

[J. Ferment. Technol., Vol. 54, No. 9, p. 659~666, 1976]

曝気槽の酸素移動からみた活性汚泥法の浄化機能に関する動力学的研究*

藤田 正憲・橋本 奨

大阪大学工学部環境工学科

Kinetic Studies on the Oxygen Transfer and Biological Oxygen Demand Removal for Design and Operation of Activated Sludge Processes

Masanori Fujita and Susumu Hashimoto

Department of Environmental Engineering, Faculty of Engineering, Osaka University
Yamadakami, Suita, Osaka

Theoretical and experimental studies on the kinetic model of oxygen transfer and BOD removal were carried out for complete-mixing activated sludge processes. Under steady state conditions, effluent substrate concentration was predicted by the equations containing activated sludge retention time and containing specific oxygen uptake rate.

$$l_e = \left\{ \frac{K_m(1+bt_s)}{t_s(Yk-b)-1} \right\}^{1/n}$$

$$l_e = \left\{ \frac{K_m(k_r-b')}{Y'k-(k_r-b')} \right\}^{1/n}$$

The former equation was suitable for the optimum control of activated sludge processes. The latter equation was difficult to use as the controlling formula, but the activated sludge retention time was predicted by measuring specific oxygen uptake rate.

The overall oxygen transfer coefficient and dissolved oxygen concentration were correlated with the activated sludge retention time and the following equation predicted the dissolved oxygen concentration in the aeration tank under the steady state condition.

$$C_L = C_S - \frac{S}{K_L a} \left(\frac{Y'}{Y} \cdot b + b' \right) - \frac{S}{K_L a} \cdot \frac{Y'}{Y} \cdot \frac{1}{t_s}$$

The above three equations were verified by experimental studies using a bench scale activated sludge apparatus.

緒 言

活性汚泥法の適正管理は、従来の BOD-SS 負荷量の一定制御法から、活性汚泥微生物の平均細胞滞留時

* 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 (第 7 報)

間の一定制御法に移行すべきであることが提唱されている。^{1~5)} 著者らも、平均細胞滞留時間制御により安定した所定処理水質が得られ、さらにこれに用いる動力学式パラメーターの簡易測定法について報告した。^{6,7)} しかし、この制御法における曝気槽の酸素移動性能と溶存酸素濃度や BOD 除去機能等との間の関係につい

ては、これまでほとんど研究されていない。

ここでは完全混合式曝気槽を用いて、活性汚泥微生物の平均細胞滞留時間、BOD 除去速度、酸素利用速度、総括酸素移動容量係数、溶存酸素濃度などの間の相互関係を動力的に検討した結果について報告する。

理 論

活性汚泥の増殖速度と基質除去速度の関係は、経験的・実験的に次式で示される。⁸⁻¹⁰⁾

$$\frac{1}{S} \frac{dS}{dt} = Y \frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt} - b \quad (1)$$

また、基質除去速度は Michaelis-Menten の修正式で示される。¹¹⁾

$$\frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt} = \frac{k \cdot l_e^n}{K_m + l_e^n} \quad (2)$$

ここで S は活性汚泥微生物濃度 (mg/l), l_r は除去基質濃度 (mg/l), l_e は残存基質濃度 (mg/l), Y は収率係数, b は自己分解係数 (1/day), k は最大基質除去速度 (1/day), K_m は定数 (mg/l), t は時間 (day), n は実験定数である。

(2) 式を (1) 式に代入し、

$$\frac{1}{S} \frac{dS}{dt} = Y \frac{k \cdot l_e^n}{K_m + l_e^n} - b \quad (3)$$

活性汚泥の比増殖速度 μ (1/day) は、 $1/S (dS/dt)$ で表され、また $Yk = \mu_{\max}$ とすると (3) 式は、

$$\mu = \mu_{\max} \frac{l_e^n}{K_m + l_e^n} - b \quad (4)$$

となる。

今、Fig. 1 に示したように汚泥返送完全混合式曝気槽を用いる活性汚泥法の工程を考える。この工程で活

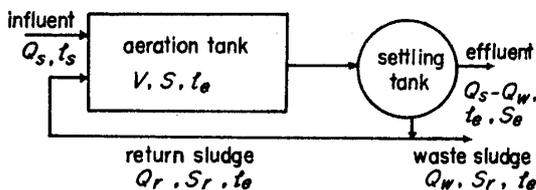


Fig. 1. Terminology for conventional activated sludge process.

