

接触酸化法における効率化に関する研究(その1)

— 廃水循環と酸素供給について —

丹羽 千明

平山 照康

§ 1. はじめに

近年、固形担体に付着棲息させた微生物を利用して廃水処理を行なう、いわゆる生物膜法による廃水処理法が以下の利点を有するため脚光をあびるようになった。

- 1) 廃水の水量、水質の変動、BOD の負荷変動に強い。
- 2) 微生物の種類が多く、余剰汚泥の発生量が少ない。
- 3) 汚泥合が長い増殖速度の遅い硝化菌にとって有利となり、硝化反応を遂行させるのに適している。
- 4) 維持管理が極めて容易である。

生物膜法の処理には最も歴史の古い碎石を用いた、あるいはプラスチック充填材を用いた散水ろ床法、最近発展してきた接触酸化法、回転円板法などがあるが、重量が軽く、比表面積の大きいプラスチック充填材が散水ろ床法あるいは接触酸化法にも採用されるようになり、また回転円板にも形状が工夫されたディスクが採用されるようになってその性能が一段と向上した。

しかし、どの方法にも長所、短所が見られるが、前記の特徴は程度の差こそあれそれぞれに共通している事項である。

反面、生物膜法にも一般に、下記の欠点があると考えられる。

1) 処理装置の大きさが決まってしまうと、生物浄化に寄与させる微生物量を制御できないため、最大負荷を前提として設計した方が安全である。

2) 比表面積の大きい充填材を用いると、従来法では目詰まりを起こしやすく、酸素が十分均一に供給されないなどの問題点があり、高い容積効率がとれない。

省エネルギーの点からは回転円板法が最も優れているが、大型化のスケールメリットが出にくい、高度な処理には向かないなどの欠点があるため、この2点を克服でき、かつ上記利点1)~4)において極めて優れた効果を発揮しやすい接触酸化法を対象とし、特に上記2)の欠点を改善することを目的として今回検討した。

§ 2. 従来の接触酸化法の問題点とその解決へのアプローチの方法

接触酸化法そのものが近年脚光をあびてきた有機性廃水の処理法であるため、理論的な設計方法は必ずしも確立されていない。

採用する充填材の種類を選定に当っては、前後に接続する他処理法、接触酸化法の処理段数、沈殿槽の有無、2次処理に使用するか、3次処理に使用するか、等々との関連が深い。従来一般には、前段の処理に用いるときほど目詰まりの生じにくい構造で比表面積の小さい、結果として沈殿槽を必要とする充填材が採用されてきた。充填材を決定後、処理実験をして、処理目標および処理状況との兼ねあいから BOD 表面積負荷を決定し、同時に単位充填材当り、単位時間当り循環する廃水量 SV、および循環下降流速 LV の許容範囲を決定し、その他の条件、例えば循環法、敷地条件等から槽の形状を決定する。処理槽の大きさは、充填材の種類、充填率、および BOD 表面積負荷によって決まってくる。比表面積の大きい充填材が選択でき、かつ高い BOD 表面積負荷がとれば、容積効率は上がり、それだけ小さい槽容積ですむ結果になり、経済的な装置となる。そのためには、充填材の全域にわたって最大効率を発揮させるべく、汚濁物を均等に供給するための均一な廃水循環と十分、かつ均一な酸素の供給が同時に満足されることが不可欠となる。従来、これ等の両点に関し経済的な良い方法がなかったため、特に2次処理に接触酸化法を採用する場合、比表面積の大きい充填材を使用することができなかった。そこで充填材内に均一な廃水循環が得られ、同時に均一で、かつ十分な酸素を供給する手段として、今回この2つの手法を検討した。

1) 散気によるエアリフト効果を利用して廃水を循環し同時に吹き込まれた空気気泡界面からの酸素移動により酸素を供給する方法(散気法)。

2) 槽内底部の廃水を吸引し、槽上部の噴出管の多数の

開口から排出することによって廃水を循環し、同時に酸素を溶解させる方法（ポンプ循環法）。

散気法は容易で割合経済的なため、従来からも行なわれていたが、十分な容積効率が得られていなかった。筆者等はこの原因を究明し、改善を試みると同時に酸素吸収効率についても検討した。ポンプ循環法は一般には余り行なわれていないが、槽上部に均等に十分な数の噴出口を設けることにより均一な廃水循環を得られることが期待できるので、同法による設計手法の確立を試みた。すなわち、ポンプ循環法による酸素吸収に関する実験式を求め、これを実装置へ応用する場合について考察した。

なお、従来通常の浮遊式活性汚泥法におけるフローパターン、および酸素吸収に関する研究は数多く見られるが^{1)~6)}、接触酸化法におけるフローパターンに関しては報告がなく、循環流速を均一化し容積効率の改善をはかる試みは全く新たな発想である。本報での循環流速分布均一化の試みは、現在申請中の一連の工業所有権⁷⁾の中に示した手法のひとつにつき検討したものである。ポンプ循環法による酸素吸収法については現在、若干実用化されているが、その設計は経験に基づくものであり理論的根拠を欠き体系化されたものが見当たらない。

§ 3. 散気法による廃水循環と酸素供給

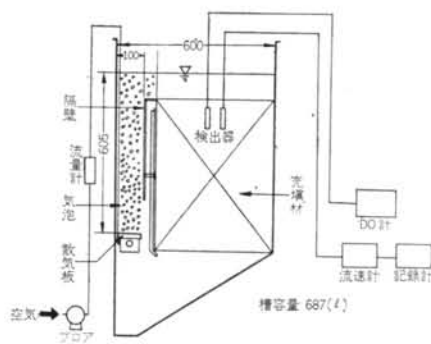
前述のように、接触酸化法において高度の廃水処理容積効率を維持するためには、充填材中に一様に廃水を循環させ、均一に酸素を供給することが必要である。

そこでまず、従来広く用いられている接触酸化法のうち、本報では特に汎用性のある片側旋回流式のものについて、充填材内の流速分布および酸素供給に関し一連の実験を行ない、従来法の欠点を摘出し、さらにこの欠点を改善する手法について検討した。

