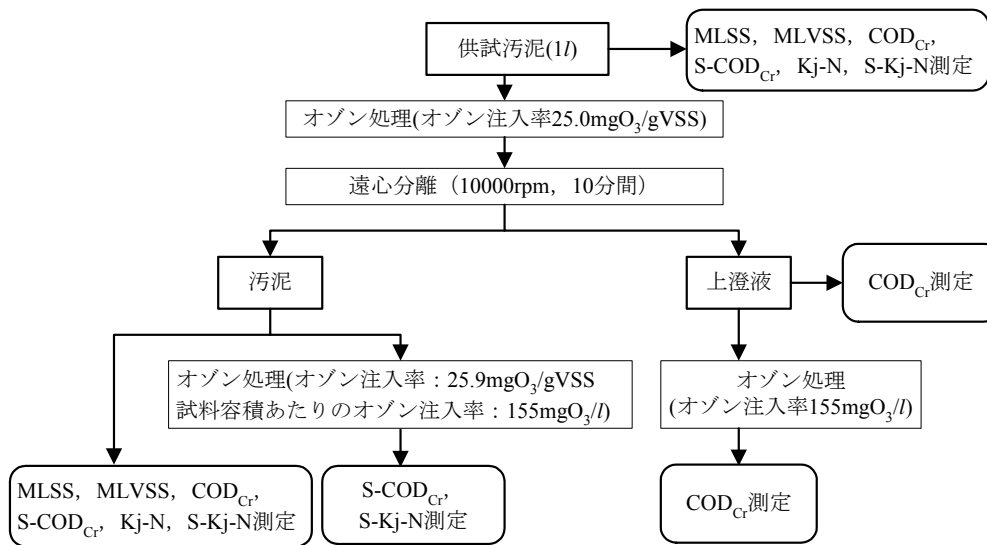


図 3. 1. 25 溶出有機物の液化率に及ぼす影響調査の操作フロー

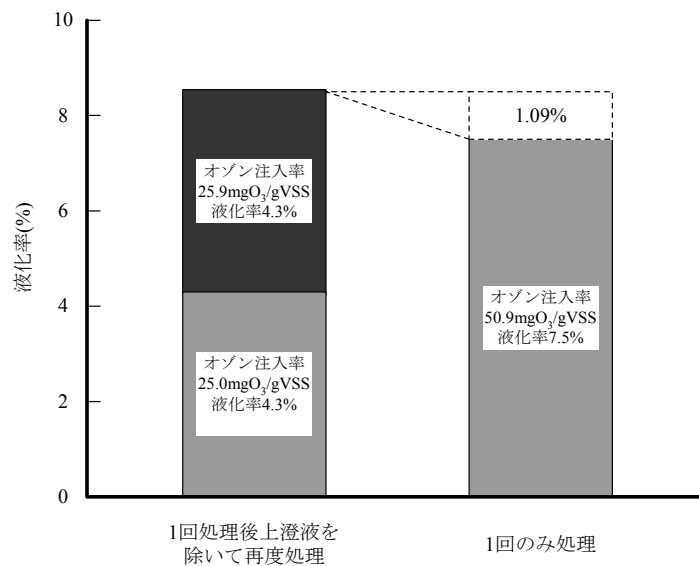


図 3. 1. 26 溶出有機物の液化率に及ぼす影響調査結果

(2)化学工場廃水を処理した活性汚泥での検討

供試汚泥 G と H の 2 種類の化学工場廃水を処理した活性汚泥のオゾン処理結果を図 3. 1. 27 に示す。供試汚泥 G と H を比較すると、供試汚泥 G はオゾン注入率 $32\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ まではほとんど液化せず $50\sim 55\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ で液化率が $1\sim 2\%$ であったのに対し、供試汚泥 H ではオゾン注入率 $33\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ で液化率は 7.2% であった。図 3. 1. 28 に供試汚泥 G をオゾン処理した際の溶解性成分濃度の変化を示す。供試汚泥 G はオゾン注入率が $30\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 以下ではオゾン注入率を高くするにしたがい S-COD_{Cr} が低下しており、オゾンにより S-COD_{Cr} が分解していると判断した。また、供試汚泥 G を洗浄し溶解性有機物を除去してオゾン処理を行うと液化が進行することから、溶解性有機物が汚泥液化の妨げとなっていると判断した。供試汚泥 G の S-TOC は 78mg/l 、供試汚泥 H の S-TOC は 128mg/l と汚泥の液化が進行している供試汚泥の方が溶解性有機物濃度は高い。供試汚泥 H に含まれる溶解性有機物はオゾンと反応しないが、供試汚泥 G に含まれる溶解性有機物はオゾンと反応していると思われる。そこで、供試汚泥 G と H のろ液のスペクトルを測定したところ、供試汚泥 G のみ 210nm 付近にピークが認められた。この 210nm 付近を吸収する物質がオゾン処理に影響していると推察される。

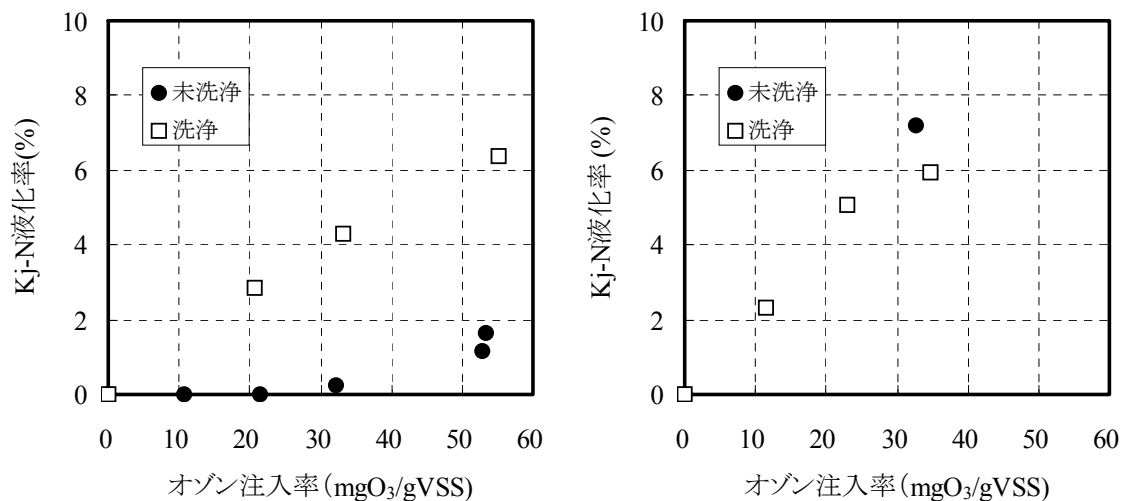


図 3. 1. 27 共存する溶解性有機物の液化率に及ぼす影響
(化学工場廃水, 供試汚泥 G, H)

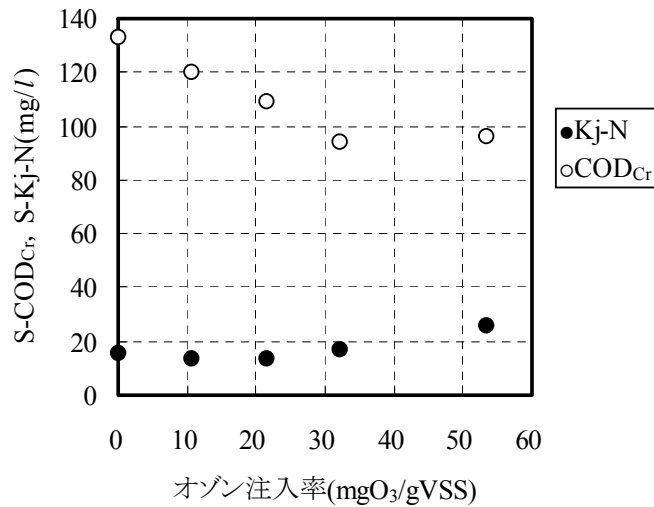


図 3. 1. 28 溶解性成分濃度の変化(供試汚泥 G)

(3)清涼飲料水製造廃水を処理した活性汚泥での検討

清涼飲料水製造廃水を処理した活性汚泥の供試汚泥 I と、清涼飲料水製造廃水を酸発酵した後、処理した活性汚泥の供試汚泥 J の結果を図 3. 1. 29 に示す。供試汚泥 J は供試汚泥 I に比べて液化率が高かった。原水を酸発酵した後活性汚泥処理することで原水中のオゾンによる汚泥の液化を妨げる物質の分解が進んでいるためと推察される。

オゾンを消費する物質を前処理や生物学的処理の改善により低減できることが示唆された。

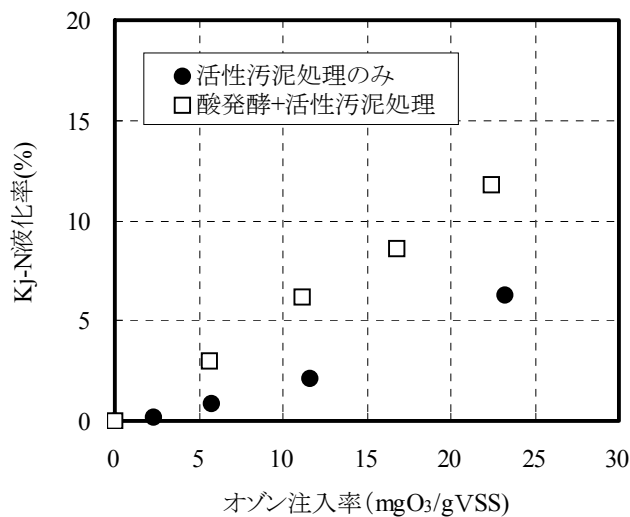


図 3. 1. 29 共存する溶解性有機物の液化率に及ぼす影響 (清涼飲料水製造廃水, 供試汚泥 I, J)

3. 1. 4 結語

活性汚泥の半回分式オゾン処理試験にて、オゾン注入率を変化させた場合の汚泥中成分の液化率濃度および硝化および脱窒活性度の変化を調査した。得られた結果を以下に示す。

- (1)活性汚泥の液化はオゾン注入率が $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ まではそれとほぼ比例関係であるのに対し、相対的硝化活性度はオゾン注入率 $20\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 程度よりオゾン注入率を高くするに従い急激に低下した。汚泥減容化を行う場合、液化処理での活性汚泥の液化率と活性度のバランスを考慮した操作条件で運転を行うことが重要である。なお、相対的硝化活性度の低下と K 液化率には相関が認められ、K が 80%以上溶出してくると活性汚泥が失活すると推察された。この結果より、K の液化率を測定することで硝化速度等を測定しなくてもオゾン処理による活性汚泥の生存率を把握することが可能である。オゾン処理した汚泥のカリウムイオンを自動測定することで、活性汚泥の生存率を指標したオゾン注入率の制御も可能になると考える。
- (2)様々な廃水を処理した活性汚泥をオゾン処理した場合、液化効率が異なっていた。オゾンによる液化効率を低下する原因は、①活性汚泥混合液中の溶解成分の分解にオゾンが消費される、②活性汚泥に吸着されている有機物の分解にオゾンが消費される、③オゾン処理を行うことで汚泥から溶け出した溶解性有機物の分解にオゾンが消費されるためと判断した。汚泥減容化処理のランニングコストを小さくするためには、オゾン使用量の低減が重要であり、そのためには液化効率を低下させるこれらの物質を活性汚泥混合液より低減する必要があると考える。

オゾン処理した汚泥の活性を維持する点とオゾンを消費する物質の生成が少なくする点から、オゾン注入率は液化率と比例関係である $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 以下とすることがよいと判断した。

3. 2 オゾン注入率と処理水水質・汚泥発生量との関係

3. 2. 1 背景および実験目的

オゾン処理などによる汚泥減容化においては、余剰汚泥として活性汚泥処理法から系外に排出されていた、窒素、りんや難分解性有機物が、余剰汚泥の減少に伴い処理水側へ移行することが確認されている^{4,5)}。余剰汚泥の削減に伴う処理水水質の悪化は、定性的には確認されているが、オゾン処理による汚泥減少量と処理水中の有機物や窒素、りんの増加量の関係について定量的に調査した報告は少ない。

本節では、まず、オゾン処理を組み込んだ標準活性汚泥法にて、BOD 汚泥負荷を変化させて運転しオゾン処理での汚泥減容効果を把握し、またその際の処理水水質の変化を連続実験にて検討することを目的とした。さらに、余剰汚泥の削減に伴う処理水窒素濃度の変化を定量的に把握し、生物学的脱窒素プロセスが汚泥減容化には合理的であることを実証することも目的とし、2つの実験を行った。実験は、実験1としてオゾン処理を組み込んだ標準活性汚泥法での連続実験を行い、汚泥発生量、オゾン系列での汚泥削減量、処理水の有機物、窒素およびりんの濃度を測定し、これらの関係について検討を行った。また、実験2としてオゾン処理を組み込んだ循環型硝化脱窒法の連続実験を行い、処理性能について調査した。さらに、実験1と実験2でのオゾン処理および生物処理での有機物および窒素の収支を調査し、汚泥をオゾン処理することによる生物処理への負荷の増加を解析し生物処理水への影響を検討した。

3. 2. 2 実験方法

3. 2. 2. 1 実験1：標準活性汚泥法での処理

(1) 実験装置

実験は、BOD 汚泥負荷を変化させた Run1 から 3 を実施した。ベンチスケールプラントを用い、Run1 では、まず、標準活性汚泥法に汚泥のオゾン処理工程を組み込んだプロセス(以下、オゾン系列という)を 1 系列と標準活性汚泥法(以下、対照系列①という)を 1 系列の合計 2 系列について、途中からはオゾン注入量を変更したオゾン系列を 2 系列と対照系列①を 1 系列の合計 3 系列について、同時に連続実験を行った。Run2 では、オゾン系列を 2 系列と対照系列①を 1 系列の合計 3 系列について、同時に連続実験を行った。Run3 では Run1 および 2 の対照系列①において糸状性バルキングが生じて汚泥の沈降性が悪化し沈殿池より汚泥が流出したため、生物学的処理槽内の汚泥量を維持できず、長期間の運転は不可能であった。このため、バルキング防止を目的に Run3 の対照系列では好気槽の前段に 10l の嫌気槽を設置し嫌気-好気法(以下、対照系列②という)に変更し、オゾン系列を 2 系列と対照系列②を 1 系列の合計 3 系列について、同時に連続実験を行った。図 3. 2. 1 に Run1 および 2 の実験装置のフローを、図 3.

2. 2に Run 3 の実験装置のフローを示す。原水は 500l のダイライトタンクに貯留し週 3 回調整を行い、原水性状が変化することを防止するために、ダイライトタンク内に冷却管を設置し 10℃程度に冷却した。各系列へは同じ原水槽より原水を供給した。オゾン系列は 10l の好気槽が 3 槽、20l の沈殿池およびオゾン反応槽からなる。Run1, 2 の対照系列①は 10l の好気槽が 3 槽と 20l の沈殿池、Run3 の対照系列②は 10l の嫌気槽が 1 槽、10l の好気槽が 3 槽および 20l の沈殿池からなる。嫌気槽および好気槽は温水を張った水槽内に設置し、ほぼ 20℃にコントロールした。Run1 および 2 と Run3 のオゾン系列では原水と返送汚泥はともに好気槽の第 1 槽に流入させた。Run3 の対照系列②では原水と返送汚泥はともに嫌気槽へ流入させた。

オゾン系列の返送汚泥は、全量を反応部有効容積 0.3l のオゾン反応槽に經由で好気槽第 1 槽へ流入させた。オゾン処理は半回分式処理を行った。オゾン反応槽は汚泥を入れる反応部は 40mmφであり、中央より上部が 120mmφと太くした。これは、オゾン処理により発生した泡が排ガスラインに入らないようにするためである。反応槽の蓋は水封としガスが本体と蓋の隙間より漏れないようにした。反応槽からの排出ガスは活性炭を充填した排オゾン処理カラムに通気した後、大気へ放出した。

これまで報告されているベンチスケール規模の実験は、オゾン処理汚泥量が少ないため、汚泥のオゾン処理はある程度の期間の汚泥をまとめて処理し冷蔵庫で保存して生物学的処理槽へ投入している。冷蔵保存していてもオゾン処理後、長時間経過すると汚泥性状が変化することが考えられたため、本実験ではオゾン処理を間歇的に行うことでオゾン処理を連続処理装置に組み込み、オゾン処理した汚泥をすぐに生物学的処理槽へ投入した。

オゾン反応槽は、ポンプを用いて返送汚泥を反応槽下部から注入し、オゾンガスは反応槽下部に設置したテフロン製散気球を用いて後述する表 3. 2. 3 記載のサイクル時間あたりに数分間、間歇的にタイマーで注入し、オゾン反応槽に流入する返送汚泥の一部についてオゾン処理した。オゾン処理した汚泥は反応槽中間部の流出口からオーバーフローさせ、好気槽第 1 槽へ投入した。オゾンガスの注入はタイマーを用いて電磁弁で制御し、オゾン反応槽に導入しないオゾンガスは排オゾンカラムに通気した後、大気へ放出した。

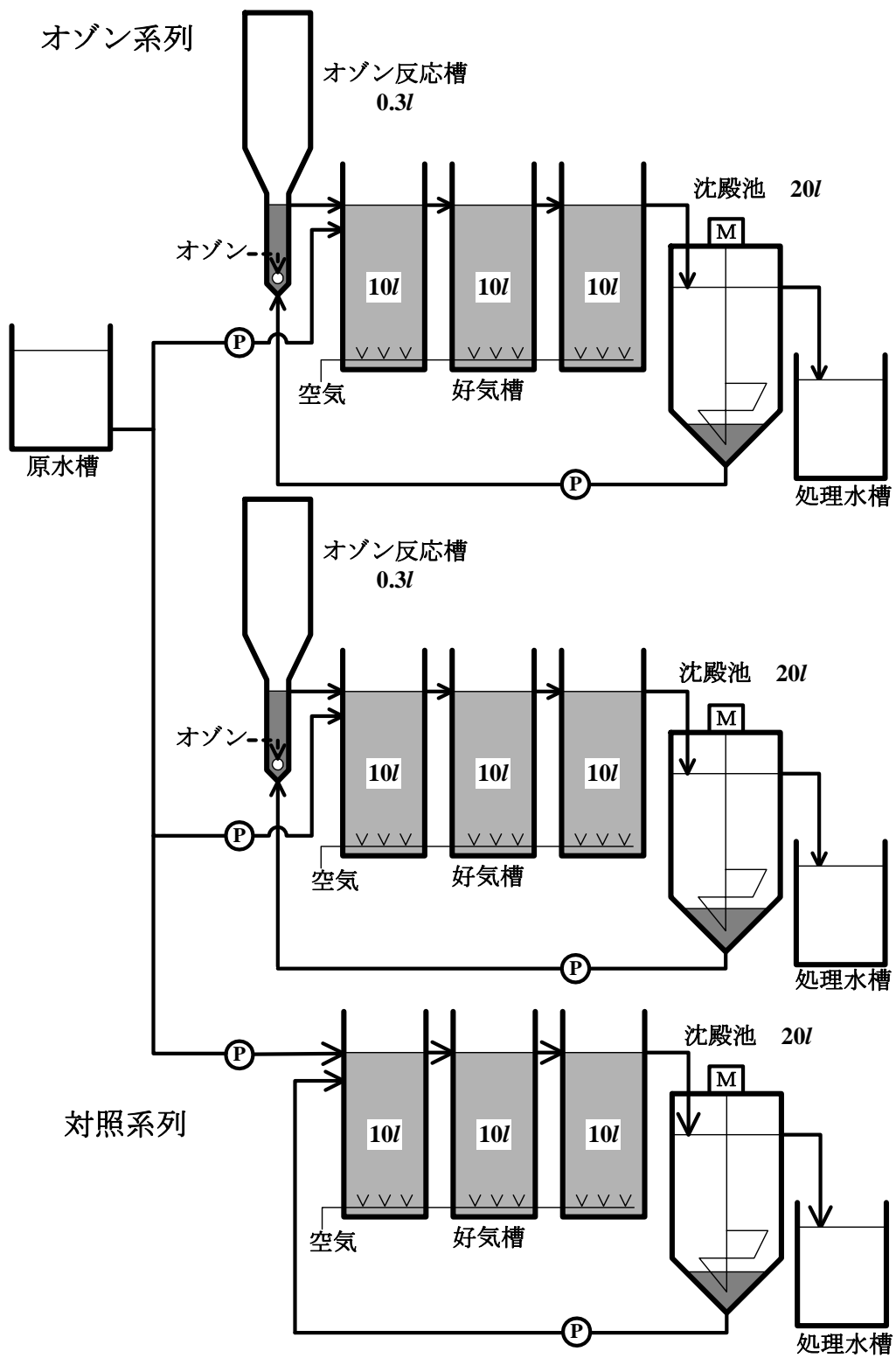


図 3. 2. 1 実験装置フロー (Run1 および 2)

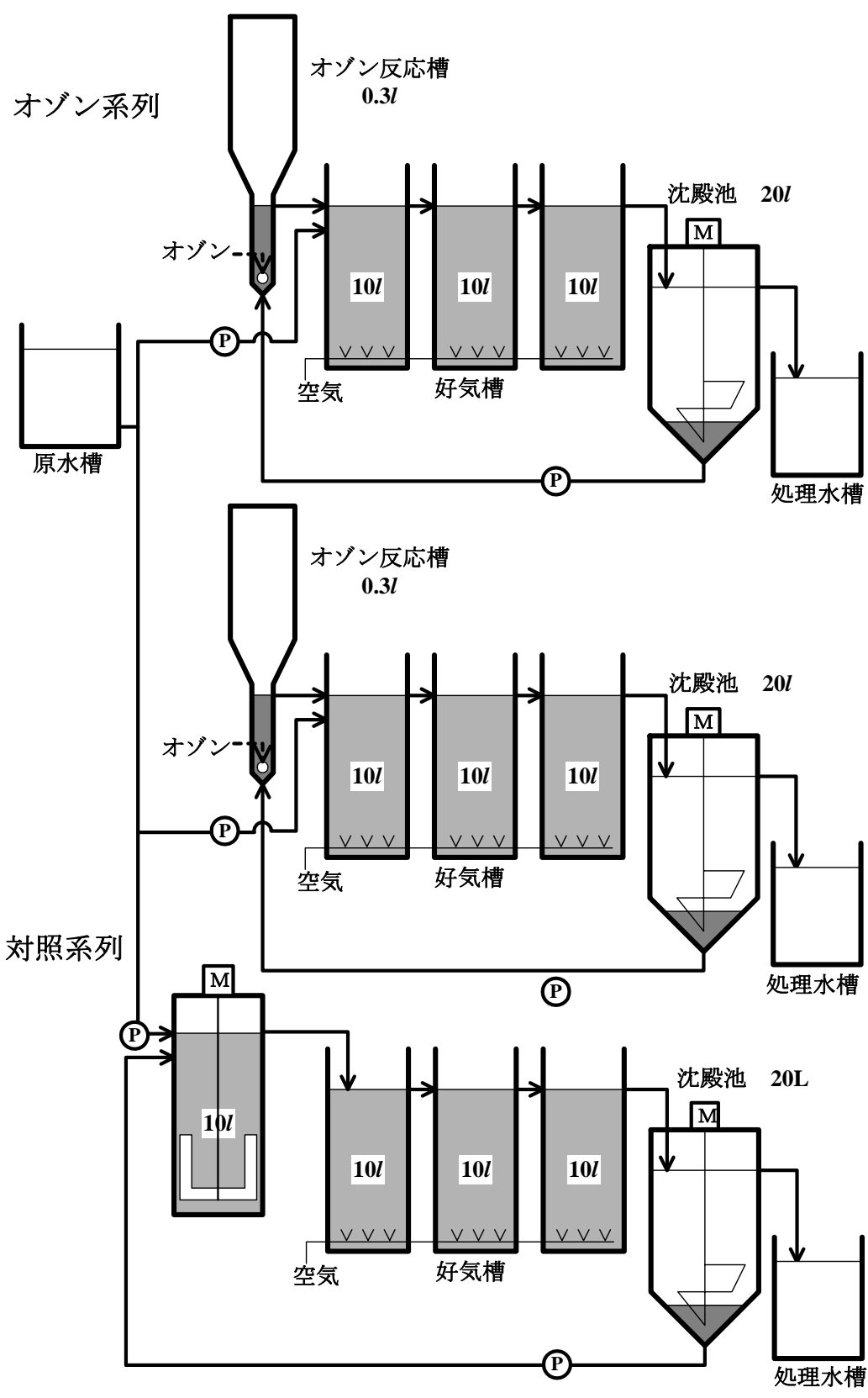


図 3. 2. 1 実験装置フロー (Run 3)

(2) 供試原水

供試原水は、酢酸ナトリウムとポリペプトンを主成分としミネラル等を添加した下水を模した合成廃水を用いた。原水の調整に用いた薬品の種類および濃度を表 3. 2. 1 に、原水性状を表 3. 2. 2 に示す。試薬にて調整しているため原水中に SS は存在しない。また、原水の BOD、窒素およびりんとの比(BOD : N : P)は、Run1 および 2 では 100 : 6 : 1、Run3 では 100 : 6 : 3 となるように調整した。Run3 では、Run1 および 2 の対照系列で発生したバルキングを抑制する目的で原水のりん濃度を高くした。

表 3. 2. 1 合成廃水組成

Run	1	2	3
CH ₃ COONa (mg/l)	1240	930	620
Polypepton (mg/l)	400	300	200
Yeast extract (mg/l)	40	30	20
NaCl (mg/l)	200	150	100
MgSO ₄ ·2H ₂ O (mg/l)	300	225	150
CaCl ₂ ·7H ₂ O (mg/l)	100	75	30.6
NH ₄ Cl (mg/l)	0	0	0
KH ₂ PO ₄ (mg/l)	25	18.75	62.5

表 3. 2. 2 原水性状(平均値)

Run	1	2	3
pH (-)	7.3	7.2	7.3
TOC (mg/l)	590	400	250
COD _{Mn} (mg/l)	200	150	110
BOD (mg/l)	950	680	490
NH ₄ -N (mg/l)	4.6	8.3	3.7
Kj-N (mg/l)	56.6	43.7	28.7
T-N (mg/l)	57.0	43.7	29.1
T-P (mg/l)	9.4	6.9	15.3

(3) 実験条件

実験 1 では、Run1～3 で原水 BOD 濃度および窒素濃度を变化させることで BOD 汚泥負荷および窒素負荷を調整した。実験条件を表 3. 2. 3 に示す。各処理フローとも、原水流量 36l/日とし、返送汚泥流量は MLVSS が 2500～3000mg/l となるように調整した。生物学的処理槽の総容積が他の系列では 30l であるのに対し、Run3 の対照系列は 40l であるため、処理槽容積あたりの原水流量が同じになるように原水流量を 48l/日とした。オゾン処理は、オゾンガス濃度 65mg/l、ガス流量 200ml/min にてオゾンガスを 1 時間ごとに数分間注入した。オゾン注入量はオゾンガスの注入時間を変化させることで調整した。Run1 の A、B および C でオゾン注入量は

0.3gO₃/日, 0.8gO₃/日および 1.6gO₃/日とした。オゾン処理汚泥流量は, 7.5l/日, 7.9l/日および 8.7l/日であることから, 汚泥に対するオゾン注入率(以下, オゾン注入率とする)は 15mgO₃/gVSS, 30mgO₃/gVSS および 60mgO₃/gVSS となる。Run2 および 3 の A および B でオゾン注入量は 0.3gO₃/日 および 0.8gO₃/日とした。オゾン処理汚泥流量は, 7.5l/日 および 7.9l/日であることから, オゾン注入率は 15mgO₃/gVSS および 30mgO₃/gVSS となる。オゾン反応槽でのオゾンと汚泥が接触する時間はオゾン注入時間と同じになる。オゾン消費率は 95%程度である。余剰汚泥の引き抜きは, 生物学的処理槽内の汚泥量がほぼ一定となるように好気槽第 3 槽からポンプを用いて混合液を引き抜いた。

表 3. 2. 3 実験条件 (平均値) (標準活性汚泥法)

Run	1				2			3			
系 列	対 照	A	B	C	対 照	A	B	対 照	A	B	
日 付 (月/日)	2/3-2/13	3/4-3/27	3/6-3/31	2/3-2/23	4/7-4/27	4/7-6/1	4/7-5/22	6/5-6/29	6/5-6/29	6/5-6/29	
原水水量 (l/日)	36.1	32.2	35.4	36.1	35.7	35.6	35.6	47.1	35.6	35.5	
返送汚泥流量 (l/日)	18.0	18.0	17.9	18.1	30.1	17.8	17.9	47.7	18.3	18.5	
MLSS (mg/l)	3090	2800	3470	2840	2520	3330	3220	2690	3570	3450	
MLVSS (mg/l)	2820	2640	3170	2590	2340	3080	2880	2150	3240	3110	
BOD 汚泥負荷 (kg/(kgMLVSS・日)) ¹⁾	0.39	0.40	0.43	0.44	0.35	0.27	0.28	0.25	0.18	0.19	
窒素汚泥負荷 (kg/(kgMLVSS・日))	0.024	0.024	0.024	0.027	0.018	0.018	0.018	0.015	0.011	0.011	
オゾン注入	注 入 時 間 (分)	0.0	1.0	2.5	5.0	0.0	1.0	2.5	0.0	1.0	2.5
	サイクル時間 (分)	60	60	60	60	60	60	60	60	60	60
オゾン注入量 (gO ₃ /日)	0.00	0.30	0.81	1.62	0.00	0.31	0.79	0.00	0.31	0.76	
オゾン注入率 (mgO ₃ /gVSS) ²⁾	0.0	15.4	32.4	66.1	0.0	13.5	34.6	0.0	12.8	30.8	
オゾン注入率 (mgO ₃ /X)	0.0	3.6	8.6	20.5	0.0	3.4	9.1	0.0	3.1	8.3	
オゾン処理汚泥流量 (l/日)	0.0	7.5	7.9	8.7	0.0	7.5	7.9	0.0	7.5	7.9	
オゾン処理汚泥量 (gVSS/日)	0.0	49.5	58.0	50.8	0.0	59.6	53.7	0.0	60.8	56.2	

1) BOD 汚泥負荷は, 生物学的処理槽の汚泥に対する原水の値。

2) オゾン注入率は, オゾン反応槽に投入した汚泥 1g に対するオゾン注入量。

3) Xは, MLVSS あたりの好気槽汚泥量である。

3. 2. 2. 2 実験 2：循環型硝化脱窒法での運転

(1) 実験装置

図 3. 2. 3 に実験 2 における実験装置のフローを示す。実験 1 と実験 2 では同じパーツであるが、生物学的処理槽の相違点は、実験 1 の生物処理の構成は 10l の好気槽が 3 槽であるのに対し、実験 2 では好気槽の前に脱窒槽を設置して 10l の脱窒槽が 1 槽と 10l の好気槽が 2 槽とし、好気槽第 2 槽中の混合液の一部を循環液として脱窒槽へ返送した点である。また、返送汚泥を直接脱窒槽へ投入する経路とオゾン反応槽を経由して脱窒槽へ投入する経路に分けた。さらに、オゾン反応槽には、反応槽中央部から汚泥を投入し、オゾンと汚泥を反応させた後、反応槽下部よりポンプを用いて汚泥を引抜き脱窒槽へ投入した。

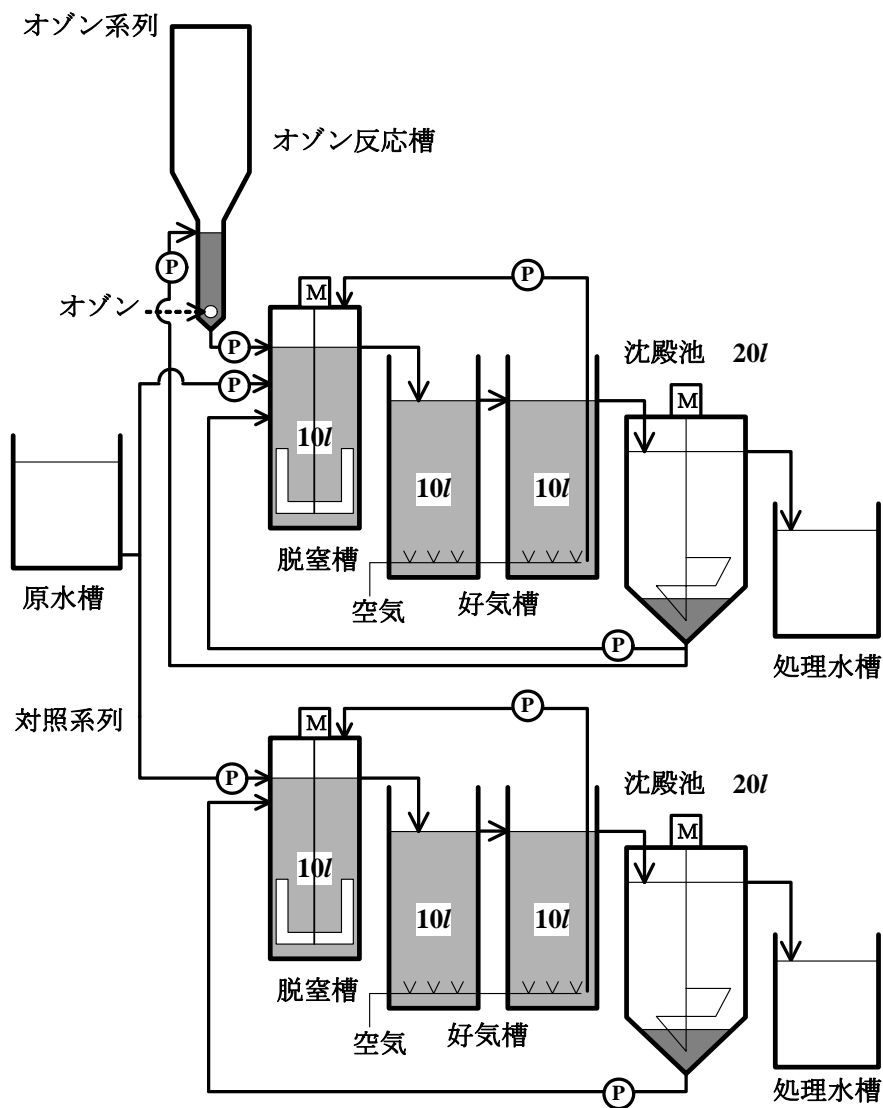


図 3. 2. 3 実験装置フロー (Run4 および 5)

(2) 供試原水

供試原水は、酢酸ナトリウムとポリペプトンを主成分としミネラル等を添加した下水を模した合成廃水を用いた。表 3. 2. 4 に示されるように、実験 1 と使用薬品は同じであるが、実験 2 では窒素除去能力をより明確にするために、実験 1 より原水 T-N の比率を高くした。原水性状を表 3. 2. 5 に示す。実験 2 の原水の BOD、窒素およびりん の比(BOD : N : P)は 100 : 20 : 3 である。

表 3. 2. 4 合成廃水組成

Run	4,5
CH ₃ COONa (mg/l)	620
Polypepton (mg/l)	200
Yeast extract (mg/l)	20
NaCl (mg/l)	100
MgSO ₄ ·2H ₂ O (mg/l)	150
CaCl ₂ ·7H ₂ O (mg/l)	30.6
NH ₄ Cl (mg/l)	267.5
KH ₂ PO ₄ (mg/l)	62.55

表 3. 2. 5 原水性状(平均値)

Run	4	5
pH (-)	7.1	7.1
TOC (mg/l)	243	271
COD _{Mn} (mg/l)	85	80
BOD (mg/l)	490	470
NH ₄ -N (mg/l)	73.1	70.1
Kj-N (mg/l)	97.8	97.7
T-N (mg/l)	99.6	97.8
T-P (mg/l)	15.9	15.5

(3) 実験条件

実験 2 は Run4 および Run5 の条件下で行った。実験条件を表 3. 2. 6 に示す。各処理フローとも、原水流量 36l/日とし、返送汚泥流量は、MLVSS が 4000mg/l になるように流量を調整し、BOD 汚泥負荷は、0.2kg/(kgVSS・日)程度となった。また、生物学的処理槽の水温は実験 1 と同様に温水を張った水槽内に生物学的処理槽を設置し 20℃にコントロールした。オゾン処理条件は、オゾンガス濃度 50mg/l、ガス流量 200ml/min に設定した。Run4 ではオゾンガスを 1 時間ごとに 3.6 分間注入し、またオゾン注入量を 0.86gO₃/日、およびオゾン処理汚泥流量を 7.2l/日として、オゾン注入率を 20.8mgO₃/gVSS とした。Run5 ではオゾンガスを 2 時間ごとに 14.4 分間注入し、またオゾン注入量を 1.83gO₃/日、およびオゾン処理汚泥流量を 4.6l/日として、オゾン注入率を 101mgO₃/gVSS とした。オゾン反応槽での反応時間は、オゾン注入時間と同様で

ある。オゾン消費率は95%程度である。ただし、Run5のオゾン系列では、Run4に比べてオゾン注入量が約2倍と大きいため汚泥減少量が大きくなり、生物処理槽内の汚泥量が減少し、その結果MLVSSが設定値より低くなった。余剰汚泥の引き抜きは、週1回、回分式で好気槽より混合液を引き抜くことで生物学的処理槽内の汚泥量がほぼ一定量となるようにした。

表3. 2. 6 実験条件 (平均値) (循環型硝化脱窒法)

Run		4		5	
系 列		対 照	オゾン	対 照	オゾン
日 付	(月/日)	6/9-7/21	6/9-7/21	9/6-10/16	9/6-10/16
原水流量	($\text{l}/\text{日}$)	35.0	35.1	36.1	35.2
返送汚泥流量	($\text{l}/\text{日}$)	27.8	57.9	33.1	52.9
循環流量	($\text{l}/\text{日}$)	141.6	142.8	142.1	141.4
MLSS	(mg/l)	4690	4290	4640	3110
MLVSS	(mg/l)	3730	4000	3770	2660
BOD 汚泥負荷	($\text{kg}/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{日})$) ¹⁾	0.21	0.20	0.24	0.32
窒素汚泥負荷	($\text{kg}/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{日})$)	0.048	0.045	0.049	0.068
オゾン注入	注入時間 (分)	0.0	3.6	0.0	14.4
	サイクル時間 (分)	60	60	120	120
オゾン注入量	($\text{gO}_3/\text{日}$)	0.00	0.86	0.00	1.83
オゾン注入率	(mgO_3/gVSS) ²⁾	0.0	20.8	0.0	101
オゾン反応槽汚泥流量	($\text{l}/\text{日}$)	0.0	7.2	0.0	4.6

1) BOD 汚泥負荷は、好気槽の汚泥に対する原水の値。

2) オゾン注入率は、オゾン反応槽に投入した汚泥1gに対するオゾン注入量。

3. 2. 2. 3 汚泥発生量の測定方法

実験期間中の汚泥発生量は、生物処理系内の汚泥量の変化と生物処理系外に排出した汚泥量(余剰汚泥として引き抜いた汚泥量+サンプリングで引き抜いた汚泥量+処理水SS量)から算出した。オゾン処理による汚泥減少量は、オゾン系列と対照系列との汚泥発生量の差と定義した。

3. 2. 2. 4 分析項目と分析方法

処理状況を把握するために週 2～3 回、原水および処理水をサンプリングし、pH、COD_{Mn}、BOD、NH₄-N、NO_x-N、Kj-N、T-N、PO₄-P および T-P について水質分析を行った。原水は測定日の朝に原水槽内よりサンプリングし、処理水は前日の朝よりサンプリング当日の朝の処理水をタンクにためて均一にした後サンプリングした。SS の分析は処理水のみ分析を行い、Run1、2 は他の分析項目と同じ頻度で同じサンプルを用いた。Run3～5 では月曜日から金曜日まで毎日分析を行い、休日の翌日は休日分の処理水をタンクにためておいた。系内の汚泥量と窒素およびりんを把握するために好気槽の汚泥混合液を週 2～3 回、スポットでサンプリングし MLSS、MLVSS、窒素含有率およびりん含有率を分析した。各実験における分析項目の分析方法を表 3. 2. 7 に示す。なお、以下の記述で「T-」および「S-」はそれぞれ全、溶解性の意味である。

表 3. 2. 7 各分析項目の分析方法(下水試験方法－1997 年板一，1985；Standard Methods 17th Edition,1989)

分析項目	単位	測定方法
pH	—	下水試験方法 ガラス電極法 (HM-26S, 東亜電波工業)
O ₃	mg/l	紫外線吸収式オゾン濃度計(EG-600, 荏原実業)
SS	mg/l	下水試験方法
MLSS	mg/l	下水試験方法 遠心分離法
MLVSS	mg/l	下水試験方法
TOC	mg/l	下水試験方法(燃焼酸化－赤外線式 TOC 分析法 TOC-5000A, 島津製作所)
COD _{Mn}	mg/l	下水試験方法(100℃における過マンガン酸カリウムによる酸素要求量)
BOD	mg/l	下水試験方法 (DO は、ウインクラーアジ化ナトリウム変法にて測定)
NH ₄ -N	mg/l	インドフェノール法 TRAACS800(ブランルーベ)
NO _x -N	mg/l	Cu-Cd 還元 N-1-ナフチルエチレンジアミンスルファニル酸法 (TRAACS800, ブランルーベ)
Kj-N	mg/l	下水試験方法(ケルダール窒素法)
T-N	mg/l	下水試験方法 (総和法)
PO ₄ -P	mg/l	モリブデン酸青法 (TRAACS800, ブランルーベ)
T-P	mg/l	下水試験方法 (硝酸と過塩素酸による分解法)

3. 2. 3 結果および考察

3. 2. 3. 1 実験1：標準活性汚泥法での運転結果

結果の説明で用いている記号の意味を表3. 2. 8に、処理水水質(Run1, Run2, Run3ともに処理水水質は水質が安定した期間の平均値±標準偏差)を表3. 2. 9から表3. 2. 11に示す。また、処理水水質の経日変化を図3. 2. 4から図3. 2. 5に示す。水質が安定したと判断した期間は図3. 2. 4および図3. 2. 5の上部に矢印で示した範囲である。

表3. 2. 8 記号の説明

No.	記号	記号の意味	単位
1	L_s	BOD汚泥負荷(好気槽あたり)	kg/(kgVSS・日)
2	X	好気槽汚泥量	gVSS
3	ΔX	汚泥発生量	gVSS/d
4	A_{O_3}	オゾン注入量	g/d
5	ΔL	オゾン処理による汚泥液化量 (オゾン処理による汚泥中の溶解性Kj-N増加量から算出)	gVSS/d
6	ΔX_R	オゾン処理による汚泥減少量(対照系列とオゾン系列の汚泥発生量の差)	gVSS/d
7	$\Delta S\text{-TOC}$	オゾン処理による処理水S-TOCの増加量	mgC/d
8	$\Delta S\text{-COD}_{Mn}$	オゾン処理による処理水S-COD _{Mn} の増加量	mgCOD _{Mn} /d
9	ΔTN	オゾン処理による処理水T-Nの増加量	mgN/d
10	ΔTP	オゾン処理による処理水T-Pの増加量	mgP/d
11	$\Delta OrgN$	オゾン処理による処理水有機態窒素増加量	mgN/d
12	ΔNH_4	オゾン処理による処理水NH ₄ -N増加量	mgN/d
13	ΔNO_X	オゾン処理による処理水NO _x -N増加量	mgN/d

表3. 2. 9 処理水水質 (平均値±標準偏差)(Run1)

Run	1							
	対照		A		B		C	
日付 (月/日)	2/3-2/13		3/4-3/27		3/6-3/31		2/18-2/23	
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	8.7	0.15	8.7	0.06	8.6	0.08	8.6	0.00
SS (mg/l)	4.9	3.15	2.7	1.37	6.9	9.49	6.4	3.33
S-TOC (mg/l)	7.7	17.1	9.2	1.08	8.3	0.98	34.3	3.95
S-COD _{Mn} ¹⁾ (mg/l)	9.8	1.10	20.0	2.68	15.2	1.85	50.6	3.29
S-BOD (mg/l)	1.9	0.40	1.3	0.39	1.5	0.63	2.9	0.25
NH ₄ -N (mg/l)	3.30	1.40	1.02	0.35	0.40	0.24	1.62	0.48
NO _x -N (mg/l)	7.92	2.79	18.2	3.03	23.6	3.36	39.5	4.37
Kj-N (mg/l)	2.3	1.77	4.9	0.40	4.5	0.89	7.49	0.32
T-N (mg/l)	15.2	5.27	23.1	3.03	28.8	3.22	47.1	4.41
T-P (mg/l)	4.53	1.09	5.49	0.90	6.98	0.46	8.43	0.45
ΔTN ²⁾ (mgN/日)	—	—	260	—	490	—	1160	—
ΔL ³⁾ (gVSS/日)	0.00	—	1.75	—	3.16	—	7.18	—
ΔX ⁴⁾ (gVSS/日)	10.3	—	5.95	—	4.98	—	1.46	—
ΔX_R ⁵⁾ (gVSS/日)	0.00	—	4.35	—	5.32	—	8.84	—

1) COD_{Mn}はNO₂-N由来の量を除いた値である。2) オゾン処理による処理水T-Nの増加量。

3) 汚泥液化量 4) 汚泥発生量 5)汚泥減少量(対照系列との汚泥発生量の差)

6) ΔL , ΔX , ΔX_R は、平均値より計算。

表 3. 2. 1 0 処理水水質 (平均値±標準偏差)(Run2)

Run	2					
系 列	対 照		A		B	
日 付 (月/日)	4/7-4/27		4/7-6/1		4/7-5/22	
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	8.7	0.06	8.7	0.16	8.6	0.09
SS (mg/l)	15.2	19.7	4.9	4.89	4.8	3.02
S-TOC (mg/l)	4.4	0.96	6.1	0.93	12.1	2.06
S-COD _{Mn} ¹⁾ (mg/l)	7.0	1.33	8.9	1.21	19.3	1.47
S-BOD (mg/l)	1.2	0.58	1.3	0.42	2.3	1.08
NH ₄ -N (mg/l)	0.70	0.62	0.17	0.26	0.16	0.20
NO _x -N (mg/l)	9.62	3.68	16.0	2.68	26.5	4.70
Kj-N (mg/l)	5.4	1.93	3.2	0.59	4.5	0.96
T-N (mg/l)	15.0	3.15	19.2	2.90	30.9	4.86
T-P (mg/l)	4.75	1.17	3.66	0.88	2.94	1.66
$\Delta TN^{2)}$ (mgN/日)	—	—	150	—	570	—
$\Delta L^{3)}$ (gVSS/日)	0.00	—	1.44	—	2.90	—
$\Delta X^{4)}$ (gVSS/日)	5.30	—	3.46	—	1.76	—
$\Delta X_R^{5)}$ (gVSS/日)	0.00	—	1.84	—	3.54	—

1) COD_{Mn} は NO₂-N 由来の量を除いた値である。2) オゾン処理による処理水 T-N の増加量。

3) 汚泥液化量 4) 汚泥発生量 5) 汚泥減少量(対照系列との汚泥発生量の差)

6) ΔL , ΔX , ΔX_R は, 平均値より計算。

表 3. 2. 1 1 処理水水質 (平均値±標準偏差)(Run3)

Run	3					
系 列	対 照		A		B	
日 付 (月/日)	6/5-6/29		6/5-6/29		6/5-6/29	
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	8.5	0.05	8.5	0.05	8.4	0.04
SS (mg/l)	21.3	66.0	2.8	2.47	4.6	3.67
S-TOC (mg/l)	2.9	0.22	6.9	1.04	12.2	1.85
S-COD _{Mn} ¹⁾ (mg/l)	4.4	0.20	9.6	1.83	17.3	3.54
S-BOD (mg/l)	1.1	0.47	1.0	0.46	1.8	0.57
NH ₄ -N (mg/l)	<0.10	0.01	<0.10	0.05	<0.10	0.14
NO _x -N (mg/l)	2.99	1.65	17.1	2.93	23.1	2.27
Kj-N (mg/l)	2.70	1.42	2.8	0.46	6.6	4.72
T-N (mg/l)	5.70	2.54	19.8	3.16	29.7	3.92
T-P (mg/l)	8.60	1.69	15.3	0.96	16.1	1.38
$\Delta TN^{2)}$ (mgN/日)	—	—	170	—	520	—
$\Delta L^{3)}$ (gVSS/日)	0.00	—	0.93	—	3.09	—
$\Delta X^{4)}$ (gVSS/日)	3.46	—	-0.06	—	-2.84	—
$\Delta X_R^{5)}$ (gVSS/日)	0.00	—	3.65	—	6.34	—

1) COD_{Mn} は NO₂-N 由来の量を除いた値である。2) オゾン処理による処理水 T-N の増加量。

3) 汚泥液化量 4) 汚泥発生量 5) 汚泥減少量(対照系列との汚泥発生量の差)

6) ΔL , ΔX , ΔX_R は, 平均値より計算。

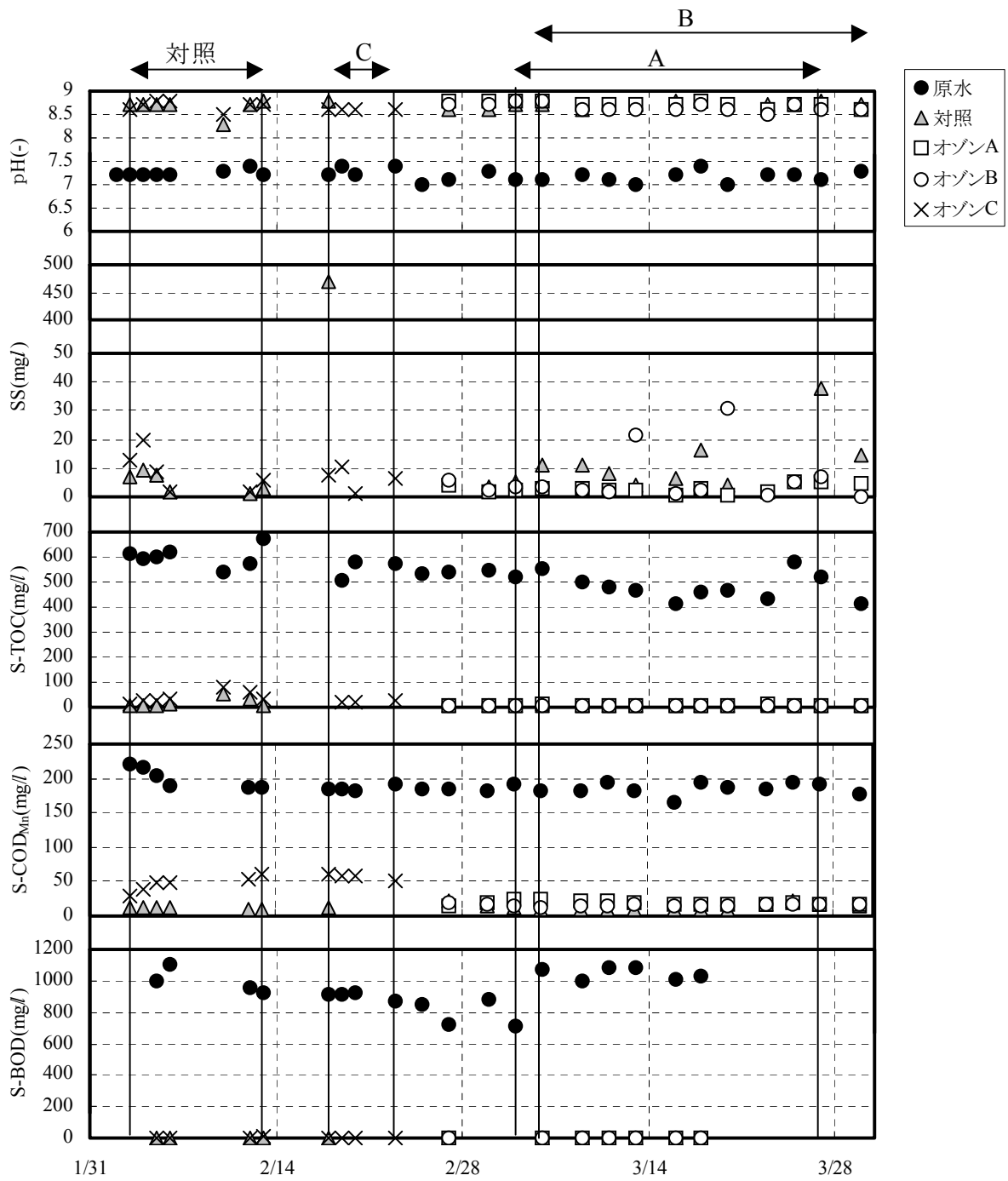


図3. 2. 4-1 処理水水質の経日変化(Run 1)

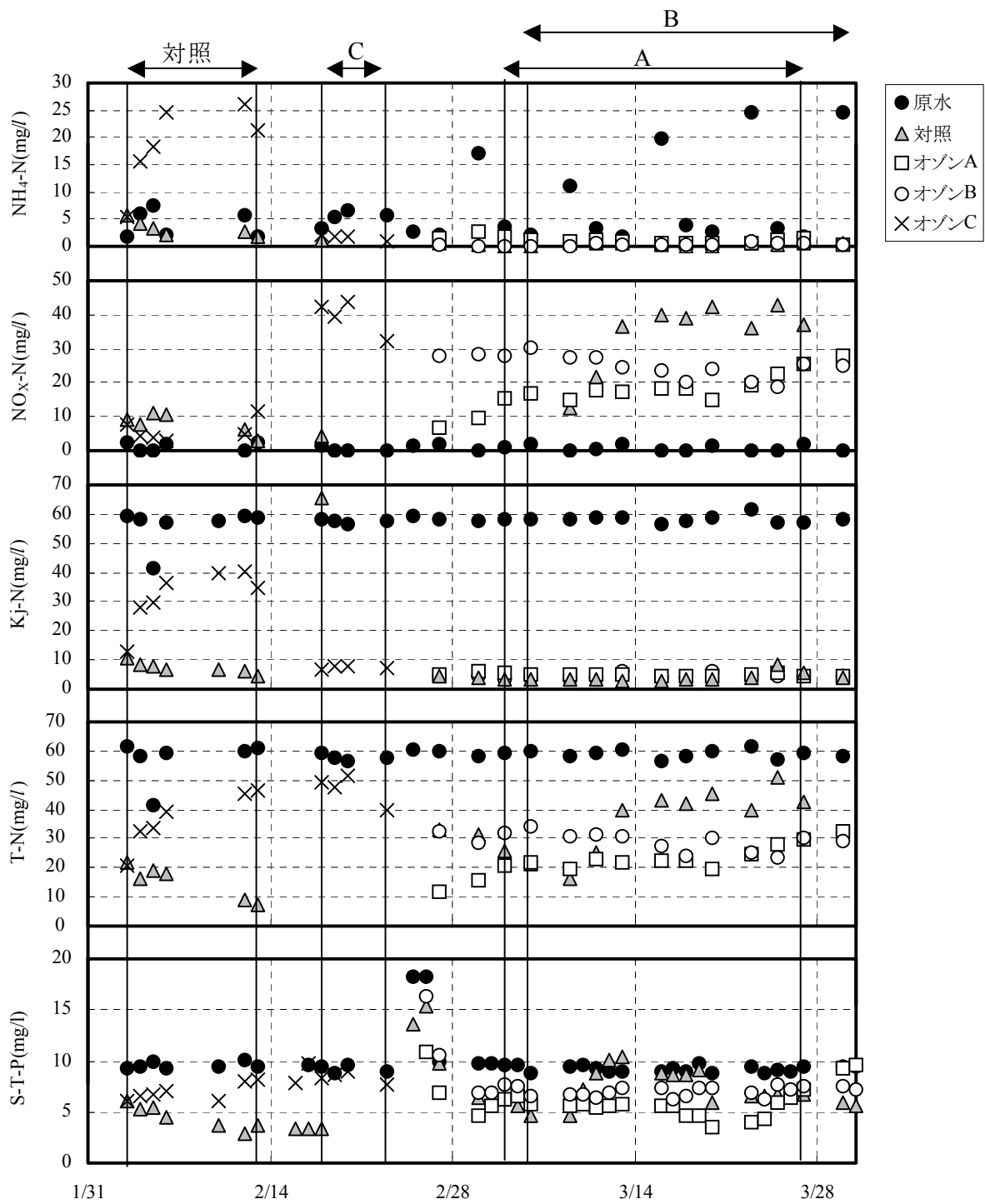


図3. 2. 4-2 処理水水質の経日変化(Run 1)

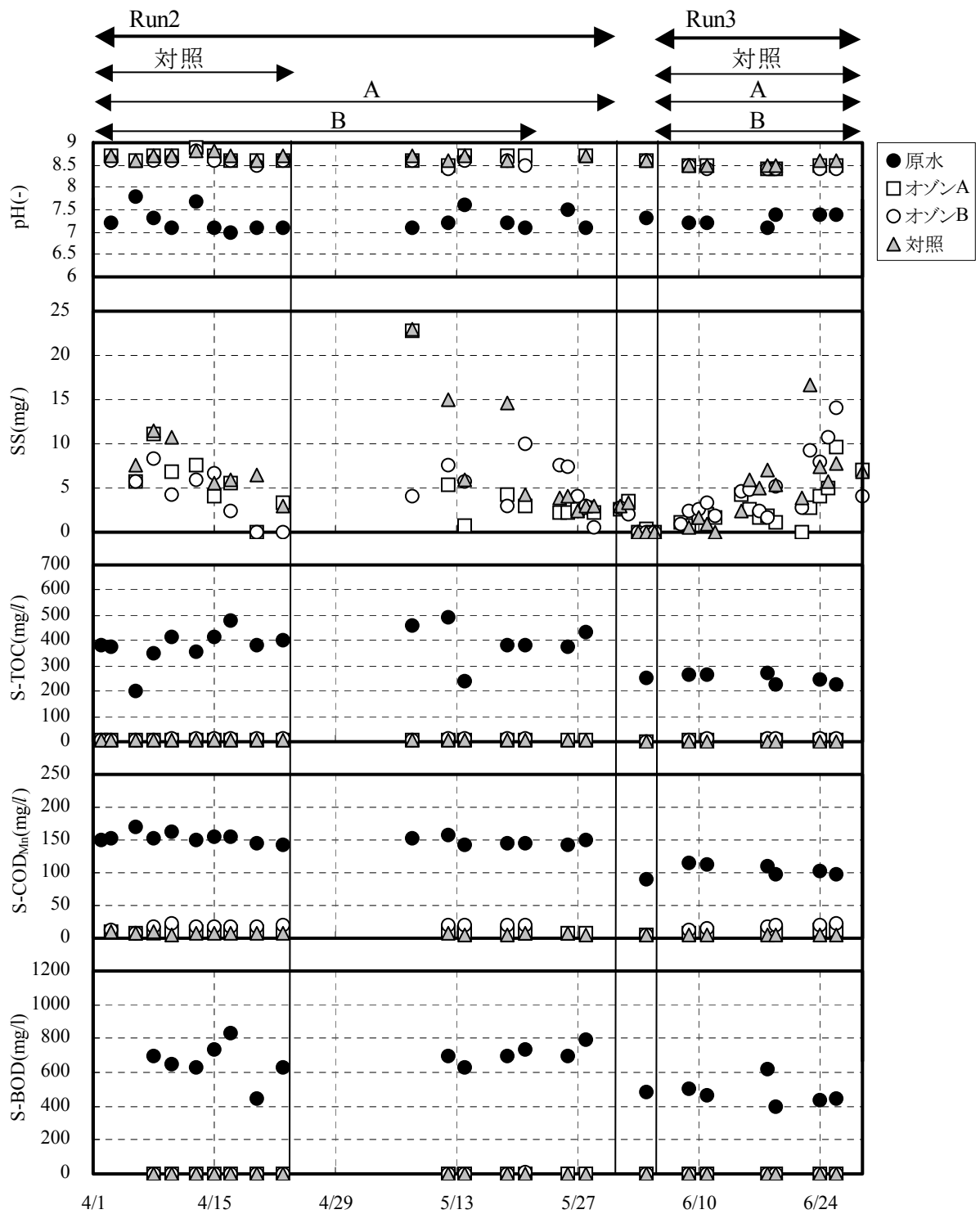


図 3. 2. 5 - 1 処理水水質の経日変化(Run 2 および 3)

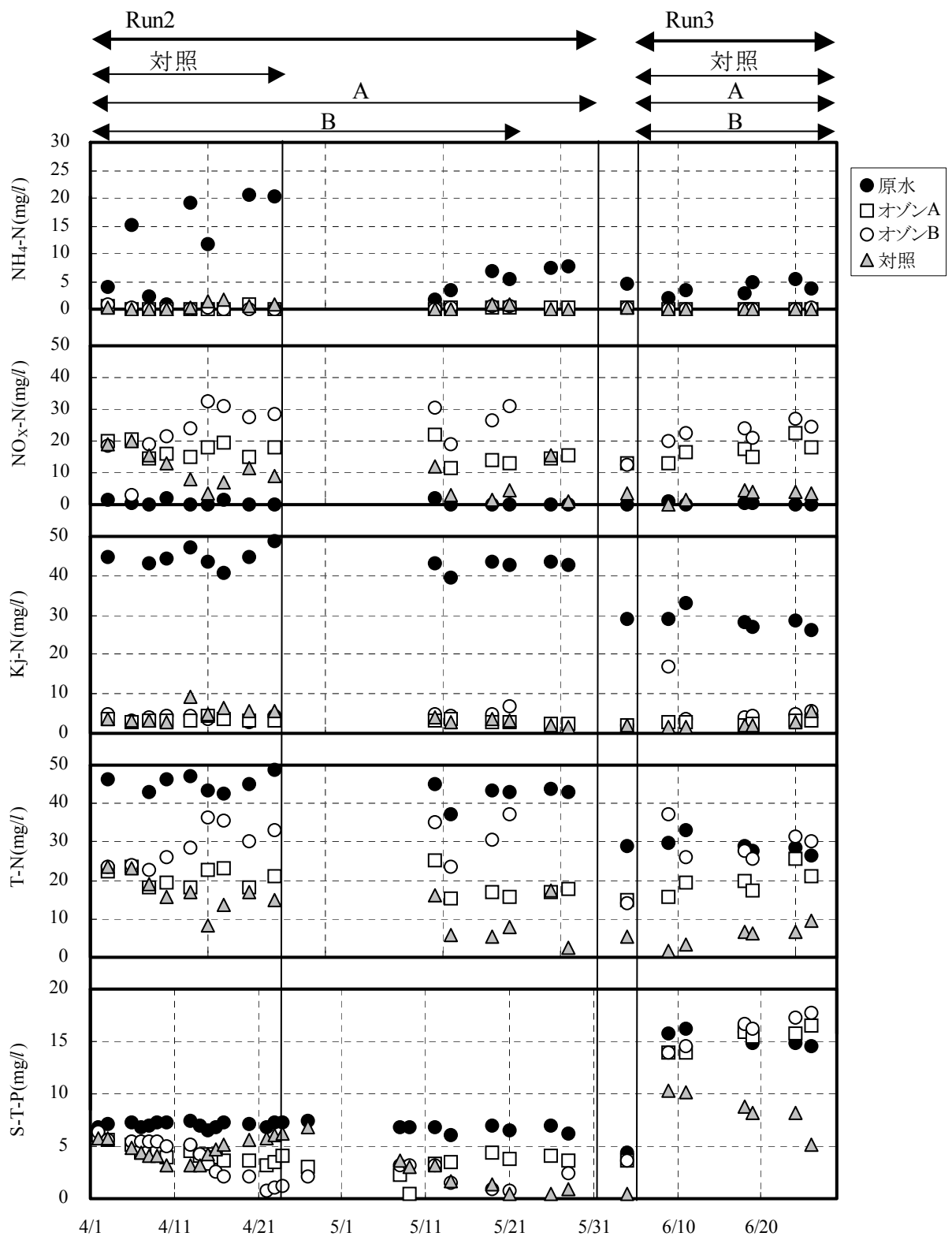


図 3. 2. 5 - 2 処理水水質の経日変化(Run 2 および 3)

(1)処理水水質

全ての Run において、原水に比べ処理水の pH が高くなった。今回の実験では、原水の主成分に酢酸ナトリウムを使用したため、生物処理にて酢酸が消費されナトリウムのみが残留し、処理水 pH が上昇したためと考えられる。処理水 SS は、オゾン系列はすべて 10mg/l 以下であったが、Run2 の対照系列および Run3 の対照系列では 10mg/l 以上となった。対照系列にて処理水 SS が高くなった理由は汚泥の SVI が上昇し沈殿池での固液分離が不能となり汚泥が処理水へ流出したためである。オゾン系列の S-BOD、NH₄-N はオゾン注入量にかかわらずほぼ同濃度であった。これに対し、Run2 および Run3 の処理水 S-TOC、S-COD_{Mn}、NO_x-N および T-N は、オゾン注入量の増加にしたがって上昇する傾向が認められた。オゾン注入率を大きくしても処理水 S-BOD の増加がほとんどないのに比べ処理水 S-TOC の増加が大きいのは、汚泥に吸着されていた難分解性有機物が汚泥の発生が少なくなるのに対応して、処理水側へ移行しているためと汚泥の液化により難分解性の有機物が生成するためと考えられる。処理水 T-P は、Run1 および Run3 ではオゾン注入量の増加にしたがって上昇した。Run1 と Run3 は対照系列に比べオゾン系列の方が高くなっており、余剰汚泥の引き抜きにより系外に出ていたりんが処理水側へ移行したことがわかる。一方、Run2 は対照系列に比べオゾン系列の方が処理水のりん濃度が低く、また、オゾン注入量の大きい B 系列の方が A 系列よりも低かった。Run1 および Run3 のオゾン系列では生物学的処理槽へのりんの蓄積はほとんどなかったが、Run2 は生物学的処理槽へのりんの蓄積量が対照系列よりもオゾン系列の方が多く、さらに A 系列よりも B 系列の方が多いため、対照系列に比べオゾン系列の処理水のりん濃度が低くなったと判断した。

注；図 3. 2. 5-2 に記載した 5 月 7 日以降の対照系列処理水の S-T-P は徐々に低下し 5 月 21 日以降ではオゾン系列よりも低くなっているがこれは対照系列を嫌気-好気法に変更したためであり、5 月 7 日～5 月 31 日の対照系列のデータは解析より除外した。

(2)汚泥液化量，汚泥発生量の比較

各 Run での ΔL を表 3. 2. 9 から表 3. 2. 11 に示す。 ΔL は、オゾン注入率を大きくするに従い多くなった。一例として、Run1 の場合では、A 系列は 1.75gVSS/日、B 系列は 3.16gVSS/日、C 系列は 7.18gVSS/日であった。

各 Run での系内汚泥増加量の変化量と引き抜き汚泥量、処理水中の SS 量および分析のためにサンプリングした汚泥量から汚泥発生量(ΔX)を求めた。Run 1～3 での ΔX を図 3. 2. 6 に示す。一例として Run 1 での ΔX は、対照系列で 10.3gVSS/日、オゾン系列の A 系列で 5.95gVSS/日、B 系列で 4.98gVSS/日、C 系列で 1.46gVSS/日であり、オゾンの注入を行うことにより汚泥発生量は減少した。また、発生した汚泥の VSS 含有率は、対照系列で 91.2%あるのに対し、オ

ゾン系列の A 系列で 92.3%, B 系列で 93.9%, C 系列で 91.5%とほとんど変化は見られなかった。合成廃水を原水とした場合には、VSS と灰分が共に減少することから、オゾン系列にて灰分が顕著に蓄積することはなかった。

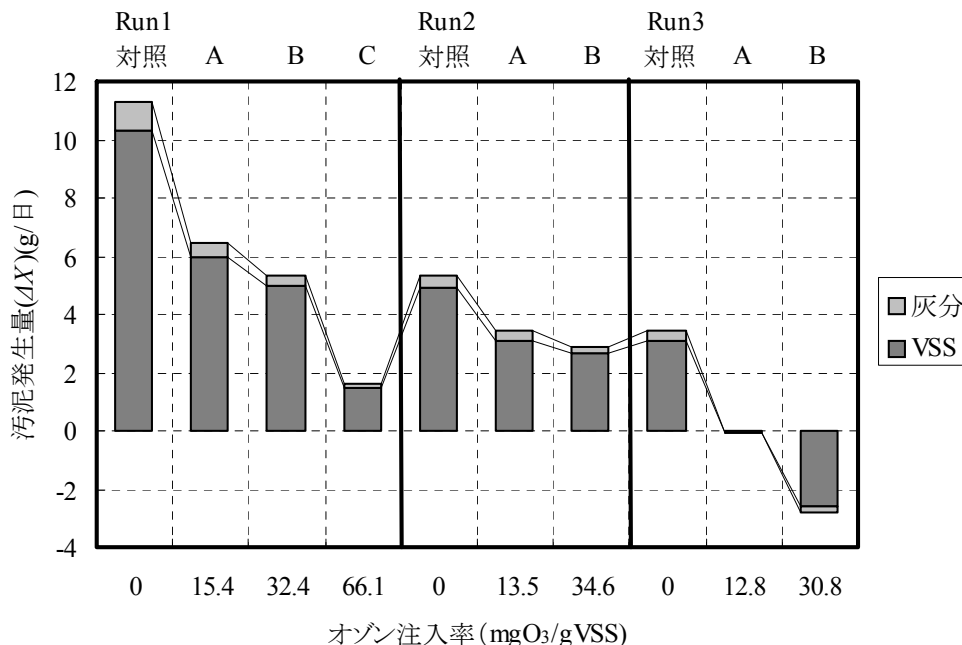


図3. 2. 6 Run1~3での汚泥発生量の比較

図3. 2. 7にオゾン注入率と汚泥収率との関係を示す。本実験では、オゾン注入率が高い(オゾン処理汚泥量はほぼ同一で運転したために、オゾン注入量が大きい)と汚泥収率が小さくなり、また、BOD 汚泥負荷が小さくなるに従い汚泥収率が0となるオゾン注入率が小さくなる。ちなみに、BOD 汚泥負荷がほぼ0.4kg/(kgVSS・日)であるRun1ではオゾン注入率66.1mgO₃/gVSSで汚泥収率0.04, BOD汚泥負荷がほぼ0.3kg/(kgVSS・日)であるRun2ではオゾン注入率34.6mgO₃/gVSSで汚泥収率0.07, BOD汚泥負荷がほぼ0.2kg/(kgVSS・日)であるRun3ではオゾン注入率12.8mgO₃/gVSSで汚泥収率0であった。

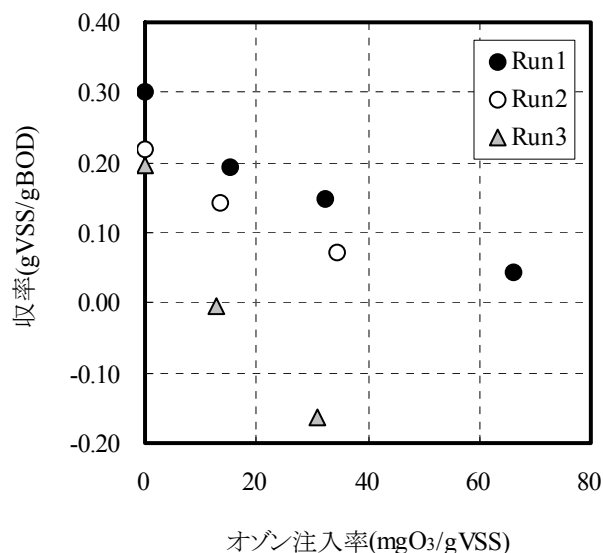


図3. 2. 7 オゾン注入率と汚泥収率との関係

汚泥の減少率を求めるために、BOD 汚泥負荷(L_s)と汚泥発生量(ΔX)/好気槽汚泥量(X)(比増加速度：以下 $\Delta X/X$ とする)の関係という形で整理を行った。結果を図 3. 2. 8 に示す。

オゾン系列，対照系列とも BOD 汚泥負荷を大きくするに従い好気槽汚泥量に対する汚泥発生量は増加した。本実験では，図より対照系列では L_s が $0.25\text{kgBOD}/(\text{kgVSS}\cdot\text{日})$ のときは $\Delta X/X$ が $0.049\text{kgVSS}/(\text{kgVSS}\cdot\text{日})$ となり， L_s が $0.394\text{kg}/(\text{kgVSS}\cdot\text{日})$ のときは $\Delta X/X$ が $0.122\text{kgVSS}/(\text{kgVSS}\cdot\text{日})$ となった。さらに、同一の L_s で各オゾン注入率での $\Delta X/X$ を比較すると，オゾン注入率を高くするに従い，傾きがほぼ一定で， $\Delta X/X$ ， Y 切片の値ともに小さくなった。ちなみに、 L_s が $0.4\text{kgBOD}/(\text{kgVSS}\cdot\text{d})$ の場合，対照系列での $\Delta X/X$ は $0.122\text{kgVSS}/(\text{kgVSS}\cdot\text{日})$ ，オゾン注入率 $66.1\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ での $\Delta X/X$ は $0.019\text{kgVSS}/(\text{kgVSS}\cdot\text{日})$ であった。すなわち，対照系列(記号；●)とオゾン系列の $\Delta X/X$ の差は好気槽におけるオゾン処理による汚泥の減少率と見なすことが可能であり，オゾン注入率を大きくするに従い汚泥の減少率は高くなることを示している。

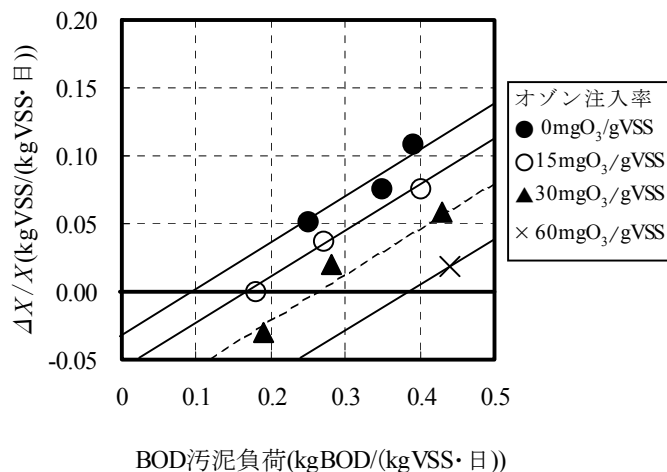


図 3. 2. 8 BOD 汚泥負荷と汚泥発生量の関係

(3)汚泥液化量と汚泥減少量の関係

Run 1 ~ Run 3 のオゾン反応槽における汚泥の液化量を調査し，汚泥減少量との関係を求めた。オゾン注入量(A_{O_3})に対する汚泥液化量(ΔL)を図 3. 2. 9 に，オゾン注入量と汚泥減少量(ΔX_R)の関係を図 3. 2. 10 に，汚泥液化量(ΔL)と汚泥減少量(ΔX_R)との関係を図 3. 2. 11 に示す。

図 3. 2. 9 に示すように， A_{O_3} を大きくすると ΔL は直線的に増加し， A_{O_3} が 1g で約 4.2gVSS の汚泥が液化された。第 3. 1 節での回分試験では，オゾン注入率が本試験の範囲である $0\sim 66\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ で検討に使用した全ての汚泥が A_{O_3} と ΔL は比例関係であった。 A_{O_3} が 1g での ΔL

は 0.3~5.2g であり、汚泥の種類により異なっていた。さらに、合成廃水を処理した活性汚泥でも生物学的処理の方式により異なっており、標準活性汚泥法である本節での結果が約 4.2gVSS であったのに対し、循環型硝化脱窒法での約 5.2gVSS、嫌気-無酸素-好気法では約 2.7gVSS であった。検討に使用した汚泥の中では合成廃水を処理した活性汚泥は A_{O_3} が 1g での ΔL は比較的大きかった。

図 3. 2. 10 に示すように、 A_{O_3} を大きくすると ΔX_R もほぼ直線的に増加し、 A_{O_3} が 1g で約 6.1gVSS の汚泥が減少していた。

図 3. 2. 11 に示すように、 ΔL が大きくなると ΔX_R はほぼ直線的に増加した。なお、本実験では、BOD 汚泥負荷にかかわらず $\Delta X_R / \Delta L$ は 1.4 であった。

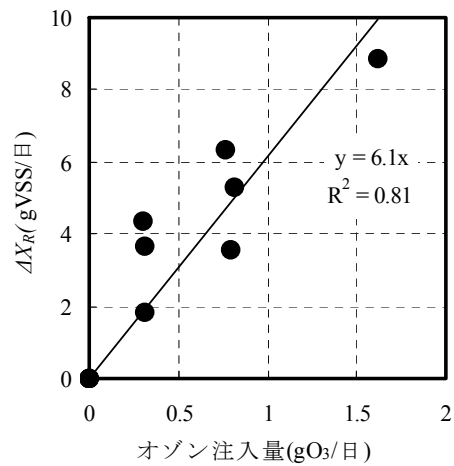
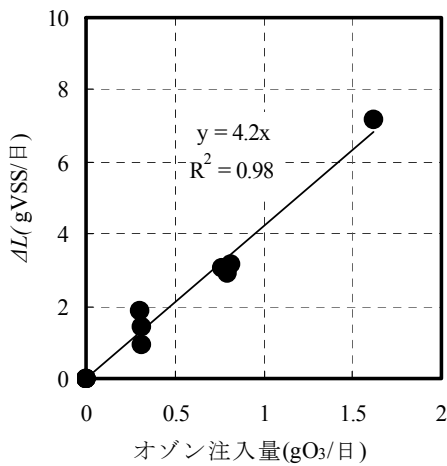


図 3. 2. 9 オゾン注入量と汚泥液化量の関係 図 3. 2. 10 オゾン注入量と汚泥減少量の関係

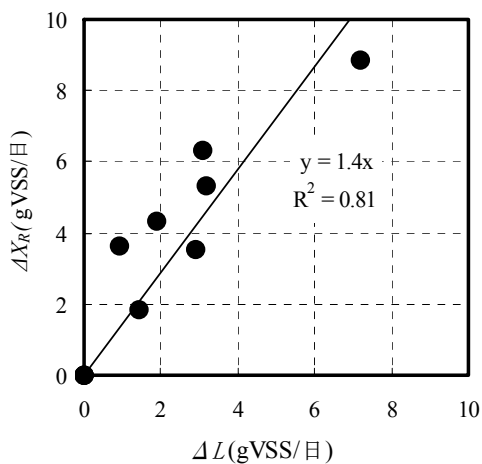


図 3. 2. 11 汚泥液化量と汚泥減少量の関係

ΔX_R が ΔL よりも大きくなる理由の解明のために以下の検討を行った。

本連続実験では、オゾン処理汚泥は好気槽において原水と返送汚泥により約 10 倍に希釈され、約 12 時間の滞留時間で生物学的処理を受けた。そこで、合成廃水を処理した活性汚泥をオゾン注入率 4.9, 15.3, および 32.2mgO₃/gVSS で処理し、これらのオゾン処理汚泥を連続実験処理水にて 10 倍希釈した後、2l メスシリンダに入れて底部より一定時間曝気を行った場合の S-Kj-N と NO_x-N 濃度を測定し、そこから汚泥液化量の経時変化を求めた。結果を図 3. 2. 1 2 に示す。

曝気 0 時間の場合、オゾン注入量 1g で約 4.2gVSS の汚泥が液化したが、曝気 12 時間後ではオゾン注入量 1g での ΔL (ΔL_{12h}) は約 6.9gVSS と約 60% の増加が認められた。曝気槽でも同様に汚泥液化量は増加していると推察され、曝気槽での液化量を含めた汚泥液化量と汚泥減少量より算出すると $\Delta X_R / \Delta L_{12h}$ は 0.8 となり、液化した有機物の一部が曝気槽内で汚泥に転換していると考えられる。

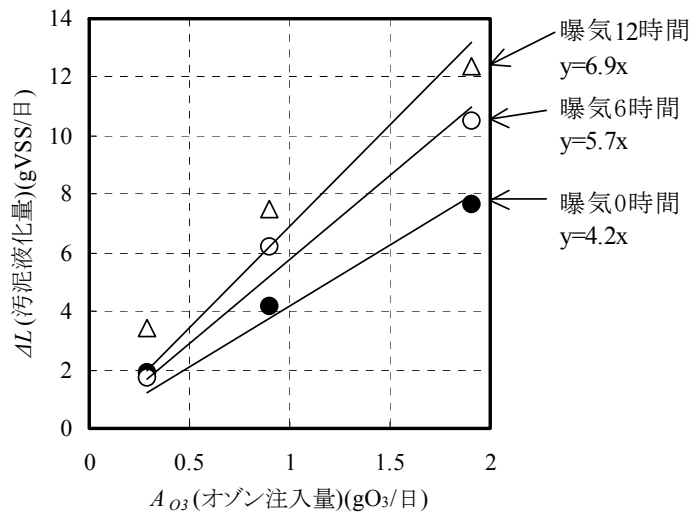


図 3. 2. 1 2 液化率の経時変化

Run1 の対照系列での汚泥の変化と、好気槽での汚泥の液化を考慮した場合の Run 1 C 系列での汚泥量の変化を図 3. 2. 1 3 に示す。

対照系列は、 X が 84gVSS の好気槽に BOD を 35g/日投入すると、好気槽にて余剰汚泥が 10.3gVSS/日増加する。オゾン C 系列は、 X が 78gVSS で好気槽汚泥量あたりオゾン注入率 66.1mgO₃/gVSS で、オゾン処理による ΔL は 7.18g/日、好気槽での希釈と曝気による ΔL は 4.62gVSS/日となり、系全体において ΔL は 11.8gVSS/日である。C 系列での ΔX は 1.46gVSS/日であることから、原水と液化で生成した溶解性有機物が生物処理されたことで発生した汚泥量は 13.2gVSS/日と算出される。投入 BOD 35g/日に対する ΔX が対照系列と同じ 10.3gVSS/日であるとすると液化した汚泥より再合成された汚泥は 2.96gVSS/日となる。すなわち全液化量の 0.25 が汚泥に再転換される。

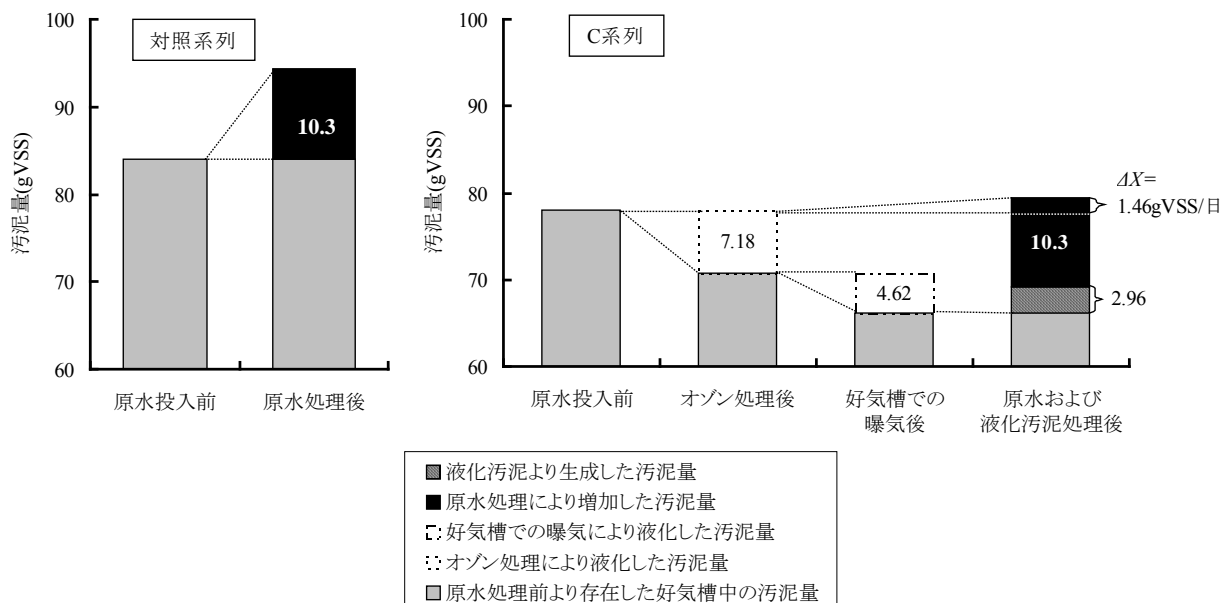


図 3. 2. 1 3 好気槽での汚泥液化を考慮した汚泥量の変化
(Run1, 対照系列および C 系列)

(4)汚泥減少量と処理水 S-TOC, S-COD_{Mn} の関係

オゾン系列での汚泥減少量に対する処理水中の S-TOC および S-COD_{Mn} の増加量を好気槽汚泥量に対する割合として求めた。結果を図 3. 2. 14 と図 3. 2. 15 に示す。なお, S-TOC および S-COD_{Mn} の増加量は対照系列とオゾン系列の処理水中の S-TOC と S-COD_{Mn} の差とした。

オゾン系列での処理水の S-TOC および S-COD_{Mn} は, 1 日あたりの汚泥減少量が好気槽汚泥量の 20mgVSS/gVSS の場合にはほとんど増加せず, それ以上の場合、汚泥減少量の増加に伴い増加量が大きくなる傾向であり, 1 日あたりの汚泥減少量が好気槽汚泥量の 100mgVSS/gVSS の場合, S-TOC で汚泥減少量あたり 9.9mgTOC/gVSS および S-COD_{Mn} で汚泥減少量あたり 19mgCOD_{Mn}/gVSS 増加した。したがって, 原水 BOD 濃度が 1000mg/l 程度で余剰汚泥を 90%減少すると処理水の S-TOC は 25mg/l 程度および S-COD_{Mn} は 50mg/l 程度増加する可能性がある。また, TOC あたりに換算すると汚泥が 1gTOC 減少した場合, 処理水の S-TOC は 250mgTOC 増加することになる。永禮ら¹¹⁾の実験結果によると COD_{Cr} 換算で汚泥が 1gCOD_{Cr} 減少した場合, 処理水の S-COD_{Cr} は 230mg COD_{Cr} 増加しており, 本研究結果と永禮らの報告値は近い値であった。

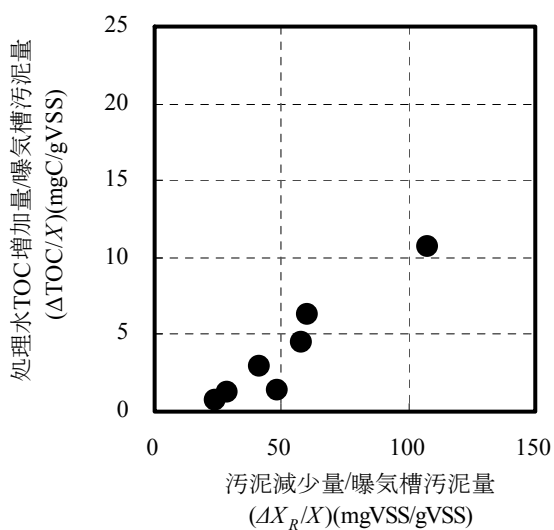


図 3. 2. 14 汚泥減少量と処理水 S-TOC 増加量の関係

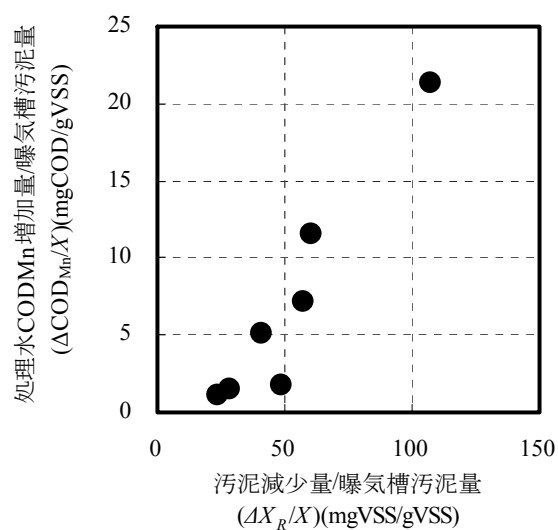


図 3. 2. 15 汚泥減少量と処理水 S-COD_{Mn} 増加量の関係

(5)オゾン処理を組み込んだ場合の処理水 T-N と T-P の挙動

オゾン処理による処理水 T-N の増加量(以下、 ΔTN とする)と X の比を $\Delta TN/X$ としたときの、BOD 汚泥負荷と $\Delta TN/X$ との関係を図 3. 2. 1 6 に示す。なお、Run3 の対照系列は嫌気槽を設置していたため、Run3 の対照系列の窒素データは解析から除外した。

BOD 汚泥負荷を大きくしても $\Delta TN/X$ は各オゾン注入率ではほぼ一定であった。また、オゾン注入率と $\Delta TN/X$ はほぼ比例関係であった。

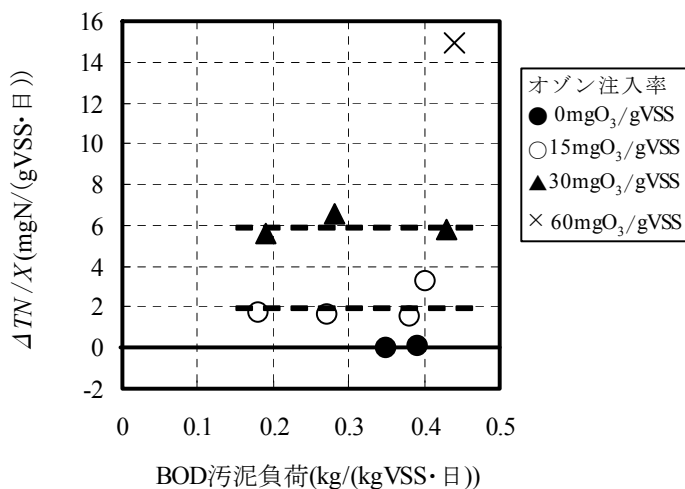


図 3. 2. 1 6 BOD 汚泥負荷と $\Delta TN/X$ の関係

同様に、オゾン処理による処理水 T-P の増加量(以下、 ΔTP とする)と X の比を $\Delta TP/X$ としたときの、BOD 汚泥負荷と $\Delta TP/X$ との関係を図 3. 2. 1 7 に示す。オゾン注入率と $\Delta TP/X$ の相関は認められなかった。

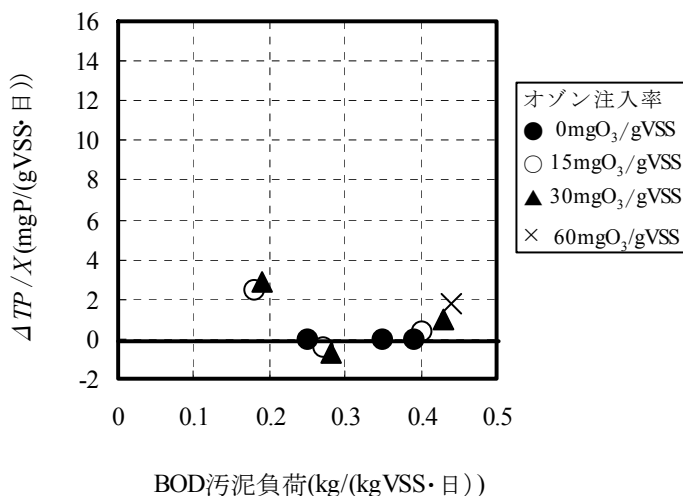


図 3. 2. 1 7 BOD 汚泥負荷と $\Delta TP/X$ の関係

前述したとおり、オゾン注入量により ΔX_R が決まることを報告している。また、図 3. 2. 16 で示したとおりオゾン注入量と ΔTN はほぼ比例関係であることから、 ΔX_R (オゾン処理による汚泥減少量、表 3. 2. 8 参照) と ΔTN にも関係があると考えられる。そこで、 ΔX_R と以下の項目について、関係を整理した。結果を図 3. 2. 18 に示す。

① ΔTN

②オゾン処理による処理水中の有機態窒素増加量(以下、 $\Delta OrgN$ とする)

