

段落流を用いた酸化溝方式による
汚水の高次処理に関する実験的研究

1993

尾崎 益雄

①

段落流を用いた酸化溝方式による
汚水の高次処理に関する
実験的研究

尾崎益雄

目 次

主な記号と用語	1
第 I 章 序論	6
1. 緒言	6
2. 研究の進め方	10
第 II 章 酸化溝方式の概要と従来の研究	13
1. 緒言	13
2. 酸化溝方式の沿革	14
3. 酸化溝方式の処理形式とその特徴	19
4. 酸化溝方式の窒素除去およびリン除去	27
1) 窒素除去	27
2) リン除去	30
5. 段落流の曝気効果	32
6. 小規模処理施設としての段落流をエアレータとした酸化溝方式	35
第 III 章 段落流を応用したエアレータの曝気性能	37
1. 緒言	37
2. 段落流の曝気性能実験	37
1) 実験装置	37
2) 落下水脈分割による効率の増加率 ε	38
3) 混合液の曝気特性	40
4) 供給酸素量の算定	42
3. 他のエアレータとの比較	43
4. 要約	47

第IV章 実用規模実験プラントの詳細とエアレータの性能	49
1. 緒言	49
2. 実用規模実験プラントの詳細	49
1) 実験装置	49
2) 実験に用いた汚水	53
3. 実用規模実験プラントに設置したエアレータの性能	54
1) 供給酸素量	54
2) 酸化溝内の混合液流速分布と溶存酸素濃度分布	55
4. 要約	58
第V章 二次処理施設としての処理性能	59
1. 緒言	59
2. 有機物の酸化・分解に関する化学反応式	59
1) 有機物の分解反応式	59
2) 有機物の除去速度と汚泥の増殖	60
3) 酸素の利用速度	61
3. 二次処理施設としての実用規模実験プラントの性能	63
1) 有機物処理能力	64
2) 酸素消費量	70
4. 要約	73
第VI章 窒素除去	75
1. 緒言	75
2. 窒素除去の化学反応式	76
1) 硝化・脱窒の化学反応式	76
2) 硝化と脱窒の速度	78

3. 段落流をエアレータとした酸化溝方式による間欠曝気を用いた窒素除去	80
1) 窒素除去実験方法と測定結果	81
a) 連続曝気における窒素除去	81
b) 間欠曝気運転による窒素除去	83
c) 酸化溝内の溶存酸素濃度変化と脱窒工程	92
2) 酸素消費速度と窒素除去	96
a) 厳寒期の硝化作用	96
b) 厳寒期の脱窒作用	98
4. 間欠曝気運転による供給酸素量	100
5. 接触曝気方式による窒素除去との比較	102
6. 要約	104
第VII章 リン除去	107
1. 緒言	107
2. リン除去の化学反応式	108
3. 段落流をエアレータとした酸化溝方式におけるリン除去	110
4. 凝集剤の検討	111
5. 凝集剤添加量決定のためのバッチ実験	113
1) 実験装置と実験方法	113
2) バッチ実験結果と考察	114
a) 凝集剤添加量とリンの除去率	114
b) 連続添加効果について	116
6. 実験プラントにおけるリンの除去	120
1) 凝集剤添加によるリンの除去実験方法	120

2) 実験結果	122
3) 間欠曝気による窒素除去とリン除去	124
7. 貯留汚泥からのリンの溶出	125
8. 要約	127
第VIII章 汚泥の性状と固液分離性能	128
1. 緒言	128
2. フロックの大きさ と 細分化	129
1) フロックの大きさ	129
a) 実験方法と装置	129
b) 実験結果と考察	131
2) エアレータがフロックの細分化に与える影響	133
a) 実験方法と装置	133
b) 実験結果と考察	134
① 物理的衝撃による細分化	134
② 高溶存酸素濃度の影響	137
3. 汚泥の沈降性	138
1) 汚泥指標	138
2) 初期界面沈降速度	139
4. フロックの性状	141
1) 生物相と糸状性細菌	141
a) 実験方法と装置	142
b) 実験結果と考察	142
2) 未分解性物質とバイオポリマー	145
a) 実験方法と装置	145
b) 実験結果と考察	145

5. 要約	148
第IX章 段落流をエアレータとした酸化溝方式の設計手法 と運転操作	151
1. 緒言	151
2. モデルの設定	151
3. 物質収支	152
1) 活性汚泥増殖量	152
2) 有機物除去	154
3) 間欠曝気運転による窒素除去	155
4. 生物学的処理の動力的検討	156
1) パラメータの決定	156
2) シリンダー実験によるパラメータの検討	159
5. 設計手法と運転操作	161
6. 要約	163
第X章 総括	164
SUMMARY	173
謝辞	180
引用文献	181

主な記号と用語

- BOD : 生物化学的酸素要求量 (mg / ℓ) Biochemical oxygen demand
- BOD_t : 処理水のBOD濃度 (mg / ℓ) Concentration of BOD in treated water
- BOD_r, L_{B0} : 流入BOD濃度 (mg - BOD / ℓ) Concentration of BOD in raw water
- b : 汚泥の自己酸化係数 (1/d) Biomass decay coefficient
- C : 溶存酸素濃度 (mg / ℓ) Concentration of dissolved oxygen
- Cr : 酸素消費量 (mg / $\ell \cdot 5\text{min}$) Oxygen consumption
- Cs : 飽和溶存酸素濃度 (mg / ℓ) Concentration of saturated dissolved oxygen
- COD : 化学的酸素要求量 (mg / ℓ) Chemical oxygen demand
- DI : 多様性指数 Diversity index
- DO, MLDO : 混合液の溶存酸素濃度 (mg / ℓ) Concentration of dissolved oxygen of mixed liquor
- E : 汚れによる低減率 Decrease rate of r for pollution
- G : G 値 (攪拌強度 1/s) G value
- HRT : 水理学的滞留時間 (hr) Hydraulic retention time
- h : 水脈落下高さ (m) Difference of height between the water surfaces of the upstream and the water surfaces of the downstream of the weir.
- hr : 時間 (hr) Time, elapse time
- K : 基質除去の飽和恒数 (mg / ℓ) Saturation const.

K_{DL} : BOD除去に関するDOの飽和恒数(mg/l) Saturation const. of DO in BOD consumption

K_{DLKN} : Kj-N除去に関するDOの飽和恒数(mg/l) Saturation const. of DO in Kj-N consumption

K_L : BOD除去に関する L_B の飽和恒数(mg/l) Saturation const. of L_B

K_{La} : 総括酸素移動容量係数(1/hr) Overall oxygen transfer coefficient

K_{LKN} : Kj-N除去に関する L_{KN} の飽和恒数(mg/l) Saturation const. of L_{KN}

K_{LNx} : NO_x -N除去に関する L_{Nx} の飽和恒数(mg/l) Saturation const. of L_{Nx}

Kj-N : ケルダール窒素濃度(mg/l) Concentration of Kjeldahl nitrogen

k_{20} : 最大比基質除去速度(1/d) Max. specific consumption rate

k_{L20} : BOD除去に関する最大比除去速度恒数(1/d) Max. specific consumption rate of BOD

k_{LKN20} : Kj-N除去に関する最大比除去速度恒数(1/d) Max. specific consumption rate of Kj-N

k_{LNx20} : NO_x -N除去に関する最大比除去速度恒数(1/d) Max. specific consumption rate of NO_x -N

L : 除去基質濃度(mg/l) Concentration of substrate consumption

L_B : 除去BOD濃度(mg/l) Concentration of BOD consumption

- L_e : 処理水の基質濃度 (mg / l) Concentration of substrate in treated water
- L_{KN} : 除去基質 (Kj-N) 濃度 (mg / l) Concentration of Kj-N consumption
- L_{KN0} : 硝化に關与するKj-N濃度 (mg / l) Concentration of Kj-N for nitrification
- L_{NX} : 除去基質 (NO_x -N) 濃度 (mg / l) Concentration of NO_x -N consumption
- MLSS : 活性汚泥浮遊物質 (mg / l) Mixed liquor suspended solid
- MLVSS : 活性汚泥有機性浮遊物質 (mg / l) Mixed liquor volatile suspended solid
- NH_4 -N : アンモニア態窒素 (濃度 mg / l) Ammonia nitrogen
- NO_2 -N : 亜硝酸態窒素 (濃度 mg / l) Nitrite nitrogen
- NO_3 -N : 硝酸態窒素 (濃度 mg / l) Nitrate nitrogen
- NO_3 : 曝気槽内硝酸態窒素濃度 (mg / l) Concentration of NO_3 -N in reactor
- NO_{3e} : 処理水の硝酸態窒素濃度 (mg / l) Concentration of NO_3 -N in treated water
- N_{kj} : 反応槽のケルダール窒素濃度 (mg / l) Concentration of kj-N in reactor
- N_{kjr} : 原水のケルダール窒素濃度 (mg / l) Concentration of kj-N in raw water
- N_{kje} : 処理水のケルダール窒素濃度 (mg / l) Concentration of kj-N in treated water
- Org.-N : 有機態窒素 (濃度 mg / l) Organic nitrogen

RS : 汚泥返送率(%) Return sludge ratio

r : 堰上下の溶存酸素不足量比 Deficit ratio

r_1 : 酸素利用速度(mg/ℓ・hr) Oxygen utilization rate

S : MLSS濃度(mg/ℓ) Concentration of MLSS

SA : 汚泥日令(d) Sludge age

SRT : 汚泥滞留時間(d) Sludge retention time

SS : 浮遊物質(濃度mg/ℓ) Suspended solid

SV : 活性汚泥沈澱率(%) Sludge volume

SVI : 汚泥指標(mℓ/g) Sludge volume index

T : 水温(°C) Temperature

T-N : 全窒素(濃度mg/ℓ) Total nitrogen

T-Ne : 処理水に含まれるT-N(kg) Total nitrogen in treated water

T-P : 全リン(濃度mg/ℓ) Total phosphorus

t_a : 好気時間(hr) Aerobic period

VS : MLVSS濃度(mg-MLVSS/ℓ) Concentration of MLVSS

Y : 収率係数(kg/kg) Yield coefficient

Y_{TN} : 収率係数(T-N)(kg/kg) Yield coefficient of T-N

Γ : 比基質除去速度(1/d) Specific consumption rate

α : 除去BOD当たりの酸素利用率(mg-O₂/mg-BOD) Coefficient of oxygen utilization rate

β : 内生呼吸速度(mg-O₂/mg-MLVSS・hr) Endogenous respiration rate

γ : Kj-Nの分解、硝化に必要な酸素利用率(mg-O₂/mg-Kj-N) Coefficient of oxygen utilization rate of Kj-N consumption

ϵ : 増加率 Increase rate of r

η : BOD除去率 Removal ratio of BOD

θ : 基質除去の温度係数 Temperature coefficient of removal of substrate

θ_L : BOD除去に関する温度係数 Temperature coefficient of BOD consumption

θ_{LKN} : Kj-N除去に関する温度係数 Temperature coefficient of Kj-N consumption

θ_{LNX} : NO_x -除去に関する温度係数 Temperature coefficient of NO_x -N consumption

第 I 章 序論

1. 緒言

環境整備、社会資本の整備としての下水道事業は、人口集中の進んだ大都市部を中心に公共下水道事業として行われてきた。ここでは、効率を第一義とした集中型の処理形式が採用され、広範囲に下水管渠を埋設して汚水を一処理施設に送り、そこで二次処理レベルの浄化を目的に、効率的に大量の汚水を処理することが行われてきた。この考え方を拡大し、多数の市町村を処理範囲に含む流域下水道事業が計画され、実施された。

これに対して、人口集中などによる水質汚濁には無縁であった農村部においては、かつては汚水処理施設は無用のものであった。し尿は 100% 農地還元され、生活雑排水は豊かな自然浄化力に頼って十分な浄化が行われていた。しかし、現在、農業生産構造の近代化、生活様式の変化、農村の混住化の進展にともない、農業集落排水による公共用水域や農業用水の汚濁が進行してきている。これにより、農業水利の面からも農業用水に適した水質の確保が困難になり、水資源の有効利用が損なわれている。公害対策基本法による水質汚濁に係わる環境基準では、生活環境に係わる環境基準として農業用水水質を規定し、河川の場合では水素イオン濃度 (pH) 6.0~8.5、生物化学的酸素要求量 (BOD) 8mg/ℓ 以下、浮遊物質量 (SS) 100mg/ℓ 以下、溶存酸素量 (DO) 2mg/ℓ 以上としている。また、昭和45年5月の農林省公害研究会では、水稲の農業用水水質基準として pH 6.0~7.5、化学的酸素要求量 (COD) 6mg/ℓ 以下、SS 100mg/ℓ 以下、DO 5mg/ℓ 以上、全窒素 (T-N) 1mg/ℓ 以下、その他電気伝導

度、ヒ素、亜鉛、銅の基準値を提示した。これらの水質を確保し、再利用を有効に行うためには、農業集落排水の処理が必須となる。

また、人口集中、産業集中にともなう水質汚濁には農村部と同様に比較的無縁であった地方の中小都市部においても、生活様式や産業形態の変化にともない、公共用水域の汚濁が進行している。これらの地域は、沿岸域に位置する大都市とは異なり内陸の河川中流部に位置するものが多く、下流部での水利用も多岐にわたる。このため、これらの地域からの排水は、下流部での再利用を考慮した水質汚濁に対する十分な注意が必要であり、窒素・リンの除去も含めた高次処理が要求される。

流域下水道事業は、農村部や中小都市部を含む形で計画されているが、その規模が大きいために、計画から供用開始までに長期間を要するのが実状である。また、一点集中型の処理形態であるために、管渠の敷設距離が長く、汚水を数十キロメートルも輸送する等、処理にいたるまでの効率は良くない。

このような状況の中で、汚水処理は一点集中型から多数分散型へと処理形態の変化が要求され、集落を単位とするような小規模の処理施設の開発が進められている。1983年に、農業用水の水質確保と環境整備を目的に、農業集落排水事業が農村整備に関する新しい事業として発足し、小規模処理施設における高次処理も可能な処理方法の確立が急がれている。

汚水の処理方法としては好気性並びに嫌気性の生物学的処理が最も普及しており、下水の各処理施設はその内の好気性処理を中心に構成されている。嫌気性処理は高負荷のし尿処理に使われるが、嫌気分解が終了した後は好気性処理を施し放流するのが一般的である。

大都市型の処理施設では、敷地面積に制約を受け、多量の汚水を短時間に効率よく処理するために、浮遊生物法の代表的処理方式である標準活性汚泥法が採用されている。1914年にイギリスで実用化された標準活性汚泥法は、世界的にみても都市型の汚水処理の主流となっており、わが国においても下水道事業が都市部を対象として発展してきたために、この処理方法が公共下水道の処理施設に広く採用されている。しかし、標準活性汚泥法は、運転に要するエネルギーが大きく、更に維持管理に高度な技術を必要とする。大都市型で集約型の標準活性汚泥法を小規模処理施設へ適用する場合、エネルギー効率、管理運転技術、コストの面で問題を持つ。また、高次処理としての窒素・リンの除去方法も確立していない。

小規模処理施設に適した処理方式としては、標準活性汚泥法と同じ浮遊生物法の酸化溝方式（オキシデーションディッチ法）、回分式活性汚泥方式が、また生物膜法として接触曝気方式、回転円板方式などが挙げられる。わが国における農業集落排水施設では、1992年度の資料¹⁾によると、接触曝気方式を採用している処理施設が全施設数の70%を占め、小規模処理方式の主流となっている。これに対して、回分式活性汚泥方式は8%、酸化溝方式は5%の施設で用いられているにすぎない。

農業集落排水施設の処理方式として広く普及している接触曝気方式では、二次処理レベルの浄化で、安定した処理水質が得られている。しかし、実用規模の実験装置を用いて高次処理の実験を行ってきた結果、処理水返送方式による窒素除去には限界のあることが明らかになった。また、リン除去においては、鉄製汙材を用いた処理方式が検討されているが²⁾、維持管理に高度な技術が必要である。

また、回分式活性汚泥方式は単一の反応槽で曝気、沈澱、排水等を行うもので、連続処理を行う他の処理方式に比べて安定した優れた処理性能を有しているが、運転操作が複雑であり制御機器の性能も不十分であることから、汚水処理の実験等には適していても実処理施設への導入には制約を受けている。

小規模処理方式としての酸化溝方式は、施設の構造と機械設備が簡単で、建設が容易、建設費用が安価でかつ維持管理が容易であるという優れた特徴を持っている。また、高次処理としての窒素除去に有効な処理方式としての評価も高い。しかし、接触曝気方式や回分式活性汚泥方式に比較すると、施設の敷地面積が大きくなることから、その普及は遅れている。敷地面積の縮小を目的とした改良として、酸化溝内の水深を大きくして設置面積を小さくする等の対策がとられているが、それにとまなうエアレータの開発と施設設計指針、管理運転マニュアルの確立が急務となっている。

一方、水脈が落下している部分の水の表面は、気泡が混入されていて白濁している。この現象は、わが国の水路や河川ではごく一般的にみられる光景である。このような段落流の曝気現象に着目し、中曾根³⁾は曝気機構を明らかにすると共に、段落流の曝気式を提示した。その中では、段落流の曝気は、効率がよく安定していることが示されている。この段落流による曝気は、エアレータとして積極的に応用することが可能である。一つには、溶存酸素の不足している河川や水路のエアレータとして、他は水処理装置などのエアレータとしての応用である。汚水処理施設のエアレータとして応用する場合には、処理方法は多数あるが、その中で段落流をエアレータとして最も効率よく使うことのできるのは、酸化溝方式である。この

エアレータを用いることにより、安定した二・三次処理の実現、酸化溝方式の構造上の簡素化と規模の縮小化の確保ならびに維持管理の簡素化が可能となるものと考えられた。

上述の観点から、本研究は実用規模実験プラントを用いて、段落流による曝気を酸化溝方式へ応用することを、実験的に検討したものである。即ち、段落流をエアレータとした酸化溝方式を提案し、有機物、窒素、リンの除去機構を実験的及び理論的に明らかにすることを試みた。さらにこれらから得られた知見を基礎に、安定した処理水質を得るために、本処理方式の設計方法、運転方法の確立を図った。

2. 研究の進め方

段落流をエアレータとして応用した酸化溝方式の、汚水処理特性を実験プラントを用いて検討するという観点に立って、研究を進めていく。その検討項目は、汚水処理施設のエアレータとして段落流を用いた場合の曝気効率、有機物、窒素、リンの除去方法、および汚泥を構成する微生物の特性である。これらの課題は相互に関連を持つが、個々の課題に対して実用規模の実験プラントを用いて実験を行い、検討を加える。それらの検討結果を基に、相互の関連を考慮して、本処理方式の処理特性の解明と、安定した処理水質を得るための運転方法の確立へと発展させる。その過程を以下に章ごとに示す。

まず、第Ⅱ章では、酸化溝方式の沿革と一般的な処理特性を概説する。従来の研究成果を基に、有機物除去、窒素除去、リン除去に関する考え方を明らかにし、酸化溝方式を小規模処理施設に導入す

る問題点を検討する。また、段落流の曝気性能を記述し、酸化溝方式のエアレータとして応用する場合の問題点を明らかにする。

第Ⅲ章では、酸化溝方式のエアレータとして段落流を応用する方法を検討する。その中で、MLSS濃度の高い混合液の曝気特性および落下水脈の分割が酸素供給に与える影響を、実用規模実験プラントを用いた実験によって検討する。検討結果を基に、本エアレータの供給酸素量を算定し、酸化溝方式に使用されている他のエアレータとの比較検討を、曝気効率と投入動力を主な指標として行う。

第Ⅳ章では、実用規模の実験装置としての、段落流をエアレータとした酸化溝方式実験プラントの説明を行い、実験プラントのエアレータの曝気性能を検討する。

第Ⅴ章では、この実用規模実験プラントを用いて行った実験結果を基に、本処理方式の有機物処理および浮遊固形物処理を目的とした二次処理の性能を検討し、本プラントの処理能力は他の酸化溝方式の処理施設のものと比較して遜色ないことを明らかにする。

第Ⅵ章では、間欠曝気運転を導入した本酸化溝方式の窒素除去性能をプラント実験によって検討し、その有効性を明らかにする。さらに、二次処理に窒素除去を付加した最適な間欠曝気運転方法を検討し明らかにする。

第Ⅶ章では、本酸化溝方式の高次処理としてのリン除去性能を検討する。安定して高率な除去を行うためには、凝集剤を添加する必要がある、塩化第二鉄を凝集剤として用いる場合の連続添加量をバッチ実験で検討した。その結果に基づいて、実験プラントにおいて凝集剤を添加したリン除去運転を行った。その結果、本方法によるリン除去法の有効性を述べ、さらにこのリン除去方法は、余剰汚泥

の貯留時のリン再溶出防止にも有効であることを明らかにする。

第Ⅷ章では、段落流をエアレータとした場合の本処理方式の、汚泥の性状と固液分離性能について検討する。本エアレータを用いた場合の問題点として、汚泥を形成するフロックの大きさ、および曝気時の混合液溶存酸素濃度の高濃度化があげられる。これらの処理に対する影響を、機械式曝気装置を用いた施設の汚泥性状を対照として、検討する。

第Ⅸ章では、第Ⅴ、Ⅵ、Ⅶ章で明らかにした有機物除去、窒素除去とリン除去の方法の特性を用いて、高度処理としての窒素・リン同時除去の方法を含めた本処理方式の設計手法と運転操作を、動力学的観点から検討する。

最後に第Ⅹ章では、総括として、これまで述べてきた事項を基に、小規模処理方式として、段落流をエアレータとした酸化溝方式を提示する。最適運転方法を明らかにすると共に、本方式の発展性と今後に残された問題点について述べる。

第Ⅱ章 酸化溝方式の概要と従来の研究

1. 緒言

酸化溝(Oxidation ditch)方式は、「家庭下水を主とする一般下水の沈砂・スクリーン処理後の下水を、機械式曝気装置を有する無終端水路を反応タンクとして活性汚泥処理を行い、連続式では最終沈澱池、回分式では酸化溝内において浮遊物質を除去する一連の下水処理方式である。最初沈澱池は設けない。機械式曝気装置は処理に必要な酸素を供給することのほか、酸化溝内の活性汚泥と流入下水を混合攪拌し、混合液に流速を与えて酸化溝内を循環させると共に、活性汚泥が沈降しないようにするものである。」⁴⁾と定義されている。汚水の生物処理プロセスからみれば、好気性処理の浮遊生物法に分類される。標準活性汚泥方式、回分式活性汚泥方式などと本質的には同じプロセスを持ち、長時間曝気方式の変法とも見られる。

酸化溝方式に関するこれまでの研究は、施設構造の改良と曝気装置の開発、改良に主眼が置かれてきた。また、近年富栄養化原因物質となる窒素、リンの除去技術の確立が急がれるようになって、酸化溝方式は窒素除去に適した処理方式として見直されている。その中で、窒素除去に関する研究が盛んになってきている。わが国では、酸化溝方式の導入は比較的早かったにも関わらず、その普及は遅れており、これに関する調査、研究はあまり行われていない。

しかし、下水道整備が大規模の都市排水型から小規模の集落排水型へと変化してきた現在、小規模処理施設の開発が急がれる中で、酸化溝方式の利点が再確認され、施設構造、エアレータの改良開発

だけでなく、その運転管理方法にいたるまでの研究が行われるようになってきた。

堰の下流部や落差工の静水池では、混入した気泡によって水が白濁している。このような落水脈による曝気はよく見られる現象であるが、これに関する研究はまだ少なく、その歴史も浅い。実験室レベルでの実験的研究と河川、用水路における実測から段落流の曝気効果を検討している研究があるのみで、これを積極的にエアレータとして活用する研究は他になされていない。

本章では、段落流をエアレータとした酸化溝方式の開発の必要性とその背景を明らかにするために、既往の研究成果を基に、酸化溝方式の技術的発展の経過とその特徴を述べる。また、窒素、リンの除去方法についても検討を加え、その問題点を明らかにする。さらに、段落流の曝気に関する既往の研究を基に、酸化溝方式のエアレータとして応用する場合の問題点を検討する。まず、2節では、酸化溝方式の沿革を述べる。3節では、酸化溝方式の処理形式とその特徴を述べる。4節では、窒素とリンの除去方法に関して、既往の研究を基に検討を加え、問題点を明らかにする。5節では、既往の研究を基に段落流の曝気性能を明らかにし、エアレータとして積極的に酸化溝方式に取り入れる場合に検討すべき事項を明らかにする。6節では、小規模処理施設の処理方式としての、段落流をエアレータとした酸化溝方式の必要性について述べる。

2. 酸化溝方式の沿革

今世紀初頭から、活性汚泥法が汚水の生物学的処理に用いられ、それはイギリスで実用化された。酸化溝方式は、低負荷の活性汚泥

方式として、1953年にオランダのデルフト市にある T.N.O (工業技術研究所) の A.Pasveerによって最初に開発された⁶⁾。集落の酪農排水を含む下水処理のために、施設構造が単純で、建設費が安く、かつ運転管理が簡単な処理方式として考案されたものである。その特徴は、有機物の処理と汚泥の安定化を1つの水路(Ditch)で行い、混合液のMLSS濃度を高く維持して運転し、有機物汚泥負荷を低く抑えることにある。Pasveerの建設した酸化溝は水深約1mの素堀の無終端水路で、エアレータとしてケスナーブラシ(薄い平鋼を櫛の歯のように数多く軸の廻りに埋め込んだ横軸のロータ)を設置し、汚泥引き抜きポンプを取り付けただけの、極めて簡単な構造であった。エアレータは、酸化溝内の活性汚泥に大気から酸素を与え、溝内の混合液循環流に流速を与え、さらに汚水と活性汚泥を十分に混合する役割を果たす。最初は、汚水原水を間欠流入し、混合液の曝気、沈澱(固液分離)を一つの溝で行う回分式処理とした。処理水の放流は、原水流入時に自動サイホンで行っている。運転は、水位計、フロートスイッチおよびタイマー、リレーを組み合わせた簡単な電気回路を設置することで、長時間の無人運転化が可能となっている。

Pasveerの提案した当初の酸化溝方式は、溝の水深が浅く、処理水量に対して大きな敷地面積を要することから、その後の改良は、単位敷地面積当たりの処理水量を増すことに重点が置かれた。酸化溝内の水深を大きくして敷地面積を縮小するには、その水深でも十分な酸素供給能力を持つエアレータの開発が必要である。エアレータとしてのロータの改良は、1953年に T.N.Oの Baars等によって開発されたケージロータに始まる。また、Pasveer は、酸化溝を用い

た回分式処理では、大きな降雨があると汚泥が流出することや、処理水量が大きい場合には実用的でないなどの理由から、沈澱槽の役割をもたせた副溝を一体化して設置した大規模の酸化溝方式を提案した。この方法では、連続式の処理が行えるようになっている。

酸化溝方式は、開発当初、処理人口の少ない汚水処理施設として使われてきた。1950年代に、オランダの中小規模処理施設の処理方式として急速に普及した。Pasveerの提案から約10年後には、25万人の処理人口を有する工場排水処理施設として、最初の大規模酸化溝方式処理施設が建設された⁶⁾。このような改良を経ながら、酸化溝方式はヨーロッパ全域からカナダ(1962年)、アメリカ(1963年)、インドへ急速に普及し始めた。特に1965年以降では、酸化溝方式の持つ窒素処理とBODの高処理能力が評価され、都市下水、工場排水の処理施設として世界中で使われだした。この頃には、酸化溝は鉄筋コンクリート製となり、独立した沈澱池を設けるようになって、施設は大型化してきた。

酸化溝方式の処理施設が大型化し、処理水量が増加してくると、酸化溝方式の特性による問題が再度生じてきた。それは、エアレータの酸素供給能力と混合液攪拌能力に集約される。まず、従来のケスナーブラシやケージロータでは、酸素供給能力と攪拌能力が不足し、さらにこれらのエアレータの適用水深が最大1.5mであるために、広い敷地面積が相変わらず要求されることである。また、十分な敷地面積が確保されても、酸化溝の延長が長くなるために、必要酸素量を供給するためのエアレータの台数が増え、建設費や運転管理費がかさむことになる。これらの問題を解決するために、大規模施設に対応できるエアレータの開発や、酸化溝本体の改良が盛んに

なった。まず、エアレータの改良では、1960年代後半にドイツで、ケージロータを大型化した横軸のマンモスロータが開発された⁶⁾。これによって、酸化溝内の混合液水深は 2.5m まで適用できるようになった。1968年には、縦軸式エアレータを用いたカローセルシステムが開発設置され、混合液水深は 4m まで対応できるようになった⁷⁾。それ以来、オランダ内外では多くのカローセルシステムの酸化溝方式が建設された。またアメリカでは、1970年代前半に曝気と攪拌を独立して行うドラフトチューブやジェットエアレータが開発された。オーストラリアでは、散気式曝気装置も酸化溝方式に応用されている⁸⁾。

酸化溝本体の改良については、エアレータの改良にともない水深を大きくとれるようになってきた。また、前述のように酸化溝と一体化した副溝を設置することにより⁷⁾、連続処理が可能となった。この方式は現在多くみられる独立した沈澱槽を設置した方式⁸⁾へと発展した。デンマークを中心とした北ヨーロッパでは、2~3系列の酸化溝を設置し、一つの酸化溝では回分式の処理をしながら、システム全体として連続処理をする方法が行われている⁹⁾。

わが国における酸化溝方式の導入は比較的早く、1966年に日光市の湯元下水処理場において、横軸ロータをエアレータとした施設が設置されたのが最初である¹⁰⁾。ここでは温泉排水が多量に含まれることなどの理由によって、必ずしも良好な運転が行われては来なかった。その後、1969年に秋田県大潟村に¹¹⁾、そして1977年には豊橋市に¹²⁾ 横軸ロータ型エアレータを用いた酸化溝方式が導入されたがその数は少なく、1979年に苫小牧市に設置された施設¹³⁾ において、年間を通じて良好な処理結果が得られたことで、注目され

るようになった。しかし、1983年度末で稼働していた酸化溝方式は、わずか7か所であった¹⁴⁾ (近年豊橋市では軸流ポンプ型に変更)。

下水道の普及が大都市から地方の市町村に広がり始めた1980年代以降、運転管理が容易であること、地方では比較的敷地の制約が少ないことなどの理由で、酸化溝方式が見直されてきた。とくに、建設省の行った1982年度の建設技術評価制度では、酸化溝方式の機械曝気装置を取り上げた。これを契機に、本方式に関する研究、開発は一段と進み、中小規模処理施設の二次処理方式として普及し始めている。最近の新処理施設としては、群馬県中之条町にプレハブ式の酸化溝方式施設が設置され、1988年より供用を開始している。また、縦軸ロータをエアレータとする酸化溝方式も普及し始め、群馬県新治村などで供用されている。

農業集落排水施設の中で、酸化溝方式を採用している施設はまだ少ない。Fig. II-1には、近年の基本計画段階まで含めた酸化溝方式処理施設数の動向を示す¹⁾。1991年度までに供用開始された施設数は、わずか12施設にすぎない。それまでに、日本建築センターの評定書を取得してまだ供用にいたらない施設数は20施設、基本計画の中で酸化溝方式を取り入れている施設数が25施設というのが現状である。農業集落排水施設の中で最初に酸化溝方式の施設が供用開始されたのは、1986年である。1983年に農業集落排水事業が発足して以来、処理方式は接触曝気方式が主流となってきたが、1989年以降基本計画段階を含めれば、酸化溝方式を採用する施設が増加してきている。

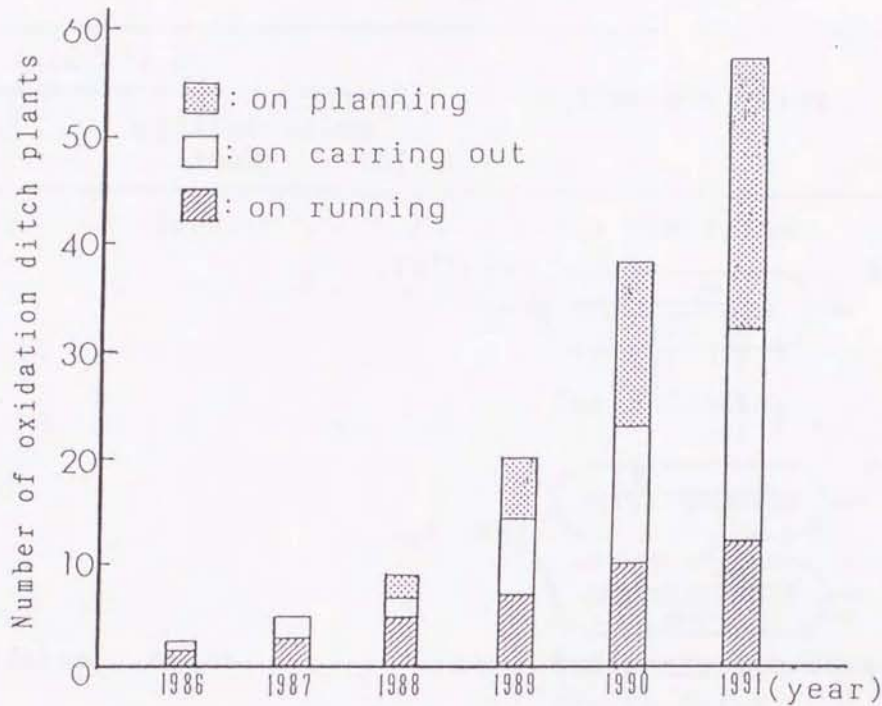
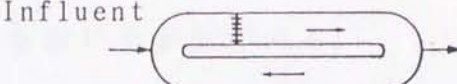
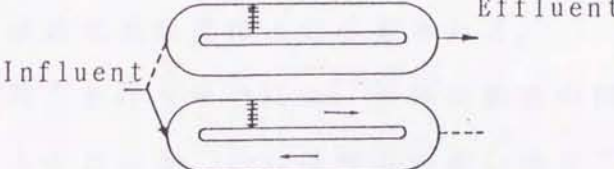
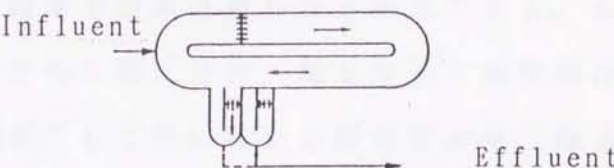
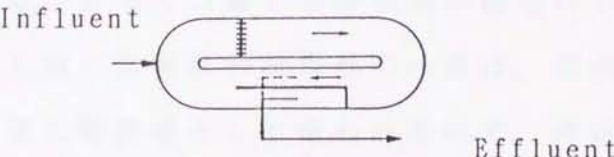
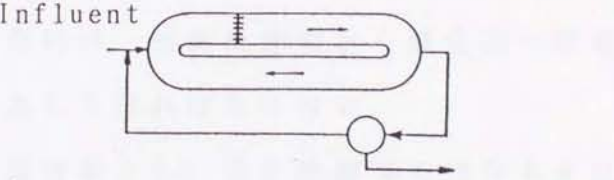


Fig. II -1 Number of oxidation ditch plants

3. 酸化溝方式の処理形式とその特徴

酸化溝方式は、無終端水路内の混合液を何らかの手段で曝気し、それとともに循環流を発生させ、汚水を浄化する処理方法である。Pasveer の提案した酸化溝方式は、一つの溝で曝気と沈澱を行う回分処理方式から始まり、ケスナーブラシをケージロータに変え副溝を設けた連続処理方式のものへと変化した。その後、前節で述べたように、汚水原水の流入方法、酸化溝本体の構造、酸化溝の数とその運転方法、エアレータの種類、エアレータの設置台数などの違いにより、多くの処理形式が生まれた。これらの処理形式を汚水の流入操作法と最終沈澱池の操作法により分類すると、Table II -1のようになる。

Table II -1 Classification of treatment flow according to the operation

Operation		Treatment flow
Ditch	Sedimentation tank	
Batch	None	<p>Use one ditch</p>  <p>Use 2 ditches</p> 
Continuous	Batch	<p>Sedimentation tank is set in ditch</p>  
	Continuous	<p>Sedimentation tank is separated from ditch</p> 

汚水原水の流入操作法は、回分式処理方式と連続処理方式とに分けられる。回分式処理方式では、汚水の流入は間欠に行われ、酸化溝に曝気槽としての役割だけでなく沈澱槽の役割も持たせるため、最終沈澱池は設けない。連続処理方式では、酸化溝に常に汚水を供給し、酸化溝を曝気槽としてのみ使用する。したがって、固液分離を行うためには最終沈澱池を設ける必要がある。

汚水の流入操作を連続処理方式とする場合には、固液分離を行うために最終沈澱槽の設置が必要となる。この場合の最終沈澱池の操作法も、回分式処理操作と連続式処理操作とに分類される。

最終沈澱池の回分式処理操作を行う場合には、最終沈澱池の構造は酸化溝本体と一体化したものとなる。これは構造の違いから二つに分けられる。一つは、酸化溝本体に接続した副溝を設置し、接続部に設けた堰の開閉により副溝で固液分離を行う形式である。もう一つは、酸化溝内の一部を2つの溝に分け、堰を交互に開閉操作することで、片方の溝を沈澱槽として使い固液分離を行わせ、他方を循環溝として使う形式である。どちらの場合も酸化溝の構造は多少複雑になるが、沈澱槽として用いた副溝や酸化溝の一部は、固液分離終了後に酸化溝本体と同様に曝気槽として使われるので、汚泥の返送は必要ない。

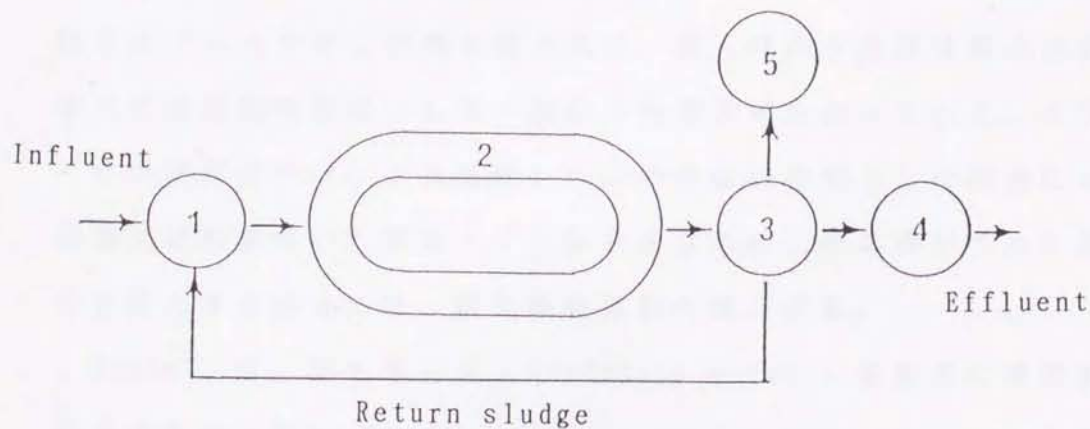
連続処理操作を行う場合には最終沈澱池は独立して設置される。最終沈澱池を独立させた場合には、最終沈澱池から酸化溝へ固液分離によって生じる汚泥を返送しなければならない。

汚水の流入操作を連続処理方式とし、最終沈澱池の操作もまた連続処理操作として、流入、曝気、固液分離、放流までの全工程を連続して運転する形式が、現在の酸化溝方式の一般的な処理形式であ

る。この処理形式の、より詳細な処理フローを Fig. II-2 に示す。

二次処理レベルの浄化を目的とした一般的な酸化溝方式の水処理系は、スクリーン、酸化溝、最終沈澱池、滅菌施設から構成され、これに汚泥処理工程が組み込まれて、処理施設を構成する。標準活性汚泥法を用いた処理施設にみられる最初沈澱池は、ほとんどの場合省略される。

酸化溝にはエアレータが設置され、酸素の供給、循環流の発生、流入汚水と活性汚泥との混合攪拌、並びに酸化溝内における活性汚泥の沈澱堆積防止を目的に運転される。エアレータは、原則として1酸化溝に2基以上設ける。これは、事故等で1基が運転を停止した場合でも処理機能を確保するためであり、処理水量が小さくて不経済となる場合は1基とすることができるが、予備機は設置しない。



- 1: Preliminary treatment 2: Biological oxidation
3: Sedimentation 4: Disinfection
5: Sludge disposal

Fig. II-2 Flow sheet of the oxidation ditch

エアレータの運転方法は、連続曝気運転と間欠曝気運転に分けられ、処理目的に応じた運転がなされる。また複数のエアレータが設置されている場合は、必要に応じて個々のエアレータの運転を管理し、酸素供給量の制御を行う。

スクリーンを通過して酸化溝に流入した汚水は、活性汚泥と共に混合攪拌・曝気され、好気的な酸化分解を受ける。酸化溝内の混合液は最終沈澱池へ導かれ、重力沈降により固液分離がなされる。上澄水は滅菌されて処理水として放流される。また、最終沈澱池で固液分離された活性汚泥は、返送汚泥ポンプで再度酸化溝へ返送される。余剰汚泥は、酸化溝内の活性汚泥濃度（MLSS）を保つために最終沈澱池から定期的に引き抜かれ、濃縮、消化、脱水などの汚泥処理工程に送られる。酸化溝方式の引き抜き汚泥は、長期間の曝気を受けるために、標準活性汚泥法の汚泥よりも安定化、無機化が進んでおり、処理は容易である。

以上のような処理形式が多数ある中で、本研究の対象である段落流をエアレータとした酸化溝方式は、流入操作と最終沈澱池操作とを共に連続処理方式とした一般的な処理形式を持っている。エアレータの運転方法は、二次処理レベルの浄化を目的とした場合には連続曝気運転を行い、窒素・リン除去を含めた三次処理レベルの浄化を目的とする場合には、間欠曝気運転を導入する。

Heide⁶⁾ は、酸化溝方式（Oxidation ditch）を非常に低負荷の活性汚泥法（Very low loaded activated sludge process）と特徴づけ、反応槽としての酸化溝の形状や設置形態は、決定的な特徴とはならないとしている。したがって、長方形の水路を反応槽として使っていても、低負荷の活性汚泥法ならば酸化溝方式の範疇にいれ

ている。しかし本節では、本章1節で述べた日本下水道事業団技術評価委員会⁴⁾が示した定義をもとに、酸化溝方式の特徴を整理する。

Table II-3に、酸化溝方式も含めた活性汚泥法各方式の設計条件を示す。代表的な標準活性汚泥方式と酸化溝方式とを比較すると、BOD負荷が小さいこと、水理的滞留時間が長いこと、汚泥日令が長いことなどが差異として示される。以下に、その特徴を列記する。

(1) BOD負荷が低いこと。

Heideの定義でも示されたように、これは酸化溝方式の決定的な特徴となる。BOD-SS負荷は、 $0.03 \sim 0.05 \text{ kg-BOD/kg-MLSS} \cdot \text{d}$ で運転される。低負荷は、反応槽内のMLSS濃度を $3,000 \sim 5,000 \text{ mg/l}$ の高濃度にして運転することで得られる。また、BOD-容積負荷も $0.1 \sim 0.2 \text{ kg-BOD/m}^3 \cdot \text{d}$ と低いので、流入汚水に水量、水質の時間的変動があっても安定した処理が行える。さらに、このBOD-SS負荷運転条件では増殖速度が小さい内生呼吸期の汚泥を使って生物処理をすることになり、汚泥の発生量を少なく抑えることができる。しかしながら、BOD-容積負荷が低いこと、エアレータの条件から反応槽となる酸化溝の水深を深くとることができないこと、水理的滞留時間が長いことなどの理由により、施設の敷地面積が比較的大きくなる。