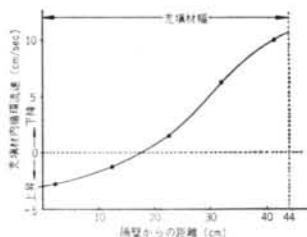
3.1 従来法における充填材内流速分布について

3.1.1 実験装置および実験方法

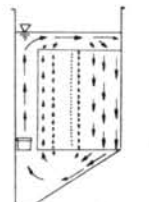
図一に実験装置の概略図を示す。水道水を満たした槽内の片側にとりつけられた散気板からの散気空気のエアリフト効果により、充填材内に循環流を起こす。この循環流速を、槽内40箇所プロペラ式回転流速計を用い実測した（なお、流速計の出力を記録計に導き一定時間の平均値をデータとして採用した）。また、槽内への吹き込み空気量は、浮遊式流量計にて測定した。さらに、充填材としてはハニカムチューブ（対辺距離30mm、塩化ビニール製）を使用した。



図一 従来型接触酸化装置概略図



図二 隔壁からの距離と充填材内循環流速との関係(I)



図三 廃水の循環模式図

3.1.2 実験結果

図二に、隔壁から充填材外周部方向への距離と、充填材内循環流速との関係を示す。同図は、正方向を下降流速、負方向を上昇流速にとって示されている。模式的には図三に示すとおりである。図二、三より下記の事項が明らかになった。

1) 従来の片側旋回流式接触酸化装置においては、充填材内に一様な下降流速分布を生じることではなく、中央部より散気領域側では隔壁に近いほど大きい上昇流速が生じた。

2) また、散気領域から遠い外周部ほど大きい下降流速が生じ、充填材中央部では非常に流れの遅い、平均的には流速が零の領域があることが確認された。

1)、2)のとおり廃水の循環流速の分布が不均一なため実際の廃水処理にあたっては下記のことが示唆され、実装置における問題点と呼応するものと考えられる。

1) 充填材の外周部では、下降流速が非常に高いため生物膜が付着しにくく、また一旦付着しても剝離が生じやすく、処理効率が低下する。

2) 充填材中央部では、酸素の供給が極めて乏しい嫌気性領域となり、浄化効率が低下するばかりでなく、ひどい場合には腐敗し、悪臭をはなつ。

3.2 均一な循環流速分布を得るための工夫

3.2.1 充填材下部に傾斜板を設置し充填材上部断面形

状を傾斜させる方法

充填材内の循環流速分布の不均一性を改善するために、下記に示すような工夫をした(図-4, 5参照).

1) 傾斜板を設置する.

中央部より散気領域側での、充填材内の上昇流速を阻止するために、充填材下部に傾斜板を設置した.

2) さらに、1)に加えて充填材上部を傾斜構造とする.

充填材上部において循環水を取り入れやすくするために、外周部にむかって充填材の厚みが増すような傾斜構造とした.

図-4, 5の実験装置を用いた充填材内循環流速分布の測定結果を、それぞれ図-6および図-7に示す. 両図の実験結果から、以下のことが明らかになった.

1) 充填材下部に傾斜板を設置することによって、隔壁近傍での上昇流を阻止することが可能となる.

2) ところが、図-6のように充填材上部断面形状が水平の場合、隔壁近傍での循環流速は殆んど零に近く、外周部にいくにつれて下降流速が増加する.

3) 総括的には、図-7に示したような充填材上部を傾斜させた場合、図-6に比べ中央部の下降流速が減少し、隔壁近傍および外周部での下降流速が増加した.

4) 両場合とも、隔壁上端から水面までの距離 H が高くなると、外周側壁からはね返りの水流があるため下向流速が増加するが、 H が余り高いと充填材内の循環流量が低下する. これは、外周部において水流が側壁に衝突することによるエネルギー損失があるためと考えられる.

5) 図-7において、 $H=6\text{ cm}$ 、つまり外周部において充填材表面と水面が接する条件下で下降流速が最も均一になり、ほぼ直線形状となった.

この理由については、次項にて考察する.

3.2.2 上部断面形状を曲率型にする方法

3.2.1の結果により、充填材下部に傾斜板を設置して隔壁近傍での上昇流速を阻止し、同時に充填材上部断面形状を変化させることにより、一定の充填材内下降流速が得られることが予想される. そこで、上部断面形状を決定する手法について以下に考察する.

図-8において、従来型充填材における隔壁直上部の水平流速 v を与える関数を式(1)、均一下降流速を V_c 、また充填材上部の断面形状を式(2)で表わす.

$$v=f(y) \quad \dots\dots(1)$$

$$y=g(x) \quad \dots\dots(2)$$

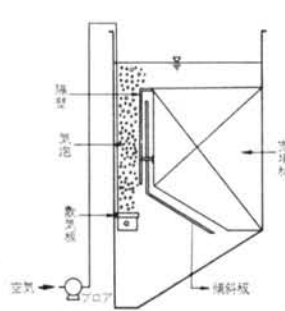


図-4 改良法(I)

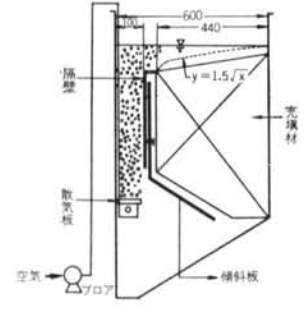


図-5 改良法(II)

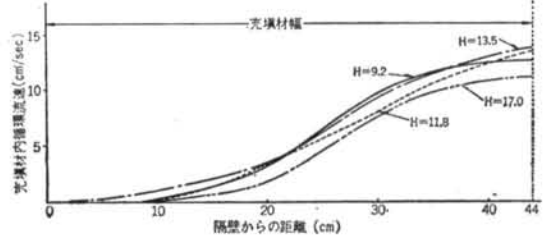


図-6 隔壁からの距離と充填材内循環流速との関係(II)

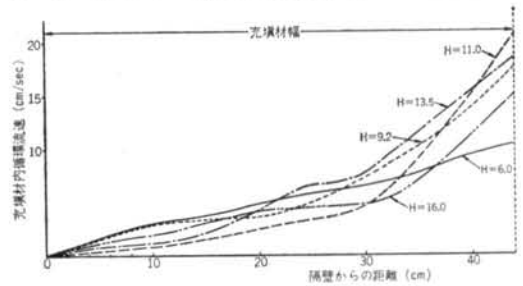


図-7 隔壁からの距離と充填材内循環流速との関係(I)

