特集・生活系排水処理と小型合併処理浄化槽の今後

窒素・磷・COD除去方式について

山本 康次*

1. はじめに

現在、湖沼・内海等の閉鎖性水域における富栄養化が社会問題の一つとなっており、これらの原因として生活系排水がクローズアップされている。

浄化槽においても、現行の構造基準で放流水BOD $20\text{mg}/\ell$ までの処理方式が定められているが、地域によってはより高い性能が要求されている。また、窒素、リンなどBOD以外の項目の除去を求められる場合もあり、それらに対応する浄化槽の構造、性能等を定める必要がある時期にきている。

この様な背景を元に日本建築センターでは建設省住宅局の委託により、昭和60年から浄化槽における窒素、リンおよびCOD除去方式の検討を行った。

ここでは、これらの概要について述べる。

2. 流入水質と処理水質

2.1 流入水質調査

建築用途が共同住宅である浄化槽を対象とした水質の通日調査（昭和53年～61年）を資料とし、その日平均値を元に検討した。

BOD, COD, T-N, T-Pの非超過確率図を図-1～図-4に示す。

BODの平均値は $183\text{mg}/\ell$ であり、非超過確率図における50%値, 75%値, 84%値はそれぞれ以下の通りであった。

50%値: $170\text{mg}/\ell$, 75%値: $215\text{mg}/\ell$, 84%値: $240\text{mg}/\ell$

また、設計数値として使用されるBOD $200\text{mg}/\ell$ は非超過確率図では70%値であった。

CODの平均値は $100\text{mg}/\ell$ であり、流入水におけるBOD/COD比は1.83であった。非超過確率図で集計した結果は次の通りであった。

50%値: $94\text{mg}/\ell$, 75%値: $120\text{mg}/\ell$, 84%値: $136\text{mg}/\ell$

次に、T-Nは平均値 $40.1\text{mg}/\ell$, 非超過確率図で集計した結果は次の通りであった。

50%値: $39\text{mg}/\ell$, 75%値: $46\text{mg}/\ell$, 84%値: $49\text{mg}/\ell$

T-Pの平均値は $5.7\text{mg}/\ell$ であったが、データの分散が大きく分布型も離れ小島型であった。生活排水のT-P濃度が無磷洗剤の普及に伴ない低下傾向にある

図-1 合併処理流入BOD濃度非超過確率図

図-2 合併処理流入COD濃度非超過確率図

* 大阪府立公衆衛生研究所環境衛生課主任研究員
Yasuji YAMAMOTO

図-3 合併処理流入T-N濃度非超過確率図

図-4 合併処理流入T-P濃度非超過確率図

ことを考慮し、13mg/l以上のデータ（全体の10%）を除いて検討した。

13mg/l以上のデータ削除後の平均値は、4.8mg/lであり、非超過確率で集計した結果は次の通りであった。50%値:4.5mg/l、75%値:5.7mg/l、84%値6.4mg/l