(2) 汚泥滞留時間が長いために、窒素除去に有利となる。

汚泥滞留時間(SRT)が長いために、増殖速度の小さい硝化菌も十分に増殖可能となり、処理過程で硝化が良く進行する。また、酸化溝内に嫌気域を設けたり、エアレータの操作に間欠曝気運転を導入することにより、脱窒工程を組み込むことが容易である。したがって、単槽汚泥方式による窒素除去が容易に行える。硝化が進行する酸化溝方式では、それによるpHの低下が不可避であるが、脱窒工程

Table II-3 Items of planning for activated sludge process

Process	BOD loading		MLSS (mg/l)	Sludge age (days)	Aeration time (hr)	Sludge return (%)
	BOD•MLSS loading (kg-BOD/kg-MLSS•d)	BOD volume loading (kg-BOD/m ³ •d)				
Conventional activated sludge process	0.2~0.4	0.3~0.8	1,500~2,000	2~4	6~8	20~40
Step aeration	0.2~0.4	0.4~1.4	1,000~1,500	2~4	4~6	10~20
Extended aeration	0.03~0.05	0.15~0.25	3,000~6,000	15~30	16~24	50~150
Batch treatment	0.2~0.4	0.5	1,500~2,000	2~4	15~45	—
Contact stabilization	0.2	0.8~1.4	2,000~8,000	4	>5	50~100
Oxidation ditch	0.03~0.07	0.1~0.2	3,000~5,000	15~30	24~48	50~150

を組み込むことにより、硝化で消費されたアルカリ度の半分を回収することができ、処理水のpHの低下を防ぐことができる。

(3) 混合液温度が5°C近くまで低下しても、良好なBOD除去が行える。

わが国では、北海道、北日本地域に実績が多く、世界的にはヨーロッパ、カナダなどにも実績が多いことから明らかなように、低温時でも十分な処理能力を有する方式である。これは、原水のBOD負荷が低く、計画BOD処理能力に余裕があることによるものとされる。

(4) 余剰汚泥の発生は少なく、その安定化、無機化が進んでいる。

内生呼吸期の汚泥を使って生物処理を行うために、余剰汚泥発生量は少なく、除去BOD量および除去SS量当たり75%程度といわれている⁷⁾。また、汚泥滞留時間が長いので、活性汚泥は長時間にわたり曝気されており、好気性分解が進んでいるため、無機化の進んだ安定した余剰汚泥が得られる。

(5) 施設の構造、装置が簡単で、維持管理が容易である。

酸化溝は水深が1~3mの循環水路であり、連続処理を行う場合その構造は単純である。溝全体を鉄筋コンクリート製にせず、初期のPasveer Ditchのように素掘の水路を使い、シート防水を施すことで反応槽としての酸化溝を建設することも可能である。運転装置の主なものはエアレータと汚泥返送ポンプ程度であり、構造、装置は極めて簡単である。したがって、施設敷地面積が多少広くなっても、建設費は安価といわれている。また、建設経費の削減と工期の短縮を目的としたプレハブ式の酸化溝建設方法も開発され、供用されている。このように、施設の構造が簡単で、エアレータは表面曝気を主体とするので、それらの運転維持管理は容易である。また、

余剰汚泥の発生量が少なく、汚泥は安定しているので、汚泥処理工程の維持管理も容易である。

酸化溝方式は以上のような特徴を有するが、本研究の対象とする段落流をエアレータとした酸化溝方式についても、これらの特徴を満たすものとして検討される。また、Pasveer は回分式処理を行うために酸化溝内を間欠に嫌気状態にすることによって、糸状性細菌によるバルキングを防止する効果があることも報告¹⁵⁾している。連続式処理を行っても、間欠曝気運転を行うことや嫌気域を設けることが、嫌気・好気による高次処理の目的だけでなく維持管理にも有効な手法となることを検討することも付加される。

4. 酸化溝方式の窒素およびリン除去

1) 窒素除去

窒素除去の方法は、物理化学的方法と生物学的方法に大別される。アンモニアストリッピング法やイオン交換法に代表される物理化学的方法は、確実な窒素除去が可能であるが、高度な技術と高い運転経費が必要であり、小規模な污水处理施設では有効でないとされている¹⁶⁾。一方生物学的方法としては、WuhrmannとBringmannとによって、好気状態における硝化工程と嫌気状態における脱窒工程を組み合わせて窒素除去を行う方法が確立された¹⁷⁾。この方法は、生物膜法や浮遊生物法に応用され、小規模な污水处理施設ではその特徴を十分発揮している。

生物膜法においては、回転円板接触方式で付着した汚泥内部での脱窒が検討され¹⁸⁾、接触曝気方式では嫌気槽を付設して処理水をそこへ返送し脱窒を行わせる処理水循環方式が検討されている。筆

者らの実験結果によれば、処理水循環方式を組み入れた接触曝気方式で、70%を超える窒素除去率が得られている¹⁰⁾。

浮遊生物法である活性汚泥法においては、間欠曝気や回分式運転を取り入れることにより脱窒を行う方法が、検討されてきた。そして、窒素除去方法としては、活性汚泥法の評価が高いと一般的にいわれている²⁰⁾。岩井らは、長時間曝気方式において、連続曝気と間欠曝気との脱窒効率について検討した。その結果、BOD負荷が低い場合、溶存酸素濃度を低く維持することにより連続曝気でも脱窒による窒素除去が可能であることを明らかにした²¹⁾。西口らは、単一槽での間欠曝気方式による窒素除去方法を検討し、実施設において80%以上の窒素除去率を得ている²²⁾。

酸化溝方式においては、その特性を生かした多くの窒素除去方法が検討されてきた。酸化溝方式の考案者である Pasveer は、酸化溝方式では硝化が良く起こることを報告し、その後1963年に初めての窒素除去に関する調査研究を行った。その結果、90%近い窒素除去率が得られたことを報告している²³⁾。それ以後、酸化溝方式は、窒素除去に有効な処理方式であることが認識されたことも要因となって、世界中に広く普及した。1970年代になると、実施設における窒素除去の実績報告が、数多くなされるようになってきた。

汚泥滞留時間の長い酸化溝方式では、*Nitrosomonas* や *Nitrobacter* に代表される硝化菌の増殖が可能となり、汚泥内に保持される²⁴⁾。汚水に含まれて供給される窒素分のうち、約20%は汚泥内に固定され、残り80%のほとんどが酸化、硝化される⁶⁾。硝酸態にまで変換された窒素は脱窒工程を経て除去されるが、1970年代以降の窒素除去に関する研究は、汚水処理のプロセスに脱窒工程を組み

込むことに集約される。脱窒を行う脱窒菌は通性嫌気性細菌であるが、酸化溝で脱窒を行う場合は、溝内の汚泥を嫌気状態またはそれに近い状態にする必要がある。そのために酸化溝方式では従来、酸化溝内において流れの方向に好気ゾーン、嫌気（無酸素）ゾーンをつくり硝化・脱窒を行わせる方法、酸化溝内全体を低溶存酸素濃度として運転して硝化と脱窒を同時に進行させる方法、回分式処理方式により酸化溝内全体を時間的に好気状態、無酸素状態にする方法等によって、高い窒素除去率を得ている。

硝化と脱窒を同時に進行させる方法の研究として、Rittmannらは脱窒がフロックの内部に生ずる嫌気域で行われるとし、単一水路での嫌気ゾーンの設定は必要ないと報告している²⁶⁾。彼らの研究では、水路内の溶存酸素濃度が低く抑えられており、前述した岩井らの研究結果と同一である。また、酸化溝内の流れ方向に溶存酸素の濃度勾配があれば、硝化・脱窒が行われるとの研究結果も報告されている。しかしながら、この方法では流入汚水の量、水質の変動に対処するエアレータの運転方法が複雑になり、専門の技術者が管理しなければ、安定した処理を継続することは困難である。

回分式処理を行う場合には、酸化溝方式においても、溝内の好気状態と嫌気状態とを厳密に作り出すことが可能であり、安定した窒素除去が行える。この方法としては、デンマークで開発されたタイプTのように、複数の酸化溝を組み合わせて硝化工程と脱窒工程を明確に分離し、それを自動的に制御することにより窒素除去を行わせる方式²⁶⁾があり、高い窒素除去率を得ている。しかし、回分式処理方式に脱窒工程を組み込むことは、運転管理をさらに複雑にすることになり、小規模污水处理施設においては実用的でないと考え

る。

荒木は²⁷⁾、連続処理方式において、窒素除去のために間欠曝気運転を導入することを提案した。その中で、従来から多く試みられている流れ方向に好気ゾーンと無酸素ゾーンを形成する窒素除去方法について、検討を行っている。酸化溝内に空間的に好気ゾーンと無酸素ゾーンを作り出して硝化・脱窒を行うためには、硝化に必要な好気ゾーンの長さで脱窒に必要な無酸素ゾーンの長さが、酸化溝全長の中に確保されなければならない。標準的な流入汚水状態と酸化溝方式運転条件から荒木が検討した結果では、無酸素ゾーンの長さは好気ゾーンの長さの4/3倍となり、酸化溝の周長は少なくとも350m以上必要であると、述べている。わが国で稼働している酸化溝方式の施設は、平均溝長150m以下のものが75%を占めており、これらの処理施設がこの無酸素ゾーンを設ける窒素除去運転を行っても、高い除去率は期待できないことになる。今後、小規模処理施設にこの窒素除去方法を導入することは困難であろう。

以上のように、小規模処理施設への導入に問題を残しながらも、酸化溝方式において窒素除去を効率よく行うための硝化工程と脱窒工程の組み合わせが、酸化溝の構造とエアレータの運転方法の両面から検討されている。それらの検討の中で、硝化工程と脱窒工程との分離、不分離のいずれの方法においても、酸化溝方式は十分な窒素除去能力を発揮している。下水処理施設の40%を酸化溝方式が占めるオランダにおいては、95%以上のBOD除去率と80%以上の窒素除去率が一般的に得られている²⁸⁾。

2) リン除去

活性汚泥法のような通常の微生物による汚水処理においては、有

機物除去中に、微生物体の構成にリンが利用されることにより汚泥に取り込まれ、汚泥処理を行うことでリン除去がなされる。微生物体の典型的なリン含有量は、乾燥重量の2~2.5%であり、微生物のBOD換算重量の0.5%程度である²⁰⁾。したがって、汚泥の構成に利用されるリンの量は、汚泥の構成に利用されるBOD量の約0.5%となる。この量は除去されるBOD量の約1%に相当する。微生物体のリン含有量を乾燥重量で1.5~2%とした場合には、BOD/リン比および汚泥日令、汚泥処理処分の技術、汚泥返送水にもよるが、余剰汚泥の処分により10~30%のリン除去が期待できるとの報告もある³⁰⁾。しかし、一般的な下水では、除去BOD量の1%以上のリンを含んでおり、除去率も十分ではないので、富栄養化原因物質であるリンの除去方法の確立は、污水处理分野の大きな課題となっている。

活性汚泥法で採用されているリン除去技術には、生物学的リン除去方法と、凝集剤添加法とがある³⁰⁾。生物学的リン除去方法は、1955年にGreenburgらが、「活性汚泥は、正常の微生物の増殖の要求量を越えたレベルでリンを吸収しうる。」と、提案したことに始まる。1965年には、LevinnとShapiro³¹⁾が、汚泥を強度に曝気することにより、汚泥は「リンの過剰摂取」を行い、高いリンの除去率が得られることを報告している。また、Shapiro³²⁾らは、嫌気状態になると汚泥は摂取したリンを放出することを知り、好気状態で過剰摂取させたリンを嫌気状態で放出させ、高濃度となったリンを石灰を用いて化学処理をし、リンを除去するPhostrip法の基礎を作った。1970年代前半に、アメリカではPhostrip法が普及発展したが、Bernard³³⁾は窒素除去プロセスの開発の中で、連続好気・嫌気接触を導入したBardenpho法ならびに修正Bardenpho法を提案した。さ

らに修正 Berdenpho法は、アメリカおよび南アフリカで1970年代後半に実施され、この方式の検討から A/O(Anaerobic/Oxic)法が提案されている。現在提案³⁴⁾ されている生物学的リン除去方法としては、この他にUCT(University of Capetown)法、回分式除去方法、活性汚泥法の修正運転による除去方法、A₂/O(Anaerobic, Anoxic/Oxic)方法があり、生物学的窒素除去と組み合わせた有機物、窒素、リン同時除去方法の開発が進められている。

凝集剤を添加する化学的リン除去方法は除去率が高く、金属塩を添加する方法と石灰を添加する方法とがある。金属塩を添加する場合には、アルミニウムまたは鉄の金属塩を凝集剤として用いる。石灰添加法は、Phostrip法にも使われているが、その凝集剤使用量が多大であること、石灰の取扱いに手間がかかること、および汚泥発生量が多大であることなどの理由から、アメリカではほとんど用いられていない方法となっている³⁴⁾。

5. 段落流の曝気効果

段落流における落下水脈の曝気に関する研究はまだ少なく、その歴史も浅い。Gameson³⁵⁾ は、テムズ川その他の河川において、堰上下の溶存酸素濃度の測定を行い、その結果から、1957年に曝気効果を示す指標である Deficit ratio (r) と次の堰の曝気式(II-1)とを提案した。続いて、1958年に Deficit ratio の温度補正式(II-2)を発表し³⁶⁾、その後の研究の基礎を作った。

$$r = 1 + a \cdot b \cdot h/2 \quad \dots \dots \dots (II-1)$$

$$r = (C_s - C_1)/(C_s - C_2)$$

r : 堰上下の溶存酸素不足量比 (Deficit ratio)

a : 汚れの程度によって変化する係数。

b : 堰の形によって決まる係数

h : 水脈落下高さ

Cs : 飽和溶存酸素量 (mg / l)

C₁, C₂ : 上下流の溶存酸素濃度 (mg / l)

$$r_T = 1 + 0.11 \cdot a \cdot b (1 + 0.046 \cdot T) h \cdot \cdot \cdot \cdot (\text{II} - 2)$$

T : 水温 (°C)

中曾根^{37, 38, 39, 40)}は、それまでの堰に関する曝気の研究成果を踏まえて、1975年に落水脈の曝気に重要な影響を与える水理量のすべてを含んだ曝気式を提案した。その中で彼は、落水脈の曝気に重要な影響を与える水理量が、流量、水脈の落下高さ、下流側の水クッションの水深の3量であると結論づけ、水脈の落下高さと同単位幅流量とを条件として、4つの曝気式を提示している³⁹⁾。そして、水脈の落下高さが1.2mを超える場合には、落下高さを分割した多段式の段落流を用いた方が、その曝気効率がよいとしている。また、曝気効率の最大値は単位幅流量が235m³/hr・m近辺となる時に得られるとも述べている。段落流をエアレータとして応用する場合には、多段式のものでは構造および管理が複雑になり、好ましくない。したがって、水脈の落下高さは、1.2m以下とする事が効率的である。この条件での清水におけるr_{20w}(20°CのDeficit ratio)は、中曾根が提案した4つの曝気式のうちの次の2式(II-3a)と(II-3b)とで得られる。

$q > 235 \text{ m}^3 / \text{hr} \cdot \text{m}$ のとき

$$\ln(r_{20W}) = 5.39(D + 1.5Hc)^{1.31} q^{-0.363} H^{0.310} \dots\dots(\text{II}-3a)$$

$q \leq 235 \text{ m}^3 / \text{hr} \cdot \text{m}$ のとき

$$\ln(r_{20W}) = 0.0785(D + 1.5Hc)^{1.31} q^{0.482} H^{0.310} \dots\dots(\text{II}-3b)$$

$$(D + 1.5Hc) \approx h(\text{m}) \leq 1.2\text{m}$$

$$H > 2h/3 \text{ のとき } H = 2h/3$$

D:堰頂と下流側水面との差(m), Hc:限界水深(m)

h:段落流上下流の水位差(m), q:単位幅流量 ($\text{m}^3 / \text{hr} \cdot \text{m}$)

H:下流側の水深(m)

任意な温度 ($T^\circ\text{C}$) における Deficit ratio(r_{TW})への温度補正は、(II-4)式によって行われる。

$$\ln(r_{TW}) = \ln(r_{20W}) \{1 + 0.0168(T - 20)\} \dots\dots(\text{II}-4)$$

r_{TW} :混合液温度 $T^\circ\text{C}$ のときの Deficit ratio

さらに、段落流の曝気では水脈を幅の広いまま落とすより、分割(幅20cm程度)して落とす方が、酸素供給量は多くなることも報告している^{3, 37)}。段落流の落下水脈を分割することによる効率の増加率(ϵ)は、(II-5)式のように表される。

$$\epsilon = \ln r_{20B} / \ln r_{20W} \dots\dots(\text{II}-5)$$

ϵ :増加率

r_{20B} :落下水脈を分割したときの Deficit ratio

r_{20W} :落下水脈を分割しないときの Deficit ratio

ここで、混合液温度 $T^{\circ}\text{C}$ における落下水脈を分割した時の Deficit ratio(r_{TB}) は(II-1)式で定義されたように、次の(II-6)式で与えられるので、 $(C_2 - C_1)$ が溶存酸素の供給量 (mg/L) となる。

$$r_{TB} = (C_s - C_1) / (C_s - C_2) \quad \dots\dots\dots(\text{II}-6)$$

C_s : $T^{\circ}\text{C}$ の飽和溶存酸素量 (mg/L)

C_1, C_2 : $T^{\circ}\text{C}$ の上下流の溶存酸素濃度 (mg/L)

また、(II-1)式に表されるように、酸素移動は水質成分、とくにSS成分(ここではMLSS)の存在によって影響を受けることが知られている。しかし、実験装置や污水处理施設で実際に測定された数値は、ほとんど報告例がない。したがって、段落流をエアレータとして酸化溝方式に取り入れる場合には、段落流の落下水脈を分割することによる効率の増加率 ε とSS成分の影響については、実用規模の実験装置を用いて実験により明らかにしなければならない。

6. 小規模処理施設としての段落流をエアレータとした酸化溝方式

これまで、酸化溝方式の沿革と特徴、高次処理としての窒素とリンの除去方法の概略を述べてきた。わが国では小規模処理施設の必要性が高まり、集落排水事業が進展していく中で、窒素除去に有効とされる酸化溝方式の導入が増加してきている。したがって、高次処理能力を持ち、その特徴である構造が簡単で維持管理の容易な、小規模処理施設に適した酸化溝方式の、施設構造と運転方法の確立が急務である。

酸化溝の構造は、エアレータの構造と能力とによって規制される

ので、新たな小規模酸化溝方式のエアレータの開発が求められる。段落流をエアレータに応用することにより、その構造が単純になることから、施設全体の構造が簡略になること、エアレータの運転管理が容易になり間欠曝気運転の導入が容易に行えること、それによって処理施設の規模を縮小できることなどの利点が挙げられる。

そこで本研究は、段落流の曝気効果を応用した、新たな酸化溝方式のエアレータを提案し、エアレータの曝気効率および段落流をエアレータとした酸化溝方式の、二次・三次レベルの処理方法を実用規模のプラントを用いて実験的に解明し、その構造と運転方法を確立し新たな小規模処理施設を提案するものである。

第Ⅲ章 段落流を応用したエアレータの曝気性能

1. 緒言

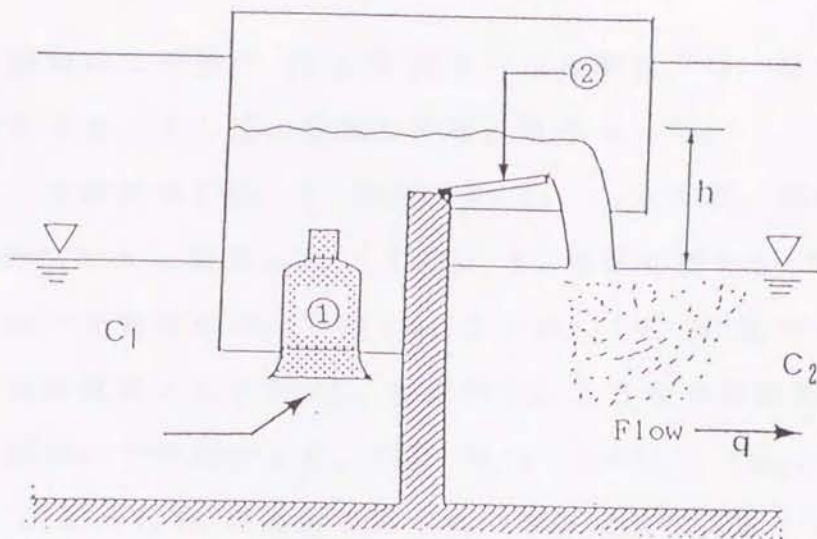
酸素移動は水質成分、とくにSS成分（ここではMLSS）の存在と水温（ここでは混合液温度）によって影響を受けることが知られている。しかし、実験装置や污水处理施設で実際に測定された数値は、ほとんど報告例がない。

本章では、中曾根の提案した曝気式を基にして、段落流を酸化溝方式のエアレータとして用いる場合の曝気性能を、実験プラントを使って実証的に検討する。主な検討項目は、曝気効率の落下水脈分割による増加と、MLSSの影響による低下についてである。両者を明らかにすることにより、エアレータとしての曝気量を求めることが可能となる。その結果を基に、曝気効率と投入動力を指標に他のエアレータとの比較を行い、段落流のエアレータへの応用の実用化を検討する。

2. 段落流の曝気性能実験

1) 実験装置

検討に用いたエアレータの概要をFig. III-1に示す。水路を横断壁で区切り、上流側から軸流水中ポンプで混合液を揚水し、下流側に落下させて曝気を行う。水脈落下高さ h の調整はゲート操作で行い、ゲートは水脈を分割するために分割幅20cmのスクリーン状となっている。混合液流量 q は水中ポンプの吐出量で決まる。本実験装置は、口径300mmの軸流水中ポンプ（5.5kw/hr）を設置しエアレータの動力とした。エアレータを設置した水路は幅2mの鉄筋コンクリート製



- ① : Axial-flow pump ② : Flap gate
 h : Difference of height between the water surface
 of the upstream and the water surface of the
 downstream.
 C1, C2 : Concentration of DO upstream and downstream
 of the weir.

Fig. III-1 Aerator applied falling water

循環水路で、水深は上流、下流ともに1mに設定した。

2) 落水脈分割による効率の増加率 ϵ

落水脈分割による効率の増加率 ϵ の値は、Nakasone³⁾によれば1.7、Van der Kroon et al.⁴⁾によれば3.1である。これらは小規模の実験装置を用いて行った室内実験の結果であり、実用規模での検討が必要である。本実験装置においては、水脈を幅20cm程度に分割して落下させて、 ϵ の値の検討を行った。(II-1)式に示したように、 r は汚れ(MLSS)の影響を受ける。しかし、実験装置においては汚水が水路に流入し、完全な清水を用いての実験は不可能であった。段落流をエアレータとして酸化溝方式に応用する場合には、混合液のMLSS濃度を3,000mg/l以上とするのが一般的である。した

がって、実験時のこの値が $20\text{mg}/\ell$ 以下となる範囲では、汚れの影響は無視できるものとして、清水と同等に取り扱った。

実験における測定項目は、 h 、 $MLSS$ 、 T 、 C_1 、 C_2 である。単位幅流量は、 $q=360\text{m}^3/\text{hr}\cdot\text{m}$ と設定した。 T 、 C_1 、 C_2 の測定値から(II-6)、(II-4)式を用いて実測値としての r_{20B} を求め、(II-3a)式から h の関数である計算値としての r_{20W} を求める。この時の実験結果から(II-5)式を用いて求めた ε を、Fig. III-2 に示す。 r_{20B} の5つの実測値は $1.81\sim 1.88$ の範囲で得られ、平均値は 1.85 となった。この実験時の h の測定平均値は 0.58m であった。計算値は $h=0.58\text{m}$ のとき $r_{20W}=1.26$ となる。したがって、 h の平均値を用いて計算で求めた r_{20W} と実測値の平均値より求めた r_{20B} を用いて ε を求めると、 $\varepsilon=2.7$ となる。平均値を用いずに5つの実測値より求めた ε は、Fig. III-2 に示すとおり、 $2.62\sim 2.71$ の範囲となった。以上の結果から、本エアレータにおける水脈分割による曝気効率の増加率は、Nakasoneの提案値 1.7 より大きく、Van der Kroon et al.の提案値 3.1 よりも小さな値となり、 $\varepsilon=2.7$ とすることがより現実に近い増

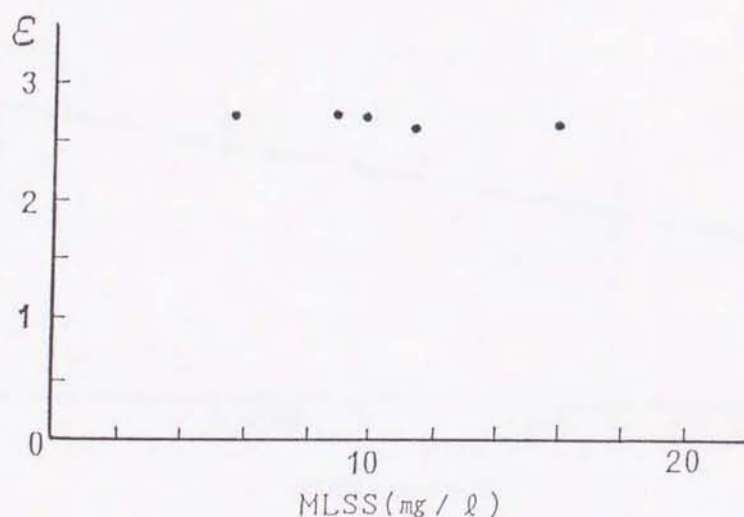


Fig. III-2 Increasing ratio of r by dividing falling water

加率となることが明らかになった。

3) 混合液の曝気特性

混合液の曝気においては、MLSSの存在によって酸素移動が妨げられる⁴⁰⁾ことが知られている。段落流の曝気においては、気泡からの酸素移動が行われる距離が短いので、この間での汚泥による酸素の消費量を無視できる。そこで、混合液内の気泡からの酸素移動にMLSSがどの程度影響するか、Deficit ratio(r)を指標として示したのが、Fig. III-3である。

Fig. III-3において、縦軸は Deficit ratioの本実験プラントでの実測値から(II-4)式を用いて得た r_{200} と、(II-3)式と(II-5)式とによる計算値($\epsilon = 2.7$ とした清水の r_{200})との比の値(E)である。横軸には、測定時のMLSS濃度の値をとった。Fig. III-3に示されるように、酸素移動はMLSS濃度の増加にともない、直線的に減少することが明らかになった。

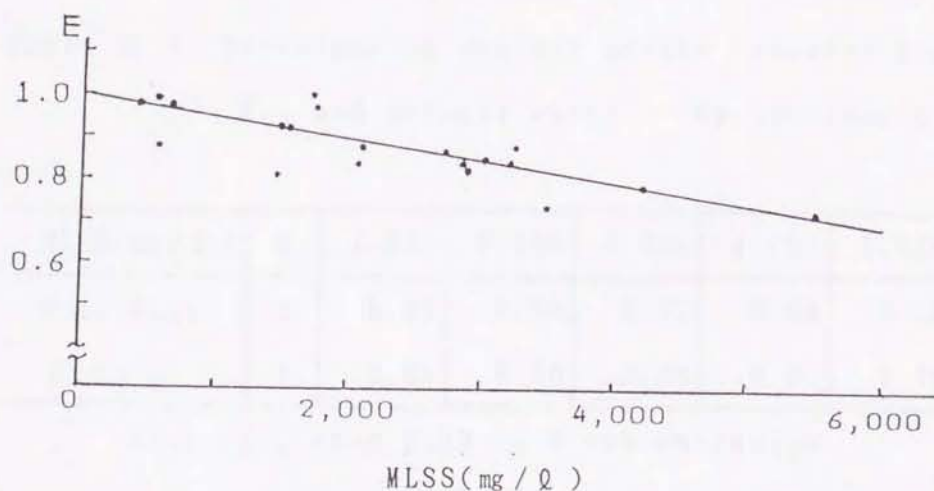


Fig. III-3 Decrease of aeration efficiency by increase of MLSS

一般の汚水処理施設においては、酸素移動を示す指標として $K_{L,a}$ (総括酸素移動容量係数 (l/hr)) が使われる。段落流における $K_{L,a}$ と Deficit ratio との関係は、(III-1)式のように表される³⁾。

$$r = \exp(K_{L,a} \cdot V/Q) \dots\dots\dots(III-1)$$

V:曝気が行われる区間の体積 (m³)

Q:堰を越流する流量 (m³/s)

この関係を使って、MLSS濃度の増加に伴い $K_{L,a}$ と Deficit ratio の値がどのように減少するかを、Table III-1 に示した。Table III-1 に示されるように、酸素移動速度はMLSSの存在によって、かなり大きな影響を受けることがわかる。酸化溝方式や同じく活性汚泥法の変法である長時間曝気法では、MLSS濃度を 3,000~4,000mg/l で運転することが多いので、MLSSの影響を十分注意する必要がある。

Table III-1 Decreases of overall oxygen transfer coefficient $K_{L,a}$ and deficit ratio r by increase of MLSS

MLSS (mg / l)	0	1,000	2,000	3,000	4,000	5,000	6,000
$K_{L,a} / K_{L,a0}$	1	0.96	0.85	0.77	0.68	0.58	0.49
r / r_0	1	0.95	0.90	0.85	0.80	0.75	0.70

$K_{L,a0}$; $K_{L,a}$ when MLSS is 0 concentration

r_0 ; r when MLSS is 0 concentration

4) 供給酸素量の算定

本エアレータの供給酸素量は、(II-6)式より求めることができる。溶存酸素の増加量(ΔC mg/l)を $\Delta C=(C_2-C_1)$ とおけば、(II-6)式を変形して次の(III-2)式が得られ、これによって供給酸素量を算定できる。

$$\Delta C=(1-1/r)(C_s-C_1) \dots \dots \dots (III-2)$$

本実験プラントのエアレータに使用するために開発を進めている動力5.5kw/hrの縦型軸流ポンプを用い、 $q=235\text{m}^3/\text{hr}\cdot\text{m}$ として、酸素供給効率を求めると、Fig. III-4に示すような落下高さ h と酸素供給効率との関係が得られる。この結果、本エアレータの酸素供給効率が最大になるのは、 h が0.60mの時であり、その値は $2.23\text{kg}/\text{kw}\cdot\text{hr}$ となる。この時の動力投入密度は、 $2.26\text{W}/\text{m}^3$ である。

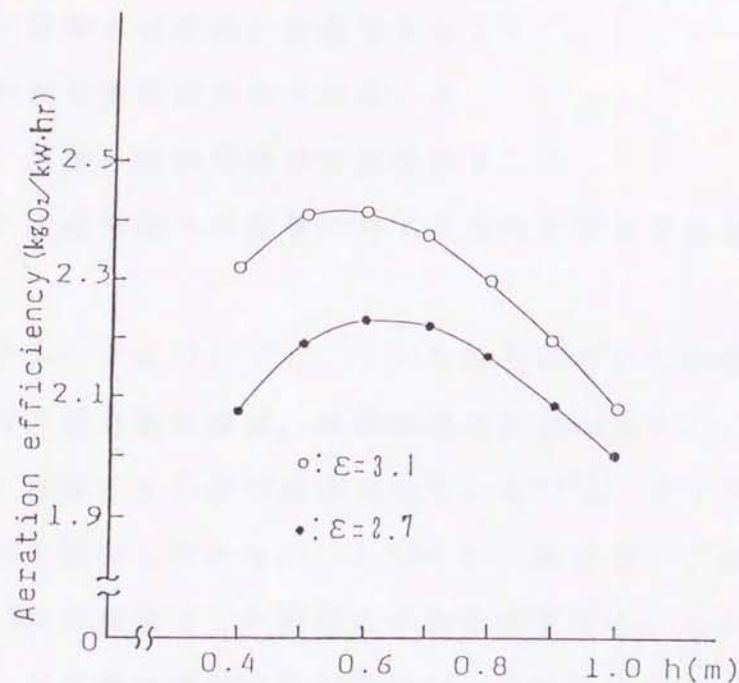


Fig. III-4 Relations between h and aeration efficiency

3. 他のエアレータとの比較

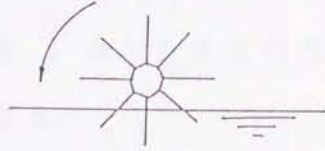
酸化溝方式に使われるエアレータとしては、本エアレータの他に酸素供給と循環流の発生を同時に行う横軸型ロータ、縦軸型ロータがあり、一般的に使用されている。また、酸素供給と循環流の発生を分離したドラフトチューブのような軸流ポンプ型、水中プロペラ型、スクリー型等が開発されている。Table III-2⁴²⁾に他のエアレータの種類と概要を示す。エアレータの基本的機能は、酸化溝内に必要な酸素を供給すること、混合液に循環流速を与えること、そして流入汚水と活性汚泥を混合攪拌することである。1981年より行われた、建設省の「オキシデーションディッチ法に用いる機械式曝気装置の開発」では、次の5項目を開発目標としていた。

- (1) 必要な流速が確保できること
- (2) 酸素を効率的に供給できること
- (3) 混合攪拌能力が十分なこと
- (4) 装置の維持管理が容易であること
- (5) 周辺環境への影響に対する対策が容易であること。

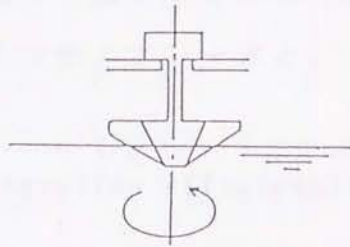
本エアレータについても、この5項目についての検討を行った。酸化溝内の混合液流速は、最低流速を0.1m/s以上とし、平均流速を0.25m/s程度とする案が提示されている⁴³⁾。本エアレータでは、 $h=0.60\text{m}$ と設定したときに、5.5kw/hrの軸流ポンプを用いることにより2.7 m^3 の流積でこの程度の平均流速を得る。しかし、「流速が小さく、多少酸化溝内のMLSS濃度が一様でなくとも、汚泥が完全に堆積しない限りほとんど処理機能上問題はないものと考えられる」

Table III -2 Types of aerator

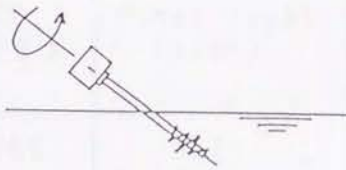
Horizontal rotor



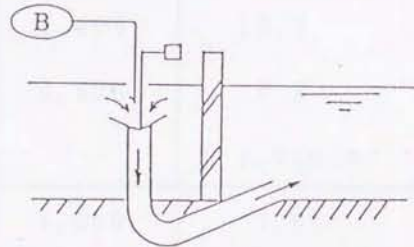
Vertical rotor



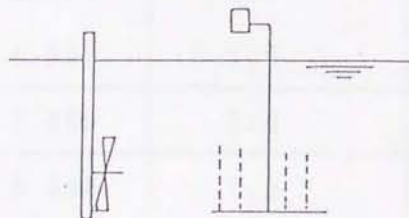
Screw



Axial-flow pump



Propeller



との報告もある⁴³⁾。本エアレータを設置した実験プラントでは、平均流速を0.1m/sとしても、処理機能上問題は生じなかった。したがって、混合攪拌能力も十分である。このことについては、第IV章で詳細に述べるが、平均流速を0.1m/sとするならば、6.8m²程度までの流積に対応できることになる。

星隈⁴⁴⁾は、「オキシデーションディッチ法に用いる機械式曝気装置の開発」で評価された技術の概要をまとめた。Table III-3に、そのなかで検討されている8つのエアレータと、本エアレータの曝

Table III-3 Aeration efficiencies

Aerator	Type of Aerator	MLSS (mg / l)	Power input (w/m ²)	Aeration efficiency (kg O ₂ /kw·hr)
A	Horizontal Rotor	3,000	8.7	2.3
B		3,800	4.1	2.2
C		2,400	10.7	2.3
D		4,400	8.1	2.4
E*		---	(2.5kw/m)**	2.2
F	Vertical	4,000	7.6	2.2
G	Rotor	3,100	5.1	2.4
H		4,500	4.9	2.8
I	Draft tube	4,000	5.0	2.2
This type	Falling water	3,000	2.3	2.2

*:Used by Stephenson et al. **:Power input(kw/m of rotor)

気性能およびStephenson等⁴⁵⁾の検討したロータの曝気性能の総括を示す。それぞれのエアレータは、本エアレータと曝気方法や規模が異なるので、一概に比較することはできないが、酸素供給効率にはそれほど差がない。しかし、この中では本エアレータの動力投入密度が極めて小さいことが明らかである。

本エアレータの維持管理については、Fig. III-1に示したように、構造が簡単であり、動力部が水中ポンプのみであるので、極めて容易である。エアレータの設置位置も制約されず、酸化溝がコーナーを持つ場合にそこに設置することも可能である。ただし、下流側の流れを均一に安定化するためには、直線部を持つことが望ましい。また、機械式エアレータのような動力伝達装置や、ロータの羽根、パドル等を持たないので、事故、故障も少ない。

酸化溝方式では、原則として1つの酸化溝に2基以上のエアレータを設置すること⁴²⁾になっている。事故等で1基が運転を中止した場合でも、酸化溝方式の機能を確保するためにとられる処置である。したがって、エアレータには予備機を設けない。これは、酸化溝が無終端水路を用いていることにより可能となる。しかし本エアレータを用いる場合には、循環水路を横断壁で区切るのので、事故等によるエアレータの運転停止は循環流をも止めることになる。したがって、複数のエアレータを設置しておいても、1基の運転中止は全体の機能停止をもたらす。事故、故障の場合には速やかに予備機と交換する必要がある。しかしながら、運転を中止するような事故、故障は水中ポンプに関することが大部分であるので、予備機としては水中ポンプを用意しておけば良い。水中ポンプの交換は構造上複雑なものではなく、容易に行える。

エアレータの設置条件から検討を加えると、ロータを使用した酸化溝法では、ロータの羽根をあまり水中深く入れることができないので、水深を浅くしなければならない。ポンプを使う本エアレータは、そのような制約がないので、酸化溝の形を比較的自由的な形にすることが可能であり、酸化溝内の水深の変動にも、簡単に対応できる。また、横軸ロータは酸化溝直線部に設置するのが望ましく、縦型ロータはコーナー部に設置しなければならない制約を受ける。これに対して本エアレータは、設置位置にも制約はない。酸化溝内の流れの安定性から最も効率的な設置条件を求めるならば、それはエアレータ下流側に多少の酸化溝直線部を必要とするということだけである。このことは、他のエアレータの設置条件にも当てはまることであり、本エアレータの特異性にはならない。

4. 要約

酸化溝方式のエアレータとして、段落流をエアレータに応用した場合、他のエアレータと比較して遜色無いことが明らかになった。以上の検討項目を要約して整理すると、次のようになる。

(1) 本エアレータは、酸素供給と酸化溝内循環流の発生を段落流を用いて同時に行う装置であり、曝気効率是他のエアレータと同等かそれ以上の性能を有する。

(2) エアレータの運転動力装置は、水中ポンプだけであり、投入動力は他のエアレータと比較して極めて小さく、経済的である。

(3) 酸化溝における設置位置には制限がなく、水深の制限も受けないので、酸化溝の形状は比較的自由に選択でき、台形断面は要求されない。

(4) 曝気の機構は単純であり、酸素供給量の制御は段落流の落下高さの変更と流量の変更との二つの方法で行える。したがって、酸素供給と循環流の発生を分離したエアレータの特性をもあわせ持つ。

(5) 装置・構造が単純であるために、設置、運転、維持管理が容易であり、小規模処理施設のエアレータとしては適したものである。

第IV章 実用規模実験プラントの詳細とエアレータの性能

1. 緒言

第III章で述べたように、段落流を応用したエアレータは酸化溝方式のエアレータとして十分な機能を備えており、酸化溝方式は小規模汚水処理施設としての数多くの要件を具備しているため、これらを組み合わせた段落流をエアレータとした酸化溝方式（以後、本方式という）は、小規模処理施設に適した処理方式であるといえる。しかしながら、本方式の処理機能の評価、設計・運転条件の確立、維持管理法の確立などを行い実用化する処理方式として提案するためには、実用規模の実験装置を使い、都市下水を処理対象汚水とした長期間の運転データに基づいた検討が必要である。

本章では、都市下水を用いて実用規模の実験を行うために設置した本処理方式の実験プラントについて述べ、そこに設置した段落流を応用したエアレータの曝気性能を、実証的に検討する。本章は、4節で構成される。2節では、実験装置として用いた実験プラントについて述べ、実験方法を述べる。3節では、実験プラントに設置したエアレータの曝気性能と酸化溝内の流速分布について述べる。4節ではエアレータの性能のとりまとめを行う。

2. 実用規模実験プラントの詳細

1) 実験装置

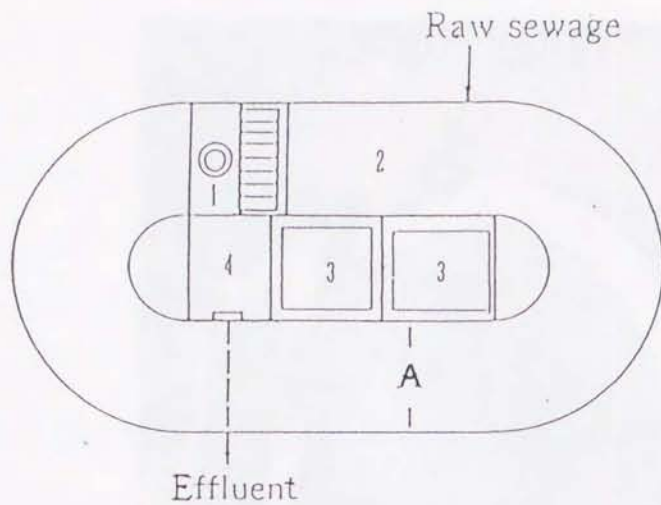
実験に用いた酸化溝方式のプラントは、概要をFig. IV-1に示すような装置である。酸化溝は水路幅 2m、側壁の高さ 1.8m、混合液水深 1m、水路センターの長さ30mの、鉄筋コンクリート製循環水

路で、溝内実容積は 60m^3 である。循環水路の途中一箇所に横断方向の隔壁を設けており、そこにエアレータを設置している。酸化溝で囲まれた内部には、沈澱槽と放流槽を設けている。実験プラントの全景を Photo. IV-1 に、汚水処理のフローを Fig. IV-2 に示す。一般的な酸化溝方式の処理フローからみれば、放流槽は消毒槽の役割を持つべき位置にある。しかし、本実験プラントの処理水は、標準活性汚泥法を用いて処理を行っている公共下水処理施設の最初沈澱池に放流されるので、消毒工程は組み込んでいない。また、当初酸化溝で囲まれた内部に沈澱槽・放流槽・汚泥貯留槽の3槽を設けたが、後に汚泥貯留槽を沈澱槽に改造した。したがって、大きな汚泥貯留槽は設けられていない。

循環水路の横断隔壁上に設けられたエアレータは、Fig. III-1 に示した構造と同様である。実験装置では口径 300mm の軸流水中ポンプを備え、隔壁上流側から混合液を揚水し、それを下流側へ落下させて曝気を行い、ポンプを通した循環流を発生させる。この水中ポンプの流量は、揚程 0.60m の時、約 $0.2\text{m}^3/\text{s}$ である。したがって、この実験条件では酸化溝内の平均循環流速は $0.1\text{m}/\text{s}$ となる。

