



下水の高度処理と再利用に関する調査報告書(2)

- 下水の石灰凝集沈殿処理 —
- 2次処理水の急速濾過法による処理 —

土木研究所資料第893号

昭和48年10月

建設省土木研究所

下水の高度処理と再利用に関する調査報告書(2)

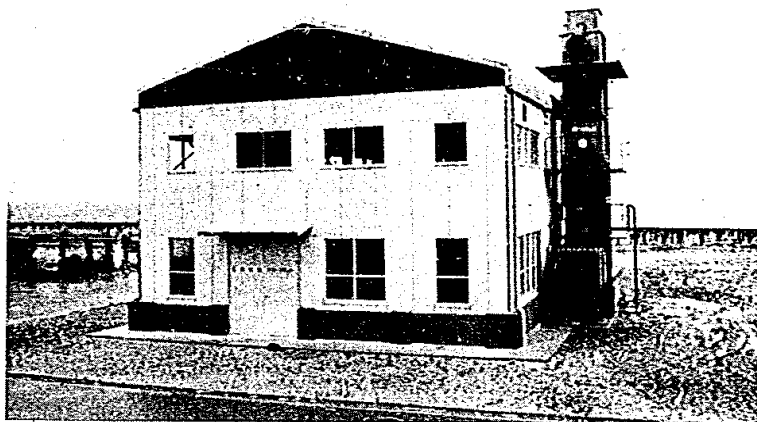
—下水の石灰凝集沈殿処理—
—2次処理水の急速濾過法による処理—

土木研究所資料第893号

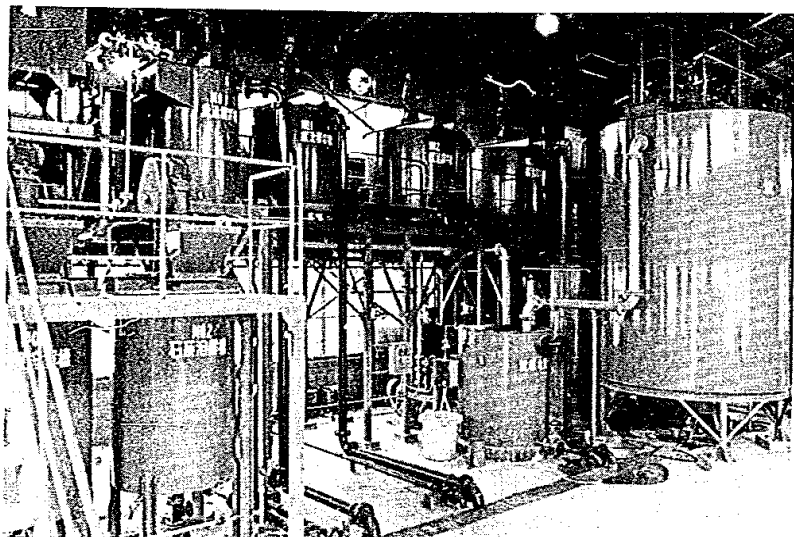
昭和48年10月

建設省土木研究所

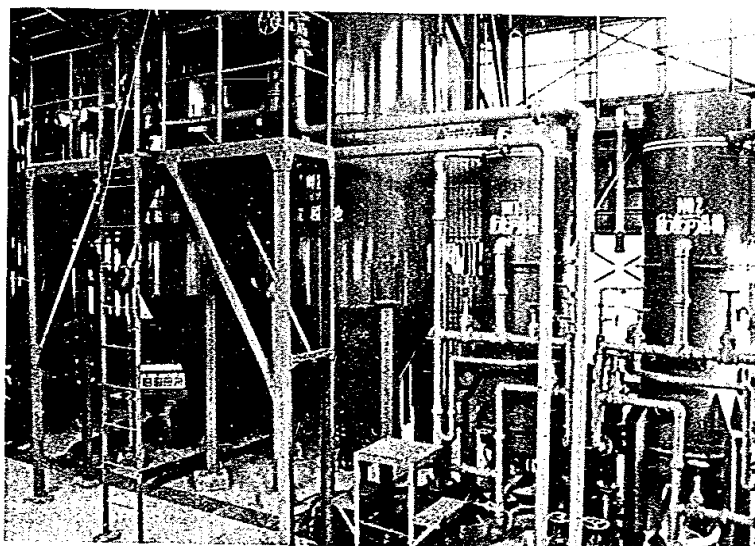
横須賀パイロットプラント(1)



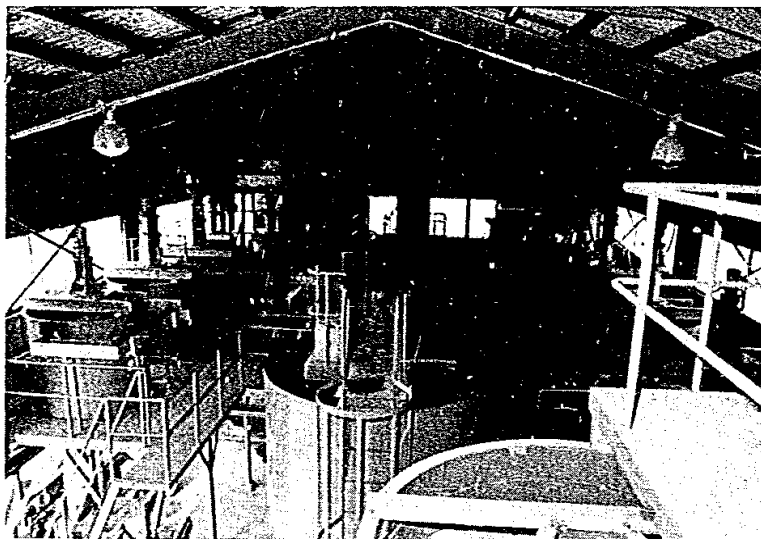
パイロットプラント建屋、およびアンモニアストリッピング塔



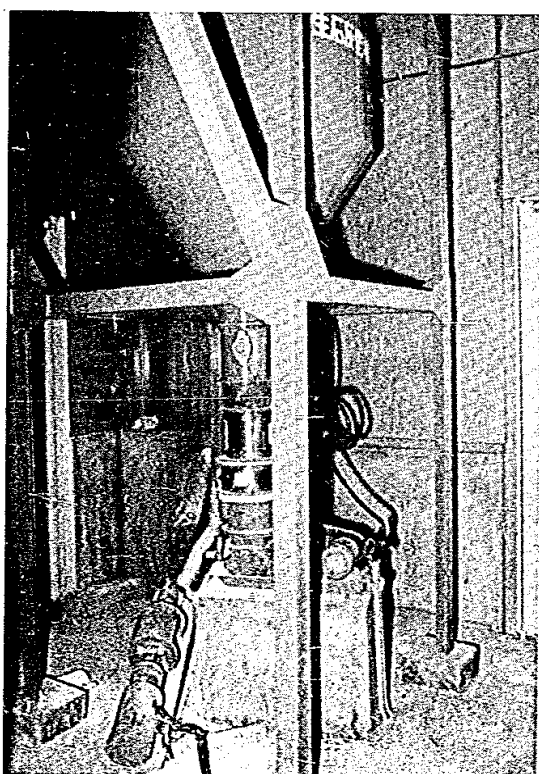
石灰凝集沈殿装置



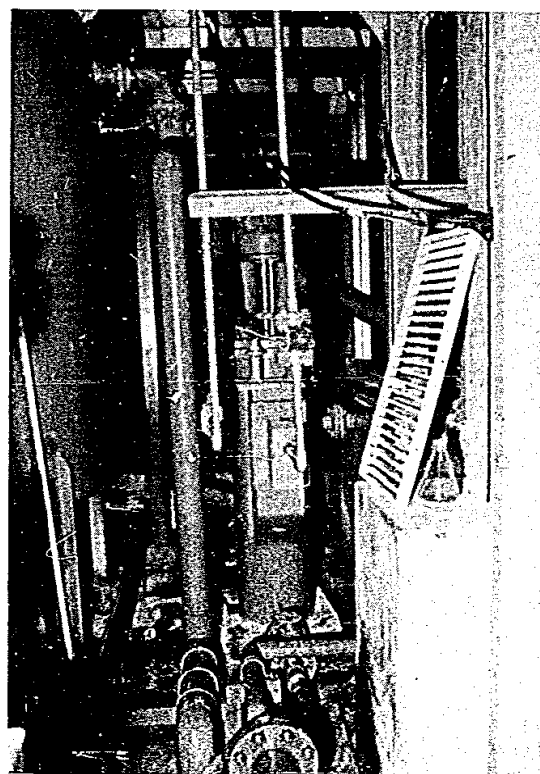
再炭酸塩化装置、および急速汚過池



石灰凝集沈殿装置*（左）、および金属塩凝集沈殿装置（右）



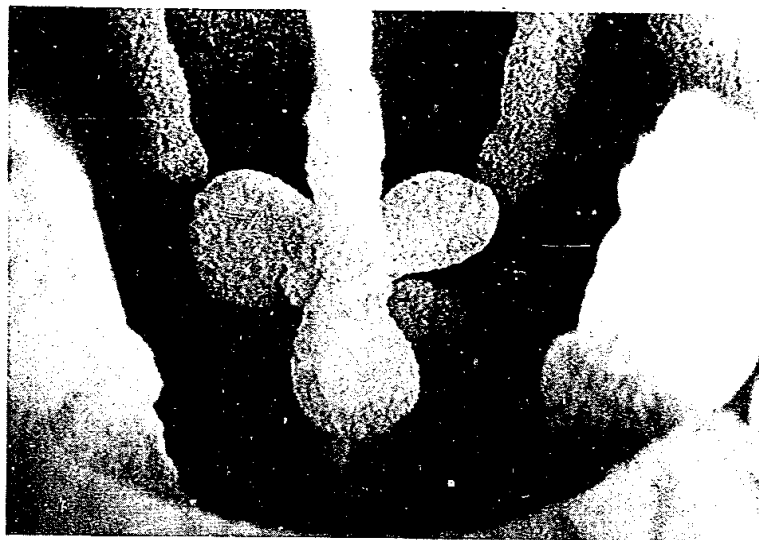
生石灰ホッパー*、定量フィーダー*、
およびスクリーコンベアー*



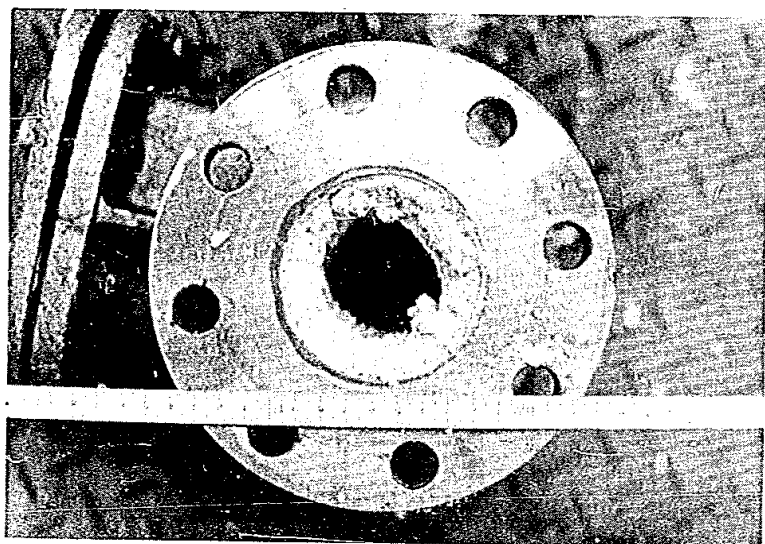
消石灰化装置*

* : 48年度増設施設

横須賀パイロットプラントに発生したスケール



急速攪拌槽攪拌翼に発生したスケール

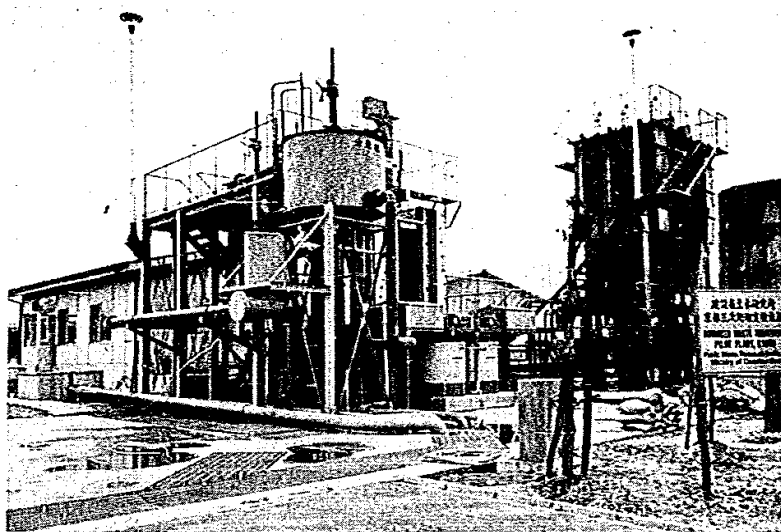


パイプ内に発生したスケール

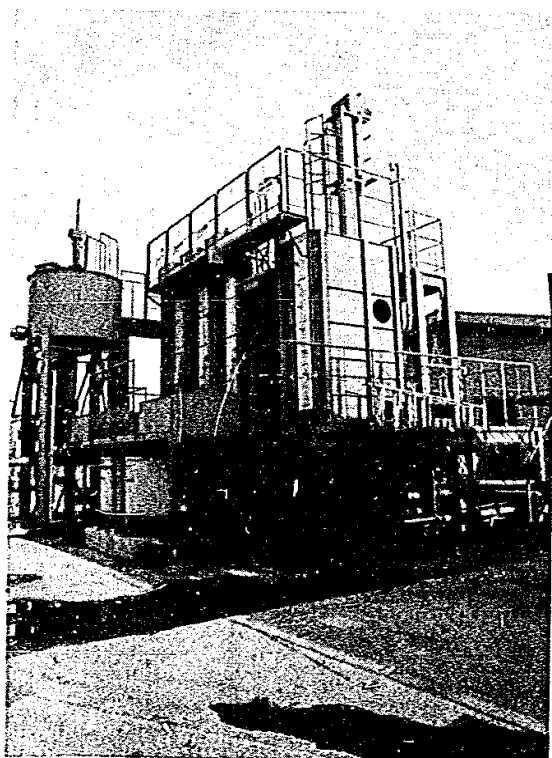


スケールの電子顕微鏡写真

京都パイロットプラント(1)



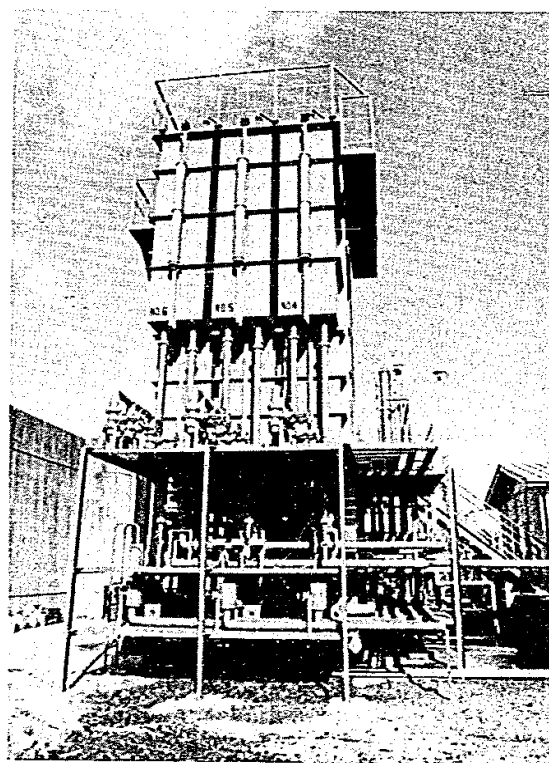
パイロットプラント全景



急速汚過池とヘッドタンク

汚過池手前から、上向流式汚過池*

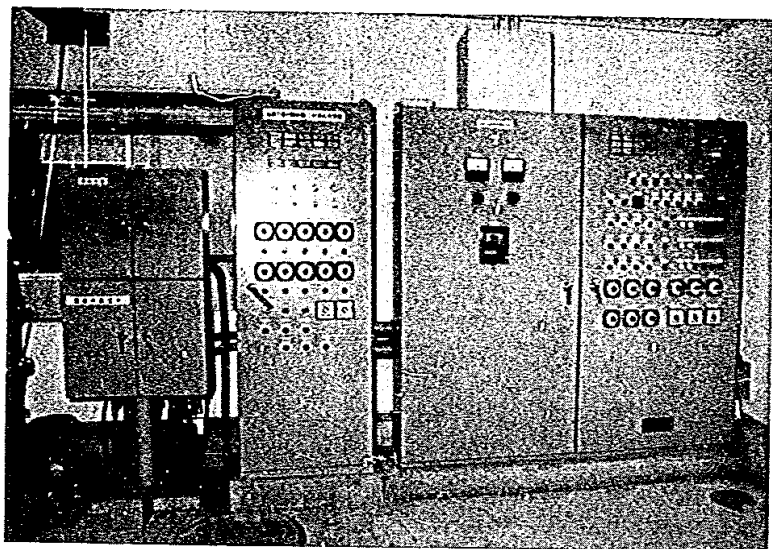
混合汚過池、および2層汚過池(2池)



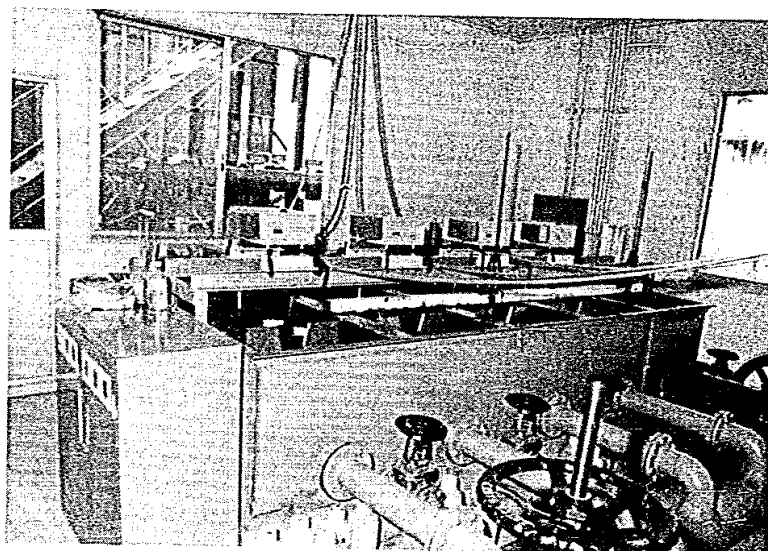
活性炭吸着塔*

* : 48年度増設施設

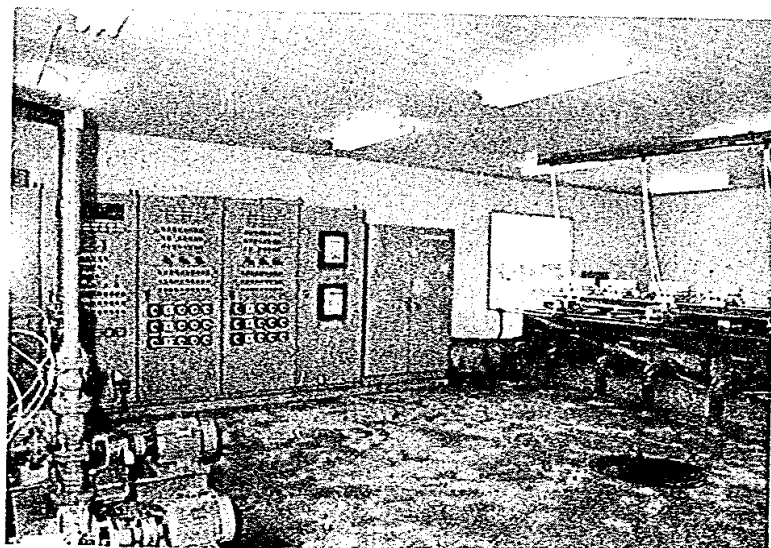
京都パイロットプラント(2)



急速汙過池操作盤



急速汙過池計量槽、および水位計



活性炭吸着塔操作盤*と計量槽*

* : 48年度増設施設

下水の3次処理の調査研究結果の公表にあたって

本報告書は土木研究所において実施してきた下水の3次処理の調査研究の結果をまとめたものである。

下水の3次処理は公共用水域の「水質汚濁に係る環境基準」の維持・達成と湖沼および閉鎖水域での「富栄養化」防止を目的として、その技術開発の要請が極めて強いものである。

土木研究所における下水の3次処理の技術開発は2課題に分けて調査研究をすすめてきた。

「栄養塩類除去を主体とする高度処理の調査」は昭和46年度から開始したもので、石灰凝集沈殿によってリンおよび有機性成分の除去を行なう調査研究であり、昭和47年6月に、土木研究所資料第769号として、第1回の調査報告を行なってきた。本調査報告書に記載したものは第2回の調査報告である。本調査のために横須賀市と共同でパイロットプラントを同市下町下水処理場構内に建設し、連続実験を行なうと共に、室内実験を行なうことにより、パイロットプラントによって得られたデータの一般化とパイロットプラント増設のための設計資料の収集を行なってきた。

「有機物除去を主体とする3次処理の調査」は昭和47年度から開始したもので、2次処理水（活性汚泥処理水）の直接戸過によって有機物除去を行なう調査研究である。本調査報告書に記載したものは第1回の調査報告である。本調査のために、京都市鳥羽下水処理場構内にパイロットプラントを建設して連続運転を行ないデータの収集を行なってきた。

本報告書では、調査研究の結果から得られたものを整理して、実施設計の場合の留意事項をも合わせ、記載してある。

本報告書に記載されている成果が、今後の下水道事業の発展と公共用水域の水質汚濁防止のために寄与することができれば、極めて幸甚である。

下水の高度処理と再利用に関する調査報告書(2)

総 目 次

I 実験結果のまとめ	1
I-1 下水の石灰凝集沈殿処理	3
I-2 2次処理水の急速戸過法による処理	8
II 実施設計上の留意事項	13
II-1 石灰凝集沈殿施設	15
II-2 2次処理水の直接戸過施設	19
III 下水の石灰凝集沈殿処理の調査結果	23
IV 2次処理水の急速戸過法による処理の調査結果	93
V 資 料	155
V-1 高度処理における急速戸過池の設計(全訳)	157
V-2 下水処理における粒状戸材使用の戸過法(全訳)	199
(この分野の戸過法についての既発表文献のレビュー)	

I 実験結果のまとめ

1-1 下水の石灰凝集沈殿処理

石灰凝集沈殿を用いて、生水・および2次処理水中のリン、浮遊物および有機物を除去する実験を昭和46年度から実施しているが昭和46年度の成果は、すでに、土木研究所資料第769号「下水の高度処理と再利用に関する調査報告書(Ⅰ)」にまとめて発表した。本報告は、昭和47年4月から昭和48年10月までの成果についてまとめたものである。この期間は、横須賀市下町下水処理場構内に、横須賀市と協同で設置した「横須賀パイロットプラント」を用いた実験、およびいくつかの室内実験をおこなってきた。

パイロットプラントは、石灰凝集沈殿装置、アンモニアストリッピング塔、再炭酸塩化装置、および急速戸過池を組み合わせたもので、昭和47年4月から昭和48年3月までは、消石灰を300mg/l注入、また昭和48年5月から10月までは消石灰を1,000mg/l注入して運転した。またパイロットプラント流入水は全期間を通して2次処理水(活性汚泥処理水)とした。パイロットプラント流入水の特徴は、塩分を多量に含んでいることである。これは、処理場流入水中に、水産物加工工場からの大量の海水、および、海岸沿いに布設された下水管から浸透する海水によるもので、このため、パイロットプラント流入水のマグネシウム濃度は400~500mg/lであった。

室内実験は、1. マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響、2. 石灰凝集沈殿におけるカルシウムとリンの反応生成物、3. 石灰凝集沈殿汚泥の成分分析、4. 石灰凝集沈殿システムにおける再炭酸塩化、5. 消化槽脱離液の石灰凝集沈殿処理、6. 各種排水の石灰凝集沈殿処理、および 7. ポリマーの凝集沈殿に及ぼす影響、についておこなった。

これらの実験によって得た所見は次の通りである。

(1) 石灰凝集沈殿におけるカルシウムとリンの最終反応生成物は、カルシウムヒドロキシアパタイトであることを確認した。

5% $\text{Na}_2\text{P}_2\text{O}_7$ 溶液と $\text{Ca}(\text{OH})_2$ の飽和溶液をモル比 $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}/\text{CaO}=0.7$ になるように混合し、反応1時間(20℃の室温に静置したもの)、および反応1週間(20℃の室温に静置したが、2日に一度づつ計3回、80℃で1時間加熱して結晶成長を促進させた)後に、それぞれX線回折、赤外線吸収スペクトル、電子顕微鏡観察により、その反応過程および反応生成物の同定をおこなった。その結果、反応1時間の生成物は、非晶質であること、および $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ がほとんど $\text{P}_2\text{O}_4^{2-}$ に加水分解されていたことが認められた。反応1週間後の生成

物は、結晶質のカルシウムヒドロキシアパタイト $[(\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3)]$ であること、および $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ はほとんど HPO_4^{2-} 、 PO_4^{3-} に加水分解されていたことが認められた。

(2) 石灰凝集沈殿による下水のリン除去を基本的に決定する因子は、石灰注入により上昇する下水のpHである。パイロットプラントの実験結果は、消石灰を300mg/l注入した期間の原水(2次処理水)の全リンは平均1.21mg/l、石灰注入後のpHは平均10.28、石灰沈殿池越流水の全リンの平均は0.344mg/l、急速戸過水の全リンの平均は0.102mg/lであった。また消石灰を1,000mg/l注入した期間の原水の全リン、石灰注入後のpH、石灰沈殿池越流水の全リン、および急速戸過水の全リンの平均は、それぞれ1.43mg/l、10.81、0.125mg/l、および0.042mg/lであった。全体としての除去率は、消石灰300mg/l、1,000mg/l注入したとき、それぞれ、91.6%、97.1%であった。

(3) 三次処理技術開発協力会議の第1次報告書によると、各都市で石灰凝集沈殿のシャーテストを夏期と冬期、最初沈殿池流入水、および最終沈殿池流出水についておこなった結果、 $10.9 \leq \text{pH} \leq 11.5$ で石灰処理した上澄水の全リン、および溶解性全リンは、全試料のそれぞれ43%、68%が0.4mg/l以下になった。また、原水の全リン濃度は $10.9 \leq \text{pH} \leq 11.5$ で石灰処理した場合の上澄水の全リン、および溶解性全リンに影響を及ぼさなかった。

(4) 種々の有機性排水をシャーテストを用いて石灰凝集沈殿した結果、家庭下水を石灰凝集沈殿した場合と同様な傾向を示した。この実験の試料は、11種類の有機性排水(うち2種類は未処理水、9種類は処理施設からの流出水)である。処理施設からの流出水のpHを10以上にすると、上澄水の全リンは、ほとんど1mg/l以下に、また消石灰を500mg/l注入して、pHが10以上になった試料の上澄水の全リンは、ほぼ0.5mg/l以下であった。溶解性全リンは、pH11以上でほとんど 10^{-2} mg/lのオーダーになった。しかし、ある食品加工工場の未処理排水(全リン=5.90mg/l、溶解性全リン=3.62mg/l)は、消石灰を500mg/l注入した場合、pHは11.50にまでなったが、上澄水の全リン、および溶解性全リンはそれぞれ3.80mg/l、1.06

* 建設省と東京、横浜、横須賀、名古屋、京都、大阪、神戸、北九州の8都市で構成している三次処理技術開発のためのプロジェクトチーム(現在はこの他、下水道センターも加入している)

mg/l にまでしかなかった。

処理施設からの流出水とその石灰処理水の溶解性全リンを対数目盛に、pH を普通目盛にとって、実験結果を整理すると、ある pH 以上において、この関係は直線になった。この 9 試料の直線（ある種のリン酸カルシウムの溶解度曲線と考えられる）のうち 6 試料の直線の相関係数は -0.95 以上であった。また、ここから求められた、溶解性全リン〔P-D(mg/l)〕と pH との関係式は

$$\log (P-D) = -0.833 \text{ pH} + 8.50$$

であった。

(5) B 処理場の消化槽脱離液（全リン = 69.0 mg/l、溶解性全リン = 10.2 mg/l）を、ジャーテストを用いて、石灰凝集沈殿処理を行なった結果、石灰処理後の上澄水の全リン、および溶解性全リン濃度は、家庭下水を処理した場合よりも大きかった。しかし、消石灰を 1,000 mg/l 注入すると pH は 11.68 になり、上澄水の全リン、および溶解性全リン、およびその除去率はそれぞれ 6.29 mg/l、1.69 mg/l、および 90.9%、77.8% となり、生下水とほぼ等しい全リン濃度まで低下した。同時に、脱離液をエアレーションすることによって、脱離液中の炭酸ガスストリッピングができ、このために pH はエアレーションの時間経過とともに上昇し、最高値で 8.10 になった（原水の pH = 7.10）。さらにエアレーションを続けると pH は低下したので、エアレーションを停止した。この時の pH は、7.84 であった。炭酸ガスストリッピングをしたこの脱離液（pH = 7.84）は、これをしない脱離液（pH = 7.10）にくらべて、石灰注入によって同一 pH にするのに必要な消石灰注入量は、約 200 mg/l 減少した。このことから、脱離液を石灰処理する場合、炭酸ガスストリッピングをすることは、消石灰注入量を減少させることができるので、有効な手段であることが見い出された。なお、最初に述べた残留リンの結果は、炭酸ガスストリッピングを行なった脱離液での実験結果である。

(6) パイロットプラントで、石灰沈殿池の水面積負荷、および返送汚泥のリン除去に及ぼす影響を検討した。消石灰を 300 mg/l 注入したシリーズでは、石灰沈殿池の水面積負荷を 5.06 m³/m²・d から 30.3 m³/m²・d にすることによって、越流水の全リンの平均値は 0.376 mg/l から 0.242 mg/l に、標準偏差は 0.146 mg/l から 0.107 mg/l に減少した。また、水面積負荷を 5.06 m³/m²・d から 4.44 m³/m²・d に、汚泥返送比を 0% から 20% にすることによって、緩速攪拌槽の MLSS

の平均値は 753 mg/l から 1,600 mg/l になり、越流水の全リンの平均値は 0.376 mg/l から 0.216 mg/l に、標準偏差は 0.146 mg/l から 0.090 mg/l に減少した。このときの急速汚過水の全リンはいずれの場合も約 0.050 mg/l であり、越流水の全リンの変動は、越流水の浮遊物の変化によって生じたものであることが認められた。このことから、消石灰を 300 mg/l 注入した場合石灰沈殿池の水面積負荷を小さくすること、および汚泥を返送することによって、単に越流水の浮遊物、濁度、および全リンを低下させるだけでなく、その変動を小さくすることができることが認められた。しかし、消石灰を 1,000 mg/l 注入した場合は、このような水面積負荷、および返送汚泥の影響は顕著には現われなかった。

(7) パイロットプラントで消石灰 300 mg/l 注入して約 1 年間、運転した結果、急速汚過水の全リン濃度は、水温が低い程高くなることが見い出された。たとえば、水温が 22.7℃ から 13.0℃ と約 10℃ 低下することによって、全リンは 0.050 mg/l から 0.128 mg/l と 2.56 倍になった。なお石灰沈殿池越流水の pH は水温 22.7℃、13.0℃ のときそれぞれ 10.11、10.30 であった。

(8) パイロットプラントの消石灰注入量 300 mg/l で高水温時（平均 21.5℃）の実験では、各プロセス処理水におけるオルトリンの全リンに占める割合は、プロセスが進むにつれて約 20% づつ減少したが、急速汚過水では反対に約 20% 増加していた。すなわち、原水、石灰沈殿池越流水、脱アンモニア水、再炭酸塩化水、および急速汚過水の全リンに占めるオルトリンの割合は、それぞれ 88%、60%、35%、21%、および 44% であった。これは、石灰凝集沈殿におけるカルシウムとリンの化合物は、リンの形としてオルトリン酸イオンの場合最も生成されやすく、石灰凝集沈殿によって下水から除かれるリンの形態としてはオルトリン酸イオンが最も多いこと、したがってアンモニアストリッピングプロセス、再炭酸塩化プロセスで除去される浮遊物中に含まれているリンはオルトリンが多いことを示している。一方、急速汚過池で全リンは 3% 除去されているにもかかわらず、全リンに占めるオルトリンの割合は、約 20% 増加して、21% から 44% になり、汚過池流出水のオルトリンは、汚過池流入水の 2 倍になっていたことから、急速汚過池内で、有機性リン、およびポリリンが加水分解を受けて、オルトリンになったものと推察される。

しかし、低水温時には、各プロセスにおけるオルトリ

ンの全リンに占める割合は78～86%で、高水温時で得られた傾向は認められなかった。

(9) 20℃のイオン交換水にマグネシウムを10mg/l加え、水酸化ナトリウムでpH調整をおこなった後にマグネシウムイオンを分析した結果、マグネシウムイオンはpH11前後から急激に減少した。これは水酸化マグネシウムが析出したためであること、また下水の石灰凝集沈殿でも同様な傾向があることが確認された。

(10) 最初沈殿池流入水、および2次処理水をジャーテストを用いて石灰凝集沈殿した、三次処理技術開発協力会議第1次報告書によると、水酸化マグネシウムは沈殿助剤として作用し浮遊性全リンを吸着し、沈殿除去することが見い出された。浮遊性全リンの残留量は石灰凝集沈殿による水酸化マグネシウム生成量に関係した。たとえば、消石灰を400mg/l注入したとき、水酸化マグネシウムがマグネシウムとして10mg/l以上生成された場合に、大部分の試料で浮遊性全リンを0.1mg/l以下まで除去することができた。しかし水酸化マグネシウム生成量がマグネシウムとして10mg/lに達しない場合は、浮遊性全リンは0.1mg/l以上残留することが多かった。

(11) 水酸化マグネシウムのフロックは比較的軽く、このため水酸化マグネシウムを多量に含む汚泥ほど濃縮性が低下することが見い出された。試薬の塩化マグネシウムを用い、マグネシウムとして50mg/l添加し、消石灰を400mg/l注入し、2次処理水を石灰凝集沈殿処理した結果、汚泥の30分沈殿量はマグネシウムを添加しない場合の4.5倍にも達した。一方、汚泥の乾燥重量の増加は1.4倍であった。

(12) 三次処理技術開発協力会議第1次報告書によると、下水のpHを11にするのに必要な消石灰注入量は、原下水中のMアルカリ度と相関があり、実験式は次のように示された。

$$\begin{aligned} \text{pHを11にするのに必要な消石灰 (mg/l)} = \\ 1.31 \times \text{原水中のMアルカリ度 (mg/l)} + 99.3 \\ (N=43, r=0.684) \end{aligned}$$

しかし、上式よりわかるように相関係数は0.684と小さいので、この実験式は、一応の目安として考えるべきである。

(13) 石灰、および硫酸アルミニウムによる最初沈殿池流入水、および2次処理水の凝集沈殿処理において、凝集助剤として、カチオン系ポリマー8種類、ノニオン系ポリマー3種類を加えジャーテストをおこなった結果、沈殿上澄水の濁度の減少はあまり認められなかった。反対

にポリマーを加えた場合、濁度が増加する場合もあり、これは凝集剤として消石灰を用いた場合に多く見られた。しかし、ポリマーの種類によっては、ポリマーを加えることによって凝集沈殿後の上澄水の戸過水濁度はかなり減少した。〔消石灰による凝集沈殿： $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 300\text{mg/l}$ 、ポリマー0.5mg/l；硫酸アルミニウムによる凝集沈殿： $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 18.4\text{mg/l}$ 、ポリマー0.5mg/l〕

(14) フロックの初期の沈降性は、ポリマー添加によって、改善されることが見い出された。2次処理水の石灰凝集後〔 $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 300\text{mg/l}$ ；ポリマー=0～1.00mg/l〕の混合液を、イムホフコーンに移し、沈殿汚泥量を測定した結果、沈殿5分後の汚泥量は、ポリマーを加えない場合は層沈殿の境界面ができなかったため読み取れなかったが、ポリマー添加試料の場合は、この境界面ができ、汚泥量の読みとりが可能であった。

(15) T下水処理場、およびM下水処理場の生下水、および2次処理水50lで石灰凝集沈殿をおこない、その沈殿汚泥を分析した結果、次に述べるようなことが見い出された（消石灰注入量：100, 200, 300, および400mg/l）。①汚泥の成分は、大部分が、強熱減量、 SiO_2 , R_2O_3 , MgCO_3 , CaCO_3 , および $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ であった（平均回収率100.5%、範囲93～109%）。②汚泥中の CaCO_3 の割合は、当然のことではあるが、生下水にくらべ2次処理水の方が大きかった。③汚泥中の炭酸カルシウムによるカルシウム分の、石灰注入によるカルシウム分に対する割合は、T処理場の生下水、2次処理水でそれぞれ34～59%、17～51%、またM処理場の生下水、2次処理水でそれぞれ19～39%、23～33%であった。④M処理場の汚泥中には、T処理場にくらべて、強熱減量、 SiO_2 , R_2O_3 分が多く含まれていた。これは、M処理場の流入下水中に、粘土分などを多量に含んだ紙再生工場からの廃水が含まれていたためである、と考えられる。

(16) M下水処理場の2次処理水50lに消石灰を400mg/l加え、凝集沈殿後の上澄水を用いて、再炭酸塩化をおこなった結果、炭酸ガスを吸込み、pHを9.5～1.0に低下させたときに、炭酸カルシウムの析出量は最大値を示した。

(17) パイロットプラントに発生したスケール付着量は、水温、場所、およびpHによって異っていた。すなわち、高水温時より低水温時の方が、場所的には急速攪拌槽から緩速攪拌槽にかけて、および消石灰注入量が多くpHが高い場合の方が、より多くのスケールが発生した。一

方このスケールの成分のほぼ90%は炭酸カルシウムであったこと、および炭酸カルシウムの結晶はほとんどカルサイトであることが確認された。

(18) 低水温時に、急速攪拌槽から緩速攪拌槽にかけて、多量のスケールが発生したため、実験条件に定めた流量を流すことができなくなった。

(19) アンモニアストリップング塔に発生したスケールは、水温には関係なく、石灰注入量が多く、アンモニアストリップング塔流入水のpHが高いときに多く発生した。すなわち、消石灰を300mg/l注入して約11か月間運転した結果、アンモニアストリップング塔流入水の平均pHは10.28であったが、スケール発生はほとんどなく、充填材のひの木の木目が観察された。一方、消石灰を1,000mg/l注入して約5か月間運転した結果、アンモニアストリップング塔流入水の平均pHは10.81で、スケールは大量に発生した。場所的には塔上段の充填材下部に多く付着しており、塔上部充填材下部のスケール厚は、10~15mmであった。また塔中段、および塔下段のスケール量は塔上段のそれぞれ30~50%、20%程度であった。

(20) 急速攪拌槽から緩速攪拌槽にかけて発生したスケールは、3%の塩酸を15~20時間放置し、溶解して除去した。

(21) パイロットプラントにおける浮遊物の除去は次の通りであった。消石灰を300mg/l注入した期間の原水、石灰沈殿池越流水、および急速汚過水の浮遊物の平均値は、それぞれ、5.4mg/l、66.5mg/l、およびほぼ0.0mg/l、また消石灰を1,000mg/l注入した期間の平均値はそれぞれ2.6mg/l、36.1mg/l、およびほぼ0.0mg/lで、全体としてはほぼ100%の除去率が得られた。石灰沈殿池越流水の浮遊物は、原水よりも多かったが、これは石灰注入により析出する炭酸カルシウム、水酸化マグネシウムなどにより、石灰沈殿池流入水の浮遊物濃度が増加し、これらの浮遊物が原水以下の濃度までに、石灰沈殿池で沈殿しきれずにキャリーオーバーしたためである。

(22) パイロットプラントにおける原水、石灰沈殿池越流水、および炭酸カルシウム沈殿池越流水の浮遊物(SS mg/l)の濁度(Turb·mg/l)への回帰式、および相関係数は次の通りであった。

原水 $SS = 1.31 \cdot \text{Turb} + 1.72 \quad r = 0.98$

石灰沈殿池越流水 $SS = 1.26 \cdot \text{Turb} + 1.28,$

$r = 0.66$

炭酸カルシウム沈殿池越流水

$SS = 1.05 \cdot \text{Turb} - 0.04,$

$r = 0.95$

(23) パイロットプラントにおける有機物の除去は次の通りであった。消石灰を300mg/l、および1,000mg/l注入した期間の原水のTOC、COD_{cr}、BODの平均値はそれぞれ40.4mg/l、40.2mg/l、7.3mg/l、および49.2mg/l、41.9mg/l、8.0mg/lであった。また、消石灰を300mg/l注入した期間の原水のCOD_{mn}の平均値は7.1mg/lであった。TOC、COD_{cr}は各単位プロセスで、少しずつ除去されており、全体としての除去率は平均25.3%、44.3%(消石灰=300mg/l)、および28.9%、50.0%(消石灰=1,000mg/l)で、全体としての除去率はCOD_{cr}の方が優れていた。COD_{mn}、BODは各単位プロセスにおいて、必ずしも除去されていないが、全体としての平均除去率はCOD_{mn}で19.7%、BODで26.0%(消石灰=300mg/l)、BODで57.3%(消石灰=1,000mg/l)で、消石灰を300mg/l加えた実験結果によるとBOD除去率の方がCOD_{mn}除去率よりも優れていた。消石灰注入量を300mg/lから1,000mg/lにすることによって、全体としての除去率はTOCで3.6%、COD_{cr}で5.7%、BODで31.3%増加したが、これは、溶解性有機物の除去が、消石灰を1,000mg/l注入した場合の方が優れていたためであると解される。

(24) パイロットプラントにおけるTOC、COD_{cr}、COD_{mn}およびBODの関係は次の通りであった。① TOCとCOD_{cr}、およびCOD_{mn}とBODは、オーダー的には等しく、前者は平均1.29:1、後者は平均1.23:1であった。またCOD_{mn}、またはBODは、TOCまたはCOD_{cr}の11~22%であった。

(25) パイロットプラントにおいて、戸材粒度の異なる2種類の急速汚過池の比較をおこなった。この急速汚過池(アンスラサイトと硅砂からなる2層汚過池)の戸材は(表2・3、P56)に示す通りである。実験結果によると、有効径の大きいNo.2汚過池の方が優れていた。すなわち汚過水の浮遊物、および濁度はほぼ等しく、汚過水質に差異は生じなかったが、No.1汚過池はNo.2汚過池の汚過継続時間で平均33.8%、処理水量で平均31.0%、浮遊物捕捉量で平均35.0%、および濁度捕捉量で平均38.0%であった。

(26) パイロットプラント原水の全窒素は消石灰注入量300mg/lの期間の平均で7.12mg/l(有機性窒素34.7%、アンモニア性窒素19.1%、亜硝酸性窒素4.5%、硝酸性窒素41.7%)、消石灰を1,000mg/l注入し

た期間の平均で7.25 mg/l (同じく, 11.7%, 53.7%, 7.3%, 27.3%) で, 全体の全窒素の除去率はそれぞれ10.8%, 23.0%であった。

(27) アンモニアストリッピング塔におけるアンモニア性窒素除去率は低く, 空気-水比700のとき約20%, 1500のとき約50%であった。この第1の原因は, アンモニアストリッピング塔のファンの能力が小さく, 空気-水比が大きくとれなかったためである。また, アンモニアストリッピング塔流入水の pH, および水温の変化によるアンモニア性窒素除去率の変化は認められなかった。

(28) 急速戸過池において, アンモニア性窒素がかなり硝酸性窒素に酸化されていたことが見い出された。

1-2 2次処理水の急速汚過法による処理

急速汚過池を用いて、活性汚泥処理施設からの処理水中に残留する有機性浮遊物（生物学的フロック）を除去することにより、下水処理場から公共用水域への放流水中の有機物負荷量をできる限り減少させる目的で実験を行ってきた。この実験は、京都市鳥羽下水処理場構内に、実験用下向流型急速汚過池（汚過面積 1.2 m^2 ）3池から成るパイロットプラントを築造し、現在までのところ、7.5ヶ月間の運転を行ってきた。この実験では、あらかじめ選定した汚材の粒度と汚層の構成を有する減衰汚過型重力式汚過池で汚過および洗浄を行なう操作を繰り返すことにより、その間に、汚過持続時間、汚過損失水頭、流入水および汚過水質、洗浄水量、洗浄排水水質などの測定を行なった。さらに小規模実験により、凝集剤注入による効果、洗浄排水の沈殿効果について調査し、以下に述べる所見を得た。

(1) 実験に用いた汚材の種類および粒度は、

アンサラサイト	有効径 1.22 mm 、均等係数 1.21
珪砂	有効径 0.87 mm 、均等係数 1.21
ガーネット砂	有効径 0.54 mm 、均等係数 1.41

であり、これを、汚過池3池に次のような割合で充填し、汚層を構成した。

汚過池No. 1	アンサラサイト	850 mm 、
	珪砂	150 mm
汚過池No. 2	アンサラサイト	625 mm 、
	珪砂	375 mm
汚過池No. 3	アンサラサイト	625 mm 、
	珪砂	300 mm 、
	ガーネット砂	75 mm

すなわち、実験としては、汚過池No. 1とNo. 2とでは、2層汚過での汚材構成の差が汚過効果および洗浄効果に及ぼす影響を調査した。また、汚過池No. 2とNo. 3とでは、ほぼ同じ汚層構成における2層汚過と多層汚過との差が汚過効果および洗浄効果に及ぼす影響を調査した。なお、今回の実験では汚層の厚さは1定（ $1,000 \text{ mm}$ ）とした。

(2) 上記の粒度および汚材構成の、汚過池の汚過実験開始当初における初期損失水頭は、汚過速度 300 m/日 において、汚過池No. 1、No. 2およびNo. 3でそれぞれ 46 cm 、 28 cm 、 30 cm であり、汚過池No. 1の初期損失水頭は汚過池No. 2およびNo. 3の初期損失水頭に比べて 60% 以上大きい。汚過池No. 2の初期損失水頭は汚過池No. 3の初期損失水頭よりもやや小さい。

(3) 汚過池運転開始当初（水温 $14-15^\circ\text{C}$ ）における汚材の逆流洗浄時における膨脹比と逆流洗浄速度との関

係を求めた。膨脹比 25% を得るための逆流洗浄速度は、汚過池No. 1、No. 2およびNo. 3で、それぞれ、 0.79 m/分 、 0.68 m/分 、 0.70 m/分 であり、汚過池No. 1では、逆流洗浄時の汚層の膨脹比を一定とするために、洗浄水量は多量に必要であることが見いだされた。

(4) 汚過池No. 1、No. 2およびNo. 3を同時に汚過開始して汚過を継続したところ、汚過池No. 1の汚過持続時間は、汚過池No. 2およびNo. 3に比べて常に短かく、その 60% 程度しか得られなかった。汚過池No. 2とNo. 3とでは、汚過速度 120 m/日 での汚過持続時間は変りないが、汚過速度を増加すると差異を生じ、汚過池No. 3は汚過池No. 2より短縮される傾向にあった。初期汚過速度 360 m/日 における平均汚過持続時間は、汚過池No. 1、No. 2およびNo. 3について、それぞれ、 36 時間、 76 時間、 70 時間であった。

(5) 汚過経過時間内の汚層内損失水頭の時間変化は汚層の構成と汚過速度とによる特徴が見いだされた。汚過池No. 1では汚層内損失水頭の変化は汚材表面下 300 mm 以内において生じており、深層での損失水頭の変化は認められなかった。汚過池No. 2およびNo. 3では汚材表面下 300 mm 以内の損失水頭の変化の割合は汚過池No. 1よりもかなり小さい。しかも、深層部でも損失水頭の変化が認められる。この損失水頭の変化は、汚過池No. 3の方が大きい。すなわち、汚層の表面閉塞が大きいほど、汚過持続時間は短縮されると考えられる。汚過池No. 3が汚過池No. 2より汚過持続時間がやや短縮されたのは、珪砂層とガーネット砂層との境界面附近での浮遊物の抑留によって損失水頭の増加を生じたためと考えられる。

(6) 汚層内汚過損失水頭と汚過速度の低下との間には汚過池3池について一定の関係が見いだされている。最大汚過損失水頭 300 cm のときの汚過速度は初期汚過速度 120 m/日 、 240 m/日 、 360 m/日 、 480 m/日 、 540 m/日 の場合に、それぞれ、 65 m/日 、 130 m/日 、 198 m/日 、 257 m/日 、 290 m/日 であり、初期汚過速度に対して、 $54-55\%$ とほぼ同じになった。

(7) 汚過水の浮遊物および BOD 濃度は、1 部の実験では極めて高い数値を示したのものもあるが、これは、下水処理場の汚泥処理施設の運転中止によって、下水処理施設内を汚泥が循環することになったためである。このような異状事態を除いての処理水質は極めて良好であり、浮遊物で 6 mg/l 以下、BOD は最高で 6.4 mg/l 、通常は 5 mg/l 以下となった。汚過水の COD は上記のような異状事態でも比較的安定しており、最大 26 mg/l 、平均 10 mg/l 程度であった。汚過による浮遊物除去率は

通常の活性汚泥処理水では60-75%で、活性汚泥処理が良好に行なわれて最終沈殿池からの浮遊物の越流が少ない状態と、活性汚泥処理が良好に行なわれておらず、微細な無生物の浮遊物を含む状態では浮遊物除去率は低下する。BOD除去率は流入水BODが9-15mg/lのときに60%以上となった。BOD除去率は、流入水の水質がよく良好な場合、および不良な場合には30-50%に低下した。また、COD除去率は、いずれの場合も余り良好とはいえず、5-30%を示したが、流入水の水質とは無関係であった。すなわち、活性汚泥処理水に含まれるCODの大部分は溶解性のものである。

以上のことにより、活性汚泥処理施設からの放流水の水質を向上させるために汚過池を設ける場合には、その前段としての活性汚泥処理で、下水中の溶解性有機物をできるだけ多く、浮遊性有機物たる活性汚泥フロクに転換させて、処理水中に含まれる溶解性有機物をできるだけ減少させる必要がある。

(8) 汚過によってケルダール窒素、および全リンの除去も僅かではあるが、行なわれていた。ケルダール窒素の除去率は1.8-45.3%、全リンの除去率は2.4-500%であり、非常にばらつきが大きい。分析結果では流入水および汚過水中の無機窒素およびオルトリンに増減があり、汚過プロセスでの窒素、リンの形態の変化も考えられるので、ケルダール窒素および全リンで示した数値がすべて汚過によって除去されたものとはいえない面がある。

(9) 汚過による溶存酸素の減少は、流入水濃度が0.4mg/lを越えたときに明らかに認められた。しかし、流入水の溶存酸素濃度が0.2mg/l程度では、汚過前後の差異はほとんど認められなかった。流入水の溶存酸素濃度が比較的低かったにもかかわらず、汚過内は好気性に保たれており、硫化物の発生は全く認められなかった。

汚過によって有機物濃度が低下することにより、塩素要求量は流入水よりも汚過水の方がやや減少する傾向が認められた。

(10) 酸性法CODとアルカリ性CODとの間には

$$\text{COD}(\text{acid}) = 1.02 \text{ COD}(\text{alkali}) + 0.42$$

なる相関が認められた(相関係数0.793)。また、酸性法CODとTOCとの相関は

$$\text{TOC} = 0.63 \text{ COD}(\text{acid}) + 2.42$$

となるが、相関性はかなり低い(相関係数0.764)。

流入水と汚過水についての浮遊物と濁度との相関は

$$\text{Turb.} = 1.48 \text{ SS} + 2.70$$

で表されるが、相関性はかなり低い(相関係数0.802)。

しかし、汚過水のみによる浮遊物と濁度との相関は

$$\text{Turb.} = 3.44 \text{ SS} - 4.32$$

で表わされるが、相関性は比較的良好(相関係数0.937)。白陶土標準による濁度(mg/l)と硫酸ヒドラジン溶液とヘキサメチレンテトラミン溶液との標準液による濁度(JTU)との相関は

$$\text{Turb. (JTU)} = 0.25 \text{ Turb} + 0.56$$

で表わされるが、相関性はかなり良好(相関係数0.930)。

(11) 汚過プロセスでのリンおよびCOD除去を向上させる可能性を検討するために、凝集剤添加の効果についての室内実験を行なった。この実験は急速攪拌後、ミリボア(ボアサイズ1.2または5μ)で汚過するものである。凝集剤として硫酸アルミニウム、塩化第2鉄およびMICS(アルミニウムと第2鉄との硫酸塩混合物)を用いた。硫酸アルミニウムをAl/Pのモル比で3.2/1, 4.0/1, 4.8/1の割合で添加した場合に、全リン除去率はそれぞれ87-89%, 96-98%, 99-100%となった。塩化第2鉄をFe/Pのモル比で3.2/1, 4.0/1, 4.8/1の割合で添加した場合に、全リン除去率は、それぞれ81%, 93%, 97%となった。また、MICSを(Al+Fe)/Pのモル比で2.4/1, 3.2/1, 4.0/1の割合で添加したときに、全リン除去率は80%, 98%, 100%となった。このようにMICSを凝集剤として使用した場合に、凝集剤添加量が少なく、最良の全リン除去率が得られた。塩化第2鉄は3種類の凝集剤の中では最も価格が高いにもかかわらず、その全リン除去率は最低であった。

COD除去率は全リン除去率に比べてかなり低く、いずれの場合も全リン除去率の約1/2であった。COD除去率は凝集剤添加によって、その除去率は増加するが、それでも、最高で50%程度である。また、無機凝集剤の添加による濁度の改善は極く僅かである。

本実験および2, 3の過去の調査結果からみて、活性汚泥処理水中の全リン濃度を0.5mg/l以下とするための硫酸アルミニウム添加量は、Al/Pのモル比で1.15/1から2.65/1の範囲にあった。

(12) 汚過池の洗浄は、固定式表面洗浄と逆流洗浄とによって行なった。洗浄条件は、表面洗浄については水量0.1-0.2m³/m²・分、洗浄時間6-11分、逆流洗浄は膨脹比25%または20%となるように逆流洗浄速度を定め、洗浄時間は10-12分とした。表面洗浄と逆流洗浄は1-9分の範囲でオーバーラップさせた。

洗浄排水は、逆流洗浄開始後0分、1.5分、3分、5

分、7.5分および10分に試料を採取して、浮遊物およびBODの分析を行なった。

洗浄排水による浮遊物、およびBODのピーク濃度は多くの場合、汚過池№1では洗浄開始後1.5分後に生じ、汚過池№2および№3では洗浄開始後3分後に生じた。洗浄排水の最高濃度は汚過池№1では浮遊物で2,960mg/l、BODで1,100mg/l、通常は浮遊物で1,000-2,000mg/l、BODで500-1,000の範囲であった。また、汚過池№2および№3では最高濃度は浮遊物で3,400mg/l、BODで1,350mg/l、通常は浮遊物で1,500-2,500mg/l、BODで800-1,500mg/lの範囲であった。洗浄終了時には、洗浄排水の水質は浮遊物で20mg/l以下、BODで25mg/l以下とすることができた。

(13) 洗浄排水はその濃度がピークに到達した後は、急速にその濃度が低下していく。汚過池№1では、洗浄排水のピーク濃度到達時間が他の2池に比べて早く、ピーク後の洗浄排水濃度の減少も急速に行なわれたが、洗浄開始後7.5分前後でも、まだ浮遊物の越流が認められており、このため、逆流洗浄時間としては3池ともほぼ同じとなった。

洗浄排水の浮遊物濃度とBOD濃度との相関は

$$BOD = 0.66SS + 14.39$$

で表わされ、その相関性は極めて良好である(相関係数0.99)。浮遊物濃度が低い洗浄後期の排水では、浮遊物濃度が低下しているにもかかわらず、BOD濃度はそれに比例して低下しない。洗浄排水の浮遊物濃度100-200mg/lでは、BOD濃度と浮遊物濃度とはほぼ同じである。洗浄排水の浮遊物濃度の高い部分では、BOD濃度は浮遊物濃度の70%程度である。

(14) 最大汚過損失水頭に達するまで、汚過を行なったときの、1回の洗浄当りの洗浄排水による負荷量は、浮遊物で1.3-8.4kg/m²、BODで1.2-3.8kg/m²であった。浮遊物およびBODの負荷量は流入水中の浮遊物濃度に支配される面が大きく、汚過持続時間が長く、汚過水量が多いほど、洗浄排水の浮遊物およびBOD負荷量が増加することにはならなかった。

洗浄排水の浮遊物およびBODの平均濃度は、それぞれ120-1,000mg/l、100-500mg/lの範囲であった。活性汚泥処理水の悪化した時の実験では、洗浄排水の浮遊物の平均濃度は、900mg/l以上、BODのそれは400mg/l以上となったが、通常の場合には、汚過水量が1回の汚過で700m³/m²以上得られる場合でも浮遊物で400-550mg/l、BODで250-300mg/l

であった。

(15) 最大汚過速度に達するまで汚過を行なったときの洗浄排水比は、汚過池№1で2.0-3.5%、汚過池№2および№3で1.0-1.5%となった。

(16) 室内実験による洗浄排水の界面沈降曲線は試験開始後3-5分で安定し、それ以降、界面の低下はほとんど起らなかった。上澄水濁度低下を目的として、カチオン系高分子凝集剤を添加したところ、分子量 0.6×10^6 および分子量 2×10^6 の2種類が極めて良好な成績が得られた。クリフロックLC541では注入率1.0mg/lのときの効果は、ハイモロックM566に劣るが、注入率1.5-3.0mg/lでは、ハイモロックM566よりも優れた処理効果が得られた。

(17) 沈殿筒を用いた洗浄排水の沈殿実験を洗浄排水のみ、洗浄排水にカチオン系高分子凝集剤(クリフロックLC541)1mg/lを添加した場合、ならびに、最初沈殿池流入水7.2に洗浄排水1を混合した場合について行なった。

洗浄排水のみの試料では理想沈殿池としての水面積負荷率50m³/m²・日以下、沈殿時間40分以上で浮遊物除去率85%程度で、浮遊物として120mg/lが残留した。水面積負荷率が180m³/m²・日以上、沈殿時間15分以下では浮遊物除去率は70%以下となり、浮遊物濃度として240mg/lが残留した。

洗浄排水にカチン系高分子凝集剤1mg/lを添加した試料では、理想沈殿池としての水面積負荷率60m³/m²・日以下、沈殿時間45分以上では浮遊物除去率90%以上が得られ、浮遊物濃度は80mg/l程度となった。しかし、水面積負荷率130m³/m²・日以上、沈殿時間24分以下では、浮遊物除去率は急激に低下し、水面積負荷率195m³/m²・日、沈殿時間14分で浮遊物除去率は60%となり、浮遊物濃度は310mg/lとなった。

最初沈殿池流入水と洗浄排水とを7.2:1の割合で混合した試料では、理想沈殿池としての水面積負荷率100m³/m²・日以下、沈殿時間30分以上では、浮遊物除去率は85%以上となり、残留する浮遊物濃度は35mg/lとなった。さらに、水面積負荷率を減少し、沈殿時間を増加させることにより、浮遊物除去率を90%以上とすることができる可能性も見いだされた。最初沈殿池流入水を混合した試料では、水面積負荷率を増加し、沈殿時間を減少させることによる浮遊物除去率の低下の割合は最も小さかった。

(18) 鳥羽下水処理場をモデルとして、最初沈殿池前に洗浄排水を受け入れるときの影響を検討した。鳥羽下水処

理場では吉祥院下水処理場からの汚泥を受け入れて汚泥処理を行っており、また、し尿処理施設からの脱離液も場内排水として最初沈殿池前に返送される。このため下水処理場流入下水の日平均濃度は3月調査時点においてBODで265mg/l、浮遊物で158mg/lであったが、場内排水が加わることにより、最初沈殿池流入下水の日平均濃度は、BODで495mg/l、浮遊物で600mg/lまで上昇する。最初沈殿池の水面積負荷率は当日の日平均下水量および時間最大下水量に対して22.8m³/m²・日および29.6m³/m²・日であった。最初沈殿池でのBOD除去率および浮遊物除去率はそれぞれ、74%、76%であった。これは場内排水を含むために良好な除去率が得られたわけで、下水処理場流入下水に対しては、BOD除去率21%、浮遊物除去率7%にしか当たらない。しかし、標準活性汚泥法で処理を行なうことにより、BOD17.7mg/l、浮遊物13.7mg/lの放流水質を得ていた。

(19) 活性汚泥処理水を戸過するために、設計戸過速度300m/日、1池当りの戸過面積150m²の戸過池を設けるとすると、予備池2池を含めて14池が必要となる。戸過池は定量戸過または減衰戸過によって運転を行なうものとする、1日1回の洗浄を行なうのが適当であり、1日1回深夜から早朝にかけての流入下水量の少ない時間帯に洗浄を行なうこととして考えてみた。戸過池の洗浄は1時間当たり2池、6時間かかって洗浄することとすると、最初沈殿池流入下水量の増加は2,730m³/時となる。この下水量の増加が、午前2時より8時まで続いた場合でも、洗浄排水が流入する時間帯での最初沈殿池の水面積負荷率は3月調査時点で最高で21.4m³/m²・日であり、洗浄排水を受け入れない場合の日平均水面積負荷率22.8m³/m²・日を下廻ることになり、過負荷運転とはならない。

(20) 洗浄排水受け入れによるBOD、および浮遊物負荷を予備池を含めた最大負荷量を用いて計算した。この計算では洗浄排水2,730m³/時に対する負荷量として、BODで 0.94×10^3 kg/時、浮遊物で 1.31×10^3 kg/時となる。この負荷は最初沈殿池流入負荷量に比べてそれほど大きなものではなく、深夜から早朝にかけて戸過池の洗浄を行なうこととすれば、最初沈殿池を拡充せずに十分に処理を行ないうるものであることが見いだされた。

最初沈殿池に洗浄排水を受け入れることによる汚泥発生量の増加は4-5%であり、これを既存の汚泥処理施設に受け入れて処理したとしても、その汚泥処理施設が幾分かの余裕をもって設計されていれば、汚泥処理に対して障害を与えることにはならない。

II 実施設計上の留意事項

II-1 石灰凝集沈殿施設

石灰凝集沈殿によるリン、浮遊物、および有機物の除去の適用方法としては、次の4方法が考えられてきた。

① 生下水を石灰凝集沈殿処理した後、活性汚泥処理する方法

この方法では、後に続く活性汚泥処理のために、下水のpHが9.5～10程度になるように石灰注入量を制御し、石灰凝集沈殿処理をする。活性汚泥の活動には、石灰処理水のpHは高すぎるが、エアレーションタンク内で、微生物の代謝により出てくる炭酸ガスによって下水のpHは、活性汚泥の活動にさしかえない程度にまで低下する。

このように、活性汚泥処理の前処理として石灰凝集沈殿を行なうと、エアレーションタンク流入水中のリンのみでなく、浮遊物、有機物も除去できるので、活性汚泥への負荷が減少する。したがって、過負荷の下水処理場においては負荷を正常に保つことができたり、また正常な負荷で処理が行なわれている下水処理場では、エアレーションタンク内での硝化作用が促進される可能性がある。

この方法を活性汚泥処理をしている既設の下水処理場で採用する場合には、最初の沈殿池で石灰沈殿が行なえるので、石灰沈殿池を新設しなくてもすむだけ、建設費が安価になる。

② 下水の物理化学処理システムとして、石灰凝集沈殿をする方法

下水の物理化学処理は経済的にも、技術的にも実施可能で、従来の生物学的処理にとって代りうる方法であると考えられるようになってきた。現時点における最も基本的な物理化学処理システムは、薬品凝集沈殿-浮遊-活性炭吸着である。この薬品凝集沈殿における凝集剤として、石灰を用いる方法である。

石灰注入後の下水のpHの設定は、原水の水質（アルカリ度、リン酸イオンの形態など）、要求水質、および後に続く単位プロセスによって異ってくるが、原水のアルカリ度が低い場合、あるいは要求水質が厳しい場合はpH11前後、反対にアルカリ度が高い場合、あるいは要求水質が比較的ゆるやかな場合は、pH9.5～10程度である。石灰凝集沈殿に続いてアンモニアストリッピングによるアンモニア性窒素の除去を行なう場合は、下水中のアンモニウムイオンをアンモニアにかえるために、石灰注入後のpHは、11前後にしなければならない。

③ 2次処理水を、石灰凝集沈殿する方法（3次処理）
活性汚泥法に代表される現行の2次処理におけるリン

除去には限度がある。このために2次処理水をさらに石灰凝集沈殿処理する方法である。一般的な生下水中のリンの約50%はオルトリンで、残りは有機性リン、およびポリリンである。有機性リン、およびポリリンは、エアレーションタンク内における生物学的作用によってオルトリンになるので、2次処理水中のリンはほとんどオルトリンである。一方、オルトリンは有機性リン、ポリリンにくらべて、石灰凝集沈殿によって除去され易いので、石灰凝集沈殿処理水中の残存リン濃度は、この方法の場合が最も低くなる。

石灰注入後のpHの設定の考え方は、②の場合と同様である。

④ 2次処理を行なっている下水処理場の汚泥系場内返送水を石灰凝集沈殿する方法

2次処理施設における汚泥系場内返送水には、濃縮槽脱離液、消化槽脱離液、脱水機分離液などがある。汚泥中のリンは、嫌気性状態で再溶出し易いが、これらの汚泥系場内返送水には、嫌気性状態で汚泥から再溶出した多量のリンが含まれている。わが国において汚泥系場内返送水のリン濃度を分析した例は余り多くないが、2、3の結果によると、数10mg/lにも達している。また、生下水のリンの負荷量に対する汚泥系場内返送水の負荷量の割合も、50～150%にも及んでいる。そこで、生下水にくらべリンの濃度がきわめて高く、しかも水量の少ない汚泥系場内返送水のリンを別途、物理化学処理して除去し、2次処理水中のリン濃度を低下させることが考えられる。この物理化学処理に石灰凝集沈殿を用いる方法である。

石灰凝集沈殿処理水中のリン濃度は高々、生下水中のリン濃度に等しければよいので、石灰注入後のpHはそれほど高くする必要はないと思われる。一方、汚泥系場内返送水のアルカリ度はきわめて高いので、生下水、2次処理水にくらべて同一pHにするのに必要な石灰注入量はかなり多くなることが予想される。

汚泥系場内返送水を石灰凝集沈殿処理すると、リンのみでなく浮遊物、有機物等も大幅に低下するので、2次処理施設の浮遊物、有機物等の負荷量も軽減される。

現在までの調査から、石灰凝集沈殿システムの設計にあたって考慮すべき事項を示すと、次のとおりである。

(1) 1段沈殿石灰処理システムと2段沈殿石灰処理システムの適用方法

石灰注入によって下水中のリンはpH9.5附近で本質的に不溶性となる。アルカリ度の高い下水の場合には、

pH 9.5 程度でも沈殿性のよいフロックができる。この場合、再炭酸塩化は1段で行ない、下水のpHを直接7~8程度にする。このシステムを1段凝集石灰処理システムと称している。

しかし、アルカリ度の低い下水の場合は、pH 9.5 程度では十分な炭酸カルシウムができないため、フロックの沈殿性が悪く、リンの除去率も低いので、pHを11前後まで調整して、十分な炭酸カルシウム、水酸化マグネシウムを析出させ、リンを含むフロックを沈殿させる。このように高pH処理した下水の再炭酸塩化は通常2段で行なう。1段目の再炭酸塩化でpHを9.5~10まで低下させて、炭酸カルシウム沈殿池で、炭酸カルシウムを回収する。これは、炭酸カルシウムを最大に回収するpHが9.5~10にあるからである。炭酸カルシウム沈殿池からの越流水は、さらにpH 7程度にするべく2段目の再炭酸塩化を行なう。このように石灰沈殿池と、炭酸カルシウム沈殿池の2つの沈殿池のあるシステムを、2段沈殿石灰処理システムと称している。

石灰凝集沈殿処理システムを1段にするか2段にするかの一応の目安について、米国環境保護庁がまとめた「リン除去のための設計指針」(Process Design Manual for Phosphorus Removal、以後、単に設計指針という。)では次のように述べている。すなわち、 CaCO_3 、mg/l) 150 以下の場合は、1段処理システムは適用できない。150~200の場合は、石灰フロックの沈殿性は下水中の有機性フロックの量によるであろう。200以上の場合は、沈殿性は満足すべきものに思われる。”

わが国の下水のアルカリ度は、一般的に200以下であるので、この分類からすると、わが国においてはほとんど2段沈殿石灰処理システムとすべきである。しかし、pHを11前後に処理した後、再炭酸塩化を行なっても、それ程炭酸カルシウムが回収できない場合もある。さらに、生下水を石灰凝集沈殿処理して発生する石灰汚泥は、2次処理水の場合にくらべて不純物が多く、再生には不向きであるので、再生の立場からすれば、炭酸カルシウムを回収しても意味はない。したがって、たとえpHを11前後で石灰凝集沈殿処理を行なう場合でも、2段システムにするか1段システムにするかは、十分検討しなくてはならない。

(2) 消石灰と生石灰の比較

凝集剤として、消石灰と生石灰を比較すると、下水との反応は消石灰の方がよい。すなわち、消石灰を用いる場合は、消石灰と下水の混合後、pHは約10分で安定

するが、生石灰の場合は30分後もpHの上昇が認められ、したがってこの時のpHは消石灰を用いる場合よりも当然低く、リン除去も悪いことが見出されている。この点から、凝集剤としては、生石灰より消石灰の方が優れている。しかし、消石灰は生石灰に水を加えて生成するので、生石灰より水分だけ割高で、単位重量当りの消石灰は生石灰の約1.5倍である(これを単位カルシウム量当りにすると約2倍である。)したがって、大規模施設では生石灰を購入し、施設内で生石灰を消石灰化することを考慮すべきである。また、石灰汚泥から石灰を再生する場合は、生石灰として再生するので、必ず消石灰化装置が必要である。

生石灰の消石灰化反応は発熱反応で、1モル(56g)の生石灰が消石灰になると、15,600 calの熱が発生する。このため、生石灰は消防法で、第3類危険物として定められている。

生石灰の消石灰化方法は、消石灰粉末とする方法とスラリーとする方法とが考えられている。消石灰スラリーとする方法は、生石灰に所定量の水を加え攪拌するだけでよいが、たとえば消石灰10%のスラリーにする場合の計算上の温度上昇は約21℃で、反応時間は30~60分である。

消石灰はスラリー状に加えても、粉末状に加えても凝集効果に差は生じないので、どちらで加えるかは取扱い易さから決定すればよい。

(3) 消石灰注入量

必要消石灰注入量は目標pHまでの下水中の緩衝に打ち勝つ量として定義できるが、この緩衝能の指標として原水のMアルカリ度がしばしば用いられている。わが国の一般的な都市下水の場合の消石灰注入量は、pHを11にする場合、原水のMアルカリ度の約2倍、また、pHを9.5にする場合、Mアルカリ度とほぼ等量である。下水と石灰の反応は複雑で、Mアルカリ度だけでは正確な消石灰注入量は決定できないことが多いので、この値はあくまでも、目安程度に考えるべきである。

実際の消石灰の注入量は、消石灰注入後のpHを測定して自動的に制御することができる。しかし、現在市販されている工業用pHメータでは電極に炭酸カルシウム等が付着し、正確なpHの測定が不可能になるので、電極の清掃は注意深く行なわなくてはならない。同時に、電極のスケール付着防止装置の開発が強く望まれる。

(4) 急速攪拌槽、および緩速攪拌槽

急速攪拌槽と緩速攪拌槽の攪拌時間は、両槽を含めて10分あればよいと思われる。これは、石灰注入後の、

pHは約10分で安定し、10分後のフロックの大きさは、10分以上緩速攪拌を行なっても変化しないためである。夕ホ湖の急速攪拌槽の攪拌時間は、計画水量で約30秒間、また、緩速攪拌槽は4.5分間である。

(5) 石灰沈殿池

石灰凝集によりできるフロックの沈降性は、原水の水質、石灰注入量、汚泥返送の有無、ポリマー注入の有無などによって異なる。

原水のアルカリ度が大きい場合は(CaCO_3 で200mg/l以上)は、多量の炭酸カルシウムが析出する。炭酸カルシウムはフロックの密度を増し、フロックの沈降性を改善する。pHを11前後以上にすると石灰を注入すると、原水中のマグネシウムは、ほとんど水酸化マグネシウムのフロックになる。水酸化マグネシウムは、微細な粒子を凝集するという利点がある反面、フロックの沈降性を悪くする。汚泥の返送、およびポリマー注入は、フロックの沈降性を改善する。しかし、横須賀パイロットプラントの実験結果によると、消石灰を300mg/l注入した実験においては、汚泥返送の結果が認められたが、1,000mg/l注入した実験においては認められていない。また、ポリマーの効果については現在、実験中である。なお、石灰凝集によってできるフロックのイオン性は、カチオン系であるので、用いるポリマーのイオン性はアニオン系がよい。

このように、石灰凝集によってできるフロックの沈降性は、種々の条件によって異なるので、石灰沈殿池の水面積負荷を種々の条件を考慮して、一般的に規定することは、きわめて困難である。しかし、石灰注入量、汚泥返送、およびポリマー注入は、運転の経験を積むことによって、操作できるので、次に述べるような値の水面積負荷で石灰沈殿池を設計し、汚泥返送、およびポリマー注入ができるよう配慮すればよいと思われる。設計方針では、石灰沈殿池の水面積負荷を晴天時のピーク時で、 $49 \sim 57 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ とし、平均時にはこの値よりいく分低い値を用いるのが妥当と述べている。横須賀パイロットプラントでは、水面積負荷33~50 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ で石灰沈殿池の運転を行なったが、石灰沈殿池におけるフロックの沈降性は余り良好ではなかった。これは、多量の水酸化マグネシウムが析出したためと考えられる。このため、さきに述べたように現在ポリマーを用いてフロックの沈降性を改善する実験を行なっている。夕ホ湖の石灰沈殿池の水面積負荷は39 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ で、少量のポリマーを加えている。ワシントン特別区におけるパイロットプラントでは、平均46 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ 、最大79 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

であった。レバノンのパイロットプラントでは59 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ であった。

石灰沈殿池越流水の浮遊物濃度を極力低くすることは、単に後に続くプロセスの負荷を小さくすることだけでなく、リン酸カルシウムのフロックの再溶解を防ぐためにも重要である。石灰注入によるpHの上昇により不溶化したリン酸カルシウムのフロックが石灰沈殿池からキャリーオーバーすると、これらは、再炭酸塩化などによるpH低下とともに溶解し、溶解性リンが増加することがある。

(6) 再炭酸塩化槽、および中和槽

2段再炭酸塩化を行なう場合の1段目のpHは、炭酸カルシウムの回収を最大にするために、9.5~10にする。中和のpHは7~8である。これらのpH制御は、pHメーターでpHを検出し、炭酸ガス吹込み量を自動的に調節して行なう。この場合も、前記と同様の炭酸カルシウムのスケールが、電極に付着する問題がある。炭酸ガスと水酸イオン、およびカルシウムの反応が完了するまでに、数分から数十分間かかるので、この点からpHメーターの設置位置と設定pHを考慮しなくてはならない。たとえば夕ホ湖では炭酸カルシウム沈殿池の流入水のpH(10.3)と流出水のpH(9.6)には、0.7の差がある。

再炭酸塩化のための炭酸ガス源として、汚泥焼却炉、石灰再生炉からの煙道ガス、液体二酸化炭素、天然ガス、プロパン、ブタン、灯油、コークスなどの燃焼ガスが考えられてきた。たとえば天然ガスによって焼却する汚泥からの煙道ガスには、ウェットベースで約16%、ドライベースで約10%の炭酸ガスが含まれている。石灰再生炉からの煙道ガスには、さらに炭酸カルシウムからの炭酸ガスも含まれるので、汚泥焼却炉からの煙道ガス中の炭酸ガス濃度よりも多くの炭酸ガスが含まれていると考えられる。

炭酸ガス必要量は、流入水のpHと流出水のpHによって異なるが、その基本的な考え方は本報告書の86ページに示してある。再炭酸塩化、あるいは中和における炭酸ガスの吹込み時間は、必要な炭酸ガス量が供給される時間から決定すればよい。夕ホ湖の再炭酸塩化槽の滞留時間は5分間、ワシントン特別区では15分間である。また、夕ホ湖の中和槽の滞留時間は4分間である。横須賀パイロットプラントでは再炭酸塩化槽、中和槽の滞留時間は5~16分間で実験を行なった。

炭酸ガスの利用効率をよくするために炭酸ガスを分散させること、炭酸ガスの気泡を小さくすること、再炭酸

塩化槽あるいは中和槽の水深を深くすることが重要である。ワシントン特別区のパイロットプラントでは、約3.4 mの再炭酸塩化槽で、タービンミキサーを用いて炭酸ガスの微細化と散気を行なって、ほとんど100%の炭酸ガスを吸収させている。設計指針によれば、炭酸ガス必要量は、炭酸ガス吸収率を考へて、計算値の20%増しとすべきである。

(7) 炭酸カルシウム沈殿池

再炭酸塩化により生成される炭酸カルシウムの粒子は細いので、炭酸カルシウムの沈降性を改善するために凝集助剤を加えた方がよい。たとえば、ワシントン特別区のパイロットプラントの実験では、5 mg/lの第2鉄塩を加え炭酸カルシウムの沈降性を改善している。設計指針では、炭酸カルシウム沈殿池流入水のプロキュレーションについては、まだ検討の余地があるが、緩速攪拌施設を設けておいた方がよいと述べている。

炭酸カルシウム沈殿池の水面積負荷は一般的に石灰沈殿池よりも大きい値が採用されている。たとえば、夕ホ湖では石灰沈殿池の約2.5倍の $9.8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ を炭酸カルシウム沈殿池の水面積負荷としている。設計指針では、晴天時の時間最大流量時で $8.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ が目安であると述べている。横須賀パイロットプラントでは、石灰沈殿池の水面積負荷は $4.6 \sim 12.4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ で実験を行なった。

(8) 汚泥処理施設

石灰沈殿池、および炭酸カルシウム沈殿池からの汚泥には多量の炭酸カルシウムが含まれているので、この汚泥の処理方法として2つの方法が考えられる。ひとつは濃縮、脱水後、投棄処分する方法で、他のひとつは、脱水汚泥を 100°C 前後に加熱し、炭酸カルシウムを生石灰として再生して、再利用する方法である。石灰の再生、再利用によって、汚泥処分量の減少、未使用石灰使用量の減少が図れる。石灰を再生すべきかどうかは、石灰凝集沈殿施設の規模、汚泥の性状、投棄処分地の条件、石灰の購入費用、石灰再生費用等によって決定されるが、設計指針では、 $37.900 \text{ m}^3/\text{d}$ 以上の石灰凝集沈殿施設で実用的であると述べている。

石灰を再生する場合の脱水機としては、汚泥中の炭酸カルシウムと、リン酸カルシウム等の不純分を分離することができる遠心脱水機が優れている。遠心脱水機では固形物回収率を落すよう運転することによって比重の小さいリン酸カルシウム等の不純分を分離液中に含ませることができる。このための遠心脱水機の固形物回収率は、75%程度がよいと思われる(P86参照)。

石灰再生炉としては、多段炉、流動床炉、ロータリーキルンなどが使用できる。再生石灰中には、循環使用によって不純物が蓄積するので、定期的に再生石灰の一部を廃棄すること、および未使用石灰の補充量を増加させる必要がある。夕ホ湖では、石灰再生炉として6段の多段炉を用いており、3年間にわたる運転結果では、再生石灰の66%が生石灰であり、全使用石灰の72%は再生石灰であった。

(9) その他

石灰凝集沈殿施設を設計するにあたっては、まず処理しようとしている下水を用いてジャーテストを行ない、石灰注入量、残存リン濃度、汚泥発生量等を求める必要がある。

石灰凝集沈殿に関する文献は、米国で多く出されている。米国で得られた結果は、本質的にわが国でも利用できる。しかし、米国の下水のアルカリ度、およびリン濃度は、一般的にわが国の下水で得られる値よりも大きいので、この点の注意が必要である。

Ⅱ-2 2次処理水の直接汚過施設

本実験結果と過去における内外の調査報告からみて、活性汚泥処理水を直接汚過するための汚過池の設計を行なうに当り、留意すべき事項は下記のとおりである。

(1) 本実験で用いたアンスラサイトの粒度 — 有効径

1.2 2mm, 均等係数1.2 1 — は、有効径が小さすぎたと考えられる。Baumann はアンスラサイトの有効径として1.8 4mmを推奨しているが、このような有効径の大きいアンスラサイトを使用しても問題はないかどうかについては、今のところ不明である。筆者の見解としては、有効径は、本実験に使用したものと Baumann の提案との中間値 — すなわち、1.4 — 1.5mmとするのが望ましいと考える。

(2) 本実験に使用した珪砂の粒度 — 有効径0.8 7mm, 均等係数1.2 1 — は下水の汚過のために適当なものであったと考えられる。しかし、汚過池№2と№3とで、水質面で余り差がなかったことにより、汚過池№3で使用するガーネット砂の粒度 — 有効径0.5 4mm, 均等係数1.4 1 — は、最深部の汚材としては、有効径がやや大きすぎたと考えられる。

筆者の見解としては、有効径0.4 0 — 0.4 5mmとするのが望ましいと考える。この場合には汚過持続時間は多少短縮されるかも知れないが、汚過水水質がさらに優れたものとなる可能性がある。

(3) 汚材の均等係数は1.0にできるだけ近いものとするが望ましいことは、過去の多くの実験から知られてきた。均等係数の小さな汚材を使用した場合には、同じ有効径で均等係数の大きい汚材を使用した場合に比べて、汚過持続時間が増加でき、しかも水質的にも優れたものとなる。下水の汚過の場合も同様で、均等係数は1.0にできるだけ近い汚材を採用すべきである。しかし、均等係数が1.0に近い汚材は、その購入が困難であり、得られたとしてもその価格は非常に高い。この問題を解決するために、Baumann は一つの提案を行なっている。

それは、使用量の数倍の汚材を購入し、それを数層に分けて汚過池へ搬入することとし、搬入ごとに十分な逆流洗浄を行なって、表層部に集積する微細な汚材をかきとることを繰返して、汚層を形成させる方法である。彼の言によると、汚材の購入費は汚過池の建設費からみれば、極く僅かなものであり、数倍の汚材を購入したとしても、それによって支出する金額は汚過池の建設費からみて微々たるものである。それよりも汚過池運転時に汚過持続時間が短縮し、洗浄水量比が増加する不経済運転

の方が問題が多い。

Baumann の提案による方法を採用するのもよいと考えるが、この場合には、当初購入した汚材の有効径と、汚層内の有効径が大きく変わるので、この点の注意が必要である。

(4) 本実験では汚層の厚さを1.0 mとしたが、汚過損失水頭曲線からみて、汚過持続時間が長時間にわたった汚過池№2および№3でも、浮遊物の抑留による損失水頭の増加が生じない汚層の区間が認められた。このため、汚層の厚さは本実験に使用した1.0 mよりも、多少浅くしてもよいと考えられる。上水の汚過では汚層厚さとして0.6 mが一般的に使用されているが、下水の汚過では汚過速度が大きいため、0.6 mよりも深いことが望ましく、0.7 — 0.8 mが適当ではないかと考えられる。

(5) 汚層内の汚材の構成は2層汚過または多層(3層)汚過とすべきである。この場合、上層にあるアンスラサイトの層厚は全汚層の6 0 — 6 5%とし、流入浮遊物の大部分をこの層内に抑留させるに十分な抑留空間をもたせるものとする。アンスラサイト層はその層厚がうすいと、表面汚過またはそれに近い状態となり、汚過持続時間は大巾に短縮される。

最下層にガーネット砂を充填して多層汚過とすることは、ガーネット砂の粒度選定を十分に考慮すれば、2層汚過に比べて汚過持続時間はやや短縮される可能性はあるが、汚過水質の向上に役立つ。ガーネット砂の層厚の全汚層に占める割合は7 — 1 0%で十分である。

(6) 汚過方式として、今回は減衰汚過により実験を行なったが、通常は定流量汚過が行なわれている。下水の汚過では流量の変動があり、これが汚過池運転を極めてむずかしいものとしている。Baumann は流入量の増減に対処する汚過池の運転方式として、可変減衰汚過法を提案している。この方式では、下水は各汚過池内に設けられた堰箱(Weir box)を通じて池内に流入される。下水の流入量が少ないときは、汚過池は低い水位で運転され、流入量が増加すると汚過池内の水位は上昇し、それとともに汚過水量も増加していく。汚過池内の水位が一定限度に達し、それでも汚過水量が減少してきたときには汚過は中止され、洗浄が行なわれることになる。この方式で、汚過池の洗浄を必ず深夜から早朝にかけて行なうことができれば、下水の汚過法として最も適切な運転の一つと考えられる。

筆者は、この問題について、適切な解答を得るまでに至っていないが、一つの提案をもっている。それは、流入下水の流量変動は極めて大きくなるが、1次処理、2

次処理を行なうことにより、流量は次第に均等化されてくる。汚過池の洗浄は深夜から早朝にかけての流入下水量の少ない時間に全池について行ない、汚過池の運転は最終沈殿池流出量の増加の状態を見ながら、順次池数を増していく方式である。汚過方式は減衰汚過とし、汚過池内の水深は Baumann の提案による可変減衰汚過と同様に流入量の或る程度増加に対処できるよう余裕をもたせる。この方式では自動運転も可能であると考えられる。なお、本提案の可能性を検討するために、将来パイロットプラントの一部を改造して実験を行なうつもりである。

(7) 下水の汚過では、汚過速度を上水道の汚過の場合よりもかなり大きくすることは可能である。鳥羽下水処理場での運転経験によれば、2次処理水質が常に安定している場合には汚過速度 480 m/日 またはそれ以上することも可能であった。しかし、2次処理水質の安定性に十分の確信をもてない下水処理場では、汚過速度は 360 m/日 以下として設計するのが望ましいし、その方が汚過水質も良好に保つことができる。しかし、上水の汚過池の汚過速度である 120 - 150 m/日 の汚過速度で設計する必要はない。これでは極めて不経済である。最低の汚過速度としても 240 m/日 が限度である。もし、これで下水の汚過が十分効果的に行なえないとしたら、問題は、1次処理施設および2次処理施設の設計か、その運転管理にあると考えられ、1次処理施設および2次処理施設についての検討が必要である。

(8) 汚過池の1池当りの設計規模は、上水道の施設基準で定められている 150 m³ 以下とすべきである。上水道では汚過についての十分な経験を有しており、洗浄の均一性から定めたこの値は尊重すべきものとする。また、予備池としては、同じく上水道で考えられている汚過池 10 池までにつき 1 池を設けるのが適当である。

(9) 汚過池の洗浄時に、汚層の表層部に存在する圧密された有機性浮遊物塊を粉砕し、逆流洗浄水の通過を容易にするために表面洗浄装置を設置するのが望ましい。表面洗浄水量としては、上水道の基準で示されている固定式表面洗浄装置で 0.2 m³/m²・分の水量で十分である。回転式表面洗浄の場合の実験は行っていないが、おそらくは、同基準で示されている水量 0.1 m³/m²・分で十分であると考えられる。表面洗浄は逆流洗浄を行なう数分前より開始し、逆流洗浄による洗浄排水の水質悪化がピークに達するまで継続するのが望まれる。空気攪拌も同様な効果が期待できるが、データ不足のため不明である。

(10) 汚過池の逆流洗浄は、大きすぎると汚材の洗浄排水

トラフからの越流量が増加し、小さすぎると、圧密された塊状の有機性フロックが残留する。本実験結果からみて、膨脹比が 20% となるよう逆流洗浄速度を定めるのが望ましい。逆流洗浄時における汚層の膨脹比と、逆流洗浄速度との関係は、汚材の粒度とその構成によっても異なるし、水温によっても異なるので実験によって定めるのがよい。実験は透明の室内実験用汚過筒を用いて行なうことができる。汚過筒の直径は、使用する汚材の最高粒径の 50 倍以上とする必要がある。また、この汚過筒を用いた実験により、洗浄排水トラフの高さも同様に定めることができる。

(11) 汚過池の設置に当たっては、洗浄水の貯留タンクおよび洗浄排水の貯留タンクを設けるのが望まれる。洗浄水の貯留タンクは、2次処理水量が汚過池の洗浄を行なう深夜から早朝にかけてそれほど大きさを減少がなく、洗浄水を得るのに十分な場合には省略することができる。しかし、逆流洗浄時には短時間に多量の洗浄水を必要とする可能性があるため、洗浄水貯留タンクの有無については十分な検討が必要である。

洗浄排水貯留タンクは、いずれの下水処理場においても設置するのが望まれる。洗浄排水の水質はその濃度がピークに達したときには、浮遊物で 3,000 mg/l 以上に達する場合も起りうる。このため、洗浄排水をそのまま最初沈殿池前に返送すると、処理効率が低下したり、その他の障害も生ずる可能性がある。しかし、洗浄排水の平均濃度としては、それほど高いものとはならないので、これを最初沈殿池前に返送しても障害とはならない。洗浄排水の貯留タンクは汚過池 1 池分の洗浄排水の受け入れに必要な容量を有するものであり、その目的は、洗浄排水の水質を平均化するためである。

(12) 下水処理場からの放流水について、浮遊物と BOD をさらに除去して、良質の放流水をうるために、急速汚過法は最も経済的、効果的な手段であるが、それには、その前段としての2次処理が良好に行なわれていなければならない。これは単に BOD が 20 mg/l 以下で処理されているということではなく、下水中の溶解性 BOD のほとんど全部が浮遊性有機物たる生物学的フロックに転換されていなければならない。この点から、下水の2次処理法について、再度見直す必要があると考える。たとえば、標準活性汚泥法で十分なエアレーション時間を有する場合には全く問題はない。また、長時間エアレーション変法は、最終沈殿池からの浮遊物の越流が多くて問題となっているが、汚過によって浮遊物を十分に除去してやれば、極めて清澄な処理水をうることはできるはず

である。しかし、標準活性汚泥法や長時間エアレーション法でも過負荷で運転されていたり、最終沈殿池の構造に欠陥があったり、また、汚泥処理施設が過負荷で運転されているような場合には、良質の処理水をうることはむずかしくなる。

たとえばステップエアレーション変法、コンタクトスタビリゼーション変法などでは、放流水のBODが20 mg/l以下であっても、放流水中に含まれている溶解性BODが標準活性汚泥法による放流水に比べて高くなる可能性が大きい。このような場合には、処理水を戸過することにより、含有する浮遊物を除去したとしても、BODの低下はそれほど大きくは期待できない。溶解性BODを除去するために、他の処理法（たとえば、活性炭吸着法など）を採用すれば、BODの低下は望みうるが、処理費が大巾に上昇するのは避けられない。このようなケースでは、2次処理施設についての改善を行ない、戸過によってその処理水を仕上げることにする方が恐らくは経済的と考えられる。

(13) 戸過池の設計を行なうに当っては、処理すべき2次処理水量の時間変化、および洗浄排水の受け入れのために最初沈殿池流入水量の時間変化の両パターンを、詳細に知っておく必要がある。このため、既存下水処理場で戸過池の設置を計画する場合には、自記量水器機を設置して少なくとも、1年間にわたって、これらのデータを収集し、そのデータの解析結果を基にして設計するのが経済的な戸過池の設計を行なうための最も必要な事項である。

さらに、下水処理場の新設に当っては、これらの流量データを収集できるよう、あらかじめ自記量水器機を設置しておくことが望ましい。

III 下水の石灰凝集沈 殿処理の調査結果

目 次

序 論	27
第1章 室内実験の結果	29
1. マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響	29
1・1 PHと $Mg(OH)_2$ の関係	29
1・2 マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響(1)	29
1・3 マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響(2)	32
2. 石灰凝集沈殿におけるカルシウムとリンの反応生成物	32
3. 石灰凝集沈殿汚泥の成分分析	34
4. 石灰凝集沈殿システムにおける再炭酸塩化	35
4・1 実験方法	35
4・2 実験結果	36
4・3 カルシウムの回収を最大にする再炭酸塩化方法	37
4・4 考 察	37
5. 消化槽脱離液の石灰凝集沈殿処理	39
5・1 実験方法	39
5・2 実験結果と考察	39
6. 各種排水の石灰凝集沈殿処理	41
6・1 実験方法	41
6・2 実験結果と考察	41
7. ポリマーの凝集沈殿に及ぼす影響	49
7・1 上澄水の濁度に及ぼす影響	49
7・2 沈殿汚泥量に及ぼす影響	50
第2章 横須賀パイロットプラントでの実験結果	52
1. パイロットプラント流入水の特徴	52
2. パイロットプラントの概要	52
2・1 石灰凝集沈殿装置	52
2・2 アンモニアストリッピング塔	52
2・3 再炭酸塩化装置	53
2・4 急速汚過池	56
3. 実験方法	56
3・1 実験期間と実験条件	56
3・2 運転管理と水質分析	56
4. 予備実験の結果	56
4・1 三角ゼキ検定結果	56
4・2 トレーサー実験結果	59
5. 本実験の結果	59
5・1 実験結果の概要	59
5・2 石灰沈殿池の運転結果	64
5・3 急速汚過池の運転結果	67
5・4 浮遊物と濁度の相関	67

5・5 TOC, COD _{cr} , COD _{mn} , BODの相関	69
5・6 リン除去に及ぼす水温の影響	71
5・7 リン除去と石灰注入量	71
5・8 各プロセス処理水のリンの成分	72
5・9 アンモニアストリッピング塔におけるアンモニア性窒素の除去	73
5・10 急速汚過池における窒素態の変化	75
5・11 パイロットプラントに発生したスケールについて	76
6. 本パイロットプラントの問題点、その対策および改造予定	80
第3章 調査のまとめ	81
1. 石灰凝集沈殿システムの概要	81
2. 石灰凝集沈殿	81
2・1 リンとカルシウムの反応生成物	81
2・2 炭酸カルシウムと水酸化マグネシウムの生成	82
2・3 リン除去とpH	82
2・4 pH11にするのに必要な石灰注入量	84
3. 再炭酸塩化	84
3・1 炭酸カルシウムを最大に回収するpH	85
3・2 中和の目標pH	85
3・3 再炭酸塩化で回収されるカルシウム量、および残存カルシウム量	85
3・4 炭酸ガス源、および炭酸ガス必要量	86
4. 石灰汚泥の脱水	86
5. 石灰の再生	88
6. スケールの発生と対策	89
謝 辞	91
参 考 文 献	91

序 論

湖沼、海域等の水域の富栄養化が各地で発生し、そのために種々の障害が生じているが、水域中のリンは窒素とともに藻類などの栄養塩として、この富栄養化の原因物質として考えられている。したがって、水域の富栄養化を防止する基本的な方法は、水域に流入するリン、窒素を除去し水域中の栄養レベルを上昇させないことであるが、下水中のリンの除去と窒素の除去とを比較すると、次に述べる3点から、リンの除去の方が、富栄養化防止の立場からすると有効であると考えられる。

① 制限因子としての効果

過去においてDeveyは、1940年にすでに米国コネクチカット州の49の湖沼における調査から、富栄養化に対する制限因子としての効果は、リンの方が窒素よりも大きいと結論している。それ以来同様な発表はしばしばおこなわれている。¹⁾

② 発生源

家庭下水中の窒素は、どのような場合でも、水域に流入する総窒素負荷量の40%を越すことはあり得ないが、リンの場合は最底でも40%を占め、しばしばこれより高い。¹⁾したがって汚濁発生源のはっきりしているだけ、リンの方が除去し易いといえる。

③ 大気中からのとりこみ

水域中のリンは、水域への流入水によってのみ供給されると考えられるが、ある種の藻類、特に害の大きい藍藻類は、大気中の窒素を直接取り込む²⁾といわれている。したがって、流入水中の窒素を除去しても、他に大気が窒素の供給源として残ることになる。

水域が富栄養化する限界のリン濃度は、種々の影響因子によって異なってくるが、何人かの研究者の示す値をまとめると次のようである。

富栄養化するリンの限界濃度⁴⁾

研究者	リン(mg/l)	備 考
Srinathら	0.05	窒素 = 0.1 mg/l 春の逆転期の無機リン 窒素 = 0.15 mg/l
Raschke	0.01	
Chu	0.009	
Sawyer	0.015	
吉村	0.02	

上表によると、富栄養化する限界のリン濃度は、オーダー

的には 10^{-2} mg/lである。一方、わが国の流入下水中のリン濃度の標準的な値は2.7 mg/l、2次処理全体でのリン除去率は40~50%である。³⁾ 生下水中のリン濃度を2.7 mg/l、2次処理全体のリン除去率を50%とすると、2次処理水中のリン濃度は約1.4 mg/lになる。水域が富栄養化する限界のリン濃度を0.015 mg/lとすると、生下水中にはこの約180倍、2次処理水中には約90倍ものリンが含まれていることになる。したがって、生下水や、2次処理水が多量に滞留するような水域においては、下水中のリンのために、水域が富栄養化する可能性がある。

水中のリンは炭素や窒素などとは異なり、どのような形のものであっても、大気中に飛散されることはない⁵⁾ので下水中のリンを除去するには、化学的に結合させて難溶性の化合物として除去するか、イオンのまま除去するかしくはならない。イオンのまま除去する方法としては逆浸透法などが考えられるが、現時点では費用の点などから一般的でない。リン除去の一般的な方法は、下水中に薬品を添加し、難溶性のリン化合物をつくり、これを沈殿除去する方法である。薬品凝集沈殿によってリンの他に、浮遊物、濁度および有機物も除去される。このための薬品として石灰、およびアルミニウム塩、鉄塩などの金属塩が用いられる。リン除去のための凝集剤として、石灰と金属塩を比較すると次のようである。

① 金属塩を用いた場合の処理水中には、硫酸イオンや塩素イオンなどの溶解性分が付加され、処理水中の溶存物質質量が増加すると考えられる。石灰の場合もカルシウムイオンや水酸イオンが付加されるが、これらは凝集沈殿後に続く再炭酸塩化によって除かれる。

② しかし、このためとpH調整のために石灰を用いる場合には再炭酸塩化が必要である。

③ 金属塩の必要注入量は、リンと金属塩とのモル比で決まるが、石灰の場合は目標pHまでの下水の緩衝能はによって決まる。

④ 金属塩を用いる場合の最適pH範囲は小さく、最適pH値を保つために酸あるいはアルカリを必要とすることもある。石灰の場合はpHを石灰注入により、ある程度以上にあげればよいので、pH調整のための付加的な薬品は必要でない。

⑤ 同様にリンを除去するために必要な凝集剤注入量は石灰の方が金属塩の場合より多いようである。

⑥ 汚泥の脱水性は石灰の場合の方がよいと考えられる。

⑦ 汚泥からの凝集剤の再生は、金属塩の場合、現時点では実際的ではないが、石灰の場合はすでに実際的である。

⑧ エアレーションタンクへ凝集剤を直接注入し、リンを除去することは、石灰の場合 pH に問題があるので不可能であるが、金属塩の場合可能である。

このように、それぞれに利点と欠点があり、現時点では、どちらの凝集剤の方が優れているかは判断できない。

凝集剤の添加場所としては 1 次処理段階、2 次処理段階および 3 次処理段階がある。これらの利点と欠点を下に示す。6)

土木研究所では、昭和 46 年度から石灰凝集沈殿に関する調査を開始している。凝集剤として石灰を選定したのは、地下資源に乏しいわが国においても、石灰は多量に埋蔵されており、かつ全国的に生産、出荷されていること（昭和 44 年 4 月 1 日現在で石灰の可採粗鉱量は約 2,660 億トン、石灰の生産および出荷をおこなっている都道府県は、31 にものぼる⁷⁾）、および汚泥の再生利用が可能であることからである。昭和 46 年度は、文献調査、室内実験、および横須賀市下町処理場構内において、下水の工業用水

への再利用を計画している横須賀市と協同でパイロットプラントの建設をおこなった。これらの成果はすでに、土木研究所資料第 769 号⁷⁾として公表してある。今回の報告は、昭和 46 年度以降、昭和 48 年 10 月までの調査の結果である。この期間は、室内実験と、パイロットプラントでの実験、および文献調査をおこなった。

第 1 章において、室内実験の結果をまとめた。

第 2 章において、昭和 46 年度に建設したパイロットプラントの昭和 47 年 5 月から昭和 48 年 10 月までの運転の結果をまとめた。本パイロットプラントは、石灰凝集沈殿、アンモニアストリッピング、再炭酸塩化、および急速汚過から成っている。これら室内実験とパイロットプラントの実験結果のまとめ、および石灰凝集沈殿施設の設計にあたっての留意事項は、本報告書の冒頭で述べた。

さらに、第 3 章において、昭和 46 年度から開始した本調査の現在までの調査結果をまとめた。

1 次、2 次、3 次処理の各段階でリン除去をおこなう場合の利点と欠点⁶⁾

	1 次 処 理	2 次 処 理	3 次 処 理
利 点	1. すべての処理場に適用可 2. BOD、浮遊物除去の増加 3. 最低の金属漏出率	1. 最低の建設費 2. 1 次処理の場合より薬品添加量が少なくてすむ 3. 活性汚泥の安定性の改良 4. ポリマーが不必要	1. 処理水中のリン濃度が最低 2. もっとも効果的な金属塩の使用 3. 石灰の再生について実証済み
欠 点	1. 最低の金属塩利用率 2. フロキュレーションにポリマーが必要 3. 初沈汚泥より汚泥の脱水が困難	1. $P < 1 \text{ mg/l}$ にするには慎重な pH 制御が必要 2. 金属の過剰添加は pH を低下させる可能性がある。 3. pH が上昇するため石灰の使用は不可	1. 最高の建設費 2. 最高の金属塩漏出率

第1章 室内実験の結果

1. マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響

下水を石灰凝集沈殿処理すると、下水中のマグネシウムは、pH 11前後から急激に減少する。図1・1に1例を示す。同図によると、pH < 11においてマグネシウムの減少はほとんどないが、pH > 11になるとpHの上昇とともにマグネシウムは急激に減少し、pH = 12では約1 mg/lになり、約94%除去されている。

そこで、このマグネシウムの減少が石灰凝集沈殿にどのような影響を及ぼすかを検討した。

1・1 pHとMg(OH)₂の関係

Mg = 10 mg/l を20℃のイオン交換水に入れ、NaOHでpH調整をし、ジャーテスト（急速攪拌5分、150 rpm 緩速攪拌10分、30 rpm、静置沈殿30分）を行ない、溶解性マグネシウム(Mg・D、1.2 μミリポアで濾過)を分析して、図1・2に示す結果を得た。同図によると、Mg・DはpH > 11で急激に減少している。この化学的性質は、先に述べた下水中のMgの挙動ともよく一致している。なお、Mg・Dが急激に減少したpH = 11.5、12.0の試料は白濁したが、30分沈殿後もピーカーの底には全く沈殿物は認められなかった。