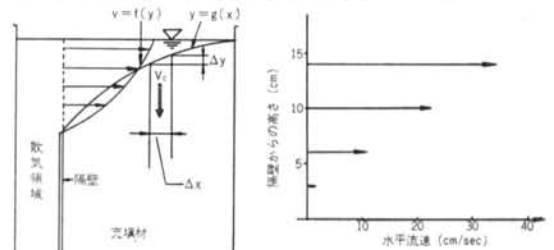


図-8 接触酸化装置の上
部の状況

ここに、 v : 水平流速、 y : 隔壁上端から水面方向への距離、 x : 隔壁から外周部方向への距離
いま、充填材横方向の微小幅 Δx を考えると、連続の式より式(3)が成立する.

$$\Delta x \cdot V_c = \Delta y \cdot v \quad \dots\dots(3)$$

$$\lim_{\Delta x \rightarrow 0} \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{dy}{dx} = \frac{V_c}{v} \quad \dots\dots(4)$$

図-9 隔壁からの高さ
と水平流速との関係

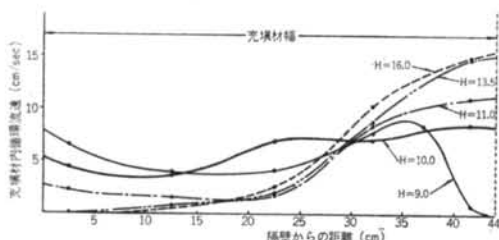


図-10 隔壁からの距離と充填材内循環流速との関係(IV)

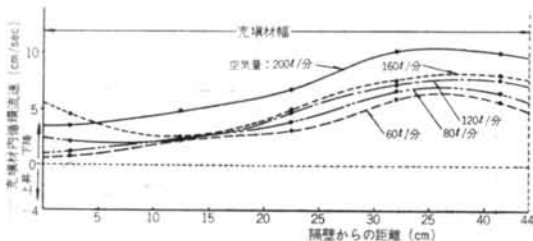


図-11 隔壁からの距離と充填材内循環流速との関係(V)

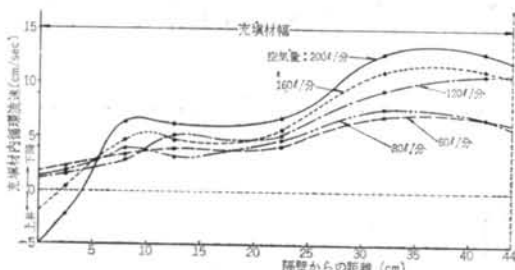


図-12 隔壁からの距離と充填材内循環流速との関係(VI)

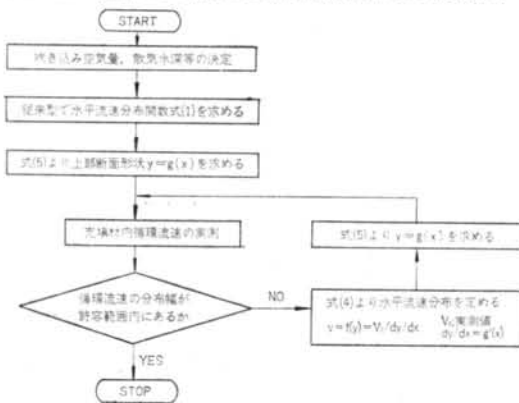


図-13 均一な循環流速分布を得るための手順

式(1), (2), (4)より式(5)が求められる。

$$\frac{d^2g(x)}{dx^2} = \frac{V_c}{f(g(x))} \quad \dots\dots(5)$$

したがって、式(1)の流速分布を与える関数が決まれば微分方程式(5)を解くことによって、断面形状を与える式(2)を決定できる。ところで、水平流速分布 v は充填材によって変わることが考えられるばかりでなく、 x の

影響も完全には無視できないことも考えられる。そこで、より均一な循環流速を得るための手順を図-13に示す。実際に水平流速を測定した結果は図-9に示したとおり、隔壁からの高さに対しほぼ直線的に変化した。ここで、先の図-7における $H=6$ cm、すなわち外周部においても充填材表面と水面が接する条件での結果について考察する。循環流速が、隔壁からの距離に対しほぼ直線とみなせるので、循環流速を v_a とすると $v_a=k_1x$ と表わせる。式(5)の V_c の代りに v_a を代入し、 $y=g(x)=k_2x$ を代入すれば、 $v=f(y)=k_3y$ となる。したがって、本検討からも図-9の結果は支持される。そこで、 $v=ky$ とし、式(5)に代入すると、断面形状は式(6)の形で求められる。

$$y=a\sqrt{x} \quad \dots\dots(6)$$

そこで、上部断面形状を1つの事例として $y=1.5\sqrt{x}$ にとったときの実験装置を図-5に示す。(上部断面形状の点線は $y=1.5\sqrt{x}$ のときのものである)

この実験における循環流速分布を図-10に示す。

隔壁から水面までの距離 H の違いによって流れ形状は異なるが、式(5)の決定条件である外周部において、充填材と水面が接する条件($H=10$ cm)にて循環流速を測定すると、充填材縦断面においてほぼ一様な下降流速が得られた。次に、外周部において充填材表面と水面が接する条件において、吹き込み空気量を変化させたときの循環流速分布を、それぞれ図-11, 図-12に示す。

両図より、 $y=1.5\sqrt{x}$ の場合は吹き込み空気量を変化させても、かなり一定の循環流速を得ることができるが、 $y=2.3\sqrt{x}$ の場合は空気量が多いほど流速分布が一様ではなく、外周部ほど下降流速が高く、隔壁側では上昇流速が生じている場合もあることがわかる。

従来法に比べて循環流速分布の均一化は著しく計られているが、図-13における循環流速分布幅の許容範囲を厳しくとった場合、断面形状をより理想的なものにする必要があり、同図のループを再度実行することになる。そこで、吹き込み空気量を120 l/分としたときの両上部断面形状における実測結果から、第1回目のループ実行によって求めた断面形状は、下記のごとくである。

$$y=1.5\sqrt{x}のとき, \quad y=3.87x^{0.37} \quad \dots\dots(7)$$

$$y=2.3\sqrt{x}のとき, \quad y=5.06x^{0.28} \quad \dots\dots(8)$$

式(7), (8)の曲率型充填材についての循環流速分布の測定を現在実行中であるが、上部断面形状が $y=1.5\sqrt{x}$ の充填材による廃水処理実験では、従来にない好結果が得られており、その点では既に許容範囲内に入っているともいえる。