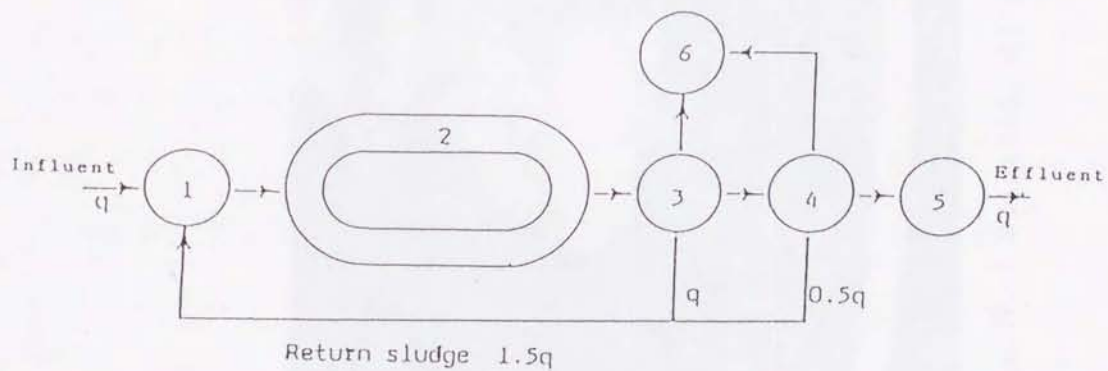
本実験プラントを運転するために必要な動力装置は、ポンプのモーター($5.5\text{kW}/\text{hr}$)と、沈澱槽からの汚泥返送および放流槽の曝気に使われるブローヤ($0.75\text{kW}/\text{hr}$)の2つである。

汚水の平均滞留時間を24時間に取れば、汚水の処理水量は $60\text{m}^3/\text{d}$ となる。1人当たりの汚水の排出量を、 $300\text{L}/\text{人}\cdot\text{日}$ とすれば処理人口200人の施設となる。この時、流入BOD濃度を $200\text{mg}/\text{L}$ とし、曝気槽内のMLSS濃度を $3,000\text{mg}/\text{L}$ として運転した場合には、BOD-SS負荷は $0.07\text{kg-BOD}/\text{kg-MLSS}$ となる。よって、本実験装置は実用規模



- 1:Aerator 2:Oxidation ditch
 3:Settling tank 4:Effluent tank

Fig. IV -1 Oxidation ditch used in this study



- 1:Preliminary treatment 2:Biological oxidation
 3:Sedimentation 4:Sedimentation
 5:Effluent 6:Sludge disposal

Fig. IV -2 Flow sheet of the oxidation ditch used in this study

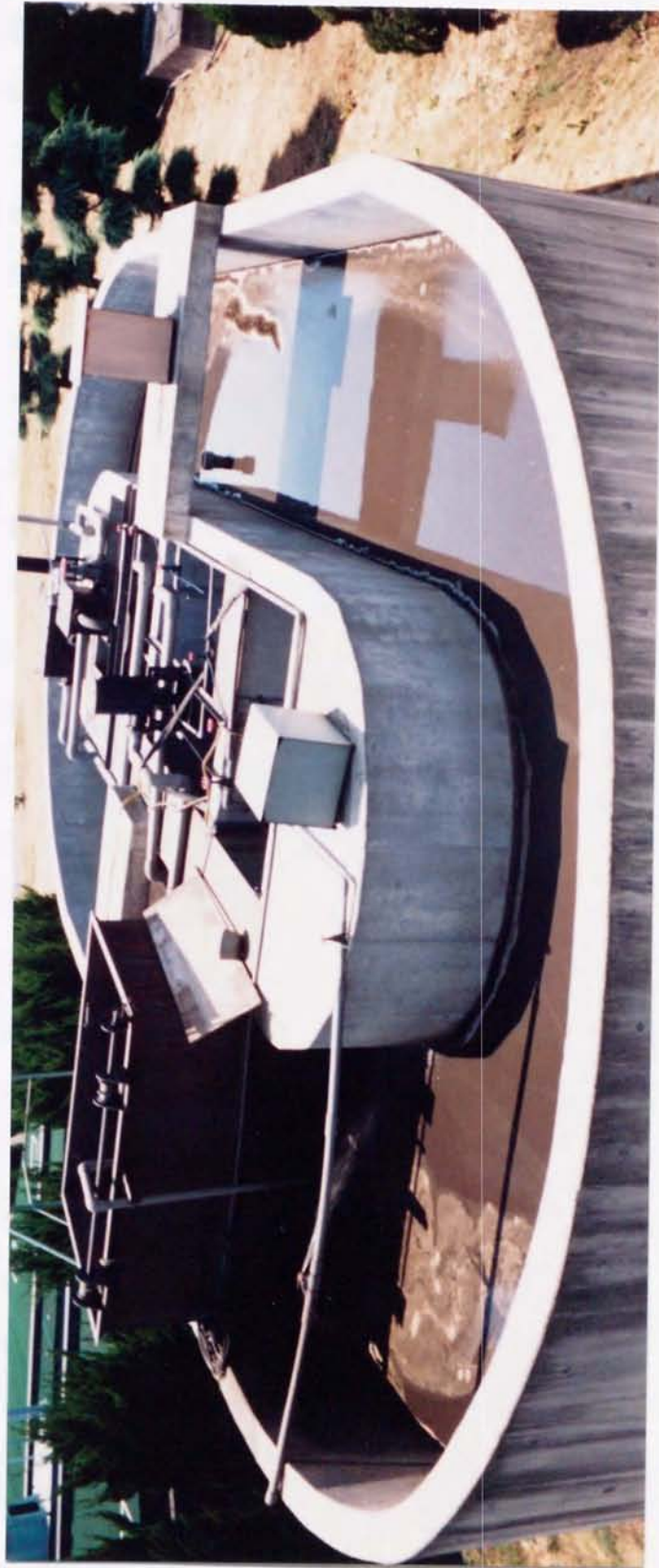


Photo. IV -1 Oxidation ditch used in this study

酸化溝方式の実験プラントということができる。

小規模処理施設における酸化溝方式の場合、最近の傾向として最初沈澱池を省くことが多くなっている。そこで、本実験プラントにおいても、その考え方を踏襲することにした。

2) 実験に用いた汚水

実験プラントは、前橋市の下水処理場内に設置されている。ここでは、標準活性汚泥法を用いて家庭下水を主体とした都市下水を処理している。実験プラントでは、この処理場の最初沈澱池から汚水をポンプで一定量連続揚水し、原水としている。したがって、実験プラントでは時間的な流入汚水量の変動はない。しかし、水質は変動するので、Fig. IV-3に通常の原水水質の時間的な変動パターンを、BODと T-Nを指標として示す。

Fig. IV-3は、1991年 5月28日の測定結果である。24時間を通して原水を1時間おきに採水し、直ちに分析を行った。この測定結果が示す水質変動パターンは、季節を変えて行った他の3回の測定結果が示すパターンと一致する。一般的な下水では、1日のうちで午前と午後の2回汚水濃度が高くなるが、本実験プラントの原水は標準活性汚泥法に用いられている大きな最初沈澱池から揚水しているので、汚水濃度は平滑化され、濃度のピークが13時頃に1回しか現れない。4回の測定結果から1日の平均流入濃度を求めると、その濃度は午前10時から11時の間の測定値にほぼ等しくなる。したがって、午前10時から11時の間に採水し分析した測定値は、1日の汚濁物質処理量を算定する根拠となる計画流入濃度として用いることができる。

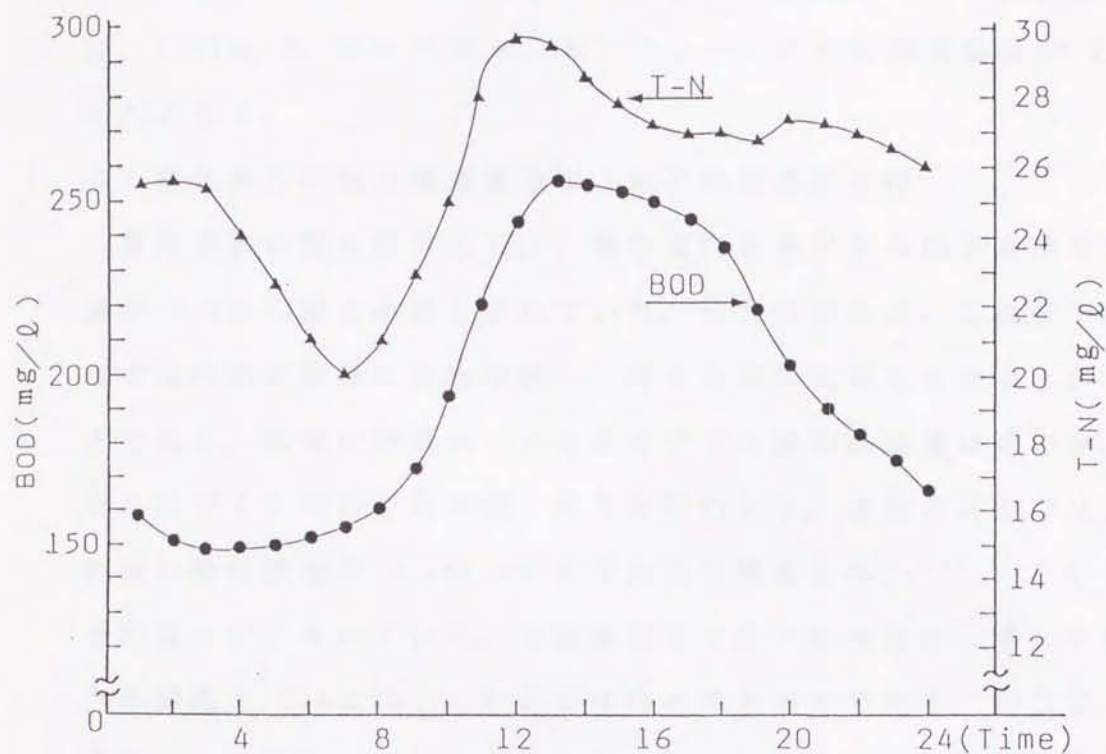


Fig. IV-3 Change of the quality of raw water in a day

3. 実用規模実験プラントに設置したエアレータの性能

1) 供給酸素量

段落流を応用したエアレータの曝気性能については、第Ⅲ章で述べた。実験プラントのエアレータ設定条件を、エアレータ上下の水位差 $h=0.60\text{m}$ 、落下水脈の流量 $q=360\text{m}^3/\text{hr}\cdot\text{m}$ とし、さらに水脈分割による増加率を $\varepsilon=2.7$ とする。エアレータ運転時の溝内混合液の活性汚泥濃度を $\text{MLSS}=3,000\text{mg}/\text{L}$ とし、第Ⅱ章で述べた(Ⅱ-3a)式と(Ⅱ-5)式および第Ⅲ章に示したTable Ⅲ-1より本実験プラントエアレータの $T=20^\circ\text{C}$ における r を計算すると、 $r=1.65$ となる。この

時、混合液の溶存酸素は循環中に消費されエアレータ上流側の溶存酸素濃度は $C_1=0$ となると仮定した場合、1時間当たりの供給酸素量は、 $1.25 \text{ kg-O}_2/\text{hr}\cdot\text{m}$ であり、本エアレータの供給酸素量は $60.2 \text{ kg-O}_2/\text{d}$ となる。

2) 酸化溝内の混合液流速分布と溶存酸素濃度分布

開発当初の酸化溝方式では、酸化溝内を循環する混合液の平均流速が 0.3 m/s 以上必要とされていた。最大の理由は、これ以下の流速では汚泥が底部に沈降堆積し、汚水処理に支障をきたすということである。従来の横型ロータのタイプでは表面の流速は速いが、底部に近づくと遅くなると思われる。最近の研究では、局所流の最低流速が 0.1 m/s あれば汚泥の堆積はない⁴⁶⁾、ということが明らかにされている。本実験装置での平均流速は、ポンプの能力の関係上 0.1 m/s としたことは前述のとおりである。そこで、本装置での最低流速がどのようなになっているのか、調べてみることにした。問題となると思われる汚泥の堆積がみられた部分（酸化溝が円形から直線に移る地点）の流速を測定したところ、Fig. IV-4のようになった。この図に示したように、循環流の内側となる a_1 線上では水深が 50 cm より深くなる所、また a_2 線上では水深 90 cm の所で流速が 2 cm/s 以下ときわめて遅くなる。その底部には最大 6 cm 程度の厚みの汚泥が堆積するものの、それが浮上したり処理水質を悪化するような状況には達しなかった。また、流れの中心部から外側になる a_3 、 a_4 、 a_5 線上の酸化溝底部では、汚泥の堆積は認められなかった。したがって、本施設に関する限り平均流速が 0.1 m/s であっても流速分布からは、混合液の攪拌や汚泥の堆積防止に不都合はないといえる。汚泥の堆積は汚泥の性状にも影響を受ける。本

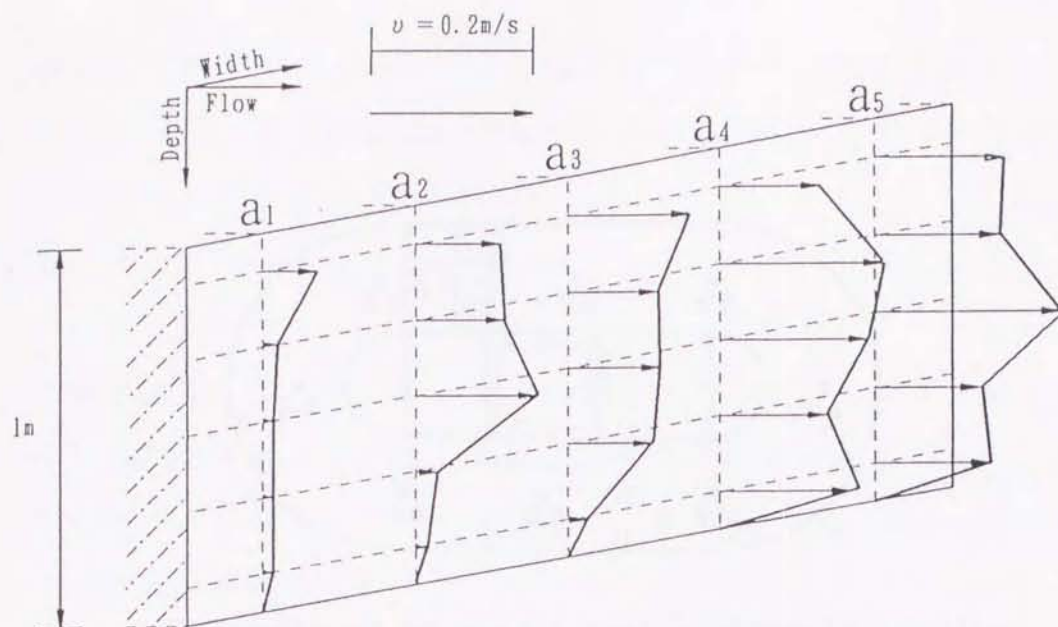
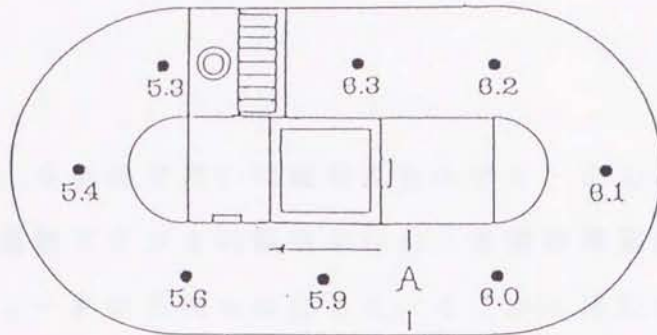


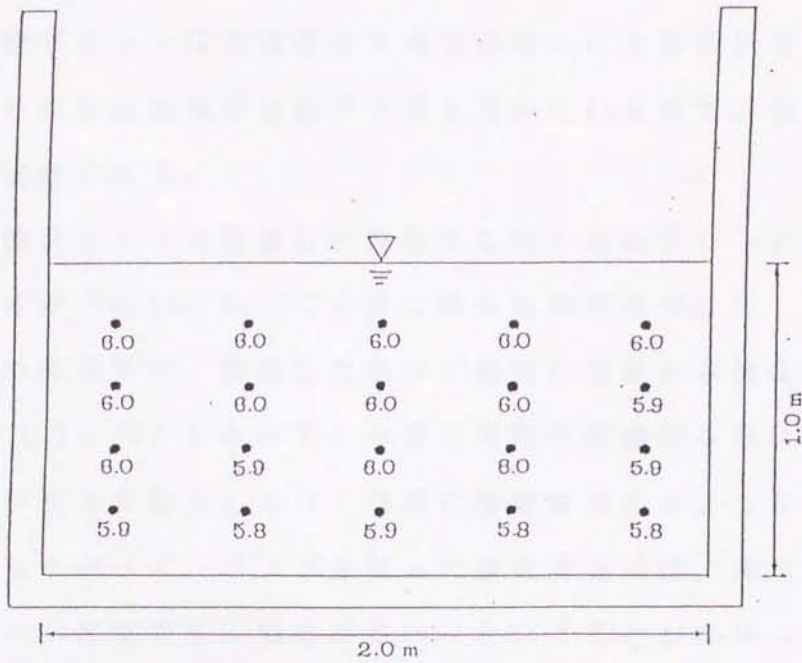
Fig. IV -4 Velocity distribution

エアレータを用いた場合の汚泥性状は、第八章で詳細に述べるように、フロックの径が小さくなるなどの特徴があるので、それらが堆積防止に有効に作用していると考えられる。最近、低揚程で大流量のポンプ（たとえば、定格電力所要量が5.9kw/hr, 実揚程 0.4m, 流量0.583m³/s の場合）の存在を知ったので、それを使えば槽内平均流速を 0.2m/s以上にすることが十分可能である。そのことにより、混合液の攪拌能力の向上や汚泥の堆積防止が十分図られると考えられる。

Fig. IV -5には、流れ方向と横断方向の溶存酸素濃度分布を示す。本エアレータは、機械式のロータ型エアレータのように表面曝気をするのではなく、軸流ポンプとブローアを組み合わせたエアレータのように、循環する全ての混合液を曝気する。したがって、流れの方向には溶存酸素の濃度勾配を持つが、横断面ではほとんど均一で



(a) Example of DO(mg/l) distribution in the flow
(At 0.6m in depth)



(b) Example of DO(mg/l) distribution at A section

Fig. IV -5 DO distribution in this ditch

あり、曝気運転中は横断方向、深さ方向の濃度勾配は認められない。したがって、溶存酸素濃度分布からみた混合攪拌能力は十分であることが明らかになった。

4. 要約

本章では、本研究で用いた段落流をエアレータとした酸化後方式の実用規模実験プラントの説明を行い、実用規模実験プラントに設置したエアレータの性能を検討した。そこから得た知見を要約すると、次のようになる。

(1) 本実験プラントは、汚水の平均滞留時間を24時間にとれば処理人口200人の施設となり、実用規模の実験プラントであるといえる。

(2) 本実験プラントは前橋市の下水処理場内に設置されており、実験に用いた原水は前橋市の都市下水を用いているので、実施設と同様の負荷変動がある。

(3) 本実験プラントに設置した段落流を用いたエアレータは、最大供給酸素量が $60.2\text{kg}-\text{O}_2/\text{d}$ で十分な曝気性能を持つ。

(4) 今回の実験では、使用したポンプ能力の関係から酸化溝内の平均流速を $0.1\text{m}/\text{s}$ としたので、一部に汚泥の堆積がみられた。しかし、それが悪臭を発生したり、処理に影響を与えるようなことはなかった。したがって、ポンプを使った酸化溝方式は、溝内の平均流速が $0.1\text{m}/\text{s}$ 程度でも不都合はない、ということがわかった。

(5) 酸化溝内の溶存酸素濃度の分布は、流れの横断方向および深さ方向ともに大きな差はなく、混合攪拌は十分である。

第V章 二次処理施設としての処理性能

1. 緒言

微生物と栄養的にバランスのとれた汚水を曝気混合すると、種々の好気性微生物は汚水中の有機汚濁物質を分解し、また、微生物の新しい原形質の合成（同化）を行い増殖する。この間、曝気、攪拌、混合により微生物と有機・無機の浮遊粒子が凝集して、沈降性の良い活性汚泥を形成する⁴⁷⁾。この活性汚泥は、多数の好気性微生物と通性嫌気性細菌を含んだフロック状の塊で、有機物の吸着力と酸化分解力が著しく強く、固液分離性にも優れている。

活性汚泥に含まれる微生物は、細菌類、真菌類、原生動物、後生動物など多種多様であり、これらが食物連鎖で相互に関係し合いながら汚水を浄化する。汚水中の有機物は、細菌・真菌類で分解・同化されるが、これによって細菌類が増殖すると、細菌類を補食する原生動物が現れ、さらに原生動物を補食する後生動物が現れる。この食物連鎖プロセスを経て、汚水は浄化される。

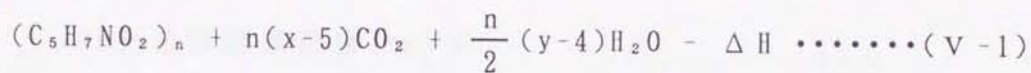
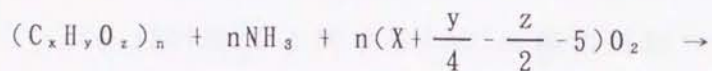
本章では、活性汚泥の有機物除去機構を化学反応式を用いて述べ、その機構を実験プラントを用いて検証するとともに、段落流をエアレータとした酸化溝方式の二次処理施設としての処理性能を検討する。

2. 有機物の酸化・分解に関する化学反応式

1) 有機物の分解反応式

汚水中の有機物は、好気性または通性嫌気性の他栄養性細菌や小動物などの微生物の代謝によって、分解される。好気性微生物が担

っている好気性代謝では、有機物は炭酸ガスと水になる。また、好気性微生物は、汚水中の有機物の一部と酸化分解過程で生成されるエネルギーの一部を用いて、新しい原形質の合成（同化）を行う。好気性代謝では、有機物が微生物体に合成される割合が高い。汚水中の有機物の分子式を $(C_xH_yO_z)_n$ とし、汚泥を構成する微生物（細菌）の経験的分子式を $(C_5H_7NO_2)$ としたときに、有機物を酸化分解しさらに原形質合成を行う過程の化学反応式は、次の(V-1)式で表される⁴⁸⁾。



ΔH : 反応に利用されるエネルギー

汚水中の有機物の一部を同化する微生物は、同時にその一部である細胞質を酸化分解（自己分解）する。その反応式は(V-2)式で表される。



この自己分解反応では、1gの細胞質の分解で1.42gの酸素を消費することになる。

2) 有機物の除去速度と汚泥の増殖

汚泥の増殖速度は、有機物の除去速度と関連して求められる。有

機物 (BOD) の除去速度は、Monodの式に従うとすると、次の式で表される⁴⁸⁾。

$$\frac{d[L_B]}{dt} = k_{L20} \cdot \theta_L^{(T-20)} \cdot \frac{[DO]}{K_{DL}+[DO]} \cdot \frac{[L_B]}{K_L+[L_B]} \cdot [S] \dots (V-3)$$

$d[L_B]/dt$: 汚泥の有機物除去速度 (mg / l · d)

$[L_B]$: 除去基質 (BOD) 濃度 (mg / l)

k_{L20} : BOD除去に関する最大比除去速度恒数 (1/d)

θ_L : BOD除去に関する温度係数

K_{DL} : BOD除去に関する $[DO]$ の飽和恒数

K_L : BOD除去に関する $[L_B]$ の飽和恒数

$[DO]$: 溶存酸素濃度 (mg / l)

$[S]$: MLSS濃度 (mg / l)

T : 水温 (°C)

また、汚泥の増殖速度は収率係数を介して次の式で表される⁴⁹⁾。

$$\frac{1}{[S]} \cdot \frac{d[S]}{dt} = Y \cdot \frac{1}{[S]} \cdot \frac{d[L_B]}{dt} - b \dots \dots \dots (V-4)$$

$d[S]/dt$: 汚泥の増殖速度 (mg / l · d)

Y : 収率係数 (kg / kg)

b : 汚泥の自己酸化係数 (1/d)

3) 酸素の利用速度

酸素の消費は、有機物の酸化、活性汚泥の増殖と自己酸化、アンモニア態窒素の硝化、有機態窒素の加水分解によって行われる。ア

アンモニア態窒素の硝化と有機態窒素の加水分解とをケルダール窒素の硝化に組み入れると、これより酸素利用速度 r_r は、次式で表される。

$$r_r = \alpha \cdot \frac{d[L_B]}{dt} + \beta \cdot VS + \gamma \cdot \frac{d[L_{KN}]}{dt} \dots\dots\dots(V-5)$$

r_r : 酸素利用速度 (mg / ℓ · hr)

α : 除去BOD当たりの酸素利用率 (mg- O_2 / mg-BOD)

$d[L_B]/dt$: BOD除去速度 (mg-BOD / ℓ · hr)

β : 内生呼吸速度 (mg- O_2 / mg-MLVSS · hr)

VS: MLVSS濃度 (mg-MLVSS / ℓ) (MLVSS=0.75~0.90*MLSS)

γ : ケルダール窒素の分解・硝化に必要な酸素利用率
(mg- O_2 / mg-Kj-N)

$d[L_{KN}]/dt$: 硝化速度 (mg-Kj-N / ℓ · hr)

1日当たりの必要酸素量は次式(V-6)を用いて計算される。

$$N = \alpha \cdot L_{B_0} \cdot \eta \cdot Q \cdot 10^{-3} + \delta \cdot VS \cdot V \cdot 10^{-3} + \gamma \cdot L_{KN_0} \cdot Q \cdot 10^{-3} \dots\dots(V-6)$$

N : 必要酸素量 (kg- O_2 / d)

L_{B_0} : 流入BOD濃度 (mg-BOD / ℓ)

η : BOD除去率

Q : 汚水処理量 (m^3 / d)

δ : 内生呼吸に必要な酸素量 (mg- O_2 / mg-MLVSS · d) = $24 \cdot \beta$

V : 曝気槽容積 (m^3)

L_{KN_0} : 硝化に関与するケルダール窒素濃度 (mg-Kj-N / ℓ)

3. 二次処理施設としての実用規模実験プラントの処理性能

第IV章で述べた実用規模実験プラントは1987年10月に完成し、12月初めから汚水の平均滞留時間を24時間と設定して本格的な運転を開始した。初め種汚泥の投入を行わなかったが、エアレータの連続曝気運転開始後2週間で、酸化溝内に汚泥が徐々に発生し始めた。その後、2か月程度経過した時点で、MLSS濃度は2,000mg/lを超えるような状態になった。そこで、1988年2月より第1回目の水質測定を開始した。

しかし、施設の設計ミスにより、通常6~12時間を要する⁵⁰⁾沈澱槽での滞留時間が当初1.5時間弱程度しかなかった。このために、処理水の水質状態は満足できるものではなかった。この実験の後、汚泥貯留槽を改造して沈澱槽にし、滞留時間を3時間程度確保できるようにした。また、標準活性汚泥法施設の原水路から取水していた原水を最初沈澱池からの取水に改良し、さらに、放流槽の中に接触戸材をいれて少量曝気し、処理水質の安全性を高めるとともに処理水の溶存酸素濃度を増加させている。

測定に用いる水質分析用試料水の採水は、測定日の午前10時30分から11時の間に行い、その間現地で気温、水温、DO、透視度の測定を行った。採水した試料水の水質分析は、現地での測定項目の他にBOD、COD、SS、pH、NH₄-N、NO₂-N、NO₃-N、Org.-N、T-N、T-Pの10項目について行った。各項目の分析方法は、下水試験方法またはJIS工場排水試験方法(K-0120)に示されている方法にしたがった。また、酸化溝内では流れの中間点において気温、混合液の温度および水路底部付近(水深約80cm)のDO、ORP(酸化還元電位)を連続測定し、自記記録計により記録した。ただし、この時のORPの測定は、

洗浄装置の付いていない計器を使ったため、良い測定結果は得られていない。

1) 有機物処理能力について

運転開始後、MLSS濃度が2,000mg/ℓを超えたところで初めての測定を行った。その結果をとりまとめたのが、Table V-1である。

Table V-1に示されるように、流入 BOD濃度は、一般的な流入水の計画値 200mg/ℓをはるかに上回る 441mg/ℓであった。そのため、BOD除去率の平均値は95%とまずまずの成績であったが、処理水の BOD濃度は 24.8mg/ℓと、基準値である 20mg/ℓを上回った。他の水質成分であるSSについても、BODと同様のことがいえる。また、T-NとT-Pは、窒素・リンの除去運転を行っていないにもかかわらずかなりの程度除去されていた。とくに、窒素については硝化がほぼ100%進んでおり、脱窒運転を実施することにより、高い窒素除去率がえられることを示唆している。処理水のpHは6.7と比較的小さな値を示しており、窒素の硝化が進んだことを裏づけている。MLSS濃度は、流入原水の BOD濃度・SS濃度ともに高かったので、容易に6,000mg/ℓまで上昇した。

その後、前述のように改造を行い、再び運転を開始した。同時に原水の取水位置を改造し、それまでより低い濃度の汚水が流入するようにした。そのときの実験結果をTable V-2に示す。

Table V-2に示されたように、流入原水の濃度が極端に低かったことにもよるが、この期間の処理は、いずれの水質項目についても良好であった。注目すべき点は、MLSS濃度が500mg/ℓ前後の低濃度にもかかわらず、硝化がほぼ完全になされていたことである。

この実験の終了後2~3週間で、MLSS濃度がほとんどゼロに等し

Table V -1 Experimental results of the wastewater treatment for each parameters during February and March in 1988. (Average of 6 data)

Parameter	Raw water	Treated water	Percent removal(%)
BOD(mg / l)	441	23.5	95
COD(mg / l)	157	20.1	87
SS(mg / l)	272	19.7	93
pH	7.5	6.7	-
DO(mg / l)	0.9	3.6	-
Transperency (cm)	3.2	14	-
Water temp. (°C)	15	12	-
NH ₄ -N(mg / l)	29.3	0.3	99
NO ₂ -N(mg / l)	0.2	0.1	-
NO ₃ -N(mg / l)	0.3	8.1	-
Org.-N(mg / l)	16.4	10.5	36
T-N(mg / l)	46.2	20.5	56
T-P(mg / l)	14.4	4.6	68
MLSS(mg / l)		3,500	

Table V -2 Experimental results of the wastewater treatment
for each parameters during July in 1988.
(Average of 4 data)

Parameter	Raw water	Treated water	Percent removal(%)
BOD(mg / l)	138	5.3	96
COD(mg / l)	50.3	6.3	87
SS(mg / l)	32.0	1.9	94
pH	7.3	7.4	—
DO(mg / l)	0.4	5.7	—
Transperency (cm)	8.8	>50	—
Water temp. (°C)	21	23	—
NH ₄ -N(mg / l)	10.4	0.1	99
NO ₂ -N(mg / l)	0.3	0.0	—
NO ₃ -N(mg / l)	0.2	5.3	—
Org. -N(mg / l)	8.9	3.9	56
T-N(mg / l)	19.9	9.3	53
T-P(mg / l)	3.2	1.6	50
MLSS(mg / l)		540	

Table V-3 Experimental results of the wastewater treatment by small shellfisher during August and September in 1988. (Average of 4 data)

Parameter	Raw water	Treated water	Percent removal(%)
BOD(mg / l)	140	10.6	92
COD(mg / l)	34.0	9.2	72
SS(mg / l)	30.0	2.5	92
pH	7.1	7.2	—
DO(mg / l)	1.0	1.8	—
Transperency (cm)	14	>50	—
Water temp. (°C)	22	24	—
NH ₄ -N(mg / l)	7.3	1.2	83
NO ₂ -N(mg / l)	0.3	0.3	—
NO ₃ -N(mg / l)	1.3	2.6	—
Org.-N(mg / l)	8.7	4.6	46
T-N(mg / l)	17.1	9.0	47
T-P(mg / l)	2.2	1.6	27
MLSS(mg / l)	11		

い11mg/l 前後に低下してしまつた。しかし、水質分析をしてみると、Table V-3 に示したように汚水の処理はされていた。

初めその原因がわからなかつたが、よく観察してみると貝が無数に酸化溝側壁に付着しており、それが汚泥を捕食してしまうためであると判明した。ちなみに、処理場内の他の施設（標準活性汚泥法施設）から汚泥を汲み取り、MLSS濃度が500mg/l 程度になるよう本施設に投入したところ、一夜にしてそれが処理し尽くされてしまつた。このことは、河川の浄化機構と同じことが酸化溝の中でも起こつていたという事実を示すものであろう。この状態での運転を3か月間続けたが、9月末に運転を中止した。水温の低い冬季の間、貝が十分成長しながら生息できれば、汚泥（生汚泥は別として）の発生しない処理法として注目されよう。ただし、Table V-3に示されているように、窒素とリンはあまり除去されないので、高次処理を目的とする施設には利用できないであろう。10月初めに貝を除去して、本来の活性汚泥を使った酸化溝方式に戻して実験を再開した。そのときの実験結果をTable V-4に示す。

Table V-4の実験結果は、秋季の処理状況を示したものである。その結果は、まずまずのものといつてよいであろう。

以上、1年間の実験を通して本装置は、他の酸化溝方式と遜色ない施設であることが判明した。しかし、連続曝気運転を行つたことにより供給酸素量が過大であつたため、酸化溝内はつねに過曝気の状態にあつた。この過曝気に起因するのか、それとも沈澱槽などの欠陥によるものなのかよく原因を特定できなかつたが、ときどき沈澱槽からのピンフロックの流出がみられた。それについては、本実験装置を改造したのと同様、沈澱槽の後ろに滞留時間30分間程度の

Table V-4 Experimental results of the wastewater treatment for each parameters during November and December in 1988

Month date	BOD(mg/ℓ)		COD(mg/ℓ)		SS(mg/ℓ)		pH		DO(mg/ℓ)		Transparency(cm)		Water Temp.	
	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water
11.10	194	11.6	47.6	4.5	60.0	3.6	7.4	7.5	0.0	8.3	7.2	>50	15.3	15.0
11	193	7.5	55.3	9.4	53.3	2.8	7.4	7.4	0.0	8.3	6.4	>50	15.0	14.8
12	163	8.3	54.3	10.7	63.3	2.2	7.3	7.4	0.0	8.6	6.8	>50	14.7	14.5
18	252	11.4	51.3	10.4	60.0	3.6	7.3	7.5	0.0	8.1	6.8	>50	15.6	15.5
19	253	10.4	62.4	9.8	70.0	3.0	7.4	7.4	0.0	8.3	6.8	>50	14.9	14.6
24	193	8.1	50.6	11.9	53.3	0.4	7.4	7.3	0.0	7.6	6.9	>50	15.3	15.1
25	171	11.2	58.2	11.4	66.7	2.0	7.4	7.1	0.0	6.1	6.4	>50	14.5	14.1
12.21	170	9.3	71.9	10.3	46.7	6.2	7.4	7.1	0.0	5.6	6.2	>50	13.0	12.8
23	178	7.9	59.0	7.2	56.7	5.0	7.3	7.5	0.0	8.0	6.2	>50	11.7	11.6

Month date	NH ₄ -N(mg/ℓ)		NO ₂ -N(mg/ℓ)		NO ₃ -N(mg/ℓ)		Org.-N(mg/ℓ)		T-N(mg/ℓ)		T-P(mg/ℓ)		MLSS(mg/ℓ)
	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	
11.10	13.8	0.0	0.3	0.0	0.0	8.9	5.6	0.8	19.7	10.8	4.0	1.5	1,500
11	13.9	0.1	0.3	0.0	0.1	9.4	8.0	0.9	22.3	10.4	4.3	1.5	1,500
12	13.5	0.0	0.4	0.0	0.2	8.9	11.9	3.7	26.0	12.7	4.1	1.7	1,700
18	12.7	0.2	0.3	0.0	0.6	5.9	5.6	2.7	19.1	8.9	4.2	1.9	1,400
19	13.5	0.0	0.2	0.0	1.0	7.6	5.2	1.7	20.0	9.2	4.4	2.0	1,500
24	17.2	0.0	0.5	0.0	0.1	6.7	8.9	2.7	26.7	9.4	4.7	2.3	1,600
25	16.3	0.0	0.4	0.0	0.1	9.7	6.8	1.2	23.6	11.0	4.6	2.2	1,700
12.21	17.8	0.1	0.3	0.0	0.1	8.6	3.3	1.3	21.5	10.0	5.3	2.9	2,100
23	16.6	0.1	0.2	0.0	0.1	11.3	5.9	1.9	22.4	13.4	5.3	2.9	2,100

接触汚過槽を設けることにより、十分解決できるであろう。

2) 酸素消費量

第2節で述べたように、1日当たりの必要酸素量は(V-6)式で計算される。

実験プラントの汚水を家庭下水とすると、 $\alpha = 0.52 \text{ mg-O}_2/\text{mg-BOD}$ とすることができる⁵¹⁾。 γ は理論値として与えられ、アンモニア態窒素の硝化に要する酸素量を用いると、 $\gamma = 4.6 \text{ mg-O}_2/\text{mg-Kj-N}$ である。 δ は汚泥の性状によって変化する値であり、 $\delta = 0.01 \sim 0.10 \text{ mg-O}_2/\text{mg-MLVSS}\cdot\text{d}$ の範囲となる。

曝気による溶存酸素濃度の増加量 $\Delta C(\text{mg}/\text{L})$ は、エアレータ段落流の下流側の溶存酸素濃度 C_2 と、上流側の溶存酸素濃度 C_1 との差($\Delta C = C_2 - C_1$)で、求められる。しかしながら、酸化溝方式のような循環流を連続曝気する場合には、曝気直後の溶存酸素濃度 C_2 が、酸化溝を一巡してエアレータの設置位置に戻るまでに酸素が消費されることにより、 C_1 まで低下することになる。したがって、本エアレータを連続運転した場合、酸素の供給量と消費量との間に平衡状態が生じ、 $C_1 = 0 \text{ mg}/\text{L}$ とはならず定常状態が保たれて酸素供給量と酸化溝内混合液の酸素消費量は等しくなる。本実験プラントでは、混合液が酸化溝を一巡するのに要する時間が5分間であり、この間は C_2 と C_1 が一定である、とすることができる。よって、 ΔC と酸化溝内混合液量 $V(\text{L})$ の積は、5分間の酸素供給量と酸素消費量とを表すことになる。Table V-5に、Table V-1とTable V-4に示した処理結果が得られたときの、 C_2 および C_1 の測定値から求めた測定酸素消費量(供給量)を示す。脱窒は考慮していないので、反応槽内の硝酸態窒素の増加分が硝化に関与するケルダール窒素分に相当

Table V-5 Utilization of dissolved oxygen

Month date	Measured ΔC (mg / l)	Measured N (g -O ₂ /5min)	Removed BOD (g /5min)
Table			
V -1	1.6	96	87.0
11.10	0.7	42	40.4
11	0.8	48	40.2
12	0.7	42	32.2
18	0.8	48	50.1
19	0.8	48	50.5
24	0.8	48	38.5
25	0.8	48	33.3
12.21	0.8	48	33.5
23	0.8	48	35.4

Table V-6 Operation index

HRT(hr)	24
L_{B_0} (mg-BOD/l)	200
η (%)	90
Q (m ³ /d)	60
MLSS(mg-MLSS/l)	3,000
V (m ³)	60
γ (mg-O ₂ /mg-Kj-N)	4.6
L_{KNO} (mg-Kj-N/l)	10

するとして、その量は測定値から流入 T-Nの40%であるとし、 α と γ を固定して δ を求めると、 $\delta = 0.04 \text{ mg-O}_2/\text{mg-MLVSS}\cdot\text{d}$ となる。

ここで、混合液のMLVSSはMLSSの0.80倍として、Table V-6に示した運転条件のもとに必要酸素量を計算すると、 $N = 14.4 \text{ kg-O}_2/\text{d}$ となる。 r_r に換算すると、 $r_r = 10.0 \text{ mg-O}_2/\text{l}\cdot\text{hr}$ である。第II章で述べた(II-3a)式と(II-5)式および第III章に示したTable III-1より、混合液温度を20°Cとして r を求めると、 $r = 1.65$ となる。酸化溝の循環水路長さが十分あり、循環中に溶存酸素が完全に消費されるならば、(III-2)式では $C_1 = 0 \text{ mg-O}_2/\text{l}$ となり、 $C_2 = 3.5 \text{ mg-O}_2/\text{l}$ となる。したがって、曝気後に溶存酸素濃度が $C = 0 \text{ mg/l}$ となるためには、 $C_2/r_r = 21 \text{ min}$ の時間を要する。酸化溝内の平均流速は0.1m/sである

ため、この時間を距離に換算すると、126mとなる。この距離は、好気ゾーンの長さを表すが、本実験プラントの酸化溝長さの4倍以上となり、さらに連続して嫌気ゾーンを必要とする連続曝気運転での窒素除去は、本プラントでは不可能となる。

一般に、除去BOD量を基準に必要な酸素量を算定する場合は、必要酸素量を $1.8 \sim 2.2 \text{ kg-O}_2/\text{kg-BOD}^{5.2}$ とすることが提案されているが、この値は本実験プラントにおいては、過大な量となる。また、MLSS濃度が $2,700 \text{ mg/l}$ 程度のとき、除去BOD 1kg当たり1kgの酸素量を供給すれば十分である、との報告^{5.3)}がなされている。この例のMLSS濃度で運転し、除去BOD濃度を 275 mg/l としたときの実験結果では、本実験プラントにおいては除去BOD 1kg当たり1.6kgの酸素量が必要となった。

4. 要約

段落流をエアレータとして応用した酸化溝方式の処理性能について、実験プラントを用いて検討を行った。そこから得た知見を要約すると、次のようになる。

(1) 汚水の二次処理能力は、処理水質からみると他の酸化溝方式と遜色ないことがわかった。とくに、本方式は処理水に残留するアンモニア態窒素の量が少なく硝化能力に優れており、冬季の水温の低いときでも、ほぼ100%硝化が進むことが観測された。

(2) 酸化溝方式における必要酸素量は(V-6)式により計算するのがより正確である。現在一般に除去BOD量を基準に算定する方法が用いられているが、この方法で算定する場合に用いる定数は一般に家庭下水として提案されている値よりも70~80%小さな値でよい

ということがわかった。除去 BOD量を基準に必要な酸素量を算定する方法は、BOD-SS負荷が一定な場合には有効であり、今後小規模実施設のデータが蓄積されれば、この方式の必要酸素量決定もより信頼性の高いものになろう。

(3) 水温の低下する冬季にどうなるか実験していないが貝を使った汚泥の発生しない処理方法も存在し得ることを確認した。

第VI章 窒素除去

1. 緒言

農業分野では水田で窒素除去の起こることが古くから知られている^{5,4)}。過去においては、貴重な窒素肥料が失われないような施肥管理が工夫されてきた。しかし、現在の污水处理施設では、それと反対に窒素をいかにして除去するかが中心の課題になっている。アオコの発生等で問題にされている窒素やリンに対する対策は、これからの問題である。とくに湖沼法の制定にともない、霞ヶ浦や琵琶湖の流域では、窒素やリンに対しても排出規制が実施されるようになってきている。