1・2 マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響(1)

20℃のイオン交換水に、Mg(MgCl₂で添加)濃度を6段階、Ca(OH)₂濃度を7段階に変化させ、オルトリン酸(H₃PO₄)、及びメタリン酸(HPO₃)濃度を一定にし、それぞれのリンについてジャーテストを行ないマグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響を実験的に検討した。

図1・3にMgとCa(OH)₂との関係を示す。図1・2の場合と同様にpH = 11を境に上澄水中のMg濃度はかなり減少している。

図1・4に添加Mg濃度(Mg init.)が0 mg/l及び約12.0 mg/lのときの、H₃PO₄と、HPO₃で行なったジャーテスト結果を示す。同図によるとH₃PO₄の場合は、pH ≥ 11である、Ca(OH)₂ = 90、180、

280 mg/lにおいてMgは減少しているにもかかわらずMg init. = 0の場合とMg init. = 12.1 mg/lの場合と、P及びP・Dともほぼ等しくなっており、Mgの

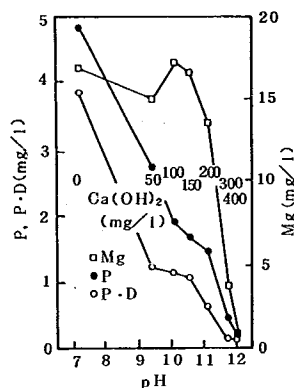


図1・1 Mgの石灰凝集沈殿に及ぼす影響 (T処理場、最初沈殿池流出水)

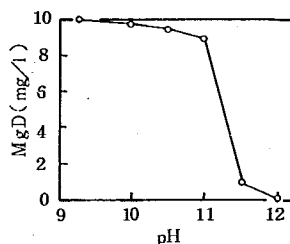


図1・2 pHとMg・Dの関係

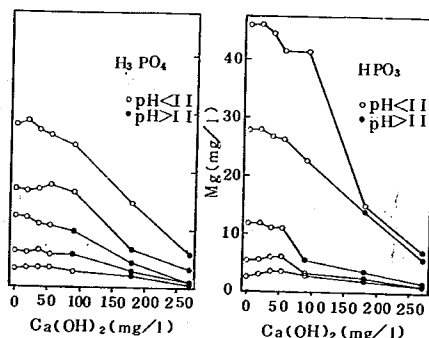


図1・3 Ca(OH)₂とMgの関係

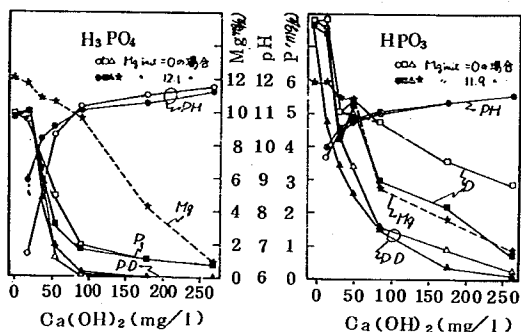


図1・4 石灰凝集沈殿におけるMgの影響

影響は認められない。一方 HPO_3 の場合は、 $\text{pH} \geq 11$ である $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 90, 180, 280 \text{ mg/l}$ においてMgの減少とともに $\text{Mg init.} = 11.9 \text{ mg/l}$ の場合のPは $\text{Mg init.} = 0$ の場合の、それぞれ64、62、26%になっている。またP・Dは $\text{Mg} = 0$ の場合のそれぞれ94、42、63%になっている。

図1・5に $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 180, 280 \text{ mg/l}$ のときの、Mg除去量(Mgの沈殿除去された量)とpH及びP、P・Dの関係を示す。同図によれば、 H_3PO_4 の場合は、上澄水の中のP及びP・DともMg除去量による変化は認められず、Pは $0.3 \sim 0.8 \text{ mg/l}$ の範囲にあり、P・Dはすべて約 0.03 mg/l 以下になっている。一方、 HPO_3 の場合は、Mg除去量の増加とともに上澄水の中のP、P・Dは減少の傾向がある。Mg除去量 $= 38.8 \text{ mg/l}$ ($\text{Mg init.} = 46.1 \text{ mg/l}$, $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 280 \text{ mg/l}$)の場合のP、P・DはMg除去量 $= 0 \text{ mg/l}$ ($\text{Mg init.} = 0 \text{ mg/l}$, $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 280 \text{ mg/l}$)の場合のそれぞれ、24%、18%になっている。

図1・5において HPO_3 の場合、Mg除去量が増加するに従って上澄水の中のPは減少することが認められたが、同図によるとこの減少分の絶対値の大部分は、浮遊性P (PマイナスP・D)が占めている。図1・6に HPO_3 の場合の浮遊性Ca (CaマイナスCa・D)と浮遊性Pの関係を示す。同図によると、浮遊性Caと浮遊性Pにはかなりの相関が認められ、浮遊性Caの増加とともに浮遊性Pも増加している。

図1・7にMg除去量と浮遊性Caの関係を示す。同図によるとMg除去量の増加とともに浮遊性Caは減少している。

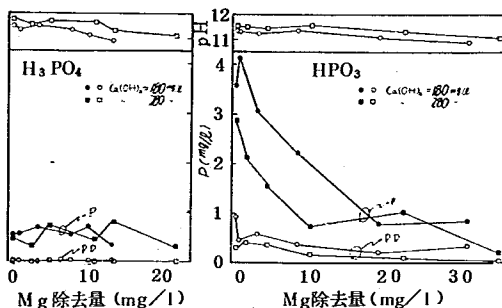


図1・5 Mg除去と残留リンとの関係

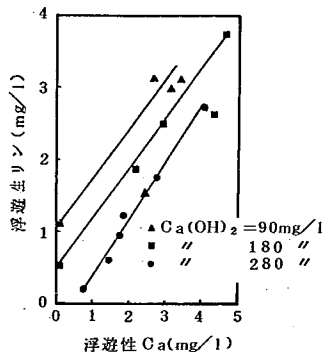


図1・6 浮遊性Caと浮遊性リンの関係
(HPO_3 の場合)

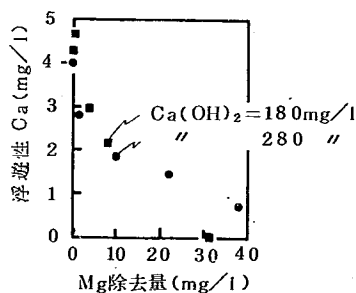


図1・7 Mg除去量と浮遊性Ca
(HPO_3 の場合)

図1・5の上図に、pHを示してあるが、pHは石灰注入量が同一でも、Mg除去量が増加するに従って低下する傾向がある。この原因を、Mgが $Mg(OH)_2$ として析出するために OH^- イオンがとられるためと仮定し、Mg・D除去量から $Mg(OH)_2$ 分の OH^- イオンを計算し、pHを補正した結果を表1・1に示す。

表1・1 pHの実測値と補正值
 $Ca(OH)_2 = 280 \text{ mg/l}$, HPO_3

Mg・D除去量 (mg/l)	実 測 値	補 正 値
0	11.55	11.55
2.70	11.50	11.52
4.71	11.44	11.50
10.3	11.55	11.64
22.3	11.30	11.58
31.1	11.06	11.57

$Mg(OH)_2$ の他に $Ca(OH)_2$ も考えられるが $Ca(OH)_2$ の溶解度積 K_{sp} は 5.5×10^{-6} で($Mg(OH)_2$ の K_{sp} は 1.8×10^{-11})、この値から計算すると、 $pH = 12$ でもなお約 2.200 mg/l の Ca^{++} イオンがあることになる。一方 $Ca(OH)_2$ 280 mg/l における Ca 量は 100 mg/l であるから、 $Ca(OH)_2$ の析出は考えにくい。同表により補正の結果、pHは殆んど一定になるのでこの仮定は正しいと考えられる。

図1・8にCaの挙動を示す。図中アパタイト-Caとは、 H_3PO_4 の場合のリン除去がすべて、カルシウムヒドロキシアパタイト $[Ca_5(OH)(PO_4)_3]$ としてなされたとして、P除去量から計算したアパタイト中のCaの計算値である。同図は、6段階のMg添加量の場合の平均値で表わしているが、Mg除去量の増加による上澄水中のCa濃度の変化はあまりみられなかった。同図によると、 HPO_3 の場合、石灰注入量が変化しても、上澄水中のCaの注入Caに対する割合に変化はなく、 $46.4 \sim 49.1\%$ の範囲(平均 47.4%)であった。 H_3PO_4 の場合、この割合は $Ca = 30 \text{ mg/l}$ までは減少し、 30 mg/l 以上になると増加している。しかし、この値にアパタイト=Caを加えると、 HPO_3 の場合と同様に変動の傾向はなくなり、その値は $46.4 \sim 50.1\%$ の範囲(平均 47.8%)で HPO_3 の場合の値にほぼ等しい。

以上の結果をまとめると次のとおりである。

① Mg^{++} イオンは $pH 11$ あたりから、 pH の上昇と

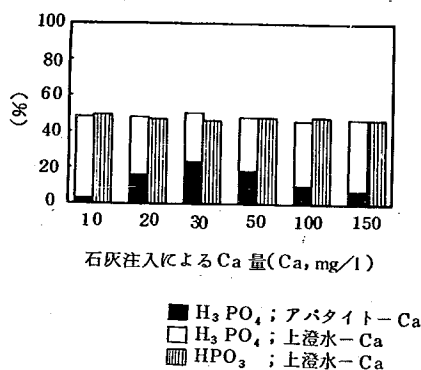


図1・8 石灰注入によるCa量に対する上澄水-Ca及びアパタイト-Caの割合

もに急激に減少する。

② Mg除去量の増加とともに、石灰注入量が同一であっても、pHは低下している。これは Mg^{++} イオンが $Mg(OH)_2$ となったためであると仮定して、 $Mg(OH)_2$ 分の OH^- イオンを加えてpHを補正すると、pHはほぼ一定の値になる。このことから、 Mg^{++} イオンは $Mg(OH)_2$ となって減少したものと考えられる。

③ Mg除去量(つまり $Mg(OH)_2$ の沈殿量)は、 $H_3PO_4 - P$, $H_3PO_4 - P \cdot D$ の除去には影響を及ぼさないが HPO_3 の場合は影響を及ぼし、石灰注入量が同一であってもMg除去量の増加とともに上澄水中のP, P・Dは減少している。この減少分の大部分は浮遊性Pで、浮遊性Pは浮遊性Caと相関があり、浮遊性Caの増加とともに浮遊性Pも増加している。また、浮遊性CaはMg除去量の増加とともに減少している。よってリンを含んだ浮遊性Caを $Mg(OH)_2$ が凝集し、これらが沈殿するために、 HPO_3 の場合は、石灰注入量が同一であってもMg除去量の増加とともにPは減少するものと推察される。

④ 沈殿後の上澄水中のCaの注入Caに対する比は、 HPO_3 の場合の注入Ca濃度によらずほぼ一定で、平均 47.4% である。一方、 H_3PO_4 の場合は $Ca = 30 \text{ mg/l}$ まで、この比は低下し、以後上昇しているが、これにアパタイト=Caを加えると、注入Caによらずほぼ一定になり平均 47.8% になっている。この平均値を HPO_3 の平均値と比較すると 0.4% 少ないだけでほぼ等しいと考えられる。このことから、 $H_3PO_4 - P$, $H_3PO_4 - P \cdot D$ はカルシウムヒドロキシアパタイト

$[\text{Ca}_3(\text{OH})(\text{PO}_4)_3]$ となって除去されること、及び $\text{Mg}(\text{OH})_2$ は $\text{H}_3\text{PO}_4 - \text{P}$ 、 $\text{H}_3\text{PO}_4 - \text{P} \cdot \text{D}$ の除去に影響を及ぼさないことから、このリン酸カルシウムの反応性及び沈降性は $\text{Mg}(\text{OH})_2$ の影響を受けないことが推察される。

1.3 マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響(2)

三次処理技術開発協力会議では、マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響を、最終沈殿池流入水、および2次処理水を用いてジャーテストをおこなって検討し、図1・9に示す結果を得ている。⁸⁾

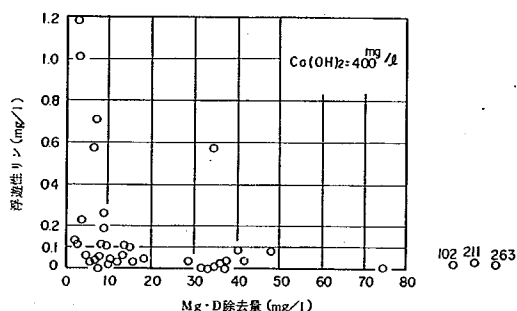


図1・9 溶解性マグネシウム除去量と上澄水
中の浮遊性リンの関係⁸⁾

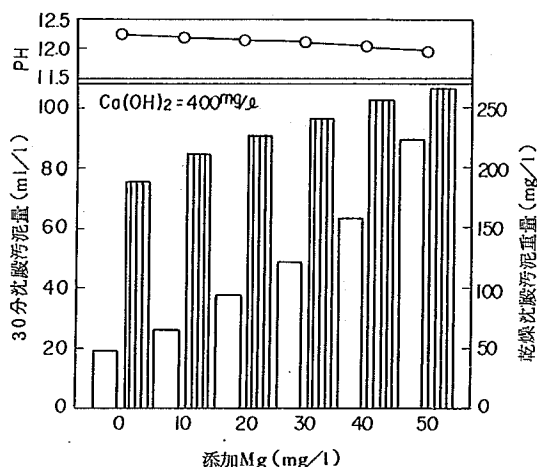


図1・10 マグネシウムの汚泥量、汚泥重量
に及ぼす影響

同図は、消石灰を400mg/l注入してジャーテストをおこなった場合の溶解性マグネシウム(Mg·D)除去量

と、上澄水中の浮遊性リン(全リン-溶解性リン)の関係を示したものである。同図によるとMg·D除去量10mg/l以上においては、浮遊性リンは23試料中3試料が0.1mg/l以上であるが、10mg/l以下においては18試料中11試料が0.1mg/l以上であった。また、1.2の結果から、Mg·Dの減少は、 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ が析出したためと考えられる。したがって、 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ は浮遊性リンを吸着して沈殿するが、その影響は、Mg·D除去量10mg/l程度で異なってくると考えられる。

このように $\text{Mg}(\text{OH})_2$ は沈殿助剤として働くが、一方、汚泥発生量からみると悪影響を及ぼすようである。図1・10に実験結果を示す。この実験は、A処理場の2次処理水(マグネシウム濃度0.66mg/l)に消石灰を400mg/l加え、さらに MgCl_2 でMgを、一般的な家庭下水中のマグネシウム濃度である0~50mg/l⁸⁾添加しジャーテストをおこなった後、それぞれの汚泥発生量を求めたものである。同図によると、30分沈殿汚泥量は添加Mgが0のとき20ml/l、同じく50mg/lのとき90ml/lであり、添加Mgが50mg/lのときの30分沈殿汚泥量は、0mg/lの場合の4.5倍にもなっている。一方、乾燥重量は添加Mgが0、および50mg/lの場合、それぞれ190mg/l、268mg/lであり、Mgを50mg/l添加することによって1.4倍になっている。

以上のことから、マグネシウムを添加すると沈殿量は著しく増加し、それにくらべ乾燥重量はそれ程増加しないといえる。したがって、マグネシウムを多量に含む下水を高pHで石灰凝集した場合のフロックは軽いフロックで、このことはフロックの沈降性、汚泥の濃縮性、および脱水性に悪影響を及ぼすと考えられる。

2. 石灰凝集沈殿におけるカルシウムとリンの反応生成物

石灰によって下水中のリンは、最終的にはカルシウムヒドロキシアパタイトとして固定されるといわれている。しかし、その生成過程におけるリンとカルシウムとの反応、および反応生成物の同定についてはなされていない。

ここでは、5% $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_{10}$ 溶液と $\text{Ca}(\text{OH})_2$ の飽和溶液をモル比 $\text{P}_2\text{O}_5/\text{CaO} = 0.7$ になるように混合し、反応1時間(20℃の室温に静置したもの)、および反応1週間(20℃の室温に静置したが、2日に一度ずつ計3回、30℃で1時間加熱して結晶成長を促進させた)後に、それぞれX線回折、赤外線吸収スペクトル、電子顕微鏡観察により、その反応過程および反応生成物の同定を行った。

2・1 反応1時間の生成物

反応1時間での生成物をX線回折した結果は、図1・11に見るように結晶性の生成物は確認されなかった。同一試料の赤外線吸収スペクトルを図1・12に示した。図1・12によると、 1080cm^{-1} 、 1040cm^{-1} にそれぞれ $\text{P}=\text{O}$ の伸縮振動の吸収帯があり、 909cm^{-1} 、 505cm^{-1} に $\text{P}-\text{O}-\text{P}$ の伸縮振動および変角振動の吸収帯が認められた。このことは、 $\text{P}_3\text{O}_{10}^{5-}$ がほとんど $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ に加水分解されていることを示している。したがって、生成物は $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ を有するリン酸カルシウム（たとえば $\text{CaH}_2\text{P}_2\text{O}_7$ ）であると想定される。写真1・1は、生成物の電子顕微鏡写真であり、非晶質の沈殿生成物であることを示している。

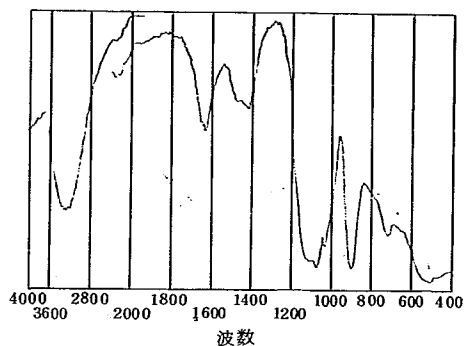


図1・12 $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ と $\text{Ca}(\text{OH})_2$ の1時間の反応生成物の赤外線吸収スペクトル

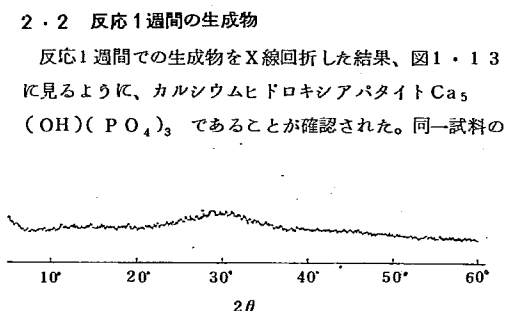


図1・11 $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ と $\text{Ca}(\text{OH})_2$ の1時間後の生成物のX線回折

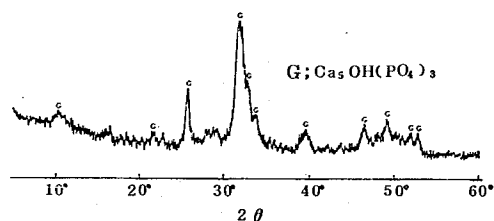


図1・13 $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ と $\text{Ca}(\text{OH})_2$ の1週間後の反応生成物のX線回折

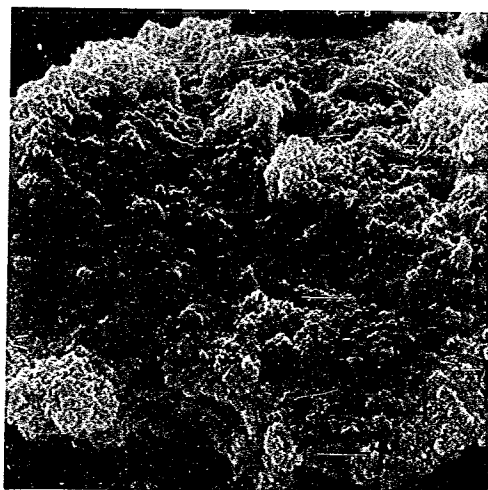


写真1・1 反応1時間後の生成物の電子顕微鏡写真

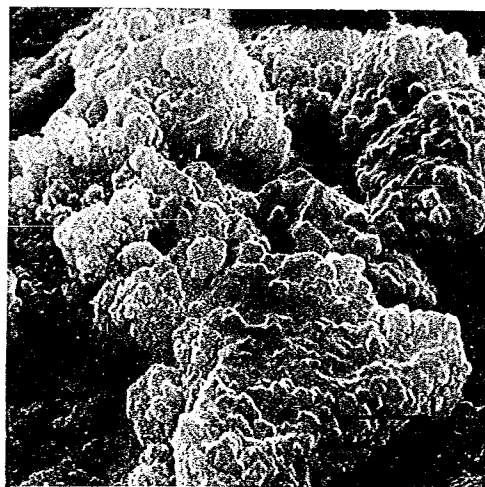


写真1・2 反応1週間後の生成物の電子顕微鏡写真

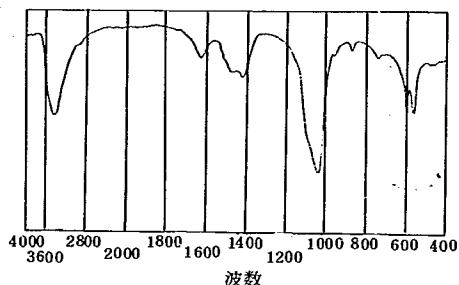
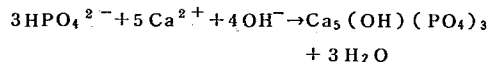
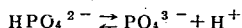
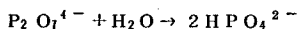
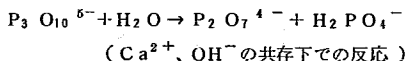


図1・14 $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ と $\text{Ca}(\text{OH})_2$ の
1週間後の反応生成物の赤外線吸収スペクトル

赤外線吸収スペクトルを図1・14に示した。図1・14によると、 1040 cm^{-1} の $\text{P}=\text{O}$ の伸縮振動の吸収帯があり、 600 cm^{-1} 、 560 cm^{-1} に $\text{O}-\text{P}-\text{O}$ 変角振動の吸収帯が認められた。また、 870 cm^{-1} に $\text{P}-\text{O}-\text{P}$ の伸縮振動の吸収帯が残存している。このことは、確かに $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ 、 $\text{P}_3\text{O}_{10}^{5-}$ が残存しているものの、 $\text{P}_3\text{O}_{10}^{5-}$ がほとんど HPO_4^{2-} 、 PO_4^{3-} に加水分解されていることを示している。この事実は、X線回折結果とよく一致している。また、生成された $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ の電子顕微鏡写真を写真1・2に示した。

2・3 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ と $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ との反応機構

$\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ は、弱アルカリから酸性域において加水分解される。しかし、 Ca^{2+} と OH^- ($\text{pH} \geq 8$) の共存下では、さらに加水分解が促進され HPO_4^{2-} 、 PO_4^{3-} となり、 Ca^{2+} との反応において $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ が生成される。この反応は、下記のとおりである。



以上の結果から、次のようなことがいえる。

下水中には、各種のリン酸塩が含まれているが、無機リン酸塩が石灰類と反応して沈殿除去される場合には、リン酸塩はすべて HPO_4^{2-} 、 PO_4^{3-} として Ca^{2+} と反応し、最終沈殿物として $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ を生成し除去される。

3. 石灰凝集沈殿汚泥の成分分析

石灰凝集沈殿後の沈殿汚泥（石灰汚泥）は、炭酸カルシウム (CaCO_3) を多量に含むため、濃縮脱水後、焼却して生石灰 (CaO) として回収される。生石灰は水と反応させると消石灰 ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) になる。石灰凝集沈殿によるリン除去のための凝集剤としては、生石灰より消石灰の方が優れている。⁷⁾

石灰汚泥から石灰を再生し、再利用することによって、石灰が有効に利用できること、および石灰汚泥の処分問題の軽減が考えられるので、石灰の再生は石灰凝集沈殿処理において欠くことのできないプロセスである。このために、石灰再生に関する室内実験を計画、実施しているが、ここでは石灰汚泥の分析結果を述べる。

実験は、T処理場およびM処理場の地下水、および2次処理水50lで行ない、これに所定の $\text{Ca}(\text{OH})_2$ を加え急速攪拌5分、緩速攪拌10分、静置沈殿30分行った後上澄水をサイフォンで分離し、石灰汚泥全量採取し、分析試料とした。分析項目および分析方法は次に示すとおりである。

- ① 石灰汚泥量、 110°C 乾燥
- ② 強熱減量；示差熱分析および熱天秤による 600°C 加熱減量
- ③ SiO_2 ； JISR9011 石灰の化学分析方法
- ④ R_2O_3 ； JISR5202 ポルトランドセメントの化学分析方法
- ⑤ CO_2 ；示差熱分析および熱天秤による方法
- ⑥ CaO ；
- ⑦ MgO ； } HClO_4 分解方法
- ⑧ P ； JISR9011 石灰の化学分析方法

このうち R_2O_3 は3価の鉄、アルミニウムの酸化物の含量を表す。 CaO 、 MgO の分析では、汚泥中の Ca 分 Mg 分全量が分析される。 Ca 分は CaCO_3 と、カルシウムヒドロキシアパタイト [$\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$] からなり、 Mg 分は MgCO_3 からなると考えられるので別分析した CO_2 量と P 量のマスバランスから CaCO_3 、 MgCO_3 および $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ を求め、強熱減量、 SiO_2 、 R_2O_3 、 MgCO_3 、 CaCO_3 および $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ を石灰汚泥の成分とした。

図1・15に以上の分析の回収率を示す。ここで回収率とは、各成分の値の合計値の石灰汚泥量に対する割合をいう。同図からわかるように、回収率はほぼ100% (93~109%、平均100.5%) であったことから、先に述べた分析項目で、石灰汚泥中の成分はほぼカバーしている。

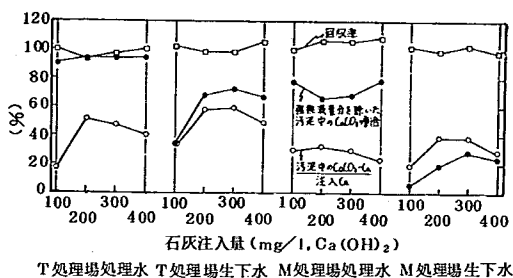


図1・15 石灰汚泥分析結果

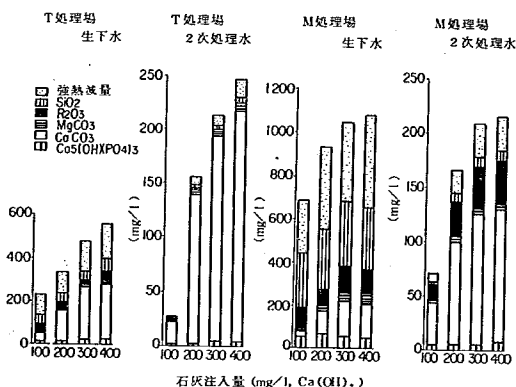


図1・16 石灰汚泥分析結果

と考えられる。

図1・16に各成分の絶対量を示すが、同図によるとM処理場の石灰汚泥中には、T処理場の場合にくらべて、強熱減量、SiO₂、R₂O₃分が多いことがわかる。これはM処理場の流入水中に、紙再生工場からの粘土分などを多量に含んだ廃水が含まれているためである。

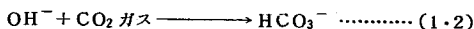
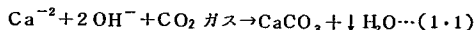
石灰汚泥中のCaCO₃から石灰を再生する場合、900～1100℃程度に加熱するので、強熱減量分は当然なくなるが、他のSi、Fe、Al、Mgおよびアパタイトなどは不純物質として残ると考えられる。このため、強熱減量分を除いた汚泥中のCaCO₃の割合を求め、この値を再生石灰中の石灰の純度の指標とした。図1・15にこの結果を示す。同図より、当然のことと思われるが、生下水にくらべて2次処理水の場合の方がこの値は大きい。したがって、石灰再生をする場合は2次処理水の方が有利である。また、生下水、2次処理水ともT処理場の値がM処理場の値よりも大きい、これは先に述べた紙再生工場の廃水の

影響である。

石灰汚泥中のCaCO₃-Caの注入Caに対する割合を図1・15に示す。この図は、注入石灰に対する石灰汚泥中の再生可能な石灰の比を表わすが、同図によるとこの値は生下水、2次処理水による変化は余りない。T処理場の生下水の場合34～59%、2次処理水の場合17～51%、M処理場の生下水の場合19～39%、2次処理水の場合23～33%になっている。この値は、さらに上澄水を再炭酸塩化し上澄水中のCa分をCaCO₃として沈殿させることによって増加する。米国カリフォルニア州のタホ湖における再炭酸塩化を伴った石灰凝集沈殿プロセスには石灰再生装置が含まれているが、この3年間にわたる運転の結果によると、再生石灰の66%はCaOであり、全使用石灰の72%は再生石灰であった¹⁰⁾といわれている。

4. 石灰凝集沈殿システムにおける再炭酸塩化

石灰凝集沈殿の上澄水はpHが高く、カルシウムを多量に含んだ硬度の高い水である。高pHのため、続いてアンモニアストリッピングによるアンモニア除去が可能になるが、石灰凝集沈殿、あるいはアンモニアストリッピング後、放流したり、さらに他の単位プロセスを組み合わせる場合、問題が生じると考えられる。この問題の対処方法として一般的に、沈殿処理水あるいは脱アンモニア水に炭酸ガスを吹込み、pHを下げ、カルシウムを炭酸カルシウムとして沈殿させる方法が考えられている。これを再炭酸塩化(Recarbonation)と称している。再炭酸塩化におけるおもな化学反応を1・1、1・2式に示す。1・1式の炭酸カルシウムの析出量はpHに関係する。



沈殿した炭酸カルシウムは石灰凝集沈殿によって生じる石灰汚泥とともに、石灰再生炉中で焼成することにより生石灰として再生でき、この生石灰を消石灰化することにより石灰の再利用が図れる。

このように石灰凝集沈殿システムにおいて再炭酸塩化はpH調整、およびカルシウムの回収のために欠くことのできないプロセスである。そこで再炭酸塩化における炭酸カルシウムを最大に回収するpH値などについての基礎実験を行なった。

4・1 実験方法

M下水処理場の2次処理水50lをバケツにとり、これに消石灰20gを加え(400mg・Ca(OH)₂/l)、

急速攪拌を5分、低速攪拌を10分、静置沈殿を30分した後、上澄水をサイフォンで採取し、再炭酸塩化原水（以下原水という）とした。

再炭酸塩化は次のような手順で行なった。内径13.8cmのアクリル製円筒内に原水を33.5cm（5l）加え、原水中にボールフィルターを3本挿入する。このボールフィルターは中間に流量計を介して液化炭酸ガスボンベに接続されている。pHメーターの電極を試料上部に入れる。pHメーターは記録計に接続されている（図1・17）。炭酸ガス供給量を所定の値（500ml/min）にし、炭酸ガスを所定のpHが得られるまで吹込む。pHは吹込み開始から吹込み後pHが安定するまで記録する。pHの安定後、再炭酸塩化水をスターラーで攪拌しながら採取し、分析に供する。

分析項目は溶解性カルシウム（Ca・D、1.2μのミリポードで透過、原子吸光法）、浮遊物質（ガラスフィルター法）全リン（P）、溶解性リン（P・D混合試薬法）である。

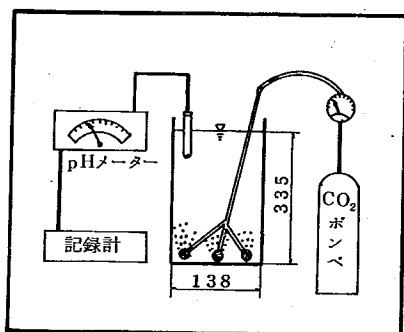


図1・17 実験装置

4・2 実験結果

実験に供した2次処理水、および石灰凝集沈殿処理水（原水）のCa・D、PおよびpHを表1・2に示す。

表1・2 2次処理水と原水

	2次処理水	原水
pH	7.19	11.91
Ca・D(mg/l)	20.5	622
P(mg/l)	1.76	0.144

原水に炭酸ガスを吹込むと原水のpHは(1)、(2)式に従っ

て低下するが、吹込み終了後も反応は進み、pHはなお低下する。このpHの低下が終了して安定したときのpHを安定pHと称するとする。図1・18に安定pHとCa・D浮遊物質の関係を示す。同図によればCa・Dの最小、および浮遊物質の最大はpH9.5～10.0の範囲にあることがわかるが、Ca・Dの減少および浮遊物質の増加は炭酸カルシウムの析出のためと考えられるので、再炭酸塩化においてカルシウムの回収を最大にする安定pHは9.5～10.0の範囲であると考えられる。

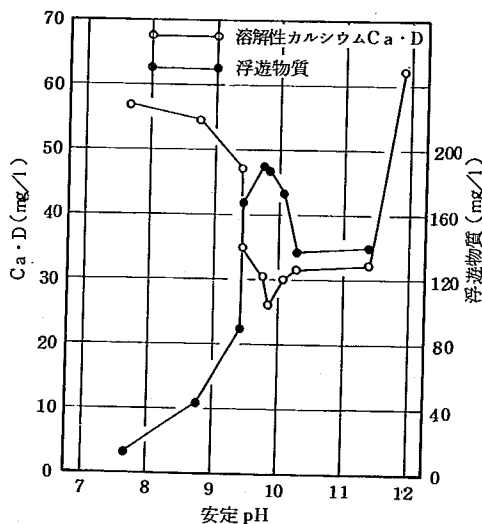


図1・18 安定pHとCa・D、浮遊物質の関係

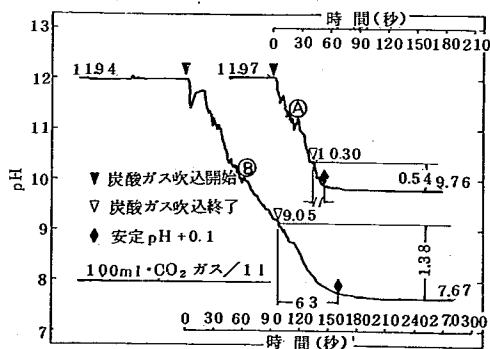


図1・19 pH～時間曲線

図1・19に安定pHが最大カルシウム回収のpH範囲内にあると考えられる9.76（図中の記号④）、および放

流水として満足できると考えられる7.67(同⑧)のときのpH～時間曲線を示す。同図によれば④と⑧のpH低下のグラフの傾きはpH1.030(④のときの吹込み終了時のpH)まではほぼ同じである。また、吹込み終了時からpHが安定するまでのpHの低下は、吹込み終了時のpHの低い⑧の方が、④より大きい(1.38対0.54)。吹込み終了時からpH=(安定pH+0.1)のpHになるまでの時間を安定時間とすれば、⑧の安定時間は6.3秒で④は1.1秒であることから、安定pHの低い程、安定時間は長くなる傾向があると考えられる。

再炭酸塩化後のP・Dと安定pHとの間に相関はなく平均0.032mg/l(0.015～0.060mg/l)であった。

4.3 カルシウムの回収を最大にする再炭酸塩化方法

4.2においてカルシウムの回収を最大にするpHは、9.5～10.0の範囲にあることがわかったので、カルシウムを回収し、石灰の再利用を最大にして、処理水の硬度を下げるためには、高pH(>11.0)の石灰凝集沈殿処理水、あるいは脱アンモニア水をいちど7前後に低下させずに、まず9.5～10.0程度におとし、炭酸カルシウム沈殿池で炭酸カルシウムを沈殿させ、さらにその上澄水を7前後にまで低下させることが必要である。この方法をいちどで7前後におとし1段再炭酸塩化(図1.19における曲線⑤)に対し、2段再炭酸塩化と称している。図1.20に図1.19から求めた2段再炭酸塩化のpH～時間曲線を示す。

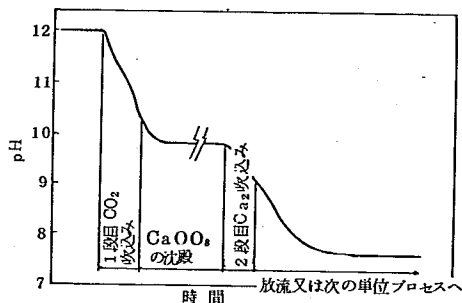


図1.20 2段再炭酸塩化におけるpH～時間曲線

4.4 考察

1) 再炭酸塩化において、カルシウムを最大に回収するpHについて

再炭酸塩化において、カルシウムを最大にする安定pHは9.5～10.0の範囲にある理由について考察を行なった結果を図1.21に示す。

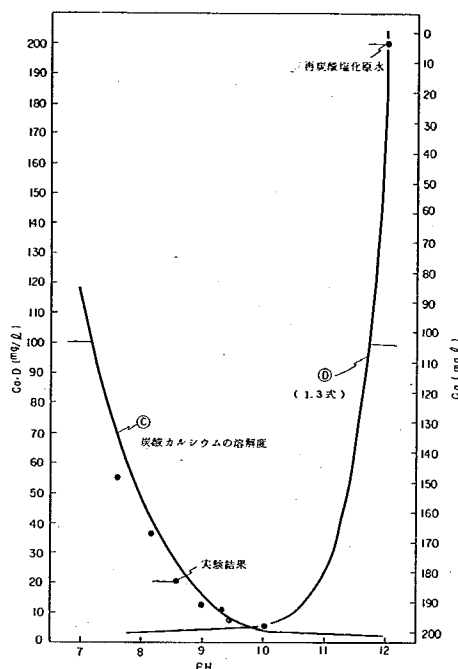


図1.21 再炭酸塩化曲線の理論曲線とイオン交換水を用いた実験結果

図1.21において、曲線①は炭酸カルシウムの溶解度とpHの関係を実験的に求め、炭酸カルシウムの溶解度をカルシウムイオン(mg/l)で表わしたものである。実験は次の手順で行なった。ビーカー中のイオン交換水に試薬の炭酸カルシウムを、ビーカーの底に沈殿するまで入れた後、pHを7から12まで21段階に調節する。pH調整後、20℃の恒温室内でスターラーで数時間攪拌した後、沈殿させ、上澄水を1.2μのミリポアで濾過し、濾過水のカルシウムを原子吸光法で求める。

曲線①は式1.1にしたがって炭酸カルシウムが生成されるとした場合の炭酸カルシウムの生成量とpHの関係を計算より求め炭酸カルシウムの生成量をカルシウム(mg/l)で表わしたものである。計算式は次のとおりである。式1.1より炭酸カルシウムが1モル生成されるとOH⁻イオンは2モル消費されるので、pHと炭酸カルシウム生成

量の関係は式1・3のように表わされる。

$$[Ca] \text{ (モル)} = \frac{1}{2} ([OH_0^-] - [OH^-])$$

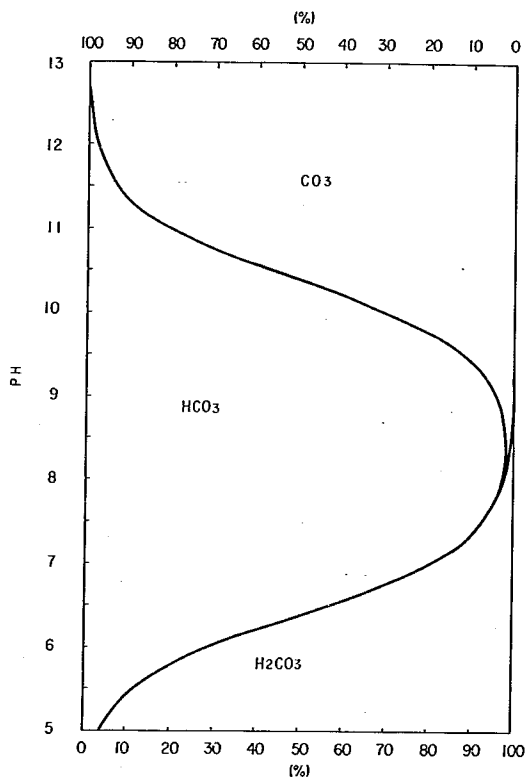
$$[Ca] \text{ (mg/l)} = \frac{1}{2} \times 1,000 \times 40 \times ([OH_0^-] - [OH^-]) = 20,000 \cdot ([OH_0^-] - [OH^-]) \dots\dots\dots (1 \cdot 3)$$

ここで[Ca]：炭酸カルシウム生成量のカルシウム分

[OH₀⁻]：再炭酸塩化原水の[OH⁻]イオン
(モル)

[OH⁻]：再炭酸塩化水の[OH⁻]
イオン(モル)

再炭酸塩化の反応は式3・1のほか式3・2が考えられる。一方、水中のCO₃⁼、HCO₃⁻、の平衡濃度比は図1・22のように示される。



$$\log \frac{HCO_3^-}{H_2CO_3} = pH - 6.381 \quad (11)$$

$$\log \frac{CO_3^{2-}}{HCO_3^-} = pH - 10.38 \quad (11)$$

図1・22 水中の炭酸物質の平衡濃度比
(t=20℃)

したがって、炭酸カルシウムの析出を考慮しなければ、図1・22におけるCO₃⁼、HCO₃⁻、の割合を考慮した式をたてなければならないが、実際には炭酸カルシウムが析出するため式1・2の反応はさらに式1・4のように進み、結果的に式1・1と同等となるので式1・1のみを考慮すればよい。

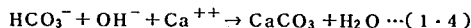


図1・21において・印はイオン交換水(水温20.5℃)にオルトリン酸を5mg・P/l、およびCa(OH)₂=400mg/l、注入後2で述べた手順にしたがって再炭酸塩化水を得て、その溶解性カルシウム(1.2μのミリポアで濾過)とpHの関係を求めた結果である。

図1・21より、再炭酸塩化原水を除く再炭酸塩化の実験結果は、炭酸カルシウムの溶解度曲線③にほぼのっている。また、安定pH10.02の再炭酸塩化水の結果を通るよう曲線④をひくと、原水はほぼ曲線④にのっている。

したがって、再炭酸塩化曲線は上に述べた曲線③および④からなっており、2つの曲線が交差するpHが9.5～10.0程度にあると解される。

2) 再炭酸塩化によって回収されるカルシウム量

再炭酸塩化によって回収されるカルシウム量は、再炭酸塩化原水(石灰処理水あるいはアンモニアストリッピング塔流出水)のカルシウム濃度と、再炭酸塩化水のカルシウム濃度の差から求まる。3次処理技術開発協力会議の行った実験結果⁸⁾によると、消石灰を400mg/lでジャーテストを行なった後の上澄水のカルシウムの増分(Ca(OH)₂=400mg/l - Ca(OH)₂=0mg/l)は約20～140mg/lと大きく変動するが、この変動とMアルカリ度とはかなりの相関があり、Mアルカリ度が小さいと、カルシウムの増分は大きい(図1・23)。

これは次のように考えられる。下水のMアルカリ度は、下水中の重炭酸濃度と比例すると考えられるが、重炭酸とカルシウムイオンはpHの上昇とともに炭酸カルシウムとなる。一方、同会議で行なった先の実験における、下水のpHは、どの試料においても10.5以上であった。したがって、重炭酸イオン量と比例して、カルシウムイオンが反応し、炭酸カルシウムが沈殿したものと考えられる。同じ実験で、同会議では、通常の家庭下水の生下水と2次処理水中のカルシウム濃度は10～60mg/l程度でほぼ等しいこと、しかもそれはほとんど溶解性であることを見出している。したがって、消石灰を400mg/l(カルシウムとして220mg/l)注入して石灰凝集沈殿を行なうと、その処理水中には、原水のMアルカリ度、およびカルシウム濃度によって約30～200mg/lのカルシウムが含ま

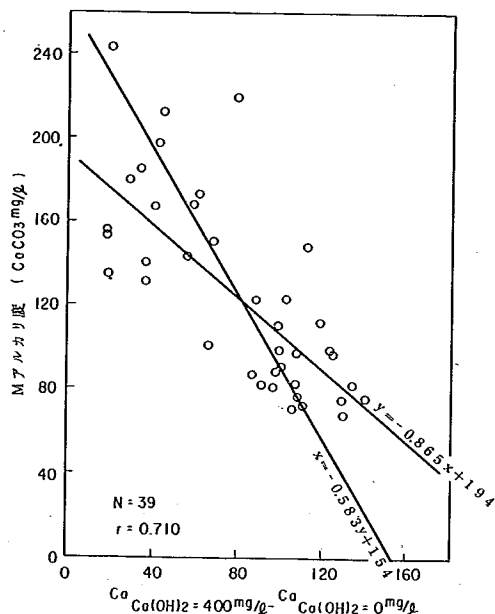


図1・23 石灰凝集沈殿後の上澄水中の
カルシウム増分
($\text{Ca}(\text{OH})_2 = 400 \text{ mg/L}$, $\text{pH} > 10.5$)

れていることになる。

よって、再炭酸塩化水のカルシウムを図1・18から 30 mg/L とすると消石灰 400 mg/L の石灰処理水を再炭酸塩化することによって回収されるカルシウム量は $0 \sim 170 \text{ mg/L}$ 程度であると推察される。但し、アンモニアストリッピング塔流出水の場合、この値は塔内で大気中の炭酸ガスと下水中のカルシウムイオンが反応し、炭酸カルシウムが析出するので、小さく考えられる。

5. 消化槽脱離液の石灰凝集沈殿処理

汚泥処理システムを含む2次処理施設における、汚濁物質の収支を検討してみると、消化槽脱離液等の汚泥系循環水の水処理系にかかる負荷が、かなり大きいことが指摘されている。斎藤ら¹²⁾はA市内のB処理場で夏(8月)、冬(3月)2回調査を行なった結果、汚泥系循環水は流入下水に対して、水量で約10%、BODで65~75%、Nで85~95%、Pで100~150%の負荷をかけてい

たと述べている。また、堺¹³⁾は横須賀市下町下水処理場で調査した結果、汚泥処理システムからのリン回帰量は流入下水の50%以上に達していたと述べている。このことから、2次処理水の水質を向上させるために汚泥系循環水を別途処理し、2次処理施設にかかる負荷を減少させることが考えられる。

本実験は、消化槽脱離液を石灰凝集沈殿処理し、おもにリンを除去する場合の基礎的資料を得るために行なったものである。

5・1 実験方法

実験はジャーテストを用いて行なった(急速撹拌 150 rpm 、5分; 緩速撹拌 40 rpm 、10分; 静置沈殿 30分)。試料は、A市内のB処理場の汚泥消化槽脱離液を用いた。石灰注入量は 300 、 600 、 1000 、 1500 、 2000 、 3000 mg/L の $\text{Ca}(\text{OH})_2$ にした。

5・2 実験結果と考察

実験に供した脱離液の水質を表1・3に示す。

表1・3 実験を行なった消化槽脱離液の水質

pH	7.10
濁度	— a)
溶解性濁度	22 JTU
全リン	69.0 mg/l
溶解性全リン	10.2 mg/l
COD	1630 mg/l
溶解性COD	638 mg/l

a) 光が大部分吸収されたため、汚濁の測定はできなかった。

* 単位はpHを除いてmg/l

脱離液中には多量の炭酸が含まれているので、脱離液をエアレーションすることによって、炭酸ガストリッピングができる。この結果脱離液のpHは上昇し、石灰を注入してあるpHにあげるのに必要な石灰注入量が減少することが指摘されている¹⁴⁾ので、まず、脱離液をエアレーションして、エアレーション時間とpHの上昇の関係を求めた。エアレーションは小型エアポンプとボールフィルターで行なった。結果を図1・24に示す。エアレーション時間130分で、原水のpHから1上昇した最大pH 8.10が得られた。この後、さらにエアレーションを続けた結果pHは低下し、170分では7.84になった。したがって、

炭酸ガストリッピングによるpH上昇の上限は8.10前後と推察される。

炭酸ガストリッピングして、pHを7.84にした脱離液と、炭酸ガストリッピングをしない脱離液に消石灰を注入した場合のpHを図1・25に示す。同図によると、炭酸ガストリッピングすることによって、pH1.5程度にまで、あるpHにするのに必要な石灰注入量は、約200mg・Ca(OH)₂/l減少したことがわかる。

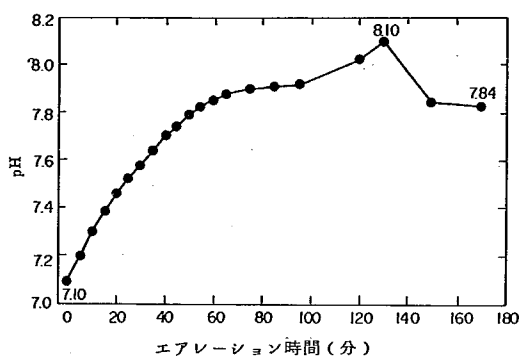


図1・24 エアレーション時間とpHの変化

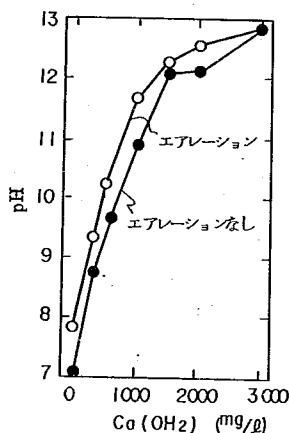


図1・25 石灰注入量とpH

図1・26に炭酸ガストリッピングした脱離液（以下これを原水という）における石灰注入量と上澄水中心の残存リン濃度の実験結果を示す。同図において石灰注入量0とあるのは、石灰は注入しないで、単にジャーテストを行なった結果である（以下これをジャーテスト原水という）。

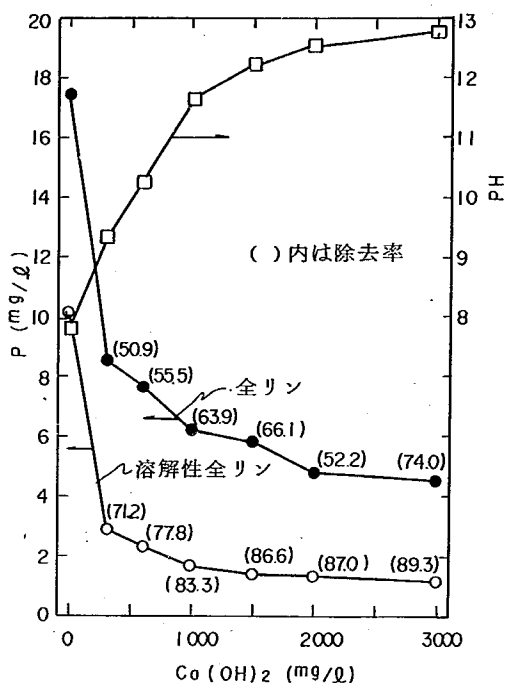


図1・26 石灰注入量と上澄水のリン

原水、およびジャーテスト原水の全リンはそれぞれ6.9.0 mg/l、1.7.4 mg/l、およびCODはそれぞれ1.6.3.2 mg/l、8.0.4 mg/lで、単にジャーテストを行なっただけで全リンは7.4.8%、CODは5.0.9%除去されている。

図1・26によると、石灰注入量の増加、およびpHの上昇とともに、全リン、および溶解性全リン（1.2μのミリポアで濾過）は減少している。しかし、生下水、2次処理水の場合と比較すると、生下水、2次処理水の全リンは、pHを11以上にする、ほとんど0.5mg/l以下になるが、この場合は、石灰注入量1,000、および3,000mg/lでpHは11.68、12.77になっているにもかかわらず、全リンはそれぞれ6.2.9mg/l、4.5.2mg/l、また溶解性全リンはそれぞれ1.6.9mg/l、1.0.9mg/lと生下水、2次処理水の石灰処理水と比較してかなり大きい。しかし、流入下水のリン濃度量程度、あるいはそれ以下にまで低下している。石灰注入量1,000.0mg/lにおける原水、ジャーテスト原水に対する除去率は全リンでそれぞれ9.0.9%、6.3.9%、溶解性全リンで7.7.8%であった。

石灰処理水中のCOD、および溶解性CODは、石灰注入量による変化はなく、それぞれ平均6.1.5mg/l（6.0.2～6.3.7）、および5.5.7mg/l（5.3.2～5.8.8）であった。平均COD除去率は原水、およびジャーテスト原水に対し、

それぞれ62.3%、23.5%であった。また溶解性COD除去率の平均値は12.7%であった。

6. 各種排水の石灰凝集沈殿処理

各種排水を11種類採取し、石灰凝集沈殿を行ない、リン除去について検討した。

6.1 実験方法

実験はジャーテスターを用いて行なった。ジャーテスト方法は、急速攪拌150rpm;5分、緩速攪拌40rpm;10分、静置沈殿;30分である。石灰注入量は、0、50、100、200、300、400、500mg-Ca(OH)₂/lで、静置沈殿後の上澄水を用いて、COD(アルカリ性過マンガン酸法)、濁度(Hack 201型濁度計)、全リン(P、混合試薬法)、溶解性リン(P・D、1.2μのミリポアで濾過、テクニコンオートアナライザーⅡ型)、およびMアルカリ度を分析した。また、pHは緩速攪拌中に測定した。

実験に供した排水を表1・4に示す。同表によりわかるように、11試料のうち9試料は処理施設流出水(以後処理水という)であり、2試料は生排水(以後未処理水という)である。また、7試料は食品加工工場排水、2試料はし尿処理場処理水、残りの2試料は養豚場排水である。こ

のように種々雑多な排水なので、水質も試料によって大きく異なり、pHは4.09~8.31、全リン(P)は0.343~25.8mg/l、またCODは6.65~799mg/lの範囲にあった。

6.2 実験結果と考察

実験の生データをこの節の後に、(表1・5)、処理水についての石灰注入量とpH、残留全リン、および全リン除去率の関係を図1・27~28に示す。

図1・27~28によると、残存全リンとpHの関係は家庭下水を石灰処理した場合と同様にpH10~11あたりから低い値に収束している。たとえばCa(OH)₂=100、200、500mg/lで処理した場合pH10以上の試料はほとんど1mg/l以下になった。Ca(OH)₂=500mg/lで処理した場合は、pH10以上の試料はほぼ0.5mg/l以下であった。

このように、全リンの値はpHの上昇とともに低い値に収束するので全リン除去率は、原水中のリンにより異なり一定にならない。一方、未処理水のリン除去は、良好ではなかった。K養豚場排水は、表1・5、11)からわかるようにアルカリ度が4,450mg/lもあるため、石灰を500mg/l注入してもpHは8.69までしか上昇しなかったもので、リンはほとんど除去されなかったと解されるが、J食品加工工場排水(表1・5、12))は石灰を500mg/l注

表1・4 実験を行なった工場排水

試 料		pH	P (mg/l)	P・D (mg/l)	COD (mg/l)	濁 度 (JTU)	Mアルカリ度 (mg/l)
処 理 水	A 食品加工工場	7.83	1.00	0.359	25.9	2.8	193
	B "	7.20	13.6	12.9	17.6	8.6	101
	C "	7.85	0.343	0.127	6.65	3.2	177
	D "	5.94	1.55	0.770	32.1	11	57.8
	E "	7.05	0.760	0.372	70.6	6.8	53.4
	F "	4.86	1.89	0.437	68.6	3.6	17.3
	G し尿処理場	7.62	6.30	5.28	20.7	3.1	294
	H "	7.74	3.30	2.69	94.6	1.4	180
	I 養 豚 場	7.89	15.7	15.0	36.7	52	507
未処理水	J 食品加工工場	4.09	5.90	3.62	310	94	— a)
	K 養 豚 場	8.31	25.8	18.9	799	31	4,450

a) 原水のpHがすでに4.3以下なので測定不能

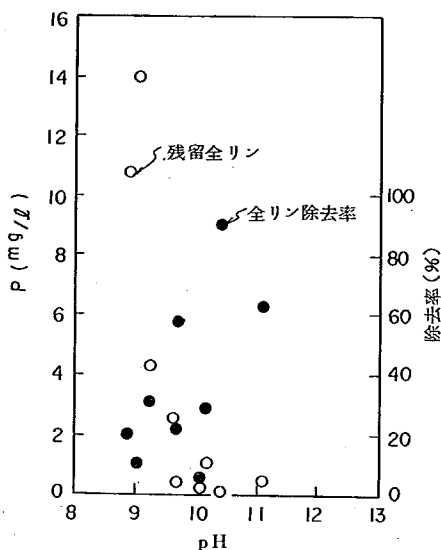


図1・27 $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 1000 \text{ mg/l}$ で処理した場合のpHと残留全リン、全リン除去率

入してpHを11.50にしても、全リン、溶解性リンはそれぞれ3.80 mg/l、1.06 mg/lにまでしか除去されなかった、pH以外の因子が他にあることが推察される。

表1・5よりわかるように、溶解性リンは、pHを11以上にすると、ほとんど 10^{-2} mg/l のオーダーになった。また、石灰500 mg/lで処理した場合の溶解性リンの全リンに対する割合は0~100%まで散らばっている。

図1・30~38に、処理水を石灰処理した後の溶解性リンとpHの関係を示す。これらの図は片対数グラフで、縦軸(対数目盛)に溶解性リンを、横軸にpHをとってある。また、図中に相関係数(r)と、溶解性リンのpHに対する回帰式があるが、これらは、○のプロットから求めたものである。同図によると、A、C、E以外の6つの試料に関しては相関係数が-0.95以上で、特にF、G、H、Iは-1.0である。また、相関係数が-0.95以上のグラフの○のプロットはすべて、あるpH以上で、そのpH以下の●のプロットを結ぶ線とは勾配がはっきり違う。すなわち、●を結ぶ線の勾配はゆるやかで○を結ぶ勾配は急である。

図1・30~38から求めた回帰直線をまとめて、図1・39に示す。図1・39において実線は先に述べた相関係数が0.95以上の直線を、破線はそれ以下の直線を示す。同図より、相関係数が0.95以上の直線のうち、B、D、

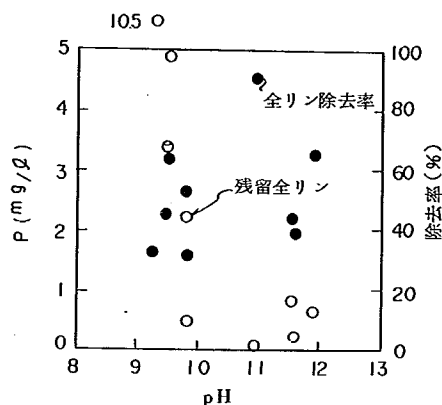


図1・28 $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 2000 \text{ mg/l}$ で処理した場合のpHと残留全リン、全リン除去率

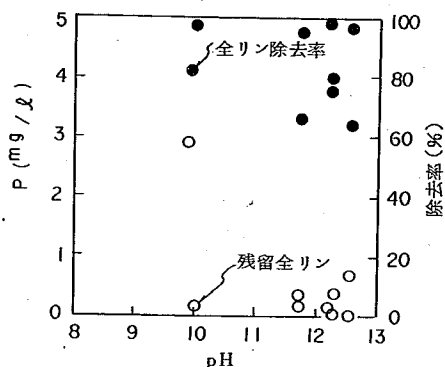


図1・29 $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 5000 \text{ mg/l}$ で処理した場合のpHと残留全リン、全リン除去率

H、Iはほぼ等しい傾きを持っていることがわかる。そこで、この4本の直線を包む帯を  で示した。この結果、B、D、G、H、Iの●を結ぶ直線は、帯内で○を結ぶ直線に交差した。

以上のことから次のようなことが推察される。 内では、ある種の排水を石灰処理した場合の、排水中のリンとカルシウムの化合物(おもに $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ —2参照)の溶解度曲線を含む。この溶解度曲線に到達するまでは石灰を注入しても、図において帯の左側のはみ出たゆるやかな勾配の直線に沿ってリンは不溶解化されるが、溶解曲線到達後は、急勾配の溶解曲線に沿って、不溶解化される。しかし、これらのことを確認するには今後さらに

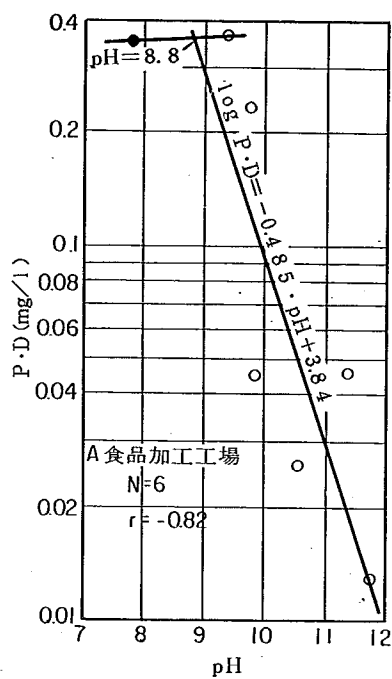


図1・30 pHと残留溶解性リン

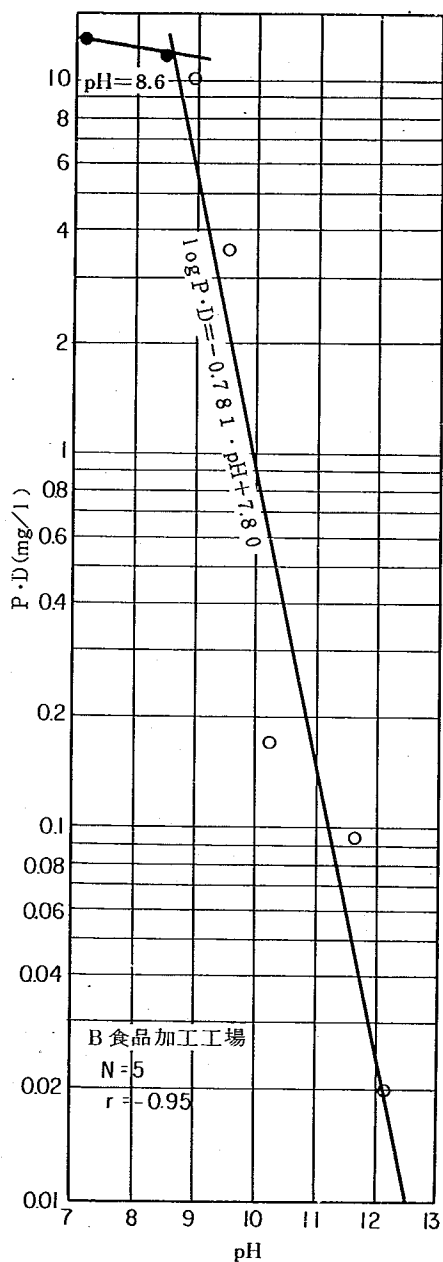


図1・31 pHと残留溶解性リン

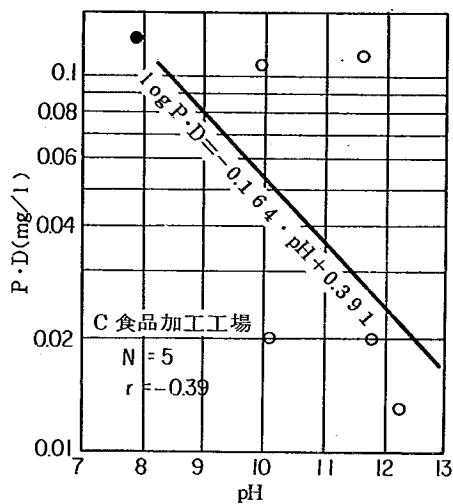


図1・32 pHと残留溶解性リン

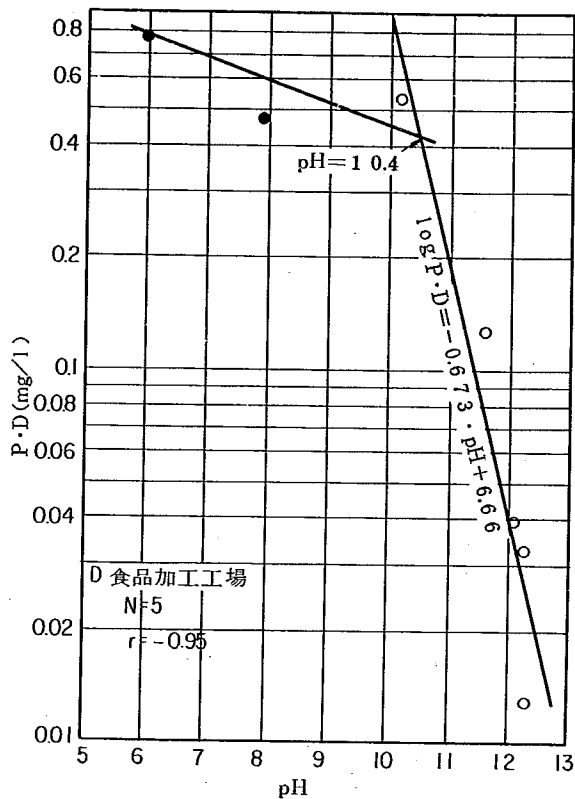


図1・33 pHと残留溶解性リン

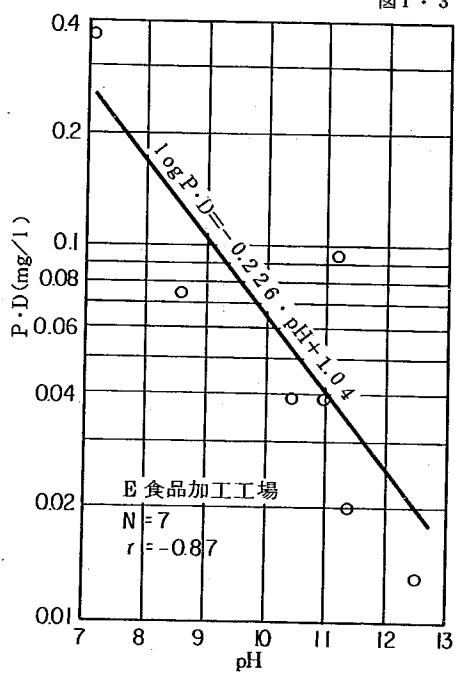


図1・34 pHと残留溶解性リン

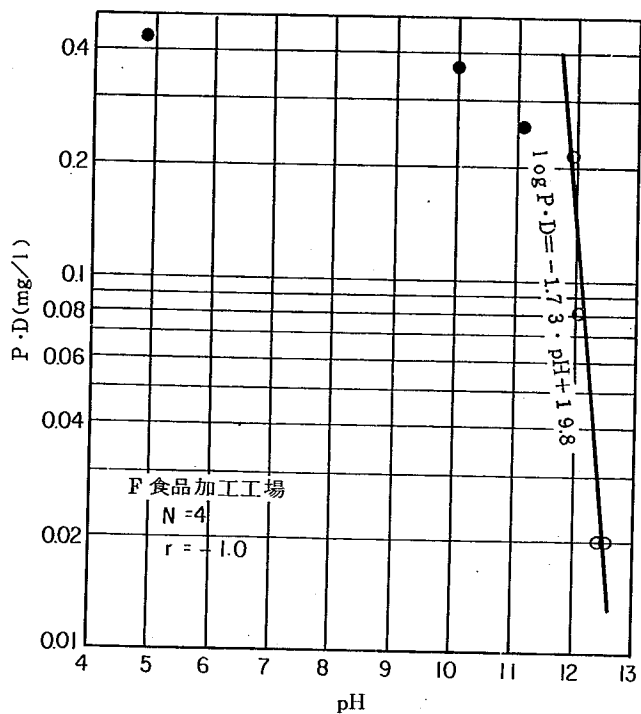


図1・35 pHと残留溶解性リン

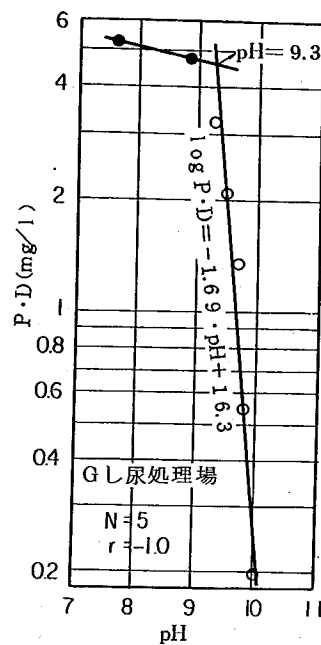


図1・36 pHと残留溶解性リン

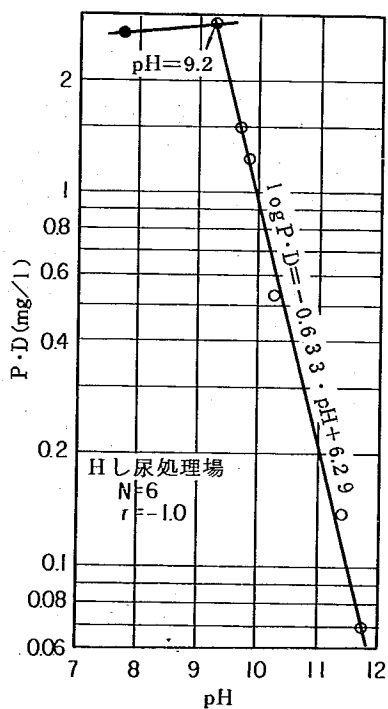


図1・37 pHと残留溶解性リン

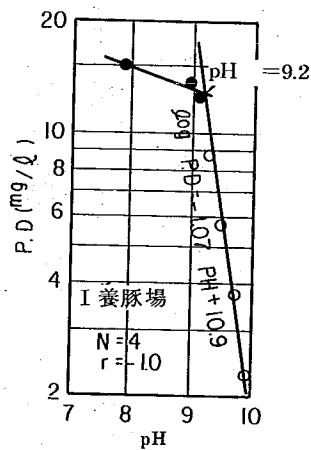


図1・38 pHと残留溶解性リン

データを積み重ねる必要があると考える。なお、参考までに $\square$ の中心を通る式を求めると、

$$\log P \cdot D = -0.833 \text{ pH} + 8.50$$

になる。上式より $P \cdot D$ と pH の関係を求めると、

$P \cdot D(\text{mg/l})$	pH
10	9.0
1	10.2
0.1	11.4
0.01	12.6

となる。

pH を 10、および 11 にするのに必要な消石灰注入量はそれぞれ、50～520 mg/l 、95～440 mg/l であった。 pH を 11 にする消石灰注入量の最大値が、 pH 10 の場合より小さいのは、500 mg/l 注入しても $\text{pH} \div 10$ にしかならなかった試料があったからである。なお、500 mg/l 消石灰を注入して $\text{pH} \geq 10$ 、および 11 以上になった試料は 11 試料のうちそれぞれ 9 試料、8 試料であった。

ある pH にするのに必要な石灰量は、その pH までの排水中の緩衝能に等しいと考えられ、都市下水ではその緩衝能の指標として M アルカリ度を用いており、M アルカリ度の上昇とともに石灰注入量も増す。ところが、本実験の結果から M アルカリ度と、 pH 10、あるいは pH 11 にするのに必要な石灰注入量の関係を求めても、そこにはほとんど相関がなかった。これは次の理由からであると考えられる。排水の M アルカリ度とは排水を $\text{pH} \div 4.5$ にまでにするのに必要な酸を、 CaCO_3 換算したものである。このことから、他の水質は同じで pH だけが異なる排水があったとすれば、 pH の低い排水の方が M アルカリ度が小さくなる。極端な場合は、 $\text{pH} \div 4.5$ の排水の M アルカリ度は 0 で $\text{pH} < 4.5$ の排水の M アルカリ度は測定不能である。

しかし、 $\text{pH} = 4.5$ の排水を $\text{pH} = 10$ にするのに必要な石灰注入量は、同じ水質で pH だけが 4.5 より高い排水よりも多くなってしまい、M アルカリ度は 0 でも、石灰注入量は多くなるという矛盾がでてくる。本実験の試料の、 pH は 4.09 から 8.31 とばらついているため、上に述べたようなことが生じ、結果的に M アルカリ度と、 $\text{pH} = 10$ 、あるいは 11 にするのに必要な石灰注入量との間に相関が得られなかったものと推察される。したがって、ある排水群の M アルカリ度と、ある pH にするのに必要な石灰注入量が正比例するには、必要条件として、その排水群の pH がほぼ等しくなければならない。この点からみれば都市下水の pH はほぼ 7 前後で、この条件は満足しているものと

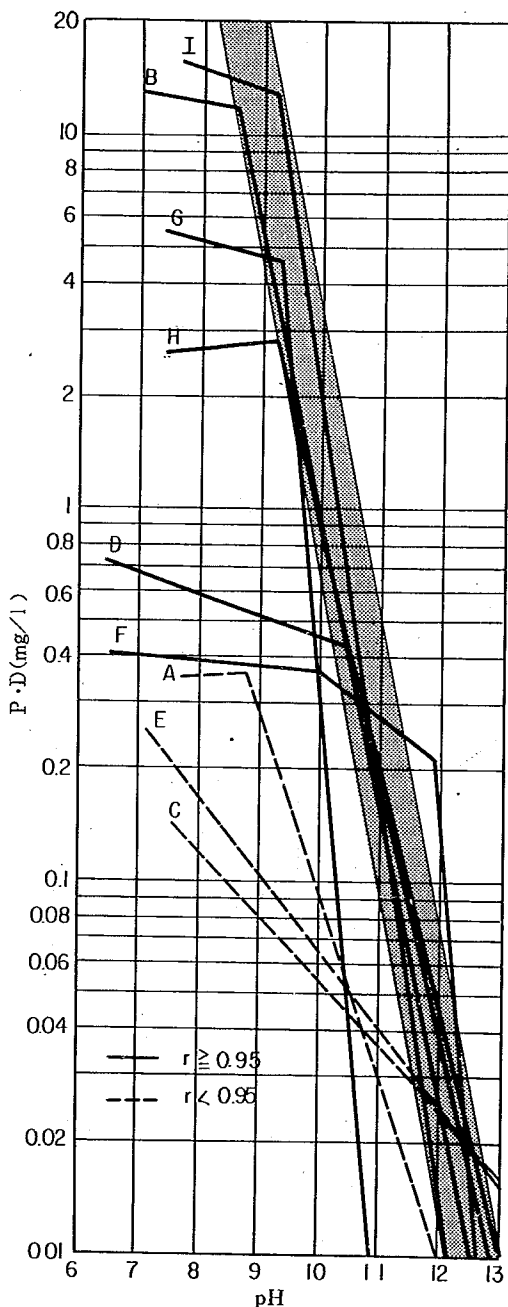


図 1・39 pH と残留溶解性リン

考えられる。

表 1・5 各種排水の石灰凝集沈殿処理結果

1) A 食品加工工場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁 度	P除去率	P-D除去率	COD除去率
0	7.83	1.00	0.359	25.92	2.8	—	—	—
50	9.33	0.860	0.372	24.88	4.7	14.00	—	4.01
100	9.71	0.425	0.235	21.95	6.0	57.50	34.54	15.32
200	9.82	0.473	0.045	18.92	42.0	52.70	87.47	27.01
300	10.52	0.189	0.026	17.97	40.0	81.10	92.76	30.67
400	11.32	0.197	0.046	16.03	39.0	80.30	87.19	38.16
500	11.72	0.342	0.013	16.76	28.0	65.80	96.38	35.34

2) B 食品加工工場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁 度	P除去率	P-D除去率	COD除去率
0	7.20	136	1290	17.62	8.6	—	—	—
50	8.44	124	1170	14.43	8.2	8.82	9.30	18.10
100	8.93	108	1010	13.09	7.0	20.59	21.17	25.71
200	9.51	490	355	10.58	7.3	63.97	72.48	39.95
300	10.22	0.658	0.170	8.60	3.7	96.16	98.68	51.19
400	11.62	0.306	0.095	7.80	7.9	97.75	99.26	55.73
500	12.17	0.155	0.020	8.19	7.4	98.86	99.84	53.52

3) C 食品加工工場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁 度	P除去率	P-D除去率	COD除去率
0	7.85	0.343	0.127	6.65	3.2	—	—	—
50	9.92	0.280	0.108	4.77	5.1	18.37	14.96	28.27
100	10.10	0.326	0.020	4.71	8.6	4.96	84.25	29.17
200	11.62	0.210	0.114	5.44	7.4	38.78	102.4	18.20
300	11.77	0.266	0.020	7.24	7.9	22.45	84.25	0
400	12.18	0.119	0	3.89	7.6	65.31	100.00	41.50
500	12.26	0.068	0.013	1.56	7.7	80.17	89.76	76.54

4) D 食品加工工場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁 度	P除去率	P-D除去率	COD除去率
0	5.94	1.55	0.770	32.05	11.0	—	—	—
50	7.85	1.16	0.466	29.68	13.0	25.16	39.48	7.39
100	10.18	1.11	0.532	30.72	12.0	28.39	30.91	4.15
200	11.56	0.870	0.127	28.77	12.0	43.87	83.51	10.23
300	12.06	0.737	0.039	26.27	12.0	52.45	94.94	18.03
400	12.24	0.731	0.033	25.75	10.0	52.84	95.71	19.66
500	12.28	0.390	0.013	23.89	6.7	74.84	98.31	25.46

5) E 食品加工工場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁度	P 除去率	P-D除去率	COD除去率
0	7.05	0.760	0.372	70.59	6.8	—	—	—
50	8.55	0.082	0.075	65.99	7.6	89.21	79.84	6.52
100	10.41	0.073	0.039	69.77	7.1	90.39	89.52	1.16
200	10.95	0.071	0.039	67.18	7.2	90.66	89.52	4.83
300	11.14	0.026	0.095	54.09	2.7	96.58	74.46	23.37
400	11.35	0.016	0.020	55.38	1.4	97.89	94.62	21.55
500	12.51	0.023	0.013	55.38	1.8	96.97	96.51	21.55

6) F 食品加工工場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁度	P 除去率	P-D除去率	COD除去率
0	4.86	1.89	0.437	68.58	3.6	—	—	—
50	9.98	0.645	0.365	14.69	7.2	65.87	16.48	78.58
100	11.09	0.700	0.258	12.70	8.2	62.96	40.96	81.48
200	11.90	0.655	0.215	11.06	12.0	65.34	50.80	83.87
300	12.06	0.688	0.082	13.78	14.0	63.60	81.24	79.91
400	12.43	0.600	0.020	14.99	16.0	68.25	95.42	78.14
500	12.52	0.682	0.020	13.26	15.0	63.92	95.42	80.66

7) G し尿処理場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁度	P 除去率	P-D除去率	COD除去率
0	7.62	6.30	5.28	20.74	3.1	—	—	—
50	8.85	5.50	4.75	19.18	3.6	12.70	10.04	7.52
100	9.25	4.35	3.24	17.80	4.7	30.95	38.64	14.18
200	9.49	3.40	2.08	20.26	9.4	46.03	60.61	2.31
300	9.68	2.18	1.33	18.88	7.9	65.40	74.81	8.97
400	9.81	0.600	0.545	17.67	2.4	90.48	89.68	14.80
500	10.00	0.180	0.199	21.90	1.2	97.14	96.23	0

8) H し尿処理場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁度	P 除去率	P-D除去率	COD除去率
0	7.74	3.30	2.69	9.46	1.4	—	—	—
50	9.27	3.00	2.82	8.51	3.3	9.09	—	10.04
100	9.67	2.58	1.50	7.69	3.5	21.82	44.24	18.71
200	9.81	2.23	1.22	6.35	4.3	32.42	54.65	32.88
300	10.23	1.02	0.528	6.44	2.7	69.09	80.37	31.92
400	11.40	0.255	0.140	4.06	1.5	92.27	94.80	57.08
500	11.72	0.179	0.069	2.94	1.4	94.58	97.43	68.92

9) I 養豚場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁度	P除去率	P-D除去率	COD除去率
0	7.89	15.7	15.00	36.72	5.2	—	—	—
50	8.95	14.8	13.47	37.32	6.7	5.73	10.20	0
100	9.08	14.0	12.58	25.00	6.2	10.83	16.13	31.92
200	9.29	10.5	8.80	22.12	12.0	33.12	41.33	39.76
300	9.49	8.70	5.71	21.69	14.0	44.59	61.93	40.93
400	9.71	5.15	3.69	18.27	13.0	67.20	75.40	50.25
500	9.90	2.90	2.29	12.14	10.0	81.53	84.73	66.94

10) J 食品加工工場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁度	P除去率	P-D除去率	COD除去率
0	4.09	5.90	3.62	309.6	94	—	—	—
50	4.61	5.35	3.20	240.6	33	10.28	11.60	22.29
100	5.35	4.90	3.00	227.2	43	16.95	17.13	26.61
200	6.65	4.45	2.44	221.2	32	24.58	32.60	28.55
300	7.19	4.05	2.02	213.4	32.5	31.36	44.20	31.07
400	10.64	3.75	1.18	222.0	34	36.44	67.40	28.29
500	11.50	3.80	1.06	252.3	40	35.59	70.72	18.51

11) K 養豚場

Ca(OH) ₂	pH	P	P-D	COD	濁度	P除去率	P-D除去率	COD除去率
0	8.31	25.8	18.90	799.2	31	—	—	—
50	8.44	20.8	19.40	578.9	31	19.38	—	27.57
100	8.49	20.7	18.80	540.0	29	19.77	0.53	32.43
200	8.51	18.7	17.90	553.0	39	27.52	5.29	30.81
300	8.55	18.7	16.80	542.0	38	27.52	11.11	32.16
400	8.65	15.5	14.90	531.4	39	39.92	21.16	33.51
500	8.69	16.0	13.50	520.6	39	37.98	28.57	34.86

7. ポリマーの凝集沈殿に及ぼす影響

ポリマー（高分子凝集剤）を凝集助剤として、凝集沈殿プロセスに注入することによって、ブロックの凝集、ブロックの沈降性の改善などが期待される。

ポリマーは、イオン性から分類するとアニオン系、ノニオン系、およびカチオン系の3種類に分けられるが、石灰、アルミニウム塩、および鉄塩などのカチオン系の凝集剤を用いる凝集沈殿の助剤として用いる場合は、アニオン系、もしくはノニオン系のポリマーが有効である。そこで、ア

ニオン系、およびノニオン系のポリマーを用いて石灰、硫酸アルミニウムによる凝集沈殿に及ぼす影響を実験的に検討した。

7・1 上澄水の濁度に及ぼす影響

1) 実験方法

実験はジャーテスターを用いて行なった。実験に供した試料、凝集剤、およびポリマーは表1・6に示すとおりである。ジャーテスト方法は急速攪拌（5分、150rpm）、緩速攪拌（10分、40rpm）、静置沈殿（30分）で

おこなった。ポリマーは緩速攪拌中にそれぞれ 0.5 mg/l 注入した。

2) 測定項目

静置沈殿後の上澄水、およびその逕過水 (1.2μ のミリポアで逕過) の濁度を濁度計を用いて測定した。

3) 実験結果

実験結果を表1・6に示す。

同表よりわかるように、試料、凝集剤、ポリマーの種類によらずに、ポリマーを注入することによる上澄水の濁度の減少はあまり認められなかった。反対にポリマーを注入したために濁度が増加したものがあり、特に凝集剤として石灰を用いた場合に多かった。

一方、逕過水の濁度は、ポリマーの種類によっては、ポリマーを注入することによってかなり減少した。

上澄水の濁度は、ポリマーを加えない場合とほぼ等しく、しかも逕過水の濁度はかなり減少したポリマーは、表1・6におけるアニオン系の、a、b、c、d、e およびノニオン系のkであった。

7・2 沈殿汚泥量に及ぼす影響

1) 実験方法および測定項目

急速攪拌、緩速攪拌、ポリマー注入を7.1と同様に行なった後、混合液を静かに1 lのイムホフコーンに入れ、静置沈殿時間5分、10分、20分、および30分の沈殿汚泥量を測定、また上澄水の濁度およびオルトリンを分析した。凝集剤としては石灰を $300 \text{ mg} \cdot \text{Ca}(\text{OH})_2 / \text{l}$ 、ポリマーは、7.1で優れていたものの中のa、およびbを用い、注入量を $0 \sim 1.00 \text{ mg/l}$ に変化させた。

2) 実験結果

ポリマーa、およびbを用いた実験結果を表1・7、～1・8に示す。

同表より、静置沈殿30分後の汚泥量は、ポリマーa、bのどちらを用いた場合も、ポリマーを用いない場合より増加し、ポリマーaの場合は、 $1.07 \sim 1.27$ 倍 (平均 1.19 倍)、ポリマーbの場合 $1.07 \sim 1.33$ 倍 (平均 1.20 倍) になった。また、ポリマーaとbを用いた場合の30分沈殿汚泥量はほぼ等しかった。

しかし、5分後の汚泥量はポリマーを加えた場合、読み取れたが、ポリマーを加えなかった場合は、層沈殿の境界面ができなかったため読みとれなかった。このことは、初期のフロックの沈降性がポリマーを注入するかしないかで、異なってくること、すなわち、ポリマーを加えると初期の沈降性が改善されることを示している。

ポリマー注入量の差による汚泥量の差は、ポリマーb

ではあまり認められないが、ポリマーaでは多少認められる。たとえば、ポリマーaを 0.05 mg/l 加えた場合の沈殿時間、5、10、20、30分後の汚泥量は、 150 、 130 、 105 、 95 mg/l で、 1.00 mg/l 加えた場合のそれぞれ、 1.15 、 1.30 、 1.24 、 1.19 、倍でポリマー注入量の増加とともに、30分沈殿汚泥量は減少した。

また、30分沈殿後の上澄水の濁度、およびオルトリンのポリマー注入の有無、ポリマー注入量の差による変化は認められなかった。

表1・6 ポリマーの石灰、および硫酸アルミニウムの凝集沈殿におよぼす実験結果

実験条件	試 料		最終沈殿池流入水				最終沈殿池流出水				最終沈殿池流入水				最終沈殿池流出水			
	凝 集 剤		$\text{Ca}(\text{OH})_2$ 300mg・ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ / l								$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 18.4mg $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ / l							
	原 水 水 温		26.8℃				27.2℃				26.8℃				29.1℃			
2) 濁度および濁度残存率	試 料 ポリマー1)		上澄水		汚濁水		上澄水		汚濁水		上澄水		汚濁水		上澄水		汚濁水	
			mg/l	%	mg/l	%	mg/l	%	mg/l	%	mg/l	%	mg/l	%	mg/l	%		
	原 水	—	70.5	—	50.0	—	5.00	—	3.25	—	70.5	—	50.0	—	5.00	—	3.25	—
	処理水	なし	223	-	13.8	-	1.39	-	4.00	-	4.87	-	45.8	-	3.00	-	2.30	-
		a アニオン	19.5	87	11.1	80	1.69	122	1.48	37	46.8	96	18.5	40	2.90	97	1.51	66
		b アニオン	23.8	107	13.9	101	1.43	103	0.62	16	53.0	109	17.5	38	3.18	106	1.03	45
		c アニオン	20.2	91	12.4	90	1.34	96	0.72	18	51.7	106	17.2	38	3.03	101	1.72	75
		d アニオン	19.3	87	12.3	89	1.54	111	0.80	20	50.8	104	24.0	52	2.90	97	1.69	73
		e アニオン	20.7	93	13.9	101	1.69	122	0.96	24	53.0	109	24.7	54	2.45	82	1.55	67
		f アニオン	34.8	156	31.4	228	2.00	144	1.92	48	46.7	96	25.3	55	2.60	87	2.29	100
		g アニオン	33.4	150	17.1	124	2.42	174	1.82	46	48.0	99	48.0	105	3.20	107	2.48	108
		h アニオン	63.9	287	70.8	513	3.50	252	1.88	47	47.7	98	34.0	74	2.30	77	2.09	91
		i ノニオン	29.2	131	16.6	120	2.66	191	1.91	48	48.2	99	21.2	53	2.82	94	1.71	74
		j ノニオン	33.1	148	17.1	124	3.45	248	1.19	30	48.9	100	28.2	62	2.92	97	2.13	93
	k ノニオン	30.6	137	12.1	88	3.75	270	1.50	38	47.0	97	26.9	59	2.21	74	1.41	61	

1) 注入量はすべて0.5 mg/l。

2) 積分球式濁度計で測定

3) 凝集剤のみを加えてジャーテストを行なった後の上澄水、および上澄水を基にして求めた。

表1・7 ポリマーの石灰凝集沈殿汚泥量に及ぼす影響(ポリマーa)

		原 水	ポリマー 注 入 量 (mg/l)						
			0	0.05	0.15	0.25	0.50	0.75	1.00
汚泥量 (mg/l)	沈 殿 5	—	測定不能	150	150	140	150	145	130
	時 間 10	—	120	130	125	120	115	110	100
	(分) 20	—	90	105	105	95	98	95	85
	30	—	75	95	95	88	90	85	80
濁 度 (JTU)		3.2	7.5	9.7	14.0	9.8	9.8	9.8	9.8
オルトリン(mg/l)		1.68	0.135	0.131	0.129	0.116	0.133	0.131	0.162

(消石灰 = 300mg/l、原水水温 14.8℃)

表1・8 ポリマーの石灰凝集沈殿汚泥量に及ぼす影響(ポリマーb)

		原 水	ポリマー 注 入 量 (mg/l)						
			0	0.05	0.15	0.25	0.50	0.75	1.00
汚 泥 量 (mg /l)	沈 殿 5	—	測定不能	145	140	145	150	130	150
	時 間 10	—	120	125	110	120	125	105	110
	(分) 20	—	90	105	90	110	105	90	98
	30	—	75	95	80	90	100	85	90
濁 度 (J T U)		3.2	7.5	8.3	7.8	7.0	6.8	7.6	7.1
オルトリン (mg/l)		1.68	0.135	0.238	0.144	0.131	0.125	0.127	0.112

(消石灰 = 300mg/l、原水水温 17.4℃)

第2章 横須賀パイロットプラントでの 実験結果

1. パイロットプラント流入水の特徴

パイロットプラントを設置した横須賀市下町下水処理場には家庭下水のほか、水産物加工工場からの排水が流入しており、これらの工場は、洗浄用に多量の海水を用いている。また、海岸沿いに布設された下水管に海水が浸透してくる。このため、下町下水処理場の流入下水中には、海水が含まれているので、マグネシウムイオンが高い。日本の一般的な都市下水のマグネシウム濃度は10 mg/l程度であるが、下町下水処理場の下水のマグネシウム濃度は、300~400 mg/lである。

マグネシウムを多量に含む下水を石灰凝集沈殿処理すると、“1章1.マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響”ですでに述べたように、水酸化マグネシウムが多量に析出するため、種々の影響が生じる。すなわち、長所としては水酸化マグネシウムは沈殿助剤として作用すること、短所としては、① pHの上昇が抑制される。② フロックが軽くなり、フロックの沈降性、汚泥の濃縮性、脱水性が悪化する、ことなどがある。

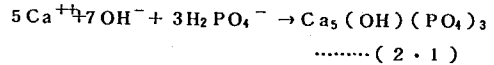
このように、実験に用いた下町下水処理場の下水は、石灰凝集沈殿プロセスにとって、特徴のある下水であるといえるが、横須賀市では近い将来、下水処理水の工業用水への再利用を計画しており、この海水の混入を大巾に減少すべく、その対策工事を検討している。

2. 装置の概要

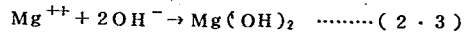
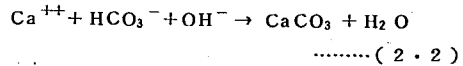
横須賀パイロットプラントのフローシートを図2・1に、装置の概要を表2・1に示す。パイロットプラントは、石灰凝集沈殿プロセス、アンモニアストリッピングプロセス、再炭酸塩化プロセス、および急速浮過プロセスからなっている。それぞれのプロセスのおもな除去対象物質を表2・2に示す。なお、本パイロットプラントは現在まで、原水として2次処理水を用いて、いわゆる3次処理の実験を行っているが、生下水の物理化学処理の実験も行なえるよう2次処理水のほか、生下水、および1次処理水も原水として用いることができる。

2・1 石灰凝集沈殿装置

下水に石灰を注入すると、下水のpHは上昇し、下水中のリンはカルシウムと反応し、式-2・1に示されるように、カルシウムヒドロキシアパタイト{Ca₅(OH)(PO₄)₃}に代表される難溶性の塩になる(第1章“2.石灰凝集沈殿におけるカルシウムとリンの反応生成物”参照)。



さらに、下水中のカルシウムイオンは重炭酸イオンと、および高pH域においてマグネシウムイオンは水酸イオンと反応し、それぞれ炭酸カルシウム、および水酸化マグネシウムが析出する(式-2・2、式-2・3)



炭酸カルシウムはフロックの密度を増し、フロックの沈降性を高める。水酸化マグネシウムはフロックの凝集助剤として作用する反面、汚泥の濃縮性を低下させる(第1章“マグネシウムの石灰凝集沈殿に及ぼす影響”参照)。

石灰溶解槽からポンプで供給される10%の石灰スラリーと、2次処理水を急速攪拌槽で混合し、リンとカルシウムの化合物、炭酸カルシウム、水酸化マグネシウムをつくる。次にこれらの化合物を緩速攪拌槽で沈殿しやすい大きなフロックとし、同時に浮遊物を吸着させる。これを石灰沈殿池に入れ、固液分離する。石灰沈殿池越流水は、沈殿水受槽に入り、ここからアンモニアストリッピング塔にポンプアップされる。石灰汚泥は、汚泥槽に引き抜かれるが、石灰汚泥を急速攪拌槽に返送する場合は、ここからポンプで送る。

石灰乳溶解槽は2槽あり、各槽は10%の石灰スラリー1日分を貯留できる。攪拌機は往復動式である。

急速攪拌槽は2槽あり、急速攪拌時間を検討するためバルブの開閉によって1槽運転、あるいは2槽ができるようになっている。

緩速攪拌槽は3槽あり、急速攪拌槽と同じように、緩速攪拌時間の検討が行なえる。

石灰沈殿池における沈殿汚泥の引き抜き時間はタイマーで設定できるようになっている。

2・2 アンモニアストリッピング塔

式-2・4に示すように、水中のアンモニウムイオンはpHの上昇とともにアンモニアになる(図2・2参照)。たとえば、アンモニア性窒素のうちアンモニアの占める割合はpH10で約85%、pH11で約98%である。

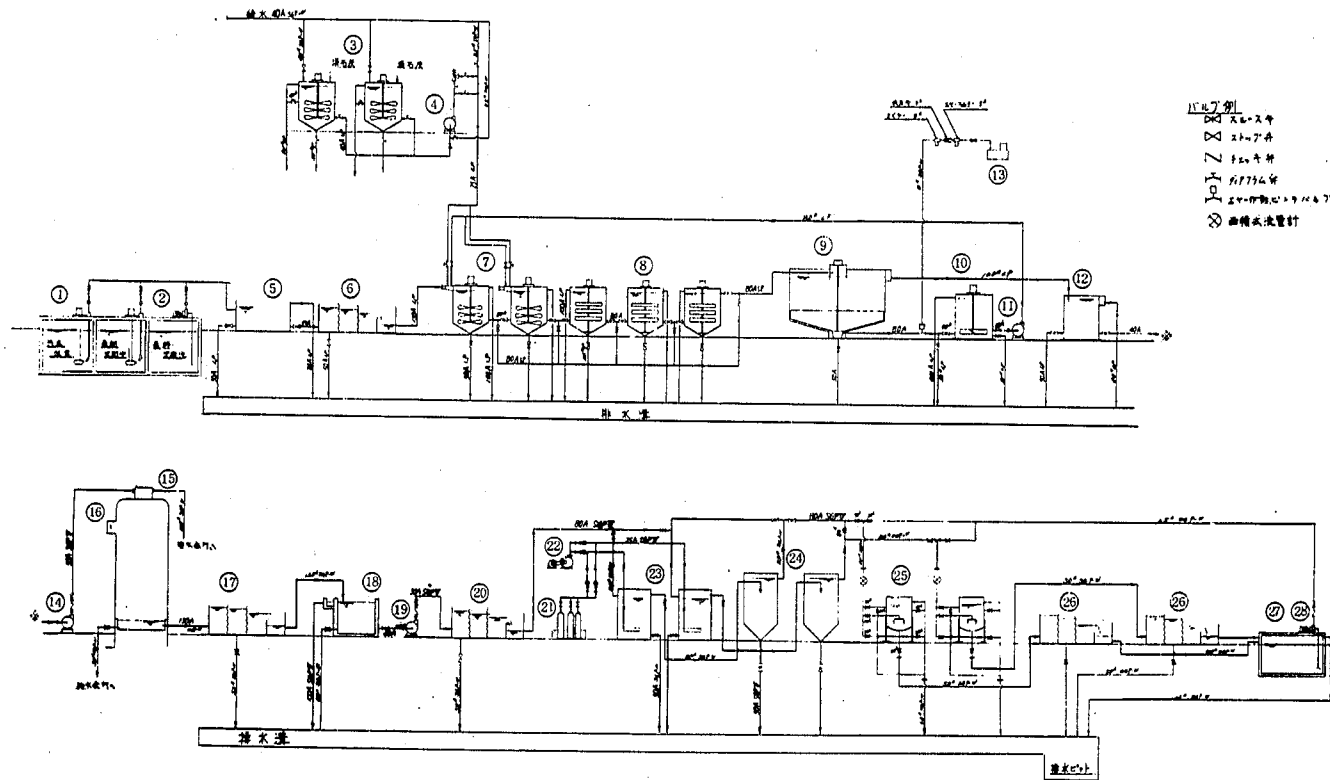


図 2・1 パイロットプラントのフローシート

表 2.1 主要装置の概要

番号 ¹⁾	1	2	3	4	5	6	7	8	9
装置名	石灰溶解槽	石灰乳供給ポンプ	原水受槽	計量槽	急速攪拌槽	緩速攪拌槽	石灰沈殿池	汚泥槽	汚泥返送ポンプ
主寸法	1000φ×1500H	ダイヤフラム式、フランジャーポンプ、25A	750W×1500L ×1500H	600W×1400L ×700H	750φ×1300H	1400φ×1300H	2400φ×3300H	800φ×2300H	ダイヤフラム式 フランジャーポンプ50A
材質	SS41, PL6	本体:FC、ダイヤフラム:テフロン	SS41, PL6	SS41, PL6	SS41, PL6	RR41, PL6	SS41, PL6, S35L	SS41, PL6	本体:FL、 ダイヤフラム:天然ゴム
電動機	2.2kW×4P, 200V	0.2kW×4P, 200V			0.4kW×4P, 200V	0.4kW×4P, 200V	0.75kW, 200V、タイク ロ絶速機:1/7559	0.4kW×4P, 200V	15kW×4P, 200V
基数	2基	2台	1式	1式	2基	3基	1基	1基	1台
設計基準 (水理負荷 ²⁾ など)	1基につき 1日分の石灰スラリー (10%)貯蔵	吐出量	オーバーフロー管を 設け定水位を保つ	60°三角ゼキ 測定範囲 4~40m ³ /h	滞留時間1.5min/基 攪拌機回転数 0~360rpm	滞留時間10min/基 攪拌機回転数5rpm 周速0.24m/sec	滞留時間1.5h 水面積負荷50m ³ /m ² ・d 越流負荷100m ³ /m ² ・d		
備考	往復動式攪拌機付				共同リ防止用パッフル付	共同リ防止用パッフル付	汚泥掻き機付	攪拌機付	
番号 ¹⁾	10	11	12	13	14	15	16	17	18
装置名	沈殿水受槽	コンプレッサー	揚水ポンプ	アンモニアストリッピング塔	フエーン	計量槽	脱水アンモニア水受槽	計量槽	揚水ポンプ
主寸法	1200φ×1400M	圧力スイッチ式	横型渦巻ポンプ、50A	1200W×1800L ×7500H	軸流、羽根径700φ	600W×1100L ×900H	1000W×1000L ×700H	600W×1100L×600H	横型渦巻ポンプ、40A
材質	SS41, PL6	SS	本体、羽根車:FL 軸:S35L	SS41, PL6		SS41, PL6	鉄筋コンクリート	SS41, PL6	本体、羽根車:FL 軸:S35L
電動機		0.2kW, 200V	2.2kW×4P, 200V		3.7kW×4P, 200V				15kW×4P, 200V
基数	1基	1台	1台	1式	1台	1式	1槽	1式	1台
設計基準 (水理負荷 ²⁾ など)			0.14m ³ /min×20MH	散水負荷63m ³ /m ² ・d	空気量60~150m ³ /min 損失50mmA・g	15°三角ゼキ 測定範囲 ~11m ³ /h		15°三角ゼキ 測定範囲 ~11m ³ /h	0.08m ³ /min×13mH
備考		汚泥引抜きピンチ バルブ用		図・2参照	図・2参照				
番号	19	20	21	22	23	24	25	26	27
装置名	ブローア	炭酸ガスポンプ	再炭酸塩化槽	炭酸カルシウム沈殿池	中和槽	急速浮遊池	計量槽	処理水受槽	逆洗ポンプ
主寸法			500φ×3800H	1500φ×3300H	500φ×3800H	700φ×2700H	400W×1050L×600H	1700W×2000L ×2000H	横型渦巻ポンプ、65A
材質			透明アクリル樹脂	SS41, PL6	透明アクリル樹脂	SS41, PL6	SS41, PL6	鉄筋コンクリート	本体、羽根車:FL 軸:S35L
電動機	0.5kW×4P, 200V								2.2kW×4P, 200V
基数	1台	1式	1槽	2池	1槽	2池	1式	1槽	1台
設計基準 (水理負荷 ²⁾ など)	吐出圧:0.4~0.5kg/cm ² 空気量:0.25m ³ /min		滞留時間20min	滞留時間2.7h 水面積負荷36m ³ /m ² ・d 越流負荷100m ³ /m ² ・d	滞留時間20min	浮遊速度125m/d	15°三角ゼキ 測定範囲 ~11m ³ /h		0.4m ³ /min×15mH
備考				ドルトムント型		浮材:表・3参照		洗浄水貯留用	

1) フローレートと対応

2) 石灰凝集沈殿装置(5~7)は9m³/h、アンモニアストリッピング塔(13)は2.5m³/h、再炭酸塩化装置(21~23)、および急速浮遊池(24)は2m³/hを基準にした値である。

石灰再生炉の煙道ガスを用いることが想定される。これらのガス中には、ドライベースで約10%の炭酸ガスが含まれているので、本装置における炭酸ガスは液化炭酸ガスと空気を、1:9で混合し用いる。また、炭酸ガスは散気管を用いて吹き込む。

炭酸カルシウム沈殿池はドルトムント型で2池設置してある。

2.4 急速汚過池

最後に炭酸カルシウム沈殿池で沈殿しきれない浮遊物を、急速汚過池で除去する。本パイロットプラントの急速汚過池は2層汚過池(上層はアンスラサイト、下層は珪砂)、重力式、および定水圧減衰汚過方式である。汚過池は汚材の組み合わせを検討するため2池設けてある。各汚過池の汚材の有効径、均等係数、および充填厚を表2・3に示す。

