

6. し尿の好気性処理に関する一考察

荏原インフィルコKK研究部 井 出 哲 夫

〃 遠 矢 泰 曲

〃 渡 辺 音 二

1. ま え が き

現在わが国で行なわれているし尿の処理法は嫌気性消化法（2次処理としての生物酸化を含む）、好気性消化法、化学処理法の3つに大別されるが、既存施設の90%以上は嫌気性消化法が採用されている。ところが一方、し尿の好気性消化法については研究報告も比較的少なく、まして実用化の例も少ないが、最近のし尿処理の新しい動向として強制酸化法による無希釈生し尿の直接処理、あるいは希釈し尿の活性汚泥処理など一連の好気性消化法がクローズ・アップされている。しかしながら現段階ではこの好気性消化法にもプロセスとしてはっきりと確立されたものはなく年々改良が加えられているのが実状のようである。

このように従来 of 処理法（嫌気性消化法）に対して新しい処理法が研究開発され、確立されてくる根源には営業的に新規なプロセスを求めると云う理由からではなく、従来法に対する技術的批判に基盤をおかなければならない。従来 of 嫌気性消化法に対する技術的な欠点として次のことがあげられる。

- (1) 嫌気性菌による有機物の還元分解速度は好気性細菌による有機物の酸化分解速度よりも極めておそく、消化槽の容積が過大となり建設費がかさむ。
- (2) 嫌気性消化脱離液は更に生物酸化による2次処理をほどこして最終的な仕上げを行なうが、このような処理条件の転換、すなわち生物反応系の逆転は2次処理の酸化効率に悪影響をおよぼす。
- (3) 嫌気性消化のメカニズムと発生ガス漏洩防止のため消化槽は完全な気密

構造としなければならないが，そのためには高度の土木施工技術が要求される。

このようにある処理方式の優劣を判定し価値判断をするには要因の 1 つだけを取りあげて論ずべきではなく，あらゆる角度から総合的な検討を加えるべきである。汚物処理では下記の事項が満足されていれば優れた処理方式であると判定して良いと思う。

- (1) 対象とするプロセスが理論的な根拠にもとずき合理的に組立てられていること。
- (2) 処理効率が目的を達しうる程度に高いこと。
- (3) 装置の建設費が安く，同時に経常費が低廉であること。
- (4) プロセスの運転管理が容易であること。

われわれはここ 2，3 年来上記の必要条件を可能な範囲で満足するような好気性処理方式の確立を目的として一連の実験を行なっているが，若干の知見を得たのでここにその内容を発表し，あわせて従来のいわゆる嫌気性消化法との優劣の比較を行なってみたいと思う。

2. 実験結果ならびに考察

2.1 嫌気性消化 → 活性汚泥法

従来の嫌気性消化法の理論と実際についてはすでに数多くのデータがあり，それほど検討する余地がないので本項では消化脱離液の活性汚泥処理実験の結果だけを報告する。

2.1.1 最適処理条件の決定

(a) BOD 負荷と除去率の関係

希釈および無希釈脱離液 (BOD の設定範囲，100～2100 ppm) の活性汚泥処理における BOD 負荷と除去率の関係を図-1 に示す。この図を見ても明らかなように，曝気槽流入水の初濃度が 2100 ppm の範囲内では除去率は初濃度には無関係にほぼ一定である。われわれが別個に行なった

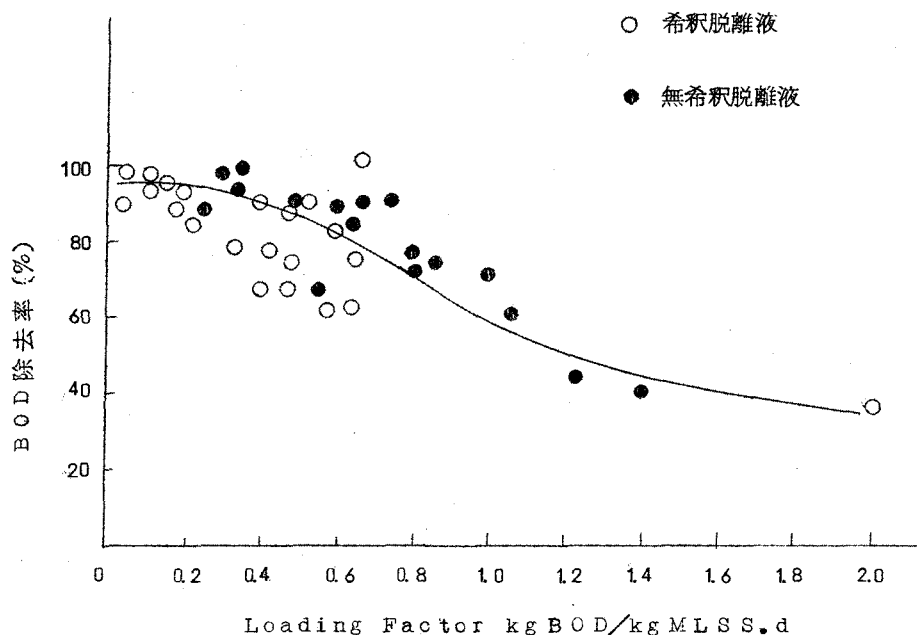


図-1 BOD負荷と除去率の関係

回分系での活性汚泥処理実験では曝気槽流入水のBOD 1000~3000 ppm, MLSS当りの平均負荷 0.2~1.5 kg/kg MLSS.d の範囲においてBOD除去は1次反応にしたがうとの結果がえられており、このことから連続系においても上記の処理条件下では1次反応にしたがうものとしてあつかっても大過ないものと考えられる。これを前提として完全混合方式におけるBOD除去速度恒数(以下Kと略記する)をもとめてみると $0.15 \sim 0.20 \times 10^{-4} / \text{ppm} \cdot \text{hr} = 0.08 \sim 0.14 \text{ } 1/\text{hr}$ (平均汚泥濃度, $\rho_a = 6500 \text{ ppm}$)となる。