2.2 流入水質および処理水質の設定

(1) 流入水

BODは設計値として通常用いられている200mg/lを設定値とした。

CODはBODと関連が深く、BOD200mg/lの近傍ではおおむねBODの1/2であることから100mg/lを設定値とした。

T-NおよびT-Pについては流入水の調査結果に基づいて、非超過確率75%値を基準とし、次の値を設定した。

T-N 50mg/l T-P 6mg/l

(2) 目標処理水質

窒素・リンおよびCODの目標処理水質は、現在、滋賀県等で実施されている上乘せ基準や今回検討された

処理方式で達成可能な数値等によって次の様に設定した。

T-N:15mg/l、T-P:1mg/l、COD15mg/l

3. 窒素除去方式

排水中の窒素を除去するには、化学的方法、物理化学的方法および生物学的方法がある。

物理学的方法は高い除去効果が得られるが、建設費、維持費が高価であるため、排水中の窒素だけを目的として使用されることはない。

また、化学的な方法は対象とする窒素の形態が限定されており、有機性の窒素はほとんど除去することができない。

これに対し、生物学的方法はアンモニア性窒素と同時に有機性窒素やBOD等も除去でき、信頼性、経済性から考えて、現在最も信頼できる方法である。

これらの事から生物学脱窒法についての検討を行った。

3.1 生物学脱窒の原理

硝化工程と脱窒工程とからなり、水中のアンモニア性窒素は硝化菌により硝酸性窒素に酸化される。

次に、硝酸性窒素は脱窒菌の硝酸呼吸により窒素ガスに還元される。

硝化および脱窒を組合せる方式はWuhrmannを始め多くの研究がなされている。好気性の硝化槽と嫌気性の脱窒槽をこの順序に組合せれば窒素の除去を行うことが可能であるが、この方法では、硝化槽でアルカリ剤を、脱窒槽でメタノール等の水素供与体を添加する必要がある。

これらの点を改良し、脱窒工程での水素供与体として流入汚水のBODを利用し、同時に、そこで生成されるアルカリ度を硝化工程で利用する方式が開発されている。

3.2 硝化、脱窒速度

(1) 硝化速度

硝化速度に影響を及ぼす因子としては①アンモニア性窒素濃度、②水温、③溶存酸素、④pH、⑤SRTなどがある。

① アンモニア性窒素

アンモニア性窒素濃度については低濃度時（ ≈ 0.5 mg/l）を除けば実用上は影響を受けない（0次反応）と考えられている。

② 水温

硝化速度は水温に大きく影響を受け、その関係を

図—5に示す。図は実際の下水処理場（硝化液循環活性炭汚泥法）で測定したものであり、硝化速度（ K_N ： mg-N/gss-hr ）は次式で表わされる。

$$K_N = 0.159 \cdot e^{0.0906 \cdot T} \quad T: \text{水温} (^\circ\text{C})$$

③ 溶存酸素

硝化菌は好気性細菌であるので溶存酸素は0.5～2 mg/l が必要と言われている。

④ pHおよびアルカリ度

硝化速度は図—6に示した様にpHの影響を強く受け、至適pHはほぼ7～8である。また、硝化工程では、酸化されるアンモニア性窒素の7.14倍のアルカリ度が消費される。

⑤ SRT（汚泥滞留時間）

一般の活性汚泥法ではSRTは2～4日で良いが、硝化を行うためにはこの5倍程度の大きさが必要であり、有機物の分解と硝化とを同一槽で行う場合には硝化菌の流出が生じないように注意を要する。

図—5 硝化速度と水温の関係

技術開発部報（日本下水道事業団技術開発部）
1985. 60-001. 565 P225引用

菌種	出典
A Nitrosomonas—pure culture	Engle and Alexander
B Nitrosomonas—pure culture	Myerhof
C Activated sludge at 20°C	Sawyer, et al.
D Activated sludge	Downing, et al.
E Attached growth reactor at 22°C	Huang and Hopson
F 日本下水道事業団実験（Nitrosomonas）20°C	

図—6 硝化速度に及ぼすpHの影響

下水道事業、活性汚泥循環変法の技術資料
P32（昭和61年11月）引用

(2) 脱窒速度

脱窒速度に影響を及ぼす因子としては①硝酸性窒素濃度、②有機炭素源（水素供与体）、③水温、④溶存酸素、⑤pHなどがある。

① 硝酸性窒素濃度

硝化速度の場合と同様、硝酸性窒素濃度に関しては実用的に0次反応と考えてよい。

② 有機炭素源

脱窒は溶存酸素が存在しない条件下での硝酸呼吸であり、脱窒には水素供与体となるものの存在が不可欠である。これに排水中のBODを利用する場合には、単位脱窒量あたり2～3 mgBOD/mg-N のBOD量が必要である。