3.2.3 総循環流量について

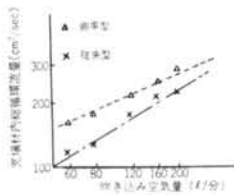


図-14 吹き込み空気量と固定床内総循環流量との関係

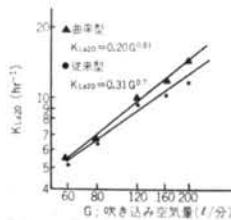


図-15 G と K_{La20} との関係

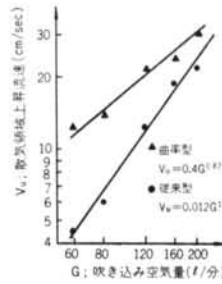


図-16 G と V_u との関係

| 空気量 (l/分) | 単位容積当りの空気量 (l/分) | 酸素吸収効率 (%) | |
|-----------|------------------|------------|-----|
| | | 平 | 曲率型 |
| 60 | 0.09 | 2.9 | 3.0 |
| 80 | 0.12 | 2.8 | 2.9 |
| 120 | 0.17 | 2.8 | 2.8 |
| 160 | 0.23 | 2.2 | 2.4 |
| 200 | 0.29 | 2.0 | 2.4 |

表-1 空気量と酸素吸収効率の関係

従来型および $y = 1.5\sqrt{x}$ 型について吹き込み空気量と充填材単位幅あたりの総循環流量との関係を示す図-14より、吹き込み空気量の増加とともに総循環流量も増加していることがわかり、式(9)で表わされる。

$$Q = \alpha \cdot G^\beta \quad \dots\dots(9)$$

ここに、 Q : 総循環流量、 G : 吹き込み空気量
 α, β : 定数

ところで、本結果は橋本⁹⁾が巡回流式曝気槽の表面流速に基づき提唱している理論とも良く一致するものである。また、本実験の範囲においては、同一空気量において曲率型充填材を用いたほうが、従来型の場合よりも高い総循環流量が得られた。これは下部に傾斜板をもうけて上昇流を阻止し、衝突によるエネルギー損失を減少させることによって循環効率が増したためと考えられる。

3.3 従来型および曲率型接触酸化装置における酸素吸収について

3.3.1 酸素吸収の理論

気液境界膜でのガス吸収速度は、二重境界膜説により式(10)で示される⁹⁾。

$$N = dm/dt = K_L A (C_S - C) \quad \dots\dots(10)$$

ここに、 N : 酸素移動速度 [kg/hr]
 K_L : 液膜係数 [m/hr]
 A : 気液接触面積 [m²]
 C_S : 液中の飽和溶存酸素濃度 [kg/m³]
 C : 液中の溶存酸素濃度 [kg/m³]

式(10)の両辺を、対象とする槽容量 V [m³] で割れば、

$$\frac{1}{V} \frac{dm}{dt} = K_L \cdot \frac{A}{V} (C_S - C) = K_{La} (C_S - C) \quad \dots\dots(11)$$

ここで、 K_{La} は総括酸素移動容量係数であり、[hr⁻¹] の単位を有する。式(11)を積分すると、

$$K_{La} = \frac{2.303}{t_2 - t_1} \log \frac{C_S - C_1}{C_S - C_2} \quad \dots\dots(12)$$

ここに、 C_1 : 時刻 t_1 における溶存酸素(DO)濃度 [ppm]

C_2 : 時刻 t_2 における DO 濃度 [ppm]
 ただし、ここで C_S に関しては Oldshue¹⁰⁾ の式に従い補正した値を用いる¹⁰⁾。

3.3.2 実験装置および実験方法

実験装置は、図-1に示した従来型および図-5に示した曲率型 ($y = 1.5\sqrt{x}$) のものを用いた。まず、水道水を $H = 10$ cm になるまで槽内に満たし (水量 687 l)、亜硫酸ソーダおよび反応触媒として塩化コバルトを所定量溶解させて槽内 DO を零にし、DO 計を用いて DO が上昇しはじめてからの経過時間と槽内 DO 値の関係を求める。片対数グラフ上に経過時間 t と溶存酸素不足濃度 ($C_S - C$) をプロットし、その傾きから K_{La} を算出する。なお、解析に当っては、 T °C における K_{LaT} を温度補正式 $K_{LaT} = K_{La20} \theta^{T-20}$ (温度補正係数 θ として 1.024 を採用) を用いて算出した⁹⁾。

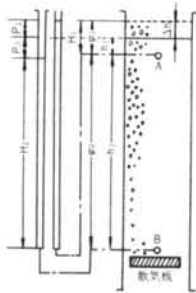
3.3.3 実験結果およびその考察

図-15に、従来型および曲率型充填材を用いたときの吹き込み空気量と K_{La20} との関係を示す。表-1に、吹き込み空気量別の酸素吸収効率の算定結果を示す。これらの結果から、 K_{La20} および酸素吸収効率とも曲率型のほうが若干高いことがわかる。また、図-15において空気量 G の指数が 0.7~0.8 であるため、空気量の増大とともに酸素吸収効率が低下することがわかる。また、散気領域における液の上昇流速を測定した結果を図-16に示す。図-16より、曲率型のほうが従来型より上昇流速が速いため気泡の滞留時間が短くなり、気液接触面積は小さくなるが、図-15において K_{La} が逆に高くなる理由を以下に考察する。

静止流体中における曝気による K_L は、エッケンフェルダールによって与えられているが¹¹⁾、本場合は液の流動が伴うことを考慮し、散気領域における上昇流速 V_u を導入した式(13)を考える。

$$K_L = K_{La} \cdot \frac{d_B (V_u + V_B) \cdot V}{6 Gh} \quad \dots\dots(13)$$

ここに、 d_B : 吹き込み気泡径、 V_B : 気泡上昇速度、



Δh : 水面上昇高さ
 φ : Aより上部の
 ホールドアップ
 φ_1 : A-B間における
 ホールドアップ
 H_1, H_2 : マノメーターの
 示す水高