次に厚生省の「し尿処理施設ならびに維持管理に関する基準」による活性汚泥処理施設での除去率80%以上の効率を定常的にうるためにはBOD負荷を 0.4 kg/kg MLSS.d 以下に設定する必要がある、これ以上の負荷率

になると除去率は加速的に減少してくる。

(b) BOD負荷と汚泥の沈降性

活性汚泥の沈降性は基質の種類とBOD負荷率によっていちじるしく影響されるので装置設計において設定すべきBOD負荷は自ら制限されてくる。すなわち、沈澱池における活性汚泥の濃縮率はSVIに支配され、その濃縮限界濃度は $10^6/\text{SVI}$ [ppm]で決定されるので、SVIが大きいと汚泥濃度は希薄となり、曝気槽内に一定濃度の活性汚泥を維持するために大量の汚泥返送を必要とすることになる。

BOD負荷とSVIの関係を示したのが図-2であり、これをみてもわかるように負荷率が小さくなるとSVIは異常に大きくなる。したがってBOD除去と汚泥の沈降性の両面から脱離液の活性汚泥処理における最適負荷条件は $0.2 \sim 0.4 \text{ kg BOD/kg MLSS} \cdot \text{day}$ となる。(SVI=50~60 cc/g)

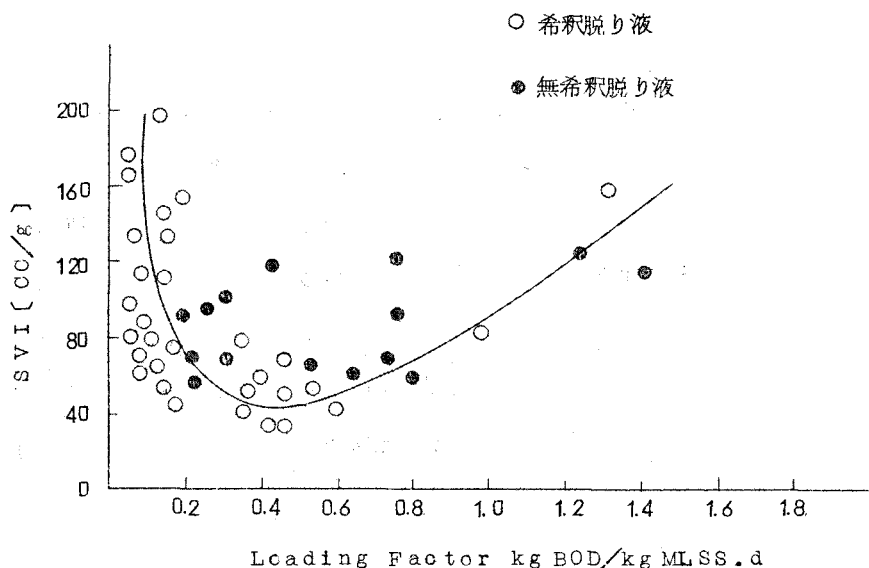


図-2 BOD負荷とSVIの関係

2.1.2 活性汚泥の増殖率

活性汚泥法では吸着によるSS除去から発生する余剰汚泥以外に、除去されたBODから転換してくる汚泥の増殖がある。一般に汚泥の生物学的増殖は下記の式であらわされる。

$$\text{kg}\Delta\text{S}/\text{day} = a \text{ hg BOD}_R/\text{day} - b \text{ hg MLSS}$$

上式の両辺を kg MLSS で除せば

$$\frac{\text{kg}\Delta\text{S}/\text{day}}{\text{kg MLSS}} = a \frac{\text{hg BOD}_R/\text{day}}{\text{hg MLSS}} - b$$

ここに a = 除去BODの汚泥転換率

b = 体内呼吸による自己酸化率 $[\text{hg}/\text{kg day}]$

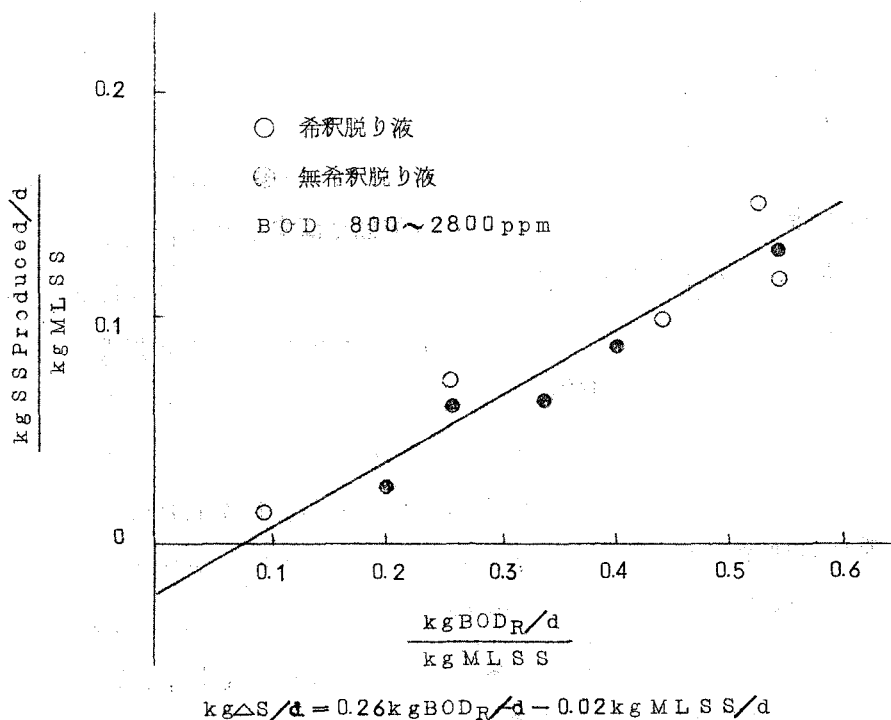


図-3 活性汚泥の増殖率(脱離液)

実験結果をもとにして上記の一次式をグラフにプロットしたのが図-3であり、これから $a = 0.26$, $b = 0.02$ [1/day] が得られる。この式からも判るように 100 hg の BOD が除去されると約 26 hg の活性汚泥が増殖することになり、無視し得ない量となるので処理装置の計画にあたってこの余剰汚泥をみこんで脱水機などの能力を決定しなければならない。

