特集

回転円板処理法の効率化に関する研究

一報 文一

回転円板法の操作設計法について

—— 第1回回転円板研究シンポジウム発表データから ——

久保田 宏*

Design Method for Biological Rotating Disc Operation

Analysis of experimental data presented at the 1st Symposium of Biological Rotating Disc.

摘要

On the basis of the data presented at the 1st Symposium of Biological Rotating Disc held in Tokyo, the design method for the biological rotating disc operation was introduced and discussed.

BOD of the wastewater treated by this method was attempted to be simulated by a mathematical model, so that the removal rate of BOD per unit surface area of the biofilm on the disc is expressed by the first-order approximation with respect to BOD in liquid.

The experimental results showed that the method was practically well useful and the apparent first-order rate constants obtained from the practical use were gave similar values for both domestic and industrial wastes. The concentration of ammonium-nitrogen in the effluent from the apparatus was also expressed as a sole function of BOD. This supports the model based on the nitrification in the biological rotating system.

The power consumption for rotation of the disc was calculated and compared with the experimental results.

要旨

環境技術研究会主催の第1回回転円板研究シンポジウムで発表されたいくつかの実測データにもとずき、先に著者らの提案した回転円板装置の操作設計法の妥当性について検討を加えた。著者らの方法では、この操作が数式モデルによりシミュレートされ、単位円板表面積当りのBOD除去反応の速度が液中BODについて1次反応で近似されるが、この方法は十分な精度をもって、実用操作の設計に応用できることが示された。実測データの解析結果から得られた1次反応速度定数値は、生活系および種々の産業系廃水に対して、比較的近い値を与える。硝化反応の進行する条件においては、処理水中のアンモニア性窒素濃度は、処理水中のBOD値によって決まるとし、硝化率を推算する著者らの主張を裏付ける実測結果も同時に示された。また回転円板の回転所要動力実測値についても検討された。

* 東京工科大学資源化学研究所 Hiroshi Kubota, Research Laboratory of Resources Utilization, Tokyo Institute of Technology.

1. 緒言

著者は先に、回転円板法廃水処理装置について、操作の数式モデルによるシミュレーションを基礎として設計式を導き、在来の実測データからこの設計法の妥当性を主張するとともに¹⁾、具体的な操作設計法についても解説してきた²⁾。著者はそこで提案された設計法が、実用装置の設計に対して、極めて有効な方法であると考えているが、残念ながら、一般に理解され、応用されていない現状にある。その原因の1つとして、設計計算の具体例と実測値との対応例が必ずしも十分でない点が挙げられるであろう。

幸い、先般環境技術研究会の主催により、第1回回転円板研究シンポジウムが開催され、31編にのぼる研究報告が行われた。このシンポジウム講演集³⁾に記載された実験データにもとずいて、著者の方法により解析を加えてみたところ、予想以上に著者らの設計法の妥当性を裏付ける結果が得られたと考えるので、ここに紹介する。

2. BOD除去速度定数の求め方

著者らの提案する操作設計法の具体的な詳細については、前報²⁾を参照されたい。基本的な考え方として著者は、(1)できるだけ簡単なモデルで装置内の現象を、シミュレートして数式化し、また(2)実験的に決めなければならないモデル定数の数を最小限にとどめ、(3)可能な限りの実測データにもとずいてそのモデル定数を定めるようにしている。

回転円板法廃水処理装置での操作の数式シミュレーションに当っては、生物膜内部での生物化学反応の速度を、その生物膜表面と接触する液相成分の濃度および温度の関数として、その値を円板表面積当りで評価することが基本的に重要なことである。

このような考え方で導かれた、多段回転円板装置の*i*段目についての定常操作での物質収支式は、次式で与えられる。

$$Q(S_{i-1} - S_i) = \phi(-R_{Si})A_i \quad (1)$$

ここで、*Q*は廃水流量、*A_i*は*i*段目円板表面積、*S_{i-1}*および*S_i*はそれぞれ、*i-1*段および*i*段目の基質濃度、また $-R_{Si}$ は*i*段目での単位円板表面積当りの基質の除去速度で*S_i*および温度の関数である。