③ 水温

硝化速度と同様、水温に大きな影響を受ける。その関係を図—7に示す。これも実際の下水処理場で測定されたものであり、脱窒速度（ K_{DN} ： mg-N/gss-hr ）は次式で表わされる。

$$K_{DN} = 0.324 \cdot e^{0.0634 \cdot T}$$

④ 溶存酸素

脱窒での溶存酸素の存在は、それが優先的に呼吸に利用されるので、脱窒槽への溶存酸素の持込は少ないほど良い。

⑤ pHおよびアルカリ度

脱窒の至適pHは図—8に示した様にほぼ6～8である。また、脱窒においては脱窒される硝酸性窒素の単位あたり3.75倍のアルカリ度が生産され、このアルカリ度を硝化し過程で利用すれば全体としてのアルカリ度は消費は半減される。

図—7 脱窒速度と水温の関係

・試験部報1982. 57-001. 355 P363

（日本下水道事業団試験研修本部試験部）

・技術開発部報1985. 60-001. 565 P226

（日本下水道事業団技術開発部）引用

図-8 脱窒速度に及ぼすpHの影響

下水道事業団、活性汚泥循環変法の技術資料
P20 (昭和61年11月) 引用

3.3 各処理方式のフローシートと主要単位装置の有効容量

(1) 硝化液循環活性汚泥法

硝化液循環活性汚泥法のフローシートを図-9に示す。

脱窒槽および硝化槽の有効容量は次の条件によって求める。すなわち、脱窒槽の有効容量は日平均流入T-Nの負荷量が $0.09\text{kg-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 以下、かつ、日平均汚水量の24分の1の13倍に相当する容量以上とする。同様に硝化槽の有効容量は日平均流入T-N負荷量が $0.04\text{kg-N}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 以下、かつ、日平均汚水量の24分の1の32倍に相当する容量以上とする。

その算出条件は次の通りである。

設計人員 500人 汚水の人口当量 $200\text{ l}/\text{人}\cdot\text{日}$

原水BOD $200\text{ mg}/\text{l}$ 処理水BOD $20\text{ mg}/\text{l}$

原水T-N $50\text{ mg}/\text{l}$ 処理水T-N $15\text{ mg}/\text{l}$

MLSS $3000\text{ mg}/\text{l}$ 硝化液循環比 3

返送汚泥比 1 処理水温 11°C

硝化速度 $0.423\text{ mg-N}/\text{g}\cdot\text{ss}\cdot\text{hr}$

脱窒速度 $0.651\text{ mg-N}/\text{g}\cdot\text{ss}\cdot\text{hr}$

硝化・脱窒によって除去しなければならない窒素量は、窒素除去必要量から菌体中に取込まれる窒素量を除いたものである。生物学的硝化脱窒法での余剰汚泥の発生量はBOD-SS負荷に依存し、除去BOD量に対して $0.3\sim 0.8$ と言われている。今、この値を 0.7 とし、余剰汚泥中の窒素の重量パーセントを 8% とすると、余剰汚泥の引抜きに伴う窒素の除去量はBOD除去量から、処理水単位あたり

$$(200-20) \times 0.7 \times 8 / 100 = 10\text{ mg}/\text{l} \text{ となる。}$$

よって、硝化脱窒の対象となる窒素濃度は

硝化 $40\text{ mg}/\text{l}$ (硝化率 100%)

脱窒 $25\text{ mg}/\text{l}$ (処理水T-N $15\text{ mg}/\text{l}$)

となる。

脱窒槽容量 ($V_{\text{DN}} \text{ m}^3$) は

$$V_{\text{DN}} = 25 \times 100 / (0.651 \times 24 \times 3) \\ = 53.34\text{ m}^3$$

滞留時間 12.8h

硝化槽容量 ($V_{\text{N}} \text{ m}^3$)

$$V_{\text{N}} = 40 \times 100 / (0.423 \times 24 \times 3) \\ = 131.34\text{ m}^3$$

滞留時間 31.5時間

次に、これら容量以外の主な要点としては、

脱窒槽では①2室以上に区分する。②汚水と硝化液および返送汚泥を均等に攪拌できるように攪拌装置を有し、槽内の汚水をおおむね無酸素状態に保持できる様にする。③硝化液循環量と汚泥返送量を計量できる装置を設ける。④原則として、適正量の水素供与体を自動的に供給できる構造とする。など