2.1.3 必要空気量

希釈生し尿の活性汚泥処理の項においてのべる。

2.2 強制曝気法

2.1項においては嫌気性消化脱り液の活性汚泥処理に関する実験結果を要約したが、この項以降では主として活性汚泥法に適用すべき曝気装置の酸素供給能について論じてみたい。およそ希釈、無希釈し尿を問わず活性汚泥法を適用する場合には一つの確立されたプロセスとしての活性汚泥法の適用を前提とすべきであり、以下述べる各プロセスも本法を採用したわけであるが、本項ではし尿を無希釈のまま処理する場合の曝気装置の酸素供給能の実験が主目的であるため、一応単純曝気的方式をとった。

2.2.1 散気式強制曝気法

し尿系統汚水の活性汚泥処理においてその BOD が 1 次反応にしたがって除去（われわれが行なった実験範囲ではすべて 1 次反応に従った）されるものとすれば曝気槽流入水濃度に関係なく一定の BOD 除去率が得られるはずである。そうであるとすれば、し尿を無希釈のまま処理した方が沈澱池容積が縮小されて経済的に有利であり、また曝気槽投入前の定量的希釈操作を必要としないので操作上の煩雑さがなくなり、処理水は終末点において BOD が 30 ppm となるように希釈すればよい。しかしこのようにし尿を無希釈で処理するものとすれば、し尿の酸素吸収速度を十分に満足するだけの酸素供給能（Oxygenation capacity, 以下 OC と略記する）をもつ曝気方法、あるいは装置を適用しなければならない。もし、し尿の酸素吸収速度にみあうだけの酸素が供給されないとすれば酸素の供給率が BOD 除去

速度の律速因子となり，理論的には温度にのみ依存するはずの K が酸素供給率にも依存する結果となる。そこで無希釈し尿の曝気処理の酸素供給に散気式を採用するものとすればかなり大量の空気を効率よく吹込まなければならない。しかしながらこの方法にも酸素供給能に限界があり，われわれが汚泥循環式曝気装置（曝気部容積 1.8ℓ ，沈澱部容積 6.3ℓ ）をもちいて行なった実験によれば，空気吹込率 $0.6 \sim 0.8 \ell \text{ air}/\ell \cdot \text{min}$ のとき真水にたいする K_{ca} は $3.5 \sim 4.0 \text{ 1/hr}$ で，このときの OC は $0.3 \sim 0.35 \text{ hg O}_2/\text{m}^3 \text{ hr}$ となる。また橋本氏らもこれに類似した曝気装置をもちいてほぼ同じような結果をえている。したがっていまし尿に対する空気吹込率を $100 \sim 130 \text{ m}^3/\text{kg BOD}_R$ （実験結果より逆算）とし， $K_{ca}(\text{し尿})/K_{ca}(\text{水}) = 0.3 \sim 0.5$ であると仮定すれば無希釈し尿にたいする OC は $0.08 \sim 0.12 \text{ kg O}_2/\text{m}^3 \text{ hr}$ 程度まで低減する。ところが一方無希釈し尿の酸素利用速度は武藤，橋本氏らの実験によれば $0.2 \sim 0.3 \text{ kg O}_2/\text{m}^3 \cdot \text{hr}$ であり，散気式曝気装置では到底その利用速度を満足することができない。したがって K を低下させることなく BOD を効率よく除去するためには曝気槽容積を大きくとり，酸素供給速度がし尿の酸素利用速度に見合うようにしてやる必要がある。そこでわれわれは 5 m^3 の有効容積をもつテストプラントを用いて滞留日数 $3 \sim 10$ 日，半連続方式の処理液の引き抜き，投入を行ない，空気吹込率 $130 \text{ m}^3/\text{kg BOD}_R$ の処理条件で実験した結果 8 日間程度の曝気日数を与えたときにもっとも安定した処理効率が得られた。したがって最終的な処理条件を下記のように設定し K をもとめてみた。

処理条件	温度	$30 \sim 35^\circ \text{C}$
	BOD 負荷	$1.4 \sim 1.6 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$
	空気吹込率	$130 \text{ m}^3/\text{kg BOD}_R$
処理効果	BOD 除去率	$95 \sim 98\% (260 \sim 650 \text{ ppm})$
	総窒素除去率	$75\% (1400 \sim 1500 \text{ ppm})$

NH₃-N 除去率 75% (1200~1300 ppm)

AIb-N 除去率 78% (150~200 ppm)

(原し尿 BOD 13. kg/m³)

8 日間滞留の場合の槽内液の BOD 2000 ppm

処理水の BOD 450 ppm

曝気時間 1 日

K 0.062~0.09 1/hr

このように曝気日数 8 日を与えればそれほど低下させることなく BOD をほぼ 80% 除去することができるが、槽容積が過大となるだけでなく、大量の空気吹込みを必要とするので必ずしも経済的な方法であるとはいえない。

2.2.2 機械攪拌式曝気法

前項の空気吹込みによる強制曝気法はブロー動力が大きくなり経常費が負担となるので空気吹込率をできるだけ制限し、この吹込み空気を液中に効果的に分散せしめる能力をもつ攪拌式曝気装置をもちいて実験を行なった。この曝気装置の有効容積は 2.3 m³、液張込み量 1.7 m³ (インペラ直径 400 mm φ) の規模のもので、空気吹込率 10~40 m³/hr/1.7 m³ - し尿 (11~44 m³/kg BOD_S)、攪拌機回転数 360~620 vpm のとき真水における K_{ca} 200~300 1/hr、OC は 1.0 から 1.5 kg O₂/m³・hr で極めて大きく、いまかりに $K_{ca}(\text{し尿}/K_{ca} \text{ 水}) = 0.3 \sim 0.5$ であるとしても無希釈し尿の酸素利用速度をほぼ満足するだけの酸素供給能をもっている。

〔1〕 最適処理条件の決定

(a) 必要曝気時間

空気吹込率を 11 m³/kg BOD_S の一定とし、攪拌条件を 360, 500, 620 rpm の 3 段階に設定し、更に無希釈し尿の供給条件を下記の 3 種にわけて行なった半連続方式の実験結果を図-4 に示す。