ある操作温度において $-R_S$ が*S*の関数として既知であれば、式(1)を、*i* = 1段目から順次解いて、出口*i* = *n*段における*S_n*の値を推算することができるは

ずである。ところで $-R_S$ と*S*の間の正確な定量的関係を求めることは、実際にはかなり大変なことであろう。とくに実装置では、*S*の値を変化させるための種々の困難が予想される。しかし、幸いなことに、回転円板装置では、

$$-R_S = \phi k S \quad (2)$$

なる1次反応速度式による近似が広範な*S*の値に対して適用できることが経験的に知られている¹⁾。ここで ϕ は円板回転数の影響を表わす因子で、回転数無限大のとき $\phi = 1$ と定義される。

したがって、各段の円板表面積の等しい*n*段装置の定常操作の条件で、水量面積負荷*Q/A*とBOD除去率*x*の関係が実測されていれば、式(2)での速度定数 ϕk の値を次式から容易に求めることができる。

$$\phi k = \frac{nQ}{A} \left\{ \frac{1}{(1-x)^{1/n}} - 1 \right\} \quad (3)$$

各段で円板表面積が異なる場合には、各段の水量面積負荷*A_i/Q*の違いを考慮した。

$$x = 1 - \frac{1}{(1 + \phi k A_1/Q)(1 + \phi k A_2/Q) \cdots (1 + \phi k A_n/Q)} \quad (4)$$

から、トライアルの方法を用いて ϕk の値を求めなければならない。

3. 実測データからのBOD除去速度定数値

シンポジウム講演集³⁾のデータから、上記の方法により ϕk の値を求めてみた結果について以下に記す。以下発表者の次にカッコ内で示したのは講演番号である。また、実験結果を示す各図は、原報³⁾から実測値を著者が読みとって再録したものである。

(中畑ら(3-8)のデータから)

中畑らの実験は、エアロサーフに対し、20~32℃の範囲で、抄紙廃水の処理に対して行われている。栄養塩としてリンを添加しており、原水BOD 49~70mg/ℓ、処理水BOD 10~20mg/ℓである。円板径3m、4段の装置で、浸漬率40%、回転数1.5 rpm、水量面積負荷125~203 ℓ/m²・日で操作された。

実測データは、式(4)を用い、速度定数 ϕk の値を求めて整理されており、 ϕk の平均値として、

$$\phi k = 0.316 \text{ m/day} = 13.1 \times 10^{-3} \text{ m/hr}$$

という値を得ている。

(井田ら(3-5)のデータから)

羊毛の毛紡工場の排水に対し、原水BOD(平均値)160 mg/ℓ、処理水BOD(平均値)26mg/ℓの条件で実験が行われている。ポリエチレンネット製の円板径

3 m, 3 段の装置で, 浸積率40%, 回転数 1.3rpm と記入されている。

25~30°Cで得られた実測データは, BOD面積負荷とBOD除去率の関係として示されている。

式(4)において, 各段の円板面積 A_i が等しいときは,

$$x = \frac{1}{(1 + \phi k A / n Q)^n} \quad (5)$$

として与えられる。式(5)から明かなように, 1 次反応近似が成立するならば, BOD除去率 x は, BOD面積負荷に対するよりは, 水量面積負荷 Q/A に対してプロットされるべきである。各実測値に対する原水 BOD 値が不明なので, 平均原水 BOD 値 $S_0 = 160 \text{ mg/l}$ を用いて, 式(5)で計算される x 対 Q/A の関係を x 対 $S_0 Q/A$ の関係として計算し直してプロットし, 実測値と対比してみたのが図-1である。原図では, 1 段