ある種の微生物は、嫌氣的条件下で有機物から水素を摂取し、それと同時に硝酸態窒素($\text{NO}_3\text{-N}$)から酸素を奪い窒素ガス(N_2 または N_2O)にして放出する。したがって、脱窒を行うには有機物と硝酸態窒素を嫌氣的条件下で共存させるような処理システムが要求される。窒素除去技術はまだ開発途上にあり、いろいろな方面で技術開発が進められている。とくに、集落排水で建設されるような小規模施設に対しては、建設コストの低廉なしかも安定性のある窒素除去技術の開発が望まれている。

多くの酸化溝方式で、高率な窒素除去が行われていることは、良く知られている。そのために、たくさんの酸化溝の運転方法が提案され、下水処理施設で実施されてきた。しかしながら、段落流をエアレータとして用いた施設は少ない。酸化溝においては、段落流はエアレータとして効果的に応用される。段落流を応用した酸化溝方式は、他の方式と比較して処理成績に遜色はない。

本章は、6つの節で構成される。まず2節では、活性汚泥の窒素除去機構を化学反応式を用いて記述する。3節では、段落流をエアレータとした酸化溝方式（本方式）の窒素除去方法を検討し、4節で窒素除去のための間欠曝気運転と供給酸素量を検討する。5節では比較のために接触曝気方式の窒素除去について述べ、6節では以上を総括して本方式の窒素除去運転方法を提案する。

2. 窒素除去の化学反応式

1) 硝化・脱窒の化学反応式

汚水に含まれる窒素は、有機態窒素とアンモニア態窒素の形態を持つものが大部分である。有機態窒素は、従属栄養細菌によりアンモニア態窒素に分解される。窒素は微生物の同化過程で増殖に利用されるが、微生物が摂取する無機窒素化合物の形態は、アンモニア態の場合が多い⁵⁵⁾。

窒素除去の過程は、好氣的条件下でアンモニア態窒素(NH₄-N)が硝化菌により亜硝酸態窒素(NO₂-N)もしくは硝酸態窒素(NO₃-N)にまで酸化される硝化工程と、嫌氣的条件下で亜硝酸態窒素、硝酸態窒素が脱窒菌により窒素ガス(N₂;一部はN₂O)にまで還元される脱窒工程とに分けられる。硝化工程の酸化反応式は、次の2式(VI-1)、(VI-2)で表される。硝化菌は、*Nitrosomonas* を代表種とする亜硝酸菌と *Nitrobacter* を代表種とする硝酸菌で、自栄養細菌である。

(a) 亜硝酸菌の生物酸化反応



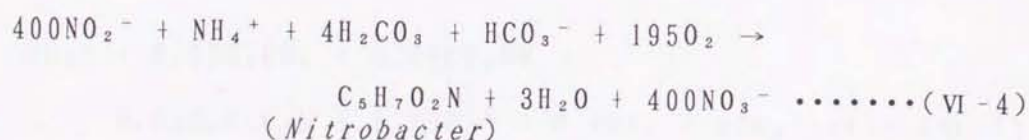
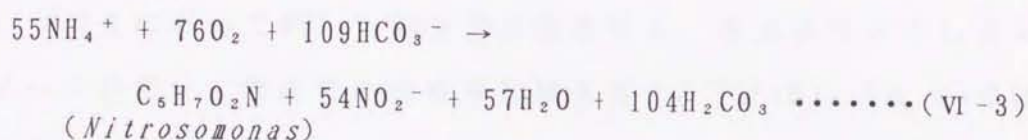
この反応では、NH₄⁺-N 1g に対して3.4gの酸素が必要となる。

(b) 硝酸菌の生物酸化反応



この反応では、 NO_2^- -N 1g に対して1.2g の酸素が必要となる。

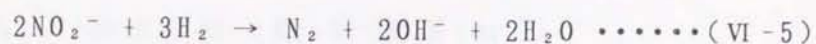
(VI-1)、(VI-2)式から NH_4^+ -N 1g が NO_3^- -N に変化するためには、4.6g の酸素が必要となる。微生物体の増殖を考慮すると、(VI-1)、(VI-2)式は次の(VI-3)、(VI-4)式のように表せる。



微生物体の増殖量は、 NH_4^+ -N、 NO_2^- -N 1g 当たりそれぞれ 0.15g、0.02g 程度となる。

脱窒工程の脱窒菌（代表種は *Pseudomonas*, *Micrococcus*）は、そのほとんどが通性従属栄養細菌に属し、嫌気性条件下では分子状の遊離（溶存）酸素の代わりに NO_2^- -N、 NO_3^- -N 中の酸素を使う亜硝酸呼吸、硝酸呼吸を行う。この呼吸反応は、次式(VI-5)、(VI-6)で表される。

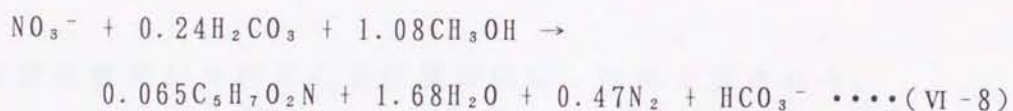
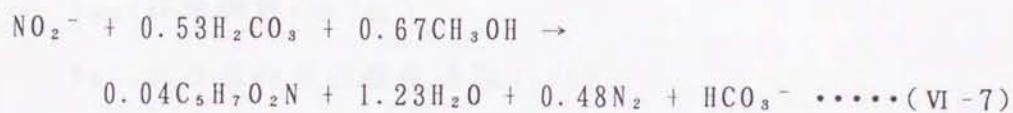
(a) 亜硝酸呼吸



(b) 硝酸呼吸



この反応においては、水素供与体が必要である。上記(VI-6)式では5モルのH₂を与える水素供与体量が要求される。これに対応する理論的酸素要求量は2.5モルのO₂である。汚水中の有機物を水素供与体とする場合に、理論的酸素要求量がBOD₅にほぼ等しいとおけば、NO₃⁻-N 1gに対してBOD₅2.86gが必要となる。水素供与体としてメタノールを用い、微生物の増殖を加味すると、(VI-5)、(VI-6)式は次の(VI-7)、(VI-8)式のように表せる。



2) 硝化と脱窒の速度

アンモニア態窒素と有機態窒素で構成されるケルダール窒素(Kj-N)の硝化速度は、次式(VI-9)で表される。

$$\frac{d[\text{L}_{\text{KN}}]}{dt} = k_{\text{LKN}20} \cdot \theta_{\text{LKN}}^{(T-20)} \cdot \frac{[\text{DO}]}{K_{\text{DLKN}} + [\text{DO}]} \cdot \frac{[\text{L}_{\text{KN}}]}{K_{\text{LKN}} + [\text{L}_{\text{KN}}]} \cdot [\text{S}_{\text{NX}}] \dots\dots\dots(\text{VI}-9)$$

$[L_{KN}]$: 除去基質 (Kj-N) 濃度 (mg / l)

k_{LKN20} : Kj-N除去に関する最大比除去速度恒数 (1/d)

θ_{LKN} : Kj-N除去に関する温度係数

K_{DLKN} : Kj-N除去に関する [DO] の飽和恒数

K_{LKN} : Kj-N除去に関する $[L_{KN}]$ の飽和恒数

[DO]: 溶存酸素濃度 (mg / l)

$[S_{NX}]$: 硝化菌濃度 (mg / l)

また、硝化菌の増殖速度は次の式 (VI-10) で表される。

$$\frac{1}{[S_{NX}]} \cdot \frac{d[S_{NX}]}{dt} = Y_{NX} \cdot \frac{1}{[S_{NX}]} \cdot \frac{d[L_{KN}]}{dt} - b_{NX} \quad \dots\dots\dots (VI-10)$$

$d[L_{KN}]/dt$: 硝化菌の Kj-N除去速度 (mg / l · d)

Y_{NX} : 収率係数 (kg / kg)

b_{NX} : 硝化菌の自己酸化係数 (1/d)

硝酸態窒素が分解される脱窒速度は、次式で表される。

$$\frac{d[L_{NX}]}{dt} = k_{LNx20} \cdot \theta_{LNx}^{(T-20)} \cdot \frac{[L_{NX}]}{K_{LNx} + [L_{NX}]} \cdot [S_N] \quad \dots\dots\dots (VI-11)$$

$[L_{NX}]$: 除去基質 (NO_x) 濃度 (mg / l)

k_{LNx20} : NO_x 除去に関する最大比除去速度恒数 (1/d)

θ_{LNx} : NO_x 除去に関する温度係数

K_{LNx} : NO_x 除去に関する $[L_{NX}]$ の飽和恒数

[S_N]:脱窒菌濃度(mg/ℓ)

また、脱窒菌の増殖速度は次の式(VI-12)で表される。

$$\frac{1}{[S_N]} \cdot \frac{d[S_N]}{dt} = Y_N \cdot \frac{1}{[S_N]} \cdot \frac{d[L_{Nx}]}{dt} - b_N \quad \dots\dots\dots(VI-12)$$

d[L_{Nx}]/dt:脱窒菌のNO_x除去速度(mg/ℓ・d)

Y_N:収率係数(kg/kg)

b_N:脱窒菌の自己酸化係数(1/d)

3. 段落流をエアレータとした酸化溝方式による間欠曝気を用いた窒素除去

多くの酸化溝方式で、高率な窒素除去が行われていることは良く知られている。窒素除去のために、たくさんの酸化溝方式の運転方法が提案され^{56, 57, 58)}、実施設で実証されてきた。比較的規模の大きな処理施設では、流れの方向に好気ゾーンと嫌気ゾーンを設け、好気ゾーンでの硝化工程と嫌気ゾーンでの脱窒工程を組み合わせ、窒素除去を行っている^{12, 59)}。荒木²⁷⁾は、この好気・嫌気ゾーン型の窒素除去方法の問題点と限界を示し、小規模処理施設におけるエアレータの間欠曝気運転による窒素除去方法を提案した。

段落流をエアレータとした本装置の汚水処理能力、酸素供給能力、酸化溝内の流速等については、第IV、V章で検討しその特性を述べた。そこで、本節では本実験プラントに適用できると思われる間欠曝気を用いた窒素除去運転の方法を実証的に検討する。

窒素除去実験に用いた実験プラントは、第IV章で述べた装置であり、間欠曝気を行うエアレータの制御は、15分間を制御単位とする

タイマーを用いて行った。水路内の平均流速は、曝気時には 0.1m/s であるが、非曝気時にはポンプの停止により酸化溝内の流れも停止する。

1) 窒素除去実験方法と測定結果

実験プラントは1987年10月に完成して運転を開始した。1988年2月から1989年9月までの間は、装置に改造を加えながら、連続曝気運転による汚水処理の実験を行った。その結果は、第V章で述べたとおりである。その後、10月から間欠曝気を取り入れた窒素除去運転を開始した。

a) 連続曝気における窒素除去

比較のために、第V章で述べた窒素除去を考慮していない連続曝気運転時の処理結果例を、Table VI-1とTable VI-2に示す。このデ

Table VI-1 Experimental results of the wastewater treatment for each parameters during November and December in 1988 (Average of 2 data)

Parameter	Raw water	Treated water	Percent removal	Raw water	Treated water	Percent removal
BOD mg/l	167	9.8	94.1	174	8.6	95.1
COD mg/l	56.3	11.1	80.3	65.5	8.8	86.6
SS mg/l	65.0	2.1	96.8	51.7	5.6	89.2
pH	7.4	7.3	-	7.4	7.3	-
DO mg/l	0.0	7.4	-	0.0	6.8	-
Transparency cm	6.6	>50	-	6.2	>50	-
Water temp. °C	14.6	14.3	-	12.4	12.2	-
T-N mg/l	24.9	11.8	52.6	22.2	11.7	47.3
T-P mg/l	4.4	2.0	54.5	5.3	2.9	45.3
MLSS mg/l	1,700			2,100		

Table VI-2 Experimental results of the wastewater treatment for each parameters during November and December in 1988 (* Average of 3 data, ** average of 2 data)

Parameter	Raw water		Treated water		Raw water		Treated water		Raw water		Treated water	
T-N mg/ℓ	19.2	8.8	20.6	9.7 *	26.7	9.4	24.9	11.8 **	22.2	11.7 **		
NH ₄ -N/T-N %	66.1	2.3	66.5	0.0	64.4	0.0	59.8	0.0	77.5	0.9		
NO ₂ -N/T-N %	1.6	0.0	1.5	0.0	1.9	0.0	1.6	0.0	1.4	0.0		
NO ₃ -N/T-N %	3.1	67.0	1.5	88.7	0.4	71.3	0.8	78.8	0.5	85.5		
Org. -N/T-N %	29.2	30.7	30.5	11.3	33.3	28.7	37.8	21.2	20.6	13.6		
MLSS mg/ℓ	1,400		1,500		1,600		1,700		2,100			

一夕は、1988年11月から12月までの間に行った実験のものである。Table VI-1に示した測定結果は、混合液のMLSS濃度が1,700mg/ℓと2,100mg/ℓの場合で、それぞれ2回の測定の平均値である。一般に、酸化溝方式ではMLSS値を3,000~4,000mg/ℓの範囲に保って運転するのが良いといわれるが、より低濃度のMLSSの条件下にあっても、BODやSSの処理結果は満足できる値が得られている。また、窒素やリンの除去も、そのための特別の操作をしなくても、除去率が50%程度となることが示された。しかし Heideは、酸化溝方式においては供給される窒素分の20%が汚泥に取り込まれると述べている⁶⁰⁾。この考えに立脚すれば、連続曝気でも30%程度のT-Nが脱窒等の工程を経て除去されていることになる。しかし、連続曝気では当然のことながら脱窒工程が組み込まれないので、不十分な窒素除去しか行われなことが明らかに示されている。Table VI-2に示したように処理水に残留するNH₄-N濃度は、MLSS濃度が1,400mg/ℓの場合でT-N濃度の2.3%(0.2mg/ℓ)、また2,100mg/ℓの場合ではT-N濃度の0.9%(0.1mg/ℓ)で、その他の場合には残留は認められなかった。したがって、硝化は十分進行していると判断されるが、処理水に残留するNO₃-Nの割合は多く、T-N濃度に占めるNO₃-N濃度が85%を越えるものも測定されている。それらの測定値は、本方式による連続曝気で、水温とMLSS濃度が低くても十分硝化が進むことを示している。

b) 間欠曝気運転による窒素除去

先の連続曝気による実験結果に基づき、1989年10月初旬から、間欠曝気を取り入れた窒素除去運転を開始した。11月25日から12月20日までの間、最適運転を行うための条件を求めるために、曝気条件

を変えながら測定を行った。その測定結果をTable VI-3に、また窒素の測定結果についてはFig. VI-1にそれぞれ示す。

まず、間欠曝気の1サイクルを曝気30分、非曝気45分とする組み合わせで窒素除去運転を開始した。この運転条件では、1日当たりの曝気時間は9.6時間、非曝気時間は14.4時間である。この条件下で、11月25日と12月4日に合計10回の測定を行った。この時のMLSS濃度は低く、1,100mg/ℓと1,300mg/ℓであった。11月25日測定の窒素除去率は、66~77%の範囲にあり、この時の処理水のT-N濃度は平均で7mg/ℓであった。連続曝気の状態と比較すれば、窒素除去効果は現れた、と考えられる。この時、原水のBOD濃度は設計値である200mg/ℓに対してはるかに小さかったが、T-N濃度は他の水質項目と比較しても、低濃度であったとはいえない。このような条件下でもNH₄-Nの除去率は99%と高く、硝化は十分行われていることが明示された。しかし、処理水中に残留するNO₃-N濃度が5mg/ℓ程度あり、脱窒は十分に進行していない。この時測定された酸化溝内のDO濃度は、非曝気時においても1mg/ℓを超えており、脱窒に必要な嫌気状態は認められなかった。12月4日の測定では、原水のBOD濃度は設計値の70%程度まで増加し、窒素の除去率も80%近くまで上昇した。DO濃度は、曝気時で4~5mg/ℓ、非曝気時で0.2mg/ℓとなり、一応嫌気状態が生じ脱窒の必要条件を満たすようになった。流入原水の有機物濃度の増大が、脱窒作用を促進したとも考えられるが、処理水のNO₃-N濃度は平均で4mg/ℓを超え、T-N濃度も6.4mg/ℓであり、除去率は十分ではなかった。なお、この間のBOD、COD、SS等の除去率は良好であった。

続いて、脱窒を促進するために、1サイクルの非曝気時間を延ば

Table VI-3 Experimental results of the wastewater treatment for each parameters by operation with intermittent aeration during November and December in 1989

Aerator		Month. date	M. L. Temp. (°C)	MLSS (mg/ℓ)	BOD(mg/ℓ)		COD(mg/ℓ)		SS(mg/ℓ)		pH		Transparency(cm)		T-P(mg/ℓ)						
Aerate	Noerate				Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water					
30min.	45min.	11. 25	14.3	1,100	83.5	2.8	49.9	8.7	70.0	3.8	7.3	7.4	5.8	>50	5.48	2.49					
					81.5	2.2	58.3	8.2	61.0	3.2	7.3	7.4	5.3	>50	6.87	2.67					
					72.5	2.3	57.7	8.3	71.2	3.7	7.3	7.4	6.0	>50	5.80	2.34					
					78.5	3.1	56.3	8.7	69.4	4.2	7.3	7.4	6.6	>50	6.08	2.71					
					85.0	2.8	61.9	7.0	62.9	3.6	7.3	7.4	5.6	>50	5.87	2.41					
		12. 4	13.8	1,300	130	6.0	44.7	11.3	56.0	3.8	7.1	7.3	7.0	>50	4.63	2.14					
					137	5.5	51.4	8.9	62.4	4.1	7.2	7.4	6.0	>50	5.01	2.32					
					145	6.6	53.8	10.5	70.1	5.3	7.1	7.3	5.4	>50	5.41	2.01					
					150	6.4	50.9	7.1	76.4	4.7	7.1	7.2	5.8	>50	5.92	2.19					
					141	6.2	56.9	8.1	42.8	4.4	7.1	7.3	5.0	>50	5.42	2.14					
45min.	60min.	12. 13	11.6	2,000	135	7.8	56.3	9.5	76.0	8.4	7.5	7.8	4.6	42	4.74	2.58					
					162	7.1	55.8	9.9	76.2	9.8	7.4	7.7	4.8	44	4.66	2.42					
					148	8.0	55.7	8.6	79.8	9.8	7.6	7.8	4.8	43	5.22	2.23					
					164	7.8	61.4	11.1	77.3	9.4	7.5	7.8	5.0	44	5.43	2.29					
					151	8.3	61.0	9.7	78.9	9.6	7.6	7.7	5.0	45	5.70	2.29					
		12. 16	12.1	2,300	107	5.5	61.8	8.9	74.0	9.8	7.2	7.5	5.2	43	4.76	2.01					
					103	5.6	62.9	8.9	64.0	9.4	7.4	7.6	5.0	44	5.13	1.98					
					30min.	60min.	12. 20	12.1	2,600	152	8.9	67.7	11.9	91.0	8.4	7.0	7.3	5.1	38	5.89	1.82
										184	9.1	89.4	10.0	103	8.0	7.2	7.3	5.0	40	6.20	1.75

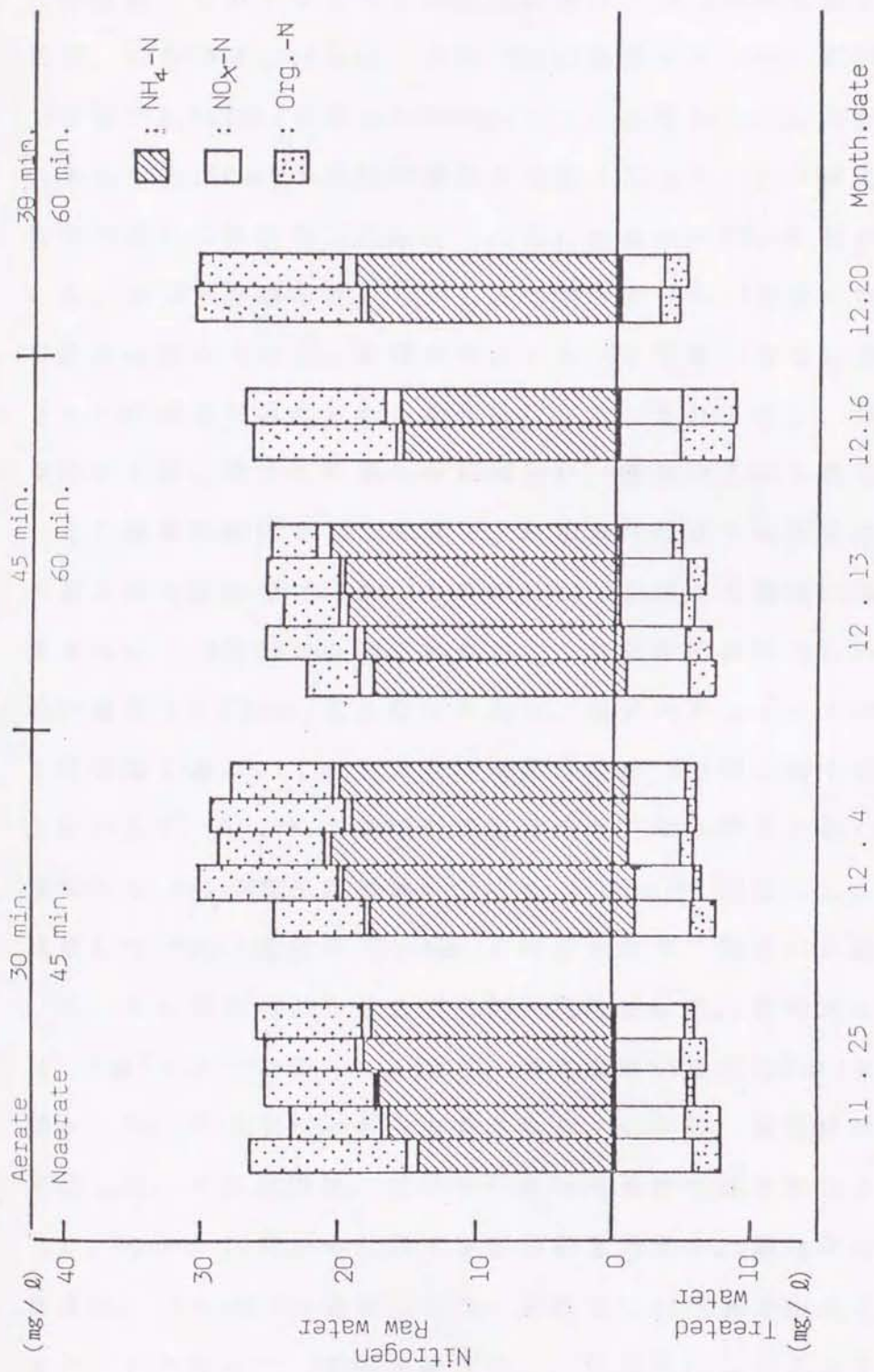


Fig. VI-1 Changes of nitrogen by operation with intermittent aeration during November and December in 1989

して、曝気時間45分、非曝気時間60分とする間欠曝気運転を行った。この条件下での1日当たりの曝気時間は、10.3時間である。この状態で、12月13日と16日に、合計7回の測定を行った。MLSS濃度は、3日間で2,000mg/ℓから2,300mg/ℓへと上昇した。したがって、1日当たり約100mg/ℓのMLSS濃度の増加となったことが伺える。曝気時間が前より延びたことにより、硝化が進み、 $\text{NH}_4\text{-N}$ の硝化率はほとんどが98%を越えた。しかし、処理水の $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度にはそれほどの変化は認められず、過曝気によるものか判断できないが、ピンフロクの流出が認められるようになった。それにより、処理水のSS濃度の上昇と透視度の悪化が観測され、窒素除去率も幾分低下した。

その後曝気時間を30分に戻し、非曝気時間はそのままの60分とした間欠曝気運転を行った。この時、80%を越える窒素の除去率が達成された。12月20日の測定結果が、この条件下の時のものである。MLSS濃度は2,600mg/ℓとなっており、前述の通り1日でほぼ100mg/ℓの増加である。1日当たりの曝気時間は8時間と短くなったにもかかわらず、 $\text{NH}_4\text{-N}$ の硝化率は前の条件下での結果と変わらず、処理水中の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度は大きい方でも0.21mg/ℓであった。処理水に残留した $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度も3~4mg/ℓ程度となり、脱窒が良好に進んでいた。その時のBODの除去率は95%程度を保ち、処理水のCOD濃度は12mg/ℓ以下であった。また、処理水のSS濃度は9mg/ℓを越える値から9mg/ℓ以下へと多少改善された。しかし、透視度はかえって悪化した。その原因は、放流槽における過度の曝気によるものであった。なお、11月から12月末までの測定期間中、酸化溝内の混合液温度は、11~15°Cの範囲にあり、夜間でも11°Cを下回ることはなかった。したがって、本処理施設では、低温期においても十分窒素除

去が可能であることが明らかになった。

本実験の当初の計画では、1990年1月から2月にかけての厳寒期にも、脱窒運転を継続して行う予定であったが、運転操作の手違いにより1月上旬に酸化溝内の汚泥をほとんど排出してしまい、実験継続が不可能となった。その後、装置の整備を行い1月17日に標準活性汚泥法の処理施設から種汚泥を搬入し、再度実験装置を立ちあげた。前年12月の測定で好結果が得られた間欠曝気条件である1サイクルを曝気時間30分、非曝気時間60分として運転を開始したが、20日間経過しても酸化溝内の汚水のMLSS濃度は $2,000\text{mg}/\text{l}$ を越えず、脱窒も思うようには進展しなかった。その後、7日間の連続曝気運転をはさんで再度曝気時間30分、非曝気時間60分の間欠曝気運転に戻し、2月14日になってMLSS濃度が $2,300\text{mg}/\text{l}$ となる測定値を得た。この2月14日の測定から、有機物の処理については満足できる結果が得られるようになった。2月14日から3月末までの一連の測定結果を、Table VI-4に示した。また、窒素に関する測定結果については、Fig. VI-2のグラフに示した。なお、ここでFig. VI-2に示したデータは、Table VI-4に示したように1測定日に複数の測定を行った場合には、それらの平均値を用いた。

種汚泥の搬入から28日間経過した2月14日の測定では処理水のBOD、COD、SS、透視度は、12月20日の測定値に比較して全て悪化しており、汚泥は酸化溝方式に完全に馴致されていないという結果になった。したがって、窒素については硝化が進んでおらず、処理水の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度は $14\text{mg}/\text{l}$ を超えている。全窒素の除去率は47%程にとどまり、BODの除去率92%と比較すると硝化菌の増殖の遅れがみられる。硝化菌は、BOD酸化菌の増殖に比べて、その速度が十分の一

Table VI-4 Experimental results of treatment for each parameters during February and March in 1990

Aerator Aerate Noerate	Month. date	M.L. Temp. (°C)	MLSS (mg/ℓ)	BOD(mg/ℓ)		COD(mg/ℓ)		SS(mg/ℓ)		pH		Transparency(cm)		T-P(mg/ℓ)	
				Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water	Raw water	Treated water
30min. 60min.	2. 14	12.0	2,300	122	15.2	70.1	15.5	86.0	10.8	7.0	7.2	5.5	33	5.42	1.97
				152	7.4	78.4	15.4	78.0	10.8	7.1	7.3	5.0	32	5.53	1.98
				159	14.1	73.5	16.1	78.0	10.6	7.1	7.3	5.2	32	5.99	1.93
				168	11.0	83.3	16.1	90.0	11.8	7.2	7.3	5.2	32	6.46	1.89
90min. 60min.	2. 28	13.6	2,900	176	23.7	77.0	16.0	104	13.4	7.2	7.1	5.0	30	5.38	2.99
				229	23.2	82.0	14.8	102	15.6	7.2	7.3	4.8	31	5.65	2.98
	3. 1	14.4	3,100	259	23.7	68.7	15.2	90.0	10.6	7.2	7.0	5.6	30	5.48	3.44
				268	19.0	80.7	13.0	106	14.0	7.2	7.0	4.7	32	6.14	3.40
	3. 2	13.1	2,900	217	14.8	64.5	13.1	114	11.2	7.0	7.0	4.8	28	3.91	3.10
				203	14.0	66.1	13.5	104	11.2	6.9	7.0	4.6	31	3.65	3.01
	3. 3	13.0	3,000	168	13.8	72.3	15.7	70.0	12.6	7.3	7.0	6.2	30	4.32	3.29
				196	14.1	85.6	14.9	94.0	11.8	7.2	7.0	5.6	29	5.02	3.25
	3. 5	13.4	3,100	281	17.9	77.0	16.6	96.0	18.0	7.2	7.0	5.8	27	5.51	3.50
				3. 8	13.1	3,200	269	15.0	93.6	15.6	102	10.6	7.3	7.2	6.3
3. 10	13.9	3,300	306	14.7	73.7	12.8	92.0	8.7	7.3	7.3	5.2	41	—	—	
60min. 60min.	3. 15	15.2	3,200	278	11.9	81.4	12.1	78.0	6.3	7.2	7.2	5.6	>50	5.55	3.26
30min. 60min.	3. 28	14.4	2,500	357	13.5	83.4	10.0	220	5.8	7.0	7.0	5.2	>50	5.94	2.39
				359	13.0	94.0	9.7	166	4.9	7.2	7.0	5.0	>50	6.31	2.30
	3. 30	15.2	2,600	234	9.3	67.3	10.2	114	4.9	7.3	7.1	5.8	>50	6.23	2.30
253				10.9	77.8	10.1	120	4.9	7.2	7.1	5.8	>50	6.93	2.32	

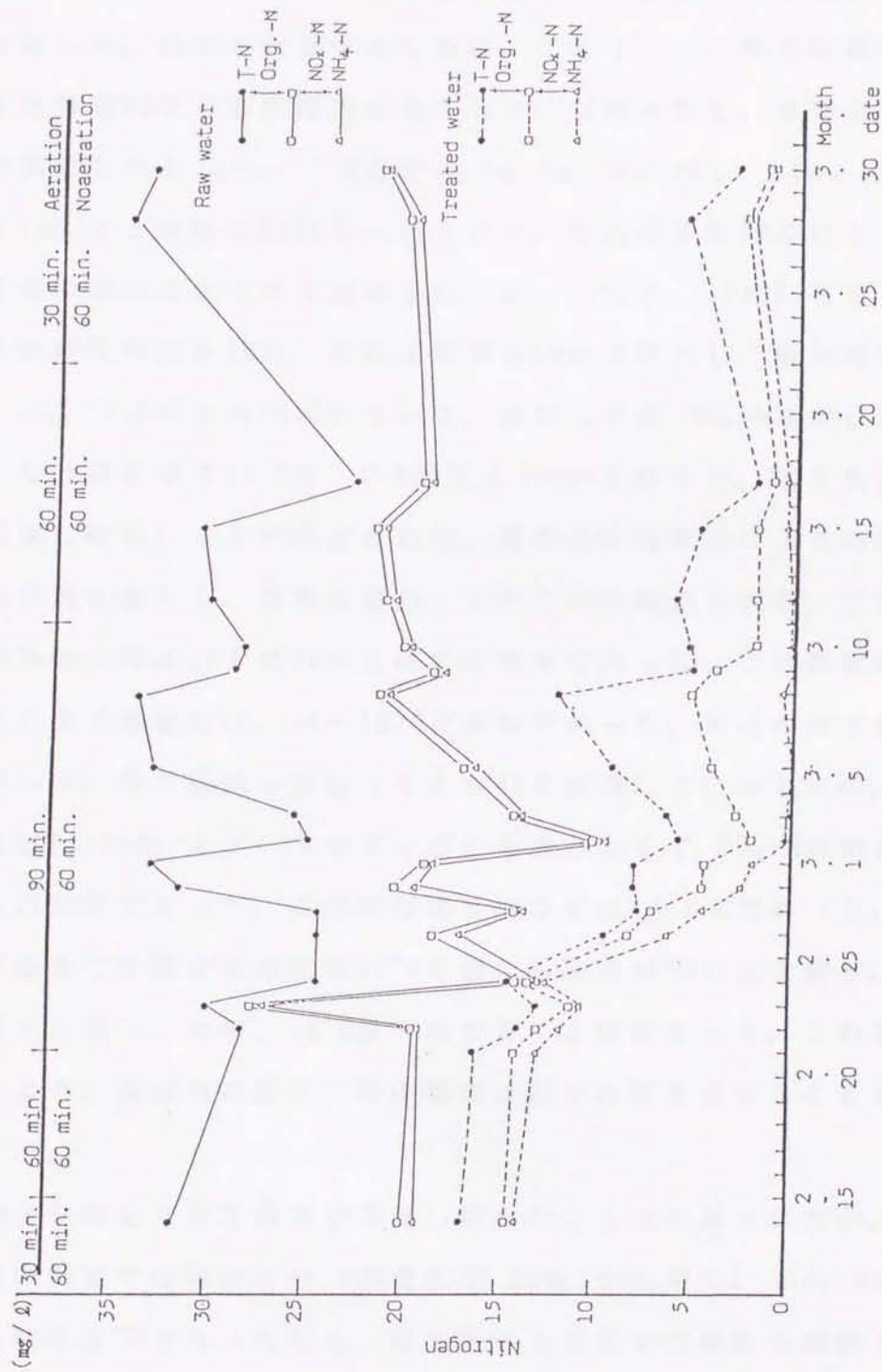


Fig. VI-2 Changes of nitrogen by operation with intermittent aeration during February and March in 1990

程度といわれている⁶¹⁾。本実験においても、標準活性汚泥法の種汚泥からでは、短時間で硝化を十分進展する汚泥を作り出すのは困難であった。硝化を促進するために、1サイクルの曝気時間60分、非曝気時間60分と曝気時間を長くして7日間運転し、処理水のみ窒素を測定したところ、T-N濃度の16.4mg/ℓに対し、NH₄-N濃度は13.1mg/ℓと全体の80%を占めていた。曝気時間を60分にしても硝化促進の効果はまったく認められなかったため、2月21日に1サイクルの曝気時間を90分、非曝気時間を60分に変更し、曝気時間を長くした。5日間後の26日になって、処理水中のNH₄-N濃度は6.3mg/ℓとなり硝化率は64.2%、T-N濃度も10mg/ℓ以下で、硝化脱窒工程が回復し始めたことが確認された。標準活性汚泥法による処理施設から汚泥を搬入し、運転を開始してから40日経過したが、この時点で窒素除去率は、まだ60%を超えた程度であった。この期間の酸化溝内の混合液温度は、11~13°Cと低温であった。前述の間欠曝気運転時には、間欠曝気を開始してから45日経過していたものの、MLSS濃度が1,100mg/ℓという小さい値にもかかわらずNH₄-Nの硝化率は99%と高率であった。この時の混合液温度は14.3°Cであった。ここに至るまでの混合液温度は15°Cを超える期間が30日以上続き、その後徐々に低下したが、13°C以下になることはなかった。この実験結果により、低温時の硝化工程の発現には長時間を要することを再確認した。

26日の測定で窒素除去が機能し始めたことは確認されたが、2月28日の測定では処理水のBOD濃度が20mg/ℓを超え、NH₄-Nの硝化率も90%以下であったため、曝気条件を変えずに運転を継続し、汚泥の馴致を進めることにした。この一連の実験においては、当初か

ら処理水のSS濃度が高く、透視度も時間の経過にしたがい悪化してきた。このことは、12月の測定でも認められたことである。その原因は、汚泥の馴致が十分進んでいない間、酸化溝で処理しきれない有機物が残存していたため、安全確保のために設けた接触浮材で処理が進み、生物膜が剥離して流出したものである、と確認された。管理が不適當であったことにもよるが、沈澱槽出口の透視度が、接触浮材を通過した処理水の透視度よりはるかに優っていた。この問題は、放流槽の曝気を前半部分のみに限定することにより解決された。適正な運転状態が保たれば、このような問題は発生しないと考えて良い。

3月10日と12日の測定で、窒素除去率が80%となり、BODの除去率も95%を超えることが確認された。ここから2段階で曝気時間を短縮し脱窒を促進した結果、3月30日に1サイクルの曝気時間30分、非曝気時間60分とする間欠曝気条件で、ほぼ90%の窒素除去率が達成されるようになった。この時、第1沈澱槽内では汚泥の巻き上げをとともなう気泡の上昇が認められ、沈澱槽内でも脱窒が行われていることが確認された。なお、2月5日から測定を開始したこの期間の混合液(MLSS)の温度は、11~16°Cの範囲にあり、前回の実験期間と同様11°Cを下回ることはなかった。

c) 酸化溝内のDO濃度変化と脱窒工程

間欠曝気による脱窒運転を行ったときの酸化溝内のDO濃度変化パターンを、Fig. VI-3とFig. VI-4とに示す。1サイクルを曝気30分、非曝気45分とする組み合わせで脱窒運転を開始したが、前述のように11月25日測定のこの条件での結果では、脱窒は不十分であった。Fig. VI-3の(a)は、この時のDO濃度の変化状態を表している。曝気

時にDO濃度は5mg/l程度まで上昇し、非曝気時でも1mg/lを越える値となった。MLSS濃度とBOD濃度がともに小さいために、溶存酸素量の消費量が少なく残存溶存酸素量が多くなり、非曝気時においても脱窒に必要な嫌気状態が認められなかった。また、曝気停止後DO濃度がゼロになるのに、ほぼ30分を要していることが示された。したがって、このように1サイクル内の非曝気時間を45分に設定すると、DOの低濃度になる時間が、15分程度と短かくなってしまう。そこで、DOの低濃度時間を30分程度確保することとし、非曝気時間を60分に延ばした時のDO濃度の変化を、Fig. VI-3の(b)に示す。これは、12月20日に採水を行い測定結果を得た時点の変化状態である。

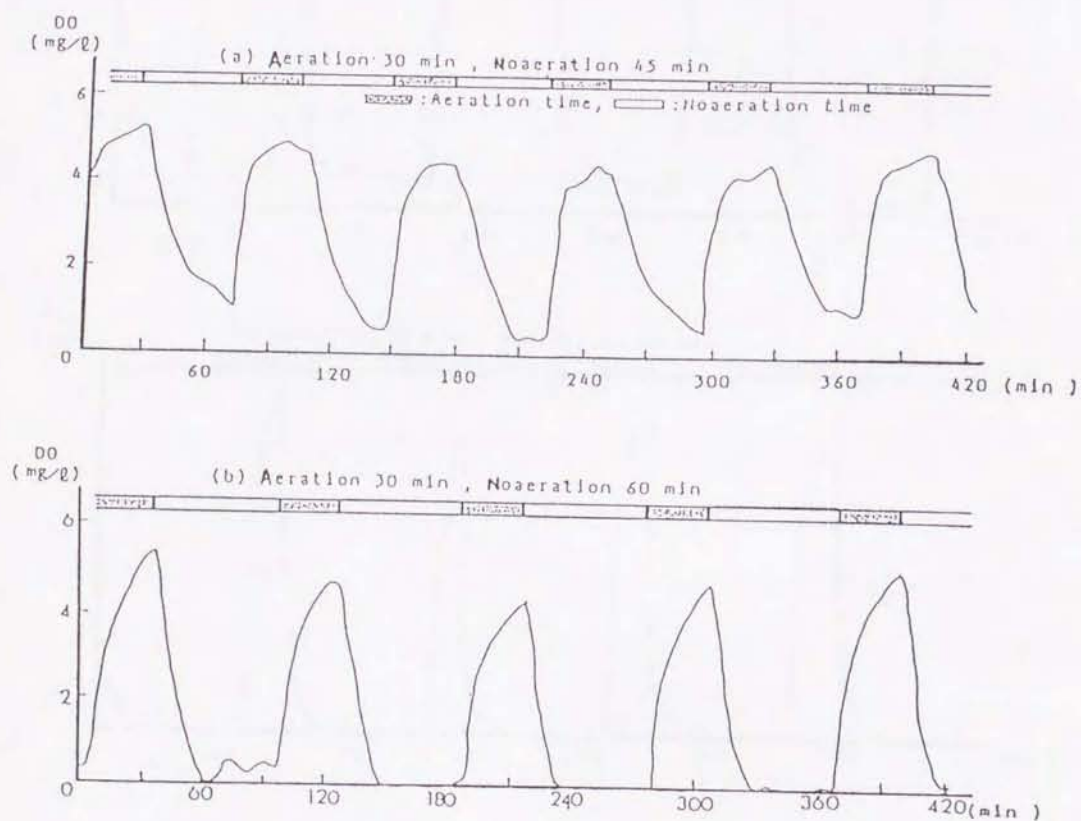


Fig. VI-3 Change of DO by operation with intermittent aeration during November and December in 1989

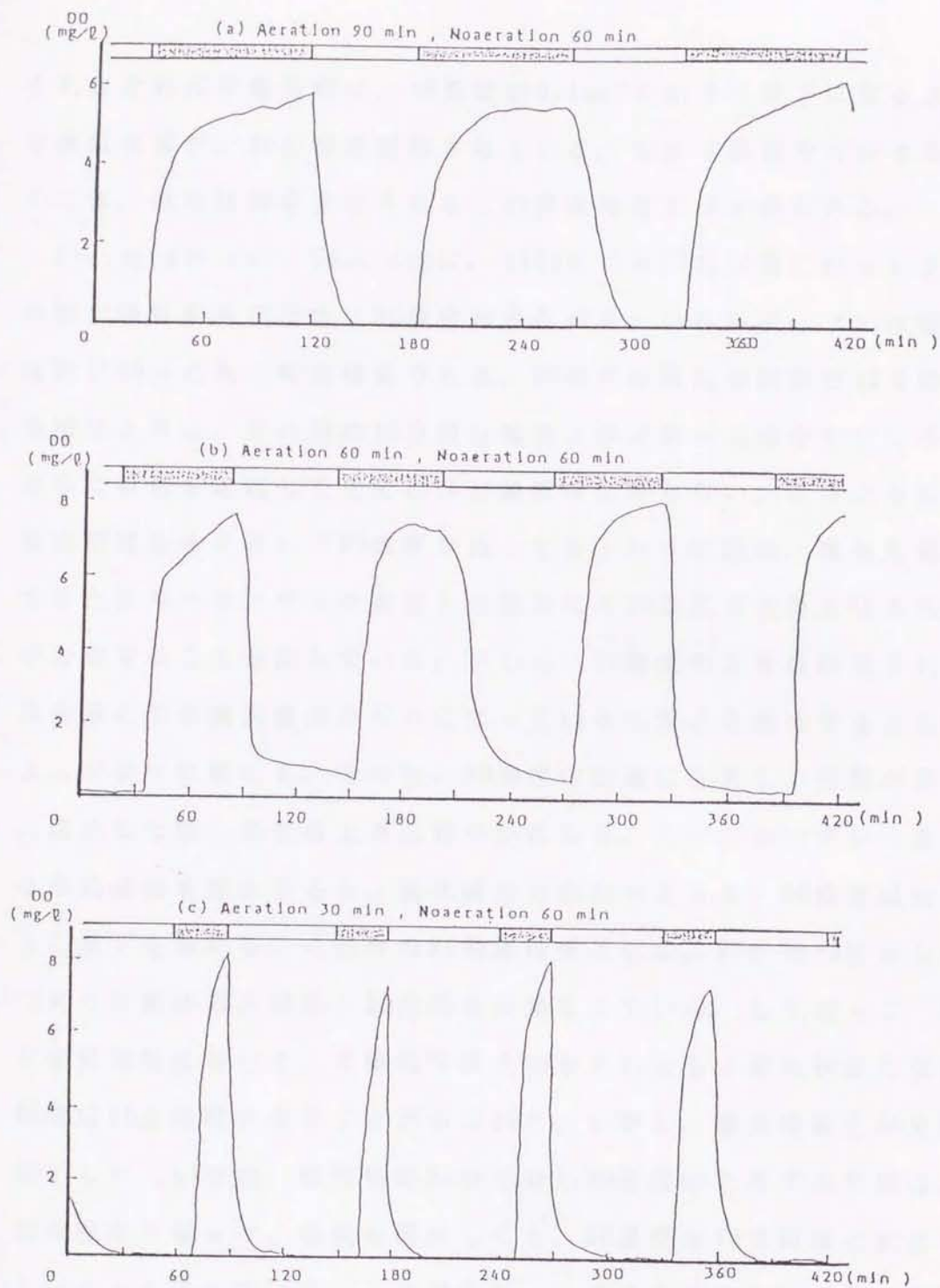


Fig. VI -4 Change of DO by operation with intermittent aeration during February and March in 1990