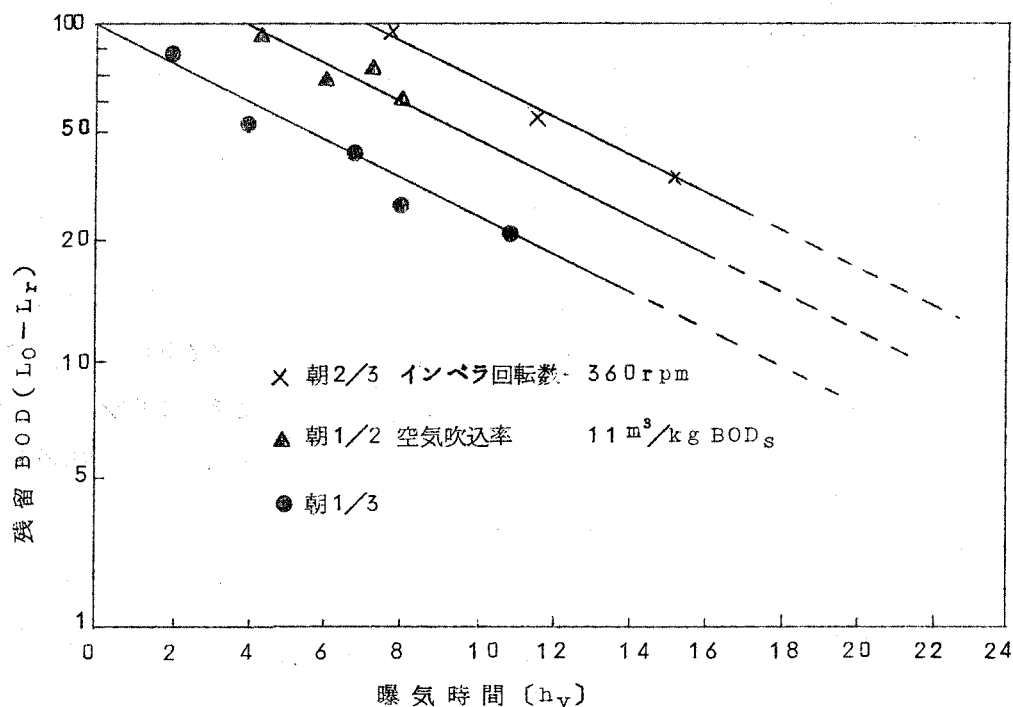


図-4 生し尿入替量の相違による BOD の除去速度

供給条件	朝 2/3 投入	夕 1/3 投入
	朝 1/2 "	夕 1/2 "
	朝 1/3 "	夕 2/3 "

このように供給条件をかえると投入し尿と装置内残存し尿との配合比（希釈率）が異なってくるので当然槽内混合液の BOD レベルに格差を生ずるが、図-4 をみても明らかなように各条件での BOD 除去率は一定であり、BOD 除去が一次反応にしたがうことを示している。この実験でわかったことは装置内での生し尿の混合比が増加すると約 4～6 時間の遅滞期があり、この時間を経過したのち BOD の除去がはじまる。この現象は新しく投入された基質に対して酸化細菌が酵素学的に適応するのにある一定期間を必要とするためであると解釈されるが、この遅滞期間は汚泥返送などの処理操作によって十分短縮できるであろう。図-4 のプロットから K を求めると 0.1～0.12

1/hr が得られ、これより BOD 除去率 80% を得るに必要な時間を求めると 16~17 時間となる。したがって液の気泡率を 30% 加算し、更に投入量変動による余裕率を見込んで曝気時間を 30 時間も与えれば大過ないものと考えられる。

(b) 所要動力

図-5 に消費動力量と BOD 除去率の関係を示す。このグラフの基礎となっているのはインペラ回転数と動力の関係であり、回転数 360rpm のとき 1.6 KW/m^3 , 500rpm のとき 3.2 KW/m^3 , 620rpm のとき 4.2 KW/m^3 の動力を必要とする。このグラフからインペラ回転数 360rpm, 動力 1.6 KW/m^3 の尿の処理条件でも 20~25hr の処理時間を与えればそれ以上の回転数の処理条件と同等の BOD 除去率 80~85% が加えられることがわかる。以上の実験結果から定常的に BOD 除去率 80% を得るための経済的処理条件は

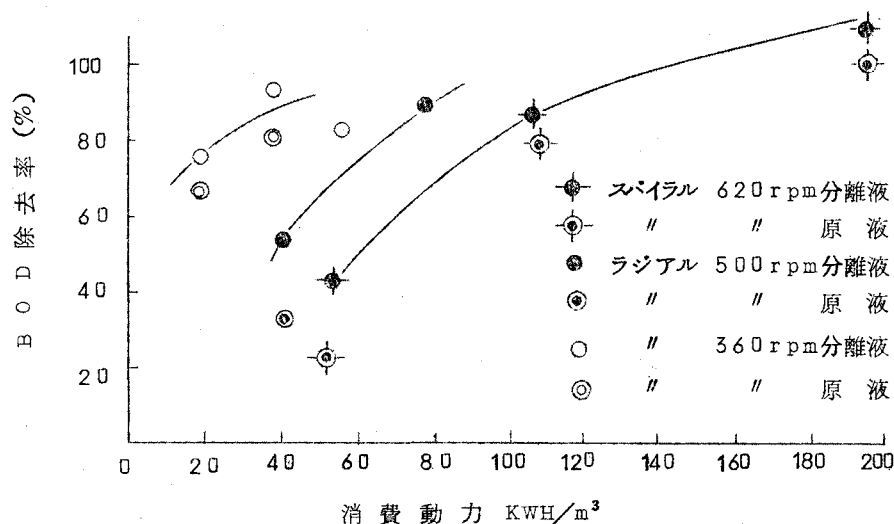


図-5 消費動力と BOD 除去
(半連続方式)