硝化槽では①2室以上に区分する。②ばっ気装置により槽内の汚水を均等に攪拌し、DOをおおむね

図-9 硝化液循環活性汚泥方式のフローシート

1 mg/ℓに保持することができる。③槽流出部から脱窒槽の流入部への循環流量を日平均汚水量の100～300%の範囲で調整できること。④原則として、槽内の汚水のpHを自動的に調整できること。などがある。

なお、沈殿槽は返送量が100%となる他、現行のもの（長時間ばっ気方式）と大きな変更はない。

(2) 循環水路活性汚泥方式

硝化液循環活性汚泥法における脱窒槽および硝化槽を循環ばっ気槽に置き換えたものである。

循環ばっ気槽は、汚水と返送汚泥をばっ気・循環させるが、この時、槽内に好気性帯域と嫌気性帯域を形成することにより、硝化と脱窒を行い、窒素およびBODを除去するものである。

有効容量の算定は硝化液循環活性汚泥法と同様で、日平均流入T-Nの負荷量が $0.03 \text{ kg-N/m}^3\text{-d}$ 以下、かつ、日平均汚水量の24分の1の45倍に相当する容量以上である。

その他の主要な要点としては、①ばっ気・攪拌装置を有し、連続または間欠運転を行うことにより、槽内に好気性帯域と嫌気性帯域を形成する構造とすること。②好気性帯域ではDOをおおむね $0.5 \sim 1 \text{ mg/ℓ}$ に保持でき、嫌気性帯域ではおおむね無酸素状態を保持できること。③好気性帯域および嫌気性帯域のDO、汚水の循環量が調整できること。④汚泥返送量を計量できる装置を設けること。⑤原則として適正なpH調整および水素供与体の供給が自動的に行えることなどがある。

(3) 回分式活性汚泥方式

硝化液循環活性汚泥法における脱窒槽、硝化槽および沈殿槽を回分ばっ気槽に置き換え、流量調整槽および消毒槽をそれに合せたものである。フローシートを図-10に示す。

回分式流量調整槽からの移流汚水量は、連続流入方式の流量調整槽の場合とは異なり、日平均汚水量の24分の1の1倍ではないので、回分式ばっ気槽の槽数、槽容量および運転方法によって槽の有効容量を決定する。

回分式ばっ気槽は、汚水流入、攪拌、ばっ気、沈殿、

処理水排出などの工程を組合せることにより、硝化と脱窒を行い、窒素およびBODを除去するものである。

その有効容量は、日平均流入T-Nの負荷量が $0.03 \text{ kg-N/m}^3\text{-d}$ 以下、かつ、日平均汚水量の24分の1の45倍に相当する容量以上である。また、回分式ばっ気槽の最大脱窒率は、1サイクル内の攪拌・ばっ気の繰り返し回数と1サイクルの処理水排出比によって決まるのでこの点を考慮する必要がある。

その他の主要な要点としては、①ばっ気装置を有し、槽内の汚水を均等に攪拌し、硝化に必要な十分な酸素を供給できること。②攪拌装置を有し、槽内の汚水を均等に攪拌し、DOをおおむね無酸素状態に保持できること。③処理水排出装置は、沈殿汚泥を巻上げることなく、かつ、浮上物が流出し難い構造とすること。④原則として適正なpH調整および水素供与体の供給が自動的に行えることなどがある。

(4) 硝化液循環回転板接触方式

硝化液循環活性汚泥法における脱窒槽を、脱窒回転板接触槽に、硝化槽を硝化回転板接触槽に置き換えたものである。ただし、沈殿槽からの汚泥返送はない。

硝化、脱窒における基本的な条件は他の処理方式と同じであるが、生物膜を用いるので硝化および脱窒速度は円板表面積あたりのものとなる。

既存のデータの集計により、硝化および脱窒速度と水温とに次の様な関係が得られた。

$$\text{硝化速度 (K}_N\text{ : g-N/m}^2\text{-d)} = 0.45 e^{0.0646 \cdot T}$$

$$\text{脱窒速度 (K}_{DN}\text{ : g-N/m}^2\text{-d)} = 1.737 e^{0.0222 \cdot T}$$

これから11℃における硝化および脱窒速度として硝化速度 $0.92 \text{ g-N/m}^2\text{-d}$ 、脱窒速度 $2.21 \text{ g-N/m}^2\text{-d}$ が得られる。