Q_s, Q_r, Q_w = influent, return, and waste flow rates (m^3/day).

S, S_r, S_e = aeration tank, return, and effluent activated sludge concentrations (mg/l).

l_s, l_e = influent and effluent substrate concentrations (mg/l).

V = aeration tank volume (m^3).

性汚泥は沈でん池で瞬時に固液分離されて、曝気槽にただちに返送され、また沈でん池、返送汚泥パイプ内の活性汚泥は考慮しないものと仮定すると、活性汚泥微生物の物質収支式は次式で示される。

$$V \left[\frac{dS}{dt} \right]_n = V \left(Y \frac{dl_r}{dt} - bS \right) - \{ Q_w S_r + (Q_s - Q_w) S_e \} \quad (5)$$

ただし、増殖活性汚泥微生物の抜き取りは汚泥返送ルートから抜き取ると仮定している。(5)式右辺第1項は曝気槽内における増殖活性汚泥微生物量を、第2項は活性汚泥の抜き取りおよび流出による減少量を表している。第1項と第2項の差は、曝気槽内の活性汚泥微生物量の変化、すなわち、 $[dS/dt]_n$ は net の活性汚泥微生物量の変化速度 (mg/l/day) を示している。

今、(5) 式の定常状態を考えると $[dS/dt]_n = 0$ であるから

$$\frac{Q_w S_r + (Q_s - Q_w) S_e}{VS} = Y \frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt} - b \quad (6)$$

曝気槽における活性汚泥微生物の平均細胞滞留時間 t_s は次のように表される。

$$t_s = \frac{\text{曝気槽内活性汚泥微生物細胞量}}{\text{曝気槽から流出・抜き取られた活性汚泥微生物細胞量}} \quad (7)$$

すなわち

$$t_s = \frac{VS}{Q_w S_r + (Q_s - Q_w) S_e} \quad (8)$$

(8) 式を (6) 式に代入し、

$$\frac{1}{t_s} = Y \frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt} - b \quad (9)$$

ここで、曝気槽は一定 t_s 値の定常状態の運転にあると考えると、(1) 式 (9) 式から

$$\mu = \frac{1}{S} \frac{dS}{dt} = \frac{1}{t_s} \quad (10)$$

となる。いくつかの組の $1/t_s$ と $1/S (dl_r/dt)$ をプロットすることにより定常状態で Y, b を求めることができる。また、(3) 式から定常状態においては次式が成立する。

$$\frac{1}{t_s} = Y \frac{k \cdot l_e^n}{K_m + l_e^n} - b \quad (11)$$

(11) 式から、定常状態における浄化水水質は次の式で表される。

$$l_e = \left\{ \frac{K_m(1 + bt_s)}{t_s(Yk - b) - 1} \right\}^{1/n} \quad (12)$$

定常状態において、下・廃水・特殊工場廃水について、

先に示した方法および前報¹⁰⁾にもとづいてパラメーター Y, b, k, K_m, n を決めれば, 浄化水基質濃度は l_e のみの函数となり, 予測が可能である.

Fig. 1 の工程で (5) 式と同様に基質について物質収支式を示すと次のようになる.

$$\begin{aligned} V \left[\frac{dl_e}{dt} \right]_n &= Q_s(l_s - l_e) - \frac{V}{Y} S(\mu + b) \\ &= Q_s(l_s - l_e) - V \left(\frac{dl_r}{dt} \right) \end{aligned} \quad (13)$$

$[dl_e/dt]_n$ は曝気槽内の基質濃度の net の変化速度を表す。(13)式の定常状態を考えると $[dl_e/dt]_n = 0$ であるから

$$\frac{dl_r}{dt} = \frac{Q_s}{V} (l_s - l_e) \quad (14)$$

(14)式を (9) 式に代入し整理すると

$$S = \frac{t_s}{t_a} \frac{Y(l_s - l_e)}{1 + bt_s} \quad (15)$$

ただし $t_a = V/Q_s$ (水理的滞留時間). (15)式から t_s 制御下での定常状態における活性汚泥微生物の細胞濃度を求めることができる.

t_s の制御方法については (8) 式から

$$Q_w = \frac{(VS/t_s) - Q_s S_e}{S_r - S_e} \quad (16)$$

S, S_r, S_e を測定し, 所定 t_s における Q_w を求め, これにみあう活性汚泥を抜き取ればよい. 一方, Fig. 1 の工程で活性汚泥の物質収支は次のようになる.