表2・3 汚過池に充填した汚材および支持砂利

		No.1 汚過池	No.2 汚過池
アンスラサイト (比重1.40)	有効径(mm)	0.8	1.2
	均等係数	1.4	1.4
	充填厚(mm)	300	300
珪砂 (比重2.62)	有効径(mm)	0.45	0.55
	均等係数	1.2	1.2
	充填厚(mm)	300	300
支持砂利厚	2~4 mm	50	50
	4~6 mm	50	50
	6~13 mm	50	50
	13~20 mm	50	50

3. 実験方法

3.1 実験期間と実験条件

実験は予備実験と本実験にわけて行なった。予備実験では、計量槽の流量検定、および急速攪拌槽、緩速攪拌槽、石灰沈殿池、およびアンモニアストリッピング塔のトレーサ実験を行なった。

本実験は1972年6月12日から開始し、現在も続行しているが、ここでは、1973年10月12日までの3シリーズの結果について述べる。3シリーズ(A、B、およびCシリーズ)の実験条件を表2・4~2・6に示す。AシリーズとBシリーズとはともに消石灰注入量3.00mg/l

であるが、Aシリーズ(72.6.12~72.11.6、パイロットプラント流入水の平均水温21.5℃、範囲18.0~24.0℃)は夏期の実験、Bシリーズ(72.11.14~73.3.22、平均水温13.9℃、範囲10.0~19.5℃)は冬期の実験とし、A、Bシリーズを比較することによって水温の影響を検討した。Cシリーズは消石灰注入量1.000mg/lで行なった(73.5.9~73.10.12、平均水温20.9℃、範囲15.0~26.7℃)。

表2・4~2・6からもわかるように各シリーズは6ケースから成っており、ケースごとに種々の実験条件で各プロセスを運転した。1ケースの運転期間は初期運転調節期間を運転開始後約2日間とり、その後水質分析期間を15日間とした結果、20~22日間要した。

3.2 運転管理と水質分析

流量調節、消石灰注入量調節は9:00、15:00と1日2回行なった。なお消石灰は10%スラリーとして注入した。

水質分析は5日間を1サイクルとし、各ケース3サイクル行なった。水質分析試料と分析項目、分析方法、および1サイクルの分析頻度を表2・7に示す。なお、表2・7において原水とはパイロットプラント流入水を、沈殿水とは石灰沈殿池越流水を、脱アンモニア水とは、アンモニアストリッピング塔流出水を、再炭酸化水とは炭酸カルシウム沈殿池越流水を、汚過水とは急速汚過池流出水をいう(本報告においては以降も同じ)。

4. 予備実験の結果

4.1 三角ゼキ検定結果

原水計量槽(60°ゼキ)、脱アンモニア水計量槽(15°ゼキ)、および汚過水計量槽(15°ゼキ)について三角ゼキの検定を行なった。検定は、三角ゼキの越流水頭から、水利公式集の流量公式より求めた流量と、流量の実測値を比較して行なった。流量の実測値はそれぞれの計量槽の下流側にある槽の水面上昇速度と水面積から求めた。すなわち、原水計量槽はNo.1急速攪拌槽、脱アンモニア水計量槽は脱アンモニア水受槽、および汚過水計量槽は汚過水受槽を用いた。

実験結果を表2・8に示す。脱アンモニア水計量槽以外は、計算値と実測値がよく一致している。脱アンモニア水(アンモニアストリッピング塔流出水)は、越流水頭が2~3分ごとに2~3mm増減し、越流水頭の正確な読みが困難であった。これは、脱アンモニアストリッピング塔内の水の流れが、水滴状であるためと考えられるので、三角ゼ

表 2. 4 Aシリーズの実験条件

ケース	設定項目	石灰系集灰量						アンモニアストロピング				石灰系集灰量						2層が通		
		水量 (m^3/h)	消石灰 注入量 (mg/l)	沈殿池 水量 (m^3/d)	沈殿池 水量 (m^3/d)	汚泥 濃度 (%)	汚泥 濃度 (%)	水量 (m^3/h)	排水 量 (m^3/h)	空気- 水比	水量 (m^3/h)	消石灰 注入量 (mg/l)	中約量	10%硫酸 中約量	沈殿池 水量 (m^3/d)	沈殿池 水量 (m^3/d)	水量 (m^3/h)	初期 通過 (m/h)	初期 停止 (m)	初期 停止 (m)
A-1 72 612-630	実験条件	90	300	500	15	0	30	65.7	2000	25	15.7	120	5.0	10.0	155	2.0	125	2.0		
	実測値	85	262	494	15		27	60.0	2220	25	15.7	120			155					
	範囲	90	384	500	15		36	80.0	1670	25	15.7	120			155					
A-2 75-724	実験条件	90	300	500	15	0	85	188.9	710	60	65	50	10.0	20.0	1091	5.5	343	2.0		
	実測値	85	312	472	15		81	180.0	740	60	65	50			1091					
	範囲	90	252	522	15		35	77.8	1710	60	65	50			1091					
A-3 728-818	実験条件	90	300	500	15	0	65	144.4	920	40	98	75	4.5	15.0	727	3.5	218	2.0		
	実測値	85	234	494	15		59	131.1	1020	42	93	73			764					
	範囲	90	379	550	14		66	146.7	910	44	89	81			800					
A-4 821-912	実験条件	90	300	500	15	10	85	188.9	710	60	65	50	5.0	15.0	1091	5.5	343	2.0		
	実測値	83	273	461	16		69	153.3	870	57	69	48			1036					
	範囲	90	392	500	15		85	188.9	710	65	58	52			1236					
A-5 920-1011	実験条件	60	300	333	23	0	45	100.0	1330	40	98	75	1.0	15.0	727	2.0	125	2.0		
	実測値	60	234	333	23		43	95.6	1400	40	98	72			715					
	範囲	60	403	333	23		47	104.4	1280	42	93	75			764					
A-6 1017-116	実験条件	80	300	444	17	20	65	144.4	920	40	98	75	4.0	15.0	727	3.5	218	2.0		
	実測値	80	297	444	17		64	142.2	940	38	101	78			715					
	範囲	80	247	444	17		67	145.9	900	44	89	77			800					

表 2. 5 Bシリーズの実験条件

ケース	設定項目	石灰系集灰量						アンモニアストロピング				石灰系集灰量						2層が通		
		水量 (m^3/h)	消石灰 注入量 (mg/l)	沈殿池 水量 (m^3/d)	沈殿池 水量 (m^3/d)	汚泥 濃度 (%)	汚泥 濃度 (%)	水量 (m^3/h)	排水 量 (m^3/h)	空気- 水比	水量 (m^3/h)	消石灰 注入量 (mg/l)	中約量	10%硫酸 中約量	沈殿池 水量 (m^3/d)	沈殿池 水量 (m^3/d)	水量 (m^3/h)	初期 通過 (m/h)	初期 停止 (m)	初期 停止 (m)
B-1 72 1113-122	実験条件	90	300	500	15	0	85	188.9	710	60	65	50	4.0	35.0	1091	5.5	343	2.0		
	実測値	85	260	472	16		79	175.6	760	64	61	47			1164					
	範囲	90	341	500	15	0	87	193.3	690	78	50	38			1118					
B-2 126-1225	実験条件	60	300	333	23		45	100.0	1330	40	98	75	15.0-18.0	-1)	727	2.0	125	2.0		
	実測値	59	280	333	23		35	77.8	1710	39	101	77			709					
	範囲	60	410	333	23	1.0	48	106.7	1250	43	91	70			782					
B-3 7318-127	実験条件	90	300	500	15		65	144.4	920	60	65	50	12.0	-1)	1091	4.5	281	2.0		
	実測値	82	295	456	17		63	140.0	950	60	65	50			1091					
	範囲	90	252	522	15		55	122.2	1100	50	78	60			909					
B-4 131-216	実験条件	90	300	500	15	20	78	173.3	770	65	60	46			1182					
	実測値	71	311	394	19		61	135.6	980	41	96	73	18.0	-1)	1091	5.5	343	2.0		
	範囲	29	289	161	47		30	66.7	2000	36	109	83			745					
B-5 220-36	実験条件	90	300	500	15		65	144.4	920	40	98	75	13.0-17.0	-1)	727	3.5	218	2.0		
	実測値	83	282	72	104		16	35.6	3750	25	157	120			455					
	範囲	90	512	500	15	0	68	151.1	890	46	85	65			836					
B-6 38-322	実験条件	60	300	333	23		45	100.0	1330	40	98	75	17.0	-1)	727	2.0	125	2.0		
	実測値	29	268	161	47		29	64.4	2070	21	187	143			709					
	範囲	61	430	339	22		77	171.1	780	56	70	54			1018					

1) 培養で中和剤が不足したため、2段階で中和化をこなした。

表 2.6 Cシリーズの実験条件

ク ー ス	プロセス	設定項目	石 炭・製 炭 炭 酸					アンモニアストラッピング					再 炭 酸 塩 化					2 番 号 通					
			水 量 (m^3/h)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)	水 量 (m^3/h)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)	水 量 (m^3/h)	再炭酸 塩化物 (mg/h)	再炭酸 塩化物 (mg/h)	再炭酸 塩化物 (mg/h)	再炭酸 塩化物 (mg/h)	水 量 (m^3/h)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)	消化炭 投入量 (mg/d)
C-1 73.59-524	大 試 験	水 量	6.0	1000	333	23	0	4.0	889	1500	35	112	86	37-50 4)	50	636	25	156	20				
		平均	6.0	1000	333	23	0	4.0	889	1500	35	112	86	37-50 4)	50	636	25	156	20				
		炭 酸	6.0	1000	333	23	0	4.0	889	1500	35	112	86	37-50 4)	50	636	25	156	20				
		炭 酸	6.0	1000	333	23	0	4.0	889	1500	35	112	86	37-50 4)	50	636	25	156	20				
C-2 529-614	大 試 験	水 量	7.0	1000	333	23	0	5.5	1222	1090	50	78	60	4)	50	909	45	281	20				
		平均	7.0	1000	333	23	0	5.5	1222	1090	50	78	60	4)	50	909	45	281	20				
		炭 酸	7.0	1000	333	23	0	5.5	1222	1090	50	78	60	4)	50	909	45	281	20				
		炭 酸	7.0	1000	333	23	0	5.5	1222	1090	50	78	60	4)	50	909	45	281	20				
C-3 621-71	大 試 験	水 量	7.5	1000	333	23	10	5.0	1111	2)	45	87	67	40 4)	50	818	40	249	20				
		平均	7.5	1000	333	23	10	5.0	1111	2)	45	87	67	40 4)	50	818	40	249	20				
		炭 酸	7.5	1000	333	23	10	5.0	1111	2)	45	87	67	40 4)	50	818	40	249	20				
		炭 酸	7.5	1000	333	23	10	5.0	1111	2)	45	87	67	40 4)	50	818	40	249	20				
C-4 711-725	大 試 験	水 量	7.5	1000	333	23	20	5.0	1111	2)	45	87	67	30 4)	50	818	40	249	20				
		平均	7.5	1000	333	23	20	5.0	1111	2)	45	87	67	30 4)	50	818	40	249	20				
		炭 酸	7.5	1000	333	23	20	5.0	1111	2)	45	87	67	30 4)	50	818	40	249	20				
		炭 酸	7.5	1000	333	23	20	5.0	1111	2)	45	87	67	30 4)	50	818	40	249	20				
C-5 730-813	大 試 験	水 量	7.2	1000	333	23	0	5.0	1111	2)	45	87	67	30 4)	50	818	40	249	20				
		平均	7.2	1000	333	23	0	5.0	1111	2)	45	87	67	30 4)	50	818	40	249	20				
		炭 酸	7.2	1000	333	23	0	5.0	1111	2)	45	87	67	30 4)	50	818	40	249	20				
		炭 酸	7.2	1000	333	23	0	5.0	1111	2)	45	87	67	30 4)	50	818	40	249	20				
C-6 926-1012	大 試 験	水 量	7.0	1000	333	23	0	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)				
		平均	7.0	1000	333	23	0	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)				
		炭 酸	7.0	1000	333	23	0	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)				
		炭 酸	7.0	1000	333	23	0	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)	3)				

2) ファン故障のため、空気吹込みなし。 3) パイロットプラント増設工事のため、硫酸鉄投入プロセスまでの実験しかできなかった。
4) 空気のため、硫酸鉄は加えていない。

表 2.7 水質分析試料、分析項目、分析方法、および1サイクルの分析頻度

項 目	分析項目	分析方法	試 料					原 水					花 炭 水					脱アンモニア水					再炭酸塩化水					2 番 号 通					硫酸鉄投入後				
			1	2	3	4	5	1	2	3	4	5	1	2	3	4	5	1	2	3	4	5	1	2	3	4	5	1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
水 質	作 成 水 質 計		○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
pH	ガラス電極法		○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
濃 度	分光光度計		○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
浮遊物	ガラス計測器		○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
BOD	DO:オートマチック		○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
高マンガン酸COD	COD _{mn}	アルカリ法	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
クロム酸 COD	COD _{Cr}		○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
TOC	酸化還元法		○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
全 窒 素	T	比色法	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
加水分解可溶性窒素	P _{hydro}		○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
イ ン ー ト	P _{ortho}		○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
アンモニア性窒素	NH ₃ -N	ナフタール法	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
亜硝酸性窒素	NO ₂ -N	ナフタール法	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
硝酸性窒素	NO ₃ -N	硝酸還元法	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
30分沈降率			○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
MLSS			○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
MLVSS			○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○

○ A、B、Cシリーズの分析
● A、Bシリーズの分析
● Cシリーズの分析

表 2・8 三角ゼキ検定結果

	越流水頭 (cm)	流 量 (m ³ /h)		②/① × 100
		①水理公式集より	②実測値	
原 水 計 量 槽 (60°三角ゼキ)	6.6	3.2	3.2	100
	10.6	10.6	10.7	101
	11.5	12.8	12.8	100
脱アンモニア水計量槽 (15°三角ゼキ)	7.9	1.4	1.6	114
	12.8	4.4	4.8	109
	14.6	6.2	6.4	103
汙 過 水 計 量 槽 (15°三角ゼキ)	7.5	1.2	1.3	108
	9.6	2.2	2.3	105
	11.1	3.1	3.2	103
	11.8	3.6	3.7	103
	12.2	3.8	4.0	105

キを用いて流量を測定する限り避けられない現象である。脱アンモニア水計量槽の測定値には±10%程度の誤差が生じると推察される。

以上の結果から、本実験の流量測定は、流量公式にしたがって行なうこととした。

4・2 トレーサー実験結果

急速攪拌槽、急速攪拌槽、石灰沈殿池、およびアンモニアストリッピング塔についてトレーサー実験を行なった。トレーサー実験方法は次の通りである。トレーサーとして用いたフローレッシェンを各装置の流入部に瞬時に注入し、この時間を滞留時間0分とする。この後、所定の時間ごとに流出水を採取し、フローレッシェン濃度を螢光光度計で分析する。

実験結果を図2・3から図2・6に示す。同図では、最も高いフローレッシェン濃度を100とし、それに対する%でフローレッシェン濃度を示してある。

図2・3、2・4より急速攪拌槽、および緩速攪拌槽においては、ほぼ完全混合されることが確認された。

石灰沈殿池の結果(図2・5)は、50分後からフローレッシェン濃度は立ちあがり、90分以降はなだらかに減衰しており、50分から90分の間で全体の約56%のフローレッシェンが越流している。ピークは65~70分に、重心は95分に現われており、一方、理論滞留時間は約90分である。

アンモニアストリッピング塔の結果(図2・6)は、ピ

ークの現われた5.5分以前では、上に凸の曲線を、以降では下に凸の曲線を示した。重心は約7分に現われた。

以上のことから、石灰沈殿池の滞留時間は理論滞留時間を、また、アンモニアストリッピング塔の滞留時間はピークの現われた5.5分を用いることにした。

5. 本実験の結果

5・1 実験結果の概要

表2・9に各プロセスにおける各水质項目の平均値、範囲、および原水を基にした除去率を示す。同表は消石灰注入量300mg/lのA、Bシリーズと、消石灰注入量1,000mg/lのCシリーズについてまとめている。以下

に、浮遊物の除去、リンの除去、有機物の除去、および窒素の除去の概要を述べる。

1) 浮遊物の除去

原水の浮遊物、および濁度は、それぞれA、Bシリーズ平均5.4mg/l、5.8mg/l、Cシリーズ平均2.6mg/l、3.6mg/lであった。沈殿水の浮遊物、および濁度は原水よりも多く、浮遊物の場合、A、Bシリーズで1.23倍、Cシリーズで1.39倍にもなっている。これは石灰注入により析出する炭酸カルシウム、水酸化マグネシウムなどにより、石灰沈殿池流入水の浮遊物濃度が増加し、これらの浮遊物が原水以下の濃度にまで、石灰沈殿池で沈殿しきれずにキャリオーバーしたためである。緩速攪拌槽のMLSSはA、Bシリーズ平均99.4mg/l、Cシリーズ平均1,550mg/lであるから、石灰沈殿池における沈殿池流入水、および越流水からみた浮遊物除去率は、A、Bシリーズ93.7%、Cシリーズ97.7%になる。

脱アンモニア水の浮遊物、濁度は、A、Bシリーズ平均で、石灰凝集沈殿水の20.5%、31.6%になっており、アンモニアストリッピング塔において、かなりの浮遊物、濁度が除去されている。これは、脱アンモニア水のpHが9.90と炭酸カルシウムの最大生成pH範囲(9.5~10.0)にあることから、塔内で大気中の炭酸ガスと下水中のカルシウムイオンが反応し、多量の炭酸カルシウムが析出し、これが他の浮遊物とともに脱アンモニア水受槽内に沈殿したためであると推察される。

急速汚過池では、浮遊物、濁度ともよく除去されており、

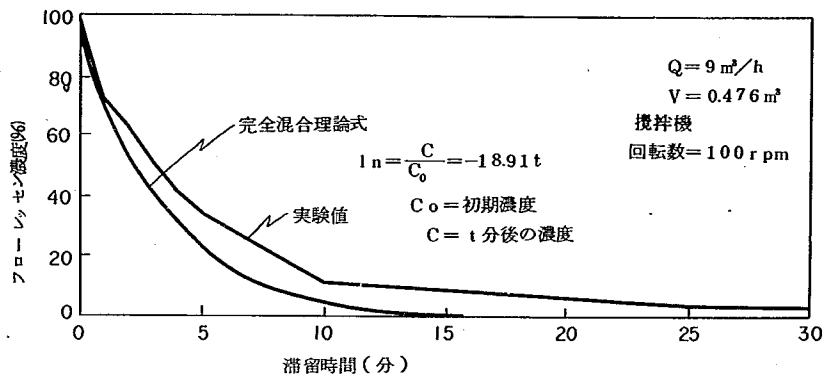


図 2・3 急速攪拌槽のトレーサー実験結果

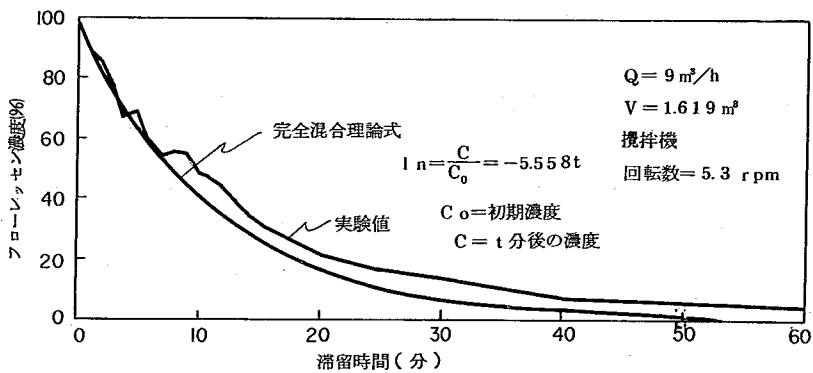


図 2・4 緩速攪拌槽のトレーサー実験結果

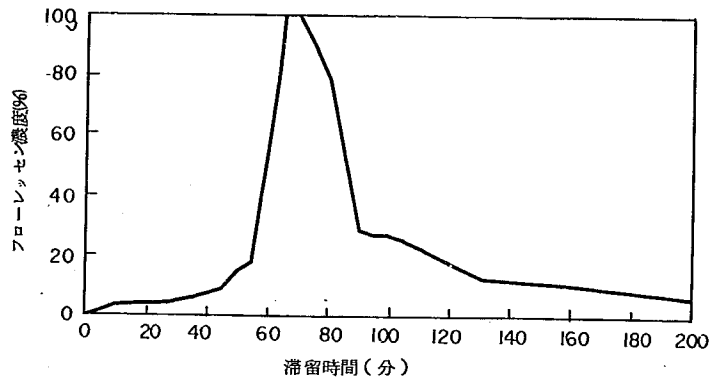


図 2・5 石灰沈殿池のトレーサー実験結果

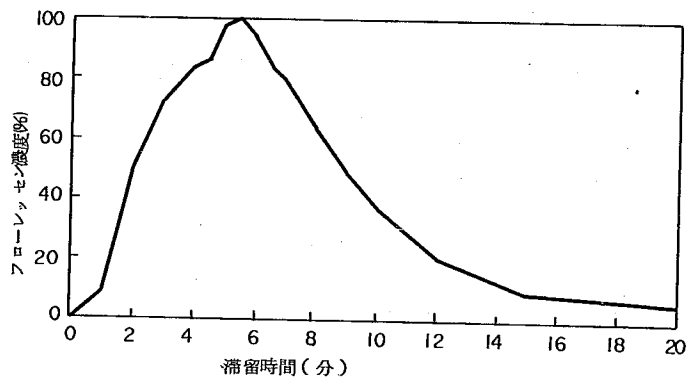


図 2・6 アンモニアストリッピング塔の
トレーサー実験結果

特に浮遊物はA、Bシリーズ、Cシリーズとも0 mg/lであった。濁度は、A、Bシリーズで0.3 mg/l、Cシリーズで、0.08 mg/l、全体としての濁度除去率はそれぞれ94.8%、97.8%であった。

2) リンの除去

原水的全リンは、A、Bシリーズ平均で1.21 mg/l、Cシリーズ平均で1.43 mg/lであった。沈殿水のpH、および全リンはそれぞれA、Bシリーズ平均で10.28、および0.344 mg/l、Cシリーズ平均で10.81、および0.125 mg/lであった。また、除去率はそれぞれ71.5%、91.3%であった。A、Bシリーズにおいて脱アンモニア水、炭酸カルシウム沈殿水、急速汚過水と除去が進むにつれて、全リン濃度は低下した。これは、石灰凝集によって不溶化し、フロックになったリンが石灰沈殿池で沈殿しきれずにキャリアオーバーし、このフロックがアンモニアストリッピング塔、炭酸カルシウム沈殿池、急速汚過池で除去されたためである。図2・7に石灰凝集沈殿水の浮遊物と全リンの関係を示す。

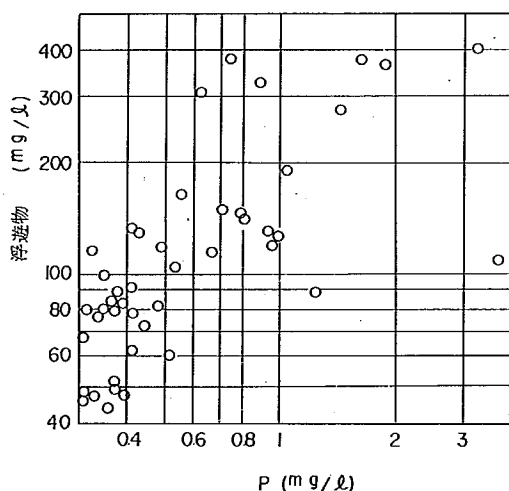


図2・7 沈殿水的全リンと浮遊物
($P \geq 0.3 \text{ mg/l}$ 以上について整理)

急速汚過水的全リン濃度はA、Bシリーズ平均で0.102 mg/l、Cシリーズ平均0.042 mg/lで、全体としての除去率はそれぞれ91.6%、97.1%であった。

3) 有機物の除去

A、Bシリーズ、およびCシリーズの原水のTOC、COD_{Cr}、BODの平均はそれぞれ4.04 mg/l、4.02 mg/l、7.3 mg/l、および49.2 mg/l、41.9 mg/l、

8.0 mg/lであった。また、A、BシリーズのCOD_{Mn}の原水の平均は7.1 mg/lであった。

TOC、COD_{Cr}は各単位プロセスで少しずつ除去されており、TOC、COD_{Cr}の全プロセスでの平均除去率はA、Bシリーズで、25.3%、44.3%、Cシリーズで28.9%、50.0%であった。このことから、TOCとCOD_{Cr}を比較すると、全プロセスの除去率はCOD_{Cr}の方が優れていた。これは、再炭酸塩化水までは、TOCとCOD_{Cr}の除去率はほぼ等しい。一方、急速汚過で、TOCはほとんど除去されていないが、COD_{Cr}はかなり除去されていることが原因である。この理由は判然としないが、今後に残された問題点である。

COD_{Mn}、BODは各単位プロセスにおいて必ずしも除去されていないが、全体としての除去率はA、BシリーズのCOD_{Mn}で19.7%、BODで20.6%、CシリーズBODで57.3%であり、BODの方がCOD_{Mn}よりもよく除去されていた。

A、BシリーズとCシリーズを比較すると、全体としての除去率はTOCで3.6%、COD_{Cr}で5.7%、BODで3.13%、Cシリーズの方が優れていた。これは石灰注入量の多いCシリーズの方が溶解性有機物の除去率が大きかったためと解される。

4) 窒素の除去

原水的全窒素はA、Bシリーズ平均7.12 mg/l(有機性窒素3.47%、アンモニア性窒素1.91%、亜硝酸性窒素4.5%、硝酸性窒素4.17%)、Cシリーズ平均7.25 mg/l(同じく、11.7%、53.7%、7.3%、27.3%)であった。汚過水的全窒素はA、Bシリーズ平均6.35 mg/l(同じく27.1%、7.6%、4.7%、60.6%)、Cシリーズ平均5.58 mg/l(同じく30.7%、30.3%、13.8%、25.2%)で全体的全窒素の除去率はそれぞれ10.8%、23.0%であった。

アンモニアストリッピング塔におけるアンモニア性窒素の除去率は低く、アンモニアストリッピング塔流入水と流出水から求めた値は、A、Bシリーズで31.6%、Cシリーズで39.9%であった。この第一の原因は空気-水比が700~2000と小さかったこと、(最大150 m³/minの排風能力のあるファンを設置したが、塔内の損失が設計よりも大きく、最大排風量の実測値は98.5 m³/minであった)であると考えられる。

表9によれば急速汚過池において、アンモニアストリッピング塔においてと同じ位、アンモニア性窒素が除去されている。急速汚過池において硝酸性窒素が増加していること、及び後で述べるように汚過池でかなりの溶存酸素が消費されていることから、これは浮材表面に硝化菌が発生

表 2. 9 実験結果の総括

シラズ 試料 項 目		A、Bシリーズ (消石灰注入量 3000mg/l) (7.2, 6.12~7.3, 3.22)					Cシリーズ (消石灰注入量 10000mg/l) (7.3, 5.9~7.3, 10.12)				
		原 水 (2次処理水)	沈 殿 水	脱アンモニウム水	再炭酸塩化水	過 濾 水	原 水 (2次処理水)	沈 殿 水	脱アンモニウム水	再炭酸塩化水	過 濾 水
pH	平 均 範 囲	6.95 6.50~7.90	10.28 9.30~11.20	9.90 9.20~10.75	8.43 6.00~10.60	7.95 6.30~10.50	7.65 6.90~9.15	10.81 10.00~12.40	10.29 8.70~12.50	9.65 6.38~11.90	7.24 5.70~10.90
電 度	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	5.8 0.8~3.35 —	3.98 2.0~5.10 —	8.2 1.0~4.70 —	3.1 0.8~2.05 4.65	0.3 0~2.10 9.48	3.6 1.5~11.0 —	2.38 3.0~13.0 —	— — —	6.0 0.2~15.5 —	0.08 0~0.60 9.78
浮遊物	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	5.4 0.4~4.80 —	6.65 8.0~4.00 —	21.0 3.5~37.1 —	3.3 0~2.20 3.89	0 0~2.20 1.00	2.6 0.4~8.2 —	3.61 7.0~6.80 —	— — —	6.2 0~4.00 —	0 0 1.00
P	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	1.21 0.403~3.21 —	0.344 0.024~3.28 7.15	0.121 0.009~0.508 90.0	0.114 0~0.705 9.05	0.102 0~0.475 9.16	1.43 0.702~4.35 —	0.125 0.004~0.695 9.13	— — —	— — —	0.042 0.040~0.201 9.71
P, hydro	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	1.33 0.630~0.595 —	0.102 0.006~0.595 9.23	— — —	— — —	0.035 0.006~0.178 9.74
P, ortho	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	1.05 0.503~2.48 —	0.353 0.026~3.68 6.65	0.076 0~0.345 9.28	0.075 0~0.353 9.29	0.073 0~0.394 9.30	1.24 0.450~2.80 —	0.086 0.004~0.486 9.31	— — —	— — —	0.027 0.002~0.400 9.78
TDC	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	40.4 3.20~11.4 —	3.72 3.3~9.48 7.9	3.38 2.7~9.06 1.63	3.02 1.4~8.61 25.3	3.02 6.2~8.92 25.3	4.92 1.69~7.89 —	3.91 1.49~9.65 2.05	— — —	31.2 1.25~5.81 3.66	35.0 9.7~7.01 2.89
COD _{Cr}	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	40.2 4.0~10.4 —	3.91 4.0~15.2 27	3.51 3.2~1.45 12.7	3.09 2.4~9.92 23.1	2.24 3.2~6.08 44.3	4.19 1.38~8.89 —	3.36 1.17~5.89 1.98	— — —	2.46 9.36~4.20 41.3	2.10 6.1~5.46 5.00
COD _{Mn}	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	7.1 3.08~1.2 —	5.9 2.02~1.3 1.69	5.9 2.07~1.7 1.69	6.9 2.16~0.8 2.8	5.7 2.16~0.8 1.97	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —
BOD	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	7.3 2.1~2.86 —	4.9 1.1~1.62 3.29	5.2 1.1~1.42 2.88	6.7 1.3~1.51 8.2	5.4 0.5~1.46 2.60	7.97 3.25~1.74 —	5.49 2.22~1.23 3.11	— — —	3.96 1.52~8.26 5.03	3.40 1.30~8.31 5.73
ケルダール-N	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	3.83 0.34~10.41 —	3.44 0.48~10.26 1.02	2.76 0.48~4.38 2.95	— — —	2.20 0.03~7.46 4.26	4.74 1.14~9.41 —	4.73 1.29~8.82 0.2	— — —	— — —	3.50 1.00~5.88 2.62
NH ₃ -N	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	1.36 0~7.41 —	1.33 0~6.22 2.2	0.91 0~4.35 3.31	— — —	0.48 0~3.73 6.47	2.65 0~5.59 —	3.31 0~6.03 0.66~4.41	2.49 ¹⁾ — —	— — —	1.69 0~2.15 3.62
NO ₂ -N	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	0.32 0.02~1.52 —	0.41 0.05~1.64 1.28	0.41 0.14~1.83 1.28	— — —	0.30 0.02~1.73 6.3	0.53 0.27~1.33 —	— — —	— — —	— — —	0.77 0.11~1.82 1.45
NO ₃ -N	平 均 (mg/l) 範 囲 (°) 除去率 (%)	2.97 0.02~8.25 —	3.33 0.08~8.36 1.12	2.70 0.08~10.1 9.1	— — —	3.85 0.03~9.95 —	1.98 0.40~2.88 —	— — —	— — —	— — —	1.41 0.05~4.20 2.37

- 1) CシリーズC₃以降は、ファンが故障したため、アンモニオストリッピングは行なっていないので、このデータは、C₁、C₂、C₃の平均値である。このときの原水、沈殿水のNH₃-Nの平均値はそれぞれ、3.89mg/l、4.14mg/lであった。
- 原水のMアルカリ度は、A、Bシリーズ92mg/l(6.7~11.9)、Cシリーズ64mg/l(3.0~8.8)
 - 経流汚濁指数におけるpHは、A、Bシリーズ10.45(10.01~10.81)、Bシリーズ10.95(10.00~12.60)
 - 経流汚濁指数におけるMLSSは、A、Bシリーズ99.4mg/l(10.6~41.80)、Bシリーズ155.0mg/l(5.72~31.80)

し、この硝化菌によってアンモニアが硝化されたことが原因であると推察される。

5・2 石灰沈殿池の運転結果

石灰沈殿池における流量を $6 \sim 9 \text{ m}^3/\text{h}$ に、汚泥返送比を $0 \sim 20\%$ に変化させて、沈殿池の水面積負荷、および返送汚泥の、浮遊物、濁度、およびリンの除去に及ぼす影響を検討した。図2・7に示したように、沈殿水の全リンと浮遊物には相関が認められるので、これらの影響を全リンを基にして考察する。

図2・8～2・10に各シリーズの沈殿水の全リンの分

析結果を示す。同図からわかるように、A1、A2、A3は沈殿池の運転が不安定であること、およびBシリーズは4.11で述べるように、パイプ内にスケールが付着したために流量を一定に保てなかったことから、A3、A5、A6について消石灰を 300 mg/l 注入した場合のそれらの影響を検討する。

表2・10に石灰沈殿池の運転結果、表2・11に各ケースの原水、沈殿水、および滲過水の全リンを示す。表2・10、2・11より、沈殿池の水面積負荷を $50.6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ から $33.3 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ にすることによって、沈殿水の全リンの平均値は 0.376 mg/l から 0.242 mg/l (64%) に、

図2・8 原水、沈殿水、および滲過水の全リン (Aシリーズ)

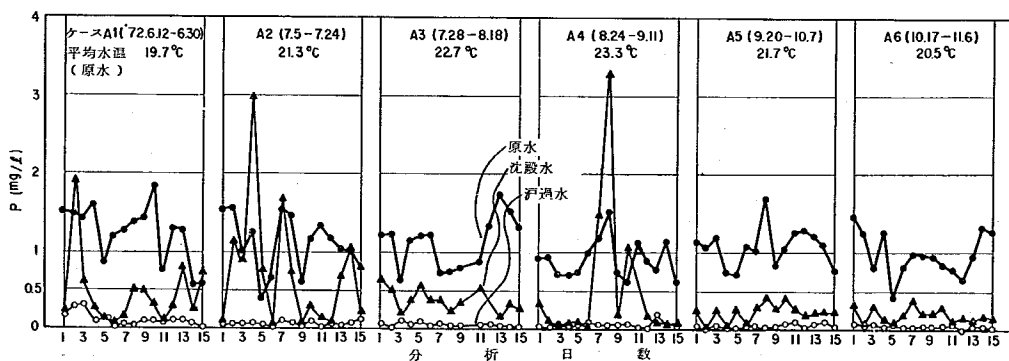


図2・9 原水、沈殿水、および滲過水の全リン (Bシリーズ)

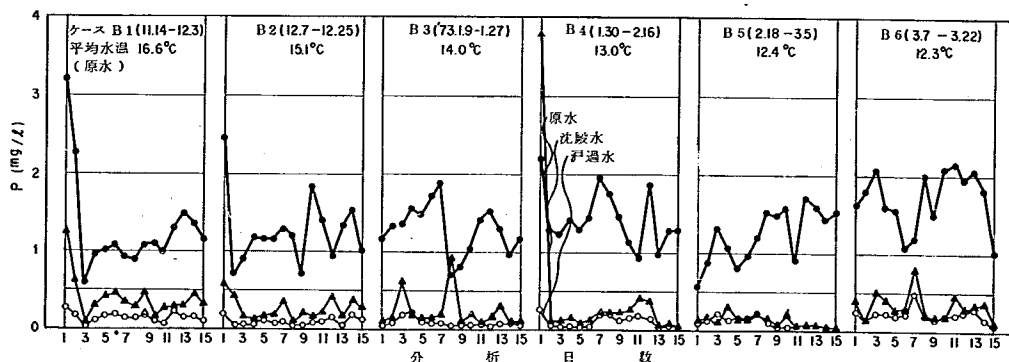


図 2・10 原水、沈殿水、およびろ過水の全リン (Cシリーズ)

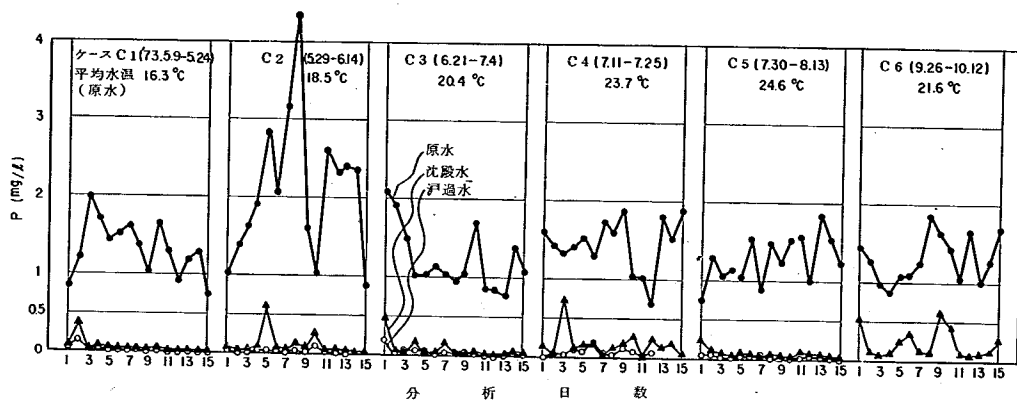


表 2・10 石灰沈殿池の運転結果

ケース	石灰沈殿池までの 流量 (m ³ /h)		汚泥 返送比 (%)	平均水 面積負荷 (m ² /d)	緩速攪拌槽のMLSS (mg/l)		沈殿水の浮遊物 (mg/l)			沈殿水の濁度 (mg/l)			沈殿水 の平均 pH	原水の平 均浮遊物 (mg/l)	原水の平 均濁度 (mg/l)
	平均	範囲			平均	範囲	平均	標準偏差	範囲	平均	標準偏差	範囲			
A 1	9.0	8.9~9.0	0	50.0	873	276~1790	90	100	11~365	51	44	7.5~16.8	10.43	5.7	5.6
2	8.5	4.0~9.2	0	47.2	1170	326~1990	164	171	13~390	114	134	11~510	10.26	14.	10
3	9.1	8.9~9.9	0	50.6	753	300~1560	78	79	9~308	39	27	5.5~9.5	10.11	9.5	9.3
4	9.0	8.3~9.0	10	50.0	2320	1060~4180	80	120	7~400	48	87	20~264	10.29	5.0	11.2
5	6.0	6.0	0	33.3	580	140~1440	59	42	9~154	25	15	30~48	10.37	5.6	6.6
6	8.0	8.0	20	44.4	1600	1140~2460	44	23	8~84	27	17	20~60	10.31	2.7	3.6
B 1	9.0	8.5~9.0	0	50.0	288	160~588	47	33	16~128	33	15	18~75	10.18	3.4	3.4
2	6.0	6.0	0	33.3	542	106~1760	40	20	16~83	20	86	8~39	10.48	3.9	4.9
3	8.2	5.6~9.0	10	45.6	1240	744~1620	37	28	18~130	31	23	14~91	10.48	2.9	2.7
4	7.1	2.9~8.0	20	39.4	1980	1130~3760	28	26	10~52	46	97	8~380	10.30	5.0	5.8
5	6.3	1.3~9.0	0	35.0	354	208~576	66	36	28~140	25	20	70~72	10.32	3.5	3.2
6	5.4	2.9~6.1	0	30.0	222	136~322	64	40	10~140	17	83	1.8~6.5	10.15	3.7	3.1
C 1	6.0	6.0	0	33.3	1460	1050~1960	28	23	7.0~68	30	28	11~108	11.16	1.7	3.6
2	7.5	7.5	0	41.7	978	799~1270	28	9	11~40	21	17	11~82	10.95	2.5	4.3
3	7.5	7.5	10	41.7	2130	1760~2330	39	51	7.6~163	20	31	3.0~130	11.02	2.7	3.5
4	7.5	7.5	20	41.7	2190	1840~3180	49	33	18~120	28	19	13~85	10.39	2.7	3.3
5	7.3	7.2~7.5	0	40.6	1250	1110~1570	28	15	16~62	22	13	5.5~49	10.47	2.2	2.9
6	7.0	7.0	0	38.9	1230	572~1670	45	25	19~92	21	98	11~45	10.87	3.6	3.8

表2・11 各ケースの原水、沈殿水、およびろ過水の全リンの平均、および標準偏差

試料 ケース	原 水		石 灰 凝 集 沈 殿 水		急 速 ろ 過 水		
	平 均	σ	平 均	σ	平 均	σ	
A	1	1.232	0.362	0.459	0.461	0.111	0.081
	2	1.100	0.364	0.723	0.785	0.065	0.034
	3	1.110	0.328	0.376	0.146	0.050	0.025
	4	0.901	0.248	0.544	0.881	0.062	0.044
	5	1.070	0.248	0.242	0.107	0.048	0.024
	6	0.954	0.279	0.210	0.090	0.049	0.023
平 均	1.047	0.305	0.426	0.412	0.054	0.039	
B	1	1.296	0.646	0.410	0.266	0.150	0.056
	2	1.251	0.448	0.241	0.104	0.096	0.051
	3	1.193	0.253	0.246	0.228	0.090	0.051
	4	1.444	0.360	0.441	0.939	0.128	0.081
	5	1.241	0.340	0.142	0.080	0.143	0.063
	6	1.703	0.376	0.336	0.177	0.230	0.080
平 均	1.354	0.404	0.303	0.299	0.139	0.064	
C	1	1.331	0.340	0.060	0.089	0.030	0.035
	2	2.104	0.926	0.111	0.158	0.036	0.026
	3	1.228	0.401	0.087	0.125	0.036	0.043
	4	1.743	0.348	0.182	0.161	0.075	0.050
	5	1.293	0.296	0.078	0.056	0.034	0.016
	6	1.315	0.303	0.226	0.181	—	—
平 均	1.431	0.436	0.125	0.098	0.042	0.034	

単位はmg/l

標準偏差は 0.146 mg/l から 0.107 mg/l (73%) に減少した (A3とA5の比較)。また、水面積負荷を $5.06 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ から $4.44 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ に、汚泥返送比を0%から20%にすることによって沈殿水の全リンの平均値は、 0.376 mg/l から 0.210 mg/l (56%) に、標準偏差は 0.146 mg/l から 0.090 mg/l (62%) に減少した (A3とA6の比較)。また、このとき緩速攪拌槽のMLSSの平均値は 753 mg/l (A3) から 1600 mg/l (A6) と約倍になった。

以上のことから、消石灰を 300 mg/l 注入したAシリーズの場合、石灰沈殿池の水面積負荷を小さくすること、および汚泥を返送することによって、単に沈殿水の全リンを低下させるだけでなく、その変動を小さくさせることができたことが認められる。

しかし、消石灰を 1000 mg/l 注入したCシリーズの場合は、C3で10%、C4で20%の汚泥返送を行なったが、汚泥を返送することによる石灰沈殿池の改善は認められなかった。

5.3 急速汚過池の運転結果

すでに述べたように急速汚過池は2池あり、それぞれ異なった有効径のアンスラサイト、および硅砂が 30 cm づつ計 60 cm つめてある。すなわちNa1汚過池のアンスラサイト、および硅砂の有効径はそれぞれ 0.80 mm 、 0.45 mm であり、Na2汚過池のそれらは 1.2 mm 、 0.5 mm であり、Na2汚過池はNa1汚過池より粗い汚材がつめてある。

急速汚過池の運転は、汚材の比較を行なうために、Na1汚過池とNa2汚過池を交互に用いて行なった。汚過は定水位、重力式排水汚過で、初期流量の調整は、流出側についているバルブを用いて行なった。汚過継続時間は、全損失水頭が 2 m に達するまでとし、汚過終了後、その汚過池は表洗、逆流を行なって汚過池を洗浄し、次の使用まで待機させた。

初期汚過速度は $90 \sim 350 \text{ m/d}$ まで変化させて行なったが、汚過継続時間、浮遊物捕捉量、あるいは濁度捕捉量と初期汚過速度との間には、明確な傾向は認められなかった。さらに、初期全損失水頭が 19.3 cm から 9.03 cm まで変化したので、全損失水頭が 2 m に達するまでの汚過継続時間を、汚過継続時間としても初期全損失水頭が異なるので、実質的な損失水頭の増加量は一定にならなくなった。そこで、損失水頭の実質的な増加量を 1.5 m として整理しなおし全実験結果の範囲、平均をまとめて結果とし、表2・12を得た。

1) 汚過の水質

汚過池流入水の浮遊物の平均(範囲)は、Na1、Na2汚過池それぞれ 3.7 mg/l ($0 \sim 8.0 \text{ mg/l}$)、 3.1 mg/l ($0 \sim 2.2 \text{ mg/l}$) であったが汚過水の浮遊物はともに 0 mg/l で、除去率は100%であった。また、汚過池流入水の濁度の平均(範囲)は、Na1、Na2汚過池でそれぞれ 3.6 mg/l ($0.1 \sim 1.2 \text{ mg/l}$)、 3.1 mg/l ($0.1 \sim 1.2 \text{ mg/l}$) 汚過水の濁度はそれぞれ 0.23 mg/l ($0.02 \sim 0.8 \text{ mg/l}$)、 0.25 mg/l ($0 \sim 6.6 \text{ mg/l}$) で平均除去率はNa1汚過池94%、Na2汚過池92%であった。以上のことからNa1汚過池とNa2汚過池における浮遊物、および濁度の除去率、および汚過池水濁度はほぼ等しかったといえる。

2) 汚過継続時間、処理水量、浮遊物、濁度の汚層捕捉量

汚過継続時間の平均(範囲)は、Na1、Na2汚過池それぞれ、71時間($13 \sim 136$ 時間)、210時間($69 \sim 372$ 時間)であり、Na1汚過池は約10倍、Na2汚過池は約5.4倍も変化した。また、Na1汚過池の汚過継続時間は、Na2汚過池の汚過継続時間の33.8%であった。同様に、処理水量、および浮遊物、濁度の汚層捕捉量も大きく変動したが、平均でみると、Na1汚過池はNa2汚過池の、処理水量で31.0%、浮遊物捕捉量で35.0%、濁度捕捉量で38.0%であった。

以上のことから、Na1汚過池とNa2汚過池を比較すると汚過水質はほぼ等しいが、Na1汚過池の汚過能力はNa2汚過池の30~40%程度しかないことが推察されるので、Na1汚過池の汚材よりもNa2汚過池の汚材の方が優れているといえる。

5.4 浮遊物と濁度の相関

浮遊物の測定は、浮遊物の分離、(蒸発)、乾燥、放冷、秤量と、手間と時間がかかりかかる。しかも三次処理においては、浮遊物が 5 mg/l 以下になることも少くない。例えば、浮遊物が 5 mg/l であるとする、試料を1 l 汚過しても汚過前後の汚紙、あるいは汚紙を敷いたグーチャーつぼなどの重量差は 5 mg しかない。この 5 mg を、上に述べた過程を通して誤差なく測定することは非常に大変で困難な作業である。また、重量差を大きくするために試料を3 l、5 l 汚過することも大変なことである。

一方、濁度の測定は濁度計を用いて行なえば、浮遊物の測定にくらべて非常に簡便である。したがって、濁度から浮遊物が推定できれば、好都合である。

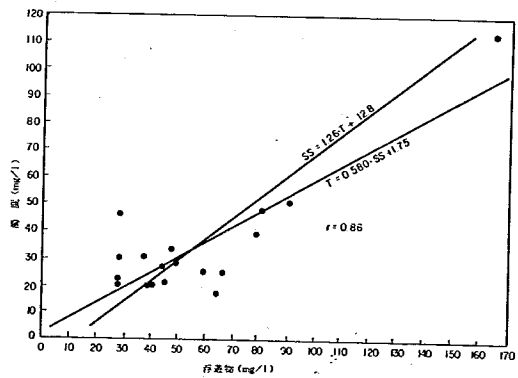
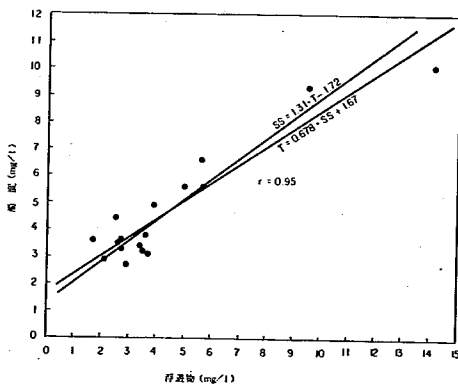
図2・11~2・13に、原水、沈殿水、および再炭酸塩化水の浮遊物と濁度の相関を示す。それぞれの相関係数は0.98、0.86、および0.95であった。また、浮遊物

表2・12 急速汚過池の運転結果

(実質損失水頭 1.5 m)

		① No 1 汚過池	② No 2 汚過池	a) ①/②×100
初期汚過速度 (m/d)	平均	210	230	—
	範囲	90~350	130~340	
平均汚過速度 (m/d)	平均	171	178	—
	範囲	65~260	86~265	
汚過継続時間 (h)	平均	71	210	33.8
	範囲	13~136	69~372	
処 理 水 量 (m³/m²)	平均	479	1,543	31.0
	範囲	140~972	595~3,806	
浮 遊 物	流入水濃度 (mg/l)	平均 3.7 範囲 0~8.0	平均 3.1 範囲 0~2.2	—
	汚過水濃度 (mg/l)	0	0	—
	汚層捕捉量 (g/m²)	平均 1,503 範囲 276~4,870	平均 4,300 範囲 759~12,140	35.0
濁 度	流入水濃度 (mg/l)	平均 3.6 範囲 0.8~1.3	平均 3.1 範囲 0.1~1.2	—
	汚過水濃度 (mg/l)	平均 0.23 範囲 0.02~0.8	平均 0.25 範囲 0~6.6	—
	汚層捕捉量 (g/m²)	平均 1,460 範囲 374~4,830	平均 3,840 範囲 679~10,490	38.0

a) 平均値より計算



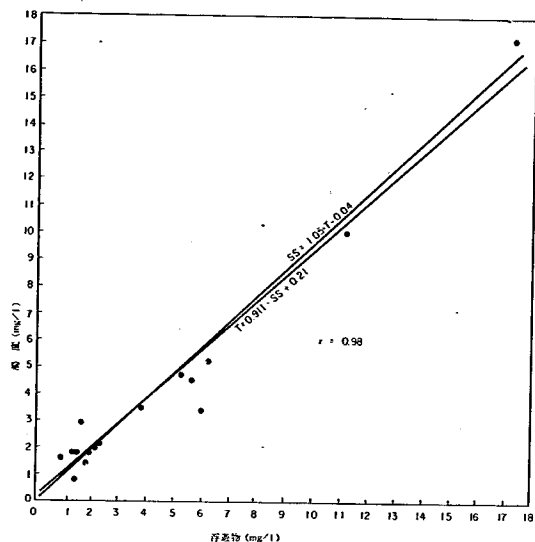


図2・13 再炭酸塩化水の浮遊物と濁度の相関

表2・13 種々の化学物質と諸指標の応答¹⁶⁾

化学物質	BOD	COD	TOD	TOC
有機性炭素	○	○	○	○
有機性窒素	○	×	○	×
芳香物化合物	○a)	○	○	○
ABSプラスチック	×	○	○	○
セルロース	×	○	○d)	○d)
アンモニア性窒素	○	×	○	×
亜硝酸塩	○	○	○f)	×
炭酸塩	×	×	×	○
二酸化炭素	×	×	×	○
第一鉄塩	○b)	○	○	×
硫化物	○b)	○	○	×
亜硫酸塩	○b)	○	○	×
塩化物	—	○c)	○e)	×
硫酸塩	×	×	○g)	×
リン酸塩	×	×	○g)	×
硝酸塩	×	×	○f)	×
溶存酸素	—	×	○f)	×
シアン化合物	—h)	×	○	○

- a) 酸化は遅いが最終的にはすべて分解される。
 b) 瞬時BODが測定される分析方法のときのみ検出される。
 c) 硫酸銀などでかなり影響を除去できる。
 d) 粒子が小さく短い反応時間で分解される時のみ。
 e) 高濃度の場合のみ影響。
 f) 酸素要求量が減少する方向に影響。
 g) 同上、しかし影響は小さい。
 h) 測定不能。

(SS)の濁度(T)への回帰式は、それぞれ、

$$\text{原水} \quad \text{SS} = 1.31T - 1.72 \quad \cdots \cdots (2 \cdot 7)$$

$$\text{沈殿水} \quad \text{SS} = 1.26T + 1.28 \quad \cdots \cdots (2 \cdot 8)$$

$$\text{再炭酸塩化水} \quad \text{SS} = 1.05T - 0.04 \quad \cdots \cdots (2 \cdot 9)$$

であった。以上のことから、原水、沈殿水、および再炭酸塩化水の濁度を測定し、式2・7、2・8、2・9を用いることによって、それぞれの浮遊物濃度を推定できると考えられる。

5.5 TOC, COD_{Cr}, COD_{Mn}, BODの相関

種々の物質がTOC、COD、BOD、およびTODに検知されるか否か、あるいは測定に影響するか否かを表2・13¹⁶⁾に示す。同表からわかるように、それぞれの指標が検知する物質はかなり異っており、また、主体となる有機性炭素についても、個々の物質ごとに指標によって酸化率が異なるので、指標相互の間で普遍的な相関はあり得

ない。しかし、対象を特定の水に限れば、ある程度の相関がある。¹⁶⁾

表2・14にB、Cシリーズの各ケースの平均値から求めた、各プロセスごとのTOC、COD_{Cr}、COD_{Mn}、BOD間の比を、また図2・14～2・19に相関を示す(CシリーズではCOD_{Mn}を分析していないので、COD_{Mn}に関してはBシリーズのみで計算した)。

表2・14よりCOD_{Mn}とBOD、およびTOCとCOD_{Cr}は、オーダ的には等しく、前者は平均1.23:1、後者は平均1.29:1であった。但し、COD_{Mn}、BOD、COD_{Cr}はO₂ mg/l単位、TOCはC mg/l単位で表わしてある。また、COD_{Mn}、またはBODはTOC、またはCOD_{Cr}のおおよそ11～22%であった。

図2・14～2・19より比較的相関が得られたのはTOCとCOD_{Cr}、およびCOD_{Mn}とBODであった。TOCとCOD_{Cr}の全体の相関係数は0.76であった。すでに述べたように急速汚池流出水のTOC/COD_{Cr}は、その他の水にくらべて大きくなっているため、これを除いて相関係数を求めると0.85になった。(図2・19)

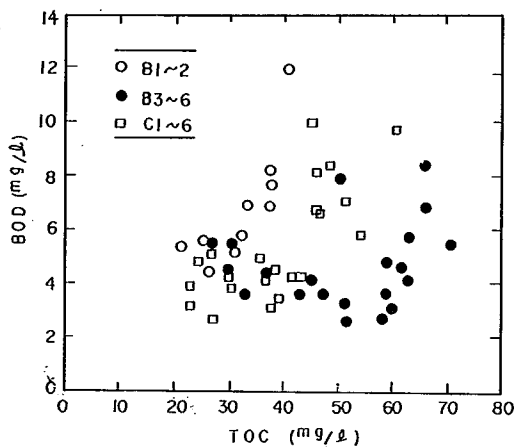


図2・14 TOCとBODの相関

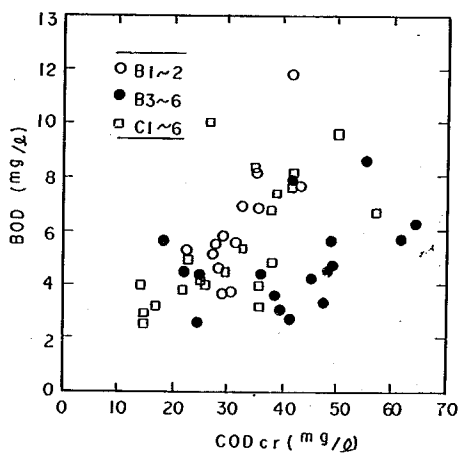


図2・17 CODcrとBODの相関

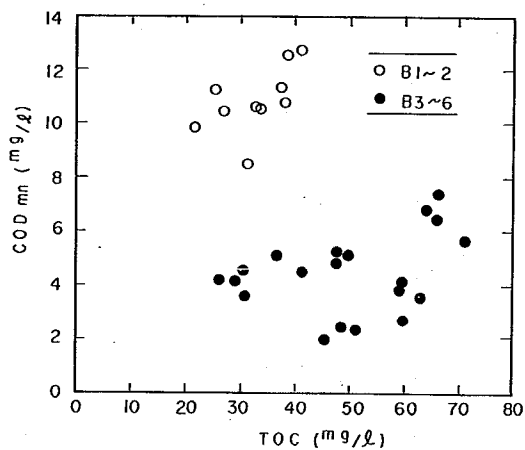


図2・15 TOCとCODmnの相関

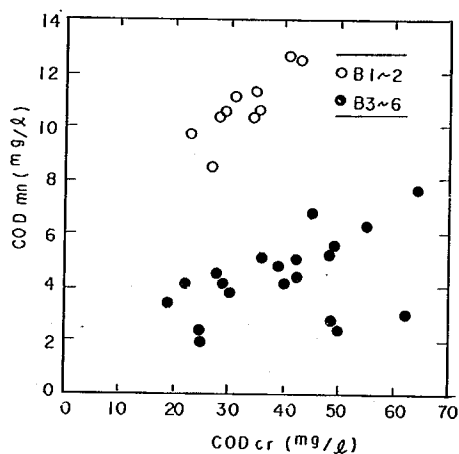


図2・18 CODcrとCODmnの相関

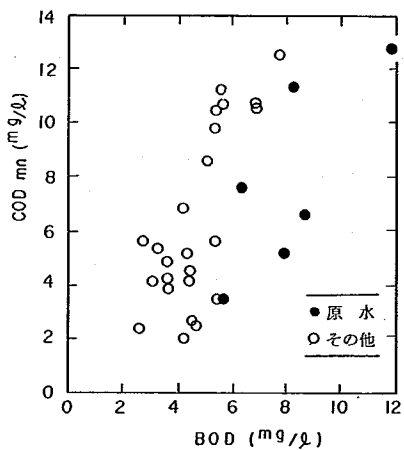


図2・16 BODとCODmnの相関

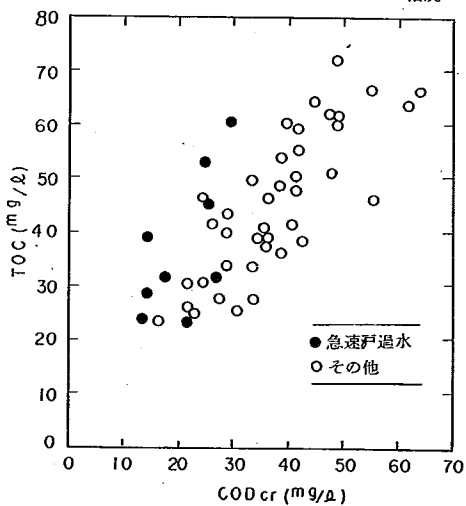


図2・19 CODcrとTOCの相関

表2・14 各プロセスにおけるTOC、COD_{cr}、COD_{mn}、BOD間の比

	BOD/TOC	COD _{mn} /TOC	BOD/COD _{cr}	COD _{mn} /COD _{cr}	COD _{mn} /BOD	TOC/COD _{cr}
原 水	0.16 0.10~0.29	0.16 0.06~0.31	0.19 0.09~0.37	0.18 0.06~0.30	0.95 0.61~1.38	1.16 0.80~1.64
沈 殿 水	0.13 0.07~0.20	0.16 0.04~0.33	0.15 0.09~0.24	0.17 0.06~0.30	1.27 0.60~1.65	1.18 0.81~1.45
脱アンモニア水	0.11 0.05~0.22	0.18 0.04~0.45	0.12 0.07~0.20	0.18 0.05~0.35	1.43 0.54~2.04	1.17 0.79~1.48
再炭酸塩化水	0.13 0.05~0.20	0.18 0.04~0.37	0.16 0.07~0.21	0.21 0.08~0.38	1.31 0.48~1.93	1.30 0.97~1.81
汙 過 水	0.12 0.05~0.25	0.18 0.05~0.45	0.19 0.09~0.30	0.22 0.10~0.44	1.20 0.64~1.85	1.62 0.96~2.51

COD_{mn}とBODの全体の相関係数は0.65であった。図2・16 からわかるように、パイロットプラント流入水のCOD_{mn}/BODは、その他の水にくらべて小さくなっている、これを除いて相関係数を求めると、0.82になった。

BODとTOC、COD_{mn}とTOC、BODとCOD_{cr}、COD_{mn}とCOD_{cr}の全体としての相関は図2・14、2・15、2・17、2・18よりわかるようにほとんど認められない。しかし、プロットをB1、2ケース、B3、4、5、6ケース、Cシリーズとわけて相関を求めると、(COD_{mn}に関してはCシリーズを除く)ある程度の相関が得られる。B1、2ケースはB3、4、5、6ケースにくらべて、BOD、COD_{mn}が小さく、TOC、COD_{cr}が大きくなっている、パイロットプラント流入水(2次処理水)の有機物の成分が変化したと推察される。Cシリーズのプロットは、B1、2ケースとB3、4、5、6ケースの中間にある。

5・6 リン除去に及ぼす水温の影響

図2・8~2・10に、A、BおよびCシリーズの、原水、沈殿水、および汙過水の全リンの分析結果を示したが、同図によると、原水の全リンはかなり変動しているが、沈殿水、および汙過水の全リンは、原水の全リンの変動には比例していない。特に汙過水の全リンは原水、および沈殿水にくらべて非常に安定しており、ほぼ一定である。しかし、消石灰注入量300mg/lで運転したA、Bシリーズの分析結果によると、汙過水の全リン濃度は夏期より冬期

の方が高い傾向にあることがわかる。そこで、A、Bシリーズの各ケースの原水の平均水温と汙過水の全リン濃度の平均値、および標準偏差を計算した結果が図2・20である。同図によれば、水温が高い程、汙過水の全リン濃度は低いこと、しかもその変動が小さいことがわかる。たとえば図中の④(平均水温13.0℃)と⑤(平均水温22.7℃)を比較すると、水温が約10℃低下することによって全リンは0.050mg/lから0.128mg/lと2.56倍に、標準偏差は0.025mg/lから0.018mg/lと3.24倍になっている。急速汙過水の浮遊物は0であることから、急速汙過水中のリンはすべて溶解性であるとみなせるので、リンのカルシウムの難溶性の化合物{おもにCa₅(OH)(PO₄)₃}の溶解度は水温の低下とともに大きくなると推察される。同様な結果は三次処理技術開発協力会議でも得ている。同会議⁸⁾では、全国各地の下水処理場において夏期と冬期に石灰凝集沈殿によるリン除去のシャーテストを行ない、生下水、および2次処理水あわせて18の夏期および冬期の試料の石灰凝集沈殿後の溶解性リン濃度を比較した結果、18試料中、少くとも15試料(83%)は夏期試料の方が低かったと述べている。

5・7 リン除去と石灰注入量

1) 沈殿水の全リンと消石灰注入量

図2・8~2・10から、消石灰注入量を300mg/l(A、Bシリーズ)から1,000mg/lにすることによって沈殿水の全リンは低くなるとともに、非常に安定したことがわかる。表2・11に各シリーズの各ケースの原水、沈

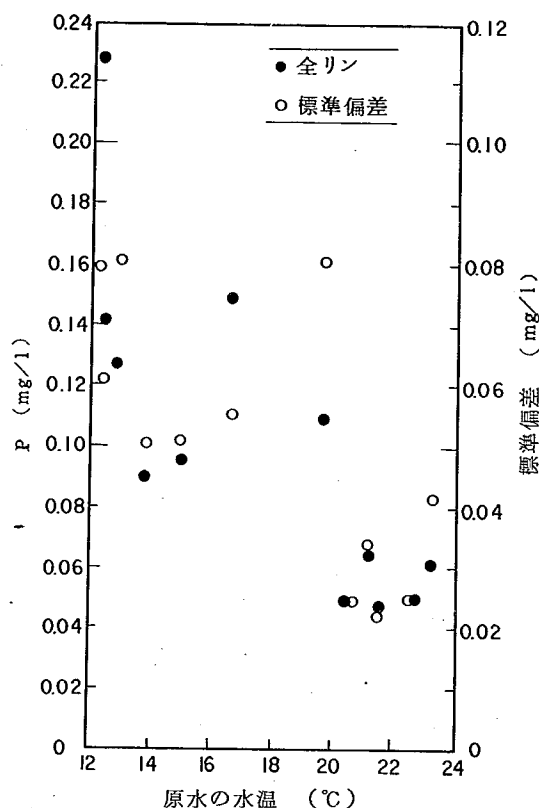


図2・20 原水の水温と急速汚過水の全リン、標準偏差の関係

脱水、および汚過水の全リンの平均値、および標準偏差を示す。

石灰注入量の差による沈殿水の全リン濃度の変化を検討するために、石灰沈殿池の水面積負荷は $3.33 \text{ m}^2/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ 、汚泥返送比0のA5（消石灰注入量 300 mg/l ）とC1（同じく $1,000 \text{ mg/l}$ ）を比較する。沈殿水のpHの平均値はA5、C1、それぞれ10.37、11.16であった。表2・11からA5の沈殿水の全リンの平均値、および標準偏差はそれぞれ 0.242 mg/l 、 0.107 mg/l 、またC1のそれらは、それぞれ 0.060 mg/l 、 0.089 mg/l であった。このことから、消石灰注入量を 300 mg/l から $1,000 \text{ mg/l}$ にすることによって、沈殿水の全リンは75%、および標準偏差は17%減少したといえる。

2) 汚過水の全リンと消石灰注入量

4.6より原水の水温により、汚過水の全リンは変化し、水温が高い程、全リンは低下することが認められたので、消石灰注入量の差による汚過水の全リンの比較は、原水の水温がほぼ同一とみなせるAシリーズ（平均水温 21.5°C 、 $18.0 \sim 24.0^\circ\text{C}$ ）とCシリーズ（平均水温 20.9°C 、 $15.0 \sim 26.7^\circ\text{C}$ ）でおこなう。沈殿水のpHはA、およびCシリーズそれぞれ10.32、10.81であった。表2・11より、AシリーズとCシリーズを比較すると、消石灰注入量を 300 mg/l から $1,000 \text{ mg/l}$ にすることによって、汚過水の全リンは平均 0.064 mg/l から平均 0.042 mg/l に、各ケースの標準偏差の平均は 0.039 mg/l から 0.034 mg/l になり、それぞれ34%、13%減少した。

5・8 各単位プロセス処理水のリンの成分

下水中のリンは有機性リン、ポリリン、オルトリンの三態、およびそれぞれのリンの溶解性分、浮遊性分に分類される。本文では、全リンとはこれらのすべてのリンのことを、加水分解リンとはポリリンとオルトリン、および一部の有機性リンを指している。これらの精細については、土木研究所資料769号⁷⁾を参照されたい。

表2・15に原水、石灰凝集沈殿水、脱アンモニア水、再炭酸塩化水、および急速汚過水の全リンに占めるオルトリン、および加水分解リンの割合を示す。同表より、原水（2次処理水）の全リンの約86%はオルトリンであった。

表2・15 各プロセスにおけるリンの成分の割合

シリーズ	A*	B*	C*	C**
原水	0.88	0.82	0.89	0.93
石灰処理水	0.60	0.81	0.69	0.82
脱アンモニア水	0.35	0.78	—	—
再炭酸塩化水	0.21	0.84	—	—
急速汚過水	0.44	0.86	0.64	0.83

* オルトリン/全リン

** 加水分解リン/全リン

Aシリーズにおいては、石灰凝集沈殿水で60%、脱アンモニア水で35%、再炭酸塩化水で21%と、プロセスが進むにつれて、全リンに占めるオルトリンの割合は、およそ20%づつ減少している。これは、カルシウムとリンの化合物は、リンの形としてオルトリン酸イオンの場合に最も生成されやすく、石灰凝集沈殿過程で下水中から除かれる（フロックになる）割合は、オルトリン酸イオンが最も大きいこと、したがって、脱アンモニア過程、再炭酸塩化過程で除去される浮遊物中に含まれているリンはオルトリンが多いことによるものと考えられる。Bシリーズの

場合は、このような傾向がみうけられないが、BシリーズはAシリーズより原水の水温が低く、このため、4・6で述べたように急速汚過水の全リン濃度がAシリーズより高くなっていることが原因のひとつと考えられるが、今後、確かめていきたいと思っている。

急速汚過水と再炭酸塩化水（急速汚過流入水）の、全リンに占めるオルトリンの割合は、表2・15から分るように、A、Bシリーズとも増加しているのを、これをさらに詳しく検討するために、各シリーズの各ケースの急速汚過水と再炭酸塩化水のオルトリン濃度を比較したのが、表2・16である。

表2・16 再炭酸塩化水と急速汚過水中のオルトリン（mg/l）

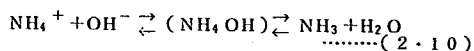
シリーズ	ケース	① 再炭酸塩化水	② 急速汚過水	② / ①
A	1	0.009	0.047	5.2
	2	0.013	0.020	1.5
	3	0.029	0.030	1.0
	4	0.006	0.016	2.7
	5	0.005	0.014	2.8
	6	0.009	0.041	4.6
	平均	0.014	0.028	2.0
B	1	0.057	0.091	1.6
	2	0.241	0.071	0.29
	3	0.049	0.046	0.94
	4	0.149	0.140	0.94
	5	0.108	0.120	1.11
	6	0.209	0.249	1.19
	平均	0.136	0.119	0.88

同表によると急速汚過において、オルトリンがAシリーズでは、1.0～5.2倍、平均2.0倍に、また、Bシリーズでは0.29～1.6倍、平均0.88倍になっている。一方、急速汚過における全リンの除去率はAシリーズで3%、Bシリーズで19%であった。したがって、急速汚過で全リンは除去されるが、水温の高いAシリーズ（平均水温21.5℃）では、急速汚過中に有機性リン、ポリリンが加水分解を受け、オルトリンになったため、急速汚過によって平均2倍になったと解される。有機性リン、ポリリンのオルトリンへの加水分解は、微生物の酵素作用によって生じるので、このことは、水温の高い時にこうした微生物が

汚材表面に発生したものと推測される。水温の低いBシリーズ（平均水温13.9℃）では、こうした変化は顕著でない。

5・9 アンモニア塔におけるアンモニア性窒素の除去

アンモニウムイオンとアンモニアの平衡は次式のように表わせる。



$$\frac{[\text{NH}_4^+][\text{OH}^-]}{[\text{NH}_3]} = K_b \quad \dots\dots\dots (2 \cdot 11)$$

表2・17の $K_b^{17)}$ をもとに、式2・11から、 $[\text{NH}_3]$ のアンモニア性窒素に占める割合とpH、水温の関係を求めると表2・17のようになる。表2・17より、pHの上昇とともに $[\text{NH}_3]$ のアンモニア性窒素に占める割合は急激に増加し、例えば、pH7では約1%、pH10では約85%、pH11では約98%、pH12ではほぼ100%になっている。また、水温の上昇とともに同一pHでは $[\text{NH}_3]$ のアンモニア性窒素に占める割合は小さくなるが、その変化は比較的小さく、例えばpH10の場合、水温5℃で87.1%、50℃では84.1%と3%しか減少していない。図2・21に水温15℃の場合の $[\text{NH}_3]$ の割合とpHの関係を示す。

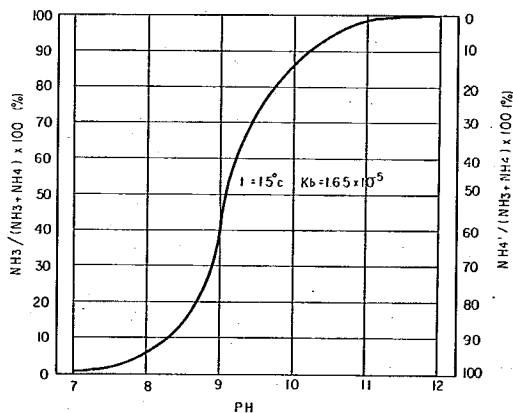


図2・21 pHと $\text{NH}_3 / (\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+)$ の関係

このように、水中のアンモニア性窒素はpHの上昇とともにアンモニウムイオンからアンモニアガスになるので、石灰凝集沈殿後のpHの高い下水を効果的にエアストリッピングすることによってアンモニアを下水から大気に飛ばす

表2・17 pH、水温の変化による $\text{NH}_3 / \text{NH}_3 + \text{NH}_4^+$ の変化

水 温(℃)			5	15	25	35	50
Kb($\times 10^{-5}$)			1.48	1.65	1.77	185	1.89
$\frac{\text{NH}_3}{\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+}$ (%)	pH	7	0.7	0.6	0.6	0.5	0.5
		8	6.3	5.7	5.3	5.1	5.0
		9	40.3	37.7	36.1	35.1	34.6
		10	87.1	85.8	85.0	84.4	84.1
		11	98.5	98.3	98.2	98.1	98.1
		12	99.8	99.8	99.8	99.8	99.8

ことができる。このために、冷却塔を用い、下水を上部から、大量の空気を横、あるいは下部から送るアンモニアストリッピング塔が用いられている。

アンモニアストリッピング塔におけるアンモニア除去率を決定する主要な因子は、①水温、②pH、③空気-水比、④接触時間、である。O Farrellらは¹⁸⁾、これらの因子について検討し、次のような結果を得ている。

①アンモニアストリッピング塔流出水の水温が23.3℃の場合と5.0℃の場合とで比較した結果、(pH=11.5) 23.3℃の場合、空気-水比が750のときアンモニア性窒素除去率は50%、3750のとき90%、また、5.0℃の場合、空気-水比が750のときアンモニア性窒素除去率は20%、3750のとき60%で、アンモニアストリッピング塔流出水の水温が23.3℃から5.0℃に低下することによって約30%、アンモニア性窒素除去率は低下した。

②アンモニアストリッピング塔流入水のpHを11.7、10.5、9.7と変化させたとき、(流出水の平均水温20.6℃ 空気-水比24.0℃) 接触深さ7.5mにおけるアンモニア性窒素除去率はpH11.7のとき86.2%で、10.5、9.7とpHが低下することによってpH11.7のときの除去率より、それぞれ約6%、34%低下した。また、pH11.7で接触深さを4.5m、1.5mと小さくしたときの除去率はそれぞれ約67%、33%で7.5mのときの除去率86.2%よりそれぞれ約19%、53%減少した。

表2・18に、本パイロットプラントの各ケースのアンモニアストリッピング塔の運転結果を示す。同表によれば、流入水pH、および水温の変化によるアンモニア除去率の変化は認められない。流入水pH、および水温の変化を無視して、空気-水比とアンモニア除去率の関係を求めると

図2・22のようになる。同図によると、流入水のアンモニア濃度が0.6mg/l以下の場合、空気-水比と、アンモニア除去率には相関がないが、0.6mg/l以上の場合、空気-水比の増加とともに、アンモニア除去率も増加している。この場合空気-水比700のときアンモニア除去率は約20%、1500のとき約50%であった。このように本プラントにおけるアンモニアストリッピング塔の実験結果は満足のいくものではないが、この原因として、4・1で述べた空気-水比が小さいことの他に、流入水のアンモニア濃度が小さいことが考えられる。アンモニア除去率を律する大きな原因として、下水中のアンモニウムイオンとアンモニアの割合、およびアンモニアの気相と液相の濃度勾配が考えられる。アンモニウムイオンとアンモニアの割合は、解離定数の定義からわかるように、pHが同じなら、濃度にかかわらず一定である。一方、濃度勾配は、気相の濃度は一定とみなせるので、液相中のアンモニア濃度が小さい程小さくなる。今後、この点についても検討していきたいと考えている。

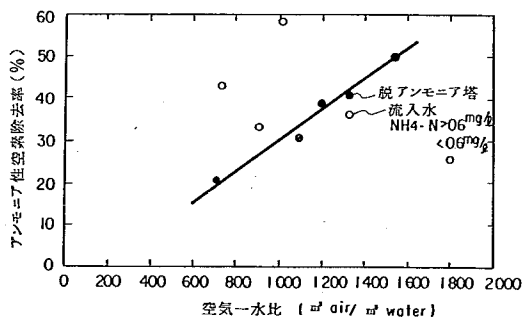


図2・22 空気-水比とアンモニア性窒素除去率の関係

表2・18 アンモニアストリッピング塔におけるアンモニア除去結果

シリーズ	ケース	水量負荷 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$)	接触時間 (分)	空気- 水 比	原水水温 ($^{\circ}\text{C}$)	流入水 pH ①	流出水 pH ②	pH低下値 ①-②	アンモニア性窒素 (mg/l)		除去率(%) ④-③/ ④×100
									流入水③	流出水④	
A	1	74	3.44	1940	19.7	10.43	9.66	0.77	0.52	0.36	30.8
	2	194	1.36	740	21.3	10.26	9.82	0.44	0.28	0.16	42.9
	3	142	1.86	1020	22.7	10.11	9.80	0.31	0.24	0.10	58.3
	4	199	1.33	720	23.3	10.29	9.90	0.39	0.10	0.08	20.0
	5	108	2.44	1330	21.7	10.37	9.96	0.41	0.22	0.14	36.4
	6	158	1.67	910	20.5	10.31	9.85	0.46	0.30	0.20	33.3
B	1	202	1.31	710	16.8	10.18	10.10	0.08	0.91	0.72	20.9
	2	108	2.44	1330	15.1	10.48	9.96	0.52	0.81	0.48	40.7
C	1	94	2.82	1540	16.3	11.16	10.61	0.55	4.39	2.20	50.0
	2	132	2.00	1090	18.5	10.95	10.40	0.55	4.34	3.01	30.6
	3	120	2.20	1200	20.4	10.02	10.44	0.58	3.70	2.27	38.5

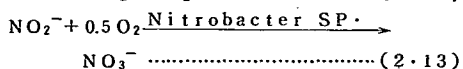
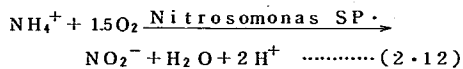
表2・19 急速汚過池流入水、流出水の溶存酸素と各窒素態濃度

	溶存酸素 (mg/l)			全窒素 (mg/l)		硝酸性窒素 (mg/l)		亜硝酸性窒素 (mg/l)		アンモニア性窒素 (mg/l)			
	①流入水	②流出水	①-②	流入水	流出水	流入水	流出水	流入水	流出水	③流入水	④流出水	③-④	④/③
48.1.31	10.9	5.0	5.9	10.92	9.97	5.48	5.08	0.31	0.30	3.18	2.46	0.72	0.77
2. 1	10.6	2.7	7.9							4.95	3.57	1.38	0.72
2. 2	11.1	3.1	8.0	5.96	5.05	0.32	0.74	0.24	0.26	3.95	1.43	2.52	0.36
2. 3	11.7	3.2	8.5							3.07	0.99	2.08	0.32
2. 4													
2. 5	11.2	0.7	10.5	9.19	10.35	2.43	5.65	0.28	0.65	3.18	1.15	2.03	0.36
2. 6	11.2	0.7	10.5							2.64	0.66	1.98	0.25
2. 7	11.3	0.6	10.7							2.64	0	2.64	0

使用汚過池No.2、初期汚過速度150m/日、原水の平均水温13.0 $^{\circ}\text{C}$ 、水温13.0 $^{\circ}\text{C}$ のときの飽和溶存酸素10.2mg/l

5・10 急速汚過池における窒素態の変化

微生物の関与する反応によって下水中のアンモニウムイオンは亜硝酸イオン、硝酸イオンに酸化される。その反応式は一般的に次のように表わせる。



上式より1モルのアンモニウムイオンを硝酸イオンに酸化するためには2モルの酸素が必要で、これは1mgのアンモニウムイオンに対し、約3.6mgの酸素量になる。

表2・9より、A、Bシリーズの平均値として、急速汚過池においてアンモニア性窒素0.43mg/lが除去され、反対に硝酸性窒素が1.15mg/l増加していることから、急速汚過池においてアンモニア性窒素が硝化されていることが考えられる。表2・19に、48年1月31日から、48年2月7日までの、急速汚過池の流入水、流出水の溶存酸素、および各窒素態の濃度を示す。1月31日は、No.2汚過池の運転第1日目であり、2月7日は汚過が終了した日である。同表によれば、汚過池流入水の溶存酸素は、11mg/l前後であるが、原水の水温13 $^{\circ}\text{C}$ の溶存酸素飽和量は10.2mg/lであるので、この点からみると汚過池

流入水の溶存酸素は過飽和である。しかし、実際には、脱アンモニア塔などで水温が低下し、汚過池流入水の水温は13℃以下になって、その温度で飽和していたと考えられる。溶存酸素飽和量からみると、汚過池流入水の水温は9～10℃である。汚過池流入水の溶存酸素が飽和していたのは、中和過程における炭酸ガスの吹込みのためである。炭酸ガスの吹込みは、空気と混合し、10%の炭酸ガスとして行ない、この実験ケースでは18 l/分吹込んで行なっている。表2・19からわかるように、汚過池の酸素消費量は、汚過池運転開始後、日ごとに増加しており1日目5.9 mg/lであったが、8日目では10.7 mg/lになって、流入水の溶存酸素の殆んどを消費している。一方、アンモニア性窒素の除去率も日ごとに増加し、1日目は33%であったが、8日目では100%になっている。反対に硝酸性窒素、亜硝酸性窒素は流出水中に増加しており、増加量、増加率とも汚過継続時間とともに大きくなっている。以上のことから、急速汚過池内で、アンモニア性窒素の微生物による硝化作用があり、硝化は急速汚過池の汚過継続時間の増加とともに進行したと推察される。汚過池は汚材の粒度が小さいNo.1汚過池とNo.2汚過池とがあり、2池を交互に用いたため、各汚過池の運転は間欠的になった。このため、汚過開始後、硝化が定常的になるまでに時間がかかったこと、および接触時間が汚過終了時は開始時の約倍になったことが、汚過継続時間の増加とともに硝化が進んだ原因と考えられる。

図2・23に急速汚過池の汚層深さと溶存酸素の関係を示す。同図によると、流入水中の溶存酸素の約80%はアンスラサイト層で消費されているので、急速汚過池における硝化は、ほとんどアンスラサイト層で生じていると考えられる。

No.1とNo.2の急速汚過池における硝化を比較すると、No.2の方が硝化が進んでいる。これはNo.2の汚材の方が粗いため汚過継続時間が長くなったことが原因であると推察される。

表2・20にA、B、およびCシリーズの急速汚過池流入水と流出水のアンモニア性窒素と硝酸性窒素を示す。同表より、Aシリーズでは余り硝化が生じていなく、Bシリーズに入って硝化が進み出している傾向がある。これはAシリーズの原水のアンモニア性窒素濃度が低いこと、および硝化菌がまだ十分に発生していなかったことが原因として考えられる。Bシリーズでは、急速汚過池でアンモニア

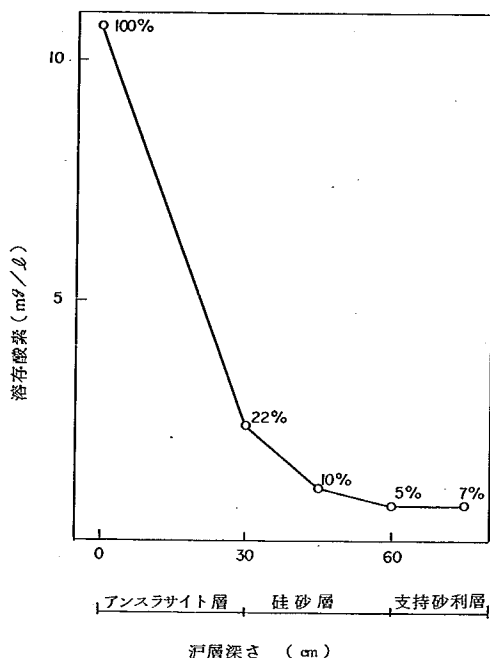


図2・23 汚層深さと溶存酸素の変化

性窒素が30～60%除去され、硝酸性窒素が10～150%増加している。

以上のことから、石灰凝集沈殿に続く急速汚過池の流入水は、アンモニアストリッピング塔、再炭酸塩化槽、および中和槽などで、空気バツ気されているので、溶存酸素がほぼ飽和されている。したがって、汚材表面に好気性微生物が発生すると考えられる。このため、石灰凝集沈殿に続く急速汚過池は、単に浮遊物を除去するだけでなく、汚材表面の好気性微生物により、炭素化合物、窒素化合物等が酸化される可能性がある。この作用は、汚過継続時間の長い汚過池程、著しいと考えられる。

5・11 バイロットプラントに発生したスケールについて

石灰注入によって下水中に付加されたカルシウムイオンは、下水中の炭酸成分、および大気中の炭酸ガスと反応し炭酸カルシウムになる。炭酸カルシウムの溶解度は、pHの上昇とともに小さくなる(図2・21参照)ので、高pHの下水が流れる装置(急速攪拌槽から炭酸カルシウム沈殿池まで)に、炭酸カルシウムが付着し、スケールが発生す

表2・20 急速汚過池流入水と流出水のアンモニア性窒素、および硝酸性窒素濃度

シ リ ン グ ス ス	項目	アンモニア性窒素 (mg/l)				硝 酸 性 窒 素 (mg/l)			
		流入水 ^①	流出水 ^②	②/①	①-②	流入水 ^③	流出水 ^④	④/③	③-④
A	1	0.36	0.18	0.50	0.18	2.61	2.71	1.03	-0.10
	2	0.16	0.20	1.25	-0.04	2.80	2.89	1.03	-0.09
	3	0.10	0.08	0.80	0.02	0.95	0.61	0.64	0.34
	4	0.08	0.06	0.75	0.02	2.02	1.78	0.88	0.24
	5	0.14	0.15	1.07	-0.01	1.97	4.37	2.22	-2.40
	6	0.20	0.19	0.95	0.01	3.18	5.24	1.65	-2.06
B	1	0.72	0.41	0.57	0.31	2.39	3.69	1.53	-1.30
	2	0.48	0.27	0.56	0.21	2.97	4.88	1.64	-1.91
	3	0.64	0.38	0.59	0.26	7.35	7.91	1.08	-0.56
	4	3.39	1.84	0.54	1.55	2.46	3.55	1.44	-1.09
	5	1.76	0.58	0.33	1.18	3.03	5.76	1.90	-2.73
	6	2.84	1.45	0.51	1.39	1.15	2.84	2.47	-1.69
C	1	2.02	1.63	0.54	0.57				
	2	3.01	2.26	0.75	0.75				
	3	2.27	2.09	0.92	0.18				

表2・21 スケールの成分分析結果

		(%)				
採取場所	項目	強熱減量 ^{a)}	不純分 ^{b)}	CaO	MgO	計
急速攪拌槽攪拌翼		46.0	0.4	51.3	2.4	100.4
	槽壁	47.2	0.5	48.8	3.5	100.0
	管壁	45.8	1.9	51.5	3.5	102.7
緩速攪拌槽攪拌翼	(1)	46.5	0.3	50.6	2.6	100.0
	攪拌翼(2)	46.4	0.7	49.7	3.2	100.0
	槽壁(1)	46.8	1.6	44.3	6.4	99.1
	槽壁(2)	46.7	1.7	45.7	5.5	99.6
緩速攪拌槽-沈殿池間のパイプ内壁		46.0	0.5	50.1	2.7	100.3
アンモニアストリッピング塔充填材表面		45.9	0.6	51.0	2.2	99.7
アンモニアストリッピング塔ディストリビューター		46.5	0.3	50.6	2.6	99.9
平 均		46.4	0.9	49.5	3.5	103.2

a) 1,000±5℃で加熱；付着水、結晶水、およびCO₂を含む

b) SiO₂、およびR₂O₃を含む

$$\text{※ } 49.5 \times \frac{\text{CaCO}_3}{\text{CaO}} = 89.4$$

る可能性がある。

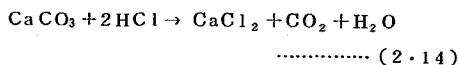
本パイロットプラントにおいてもスケールは発生したが、その状況は水温、場所、およびpHによって異なっていた。すなわち高水温時より低水温時の方が、また、場所的には急速攪拌槽から緩速攪拌槽にかけて、また、ほぼ同じ水温と見なせるAシリーズとCシリーズでは、消石灰注入量が多くpHが高いCシリーズの方が、より多くのスケールが発生した。

1) スケールの成分

ケースB2の実験後、各装置に発生したスケールを採取、分析し、表2・21に示す結果を得た。また、このときの急速攪拌槽内のスケールの付着状況をグラビアに示す。表2・20からわかるように、場所的な変化によるスケール成分の大きな変化は認められなかった。また、同表に示すCaOは、X線回折の結果、すべて炭酸カルシウムであること、およびそれはほとんどカルサイトであり、アラゴイトはごく一部であることが認められた。グラビアにスケールの電子顕微鏡写真を示す。表2・20によれば、スケール成分の平均49.5%はCaOである。これを炭酸カルシウムに換算すると89.4%になり、スケールの約90%は炭酸カルシウムであったことが確認される。同様にMgOがすべてMg(OH)₂に由来するものとする、スケールの5%は、水酸化マグネシウムであった。

2) スケールの除去

パイロットプラントのスケールは、塩酸で溶解して(式2・14)除去した。



これに先だってスケールの溶解実験を行ない、塩酸濃度を決定した。表2・22にその結果を示す。

表2・22 スケールの溶解実験結果

塩酸濃度(%)	スケールの溶解状況
36	瞬時に溶解
18	"
9	"
3	3分後に溶解
1.5	12分後に溶解
0.6	24時間後も溶解せず

同表はビーカーに各濃度の塩酸溶液を100ml入れ、これに1gのスケールを加え求めたものである。表2・20

の結果から3%の塩酸でスケールの溶解除去を行なうことにした。

スケールの溶解除去は次の手順で行なった。

- ① 緩速攪拌槽 — 沈殿池間のバルブをしめる。
- ② №1急速攪拌槽から№3緩速攪拌槽までのパイプに十分浸るよう3%の塩酸を注入する。このために約10m³の2次処理水と約10lの3.6%塩酸を要した。
- ③ この状態で15～20時間放置し、スケールを完全に溶かす。
- ④ ①でしめたバルブを開き、多量の2次処理水でパイプ、槽を十分水洗いする。

スケールの除去は、夏期はおおよそ2ケース(40～50日)ごとに、冬期は1ケース(20～25日)ごとに行なった。また、装置を塩酸で浸すために、装置の腐食が心配されたが、槽内部は5mmのタールエポキシ塗装が、また、パイプ内部は塩ビライニングが施してあったため、また、バルブはステンレス製のものをを用いたため、装置の腐食は生じなかった。

3) 急速攪拌槽から緩速攪拌槽にかけて発生したスケール
高水温時(A、Cシリーズ、原水の平均水温はそれぞれ21.5℃、20.9℃)には、各槽、およびパイプの内壁に結晶状の硬いスケールが、薄く板状(40～50日連続運転して0.3～0.5mm程度の厚さ)に発生した。この結果、1ケースの運転で各槽の水面は6～60mm程度上昇したが各槽から下水が越流する程ではなかった。

一方、低水温時(Bシリーズ、原水の平均水温は13.9℃)に発生したスケールは、高水温時とは異なり、薄く硬いスケールの表面に、水道水でフラッシュするだけで簡単に除去できる非常に軟いスケールが短時間に多量に発生した。このため槽間を結ぶパイプの断面積が減少し、パイプの粗度が増加した結果、各槽の水面が著しく上昇し、実験開始後10日前後で槽から水が越流してしまうため、バルブをしめて水量を低下させざるを得なかった。図2・24にCシリーズの沈殿池までの流量と運転日数の関係を示す。図2・24における運転第1日目はスケール除去後の第1日目であり、その後は運転を停止するまでスケール除去は行っていない。同図よりわかるように、スケールのため流量が低下したのはB3からであり、B1、B2では流量の低下はみられない。流量の低下はB5において特に著しく、B5の8日目までは設定流量の9m³/hを維持することができたが、9日目から徐々に流量は減少し、運転開始後16日目には約1m³/hにまで低下した。

なお、A、Cシリーズではこのような流量の低下は見られなかった。

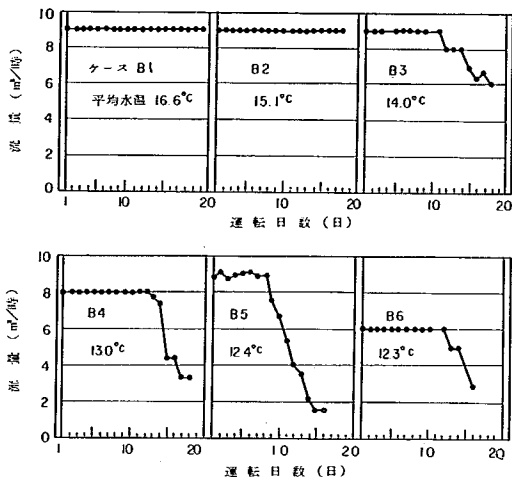


図2・24 Bシリーズの沈没池までの流量と運転日数の関係

表2・23 アンモニアストリッピング塔充填材1本あたりに付着したスケールの重量
(Cシリーズ)

場所	スケールの乾燥重量 (g / 充填材)
上 段	1,200 ~ 1,500
中 段	400 ~ 800
下 段	300 ~ 400

4) アンモニアストリッピング塔に発生したスケール

アンモニアストリッピング塔流入水の平均pH 10.28のA、Bシリーズでは、約1ヵ月運転した後でも充填材表面には、殆どスケールの発生は見られず、ひのきの相が見える程であった。一方、流入水の平均pH 10.81のCシリーズでは大量のスケールが発生した。Cシリーズの実験終了後、アンモニアストリッピング塔を解体し、充填材に付着したスケールをはがした。その結果を表2・23、図2・25に示す。表2・23は充填材1本あたり(10×40×1.160)に付着していたスケールの乾燥重量である。スケールの乾燥重量は塔の高さによって異なり、高い(上流側)程多かった。上段は充填材1本あたり1,200～1,500gのスケールが付着していたが、中段、下段と低くなるに従って、スケール量は上段のそれぞれ30～50%、20%程度に減少した。図2・25は上段の代表的な充填材におけるスケールの付着状態を示したものである。

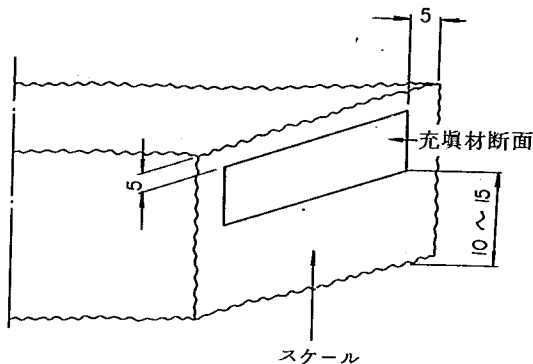


図2・25 アンモニアストリッピング塔充填材表面に付着したスケールの厚さ
(上段、Cシリーズ)

同図よりわかるようにスケールは、充填材の下側に多く付着していた。

アンモニアストリッピング塔の充填材に多量のスケールが付着すると、空気通過断面積が減少し、摩擦損失が増大する。このため同一のファンの場合、送風空気量が減少するのでアンモニア除去率が低下する問題がある。今回は適切な流速計が得られなかったので、どの程度空気量が減少したか確認できなかった。この問題に関しO'Farrell⁸⁾らは次のような結果を得ている。当初pH 11.5の石灰処理水を空気-水比2,600で、アンモニアストリッピングしたが、運転開始後75日目には、スケールの付着のため空気-水比が1,880(頭初72.3%)に低下し、同時にアンモニア性窒素除去率は80%から55%に低下した。また、pH 10.5、空気-水比2,600で運転した場合は、運転開始後112日目の空気-水比は2,480で、わずか4.6%しか減少しなかったと述べている。

以上のことから、アンモニアストリッピング塔のスケールの付着はpH 10.5程度を境に異なり、10.5程度以上の場合には大量のスケールが発生するが、10.5程度以下の場合にはわずかのスケールしか発生しないことが推察される。しかもO'Farrellらによると、先に述べたようにpH 10.5のときのアンモニア性窒素除去率は、pH 11.5のときの約6%しか低下しない。また、図2・21から求めたpH 10.5では、水中のアンモニア性窒素の約94%がアンモニアになっており、この割合はpHを11.7にあげてもやはり約6%しか上昇しないことがわかる。したがって、アンモニアストリッピング塔流入水のpHをむやみに上昇せずに、10.5程度にとどめてアンモニアストリッピング塔を運転することは、スケール付着防止の点から、一考すべきことである。

6. 本パイロットプラントの問題点、その対策、

および増設予定

約1年6カ月にわたってパイロットプラントを運転してきたが、その間に生じた問題点、その対策、および増設予定を次に述べる。

f) 本報告の実験では、凝集剤として消石灰を10%スラリーにして注入していたが、実際規模の石灰凝集沈殿システムの場合は、炭酸カルシウムを多量に含む石灰沈殿池、および炭酸カルシウム沈殿池の汚泥を焼いて、生石灰にし、これを凝集剤として再利用することが考えられている。この場合は生石灰を凝集剤としてそのまま用いず、消石灰化して再利用する。このために、生石灰を消石灰化して用いるよう、パイロットプラントを改造した。消石灰化のフローは次の通りである。

① 生石灰500Kg入りのコンテナを、ホイストで生石灰貯蔵庫に搬入する。

② 生石灰をコンテナからホッパーに移す。

③ ホッパー下部から、定量フィーダー（容量式）で、消石灰化槽に生石灰を送る。

④ 同時に水道水を消石灰化槽に送る。これは定水位を保つよう、ボルトアップで行なう。

⑤ 生石灰を消石灰化する。消石灰化槽の滞留時間は消石灰の10%スラリーで300mg/lの消石灰を9m³/hの下水に注入する場合、30分である。

b) Bシリーズの実験で急速攪拌槽から沈殿池までの槽をつなぐパイプ内にスケールが付着し、流量が保てなくなった。このために、各槽間を開水路で接続し、スケールの発生状態の観察、およびスケールの除去を行ない易くした凝集沈殿装置を一式増設した。

c) リン除去用の凝集剤として石灰の他に、鉄塩、およびアルミニウム塩が考えられている。このため、既設の凝集沈殿装置を用いて金属塩による凝集沈殿を行ない、石灰凝集沈殿とこれらの金属塩による凝集沈殿を比較するよう改造した。

d) 石灰沈殿池における浮遊物除去が余りよくなかった。このため、凝集助剤としてポリマーを注入するよう改造した。

e) アンモニアストリッピング塔のファンは、塔内の圧損失を30mmAqと仮定して50mmAq、風量150m³/minの軸流ファン（処理水量2m³/hのとき最大空気-水比4.500）を塔上部に設けたが、実際には塔内の圧損失が設計値よりも大きく、最大約100m³/minの風量しか得られなかったため、アンモニア性窒素除去率がきわめて低かった。また、付近の住民からファンの音がうるさいと苦情がよせられた。この2点を解決するため100mmAq、風量

200m³/minのプレートファンを塔下部の住宅地の反対側に設置した。

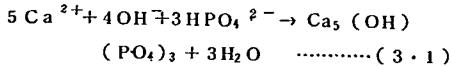
f) 溶解性有機物を吸着除去するために、活性炭吸着装置を設置した。装置は吸着塔、活性炭補給槽、および老廃炭受槽からなっている。吸着塔は処理水量2.0m³/hの場合、水量負荷240m³/m²・d、接触時間を30分とし、逆洗膨脹比は50%とした。この結果、塔の高さは10m以上になるため、塔は4塔とし、そのうち1塔を予備にした。活性炭量は0.33m³/塔、充填高さは1.7m/塔である。活性炭の吸着塔への充填はエジェクターで行ない、この場合、活性炭スラリー濃度は100~120Kg/m³、管内流速は最大1.32m/secとした。

g) 急速攪拌槽から石灰沈殿池までの連絡用の水路に、スケール吸着防止装置をとりつける予定である。この装置は弱電流と磁気を用いたもので、スケール成分の粒子の粒径を大きくしないことによって、掃流力でスケールを流し出し、スケールの付着を防止するものである。

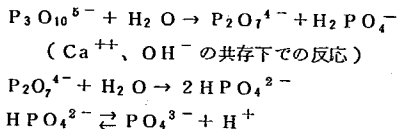
h) 金属塩による凝集沈殿水と、石灰凝集沈殿水の汚過水を比較するため、既設の2池の急速汚過池の1池を金属塩用にしよう配管を行なう。同時に2池の汚材を等しくするため、現在の汚材を、新しい汚材と交換する予定である。

i) 凝集沈殿により発生する汚泥の処理、処分あるいは再利用は、大きな問題であるが、本パイロットプラントにおいては現在までに汚泥濃縮槽を設置しただけである。このため49年度に遠心脱水機を設置して、石灰汚泥、および金属塩汚泥の脱水性について検討する。特に石灰汚泥については、再生のために炭酸カルシウムと他の不純物を分離する必要があるため、このための遠心脱水機の運転条件について検討する。なお石灰の再生については、本パイロットプラントでは行なわず、48年度末に土木研究所構内に設置する室内実験用再生炉を用いて、実験、検討を行なう予定である。

から確認している(2章2参照)。



式3・1の反応は、カルシウムイオンと、オルトリン酸イオンとの反応であるが、ポリリン酸イオンの一種であるトリポリリン酸イオンの場合は、次のようである。トリポリリン酸は、弱アルカリから酸性域において加水分解される。しかし、カルシウムイオンと水酸イオン(pH $\geq$ 8)の共存下では、さらに加水分解が促進され、 HPO_4^{2-} 、 PO_4^{3-} となり、式3・1に示す反応がおこる。



しかし、以上の結果は、反応1週間後の(20℃の室温に静置、2日に1度づつ計3回80℃で時間加熱)カルシウムとリンの生成物を分析し、得たもので、1時間後の生成物は非晶質であった。このとき、 $\text{P}_3\text{O}_{10}^{5-}$ はほとんど $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ に加水分析されていた。したがって、1時間後の反応生成物は $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ を有するリン酸カルシウム(たとえば $\text{CaH}_2\text{P}_2\text{O}_7$)であると想定される。このことから、石灰凝集沈殿プロセス中で下水中のオルトリン酸イオンはカルシウムと反応し、カルシウムヒドロオキシアパタイトとなるが、ポリリン酸イオンの場合は、沈殿後数時間から数十時間で、オルトリン酸イオンに加水分解された後に、カルシウムヒドロオキシアパタイトになると推察される。