それによれば非曝気時に、D0濃度が0.1mg/lかそれ以下になるような嫌気状態が、30分程度確保されている。良好な脱窒を行わせるためには、嫌気状態を少なくともこの程度確保する必要がある。

Fig. VI-4の (a)、(b)、(c)に、1990年 2月21日以後に行った3つの間欠曝気条件下での、D0濃度の変化パターンを示す。(a)は曝気時間が90分と長い時の結果である。D0濃度は曝気開始後の15分間で急激に上昇し、その後の15分間は濃度上昇が徐々に緩やかになり、さらに曝気を継続してもそれほど濃度は上昇しない。このように、曝気期間全体を通してD0濃度が高くなるという状況は、曝気を開始すると直ちにセンサーを設置した底部にもD0濃度を上昇させる流れが発生することを示している。そして、D0濃度の上昇は曝気された混合液と溶存酸素濃度がゼロになっている汚泥とを混合することによって徐々に起こる。その後、D0濃度は急激に上昇し、汚泥が完全に混合した後、濃度の上昇は緩やかになる。また、本エアレータでは曝気運転を停止すると、酸化溝内の流れも止まり、D0濃度はただちに低下を始める。この時のD0濃度の低下には、Fig. VI-3に示した12月の実験結果と同様、30分間を必要としている。したがって、間欠曝気運転において、非曝気時間を60分としても、嫌気状態になる時間は30分程度となることが示された。しかし、曝気時間を30分間短くした (b)では、曝気時間60分に対しD0濃度が上昇する時間は、45分程度となった。曝気を開始しても、D0濃度は15分間ほど変化しないことを示している。この場合の、1サイクルにおける曝気時間は、(a)に示した場合の3分の2となり、非曝気時の上澄水に残存する溶存酸素量は少なくなっている。また、D0濃度の低下には30分間を要しており、嫌気状態の時間は45分程度となった。それらに対

して曝気時間を30分間とさらに短縮した (C) の場合では、DO濃度の上昇は (b) と同様に15分間で、そこで曝気停止の状態になっている。さらに、濃度低下に要する時間も15分と短く、その結果、嫌気状態が60分間程度保持されている。これは 3月30日に測定した時のDO濃度変化で、90%の窒素除去率が達成された時の状態である。曝気時間は、(a) に示した場合の3分の1になっているが、窒素だけでなく他の水質項目の処理結果も良好である。汚泥の濃度が高くなり、酸素の消費速度も大きくなっている。また、この (c) に示した結果を得た間欠曝気条件は、Fig. VI-3の (b) に示した12月の実験結果を得た時と同じものである。曝気時間の等しい両者を比較すると、前者は嫌気状態を保つ時間が、後者に対して2倍になっている。曝気開始から15分間は底部のDO濃度の上昇はみられず、嫌気状態が保持されている。その理由は、前者の場合には流入 BOD濃度が高く、溶存酸素の消費量が多くなり、曝気開始時に上澄水の残存溶存酸素濃度が少ないため、混合が開始されてもDO濃度は上昇せず、嫌気状態が長くなったものである。連続測定による自記記録では、前述のようにセンサーに洗浄装置が付いていないので、Fig. VI-3およびFig. VI-4に示すような測定結果を長時間得ることはできなかった。携帯用DOメーターでチェックしたところ、曝気停止直前に水面近くで7~8mg/l、水深80cmの位置では5~8mg/lの濃度であった。

2) 酸素消費速度と窒素除去

生物が介在する窒素除去は温度の影響を受け易い。本項では、本実験プラントにおける間欠曝気による窒素除去について、混合液の温度が与える影響を検討する。

a) 厳寒期の硝化作用

Fig. VI-5に、前項で示した測定結果を基にした混合液温度と処理水に残留する $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度との関係を示す。最初に曝気時間を8時間（16サイクルの間欠曝気）とする運転を行った。その結果、混合液温度 13°C あたりから温度低下と共に、 $\text{NH}_4\text{-N}$ の残留量が増加することが示された。脱窒促進のために非曝気時間を長くして曝気時間を6時間（12サイクルの間欠曝気）とする条件で運転した場合でも、混合液温度が 13°C 以上の時には、硝化は十分に行われている。しかし、混合液温度が 13°C 以下になると、硝化能力は低下する。1日当たりの曝気時間を8時間の1.5倍の12時間（6サイクル）として供給酸素量を増やしても、低温時の硝化は十分でない。さらに、本エアレータでは、曝気時に混合液の溶存酸素濃度が、飽和溶存酸素濃度の80~90%にまで上昇する。横型ロータ等の他の曝気装置を用いた酸化溝では、それより遙かに小さい溶存酸素濃度で運転し、硝化

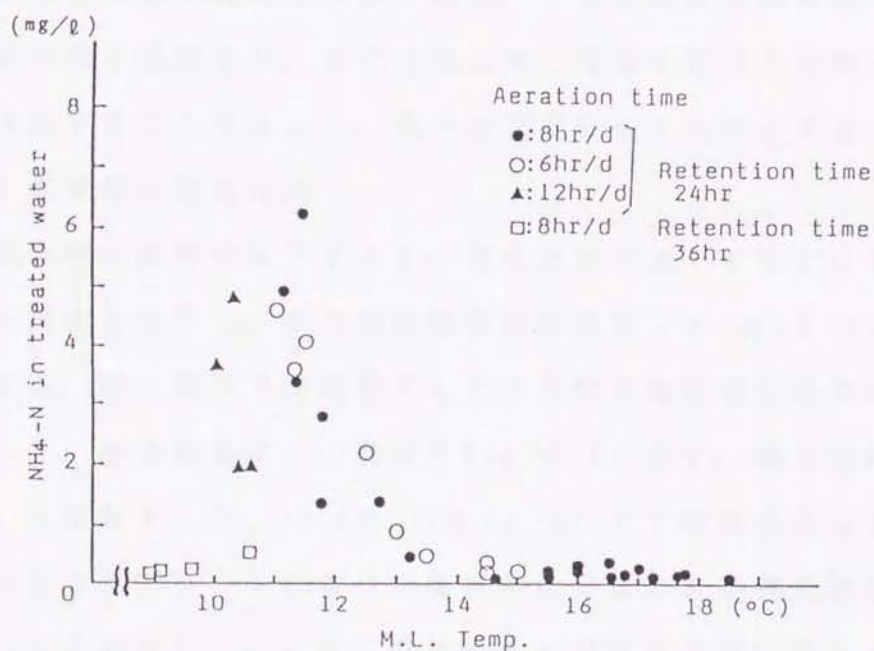


Fig. VI-5 Relation between M.L. temp. and $\text{NH}_4\text{-N}$ in treated water

を達成している。これらを考慮すると、本プラントにおいて混合液温度が 13°C 以下になる厳寒期の硝化促進には、曝気時間を延長して供給酸素量を増しても効果は得られない結果となる。これに対して1日当たりの曝気時間を8時間として、汚水と硝化菌との接触時間を延ばすために、汚水の平均滞留時間を36時間とした実験では、混合液温度 9°C で、処理水の $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度が $0.5\text{mg}/\text{L}$ 以下となる効果的な硝化が行われた。この時は、汚水の流入量を $2/3$ に小さくして平均滞留時間を1.5倍に延ばしたために、1日当たりの流入負荷に対する供給酸素量も1.5倍となっている。

以上の結果から、厳寒期における硝化維持には、供給酸素量よりも汚水と硝化菌との接触時間が大きく作用することがわかる。混合液温度が 13°C 以下になると、1日当たり8時間の曝気では本プラントの滞留時間24時間は不足である。十分な硝化を行わせるためには、滞留時間を延ばすか、または酸化溝に覆蓋を設けたり酸化溝を地中に埋設すること等により、混合液温度の低下を防止する必要がある。

b) 厳寒期の脱窒作用

混合液の温度が低下すると、硝化速度が低下するだけでなく、汚泥の活性も低下し、その結果酸素利用速度 ($r_r, \text{mg}/\text{L}\cdot\text{hr}$) も小さくなる。酸化溝内で連続測定した溶存酸素濃度測定結果から求めた r_r と、混合液温度との関係をFig. VI-6に示す。曝気条件によって r_r は変動するが、 12°C で $10\text{mg}/\text{L}\cdot\text{hr}$ を下回る値となる。また、厳寒期の本プラントにおける曝気停止直後の溶存酸素濃度は高く、 $8\text{mg}/\text{L}$ を超える。ここで、曝気停止から嫌気状態になるまでの時間は r_r によって決定され、 r_r が小さければ嫌気状態になるまでに時間がかかる。本実験プラントのように時間制御によって間欠曝気

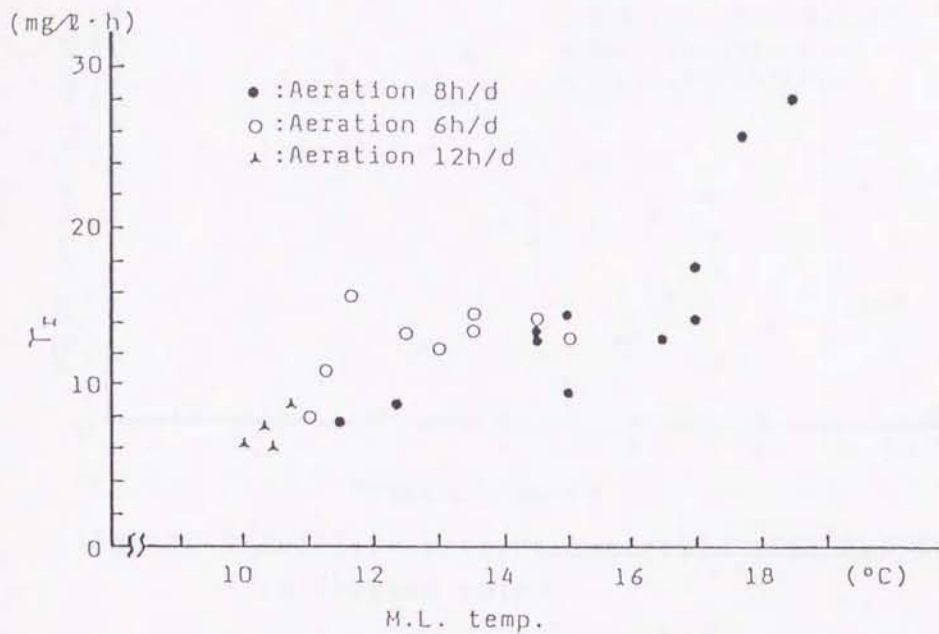


Fig. VI-6 Relation between M.L. temp. and oxygen utilization rate

運転を行う場合には、非曝気時間が定められているので、 r_t の低下は非曝気時間内での脱窒に要する嫌気時間の短縮をもたらす。たとえば、曝気終了時の溶存酸素濃度が 8mg/l であり、 r_t が $10\text{mg/l}\cdot\text{hr}$ の場合には、嫌気状態になるまでに48分の時間を要する。1サイクルの非曝気時間を1時間とした間欠曝気運転では、この場合1サイクル当たり12分間の嫌気時間となる。このような嫌気時間で脱窒が不十分であるときは、非曝気時間をより長くとり十分な嫌気時間を確保する間欠曝気運転が、必要となる。Fig. VI-7に、溶存酸素濃度 0.1mg/l 以下を嫌気状態としたときの、1日当たりの嫌気時間と処理水に残留する硝酸態窒素の濃度($\text{NO}_3\text{-Nmg/l}$)との関係を示す。

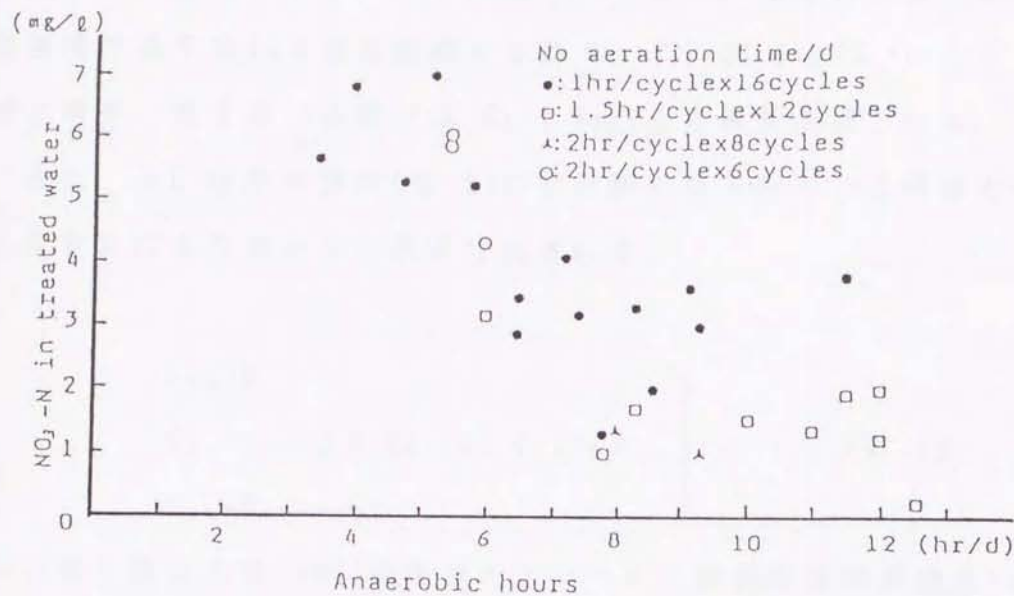


Fig. VI-7 Relation between anaerobic time and $\text{NO}_3\text{-N}$ in treated water

示す。この時の汚水平均滞留時間は、24時間である。処理水のT-N濃度を $10\text{mg}/\text{l}$ 以下にするには、脱窒を促進し $\text{NO}_3\text{-N}$ 濃度を $5\text{mg}/\text{l}$ 程度以下にするのが望ましい。そのためには、少なくとも1日当たり6時間の嫌気時間が必要となる。

4. 間欠曝気運転による供給酸素量

間欠曝気運転時の C_1 および C_2 の測定値例を、Fig. VI-8に示す。この時の混合液温度は 24°C で、MLSS濃度は $2,800\text{mg}/\text{l}$ であった。h は 0.60m で、この条件で r を計算すると $r=1.74$ となる。一方、曝気を停止した後は、溶存酸素濃度は汚泥の酸素利用速度に従って低下する。曝気停止時の酸化溝内の溶存酸素濃度 C_m を C_1 と C_2 の平均値にとると、 $C_m=5.1\text{mg}/\text{l}$ となる。したがって、曝気停止時に酸化溝内

に残留する溶存酸素量は、 $0.31\text{kg}-\text{O}_2$ である。曝気停止後の溶存酸素濃度の低下は14分程度継続するので、 $r_r=21.9\text{mg}/\text{L}\cdot\text{hr}$ となり、酸化溝を一巡する5分間では $\text{Cr}=1.8\text{mg}/\text{L}$ の酸素消費となる。

また、 ΔC は第三章の(III-2)式で計算されるので5分間隔で C_1 と C_2 を計算により求めると次式で表される。

$$\left. \begin{aligned} C_{10} &= 0 \\ C_{2i} &= C_{1i} + \Delta C = C_s - (C_s - C_{1i}) / r \\ C_{1i} &= C_{2i-1} - \text{Cr} \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (\text{VI-13})$$

C_{1i} : 曝気開始から $(i*5)$ 分後のエアレータ上流側溶存酸素濃度 (mg/L)

C_{2i} : 曝気開始から $(i*5)$ 分後のエアレータ下流側溶存酸素濃度 (mg/L)

上式(VI-13)を用いて求めた計算値としての C_1 と C_2 もまた、Fig. VI-8に示す。測定値と計算値は良く一致し、曝気中と曝気停止後で

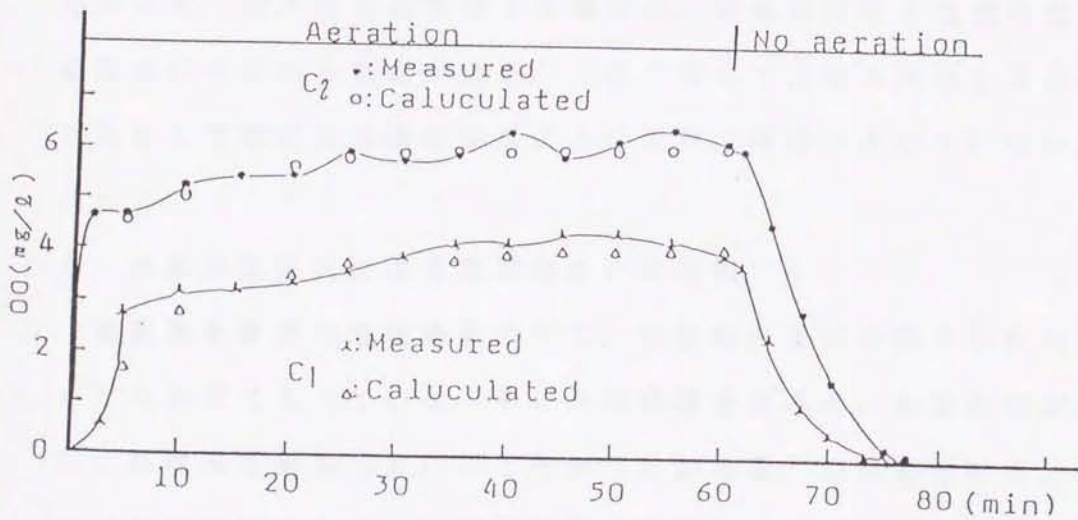


Fig. VI-8 Changes of C_1 and C_2

は酸素消費速度に差がないことがわかる。計算値から求めたこの曝気期間(1時間)の酸素供給量は、 $1.64\text{kg-O}_2/\text{hr}$ となる。ところが、曝気停止時には濃度 C_m に相当する溶存酸素が残留するので、実際にこの曝気期間に供給される酸素量は 1.95kg-O_2 と計算される。なお、 r_1 から求めたこの間の酸素消費量は、 $1.31\text{kg-O}_2/\text{hr}$ である。

以上のように、間欠曝気運転時においても溶存酸素濃度の増加量は ΔC より求めることができる。窒素除去に間欠曝気を導入しなければならない小規模施設でも、 $C_1=0\text{mg/l}$ となるような曝気を行い必要酸素量を供給することが最も効率的になるが、これには前述のように酸化溝長さの制限がある。また、本エアレータは曝気開始直後に ΔC が最大となり、 C_1 の増加に従い ΔC は小さくなる。したがって、非曝気時に供給され酸化溝内に蓄積された基質は、曝気開始後の高濃度な溶存酸素を使って酸化分解される。この面からも本エアレータは間欠曝気に適した能力を持つといえる。

本エアレータは、非曝気時に酸化溝内の循環流をも停止する。したがって、汚水を連続処理する場合は、非曝気時に未処理の基質が処理水に含まれる懸念がある。これに対しては流入汚水を返送汚泥と混合して酸化溝に供給することにより、問題は生じていない。

5. 接触曝気方式による窒素除去との比較

集落排水事業の処理施設の中で、接触曝気方式を採用した地区はかなりの数に上っている。その処理成績を見ると、おおむね満足のいく処理水を排出していることがうかがえる。しかしながら、湖沼法の制定等にともない、河川流域の中流以上の地区に設置されることが多い集落排水処理施設のような小規模処理施設においても、窒

素除去やリン除去装置を付加しなければならなくなった。そのため、接触曝気方式の窒素除去技術開発は急務となっている。

この節では、接触曝気方式による窒素除去性能を実験的に検討した結果を述べる。その内容は、窒素除去性能に対する処理水循環方式と間欠曝気方式との比較検討、嫌気汙床と沈澱分離槽との比較検討などである。1年間にわたる実験プラントを用いた実験の結果¹⁰⁾、次のことが明らかになった。

(1) 処理水循環方式による窒素除去の方が、間欠曝気方式によるものよりその性能は良好であった。ただし、間欠曝気方式でも、汙材の比表面積の増大(汙材の表面積と充填率の増加)と間欠曝気の時間間隔の変更とにより、その性能の向上は期待できる。

(2) 嫌気汙床と沈澱分離槽との窒素除去性能の比較検討の結果、嫌気汙床の方がわずかではあるが除去性能が高く70~80%の除去率となった。しかし、沈澱分離槽タイプでも、窒素の除去率は66%程度得られることがわかった。建設コストという点から考えると、沈澱分離槽タイプもその性能を十分評価すべきであるということが明らかになった。

(3) 前記(1)でも触れたが、窒素除去を目的としたときに接触曝気方式における微生物量は意外に少ないのではないかという問題が明らかになった。したがって、汙材の比表面積の増大や充填率の増大などを再度検討すべきである。

(4) 室内実験では、本節のなかで示したいずれの窒素除去方式も良好な実験成績を残している。しかし、実際の処理施設においては、水質・流入原水量ともに変動が大きく、それに対応した機敏な維持管理は、現在の管理態勢では困難である。したがって、現実の窒素

除去性能は前記(2)に提示した程度の除去率を中心に評価すべきである。将来管理態勢が十分整えば、窒素除去性能は一層向上するものと考ええる。

以上の結果から、接触曝気方式による窒素除去は、現技術段階では限界があることが明らかとなり、今後の技術開発に負うところが多いものであることが判明した。今後必要とされる小規模処理装置としては、接触曝気方式は問題を多数残している。それに対して、間欠曝気運転を導入した酸化溝方式は、窒素除去の点では明らかに接触曝気方式に優るものとなる。段落流をエアレータに応用した場合には、エアレータの運転操作も容易になり間欠曝気運転を取り入れ易くなるので、今後の小規模処理装置としては最も適した装置であるといえる。

6. 要約

小規模処理施設の窒素除去方法の確立は、緊急の課題である。最も普及している接触曝気方式は、窒素除去には限界があるようである。その最大の理由は、曝気槽内の汚泥量が少ないことによる。そのために十分な硝化細菌の増殖がみられず、安定した効率の窒素除去が困難になる。これに対して酸化溝方式は汚泥日令も長く、硝化細菌の増殖に適した構造を持っている。

機械式ローターを使った酸化溝方式による汚水処理は、窒素除去も含め広範に使われている。本章では、窒素除去のための適切な運転条件を求めるために、間欠曝気運転を導入した実験による検討を行った。そこから得た知見を要約すると、次のようになる。

(1) 間欠曝気を取り入れた運転を行っても、有機物の処理能力は

他の酸化溝方式と比較して遜色なかった。低温時でも BOD除去率 95% 以上、T-N除去率 80% 以上の除去率を得ることが可能である。

(2) 酸化溝底部において、曝気時の混合液の DO濃度は汚泥の混合開始から 15分間急激に上昇する。その後上昇は穏やかになり、30分間でほぼ一定となる。また、曝気停止後の DO濃度の低下にも 15~30分間を要する。したがって、間欠曝気の時間間隔は少なくとも 30分以上にすることが必要である。

(3) 混合液温度の低下に伴い、窒素除去における硝化能力も低下する。厳寒期において硝化を達成するためには、供給酸素量を増加するために曝気時間を延ばしても効果はない。混合液の温度が 10°C 程度まで低下する厳寒期においては、汚水の平均滞留時間を長くする必要はある。本プラントでは、24時間の汚水滞留時間では不足となった。滞留時間を 36時間とした場合には良好な硝化が得られた。また、混合液の温度低下は、酸化溝に覆蓋を設けるか、または酸化溝を地中に埋設することにより、かなり防止することができる⁸⁾。このような対策をとれば、滞留時間を 24時間として運転することが可能である。

(4) 十分な脱窒を行うには、1日当たり少なくとも 6時間の嫌気時間が必要とされる。混合液の酸素利用速度もまた、混合液温度の低下と共に小さくなる。したがって、厳寒期に間欠曝気 1サイクルの非曝気時間に占める嫌気時間は短くなる。よって、脱窒を効果的に行うためには、非曝気時間を高温時より長くしなければならない。

(5) ポンプの攪拌および水流の落下によるフロックの破碎が、水質を悪化させるのではないかと懸念されたが、特に問題は認められなかった。また、使用したポンプの能力による制約から、酸化溝内

の平均流速を0.1m/sとしているが、間欠曝気運転時においても、混合液の均一化と汚泥の堆積に、問題点は生じなかった。

(6) 本エアレータの間欠曝気運転においては、1回1時間の曝気運転で1.95kg-O₂の酸素が供給される。したがって、1日の必要酸素量14.4kg-O₂は8回、8時間の曝気運転で十分供給可能となる。季節による温度や負荷の変動を考慮して、エアレータの運転方法は曝気時間1時間、非曝気時間2時間を1サイクルとする間欠曝気運転とする。1日当たり8サイクルの間欠曝気を行うことにより好気時間比を0.4~0.6に保ち、必要酸素量を供給して窒素除去に十分な嫌気時間を確保できるので、良好な処理が行える。なお、(4)で述べたように厳寒期においては好気時間比をこの範囲に保ち得ない場合があり、必要嫌気時間を確保できなくなることがある。MLSS濃度を高濃度にして酸素利用速度を大きく保つ運転を行い、嫌気時間を確保する脱窒方法も今後検討する必要がある。MLSS濃度を4,000~5,000mg/lに保って運転することにより、有効な窒素除去が行えることが伺える。

第 VII 章 リン除去

1. 緒言

高度処理の必要性から、窒素除去と共にリン除去の方法を確立することが急がれている。第 VI 章で述べたように、本研究に使用している実験プラントにおいては、窒素除去を目的とする間欠曝気運転を行うことにより、同時に 60~70% のリンが除去されている。これは、好気・嫌気状態を繰り返すことにより生物学的リン除去が行われることによる。しかし、富栄養化原因物質としてのリンを除去し自然河川に放流するという観点に立てば、処理施設からの放流水の全リン濃度は、安定して 1mg/l 以下とする事が望ましい。したがって、それ以上の除去率を安定して得るためには、リン除去を目的とした対策を取り入れなければならない。リン除去方法としては、物理的、化学的、生物学的方法およびこれらを組み合わせた方法が考えられるが、酸化溝方式の本実験プラントで大幅な施設の変更や増設なしで行えるのは、凝集剤添加活性汚泥法である。この方法は、曝気槽（酸化溝）内に直接凝集剤を添加する方法であり、小規模処理施設のリン除去に適した方法といえる。

本章では、段落流をエアレータとした酸化溝方式における、間欠曝気運転と凝集剤添加とを併用したリン除去方法を検討する。その結果から、間欠曝気運転と凝集剤としての塩化第二鉄溶液の添加とにより、90% 以上のリン除去率が得られることを明らかにする。最適添加量は、凝集剤に含まれる鉄と流入原水に含まれるリンのモル比が 1 となる量である。混合液温度低温時においては、窒素除去を目的とした最適運転方法は、曝気 1 時間、非曝気 2 時間を 1 サイク

ルとする間欠曝気運転であった。この運転方法は、リン除去にも効果的であることを明らかにする。

2. リン除去の化学反応式

嫌気状態と好気状態を繰り返すことによる微生物のリン過剰摂取の機構は、まだ明らかにされていない点が多い。現在一般には以下のモデルが広く受け入れられている^{6,2)}。

(1) 嫌気状態とそれに続く好気状態を経て活性汚泥に吸収されたオルトリンは、細胞中にポリリン酸の顆粒として蓄積される。

(2) 嫌気状態では、細胞中に蓄積されたポリリン酸はオルトリンに加水分解され、同時に ATP (アデノシン三リン酸) 生産が行われる。生成したオルトリンは混合液中に放出される。この時得られるエネルギーを利用して、混合液中の有機物は細菌に摂取され、細胞内にグリコーゲンや PHB (ポリ-β-ヒドロキシ酪酸) などの基質として蓄積される。

(3) 好気状態では、通常の呼吸代謝が行われて、ポリリン酸蓄積菌は蓄積した細胞内基質を酸化分解して ATP を生産する。生産された ATP の一部は微生物の増殖や運動に利用され、また一部は混合液中のオルトリンを摂取してポリリン酸を合成するのに用いられる。

しかしながら、上記のモデルでは説明できない現象もあり、不明な点が多い。また、ポリリン酸蓄積菌としては *Acinetobacter* があげられるが、それ単独では機能を発揮しないともいわれ、実際には汚泥中に存在する多くの微生物が関与していると思われる。

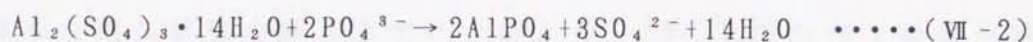
リン除去を必要とされる多くの污水处理場では、凝集剤を添加することによってこれを行っている。凝集剤としては、硫酸アルミニ

ウム（ばん土）や塩化第二鉄のような金属塩と、石灰とが用いられている。石灰の使用は、金属塩の使用に比較して発生汚泥が多量になること、また取扱いと維持管理が複雑になることなどから、近年金属塩の使用に切り替えられ、石灰を使用する施設は少なくなっている⁶³⁾。

アルミニウムイオンは、汚水中のリン酸イオン（オルトリン酸）と結合してリン酸アルミニウムを生成する。その化学反応式は次のとおりである。

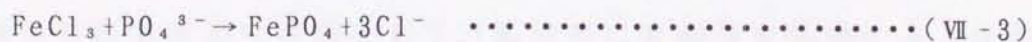


アルミニウム系の凝集剤としては、硫酸アルミニウム水和物がよく使われる。硫酸アルミニウム水和物とリン酸との化学反応式は、次のように表される。



1モル(594g)の硫酸アルミニウム水和物は62gのリンを含む2モル(190g)のリン酸と反応して、2モル(244g)のリン酸アルミニウムを生成する。

鉄塩は都市下水中のリンの凝集沈澱に普通に用いられている。塩化第二鉄溶液を凝集剤に用いた場合の塩化第二鉄とリンの間の代表的な反応は、およそ次のようであると考えられている⁶⁴⁾。



ここでは鉄とリンとのモル比は 1:1 で、162.3 g の FeCl_3 は 95 g の PO_4 と反応し、150.8 g の FePO_4 を生成する。塩化第二鉄のリンに対する重量比は 5.2:1 となる。

3. 段落流をエアレータとした酸化溝方式におけるリン除去

生物学的なリン除去は、好気状態と嫌気状態とを繰り返すことによる汚泥のリン過剰摂取によって行われる。本処理方式についてはこれまで、第 V 章で連続曝気時の処理能力を、第 VI 章で窒素除去を目的とした間欠曝気運転時の処理能力を検討してきた。汚泥のリン過剰摂取を期待しない連続曝気時においては、Table V-1~4 に実験結果を示したように、本処理方式のリン除去能力は認められるものの安定した処理は行われず、処理水の全リン (T-P) 濃度も 1.5~4.6 mg/l を示している。

生物学的なリン除去を期待できる間欠曝気運転時の実験結果は、Table VI-3~4 に示したとおりであった。窒素除去を目的として好気状態と嫌気状態を繰り返すことにより、60~70% のリン除去が可能となった。しかしながら、処理水の T-P 濃度は 1 mg/l を大きく超え、常時放流し続ける処理水質としては問題が残る。

以上の理由により、本処理方式では、新たなリン除去システムを導入する必要があると考えられた。間欠曝気運転手法は窒素の除去を目的として行うとするならば、これ以上のリン除去を目的とした運転操作は困難になり、生物学的リン除去をさらに期待することはできない。したがって、安定した処理水質を得るために、化学的リン除去システムを導入することとした。新システムは、導入が容易で維持管理も容易な方法として、曝気槽に凝集剤を添加する方法を

選択した。

4. 凝集剤の検討

リン除去を目的として添加される凝集剤としては、硫酸アルミニウム、ポリ塩化アルミニウム(PAC)のアルミニウム化合物や、塩化第二鉄、硫酸第一鉄などの鉄塩が用いられるのが一般的である。

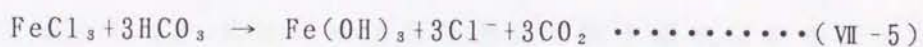
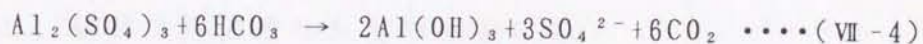
硫酸アルミニウムは腐食性を持ち、 -1°C で結晶化が始まる。一般には Al_2O_3 換算で重量パーセント 8.3%の溶液状態で入手可能であり、単位体積当たりの質量は $1,330\text{kg}/\text{m}^3$ である。リン除去のための最適pH域は5.5~6.5の範囲にあり、この範囲にまでpHを下げるためには強酸を添加するかまたは硫酸アルミニウムの添加量を増加する方法がある。凝集剤の最適添加位置は曝気槽出口であり、曝気槽入り口に添加した場合は曝気によってフロックが破碎し、処理水が白濁することがある。添加による増加汚泥発生量は、塩化第二鉄を添加した場合よりも少ない。

塩化第二鉄は 1%溶液でpHが 2.0となる凝集剤で、強い腐食性を持つ。一般には FeCl_3 換算で重量パーセント35~45%の溶液状態で入手可能であり、単位体積当たりの質量は $1,340\sim 1,490\text{kg}/\text{m}^3$ である。最適pH域は4.5~5.5であるが、大部分のリンはもっと高いpH領域で除去されてしまう⁶⁵⁾。

以上の観点から本酸化溝方式に用いる凝集剤として硫酸アルミニウムと塩化第二鉄を比較すると、本方式では曝気槽は循環水路であり、槽内に添加した場合には必ず曝気を受けること、曝気槽出口において添加した場合には十分な攪拌が得られないこと、リン酸塩が蓄積された沈澱槽の汚泥は曝気槽へ返送されることなどから、曝気

の影響の少ない塩化第二鉄が適していると判断される。さらに、余剰汚泥の農地還元を考慮すると、汚泥にアルミニウムが多く含まれるより鉄が多く含まれる方が、利用し易いと考えられる。また、鉄系の凝集剤を用いた場合には、貯留汚泥からのリン再溶出の防止効果⁶⁶⁾が期待できるとの報告もある。貯留汚泥の上澄水を酸化溝に返送する場合に、リンの再溶出は重要な問題になり、凝集剤の選択にも大きく関わる因子である。

アルミニウムイオン、鉄イオンそれぞれの添加時の化学反応については、第2節で述べた。しかし実際に必要な量は、理論的に予測される量よりも多くなる⁶⁷⁾といわれている。これには、汚水の違いなどによって変化し、競合する反応があり、添加されたアルミニウムイオンや鉄イオンが、全て汚水中のリンと反応することはないと考えられるからである。汚水中にアルカリ度成分が存在すると、次式に示すような水酸化物を生成する反応がおこり、アルミニウムイオン、鉄イオンが使われることになる。



したがって、処理水のリン濃度の目標値を達成するための添加量は、流入汚水の水質にも左右される。稲森⁶⁸⁾は、リンにたいする金属塩のモル比は等モル以上が必要とされ、通常 2.0以上になるように添加されると述べ、さらにわが国の下水のアルカリ度は一般に 100~150mg/l あり、大きな緩衝能を有しているので、凝集剤を添加しても pH は 0.2 程度の低下に抑えられると述べている。

このように、実験プラントでの凝集剤添加によるリン除去を行うに当たっては、添加量は理論値からは決定できない。したがって、実験プラントで塩化第二鉄溶液を凝集剤として用いたリン除去運転を行うに当たり、添加量を決定するためにバッチ実験を行った。

5. 凝集剤添加量決定のためのバッチ実験

1) 実験装置と実験方法

実験プラントで塩化第二鉄溶液を凝集剤として用いたリン除去運転を行うに当たり、添加量を決定するためにバッチ実験を行った。試料水に用いた汚水は、実験プラントの原水である。汚水の処理目標は、リンの除去率90%とするが、処理能力が低下した時でも処理水のT-P濃度は $1.0\text{mg}/\text{L}$ 以下とすることを条件とした。試料水は水量2Lで、本プラントの基本返送汚泥量に合わせて返送汚泥と原水とを1:1の体積比で混合作成した。曝気条件は、曝気30分、非曝気60分を1サイクルとする間欠曝気とし、16サイクル(24時間)の曝気を行った。また、T-P濃度を測定する検水は各曝気サイクル終了時に採水し、試料水を濾過したものを使った。

実験方法として、初めに凝集剤無添加で間欠曝気運転を行ってきた本プラントの返送汚泥を用い、凝集剤添加濃度を变化させたバッチ実験を行った。続いて凝集剤連続添加の効果をみるために、本プラントにおいて実際に凝集剤を添加しリン除去運転を行ったときの返送汚泥を用いて、同様のバッチ実験を行った。

また、余剰汚泥を引き抜き貯留する場合においては、貯留汚泥からのリンの溶出が問題になる。凝集剤添加量を決定する場合には、貯留汚泥の上澄水へのリンの溶出を抑制するように考慮しなければ

ならない。これについては、リン除去運転中の余剰汚泥を貯留し、貯留期間の異なる上澄水の T-P濃度変化を測定した。採水は、上澄水の間中部から行った。

2) バッチ実験結果と考察

a) 凝集剤添加量とリンの除去率

前述のように、凝集剤無添加で間欠曝気運転を行った場合、本実験プラントにおいては T-Pの60~70%が生物学的に除去されている。この凝集剤無添加運転時の汚泥を用いて、凝集剤添加量とリン除去率の関係を求めたバッチ実験の結果を、Fig. VII-1に示す。凝集剤の添加量は、実験開始時の検水に含まれるリン量に対する塩化第二鉄溶液に含まれる鉄の量をモル比 (Fe/P) で表した。この時の試料水の MLSS濃度は4,000mg/l、水温は23°Cで、実験開始時の検水の T-P

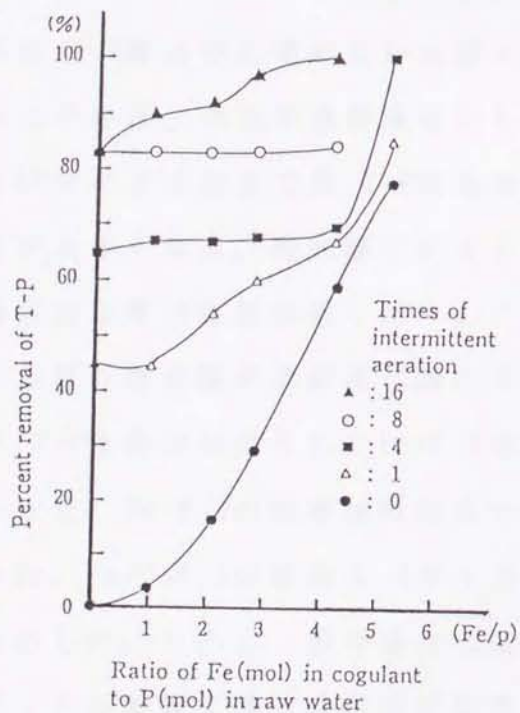


Fig. VII-1 Relations between quantity of coagulant and percent removal ratio of T-P by intermittent aeration at batch tests

濃度は5.6mg/lである。図中に間欠曝気回数 0としてプロットされているデータは、凝集剤添加後10分間攪拌した後に採水した検水の測定値によるもので、間欠曝気運転前の状態を表している。間欠曝気運転前の T-P除去率には、添加量の違いによって差が現れ、添加量の多いものほど T-P除去率は高い。凝集剤添加によって不溶性のリン酸塩を生成する反応は速く、Fe/P=5.1となる添加量の場合には、攪拌しただけで78%の T-Pが除去される結果となり、Fe/P=4.3の時には59%の除去率が得られた。

間欠曝気が進行し、4サイクル目終了時になると添加量の違いによる除去率の差は小さくなり、8サイクル目の間欠曝気終了時では、Fe/Pが 0から 4.3まで変化しても T-P除去率は82~84%にほぼ一致した。したがって、8サイクル目の間欠曝気終了時には、凝集剤の添加効果は T-P除去率に現れない結果となった。なぜこのような結果になったのかは、今後の検討課題として残る。しかし、8サイクル目から16サイクル目までの T-P除去率の上昇は、添加量の多いもののほうが大きくなる。間欠曝気によるリンの除去作用においては、最終段階に添加剤の存在が強く関与していることがわかる。最後の16サイクル目の間欠曝気運転終了時には、Fe/P=4.3とする添加量で100%の T-P除去率が得られ、Fe/P=1の添加量でも90%の除去率となった。また、Fe/P=0の無添加の場合では、T-P除去率は82%と変化しなかった。Fe/P=5.1の場合は4サイクル目終了時に100%の T-P除去率を示した。しかし、他の場合に比較して曝気量が多かったため、8サイクル目終了時には汚泥が栄養源不足による内生呼吸に入り、T-P濃度が急激に増加した。

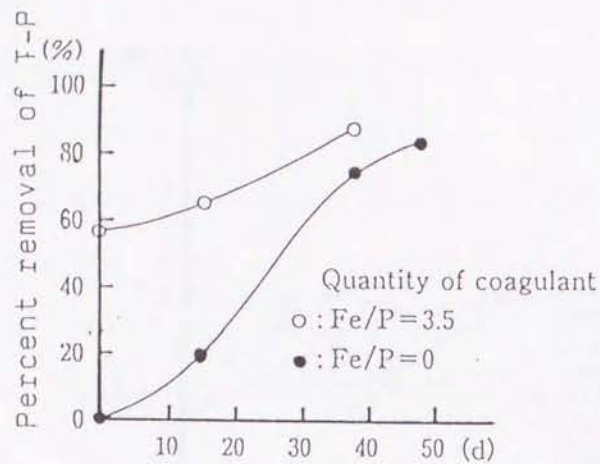
以上の結果から、1日当たり16サイクルの間欠曝気を行うときは、

バッチ実験で 100% の除去率を得るためには $Fe/P=4$ 以上の凝集剤添加量が必要となることが明らかになった。稲森⁶⁸⁾は、バッチ実験の結果として $Fe/P=4$ 前後の添加量が必要であると述べているが、本実験結果もこれに一致するものとなった。しかし、前述のように処理目標をリンの除去率 90%、処理水の T-P 濃度 1.0mg/l 以下とするならば、 $Fe/P=1$ の凝集剤添加量で処理目標は達成できるという結果が得られた。

b) 連続添加効果について

本実験プラントにおいては、汚水の連続処理が行われるので、凝集剤も原水に連続添加される。したがって、凝集剤連続添加の T-P 除去に対する効果も検討しなければならない。稲森⁶⁸⁾は、連続添加の場合には $Fe/P=2$ 以下で十分であるとの実験結果を提示しているが、本実験プラントにおいても凝集剤の連続添加はリン除去に高い効果を示した。連続添加の効果をみるために実験プラントでは、流入原水に含まれるリン量に対して凝集剤に含まれる鉄量との比 (Fe/P) が 1 になるように塩化第二鉄溶液を連続添加し、間欠曝気運転によるリン除去運転を行った。