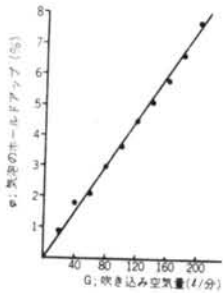


図-17 ホールドアップ説明図 図-18 G と φ との関係

V : 槽容量, h : 散気水深

式(13)において, 気泡径については通常用いられている値 $d_B=3\text{ mm}$ を採用し, 一方, 気泡の上昇速度 V_B を求めるため以下の実験を行なった。

3.4 気泡ホールドアップの測定および上昇流速の算出

3.4.1 気泡ホールドアップの測定

図-1に示した実験装置の隔壁上に邪魔板を設置して液の循環を阻止し, 散気板の直上部および水面の直下部にマノメーターをとりつけ, 散気領域内での圧力変化を調べた。これらを模式的に示した図-17より, ホールドアップは式(14)から求められる。

$$\begin{aligned}
 H_1 &= (h_1 + \Delta h)(1 - \varphi_1) \\
 H_2 &= (h_1 + h_2 + \Delta h) - (h_1 + \Delta h)\varphi_1 - h_2\varphi_2 \\
 \text{また, } p_1 &= H_1 - h_1, \quad p_2 = H_1 - (h_1 - h_2) \\
 \text{以上より, } \varphi_2 &= (p_1 - p_2)/h_2 \quad \dots\dots(14)
 \end{aligned}$$

このようにして, 図-17においてA, B間のホールドアップを空気量別に求めた結果を図-18に示す。

3.4.2 気泡ホールドアップから気泡の上昇速度の算出

図-19に, 通常の曝気循環状態における気泡と液の流動状況を示す。図-19より $V_A = H_b \cdot w$ であり, 気泡の滞留時間は $H_b/(V_u + V_B)$ であるから, 気泡のホールドアップ φ は式(15)から求められる。

$$\varphi = Q \cdot H_b / V_A (V_u + V_B) \quad \dots\dots(15)$$

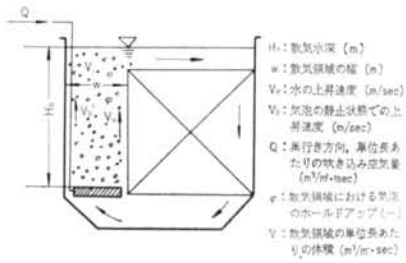
静止状態を考えると $V_u = 0$ であり, 図-18より Q/φ は一定となるので, これを C とおくと,

$$V_B = C/w \quad \dots\dots(16)$$

図-18および式(16)より, V_B は 22.4 cm/sec と求められる。

3.5 従来型と曲率型の液膜係数 K_L の比較

3.3.3の式(13)に, 3.4において求めた気泡の上昇速度を代入し, 従来型と曲率型の両場合について K_L を算出した結果を図-20に示す。同図に示すとおり, 本実験範囲において K_L は, 曲率型のほうが従来型よりも大き



H_b : 散気水深 (m)
 w : 散気領域の幅 (m)
 V_u : 水の上昇速度 (m/sec)
 V_B : 気泡の静止状態での上
 昇速度 (m/sec)
 Q : 流行き方向, 単位長さあ
 たり吹き込み空気量
 (m³/m²sec)
 φ : 散気領域における気泡
 のホールドアップ(-)
 V : 散気領域の単位長さあ
 たり体積 (m³/m²sec)

図-19 片側旋回流における液の流動状況

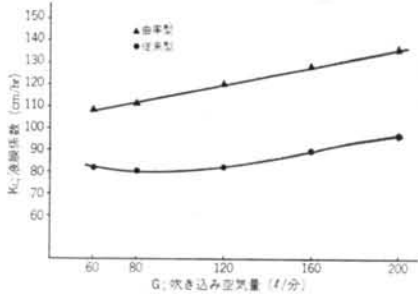


図-20 G と K_L との関係

い。そのため, 曲率型の気液接触面積が小さくなっているにもかかわらず, K_{La20} , 酸素吸収効率とも曲率型のほうが若干高くなっている。曲率型のほうが K_L が大きくなった理由として, 散気領域での液の上昇速度が増したことにより同領域での液の乱れが増加したためと考えられる。

§ 4. ポンプ循環による酸素吸収法

槽上部の散水管に設けた多孔から循環水を噴出することにより, 循環および酸素吸収を行なう本法によれば, 廃水を充填材内に容易に均等に流下循環させることができるため, 本法については酸素吸収に関する実験式の導出, 設計手法の確立, 実際への応用について検討した。

4.1 実験装置

図-21に実験装置の概要を示す。循環ポンプにより, 槽内底部に配置した多数の吸引口を有する配管から均等に廃水を吸入し, 導水配管を経由して槽上部に配した散水管にあけた多数の穴から噴出させることによって, 大気中の酸素を廃水中に供給する。槽内 DO 濃度は, 同槽内に設けた DO 計により測定できる。

4.2 実験方法

3.3.2と全く同様の方法により K_{La} を求めた。

4.3 実験条件

予備実験から、本法において酸素吸収に影響の大きいことが判明した噴出高さ、噴出口の口径、噴出速度の3要因を選定した。また、各要因とも表-2のとおり3水準を設定した。

K_{La} の算出には式(12)を用いた。ただし、式(12)における C_s の算定には、本場合は殆んど大気圧下において酸素吸収が起こるため、実験水温における大気圧下の C_s を採用した。表-3の各々の上段に、求めた K_{La} を一括示す。各要因の主効果と交互作用に関し、分散分析を行なった結果を表-4に示した。ここで*は危険率5%で有意であることを示し、**は危険率1%で有意であることを示す。これから分かるように、危険率5%のF検定において各要因の交互作用は全て有意でないという結果が得られた。したがって、以降の検討において主効果を中心に考察した。

酸素の吸収は、噴出水流が大気中を飛行しているときのみではなく水面に水流が衝突する際にも起こるが、実験式を求めるに当り気液接触面積 A として、噴出口から噴出する水柱の全表面積を用いて式(17)から K_L を算出することを試みた。衝突時における酸素吸収については、実験式における係数および指数の中に含めて考えた。

$$K_L = K_{La} \frac{V}{A} = K_{La} \frac{V \times 10^{-3}}{\pi D H} \quad \dots (17)$$