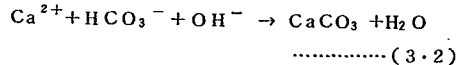
一方、アパタイト結晶体には、いろいろな種類があることの説明はいくつかの文献には報告されている。たとえば、Van WazerによるとCa/Pのモル比は1.33~2.0である。この変動の主な原因は結晶表面、および内部における異種同型イオンによる置換(Ca^{2+} と H^+ の置換を含めて)であるとしている。¹⁹⁾

ポリリン酸塩除去について、長内ら²⁰⁾は、ポリリン酸塩の試薬を用いて実験を行ない、ポリリン酸塩の除去率はオルトリン酸塩の場合よりも悪く、ポリリン酸塩の中でもピロリン酸塩($\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$)、トリポリリン酸塩($\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$)、メタリン酸塩(NaPO_3)の順序で除去が劣化し、その順序が、オルトリン酸の脱水によってえられる縮合リン酸の順序と一致していること、また、単独では除去特性のよかった各種縮合リン酸塩がオルトリン酸塩と共存すると薬注率が非常に減少し、しかもそのリン酸の除去率のよりよい共存するもう一種のリン酸塩(オルトリン酸塩)の除去率まで向上することを確認している。同様

なことをSchmid¹⁹⁾も見出し、彼らはポリリン酸塩はオルトリン酸塩の凝集物によりできたクロックに吸着され除去されると述べている。

2・2 炭酸カルシウムと水酸化マグネシウムの生成

石灰注入によるカルシウムイオンは、下水中の重炭酸イオンと反応し、炭酸カルシウムをつくる。

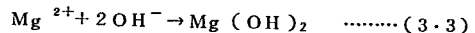


石灰凝集沈殿におけるpHは11前後である。一方、pH11における炭酸カルシウムの溶解度は、約4mg・Ca/1である(図1・21参照)。したがって下水中の炭酸イオンは、殆んど炭酸カルシウムになると考えられる。いいかえれば、石灰処理水は、炭酸フリーの水であると考えられる。

炭酸カルシウムはフロクの密度を増し、結果として沈殿池の水面積負荷率を大きくとることを可能にする。

Schmid¹⁹⁾らは炭酸イオンおよびカルシウム量を200mg/lにした蒸留水中に各種リン酸塩を入れ、pHを種々に変化させた後の上澄水中の炭酸イオンを分析し、図3・2に示す結果を得て、リン酸塩の存在下では、炭酸カルシウムの沈殿が妨害されることを見出している。彼らは、この理由をVan Wazerが、リンが炭酸カルシウムの核の発達する面に吸着し、結晶がそれ以上発達することを妨げ、結果として炭酸カルシウムの沈殿を妨害すると述べていることに求めている。しかし、この妨害は石灰注入量を増加してpHを上昇させることによって小さくなり、炭酸カルシウムの沈殿も増加する。

下水中のマグネシウムイオンは、pH11前後からpHの上昇とともに水酸化マグネシウムとなって除去される。1章1を参照)。



上式からわかるように、1モルの水酸化マグネシウムの生成によって、下水中に付加された水酸イオンは2モルとられるため、この分だけpHの上昇は制御される(カルシウムヒドロオキシアパタイト、および炭酸カルシウムの生成の場合も同様である—式3・1、3・2参照)。水酸化マグネシウムは沈殿助剤として作用する反面、石灰汚泥の濃縮性などを悪くすることが、実験結果から確認されている。

2・3 リン除去とpH

下水中のリンは、石灰注入による下水のpHの上昇とともに不溶解化し、凝集沈殿することによって除去される。

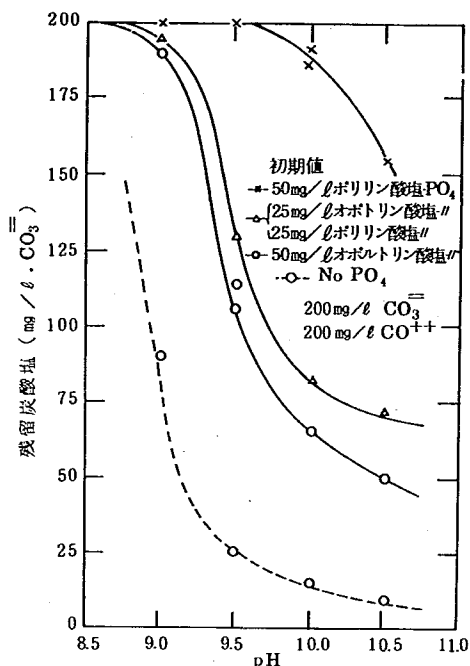


図3・2 リン酸塩の炭酸カルシウムの沈殿に及ぼす影響⁽⁹⁾

また、一般的に、約pH10以上で石灰処理した上流水のリン濃度は、原水中のリン濃度には関係なく、pHに関係する。このことから、石灰凝集沈殿におけるリン除去に第1義的な影響をおよぼす因子は、石灰注入により上昇する下水のpHであるといわれている。

図3・3に、種々の下水で石灰凝集沈殿（ジャーテスト）を行なって得た上澄水の全リンとpHの関係を示す。同図によれば、pH10.5以上においてpHの上昇とともに残留全リン濃度は低くなることがわかる。

三次処理技術開発協議会議第1次報告書⁸⁾によると、 $10.9 \leq \text{pH} \leq 11.5$ で石灰処理した場合の全リン、および溶解性リンが 0.4 mg/l 以下になった割合は、表3・1の通りである。すなわち、全リン、溶解性リンについてそれぞれ、全試料の4.3%、6.8%が 0.4 mg/l になっている。また、同表により、最初沈殿池流入水（下水の物理化学処理を行なう場合）と、最終沈殿池流出水（いわゆる3次処理を行なう場合）とでは、3次処理として石灰処理を行なった方が、残留リンは低くなること、夏期と冬期では夏期の方が残留リンは低くなることが見出される。同報

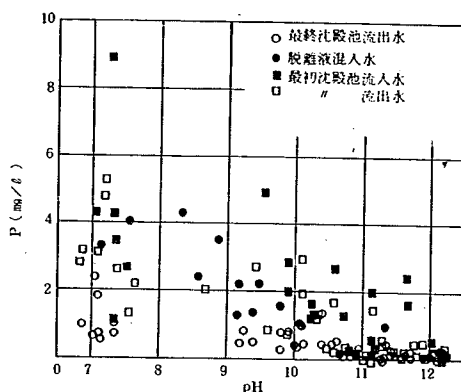


図3・3 石灰凝集沈殿後のpHと上澄水の全リン

告書では、さらに、これらのことを処理場別に詳しく検討して確認している。水温の差により残留リン濃度の変化は2章で述べたパイロットプラントの実験結果からも認められる。すなわち、約1年間の実験から、水温が約 10°C 低下することによって、石灰凝集沈殿後の急速汚過水の全リンは 0.050 mg/l から 0.128 mg/l と2.56倍になった。

表3・1 石灰凝集沈殿後の上澄水中の全リン、および溶解性全リンが 0.4 mg/l 以下になった試料の割合

	全試料	最初沈殿池流入水	最終沈殿池流出水	夏期試験料	冬期試験料
全リン	4.3	3.4	5.2	5.1	2.9
溶解性全リン	6.8	6.0	7.6	8.1	4.7

各種の排水を石灰処理した結果から、上澄水中の溶解性リンとpHの関係は、残存溶解性リンを対数にとると、片対数グラフで直線になることが見出された（2章6参照）。この直線は、石灰注入によって生成するリン酸カルシウムの溶解度曲線であると考えられ、実験式として、 $\log P \cdot D = -0.833 \text{ pH} + 8.50$ (3・4) 但し、 $P \cdot D$ ：石灰処理後の溶解性全リンが得られた。

式3・4から溶解性全リンとpHの関係を求めると、

P・D	PH
10	9.0
1	10.2
0.1	11.4
0.01	12.6

となる。この結果は、各種排水から求めたもので、この中には都市下水は含まれていない。現在、先に述べた三次処理会議の生データを、このようにまとめているところであり、その結果は次の機会に述べることにする。

2・4 pH 11にするのに必要な石灰注入量

pH 11にするのに必要な石灰量は、下水中のpH 11までの緩衝能によって異なってくる。石灰注入による水酸イオンは、下水中の緩衝物質によって中和されるため、pHの上昇は抑制される。したがって、石灰によりpHを上昇させ、リンを除去するためには、下水中の緩衝能にうち勝つ石灰注入量が必要である。このための緩衝能の指標として、一般的にアルカリ度が用いられている。pH 11にするのに必要な石灰注入量とMアルカリ度の関係を図3・4に示す。⁸⁾

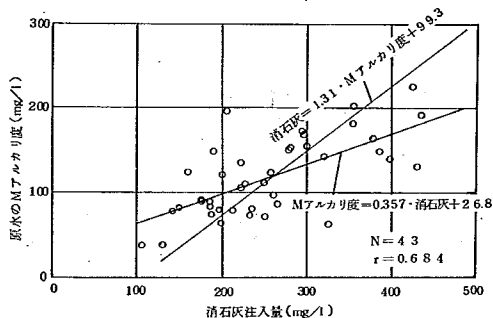


図3・4 pHを11にするのに必要な消石灰注入量と原水のMアルカリ度との関係⁸⁾

同図によると、pHを11にするにはMアルカリ度の約2倍の消石灰が必要である。しかし、同図の相関係数は、0.684で余りよくない。この原因として次の2つのことが考えられる。ひとつは、Mアルカリ度の分析上の問題である。下水のMアルカリ度とは、下水に酸を加え、下水のpHを約4.5にするのに必要な滴定量を炭酸カルシウムに換算した値である。よって、下水の最初のpHが異なれば、他の成分が同一であったとしてもMアルカリ度は異なってくる。すなわち他の成分が同一であり、pHだけが異なる2

種の下水があったとすると、Mアルカリ度はpHの低い方が小さくなるが、pHを11にするのに必要な石灰注入量はこの方が大きくなり、図1・4の傾向とは逆になる。

ひとつは、Mアルカリ度でカバーできない緩衝能の問題である。たとえば、図3・5にマグネシウムが異なる2種類の下水の中和滴定曲線を示す。⁸⁾

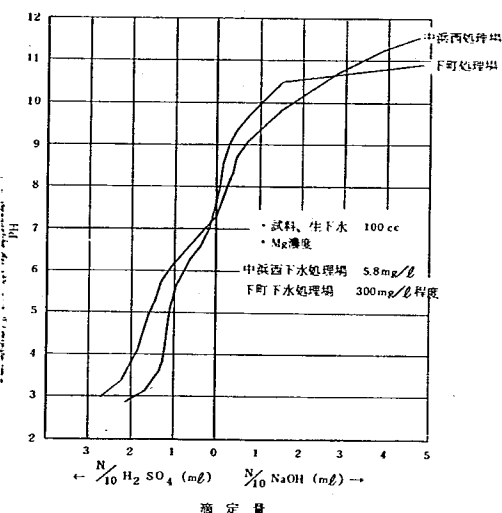


図3・5 マグネシウム濃度の異なる下水の滴定曲線⁸⁾

マグネシウムイオンはpH 11前後から急激に水酸イオンと反応し水酸化マグネシウムになり沈殿除去される。このためにpHの上昇は抑制される。図1・5にあればpH 1.05までは、マグネシウム濃度の低い①の方が、傾きは小さい(緩衝能が大きい)が、pH 1.05をすぎると、②の方が傾きが小さくなっていく。これは水酸化マグネシウムの反応を示している。この結果、Mアルカリ度は①の方が大きい、pH 11にする石灰注入量は②の方が多くなって、図1・4の傾向とは逆になる。

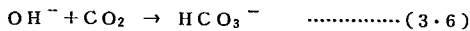
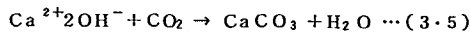
したがって、上に述べた理由から図3・4の結果は一応の目安程度に考えるべきである。

3. 再炭酸塩化

石灰沈殿池、あるいはアンモニアストリッピング塔からの流出水のpHは11前後であり、さらに石灰注入のために付加されたカルシウムイオンを多量に含んでいる。このために、炭酸ガスを吹込んで、放流、あるいは後に続くブ

ロセスのためにpHを低下させ、場合によってはカルシウムイオンを炭酸カルシウムとして沈殿させ回収する。pH調整のみを行なう再炭酸塩化を1段再炭酸塩化、pH調整およびカルシウムイオンの回収を行なう場合を2段再炭酸塩化と称している。これは、pHは中性付近にまで低下させる必要があるが、一方、カルシウムイオンの回収はpH 9.5～10.0程度で行なうためである。すなわち、1段再炭酸塩化では石灰沈殿池、あるいはアンモニアストリッピング塔からの流出水を一度にpH 7前後に低下させるが、2段再炭酸塩化においては、まず9.5～10.0にし、カルシウムイオンを炭酸カルシウムとして沈殿回収し(再炭酸塩化)、その後、pH 7前後に低下させる(中和)。

再炭酸塩化におけるカルシウムイオン、水酸イオン、および炭酸ガスの反応式は次の通りである。



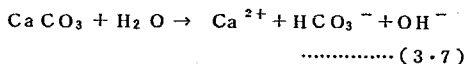
すなわち式3.5、3.6にしたがってpHは低下し、式3.5にしたがって炭酸カルシウムが生成する。

3.1 炭酸カルシウムを最大に回収するpH

炭酸カルシウムの生成量とpHの関係を律する基本的な因子は炭酸カルシウムの溶解度、および炭酸カルシウム生成量とpHの低下の関係である。

純水における溶解度を実験的に求めた結果によるとpH 9、9.5、10、10.5、11、11.5でそれぞれ15.3、5.4、4.0、3.4、2.5であった(図1・2.1参照)。したがって、なるべくpHの高いところで再炭酸塩化を行えば、より多くの炭酸カルシウムが析出する。しかし、式3.5からもわかるように、炭酸カルシウムの反応はpHの低下を伴う。よって、炭酸カルシウムを最大に回収するpHは、炭酸カルシウムの溶解度曲線と、炭酸カルシウム生成量—pH曲線との交点のpHであると考えられる。

このpHを実験的に求めた結果は、試料として2次処理水の石灰処理水、および消石灰を加えた、イオン交換水の場合、ともにpH 9.5～10.0にあった。Evans²¹⁾らも同様な実験を行ない、pH 9.3～10で、炭酸カルシウムを最大に回収できたと述べている。pHをこれよりも低下させると、炭酸カルシウムは重炭酸イオンとカルシウムイオンに分離し、カルシウムは再溶解する。



3.2 中和の目標pH

再炭酸塩化後のプロセスとしては、一般的に汚過と活性

炭吸着が考えられるが、Culp¹⁵⁾らは、粒状汚材による汚過における最適pHは6.5～7.5、粒状活性炭吸着による有機物除去は一般的にpH 6.0～9.0で行なわれる。

pH 9以上で活性炭吸着を行なうと、逆に脱吸着がしばしば起りpH 7以下で、効率がよいと述べている。

一方、水質環境基準のpHは、殆どどの河川、湖沼でpH 6.5～8.5(河川の類型D、E、および湖沼の類型CはpH 6.0～8.5)、海域の類型A、BはpH 7.8～8.3、類型Cで7.0～8.3になっている。海域のpH範囲が小さいのは、海水の緩衝能によるものと思われる。

3.3 再炭酸塩化で回収されるカルシウム量、および残存カルシウム量

日本の代表的な下水処理場の生下水中、および2次処理水中のカルシウム濃度はほぼ等しく、10～60mg/lであり、しかも殆んど溶解性である。

石灰凝集沈殿後の上澄水のカルシウムの増分(石灰注入後の上澄水のカルシウム—マイナス—原水のカルシウム)は、原水のMアルカリ度と相関がある。これは、原水のMアルカリ度は、原水中の重炭酸濃度に比例し、重炭酸はpHの上昇とともにカルシウムと反応して炭酸カルシウムとして析出するからである。消石灰を400mg/l(カルシウムとして222mg/l)注入したときのカルシウムの増分は、約20～140mg/lで⁸⁾、カルシウムの増分の原水のMアルカリ度に対する帰式は次のように求められている(図1・2.3参照)。

$$\text{カルシウムの増分 (mg/l)} = 0.583 \times \{ \text{原水のMアルカリ度 (mg/l)} \} + 154 \cdots (3.8)$$

但し、N=39、r=0.710

pH 9.5～10で再炭酸塩化した場合の、残存カルシウム量は、図1・1.8の結果によると約30mg/lである。

再炭酸塩化によって回収されるカルシウム量は、再炭酸塩化原水のカルシウム濃度から再炭酸塩化水のカルシウム濃度を引いた値であるので、上に述べた結果から消石灰注入量400mg/lの場合のこの値を求めると、0～170mg/lである。

したがって1段再炭酸塩化の場合、2段再炭酸塩化を行えば回収できる0～170mg/lのカルシウムを放流し、合計30～200mg/lのカルシウムを含んだ水を放流することになる(消石灰400mg/l注入した場合)。

以上の結果は、一応の目安にはなるが、原水の異種イオン、消石灰注入量、石灰処理水のpH、アンモニアストリッピングプロセスの有無、および水温等によって異なっ

くると考えられる。

3・4 炭酸ガス源、および炭酸ガス必要量

炭酸ガス源としては、一般的に石灰再生炉、または汚泥焼却炉からの煙道ガスが考えられる。この他、液体二酸化炭素、天然ガス、プロパン、ブタン、灯油、コークスなどの燃焼ガスが考えられる。天然ガスを用いた汚泥焼却炉からの煙道ガスには、ウェットベースで約16%、ドライベースで約10%の炭酸ガスが含まれている。石灰再生炉からの煙道ガスには、さらに炭酸カルシウムが分解して出てくる炭酸ガスも含まれるので、汚泥焼却炉からの煙道ガスよりも多くの炭酸ガスが含まれている。したがって、石灰再生炉を設置する場合は、汚泥焼却炉より石灰再生炉からの煙道ガスを用いる方が有利である。

炭酸ガス必要量は、基本的には OH^- イオンと CO_2 の反応から次のように求められるが、炭酸ガス吸収率を考慮して、理論値の約20%増とするべきである。¹⁰⁾1段再炭酸塩化の場合は、pHは7前後になるので、式3・6にしたがって吸込んだ炭酸ガスは、ほとんど重炭酸イオンになる(図1・22参照)ので、炭酸ガス1モルに対し、1モルの水酸イオンが反応する。2段再炭酸塩化の再炭酸塩化においては、1章の4で述べたように、ほとんど式3・5による反応であるので、炭酸ガス1モルに対し、2モルの水酸イオンが反応する。中和においては、1段再炭酸塩化と同様である。以上のように考えて、再炭酸塩化における炭酸ガス必要量を計算し、表3・2に示す結果が得られた。同表よりわかるように、再炭酸塩化原水のpH、および1段か2階かによって、炭酸ガス必要量は大きく異なってくる。

4. 石灰汚泥の脱水

石灰沈殿池と炭酸カルシウム沈殿池からの石灰汚泥は、重力、浮上あるいは遠心脱水により濃縮し、真空脱水、加圧脱水、遠心脱水あるいは汚泥乾燥床による乾燥によって脱水する。脱水石灰汚泥中には多量の炭酸カルシウムが存在し、炭酸カルシウムは焼却し、炭酸ガスを追出すことによって、生石灰として回収できる。生石灰に水を加え、消石灰化すると、この消石灰は凝集剤として再利用でき、汚泥処分の問題の解決と、カルシウムの再利用が図れる。

脱水装置としては、次にあげる二点から、遠心脱水機が優れているようである。

1) 一般的には、汚泥体積、および汚泥の特性に変動があるために、石灰汚泥の脱水は、操作上に柔軟性のある遠心脱水機で脱水するのがよい。²²⁾

2) 石灰汚泥中には、炭酸カルシウムの他に、リン酸塩などの不活性物質を含んでいる。石灰汚泥から石灰を再生し、再利用する場合には、この不活性物質をとり除き、純度の高い石灰として回収する方がよい。リン酸塩汚泥は炭酸カルシウムの汚泥と較べて、比重が小さいのでこの性質を利用し、遠心脱水機で分離液中にリン酸塩汚泥を含ませることにより、リン酸塩などの不活性物質と炭酸カルシウム汚泥を分離することができる。遠心脱水機への投入汚泥の25%の固形物を回収しない条件で遠心脱水をすれば、分離液中に約90%のリン酸塩を含ませることができる。こうした区分方法をする、再生可能な石灰の約15%を損失することになるが、再生石灰の純度を上げられること、再生炉の負荷を減らせることで、損失は十分償えるといわれている。¹⁰⁾ 分離液中には、浮遊性のリン酸塩が多量に

表3・2 再炭酸塩化における炭酸ガス必要量(計算値^{a)})

再炭酸塩 化原水の pH	炭 酸 ガ ス 必 要 量								
	① 1 段 再炭酸塩化 a)		2 段 再 炭 酸 塩 化						① / ②
			再 炭 酸 塩 化 b)		中 和 a)		② 計		
	モル/1・下水	ml/1・下水 ^{c)}	モル/1・下水	ml/1・下水 ^{c)}	モル/1・下水	ml/1・下水 ^{c)}	モル/1・下水	ml/1・下水 ^{c)}	
12	10 ⁻²	224	497×10 ⁻³	111	6.32×10 ⁻⁵	1.41	5.03×10 ⁻³	112	
11.5	3.16×10 ⁻³	70.8	1.55×10 ⁻³	34.7	"	"	1.61×10 ⁻³	36.1	1.96
11	10 ⁻³	22.4	4.68×10 ⁻⁴	10.5	"	"	5.31×10 ⁻⁴	11.9	1.88
10.5	3.16×10 ⁻⁴	7.08	1.58×10 ⁻⁴	3.54	"	"	2.21×10 ⁻⁴	4.95	1.43
10	10 ⁻⁴	2.24	1.78×10 ⁻⁵	0.40	"	"	8.10×10 ⁻⁵	1.81	1.23

a) 目標pHは7とした。

b) 目標はpH 9.8とした。

c) 炭酸ガス1モルの容積は22.4 lとした。

d) 設計値として用いる場合は、この値の20%増し。

残存しているため、分離液は別途遠心分離し、この分離液は最初沈殿池に戻し、脱水ケーキは下水汚泥焼却炉に送る。したがって理想的には、2台の遠心脱水機を直列に設置すべきで、第1段目で炭酸カルシウムを、第2段目でリン酸塩を回収するのが望ましい。

橋本らも²³⁾、石灰汚泥から、炭酸カルシウムを遠心脱水機で回収する実験を、人工2次処理水、室内実験用遠心脱水機を用いて行なっている。消石灰を人工2次処理水のpHを11~11.5になるように添加し、急速攪拌後、半日~1日静置し、その沈殿物を集め実験して、図3・6を得て、次のように結論している。1,000rpm(162G)で90秒の遠心分離により固形物は約75%回収され、 CaCO_3 は約90%回収される。また、このときの沈殿物中の CaCO_3 は約80%である。

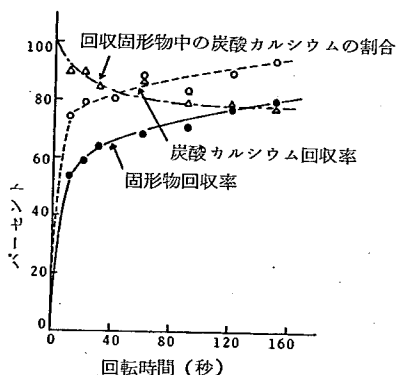


図3・6 遠心分離による炭酸カルシウムの回収²³⁾
回転数 1,000 rpm (162 G)

石灰凝集沈殿において、マグネシウムは、pHの上昇とともに水酸化マグネシウムのブロックとなって沈殿するが、水酸化マグネシウムは、石灰汚泥の濃縮脱水には逆効果をもたらす。Mulbergarら²²⁾は水酸化マグネシウムの汚泥の濃縮性に及ぼす影響について実験し図3・7に示す結果を得ている。同図によると、17時間濃縮した後の石灰汚泥の占める割合は $\text{Mg}(\text{OH})_2/\text{CaCO}_3 = 0.05$ のとき約27%、その比が0.10のとき約35%で、0.05と0.10の場合とでは約7%の差があり、 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ の石灰汚泥濃縮に及ぼす逆効果は明らかである。また、彼らはリーフテストを行ない再生石灰、および石灰注入量の沝過速度に及ぼす影響について実験し、図3・8に示す結果を得ている。これより再生石灰の方が、および石灰注入量

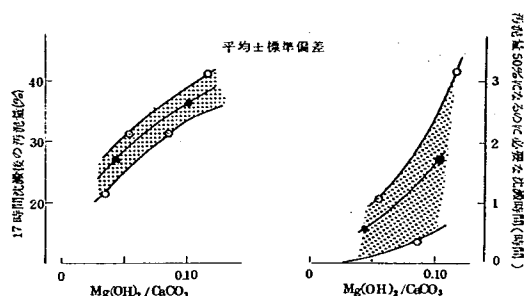


図3・7 $\text{Mg}(\text{OH})_2/\text{CaCO}_3$ と汚泥濃縮の関係²²⁾

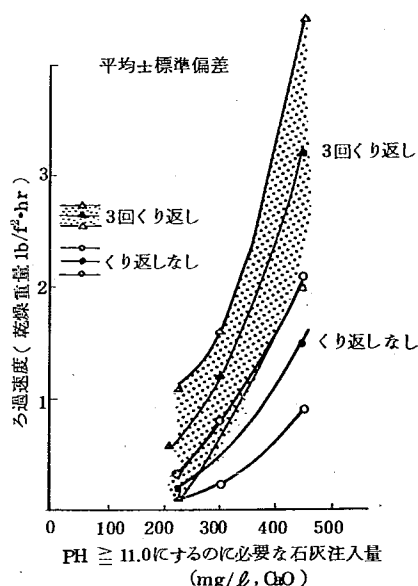


図3・8 石灰注入量と沝過速度²²⁾

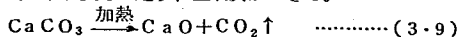
の多い方が、沝過速度が大きくなることを見出している。再生石灰を使った場合の汚泥は、未使用石灰使用の場合に較べて、沝過し易いのは、疑いもなく再生石灰中に残った灰が沝過助剤として作用したためである。沝過が容易になることは、再生石灰使用のため、増加する汚泥量を補いきる程優れた点であると結論している。さらに石灰注入量の多い場合の脱水ケーキの含水率は35~45%、少ない場合は28~35%であったと述べている。

筆者らも、水酸化マグネシウムの石灰汚泥の濃縮性に及ぼす影響を検討し、Mulbergarらと同様の結果を得て

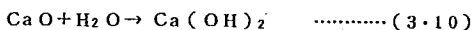
いる(2章1参照)。

5. 石灰の再生

石灰汚泥中には多量の炭酸カルシウムが存在する。炭酸カルシウムを石灰再生炉で1,000℃前後で焼成すると、次式に示す反応が起り、生石灰ができる。



こうして生成された生石灰に水を加えると生石灰は消石灰になる。



再生消石灰は、未使用消石灰を加えて、再び急速撹拌槽内で下水に注入され、再利用される。このサイクルを繰り返すことによって石灰は循環利用できる。

石灰再生炉の運転条件として、焼成温度、混合速度、石灰汚泥供給速度の三つの因子が考えられる。Evansら²¹⁾は、タホ湖の実プラントの6段石灰再生炉で、実験し、焼成温度、汚泥供給速度、混合速度について次の結果を得ている。

① 焼成温度

遠心脱水機への石灰汚泥供給速度(乾燥重量で395Kg/hr)、混合速度(1.5 rpm)を一定にし、焼成温度を870℃、および1037℃にした結果、再生石灰中の生石灰含有率はそれぞれ76%、86%であり、870℃から1037℃にあげることによって10%多く生石灰が回収できた。どちらの石灰も高反応性の軟焼生石灰であった。

② 石灰汚泥供給速度

混合速度(1.5 rpm)、焼成温度(1037℃)を一定にし、遠心脱水機への供給速度を395Kg/h、および204Kg/hにした結果、米国水道協会の(AWWA)消石灰化速度試験による全反応時間は、それぞれ2分、4分となり、204Kg/hrの場合、多少焼きすぎのようである。

③ 混合速度を1.5 rpmから2.0 rpmに変化させてもそれ程変化はなかった。

橋本ら²³⁾は、石灰汚泥を各種温度で1時間焼成し、焼成温度と石灰回収率の関係を求め、図3・9を得て、焼成時間1時間では750~850℃の間で急激なCaCO₃からCaOへの解離がおこることを見出ししている。さらに、焼成温度850℃、1900℃で焼成した結果、平衡に達した時間は、それぞれ約30分、および約10分であったと述べている。

生石灰の消石灰化性は、反応速度と、温度上昇によって議論されるが、再生生石灰の消石灰化性は、再生回数をくり返すことによりリンなどの不活性物質が蓄積し、石灰の

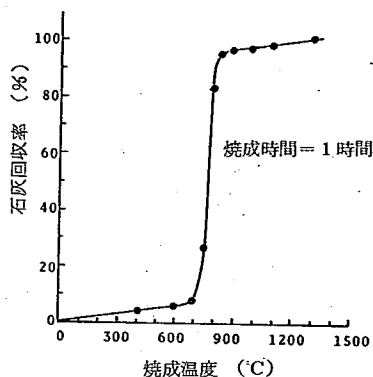


図3・9 焼成温度と石灰回収率²³⁾

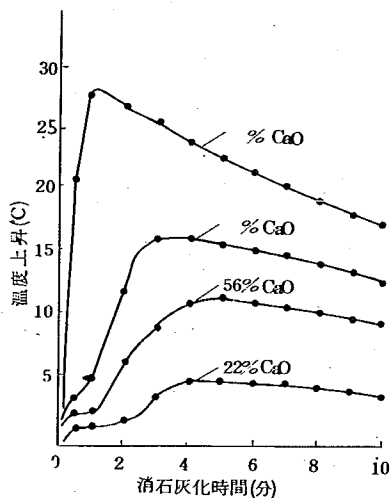


図3・10 再生石灰の消石灰化性²²⁾

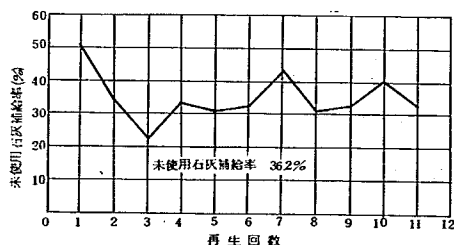


図3・11 石灰再生回数と未使用石灰補給率²⁴⁾

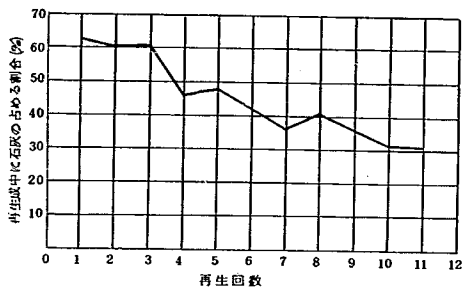


図3・12 石灰再生回数と再生石灰中に²⁴⁾石灰の占める割合

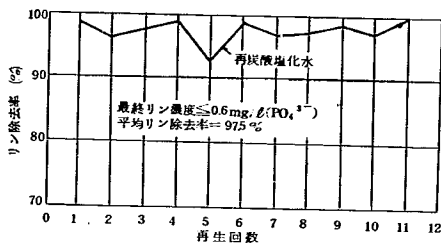


図3・13 石灰再生回数とリン除去率²⁴⁾

の割合が小さくなるために、図3・10に示すように低下するようである。²²⁾ この不活性物質の蓄積は、すでに述べたように、遠心脱水機を制御し、不活性物質と炭酸カルシウムとを分離することによってある程度、防ぐことができる。一方、不活性物質の灰のために、再生石灰を使用した場合の方が、石灰汚泥汚過性が良くなることもすでに述べた。不活性物質蓄積のために、消石灰化性が低下することと、汚泥汚過性がよくなることは、相反することなので、設計上、十分考慮すべきことであると考えられる。

再生石灰によっても、凝集沈殿過程に大きな変化は²²⁾²⁴⁾なく石灰の不足分を未使用石灰で補充し、石灰量を同一にすれば、未使用石灰でも再生石灰でも凝集沈殿効果は同じようである。

Slechtla²⁴⁾は石灰注入量をCaO換算400mg/lでバッチ試験を12回繰り返し、各サイクルごとに汚泥から石灰を再生し、再生石灰について次の結論を得ている。

① CaO 400mg/lを保つのに必要な未使用石灰補充量は、図3・11に示すように繰り返し石灰を使用することによっての変化は殆んどなく、11回の平均補充率は、

36%であった。

② カルシウムとリンの化合物のような、不活性物質の蓄積のために、再生石灰中のCaOの割合は、着実に減少して、再生回数が11回になると図3・12に示すようにCaOは再生石灰中30%しか含んでいなかった。

③ リンの除去は、再生石灰を繰り返し使用した場合でも変化しなかった。図3・13に示すように11回の平均リン酸塩除去率は97.5%、濃度は0.6mg/l以下であった。pHも殆んど変化はなく、11.6から11.9の間にあった。

硬度の高い下水を石灰処理すると、石灰によって下水が軟化され、注入石灰のため以外に炭酸カルシウムが沈殿してくる可能性がある。Mulbargar²²⁾らは、アルカリ度の高いレバノン市の下水(アルカリ度約350mg/l)を石灰処理し、石灰汚泥から石灰を再生した結果、注入石灰より多い石灰を回収した場合もあったと報告している。

このように石灰の回収率は、原水中のアルカリ度、リン、カルシウム、再炭酸塩化による炭酸カルシウム生成量、沈殿池効率などによって、変動するものと思われるので、設計に当っては、実験的に求める必要がある。

タホ湖の3年間にわたる運転結果では、再生石灰の6.6%がCaOであり全使用石灰の7.2%は再生石灰であった。¹⁰⁾

以上述べた石灰の再生は、Culp⁵⁾らによれば10mgd(37,850mgd/日)以上の石灰凝集沈殿施設において実用的である。再生炉としては多段炉、流動床炉などが使用できる。タホ湖では6段の多段炉を使っている。

6. スケールの発生と対策

石灰凝集沈殿システムにおける最も大きな問題点のひとつは、装置に発生する、炭酸カルシウムのスケールである。2章4・11に述べたように横須賀パイロットプラントにも、大量のスケールが発生し、その除去には多大の労力を要した。炭酸カルシウムの溶解度は、pHの上昇とともに小さくなるので、スケールは、高pHの下水が流れる装置に発生する。すなわち、石灰供給装置、急速攪拌槽、緩速攪拌槽、石灰沈殿池、(アンモニアストリッピング塔)、再炭酸塩化槽、炭酸カルシウム沈殿池、およびこれらを結ぶパイプ、ポンプなどである。

パイロットプラントに発生したスケールに関してまとめると、急速攪拌槽から緩速攪拌槽に発生したスケールは、高水温時と低水温時とでは低水温時の方が多く、スケールの性状も異なっていた。高水温時には、結晶状の硬いスケールが薄く板状に発生し、低水温時には、薄く板状のスケールの上に、水道水でフラッシュするだけで簡単に除去で

表3・3 カルサイト、およびアラゴナイトの物理化学的性質²⁵⁾

(25℃)

	結 晶 形	比 重	溶 解 度 (g/l)	不純物として入り易いイオン
カルサイト	六方晶形	2.72	0.014 ₃	Mn ²⁺ , Fe ²⁺ , Mg ²⁺ 等
アラゴナイト	斜方晶形	2.95	0.015 ₃	Sr ²⁺ , Pb ²⁺ 等

きる非常に軟いスケールが多量に発生した。炭酸カルシウムの結晶はカルサイトとアラゴナイトの2種類に大別できるが、この2つの結晶の物理-化学的な性質を、表3・3²⁵⁾に示す。パイロットプラントに冬期発生したスケールを分析した結果、スケールのほとんどはカルサイトで、アラゴナイトはごく一部であった。アンモニアストリッピング塔に発生したスケールは、石灰注入量、およびpHによって異っていた。すなわち、アンモニアストリッピング塔流入水の平均pH1.028(消石灰注入量300mg/l)の実験では、殆んどスケールの発生はみられず、充填材である木材の木目が見える程であった。一方、pH1.081(消石灰注入量1,000mg/l)の実験では大量に発生し、特にアンモニアストリッピング塔上部で激しく、上部の充填材の下面のスケール厚は、1~1.5cmであった。同じような結果はO'Farrell¹⁸⁾も確認しており、彼らはpH1.5で運転した結果は、スケールは大量に、pH1.05で運転した結果は、ごくわずかが発生したと述べている。

スケール発生による基本的な影響は、いうまでもなく、断面積の減少、粗度の増大、およびスケールのはく離による浮遊物の増加である。このために、流量の低下、水面の上昇、アンモニアストリッピング塔における吹込み空気量の減少などが生じる。

スケール発生に対する基本的な対策として次にあげる3点が考えられる。

① スケールを発生させないこと。

パイロットプラントにおいては、現在、スケール付着防止装置を設置し、その効果を検討している。この装置は弱電流と磁気を用いたもので、スケール成分の粒子の粒径を大きくしないことによって、スケール成分を流し、スケールの発生を防止するものである。また、すでに述べたように、スケールの発生はpHに関係するので、pHを、スケールが発生しないように制御すること、スケールが発生しにくい資材を検討することなどが考えられる。

② スケール除去が容易な施設とし、スケール除去を行なうこと。

スケール発生初期においては、スケールは比較的軟く除去し易いが、時間の経過とともにスケールは発達し硬くなり除去が困難になるようである。したがって、スケール発生初期段階でスケールを除去することが必要である。このために、スケール発生可

能性のある装置は、スケール除去作業が容易に行なえるよう、設計しなくてはならない。パイロットプラントでは、このために、各槽間の連絡をパイプから、開水路した凝集沈殿装置を一式増設している。パイロットプラントではスケールを3%塩酸で除去しているが、この方法は実施施設には用いることはできないので、実施施設におけるスケール除去は物理的にはがして行なうと考えられる。

アンモニアストリッピング塔は、通常数段のコアを積み重ねて設置するが、コア中の充填材に発生するスケールを水噴射で除去するために、コアを引き出し式にとり出すこと、また、コアを積み重ねないで横に並べることが考えられているようです。

③ スケール発生に耐えられる施設とすること

現在のところ、スケールの発生は避け難いので、施設はスケール発生に耐えられるよう設計しなくてはならない。このために、なるべく水路、パイプなど断面積が小さくなるような部分を設けないこと。設けるときは、なるべく直線にして、さらにスケール除去時も運転できるようダブルにすること、ポンプはなるべく用いないことなどが必要である。

謝 辞

本調査は、横須賀市下町下水処理場構内に、横須賀市と協同で設置したパイロットプラントにおける実験結果と、いくつかの室内実験の結果を用いて行なってきたものである。

パイロットプラントの建設、維持管理、およびデータの収集にあたっては、横須賀市下水道部の全面的な御協力をいただいた。ここに、本調査に御協力いただいた、久保田部長、藤本次長、小口計画課長、諸田施設課長、松本水質係長、堺、飯田両水質係員ほか多くの方々に、深く感謝の意を表する次第であります。

パイロットプラントの計画、および設計は、土木研究所水質研究室、企画課、および横須賀市下水道部が担当し、工事は月島機械株式会社水処理部が担当した。ここに、パイロットプラントの建設に御協力いただいた方々に深く感謝いたします。

また、室内実験にあたって試料を御提供下さいました、各下水処理場の方々、および、石灰汚泥の成分分析、スケールの分析等を行なって下さいました小野田セメント株式会社中央研究所の下田正雄氏、岡田能彦氏に深く感謝の意を表する次第であります。

参 考 文 献

1. OECD 水管理研究報告；湖水および流水の富栄養化、科学技術庁資源調査所訳、資源調査所資料第15号、昭和46.5
2. F.W.Q.A.; Kinetics and Mechanism of Precipitation and Nature of the Precipitate obtained in Phosphate Removal from Wastewater Using Aluminum (III) and Iron (III) Salts, Water Pollution Control Research Series, 17010EKI04/70.
3. 建設省土木研究所下水道研究室；下水処理施設設計の合理化に関する調査報告書(4)、土木研究所資料第819号、昭和47.12
4. 建設省；西瀬戸地域大規模開発計画における排水処理計画調査報告書、昭和48.3
5. F.M. Middleton, J.J. Convery；米国における水質汚濁防止技術、建設省訳、第1回日米下水処理技術委員会セミナー資料、昭和46.10
6. I.J. Kugelman；Status of Advanced Waste Treatment, 第2回日米下水処理技術委員会会議録、昭和48.7
7. 建設省土木研究所；下水の高度処理と再利用に関する調査報告書、土木研究所資料、第769号、昭和47.6
8. 三次処理技術開発協力会議第1次報告書、昭和48.6
9. 下田、岡田、笠井；トリポリリン酸ソーダと半水セッコウとの反応について、石膏と石灰、No.119, P146~151, 1972
10. E.P.A.; Process Design Manual for Phosphorus Removal, Water Pollution Control Research Series.
11. 猿橋勝子；天然水中の物質代謝の研究(第2報)－水中の炭酸物質の平衡濃度比について、日本化学雑誌、第76巻、11号、P1294~1308、昭和30.11
12. 斎藤、安中、阿部；下水処理場内の汚濁物質の収支、第28土木学会年講概要集第2部、P464~465、昭和48.10
13. 堺好雄；処理場流入下水中のリン態と処理過程における収支、第28回関東水道衛生協議会研究発表会概要集P84~88、昭和48.11
14. G.E. Bennett；消化槽脱離液およびその関連プロセスの炭素、窒素、およびリン除去に関する実験並びにパイロットプラントの開発、京都市下水道局訳、Water Pollution Control Research Series. ORD-17010 FKA 05/70, 1970.5
15. R.L. Culp and G.L. Culp; Advanced Wastewater Treatment, Van Nostrand Reinhold Company, January, 1971.
16. 村上健；有機性汚濁の指標をめぐって、河川水質年鑑(1973年版)、P681~689
17. 日本化学会編；化学便覧Ⅱ、丸善、P1053~1054
18. T.P. O'Farrell, F.D. Frauson, A.F. Cassel, D.F. Bishop; Nitrogen Removal by Ammonia Stripping, JWPCF, Vol. 44, No. 8, p1527~1535, 1972.8.
19. L.A. Schmid and E. McKinney; Phosphate Removal by a Lime-Biological Treatment Scheme, Journal WPCF Vol. 41, No. 7, 1969.
20. 長内睦子、遠矢泰典；下水からの脱リンに関する基礎的研究、下水道協会誌、Vol.9, No.94, 1972/3

21. David R. Evans, Jerry Co. Wilson, Russel L. Culp, L. Gene Suhr and Harlan E. Moyer; A Summary of Plant Scale Advanced Waste Treatment Research at South Lake Tahoe.
22. M.C. Mulbergar, E. Grossman. III, R.B. Dean, O.L. Grant; Lime Clarification, Recovery, Reuse, and Sludge Dewatering Characteristics, Journal WPCF, Vol. 41, No. 12.
23. 橋本契、藤田正憲；石灰スラリーの再生とその利用について、第10回下水道研究発表会講演集、P229~231、昭48.5
24. Alfred F. Slecta and Gordon L. Culp; Water Reclamation Studies at the South Tahoe Public Utility District, Journal WPCF, Vol. 39, No. 5, 1967.
25. 北野康；炭酸カルシウムの同質多像形の生成条件に関する考察、工業化学雑誌、第59巻、第11号、P1346~1350、1956.

IV 2 次処理水の急速汙過法 による処理の調査結果

目 次

1. 序 論	97
2. 実験施設と各装置の仕様	100
3. 実験に使用した汚材と汚屑	101
4. 予備実験結果とその考察	103
4-1 初期損失水頭	104
4-2 逆流洗浄速度と膨脹比	104
4-3 汚 過 実 験	105
4-4 洗 浄 実 験	105
5. 実験結果とその考察(1) — 汚過実験	108
5-1 汚過持続時間と汚過損失水頭の時間変化	108
5-2 汚過水水質とその除去の程度	122
5-3 汚過プロセスでのリンおよびCOD除去率向上の可能性	131
5-4 設計上考慮すべき事項	135
6. 実験結果とその考察(2) — 洗浄実験	137
6-1 洗浄排水の水質とその負荷量	137
6-2 洗浄排水の処理	141
6-3 洗浄排水の最初沈殿池への受け入れの検討	148
6-4 設計上考慮すべき事項	152
謝 辞	153
参 考 文 献	153

1. 序 論

活性汚泥法、散水汚床法など生物学的な手法によって処理した下水処理場からの放流水には相当量の浮遊物が含まれていて、これが放流水中のBODを高め、また、浮遊物が河床などに沈積した後はヘドロの要因となって、河底などの底質を悪化させる原因ともなっている場合も見受けられる。

下水道法施行令によれば、わが国の大部分の下水処理場で採用されている標準活性汚泥法、ステップエアレーション変法など通称「高級処理」といわれている2次処理を行なった場合について、その放流水の水質はBOD 20mg/l以下、浮遊物 70mg/l以下となることが定められている。上記の活性汚泥法を採用し、その処理が安定して行なわれている場合には、通常、BOD 10~20mg/l 浮遊物 15~30mg/lとなっている。すなわち、「高級処理」を行なった場合の放流水の水質はBODについては、基準値ぎりぎりのところで守られているのに対し、浮遊物の基準はかなり甘いものといわざるを得ない。この基準値が定められた経過については筆者はわからないが、おそらくは、当時、わが国の一部の下水処理場でも採用されていた標準散水汚床法による放流水をも合わせ対象としたためではないかと考えている。

活性汚泥法による放流水に含まれる浮遊物のほとんど大部分は、最終沈殿池で沈殿しきれなかった活性汚泥の微細なフロックである。すなわち、それが死滅した後では極めて分解されやすい有機物であり、BODとして定量されるものである。このため、従来からも最終沈殿池からの浮遊物の越流が少ない極めて良好に処理された場合の放流水のBODは低く、また、活性汚泥の越流が多い放流水のBODは比較的高くなることが知られてきた。このようなことから、活性汚泥法による放流水に含まれる浮遊物をできるだけ除去することは、放流水のBODの低下に大きく寄与することは確実であり、かつ、一部の水域で問題になっている下水処理場放流水中に含まれている浮遊物による底質の悪化の防止にも大いに役立つものと考えられる。

活性汚泥法による放流水に含まれる浮遊物を除去する方法については、昭和46年10月に東京で開催された第1回日米下水処理技術委員会のセミナーにおいて、ミドルトン氏がアメリカの実例などを基に説明している。⁽¹⁾ このセミナーでミドルトン氏が述べたのは、マイクロスクリーニング、浮層による浮過および超高度浮過（ウルトラフィルトレーション）についてである。セミナーは3次処理を含めたアメリカの水質汚濁防止技術全般について行なわれ

たものであり、そのテキストは個々の問題についてはそれほど詳しく述べられてはいない。⁽²⁾しかし、このテキストの特徴は各処理プロセスのコスト（建設費、原価償却費、総維持管理費、総処理費）について、アメリカの実例を基に「日本円」に換算して、図表により、わかりやすく説明してくれていることである。

同テキストによれば、マイクロスクリーニングによって、活性汚泥処理施設からの放流水を処理した場合、Mark 0（篩目の大きさ23ミクロン）の金網を使用して浮遊物除去率70~80%、BOD除去率60~70%、Mark 1（篩目の大きさ35ミクロン）の金網を使用して浮遊物除去率50~60%、BOD除去率40~50%の結果を得たと報告されている。浮遊物の除去をできるだけ行なうという目的からすると、Mark 0 という非常に細かい金網を使用しなければ、その目的を果せないことになる。この装置では浮遊物の濃度変化と水量変化に応じてドラムの回転速度が変化し、常に15cmの損失水頭を維持しつつ運転ができるように設計されており、建設費も維持管理費も安い。しかし、金網の洗浄を常時行なわなければならない。この洗浄は水圧1.4~3.9kg/cm²の噴射水を用いて行なわれるが、洗浄に必要な水量は通常処理水量の10%前後といわれている。金網の篩目が小さいと洗浄水量も余計に必要となり、この分の負荷が1次処理および2次処理施設に常時かかってくることになる。このため、1次処理施設および2次処理施設では、この負荷を考慮しての設計、または改良が必要である。

浮層による浮過は急速浮過池を用いて浮遊物を除去するものである。活性汚泥処理施設からの放流水の直接浮過については、アメリカよりも、南アフリカ連邦、イギリスの方が経験が深く、これらの国々で多くの実験が行なわれてきた。浮過では下向流式重力型浮過池、下向流式圧力式浮過池、上向流式浮過池が装置として用いられている。ともに、浮材の構成、粒度、浮過速度などをかえることにより、種々の浮過水質、浮過持続時間が得られる。

前記のミドルトン氏のアメリカでのコスト計算結果によれば、建設費は、マイクロスクリーニング装置よりもやや高い程度、維持管理費はマイクロスクリーニング装置の場合の2倍といわれている。しかし、1サイクル当りの有効浮過水量〔全浮過水量マイナス全洗浄水量〕が多い場合にはマイクロスクリーニングよりも維持管理費は安くなることも考えられる。浮層による浮過法の特徴は洗浄排水が間欠的に排出されることである。このため、夜間など、流入下水量の少ない時間に浮過池の洗浄を行なえば、1次処理および2次処理施設を洗浄排水受け入れのための設計上の考慮を払わなくてもよい可能性がある。

超高度汚過は小規模下水処理場用の固液分離装置として開発されたものであり、最終沈殿池と汚過池との双方の目的を兼ねるものとして設計されてきた。また、アメリカにおける実績としては少ないが、たとえば、有名な避暑地であるコロラド州のバクスピークでは、圧力反応タンク式の活性汚泥処理装置で処理した後、超高度汚過を行ない、その放流水を塩素滅菌して飲料以外の目的で再利用している。⁽²⁾ この装置はメンブレンを使用し、加圧した下水をメンブレンを通過させることにより浮遊物の分離を行なうものである。逆滲透法よりは相当にポアサイズの大きいメンブレンが使用されているが、それでも装置のメカニズムからみて、現在のところ、大流量の下水を処理するのは不適当であり、かつ、そのコストも相当に高いものである。

このように、活性汚泥処理施設からの放流水中の有機性浮遊物除去のためには、マイクロスクリーニング、汚層による汚過が適当である。しかも、これらはともに、わが国でも上水道の浄水用装置として長年月にわたって使用され、多くの実績がある。また、これらの装置は多くの下水処理場でエアレーションタンクの消泡水、真空汚過機の汚布洗浄水確保のためにも使用されてきた実績がある。また、一部の下水処理場では、すでに工業用水として給水するために、汚過池を用いてきた。これらは、活性汚泥処理施設からの放流水の一部を処理するものであり、水質的にもそれほど厳格さを要求されるものではなかった。

しかし、下水の3次処理では目標となるべき水質を定め、常にその水質の基準値を下廻る放流水質が要求されることになる。このため、その水質の基準値を常に満足する安定した処理方法、建設費、維持管理費ができるだけ安価となる処理方法、汚泥処分が困難なわが国の実情から、汚泥発生量が少ないか、または汚泥処分が容易となる処理方法でなければならない。

これらの点からみて、有機性浮遊物除去のための「マイクロスクリーニング」と「汚層による汚過」との得失を比較したのが表1・1である。同表により、処理水質についてはそのフレキシビリティの点からみて、「汚層による汚過」が優れ、装置の建設費、総処理費の点からは「マイクロスクリーニング」が優れている。さらに、汚層による汚過法では高水温時にポストエアレーションを行なって放流しなければならず、この点からも経済性については「マイクロスクリーニング」が優れているといえる。また、洗浄排水の1次処理、2次処理プロセスに与える影響としては、間欠的に洗浄排水が排出される「汚層による汚過」が優れている。

このように、両者は一長一短があるが、経済性では「マ

イクロスクリーニング」、水質面および他のプロセスとの関連では「汚層による汚過」が優れているとみられる。しかし、「汚層による汚過」も汚過速度を高くして単位面積当りの処理水量を増加するよう改良を加えるならば、その単位処理水量当りの建設費も、総維持管理費も低下させることが十分期待できる。このようなことから、筆者らは、「汚層による汚過」に関する実験を行なうこととしたものである。

筆者らは過去において、浄水用汚過についての研究経験を有することから、⁽³⁾ 基礎的な室内実験を行なわずに、パイロットプラントによる実験を直接行なうこととした。

パイロットプラントは京都市鳥羽処理場に設置することとした。この理由は次のとおりである。

- (1) 京都市の下水処理場からの放流水が流入する淀川は大阪府、大阪市、阪神水道などの水源となっており、その水質の保全に一般の関心が極めて深いこと。
- (2) 京都市は下水処理について長い歴史と経験を有し、下水処理についての高度の技術を有する多くの技術者を有すること。
- (3) 鳥羽処理場の2次処理施設は標準活性汚泥法で設計されており、その放流水質は極めて安定している日本有数の大規模下水処理場であること。
- (4) 当分の間、パイロットプラントを設置し、実験を継続していくための用地的な余裕を有すること。

京都市鳥羽下水処理場のパイロットプラントは、昭和48年度には、上向流式急速汚過池1池、活性炭吸着槽6槽からなる活性炭吸着実験施設1式を増設したほか、昭和49年度には、不連続点塩素処理アンモニア除去施設の設置、および既設施設の改造など予定している。

表1・1 3次処理としてのマイクロスクリーニングと戸層による戸過との比較

事 項 \ 方 法	マイクロスクリーニング	戸層による戸過 (下向流式戸過池)
処 理 水 質	金網の篩目によって変わる。 アメリカのデータによれば、Mark 0 (23ミクロン)では浮遊物除去率70-80%, BOD除去率60-70%となる。これ以上に篩目の大きい金網では処理の目的は達成できない。	戸材の種類と粒度を変えることによって要望水質をうることができる。戸材もアンスラサイト、珪砂を使用する2層戸過、アンスラサイト、珪砂、ガーネット砂を使用する多層戸過法が開発されており、これらの手法を利用できるので、処理水質についてのフレキシビリティをもたせることができる。
装置の建設費、および総処理費	アメリカのデータによれば、処理量100,000 m ³ /日当り建設費200×10 ⁶ 円、総処理費0.8円/m ³ である。 このデータは金網としてMark 0を使用したものか、Mark 1を使用したものか不明である。平均値とすると、Mark 0を使用した場合には、これより相当高くなると考えられる。	アメリカのデータによれば、処理量100,000 m ³ /日当り、建設費250×10 ⁶ 円、総処理費1.6円/m ³ である。 このデータは戸過速度235 m/日の場合であり、戸過速度をこれよりも高くして処理することができれば、建設費、総処理費とも安くなると考えられる。
1次処理、2次処理プロセスに与える影響	洗浄排水は常時排出される。このため、洗浄排水滞留池を設けて流入下水量の少ない時間に流入下水に混じて処理するか、または、最初沈殿池、エアレーションタンク、最終沈殿池などの容積を増加させる必要がある。滞留池を設置した場合には池内の清掃を考慮しなければならない。	洗浄排水は戸過池の洗浄時のみ排出される。このため、運転についての考慮を払い、夜間の流入下水量の少ない時間に洗浄を行なうようにすると、滞留池の設置の必要もなく、また、最初沈殿池、エアレーションタンク、最終沈殿池の増設を必要とすることもない。しかし、ある程度の容積の洗浄排水貯溜タンクの設置が必要である。
汚泥発生量と処理方法	汚泥の発生量は浮遊物除去量に等しい。洗浄排水は、最初沈殿池へ送られて沈殿処理後、2次処理施設にて処理される。汚泥は1次2次処理施設で処理される。	同 左
そ の 他	ポストエアレーションの必要はない。	ポストエアレーションが必要である。

2. 実験施設と各装置の仕様

昭和47年度には下向流式重力型汚過池3池からなる実験施設を建設した。この施設のフローシートを、図2・1に示す。実験に供する原水(2次処理水)は、最終沈殿池の終端に、サクシヨンパイプを取付けて、自給式渦巻ポンプにより揚水し、調整槽に送水した。調整槽は中央部に可動式越流装置を有し、汚過池3池の水位を一定に保つために設置したものである。各汚過池への流入管は調整槽横の分岐タンクを始点としている。

3池の汚過池は各池とも巾1.0m、長さ1.2m、高さ3.75mで、汚過池の有効面積は $1.0 \times 1.2 = 1.2 \text{ m}^2$ であり、残りの部分は洗浄排水排出部となっている。洗浄排水は可動式越流堰を通じて排出される。越流堰長は0.85mである。調整槽からの流入水はこの洗浄排水排出部の底部より流入し、可動式越流堰より汚過池の汚過部へ入る。汚層深度は0.6mより1.0mの範囲で可変しうる。砂面上水深は調整槽の可動式越流装置の高さの移動範囲0.6mで変えることができる。このため、砂面上水深は汚層深度0.6mの場合に1.8—2.4m、汚層深度1.0mの場合に1.4—

2.0mである。汚過速度の範囲は汚材の粒度によって異なるが、計量槽内の30°三角堰により $120 \text{ m}^3/\text{日}$ ($0.083 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分} = 1.38 \text{ l}/\text{m}^2 \cdot \text{秒}$)から $600 \text{ m}^3/\text{日}$ ($0.415 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分} = 6.90 \text{ l}/\text{m}^2 \cdot \text{秒}$)までの測定が可能である。汚過速度は現在のところ、計量槽入口付近に設けたスルース弁により所定の汚過速度をセットできるようにしてある。すなわち、汚過方式としては減衰汚過である。処理水は計量槽で計量(昭和48年7月より触針型自記水位計で連続測定)後、地下水槽に貯留させる。

汚過池の洗浄は固定式表面洗浄と逆流洗浄とによって行なう。洗浄には地下水槽に貯留した処理水を用い、表面洗浄、逆流洗浄について、それぞれ自給式渦巻ポンプを設置してある。表面洗浄は洗浄水量 $0.1 - 0.3 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$ で最大12分間の洗浄が可能である。逆流洗浄は洗浄水量 $0.4 - 1.4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$ (逆流洗浄速度 $0.4 - 1.4 \text{ m}/\text{分}$)で最大12分間の洗浄が可能である。洗浄後の排水は可動式越流堰より越流させ、洗浄排水本管を経て洗浄排水計量槽にて計量のうえ、排出する。この洗浄排水計量槽は90°三角堰を有するもので、現在のところ、水位測定はポイントゲージを用いることとしている。このほか、洗浄排水計量槽は

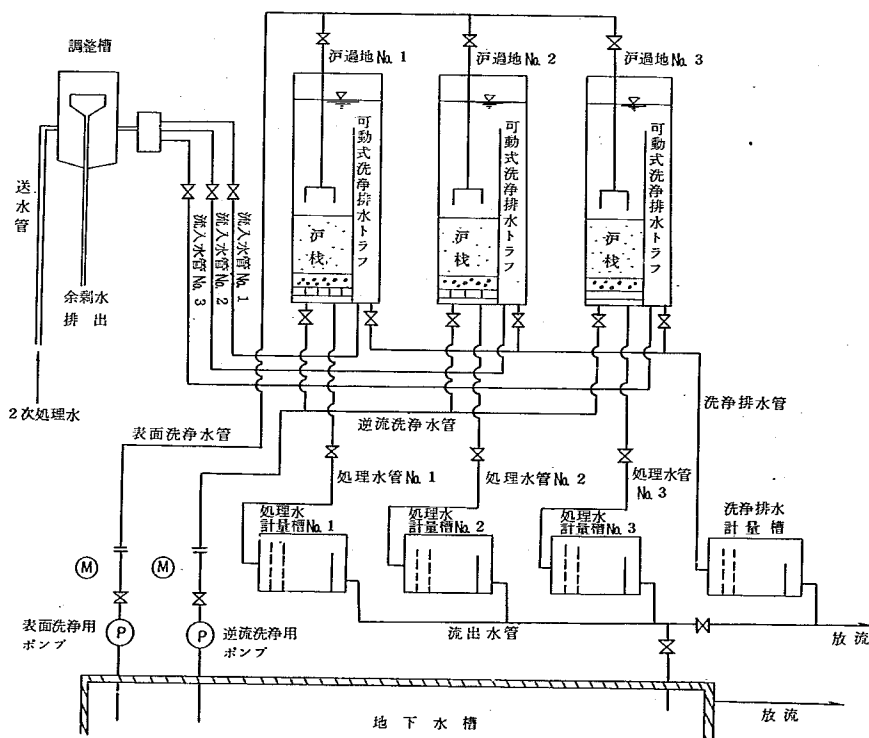


図2・1 実験用汚過装置フローシート

洗浄排水水質の時間変化を知るための採水口を兼ねている。

実験施設の運転は手動操作、半自動操作、全自動操作が行なえるようにしてある。これらはすべて測定室内に設けた操作盤により行なう。半自動操作とは、汙過操作、あるいは洗浄操作を切りはなして、所定の操作のみを自動的に行なうものである。このため、バルブは1部を除きエヤーピンチバルブを使用している。ただし、汙過速度の設定、逆流洗浄速度の設定、表面洗浄水量の設定のためのバルブは手動スルース弁を使用している。これらは実験開始前に所定の開度にセットする。

汙過操作はレオポルドブロック下部より引き出した損失水頭管内に設置した電極棒スイッチによって、所定の水位に達したときに汙過を開始し、汙過損失水頭があらかじめ設定した値（汙過水頭）に達したときに汉過を終了させる。汉過経過時間内の損失水頭の変化は触針型自記水位計（昭和48年7月から測定開始）によって自記記録させる。汉過池内には6本のマニュアルで測定を行なう損失水頭管が挿入されている。汉層深度1.0 mとしたときの汉過池内の損失水頭管の位置は次のとおりである。

- ① 汉材表面より100 mm
(汉過池水位監視用、マニュアル計測)
- ② 汉材表面より下100 mm (マニュアル計測)
- ③ 汉材表面より下300 mm (マニュアル計測)
- ④ 汉材表面より下500 mm (マニュアル計測)
- ⑤ 汉材表面より下750 mm (マニュアル計測)
- ⑥ 汉材層と砂層との間 (マニュアル計測)
- ⑦ レオポルドブロック下部 (自動計測)

洗浄は全汉過池での汉過が終了してから行なわれる。汉過終了後に表面洗浄ポンプが起動し、表面洗浄を開始する。表面洗浄は最大12分の任意設定のタイマーにより洗浄時間を制御する。続いて逆流洗浄ポンプが起動するが、表面洗浄と逆流洗浄は全洗浄時間についてオーバーラップして洗浄を行なうこともできるし、一部の時間についてオーバーラップすることもできるよう、最大12分間のタイマーがセットしてある。逆流洗浄も表面洗浄と同様に最大12分の任意設定のタイマーにより洗浄時間を制御する。表面洗浄、逆流洗浄とも洗浄水量はアンューバ流量計および直続式イーグルアイ指示計によって手動調整する。洗浄操作は汉過池 No. 1, No. 2, No. 3 の順に行なうよう定めているので、各汉過池洗浄時の地下水槽の水位は常にほぼ同じとなる。開度調整付エヤーピンチバルブの開度をあらかじめ所要の表面洗浄水量、または逆流洗浄速度が得られるよう調整しておくことにより、一定の表面洗浄、逆流洗浄を継続して行なえる。

固定式表面洗浄装置は1池につきノズル管4本、ノズル管1本には5個の開孔を有する。開孔径は5~6 mm、周囲から水を噴出する4個の開孔は中心に対して38°の方向に噴射する。汉材表面からの噴出高さは5-10 cmの範囲で可動させる。

汉過池には、各池とも有効幅100 mm、長さ1,000 mm、厚さ10 mmの強化ガラス2枚を取付け、池内観測——とくに逆流洗浄時の膨脹高の測定を行なえるようにしてある。また、汉過池の上部には藻類発生防止のため、軽合金製の蓋を全面に取りつけてある。

地下水槽は内法寸法、幅員7.16 m、奥行6.3 m、高さ2.9 mであり、汉過池の洗浄水のほか、今後増設を予定している活性炭吸着施設、不連続点塩素処理アンモニア除去施設などへの給水ができるようにしている。

測定室は幅員7.42 m、奥行10.18 mのプレハブ造平屋で、内部に処理用水計量槽4槽、(触針型自記水位計各1台付)洗浄排水計量槽1槽、表面洗浄用ポンプ、逆流洗浄用ポンプ各1台、エヤーピンチバルブ操作用コンプレッサー1台、汉過池の手動、半自動および自動の各操作を行なうための操作盤一面、さらに現場での測定のための実験ブースを設けている。昭和48年10月からは流入水、各処理水について混合試料を調整することになっているので、ソレノイド型採水器およびプレハブ造冷蔵庫(1.8×2.7 m)1台などを設置した。

3. 実験に使用した汉材と汉層

実験用汉過池の下部集水装置は自動逆流用レオポルドブロックを使用している。その仕様は表3・1に示すとおりである。自動逆流用レオポルドブロックは一般用レオポルドブロックに比べて開孔径は1.5倍(6 mmφ)あり、開孔数はやや少ないが、汉材の粒度が浄水用汉過池に比べて大きくなり、これと共に洗浄時の逆流洗浄速度も大きくなり、逆流洗浄時の損失水頭が増加する可能性があることから、このタイプを選定したものである。

汉材支持材は上水道施設基準にしたがって、表3・2に示すように、篩目の範囲19.1-200 mmの範囲の砂利を4層に分けて搬入した。

実験に使用した汉材の種類は、アンスラサイト、硅砂、ガーネット砂の3種であり、その試験成績は表3・3に示す。表3・3の右端には、日本水道協会制定 JWWA A 103-1967による水道用汉砂選定基準値を参考のために示してある。本実験に使用した硅砂の有効径は水道用汉

表3・1 下部集水装置の仕様

項 目	仕 様
名 称	自動逆洗型 レオポルドブロック
高 さ	430mm (接着部分の余裕20mm)
開 孔 径	6mmφ
開 孔 間 隔	36mm×36mm
開 孔 数	806個
開 孔 面 積	22,778cm ² (1個当り0.2826cm ²)
開 孔 比	0.19%

表3・2 汚材支持材の寸法と厚さ

ふるい目の範囲(mm)	厚さ(mm)
19 ~ 12.7	5.0
12.7 ~ 6.73	5.0
6.73 ~ 3.36	5.0
3.36 ~ 2.00	5.0
合 計	20.0

表3・3 汚材試験成績

項目	種類 ガーネット砂	珪砂	アンスラ サイト	水道用汚砂 選定標準
有効径(mm)	0.54	0.87	1.22	0.45 ~0.7
均等係数	1.41	1.21	1.21	<1.7
比 重	4.05	2.62	1.40	2.55 ~2.65
強熱減量(%)	0.15	0.21	0.74	<0.7
摩滅率(%)	0.80	0.15	0.74	<3.0
塩酸可溶率(%)	0.52	0.13	0.15	<3.5

(註) 水道用汚砂選定標準はJWWA A103-1967
(日本水道協会)

表3・4 汚過池別各汚材の厚さ

汚材の種類	汚過池の 番号	No. 1	No. 2	No. 3
アンスラサイト		150	625	625
珪砂		850	375	300
ガーネット砂		—	—	75
合 計		1000	1000	1000

砂選定基準値の最大よりも0.17mm大きくなっている。これら3種の汚材の篩分け成績を示したのが図3・1である。

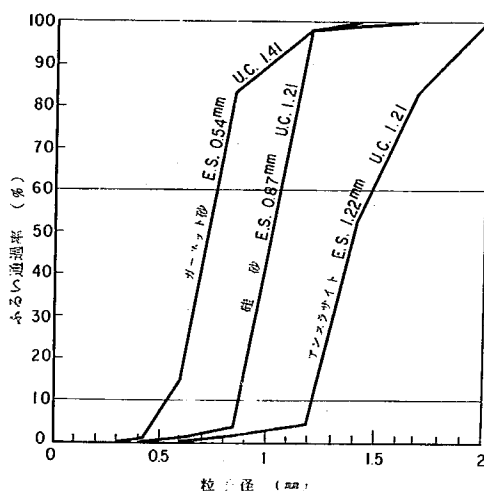


図3・1 汚材ふるい分け成績

アンスラサイト、珪砂、ガーネット砂について有効径はそれぞれ、1.22mm、0.87mm、0.54mm、均等係数はそれぞれ、1.21、1.21、1.41である。これらの汚材を汚過池No.1、No.2、No.3のそれぞれについて表3・4に示すように搬入してある。

最初の実験では汚過池No.1については有効径0.87mm、均等係数1.21の珪砂のみの汚材について実験を行なう予定であったが、試運転の結果では汚過池の閉塞が極めて早く、実験を遂行するに当たって困難が認められたので、予定を変更して上層部の珪砂汚材の一部(150mm)を取り除き、有効径1.22、均等係数1.21のアンスラサイトを厚さ150mm充填したものである。

汚材の均等係数については、できる限り1.0に近い方が汚過持続時間の点からも、汚過水質の点からも優れていることが筆者らもパイロットプラントによる実験から確認してきた。⁽³⁾ このことはアイオワ州立大学のBaumannによっても報告されている。⁽⁴⁾ さらにBaumannは均等係数の大きい汚材しか入手できない場合には、汚材を必要量よりも数割、余計に購入して、汚層に一定量ごと搬入して、逆流洗浄を行ない、表面に集中する微細な汚材を数回にわたって取り除き、できる限り均等係数1.0に近づく汚層を作ること提案している。このようなBaumannの提案をとり入れた場合には、汚過持続時間、汚過水質などにどのような差異を生ずるかについては興味深いものであり、筆者らも将来、このような実験を試みたいと考えてい

る。

今回の実験では、とりあえず、均等係数のできるだけ小さい汚材を使用するというこで、ガーネット砂を除き、均等係数 1.2 程度のものを使用することとした。

下水の 2 次処理水を凝集沈殿を行わずに汚過する実験は Vosloo によって南アフリカ連邦のアンコールの下水処理場で行なわれたのが最初といわれている。⁽⁵⁾ この実験には圧力型汚過池が使用され、汚材としては珪砂のみが用いられている。その報告によると、最大汚過損失水頭 3.1 m、平均汚過速度約 120 m/日、流入浮遊物濃度 25 mg/l で、汚過持続時間は 6-18 時間となっている。汚材として珪砂汚材（粒径 0.84-0.65 mm 使用）を用いた場合には汚過速度が比較的小さい（汚過速度 120 m/日は上水道の急速汚過池としては標準的な数値であるが下水の急速汚過池としては小さい）場合でも、汚過持続時間は短縮され、おそらくは洗浄水量比が大きくなって不経済なことは明らかである。珪砂の粒度を 0.84-0.65 mm より大きくすれば、汚過速度も大きくとれ、汚過持続時間も増加するが、洗浄時の逆流洗浄速度を大きくしなければならず、実用的に可能かどうか疑わしいし、この場合も洗浄水量比が大きくなって不経済となることはまぬかれまいと考える。

アンスラサイトを汚材として用いた実験報告は Pettet らによって行なわれている。⁽⁶⁾ 彼らはイギリスのルートン下水処理場で 2 池の重力式急速汚過池のパイロットプラントを作り、珪砂を汚材とした場合とアンスラサイトを汚材とした場合についての実験を行ない、その結果をもととして実用施設を建設している。この実験は 2 層汚過の実験ではなく、珪砂、アンスラサイトの単層汚過を行なっている。この実験に用いた珪砂の粒度は 0.85-1.7 mm、アンスラサイトの粒度は 1-2 mm である。汚過池は毎 24 時間毎に洗浄が行なわれているので、両者間の汚過持続時間に関する比較はわからないが、汚過水質については両者についての差はほとんどないことが見いだされている。洗浄は空気洗浄を併用しているので、洗浄水量比は 2-3% と報告されている。この場合、逆流洗浄速度は、珪砂の場合に 0.29 m/分、アンスラサイトの場合に 0.18-0.22 m/分としたが、アンスラサイトの場合には微細炭が流出したと述べている。

珪砂とアンスラサイトを用了 2 層汚過の下水処理への適用に関しては 1960 年代の後半になってアメリカでいくつかの研究が行なわれてきた。Baumann はこれらの研究結果をまとめて、「高度処理のための汚過池の設計 Design of Filters for Advanced Waste Treatment」] という環境保護庁の設計セミナー用のテキ

ストを作成している。⁽⁴⁾ この中で、彼はアンスラサイトの有効径 1.84 mm、厚さ 38 cm、珪砂の有効径 0.55 mm、厚さ 30 cm、均等係数はできる限り 1.0 に近い汚材とすることを提案している。そして、アイオワ州アメスの下水処理場では、アンスラサイト、珪砂について、上記の粒度の汚材（厚さはアンスラサイトについては上記と同じ、珪砂については 38 cm とした）を用いて設計をしている。

アンスラサイト、珪砂およびガーネット砂を用了 ミックド・メディアによる汚過については Culp と Hansen がオレゴン州フィロマスの処理場での実験結果をもとに報告している。⁽⁷⁾ この報告では汚材の粒度、厚さなどについては明記されていない。汚過持続時間は通常の状態では 15-24 時間、洗浄水量比は 5% 以下であった。

この実験は長時間エアレーション活性汚泥変法の小規模下水処理場からの 2 次処理水の汚過について行なったものであるが、極めて優れた処理水（濁度 0.3 JTU 以下、浮遊物除去 98%、BOD 除去 99%）が得られている。ミックドメディアによる汚過は特許との関係などで、汚材の粒度などについての報告がないのは残念である。

筆者らの実験に使用した汚材の粒度は過去におけるいくつかの研究をもととして、当初は、汚過池 3 池について、珪砂のみの単層汚過、アンスラサイトと珪砂による 2 層汚過、アンスラサイト、珪砂およびガーネット砂による多層汚過の実験を行なうことを予定していた。しかし、汚材搬入後の予備実験において、珪砂のみによる単層汚過池の汚材の表面閉塞が著しく、長時間の実験を続けることができないことが判明した。このため、単層汚過の実験をやめ、2 層汚過について、アンスラサイト層の厚さが汚過持続時間、汚過水質に及ぼす影響についての調査を行なうこととした（汚過池 Na1 と Na2）。また、当初からの計画の 2 層汚過池（汚過池 Na2）と多層汚過池（汚過池 Na3）については、珪砂汚材の一部をガーネット砂に置き換えた場合の相違を知るための調査を行なうこととしたものである。

汚層の厚さをどの程度にすべきかとの調査は過去にも多く行なわれてきた。これらの報告には、汚層の厚さは余り関係がないとするものから、厚い方が水質的に優れているというものまでいろいろある。筆者らは、将来、厚さをどの程度とすべきかについても調査を行なう予定にしている。今回の実験では筆者らの考えている最大の汚層厚たる 1.0 m にて実験を行なうこととした。

4. 予備実験結果とその考察

汚材搬入後、約1カ月間にわたって予備実験を行なった。この予備実験は次の事項について実施したものである。

- (1) 汚過開始当初の汚過速度別初期損失水頭を求めるため。
- (2) 汚過池各池の汚層の逆流洗浄に適した逆流洗浄速度を求めるため。
- (3) 汚過持続時間のおおよその範囲を求めるため。
- (4) 流入水と汚過水の水質の程度を知るため。
- (5) 逆流洗浄時の洗浄排水の水質と洗浄排水による負荷量のおおよその範囲を知るため。

4-1 初期損失水頭

図3・1に示した各汚材を、表3・4に示す構成で充填した汚過池No.1, No.2, およびNo.3の各汚層の汚過開始当初の初期損失水頭の汚過速度別変化は図4・1に示すとおり

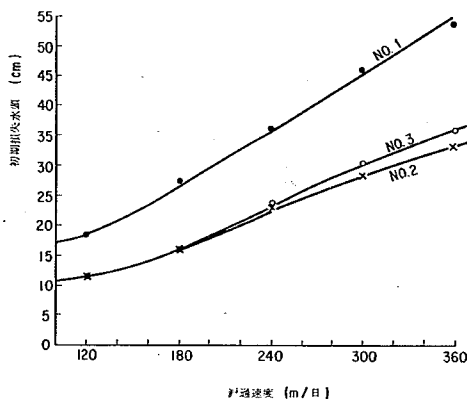


図4・1 汚過開始当初の汚材全体の損失水頭

である。同図のごとく、アンスラサイト層が深度1.5cmと薄く、珪砂層が厚さ8.5cmと他に比べて厚くなっている汚過池No.1では初期損失水頭は汚過池No.2, およびNo.3の汚層に比べて1.5~2倍も大きくなっている。これは初期損失水頭に影響を及ぼすアンスラサイト層(有効径が他の汚材に比べてかなり大きい)の影響が極めて大きいことを示している。汚過池No.2およびNo.3では初期損失水頭はほぼ同じ程度である。とくに低汚過速度(汚過速度120~180 m/日)では全く同じ値を示しており、高汚過速度(汚過速度300~360 m/日)では、下層部に微細なガーネット砂(有効径0.54mm)を充填した汚過池No.3の汚層が9%程度大きな値を示した。これは、ガーネット砂の層厚が

7.5mmと厚さが比較的薄いことによるためである。このように、初期損失水頭は均等係数がほぼ同じ汚材を使用した場合には、その汚材を有効径と充填する層厚によって大きな影響を与えることが見いだされた。

4-2 逆流洗浄速度と膨脹比

汚過池No.1, No.2 およびNo.3の各汚層の逆流洗浄速度と膨脹比との関係は図4・2に示すとおりである。逆流洗浄速度はアニューバ流量計により測定したものであり、汚材深度および汚材の膨脹高は各汚過池に設けた観測窓により測定したものである。

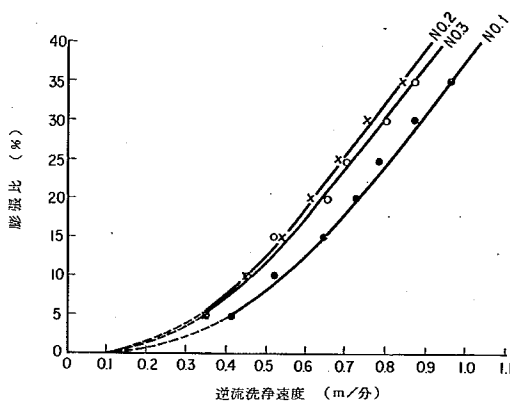


図4・2 逆流洗浄速度と膨脹比の関係

アニューバ流量計のチェックは洗浄排水計量槽(90°三角堰付)により行なったが、かなり良好な精度であることが確認されている。なお、実験を行なったときの水温は14~16℃であった。

図4・2に示したように、逆流洗浄速度と膨脹比との関係は汚過池3池とも同じ傾向を示したが、同一逆流洗浄速度に対する膨脹比は、汚過池No.1が最も小さく、続いて、汚過池No.3, No.2の順になっている。前記、初期損失水頭の場合と同様に、汚過池No.2とNo.3との間の差異は比較的小さい。このため、ある大きさの膨脹比で逆流洗浄を行なうとすると、汚過池No.1に必要な逆流洗浄速度は汚過池No.2, No.3よりも約0.1 m/分(洗浄水量として、汚過池1 m²当り0.1 m³/分)大きくする必要がある。このように、各汚過池を同一汚層厚とした場合に、アンスラサイト層の占める割合が、汚過池洗浄の経済性に及ぼす影響は大きなものである。汚過池No.1に珪砂のみを充填した場合には、同一膨脹比をうるための逆流洗浄速度はさらに大きくなることが予想される。また、逆に、汚過池洗浄の経済性を確

保するためには、比重の小さいアンスライト層の厚さをできるだけ大きくとることが望ましいことになる。

汚過池Na2と汚過池Na3との同一逆流洗浄における膨脹比の差は、初期損失水頭の場合と同様に、逆流洗浄速度が小さい場合にはほとんどないが、逆流洗浄速度が大きくなると、その差は大きくなる傾向がある。しかし、この差は逆流洗浄の経済性の点からは大したものではない。

4-3 汚過実験

汚過実験は初期汚過速度120m/日、180m/日、240m/日、300m/日および360m/日について各1回行なったものである。汚過損失水頭および処理水量の測定について測定機器の整備がいまだできていなかったために、これらについて昼間のみのマニュアルの測定を行なった。この際の汚過池Na1、Na2およびNa3の汚過損失水頭および汚過速度の変化は、それぞれ図4・3、図4・4、図4・5、図4・6および図4・7に示すとおりである。いずれの場合も、汚過池Na1は汚過損失水頭の時間変化が著しく、それにともなう汚過速度の低下の割合も大きくなっている。すなわち、汚過層内の表層付近での閉塞の割合は極めて大きいものであった。そして、汚過持続時間は汚過池Na2およびNa3の場合の1/2か、またはそれ以下となっていると推定された。これに対して、汚過池Na2、Na3は汚過持続時間も長く、汚過速度の低下の割合も、汚過の最終段階を除いてはそれほど大きなものとはなっていない。汚過持続時間

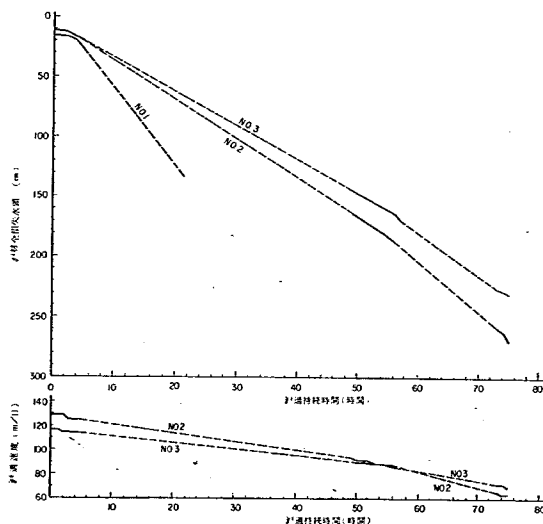


図4・3 汚材全損失水頭、汚過速度の時間変化
(初期汚過速度約120m/日の場合)

も初期汚過速度120m/日では70時間以上、初期汚過速度180m/日および240m/日で50時間以上、初期汚過速度300m/日および360m/日で25時間以上となることを見いだされている。

予備実験では、初期汚過速度を行なうためのスルース弁の微調整がうまくいかず、各池の汚過速度に差異を生じていたが、汚過池Na2とNa3の汚過持続時間の比較としては、汚過池Na2の方が汚過持続時間がやや長くなる傾向が認められた。4-1で述べたように初期損失水頭は汚過池Na2の方が汚過池Na3に比べてやや小さいものとなっていたが、この汚過層全体の通水による抵抗の差が、汚過持続時間の差としても現われたと考えられる。

この汚過実験の際に行なった流入水および各池汚過水の水質は表4・1(a)、(b)に示すとおりである。流入水に対して汚過水の水質は浮遊物およびBODについて優れた結果が得られた。しかし、浮遊物およびBODの低下にともなうケルダール窒素および全リンの除去については余り良好な結果が得られていない。また、CODの除去率はBOD除去率に比べてかなり低い。すなわち、汚過によって浮遊物を3mg/l以下に低下させることによって生ずるメリットはBODの高率の除去である。これに対して、活性汚泥処理水中に含まれるCOD、窒素化合物、リン化合物の大部分は溶解性のものであり、浮遊物除去によって、極く一部が除去されるに過ぎないようである。このほか、陰イオン活性剤、ヨウ素消費についてもほとんど変化は認められていない。また、予備実験は低水温時に行なったため、汚過による溶存酸素の変化もほとんどなかった。

汚過池Na1、Na2、およびNa3における汚過水質の差異はほとんど認められない。とくに、汚過池Na3では汚過層の下部に微細なガーネット砂を充填したが、予備実験の結果からは水質的なメリットは得られていない。また、汚過池Na1は他に比べて汚過持続時間が極めて短かく、表面付近での浮遊物の抑留が著しいと考えられたが、この場合も、水質的なメリットは見いだされていない。このように、汚過持続時間の長短と汚過水質とは無関係のようである。また、汚過速度の差異による汚過水質の変化も予備実験の範囲の汚過速度ではほとんど認められなかった。汚過水質は活性汚泥処理水質の良否に影響を受ける面が大きいようである。

4-4 洗浄実験

洗浄に関する実験は初期汚過速度120m/日、180m/日および240m/日で汚過実験終了後に行なったものである。下水の2次処理水の汚過では洗浄排水はそのまま

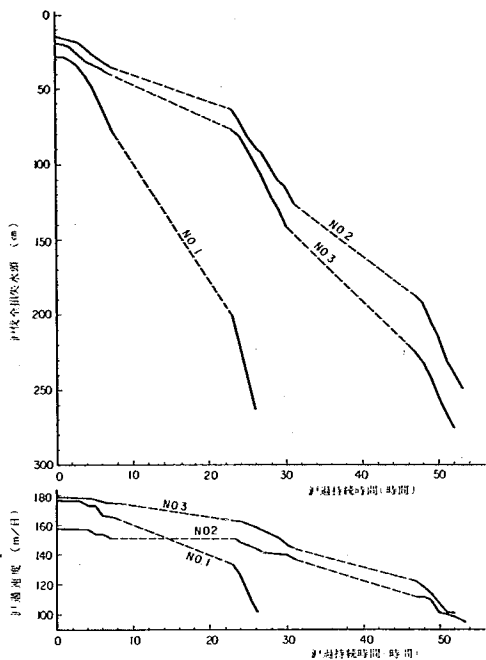


図 4・4 沓材全損失水頭，沓過速度の時間変化
(初期沓過速度約 180 m/日 の場合)

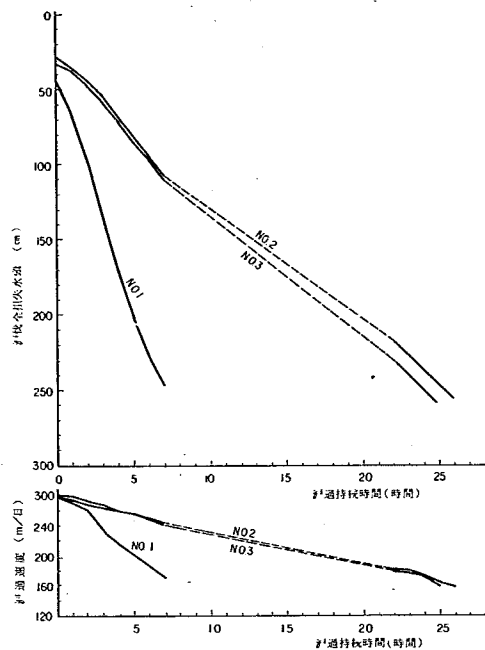


図 4・6 沓材全損失水頭，沓過速度の時間変化
(初期沓過速度約 300 m/日 の場合)

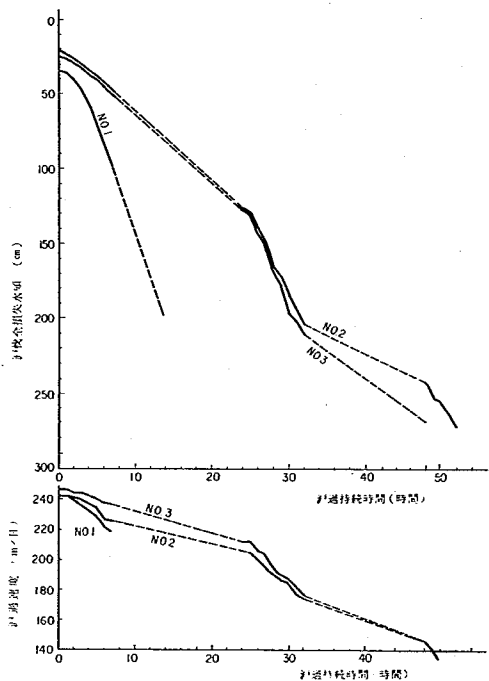


図 4・5 沓材全損失水頭，沓過速度の時間変化
(初期沓過速度約 240 m/日 の場合)

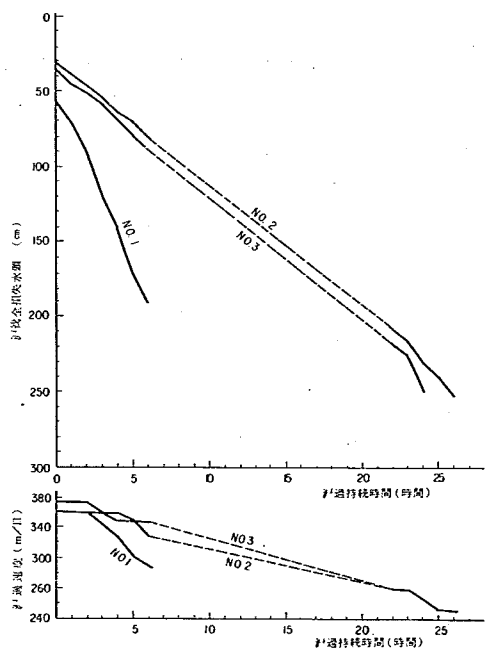


図 4・7 沓材全損失水頭，沓過速度の時間変化
(初期沓過速度約 360 m/日 の場合)

表 4・1 (a) 流入水、汚過水の水質と除去率 (1)

項目	流入水 汚過水の水質	120 m ³ /日			180 m ³ /日			240 m ³ /日		
		流入水			流入水			流入水		
		No. 1	No. 2	No. 3	No. 1	No. 2	No. 3	No. 1	No. 2	No. 3
水 温 (°C)		14.0	15.0	15.0	15.5	15.5	15.5	16.0	16.0	16.0
D O (mg/l)		0.42	0.28	0.59	0.43	0.77	0.38	0.57	0.14	0.21
浮遊物 (mg/l)		7	3	3	22	2	2	19	2	3
(%)		[57.2]	[57.2]	[57.2]	[91.0]	[91.0]	[91.0]	[89.5]	[84.3]	[84.3]
B O D (mg/l)		11.5	6.6	6.7	28.8	4.7	4.9	28.6	8.3	7.9
(%)		[42.6]	[41.6]	[43.5]	[83.6]	[83.0]	[85.8]	[71.0]	[72.5]	[72.5]
C O D (mg/l)		19.7	17.5	18.1	17.8	20.7	16.2	15.6	26.0	18.0
(%)		[11.2]	[8.1]	[9.6]	[21.7]	[21.7]	[24.6]	[30.8]	[29.6]	[29.6]
ケルゲル (mg/l)		—	—	—	23.3	19.63	20.33	20.33	25.94	24.57
空 素 (%)		—	—	—	—	[15.1]	[11.7]	[11.7]	[5.3]	[8.1]
アンモニア性窒素 (mg/l)		11.7	8.4	9.0	10.1	13.99	9.24	9.74	9.14	14.14
亜硝酸性窒素 (mg/l)		0.23	0.20	0.21	0.21	0.34	0.37	0.33	0.36	0.66
硝酸性窒素 (mg/l)		0.56	0.62	0.66	0.59	1.82	1.59	0.58	1.61	0.28
全リン (mg/l)		0.35	0.37	0.34	0.35	0.99	0.98	0.96	0.99	1.81
(%)		—	[2.8]	[0.0]	—	[1.1]	[3.0]	[0.0]	[11.0]	[6.6]
陰イオン活性剤 (mg/l)		0.66	0.68	0.28	0.08	0.10	0.05	0.07	0.07	0.46
コウ素消費量 (mg/l)		6.0	6.9	6.3	7.5	2.8	1.1	2.6	2.6	9.1

(注) () 内は除去率を示す

表 4・1 (b) 流入水、汚過水の水質と除去率 (2)

項目	流入水 汚過水の水質	300 m ³ /日			360 m ³ /日		
		流入水			流入水		
		No. 1	No. 2	No. 3	No. 1	No. 2	No. 3
水 温 (°C)		14.5	15.0	15.0	14.5	15.0	15.0
D O (mg/l)		4.64	4.25	4.15	4.05	3.43	3.43
浮遊物 (mg/l)		46	3	3	20	1	2
(%)		[93.8]	[93.8]	[93.8]	[95.0]	[90.0]	[90.0]
B O D (mg/l)		42.1	5.0	4.8	4.2	25.9	2.1
(%)		[88.1]	[88.7]	[90.0]	[91.9]	[89.2]	[90.0]
C O D (mg/l)		25.6	10.4	11.4	11.7	12.0	10.3
(%)		[59.5]	[55.5]	[54.4]	[14.2]	[15.8]	[20.8]
ケルゲル (mg/l)		23.14	18.23	18.51	18.37	18.21	16.83
空 素 (%)		[21.2]	[20.0]	[20.6]	[7.6]	[11.5]	[15.3]
アンモニア性窒素 (mg/l)		12.60	12.90	10.06	10.34	5.35	4.40
亜硝酸性窒素 (mg/l)		0.16	0.30	0.29	0.21	0.60	0.52
硝酸性窒素 (mg/l)		0.53	0.43	0.55	0.65	3.34	2.00
全リン (mg/l)		0.96	0.64	0.52	0.55	0.73	0.57
(%)		[33.4]	[45.8]	[42.7]	[21.9]	[32.9]	[24.7]
陰イオン活性剤 (mg/l)		0.46	0.26	0.13	0.12	0.35	0.13
コウ素消費量 (mg/l)		5.0	3.3	3.3	3.3	5.5	0.4

表 4・2 必要な洗浄条件と洗浄排水による負荷量および水質

項目 汚過地	表面洗浄		逆流洗浄		総洗浄 水 量 ($\text{m}^3/\text{分}$)	洗 浄 排 水			洗浄前の 汚過水の ($\text{m}^3/\text{日}$)			
	水 量 ($\text{m}^3/\text{分}$)	時 間 (分)	水 量 ($\text{m}^3/\text{分}$)	時 間 (分)		汚 遊 物						
						最大濃度 (mg/l)	負 荷 量 ($\text{g}/\text{分}$)	平均濃度 (mg/l)		最大濃度 (mg/l)	負 荷 量 ($\text{g}/\text{分}$)	平均濃度 (mg/l)
No. 1	0.2	10	0.78	5	5.90	872	2.1887	371	509	1,560.2	264	120
	0.2	10	0.78	5	5.90	1,244	2.6624	451	700	1,638.5	278	240
	0.2	10	0.78	5	5.90	1,220	2.2665	384	939	1,693.5	287	360
No. 2	0.2	10	0.67	8	7.36	2,100	3.9054	531	1,115	2,170.6	295	120
	0.2	10	0.67	8	7.36	2,320	5.6789	772	1,990	4,222.6	574	240
	0.2	10	0.67	8	7.36	2,500	4.0549	551	1,639	3,916.6	410	360
No. 3	0.2	10	0.70	8	7.60	2,022	3.9838	524	990	2,352.9	310	120
	0.2	10	0.70	8	7.60	2,882	5.7023	750	1,740	3,517.6	463	240
	0.2	10	0.70	8	7.60	2,070	4.3727	575	1,306	3,119.5	411	360

濃縮、脱水のプロセスに遡ることなく他の場内排水と共に、1次処理施設に戻すのが経済的と考えられる。この場合、洗浄排水量、洗浄排水による負荷はかなり大きなものとなることが予想される。このため、汚過による洗浄排水量および洗浄排水による負荷がどの程度のものとなるか、また、この排水が1次処理施設に戻した場合の影響についても調査しておかなければならない。

予備実験では、表面洗浄は水量 $0.2\text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$ で10分間、逆流洗浄速度を汚材の膨脹比が約25%となるように汚過池Na1では $0.78\text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$ 、汚過池Na2では $0.67\text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$ 、汚過池Na3では $0.70\text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$ とした。逆流洗浄時間は10分間とし、表面洗浄と逆流洗浄とがオーバーラップする時間を1分間として洗浄を行なった。この際の洗浄排水中に含まれる浮遊物およびBODの時間別の変化はそれぞれ図4・8、図4・9、および図4・10に示すとおりである。これらの図より、洗浄排水の水質が最も悪化するのは、汚過池Na1では逆流洗浄開始後1~2分に、汚過池Na2およびNa3では逆流洗浄開始後2分に起ることが見いだされている。また、洗浄排水中の浮遊物およびBODの最大濃度は、汚過持続時間の短い汚過池Na1では、それぞれ $800-1,200\text{ mg/l}$ 、 $500-900\text{ mg/l}$ 、汚過持続時間の長い汚過池Na2およびNa3では、それぞれ $2,000-2,900\text{ mg/l}$ 、 $1,000-2,000\text{ mg/l}$ に達することが見いだされている。しかし、いずれの場合も、最大濃度生起以後の浮遊物およびBOD濃度は急激に減少している。このため、汚過持続時間の短い汚過池Na1では、逆流洗浄時間は5分間で十分であった。また、汚過持続時間が長い汚過池Na2およびNa3では、逆流洗浄時間は8分間で十分であった。このため、下記の方法により、洗浄排水による浮遊物およびBODの負荷量を計算し、さらに、洗浄排水の平均濃度を求めてみた。

- i) 表面洗浄水量($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$) $\times 8\text{分} \times \frac{1}{2}$ 〔洗浄開始後9分の浮遊物またはBOD濃度(mg/l)〕
- ii) 〔表面洗浄水量($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$) + 逆流洗浄水量($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$) $\times 1\text{分} \times$ 〔洗浄開始後9-10分の浮遊物またはBOD平均濃度(mg/l)〕
- iii) 〔表面洗浄水量($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$) + 逆流洗浄水量($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$)〕 $\times 1\text{分}$ 〔洗浄開始後10-11分の浮遊物またはBOD平均濃度(mg/l)〕
- iv) 逆流洗浄水量($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$) $\times 1\text{分} \times$ 〔洗浄開始後11-12分の浮遊物またはBOD平均濃度(mg/l)〕
- v) 逆流洗浄水量($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$) $\times 2\text{分} \times$ 〔洗浄開始後12-14分の浮遊物またはBOD平均濃度(mg/l)〕
- vi) 逆流洗浄水量($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$) $\times 3\text{分} \times$ 〔洗浄開始後

14-17分の浮遊物またはBOD平均濃度(mg/l)〕

上記は汚過池Na2およびNa3の場合の洗浄排水による浮遊物およびBOD負荷量の計算法であり、汚過池Na1では逆流洗浄時間が5分間と汚過池Na2およびNa3よりも3分間短縮されるので、vi)の計算は省略される。

上記の方法に基づき、計算された汚過池各池の洗浄排水による浮遊物およびBOD負荷量および平均濃度は表4・2に示すとおりである。すなわち、1回の洗浄での洗浄排水中に含まれる浮遊物およびBODは、汚過池Na1では、それぞれ $370-450\text{ mg/l}$ 、 $260-290\text{ mg/l}$ 、汚過池Na2およびNa3では、それぞれ $520-770\text{ mg/l}$ 、 $300-570\text{ mg/l}$ となっている。このように汚過持続時間が長い汚過池Na2およびNa3では、洗浄排水の浮遊物およびBOD濃度は流入下水の2.5-3.5倍程度となる。

また、洗浄水量比〔総洗浄水量/総汚過水量 $\times 100$ 〕は汚過池Na2およびNa3では、初期汚過度 $120\text{ m}^3/\text{日}$ 、 $240\text{ m}^3/\text{日}$ 、 $360\text{ m}^3/\text{日}$ (汚過時間中の平均汚過速度はそれぞれ約 $100\text{ m}^3/\text{日}$ 、 $200\text{ m}^3/\text{日}$ 、 $300\text{ m}^3/\text{日}$ となる)について、約2.5%、1.8%、2.4%となる。このように洗浄水量比からみると、汚過速度 $240\text{ m}^3/\text{日}$ の場合に最も経済的となった。

5 実験結果とその考察(1)-汚過実験

5-1 汚過持続時間と汚過損失水頭の時間変化

実験は最大汚過損失水頭を 3.0 m として減衰汚過で行なったものである。初期汚過速度は予備実験により、 $120\text{ m}^3/\text{日}$ 、 $240\text{ m}^3/\text{日}$ 、 $360\text{ m}^3/\text{日}$ 、 $480\text{ m}^3/\text{日}$ および $540\text{ m}^3/\text{日}$ の5段階について行なうこととした。汚過実験では昼間8時間に汚層内各深度に挿入した損失水頭管によって、汚層各深度の損失水頭の変化と処理水用計量槽の 30° 三角堰により汚過水量の変化をマニュアルで測定した。また、汚過池の全損失水頭管に設けた電極棒式水位計に連動するタイマーによって汚過持続時間の観測を行なった。さらに、6月20日より触針型水位計により、汚過池の全損失水頭の変化と処理水計量槽の水位変化を連続測定し、自記記録することとしている。

これらの測定結果より、汚過池各池の汚過持続時間の状態を図示したものが図5・1、図5・2、図5・3である。いずれの場合も、各初期汚過速度に対する汚過持続時間の長さは大きくばらついている。しかし、初期汚過速度を大きくとるほど、汚過持続時間は短縮される傾向となることが認められた。それで、汚過池各池の初期汚過速度と汚過

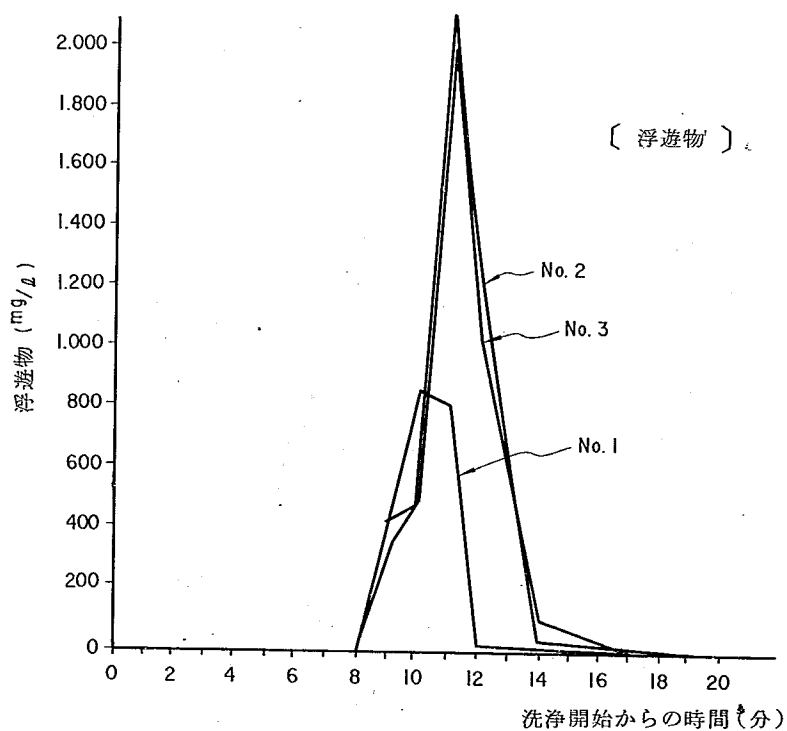
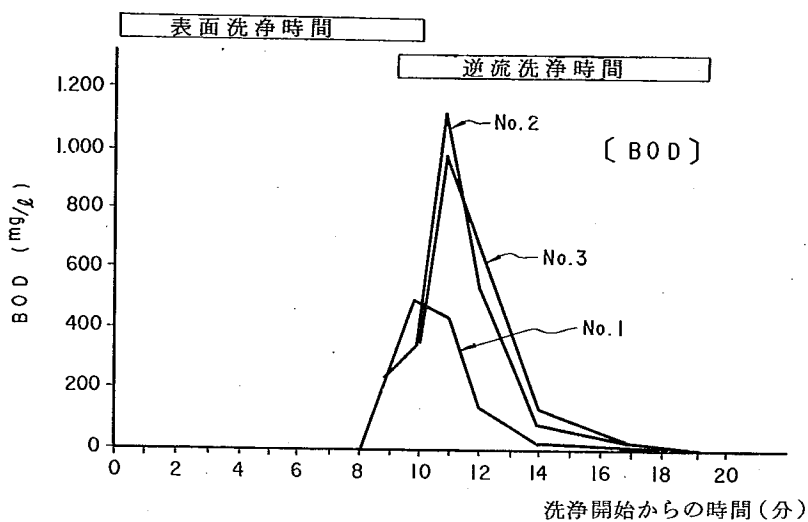