③オゾン処理による処理水中の NH_4 -N 増加量(以下、 ΔNH_4 とする)

④オゾン処理による処理水中の NO_X -N 増加量(以下、 ΔNO_X とする)

ΔX_R を大きくしても $\Delta OrgN$ および ΔNH_4 は増加しなかった。 ΔNO_X および ΔTN は、 ΔX_R が大きくなるにともない一次的に増加した。これらの結果より、オゾン処理を導入し汚泥発生量を減少させても硝化能力は低下せず、硝化はほぼ 100% 進行する。また、汚泥発生量の減少にともない、処理水の T-N は NO_X -N が主成分で増加する。脱窒処理を追加することで処理水 NO_X -N の増加を抑制できると考えられる。

標準活性汚泥法の場合、 ΔX_R を大きくするに従い ΔTN は増加しており、 ΔX_R 1g あたりの ΔTN は 0.1g であった。本実験での活性汚泥の窒素含有率は約 0.1gN/gVSS であり、汚泥に含まれていた窒素のほぼ全量が処理水側へ移行していると判断される。

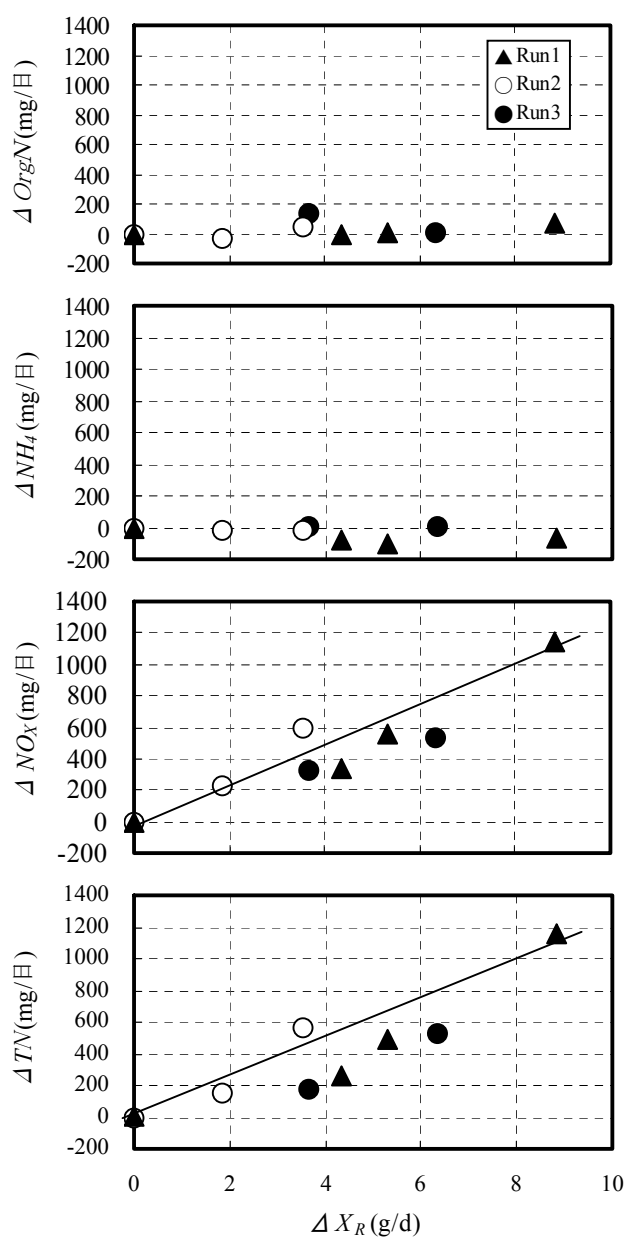


図 3. 2. 18 ΔX_R と処理水中の窒素量の関係

3. 2. 3. 2 実験2：循環型硝化脱窒法での運転

処理水水質(実験期間の平均値±標準偏差)を表3. 2. 12に示す。また、処理水水質の経日変化を図3. 2. 19と図3. 2. 20に示す。

表3. 2. 12 処理水水質 (平均値)(循環型硝化脱窒法)

Run	4				5			
系列	対 照		オゾン		対 照		オゾン	
日 付 (月/日)	6/9-7/21		6/9-7/21		9/6-10/16		9/6-10/16	
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	8.3	0.06	7.9	0.08	7.8	0.39	7.5	0.38
SS (mg/l)	13.2	3.42	7.7	4.05	20.6	11.8	20.7	13.1
S-TOC (mg/l)	5.8	1.18	19.7	2.94	4.1	0.46	28.2	2.62
S-COD _{Mn} ¹⁾ (mg/l)	7.3	0.52	21	2.00	5.1	3.79	34.1	3.74
S-BOD (mg/l)	4.8	0.59	6.6	0.58	1.7	0.99	3.3	1.54
NH ₄ -N (mg/l)	0.12	0.26	0.30	0.17	0.17	0.13	1.63	3.20
NO _x -N (mg/l)	13.7	0.53	15.0	1.21	12.4	3.46	14.8	4.87
Kj-N (mg/l)	1.0	0.11	3.6	0.43	1.5	0.33	7.2	2.86
T-N (mg/l)	14.7	0.49	18.6	0.91	13.9	3.30	22.1	6.90
ΔTN ²⁾ (mg/日)	—	—	140	—	—	—	310	—
S-T-P (mg/l)	1.33	1.02	17.4	1.65	5.1	3.92	21.9	5.92
ΔL (gVSS/日)	—	—	7.34	—	—	—	5.36	—
ΔX ³⁾ (gVSS/日)	5.71	—	-0.62	—	4.87	—	-2.22	—
ΔX_R ⁴⁾ (gVSS/日)	0.00	—	6.33	—	0.00	—	7.09	—

1) COD_{Mn} は NO₂-N 由来の量を除いた値である。

2) オゾン処理による処理水 T-N の増加量。

3) 汚泥発生量

4) 汚泥減少量(対照系列との汚泥発生量の差)

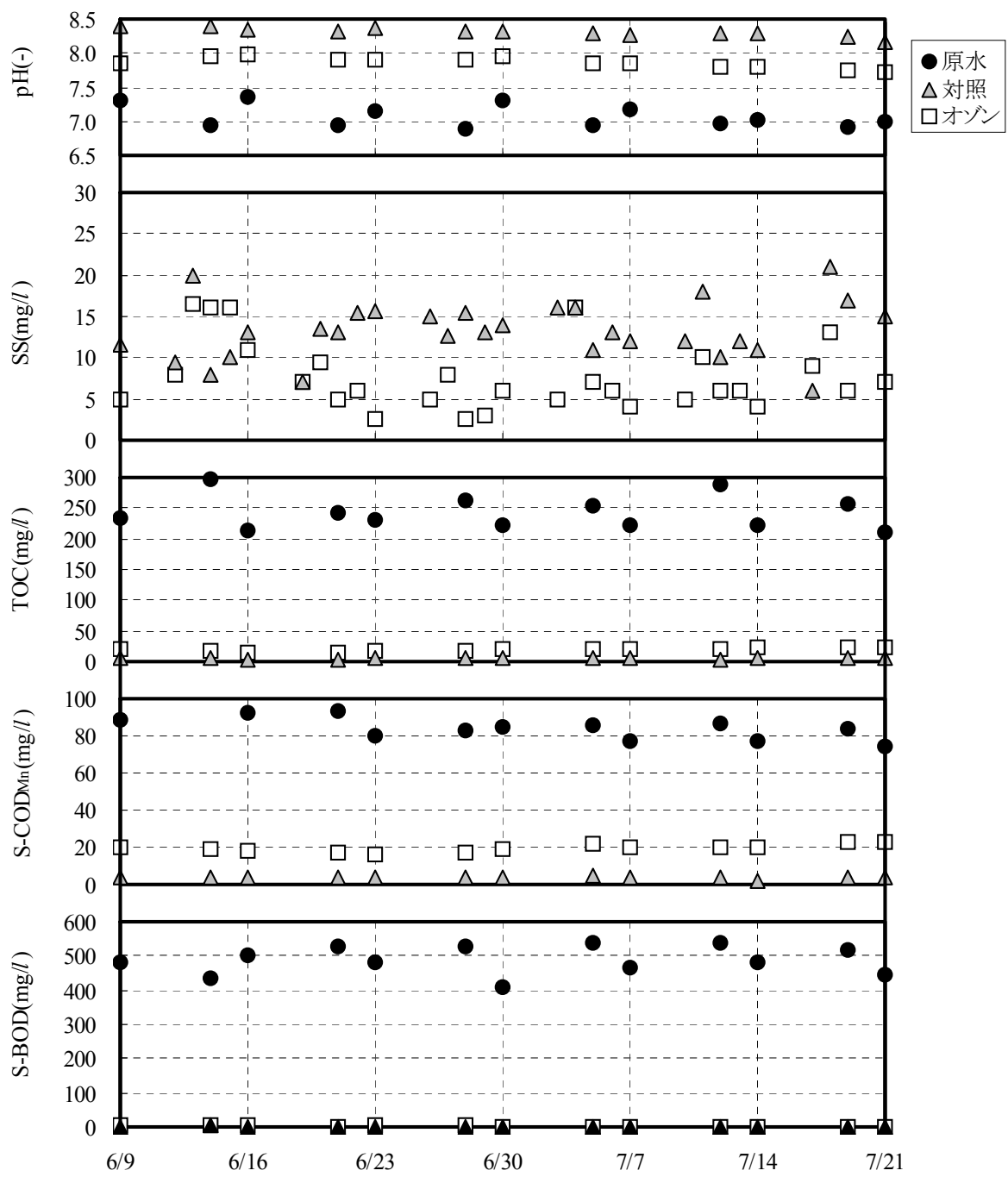


図 3. 2. 19-1 処理水水質の経日変化(Run 4)

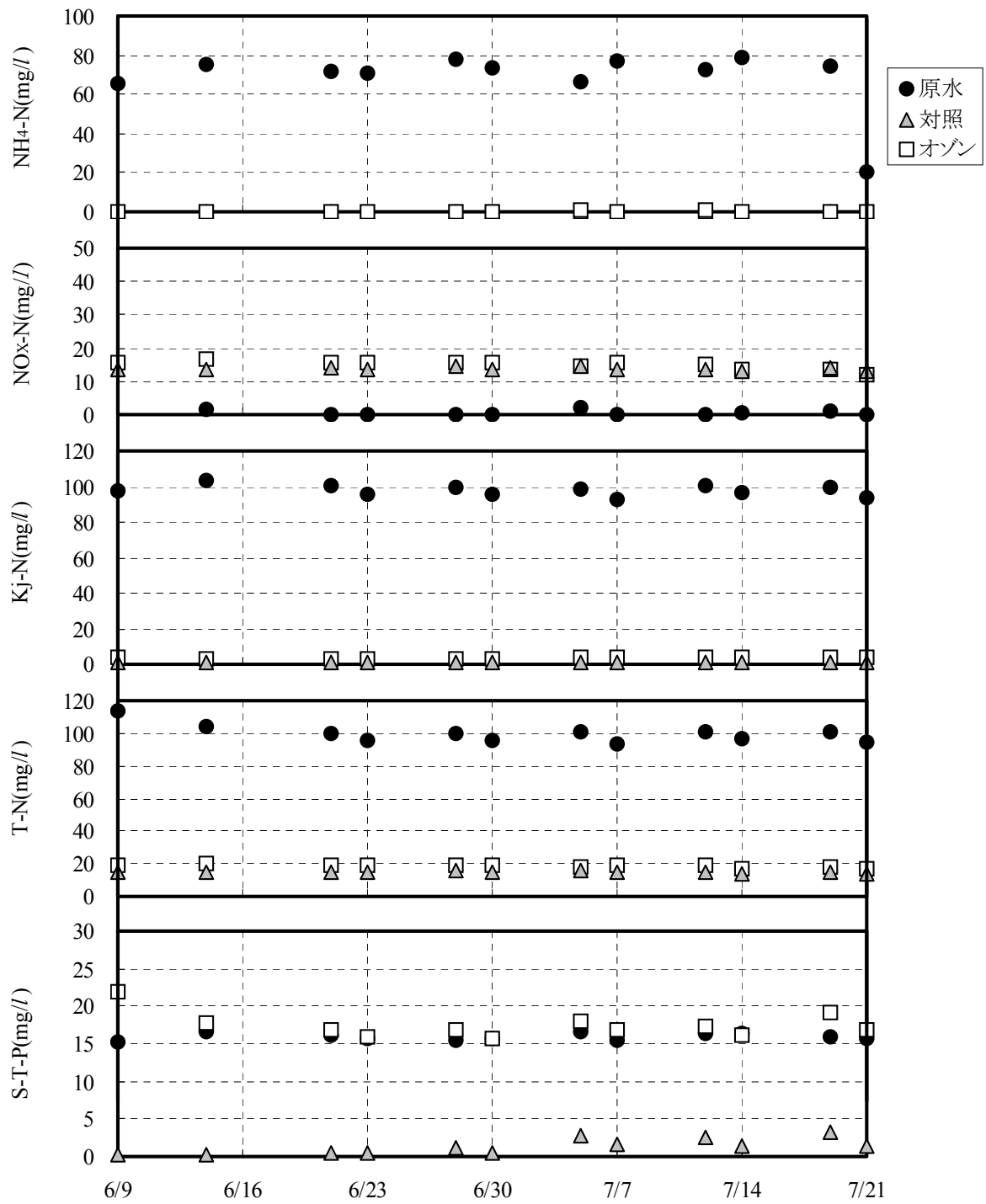


図 3. 2. 19 - 2 処理水水質の経日変化(Run 4)

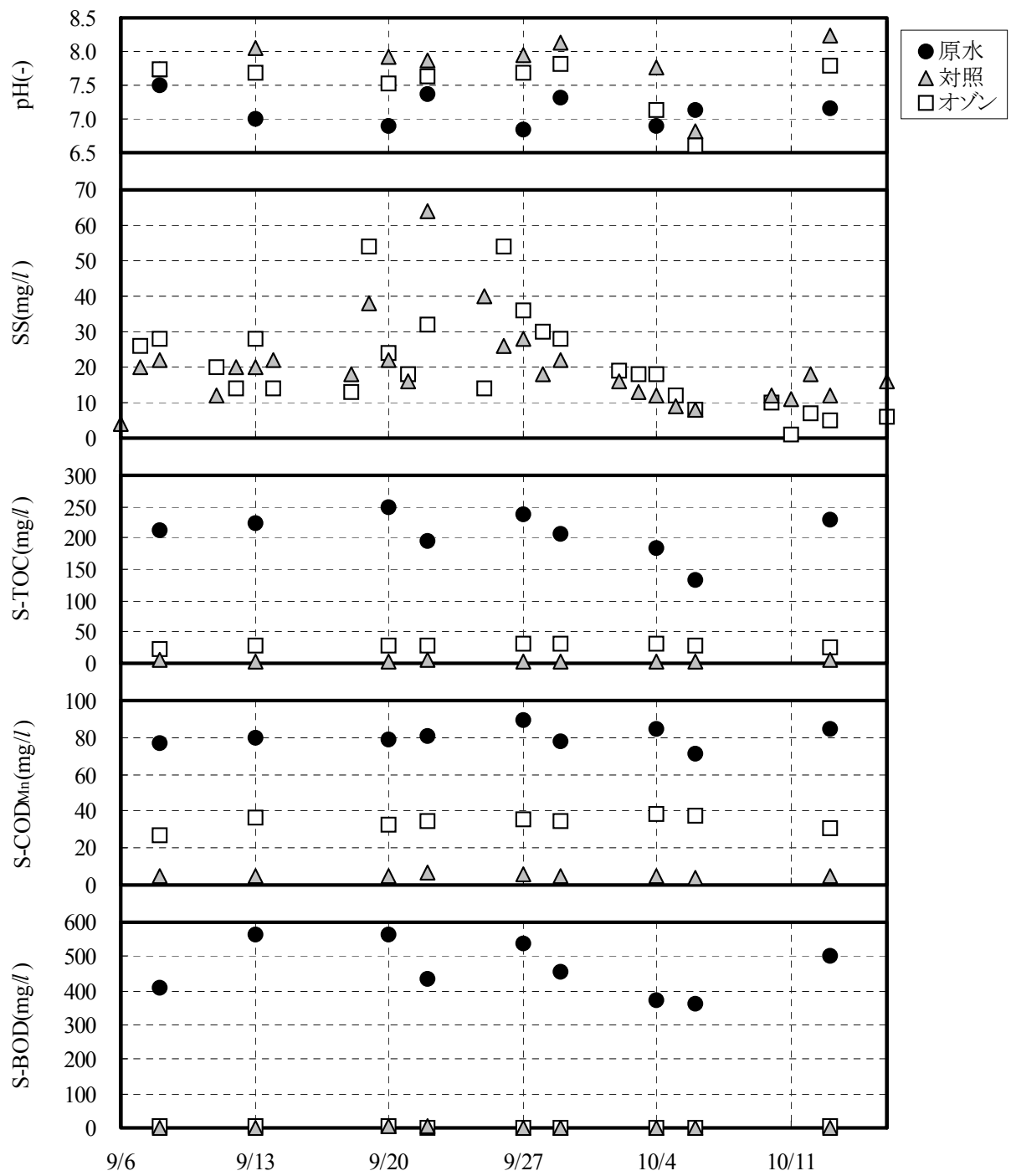


図 3. 2. 20-1 処理水水質の経日変化(Run 5)

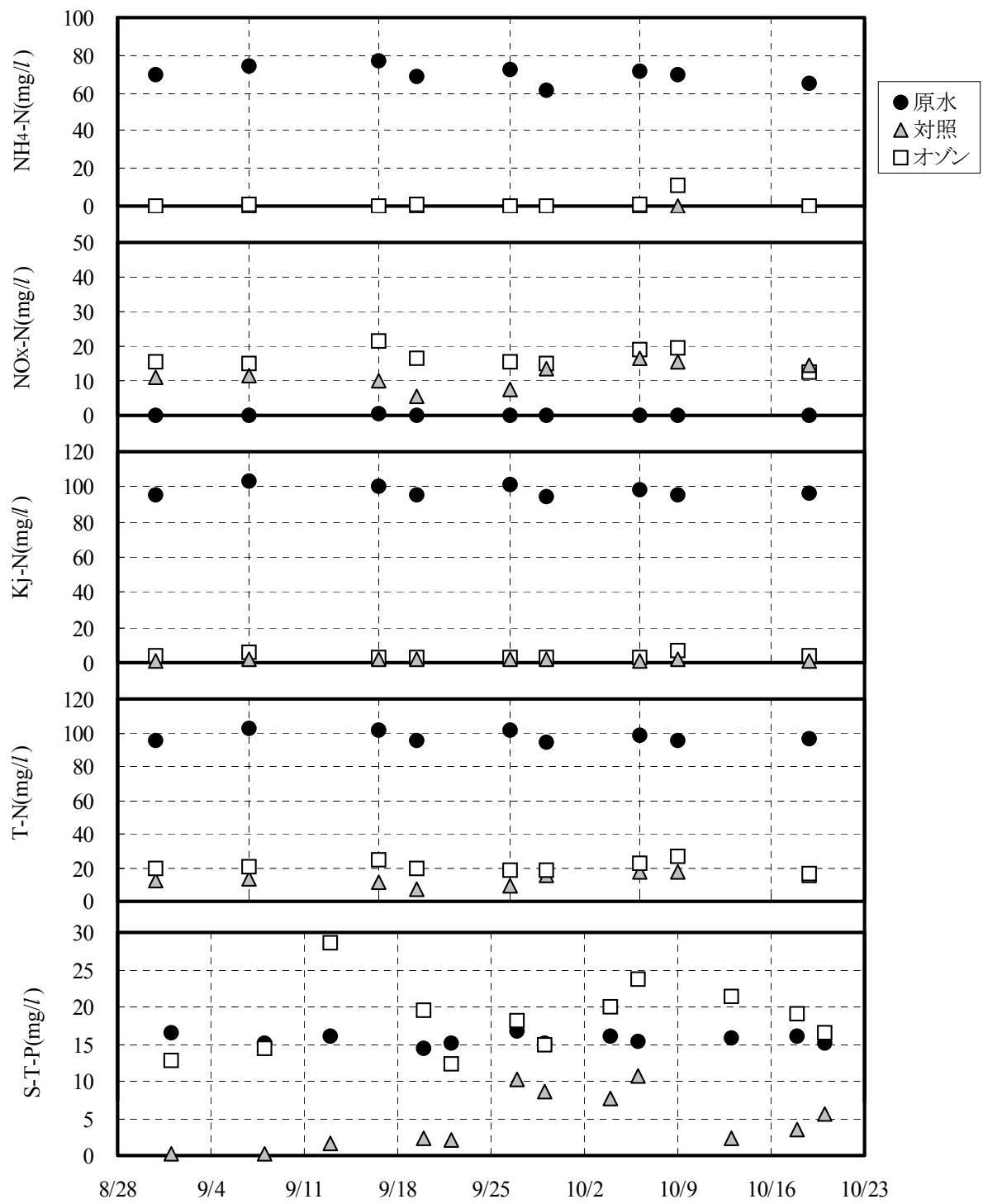


図3. 2. 20-2 処理水水質の経日変化(Run 5)

(1)処理水水質

処理水の SS は、Run 4 においては対照系列の方が 5mg/l 程度高い値を示した。Run 5 ではオゾン系列と対照系列ではほぼ同じ挙動であり、試験 12 日目まではオゾン系列と対照系列共に 30mg/l 以下であったが、試験 13 日目から 23 日目でオゾン系列では 14~54mg/l、対照系列では 16~64mg/l と大きく変動しており、試験 26 日目以降は 20mg/l 以下となった。標準活性汚泥法と循環型硝化脱窒法のオゾン系列を比較すると、標準活性汚泥法ではほぼ 10mg/l 以下で Run 4 は標準活性汚泥法と同レベルであった。Run 5 は 10mg/l を超えることが多数あり、平均値を比較すると循環型硝化脱窒法の方が高かった。Run 5 においてはオゾン系列と対照系列ともに同時期に処理水の SS が高くなっており、オゾン処理を組み込んだことが処理水 SS 増加の原因ではないと考える。原因として沈殿池にて脱窒反応が起こり、汚泥が浮上して処理水へ流出したことが考えられる。標準活性汚泥法と循環型硝化脱窒法の対照系列での平均値を比較するとこれらは同レベルであった。

処理水の S-BOD は、オゾン系列と対照系列共に 5mg/l 以下であった。標準活性汚泥法でもオゾン系列と対照系列共に 5mg/l 以下であり、生物処理の方式により違いは認められなかった。一方、S-TOC および S-COD_{Mn} はオゾン系列が対照系列より高い値を示した。この傾向は標準活性汚泥法でも同様であった。

処理水 NH₄-N は両系列とも 1mg/l 以下であり硝化はほぼ 100%進行していた。処理水 NO_x-N、Kj-N および T-N についてはオゾン系列の方が対照系列より若干高い値であった。しかし、原水に対する窒素除去率は、Run4 ではオゾン系列 81%、対照系列 85%、Run5 ではオゾン系列 77%、対照系列 85%であった。標準活性汚泥法での原水に対する窒素除去率は、対照系列では 70%程度、汚泥発生量を 65%以上減少させたオゾン系列では 35%以下であった。循環型硝化脱窒法の場合、オゾン系列では汚泥発生量はほぼ 0 であるにもかかわらず、対照系列とほぼ同じ窒素除去率であった。

(2)汚泥液化量, 汚泥発生量の比較

Run 4 および 5 での ΔL を表 3. 2. 1 2 に示す。 ΔL は, Run4 では 7.34gVSS/d, Run5 では 5.36gVSS/d であり, オゾン注入量が多い Run5 の方が小さくなった。汚泥あたりのオゾン注入率が Run 4 では 20.8mgO₃/gVSS, Run 5 では 101mgO₃/gVSS である。第 3. 1 章で示したとおりオゾン注入率が高い場合, オゾン処理により生成した溶解性の有機物がオゾンを消費することによりオゾン処理の効率が低下する。そのため, オゾン注入量が多いにもかかわらず Run 5 の方が ΔL が小さくなったと考える。

Run 4 および 5 での系内汚泥増加量の変化量と引き抜き汚泥量, 処理水中の SS 量および分析のためにサンプリングした汚泥量から汚泥発生量(ΔX)を求めた。 ΔX を図 3. 2. 2 1 に示す。参考までに好気槽あたりの BOD 汚泥負荷を Run4 および 5 と同じに設定した Run 3 での結果を併記する。 ΔX は, Run 4 の対照系列で 5.71gVSS/d, オゾン系列で-0.62gVSS/d, Run4 の対照系列で 4.87gVSS/d, オゾン系列で-2.22gVSS/であり, オゾンの注入を行うことにより汚泥は発生しなくなり系内の汚泥が減少した。また, 好気槽内の汚泥の VSS 含有率は, Run 4 の対照系列では 79.6%, オゾン系列では 92.6%, Run 5 の対照系列では 79.0%, オゾン系列では 87.0%であり, オゾン処理を組み込むことで VSS 含有率が高くなった。好気槽内の汚泥のりん含有率が, Run4 の対照系列では 57.1mgP/gVSS, オゾン系列では 16.7mgP/gVSS, Run5 の対照系列では 76.2mgP/gVSS, オゾン系列では 36.8mgP/gVSS であり, オゾン処理を組み込むことで汚泥中のりんが減少したことが VSS 含有率上昇の原因と判断した。

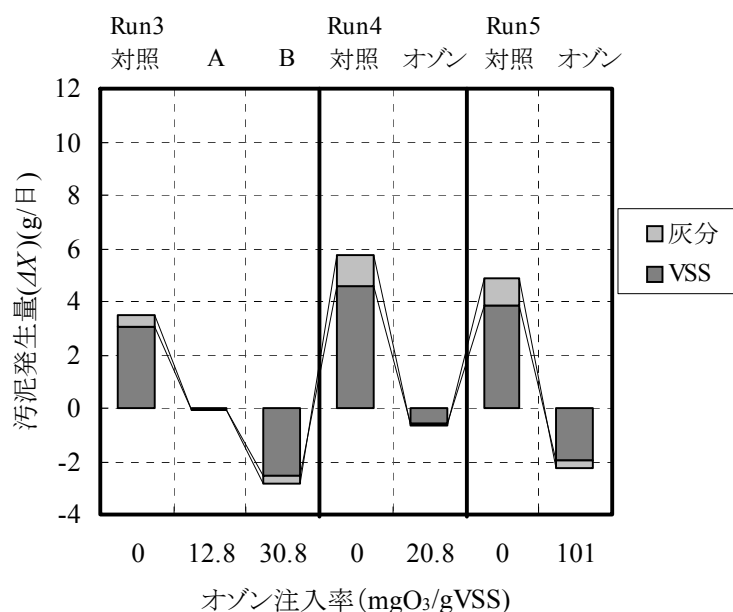


図3. 2. 2 1 Run1 での汚泥発生量の比較

図3. 2. 22にRun1~5でのオゾン注入率と汚泥収率との関係を示す。Run4はBOD汚泥負荷がほぼ0.2kg/(kgVSS・日)であるRun3のグラフ上に、Run5はBOD汚泥負荷がほぼ0.3kg/(kgVSS・日)であるRun2のグラフの延長上になっていた。オゾン系列のBOD汚泥負荷は、Run4では0.20kg/(kgVSS・日)、Run5では0.32kg/(kgVSS・日)であり、生物処理の方式が異なっても原水組成とBOD汚泥負荷

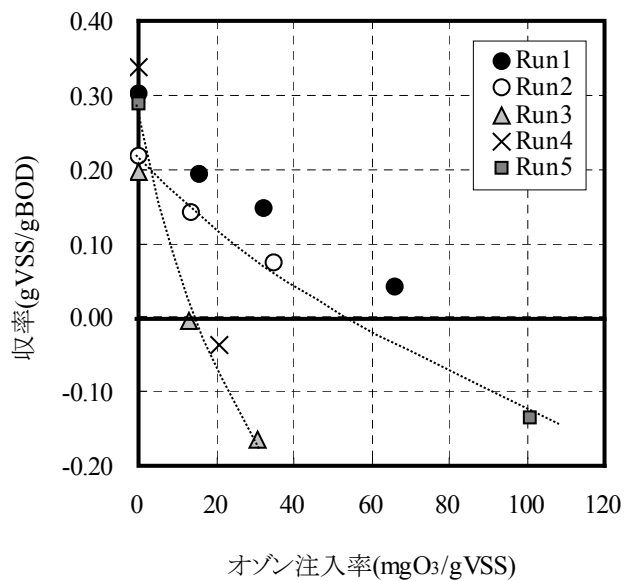
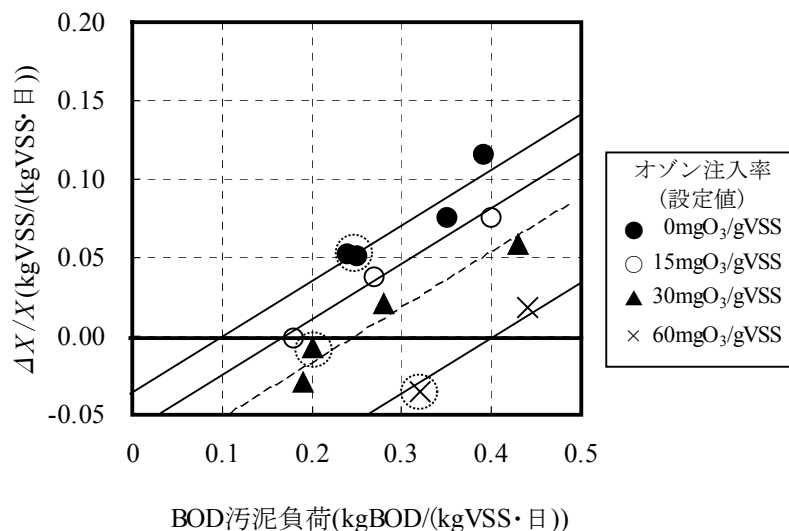


図3. 2. 22 オゾン注入率と汚泥収率との関係

荷が同じであれば、汚泥収率が0となるオゾン注入率は同じであると考えられる。

各RunでのBOD汚泥負荷(L_s)と汚泥発生量(ΔX)/好気槽汚泥量(X)(比増殖速度:以下 $\Delta X/X$ とする)の関係を図3. 2. 23に示す。図中の点線の丸で囲んだ点がRun4および5の結果である。Run1~3でのこれらの関係とRun4および5でのこれらの関係はほぼ一致しており、生物処理の方式が異なっても原水組成が同じであれば同様の傾向となると判断できる。



注：点線の丸で囲んだ点がRun4および5の結果

図3. 2. 23 BOD汚泥負荷と汚泥発生量の関係

(3)汚泥液化量と汚泥減少量の関係

Run4および5のオゾン反応槽における汚泥の液化量を調査し、汚泥減少量との関係を求めた。オゾン注入量(A_{O_3})に対する汚泥液化量(ΔL)を図3. 2. 24に、オゾン注入量と汚泥減少量(ΔX_R)の関係を図3. 2. 25に、汚泥液化量(ΔL)と汚泥減少量(ΔX_R)との関係を図3. 2. 26に示す。これらのグラフには、Run 1～Run 3での結果を併記する。

A_{O_3} と ΔL との関係(図3. 2. 24)では、Run 4および Run 5の結果はオゾン注入量が多いRun 5の ΔL が小さく Run 1～Run 3の直線からは若干はずれていた。 A_{O_3} と ΔX_R との関係(図3. 2. 25)と ΔL と ΔX_R との関係(図3. 2. 26)では、Run 4および Run 5の結果は Run 1～Run 3と同傾向であった。

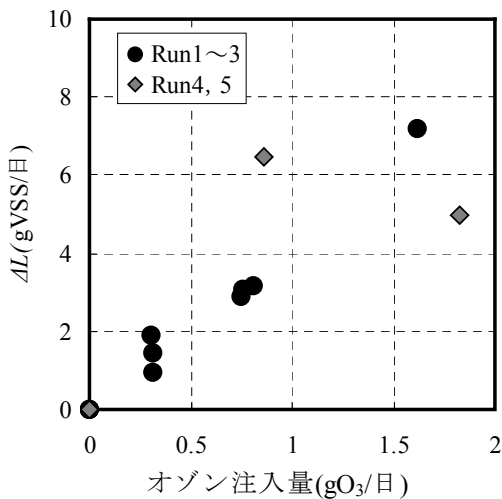


図3. 2. 24 オゾン注入量と汚泥液化量の関係

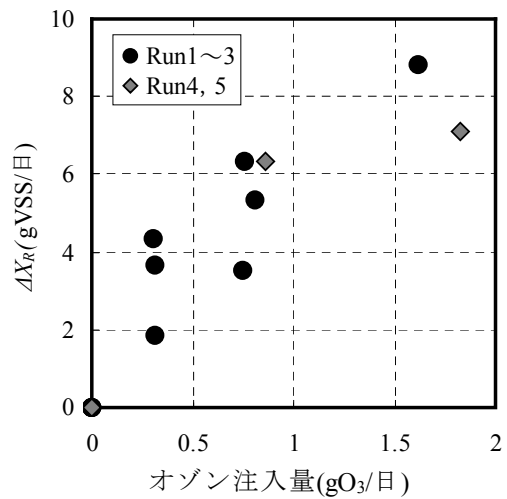


図3. 2. 25 オゾン注入量と汚泥減少量の関係

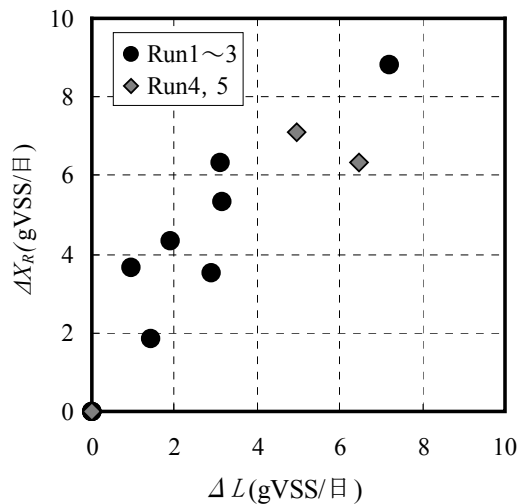


図3. 2. 26 汚泥液化量と汚泥減少量の関係

(4)汚泥減少量と処理水 S-TOC, S-COD_{Mn} の関係

Run 4 および Run 5 のオゾン系列での汚泥減少量に対する処理水中の S-TOC および S-COD_{Mn} の増加量を好気槽汚泥量に対する割合として求めた。結果を図 3. 2. 27 と図 3. 2. 28 に示す。なお、前述の Run 1 から Run 3 と同様に、S-TOC および S-COD_{Mn} の増加量は対照系列とオゾン系列の処理水中の S-TOC と S-COD_{Mn} の差とした。Run 1 ~ Run 3 での結果も併記する。

Run 4 および Run 5 の結果はほぼ Run 1 から Run 3 のグラフと一致しており、原水の組成が同じであれば生物処理方式を循環型硝化脱窒法としても汚泥減少量あたりの処理水の S-TOC および S-COD_{Mn} と増加は同程度になると判断した。

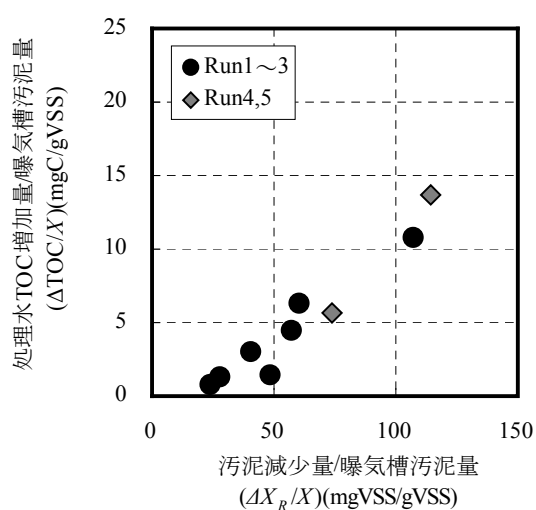


図 3. 2. 27 汚泥減少量と処理水 S-TOC 増加量の関係

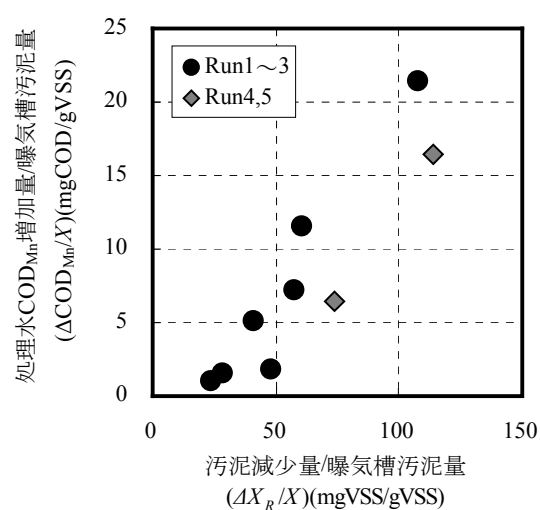


図 3. 2. 28 汚泥減少量と処理水 S-COD_{Mn} 増加量の関係

(5)オゾン処理を組み込んだ場合の処理水 T-N と T-P の挙動

オゾン処理による処理水 T-N の増加量(以下、 ΔTN とする)と X の比を $\Delta TN/X$ としたときの、BOD 汚泥負荷と $\Delta TN/X$ との関係を図 3. 2. 29 に示す。図中の点線の丸で囲んだ点が Run 4 および 5 の結果である。

同じオゾン注入率の結果を比較すると生物処理を循環型硝化脱窒法とした Run 4 および Run 5 が標準活性汚泥法の Run 1 から Run 3 よりも $\Delta TN/X$ が小さくなった。生物学的窒素除去を行うことでオゾン処理を組み込むことによる処理水の窒素濃度の上昇は抑制できると判断できる。

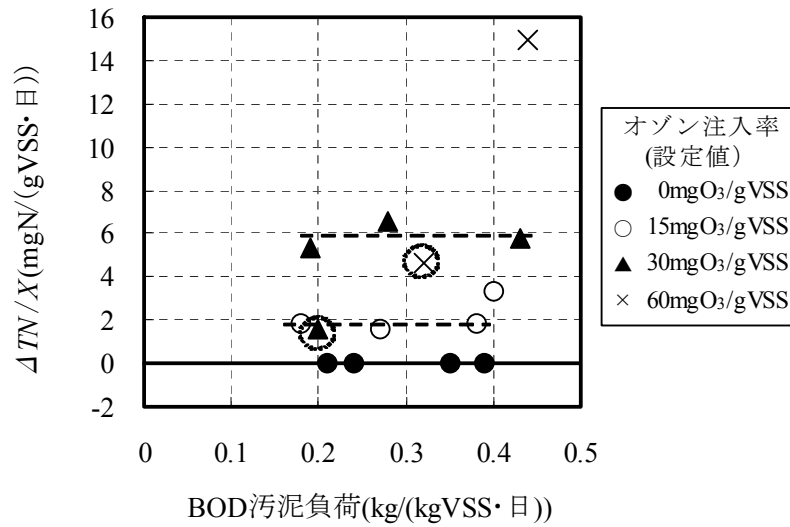


図3. 2. 29 BOD 汚泥負荷と $\Delta TN/X$ の関係

同様に、オゾン処理による処理水 T-P の増加量(以下、 ΔTP とする)と X の比を $\Delta TP/X$ としたときの、BOD 汚泥負荷と $\Delta TP/X$ との関係を図3. 2. 30に示す。Run 1 から Run 3の結果に比べて Run 4 および Run 5 の結果は大きかった。前述したとおり Run 4 および Run 5 の好気槽の活性汚泥のりん含有率は対照系列に比べてオゾン系列が低く槽内へのりんの蓄積量が減少していたこと、オゾン処理より余剰汚泥が削減され余剰汚泥引抜により系外に排出されていたりんが処理水側へ移行したことが $\Delta TP/X$ の大きくなった原因と考えられる。

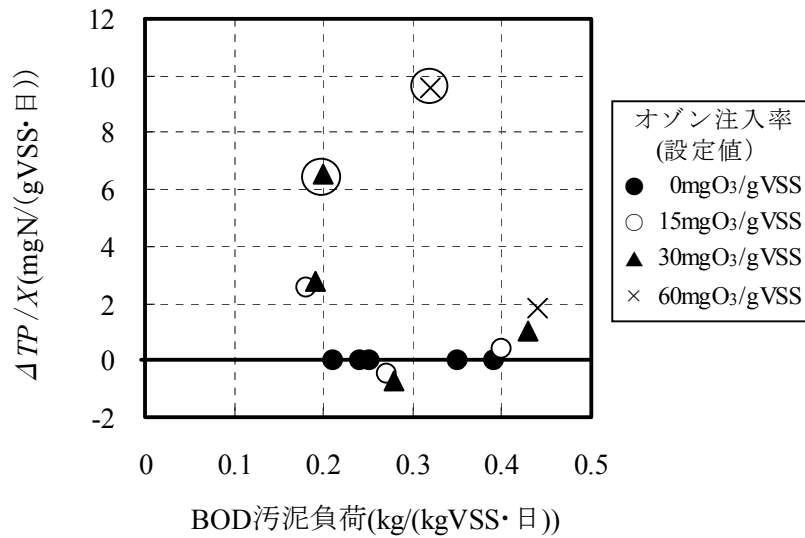


図3. 2. 30 BOD 汚泥負荷と $\Delta TP/X$ の関係

Run 4 および Run 5 についても ΔX_R と以下の項目について、関係を整理した。結果を図 3. 2. 3 1 に示す。Run 1 から Run 3 の結果も併記する。

① ΔTN

② オゾン処理による処理水中の有機態窒素増加量(以下、 $\Delta OrgN$ とする)

③ オゾン処理による処理水中の NH_4-N 増加量(以下、 ΔNH_4 とする)

④ オゾン処理による処理水中の NO_x-N 増加量(以下、 ΔNO_x とする)

Run 4 および Run 5 でも ΔX_R を大きくしても $\Delta OrgN$ および ΔNH_4 は増加しなかった。 ΔNO_x および ΔTN は、Run 1 から Run 3 では ΔX_R が大きくなるにともない一次的に増加していたが、Run 4 および Run 5 ではほとんど増加していなかった。

オゾン処理を行ったとき ΔX_R がほぼ同じであった標準活性汚泥法と循環型硝化脱窒法の ΔTN の比較を行った。標準活性汚泥法の Run 3 では原水流量が 35.3l/d で、処理水 T-N はオゾン B 系列で 29.7mg/l であり、対照系列で 5.70mg/l であることから ΔTN は 520mg/d であった。循環型硝化脱窒法の Run 4 では原水流量が 35.1l/d で、処理水 T-N はオゾン系列で 18.6mg/l であり、対照系列で 14.7mg/l であることから ΔTN は 140mg/d であった。循環型硝化脱窒法では、標準活性汚泥法に比べて ΔTN が低くなっていた。前述のとおり、標準活性汚泥法では ΔX_R 1g あたりの ΔTN は 0.1g であった。一方、循環型硝化脱窒法での ΔX_R は 6.33gVSS/d であることから、 ΔX_R 1g あたりの ΔTN は 0.03g であった。これらの結果より、汚泥発生量の減少に伴う処理水への窒素の流出量は、脱窒槽を組み込むことにより低下すると判断できる。

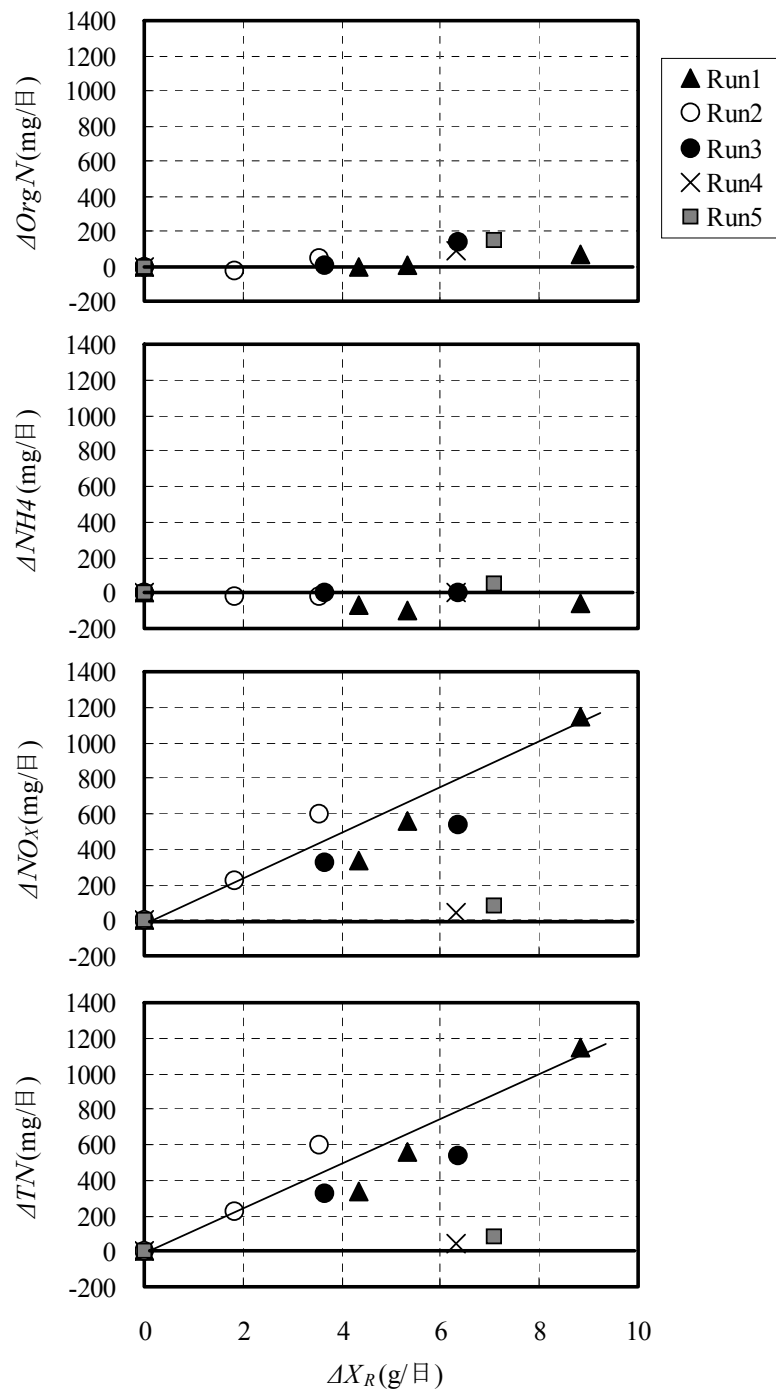


図3. 2. 3 1 ΔX_R と処理水中の窒素量の関係

3. 2. 3. 3 物質収支からみた炭素および窒素の挙動

Run 1 から Run 5 での炭素の物質収支を図 3. 2. 3 2 に、窒素の物質収支を図 3. 2. 3 3 に示す。炭素の SS は汚泥転換分(処理中の SS も含む引抜と系内増加分), D は処理水として流出した溶解性成分(1 μ m 未満), CO₂ はガスとして揮散した分で流入から SS 分と D 分を引いた量である。窒素の汚泥転換分(処理中の SS も含む引抜と系内増加分), D は処理水として流出した溶解性成分(1 μ m 未満), N₂ はガスとした揮散した分で流入から SS 分と D 分を引いた量である。図中の汚泥転換分は実際の汚泥発生量中に含まれる炭素および窒素量を記載してある。

炭素の処理水として流出した溶解性成分量は対照系列に比べてオゾン系列では増加していた。オゾン系列での増加量(対照系列とオゾン系列の差)は標準活性汚泥法(Run2)のオゾン A 系列で 0.05g/d, B 系列で 0.24g/d, 循環型硝化脱窒法(Run4)のオゾン系列で 0.49g/d であった。Run1~5 におけるオゾン系列での増加量はオゾン処理での液化量の 1~22% であり, オゾン処理により基質化される炭素量の大部分(78~99%)は生物反応にて分解されていた。この処理水流出量の増加分は, 汚泥減容化を行わない場合は余剰汚泥として生物処理系外に排出される難分解性の有機物であると考えられる。

窒素の処理水として流出した溶解性成分量は, 大部分が NO_x-N であり溶解性成分中の NO_x-N の割合は対照系列では 56~99%, オゾン系列では 75~96% であった。また, Run 1 のオゾン C 系列を除き NO_x-N の大部分は NO₃-N であり対照系列では 74~96%, Run1 の C 系列を除いたオゾン系列では 77~99% であった。Run1 の C 系列はオゾン処理でのオゾン注入率が高いため, 亜硝酸酸化細菌へのダメージが他のオゾン系列に比べて大きくなっている可能性が考えられる。対照系列とオゾン系列にて溶解性成分量を比較すると, 対照系列に比べてオゾン系列では増加しており, オゾン系列での増加量(対照系列とオゾン系列の差)は, 標準活性汚泥法(Run2)の A 系列で 0.22g/d, B 系列で 0.67g/d, 循環型硝化脱窒法(Run4)のオゾン系列で 0.06g/d であった。標準活性汚泥法である Run1~3 でのオゾン系列での増加量はオゾン処理での液化量の 1~2 倍程度であり, オゾン処理による負荷増加分は, そのまま処理水側へ移行している。一方, 循環型硝化脱窒法である Run4 および Run5 ではオゾン系列での増加量はオゾン処理での液化量の 10% 程度であり, オゾン処理での液化量よりもオゾン系列での溶解性成分の増加量の方が小さかった。オゾン系列は対照系列に比べ, N₂ としての揮散量が増加していることから, オゾン処理による窒素負荷の増加分は脱窒槽を追加することにより除去できることを示している。

オゾン系列は, オゾン反応槽からの流入により生物処理の窒素流入量が増加しているにもかかわらず, 表 3. 2. 6 に示したとおり処理水窒素の大部分は NO_x-N であった。このことから, オゾン系列での硝化量の方が対照系列に比べ多いと言える。J.VAN LEEUWEN⁶⁾や栗林ら⁷⁾は活性汚泥処理にオゾン処理を組み込んだ方が硝化は進行すると報告しており, 今回も同様の傾向であった。Run1~5 において, オゾン処理を組み込んだ場合はオゾン処理での不活性となった微生物量も引抜分とし

てSRTを算出するとオゾン系列では1.6～13.7日となり対照系列の8.2～31.1日比べて短くなる(注)。オゾン系列においても硝化が良好に進行していることから、オゾン処理で不活性となった微生物の大部分は生物処理槽内で活性が回復しておりオゾン系列のSRTも余剰汚泥引抜量のみから算出してよいと考える。オゾン系列でのSRTも余剰汚泥引抜量のみから算出するとRun1～5において19日以上となる。対照系列に比べオゾン系列のSRTが長く生物処理槽内への硝化菌が保持されやすくなっているため、硝化は問題なく進行し硝化型になると推察される。

オゾン反応槽からの流入量のうち80%以上は生物処理にて利用可能な炭素であり、オゾン反応槽から流入する生物処理に利用可能な炭素量とオゾン反応槽からの窒素流入量の比は3.4以上となった。この結果より、オゾン処理による窒素増加分を脱窒するのに十分な量の炭素がオゾン処理にて生成しており、外部から炭素を供給しなくても100%脱窒することは可能であると考えられる。

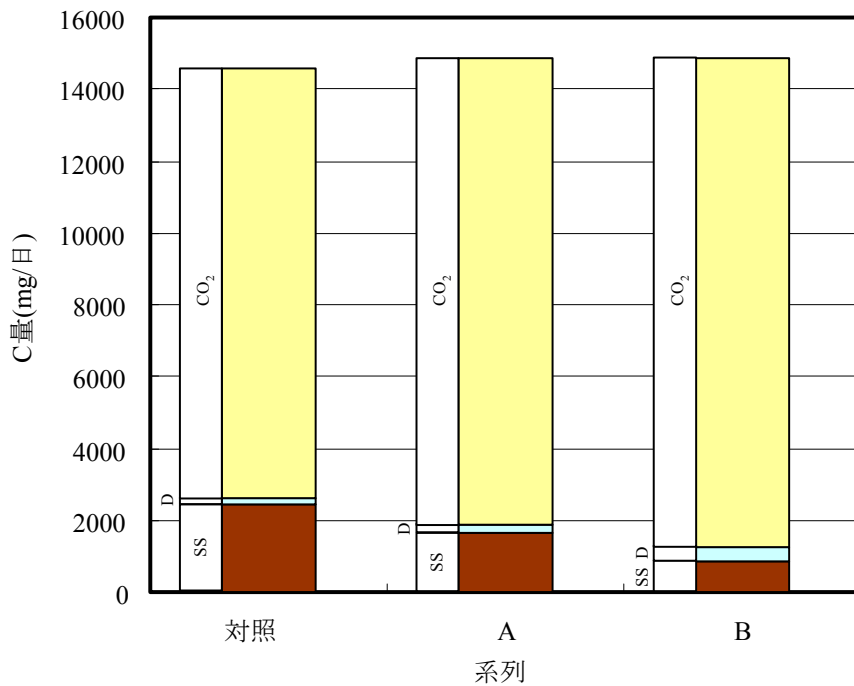
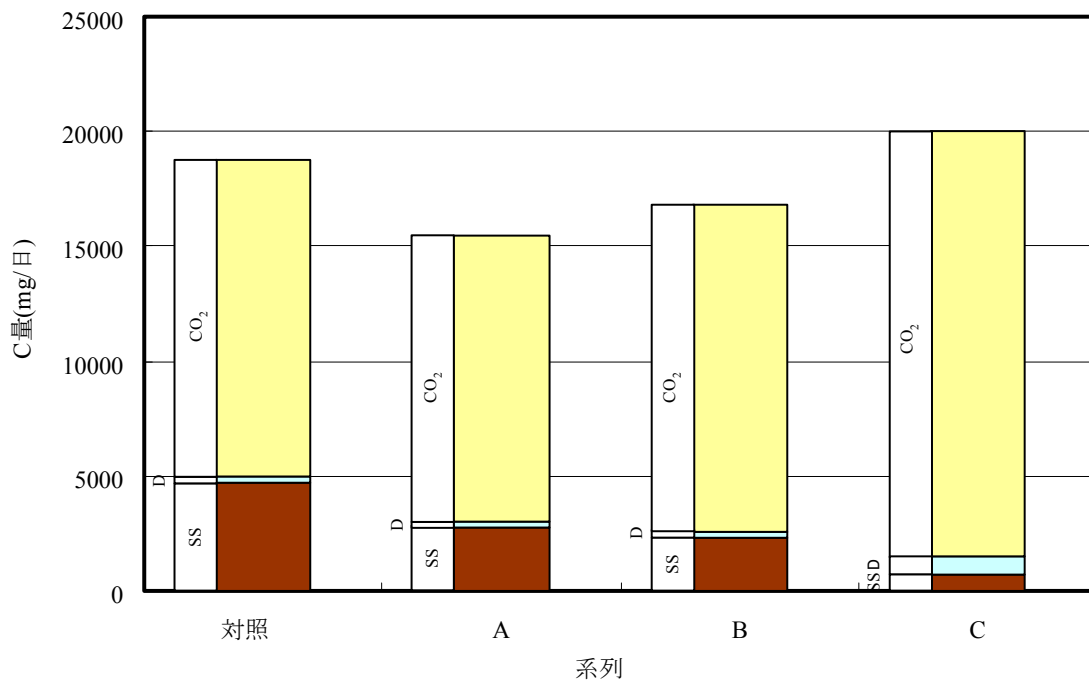
以上の結果より、標準活性汚泥法では、オゾン処理で余剰汚泥の減容を行うと、液化した活性汚泥に含まれていた窒素が処理水側へ移行し、処理水窒素量はオゾン処理を組み込むことで削減した汚泥に含まれていた量とほぼ同量、増加することが判明した。ちなみに、標準活性汚泥法であるRun1～3ではオゾン系列の処理水窒素量は220～1230mg/d増加しており、処理水窒素濃度は6～27mg/l高くなった。また、生物処理に循環型硝化脱窒法などの生物学的窒素除去法を用いることで、余剰汚泥削減による窒素負荷増加分は、脱窒反応により窒素ガスとして系外へ排出されるため、処理水の窒素濃度上昇を防止できることが明らかとなった。ちなみに、生物学的脱窒法であるRun4およびRun5ではオゾン系列の処理水窒素量は60～91mg/d増加しており、処理水窒素濃度は1.5～5.6mg/Lの上昇であった。

注)オゾン処理により不活性となった汚泥量を考慮したSRTは下記の様に算出した。オゾン処理による汚泥死滅率は回分試験より求めた数値を用いた。

$$SRT(\text{日}) = \frac{X}{\Delta X_E + k_{IN} \cdot T} \quad (3-6)$$

ここで

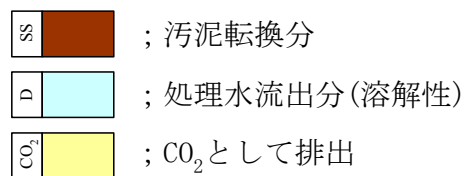
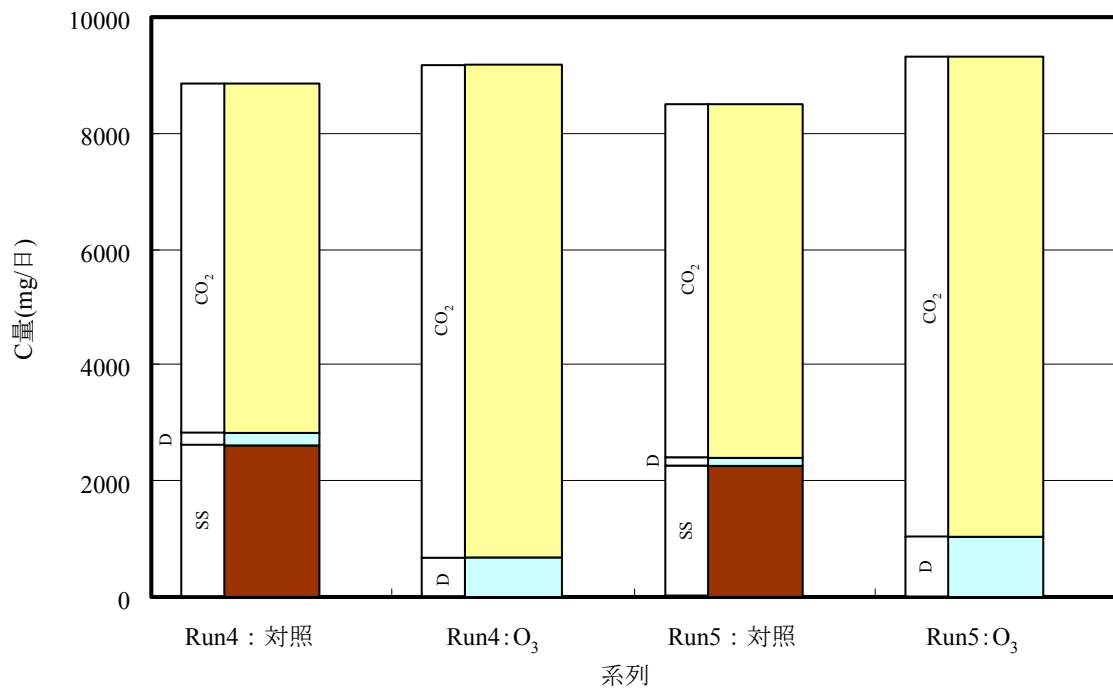
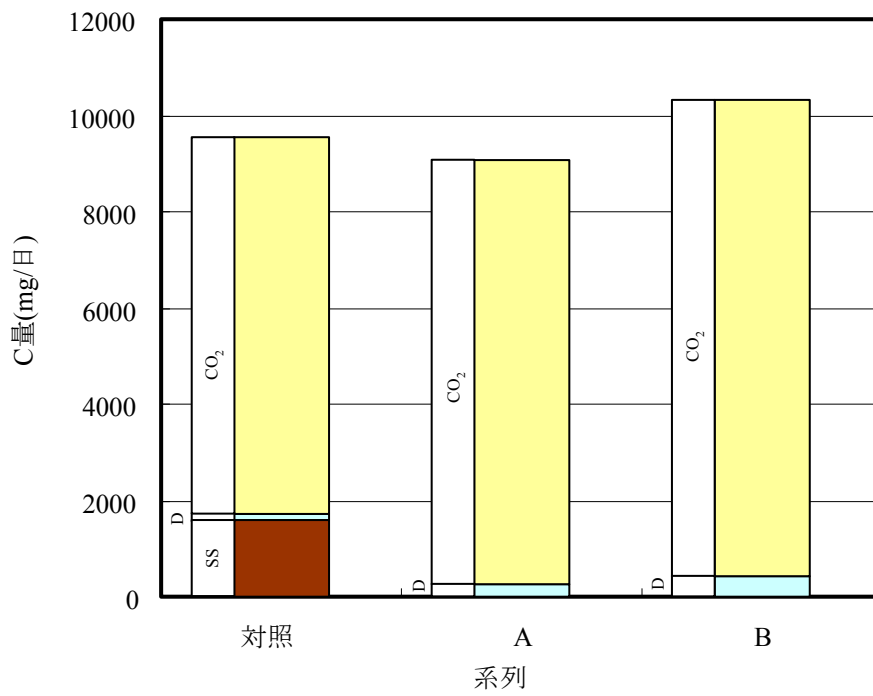
- ΔX_E : 余剰汚泥発生量(gVSS/日)
- k_{IN} : オゾン処理による汚泥死滅率(%)
- T : オゾン処理汚泥量(gVSS/日)
- X : 系内汚泥量(gVSS)



- SS ; 汚泥転換分
- D ; 処理水流出分(溶解性)
- CO₂ ; CO₂として排出

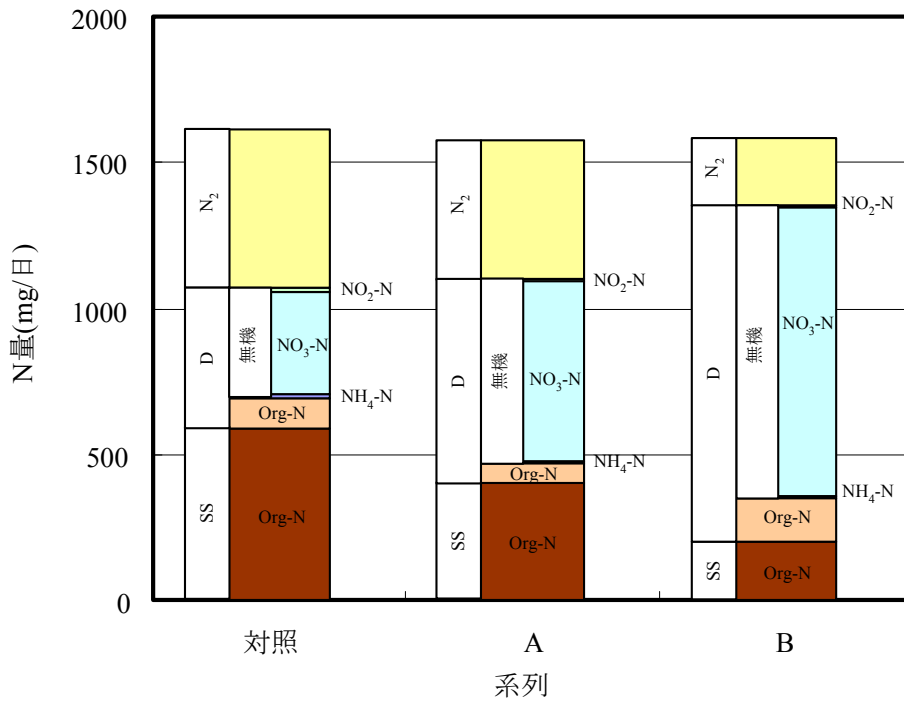
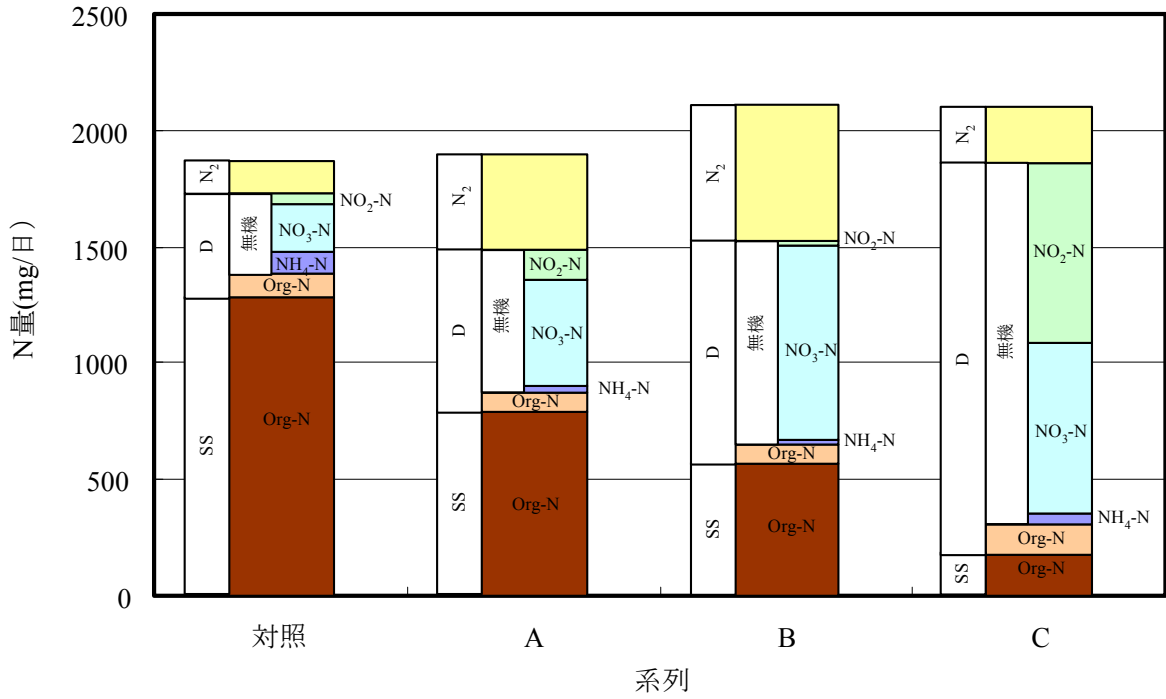
注 ; CO₂として排出した C 量(mg/日)=流入 C 量(mg/日)-汚泥転換分 C 量(mg/日)-処理水流出分 C 量(mg/日)

図 3. 2. 3 2 - 1 炭素の窒素の物質収支 (上 : Run 1, 下 : Run 2)

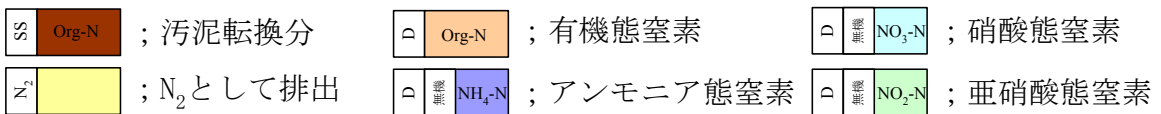


注 ; CO₂として排出した C 量(mg/日)=流入 C 量(mg/日)-汚泥転換分 C 量(mg/日)-処理水流出分 C 量(mg/日)

図 3. 2. 3 2 - 2 炭素の物質収支 (上 : Run 3, 下 : Run 4 および Run 5)

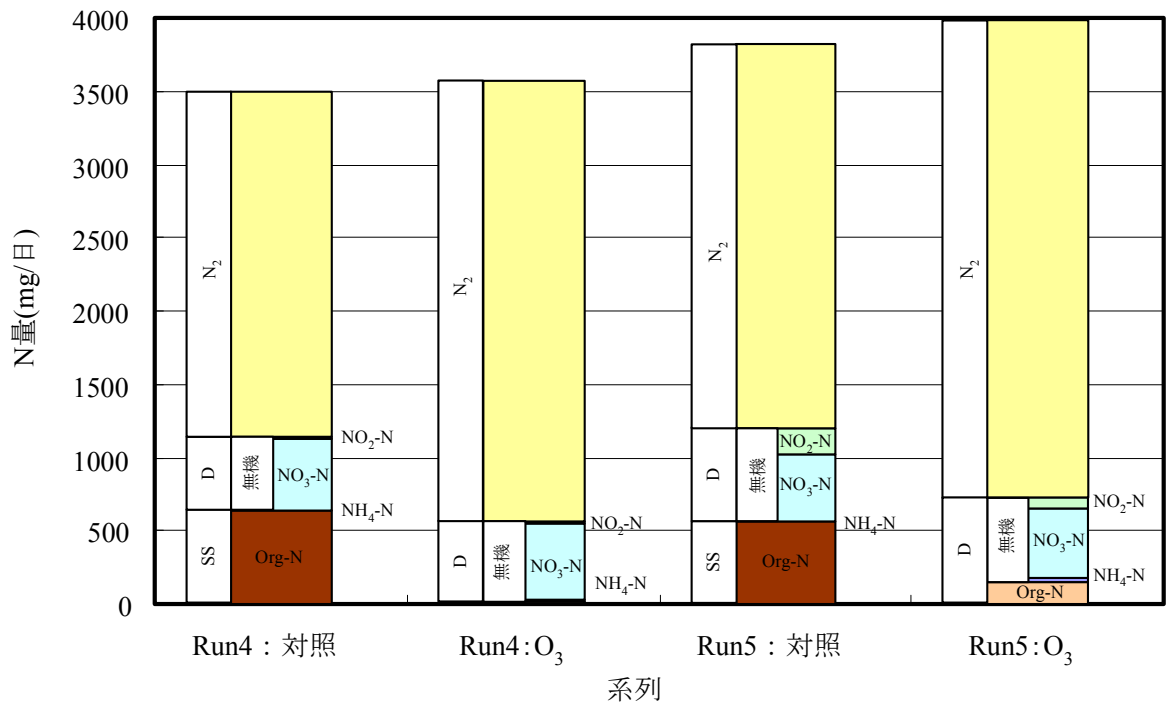
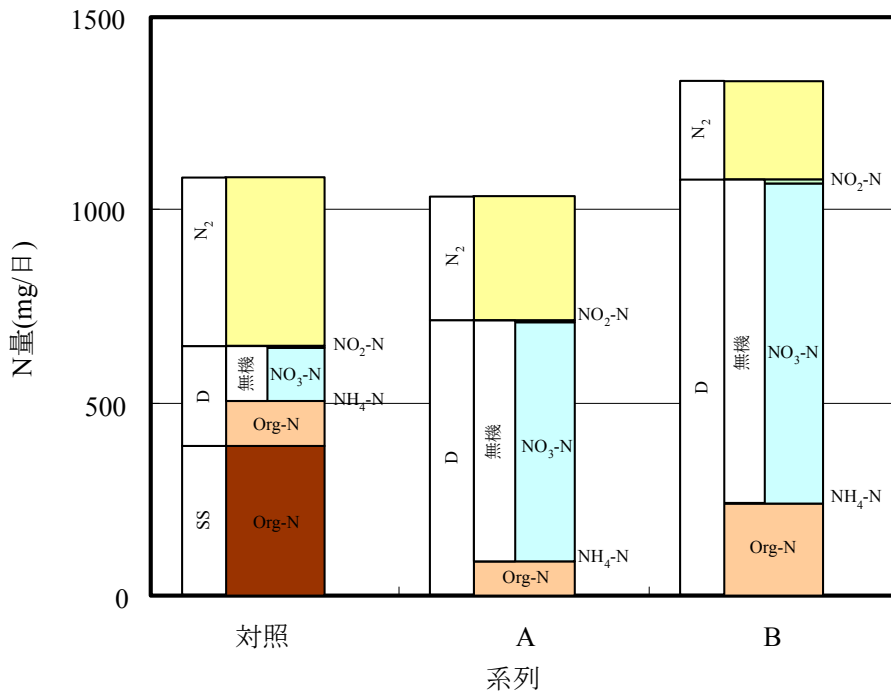


処理水流出分(溶解性)

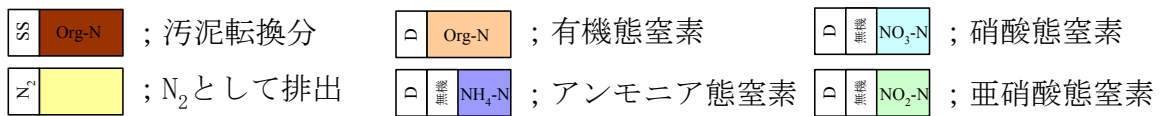


注 ; N₂として排出した N 量 mg/日)=流入 N 量(mg/日)-汚泥転換分 N 量(mg/日)-処理水流出分 N 量(mg/日)

図 3. 2. 33-1 窒素の物質収支 (上 : Run 1, 下 : Run 2)



処理水流出分(溶解性)



注 ; N₂として排出した N 量 (mg/日) = 流入 N 量 (mg/日) - 汚泥転換分 N 量 (mg/日) - 処理水流出分 N 量 (mg/日)

図 3. 2. 33-2 窒素の物質収支 (上 : Run 3, 下 : Run 4 および Run 5)

3. 2. 4 結語

第3. 1節での活性汚泥の半回分式オゾン処理試験結果をもとに、本節では半回分式オゾン処理を組み込んだ標準活性汚泥法および循環型硝化脱窒法の連続試験を実施した。得られた知見を以下に示す。

- (1) オゾン注入量を大きくすると汚泥液化量(ΔL)および汚泥減少量(ΔX_R)は増加しており、汚泥液化量(ΔL)/オゾン注入量=4.2, 汚泥減少量(ΔX_R)/オゾン注入量=6.1 となった。また、BOD 汚泥負荷が変動しても汚泥液化量と汚泥減少量は比例関係であり、本実験ではオゾン処理直後の汚泥液化量(ΔL)で見た場合、 $\Delta X_R/\Delta L=1.4$ となった。曝気槽での攪拌と希釈による液化も含めた汚泥液化量(ΔL_{12h})では、 $\Delta X_R/\Delta L_{12h}=0.8$ となった。
- (2) オゾン処理を組み込むことにより活性汚泥処理水の S-BOD はほとんど増加しないものの S-TOC および S-COD_{Mn} の増加が認められた。処理水 S-TOC および S-COD_{Mn} は、1日あたり汚泥減少量が好気槽汚泥量の 20mgVSS/gVSS 以下ではほとんど増加せず、20mgVSS/gVSS 以上の場合、汚泥減少量の増加に伴い増加量が大きくなっており、S-TOC で汚泥減少量 1g あたり 9.9mgTOC/gVSS および S-COD_{Mn} で汚泥減少量 1g あたり 19mgCOD_{Mn}/gVSS 増加した。また、オゾン処理を組み込むことにより、生物処理への炭素および窒素の流入量が増加し、これが生物処理への負荷増加となるが、炭素増加の大部分は生物処理で分解されていた。処理水の炭素した増加量はオゾン処理での液化炭素量の 1~22%であった。処理水 T-P は増加する場合としない場合があった。
- (3) 標準活性汚泥法では、オゾン反応槽から流入する窒素のほぼ全量が処理水側へと移行する結果であった。これに対し、循環型硝化脱窒法においては生物処理での窒素ガス化量が増加しており、オゾン処理からの増加分は脱窒反応により窒素ガスとして系外へ排出されていた。また、オゾン処理により増加した窒素を脱窒するのに十分な量の炭素がオゾン処理にて生成しており、外部から炭素を供給しなくても 100%脱窒可能である。
- (4) オゾンによる汚泥減容化を実施する場合、処理水による放流水域の富栄養化を防止する観点から、脱窒工程を組み込むことは必須であると判断した。さらに、処理水 NO_x-N が高いと、沈殿池にて脱窒反応が進行し固液分離が困難になることが懸念される。この点からも脱窒工程は必要であると考えられる。

3. 3 オゾン処理汚泥量と汚泥発生量・処理水水質等との関係

3. 3. 1 実験目的

本節の実験では、オゾン注入量一定でオゾン処理工程でのオゾン処理汚泥量を変化させた際の汚泥減少量や処理水水質の変化を連続実験で検討し、オゾン処理条件のこれらへの影響を調査することを目的とした。

3. 3. 2 実験方法

3. 3. 2. 1 実験装置

実験は、ベンチスケールプラントを用い、脱窒槽 10l と好気槽 20l(10l 槽が 2 槽)からなる循環型硝化脱窒法に汚泥のオゾン処理工程を組み込んだプロセス(以下、オゾン系列という)を 1 系列と、循環型硝化脱窒法(以下、対照系列という)の 1 系列の合計 2 系列について、同時に連続実験を行った。図 3. 3. 1 に実験装置のフローを示す。原水と返送汚泥はともに脱窒槽に流入させた。また、好気槽から脱窒槽へ循環液を流入させた。返送汚泥の一部は、容積 0.3l のオゾン反応槽に流入させ、このオゾン反応槽に下部から散気球を用いてオゾンガスを間歇的にタイマーで注入し、一部の返送汚泥についてオゾン処理した。なお、各パーツの形状や寸法等は第 3. 2 節の図 3. 2. 1 に示すものと同様である。

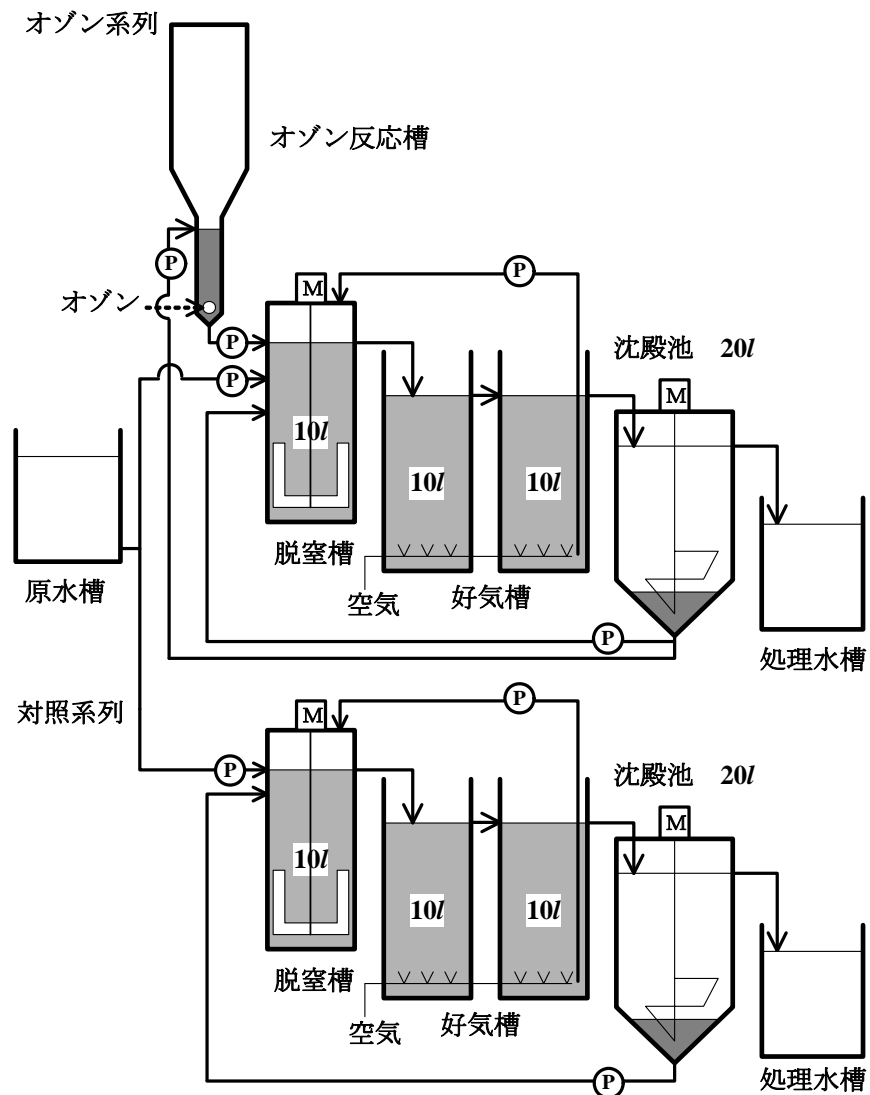


図 3. 3. 1 実験装置フロー

3. 3. 2. 2 供試原水

供試原水は、酢酸ナトリウムとポリペプトンを主成分としミネラル等を添加した合成廃水を用いた。原水の調整に用いた試薬の種類および濃度を表 3. 3. 1 に、原水性状を表 3. 3. 2 に示す。試薬にて調整しているため原水中に SS は存在しない。また、原水の BOD、窒素およびりんとの比(BOD : N : P)は、100 : 20 : 3 となるように調整した。

表 3. 3. 1 合成廃水組成

Run	6-1~6-4
CH ₃ COONa (mg/l)	620
Polypepton (mg/l)	200
Yeast extract (mg/l)	20
NaCl (mg/l)	100
MgSO ₄ ·2H ₂ O (mg/l)	150
CaCl ₂ ·7H ₂ O (mg/l)	30.6
NH ₄ Cl (mg/l)	267.5
KH ₂ PO ₄ (mg/l)	62.55

表 3. 3. 2 原水性状(平均値)

Run	6-1	6-2	6-3	6-4
pH (-)	7.1	7.1	7.1	7.1
TOC (mg/l)	260	250	260	220
COD _{Mn} (mg/l)	91	87	91	82
COD _{Cr} (mg/l)	730	700	730	670
BOD (mg/l)	450	500	450	480
NH ₄ -N (mg/l)	68.5	69.3	68.5	70.5
Kj-N (mg/l)	102	97.8	102	98.3
T-N (mg/l)	102	99.3	102	99
T-P (mg/l)	16.3	15.9	16.3	15.6

3. 3. 2. 3 実験条件

オゾン注入量を同一としオゾン処理汚泥流量を変化させることで好気槽汚泥量に対するオゾン処理汚泥量の比(T/X)を0.2~1.2に調整した。説明に用いた記号の意味を表3. 3. 3に、また、実験条件を表3. 3. 4に示す。対照およびオゾン系列とも、原水流量を36l/日とし、返送汚泥流量はMLVSSが3500~4000mg/lとなるように調整した。汚泥の引き抜きは、オゾン系列では分析用のサンプリングのみで、好気槽混合液を週4~5回の頻度で50~150ml、返送汚泥を週2~3回の頻度で50~100ml行った。対照系列では、Run6-4のみは途中の9/29、10/3~5、10/12および10/13は好気槽混合液を1.3l引抜き槽内の汚泥量を調整した。それ以外はオゾン系列と同様に分析用サンプリングのみとした。生物処理槽の水温は20℃にコントロールした。

オゾン処理は、汚泥を回分式で投入しオゾンガスを反応時間中に連続で注入する半回分式で行った。Run6-1では1日に24回の頻度でオゾン処理を行い、オゾン処理汚泥量は360ml/回、反応時間は3.75分間/回であり、汚泥に対するオゾン注入率(以下、オゾン注入率とする)は9.4mgO₃/gVSSである。Run6-2では1日に24回の頻度でオゾン処理を行い、オゾン処理汚泥量は300ml/回、反応時間は3.58分間/回であり、オゾン注入率は20.2mgO₃/gVSSである。Run6-3では1日に6回の頻度でオゾン処理を行い、オゾン処理汚泥量は452ml/回、反応時間は15分間/回であり、オゾン注入率は37.2mgO₃/gVSSである。Run6-4では1日に6回の頻度でオゾン処理を行い、オゾン処理汚泥量は290ml/回、反応時間は14.4分間/回であり、オゾン注入率は74.2mgO₃/gVSSである。オゾンガス濃度は65mg/l、ガス流量は200ml/minとした。オゾン消費

率は 95%程度である。

両系列の余剰汚泥発生量，処理水水質を比較した。

表 3. 3. 3 記号の説明

No.	記号	記号の意味	単位
1	X	好気槽汚泥量	gVSS
2	T	オゾン処理汚泥量	gVSS/日
3	ΔX	汚泥発生量	gVSS/日
4	A_{O_3}	オゾン注入量	g/日
5	ΔX_R	オゾン処理による汚泥減少量(対照系列とオゾン系列の汚泥発生量の差)	gVSS/日
6	N_X	好気槽汚泥の窒素含有率	対 VSS%
7	P_X	好気槽汚泥のりん含有率	対 VSS%
8	ΔCOD_{Cr}	オゾン処理による処理水 S-COD _{Cr} の増加量	mgCOD/日
9	ΔTN	オゾン処理による処理水 S-T-N の増加量	mgN/日
10	ΔTP	オゾン処理による処理水 S-T-P の増加量	mgP/日

表 3. 3. 4 実験条件

Run	6-1		6-2		6-3		6-4		
系列	対照	オゾン	対照	オゾン	対照	オゾン	対照	オゾン	
日付	1/29~3/26		5/22~7/24		1/29~3/26		8/28~10/23		
原水流量 (l/日)	35.7	36.4	35.1	35.3	35.7	35.8	36.1	35.9	
返送汚泥流量 (l/日)	14.5	18.7	30.1	55.6	14.5	38.4	32.0	35.5	
循環流量 (l/日)	143	144	143	143	143	142	141	142	
MLSS (mg/l)	4820	4800	4780	4190	4820	4670	4740	4270	
MLVSS (mg/l)	3780	4210	3800	3820	3780	4000	3860	3690	
BOD 汚泥負荷 (kg/(kgVSS・日))	0.23	0.22	0.22	0.22	0.23	0.22	0.21	0.22	
窒素汚泥負荷 (kg/(kgVSS・日))	0.051	0.048	0.046	0.047	0.051	0.049	0.047	0.048	
SRT ¹⁾ (日 ⁻¹)	16.1	7.5	16.2	8.9	16.1	3.7	16.5	4.9	
オゾン注入	注入時間 (分)	—	3.75	—	3.58	—	15	—	14.4
	サイクル時間(分)	—	60	—	60	—	240	—	240
オゾン注入量 (g-O ₃ /日)	0	0.89	0	0.86	0	0.90	0	0.92	
オゾン注入率 (mgO ₃ /gVSS)	—	9.4	—	20.2	—	37.2	—	74.2	
オゾン注入率 (mgO ₃ /g-X)	—	10.8	—	11.4	—	11.5	—	12.5	
オゾン処理汚泥流量 (l/日)	0	9.03	0	7.2	0	2.80	0	1.64	
オゾン処理汚泥量 (gVSS/日)	0	112	0	43.2	0	29.3	0	14.6	
T/X (日 ⁻¹)	—	1.20	—	0.57	—	0.33	—	0.16	

注；1)オゾン系列の SRT はオゾン処理により活性を失った汚泥(死滅汚泥)も加味しており下記の式より算出

$$SRT(\text{日}) = \frac{\text{系内汚泥量}(gVSS)}{\text{汚泥発生量(引抜汚泥量)}(gVSS/\text{日}) + \text{死滅汚泥量}(gVSS/\text{日})}$$

3. 3. 2. 4 汚泥発生量の測定方法

実験期間中の汚泥発生量は、生物処理系内の汚泥量の変化と生物処理系外に排出した汚泥量(引き抜いた汚泥量+処理水 SS 量)から算出した。オゾン処理による汚泥減少量は、オゾン系列と対照系列との汚泥発生量の差と定義した。

3. 3. 2. 5 分析項目と分析方法

処理状況を把握するために週 2 回、原水および処理水のサンプリングし、pH, SS, COD_{Cr}, BOD, T-NおよびT-Pについて水質分析を行った。原水は測定日の朝に原水槽内よりサンプリングし、処理水は前回のサンプリングよりサンプリング当日の朝の処理水をタンクにためて均一にした後サンプリングした。SSの分析は処理水のみ分析を行った。系内の汚泥量と窒素およびりんを把握するために好気槽の汚泥混合液をスポットでサンプリングし、MLSSおよびMLVSSは週 4~5 回の頻度で、窒素含有率およびりん含有率は週 2 回の頻度で分析を行った。各実験における分析項目の分析方法を表 3. 3. 5 に示す。なお、以下の記述で「S-」は溶解性の意味である。

表 3. 3. 5 各分析項目の分析方法(下水試験方法—1997 年板一, 1985 ; Standard Methods 17th Edition,1989)

分析項目	単位	測定方法
pH	—	下水試験方法 ガラス電極法 (HM-26S, 東亜電波工業)
O ₃	mg/l	紫外線吸収式オゾン濃度計(EG-600, 荏原実業)
SS	mg/l	下水試験方法
MLSS	mg/l	下水試験方法 遠心分離法
MLVSS	mg/l	下水試験方法
TOC	mg/l	下水試験方法(燃焼酸化—赤外線式 TOC 分析法 TOC-5000A, 島津製作所)
COD _{Cr}	mg/l	Standard Methods (Closed Reflex, Titrimetric Methods)
BOD	mg/l	下水試験方法 (DO は, ウィンクラーアジ化ナトリウム変法にて測定)
T-N	mg/l	下水試験方法 (総和法)
T-P	mg/l	下水試験方法 (硝酸と過塩素酸による分解法)

3. 3. 3 実験結果

3. 3. 3. 1 処理水水質および好気槽汚泥の性状

処理水水質(処理水水質は水質が安定した平均値±標準偏差)を表3. 3. 6に、好気槽汚泥性状(SVI以外は安定した期間の平均値, SVIは安定期間の後半2週間の平均値±標準偏差)を表3. 3. 7に示す。また、処理水水質と好気槽汚泥性状の経日変化を図3. 3. 2から図3. 3. 7に示す。水質および汚泥性状が安定したと判断した期間は図3. 3. 2から図3. 3. 7の上部に矢印で示した範囲である。

表3. 3. 6 実験結果(期間平均値±標準偏差)

Run	6-1				6-2			
系 列	対 照		オゾン		対 照		オゾン	
日 付 (月/日)	2/26~3/9				6/9~7/24			
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	8.1	0.04	7.8	0.04	7.9	0.06	7.9	0.08
SS (mg/l)	14.5	5.50	11.3	6.30	13.2	3.42	7.7	4.05
S-TOC (mg/l)	7.2	0.49	25.4	3.49	5.8	1.18	19.7	2.94
S-COD _{Cr} (mg/l)	15	1.23	61	5.40	8	3.10	44	6.34
S-BOD (mg/l)	3.5	2.44	3.8	0.71	1.2	0.59	2.2	0.58
T-N (mg/l)	17.1	0.59	22.7	1.30	14.7	0.49	18.6	0.91
T-P (mg/l)	6.9	2.70	19.2	1.90	1.30	1.03	17.4	1.66
ΔX (gVSS/日)	4.69	—	-2.43	—	4.69	—	-0.51	—
ΔX_R (gVSS/日)	0.0	—	6.90	—	0.0	—	6.3	—
Run	6-3				6-4			
系 列	対 照		オゾン		対 照		オゾン	
日 付 (月/日)	2/26~3/9				9/11~10/23			
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	8.1	0.04	7.6	0.28	7.9	0.38	7.7	0.43
SS (mg/l)	14.5	5.50	14.8	2.68	21.1	11.2	13.0	11.3
S-TOC (mg/l)	7.2	0.49	19.8	1.96	4.6	1.31	13.0	2.98
S-COD _{Cr} (mg/l)	15	1.23	48	1.48	14	8.2	49	2.72
S-BOD (mg/l)	3.5	2.44	5.5	0.70	1.7	0.76	2.2	0.93
T-N (mg/l)	17.1	0.59	21.5	1.05	14.0	3.37	22.5	4.64
T-P (mg/l)	6.9	2.70	24.8	2.94	5.47	3.41	19.4	4.32
ΔX (gVSS/日)	4.69	—	-0.71	—	4.69	—	0.49	—
ΔX_R (gVSS/日)	0.0	—	4.9	—	0.0	—	4.4	—

表 3. 3. 7 好気槽汚泥の性状(期間平均値±標準偏差)