図-1 井田らによる羊毛紡績工場廃水に対する BOD 除去率と BOD 面積負荷の実測値と計算値

計算値では $\phi k = 15.0 \times 10^{-3} \text{ m/hr}$, $S_0 = 160 \text{ mg/l}$ とした。

2 段, 3 段の各段出口 BOD 除去率が 1 本の線に関係付けられているが, 式(5)からの計算値では, 段数の異なる各段出口 BOD 除去率は, それぞれ異なった曲線で表わされる。

速度定数 ϕk の値は, 式(5)での計算値がなるべく実測値と一致するように,

$$\phi k = 15.0 \times 10^{-3} \text{ m/hr}$$

と選ばれている。

各実験 run での実測の BOD 除去率が BOD 負荷でなく, 水量面積負荷に対してプロットされるならばよりよい適合性が得られるであろう。

〔歌崎ら (3-3) のデータから〕

学校給食センターからの厨房排水, し尿浄化槽処理水を混合したものが処理されている。発泡スチロール

製の円板径 3 m, 4 段の装置で, 浸積率40%, 回転数 1 rpm で操作されている。17~38°C の範囲で原水 BOD 264 ~ 574 mg/l (平均 399 mg/l) に対し, 水量面積負荷 12.6 ~ 27.3 $\text{g-BOD/m}^2 \cdot \text{日}$ の範囲で, 処理水 BOD 2.4 ~ 14.0 mg/l (平均 8.5 mg/l) で, 平均 BOD 除去率 97.4% であったと報告されている。速度定数 ϕk の値を計算により求め得る具体的な実測データが示されていないが, 上記での平均値 ($x = 0.974$, $Q/A = 50 \text{ l/m}^2 \cdot \text{日}$) をもとに ϕk の値を計算して次の値が得られた。

$$\phi k = \frac{(4)(0.050)}{24} \left\{ \frac{1}{(0.026)^{1/4}} - 1 \right\} = 12.4 \times 10^{-3} \text{ m/hr}$$

〔柴田 (2-1) のデータから〕

都市下水の最初沈澱池処理水および最初沈澱池処理水と散水ろ床処理水の混合水が原水として用いられている。円板径, 浸積率, 回転数および温度などは不明であるが, 彼らの原報でのデータを再録して図-2 に

図-2 柴田らによる都市下水に対する BOD 除去率と水量面積負荷の実測値と計算値

示した。実験データには 1 部 2 段装置で得られたものも含まれているが, 識別不能なので, すべて 3 段装置で, 得られたものとした。初沈後水に対するものは,

$$\phi k = 10.0 \times 10^{-3} \text{ m/hr}$$

とし, 散水ろ床処理水と初沈からのバイパス水との混合廃水に対しては

$$\phi k = 14.5 \times 10^{-3} \text{ m/hr}$$

として式(5)で計算される BOD 除去率対水量面積負荷の計算値を図中に曲線で示した。

〔藤嶋ら (1-3) のデータから〕

都市下水について, かなり広範に条件を変化させて, 詳細な実験が行われている。円板径は 2 m, 4 段で, 液量面積比 4.67 および 4.36 l/m^2 , 回転数は不明である。水量面積負荷は 30~60 $\text{l/m}^2 \cdot \text{日}$ で操作されている。

実測データは、BOD残存率 $(1-x)$ の対数と滞留時間の関係として示されており、そこに直線関係が得られないのは、液中BOD値の低いところまでは、式(2)の1次反応の近似がそのまま成立しないためであるとしている。

しかしながら、彼らの解析法では、多段化の影響が完全に無視されている点に問題がある。またBOD除去率を左右するのは、装置内の液の滞留時間 θ でなくて、式(1)で示されるように水量面積負荷 Q/A でなければならない。もちろん、特定の装置に対しては、 θ と Q/A の間には

$$\theta = V / Q = (V / A) (A / Q) \quad (6)$$

なる反比例関係があり、彼らの実験では、Run Iでは $V/A = 4.67 \times 10^{-3} m$ 、Run IIでは $V/A = 4.29 \times 10^{-3} m$ と与えられる。彼らの実験データの記載には、Run IとRun IIの区別が明記されずに滞留時間 θ を用いてデータ整理が行われているので、多少の誤差を含むが、ここでは、前記で V/A の平均値 $4.48 \times 10^{-3} m$ を用いて θ と Q/A の換算を行った。