他の方式と比較して、既存データの少ないことを考慮して、必要表面積の計算には次の数値を用いた。

$$\text{硝化速度} \quad 0.8 \text{ g-N/m}^2\text{-d}$$

$$\text{脱窒速度} \quad 2.0 \text{ g-N/m}^2\text{-d}$$

これを、流入水のT-N面積負荷に換算すると、

$$\text{硝化回転板面積負荷} \quad 1.0 \text{ g-N/m}^2\text{-d}$$

図-10 回分式活性汚泥方式のフローシート

脱窒回転板面積負荷 $4.0 \text{ g-N/m}^2 \cdot \text{d}$

また、回転板槽での反応は水量面積負荷の影響を受けるので、この点を考慮し面積負荷量を次の条件とする。すなわち、脱窒回転板槽での回転板の表面積を日平均流入T-Nの負荷量が $4.0 \text{ g-N/m}^2 \cdot \text{d}$ 以下、かつ、日平均汚水量の水量面積負荷量が $0.08 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ 以下となる表面積以上とする。硝化回転板槽での回転板の表面積を日平均流入T-Nの負荷量が $1.0 \text{ g-N/m}^2 \cdot \text{d}$ 以下、かつ、日平均汚水量の水量面積負荷量が $0.02 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ 以下となる表面積以上とする。

表面積負荷以外の主な要点としては、

脱窒回転板接触槽では、①有効容量を日平均汚水量の8分の1以上とする。②3室以上に区分する。③回転板の浸漬率をおおむね40%以上とする。④回転板の間隔を 20 mm 以上とする。⑤回転板の周速を 20 m/min 以下とする。⑥回転板が全水没でない場合は、密閉カバー等を設け、空気中の酸素が溶け込み難いものとする。⑦硝化液循環量を計量できる装置を設ける。⑧原則として適正量の水素供与体を自動的に供給できる構造とする。など

硝化回転板触槽では、①有効容量を日平均汚水量の5分の1以上とする。②3室以上に区分する。③回転板の浸漬率をおおむね40~70%とする。④回転板の間隔を 20 mm 以上とする。⑤回転板の周速を 20 m/min 以下とする。⑥硝化に必要な酸素を供給できる構造とする。⑦槽流出口からの循環液量を日平均汚水量の100~300%の範囲で調整できること。⑧原則として、槽内の汚水のpHを自動的に調整できること。などがある。

4. リンおよびCOD除去方式

排水中のリンを除去する方法としては、薬品凝集、晶析、生物脱リンなどがあるが、最も技術的に確立し、同時にCOD除去も可能な凝集分離について検討した。

4.1 処理の原理

リンは下水中においてオルトリン、ポリリンおよび有機リンの3つの形で存在し、ポリリンと有機リンの大部分は生物処理の過程でオルトリンに変化する。

凝集分離によるリン除去には金属塩（アルミニウム塩、鉄塩）または石灰を用いる。これらの内、アルミニウム塩が最も一般的に使用されており、硫酸バンドを用いた場合の反応式は次の様に表わされる。

図-11 Al/pモル比と残留リン濃度

この式で示される様に化学量論的にはリンとアルミニウムのモル比は1:1であるが、アルミニウムは次式で示される様にアルカリ度とも反応して水酸化アルミニウムを生じるので、リン除去に必要なAl/Pモル比は2.0以上となる。

Al/Pモル比と残留リン濃度との関係の1例を図-11に示す。

この方法は砂ろ過を併用すれば95%以上のリン除去率が得られ、流入水中のリン濃度が高くても、所要量の凝集剤の注入によって対応できる。同時にBOD、COD、SSも2次処理に対し50%程度の除去率が得られる。