Run	6-1				6-2			
系 列	対 照		オゾン		対 照		オゾン	
日 付(月/日)	2/26～3/9				6/9～7/24			
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
MLSS (mg/l)	4390	355	4620	524	4810	330	4250	408
VSS/SS(mg/l)	79.5	1.15	89.8	1.92	79.6	1.23	92.6	3.79
N_x (対VSS%)	11.9	0.60	10.6	0.40	11.1	0.18	10.6	0.25
P_x (対VSS%)	7.26	0.26	2.44	0.67	7.33	0.24	1.67	0.19
SVI ¹⁾ (ml/g)	458	21.1	294	62.4	339	30.9	330	80.5
Run	6-3				6-4			
系 列	対 照		オゾン		対 照		オゾン	
日 付(月/日)	2/26～3/9				9/11～10/23			
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
MLSS (mg/l)	4390	355	4470	480	4740	463	4180	260
VSS/SS(mg/l)	79.5	1.15	87.3	2.45	79.1	1.72	87.6	3.28
N_x (対VSS%)	11.9	0.60	11.0	0.49	11.5	0.21	11.1	0.25
P_x (対VSS%)	7.26	0.26	3.49	0.81	7.49	0.80	3.65	0.90
SVI ¹⁾ (ml/g)	458	21.1	475	18.4	365	28.6	502	22.7

注；1)SVIは、実験後半2週間の平均値。

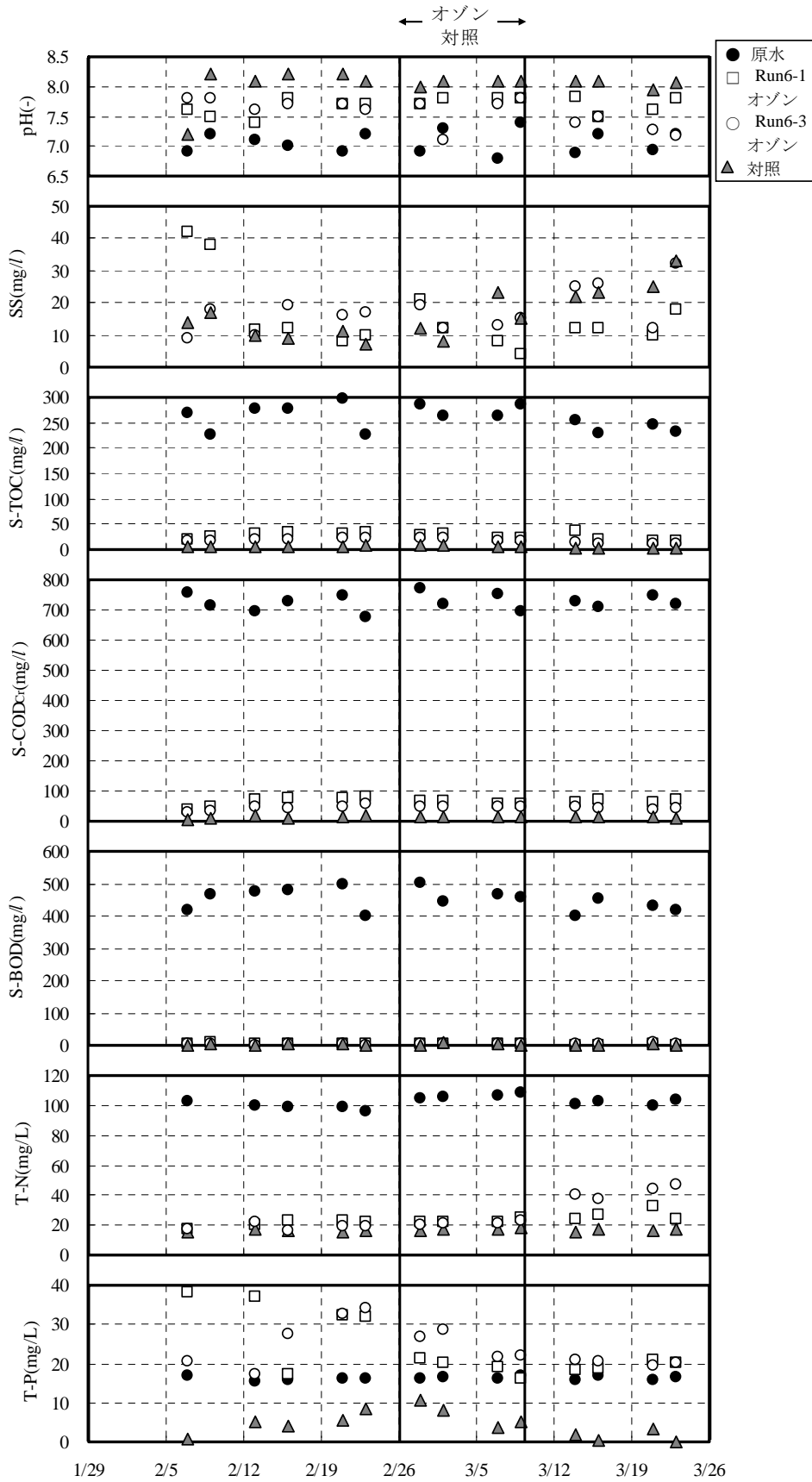


図3. 3. 2 処理水水質の経日変化(Run6-1 および Run6-3)

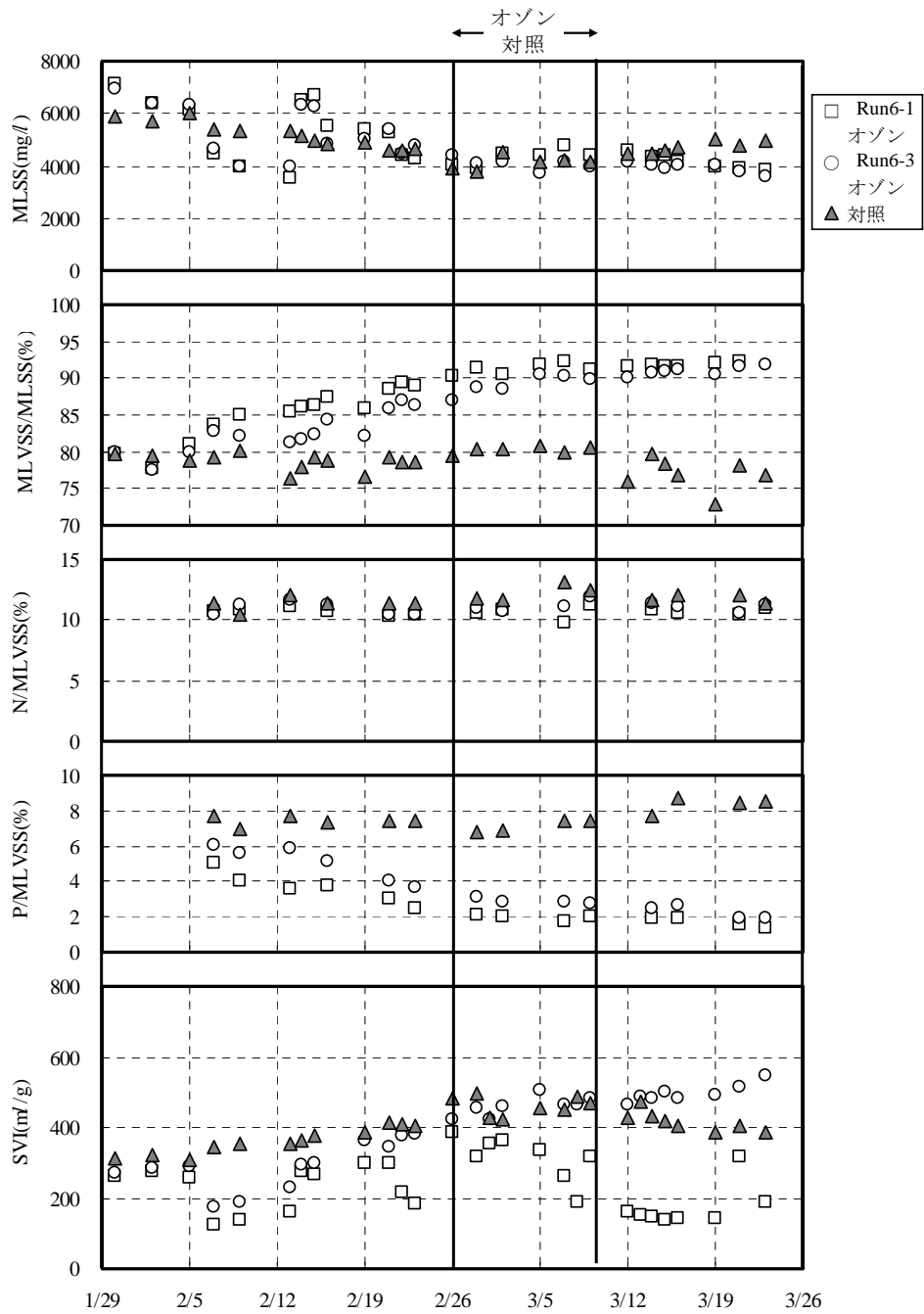


図 3. 3. 3 好気槽汚泥性状の経日変化(Run6-1 および Run6-3)

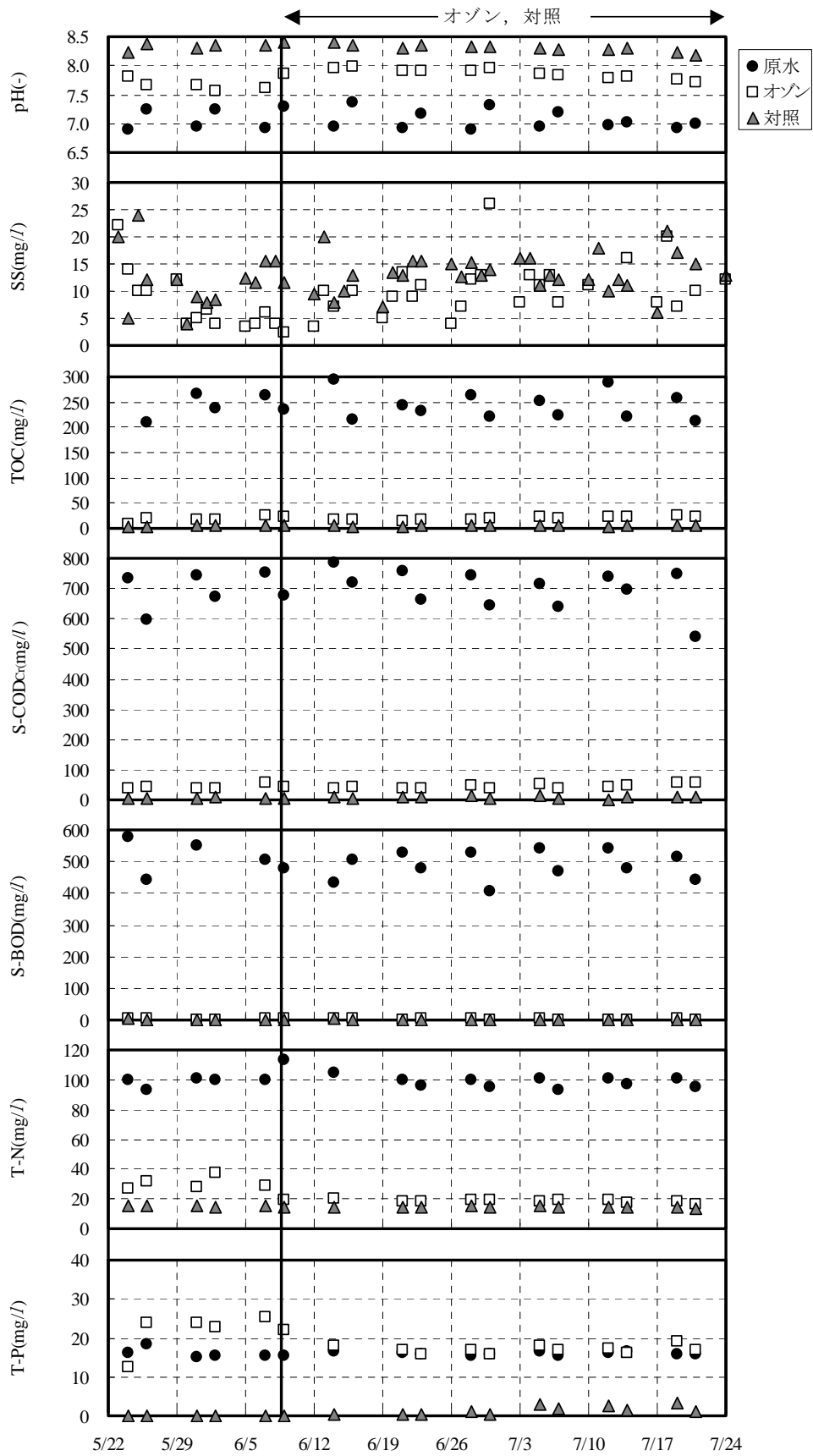


図 3. 3. 4 処理水水質の経日変化(Run6-2)

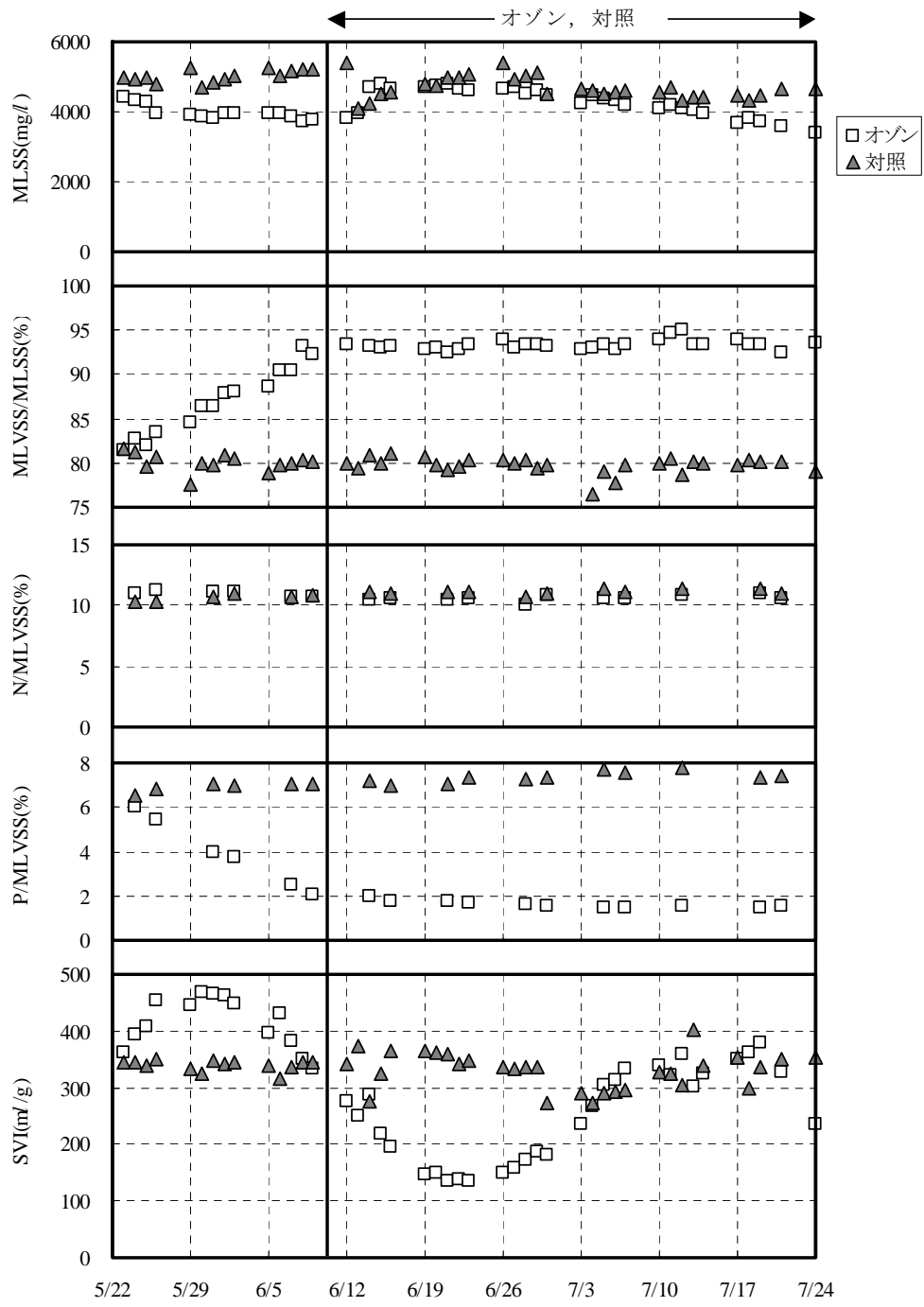


図 3. 3. 5 好気槽汚泥性状の経日変化(Run6-2)

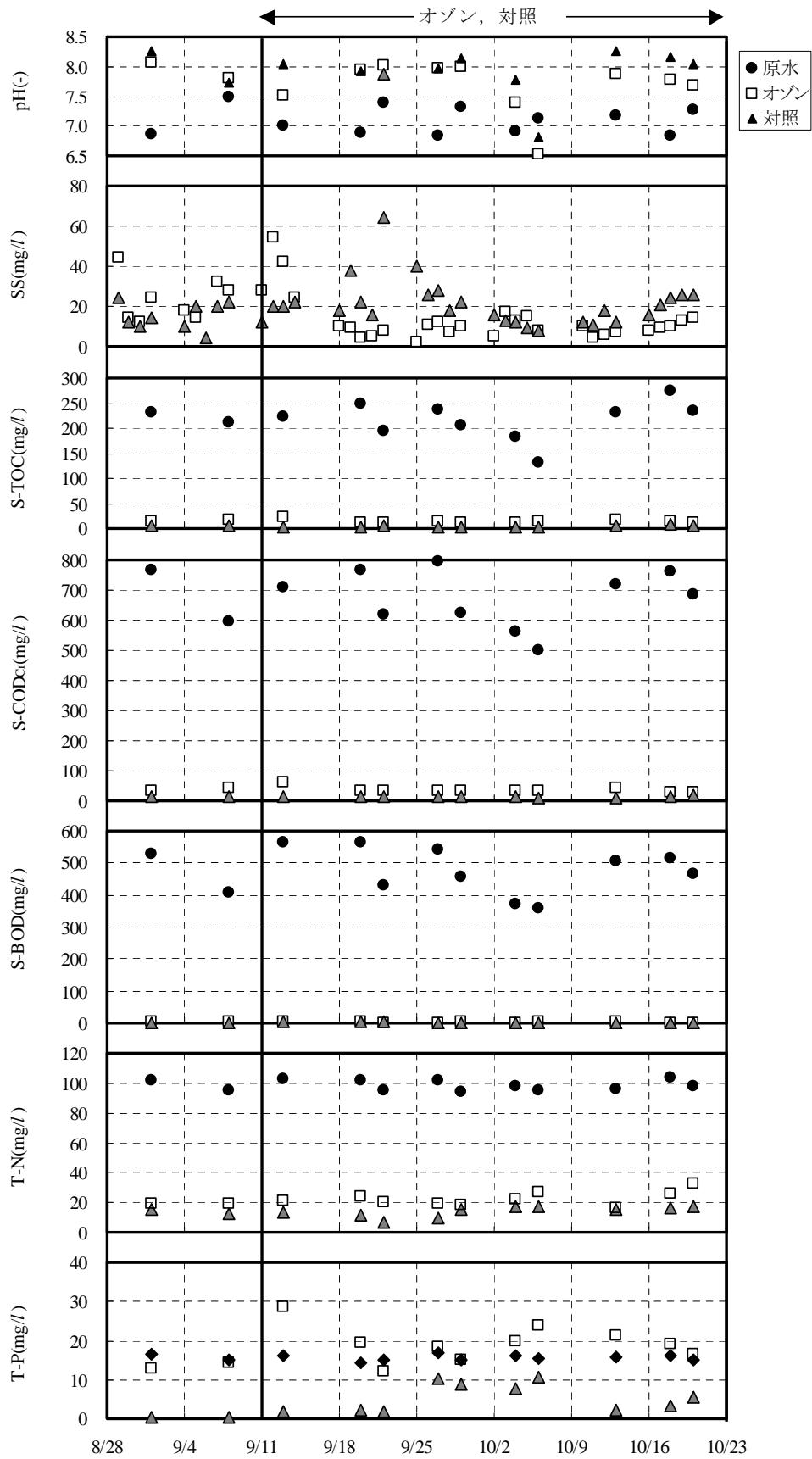


図 3. 3. 6 処理水水質の経日変化(Run6-4)

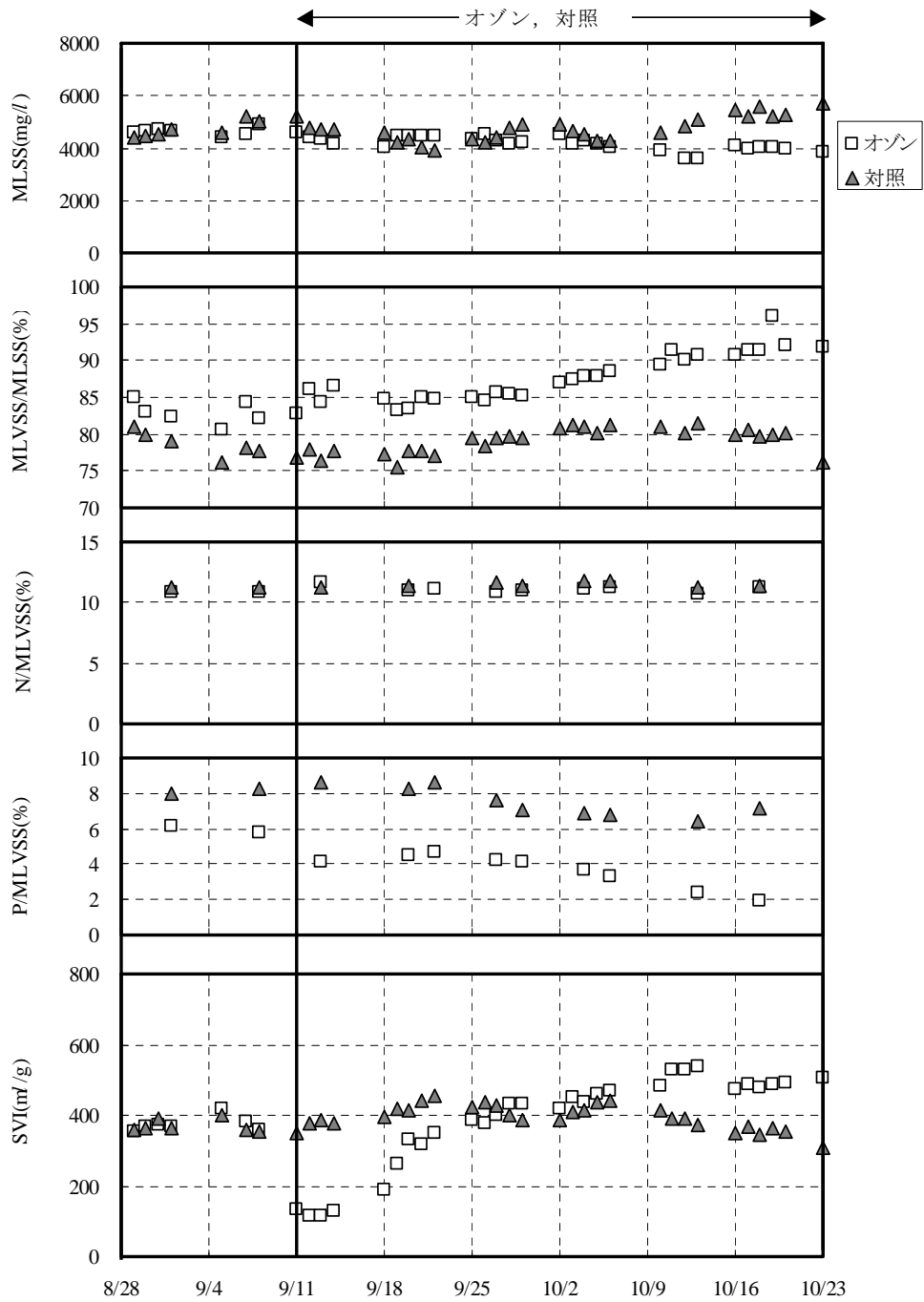


図 3. 3. 7 好気槽汚泥性状の経日変化(Run6-4)

3. 3. 3. 2 オゾン処理汚泥量と汚泥減少量との関係

オゾン処理工程への供給汚泥量を変えた場合の汚泥発生量(ΔX)とオゾン注入量あたりの汚泥減少量($\Delta X_R/A_{O_3}$)の変化を図3. 3. 8に示す。

図3. 3. 8に示されるように、オゾン処理汚泥量(T)を増加させると ΔX は若干減少し、 $\Delta X_R/A_{O_3}$ は若干増加する傾向が見られたがその差は小さかった。表3. 3. 1に示したとおり、オゾン注入量はRun6-1 からRun6-4 で0.86~0.92g/日とほぼ同じであるが、オゾン処理汚泥量をRun6-1 では112gVSS/日、Run6-2 では43.2gVSS/日、Run6-3 では29.3gVSS/日、Run6-4 では14.6gVSS/日と小さくしていることから、オゾン注入率はRun6-1 では9.4mgO₃/gVSS、Run6-2 では20.2mgO₃/gVSS、Run6-3 では37.2mgO₃/gVSS、Run6-4 では74.2mgO₃/gVSSと大きくなっている。オゾン注入率を大きくすると汚泥液化率が大きくなる、つまり、オゾン処理汚泥量(T)に対する汚泥削減量(ΔX_R)の割合($\Delta X_R/T$)も大きくなり各Runでの T と $\Delta X_R/T$ の積がほぼ一定となっていると考えられ、このことから $\Delta X_R/A_{O_3}$ がほぼ一定になったと考える。

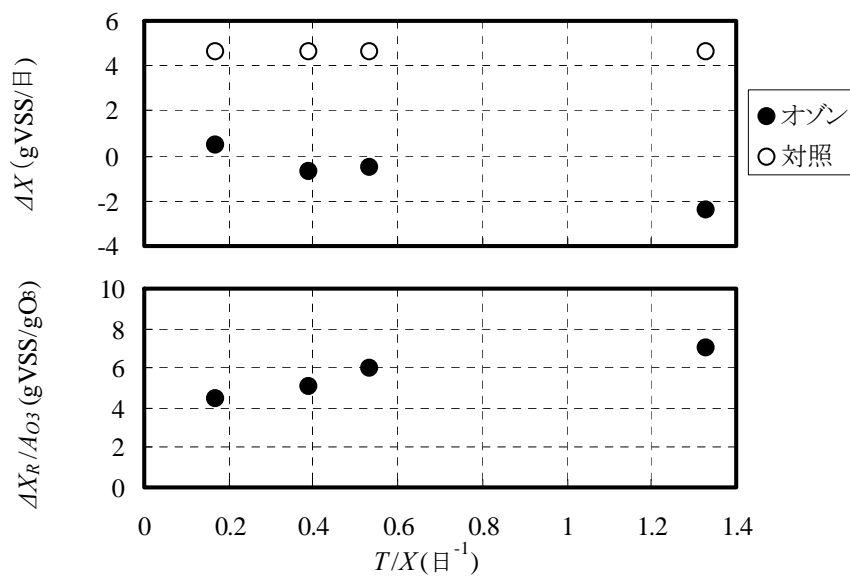


図3. 3. 8 オゾン処理汚泥量と汚泥発生量および汚泥減少量の関係

3. 3. 3. 3 オゾン処理汚泥量と処理水水質との関係

図3. 3. 9 に T/X と処理水水質の関係を示す。

処理水のS-BODは、オゾン系列と対照系列とではほぼ同じであり、ともに99%以上除去されていた。S-COD_{Cr}は、両系列ともに90%以上除去されていたが、オゾン系列処理水の方が若干高かった。T-Nは、両系列ともに80%程度除去されていたが、オゾン系列処理水の方が若干高かった。処理水T-Pは、対照系列は原水濃度の約1/3であったが、オゾン系列は原水濃度よりも高かった。オゾン系列では実験期間中、好気槽汚泥のりん含有率が低下しており、汚泥中に含まれていたりんが処理水へ移行したためオゾン系列の処理水は原水よりもりん濃度が高くなったと考える。

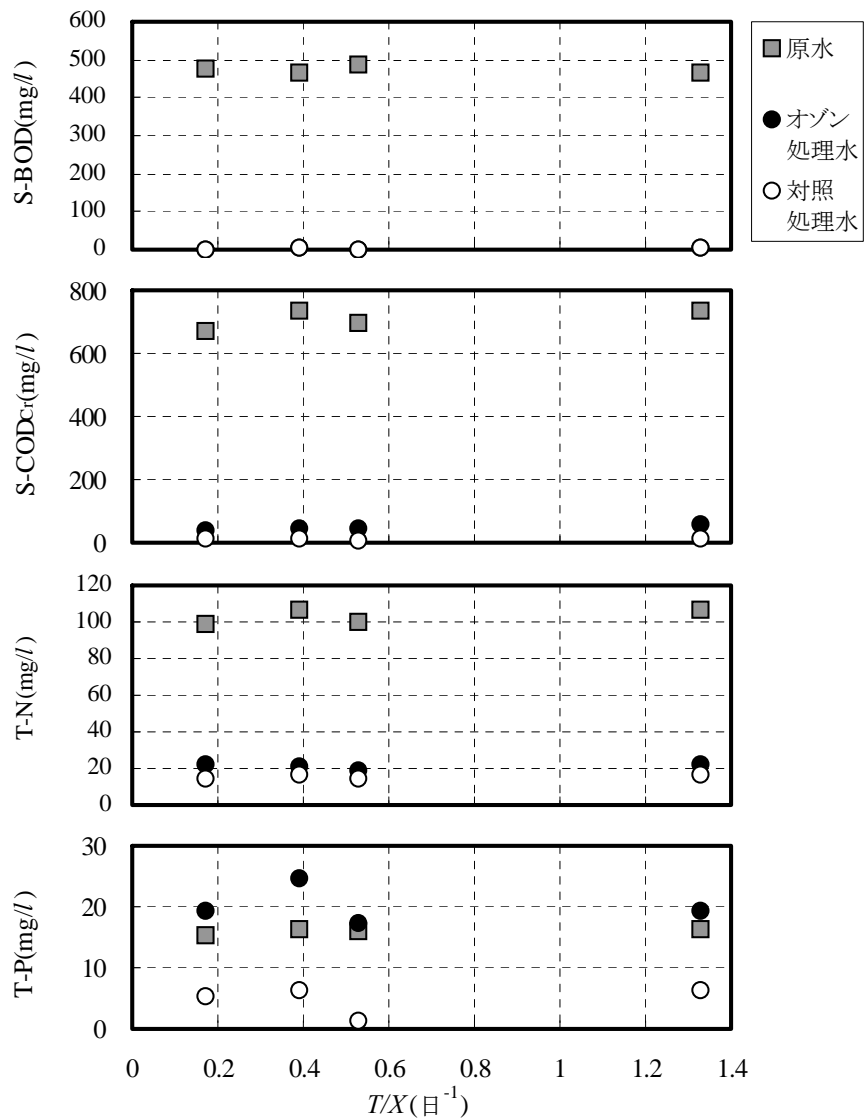


図3. 3. 9 オゾン処理汚泥量と処理水水質の関係

図3.3.10に T/X とオゾン系列での各成分の処理水での増加濃度および ΔX_R あたりの処理水増加量($\Delta COD_{Cr}/\Delta X_R$, $\Delta TN/\Delta X_R$, $\Delta TP/\Delta X_R$)の関係を示す。

S- COD_{Cr} の処理水での増加濃度は、 T/X を高くするに従い増加した(図3.3.10上段参照)。また、 $\Delta COD_{Cr}/\Delta X_R$ も T/X を高くするに従い増加する傾向であった(図3.3.10下段参照)。処理水中の有機物濃度の増加を少なくするためには、オゾン注入量およびオゾンによる汚泥削減効率が同じ条件下であり T/X が0.16~1.20の範囲では T/X を小さくするとよいと判断される。第3.1節の回分試験では、汚泥あたりオゾン注入率を高くするとオゾン処理により液化した有機物の一部がオゾンと反応して低分子化していた。本実験においてもオゾン注入率を大きく T/X を小さくした方が汚泥から溶出した有機物のオゾンによる低分子化が進み好気槽内で分解され易くなり、S- COD_{Cr} の処理水での増加濃度および $\Delta COD_{Cr}/\Delta X_R$ が小さくなったと考えられる。

S-T-NおよびS-T-Pの処理水での増加濃度は T/X を変化させてもほとんど変化しなかった。 $\Delta TN/\Delta X_R$ および $\Delta TP/\Delta X_R$ は T/X を大きくするに従い若干減少していた。これは、 T/X により ΔX_R が若干変動しているためである。

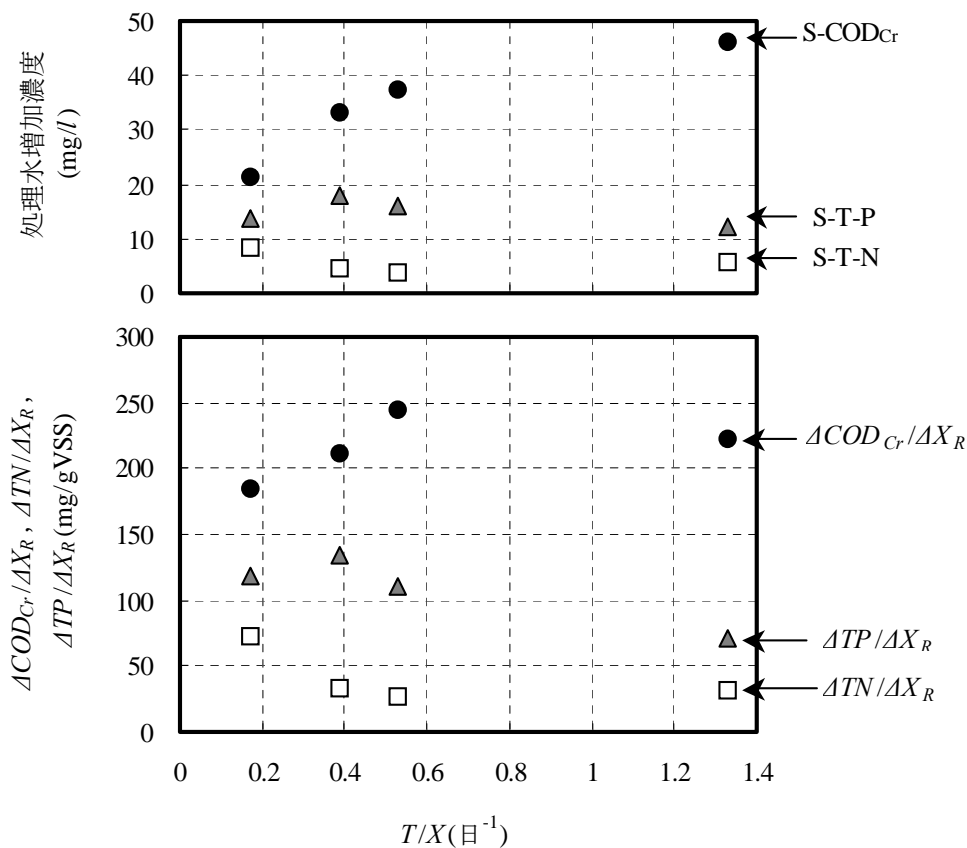


図3.3.10 オゾン処理汚泥量と処理水の各成分増加量の関係

3. 3. 3. 4 オゾン処理汚泥量と SVI との関係

T/X と SVI の関係を図 3. 3. 1 1 に示す。

実験終了時の SVI は、 T/X を大きくするに従い低下し、 $T/X=0.57$ 以上では対照系列よりもオゾン系列の方が低くなった。 T/X を大きくしオゾン注入率を低くすることで汚泥沈降性の改善が図れると判断した。汚泥をオゾン処理することでフロック表面の状態が変化し沈降性が改善されると考えられる。 T/X が大きい場合、沈降性の改善が顕著なのはオゾン処理汚泥量が多いため沈降性改善効果が現れやすいため考えられる。また、汚泥をオゾン処理すると粒径が小さくなり、オゾン注入率が高い方が粒径の変化は顕著である。 T/X が小さい場合、オゾン注入率が高くなるため汚泥の粒径がより小さくなることで沈降しにくくなり、フロック表面の変化による沈降性改善効果を相殺消していると考えられる。

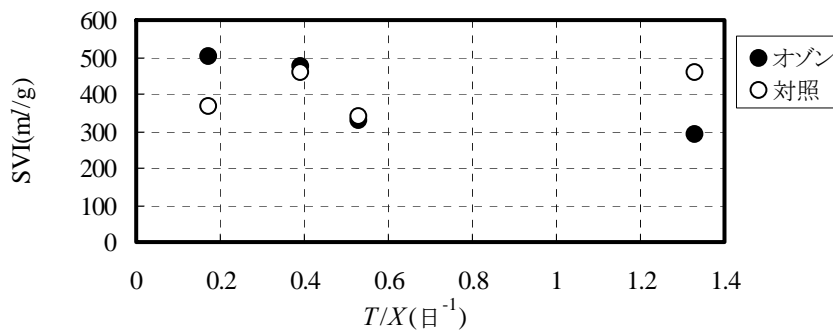


図 3. 3. 1 1 オゾン処理汚泥量と SVI との関係

3. 3. 3. 5 オゾン処理汚泥量を変化させた連続実験における好気槽の硝化速度

オゾン系列および対照系列の硝化速度を図 3. 3. 1 2 に示す。

オゾン系列の硝化速度は対照系列とほぼ同じレベルであり、オゾンによる汚泥減容化と硝化反応を利用した窒素除去は容易に両立することが確認できた。また、 T/X を変化させても硝化速度はほとんど変化しないことが明らかになった。

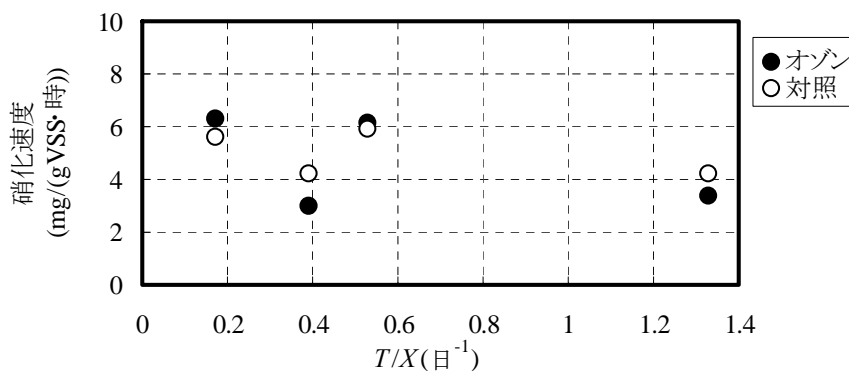


図 3. 3. 1 2 オゾン処理汚泥量と硝化速度の関係

3. 3. 4 結語

第3.1節で説明した回分実験の結果からオゾン注入率 40~70mgO₃/gVSSでは汚泥の活性度がほとんど失われてしまうためこのオゾン注入率で連続処理を行った場合、系内汚泥量(X)に対するオゾン処理汚泥量(T)の比(T/X)が 0.5 以下とオゾン処理汚泥量が少なくても汚泥の死滅を加味したSRTは 5 日以下と短くなるため生物処理槽内の汚泥の活性度も低下してしまい汚泥減容化プロセスの生物処理は成立しがたいと予想していた。そこで、本節では、オゾン注入量およびオゾンによる汚泥削減効率が同じ条件で、オゾン処理工程への汚泥投入とオゾン処理汚泥量あたりのオゾン注入率を変化させた検討を行ったところ、Run6-3 および 6-4 は上記条件に当てはまるが生物処理は安定していた。このことはオゾン処理汚泥量の生物処理槽での滞留日数がRun6-3 では約 3 日間、Run6-4 では約 6 日間と長いために(T/Xで言うと 0.33 および 0.16)、オゾンによる活性度の低下を系内での微生物の増殖が十分に補える状態であったと考えられる。これは、Run6-3 およびRun6-4 において硝化速度が安定していることから裏付けられる。また、本節の実験にて以下の知見が得られた。

- (1) オゾン注入量およびオゾンによる汚泥削減効率が同じ条件では、オゾン処理工程への汚泥投入を少なくしてオゾン処理汚泥量あたりのオゾン注入率を高すると処理水S-COD_{Cr}の上昇が小さくなった。
- (2) T/X を変化させることによる汚泥減容効率の変化は小さく、オゾン処理による処理水 T-N および T-P の上昇の程度も検討した条件においてはほぼ同じであった。
- (3) (1)および(2)の結果より、余剰汚泥の削減を目的とした汚泥のオゾン処理では、オゾン処理汚泥量を少なくしオゾン処理汚泥量あたりのオゾン注入率を高くして運転する方がよいと判断した。窒素は第3.2節の結果で論じたとおり生物処理を生物学窒素除去とすることによる対策が効果的である。処理水りんについてはいずれのオゾン処理条件でも除去できなかったことから他の対策を講じる必要がある。

<参考文献>

- 1) W. Saktaywin, H. Tsuno, H. Nagare, T. Soyama, J. Weerapakkaroorn ; Advanced sewage treatment process with excess sludge reduction and phosphorus recovery, Water Research, 39, pp.902-910, 2005.
- 2) H.Yasui, M.Shibata ; An Innovative Approach to Reduce Excess Sludge Production in the Activated Sludge Process, Wat.Sci.Tech. Vol.30, No.9, pp11-20, 1994.
- 3) R.Y.スタニエ, J.L.イングラム, M.L.ウィーリス, P.R.ペインター ; 微生物学(上), 培風館, 21, 1989.
- 4) I. Somiya, H. Tsuno, M. Nishikawa ; BEHAVIOR OF PHOSPHORUS AND METALS IN THE ANAEROBIC-OXIC ACTIVATED SLUDGE PROCESS, BIOLOGICAL PHOSPHATE REMOVAL

- 5) コーン・スタンプ；生化学第5版，東京化学同人，278，1988.
- 6) 柴田雅秀，安井英斉；余剰汚泥を発生させない活性汚泥法の概要，PPM，6，pp.17-23，1996.
- 7) 小林琢也，葛甬生，田中俊博；膜分離法の汚泥減容化への適用，第37回下水道研究発表会講演集，pp.671-673，2000.
- 8) 荒川清美，葛甬生，小林琢也，田中俊博；オゾンを用いた活性汚泥法における汚泥減容化の基礎的研究，環境工学研究論文集，37，pp.107-118，2000.
- 9) J.VAN LEEUWEN；Improved Sewage Treatment with Ozonated Activated Sludge，Journal of the Institution of WATER AND ENVIRONMENTAL MANAGEMENT，2，pp.493-499，1988.
- 10) 栗林栄，大川昌俊，洙田泰臣；曝気槽へのオゾン添加による放線菌増加抑制に関する検討，第29回下水道研究発表会講演集，pp.52-54，1992.
- 11) Hideki Nagare, Hiroshi Tsuno, Wilasinee Saktaywin, Sludge Ozonation and its Application to a New Advanced Wastewater Treatment Process with Sludge Disintegration；Ozone Science and Engineering, 30, pp.136-144, 2008.

第 4 章 オゾンによる汚泥減容化を組み込んだ生物学的処理の りんの挙動と処理水りん濃度上昇への対応策

4. 1 背景および実験目的

オゾンを用いた汚泥減容化を組み込んだ活性汚泥処理プロセスにおいては、余剰汚泥の減少に伴い、余剰汚泥として系外に排出されていたりんが処理水側へ移行し処理水りん濃度が高くなることから、前章までの実験結果により、また、過去の研究により確認されている¹⁾²⁾。そして、循環型硝化脱窒法に汚泥のオゾン処理を組み込んだ場合、活性汚泥りん含有率は高くない³⁾。これらのことから、活性汚泥の減容化処理においては、処理水のりん濃度を低減し、さらに、りんを回収するプロセスにすることが重要である。

一般的に活性汚泥処理によるりん除去は、りんを蓄積させた余剰汚泥を引き抜くことにより行われ、りん除去量は下記に示す式(4-1)で表すことができる。

$$\Delta P = \Delta X \cdot P_X \quad (4-1)$$

ここでの ΔP は汚泥引抜によるりん除去量(mgP/日)、 ΔX は汚泥発生量(gSS/日)、 P_X は活性汚泥のりん含有率(mgP/gSS)である。つまり、 ΔX もしくは P_X が低下すると ΔP は小さくなる。

ΔX を減少させた場合、 P_X を上昇させ ΔX の減少分に含まれたりん全量に対応しない限り処理水りんの増加は避けられず、化学的なりん除去に頼らざるを得なくなる。

そこで、余剰汚泥の削減とりん資源の回収が可能となるプロセスの構築を検討するためにベンチスケール実験を行った。化学的なりん除去を経済的に行うには高濃度のりん液を得てそこから除去することが必要である。本プロセスでは嫌気槽上澄液とオゾン反応槽上澄液が対象となり、処理水りん濃度の低減を達成するには化学的なりん除去の適用箇所を選択することが重要である。

本章の研究では、このことを明らかにするために 2 つの内容の実験(Run7-1 および Run7-2)を行った。Run7-1 では、オゾン処理を組み込み余剰汚泥の削減を行っても生物処理槽内にりん蓄積細菌が増殖し、活性汚泥のりん含有率を高く維持できるかを検討した。さらに、りん回収工程の適用箇所の検討も行った。

Run7-2 では、Run7-1 での検討より、りん除去工程の原水として嫌気槽上澄液が合理的であることが判明したため、オゾンを用いた汚泥減容化に中間沈殿池方式による化学的なりん除去を組み込むことで、処理水りんの上昇の抑制と余剰汚泥の削減の両立を試みた。なお、中間沈殿池方式とは嫌気槽混合液を固液分離し得た上澄液よりりんを除去する方法である⁴⁾。

4. 2 実験方法

4. 2. 1 実験装置および実験方法の概要

Run7-1 および Run7-2 とともに生物処理工程には嫌気－無酸素－好気法を採用した。両実験とも、対照系列 1 系列とオゾン系列 2 系列を並行して連続運転した。汚泥発生量や処理水の水質を調査し、余剰汚泥の削減による処理水のりん濃度の変化と活性汚泥りん含有率の変化を把握した。生物処理工程は、嫌気槽 10l、無酸素槽 10l、好気槽 20l(10l 槽を 2 槽)および沈殿池よりなる。

オゾン処理工程は、好気槽汚泥の一部をオゾン反応槽に流入させ反応槽下部から散気球を用いてオゾンガスを間歇的に注入してオゾンと接触させた後、無酸素槽へ投入した。また、生物処理槽の水温は 20℃にコントロールした。

(1) Run7-1 の実験条件および方法

Run7-1 では、対照系列とオゾン系列 1-A と 1-B を運転した。

対照系列の処理フローは嫌気－無酸素－好気法であり、図 4. 2. 1 (以下、フロー①とする)に、オゾン系列 1-A および 1-B の処理フローを図 4. 2. 2 (以下、フロー②とする)に示す。これは、前章の循環型硝化脱窒法のオゾン系列の無酸素槽の前段に嫌気槽を付加したものであり、オゾン処理は好気槽混合液を対象としている。原水および返送汚泥は嫌気槽に流入させ、オゾン処理後の混合液は、①オゾン処理後の混合液を嫌気槽へ流入させることにより嫌気槽の ORP が高くなることが懸念され、これを避けるために、また、②脱窒の有機物の供給を考え脱窒槽へ返送している。各パーツの形状や材質等は前章までの装置と同様である。

Run7-1 の実験条件を表 4. 2. 1 に示す。

原水流量は約 36l/日、返送汚泥流量は約 54l/日とした。対照系列では、好気槽から直接無酸素槽へ流入させる循環液量は約 143l/日とし、オゾン系列では、この循環液量を約 136l/日としオゾン反応槽を経由させた循環液量はオゾン系列 1-A および 1-B とともに 7.2l/日とした。MLSS は 6000～8000mg/l とした。

実験 1 の開始にあたっては、合成廃水を処理していた活性汚泥を 3 系列に分割して 1 週間、嫌気－無酸素－好気法のみで運転を行い 3 系列の処理性能が同一であることを確認してからオゾン処理をスタートした。BOD 汚泥負荷率は、オゾン系列、対照系列ともに 0.05kg/(kgSS・日)程度とし、対照系列の SRT は約 30 日間とした。汚泥の引抜は、好気槽混合液および返送汚泥を回分式で引き抜いた。汚泥のオゾン処理は一定時間おきのタイマーによる間歇運転とした。具体的には、オゾン注入直前に、オゾン反応槽に好気槽から汚泥を 300ml 導入し、オゾンをオゾン反応槽底部に設置した散気管を介して、オゾンガス濃度 50mgO₃/l、ガス流量 200ml/分にて所定の時間注入し半回分式でオゾン処理をし、オゾン処理汚泥を無酸素槽に投入する運

転方法とした。1 サイクルの時間を 60 分間(24 サイクル/日)とし 1 サイクルあたりのオゾンガス注入時間を 1.5 分間(オゾン系列 1-A)と 3.0 分間(オゾン系列 1-B)に設定した。この場合、1 日あたりのオゾン注入量は各々 379mg/日と 741mg/日となり、処理される汚泥あたりでは、 $8.2\text{mgO}_3/\text{gSS}$ と $17.8\text{mg O}_3/\text{gSS}$ となる。汚泥の液化率では各々 3.99%および 9.25%であった。半回分式オゾン処理であるのでオゾン反応槽での反応時間はオゾン注入時間と同様である。オゾン消費率は 95%程度であった。

(2) Run7-2 の実験条件および方法

Run7-2 では、対照系列とフロー②のオゾン系列 2-A と、フロー②に中間沈殿池と凝集沈殿からなる化学的りん除去工程を組み込んだオゾン系列 2-B の合計 3 系列を運転した。

対照系列の処理フローを図 4. 2. 1 に、オゾン系列 2-A の処理フローを図 4. 2. 2 に、オゾン系列 2-B の処理フローを図 4. 2. 3 (以下、フロー③とする)に示す。

フロー③の化学的りん除去工程は、中間沈殿池に嫌気槽混合液の一部を導入し汚泥と上澄液に分離し、汚泥は無酸素槽へ返送した。上澄液に FeCl_3 とアルカリを添加し回分式処理にて凝集沈殿し、この液を中間沈殿池とは別の沈殿池にて固液分離しりんを含む凝集汚泥は系外に排出した。りん除去後水は無酸素槽へ投入した。

Run7-2 の実験条件も表 4. 2. 1 にあわせて示している。

生物処理の実験条件は基本的には Run7-1 と同一にしたが、オゾン系列 2-A だけはオゾン反応槽経由の循環液を 3.6l/日とした。なお、Run7-2 については Run7-1 で用いた 3 系列の活性汚泥を混合した後、3 系列に分割してスタートした。

オゾン処理では、オゾンガス流量および濃度は Run7-1 と同様にしたが、オゾン注入サイクルとオゾン注入量は変更することでオゾン処理汚泥量(T)と系内汚泥量(X)の比(T/X)を変化させ、 T/X が異なる場合の処理水水質等の変化も調査した。オゾン系列 2-A においては 1 サイクルの時間を 120 分間(12 サイクル/日)とし 1 サイクルあたりのオゾンガス注入時間を 7.0 分間に設定した。この場合のオゾン注入量は 846mg/日となる。オゾン系列 2-B においては 1 サイクルの時間を 60 分間(24 サイクル/日)とし 1 サイクルあたりのオゾンガス注入時間を 3.5 分間に設定した。この場合のオゾン注入量は 853mg/日となる。処理される汚泥あたりでは $33.2\text{mgO}_3/\text{gSS}$ と $16.4\text{mgO}_3/\text{gSS}$ である。汚泥の液化率では各々 18.1%および 7.40%であった。

オゾン系列 2-B のりん除去工程での中間沈殿池への嫌気槽混合液の流入流量は 11.7l/日、中間沈殿池からの無酸素槽への返送汚泥流量は 4.7l/日、りん除去後水の無酸素槽への返送流量は 6.5l/日とした。 FeCl_3 添加率は 290mg/l、処理 pH は 6.5 とした。

表 4. 2. 1 実験条件(平均値)

Run		7-1			7-2			
日付		12/17~2/4			2/11~3/28			
系列		対照	オゾン 1-A	オゾン 1-B	対照	オゾン 2-A	オゾン 2-B	
フロー		①	②	②	①	②	③	
生物処理 工程	原水流量 (l/日)	35.9	35.8	36.2	35.8	35.5	36.1	
	返送汚泥流量 (l/日)	51.9	54.5	54.6	51.6	53.3	53.1	
	循環液流量 ¹⁾ (l/日)	142	143	143	143	143	144	
	MLSS (mg/l)	7180	6900	5860	7950	6870	6940	
	MLVSS (mg/l)	5620	5280	4560	6160	5200	5600	
オゾン処理 工程	オゾン注入量 (gO ₃ /日)	—	0.37	0.74	—	0.85	0.86	
	オゾン処理汚泥流量 (l/日)	—	7.1	7.2	—	3.7	7.4	
	オゾン 注入	注入時間 (分)	—	1.5	3.0	—	7.0	3.5
		サイクル時間 (分)	—	60	60	—	120	60
	オゾン注入率 (mgO ₃ /gSS)	—	7.7	17.8	—	33.6	16.7	
りん回収 工程	中間沈殿池流入流量 (l/日)	—	—	—	—	—	11.7	
	中間沈殿池返送汚泥流量 (l/日)	—	—	—	—	—	4.7	
	りん除去後水流量 (l/日)	—	—	—	—	—	6.5	
	FeCl ₃ 注入率 (mg/l)	—	—	—	—	—	290	
	処理 pH (-)	—	—	—	—	—	6.5	

注：1)循環液流量は，好気槽より直接無酸素槽へ流入する量とオゾン反応槽経由の量(オゾン処理汚泥流量)を合計した値である。

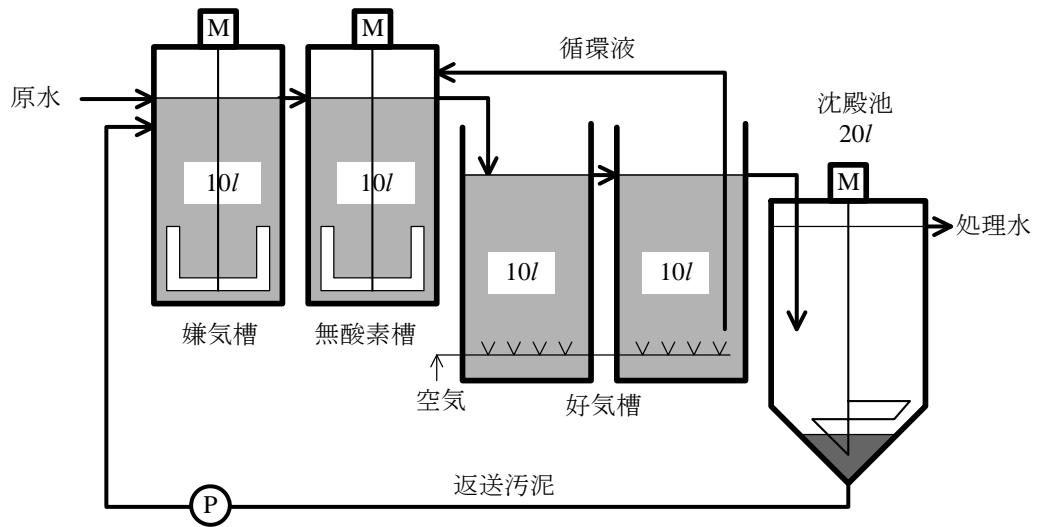


図 4 . 2 . 1 処理フロー [フロー①]

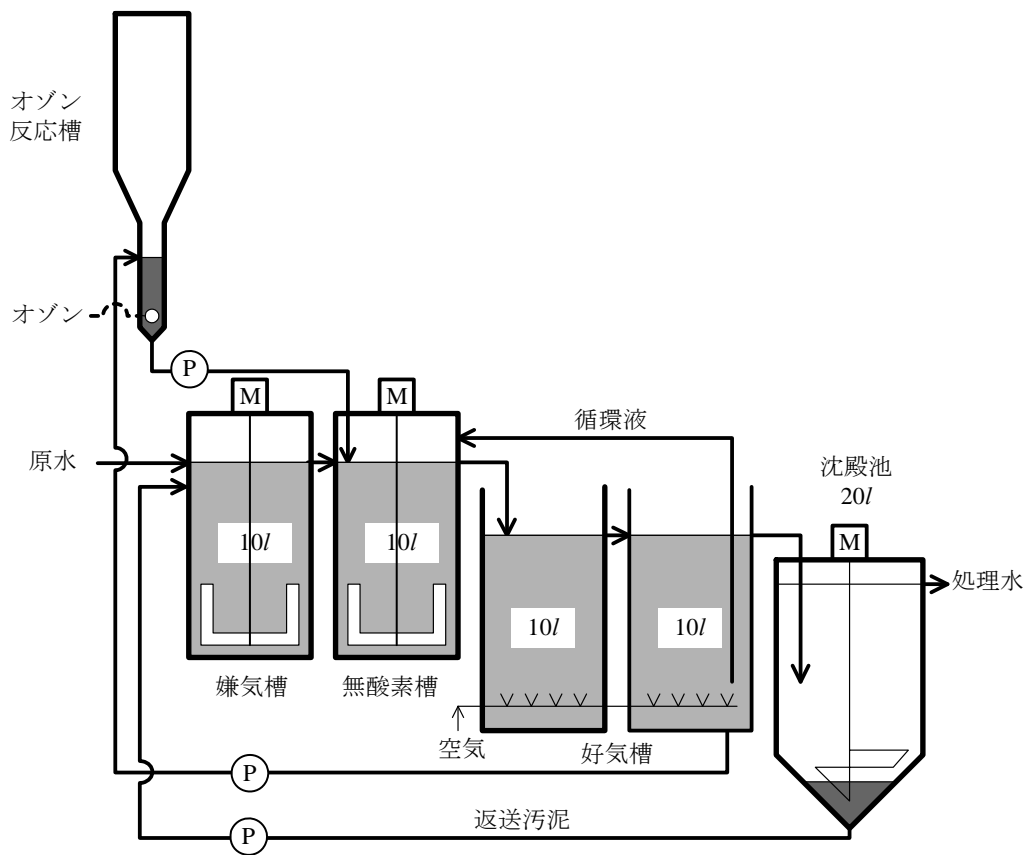


図 4 . 2 . 2 処理フロー [フロー②]

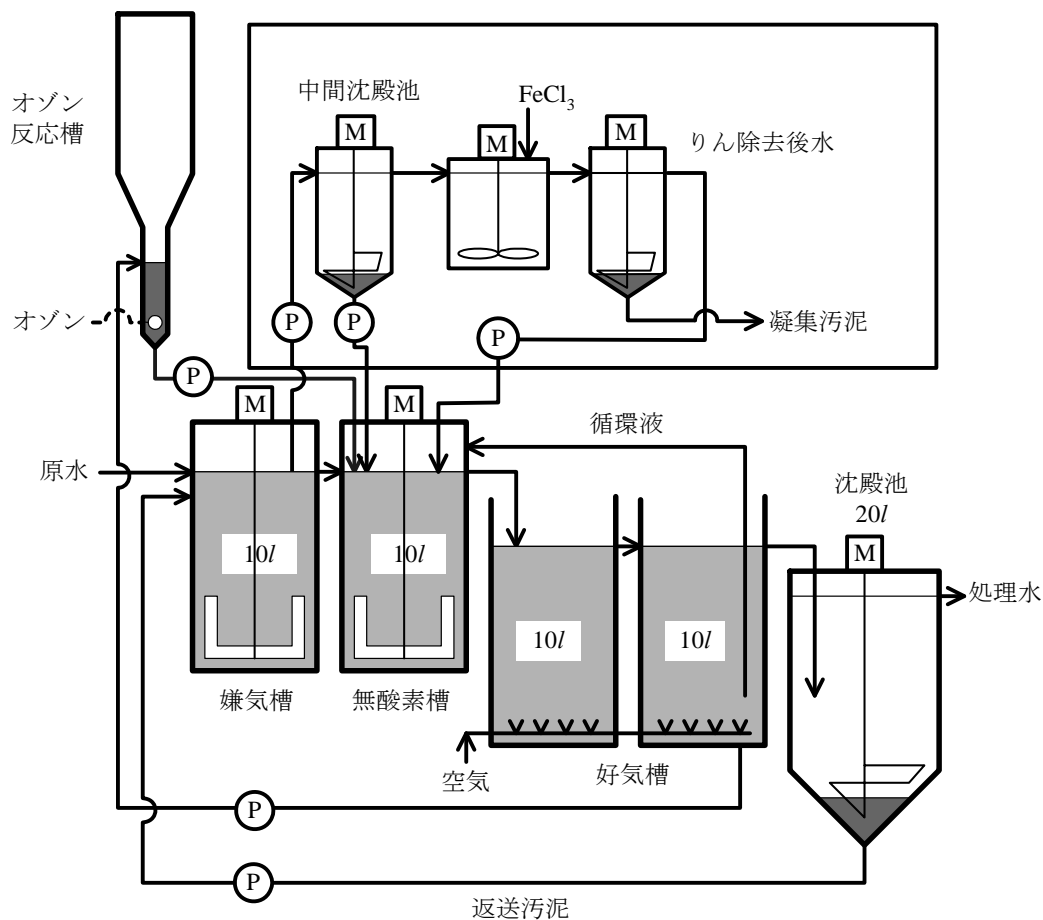


図 4 . 2 . 3 処理フロー [フロー③]

4 . 2 . 2 供試原水

供試原水は、酢酸ナトリウムとポリペプトンを主成分としミネラル、ビタミン等を添加した合成廃水を用いた。原水の調整に用いた薬品の種類および濃度を表 4 . 2 . 2 に、原水性状を表 4 . 2 . 3 に示す。試薬にて調整しているため原水中には SS は存在しない。BOD は 500mg/l, T-N は 100mg/l, T-P は 15mg/l とした。これらの比率は、BOD : N : P=100 : 20 : 3 である。

表 4 . 2 . 2 合成廃水組成

Run	7-1, 7-2
CH ₃ COONa (mg/l)	620
Polypepton (mg/l)	200
Yeast extract (mg/l)	20
NaCl (mg/l)	100
MgSO ₄ ·2H ₂ O (mg/l)	150
CaCl ₂ ·7H ₂ O (mg/l)	30.6
NH ₄ Cl (mg/l)	267.5
KH ₂ PO ₄ (mg/l)	62.5

表 4. 2. 3 原水性状(平均値)

Run		7-1	7-2
pH	(-)	7.1	7.1
アルカリ度	(mg/l)	289	264
TOC	(mg/l)	255	245
COD _{Cr}	(mg/l)	690	680
BOD	(mg/l)	420	430
NH ₄ -N	(mg/l)	59.7	67.9
NO _x -N	(mg/l)	0.35	0.26
Org-N	(mg/l)	38.0	39.9
T-N	(mg/l)	102	100
PO ₄ -P	(mg/l)	14.3	14.1
T-P	(mg/l)	16.4	15.1

4. 2. 3 汚泥発生量および汚泥減少量の測定方法

汚泥発生量は、実験期間中の引き抜いた汚泥量(余剰汚泥としての引抜+分析用としてのサンプリング)と処理水のSS量との合計を系内汚泥の変化量にて補正した値とした。オゾン処理による汚泥減少量は、対照系列とオゾン系列の汚泥発生量の差と定義した。

4. 2. 4 分析項目と分析方法

処理状況を把握するために、原水および処理水をサンプリングし、pH、COD_{Cr}、BOD、NH₄-N、NO_x-N、Kj-N、Org-N、T-N、PO₄-P および T-P について水質分析を行った。原水は測定日の朝に原水槽内よりサンプリングし、処理水は前日の朝よりサンプリング当日の朝の処理水をタンクにためて均一にした後サンプリングした。SS、TOC および PO₄-P は月曜日から金曜日は毎日分析を行い、その他の項目は週3~5回の頻度で分析を行った。SSの分析は処理水のみを行った。系内の汚泥量と窒素およびりんを把握するために好気槽の汚泥混合液をスポットでサンプリングしMLSS、MLVSS、窒素含有率およびりん含有率を分析した。MLSS および MLVSS は月曜日から金曜日は毎日分析を行い、その他の項目は週3~5回の頻度で分析を行った。各実験における分析項目の分析方法を表4. 2. 4に示す。なお、以下の記述で「S-」溶解性の意味である。

表 4. 2. 4 各分析項目の分析方法(下水試験方法－1997 年版－, 1985; Standard Methods 17th Edition,1989)

分析項目	単位	測定方法
pH	－	下水試験方法 ガラス電極法 (HM-26S, 東亜電波工業)
O ₃	mg/l	紫外線吸収式オゾン濃度計(EG-600, 荏原実業)
SS	mg/l	下水試験方法
MLSS	mg/l	下水試験方法 遠心分離法
MLVSS	mg/l	下水試験方法
TOC	mg/l	下水試験方法(燃焼酸化－赤外線式 TOC 分析法 TOC-5000A, 島津製作所)
COD _{Cr}	mg/l	Standard Methods (Closed Reflex, Titrimetric Methods)
BOD	mg/l	下水試験方法 (DO は, ウインクラーアジ化ナトリウム変法にて測定)
NH ₄ -N	mg/l	インドフェノール法 TRAACS800(ブランルーベ)
NO _x -N	mg/l	Cu-Cd 還元 N-1-ナフチルエチレンジアミンスルファニル酸法(TRAACS800, ブランルーベ)
Kj-N	mg/l	下水試験方法(ケルダール窒素法)
Org-N	mg/l	下水試験方法(有機性窒素)
T-N	mg/l	下水試験方法 (総和法)
PO ₄ -P	mg/l	モリブデン酸青法 (TRAACS800, ブランルーベ)
T-P	mg/l	下水試験方法 (硝酸と過塩素酸による分解法)
Ca	mg/l	誘導結合プラズマ発光分光光度法 誘導結合プラズマ発光分光分析装置 SPS4000(セイコー電子工業)
Mg	mg/l	誘導結合プラズマ発光分光光度法 誘導結合プラズマ発光分光分析装置 SPS4000(セイコー電子工業)
K	mg/l	原子吸光光度法 偏光ゼーマン原子吸光光度計 Z-8100(日立製作所)

4. 3 結果および考察

使用記号の説明を表4. 3. 1に示す。

表4. 3. 1 使用記号の説明

No.	記号	記号の意味	単位
1	ΔP	汚泥引抜によるりん除去量	mgP/日
2	ΔX	汚泥発生量	gSS/日
3	P_X	活性汚泥のりん含有率	mgP/gSS
4	ΔP_{an}	嫌気槽でのりん放出量	gP/日
5	ΔCOD_{an}	嫌気槽でのCOD _{Cr} 吸収量	gCOD/日
6	X_{an}	嫌気槽への汚泥flux	gSS/日
7	ΔP_{O_3}	オゾン反応槽でのりん放出量	gP/日

4. 3. 1 りん蓄積細菌の増殖の確認

4. 3. 1. 1 処理水水質

Run7-1の処理水水質(処理が安定した期間の平均値±標準偏差)を表4. 3. 2に示す。また、処理水水質の経日変化を図4. 3. 1に示す。オゾン処理の初期の影響が認められなくなり処理が安定したと判断した期間は図4. 3. 1の上部に矢印で示した範囲である。オゾン系列と対照系列の処理水水質について比較した。

処理水SSのばらつきが大きいいため有機物は1μmのろ液(以下、S-BODなどと示す)で評価した。

S-BODは対照系列、オゾン系列ともに2mg/l以下とほぼ同レベルであった。S-TOCおよびS-COD_{Cr}は、対照系列に比べオゾン系列1-Aおよび1-Bの方が高くなっていた。また、後述している汚泥減少量1gあたりの処理水のS-COD_{Cr}増加量は、オゾン系列1-Aでは162mgCOD_{Cr}/gVSS、オゾン系列1-Bでは320mgCOD_{Cr}/gVSSであり、汚泥減少率の小さいオゾン系列1-Aの方が処理水のCOD_{Cr}の増加が小さくなった。

NH₄-Nは、両系列とも2mg/l以下であった。また、脱窒についても良好に進行していた。有機態窒素は、対照系列に比べオゾン系列1-Aおよび1-Bは1mg/l程度高くなった。オゾン系列の処理水でS-TOC、S-COD_{Cr}および有機態窒素が高くなった原因は、オゾン処理により活性汚泥中の細胞が破壊された結果、溶出してきた細胞内の難分解性有機物と細胞に付着していた難分解性有機物が処理水側へ移行したためと考えられる。

前章で検討した循環型硝化脱窒法へオゾン処理を組み込んだ場合でも処理水のS-TOC、S-COD_{Cr}および有機態窒素は、対照系列に比べて高くなった。今回の嫌気-無酸素-好気法での結果もほぼ同様であった。

表 4. 3. 2 水質と好気槽活性汚泥のりん含有率
(平均値±標準偏差)

Run	7-1					
日付	1/11～2/4					
系列	対照		オゾン 1-A		オゾン 1-B	
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	8.1	0.09	8.0	0.09	7.9	0.07
アルカリ度 (mg/l)	101	26.6	32.3	21.6	22.1	19.6
SS (mg/l)	140	37.3	118	5.95	112	6.57
S-TOC (mg/l)	4.7	1.06	10.0	1.06	20.7	2.10
S-COD _{Cr} (mg/l)	8.8	4.31	24	5.43	51	2.80
S-BOD (mg/l)	1.2	0.86	0.9	0.41	1.7	0.89
NH ₄ -N (mg/l)	0.16	0.05	0.21	0.21	0.17	0.06
NO _x -N (mg/l)	21.7	1.01	25.1	0.94	25.9	2.67
Org-N (mg/l)	1.21	-	2.31	0.12	3.94	0.12
T-N (mg/l)	23.5	-	27.0	1.06	31.7	1.56
PO ₄ -P (mg/l)	0.06	0.03	1.65	1.23	1.45	1.25
S-T-P (mg/l)	0.14	0.12	3.27	1.28	5.82	1.17
りん含有率 (P _X)(mgP/gSS)	65.2	4.11	74.1	1.95	69.0	2.14

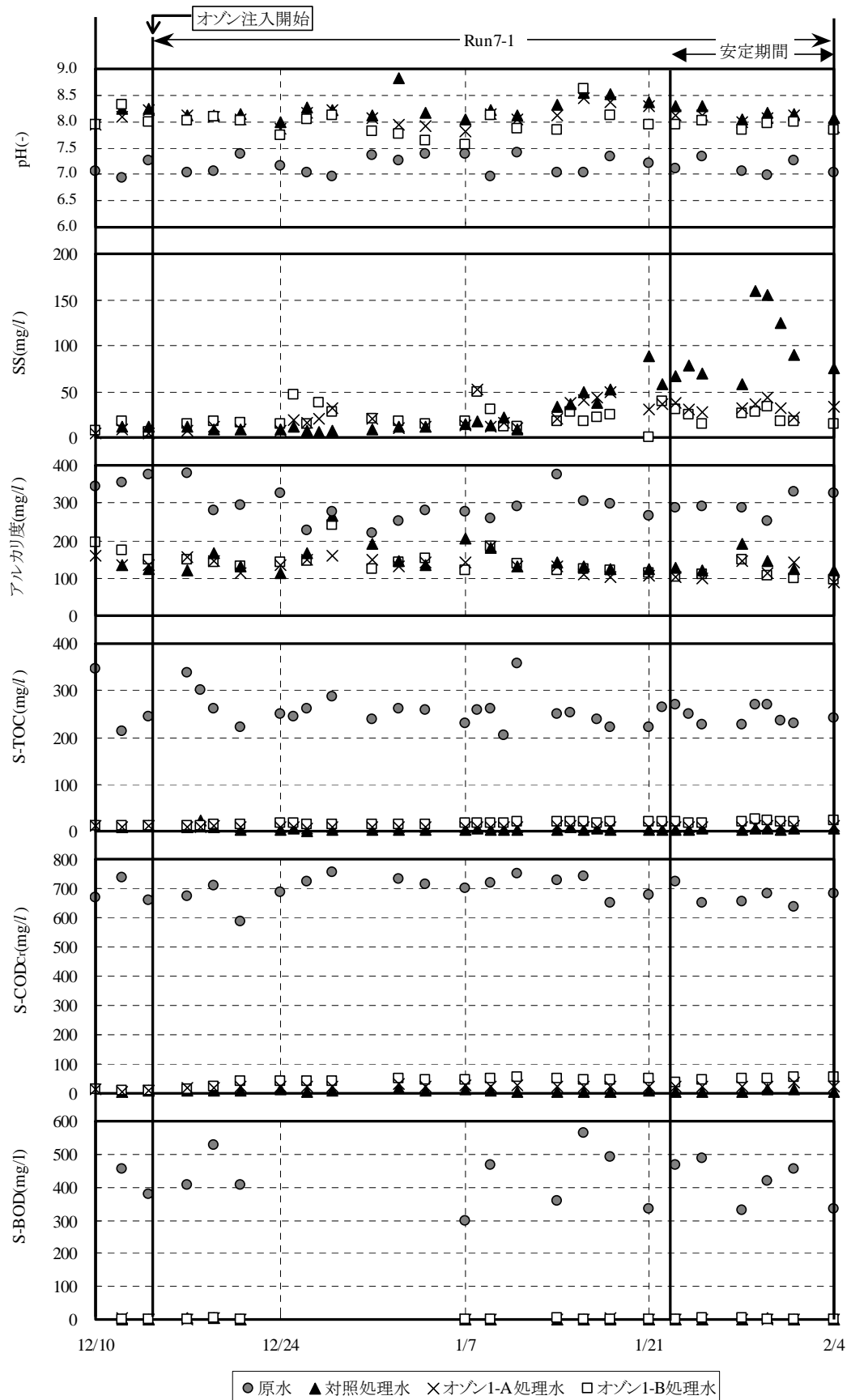


図 4. 3. 1 - 1 処理水水質の経日変化

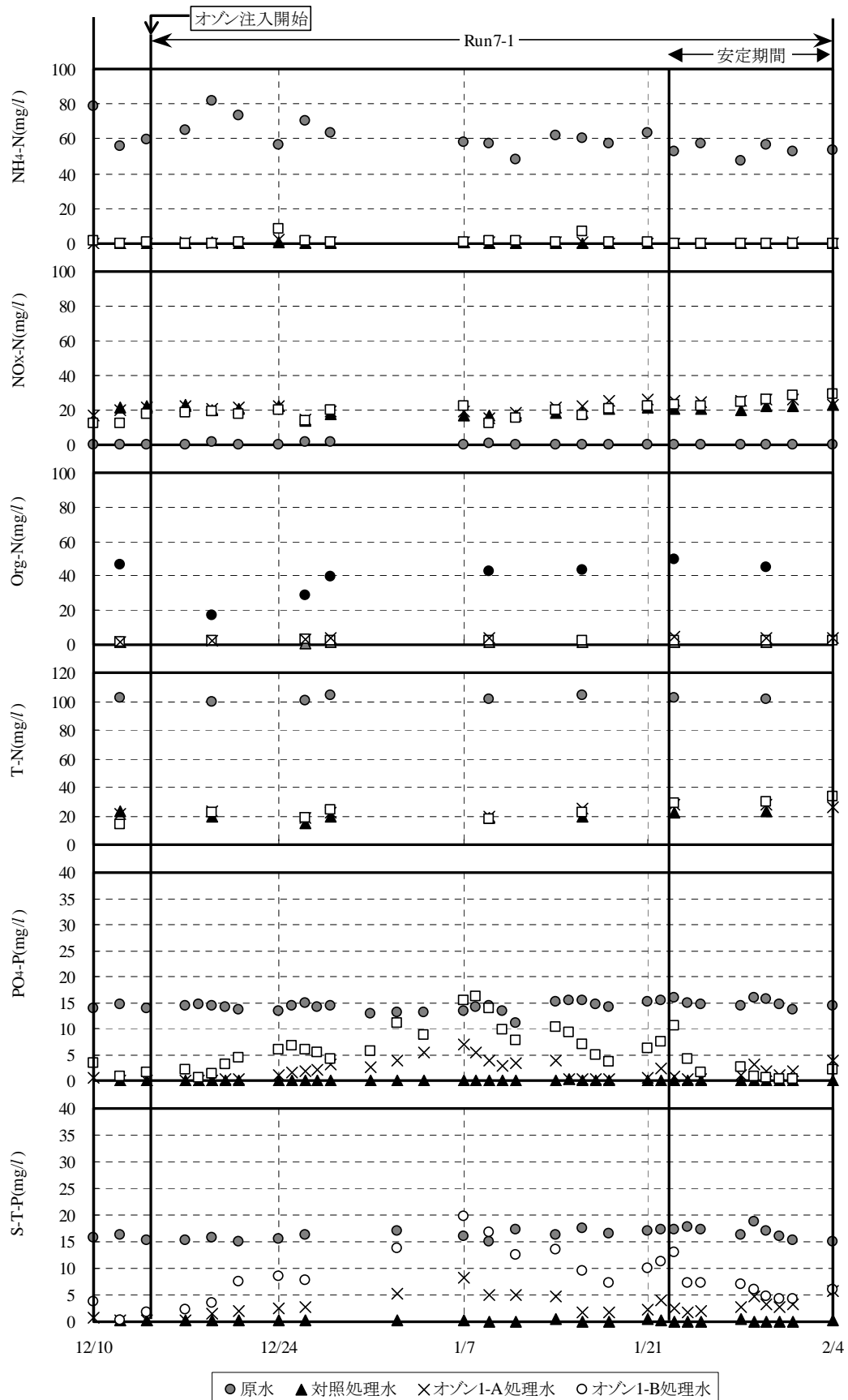


図 4. 3. 1 - 2 処理水水質の経日変化

処理水 S-T-P の変化を図 4. 3. 2 の下段に示す。処理水 S-T-P は、対照系列では 1 mg/l 以下であった。これに対しオゾン系列 1-A および 1-B は、オゾン注入開始前(オゾン系列にもオゾン注入はない期間)は対照系列とほぼ同レベルであったが、オゾン処理をすると徐々に上昇し約 3 週間で最大となり、その後低下し、流入水りん濃度 15mg/l に対して、オゾン系列 1-A は 3mg/l 程度、オゾン系列 1-B は 6mg/l 程度で安定した。オゾン系列での実験途中の処理水 S-T-P 上昇は、汚泥へのオゾン処理により一時的に生物処理が不安定になったことが起因していると推察される。処理が安定した場合、物質収支上、削減した汚泥に含まれているりんは全て処理水へ移行すると考える。オゾン系列 1-A の場合、汚泥削減量は 4.35gSS/日、汚泥のりん含有率は 96.8mgP/gSS および原水流量が 35.6l/日であることから安定した際の処理水の S-T-P は 12mg/l 程度に、オゾン系列 1-B の場合、汚泥削減量は 6.22gSS/日、汚泥のりん含有率は 90.4mgP/gSS および原水流量が 36.2l/日であることから安定した際の処理水の S-T-P は 16mg/l 程度になると試算される。実験結果と試算結果が異なる原因は、実験での汚泥りん含有率がまだ安定していないためと考える。

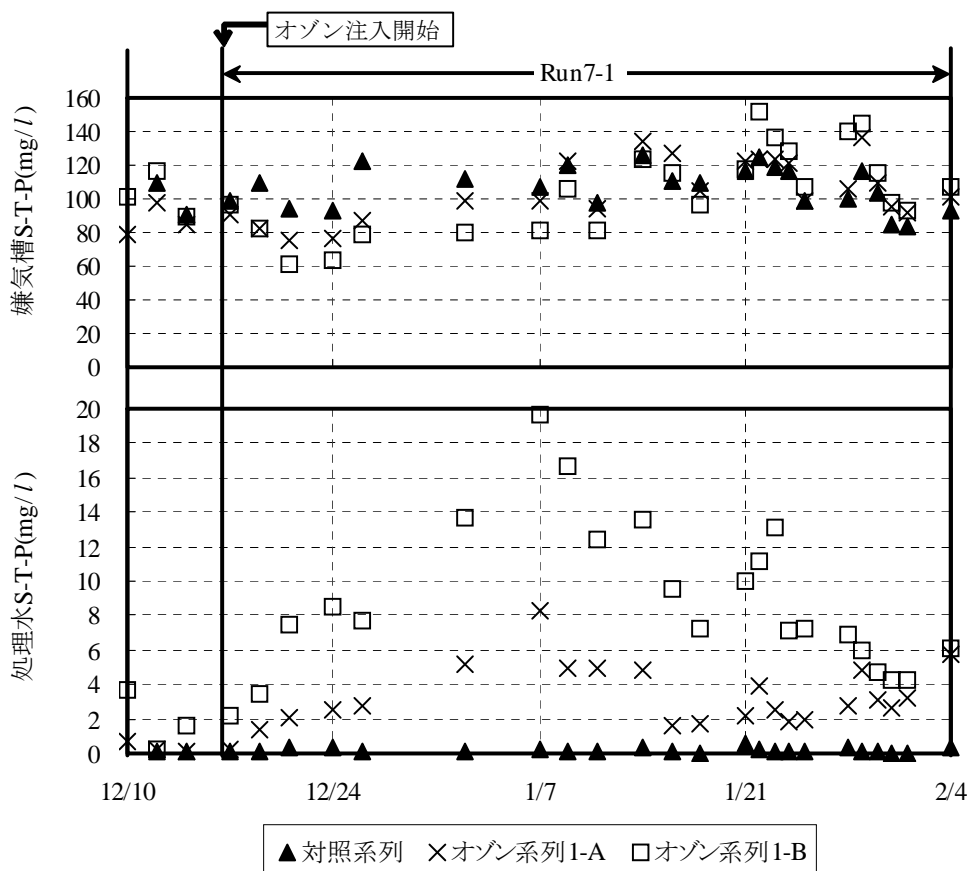


図 4. 3. 2 嫌気槽および処理水 S-T-P の経日変化

4. 3. 1. 2 汚泥発生量の比較

SS換算の累積汚泥発生量の変化を図4. 3. 3に示す。図中の値は1日あたりの汚泥発生量(ΔX)である。対照系列と比較しオゾン系列1-Aおよび1-Bは ΔX が減少していた。ちなみに、 ΔX は、対照系列(オゾン注入量は $0\text{gO}_3/\text{日}$)では $7.29\text{gSS}/\text{日}$ 、オゾン系列1-A(オゾン注入量は $0.37\text{gO}_3/\text{日}$)では $2.94\text{gSS}/\text{日}$ 、オゾン系列1-B(オゾン注入量は $0.74\text{gO}_3/\text{日}$)では $1.07\text{gSS}/\text{日}$ であった。すなわち、汚泥減少量はオゾン注入量の大きいオゾン系列1-Bの方が大きかったことになる。汚泥減少量は、オゾン系列1-Aは $4.35\text{gSS}/\text{日}$ 、オゾン系列1-Bは $6.22\text{gSS}/\text{日}$ 、汚泥削減率は、オゾン系列1-Aは 59.7% 、オゾン系列1-Bは 85.3% であった。

オゾン注入量と汚泥減少量の関係を図4. 3. 4に示す。参考までに前章でのRun1~5の結果を併記する。今回の結果はRun1~Run5の結果と同傾向であった。

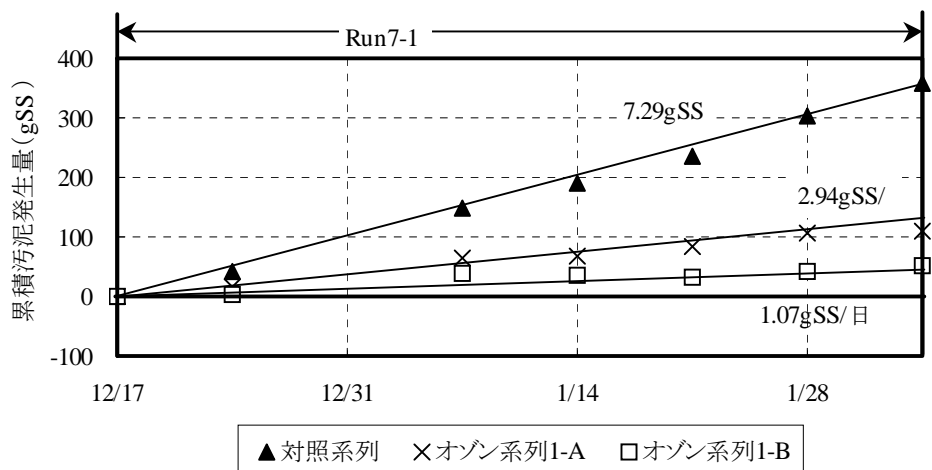


図4. 3. 3 累積汚泥発生量の経日変化

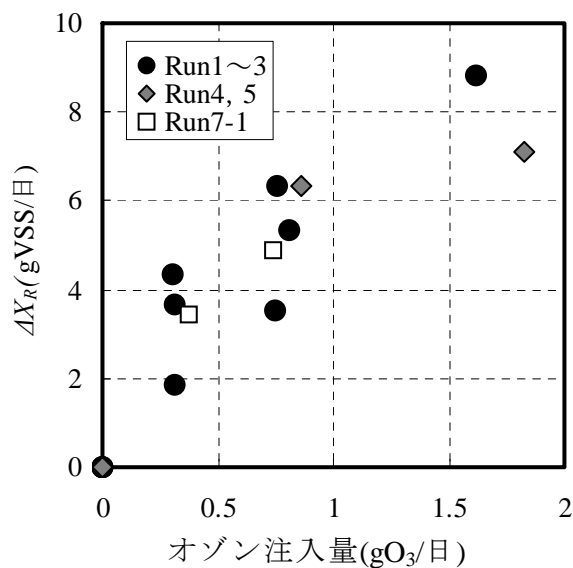


図4. 3. 4 オゾン注入率と汚泥減少量の関係

4. 3. 1. 3 嫌気槽 S-T-P の挙動

嫌気槽 S-T-P の変化を図 4. 3. 2 の上段に示す。

嫌気槽 S-T-P は、対照系列では 100mg/l 程度で安定していた。オゾン注入開始前（オゾン系列にもオゾン注入はない期間）はオゾン系列と対照系列の嫌気槽 S-T-P はほぼ同一であった。オゾン処理をするとオゾン系列 1-A およびオゾン系列 1-B とともに嫌気槽 S-T-P は低下したものの、オゾン処理開始 4 週間以降には上昇して対照系列とほぼ同じ、もしくは若干高くなった。この時期の嫌気槽 S-T-P は、対照系列とオゾン系列 1-A およびオゾン系列 1-B はともに 100 mg/l 程度であった。

原水が返送汚泥により希釈されたのみでは、嫌気槽 S-T-P は 10mg/l 程度と計算される。本実験の嫌気槽 S-T-P は上記計算値よりも大幅に高いことから、活性汚泥中に生存するりん蓄積細菌によりりんが放出されていると判断される。後述の汚泥中りん含有率からみてもりん蓄積細菌の存在は示される。

4. 3. 1. 4 嫌気槽 S-BOD, S-COD_{Cr} の挙動

嫌気槽 S-BOD の変化を図 4. 3. 5 の上段に示し, 嫌気槽 S-COD_{Cr} の変化を図 4. 3. 5 の下段に示す。嫌気槽 S-BOD は, オゾン系列 1-A, 1-B および対照系列ともにほぼ 10mg/l 以下であった。嫌気槽 S-COD_{Cr} は, オゾン系列 1-A は 20~40mg/l, オゾン系列 1-B は 30~60mg/l, および対照系列はほぼ 20mg/l 以下であった。嫌気槽 S-T-P と同様に, 原水が返送汚泥により希釈されたのみでは, 嫌気槽 S-BOD は 170mg/l, 嫌気槽 S-COD_{Cr} は 300mg/l 程度と計算される。本実験の嫌気槽 S-BOD および S-COD_{Cr} は上記計算値より大幅に低いことから, 生物学的なりんの放出に伴い活性汚泥中に生存するりん蓄積細菌に有機物が摂取されていると判断される。

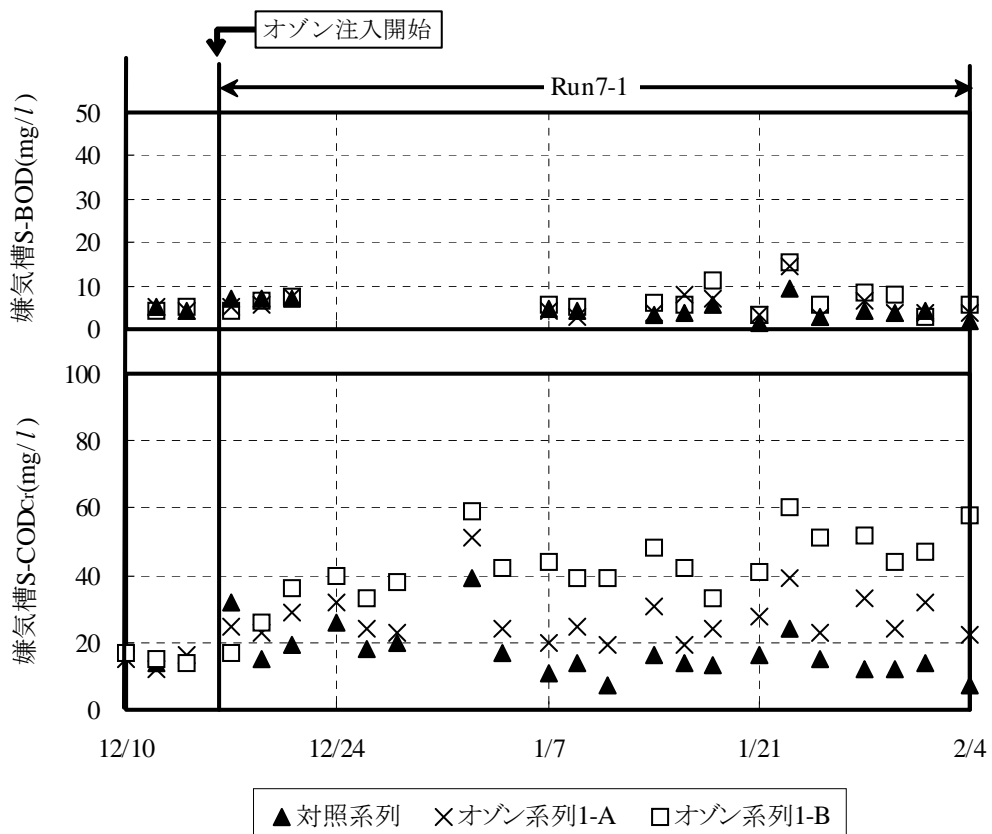


図 4. 3. 5 嫌気槽 S-BOD, S-COD_{Cr} の経日変化

4. 3. 1. 5 活性汚泥のりん含有率

好気槽汚泥の MLSS あたりのりん含有率(P_X)の変化を図 4. 3. 6 に示す。

対照系列での P_X は、実験開始直後(12/17)は 59.2mgP/gSS、実験終了直前(2/1)は 59.5mgP/gSS であり途中多少の変動は認められたがほぼ一定であった。オゾン系列での P_X は、実験開始直後(12/17)と実験終了直前(2/1)をみると、1-A では 58.9mgP/gSS から 71.5mgP/gSS に上昇し、1-B は 60.2mgP/gSS から 71.8mgP/gSS に上昇していた。ちなみに、以前の実験での P_X は、標準活性汚泥法にオゾン処理を組み込んだ Run1 ~3 では 15~39mgP/gSS、循環型硝化脱窒法にオゾン処理を組み込んだ Run4 および 5 では 18~47mgP/gSS であった。また、Sakai ら⁵⁾はオゾン処理を見込んだ下水のオキシデーションディッチ法では P_X は 22mgP/gSS であったと報告している。これらの結果と比較すると本実験の結果の P_X が高く、生物学的りん除去法とすることによりりん蓄積細菌を優先化できたと考える。津野ら⁶⁾はりん回収とオゾン処理を組み込んだ嫌気-好気法でりん除去が良好に進行している時の P_X は 30~50mgP/gSS であったと報告している。本実験の結果は津野ら⁶⁾の結果よりも高い P_X を達成している。