空気吹込率 $10 \sim 15 \text{ m}^3/\text{kg BOD}_5$, インペラ回転数 360 rpm であり, この条件での K_{ca} (水) は $100 \sim 150 \text{ 1/hr}$, OC は $1.0 \text{ kg O}_2/\text{m}^3 \text{ hr}$ 以上である。しかし, この曝気装置は動力効率 $[E_p]$ がわるく, $0.4 \sim 0.5 \text{ kg O}_2/\text{KW} \cdot \text{hr}$ であるため攪拌動力が過大となり必ずしも経済的ではないようである。この装置をもちいれば大なる K_{ca} , 云いかえれば OC を得ることができるがこれらの値は単なる装置の操作特性であって装置自身の効率を示すものではない。したがって動力効率が高く, かつ K_{ca} を大きくとり得る装置が開発されないかぎり K を大きくしようとする試みは必ずしも得策ではないように思われる。

2.3 表面曝気法 (ボルテエア方式)

前項の機械攪拌式曝気装置は攪拌のために大なる動力を必要とするので表面曝気装置をもちいて無希釈し尿の回分式処理実験を行なった。(槽有効容積 3.25 m^3 , インペラ径, $300 \text{ mm} \phi$) この実験は一応終了したが装置自身に若干の改良を加える必要があり, 現在改良後の追加実験を続行中であるがまだ最終的な結論が得られていない。したがって詳しい報告は発表当日にゆずることにするが, 今までに得られたデータを紹介して参考に供したい。

動力 $0.36 \text{ KW} (300 \text{ mm} \phi)$

動力効率 $2.6 \sim 2.9 \text{ kg O}_2/\text{KW} \cdot \text{hr}$ (真水)

BOD 除去率 70% をうるための所要日数

回分系 2.2 日

完全混合連続系 5 日

K $0.02 \sim 0.03 \text{ 1/hr}$

OC $0.28 \text{ kg O}_2/\text{m}^3 \cdot \text{hr}$

所要動力 (BOD 除去 80% を前提とする)

回分系 9.3 KW H/m^3 - し尿

攪拌式曝気装置 38 KW H/m^3 - し尿

BOD 除去率

$0.65 \sim 0.50 \text{ kg BOD}_R / \text{KW H}$

この表面曝気法は OC は左程大きくなく、したがって K は小さい値をとるが動力効率が高いので比較的経済的な方法である。

2.4 希釈し尿の活性汚泥法

この処理実験は生し尿をあらかじめ適当な濃度まで希釈してし尿の酸素利用速度を低下させておけば従来の散気式曝気法 ($30 \text{ m}^3 / \text{kg BOD}_R$) でも十分に酸素を供給することができ、 K を低下させることなくBODを除去することが可能であろうとの観点から行なったものである。散気式曝気法の OC は空気吹込率 $0.14 \sim 0.17 \text{ l air / l min}$ (BOD_R に対しては $28 \sim 32 \text{ m}^3 / \text{kg}$) のとき $0.24 \sim 0.27 \text{ kg O}_2 / \text{m}^3 \cdot \text{hr}$ であり、2～4倍に希釈したし尿に対する K_{ca} の低下率を $K_{ca}(\text{し尿}) / K_{ca}(\text{水}) = 0.5 \sim 0.7$ とすれば OC は $0.12 \sim 0.14 \text{ kg O}_2 / \text{m}^3 \cdot \text{hr}$ まで低減するが希釈し尿自身の酸素利用速度も $0.07 \sim 0.14 \text{ kg O}_2 / \text{m}^3 \cdot \text{hr}$ までさがるのでそれほど過不足のない送気条件となる。したがって活性汚泥処理に完全混合方式を採用すれば槽内の平均濃度は更に低いレベルに維持されるので、BOD除去速度が酸素供給率によって律速されることはないので効果的なBOD除去が行なわれて経済的である。

2.4.1 最適処理条件の決定

(a) BOD 負荷と除去率の関係

図-6に希釈生し尿の活性汚泥処理におけるBOD負荷と除去率の関係を示す。これをみると $0.9 \text{ kg / kg MLSS} \cdot \text{day}$ 以下の範囲において流入水BOD濃度によって同一負荷条件でもBOD除去率がことなる。流入水BOD $200 \sim 1500 \text{ ppm}$ での最高BOD除去率は $0.1 \sim 0.6 \text{ kg / kg MLSS} \cdot \text{day}$ の負荷範囲で $90 \sim 94\%$ 、これに対して流入水BOD $1500 \sim 5000 \text{ ppm}$ では $0.2 \sim 0.5 \text{ kg / kg MLSS} \cdot \text{day}$ の負荷範囲でBOD除去率は若干低下して $80 \sim 85\%$ となる。そこでいま上記の負荷範囲ではBOD除去は1次反応にしたがい、反応型式は完全混合であるとの前提にたつて各濃度範囲での

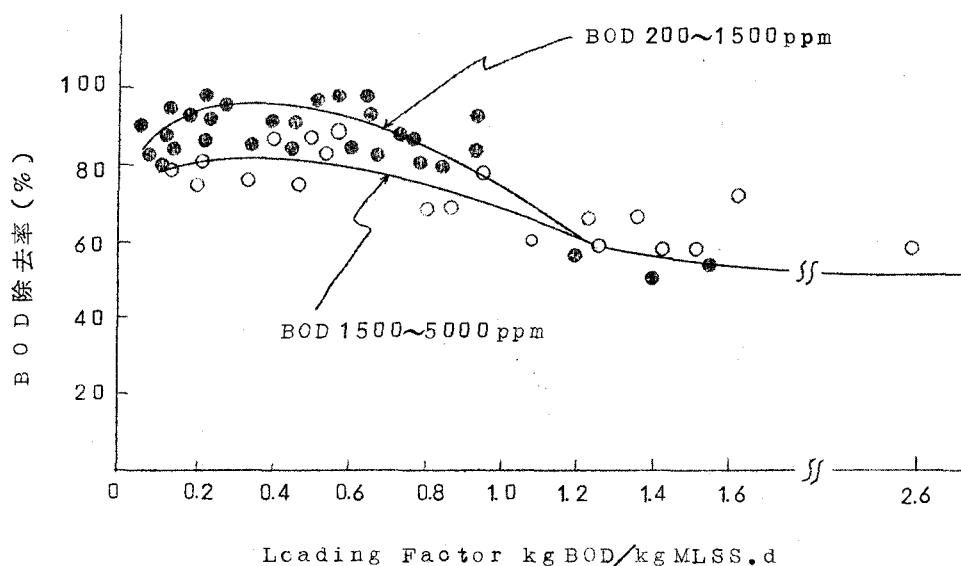


図-6 BOD 負荷と除去率の関係 (希釈し尿)