$$(Q_s + Q_r)S = Q_r S_r + Q_w S_r + (Q_s - Q_w)S_e \quad (17)$$

(8)式(17)式から $Q_r/Q_s = r$ (返送比)として式を整理すると,

$$\frac{1}{t_s} = \frac{Q_s}{V} \left(1 + r - r \frac{S_r}{S} \right) \quad (18)$$

(18)式から S, S_r を測定し, 所定 t_s に制御するための返送比 r を決定することができる.

Eckenfelder と O'Connor¹²⁾ は, 酸素利用速度と基質除去速度の間に次式が成立することを示した.

$$r_r = Y' \frac{dl_r}{dt} + b' S \quad (19)$$

ここで r_r は酸素利用速度 (mg/l/day or mg/l/hr), Y' , b' は実験定数である。(19)式を酸素比摂取速度 $k_r (= r_r/S)$ で表すと次のようになる.

$$k_r = Y' \frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt} + b' \quad (20)$$

(2)式(20)式から

$$l_e = \left\{ \frac{K_m(k_r - b')}{kY' - (k_r - b')} \right\}^{1/n} \quad (21)$$

$1/S(dl_r/dt)$ に対し k_r をプロットすることにより (20)式から Y', b' を求めることができ, この値と先の k, K_m, n から, (21)式に基づいて曝気槽内の k_r を測定するだけで l_e 値を予測することができる. また, 処理目標 l_e 値があらかじめ設定されていれば (21)式から制御すべき k_r 値を計算することができ, この値になるように曝気槽の酸素比摂取速度を操作すればよいことになる. しかし t_s 値と異なり, k_r 値を所定の値に制御するのはむずかしいので, k_r を制御因子として使用するためには, さらに検討を加える必要がある.

ここで一定 t_s 制御下での曝気槽内溶存酸素 (DO) 濃度がどのようになるかについて考えてみる. 活性汚泥存在下での曝気槽内の酸素移動速度は次式で示される.

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L a (C_S - C_L) - r_r \quad (22)$$

ここで, C_L は溶存酸素濃度 (mg/l), C_S は飽和酸素濃度 (mg/l), $K_L a$ は総括酸素移動容量係数 (1/day or 1/hr) である.

一定 t_s 条件下で定常状態を考えると (9)式 (20)式から

$$k_r = \frac{Y'}{Y} \left(\frac{1}{t_s} + b \right) + b' \quad (23)$$

となる. S, l_e が定常であることから DO 濃度も定常となる. したがって, (22)式(23)式から

$$\begin{aligned} C_L = C_S - \frac{S}{K_L a} \left(\frac{Y'}{Y} b + b' \right) \\ - \frac{S}{K_L a} \cdot \frac{Y'}{Y} \cdot \frac{1}{t_s} \end{aligned} \quad (24)$$

$Y, Y', b, b', C_S, K_L a$ は測定可能であることから, 一定 t_s 値制御下で定常状態が達せられた時の DO 濃度は (24)式から予測しうる. また, 活性汚泥フロックの大きさ, BOD-SS 負荷量の大きさなどから, 必要最小限の DO (critical DO) 濃度がきまれば (24)式から必要 DO レベルを保つための $K_L a$ 値がわかり, これより散気装置の種類, 深さ, 位置, 空気量などを定めることができる.¹³⁾ また, 定常状態において k_r を測定するかわりに DO 濃度をモニタリングし, (24)式からの予測値との DO のずれを調べることで, 所定 t_s で運転されているかどうかをチェックすることができる.

以下に, 定常状態下での酸素移動と活性汚泥の増殖動力学について実験的に検討し, 理論を検証した.