Fig. VII-2 は、リン除去運転日数の異なる汚泥を用いたバッチ実験の結果である。図中のデータは、試料水を攪拌しただけの状態、間欠曝気を行う前の T-P 除去率である。リン除去運転経過日数が長くなると、バッチ実験で $Fe/P=0$ となる無添加の場合でも、高い T-P 除去率を示している。運転経過日数 48 日の場合では 83% の T-P 除去率となる。Fig. VII-1 に示した凝集剤無添加運転の汚泥を用いた結果に対しては、 Fe/P が 5 を超える量を添加した T-P 除去率に相当する。実用規模実験プラントにおける添加量を $Fe/P=1$ としてリン除去運転



Time elapsed of dephosphorization treatment

Fig. VII-2 Relations between time elapsed of dephosphorization treatment and percent removal of T-P at batch test

を行う場合、原水中のリンと凝集剤中の鉄が 1:1で反応し、不溶性のリン酸第二鉄を生成することによりリン除去を行うことを主体に考えてきた。しかし、この結果からは凝集剤添加によって生成されて、汚泥中に貯留されている鉄化合物等のリン除去性能が、非常に高いと評価せざるを得ない。そして、連続添加によってもたらされるこの除去能力は、Fig. VII-1に示した凝集剤のみの除去能力を十分に補助するものである。また、試料水に混合した原水に含まれるリンに対して、凝集剤を Fe/P=3.5となるように添加した場合には、運転経過日数が38日の汚泥を用いた実験で87%の T-P除去率となった。しかし、Fe/P=0の場合でも運転経過日数が38日の汚泥を用いた結果は75%の T-P除去率を示しており、リン除去運転日数が長くなるとこの添加量に相当するような除去率の増加はみられない。

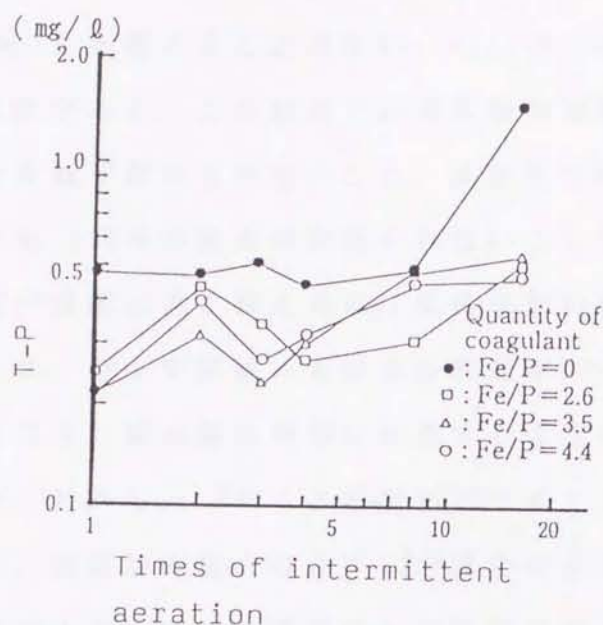


Fig. VII-3 Change of T-P by operation with intermittent aeration at batch tests

Fig. VII-3は、実験プラントにおいて38日間リン除去運転を行った汚泥を用いて、間欠曝気を行ったバッチ実験の結果である。1サイクル目の間欠曝気終了時（嫌気状態）における T-P濃度は、バッチ実験における Fe/P=0の無添加の場合でも十分小さく、0.5mg/l以下である。試料水に混合した原水の T-P濃度は5.2mg/lであり、これに対する T-P除去率は90%を超えている。リン除去率90%を処理目標にするならば、連続添加による運転で生成されたリン酸塩等の持つリン除去能力と、間欠曝気運転によるリン除去とで、目標を達成

できるものと考えられる。

凝集剤を添加した場合には、8サイクル目の間欠曝気終了時まで、T-P濃度が $0.5\text{mg}/\text{Q}$ を超えることはない。Fig. VII-1に示したバッチ実験の結果と比較すると、この結果では間欠曝気回数が増加してもT-P濃度に顕著な低下がみられないこと、添加量を $\text{Fe}/\text{P}=4.4$ として運転した場合でも100%の除去率が得られないこと等に矛盾点が生じているが、T-P濃度は低く抑えられ、連続添加の効果は明らかにされている。また、バッチ実験における添加量を $\text{Fe}/\text{P}=2.6$ から3.5、4.4と変化させても、添加量の増加に相当するようなT-P濃度の低下はみられない。しかし、8サイクル目と16サイクル目の間欠曝気終了時の間では、無添加の場合のみにT-P濃度が大きく上昇する。汚泥が内生呼吸に入り、リンが再溶出した結果であるが、凝集剤を添加した場合にはT-P濃度の上昇はみられず、再溶出が抑えられている。これは連続添加の持つ大きな効果である。

以上の結果から、リン除去を目的として塩化第二鉄溶液を凝集剤に用い、間欠曝気運転を行う場合の添加量を求めると、以下のことがいえる。凝集剤を連続して添加する本実験プラントの場合には、汚泥内に十分な鉄化合物が蓄積される。この化合物はリンの再溶出を抑え、リンの除去能力も高い。したがって、除去率90%を処理目標にして凝集剤を添加する場合には、Fig. VII-1に示したように添加量を $\text{Fe}/\text{P}=1$ として運転すれば良い。基本的には、流入原水に含まれるリン濃度に対応する凝集剤量を添加する方法を採用すれば良いことになる。ただし、この必要添加量は連続添加効果を考慮していない。現実的には原水中のリン全てが凝集剤に含まれる鉄と1:1で反応し不溶性のリン酸第二鉄に変化するとは考えられない。しかし、

この段階で除去されなかったリンは、増殖汚泥に摂取される他、間欠曝気運転と凝集剤連続添加によって生じる化合物とによって除去され、除去目標値を十分達成できる。

6. 実験プラントにおけるリンの除去

1) 凝集剤添加によるリンの除去実験方法

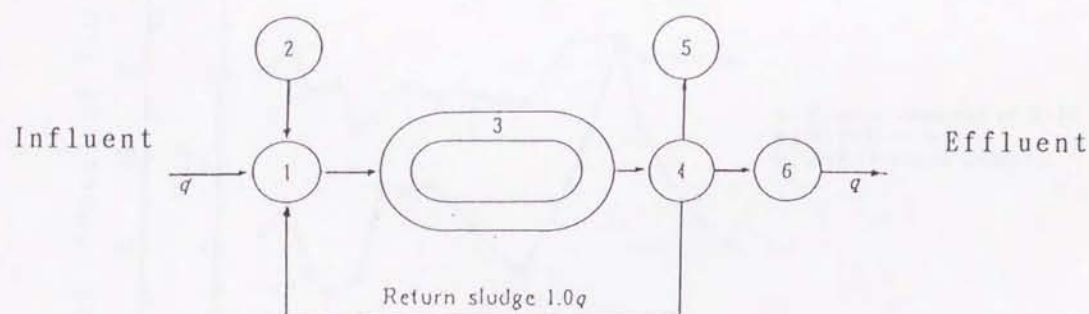
窒素除去を目的とした間欠曝気運転を行いながら、塩化第二鉄を凝集剤として添加するリン除去実験を行った。原水と処理水の水質測定は、定時の試料水採水時に気温、水温、DO、透視度の測定を行い、試料水の水質分析は、BOD、COD、SS、pH、 $\text{NH}_4\text{-N}$ 、 $\text{NO}_2\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3\text{-N}$ 、Org.-N、T-N、T-Pの項目について行った。実験期間中の原水平均水質をTable VII-1に示す。また、酸化溝内では流れの中間点において、気温、混合液の温度および水路底面から40cmの位置のDO、ORPを連続測定し、自記記録計により記録した。

実験は、MLSS濃度を3,000~4,000mg/lとして行った。汚水の処理目標は、窒素除去率80%、リンの除去率90%とするが、処理能力が低下した時でも処理水のT-N濃度10mg/l以下、T-P濃度1.0mg/l以下とすることを条件とした。

凝集剤は塩化第二鉄溶液とし、小型定量ポンプを用いて流入原水に連続添加する。塩化第二鉄溶液の添加量は、バッチ実験の結果より、流入原水中のリンに対して凝集剤中の鉄のモル比を $\text{Fe/P}=1$ とする量とした。算定に用いた流入原水のリン濃度は、1988年、1989年および1990年冬期における54回の測定の平均値である5.5mg/lを用いた。処理のフローはFig. VII-4に示す通りである。

Table VII -1 Quality of raw water during experiments term in 1990 and 1991. (Average of 8 data)

Month	BOD (mg / l)	COD (mg / l)	SS (mg / l)	T-N (mg / l)	T-P (mg / l)
Novemver	192	59.4	66.8	25.8	4.50
December	211	63.2	62.7	24.7	4.70
January	270	71.9	65.4	27.2	5.90
February	251	76.6	93.4	30.1	6.42
March	297	76.0	81.5	29.2	6.19



- 1: Preliminary treatment 2: Addition of coagulant
 3: Biological oxidation 4: Sedimentation
 5: Sludge disposal 6: Disinfection

Fig. VII -4 Flow sheet of the oxidation ditch used in this study

2) 実験結果

1990年11月 8日の試水採水後に、凝集剤の添加を開始した。間欠曝気条件は 1サイクルを曝気30分、非曝気60分とし、 1日16サイクルの間欠曝気を行った。実験期間のMLSS濃度は 3,000~4,000mg/l である。添加後20日間の T-P濃度変化および T-N除去率をFig. VII-5に示す。また、この時の混合液の温度、原水と処理水のpHの測定値および BOD、SSの除去率をFig. VII-6に示す。凝集剤を添加しても、BOD、SS、pH等にはその影響は現れず、 T-N除去も十分な処理結果を得た。処理水の T-P濃度は、凝集剤添加後低下し、過去 3年間に おける冬期の平均値である2.3mg/l を超えることはない。しかし、

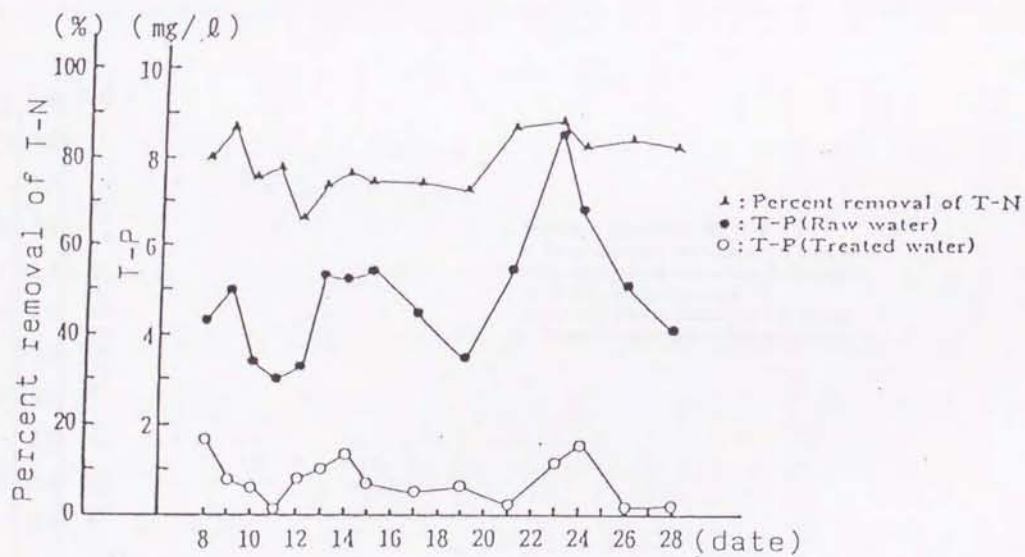


Fig. VII-5 Changes of T-P and percent removal of T-N by operation with intermittent aeration and dephosphorization during November in 1990.

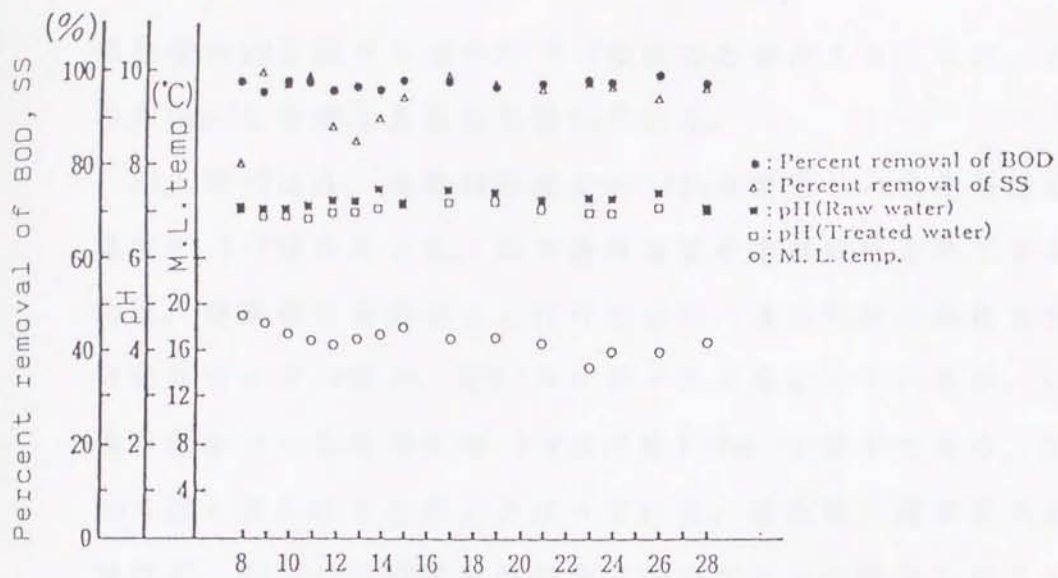


Fig. VII -6 Changes of M.L. temp., pH, percent removal of BOD and SS by operation with dephosphorization during November in 1990.

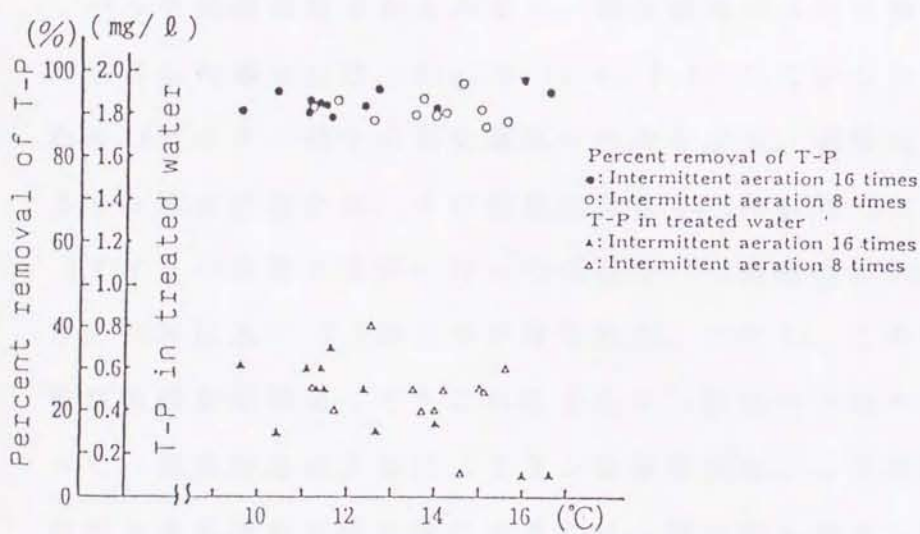


Fig. VII-7 Relations between M.L. temp. and T-P in treated water, and percent removal of T-P.

添加後の20日間では原水の T-P濃度の影響が大きく現れ、処理目標の1.0mg/lを超える結果も現れている。

Fig. VII-7には、凝集剤添加から1か月経過した後の処理水の T-P濃度と T-P除去率とを、混合液の温度を指標にまとめて示す。これには、窒素除去を効率よく行うために、曝気条件を変化させた(間欠曝気サイクル数16, 8回/日)データが混在しているが、いずれの場合においても処理水の T-P濃度は1.0mg/l以下であり、除去率は90%近くまたはそれ以上となっている。混合液の温度変化の影響も受けず、Fe/P=1の凝集剤添加量で十分なリンの除去が行える結果が得られた。しかし、安定した処理を行うためには、1か月程度の凝集剤連続添加期間が必要となる。なお、この間の処理水に含まれる全鉄の濃度は0.1mg/l以下であり、処理水の着色も認められない。

3) 間欠曝気による窒素除去とリン除去

バッチ実験の結果からみると、間欠曝気による生物学的リン除去に注目した場合には、Fig. VII-1にFe/P=0として示したように1日当たり8サイクル以上の間欠曝気が有効となる。凝集剤連続添加によるリン除去の場合は、その効果は大きく、Fig. VII-3に示したように1サイクルの間欠曝気を行っただけで T-P濃度は0.5mg/l以下となり、90%以上の T-P除去率が得られた。ただし、この場合には間欠曝気の回数が増加してもこれ以上のリン除去は行われぬ。したがって、凝集剤連続添加によるリン除去を前提として本実験プラントの間欠曝気運転方法を検討するには、間欠曝気がリン除去に与える影響を大きく評価する必要はない。窒素除去のための間欠曝気を検討する事で十分である。

7. 貯留汚泥からのリンの溶出

生物学的および凝集剤を用いてのリン除去では、リンは汚泥内に摂取または汚泥間に蓄積される。したがって、リンの酸化溝からの排出は、余剰汚泥の引き抜きと共に行われる。貯留槽の上澄水は酸化溝に返送されるので、貯留汚泥上澄水へのリン溶出は、最小限に抑えられねばならない。Fig. VII-8に上澄水の T-P濃度変化を示す。凝集剤無添加の汚泥貯留では、貯留開始時に0.7mg/lであった上澄水の T-P濃度は、20日間たらずの貯留で 20mg/l 近くまで上昇した。

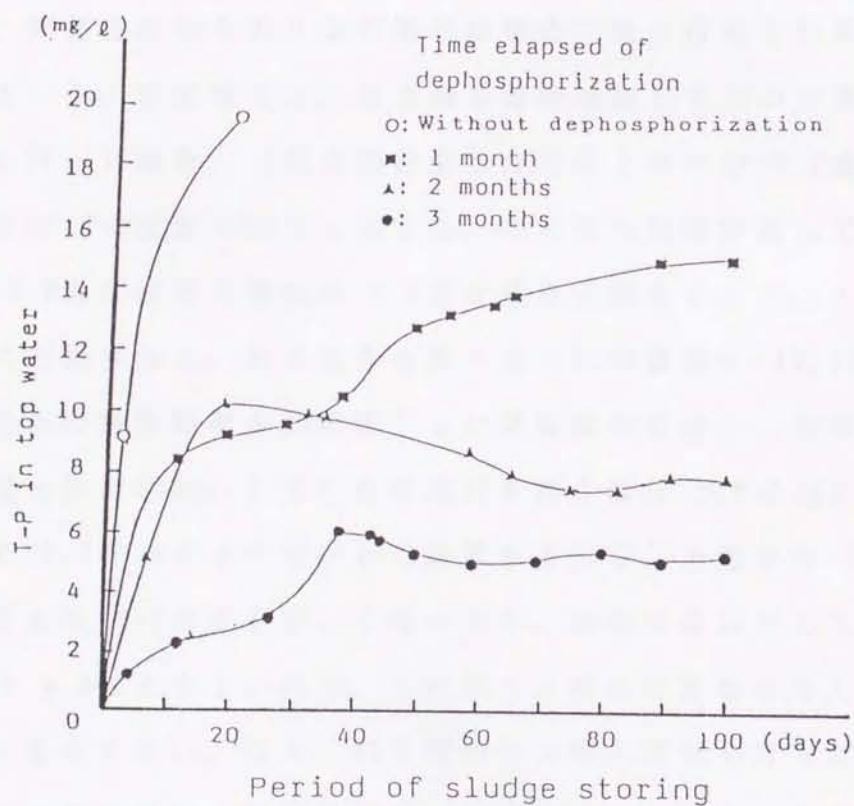


Fig. VII-8 Changes of T-P of top water during sludge storing.

リン除去に塩化第二鉄溶液を用い、 $Fe/P=1$ とする量を連続添加した場合には、上澄水の T-P濃度は低く抑えられる。貯留期間30日の T-P濃度を比較すると、リン除去運転開始後 1か月および 2か月经過時の汚泥を貯留した場合、上澄水の T-P濃度は $9\sim 10\text{mg}/\text{L}$ である。

3か月经過時の汚泥では、T-P濃度は $3.3\text{mg}/\text{L}$ に抑えられた。さらに長期間貯留すると、運転期間 1か月の汚泥では、90日間の貯留で濃度は $15\text{mg}/\text{L}$ まで上昇した。しかし、運転期間 2か月の汚泥貯留の場合には、貯留期間20日で T-P濃度は最大になり、その後低下した。西口等⁶⁹⁾ は、生物膜法において鉄製ろ材を用いて脱リンした場合、貯留汚泥からのリンの溶出は極めて低く抑えられることを報告している。本実験では、凝集剤を連続添加して 3か月間リン除去運転を行った場合、1か月間貯留した汚泥上澄水の T-P濃度は、流入原水の T-P濃度の 60% となった。さらに長期間貯留しても、上澄水の T-P濃度は流入原水の T-P濃度程度に抑えられた。上澄水は酸化溝に返送される。引き抜き余剰汚泥の MLSS濃度を $10,000\text{mg}/\text{L}$ とし、汚水の滞留時間を 24時間とした運転条件では、1日当たりの MLSS濃度上昇が $100\text{mg}/\text{L}$ であり汚泥引き抜き量は $0.6\text{m}^3/\text{d}$ となる。この内の $0.2\text{m}^3/\text{d}$ を上澄水として返送するなら、上澄水の T-P濃度が流入原水の T-P濃度と等しくなっても、処理水量に対して上澄水返送量は 0.3% と少ないので、これがリン除去に影響を与えることはないと考えて良い。なお、45日間のリン除去運転を行った後に引き抜いた余剰汚泥は、MLSS濃度が $10,000\text{mg}/\text{L}$ であり、それに含まれるリンは、乾燥重量百分率で 2.1%、鉄は 5.2% であった。

8. 要約

段落流をエアレータとした酸化溝方式の汚水処理について、実験プラントを用いてその処理性能を検討してきた。本章は、凝集剤を添加してリン除去を行うために、本処理施設の運転条件を求める実験を行った結果を検討した。これらから得られた知見を要約すると、次のようになる。

(1) バッチ実験の結果によれば、間欠曝気によって生物学的脱リンを行うには、1日当たり8回以上の間欠曝気サイクルを実施するのが効果的である。

(2) 生物学的脱リンに加えて凝集剤として塩化第二鉄溶液を添加するリン除去方法は、高いリン除去率が得られる。

(3) 連続処理をする場合の添加量は、流入原水に含まれるリン量に対してモル比Fe/Pが1となる凝集剤量で十分である。この場合、リン除去は温度の変化による影響は受けず、厳寒期においても90%の除去率が得られる。

(4) 塩化第二鉄溶液を添加することにより、貯留汚泥からのリンの溶出を抑制することができる。したがって、汚泥処理のために貯留槽において、新たなリン処理を導入する必要はない。

第Ⅷ章 汚泥の性状と固液分離性能

1. 緒言

段落流をエアレータとした酸化溝方式は、他の機械式曝気装置を用いた酸化溝方式と比較して、曝気装置の構造が単純で、施設の維持管理が容易であるという利点を持つ。本方式を採用した実験プラントの汚水処理性能は他の方式と比較しても遜色無く、これまで述べたように、一般水質項目と富栄養化原因物質である窒素、リンの除去は間欠曝気運転の導入と凝集剤添加によるリン除去とによって十分に行われている。したがって、汚水処理における生物化学的反応工程では、本方式は何等問題はない。

しかしながら、本方式のエアレータは、混合液を水中ポンプで揚水して段落流を発生させるために、反応槽内混合液の汚泥は水中ポンプ内を常に通過する。この時に、汚泥を形成するバイオフィロック（以下フロックと称する）は物理的衝撃を受けて細分化され、これによって大きな生物の増殖が制限されることが、懸念される。また、本方式では、曝気時の反応槽内溶存酸素濃度が高くなるという特徴を持つ。このことが、汚泥の性状、特にフロックの細分化に影響を与えるかも知れないことも、考慮しなければならない。

フロックの細分化は、活性汚泥法におけるもう一つの単位操作としての固液分離を、不安定性にする事が予想される。したがって、本方式で安定した良質の処理を行うためには、汚泥の性状からみた固液分離性能を検討する必要がある。

そこで、機械式エアレータを設置した酸化溝方式の実処理施設汚泥を対照として、本方式の汚泥フロックの大きさを明らかにし、さ

らに、本方式のエアレータの持つ特性がフロックの細分化に与える影響を検討した。また、固液分離性能は汚泥の沈降性で確認し、フロックの細分化とともに固液分離性能に影響を与える汚泥性状の要因として、汚泥を構成する生物相と、フロック内の高分子化合物の存在とを検討することにした。

2. フロックの大きさと細分化

1) フロックの大きさ

固液分離性能に関わる因子として、フロックの大きさはその沈降性を決定する最も重要なものとされている。本実験プラントのフロックの大きさと径の分布を明らかにするために、機械式エアレータを使った酸化溝方式の3処理施設（横軸ロータ使用2施設、縦軸ロータ使用1施設）の汚泥フロックを対照として、フロックの大きさを比較検討した。比較を行ったときの本実験プラントの実験条件、および対照3処理施設の処理運転条件を管理指標として、Table VIII-1に示す。これによると、対照3処理施設の管理指標にはほとんど差がない。また、本実験プラントの管理指標については、混合液の溶存酸素濃度（MLDO）が高いことを除いては、対照処理施設のものと変わらない。

a) 実験方法と装置

エアレータの違いによるフロック径の分布を検討する試料は、各4処理施設から同一時期に1年間に4回採取し、それぞれ比較することとした。フロックの大きさは、界線入りスライドグラスを用いて検鏡し、その状態の光学顕微鏡写真を撮影し、それにより判読した。撮影時の顕微鏡の倍率は、40～80倍である。試料とした汚泥の

Table VIII-1 Control index of plants

Index	Plant	Exp. plant	Plant A	Plant B	Plant C
Aerator type		Falling water	Horizontal rotor	Vertical rotor	
BOD/MLSS(kg / kg · d)		0.035	0.030	0.025	0.027
SRT (days)		50	45	45	35
SA* (days)		50	35	35	50
RS** (%)		100	100	105	105
Kr*** (mg / g · hr)		6	7	6	6
HRT (h)		24	27	32	45
SV (%)		83	95	95	94
MLSS (mg / l)		3,500	4,200	3,200	4,400
SVI (ml / g)		240	230	280	210
MLDO (mg / l)		8.0	1.0	0.6	0.6
Nitrification rate (%)		99	97	95	99
Treatment capacity (m ³ / d)		60	1,600	400	630

*SA:Sludge age, **RS:Return sludge ratio

***Kr: r_r /MLSS (r_r :Utilization of desolved oxygen)

MLSS濃度がいずれも 3,500~4,000mg/l と高濃度であったために、検体は 4倍希釈して作成し、1回の検体量は0.05mlとした。検体数は1試料につき3~5個である。また、細分化が懸念される本実験プラントのフロックについては、ビーカー試験により再凝集性を確認した。本ビーカー試験ではジャーテスターを用い、2倍希釈した試料を 10rpmで 1時間程度攪拌し、凝集性を観察した。

b) 実験結果と考察

本実験プラントおよび3対照処理施設の汚泥のフロック径分布を、Fig. VIII-1に示す。横軸にはフロック径を、縦軸には 1ml当たりのフロック数を設定した。図中にプロットしたデータは、4回の測定の実平均値である。各処理施設とも4回の測定において、データのばらつきはほとんどなかった。段落流をエアレータとした本実験プラントのフロックは、明らかに小さい。直径が300 μ mを超えるフロックは存在していない。また、200 μ m以下のフロックの数が86%を占めている。100 μ m以下の微細なフロックも39%と多い。これに対して、対照とした3処理施設のフロックは、径の分布に施設の違いによる差がない。機械式エアレータを用いた場合には、フロックの直径が50~500 μ mと幅広く分布し、450~500 μ mのフロック数が最大値を示す。また、本実験プラントの場合にはみられない、直径が300 μ m以上のフロックが、数で50%以上を占める。このように、段落流をエアレータとした酸化溝方式のフロックは、直径が小さくその分布も偏っている。汚泥を形成するフロックの直径が小さいと、大きいものに比較してフロックの沈降速度が遅くなる。これは固液分離性能に対して不利な条件となる。フロックの直径を測定したときに撮影した、顕微鏡写真の一例を示す。Photo. VIII-1は本実験プラントの

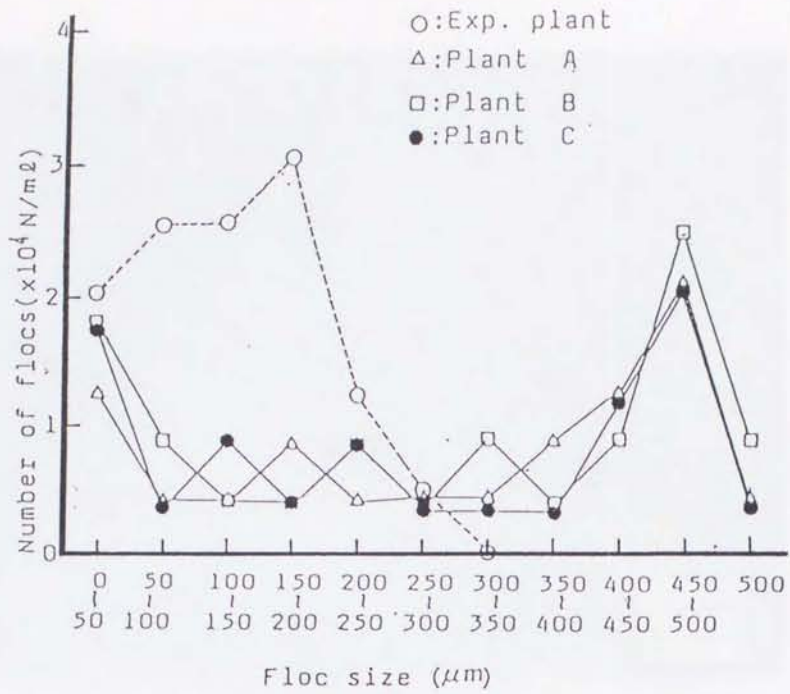


Fig. VIII-1 Differences in floc distribution by aeration type

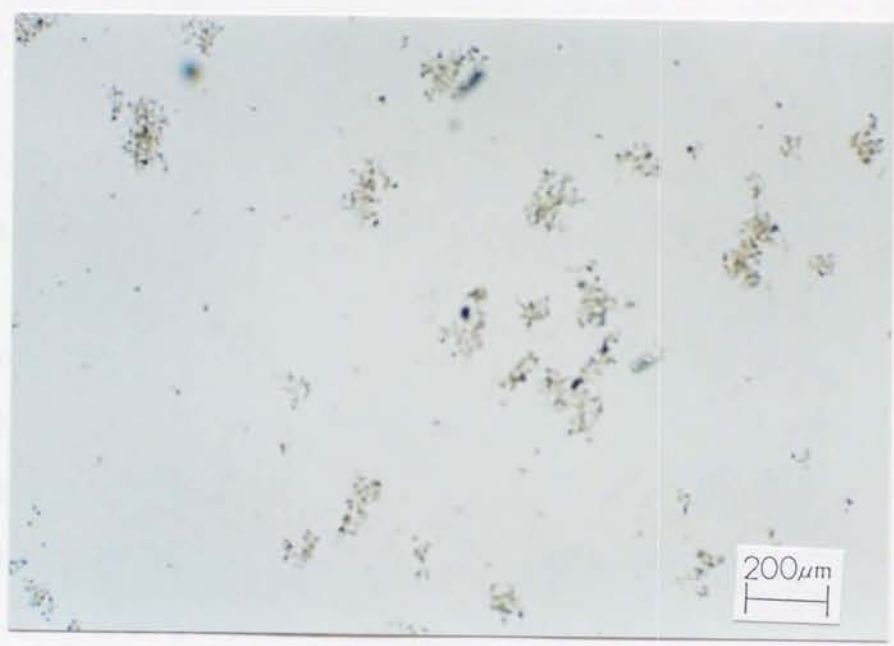


Photo. VIII-1 Floc size in the experimental plant

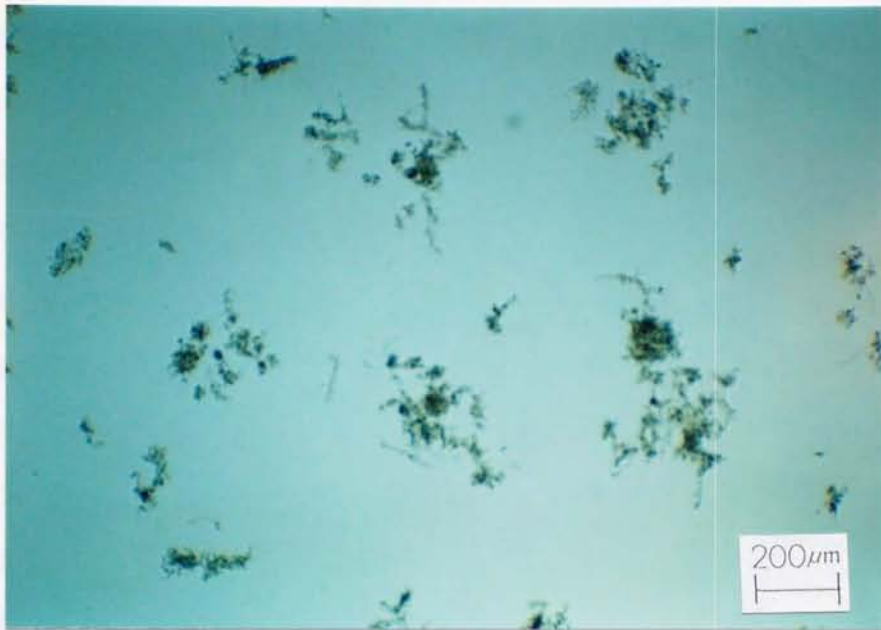


Photo. VII-2 Flock size in Plant A

もので、Photo. VII-2 は A 対照施設のものである。

本実験プラントのフロックの再凝集性は、フロック径が小さいにも関わらず対照処理施設と同様の性能を示しており、問題はなかった。

2) エアレータがフロックの細分化に与える影響

段落流をエアレータとする本処理方式では、曝気時の物理的衝撃により、フロックが細分化される懸念がある。物理的衝撃によるフロックの細分化と、本方式の持つもう一つの特徴である反応槽内の高溶存酸素濃度がフロックの細分化に与える影響とを確認するために、2種類のシリンダー実験を行った。

a) 実験方法と装置

シリンダー実験では、容量 2ℓ のポリエチレン製シリンダーを反応槽として用い、反応槽内の供試体の MLSS 濃度を 3,500mg/ℓ とした。

この実験に供試体として用いた汚泥は、フロック径の大きかった機械式エアレータを使用した処理施設の汚泥である。

物理的衝撃は、反応槽の中に長さ 3cm の回転子を入れ、それをマグネティックスターラーによって回転させることにより与えた。回転子の回転数は、物理的衝撃を与えて24時間経過した時のフロック径を顕微鏡観察によって確認し、本実験プラントの汚泥のフロック径と同じ程度の直径が得られる回転数を求めることにより決定した。このシリンダー実験時の曝気量は、反応槽内が後述する一般的な溶存酸素濃度状態を保つように調整した。

曝気時に反応槽内が高溶存酸素濃度になることが、フロックの細分化に与える影響を確認する実験は、間欠曝気運転を用いて行った。間欠曝気運転中での高溶存酸素濃度の状態は、曝気時の空気量を 3.0 l/min とし与え、反応槽内の溶存酸素濃度を 7~8 mg/l に上げた。一般的な溶存酸素濃度状態は曝気時の空気量を 0.7 l/min とし、溶存酸素濃度の最大値を 1~2 mg/l に保った。前述の物理的衝撃を与える実験では、この曝気方法を用いた。ただし、他の条件（硝化率、汚泥負荷、SRT、SA 等）を一定に保つために、硝化率を指標としてそれぞれの曝気時間を調整した。

上記2種類のシリンダー実験は、1か月間継続して行った。原水の供給は曝気停止時に上澄水を 1.6 l/d 排水し、それを補う形で行った。

b) 実験結果と考察

① 物理的衝撃による細分化

回転子の回転数を 380rpm とし物理的衝撃を与えると、実験開始後24時間経過時で、直径 450~500 μ m の大きなフロックは細分化さ

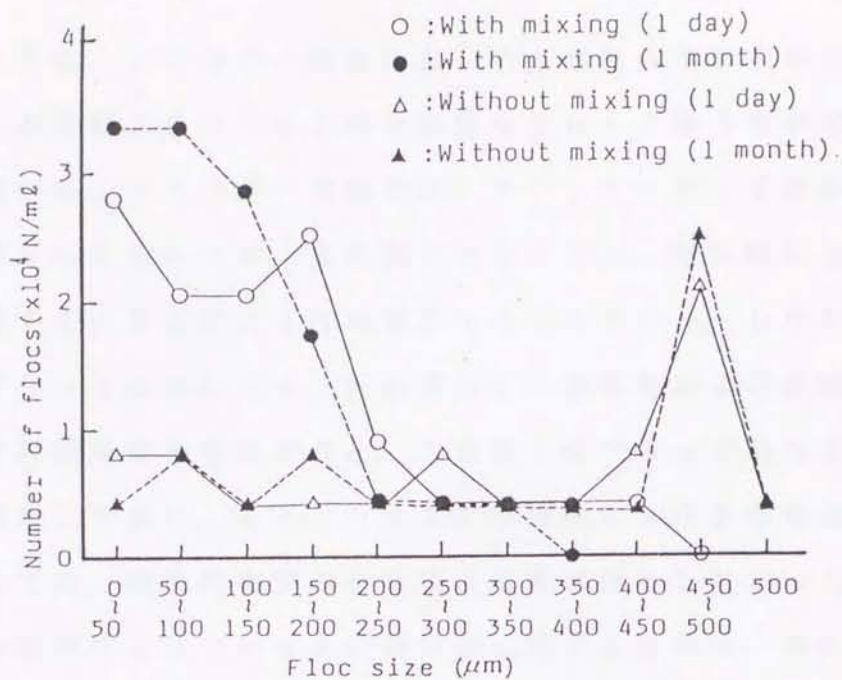


Fig. VIII-2 Differences in floc distribution with or without physical mixing on cylinder test

れ、測定されなかった。この回転数で物理的衝撃を与えた時の、実験開始後24時間経過時と1カ月間経過時のフロック径分布、および物理的衝撃を与えない場合の24時間経過時と1カ月間経過時のフロック径分布をFig. VIII-2に示す。

物理的衝撃を与えない場合のフロック径の分布は、実験を1カ月間継続した後も変化しない。物理的衝撃を与えると、24時間の運転で供試体のフロック径分布は、本実験プラントのものと同様な分布形状を示した。1カ月間の運転後では、フロックの細分化が多少進行し、直径150 μ m以下のフロック数が増加した。その結果、供試体汚泥は直径200 μ m以下の小さなフロックが90%を占めることになった。

このように、シリンダー実験においても物理的衝撃を与えることにより、本実験プラントのものと同様なフロック径分布が得られた。しかしながら、シリンダー実験では、フロックに対して連続的に物理的衝撃が与えられたが、本実験プラントでは、曝気時にエアレータを通過するときこのような衝撃が与えられている。したがって、本実験プラントにおいては、反応槽内での循環時および非曝気時のフロック再凝集性を考慮すると、これ以上のフロック細分化は生じないと判断して良い。また、シリンダー実験における余剰汚泥発生量に関しては、物理的衝撃の有無による差は発生しなかった。

物理的衝撃によるフロックの細分化に関する研究は、他の研究者によっても、数多く行われている。フロックに与えられる物理的衝撃は、次式(VIII-1)に示すG値によって表される。

$$G = (\varepsilon_g / \mu)^{0.5} \dots\dots\dots (VIII-1)$$

G ; G 値 (1/s)

ε_g ; 単位体積、単位時間当たりのエネルギー逸散量 (kg/m³・s³)

μ ; 液体の分子粘性係数 (kg/m・s)

荒木ら⁷⁰⁾は、G値が50~200(1/s)の範囲では、フロックの凝集性、沈降性には余り変化がなく、500(1/s)以上になると、物理的衝撃により破壊されたフロックは、再凝集しないと報告している。また、Noah Galil等⁷¹⁾は、G値とフロック径の関係を求め、G値が173.5(1/s)の時にフロック径は300~1,000 μ mとなることを報告している。これらによって、本実験プラントのフロック径分布と再凝

集性能からG値を予測すると、300~400(1/s)となる。同様に、対照施設のG値は150~250(1/s)と予測される。

② 高溶存酸素濃度の影響

Fig. VIII-3に、混合液を高溶存酸素濃度とした場合と一般的な溶存酸素濃度に保った場合の、シリンダー実験から得られたフロック径分布を示す。実験開始後24時間経過時および1カ月経過時の分布をプロットしてある。実験結果では、一般的な溶存酸素濃度の場合には、全フロック数の50%が350 μ m以上の直径を持ち、1カ月間運転してもフロック径の分布形状に変化はない。高溶存酸素濃度の場合に1カ月間運転した後の結果では、直径が50~200 μ mのフロック数の増加が認められた。しかし、直径の大きなものが残留しており、本実験プラントのフロック径分布とは全く異なる。その形状は、機

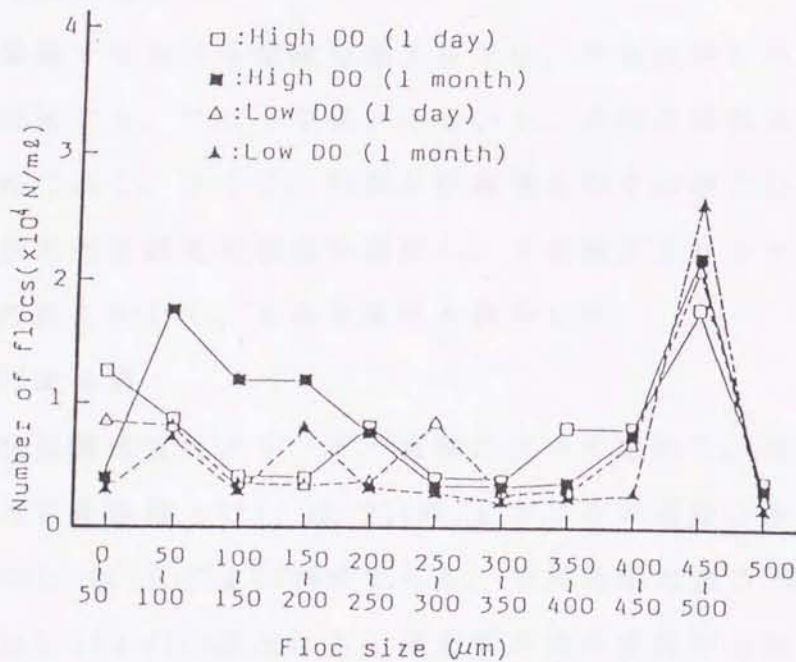


Fig. VIII-3 Differences in floc distribution by high and low DO aeration

械式エアレータを用いた対照処理施設の分布形状に近い。径の分布は2つに分かれるが、直径が450~500 μm のフロック数が最大値となり、350 μm 以上の直径を持つフロック数は38%を占めている。径が50~200 μm のフロック数が増加した原因は、曝気時の4.3倍の空気量増加に伴う物理的衝撃の増加で、その結果フロックの細分化が生じたものと考えられる。したがって、反応槽内混合液が高溶存酸素濃度になる影響は、フロック径の分布に現れないとみてよい。このことは、反応槽内が高溶存酸素濃度となることが、段落流をエアレータとした酸化溝方式の汚泥が小さなフロックで形成される原因には、結びつかないことを示している。また、余剰汚泥の引き抜き量にも、溶存酸素濃度の差による影響は現れなかった。