図4・8 洗淨排水水質の時間変化
(初期汙過速度120 m/日で汙過後の洗淨)

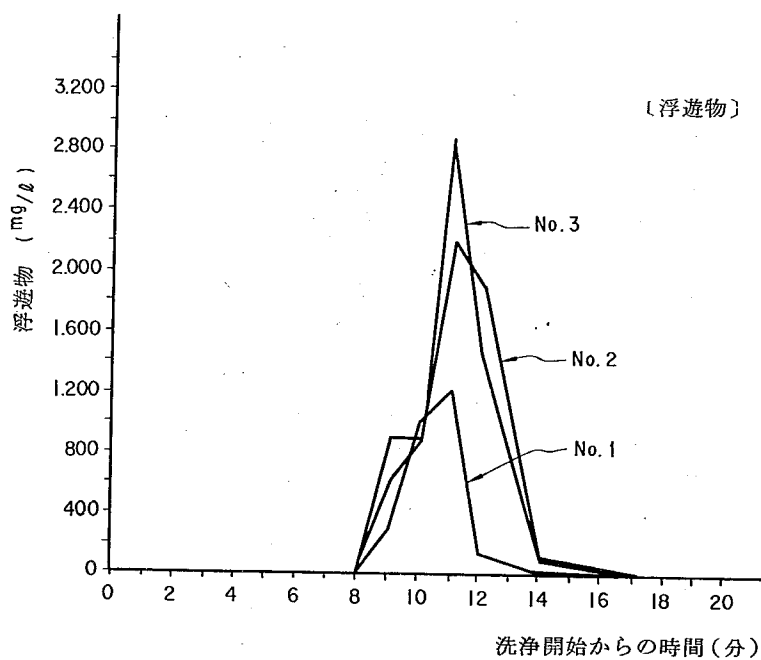
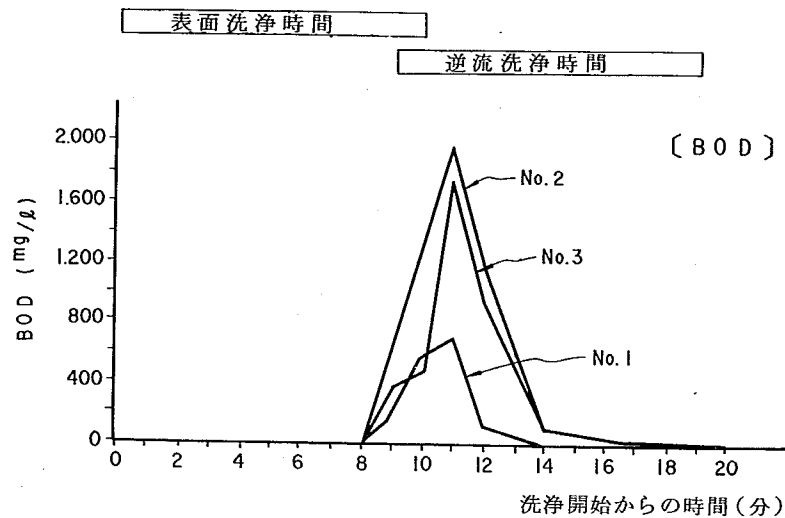


図4・9 洗浄排水水質の時間変化
(初期汙過速度240 m/日で汙過後の洗浄)

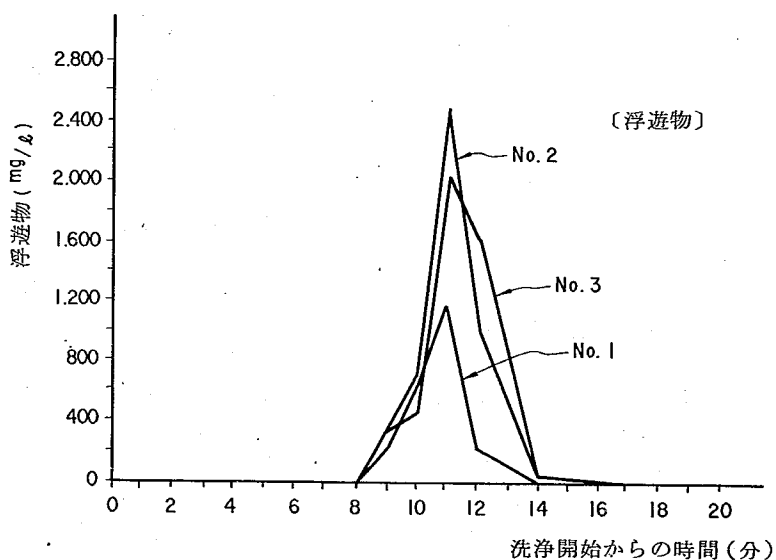
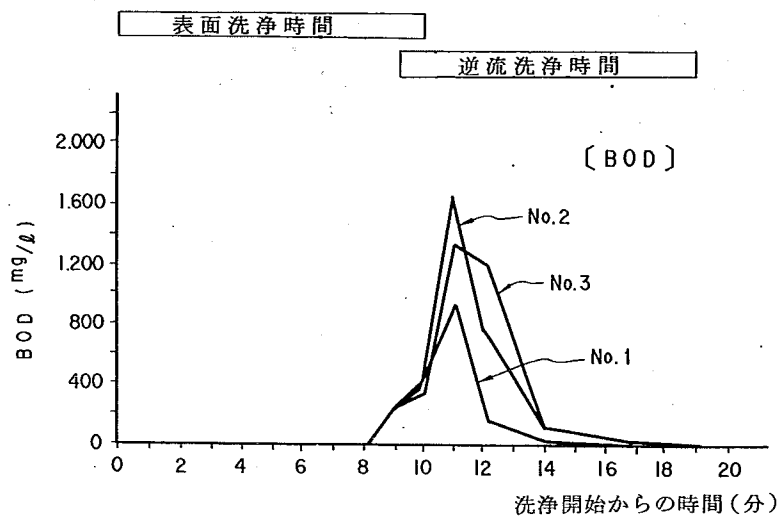


図4・10 洗浄排水水質の時間変化
(初期汙過速度360m/日で汙過後の洗浄)

持続時間の平均値を求め、それを図示したものが図5・4である。汚過持続時間の平均値としては、汚過池No.1の汚過持続時間は汚過池No.2およびNo.3の60%以下である。汚過池No.1と汚過池No.2とでは粒度構成は同じであり、汚層のアンスラサイトと珪砂との深度が異なるのみであるが、汚過持続時間は汚過池No.1では極めて短縮されている。また汚過池No.2と汚過池No.3の汚過持続時間の比較としては、初期汚過速度が小さい場合には、ほとんど差異は認められないが、初期汚過速度が増加すると、汚過池No.3は汚過池No.2に比べて明らかに短縮している。そして、初期汚過速度540m/日の場合には汚過池No.3の汚過持続時間は汚過池No.2のそれに比べて87%まで低下している。汚過池No.2とNo.3とでは、表3・4に示したごとく、汚層最深部の粒度構成が異なるのみである。しかし、汚層最深部のわずか75mmを有効径0.87mm、均等係数1.21の珪砂から有効径0.54mm、均等係数1.41のガーネット砂に置きかえたことが、汚過持続時間に影響を及ぼしている。

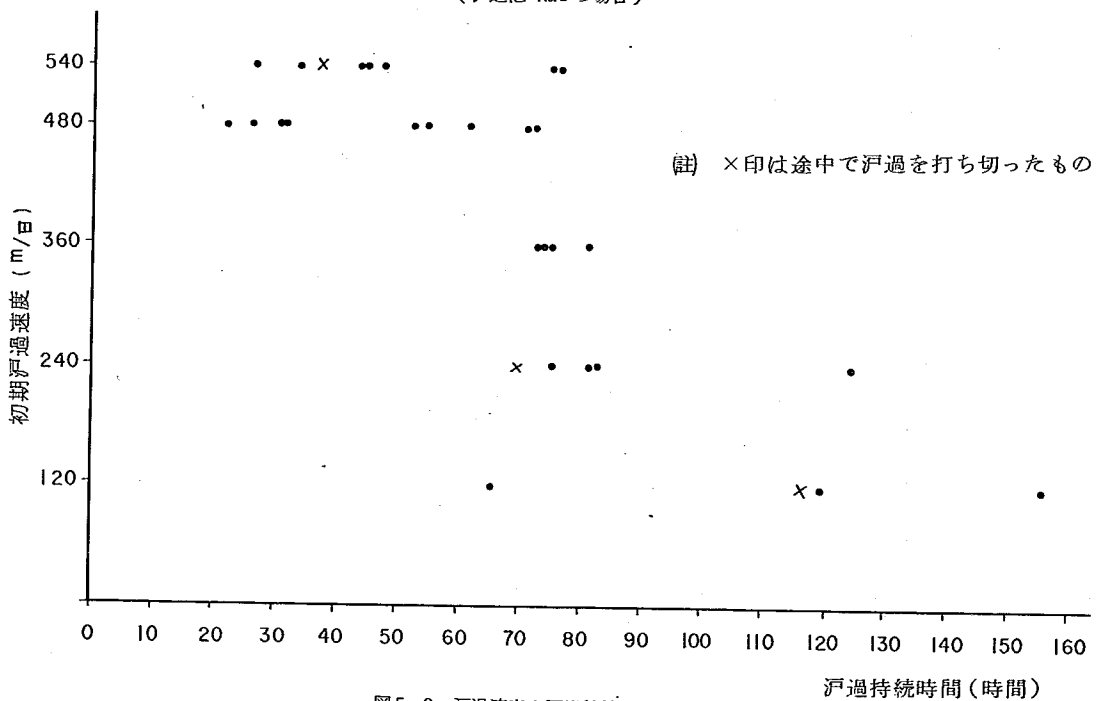
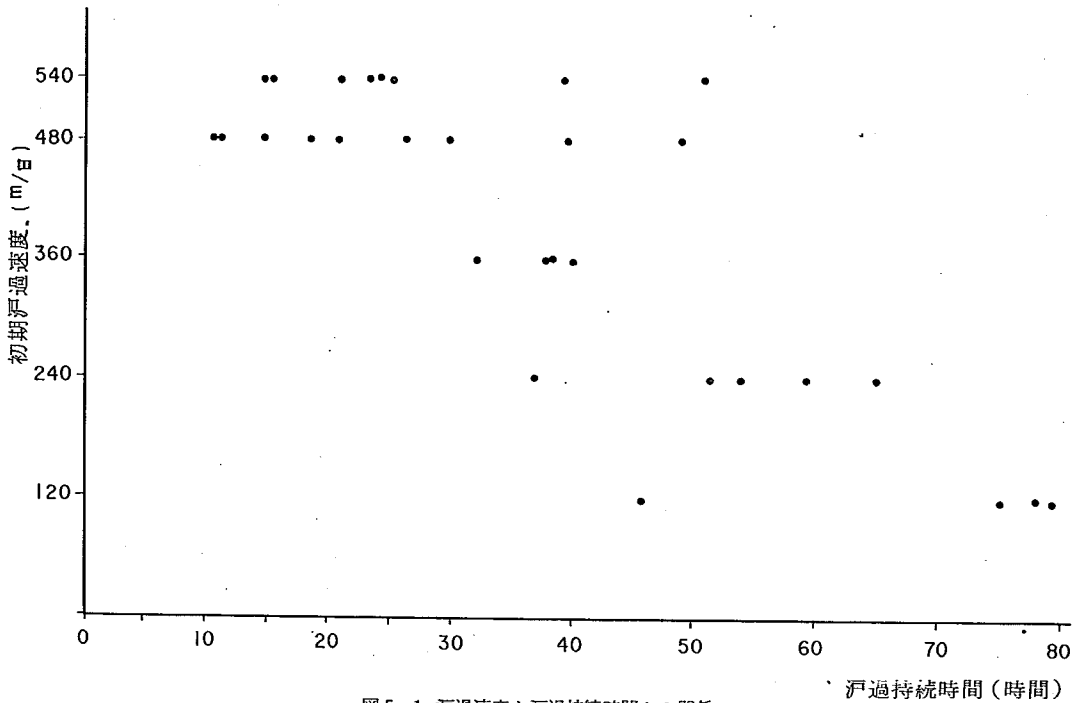
このような汚過池No.1、No.2およびNo.3の汚過持続時間の相違が、どのような原因によって生じているのかを知るために、汚層内各深度に挿入した損失水頭管の水位変化によって調べてみた。

図5・5、図5・6、図5・7、図5・8、図5・9(a)および図5・9(b)は、それぞれ初期汚過速度120m/日、240m/日、360m/日、480m/日および540m/日の場合の汚過池各池の汚層内損失水頭の時間変化の代表例を示したものである。このうち、初期汚過速度540m/日の実験時には、活性汚泥処理水の水质が一時的に極めて良好となったため、汚過持続時間も初期汚過速度240m/日の場合とほぼ同程度に増加した。このため、初期汚過速度540m/日の場合には、鳥羽下水処理場の活性汚泥処理水の一般的な水质での実験より得られたデータを図5・9(a)に、とくに、活性汚泥処理水が良好であった場合の実験より得られたデータを図5・9(b)に示した。

図5・5ないし、図5・9に示した各汚過池の汚層内損失水頭の時間変化は、汚層の構成と汚過速度とによって特徴がある。汚過池No.1では、汚層内損失水頭の変化は汚材表面下100mm(図中では①の記号で示してある)および汚材表面下300mm(図中では②の記号で示してある)について現れており、汚層表面下500mm(図中では③の記号で示してある)では、汚過経過による損失水頭の変化はほとんど認められない。すでに述べたように、汚過池No.1のアンスラサイト層の厚さは150mmであり、最終沈殿池越流水中の活性汚泥フロックのほとんど大部分が、このアンスラサイト層内に抑留されたと考えられる。これに対し

て、汚過池No.2とNo.3とでは汚過池No.1の場合と同様に、汚材表面下100mmおよび300mmの損失水頭の変化が現れているが、この損失水頭の変化の割合は汚過池No.1の場合よりも小さい。その代り、汚材表面下750mm(図中では④の記号で示してある)について損失水頭の変化が認められ、この変化は汚過池No.3の場合の方がやや大きい。汚過池No.2およびNo.3では、アンスラサイト層の厚さは625mmであり、汚層表面下750mmまでの損失水頭計がこの粒度の大きいアンスラサイト層による浮遊物抑留による損失水頭の変化を大きく受けることになる。このようなことから考えて、最終沈殿池を越流した活性汚泥フロックは相当量が汚材表面から300mm以内で抑留されたほか、微細なフロックの一部は、アンスラサイト層の中間部を通過してアンスラサイト層と珪砂層との間附近に抑留されたものと推察される。しかし、アンスラサイト層の中間部(汚材表面下500mm附近)でも、汚過経過時間とともに損失水頭の変化が認められるようになり、このような中間層も浮遊物の抑留は行なわれているのは認められる。汚過池No.3では表3・4に示したごとく、最下層部に厚さ75mmのガーネット砂(有効径0.54mm、均等係数1.41)を充填したが、汚層表面下1,000mmの損失水頭計(図中では⑤の記号で示してある)では、いずれの場合も損失水頭の変化は認められていない。これはガーネット砂の粒度の選定に問題があったためかも知れないと考える。

すでに述べたように、汚過池No.1と汚過池No.2およびNo.3とでは汚過持続時間に大きな差異が認められている。これは活性汚泥フロックの抑留によって生ずる汚層内部の目詰まりに原因があるのは当然である。この汚層閉塞による汚過持続時間の短縮は汚過が汚層表面のみで行なわれたときに最も著しいものであることは、過去の実験により明らかにされてきた。⁽³⁾ 表面の汚材の粒径を大きくすれば、汚層の表面閉塞による汚過持続時間の短縮はある程度軽減することができるが、汚層は或る厚さを有するものであり、汚層全体を如何にして有効に利用して活性汚泥フロックを抑留するかによって、汚過法の経済性が定まることになる。このようなことから考えて、アンスラサイト層の厚さを150mmとした汚過池No.1は活性汚泥フロックの経済的な除去には不適当なものといえる。汚過池No.2およびNo.3ではアンスラサイト層の厚さを625mmとしたため、汚過池No.1に比べて汚過持続時間は相当に増加したが、アンスラサイト層の中層附近での活性汚泥フロックの抑留が十分に行なわれていないことからみて、まだ十分とはいえない面がある。この原因としては均等係数の選定に問題があるのではないかと考えられる。均等係数が小さい汚材は、均



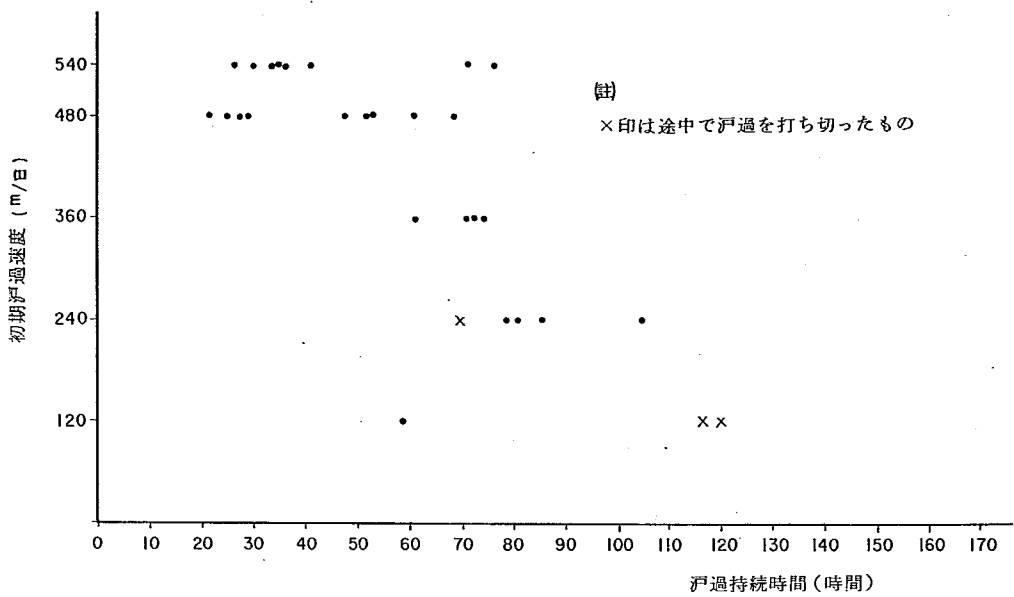


図 5・3 溢過速度と溢過持続時間との関係
(溢過池 No.3 の関係)

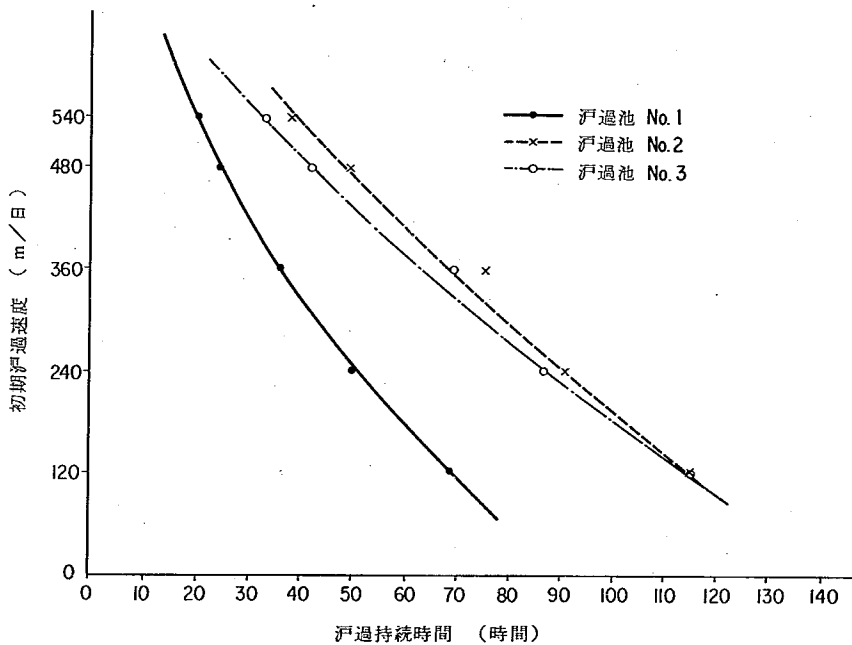


図 5・4 溢過速度と溢過持続時間の平均値との関係

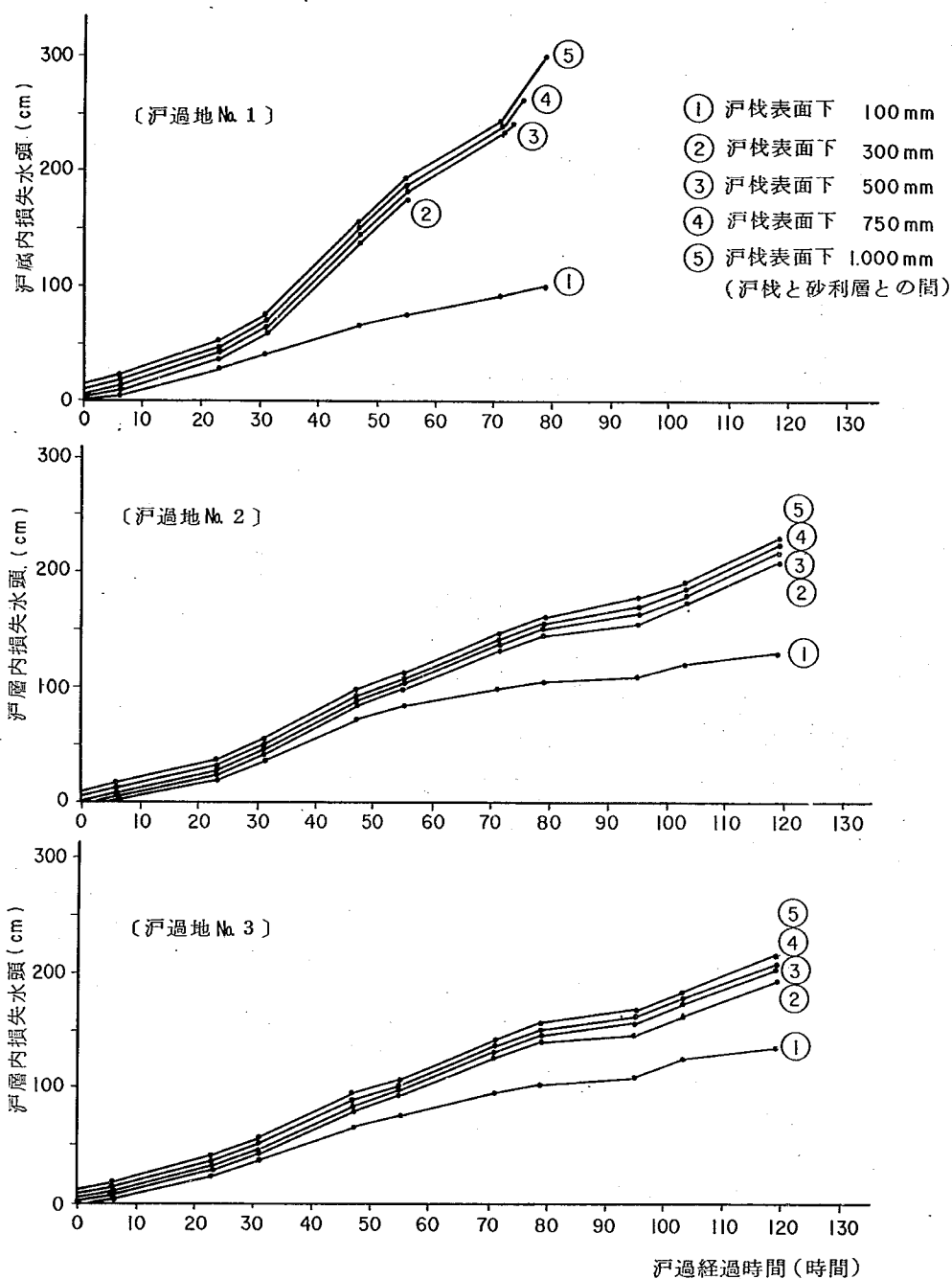


図5・5 戸過池各池の戸過層内損失水頭の時間変化
 [初期戸過速度 120m/日での実験の1例]

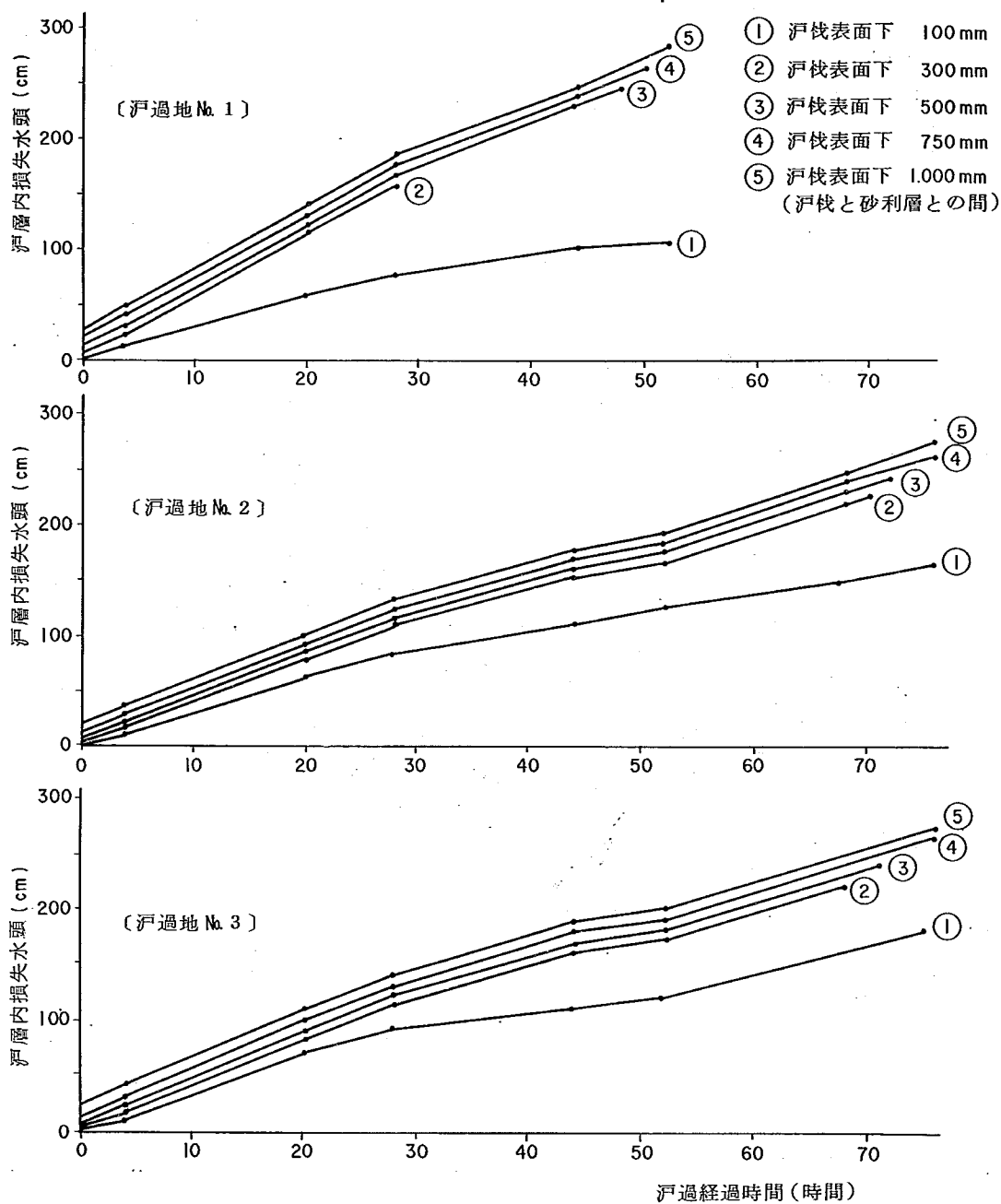


図 5・6 戸過池各池の戸過層内損失水頭の時間変化
 [初期戸過速度 240m/日での実験の 1 例]

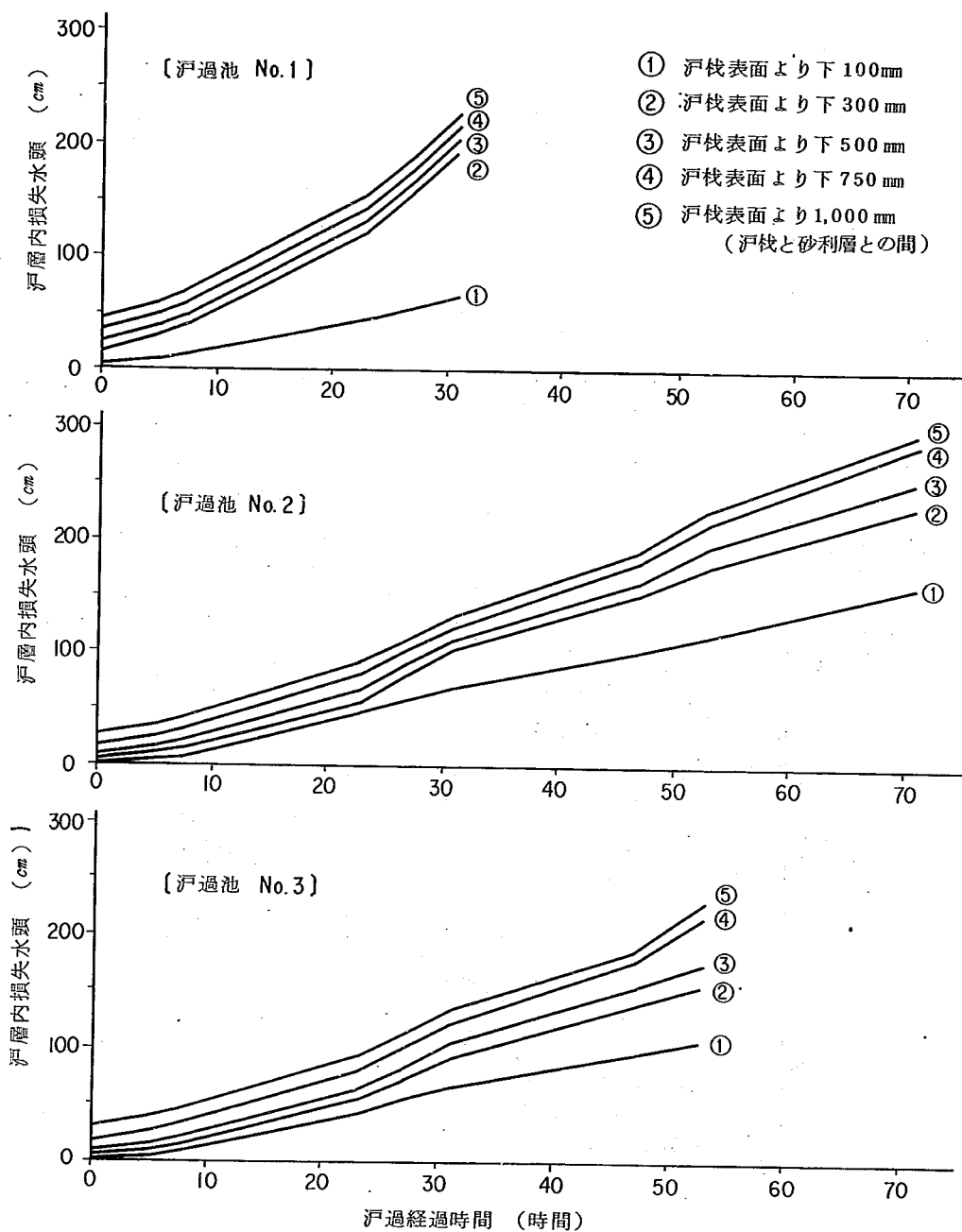


図 5・7 overflow tank 各池の overflow 層内損失水頭の時間変化
 [初期 overflow 速度 360m/日での実験の 1 例]

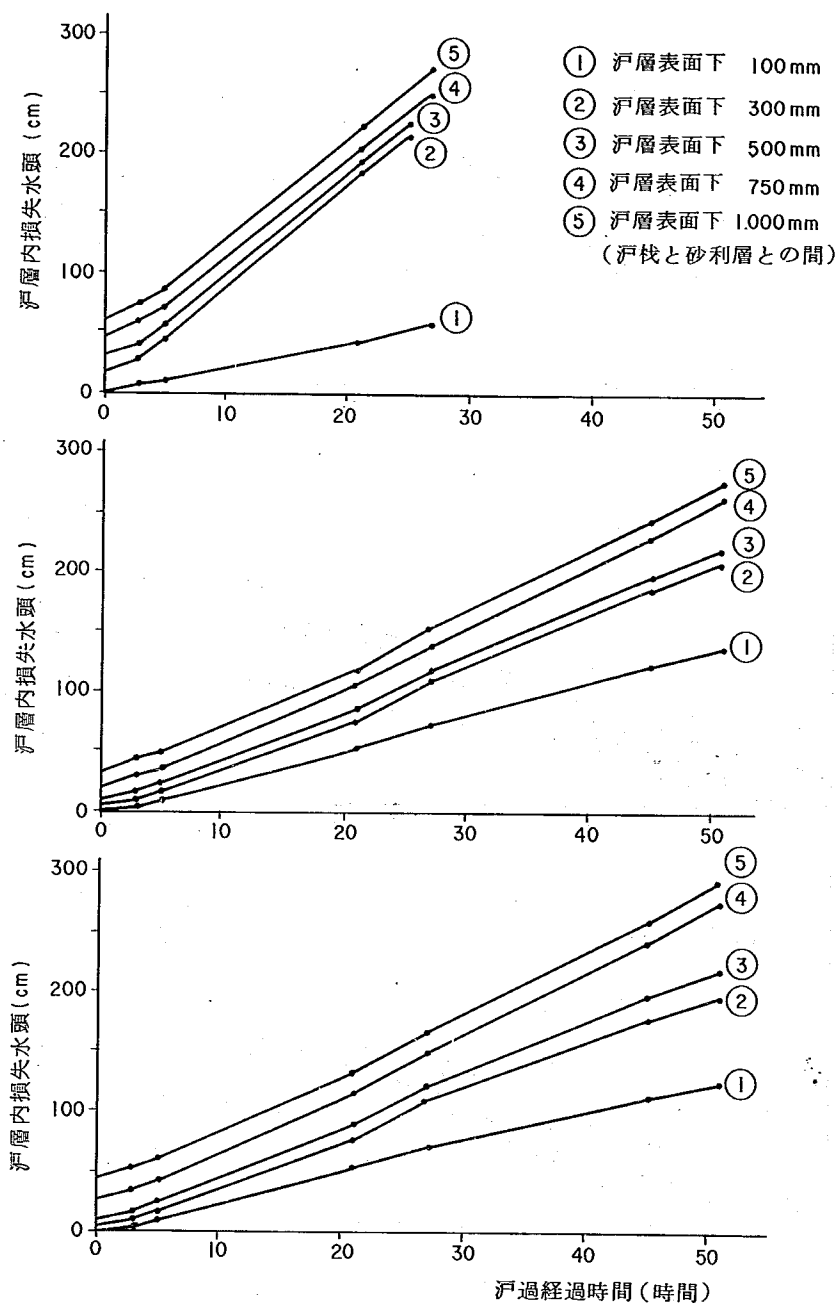


図5・8 汚過池各池の汚過層内損失水頭の時間変化
 [初期汚過速度 480m/日での実験の1例]

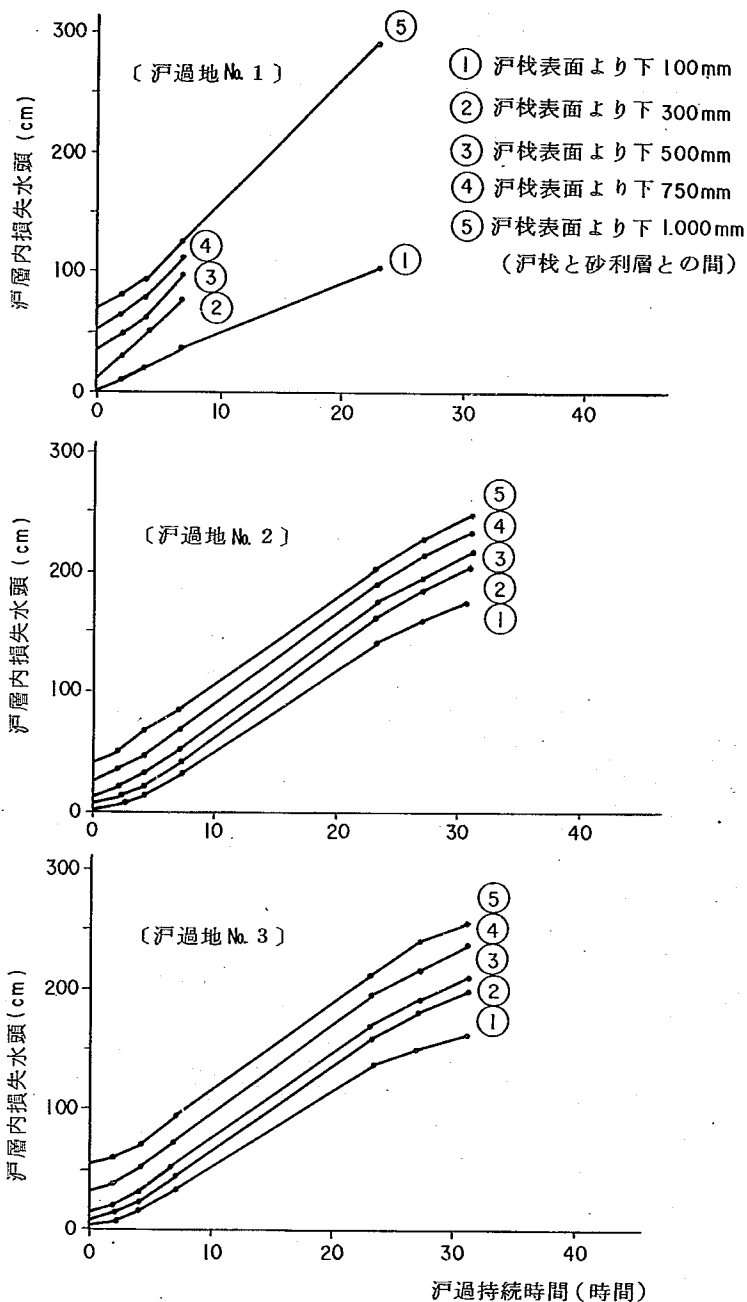


図 5・9 (a) 戸過池各池の戸過層内損失水頭の時間変化
 [初期戸過速度 540m/日での実験の 1 例]

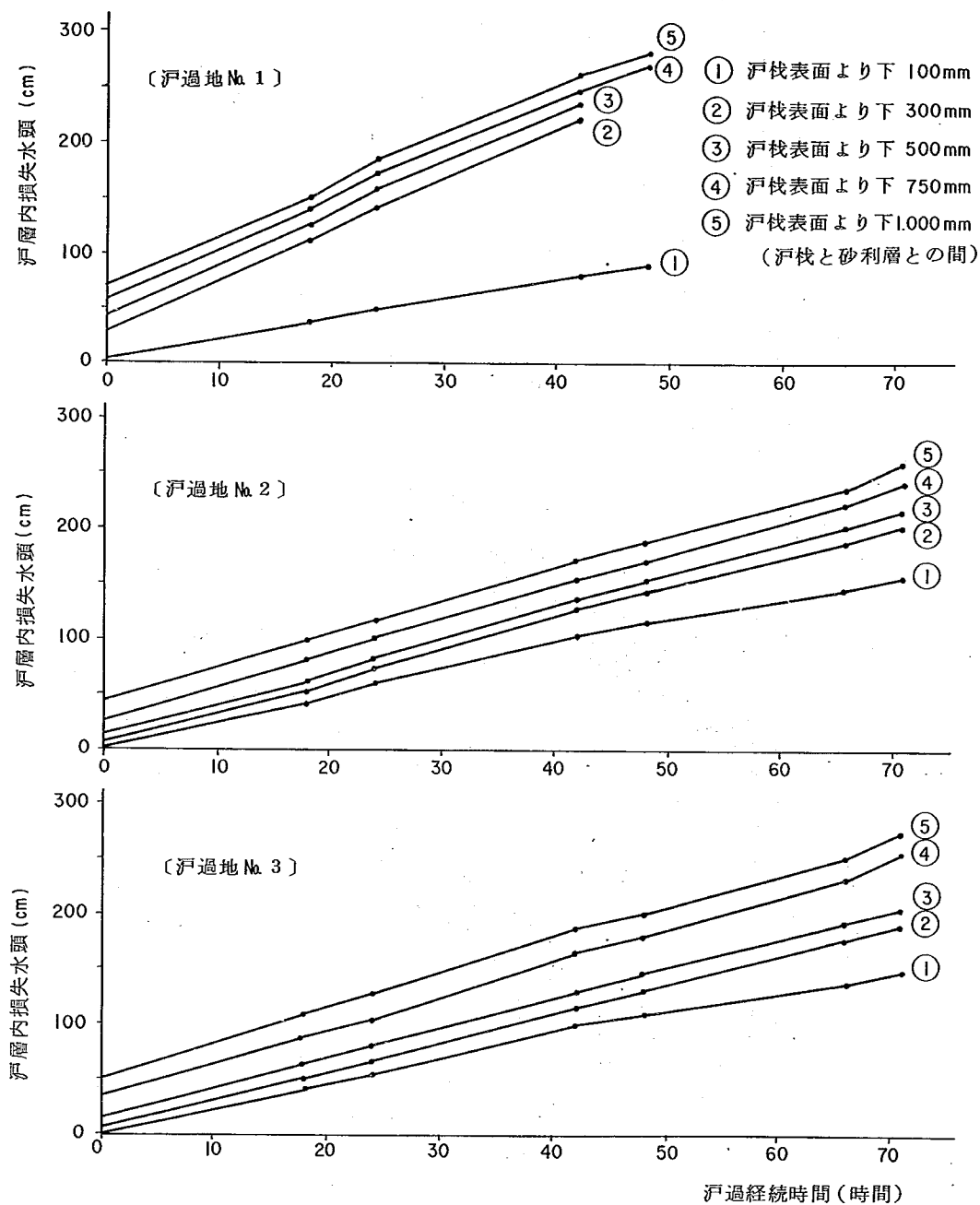


図 5・9 (b) 汚過池各池の汚過層内損失水頭の時間変化
 [初期汚過速度 540m/日での実験の 1 例]

等係数の大きい汚材に比べて汚過持続時間が長く、処理水質も良好なものとなることが明らかにされてきた。⁽³⁾ また Baumann は、均一粒径汚材(均等係数 1.0)の汚層を使用することを推奨している。さらに彼はこの均一粒径の汚材が得られない場合には、実際搬入量の数倍の汚材を購入し、少量づつ汚過池に搬入し、逆流洗浄によって成層化し表層部を削り取る操作を繰り返すことによって、均一粒径に近い汚層を形成させることを提案している。⁽⁴⁾ 前記、筆者らの過去の実験⁽³⁾ では、均等係数 1.2, 1.4 および 1.6 について、表面閉塞の度合い、ならびにフロクの汚層

内の抑留能力は相当に異なることが認められている。今回の実験に使用した汚材はガーネット砂を除き、均等係数は 1.2 1 であり、過去の実験結果からみて適切なものと考えて使用したが、それでも、汚過持続時間を最大限に伸長するためには最も適したものとはいきれない面がある。これらについてさらに検討を加えていく必要があると考える。

また、今回の実験に使用した汚材の有効径は、すでに述べてきたように、アンスラサイトが 1.2 2 mm、珪砂が 0.87 mm、ガーネット砂は 0.5 4 mm であった。汚過池 No. 2 および No. 3 についてアンスラサイトの有効径と珪砂の有効径との

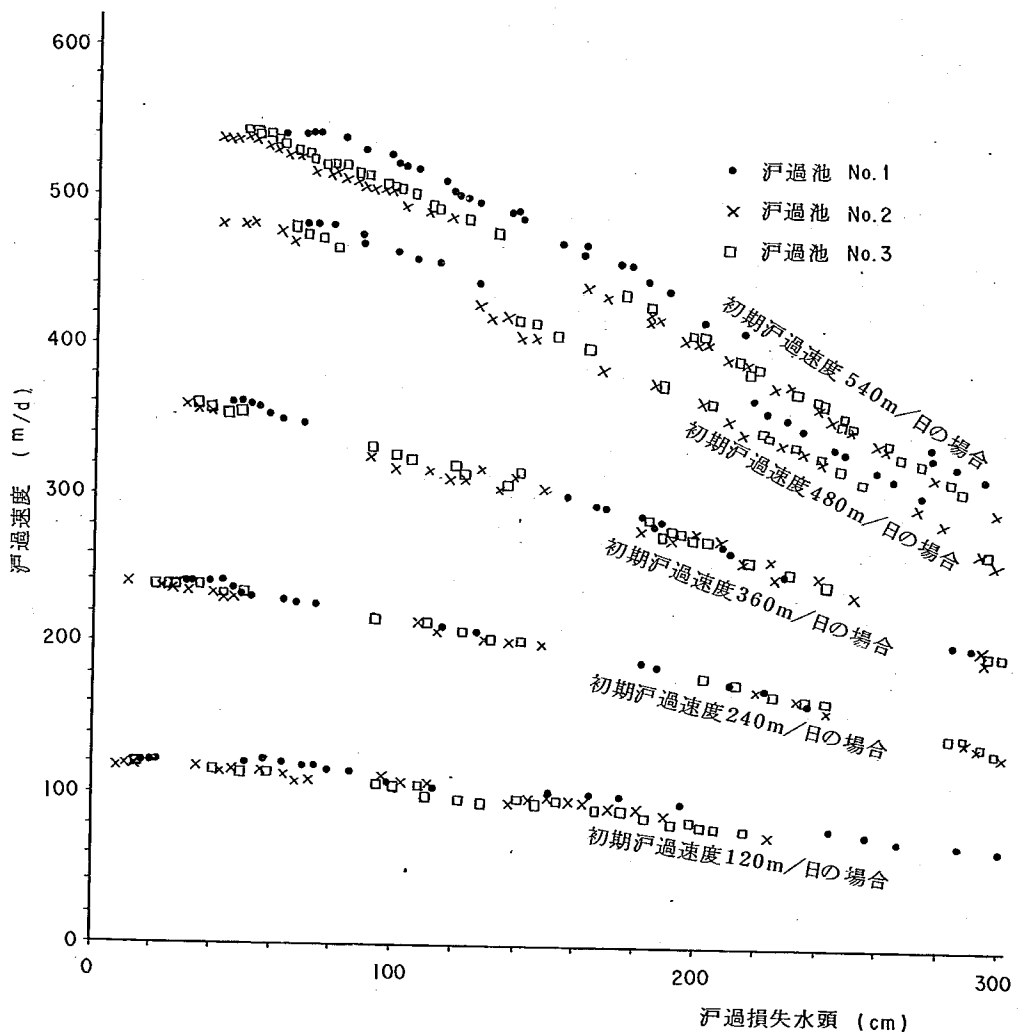


図 5・10 汚過損失水頭の増加と汚過速度の低下

組合せがこれでよかったか否かの問題がある。この点については汚層内の損失水頭計の挿入個所が少なく、現在では判断することはできない。

Baumann は下水の3次処理の2層汚過池用汚材として、アンスラサイトについては有効径1.84mm、珪砂については有効径0.55mmを用いることを提案している。これと、本実験に用いた汚材の有効径について比較すると、アンスラサイトの有効径は本実験の場合が相当に小さく、珪砂については本実験の場合の方がかなり大きい。Baumann の提案した珪砂の有効径は、本実験の汚過池No.3の多層汚過汚材のガーネット砂の有効径とほぼ同じであった。このように、本実験で用いたアンスラサイトの有効径は、Baumann の提案に比べてかなり小さく、また珪砂の有効径はBaumann の提案に比べてかなり大きいものを使用したにもかかわらず、活性汚泥フロクの汚層内での抑留は大部分がアンスラサイト層内に行なわれ、珪砂層内にて抑留されたものは極めて少なかった。このような点から考えて、Baumann が提案したような汚材の粒度構成を有する汚層を用いた場合には活性汚泥フロクの相当量は、アンスラサイト一珪砂境界層附近に抑留されてしまい、汚過持続時間は本実験の場合よりもかえって短縮されてしまうことになるかと推定される。筆者の提案としてはアンスラサイトの有効径はBaumann の提案たる1.84mm程度、珪砂の有効径は本実験に用いた0.87mm程度とすること、また多層汚過の場合にはガーネット砂の有効径として0.45mm程度を用いる方が、汚過持続時間の点からも、また、後述の汚過水質の点からも適当ではなかったかと考える。これらは、今後実験を行なうことにより確認したい。

本実験に用いた3池の汚過池で波衰汚過を行なった場合の汚層内全損失水頭と汚過速度の変化について図示したのが、図5・10である。同図は、汚過速度の大きな場合には、やや変化が認められるが、全体として、汚過池3池の全損失水頭の増加と汚過速度の低下とはほぼ一致していることを示している。これからみて、実用上、汚過速度と汚層内全損失水頭との間に一定の関係があると考えて差し支えない。図5・10から、汚過損失水頭の増加と汚過速度の減衰率との関係は実験を行なった全汚過速度の場合についてはほぼ同じであった。汚過速度の低下は汚過損失水頭とほぼ直線関係にあり、最大損失水頭(3.0m)に達したときの汚過速度は、初期汚過速度の54-55%となった。

図5・10は、鳥羽下水処理場からの、放流量パターン(9)の1例を示したものである。(9)同図によると午前10時より午後7時までの9時間にわたって、汚過池で処理すべき水量の変化は極めて少ない。

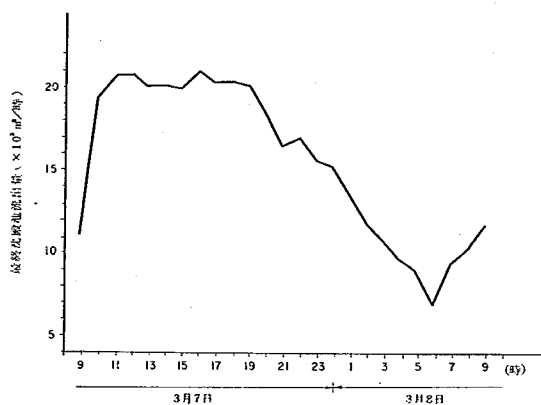


図5・11 鳥羽下水処理場放流水の流量パターンの1例(調査日:昭和48年3月7~8日)

しかし、午後7時以降では汚過池で処理すべき水量は漸次減少してくる。このため、本実験で使用したと同じ汚材の粒度と汚層の構成の汚過池(汚過池No.2またはNo.3の場合)を用いて処理したとすると、汚過速度360m/日以下では、9時間にわたって汚過速度の低下がほとんどないか、また、低下があったとしても極く僅かですむことになるから、本実験で行なったと同様に、波衰汚過で、放流水の全量を処理していくことは可能である。

5-2 汚過水質とその処理の程度

前節で述べてきたように、汚過池No.1と汚過池No.2では、汚層内に充填した汚材の粒度が全く同じにもかかわらず、上部のアンスラサイト層の厚さが異なることで、汚過持続時間は大幅な変化を生じた。汚過池No.1およびNo.2におけるこのような汚過持続時間の相違が、汚過水質に如何なる影響をもたらすことになるか。また、汚過池No.2では2層汚過、汚過池No.3では多層汚過とし、汚過池No.3では最深部の汚材を珪砂の代りに粒度の小さいガーネット砂に代えた。このため、汚過池No.3の汚過持続時間は、汚過池No.2のそれに比べてやや短縮される傾向にあった。このような2層汚過と多層汚過との相違が、汚過水質に如何なる影響をもたらすかを調査した。試料採取に当っては、まず流入水を採取し、その時刻から理論的に計算して、その流入水が汚過されて計量槽に流出してくる時刻を定め、その時刻にて汚過水の採取を行なうこととしたものである。

流入水、汚過水についての分析は、溶存酸素、浮遊物、BOD、COD(酸性法)については、各汚過速度の場合について7回ないし10回(汚過池No.1では汚過持続時間

が短く、その時刻に汚過が終了してしまった場合は除外した）、その他の分析項目については、各汚過速度の場合に2回行なった（初期汚過速度では1回のみ）。

これらの分析結果を整理し、表5・1には汚過速度別の流入水質、汚過水質の最大、最小、平均値を示した。表5・2ないし、表5・6には汚過開始後の時間経過による流入水、汚過水の変化およびその除去率を示した。さらに、表5・7ないし、表5・11には、精密分析結果として、溶存酸素、浮遊物、BOD、COD（酸性法）のほか、COD（アルカリ法）、ケルダール窒素、アンモニア性窒素、亜硝酸性窒素、硝酸性窒素、全リン、オルトリン、ABS、硫化物、硫酸イオン、塩素イオン、塩素要求量についての分析結果を示した。これらの精密分析はCOD（アルカリ法）ケルダール窒素、全リンについては、汚過によってどの程度除去できるかを知る目的のほか、他の分析項目については、今後のパイロットプラント増設計画のためのデータ収集を主たる目的として行なったものである。

表5・1によれば、流入水の浮遊物は、最大67.7mg/lから最小5.0mg/lまでの範囲で大きくばらついていた。とくに、初期汚過速度480m/日および540m/日の1部の実験では、汚泥の機械脱水用助剤の塩化第2鉄が品不足のために入手できず、このため、汚泥の脱水が行なえ

なかったで、汚泥が水処理系統に逆流してしまい、この影響が活性汚泥処理水にもあらわれたため、汚過水質は悪化することとなった。このため、1部の実験結果は特異な傾向を示したが、本表では、実験中に行なったすべての分析結果について集録してある。

汚過水の浮遊物は最高値としては46.5mg/lに達するものもあるが、平均値としてみると、初期汚過速度480m/日および540m/日の場合を除き、6mg/l以下であった。流入水の水質が極めて良好であった期間には1mg/l以下を示したこともある。

流入水のBODは最大32.0mg/l、最小2.5mg/lで、初期汚過速度480m/日および540m/日の実験では前記のような理由によって流入水は悪化した。他は比較的安定していた。汚過水のBODは1部に高い結果も得られていたが、平均値としては極めて安定しており、最高値として6.4mg/lであり、通常は5.0mg/l以下を示した。

流入水のCODは最大26.0mg/l、最小5.4mg/lで浮遊物およびBODに比べて安定した値を示した。初期汚過速度480m/日および540m/日の1部の実験でもCODの増加はそれほど大きな変化はなかった。汚過水のCODは最大20.6mg/l、最小1.0mg/lであったが、その平均値としては10mg/l前後の値を示した。

表5・1 汚過速度別の流入水質、汚過水質の最大、最小および平均値

初期汚過速度(日)		120				240				360			
流入水、汚過水の別		流入水			汚過水			流入水			汚過水		
項目		No.1	No.2	No.3	No.1	No.2	No.3	No.1	No.2	No.3	No.1	No.2	No.3
データ数		8	5	8	8	9	8	9	9	10	7	10	10
浮遊物 (mg/l)	最大	26.3	8.3	8.1	7.4	10.8	3.7	3.8	3.1	28.8	2.4	3.2	3.0
	最小	7.9	1.0	1.2	1.6	4.6	0.5	1.0	1.0	3.1	0.3	0.2	0.1
	平均	14.8	3.7	4.0	3.9	7.5	2.2	2.7	2.5	9.7	1.3	1.4	1.3
B O D (mg/l)	最大	29.1	10.9	11.2	9.9	17.9	4.0	7.3	6.8	16.9	4.1	3.6	3.4
	最小	12.5	1.7	2.1	2.2	6.0	1.9	1.8	2.2	2.5	1.0	1.4	0.6
	平均	22.4	3.9	4.1	3.8	10.9	3.2	4.3	4.3	10.8	2.1	2.2	2.0
C O D (酸性法) (mg/l)	最大	20.7	14.3	15.1	14.9	15.7	12.8	13.7	13.0	23.8	16.4	16.4	16.7
	最小	9.8	8.4	8.4	8.4	5.4	1.0	1.0	1.0	6.1	4.5	4.9	4.8
	平均	15.6	10.4	11.4	11.3	12.2	9.8	10.2	9.8	12.5	10.4	10.1	9.8

初期汚過速度(日)		480					540						
		流入水			汚過水		流入水			汚過水			
項目			No.1	No.2	No.3		No.1	No.2	No.3		No.1	No.2	No.3
データ数			10	7	10	10	9	7	9	9			
浮遊物 (mg/l)	最大	67.7	29.0	43.5	46.5	33.5	5.6	19.0	18.3				
	最小	5.0	0.5	0.8	0.7	4.2	1.4	1.2	1.1				
	平均	22.8	6.6	11.4	12.0	13.8	3.5	5.4	5.2				
B O D (mg/l)	最大	32.0	7.5	19.4	21.0	29.9	7.1	20.2	16.1				
	最小	4.4	1.0	1.4	1.3	6.3	1.5	1.3	1.0				
	平均	18.0	2.9	6.4	6.3	15.8	4.1	5.6	4.8				
C O D (酸性法) (mg/l)	最大	28.6	17.9	20.6	21.5	26.0	16.0	21.2	21.7				
	最小	8.8	5.5	5.9	5.4	9.0	8.2	8.1	8.4				
	平均	16.0	9.9	12.0	11.9	16.5	12.6	12.8	13.0				

汚過水の水质を汚過池毎に比べてみると、汚過持続時間が最も短かった汚過池No.1の汚過水质がやや優れ、続いて、汚過池No.3、汚過池No.2の順序になっている。しかし、この3池間の汚過水水质の差異はそれほど大きなものでなく、また、汚過池No.1の汚過水质が僅かではあるが、汚過池No.3の汚過水质よりも悪化していた場合も認められる。

また、汚過速度別の汚過水质の比較としては、表5・1からは明らかにすることはできない。これは活性汚泥処理水の水质の安定さの如何によって、汚過水质は大きな影響を受けているためである。すなわち、初期汚過速度480 m/日および540 m/日の場合でも流入水—すなわち活性汚泥処理水の水质が安定しており、2次処理が良好に行なわれておれば、汚過速度を大きくしても汚過水质は悪化することがないことは、表5・1の最小値より知ることができる。このことは、下水の3次処理としての活性汚泥処理水の直接汚過は、その前段階で行なわれる1次処理および2次処理の安定性が大きな影響を与えることを示している。

表5・2ないし、表5・6は、同一汚過経過時間内において、2回ないし3回にわたって試料を採取して、各時刻の流入水および汚過水の水质を測定した結果であるが、これらの各表からみても、汚過水质は流入水水质に大きな影響を受けていることがわかる。

そして、汚過経過時間による汚過水水质の変化はほとんど認められていない。

汚過を行なった場合の浮遊物の除去率は通常の活性汚泥処理水では60～75%であり、特に活性汚泥処理水质が良好で最終沈澱池からの浮遊物の越流が少ない場合には、浮遊物の除去率はやや低下する。また、活性汚泥処理が良好に行なわれておらず、微細な無生物の浮遊物を含有する場合（本実験の初期汚過速度480 m/日および540 m/日の1部の場合がそうであった）には、浮遊物の除去率はかなり低下する。BODの除去率も浮遊物の場合とはほぼ同じ傾向を示している。全体としては、流入水のBODが9～15 mg/lのときに60%以上の除去率が得られていたが、流入水的水質がとくに良好な場合、または流入水的水質がとくに不良な場合には、BOD除去率は30～50%と低下していた。また、CODの除去率はいずれの場合も余り良好とはいえず、全体として5～30%で流入水の水質の良否とほとんど関係がなかった。これは、活性汚泥処理水中に残留するCODの大部分が溶解性物質であることを示している。

このように、活性汚泥処理水を汚過することによってその水中に残留する浮遊物、BODの大部分と、CODの1

部を除去できることにより、水质の改善にかなり役立つことがわかった。しかし、活性汚泥処理水的水質が極めて良好な場合、または無生物性の有機物をかなり含有するような処理水的水質が悪化している場合にはその除去率は低下するが、それでも、その場合に応じて放流水質の改善には役立つものとして期待できる。活性汚泥処理水の水質が良好な場合はともかくとして、通常の活性汚泥処理水では、浮遊物15～40 mg/l、BOD13～20 mg/lが含まれていることになるので、本実験で使用した汚材を用いて汚過を行なうことによって、浮遊物、BODとも60%以上を除去することができると考えて差支えない。この汚過を行なうことによって除去できるのは浮遊物であり、この浮遊物の除去によってBODの大部分、およびCODの1部が低下することになる。

このため、汚過を行なう前段としての活性汚泥処理で下水中の溶解性有機物をできるだけ多く、浮遊性有機物を活性汚泥フロックに転換して、処理水中に含まれる溶解性有機物をできるだけ減少させる必要がある。

表5・7ないし表5・11には流入水および汚過水の精密試験結果を示してあるが、このうち、COD（アルカリ法）ケルダール窒素、全リンについては除去率を示してある。アルカリ法のCODは酸性法のCODとは図5・12に示した相関があり、濃度としては酸性法CODの方が、アルカリ法CODよりも高い。汚過による除去率は酸性法CODの方がやや高い傾向が認められる。すなわち、アルカリ法CODの除去は酸性法CODの除去よりも悪い。

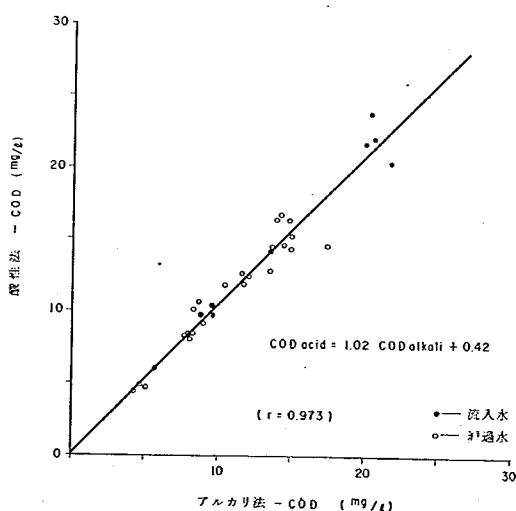


図5・12 酸性法CODとアルカリ法CODとの相関

表5・2 流入水、汚過水の水質と除去率(1)
〔初期汚過速度120 m/日の場合〕

No.	事項	流入水、汚過水の別	流入水	汚 過 水			流入水	汚 過 水			流入水	汚 過 水		
				No.1	No.2	No.3		No.1	No.2	No.3		No.1	No.2	No.3
1	調 査 年 月 日			48. 6. 25				48. 6. 26				48. 6. 27		
	汚過開始から試料採取までの時間		1:50	3:00			25:50	27:00			49:50	51:00		
	水 温 (°C)		22.5	23.5	23.5	23.5	23.0	23.2	23.2	23.2	22.0	23.0	23.0	23.0
	溶 存 酸 素 (mg/l)		1.7	1.0	1.0	1.0	0.2	0.2	0.2	0.2	0.4	0.2	0.2	0.2
	浮 遊 物	(mg/l)	10.7	4.3	3.3	4.0					14.7	3.4	3.5	3.3
		(%)	—	59.8	68.3	62.6					—	76.8	76.3	77.5
	B O D	(mg/l)	12.5	2.0	2.1	2.5					14.5	2.2	2.3	2.5
		(%)	—	84.0	83.2	80.0					—	84.8	84.2	82.8
	C O D	(mg/l)	9.8	8.4	8.4	8.4					11.2	8.4	8.6	8.6
	(酸性法)	(%)	—	15.0	15.0	15.0					—	25.0	23.2	23.2
2	調 査 年 月 日			48. 10. 3				48. 10. 4						
	汚過開始から試料採取までの時間		0:20	1:30			23:50	25:00						
	水 温 (°C)		24.2	24.7	24.7	24.7	23.0	23.5	23.5	23.5				
	溶 存 酸 素 (mg/l)		0.2	0.2	0.2	0.2	0.3	0.3	0.3	0.3				
	浮 遊 物	(mg/l)	26.3	8.3	7.3	7.4	9.9	1.4	1.2	1.6				
		(%)	—	68.5	72.1	71.9	—	85.9	88.9	83.9				
	B O D	(mg/l)	28.8	10.9	11.2	9.9	13.8	1.7	2.3	2.1				
		(%)	—	62.2	61.2	65.5	—	87.7	83.3	84.8				
	C O D	(mg/l)	20.4	14.3	14.4	14.6	11.5	10.9	9.6	9.6				
	(酸性法)	(%)	—	31.8	29.4	28.4	—	5.2	16.5	16.5				

注：(mg/l)は濃度，(%)は除去率を示す。

表5・3 流入水、汚過水の水質と除去率(1)
〔初期汚過速度240 m/日の場合〕

No.	事項	流入水、汚過水の別	流入水	汚 過 水			流入水	汚 過 水			流入水	汚 過 水		
				No.1	No.2	No.3		No.1	No.2	No.3		No.1	No.2	No.3
1	調 査 年 月 日			48. 6. 20				48. 6. 21						
	汚過開始から試料採取までの時間		21:25	22:00			45:25	46:00						
	水 温 (°C)		22.7	23.5	23.5	23.5	23.0	24.0	23.9	24.0				
	溶 存 酸 素 (mg/l)		0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.3	0.4	0.2				
	浮 遊 物	(mg/l)	10.8	0.5	2.6	2.2	6.1	2.1	2.0	2.2				
		(%)	—	98.0	75.9	79.6	—	65.5	67.2	64.0				
	B O D	(mg/l)	9.1	3.0	4.3	4.6	10.3	4.1	4.3	4.7				
		(%)	—	67.0	52.7	49.4	—	60.1	58.2	54.4				
	C O D	(mg/l)	14.1	12.8	13.7	12.3	13.4	13.0	12.2	12.2				
	(酸性法)	(%)	—	9.2	2.8	12.8	—	3.0	6.0	6.0				
2	調 査 年 月 日			48. 9. 5				48. 9. 6				48. 9. 7		
	汚過開始から試料採取までの時間		2:25	3:00			26:25	27:00			46:25	47:00		
	水 温 (°C)		24.6	25.5	25.5	25.5	24.8	25.2	25.2	25.2	24.5	25.0	25.0	25.0
	溶 存 酸 素 (mg/l)		0.5	0.5	0.3	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2	0.4	0.2	0.2	0.2
	浮 遊 物	(mg/l)	8.0	3.7	2.9	3.1	10.7	2.6	3.3	2.7	6.4	2.8	2.9	2.8
		(%)	—	53.7	63.8	61.2	—	75.7	69.1	74.7	—	56.3	54.8	56.3
	B O D	(mg/l)	6.2	3.5	3.1	3.3	12.9	3.4	3.4	3.2	12.5	4.0	3.8	3.2
		(%)	—	43.6	50.0	46.8	—	73.5	73.5	75.1	—	68.0	69.5	74.5
	C O D	(mg/l)	10.4	9.2	10.1	10.4	12.4	9.3	9.7	9.7	12.6	11.2	11.0	9.5
	(酸性法)	(%)	—	11.5	28.8	0.0	—	25.0	21.8	21.8	—	11.1	12.7	24.6

注：(mg/l)は濃度，(%)は除去率を示す。

表5・4 流入水、汚過水の水質と除去率(1)
〔初期汚過速度 360m/日 の場合〕

No.	事 項	流入水、汚過水の別	汚 過 水				汚 過 水				汚 過 水			
			流入水	No.1	No.2	No.3	流入水	No.1	No.2	No.3	流入水	No.1	No.2	No.3
1	調 査 年 月 日		48. 5. 14				48. 5. 15				48. 5. 16			
	汚過開始から試料採取までの時間		0:30	0:55			23:15	23:40			47:15	47:40		
	水 温 (°C)		19.0	19.5	19.5	19.5	19.9	20.8	20.8	20.8	19.2	—	21.0	21.0
	溶 存 酸 素 (mg/l)		1.4	1.4	1.2	1.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.1	—	0.1	0.1
	浮 遊 物	(mg/l)	10.0	0.3	0.7	0.4					7.2	—	2.2	2.3
		(%)	—	97.0	93.0	96.0					—	—	69.5	68.0
	B O D	(mg/l)	13.3	1.0	1.4	1.4					8.7	—	3.6	3.4
(%)		—	92.5	89.5	89.5					—	—	58.5	60.9	
C O D (酸 性 法)	(mg/l)	12.3	7.9	7.6	6.9					15.1	—	14.7	14.7	
	(%)	—	35.8	38.2	44.0					—	—	2.7	2.7	
2	調 査 年 月 日		48. 9. 17				48. 9. 18				48. 9. 19			
	汚過開始から試料採取までの時間		2:35	3:00			28:35	29:00			50:35	51:00		
	水 温 (°C)		24.0	24.6	24.6	24.6	24.0	24.2	24.2	24.2	23.5	—	24.0	24.0
	溶 存 酸 素 (mg/l)		3.1	2.5	2.9	2.7	0.4	0.2	0.2	0.2	0.4	—	0.2	-0.2
	浮 遊 物	(mg/l)	3.1	1.0	1.1	1.1					3.1	—	0.2	0.2
		(%)	—	67.7	64.6	64.6					—	—	93.5	93.5
	B O D	(mg/l)	2.5	1.8	1.4	1.1					5.0	—	1.9	1.9
(%)		—	28.0	44.0	56.0					—	—	62.0	62.0	
C O D (酸 性 法)	(mg/l)	6.1	4.5	4.9	4.8					8.4	—	7.4	7.4	
	(%)	—	26.2	19.7	21.4					—	—	11.9	11.9	

注：(mg/l)は濃度，(%)は除去率を示す。

表5・5 流入水、汚過水の水質と除去率(1)
〔初期汚過速度 480m/日 の場合〕

No.	事・項	流入水、汚過水の別	汚 過 水			汚 過 水				
			流入水	No.1	No.2	No.3	流入水	No.1	No.2	No.3
1	調 査 年 月 日		48. 7. 18			48. 7. 19				
	汚過開始から試料採取までの時間		2:43	3:00		24:43	25:00			
	水 温 (℃)		26.2	26.8	26.8	26.0	26.5	26.5	26.5	
	溶 存 酸 素 (mg/l)		0.2	0.2	0.2	0.2	1.7	0.2	0.1	0.1
	浮 遊 物	(mg/l)	8.0	1.8	1.7	1.7	8.2	2.0	1.5	1.7
		(%)	—	77.5	78.8	78.8	—	75.6	81.7	79.4
	B O D	(mg/l)	6.2	2.0	1.6	1.6	4.4	1.4	1.4	1.7
		(%)	—	67.7	74.1	74.1	—	68.2	68.2	61.5
C O D (酸性法)	(mg/l)	9.8	8.4	8.5	8.1	9.6	9.0	9.0	9.0	
	(%)	—	14.3	13.3	17.4	—	6.3	6.3	6.3	

2	調 査 年 月 日		48. 8. 15			48. 8. 16				
	汚過開始から試料採取までの時間		0:45	1:00		22:45	23:00			
	水 温 (℃)		26.5	27.0	27.0	27.0	26.2	—	26.8	26.8
	溶 存 酸 素 (mg/l)		—	—	—	—	0.2	—	0.2	0.2
	浮 遊 物	(mg/l)	49.2	29.0	31.5	29.5	67.7	—	43.5	46.5
		(%)	—	41.1	36.0	40.1	—	—	35.7	31.3
	B O D	(mg/l)	28.8	7.5	8.8	8.6	32.0	—	19.4	21.0
		(%)	—	74.0	69.5	70.0	—	—	39.4	34.4
C O D (酸性法)	(mg/l)	26.5	17.9	18.2	18.2	28.6	—	20.6	21.2	
	(%)	—	32.4	31.3	31.3	—	—	28.0	25.9	

注：(mg/l)は濃度，(%)は除去率を示す。

表5・6 流入水、汚過水の水質と除去率(1)

〔初期汚過速度 540 m/日の場合〕

No.	流入水、汚過水の別		汚 過 水			汚 過 水				
	事 項	流入水	汚1	汚2	汚3	流入水	汚1	汚2	汚3	
1	調 査 年 月 日		4 8 . 5 . 3 0			4 8 . 5 . 3 1				
	汚過開始から試料採取までの時間		3:05			24:05				
	水 温 (℃)		2 1.8	22.5	2 2.5	2 2.5	2 1.2	—	2 2.0	2 2.0
	溶 存 酸 素 (mg/l)		0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	—	0.1	0.1
	浮 遊 物	(mg/l)	17.1	4.7	5.6	4.6	33.5	—	19.0	18.3
		(%)	—	72.5	67.3	73.0	—	—	43.4	45.4
	B O D	(mg/l)	14.4	5.6	6.7	5.4	29.9	—	20.2	16.1
		(%)	—	61.1	53.5	62.5	—	—	32.4	46.2
	C O D (酸性法)	(mg/l)	21.0	16.0	14.6	14.4	26.0	—	21.2	21.7
		(%)	—	23.8	30.2	31.4	—	—	18.5	16.5

2	調 査 年 月 日		4 8 . 7 . 2 5			4 8 . 7 . 2 6				
	汚過開始から試料採取までの時間		2:45			24:45				
	水 温 (℃)		2 6.0	26.6	26.6	26.6	2 6.0	—	2 6.7	2 6.7
	溶 存 酸 素 (mg/l)		0.4	0.4	0.4	0.4	0.3	—	0.2	0.2
	浮 遊 物	(mg/l)	5.4	1.7	1.3	1.2	4.3	—	1.7	1.1
		(%)	—	68.5	76.0	77.7	—	—	60.5	74.5
	B O D	(mg/l)	10.0	1.5	1.4	1.3	9.5	—	1.3	1.0
		(%)	—	85.0	86.0	87.0	—	—	86.4	89.5
	C O D (酸性法)	(mg/l)	9.8	8.4	9.0	8.8	9.8	—	8.1	8.1
		(%)	—	14.3	8.2	10.2	—	—	17.3	17.3

注: (mg/l)は濃度, (%)は除去率を示す。

表5・7 流入水、汚過水の水質と除去率(2)

〔初期汚過速度 120 m/日の場合〕

流入水、汚過水の別 事 項		流入水	汚 過 水			流入水	汚 過 水		
			No.1	No.2	No.3		No.1	No.2	No.3
調 査 年 月 日		4 8 . 6 . 2 5			4 8 . 1 0 . 3				
汚過開始から試料採取までの時間		1:50	3:00			0:20	1:30		
水 温 (°C)		22.5	23.5	23.5	23.5	22.4	24.7	24.7	24.7
溶 存 酸 素 (mg/l)		1.66	1.04	1.04	1.04	0.20	0.20	0.20	0.20
浮 遊 物	(mg/l)	10.7	4.3	3.3	4.0	26.3	8.3	7.3	7.4
	(%)	—	59.8	68.3	62.6	—	68.5	72.1	71.9
B O D	(mg/l)	12.5	2.00	2.12	2.54	28.8	10.9	11.2	9.9
	(%)	—	84.0	83.2	80.0	—	62.2	61.2	65.5
C O D (酸 性 法)	(mg/l)	9.8	8.4	8.4	8.4	20.4	14.3	14.4	14.6
	(%)	—	15.0	15.0	15.0	—	31.3	29.4	28.4
C O D (アルカリ法)	(mg/l)	8.7	7.9	7.7	8.1	21.7	14.9	13.6	14.4
	(%)	—	92	115	69	—	31.3	37.3	33.6
ケルダール窒素	(mg/l)	42	23	25	36	16.0	15.5	14.6	15.8
	(%)	—	45.3	40.5	14.3	—	31	88	13
アンモニア性窒素	(mg/l)	0.01	0.04	0.04	0.03	11.34	11.45	11.04	11.64
亜硝酸性窒素	(mg/l)	0.04	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.02	0.05
硝酸性窒素	(mg/l)	7.60	5.24	8.04	6.84	0.11	0.28	0.22	0.16
全 リ ン	(mg/l)	1.70	1.45	1.45	1.35	47.5	43.5	45.5	43.5
	(%)	—	14.7	14.7	20.6	—	92	42	9.2
オルトリン	(mg/l)	0.45	0.48	0.54	0.54	33.8	37.3	37.5	36.5
A B S	(mg/l)	0.41	0.46	0.37	0.15	12.0	12.0	1.00	1.00
炭 化 物	(mg/l)	nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd
硫酸イオン	(mg/l)	27.0	24.2	24.2	24.2	55.8	48.6	53.4	49.4
塩素イオン	(mg/l)	50.4	47.8	48.0	49.3	39.1	39.8	38.8	39.2
塩素要求量	(mg/l)	2.54	2.21	2.55	2.21	1.27	1.01	0.95	1.14

注: (mg/l)は濃度, (%)は除去率を示す。

表5・8 流入水、汚過水の水質と除去率(2)
〔初期汚過速度 240 m/日の場合〕

事 項	流入水、汚過水の別	流入水	汚 過 水			流入水	汚 過 水		
			No.1	No.2	No.3		No.1	No.2	No.3
調 査 年 月 日			4 8 . 6 . 1 5				4 8 . 9 . 5		
汚過開始から試料採取までの時間		2:25	3:00			2:25	3:00		
水 温 (°C)		22.5	23.3	23.3	23.3	24.6	25.5	25.5	25.5
溶 存 酸 素 (mg/l)		0.2	0.2	0.2	0.2	0.5	0.5	0.3	0.3
浮 遊 物	(mg/l)	6.0	2.8	3.8	2.8	8.0	3.7	2.9	3.1
	(%)	—	53.4	36.6	53.4	—	53.7	63.8	61.2
B O D	(mg/l)	6.0	2.5	2.8	3.0	6.2	3.5	3.1	3.3
	(%)	—	58.4	53.4	50.0	—	43.6	50.0	46.8
C O D (酸性法)	(mg/l)	12.8	12.5	11.8	12.0	10.4	9.2	10.1	10.4
	(%)	—	2.5	7.8	6.2	—	11.5	28.8	0.0
C O D (アルカリ法)	(mg/l)	13.4	12.0	10.3	11.5	9.5	8.8	8.3	8.6
	(%)	—	11.7	23.1	14.2	—	7.4	12.6	9.5
ケルダール窒素	(mg/l)	22.7	22.3	20.2	18.6	7.6	7.5	6.7	6.6
	(%)	—	1.8	11.0	18.0	—	1.3	11.8	13.2
アンモニア性窒素 (mg/l)		12.68	12.80	13.14	12.80	3.43	3.84	4.39	3.71
亜硝酸性窒素 (mg/l)		0.06	0.06	0.06	0.06	0.01	0.01	0.01	0.01
硝酸性窒素 (mg/l)		0.22	0.16	0.24	0.01	1.92	1.23	1.58	1.44
全 リ ン	(mg/l)	0.47	0.42	0.25	0.44	0.09	0.08	0.09	0.08
	(%)	—	10.6	46.9	6.4	—	11.1	0.0	11.1
オルトリン (mg/l)		0.06	0.04	0.08	0.09	0.03	0.02	0.03	0.03
A B S (mg/l)		2.00	1.63	1.55	1.63	1.75	0.58	1.08	1.13
炭 化 物 (mg/l)		nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd
炭 酸 イ オン (mg/l)		46.4	45.1	46.6	45.1	39.5	38.6	38.8	38.4
塩 素 イ オン (mg/l)		61.5	61.1	60.3	63.1	30.0	22.6	22.3	22.2
塩 素 要 求 量 (mg/l)		1.90	1.78	1.84	1.87	0.91	0.67	0.73	0.78

注：(mg/l)は濃度、(%)は除去率を示す。

表5・9 流入水、汚過水の水質と除去率(2)
〔初期汚過速度 360 m/日の場合〕

事 項	流入水、汚過水の別	流入水	汚 過 水			流入水	汚 過 水		
			No.1	No.2	No.3		No.1	No.2	No.3
調 査 年 月 日			4 8 . 5 . 2 5				4 8 . 9 . 1 7		
汚過開始から試料採取までの時間		2:35	3:00			2:35	3:00		
水 温 (°C)		20.1	20.7	20.7	20.7	24.0	24.6	24.6	24.6
溶 存 酸 素 (mg/l)		0.9	0.5	0.6	0.5	3.1	2.5	2.9	2.7
浮 遊 物	(mg/l)	28.8	1.7	3.2	3.0	3.1	1.0	1.1	1.1
	(%)	—	90.7	88.9	89.5	—	67.7	64.6	64.6
B O D	(mg/l)	17.5	1.9	2.2	2.1	2.5	1.8	1.4	1.1
	(%)	—	89.1	87.5	88.0	—	28.0	44.0	56.0
C O D (酸性法)	(mg/l)	23.8	16.4	16.4	16.7	6.1	4.5	4.9	4.8
	(%)	—	31.1	31.1	29.8	—	26.2	19.7	21.4
C O D (アルカリ法)	(mg/l)	20.2	14.8	14.0	14.2	5.6	4.3	4.6	5.1
	(%)	—	26.7	30.7	29.7	—	23.2	17.9	8.9
ケルダール窒素	(mg/l)	22.3	17.6	19.2	18.7	1.4	1.0	1.2	1.2
	(%)	—	19.3	13.9	16.2	—	28.6	14.3	14.3
アンモニア性窒素 (mg/l)		2.44	2.44	1.82	1.72	nd	nd	nd	nd
亜硝酸性窒素 (mg/l)		0.10	0.07	0.07	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00
硝酸性窒素 (mg/l)		0.19	0.05	0.04	0.04	5.3	6.0	9.5	6.8
全 リ ン	(mg/l)	0.28	0.24	0.17	0.14	1.70	1.52	1.43	1.66
	(%)	—	14.3	35.7	50.0	—	10.6	15.9	2.4
オルトリン (mg/l)		0.05	0.03	0.02	0.04	0.92	0.90	0.96	0.90
A B S (mg/l)		0.08	0.08	0.06	0.06	0.13	0.12	0.19	0.12
炭 化 物 (mg/l)		nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd
炭 酸 イ オン (mg/l)		48.4	48.8	48.0	68.0	39.6	40.5	40.5	40.9
塩 素 イ オン (mg/l)		61.3	61.3	62.5	61.3	41.0	40.6	40.2	40.2
塩 素 要 求 量 (mg/l)		1.40	0.86	0.58	1.19	0.80	0.20	0.20	0.20

注：(mg/l)は濃度、(%)は除去率を示す。

表5・10 流入水、汚過水の水質と除去率(2)
〔初期汚過速度 480m/日の場合〕

事 項		流入水、汚過水の別	汚 過 水			汚 過 水			
			流入水	№1	№2	№3	流入水	№1	№2
調 査 年 月 日		4 8. 7. 1 8			4 8. 8. 1 0				
汚過開始から試料採取までの時間		2:43	3:00			2:43	3:00		
水 温 (°C)		26.2	26.8	26.8	26.8	26.6	27.2	27.2	27.2
溶 存 酸 素 (mg/l)		0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
浮 遊 物	(mg/l)	80	18	1.7	1.7	220	84	33	87
	(%)	—	77.5	78.8	78.8	—	52.6	85.0	60.4
B O D	(mg/l)	62	2.0	1.6	1.6	310	37	5.0	38
	(%)	—	67.7	74.1	74.1	—	88.0	83.9	87.7
C O D (酸 性 法)	(mg/l)	98	84.0	85.0	81.0	220	125	142	126
	(%)	—	14.3	13.3	17.4	—	43.1	35.5	42.6
C O D (アルカリ法)	(mg/l)	95	8.1	8.1	8.1	205	120	135	118
	(%)	—	14.7	14.7	14.7	—	41.5	34.1	42.4
ケルダール窒素	(mg/l)	1.4	1.3	1.3	1.1	124	103	10.7	106
	(%)	—	7.1	7.1	21.4	—	16.9	13.7	14.5
アンモニア性窒素 (mg/l)		0.75	1.95	1.95	0.90	820	780	7.70	810
亜硝酸性窒素 (mg/l)		0.11	0.06	0.07	0.05	0.04	0.01	0.01	0.01
硝酸性窒素 (mg/l)		3.33	1.74	24.5	21.5	0.37	0.24	0.33	0.32
全 リ ン	(mg/l)	0.45	0.25	0.30	0.42	0.16	0.13	0.11	0.11
	(%)	—	44.5	33.3	6.7	—	18.8	31.2	31.2
オルトリン (mg/l)		0.19	0.08	0.11	0.10	0.04	0.03	0.03	0.03
A B S (mg/l)		0.13	0.30	0.38	1.10	0.60	0.20	0.10	0.10
硫 化 物 (mg/l)		nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd
硫酸イオン (mg/l)		372	382	374	400	418	405	374	404
塩素イオン (mg/l)		505	505	51.1	50.4	527	51.9	51.6	51.8
塩素要求量 (mg/l)		1.37	1.33	1.33	1.29	1.45	1.42	1.42	1.42

注：(mg/l)は濃度，(%)は除去率を示す。

表5・11 流入水、汚過水の水質と除去率(2)
〔初期汚過速度 540m/日の場合〕

事 項		流入水、汚過水の別	流入水	汚 過 水		
				№1	№2	№3
調 査 年 月 日			4 8. 6. 6			
汚過開始から試料採取までの時間			2:45	3:00		
水 温 (°C)			21.5	22.0	22.0	22.0
溶 存 酸 素 (mg/l)			0.3	0.2	0.1	0.1
浮 遊 物	(mg/l)		18.7	5.0	5.4	4.6
	(%)		—	73.4	71.1	75.4
B O B	(mg/l)		24.7	7.1	6.9	4.7
	(%)		—	59.1	72.1	81.0
C O D (酸 性 法)	(mg/l)		18.7	14.6	14.6	15.2
	(%)		—	21.9	21.9	18.7
C O D (アルカリ法)	(mg/l)		19.9	17.4	14.4	14.9
	(%)		—	12.6	27.6	25.1
ケルダール窒素	(mg/l)		19.6	17.7	16.6	18.7
	(%)		—	9.7	15.3	4.6
アンモニア性窒素 (mg/l)			132.6	135.5	124.5	135.5
亜硝酸性窒素 (mg/l)			0.18	0.16	0.17	0.16
硝酸性窒素 (mg/l)			0.40	0.53	0.55	0.53
全 リ ン	(mg/l)		0.20	0.15	0.13	0.18
	(%)		—	25.0	35.0	10.0
オルトリン (mg/l)			0.05	0.03	0.05	0.07
A B S (mg/l)			0.11	0.11	0.03	0.00
硫 化 物 (mg/l)			nd	nd	nd	nd
硫酸イオン (mg/l)			46.2	47.4	47.9	47.4
塩素イオン (mg/l)			59.0	58.6	58.8	58.5
塩素要求量 (mg/l)			1.94	1.75	1.62	1.35

注：(mg/l)は濃度，(%)は除去率を示す。

汚過による浮遊性有機物の除去によって、ケルダール窒素および全リンの除去法も行われている。しかし、これらは濃度についても除去率についてもばらつきはかなり大きい。流入水のケルダール窒素の濃度は1.4~2.7 mg/lの範囲にあり、汚過によって1.8%ないし45.3%が除去されていた。しかし、多くの場合、その除去率は5%ないし20%である。また、流入水的全リンの濃度は0.09~4.75 mg/lで通常は1.7 mg/l以下である。汚過による除去率は2.4%ないし50%を示した。この全リンの除去率は広い範囲にばらついており、その傾向を把握することはできなかった。いずれにしてもCODの場合と同様に汚過によって最終沈殿池を越流する活性汚泥フロックの大部分が除去されることにより、その活性汚泥フロックの構成成分たる窒素、リンの一部も除去されると考えて差支えないようである。表5・7ないし表5・11に示した分析結果では、流入水および汚過水中の無機性窒素(アンモニウム性窒素、亜硝酸性窒素、硝酸性窒素)の増減があり、またオルトリンについても同様である。このため、ケルダール窒素および全リンの除去率として示した数値が、汚過によって除去されたすべてであるとは断言できない面がある。

汚過による溶存酸素の減少は流入水中の溶存酸素濃度が0.4 mg/l以上の場合に、汚過水中の溶存酸素濃度は明らかに減少することが認められた。しかし、夏期の実験では流入水の溶存酸素は低く、1 mg/lを越えたのは希れであった。流入水中の溶存酸素濃度が0.2 mg/l前後の場合には、汚過水中の溶存酸素濃度の増減は認められなかった。このように、流入水中の溶存酸素濃度が低いにもかかわらず、汚層内は好気性に保たれており、硫化物の発生は全く認められなかった。

また、汚過によって有機物濃度が低下することにより、塩素要求量は、流入水よりも汚過水の方がやや減少する傾向のあることが認められている。

実験期間の1部において、COD(酸性法)、TOC(全有機性炭素)、浮遊物および濁度についての多くのデータを収集して、CODとTOC、浮遊物と濁度との相関を求めた。これらの結果は、それぞれ図5・13、図5・14に示すとおりである。TOCはCODの6割程度であり、相関係数は0.76とかなり低い。図5・12に示したとおり流入水よりも汚過水の方が相関がないようである。TOCに対してCODが比較的高い値を示したのは、窒素化合物の酸化に酸素が消費されたためではないかと考えられる。

浮遊物と濁度との相関は、流入水について比較したものは相関係数は低いが、汚過水の浮遊物と濁度についての相関性は極めて高い。このため、汚過水については濁度を求

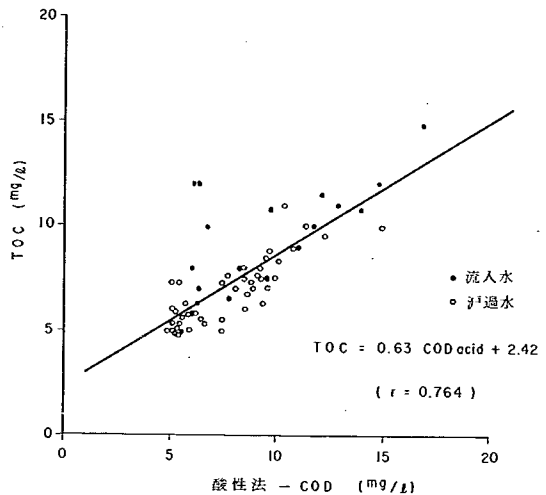


図5・13 酸性法CODとTOCとの相関

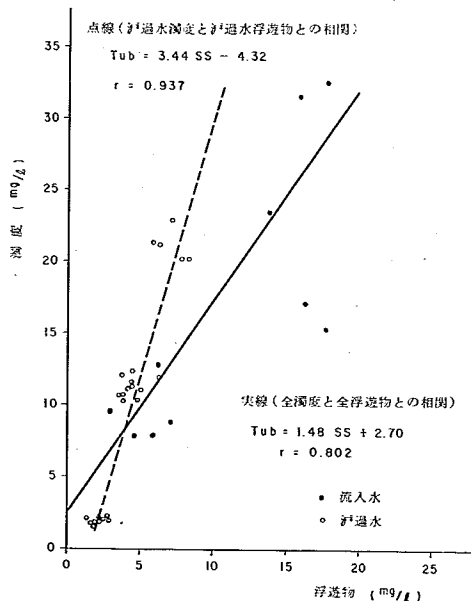


図5・14 浮遊物と濁度との相関

めることにより、浮遊物濃度を推定することは可能である。

この実験では濁度として2種類の測定を行なった。その1は白陶土を標準液とするもので、通常、上水道の濁度の測定に用いられる方法である。このための測定機器として、積分球式濁度計を用いた。その2は硫酸ヒドラジン溶液と

ヘキサメチレンテトラミン溶液の混合液を標準液とするもので、ジャクソン濁度単位 (Jackson Turbidity Unit; J T U) と呼ばれているアメリカの濁度の単位として用いられているものである。⁽⁹⁾

このための測定機器として、バック濁度計を用いた。この両濁度の相関は図5・15に示すとおりである。図5・15

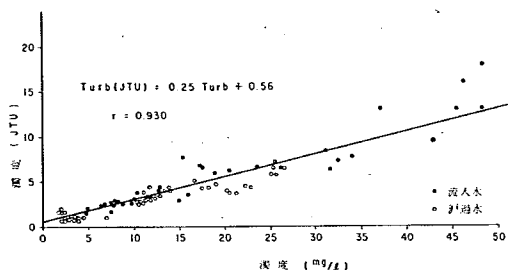


図5・15 濁度(mg/l)と濁度(JTU)との相関

によれば、鳥羽下水処理場の活性汚泥処理水およびその汚過水の場合には、JTUによって表示された濁度は白濁度濃度表示の濁度の1/4である。また、両濁度の相関係数は0.93で比較的両濁度の相関性はよいようである。

5-3 汚過プロセスでのリンおよびCOD除去率向上の可能性

前節で述べたように、活性汚泥処理水の直接汚過によって除去されるリンおよびCODの除去率は比較的低い。このため、リンおよびCODを高度に除去するためには、さらに別のプロセスを追加して処理するか、汚過にかける前段で流入水を処理することを考えてやらなければならない。

その1つの試みとして、汚過池への流入水に凝集剤を添加して急速攪拌のみを行なって汚過することを考えてみた。この実験は近いうちにパイロットプラントで行なうつもりであるが、ここで記載するのは室内実験の結果である。

室内実験はジアテスターとミリポアフィルターを用いて行なった。この実験では1 lの活性汚泥処理水をピーカに入れ、凝集剤を添加してジアテスターにより、150 rpmで5分間の急速攪拌を行なった後、ミリポアフィルター(ポアサイズ 1.2 μまたは5 μ)で汚過して、その処理水のpH、濁度、COD、全リンを測定した。凝集剤として

は硫酸アルミニウム、塩化第2鉄およびMICSを用いた。

これらを、全リンに対する金属イオンのモル比(A1/P, Fe/P, (A1+Fe)/P)で、それぞれ、0/1, 0.8/1, 1.5/1, 2.4/1, 3.2/1, 4.0/1および4.8/1の割合で添加した。

実験結果は、図5・16ないし、図5・19に示すとおりである。

このうち、図5・16は或る活性汚泥処理水に対する硫酸アルミニウムのみを凝集剤として用いた実験結果であり、図5・17、図5・18、図5・19は或る活性汚泥処理水に対して、それぞれ、硫酸アルミニウム、塩化第2鉄、MICSを凝集剤として用いた実験結果である。

これらの実験結果では、いずれの場合も、凝集剤の添加量の増加とともに、全リンの除去率は次第に増加している。そして、硫酸アルミニウムを凝集剤として用いた場合にはA1/Pのモル比が3.2/1, 4.0/1, 4.8/1で、それぞれ、87~89%, 96~98%, 99~100%の除去率が得られている。塩化第2鉄を凝集剤として用いたときにはFe/Pのモル比が3.2/1, 4.0/1, 4.8/1で、それぞれ81%, 93%, 97%の除去率が得られている。また、MICSを凝集剤として用いた場合には(A1+Fe)/Pのモル比が2.4/1, 3.2/1, 4.0/1でそれぞれ、80%, 98%, 100%の除去率が得られている。すなわち、全リンの除去率からみると、MICSを凝集剤として使用した場合が、最小の凝集剤添加量で、最良の全リン除去を行ないうることが見いだされた。CODの除去率は、ばらつきがあるが、やはり凝集剤の添加量の増加とともに除去率も高くなっている。しかし、COD除去率は全リン除去率に比べてかなり低く、全リン除去率の1/3~1/2程度である。COD除去率は、直接汚過を行なう場合よりは優れたものとなるが、金属イオンの全リンに対するモル比を4.0以上としても、COD除去率は50%に満たない。また、濁度は直接汚過によって大巾に改善されるので、凝集剤を添加することによるメリットは極く僅かである。とくに、塩化第2鉄を添加した場合の濁度低下のメリットは極めて少ない。

このように、凝集剤の添加によって効果的に除去できる

(注)* MICSはM化学工業K. K.が製造販売している凝集剤の商品名である。このMICSは第2鉄塩とアルミニウム塩(硫酸塩)とが Al_2O_3 と Fe_2O_3 との重量比で2.04:1(5.42:2%), モル比で4.23:1の割合で含まれている。上記の全リンに対するモル比の計算は、この比率を掛けることにより、A1の量、あるいはFeの量に換算することができる。

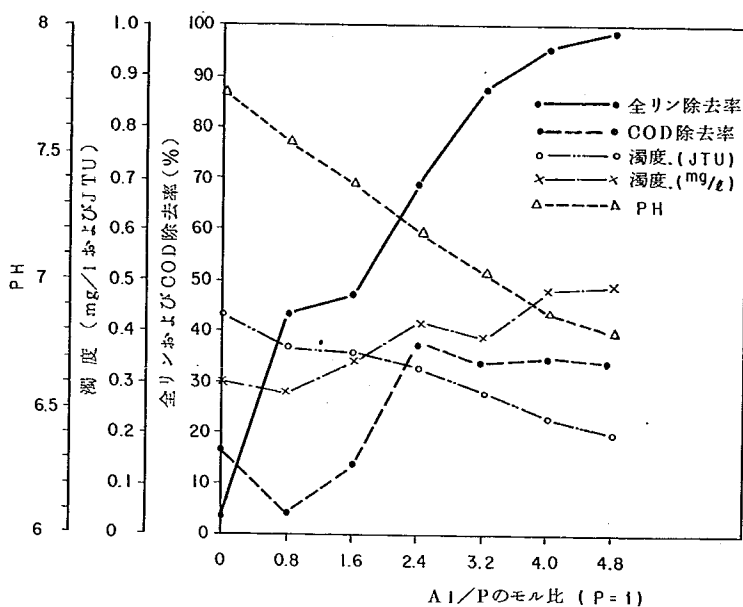


図5・16 凝集およびろ過(ミリボア)による実験結果
凝集剤: $Al_2(SO_4)_3$, 使用ミリボアフィルター: 1.2 μ
水温: 32℃, 原水濁度: 1.8 JTU 71mg/l
全リン: 1.89mg/l, COD: 8.92mg/l

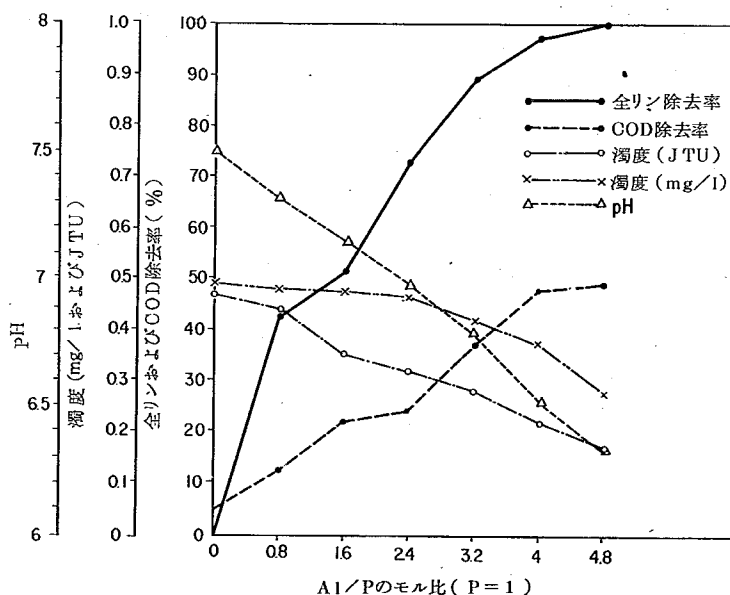


図5・17 凝集およびろ過(ミリボア)による実験結果
凝集剤: $Al_2(SO_4)_3$, 使用ミリボアフィルター: 5 μ
水温: 27.5℃, 原水濁度: 1.4 JTU, 81mg/l
全リン: 18.7mg/l, COD: 74.4mg/l,
浮遊物: 18mg/l

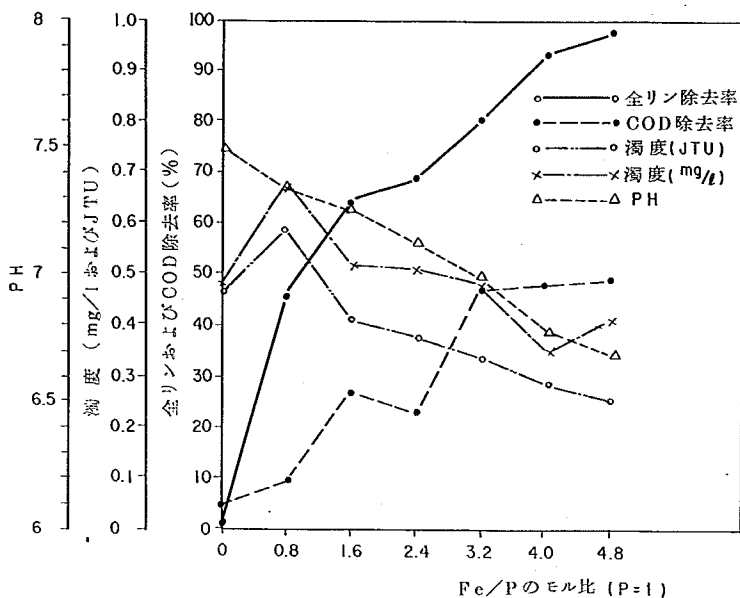


図5・18 凝集および浮過(ミリポア)による実験結果
 凝集剤: FeCl_3 , 使用ミリポアフィルター: 5μ ,
 水温: 27.5°C , 原水濁度: 1.4 JTU, 8.1mg/l,
 全リン: 18.7mg/l, COD: 7.44mg/l,
 浮遊物: 18mg/l