図-3に彼らの実測データを再録し、式(5)で計算される $1-x$ 対 Q/A あるいは θ の関係を図中に実線で示した。この曲線は、比較的BOD除去率の低いデータに計算値が合致するよう求められており、

$$\phi k = 10.8 \times 10^{-3} m/hr$$

とした。

図-3 藤嶋らによる都市下水に対するBOD残存率と液滞留時間(水量面積負荷)の実測値と計算値

実線は式(7)で $\phi k = 10.8 \times 10^{-3} m/hr$, $S_e = 0$ とした場合、破線は式(7)で $\phi k = 10.8 \times 10^{-3} m/hr$, $S_e = 4.0 mg/l$ として、上部破線は $S_0 = 120 mg/l$ 、下部破線は $S_0 = 320 mg/l$ に対応する。

図に示されるように、BOD除去率90%以上のデータに対しては、計算値の適合性はよいとは言えない。藤嶋らの指摘するように、除去しにくい成分が混在していて、BOD除去率の大きいところではその影響を考慮しなければならないのかもしれない。この点については、今後検討を要すると考えられるが、今彼らの実測データに対する適合性のみを考えて、彼らと同様に、式(2)を

$$-Rs = \phi k (S - S_e) \quad (7)$$

と修正する。

式(7)を式(1)に代入すると

$$S_i - S_e = (S_{i-1} - S_e) / (1 + \phi k A_i / Q) \quad (8)$$

いま、 $S_i - S_e = S_i'$ とおくと、

$$S_i' = S_{i-1}' / (1 + \phi k A_i / Q) \quad (9)$$

$A = A_1 = A_2 = \dots = A_n$ とすると

$$x'_n = 1 - S_n / S_0 \quad (10)$$

n 段装置での排出水のBOD除去率 $x_n = 1 - S_n / S_0$ と x'_n との間には、 $x_e = S_e / S_0$ として

$$x_n = x'_n x_e \quad (11)$$

なる関係が存在する。

ϕk として、低BOD除去率で得られた $\phi k = 10.8 \times 10^{-3} m/hr$ を用い、 $S_e = 4.0 mg/l$ として、式(9)および(11)から計算されるBOD残存率 $(1 - x_n)$ の値と Q/A したがって θ の関数を図-3に破線で示した。実測での原水BOD値が $120 \sim 320 mg/l$ と幅をもって与えられているので、 $x_e = 0.967 \sim 0.988$ と変化し、計算値もその上限値を示す曲線と下限値を示す曲線と幅をもった値として得られる。

〔考 察〕

シンポジウム講演集には、実験データが他にも多数集録されているが、原水BODが $1,000 mg/l$ 以上と高い場合、例えば堂本ら(3-1)などは、解析対象から除外した。これは原水BOD値が余り大きくなると、式(2)での1次反応の近似からはずれてくると考えたからである。他の多くも、実験条件の記述が不足していて、解析の対象とすることができなかったのが残念である。上記での解析に必要なデータとしては、すでに上記の解析例からも明らかのように、

(1)水量面積負荷、(2)段数、および、(3)原水および処理水BODまたはBOD除去率

の関係である。これらを与える操作条件として、さらに円板径、円板浸積率、円板回転数、水温などの記録が付記されるべきである。データとしては、できるだけ負荷変動のない条件で得られたものであることが望

ましいことはもちろんである。なお、BOD除去率を左右するのは、BOD面積負荷ではなく水量面積負荷であること、BOD除去率は段数によって左右されることを、ここでもう一度強調しておく。