実験方法

活性汚泥培養装置を Fig. 2 に示す。装置は曝気槽、沈でん池ならびにエアリフトポンプ付汚泥返送装置からなっている。曝気には多孔性散気装置を用い、合成下水の供給には定量ポンプを使用した。通気量は 2 l/min, 曝気槽と汚泥返送装置の合計容量 5 l, エアリフトポンプ用の通気量は 1.5 l/min である。本装置では曝気槽と汚泥返送装置の両者を曝気槽とみなし、活性汚泥浮遊物質濃度測定は両者をよく混合した後行い、 K_La 測定は連続定常状態に達した後、作図法により求めた。¹⁴⁾ 余剰活性汚泥の取り取りは 1日 1 回行い、活性汚泥微生物の平均細胞滞留時間を制御した。

活性汚泥混合液の酸素利用速度は三角フラスコに混合液を充滿し、DO センサーを挿入・密閉後、マグネティックスターラーでよく混合しながらその DO 減少の時間変化を記録することにより求めた。

装置全体を 20°C 恒温室内に入れ、温度を一定に保った。また、基質としてはペプトン・肉エキスを主体とする合成下水¹⁵⁾ を種々の濃度になるように調整して用いた。活性汚泥は都市下水処理場曝気槽からのものを合成下水で十分馴養した後用いた。BOD、活性汚泥浮遊物質濃度測定は下水試験方法に準じた。¹⁵⁾

実験結果ならびに考察

合成下水を各種濃度に調整後、曝気槽に所定量注入し、一定時間ごとに汚泥抜き取りを繰り返し、定常状態に達した後、浄化水 BOD 濃度ならびに曝気槽活性

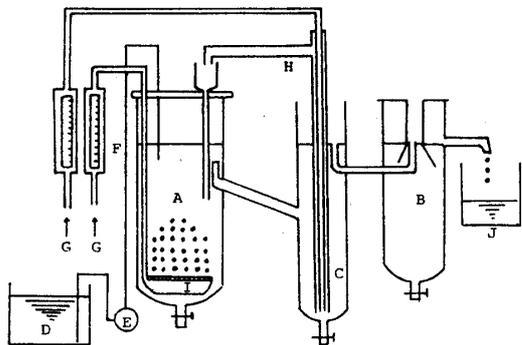


Fig. 2. Schematic diagram of a bench scale activated sludge apparatus.

Symbols; A is aerator tank, B is settling tank, C is sludge return apparatus, D is storage tank, E is metering pump, F is air flow meter, G is compressed air, H is air-lift pump, I is porous plate diffuser, and J is effluent storage tank.

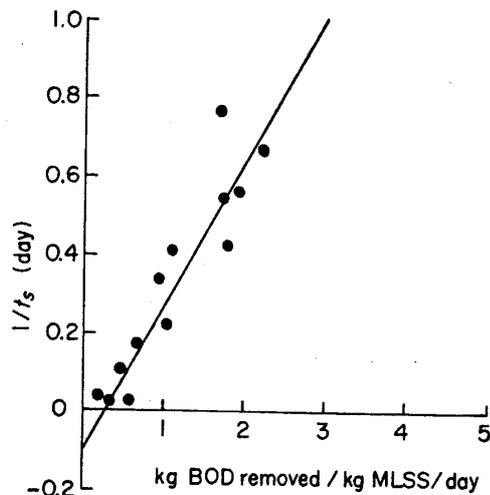


Fig. 3. Net growth rate versus substrate removal rate for determination of Y and b .

Regression equation is:

$$1/t_s = 0.3725 \cdot \frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt} - 0.098$$

where Y is 0.37, and b is 0.098.

汚泥浮遊物質濃度を測定し、これから活性汚泥微生物の平均細胞滞留時間ならびに BOD 除去速度を計算した。得られた BOD 除去速度に対し $1/t_s$ をプロットすると Fig. 3 のようになり、(9) 式の成立することがわかる。図から $Y=0.37$, $b=0.098$ (1/day) となる。

次に、各定常状態における酸素利用速度を求め、酸素比摂取速度 k_r と BOD 除去速度の関係を図示する

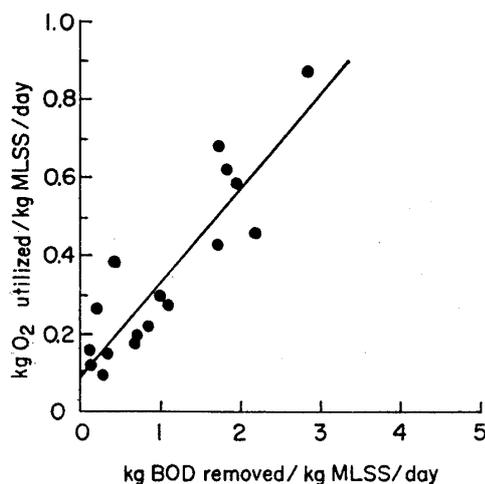


Fig. 4. Specific oxygen utilization rate versus substrate removal rate for determination of Y' and b' .