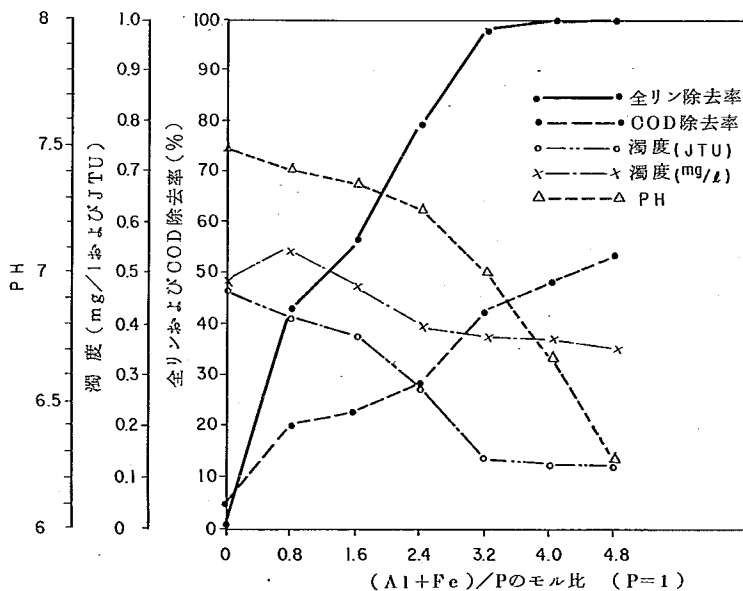


図5・19 凝集および浮過(ミリポア)による実験結果
 凝集剤: MICS, 使用ミリポアフィルター: 5μ ,
 水温: 27.5°C , 原水濁度: 1.4 JTU, 8.1mg/l,
 全リン: 18.7mg/l, COD: 7.44mg/l,
 浮遊物: 18mg/l

のは全リンのみであり、CODおよび濁度の大巾な除去は期待できない。

また、凝集剤としては最も安価に購入できるMICS (kg当り約10円) が最も効果的であり、次いで硫酸アルミニウム (kg当り約15円) である。そして、最も高価な塩化第2鉄 (kg当り約35円) は、これら3種の中で処理効果が最も低いという結果が得られた。

凝集剤を添加することにより全リンの大巾な除去を期待しうることが確認できたが、この方法を行なうことによるデメリットとして、処理水のpHの低下と汚泥発生量の増加をまねくことになる。図5・16ないし図5・19に示したように、凝集剤の添加によってpHは添加量の増加とともに次第に低下していく。本実験では、全リン除去率を90%以上となるように凝集剤を添加してもpH6.5を割ることはならなかったが、下水の種類によってはpHが低下して、pH調整用にアルカリ剤の添加を必要とする場合も生ずる場合も見いだされている。⁽⁴⁾ この点について十分検討する必要がある。汚泥発生量の増加の問題はさらに重要である。この問題は単に汚泥が増えるというばかりでなく、無機質が増加することである。この点の分析は行なわなかったが、無機塩を添加することによって増加するのは主として不溶性のリン酸塩と水酸化物とであり、ともに無機物である。CODの除去率が低いことからみても、有機物としての汚泥の増加量は少ないと考えるべきである。本実験の際に発生した汚泥量は金属イオンに対する全リンのモル比が3.2/1の場合に37~69mg/lで、これは直接汚過の際に発生した汚泥量18mg/lの約2~4倍である。しかも、直接汚過による汚泥を差引いた残りはその大部分が無機物である。

Malhotra は硫酸アルミニウムを凝集剤として用い、活性汚泥処理水中のリン除去に関する実験を行なっている。⁽⁴⁾ 彼らの実験では、硫酸アルミニウム $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O]$ を用いてジヤテストにより全リン除去の実験を行なっている。使用した活性汚泥処理水中の全リン濃度は3.1~11.2mg/l (平均7.6mg/l)、オルトリン酸濃度は2.1~9.5mg/l (平均6.5mg/l)、重クロム酸カリウムCODの濃度は71~102mg/l (平均91mg/l)、有機性窒素の濃度3.2~5.6mg/l (平均4.3mg/l) であった。これらの下水に $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ として250mg/lを添加して凝集沈殿処理を行ない、pHを5.57±0.25とすることにより、全リンの95%、重クロム酸カリウムCODの55%、有機性窒素の60%が除去できたほか、亜硝酸性窒素および硝酸性窒素の25%、ABSの17%を除くことができたと報告している。この報告で詳細な実験結果

が記載されている全リン濃度10.95mg/lおよび8.32mg/lについては $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ としての硫酸アルミニウムをそれぞれ200mg/l、230mg/l添加することによって、全リン除去率95%を得ている。この場合のAl/Pのモル比は、それぞれ1.75/1、2.57/1となる。

また、東京都下水道局では、三次処理施設の検討を行なうために、南多摩下水処理場、落合下水処理場、および芝浦下水処理場の活性汚泥処理水について、硫酸アルミニウムを用いて凝集沈殿処理の実験を行なっている。⁽⁴⁾ 凝集剤の注入比をAl/Pのモル比で表わし、これと全リン除去率との関係を示すと、図5・20に示すとおりである。同図で

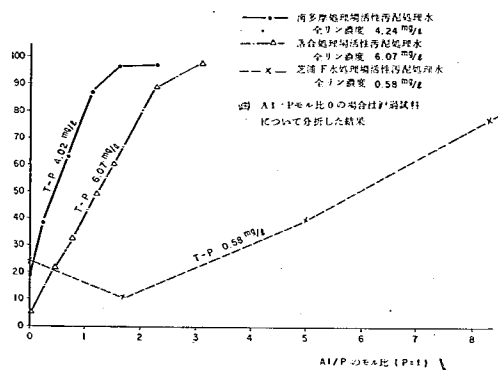


図5・20 東京都内下水処理場活性汚泥処理水の硫酸アルミニウムによる全リン除去結果 (4)

は全リンの初期濃度として4.02mg/lであった南多摩処理場の全リン除去率は極めて優れており、全リン除去率95%とするためのAl/Pのモル比は1.5/1であった。また、落合下水処理場の活性汚泥処理水を用いた実験では、全リンの初期濃度が6.07mg/lであり、全リン除去率95%を除去するに要するAl/Pのモル比は2.8/1であった。また芝浦下水処理場の活性汚泥処理水の全リン濃度は極めて低く、0.57mg/lであった。この場合にはAl/Pのモル比として16.5/1を添加してもその全リン除去率は87.4%しか得られていない。このように、高度の全リン除去率を得るために凝集沈殿処理を行なうとすると、全リン初期濃度が低い場合には不利である。

凝集剤を用いた実験はBishop らによっても試みられている。彼らは散水汚床処理水、活性汚泥処理水などの2

表5・12 処理水の全リン濃度の0.5mg/lとするに要するAl/Pのモル比

出典 事項	本実験結果 (京都市島羽処理場)		Malhotra による 活性汚泥処理水による 実験結果(10)		東京都下水道局による実験結果(12)		
					南多摩 処理場	落合 処理場	芝浦 処理場
全リンの初期濃度 (mg/l)	1.8 9	1.8 7	1 0.9 5	8.3 2	4.2 4	6.0 7	0.5 8
全リン除去率(%)	7 3.5	7 3.3	9 5.4	9 3.8	8 7.7	9 1.8	1 3.8
Al/P のモル比 (P=1)	2.6 6	2.4 2	1.7 7	2.2 3	1.1 5	2.5 5	(2.0 5)*

* Al/Pのモル比1.7/1における全リン除去率10.3%より求めたもの

次処理水のリン酸塩除去について、ジアテストを用いた実験を行なっている。(12)

これらの2次処理水には、リン酸塩 (PO_4) が20~58 mg/l (Pとして6.67~19.33 mg/l) が含まれている。この2次処理水に $\text{Al}_3(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ として硫酸アルミニウムを150~450 mg/l添加することにより、リン酸塩はほぼ100%除去することができたと報告している。この場合のAl/Pのモル比はリン酸塩 (PO_4) 濃度が20 mg/lのときに2.35/1、リン酸塩 (PO_4) 濃度が58 mg/lのときに2.43/1であり、両者の間にはほとんど差がない。

見方を変えて富栄養化に関与するのは放流水中の全リン濃度であることから、これを一定のレベルまで低下させることによりAl/Pのモル比がどの程度となるかを考えてみる。いま凝集沈殿処理によって、全リン濃度を0.5 mg/lまで低下させることとする。いままで示したデータのうちBishopらのデータはリン酸塩の除去率として100%の場合しかないで、この部分は省略する。本実験のデータMalhotraのデータ、および東京都下水道局で行なったデータについて、全リン濃度0.5 mg/lとするに要する全リン除去率とAl/Pのモル比を示すと、表5・12に示すとおりである。同表からみると、処理水の全リン濃度0.5 mg/lとするに要するAl/Pのモル比は1.15/1から2.66/1までばらついていることがわかる。これらはともに1回のみのデータであり、その処理場の2次処理水について固有のAl/Pのモル比を示すものではない。同表の結果からは全リン濃度と硫酸アルミニウム所要量とは余り関係がない。しかし、全般的にみて、全リン濃度が低いほど、単位全リン濃度当りの硫酸アルミニウム所要量は最適pH値に合せる必要性から多く添加を要することになるのではなからうかと推定される。

5-4 設計上考慮すべき事項

本実験では、図3・1に示した汚材を表3・4のごとく充填して、京都市島羽下水処理場の活性汚泥処理水を汚過す

ることにより、種々のデータを得た。この実験は減衰汚過により行なったものであり、汚過水量は汚過損失水頭の増加とともに減少していった。

汚過水量の減少は汚過損失水頭の増加と密接なる関係があり、損失水頭の増加に対する汚過速度の減衰率は初期汚過速度の大小にかかわらず、ほぼ等しいものとなった。汚過損失水頭の増加は汚過池に流入する浮遊物濃度と密接な関係があるので、汚過を経済的に行なうためには、汚過池へ流入する浮遊物量をできるだけ減少させることが望ましい。本実験の場合にも、汚過持続時間は汚過池への流入浮遊物濃度によって大きな差異が認められた。

このような汚過損失水頭の増加、あるいは汚過持続時間の低下は流入浮遊物濃度のほかに、汚材の粒度および汚層の構成によって大きな差異があることも認められた。すなわち、本実験での汚過池No.1は汚過池No.2およびNo.3に比べて汚過損失水頭の増加が著しく、汚過池No.1の汚過持続時間は汚過池No.2およびNo.3のそれに対して6割程度しか得られなかった。その理由としては、浮遊物の堆積量の多くなる表層部附近での汚層の浮遊物抑留能力の相違が汚過持続時間の長短に大きな影響力をもっていることが汚層内各深度に挿入した汚過損失水頭測定用マノメータの観測結果より見いだされている。このため、表層部の粒材の粒度はかなり大きいものであることが望ましく、単層汚過よりも2層汚過を採用すること。2層汚過でも、アンスラサイト層は全汚層の6割程度の深度を有することが経済的であることがわかった。

本実験で使用したアンスラサイト汚材の有効径は1.22 mmであったが、アメリカにおけるBaumannの実験結果(彼は有効径として1.84 mmが適当だと述べている)などを考慮して、アンスラサイト汚材の有効径は本実験で使用したものよりも、かなり大きな粒度のものを使用するのが望ましいと考えられる。

本実験では硅砂汚材として有効径0.87 mmのものを使用した。流入水中の浮遊物の大部分はアンスラサイト層に抑留されており、硅砂層で浮遊物が抑留されることにより損

失水頭測定用マノメータに大きな影響が現れることはなかった。しかし、アンスラサイト層と珪砂層の境界面附近の損失水頭はかなり増加しているのが認められており、表層部を通過した活性汚泥フロックの大部分は、アンスラサイト層と珪砂層の境界面附近に抑留されたものと考えることができる。Baumannは珪砂の粒度として有効径0.55mmのものが適当だと述べているが、本実験に使用した珪砂の有効径0.87mmの方が、有効径0.55mmよりも適切ではなかったかと筆者は考えている。

本実験では汚過池№3を多層汚過池として使用した。この際に使用したガーネット砂の有効径は0.54mmであり、前記Baumannの提案した珪砂の有効径とほぼ同じであった。汚過池№3は汚過池№2よりもやや汚過持続時間が短縮される傾向にあったが、珪砂とガーネット砂との境界面附近で損失水頭が増加しており、この間でも浮遊物の抑留があることが認められている。これからみて、汚過持続時間の多少の低下を許容するならば、汚過水質からみてもガーネット砂の有効径は、本実験で用いた有効径0.54mmよりもやや小さいもの、有効径0.45mm程度の粒度を使用するのが望ましいと考える。ガーネット砂の汚層深度については余り明確ではないが、浮遊物の抑留は、粒度の異なる汚材の境界面附近で行なわれていることからみて、本実験で使用したガーネット砂の深度たる75mmで十分ではなかったかと考えられる。

汚材の均等係数は1.0に近いものを使用することが望ましいことが知られてきた。本実験では、ガーネット砂を除いて均等係数1.2を使用した。それでも汚過各層の表面附近には微細な粒径の汚材が集積した。この微細な汚材は汚過持続時間の短縮に大きな影響をもつので、数回の逆流洗浄を行なって取り除くことが望ましい。しかし、微細な汚材を除去することによって、均等係数は1.0に近づくことができるが、有効径も変化するの、有効径の選定に当っては、これらを考慮して定める必要がある。

Baumannは均等係数の1.0に近い汚材の購入ができない場合には、均等係数が大きな汚材を必要量の数倍購入して、これらを汚過池内に分割充填して、その度毎に逆流洗浄を行ない、表層部を掻取る操作を繰返して、均等係数1.0に近い汚層を汚過池内で形成させることを提案している。彼は、汚過施設建設費のうち汚材の購入にしろる経費は、使用量の数倍の汚材を購入した場合でもたいした増額にはならず、表層部に微細な汚材が堆積することによって汚過持続時間が短縮し、逆流洗浄回数が増える方がかえって不経済だと述べている。筆者も過去の実験経験と今回の実験からいって、Baumannの提案は正しいと考えて

いる。

活性汚泥処理水を汚過することにより、その汚過水質は極めて良好なものが得られた。これは、今回行なった実験が減衰汚過で行なわれたことも一因している。汚過によって活性汚泥処理水中の浮遊物とBODは少なくとも60%が除去されており、浮遊物とBODの80%以上が除去されたケースも多い。しかし、COD、ケルダール窒素、全リンについてはその除去についてのばらつきが大きく、除去率は5~20%程度であった。すなわち、活性汚泥処理水の直接汚過によって除去されるのは浮遊物とBODである。しかし、活性汚泥処理水のBODの大部分は浮遊物(活性汚泥フロック)中に含まれているものであり、浮遊物を除去することによって放流水中のBODを大巾に減少させることがわかった。浮遊物およびBODの除去率は活性汚泥処理が良好に行なわれている場合にはやや低下するが、これは汚過池への流入水中の濃度が低いためであり、全く問題はない。しかし、活性汚泥処理が良好に行なわれていない場合——とくに下水中に含まれている溶解性BODが、活性汚泥処理によっても溶解性の形のままで残留している場合には、汚過による処理効果は大巾に減少することになる。汚過によって下水処理場放流水中の浮遊物およびBODを除去し、その水質を大巾に改善できるのは、生物学的処理によって、下水中の溶解性有機物が有機性浮遊物たる生物学的フロックに転換し、もとの溶解性有機物としてはほとんど残留しない場合に限られる。生物学的処理によって放流水中のBOD濃度が20mg/l以下であっても、そのBODを構成している成分がもとの下水に含まれていた溶解性の形のBODの場合には、汚過によって放流水の水質が改善される割合は低い。

わが国の下水処理場では、その71%が活性汚泥法を採用しており、18%が高速散水汚床法を採用している。⁽⁴⁾わが国で用いられている活性汚泥法には、標準法のほかにステップエアレーション変法、コンタクト・スタビリゼーション変法、長時間エアレーション変法、モデフアイト・エアレーション変法、高速エアレーション汚床池などがある。標準法を採用している下水処理場でも低負荷で運転しているものもあり、また高負荷で運転しているものもある。下水処理場からの放流水について、浮遊物とBODをさらに低下して、良好の放流水をうるとした場合、急速汚過法は経済的、効果的な手法であるが、それには、その前段での生物学的処理が良好に行なわれており、下水中の溶解性BODのほとんど全部が浮遊性有機物(生物学的フロック)に転換されていなければならない。このような点から、下水の生物学的処理法を再度見直してみることも必要である。

最近、計画され、建設されている下水処理場では標準活性汚泥法を採用しているため、この点の心配は少ない。これらの下水処理場で急速汚過が行なわれた場合には、今回鳥羽下水処理場で得られたと同程度またはそれ以上の処理水質をうることができるかと期待される。

東京都下水道局では、南多摩下水処理場に建設する3次処理施設について、その目標水質を浮遊物 8mg/l 、 BOD 8mg/l として、汚過を中心とした処理を行なう計画である。

(4) 南多摩下水処理場の生物学的処理施設はエアレーション6時間の標準活性汚泥法で設計されており、その放流水質は流入下水流量に余裕のある現在では、浮遊物 $8-20\text{mg/l}$ 、 BOD $7-16\text{mg/l}$ である。しかし、流入下水流量が計画量に近づくときには、放流水の BOD は 20mg/l に近づくことが予想される。この放流水を急速汚過池によってさらに処理することとすれば、本実験の結果からみて BOD 除去率60%以上とすることができるから、汚過水の BOD は 8mg/l 以下とすることは可能であると考えられる。しかし、南多摩下水処理場に流入する下水は多摩ニュータウンからの家庭下水であり、昼夜における流入下水流量の差異は一般都市下水を受ける鳥羽下水処理場の場合よりも著しいものとなる。急速汚過池でその汚過水量を変化させて処理を行なうことに対する経験は今までほとんどない。しかも、流入下水流量が多い時には流入水の水質も悪化することとなるので、その影響を受けて、2次処理施設からの放流水流量が多いときに、放流水質も最も低下することになる。このような場合に適用できる対策としては、滞留池を設けるか、汚過速度に余裕をもった汚過池を設置するか、いずれかである。しかし、滞留池を設けて、大量の2次処理水を貯留しておくことは不可能である。

汚過速度に余裕をもって設計することは、経済的には難点があるが、実用的な方法と考えられる。これは、2次処理水の汚過では、上水の汚過に比べて、その設計汚過速度をかなり大きくとることが可能なためである。今回の実験からみて、汚過速度は安全側に考えても 300m/日 以上とすることができる。昼夜の流入下水流量の変動が大きい下水処理場では、汚過池の設計汚過面積に余裕が必要でありさらに安全側となるように設計することが望ましい。これは汚過池の運転に際して、定流量汚過と減衰流量汚過は可能であるが、可変流量汚過は処理水質の安定性の維持の面からみて問題が多いためである。このため、汚過池の池数をふやしたり、総汚過面積に余裕をもって計画し、これらを組み合わせることによって汚過操作を行なわなければならないことになる。図5・10に示した一般都市下水では、昼間は設計汚過速度 300m/日 で運転し、2次処理水量

が減少してきたら、汚過水量を減少させることとすれば、汚過水質の安定した処理を行なうことができる。

汚過施設の計画に当っては、2次処理水量の時間変化パターンについての十分な知識が必要であり、これらについて十分なデータを得たうえで、計画を行なうことが最も大切である。

6 実験結果とその考察(2) — 洗浄実験

6-1 洗浄排水の水質とその負荷量

急速汚過池は最終沈殿池流出水中に含まれている有機性浮遊物(生物学的フロック)を汚層内に抑留することにより、その処理水質の向上をはかるものである。このため、汚層が多量の有機性浮遊物の抑留によって閉塞された場合には、汚層内の洗浄を行なって、汚層を清浄な状態に戻さなければならない。洗浄の際に排出される排水は、単独で処理するよりも、既設の1次処理施設に戻して、生下水と混合して処理した方が経済的であることから、洗浄排水に対する検討を行なうこととしたものである。

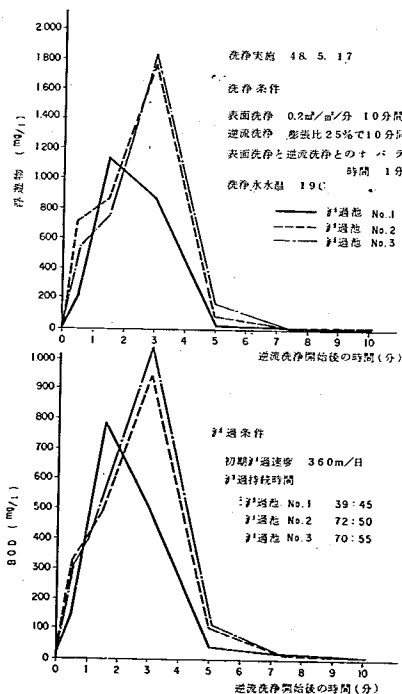


図6・1 逆流洗浄時の洗浄排水の水質変化の例

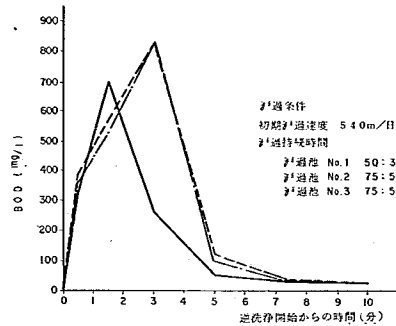
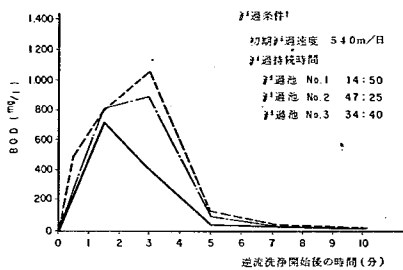
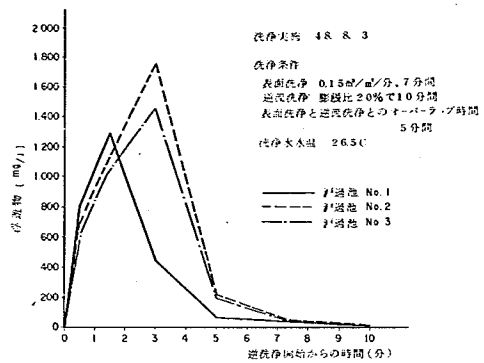
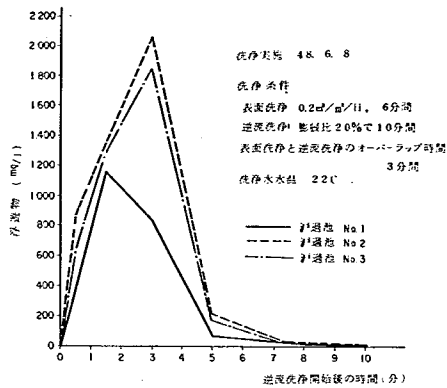


図6・2 逆流洗浄時の洗浄排水の水質変化の例

図6・4 逆流洗浄時の洗浄排水の水質変化の例

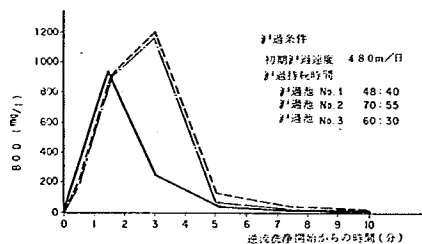
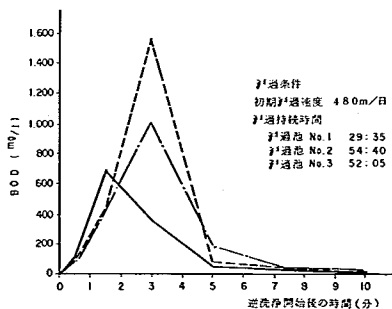
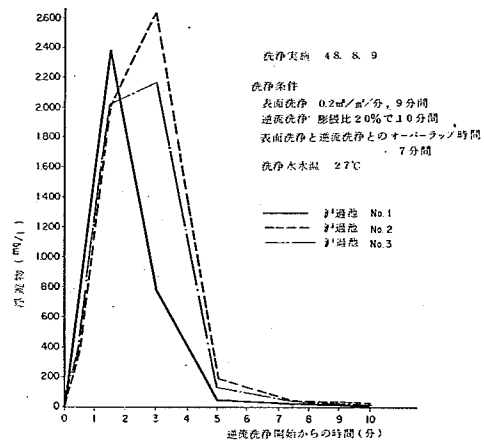
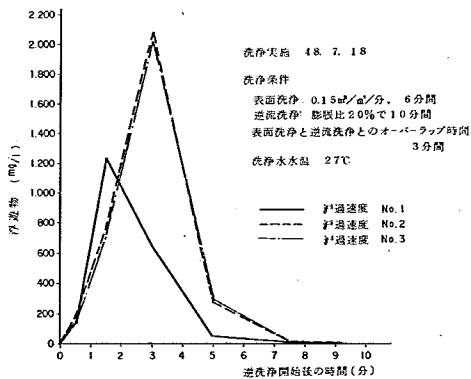


図6・3 逆流洗浄時の洗浄排水の水質変化の例

図6・5 逆流洗浄時の洗浄排水の水質変化の例

この洗浄排水の水質およびその負荷量は、すでに4-4にて述べてきた。ここでは、同様の手法によってさらに検討を行なうこととした。

本実験で行なった汚過池の洗浄は固定式表面洗浄と逆流洗浄を行なうものである。固定式表面洗浄は浮遊物の抑留と汚過によって生ずる汚泥と汚材との固着、圧密された状態にある汚層の表層部をあらかじめ攪乱して、逆流洗浄水の上昇を容易ならしめるために行なうものであり、固定されたノズルが、汚層の上部10cmにセットされている。表面洗浄は上記のほか、逆流洗浄とオーバーラップさせることにより、汚材洗浄の補助的な役割をはたさせることも知られてきた。⁽³⁾ このようなことから、本実験では表面洗浄と逆流洗浄とのオーバーラップの時間をいろいろ変化させて実験を行なうこととした。逆流洗浄は予備実験ならびに本実験の開始当初は膨脹比が25%となるようにして洗浄を行なった。しかし、膨脹比25%では表層部にあるアンスラサイト汚材が飛散し、洗浄排水樋より越流する量が多くなることがわかり、以後は、膨脹比20%で逆流洗浄を行なうこととしたものである。

洗浄排水の水質の時間変化を知るための調査は各汚過速度についての汚過実験期間中に各4回毎(ただし、汚過速度120m/日については3回)行なった。この洗浄排水の水質を知るための試料採取は、逆流洗浄開始後0.5分、1.5分、3分、5分、7.5分および10分について行ない、浮遊物およびBODを分析した。これらの分析結果より、洗浄排水の水質変化について例示したのが図6・1ないし図6・5である。これらの図より洗浄開始後1.5~3分附近に洗浄排水の水質が最も悪化し、洗浄開始5分後には汚層内抑留物の大部分は排出されてしまっている。洗浄開始5分以後の汚層内抑留物の排出は除々に行なわれており、ほぼ完全な排水が終了するのに約10分間はかかっている。調査結果からは汚過持続時間が最も短かった汚過池No.1では、洗浄排水水質のピーク到達時間が他の2池に比べてとくに早くなり、その波衰も早く行なわれるが、洗浄開始後7.5分以降の水質は他の2池と余り変わらないことが見いだされている。

これらの洗浄排水について浮遊物濃度とBOD濃度との相関を求めたのが図6・6である。同図にみられるように、

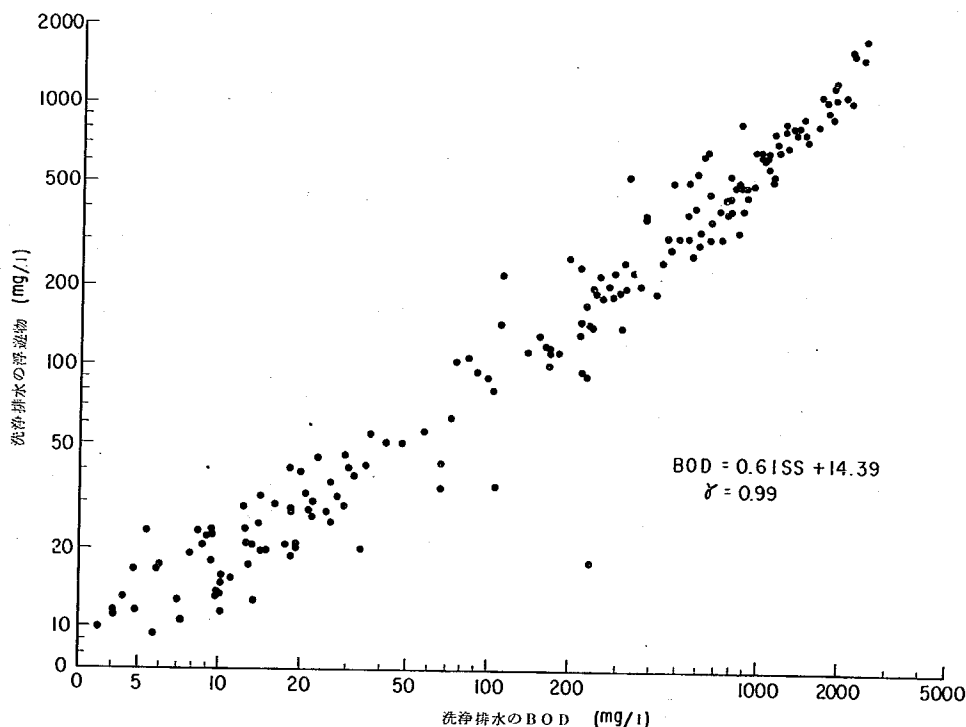


図6・6 洗浄排水の浮遊物とBODとの相関

洗浄排水の浮遊物濃度が比較的低い洗浄後期の排水では、浮遊物濃度は相当低くなっているにもかかわらず、BOD濃度は浮遊物濃度に比較してそれほど低下しない。しかし、洗浄排水中の浮遊物濃度が100-200mg/lでは、浮遊物濃度とBOD濃度はほぼ一致する。

また、浮遊物濃度200mg/lでは、浮遊物濃度をBOD濃度が相当に上回る。この浮遊物濃度 $[C_{ss}]$ とBOD濃度 $[C_{bod}]$ の間には下記の関係式が成り立つ。

$$C_{bod} = 0.61 \cdot C_{ss} + 1.439$$

相関係数は0.99で両者の相関は極めて良好である。

表6・1(a)ないし表6・1(d)には、洗浄条件、総洗浄水量、洗浄排水中の浮遊物およびBODの最大濃度、平均濃度および負荷量、洗浄前の汚過持続時間内での汚過水量ならびに洗浄排水比を示した。今回の実験では逆流洗浄の膨脹比を一部について25%としたほか20%とし、洗浄時間は10分と固定してある。しかし、表面洗浄については、その洗浄水量、洗浄時間、逆流洗浄とのオーバーラップ時間についていろいろ変化させてみた。この結果、洗浄水量については1回の洗浄(前回の汚過を最大損失水頭の3.0mまで行なった場合について)当りの洗浄水使用量は8.0-12.7m³/m²(多くの場合は10m³/m²以下)であり、これによって洗浄終了時における洗浄排水の水質を浮遊物20mg/l以下、BOD25mg/l以下とすることができた。洗浄排水中の浮遊物のピーク濃度は最高3,000mg/lに達した場合もあったが、通常1,000-2,000mg/lの範囲にあることが多く、BODのピーク濃度は浮遊物濃度のそれを相当に下廻り300-1,300mg/lの範囲にあることが多かった。

1回の洗浄当りの負荷量は表4・2と同様の手法によって計算したものであるが、浮遊物で1.3-8.4kg、BODで1.2-3.8kgの範囲であった。浮遊物およびBOD負荷量は流入水中の浮遊物濃度に支配される面が大きく、汚過持続時間が長く、汚過水量の多いほど洗浄排水の浮遊物およびBOD負荷量が多いことにはならない。このように汚過水量と洗浄排水中の浮遊物およびBOD負荷量が余り関係がないこと、ならびに調査結果より計算した個々の負荷量に大きな差があることにより、汚過池の閉塞は必ずしも汚層内部に抑留された浮遊物の総量によって定まることにはならないと考えられる。汚過池の閉塞の要因として大きなウエイトを占めるのは、汚層表層部での浮遊物の抑留による表面閉塞であることが損失水頭増加曲線より見いだされているが、このような浮遊物の汚層内での抑留による損失水頭の増加以外にも、汚過継続による汚層の圧密の状態が汚過持続時間の長短に影響を与えていると推察される。

個々の洗浄時における洗浄排水の浮遊物およびBOD濃度の大きな差異によって、洗浄排水の浮遊物およびBODの平均濃度もそれぞれ、120-1,000mg/l、100-500mg/lの間で変化している。この場合も同様に、洗浄排水の平均濃度と汚過持続時間、あるいは総汚過水量とは無関係である。

表5・1に示したごとく、汚過速度480m/日の実験時には、鳥羽下水処理場の汚泥処理施設で塩化第2鉄不足のために汚泥脱水作業が行なえず、汚泥が水処理系統で循環されることになって活性汚泥処理水質が悪化し、浮遊物濃度は最高67.7mg/l、BOD濃度の最高は32mg/lに達した。この期間には、汚過水質も浮遊物濃度の最高で40mg/lを越え、BOD濃度も20mg/lとなった。この期間では汚過による除去率は低下したが、汚過池における汚泥抑留量の絶対値は増加しており、これが洗浄排水による負荷量の増加、平均水質の上昇につながり、浮遊物の平均濃度は900mg/l以上、BODの平均濃度は400mg/lとなった。しかし、洗浄排水の通常の平均水質は汚過水量が1回の汚過操作当り700m³/m²以上得られた場合でも、通常、浮遊物で400-550mg/l、BODで250-300mg/l程度である。

鳥羽下水処理場では、そこで発生する汚泥のほか、近隣の吉祥院下水処理場の汚泥をパイプ輸送により汚泥処理施設に受け入れて処理しており、さらに、し尿処理施設からの脱離液をも受け入れて処理している。このため、これらの場内排水による負荷は浮遊物については特に高く、流入生下水による負荷量の約2倍に達する。また、BODについては、流入生下水の7割程度である。土木研究所が昭和47年8月9-10日および昭和48年3月7-8に調査した結果では、最初沈殿池流入水の浮遊物濃度の最高は930mg/l、BOD濃度の最高は674mg/lに達していることが測定されたが、これは脱離液など場内排水による影響である⁽⁸⁾。このため、1日の平均値としても、浮遊物濃度は362mg/l(8月)および595mg/l(3月)、BOD濃度は332mg/l(8月)および414mg/lに達する。さきに示した汚過池の通常の洗浄排水中に含まれる浮遊物400-550mg/l、BOD250-300mg/lは浮遊物については最初沈殿池流入水とほぼ同程度、BODについてはかなり下廻る数値である。鳥羽下水処理場では、汚泥およびし尿処理の特殊性から、このような結果が得られたが、自己の下水処理場内で発生する汚泥を処理してその脱離液を最初沈殿池に返送している下水処理場でも、最大汚過損失水頭に達するまでに汚過を行なったときの洗浄排水による平均水質は最初沈殿池流入水の1.5-2倍程度であ

り、水質的にはさほど問題を生ずることにはならないと考えられる。

汚過の経済性を支配する因子の1つとして洗浄水量比があり、表6・1(a)ないし表6・1(d)では、この計算結果を記載してある。

洗浄水量比は洗浄水量に対する汚過水量の割合を表したものである。同表に示したように汚過池Na1の洗浄水量比は常に高く、通常、汚過池Na1では2.0-3.5%であった。これに対して汚過池Na2およびNa3では1.0-1.5%となった。汚過池Na1は、汚層中に占める硅砂汚材の割合が大きく、アンスラサイト汚材の割合が大きい汚過池Na2およびNa3に比べて、逆流洗浄水量を多く必要としたのに対し、前記のように汚過持続時間が他の2池よりも大巾に短縮されたことによって洗浄排水比が大きくなり経済的に問題となる結果を生じた。この洗浄排水比について、Baumannは5%程度となると述べているが(4)、これでは大きすぎて不経済である。

筆者の見解では常に2.5%以内におさまるようにすることが経済面からみて必要であると考えられる。この点から、洗浄水量をできるだけ減らすよう工夫すること。単位面積当りの汚過水量をできるだけ増加できるような汚過速度を選定することが重要である。

今回の実験では洗浄条件については、いずれが最適なものであるかを確実に判断することはできなかったが、今回の実験で得られた知見についてまとめると下記のとおりである。

- 1) 逆流洗浄時の膨脹比は20%よりも25%として洗浄する方が望ましいが、表層部に充填したアンスラサイトの洗浄排水トラフからの越流を考えると、膨脹比20%で洗浄することでもやむをえない。
- 2) この場合、最大汚過損失水頭3.0mに達するまで汚過を行なうとすると、逆流洗浄時間は10分程度必要である。
- 3) 表面洗浄水量は $0.15 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$ でも $0.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$ でも余り差はない。しかし、洗浄水噴射時間は少なくとも6分あることが望ましく、その中の3分は、逆流洗浄とオーバーラップさせるのがよい。

6-2 洗浄排水の処理

汚過池の洗浄排水は単独で処理したうえ放流することもできるが、既存の1次処理および2次処理施設でこれらを拡張せずに処理することができれば、最も経済的である。通常の下水处理場では、深夜の流入下水量は昼間の流入下水水量に比べて大巾に減少し、処理施設に返送される場内排

水量も通常は減少する。このため、深夜に汚過池を洗浄することとすると、既存処理施設の拡張なしに洗浄排水を最初沈殿池前に返送して安全に処理操作を行なうことも可能であると考えられる。このようなことから、洗浄排水の処理についていくつかの検討を行なった。

洗浄排水の沈降状況を調べるために、1lのメスシリンダーを用いて界面沈降曲線を求めた。その1例を示すと図6・7のとおりである。同図のように、洗浄排水による汚泥の界面は試験開始後3分ないし5分で安定し、それ以後の濃縮は極めて少ない。このように、洗浄排水の濃縮は極めて良好であるが、図中に示したように、濁度として、28JTU、または 58 mg/l 、浮遊物濃度として 62 mg/l が残留する。この残留する濁質を除去する目的で高分子凝集剤(ポリマー)の使用を考えてみた。分離水の清澄度を上昇させる高分子凝集剤としては、カチオン系のものが効果があることが知られており、表6・2に示した7種類の高分子凝集剤を各 1 mg/l 添加して、上澄度の濁度を調べた。この結果、2種類の製品が上澄水濁度について優れた結果が得られた。この2種類は分子量約 0.6×10^3 および 2×10^6 のもので、これより分子量が大きくとも、また小さくとも処理成績は不良であった。しかし、表6・2に示した結果は、2社のみの製品を用いた試験であり、国内および国外に高分子凝集剤を販売しているメーカーは多いことから断言することはできない。

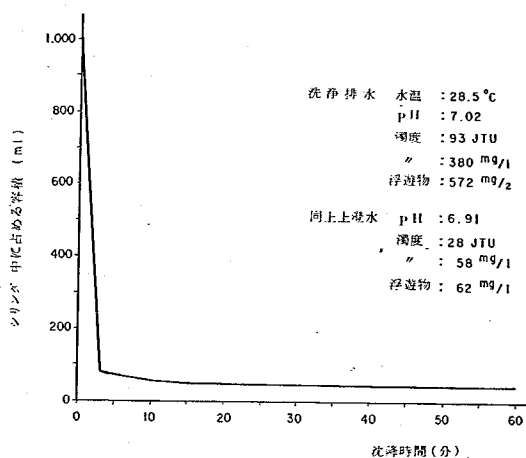


図6・7 洗浄排水のシリンダーによる界面沈降曲線

しかし、表6・2の結果が得られたことにより、良好な成績の2種類の高分子凝集剤を用いて、さらにその注入率を変化させた試験を行なった。その結果は表6・3に示すとおりである。同表のうちで上記のクリフロック LC 541、

表 6・1 (a) 洗浄条件と洗浄排水による負荷および洗浄排水比との関係

実験 番号	流速 (m/日)	経過 番号	表面洗浄		逆流洗浄		総洗浄 水量 (m^3/m^2)	洗 浄 排 水						概 算 排水 水量 (m^3/m^2)	洗浄 排水 比 (%)	表面洗浄と 逆流洗浄との オーバー ラップ時間 および備考
			水 量 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$)	時間 (分)	水 量 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$)	時間 (分)		浮 遊 物			B O D					
								最大濃度 (mg/l)	負荷量 (g/m^2)	平均濃度 (mg/l)	最大濃度 (mg/l)	負荷量 (g/m^2)	平均濃度 (mg/l)			
1	360	1	0.2	10	0.875	10	10.75	1,130	2,775.3	258	785	1,852.0	173	460	2.3	1 分
		2	0.2	10	0.765	10	9.65	1,778	3,803.7	394	940	2,146.5	217	856	1.1	
		3	0.2	10	0.790	10	9.90	1,836	3,954.6	401	1,035	2,275.2	230	824	1.2	
2	360	1	0.1	10	0.875	10	9.75	995	1,542.9	158	667	1,213.3	125	420	2.3	1 分
		2	0.1	10	0.765	10	8.65	2,400	4,564.4	526	1,730	3,165.0	366	872	1.0	
		3	0.1	10	0.790	10	8.90	2,330	4,335.9	487	1,500	3,034.4	340	858	1.0	
3	540	1	0.2	6	0.790	10	9.10	1,164	3,232.9	355	725	1,803.1	198	256	3.6	3 分
		2	0.2	6	0.765	10	8.85	2,064	5,747.5	649	1,060	3,185.4	360	819	1.1	
		3	0.2	6	0.710	10	8.30	1,852	4,810.8	580	900	2,598.4	312	602	1.4	
4	540	1	0.15	6	0.790	10	8.80	1,410	4,064.5	462	883	2,641.7	301	432	2.0	3 分 No2およびNo3 については経過 途中で打ち切り
		2	0.15	6	0.765	10	8.55	2,146	6,856.6	804	1,577	4,253.9	497	500	1.7	
		3	0.15	6	0.710	10	8.00	1,876	6,041.5	755	1,143	3,300.4	438	500	1.6	
5	240	1	0.2	10	0.875	10	10.75	534	1,338.6	124	387	1,308.2	122	446	2.4	1 分
		2	0.2	10	0.765	10	9.65	620	1,640.5	170	664	1,794.9	186	622	1.6	
		3	0.2	10	0.790	10	9.90	834	2,069.2	209	852	2,161.1	219	645	1.5	

表 6・1 (b) 洗浄条件と洗浄排水による負荷および洗浄排水比との関係

実験 番号	流速 (m/日)	経過 番号	表面洗浄		逆流洗浄		総洗浄 水量 (m^3/m^2)	洗 浄 排 水						概 算 経過 排水 水量 (m^3/m^2)	洗浄 排水 比 (%)	表面洗浄と 逆流洗浄との オーバー ラップ時間 および備考	
			水 量 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$)	時間 (分)	水 量 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$)	時間 (分)		水 量 (m^3/m^2)	浮 遊 物			B O D					
									最大濃度 (mg/l)	負 荷 量 (g/m^2)	平均濃度 (mg/l)	最大濃度 (mg/l)	負 荷 量 (g/m^2)				平均濃度 (mg/l)
6	240	1	0.2	10	0.875	10	10.75	318	1,228.8	114	532	1,426.4	132	406	2.7	3 分	
		2	0.2	10	0.765	10	9.65	972	3,022.9	306	668	2,128.2	220	623	1.6		
		3	0.2	10	0.790	10	9.90	1,162	3,084.8	312	676	2,004.6	202	612	1.6		
7	120	1	0.2	6	0.792	10	9.92	1,084	2,648.1	267	644	1,785.8	180	293	3.4	3 分	
		2	0.2	6	0.765	10	9.65	1,438	4,075.4	422	772	2,148.4	222	575	1.7		
		3	0.2	6	0.710	10	9.10	1,474	4,174.1	458	725	2,062.1	226	617	1.5		
8	120	1	0.15	6	0.792	10	8.82	1,216	2,932.4	332	802	1,957.7	222	278	3.2	3 分	
		2	0.15	6	0.765	10	8.55	1,728	4,558.4	533	1,010	2,845.6	333	430	2.0		
		3	0.15	6	0.710	10	8.00	1,866	3,911.2	489	1,183	2,375.2	296	430	1.9		
9	480	1	0.2	6	0.792	10	9.12	998	2,291.2	251	635	1,660.2	182	314	2.9	3 分	
		2	0.2	6	0.765	10	8.85	1,840	4,923.2	556	1,153	3,237.5	366	940	0.9		
		3	0.2	6	0.710	10	8.30	1,674	4,055.5	488	1,078	2,689.8	324	805	1.0		
10	480	1	0.15	6	0.792	10	8.82	1,237	2,651.2	301	694	1,595.3	181	454	1.9	3 分	
		2	0.15	6	0.765	10	8.55	2,183	4,717.8	551	1,551	3,213.9	376	810	1.1		
		3	0.15	6	0.710	10	8.00	2,139	4,312.2	539	1,003	2,288.6	286	800	1.0		

表 6・1 (c) 洗浄条件と洗浄排水による負荷および洗浄排水比との関係

実験 番号	流速 (m/日)	流速 番号	表面洗浄		逆流洗浄		総洗浄 水量 (m^3/m^2)	洗 浄 排 水						概算 流速 水量 (m^3/m^2)	洗浄 水量 比 (%)	表面洗浄と 逆流洗浄との オーバー ラップ時間 および備考	
			水 量 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$)	時間 (分)	水 量 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$)	時間 (分)		水 量 (m^3/m^2)	浮 遊 物			B O D					
									最大濃度 (mg/l)	負 荷 量 (g/m^2)	平均濃度 (mg/l)	最大濃度 (mg/l)	負 荷 量 (g/m^2)				平均濃度 (mg/l)
11	540	1	0.2	7	0.875	10	10.15	1,094	2,812.1	277	690	2,269.4	224	416	2.4	5 分	
		2	0.2	7	0.710	10	8.50	1,520	4,382.9	515	732	2,469.2	291	765	1.1		
		3	0.2	7	0.710	10	8.50	1,450	4,203.7	494	850	2,479.1	292	715	1.2		
12	540	1	0.2	7	0.875	10	10.15	1,290	3,272.3	322	696	1,794.4	172	875	1.2	5 分	
		2	0.2	7	0.710	10	8.50	1,772	4,809.5	565	823	2,400.1	282	1,314	0.6		
		3	0.2	7	0.710	10	8.50	1,460	4,158.9	490	827	2,294.0	270	1,314	0.6		
13	480	1	0.2	9	0.875	10	10.55	2,386	5,548.6	525	925	2,148.3	204	748	1.4	7 分	
		2	0.2	9	0.710	10	6.90	2,636	7,447.0	838	1,200	3,438.2	386	1,090	0.8		
		3	0.2	9	0.710	10	8.90	2,174	6,430.3	722	1,075	3,090.2	428	930	1.0		
14	480	1	0.15	9	0.875	10	10.10	2,960	6,937.5	686	1,100	3,007.0	298	223	4.5	7 分	
		2	0.15	9	0.710	10	8.45	3,400	8,737.4	1,034	1,220	3,658.8	433	478	1.8		
		3	0.15	9	0.710	10	8.45	2,860	7,882.5	934	1,350	3,810.6	451	446	1.9		
15	240	1	0.2	9	0.875	10	10.55	1,570	3,973.7	376	910	2,259.0	214	388	2.7	7 分	
		2	0.2	9	0.710	10	8.90	1,910	6,061.5	681	810	2,779.4	312	940	0.9		
		3	0.2	9	0.710	10	8.90	1,854	5,970.9	671	957	2,989.3	335	793	1.1		

表 6・1 (d) 洗浄条件と洗浄排水による負荷および洗浄排水比との関係

実験 番号	流速 (m/日)	流速 番号	表面洗浄		逆流洗浄		総洗浄 水量 (m^3/m^2)	洗 浄 排 水						概算 流速 水量 (m^3/m^2)	洗浄 水量 比 (%)	表面洗浄と 逆流洗浄との オーバー ラップ時間 および備考
			水 量 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$)	時間 (分)	水 量 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$)	時間 (分)		浮 遊 物			B O D					
								最大濃度 (mg/l)	負 荷 量 (g/m^2)	平均濃度 (mg/l)	最大濃度 (mg/l)	負 荷 量 (g/m^2)	平均濃度 (mg/l)			
16	240	1	0.15	9	0.875	10	10.10	1,952	4,460.1	441	658	2,262.2	224	492	2.1	7 分
		2	0.15	9	0.710	10	8.45	2,774	6,344.5	750	780	1,957.7	232	530	1.6	
		3	0.15	9	0.710	10	8.45	2,396	5,456.6	646	713	1,877.9	222	530	1.6	
17	360	1	0.2	11	0.875	12	12.70	1,524	3,642.5	287	481	1,293.1	102	440	3.5	9 分
		2	0.2	11	0.710	12	10.72	2,538	6,518.4	607	785	2,153.2	201	944	1.1	
		3	0.2	11	0.710	12	10.72	2,342	5,505.9	514	734	1,837.3	171	835	1.3	
18	360	1	0.15	11	0.875	12	12.15	1,578	3,078.6	253	721	1,636.8	135	371	3.3	9 分
		2	0.15	11	0.710	12	10.17	2,370	5,589.8	550	895	2,336.1	230	859	1.2	
		3	0.15	11	0.710	12	10.17	2,504	5,341.2	525	1,054	2,453.1	242	712	1.4	
19	120	1	0.2	11	0.875	12	12.70	1,724	4,342.5	342	955	2,446.3	193	168	7.6	9 分
		2	0.2	11	0.710	12	10.72	2,754	8,398.1	782	1,213	3,975.7	370	238	4.5	
		3	0.2	11	0.710	12	10.72	2,032	6,735.2	628	934	3,172.1	296	216	5.0	

表 6・2 洗浄排水にカチオン系高分子凝集剤 1 mg/l を添加、攪拌
静止沈殿させたときの上澄水濁度

事 項 種 類	分 子 量	イオン量	溶液の粘度 (CPS)	上 澄 水 濁 度		備 考
				J T U	mg/l	
(洗浄排水)	—	—	—	2 6	5 5	水温 27.8℃ pH 6.7
クリフロック LC 541	0.6×10^6	+++++	1%溶液で 1.2	14	28	フロックが大きな塊状になる。
クリフロック XK 105	5×10^6	+++	0.1%溶液で 130	20	42	
クリフロック XK 106	6×10^6	++++	0.1%溶液で 145	17	32	
クリフロック XK 102C	4×10^6	++	1%溶液で 226	22	47	
ハイモロック M 166	0.4×10^6	—	2%溶液で 4	23	51	
ハイモロック M 566	2×10^6	—	2%溶液で 10	13	30	フロックが大きな塊状になる。
ハイモロック Q 101	0.06×10^6	—	2%溶液で 2	17	36	

(注) 分子量, イオン性, 溶液の粘度はメーカーの資料による。

は注入率を増加させるほど上澄水濁度は優れた成績が得られている。これに対して下記のハイモロック M566 は注入率 0.5 mg/l および 1.0 mg/l についてはクリフロック LC541 の場合よりも優れた結果が得られたが, 1.5 mg/l 以上の注入率の場合には, 注入率 1.0 mg/l とほぼ同じ成績が得られており, 注入率を 1.0 mg/l より以上増加させても効果のないことが見いだされた。このように, 洗浄排水の沈殿上澄水を得るために使用するカチオン系高分子凝集剤は, その種類によって, 効果は相当に異なることを見いだされている。

洗浄排水の沈殿処理を行なう場合の沈殿池の設計上の諸因子を知るため, 実験用沈殿筒を用いた試験を行なった。沈殿筒は直径 0.3 m, 高さ 2.35 m の塩化ビニール製であり, 初期条件を一定にするための内部に攪拌翼を設け, 必要に応じて, マニュアル攪拌を行なえるようにした装置である。Camp は筒内での水温差による対流を防ぐために沈殿筒そのものを恒温水槽内にセットして実験を行なった。例) しかし, これでは実験上不便であるので, 沈殿筒の周囲および上部をプラスチック製スチロフォームによって被膜した。採水口の位置は水面下 0.45 m, 0.9 m, 1.35 m, および 1.8 m の 4 個所である。実験を行なった試料は洗浄排水のみの試料, 洗浄排水に高分子凝集剤として, クリフロック LC541 を 1 mg/l 添加した試料および最初沈殿池での処理を考慮して, 洗浄排水 1 に対して, 最初沈

表 6・3 高分子凝集剤注入率を変化させた場合の上澄水濁度

1) クリフロック LC541

注入率 (mg/l)	上 澄 水 濁 度	
	J T U	mg/l
(洗浄排水)	26.0	55.0
0.5	17.0	42.2
1.0	12.5	28.5
1.5	5.3	10.2
2.0	4.3	8.2
2.5	3.3	6.0
3.0	2.8	5.2

2) ハイモロック M566

注入率 (mg/l)	上 澄 水 濁 度	
	J T U	mg/l
(洗浄排水)	26.0	55.0
0.5	10.1	31.0
1.0	8.1	22.5
1.5	7.8	21.0
2.0	7.9	21.8
2.5	8.3	23.3
3.0	8.3	24.7

設池流入水7.2を混合した試料の3種類である。これらの試料はあらかじめドラム缶内で調整してポンプにて沈殿筒の中に送り込み、筒内の濃度が一定となるまでマニュアルで緩速攪拌を行ってから沈降させた。そして、4個所の採水口より、2分後、5分後、10分後、15分後、20分後、30分後、45分後および60分後に分析試料を採取し、浮遊物濃度と濁度を測定した。それぞれの試料についての浮遊物と濁度との関係は図6・8に示したように1次式で示されることがわかった。さらに、浮遊物の分析結果について除去率を求め、これより浮遊物の沈降経路曲線を図6・9のように画いた。これを基に、理想沈殿池での水面積負荷率と浮遊物除去率との関係、沈殿時間と浮遊物除去率との関係をそれぞれ求めた。これらは、それぞれ図6・10、図6・11に示すとおりである。これらの解析手法はO'ConnorとEckenfelderがパルプ製紙工場排水を例として沈降解析を行なったのを応用したものである。⁽⁶⁾ 図6・10および図6・11より理想沈殿池としての水面積負荷率100 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 以下、沈殿時間25分以上では、3種の試料について浮遊物除去率の差は比較的小さいことが見いだされている。しかし、理想沈殿池としての水面積負荷率150 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 以上、沈殿時間20分以下では3種の試料について浮遊物除去率はかなりの相違がある。洗浄排水のみの試料では、理想沈殿池としての水面積負荷率50 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 以下、沈殿時間40分以上でも浮遊物除去率は85%程度で、浮遊物濃度として120 mg/l が残留する。さらに、その水面積負荷率が180 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 以上、沈殿時間15分以下では、浮遊物除去率は70%以下となり、浮遊物濃度として240 mg/l が残留する。洗浄排水にカチオン系高

子凝集剤1 mg/l を添加した場合には、理想沈殿池としての水面積負荷率60 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 以下、沈殿時間45分以上では浮遊物除去率90%以上が得られ、浮遊物濃度は80 mg/l 程度となる。さらに、その水面積負荷率130 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 以下沈殿時間24分以上では、浮遊物除去率は最も優れていた。しかし、水面積負荷率130 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 以上、沈殿時間24分以下では浮遊物除去率は急激に低下し、水面積負荷率195 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 、沈殿時間14分で浮遊物除去率は60%となり、浮遊物濃度として310 mg/l が残留することになる。このように、カチオン系高分子凝集剤の利用は、水面積負荷率が比較的小さいときには効果的であるが、水面積負荷率が大きい場合には、高分子凝集剤を使用しない場合より処理水質が悪化するという問題がある。最初沈殿池で下水と混合して処理した場合を想定した最初沈殿池流入下水混入の試料では、その初期浮遊物濃度が低いが、浮遊物の沈殿効率は比較的良好で、しかも他の場合よりも水面積負荷率を増加し、沈殿時間を減少させてもその浮遊物除去率は大きく低下しないという特徴がある。理想沈殿池としての水面積負荷率100 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 以下、沈殿時間30分以上では、浮遊物除去率は85%以上となり、残留する浮遊物濃度は35 mg/l となり、さらに水面積負荷率を減少し、沈殿時間を増加させることによって浮遊物除去率90%以上とすることも可能である。これは、洗浄排水中に含まれる浮遊物は有機物であり、これと下水中に含まれる無機物とが作用して、沈殿を促進することになるのではないかと推定される。このように、洗浄排水は最初沈殿池前に返送し、下水と混合して最初沈殿池で処理することとすれば、高分子凝集剤の添加をせずに十分に沈殿除去できることが見いだされている。

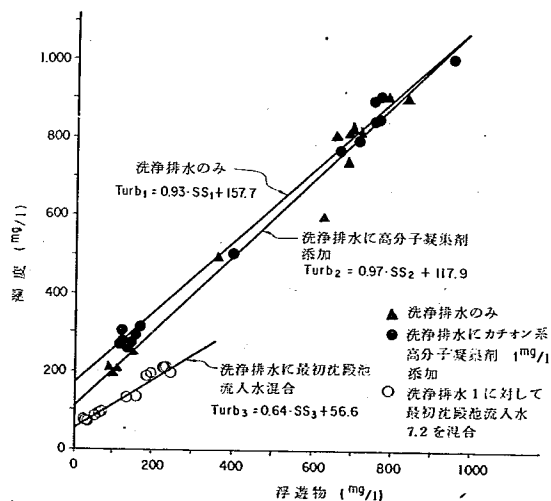


図6・8 洗浄排水の浮遊物と濁度との関係

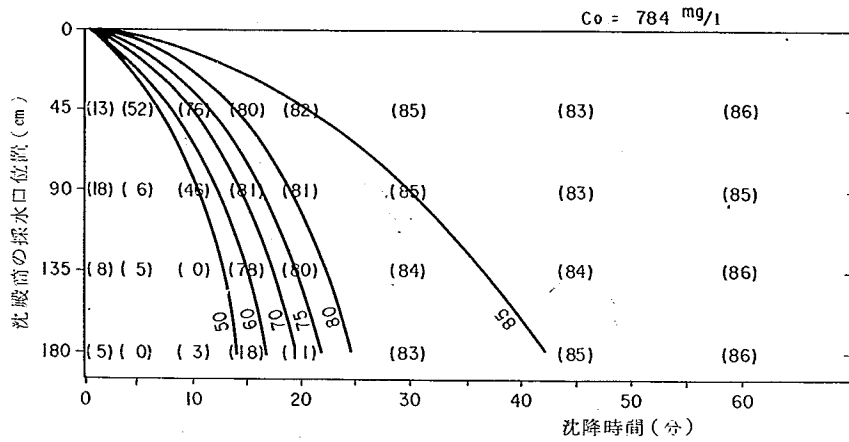


図 6・9 洗浄排水の沈殿筒による沈殿実験結果-1

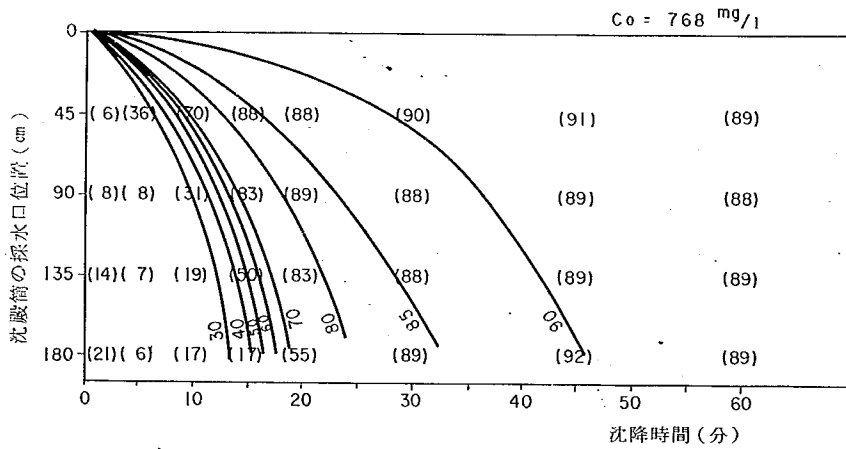


図 6・9 洗浄排水の沈殿筒による沈殿実験結果-2

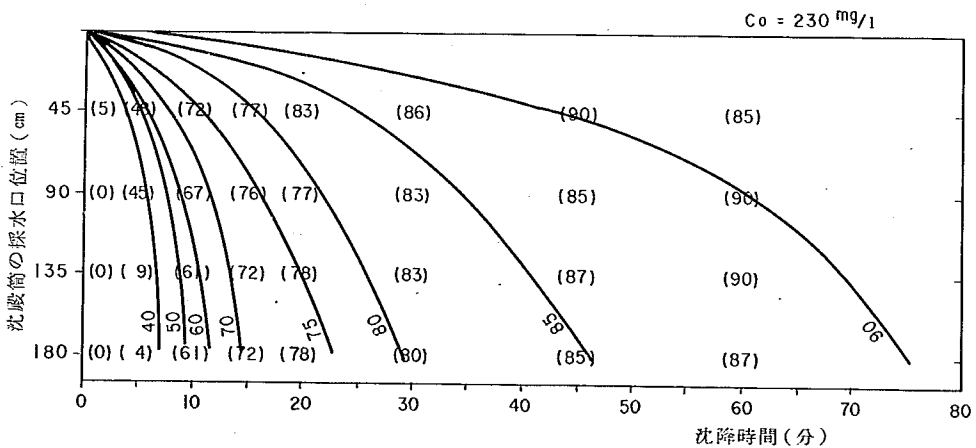


図 6・9 洗浄排水の沈殿筒による沈殿実験結果-3

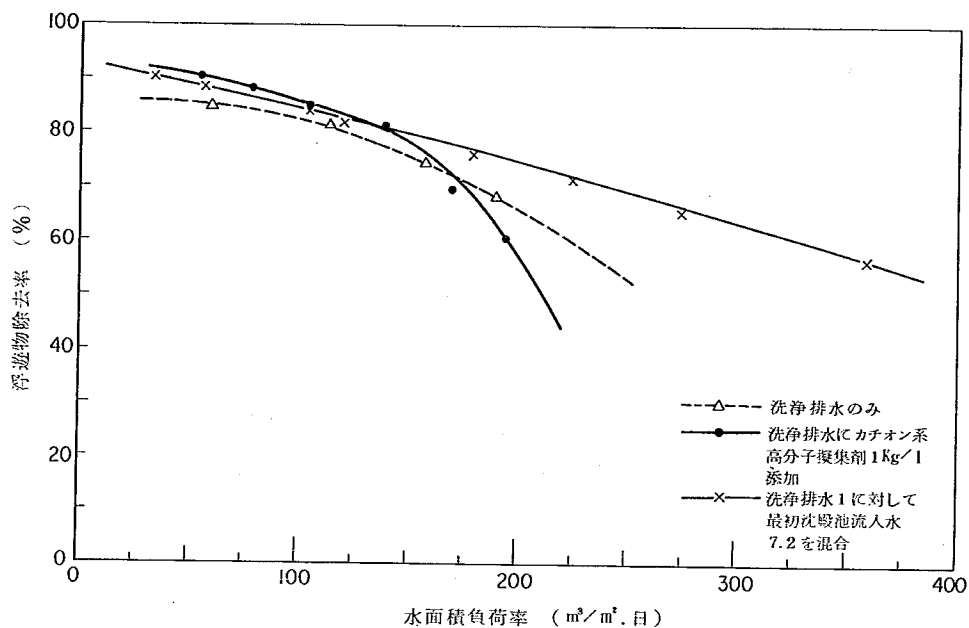


図 6・10 沈殿筒による静止沈殿実験での水面積負荷率と浮遊物除去率との関係

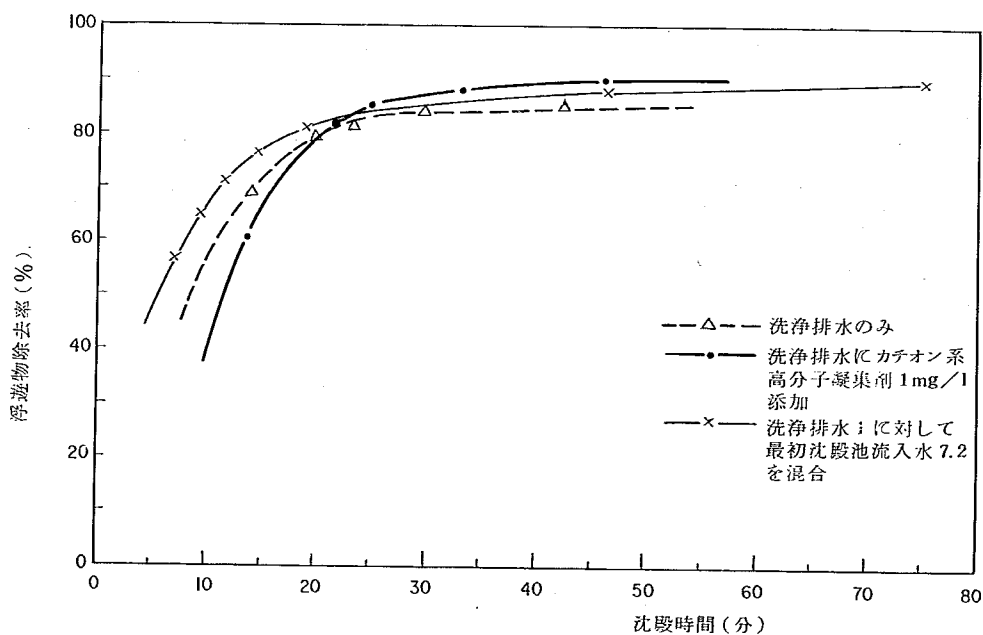


図 6・11 沈殿筒による静止実験での沈殿時間と浮遊物除去率との関係

6-3 洗浄排水の最初沈殿池への受け入れの検討

前節6-2にて述べたように、戸過池の洗浄排水を最初沈殿池前に返送して生下水および他の場内排水と共に1次処理、2次処理を行なうことができれば、最も経済的である。このようなことから、本実験を行なっている鳥羽下水処理場をモデルにして検討した。

鳥羽下水処理場の昭和47年8月9-10日の流入下水量は $413 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{日}$ であり、それに場内返送水 $35 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{日}$ を加えて $448 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{日}$ であった。また、最初沈殿池流入水のBOD負荷量は149トン/日、浮遊物負荷量は162トン/日であった。これより、最初沈殿池への流入水BODの平均濃度は 333 mg/l 、浮遊物濃度は 362 mg/l となる。また、昭和48年3月7-8日の流入下水量は $362 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{日}$ 、場内返送水 $41 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{日}$ を加えて $403 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{日}$ であった。最初沈殿池流入水のBOD負荷量は199トン/日、浮遊物負荷量242トン/日であった。これより、最初沈殿池への流入水BODの平均濃度は 495 mg/l 、浮遊物濃度は 600 mg/l であった。この調査時点における水量、水質を基礎として検討する。(8)

鳥羽下水処理場の最初沈殿池流入水のBODおよび浮遊物濃度が高いのは、同処理場の汚泥処理のほか、吉祥院下水処理場からの汚泥の受入れ、および、し尿の嫌気性消化処理を行なっているためであり、これらの汚泥処理施設からの場内排水、し尿処理上澄水などによって大きく影響されているためである。流入下水自身のBOD平均濃度は8月の調査、3月の調査で、それぞれ 182 mg/l 、 265 mg/l 、浮遊物平均濃度は8月の調査、3月の調査で、それぞれ 111 mg/l 、 158 mg/l であった。通常の下処理場では浮遊物濃度の方がBOD濃度よりも高くなるのが特徴であるが、鳥羽下水処理場では、夏期の調査、冬期の調査ともに、BOD濃度が浮遊物濃度を相当に上回っていた。

最初沈殿池全体の水面積は $17,753 \text{ m}^2$ 、容積 $58,522 \text{ m}^3$ であり、調査時点での日平均の水面積負荷率および時間最大下水流量時における水面積負荷率(日換算値)は、8月調査ではそれぞれ $25.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 、 $32.7 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ となる。また、3月調査では、それぞれ、 $22.8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 、 $29.6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ となる。日平均の沈殿時間および時間最大下水流量流入時における沈殿時間(日換算値)は、8月調査では、それぞれ3.1時間、2.4時間、3月調査ではそれぞれ、3.5時間、2.7時間となる。

このような条件のもとでの最初沈殿池流出水のBOD平均濃度は、8月調査、3月調査それぞれについて 133 mg/l

209 mg/l となり、BOD除去率は8月調査、3月調査について、それぞれ60%、74%である。また、最初沈殿池流出水の浮遊物平均濃度は8月調査、3月調査それぞれについて、 71 mg/l 、 147 mg/l となり、浮遊物除去率は8月調査、3月調査について、それぞれ81%、76%である。流入下水のBOD平均濃度に対する除去率は8月調査、3月調査について、それぞれ27%、21%、浮遊物濃度に対する除去率は8月調査、3月調査について、それぞれ36%、7%である。

このように、最初沈殿池での除去率は場内排水を含めた全最初沈殿池流入水のBODおよび浮遊物に対しては良好であるが、下水処理場の流入下水のBODおよび浮遊物に対しては余り良好とはいえない。換言すれば、汚泥処理施設などからの場内排水による負荷は最初沈殿池において、

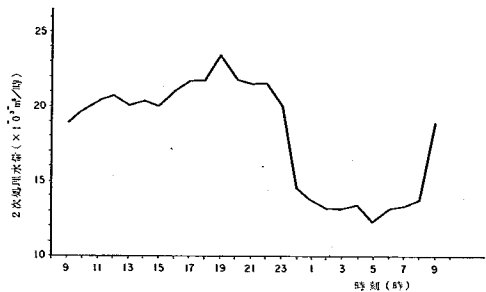


図6・12 鳥羽下水処理場二次処理水量の時間変化 (高水温時) [調査:昭和47年8月9-10日]



図6・13 鳥羽下水処理場二次処理水量の時間変化 (低水温時) [調査:昭和48年3月7-8日]

その大半が除かれるが、下水処理場流入水による負荷は最初沈殿池において極く僅かしか除かれていないことになる。このような状況においても、鳥羽下水処理場では、標準活性汚泥法での生物学的処理を行なうことにより、その2次処理水のBOD平均濃度は、8月調査、3月調査でそれぞれ15.8mg/l、17.7mg/l、浮遊物平均濃度は、8月調査、3月調査で、それぞれ14.6mg/l、13.7mg/lと極めて良質の処理水を放流していた。

鳥羽下水処理場において、急速汚過池を設け、汚過速度300m/日で2次処理水中の浮遊物を除去し、さらに良質の処理水を放流することとすると、汚過池の設計面積としては図6・12および図6・13に示した最終沈殿池の流出水パターンより、下水量の多い8月を基礎とし、それに、安全側に考えて、時間当たり $22 \times 10^3 \text{ m}^3$ 、

1日当たり $528 \times 10^3 \text{ m}^3$ の処理施設 — 汚過池面積

$$528 \times 10^3 (\text{m}^3) \div 300 (\text{m}^3/\text{日}) = 1,760 \text{ m}^2$$

の汚過池を設置する必要がある。上水道施設の基準によれば、汚過池1池当りの汚過面積の最大は洗浄などを考慮して 150 m^2 とされているから、この最大値をとるとして、12池（汚過面積 $1,800 \text{ m}^2$ ）が必要となる。上水道施設基準では汚過池10池当り、予備池1池が必要であることから、実際に建設される汚過池の数は14池（汚過面積 $2,100 \text{ m}^2$ ）となる。(17)

この汚過池の洗浄を1日1回、深夜から早朝にかけての流入下水量の少ない時間に行なうこととし、洗浄水使用量を余裕をもって考えることとし、表面洗浄については、水量 $0.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$ 、洗浄時間10分とする。また、逆流洗浄については、膨脹比25%ではアンスラサイトの流出が生じたことにより、膨脹比20%として本実験に用いた汚過池No.2およびNo.3の膨脹比20%の場合の逆流洗浄時の水量 $0.71 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$ 、洗浄時間は10分とする。洗浄時の表面洗浄と逆流洗浄のオーバーラップは洗浄排水水質が最悪となる3分間が望ましいことから、3分間とする。このように計画すると、洗浄水の所要量ならびに洗浄所要時間は

洗浄水量： $0.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分} \times 10 \text{ 分} + 0.71 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$

$$\times 10 \text{ 分} = 9.1 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$9.1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times 150 \text{ m}^2 = 1.365 \text{ m}^3/\text{池}$$

洗浄時間： $10 \text{ 分} + 10 \text{ 分} - 3 \text{ 分} = 17 \text{ 分}$

洗浄水量分布： $0 - 7 \text{ 分間} \cdots \cdots 0.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分} \times 150 \text{ m}^2$

$$= 30 \text{ m}^3/\text{分} \cdots \text{表面洗}$$

浄のみ

$7 - 10 \text{ 分間} \cdots \cdots (0.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分} + 0.71 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分})$

$$\times 150 \text{ m}^2 = 136.5 \text{ m}^3/\text{分}$$

…表面洗浄と逆流
洗浄との併用

$$10 - 17 \text{ 分} \cdots \cdots 0.71 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分} \times 150 \text{ m}^2$$

$$= 106.5 \text{ m}^3/\text{分} \cdots \text{逆流洗
浄のみ}$$

となる。この洗浄水量は図6・12に示した8月調査では十分に確保されているが、図6・13に示した3月調査では、午前6時前後において表面洗浄と逆流洗浄をオーバーラップさせた時刻に表面洗浄水量分が不足することになるので、このための小型の貯留槽（純補給水量は $30 \text{ m}^3/\text{分} \times 3 \text{ 分} = 90 \text{ m}^3$ 、余裕を見込んで 145 m^3 を必要とする）を設ける必要が生ずる。また、逆流洗浄のためにも数百 m^3 の貯留能力を有する貯留槽を設けておいた方が安全と考えられる。

汚過池の洗浄は1池毎順次洗浄を行なうとすると、1池当りの洗浄時間は17分となるが、余裕をとって30分間に1池を洗浄することとすると、12池の洗浄のために6時間が必要となる。洗浄排水は、この6時間に最初沈殿池前に均等に返送し、下水処理場での1次処理、2次処理が過負荷にならないように行なうとすると、洗浄を行なう時間帯は図6・14および図6・15より、午前2時より午前8時までの6時間に洗浄を行ない、その洗浄排水をできるだけ均等に最初沈殿池に返送することとすれば、最初沈殿池への流入水量の増加は、図6・14(a)および図6・15(a)のハッチの部分となる。すなわち、流入下水量の増加は $2,730 \text{ m}^3/\text{時}$ である。

汚過池からの洗浄排水受け入れ時間帯での最初沈殿池水面積負荷率の最高値（日換算値）は8月調査では $22.7 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 、3月調査では $21.4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ であり、ともに洗浄排水を受け入れない場合での日平均水面負荷率 $25.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ （8月調査）、 $22.8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ （3月調査）を下廻るので、最初沈殿池が過負荷となる問題は全くない。

洗浄排水の受け入れによるBOD負荷および浮遊物負荷の増加は図6・14(b)(c)および図6・15(b)(c)に示すとおりである。

洗浄排水によるBOD負荷および浮遊物負荷は、表6・1に示した汚過速度 $360 \text{ m}/\text{日}$ の実験では、汚過持続時間 $70 - 76 \text{ 時間}$ （約3日間）で、平均値はそれぞれ $287 \text{ mg}/\text{l}$ 、 $537 \text{ mg}/\text{l}$ （最高値で $366 \text{ mg}/\text{l}$ 、 $607 \text{ mg}/\text{l}$ ）であった。汚過持続時間を24時間として、その $1/3$ となる数値をとるとすると、BODで $96 \text{ mg}/\text{l}$ 、浮遊物で $179 \text{ mg}/\text{l}$ にしか当たらない（最高値をとった場合には、BODで $133 \text{ mg}/\text{l}$ 、浮遊物で $202 \text{ mg}/\text{l}$ となる。）しかし、図4・10および表4・2に示した予備実験時の調査では、

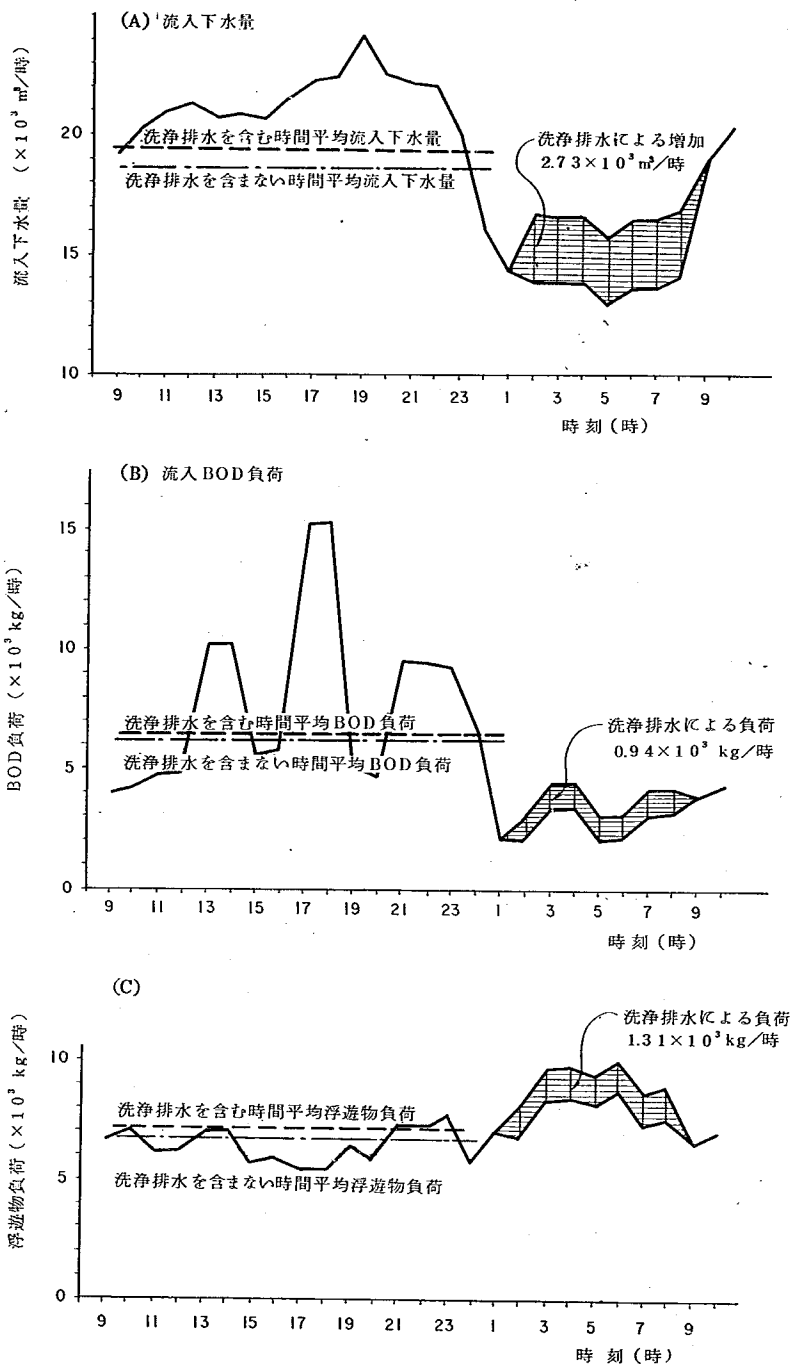


図6・14 鳥羽下水処理場最初沈殿池流入下水量およびBOD、浮遊物負荷の時間変化(高水温時)
〔調査:昭和47年8月9-10日〕

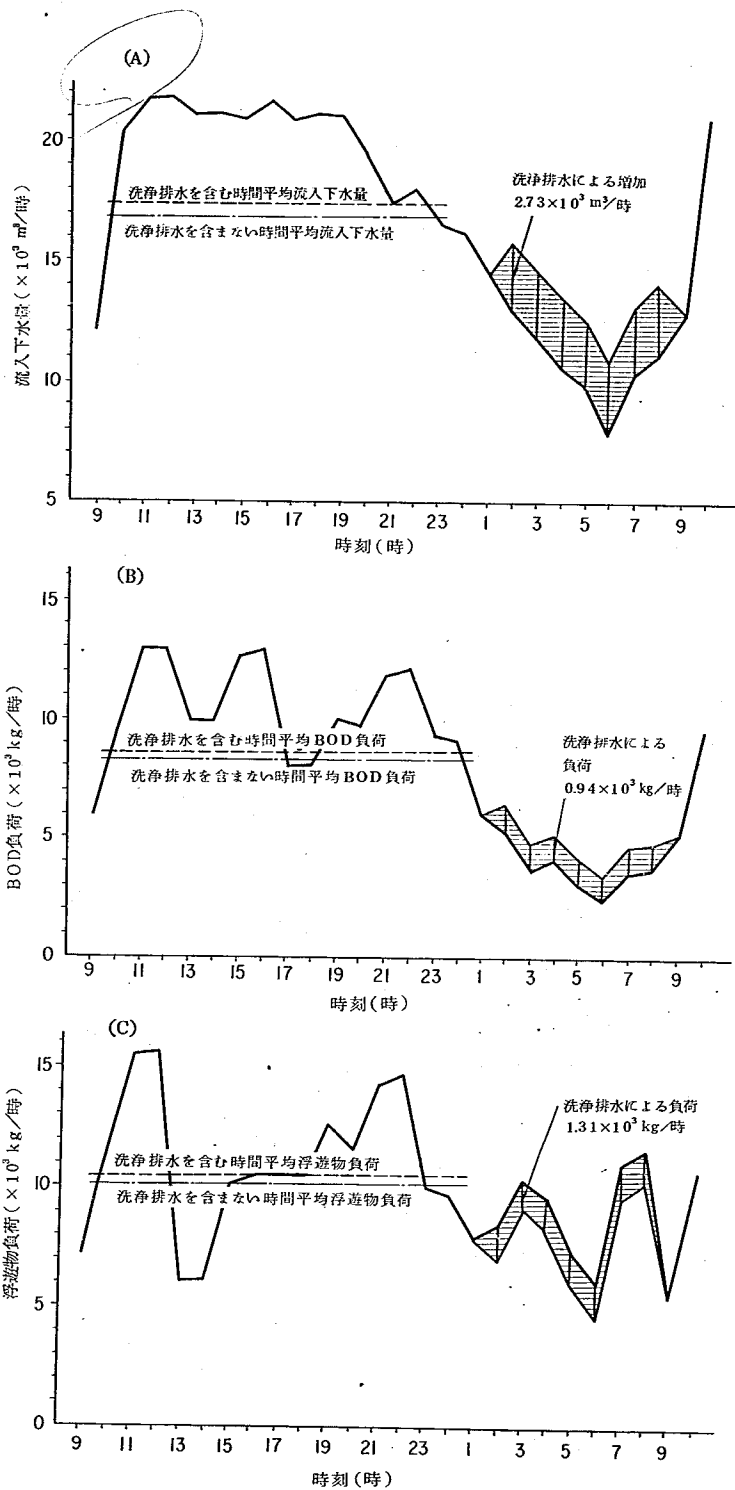


図6・15 鳥羽下水処理場最初沈殿池流入下水道量および
BOD, 浮遊物負荷の時間変化 (低水温時)
(調査: 昭和48年3月7-8日)

汚過速度360m/日、汚過持続時間約24時間で、洗浄排水によるBOD負荷量 $3,119.5 \text{ g/m}^2$ 、浮遊物負荷量 $4,372.7 \text{ g/m}^2$ なる結果が得られている。ここでは、危険側を考慮、この数値を用いることとして計算を行なった。

この予備実験のBODおよび浮遊物負荷量を用いると、洗浄水量 $9.1 \text{ m}^3/\text{m}^2$ に対して、洗浄排水の平均水質はBODで 343 mg/l 、浮遊物で 481 mg/l となる。洗浄排水 $2.730 \text{ m}^3/\text{時}$ に対する負荷量としては、BODで $0.94 \times 10^3 \text{ kg/時}$ 、浮遊物で $1.31 \times 10^3 \text{ kg/時}$ であり、下水処理場流入下水および他の場内排水による負荷からみれば、それほど大きなものではない。

洗浄排水を含む最初沈殿池流入水の沈殿効果については、すでに前節6-2で述べてきた。すなわち、図6・10および図6・11に示したごとく、その沈降性は極めて良好である。最初沈殿池の流入水質が場内排水による負荷によって大きな影響を受けている鳥羽下水処理場では、洗浄排水のBODおよび浮遊物は場内排水を混合した最初沈殿池流入下水と同じか、または、それよりも低いものである。しかも洗浄排水の返送によって、その処理効果は沈殿筒による実験結果からみてかえって優れたものとなることが期待される。このように、洗浄排水による負荷は最初沈殿池流入水による負荷からみれば、それほど大きなものではなく、汚過池の洗浄と深夜から早朝に行なうこととすれば、最初沈殿池を拡充せずに十分に処理することが可能である。

最初沈殿池に洗浄排水を受け入れることによる汚泥発生量の増加は、すべての汚過池の洗浄を行なった場合に $7.86 \times 10^3 \text{ kg/日}$ となり、これは8月調査時点での流入浮遊物負荷量 $167 \times 10^3 \text{ kg/日}$ の4.7%、3月調査時点での流入浮遊物負荷量 $200 \times 10^3 \text{ kg/日}$ の3.9%である。これより、洗浄排水による浮遊物を既存の汚泥処理施設に受け入れて処理したとしても、その汚泥処理施設が幾分かの余裕をもって設計されておれば、汚泥処理に対しても障害を与えることにはならないと考えられる。

6-4 設計上考慮すべき事項

2層汚過および多層汚過では、表層部に比重の小さい汚材が使用される。たとえば、最も一般的に用いられており、本実験でも使用したアンスラサイトでは、その比重は1.40である。このため洗浄時の逆流洗浄速度を余り大きくすると、アンスラサイト汚材の1部が洗浄排水トラフより越流してしまい、たえず補給しなければならない。本実験では汚材表面から洗浄排水樋の末端までの高さを比較的大きくとり、0.7mとしたが、これでも膨脹比25%ではアンスラサイトの飛散流出量が多くなり、実験計画を変更して膨

脹比20%で逆流洗浄を行なうこととした。アンスラサイト汚材には微細な粒子も混入しており、汚材搬入時に、これら微細な粒子を取り除くことは汚過持続時間の増加をはかるために必要であるが、実用運転に入ってから汚材の越流は大きな問題であるので、汚材の膨脹比はこの点を考慮して定める必要がある。

本実験では汚材の洗浄に当って、固定式表面洗浄を行なうこととした。これは実験用汚過池が面積 1.2 m^2 で、しかも矩形($1.0 \times 1.2 \text{ m}$)のためである。表面洗浄装置には固定式と回転式の2種類があって、回転式の場合にはその水量は $0.1 \text{ m}^3/\text{m}^2$ 分が標準とされている。⁽¹⁾ すなわち、使用水量は固定式の場合の $1/2$ ですむことになる。このため、実際池では回転式の表面洗浄装置を用いることが経済的と考えられる。表面洗浄装置の効果ならびに固定式と回転式の比較については、上水道の分野で多くの研究が行なわれてきており、筆者らも過去において実験を行なってきた。⁽³⁾ 表面洗浄の効果は上水道の汚過では泥球(Mud Ball)の発生防止であり、下水の汚過でも泥球が発生するか否か不明であるが、下水の汚過では凝集力を有する活性汚泥を除去するものであり、逆流洗浄のみでは泥球とまてはいかなくとも、塊状になった活性汚泥が残留するおそれは十分に考えられる。このようなことから、表面洗浄装置は省略すべきではないと考える。表面洗浄と同一目的で用いられるものとして空気攪拌がある。この方法は洗浄に先立って汚層を攪乱させて、逆流洗浄水の汚層内の通過を容易にする方法である。Baumann は空気攪拌法を用いることを推奨している。⁽⁴⁾ この方法では洗浄水量の節約に役立つことは明らかであるが、表面洗浄を用いた場合との効果の比較についてはデータ不足のため不明である。

汚過池の大きさは洗浄の難易により、水道施設基準では1池当りの汚過面積を 150 m^2 以下と定めている。⁽¹⁾ 下水の汚過の場合にも、洗浄は同様に行なわれるため、上水道での経験を取り入れて1池当りの汚過面積を 150 m^2 以下とするのが妥当である。また、予備池としても汚過地10池までにつき1池を加えるのが適切であろう。

下水の汚過では、汚材の粒度は上水道での汚過よりもかなり大きくでき、しかも汚過速度を増加させることができる。しかし、最終沈殿池からの越流量の時間変化は大きい。汚過速度を最終沈殿池からの越流量に合わせて汚過池の運転が可能ならば、汚過池の所要汚過面積は経済的に定めることができる。汚過は通常、定流量汚過か、減衰汚過が行なわれており、流量変動に応じて汚過速度を変える汚過法は確立されていない。流量変動に応じて汚過速度を変える場合には、汚過水の水質は定流量汚過および減衰汚過の場

合よりもかなり低下することが予想される。この低下を濾材の粒度と構成とによってどの程度カバーできるかについても将来実験を行なうつもりにしている。しかし、現時点では設計は定流量濾過か、減衰濾過にやらなければならない。濾過池流入量を均等化できれば、濾過持続時間は濾過速度 360 m/日 の場合に、平均 70—75 時間 (約 3 日間) とすることができる。しかし、大量の 2 次処理水を貯溜しておくことは不可能なので濾過池の濾過速度は比較的低く (300 m/日 程度とするのが適当と考えられる)、しかも、濾過池の設計面積も最大流入量に近い位置として定めなければならない。このため、最も経済的に下水の濾過池の設計を行なうことは現在のところ極めてむずかしい。

このようなことから、濾過池は 24 時間に 1 回の割合で洗浄を行なうことを本文では提案した。この場合、洗浄水量比は濾過速度 360 m/日 のときに 3—4% となる。この数値は上水道の濾過の場合と同様である。しかし、24 時間に 1 回の洗浄では、洗浄使用水量は予備実験の結果からみて、 $9.1 \text{ m}^3/\text{m}^2$ よりも減らすことも可能だと考えられるので、洗浄水量を 2.0% 減らすこととして洗浄水量比も 2.4—3.2% までにすることができるであろう。洗浄水量比をさらに減少させるためには、濾過水質を低下させないで、最終沈殿池越流量に追従できる濾過方法の開発によるか、2 次処理水貯溜池の設置のいずれかの方法によらなければならないであろう。

表面洗浄を併用した濾過池の洗浄では、表面洗浄と逆流洗浄とを或る時間の範囲内でオーバーラップさせるのが効果的である。このオーバーラップ時間は、洗浄排水の水質悪化がピークに達するまでとするのが適切である。

洗浄排水は最初沈殿池前に返送されて、下水処理場流入下水および他の場内排水と共に最初沈殿池で沈殿処理するのが効果的であり、経済的である。この場合には、既存下水処理施設および汚泥処理施設を拡張せずに洗浄排水の処理を行なうことができる。

本報告書では、鳥羽下水処理場をモデルとして、これに関するケーススタディを行ってきた。

既存下水処理場でも、最初沈殿池流入下水流量、最終沈殿池越流量の時間変化についての多くのデータを所有する下水処理場は極めて少ないと考えられる。既存下水処理場で濾過池の設置を計画する場合には、少なくとも 1 年前に自記流量測定装置を設けて、季節別、月別、日間および各時間の下水流量の変動および雨天時の処理下水流量の変動について多くのデータを収集し、それを基礎に濾過池を設計しないと、濾過面積の不足により所定の効果が得られないか、または不経済な施設を設置することになりかねない。この

点についての十分な配慮が必要である。下水処理場の新設に当たっては、これらの下水流量データを収集できるように自記の流量測定装置の設置を心掛けておくべきである。

謝 辞

本実験は、パイロットプラントを京都市鳥羽下水処理場内に設置し、現場実験を京都市下水道局に委嘱して行なったものである。パイロットプラントの建設および現場でのデータの収集に当たっては、京都市下水道局の全面的な御協力をいただいた。ここに本調査に御協力いただいた安田局長、浅田技術部長、米田処理場長、神村試験所長、西山係長、中野技師ほか多くの方々に深く感謝の意を表する次第であります。

また、パイロットプラントの計画および設計は土木研究所水質研究室および企画課が担当し、工事は日本碍子株式会社環境装置事業部が担当した。パイロットプラントの築造に御協力いただいた方々にも深く感謝いたします。

参 考 文 献

- (1) 建設省都市局下水道部：第 1 回日米下水処理技術委員会会議録 (昭和 46 年 10 月 25—31 日)
- (2) Middleton, F.M. and Convery, J.J.: Municipal Pollution Control Technology in the United States of America, Environmental Protection Agency, Office of Research & Monitoring, National Environmental Research Center, Cincinnati, Ohio (1971)
- (3) 寺島重雄, 柏谷衛: 濾過砂の粒度および表面洗浄に関する研究, 土木研究所報告 第 112 号 (昭和 36 年 11 月)
- (4) Baumann, E.R.: Design of Filters for Advanced Wastewater Treatment, Prepared Paper for Environmental Protection Agency, Technology Transfer Program, Iowa State University (1972)
- (5) Vosloo, P.B.B.: Some Experiments on Rapid Sand Filtration of Sewage Works Effluent without Coagulation, Journal and Proceedings, Institute of Sewage Purification, Part I (1947)

- (6) Pettet, A.E.J., Collett, W.F. and Waddington, J.I.: Rapid Sand Filtration of Sewage Effluents through Sand and Anthracite, Sewage and Industrial Wastes, 24-7 (1952)
- (7) Culp., G.L. and Hansen, S.P.: Extended Aeration Effluent Polishing by Mixing Media Filtration, Water and Sewage Works, 114, pp.46 (1967)
- (8) 建設省土木研究所：下水処理施設設計の合理化に関する調査報告書(5)………執筆中
- (9) E.P.A. Water Quality Office: Methods for Chemical Analysis of Water and Wastes 1971, Analytical Quality Control Laboratory, Cincinnati, Ohio (1971)
- (10) Malhotra, S.K., Lee, G.F. and Rohlich, G.A.: Nutrient Removal from Secondary Effluent by Alum Flocculation and Lime Precipitation Jour. of Air and Water Pollution, Vol. 8, Nos. 8/9 (1964)
- (11) 東京都下水道局計画部技術開発課：3次処理プロセスとその機能，東京都3次処理調査委員会第1回幹事会資料（昭和48年8月）
- (12) Bishop, D.F., Marshall, L.S., Farrell, T.P., Dean, R.B., O'Connor, B., Dobbs, R.A., Griggs, S.H. and Villiers, R.V.: Studies on Activated Carbon Treatment, Jour. of Water Pollution Control Federation, Vol. 39, No. 2 (1967)
- (13) 建設省土木研究所下水道研究室：下水処理施設設計の合理化に関する調査報告書(4) - 第2回下水処理場現況調査報告，土木研究所資料第819号（昭和47年12月）
- (14) 下水道三次処理調査委員会：三次処理に関する第一次報告書，東京都下水道局（昭和48年11月）
- (15) Camp, T.R.: Sedimentation and the Design of Settling Tanks, Proc. A.S.C.E., (April 1945)
- (16) O'Connor, D.J. & Eckenfelder, Jr. W.W.: Evaluation of Laboratory Settling Data for Process Design: Biological Wastes Treatment of Sewage and Industrial Wastes, Vol. 2, Reinhold Publishing Corp. (1956)
- (17) 日本水道協会：水道施設基準解説 - 1966年版，（昭和47年11月）

V 資 料

V-1 高度処理における急速汚過池の設計 (全訳)

**Design of Filters for
Advanced Wastewater Treatment**

by

**E. Robert Baumann, P.E.
Professor of Civil Engineering**

**Prepared for
Environmental Protection Agency
Technology Transfer Program**

**Design Seminar
for
Wastewater Treatment Facilities**

**Syracuse, New York
May 31, June 1, 2, 1972**

**Engineering Research Institute
Iowa State University
Ames, Iowa**

目 次

1. 序 論	159
2. 汚過法の下水処理への応用	160
3. 汚過池設計上考慮すべき事項	160
3-1 一般的事項	160
3-2 汚過池設計上考慮すべき事項	161
3-3 運転の方法	162
(a) 定圧汚過	163
(b) 定流量汚過	163
(c) 減衰汚過	166
(d) 可変減衰汚過による運転法	166
3-4 汚材	168
3-5 逆流洗浄の必要性	171
3-6 最終損失水頭と損失水頭の造加	173
3-7 汚過速度	175
4. リン酸塩凝集システムでの粒状汚材による汚過の応用	177
4-1 序論	177
4-2 水理学的設計下水流量	178
4-3 汚過池設計上の限界規模	179
4-4 汚過池のレイアウトと詳細	180
5. 現在までの運転経験	181
6. 建設費と運転費	184
7. 計算事例と一般的な計画	186
8. スケールアップ係数	194
9. プロセスの信頼性	194
参考文献	194
付 録	196

1. 序 論

浮遊物 (Suspended solids) を含有する水が、多孔質を媒体とする層を通過する場合には、浮遊物とコロイド性物質は部分的に除かれる。このプロセスは濾過 (Filtration) と呼ばれており、その効率とコストは次の各項によって定められる。

- 懸濁している物質の濃度と性質
(粒子サイズの分布、粒子表面の性質、有機物対無機物の割合など)
- 濾材の性質と使用される濾過助剤
(粒子サイズの分布、粒子表面の性質など)
- 濾過が行なわれる水中に含有する物質の性質
- 濾過池の性格と運転方法

設計上で考慮すべき重要な基準は次の点から見い出されることになる。

- 運転上最適な濾過池設計法
- 経済的に最適な濾過池設計法

濾過池が運転されているとき、濾材全体の損失水頭は濾材中に浮遊物が蓄積していくことによって増加していくことになる。この損失水頭が設計の水理学的条件によって定められた制限値に達したときに、濾過池の運転は停止しなければならない。図1は濾過池運転中に増加した損失水頭、濾過水質の時間変化を示したものである。濾過池は運転の初

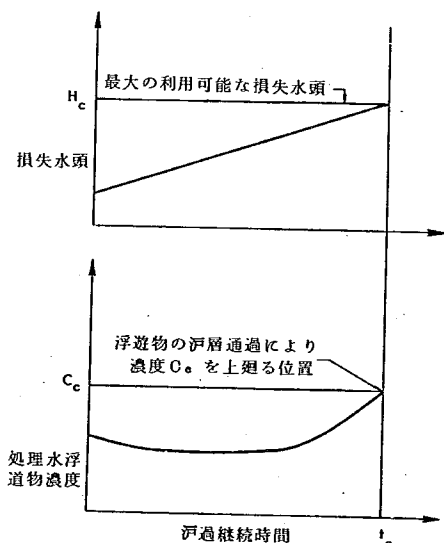


図1 運転上最適濾過池設計

期には満足できる濾過水質を得るように設計することができるが、最大許容浮遊物濃度 (C_c) を越えて、浮遊物は濾層を通過することになって濾過は終了させなければならなくなる。運転上最適の状態と設計された濾過池では、その損失水頭と濾過水質がそれぞれ限界値 (H_c および C_c) に、同時に達することになる。

運転上、最適な状態にするためには、対等の性能 (Equivalent Performance) を作り出すことができる数多くの二者択一の設計は可能である。二種、またはより多くの濾過池について、同じ時間帯に同一の原水を供給することにより、同じ濾過水質と同じ濾過水量が得られたときに、濾過池は対等の性能が与えられたといえることができる。しかしながら、対等の性能が与えられた濾過池のうちの唯一種が1,000ガロン当りの総コストが最少にて水を生産することになる。われわれが設計する濾過池は運転上でも、また経済的 (最小コスト) にも共に、最適となるものになるようとしている。

運転上の最適設計は次の各点のみを考慮することが必要であるといわれている。

- 濾材のサイズ
- 濾材の深度
- 濾過速度
- 損失水頭に影響を与える水理学的条件

最小コストの最適設計においては、濾過池の構造物、水理的な付帯施設、エネルギー、労働力と維持管理の必要性、および全濾過施設規模の費用効率が考慮されなければならない。Ives (1) と Huang & Baumann (2) は共に、上水と下水処理に適用される粒徑濾材使用の濾過池の運転上および経済上、または最小コストの最適設計のために必要とするデータを細かく解析して、研究報告を行なっている。

これを行なうためには、3つの要素が必要である。

- 運転上の最適条件下で、同じ濾過水質をうることができる種々の濾過池設計上の組合せを定めるために、濾過池の性能を予測する方法 (数学モデル)。
- 初期投資コスト、運転コスト、維持管理コストを合理的な精度で予測することができる濾過システム
- 運転上の最適濾過池設計法のリストを与え、そして最小コストで濾過水を得ることができる唯一の設計法を予測することができるコンピューターのプロプログラム

現在まで、3次処理の濾過池設計に適用できる数学的モデル——または、下水での運転経験さえも——持ち合せていない。したがって、下水処理に使用する濾過池の詳細設計を行なう前に、必要とする運転上の最適・最小コストの数学モデルを次のようにして発展させるべきである。

・下水の3次処理の汚過に適用するために、計画した前処理水を用いてパイロットプラントによる研究のための運転を行なうこと。

・実際規模の汚過池と処理すべき実際の下水を用いるモデルの完全化を期するために、十分なフレキシビリティを有する汚過池のパイロットプラント設計を基礎とした、完全な処理施設を建設すること。

満足される数学モデルを作るために集められたデータの解析はHsuing—Cleasby(3)の手法によって行なうことができる。このようなデータが利用できるまでは、下水の3次処理用の汚過池の設計のために必要なデータは、他の排水の汚過による経験を基礎としたものでなければならないことになる。

2. 汚過法の下水処理への応用

下水の汚過に使用する汚過池の設計に利用することができる多くの公表された情報は、上水の汚過による経験を拡大させたものである。汚過池は飲料水製造のために用いられてきたもので、これは表流水中に存在する物質を除去するために、凝集剤を注入することによって凝集して沈殿するか、または、そのままで汚過するものである。また、石灰、または石灰—ソーダ灰の軟化によって生ずるフロックを除去するために汚過するものである。また、地下水を水源とする多くの場合には鉄または、鉄とマンガンを除去するために汚過するものである。これらに適用された設計と運転上の経験は、時には問題が多いが、このことは下水の汚過にも持ち越されている。

下水処理において、下水の汚過は次の目的で用いられる。

- ・散水汚床プロセス、または活性汚泥プロセスによる、2次処理の沈殿池流出水中に残留する生物学的フロックの除去。
- ・散水汚床プロセス、または活性汚泥プロセスによる、2次処理において、アルミニウム塩、鉄塩、石灰によるリン酸塩凝集フロックの除去。
- ・物理化学処理プロセスにおいて、下水の凝集沈殿後に残留する浮遊物の除去、たとえば、溶解性炭素除去のための活性炭吸着に先立って行なう生下水の石灰処理。汚過池は2次処理の最終プロセス（2次処理のポリッシング）として用いられるかも知れないし、また、それよりも高度の処理のための中間プロセス（たとえば、下向流式活性炭吸着塔、またはクリノビチロライトによるアンモニアイオン交換塔、または逆浸透法による処理）として用いられるかも知れない。いずれの場合においても要求される設