3. 汚泥の沈降性

沈澱槽で行われる固液分離工程では、汚泥沈降性の良否が処理性能を決定する。フロック径が小さいと、汚泥沈降性は悪化するのが一般的である。そこで、汚泥の沈降性を示す指標として、汚泥指標と初期汚泥界面沈降速度を選択し、本実験プラントとA対照処理施設の汚泥に対して、その沈降性を検討した。

1) 汚泥指標

汚泥指標は室内シリンダー実験によって求めた。本実験プラントの汚泥容量指標(SVI)は214 ml/g で、その逆数となる汚泥密度指標(SDI)は0.47 g/100ml である。対照処理施設のSVIは230 ml/g 、SDIは0.43 g/100ml となる。測定時の混合液温度は両者共に14 $^{\circ}\text{C}$ であった。試験結果からは、両者の間に差はないといえる。標準活性汚泥法における望ましいSVIの値は100 ml/g 前後とされている⁷²⁾。

これに対してMLSSを高濃度にして運転する酸化溝方式では、2倍以上のSVI値を示す。これに対処するために、対照処理施設ではピケットフェンスを設置したり水面積負荷を小さくするなどの対策がとられている。本方式のSVI値は対照施設のものと同じなので、本方式の沈澱槽の構造も一般的な酸化溝方式の構造を採用すれば良い。

2) 初期界面沈降速度

シリンダー実験の結果として得られる汚泥指標は、実施施設の固液分離性能を的確には示さない。実状を把握するために、本実験プラントと対照処理施設の反応槽内初期界面沈降速度を測定した。測定は夏季と冬季の2回行った。その結果をFig. VIII-4と5に示す。夏季測定時の混合液温度は、両者共23°Cであるが、MLSS濃度は本実験プ

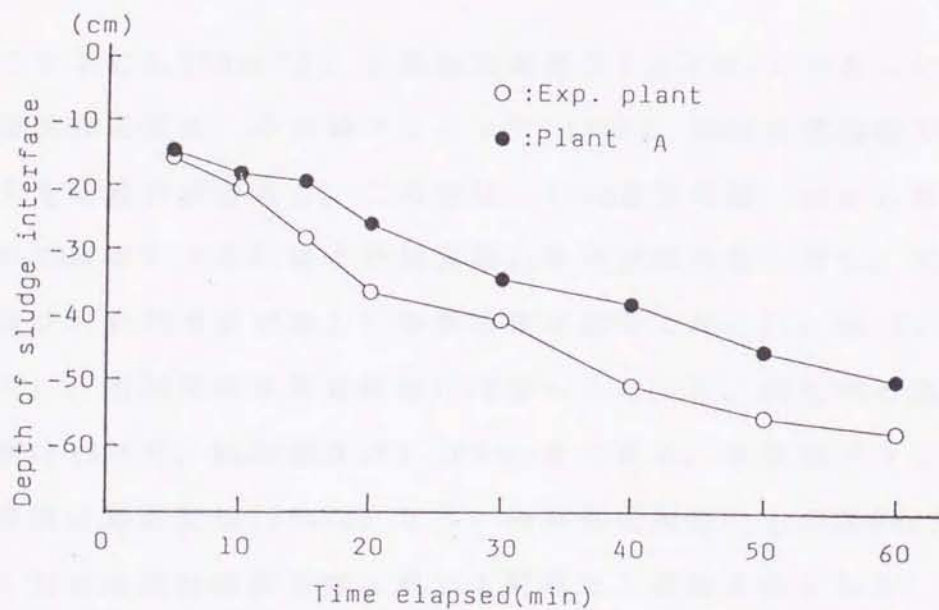


Fig. VIII-4 Results of sludge sedimentation tests
(Summer season)

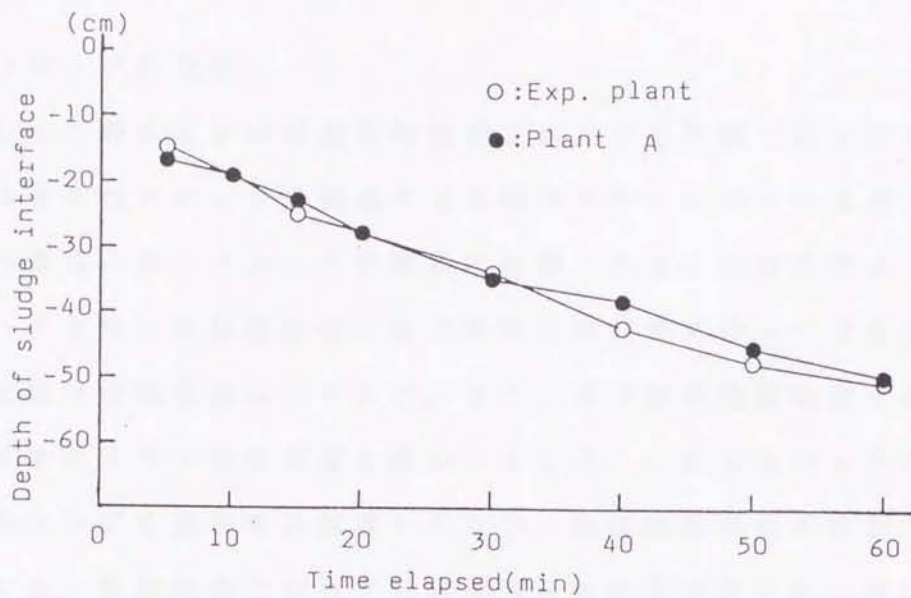


Fig. VIII-5 Results of sludge sedimentation tests
(Winter season)

ラントで3,200mg/l、対照処理施設で4,500mg/lであった。初期界面沈降速度は、本実験プラントで19m/d、対照処理施設で10m/dと大きな差が示された。この差は、MLSS濃度の違いによる差であり、MLSS濃度が大きいほど初期界面沈降速度は小さくなる。混合液温度並びにMLSS濃度が等しい冬季の測定結果では、Fig. VIII-5に示したように、初期界面沈降速度はほぼ等しくなった。測定時の混合液の温度は13°Cで、MLSS濃度は4,200mg/lである。本実験プラントの初期界面沈降速度は10m/dとなり、対照処理施設のものは9m/dとなった。A対照施設は固液分離工程でも問題なく運転されており、本実験プラントの初期界面沈降速度は対照処理施設のそれを上回っている。この結果からみれば、本実験プラントの汚泥の沈降性は十分にある

といえる。

4. フロックの性状

フロックの大きさは固液分離性能を決定する重要な因子であるが、その大きさはフロックを構成する生物相やそこに内在する高分子化合物の量などの、フロックの性状に影響される。本方式のようなエアレータを用いる場合には、その特徴から機械式のロータを用いる場合とは生物相も異なってくる。また、未分解性物質の取り込み量やバイオポリマーの生成量も変わってくる。これらフロックの性状はバルキングを発生する原因にもなり、固液分離性能を検討する因子となる。本方式のフロック性状を明らかにするために、性状を示す要素として生物相とフロック内の未分解性物質とバイオポリマーの存在を選択し、対照施設の汚泥フロックとの比較検討を行った。

1) 生物相と糸状性細菌

汚泥の生物相は、生物化学反応工程において重要な位置を占めるが、固液分離工程においても、フロックの形成に大きな役割を果たす。特に原生動物の分泌物は、フロックの形成を促進する。また、糸状性細菌の存在もフロックの沈降性に大きく関与する。適度な量の糸状性細菌の存在はフロックの骨格を作り、また沈降時に分散状のフロックの結合および巻き込みを行い、凝集性、沈降性の良いフロックを形成する。しかし、過度に増殖するとバルキングを起こし、汚泥密度が低下して沈降性が悪化する。これは、固液分離性能の悪化につながり、安定した処理ができなくなることを意味する。したがって、フロックの状態を把握するには、その生物相を明らかにしなければならない。

a) 実験方法と装置

生物相を明らかにするために、本実験プラントおよび3対照処理施設汚泥の、生物精密試験を行った。それぞれの方式の反応槽より採取した汚泥を検体とし、倍率40～100倍の光学顕微鏡を用いて、MLSS 1mg当たりの生物出現個数を求めた。また、糸状性細菌の出現個数は、光学顕微鏡と位相差顕微鏡とを用いて生物精密試験を行い求めた。この時の顕微鏡倍率は400～1,000倍であり、5段階法によって発生量を表した。さらに、検鏡で同定困難な場合には、染色試験⁷³⁾ (グラム染色、ナイセル染色、鞘染色)を併用した。

b) 実験結果と考察

3対照処理施設の間では、フロック径分布と同様に生物相には差がなかった。本実験プラントとA対照処理施設の生物精密試験の結果を、Table VIII-2に示す。全体の生物出現個数を見ると、本実験プラントの場合では1,207個/mg、対照処理施設の場合では2,112個/mgと、機械式エアレータを用いた方が段落流をエアレータとした場合より1.7倍以上も多い。生物構成別の出現個数では、繊毛虫類縁毛目 (*Vorticella*, *Epistylis*, *Opercularia*) が、本実験プラントの場合には全体の23%を占めるが、対照処理施設の場合には69%となる。この生物は虫体と糸筋体(柄)とから成り立っており、糸筋体部は物理的衝撃に弱い。したがって、段落流をエアレータとした場合にはその増殖が阻害される。それに対して繊毛虫類の *Aspidisca* は直径が小さく球体に近い形状を持ち、段落流を用いた場合でも増殖が可能となり、出現個数が多い。またこの種類は、高溶存酸素濃度状態で活発に増殖するので⁷⁴⁾、本方式においては最大の個体数となっている。肉質虫類は、本実験プラントの場合に39%の出現個

Table VIII-2 Results of biological precision tests

Microorganism	Number of appearances (N/mg)	
	Exp. plant	Plant A
<i>Ciliatea</i>		
<i>Vorticella</i>	50	480
<i>Epistylis</i>	225	849
<i>Opercularia</i>	0	80
<i>Aspidisca</i>	400	112
<i>Euplotes</i>	0	16
<i>Colepus</i>	0	16
<i>Tokophrya</i>	25	0
<i>Spirostomum</i>	0	32
<i>Prorodon</i>	0	32
<i>Sarcodina</i>		
<i>Amoeba</i>	175	112
<i>Arcella</i>	200	80
<i>Euglypha</i>	100	0
<i>Mastigophora</i>		
<i>Peranema</i>	0	32
<i>Metazoa</i>		
<i>Lepadella</i>	0	128
<i>Rotaria</i>	0	96
<i>Colurella</i>	32	0
SUM.	1,207	2,112
<i>Filamentous microorganism</i>		
Type 021N	rr	r
Type 1701, 1702	rr	r
Type 0041	rr	r
<i>Thiothrix</i>	-	+
<i>Beggiatoa</i>	-	r

数を占めるが、対照処理施設の場合には 9% 程度である。後生動物の出現個数は、本実験プラントの場合には全体の 3% 以下と少なく、径の大きい *Lepadella* や *Rotaria* は出現しないが、対照処理施設では 10% を超える。なお、この結果より求めた多様性指数* は、本実験プラントの場合で 0.65、対照施設の場合で 0.70 であり、両者に大きな差はない。このように多様性指数に差がみられないことは、両者とも生物の総個体数に対して各種類の個体数のばらつきが同程度であることを示している。しかし、生物相に差が現れることは、存在している生物の種類が異なることを示している。

以上のように、段落流をエアレータとした場合の汚泥は、小さな生物とアメーバ類のような物理的衝撃に強い生物によって主に形成されているが、対照施設と比較すると総個体数は少なく、汚泥の性状および構成が異なっていることが明らかにされた。

5段階表示で求めた糸状性細菌の発生量は、段落流をエアレータとした場合に極めて少ない。糸状性細菌は構造上物理的衝撃に弱いともみられるが、本曝気方式では間欠曝気運転を行うときに、非曝気時に完全嫌気状態が成立する。このことにより、糸状性細菌の発生が抑制されている。これに対して、機械式エアレータを使った対照処理施設（ゾーン式脱窒素方式）では、反応槽全体を嫌気状態に

*多様性指数(DI;Shannonの式)⁷⁵⁾

$$DI = -\sum (P_i \cdot \log P_i)$$

$P_i = N_i / N$, N : 総個体数, N_i : 種類 i の個体数

することは不可能である。Type 021N 等の絶対好気性状態で発生する糸状性細菌の存在⁷⁶⁾が対照施設で認められるのは、この理由による。

2) 未分解性物質とバイオポリマー

汚水の基質として反応槽に流入しても、高分子化合物のように生物が分解できない(難分解性)未分解性物質は、フロックと接触して蓄積される。この過度な量の存在は、フロックが水分保持性の高い物質を吸着し易くなり、それによって非糸状性バルキングの原因となり、フロックの沈降性が悪化する。また、微生物が分泌するバイオポリマーはフロック内に蓄積され、これも量が多くなると非糸状性バルキング(例えばズーグレア性バルキング)の原因になり、固液分離を阻害する。したがって、固液分離性能に関するフロックの状態を検討するに際しては、未分解性物質とバイオポリマーの存在を確認する必要がある。

a) 実験方法と装置

汚泥内の未分解性物質とバイオポリマーとを、直接定量的に把握することは困難である。そこで、本実験プラントと対照3処理施設のフロックに染色試験を施し、それを顕微鏡を用いて観察することにより、定性的に未分解性物質とバイオポリマーの存在状態を求めた。染色試験は、未分解性物質染色液(日本アルシー株式会社製)を用い、染色結果を位相差顕微鏡を用いて観察し、倍率40倍の光学顕微鏡を用いてその写真撮影を行った。ただし、染色試験では未分解性物質もバイオポリマーもともに高分子化合物であるために同じ反応を示すので、両者を定性的にも区別することはできない。

b) 実験結果と考察

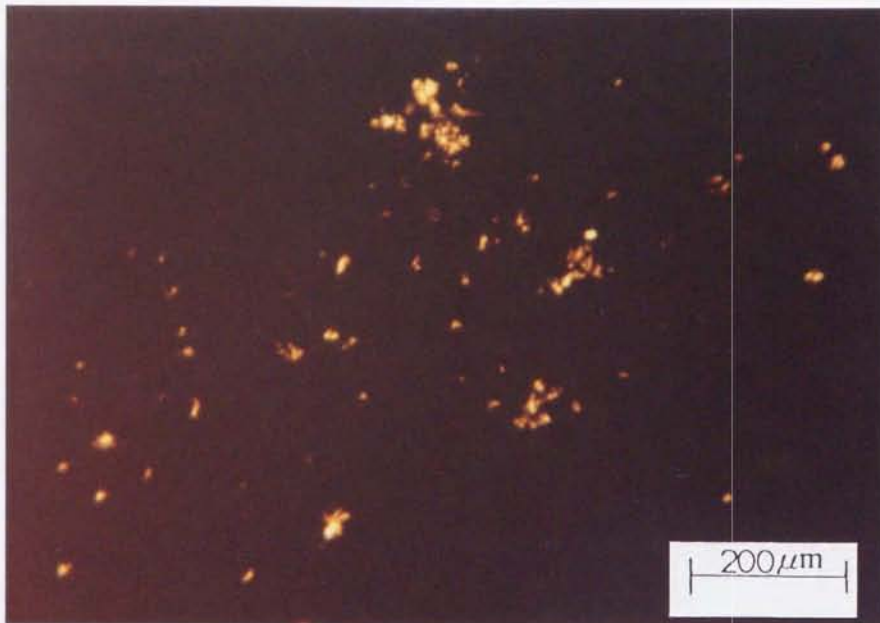


Photo. VIII-3 Biotic polymer in floc. (Exp. plant)

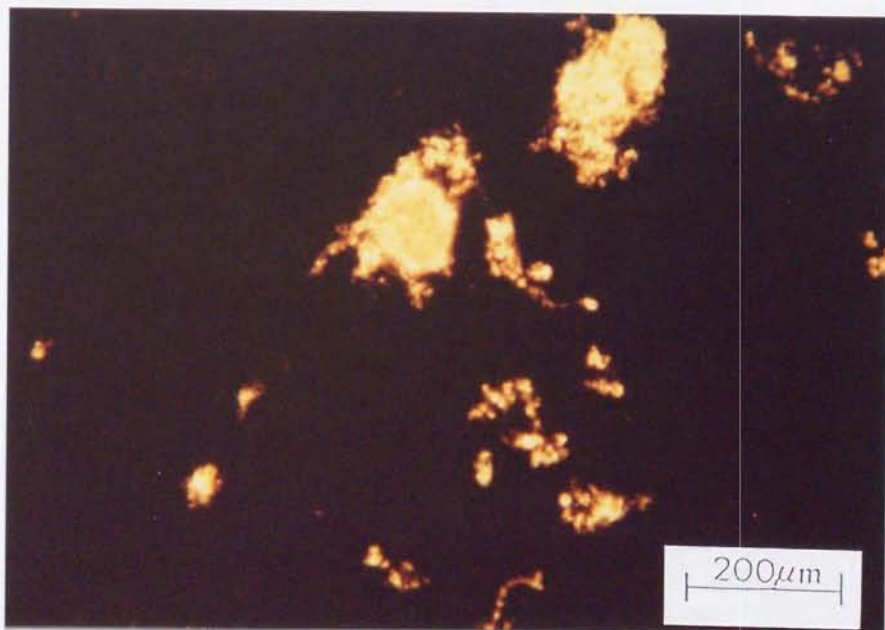


Photo. VIII-4 Biotic polymer in floc. (Plant A)

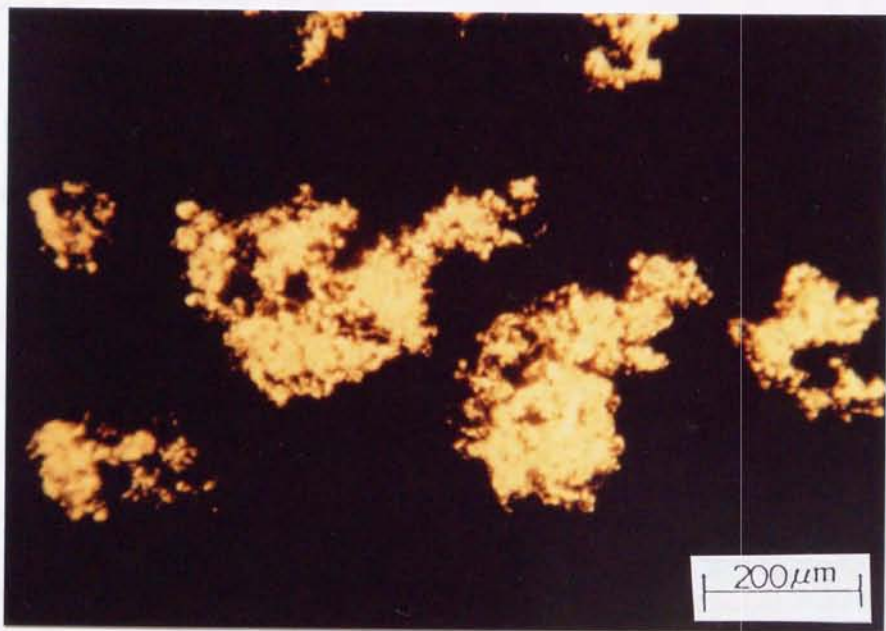


Photo. VIII -5 Biotic polymer in floc. (Plant B)



Photo. VIII -6 Biotic polymer in floc. (Plant C)

染色試験結果の顕微鏡写真を、Photo. VII-3~6 に示す。写真中の白色部が、未分解性物質とバイオポリマーで構成される高分子化合物を表している。Photo. VII-3 は本実験プラントの試験結果であり、Photo. VII-4~6 は対照処理施設 A、B、C の試験結果である。対照 3 処理施設の高分子化合物量には、ほとんど差がないといえる。これに対して、本実験プラントのフロックに含まれる高分子化合物量は極めて少ない。その理由としては、フロック径が小さいために、内部に高分子化合物の蓄積が行われ難いことが考えられる。また、Starkey と Karr^{7,4)} は、溶存酸素濃度が低くなるとバイオポリマーの分泌が低下すると、報告している。本実験プラントにおいて間欠曝気運転を行う影響が、ここに現れているとも考えられる。

このように高分子化合物の存在が少ないことは、非糸状性バルキング状態になる可能性は極めて低いと判断される。一方、本実験プラントのフロックには再凝集が認められ、微細フロックの浮遊による処理水の白濁は生じていない。したがって、本実験プラントのフロックは、対照施設のフロックと比較してもバイオポリマーの量が少ないが、この程度であっても固液分離に障害がでないことが分かる。

5. 要約

段落流をエアレータとした酸化溝方式の污水处理について、実験プラントを用いてその処理性能を検討してきた。污水处理工程は、生物化学反応工程と固液分離工程に分けられる。本章では、機械式エアレータを設置した実処理施設を対照として、本方式の汚泥性状からみた固液分離工程の特性を検討した。これから得られた知見を

要約すると、次のようになる。

(1) 本方式の汚泥を形成するフロックの直径は、対照施設のものと比較して明らかに小さい。その原因は、フロックが物理的衝撃によって細分化されることによる。反応槽内の溶存酸素濃度が高いことは、フロックの細分化の原因にならないと判断される。

(2) 汚泥の沈降性を表す汚泥指標と初期界面沈降速度については、本実験プラントと対照処理施設の間に差がみられない。沈降性からみた固液分離性能は、汚水処理において問題ない。

(3) 生物相からみた本方式の汚泥は、物理的衝撃に強い生物によって構成され、繊毛虫縁毛目および後生動物の出現個数が小さい。汚泥を構成する生物は、径が小さく形状は球形に近いものが多い。そのなかでも *Aspidisca* の個体数が大きいことは、曝気時に混合液が高溶存酸素濃度になることと関連づけられる可能性が高い。また、糸状性細菌の出現個数も極めて小さい。このことは、本方式の非曝気時における嫌気状態の発生と、関連づけられる。本方式で間欠曝気運転を行う場合には、糸状性バルキングの発生の可能性は極めて低いといえる。

(4) 非糸状性バルキングの発生原因となる未分解性物質とバイオポリマーの量は、対照施設と比較すると本方式では少ない。間欠曝気を行うことにより非曝気時に溶存酸素濃度が低くなることがバイオポリマーの分泌を抑制しているとも考えられるが、フロックは再凝集性を持っているので、本方式においてはこの程度の量であっても固液分離に問題はない。

以上により、本方式の固液分離性能は、フロックが小さいにも関わらず問題を生じていない。その理由としては、糸状性細菌の発生

が抑制され、未分解性物質とバイオポリマーの量が少なく、バルキング状態になる可能性が極めて低いことによる。しかし汚泥性状からみると小さなフロックが多く、流量変動の際にはバイオポリマーの量が少ないのでこれが核フロックに吸着されず、流出する可能性がある。負荷変動に対して安定した固液分離を行うためには、ここに若干の懸念が残る。これに対しては、簡単な接触浮上槽を放流前に設置することにより十分に対処できる。

なお、バイオポリマーの定量化は困難であり、現在の量が安定した固液分離を継続できる量なのかは判断できない。これについては(3)で述べた生物相の特性とも関連づけて今後の検討課題としたい。

第IX章 段落流をエアレータとした酸化溝方式の 設計手法と運転操作

1. 緒言

本章では、これまで述べてきた実験プラントを用いての処理検討結果を基に、段落流をエアレータとする酸化溝方式の設計手法と運転操作に資するための動力的検討を行う。検討項目としては、有機物の除去と窒素除去を選択した。

まず、モデルを設定し物質収支をとることにより、反応速度論で用いられるパラメータを決定する。パラメータの決定においては、実験プラントのデータを用いたが、データのばらつきが大きく、含まれる誤差が大きい。そのために、得られたパラメータの検討をシリンダー実験によって行った。

本方式において間欠曝気運転を導入して窒素除去を行う場合には、運転操作を決定するのに酸素利用速度が重要な因子となる。酸素利用速度は混合液温度の影響を大きく受けるが、それを動力的検討結果から記述することは、構成因子が多くて実用的でない。これについては、より実用的な実験式を提示する。

なお、リンの除去については化学的処理が主体であるので、動力的検討を行う必要はない。

2. モデルの設定

本実験プラントは、酸化溝の延長が短いこと、エアレータとして段落流を用いていること、酸化溝横断面の溶存酸素濃度測定結果が均一な濃度を示していることなどから、モデルは完全混合型均一モ

デルとした。

ここではさらに次の5つの仮定の下に、基本的な設計手法と運転操作に資するパラメータの検討を行う。

- ① 酸化溝内の流れ方向の水質変化は小さく、水質は均一と見なせる。
- ② 好気と嫌気の状態を区分し、好気状態での反応はDO濃度の影響を受けない。DO濃度が0.2mg/l以下の状態を嫌気状態とする。
- ③ 窒素の除去においては、好気状態では硝化のみが、嫌気状態では脱窒のみが行われる。
- ④ 菌体濃度は、MLVSS濃度で記述する。
- ⑤ 比硝化速度、比脱窒速度は一定である。

3. 物質収支

1) 活性汚泥増殖量

汚泥の増殖速度は、(V-4)式で表される。除去される有機物の濃度 $[L_b]$ をBODで、活性汚泥の量をMLVSS($MLVSS=0.80 \cdot MLSS$)で表し、1日当たりの物質収支をとると、次式(IX-1)のようになる。

$$\Delta MLVSS = Y \cdot \Delta BOD - b \cdot MLVSS \quad \dots\dots\dots (IX-1)$$

$\Delta MLVSS$: 1日当たりの汚泥増殖量(kg-MLVSS/d)

ΔBOD : 1日当たりの除去BOD量(kg-BOD/d)

上式において、第VI章で述べた間欠曝気運転時の実験値を用いてY(収率係数、ここでは汚泥変換率)とb(汚泥の自己酸化係数)を求めるために、 $\Delta MLVSS$ が明らかなデータを図にプロットすると、

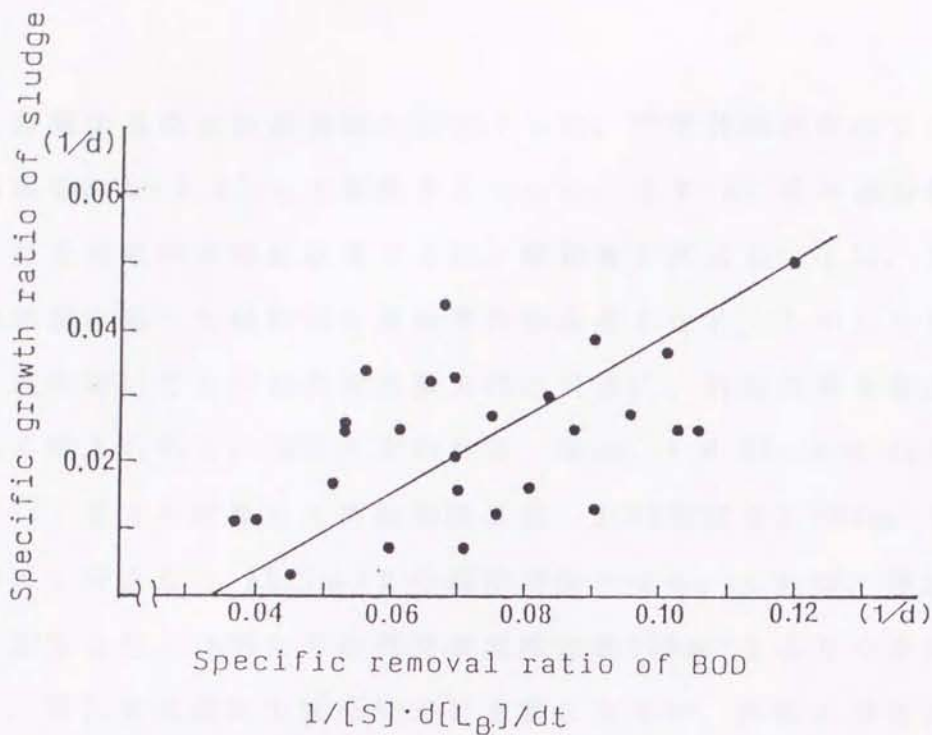


Fig. IX-1 Relation between specific growth rate of sludge and specific removal rate of BOD

Fig. IX-1に示すような関係が得られる。実験プラントで測定された値はこのように分散し、実験室レベルでは成立すると思われる (V-4) 式は、実施レベルではその定数決定すら困難であることになる。横軸に座標として示した $1/[S] \cdot d[L_B]/dt$ は、BOD除去率を 100% とすると BOD-SS 負荷を表すことになる。本来、酸化溝方式は BOD-SS 負荷を 0.03~0.07 の範囲で運転することになっているので、(V-4) 式の適用範囲は狭く、さらに実施レベルでの BOD、MLSS 等の測定精度を考慮すると、この式で汚泥増殖量を評価して汚泥引き抜き量を決定するには、無理がある。Fig. IX-1 中にプロットした直線は、 $Y=0.57$ 、 $b=0.02$ とした場合の関係式を表す。一般には Y の値は 0.2~0.6、 b の値は 0.02~0.05⁷⁷⁾ の範囲程度といわれており、こ

れと対照するための参考値として示した。標準活性汚泥法ではBOD-SS負荷を0.2~0.4として運転するために、(V-4)式の適用範囲は広くなり本式の有効性は高まるが、酸化溝方式においては、それぞれの施設に応じた経験的な運転操作が必要となる。しかしながら、本方式においても一般の酸化溝方式と同様に、汚泥の発生量は極めて低く抑えられていることがわかる。なお、 $Y=0.57$ 、 $b=0.02$ として(IX-1)式より計算した汚泥増殖量は、MLSS濃度を $3,000\text{mg}/\text{L}$ とした時に1日あたり $82.5\text{mg}/\text{L}$ の濃度増加となる。これは、連続曝気時に測定した1日当たりの汚泥濃度増加量 $100\text{mg}/\text{L}$ より小さな値となり、間欠曝気運転で嫌気時間帯を設けた方が、汚泥の増殖が抑制されることがわかる。

余剰汚泥の引き抜き量の決定は除去BOD量と除去SS量に対する比として求めているのが一般的であり、75%という値が提案されている⁷⁸⁾。本実験プラントにおいては、この比は50~70%程度に抑えられており、余剰汚泥の発生量はさらに少なくなっている。

2) 有機物除去

有機物の指標をBODとした場合には、物質収支式は次のように表される。

$$\frac{d[\text{BOD}]}{dt} = \frac{Q}{V} ([\text{BOD}_r] - [\text{BOD}_e]) - \frac{d[L_B]}{dt} \quad \dots\dots\dots(\text{IX}-2)$$

[BOD]:曝気槽内BOD濃度

[BOD_r]:原水のBOD濃度

[BOD_e]:処理水のBOD濃度

右辺第2項は第V章(V-3)式に示した汚泥のBOD除去速度である。

3) 間欠曝気運転による窒素除去

硝化・脱窒工程を組み込んだ窒素除去では、間欠曝気1サイクルの物質収支は (IX-3) 式のように示すことができる。

$$\Delta(T-N) - \Delta(T-Ne) = Y_{TN} \cdot \Delta MLVSS + \Delta NO_x \dots \dots \dots (IX-3)$$

$\Delta(T-N)$: 1 サイクルの間に曝気槽に供給される T-N (kg)

$\Delta(T-Ne)$: 処理水に含まれる T-N (kg)

$Y_{TN} \cdot \Delta MLVSS$: 1 サイクルの間に汚泥に摂取される (T-N) (kg)

ΔNO_x : 脱窒工程によって除去される NO_3-N (kg)

また、間欠曝気1サイクルにおける好気、嫌気状態では、硝化に関与するケルダール窒素と硝酸態窒素の物質収支式はそれぞれ次式のように記述される。

好気状態 ($0 \leq t \leq t_a$)

$$\frac{d[Nkj]}{dt} = \frac{Q}{V} ([Nkj_r] - [Nkj_o]) - \frac{d[L_{KN}]}{dt} \dots \dots \dots (IX-4)$$

$[Nkj]$: 曝気槽内ケルダール窒素濃度

$[Nkj_r]$: 原水のケルダール窒素濃度

$[Nkj_o]$: 処理水のケルダール窒素濃度

t_a : 好気時間

$$\frac{d[NO_3]}{dt} = - \frac{Q}{V} \cdot [NO_{3o}] + \frac{d[L_{KN}]}{dt} \dots \dots \dots (IX-5)$$

$[NO_3]$:曝気槽内硝酸態窒素濃度

$[NO_{3.}]$:処理水の硝酸態窒素濃度

嫌気状態 ($t_a \leq t \leq t_c$)

$$\frac{d[Nkj]}{dt} = \frac{Q}{V} ([Nkj_r] - [Nkj.]) \dots\dots\dots (IX-6)$$

t_c :サイクル時間

$$\frac{d[NO_3]}{dt} = - \frac{Q}{V} \cdot [NO_{3.}] - \frac{d[L_{NX}]}{dt} \dots\dots\dots (IX-7)$$

(IX-4)、(IX-5)式の右辺第2項は第VI章の(VI-9)式に示した硝化速度であり、(IX-7)式の第2項は(VI-11)式に記述した脱窒速度である。

4. 生物学的処理の動力学的検討

1) パラメータの決定

微生物の比基質除去速度 (Γ) を Monod 式で記述すると、第V章に示したように次の (IX-8) 式で表される。

$$\Gamma = \frac{1}{[S]} \cdot \frac{d[L]}{dt} = k_{20} \cdot \frac{[Le]}{K + [Le]} \cdot \theta^{(t-20)} \dots\dots\dots (IX-8)$$

k_{20} : 最大比基質除去速度

K : 基質除去の飽和恒数

Le : 処理水の基質濃度

θ : 基質除去の温度係数

(IX-8)式の逆関数は(XI-9)式になり、Lineweaver・Burkのプロットを用いて k_{20} 、 K を求め⁷⁰⁾、それを試算によって修正して、パラメータを決定することができる。それにより得られたパラメータを、Table IX-1に示す。

$$\frac{\theta^{(t-20)}}{\Gamma} = \frac{K}{k_{20}} \cdot \frac{1}{[Le]} + \frac{1}{k_{20}} \dots\dots\dots(\text{IX-9})$$

硝化速度は(XI-4)式、(XI-5)式のようにケルダール窒素またはアンモニア態窒素の減少速度として記述される。しかし、(IX-3)式に示すように、トータル窒素の除去では硝化と脱窒の工程を経ない除去量が多い。これは脱窒運転を行わない時の窒素除去データからも明らかであり、それに関与する窒素はケルダール窒素である。また、汚泥に取り込まれる T-Nのうち菌体に摂取される窒素は、そのほとんどがアンモニア態窒素であるとの報告もある⁵⁶⁾。したがって、パラメータを決定するための硝化速度としてケルダール窒素の除去速度を求めることは、汚泥に取り込まれるケルダール窒素の除去をも硝化として取り扱うことになり不適切である。ここでは、好気状態時の硝酸態窒素の増加速度を硝化速度とし、パラメータの決定を行った。パラメータの決定に用いたデータは、年4回行った24時間の連続測定結果を用い、さらに酸化溝内の基質濃度変化を直接測定した結果を用いて修正した。 Y_{TN} の値を0.123(kg/kg)とすると、

Table IX-1 Parameters used in this study

Y	0.57(kg/kg)	
Y_{NX}	0.1(kg/kg)	Assumed
Y_N	0.04(kg/kg)	Assumed
Y_{TN}	0.123(kg/kg)	89)
b	0.02(1/day)	
b_{NX}	0.02(1/day)	Assumed
b_N	0.02(1/day)	Assumed
k_{L20}	1.03(1/d)	
k_{LNX20}	0.013(1/d)	for aerobic
k_{LNX20}	0.011(1/d)	for anaerobic
K_L	180(mg/Q)	
K_{LKN}	15.0(mg/Q)	
K_{LNX}	11.0(mg/Q)	
θ_L	1.02	
θ_{LKN}	1.10	
θ_{LNX}	1.07	

T-N の収支が合わなくなる。第VI章でも述べたように、実際に汚泥に取り込まれる窒素の量は、これよりもはるかに多いと考えられる。流入汚水に含まれる窒素の60%程度が汚泥に取り込まれる、とする方が現実的である。

2) シリンダー実験によるパラメータの検討

実験プラントから得たデータは非常にばらつきが大きいので、それから求めたパラメータの検討を、実験室内におけるシリンダー実験で行った。

反応槽の容量を2ℓとして、実験プラントの混合液を用いて水理学的滞留時間を24時間として行った結果をFig. IX-2に示す。このデータは、曝気3時間、非曝気3時間としたサイクル時間6時間の実験結果であり、24時間運転後のシリンダー内基質濃度の変化を表している。なお、この時の混合液温度は18°C、MLSS濃度は4,800mg/ℓである。また、 r_s は15mg/ℓ・hrであった。実験結果から求めたパラメータをTable IX-2に示す。

この結果から得られた基質の比除去速度は、実験プラントで得たものより小さい。実験条件として、混合液のMLSS濃度が実験プラントでの測定時と比較して大きかったことや、流入原水の基質濃度が小さかったことなどの理由が考えられるが、基質の最大比除去速度は実験プラントの値の約半分になっている。これを実験条件の違いとしてみるべきか、または反応槽の大きさの違いと見るべきかは、今後の課題として残るが、汚泥の増殖速度を実験プラントに合わせて2倍にとれば、他のパラメータも一致するようになる。

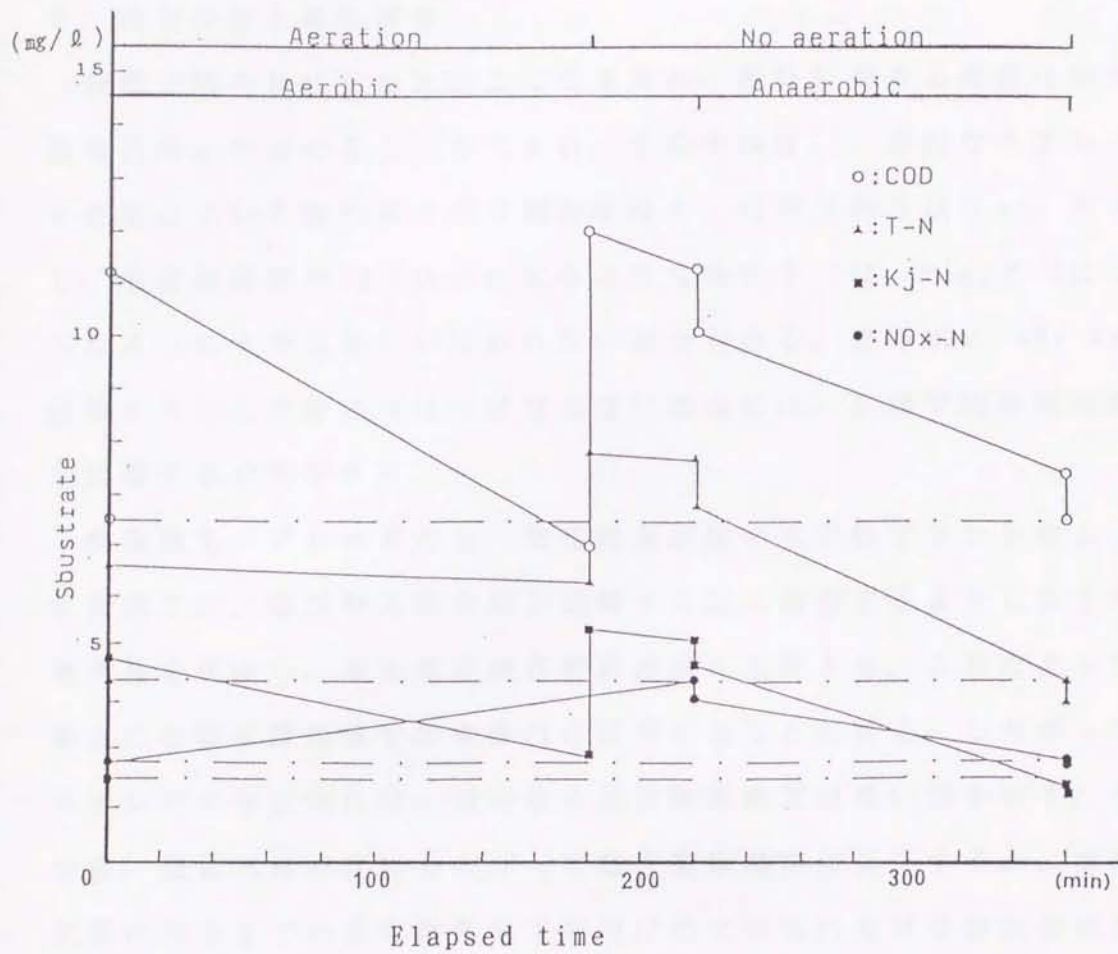


Fig. IX-2 Changes of substrate concentration during a cycle

Table IX-2 Parameters decided by cylinder test

Y	0.24(kg/kg)	for COD
b	0.02(1/day)	
k_{L20}	0.011(1/d)	for COD
k_{LKX20}	0.0062(1/d)	for aerobic
k_{LNX20}	0.0057(1/d)	for anaerobic
K_L	0.25(mg/l)	
K_{LKN}	14.9(mg/l)	
K_{LNX}	11.3(mg/l)	

5. 設計手法と運転操作

前節で明らかにした比除去速度を基に、設計に要する諸量は処理運転指標より定めることができる。その手法は、一般的なエアレータを用いている酸化溝方式の設計手法と、何等変わりはない。ただし、混合液温度が 12°C 以下になるような条件下では、Fig. VI-5に示したように十分な硝化が行われない場合がある。処理水に $\text{NH}_4\text{-N}$ が残留することを避けなければならない場合には、水理学的滞留時間を延長する必要がある。

段落流をエアレータとし、酸化溝長が短い本実験プラントのような施設では、曝気時に混合液が循環する間に消費するよりも多くの酸素量を供給し、混合液の溶存酸素濃度を上昇させ、これによって除去に必要な酸素量を混合液内に蓄積することになる。したがってエアレータ停止時には、混合液の溶存酸素濃度は高い値を示す。その後、酸素利用速度にしたがって溶存酸素濃度は低下するが、嫌気状態に至るまでの溶存酸素低下時間は間欠曝気における好気時間比（好気時間／サイクル時間）の設定の重要な因子となる。

酸素利用速度（ r_r ）は、式（V-5）に示したように基質除去速度の関数として記述されるので、混合液温度が律速因子となる。しかしながら、前節で述べた速度論を基にして酸素利用速度の混合液温度との関係を記述するのは、実用性がない。Fig. VI-6に酸素利用速度の実測値を示したが、このなかからMLSS濃度が $2,800\sim 3,200\text{ mg/l}$ で基質除去量の等しいデータを抽出し、 r_r を温度（ $T^{\circ}\text{C}$ ）のみの関数として実験式を求めると次式（IX-10）が得られる。 13°C 近辺で屈曲点を持つので2直線で記述したが、Heide⁶⁾が示した硝化速度と温度の関係グラフと、形状が一致する。 13°C 以下の範囲で

の r_r の低減が硝化に大きく依存していることがわかるが、物質収支からみると、有機物の分解もこれに関与していることがわかる。

$$\left. \begin{array}{l} 8^{\circ}\text{C} < t < 13^{\circ}\text{C}; r_r = 1.9t - 13.0 \\ 13^{\circ}\text{C} \leq t; r_r = 1.1t - 2.6 \end{array} \right\} \dots\dots\dots (\text{IX-10})$$

Fig. IX-3は、(IX-10) 式を図示したものである。この例では、混合液温度が12°Cになると、 r_r は 9.8mg/ℓ・hrと小さくなる。混合液温度が低下すれば、溶存酸素の飽和濃度は上昇し^{*)}、曝気停止時の溶存酸素濃度(Ce)は高温時よりも高い値を示す。ここで、Ce=9mg/ℓとすると溶存酸素の低下時間(Ce/ r_r)は55分以上を要すことになる。したがって、好気時間比は大きくなり、1サイクルの間欠曝気での嫌気時間は短くなる。

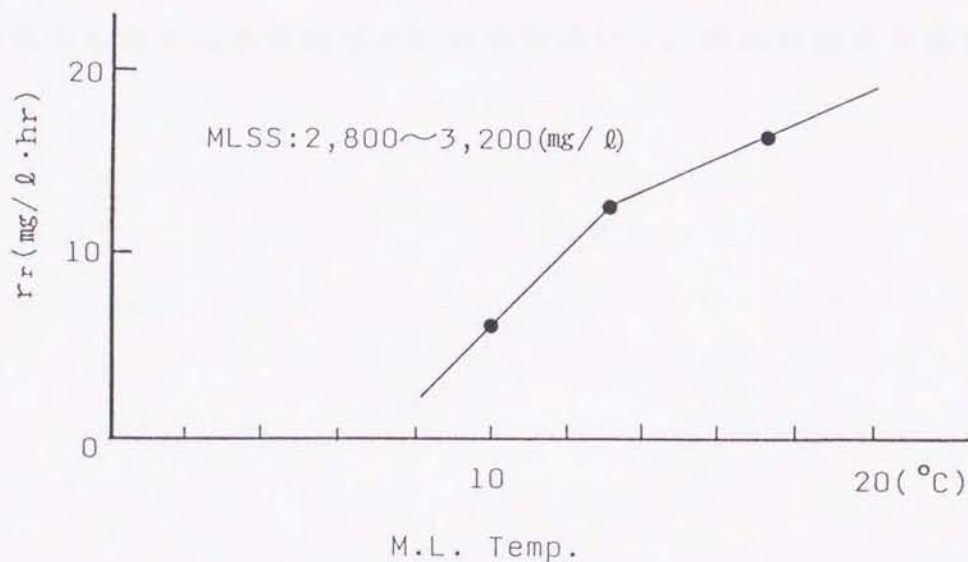


Fig. IX-3 Relation between r_r and M.L. Temp.