Regression equation is:

$$k_r = 0.241 \cdot \frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt} + 0.096$$

where Y' is 0.24, and b' is 0.096.

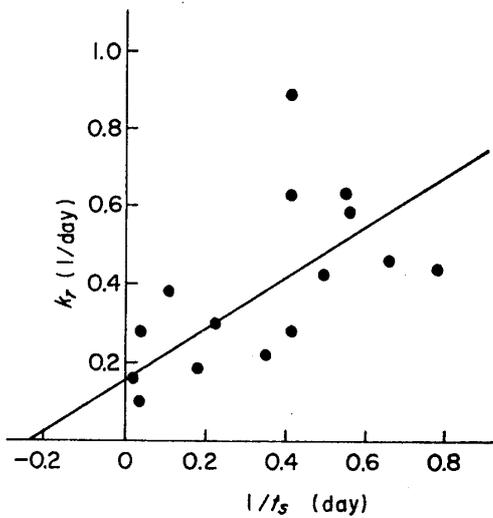


Fig. 5. Relationships between net growth rate and specific oxygen utilization rate in a completely-mixed aeration tank. The solid line presents the predicted equation and symbol (●) is measured value.

と Fig. 4 のようになる。直線の傾きならびに縦軸切片から $Y'=0.24$, $b'=0.096$ (1/day) が求まる。Fig. 3 と 4 で求めた Y, Y', b, b' を用い (20) 式に基づいて k_r と $1/t_s$ の関係を計算すると次式のようになる。

$$k_r = 0.647 \frac{1}{t_s} + 0.1594 \quad (25)$$

実験で求めた各 t_s における k_r の関係ならびに (25) 式の直線を図示すると Fig. 5 のようになる。実測値と計算式の間にはばらつきは存在するが (20) 式の成立することが明らかである。

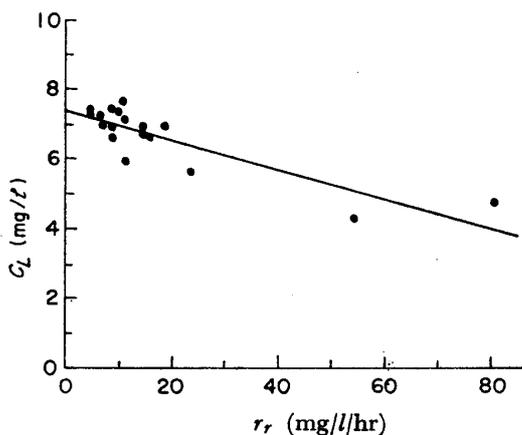


Fig. 6. Determination of K_La and C_s by the "drawing" method in a bench scale activated sludge apparatus.

Regression equation:

$$C_L = 7.37 - 0.0415 \cdot r_r$$

where $C_s = 7.37$ (mg/l), $K_La = 24.1$ (1/hr).

活性汚泥培養装置の定常状態における酸素利用速度と溶存酸素濃度の関係から、前報¹⁴⁾に準じ作図法で K_La, C_s を求めるため、 r_r に対し C_L をプロットすると Fig. 6 のようになる。図から r_r と C_L の関係式を求めると次のようになる。ここで r_r は (mg/l/hr) で表している。

$$C_L = 7.37 - 0.0415 \cdot r_r \quad (26)$$

(26) 式から $K_La = 24.1$ (1/hr) = 578.4 (1/day), $C_s = 7.37$ (mg/l) となる。

(24) 式に実験で求めた Y, Y', b, b', K_La, C_s を代入し、 C_L, S, t_s の関係を求めると次のようになる。

$$C_L = 7.37 - 2.76 \times 10^{-4} S - 1.12 \times 10^{-3} \frac{S}{t_s} \quad (27)$$

(27) 式から各定常状態での活性汚泥浮遊物質濃度 S を代入、各 t_s での C_L 値を計算し、これと実測値との間の関係を図示すると Fig. 7 のようになる。図から (24) 式は曝気槽の溶存酸素濃度を良く予測しうることが明らかである。