4.2 凝集沈殿分離方式

凝集沈殿分離方式には凝集槽、凝集分離槽、ろ過器を組合せた凝集分離ろ過方式とこの部分を移動床式連続ろ過器で置き換えた凝集ろ過方式とがある。

(1) 凝集分離ろ過方式

凝集沈殿ろ過方式のフローシートを図-12に示す。

中間流量調整槽を設け、再度流量調整を行い、凝集を確実なものとする。また、凝集分離槽からの凝集汚泥は、2次処理の余剰汚泥と共に汚泥濃縮装置に送り、ろ過器の洗浄排水は流量調整槽等の流入部へ戻す。

中間流量調整槽の有効容量は、1時間あたりの移流汚水量がこの槽に流入する日平均汚水量の24分の1の1倍となればよい。2次処理が連続式の場合には、処理対象人員が201人以上500人以下では、し尿浄化槽に流入する日平均汚水量の24分の1の2倍（501人以上の部分は24分の1の0.5倍）に相当する容量である。また、異常に水位が上昇した場合には消毒槽へ移送する。

① 凝集槽

凝集槽は急速攪拌槽と緩速攪拌槽の2室からなり、急速と緩速の2つのフロッキュレータを備え、その有

図-12 凝集沈殿ろ過方式のフローシート

効容量は、時間平均汚水量の2分の1（501人以上の部分については3分の1）以上である。フロキュレータの周辺速度は、急速攪拌50～60cm/sec程度、緩速攪拌10～20cm/sec程度で変更できるものとする。また、この槽からの流出水は自然流下（10cm/sec～20cm/sec）で次の槽に移流する。等が主要な要点である。

② 凝集分離槽

凝集分離槽としては、沈殿槽、傾斜板沈殿槽、加圧浮上槽がある。

沈殿槽は2次処理のものと同様である。

傾斜板沈殿槽における傾斜板は、勾配55°以上、間隔50mm以上、傾斜板下端と槽底面との距離1m以上で設け、必要表面積は水平投影面積あたりに日平均汚水量が12m³/m²・d以下である。その他の注意点は沈殿槽と同様である。

加圧浮上は、水に圧力を加えて空気を過剰に溶解させ、減圧した時に生じる微細気泡により、固形物を水表面に浮上させる分離法であり、通常処理水の一部を加圧して循環する循環水加圧方式が使われる。

加圧浮上槽の有効容量は、時間平均汚水量に循環水量を加えた時間平均処理水量の6分の4以上とし、水面積負荷は4m³/m²・h以下とする。循環水量は時間平均汚水量の20～50%程度とし、気-固比は0.02～0.05、加圧空気の圧力は3～5kg/cm²程度とする。

③ ろ過器

ろ過器にはろ層を固定（間欠洗浄）する固定床式ろ過器とろ層を移動（連続洗浄）させる移動床式連続ろ過器があり、ろ過の水流方向によって下向流ろ過と上向流ろ過に分類される。

i) 固定床式ろ過器

重力式（上部開放式）と圧力式（上部閉塞式）とがあるが、管理上の事を考慮して重力式のみを取扱った。

固定床式ろ過器におけるろ材とろ層厚を表1に示す。下向流の場合にはろ過砂とアンスラサイトによる2層ろ過とろ過砂のみの単層ろ過がある。

ろ過速度は日平均汚水量に対し、

下向流単層ろ過 4m/h以下、下向流2層ろ過 6m/h以下、上向流ろ過 6m/h以下、を標準とする。

その他 イ) ろ層の空気洗浄と水洗浄が自動的に行えること、ロ) 洗浄は、損失水頭およびタイマーによるろ過継続時間の検知によって行う。ハ) 空気洗浄は3～4分間程度、水洗浄は5～7分間程度を目安とし、空気および水の流速はそれぞれ30～40m/h、50～70m/hとする。などがある。

ii) 移動床式連続ろ過器

移動床式連続ろ過器は、ろ過と洗浄を同時に並行して行うので、大きなろ過速度で運転でき、SS濃度の高い水にも適用できる。

移動床式連続ろ過器は上向流のものを標準とし、流入装置、配分装置、揚砂装置、洗砂装置、洗砂戻し装置、ろ過水流出装置などを備え、ろ過器各部が容易に点検でき、また、ろ層の異状を目詰り時のための措置