P_X が高く維持できることから、オゾンによる汚泥の減容化においても、生物処理を嫌気-無酸素-好気法とすることでありん蓄積細菌が保持できると判断される。

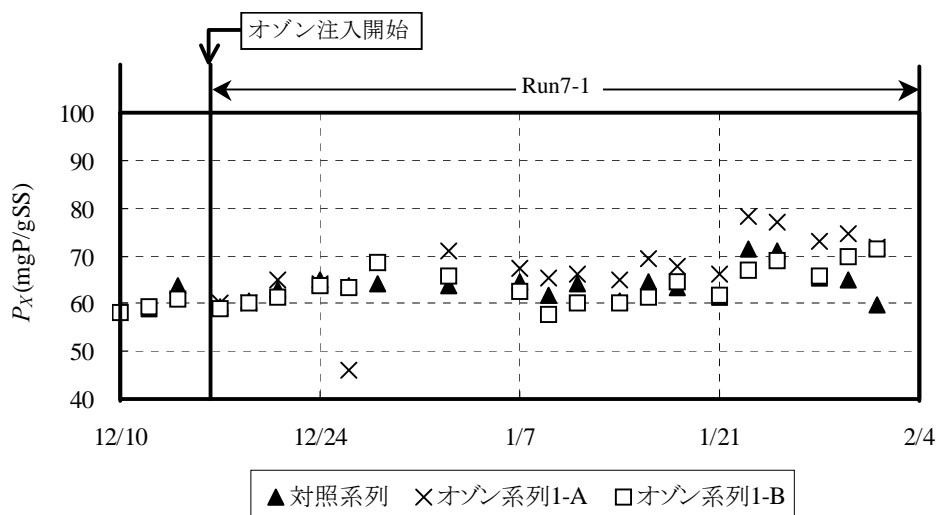


図 4. 3. 6 好気槽中汚泥のりん含有率の経日変化

4. 3. 1. 6 嫌気槽での COD_{Cr} , リン, マグネシウムおよびカリウムの挙動
嫌気槽でのりんの放がりん蓄積細菌の作用によるものかを確認するために,
 COD_{Cr} , リン, マグネシウムおよびカリウムの挙動を調査し, 解析を行った。

(1) リンと COD_{Cr} の挙動

嫌気槽でのりん放出量(以下, ΔP_{an} とする), COD_{Cr} 吸収量(以下, ΔCOD_{an} とする)
および ΔP_{an} と ΔCOD_{an} の比(以下, $\Delta P_{an}/\Delta COD_{an}$ とする)を表 4. 3. 3 に示す。

$\Delta P_{an}/\Delta COD_{an}$ は, オゾン系列で 36~40%, 対照系列で 31%であった。 $\Delta P_{an}/\Delta COD_{an}$ は P_X と有機物の初濃度により異なるが, 本実験の対照系列とほぼ同じ条件の場合, 約 38%と報告されている⁷⁾。

嫌気槽への汚泥 flux(以下, X_{an} とする)と ΔP_{an} および ΔCOD_{an} の比(以下, $\Delta P_{an}/X_{an}$ および $\Delta COD_{an}/X_{an}$ とする)も表 4. 3. 3 に示す。 P_X は 50~80mgP/gSS であるが $\Delta P_{an}/X_{an}$ は 12~16mgP/gSS であり, 嫌気槽での放がりんは流入汚泥中に含有されるりん量の約 20%であった。 $\Delta COD_{an}/X_{an}$ は 34~40 mgCOD/gSS であった。りん含有率(対 VSS)10%の嫌気槽での最大 COD_{Cr} 摂取量は 110 mgCOD/gVSS との報告もある⁸⁾。今回の結果を文献と同様の単位に換算すると 45~54mgCOD/gVSS となり, 最大摂取量以下であった。今回の実験では X_{an} を大きくした。その結果, 嫌気槽がりん蓄積細菌のセレクターとしての機能を発揮するのに最適な F/M 比に設定されていたと判断される。

表 4. 3. 3 嫌気槽でのりんおよび有機物の挙動【Run7-1】

系 列	対 照	オゾン 1-A	オゾン 1-B
りん放出量(ΔP_{an}) (g/日)	7.52	8.56	8.84
COD_{Cr} 吸収量(ΔCOD_{an}) (g/日)	23.8	22.0	24.1
$\Delta P_{an}/\Delta COD_{an}$ (%)	31	36	40
汚泥 flux(X_{an}) (gSS/日)	618	704	543
$\Delta P_{an}/X_{an}$ (mgP/gSS)	12	12	16
$\Delta COD_{an}/X_{an}$ (mgCOD/gSS)	34	40	39

(2) リン, マグネシウムおよびカリウム放出量の関係

りん, マグネシウムおよびカリウムの嫌気槽混合液ろ液中の濃度と嫌気槽での放出量の構成モル比を表 4. 3. 4 に示す。なお, 上記モル比は, りんの放出モルを 1 とした際の相対モル比とした。

オゾン系列 1-A, 1-B および対照系列でのりん, マグネシウム, カリウム放出量の構成モル比は, P:Mg:K=1:0.29:0.22~0.30 であった。一般的にポリりん酸としてりん蓄積細菌がりんを出し入れする場合, P:Mg:K=1:0.25~0.3:0.2~0.4 のモル比で増

減すると言われており⁹⁾、本実験の構成モル比は上記とほぼ同じであった。この結果からも、両系列ともにりん蓄積細菌の生存が示された。

表 4. 3. 4 嫌気槽でのりん, マグネシウムおよびカリウム放出量の比率(モル比)【Run7-1】

系 列		対 照	オゾン 1-A	オゾン 1-B
P	濃度 (mg/l)	101.7	107.3	92.6
	モル比 (-)	1.00	1.00	1.00
Mg	濃度 (mg/l)	39.2	41.1	37.0
	モル比 (-)	0.29	0.29	0.29
K	濃度 (mg/l)	52	50	40
	モル比 (-)	0.22	0.30	0.25

4. 3. 1. 7 化学的りん除去の適用箇所の検討

表 4. 3. 5 に嫌気槽とオゾン反応槽での S-T-P 濃度とりん放出量(以下, ΔP_{an} および ΔP_{O_3} とする)を測定した結果を示す。なお, ΔP_{an} と ΔP_{O_3} は, 各槽の 1 日あたりの流出流量と S-T-P 濃度より算出した。

嫌気槽では S-T-P 濃度は 100mg/l 程度, ΔP_{an} は 8.56~8.84g/日, オゾン反応槽では S-T-P 濃度は 60mg/l 程度, ΔP_{O_3} は 0.40~0.43g/日であり S-T-P 濃度は嫌気槽の方が高く, りん放出量も嫌気槽の方が多かった。

物質収支から見ると, 生物処理水にりんがない状態, すなわち, 処理水で流出する量を 0g/日とする場合, 化学的りん除去量は原水流入量と同量以上が必要となる。今回の実験は, 原水流入量 0.55g/日である。オゾン反応槽上澄液を対象とした場合, ここでの放出量は 0.40~0.43g/日であることから, オゾン反応槽上澄液全量を化学的りん除去工程に導入しても, 原水流入量分より少ない。これに対し, 嫌気槽上澄液の場合は放出されるりん量は 8.56~8.84g/日であり, 化学的りん除去工程には嫌気槽上澄液の約 6.5%を物質収支上導入すればよいことになる。

以上の結果より, オゾン反応槽上澄液で化学的りん除去を行うことは非効率であり, 嫌気槽の上澄液にて行う方が効率的であることが明らかとなった。

表 4. 3. 5 嫌気槽およびオゾン反応槽でのりんの挙動【Run7-1】

系 列		オゾン 1-A	オゾン 1-B
嫌気槽	S-T-P (mg/l)	101.7	107.3
	りん放出量 (ΔP_{an}) (g/日)	8.56	8.84
オゾン反応槽	S-T-P (mg/l)	60.0	65.4
	りん放出量 (ΔP_{O_3}) (g/日)	0.40	0.43

4. 3. 2 化学的りん除去の効果の確認

4. 3. 2. 1 処理水水質

Run7-2の処理水水質(処理が安定した期間の平均値±標準偏差)を表4.3.6に示す。また、Run7-2の処理水水質の経日変化を図4.3.7に示す。オゾン処理の初期の影響が認められなくなり処理が安定したと判断した期間は図4.3.7の上部に矢印で示した範囲である。オゾン系列と対照系列の処理水水質について比較した。

処理水有機物と窒素は、Run7-1とほぼ同じ挙動を示した。

表4.3.6 処理水水質と好気槽活性汚泥のりん含有率
(平均値±標準偏差)

Run	7-2					
日付	3/18~3/28					
系列	対照		オゾン 2-A		オゾン 2-B	
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	8.2	0.11	7.8	0.46	7.7	0.11
アルカリ度 (mg/l)	105	27.1	124	6.50	48	9.06
SS (mg/l)	37.3	14.4	5.9	3.27	13.1	2.56
S-TOC (mg/l)	4.3	0.29	14.6	0.70	14.2	0.49
S-COD _{Cr} (mg/l)	10	3.27	36	3.27	36	2.69
S-BOD (mg/l)	0.4	-	1.8	-	2.0	-
NH ₄ -N (mg/l)	0.15	0.13	0.95	0.15	0.12	0.02
NO _x -N (mg/l)	22.0	2.48	21.1	1.83	32.1	2.32
Org-N (mg/l)	1.85	0.37	5.28	0.52	4.36	0.59
T-N (mg/l)	23.3	2.12	25.7	0.38	34.4	0.65
PO ₄ -P (mg/l)	0.05	0.02	5.09	1.07	0.07	0.05
S-T-P (mg/l)	0.51	0.14	5.96	0.71	0.75	0.05
りん含有率(P _x)(mgP/gSS)	62.6	0.86	67.2	2.42	42.9	0.70

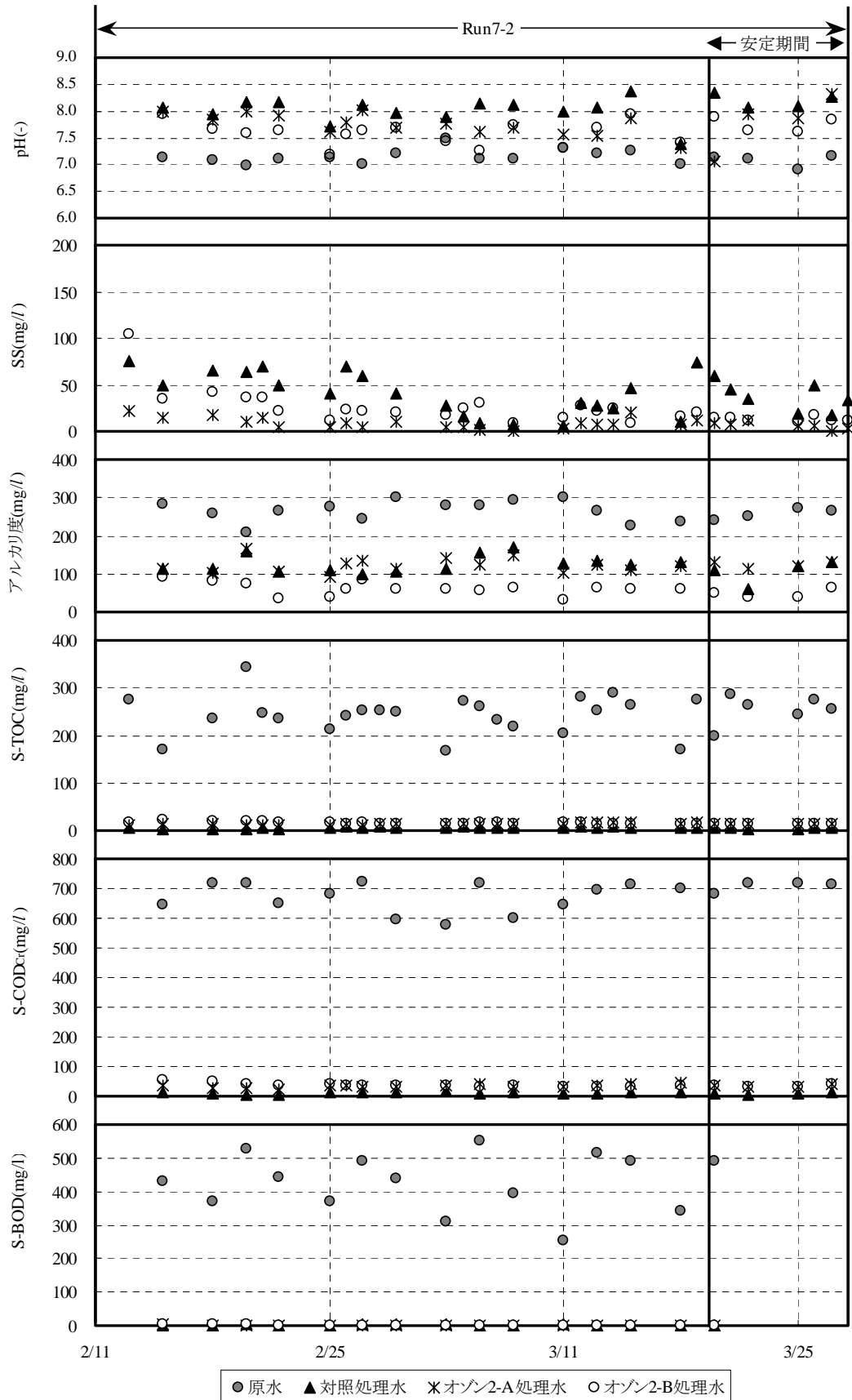


図 4. 3. 7 - 1 処理水水質の経日変化

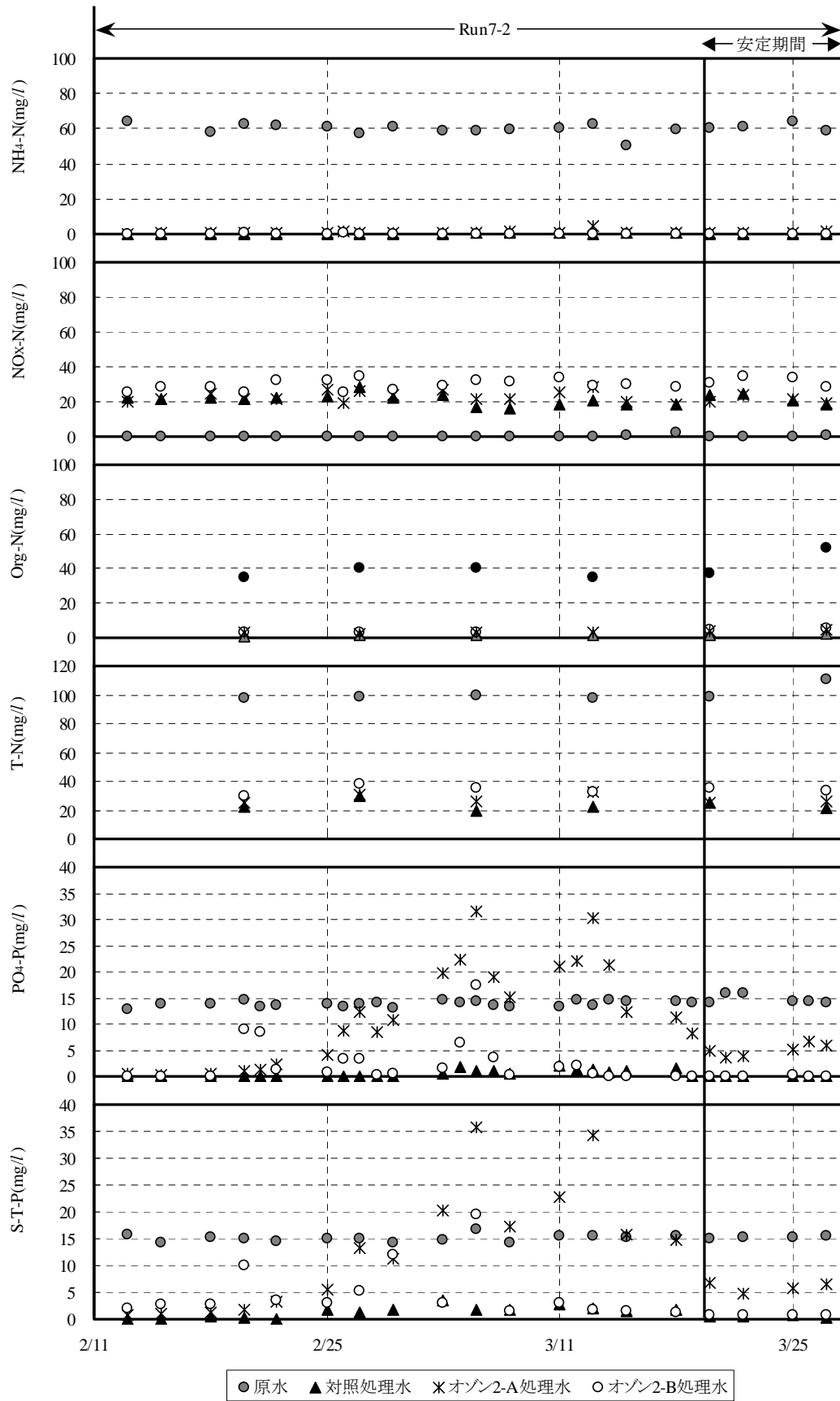


図4. 3. 7-2 処理水水質の経日変化

Run7-1 のオゾン系列 1-B および Run7-2 のオゾン系列 2-B とオゾン系列 2-A はオゾン注入量をほぼ同量であるが、オゾン系列 2-A はオゾン処理汚泥流量を小さく、つまり、オゾン処理汚泥量(T)と系内汚泥量(X)の比である T/X を小さくしている。 T/X とオゾン系列での処理水の $S-COD_{Cr}$ の増加濃度と汚泥減少量あたりの処理水の $S-COD_{Cr}$ の増加量($\Delta COD_{Cr}/\Delta X_R$)の関係を図 4. 3. 8 に示す。参考までに、オゾン注入量を同量とし、オゾン処理汚泥量を変化させた場合の検討を行った、Run6 の結果(第 3.3 節に記載)を併記する。図中の点線で囲んだ点は、化学的りん除去が組み込まれているオゾン系列 2-B の結果である。

Run7 においても、化学的りん除去が組み込まれていない場合は T/X を高くするに従い処理水の $S-COD_{Cr}$ の増加濃度および $\Delta COD_{Cr}/\Delta X_R$ が大きくなる傾向であった。ただし、ほぼ同じオゾン注入率、 ΔX_R および T/X である Run6-4 の結果と Run7-2-A での処理水の $S-COD_{Cr}$ の増加濃度および $\Delta COD_{Cr}/\Delta X_R$ を比較すると Run7-2-A の方が大きい結果となった。汚泥のオゾン注入率は Run6-4 では $74\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ であるのに対し、Run7-2-A では $21\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ であった。第 3.3 節でオゾン注入量および ΔX_R が同じ場合、 T が大きく汚泥のオゾン注入率が小さい方が処理水の $S-COD_{Cr}$ と $\Delta COD_{Cr}/\Delta X_R$ が大きくなることを確認している。Run7-2-A は Run6-4 に比べ汚泥のオゾン注入率が小さいことが処理水の $S-COD_{Cr}$ の増加濃度および $\Delta COD_{Cr}/\Delta X_R$ が大きくなった一因であると考えられる。さらに、生物処理方式が異なる(Run6 は循環型硝化脱窒法、Run7 は嫌気-無酸素-好気法)ことも影響している可能性があると考えられる。

化学的りん除去を組み込んだ Run7-2-B は、化学的りん除去を組み込んでいない Run7-2-A の結果に比べて処理水の $S-COD_{Cr}$ の増加濃度および $\Delta COD_{Cr}/\Delta X_R$ が小さく、Run6-4 とほぼ同レベルであった。本実験での化学的りん除去は FeCl_3 を用いた凝集沈殿により行っている。凝集処理前後での $S-TOC$ の平均値は、凝集沈殿前の嫌気槽の上澄液で 15.7mg/l 、凝集沈殿処理水が 5.7mg/l であり、凝集沈殿ではりんを除去すると同時に溶解性の有機物の一部も除去されていた。そのため、これらの値が小さくなったと考える。

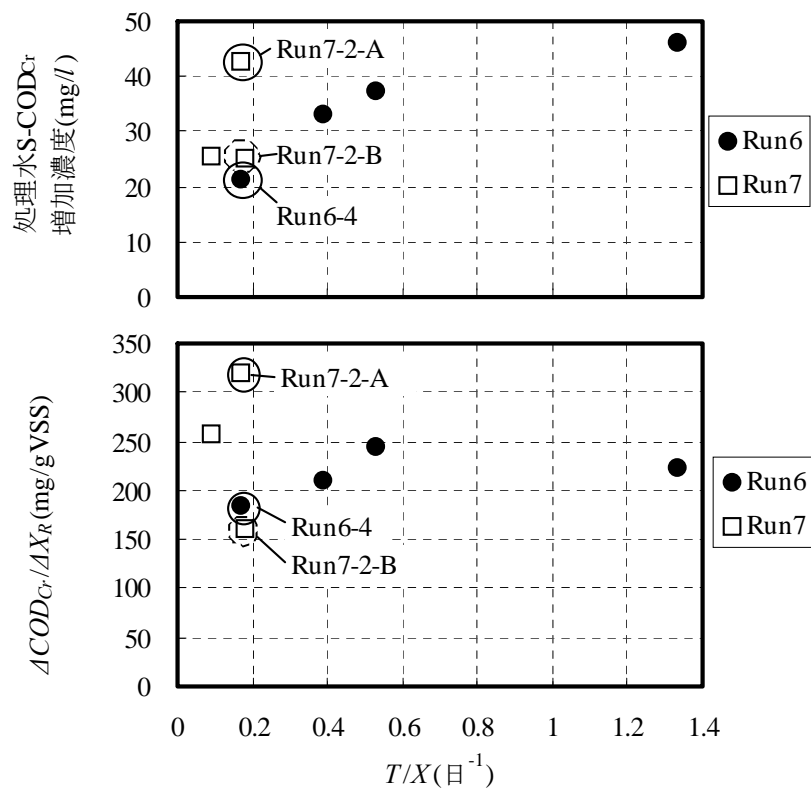


図 4 . 3 . 8 オゾン処理汚泥量と処理水の S-COD_{Cr} 増加量の関係

処理水 S-T-P の変化を前述の図 4. 3. 9 の下段に示す。

Run7-2 でも Run7-1 と同様にオゾン系列 2-A および 2-B において, 実験 5 週間目までは生物学的りん除去が不安定となった。実験 5 週間目以降は安定し, オゾン系列 2-A は 6mg/l 程度, オゾン系列 2-B は 2mg/l 以下であった。この時期のオゾン系列 2-B の処理水 S-T-P は, 対照系列とほぼ同レベルであった。りん除去率は, 対照系列で 95%, オゾン系列 2-B で 94%と両者はほぼ同じであった。

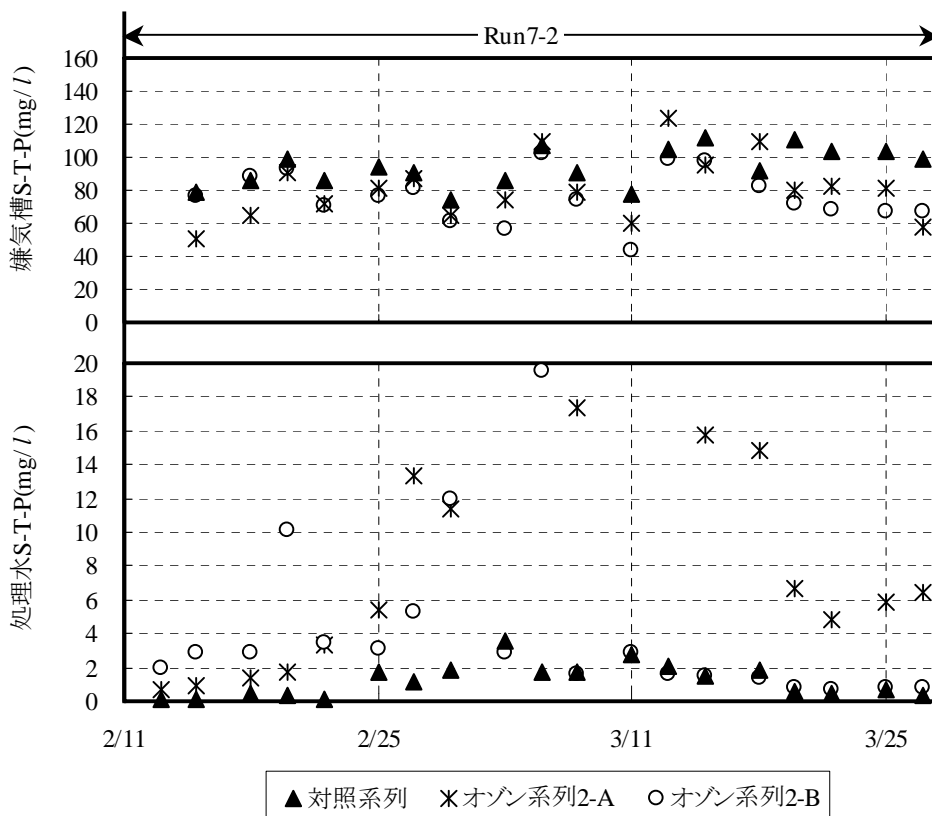


図 4. 3. 9 嫌気槽および処理水 S-T-P の経日変化

4. 3. 2. 2 汚泥発生量の比較

Run7-2 における, SS 換算の累積汚泥発生量の変化を前述の図 4. 3. 10 に示す。図中の値は 1 日あたりの汚泥発生量 (ΔX) である。

対照系列と比較しオゾン系列 2-A および 2-B は ΔX が減少していた。ちなみに, ΔX は, 対照系列(オゾン注入量は 0gO₃/日)では 5.80gSS/日, オゾン系列 2-A(オゾン注入量は 0.85gO₃/日)では 1.23gSS/日, オゾン系列 2-B(オゾン注入量は 0.86gO₃/日)では -1.38gSS/日であり, 汚泥減少量にすると, オゾン系列 2-A は 4.57gSS/日, オゾン系列 2-B は 7.18gSS/日, 汚泥削減率は, オゾン系列 2-A は 78.8%, オゾン系列 2-B は 124%であり, オゾン系列 2-B においては系内の汚泥が減少した。系を維持する

ためには系内汚泥が減少しないオゾン注入率に設定する必要があると考える。

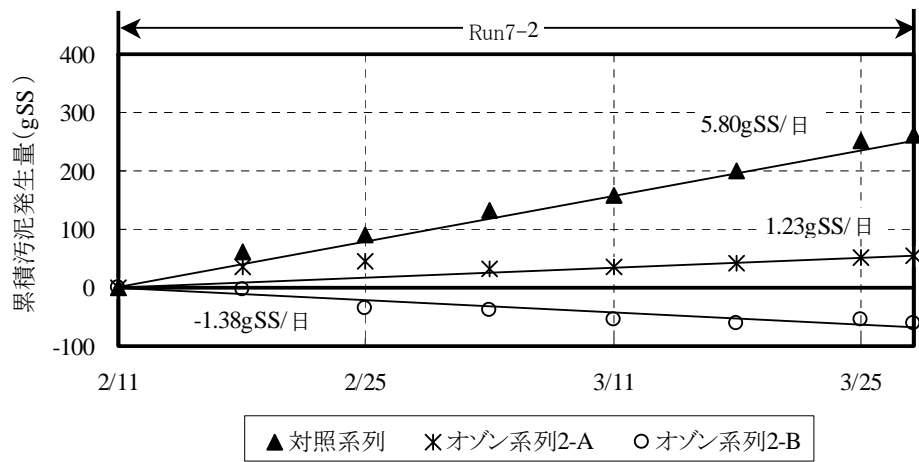


図 4 . 3 . 1 0 累積汚泥発生量の経日変化

オゾン注入量と汚泥減少量の関係を図 4 . 3 . 1 1 に示す。参考までに前章での Run1~5 の結果および Run7-1 の結果を併記する。Run 7-2 の結果も Run1~Run5 の結果と同傾向であった。

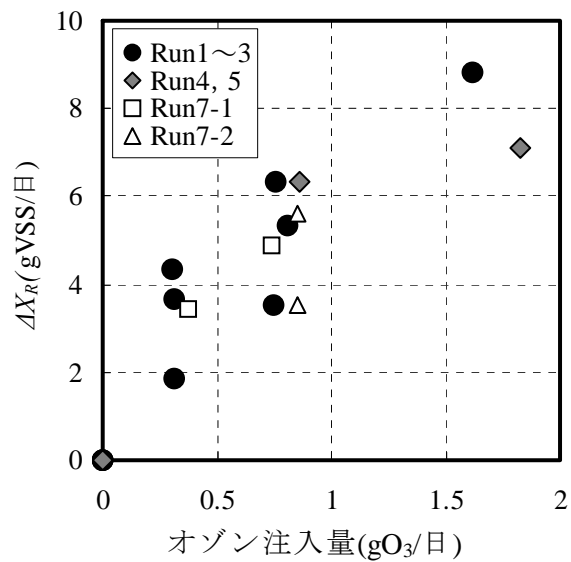


図 4 . 3 . 1 1 オゾン注入率と汚泥減少量の関係

4. 3. 2. 3 嫌気槽 S-T-P の挙動

嫌気槽 S-T-P の変化を前述の図 4. 3. 9 の上段に示す。

生物学的りん除去が安定した実験 5 週間以降の嫌気槽 S-T-P は、オゾン系列で 60 ~ 80mg/l, 対照系列では 100 mg/l 程度であった。原水が返送汚泥により希釈されたのみでは、嫌気槽 S-T-P は 10mg/l 程度と計算される。本実験においても嫌気槽 S-T-P は上記計算値よりも大幅に高く、生物学的なりんの放出が確認された。

4. 3. 2. 4 嫌気槽 S-BOD, S-COD_{Cr} の挙動

嫌気槽 S-BOD の変化を前述の図 4. 3. 12 の上段に、嫌気槽 S-COD_{Cr} の変化を下段右側に示す。嫌気槽 S-BOD は、オゾン系列 2-A および 2-B, 対照系列ともに 10 mg/l 以下であった。嫌気槽 S-COD_{Cr} は、オゾン系列 2-A および 2-B では 20 ~ 40mg/l, 対照系列は 20mg/l 以下であった。原水が返送汚泥により希釈されたのみでは、嫌気槽 S-BOD は 170mg/l 程度, 嫌気槽 S-COD_{Cr} は 300mg/l 程度と計算される。本実験においても嫌気槽 S-BOD および S-COD_{Cr} は上記計算値より大幅に低いことから、化学的りん除去を組み込んだ場合でも、生物学的なりんの放出に伴い活性汚泥中に生存するりん蓄積細菌に有機物が摂取されていると判断できる。

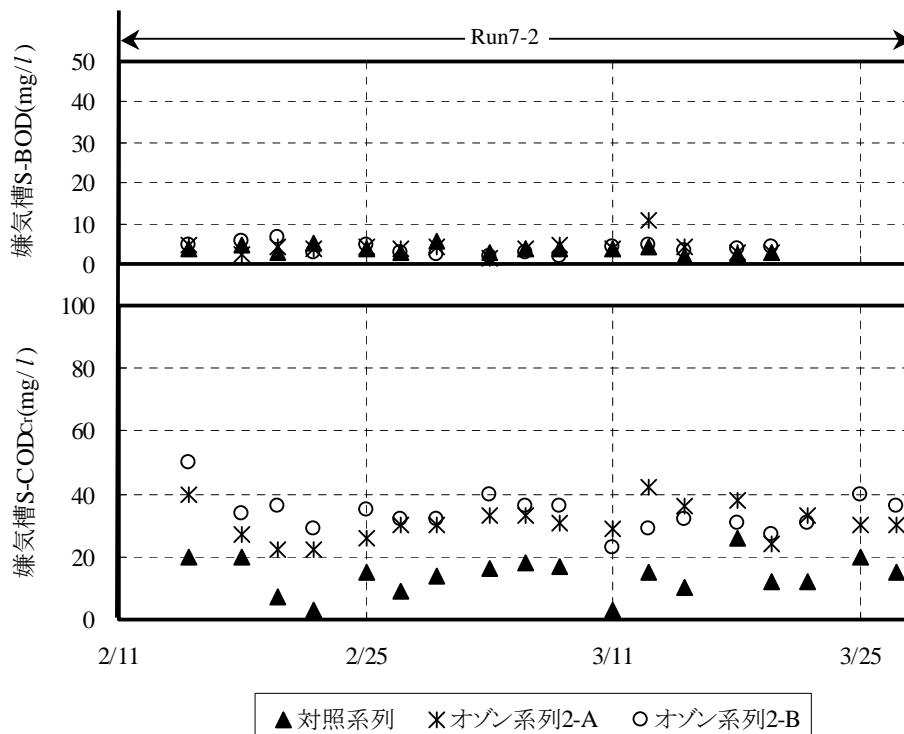


図 4. 3. 12 嫌気槽の S-BOD, S-COD_{Cr} の経日変化

4. 2. 2. 5 活性汚泥のりん含有率

図4. 3. 13に好気槽汚泥のMLSSあたりのりん含有率(P_X)の変化を示す。

対照系列での P_X は、実験開始直後(2/13)は 60.6mgP/gSS、実験終了直前(2/1)は 63.3mgP/gSS であり途中多少の変動は認められたがほぼ一定であった。オゾン系列 2-A では、実験開始直後(2/13)は 64.1mgP/gSS、実験終了直前(3/27)は 68.8mgP/gSS であり、とりわけ3月初めでは約 80mgP/gSS の場合もあるが、実験開始直後に対して、 P_X の上昇が認められた。オゾン系列 2-B では実験開始直後(2/13)は 66.8mgP/gSS であったが徐々に低下した。特に 23~32 日目(3/6~3/15)に急激に P_X の低下が認められた。この期間の化学的りん除去工程のりん除去量は 620mg/日と流入量よりも多いため、りん収支上、活性汚泥中のりんが放出され、その結果 P_X が低下したと考えられる。32 日目(3/15)以降、りん除去工程での除去量を流入量とほぼ同量に制御したところ P_X は 43mgP/gSS 程度に安定した。

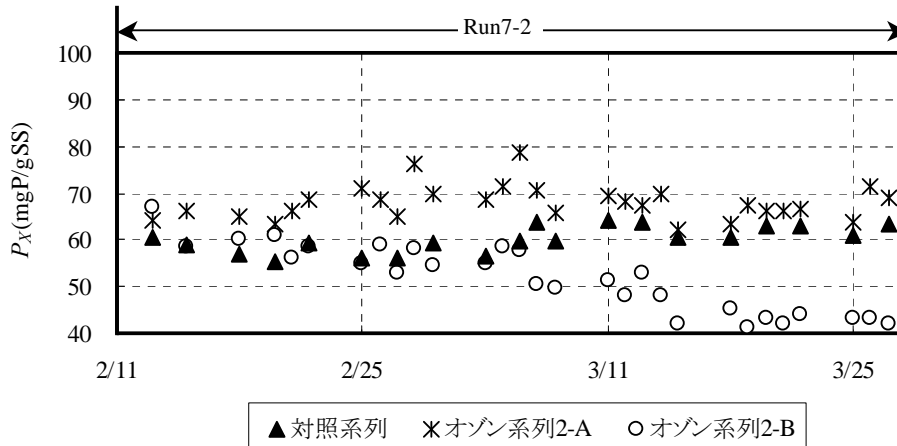


図4. 3. 13 好気槽中汚泥のりん含有率の経日変化

4. 3. 3 りんの物質収支

物質収支は、オゾン系列の処理が安定した期間のデータから算出した。Run7-1のりんの物質収支を図4. 3. 14に、Run7-2のりんの物質収支を図4. 3. 15に示す。「IN」は生物処理槽への原水の流入で、「OUT」は「処理水としての流出分」と「引抜分」と後述する「蓄積分」である。オゾン系列2-Bの場合だけは化学的りん除去工程での「りん回収分」を含めた。「引抜分」は余剰汚泥として引き抜いたりん量と分析用のサンプル中のりん量の合計である。「蓄積分」は、原水流入量から「処理水としての流出分」、「引抜分」、「りん除去分」を差し引いて算出した。この「蓄積分」は、生物処理槽中のMLSSと P_X が変化することによる槽内汚泥中のりん蓄積量の変化量を意味しており、主に、プラスは P_X が上昇して蓄積量が増加し、マイナスは P_X が低下して蓄積量が減少したことを示している。

Run7-1(データ解析期間：1/11～2/4)においては、対照系列では生物学的なりん除去により原水流入量と汚泥による「引抜分」はバランスしている。オゾン系列の1-Aおよびオゾン系列1-Bでは、汚泥による「引抜分」が少なくなると「処理水としての流出分」が増加する結果となった。さらに、オゾン注入量372mg/日であるオゾン系列1-Aに比べてオゾン注入量743mg/日であるオゾン系列1-Bの方が「処理水としての流出分」が増加した。

ところで、オゾン系列1-Aおよびオゾン系列1-Bとも「処理水としての流出分」と「引抜分」の合計は原水流入量の約53～62%となっている。特に、オゾン系列1-Bは、汚泥発生量は図4. 3. 3に示すように対照系列の約15%であった。このオゾン系列1-Bでは原水流入量の51%(0.28g/日)が「処理水としての流出分」で、汚泥による「引抜分」は原水流入量の約11%(0.06g/日)であり、「蓄積分(槽内汚泥によるりん蓄積量)」は約38%(0.21g/日)と計算される。

4. 3. 1. 5で示したとおり、オゾン系列1-Bでは実測の P_X は、解析期間で66.1mgP/gSSから71.8mgP/gSSに上昇しており、MLSSの増減を加味した生物処理槽内の汚泥によるりん保持量は13.8gから19.2gに増加しており、1日あたり0.26g/日のりんが槽内汚泥に蓄積されたこととなる。

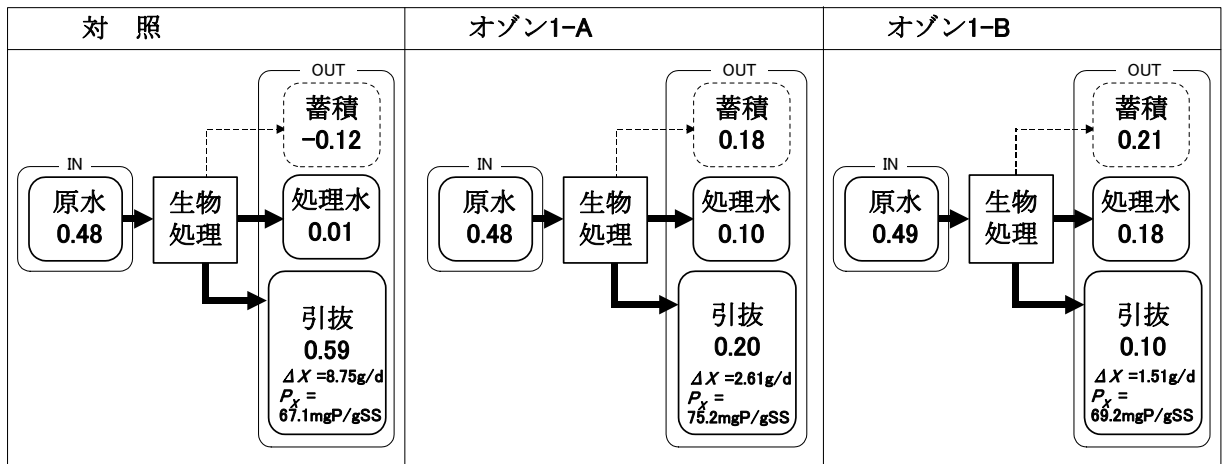
槽内汚泥のりん蓄積量は計算値と実測値がほぼ合致していることから、 P_X が上昇するといった槽内汚泥によるりん蓄積量が多くなったことにより、余剰汚泥減容分のりんの全量は処理水に移行しなかったと考えられる。

Run7-2(データ解析期間：3/18～3/28)においては、オゾン系列2-Aでは、「処理水としての流出分」と「引抜分」の合計は原水流入量の約55%、「蓄積分」が原水流入量の約45%であり、前述のオゾン系列1-Aおよびオゾン系列1-Bと同様に「蓄積分」が増加していた。また、オゾン系列2-Bは、化学的りん除去工程を追加してい

るため、図 4. 3. 15 に示すように、原水流入量はほぼ全量 (0.53g/日) が化学的りん除去工程で除去されており、「蓄積分」は無視できる程度となっている。

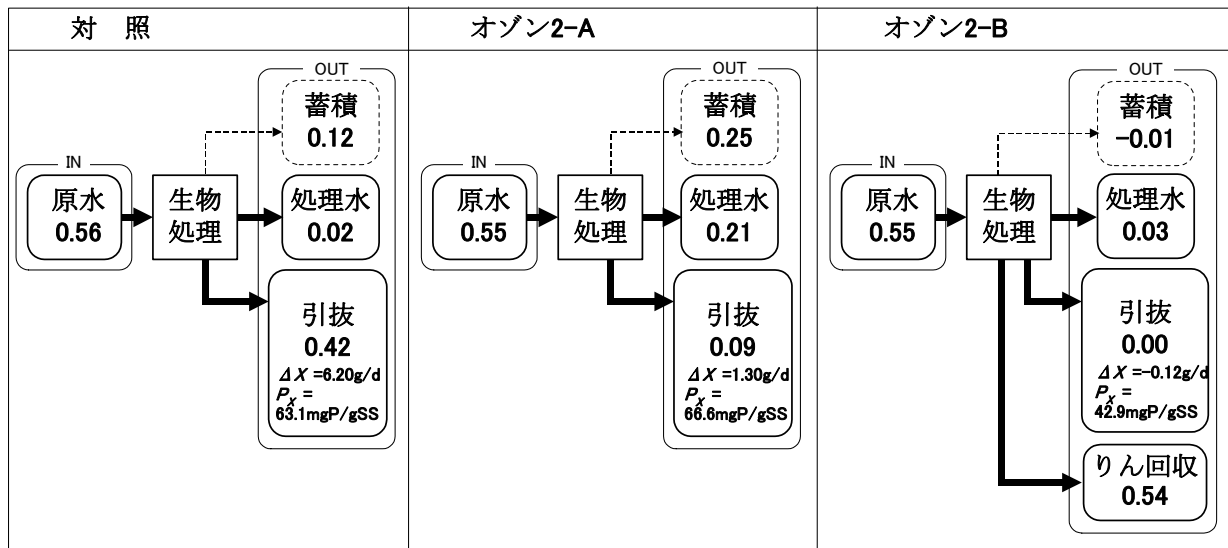
津野ら⁶⁾は、オゾン処理とカルシウムを用いた凝集沈殿によるりん回収を組み込んだ嫌気-好気法にて、余剰汚泥の削減率を大きくするに従いりん回収率が高くなることを見いだしており、また、流入りんに対するりん回収率 79%を達成している。本実験のオゾン系列 2-B では、流入りんに対し 98%のりん回収率となった。

オゾン系列 2-B でのりんの物質収支解析の結果から、嫌気槽から混合液の一部を中間沈殿池に導入し、高濃度のりん上澄液を対象として化学的りん除去を行うことにより、汚泥発生量の減少により起こる処理水側へのりん流出を抑制できると判断された。化学的りん除去法には、今回検討した凝集沈殿法の他に晶析法がある。中間沈殿池方式の嫌気-好気法における晶析法の適用が報告されている⁴⁾。本検討のオゾン系列と対照系列を比較すると生物処理槽でのりんの挙動はほぼ同じであることから、本プロセスへの晶析法の適用も可能と考える。汚泥の減容化の観点からは、凝集汚泥の発生しない晶析法の採用がプロセス全体の構成上合理的と考える。



注：図中の ΔX および P_x は引抜量算出に用いた値。

図 4. 3. 1 4 リンの物質収支【Run7-1】〔単位：g/日〕



注：図中の ΔX および P_x は引抜量算出に用いた値。

図 4. 3. 1 5 リンの物質収支【Run7-2】〔単位：g/日〕

4. 4 結語

第3章での結果より、生物学的水処理のみで汚泥のオゾン処理を組み込むことによる処理水りんの上昇は抑制できないことが判明したため、第4章では、オゾンによる汚泥減容化プロセスにおいて、処理水中のりんを低減することを主目的に生物処理工程を嫌気－無酸素－好気法にして連続実験を行った。得られた知見を以下に示す。

- (1) 活性汚泥のりん含有率は、オゾン処理を組み込んでいない対照系列では 60～70mgP/gSS で、オゾン系列では 64～77mgP/gSS であった。オゾンによる汚泥減容化プロセスにて、生物処理工程を嫌気－無酸素－好気法とすることにより、活性汚泥のりん含有率はオゾン処理を組み込まない場合と同じになり、りん蓄積細菌の増殖が可能である。
- (2) 原水が返送汚泥により希釈されたのみでは、嫌気槽 S-T-P は 10mg/l 程度、嫌気槽 S-COD_{Cr} は 300mg/l 程度と計算される。本実験の嫌気槽 S-T-P は対照系列では 100mg/l 程度、オゾン系列では 60～100 mg/l 程度、嫌気槽 S-COD_{Cr} は、オゾン系列 20～60mg/l、対照系列は 20mg/l 以下であり、りんの放出と有機物の摂取が認められ、りん蓄積細菌の存在が示唆された。
- (3) オゾン系列および対照系列の嫌気槽でのりん、マグネシウム、カリウム放出量の構成モル比は、P:Mg:K = 1:0.29:0.22～0.30 であった。このモル比は、一般的にポリりん酸としてりん蓄積細菌がりんを出し入れする場合のモル比とほぼ同じであり、りん蓄積細菌の生存が示された。
- (4) 汚泥のオゾン処理を組み込んだ汚泥減容化プロセスにおいては、汚泥のオゾン処理工程と生物処理工程の嫌気槽にてりんの放出が認められるが、嫌気槽での S-T-P 濃度は 100mg/l 程度、りん放出量は 8.56～8.84g/日、オゾン反応槽での S-T-P 濃度は 60mg/l 程度、りん放出量は 0.40～0.43g/日であり、りん回収は嫌気槽の上澄液にて行う方が効率的である。
- (5) オゾン処理工程を導入することにより、物質収支上、りんは処理水として流出する量が増加したが、「中間沈殿池＋化学的りん除去」工程を追加することにより、余剰汚泥がほぼ零で、かつ、りん除去率は対照系列とほぼ同じ 94%となった。

<参 考 文 献>

- 1) 小林琢也，葛甬生，田中俊博；膜分離法の汚泥減容化への適用，第37回下水道研究発表会，pp.671-673，2000.
- 2) 荒川清美，葛甬生，小林琢也，田中俊博；オゾンを用いた活性汚泥法におけ

- 3) 荒川清美, 田中俊博 ; オゾン処理による活性汚泥中の無機物の挙動について, 日本水環境学会年会講演集, 35, p.428 , 2001.
- 4) 田中俊博 ; 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, pp.21-29, 1988.
- 5) Yoshio Sakai, Tetsuro Fukase, Hidenari Yasui, Masahide Shibata; An Activated Sludge Process without Excess Sludge Production, Wat. Sci. Tech., Vol.36, No.11, pp.163-170, 1997.
- 6) 津野洋, Wilasinee SAKTAYWIN, 永禮英明, 早山恒成 ; 汚泥削減・リン回収型生物学的下水高度処理プロセス, 下水道協会誌, Vol.44, No.531, pp.151-161, 2007.
- 7) 田中俊博 ; 生物学的リン除去法の設計・操作因子に関する研究 : 京都大学学位論文, 1997.
- 8) 社団法人土木学会 ; 環境工学公式集・モデル集・数値集, p.134, 2004.
- 9) I. Somiya, H. Tsuno, M. Nishikawa ; BEHAVIOR OF PHOSPHORUS AND METALS IN THE ANAEROBIC-OXIC ACTIVATED SLUDGE PROCESS, BIOLOGICAL PHOSPHATE REMOVAL FROM WASTEWATERS, pp.321-324, 1987.

第5章 オゾン反応槽の排出ガス中の酸素利用に関する検討

5.1 背景および実験目的

標準活性汚泥法の活性汚泥には、炭素が約 40%、窒素が約 10%含まれている。そのため、オゾン処理により汚泥を液化し、生物処理槽に返送すると、汚泥より溶出した有機物および窒素が生物処理に流入するため、汚泥減容化においては、生物処理に対する有機物および窒素負荷が増加することからオゾン処理を付加する場合、酸素供給量が不足することもあり得る。

現在、オゾンの生成に使用されているオゾン発生器は、ほとんどが高濃度酸素ガス(約 90%)を原料としている。汚泥減容化プロセスの汚泥のオゾン処理においては、オゾンは汚泥との反応でほぼ 100%消費されるが、酸素の挙動については明らかとなっていない。このオゾン反応槽からの排出ガス中の酸素を有効利用できれば、従来の空気曝気による酸素供給よりも省エネルギー的な廃水処理プロセスが可能となる。本章では、オゾン反応槽からの排出ガス中の酸素を生物処理の酸素供給源とすることで酸素供給量の不足を補い、さらには生物処理への酸素供給動力の削減を図ることを研究目的とした。

本研究では、汚泥減容化プロセスにて、好気槽の酸素供給源を空気およびオゾン反応槽からの排出ガスとした連続処理を行った。今回の実験において、酸素供給源をオゾン反応槽からの排出ガスとした場合は、好気槽の気相部分の酸素濃度が高いガスを好気槽混合液へ吹き込む循環ガス方式の酸素曝気とした。

はじめに、パイロットプラントを用いてオゾン反応槽からの排出ガス中の酸素を生物処理にて利用可能であることを検討する。また、それによる処理水の水質への影響を検討し、その影響に対する対策についても検討する。対策としては、影響原因として、生物的分解に伴う炭酸ガスの溶解による好気槽の pH 低下が考えられるため、好気槽の後段に再曝気槽を設置し、好気槽混合液に溶解した炭酸ガスを放出させるプロセスについて実験を行い、生物処理の安定性の観点から考察を加える。

5. 2 実験方法

5. 2. 1 実験装置および実験方法

実験は、嫌気－無酸素－好気法の生物処理工程に余剰汚泥減容化のためのオゾン処理工程とりん回収工程を組み込んだパイロットプラントのオゾン系列と、嫌気－無酸素－好気法のみからなるベンチスケールプラントの対照系列を並行して連続運転した。両系列の処理水水質、汚泥発生量、各槽での窒素、りんの挙動を調査した。

Run8-1 のオゾン系列は、好気槽への酸素供給に空気を用いた。Run8-1 のオゾン系列の処理フローを図5. 1. 1 に示す。Run8-2 のオゾン系列では好気槽への酸素供給にオゾン反応槽の排出ガス中に含まれる酸素を利用した。Run8-2 のオゾン系列の処理フローを図5. 1. 2 に示す。Run8-3 のオゾン系列では、好気槽への酸素供給はRun8-2 と同様にし、好気槽後段に好気槽混合液に溶解した炭酸ガスを放出させるための空気を吹き込む再曝気槽を設置した。Run8-3 のオゾン系列の処理フローを図5. 1. 3 に示す。全ての実験において、オゾン系列の生物処理工程は嫌気槽 0.4m^3 ($0.9\text{m}\phi \times 0.9\text{mH}$ 、有効水深が 0.65m 、ポリエチレン樹脂製ダライイトタンク)、無酸素槽は 1m^3 槽が 2 槽(1 槽目は $1.15\text{m}\phi \times 1.3\text{mH}$ 、有効水深 1.1m で、2 槽目は $0.8\text{mW} \times 0.8\text{mL} \times 2.0\text{mH}$ 、有効水深 1.7m でともにSS製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装)、Run8-2 およびRun8-3 では好気槽 2m^3 ($0.8\text{mW} \times 1.6\text{mL} \times 2.0\text{mH}$ 、有効水深 1.7m 、SS製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装)、Run8-1 では容積 0.09m^3 槽を 2 槽($0.26\text{m}\phi \times 2.0\text{mH}$ 、有効水深 1.6m 、透明塩ビ製)も設置しており合計 2.18m^3 である。沈殿池は $1.2\text{m}\phi$ 、有効容積 1.1m^3 で、SS製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装しており、さらに、Run8-3 の好気槽と沈殿池の間に 0.09m^3 の再曝気槽($0.26\text{m}\phi \times 2.0\text{mH}$ 、有効水深 1.6m 、透明塩ビ製)を 2 槽設置した。

嫌気槽、無酸素槽および好気槽は蓋があり雨水の混入およびガスの出入りがほとんどないようにしてあり、嫌気槽、無酸素槽および好気槽は攪拌機(回転数は嫌気槽では 60rpm 、無酸素槽①では 60rpm 、無酸素槽②では 50rpm 、好気槽では 60rpm)を設置して混合液を連続攪拌した。原水と返送汚泥は嫌気槽へ流入させ、循環液は、Run8-1 および Run8-2 では好気槽より引抜き無酸素槽の第 1 槽へ、Run8-3 では再曝気槽より引抜き無酸素槽の第 1 槽へ流入させた。Run8-2 および Run8-3 での排出ガスの酸素の溶解は、エアポンプにて超微細散気装置を通して好気槽混合液に混入させ、好気槽の気相部分の酸素濃度が高いガスを引抜き循環ガス用のブローを用いて好気槽内に設置した散気管を通して混合液へ吹き込む循環ガス方式の酸素溶解法で行った。また、再曝気槽には底部より散気管を通して空気を通気した。また、パイロットプラントは屋外に設置したため混合液水温が 20°C を下回らないように、嫌気槽、無酸素槽および好気槽には槽の側面にガラスウール製の断熱材を貼り付けた上で嫌気槽は投げ

込み式ヒーター(能力 3kW)にて、無酸素槽および好気槽は伝熱管を設置し伝熱管にお湯を流すことにより主に冬季に加温を行った。混合液の冷却は行わなかったため、夏期の水温は 20℃を超えることもあった。

対照系列は、Run 8-1～Run8-3 とともにオゾン系列のほぼ 1/100 規模のプラントを用いた。構成は、嫌気槽 10l、無酸素槽 10l、好気槽 20l(10l が 2 槽)と沈殿池からなり、全て透明塩ビ製である。また、オゾン処理工程、りん回収工程および再曝気槽は含まない。前章の図 4. 2. 1 に示した Run7-1 および Run7-2 の対照系列のフローと同じものである。好気槽の酸素供給には空気を使用した。対照系列はプレハブ内に設置し、プレハブ内の気温をエアコンにて約 20℃に調節した。

汚泥のオゾン処理(以下、オゾン処理とする)は連続式で行った。オゾン反応槽は透明塩ビ製で全長 2.25m、汚泥が入る反応部は 0.15m φ × 1.15mH で有効容積 18l である。オゾン反応槽の上部から 0.6m までは、発生した泡を保持して排ガスラインに入らないようにするために 0.3m φ と太くしてある。また、オゾン反応槽の上部から 0.3m 下に羽根がある攪拌機(回転数は約 200rpm とした)を設置し、羽根で泡をたたくことで消泡を行っている。オゾン発生器としては(株)荏原製作所製の OZ-20(最大オゾン発生量 19g/h)が 1 台設置されている。

オゾン処理では反応槽下部から汚泥を引抜き反応槽中間部へ入れる循環ライン上のエジェクターよりオゾンガスを連続注入した。オゾン処理される汚泥は好気槽より汚泥をポンプで循環ラインへ導入させた。オゾンと接触した汚泥は反応槽の流出口からオーバーフローで全量無酸素槽に流入させた。また、反応槽上部から排出される排ガスは 20l のポリタンクを 2 つ直列に繋いだ泡トラップと活性炭を充填した排オゾン処理カラムに通気した後、Run8-1 では大気へ放出し、Run8-2 および Run8-3 では好気槽へ吹き込んだ。

本研究にて目指している最終プロセスは、嫌気槽混合液の一部を中間沈殿池へ流入させ固液分離を行い、ここから得られた嫌気槽混合液の上澄液を用いて化学的なりん回収を行い、固液分離した汚泥は無酸素槽へ返送する。しかし、Run8-1～Run8-3 では中間沈殿池(0.7m φ、有効容積 0.34m³で、SS製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装)のみを設置し、中間沈殿池の上澄液を系外に廃棄し、代わりにりん濃度の低い生物処理水を同量無酸素槽へ投入する操作を行い、廃棄したりん量と生物処理水にて投入したりん量の差をりん反応槽で回収したとし実験を行った。

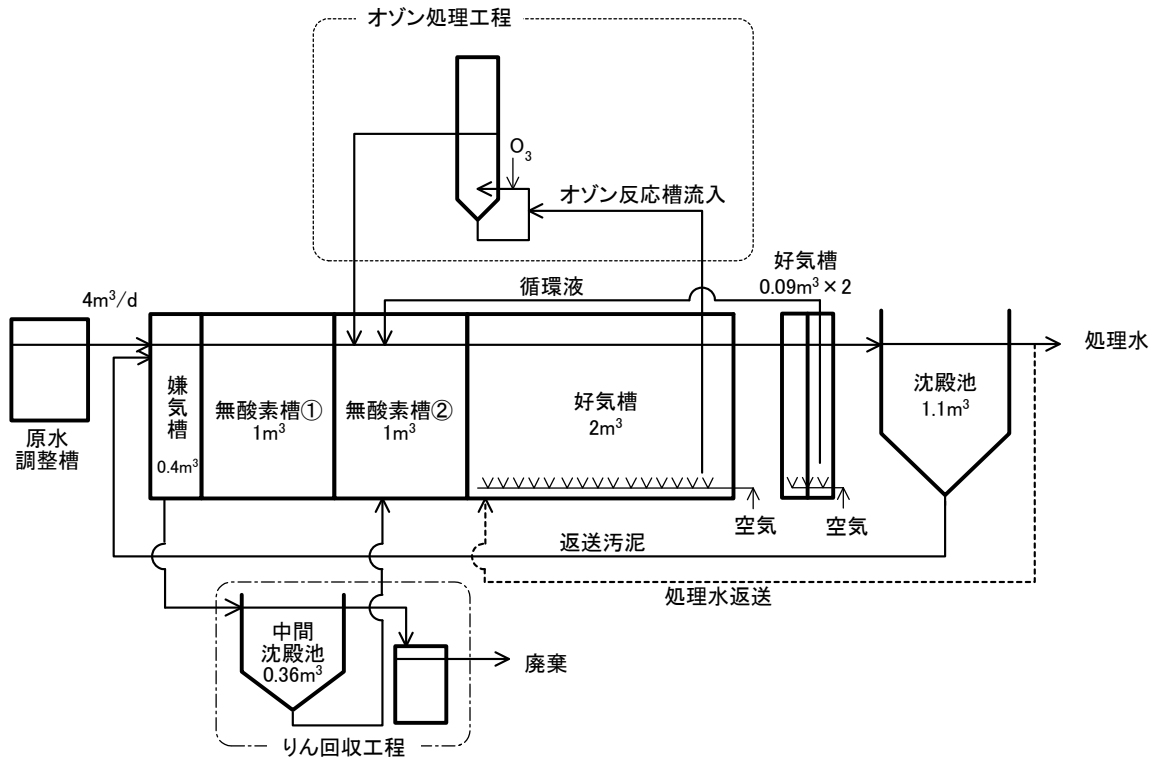


図5. 1. 1 パイロットプラント実験装置フロー (Run8-1)

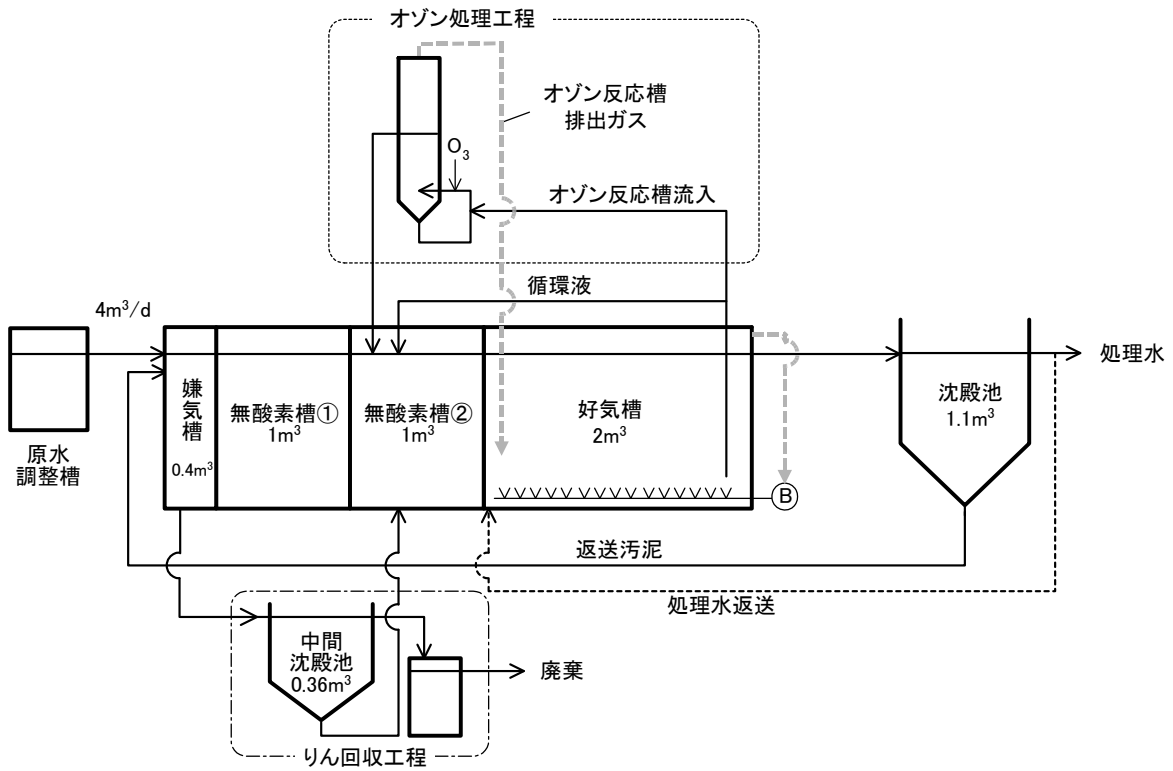


図5. 1. 2 パイロットプラント実験装置フロー (Run8-2)

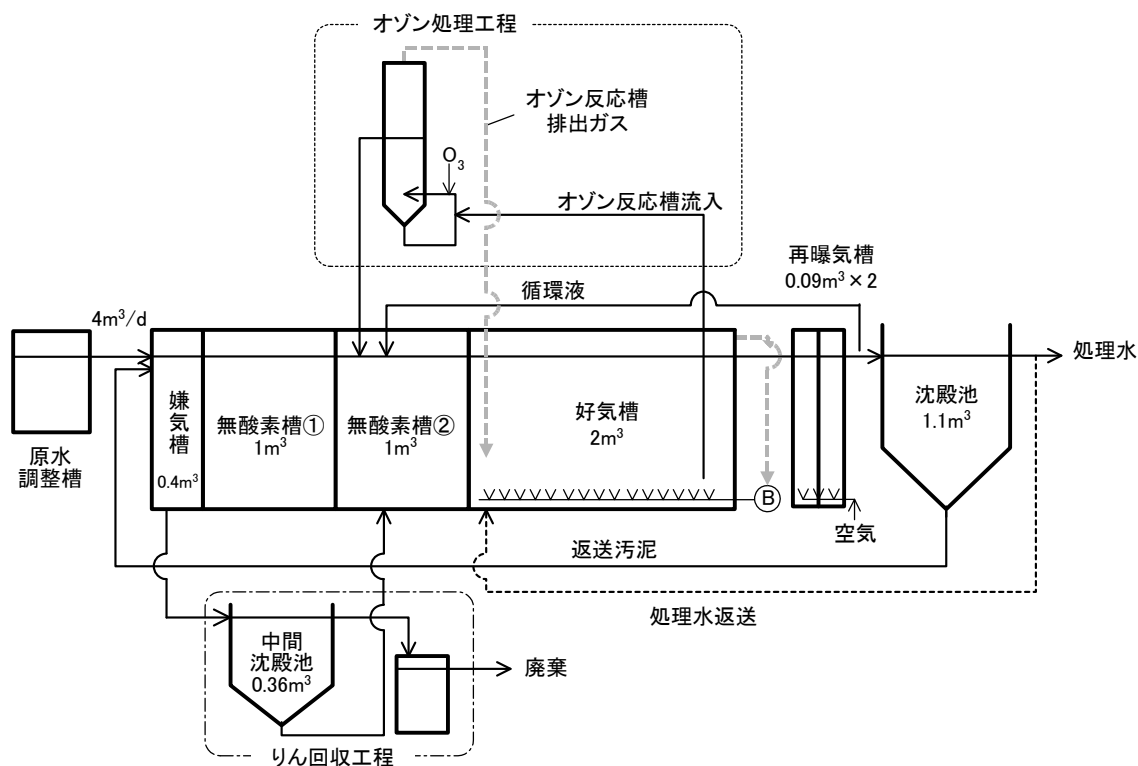


図 5. 1. 3 パイロットプラント実験装置フロー (Run8-3)

5. 2. 2 実験条件

実験条件を表 5. 1. 1 に示す。生物処理は、オゾン系列は原水流量を $4\text{m}^3/\text{日}$ 、返送汚泥流量を $1.5\text{m}^3/\text{日}$ 、循環液流量を $12\text{m}^3/\text{日}$ とした。対照系列は原水流量を $40\text{l}/\text{日}$ 、返送汚泥流量を $15\text{l}/\text{日}$ 、循環液流量を $120\text{l}/\text{日}$ とした。原水と返送汚泥は嫌気槽に流入させ、好気槽の混合液の一部を循環液として無酸素槽へ流入させた。なお、オゾン系列の場合、循環液 $12\text{m}^3/\text{日}$ の内、 $1\text{m}^3/\text{日}$ はオゾン反応槽経由とした。好気槽での BOD 汚泥負荷は、オゾン系列、対照系列ともに $0.1\text{kg}/(\text{kgSS}\cdot\text{日})$ 程度とした。また、オゾン系列の好気槽への酸素供給に用いたオゾン反応槽の排出ガスは酸素濃度約 80% であった。MLSS は $4000\sim 5000\text{mg}/\text{l}$ に設定した。

実験の開始にあたっては、オゾン系列の生物処理工程のみを数週間運転し、生物処理が安定していることを確認してからオゾン注入を開始した。対照系列は、オゾン注入前のオゾン系列好気槽から活性汚泥を分取して実験を開始した。

オゾン処理でのオゾンガス流量は $2.0\text{l}/\text{分}$ 、オゾンガス濃度は $17.5\text{mg}/\text{l}$ 、オゾン処理汚泥流量は $1\text{m}^3/\text{日}$ とし、オゾン注入量(以下、 A_{O_3} とする)は約 $50\text{g}/\text{日}$ 、汚泥あたりのオゾン注入率を約 $10\text{mgO}_3/\text{gSS}$ (想定液化率は 10%) に、原水あたりのオゾン注入率を約 $12\text{mgO}_3/\text{m}^3$ -原水に調整した。

表 5. 1. 1 実験条件(実験期間の平均値)

Run		8-1		8-2		8-3	
日付		5/11-7/5		1/8-2/9		8/23-11/8	
系列		対照	オゾン	対照	オゾン	対照	オゾン
生物 処理 工程	原水流量	40.5l/日	4.01m ³ /日	40.7l/日	4.06m ³ /日	40.3l/日	3.99m ³ /日
	返送汚泥流量	14.2l/日	1.53m ³ /日	13.8l/日	1.55m ³ /日	13.1l/日	1.53m ³ /日
	循環液流量	127l/日	11.5m ³ /日	123l/日	12.0m ³ /日	131l/日	11.8m ³ /日
	MLSS (mg/l)	4420	4690	4490	4330	5100	5030
	MLVSS (mg/l)	3590	3690	3570	3410	3940	4050
	好気槽水温 (°C)	21.7	24.8	20.1	23.2	22.9	24.4
	BOD 汚泥負荷 (kg/kgSS/日)	0.08	0.07	0.08	0.09	0.05	0.05
オゾン 処理 工程	オゾン注入量 (g/日)	—	50.4	—	45.7	—	49.5
	オゾン処理汚泥流量 (m ³ /日)	—	0.94	—	0.95	—	0.95
	オゾン注入率 (mgO ₃ /gSS)	—	11.3	—	10.1	—	10.3
	オゾン注入率(gO ₃ /m ³ -原水)	—	12.6	—	11.2	—	12.4
りん 回収 工程	中間沈殿池流入流量 (m ³ /日)	—	2.42	—	2.50	—	2.45
	中間沈殿池返送汚泥流量 (m ³ /日)	—	1.39	—	1.43	—	1.38
	りん回収液流量 (m ³ /日)	—	1.04	—	1.07	—	1.07

5. 2. 3 供試原水

供試原水は、生活廃水が主体の下水を用いた。下水は目開き数mmのスクリーンにてし渣を取り除いた後、15m³ダイライトタンクに貯留し、この一部を原水調整槽に流入させ原水とした。原水に溶解性BODを約70mg/l追加するために、糖質が主成分の廃液を添加した。廃液は、攪拌機付き(回転数は60rpm)の50lダイライトタンクの廃液貯留槽に約1週間貯留して酸発酵を進行させた後に使用した。後述する原水の水質はこの廃液を添加した後の値である。

5. 2. 4 汚泥発生量の測定方法

汚泥発生量は、実験期間中に引き抜いた汚泥量と処理水SS量との合計を系内汚泥の変化量にて補正した値とした。実験期間中は週1回の頻度で系内汚泥量の測定を行い系内汚泥の変化量を求めた。オゾン系列での系内汚泥量は、好気槽から沈殿池への配管に設置したバルブを閉めて、オゾン反応槽、沈殿池および中間沈殿池の汚泥全量を生物処理槽へ投入し、嫌気槽、無酸素槽および好気槽の中の汚泥容積と汚泥濃度を測定して求めた。対照系列も嫌気槽、無酸素槽、好気槽および沈殿池の中の汚泥容積と汚泥濃度を測定して求めた。対照系列は、オゾン系列と比較するためにベンチスケールプラントでの発生量を基にオゾン系列と同じ規模

での汚泥発生量を算出した。なお、余剰汚泥の引抜は、系内汚泥量の測定結果を基に回分式で好気槽混合液を MLSS が 4000mg/l 程度となるように行った。

5. 2. 5 分析項目と分析方法

処理状況を把握するために、原水および処理水をサンプリングし、pH、TOC、COD_{Cr}、BOD、NH₄-N、NO_x-N、Kj-N、Org-N、T-N、PO₄-PおよびT-Pについて水質分析を行った。原水およびオゾン系列の処理水は2時間1回の頻度でサンプリングし2ないし3日分を貯めて混合し、また、対照系列の処理水は全量を2ないし3日分を貯めて混合し水質分析に用いた。サンプリングした原水および処理水は約10℃に冷却し貯留した。好気槽汚泥の性状を把握するために好気槽の汚泥混合液をスポットでサンプリングし分析を行った。MLSSおよびMLVSSは週3回の頻度で行い、窒素含有率およびりん含有率は週1回の頻度で分析を行った。分析項目の分析方法を表5. 1. 2に示す。なお、以下の記述で「S-」は溶解性の意味である。

表5. 1. 2 各分析項目の分析方法(下水試験方法—1997年版—, 1985; Standard Methods 17th Edition,1989)

分析項目	単位	測定方法
pH	—	下水試験方法 ガラス電極法 (HM-30G, 東亜 DKK)
O ₃	mg/l	紫外線吸収式オゾン濃度計(入口: EG-320A, 出口: EG-2001BS, 荏原実業)
O ₂	%	隔膜形ガルバニ電池式高濃度酸素濃度計(G-102-H, 飯島電子工業)
SS	mg/l	下水試験方法
MLSS	mg/l	下水試験方法 遠心分離法
MLVSS	mg/l	下水試験方法
TOC	mg/l	下水試験方法(燃焼酸化—赤外線式TOC分析法 TOC-V _{CSH} , 島津製作所)
COD _{Cr}	mg/l	Standard Methods (Closed Reflex, Titrimetric Methods)
BOD	mg/l	下水試験方法 (DOは、隔膜ポーラログラフ式にて測定。B-103Z, 飯島電子工業)
NH ₄ -N	mg/l	インドフェノール法 TRAACS800(ブランルーベ)
NO _x -N	mg/l	Cu-Cd還元 N-1-ナフチルエチレンジアミンスルファニル酸法 (TRAACS2000, ブランルーベ)
Kj-N	mg/l	下水試験方法(ケルダール窒素法)
Org-N	mg/l	下水試験方法(有機性窒素)
T-N	mg/l	下水試験方法 (総和法)
PO ₄ -P	mg/l	モリブデン酸青法 (TRAACS2000, ブランルーベ)
T-P	mg/l	下水試験方法 (硝酸と過塩素酸による分解法)

5. 3 結果および考察

5. 3. 1 処理水水質

Run8-1～Run8-3 の原水と処理水水質，好気槽汚泥の性状(処理水水質が安定したと判断した期間の平均値±標準偏差) および汚泥発生量を表5. 3. 1から表5. 3. 3に示す。また，原水と処理水水質および好気槽汚泥の性状の経日変化を図5. 3. 1から図5. 3. 3に示す。さらに図5. 3. 3の最下段には積算汚泥発生量の変化も示す。処理水水質が安定したと判断した期間は実験全期間であり，図5. 3. 1から図5. 3. 3. の上部に矢印で示した範囲である。

処理水 pH は，対照系列に比べオゾン系列が若干低く，さらに Run8-2 のオゾン系列は 7 以下であった。好気槽 pH は処理水 pH とほぼ同様であった。Run8-2 のオゾン系列にて pH の低下が大きい原因はガス循環方式の酸素曝気としているため炭酸ガスの溶解が大きくなったためである。Run8-3 においてはこの溶解した炭酸ガスを放出するための再曝気槽を設置しているため，pH の低下が抑制されている。

SS は，Run8-1 から Run8-3 のいずれでもオゾン系列と対照系列はほぼ同じであり，オゾン処理を組み込むことにより高くなることはなかった。

BODは，オゾン系列，対照系列ともに 5mg/l以下，S-BODは 2mg/l以下であった。S-TOC，COD_{Cr}およびS-COD_{Cr}は，対照系列に比べオゾン系列の方が高くなっていた。オゾン系列処理水は対照系列処理水に比べてS-TOCおよびS-COD_{Cr}が，Run8-1 とRun8-3 では約 6 割程度，Run8-2 では 10 割以上高くなっており，Run8-2 での処理水悪化が顕著であった。

NH₄-Nは，1 mg/l以下であり，ほぼ完全硝化となっていた。NO_x-Nは，オゾン系列，対照系列ともに，10mg/l以下であり脱窒についても良好に進行していた。有機態窒素は，Run8-1 からRun8-3 のオゾン系列，対照系列ともに 1～3mg/lであり，また，オゾン系列と対照系列の差は 0.5mg/l以下であった。T-Nも全ての処理水においてほぼ 10mg/l以下であった。オゾン系列と対照系列はほぼ同等の窒素除去性能を示した。

T-P は，対照系列では Run8-1 から Run8-3 とともに 0.5 mg/l 以下であった。オゾン系列では，Run8-2 においては 3.51mg/l と原水 T-P と近い値であり，Run8-1 および Run8-3 においては 0.5mg/l 以下であり，Run8-2 のオゾン系列では生物学的りん除去能が低下した。

表 5. 3. 1 パイロットプラントによる実験結果
(Run8-1, 平均値±標準偏差)

日 付	5/11~7/5					
	原 水		処 理 水			
			対 照		オゾン	
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	7.0	0.12	7.8	0.09	7.5	0.14
アルカリ度(mg/l)	156	10.8	80	11.9	93	12.5
SS (mg/l)	175	32.0	5.6	4.89	3.9	4.01
S-TOC (mg/l)	67.9	9.17	4.76	0.27	7.62	0.84
COD _{Cr} (mg/l)	500	54	25	3.2	28	4.3
S-COD _{Cr} (mg/l)	250	26	15	2.4	25	2.8
BOD (mg/l)	174	41.4	3.1	0.70	2.9	0.92
S-BOD (mg/l)	102	28.3	0.98	0.56	1.6	0.64
NH ₄ -N (mg/l)	16.8	1.59	<0.10	0.05	0.24	0.09
NO _x -N (mg/l)	<0.10	0.02	5.40	0.62	4.85	1.26
S-Kj-N (mg/l)	29.2	4.44	1.02	0.10	1.52	0.26
Kj-N (mg/l)	35.1	4.22	1.42	0.35	1.66	0.33
Org-N (mg/l)	18.7	4.70	1.36	0.33	1.43	0.30
T-N (mg/l)	35.1	4.22	7.49	0.62	6.63	1.54
PO ₄ -P (mg/l)	1.27	0.30	<0.10	0.07	<0.10	0.04
S-T-P (mg/l)	2.13	0.55	0.12	0.02	0.16	0.04
T-P (mg/l)	4.03	1.12	0.33	0.10	0.30	0.20
			好 気 槽 汚 泥			
			平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
窒素含有率(%)	—	—	7.89	0.48	6.90	0.21
りん含有率(%)	—	—	3.14	0.19	3.13	0.35
汚泥発生量(g/日)	—	—	422	—	71.8	—

表 5. 3. 2 パイロットプラントによる実験結果
(Run8-2, 平均値±標準偏差)

日 付	1/8~2/9					
	原 水		処 理 水			
	平均値	標準偏差	対 照		オゾン	
平均値			標準偏差	平均値	標準偏差	
pH (-)	6.9	0.09	7.9	0.12	6.7	0.34
アルカリ度(mg/l)	162	22.3	73	11.6	86	12.1
SS (mg/l)	162	28.1	4.5	4.02	4.9	3.46
S-TOC (mg/l)	83.4	10.9	4.37	0.64	9.82	1.48
COD _{Cr} (mg/l)	470	43	17	4.6	32	4.7
S-COD _{Cr} (mg/l)	280	35	10	4.2	30	7.6
BOD (mg/l)	185	48.9	4.0	1.54	3.0	0.55
S-BOD (mg/l)	119	39.0	1.2	0.68	2.0	0.38
NH ₄ -N (mg/l)	22.1	3.19	0.25	0.48	0.48	0.24
NO _x -N (mg/l)	<0.10	0.01	6.90	2.33	6.43	2.08
S-Kj-N (mg/l)	34.1	3.04	2.07	0.36	2.84	0.39
Kj-N (mg/l)	43.9	6.00	2.79	0.52	3.25	0.32
Org-N (mg/l)	23.8	4.99	2.68	0.53	2.55	0.50
T-N (mg/l)	43.9	6.00	11.3	1.09	9.70	1.07
PO ₄ -P (mg/l)	1.79	0.53	0.44	0.64	1.76	0.34
S-T-P (mg/l)	3.31	0.14	0.18	0.04	2.17	0.46
T-P (mg/l)	4.91	0.44	0.44	0.14	2.32	0.66
			好 気 槽 汚 泥			
			平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
窒素含有率(%)	—	—	8.30	0.51	8.36	0.65
りん含有率(%)	—	—	3.51	0.14	3.46	0.35
汚泥発生量(g/日)	—	—	424	—	145	—

表 5. 3. 3 パイロットプラントによる実験結果
(Run8-3, 平均値±標準偏差)

日 付	8/23~11/8					
	原 水		処 理 水			
	平均値	標準偏差	対 照		オゾン	
平均値			標準偏差	平均値	標準偏差	
pH (-)	6.9	0.25	7.9	0.14	7.3	0.18
アルカリ度(mg/l)	136	27.4	80	14.9	93	18.7
SS (mg/l)	145	60.9	2.5	3.33	4.3	6.00
S-TOC (mg/l)	69.9	9.65	4.78	0.74	7.90	2.00
COD _{Cr} (mg/l)	410	57	18	7.3	29	11
S-COD _{Cr} (mg/l)	240	22	13	4.6	21	7.5
BOD (mg/l)	129	31.6	2.5	1.79	3.5	2.65
S-BOD (mg/l)	89	28.7	1.1	0.79	2.0	2.17
NH ₄ -N (mg/l)	14.3	2.94	0.31	0.91	0.32	0.20
NO _x -N (mg/l)	<0.10	0.02	4.66	1.38	3.56	1.58
S-Kj-N (mg/l)	25.3	3.37	1.16	0.33	1.51	0.26
Kj-N (mg/l)	32.9	4.52	1.53	0.49	1.89	0.54
Org-N (mg/l)	18.5	3.07	1.42	0.49	1.57	0.49
T-N (mg/l)	32.9	4.52	6.98	1.87	3.14	1.14
PO ₄ -P (mg/l)	0.79	0.40	<0.10	0.10	<0.10	0.09
S-T-P (mg/l)	1.81	0.77	0.12	0.07	0.18	0.16
T-P (mg/l)	3.33	0.61	0.23	0.12	0.37	0.31
			好 気 槽 汚 泥			
			平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
窒素含有率(%)	—	—	7.59	0.58	6.40	0.24
りん含有率(%)	—	—	2.87	0.07	2.87	0.09
汚泥発生量(g/日)	—	—	429	—	169	—

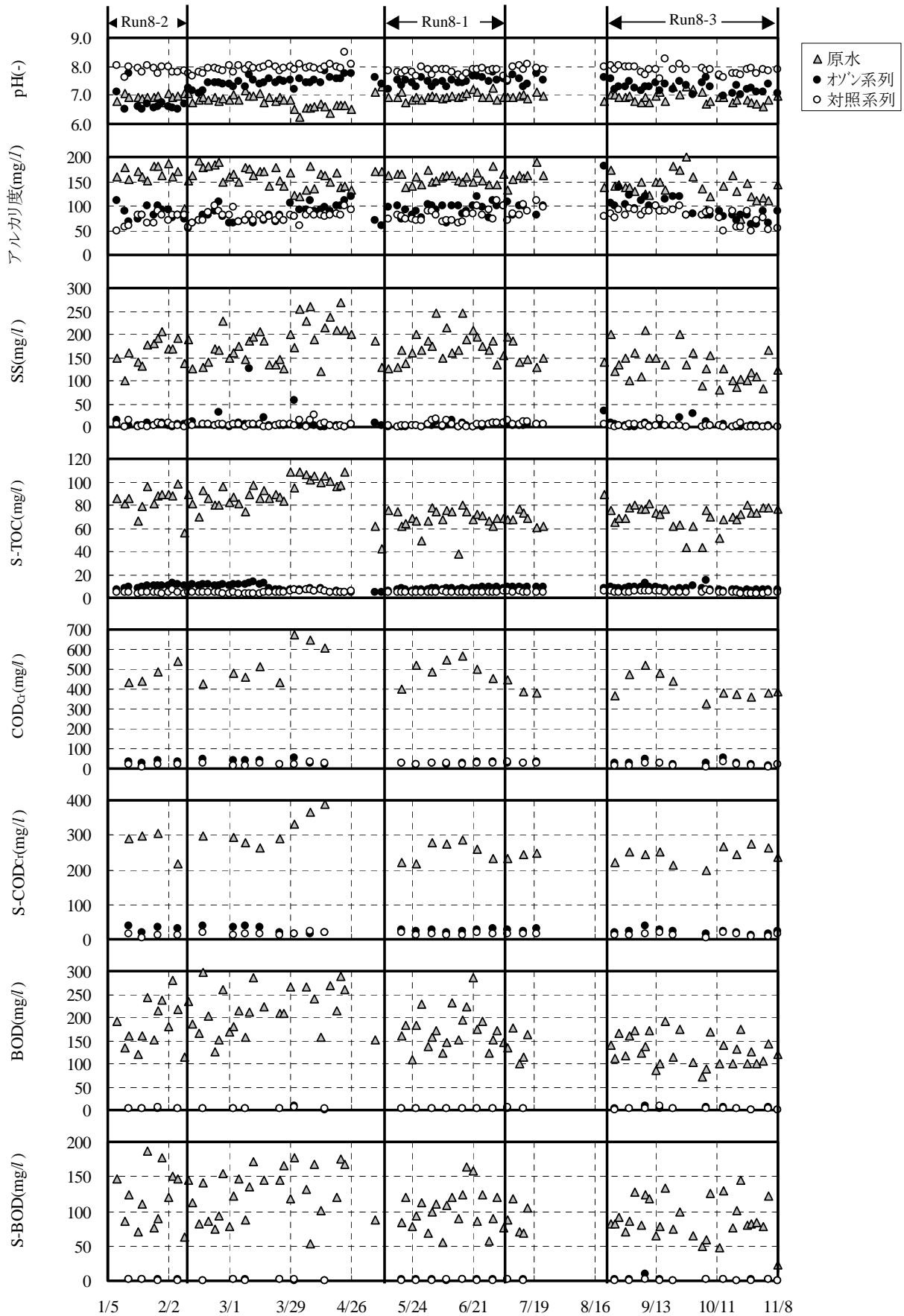


図 5. 3. 1 原水および処理水の経日変化①

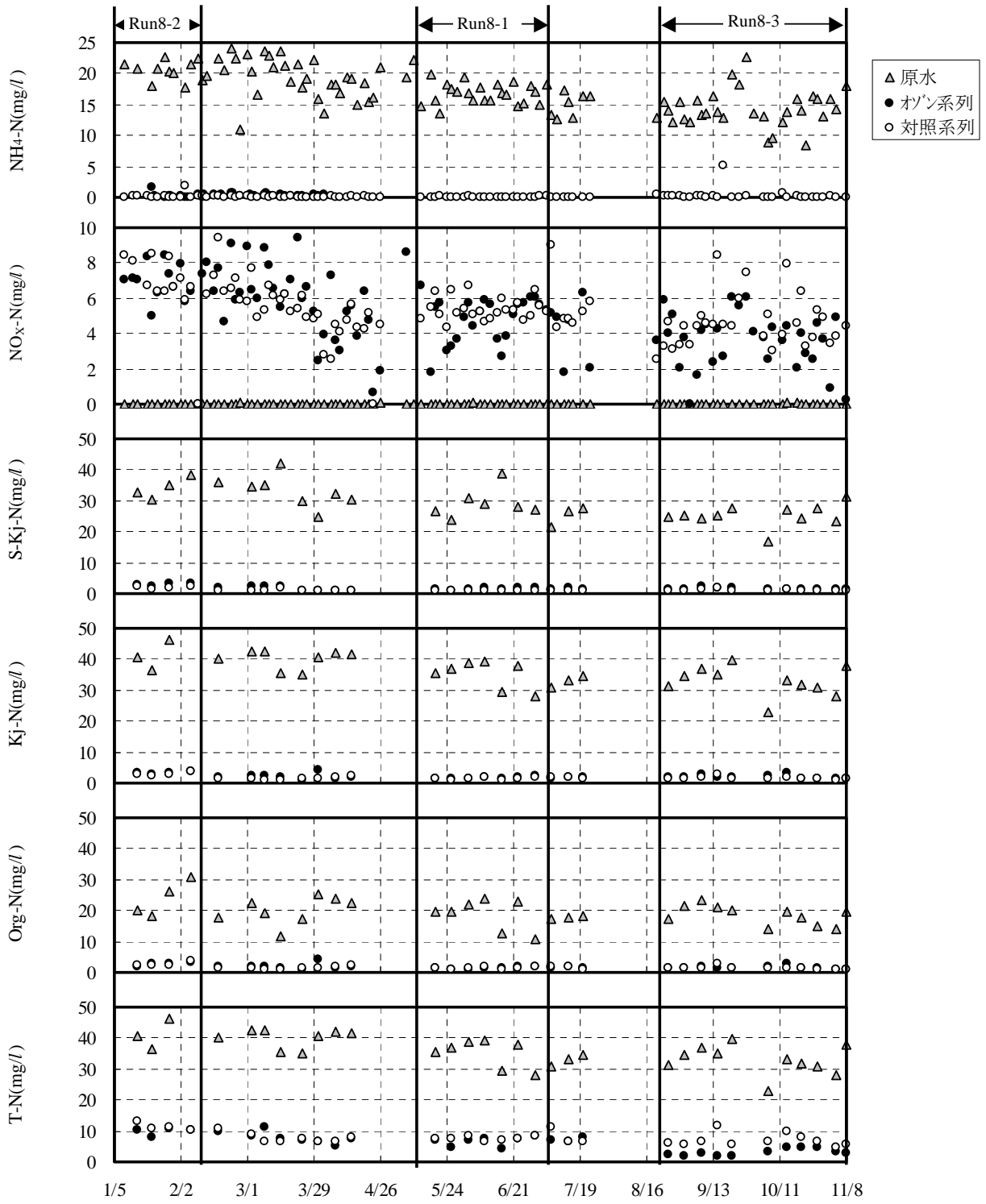


図 5. 3. 2 原水および処理水の経日変化②

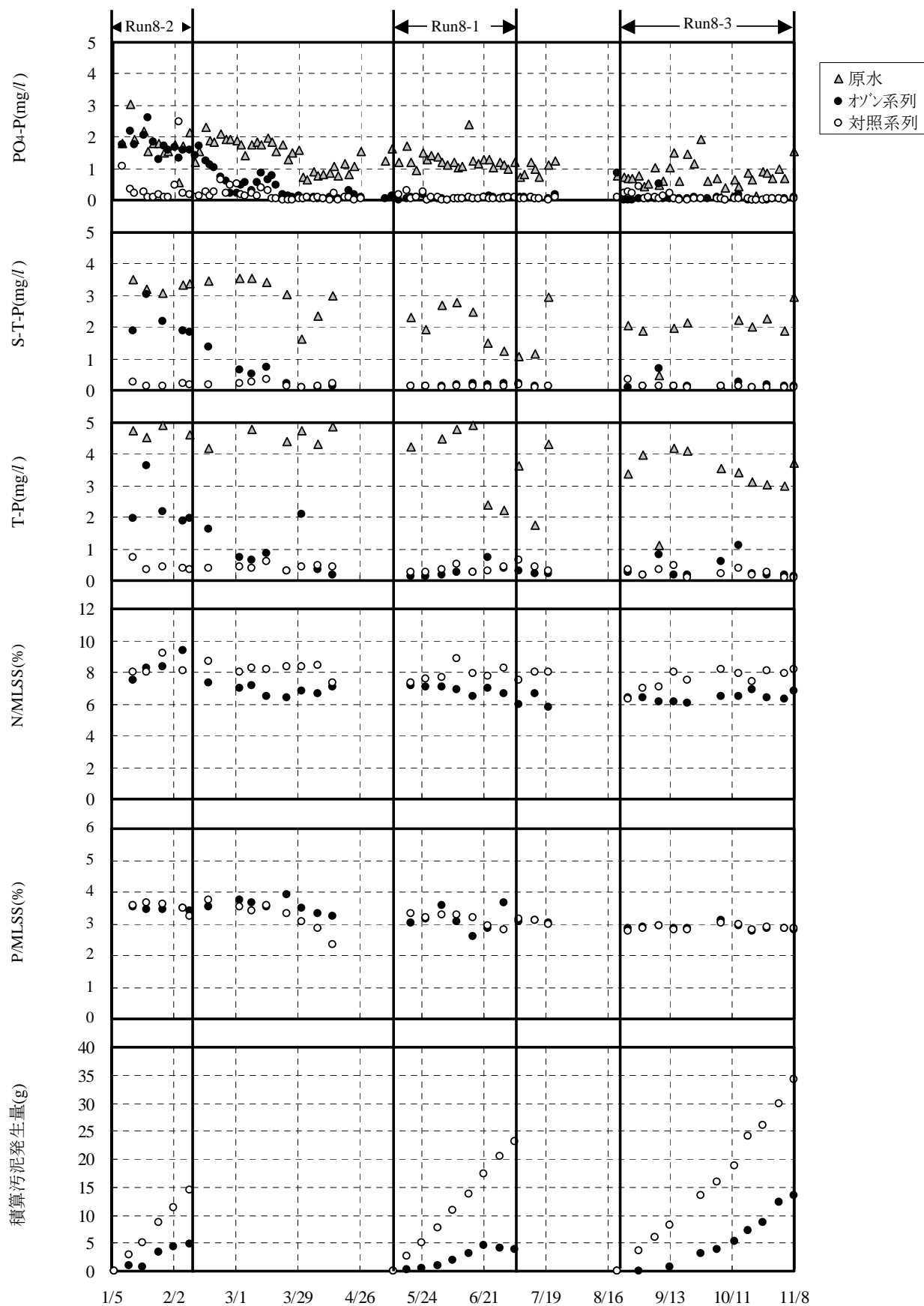


図5. 3. 3 原水，処理水および好気槽汚泥性状の経日変化と積算汚泥発生量の変化

5. 3. 2 汚泥発生量の比較

汚泥発生量(以下、 ΔX とする)は、Run8-1 の場合、対照系列では 422g/日およびオゾン系列では 71.8g/日、Run8-2 の場合、対照系列では 424g/日およびオゾン系列では 145g/日、ならびにRun8-3 の場合、対照系列では 429g/日およびオゾン系列では 169g/日であった。Run8-1 からRun8-3 において、オゾン系列は対照系列と比較し ΔX が各々83%、66%および 61%減少していた。また、オゾン注入量 1kgあたりの汚泥減少量($A_{O_3}/\Delta X_R$)は各々6.95kgSS/kgO₃、6.11kgSS/kgO₃および 5.25kgSS/kgO₃であった。