計は、汚過水質の要求度を基礎としたものであり、そして、この水質をうるためには、汚過すべき水の流入特性と浮遊物特性（濃度、粒子サイズの分布と表面の性質）の評価を必要とすることになる。不幸にも、非常に数多くの汚過池はそれが行ないうる、そして、行なうべきである評価をせずに、ただ単に処理水質の改善を期待するのみで建設されてきた。その結果として、与えられた処理水質をうる目的で汚過池を設計することはいまだ不可能な状態に留まっている。そして、その信頼性は処理水質をうるために与えられた、汚過池運転経験（設計汚過速度における与えられた運転持続時間）で設計されるままで置かれている。

3. 汚過池設計上考慮すべき事項

3-1 一般的事項

与えられた使用目的のための汚過池の設計を行なうには、次の各項を考慮する必要がある。

- ・汚過池構成の選定
- ・汚過池運転方法の選定
- ・汚材粒径と汚材深度の選定
- ・最終損失水頭（水柱・ft）の選定
- ・汚過速度（ $\text{gpm}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ）の選定

汚過池の建設費は、建設される汚過池面積の関数であるから、汚過速度を大きくすることは好ましいことである。一般に、汚過池の設計は、汚過池の運転の可能性と両立できる汚過池 1ft^2 当りの処理水総生産量を、最大にするところから見いだされるべきである。異なる汚過速度において、処理水総生産量と、運転持続時間との間で、最も利用できる関係は図2に示すとおりである。同図は運転持続時間が1, 2, 3, 5, 10, 20, 30, 50時間および無限大の時間に種種の汚過速度で得られる処理水の総生産量を計算することから、組立てられたものである。洗浄時間は、空気洗浄を速度 $3\text{CFM}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ($0.92\text{m}^3/\text{m}^2/\text{分}$) で3分間行ない、さらに水による逆流洗浄を速度 $20\text{gpm}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ($0.82\text{m}^3/\text{m}^2/\text{分}$) で5分間行なうのを含めて、30分間と仮定している。図2は各汚過速度での処理水純生産量には上限値が存在することを示している。1日間で得ることができる最大の処理水純生産量は汚過速度 $2\text{gpm}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ($117.5\text{m}/\text{日}$)、 $4\text{gpm}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ($235\text{m}/\text{日}$)、および $6\text{gpm}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ($352.5\text{m}/\text{日}$) について、それぞれ、 $2,880\text{gpd}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ($117\text{m}^3/\text{m}^2/\text{日}$)、 $5,760\text{gpd}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ($235\text{m}^3/\text{m}^2/\text{日}$) および $8,640\text{gpd}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ($353\text{m}^3/\text{m}^2/\text{日}$) である。いま、処理水純生産量を $3,500\text{gpd}/\text{sq}\cdot\text{ft}$ ($144\text{m}^3/\text{m}^2/\text{日}$) としたと仮

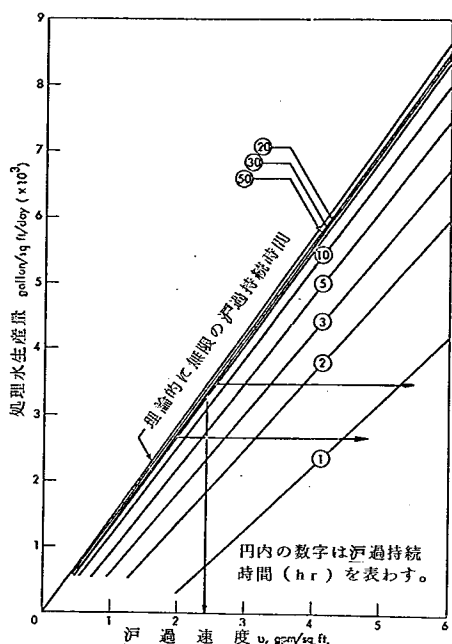


図2 純処理水生産量と種類の濾過持続時間における濾過速度との関係（逆流洗浄時間を30分と仮定した場合）

定する。これは濾過速度 $2.45 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ (144 m/日) で、無限大の濾過持続時間において得られることになる。濾過速度 $2.5 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ (146 m/日) では濾過持続時間は50時間となる。また、濾過速度 $3 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ (175 m/日) では濾過持続時間は5時間が必要である。1時間の濾過持続時間では、濾過速度は $5.3 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ (310 m/日) が用いられることになる。これらのことをまとめると、図2は濾過速度 $2.45 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ (144 m/日) において無限大となる濾過持続時間よりも、濾過速度 $5.3 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ (310 m/日) で濾過持続時間が1時間以上となる方が、処理水純生産量は大きくなることを示している。このことは、用いられる設計組合せが部分的に経済的な濾過池設計を基礎として判断できることを示している。

3-2 濾過池の構成

図3は水の濾過において過去数年間に広く用いられてきた各種の濾過池の構成を示したものである。粒状濾材を用いた濾過池で飲料水の濾過に用いられてきたものは単一濾材〔有効径: 0.5 mm , 均等係数: $1.5 \sim 1.8$ 〕で、低濾過速

度 ($2 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ (117.5 m/日)) を有する下向流型〔濾過池の表面に集積された最も細かい濾材の層を最初に通過する〕ものであった〔図3 a参照〕。最近では、濾過池の設計の傾向としては高速の濾過速度 ($3 \sim 6 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ ($175.8 \sim 325.5 \text{ m/日}$)) で、深い濾層で、粗い濾材を用いている。濾層内に浮遊物をよりよく分散させるために、各種の濾材により構成されているものが用いられている。すなわち、

- ・ (図3 b) 比較的深い濾層で粗い濾材を用いる上向流式濾過法
- ・ (図3 c) 濾層内に集水装置を設けて、流入水を濾層の上部と下部から送り込む濾過法
- ・ (図3 d, e) 標準型の濾過池で2層または多層の濾材の下向流式濾過法

イングランドでは3次処理として、図3 bに示す構成の濾過池を用いる傾向があり、実用化されている〔4〕。この濾過法は次のような利点がある。

- ・ 濾過は単一濾材の濾層によって行なわれるが、濾過は粒度の粗いものから細かいものを通して行なわれるので、浮遊物の濾層内での分布は良好に行なわれる。それゆえ、より粗い有効径で、大きな均等係数の濾材を使用することができる。
- ・ ドレインから落下する時間が極めて短くなるので、有効逆流洗浄時間は短縮できる。
- ・ 未濾過水を逆流洗浄水として用いることができるので、二度濾過しなければならない水量は幾分か減少させる。
- ・ 濾過を行なうための所要静水圧を得るために濾過池の側壁を高くする必要がない。

この装置の主たる欠点は次のとおりである。

- ・ 濾過を行なう間に作用される上向流に対して、適切に濾材を保持するために砂層の表面近くにバースクリーンから成る装置を必要とする。
- ・ 濾層内の浮遊物が多くなったときに、濾層内の閉塞により原水が濾層内をノズル状で通過する傾向がある。

アメリカでは図3 dおよび図3 eに示した2層または3層の濾材を用いる傾向があり、実用化されている。通常は粗い粒度のアンスラサイト (比重 $1.4 \sim 1.6$) が細かい粒度の珪砂 (比重 2.65) の上部に置かれている。時には、極めて細かい粒度のガーネット砂 (比重 $3.5 \pm$) が最下部に置かれる。2層または多層の濾材を用いる濾過池は次のような利点がある。

- ・ 濾過池の設計は、現在のアメリカで常用されているものに代わって行なわれ、合理的な濾過持続時間に要

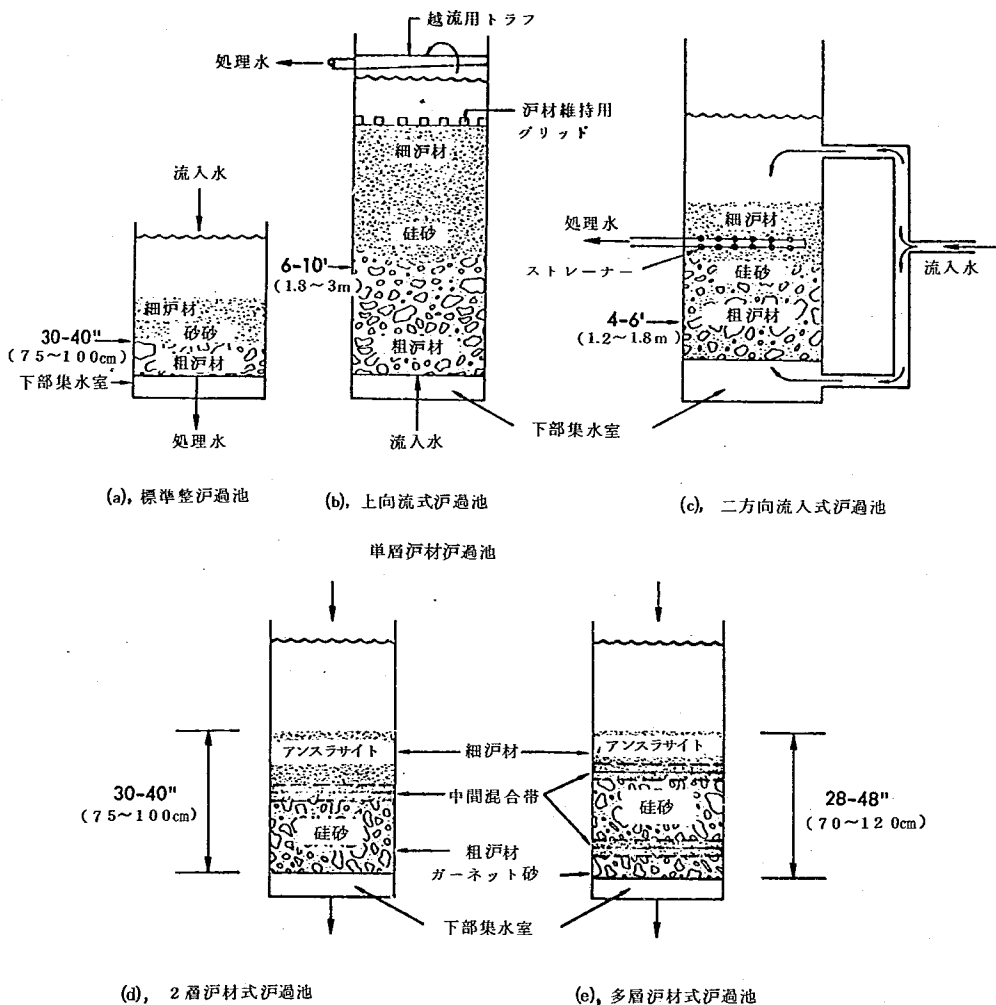


図3 汙過池の構成

求を満足する汙過水質をうることができる。

- 汙材中には汙過を妨害するグリッドはなく、また下部ドレインでの閉塞問題も起らない。
- しかし、この汙過池では次のような欠点もある。
- 2層または多層汙材を用いた汙過池では、負水頭の状態を起させることなしに所要の汙過水頭を得るために比較的深い汙過室を作る必要がある。
- 逆流洗浄の準備のための汙過能力低下の時間は長くなり、逆流洗浄のための汙過停止時間は汙過速度 3 gpm/sq. ft (175.8 m/日) で34分、また、汙過速度 6 gpm/sq. ft (352.5 m/日) で24分かかること

になる。

- 2層または多層汙材を用いた汙過池では汙材の損失、あるいは汙材の過度の内部攪乱を防ぐために、逆流洗浄方式の設計により多くの注意が必要となる。

このように、図3 b、図3 dおよび図3 eに示した汙過池の構成が下水の3次処理用として利用されているが、本文では、2層汙材を用いた汙過池の構成のみについて、この後述べていくことにする。

3-3 運転の方法

汙過池の運転において、汙過池を通過する流速は次のよ

うに表わさせる。

$$\text{通過流速} = \frac{\text{加圧力}}{\text{戸過抵抗}} \quad \dots\dots\dots (1)$$

戸過池を通過する流速は gpm/sq. ft ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 又は m/日) の単位で表わされる。加圧力は水が戸過池を無理に通過するために用いられる戸過池内部の圧力低下を指すものである。戸過池運転開始に当っては、戸過池は洗浄されて、加圧力は清浄な戸材の抵抗に打ち勝つためのみに必要である。戸過が継続されてきたときには、戸過によって除去された浮遊物は、戸過池の表面、または戸材内部に、あるいはその双方に集められる。このときは、加圧力は戸材の抵抗値と戸過によって除去された浮遊物による抵抗値とに打ち勝つものでなければならない。雑砂を戸材とした戸過池と、多層戸材を使用した戸過池においては、戸過池通過に要する加圧力は通常 $8 \sim 10 \text{ ft}$ ($2.4 \sim 3 \text{ m}$) の正常値に対して、水柱で $5 \sim 15 \text{ ft}$ ($1.5 \sim 4.5 \text{ m}$) に制限される。戸過池の抵抗値は戸材の抵抗値と水の通過のために戸材によって除去された浮遊物の抵抗値とを指すものである。戸過池の抵抗値は戸過池によって除去された浮遊物の蓄積のために、戸過池の運転の間に増加していく。戸過池の抵抗値は、すでに除去された浮遊物の圧縮とそれによる戸材通過流速のために生ずる汚泥ケーキの増加によって生ずる圧力低下の結果としてさらに増加していくこととなる。この戸過抵抗値の増加によって、戸過池運転に必要な加圧力は戸過水量を一定に維持するために、それに比例して増加させなければならない。

加圧力を戸過池に加えるための根本的に異なる戸過池の運転方法として基本的には3つの方法がある。この3つの方法とは、定圧戸過、定流量戸過および可変減衰戸過である。

(a) 定圧戸過 (Constant-Pressure Filtration)

真の定圧戸過のうちで、利用できる全加圧力は戸過運転時間全体を通して戸過池に加えられる。戸過池運転開始時においては戸過抵抗は小さく、戸過速度は大きくなる〔高加圧力/小戸過抵抗=高通過流速〕。浮遊物によって戸過池が閉塞し、戸過抵抗が増加してくると、加圧力は一定に維持されているから、通過流速は減少してくる。この運転方法は図4のカーブ「A」で代表される。

(b) 定流量戸過 (Constant-Rate Filtration)

戸過における定圧法は、上水および下水の戸過には実用上まれにしか用いられない。これは戸過池の上流部および下流部において、比較的多量の貯水が必要とするからである。それ故、実用上は定流量戸過または減衰戸過が行なわ

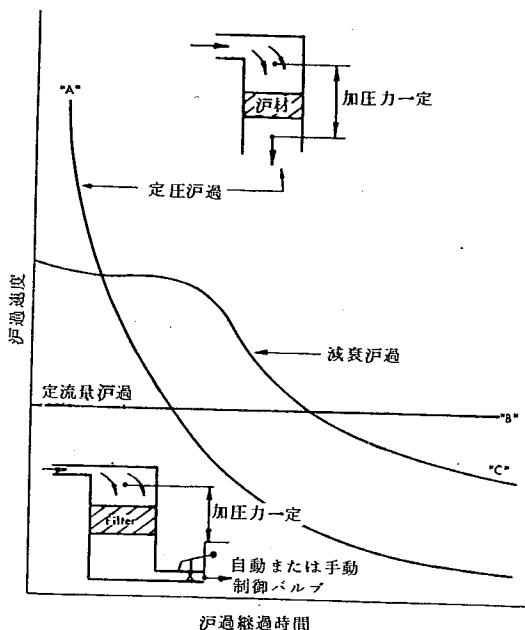


図4 戸過池運転の方法

れる傾向にある。定流量戸過では定圧力が戸過池にかけられるが、戸過抵抗は人為的運転または自動制御バルブの作用によって戸過池全体では一定に維持される。この運転方法は図4のカーブ「B」によって代表される。もしも全加圧力が戸過池のみに加えられるならば、流量は非常に大きくなる。定流量を維持するためには、利用できる加圧力のある部分は図5に示すように流量制御バルブの抵抗によって消費されることになる。戸過池運転の初期においては、流量制御バルブは定められた水位における流量を維持するのに必要な付加的な抵抗を加えるために、ほとんど閉鎖に近い状態におかれる。戸過が継続されてくると、戸過池は浮遊物によって目づまりしてくるから、流量制御バルブはゆっくりと開かれていく。流量制御バルブが全開したとき、定流量運転は終了させなければならない。さらに戸過抵抗が増加したときには、流量制御バルブの抵抗に相当する減少分の平衡は保たれ得ない。戸過抵抗に対する加圧力の比(式-1))は減少し、通過流量も減少することになる。

流出水制御による定流量運転法の欠点は次のとおりである。

- 極めて複雑な流量制御システムを有するがために、建設費および運転費は高価となる。

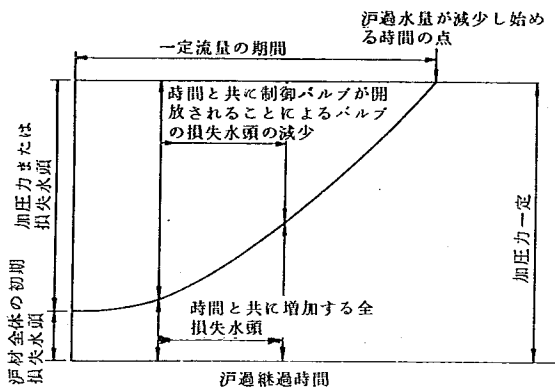


図5 定圧戸過池の運転

- ・粒状戸材を用いた重力式戸過池では、減衰戸過で運転されている場合よりも戸過水質は低下する(5)。

粒状戸材を用いた定流量戸過池の流量制御は、流出水量制御システムによって長年月にわたって行なわれてきた。流量制御器として用いられているバルブは適切に作用しない場合が多く、補修の回数が多くなる。流量制御のために、これに代る方法の多くは、流出水量制御バルブに代るものが用いられてきている(5)。たとえば、或る浄水場では運転中の戸過池のすべてについて、各戸過池の流入量のために堰箱(ウエアーボックス)を設けることにより、流量が等しく分割するという方法(流入流量分割法)で建設されている。このような戸過池を図解したのが図6である。この方法の利点は次の

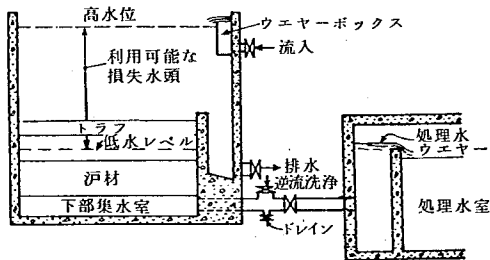


図6a 流入流量分割法による戸過池の一般的な型式と処理水室の設置状況

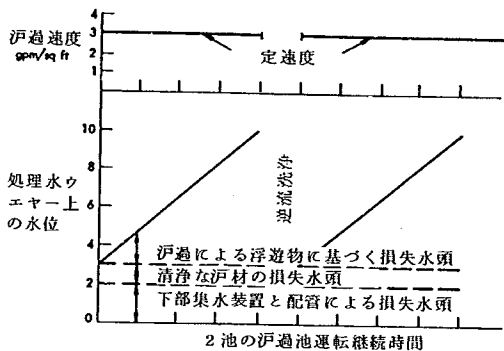


図6b 流入流量分割方式による戸過池を二池運転したときの戸過速度、戸過池水位、および損失水頭

とおりである。

- ・もしも全戸過池への流入量が一定に維持されるなら、定流量戸過は流量制御器なしで行なわれる。
- ・ある戸過池が逆流洗浄を行なうか、または逆流洗浄後の操作が行なわれるときには、流量操作のために十分な水頭が得られるまで、運転中のほかの戸過池の水位は次第に上昇していくか、または低く保たれる。流量は自動制御器か、人為的制御器による妨害を受けることなしに、ゆっくりと、スムーズに変化していく。これは戸過水質に対して与える障害は最も少なくなる方法である(8)。
- ・或る特定の戸過池の損失水頭は、フィルター・ボックス内の水位から、明瞭に察知することができる。これは、自動遠方指示装置を苦心して設置するよりも、フィルター・ボックス内に簡単なスタッフ・ゲージを設けることによって読みとることができる。水があらかじめ定められた最高水位(あらかじめ定められた損失水頭)に達したとき、戸過池の逆流洗浄が必要となる。1池当りの戸過水量は、全処理水量を運転中の戸過池の池数で割ったものとなるから、各戸過池の流出水量計は本質的に、不必要である。
- ・流出水制御用の堰(ウエアー)は、戸層の偶発的な脱水を防ぐために、砂層の上部に設けなければならない。このような堰の配置は、戸過池が負水頭となる可能性を、完全に取り除くことができる。そして、その結果として生ずる既知で、しかも望ましがらざる問題をも起らずにすまずことができる。

付録には戸過池内の負損失水頭が、発生する状態と、負

損失水頭が存在するときに発生する問題点について、記載し
してある。

流入水量分割システムの唯一の欠点は、この際に必要と
なるフィルター・ボックスを設けるために、汚過池の深さを
大きくとらなければならないことである。フィルター・ボ
ックスの深さは、適度に利用可能な損失水頭を与えるため
に標準型のボックスの深さよりも5~6ft(1.5~1.8m)
増加させてやらなければならない。図7には、2池の汚過
池を組合せて共通の逆流洗浄サイクルを有する流入水量分
割式汚過池の1例を示したものである。(註)このタイ

プの汚過池はアイオワ州アメスのGeneral Filter
CO. によって製作されているもので「Cen TROL
filter (Central-filter control of gravity
multicells)」の商品名で販売されており、アリゾナ州
チュソンのFuller Co., General American Tra-
nsportation Corp. では「Greenleaf filter」の
商品名で販売している。]

この汚過池の場合には流入用の堰は洗浄排水用トラフの
位置よりも上に設置されている。そのため、1池の汚過池
が逆流洗浄を行なう場合には、他の3池の汚過池からの処

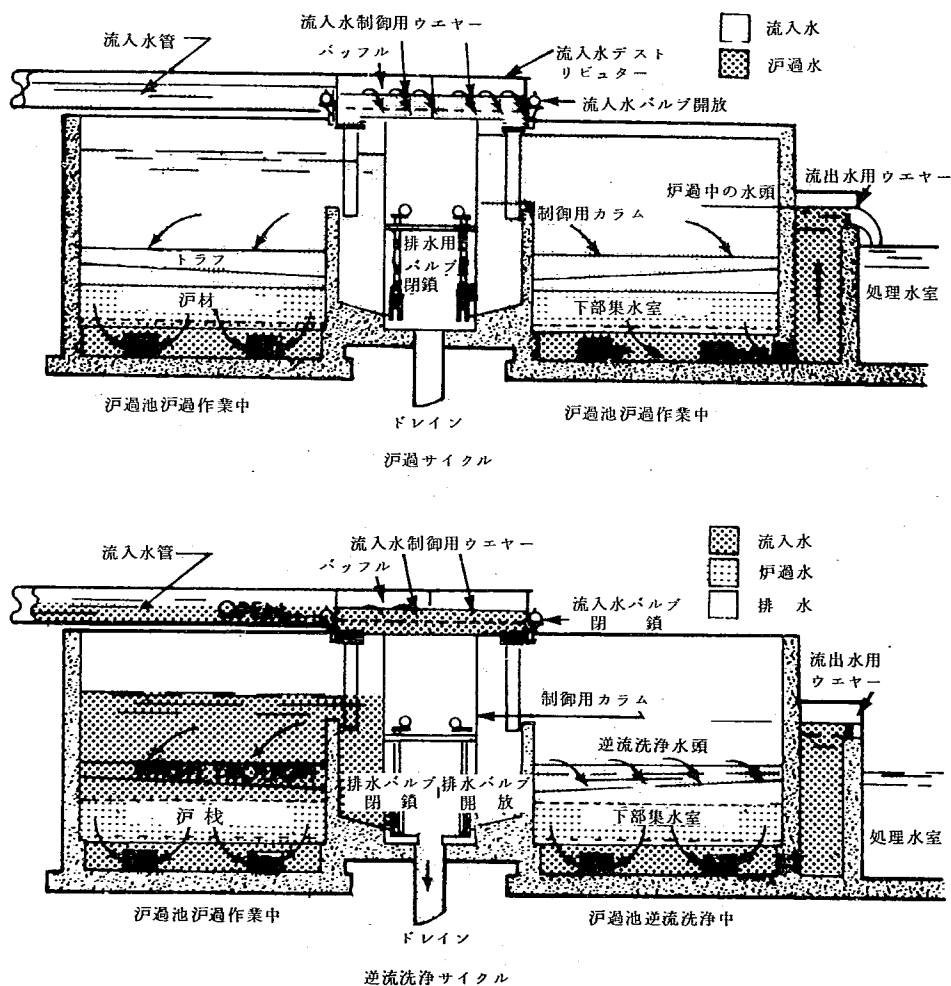


図7 流入水制御式定流量汚過池の運転サイクル

理水は自動的に逆流洗浄のために使用されることになる。不幸にも、下水の戸過に用いられる粗い粒度の戸材の戸過池では、他の3池の戸過池によって逆流洗浄のために十分な洗浄水を供給できないので、この計画は効果的なものではない。

(c) 減衰戸過 (Declining Rate Filtration)

1池の戸過池で定圧戸過制御と、定流量戸過制御との間で運転することは可能であり、運転は減衰戸過制御で行なわれることが多い。

真の減衰戸過では、戸材、下部集水装置およびパイプ配管の全圧力損失(損失水頭)は一定である。もしも流出水制御用バルブが運転当初に調整されており、そして、その後の戸過継続時間内にバルブ開度を変化させないとすると、これが図4に示したケースである。このような運転では、戸過速度は運転初期において最大となり、運転の進行にもなって減少してくる。減衰戸過では図8aおよび図8bにて明らかなように、定流量戸過よりもすぐれた処理水質が得られる。減衰戸過の利点はHudson(6)とTuepker(7)によって、すでに報告されてきた。

真の減衰戸過は、実際の処理施設で、重力式戸過池によって行なうのは困難である。各戸過池の戸過速度は独立して減衰するから、これらの戸過池の戸過速度の和は全処理場流入水量まで達することができないかも知れない。このように、フィルター・ボックスの水位は上昇あるいは下降し、制御のための特別な方法が必要となる。しかし、真の減衰戸過法を修正することは可能であり、これは可変減衰戸過(5)と名づけられている。

(d) 可変減衰戸過による運転法 (Variable Declining Rate Operation)

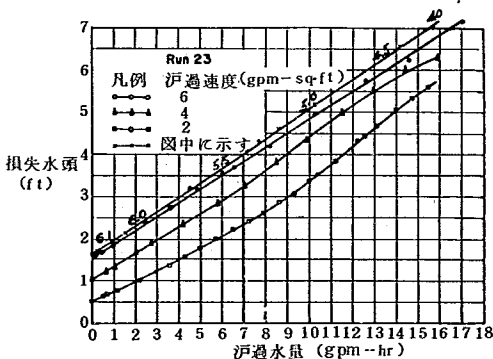


図8a 種々の定戸過速度と減衰戸過速度を用いて戸過を行なった際の処理水質比較

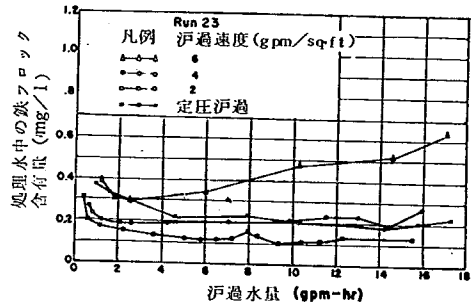


図8b 種々の定戸過速度と減衰戸過速度を用いて戸過を行なった際の処理水質比較

可変減衰戸過による運転は、流入水分割戸過の場合と同じである。可変減衰戸過の運転では、流入水分割戸過による利点のすべてが得られ、さらに不利益なしに、付加的な利点も得られる。この方法は流量制御器が適切に機能しており、あるいは、数多くの維持管理上の問題点を有する多数の処理場で安価な経費か、あるいは経費を要せずに用いることができる。また、いくつかの処理場では運転にこの方法を採用することで設計されてきた。他のいくつかの処理場では効果のない流量制御器を設置してきたがために、この方法が採用されてきた。しかしながら、この方法は多くの利点を有するにもかかわらず、十分な説明が行われてきておらず、また十分な注意も払われてこなかった。

図9aは可変減衰戸過運転で設計された新しい処理場での望ましい設備を図示したものである。極めて良い相似性が図6aと図9aの間に認められる。この原則的な相違は、流入設備の位置とその型式、ならびに、利用可能な損失水頭が小さいことである。

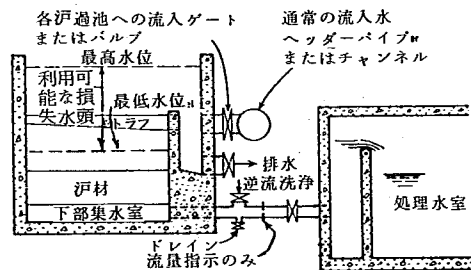


図9a 可変減衰戸過による一般的な戸過池の型式と処理水室の設置状況

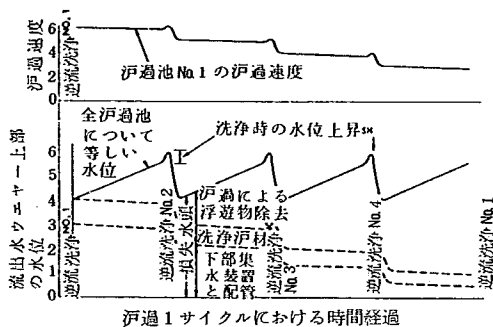


図9b 一施設で四池の汚過池を有する場合の可変減衰汚過による汚過速度、損失水頭および水位の変化

運転の方法は次の除外事項を除いては、図6aについて記載したのと同じである。図9bは一般的な水位変化と、この運転方式にしたがって運転を行なったときに観測された損失水頭の変化を図示したものである。流入水は汚過池の洗浄トラフ位置の下側から入る。汚過池の水位が洗浄トラフレベルより低いときには、汚過池は流入流量分割定流量型の施設として運転される。汚過池の水位が洗浄トラフレベルよりも高いときには、汚過池は可変減衰型の施設として運転される。一般に、汚過池の水位が洗浄トラフの位置よりも低くなる時間は、すべての汚過池が急速に順次逆流洗浄が行なわれたときか、あるいは全汚過池への流入量がなくて池内の水位が洗浄トラフの下まで低下した場合のみである。多くの場合、清浄な汚過池の配管と、下部集水装置を含めた損失水頭は、3ないし4 ft (90ないし120 cm)であり、実際の低水位は洗浄トラフより上部で維持される。この水位は本質的には、汚過全時間内に運転中の全汚過池について同じである。この水位はすべての汚過池への流入に役立つ比較的大型の流入用ヘッダーパイプ、またはヘッダーチャンネルを使用し、そして個々の汚過池に比較的大型の流入用バルブ、またはゲートを設けることによって保つことができる。このように、ヘッダー沿い、あるいは流入バルブを通じての損失水頭は小さく、各汚過池の流量を制限することにはならない。ヘッダーと流入バルブは或る瞬間に個々の汚過池が必要とするどのような流量でも送水することができるであろう。

普通の流入ヘッダーが役に立つときには汚過施設内にある全汚過池は汚染された状態にある。その中でも最も汚染されている汚過池への流入量は最も早く減少する傾向にある。これは汚染されている汚過池によって減少していく流

入量分を清浄な汚過池へ自動的に再配分することによるためである。汚染されている汚過池の流量減少分を集めて、清浄な汚過池が必要とする付加的な水頭を与えるための流量の再配分の中で、汚過池の水位は僅かに上昇する。最大の流量を受け入れることができる最も清浄な汚過池は、この流量の再配分の中で流量の増加をきたす。水位が上昇するので、汚染された汚過池へ行く流量の減少分は、これによって相殺される。その結果として、全汚過水量は考えているほど多くは、あるいは急速には減少しない。

この運転方法は汚過池運転時間の終点へ向って、逐次減衰汚過のタイプを表わすことになる。汚過水質は汚過水量の急激な増加によって、不利な方向に影響を受けるが、清浄な汚過池内で生ずる汚過速度の増加によって、汚過水質に与える影響は極めて小さいものである(8)。清浄または汚染されている上向流式および下向流式の汚過池のいずれについても、全汚過速度の変化に起因する日間の汚過流量は、自動制御装置を設けなくとも除々に、かつスムーズに変化を生ずることになる。常時運転を行なっているときの減衰汚過運転による利点は次のとおりである。

- 定流量汚過運転で得られるよりも、極めて良質の処理水質が得られること。
- 定流量汚過運転で必要とする有効損失水頭よりも有効損失水頭は少なくすむこと。

減衰汚過運転で必要とする有効水頭(またはフィルターボックスまでの深さ)は、次の3つの理由から、定流量汚過運転で必要とする水頭より小さくすむこと。

- 全汚過持続時間を通じての汚過速度は、持続時間の終点に至るほど減少する。そのため、下部集水装置と、処理水配管内の損失水頭は減少し、そして、同じ有効水頭での定流量汚過運転下であるよりも、この運転法では非常に長時間にわたって運転を維持していくことができる。汚過池運転の終点では汚過流量の減少に起因して有効水頭は回復することになる。(もしも、下部集水装置と処理水配管を含めての損失水頭が、汚過速度 4 gpm/sq. ft (235 m/日) において 4 ft (1.2 m) ならば、汚過速度 3 gpm/sq. ft (176.3 m/日) においては、 2.2 ft (0.66 m) に減少するであろう $\{4 \times (3/4)^2 = 2.2\}$ 。そして、その汚過池の運転持続のために、さらに 1.8 ft (0.56 m) の水頭を与えることになる。)
- 汚染された汚過池では汚過能力は減少することになるので、負荷は全汚過池に対して再配分されることになる。この結果、各汚過池の汚過速度の増加は極めて小さくなり、全汚過池の水位は最大許容水位に近づくま

で、適めて除除に上昇していくことになる。逆流洗浄を行なうまでの戸過持続時間が最大となる戸過池で、その運転持続が妨げられたときには、その戸過池は新しい平衡水位までに減衰することにより、全戸過池の水位との関係で最大戸過速度で運転されることになる。

- ・流入水量分割方式で戸過が行なわれたときには、堰上の水頭と自由流入条件によって、流入水は最低水位以下となる。

上記の理由によって、減衰戸過は下水の戸過法のうちの戸過池運転方式として、最も適したものといえるのである。

3-4 戸 材

浄水および下水の戸過に通常用いられている粒状の戸材としては、珪砂、ガーネット砂、およびアンスラサイト炭が含まれる。これらの戸材は各有効径(重量比で10%がこれより小さく、90%がこれよりも大きい)と、各均等係数(重量比で60%がこれより小さい粒度と、有効径との比で表わされる。すなわち、60%粒径/10%粒径)、各戸材の比重は大体次のとおりである。

アンスラサイト炭	1.4 — 1.6
珪砂	2.65
ガーネット砂	4.0 — 4.2

このような比重を有する戸材は逆流洗浄後において、粒度が大きく比重の軽いアンスラサイト炭は上部に、粒度が小さく、比重の大きいガーネット砂は底部に、珪砂は両者の中間に集まる。結局、逆流洗浄後の戸材粒度の事実上の分布は、使用されている単層、2層または多層の戸材の種類、相対的な粒子サイズの分布、および各戸材の比重によって定まることになる。表1は各戸材の供給業者のリストを示してある。

過去の研究結果では下水の戸過による、戸過池表面の閉塞は損失水頭の急速な増加と、戸過持続時間の短縮の結果であると指摘している。表層の閉塞は次の事項によって減少させることができる。

- ・限られた範囲の粒径の戸材を用いる。好ましいものは均一の粒径の戸材である。
- ・2層戸材または多層戸材を用いる。
- ・粒径勾配をつけた戸過池で流れの方向を粗いものから細いものとする(上向流式戸過池)。

この戸材の粒径の範囲は非常に重要なものであり、粒径範囲が小さい(均等係数が小さい)戸過池では、戸過持続時間は長くなる(9)。戸過粒径の範囲として如何なるものが望ましいかについては、いまだ確認されていない。最良の均等係数の範囲は、その下水の前処理と除去すべき浮遊物の

レベルによってある程度の影響を受ける。

均一粒径の戸材を用いた戸過池については、基礎研究によって運転とその調査が行なわれてきた(10-19)。研究段階において均一粒径を用いた理由は、戸過池での戸過動作を予測することを単純化するためであった。粒径差のある戸材と均一戸材を用いた戸過池での戸過動作を比較するために、鉄を除去する一連の研究がKimによってアラスカで行なわれてきた(38)。Kimは、適切に設計された均一粒径の戸材を用い、これと同じ有効径で粒径差のある砂粒を用いて戸過実験を行なったところ、均一粒径の戸材では戸過持続時間は10倍以上となったと主張している。均一粒径の砂粒を用いた戸過池では、表層の閉塞問題はさういふ減っていることは明らかである。均一粒径の戸材を用いることは戸材のコストを増加させるであろう。しかしながら、戸材によって利益を受けることになる戸過のコストは戸過池全体のコストからみれば小さいものである。それゆえ、均一粒径の戸材を用いることで付加されるコストはたいしたものではないといえる。

戸材の表面閉塞を減少させる第2のアプローチは、2層または多層の戸材による戸過池を用いることである。

Conley(21)は戸材の粒径を減ずる方向で戸過を行なうために、粒径の大きいアンスラサイトを粒径の小さい砂粒の上部に置く2層戸過池を用いることを提唱した。Ives(22)は第3の物質たるガーネット砂を、珪砂の下に配置する3層の戸材による戸過の研究結果について報告している。Mohanka(23)はポリステレン、アンスラサイト、珪砂、ガーネットおよびマグネタイトを、表層から底層に配置した5層の戸材による戸過池の調査結果について報告している。3層および5層の戸材を用いた戸過池では、同じ深度の珪砂を用いた単層戸材による戸過池に比べて、その損失水頭はそれぞれ33-67%、37-60%に減少することを示した。これらすべての戸層の改良についても、各戸材において用いられる粒径差が大きい場合には、各戸材層の上部には細かい粒子が集まることは避けられないことになる。底部において、非常に比重の大きく細かい粒径の戸材を用いることは、下部集水装置の閉塞が起らないように、支持砂利層の粒径組成に、極めて大きな注意が要求されることになる。2層戸材を用いた戸過池でもはるかに大きな利益をもたらす改良点は、戸材の各層について、できるだけ均一粒径の戸材を充填するようにすべきことである。戸材について均一粒径のものをうることは不可能である。しかしながら、使用される箇の限られた箇目の範囲の粒径を有する戸材は、ほぼ均一の粒径を有する戸材と考えることができる。ほぼ均一の粒径の戸材は次の二つの方法によ

表1 炉材供給業者のリスト

アンスラサイト炭

- | | |
|--|--|
| <ol style="list-style-type: none"> 1. Carbonite Filter Corporation
Box #1
Delano, Pennsylvania 18220 2. Shamokin Filler Company, Inc.
Box 272
Shamokin, Pennsylvania 17872 | <ol style="list-style-type: none"> 3. Reading Anthracite Coal Co.
200 Mahantango Street
P.O. Drawer F
Pottsville, Pennsylvania 17901 4. Glenn Alden Fuel Sales
P.O. Box 568
Wilkes-Barre, Pennsylvania 18703 |
|--|--|

珪砂および砂利

- | | |
|---|---|
| <ol style="list-style-type: none"> 1. Eau Clair Sand and Gravel Company
104 Gibson Street
Eau Claire, Wisconsin 54701 2. Northern Gravel Company
Box 307
Muscatine, Iowa 52761 3. Jesse S. Morie & Sons, Inc.
Mauricetown, New Jersey 08329 4. The Parry Company
219 Church Street
Chillicothe, Ohio 45601 5. Monterey Sand Company, Inc.
Box 928
Monterey, California | <ol style="list-style-type: none"> 6. Cosby-Carmichael, Inc.
Box 597
Selma, Alabama 36701 7. William Bird Sales Corporation
Box 5442
Columbia, South Carolina 8. Southern Products & Silica Company
Box 38
Lilesville, North Carolina 28091 9. George F. Pettinos, Inc.
235 Bala Avenue
Bala-Cynwyd, Pennsylvania 19004 10. New Jersey Pulverizing Company
205 West 34th Street
New York 10001 |
|---|---|

ガーネット砂

1. Idaho Garnet Abrasive Company
Box 1080
Kellogg, Idaho 83837

* このリストは炉材供給業者の完全なりリストではなく、一般的な情報を与えるためにまとめたものである。

って得ることができる。

- 或るティラー標準篩、または米国標準篩を通過し、次の小さい篩目の篩に残留する粒径の炉材を購入すること。
- 希望する有効径の標準炉材を購入し、それを炉過池に搬入して、炉過池の上部に集まる細かい粒径の炉材を取り除くこと。

たとえば、散水炉床からの流出水の炉過についての最近の研究(24)では、推奨されるべき満足できる炉材は径1.84

mmの均一粒径で深度15 in (38.1cm)のアンスラサイト層と、径0.55 mmの均一粒径で深度15 in (38.1cm)の珪砂層から成るものであることを示している。これらの炉材を準備するために、Philterkol Special No.1 (ペンシルバニア州ポッツビルReading Cool Co. の商品であり、有効径1.0-1.1 mm, 均等係数最大1.80) を米国標準篩のGilman セットを用いて、機械式のシェーカーで5分間篩分けを行なった。珪砂(アイオワ州マスカチンのNorthren Gravel Co. の商品で有効径0.55-0.60

mm, 均等係数1.7)についても, 同様の方法で10分間にかわって篩分けを行なった。

使用された均一粒径の珪砂, またはアンスラサイトは或る一つの篩を100%通過し, 次の篩に100%残留した戸材であった。たとえば, 10/12のアンスラサイトは米国標準篩No. 10を100%通過し, 米国標準篩No. 12に100

%残留した。均一粒径1.84mmのアンスラサイト(米国標準篩No. 10を通過し, No. 12に残留する)を, 粒径差を有するアンスラサイトの市販品から得るための篩分け解析結果を表2に示してある。

表3は同様の方法で得られた均一粒径戸材の幾何平均径を示している。表2ではPhilterkol Special No. 1

表2 Philterkol Special No. 1* の篩分け成績

篩の開度		テーパーの 篩規格 (メッシュ)	米国標準篩 (No.)	残留重量 百分率	累加重量 百分率
(インチ)	(mm)				
.132	3.36	6	6		
.0937	2.33	8	8	3.8	3.0
.0787	2.00	9	10	19.4	22.4
.0661	1.68	10	12	22.9	45.3
.0555	1.41	12	14	22.7	83.0
.0469	1.19	14	16	14.0	82.0
.0394	1.00	16	18	9.8	91.8
.0331	0.841	20	20	5.2	97.0
.0278	0.707	24	25	2.2	99.2
.0234	0.595	28	30	0.2	99.4
.0165	0.420	35	40	0.2	99.6
.0117	0.297	48	50	0.2	99.8
		-48	-50	0.2	100.0

*有効径1.00ないし1.10mm, 均等係数max 1.80

表3 均一粒径の珪砂またはアンスラサイトの粒径範囲

幾何平均径 (mm)	篩の開度		米国標準篩	
	通過(mm)	残留(mm)	通過(mm)	残留(mm)
0.46	0.50	0.42	35	40
0.55	0.60	0.50	30	35
0.65	0.71	0.60	25	30
0.77	0.84	0.71	20	25
0.92	1.00	0.84	18	20
1.09	1.19	1.00	16	18
1.30	1.41	1.19	14	16
1.54	1.68	1.41	12	14
1.84	2.00	1.68	10	12

の出荷品のうちの僅かに22.9%が均一粒径1.84の戸材(米国標準篩No. 10を通過し, No. 12に残留する)として利用できることを示している。僅かに小さい粒径の戸材の取得を希望するならば, 米国標準篩No. 10とNo. 14と

の間の, 全体の45%が利用可能であり, また, 米国標準篩No. 8とNo. 12との間の, 全体の42.3%が利用可能である。均一粒径の戸材でも戸過池表面に集まる非常に粒径の小さい戸材を除くことが原則的に要求される。そして,

損失水頭の増加と共に浮遊物が除去される理由については以後の節において記載するとおりである。

下水処理のための性能のよい戸過池は、すでに市販されている所要の有効径で均等係数の小さい(1.5~1.7)戸材を購入することによって可能となる。そして、この戸材を戸過池へ搬入した後、数回にわたって逆流洗浄を行ない、戸層内の戸材を成層化し、戸層の表面に小さい粒子が集まるようにする。それから、あらかじめ定めた戸層の深さまで表層の部分を洗い流し(またはかき取り)取り除く。珪砂のかき取った部分には、アンスラサイトの戸材を搬入して再び逆流洗浄を行ない成層化して、表層に小さい粒子が集まるようにする。Philterkol Special No.1(表2参照)の場合には、アンスラサイト戸材の表層は平均径が0.297mm以下であり、疑いもなく、これは浮遊物の表面のみによる除去の原因となる。逆流洗浄とその排水の後には、戸材のうちの9%は洗い流す(たとえば、戸材の厚さが20in(50.8cm)とときには約2in(5cm)を流し出す)と、アンスラサイト部分の表層での粒径は1.00mmとなる(表2参照)。戸材の18%を流し出す(例えば20in(50.8cm)の深さの戸層では4in(10.2cm))と、表層のアンスラサイトの粒径は1.19mmとなる。もし、市販品に均一粒径の戸材が無い場合には下水処理のための戸過戸材をうるのは実用上、この方法にしたがうべきである。

3-5 逆流洗浄の必要性

戸過池は戸過すべきものを受け入れ難くなったり、また、戸過池内の損失水頭が利用できる最大限(図1参照)に達した場合には、その戸過能力を再び貯えるために洗浄しなければならない。多くの場合、装置上の二つの基準と共に、運転経験に基づいて、規則的な時間間隔で戸過池に逆流洗浄される。戸過池は水の流れを逆転させて、戸材の粒子を懸濁しながら十分に持ち上げて一定の速度で洗浄する(通常、下向流型戸過池では戸過水を使用し、上向流型戸過池では原水または末戸過水を使用する)。上昇水は戸層を膨張させ、浮遊物を上部に集めて、洗浄排水樋から排出させる。最近の研究によると、膨張した戸層の粒子の剝離と衝突には、一定の制限があることが示されている(25, 26)。これは水力による粒子の洗浄を意味する主たるメカニズムが、膨張した戸層のまわりの水の流れによって生ずる動水学的せん断力と、乱流によるものである。膨張した戸層の空隙比が0.7に達したとき、動水学的せん断力と乱流の強さは最大に達するから、最も多くの浮遊物を集める戸層の表面近くの空隙比が0.7となるように戸層の膨張を行ったときに、最良の洗浄効果を期待することができる。

最近の研究論文では、厳格な制限の範囲内で、珪砂の戸層の膨張を予測するために用いることができる、いくつかのモデルを発表している。しかしながら、このモデルは、同じ精度でアンスラサイト層の膨張を予測することは未だできない(26)。

ある粒径差をもつ珪砂の戸材(有効径0.45mmで均等係数1.47)の表層を、空隙比0.71まで膨張させるためには、戸層の膨脹比は49%必要とする(27)。2層戸過池でアンスラサイト層は通常、空隙比は0.50である。これを空隙比0.70まで膨張させるための膨脹比は20-25%である。それで、Amirtharajahは2層戸過池の最適逆流洗浄は膨脹比20-25%のときに生ずると予測した(そして、これを証明するための研究を提案した)。彼はまた、洗浄水のみでは、戸材に付着した浮遊物を取り除くための戸材の摩擦力を生ずることは効果的ではないから、水洗浄のみでは、戸材の要求される清浄度をうるのに十分でない結論づけている。したがって、下水処理のためのすべての戸過池は、効果的な戸材の清掃を行なうための粒子と粒子とを接触させるため、予備的に空気洗浄を行なうべきである。

米国の標準では砂戸過池の洗浄のために、高速の逆流洗浄(通常は15ないし19gpm/sq. ft(0.61~0.79m³/m²・分)で3分ないし10分間)を行なうこととしている。この結果、水温、粒径差および比重によって異なるが、珪砂を用いた戸層で15-30%の膨脹比をうることができる。HulbertとHerringの初期の研究では、50%の膨脹比をうるに十分な高速逆流洗浄で最良の洗浄効果を見出し(28)、最近の研究でもこのことを確認している(27)。しかし、最近ではより粒径の大きい戸材を使用しているので、その膨脹比をうるためには極端な高速洗浄を必要とする。その結果として、最近では、実用上、空気洗浄を先きに行なって、より低い逆流洗浄速度を用いる傾向がある。現在において、下水処理に用いる2層戸過池の必要な逆流洗浄の順序は、次のように行なわれている。

空気洗浄 — 空気量3-5 CFM/sq. ft(0.94-1.57 m³/m²・分)で洗浄時間3-4分。

水 洗 浄 — 実用上は、最高水温において、2層戸過池の戸層の膨脹比が約25%となるようにして、5-10分間洗浄する。

いまではアンスラサイトの戸層の膨脹を、15%より良い精度で予測することは困難であるから、逆流洗浄度は室内実験を基礎として定めなければならない。単層戸材、または2層戸材を充填した4-6in(10-15cm)径の実験室用のカラムを用いて、下水の限界水過で種々の逆流洗浄速度での膨脹比を求めることは比較的簡単である。図10に

は、汚材として上部に 1.84 mm の均一粒径のアンスラサイトを用い、下部に 0.77 mm, 0.65 mm, および 0.55 mm の均一粒径の珪砂を充填した二層汚過汚材の逆流洗浄速度を求めるための実験結果を示してある。

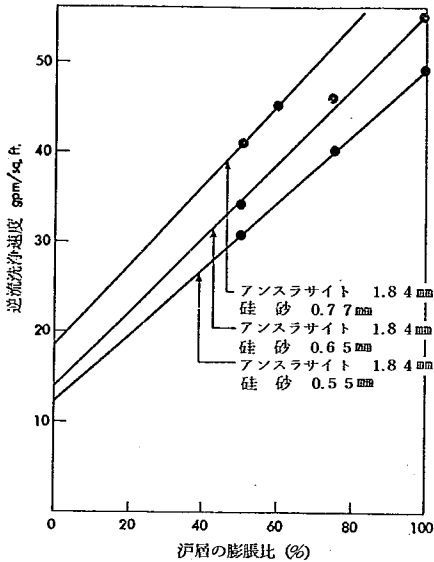


図 10 水温 50—60°F (10—15.5°C) で種種の汚材粒径を用いたときの汚過の膨脹比と逆流洗浄速度

汚過池の逆流洗浄に要する時間は汚過池が逆流洗浄のために停止している時間、すなわち、i) 洗浄排水トラフの下、約 1 ft (30 cm) までに汚過池の水位を低下させるために汚材上部の水を排出させる時間。ii) 空気によって汚材を攪乱させる時間。iii) 水によって汚材を洗浄する時間。iv) 余裕時間を含めた総時間をもって定義される。通常では、逆流洗浄時間は 0.5 時間程度と見積られている。しかし、逆流洗浄時間は次に示す例のごとく、汚過速度によって異なることとなる。

この例では、最終損失水頭は汚材・表層より上部の水面の高さは 10 ft (3.0 m)、トラフの高さは汚材表層より 4 ft (1.2 m) であると仮定しており、これらは図 11 に示すとおりである。損失水頭があらかじめ定められた 10 ft (3.0 m) に達したときに、汚過のサイクルは最終となり、逆流洗浄のサイクルが始まる。空気による汚材の攪乱が始まる前には、汚材上に残留する水はこれを洗浄トラフから排出させないために、トラフの下、少なくとも 1 ft (30 cm) のレベルまで汚過して低下させなければならない。これは空気による汚材の攪乱によって水位が上昇するスペースを

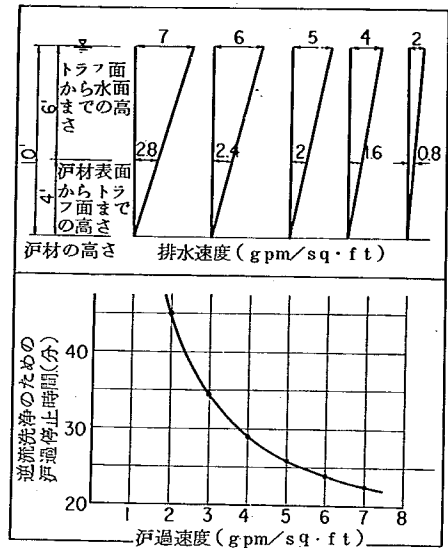


図 11 理論的な逆流洗浄時間と汚過速度との関係

確保するためである。空気量 3—5 (cu. ft./sq. ft (0.94—1.57 m³/m²・分) の空気洗浄によって水面は 6—9 in (15.2—22.9 cm) ばかり上昇する。空気洗浄時間は汚過速度によって異なる。最終損失水頭の水面から、汚材表面までの排水速度が一定の割合で減少すると仮定するならば、平均排水速度が求められ、そして洗浄トラフのレベルまでに水位を低下させるための時間は次のように求めることができる。

汚過速度 7 gpm/sq. ft (411.3 m/日) の場合：

$$\text{平均排水速度} = \frac{7 (\text{gpm/sq. ft}) + 2.8 (\text{gpm/sq. ft})}{2}$$

$$= 4.9 \text{ gpm/sq. ft}$$

$$\left[\frac{0.286 (\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}) + 0.114 (\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日})}{2} \right] = 0.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$$

$$\text{排水時間} = \frac{6 (\text{cu. ft.}) \times 7.48 (\text{gal/cu. ft})}{4.9 (\text{gpm/sq. ft})} = 9.15 \text{ 分}$$

$$\left[\frac{1.82 (\text{m}^3) \times 10.02 (\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分})}{0.2 (\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分})} \right] = 9.15 \text{ 分}$$

それゆえ、全汚過停止時間は次のようになる。

洗浄トラフまでの排水時間	9.15 分
空気洗浄時間	3.00 分

水洗浄時間	5.00分
余裕（トラフの下に1ft（30cm）までに 排出する時間とその他の余裕）	5.00分
計	22.15分

同一の手法を用いて、汙過速度 7 gpm/sq.ft (411.3 m³/日) 以外の汙過速度の場合についても計算することができる。図 11 の下部に示した結果は汙過池の逆流洗浄に要する時間は汙過速度の減少と共に指数関数的に増加することを示している。一般的な汙過停止時間は次のように示される。

汙過速度 (gpm/sq.ft (m ³ /日))	平均排水速度 (gpm/sq.ft (m ³ /m ² ・分))	汙過停止時間 (分)
2 (117.5)	1.4 (0.057)	45.0
3 (176.3)	2.1 (0.137)	34.4
4 (235.0)	2.8 (0.114)	29.9
5 (293.8)	3.5 (0.143)	25.8
6 (352.5)	4.2 (0.171)	23.7
7 (411.3)	4.9 (0.200)	22.15

種々の汙過持続時間における純処理水量と、汙過速度との関係は、逆流洗浄のために必要とする時間を上記を基礎として計算し、図 2 に示すように表わすことができる。

もし、逆流洗浄のための汙過停止時間を短縮したいとすると、汙過池内の水を洗浄トラフを使って、処理施設の流入側に流し出すことにすれば 1 分以内にトラフレベルまで水位を低下させることができる。しかし、空気洗浄の間に水位が上昇するスペースをとるために、水位をトラフ面より約 1 ft (30 cm) 低下させるための時間がまだ必要である。空気洗浄と水洗浄は洗浄トラフより水面を少なくとも 1 ft (30 cm) 低下したときに空気洗浄を停止させなければ、同時に用いることはできない。たとえば、水が戸材の表面まで排出されても、空気-水の同時洗浄は短時間しか用いることはできない。

洗浄トラフより下の水頭 4ft (1.2m)
 空気洗浄を停止させたときの余裕 1ft (30cm)
 1ft (30cm)
 空気洗浄 (0.75 ft (22cm)) の間の水の膨脹のために必要な水深 0.75 ft (22cm)
 空気-水洗浄のために利用される水頭 ... 2.25 ft (0.68m)
 仮定の逆流洗浄速度 24 gpm/sq.ft (0.98 m³/m²・日)
 または 3.2 ft/分 (0.97 m/分) の上昇

空気-水洗浄時間 ... $\frac{2.25 \text{ ft}}{3.20 \text{ ft/分}} \left(\frac{0.68 \text{ m}}{0.97 \text{ m/分}} \right) = \dots 0.9 \text{ 分}$

(実用上のものでない)

3-6 最終損失水頭と損失水頭の増加

汙過プロセスのモデルは、粒状戸材の戸層を通して生ずる経済的な最終損失水頭を正確に求める可能性の点で、まだ研究不足である。

最近、Huang と Baumann (2) は 8 ft (2.4 m) から 11 ft (3.3 m) の範囲にある均一粒径の砂戸過池における鉄の汙過についての、最も経済的な最終損失水頭を見いだしている (図 12 参照)。通常の米国の実用標準では、重力式汙過池の最終損失水頭は 8 ~ 10 ft (2.4 ~ 3.0 m) を用いている。利用できる損失水頭は、浮遊物が汙過池内で除去されずに通過してしまうことによる、汙過プロセスの失敗をなくするために、余り大きくすべきではない (図 1)。一般に、利用すべき損失水頭は 8 ~ 12 ft (2.4 ~ 3.6 m) がとられており、著者は約 10 ft (3.0 m) を推奨している。

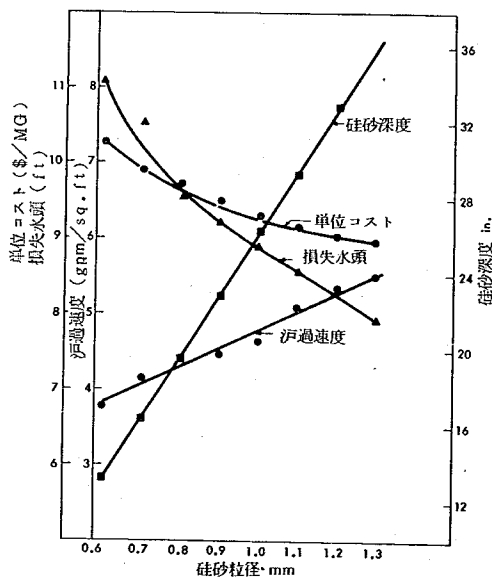


図 12 均一粒径砂戸過池での鉄ブロックの除去のための最も経済的な汙過池設計の組合せ

最近の研究では、散水戸床処理水を 2 層汙過池で汙過した場合について、30 ft (9.1 m) の圧力低下を来たしても、浮遊物が汙過池内で除去されずに通過してしまうことはなかったことが報告されている。しかしながら、経済的な点を考慮すれば、実用上最大の損失水頭は 10 ~ 12 ft (3.0 ~ 3.6 m) に制限される。

図 13 には汙過による浮遊物分離の間の損失水頭増加についてのいくつかの例を示している。相対的に云うならば、粒状戸材を用いた汙過池では、下記の方法のうちのいずれ

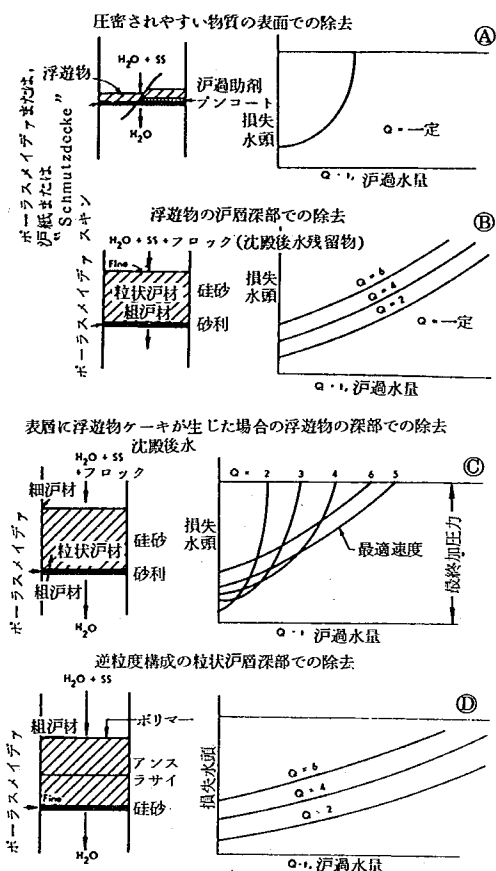


図13 戸過経過時間中の損失水頭の増加

か一つによって浮遊物を除去することになる。

- ・戸過池上部にある微細戸材の表層において浮遊物を除去する。この方法では、蓄積した浮遊物は表層の極く薄い部分にある。
- ・空隙を有する戸材の深い戸層中の空間で浮遊物を除去する。戸材全層を通じて浮遊物が分布するので望ましいものであり、また、利用可能な損失水頭を十分に使用できる。
- ・上記両者を合せたものであり、浮遊物は表層でも除去されるし、戸層内でも除去される。

図13には、種類のタイプの戸過池の断面と、そのタイプの戸過池を用いた場合に観測された損失水頭と戸過水量との関係を示してある。

浮遊物の表面での除去を行なう戸材として、実験室内の戸紙かメンブレンを用いることができる。緩速戸過池用の "Schmutzdecke" スキンは、合成繊維または珪藻土、真珠岩（パールライト）、粉末、活性炭、またはこれらのも

の混合物でプレコートした繊維である。

この戸材は微細な粒径の珪砂またはアンズラサイトの表面でも使用することができる。戸過池運転初期において、戸過抵抗は浮遊物の表面での除去と共に、戸材の空隙比、戸材の厚さなどによって変化してくる。浮遊物による表層が戸材の上部に形成される。

しかるに、新たなる浮遊物は、すでに除かれている浮遊物の表層を通じて戸過によって除かれる。その後の戸過抵抗の変化は戸層上部に形成された浮遊物による表層の厚みの変化とその抵抗によって変ることになる。一度浮遊物による表層が形成されると、この種のすべての戸過池では相対的な効率と、運転上の特性は同じとなり、そして、これは浮遊物による抵抗特性、戸過面積、水温および利用できる動水圧を基礎として予測することができる。この種の戸過池では、浮遊物ケーキの圧密を防ぎ、可能な限りケーキの空隙を維持するために動水圧は比較的小さいことが望ましい。

適切な戸過池の容積は要求される戸過速度に見合うよう、できるだけ大きな戸過面積とする方が、戸過速度を小さく保つことができるので望ましい。

浮遊物が戸過池の表面に堆積するので、ケーキの厚さとケーキによる圧力は共に増加していく。この結果、ケーキの抵抗はケーキの圧密によって増加する。戸層全体を通じての損失水頭は初めはゆっくりと増加していき（図13A参照）、それからより急速に、戸過持続時間あるいは戸過水量と共に急速に増加していく。表層での浮遊物除去を行なうこのタイプの戸過池では、圧力損失の増加は戸過池容積を顕著には増加させない。

図13Bには、粒状戸材を用いた場合の、戸層戸過での浮遊物の除去方法の種類を示している。このような戸過池は、沈殿を改善するために（そして、一部のところでは戸過能力を改善するために）薬剤による前処理を行なった下水について、比較的高い戸過速度（ $2-10 \text{ gpm/ft}^2$ （ $117.5-587.5 \text{ m}^3/\text{日}$ ））で運転している。残留浮遊物が非常に微細なものであるならば、粒状戸材を用いた戸過池の上部にある微細な戸材によって表面で除去される浮遊物はなくなり、浮遊物除去は液体のかさ容積（移送の段階）から、戸材の表面（接触の段階）までの浮遊物の移送の状態によって定まる。戸過池の効率は移送段階と接触段階との効率によって決められる。この種の戸過池で戸過サイクルでの妨害があると、戸過後の処理水中に一度除去した浮遊物が多量にでてくることがしばしば起る(8)。

戸過池表面での浮遊物除去が行なわれない場合には、戸過速度の増加によって、清浄な戸過池での初期損失水頭は

増加し、粒状戸材の厚い戸層に除去された浮遊物は分散されることになる。この結果、損失水頭と戸過水量との関係は図13(B)に示すように増加していくことになる。大きな戸過速度で戸過を行なった場合には、1戸過サイクル当りの処理水量はほとんど同じ(しかし減少される)であるが、戸過持続時間は大きく減少することになる。与えられた浮遊物濃度において、均一粒径の珪砂粒子の径を d とすると、戸層の深度と戸過持続時間は次のようになる。

Q は類似の水質に対しては $(1/d)^2$ に比例する。

Q は類似の損失水頭に対しては $d^{1.3}$ に比例する。

水質と損失水頭の戸材の粒径による影響は、おのおののほとは反対方向に作用することは明らかである。

浮遊物の一部は表層で除去され、一部は戸層の内部で除去されたときの表層での浮遊物の除去は小さい戸過速度の場合に顕著となり、そしてその際に生ずる損失水頭は表層での浮遊物除去によって生ずる損失水頭の性格を有することになる(図13(A)参照)大きな戸過速度の場合には、浮遊物は粒状戸材の中をより深い部分に運ばれて、表層に浮遊物によるケーキが形成される前により多くの戸過水量が得られることになる(図13(C)の $Q=3$ および4)。戸過速度は表層での浮遊物によるケーキの形成を防ぐために十分大きなものとなり、損失水頭は戸層中での戸過のみによって制御されることになるだろう。それゆえ、図13(C)において、 $Q=5$ の戸過速度の場合には1戸過サイクル当り最も多量の戸過水を生ずることになるから、最適の戸過速度といえることができるであろう。 $Q=5$ またはそれ以上の戸過速度では表層での浮遊物によるケーキは形成されない。

最近において、2層戸材または多層戸材を用いた転倒型あるいは逆粒度型の戸過池が、末戸過水側に粗い粒径の戸材を使用し、戸過水側に微細な粒径の戸材を使用することで発達してきた。この種の戸過池は、戸層深度全体を通してより均一に浮遊物を分散させて、浮遊物の多くを粗い戸材で除去するものである。これらの戸過池では、水中の浮遊物の除去が100%以下でもよい場合には前処理を必要としない。また、リンが凝集されるならば、沈殿の改善と(あるいは)戸過能力の改善のためには前処理を行なう。この種の戸過池での損失水頭は標準の砂戸過池の場合に比べて非常に小さいものである。逆粒度構成の戸材を用いての戸過は、標準的な方法で運転される同じ戸過池で得られるよりも、その戸過持続時間は5倍ないし20倍となる。図13(D)は逆粒度構成戸過池での、一般的な損失水頭と、戸過水量との関係を示している。水は微細な粒径の戸材を増加して戸過したものであるから、この種の戸過池では戸過妨害による浮遊物の通過は極めて少なくなる。浮遊物の

通過はいくらかはあるが、標準の砂戸過池と同じ程度ではない。

3-7 戸過速度

戸過速度 $0.6-2.0 \text{ gpm/sq. ft}$ ($35-1,175 \text{ m/日}$)での戸過が下水処理で行なわれている。今日、最も普通に行なわれている下水の戸過は $3-6 \text{ gpm/sq. ft}$ ($176.7-352.5 \text{ m/日}$)の範囲の戸過速度で行なわれている。戸過速度を増加させると戸過持続時間は短縮し、戸過水質は低下する(図8b参照)。戸過法のいくつかの応用のうちで(図13(C))、戸過速度を大きくすることは、表層での浮遊物によるケーキの形成に打ち勝ち、最適戸過速度の存在を見出すために必要である。戸過速度は次の各項を満足させるものでなければならない。

- 使用した戸材にかなう良好な戸過水質を得るために十分に低く保つ。
- 良好な運転を行ない、純戸過水取得量を増加(そして戸過コストを減少)させるために十分に高く保つ。

図2と表4は戸過効果を評価することができる方法を示すために用いることができる。図14は異なる浮遊物レベルを有する散水戸床処理水の戸過(最終損失水頭10ft (3.3 m))で、戸過速度2, 4, 6 gpm/sq. ft ($117.5, 235.0, 352.5 \text{ m/日}$)で戸過)する間に得られた戸過持続時間と、浮遊物濃度との関係をプロットしたものである。図15は同じデータをより有効に利用できるようにプロッ

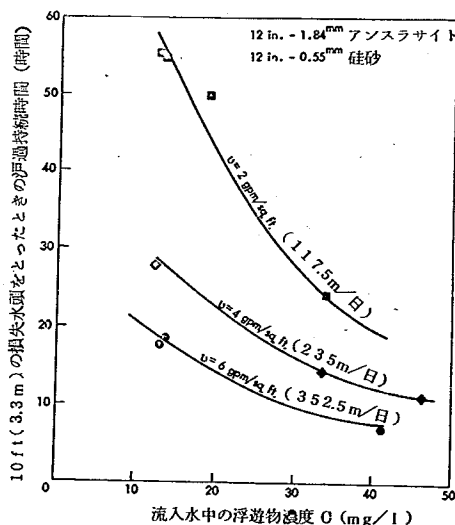


図14 種々の戸過速度での戸過持続時間と流入水浮遊物濃度との関係

表4 戸過速度と戸過持続時間によって定められる処理水純生産量

戸 過 速 度 (gpm/sq. ft)	戸 過 持 続 時 間 (時 間)	1 持 続 時 間 内 の 処 理 水 生 産 量 (gal/sq. ft)	逆 流 洗 浄 水 量 * (gal/sq. ft)	1 日 当 り の 戸 過 ** 回 数	処 理 水 純 生 産 量 (gpd/sq. ft)
2 + (1 1 7.5)	∞				2,880 (117.3) ⁺⁺⁺
	50	6,000 (244.4) ⁺⁺	100 (4.1) ⁺⁺	0.475	2,800 (114.1)
	30	3,600 (146.7)	100 (4.1)	0.788	2,760 (112.4)
	20	2,400 (97.8)	100 (4.1)	1.170	2,690 (109.6)
	10	1,200 (48.9)	100 (4.1)	2.285	2,510 (102.3)
	5	600 (24.4)	100 (4.1)	4.370	2,180 (88.8)
	3	360 (14.7)	100 (4.1)	6.85	1,780 (72.5)
	2	240 (9.8)	100 (4.1)	9.60	1,340 (54.8)
	1	120 (4.9)	100 (4.1)	16.00	320 (13.0)
4 (2 3 5.0)	∞				5,760 (234.7)
	50	12,000 (488.9)	100 (4.1)	0.475	5,650 (230.2)
	30	7,200 (293.3)	100 (4.1)	0.788	5,570 (226.9)
	20	4,800 (195.5)	100 (4.1)	1.170	5,500 (224.1)
	10	2,400 (97.8)	100 (4.1)	2.285	5,260 (214.3)
	5	1,200 (48.9)	100 (4.1)	4.370	4,810 (196.0)
	3	720 (29.3)	100 (4.1)	6.850	4,250 (173.1)
	2	480 (19.6)	100 (4.1)	9.60	3,640 (148.3)
	1	240 (9.8)	100 (4.1)	16.00	2,240 (91.3)
6 (3 5 2.5)	∞				8,640 (352.0)
	50	18,000 (733.2)	100 (4.1)	0.475	8,500 (346.3)
	30	10,800 (440.0)	100 (4.1)	0.788	8,440 (343.8)
	20	7,200 (293.3)	100 (4.1)	1.170	8,410 (342.6)
	10	3,600 (146.7)	100 (4.1)	2.285	8,000 (325.9)
	5	1,800 (73.3)	100 (4.1)	4.370	7,440 (305.1)
	3	1,080 (44.0)	100 (4.1)	6.850	6,700 (273.0)
	2	720 (29.3)	100 (4.1)	9.60	5,950 (242.4)
	1	360 (14.7)	100 (4.1)	16.00	4,160 (169.5)

* 逆流洗浄は速度 20 gpm/sq. ft (0.81 m/分) で 5 分間行なう。

** 戸過休止時間を 30 分間と仮定

+ カッコ内の単位は m/日

++ カッコ内の単位は m²/m²

+++ カッコ内の単位は m³/m²・日

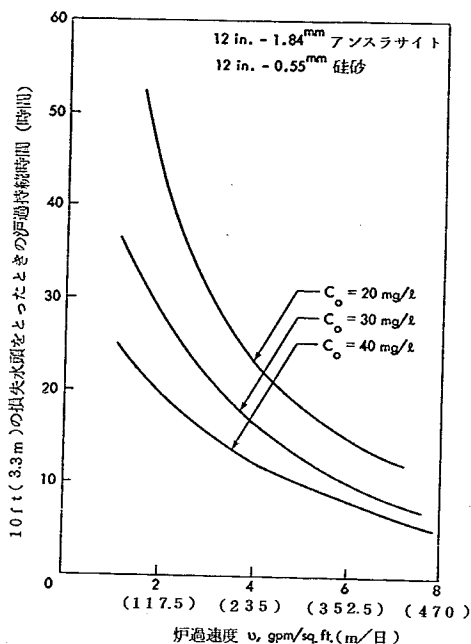


図15 種々の流入水浮遊物濃度での戸過持続時間

トしなおしたものである。図15のデータを用いることによって、浮遊物レベルが最高40 mg/lであるときの、散水戸床処理水からの浮遊物を除去するに用いる戸過速度を検討することができる。図15による戸過持続時間は各戸過速度について次のようになる。

戸過速度 gpm/sq. ft (m/日)	戸過持続時間 (時間)
2 (117.5)	20
4 (235)	12.5
6 (352.5)	8.5

戸過速度2 gpm/sq. ft (117.5 m/日)において、戸過池は1日、 ft^2 (m²) 当り、純戸過水量2,690 gal (109.6 m³)を生ずる(表4参照)。最大限の戸過持続時間においてさえも、純戸過水生産量は僅かに2,880 gal (117.5 m³)である。戸過速度4 gpm/sq. ft (235 m/日)では戸過持続時間12.5時間であり、ネットの戸過水生産量は1日、 ft^2 当り5,260 gal (214.61 m³) (10時間の戸過)から、5,500 gal (224.40 m³) (20時間の戸過)の間にある。そして、より大きな戸過速度で戸過を行なえば、戸過水量は(5,300/2,690)で、約1.98倍増加することとなる。戸過持続時間は戸過水の純生産量の大きな損失なしに5時間以下の短縮ですむから、この戸過はより経済的なもので

あるということができ、そして、戸過速度2 gpm/sq. ft (117.5 m/日)と比較して実用的なものであるといえる。

戸過速度6 gpd/sq. ft (352.5 m/日)においては戸過持続時間は約8.5時間が得られている。この場合の処理水の純生産量は戸過持続時間5時間で7,440 gpd/sq. ft (303.55 m³/m²・日)であり、戸過持続時間10時間で8,000 gpd/sq. ft (326.4 m³/m²・日)である。戸過水の平均純生産量(表4または図2参照)は約7,800 gal (約318 m³)であり、これは戸過速度2 gpm/sq. ft (117.5 m/日)の場合の約2.9倍である。実際の戸過持続時間は、正常なる損失水頭の場合に5~10時間の間で変化する。そして、戸過池は戸過の持続が期待される5時間以上の流量比で7,440 gpd/sq. ft (303.55 m³/m²・日)のネットの処理水量を生産するために、戸過速度6 gpm/sq. ft (352.5 m/日)で運転できるよう慎重に設計するのが望ましい。

大きな戸過速度では戸過持続時間は短縮することになり、もし浮遊物負荷、もしくはその戸過能力が明らかに変化するならば、種々の運転上の問題を生ずることになる。設計流量は、正常な戸過持続時間の間で期待される平均のピーク流量を基礎として決めるべきである。

図14、および15に示した特定のデータなしでは、戸過池の設計はピーク時間流量を基礎として、戸過速度6 gpm/sq. ft (352.5 m/日)以下の戸過速度を用いることをおすすめする。

4. リン酸塩凝集システムでの粒状戸材による戸過の応用

4-1 序論

リン酸塩の凝集を含む下水処理システムの中で、多層粒状戸材を用いた戸過池はその後の処理や、もしくは水域への放流のための、最終の処理水のレベルまでに浮遊物を減少(浮遊物として2~3 mg/l, または濁度5 JTU以下のレベル)させるために用いることができる。このような利用目的のために、戸過池は効果的に運転することができる。主たる設計上の諸問題は、次の各項に示すとおりである。

- ・処理施設への流入量の割合が変化する性質。すなわち、設計に用いるべき流入量としては、如何なるものを用いたらいいか？

減衰戸過——少なくとも、最適運転のための設計条件を決めるための運転モデルを作るために必要とする、適当な運転上のデータを所持しない場合——においては、最大戸過速度を有する時間帯でも、5~6 gpm/

sq. ft (293.8—352.5 m/日)以下の汚過速度で運転するように設計すべきである

- 可変減衰汚過装置を設けて運転する汚過池では、全汚過池内に均等に全流入量を分散すること。
- 全汚過池で用いられる汚材粒度の選定、汚材深度および最終圧力損失の選定。

定められた計画流入量については次に示す特性を有する自動逆流洗浄方式の減衰型汚過池は、汚過速度が設定値と余り変わらない間の、約10—20時間の汚過持続時間のうちで、良好な処理水質を得られるものでなければならない。その事例を示すと次のとおりである。

$$Q = 6 \text{ gpm/sq. ft (352.5 m}^2\text{/m}^2\cdot\text{日)}$$

汚材=アンズラサイト(1.8mm径) 厚さ15 in(45cm)

珪砂(0.55mm径) 厚さ15 in(45cm)

または

アンズラサイト(1.8mm径) 厚さ15 in(45cm)

珪砂(0.77mm径) 厚さ15 in(45cm)

ガーネット砂(0.36mm径) 厚さ6 in(18cm)

最終損失水頭 10 ft (3.03m) — 水柱

4-2 水理学的設計下水量

平均の下水量を知ることは重要には違いないが、設計上考慮すべきものとして、月間、週間、日間および時間サイクルの流量変動がある。これらは年間の乾燥期および湿潤期についても考えておかなければならない。表5には、平均年間下水量の百分率として表わした一般的な月間平均下水量変動について示した。また、一般的な日間下水量変動を表6に、さらに、表7には、おそらくは重要な水理的

表5 平均年間下水量の百分率として表わした月間下水量の変化 (Ames, Iowa)

月	平均下水量に対する百分率
1月	91
2月	90
3月	105
4月	112
5月	121
6月	111
7月	102
8月	99
9月	87
10月	104
11月	91
12月	87

要素を含む時間帯である、午前10時より午後2時(図16参照)の間で起る最大時間流量発生時間を含めて、或る1日間の時間流量変化を示してある。

表6 平均週間下水量の百分率として表わした各週日下水量の変化

週日	週平均下水量に対する百分率
日曜日	82
月曜日	106
火曜日	104
水曜日	103
木曜日	103
金曜日	104
土曜日	98

表7 平均日間下水量の百分率として表わされる各時刻下水量の変化

時刻	時間平均下水量に対する百分率
8 AM	52
10 AM	142
11 AM	150
12 (正午)	145
2 PM	140
4 PM	125
6 PM	115
8 PM	120
10 PM	108
12 (夜半)	103
2 AM	80
4 AM	50
6 AM	42

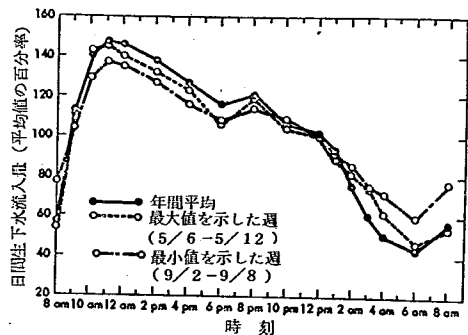


図16 典型的な24時間下水流入量パターン

一般に、下水の流量変動のパターンは、人口特性の変化と主要な関係が無い限りにおいては、比較的一致するものである。上記の流量パターン（晴天時流量）は、合流式下水道による過大な雨天時流量を含むものではない。

下水処理場に到達する下水の最大時間流量は、年間の多雨年における高水量の月の最大流量の日に起ると考えられる。この最大流量は平均年間流量の積によって代表される。そして、年間、月間、日間および時間流量の、極端な変化は、小数として表わされる。

$$Q_p = \bar{Q} \times \frac{M_p}{Y} \times \frac{D_p}{W} \times \frac{H_p}{D} \times \frac{Y_w}{N} \dots\dots\dots (1)$$

ここに、

Q_p = 設計ピーク流量 (mgd)

$\bar{Q}$ = 平均年間流量 (mgd)

$M_p/\bar{Y}$ = 平均年間流量と月間ピーク流量との比

(表5では5月で1.21)

$D_p/\bar{W}$ = 平均週間流量と日間流量との比

(表6では月曜日で1.06)

$H_p/\bar{D}$ = 平均日間流量と時間ピーク流量との比

(表7では4時間ピーク流量で1.44)

$Y_w/\bar{N}$ = 通常の年の平均年間流量と多雨年の平均年間流量との比 (この表を作成した都市では1.11)

通常、単一の最大時間流量は1年間のうちで、僅か数時間しか起らないものであるから、この流量をもって通常は汚過池 (あるいは処理施設の他の部分をも) の設計することはない。処理施設の定常運転においては、ピーク流量は数時間におよぶ。しかし、流入下水管きよとポンプ場における、流量の平均化可能容量を用いることによって、滑らかにならして流入させることができる。結果的にみて、少なくとも4時間の長さの汚過持続時間を有すると、4時間のピーク流量は、汚過池の水理学的な設計目的からは満足されることになる。

この都市で、この中の多雨年を含むデータによって代表される平均流量と、4時間ピーク流量との間の関係は、次のように表わされる。

$$Q_p = \bar{Q} \times 1.21 \times 1.06 \times 1.44 \times 1.11 \\ = \bar{Q} \times 2.05$$

設計のために用いることができる、実際のピーク流量は、最終処理の必要度を基礎として選定されなければならない。水理的な過負荷や処理効率の減少を短時間許容することができるならば、設計流量を減らすことができ、それによって処理施設の規模を縮小することができる。過負荷となる時間を許容できない場合には、汚過池はその設計上の持続時間の範囲内で考えられる、最大の負荷が流入しても差支

えないように設計すべきである。

4-3 汚過池設計上の限界規模

生下水を均等に分布させるために、さらに、逆流洗浄排水を効果的に流集することができるために、1池当りの汚過池の規模は約850 sq. ft (78.8 m²) に制限すべきである。これら、1池当りの汚過池の汚過水は最大 (24時間の運転) で、下記のように制限されることになる。

$$6 \text{ gpm/sq. ft} \times 850 \text{ sq. ft} \times 1,440 \text{ 分/日} \\ = 7.35 \text{ MGD} \\ (0.245 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分} \times 78.8 \text{ m}^2 \times 1,440 \text{ 分/日}) \\ = 27.886 \text{ m}^3/\text{日}$$

通常の設計では、少なくとも4池の汚過池は、常にその中に単純減水汚過池1池を含むものとする。そして、この単純汚過池は29.4MGD (4×7.35MGD) (111,536 m³/日 (4×27,886 m³/日)) の最大能力を有するものとする。4池の汚過池を1組として運転する処理場では、4池全部の汚過池が同時に運転されるようになることは異状である。事実、ただ1回の運転経験ではあるが、それから次のことが見い出されている。

- ・4池全部の汚過池は、同時に運転することはできない。
- ・せいぜい、3池の汚過池は、この時間の2/3のみ同時に運転されることになる。
- ・一般に、2池の汚過池のみが、この時間の1/3に運転される。

この時間に運転される汚過池が、少なくとも3池を有するためには、汚過持続時間は1 1/2時間以上でなければならない。

図17は、全4池の汚過池が汚過持続時間の関数として運転したときの、運転時間百分率を示したものである。この図17は、要するに、汚過持続時間が9.25時間であるとき、汚過池の汚過速度は汚過持続時間の20%の間は、(1.33×設計汚過速度) となることを示している。もしも汚過持続時間が短い場合には、汚過速度が設計値より過負荷となる、運転時間百分率は明らかに増加することになる。

これらのことを考慮して、汚過池所要面積の決定を行なうことができる。この場合、4池の汚過池より成る1組の可変減衰型汚過施設の、実用上の汚過池所要面積は次のようにして求められる。

- ・通常の汚過持続時間は2時間より長く、12-15時間よりも短縮されるならば、汚過池面積は次のように求められる。

$$\frac{Q_p \text{ (mgd)}}{\text{設計汚過速度 (gpm/sq. ft)}} \times 1.33 = \text{汚過池所要面積}$$

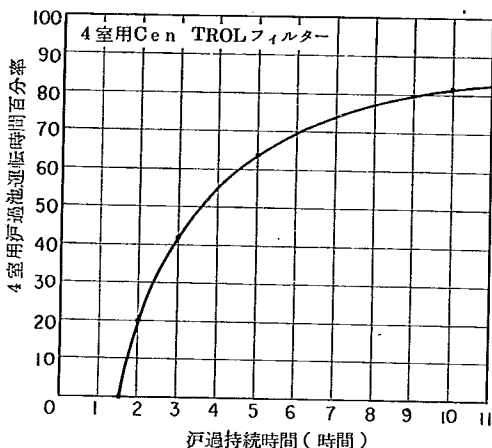


図17 4室用Cen TROLフィルターの運転時間百分率と汚過持続時間

- もしも通常の汚過持続時間が12-15時間以上に期待できる場合には全汚過池の運転時間百分率は100%に近づくことになる。それであるから、汚過面積を増加させることはそれ程重要なことではなく、しかも汚過面積増加率は極めて小さくなる。汚過持続時間が24時間を越える場合には汚過面積を増加させる必要は全くない。
 - もしも汚過池運転のデータがある場合には、汚過池の各単位面積当りの実際の純処理水生産量から、汚過池所要面積を算定することができる(表4参照)。
- また、汚過池の限界設計基準は次のようになる。
- 可変減衰汚過池を用いること。
 - 4池に分離している汚過池より成る施設を最低1組は有すること(処理場規模がより大きいときは6池1組の施設とする)。
 - 約850sq·ft(78.8m²)の、最大汚過面積を有する汚過池を設けること。
 - 大規模処理施設では、修理のための運転休止にある1組(または数池の汚過池)の分の処理を含めて行なうためは、大型の汚過池から成る1組の施設を作るよりも、4組の最小の施設(16池の汚過池)の方が望ましい。

4-4 汚過池のレイアウトと詳細

汚過池の建設を最も経済的に行なうために、4池(または6池)の減衰型汚過池は、通常の側壁を用いて建設する

ことができるように長方形で作られる。汚過施設のレイアウトにおいては、その設計をも含めて次のような因子が考慮される。

- 全汚過池について流入水の分布を均一に行なうことは、施設設計の最も初歩の事柄である。3池から6池の汚過池から成る場合には、越流堰型の流入量分割箱が専用に用いられている。さらに多くの汚過池から成る場合には、各汚過池の一面に沿って流入水路が設けられ、各池へ流入するためにパーシャルフリュームによる制御が行なわれている。このように流量の均等分布は、最も本質的な事柄である。
- 逆流洗浄のための洗浄水(30gpm/sq·ft(1.22m³/m²·分)まで)を適切に供給することは、正当な逆流洗浄を行なうための本質的な事柄である。汚過池3-6池から成る処理施設のために、図7に示した型式の汚過池が用いられる場合には、逆流洗浄ポンプは池毎に分離して設置されることはない。しかしながら、逆流洗浄のための洗浄水を、全汚過池に供給するために使用することができるよう、全汚過池には同一越流堰を連結させておく必要がある(3池から成る汚過施設では、逆流洗浄を行なうために、僅か18gpm/sq·ft(0.73m³/m²·分)の洗浄水を供給するに過ぎない)。粒径の大きな多層汚過池のために必要とする20-30gpm/sq·ft(0.82-1.22m³/m²·分)の洗浄水を得るためには、付加的な洗浄水が必要であり、これは他の汚過池から供給されなければならないことになる。3-6池以上の汚過池より成る施設では逆流洗浄ポンプを分離することによって、汚過池側壁の高さを減らすことにより、全施設の建設費を減らすことができる。この断面図は図6aに示したとおりである。
- 汚過池側壁のおおよその高さは次のとおりである。

	逆流洗浄 ポンプ無し	逆流洗浄 ポンプ有り
流出水堰高までの損失水頭	10ft(3.0m)	10ft(3.0m)
洗浄トラフまでの堰高	4ft(1.2m)	0ft(0. m)
洗浄トラフから戸材表面まで	4ft(1.2m)	1ft(0.3m) (堰高より 戸材まで)
戸部集水装置	4ft(1.2m)	4ft(1.2m)
下部集水装置	1ft(0.3m)	1ft(0.3m)
計	23ft(6.9m)	17ft(5.1m)

- 汚過池の設計は効果的な空気——水逆流洗浄を順次行なえるように、次の条件を考慮しておくべきである。
△空気洗浄は空気量4-5CFM/sq·ft(1.22-1.53m³/m²·分)で、3-4分間行なう。

△水洗浄は水量 20-30 gpm/sq. ft (0.82-1.22 m³/m²・分) で10分間(戸材の膨脹を基準とする)行なう。

- 最低の全逆流洗浄サイクルは次のように考えるべきである。

戸過停止, トラフ高までの排水時間

排水の場合 5分

戸過を行なう場合 14分

トラフ高さより少なくとも 1 ft (30 cm) まで

低下させるための時間 3分

空気洗浄の時間 3分

運転開始させるまでの時間 1分

計 17~26分間

5. 現在までの運転経験

戸過池は通常、浮遊物を除去する目的のために設計される。……すなわち、「浮遊物のみ」……である。それであるから、例えば、溶解性 BOD を除去するために設計された戸過法の応用では、しじることになる。戸過池は次の目的のために下水の3次処理に用いられてきたし、また効果的に利用することができる。

- 散水戸床法, または活性汚泥法により最終沈澱池流出水中の浮遊物と BOD の除去。BOD 除去効果は、その浮遊物中に含まれている BOD の割合によって決まってくる。

△戸過池は凝集剤を用いた前処理を行なうか、または行なわずに運転される。

- 鉄塩, アルミニウム塩, または石灰で処理した散水戸床法, または活性汚泥法による処理水, または最初沈澱池流出水中の浮遊物, その浮遊物中に含まれる BOD, 残留する凝塊物(フロック)の除去。ならびに流出水中のリン酸塩フロックの除去。
- 膨脹型(上向流型)活性炭吸着塔は多少の浮遊物が含まれていても効果的に運転することができるものであり, この際に戸過池は活性炭吸着塔の流出水中に含まれている生物凝集フロック, 化学凝集フロック, 活性炭粒子を除去するのに用いることができる。

実用上, 下水処理水は戸過によって, 効果的に, かつ確実に処理することができることは明らかである。戸過水中の濁度を公衆衛生局(U. S. P. H. S.)の飲料水基準の濁度の最大値である。5-濁度単位(Turbidity Units)よりも低く保つことは, それほどむずかしいことではない。3次処理において戸過法を使用する場合の困難な問題は,

流量変動と水質変動を有する状態のもとで, 確実に運転することができる合理的, 経済的な戸過持続時間を求めることにある。戸過池は平均流量条件で設計することはできなく, 限界の流量と浮遊物負荷の条件下で適切な設計が行なわれる。

恐らく, われわれは, ほかに行なわれてきた経験から, これらの問題についても学ぶことができるであろう。ほかでいろいろ行なわれてきた経験をまとめるために, 下水処理における粒状戸材を用いた戸過池についての経験のうちで, 印刷物となっているものについてまとめた。これは完全なリストではない。……というのは, 最近では, EPA のデモンストレーション・プロジェクトによって多くの報告書が出されており, これによって多くの完全な運転データが得られるようになってきている。下水の処理水質を改善するための戸過池を用いることについての, ヨーロッパでの戸過池運転経験は, アメリカでの運転経験よりもさらに広範囲にわたっているものであると結論づけることができる。

広範囲にわたる今まで発表されてきた経験からみて, 3次処理プロセスの一つとして戸過法を用いることは, 成功率が高いものであると期待される。しかし, 不幸にも, それは現在ではまだ余り用いられていない。著者の個人的な経験からは, アイオワ州内や, アイオワ州を取り巻く各州のうちでイリノイ州を除いては, 下水の3次処理として戸過池を使用しているケースはない。イリノイ州では, 河川に下水処理水を放流する際に, 希釈率が1:1より小さくなる場合には, BOD は 4 mg/l 以下に, 浮遊物は 5 mg/l 以下にすることが Sanitary Water Boards Technical Release 20-24 によって定められており, これに基づいて処理施設の設計が行なわれることになる。この放流水質レベルに達するために, イリノイ州では河川の水質を改善する計画の中で, 第1段階の処理をして放流する以前に, 戸過をすることを要求している。たとえば, 1970年5月現在で, シカゴ市近郊の5つの郡(Cook, Dwpage, Kankakee, Lake, and Will Counties)では, このような3次処理のための戸過施設11ヶ所が認可されている。このうちの約1/2は運転中であるが, 本当にうまく運転されているものはない。これらのデータは不備なものであるが, これを表8にまとめてある。

1970年の初期に, アジソン処理場の監督者である Anthony La Rocca は操作員会議において, アジソン南部処理場における確実な運転方法についての口述の報告を行なっている。それによると, 戸過池に流入される浮遊物濃度は, 平均 45~50 mg/l であり, 35~90 mg/l

表8 イリノイ州における3次処理用汚過池設置状況

処理場位置	汚過池	生物処理プラント	備 考
1. Addison South*	S and L Craver社製 3台、直径10または12ft、モノバルブ型 汚過速度 5gpm/sq-ft (293.8m/日)、空気洗浄 4CFM/sq-ft (1.2m ³ /m ² ・分) 5分間; 汚層、珪 砂 24in (60cm) およびアンスラサイト 24in (60cm) 逆流洗浄水量 4800gal/回 (18.2m ³ /回) 汚過持続時間 6-8時間	S and L オキシジェスト 散水汚床	プラグ付下部集水装置 2.1MGD (8,170m ³ /日) コスト - \$40,000
2. Addison North*	S and L Craver社製 3池、直径8-ft、モノバルブ型	S and L オキシジェスト	1970年7月運転開始 汚過池設計は平均下水量の3倍にて行なり
3. Bensenville	Neptune Micro-Floc社製		
4. Park Forest South	Walker Process社製 4池 - 重力式汚過池 空気・水洗浄		
5. Lisle	Eimco社製 6池、直径12-ft. ジュアルバルブ型、空気洗浄	長時間エアレーション	マルチメディア、1971年設功
6. Lake Zurich	Eimco社製 4池、直径8-ft. 空気洗浄	ウォーカー・コンタクト・スタビリゼーション ウォーカー・プロセス スタビリゼーション・プラント	短時間運転、汚過速度を低下させるため に汚過池増設予定
7. Barrington	Neptune, Micro-Floc社製		
8. Hanover Park シカゴ (実験用)	Walker Process社製	ドル・クラリファイヤー・フロキュレータ	実験結果は公表済(4)
9. Woodale South	S and L Craver社製		
10. Glendale Heights (契約終了)	S and L Craver社製		
11. Lake County Public Works Dept. (未設置)	Eimco社製		

* Supt. Anthony LaRocca

の間で変化する。浮遊物が 35mg/l で流入されたとき、処理水中の浮遊物濃度は $2-10\text{mg/l}$ となる。浮遊物が 90mg/l で流入されたときには、処理水中の浮遊物濃度は $14-27\text{mg/l}$ となる。BODが 44mg/l で流入されたとき、処理水中のBODは 20mg/l となる。

その他、現在、運転中の3次処理の汚過施設には次に記載するものが含まれている。

- General Filter Company (Ames, Iowa) の製品 Tree Top (General) Apartments, Atlanta, Georgia に設置し運転中のもの。

これは 98gal/分 (371.4l/分)の能力を有するジュアルバルブ、2層汚過で空気洗浄を有する自動制御式の汚過池である。アパートメントの混合排水を、長時間エアレーション方式のバックイジブランドで処理した流出水を汚過している。処理施設の運転成績は非常に優れていると報告されている。

- Walker Process 社の製品, Atlanta, Georgia に設置し、運転中のもの。

長時間エアレーションの活性汚泥処理施設からの流出水の汚過を行なっている、2層の重力式汚過池。汚過池の逆流洗浄排水が処理施設をバイパスして、塩素接触タンクに過大な負荷を与えることになるので、不満足な運転結果となっている。また、汚材支持用ストレーナーが逆流洗浄による浮遊物によって閉塞する。

- General Filter Company の製品 C. D. Hulten Enterprises, Woodbridge, Virginia.