ここに、 n : 噴出口の総個数

式(17)から求めた K_L を表-3の下段に示す。 K_L を縦軸に、任意の一つの要因を変数にして横軸にとり、他をパラメーターとした片対数の一連のグラフを描く。その事例を図-22~23に示した。これらのグラフにおいて、各パラメーター別に各々がほぼ直線をなし、かつほぼ平行であるところからも各要因の交互作用は無視できるものと考えられる。 K_L を噴出速度、噴出口径、噴出高さの関数として式(18)で表わし、これら一連のグラフから、

| $\frac{D}{v}$ | 5.5 | | | 8.0 | | | 12.0 | | |
|---------------|------|----------|-------|----------|-------|----------|-------|----------|-------|
| | H | K_{La} | K_L | K_{La} | K_L | K_{La} | K_L | K_{La} | K_L |
| 0.7 | 3.47 | 9.22 | 10.64 | 3.57 | 7.68 | 7.69 | 3.63 | 9.17 | 12.85 |
| | 1.77 | 4.71 | 10.33 | 2.65 | 5.71 | 10.28 | 4.04 | 10.21 | 28.60 |
| 0.5 | 3.64 | 8.42 | 10.15 | 3.62 | 7.41 | 7.55 | 3.17 | 9.19 | 11.84 |
| | 2.61 | 6.03 | 13.81 | 3.27 | 6.70 | 12.28 | 4.94 | 14.32 | 36.90 |
| 0.3 | 2.73 | 7.78 | 9.53 | 2.67 | 7.01 | 7.60 | 2.62 | 7.84 | 12.10 |
| | 3.23 | 10.15 | 21.51 | 4.62 | 12.15 | 23.71 | 6.81 | 20.38 | 62.91 |

注) 上段 K_{La} , 下段 K_L

表-3 K_{La} および K_L の一覧表

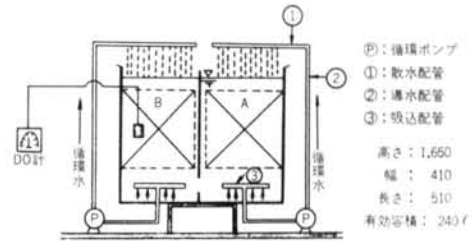


図-21 実験装置

| 要 因 | 単 位 | 水 準 |
|--------------|-------|---------------------|
| A 噴出高さ H | m | 0.7, 0.5, 0.3 |
| B 噴出口の口径 D | mm | 5.5, 8.0, 12.0 |
| C 噴出速度 v | m/sec | 0.424, 0.848, 1.614 |

表-2 実験条件

v , D , H を変数としたときの各々の勾配の平均値として式(18)における指数 α , β , γ が、それぞれ -0.79, 1.34, 1.12 と求められた。

$$K_L = K_{L0} \cdot H^\alpha \cdot v^\beta \cdot D^\gamma \quad \dots (18)$$

各実験条件下で、式(17)から算出された K_L を式(18)に代入して K_{L0} を算出した。これらにより得られた実験式は、式(19)である。

$$K_L = 0.598 \times \frac{v^{1.34} \times D^{1.12}}{H^{0.79}} \quad \dots (19)$$

さらに、温度係数を 1.032 として、20°C における液膜係数 K_{L20} を与える一般式、式(20)が求まる。

$$K_{L20} = 0.48 \times \frac{v^{1.34} \times D^{1.12}}{H^{0.79}} \quad \dots (20)$$

式(20)は次のように解釈される。

1) 噴出水柱が、噴出点から槽内水面までに到達する間の酸素吸収現象を考える場合、 K_L は、

$$K_L = \frac{V_f}{AT} \ln \frac{C_S - C_B}{C_S - C_0} = \frac{Dv}{4H} \ln \frac{C_S - C_B}{C_S - C_0} \quad \dots (21)$$

ここに、 T : 飛行時間 [hr], V_f : 水柱の体積 [m³]

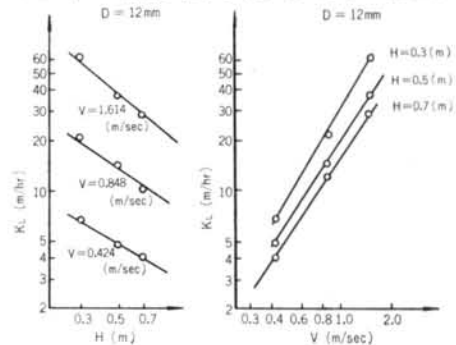


図-22 K_L と H と 図-23 K_L と v との関係の関係

C_B : 噴出口から噴き出る直前の循環水の DO 濃度

C_0 : 水面到達時点での水柱 DO 濃度

今回の実験は多数の水柱から構成され、かつ回分法による酸素吸収実験であるため C_B , C_0 が経過時間とともに変化していくが、噴出水柱のみからの酸素吸収であれば、いずれにしても K_L は Dv/H に比例するはずである。 v , D の指数が 1 以上として求められており、かつ H の指数の絶対値が 1 より小さいことは、噴出水柱が槽内水面をたたく際に酸素吸収が生じていることを示すものであり、定量的に把握できなかったが、これを裏書きするものとして噴出水流によって生成する気泡の深さおよび量と非常に相関があるように実験段階で観察された。

2) D および v がともに大きいときは、式(20)からの計算値より実験値のほうが若干大きく出る傾向にあるが、これは噴出水柱の形状が扁平になり、気液接触面積が増加することに起因するものであると考えられる。

4.4 設計手順の確立および電算プログラムの作製

本実験式の妥当性を検討し、同時に実際にポンプ循環法で実装置を設計する場合に使う目的で設計手順を確立し、設計のための電算プログラムを作製した。そのメインとなるものは、 v , H , D を選定したとき、所定の廃水処理に要求される酸素を供給するために必要な SV , LV , 循環比 RM , 横断面積当りの噴出口数 n , 槽の上, 下部での DO 濃度を図-24 のフローシートに基づき求めた実験式を組み込み、算出するものである。逆に、実験から SV , LV 等を先に決めて、必要な H , v , D を求めることも可能である。生活廃水の 2 次処理をモデルとした表-5 の廃水処理条件に基づき、 v , H , D について各 5 水準をとって計算した結果の一部を図-25~31 に示した。図-25 より、必要な SV , LV , RM は噴出速度にかなり影響を受け、特に 1.0 m/sec 以下では増加が大きいことがわかる。また同条件でも、槽内の平均 DO 濃度を高くしようとすると、必要な SV が高くなることがわかる。