5. 3. 3 嫌気槽、無酸素槽、好気槽での窒素およびりんの挙動

各槽での窒素およびりんの挙動を調査した。調査結果を図 5. 3. 4 および図 5. 3. 5 に示す。なお、嫌気槽、無酸素槽、好気槽およびオゾン反応槽の欄に記載した値は、プラスの場合は槽内での増加したことを、マイナスの場合は槽内にて減少したことを示している。なお、図中記載の数値の内、NH₄-N、NO_x-NおよびT-Nは、原水T-Nを 1 とした場合の相対値、PO₄-PおよびT-Pは原水T-Pを 1 とした場合の相対値である。

(1)窒素の挙動

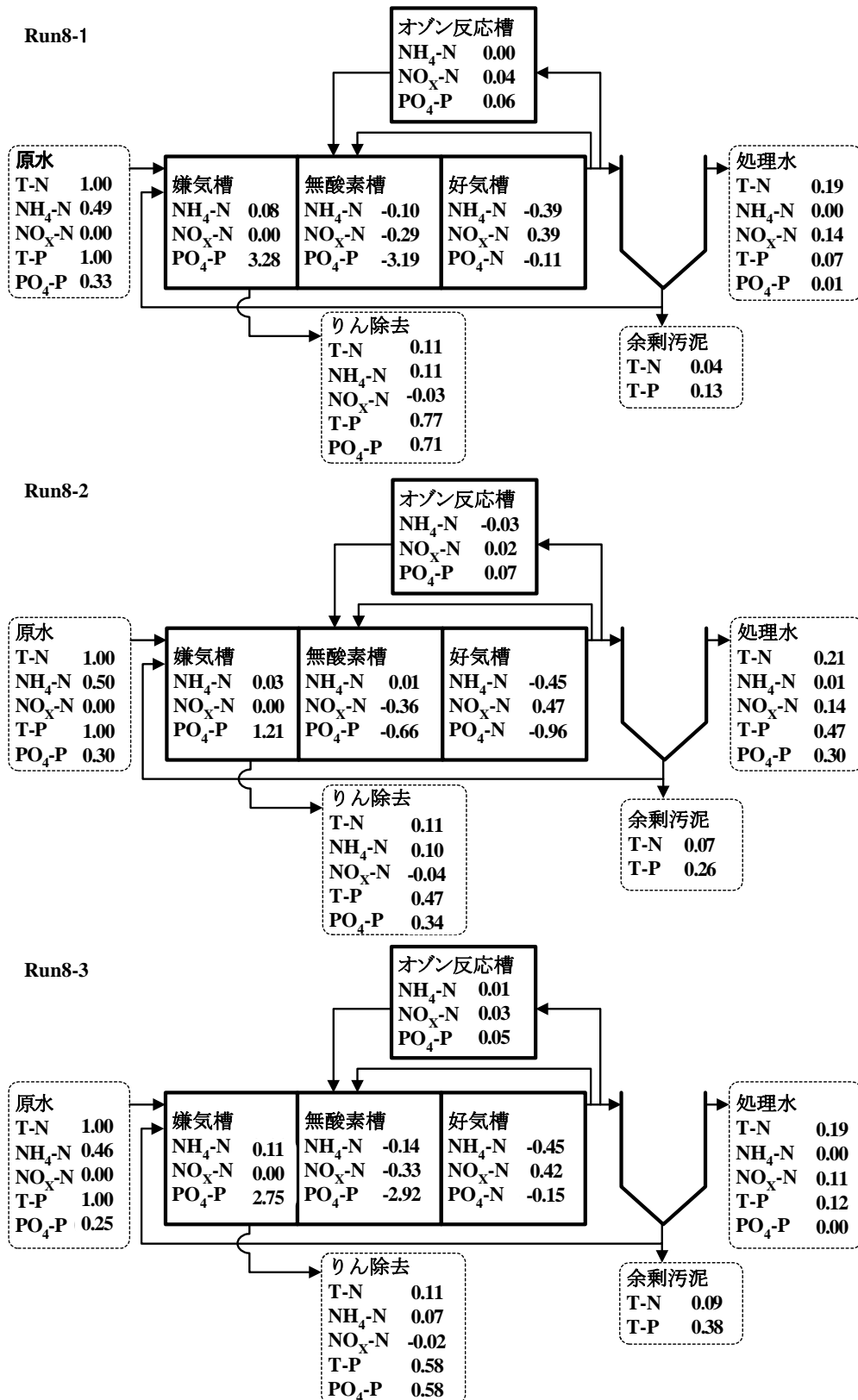
NH₄-Nは、Run8-2 のオゾン系列においては、嫌気槽では原水T-Nを 1 としたときの相対値で0.03(以下の説明中の下線をつけた数値は全て原水T-Nを 1 としたときの相対値である)、無酸素槽で0.01増加しており、好気槽では0.45減少した。Run8-1 およびRun8-3 のオゾン系列ならびにRun8-1 からRun8-3 の対照系列では、嫌気槽では0.05~0.11増加しており、無酸素槽では0.02~0.14、好気槽では0.39~0.45減少しており、特に好気槽での減少量が大きかった。Run8-2 のオゾン系列以外では無酸素槽でも硝化が進行していた可能性がある。無酸素槽中にも遊離酸素は少量ながら存在しており、そのため硝化が進行していたものとする。Run8-2 のオゾン系列において無酸素槽にて硝化が起こらなかったことから、他のRunのオゾン系列に比べて硝化能力が低下していた可能性がある。

NO_x-Nは、全てのRunにおいて好気槽では0.39~0.65増加しており、無酸素槽では0.29~0.44減少していた。Run8-1 からRun8-3 のオゾン系列では、好気槽でのNH₄-N減少量は0.39~0.45、NO_x-N増加量は0.39~0.47であり、これらはほぼ同量であった。対照系列ではNH₄-N減少量は0.42~0.54、NO_x-N増加量は0.52~0.65とNO_x-N増加量の方が多く、また、オゾン系列と比べてNO_x-N増加量が多かった。対照系列では、好気槽中の有機態窒素の一部もアンモニア化して硝化されNO_x-Nに変化しているためと考えられる。

(2)りんの挙動

PO₄-Pは、全てのRunにおいて嫌気槽では原水T-Pを 1 としたときの相対値で1.21～5.90(以下の説明中の下線をつけた数値は全て原水T-Pを 1 としたときの相対値である)増加しており、無酸素槽では0.66～6.13、好気槽では0.11～0.96減少しており、りん蓄積細菌によるりんの放出および吸収が進行していたと判断される。嫌気槽でのりん放出量は、オゾン系列では1.21～3.28、対照系列では4.16～5.90であり対照系列の方が多し。オゾン系列における嫌気槽でのりん放出量は、同じ実験での対照系列のりん放出量を 100%とした場合、Run8-1 および Run8-3 では 50%程度、Run8-2 では 25%程度でRun8-2 が特に少なかった。また、Run8-2 のオゾン系列以外では大部分は無酸素槽で吸収されており、無酸素槽と好気槽での吸収量合計の80%以上が無酸素槽で吸収されていた。Run8-2 のオゾン系列の場合、無酸素槽でのりん吸収量は0.66、好気槽でのりん吸収量は0.96であり、これらの合計量のほぼ 60%が好気槽で吸収されていた。これらの結果からもRun 8-2 のオゾン系列は、他のRun のオゾン系列に比べて生物学的りん除去性能が低下していたと判断される。

【オゾン系列】

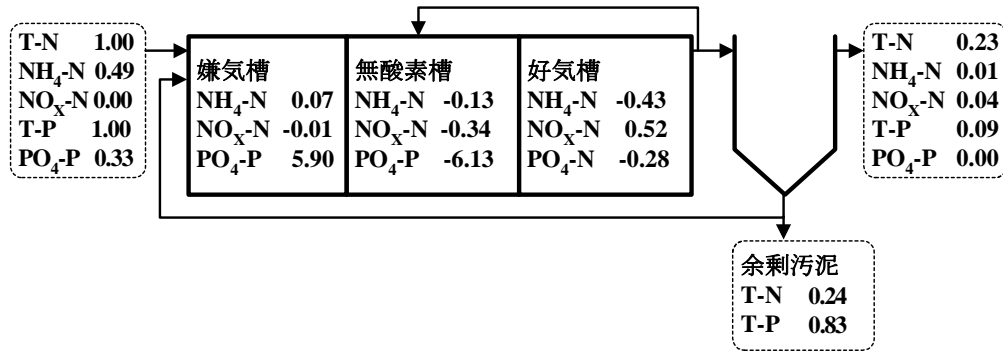


注；NH₄-NおよびNO_x-Nは、原水T-Nを1とした場合の相対値、PO₄-Pは原水T-Pを1とした場合の相対値である。

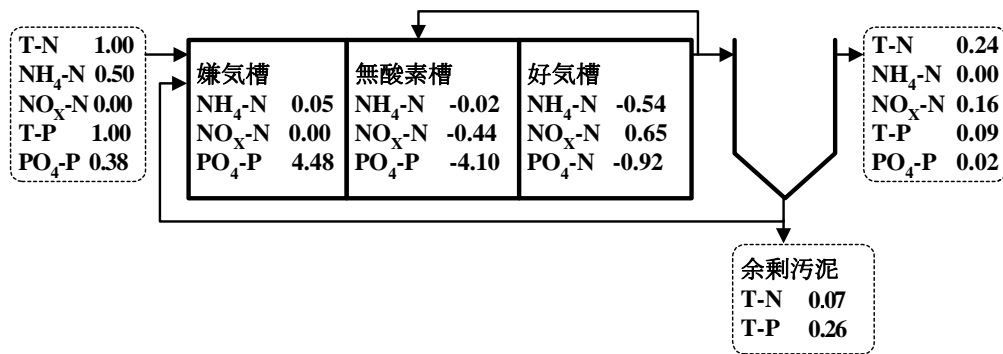
図5. 3. 4 各槽での窒素およびりんの挙動 (実験期間平均値)

【対照系列】

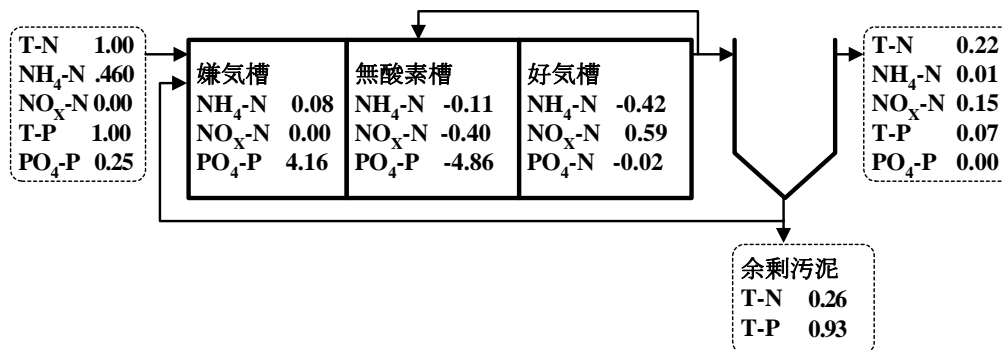
Run8-1



Run8-2



Run8-3



注；NH₄-NおよびNO_x-Nは、原水T-Nを1とした場合の相対値、PO₄-Pは原水T-Pを1とした場合の相対値である。

図5. 3. 5 各槽での窒素およびリンの挙動（実験期間平均値）

5. 3. 4 再曝気槽設置の効果について

前述した結果より、オゾン反応槽の排出ガス中の酸素を好気槽の酸素供給源とすることは可能であると判断した。ただし、Run8-2 のオゾン系列は、Run8-1 やRun8-3 のオゾン系列に比べて生物学的りん除去の低下が認められた。この原因は、循環ガス方式の酸素曝気により、好気槽混合液にCO₂が溶解することによる好気槽でのpHの低下でりん蓄積細菌の能力が低下したためと考えられる。Run8-3 のオゾン系列は空気曝気であるRun8-1 とほぼ同じ結果であり、好気槽でのpHの低下を防止するために好気槽の後段に空気を吹き込む再曝気槽を設置したことが、生物学的りん除去の低下防止に有効であることを示している。

原水のアルカリ度濃度により酸素曝気による好気槽での pH の低下の度合いは変わると考えられ、原水アルカリ度が低濃度の場合は再曝気が必要になると結論できる。

5. 4 結語

第4章までの結果をもとに、生物学的窒素りん除去である嫌気－無酸素好気法に汚泥のオゾン処理と模擬的なりん回収を組み込んだパイロットプラントを作成し連続試験を実施した。本章では、本パイロットプラントを用いて、オゾン反応槽からの排出ガスを生物処理での酸素供給源として利用することを検討した。本章での結果より以下のことが明らかとなった。

- (1) 嫌気－無酸素－好気法に汚泥のオゾン処理とりん回収工程を組み込んだプロセスにてオゾン反応槽からの排出ガスを好気槽の酸素供給源として利用するのは可能であった。
- (2) 上記のプロセスにてオゾン反応槽の排出ガスを利用した場合、利用しない場合に比べて好気槽での pH が低下し、生物学的りん除去の低下が認められた。
- (3) オゾン反応槽の排出ガスを利用した場合、好気槽の後段に空気を吹き込む再曝気槽を設置することで好気槽でのpHの低下を抑制でき、処理水のCOD_{Cr}、りんは空気を好気槽の酸素供給源とした場合と同レベルに低減できた。

第6章 実証プラントによる処理特性と酸素収支

6.1 背景および実験目的

本研究では、前章までの研究において得られた知見に基づき設計したプロセスを用いて実証試験を行い、その処理特性と酸素等の収支を明らかにすることを主目的とした。また、オゾン処理により余剰汚泥の発生量を削減した場合に処理水のりん濃度が上昇することに対応するために、りん濃度の高い嫌気槽上澄液を HAP 生成槽に導入して HAP としてりんを回収する方法¹⁾を採用したことによる、処理水のりん濃度の低下とりん回収の可能性について検討することも研究目的とした。

本研究では、2005年愛知万博の会場内に処理水量 62.5m³/日の実証試験プラントと処理水量 35.2l/日のベンチスケールプラントを設置し、両プラントを並行して運転した。ベンチスケールプラントは、汚泥発生量および処理水水質を比較するためのものである。

実証試験プラント(以下、実証プラントとする)には、オゾン反応槽の排出ガスを好気槽の酸素供給源とした嫌気-無酸素-好気法に、汚泥のオゾン処理工程とりん回収工程を組み込こんでいる。また、ベンチスケールプラント(以下、対照プラントとする)は嫌気-無酸素-好気法のみからなる。

主な調査項目は、両プラントの汚泥発生量および処理水水質である。また、実証プラントでは①りん回収工程からの流出水水質と回収した結晶物の組成、②オゾン反応槽および好気槽での酸素等の挙動を調査した。

6.2 実験方法

6.2.1 実験装置および方法

解析には処理操作を安定させた8月10日～9月22日のデータを用いた。表6.2.1に実証プラントおよび対照プラントの実験条件を示す。以下、全て8月10日～9月22日の実測値の平均値であり、説明に用いた実験条件の値も同様である。

BOD汚泥負荷は、実証プラント、対照プラントともに0.1kg/(kg・日)程度とし、実証プラントと対照プラントでは水槽の大きさは異なるが、BOD汚泥負荷率、各流量の比および各槽での滞留時間が近くなる様に設定した。MLSSは両プラントともに約3000mg/lに設定した。

表 6. 2. 1 実験条件 (実験期間平均値±標準偏差)

期 間		8/10~9/22				
プラント		実 証		対 照		
		平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	
生 物 処 理 工 程	好気槽水温 (°C)	29.3	0.77	28.2	1.76	
	原水水量 (単位 実証: m ³ /日, 対照: l/日)	Q_D (61.6)	— (4.72)	Q_C (35.2)	— (10.1)	
	生物処理水(処理水 A) (m ³ /日)	50.4	4.00	—	—	
	HAP 槽流出水(処理水 B) (m ³ /日)	11.2	2.07	—	—	
	循環流量 (単位 実証: m ³ /日, 対照: l/日)	$2.6 Q_D$ (158)	$0.51 Q_D$ (22.2)	$2.6 Q_C$ (96.5)	$0.48 Q_C$ (17.1)	
	返送汚泥 (単位 実証: m ³ /日, 対照: l/日)	$0.58 Q_D$ (35.1)	$0.06 Q_D$ (2.31)	$0.48 Q_C$ (18.0)	$0.05 Q_C$ (0.83)	
	MLSS (mg/l)	2850	102	2920	252	
	MLVSS (mg/l)	2350	119	2440	216	
	BOD 汚泥負荷率(好気槽) (kg/(kg・日))	0.11	0.016	0.10	0.023	
オ ゾ ン 処 理 工 程	オゾンガス濃度 (mg/l)	44.7	4.54	—	—	
	オゾンガス流量 (m ³ /日)	17.0	0.92	—	—	
	酸素濃度 (%)	79.1	4.93	—	—	
	オゾン注入量 (gO ₃ /日)	763	98.6	—	—	
	オゾン処理汚泥流量 (m ³ /日)	11.5	0.47	—	—	
	SS あたりのオゾン注入率 (gO ₃ /gSS)	23.5	4.04	—	—	
	原水あたりのオゾン注入率 (gO ₃ /m ³ 原水)	12.4	2.66	—	—	
り ん 回 収 工 程	中間 沈殿池	流入水量 (m ³ /日)	24.1	3.86	—	—
		無酸素槽への 返送汚泥量 (m ³ /日)	12.9	1.34	—	—
	HAP 生成槽	LV(種晶充填部) (m/時)	15.0	0.16	—	—
		流入水量 (m ³ /日)	11.1	2.07	—	—
		循環水量 (m ³ /日)	13.1	2.06	—	—
		Ca 添加率 (mgCa/l)	114	8.26	—	—
		pH (-)	8.9	0.07	—	—

6. 2. 1. 1 実証プラントの概要

実証プラントの処理フローを図 6. 2. 1 に示す。実証プラントは、嫌気-無酸素-好気法の生物処理工程, 汚泥のオゾン処理工程, およびりん回収工程からなり, 2005 年の 5 月より全ての工程の運転を開始した。実証プラントでは, 生物処理工程からの処理水(平均水量: 50.4m³/日, 以下, 処理水 A とする)とりん回収工程からの処理水(平均水量: 11.2m³/日, 以下, 処理水 B とする)の 2 種類がある。

(1)生物処理工程

実証プラントの生物処理工程は、嫌気槽 9.4m^3 ($2.5\text{mW} \times 1.5\text{mL} \times 3.2\text{mH}$, 有効水深 2.5m , SS 製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装), 無酸素槽 25m^3 ($2.5\text{mW} \times 4.0\text{mL} \times 3.2\text{mH}$, 有効水深 2.5m , SS 製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装), 好気槽 31.3m^3 ($2.5\text{mW} \times 5.0\text{mL} \times 3.2\text{mH}$, 有効水深 2.5m , SS 製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装), 再曝気槽 1.4m^3 ($2.0\text{m} \phi \times 3.2\text{mH}$, 有効水深 2.5m , SS 製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装), ならびに沈殿池 3.1m^3 ($2.0\text{m} \phi \times 2.5\text{mH}$, 側水深 2.0m , 水面積負荷 $20\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{日})$, SS 製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装)からなる。嫌気槽, 無酸素槽および好気槽は蓋があり雨水の混入およびガスの出入りがほとんどないようにしてあり, 嫌気槽および無酸素槽は水中ミキサを設置して混合液を連続攪拌した。好気槽の酸素供給にはオゾン反応槽の排出ガスに含まれる酸素を使用した。今回の実験において, 排出ガスの酸素の溶解は, 好気槽の気相部分へ排出ガスを流入させ, この気相部分の酸素濃度が高いガスを超微細散気装置を通して好気槽混合液へ吹き込む循環ガス方式の酸素溶解法で行った。また, 再曝気槽には底部より散気管を通して空気を通気した。

実証プラントの原水量は $61.6\text{m}^3/\text{日}$ とし, 原水と返送汚泥は嫌気槽に流入させた。循環液は再曝気槽から直接に無酸素槽へ投入する経路と好気槽からオゾン反応槽を経由させて無酸素槽へ投入する経路がある。原水量 $61.6\text{m}^3/\text{日}$ を Q_D とし各設定値を示すと, 返送汚泥量は $0.58Q_D$, 循環液量は直接投入が $2.4Q_D$ で, オゾン反応槽経由が $0.2Q_D$ で合計は $2.6Q_D$ である。

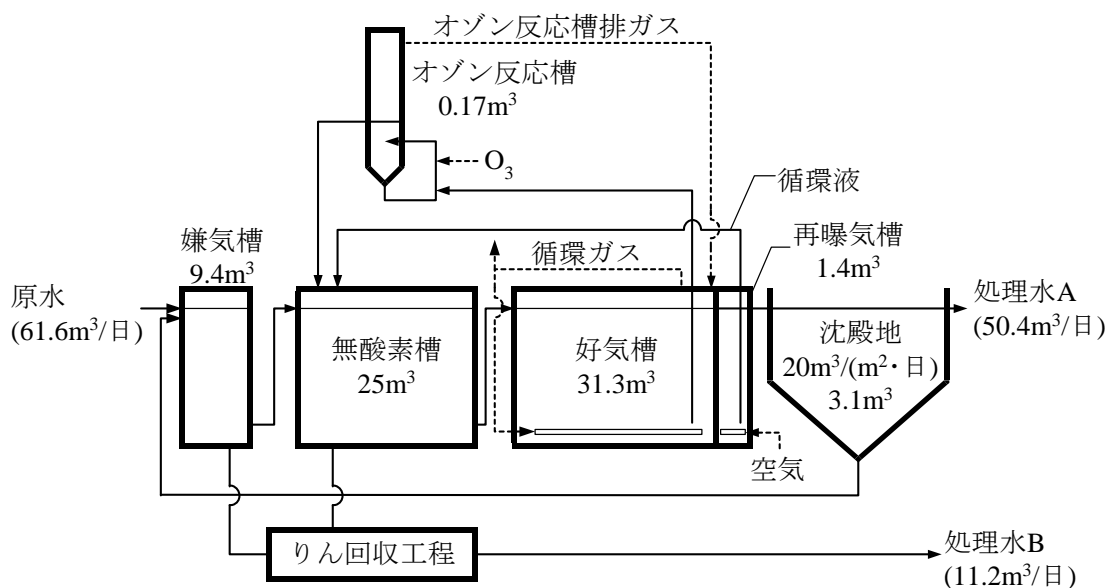


図 6. 2. 1 実証試験プラントフロー(オゾン系列)

(2)オゾン処理工程

図 6. 2. 2 に実証プラントのオゾン処理工程の詳細を、表 6. 2. 2 にオゾン処理工程の主要機器の仕様を示す。

オゾン反応槽は透明塩ビ製の円筒(内径 0.45m, 有効水深 1.1m)で容積は 0.17m³である。反応槽下部から汚泥を引抜き反応槽中間部へ入れる循環ライン上のエジェクターよりオゾンガスを注入した。オゾン処理される汚泥は好気槽より汚泥をポンプで循環ラインへ導入させた。オゾン処理後の汚泥は、反応槽から自然流下で無酸素槽へ全量流入させた。発生した泡が排ガスラインに入らないようにするために、反応槽の上部 1.5m に泡を保持する部分と、容積 0.6m³の泡トラップ(0.4mW×0.4mL×1.2mH, 透明塩ビ製)も設置してある。さらに、オゾン反応槽の上部から 0.5m 下と 0.9m 下に羽根がある攪拌機(回転数は約 200rpm とした)を設置し、羽根で泡をたたくことで消泡を行っている。

オゾン発生器としては住友精密工業(株)製の SGA-01FN-PSA20 が 2 台設置されている。

オゾン反応槽へのオゾン注入量は 762gO₃/日, オゾン化酸素流量は 17.0m³/日, オゾンガス濃度は 44.7mg/l (注) とし, SS あたりのオゾン注入率を 23mgO₃/gSS に, 原水あたりのオゾン注入率を 12.4gO₃/m³原水に設定した。このオゾン注入率に設定した理由は, オゾン注入率 20~30mgO₃/gSS の時に汚泥は最も効率よく液化されるためである。オゾン注入率 20mgO₃/gSS での想定液化率は 20%である。オゾン反応槽へ供給した好気槽混合液の MLSS は 2850mg/l であったため, オゾン処理汚泥流量は 11.5m³/日に設定した。このオゾン反応槽でのオゾン吸収効率はほぼ 99%以上であり, また, 排出ガスの酸素濃度は平均で約 80%であった。

注) 設置されたオゾン発生器は, 運転に必要なオゾン化酸素流量は 10l/min 以下に設定することはできないため, オゾン発生量はオゾンガス濃度を変化させることで調整される。実験期間中の生物処理での余剰汚泥発生量は当初の設計値のより少なかったことから, 汚泥減容化の必要オゾン量は設計値より少なくして運転する必要がある, オゾン化酸素流量は 11.8l/min(17m³/日), オゾンガス濃度 44.7mg/l に設定せざるを得なかった。

表 6. 2. 2 オゾン処理工程の主要機器の仕様

オゾン反応槽	寸法	φ 450mm×H2600mm
	材質	透明 PVC
消泡攪拌機	回転数	60～360 分 ⁻¹
	羽根	2 枚パドル×φ 360
オゾン発生器	オゾン発生方式	板型電極無声放電式
	原料ガス	内蔵 PSA 酸素発生機
	最大オゾン濃度	109gO ₃ /m ³ (N)
	オゾンガス吐出圧力	0.1MPa

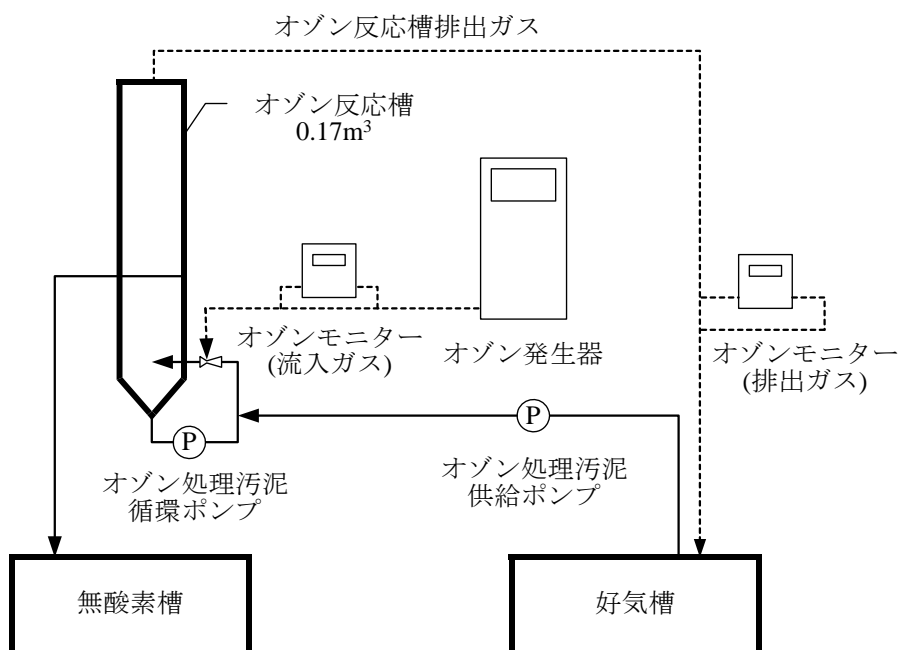


図 6. 2. 2 オゾン処理工程のフロー

(3)りん回収工程

図 6. 2. 3 に実証プラントのりん回収工程の詳細を、表 6. 2. 3 にりん回収工程の主要機器の仕様を示す。

本実験でのりん回収工程は、中間沈殿池(1.25mφ×3.0mH、側水深 1.2m、SS 製で内面はタールエポキシ樹脂を塗装)、膜ろ過槽(1.1mφ×3.7mH の SUS 製水槽に表 6. 2. 3 に示した膜ユニットを設置。膜ろ過槽は、りん回収リアクターへの SS の流入を少なくしてりんの結晶化の効率を上げるために設置してあり、本実験では確実に SS を除去するため膜分離を採用した。完全に SS を除去する必要はないため砂ろ過や浮上担体による SS 除去でもよい)、およびりん回収リアクターからなる。

りん鉱石を種晶とし、りんをヒドロキシアパタイト(HAP)として結晶化する HAP 生成槽をりん回収リアクターとした。HAP 生成槽は、全長 4.0m の透明塩ビ製で全容量 0.56 m³、である。下部の 1.7mH は内径 0.3m、上部 1.3mH は内径 0.6m であり、種晶は下部の細い部分に充填してあり充填容量は 0.13 m³ である。上部を太くしているのは、この部分の LV を小さくすることで種晶が沈降しやすくするためである。

りん回収では、嫌気槽混合液 24.1m³/日を中間沈殿池に投入して固液分離し得た上澄液 11.2m³/日を膜ろ過槽に送り、SS を取り除いた。分離汚泥 12.9m³/日は無酸素槽へ返送した。膜ろ過水 11.2m³/日にカルシウムを添加し HAP 生成槽下部より流入させ HAP を生成沈降させた。また、同時に HAP 生成槽流出水 13.1m³/日を循環水として HAP 生成槽下部より流入させ、この循環水にアルカリを添加し HAP 生成槽 pH を 8.9 に制御した。なお、膜ろ過槽の不調により HAP 生成槽への膜ろ過槽流出水の流入流量が減少した期間がある。Ca 添加率は 114mgCa/l とした。

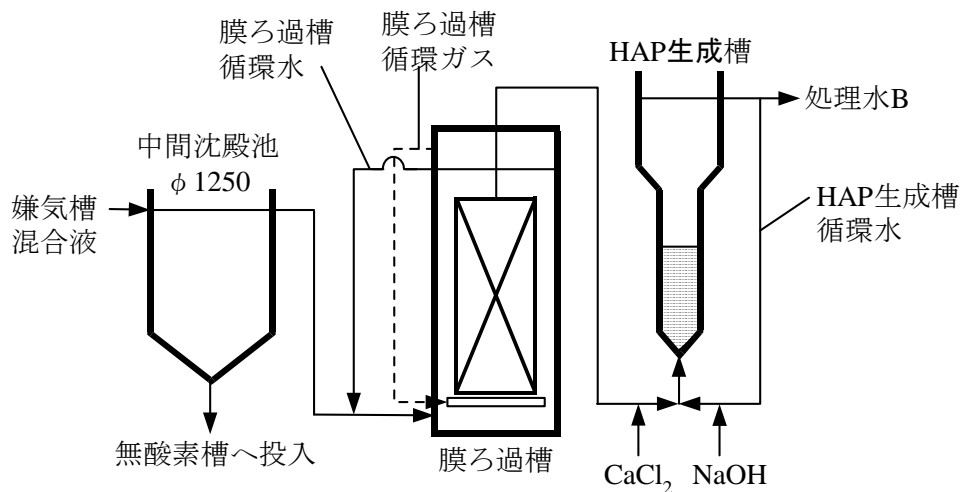


図 6 . 2 . 3 りん回収工程のフロー

表 6 . 2 . 3 りん回収工程の主要機器の仕様

<u>膜分離ろ過ユニット</u>	形状	中空糸膜
	材質	PVDF
	公称孔径	0.4 μ m
	膜面積	7.5m ² ×6 本
	設計 Flux	0.8m/日
<u>HAP生成槽</u>	寸法	φ 300mm×H4010mm
	材質	透明 PVC
	充填種晶	りん鉱石
		有効径：150 μ m 均等係数：2.5

6. 2. 1. 2 対照プラントの概要

図6. 2. 4に対照プラントのフローを示す。対照プラントは、嫌気-無酸素-好気法の生物処理工程のみであり、2005年の5月より全ての工程の運転を開始した。対照プラントは、嫌気槽(5l)、無酸素槽(5lと10lの2槽)、好気槽(10l槽が2槽)と沈殿池(20l)(全て透明塩ビ製)からなるベンチスケールプラントを用いた。酸素供給のために好気槽にエアポンプで空気を送気した。

対照プラントの原水量は35.2l/日に設定し、原水と返送汚泥は嫌気槽に流入させた。循環液は好気槽の混合液の一部を無酸素槽へ投入した。原水量35.2l/日を Q_C とし各設定値を示すと、返送汚泥量は $0.48Q_C$ 、循環液量は $2.6Q_C$ である。

実証プラントと対照プラントは、汚泥発生量に影響する無酸素槽と好気槽の比率と、無酸素槽と好気槽に対するBOD汚泥負荷がほぼ同一になるようにした。本来、汚泥発生量や水質の評価はオゾン処理を組み込まない同一の活性汚泥法施設と平行して運転するのが好ましい。しかし、実験場所や実験期間の制約を考慮して、対照プラントは小規模のものを採用せざるを得なかった。筆者は、以前に、処理水量 $4\text{m}^3/\text{日}$ であるオゾン処理を組み込んでいないパイロットプラントと本実験のベンチスケール(処理水量35.2l/日)の処理成績を比較したところ、原水あたりの汚泥発生量と処理水水質はほぼ同等となることを確認している。これらの知見から、今回の調査研究においも、処理水量35.2l/日のベンチスケールプラントを対照プラントとして汚泥発生量と処理水水質の評価を行うこととした。

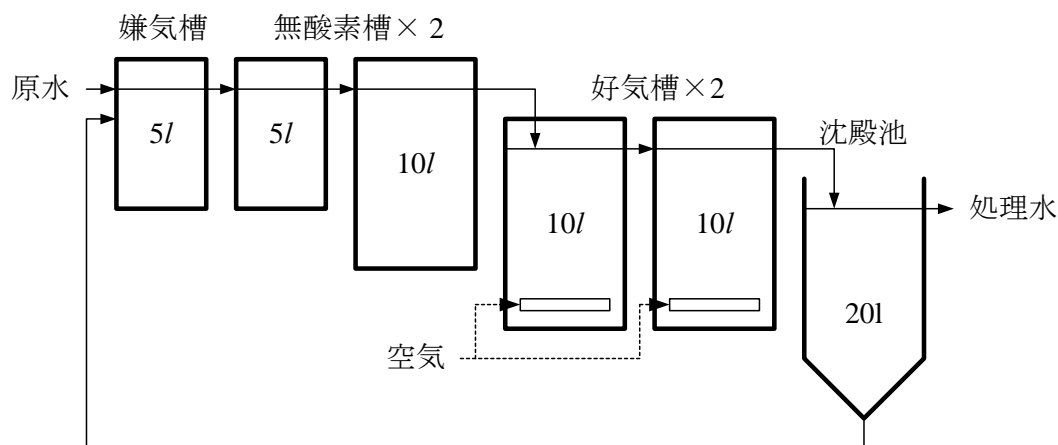


図6. 2. 4 対照プラントのフロー

6. 2. 2 供試原水

供試原水には、愛知万博の会場内の食堂やトイレより発生する廃水を用いた。目開き 2mm のスクリーンでし渣を除いた廃水を容積 31.25m³ の流量調整槽(2.5mW×5.0mL×3.2mH, 有効水深 2.8m, SS 製で内面をタールエポキシ樹脂で塗装)に受け均一にしてから嫌気槽へ投入した。原水水質を後述の表 6. 3. 1 に示す。会場から発生する廃水はアミューズメントパークからの廃水と同等の水質(BOD 200mg/l)であると想定して実証プラントを設計したが、実際の廃水は、BOD で 450~600mg/l であった。処理水を後段で再利用する関係上、処理水量を減少させることで負荷を低減することができなかった。そこで実験では下水を想定し廃水を水道水にて希釈し、BOD 濃度を平均 155mg/l に調整した。更に、アルカリ度が低く、硝化が良好に進行しなかった。そこで NaOH を流量調整槽に投入することでアルカリ度を平均 189mg/l に調整した。

6. 2. 3 汚泥発生量および余剰汚泥量の測定方法

実験期間中の汚泥発生量は、生物処理系内の汚泥量の変化と生物処理系外に排出した汚泥量(余剰汚泥として引き抜いた汚泥量+処理水 SS 量+サンプリング中の SS 量)から算出した。余剰汚泥発生量は生物処理系外に排出した汚泥量のみである。汚泥発生量および余剰汚泥発生量は原水量あたりに換算して両プラントの比較を行った。また、オゾン処理による汚泥減少量および余剰汚泥の減少量は、実証プラントと対照プラントとの単位原水量あたりの汚泥発生量の差および余剰汚泥発生量の差と定義した。

6. 2. 4 分析項目と分析方法

処理状況を把握するために、原水および処理水のサンプリングし、pH, TOC, COD_{Cr}, BOD, NH₄-N, NO_x-N, Kj-N, Org-N, T-N, PO₄-P および T-P について水質分析を行った。原水およびオゾン系列の処理水は 1 時間 1 回の頻度でサンプリングして 3 ないし 4 日分を貯めて混合して、対照系列の処理水は全量を 3 ないし 4 日分を貯めて混合し水質分析に用いた。サンプリングした原水は約 10℃に冷却し貯留した。好気槽汚泥の性状を把握するために嫌気槽、無酸素槽および好気槽の汚泥混合液をスポットで週 2 回サンプリングし分析を行った。分析項目の分析方法を表 6. 2. 4 に示す。なお、以下の記述で「S-」は溶解性の意味である。

HAP 生成槽にて回収した結晶物は、希塩酸を添加し熱を加えて完全に溶解した

後、金属成分は誘導結合プラズマ発光分光分析装置にて、炭素は TOC 計にて測定した。

ガスについては、O₃は連続モニタリングし、その平均値を採用した。O₂とCO₂は毎朝スポットで測定を行った。

表 6. 2. 4 各分析項目の分析方法(下水試験方法－1997 年板－, 1985 ; Standard Methods 17th Edition,1989)

分析項目	単位	測定方法
pH	－	下水試験方法 ガラス電極法 (HM-30G, 東亜 DKK)
O ₃	mg/l	紫外線吸収式オゾン濃度計(入口:EG-600, 出口:EG-2001BS, 荏原実業)
O ₂	%	隔膜形ガルバニ電池式高濃度酸素濃度計(G-102-H, 飯島電子工業)
CO ₂	%	ガス検知管(2H, ガステック)
DO	mg/l	ガルバニルセル方式溶存酸素濃度計(DO403G, 横川電機)
SS	mg/l	下水試験方法
MLSS	mg/l	下水試験方法 遠心分離法
MLVSS	mg/l	下水試験方法
TOC	mg/l	下水試験方法(燃焼酸化－赤外線式 TOC 分析法 TOC-V _{CSH} , 島津製作所)
COD _{Cr}	mg/l	Standard Methods (Closed Reflex, Titrimetric Methods)
BOD	mg/l	下水試験方法 (DO は、隔膜ポーラログラフ式にて測定。B-103Z, 飯島電子工業)
NH ₄ -N	mg/l	インドフェノール法 TRAACS800(ブランルーベ)
NO _x -N	mg/l	Cu-Cd 還元 N-1-ナフチルエチレンジアミンスルファニル酸法(TRAACS2000, ブランルーベ)
Kj-N	mg/l	下水試験方法(ケルダール窒素法)
Org-N	mg/l	下水試験方法(有機性窒素)
T-N	mg/l	下水試験方法 (総和法)
PO ₄ -P	mg/l	モリブデン酸青法 (TRAACS2000, ブランルーベ)
T-P	mg/l	下水試験方法 (硝酸と過塩素酸による分解法)
Ca,As,Cd,Cr, Cu,Ni,Pb	mg/l	誘導結合プラズマ発光分光分析装置(SPS5100, エスアイアイ・ナノテクノロジー)

6.3 結果および考察

6.3.1 好気槽汚泥の性状

好気槽汚泥の MLSS, MLVSS および MLVSS/MLSS の経日変化を図 6.3.1 に示す。オゾンによる汚泥減容化工程を組み込んだ実証系列で MLVSS の割合は対照系列よりも 2~3%低い値となっているが、実験期間中これらは安定していた。

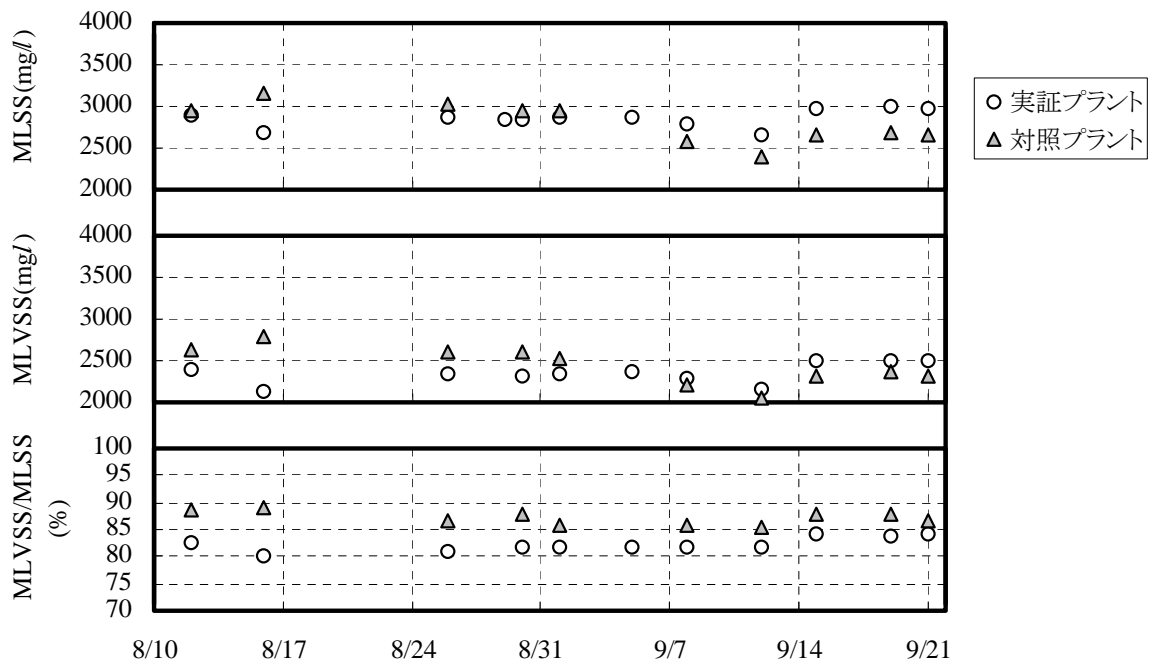


図 6.3.1 好気槽汚泥の MLSS, MLVSS および MLVSS/MLSS の経日変化

6.3.2 余剰汚泥量

図6.3.2に、8月10日～9月22日の累積余剰汚泥量(MLSS および MLVSS)の経日変化を示す。余剰汚泥発生量は、6.2.3記載のとおり、生物処理系外に排出した汚泥量(余剰汚泥として引き抜いた汚泥量+処理水SS量+サンプリング中のSS量)である。対照プラントは実証プラントの規模へ換算した値である。この期間での原水1m³あたりの余剰汚泥量(以下、 ΔX_e とする)および余剰汚泥の減少量(以下、 ΔX_{eR} とする)を求めた。

ΔX_e は、対照プラントでは112gSS/m³および97.3gVSS/m³、実証プラントでは10.1gSS/m³および8.27gVSS/m³であった。オゾン処理により、 ΔX_{eR} は102gSS/m³および89.0gVSS/m³となり、汚泥削減率はSSあたりでは91%、VSSあたりでは92%となった。

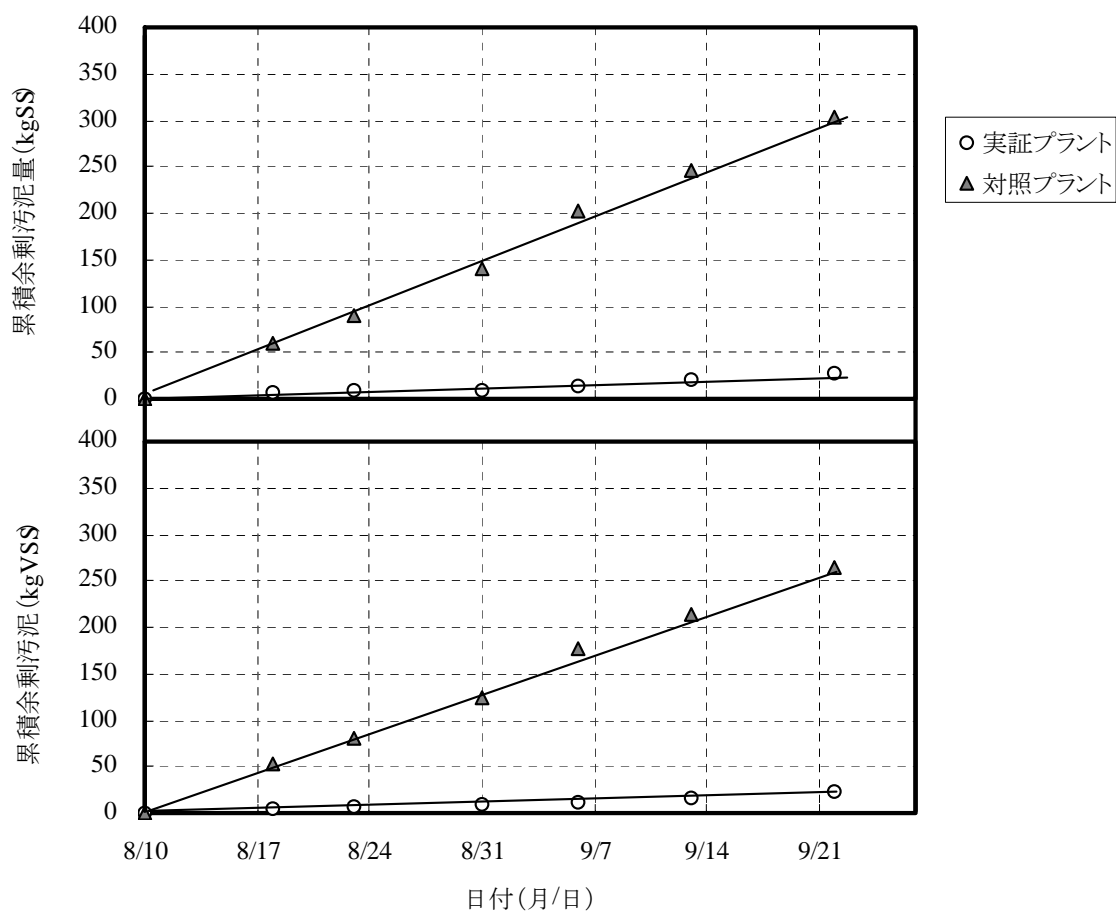


図6.3.2 累積余剰汚泥量の経日変化

6. 3. 3 汚泥発生量

図6. 3. 3に、8月10日～9月22日の累積汚泥発生量(MLSS および MLVSS)の経日変化を示す。汚泥発生量は、6. 2. 3記載のとおり、生物処理系内の汚泥量の変化と生物処理系外に排出した汚泥量(余剰汚泥として引き抜いた汚泥量+処理水SS量+サンプリング中のSS量)から算出した量である。対照プラントは実証プラントの規模へ換算した値である。この期間での原水1m³あたりの汚泥発生量(以下、 ΔX とする)および汚泥減少量(以下、 ΔX_R とする)を求めた。

ΔX は、対照プラントでは105gSS/m³ および 88.5gVSS/m³、実証プラントでは25.2gSS/m³ および 23.2gVSS/m³であった。オゾン処理により、 ΔX_R は79.5gSS/m³ および 65.4gVSS/m³となり、汚泥削減率はSSあたりでは76%、VSSあたりでは74%となった。また、オゾン注入量1kgあたりの ΔX_R は、6.57kgSS/kgO₃ および 5.40kgVSS/kgO₃となった。オゾン注入量1kgあたりの ΔX_R は生活廃水廃水主体の下水を用い、好気槽への酸素供給を空気にて行った第5章のRun8-1での結果では

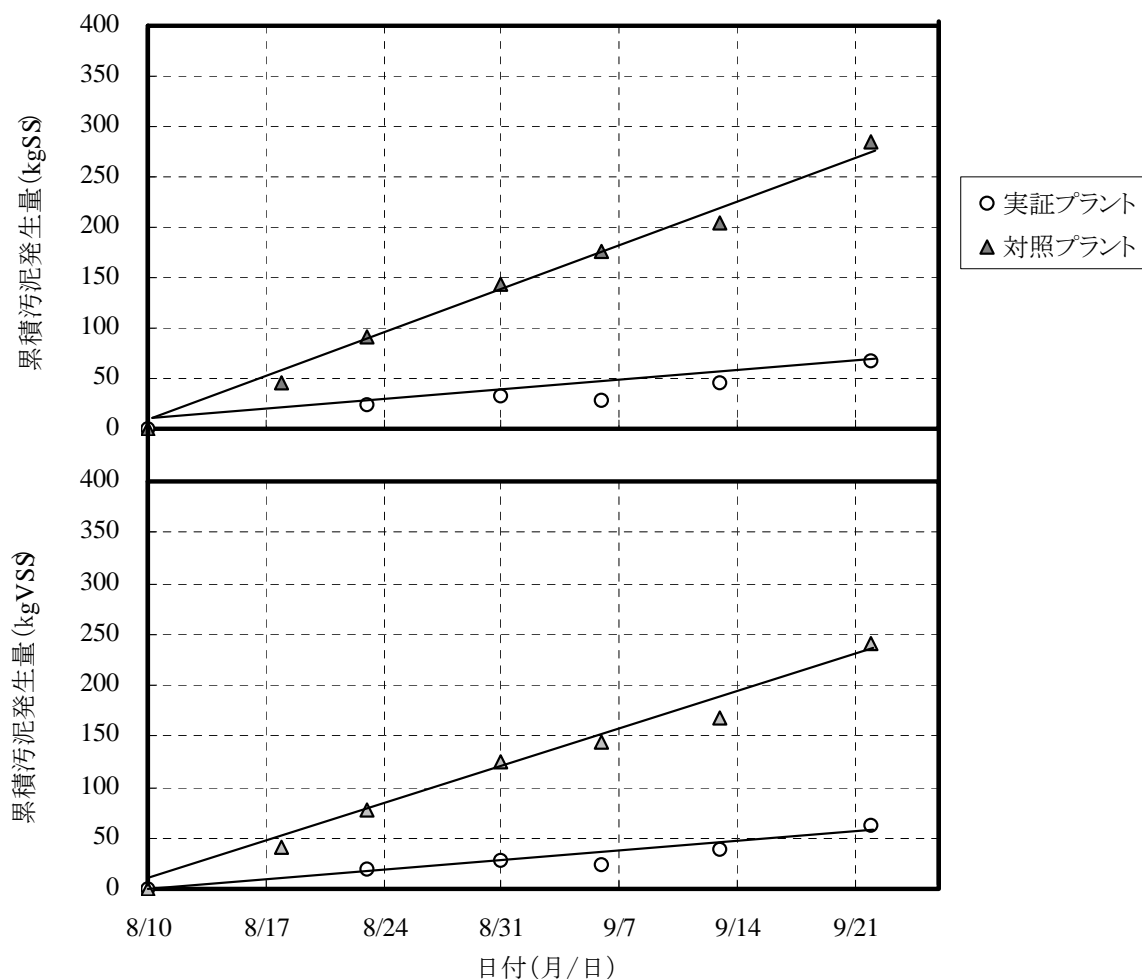


図6. 3. 3 累積汚泥発生量の経日変化

6.95kgSS/kgO₃ であり，好気槽への酸素供給にオゾン反応槽からの排出ガス(酸素リッチなガス)を用いた値と大きな相違はなかった。

実証プラントと対照プラントでの汚泥量の変化を図6.3.4に示す。なお，対照プラントの値は実証プラントの規模に換算した値である。

対照プラントでは，生物処理槽中の汚泥量が196kgSSであり8.9kg/日のBODを処理することで6.60kgSS/日の汚泥が発生した。実証プラントは，生物処理槽中の汚泥量は191kgSSである。オゾン注入量762gO₃/日，SSあたりのオゾン注入率23.9mgO₃/gSSのオゾン処理での汚泥液化率は19.0%で汚泥液化量は6.18kgSS/日であった。実証プラントでの汚泥発生量は1.59kgSS/日であることから，原水と汚泥の液化で生成した溶解性有機物が生物処理されたことで発生した汚泥量は7.77kgSS/日と算出される。投入BOD8.9kg/日に対する汚泥発生量が対照プラントと同じ6.60kgSS/日であるとするると液化した汚泥より再合成された汚泥は1.17kgSS/日となる。すなわち全液化量の0.19が汚泥に再転換される。

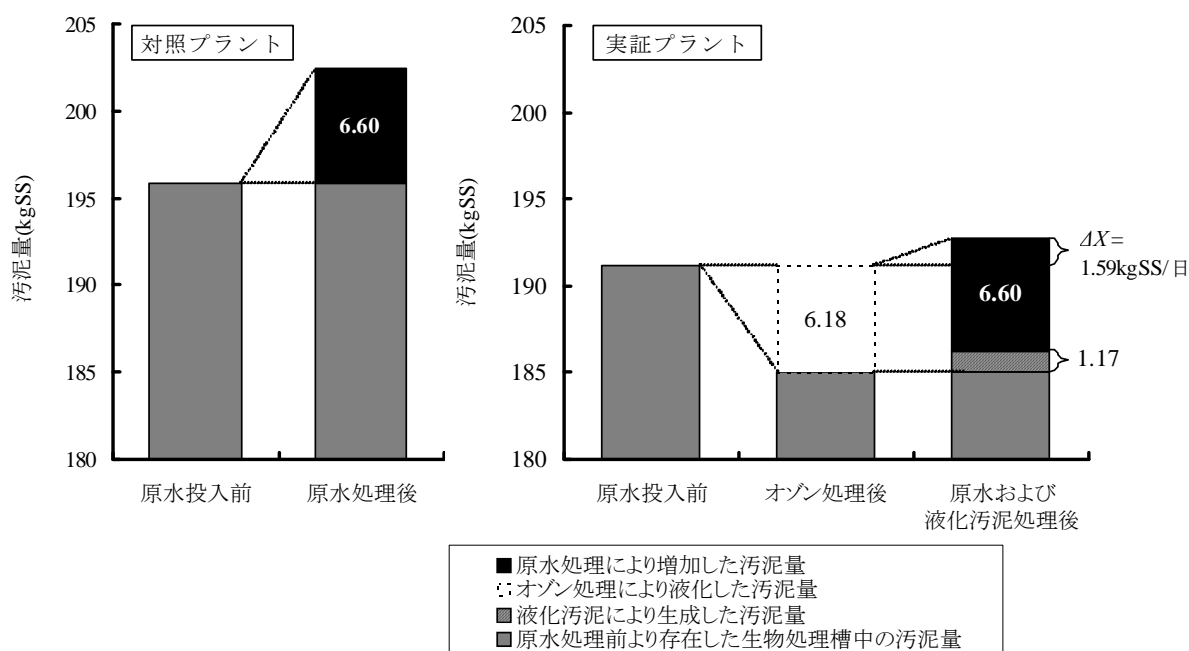


図6.3.4 実証プラントおよび対照プラントでの汚泥量の変化

6. 3. 4 処理水の水質

(1) プラント全体での処理水水質

表 6. 3. 1 に処理水水質(8月10日～9月22日の平均値)を示す。実証プラントのプラント全体の流出水水質は処理水 A [平均水量：50.4m³/日] と処理水 B [平均水量：11.2m³/日] の各水質項目の濃度と水量より算出した値である。

また、図 6. 3. 5 に原水および生物処理水(処理水 A)の経日変化を示す。図 6. 3. 5 に示すとおり、実験期間中の処理は安定していた。

以下、実証プラント全体の流出水と対照プラントの生物処理水について比較する。

SS は、実証プラントが対照プラントに比べて約 6mg/l 高く 10mg/l であった。オゾン処理を組み込むと活性汚泥の粒径が小さくなることから、実証プラントの処理水 A へ活性汚泥が流出しやすくなり実証プラント全体の流出水 SS が高くなったと考えられる。

COD_{Mn} は、対照プラントに比べて実証プラントの処理水 A の方が高く 16mg/l であった。COD_{Cr} は、対照プラントに比べ実証プラントの方が高くなり 35mg/l であった。BOD は、実証プラントの処理水 A および対照プラントにおいては 5mg/l 以下、S-BOD は 2mg/l 以下であった。実証プラント全体の COD_{Mn} および BOD は COD_{Cr} の値から想定すると処理水 A 以下になっていると試算される。

NH₄-N は、両プラントともに 1 mg/l 以下であり、完全に硝化されていた。NO_x-N は、両プラントともに、7～8mg/l であった。図 6. 3. 6 に好気槽の NH₄-N と無酸素槽の NO_x-N の経日変化を示す。両プラントともに好気槽の NH₄-N はほぼ 1mg/l 以下であり、好気槽へ流入させた NH₄-N は完全に硝化していた。また、無酸素槽の NO_x-N は 1mg/l 未満であり、無酸素槽へ流入させた NO_x-N は完全に脱窒されていた。これらの結果より両プラントの硝化能力と脱窒能力はほぼ同等であると考えられる。

T-N は両プラントともにほぼ 10mg/l 前後であり、実証プラントと対照プラントはほぼ同等の窒素除去性能を示した。

PO₄-P および T-P は、両プラントともに 1 mg/l 以下であった。図 6. 3. 7 に嫌気槽での PO₄-P および T-P と好気槽汚泥のりん含有率の経日変化を示す。嫌気槽の PO₄-P および好気槽のりん含有率は、実証プラントにおいては実験期間中安定しており各々が 15mg/l 前後および 28mgP/gVSS 前後であった。対照プラントにおいては実験期間初期の 8/12 では 16.2mg/l および 23.7mgP/gVSS であったのが徐々に増加し実験終了直前の 9/21 では 31.6mg/l および 39.1mgP/gVSS となった。対照プラントは本実験期間の前の 8/1 にアルカリが過剰に添加された原水が流入して好気槽の pH

値が9程度まで上昇するトラブルが発生し、その後の嫌気槽の $\text{PO}_4\text{-P}$ および好気槽汚泥のりん含有率が低下した。トラブル発生前の7/29の嫌気槽の $\text{PO}_4\text{-P}$ は 33.5mg/l で、好気槽汚泥のりん含有率は 35.6mgP/gVSS であり、トラブルが発生しなければ実験期間中のこれらの値は常に実験終了直前と同程度であったと考える。

原水が返送汚泥により希釈されたのみでは、嫌気槽の $\text{PO}_4\text{-P}$ は 3mg/l 程度と計算される。両プラントともに嫌気槽の $\text{PO}_4\text{-P}$ は上記計算値よりも大幅に高いことから、活性汚泥中に生存するりん蓄積細菌によりりんが放出されていると判断される。

両プラントでの嫌気槽の $\text{PO}_4\text{-P}$ および好気槽汚泥のりん含有率を比較するといずれも対照プラントが高く、対照プラントの方が汚泥中のりん蓄積細菌の割合が大きいと判断される。

実証プラントの処理水 COD_{Cr} が対照プラントに比べ高くなった原因は、オゾン処理により活性汚泥中の細胞が破壊され、その結果溶出してきた細胞内の難分解性有機物と細胞に付着していた難分解性有機物が処理水側へ移行し処理水Aの値が高くなったためと考えられる。これらの結果は、前章までの実験の結果とほぼ同様であった。しかし、 COD_{Mn} や BOD ではそれほど大きな差は生じなかった。

平均除去率は、実証プラントで COD_{Cr} 90.9%、 COD_{Mn} 78.1%、 BOD 98.3%(注)、 T-N 74.8%、 T-P 82.0%であり、対照プラントでは COD_{Cr} 95.0%、 COD_{Mn} 87.8%、 BOD 98.8%、 T-N 78.3%、 T-P 93.0%であった。これらより、実証プラントでは汚泥減容化やりんを回収しうるとともに高い処理性能を有するプロセスであると判断できる。

注) 実証プラントでの COD_{Mn} および BOD は原水と処理水Aの測定結果より算出した平均除去率であり、同様に算出した場合の COD_{Cr} での平均除去率は89.5%である。 COD_{Cr} の結果から想定すると、プラント全体での COD_{Mn} および BOD の平均除去率は上記よりも高いと考えられる。

表 6. 3. 1 原水および処理水とプラント全体での流出水の水質(実験期間平均値±標準偏差)

	原 水		対照プラント		実 証 プ ラ ン ト					
			生物処理水		生物処理水 (処理水 A)		HAP 生成槽流 出水(処理水 B)		プラント全体 での流出水	
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
pH (-)	8.7	0.72	7.9	0.42	7.7	0.43	8.7	0.26	—	—
アルカリ度 (mg/l)	189	35.3	91	33.8	102	33.3	98	38.4	—	—
SS (mg/l)	149	17.8	3.6	3.64	12	6.48	1.3	1.56	10	4.82
COD _{Mn} (mg/l)	73	6.6	8.9	2.1	16	1.8	—	—	—	—
S-COD _{Mn} (mg/l)	34	4.5	7.9	1.5	14	1.4	—	—	—	—
COD _{Cr} (mg/l)	380	40	19	8.1	40	8.2	12	4.0	35	6.4
S-COD _{Cr} (mg/l)	160	20	14	7.2	25	2.9	—	—	—	—
BOD (mg/l)	155	33.5	2.7	1.29	2.7	1.04	—	—	—	—
S-BOD (mg/l)	54	14.3	1.1	0.72	1.4	0.56	—	—	—	—
NH ₄ -N (mg/l)	19.5	4.63	<0.1	—	0.4	0.15	2.6	3.22	1.0	0.73
NO _x -N (mg/l)	<0.1	—	7.2	1.44	7.4	1.04	11.9	4.71	8.2	1.32
T-N (mg/l)	39.0	4.60	8.5	1.49	9.9	1.51	14.5	3.99	10.7	1.65
PO ₄ -P (mg/l)	2.43	0.26	0.18	0.24	0.24	0.30	0.86	0.53	0.37	0.21
T-P (mg/l)	3.96	0.28	0.28	0.22	0.61	0.30	1.18	0.59	0.72	0.22

注；—は測定せず

表 6. 3. 2 各槽の水質および好気槽汚泥のりん含有率(実験期間平均値±標準偏差)

	対照プラント		実証プラント	
	平均値	標準偏差	平均値	標準偏差
好気槽 NH ₄ -N (mg/l)	0.4	0.16	0.7	0.81
無酸素槽 NO _x -N (mg/l)	0.2	0.18	<0.1	—
嫌気槽 PO ₄ -P (mg/l)	24.9	4.54	15.4	2.02
好気槽汚泥りん含有率 (mgP/gVSS)	32.6	4.78	28.1	1.12

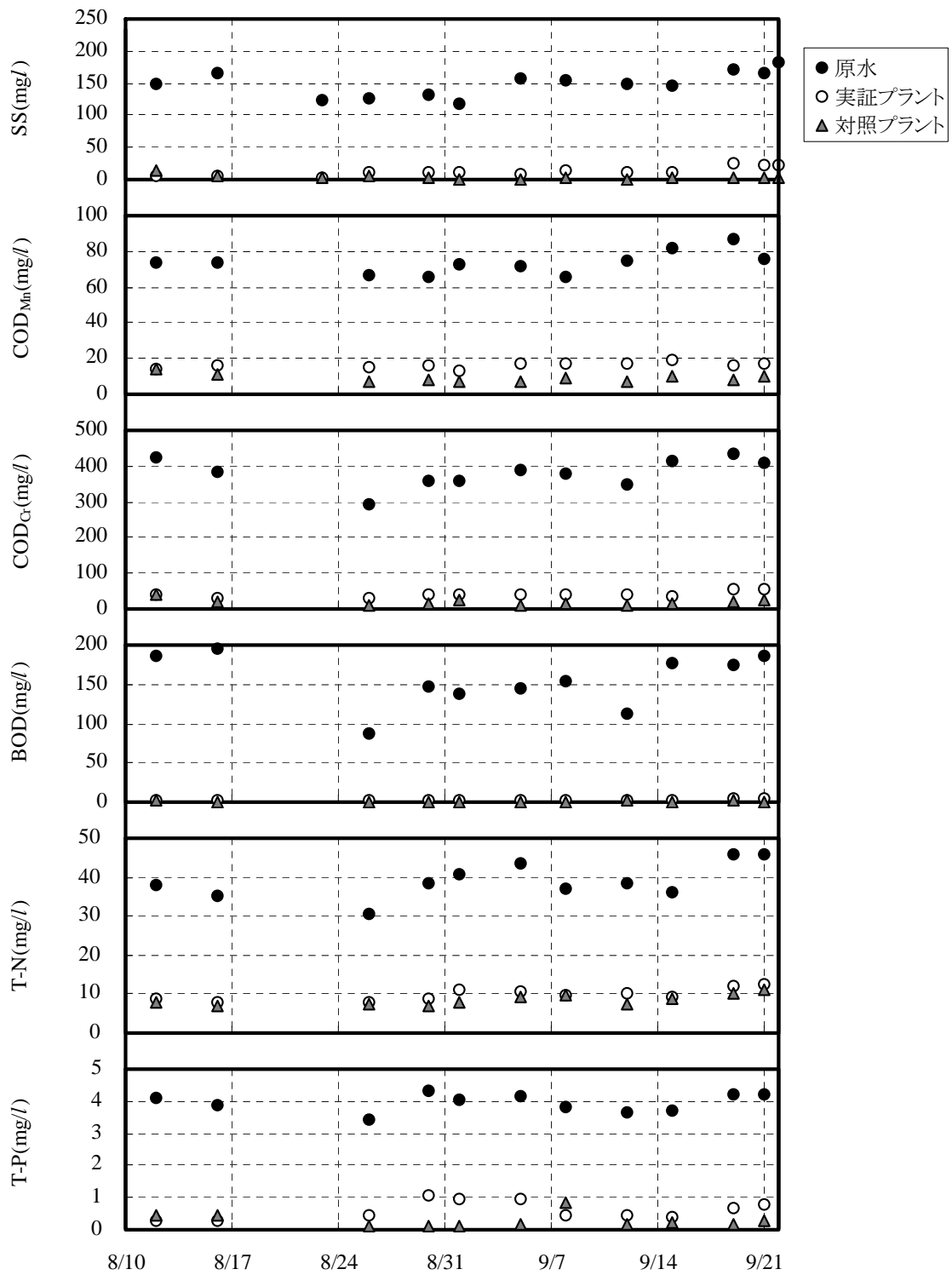


図 6. 3. 5 原水および生物処理水水質の経日変化

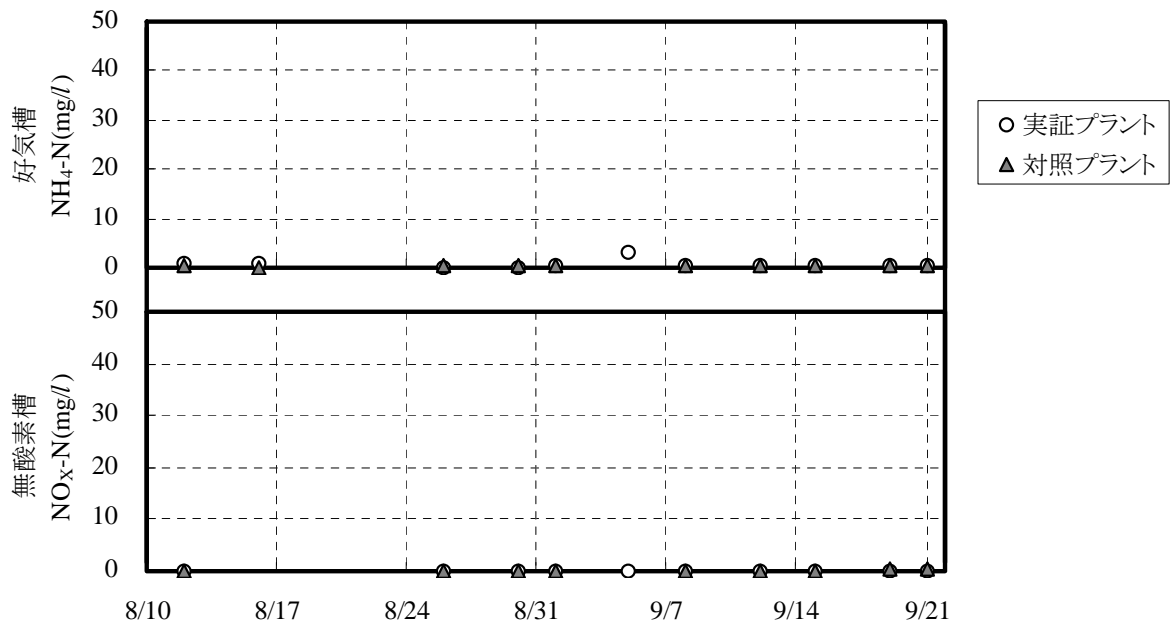


図 6 . 3 . 6 好気槽 NH₄-N と無酸素槽 NO_x-N の経日変化

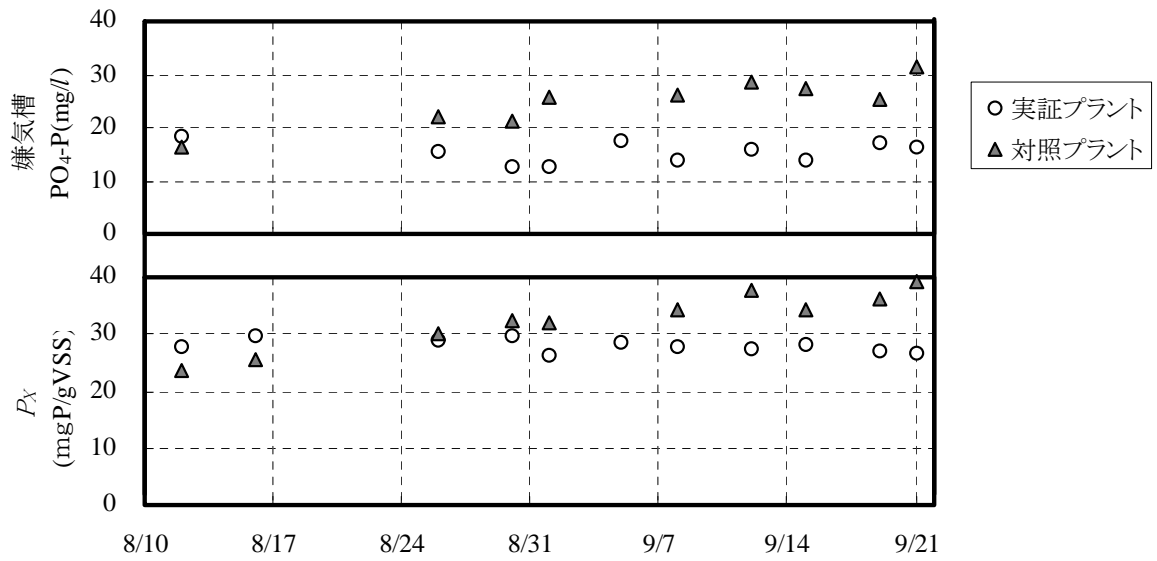


図 6 . 3 . 7 嫌気槽 PO₄-P および T-P と好気槽汚泥のりん含有率の経日変化

(2) HAP 生成槽流入水および流出水(処理水 B)の水質

前述の表 6. 3. 2 に HAP 生成槽流出水(処理水 B) [平均水量 ; 11.2m³/日] の平均値を, また, 図 6. 3. 8 に HAP 生成槽での運転状況を示す。図 6. 3. 8 に示されるとおり, 実験期間中の処理は安定していた。

HAP 生成槽流入の PO₄-P は 13~18mg/l および T-P は 14~19mg/l であり, 処理水 B では PO₄-P および T-P とともにほぼ 2mg/l 以下であった。HAP 生成槽へ流入するりん量に対する回収率は 90%以上であった。また, 原水として流入するりん量に対する HAP 生成槽での平均回収率は 75%であった。

COD_{Cr} は, 流入水に比べ処理水 B の方が低かった。窒素は, HAP 生成槽前後ではほぼ同じであり除去は認められなかった。

りん回収工程では膜分離を組み込んでいるため, HAP 生成槽流出水(処理水 B)の COD_{Cr} および T-N は生物処理水(処理水 A)と同レベルまで除去されていた。

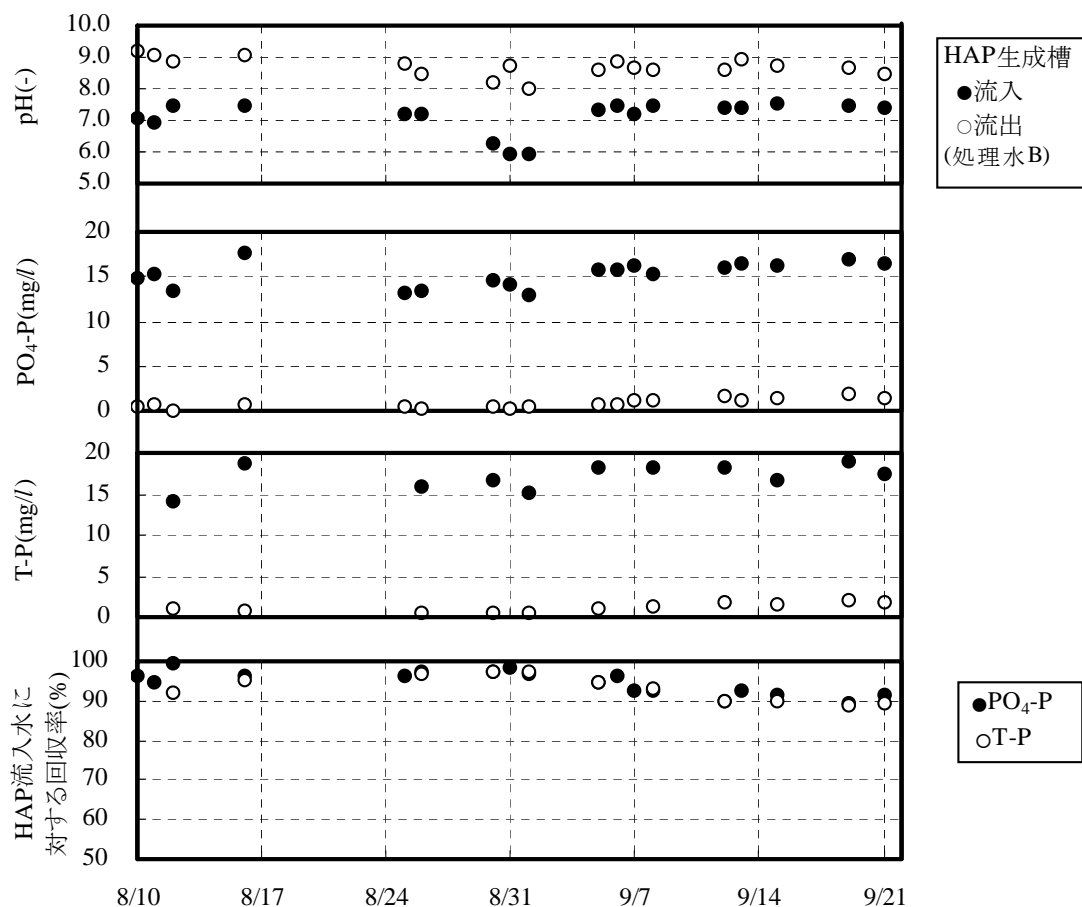


図 6. 3. 8 りん回収リアクターでの運転状況

6. 3. 5 HAP 生成槽で生成した結晶物の性状

表 6. 3. 3 に回収した結晶物の組成を示す。回収前の値は、通水開始前の 2005 年 2 月に HAP 生成槽へ投入したりん鉱石の組成である。回収後の結晶物は 9 月 22 日の運転終了後に HAP 生成槽の下より 0~50cm(以下, 下部とする), 112~123cm(以下, 中央部とする)および 165~177cm(以下, 上部とする)の 3 箇所からサンプリングした。

回収前と回収後の組成は近かった。また, 3 箇所での組成はほぼ同じであった。HAP の分子式は $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ であることから Ca/P 比の理論値は 2.15 である。回収後の結晶物の Ca/P 比は, 上部: 2.11, 中央部: 2.10, 下部: 2.13 といずれも理論値と近く, 結晶物中のりんは大部分が HAP であると判断した。結晶物中のりんが全て HAP であるとして, HAP 含有率を算出すると 90%程度である。また, CaO, P_2O_5 以外に CO_2 が回収前は 4.6wt%, 回収後は約 4wt%含まれていた。これらの CO_2 の全てが CaCO_3 であるとする CaCO_3 含有率は回収前が 10.5wt%, 回収後が 8~9wt%となる。回収前に比べ回収後の CO_2 含有率が低下していることから, 回収後の結晶物中の CO_2 は回収前から含まれていたものであり回収により CaCO_3 は生成していないと推察される。また, 含有する重金属等の測定結果は, As が 1.0mg/kg 未満, Cd が 1.5~1.7mg/kg, Cr が 22~24mg/kg, Ni が 2.9~3.4mg/kg, Pb が 2.4~3.3mg/kg, Cu が 19~20mg/kg, Zn が 280~295mg/kg であった。回収した結晶物は肥料としての利用が考えられる。As, Cd, Cr, Ni, Pb の含有量は肥料取締法における公定規格²⁾で定められている下水汚泥肥料が含有を許される最大量よりも低い量であった。

また, 結晶物の有効径は, 上部: 258 μm , 中央部: 271 μm , 下部: 302 μm であり, 槽内の粒径はほぼ均一であった。また, スタート時点の粒径は 150 μm であり, りん回収を行うことで結晶は肥大していた。これらより, 利用しうるりん資源を回収できるプロセスであると判断される。

表 6. 3. 3 りん回収リアクター内の結晶物の組成

サンプリング箇所	回収前	回収後		
		上部	中央部	下部
P_2O_5 (wt%)	34.6	37.9	38.8	38.5
CaO (wt%)	52.1	49.3	49.7	49.7
CO_2 (wt%)	4.6	4.1	4.1	3.7

注; 回収後は, 9月22日の運転停止後にサンプリング

6.3.6 実証プラントでの酸素の挙動

オゾン反応槽と好気槽でのオゾンおよび酸素などのガス成分の物質収支を求めた。実験期間中のオゾン反応槽と好気槽の注入および排出ガスの流量とオゾンおよび酸素の濃度は安定していた。また、好気槽では有機物酸化および硝化がほぼ 100% 進行しており、好気槽 DO は 1mg/l 以上であった。実験後半の 1 週間はガス中の二酸化炭素濃度についても調査してしおり、この期間の二酸化炭素濃度は安定していた。以下の詳細検討については 9 月 19 日の測定結果を用いた。

(1)オゾン反応槽および好気槽でのガス流量およびガス成分の分析結果

オゾン反応槽と好気槽での注入および排出のガス流量と主なガス成分濃度（オゾン、酸素、二酸化炭素、窒素）を測定し、この測定結果よりオゾン、酸素および二酸化炭素の重量を算出した。結果を表 6.3.4 に示す。

ガス流量は、オゾン反応槽では注入と排出とでは変化なくともに 17.3m³/日であった。好気槽排出は 1.83m³/日であり好気槽で大幅に減少した。オゾン濃度は、オゾン反応槽注入で 2.5volume%，オゾン反応槽排出で 0.01 volume %未満であり、オゾンはほぼ 100%オゾン反応槽で消費されていた。酸素濃度はオゾン反応槽注入で 89 volume %，オゾン反応槽排出(好気槽注入)で 8 volume 7%，好気槽排出で 1 volume 2% であり、酸素はオゾン反応槽でも少量消費されたが、大部分は好気槽にて消費されていた。二酸化炭素濃度は、オゾン反応槽注入で 0.01 volume %未満，オゾン反応槽排出で 4.7 volume %，好気槽排出で 7.4 volume %であり、オゾン反応槽および好気槽で高くなったが、その変化は小さかった。

好気槽では酸素は BOD と NH₄-N の酸化に消費され大部分は二酸化炭素と NO_x-N となる。二酸化炭素は水への溶解度が大きく大部分が好気槽混合液に溶解する。循環ガス方式の酸素曝気法では、二酸化炭素が好気槽混合液に溶解したために、好気槽から排出ガス量が小さくなったと考えられる。

なお、窒素の水への溶解度は非常に小さく好気槽混合液へほとんど溶け込まない。そこで、排出ガス量は実測だけでなく、注入ガスと排出ガスに含まれる窒素量は同じであるとして各ガスの窒素濃度よりガス容積を求め各槽でのガス流量の確認を行った。

表 6. 3. 4 オゾン反応槽と好気槽での注入および排出ガスの流量と各組成の濃度
(実証プラント)

	オゾン 反応槽注入	好気槽注入 (オゾン反応槽排出)	好気槽排出
流量 (m ³ /日)	17.3	17.3	1.83
オゾン* (volume %)	2.5	<0.01	<0.01
酸素 (volume %)	89	87	12
二酸化炭素 (volume %)	<0.01	4.7	7.4
窒素 (volume %)	8.5	8.3	80.6
オゾン (kg/日)	0.85	<0.01	<0.01
酸素 (kg/日)	20.1	19.7	0.27
二酸化炭素 (kg/日)	<0.01	1.45	0.23

注：*モニターの測定値は下記のとおり。
 オゾン反応槽注入；49.3mg/l
 好気増注入(オゾン反応槽排出)；0.06mg/l
 好気槽排出；0.01mg/l 未満

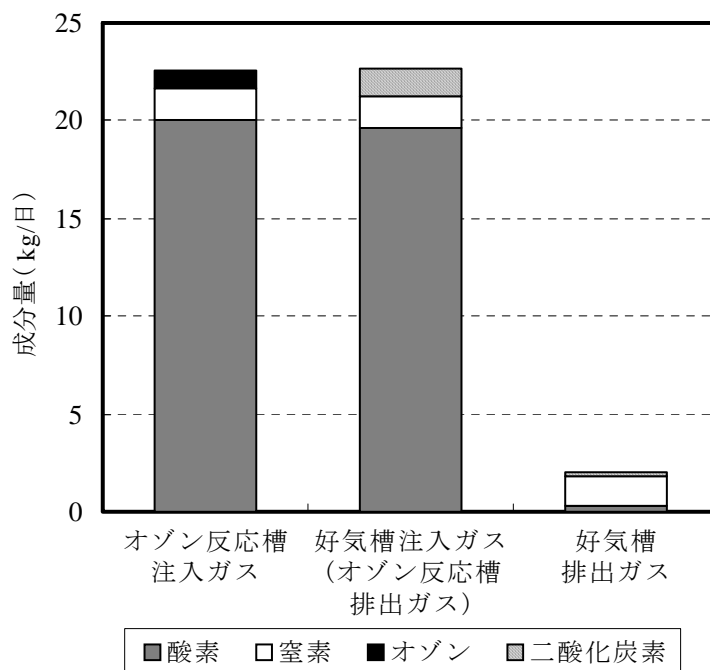


図 6. 3. 9 オゾン反応槽と好気槽でのガス収支

(2) オゾン反応槽での収支

表 6. 3. 4 および図 6. 3. 9 に、表 6. 3. 4 に示したガス流量と各ガス成分濃度から算出した各ガス成分量を測定地点ごとに示す。

表 6. 3. 4 および図 6. 3. 9 に示すように、オゾンの注入量は 0.85kgO₃/日、排出量は 0.01kgO₃/日未満であり、オゾン反応槽内でオゾンはほぼ 100%消費されていた。酸素の注入量は 20.1kgO₂/日、排出量は 19.7kgO₂/日で、この 19.7kgO₂/日の酸

素が好気槽に注入されている。

オゾン反応槽内では酸素が $0.4\text{kgO}_2/\text{日}$ 消費されていた。これはオゾン反応槽への注入酸素量の 2%であった。二酸化炭素の注入量はほぼ零であったの対し、排出量は $1.45\text{kgCO}_2/\text{日}$ であり、炭酸ガス（二酸化炭素）はオゾン処理工程で増加した。

表 6. 3. 5 にオゾン処理前後の汚泥性状の変化を示す。混合液中の S-COD_{Cr} および S-Kj-N の増加より汚泥の液化がみられる。さらに、特徴的なのは、混合液中の $\text{NO}_x\text{-N}$ が 7.45mg/l から 11.2mg/l に増加している点である。汚泥液化と並行して硝化反応も若干進行し、酸素が消費されている。

汚泥の液化処理の過程で消費されるオゾンは自己分解して酸素に変化したとするとその酸素量は $0.85\text{kgO}_2/\text{日}$ となり、注入ガスと排出ガスの酸素量の差は $0.4\text{kgO}_2/\text{日}$ である。すなわち、実質的なオゾン反応槽での酸素消費量は約 $1.25\text{kgO}_2/\text{日}$ となる。

オゾン反応槽では① $\text{NH}_4\text{-N}$ の硝化、②オゾン処理流出液の DO の持ち出し、③オゾン処理工程における有機物の分解での炭酸ガス生成が主たる酸素消費の要因となる。①の硝化で消費される酸素量は、 $\text{NO}_x\text{-N}$ の増加量より求めると $0.2\text{kgO}_2/\text{日}$ となる。②のオゾン処理流出液の DO の持ち出し量は DO 濃度が約 15mg/l 上昇したことから $0.2\text{kgO}_2/\text{日}$ となる。オゾン反応槽の酸素消費量より①と②を引くと $0.85\text{kgO}_2/\text{日}$ となり、これが③有機物の分解での酸素消費量となる。 $0.85\text{kgO}_2/\text{日}$ から発生する二酸化炭素は $1.17\text{kgCO}_2/\text{日}$ であり、オゾン反応槽からの排出ガス中の二酸化炭素量 $1.45\text{kgCO}_2/\text{日}$ より少ない。前工程の好気槽にて二酸化炭素が溶け込んだ好気槽混合液をオゾン反応槽に投入しているため、オゾンガスの吹き込みによりオゾン処理汚泥中に溶解していた二酸化炭素の一部がガス側へ移行していると考えられる。

表 6. 3. 5 オゾン処理前後の汚泥性状

		オゾン処理前	オゾン処理後
pH	(mg/l)	7.1	7.3
M-Alk	(mg/l)	124	101
COD_{Cr}	(mg/l)	3280	—
S-COD_{Cr}	(mg/l)	33	552
T-N	(mg/l)	225.7	—
S-T-N	(mg/l)	9.21	55.1
$\text{NH}_4\text{-N}$	(mg/l)	0.3	6.0
$\text{NO}_x\text{-N}$	(mg/l)	7.5	11.2

(3) 好気槽での酸素収支および好気槽汚泥の内性呼吸速度

表 6.3.4 および図 6.3.9 に示すように, 好気槽への酸素の注入量は 19.7kgO₂/日, 排出量は 0.27kgO₂/日で酸素の消費量は 19.4 kgO₂/日となる。好気槽へ注入した酸素は 99%消費されていた。

好気槽の酸素消費速度(K_r)は, 実証プラントへの原水の供給および好気槽への酸素供給を停止し, 好気槽内の DO の変化を測定することで求めた。測定は 7 月 17 日～8 月 8 日に 7 回行った。測定結果の平均値で K_r は 1.9gO₂/(kgMLSS・時)であった。日本下水道協会の高度処理マニュアル³⁾での内性呼吸速度は 5.0gO₂/(kgMLSS・時)であるが, 今回の結果はこの値よりも小さくなっている。今回の実験において K_r が小さい原因として, BOD 汚泥負荷を低負荷で運転していたことが考えられる。また, 上住ら⁴⁾は, 活性汚泥へのオゾン吸収率を大きくすると K_r が低下することを報告しており, K_r の小さくなった原因としてオゾン処理を組み込んだことも考えられる。

(4) 好気槽の生物反応による酸素消費量

好気槽における酸素消費量を有機物酸化 (D_{C,O_3}), 硝化 (D_{N,O_3}), 内性呼吸での酸素消費量 (D_E) および混合液持出酸素量(D_O)の 4 項目とした。下記の(6-1)式から(6-6)式より各項目の酸素量を算出した。またこれらの合計を全酸素消費量(ΣD)とした。算出方法は日本下水道協会の高度処理マニュアル³⁾に基づき行った。

D_{C,O_3} は(6-1)式に示すとおり, 汚泥減容化を行っていない嫌気-無酸素-好気法(対照プラント)での有機物酸化の酸素消費量($D_{C,con}$)に, オゾン処理から生物処理へ流入する有機物分を足し, 好氣的生物処理を経ていないりん回収工程への投入有機物分を差し引いた。 $D_{C,con}$ は, (6-2)式より算出した。

D_{N,O_3} は(6-3)式に示すとおり, 汚泥減容化を行っていない嫌気-無酸素-好気法での硝化の酸素消費量($D_{N,con}$)に, オゾン処理から生物処理へ流入する T-N 分を足し, 好氣的生物処理を経ていないりん回収工程への投入 T-N 分を差し引いた。 $D_{N,con}$ は, (6-4)式より算出した。

D_E の算出は(6-5)式で行い, 内性呼吸による酸素消費量(K_r)は 1.9gO₂/(kgMLSS・時)を用いた。

$$D_{C,O_3} = D_{C,con} + (C_{COD,O_3} \cdot Q_{O_3} - C_{BOD,p} \cdot Q_p) \times 10^{-3} \times \gamma_{BOD} \quad (6-1)$$

$$D_{C,con} = \{(C_{BOD,in} - C_{BOD,eff}) \cdot Q_{in} \times 10^{-3} - (L_{NOX,DN} - L_{NOX,A}) \times \beta\} \times \gamma_{BOD} \quad (6-2)$$

$$D_{N,O_3} = D_{N,con} + \alpha \cdot (C_{TN,O_3} \cdot Q_{O_3} - C_{TN,p} \cdot Q_p) \times 10^{-3} \times \gamma_N \quad (6-3)$$

$$D_{N,con} = \alpha \cdot C_{TN,in} \cdot Q_{in} \times 10^{-3} \times \gamma_{TN} \quad (6-4)$$

$$D_E = X \cdot V_A \cdot K_r \quad (6-5)$$

$$D_O = C_{O,A} \cdot (Q_{in} + Q_r + Q_c - Q_p) \times 10^{-3} \quad (6-6)$$

$$\Sigma D = D_{C,O_3} + D_{N,O_3} + D_E + D_O \quad (6-7)$$

表 6. 3. 6 に式中の記号の説明を示し，表 6. 3. 7 に算出結果を示す。

表 6. 3. 6 計算式の記号の説明

No.	記号	記号の意味	単位
1	$C_{BOD,in}$	原水 BOD 濃度	mg/l
2	$C_{BOD,eff}$	処理水 BOD 濃度	mg/l
3	C_{COD,O_3}	オゾン反応槽流出液 S-COD _{Cr} 濃度	mg/l
4	$C_{BOD,p}$	りん回収流入水 BOD 濃度	mg/l
5	$C_{TN,in}$	原水 T-N 濃度	mg/l
6	C_{TN,O_3}	オゾン反応槽流出液 S-Kj-N 濃度	mg/l
7	$C_{TN,p}$	りん回収流入水 T-N 濃度	mg/l
8	$C_{O,A}$	好気槽の溶存酸素濃度	mg/l
9	X	好気槽の MLSS 濃度	mg/l
10	Q_{in}	原水流量	m ³ /日
11	Q_{O_3}	オゾン反応槽流入液流量	m ³ /日
12	Q_p	りん回収流入水流量	m ³ /日
13	Q_r	返送汚泥流量	m ³ /日
14	Q_c	循環液流量	m ³ /日
15	V_A	好気槽容量	m ³
16	$L_{NOX,DN}$	無酸素槽 NO _x -N 流入量	kgN/日
17	$L_{NOX,A}$	無酸素槽 NO _x -N 流出量	kgN/日
18	D_{C,O_3}	実証プラントの有機物酸化による酸素消費量	kgO ₂ /日
19	$D_{C,con}$	嫌気－無酸素－好気法の有機物酸化による酸素消費量	kgO ₂ /日
20	D_{N,O_3}	実証プラントの硝化による酸素消費量	kgO ₂ /日
21	$D_{N,con}$	嫌気－無酸素－好気法の硝化による酸素消費量	kgO ₂ /日
22	D_E	内性呼吸による酸素消費量	kgO ₂ /日
23	D_O	好気槽混合液持出酸素量	kgO ₂ /日
24	ΣD	全酸素消費量	kgO ₂ /日
25	β	単位 NO _x -N あたりの脱窒に必要な BOD 量	kgBOD/kgNO _x -N
26	γ_{BOD}	単位 BOD 除去あたりに必要な酸素量	kgO ₂ /kgBOD
27	γ_N	単位 NH ₄ -N の硝化に必要な酸素量	kgO ₂ /kgN
28	α	$C_{TN,in}$, C_{TN,O_3} , $C_{TN,p}$ に対し硝化させる N の比	—
29	Kr	単位 MLSS あたりの内性呼吸に酸素消費量	mgO ₂ /(g・時)

表 6. 3. 7 実証プラント好気槽における各反応での酸素消費量

酸素消費量 (kgO ₂ /日)	原水の処理	オゾン反応槽 流出液の処理	プロセス全体 の必要酸素量
有機物酸化	2.8	2.7	5.5
硝化	8.0	1.8	9.8
内性呼吸	4.2	—	4.2
混合液 DO 持出	0.2	—	0.2
合 計	15.2	4.5	19.7

6. 3. 6 (3)で求めたガス収支からの酸素消費量 19.4kgO₂/日であった。

表 6. 3. 7 に示すように、原水の有機物酸化、硝化などの処理に要する酸素消費量は 15.2kgO₂/日、オゾン反応槽流出液だけを処理するときの酸素消費量は 4.5kgO₂/日であり、 ΣD （プロセス全体の酸素消費量）は 19.7kgO₂/日であった。オゾン反応槽流出液の処理での酸素消費量は ΣD の 25% であり、 ΣD はガス収支からの酸素消費量 19.4kgO₂/日にほぼ等しい。少なくとも、今回の実験でオゾン反応槽からの排出ガスの酸素量 19.7kgO₂/日はオゾン反応槽流出液を処理する酸素量 4.5kgO₂/日を満足するだけでなく、原水の有機物酸化、硝化も可能となる酸素量であることが明らかとなった。

(5) 必要酸素量とオゾン反応槽排出ガス中の酸素量の比較

現在、原料が酸素のオゾン発生器の発生可能な最大オゾン濃度は 80~120mg/l 程度のものが多い。そこで、オゾン反応槽排出ガス中の酸素のみで好気槽での必要酸素量を供給可能かどうかの試算を行った。生物処理と汚泥のオゾン処理の条件は今回の実験と同一とした。

表 6. 3. 8 にオゾン濃度 50, 80, 120mg/l でのオゾン反応槽排出ガス中の酸素量を算出した結果を示す。オゾン濃度 120mg/l においてオゾン反応槽排出ガスでの酸素供給量は 8.9kgO₂/日となる。汚泥のオゾン処理により生物処理へ流入する有機物と窒素を処理するのに必要な酸素量は、4.5kgO₂/日である。このことにより、汚泥のオゾン処理による負荷増加分はオゾン反応槽排出ガスの注入で十分まかなえることになる。排出ガスの酸素の余剰分は原水由来の成分の処理にも利用できることになり、既存施設のブロワーによる送気量の節減となる。

表 6. 3. 8 各オゾン濃度における酸素供給量

オゾン濃度 (mg/l)	オゾン反応槽排出ガス中の酸素量 (kgO ₂ /日)
120	8.9
80	13.4
50	19.6*
	酸素消費量 (kgO ₂ /日)
原水の処理	15.2*
オゾン反応槽流出液の処理	4.5*
プロセス全体	19.7*

注；*は，今回の実験での実測値

6. 4 結語

第5章までの結果をもとに，本章では，生物学的窒素りん除去法である嫌気－無酸素－好気法の生物処理工程に汚泥のオゾン処理工程，りん回収工程を付加した実証プラント作成しこれを用いて，愛知万博の廃水を原水として連続実験を行った。本プラントでの研究の主目的は，オゾン反応槽排出ガス中の酸素でオゾン処理による負荷増加分を処理できる可能性を検討するためと，処理水のりん濃度の増加をHAP法によるりん回収で防止することである。本章での結果より以下のことが明らかとなった。

- (1) COD_{Cr} 380mg/l, BOD 155mg/l, SS 149mg/l, T-N 39mg/l および T-P 3.96mg/l の原水を対象に運転したところ，処理水は COD_{Cr} 35mg/l(BODは 5mg/l以下と推定される)，SS 10mg/l, T-N 10mg/l以下，T-P 1mg/l以下であり，汚泥発生量の削減率は76%となった。
- (2) オゾン濃度 50mg/l で汚泥の減容化した場合，好気槽での反応に必要な酸素はオゾン反応槽からの排出ガス中の酸素だけで供給することは可能であった。
- (3) りんは，りん酸ヒドロキシアパタイト(HAP)として原水に含まれる量の75%を回収することにより，処理水 T-P は 1mg/l以下を維持できた。
- (4) HAP生成槽へ流入するりん量に対する回収率は90%以上であり，回収した結晶物の90%程度はHAPであった。また，結晶物の含まれる重金属等は肥料取締法における公定規格で定められている下水汚泥肥料が含有を許される最大量よりも低い量であった。
- (5) オゾン濃度を 120mg/l とした場合でも，オゾン反応槽の排出ガス中の酸素量はオゾンによる負荷増加分を処理する必要酸素量より多く，余剰分により生物処理の必要酸素量の30%程度を供給することが可能となる。

<参考文献>

- 1) 田中俊博，川上彰，加藤登；生物学的脱りん法における汚泥処理工程からのりんの返流量の軽減方法，用水と廃水，Vol.30，No.1，pp.21-29，1988.
- 2) 農林水産消費安全技術センター；肥料取締法に基づき普通肥料の公定規格を定める等の件，<<http://www.famic.go.jp/ffis/fert/kokuji/60k0284.htm>>，（参照2011-10-7）
- 3) 社団法人日本下水道協会；高度処理施設設計マニュアル(案)，pp.173-174，1994.
- 4) 上住僚，岡田由希子，西村文武，藤原拓；オゾン添加活性汚泥法における硝化細菌群の動態解析，第39回日本水環境学会年会講演集，p.46，2005.