荒木²⁷⁾は、窒素除去を有効に行う好気時間比として0.4~0.6を提案している。この好気時間比は、本研究においても有効性が確認されたが、Fig. VI-7に示したように、1日当たりの嫌気時間が6時間（好気時間比0.75）であっても、一般下水の窒素除去は可能となる。

6. 要約

設計と運転手法に資するために、段落流をエアレータとする酸化溝方式の処理機構を、動力学的に検討した。その結果、パラメータを決定し、提示した。しかしながら、ここで示したパラメータは完全なものとはいえない。実験プラントのデータは不安定でばらつきがあり、シリンダー実験のデータから得たパラメータは、そのままでは実施設に適用する事はできないようである。実際の酸化溝の設計とその運転は、まだ経験式に頼らざるを得ない部分がたくさん残っている。今後、動力学を中心とした理論式と、実施設での調査、実験から得られる経験式との両者を用いて、検討を進める必要がある。

第 X 章 総括

近年、農業の近代化、生活様式の変化、農村の開発にともない、灌漑用水や公共用水域の汚染が進展してきている。これに対しては、大規模型の公共下水道事業では早急に対応することが困難になって来ている。農林水産省は農村部の生活環境の改善と活性化を目的として小規模処理の農業集落排水事業を開始した。小規模処理施設としては建設費が安価なこと、維持管理が容易なこと、管理経費が低廉なことなどが要求される。1992年までに、約 1,500の処理施設が供用開始または計画段階にあるが、その内の70%は接触曝気方式を採用しており、酸化溝方式は 5%の施設で採用されているにすぎない。

現在まで、これらの処理施設では簡単な維持管理で効果的な有機物除去を行っており、有機物による汚濁は改善されている。しかし、湖沼では富栄養化現象が依然として進んでおり、灌漑用水に含まれる高濃度な窒素は稲作に害を与えている。したがって、流域の窒素とリンの流出を制御しなければならず、集落排水ではこれらが重要課題となっている。

1953年に Pasveerによって開発された酸化溝方式は、石を張った台形断面水路にエアレータとしてケスナーブラシを設置した簡単な構造を持っていた。酸化溝方式は、汚水が無終端水路に導きその中で活性汚泥と混合して処理をするものである。この処理方式は最初は小規模処理施設に採用されたが、縦軸型ロータやドラフトチューブ等のエアレータが開発されたことにより、大規模な処理施設でも広く使われるようになり、多くの国で採用されてきた。

この処理方式では、ゾーン型の窒素除去方法や間欠曝気による窒素除去方法を取り入れることによって容易に窒素除去が行えることがよく知られている。酸化溝の長さが短い小規模処理施設においては、嫌気域を水路内に設けるゾーン型の窒素除去は適当ではない。エアレータで供給された溶存酸素は、十分に使われず濃度が低下しない内に循環流によってエアレータのところまで戻ってくるので、嫌気域が形成できないことになる。したがって、窒素除去の脱窒のためには非曝気の時間が必要となり、間欠曝気運転の導入の更なる検討が必要とされる。

段落流の曝気効果に関する研究はまだ少なく、1957年に Gameson が基礎的な理論を提案し、その後中曾根は1975年に段落流の曝気式を提示した。しかし、段落流を污水处理施設の曝気装置に応用した例は他にまだない。段落流を污水施設の曝気装置として応用するとするならば、酸化溝方式に導入するのが最も無理がないと思われる。

ロータをエアレータとする酸化溝方式においては、ロータを水深深く設置することができないために酸化溝の水深を大きくとることができない。段落流を応用した場合には、ポンプを用いて段落流を発生させるので、このような水深の制限はなくなり水路の断面は自由に決定することが出来る。

最初に段落流を酸化溝方式のエアレータとして実験プラントに導入して以来、多方面に渡る検討を加えてきたが、本論文では有機物処理、窒素とリンの除去、酸素要求量、汚泥の特性などについて検討を加え、本方式の特徴を明らかにした。

実験プラントの概要： 本研究の一連の実験に使用した実験プラントの酸化溝は、水路幅 2m、水路センターの長さ30mの、鉄筋コン

クリート製循環水路で、溝内実容積は 60m^3 である。循環水路の途中一箇所に横断方向の隔壁を設けており、そこにエアレータを設置している。酸化溝で囲まれた内部には、沈澱槽と放流槽を設けている。循環水路の横断隔壁上に設けられたエアレータは、口径 300mm の軸流水中ポンプを備え、隔壁上流側から混合液を揚水し、それを下流側へ落下させて曝気を行い、ポンプを通した循環流を発生させる。この水中ポンプの流量は、揚程 0.60m の時、約 $0.2\text{m}^3/\text{s}$ である。したがって、この実験条件では酸化溝内の平均循環流速は $0.1\text{m}/\text{s}$ となる。なお、実験に用いた汚水は前橋市の下水である。

段落流のエアレータとしての性能 段落流を酸化溝方式のエアレータとして応用することを検討した結果、以下のことが明らかとなった。

曝気効率は $2.2\text{kg}-\text{O}_2/\text{kw}\cdot\text{hr}$ で他のエアレータと同等の性能を有し、投入動力は $2.3\text{W}/\text{m}^3$ と他のエアレータと比較して極めて小さく経済的である。酸化溝におけるエアレータの設置位置には制限がなく、酸化溝の形状は比較的自由に選択でき、台形断面は要求されない。また、酸素供給と循環流の発生を分離して制御できる利点を持つ。装置・構造が単純であるために、設置、運転、維持管理が容易であり、小規模処理施設のエアレータとしては適したものであることが確認された。

さらに、落下水脈を分割することによる Deficit ratio の増加率 ε は、中曾根の提案値よりも大きく Kroon の提案値より小さい値である $\varepsilon = 2.7$ となること、および混合液を曝気することによる MLSS 濃度の Deficit ratio に与える影響は大きく、MLSS 濃度を $3,000\text{mg}/\text{l}$ で運転した場合には、清水に対して Deficit ratio は 15% 低下する

ことが明らかになった。

汚水処理性能： 本方式の汚水処理性能について、実験プラントを用いて検討を行った。測定し検討に用いた水質項目は混合液温度、BOD、COD、SS、pH、透視度、アンモニア態窒素、亜硝酸態窒素、硝酸態窒素、全窒素、全リンである。そこから得た知見を以下に示す。

① 間欠曝気運転による有機物と窒素の処理性能

我国では、有機物の排水基準は BODで20mg/l以下となっている。本処理装置では十分にこの基準を満たす処理が行われており、BOD除去率は年間を通して95%を超えている。

湖沼の富栄養化現象が発生しているので、窒素とリンの処理が注目されている。灌漑用水中に3mg/lを超える T-Nがあると稲作に被害がでる。そのために、灌漑用水の水質基準では T-N濃度は1mg/l以下としている。したがって、窒素の除去はこれからの課題でもある。本実験プラントでは酸素が要求量よりも多く供給され、更に水路長も短いので、間欠曝気運転による窒素除去を検討した。夏季は、酸化溝内の溶存酸素濃度が7mg/lにもなる本施設では、嫌気時間の確保が運転の目標となる。この時、30分以上の非曝気時間が必要となった。冬季は、微生物の活性が低下し酸素利用速度も落ちるので、十分な嫌気時間を得るためには長い非曝気時間が必要となる。しかし、非曝気時間が長すぎると十分な硝化が行われなくなる。この時は、嫌気と好気の時間バランスをうまく保つことが最も重要である。窒素除去に最適な運転方法は、曝気 1時間、非曝気 2時間を 1サイクルとする間欠曝気運転であった。この運転によって好気時間比は0.4~0.6に保たれ、冬季でも80%を超える窒素除去率が得られた。この運転方法は水理的滞留時間を24時間とした場合のものである

が、混合液温度が 15°C 以下となる場合には十分な窒素除去が行われにくくなる。酸素利用速度が更に低下するため、水理的滞留時間を36時間に延長した場合には良好な窒素除去が行われた。このことは、MLSS濃度を $5,000\text{mg}/\text{Q}$ 程度に高く保って運転することにより、24時間の水理的滞留時間においても処理が可能となることを示唆している。また、これらの実験の中で、酸化溝方式における酸化分解と硝化に必要な酸素量は、一般に除去BOD量を基準に提案されている値($1.8\sim 2.2\text{kg}-\text{O}_2/\text{kg}-\text{BOD}$)よりも70~80%小さな値でよい、ということも明らかになった。

② リン除去方法

リン除去の方法は数多くあるが、本方式に最も適しているのは凝集剤添加によるリン除去であるという結果を得た。凝集剤としては硫酸アルミニウム系と塩化鉄系のものが挙げられるが、汚泥の再利用を考慮して塩化第二鉄の溶液を選択した。凝集剤は原水に微量ポンプで添加されるが、その量はバッチ実験によって決定した。その結果では、流入原水に含まれるリン量に対してモル比 Fe/P が1となる凝集剤量で十分であることが明らかになった。凝集剤添加によるリン除去は、窒素除去を目的とした間欠曝気運転を行っている中で検討されたが、混合液温度の低下した冬季であっても安定した除去が行われた。凝集剤を添加しないで間欠曝気による生物学的リン除去のみによっても、60~70%のリン除去率が得られたが、処理水の T-P 濃度を $1\text{mg}/\text{Q}$ 以下に抑えるためには、凝集剤の添加が必要となった。

③ 汚泥性状と固液分離性能

段落流を応用したエアレータは酸化溝方式には有効である。しか

し、このエアレータでは混合液中の汚泥がポンプの中を通過し、フロックの直径が小さくなる。このようなフロックの破碎が固液分離性能に影響を与えることが懸念された。固液分離性能を検討するために、フロックの大きさ、生物相およびフロック内の未分解性物質の存在を検討項目として、汚泥の特性と沈降性を検討した。その結果として、本酸化溝方式のフロックは他の施設のフロックと比較して小さいことが明らかになった。また、生物相にも差があり、生物出現個数も他のものの半分であることも明らかになった。未分解性物質の存在も他と比較して少なかった。しかしながら、汚泥の沈降性は他と変わらず、この酸化溝の固液分離性能は効果的に作用していた。この実験プラントでは、固液分離に関しては何の問題も発生していない。

設計と運転方法： 設計と運転手法に資するために本処理施設の処理機構の動力的分析を試みた。しかしながら、測定精度や運転制御の精度が十分でなかったため、本酸化溝方式を動力的に解析することは困難であった。これについての研究は今後更に進める必要がある。

これまで述べてきたように、段落流をエアレータとして用いる酸化溝方式は、小規模処理施設として優れた点を多数持っている。今後さらに小規模処理事業が進展していく中で、本方式は有効な処理装置となる。しかしながら、より有効性を高めるためには、本方式をさらに発展させて行かなければならない。そのためには、エアレータの改良、窒素除去を目的とした間欠曝気運転の方法、生物学的処理の機構の解明に、今後検討すべき課題を残している。これらの問題点を整理して以下に述べる。

(1) エアレータの改良

① 本エアレータの曝気機構からみると、段落流の上流側の溶存酸素濃度が低いほど、効率よい曝気が行える。したがって、曝気された混合液が循環水路を流れてエアレータの設置されている位置に来たとき、溶存酸素濃度が 0mg/l になることが望ましい。そのためには、循環流速と段落流の水脈落下高さの制御が必要となる。両者の曝気効率に与える影響は、今後検討されなければならない。

② 本エアレータの動力は水中ポンプだけで、そのために維持管理は容易である。しかし、エアレータの曝気性能は、用いるポンプの性能に左右される。汚泥フロックの破碎問題も含めて、本エアレータに最も適したポンプの選択と開発も、重要な課題である。

③ 実験プラントでは全く問題にならなかったが、水脈落下高さが大きくなると、段落流によって生じる騒音と混合液の飛沫の問題が生じる可能性がある。これに関する対策も、今後考慮しなければならない。

④ 本エアレータは、段落流の単位幅流量が $235\text{m}^3/\text{hr}\cdot\text{m}$ で落下高さが 0.60m の時に最も曝気効率がよいことが明らかになった。また、段落流下流側の水深は、落下高さの $2/3$ と置き換えて曝気効率を計算できるので、循環水路の水深に制限はない。上流側の水深は、混合液を循環水路底部付近からポンプで揚水するので、前述のようにポンプの性能に左右される。本エアレータを実験プラントより大きな規模の処理施設に用いる場合には、循環水路の断面形状のうち水路幅の制約を受ける可能性がある。水路幅を広くとらなくてはならない場合には、複数のポンプで揚水する必要がある可能性がある。ポンプの開発と共にこの点も検討する必要があるが、エアレータ部

は循環水路部と分離して断面を決定することが可能なので、上記の条件と循環流速の条件を満たす中でそれぞれの断面形状を決定すればよい。しかし、断面形状の限界状態は今後明らかにされなければならない。

(2) 窒素除去を目的とした間欠曝気運転の方法

① 窒素除去のための間欠曝気運転では、好気時間比を 0.5程度に保つことにより確実な硝化と脱窒が行われる。酸素消費速度が低下する厳寒期においては、水理的滞留時間を24時間とするなかで、この好気時間比を保ちながら処理に必要な酸素量を供給する運転は、困難であった。曝気停止時に混合液の溶存酸素濃度が高くなっているためと思われるが、エアレータの改良によりこの問題は解決できると考える。しかし、エアレータが改良された場合には、それにより適した運転方法を検討しなければならない。

② 厳寒期においても、混合液温度の低下を防止し13°C以上に保てば、窒素除去も十分に行える。酸化溝を埋設する、覆蓋を設ける、エアレータを屋内設置とするなどの対策を検討することにより、温暖期と同様の運転が可能となると考える。

(3) 生物学的処理の機構解明

本方式の処理について動力的検討を行ったが、それから得られたパラメータの信頼性はまだ低い。実験プラントから得たデータを用いての解析では、データのばらつきが大きく、動力学式に使える精度には至っていない。室内実験では精度の高いデータが得られるが、相似則が成立しないと思われる汚水処理では、その結果を直ちに実施設に用いるのは危険である。今後は、動力学を中心とした理論式と、実施設や実験プラントから得られる経験式との相関を高め、

酸化溝方式の生物学的処理機構を解明して行かなければならない。

SUMMARY

INTRODUCTION

Recently, the biological treatment of wastewater by the activated sludge process has become one of the most important methods of sewage treatment. The history of this process is very old, but the scientific study of it is very recent. The history of the activated sludge process is very old, but the scientific study of it is very recent. The history of the activated sludge process is very old, but the scientific study of it is very recent.

The first step in the biological treatment of wastewater is the primary treatment. This is done by allowing the wastewater to settle in a tank. The solids that settle to the bottom are called primary sludge. This sludge is then sent to a digester where it is broken down into methane gas and carbon dioxide. The gas is used for heating and the carbon dioxide is used for other purposes.

The second step in the biological treatment of wastewater is the secondary treatment. This is done by passing the wastewater through a series of aeration tanks. In these tanks, the wastewater is mixed with air and the oxygen is used by the bacteria to break down the organic matter in the wastewater.

Experimental study on advanced wastewater treatment
in oxidation ditch process
with falling water as an aerator

Masuo OZAKI

SUMMARY

INTRODUCTION

Recently the pollution of irrigation water and water basin for public use has appeared in rural areas. It has been brought on by the improvement of agriculture, the change of village life and the development in these areas. It is difficult for the public sewerage to treat this pollution immediately. The Ministry of Agriculture and Fisheries began to carry out the construction of rural sewerages aiming at the improvements of living environment and the activation of village life. For rural sewerages of a small scale, low cost in carrying out the construction, easy operation, and low expenses of management are required. About 1,500 plants were constructed and on planning until 1992. 70 % of these adopted the contact aeration process and only 5 % adopted the oxidation ditch process.

Until now these small scale plants showed good removal rate of organic matter. Though the pollution from organic matter has been reduced by them, eutrophication in lakes and ponds is still going on and high nitrogen concentrations in irrigation water damage rice plants. Therefore, the runoff of nitrogen and phosphorus must be controlled at watershed. Consequently removing nitrogen and phosphorus is an important factor in rural sewerage now.

Oxidation ditches were developed originally by Pasveer in 1953 and have a simple structure consisting of a masonry trapezoid ditch with a kestner brush as

an aerator. The oxidation ditch process is a wastewater treatment plant in which wastewater is introduced into an endless ditch and mixed with activated sludge, and then purified. They were used for small wastewater treatment plants at first and became widely used at large-scale wastewater treatment plants through the development of other aerators such as the vertical rotor and draft tube. Subsequently, the oxidation ditches have been widely adopted in many countries. As is well known, denitrification in the oxidation ditch process is performed easily by the set of anaerobic zones in the ditch or by the introduction of intermittent aeration. For small wastewater treatment plants, the set of anaerobic zones in the ditch can not be introduced. Oxygen concentration does not decrease to the direction of the ditch since the length of the ditch is short and water body reaches quickly to the aerator. The denitrification does not proceed well without a long period of noaeration operation. Therefore, the introduction of intermittent aeration has to be discussed.

There are few studies of aeration effects of falling water. Gameson proposed the basic theory of this in 1957. Nakasone proposed proper equations for aeration of falling water in 1975. However, no wastewater treatment plants use falling water as an aerator. If the use of falling water as an aerator can be conceived in the oxidation ditch process, it would be reasonable.

The oxidation ditch process, which uses a rotor as an aerator, utilizes a shallow ditch because it is difficult to dip deep. The oxidation ditch using falling water as an aerator process is based on pumps, and the ditches can be free of any restriction of size and style.

Since this was the first attempt to apply falling water as an aerator for oxidation ditch process, many aspects of this process were investigated. The treated conditions of organic materials, denitrification operations, dephosphorization operations, oxygen demands and characters of sludge in this oxidation ditch, were the items of consideration. The character of this process has subsequently be-

come clear, and some issues related to this process have also been elucidated.

EXPERIMENTAL PLANT

The oxidation ditch used in this study had a length of 30 m , width of 2m, and water depth of 1m, hence the actual volume of the ditch was 60m^3 . Wastewater treated in this process amounted to $60\text{ m}^3/\text{day}$ with a hydraulic retention time of 24hrs. Assuming the effluent per person to be $300\text{ l/p}\cdot\text{d}$, the treated populations would be two hundred persons. It can be said that this oxidation ditch process is an actual size plant rather than an experimental one.

The aerator was located above a wall crossing the ditch. The mixed liquor was pumped up from one side and fell to another. The experimental plant was not equipped with a control system for pump rotation, the DO concentration was controlled by the on-off controls of the pump and by changing the height of falling mixed liquor. The mixed liquor, which was pumped up with a submerged axial flow pump ($\phi\ 300\text{mm}$, 5.5kw/hr), used in this study, pumped up a quantity of $0.2\text{ m}^3/\text{s}$. The average flow velocity of the oxidation ditch in the experiment was about 0.1m/s . Raw water was pumped up from a primary sedimentation tank at the Maebashi city wastewater treatment plant.

AERATION EFFICIENCY OF THIS AERATOR

The aeration efficiency of this aerator is equal to other aerators which have shown good aeration. It showed $2.2\text{kg O}_2 / \text{kw}\cdot\text{hr}$, hence this aerator is also superior in energy efficiency. Power input was 2.3 w/m^3 that was the lowest, especially among those oxidation ditches. Since aeration is performed with a pump in this oxidation ditch, pumping discharge decreases according to increase of h that is the difference of height between the water surface of the upstream and the water surface of the downstream though aeration efficiency increases according to the height of h . If intermittent aeration was introduced for denitrification, further

energy could be saved. If the falling water is devided, aeration efficiency would be increased. Previously the values of the rate of increase due to separation of the nappe (ϵ) were 1.7 as obtained by Nakasone and 3.1 at maximum as obtained by Van der Kroon et al. The value of it was 2.7 as obtained in this study. It is well known that the deficit ratio decreases according to the increase of MLSS. The value of the rate of decrease was 0.15 that reduced to 85 % of the deficit ratio of pure water as obtained when MLSS was 3,000mg/l in this process and the relation between the rate of decrease showed an equation of the first degree.

EXPERIMENTAL RESULTS AND DISCUSSION

Many kinds of experiments were carried out with the experimental plant. Measured parameters were water temperature in °C, BOD, COD, SS, pH, transparency, NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N, Org.-N, T-N, and T-P. These parameters were analyzed and investigated.

Treated results of BOD and nitrogen removal with intermittent aeration: The effluent standard for BOD which expresses the standard of treatment for organic matters, is generally 20mg/l in Japan. From these results of experiments it can be seen that the treatment results for organic matters are sufficient to meet effluent standard. The value of removal ratio of BOD is more than 95 % throughout the year.

Eutrophication at lakes and ponds occurs in Japan, thus attention has been focussed on nitrogen and phosphorus in treated wastewater. The high nitrogen concentration in irrigation water gives damage to rice plants if a Total- Nitrogen concentration is more than 3mg/l. Therefore, it is recommended that a Total-Nitrogen concentration in the irrigation water for rice fields should be 1mg/l. As the oxygen supply of this oxidation ditch was superior to the oxygen demand and the length of the ditch is slightly shorter than that of large ditches, intermittent aeration was introduced for denitrification. The length of the time which takes

the anaerobic conditions is the most important factor for denitrification during summer. In this oxidation ditch, the oxygen concentration rose easily to 7mg/l even during the summer. Therefore, more than 30 minutes of noaeration period were necessary. However, microbe activity slows down during winter and the oxygen utilization rate also decreases. Thus a long aeration stop period would be necessary to create anaerobic conditions in these cases. If aeration stop time is so long, however, nitrification is not sufficient because the aerobic time is not long enough. Consequently, determining the suitable balance between aeration time and aeration stop time is the most important factor for denitrification operations. The optimum operation for not only nitrification but also denitrification was carried out under intermittent aeration by 1 hour of aeration and 2 hours of noaeration as one cycle. This operation gave a removal ratio of more than 80 % for nitrogen even in winter. The aerobic rate (aerobic time/total operation time) was 0.4 ~ 0.6 as obtained in this case. When the mixed liquor temperature above 15°C, BOD removal ratio of higher than 95 % and nitrogen removal ratio of 90 % were achieved at the same time.

The experimental results which were discussed up to now were obtained while the average hydraulic retention time in the ditch was 24 hours. When the temperature was below 15°C, the sufficient anaerobic conditions could not be created because the oxygen utilization rate decreased. When a long retention time of 36 hours was introduced, nitrification and denitrification were performed well in winter. When hydraulic retention time was 24 hours, good denitrification were also achieved in winter if MLSS concentration held around 5,000mg/l. It was also found in these experiments that the value of oxygen supply per day could be reduced to 70 ~ 80 % of general value that was calculated from quantity of removal BOD.

Phosphorus removal: Since it was wondered whether this aeration method would affect on phosphorus removal, many experiments about phosphorus re-

removal were performed. Though there are several methods for removing phosphorus, the most reliable one is coagulation. And from the point of view of reusing excess sludge for farm lands, ferric chloride is recommended instead of aluminium sulfate. Coagulant is allowed to flow into raw sewage with a proportioning feed pump, and amount of coagulant is determined with a batch test. The experimental results were obtained with a P and Fe mol-ratio of 1:1 and intermittent aeration was performed for nitrogen removal. Though the experimental results were obtained during denitrification operations by means of intermittent aeration, phosphorus removal was stable even if the mixed liquor temperature was low during winter. Experimental results also noted that biological dephosphorization with intermittent aeration achieved removal rate of 60 ~ 70 % without coagulant precipitation. However, if we want effluent concentrations of T-P should be less than 1mg/l, coagulant precipitation is indispensable.

Characteristics of sludge and its ability in solid-liquid separation: The aerator applying falling water is effective for oxidation ditches. In this aerator, however, the activated sludge in the bioreactor flows through a water pump, and its diameter becomes smaller. There is a fear that the subdivision of the flocs would reduce the ability of solid-liquid separation. To investigate the ability of solid-liquid separation, the characteristics and velocity of sedimentation of activated sludge of this oxidation ditch were examined regarding biological floc size, biota of activated sludge and existence of biopolymer in flocs. The sludge of the other plants using a rotor aerator was also compared.

As a result, it was found that the size of flocs in this oxidation ditch was smaller than that of the other plants. There were also some differences in biota, and the number of microorganisms of this sludge was a half of that of the other sludge. Less biopolymer was found in the flocs of this sludge. However, the velocity of sludge sedimentation was almost the same. The ability of solid-liquid separation is effective on this oxidation ditch. In the experimental plant applying falling

water as the aerator, there was no problem concerning solid-liquid separation.

Design and operation: In order to design and operate this process, the kinetic analysis was attempted to explain the mechanics of treatment. However, it was difficult to propose kinetic analysis to explain this oxidation ditch process, because the accuracy of measurements of parameters and operation of this process was not sufficient. Further studies on this would be necessary.

CONCLUSION

In an oxidation ditch, an aerator applying falling water is effective. BOD removal ratio of higher than 90 % and nitrogen removal ratio of 80 % are obtained constantly with the intermittent aeration. Phosphorus removal ratio of higher than 90 % is obtained by using intermittent aeration and adding an iron chloride solution as the coagulant.

According to progress of small wastewater treatment plants, this oxidation ditch process that has a simple structure and is effective in denitification becomes a usefull one.

謝 辞

この研究を行うに当たり、多くの方々のご指導とご協力を得た。

本学位論文を取り纏めるに当たり、筑波大学農林工学系鈴木光剛教授、同じく多田敦教授、同じく前川孝昭教授、そして筑波大学応用生物化学系中村以正教授には、丁寧なご指導を頂いた。また、問題提起と実施段階から、茨城大学農学部中曾根英雄教授ならびに筑波大学農林工学系安部征雄助教授にご指導、ご助言を頂いた。実験装置の設置やその管理においては、前橋市のご理解とご協力を頂いた。

さらに、多くの実験や水質分析の実施に当たっては、前橋市立工業短期大学建設工業科土木教室の技術員諸氏ならびに同土木工学専攻の卒業生と在学生諸氏の惜しみないご協力を頂いた。

これらの方々に深く感謝の意を表したい。

引用文献

- 1) 社団法人日本農業集落排水協会；平成3年度農業集落排水施設実績一覽，社団法人日本農業集落排水協会，pp.1～80(1992)
- 2) 西口猛，高橋強，治多伸介；鉄製汙材接触曝気法による脱リンの実験的研究(Ⅱ) - リン除去の長期的安定性と水温・流速変化の影響 -，農業土木学会論文集 158，pp.57～63(1992)
- 3) Hideo Nakasone; Study of Aeration at Weir and Cascades, Journal of Environmental Engineering, ASCE 113(1), pp.64～81(1987)
- 4) 日本下水道事業団技術開発部；オキシデーショondiッチ法の技術資料，下水道事業団業務普及協会，p.1(1986)
- 5) 柏谷衛；オキシデーショondiッチ法，微生物による環境制御・管理技術マニュアル - 環境微生物と下・廃水・廃棄物処理有効利用技術の基礎と応用 -，環境技術研究会，p.195(1986)
- 6) B. A. Heide; Principles and Developments of the Oxidation Ditch Process, International Conference Oxidation Ditch Technology Amsterdam October 1982, CEP Consultants, pp.1～16(1982)
- 7) F. Edeline; Aging of an oxidation ditch, with particular reference to the use of comminutors, International Conference Oxidation Ditch Technology Amsterdam October 1982, CEP Consultants, pp.92～97(1982)

- 8) N. Matsch, W. v. d. Edme; Experience with oxidation ditch technology in Austria, International Conference Oxidation Ditch Technology Amsterdam October 1982, CEP Consultants, pp. 37~46(1982)
- 9) Mark J. Tetreault, Bjorn Rusten, Arthur H. Benedict, James F. Kreissl; Assessment of phased isolation ditch technologies, JWPCF 59(9), pp. 833~840(1987)
- 10) 柴田秀雄 ; 栃木県日光市における実施例, 用水と廃水 26(1), pp. 28~35(1984)
- 11) 吉田秀志 ; 秋田県大潟村における実施例, 用水と廃水 26(1), pp. 43~47(1984)
- 12) 村松喜八 ; 愛知県豊橋市における実施例, 用水と廃水 26(1), pp. 36~42(1984)
- 13) 井本信義, 桑山明夫 ; 北海道苫小牧市における実施例, 用水と廃水 26(1), pp. 48~54(1984)
- 14) 中本至 ; 小規模下水処理対策とオキシデーショondiッチ法, 用水と廃水 26(1), pp. 5~11(1984)
- 15) Pasveer, A.J.; A Case of Filamentous Activated Sludge, Journal WPCF 41(7), pp. 1340~1352(1969)
- 16) 西口猛 ; 農村集落排水のための汚水処理技術入門, 農業土木学会, pp. 97~98(1985)
- 17) 遠矢泰典 ; 生物学的脱窒素法の歴史的考察 - その1 -, 用水と廃水 13(11), pp. 1362~1374(1971)

- 18) 森忠洋, 須藤隆一, 金子久夫, 田井慎吾, 松重一夫, 岡田光正 ;
回転円板法による硝化・脱窒, 用水と廃水 20(1), pp.14~23
(1987)
- 19) 中曾根英雄, 尾崎益雄, 藤崎雅之 ; 接触曝気方式における窒素
除去について, 農業土木学会誌 56(2), pp.63~68(1988)
- 20) 井出哲夫 ; 水処理工学, 技報堂, p.281(1977)
- 21) 岩井重久, 大森英昭, 山本康次 ; 長時間曝気法における連続曝
気時と断続曝気時との脱窒効率, 水処理技術 22(8), pp.1~8
(1984)
- 22) 西口猛, 柚山義人, 高橋強, 吉田陽一, 門田元 ; 間欠曝気方式
による農村集落廃水処理の実験的研究 (I) - 脱窒効果と運転条
件 -, 農業土木学会論文集 112, pp.93~99(1984)
- 23) U.S. Environmental Protection Agency; Process Design
Manual for Nitrogen Control, Office of Technology Transfer,
pp.5~42(1975)
- 24) 前出 4), p.5
- 25) Bruce E. Rittmann, Wayne E. Langeland; Simultaneous
denitrification with nitrification in single-channel
oxidation ditches, Journal WPCF 57(4), pp.300~308(1985)
- 26) E. Bundgaard, G. Holm Kristensen; The operating of
oxidation ditch including the bio-denitro system in
Denmark, International Conference Oxidation Ditch
Technology Amsterdam October 1982, CEP Consultants,
pp.37~46(1982)

- 27) 荒木宏之；間欠曝気式オキシデーション法による下水処理に関する研究，九州大学学位論文(1990)
- 28) Jan Koning, Eric Eggers; Second and Third Generation systems, Principles and Developments of the Oxidation Ditch Process, International Conference Oxidation Ditch Technology Amsterdam October 1982, CEP Consultants, pp. 67~79(1982)
- 29) 中西弘；生物学的脱リン，微生物による環境制御・管理技術マニュアル - 環境微生物と下・廃水・廃棄物処理有効利用技術の基礎と応用 -，環境技術研究会，p. 271(1986)
- 30) 日本下水道協会訳；リン除去マニュアル (Desing Manual Phosphorus Removal, U.S. Environmental Protection Agency), 日本下水道協会，p. 17(1988)
- 31) Levin G.V. and J. Shapiro; Metabolic Uptake of Phosphorus by Wastewater Organisms, JWPCF 37(6), pp. 800~821(1965)
- 32) J. Shapiro, Levin G.V. and Z.G. Humberto; Anoxically Induced Release of Phosphate in Wastewater Treatment, JWPCF 39(11), pp. 1810~1818(1967)
- 33) J. L. Barnard; Cut P and N Without Chemicals, Water and Wastes Engineering 7, pp. 33~36(1974)
- 34) 前出 30), p. 9
- 35) A. L. H Gameson; Weir and the Aeration of Rivers, J. Inst. Wat. Engrs 11, pp. 477~490(1957)

- 36) A. L. H Gameson, K. G. Vandyke and C. G. Ogden; The effect of Temperature on Aeration, Water and Wastes Engineering, pp. 489~492(November, 1958)
- 37) 中曾根英雄; 曝気式の誘導とその立証---段落流の曝気に関する研究(I)---, 農業土木学会論文集 56, pp. 42~48(1975)
- 38) 中曾根英雄; 曝気式の適用範囲と曝気区間について, 農業土木学会論文集 59, pp. 23~29(1975)
- 39) 中曾根英雄, 伊藤博, 水島清隆, 升田清; 落下水脈の酸素移動におよぼす汚濁物質の影響について, 用水と廃水 17, pp. 13~18 (1975)
- 40) 中曾根英雄; 模型水路による実験結果と現場のセキや落差工との比較について, 農業土木学会論文集 83, pp. 9~15(1979)
- 41) Van der Kroon, G. T. M. and Schram A. H.; Weir Aeration - Part II, H20 22, pp. 538~545(1969)
- 42) 日本下水道事業団; オキシデーショントッチ法設計指針(案) 日本下水道事業団, pp. 34~35(1987)
- 43) 前出 4), pp. 61~65
- 44) 星隈保夫; 曝気ローターの機種と特性, 用水と廃水 26(1), pp. 13~19(1984)
- 45) Roger V. Stephenson et al.; Performance of Surface Rotors in an Oxidation Ditch, Journal of Environmental Engineering, ASCE 111(1), pp. 79~90(1985)
- 46) 前出 4), p. 61
- 47) 前出 5), p. 177

- 48) 須藤隆一 ; 活性汚泥法の処理プロセス, 新しい活性汚泥法, 産業用水調査会, p. 5(1990)
- 49) 橋本奨 ; 高機能型活性汚泥法, 技報堂, p. 67(1989)
- 50) 前出 42), p. 40
- 51) 金子光美, 藤田賢二 ; 水処理 - 単位操作と産業用水・廃水 -, 技報堂, p. 104(1982)
- 52) 前出 42), p. 32
- 53) 福井経一 ; 最近の下水処理技術, 昭和58年度土木研究所講演開講演集, (財)土木研究センター, pp. 33~43(1984)
- 54) 宗宮功 ; 自然の浄化機構, 技報堂, p. 69(1990)
- 55) 橋本奨, 古川憲治 ; 下・廃水の生物学的窒素除去に関する研究, 水処理技術 22(3), pp. 193~199(1981)
- 56) N. F. Matsche; The Elimination of Nitrogen in the Treatment Plant of Vienna-Blumental, Water Res. 6, pp. 485~486(1972)
- 57) R. J. L. G. Drews, W. M. Malan, P. G. J. Mering, and B. Moffat; The Orbal Extended Aeration Activated Sludge Plant, JWPCF 44(2), pp. 221~231(1972)
- 58) C. S. Applegate, B. Wilder, and J. R. DeShaw; Total Nitrogen Removal in a Multi-Channel Oxidation System, JWPCF 52(3), pp. 568~577(1980)
- 59) Y. Argaman; Design and Performance Charts for Single-Sludge Nitrogen Removal Systems, Water Res. 15, pp. 841~847(1981)
- 60) 前出 6), p. 7

- 61)有馬啓, 田村学造 ; 生物による環境浄化, 東大出版会、p.161
(1980)
- 62)村田恒夫 ; 下水の高度処理技術 - 快適な水環境の創出に向けて
-, 理工図書, pp.186~188(1992)
- 63)前出 30), p.9
- 64)前出 30), p.79
- 65)前出 30), p.80
- 66)西口猛, 高橋強, 治多伸介 ; 鉄製汙材接触曝気法による脱リン
の実験的研究 - 接触曝気槽内DO濃度と脱リン-, 農業土木学会論
文集 135, pp.41~47(1988)
- 67)松本利通 ; 3次処理としての脱リン, 用水と廃水 20(1),
pp.63~69(1978)
- 68)稲森悠平 ; 凝集剤添加活性汚泥法, 新しい活性汚泥法, 産業用
水調査会, p.199(1990)
- 69)西口猛, 高橋強, 治多伸介 ; 生物膜法による高率の脱リン技術
(II) - 接触曝気法を用いた脱リン実験 -, 農業土木学会誌 54
(8), pp.31~36(1986)
- 70)荒木宏之, 古賀憲一, 井前勝人, 楠田哲也 ; 機械曝気を受ける
活性汚泥の沈降特性に関する 基礎的研究, 下水道協会誌論文集
28(324), pp.1~9(1991)
- 71)Noah Galil et al.;The influence of mixing on the physical
characteristics of biological flocs, JWPCF 63(5), pp.768~
772(1991)
- 72)日本下水道協会 ; 下水試験方法, (社)日本下水道協会, p.293
(1984)

73)前出 72), p.418

74)J. E. Starkey, P. R. Karr; Effect of low dissolved oxygen concentration on effluent turbidity, JWPCF 56(7), pp.837~843(1984)

75)前出 72), p.476

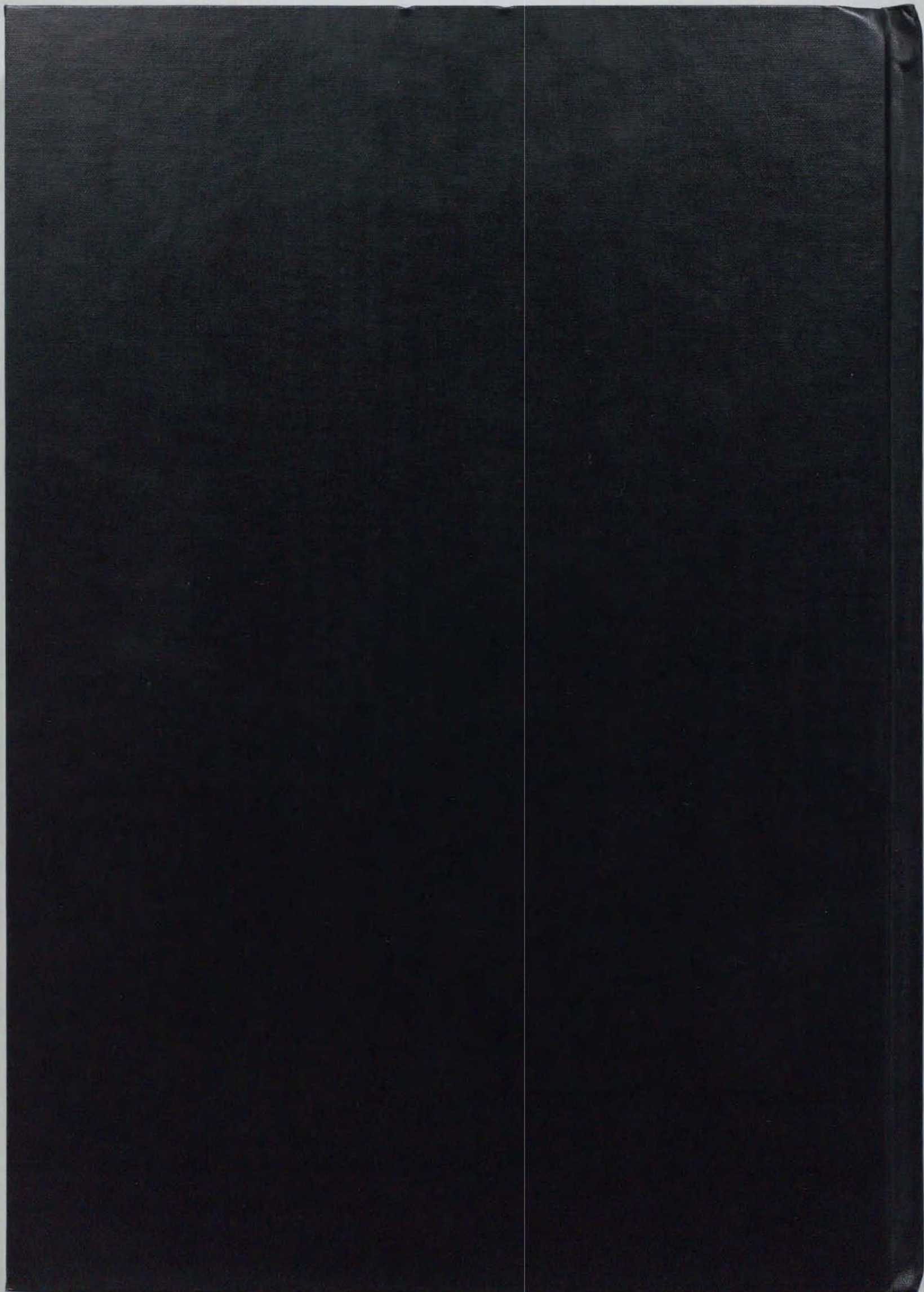
76)日本下水道協会 ; 下水道維持管理指針-1991年-, (社)日本下水道協会, p.769(1991)

77)前出 20), p.222

78)前出 42), p.44

79)前出 49), p.83

80)前出 72), p.123



inches 1 2 3 4 5 6 7 8
cm 1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19

Kodak Color Control Patches

© Kodak, 2007 TM: Kodak



Kodak Gray Scale



© Kodak, 2007 TM: Kodak

A 1 2 3 4 5 6 **M** 8 9 10 11 12 13 14 15 **B** 17 18 19