図-26 より、噴出高さを変化させたときも必要な SV はかなり変化するが、噴出速度による影響より小さいことがわかる。槽内の平均 DO 濃度を高くしようとすると、必要な SV はやはり増加する。

図-27 から、噴出口径による必要な SV , LV の差異は小さいことがわかる。したがって別の要素(例えば均一循環に必要な噴出口数, 経済性, 噴出口の目詰まり, 汚泥の剝離等への影響)から噴出口径を選定すればよい。

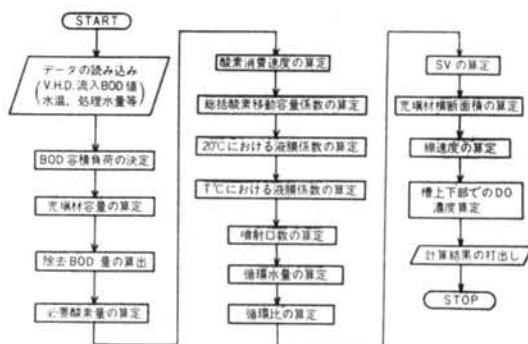


図-24 電算プログラムのフローシート

| 要因 | 自由度(ϕ) | 分散(V) | F_0 |
|-------|---------------|-----------|---------|
| A | 2 | 10.33 | 4.49* |
| B | 2 | 1.02 | 0.44 |
| C | 2 | 104.07 | 45.25** |
| A × B | 4 | 2.27 | 0.99 |
| A × C | 4 | 6.53 | 2.84 |
| B × C | 4 | 2.31 | 1.00 |
| E | 8 | 2.30 | — |

表-4 分散分析表

| 名称 | 次元 | 数値 |
|------------|----------------------|----------------------------|
| 原水 BOD 濃度 | ppm | 200 |
| BOD 容積負荷 | kg/m ³ ・日 | 0.6, 1.0, 1.5 |
| 充填材高さ | m | 4 |
| 水温 | ℃ | 15, 20, 25, 30 |
| 槽内平均 DO 濃度 | ppm | 2, 3, 5 |
| 槽容積 | m ³ | 充填材容量の 2 倍とする |
| 噴出高さ | m | 0.3, 0.5, 0.7, 1.0, 1.5 |
| 噴出速度 | m/sec | 0.5, 0.7, 1.0, 1.5, 2.0 |
| 噴出口径 | mm | 5.0, 7.0, 10.0, 15.0, 20.0 |

表-5 廃水処理条件一覧表

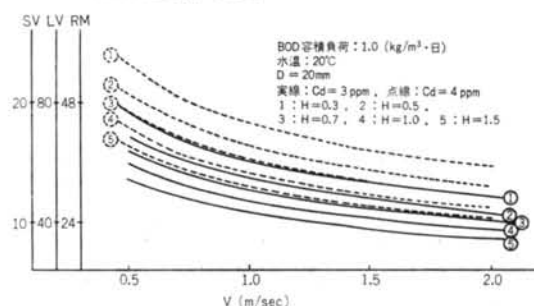
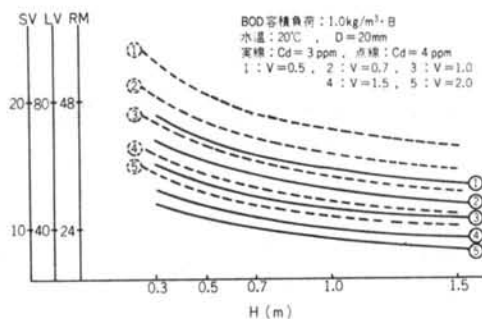


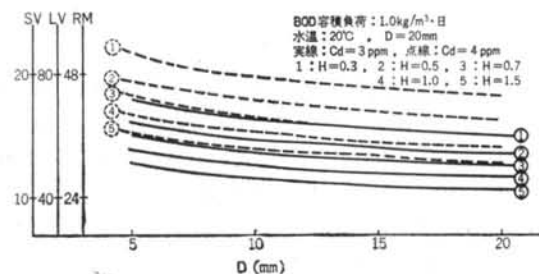
図-25 H をパラメーターとした v と SV , LV , RM の関係

図-28 に、 H をパラメーターとした温度と必要 SV 等との関係を示す。これから温度が変化しても、 SV 等は殆んど変化しないことがわかる。

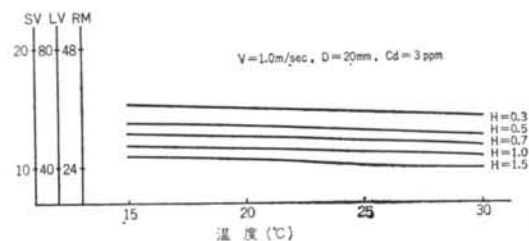
図-29 に、 H をパラメーターとして槽平均 DO 濃度



図—26 v をパラメーターとした H と SV, LV, RM の関係



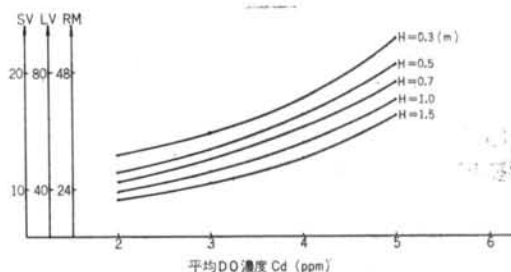
図—27 H をパラメーターとした D と SV, LV, RM の関係



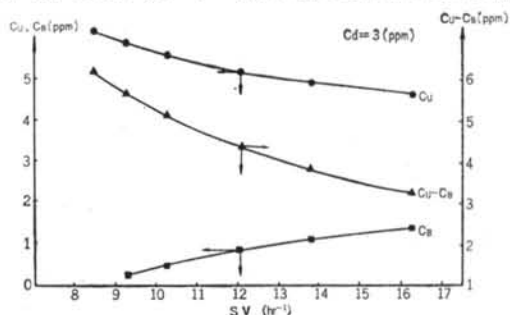
図—28 H をパラメーターとした水温と SV, LV 等の関係 C_a と必要 SV 等との関係を示す。これから、 C_a を高くしようとすると SV は急激に増加することがわかる。 $C_a=4$ 以上ではその傾向が著しいため、2次処理の場合は処理効果との関連において考えるとき、 C_a を4以上にとることは余り有利とはいえない。 C_a が2以下では計算上、槽底部で DO が零になるので採用することができない。