第7章 従来技術とのエネルギー消費量およびコストの比較

7.1 はじめに

愛知万博にて実証試験を行った，オゾンを用いた汚泥減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去プロセス(以下，開発技術と記す)についてエネルギー消費量を算出し，同等の処理水が得られる従来技術に対して，プラントの運転に必要なエネルギー消費量をどの程度削減できるかを算出した。さらに，開発技術と従来技術の運転コストおよび建設費についても算出し比較を行った。

以下に，比較に用いた従来技術および開発技術のフローの詳細，運転条件，算出方法および算出結果を示す。

7.2 計算条件

処理対象廃水はBOD，窒素，りんを含む廃水(下水を想定)とし，処理流量 1000m³/日とした。開発技術は，余剰汚泥発生量を従来技術の 10%，すなわち余剰汚泥削減率を 90%とし，開発技術での無機性SSの蓄積はなく生物処理での汚泥のVSS含有率は従来技術と開発技術では同じであるとした。原水性状および処理水目標値を表7.2.1に示す。

表7.2.1 原水性状および処理水目標値

	原水	計算に用いた目標値	
		生物処理水 (砂ろ過原水)	砂ろ過処理水
SS (mg/l)	140	20	<3
BOD (mg/l)	200	<5	<5
T-N (mg/l)	30	<10	<10
T-P (mg/l)	3	0.5	0.5

汚泥処理と従来技術におけるりん回収の取り扱いは以下に示すとおりとした。

- (1) 発生汚泥は，場内で脱水まで行い脱水ケーキは 100t/(日・基) 規模の焼却炉に持ち込み他の処理場の脱水ケーキと一緒に焼却を行う。焼却についてはランニング(燃料使用量，電力消費量および薬品使用量)のみを考慮した。
- (2) 従来技術では，開発技術で生成した HAP に含まれるりと同量のりんをりん鉱石で輸入する場合のエネルギーを追加する。輸入エネルギーの評価範囲は，中国での採掘，選鉱と，中国から日本までの輸送までのエネルギーとした。

7. 3 検討内容および結果

検討作業でのフロー，運転条件および検討結果について以下に記す。

7. 3. 1 従来技術のエネルギー消費量およびコストの算出

7. 3. 1. 1 検討フロー

まず，従来技術として図7. 3. 1に示す構成要素を考え，従来技術についてエネルギー消費量，運転コストおよび建設費を試算した。

従来技術フローは，2つフローを想定した。1つ目は，生物処理を循環型硝化脱窒法として原水中の有機物と窒素を除去し，りんは生物処理水を凝集沈殿処理して除去する。生物処理の余剰汚泥と凝集沈殿で発生した凝集汚泥は，脱水までを場内にて実施し，場外の焼却施設へ輸送しそこで焼却する(以下，従来技術①とする)。2つ目は，生物処理を嫌気－無酸素－好気法として原水中の有機物，窒素およびりんを除去する。生物処理の余剰汚泥は，脱水までを場内にて実施し，場外の焼却施設へ輸送してそこで焼却する(以下，従来技術②とする)。従来技術①の詳細なフローを図7. 3. 2に，従来技術②の詳細なフローを図7. 3. 3に示す。

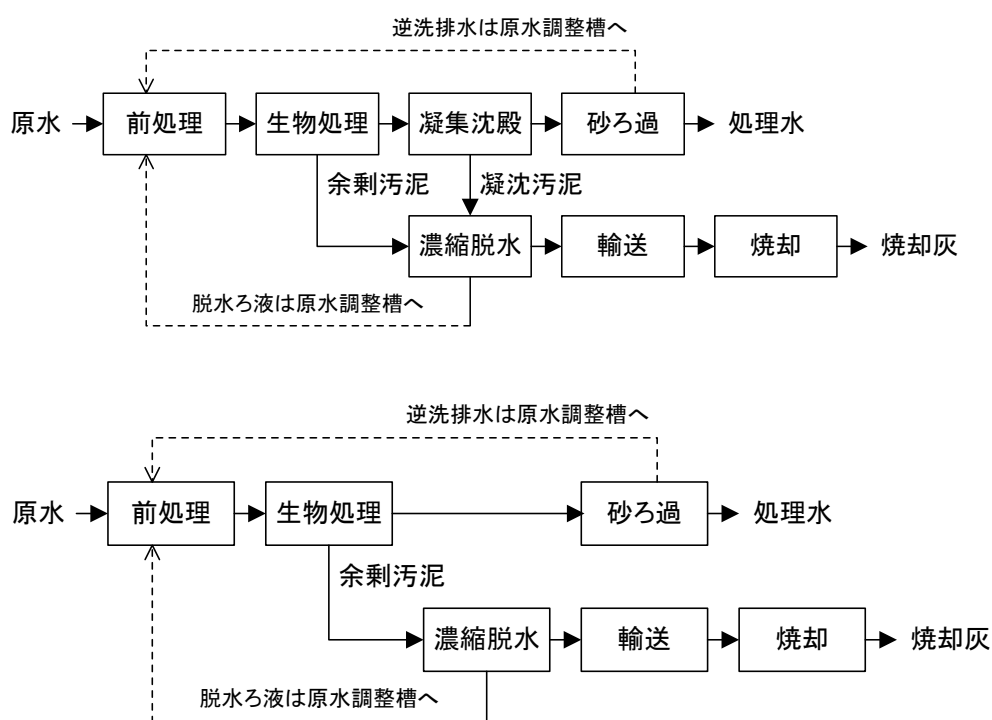
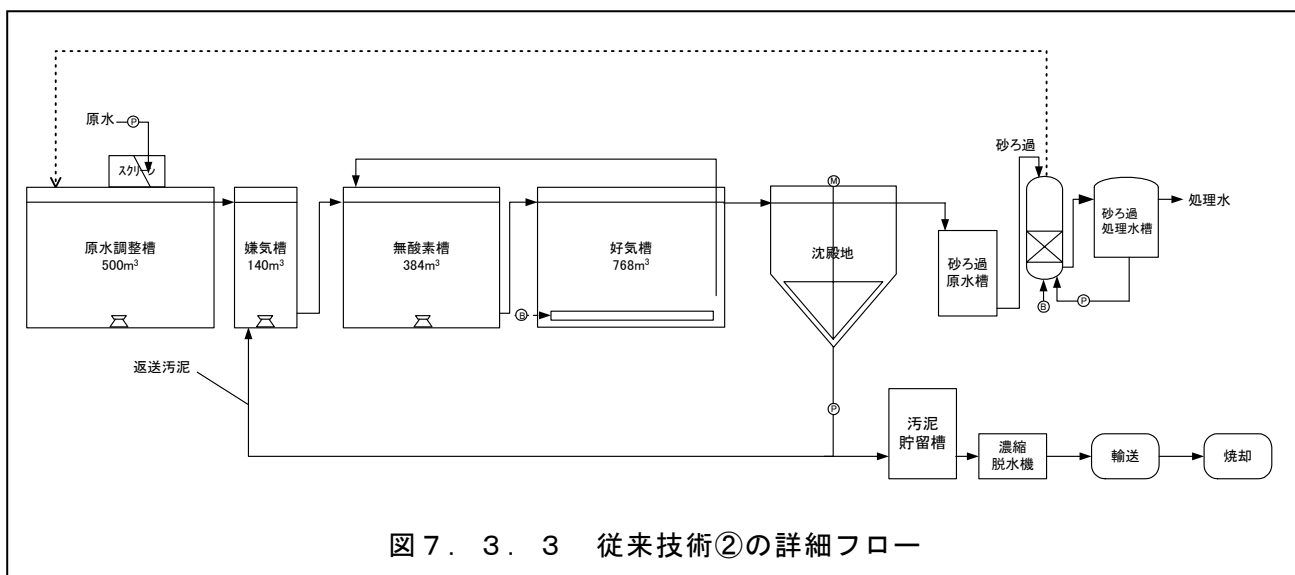
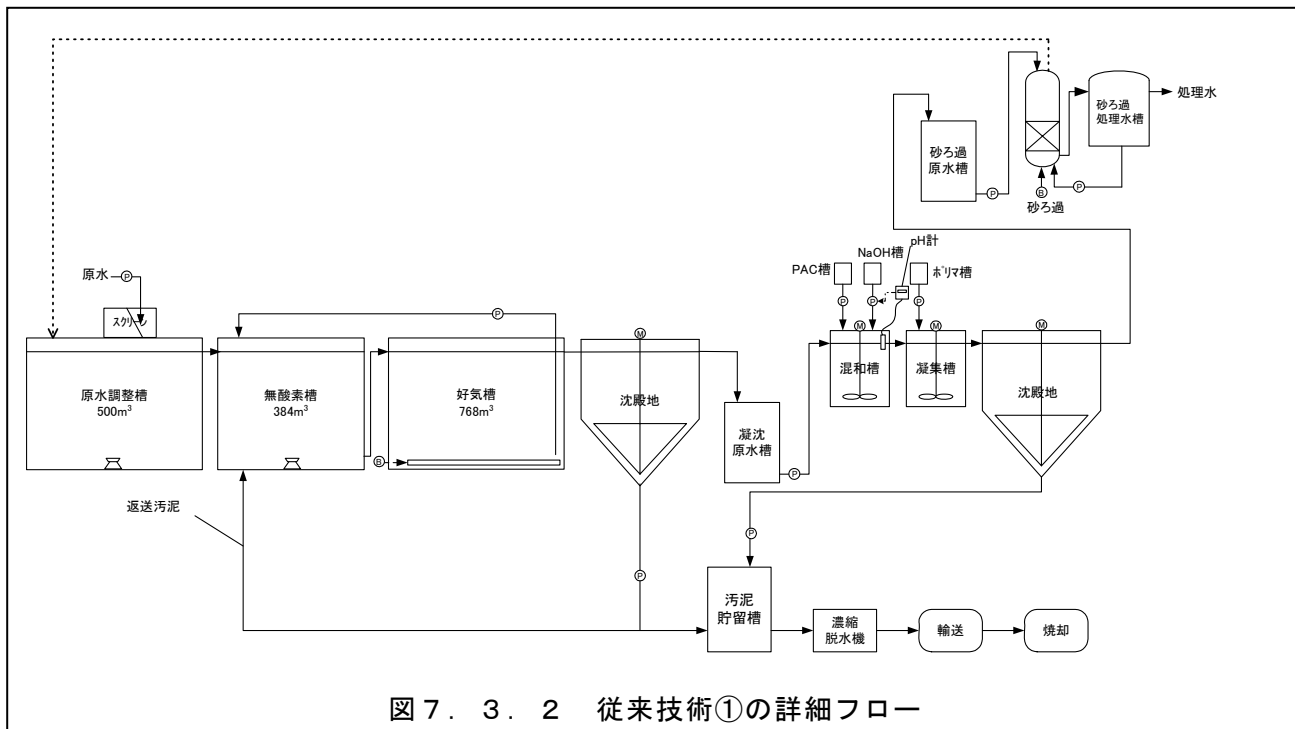


図7. 3. 1 従来技術の構成(上：従来技術①，下：従来技術②)



7. 3. 1. 2 運転条件

図7. 3. 2および図7. 3. 3に示したフローの運転条件を表7. 3. 1に示す。

表7. 3. 1 従来技術の運転条件

詳細フロー		従来技術 ①	従来技術 ②	
生物処理	原水流量 (m ³ /日)	1000	1000	
	循環流量 (m ³ /日)	1500	1500	
	循環比	1.5	1.5	
	返送汚泥流量 (m ³ /日)	500	500	
	嫌気槽滞留時間 (時間)	—	3.0	
	無酸素槽滞留時間 (時間)	9.0	9.0	
	好気槽滞留時間 (時間)	18.0	18.0	
	MLSS (mg/l)	4000	4000	
	BOD 汚泥負荷(好気槽) (kg/(kg・日))	0.07	0.07	
	余剰汚泥発生量 (kgDS/日)	170	170	
	沈殿池水面積負荷 (m ³ /(m ² ・日))	20	20	
凝集沈殿	混合槽滞留時間 (min)	2.0	—	
	凝集槽滞留時間 (min)	30.0	—	
	PAC 注入率 (mg/l)	100	—	
	ポリマー注入率 (mg/l)	0.5	—	
	凝集汚泥発生量 (kgDS/日)	26.4	—	
沈殿池水面積負荷 (mm/分)	20	—		
砂ろ過	通水 LV (m/h)	6.0	6.0	
汚泥処理	脱水薬注率	塩化第二鉄注入率 (%対 DS)	1.5	1.5
		ポリマー注入率 (%対 DS)	1.0	1.0
	脱水ケーキ性状	含水率 (%)	82	82
		VSS 含有率 (%)	67	78
		輸送距離 (km)	10	10
りん回収	りん鉱石採掘量(HAP あたり) (kg/日)	10.7	10.7	

注：りん鉱石採掘量は開発技術での生成量と同じとした。

上記の運転条件の決定は記載の方法により決定した。

(1) 生物処理

1) 原水水量(従来技術①および従来技術②)

汚泥減容化プロセスが対象となりうるのは、処理場単独では汚泥の焼却施設を設置するのが困難な比較的小規模な施設であると考え、試算は原水水量 1000m³/日とした。

2) MLSS(従来技術①および従来技術②)

第6章の実証プラントおよび対照プラントでの値である 4000mg/l を採用した。

3) 嫌気槽滞留時間(従来技術②)

第6章の実証プラントおよび対照プラントでは原水流量基準で3.6時間としており、3.6時間とすれば十分りんが放出されると考えた。しかし、高度処理施設設計マニュアルによると計画1日最大水量基準の滞留時間として1~2時間相当で、3時間以上とするとNO₃-Nの還元により硫化水素臭の発生するおそれがあるとのことなので3時間とした。

4) 好気槽滞留時間(従来技術①および従来技術②)

浄化槽の構造基準・同解説¹⁾によると水温13℃で硝化を進行させるためには、好気槽のNH₄-N/MLSS負荷率 $L_{S_{NH_4,A}}$ を0.518mg/(g・時)以下にする必要があるとしている。

以上の点から、好気槽容積 V_{A1} は下記の式(7-1)より算出される。

$$V_{A1} = \frac{Q_{in} \cdot C_{T-N,in}}{L_{S_{NH_4,A}} \cdot X} = 603.4\text{m}^3 \quad (7-1)$$

ここに、 V_{A1}	: 好気槽の容積(m ³)
Q_{in}	: 原水流量(m ³ /日)=1000m ³ /日
$C_{T-N,in}$: 原水T-N(mg/l)=30mg/l
X	: MLSS濃度(mg/l)=4000mg/l
$L_{S_{NH_4,A}}$: NH ₄ -N/MLSS負荷率(kg/(kg・日))=0.01243kg/(kg・日)

この値に余裕率1.25をかけた754.2m³を必要好気槽容積とした。よって、原水流量あたりの滞留時間は18時間となる。

5) 余剰汚泥発生量

余剰汚泥発生量は、下水道施設計画・設計指針と解説 後編 2001年版²⁾を参考に下記の式(7-2)より算出した。

$$\begin{aligned} Q_W \cdot X_W &= (a \cdot Q_{in} \cdot C_{S-BOD,in} + b \cdot Q_{in} \cdot C_{SS,in} - c \cdot V_{A1} \cdot X) \cdot 10^{-3} \\ &= (a \cdot C_{S-BOD,in} + b \cdot C_{SS,in} - c \cdot \tau \cdot X) Q_{in} \cdot 10^{-3} = 170\text{kgSS/日} \end{aligned} \quad (7-2)$$

ここに、 Q_W	: 余剰汚泥量(m ³ /日)
X_W	: 余剰汚泥の平均SS濃度(mg/l)
Q_{in}	: 原水流量(m ³ /日)=1000m ³ /日

V_{Al}	: 好気槽タンクの容積(m ³)
X	: MLSS 濃度(mg/l)=4000mg/l
$C_{S-BOD,in}$: 原水S-BOD濃度(mg/l)=120mg/l
$C_{SS,in}$: 原水SS濃度(mg/l)=140mg/l
a	: S-BOD に対する汚泥転換率(mgSS/mgBOD)=1.0
b	: SS に対する汚泥転換率(mgSS/mgSS)=1.0
c	: 活性汚泥微生物の内性呼吸による減量を示す係数(1/日)=0.03
τ	: 好気槽滞留時間(日)=0.75 日

6) 無酸素槽滞留時間(従来技術①および従来技術②)

第6章の実証プラントおよび対照プラントでは原水流量基準で9.6時間であり、この値を参考に9時間とした。

浄化槽の構造基準・同解説¹⁾によると水温13℃で硝化を進行させるためには、好気槽のNO_x-N/MLSS負荷率 $L_{NOX,DN}$ を0.739mg/(g・時)以下にする必要があるとしている。決定した無酸素槽滞留時間が妥当であるかを検証するために、従来技術でのNO₃-N/MLSS負荷率 $L_{NOX,DN}$ を求め上記の値と比較した。

無酸素槽でのNO_x-N除去量 $L_{NOX,DN}$ は、流入のT-N量から処理水としての窒素の流出量と余剰汚泥として引き抜かれる窒素量を除いた量であるから下記の式(7-3)より算出される。

$$L_{NOX,DN} = \{C_{T-N,in} \cdot Q_{in} - C_{T-N,eff} \cdot Q_{in}\} \times 10^3 - Q_w \cdot X_w \cdot N_x = 6.4 \text{ kgN/日} \quad (7-3)$$

ここに、 Q_{in}	: 原水流量(m ³ /日)=1000m ³ /日
$C_{T-N,in}$: 原水T-N濃度(mg/l)=30mg/l
$C_{T-N,eff}$: 処理水T-N濃度(mg/l)=10mg/l
N_x	: 活性汚泥窒素含有率(kgN/kgSS)=0.08kgN/kgSS
Q_w	: 余剰汚泥量(m ³ /日)
X_w	: 余剰汚泥の平均SS濃度(mg/l)

NO₃-N/MLSS負荷率 $L_{NOX,DN}$ (mg/(g・時))は下記の式(7-4)、(7-5)より算出される。

$$V_{DN} = \frac{Q_{in} \cdot t_{DN}}{24} = 375 \text{ m}^3 \quad (7-4)$$

$$L_{NOX,DN} = \frac{L_{NOX,DN} \cdot 10^6}{24 \cdot V_{DN} \cdot X} = 0.178 \text{ mg/(g} \cdot \text{時)} \quad (7-5)$$

ここに、 V_{DN}	: 無酸素槽容積(m ³)
---------------	---------------------------

t_{DN} : 無酸素槽滞留時間(時間)=9 時間
 X : MLSS 濃度(mg/l)=4000mg/l

従来技術での無酸素槽のNO_x-N/MLSS負荷率は 0.178mg/(g・時)であり，浄化槽の構造基準・同解説¹⁾で示されている 0.739mg/(g・時)以下を満足しているので，無酸素槽滞留時間は 9 時間で問題ないと判断した。

7) 返送汚泥流量

第 6 章の対照プラントでの返送汚泥濃度が 8000mg/lであり，従来技術の返送汚泥濃度も同等となるとして，下記の式(7-6)より汚泥返送比 R_r を 0.5，返送汚泥流量 Q_r を 500m³/日とした。

$$R_r = \frac{X}{X_r - X} = 0.5 \quad (7-6)$$

$$Q_r = Q_{in} \cdot R_r = 500\text{m}^3/\text{日}$$

ここに， X : MLSS 濃度(mg/l)=4000mg/l
 X_r : 返送汚泥濃度(mg/l)=8000mg/l
 Q_{in} : 原水流量(m³/日)=1000m³/日

8) 循環流量(従来技術①および従来技術②)

循環流量は，高度処理施設設計マニュアル(案)³⁾によると原水流量に対して 1.5 倍程度とするとなっていることから，従来技術も原水流量の 1.5 倍の 1500m³/日とした。

循環比 R_c が 1.5 で，汚泥返送比 R_r が 0.5 での理論窒素除去率 E_{Nt} は下記の式(7-7)より算出される。

$$E_{Nt} = \frac{R_c + R_r}{1 + R_c + R_r} \times 100 = 66.7\% \quad (7-7)$$

無酸素槽へ流入するNO_x-N量と生物処理にて除去しなければならない窒素量より求められる必要窒素除去率を求めて理論窒素除去率と比較し，循環比が妥当であるかを検証する。第 6 章の対照プラントにおいて処理水中の窒素は大部分がNO_x-Nであったため，本検討の従来技術においても処理水中の窒素はほぼ 100%NO_x-Nであるとする，無酸素槽へ流入するNO_x-N量は，流入T-N量から余剰汚泥として引き抜くT-Nを除いた量である。また，無酸素槽でのNO_x-N除去量は 6)にて算出しており 6.4kgN/日である。したがって，必要窒素除去率 E_{Nd} は下

記の式(7-8)より算出される。

$$E_{Nd} = \frac{L_{NOX, DN}}{C_{T-N, in} \cdot Qi_n - Q_w \cdot X_w \cdot N_X} \times 100 = 39.0\% \quad (7-8)$$

ここに、 $L_{NOX, DN}$: 無酸素槽での NO_X -N除去量(kgN/日)=6.4kgN/日

Qi_n : 原水流量(m^3 /日)=1000 m^3 /日

$C_{T-N, in}$: 原水T-N濃度(mg/l)=30mg/l

N_X : 活性汚泥窒素含有率(kgN/kgSS)=0.08kgN/kgSS

Q_w : 余剰汚泥量(m^3 /日)

X_w : 余剰汚泥の平均SS濃度(mg/l)

理論窒素除去率が必要窒素除去率よりも大きいことから、循環比 1.5 は妥当であると判断した。

9) 沈殿池水面積負荷(従来技術①および従来技術②)

沈殿池の水面積負荷は、高度処理施設設計マニュアル(案)³⁾によると 15~24 $m^3/(m^2 \cdot 日)$ 程度とするとなっていることから 20 $m^3/(m^2 \cdot 日)$ とした。

(2) 凝集沈殿(従来技術①)

1) PAC 注入率

高度処理施設設計マニュアル(案)³⁾によると凝集剤添加活性汚泥法の場合、処理水りん濃度を 0.5mg/l程度とするためのりんに対するアルミニウムの注入モル比(Al/P比)は 1 程度である。今回は確実に除去するためにAl/P比は 2 とする。原水のりん濃度が 3mg/lで処理水りん濃度が 0.5mg/lであることから、凝集沈殿でのりん除去濃度は 2.5mg/lとなる。したがって、PAC注入率は下記の式(7-9)、(7-10)より 82.2mg/lと算出され、これに余裕率 1.25 をかけて 100mg/lに決定した。

$$C_{Al} = \frac{C_{P, in} - C_{P, eff}}{P} \times m \times Al = 4.35 \text{ mg/l} \quad (7-9)$$

$$C_{PAC} = C_{Al} \times \frac{Al_2O_3}{Al \times 2} \times \frac{100}{C_{Al_2O_3, L}} = 82.2 \text{ mg/l} \quad (7-10)$$

ここに、 C_{Al} : Al注入率(mg/l)

$C_{P,in}$: 原水りん濃度(mg/l)=3.0mg/l
$C_{P,eff}$: 処理水りん濃度(mg/l)=0.5mg/l
m	: 注入 Al/P 比(-)=2.0
Al	: アルミニウムの原子量(-)=27
P	: りんの原子量(-)=31
C_{PAC}	: PAC注入率(mg/l)
Al_2O_3	: 酸化アルミニウムの分子量(-)=102
$C_{Al_2O_3,L}$: PACの酸化アルミニウム含有率(%)=10%

2) ポリマー注入率

過去のデータより 0.5mg/l とした。

3) 凝集汚泥発生量

高度処理施設設計マニュアル(案)³⁾によるとアルミニウム塩を凝集剤添加活性汚泥法でのSS発生量は注入したアルミニウム量の 5 倍程度とのことである。従来技術での凝集汚泥発生量 $L_{SS,Al}$ (kg/日)も注入したアルミニウム量の 5 倍とし下記の式(7-11)より算出した。

$$L_{SS,Al} = C_{Al} \cdot 5 \cdot Q_{in} \cdot 10^{-3} = 25.45 \text{kg/日} \quad (7-11)$$

ここに、 C_{Al} : Al注入率(mg/l)=4.35mg/l
 Q_{in} : 原水流量(m³/日)=1000m³/日

4) 混合槽滞留時間および凝集槽滞留時間

過去のデータより、混合槽滞留時間は 2 分間、凝集槽滞留時間は 30 分間とした。

5) 沈殿池水面積負荷

過去のデータより、20mm/分とした。

(3) 砂ろ過(従来技術①および従来技術②)

社内標準より通水 LV を 6.0m/時に決定した。

(4) 汚泥処理(従来技術①および従来技術②)

1) 脱水薬注率

汚泥脱水は塩化第二鉄とポリマーにて調整して行う。各々の注入率は過去の処理試験成績

より 1.5%対 DS および 1.0%対 DS とした。

2) 脱水ケーキ性状

過去の処理試験成績より含水率を 82%とした。

従来技術①のVSS含有率および発生量は、余剰汚泥が 80%(第 6 章の対照プラントの値を採用)および 170kgSS/日、凝集汚泥が 0%および 26.45kgSS/日、汚泥脱水で添加した薬剤由来の発生汚泥は 0%および 5.6kgSS/日とし下記の式(7-12)より脱水ケーキのVSS含有率 $VSS_{X, Dc}$ を算出した。

$$VSS_{X, Dc} = \frac{L_{SS, W} \cdot VSS_{X, W} + L_{SS, Al} \cdot VSS_{X, Al} + L_{SS, Fe} \cdot VSS_{X, Fe}}{(L_{SS, W} + L_{SS, Al} + L_{SS, Fe})} = 67\% \quad (7-12)$$

ここで、 $L_{SS, W}$: 余剰汚泥発生量(kgSS・日)=170kgSS/日
 $L_{SS, Al}$: 凝集汚泥発生量(kgSS/日)=26.45kg/日
 $L_{SS, Fe}$: 汚泥脱水で添加した薬剤由来のSS発生量(kgSS/日)=5.6kgSS/日
 $VSS_{X, W}$: 余剰汚泥のVSS含有率(%)=80%
 $VSS_{X, Al}$: 凝集汚泥のVSS含有率(%)=0%
 $VSS_{X, Fe}$: 汚泥脱水で添加した薬剤由来の発生汚泥のVSS含有率(%)=0%

従来技術②のVSS含有率および発生量は、余剰汚泥が 80%(第 6 章の対照プラントの値を採用)および 170kgSS/日、凝集汚泥が 0kgSS/日、汚泥脱水で添加した薬剤由来の発生汚泥は 0%および 4.9kgSS/日とし下記の式(7-13)より脱水ケーキのVSS含有率 $VSS_{X, Dc}$ を算出した。

$$VSS_{X, Dc} = \frac{L_{SS, W} \cdot VSS_{X, W} + L_{SS, Al} \cdot VSS_{X, Al} + L_{SS, Fe} \cdot VSS_{X, Fe}}{(L_{SS, W} + L_{SS, Al} + L_{SS, Fe})} = 78\% \quad (7-13)$$

ここで、 $L_{SS, W}$: 余剰汚泥発生量(kgSS・日)=170kgSS/日
 $L_{SS, Al}$: 凝集汚泥発生量(kgSS/日)=0kg/日
 $L_{SS, Fe}$: 発生量(kgSS/日)=4.9kgSS/日
 $VSS_{X, W}$: 余剰汚泥のVSS含有率(%)=80%
 $VSS_{X, Al}$: 凝集汚泥のVSS含有率(%)
 $VSS_{X, Fe}$: 汚泥脱水で添加した薬剤由来の発生汚泥のVSS含有率(%)=0%

3) 輸送距離

脱水ケーキの輸送距離は、同じ市町村内の汚泥集約処理場へ輸送すると想定し 10km とした。

(5) りん回収(従来技術①および従来技術②)

後述する開発技術でのりん回収量は 1.99kgP/日としこれをHAP($\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$)に換算すると 10.7kgHAP/日となる。従来技術でのりん鉱石採掘量は開発技術でのりん回収量と同量とし 10.7kgHAP/日とした。

7. 3. 1. 3 試算方法

試算方法は、まず、容量計算を行い運転条件に見合う機器や水槽等の仕様を決定した。次に、機器については所要電力と運転時間を決定し消費電力量を算出した。薬品や燃料については運転条件に見合う使用量を算出した。

エネルギー消費量は、機器の消費電力量と薬品と燃料の使用量を 1 日あたりの原油消費量(l /日)に換算し、これらを合算した。

消費電力量(kWh/日)は、所要電力(kW)と運転時間(h/日)の積に負荷率 0.8 をかけて求めた。電力量の原油換算原単位は 0.243l/kwh である。

薬品使用量からの原油消費量の算出は、まず、薬品使用量をCO₂排出量に換算し、このCO₂排出量を電力に換算した。各薬品の原単位あたりのCO₂排出量は薬剤の価格と環境負荷は比例すると考え決定した。

運転コストは、機器の消費電力量と薬品と燃料の使用量を 1 日あたりのコストに換算した。電力単価は 15 円/kWhとした。各薬品の原単位あたりの価格は産業連関表(1995 年)⁴⁾記載の平均価格および社内データを採用した。脱水ケーキの処分費は脱水ケーキ 1tあたり 20000 円/tとした。また、従来技術では開発技術で回収されるりん量に相当するりん鉱石を輸入する際の代金を運転コストに計上した。輸入価格は、中国からりん鉱石を輸入した場合の 2000~2004 年度の輸入価格の平均値であるりん鉱石 1kgあたり 8.82 円を採用した。各年度の輸入価格は財務省貿易統計⁵⁾中の 1 年間(4 月から翌年の 3 月)の輸入合計金額を 1 年間の輸入合計量で割った値である。

建設費は、機器および水槽の仕様から社内の積算方法により各々の価格を決定し、これらを合算した。

主要な水槽や機器の仕様決定の詳細を以下に示す。

① 生物処理

(1) 好気槽ブローア

まず、必要酸素量を算出し、次に必要酸素量から必要空気量を算出し好気槽ブローアを選定した。

必要酸素量は、下水道施設計画・設計指針と解説後編 2001 年版²⁾を参考にすると下記の式(7-14)から算出される。

$$\text{必要酸素量}(AOR)=D_B+D_N+D_E+D_O-D_{DN} \quad (7-14)$$

- ここに、 D_B : 有機物の酸化に必要な酸素量
 D_N : 硝化反応に必要な酸素量
 D_E : 内性呼吸に必要な酸素量
 D_O : 溶存酸素濃度の維持に必要な酸素量
 D_{DN} : 脱窒により軽減される酸素量

(i) 有機物の酸化に必要な酸素量 D_B (kgO₂/日)

$$D_B=(C_{BOD,in}-C_{BOD,eff})\cdot Q_{in}\times 10^{-3}\times A=100\text{kgBOD/日} \quad (7-15)$$

- ここに、 $C_{BOD,in}$: 原水BOD(mg/l)=200mg/l
 $C_{BOD,eff}$: 処理水BOD(mg/l)=0mg/l
 Q_{in} : 原水流量(m³/日)=1000m³/日
 A : 除去BODあたりに必要な酸素量=0.5kgO₂/kgBOD

(ii) 硝化に必要な酸素量 D_N (kgO₂/日)

$$D_N=(C_{KN,in}-C_{KN,eff})\cdot Q_{in}\times 10^{-3}\times C=137.1\text{(kg-O}_2\text{/日)} \quad (7-16)$$

- ここに、 $C_{KN,in}$: 原水Kj-N(mg/l)=30mg/l
 $C_{KN,eff}$: 処理水Kj-N(mg/l)=0mg/l
 Q_{in} : 原水流量(m³/日)=1000m³/日
 C : 硝化反応に伴い消費される酸素量(kgO₂/kgN)=4.57kgO₂/kgN

(iii) 内性呼吸に必要な酸素量 D_E (kgO₂/日)

$$D_E=V_{AI}\cdot X\cdot 10^{-3}\cdot B=368.64\text{(kg-O}_2\text{/日)} \quad (7-17)$$

- ここに、 V_{AI} : 好気槽容量(m³)=768m³
 X : MLSS 濃度(mg/l)=4000mg/l
 B : 単位 MLSS あたりの内性呼吸による酸素消費量
(kgO₂/(kgMLSS・日))=0.12 kgO₂/(kgMLSS・日)

(iv) 溶存酸素濃度維持に必要な酸素供給量 D_o (kgO₂/日)

好気槽末端 $C_{O,Al}$ は 1.5mg/lとする。また、循環比+汚泥返送比=2 であるので、

$$D_o = C_{O,Al} \cdot 2 \times Q_{in} \times 10^{-3} = 6.0(\text{kgO}_2/\text{日}) \quad (7-18)$$

ここに、 $C_{O,Al}$: 好気槽末端の溶存酸素濃度(mg/l)=1.5mg/l

Q_{in} : 原水流量(m³/日)=1000m³/日

(v) 脱窒により軽減される酸素量 D_{DN} (kgO₂/日)

$$D_{DN} = L_{NOX, DN} \cdot K = 18.56\text{kgO}_2/\text{日} \quad (7-19)$$

ここに、 $L_{NOX, DN}$: 無酸素槽でのNO_x-N除去量(kgN/日)=6.4kgN/日

K : 脱窒により消費される BOD 量(kgBOD/kgN)=2.9 kgBOD/kgN

したがって、 AOR は 593.18kgO₂/日である。

必要空気量 G_s (m³/分)は、下水道施設計画・設計指針と解説後編 2001 年版を参考にすると下記の式から算出される。

$$G_s = \frac{AOR}{E_A \cdot \rho \cdot O_w} \times 100 \times \frac{273+T}{273} \times \frac{1}{1440} = 29.5\text{m}^3/\text{分} \quad (7-20)$$

ここに、 AOR : 必要酸素量(kgO₂/日)=593.18kgO₂/日

E_A : 混合液中での酸素移動効率(%)=5%

ρ : 空気密度(kg空気N/m³)=1.293kg空気N/m³

O_w : 空気中の酸素含有量(kgO₂/kg空気)=0.232kgO₂/kg空気

T : 混合液の水温(°C)=20°C

したがって、必要能力は 29.5m³/分以上であるので、流量が 15.5m³/分、吐出圧が 5m、所要動力が 18.5kWのブロアを 2 台とした。

② 凝集沈殿(従来技術①)

(1) 薬品使用量

PAC 注入率は 100mg/l であり、製品 PAC 必要量は 100kg/日となる。

りと反応しないアルミニウムが全てAl(OH)₃になると仮定するとNaOH使用量は 13.54kg/日となり、25%NaOHでの使用量は 54.17l/日である。

ポリマ添加量は 0.5mg/l であるから、1 日あたりの必要量は 0.5kg/日であり、0.2%溶液に換算すると 250l/日となる。

③ 汚泥処理(従来技術①および従来技術②)

(1)濃縮脱水機

処理汚泥量は、余剰汚泥が 170kgDS/日で、凝集汚泥が 26.45kgDS/日であることから合計で 196.45kgDS/日となる。薬注ユニット付きのスクリー脱水機を採用し、1 時間あたりの処理能力が 9kgDS/時で、所要動力が 1.67kW を 1 台とした。1 時間あたりの処理能力が 9kgDS/時であることから運転時間は、従来技術①では 21.8 時間/日、従来技術②では 18.9 時間/日となる。

(2)薬品使用量

FeCl₃添加率は、過去のデータよりFeとして 1.5%(対DS)に設定した。したがって、従来技術①でのFeCl₃使用量は、 $196.45\text{kgDS/日} \times \frac{1.5\%}{100} \times \frac{162.5}{56} = 8.55\text{kgFeCl}_3/\text{日}$ であり、38%溶液に換算すると $8.55\text{kgFeCl}_3/\text{日} \times \frac{100}{38\%} = 22.5\text{kg/日}$ になる。

ポリマ添加率は、過去のデータより 1.0%(対 DS)に設定した。したがって、ポリマー使用量は、 $196.45\text{kgDS/日} \times \frac{1.0\%}{100} = 1.9\text{kgポリマー/日}$ になる。

従来技術②でのFeCl₃使用量は、 $170\text{kgDS/日} \times \frac{1.5\%}{100} \times \frac{162.5}{56} = 7.40\text{kgFeCl}_3/\text{日}$ であり、38%溶液に換算すると $7.40\text{kgFeCl}_3/\text{日} \times \frac{100}{38\%} = 19.5\text{kg/日}$ になる。

ポリマ添加率は、過去のデータより 1.0%(対 DS)に設定した。したがって、ポリマー使用量は、 $170\text{kgDS/日} \times \frac{1.0\%}{100} = 1.7\text{kgポリマー/日}$ になる。

また、添加したFeCl₃から発生するSS量は添加したFeCl₃が全てFe(OH)₃になるとして算出した。したがって、従来技術①では $8.55\text{kgFeCl}_3/\text{日} \times \frac{107}{162.5} = 5.6\text{kg/日}$ 、従来技術②では $7.40\text{kgFeCl}_3/\text{日} \times \frac{107}{162.5} = 4.9\text{kg/日}$ になる。

(3) 輸送

脱水ケーキ含水率は 82%で脱水ケーキの比重は 1.0 とすると脱水ケーキ発生量は従来技術①では $\frac{202\text{kgDS/日} \times 10^{-3}}{1-0.82} = 1.123\text{t/日}$ 、

従来技術②では $\frac{175\text{kgDS/日} \times 10^{-3}}{1-0.82} = 0.972\text{t/日}$ となる。

PE アジア PE Europe GmbH, GaBi4 ソフトウェア付属データベースによると積載量 10t のトラックに 85%積載して 10km 輸送した場合のエネルギーは脱水ケーキ 1t あたり 15MJ=4.17kWh である。したがって、必要輸送エネルギーは、従来技術①では $1.123\text{t/日} \times 4.17\text{kWh} = 4.68\text{kWh/日}$ 、

従来技術②では $0.972\text{t}/\text{日} \times 4.17\text{kWh} = 4.05\text{kWh}/\text{日}$ となる。

(4) 焼却

100t/(日・基) 規模の焼却炉にて脱水ケーキ 1t を焼却するのに必要な重油などの量は次のとおりである。

1) 重油使用量

汚泥の VSS あたりの高位発熱量は $4520\text{kcal}/\text{kgVSS}$ であることから、脱水ケーキの乾燥重量 1kg あたりの高位発熱量は、

従来技術①では VSS 含有率が 67% であることから $4520\text{kcal}/\text{kgVSS} \times \frac{67}{100} = 3031\text{kcal}/\text{kgVSS}$ 、

従来技術②では VSS 含有率が 78% であることから $4520\text{kcal}/\text{kgVSS} \times \frac{78}{100} = 3526\text{kcal}/\text{kgVSS}$ である。

脱水ケーキの含水率は 82% であり水分 1kg を蒸発させるのに必要なエネルギーは $600\text{kcal}/\text{kg}$ であることから脱水ケーキ(DC)の低位発熱量は、

従来技術①では $(1-0.82) \times 3031\text{kcal}/\text{kgDS} - 0.82 \times 600\text{kcal}/\text{kg} = 53.6\text{kcal}/\text{kgDC}$ 、

従来技術②では $(1-0.82) \times 3526\text{kcal}/\text{kgDS} - 0.82 \times 600\text{kcal}/\text{kg} = 142.7\text{kcal}/\text{kgDC}$ となる。

脱水ケーキが自燃するために必要なエネルギーは過去のデータより $512\text{kcal}/\text{kgDC}$ とした。したがって、燃やすために追加する必要があるエネルギー量は、

従来技術①では $512\text{kcal}/\text{kgDC} - 53.6\text{kcal}/\text{kgDC} = 458.4\text{kcal}/\text{kgDC}$ 、

従来技術②では $512\text{kcal}/\text{kgDC} - 142.7\text{kcal}/\text{kgDC} = 369.3\text{kcal}/\text{kgDC}$ となる。

重油のエネルギーは $10000\text{kcal}/\text{l}$ 重油であるから重油量に換算すると、

従来技術①では $\frac{458.4\text{kcal}/\text{kgDC}}{10000\text{kcal}/\text{l重油}} \times 10^{-3} = 45.84\text{l重油}/\text{tDC}$ 、

従来技術②では $\frac{369.3\text{kcal}/\text{kgDC}}{10000\text{kcal}/\text{l重油}} \times 10^{-3} = 36.93\text{l重油}/\text{tDC}$ である。

したがって 1 日あたりの重油使用量は、

従来技術①では $45.84\text{l重油}/\text{tDC} \times 1.123\text{tDC}/\text{日} = 51.48\text{l重油}/\text{日}$ 、

従来技術②では $36.93\text{l重油}/\text{tDC} \times 0.972\text{tDC}/\text{日} = 35.90\text{l重油}/\text{日}$ となる。

2) 48%NaOH 使用量

過去のデータによると脱水ケーキ 1t あたりの 48%NaOH 使用量は 11.44kg であることから、従来技術①では $11.44\text{kg}/\text{tDC} \times 1.123\text{tDC}/\text{日} = 12.8\text{kg}/\text{日}$ 、従来技術②では $11.44\text{kg}/\text{tDC} \times 0.972\text{tDC}/\text{日} = 11.1\text{kg}/\text{日}$ となる。

3) 電力

過去のデータによると脱水ケーキ 1t あたりの所要電力は 84kWh であることから、従来技術①では $84\text{kWh/tDC} \times 1.123\text{tDC/日} = 94.3\text{kWh/日}$ 、従来技術②では $84\text{kWh/tDC} \times 0.972\text{tDC/日} = 81.6\text{kWh/日}$ となる。

4) けい砂消費量

過去のデータによると脱水ケーキ 1t あたりのけい砂消費量は 2kg であることから、従来技術①では $2\text{kg/t} \times 1.123\text{t/日} = 2.25\text{kg/日}$ 、従来技術②では $2\text{kg} \times 0.972\text{tDC/日} = 1.94\text{kg/日}$ となる。

④ りん回収(従来技術①および従来技術②)

開発技術での HAP 回収量は、 $1.99\text{kgP/日} \times \frac{1004}{186} = 10.7\text{kgHAP/日}$ であることから従来技術でのりん鉱石を採掘し輸入してくる量は HAP あたりで 10.7kgHAP/日である。これをりん鉱石あたりに換算すると HAP1kg はりん鉱石 1.4kg に相当することから、 $10.7\text{kgHAP/日} \times 1.4\text{kg りん鉱石/kgHAP} = 14.98\text{kg りん鉱石/日}$ である。

PE アジア PE Europe GmbH, GaBi4 ソフトウェア付属データベースによるとりん鉱石 1kg を中国で採掘・選鉱し、中国から日本まで輸送するのに必要なエネルギーは $1.8058\text{MJ/kg} = 0.502\text{kWh/kg}$ である。したがって、りん鉱石 14.98kg/日を採掘・選鉱および輸入するためのエネルギーは、 $14.98\text{kg りん鉱石/日} \times 0.502\text{kWh/kg} = 7.52(\text{kWh/日})$ となる。

7. 3. 1. 4 試算結果

(1) エネルギー消費量

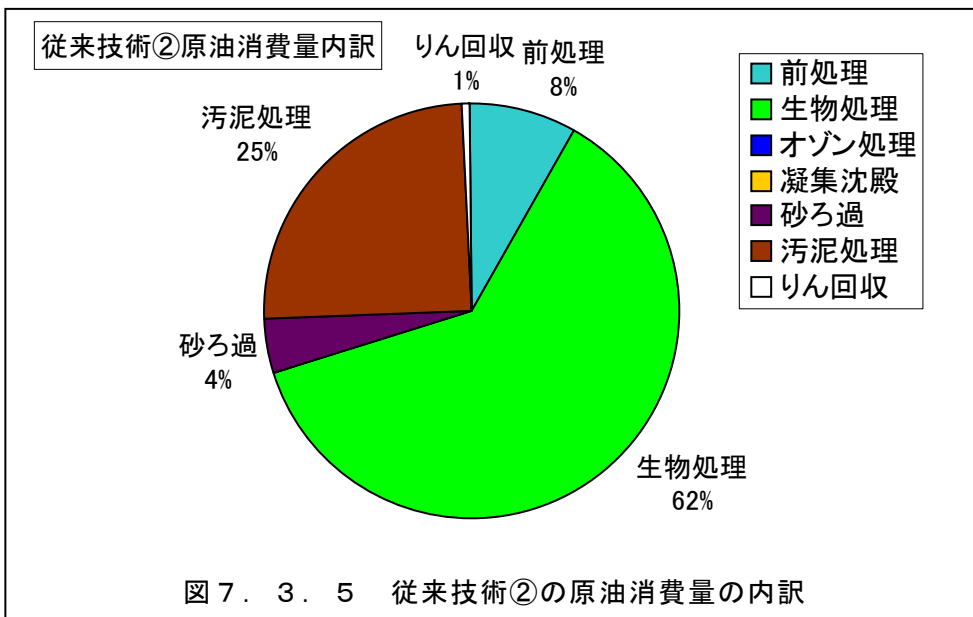
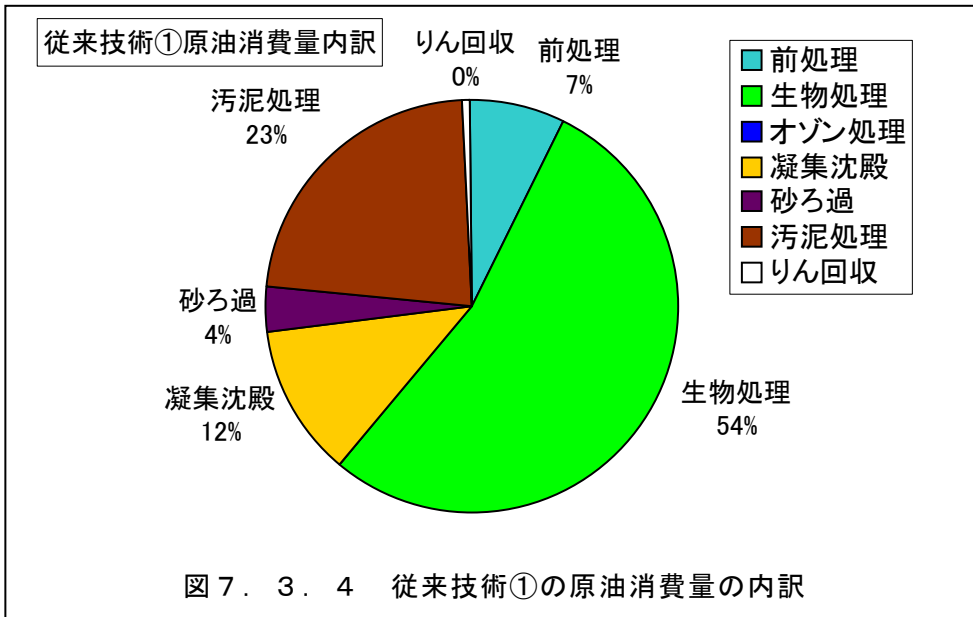
従来技術のエネルギー消費量の算出結果のまとめを表7. 3. 2に示す。また従来技術①の原油消費量の構成要素毎の内訳を図7. 3. 4に、従来技術②の原油消費量の構成要素毎の内訳を図7. 3. 5に示す。

従来技術①での1日あたりの原油消費量は433l/日であった。構成要素ごとの原油消費量および全消費量に対する割合は、最も高いものは生物処理であり231l/日および54%、2番目に高いものは汚泥処理であり101l/日および23%、3番目に高いものは凝集沈殿であり51l/日および12%となり、これら3つで全消費量の89%になった。

従来技術②での1日あたりの原油消費量は383l/日であった。構成要素ごとの原油消費量および全消費量に対する割合は、最も高いものは生物処理であり238l/日および62%であった。従来技術②の生物処理は従来技術①の循環型硝化脱窒法に嫌気槽を追加した嫌気-無酸素-好気法に変更したが、エネルギーを消費する機器の追加は嫌気槽の水中攪拌機のみであり、生物処理で原油消費量が最も多い機器は曝気装置であることから水中攪拌機の原油消費量は生物処理全体に比べると非常に小さく従来技術①と従来技術②の生物処理での原油消費量はほぼ同じであった。従来技術②で2番目に高いものは汚泥処理であり95l/日および25%となり、これら2つで全消費量の87%になった。従来技術②では凝集沈殿が必要ない分、従来技術②の原油消費量の合計は従来技術①より50l/日少なく、従来技術①の88%の量となった。

表7. 3. 2 従来技術の原油消費量算出結果

構成要素	従来技術①	従来技術②
	原油消費量 (l/日)	原油消費量 (l/日)
前処理	32	32
生物処理	231	238
凝集沈殿	51	0
砂ろ過	16	16
汚泥処理	101	95
りん回収	2	2
合計	<u>433</u>	<u>383</u>



(2) 運転コストおよび建設費

従来技術の運転コストの算出結果を表 7. 3. 3 に建設費の算出結果を表 7. 3. 4 に示す。また、従来技術①での運転コストの構成要素ごとの内訳を図 7. 3. 6 に、従来技術②での運転コストの構成要素ごとの内訳を図 7. 3. 7 に、従来技術①での建設費の構成要素ごとの内訳を図 7. 3. 8 に、従来技術②での建設費の構成要素ごとの内訳を図 7. 3. 9 に示す。

従来技術①での運転コストは 1 日あたりでは 49,502 円/日 で、処理水量 1m³あたりでは 49.5

円/m³であった。構成要素ごとの運転コストおよび全運転コストに対する割合は、最も高いものは汚泥処理であり 26,319 円/日および 53%，2 番目に高いものは生物処理であり 14,285 円/日および 29%となり，これら 2 つで全運転コストの 82%になった。

従来技術②での運転コストは 1 日あたりでは40,586 円/日で，処理水量 1m³あたりでは40.6 円/m³であった。構成要素ごとの運転コストおよび全運転コストに対する割合は，汚泥処理が最も高く 22,787 円/日および 57%，2 番目に高いものは生物処理であり 14,717 円/日および 36%となり，これら 2 つで全運転コストの 93%になった。従来技術②では生物処理を嫌気－無酸素－好気法に変更したが，生物処理での運転コストは原油消費量と同様に従来技術①と従来技術②ではほぼ同じであった。従来技術②では凝集沈殿が必要ない分，従来技術②の運転コストの合計も従来技術①より 8,916 円/日少なく，従来技術①の 82%の金額となった。

従来技術①での建設費は19,412 万円で，償却年数を 20 年間としたときの処理水量 1m³あたりの建設費は26.59 円・日/m³であった。構成要素ごとの建設費および全建設費に対する割合は，前処理では 3,903 万円および 20%，生物処理では 4,959 万円および 25%，凝集沈殿では 3,437 万円および 18%，砂ろ過では 2,112 万円および 11%，汚泥処理では 5,002 万円および 26%となり，運転コストに比べるとある構成要素のみが突出することはなかった。

従来技術②での建設費は15,974 万円で，償却年数を 20 年間としたときの処理水量 1m³あたりの建設費は21.88 円・日/m³であった。構成要素ごとの建設費および全建設費に対する割合は，前処理では 3,903 万円および 23%，生物処理では 5,672 万円および 34%，砂ろ過では 2,112 万円および 13%，汚泥処理では 5,002 万円および 30%となり，従来技術②においても運転コストに比べるとある構成要素のみが突出することはなかった。従来技術②では生物処理を嫌気－無酸素－好気法に変更したことにより，生物処理での建設費は従来技術①に比べて 713 万円高く，従来技術①の生物処理の 1.14 倍となった。従来技術②での生物処理の運転コストは従来技術①の 1.03 倍であり，生物処理方式の変更は運転コストよりも建設費に影響してくる結果となった。従来技術②では凝集沈殿が必要ない分，従来技術②の建設費の合計も従来技術①より 3,438 万円少なく，従来技術①の 82%の金額となった。

表 7. 3. 3 従来技術の運転コスト算出結果

構成要素	従来技術①	従来技術②
	運転コスト(円/日)	運転コスト(円/日)
前処理	1,987	1,987
生物処理	14,285	14,717
凝集沈殿	5,816	0
砂ろ過	963	963
汚泥処理	26,319	22,787
りん回収	132	132
合計	<u>49,502</u>	<u>40,586</u>
水量あたり(円/m ³)	<u>49.5</u>	<u>40.6</u>

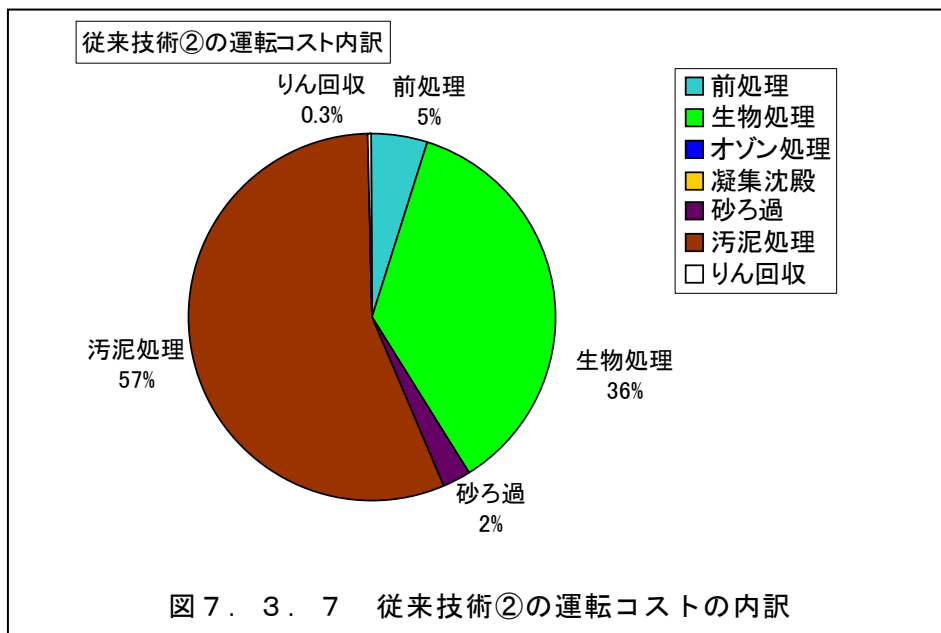
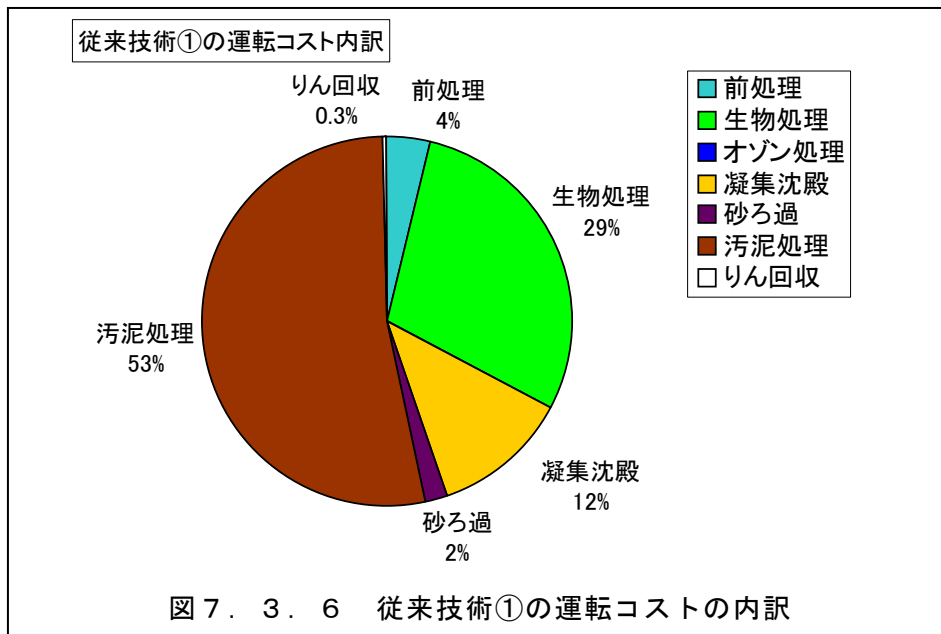
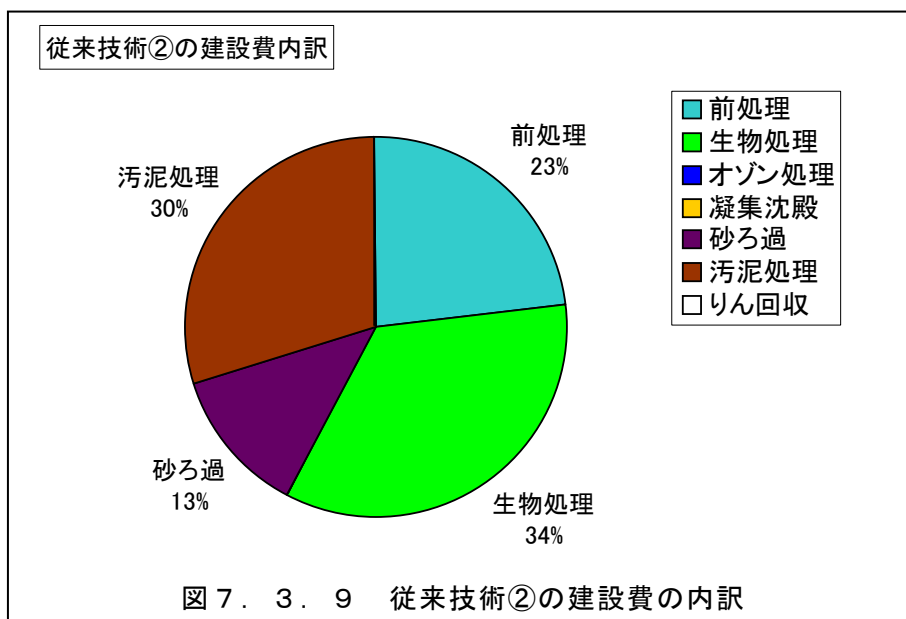
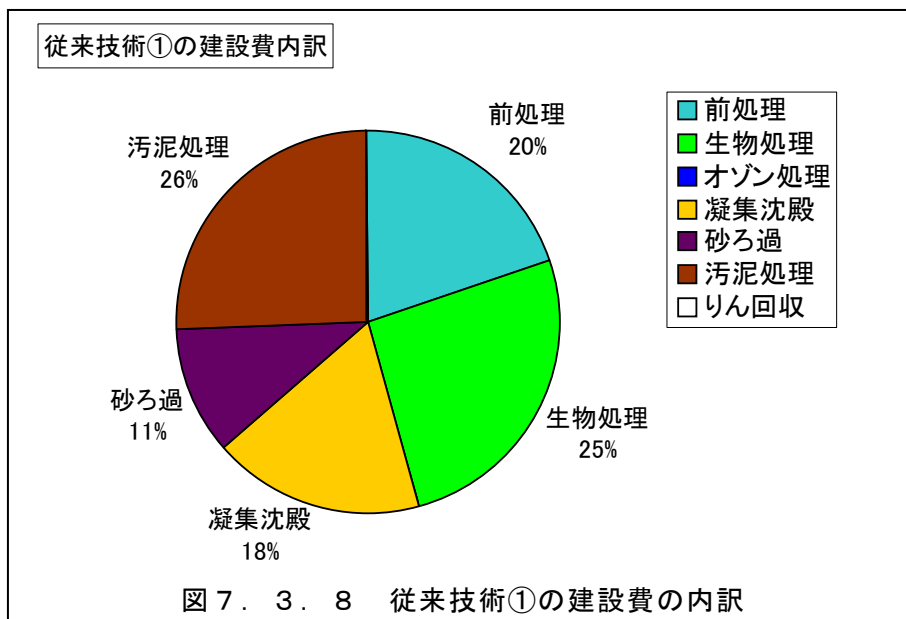


表 7. 3. 4 従来技術の建設費算出結果

構成要素	従来技術①	従来技術②
	建設費(万円)	建設費(万円)
前処理	3,903	3,903
生物処理	4,959	5,672
凝集沈殿	3,437	0
砂ろ過	2,112	2,112
汚泥処理	5,002	5,002
りん回収	0	0
合計	<u>19,412</u>	<u>15,974</u>
水量あたり(円・日/m ³)	<u>26.59</u>	<u>21.88</u>



7. 3. 2 開発技術のエネルギー消費量およびコストの算出

7. 3. 2. 1 検討フロー

開発技術は、愛知万博の実証試験装置と同じ構成要素とした。構成要素を図7. 3. 10に示す。生物処理は嫌気－無酸素－好気法として有機物除去と同時に窒素およびりん除去を行った。また、SS 除去として従来技術と同様に砂ろ過を入れている。また、実証試験装置の下記2点を変更した。詳細なフローを図7. 3. 11に示す。

- ① オゾン反応槽からの排出ガス中の酸素溶解方法は、ガス循環はエネルギー消費量が大きいため、エネルギー消費量が比較的小さい機械式エアレーションに変更した。機械式エアレーションは、水面近くに設置した攪拌翼の回転で好気槽の気相中のガスを液相中へ混入させ酸素を溶解する表面エアレーション方式とした。
- ② りん回収率を高く保ち、さらに不純物の少ない結晶物を得るためには HAP 生成槽の前段にて SS を除去する必要があるが、膜ろ過では過剰設備であるため浮上ろ材を用いた SS 除去装置に変更した。

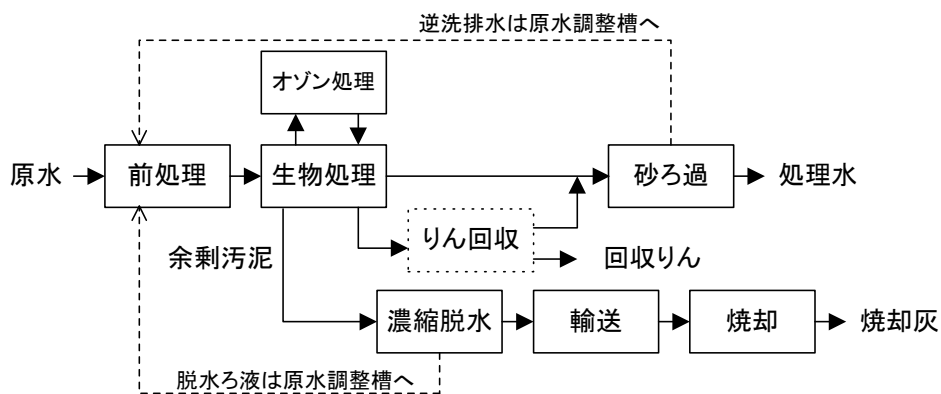
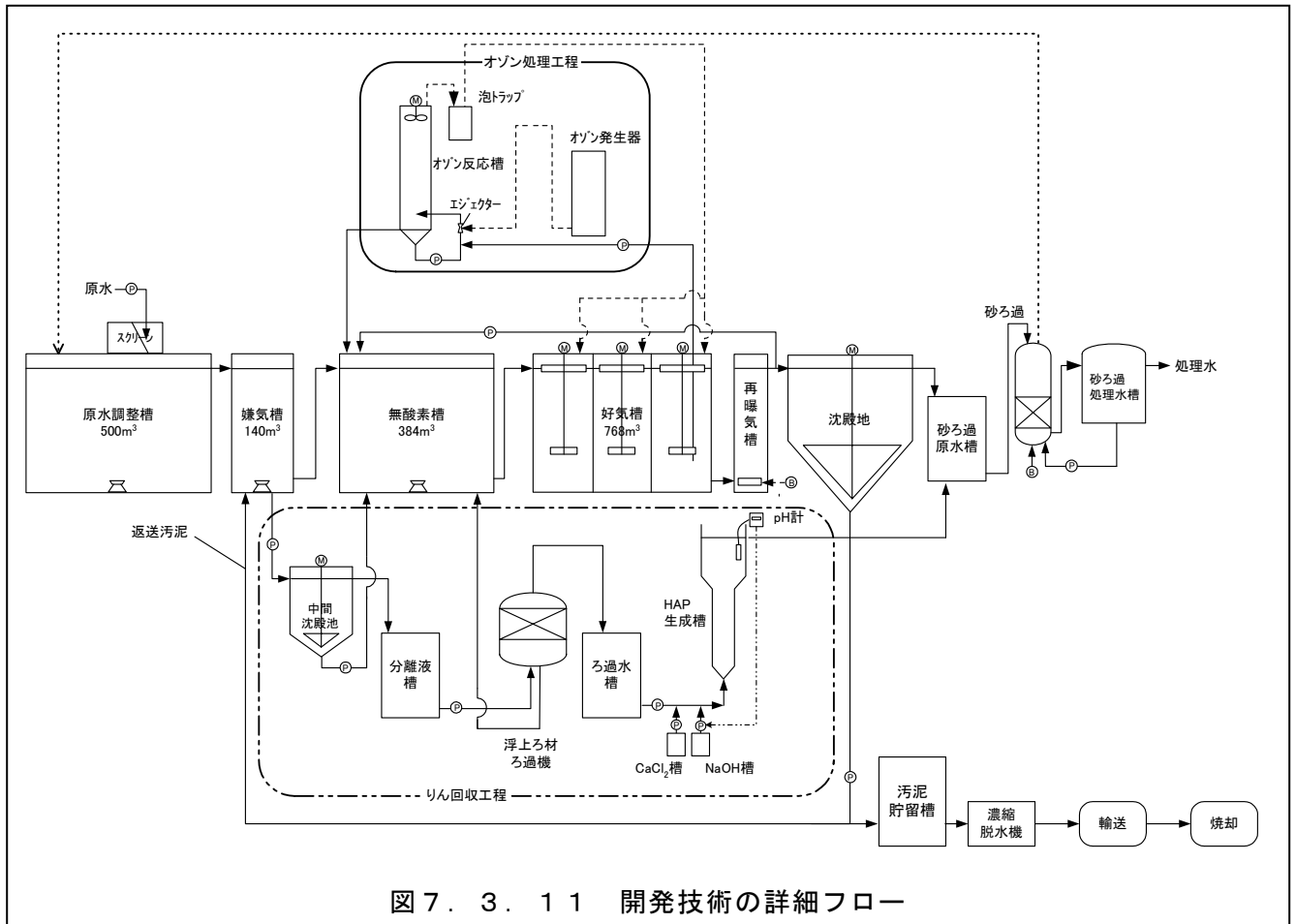


図7. 3. 10 開発技術の構成要素



7. 3. 2. 2 運転条件

図7. 3. 1 1 に示したフローの運転条件を表7. 3. 5 に示す。

表7. 3. 5 開発技術の運転条件

生物処理	原水流量	(m^3 /日)	1000
	循環流量	(m^3 /日)	1500
	循環比		1.5
	返送汚泥	(m^3 /日)	500
	嫌気槽滞留時間	(時間)	3.0
	無酸素槽滞留時間	(時間)	9.0
	好気槽滞留時間	(時間)	18.0
	MLSS	(mg/l)	4000
	BOD 汚泥負荷(好気槽)	(kg/(kg・日))	0.07
	余剰汚泥発生量	(kgDS/日)	17
	沈殿池水面積負荷	(m^3 /(m^2 ・日))	20
オゾン処理	$\Delta X_R / \Delta O_3$	(kgSS/kgO ₃)	7.46
	オゾン反応槽滞留時間	(分間)	20.0
	オゾン注入率	(mgO ₃ /gSS)	20.0
	エジェクターG/L比	(m^3 /m ³)	0.2
	オゾン処理汚泥流量	(m^3 /日)	256.3
	オゾン反応槽循環流量	(m^3 /日)	2393
	オゾンガス濃度 (mg/Nl)		42.8
砂ろ過	通水 LV	(m/時)	6.0
汚泥処理	脱水薬注率	塩化第二鉄注入率 (%対 DS)	1.5
		ポリマー注入率 (%対 DS)	1.0
	脱水ケーキ性状	含水率 (%)	82
		VSS 含有率 (%)	78
	輸送距離	(km)	10
りん回収	HAP 生成槽 LV	(m/時)	15
	Ca/P モル比	(-)	7.3
	HAP 生成槽流入水りん濃度	(mg/l)	16.0
	HAP生成槽りん負荷	(kg/(m ³ ・日))	1.5
	HAP生成槽流入水量	(m^3 /日)	138.2
	HAP 生成槽 pH	(-)	8.9

注； 循環流量は硝化液+オゾン反応槽流入液の合計の流量である。

$\Delta X_R / \Delta O_3$ ：オゾン 1kgあたりの汚泥減少量(kgSS/kgO₃)

上記の運転条件の決定は記載の方法により決定した。

(1) 生物処理

生物処理の運転条件は従来技術②と同様とした。ただし、余剰汚泥発生量のみは従来技術の10%である17kgDS/日とした。

(2) オゾン処理

1) オゾン 1kgあたりの汚泥減少量($\Delta X_R/A_{O_3}$)

$\Delta X_R/A_{O_3}$ は、第6章の実証プラントの結果より 7.46kgSS/kgO₃とした。

2) オゾン反応槽滞留時間

第6章の実証プラントと同様の 20 分間とした。

3) オゾン注入率

第6章の実証プラントと同様の 20mgO₃/gSSとした。

4) エジェクターG/L比

エジェクターの資料記載の推奨値である 0.2 とした。

5) オゾン処理汚泥流量

余剰汚泥の削減量は従来技術での余剰汚泥発生量の 90%であることから必要オゾン量(A_{O_3})は下記の式(7-21)より算出される。

$$A_{O_3} = L_{w,STD} \times \frac{90}{100} \times \frac{1}{\Delta X_R / A_{O_3}} = 20.5 \text{kgO}_3 / \text{日} \quad (7-21)$$

ここに、 $L_{w,STD}$: 従来技術での余剰汚泥発生量(kgDS/日)=170kgDS/日

$\Delta X_R/A_{O_3}$: オゾン 1kgあたりの汚泥減少量(kgSSkgO₃)=7.46kgSS/kgO₃

オゾン注入率(R_{O_3})を 20mgO₃/gSSとするためにはオゾン反応槽に投入する汚泥量(L_{SS,O_3})は下記の式(7-22)より算出される。

$$L_{SS,O_3} = \frac{A_{O_3}}{R_{O_3}} \times 10^3 = 1025 \text{kgSS} / \text{日} \quad (7-22)$$

オゾン反応槽へは好気槽の混合液を導入するのでオゾン反応槽へ投入する汚泥濃度(X_{O_3})は 4000mg/lであり、下記の式(7-23)よりオゾン処理汚泥流量(Q_{X,O_3})が算出される。

$$Q_{X,O_3} = \frac{L_{SS,O_3}}{X_{O_3}} \times 10^3 = 256.3 \text{m}^3 / \text{日} \quad (7-23)$$

6) オゾンガス流量

好気槽で必要な酸素はオゾン反応槽の排出ガスにより供給することから排出ガス中の酸素量を必要酸素量以上となるオゾンガス流量とする必要がある。

好気槽での必要酸素量は、下水道施設計画・設計指針と解説後編 2001 年版²⁾を参考にする
と下記の式(7-24)から算出される。

$$\text{必要酸素量}(AOR) = D_B + D_N + D_E + D_O - D_{DN} \quad (7-24)$$

ここに、 D_B : 有機物の酸化に必要な酸素量
 D_N : 硝化反応に必要な酸素量
 D_E : 内性呼吸に必要な酸素量
 D_O : 溶存酸素濃度の維持に必要な酸素量
 D_{DN} : 脱窒により軽減される酸素量

(i) 有機物の酸化に必要な酸素量 D_B (kgO₂/日)

$$D_B = (C_{BOD,in} - C_{BOD,eff}) \cdot Q_{in} \times 10^{-3} \times A = 100 \text{kgBOD/日} \quad (7-25)$$

ここに、 $C_{BOD,in}$: 原水BOD(mg/l)=200mg/l
 $C_{BOD,eff}$: 処理水BOD(mg/l)=0mg/l
 Q_{in} : 原水流量(m³/日)=1000m³/日
 A : 除去BODあたりに必要な酸素量=0.5kgO₂/kgBOD

(ii) 硝化に必要な酸素量 D_N (kgO₂/日)

$$D_N = (C_{KN,in} - C_{KN,eff}) \cdot Q_{in} \times 10^{-3} \times C = 137.1 \text{ (kg-O}_2\text{/日)} \quad (7-26)$$

ここに、 $C_{KN,in}$: 原水Kj-N(mg/l)=30mg/l
 $C_{KN,eff}$: 処理水Kj-N(mg/l)=0mg/l
 Q_{in} : 原水流量(m³/日)=1000m³/日
 C : 硝化反応に伴い消費される酸素量(kgO₂/kgN)=4.57kgO₂/kgN

(iii) 内性呼吸に必要な酸素量 D_E (kgO₂/日)

$$D_E = V_{Al} \cdot X \cdot 10^{-3} \cdot B = 368.64 \text{ (kg-O}_2\text{/日)} \quad (7-27)$$

ここに、 V_{Al} : 好気槽容量(m³)=768m³
 X : MLSS 濃度(mg/l)=4000mg/l
 B : 単位 MLSS あたりの内性呼吸による酸素消費量
(kgO₂/(kgMLSS・日))=0.12 kgO₂/(kgMLSS・日)

(iv) 溶存酸素濃度維持に必要な酸素供給量 D_o (kgO₂/日)

好気槽末端 $C_{O,AI}$ は1.5mg/lとする。また、循環比+汚泥返送比=2であるので、

$$D_o = C_{O,AI} \cdot 2 \times Q_{in} \times 10^{-3} = 6.0(\text{kgO}_2/\text{日}) \quad (7-28)$$

ここに、 $C_{O,AI}$: 好気槽末端の溶存酸素濃度(mg/l)=1.5mg/l

Q_{in} : 原水流量(m³/日)=1000m³/日

(v) 脱窒により軽減される酸素量 D_{DN} (kgO₂/日)

無酸素槽でのNO_x-N除去量 $L_{NOx, DN}$ は、流入のT-N量から処理水としての窒素の流出量と余剰汚泥として引き抜かれる窒素量を除いた量であるから下記の式(7-29)より算出される。

$$L_{NOx, DN} = (C_{T-N, in} \cdot Q_{in} - C_{T-N, eff} \cdot Q_{in}) \times 10^3 - Q_w \cdot X_w \cdot N_x = 18.64\text{kgN/日} \quad (7-29)$$

ここに、 Q_{in} : 原水流量(m³/日)=1000m³/日

$C_{T-N, in}$: 原水T-N濃度(mg/l)=30mg/l

$C_{T-N, eff}$: 処理水T-N濃度(mg/l)=10mg/l

N_x : 活性汚泥窒素含有率(kgN/kgSS)=0.08kgN/kgSS

Q_w : 余剰汚泥量(m³/日)

X_w : 余剰汚泥の平均SS濃度(mg/l)

$$D_{DN} = L_{NOx, DN} \cdot K = 54.06\text{kgO}_2/\text{日} \quad (7-30)$$

ここに、 K : 脱窒により消費されるBOD量(kgBOD/kgN)=2.9 kgBOD/kgN

したがって、 AOR は558.08kgO₂/日である。

オゾンガス流量 G_{O_3} (m³/日)は、下記の式 87-31)から算出される。

$$G_{O_3} = \frac{AOR}{E_A \cdot \rho_{O_3} \cdot O_{O_3}} \times 100 \times \frac{273+T}{273} = 524.4\text{m}^3/\text{日} \quad (7-31)$$

ここに、 AOR : 必要酸素量(kgO₂/日)=558.08kgO₂/日

E_A : 混合液中での酸素移動効率(%)=90%

ρ_{O_3} : オゾン反応槽排出ガス密度(kgN/m³)=1.41kgN/m³

O_{O_3} : 20℃でのオゾン反応槽排出ガス中の酸素含有量(m³O₂/m³)
=0.9m³O₂/m³

T : 混合液の水温(℃)=20℃

7) オゾンガス濃度

必要オゾン量(A_{O_3})は 20.5kgO₃/日, オゾンガス流量(G_{O_3})は 524.4m³/日であることからオゾンガス濃度(C_{O_3})は下記の式(7-32)より算出される。

$$C_{O_3} = \frac{A_{O_3}}{G_{O_3}} = 39.1 \text{mgN/l} \quad (7-32)$$

8) オゾン反応槽循環流量

オゾンガス流量(G_{O_3})が 524.4m³/日, エジェクターG/L比が 0.2 であることからオゾン反応槽循環流量(Q_{R,O_3})は下記の式(7-33)より算出される。

$$Q_{R,O_3} = \frac{G_{O_3}}{0.2} = 2622 \text{m}^3 / \text{日} \quad (7-33)$$

(3) 砂ろ過

従来技術と同様にした。

(4) 汚泥処理

1) 脱水薬注率

塩化第二鉄とポリマーの薬注率は従来技術と同様にした。

2) 脱水ケーキ性状

脱水ケーキの含水率は従来技術と同様にした。

開発技術のVSS含有率および発生量は, 余剰汚泥が 80%(従来技術と同じとした)および 17kgSS/日, 汚泥脱水で添加した薬剤由来の発生汚泥は 0%および 0.49kgSS/日とし下記の式(7-34)より脱水ケーキのVSS含有率 $VSS_{X,De}$ を算出した。

$$VSS_{X,De} = \frac{L_{SS,W} \cdot VSS_{X,W} + L_{SS,Fe} \cdot VSS_{X,Fe}}{(L_{SS,W} + L_{SS,Fe})} = 78\% \quad (7-34)$$

ここで, $L_{SS,W}$: 余剰汚泥発生量(kgSS・日)=17kgSS/日

$L_{SS,Fe}$: 汚泥脱水で添加した薬剤由来のSS発生量(kgSS/日)=0.49kgSS/日

$VSS_{X,W}$: 余剰汚泥のVSS含有率(%)=80%

$VSS_{X,Fe}$: 汚泥脱水で添加した薬剤由来の発生汚泥のVSS含有率(%)=0%

3) 輸送距離

脱水ケーキの輸送距離は従来技術と同様とした。

(5) りん回収

1) HAP 生成槽 LV

HAP 生成槽の LV は、第 6 章の実証プラントと同様の 15m/時にした。

2) Ca/P モル比

添加する Ca と HAP 反応槽流入液中の P のモル比(Ca/P 比)は、第 6 章の実証プラントと同様の 5.5 にした。

3) HAP 生成槽流入りん濃度

HAP 生成槽流入りん濃度は、第 6 章の実証プラントでの値を参考に 16mg/l に決定した。

4) HAP 生成槽りん負荷

HAP 生成槽の充填種晶あたりのりん負荷は、第 6 章の実証プラントと同様の 1.5kgP/(m³種晶・日)にした。

5) HAP 生成槽流入水量

全体の原水のりん濃度($C_{P,in}$)が 3mg/l で処理水のりん濃度($C_{P,eff}$)を 0.5mg/l とし、活性汚泥のりん含有率(P_X)を 0.03kgP/kgDS とすると余剰汚泥発生量($L_{SS,W}$)が 17kgDS/日であることから、HAP 生成槽で回収すべきりんの量($L_{P,HAP}$)は下記の式(7-35)より算出される。

$$L_{P,HAP} = (C_{P,in} - C_{P,eff}) \cdot Q_W \cdot 10^{-3} - P_X \cdot L_{SS,W} = 1.99\text{kgP/日} \quad (7-35)$$

ここに、 Q_W : 原水流量(m³/日)=1000m³/日

HAP 生成槽の流入りん濃度($C_{P,HAPin}$)は 16mg/l であり、HAP 生成槽でのりん回収率($E_{P,HAP}$)を 90% とすると HAP 反応槽の流入水量(Q_{HAPin})は下記の式(7-36)より算出される。

$$Q_{HAPin} = L_{P,HAP} \times 10^3 \times C_{P,HAPin} \times \frac{E_{P,HAP}}{100} = 138.2\text{m}^3/\text{日} \quad (7-36)$$

6) HAP 生成槽 pH 値

HAP 生成槽 pH 値は、第 6 章の実証プラントと同様の 8.9 とした。

7. 3. 2. 3 試算方法

試算方法は、従来技術の場合と同様に、まず、容量計算を行い運転条件に見合う機器や水

槽等の仕様を決定した。次に、機器については所要電力と運転時間を決定し消費電力量を算出した。薬品や燃料については運転条件に見合う使用量を算出した。計算に用いた原油への換算係数や薬品あたりのCO₂排出量などの各原単位は従来技術と同じにした。また、オゾン 1kgを発生するのに必要な電力は 15kWh/kgO₃とした。

開発技術では、りん回収にて HAP が生成されこれがりん資源として有効利用ができる。HAP は 1kg あたり 30 円/kg で売却し売却益を運転コストから引いた。

主要な水槽や機器の仕様の内、従来技術と異なる項目の決定方法の詳細を以下に示す。

① オゾン処理

(1) オゾン発生器

必要オゾン量は 20.5kgO₃/日であることから、オゾン発生能力が 1000gO₃/時、発生オゾン濃度が 120gN/m³の空冷式酸素原料オゾン発生器を 1 台とした。

② 汚泥処理

(1) 濃縮脱水機

処理汚泥量は、17kgDS/日である。薬注ユニット付きのスクリー脱水機を採用し、1 時間あたりの処理能力が 9kgDS/時で、所要動力が 1.67kW を 1 台とした。1 時間あたりの処理能力が 9kgDS/時であることから運転時間は 1.9 時間/日となる。

(2)薬品使用量

FeCl₃添加率は、過去のデータよりFeとして 1.5%(対DS)に設定した。したがって、FeCl₃使用量は、 $17\text{kgDS/日} \times \frac{1.5\%}{100} \times \frac{162.5}{56} = 0.74\text{kgFeCl}_3/\text{日}$ であり、38%溶液に換算すると $0.74\text{kgFeCl}_3/\text{日} \times \frac{100}{38\%} = 1.95\text{kg/日}$ になる。

ポリマ添加率は、過去のデータより 1.0%(対 DS)に設定した。したがって、ポリマー使用量は、 $17\text{kgDS/日} \times \frac{1.0\%}{100} = 0.17\text{kg}$ ポリマー/日になる。

また、添加したFeCl₃から発生するSS量は添加したFeCl₃が全てFe(OH)₃になるとし、

$0.74\text{kgFeCl}_3/\text{日} \times \frac{107}{162.5} = 0.49\text{kg/日}$ になる。

(3) 輸送

脱水ケーキ含水率は 82%で脱水ケーキの比重は 1.0 とすると脱水ケーキ発生量は

$$\frac{17.5\text{kgDS/日}\times 10^{-3}}{1-0.82}=0.097\text{t/日}$$
となる。

PE アジア PE Europe GmbH, GaBi4 ソフトウェア付属データベースによると積載量 10t のトラックに 85%積載して 10km 輸送した場合のエネルギーは脱水ケーキ 1t あたり 15MJ=4.17kWh である。したがって、必要輸送エネルギーは、
 $0.097\text{t/日}\times 4.17\text{kWh}=0.40\text{kWh/日}$ となる。

(4) 焼却

100t/(日・基) 規模の焼却炉にて脱水ケーキ 1t を焼却するのに必要な重油などの量は次のとおりである。

1) 重油使用量

汚泥の VSS あたりの高位発熱量は 4520kcal/kgVSS であることから、脱水ケーキの乾燥重量 1kg あたりの高位発熱量は、VSS 含有率が 78% であることから
 $4520\text{kcal/kgVSS}\times\frac{78}{100}=3526\text{kcal/kgVSS}$ である。

脱水ケーキの含水率は 82% であり水分 1kg を蒸発させるのに必要なエネルギーは 600kcal/kg であることから脱水ケーキ(DC)の低位発熱量は、

$$(1-0.82)\times 3526\text{kcal/kgDS}-0.82\times 600\text{kcal/kg}=142.7\text{kcal/kgDC}$$
となる。

脱水ケーキが自燃するために必要なエネルギーは過去のデータより 512kcal/kgDC とした。したがって、燃やすために追加する必要があるエネルギー量は、

$$512\text{kcal/kgDC}-142.7\text{kcal/kgDC}=369.3\text{kcal/kgDC}$$
となる。

重油のエネルギーは 10000kcal/l 重油であるから重油量に換算すると、
 $\frac{369.3\text{kcal/kgDC}}{10000\text{kcal/l重油}}\times 10^{-3}=36.93\text{l重油/tDC}$ である。

したがって 1 日あたりの重油使用量は、
 $36.93\text{l重油/tDC}\times 0.097\text{tDC/日}=3.58\text{l重油/日}$ となる。

2) 48%NaOH 使用量

過去のデータによると脱水ケーキ 1t あたりの 48%NaOH 使用量は 11.44kg であることから
 $11.44\text{kg/tDC}\times 0.097\text{tDC/日}=1.11\text{kg/日}$ となる。

3) 電力

過去のデータによると脱水ケーキ 1t あたりの所要電力は 84kWh であることから、 $84\text{kWh}/\text{tDC} \times 0.097\text{tDC}/\text{日} = 8.15\text{kWh}/\text{日}$ となる。

4) けい砂消費量

過去のデータによると脱水ケーキ 1t あたりのけい砂消費量は 2kg であることから、 $2\text{kg} \times 0.097\text{tDC}/\text{日} = 0.19\text{kg}/\text{日}$ となる。

③ りん回収

1) HAP 生成槽

HAP生成槽への流入流量は $138.2\text{m}^3/\text{日}$ で通水LVは 15m/時であることから、HAP生成槽の必要断面積は、

$\frac{138.2\text{m}^3/\text{日}}{24\text{時間}/\text{日} \times 15\text{m}/\text{時}} = 0.38\text{m}^2$ となる。また、HAP生成槽の流入りん濃度は 16mg/lであることから