K を求めてみると下記のとおりになる。

$$K(200) = 0.376 \text{ 1/hr}$$

$$K(1500) = 0.072 \text{ 1/hr}$$

このように BOD 1500 ~ 5000 ppm の範囲では K が低下するが供給酸素量の不足は考えられずその原因については説明するに至っていない。しかしながら、2 段活性汚泥処理を適用するものとすれば、1 次処理でそれほど完全な処理を行なう必要はなく 4 倍程度の淡水希釈で十分であろう。

(b) BOD 負荷と SVI の関係

(b)-1 流入水 BOD 1500 ppm 以下の範囲では BOD 負荷 0.3 ~ 0.5 Kg/Kg MLSS. day の範囲に最小値があり、1.0 Kg/Kg MLSS. day 以上になると急激に SVI が上昇し、ついにはバルキング状態となって処理不可能となる。

(b)-2 しかし、流入水 BOD が 1500 ppm 以上になると (b)-1 とは逆

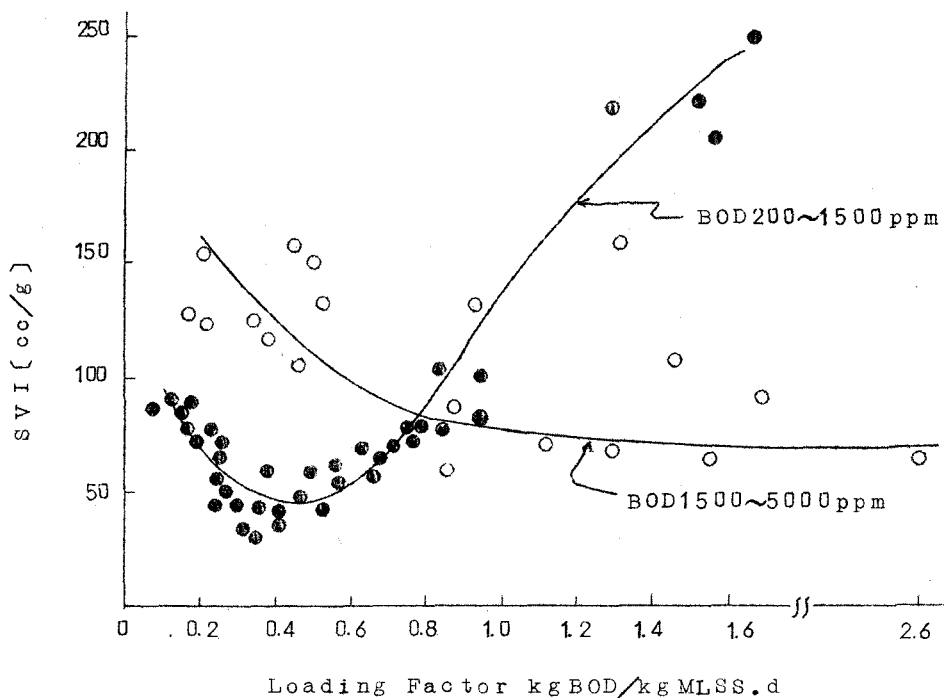


図-7 BOD負荷とSVIの関係(希釈し尿)

の傾向を示し、高負荷になるにつれてSVIは低下しBOD負荷 $0.8 \text{ kg/Kg MLSS} \cdot \text{day}$ 以上では一定のSVI値を示し 60 cc/g 前後となる。この関係を図-7に示す。以上のデータより汚泥の沈降性を考慮すれば1次の活性汚泥処理の負荷条件は $0.5 \sim 0.8 \text{ kg/Kg MLSS} \cdot \text{day}$ となり、この条件でのBOD除去率は80%である。

2.4.2 活性汚泥の増殖率

希釈生し尿の活性汚泥処理における汚泥の増殖率は下記の表で表わされる。

$$\frac{\Delta S \text{ kg/d}}{\text{kg MLSS}} = (0.37) \frac{\text{kg BOD}_R \text{ / day}}{\text{kg MLSS}} - 0.02$$

各プロセスの2段活性汚泥処理における汚泥の増殖量はすべてこの式によって算出した。

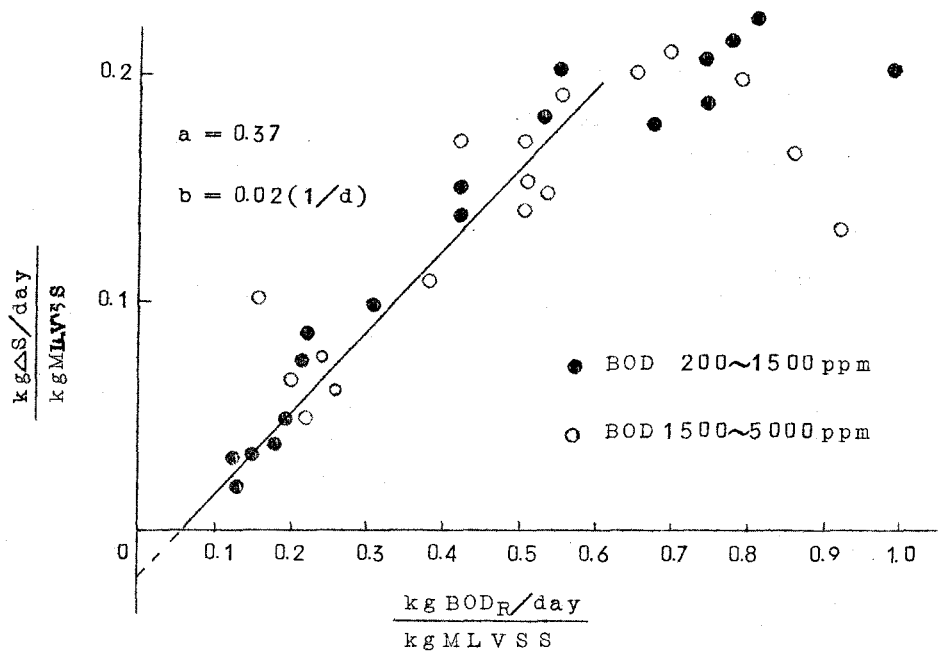


図-8 活性汚泥の増殖率（希釈し尿）

2.4.3 BOD負荷と酸素吸収率との関係

一般に活性汚泥処理における必要酸素量は下記の式で表わされる。

$$\text{kg O}_2/\text{day} = a \text{ kg BOD}_R/\text{day} + b \text{ kg MLVSS}$$