しばしば、円板下部のタンク容積と円板表面積の比率（G値と呼ばれている）が操作因子として問題となるが、式(1)を基礎とした解析では、このG値は操作因子として含まれないことに注意する。式(1)の誘導に当っては、各段タンク内の液の完全混合が仮定されているが、G値が小さすぎたり大きすぎたりすると、この完全混合の仮定が成立しなくなるためと考えられる。すなわちG値が小さすぎれば、液のタンク内でのショートパスが起り、G値が大きすぎれば、タンク内の液の一部がデッドウォーターとして長時間停滞することになる。G値を操作因子として設計式の中に組み入れるのは困難である。Antonieの実測結果は、あくまでも彼の使用した装置の幾何学形状に固有なものと考えられるからである。著者はG値が $5 \sim 10 \ell / m^2$ として設計されていれば、通常その影響についてあまり考える必要はないのではないかと考えている。

上記で各実験者のデータから得られた ϕk の値を一括して表1に示した。同表には、先に著者らが既往のデータから得た ϕk の値も同時に示した。これら ϕk の値がいずれも非常に似かよった値をとっている点に注目したい。水温、円板回転数、円板浸積率などの運転条件の影響はそれほど大きくないとは予想されたが廃水の種類によって ϕk の値にもっと差があってもよいと想像していた。BODの除去率を対象とする限

り、 ϕk の値に対する廃水の種類による影響も余り大きくないのかも知れない。この問題については、今後さらに検討を加えたいと考えている。

4. 硝化反応開始の条件

回転円板法で硝化反応が比較的容易に進行する原因は、円板の多段化の効果が処理水のBODの低下を容易にしているためである²⁾ということが、まだ一般に理解されていないようである。多くの経験が教えているように、回転円板においても、処理水のBOD値が、 $20 \text{mg} / \ell$ 以下に達すると硝化反応は急激に進行し、BOD値が $8 \sim 10 \text{mg} / \ell$ まで減少するとアンモニア性窒素の濃度は $1 \text{mg} / \ell$ 以下に達する。

著者らは、硝化反応の進行している条件で、処理水中のBOD値 S と、アンモニア性窒素濃度 N の間に、

$$S = \beta N / (K + N) \quad (12)$$

なる関係の成立することを示している。ただし $\beta = 18.87 \text{mg} / \ell$ 、 $K = 0.75 \text{mg} / \ell$ と求められている。

先に示した、水量面積負荷、円板段数と S の関係および式(12)での S と N の関係を用いて、硝化実験データについて以下に検討を加えてみる。

〔古田ら（1-5）のデータから〕

円板径 3m 、5段（各段円板面積が等しくない）の装置、回転数 2.3rpm で人工廃水を用いて硝化実験を行っている。BOD $130 \text{mg} / \ell$ 、ケルダール性窒素 $42 \text{mg} / \ell$ の原水の $13.5 \sim 19^\circ \text{C}$ での処理結果をBOD負荷と硝化率の関係としてプロットしている。

原水BOD値が一定であるから、BOD除去速度定

表1 回転円板廃水処理装置における見掛け1次反応速度定数 ϕk の値

廃水種類	円板径 m	回転数 rpm	段数	温度 $^\circ \text{C}$	$\phi k \times 10^3 \frac{m}{hr}$	備考
都市下水	1.75	4.3 ~ 5	2	10 ~ 19.4	11.8	EPAレポートのデータから ¹⁾
"	"	3.2	"	14.4 ~ 20	10.3	"
"	"	2.0	"	17.2 ~ 19.4	7.08	"
"	—	—	1, 2, 3, 4	—	14.5 平均	"
"	0.58	—	"	—	15.8 平均	Antonieのデータから ¹⁾
"	—	—	2	—	16.0	Pöppelらのデータから ¹⁾
里芋加工廃水	0.72	4	4	21.7 ~ 24.6	26.4	石黒らのデータから ¹⁾
抄紙廃水	3	1.5	4	20 ~ 32	13.1	中畑ら ³⁾ による
毛紡工場廃水	3	1.3	3	25 ~ 30	15.0	井田ら ³⁾ のデータから
厨房排水とし尿浄化槽処理水の混合	3	1	4	17 ~ 38	12.4	歌崎ら ³⁾ のデータから
都市下水	—	—	3	—	10.0	柴田 ³⁾ のデータから
都市下水と都市下水散水ろ床処理水の混合	—	—	3 (1部2段)	—	14.5	"
都市下水	2	—	4	15 ~ 20	10.8	藤島ら ³⁾ のデータでBOD除去率90%以下で