図—30は、 C_a を3ppmに保持する場合、槽上部 DO 濃度 C_u 、槽下部 DO 濃度 C_B 、およびその差 $C_u - C_B$ と SV との関係を図示したものである。酸素消費量が定まれば、槽内平均 DO 濃度と SV のみによって C_u 、 C_B が求められるが、同図から SV の増加と共に C_u 、 C_B は C_a に近ずき、 $C_u - C_B$ は徐々に減少することがわかる。

ここに示したグラフを含め、得られた結果を総覧すると、 v 、 H 、 D 、温度、必要な C_a 等が変化しても必要な SV は10~25[hr⁻¹]の間であり、LV は40~100 m/hr



図—29 H をパラメーターとした C_d と SV, LV, RM の関係



図—30 SV と C_u 、 C_B 、 $C_u - C_B$ との関係

の範囲にある。これは、実情に合った値ということができ、その点からもここで求めた実験式および計算プログラムは十分実用性のあるものと考えられる。維持管理費に最も影響の大きいポンプ動力費はほぼ循環量に比例するため、その点からは SV 値が低いほど有利となるが、装置費、噴出時の圧損、汚泥の剝離等も同時に考慮して v 、 H 、 D と関連させてなるべく低い SV 値を選択する必要がある。

§ 5. まとめ

接触酸化法において容積効率を高め、装置をコンパクト化し、建設費の低減を計る方法として、今回著者等の発案になる改良型散気法およびポンプ循環法が挙げられる。各々について得られた結論は以下のとおりである。

5.1 散気循環法について

1) 従来の片側旋回流式接触酸化法(平型)においては散気領域に近い隔壁近傍では上昇流となり、旋回流外周部では非常に流れの速い下降流が生じ、中間部で流れのない領域が存在することが判明した。これによって、高負荷時における処理水質の悪化、悪臭の発生に関する説明が可能となった。

2) 表面流を均一に充填材内に取り入れるべく、充填材上部断面形状に曲率を設ける(曲率型)とともに、隔壁

近傍での上昇流を阻止する傾斜板を設置することによって、充填材内はかなり廃水を均一に下降循環させることができた。

3)同一条件下では、曲率型にすることによって従来の平型と同等以上の酸素吸収効率が得られたが、これは液膜係数の増加によるところが大である。

4)同一条件では、曲率型の方が従来の平型よりも大きな充填材内循環流量が得られ、より効果的であることがわかった。

5)上記2)~4)が達成されたため、従来に比べ使用できる充填材の比表面積が大幅に大きくとれ、充填率も高くとれるようになった。

5.2 ポンプ循環法について

1)ポンプ循環法による場合も、 $K_L a$ は一般の散気法の場合と同様の手法により求められる。

2)酸素吸収に影響する主因子は、噴出速度 v 、噴出口径 D 、噴出高さ H であり、これらの主効果の間の交互作用は実用上無視でき、 K_L は実験式(20)によって算出できる。

3)求めた実験式を組み込んで作製したプログラムにより試算した結果から、以下の事項が判明した。

(i)循環水の充填材に対する必要空間速度 SV 、必要流下循環速度 LV 、循環比 RM に最も影響を与えるのは v であり、ついで H 、 D の順である。

(ii)槽平均 DO 濃度 C_a の変化に対して、 SV 、 LV 、 RM (以下において SV 等という) はかなり変動するが、 $C_a=2.5\sim 3.5$ の範囲の値をとることが、生物処理効果と経済性の両立から望ましい。

(iii) SV 等の値は、水温が変化してもほぼ一定である。

(iv)今回の検討範囲内では v 、 D 、 H に関していずれも小さな数値のところでは SV 等の変化率が大きい。

(v)酸素吸収効率、充填材表面からの微生物の剝離、噴出口での目詰まり、 SV 、 LV 、建設コスト等を考慮して H は $0.5\sim 0.8$ m、 v は $1.0\sim 1.5$ m/sec、 D は $12\sim 20$ mm の範囲から選択するのが得策と考えられる。

なお、散気法およびポンプ循環法による酸素供給の経済性比較、廃水処理結果に対する考察等に関しては、次回に報告の予定である。

<参考文献>

- 1) W. W. Eckenfelder, Jr.: Sewage and Industrial Wastes, Vol. 31, No. 1(1959)
- 2) 合田健, 宗宮功: "エアレーションにおける気泡の挙動と流動" 土木学会論文集 No. 113(1965)
- 3) 柏谷衛他: "エアレーションタンク内の流速について" 第7回下水道研究発表会講演集 (1968)
- 4) 星野定司他: "活性汚泥法エアレーションタンク内の液旋回流速" 下水道協会誌 Vol. 14, No. 160(1977. 9)
- 5) F. L. Schmit: "The Effect of Dimensions and Diffuser Placement on Oxygen Transfer" W. P. C. F., Vol. 50, No. 4(1978)
- 6) 中村玄正: "エアレーションタンク内における旋回流について" 第34回土木学会年次学術講演会講演概要集(II)(1979)
- 7) 丹羽, 平山: "有機性廃水の曝気処理装置" 実用新案出願中 6件 (1979. 3), 1件 (1979. 5)
丹羽: "有機性廃水の効率的三次処理法" 特許出願中 1件
- 8) 橋本燐, 藤田正憲: "曝気槽の総括酸素移動容量係数算出法とその応用に関する研究" 水処理技術 Vol. 15, No. 10(1974)
- 9) 井出哲夫編著: "水処理工学" 技報堂 (1976. 6)
- 10) W. W. エッケンフェルダ (岩井重久訳): "廃水の生物学的処理" コロナ社 (1975)