一定 t_s 制御下での浄化水水質は定常状態では (12) 式で表せる。ここで橋本、藤田¹¹⁾の示した方法に準じて (2) 式の n を求めたところ約 1 の値が得られた。したがって、 $n=1$ として (2) 式から本活性汚泥培養装置について k, K_m を求めるため、BOD 除去速度と浄化水 BOD 濃度の間の Lineweaver-Burk プロットを行うと Fig. 8 のようになる。図から $k=8.351$ (1/day), $K_m=454.5$ (mg/l) となり、(2) 式は次のように表せる。

$$\frac{1}{S} \frac{dl_r}{dt} = \frac{8.351 \cdot l_e}{454.5 + l_e} \quad (28)$$

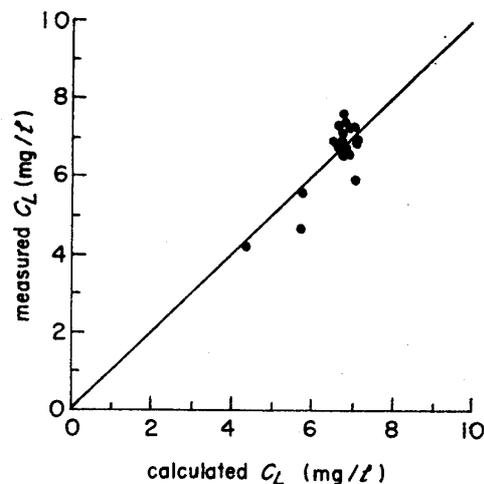


Fig. 7. Comparison of calculated C_L and measured C_L in a completely-mixed aeration tank.

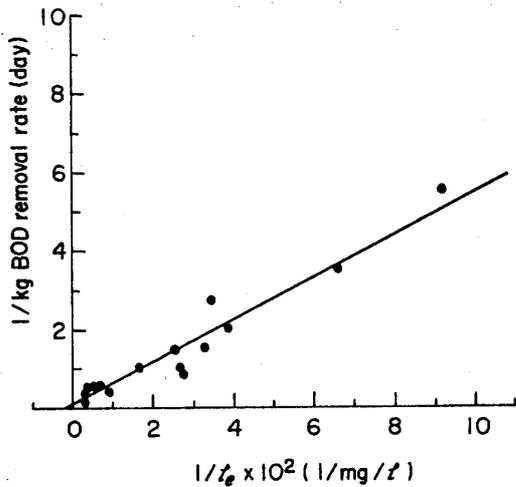


Fig. 8. Lineweaver-Burk plot of substrate removal rate and effluent BOD concentration to give k and K_m . $k=8.351$ (1/day), $K_m=454.5$ (mg/l).

先に求めた Y, b ならびに、ここで求めた k, K_m, n の値を (12) 式に代入し、 t_s と l_e の関係を求めると次のようになる。

$$l_e = \frac{454.5(1+0.098t_s)}{3.013t_s-1} \quad (29)$$

同様に k, K_m, n, Y', b' の値を (21) 式に代入し式を整理すると次のようになる。

$$l_e = \frac{454.5(k_r-0.096)}{2.100-k_r} \quad (30)$$

(29)式, (30)式から t_s あるいは k_r を一定に保持することにより、浄化水基質濃度を一定に保つことができることが明らかである。得られたカーブがどれほど実測値と一致しているかを知るため、(30)式のカーブとこのカーブが算出されたもとの実測値とを Fig. 9 に示す。予測カーブと実測値の間にかんがりのばらつきが認められるが、一応 k_r を決めることにより、浄化水基質濃度を予測しうることがわかる。

(27)式, (29)式から t_s 値に対する溶存酸素濃度ならびに浄化水基質濃度を予測すると Fig. 10 のようになる。図中の ● 印ならびに × 印は、おのおの各種 t_s 値で運転された時の定常状態における浄化水基質濃度と、曝気槽溶存酸素濃度の実測値を示す。Fig. 9 に比べ t_s 値からの予測カーブの方が、よく実測値を再現していることが明らかである。ここで活性汚泥微生物濃度はほぼ 1500~2000 mg/l に保たれていた。(27)式, (29)式をさらに検証するため、同一通気量で $t_s=1.2$ 日, $t_s=12.5$ 日ならびに $t_s=19$ 日の3段階に t_s を変え、そ