両辺を kg MLVSS でわれば

$$\frac{\text{kg O}_2/\text{day}}{\text{kg MLVSS}} = a \frac{\text{kg BOD}_R/\text{day}}{\text{kg MLVSS}} + b, \frac{\text{MLVSS}}{\text{MLSS}} = 0.9$$

ここに a = 除去された BOD のうち増殖のためのエネルギーを供給するために使われる利用率

b = 体内呼吸による自己酸化率 (kg/kg, day)

実験結果をもとにして上記の一次函数式をプロットしたのが図-9であり、このグラフから $a = 0.34$, $b = 0.02$ (kg/kg, day) が得られる。この式をみてもわかるように必要酸素量は除去 BOD 量と活性汚泥量が判れば簡単

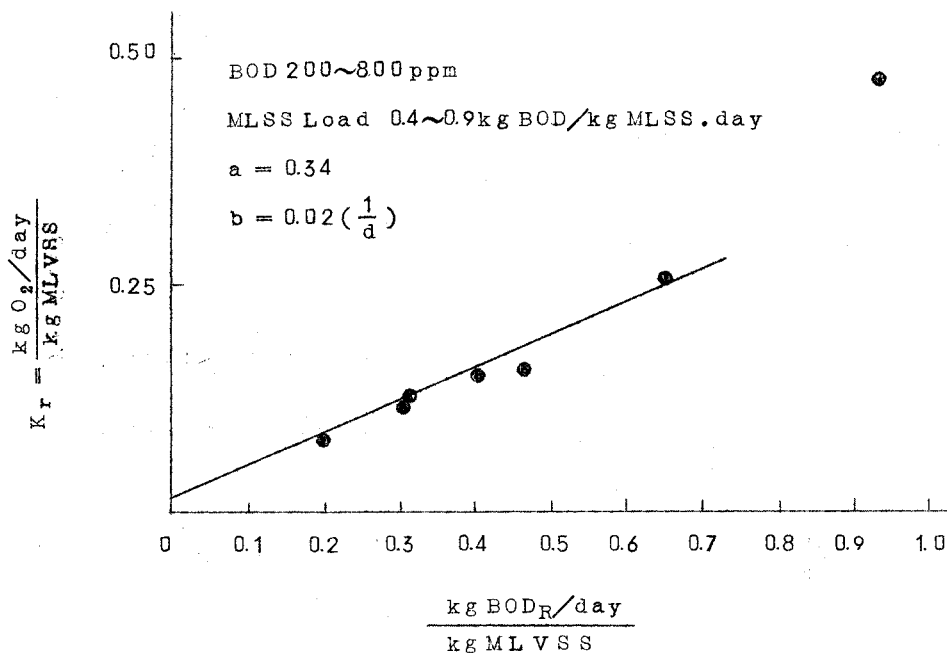


図- 9 汚泥負荷と酸素吸収率（希釈し尿）

に算出できるので，活性汚泥処理における空気量はこの式を基礎にして求めた。なお，し尿消化脱離液の活性汚泥処理についても，し尿と脱離液の BOD は本質的な相違はなく，単に有機酸濃度がことなるだけであるとの解釈にたって前記の式を適用した。

2.4.3 残留 BOD の活性汚泥処理

各プロセスの 1 次処理で残留した BOD は前に示したグラフをみてもわかるように，これ以上の時間をかけても更に効率よく除去することはむづかしい。たとえば図- 5 では更に動力量をふやしても，すなわち処理時間をかけても BOD は顕著に除去されず，図- 6 では BOD 負荷を小さくしても，すなわち処理時間を延長しても前の例と同様に BOD 除去率はほぼ一定である。このように残留 BOD の除去には次元をかえ，2 段活性汚泥処理を適用して新たな生物学的刺激を与えればかなり効果的に BOD が除去される。その結

果を要約すると下記のとおりである。

- (1) BOD負荷 $0.2 \sim 0.5 \text{ kg/kg MLSS} \cdot \text{day}$ の範囲でBOD除去率 $80 \sim 83\%$ がえられ, K の値は1次の活性汚泥処理 (BOD, $500 \sim 5000 \text{ ppm}$) の場合と同等程度まで復元する。 ($K=0.14 \text{ 1/hr}$)
- (2) S V I も1次処理と同じ傾向を示し, $50 \sim 80 \text{ cc/g}$ の範囲にある。
- (3) 汚泥増殖率, 酸素呼吸率も1次処理で得られた各式がそのまま適用される。
- (4) 2次処理におけるSS除去はきわめて顕著であり, 95% 以上の除去率が得られる。

以上の実験結果から残留BODの除去に2段活性汚泥法を適用することは有効である。

表-1 各種処理方式における槽容積の比較

		1 次 処 理		2 次 処 理		総容積 (m^3)
		曝気槽 (m^3)	沈澱池 (m^3)	曝気槽 (m^3)	沈澱池 (m^3)	
嫌気性消化法 (含活性汚泥処理)		30Q (消化槽)	——	2.75Q	1.21Q	33.4Q
強制 曝気法	散気式	8Q	1.42Q	0.85Q	0.42Q	10.7Q
	攪拌式	1.25Q	0.412Q	2.18Q	0.472Q	4.31Q
表面曝気法 (ボルテエ方式)						
2段活性汚泥法		3.25Q	0.5Q	1.75Q	0.54Q	6.04Q
緩慢曝気法		20Q	1Q	——	——	21Q
三菱方式 (アトマイザー方式)						
可溶性活性汚泥法						