数 ϕk の値が判れば、BOD 負荷と処理水中の BOD 値 S を容易に求めることができる。前記 3 章での解析結果から、この人工廃水に対して $\phi k = 11 \sim 14 \times 10^{-3} \text{ m/hr}$ 程度と推定することは、ほぼ妥当と考えてよいだろう。つぎに得られた S の値から式 (12) を用いて処理水中のアンモニア性窒素濃度 N の値を算出して、原水中ケルダール窒素値を N_0 に対する硝化率 $= (N_0 - N) / N_0$ を求め、図 - 4 にその計算値を古田らの実測データとともに図示した。計算値と実測値がよい一致を示しているとみてよいだろう。

図 - 4 古田らによる人工汚水に対する BOD 面積負荷 (流入水 BOD 130 mg/ℓ) と硝化率の実測値と計算値

計算値では $\phi k = 10 \times 10^{-3} \sim 15 \times 10^{-3} \text{ m/hr}$ と幅を持たせてある。

〔須藤ら⁴⁾のデータから〕

シンポジウムの講演集のデータからはずれて、最近の水処理技術誌に発表された須藤らの実験データについても検討を試みた。実験はし尿と雑排水を混合した生活排水を対象として、4 段の回転円板装置を用いて行われた。この場合も実測の BOD 値から式 (12) によって計算される処理水中のアンモニア性窒素濃度を、実測値と対比して表 2 に示した。

表 2 須藤らによる生活系廃水の処理水中の BOD と $\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度の関係の実測値と計算値

S (実測)	N (実測)	N (計算)
4.1 mg/ℓ	1.5 mg/ℓ	0.21 mg/ℓ
4.6 "	1.23 "	0.24 "
21 "	22.1 "	>18.9 "

〔考 察〕

上記の検討結果は、回転円板装置における処理水のアンモニア性窒素の濃度が、処理水の BOD 値によって一義的に決まるとする著者らの主張を証明するものだと考えてよいだろう。なお式 (12) の定数、 β および K の値については、今後多数のデータを用いて、より

正確な値が求められるべきである。

洞沢⁵⁾ は、回転円板法による硝化率の推算式として下式を提案している。

$$\frac{N}{N_0} = 4.1 \times 10^{-3} \left(\frac{10Q}{24A} \right)^{1.396} \left(\frac{S_0 Q}{24A} \right)^{1.355} f_r \quad (13)$$

ここで、 f_r は温度係数である。この式は、回転円板による硝化率が、水量面積負荷と、BOD 面積負荷の関数として表わされることを示している。このことはまた、処理水中のアンモニア性窒素の濃度が、処理水の BOD 値に依存することを示していると見なしてよいだろう。式 (13) では、装置の段数の効果が考慮されていないが、硝化反応の進行に必要な処理水中の BOD 値 20 mg/ℓ 以下を必要とする操作条件では、段数の効果はかなり大きいことに注意する必要があるだろう。