表1 固定床ろ過器のろ材

		有効径* (mm)	均等係数**	ろ層厚さ (cm)
下向流	支持砂利	—	—	40
	ろ過砂	1.0	1.4	60
	アンスラサイト	2.0	1.4	30
上向流	支持砂利	—	—	40
	ろ過砂	1.1	1.5	90

* 有効径：砂のふるい分け曲線において10%通過率の砂の粒径（mm）

** 均等係数：砂のふるい分け曲線における60%通過率の砂の粒径と有効径との比

図-13 凝集ろ過方式のフローシート

を講じたものでなければならない。有効径がおおむね1mm、均等係数1.4のろ過砂をろ材とする。また、ろ過砂は、粒径が0.4mm未満および1.6mmを超えるものの含有率がそれぞれおおむね1%以下とする。

砂層の厚さ（配分装置より上）は、砂層表面を平に均す装置がある場合には70cm、ない場合には90cmとし、ろ過速度は日平均汚水量に対し9m/h以下を標準とする。

なお、固定床式、移動床式いずれの場合も洗浄水は、原則としてろ過水を用いる。

④ 薬品注入装置

凝集剤はアルミニウム塩を原則とし、注入は中間流量調整槽の移送ポンプと連動させ、添加量はAℓ/Pモル比で2～2.5を標準とする。また、必要に応じて凝集槽のpHを調整できる構造とする。

(2) 凝集ろ過方式

凝集沈澱ろ過方式の中の移動床式連続ろ過器を用いた方式から、凝集槽、凝集分離槽を除いたものであり、凝集剤は中間流量調整槽から移動床式連続ろ過器への移送配管に取り付けた混合器に注入する。フローシートを図-13に示す。

ろ過器に対するSS負荷が大きくなるのでろ過速度

は日平均汚水量に対し6m/h以下を標準とする。

この方式による洗浄排水は、洗浄排水分離槽に移送し、分離液は流量調整槽へ、また、汚泥は汚泥濃縮装置に移送する。

洗浄排水分離槽としては、沈澱槽、傾斜板沈澱槽がある。

沈澱槽の有効容量は、日平均汚水量の1/8とし、最小容量は0.6m³とする。槽の水面積は、水面積負荷が12m³/m²・d以下となる面積とする。ただし、最小水面積は1m²とする。また、越流せき負荷を40m³/m・d以下とし、分離水を流量調整槽または流入ポンプ槽へ移送し、汚泥を自動的に引抜いて汚泥濃縮装置へ移送できることとする。

傾斜板沈澱槽の傾斜板は、勾配55°以上、間隔65mm以上で設け、水平投影面積あたりの水量負荷を12m³/m²・d以下とする。ただし、最小水平投影面積は1m²である。

5. おわりに

最後に、(財)日本建築センターの「浄化槽における窒素・磷及び有機物処理業務報告書」(62年3月)を元資料としてこれを記述したことを記し、謝意を表する。

お知らせ

「技報 南桃園」

水上多可衛生組合（し尿処理施設・浄化槽の維持管理等）では、①組合で調査・研究したデータを関連団体に活用していただき、地方公共団体として污水处理技術の発展に少しでも寄与すること②組合職員を始め、管内の環境行政に携わる職員及び組合議会議員などへの、污水处理に対する啓

蒙・啓発を材料とし、また同業種間のコミュニケーションをはかること③污水处理関連分野におけるメーカー、施行業者、維持管理業者それぞれの立場を有機的につなげること、を目的とし「技報南桃園」を刊行し、啓蒙・交流活動を行っている。

問い合わせ先

水上多可衛生事務組合（南桃園）

TEL 0795-77-0404(代)