流入りん量は $16\text{mg}/\text{l} \times 138.2\text{m}^3/\text{日} \times 10^{-3} = 2.21\text{kgP}/\text{日}$ である。充填種晶あたりのりん負荷は $1.5\text{kgP}/(\text{m}^3\text{種晶} \cdot \text{日})$ であることから必要な種晶充填容積は

$\frac{2.21\text{kgP}/\text{日}}{1.5\text{kgP}/(\text{m}^3\text{種晶} \cdot \text{日})} = 1.47\text{m}^3\text{種晶}$ であり、充填層高は、 $\frac{1.47\text{m}^3\text{種晶}}{0.38\text{m}^2} = 3.87\text{m}$ となる。

よって、種晶充填部分の直径が 0.7m、高さが 3.87m とし、種晶の沈降分離させるためのフリーボードを上部に設けた。

2) 薬剤添加設備

流入りん量が $2.21\text{kgP}/\text{日}$ で添加するカルシウムとりんのモル比(Ca/P 比)が 5.5 であることから塩化カルシウム二水和物の添加量は、

$2.21\text{kgP}/\text{日} \times 5.5 \times \frac{147}{31} = 57.6\text{kg}/\text{日}$ となる。10%溶液に換算すると 576l/日である。

第6章の実証プラントの結果を参考にNaOH添加率は 25%溶液で $0.21\text{l}/\text{m}^3$ とした。よって必要添加容量は、 $0.21\text{l}/\text{m}^3 \times 138.2\text{m}^3/\text{日} = 29.0\text{l}/\text{日}$ となる。

7. 3. 2. 4 試算結果

(1) エネルギー消費量

開発技術のエネルギー消費量の算出結果のまとめを表7. 3. 6に示す。比較対象である従来技術の結果も併記する。また開発技術の原油消費量の構成要素毎の内訳を図7. 3. 12に示す。

開発技術での 1 日あたりの原油消費量は383//日であった。構成要素ごとの原油消費量および全消費量に対する割合は、最も高いものはオゾン処理であり 168//日および 45%，2 番目に高いものは生物処理であり 100//日および 26%，3 番目に高いものはりん回収であり 59//日および 15%となり，これら 3 つで全消費量の 86%になった。

開発技術のオゾン処理は余剰汚泥の削減のために組み込んでいることから汚泥処理の一部とも言える。そこで，従来技術の汚泥処理と開発技術のオゾン処理＋汚泥処理の原油消費量を比較すると，従来技術①の汚泥処理は 101//日，従来技術②の汚泥処理は 95//日，開発技術のオゾン処理＋汚泥処理は 176//日と汚泥処理に関する原油消費量は開発技術の方が高い結果となった。

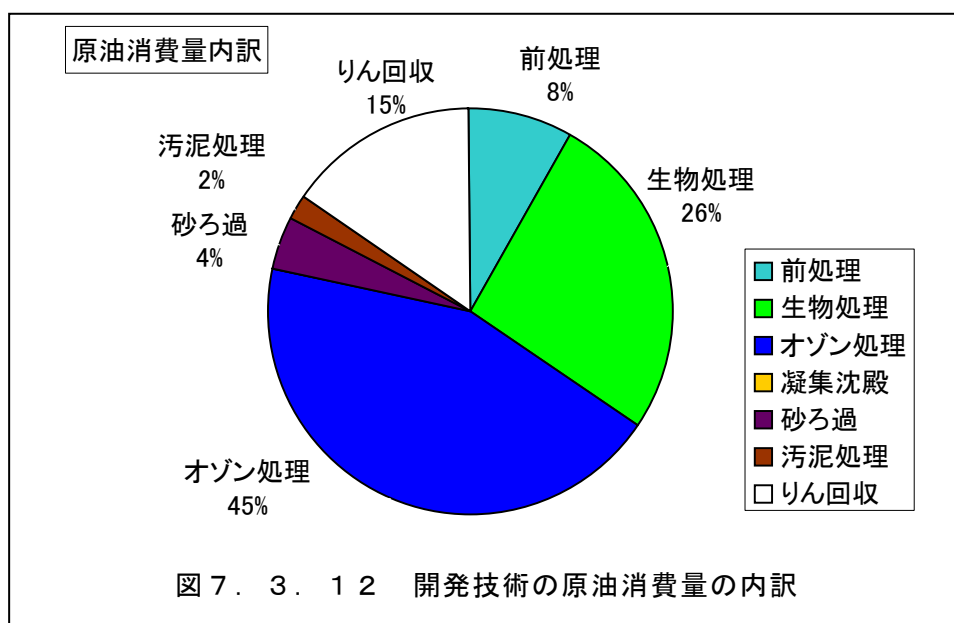
また，生物処理の原油消費量は，従来技術①では 231//日，従来技術②では 238//日，開発技術では 100//日であり，開発技術は従来技術の 40%程度となった。開発技術では好気槽の酸素供給源にオゾン反応槽の排出ガスを用い機械式エアレーションとしたため好気槽への酸素供給に必要なエネルギーが小さい。このため，従来技術に比べて開発技術は生物処理の原油消費量が小さくなった。

従来技術①に比べて開発技術の原油消費量は，50//日少なく削減率は 11.5%となった。従来技術①は生物処理を循環型硝化脱窒法としりん除去のために凝集沈殿を採用している。この凝集沈殿とりん回収(開発技術で回収されるりん量と同量のりんを輸入する)の原油消費量は，開発技術でのりん回収での原油消費量とほぼ同じであり，りん回収を行うことによる原油消費量の削減はなかった。また，汚泥処理に関する原油消費量は，従来技術①に比べ開発技術は 75//日大きく，生物処理の原油消費量は，従来技術①に比べ開発技術は 131//日小さかった。これらの差は 56//日となり全体での削減量とほぼ一致する。開発技術における好気槽への酸素供給方法の変更が原油消費量の削減に大きく寄与している結果となった。

開発技術と従来技術②の原油消費量は同じであった。従来技術②は生物処理を開発技術と同様の嫌気－無酸素－好気法にしたことからりん除去のための凝集沈殿は不要である。開発技術で回収されるりん量と同等のりんを輸入するための原油消費量は 2//日と少なく，りん回収での原油消費量は，従来技術②に比べ開発技術は 57//日大きかった。また，汚泥処理に関する原油消費量は，従来技術②に比べ開発技術は 81//日大きかった。ただし，生物処理の原油消費量は，従来技術②に比べ開発技術は 138//日小さかった。開発技術における生物処理での削減量と汚泥処理関連とりん回収での増加量の和はほぼ一致しており，好気槽への酸素供給方法の変更に伴う原油消費量の削減が増加分を相殺している結果となった。

表 7. 3. 6 従来技術と開発技術の原油消費量算出結果

構成要素	従来技術①	従来技術②	開発技術
	原油消費量 (l/日)	原油消費量 (l/日)	原油消費量 (l/日)
前処理	32	32	32
生物処理	231	238	100
オゾン処理	0	0	168
凝集沈殿	51	0	0
砂ろ過	16	16	16
汚泥処理	101	95	8
りん回収	2	2	59
合計	<u>433</u>	<u>383</u>	<u>383</u>



(2) 運転コストおよび建設費

開発技術の運転コストの算出結果を表 7. 3. 7 に建設費の算出結果を表 7. 3. 8 に示す。比較対象である従来技術の結果も併記する。また、開発技術の運転コストの構成要素ごとの内訳を図 7. 3. 1 3 に、建設費の構成要素ごとの内訳を図 7. 3. 1 4 に示す。

開発技術での運転コストは 1 日あたりでは 25,725 円/日 で、処理水量 1m³あたりでは 25.7 円/m³ であった。構成要素ごとの運転コストおよび全運転コストに対する割合は、最も高いものはオゾン処理であり 10,345 円/日および 39%，2 番目に高いものは生物処理であり 6,151 円/日および 24%，3 番目に高いものはりん回収であり 4,044 円/日および 16% であり、これら 3 つで全運転コストの 79% になった。

汚泥処理に関する運転コストを比較すると、従来技術①の汚泥処理は 26,319 円/日、従来技術②の汚泥処理は 22,787 円/日、開発技術のオゾン処理+汚泥処理は 12,580 円/日と従来技術に比べて開発技術の方が小さくなった。汚泥処理の運転コストには脱水ケーキの処分費が含まれており、この金額により汚泥処理の運転コストは大きく変わってくる。本検討では一般的な 20,000 円/tDC としたが、もっと安価な場合、従来技術と開発技術の汚泥処理に関する運転コストは近くなる。ちなみに、脱水ケーキの処分費が 5,000 円/tDC(本検討の 1/4)の場合の汚泥処理に関する運転コストは、従来技術①では 9,474 円/日、従来技術②では 8,207 円/日、開発技術では 11,610 円/日となり従来技術が開発技術を下回る。

また、生物処理の運転コストは、従来技術①では 14,285 円/日、従来技術②では 14,717 円/日、開発技術では 6,151 円/日であり、開発技術は従来技術の 40% 程度となり、原油消費量と同様に従来技術に比べて開発技術の方が小さくなった。開発技術では好気槽の酸素供給源にオゾン反応槽の排出ガスを用い機械式エアレーションとしたため好気槽への酸素供給に必要な電力量が少なく、その結果、運転コストも小さいためである。

従来技術①に比べて開発技術の運転コストは、23,777 円/日少なく削減率は 48% となった。従来技術①でのりん除去のための凝集沈殿とりん回収(開発技術で回収されるりん量と同量のりんを輸入する)の運転コストの合計は 5,948 円/日、開発技術でのりん回収の運転コストは 4,044 円/日であり、りん回収を行うことでりん除去に関連する運転コストが 1,904 円/日削減された。また、汚泥処理に関する運転コストと生物処理の運転コストも開発技術は従来技術①の 50% 以下であったため、開発技術の運転コストは従来技術①に比べて大幅に少ない結果となった。

従来技術②に比べて開発技術の運転コストは、14,861 円/日少なく削減率は 37% となった。従来技術におけるりん回収の運転コスト(開発技術で回収されるりん量と同量のりんを輸入するための代金)は 132 円/日と少なく、りん回収での運転コストは、従来技術②に比べ開発技術

は 3,912 円/日高い。ただし、汚泥処理に関する運転コストと生物処理の運転コストは、従来技術②に比べ開発技術は 10,207 円/日および 8,566 円/日少なく、これらの削減額の合計はりん回収での増加額より大幅に大きいことから運転コストの合計額は従来技術②に比べ開発技術は大きく下回る結果となった。

開発技術での建設費は27,114 万円で、償却年数を 20 年間としたときの処理水量 1m³あたりの建設費は37.14 円・日/m³であった。構成要素ごとの建設費および全建設費に対する割合は、オゾン処理がもっとも高く 8,819 万円および 30%、2 番目に高いものは生物処理で 6,737 万円および 25%、3 番目に高いものは汚泥処理で 4,904 万円および 18%であり、これら 3 つで全建設費の 73%になった。

開発技術の建設費は、従来技術①に比べて 7,702 万円、従来技術②に比べて 11,140 万円高かった。オゾン処理は建設費が他の構成要素に比べて大きく開発技術の全建設費を引き上げる要因となっており、オゾン処理の追加が従来技術に比べて開発技術の建設費が高くなった最大の原因である。さらに、従来技術に比べ開発技術は生物処理の建設費が高くなっていることも影響している。好気槽の曝気装置をブローから機械式エアレーションに変更したことと、再曝気槽を追加したことが開発技術での生物処理の建設費増加の原因である。

開発技術は余剰汚泥が従来技術の 1/10 の量に減少しているにもかかわらず汚泥処理の建設費が従来技術と開発技術でほぼ同った。開発技術での汚泥処理量が小さく最適な大きさの設備が選定できず過剰設備となっていることが両者の汚泥処理建設費が近い原因である。また、両者の建設費の差が従来技術①との場合に比べて従来技術②との場合が大きい原因は、従来技術での凝集沈殿の有無によると考える。

従来技術を開発技術へ変更した際の建設費の増加分を運転コストの減少分で回収するとすると、従来技術①から変更の場合は 8.9 年間、従来技術②から変更の場合は 20.6 年間で回収できる。

表 7. 3. 7 従来技術と開発技術の運転コスト算出結果

構成要素	従来技術①	従来技術②	開発技術
	運転コスト(円/日)	運転コスト(円/日)	運転コスト(円/日)
前処理	1,987	1,987	1,987
生物処理	14,285	14,717	6,151
オゾン処理	0	0	10,345
凝集沈殿	5,816	0	0
砂ろ過	963	963	963
汚泥処理	26,319	22,787	2,235
りん回収	132	132	4,044
合計	<u>49,502</u>	<u>40,586</u>	<u>25,725</u>
水量あたり(円/m ³)	49.5	40.6	25.7

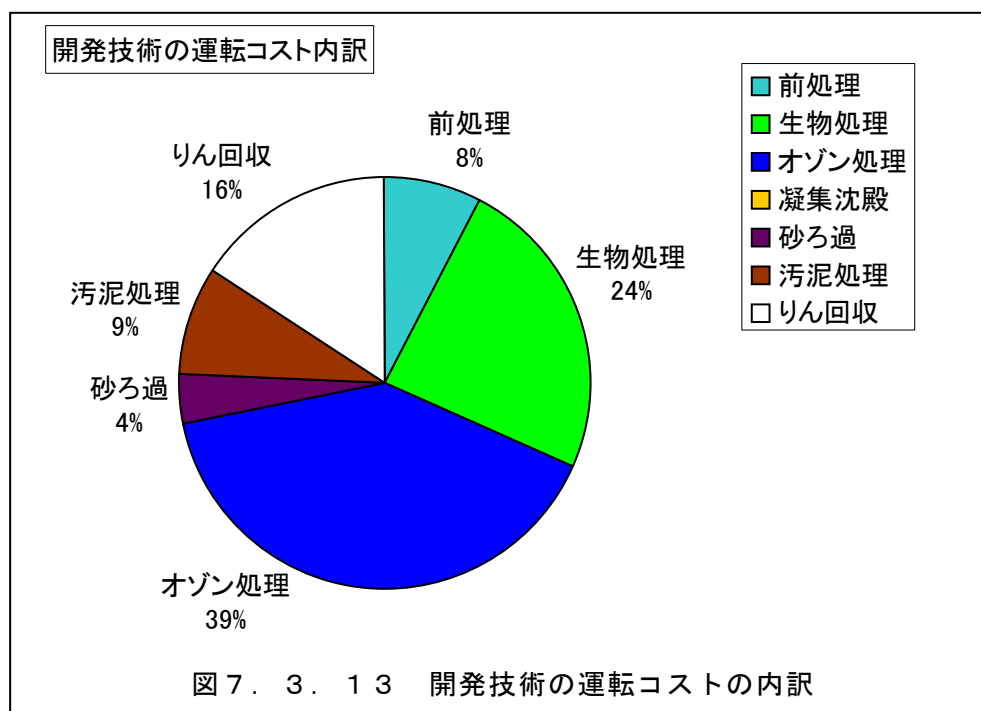
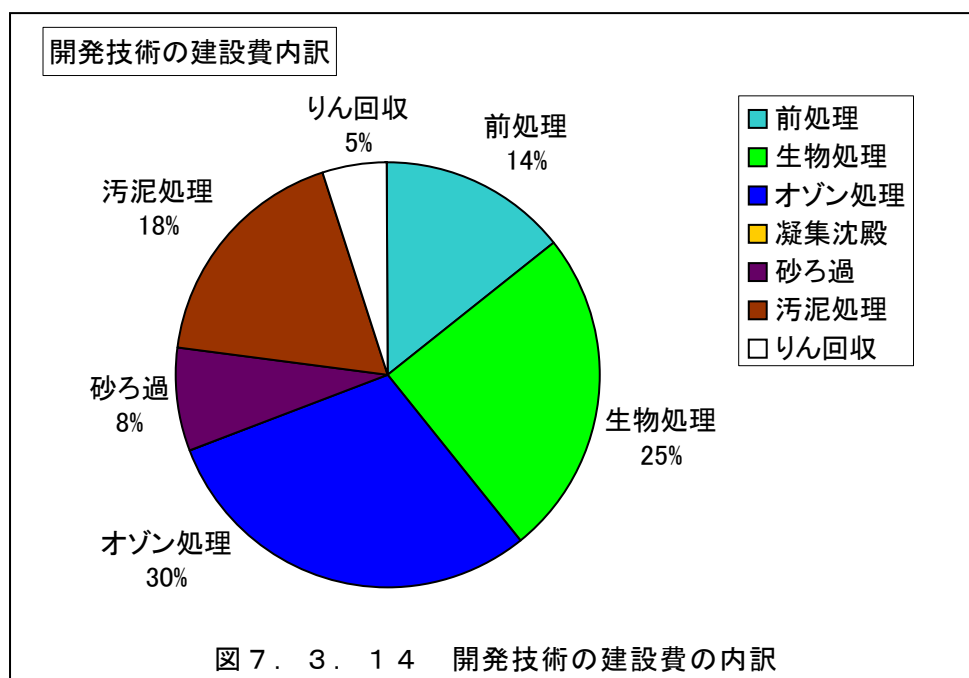


表 7. 3. 8 従来技術と開発技術の建設費算出結果

構成要素	従来技術①	従来技術②	開発技術
	建設費(万円)	建設費(万円)	建設費(万円)
前処理	3,903	3,903	3,903
生物処理	4,959	5,672	6,737
オゾン処理	0	0	8,189
凝集沈殿	3,437	0	0
砂ろ過	2,112	2,112	2,112
汚泥処理	5,002	5,002	4,904
りん回収	0	0	1,326
合計	<u>19,412</u>	<u>15,974</u>	<u>27,114</u>
水量あたり(円・日/m ³)	<u>26.59</u>	<u>21.88</u>	<u>37.14</u>



7. 4 エネルギー消費量をさらに削減するための対策

- ① 従来技術の汚泥処理と開発技術のオゾン処理+汚泥処理の原油消費量を比較すると、オゾン処理の方が大きく汚泥処理に関する項目のみでは開発技術は省エネにはならなかった。オゾン処理での原油消費量の内訳を示すと、オゾンガス発生が 74.8l/日、エジェクター循環ポンプが 84.0l/日、その他が 8.9l/日であり、オゾンを溶解させるためのエジェクター動力が半分以上を占める。オゾンの溶解のための原油消費量を削減できれば、さらに省エネとなる。ちなみに、オゾンの溶解のための原油消費量がエジェクターの半分である 42.0l/日になると原油消費量の削減率は、従来技術①と比べた場合では 21.2%、従来技術②と比べた場合では 11.0%となる。エジェクターの場合では各々11.5%および 0%であり、オゾン溶解のためのエネルギーを半分にすると削減率は 10 ポイント程度大きくなる。エジェクター以外の方法として、マイクロバブル発生装置によるオゾン溶解などが考えられる。
- ② 従来技術の凝集沈殿と開発技術のりん回収を比較すると、りん回収の方が大きく、この点も開発技術の省エネ率向上を妨げている。りん回収での原油消費量は薬品、特に塩化カルシウムの原油消費量が大きく 30.2l/日である。使用薬品を水酸化カルシウムと硫酸に変更することで薬品に関する原油消費量が 36.0l/日から 2.7l/日に減少し、原油消費量の削減率は従来技術①と比べた場合では 19.2%、従来技術②と比べた場合では 8.6%と試算結果よりも削減率が向上する。

7. 5 結語

本章では、第 6 章の実証プラントによる運転データを参考として、オゾンを用いた汚泥減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去プロセス(以下、開発技術と記す)と、同等の処理水が得られる 2 つの従来技術(生物学的窒素除去+凝集沈殿の従来技術①および生物学的窒素りん除去の従来技術②)について、エネルギー消費量、運転コストおよび建設費を算出し比較したところ、以下のことが明らかとなった。

- (1) 1 日あたりの原油消費量は、開発技術では 383l/日、従来技術①では 433l/日、従来技術②では 383l/日であった。開発技術は従来技術①に比べ原油消費量を 50l/日削減できた(削減率は 11.5%)。従来技術②とはほぼ同量の原油消費量であった。開発技術における好気槽への酸素供給方法の変更が原油消費量の削減に大きく寄与し、その結果、従来技術①に比べ原油消費量が少なくなった。従来技術②はりん除去のための凝集沈殿がないための従来技術①に比べてこの分が少なく、凝集沈殿での原油消費量と開発技術での好気槽への酸素供給方法の変更による原油消費量の削減量がほぼ同量であることから原油消費量はほぼ同じになった。

- (2) 運転コストは，開発技術では 25,725 円/日，従来技術①では 49,502 円/日，従来技術②では 40,586 円/日であった。従来技術に比べ開発技術は運転コストを 40～50%削減できた。開発技術は従来技術に比べ汚泥処理の運転コストが大幅に小さく，その結果，全体の運転コストも小さくなった。
- (3) 建設費と償却年数を 20 年としたときの処理水量 1m³あたりの建設費は，開発技術ではそれぞれ 27,114 万円および 37.14 円・日/m³，従来技術①ではそれぞれ，19,412 万円および 26.59 円・日/m³，従来技術②ではそれぞれ 15,974 万円および 21.88 円・日/m³であった。従来技術に比べて開発技術の建設費が大きくなった原因は，開発技術でのオゾン処理と好気槽の曝気装置の費用が大きいためであった。
- (4) 開発技術は，オゾン処理でのオゾンガス溶解のためのエジェクター循環ポンプとりん回収での原油消費量が大きく，これらを小さくすることでさらに省エネが図れる。

<参考文献>

- 1) 日本建築センター情報事業部；浄化槽の構造基準・同解説，1997 年版
- 2) 社団法人日本下水道協会；下水道施設計画・設計指針と解説 後編 2001 年版
- 3) 社団法人日本下水道協会；高度処理施設設計マニュアル(案)，1994.
- 4) 総務省統計局；平成 7 年 産業連関表，1995.
- 5) 財務省；貿易統計，<<http://www.customs.go.jp/JCWSV01/serrlet/JCWSV01>>，(参照 2010-10-6)

第8章 動力学モデルを用いたプロセスの評価

8.1 背景および目的

オゾンによる汚泥減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去プロセスをベンチスケールプラント、パイロットスケールプラントおよび実証プラントを用いて検討した結果を第7章までで述べた。第8章では数理モデルを用いてプロセスの性能を考察する。本研究では、運転パラメーターを変化させた場合の処理水水質へと汚泥発生量への影響を評価するために、動力学モデルを組み立てた。

以下に、モデルの構築、第4章および第5章での実験結果とモデルでの計算結果の比較、ならびに、モデルを用いた検討結果を示す。

8.2 モデルの構築

8.2.1 水質変換モデル

本研究の反応器での水質変換機構は、微生物による有機物の酸化分解、生物学的硝化、生物学的脱窒および生物学的りん除去ならびにオゾン処理による汚泥の液化および嫌気槽上澄液からのりん回収である。Tsunoら¹⁾の作成した生物膜表面での微生物競合関係を組み込んだ生物学的窒素除去モデルおよびTsunoら²⁾の作成した生物学的りん除去モデルを統合し、汚泥の液化およびりん回収での反応を表す式を組み込むことでモデルを作成した。

モデルで用いた状態変数を表8.2.1に示す。状態変数として、易分解性固形性有機物(炭素 C_{Sq} 、窒素 N_{Sq} 、りん P_{Sq})、難分解性固形性有機物(炭素 C_{DSq} 、窒素 N_{DSq} 、りん P_{DSq})、易分解性溶解性有機物(炭素 C_D 、窒素 N_D 、りん P_D)、有機酸(炭素 C_A)、難分解性溶解性有機物(炭素 C_{DD} 、窒素 N_{DD} 、りん P_{DD})、アンモニア性窒素(N_A)、酸化態窒素(N_B)、他栄養性細菌(M_{Hq})、自栄養性細菌(M_{Aq})、りん蓄積細菌(M_P)、細胞内基質(C_I)、PHB (C_P)、オルトリン酸(P_O)、ポリりん酸(P_P)、溶存酸素(D_O)、およびアルカリ度(A_L)を設定した。モデルでは、固形性成分(C_{Sq} 、 N_{Sq} 、 C_{DSq} 、 N_{DSq} 、 M_{Hq} 、 M_{Aq})については、添え字が $q=s$ の「浮遊」と $q=a$ の「付着」の2つ存在状況を設定しているが、本プロセスでは生物担体は投入していないため浮遊状態のみが存在するとした。

8.2.2 生物反応のモデル

状態変数を組み込んだ水質変換機構のうち、生物学的反応のモデル概念図を図8.2.1および図8.2.2に示す。

8.2.2.1 各種影響の表現

各反応速度に及ぼす競合影響、温度影響、およびpH影響の影響関数の表現を表8.2.2にまとめて示す。各反応速度は、表8.2.3で後述するとおり、これらの影響関数を乗じることで表現する。故に、これらの影響関数の値が1の時は影響がないことを、0.5の時は反応速度

が0.5倍になる影響があることを、0の時は反応が停止する状態を表す。

温度影響については、温度係数(θ)による一般的な表現を用いた。pHは、実験での測定値に固定してその影響を算出した。

8. 2. 2. 2 反応速度式

表8. 2. 3に生物処理プロセスでの各変換過程とその変化速度の数式表現を示す。反応速度は、反応速度定数、基質や微生物などの濃度影響式、各種の影響関数の積で表される。反応速度の数式表現にあたって、基質摂取などに関しては、0次反応から1次反応までを表現できるMichaelis-Menten型の式で、微生物濃度に関しては1次反応で表現した。

各微生物によるプロセスでの反応速度は $R_1 \sim R_{24}$ の式で表現した。

加水分解；モデルでは固形性有機物の加水分解は好気状態と無酸素状態でそれぞれ R_{1A} と R_{1N} として区別した。

他栄養性細菌(M_{H_2})；他栄養性細菌は、易分解性溶解性有機物(C_D)と有機酸(C_A)を電子受容体として好気状態と無酸素状態の下で増殖できると想定した。他栄養性細菌の増殖は $R_2 \sim R_3$ で表現した。嫌気状態下では他栄養性細菌は C_D と C_A を発酵し、この反応は R_{22} で表現した。他栄養性細菌の自己分解は R_4 で表現し、易分解性固形性有機物(C_{SS})の溶解は R_{21} で表現した。

自栄養性細菌(M_{A_2})；自栄養性細菌の増殖および好気状態下での自己分解はそれぞれ R_5 および R_6 で表現した。

りん蓄積細菌(M_P)；りん蓄積細菌は好気状態もしくは無酸素状態でオルトリン酸を細胞内にポリりん酸として貯留すると想定し、その反応は R_{11} で表現した。このプロセスに必要なエネルギーは細胞内の貯留有機物である C_P により得ており、この反応は R_9 で表現する。りん蓄積細菌は、易分解性溶解性有機物(C_D)もしくは有機酸(C_A)の利用が可能な場合、微生物細胞内にこれらの有機物を細胞内基質(C_I)として貯留することができるとし、この反応を $R_7 \sim R_8$ および R_{23} で表現する。この C_I は、ポリりん酸(P_P)の加水分解によって得られ、溶解性オルトリン酸(P_O)の放出を伴う。さらに、りん蓄積細菌は細胞内基質(C_I)をPHB(C_P)へ変換し、この反応を R_{24} で表現する。好気状態および無酸素状態下でのりん蓄積細菌の増殖は、貯留した C_I によってなされる。りん蓄積細菌の自己分解では、 R_{12} の反応によって細胞内部に蓄積したPHB(C_P)も同時に溶解する。

好気・無酸素状態で起こる反応と、嫌気状態で起こる反応に分け、それぞれの反応速度を溶解酸素濃度、酸化態窒素濃度および半飽和定数により表現した。

アルカリ度およびDO濃度についても、物質収支を取った。アルカリ度は、硝化やアンモニア

ア性窒素の同化時に消費され、アンモニア化や脱窒の際に生成されるとした。これらの収支は、換算係数 γ_{NAN} [mgCaCO₃/mgN] および γ_{DAN} [mgCaCO₃/mgN] により算出した。DO 濃度は、二酸化炭素や酸化態窒素への酸化時に消費され、曝気による供給される (R_{41}) とした。その際に、飽和溶存酸素濃度 D_{O^*} [mg/L] は式(1) (Eckenfelder³, 宗宮⁴) による計算値を用いた。

$$D_{O^*} = 14.16 - 0.3943T + 0.007714T^2 - 0.0000646T^3 \quad (8-1)$$

ここで、 T は水温 [°C] である。DO 消費時の収支は、換算係数 γ_{NO} [mgO₂/mgN], γ_{CO} [mgO₂/mgCOD] および γ_{BO} [mgO₂/mgCOD] により算出した。

表 8. 2. 1 水質変換モデルで設定した状態変数

No.	記号	変数	単位
1	M_{Hs}	他栄養性細菌(浮遊)	mgCOD/l
2	M_{As}	自栄養性細菌(浮遊)	mgCOD/l
3	M_P	りん蓄積細菌(浮遊)	mgCOD/l
4	C_{DSs}	難分解性固形性有機物(浮遊)	mgCOD/l
5	N_{DSs}	難分解性固形性有機物中窒素(浮遊)	mgN/l
6	P_{DSs}	難分解性固形性有機物中りん(浮遊)	mgP/l
7	C_{Ss}	易分解性固形性有機物(浮遊)	mgCOD/l
8	N_{Ss}	易分解性固形性有機物中窒素(浮遊)	mgN/l
9	P_{Ss}	易分解性固形性有機物中りん(浮遊)	mgP/l
10	C_{DD}	難分解性溶解性有機物	mgCOD/l
11	N_{DD}	難分解性溶解性有機物中窒素	mgN/l
12	P_{DD}	難分解性溶解性有機物中りん	mgP/l
13	C_D	易分解性溶解性有機物	mgCOD/l
14	N_D	易分解性溶解性有機物中窒素	mgN/l
15	P_D	易分解性溶解性有機物中りん	mgP/l
16	C_A	有機酸	mgCOD/l
17	N_A	アンモニア性窒素	mgN/l
18	N_B	酸化態窒素	mgN/l
19	A_L	アルカリ度	mgCaCO ₃ /l
20	DO	溶存酸素濃度	mgO ₂ /l
21	C_I	細胞内基質	mgCOD/l
22	C_P	PHB	mgCOD/L
23	P_O	オルトリン酸	mgP/L
24	P_P	ポリりん酸	mgP/L

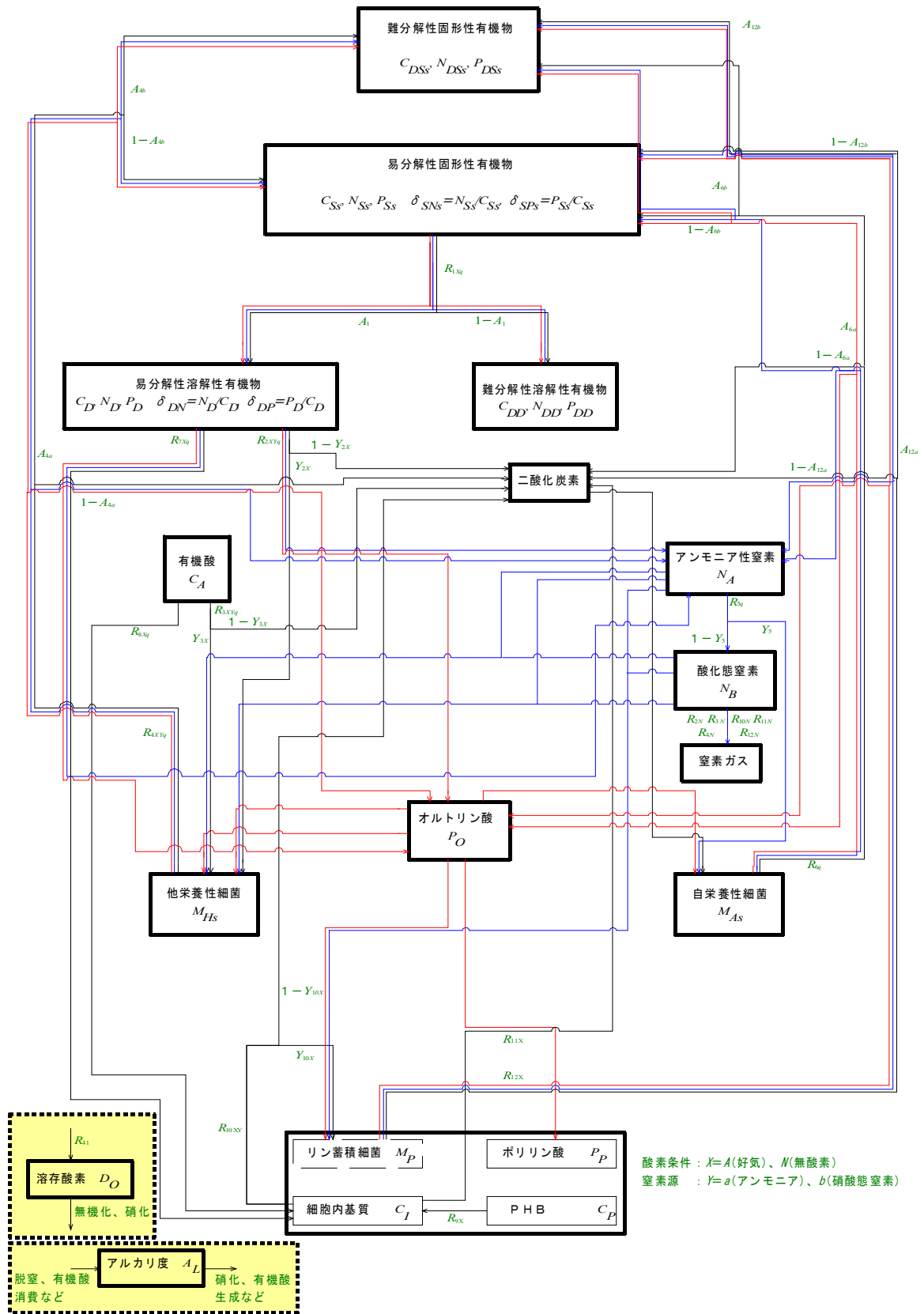


図 8. 2. 1 モデルの概念図(好気・無酸素状態)

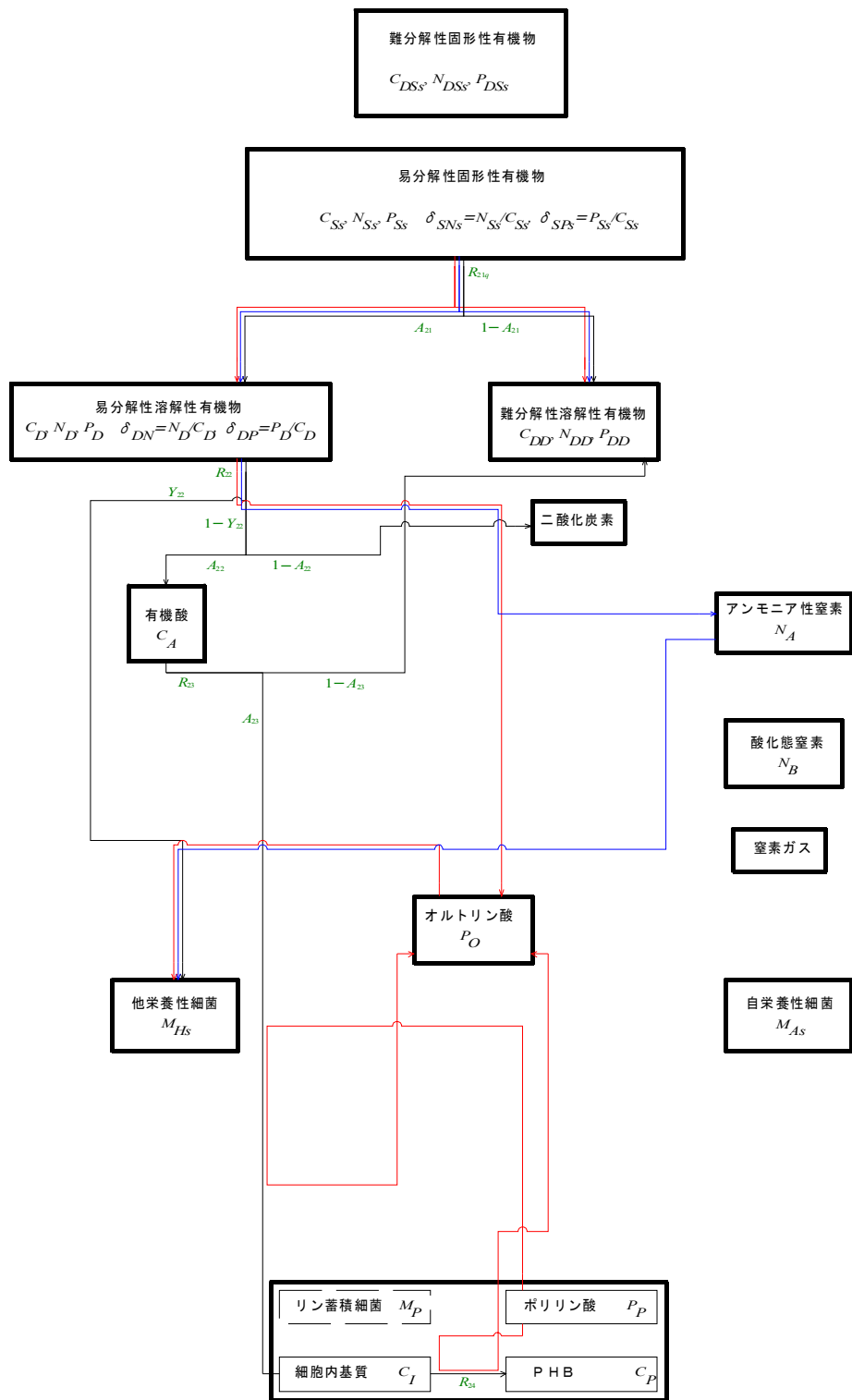


図 8. 2. 2 モデルの概念図(嫌気状態)

表 8. 2. 2 環境因子の反応速度への影響に関する数式表現

<p>1. pH の算出と pH による自栄養性細菌増殖への影響</p> $pH = 5.5 + 2 \cdot \frac{A_L}{K_{AL} + A_L}$ $\begin{cases} pH \leq 6 \text{ のとき} & f_{pH} = 0 \\ 6 < pH \leq 7.2 \text{ のとき} & f_{pH} = 1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH) \\ pH > 7.2 \text{ のとき} & f_{pH} = 1 \end{cases}$
<p>2. 水温の影響</p> $f_{\theta_r} = \theta_r^{T-20} \quad (r = \text{反応番号})(T \text{ は水温}[\text{°C}])$

表 8. 2. 3 関与する反応過程とその変化速度の数式表現(その 1)

<p>状態変数の濃度影響を表す関数</p> $f_{DOX} = \frac{D_O}{K_{ADOX} + D_O}$ $f_{DON} = \frac{D_O}{K_{ADON} + D_O}$ $f_{DOXA} = \frac{D_O}{K_{ADOXA} + D_O}$ $f_{DOE} = \frac{D_O}{K_{EDO} + D_O}$ $f_{CA} = \frac{C_A}{K_{ACA1} + C_A}$ $f_{PN} = \frac{P_O}{K_{NPO} + P_O}$ $f_{NO1} = \frac{N_B}{K_{NNB1} + N_B}$ $f_{NO2} = \frac{N_B}{K_{NNB2} + N_B}$ $f_{ENO1} = \frac{N_B}{K_{ENB1} + N_B}$ $f_{ENO2} = \frac{N_B}{K_{ENB2} + N_B}$ $f_{ENO3} = \frac{N_B}{K_{ENB3} + N_B}$ $f_{ENO4} = \frac{N_B}{K_{ENB4} + N_B}$

表 8. 2. 3 関与する反応過程とその変化速度の数式表現(その 2)

$$f_{NA1} = \frac{N_A}{K_{NA1} + N_A}$$

$$f_{NB1} = \frac{N_B}{K_{NB1} + N_B}$$

1. 易分解性固形性有機物の可溶化過程

$$R_{1A,s} = k_{1A} \cdot \frac{C_{Ss}}{K_{AS} + C_{Ss}} \cdot f_{DOX} \cdot f_{\theta_1} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{1N,s} = k_{1N} \cdot \frac{C_{Ss}}{K_{NS} + C_{Ss}} \cdot f_{NO1} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{\theta_1} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

2. 易分解性溶解性有機物の摂取過程(脱窒)

2a 窒素源をアンモニア性窒素より摂取

$$R_{2Aa,s} = k_{2A} \cdot \frac{C_D}{K_{AC} + C_D} \cdot f_{DOX} \cdot f_{NA1} \cdot f_{PN} \cdot (1 - f_{CA}) \cdot f_{\theta_2} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{2Na,s} = k_{2N} \cdot \frac{C_D}{K_{NC} + C_D} \cdot f_{NO1} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{NA1} \cdot f_{PN} \cdot (1 - f_{CA}) \cdot f_{\theta_2} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

2n 窒素源を酸化態窒素より摂取

$$R_{2An,s} = k_{2A} \cdot \frac{C_D}{K_{AC} + C_D} \cdot f_{DOX} \cdot f_{NB1} \cdot (1 - f_{NA1}) \cdot f_{PN} \cdot (1 - f_{CA}) \cdot f_{\theta_2} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{2Nn,s} = k_{2N} \cdot \frac{C_D}{K_{NC} + C_D} \cdot f_{NO1} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{NB1} \cdot (1 - f_{NA1}) \cdot f_{PN} \cdot (1 - f_{CA}) \cdot f_{\theta_2} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

3. 有機酸の摂取過程(脱窒)

3a 窒素源をアンモニア性窒素より摂取

$$R_{3Aa,s} = k_{3A} \cdot \frac{C_A}{K_{ACA} + C_A} \cdot f_{DOX} \cdot f_{NA1} \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_3} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{3Na,s} = k_{3N} \cdot \frac{C_A}{K_{NCA} + C_A} \cdot f_{NO1} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{NA1} \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_3} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

3n 窒素源を酸化態窒素より摂取

$$R_{3An,s} = k_{3A} \cdot \frac{C_A}{K_{ACA} + C_A} \cdot f_{DOX} \cdot f_{NB1} \cdot (1 - f_{NA1}) \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_3} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{3Nn,s} = k_{3N} \cdot \frac{C_A}{K_{NCA} + C_A} \cdot f_{NO1} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{NB1} \cdot (1 - f_{NA1}) \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_3} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

表 8. 2. 3 関与する反応過程とその変化速度の数式表現(その 3)

4. 他栄養性細菌自己分解過程

$$R_{4A,s} = k_{4A} \cdot f_{DOX} \cdot f_{\theta_4} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{4N,s} = k_{4N} \cdot f_{NO1} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{\theta_4} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

5. 硝化過程

$$R_{5,s} = k_5 \cdot \frac{N_A}{K_{NA} + N_A} \cdot f_{DON} \cdot f_{pH} \cdot f_{\theta_5} \cdot M_{As} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

6. 自栄養性細菌自己分解過程

$$R_{6,s} = k_6 \cdot f_{DOXA} \cdot f_{\theta_6} \cdot M_{As} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

7. りん蓄積細菌易分解性溶解性有機物摂取過程

$$R_{7A} = k_{7A} \cdot \frac{C_D}{K_{ACP} + C_D} \cdot f_{DOX} \cdot (1 - f_{CA}) \cdot f_{\theta_7} \cdot M_P \text{ [mgCOD(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{7N} = k_{7N} \cdot \frac{C_D}{K_{NCP} + C_D} \cdot f_{NO2} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot (1 - f_{CA}) \cdot f_{\theta_7} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

8. りん蓄積細菌有機酸摂取過程

$$R_{8A} = k_{8A} \cdot \frac{C_A}{K_{ACAP} + C_A} \cdot f_{DOX} \cdot f_{\theta_8} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{8N} = k_{8N} \cdot \frac{C_A}{K_{NCAP} + C_A} \cdot f_{NO2} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{\theta_8} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

9. PHB の細胞内基質への変換過程

$$R_{9A} = k_{9A} \cdot \frac{C_P}{M_P} \cdot f_{DOX} \cdot f_{\theta_9} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{9N} = k_{9N} \cdot \frac{C_P}{M_P} \cdot f_{NO2} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{\theta_9} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(L}\cdot\text{h)]}$$

10. りん蓄積細菌中の細胞内基質代謝過程

10a 窒素源をアンモニア性窒素より摂取

$$R_{10Aa} = k_{10A} \cdot \frac{C_I}{M_P} \cdot f_{DOX} \cdot f_{NA1} \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_{10}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{10Na} = k_{10N} \cdot \frac{C_I}{M_P} \cdot f_{NO2} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{NA1} \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_{10}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

表 8. 2. 3 関与する反応過程とその変化速度の数式表現(その 4)

10n 窒素源を酸化態窒素より摂取

$$R_{10An} = k_{10A} \cdot \frac{C_I}{M_P} \cdot f_{DOX} \cdot f_{NB1} \cdot (1 - f_{NA1}) \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_{10}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{10Nn} = k_{10N} \cdot \frac{C_I}{M_P} \cdot f_{NO2} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{NB1} \cdot (1 - f_{NA1}) \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_{10}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

11. りん蓄積細菌中でのオルトリン酸のポリリン酸としての蓄積の際の細胞内基質代謝過程

$$R_{11A} = k_{11A} \cdot \frac{C_I / M_P}{K_{ACIMP} + C_I / M_P} \cdot \frac{P_{ST} - P_P}{M_P} \cdot \left(1 - \frac{C_D + C_A \cdot \gamma_{CAD}}{K_{ACDA} + C_D + C_A \cdot \gamma_{CAD}} \right) \cdot f_{DOX} \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_{11}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{11N} = k_{11N} \cdot \frac{C_I / M_P}{K_{NCIMP} + C_I / M_P} \cdot \frac{P_{ST} - P_P}{M_P} \cdot \left(1 - \frac{C_D + C_A \cdot \gamma_{CAD}}{K_{NCDA} + C_D + C_A \cdot \gamma_{CAD}} \right) \cdot f_{NO2} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_{11}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$P_{ST} = P_{PMP} \cdot M_P$$

12. りん蓄積細菌自己分解過程

$$R_{12A} = k_{12A} \cdot f_{DOX} \cdot f_{\theta_{12}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

$$R_{12N} = k_{12N} \cdot f_{NO2} \cdot (1 - f_{DOX}) \cdot f_{\theta_{12}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

21. 易分解性固形性有機物の加水分解過程(嫌気)

$$R_{21,s} = k_{21} \cdot \frac{C_{Ss}}{K_{ES} + C_{Ss}} \cdot (1 - f_{ENO1}) \cdot (1 - f_{DOE}) \cdot f_{\theta_{21}} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

22. 易分解性溶解性有機物の有機酸発酵過程(嫌気)

$$R_{22,s} = k_{22} \cdot \frac{C_D}{K_{ED} + C_D} \cdot (1 - f_{ENO2}) \cdot (1 - f_{DOE}) \cdot f_{NA1} \cdot f_{PN} \cdot f_{\theta_{22}} \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

23. りん蓄積細菌の有機酸摂取過程(嫌気)

$$R_{23} = k_{23} \cdot \frac{C_A}{K_{EA} + C_A} \cdot \frac{P_P}{M_P} \cdot (1 - f_{ENO3}) \cdot (1 - f_{DOE}) \cdot f_{\theta_{23}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

24. りん蓄積細菌中の細胞内基質の PHB への変換過程(嫌気)

$$R_{24} = k_{24} \cdot \frac{C_I}{M_P} \cdot \frac{P_P}{M_P} \cdot (1 - f_{ENO4}) \cdot (1 - f_{DOE}) \cdot f_{\theta_{24}} \cdot M_P \text{ [mgCOD/(l}\cdot\text{h)]}$$

表 8. 2. 3 関与する反応過程とその変化速度の数式表現(その 5)

41. 酸素供給過程

$$R_{41} = K_L a \cdot (D_o^* - D_o) \text{ [mgO}_2\text{/(l}\cdot\text{h)]} \quad D_o^* \text{ は飽和DO濃度 [mgO}_2\text{/l]}$$

8. 2. 3 オゾン処理プロセスのモデル

前章までの研究結果でオゾン処理により汚泥の一部は溶解性成分に変化し、また一部は死滅することが判明している。オゾン処理プロセスでの反応も数理モデルにて表現した。オゾン処理プロセスは容積のない改質プロセスとみなし、HRTは考慮していない。オゾン処理プロセスでの反応を表現した式を表 8. 2. 4 に示す。

オゾン処理プロセスでの従属栄養性細菌、独立栄養性細菌およびりん蓄積細菌の液化は、 Z_{z1} 、 Z_{z3} および $Z_{z5, Mp}$ にて表現した。りん蓄積細菌内の貯留物 (C_I , C_P , P_P) はりん蓄積細菌が液化した割合と同じ割合で溶解性に変化し、その変化は $Z_{z5, Cl}$ 、 $Z_{z5, Cp}$ および $Z_{z5, Pp}$ で表現した。

オゾン処理にて難分解性溶解性有機物が易分解性溶解性有機物に変化し、また、難分解性および易分解性の固形物は溶解性に変化する。これらをそれぞれ Z_{z7} および Z_{z8} で表現した。オゾン処理で汚泥の一部は不活性となり粒子で残留する。これらの不活性化はそれぞれ Z_{z2} 、 Z_{z4} および Z_{z6} で表現した。

8. 2. 4 りん回収プロセスのモデル

りん回収プロセスは実験の状態にあわせて 2 通りのプロセスを設定した。りん回収プロセスでの反応を表現した式を表 8. 2. 5 に示す。

ベンチスケール実験でのりん回収プロセスでは、 FeCl_3 の Fe とオルトリン酸を反応させ不溶化し除去しており、オルトリン酸は一定濃度 τ_P まで減少するとした (Z_{BP1})。ただし、プロセス流入のオルトリン酸濃度が τ_P 未満の場合は流入濃度から変化しないとした。また、同時に FeCl_3 の凝集反応より溶解性成分 (難分解性および易分解性有機物ならびにそれらに含まれる窒素およびりん) は除去され、これらは同じ除去率 ε_c で除去されるとした ($Z_{BP2} \sim Z_{BP7}$)。

パイロットプラント実験でのりん回収プロセスは嫌気槽混合液の一部を固液分離した上澄液を廃棄しかわりに生物処理水を投入することでりん回収を模擬的に再現している。そこで、りん回収プロセス後の溶解性成分濃度は I_{pp} で表現した。また、固形物濃度は固液分離後、全てを生物反応槽へ戻すことから変化しないとした。

表 8. 2. 4 オゾン処理プロセスでの各物質の反応量の数式表現

M_{Hs} の液化

$$Z_{z1} = \sigma_c \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/l]}$$

M_{Hs} の不活性化(固形物として残留した内の死滅した分)

$$Z_{z2} = (1 - \sigma_c - \beta) \cdot M_{Hs} \text{ [mgCOD/l]}$$

M_{As} の液化

$$Z_{z3} = \sigma_c \cdot M_{As} \text{ [mgCOD/l]}$$

M_{As} の不活性化

$$Z_{z4} = (1 - \sigma_c - \beta) \cdot M_{As} \text{ [mgCOD/l]}$$

M_P の液化

$$Z_{z5, M_P} = \sigma_c \cdot M_P \text{ [mgCOD/l]}$$

C_I の液化

$$Z_{z5, C_I} = \sigma_c \cdot C_I + (1 - \sigma_c - \beta) \cdot C_I \text{ [mgCOD/l]}$$

C_P の液化

$$Z_{z5, C_P} = \sigma_c \cdot C_P + (1 - \sigma_c - \beta) \cdot C_P \text{ [mgCOD/l]}$$

P_P の液化

$$Z_{z5, P_P} = \sigma_c \cdot P_P + (1 - \sigma_c - \beta) \cdot P_P \text{ [mgP/l]}$$

M_P の不活性化

$$Z_{z6, M_P} = (1 - \sigma_c - \beta) \cdot M_P \text{ [mgCOD/l]}$$

C_{DSS} の液化

$$Z_{z7, C_{DSS}} = \sigma_c \cdot C_{DSS} \text{ [mgCOD/l]}$$

N_{DSS} の液化

$$Z_{z7, N_{DSS}} = \sigma_c \cdot N_{DSS} \text{ [mgN/l]}$$

P_{DSS} の液化

$$Z_{z7, P_{DSS}} = \sigma_c \cdot P_{DSS} \text{ [mgP/l]}$$

C_{Ss} の液化

$$Z_{z8, C_{Ss}} = \sigma_c \cdot C_{Ss} \text{ [mgCOD/l]}$$

N_{Ss} の液化

$$Z_{z8, N_{Ss}} = \sigma_c \cdot N_{Ss} \text{ [mgN/l]}$$

P_{Ss} の液化

$$Z_{z8, P_{Ss}} = \sigma_c \cdot P_{Ss} \text{ [mgP/l]}$$

σ_c = 可溶化率[mg/mg]

β = 生存率[mg/mg]

表 8. 2. 5 りん回収プロセスでの各物質の反応量の数式表現

【Run7(ベンチスケールプラント実験)】

P_o の凝集後の濃度

$$Z_{BP1} = \tau_P [\text{mgP/l}], \quad Z_{BP1} = \min(\tau_P, P_{in})[\text{mgP/l}]$$

C_{DD} の凝集後の濃度

$$Z_{BP2} = C_{DD} \cdot \varepsilon_c [\text{mgCOD/l}]$$

N_{DD} の凝集後の濃度

$$Z_{BP3} = N_{DD} \cdot \varepsilon_c [\text{mgN/l}]$$

P_{DD} の凝集後の濃度

$$Z_{BP4} = P_{DD} \cdot \varepsilon_c [\text{mgP/l}]$$

C_D の凝集後の濃度

$$Z_{BP5} = C_D \cdot \varepsilon_c [\text{mgCOD/l}]$$

N_D の凝集後の濃度

$$Z_{BP6} = N_D \cdot \varepsilon_c [\text{mgN/l}]$$

P_D の凝集後の濃度

$$Z_{BP7} = P_D \cdot \varepsilon_c [\text{mgP/l}]$$

τ_P = 凝集での P_o の残存濃度 [mgP/l]

ε_c = 凝集での除去率[mg/mg]

【Run8(パイロットプラント実験)】

溶解性成分のりん回収プロセス後の濃度

$$I_{PP} = \frac{I_{in} \cdot (Q_{in} - Q_{dil}) + I_{dil} \cdot Q_{dil}}{Q_{in}} [\text{mg/l}]$$

Q_{in} = りん回収プロセス流入水流量 [m³/日]

Q_{dil} = 生物処理水流量 [m³/日]

I_{in} = りん回収プロセス流入水の溶解性成分濃度 [mg/l]

I_{dil} = 生物処理水の溶解性成分濃度 [mg/l]

8. 2. 5 物質収支式

表8. 2. 6に生物処理プロセスでの状態変数ごとの物質収支式を、表8. 2. 7にオゾン処理プロセスでの状態変数ごとの物質収支式を示す。

生物処理プロセスでの物質収支は有機物および微生物をCOD_{Cr}基準[mgCOD]で、窒素関係をN基準[mgN]で、りん関係をP基準[mgP]で算出した。各状態変数の変化速度は、その列の値に反応速度を乗じながら、その和とすることで求められる。例えば、オルトリン酸(*P_O*)の変化速度は、表8. 2. 6をもとに次式で表現される。

$$\begin{aligned}
 F_{Po} = & (R_{2Aas} + R_{2Ans}) \cdot (D_{eDp} - Y_{2A} \cdot \gamma_{CPH}) + (R_{2Nas} + R_{2Nns}) \cdot (D_{eDp} - Y_{2N} \cdot \gamma_{CPH}) \\
 & + (R_{3Aas} + R_{3Ans}) \cdot (-Y_{3A} \cdot \gamma_{CPH}) + (R_{3Nas} + R_{3Nns}) \cdot (-Y_{3A} \cdot \gamma_{CPH}) + (R_{4As} + R_{4Ns}) \cdot (1 - A_{4a}) \cdot \\
 & \gamma_{CPH} \\
 & + R_{5s} \cdot (Y_{5/} \cdot \gamma_{CNA} \cdot \gamma_{CPA}) + R_{6s} \cdot (1 - A_{6a}) \cdot \gamma_{CPH} + (R_{7As} + R_{7N}) \cdot D_{eDp} \\
 & + (R_{10Aa} + R_{10An}) \cdot (-Y_{10A} \cdot \gamma_{CPP}) + (R_{10Na} + R_{10Nn}) \cdot (-Y_{10N} \cdot \gamma_{CPP}) + (R_{11A} + R_{11N}) \cdot (- \\
 & A_{CIP}) \\
 & + (R_{12A} + R_{12N}) \cdot (1 - A_{12a}) \cdot (\gamma_{CPP} + D_{ePP}) + R_{22s} \cdot (D_{ePP} - Y_{22} \cdot \gamma_{CPP}) + (R_{23} + R_{24}) \cdot A_{CIP} \quad (8-2)
 \end{aligned}$$

また、オゾン処理プロセスでの反応後の有機物や微生物、窒素関係およびりん関係の濃度は、おのおのの列の値の和をとることで求められる。例えば易分解性溶解性有機物(*C_D*)の反応後の濃度は、表8. 2. 7をもとに次式で表現される。

$$\begin{aligned}
 E_{ZCD} = & \sigma_c \cdot M_{Hs} + \sigma_c \cdot M_{As} + \sigma_c \cdot M_P + \sigma_c \cdot C_{DSs} + \sigma_c \cdot C_{Ss} + \sigma_c \cdot C_{DD} + C_D + (1 - \beta) \cdot C_I + (1 - \beta) \cdot \\
 & C_P \quad (8-3)
 \end{aligned}$$

8. 2. 6 速度定数と係数の値

本モデルの生物処理プロセスで使用した諸係数の一覧表を表8. 2. 8に示す。値は、もとなつたモデルの値を採用した。一般的な都市下水とは濃度レベルが違ふので、オゾン処理を組み込んでいない対照系列での汚泥発生量を再現するように、固形性易分解性有機基質最大可溶化反応速度定数、他栄養性細菌、自栄養性細菌およびりん蓄積細菌の自己分解定数、他栄養性細菌、自栄養性細菌およびりん蓄積細菌の自己分解による固形性有機物に戻る割合を変更した。

オゾン処理プロセスで使用した諸係数は、可溶化率(σ_c)ならびに生存率(β)であり、 σ_c は実験

ごとに変化させ、 β は0.7に固定した。りん回収プロセスでの諸係数は、凝集での除去率(ε_c)ならびに凝集後の P_O 濃度(τ_P)であり、 ε_c は0.5に、 τ_P は1.4mg/lとした。これらは実験結果の値を採用した。

8. 2. 7 測定水質と状態変数との関係

本モデルでは、(T・S)-BODおよび(T・S)-COD_{Cr}により、有機物濃度を把握した。そして、易分解性と難分解性の分類を行った。一般的に、ATU-BOD₅は、0.7×ATU-BOD_u程度であることが知られている(宗宮ら⁵⁾)。流入水の難分解性固形性有機物濃度(C_{DS} [mgCOD/l])、易分解性固形性有機物濃度(C_S [mgCOD/l])、難分解性溶解性有機物濃度(C_{DD} [mgCOD/l])、および易分解性溶解性有機物濃度(C_D [mgCOD/l])は、測定したCOD_{Cr}濃度およびBOD濃度に基づいて、以下の式で算出した。

$$C_D = S\text{-COD}_{Cr} - C_{DD} - C_A \quad (8-4)$$

$$C_{DD} = \text{生物処理で残留する S-COD}_{Cr} \quad (8-5)$$

$$C_S = (T\text{-BOD} - S\text{-BOD})/0.7 \quad (8-6)$$

$$C_{DS} = (T\text{-COD}_{Cr} - S\text{-COD}_{Cr}) - C_S \quad (8-7)$$

なお、合成廃水は試薬を水道水に溶かして調整したものであるため、 C_S および C_{SS} は存在しないこととした。また、今回の検討では平衡状態となるまで計算を行うことから、流入水中の微生物濃度は計算結果に影響しないと判断し、流入水中に微生物は存在しないとした。

モデルの検証でのCOD_{Cr}およびBODは計算結果を用いて以下の式で算出した。

$$S\text{-COD}_{Cr} = C_{DD} + C_D + C_A \quad (8-8)$$

$$BOD = (C_D + C_A) \times 0.7 \quad (8-9)$$

表 8. 2. 6 生物処理の各状態変数の物質収支(その1)

状態変数	炭素									
	他栄養性細菌	自栄養性細菌	りん蓄積細菌	難分解性固形 性有機物	易分解性固形 性有機物	難分解性溶解 性有機物	易分解性溶解 性有機物	有機酸	りん蓄積細菌 の細胞内基質	りん蓄積細菌 内のPHB
単位	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l
記号	M_{fs}	M_{fs}	M_p	C_{DSS}	C_{SS}	C_{DD}	C_D	C_A	C_I	C_p
R_{1fs}	mgCOD/(t·h)				-1	$(1-A_1)$	A_1			
R_{1ns}	mgCOD/(t·h)				-1	$(1-A_1)$	A_1			
R_{2fas}	mgCOD/(t·h)	Y_{2f}					-1			
R_{2nas}	mgCOD/(t·h)	Y_{2N}					-1			
R_{2fns}	mgCOD/(t·h)	Y_{2f}					-1			
R_{2Nns}	mgCOD/(t·h)	Y_{2N}					-1			
R_{3fas}	mgCOD/(t·h)	Y_{3f}						-1		
R_{3nas}	mgCOD/(t·h)	Y_{3N}						-1		
R_{3fns}	mgCOD/(t·h)	Y_{3f}						-1		
R_{3Nns}	mgCOD/(t·h)	Y_{3N}						-1		
R_{4fs}	mgCOD/(t·h)	-1		$A_{4a} \cdot A_{4b}$	$A_{4a} \cdot (1-A_{4b})$					
R_{4ns}	mgCOD/(t·h)	-1		$A_{4a} \cdot A_{4b}$	$A_{4a} \cdot (1-A_{4b})$					
R_{5s}	mgCOD/(t·h)		Y_5/γ_{CN4}							
R_{6s}	mgCOD/(t·h)		-1	$A_{6a} \cdot A_{6b}$	$A_{6a} \cdot (1-A_{6b})$					
R_{7f}	mgCOD/(t·h)						-1		1	
R_{7N}	mgCOD/(t·h)						-1		1	
R_{8f}	mgCOD/(t·h)							-1	1	
R_{8N}	mgCOD/(t·h)							-1	1	
R_{9f}	mgCOD/(t·h)								1	-1
R_{9N}	mgCOD/(t·h)								1	-1
R_{10fa}	mgCOD/(t·h)		Y_{10f}						-1	
R_{10Na}	mgCOD/(t·h)		Y_{10N}						-1	
R_{10fn}	mgCOD/(t·h)		Y_{10f}						-1	
R_{10Nn}	mgCOD/(t·h)		Y_{10N}						-1	
R_{11f}	mgCOD/(t·h)								-1	
R_{11N}	mgCOD/(t·h)								-1	
R_{12f}	mgCOD/(t·h)		-1	$A_{12a} \cdot A_{12b}$	$A_{12a} \cdot (1-A_{12b})$					
R_{12N}	mgCOD/(t·h)		-1	$A_{12a} \cdot A_{12b}$	$A_{12a} \cdot (1-A_{12b})$					
R_{21f}	mgCOD/(t·h)				-1	$(1-A_{21})$	A_{21}			
R_{22s}	mgCOD/(t·h)	Y_{22}					-1	$1 \cdot (1-Y_{22}) \cdot A_{22}$		
R_{23}	mgCOD/(t·h)					$(1-A_{23})$		-1	A_{23}	
R_{24}	mgCOD/(t·h)								-1	1

表 8. 2. 6 生物処理の各状態変数の物質収支(その2)

状態変数	窒素	自栄養性細菌	自栄養性細菌	りん菌積細菌	難分解性固形性有機物中窒素	易分解性固形性有機物中窒素	難分解性溶解性有機物中窒素	易分解性溶解性有機物中窒素	アンモニア態窒素
単位	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l
記号	M_{Hk}	M_{As}	M_P	N_{DS}	N_{SS}	N_{DP}	N_D	N_A	
R_{1As}	mgCOD/(t·h)				-DeSNs	$(1-A_1) \cdot D_{eSNs}$	DeSNs·A1		
R_{1Ns}	mgCOD/(t·h)				-DeSNs	$(1-A_1) \cdot D_{eSNs}$	DeSNs·A1		
R_{2As}	mgCOD/(t·h)	$Y_{2A} \cdot \gamma_{CNH}$					-DeSNs	$D_{eDN} \cdot Y_{2A} \cdot \gamma_{CNH}$	
R_{2Ns}	mgCOD/(t·h)	$Y_{2N} \cdot \gamma_{CNH}$					-DeSNs	$D_{eDN} \cdot Y_{2A} \cdot \gamma_{CNH}$	
R_{3As}	mgCOD/(t·h)	$Y_{2A} \cdot \gamma_{CNH}$					-DeSNs	D_{eDN}	
R_{3Ns}	mgCOD/(t·h)	$Y_{2N} \cdot \gamma_{CNH}$					-DeSNs	D_{eDN}	
R_{4As}	mgCOD/(t·h)	$Y_{3A} \cdot \gamma_{CNH}$						$-Y_{3A} \cdot \gamma_{CNH}$	
R_{4Ns}	mgCOD/(t·h)	$Y_{3N} \cdot \gamma_{CNH}$						$-Y_{3A} \cdot \gamma_{CNH}$	
R_{5As}	mgCOD/(t·h)	$Y_{3A} \cdot \gamma_{CNH}$							
R_{5Ns}	mgCOD/(t·h)	$Y_{3N} \cdot \gamma_{CNH}$							
R_{6As}	mgCOD/(t·h)	$-\gamma_{CNH}$			$A_{4a} \cdot A_{4,b} \cdot \gamma_{CNH}$			$(1-A_{4a}) \cdot \gamma_{CNH}$	
R_{6Ns}	mgCOD/(t·h)	$-\gamma_{CNH}$	Y_5		$A_{4a} \cdot A_{4,b} \cdot \gamma_{CNH}$			$(1-A_{4a}) \cdot \gamma_{CNH}$	
R_{7As}	mgCOD/(t·h)		$-\gamma_{CMA}$		$A_{6a} \cdot (1-A_{4,b}) \cdot \gamma_{CMA}$			$(1-A_{6a}) \cdot \gamma_{CNH}$	
R_{7Ns}	mgCOD/(t·h)				$A_{6a} \cdot (1-A_{4,b}) \cdot \gamma_{CMA}$			$(1-A_{6a}) \cdot \gamma_{CNH}$	
R_{8As}	mgCOD/(t·h)						$-D_{eSNs}$	D_{eDN}	
R_{8Ns}	mgCOD/(t·h)						$-D_{eSNs}$	D_{eDN}	
R_{9As}	mgCOD/(t·h)								
R_{9Ns}	mgCOD/(t·h)								
R_{10As}	mgCOD/(t·h)								
R_{10Ns}	mgCOD/(t·h)								
R_{11As}	mgCOD/(t·h)								
R_{11Ns}	mgCOD/(t·h)								
R_{12As}	mgCOD/(t·h)								
R_{12Ns}	mgCOD/(t·h)								
R_{21s}	mgCOD/(t·h)								
R_{22s}	mgCOD/(t·h)								
R_{23}	mgCOD/(t·h)								
R_{24}	mgCOD/(t·h)								

表 8. 2. 6 生物処理の各状態変数の物質収支 (その3)

状態変数	窒素						酸化態窒素 mgN/l	他栄養性細菌 mgP/l	自栄養性細菌 mgP/l	りん蓄積細菌 mgP/l	難分解性固形性 有機物中りん mgP/l	易分解性固形性 有機物中りん mgP/l	難分解性溶解性 有機物中りん mgP/l
	記号	M_{fs}	M_{fs}	M_p	P_{DSS}	P_{SS}							
$R_{1,fs}$	mgCOD/(t·h)												
$R_{1,ns}$	mgCOD/(t·h)												
$R_{2,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{24} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{2,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{2N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{3,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{24} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{3,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{2N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{4,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{4,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{5,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{5,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{6,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{6,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{7,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{7,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{8,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{8,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{9,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{9,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{10,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{10,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{10,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{10,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{11,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{11,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{12,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{34} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{12,ns}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{21,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{22} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{22,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{22} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{23,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{22} \cdot \gamma_{CPH}$										
$R_{24,fs}$	mgCOD/(t·h)		$Y_{22} \cdot \gamma_{CPH}$										

表 8. 2. 6 生物処理の各状態変数の物質収支(その4)

状態変数	りん			アルカリ度	溶存酸素濃度
	易分解性溶解性有機物中りん	オルトリン酸	ポリリン酸		
単位	mgP/l	mgP/l	mgP/l	mgCaCO ₃ /l	mgO ₂ /l
記号	P_D	P_O	P_P	A_L	DO
R_{LAS}	$D_{SPS} \cdot A_1$				
R_{ANS}	$D_{SPS} \cdot A_1$				
R_{2AS}	$-D_{ADP}$	$D_{ADP} \cdot Y_{2A} \cdot \gamma_{CPH}$		$(DeDN \cdot Y_{2A} \cdot \gamma_{CNH}) \cdot \gamma_{DAN}$	$-(1 \cdot Y_{2A}) \cdot \gamma_{CO}$
R_{2NS}	$-D_{ADP}$	$D_{ADP} \cdot Y_{2N} \cdot \gamma_{CPH}$		$(1/\alpha_{NC} \cdot Y_{2N} \cdot \gamma_{CNH} + D_{ADN}) \cdot \gamma_{DAN}$	
R_{2INS}	$-D_{ADP}$	$D_{ADP} \cdot Y_{2A} \cdot \gamma_{CPH}$		$(DeDN + Y_{2A} \cdot \gamma_{CNH}) \cdot \gamma_{DAN}$	$-(1 \cdot Y_{2A}) \cdot \gamma_{CO}$
R_{2NNS}	$-D_{ADP}$	$D_{ADP} \cdot Y_{2N} \cdot \gamma_{CPH}$		$(1/\alpha_{NC} + Y_{2N} \cdot \gamma_{CNH} + D_{ADN}) \cdot \gamma_{DAN}$	
R_{3AS}		$-Y_{3A} \cdot \gamma_{CPH}$		$-Y_{3A} \cdot \gamma_{CNH} \cdot \gamma_{DAN} + \gamma_{CAL}$	$-(1 \cdot Y_{3A}) \cdot \gamma_{CO}$
R_{3NS}		$-Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$		$-Y_{3N} \cdot \gamma_{CNH} \cdot \gamma_{DAN} + \gamma_{CAL}$	
R_{3INS}		$-Y_{3A} \cdot \gamma_{CPH}$		$Y_{3A} \cdot \gamma_{CNH} \cdot \gamma_{DAN} + \gamma_{CAL}$	$-(1 \cdot Y_{3A}) \cdot \gamma_{CO}$
R_{3NNS}		$-Y_{3N} \cdot \gamma_{CPH}$		$Y_{3N} \cdot \gamma_{CNH} \cdot \gamma_{DAN} + \gamma_{CAL}$	
R_{4AS}		$(1 \cdot A_{4a}) \cdot \gamma_{CPH}$		$(1 \cdot A_{4a}) \cdot \gamma_{CNH} \cdot \gamma_{DAN}$	$-(1 \cdot Y_{4a}) \cdot \gamma_{BO}$
R_{4NS}		$(1 \cdot A_{4a}) \cdot \gamma_{CPH}$		$(1 \cdot A_{4a}) \cdot (1/\alpha_{NC} + \gamma_{CNH}) \cdot \gamma_{DAN}$	
R_{5S}		$Y_5/\gamma_{CMI} \cdot \gamma_{CPA}$		$-(1 \cdot Y_5) \cdot \gamma_{NAN} \cdot Y_5 \cdot \gamma_{DAN}$	$-(1 \cdot Y_5) \cdot \gamma_{NO}$
R_{6S}		$(1 \cdot A_{6a}) \cdot \gamma_{CPH}$		$(1 \cdot A_{6a}) \cdot \gamma_{CMI} \cdot \gamma_{DAN}$	
R_{7A}	$-D_{ADP}$	D_{ADP}		$D_{ADN} \cdot \gamma_{DAN}$	
R_{7N}	$-D_{ADP}$	D_{ADP}		$D_{ADN} \cdot \gamma_{DAN}$	
R_{8A}				γ_{CAL}	
R_{8N}				γ_{CAL}	
R_{9A}					
R_{9N}					
R_{10AS}		$-Y_{10A} \cdot \gamma_{CPP}$		$-Y_{10A} \cdot \gamma_{CNP} \cdot \gamma_{DAN}$	$-(1 \cdot Y_{10A})$
R_{10NS}		$-Y_{10N} \cdot \gamma_{CPP}$		$-Y_{10N} \cdot \gamma_{CNP} \cdot \gamma_{DAN}$	
R_{10INS}		$-Y_{10A} \cdot \gamma_{CPP}$		$Y_{10A} \cdot \gamma_{CNP} \cdot \gamma_{DAN}$	$-(1 \cdot Y_{10A})$
R_{10NNS}		$-Y_{10N} \cdot \gamma_{CPP}$		$Y_{10N} \cdot \gamma_{CNP} \cdot \gamma_{DAN}$	
R_{11A}		$-A_{CIP}$	A_{CIP}		$-\gamma_{CO}$
R_{11N}		$-A_{CIP}$	A_{CIP}		
R_{12A}		$(1 \cdot A_{12a}) \cdot (\gamma_{CIP} + D_{EPP})$	$-DePP$	$(1 \cdot A_{12a}) \cdot \gamma_{CNP} \cdot \gamma_{DAN}$	$-(1 \cdot A_{12a}) \cdot \gamma_{BO}$
R_{12N}		$(1 \cdot A_{12a}) \cdot (\gamma_{CIP} + D_{EPP})$	$-DePP$	$(1 \cdot A_{12a}) \cdot \gamma_{CNP} \cdot \gamma_{DAN}$	
R_{21S}	$D_{SPS} \cdot A_{21}$				
R_{22S}	$-D_{ADP}$	$D_{EPP} \cdot Y_{22} \cdot \gamma_{CPP}$		$(D_{ADN} \cdot Y_{22} \cdot \gamma_{CNH}) \cdot \gamma_{DAN} + \gamma_{CAL} \cdot (1 \cdot Y_{22}) \cdot A_{22}$	
R_{23}		A_{CIP}	$-A_{CIP}$	γ_{CAL}	
R_{24}		A_{CIP}	$-A_{CIP}$	γ_{CAL}	

表 8. 2. 7 オゾン処理工程での物質収支 (その1)

状態変数	炭素					
	他栄養性細菌	自栄養性細菌	りん蓄積細菌	難分解性固形性有機物	易分解性固形性有機物	易分解性溶解性有機物
単位	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l	mgCOD/l
記号	M_{fs}	M_{fs}	M_p	C_{DSS}	C_{SS}	C_D
	$\beta \cdot M_{fs}$	M_{fs}	M_p	C_{DSS}	C_{SS}	C_D
反応前	M_{fs}	$\beta \cdot M_{fs}$				
	M_{fs}	$\beta \cdot M_{fs}$				
	M_p		$\beta \cdot M_p$			
	C_{DSS}	$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot A_{4b} \cdot M_{fs}$	$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot A_{12b} \cdot M_p$	$(1-\sigma_c) \cdot C_{DSS}$		
	C_{SS}	$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot (1-A_{4b}) \cdot M_{fs}$	$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot (1-A_{12b}) \cdot M_p$		$(1-\sigma_c) \cdot C_{SS}$	
	C_{DD}				$(1-\sigma_c) \cdot C_{DD}$	
	C_D	$\sigma_c \cdot M_{fs}$	$\sigma_c \cdot M_p$	$\sigma_c \cdot C_{DSS}$	$\sigma_c \cdot C_{SS}$	C_D
	C_A					C_A
	C_I					
	C_P					
	M_{fs}					
	M_{fs}					
	M_p					
	N_{DSS}					
	N_{SS}					
	N_{DD}					
	N_D					
	N_A					
	N_B					
	M_{fs}					
M_{fs}						
M_p						
P_{DSS}						
P_{SS}						
P_{DD}						
P_D						
P_O						
P_P						
A_L	mgCaCO ₃ /l					
DO	mgO ₂ /l					
反応後						

σ_c : 可溶化率
 β : 生存率

表 8. 2. 7 オゾン処理工程での物質収支 (その2)

反応前	状態変数	窒素											
		炭素 りん蓄積細菌 内のPHB	他栄養性細菌	自栄養性細菌	りん蓄積細菌	難分解性固 形性有機物 中窒素	易分解性固 形性有機物 中窒素	難分解性溶 解性有機物 中窒素	易分解性溶 解性有機物 中窒素				
	単位	mgCOD/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	mgN/l	
	記号	C_p	M_{ItS}	M_{As}	M_p	N_{DSS}	N_{SS}	N_{DD}	N_D	N_{DSS}	N_{SS}	N_{DD}	N_D
反応前	M_{ItS}		$\beta \cdot \gamma_{CNH} \cdot M_{ItS}$										
	M_{As}			$\beta \cdot \gamma_{CNH} \cdot M_{As}$									
	M_p				$\beta \cdot \gamma_{CNH} \cdot M_p$								
	C_{DSS}												
	C_{SS}												
	C_{DD}												
	C_D	$(1-\beta) \cdot C_I$											
	C_A												
	C_I												
	C_p	$\beta \cdot C_I$											
	M_{ItS}												
	M_{As}												
	M_p												
	N_{DSS}		$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot A_{4b} \cdot \gamma_{CNH} \cdot M_{ItS}$	$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot A_{6b} \cdot \gamma_{CNH} \cdot M_{As}$	$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot A_{12b} \cdot \gamma_{CNP} \cdot M_p$	$(1-\sigma_c) \cdot N_{DSS}$							
	N_{SS}		$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot (1-A_{4b}) \cdot \gamma_{CNH} \cdot M_{ItS}$	$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot (1-A_{6b}) \cdot \gamma_{CNH} \cdot M_{As}$	$(1-\sigma_c \cdot \beta) \cdot (1-A_{12b}) \cdot \gamma_{CNP} \cdot M_p$	$(1-\sigma_c) \cdot N_{SS}$							
	N_{DD}											$(1-\sigma_c) \cdot N_{DD}$	
	N_D		$\sigma_c \cdot \gamma_{CNH} \cdot M_{ItS}$	$\sigma_c \cdot \gamma_{CNH} \cdot M_{As}$	$\sigma_c \cdot \gamma_{CNP} \cdot M_p$	$\sigma_c \cdot N_{DSS}$						$\sigma_c \cdot N_{DD}$	N_D
	N_A												
	N_B												
	M_{ItS}												
	M_{As}												
	M_p												
	P_{DSS}												
	P_{SS}												
	P_{DD}												
	P_D												
	P_O												
	P_P												
	A_L	mgCaCO_3/l											
	DO	mgO_2/l											

σ_c : 可溶化率

β : 生存率

表 8. 2. 7 オゾン処理工程での物質収支 (その3)

反応前	状態変数		窒素		酸化態窒素 mgN/l N_b	他栄養性細菌 mgP/l M_{fs}	自栄養性細菌 mgP/l M_{fs}	りん蓄積細菌 mgP/l M_p	難分解性固形性 有機物中りん mgP/l P_{DSS}	易分解性固形性 有機物中りん mgP/l P_{SS}
	アンモニア態 窒素 mgN/l N_a	mgCOD/l	mgN/l N_a	mgP/l M_{fs}						
反応後										
	M_{fs}	mgCOD/l				$\beta \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_{fs}$				
	M_{fs}	mgCOD/l					$\beta \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_{fs}$			
	M_p	mgCOD/l					$\beta \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_p$			
	C_{DSS}	mgCOD/l								
	C_{SS}	mgCOD/l								
	C_{DD}	mgCOD/l								
	C_D	mgCOD/l								
	C_A	mgCOD/l								
	C_I	mgCOD/l								
	C_P	mgCOD/l								
	M_{fs}	mgN/l								
	M_{fs}	mgN/l								
	M_p	mgN/l								
	N_{DSS}	mgN/l								
	N_{SS}	mgN/l								
	N_{DD}	mgN/l								
	N_D	mgN/l								
	N_A	mgN/l	N_A							
	N_B	mgN/l		N_B						
	M_{fs}	mgP/l								
	M_{fs}	mgP/l								
	M_p	mgP/l								
	P_{DSS}	mgP/l				$(1 - \sigma_c \beta) \cdot A_{4b} \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_{fs}$	$(1 - \sigma_c \beta) \cdot A_{6b} \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_{fs}$	$(1 - \sigma_c \beta) \cdot A_{12b} \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_p$	$(1 - \sigma_c) \cdot P_{DSS}$	$(1 - \sigma_c) \cdot P_{SS}$
	P_{SS}	mgP/l				$(1 - \sigma_c \beta) \cdot (1 - A_{4b}) \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_{fs}$	$(1 - \sigma_c \beta) \cdot (1 - A_{6b}) \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_{fs}$	$(1 - \sigma_c \beta) \cdot (1 - A_{12b}) \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_p$		
	P_{DD}	mgP/l								
	P_D	mgP/l				$\sigma_c \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_{fs}$	$\sigma_c \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_{fs}$	$\sigma_c \cdot \gamma_{CPH} \cdot M_p$	$\sigma_c \cdot P_{DSS}$	$\sigma_c \cdot P_{SS}$
	P_O	mgP/l								
	P_P	mgP/l								
	A_L	mgCaCO ₃ /l								
	DO	mgO ₂ /l								

σ_c : 可溶化率

β : 生存率

表 8. 2. 7 オゾン処理工程での物質収支 (その4)

反応前	状態変数	難分解性溶解性 有機物中りん	易分解性溶解性 有機物中りん	りん		アルカリ度	溶存酸素濃度
				オルトリん	ポリりん		
単位	mgP/l	mgP/l	mgP/l	mgP/l	mgP/l	mgCaCO ₃ /l	mgO ₂ /l
記号	P_{DD}	P_D	P_D	P_O	P_P	A_L	DO
反応後	M_{Hs}	mgCOD/l					
	M_{As}	mgCOD/l					
	M_P	mgCOD/l					
	C_{DSS}	mgCOD/l					
	C_{SS}	mgCOD/l					
	C_{DD}	mgCOD/l					
	C_D	mgCOD/l					
	C_A	mgCOD/l					
	C_I	mgCOD/l					
	C_P	mgCOD/l					
	M_{Hs}	mgN/l					
	M_{As}	mgN/l					
	M_P	mgN/l					
	N_{DSS}	mgN/l					
	N_{SS}	mgN/l					
	N_{DD}	mgN/l					
	N_D	mgN/l					
	N_A	mgN/l					
	N_B	mgN/l					
	M_{Hs}	mgP/l					
	M_{As}	mgP/l					
	M_P	mgP/l					
	P_{DSS}	mgP/l					
	P_{SS}	mgP/l					
	P_{DD}	mgP/l	$(1-\sigma_c) \cdot P_{DD}$				
	P_D	mgP/l	$\sigma_c \cdot P_{DD}$	P_D			
	P_O	mgP/l		P_O	$(1-\beta) \cdot P_P$		
	P_P	mgP/l			$\beta \cdot P_P$		
	A_L	mgCaCO ₃ /l				A_L	
	DO	mgO ₂ /l					D_O^*

σ_c : 可溶化率

β : 生存率

表 8. 2. 8 諸係数の一覧表(その 1)

記号	単位		説明	採用値
速度係数				
k_{1A}	mgCOD/(mgCOD・d)	好気	固形性易分解性有機基質最大可溶化反応速度定数	0.432
k_{1N}	mgCOD/(mgCOD・d)	無酸素	固形性易分解性有機基質最大可溶化反応速度定数	1.2
k_{2A}	mgCOD/(mgCOD・d)	好気	溶解性易分解性有機基質最大摂取速度定数	1.2
k_{2N}	mgCOD/(mgCOD・d)	無酸素	溶解性易分解性有機基質最大摂取速度定数	1.2
k_{3A}	mgCOD/(mgCOD・d)	好気	有機酸最大摂取速度定数	6
k_{3N}	mgCOD/(mgCOD・d)	無酸素	有機酸最大摂取速度定数	6
k_{4A}	1/d	好気	他栄養性細菌自己分解定数	0.024
k_{4N}	1/d	無酸素	他栄養性細菌自己分解定数	0.024
k_5	mgN/(mgCOD・d)		アンモニア性窒素最大摂取速度定数	4.8
k_6	1/d	好気	自栄養性細菌自己分解定数	0.024
k_{7A}	mgCOD/(mgCOD・d)	好気	りん蓄積細菌易分解性溶解性有機物摂取速度定数	1.2
k_{7N}	mgCOD/(mgCOD・d)	無酸素	りん蓄積細菌易分解性溶解性有機物摂取速度定数	1.2
k_{8A}	mgCOD/(mgCOD・d)	好気	りん蓄積細菌有機酸摂取速度定数	1.2
k_{8N}	mgCOD/(mgCOD・d)	無酸素	りん蓄積細菌有機酸摂取速度定数	1.2
k_{9A}	mgCOD/(mgCOD・d)	好気	PHBの細胞内基質への変換速度定数	33.6
k_{9N}	mgCOD/(mgCOD・d)	無酸素	PHBの細胞内基質への変換速度定数	24
k_{10A}	mgCOD/(mgCOD・d)	好気	りん蓄積細菌中の細胞内基質代謝速度定数	16.8
k_{10N}	mgCOD/(mgCOD・d)	無酸素	りん蓄積細菌中の細胞内基質代謝速度定数	16.8
k_{11A}	mgCOD/(mgP・d)	好気	りん蓄積細菌中でのオルトリン酸のポリりん酸としての蓄積の際の細胞内基質代謝速度定数	36
k_{11N}	mgCOD/(mgP・d)	無酸素	りん蓄積細菌中でのオルトリン酸のポリりん酸としての蓄積の際の細胞内基質代謝速度定数	7.2
k_{12A}	1/d	好気	りん蓄積細菌自己分解定数	0.024
k_{12N}	1/d	無酸素	りん蓄積細菌自己分解定数	0.024
k_{21}	mgCOD/(mgCOD・d)	嫌気	易分解性固形性有機物の加水分解速度定数	0.432
k_{22}	mgCOD/(mgCOD・d)	嫌気	易分解性溶解性有機物の有機酸発酵速度定数	1.92
k_{23}	mgCOD/(mgCOD・d)	嫌気	りん蓄積細菌の有機酸摂取速度定数	31.2
k_{24}	mgCOD/(mgP・d)	嫌気	りん蓄積細菌中の細胞内基質のPHBへの変換速度定数	12
半飽和定数(Michaelis定数)				
K_{ADOX}	mgO ₂ /l	好気	好気状態, 溶存酸素	0.5
K_{ADON}	mgO ₂ /l	好気	硝化, 溶存酸素	0.5
K_{ADOXA}	mgO ₂ /l	好気	自栄養性細菌自己分解, 溶存酸素	0.5
K_{EDO}	mgO ₂ /l	嫌気	嫌気状態, 溶存酸素	0.3
K_{ACA1}	mgCOD/l	好無	有機酸と易分解性溶解性有機物の選択, 有機酸	0.2
K_{NPO}	mgP/l	好無嫌	菌体合成に必要なオルトリン酸	0.01
K_{NNB1}	mgN/l	無酸素	他栄養性細菌の無酸素条件, 硝酸態窒素	0.1
K_{NNB2}	mgN/l	無酸素	りん蓄積性細菌の無酸素条件, 硝酸態窒素	3
K_{ENB1}	mgN/l	嫌気	易分解性固形性有機物の加水分解, 硝酸態窒素	0.1
K_{ENB2}	mgN/l	嫌気	易分解性溶解性有機物の有機酸発酵, 硝酸態窒素	0.1
K_{ENB3}	mgN/l	嫌気	りん蓄積細菌の有機酸摂取, 硝酸態窒素	3
K_{ENB4}	mgN/l	嫌気	りん蓄積細菌中の細胞内基質のPHBへの変換, 硝酸態窒素	5
K_{NA1}	mgN/l	好無嫌	菌体合成に必要なアンモニア性窒素	0.01
K_{NB1}	mgN/l	好無	菌体合成に必要な硝酸態窒素	0.01
K_{AS}	mgCOD/l	好気	固形性易分解性有機物可溶化, 基質	3000
K_{NS}	mgCOD/l	無酸素	固形性易分解性有機物可溶化, 基質	3000
K_{AC}	mgCOD/l	好気	溶解性易分解性有機物摂取, 基質	20

表 8. 2. 8 諸係数の一覧表(その 2)

記号	単位		説明	採用値
K_{NC}	mgCOD/l	無酸素	溶解性易分解性有機物摂取, 基質	20
K_{ACA}	mgCOD/l	好気	有機酸摂取, 基質	0.2
K_{NCA}	mgCOD/l	無酸素	有機酸摂取, 基質	0.2
K_{NA}	mgN/l	好気	硝化, アンモニア性窒素	0.5
K_{ACP}	mgCOD/l	好気	りん蓄積細菌易分解性溶解性有機物摂取, 基質	20
K_{NCP}	mgCOD/l	無酸素	りん蓄積細菌易分解性溶解性有機物摂取, 基質	20
K_{ACAP}	mgCOD/l	好気	りん蓄積細菌有機酸摂取, 基質	20
K_{NCAP}	mgCOD/l	無酸素	りん蓄積細菌有機酸摂取, 基質	20
K_{ACIMP}	mgCOD/mgCOD	好気	りん蓄積細菌中でのオルトリン酸のポリりん酸としての蓄積の際の細胞内基質代謝, 基質	0.0001
K_{NCIMP}	mgCOD/l	無酸素	りん蓄積細菌中でのオルトリン酸のポリりん酸としての蓄積の際の細胞内基質代謝, 基質	0.0001
K_{ACDA}	mgCOD/l	好気	りん蓄積細菌中でのオルトリン酸のポリりん酸としての蓄積の際の細胞内基質代謝, 外部基質	20
K_{NCDA}	mgCOD/l	無酸素	りん蓄積細菌中でのオルトリン酸のポリりん酸としての蓄積の際の細胞内基質代謝, 外部基質	20
K_{ES}	mgCOD/l	嫌気	易分解性固形性有機物の加水分解, 基質	3000
K_{ED}	mgCOD/l	嫌気	易分解性溶解性有機物の有機酸発酵, 基質	20
K_{EA}	mgCOD/l	嫌気	りん蓄積細菌の有機酸摂取, 基質	20
K_{AL}	mgCaCO ₃ /l	好無嫌	アルカリ度のpHへの変換	40
変換割合				
A_1	—	好無	固形性易分解性有機基質の可溶化により易分解性溶解性になる割合	0.99
A_{4a}	—	好無	他栄養性細菌の自己分解により固形性有機物に戻る割合	0.3
A_{4b}	—	好無	他栄養性細菌の自己分解による固形性有機物に戻るうちで難分解性であるものの割合	0.26
A_{6a}	—	好気	自栄養性細菌の自己分解により固形性有機物に戻る割合	0.3
A_{6b}	—	好気	自栄養性細菌の自己分解による固形性有機物に戻るうちで難分解性であるものの割合	0.26
A_{12a}	—	好無	りん蓄積細菌の自己分解により固形性有機物に戻る割合	0.3
A_{12b}	—	好無	りん蓄積細菌の自己分解による固形性有機物に戻るうちで難分解性であるものの割合	0.26
A_{21}	—	嫌気	固形性易分解性有機基質の可溶化により易分解性溶解性になる割合	0.99
A_{22}	—	嫌気	易分解性溶解性有機物の有機酸発酵により有機酸になる割合	0.6667
A_{23}	—	嫌気	りん蓄積細菌の有機酸摂取により細胞内基質になる割合	0.96
収率				
Y_{2A}	mg同化COD/mg摂取COD	好気	他栄養性細菌の易分解性溶解性有機物分解時の収率	0.6
Y_{2N}	mg同化COD/mg摂取COD	無酸素	他栄養性細菌の易分解性溶解性有機物分解時の収率	0.3
Y_{3A}	mg同化COD/mg摂取COD	好気	他栄養性細菌の有機酸分解時の収率	0.6
Y_{3N}	mg同化COD/mg摂取COD	無酸素	他栄養性細菌の有機酸分解時の収率	0.3
Y_5	mg同化N/mg摂取N	好気	自栄養性細菌の収率	0.021
Y_{10A}	mg同化COD/mg摂取COD	好気	りん蓄積細菌中の細胞内基質代謝時の収率	0.8
Y_{10N}	mg同化COD/mg摂取COD	無酸素	りん蓄積細菌中の細胞内基質代謝時の収率	0.8
Y_{22}	mg同化COD/mg摂取COD	嫌気	易分解性溶解性有機物の有機酸発酵時の収率	0.1