バージニア州のデール市の3次処理施設は、生物学的2次処理に続いて、石灰凝集沈澱によってリンを除去している。ここでは、処理能力 2100gpm (3MGD) ($8\text{m}^3/\text{分}$ ($11,370\text{m}^3/\text{日}$))のGFC Contra-Flo UnitsとControl Filtersを用いている。この処理施設は私的な所有物である。処理施設は直ちに運転を開始することができる。

- Eimco Corporation の製品

St. Lake City, Utah

EPAのWater Quality Office との研究開発に関する契約WP-14-12585により、Eimco社は粉末活性炭の利用を含む物理化学処理の 100gpm ($22.74\text{m}^3/\text{時}$)の能力を有するパイロットプラントを運転している。3次処理用の汚過池として、2層汚材 (0.9mm 径のアンスラサイト、 0.5mm の珪砂)を用い、汚過速度は $2-3\text{gpm/sq. ft}$ ($117.5-176.3\text{m}^3/\text{日}$)である。逆流洗浄は空気洗浄 $4-5\text{CFM/}$

sq. ft ($1.22-1.53\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$)で洗浄時間1分間である。空気—水混合洗浄時間は $1/2\text{分}$ 、水洗浄は 25gpm/sq. ft ($1.02\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{分}$)で洗浄時間は $5-8\text{分間}$ である。その結果は非常に優れたものであると報告されている。

- ワシントン特別区水質汚濁防止施設, Washington, D. C. (30), EPAのWater Quality Office は1段、または、2段の石灰凝集沈澱とそれに続く汚過とより成る高度処理のパイロットプラントを運転している。石灰による凝集沈澱では通常、 90% のリンと 55% の有機炭素が除去される。さらに第2鉄塩を用いた凝集沈澱と2層汚材による汚過 (汚過速度 3gpm/sq. ft ($176.3\text{m}^3/\text{日}$))を2段の石灰凝集沈澱処理の後に行なうこととすれば、さらに 5% のリンの除去と、約 0.5JTU の残留濁度の処理水が得られる (表9参照)。汚過池は汚過水濁度 4.9JTU から、 0.5JTU まで減少するまで、平均59時間の汚過持続時間を有する。逆流洗浄は速度 20gpm/sq. ft ($0.82\text{m}^3/\text{分}$)、洗浄時間10分間である。汚過汚材は厚さ 18in (45cm)のアンスラサイト層 (粒径は不明)と厚さ 6in (15cm)の珪砂層 (粒径 $0.40-0.45\text{mm}$)より成っている。珪砂のみの汚材 (粒径 $0.40-0.45\text{mm}$ 、厚さ 20in (50cm))を有する汚過池では汚過水の水质は2層汚材による汚過池と同じ程度である、汚過持続時間は平均して32時間程度である。第2鉄塩添加の2段処理の場合を除いては、汚過池は石灰凝集沈澱に基づきリンのフロックと、濁度 $2.4-3.3\text{JTU}$ の範囲となるように、処理水中の残留コロイド物質「haze (かすみ状の物質)」を除去することはできない。微細な珪砂粒 (有効径 0.3mm)でも、残留コロイド物質「haze」を除去することはできないのみならず、損失水頭が非常に大きくなる。

最近の報告(31)によると、2層汚材による汚過池では、上部に有効径 0.9mm (均等係数不明)のアンスラサイト層 (厚さ 18in (45cm))と、その下に、有効径 0.45mm (均等係数不明)の珪砂層 (厚さ 6in (15cm))を用いていることが報告されている。生下水の物理化学処理では石灰を用いた凝集沈澱後には、下水中のリン濃度は 8.4mg/l から 0.27mg/l に減少し、さらに汚過によって、リン濃度は 0.18mg/l に低下する。標準の3次処理を行なう場合には、2次処理水中に残留するリン濃度は 6.7mg/l であり、これが石灰凝集沈澱によって 0.34mg/l となり、さらに汚過によって、リン濃度は 0.14mg/l となる。

表9 2段石灰凝集沈殿処理における処理成績(30)

プロセス	(4) 全 リ ン		(4) T O C		濁 度 (Units)
	処理水質 (mg/l)	除去率 (%)	処理水質 (mg/l)	除去率 (%)	
薬剤無添加(1)					
凝集沈殿	1.00	87	19.5	45	7.7
戸過	0.78	90	16.5	53	3.3
活性炭吸着			6.5	84	3.5
塩化第2鉄添加(2)					
凝集沈殿	0.55	93	14.1	64	4.9
戸過	0.39	95	10.1	74	0.5
活性炭吸着			2.3	95	0.4
ポリマーA23添加(3)					
凝集沈殿	0.54	91	15.7	55	5.3
戸過	0.39	94	12.9	65	2.4
活性炭吸着			3.2	92	1.6

(1) 上昇速度 1,500 gpd/sq. ft (61m³/m²・日) ; 温度 14°C ; PH 11.8 ; 運転期間 50 日 ; 石灰注入力 340 mg/l・CaO

(2) 上昇速度 900 gpd/sq. ft (36.5m³/m²・日) ; 温度 20°C ; PH 11.5 ; 運転期間 56 日 ; 石灰注入力 290 mg/l・CaO ; 塩化第2鉄注入力 6-12 mg/l・Fe⁺⁺

(3) 上昇速度 1060 gpd/sq. ft (43.1m³/m²・日) ; 温度 23°C ; PH 11.4 ; 運転期間 16 日 ; 石灰注入力 260 mg/l・CaO ; ポリマー注入力 0.15 mg/l・A-23 (ダウケミカル社製陰イオン活性剤)

(4) 2次処理を含めての除去率計算値

同じワシントン特別区水質汚濁防止施設にある他のパイロットプラント(23)では、4段のステップエアレーション方式の活性汚泥法で、最終のエアレーションタンクにアルミニウム塩を添加して、2次処理施設でリンの除去を行ない、3次処理として浮遊物除去を目的とした、多層戸材による戸過を行なっている。生下水中のリン濃度は約8.15 mg/lである。2層戸材による戸過池(粒径0.9mm, 厚さ18 in (45cm)のアンスラサイト層と、0.40-0.45mmと0.8-1.20mmの等量から成る珪砂層で深さ6 in (15cm))と、3層戸材による戸過池(厚さ25 in (62.5cm)のアンスラサイト層, 厚さ10 in (25cm)の珪砂層および5 in (12.5cm)のガーネット層から成り、マイクロフロックの指定はMF197)で、戸過速度2.4 gpm/sq. ft (141m³/日)で運転を行なったところ、戸過持続時間は前者で24時間、後者で32時間となった。3層戸材による戸過池での運転結果は次に示すとおりである。

月	下水の種類	浮遊物(mg/l)	全リン(mg/l)
10月	2次処理水	41	2.2
	同戸過水	9	0.58
11月	2次処理水	50	2.9
	同戸過水	16	0.97
12月	2次処理水	33	1.9
	同戸過水	8	0.65
1月	2次処理水	26	1.6
	同戸過水	7	0.61

2層戸過による戸過水質は良好ではない。戸過池の運転の特性(戸過持続時間など)を記述した資料はない。

6. 建設費と運転費

下水の3次処理で戸過を含めたコストは、運転に基づく経験上のデータより求めることは、かなりむずかしいものである。通常、戸過のコスト算出のためのデータは、入札による全契約金額の中に包含されてしまっていて、戸過のコストのみを取り出して利用することはできない。Cen

TROL タイプの可変減衰型汚過池のコストの主たる相違は、汚過池の建設費と装置組立てのコストの如何によるものである。工事契約者は通常、処理施設の位置によって異なる現場打ちコンクリート単価を用いて、契約のための金額を定める。現場打ちコンクリートの単価 \$200/Cu.yd (\$262/m²) は、汚過池の建設コストを見積るために仮定したものである。このコストには次のものが含まれている。

- 汚過池の床版
- 下部集水用スラブ
- 汚過池の側壁と池内壁
- 全装置
- 利潤

法的手続およびエンジニアリングのための経費

汚過能力 1, 5, 10 MGD (3,790, 18,900, 37,900 m³/日) と汚過速度 2, 4, 6 gpm/sq.ft (117.5, 235, 352.5 m/日) の場合についての計算を行なってきた。各ケースにおいて、実際の汚過面積は逆流洗浄のための汚過停止時間を補うために、33.3% 増加させる。各汚過速度における汚過能力と建設費との間の関係は、図 18 に示すとおりである。公表されてきた建設費の比較は Weber らのデータ (33) を用いて示されてきている。

図 19 には、10 MGD (37,900 m³/日) の汚過能力を有する場合について、汚過速度を変化させた場合の建設費の関係を示したものである。この図では、実質的な建設費は汚過速度をより大きくとることによって節約することができる。汚過池の規模を拡大して、汚過能力 60-80 MGD

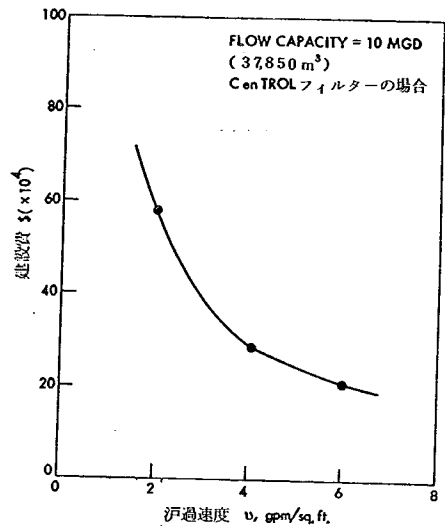


図 19 計画流入下水量 10MGD (37,850 m³/日) の場合の建設費と汚過速度との関係

(227,400-303,200 m³/日) 以上の規模としても、汚過池の単位コストの節約にはならない。これは規模が大きい施設では、一定の規模の汚過池の数を、単に増加させることにならざるを得ないためである。

残念ながら、運転費を求めるためのデータは不足している。Lynam と Bacon (34, 35) は、Hanover 処理場でのデータを基礎として、10 MGD (37,900 m³/日) の汚過池の運転費を 1000 gal 当り 2.4 セント (1 m³ 当り 0.63 セント) と推算している。このコスト算定のためのデータには下記のものが含まれている。

建設費	\$ 240,100 (図 18)
建設費利子 (MG (3,790 m ³ /日) 当り)	\$ 3,804
運転および維持管理費 (MG (3,790 m ³ /日) 当り)	\$ 13,009
薬品費 (MG (3,790 m ³ /日) 当り)	\$ 6,990
動力費	\$ 0.202
総額 (MG (3,790 m ³ /日) 当り)	\$ 24.00/MG

この金額には、予備塩素処理のコストが含まれている。

著者が利用したデータによると、下水の 3 次処理の汚過プロセスのための平均の運転費は 1000 gal 当り 2.0-2.5 セント (1 m³ 当り 0.53-0.66 セント) の附近にあると考えている。Naylor (4) は、ルートン処理場で 15 ヶ年間にわたって運転を行なってきた標準型下向流式砂汚過

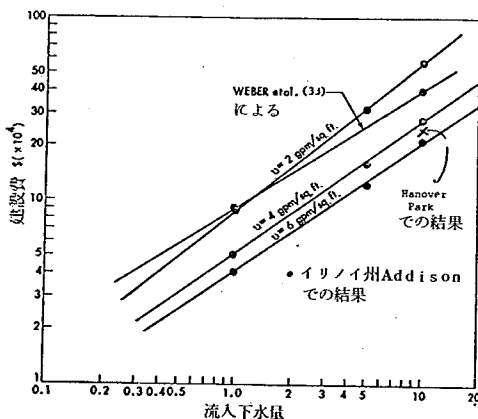


図 18 種々の汚過速度における建設費と計画流入下水量の関係

池のコストは、減価償却と運転費を含め、建設費の償還を含めて、1000 gal 当り 5.45 セント (1 m³ 当り 1.44 セント) であったと報告している。Naylor らは、上向流式汚過池を用いれば、運転コストは明らかに減少することを期待している。

7. 計算事例と一般的な計画

7-1 汚過池設計の条件

下水の3次処理用の汚過池設計のために、決めておかなければならない事項としては次のものがある。

汚過池の汚材の粒径と深度

(単一汚材; 粒径差あり, なし)

(多層汚材; 型式, 比重, 粒径)

汚過速度 (gpm/sq. ft (m/日))

最終圧力損失 (水柱の ft (m))

現在行なわれている設計法では、汚材の粒径は小さすぎるものを、汚層の深度は浅すぎるものを、汚過速度と最終損失水頭は低すぎるものを用いている傾向がある。これらの汚過の経験は、下水の汚過よりも飲料水の汚過を基本としたものである。その結果として、アメリカにおいて利用できるフィールドでの経験は、下水の3次処理における下水の汚過の広い範囲で適用し、要求に応じた精度で汚過を行なうことができるほど、十分なものではない。処理すべき下水が実際に存在する状況では、数週間にわたる一連のバイロットプラントによる実験を行なって、最適の経済的設計を行なうに必要な情報を集めなければならないことになる。

バイロットプラントによる実験を行なうに当たっては、次のような各項を考慮しなくてはならない。

1) 汚過池は対等の性能 (equivalent performance) を与える能力を基礎として比較されるべきである。

2) 池またはそれ以上がある場合に、運転上で最適の汚過池は、同一汚過時間において、同一原水から同じ水質で同じ水量の汚過水を得たときに、対等の性能を与えるといことができる。対等の性能を有する汚過池では或る一日間の汚過水の水量、水量は同じでなければならないが、その汚過池の汚材の粒径、汚材深度、最終損失水頭は明らかに異なるものであることを意味している。

2) 最小コストで得られるべき対等の性能を可能にする汚過池は、最適汚過池の設計を代表するものである。一般に、最小コストで対等の性能を有することができる汚過池を設計できる場合は、極めて少ない。著者が最近発表した論文(2)では、鉄塩の懸濁物の最小コストによる汚

過 (図12参照) は、粒径の大きい汚材、高い汚過速度、比較的深い汚層深度を必要とする傾向がある。

図12においては、最小コストによる汚過池の設計には達し得なく、汚材粒径 1.3 mm 以上で、さらに相当に高い汚過速度で、汚層深度の大きな汚過池でなければならないことになる。この場合の最適設計では、標準設計で建設された汚過池に比べて、約30%の費用の節約になっている。

Ives(1)は、極く最近の論文で、最小コスト汚過池設計技術について述べている。これらの技術を適用するに当たって、彼は鉄塩除去のための汚過池について、二つの数学的モデルと、イングランドにおける汚過池コストデータを用い、最小コストの汚過池は次のような特徴を有するものであると結論づけている。

汚材深度	8 ft (2.4 m)
汚材粒径	1.5 mm
損失水頭	10 ft (3.0 m)
汚過速度	7.5 gpm/sq. ft (440.6 m/日)

これらのデータは、Huang と Baumann(2) によって確認されてきた。Ives(37)は、各粒径の汚材には、それぞれ最大の汚材深度があり、この最大値以上に汚材を充填すると、最適運転条件が求められなくなり、単に汚材と、汚過池空間を無駄にし、さらに、運転コストをわずかではあるが増加させる結果となることを示している。

3) 運転上の最適条件を有する汚過池での、要求される汚過持続時間の長さは、汚過池の運転方法——人為的な逆流洗浄と汚過池運転が行なわれているか、自動的な逆流洗浄と汚過池運転が行なわれているか——によって異ってくる。

逆流洗浄の頻度が増加すると、より多くの水量が逆流洗浄のために用いられることになる。人為的な運転において、汚過持続時間は24—30時間を越えることになる。自動運転の場合には、より短かい汚過持続時間とする方が、経済的にも実行可能であり、通常の場合の汚過持続時間は12—15時間以上となる。

これらの事項を考慮に入れて、下水の3次処理として最適の運転条件を求め、そして、経済的な最適条件に近づくために必要なデータを求めるためにバイロットプラントを設計し、運転することが行なわれている。このような汚過池のバイロットプラントでは、1シリーズの運転について、1組の装置当り4汚過池から成るものを3ないし4組が含まれることになる (汚過池のスケール効果を除去するために汚過池の径は最大汚材粒径の少なくとも50倍とする)。各組内の汚過池は汚材がそれぞれ 2' (5 cm), 8' (20 cm),

16(40cm), 32(80cm)の厚さに充填されている。運転条件は次の各項目に応じて設計されることになる。

A項: 単一戸材を用いる場合の粒度による戸過効果の調査

戸過池のA組, B組, C組には, それぞれ戸材径1, 2, 3を充填する。

戸材1, 2, 3を充填した全組の戸過池について, それぞれ2, 4, 6, 8 gpm/ft² (117.5, 235, 352.5, 470 m/日)の戸過速度で戸過実験を行ない, それぞれの戸過池の処理水質と損失水頭を調べる。

B項: A項の戸材の粒度を用いることにより, 戸過速度による処理効果について調査する。

戸過池A組, B組, C組には, A項にて示した同じ粒度の戸材を充填する。

戸過池A組, B組, C組を用いて戸過池1, 2, 3を, 戸過速度2, 4, 6 gpm/ft² (117.5, 235, 352.5 m/日)または4, 6, 8 gpm/ft² (235, 352.5, 470 m/日)でそれぞれ運転する。

C項: 単一戸材対二層戸材(または多層戸材)の調査

A項, B項で知り得た, 望ましい運転条件を有する戸材粒度と戸過速度を用いて調査する。

戸過池A組, B組, C組にはそれぞれ異なる戸材を充填する。

A組 — B項と同じ戸材粒度

B組 — 表層部はA組の戸材粒度の2倍の粒度を有するアンスラサイトを充填する。

下層部はA組と同じ戸材粒度を用いる。

C組 — 表層部はA組の戸材粒度の1 1/2 倍の粒度を有するアンスラサイトを充填する。

下層部はA組と同じ戸材粒度を用いる。

図20および図21には3次処理の戸過池パイロットプラントの一般図と, 個別の戸過池(アンスラサイト12(30cm)と砂12(30cm)の戸層より成る)の一般図を示してある。

図22から図31までは, アイオワ州アメスでの散水戸床処理施設流出水からの浮遊物の除去のための, 一組の戸過池から成るパイロットプラントでの実験結果を示したものである。前記A項において三種類の粒度を有する戸材(通過/残留が18/20または0.92mm, 25/30または0.65mm, 30/35または0.55mm)について, 図22aには, 流入水と流出水の浮遊物と戸過速度2 gpm/sq. ft (117.5 m/日)のときに観測された損失水頭を示してある。これらの実験結果から下記のような結論を引き出すことができる。

- 三池の戸過池はほぼ同じような処理水質が得られたが, その中でも, 0.55mmの珪砂が最良の処理水が得られ, 次いで0.65mm, 0.92mmの順で良好な処理水が得られた。

- これら三池の戸過池は, 戸過速度2 gpm/sq. ft (117.5 m/日)において最終損失水頭を10 ft (3.1 m)としたとき, 戸過持続時間は少なくとも8時間が得られた。戸過速度6 gpm/sq. ft (352.5 m/日)において, 最終損失水頭を10 ft (3.1 m)としたとき, 戸過持続時間は僅かに2時間であった。

図22bには, 戸材粒度0.65mmの戸過池で戸過速度2 gpm/sq. ft (117.5 m/日)としたときの一組の実験の結果を示してある。これらのデータでは, 損失水頭が最も急速に増加しており, そして浮遊物除去が最も多く行なわれるのは, 表層の1 in (2.5 cm)であることが示されている。これは, この粒度の戸材では, 浮遊物の除去は表層で最も行なわれることを意味している。図22aおよび図22bの曲線は, 戸過池のパイロットプラントの運転から得ることができる一般的なものである。

図23は, B項に関する1例として, 戸材の粒度0.92mmを用いて, 戸過速度2, 4および6 gpm/sq. ft (117.5, 235および352.5 m/日)で運転したときの戸過特性を示したものである。この図は, 流入水の浮遊物濃度が34 mg/lであるときの運転結果を示してある。この結果から, 次のような結論が導かれることになる。

- 処理水質は, 最小の戸過速度の場合に最も良好なもの(5 mg/l)となった。そして, 戸過速度の上昇とともに低下することとなった。

- 戸過速度2 gpm/sq. ft (117.5 m/日)の場合に損失水頭は最も小さくなり, 戸過速度4 gpm/sq. ft (235 m/日), 6 gpm/sq. ft (352.5 m/日)となるにしたがって増加することとなった。

- この戸材の粒度の場合において, 戸過速度2 gpm/sq. ft (117.5 m/日), 戸材の厚さを30-40 in (76-102 cm)とするときに最も良好な浮遊物除去の効果が期待される。そして, 最終損失水頭10 ft (3.1 m)とすると, 戸過持続時間は6時間となる。

- 疑いもなく, この粒度の大きな戸材は与えられた仕様を満足するものではない。

それゆえ, 下記に示す特性を有する戸材を用いてC項に関する実験を行なった。

戸過池第1組: 16/18珪砂(1.09 mm)

戸過池第2組: 表層10/12アンスラサイト(1.84 mm),
厚さ12 in (30 cm)

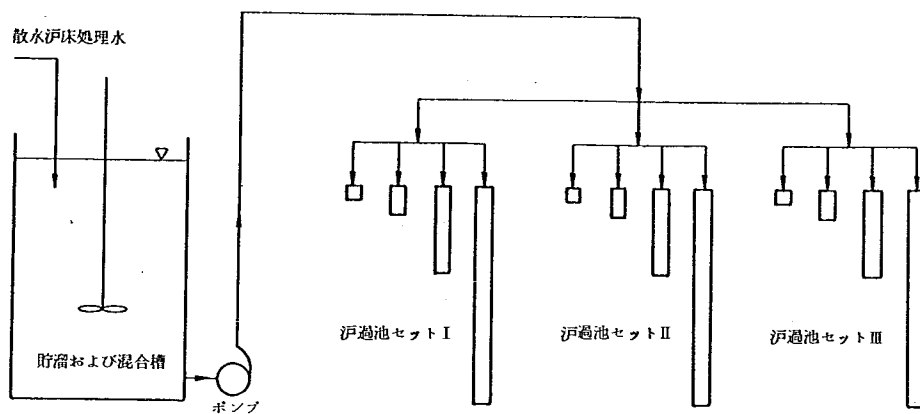


図 20 3次処理用パイロットフィルターの概略配置図

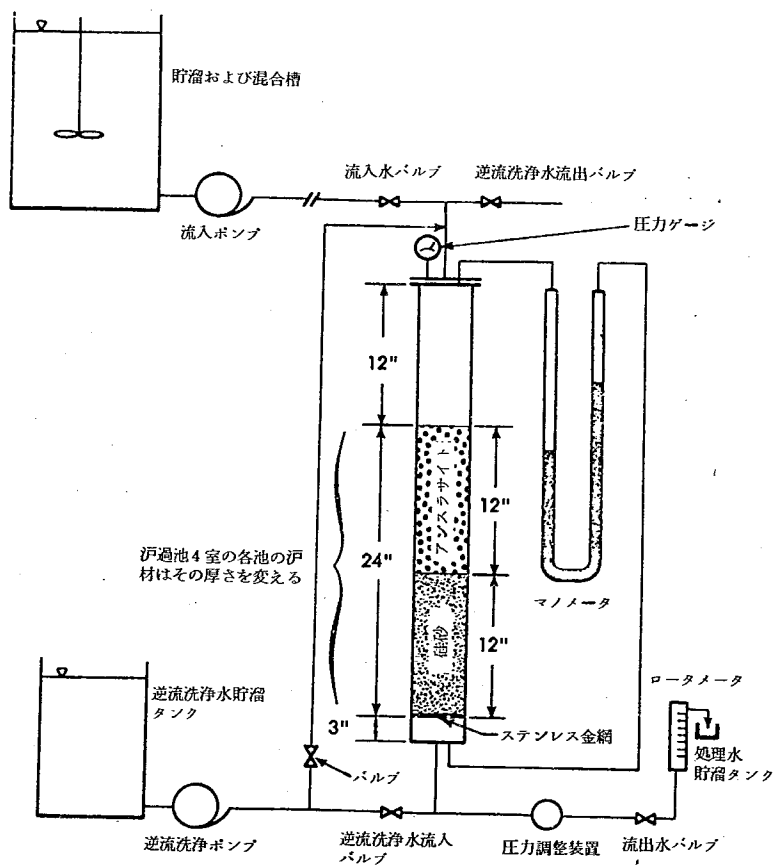


図 21 4室用パイロットフィルターで個々の汚過室での概要図

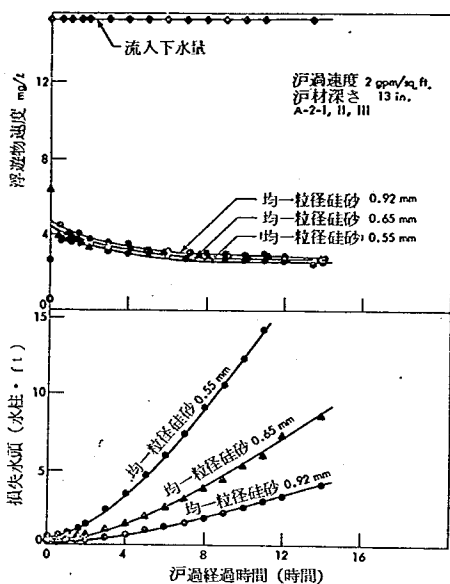


図 22 a 種々の硅砂粒徑濾材を用いた場合の処理水質および損失水頭と濾過経過時間との関係

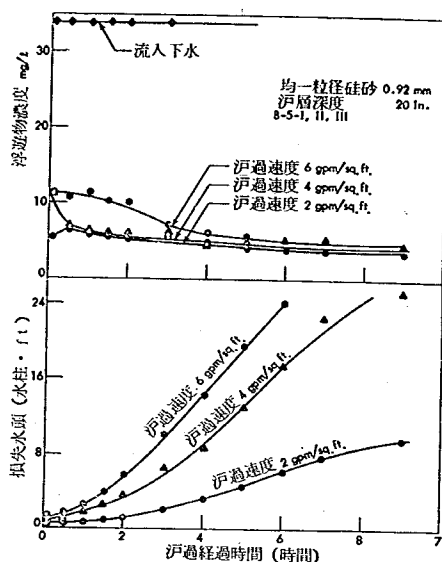


図 23 種々の濾過速度における処理水質および損失水頭と濾過経過時間との関係

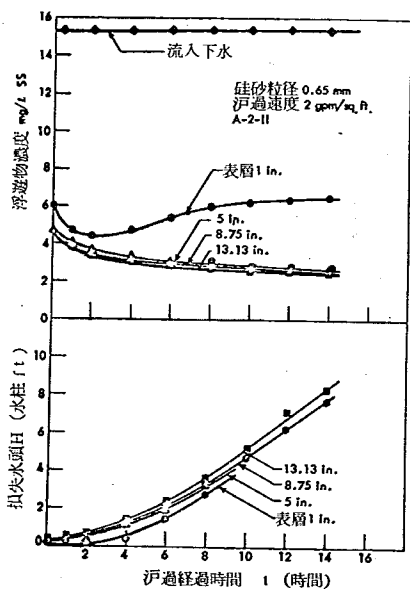


図 22 b 単一濾材(硅砂)濾過池の処理水質および損失水頭と濾過経過時間との関係

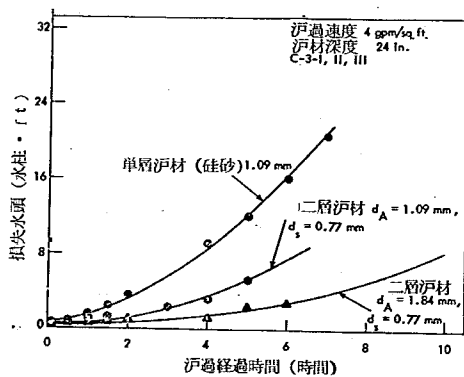


図 24 単層濾材と二層濾材濾過池の損失水頭比較

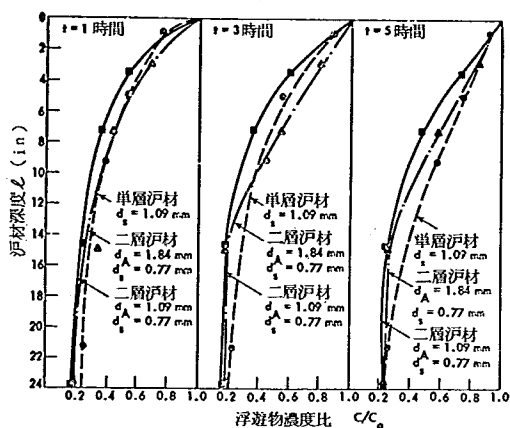


図 25 濾過速度 4 gpm/sq.ft (235 m/日)における単層濾材と二層濾材による浮遊物除去率の比較

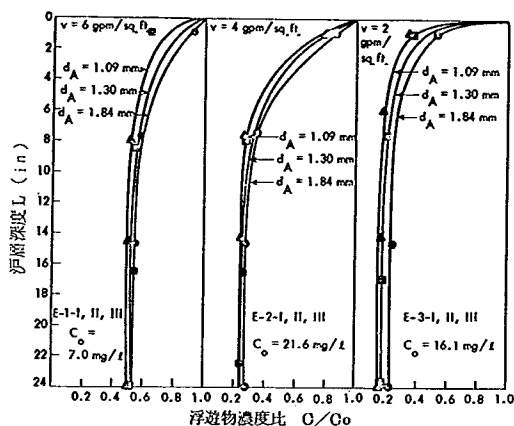


図 27 濾過経過時間 $t=11$ (時間)における浮遊物除去効率が単一濾材のアンスラサイト粒径に及ぼす影響

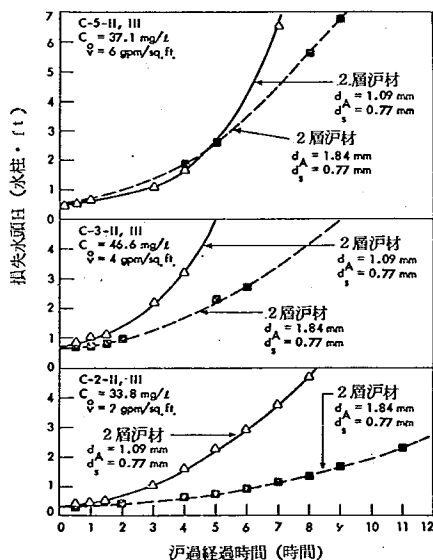


図 26 全濾層深度 24 in (61 cm)による濾過池で濾過速度を種々に変化した場合のアンスラサイト粒径の相違が濾過損失水頭に及ぼす影響の比較

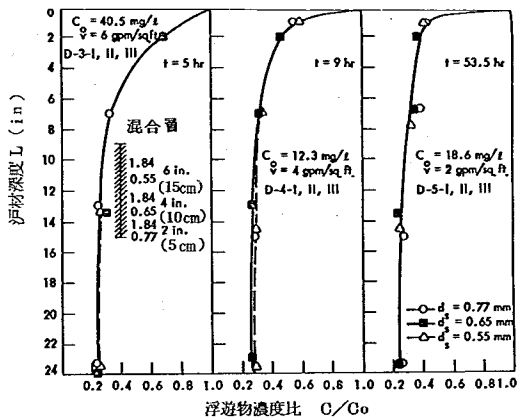


図 28 種々の濾過速度において濾材 (硅砂) 粒径が浮遊物除去効率が単一濾材のアンスラサイト粒径に及ぼす影響の比較

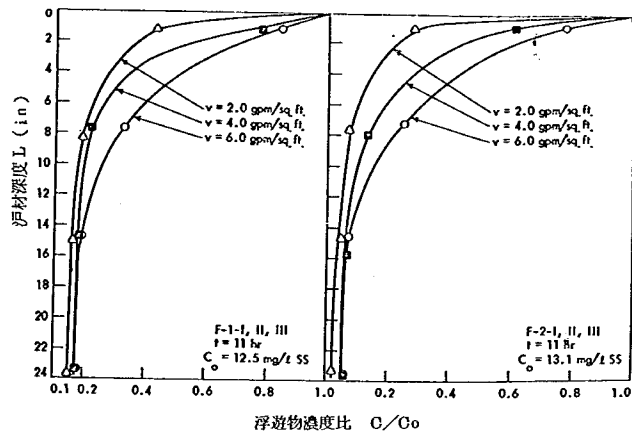


図 29 種々の戸過速度での浮遊物除去効率比較
 (珪砂 12 in (30 cm) - 0.55 mm, アンスラサ
 イト 12 in (30 cm) - 1.84 mm の二層戸材使用)

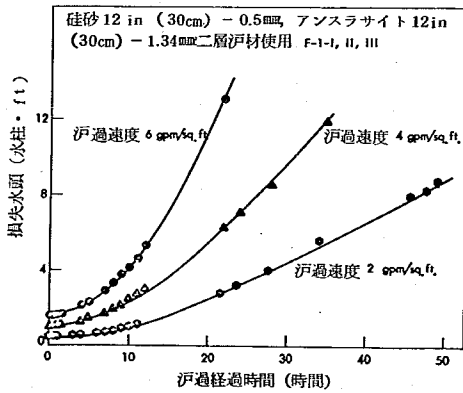


図 30 実験条件 F において、戸過速度を種々に変化させたときの損失水頭と戸過経過時間との関係

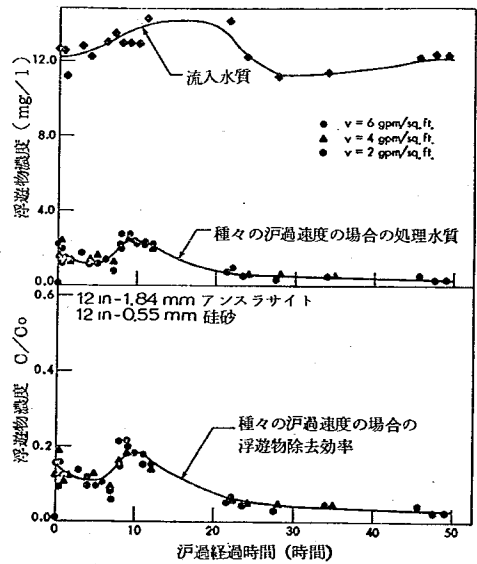


図 31 実験条件 F-1 において戸過速度を変化させた場合の処理水質および浮遊物除去効率の比較

底層 20/25 珪砂 (0.75 mm), 厚さ 12 in (30 cm)

汚過池第 3 組: 表層 16/18 アンスラサイト (1.09 mm), 厚さ 12 in (30 cm)

底層 20/25 珪砂 (0.75 mm), 厚さ 12 in (30 cm)

図 24 には, 流入水浮遊物濃度 47 mg/l であったとき, 汚過速度 4 gpm/sq. ft (235 m/日) で運転した場合の結果を示してある。この結果から次のような結論が得られる。

- 3 組の汚過池は異なる処理水質が得られた。すなわち, 粒径 1.09 mm の珪砂 — 浮遊物濃度 7.8 mg/l
粒径 1.84 mm のアンスラサイトおよび粒径 0.77 mm の珪砂 — 浮遊物濃度 6.7 mg/l
粒径 1.09 mm のアンスラサイトおよび粒径 0.77 mm の珪砂 — 浮遊物濃度 5.5 mg/l
- 粒径 1.84 mm のアンスラサイトおよび粒径 0.75 mm の珪砂の汚材から成る汚過池では, 損失水頭は最も小さく, 汚過速度 4 gpm/sq. ft (235 m/日), 損失水頭 10 ft (3.1 m) を下廻る場合においても, 汚過持続時間を容易に得ることができた。

図 25 は図 24 に示した汚過持続時間と損失水頭との場合について, 汚材深度と浮遊物濃度との関係を示したものである。これらのデータは下記の事柄を表わしている。

- 砂汚過池では汚過池の深部へ浮遊物が漸次移動することが示されており, そして, 汚過水質は汚材深度の増加と共に次第に良好となっている。
- アンスラサイト — 砂汚過池では, 砂の厚さを増加しても汚過水質には顕著な改善がみられない。砂とアンスラサイトとの混合層部において, 汚過水質が最も良好となる点が見いだされている。

図 26 は, 粒径 0.77 mm の砂層の上部に, 異なる粒径 (1.09 mm および 1.84 mm) のアンスラサイトを用いた場合の効果を比較するための運転結果を図示したものである。各ケースにおける損失水頭と汚過経続時間との関係は, 指数曲線にて示される。このケースでは, 浮遊物の除去は汚材の周囲での吸着によって行なわれたのではなく, 汚材空隙でのブリッジングと, (または) 汚過によって行なわれたものである。汚過池内の堆積物は圧密され, その結果, 汚材の空隙は変化する。そして, 汚過損失水頭の増加率は, 時間と共に大きくなっていく。一般に, 汚材として, 粒径 1.84 mm のアンスラサイト — 0.77 mm の砂を用いた汚過池で, 浮遊物濃度 30–50 mg/l の原水を汚過したとき, すべての汚過速度で合理的な汚過持続時間が得られている。

図 27 は粒径 1.09 mm, 1.30 mm, および 1.84 mm で厚さ 24 in (61 cm) のアンスラサイト層を有する 3 池の汚過池を用いて, 汚過速度 2, 4 および 6 gpm/sq. ft (117.5, 235 および 352.5 m/日) で汚過したときの一連の実験結果を図示したものである。この一連の実験は 2 層汚材を有する汚過池でのアンスラサイト層の厚さを決めるために行なったものである。図 27 は流入水浮遊物 7.0, 16.1 および 21.6 mg/l の場合についての実験であるが, この実験では, アンスラサイト層の厚さが 12 in (30 cm) 以下の場合については, 新たに追加されるべき浮遊物の除去効果はほとんど認められない。粒径 1.84 mm のアンスラサイトを用いたすべての実験では, 汚過持続時間は極めて長くなっている。それゆえ, その後の実験では汚材の上部に粒径 1.84 mm, 厚さ 12 in (30 cm) のアンスラサイトを用いて行っており, そして, 実施設ではアンスラサイトと砂との混合汚層が生ずるため, アンスラサイト層を 15 in (38 cm) の厚さとするを推奨している。

1 組の汚過池では, 2 層汚過池の下部汚材として珪砂の粒径と汚層の厚さを定めるための実験を行ってきた。この実験では, 厚さ 12 in (30 cm) で粒径 0.55, 0.65 および 0.77 mm の珪砂をそれぞれの汚過池に下層に入れ, 上層には厚さ 12 in (30 cm), 粒径 1.88 mm のアンスラサイトを入れてある。図 28 には, 汚過速度 2, 4 および 6 gpm/sq. ft (117.5, 235 および 352.5 m/日) で運転したときの汚過開始後 5, 9 および 53.5 時間後の汚過池深度別の浮遊物除去率を示してある。

この図では, アンスラサイト — 珪砂の混合層部の厚さは次のとおりであることを示している。

アンスラサイト粒径 1.84 mm — 珪砂粒径 0.77 mm
2 in (5 cm)

アンスラサイト粒径 1.84 mm — 珪砂粒径 0.65 mm
4 in (10 cm)

アンスラサイト粒径 1.84 mm — 珪砂粒径 0.55 mm
6 in (15 cm)

表 10 はこの運転におけるデータをリストアップしたものである。一般に, 粒径の小さい珪砂では, 特に大きな汚過速度の場合に, わずかながらでも良好な処理水質を得る。一般に, 処理水の濁度は満足すべき範囲に入っていた。汚過損失水頭を 10 ft (3 m) として与えたときの汚過持続時間は, 汚材粒径 0.55 mm の珪砂を用いた場合のみ, わずかに減少することになった。汚過水質の改善はアンスラサイト — 珪砂混合層より下部の珪砂層において行なわれることは少なかった。粒径 0.55 mm の珪砂を用いた 2 層汚過池では, 他の汚過池に比べて逆流洗浄速度は少なくてすむ

表 10 2 層戸過池での物理特性と運転条件 — 種々の粒径の珪砂を戸材として使用した場合 (実験条件 D)

実験番号	流入水浮遊物 (mg/l)	戸過速度 (sq·ft)	浮遊物濃度* (mg/l) 戸材 粒径 (mm)			損失水頭 (水柱·ft)	与えられた損失水頭に対 する戸過持続時間(時間) 戸材粒径 (mm)		
			1.84a 0.77	1.84b 0.65	1.84c 0.55		1.84a 0.77	1.84b 0.65	1.84c 0.55
1**									
2**									
3	40.5	6 (352.5) ⁺	5.4	5.2	5.0	10 (3.1) ⁺⁺	9	5.5	7
4	12.1	4 (235)	2.8	2.8	2.8	10 (3.1)	28	25	25
5	20.0	2 (117.5)	2.8	2.8	2.6	10 (3.1)	60	46.5	52

* 第 4 室戸過池の代表的処理水質 (戸層深度 24 in (60 cm))

** 予定した以上に上下層が混合したために実験中止

a₁ in. (2.5 cm) 上下層混合

b_{3~4} in. (7.5~10 cm) 上下層混合

c_{4~6} in. (10~15 cm) 上下層混合

+ 戸過速度のカッコ内 (m/日)

++ 損失水頭のカッコ内 (水柱·m)

ことになるから (図 10 参照), 粒径 0.55 mm の珪砂の上に
粒径 1.84 mm のアンストラサイトをを用いることにより, 次の
結果を得ている。

- 粒径の小さい戸過砂では, わずかながらでも処理水質
は良好なものとなる。
- 戸過池は低い逆流洗浄速度で洗浄が行なえる。
- 戸過持続時間は粒径の小さい戸過砂を用いることによ
って重大な影響を受けない。

図 29 には, 2 層戸過池において 2 ケースのほぼ同じ流入
水浮遊物レベルで戸過速度を変化させた場合の処理水質と
戸層深度との関係を示してある。この 2 ケースとも, 浮遊
物除去の大部分はアンストラサイト層において行なわれてい
る。戸過速度が大きな場合には, 浮遊物はアンストラサイ
ト層内に均一に分布しており, 戸過速度が大きい場合に, 水
理学的な現象が改善されている。この 2 ケースとも, 戸過
速度が小さい場合には, 戸過水質は僅かながら良好とな
るが, その水質の改善はアンストラサイト — 珪砂混合の内部
か, または, 混合層の上部で行なわれることになる。これ
らのデータから, その処理水質の改善は珪砂戸層の深度を
増加することによって行なわれることは少ないことを示し
ている。しかしながら, 戸過速度 6 gpm/sq·ft (352.5
m/日) の場合には, アンストラサイト戸層を大にすること
は, 効果的であることをこのデータは示している。もし,
珪砂戸層の下部に, ガーネット砂による戸層が設けられる
場合にも, 戸過持続時間内における処理水中の浮遊物の減
少による水質の改善は少ない。このガーネット砂を用いる

戸過法の必要性は生じてこない。

図 30 には, 浮遊物濃度 12.5 mg/l を含む下水を用いた
ときの戸過速度 2, 4, 6 gpm/sq·ft (117.5, 235,
352.5 m/日) における粒径 1.84 mm のアンストラサイトと
粒径 0.55 mm の珪砂層を用いたときの損失水頭と, 戸過経
続時間との関係を示したものである。この図では, この戸
材の粒径を用いたときに, 戸過持続時間が合理的なものとな
ることを示している。図 31 には, 下水中の浮遊物濃度
レベルが運転の間に (流入水と処理水について) 変化した
ことを示している。この実験から, 次のような事柄が見い
だされる。

- 全戸過池の処理水中の浮遊物濃度レベルは一般に 2.0
mg/l を下廻り, 戸過継続時間と共に改善されている。
- すべての戸過速度における処理水質はほぼ同じである。
- 処理水質は戸過速度の関数というよりも, 流入水中の
浮遊物レベルの関数として表わされる。

図 30 および図 31 に示したものと同様の多くの実験デ
ータは, 図 14 に示した種類の戸過速度における, 戸過持
続時間と浮遊物濃度との関係をプロットするために用いら
れている。われわれが下水の 3 次処理のための戸過法とし
て, 技術的に実行可能であり, 効果的な運転が可能であり,
そして経済的な戸過池が設計できるならば, これは, バイ
ロットプラントの経験によって求めることができる最終の
目的を表わすものである。リン酸塩の凝集物を沈澱した流
出水を戸過池を用いて処理するためのデータを十分に集め
るまで; われわれは 3 次処理用の戸過池の設計を推定によ

って、そして神への祈願によって行なわなければならないであろう。

アイオワ州アメスの散水戸床処理水中に残存する浮遊物を除去するために、上記のようなパイロットプラントによる研究が行なわれ、次のような戸過池設計基準が導かれた。

- 2層戸材による戸過、粒径1.84mm、厚さ15in(38cm)のアンスラサイト層と粒径0.55mm 厚さ15in(38cm)の珪砂層
- 最終戸過水頭 水中10ft(3.1m)
- 戸過速度 ピーク4時間で6.25gpm/sq·ft(367m³/m²/日)
- 4室の可変減衰戸過池 1基
- 全戸過面積2940sq·ft(273m²)(18.1MGD(68,509m³/日))
- 予想建設費 \$300,000

8. スケールアップ係数

パイロットプラントによる戸過実験の結果は、如何なる規模の戸過池を設計する場合にも外挿しうることが経験的に見い出された。この場合のパイロットプラントの大きさは、円筒型のパイロットプラントでは、最大戸材粒径の少なくとも50倍を必要とする。最小のパイロット戸過池の直径は少なくとも6インチ(15.2cm)とすべきである(3mmアンスラサイト×50倍=150mm、または150/25.4=5.9インチ)。直径6インチ(15.2cm)のパイロット戸過池の戸材粒径と戸材深度の影響、戸過速度、損失水頭、および戸過効果は、本文内で推奨した最大規模の戸過池である戸過面積850ft²(79m²)のそれと同じくなるであろう。このように、戸過ではスケールアップに関する問題はない。

9. プロセスの信頼性

戸過プロセスは適切に設計が行なわれているならば、その処理水質は甚だしく低下することとはならないプロセスの1つである。一般に、戸過池が平常状態において、望ましい処理水質を得ることができるならば、予備処理プロセスでのミスは戸過持続時間の短縮をもたらすが、処理水質が顕著に低下することにはならないであろう。平常状態において、もし流入水中の浮遊物が18mg/lで運転されており、希に30~40mg/lのレベルまでに増加するとするならば、その主たる影響としては戸過持続時間に対して

は顕著な低下をもたらすこととなるが、処理水中の浮遊物濃度に与える影響は比較的小さいものとなるであろう。

参 考 文 献

1. Ives, K.J. and A. Gur. Research on optimization of filtration. University College London. (Personal communication through paper preprint). May, 1971
2. Huang, Jerry Y.C. and E. Robert Baumann. Least cost sand filter design for iron removal. Journal San. Engr. Division, ASCE, 97, No. SA2, 171-190, April, 1971.
3. Hsuing, K. and J.L. Cleasby. Prediction of filter performance. Journal, San. Engr. Division, ASCE, 94:SA6, 1043, December, 1968.
4. Naylor, A.E., S.C. Evans, and K.M. Dunscombe. Recent developments on the rapid sand filters at Luton. Water Pollution Control, p. 309-320, 1967.
5. Cleasby, J.L. Filter rate control without rate controllers. JAWWA, 61:4, 181-185, April, 1969.
6. Hudson, H.E., Jr. Declining rate filtration. JAWWA, 51:11, 1455, November, 1959.
7. Tuepker, J. Filter performance under varying operating conditions. Proc. of Conf. on Water Filtration. University of Missouri, Rolla. 1965.
8. Cleasby, J.L., M.M. Williamson, and E.R. Baumann. Effect of filtration rate changes on quality. JAWWA, 55:7, 869-880, July, 1963.
9. Streander, P.B. Sewage filtration with silica sand filters. I. Water Works and Sewerage; 87: 351-357, 1940.

10. Hsiung, K.Y. Prediction of performance of granular filters for water treatment. Unpublished Ph.D. thesis. Ames, Iowa, Library, Iowa State University of Science and Technology. 1967.
11. Hsiung, K.Y. and Cleasby, J.L. Prediction of filter performance. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 94:1043-1069. 1968.
12. Ison, C.R. and Ives, K.J. Removal mechanisms in deep bed filtration. Chemical Engineering Science 24:717-729. 1969.
13. Ives, K.J. Deep filter. Unpublished paper presented at the 61st National Meeting, American Institute of Chemical Engineers, Houston, Texas. 1967.
14. Ives, K.J. Filtration using radio-active algae. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 87:23-37. 1961.
15. Ives, K.J. New concepts in filtration. Water and Water Engineering 65:307-385. 1961.
16. Ives, K.J. Rational design of filters. The Institution of Civil Engineers Proceedings (London) 16:189-194. 1960.
17. Ling, J.T.T. A study of filtration through uniform sand filters. American Society of Civil Engineers Proceeding 81:751, 1-35. 1955.
18. Tchobanoglous, G. Filtration techniques in tertiary treatment. Journal Water Pollution Control Federation 42:604-623. 1970.
19. Tchobanoglous, G. and Eliassen, R. Filtration of treated sewage effluent. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 96:243-265. 1970.
20. Kim, S.W. The effectiveness of a contact filter for the removal of iron from ground water. Institute of Water Resources, IWR 13. Fairbanks, Alaska, University of Alaska. 1971.
21. Conley, W.R. Experience with antracite sand filters. Journal of the American Water Works Association 53:1473-1478. 1961.
22. Ives, K.J. Deep filter. Unpublished paper presented at the 61st National Meeting, American Institute of Chemical Engineers, Houston, Texas. 1967.
23. Mohanka, S.S. Theory of multi-layer filtration. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 95:1079-1095. 1969.
24. Baumann, E.R. and J.Y.C. Huang. Granular filters for tertiary waste-water treatment. Paper prepared for First Pacific Chemical Engineers Conference, Kyoto, Japan, 11 pages, October, 1972.
25. Amirtharajah, A. Expansion of graded sand filters during backwashing. Unpublished M.S. thesis. Iowa State University Library. Ames, Iowa.
26. Amirtharajah, A. and J.L. Cleasby. Predicting expansion of filters during backwashing. JAWWA, 64:1, 52-59, January, 1972.
27. Amirtharajah, A. Optimum expansion of sand filters during backwash. Unpublished Ph.D. thesis, Iowa State University Library, Ames, Iowa. 1971.
28. Hulbert, R. and F.W. Herring. Studies on washing of rapid filters. JAWWA, 21, 1445. 1929.
29. Huang, J.Y.C. Granular filters for tertiary wastewater treatment. Unpublished Ph.D. thesis. Iowa State University Library, Ames, Iowa. 1972.

30. O'Farrell, T.P., D.F. Bishop, and S.M. Bennett. Advanced waste treatment at Washington, D.C. Paper presented at 65th Annual AIChE Meeting, Cleveland, Ohio. May, 1969.
31. Bishop, D.F., T.P. O'Farrell, J. Stamberg, and J.W. Porter. Advanced waste treatment systems at the Environmental Protection Agency - District of Columbia Pilot Plant. EPA-Advanced waste treatment Research Laboratory. March, 1971.
32. Hais, Alan B., John B. Stamberg, D.F. Bishop. Alum addition to activated sludge with tertiary solids removal. EPA-Advanced Waste Treatment Research Laboratory, March, 1971.
33. Weber, W.J., Jr., C.E. Hopkins, and R. Bloom, Jr. Physico-Chemical treatment of wastewater. Journ. Water Poll. Control Fed., 42:83-99, 1970.
34. Lynam, B.T. and V.W. Bacon. Filtration and micro-straining of secondary effluent. Water Quality Improvement by Physical and Chemical Processes, Water Resources Symposium, No. 3, University of Texas, 132-148. 1970.
35. Lynam, B.T., G. Ettelt, and T. McAloon. Tertiary treatment at Metro Chicago by means of rapid sand filtration and microstrainers, JWPCF, 41:247-279. 1969.
36. Naylor, A.E., S.C. Evans and K.M. Dunscombe. Recent developments on the rapid sand filter at Luton, J. Inst. Water Poll. Control, 66, 309, 1967.
37. Ives, K.S. Advances in deep bed filtration. Trans. Institution of Chemical Engineers, 48:3, T94-T100, April, 1970.
38. Kim, S.W. The effectiveness of a contact filter for the removal of iron from ground water. Institute of Water Resources, IWR13, Fairbanks, Alaska, University of Alaska, 1971.

付 録

「重力式」濾過池は、通常のタイプの粒状濾材を使用する濾過池であり、圧力は濾過池の流入水側では大気圧でかかる。水による利用可能な総水頭は濾過池の流入水側と流出水側との間で十分に大きく（8-12 ft (2.4-3.6 m)）とられ、濾過のために要求される全加圧力に濾過池を通過する重力による流れが利用される（図32）。ラミネーターの範囲内で、清浄な粒状物質を通過する際の損失水頭は次の式より求められることになる。

$$V = KS$$

V : 濾材通過流速, ft/min (m/分)

K : 濾材の透水係数, ft/min (m/分)

S : 動水勾配, h/L

h : 損失水頭, 水柱・ft (水柱・m)

L : 濾材の厚さ, ft (m)

粒状濾材の透水係数は実験室内で容易に求めることができる。種々の濾材の損失水頭と濾過速度との関係は図32に示すとおりである。

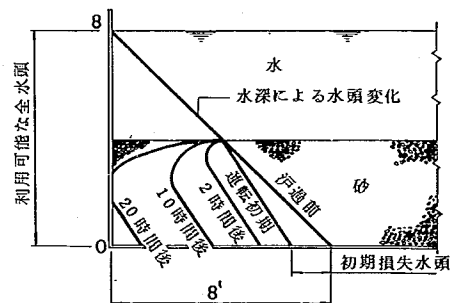
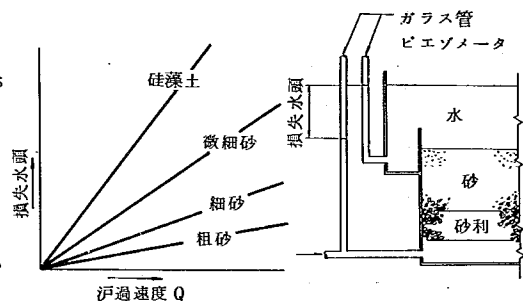


図32 砂濾過池内の損失水頭と負水頭

汚過池の運転が継続されているときに、浮遊物は汚材表面、あるいは汚材内部に堆積し、これによって汚材の透水係数は変化する。一般的な重力式汚過池における汚過池運転中の種種の時刻での圧力変化は図32に示すとおりである。負水頭………または大気圧よりも低い圧力………は砂層表面から汚層底部に至る損失水頭の和が問題の汚過池の水深を越えたときに動力式汚過池内に起る。負水頭は汚過池運転の終点附近で損失水頭が3—6 ft (0.9—1.8m) を越えたときに、汚過砂の表層1 ft (30cm) 内に生ずるのが普通である。それゆえに、汚過池の水深が浅いときには、負水頭は汚層内の短い区間に発生する。下水処理のための汚過では、生物学処理または再炭酸塩化 (recarbonation) に起因して存在する溶存ガス (炭酸ガスまたは溶存酸素) は負圧のゾーンの中で溶解して出てくることになる。このようなガス体は浮遊物の汚層内での堆積によるよりも、さらに効果的に汚過池を閉塞させる。ガス体の汚層内での結合は、有効汚過面積を減少させ、汚過持続時間を短縮させ、処理水質を低下させる。

重力式汚過池での負水頭は汚材表面より上部に汚過水排出位置 (図7に示した汚過水堰のレベル) を設けることによって有効に防ぐことができる。この位置は汚過池の汚材表面上部約3—6 in (7.5—15cm) に置かれるのが普通である。

V-2 下水処理における粒状汙材使用の汙過法

(この分野の汙過法についての既発表文献のレビュー)

Granular Filters for Wastewater Treatment

(a review of published papers in this area of Filtration)

Jerry Y.C. Huang, P.E.

Chief Applicaton Engineer

Penberthy Houdaille

Prophetstown, Illinois

and

E. Robert Baumann, P.E.

Professor of Civil Engineering

Iowa State University

最初沈殿池流出水の機械的な戸過は1883年に初めて行なわれたが、生物学的処理の出現のために使用されなくなった。

しかしながら、下水の化学的処理の発達によって1930年代に再び一般的に用いられるようになっていく。

Zack(97)はドイツのウッペルタル、アメリカのジョージア州アトランタ、ネブラスカ州ヨーク、カリフォルニア州サンディエゴで行なわれた調査について報告している。ウッペルタル処理場では粒径1-2mmの砂戸過池で戸過速度 $0.82 \text{ gpm/sq. ft (33.4m/日)}$ で、沈殿可能物質をほぼ完全に除去している。アトランタでは珪砂と粉砕した石炭の戸材の双方を用いることを試みている。使用したアンスラサイトの有効径は 0.45 mm であり、実験結果では総損失水頭 5 ft (1.5m) 以下で、戸過速度 $2 \text{ gpm/sq. ft (117.5m/日)}$ で戸過持続時間12時間、戸過速度 $35 \text{ gpm/sq. ft (142.2m/日)}$ で戸過持続時間3時間を得ている。戸過池へ送られる浮遊物濃度は $9-75 \text{ mg/l}$ の範囲であった。比較可能なデータによれば、流入水中の浮遊物濃度 57 mg/l の場合には、浮遊物濃度 18 ppm の場合に比べて逆流洗浄回数はいくつかに増えることを示している。

Streander(83)はペンシルバニア州ベレクオント、コロラド州グランドキャニオン、およびニュージャージー州バーリントンにある数種の戸層戸過池の構造について報告している。これらの戸過池は散水戸床施設や活性汚泥施設の後に設置したものである。上記の戸過池の運転結果についての報告はない。しかしながら、彼はドイツのウッペルタルの実験用パイロットフィルターの設計および運転条件の詳細について報告している。

このパイロットフィルターでの結果を基として、1939年に、ウッペルタルには最初沈殿池流出水を処理するための大規模な施設が設けられている。この施設は、巾 26.25 ft (8.02m) 、長さ 123 ft (37.6m) の10池の戸過池から成るもので、処理能力は $24 \text{ MGD (91,000m}^3/\text{日)}$ であった。この戸層は粒径1-2mm深度 28 in (71.1cm) で、その下層は 4 in (10cm) の粗い砂利が敷かれたものであった。おおよそその戸過速度は $0.83 \text{ gpm/sq. ft (48.7m/日)}$ であり、これはパイロットプラントの研究を基礎としたものであった。戸過池の最大許容損失水頭は 4.25 ft (1.29m) であった。戸過池は、沈殿下水中に残留する浮遊物のわずか40%を除去したにすぎなかった。戸過池の洗浄は空気攪拌と沈殿下水による逆流洗浄によって行なわれた。ウッペルタルの戸過池では逆流洗浄速度はわずかに $3.7-5 \text{ gpm/sq. ft (15-20m/分)}$ であった。逆流洗浄速度が $19-25 \text{ gpm/sq. ft (78-102cm/分)}$ と高い場合でも $1.0-2.0 \text{ mm}$

の戸過砂では膨脹比はわずかに10%であった。ウッペルタルの戸過池では、疑いもなく、不十分な逆流洗浄速度が戸過効率の低下をまねいていた。

Vosloo(93)は南アフリカ連邦アンコールの下水処理場で凝集剤を添加せずに最終沈殿池処理水の急速砂戸過の実験を行ない、いくつかの興味ある結果を報告している。これは圧力式の戸過池であり、直径 2 ft (0.6m) 、高さ 4.5 ft (1.35m) を有し、戸材として $0.84-0.65 \text{ mm}$ の戸過砂を 2 ft (0.6m) の深度で充填したものである。Voslooによる実験は次のようないくつかの事項について指摘している。

- 1) 急速戸過では、浮遊物のすべてを除去することができる。また、実用的にも少なくとも戸過速度 $3.33 \text{ gpm/sq. ft (195.5m/日)}$ 以上で浮遊物のすべてを除去できる。
- 2) とえられた割合で戸過池全体に加圧を要する水頭は堆積物の量によって定まるものであり、戸過速度によって定まるものではない。
- 3) 下水の戸過性は流入水中の浮遊物の質と同様に、その浮遊物の量に影響されると考えられる。
- 4) よごれた逆流洗浄排水は、最終沈殿池へポンプにて送り返すようにすべきである。戸過池へ堆積した汚泥は、容易に沈殿する。
- 5) 最大損失水頭 10 ft (3.1m) 、平均戸過速度 $2 \text{ gpm/sq. ft (117.5m/日)}$ 、流入浮遊物濃度 25 ppm では、戸過持続時間は6-18時間の範囲となる。

1950年代において、イングランドのルートン処理場で有益な研究がPettetらによって行なわれ、報告されている(70-71)。ルートン処理場では、2池の重力式パイロットフィルターが平行して運転されてきた。その1池は砂の戸材で粒径 $0.85-1.7 \text{ mm}$ 、戸層深度 24 in (60cm) が充填され、他の1池にはアンスラサイトの戸材で粒径1-2mm戸層深度 24 in (60cm) が充填されてあった。戸過速度は $2 \text{ gpm/sq. ft (117.5m/日)}$ 、最大許容損失水頭は 7 ft (2.1m) であった。戸過池は各24時間に1回洗浄され、洗浄水量は前回の戸過池運転中に得た処理水の2-3%が用いられた。逆流洗浄に先立って戸材の空気攪拌が行なわれ、そして、逆流洗浄は珪砂戸材では $13.3 \text{ gpm/sq. ft (54.3cm/分)}$ とアンスラサイト戸材では $10.0 \text{ gpm/sq. ft (40.8cm/分)}$ の速度であった。珪砂およびアンスラサイト戸材について全く同じ処理効率を得られ、それは、浮遊物86%、BOD63%の除去率であった。前の実験と同様の粒径の珪砂戸材を用い、その戸層深度を 2 ft (60cm) と 3.5 ft (1.05m) として3ヶ月間にわたって実験を行なったところ、戸過速度 $4.5 \text{ gpm/sq. ft (264m/日)}$ を越えるまでは処理水

質に顕著な差異が認められなかったが、深い戸層の戸過池の方が僅かに良好な処理水質が得られていた。Petters (71) は高速の戸過速度を用いた場合に戸層深度を増加させることによる僅かな改善は実用施設では疑わしいと主張している。とくに、この種の施設ではポンプアップに必要となる電力も増加することになる。戸層深度が大なる場合には浮遊物の「破壊による通り抜け」を防ぐことができると考えられた。しかし、2ft (60cm) の戸層深度で実験を行なった期間には、浮遊物の破壊による通過を生ずる以前に、常に最大損失水頭に達していた。予備的な実験およびパイロットプラントによる実験を基礎として、6池の急速戸過池からなる処理能力 7.2MGD (27,200m³/日) の実用施設が 1951 年にルートン下水処理場で運転されている。

Nicoll (64-65) は、南アフリカ連邦ヨハネスブルグのベリトリア下水処理場での研究について報告している。ここでは 3MGD (11,350m³/日) の 2 次処理水を戸過速度 2 gpm/sq·ft (176m³/日)、最大損失水頭 9.0ft (2.7m) で処理すべく設計が行なわれている。彼は珪砂粒径 0.084-0.59 mm を使用した場合に、平均浮遊物濃度は 5mg/l となったと報告している。さらに珪砂粒径 1.4-0.65 mm を用いた場合には平均処理水浮遊物濃度は 8mg/l となった。最大損失水頭を 6.5 ft (1.95 m) としたとき、戸過持続時間は 8-10 時間に变化した。逆流洗浄を行なう前に空気洗浄を行ない、逆流洗浄速度を 25.7 gpm/sq·ft (105cm³/分) としたときの洗浄水使用量は、前回の戸過水の 95% を消費したと報告している。

海水の陸地への浸入障壁として 2 次処理水を 3 次処理して圧入する方法がロスアンゼルスで行なわれてきた。Laverly (45) はロスアンゼルスハイペリオン処理場で予備的な研究を急速戸過池を用いて 6 ヶ月間にわたって行なってきた。標準活性汚泥法による処理水を有効径 0.95mm、均等係数 1.6 の珪砂戸材を厚さ 11in (27.5cm) に充填した急速戸過池で戸過速度 2 gpm/sq·ft (117.5m³/日) で運転した。この際の浮遊物の除去率は 46% であり、BOD 除去率は 51% であった。

Fall と Kraus (21) は、ベリトリア衛生区下水処理場でハイレート活性汚泥法からの処理水の 3 次処理の室内実験を行なった。この実験結果によれば、戸過速度 1.12 gpm/sq·ft (55.8m³/日) において、浮遊物除去率 50%、BOD 除去率 40% であった。処理水の浮遊物濃度の平均は 16.0 mg/l、BOD の平均は 28.3mg/l であった。戸材は急速に目づまりし、戸過持続時間は僅かに数時間であった。戸材の粒度について記載はされていない。

Merry (57) は、アイオワ州、アメスの水質汚濁防止施

設で、標準散水戸床処理水の 3 次処理として、急速砂戸過法を応用することを研究した。これは圧力型の戸過池で、有効径 0.55mm、均等係数 2.36 の戸材を厚さ 24cm (60cm) であった。戸過は損失水頭が、6.25ft (1.89m) に達したときに終了させた。平均浮遊物除去率は戸過速度 2 gpm/sq·ft (117.5m³/日)、4 gpm/sq·ft (235m³/日)、6 gpm/sq·ft (352.5m³/日) について、それぞれ 71.2%、67.6% および 64.4% であった。平均 BOD 除去率は戸過速度 2 gpm/sq·ft (117.5m³/日)、4 gpm/sq·ft (235m³/日)、6 gpm/sq·ft (352.5m³/日) について、それぞれ 56.8%、55.5% および 51.6% であった。戸過持続時間は戸過速度 2 gpm/sq·ft (117.5m³/日)、4 gpm/sq·ft (235m³/日)、6 gpm/sq·ft (352.5m³/日) について、それぞれ 10 時間、4.67 時間および 4.67 時間であった。逆流洗浄は洗浄速度 20-25 gpm/sq·ft (81.7-102cm³/分) で十分間行なった。

オレゴン州フィロマス下水処理場の長時間エアレーションによる活性汚泥処理水のポリッシングとしての、最初のミックド・メディアによる戸過は、Culp と Hansen (12) によって報告されている。この場合には、浮遊物および BOD の双方について、より高い除去率 (85-99%) になったと報告されている。戸過水の濁度はアメリカ公衆衛生局 (USPHS) の飲料水基準たる 5J TU より一貫して低く、0.3J TU 以下であった。戸材の粒径と種類、最終損失水頭、および戸過持続時間に関する情報は報告されていない。

イングランドのルートン処理場での急速砂戸過に関する最近の発展は、Naylor (63) によって報告されている。ここでは重力式戸過池と上向流式戸過池についての比較が行なわれてきた。下向流式および上向流式戸過池に使用した珪砂の戸材は、共に粒径 0.85-1.7 であった。下向流式戸過池は、戸材深度 36in (0.9m) で、戸過速度 4 gpm/sq·ft (235m³/日) で運転し、浮遊物除去率 41%、BOD 除去率 42% を得ている。上向流式戸過池は戸材深度 60in (1.52m)、戸過速度は種種に変化させたが、その平均は 3.92 gpm/sq·ft (234m³/日) であり、浮遊物除去率 56%、BOD 除去率 51% となる結果を得ている。彼らは上向流式戸過池が、約 50% 流入水量を増加させても、下向流式戸過池に比べて良好な処理水を常に得ることができると結論している。

Naylor らの報告の討議において、Holden (24) は下向流式戸過池についても戸層深度を 24in (60cm) から 36in (90cm) にかえた場合に、処理効率の改善が行なわれたか、どうかについて質問している。イングランドのケンブリッジにおける Holden の行なったパイロット規模の戸過池を用いた実験では、浮遊物のほとんどすべては戸層表面 12in

(30cm)までで除去され、正常運転後では、汚層表面から12in(30cm)では汚材はかなり清浄な状態であったことを示している。クンブリッジの汚過池では、ルートの汚過池とはほぼ同じ汚材粒径を使用していた。双方のタイプの汚過池は、流入水の浮遊物濃度が20-40mg/lの場合に、最適汚過速度は2.5gpm/sq·ft(149.2m³/日)であった。この汚過速度において、汚過持続時間は下向流式汚過池の場合に6時間、上向流式汚過池の場合に24時間であった。

アメリカの技術者は、とくに、過去5年間にわたって3次処理法として粒状汚材を用いる汚過池を設計し、利用することで活躍してきた。BergとBrenner(2)はオハイオ州レバノンにおいて、標準活性汚泥法の最終沈殿池流出水をさらに圧力式汚過池で汚過する、3次処理用汚過池の報告を行なっている。異なる2種類の汚層についての評価が行なわれている。すなわち、1種類は単一粒状汚材を用いた汚過池で、汚材として有効径0.75mm、均等係数1.5のアンスラサイトを使用している。1種類は二層汚過池で、粒径6in(15cm)とアンスラサイト14in(35cm)より成る汚層であり、粒径は有効径0.45mm、均等係数1.6である。単層汚過池と二層汚過池は汚過速度5gpd/sq·ft(293.8m³/日)および10gpm/sq·ft(587.5m³/日)で運転された。汚過池の性能向上に対する高分子凝集剤の効果を知るために、数種の高分子凝集剤(カチオン系2種、アニオン系1種、ノニオン系1種)を用いて単層汚過池で実験を行ない、1種のカチオン系高分子凝集剤と硫酸アルミニウムを用いて二層汚過池で実験を行なった。

ノニオン系とアニオン系高分子凝集剤は、カチオン系高分子凝集剤を使用した場合に比べて、フロクの破壊による通過を防ぐ効果は少なかった。最適の薬剤注入量は硫酸アルミニウム12.5mg/lと、カチオン系高分子凝集剤2.5mg/lであった。この条件のもとで、損失水頭の増加も適度な割合となり、良質の処理水が得られた。或る種の微生物による浮遊物、または、粒状物質と同様に溶解性物質の存在とゼータ電位は、フロクの汚層内への浸透と、次に汚過持続時間を変えるすべての因子である。二層汚過と単層汚過との持続時間を、同様な流入水浮遊物濃度の場合に比較した結果、汚層を通しての浸透ではなく、汚過が汚材の上部の層で行なわれることが推察された。

しかしながら、著者はBergとBrennerの結論に同意できない。彼らが二層汚過で用いたアンスラサイトの粒径(有効径0.75mm、均等係数1.5)は適切なものではない。事実、汚層の表層数インチは粒径0.7mmよりも細かいものであり、この細かすぎる粒径、顕著な深度にまで浮遊物の浸透が妨げられた。この汚材のため、表層の数インチを除

いて汚層の大部分は有効に利用されてなかった。アンスラサイトの粒径とその等級の適切な選定 - たえばより小さい粒径範囲でより粗い粒径のアンスラサイトの使用 - は二層汚過の魅力を強調することになる。大シカゴ衛生区における下水の3次処理のための急速汚過(54-55, 78)は価値あるものではなかった。ここでは、有効径0.51mm、均等係数1.62の粒砂の汚材を充填したHardinge粒砂汚過池が用いられた。Hardingeタイプの汚過池は、移動式の逆流洗浄用台車を用い、これは蓋付の装置を各セルモジュールに移動されるものである。この移動式の装置は部分的に1つの汚過池を洗浄する間に、連続して汚過を行なう汚過池を残すものである。

処理水質と汚過速度、処理水質と浮遊物負荷、ならびに浮遊物除去率と汚過速度との相関は余り良くない。しかしながら、Lynamら(55)は、浮遊物除去率と汚過池へ流入する浮遊物量との間に相関を見いだしている。彼らは汚過による処理水は、汚過速度と2次処理水質との組合せによることを見いだしている。

イングランドのダービーの、3次処理のためのパイロットプラントによる研究は、OakleyとCripps(66)およびJoslinとGreene(39)によって報告されている。これらの汚過池の物理的性質とその結果、ならびに運転データの詳細なる記述に関する情報は、前記の文献で知ることができであろう。平均の浮遊物除去率は47-76%で、浮遊物除去率と汚過速度との間に、明白な相関はない。BOD除去率は21-69%と報告されている。ダービーにおいては1.0-2.0mmの粒砂汚材が最も満足すべきものであり、下向流式汚過池と上向流式汚過池との性能についての相違は、ほとんどなかったと結論づけられている。

「泥球(Mud Ball)」の形成と汚過池周壁への浮遊物の付着が認められた。これは不十分な洗浄によるものである。これらの汚過池は、汚材のすべてを流動させるに十分な速度の逆流洗浄を行なっていたが、空気洗浄は行なっていなかった。

高速の粒状汚材による汚過は、工場排水の処理の分野で用いられている。最大の工場用水使用者は製鉄会社である。Donovan(13)は製鉄所排水の汚過の詳細な研究を行ない、その第1義的な汚染は浮遊物であると発表している。パイロットプラントでの研究は、アンスラサイト単層汚過、粒砂単層汚過およびこれら2つの汚材 - アンスラサイトおよび粒砂 - の最適組合せと共に、汚過持続時間が含まれている。実用施設は粒径5.1mm、厚さ60in(152cm)のアンスラサイトの下部に粒径2-3mm、厚さ24in(60cm)を充填してある。この汚過池は浮遊物濃度15mg/l以下の処

理水を得るために、戸過速度 $16-18 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ ($955-1.076 \text{ m/日}$) で運転するよう設計されている。カチオン系高分子凝集剤が、化学的な凝集剤として使用されている。逆流洗浄の間に、戸過池は空気量 $6 \text{ cfm/sq} \cdot \text{ft}$ ($1.83 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{分}$) で5分間にわたって空気攪拌を行ない、速度 $30 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ (122 cm/分) で10分間にわたって逆流洗浄を行っている。この方法は満足すべきものであることが証明され、1年間にわたる実用施設での運転でも、泥球の発生は認められなかった。戸過池の逆流洗浄は、12時間間隔に規則正しく行なったが、洗浄水量は前回の戸過の2-3%を使用した。戸過池からの洗浄排水中に含まれている物質は、とくに高分子凝集剤を使用した場合には明らかに凝塊状をなしていた。しかし、この凝塊状物質は単純沈殿によって急速に処理することができた。

下水の3次処理のための戸過の分野での最も広範囲な研究は、スタンフォード大学の Tchobanoglous (84) および Tchobanoglous と Eliassen (85) によって行なわれてきた。彼らの研究は次のように企画されたものである。

- 1) プロセスを制御する変数を理解すること
- 2) 下水から粒状物質を除去するための適切なメカニズム、またはメカニズムの信頼性を求めること
- 3) 戸過池内の時間 - 空間変化、および物質の収支を記述するために用いることができる数式を発展させること。

これらの研究に用いられた沈殿池流出下水は予備的に設置した「ラビッドブロック」タイプの活性汚泥処理のパイロットプラントから得られたものである。評価が行なわれた流入水の特性には、濁度と浮遊物との関係、粒子サイズとその分布との関係、粒子の電荷とその分布との関係が含まれている。

戸過プロセスの変数の研究に関しては、彼らは戸過速度の影響、戸材の粒径、および時間経過にともなう損失水頭の増加について研究している。彼らは凝集剤を使用しない場合の浮遊物の除去は、第1義的には戸過池の戸材粒径の関数であることを見いだしている。戸過速度 $2 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ (117.5 m/日) において、浮遊物除去率は有効径 0.5 mm の珪砂戸材では40%であったものが、有効径 1.0 mm の珪砂戸材では15%となっている。このように低い浮遊物除去率は、最終沈殿池流出水中に含まれる活性汚泥浮遊物の性質と、 $10-20 \text{ mg/l}$ という比較的低い浮遊物濃度に多分起因している。

下水の3次処理における戸過の、他の研究はバーミンガム大学の Tebbutt (86) によって行なわれてきている。ティム河上流下水道局のミンワース処理場からの流出水

実験室規模の戸過池と実施施設の戸過に流入させた。彼の研究は第1義的に浮遊物、BOD、COD 除去率に対する戸材粒度と戸過速度の影響に焦点をあてたものである。

ミンワース処理場の流出水からの浮遊物の除去率は実験期間中には38-70%であった。そして、それは中位の粒径の戸材 ($1.2-2.4 \text{ mm}$) を用いた場合よりも大きな粒径の戸材 ($2.4-4.7 \text{ mm}$) を用いた場合の方が低いものとなった。細かい粒子の戸材 ($0.5-1.0 \text{ mm}$) と、二層戸過の場合は、粒径 $1.0-2.5 \text{ mm}$ のアンスラサイトの戸層に比べて、浮遊物除去に関する改善は認められなかった。この実験を行なった戸層の深度は、すべて同じで 24 in (70 cm) であった。また、戸過速度は $1-5 \text{ gpm/sq} \cdot \text{ft}$ ($58.7-293.7 \text{ m/日}$) の範囲では、浮遊物除去には影響はなかった。

一連の実験のうちでBOD除去率 (66-71%) には明らかな相違はなかったが、細かい戸材を使用した戸過池ではわずかながらCOD除去率 (36-48%) が優れていた。これは多分、戸床内の戸材表面積が増加することによる吸着容量の増加によるものであろう。

Tebbutt は実験室規模の研究、またはパイロットプラント規模の研究は最終沈殿池からの流出水中の浮遊物含有量がばらつくので、提案する如何なる3次処理用戸過池でも、12ヶ月を越えて実験を行なうべきであることを推奨している。

情報源	汚過池流入水の性格	型式, 規模, 汚材粒径 (mm)	深度 (in)	汚過速度 (gpm/sq. ft)	最大損失水頭 (水柱・ft)	汚過持続時間 (時間)	浮遊物			BOD ₅			逆流洗浄に関する情報	備考
							流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)	流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)		
Dr. Mohr によるドイツの重力式急速汚過池 [Zack(97)1937]	最初沈殿池流出水	珪砂 1-2		147 ⁺⁺ (86.4)	4.1 ⁺⁺ (2.44)	8								
		珪砂 2-3		0.8 (48.1)	4.1 (1.25)	25								
アトランタ Petter の報告 [Zack(97)1937]	化学処理した沈殿処理水	アンズラサイト有効係 0.45 アンズラサイト有効係 0.45		2 (117.5)	5 (153)	12	9-75		79				流入水浮遊物が 57ppm のときは, 浮遊物 19ppm のときの逆流洗浄回数の 2 倍となる	
				3.5 (206)	5 (153)	3	9-75		79					
ウッペルタルハイロツツァイルダー (ドイツ) [Streander(83)1940]	最初沈殿池流出水	珪砂 3-4	28 ⁺ (71.2)			40-50								低効率, 酸素消費量 12% 減少
	最初沈殿池流出水	珪砂 2-3	12 (30.5)	0.75-1.5 (44-88)	3.9 (1.19)	20-25								酸素消費量 12-21% 減少
	最初沈殿池流出水	珪砂 1-2	28 (71.0)	0.75-1.5 (44-88)	3.9 (1.19)	16-8			80-90				高速水洗浄前に機械的レーキによる砂の攪乱と低速水洗浄, または水洗浄前に空気による砂の攪乱	酸素消費量の減少 汚過速度 1.5 gpd/sq. ft (88.1 m ³ /日) で 20% 減少, 0.75 gpd/sq. ft (44 m ³ /日) で 35% 減少, 浮遊物は汚床全体によく分布した。
ウッペルタル実用施設 26' 3" x 123" [Streander(83)1940]	最初沈殿池流出水	珪砂 1-2	28 (71.0)	0.83 (48.8)	4.25 (130)				40				遠心力プロワーによって供給された空気 2.4 cu ft/min/sq. ft (0.73 m ³ /min) による空気洗浄, 深層砂汚過池の逆流洗浄速度は 6-8 in/min (15-20 cm/分) で粒徑によって変えた。	浮遊物の除去率は汚層に堆積した浮遊物を完全に除去する能力がなかったために低かった。後で使った汚過速度は低すぎた。
ニュージャージー州サウスリバー処理場 [Streander(83)1940]	最初沈殿池流出水	珪砂 1.0 均等係数 1.5	6 (15.2)	0.64 (37.6)		1.9	132	70	47			28	処理水の 37% を使用した。	1 日当りの全洗浄時間は 190 分
ニュージャージー州セイヤービル [Streander(83)1940]	最初沈殿池流出水	珪砂 1.0 均等係数 1.5	6 (15.2)	0.6 (35.2)		2.7	154	76	51			13	処理水の 47% を使用した。	1 日当りの全洗浄時間は 137 分
ニュージャージー州セイヤービル [Streander(83)1940]	化学処理最初沈殿池流出水	珪砂 1.0 均等係数 1.5	6 (15.2)	0.6 (35.2)		3	40	20	50			9	処理水の 41% を使用した。	1 日当りの全洗浄時間は 120 分
アトランタ市ローリン処理場汚過池 [Streander(83)1940]	最初沈殿池流出水	珪砂 有効係 0.4-0.5 均等係数 1.8-2.0	6 (15.2)	2 (117.5)			88	39	56	187	137	26		BOD の減少は浮遊物の減少と比例しない。

情報源	汚過池流入水の性格	型式、規模、 汚材粒径 (mm)	深 度 (in)	汚過速度 (gpm/sq. ft)	最大損失水 頭(水柱・ ft)	汚過持続時 間 (時間)	浮 遊 物			BODs			逆流洗浄に関する情報	備 考
							流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)	流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)		
南アフリカ連邦 アンコール処理場 バ イロットプラント 〔Vosloo(93) 1947〕	最終沈殿池流出水	珪 砂 0.5-0.7	29 ⁺ (73.6)	2 ⁺⁺ (117.5)	10 ⁺⁺⁺ (3.05)	6-18	24.3	0.7	97				処理水の5%を使用した。	
イングランドルー トン処理場 1949-1950 〔Bettet, Collett, Waddington(70) 1952〕	最終沈殿池処理水	珪 砂 0.85-1.7	24 (61.0)	2 (117.5)	7 (2.13)	24	24	3.4	86	26	10	61.5	処理水の2-3%を使用した。 逆流洗浄速度 13.3 gpm/sq. ft (54.3cm/分)	砂汚過池の損失水頭について は、2ft(60cm)と3ft 6in (105cm)との間に評価できる ほどの相違はなかった。汚過 速度が12.92 gpm/sq.ft(171.5 m/日)を下回る2池の汚過池 については処理水質に差異は 認められなかった。しかし、 それよりも高い汚過速度の場 合には汚材深度 3ft 6in(105 cm)の方が値かに優れた処理 水質が得られていた。
	最終沈殿池流出水	アンスラサイト 1-2	24 (61.0)	2 (117.5)	7 (2.13)	24	25	3.3	87	26	9	65.5	処理水の2-3%を使用した。 逆流洗浄速度 10 gpm/sq.ft (40.8cm/分)	
	最終沈殿池流出水	珪 砂 0.85-2	24 (61.0)	2.34-3.42 (137.5- 201)			19.3	0.9	95	23.8	7.2	70		
	最終沈殿池流出水	珪 砂 0.85-2	42 (122.0)	2.34-3.42 (137.5- 201)			19.3	0.7	96	23.8	6.3	74		
イングランドルー トン処理場 1951年5月- 1952年4月 〔Evans, Roberts (19)1952〕	最終沈殿池処理水	珪 砂 0.85-1.67	8 (20.3)	3.33 (195.5)	8-9 (2.44- 2.74)	24	15.4	4.2	73	13.0	6.7	49	空気攪拌、処理水の2.5%を 使用した。	1) 雨天時および高負荷時には、 逆流洗浄は毎12時間 に行なった。 2) 汚過池流出水の溶存酸素 は低下した。 3) アンモニアの酸化は35- 68%の範囲であった。 4) 浮遊物1ポンド(450g) 当りの除去に要する費用は 4.25ペンス BOD 1ポンド (450g)当りの除去に要 する費用に7ペンス 5) 色度除去率は6.5%チオ シアン酸塩除去率は50% フェノール除去率は8%
イングランドルー トン処理場実用施 設 〔Evans(17), 1957〕	最終沈殿池流出水			2.5 (147)		24	13.4	3.3	76	9.2	4.0	56.5	処理水の3%を使用した	
南アフリカ連邦 ハネスブルグベリ トリア処理場 〔Nicolle(64), 1955〕 〔Nicolle(65), 1957〕	最終沈殿池流出水	珪 砂 1.40-0.59		3 (176)	6.5 (1.98)	8-10	22	4.6	79				空気攪拌 逆流洗浄速度 25 gpm/ sq.ft(102cm/分)	
	最終沈殿池流出水	珪 砂 1.40-0.65		3 (176)	6.5 (1.98)	8-10		8					処理水の9.5%使用し た。	
ロスアンゼルス市 ハイペリオン処理 場(予備実験) 〔Laverity(45), 1961〕	活性汚泥処理施設 よりの流出水	珪 砂 有効径 0.95 均等係数 1.6	11 (28.0)	2 (117.5)			26.1	12.7	46	9.8	4.8	51	自動逆流洗浄	

情報源	汚過池流入水の性格	型式、規模、 汚材粒径 (mm)	深 度 (in)	汚過速度 (gpm/sq. ft)	最大損失水 頭 (水柱・ ft)	汚過持続時 間 (時間)	浮 遊 物			BODs			逆流洗浄に関する情報	備 考
							流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)	流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)		
南アフリカ連邦ベ リトリヤ衛生区処 理場 [Fall and Kraus(21)1961]	ハイレート活性汚 泥処理施設よりの 流出水		+	1.12 (65.8)	+++		16.0	8	50	28.3	17	40		汚過池は閉塞しやすく、汚過 持続時間は数時間である。
アイオワ州立大学 での研究 パイロットプラ ントはアメス処理場 に設置 [Merry(57)1965]	散水汚床処理施設 からの流出水	珪 砂 有効係数 0.55 均等係数 2.36	24 (61.0)	2 (117.5)	6.25 (1.91)	10	19.8	5.7	71.2	5.6	24.2	56.8	空気洗浄なし。 水洗浄は洗浄速度 20-25gpm/sq.ft で 10分間	閉塞した汚過池は適切に清掃 されなかった。
			24 (61.0)	4 (235)	6.25 (1.91)	6.25	18.5	6.0	67.6	5.26	23.4	55.5		
			24 (61.0)	6 (352.5)	6.25 (1.91)	4.67	17.7	6.3	64.4	5.04	24.4	51.6		
オレゴン州フィロ ワス処理場 [Culp,Hansen (12)1967]	長時間エアレーシ ョン活性汚泥処理 施設からの流出水	ミックスドメイ ド	30 (76.2)	5 (294)			59	4	93	26	2.5	90	空気洗浄なし 自動制御	凝集剤を加えることによりリ ンを除去
イングランド ルートン処理場重 式砂汚過池および 上向流式パイロ ットフィルター 1966 [Naylor, Evans, Dunscombe, (63) 1967]	最終沈殿池流出水 (下向流式実用) 汚過池	珪 砂 0.85-1.7	36 (91.5)	4.0 (235)			12.8	7.5	41	5.3	3.1	42		上向流式汚過池は良好な処理 水を得た。
	(上向流式パイ ロットフィルター)	珪 砂 0.85-1.7	60 (152.2)	4.2 (246.5)			12.8	5.7	56	5.3	2.6	51		
イングランド ケンブリッジ処理 場。1967 [Holden, 討論 (24)1967]	最終沈殿池流出水 (下向流式汚過) 池	珪 砂 0.85-1.7	24 (122.0)	2.5 (147)	3 (0.92)	6	20-40	7.7						1) 3 次処理による汚過は流入 水がよく酸化されている ときのみ良好な処理成績が 得られる。 2) 汚過速度が大なる場合に は処理水質は悪化する
イングランド ウエスト・ハート フォードン。 1968 [Wood, Smith, Murry(95) 1968]	散水汚床処理施設 からの流出水 (上向流式汚過) 池	60	1.8 (4.1)	5 (294)			4.43	1.9	95.7	57.7	3.9	93.1	空気攪拌。 それから未汚過水を用いての 水洗浄	1) 汚過速度を 4gpm/sq.ft (235m/日) 以上としたと きは効率が急速に低下 2) 汚過池内での硝化、脱窒 素は起らないか、よく確か である。
		60	3.33 (8.5)	5 (294)			37.3	3.7	90.1	5.3	4.6	91.3		
		60	4.16 (10.6)	5 (294)			55.5	7.1	87.1	4.2	5.6	86.6		
		60	5.0 (12.7)	5 (294)			37.3	9.9	73.5	3.46	14.7	57.5		
イングランド レッタワース処 理場	活性汚泥処理施設 からの流出水	珪 砂 1-2	60 (152.2)	4.4 (258)			17.2	6.9	60	19.2	9.0	53	空気攪拌。それから 11.7gpm /sq.ft (47.7cm/分) で水洗浄 処理水の 6 % を使用した。	汚過速度 6.6gpm/sq.ft (388m/日) 以上では、汚過 速度を大とすればするほど、 処理水質は悪化する。

情報源	汚過池流入水の性格	型式、規模、 汚材粒径 (mm)	深 度 (in)	汚過速度 (gpm/sq. ft)	最大損失水 頭(水柱・ ft)	汚過持続時 間(時間)	浮 遊 物			BODs			逆流洗浄に関する情報	備 考
							流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)	流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)		
オハイオ州 レバノン処理場。 パイロットプラント [Berg, Brenner (2)1969]	活性汚泥処理施設 からの流出水に高 分子凝集剤(2.5 mg/l)および、 (または)硫酸ア ルミニウム (12mg/l)	単層汚過 アンストライト 有効径 0.75 均等係数 1.5	20 (50.8)	5 ⁺⁺ (294) 10 (587.5)	28.3	3-6 (0.92- 1.83) 1.5-3 (0.46- 0.92)	5-25						1) 逆流洗浄速度 15-20 gpm/sq. ft (61.2-81.6 cm/分) 2) 汚過持続時間 2.5 時間の ときに処理水の 6.6% 使用 した。 汚過持続時間 1.5 時間のと きに処理水の 1.1% を使用 した。	1) 処理水濁度は 0.5 JTU 2) 全処理費は 1000 ガロン (3.79 m ³) 当り 6.7 セント、 その中の 50% は電気料と 凝集剤費
		二層汚過 アンストライト 有効径 0.75 均等係数 1.5 珪 砂 有効径 0.75 均等係数 1.6	アンストラ イト 12 (61.0) 珪 砂 6 (30.5)	5 (294) 10	28.3	2.5-4 (0.76- 1.22)								
大シカゴ衛生区 ヘノーバー処理場 Hardinge 型砂汚 過池 [Sosowitj and Bacon(78) 1968] [Lynam, Ettelt and McAloon (55)1969] [Lynam and Bacon(54) 1970]	活性汚泥処理施設 からの流出水	珪 砂 有効径 0.51 均等係数 1.62	12 (61.0)			4-5 (1.22- 1.53)			77			89	移動式洗浄装置	1) 3 次処理水の水质は 2 次 処理水质によって定まる。 2) 凝集剤として硫酸アルミ ニウムとポリマーを加えた ときに追加される浮遊物除 去率は 3 次処理施設設計上 で汚過機能に含まれるのは 適切ではない。
イングランド ダービー処理場 パイロットプラント 砂汚過池 [Oakley and Cripps(66) 1968] [Joslin and Groono(39) 1970]	散水汚床処理施設 からの流出水	珪 砂 1.2-2.4	24 (122.0)	25 (147) 3.33 (195.5)	12 (3.66)	20	14-17		50-60			23-38		
			24 (122.0)	3.33 (195.5)	12 (3.66)	17-18			57-68					
			24 (122.0)	5.0 (294)	12 (3.66)				47-58			32-37		
		珪 砂 1.2-2.4	36 (183.0)	3.33 (195.5)	12 (3.66)	19			65			67		
			36 (183.0)	5.0 (294)	12 (3.66)	16-17			60			43-46		
		L.B. 砂 1.2-1.68	24 (122.0)	2.5 (147)	12 (3.66)	10-12			59-60			54		
			24 (122.0)	3.33 (195.5)	12 (3.66)	11-15			52-64			53-65		
		三層汚過 アンストライト 2.4-1.5 珪 砂 1.5-1.14 ガーネット 0.85-0.7	アンストラ イト 8 (20.3) 珪 砂 8 (20.3) ガーネット 8 (20.3)	2.5 (147) 3.33 (195.5) 5.0 (294)	12 (3.66) 12 (3.66) 12 (3.66)	13 13-17 12-14			64 57-70 53-65			69 59-71 34-46		

情報源	汚過池流入水の性格	型式、規模、 汚材粒径 (mm)	深 度 (in)	汚過速度 (gpm/sq. ft)	最大損失水 頭(水柱・ ft)	汚過持続時 間(時間)	浮 遊 物			BOD ₅			逆流洗浄に関する情報	備 考
							流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)	流入水 (mg/l)	処理水 (mg/l)	除去率 (%)		
		珪 砂 1-2 砂 利 2 (上向流式汚過池)	珪 砂 ⁺ 4 (10.2) 砂 利 2 (5.1)	333 ⁺⁺ (195.5) 50 (29.4)	12 ⁺⁺⁺ (3.66) 12 (3.66)	25-26 12-17			57-74 47-58			60-67 48-50		
製鉄所のスケール排水のハイレート汚過 【Donovan(13) 1970】	製鉄所スケール排水	アンスラサイト 5.1	84 (213.4)	8 (470)	15 (4.58)	46	150	11	92.5				空気攪拌、空気量8cfm/sf (2.44m ³ /m ² 分)にて5分間、 それから水洗浄、速度30gpm/sq.ft(122.5cm ³ /分)にて 10分間。 カチオン系高分子凝集剤を使用した場合に良好な処理結果を得た。 高分子凝集剤のコストは処理水10 ⁶ ガロン(3,790m ³)当たり1ドル以下であった。	
			84 (213.4)	16 (940)	15 (4.58)	38	150	36	76					
			84 (213.4)	23 (1350)	15 (4.58)	33	150	83	45					
			84 (213.4)	30 (1760)	15 (4.58)	23	150	85	43					
			84 (213.4)	8 (470)	15 (4.58)	20	150	2	99					
			84 (213.4)	16 (940)	15 (4.58)	9.5	150	4	98					
			84 (213.4)	23 (1350)	15 (4.58)	20.5	150	30	80					
			84 (213.4)	30 (1760)	15 (4.58)	3.5	150	7	95					
		アンスラサイト 5.1 珪 砂 2.3	アンスラサイト 4 (10.2)	8 (470)	15 (4.58)	28	150	3	98					
				16 (940)	15 (4.58)	20.5	150	3	98					
珪 砂 3 (7.6)	23 (1350)		15 (4.58)	12	150	10	93							
				30 (1760)	15 (4.58)	8.5	150	9	94					

(注) + : 深度の項でカッコ内の数値は「cm」単位換算値

++ : 汚過速度の項でカッコ内の数値は「m/日」単位換算値

+++ : 最大損失水頭の項でカッコ内の数値は「水柱・m」単位換算値

引用文献

1. Amirtharajah, A. Optimum expansion of sand filters during backwash. Unpublished Ph.D. thesis. Ames, Iowa, Library, Iowa State University of Science and Technology. 1971.
2. Berg, E.L. and Brunner, C.A. Pressure filtration of secondary treatment plant effluent. *Water and Wastes Engineering* 6: 54-58. 1969.
3. Bodziony, J. and Kraj, W. Equation describing colmataze-and-suffosion phenomenon. *Bulletin De L'Academie Polonaise Des Sciences serie des sciences techniques* 14: 417-425. 1966.
4. Bodziony, J. and Litwiniszyn, J. Mathematical approach to the phenomenon of colmatage of a n-fractional suspension of particles. *Bulletin De L'Academie Polonaise Des Sciences serie des sciences techniques* 10: 43-49. 1961.
5. Boucher, P. L. A new measure of filtrability of fluids with applications to water engineering. *The Institution of Civil Engineers (London)* 27: 415. 1947.
6. Camp, T. R. Discussion - experience with anthracite sand filters. *Journal of the American Water Works Association* 53: 1478-1483. 1961.
7. Camp, T.R. Theory of water filtration. *Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers* 90: 1-30. 1964.
8. Camp, T.R., Graber, S.D., and Conklin, G.F. Backwashing of granular water filters. *Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers* 97: 903-926. 1971.
9. Cleasby, J.L. Approaches to a filtrability index for granular filters. *Journal of the American Water Works Association* 61: 372-381. 1969.
10. Conley, W.R. Experience with anthracite sand filters. *Journal of the American Water Works Association* 53: 1473-1478. 1961.
11. Conley, W.R. and Hsiung, K.Y. Design and application of multi-media filter. *Journal of the American Water Works Association* 61: 97-101. 1969.
12. Culp, G.L. and Hansen, S.P. Extended aeration effluent polishing by mixing media filtration. *Water and Sewage Works* 114: 46-51. 1967.
13. Donovan, E.J., Jr. High-rate filtration of industrial wastes. *Water Quality Improvement by Physical and Chemical Processes. Water Resources Symposium No. 3. Pp. 167-189. Austin, Texas, University of Texas Press.*
14. Eliassen, R. Clogging of rapid sand filters. *Journal of the American Water Works Association* 33: 926-942. 1941.
15. Eliassen, R. An experimental and theoretical investigation of the clogging of a rapid sand filter. Unpublished Sc.D. thesis. Cambridge, Massachusetts, Library, Massachusetts Institute of Technology. 1935.
16. Engineering-Science, Inc. Final report: floc strength and filtrability of pretreated water. p. III-16. Arcadia, California, Ludwig Engineering and Science Research Foundation. 1968.
17. Evans, S.C. Ten years of operation and development at Luton sewage treatment works. *Water and Sewage Works* 104: 214-219. 1957.

18. Evans, S.C. and Roberts, F.W. Recent developments in sewage treatment at Luton. Journal and Proceedings, Institute of Sewage Purification Part 3: 225-236. 1955.
19. Evans, S.C. and Roberts, F.W. Twelve months's operation of sand filtration and micro-straining plant at Luton. Journal and proceedings, Institute of Sewage Purification Part 4: 333-341. 1952.
20. Fair, G.M. and Hatch, L.P. Fundamental factors governing the streamline flow of water through sand. Journal of the American Water Works Association 25: 1551-1565. 1933.
21. Fall, E.B., Jr. and Kraus, L.S. Tertiary treatment for high rate activated sludge effluent. Unpublished paper presented at the 37th Central States Water Pollution Control Association meeting. June, 1964.
22. Gamet, M.B. and Rademacher, J.M. Measuring filter performance. Water Works Engineering 112: 117-118. 1959.
23. Heertjes, P.M. Studies in filtration. Chemical Engineering Science 6: 269-276. 1957.
24. Holden, J.C. Discussion of recent developments on the rapid sand filters at Luton. Water Pollution Control (British) 66: 315-316. 1967.
25. Hsiung, K.Y. Prediction of performance of granular filters for water treatment. Unpublished Ph.D. thesis. Ames, Iowa, Library, Iowa State University of Science and Technology. 1967.
26. Hsiung, K.Y. and Cleasby, J.L. Prediction of filter performance. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 94: 1043-1069. 1968.
27. Huang, J.Y.C. and Baumann, E.R. Least cost sand filter design for iron removal. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 97: 171-190. 1971.
28. Hudson, H.E., Jr. Factors affecting filtration rates. Journal of the American Water Works Association 48: 1138-1154. 1956.
29. Hudson, H.E., Jr. A theory of the functioning of filters. Journal of the American Water Works Association 40: 868-872. 1948.
30. Ison, C.R. and Ives, K.J. Removal mechanisms in deep bed filtration. Chemical Engineering Science 24: 717-729. 1969.
31. Ives, K.J. Deep filter. Unpublished paper presented at the 61st National Meeting, American Institute of Chemical Engineers, Houston, Texas. 1967.
32. Ives, K.J. Filtration using radio-active algae. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 87: 23-37. 1961.
33. Ives, K.J. New concepts in filtration. Water and Water Engineering 65: 307-385. 1961.
34. Ives, K.J. Rational design of filters. The Institution of Civil Engineers Proceedings (London) 16: 189-194. 1960.

35. Ives, K.J. Theory of filtration. Special Subject No. 7, International Water Supply Congress & Exhibition. 1969.
36. Ives, K.J. and Gregory, J. Surface forces in filtration. Proceedings of The Society for Water Treatment and Examination (London) 15: 93-116. 1966.
37. Ives, K.J., Miller, D.G., Stone, A.W. and Jeffery, J. Filtration. Journal of the Institution of Water Engineers 25: 13-62. 1971.
38. Iwasaki, T. Some notes on sand filtration. Journal of the American Water Works Association 29: 1591-1597. 1937.
39. Joslin, J.R. and Greene, G. Sand filter experiments at Derby. Water Pollution Control (British) 69: 611-622. 1970.
40. Kim, S.W. The effectiveness of a contact filter for the removal of iron from ground water. Institute of Water Resources, IWR 13. Fairbanks, Alaska, University of Alaska. 1971.
41. Kozeny, J. On capillary conduction of water in the soil. Sitzungsber. Akad. Wiss., Vienna, Abt. IIIa, 136: 276. 1927.
42. Kraj, W. The changes in the porosity coefficient during the process of colmatage. Bulletin De L'Academie Polonaise Des Sciences serie des sciences techniques 18: 239-243. 1970.
43. Kraj, W. Probabilistic model of colmatage and scouring phenomena. Bulletin De L'Academie Polonaise Des Sciences serie des sciences techniques 16: 443-450. 1968.
44. Laughlin, J.E. and Duvall, T.E. Simultaneous plant-scale tests of mixed-media and rapid sand filters. Journal of the American Water Works Association 60: 1015-1022. 1968.
45. Laverty, F.B., Meyerson, L.A. and Stone, R. Reclaiming Hyperion effluent. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 87: 1-40. 1961.
46. Lerk, C.F. Some aspects of the deferrisation of ground water. Unpublished thesis. Delft, Netherlands, Library, Technical University of Delft. 1965.
47. Ling, J.T.T. A study of filtration through uniform sand filters. American Society of Civil Engineers Proceeding 81: 751, 1-35. 1955.
48. Litwiniszyn, J. On a certain Markov model of colmatage-scouring phenomena. I. Bulletin De L'Academie Polonaise Des Sciences serie des sciences techniques 16: 533-539. 1968.
49. Litwiniszyn, J. Colmatage accompanied by the change of volume of colmating particles. Bulletin De L'Academie Polonaise Des Sciences serie des sciences techniques 13: 393-399. 1965.
50. Litwiniszyn, J. Colmatage considered as a certain stochastic process. Bulletin De L'Academie Polonaise Des Sciences serie des sciences techniques 11: 81-85. 1963.
51. Litwiniszyn, J. Colmatage-scouring kinetics in the light of stochastic birth-death. Bulletin De L'Academie Polonaise Des Sciences serie des sciences techniques 14: 561-565. 1966.

52. Litwiniszyn, J. The phenomenon of colmatage considered in the light of Markov processes. Bulletin De L'Academie Polonaise Des Sciences serie des sciences techniques 16: 183-189. 1968.
53. Litwiniszyn, J. On some mathematical models of the suspension flow in porous medium. Chemical Engineering Science 22: 1315-1324. 1967.
54. Lynam, B.T. and Bacon, V.W. Filtration and microstraining of secondary effluent. Water Quality Improvement by Physical and Chemical Processes. Water Resources Symposium No. 3. University of Texas. 132-148. 1970.
55. Lynam, B.T., Ettelt, G. and McAloon, T. Tertiary treatment at Metro Chicago by means of rapid sand filtration and microstrainers. Journal Water Pollution Control Federation 41: 247-279. 1969.
56. Mackrle, V. and Mackrle, S. Adhesion in filters. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 87: 17-32. 1961.
57. Merry, K.J. Tertiary treatment of domestic waste water by rapid sand filtration. Unpublished M.S. thesis. Ames, Iowa, Library, Iowa State University of Science and Technology. 1965.
58. Mintz, D.M. Kinetics of filtration. Dokl. Ak. Nauk, U.S.S.R. 78, No. 2, 1951.
59. Mintz, D.M. Modern theory of filtration. Special Subject No. 10. Proceedings, the Seventh International Water Supply Congress. 1966.
60. Mintz, D.M. and Krishtal, V.P. Investigation of the process of filtration of a suspension in a granular bed. Journal of Applied Chemistry 33: 303-314. 1960.
61. Mintz, D.M., Paskutskaya, L.N. and Chernova, Z.V. On the mechanism of the filtration process on rapid water treatment filters. Zh. Priklad. Khim. 8: 1695. 1967.
62. Mohanka, S.S. Theory of multilayer filtration. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 95: 1079-1095. 1969.
63. Naylor, A.A., Evans, S.C. and Dunscombe, K.M. Recent developments on the rapid sand filter at Luton. Water Pollution Control (British) 66: 309-315. 1967.
64. Nicolle, N.P. Humus tank performance, microstraining and sand filtration. Journal and Proceedings, Institute of Sewage Purification Part 1: 19. 1955.
65. Nicolle, N.P. Operational aspects of control of rapid gravity sand filters. Journal and Proceedings, Institute of Sewage Purification Part 3: 273. 1957.
66. Oakley, H.R. and Cripps, T. British practice in the tertiary treatment of wastewater. Journal Water Pollution Control Federation 41: 36-50. 1969.
67. Oeben, R.W., Haines, H.P. and Ives, K.J. Comparison of normal and reverse-graded filtration. Journal of the American Water Works Association 60: 429-439. 1968.
68. O'Melia, C.R. and Stumm, W. Theory of water filtration. Journal of the American Water Works Association 59: 1393-1412. 1967.

69. Ornatskii, N.V., Sergeev, E.M. and Shekhtman, Yu. M. Investigation of the process of clogging of sands. University of Moscow. 1955.
70. Pettet, A.E.J., Collett, W.F. and Summers, T.H. Mechanical filtration of sewage effluents. I. Removal of humus. Journal and Proceedings, Institute of Sewage Purification Part 4: 399-411. 1949.
71. Pettet, A.E.J., Collett, W.F. and Waddington, J.I. Rapid filtration of sewage effluents through sand and anthracite. Sewage and Industrial Wastes 24: 835-843. 1952.
72. Rimer, A.E. Filtration through a trimedia filter. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 94: 521-540. 1968.
73. Rose, H.E. On the resistance coefficient-Reynolds number relationship for fluid flow through a bed of granular materials. Institute of Mechanical Engineer- Proceedings 153: 141-148. 1945.
74. Ruth, B.F. Studies in filtration. Industrial and Engineering Chemistry 27: 708-723. 1938.
75. Selmeczi, J.G. Capture mechanisms in deep-bed filtration. Industrial Water Engineering 6: 25-28. 1971.
76. Shull, K.E. Filtrability techniques for improving water clarification. Journal of the American Water Works Association 59: 1164-1172. 1967.
77. Smith, R. Cost of conventional and advanced treatment of wastewater. Journal Water Pollution Control Federation 40: 1546-1573. 1968.
78. Sosewitz, B. and Bacon, V.M. Chicago's first tertiary treatment plant. Water and Wastes Engineering 5: 52-55. 1968.
79. Standard methods for the examination of water and wastewater, 13th edition. American Public Health Association, New York, N.Y. 1971.
80. Stanley, D.R. Sand filtration studied with radiotracers. American Society of Civil Engineers Proceedings 81: 592, 1-23. 1955.
81. Stein, P.C. A study of the theory of rapid filtration of water through sand. Unpublished Sc.D. thesis. Cambridge, Massachusetts, Library, Massachusetts Institute of Technology. 1940.
82. Streander, P.B. Mechanical filtration of sewage. Water Works and Sewerage 82: 252-257. 1935.
83. Streander, P.B. Sewage filtration with silica sand filters, I. Water Works and Sewerage 87: 351-357. 1940.
84. Tchobanoglous, G. Filtration techniques in tertiary treatment. Journal Water Pollution Control Federation 42: 604-623. 1970.
85. Tchobanoglous, G. and Eliassen, R. Filtration of treated sewage effluent. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 96: 243-265. 1970.
86. Tebbutt, T.H.Y. An investigation into tertiary treatment by rapid filtration. Water Research Pergamon (British) 5: 81-92. 1971.

87. Tiller, F.M. Filtration theory today. Chemical Engineering 73: 151-162. 1966.
88. Tiller, F.M. The role of porosity in filtration. Chemical Engineering Progress 49: 467-479. 1953.
89. Tiller, F.M. The role of porosity in filtration. American Institute of Chemical Engineers Journal 4: 170-174. 1958.
90. Tossey, D., Fleming, P.J. and Scott, R.F. Tertiary treatment by flocculation and filtration. Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers 96: 75-90. 1970.
91. Truesdale, G.A. and Birkbeck, A.E. Tertiary treatment of activated sludge effluents. Water Pollution Control (British) 67: 483-492. 1968.
92. Tuepker, J.L. and Buescher, C.A., Jr. Operation and maintenance of rapid sand and mixed media filters in a lime softening plant. Journal of the American Water Works Association 60: 1377-1388. 1968.
93. Vosloo, P.B.B. Some experiments on rapid sand filtration of sewage works effluent without coagulation. Journal and Proceedings, Institute of Sewage Purification Part 1: 204-209. 1947.
94. Weber, W.J., Jr., Hopkins, C.B. and Bloom, R., Jr. Physico-chemical treatment of wastewater. Journal Water Pollution Control Federation 42: 83-99. 1970.
95. Wood, R., Smith, W.S. and Murray, J.K. An investigation into upward flow filtration. Water Pollution Control (British) 67: 421-426. 1968.
96. Yao, K.M., Habibian, M.T. and O'Melia, C.R. Water and waste water filtration: concepts and application. Environmental Science & Technology 5: 1105-1112. 1971.
97. Zack, S.I. Mechanical filtration of effluents. Sewage Works 9: 466-475. 1937.