5. 円板の回転所要動力

著者ら²⁾ は円板の回転所要動力についても理論的な考察を行い、円板径 D と回転数 m の積 mD の大きいところでは、円板単位面積当りの所要動力 P_w/A は、

$$P_w/A = \lambda_1 (mD)^3 \quad (14)$$

mD の小さいところでは

$$P_w/A = \lambda_2 (mD)^2 \quad (15)$$

なる関係が成立することを予測し、既往の実測データからこの予測を裏付けている。今回のシンポジウムでも、関根ら (1-1) は、直径 50 cm の円板を用いて、軸動力を実測した結果を報告している。円板面に微生物が付着していない場合のデータであるが、図 - 5 に再録して示したように、式 (14)、(15) の関係がかなりよく成立することを示している。式中の定数値 λ_1 、 λ_2 の値も、著者らが EPA の実験結果、および Antonie の実験結果から得た値に近い値を与えることが同時に示されている。円板間の液の流動が式 (15) の適用が仮定される層流域から、式 (14) の適用が仮定される乱流域へ遷移する条件は、円板面の粗さと関連があるようで、その条件の定量化は今後の検討課題となるであろう。

6. 結 言

以上第 1 回回転円板法研究シンポジウムに発表されたいくつかの実験データをもとに、BOD 除去および硝化反応、円板回転動力に対して、著者らの提案している解析および設計方法の妥当性を検討してみた結果について述べた。得られた結論を要約すると、

1) 回転円板装置を多段完全混合流れ装置として取

図-5 関根らによる円板回転数と軸動力の実測データ

円板直径はいずれも50cm, MIはポリ塩ビニル製, 2枚の平板の間に幅19mmのリップを8本放射状にはさんだ構造, MG-1, 2はポリエチレン製, MG-3はポリスチレン製, いずれも放射状波型の2枚の板をはり合せた構造, MG-2, MG-3は所要動力を減少させるようにMG-1を改良してある。

破線1, 2はそれぞれAntonie およびEPAのデータに, 式(14)(15)を適用して得られる定数値 λ_1, λ_2 を用いて, 直径50cmの円板に対して求めた軸動力と回転数の関係。

扱うことによって得られる数式モデルによる操作のシミュレーションは, 処理水中のBODを予測する方法として有効に利用でき, そこでの主要な操作変数は, 水量面積負荷と段数である。

2) 回転円板によるBOD除去に関して, 円板単位表面積当たりで定義されるBOD除去反応速度が, BOD値の1次式で表わされるとする近似は, 流入水BOD濃度が500mg/ℓ程度までは, かなりよい近似として成立する。

実測から得られた1次反応速度定数値は, 種々の生活系および産業廃水に対して, 比較的近い値を示す。

3) BOD除去と硝化を行なう場合には, 硝化反応の進行する条件において, 処理水中のアンモニア性窒素の濃度は, 処理水中のBOD値によって一義的に決まる。

したがって, 硝化反応の効率のよい進行をはかるためには, 処理水中のBOD値が20mg/ℓ以下になるような操作条件が選ばなければならない。

4) 円板回転動力は, 円板径と回転数の積 mD の関数として, mD の小さいところではその2乗に, mD の大きいところではその3乗に比例する。

最後に, 本報告を書くにあたり, 実測データを借用させていただいた諸氏にお礼を申し上げたい。またデータの再録にあたって, 不備な点, 不適当な点などあったらお詫びします。

今後より正確なデータにもとずいて, より詳しい上記のような解析が進められることを期待するとともに, 諸賢からのご批判や, ご意見をいただければと考えている。

使用記号

- A: 円板表面積 [m²]
D: 円板直径 [m]
k: 反応速度定数 [m/hr]
m: 円板回転数 [1/min]
N: アンモニア性窒素濃度 [mg/ℓ], [g/m³]
n: 段数 [-]
Q: 廃水流量 [m³/hr]
-R_S: 単位時間, 単位円板表面積当たりのBOD除去速度 [g/m²hr]
S: BOD値 [mg/ℓ], [g/m³]
S₀: 流入BOD値 [mg/ℓ], [g/m³]
V: 円板下部水槽容積 [m³]
x: = 1 - S / S₀, BOD除去率 [-]
φ: 反応速度に対する円板回転数の影響を表わす因子, 回転数無限大のとき φ = 1 [-]
θ: 液滞留時間 [hr]
添字 i: i 段目