表 8. 2. 8 諸係数の一覧表(その 3)

記号	単位		説明	採用値
温度係数				
θ_1	—	—	他栄養性細菌の有機物可溶化時(反応1)の温度係数	1.03
θ_2	—	—	他栄養性細菌の有機物摂取時(反応2)の温度係数	1.03
θ_3	—	—	他栄養性細菌の有機酸摂取時(反応3)の温度係数	1.03
θ_4	—	—	他栄養性細菌の自己分解時(反応4)の温度係数	1.03
θ_5	—	—	自栄養性細菌の硝化時(反応5)の温度係数	1.1
θ_6	—	—	自栄養性細菌の自己分解時(反応6)の温度係数	1.03
θ_7	—	—	りん蓄積細菌の有機物摂取時(反応7)の温度係数	1.03
θ_8	—	—	りん蓄積細菌の有機酸摂取時(反応8)の温度係数	1.03
θ_9	—	—	りん蓄積細菌のPHBの細胞内基質への変換時(反応9)の温度係数	1.03
θ_{10}	—	—	りん蓄積細菌の細胞内基質代謝時(反応10)の温度係数	1.03
θ_{11}	—	—	りん蓄積細菌中でのオルトリン酸のポリリン酸としての蓄積の際の細胞内基質代謝時(反応11)の温度係数	1.03
θ_{12}	—	—	りん蓄積細菌の自己分解時(反応12)の温度係数	1.03
θ_{21}	—	—	他栄養性細菌の有機物加水分解時(反応13)の温度係数	1.03
θ_{22}	—	—	他栄養細菌の有機物の有機酸発酵時(反応22)の温度係数	1.03
θ_{23}	—	—	りん蓄積細菌の有機酸摂取時(反応23)の温度係数	1.03
θ_{24}	—	—	りん蓄積細菌の細胞内基質のPHBへの変換時(反応24)の温度係数	1.03
その他				
a_{NC}	mgCOD/mgN	—	脱窒のための必要有機基質	2.857
γ_{CNH}	mgN/mgCOD	—	他栄養性細菌の窒素含有率	0.0875
γ_{CNA}	mgN/mgCOD	—	自栄養性細菌の窒素含有率	0.0875
γ_{CNP}	mgN/mgCOD	—	りん蓄積細菌の窒素含有率	0.0875
γ_{NAN}	mg CaCO ₃ /mgN	—	アンモニア性窒素1mgN硝化時のアルカリ度消費量	7.14
γ_{DAN}	mg CaCO ₃ /mgN	—	酸化態窒素 1mgN還元時、および有機態窒素1mgNアンモニア化時のアルカリ度生成量同化によるアンモニア性窒素1mgN摂取時のアルカリ度消費量	3.57
γ_{NO}	mgO ₂ /mgN	—	硝化のための必要酸素量	4.571
γ_{CO}	mgO ₂ /mgCOD	—	有機物摂取のための必要酸素量	1
γ_{BO}	mgO ₂ /mgCOD	—	自己分解のための必要酸素量	1
γ_{CPH}	mgP/mgCOD	—	他栄養性細菌のりん含有率	0.0141
γ_{CPA}	mgP/mgCOD	—	自栄養性細菌のりん含有率	0.0141
γ_{CPP}	mgP/mgCOD	—	りん蓄積細菌のりん含有率	0.0141
A_{CAP}	mgP/mgCOD	嫌気	有機酸摂取時のりん放出量	0.35
A_{CIP}	mgP/mgCOD	好気 無酸素 嫌気	(嫌気) 細胞内基質のPHBへの代謝時のりん放出量 (好気) 細胞内基質代謝時のりん摂取量	1.1
P_{PMP}	mgP/mgCOD	—	りん蓄積細菌の最大ポリリン酸含有率	0.2
γ_{CAD}	mgCOD/mgCOD	—	溶解性有機物/有機酸 影響換算	1
γ_{CAAL}	mgCaCO ₃ /mgCOD	—	アルカリ度/有機酸	0.7813

8. 3 モデルの検証

作成したモデルに実験と同一の条件を入力して計算した結果と実測値を比較することにより、モデルの検証を試みた。計算は第4章の Run7(ベンチスケール実験)と第5章の Run8(パイロットプラント実験)の運転条件を基とした。

計算で使用した流入水質は実験での流入水質を基に表8. 3. 1のとおり設定した。

表8. 3. 1 流入水質の設定値

状態変数	記号	単位	Run				
			7-1	7-2	8-1	8-2	8-3
難分解性固形性有機物	C_{DSs}	mgCOD/l	0	0	147	106	113
難分解性固形性有機物中窒素	N_{DSs}	mgN/l	0.00	0.00	4.18	5.18	5.05
難分解性固形性有機物中りん	P_{DSs}	mgP/l	0.00	0.00	1.12	0.85	1.01
易分解性固形性有機物	C_{Ss}	mgCOD/l	0	0	103	94	57
易分解性固形性有機物中窒素	N_{Ss}	mgN/l	0.00	0.00	2.92	4.62	2.55
易分解性固形性有機物中りん	P_{Ss}	mgP/l	0.00	0.00	0.78	0.75	0.51
難分解性溶解性有機物	C_{DD}	mgCOD/l	7.0	7.0	15.0	15.0	15.0
難分解性溶解性有機物中窒素	N_{DD}	mgN/l	1.56	1.35	0.67	0.64	0.69
難分解性溶解性有機物中りん	P_{DD}	mgP/l	0.070	0.021	0.052	0.081	0.064
易分解性溶解性有機物	C_D	mgCOD/l	203	223	235	265	225
易分解性溶解性有機物中窒素	N_D	mgN/l	45.3	42.9	10.5	11.4	10.3
易分解性溶解性有機物中りん	P_D	mgP/l	2.03	0.68	0.81	1.44	0.96
有機酸	C_A	mgCOD/l	480	480	0	0	0
アンモニア性窒素	N_A	mgN/l	55.5	60.8	16.8	22.1	14.3
酸化態窒素	N_B	mgN/l	0	0	0	0	0
アルカリ度	A_L	mgCaCO ₃ /l	300	250	156	162	136
溶存酸素濃度	D_O	mgO ₂ /l	0	0	0	0	0
オルトリン酸	P_O	mgP/l	14.7	14.6	1.27	1.79	0.79

計算での反応槽内の微生物と固形性有機物の初期濃度はRun7とRun8それぞれにオゾン処理とりん回収を組み込まない条件(実験での対照系列に相当する運転条件)にて水質等が安定するまで計算した結果を用いた。具体的な数値を表8. 3. 2および表8. 3. 3に示す。

表8. 3. 2 各槽の初期微生物および固形性有機物濃度の設定値
【Run7(ベンチスケール実験)】

状態変数	記号	単位	第1槽	第2槽	第3槽	第4槽
他栄養性細菌	M_{Hs}	mgCOD/l	1160	1156	1155	1154
自栄養性細菌	M_{As}	mgCOD/l	786	789	788	791
りん蓄積細菌	M_P	mgCOD/l	5622	5652	5653	5647
難分解性固形性有機物	C_{DSs}	mgCOD/l	829	833	834	834
易分解性固形性有機物	C_{Ss}	mgCOD/l	88.7	89.9	90.9	91.9

表 8. 3. 3 各槽の初期微生物および固形性有機物濃度の設定値
【Run8(パイロットプラント実験)】

状態変数	記号	単位	第1槽	第2槽	第3槽	第4槽
他栄養性細菌	M_{Hs}	mgCOD/l	583	596	596	595
自栄養性細菌	M_{As}	mgCOD/l	90.8	93.5	93.1	93.9
りん蓄積細菌	M_P	mgCOD/l	842	870	866	873
難分解性固形性有機物	C_{DSS}	mgCOD/l	3186	3188	3188	3189
易分解性固形性有機物	C_{Ss}	mgCOD/l	655	609	612	606

オゾン処理での汚泥の可溶化率は、計算での汚泥発生量が実験での結果とほぼ同じになるように設定した。実験での液化率と計算で設定した可溶化率を表 8. 3. 4 に示す。設定した可溶化率は実験での液化率より大きな値となった。実験での液化率はオゾン処理のみでの汚泥の液化割合であるが実験結果より汚泥は生物処理槽でも液化が進むことが確認されている。今回の計算で設定した可溶化率はオゾン処理での液化と生物処理槽での液化をあわせた割合であるため、実験での液化率より大きくなったと考える。

表 8. 3. 4 オゾン処理での可溶化率の設定値

Run	系列	液化率(実験値)	可溶化率(計算値)
7-1	対照	0.0000	0.00
7-1	オゾン1-B	0.1000	0.25
7-2	オゾン2-B	0.0633	0.30
8-1	対照	0.0000	0.00
8-1	オゾン	0.0388	0.30
8-2	オゾン	0.0319	0.24
8-3	オゾン	0.0361	0.15

8. 3. 1 各槽の水質の比較

Run7-1 の対照系列とオゾン 1-B 系列, Run7-2 のオゾン 2-B 系列, Run8-1 の対照系列とオゾン系列, Run8-2 のオゾン系列および Run8-3 のオゾン系列における各槽での水質の実験結果と計算結果を比較してモデルの検証を行った。それぞれの結果を図 8. 3. 1 から図 8. 3. 7 に示す。なお、実験値は点で、計算値は線で示した。

いずれの計算結果においても計算結果は実験値を概ね再現していた。

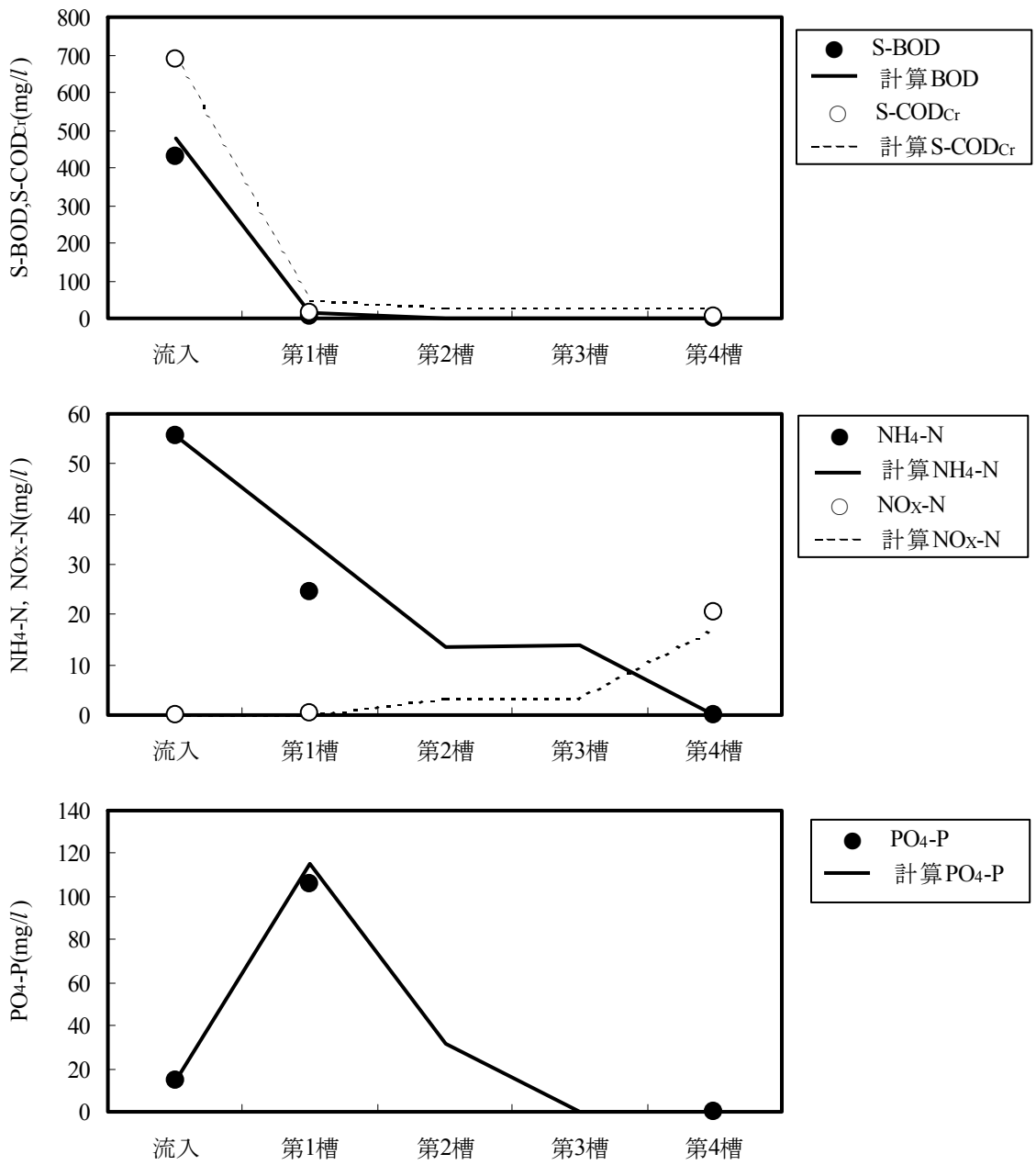


図 8. 3. 1 各槽での水質変化の検証【Run7-1 対照系列】

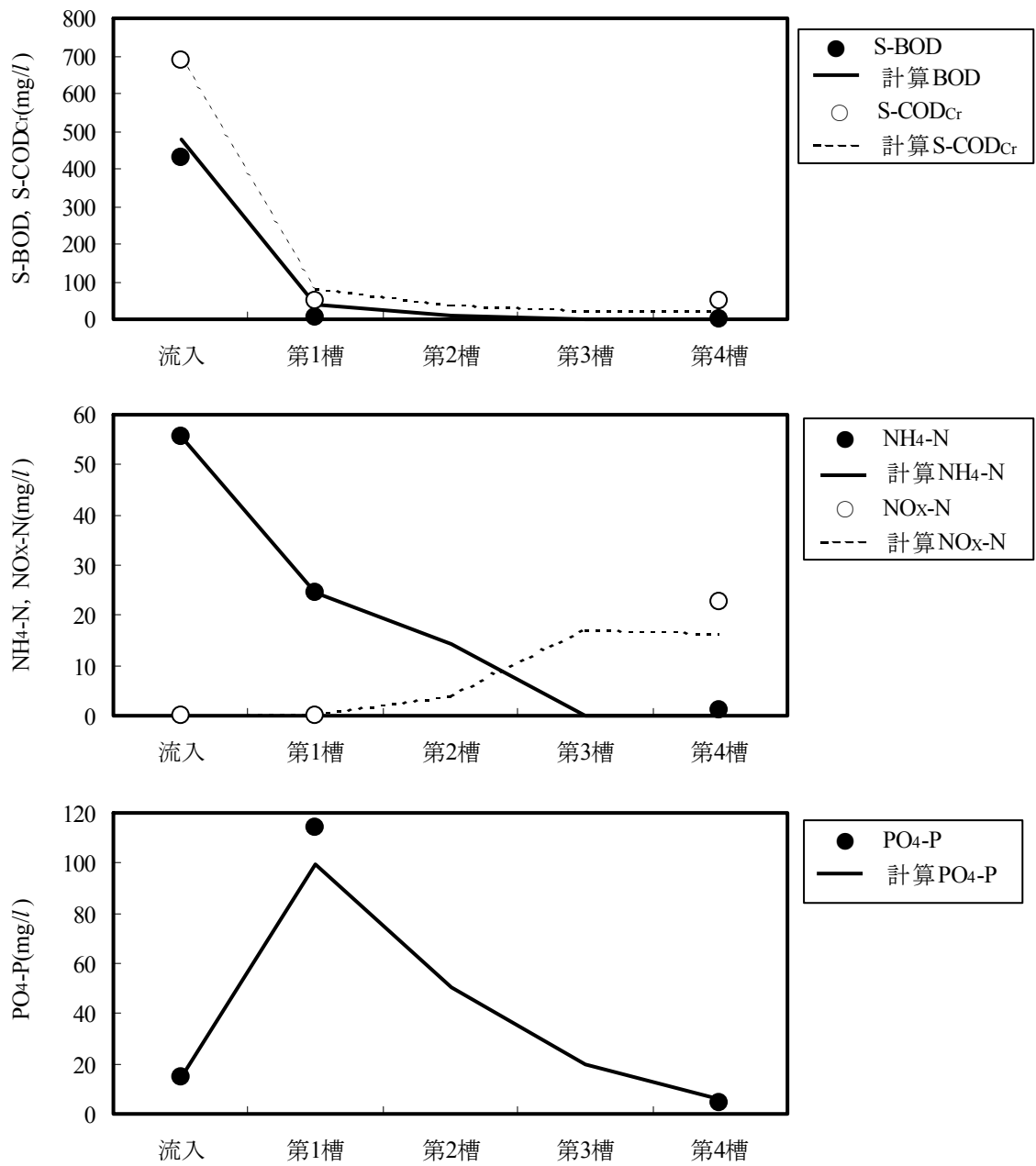


図 8. 3. 2 各槽での水質変化の検証【Run7-1 オゾン 1-B 系列】

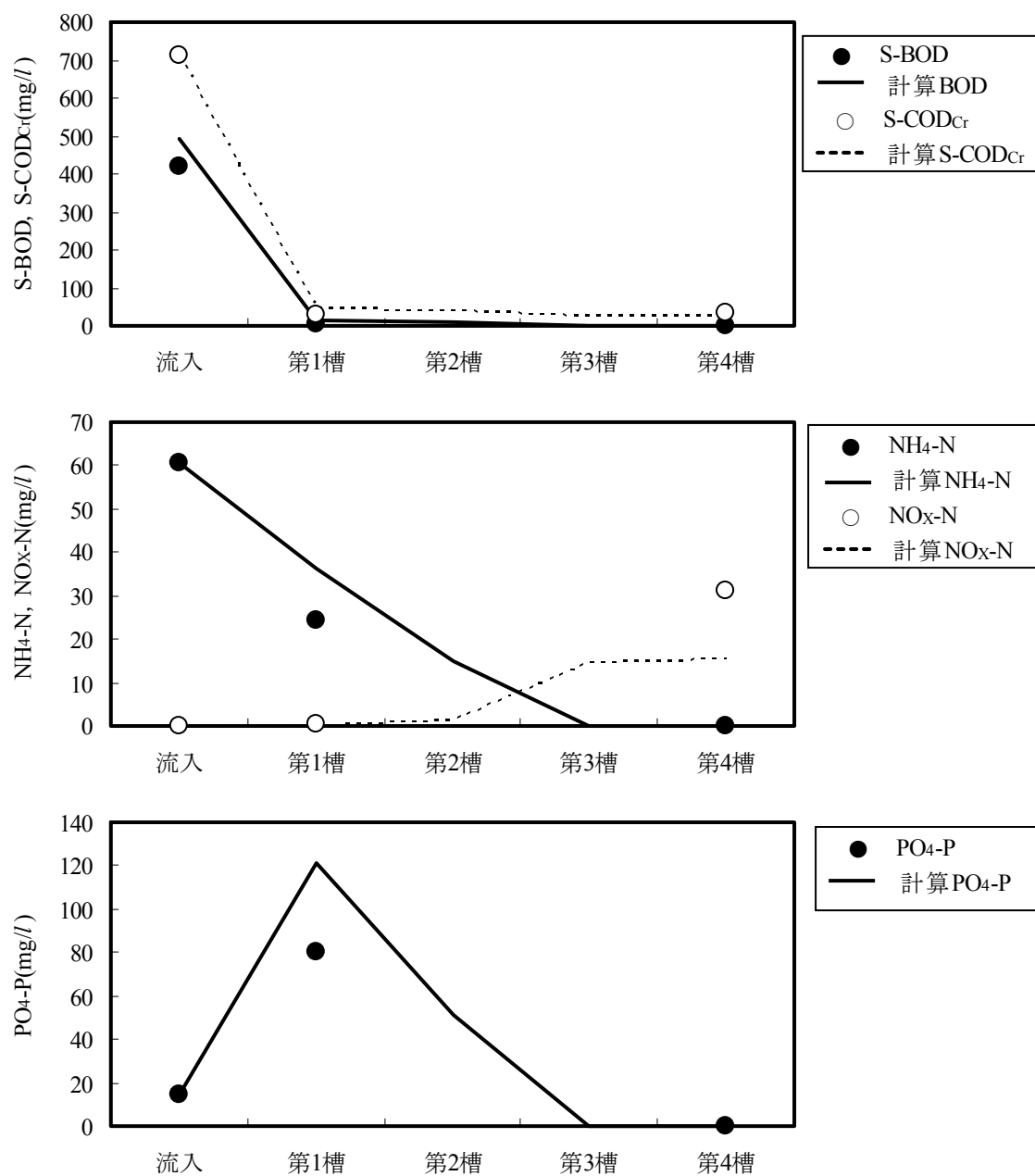


図 8. 3. 3 各槽での水質変化の検証【Run7-2 オゾン 2-B 系列】

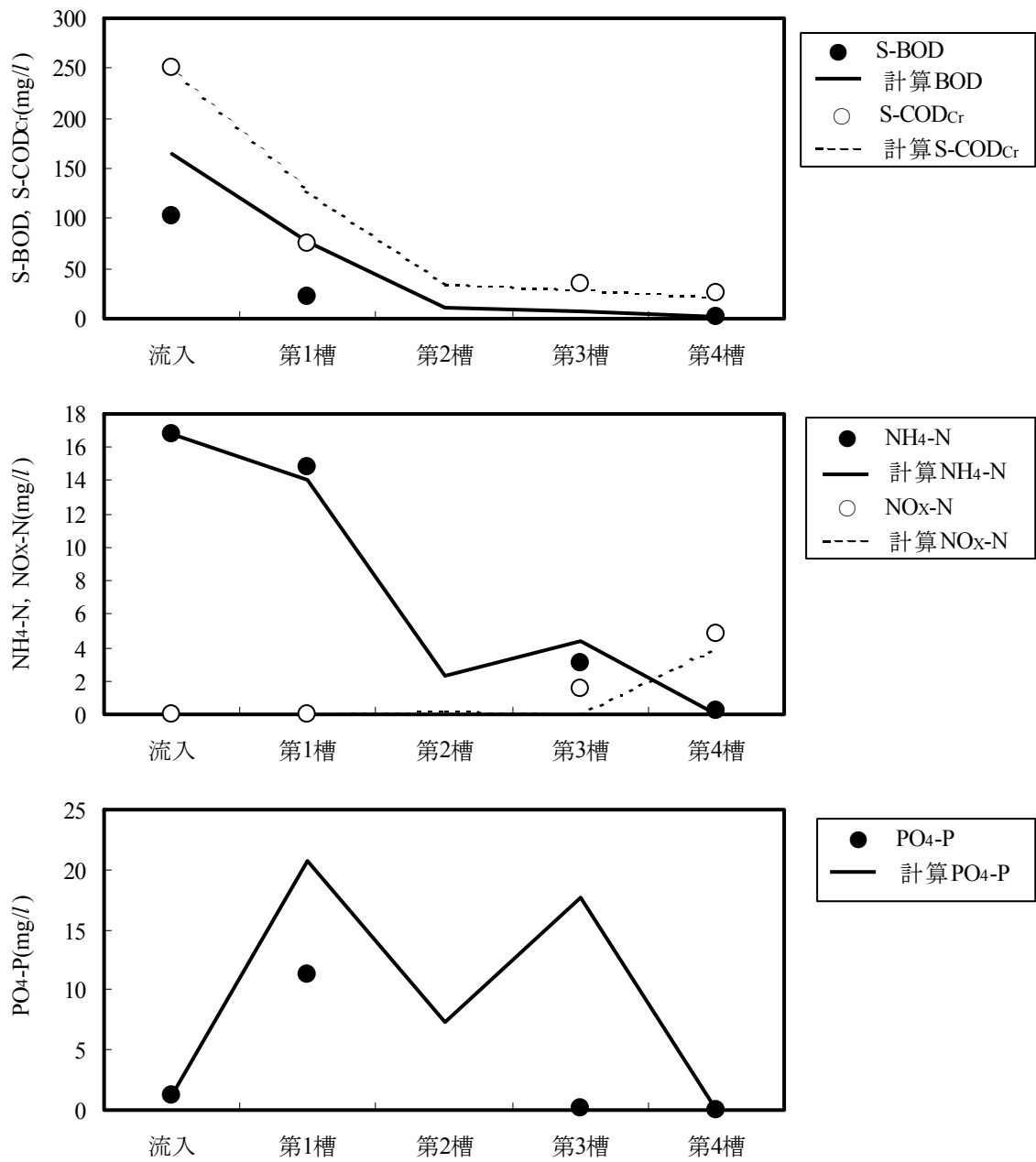


図 8. 3. 4 各槽での水質変化の検証【Run8-1 対照系列】

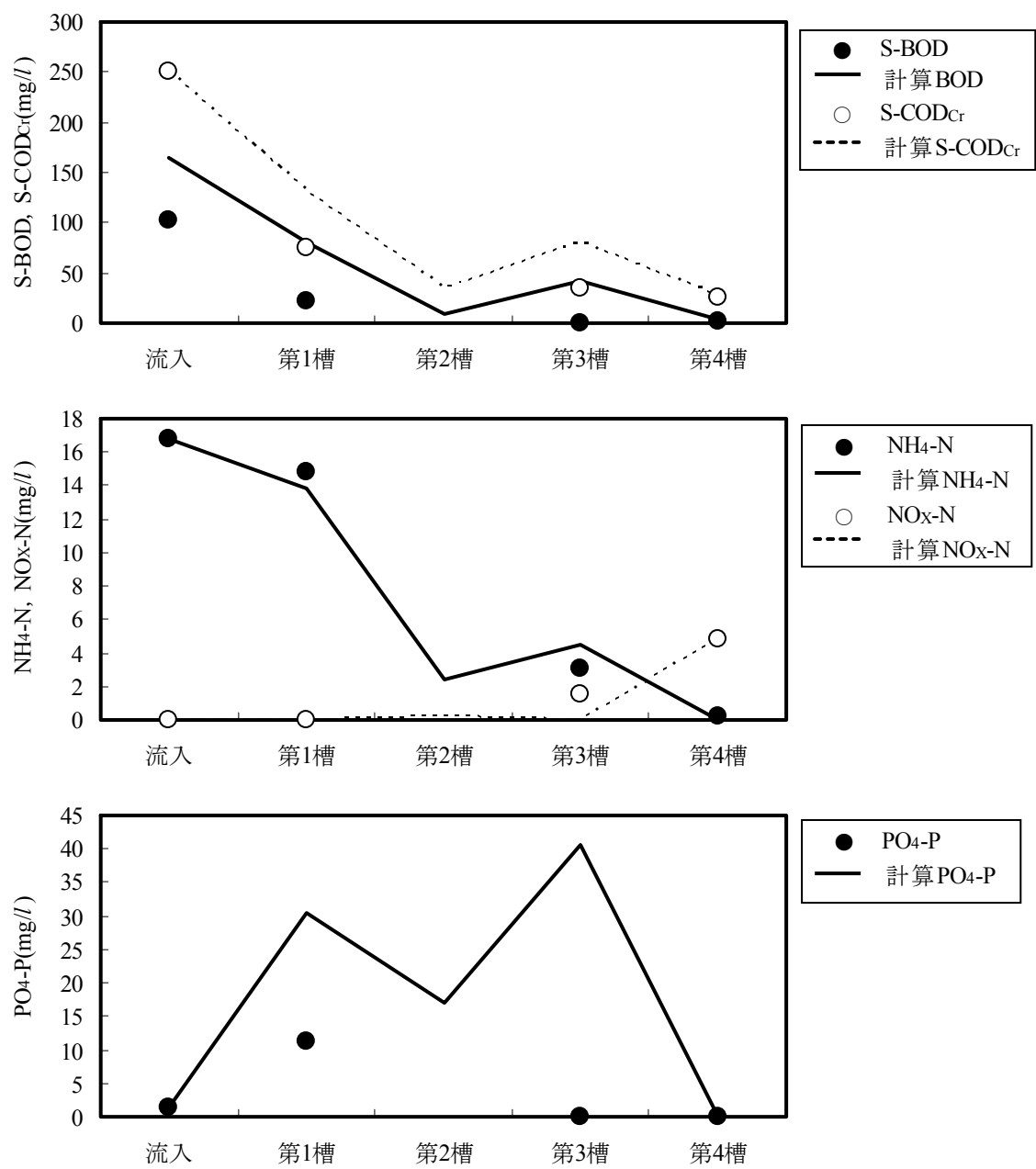


図8. 3. 5 各槽での水質変化の検証【Run8-1 オゾン系列】

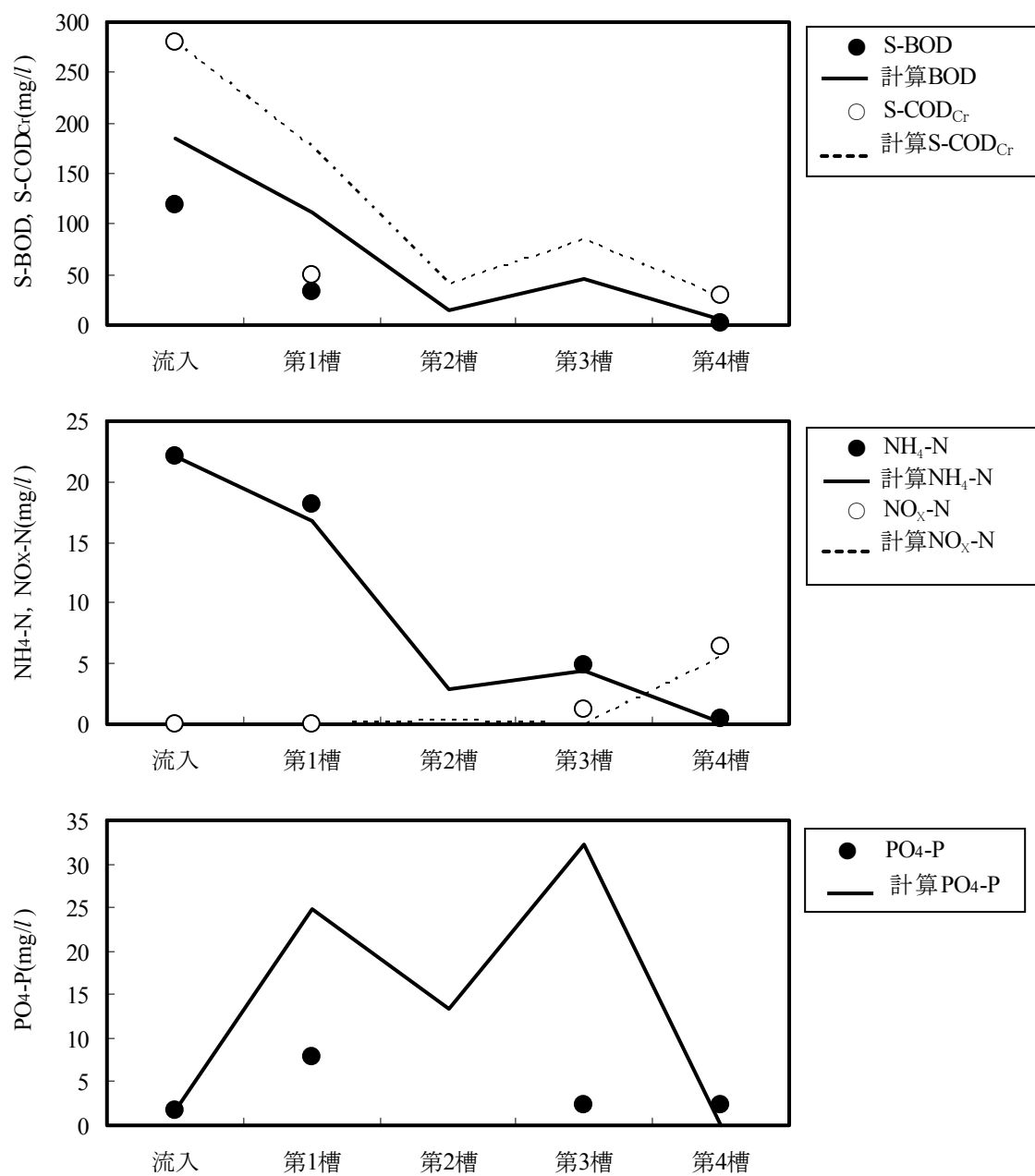


図 8. 3. 6 各槽での水質変化の検証【Run8-2 オゾン系列】

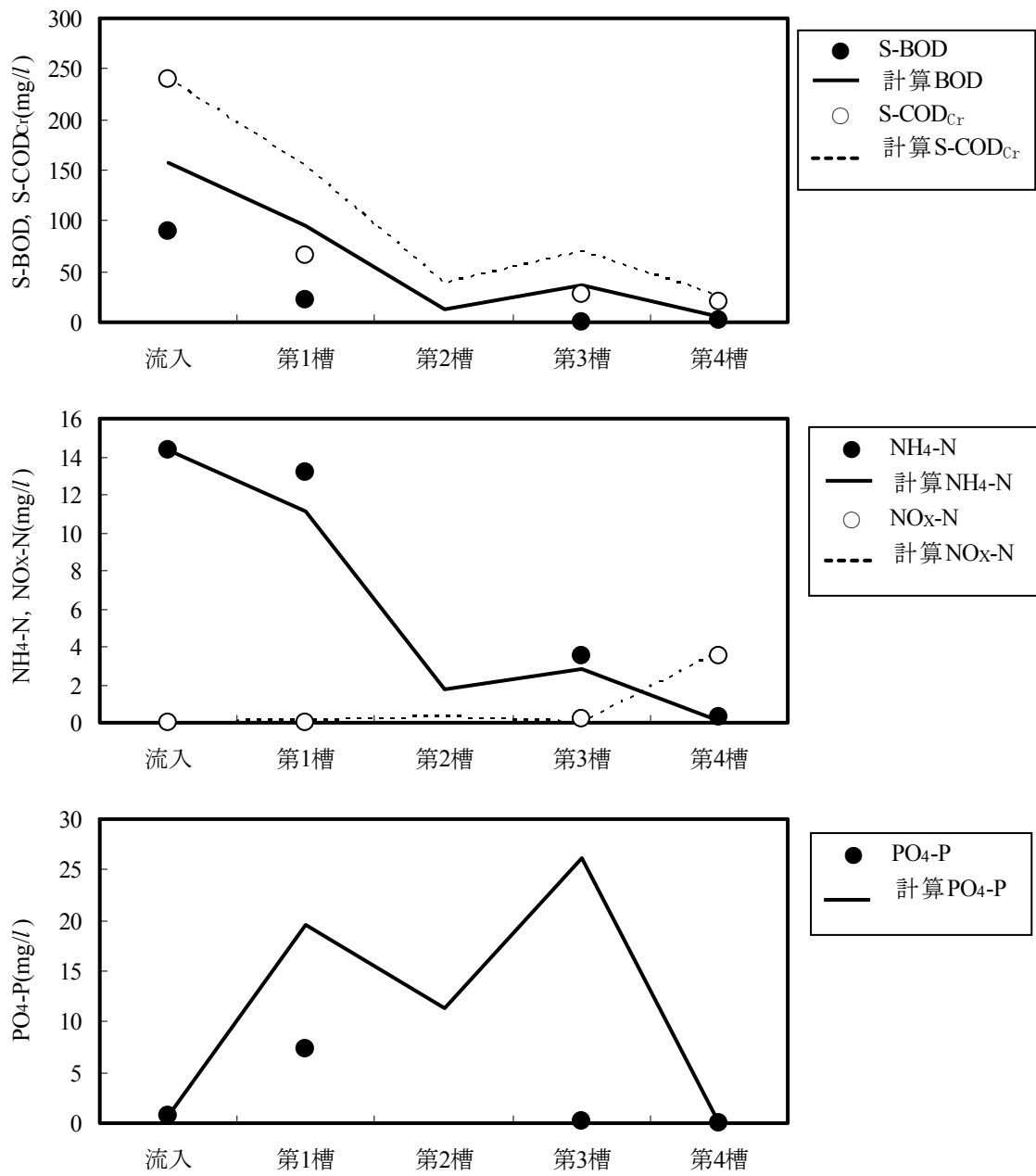


図8. 3. 7 各槽での水質変化の検証【Run8-3 オゾン系列】

8. 3. 2 汚泥発生量の比較

水質の比較と同様に実験での汚泥発生量の実験結果と計算結果を比較してモデルの検証を行った。それぞれの結果を図 8. 3. 7 および図 8. 3. 8 に示す。

いずれの計算結果においても計算結果は実験値を概ね再現していた。

以上の結果より、本モデルでは種々な原水性状、装置の規模および運転条件においても、水質および汚泥発生量の計算結果は実験値に近い値となった。これらの検証結果より本モデルは種々の条件に適応可能であると判断した。

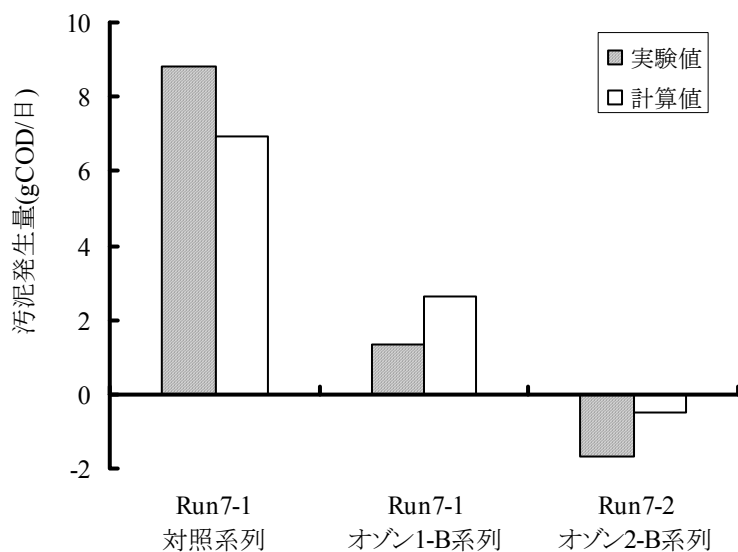


図 8. 3. 7 汚泥発生量の比較【Run7(ベンチスケール実験)】

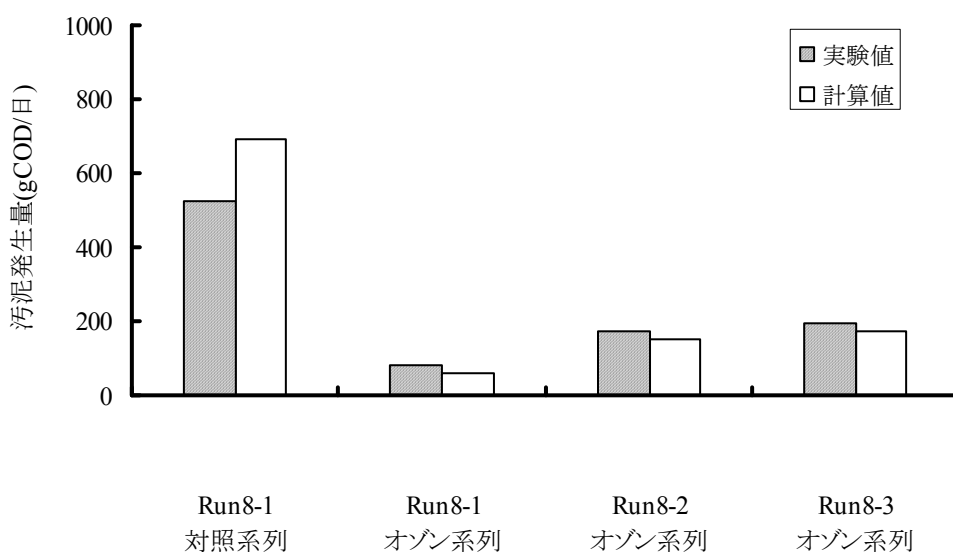


図 8. 3. 8 汚泥発生量の比較【Run8(パイロットプラント実験)】

8. 4 モデルを用いた操作因子の検討

8. 4. 1 可溶化率の水質および汚泥発生量への影響

可溶化率(σ_c)を変化させた場合の水質および汚泥発生量の変化を検討した。また、りん回収がある場合とない場合の比較も行った。これらの検討は第4章での実験と同じ流入水質や運転条件としており、りん回収がない場合はRun7-1のオゾン1-B系列と同様に、りん回収がある場合はRun7-2のオゾン2-B系列と同様にした。また、初期の生物処理槽内の各微生物と固形性有機物濃度は第8.3節と同様にした。

りん回収がない場合の計算結果を図8.4.1に、りん回収がある場合の計算結果を図8.4.2に示す。

りん回収がない場合、処理水のS-COD, BOD, $\text{NH}_4\text{-N}$ および $\text{NO}_x\text{-N}$ は σ_c 0~0.30 の範囲ではほぼ同じであった。これらの結果より、 σ_c の変化は有機物除去ならびに硝化にはほとんど影響を及ぼさないと判断した。処理水の $\text{PO}_4\text{-P}$ は可溶化率が0.2程度より σ_c を大きくするに従い高くなり、 σ_c が0.30では、ほぼ流入と同じ15.9mg/lとなった。嫌気槽の $\text{PO}_4\text{-P}$ は σ_c が0.05までは徐々に低下し、0.05から0.20まではほぼ同じで、0.20以上になると徐々に上昇した。 σ_c が0.20以上での上昇は、処理水の $\text{PO}_4\text{-P}$ のカーブと一致しており、返送汚泥として嫌気槽へ戻る $\text{PO}_4\text{-P}$ が多くなったため嫌気槽の $\text{PO}_4\text{-P}$ が高くなったと判断した。 ΔX は、 σ_c が0.07程度までは上昇し、0.07以上では徐々に低下した。また、0.25付近で低下が急激になり0.27以上では傾きが0.25以下とほぼ同じ戻った。 σ_c が0.25~0.30での ΔX と処理水の $\text{PO}_4\text{-P}$ の変化は似かよっており、 ΔX の減少と処理水の $\text{PO}_4\text{-O}$ の増加は呼応していると考ええる。りんは常温・常圧の下では気体状の形をもたないので、気体状で処理系外へ排出されることはない。よって、汚泥発生量の減少にともない物質収支上、処理水の $\text{PO}_4\text{-P}$ の上昇は避けられない。本モデルにおいてもこの状態を表現できた。

りん回収がある場合、処理水のS-COD, BOD, $\text{NH}_4\text{-N}$ および $\text{NO}_x\text{-N}$ は可溶化率0~0.30の範囲でりん回収がない場合と同様にほぼ同じであった。処理水の $\text{PO}_4\text{-O}$ は、 σ_c を大きくして ΔX が0gCOD/日の場合でもほぼ0mg/lであった。嫌気槽の $\text{PO}_4\text{-P}$ は σ_c が0.05付近で90mg/l程度まで低下するが0.10以上ではほぼ120mg/lと一定であった。りん回収を付加することで ΔX の減少によっておこる処理水の $\text{PO}_4\text{-P}$ の上昇を防ぐことが可能であることは実験にて確認しており、本モデルにおいてもこの現象を表現できた。

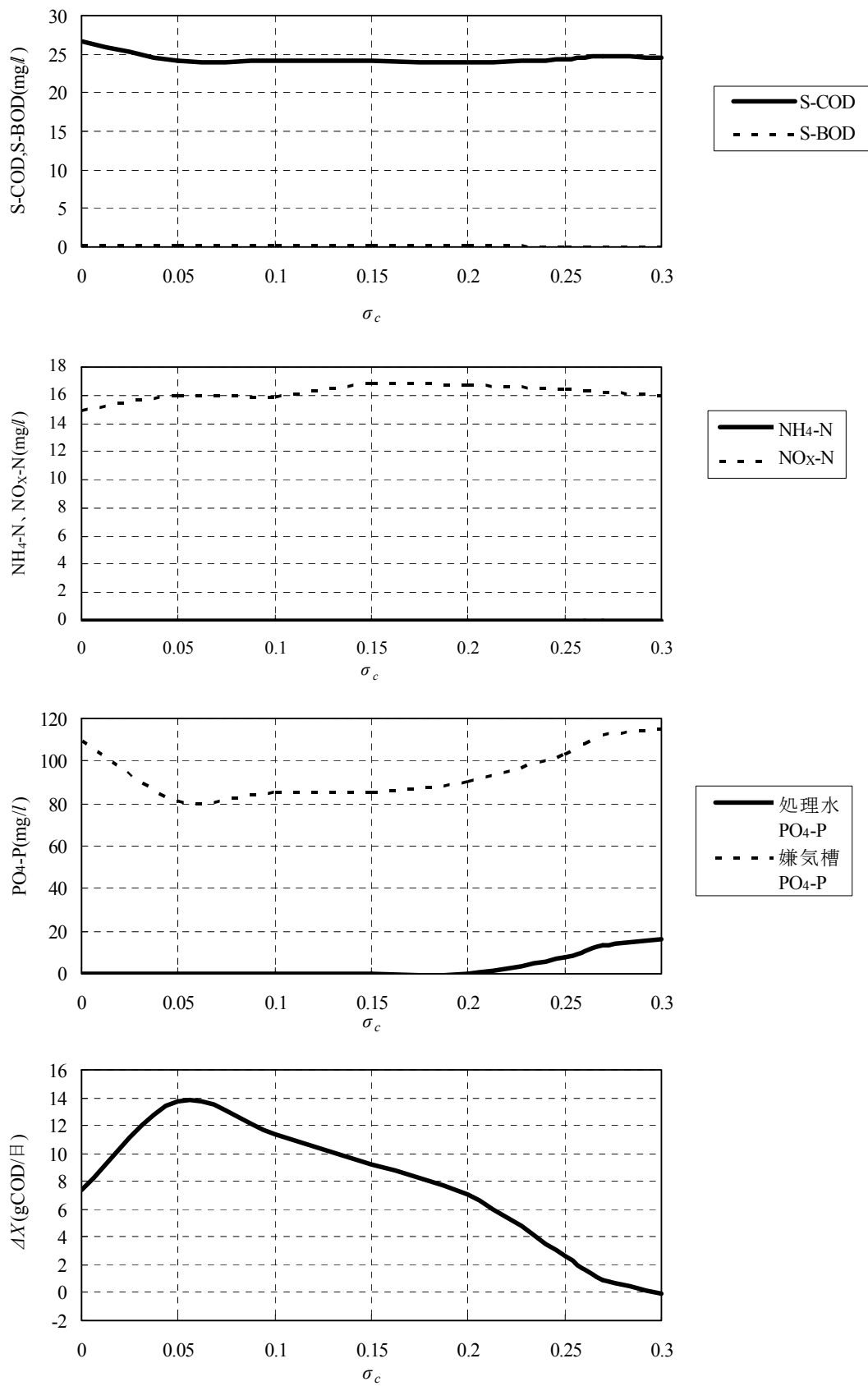


図 8. 4. 1 可溶化率(σ_c)の水質および汚泥発生量への影響(りん回収なしの場合)

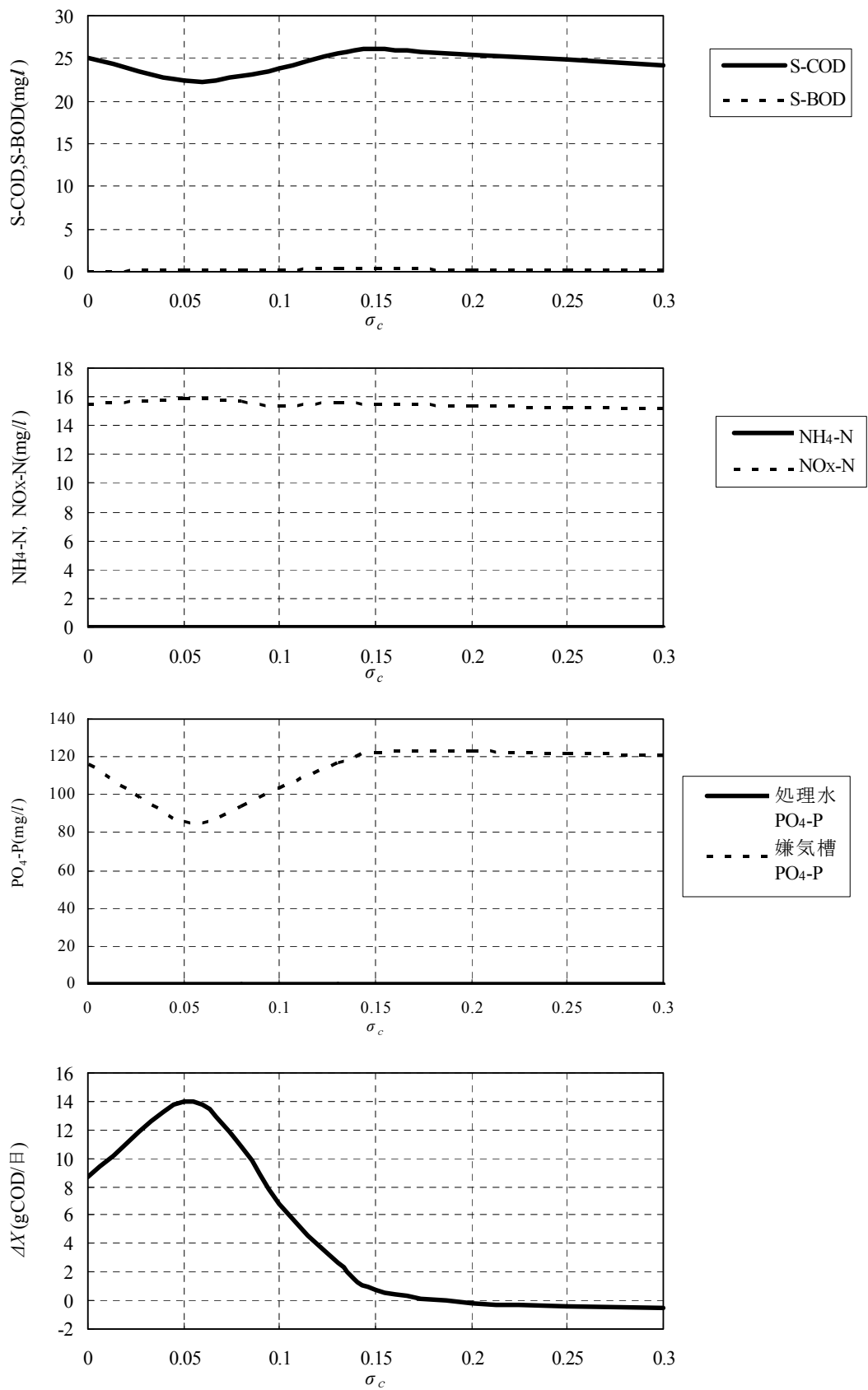


図 8. 4. 2 可溶化率(σ_c)の水質および汚泥発生量への影響(りん回収ありの場合)

8. 4. 2 処理負荷の水質および汚泥発生量への影響

処理負荷を変更した場合の水質および汚泥発生量の変化を検討した。処理負荷の変更は流入流量を変化させることで行った。返送汚泥流量，循環液流量，オゾン処理汚泥流量およびりん回収流入流量と流入流量との比は Run8-3 のオゾン系列と同様とし，全ての流入流量において同じ比率になるように設定した。おのおのの原水に対する流量比は 0.376，2.96，0.24 および 0.6 である。計算に用いた各流量を表 8. 4. 1 に示す。

表 8. 4. 1 処理負荷の検討での運転条件

流入流量	(m ³ /日)	4	8	12	16
返送汚泥流量	(m ³ /日)	0.5	3	4.5	6
循環液流量	(m ³ /日)	11.8	23.6	35.4	47.2
オゾン処理汚泥流量	(m ³ /日)	0.95	1.9	2.85	3.8
りん回収流入流量	(m ³ /日)	2.45	4.90	7.34	9.79

各槽の容積，流入水質および生物処理槽内の初期の微生物および有機物濃度も第 8. 3 節での Run8-3 のオゾン系列の計算と同様とした。りん回収プロセスは，第 8. 3 節の Run7 での凝集沈殿による反応を採用した。可溶化率を 0，0.15，0.20，0.25 および 0.30 の 5 条件として計算を行った。結果を図 8. 4. 3 に示す。

処理水の S-COD および BOD は σ_c が 0 の場合，処理負荷を大きくしてもほとんど変化していなかったが， σ_c を 0.15 以上にすると流入流量が 12m³/日以上では大きくなった。処理水の NH₄-N も S-COD および BOD と似かよった挙動を示したが増加濃度は S-COD および BOD に比べて小さかった。処理水の NO_x-N は流入流量と σ_c を変化させてもほぼ同じであった。計算は 200 日間実施したが，流入流量が 16m³/日での 200 日目の生物処理槽の M_{Hs} および M_{As} がほぼ 0 となっていた。 σ_c が 0 の場合，余剰汚泥として有機物および窒素が引き抜かれるため処理水への影響は小さいが， σ_c が 0.15~0.30 の場合，余剰汚泥が少ない分，有機物除去や硝化能力の低下の影響が顕著に表れるためと考える。嫌気槽の PO₄-P は，流入流量を大きくするにしたがい低下した。流入流量を大きくすることで嫌気槽での HRT が短くなることが原因と考える。処理水の PO₄-P は，いずれの運転条件でもほぼ 0mg/l であった。 ΔX は， σ_c が 0 では流入流量とほぼ比例関係で大きくなったが， σ_c が 0.15 以上では流入流量 12m³/日以下ではほぼ比例関係で大きくなったが 12m³/日以上ではほとんど変化せず ΔX はほぼ同じであった。流入流量が 12m³/日以上では処理水の S-COD および BOD も高くなっている点とあわせて考えると， σ_c が 0.15 以上で流入流量を 12m³/日以上にすると流入の有機物の一部が生物処理されずそのまま処理水へ流出してしまっている可能性があるかと判断した。オゾン処理を組み込んだ余剰汚泥削減技術においては，適用可能な処理負荷が存在し，高負荷の場合，適用は難しいと言われている。本モデルの計算結果からも高負荷への適用は難しいと考える。

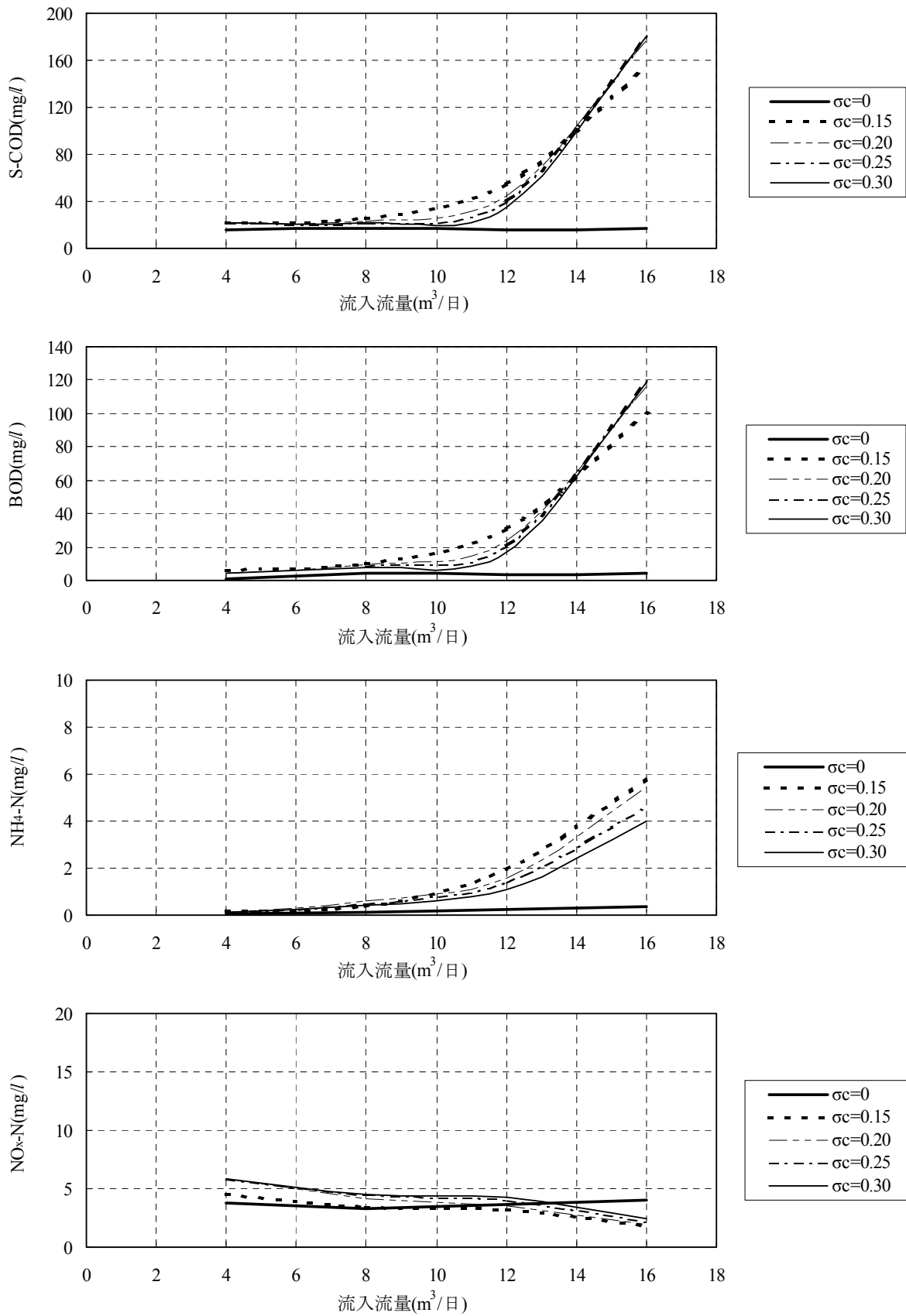


図 8. 4. 3-1 処理負荷の水質および汚泥発生量への影響

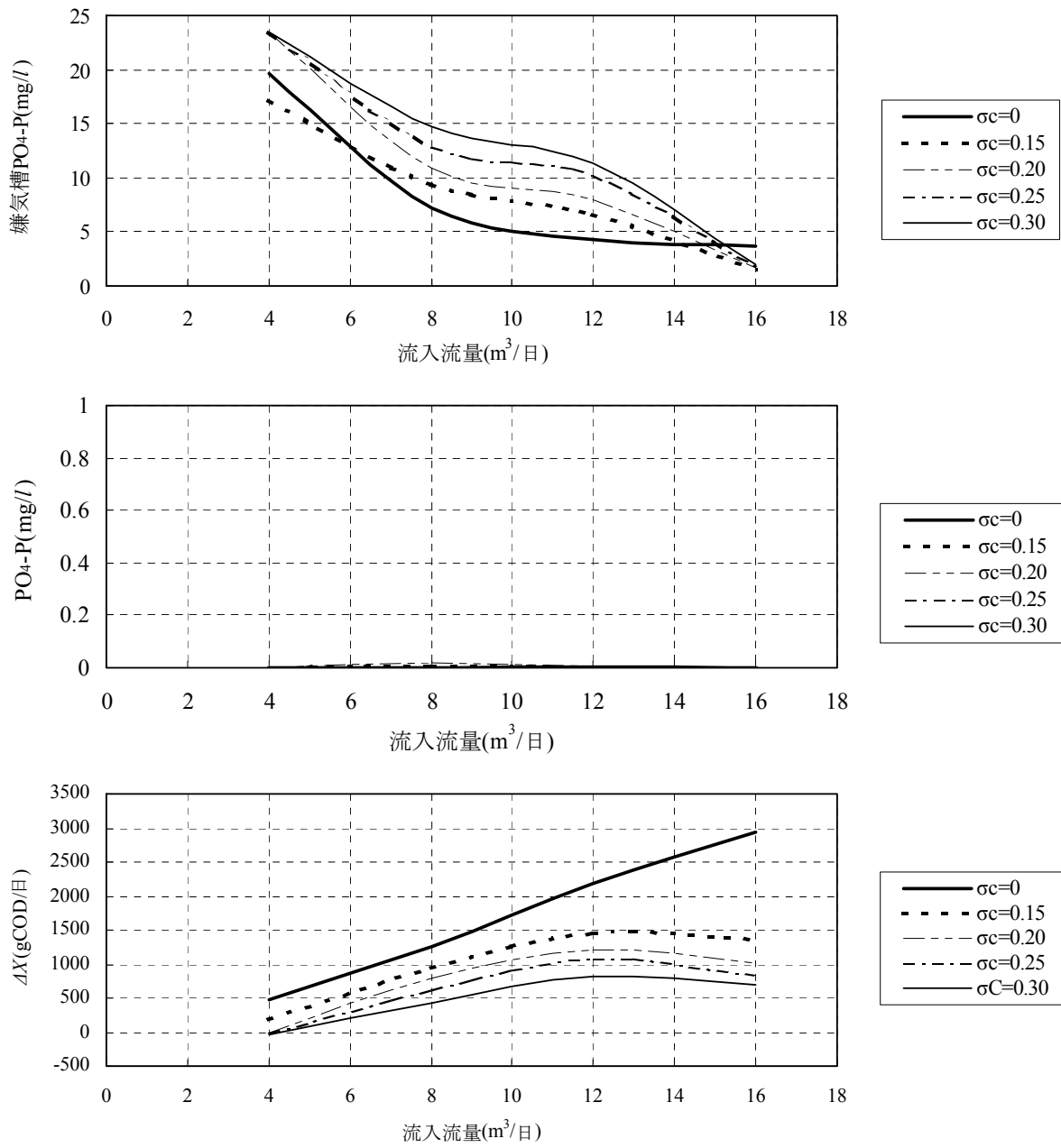


図 8. 4. 3 - 3 処理負荷の水質および汚泥発生量への影響

8. 5 結語

オゾンによる汚泥減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去プロセスの数理モデルを作成し、実験結果とモデルでの計算結果の比較、ならびに、モデルを用いて可溶化率の影響および処理負荷の影響を検討したところ、以下のことが明らかとなった。

- (1) Run7 および Run8 での実験結果と同様の条件での計算結果の比較を行ったところ、計算結果は概ね実験結果と一致しており、作成した数理モデルで処理の状態を表現できると判断した。
- (2) 数理モデルで可溶化率を変化させた場合の水質および汚泥発生量の変化を検討した。処理水のS-COD, BOD, $\text{NH}_4\text{-N}$ および $\text{NO}_x\text{-N}$ は σ_c 0~0.30 の範囲ではほぼ同じであった。処理水の $\text{PO}_4\text{-P}$ は、りん回収ありの場合、 σ_c が 0~0.30 の範囲ではほぼ 0mg/lであったが、りん回収なしの場合、 σ_c を 0.2 程度より大きくするに従い高くなり、 σ_c が 0.30 ではほぼ流入と同じ 15.9mg/lとなった。汚泥発生量の減少にともない物質収支上、処理水の $\text{PO}_4\text{-P}$ の上昇すること、りん回収を組み込むことでこの処理水の $\text{PO}_4\text{-P}$ の上昇を防ぐことが可能であることは実験にて確認しており、本モデルにおいてもこの現象を表現できた。
- (3) 処理負荷を変更した場合の水質および汚泥発生量の変化を検討した。処理水のS-COD, BODおよび $\text{NH}_4\text{-N}$ は σ_c が 0 の場合、処理負荷を大きくしてもほとんど変化していなかったが、 σ_c を 0.15 以上とすると流入流量が $12\text{m}^3/\text{日}$ 以上では大きくなった。 σ_c が大きく余剰汚泥が少ない場合、有機物除去や硝化能力の低下の影響が顕著に表れるため処理水のS-COD等が上昇したと考える。オゾン処理を組み込んだ余剰汚泥削減技術においては、適用可能な処理負荷が存在し、高負荷の場合、適用は難しいと言われている。本モデルの計算結果からも高負荷への適用は難しいと考える。

<参 考 文 献>

- 1) Tsuno, H., Hidaka, T. and Nishimura, F.; A simple biofilm model of bacterial competition for attached surface, Water Research, Vol.36, No. 4, pp.996-1006, 2002.
- 2) Tsuno, H., Tanaka, T., Nishimura, F., Somiya, I; A kinetic model of biological phosphorus removal and its application to actual sewage treatment performance, Proceedings of IAWQ 19th Biennial International Conference, p94(CD-ROM), Vancouver, Canada, 1998.
- 3) Eckenfelder, W. W., JR., O'connor, D.J.原著, 岩井 重久訳(1965). 廃水の生物学的処理, pp.102-104, コロナ社, 東京.
- 4) 宗宮 功(1968). 活性汚泥法の操作因子に関する基礎的研究, 京都大学博士学位論文.
- 5) 宗宮 功, 津野 洋: 環境水質学, p.77, コロナ社, 東京, 1999.

第9章 結論

9.1 本研究のまとめ

現在、有機性廃水の処理方法は活性汚泥法が一般的であり、この活性汚泥処理ではBOD除去に伴い余剰汚泥が発生する。汚泥の処分地不足や汚泥処理コストが高騰していることから余剰汚泥を削減する技術が望まれ、余剰汚泥の減容化が注目され多くの検討が行われている。余剰汚泥の削減技術は、汚泥を液化する工程と好気性や嫌気性の生物処理と組み合わせることが主流であり、この汚泥を液化する工程は、超臨界法や亜臨界法による高エネルギー処理、アルカリやオゾン酸化などを用いた化学的処理、好熱細菌による生物学的処理、ミルを用いた機械的処理などの検討が報告されているが、いずれの処理においても、余剰汚泥として活性汚泥処理系外に排出されていた窒素、りんおよび難分解性有機物が、余剰汚泥の減少に伴い処理水側へ移行することが確認されている。

公共用水域の水質保全の観点から余剰汚泥を削減したことによる処理水水質が悪化は極力小さくすることが必須であり、窒素およびりん除去までを考慮したプロセスを構築することが必要不可欠である。

また、りんは世界的に枯渇が懸念されている物質であり、日本はほぼ100%輸入している状況である。日本においては使用されたりんの約20%は水域へ排出され、その多くは下水などにより排出されている状況であり、今後、この水域へ排出されているりんを回収し資源として再利用する技術はますます求められている。

さらに、オゾン処理などの汚泥の液化処理を組み込んだ場合、汚泥が液化して生成した有機物、窒素が生物処理に流入するため、汚泥減容化においては、生物処理に対する有機物および窒素負荷が増加することから酸素供給量が不足することもあり得る。昨今は水処理においてもより消費エネルギーの小さい技術が求められており、上記の全てを満足した上でさらに消費エネルギーも少ない技術とすることが必要であると考えられる。

本研究では、これらの課題を全て満足できるプロセスの開発を試みた。余剰汚泥の削減のために汚泥のオゾン処理を生物学的処理へ組み込み、余剰汚泥の削減による処理水水質の悪化を防止するために生物処理を生物学的窒素りん除去法とした。また、ヒドロキシアパタイトによるりんの晶析法を組み込むことで、処理水のりん濃度上昇を防止するだけでなく、りんを資源として回収し再利用することも可能とした。さらに、オゾン生成の原料ガスは高濃度酸素ガス(約90%)であり、原料由来の酸素は大部分が排出ガスとして廃棄されていることからこれを有効利用することで生物処理での酸素供給量の不足を補い、さらには生物処理への酸素供給動力の削減を図れることを確認した。本研究では実験的検討にて上記を満足するプロセスを確定し、さらに、本プロセスの数理モデルを開発し操作因子の処理水水質および汚泥発生量への影響を

検討した。実験的検討では4つのプロセスについて検討を行った。実験的検討に用いたプロセスは図9.1に示すとおりである。

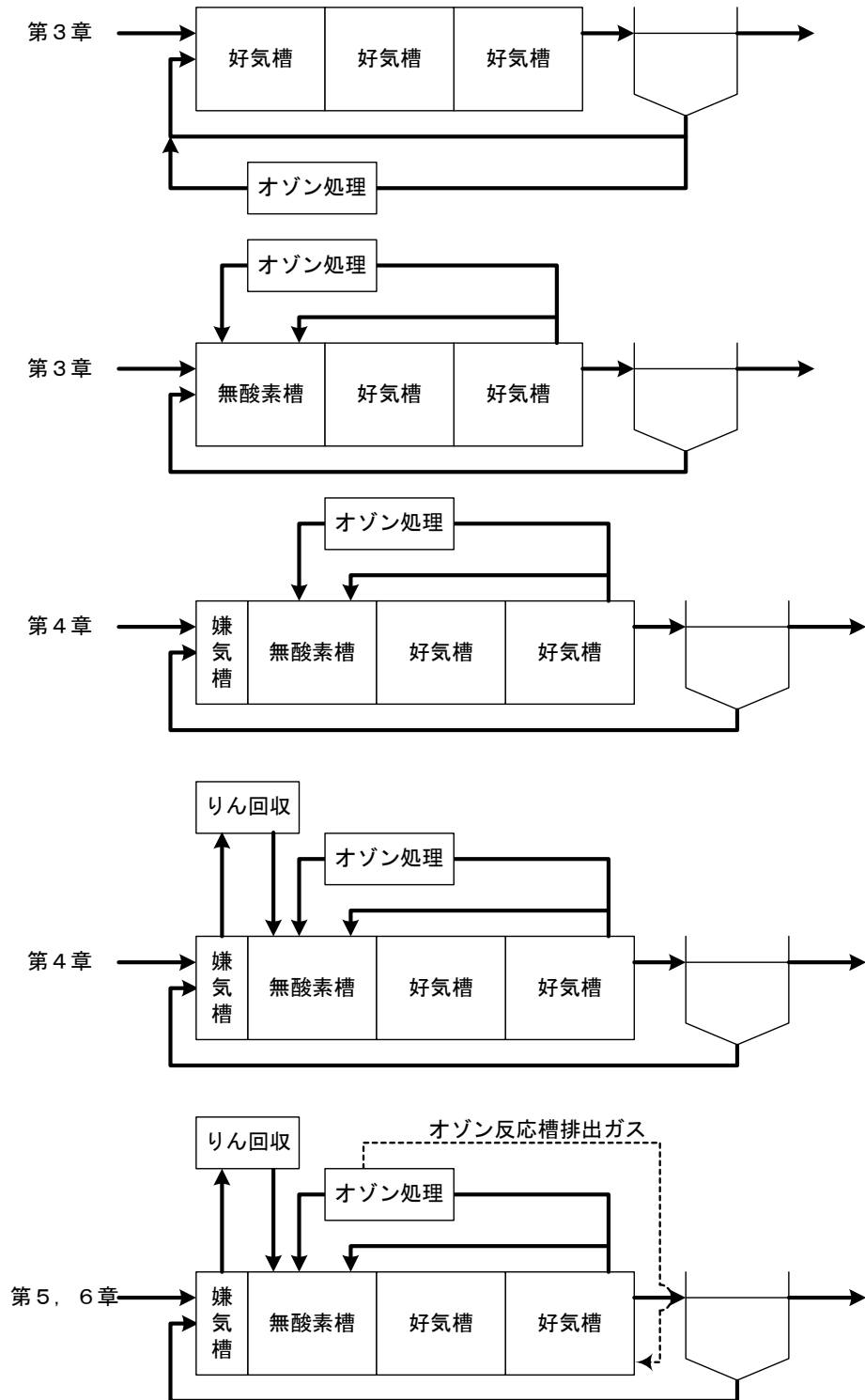


図9.1 本研究で検討を行った処理プロセス

第3章の第3.1節では、活性汚泥の半回分式オゾン処理試験にて、オゾン注入率を変化させた場合の汚泥中成分の液化率濃度および硝化および脱窒活性度の変化を調査した。第3.1節で得られた知見を以下にまとめる。

(1) 活性汚泥の液化はオゾン注入率が $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ まではオゾン注入率とほぼ比例関係であるのに対し、相対的硝化活性度はオゾン注入率 $20\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 程度よりオゾン注入率を高くするに従い急激に低下した。汚泥減容化を行う場合、液化処理での活性汚泥の液化率と活性度のバランスを考慮した操作条件で運転を行うことが重要である。なお、相対的硝化活性度の低下とカリウム液化率には相関が認められ、カリウムが80%以上溶出してくると活性汚泥が失活することが推察された。この結果より、カリウムの液化率を測定することで硝化速度等を測定しなくてもオゾン処理による活性汚泥の生存率を把握することが可能である。オゾン処理した汚泥のカリウムイオンを自動測定することで、活性汚泥の生存率を指標したオゾン注入率の制御も可能になると考える。

(2) 様々な廃水を処理した活性汚泥をオゾン処理した場合、液化効率が異なっていた。オゾンによる液化効率を低下する原因は、①活性汚泥混合液中の溶解成分の分解にオゾンが消費される、②活性汚泥に吸着されている有機物の分解にオゾンが消費される、③オゾン処理を行うことで汚泥から溶け出した溶解性有機物の分解にオゾンが消費されるためと判断した。汚泥減容化処理のランニングコストを小さくするためには、オゾン使用量の低減が重要であり、そのためには液化効率を低下させるこれらの物質を活性汚泥混合液より低減する必要があると考える。

オゾン処理した汚泥の活性を維持するためとオゾンを消費する物質の生成を少なくするため、オゾン注入率は液化率と比例関係である $35\text{mgO}_3/\text{gVSS}$ 以下とすることがよいと判断した。

第3.1節での活性汚泥の半回分式オゾン処理試験結果をもとに、第3.2節では半回分式オゾン処理を組み込んだ標準活性汚泥法および循環型硝化脱窒法の連続試験を実施した。第3.2節で得られた知見を以下に示す。

(1) オゾン注入量を大きくすると汚泥液化量(ΔL)および汚泥減少量(ΔX_R)は増加しており、汚泥液化量(ΔL)/オゾン注入量=4.2 汚泥減少量(ΔX_R)/オゾン注入量=6.1 となった。また、BOD汚泥負荷が変動しても汚泥液化量と汚泥減少量は比例関係であり、本実験ではオゾン処理直後の汚泥液化量(ΔL)で見た場合、 $\Delta X_R / \Delta L = 1.4$ となった。曝気槽での攪拌と希釈による液化も含めた汚泥液化量(ΔL_{12h})では、 $\Delta X_R / \Delta L_{12h} = 0.8$ となった。

(2) オゾン処理を組み込むことにより活性汚泥処理水のS-BODはほとんど増加しないもののS-TOCおよびS-COD_{Mn}の増加が認められた。処理水S-TOCおよびS-COD_{Mn}は、1日あたり汚

泥減少量が好気槽汚泥量の 20mgVSS/gVSS 以下ではほとんど増加せず、20mgVSS/gVSS 以上の場合、汚泥減少量の増加に伴い増加量が大きくなっており、S-TOCで汚泥減少量 1gあたり 9.9mgTOC/gVSSおよびS-COD_{Mn}で汚泥減少量 1gあたり 19mgCOD_{Mn}/gVSS増加した。また、オゾン処理を組み込むことにより、生物処理への炭素および窒素の流入量が増加し、これが生物処理への負荷増加となるが、炭素増加の大部分は生物処理で分解されていた。処理水の炭素した増加量はオゾン処理での液化炭素量の 1~22%であった。処理水T-Pは増加する場合としない場合があった。

- (3) 標準活性汚泥法では、オゾン反応槽から流入する窒素のほぼ全量が処理水側へと移行する結果であった。これに対し、循環型硝化脱窒法においては生物処理での窒素ガス化量が増加しており、オゾン処理からの増加分は脱窒反応により窒素ガスとして系外へ排出されていた。また、オゾン処理により増加した窒素を脱窒するのに十分な量の炭素がオゾン処理にて生成しており、外部から炭素を供給しなくても 100%脱窒可能である。
- (4) オゾンによる汚泥減容化を実施する場合、処理水による放流水域の富栄養化を防止する観点から、脱窒工程を組み込むことは必須であると判断した。さらに、処理水NO_x-Nが高いと、沈殿池にて脱窒反応が進行し固液分離が困難になることが懸念される。この点からも脱窒工程は必要であると考えられる。

第 3. 1 節で説明した回分実験の結果からオゾン注入率 40~70mgO₃/gVSSでは汚泥の活性度がほとんど失われてしまうためこのオゾン注入率で連続処理を行った場合、系内汚泥量(X)に対するオゾン処理汚泥量(T)の比(T/X)が 0.5 以下とオゾン処理汚泥量が少なくても汚泥の死滅を加味したSRTは 5 日以下と短くなるため生物処理槽内の汚泥の活性度も低下してしまい汚泥減容化プロセスの生物処理は成立しがたいと予想していた。そこで、第 3. 3 節では、オゾン注入量およびオゾンによる汚泥削減効率が同じ条件で、オゾン処理工程への汚泥投入とオゾン処理汚泥量あたりのオゾン注入率を変化させた検討を行ったところ、Run6-3 および 6-4 は上記条件に当てはまるが生物処理は安定していた。このことはオゾン処理汚泥量の生物処理槽での滞留日数がRun6-3 では約 3 日間、Run6-4 では約 6 日間と長いために(T/Xで言うと 0.33 および 0.16)、オゾンによる活性度の低下を系内での微生物の増殖が十分に補える状態であったと考えられる。これは、Run6-3 およびRun6-4 において硝化速度が安定していることから裏付けられる。また、第 3. 3 節の実験にて以下の知見が得られた。

- (1) オゾン注入量およびオゾンによる汚泥削減効率が同じ条件では、オゾン処理工程への汚泥投入を少なくしてオゾン処理汚泥量あたりのオゾン注入率を高すると処理水S-COD_{Cr}の上昇が小さくなった。

- (2) T/X を変化させることによる汚泥減容効率の変化は小さく、オゾン処理による処理水 T-N および T-P の上昇の程度も検討した条件においてはほぼ同じであった。
- (3) (1)および(2)の結果より、余剰汚泥の削減を目的とした汚泥のオゾン処理では、オゾン処理汚泥量を少なくしオゾン処理汚泥量あたりのオゾン注入率を高くして運転する方がよいと判断した。窒素は第3.2節の結果で論じたとおり生物処理を生物学窒素除去とすることによる対策が効果的である。処理水りんについてはいずれのオゾン処理条件でも除去できなかったことから他の対策を講じる必要がある。

第3章での結果より、生物学的水処理のみで汚泥のオゾン処理を組み込むことによる処理水りんの上昇は抑制できないことが判明したため、第4章では、オゾンによる汚泥減容化プロセスにおいて、処理水中のりんを低減することを主目的に生物処理工程を嫌気-無酸素-好気法にして連続実験を行った。第4章で得られた知見を以下に示す。

- (1) 活性汚泥のりん含有率は、オゾン処理を組み込んでいない対照系列では $60\sim 70\text{mgP/gSS}$ で、オゾン系列では $64\sim 77\text{mgP/gSS}$ であった。オゾンによる汚泥減容化プロセスにて、生物処理工程を嫌気-無酸素-好気法とすることにより、活性汚泥のりん含有率はオゾン処理を組み込まない場合と同じになり、りん蓄積細菌の増殖が可能である。
- (2) 原水が返送汚泥により希釈されたのみでは、嫌気槽 S-T-P は 10mg/l 程度、嫌気槽 S-COD_{Cr} は 300mg/l 程度と計算される。本実験の嫌気槽 S-T-P は対照系列では 100mg/l 程度、オゾン系列では $60\sim 100\text{mg/l}$ 程度、嫌気槽 S-COD_{Cr} は、オゾン系列 $20\sim 60\text{mg/l}$ 、対照系列は 20mg/l 以下であり、りんの放出と有機物の摂取が認められ、りん蓄積細菌の存在が示唆された。
- (3) オゾン系列および対照系列の嫌気槽でのりん、マグネシウム、カリウム放出量の構成モル比は、 $P:Mg:K=1:0.29:0.22\sim 0.30$ であった。このモル比は、一般的にポリりん酸としてりん蓄積細菌がりんを出し入れする場合のモル比とほぼ同じであり、りん蓄積細菌の生存が示された。
- (4) 汚泥のオゾン処理を組み込んだ汚泥減容化プロセスにおいては、汚泥のオゾン処理工程と生物処理工程の嫌気槽にてりんの放出が認められるが、嫌気槽での S-T-P 濃度は 100mg/l 程度、りん放出量は $8.56\sim 8.84\text{g/日}$ 、オゾン反応槽での S-T-P 濃度は 60mg/l 程度、りん放出量は $0.40\sim 0.43\text{g/日}$ であり、りん回収は嫌気槽の上澄液にて行う方が効率的である。
- (5) オゾン処理工程を導入することにより、物質収支上、りんは処理水として流出する量が増加したが、「中間沈殿池+化学的りん除去」工程を追加することにより、余剰汚泥がほぼ零で、かつ、りん除去率は対照系列とほぼ同じ 94% となった。

第4章までの結果をもとに、生物学的窒素りん除去である嫌気－無酸素－好気法に汚泥のオゾン処理と模擬的なりん回収を組み込んだパイロットプラントを作成し連続試験を実施した。第5章では、本パイロットプラントを用いて、オゾン反応槽からの排出ガスを生物処理での酸素供給源として利用することを検討した。第5章での結果より以下のことが明らかとなった。

- (1) 嫌気－無酸素－好気法に汚泥のオゾン処理とりん回収工程を組み込んだプロセスにてオゾン反応槽からの排出ガスを好気槽の酸素供給源として利用するのは可能であった。
- (2) 上記のプロセスにてオゾン反応槽の排出ガスを利用した場合、利用しない場合に比べて好気槽でのpHが低下し、生物学的りん除去の低下が認められた。
- (3) オゾン反応槽の排出ガスを利用した場合、好気槽の後段に空気を吹き込む再曝気槽を設置することで好気槽でのpHの低下を抑制でき、処理水のCOD_{Cr}、りんは空気を好気槽の酸素供給源とした場合と同レベルに低減できた。

第5章までの結果をもとに、第6章では、生物学的窒素りん除去法である嫌気－無酸素－好気法の生物処理工程に汚泥のオゾン処理工程、りん回収工程を付加した実証プラント作成しこれを用いて、愛知万博の廃水を原水として連続実験を行った。本プラントでの研究の主目的は、オゾン反応槽排出ガス中の酸素でオゾン処理による負荷増加分を処理できる可能性を検討するためと、処理水のりん濃度の増加をHAP法によるりん回収で防止することである。第6章での結果より以下のことが明らかとなった。

- (1) COD_{Cr} 380mg/l, BOD 155mg/l, SS 149mg/l, T-N 39mg/lおよびT-P 3.96mg/lの原水を対照に運転したところ、処理水はCOD_{Cr} 35mg/l(BODは5mg/l以下と推定される), SS 10mg/l, T-N 10mg/l以下, T-P 1mg/l以下であり、汚泥発生量の削減率は76%となった。
- (2) オゾン濃度50mg/lで汚泥の減容化した場合、好気槽での反応に必要な酸素はオゾン反応槽からの排出ガス中の酸素だけで供給することは可能であった。
- (3) りんは、りん酸ヒドロキシアパタイト(HAP)として原水に含まれる量の75%を回収することにより、処理水T-Pは1mg/l以下を維持できた。
- (4) HAP生成槽へ流入するりん量に対する回収率は90%以上であり、回収した結晶物の90%程度はHAPであった。また、結晶物に含まれる重金属等は肥料取締法における公定規格で定められている下水汚泥肥料が含有を許される最大量よりも低い量であった。
- (5) オゾン濃度を120mg/lとした場合でも、オゾン反応槽の排出ガス中の酸素量はオゾンによる負荷増加分を処理する必要酸素量より多く、余剰分により生物処理の必要酸素量の30%程度を供給することが可能となる。

第7章では、第6章の実証プラントによる運転データを参考として、オゾンを用いた汚泥減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去プロセス(以下、開発技術と記す)と、同等の処理水が得られる2つの従来技術(生物学的窒素除去+凝集沈殿の従来技術①および生物学的窒素りん除去の従来技術②)について、エネルギー消費量、運転コストおよび建設費を算出し比較を行った。第7章での検討結果より、以下のことが明らかとなった。

- (1) 1日あたりの原油消費量は、開発技術では383l/日、従来技術①では433l/日、従来技術②では383l/日であった。開発技術は従来技術①に比べ原油消費量を50l/日削減できた(削減率は11.5%)。従来技術②とはほぼ同量の原油消費量であった。開発技術における好気槽への酸素供給方法の変更が原油消費量の削減に大きく寄与し、その結果、従来技術①に比べ原油消費量が少なくなった。従来技術②はりん除去のための凝集沈殿がないための従来技術①に比べてこの分が少なく、凝集沈殿での原油消費量と開発技術での好気槽への酸素供給方法の変更による原油消費量の削減量がほぼ同量であることから原油消費量はほぼ同じになった。
- (2) 運転コストは、開発技術では25,725円/日、従来技術①では49,502円/日、従来技術②では40,586円/日であった。従来技術に比べ開発技術は運転コストを40~50%削減できた。開発技術は従来技術に比べ汚泥処理の運転コストが大幅に小さく、その結果、全体の運転コストも小さくなった。
- (3) 建設費と償却年数を20年としたときの処理水量1m³あたりの建設費は、開発技術ではそれぞれ27,114万円および37.14円・日/m³、従来技術①ではそれぞれ、19,412万円および26.59円・日/m³、従来技術②ではそれぞれ15,974万円および21.88円・日/m³であった。従来技術に比べて開発技術の建設費が大きくなった原因は、開発技術でのオゾン処理と好気槽の曝気装置の費用が大きいためであった。
- (4) 開発技術は、オゾン処理でのオゾンガス溶解のためのエジェクター循環ポンプとりん回収での原油消費量が大きく、これらを小さくすることでさらに省エネが図れる。

これまでの実験結果をもとに、第8章ではオゾンによる汚泥減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去プロセスの数理モデルを作成し、実験結果とモデルでの計算結果の比較、ならびに、モデルを用いて可溶化率の影響および処理負荷の影響を検討したところ、以下のことが明らかとなった。

- (1) 第4章のRun7および第5章のRun8での実験結果と同様の条件での計算結果の比較を行ったところ、計算結果はおおむね実験結果と一致しており、作成した数理モデルで処理の状態を表現できると判断した。

- (2) 数理モデルで可溶化率を変化させた場合の水質および汚泥発生量の変化を検討した。処理水のS-COD, BOD, NH₄-NおよびNO_x-Nは σ_c が0~0.30の範囲ではほぼ同じであった。処理水のPO₄-Pは、りん回収ありの場合、 σ_c が0~0.30の範囲ではほぼ0mg/lであったが、りん回収なしの場合、 σ_c が0.2程度より σ_c を大きくするに従い高くなり、 σ_c が0.30では、ほぼ流入と同じ15.9mg/lとなった。汚泥発生量の減少にともない物質収支上、処理水のPO₄-Pの上昇すること、りん回収を組み込むことでこの処理水のPO₄-Pの上昇を防ぐことが可能であることは実験にて確認しており、本モデルにおいてもこの現象を表現できた。
- (3) 処理負荷を変更した場合の水質および汚泥発生量の変化を検討した。処理水のS-COD, BODおよびNH₄-Nは σ_c が0の場合、処理負荷を大きくしてもほとんど変化していなかったが、 σ_c を0.15以上とすると流入流量が12m³/日以上では大きくなった。 σ_c が大きく余剰汚泥が少ない場合、有機物除去や硝化能力の低下の影響が顕著に表れるため処理水のS-COD等が上昇したと考える。オゾン処理を組み込んだ余剰汚泥削減技術においては、適用可能な処理負荷が存在し、高負荷の場合、適用は難しいと言われている。本モデルの計算結果からも高負荷への適用は難しいと考える。

9. 2 オゾンによる汚泥減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去法の操作因子

本研究で開発した「オゾンによる汚泥減容化とりん回収を組み込んだ生物学的窒素りん除去法」は汚泥のオゾン処理、生物学的窒素りん除去、およびりん回収の3つのプロセスをバランスよく設計し運転することが重要である。本研究で明らかとなった本プロセスの操作因子および設計・運転における注意点を以下にまとめる。

9. 2. 1 汚泥のオゾン処理工程

- ・ オゾン処理での汚泥液化量と余剰汚泥の削減量はほぼ同量であり、余剰汚泥の削減量は、オゾン処理での汚泥液化量を求めることである程度把握することが可能である。本研究では、オゾン1kgでの汚泥液化量は、生活廃水の場合では約4kgSS、工場廃水の場合では2~6kgSSであり、オゾン注入量あたりの汚泥液化量および余剰汚泥削減量は原水性状により異なる。
- ・ 汚泥の液化率は、汚泥中の窒素の溶解性への変化量から求めることが可能である。
- ・ オゾン処理でのオゾン注入率は20mgO₃/gSS程度が最適である。
- ・ オゾン処理時間は20分間程度で十分である。
- ・ 処理安定のため、余剰汚泥削減率は90%以下に設定する。

謝 辞

本論文は、著者が荏原総合研究所(株)および(株)荏原製作所水環境・開発センター水環境プロセス開発室での業務の中で行った研究成果と社会人として京都大学大学院工学研究科都市環境工学専攻に在学中に行った研究成果をとりまとめたものであります。

本研究ならびに本論文の作成にあたり、熱心にご指導、ご鞭撻、ご助言を賜りました京都大学大学院工学研究科教授 津野 洋博士に深く感謝いたします。本論文のとりまとめの際にいただきましたご指摘、ご助言により新たな研究の進展や発見が数えきれないくらいありました。改めて深い謝意を表します。

京都大学大学院工学研究科教授 田中 宏明博士には、本研究に対する有意義なご討議を賜り、深く感謝いたします。

京都大学大学院工学研究科教授 高岡 昌輝博士には、本論文の作成、とりまとめにあたりましては、有意義なご示唆、ご助言をいただきました。深く感謝いたします。

京都大学大学院工学研究科准教授 西村 文武博士には、本論文作成にあたり、暖かいご助言をいただきました。また、業務多忙により論文作成が遅々と進まない際には、いろいろと相談のっていただき心温まるお言葉をいただきました。深く感謝いたします。

京都大学大学院工学研究科助教 日高 平博士には、数理モデル作成を直接ご指導いただきました。特にシミュレーションの問題点解決には多大なるご助言を賜りました。モデルが実際のプラントの状況をシミュレートできた時は言葉に表しようのない喜びを味わいました。深く感謝いたします。

実験当時、著者の上司でした(株)荏原製作所(現、荏原実業(株)) 田中 俊博博士に深く感謝いたします。本研究の開始時より会社での実験に多大なるご支援とご指導を賜りました。また、社会人として京都大学大学院工学研究科都市環境工学専攻に入学するにあたりまして、暖かい励ましを賜りました。改めて深く感謝いたします。

会社での実験におきましては、実験当時の先輩や同僚でした(株)荏原製作所(現、水 ing(株)) 佐久間 博司氏、葛 甬生博士、島村 和彰博士、小林 琢也氏には実験遂行にあたりお世話になりました。また、(株)荏原製作所 上・下水道技術室(現、水 ing(株))の市原 昭氏、須山 晃延氏には、実証プラントの作成および実験遂行にあたり甚大なるご協力を賜りました。さらに、樺澤 康憲氏、島田 康昭氏には、データ採取において大変お世話になりました。深く感謝いたします。

なお、実証プラントでの実験遂行には、NEDO プロジェクトでの共同研究者でした三菱電機(株)、富士電機(株)(現、メタウォーター(株))の担当者の方にも大変お世話になりました。

最後に、本論文をまとめることに多大なる応援をしてくれた家族および友人達に感謝いたします。