表-2 各種処理方式の効率

	1 次 処 理		2 次 処 理		B O D 除 去 率 (%)			BOD を 30ppm とす るに必要な希釈水量 (Q_{mp}/day)
	KWH/kg BOD_R	$kg BOD_R /$ KWH	KWH/kg BOD_R	$kg BOD_R /$ KWH	1 次 処 理	2 次 処 理	総 括	
嫌気性消化法 (含活性汚泥処理)	0.172	5.85	0.975	1.03	81	85	99	12.3 { 10 2.3
強 制 曝気法	3.95	0.254	1.05	0.955	92.5	80	98.5	9.0 { 3.0 6.0
	5.15	0.194	0.96	1.04	80	80	96	16.4 { 3.5 12.9
表面曝気法 (ボルテエア方式)								
2 段活性汚泥法	0.856	1.17	0.94	1.07	80	80	96	16.4 { 3.0 13.4
緩慢曝気法								
三菱方式 (アトマイザー方式)	3.80	0.264			76 ~80			20 ~ 30
可溶性活性汚泥法								

表-3 各種処理方式の運転経費 100Kℓ/day (5円/KWH)

	1 次 処 理		2 次 処 理		電力量総計 (KWH/d.)	燃 料 費 円/m ³ -し尿	総 計 円/m ³ -し尿
	動力 (KW)	消費電力 (KWH/d.)	動力 (KW)	消費電力 (KWH/d.)			
嫌気性消化法 (含活性汚泥処理)	7.5KW (攪拌プロロー) 5.0 (ボイラー関係)	180 40 (8m運転)	9.4	226	479	—	24
強 制 曝気法	散気式	4740	3.5	84	4890	91	245 336 (冬期)
	攪拌式	550 4800	8.35	200	5550	76	268 344 (冬期)
表面曝気法 (ボルテエア方式)							
2 段活性汚泥法	32.4	778	13	312	1123	—	56
緩慢曝気法							100~200
三菱方式 (アトマイザー方式)	34.7 (14Kℓ/day)	379					1次処理 135 2次処理 15
可溶性活性汚泥法							

3. 実験結果の検討

各処理方式の実験結果をもとにしてその最適処理条件から装置を設計し、各方式の槽容積，処理効率，運転経費を比較すると表1, 2, 3のとおりになる。この表によって各方式の検討を行なってみる。

(1) 従来の嫌気性消化法は槽容積がもっとも大きく建設費はかさむが，1次処理の消費電力当りのBOD除去率がきわめて高く，したがって運転経費が非常に安い。それゆえ，1次処理に高速消化法，半消化法などの技術を適用して消化日数を10～15日に短縮できれば経済的な方法である。また，嫌気性消化には固形物の液化能力があるので汚泥処理の点から有利である。

(2) 散気式強制曝気法は好気性消化法のうちではもっとも大きい槽容積を必要とし，効率もわるいので運転経費が高くなり経済的な方法であるとは云えない。このように空気吹込みによりOCを大きくしようとする試みは動力の面からかえって不利である。

(3) 機械攪拌式曝気法はOCが大きく，Kの値も必然的に大きくなるので曝気槽容積はもっとも小さくなり理想的であるが，動力効率が低いので消費電力当りのBOD除去率がわるく運転経費がいちじるしく高くなる。したがって本型式の曝気装置を無希釈し尿の処理に適用するにあたっては動力効率をあげるための装置的な改造が必要であろう。

(4) 表面曝気法（ボルテェア方式）は動力効率が高いので所要動力は小さくなり経済的であるが，OCが比較的小さいのでKが酸素供給率によって律速され，所要槽容積が大きくなる。しかし，回分系でBOD除去率80%を得ることを前提とすれば消費電力当りの効率は $0.5 \text{ kg BOD}_R/\text{KWH}$ で，し尿1 m^3 当りの処理費は110円となり，前方式よりはかなり経済的である。

(5) 希釈し尿の活性汚泥処理に必要な槽容積は6Q m^3 で攪拌式曝気法，表面曝気法についている。しかしながらあらかじめし尿を淡水で希釈してその酸素利用速度を低下させてあるので，本方式がOCがあまり大きくないにも

かわらず酸素不足の状態を惹起することがなく BOD 除去速度は大きい。
また、消費電力当りの BOD 除去率が大きいので運転経費は嫌気性消化方式
について低廉である。

(6) 1次処理で残留した BOD の除去には 2 段活性汚泥法の適用が効果的
であり、BOD 負荷 $0.2 \sim 0.5 \text{ kg/kg MLSS} \cdot \text{day}$ の範囲で $80 \sim 83\%$
の BOD 除去率が得られる。

(7) 好気性消化法で問題となるのは処理の過程で固形物の液化作用がほと
んどなく、流入固形物がそのまま反応系外に排出されるので効果的な汚泥の
処理法を開発する必要がある。

以上の各プロセスの検討から今後、し尿の好気性消化法を確立するにあた
っての研究の方向は下記のごとくであるべきことが示唆される。

(1) O₂ と動力効率のともに高い装置あるいは動力効率の高い曝気装置の
開発を進めるべきである。この種装置が開発されないかぎりし尿を無希釈の
まま処理することは効果的でない。

(2) O₂ が小さい曝気装置あるいは曝気方法であってもし尿をあらかじめ
希釈し、希釈し尿の酸素吸収速度が O₂ に見合うようにすれば K の値は高い
数値がえられ最も効果的に BOD が除去される。したがって希釈し尿の活
性汚泥処理について更に検討する必要がある、また、各プロセスの 1 次処理
も希釈し尿についての処理を考慮すべきである。

以上われわれが行なった実験範囲内で研究課題をしぼってみたが、現在、
三菱法（アトマイザー方式）、可溶化活性汚泥法、緩慢曝気法などの好気性
消化処理施設が実際規模で稼動しているので更に範囲をひろげて比較検討す
る必要があろう。