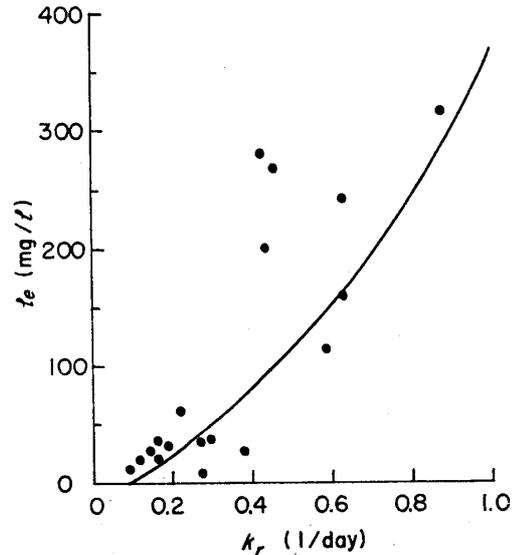


Fig. 9. Specific oxygen uptake rate vs. effluent substrate concentration (—, predicted; ●, measured).

の定常状態における溶存酸素濃度ならびに浄化水基質濃度を求めたところ、 $t_s=1.2$ 日では $C_L=4.1$ mg/l, $l_e=195$ mg/l, $t_s=12.5$ 日では $C_L=6.5$ mg/l, $l_e=20.1$ mg/l, また $t_s=19$ 日では $C_L=6.7$ mg/l, $l_e=22.5$ mg/l となった。このときの活性汚泥微生物濃度はほぼ 2000 mg/l に保たれている。Fig. 10 にこの値を ▲ 印 (l_e), △ 印 (C_L) で示している。(27)式, (29)式の予測式が再現性のあることがわかる。図から t_s を小さくすれば処理水

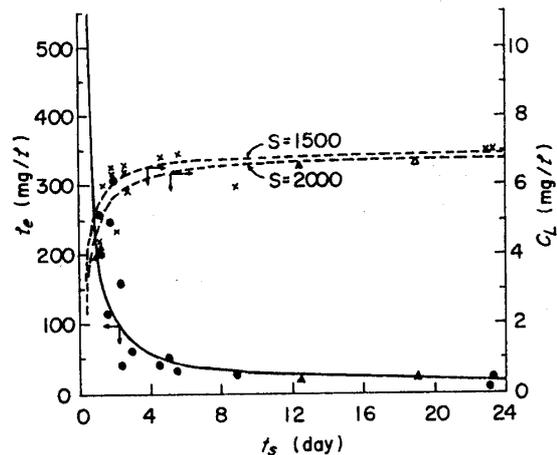


Fig. 10. Activated sludge retention time vs. effluent substrate concentration (—, predicted; ●, measured) and dissolved oxygen concentration (—, predicted; ×, measured). Where symbols (▲) and (△) are experimental l_e and C_L values respectively under various t_s control conditions for the verification of equations of (27) and (29).

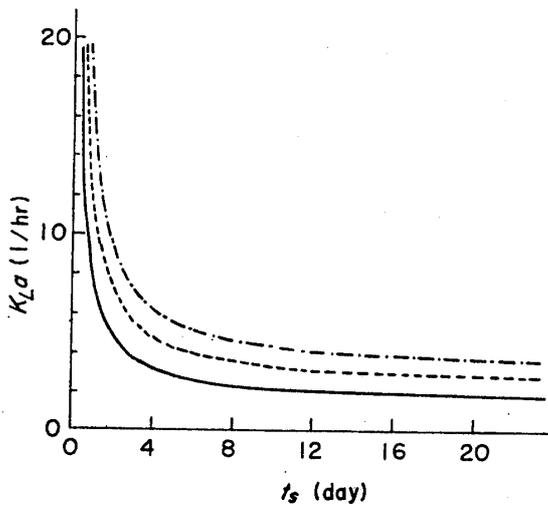


Fig. 11. Activated sludge retention time vs. overall oxygen transfer coefficient. Where (—) is K_{La} at $MLSS=1000\text{ mg/l}$, (.....) is K_{La} at $MLSS=1500\text{ mg/l}$, and (-·-·-) is K_{La} at $MLSS=2000\text{ mg/l}$.

質は悪化し、同時に DO 濃度も急激に低下することが示され、本実験の範囲内では t_s は 10 日以上で運転すれば、DO も充分あり、また浄化水 BOD 濃度も 20~30 mg/l という良い値が得られることがわかる。また t_s 値の大きい範囲では C_L ならびに l_e は少しの t_s の変動ではあまり大きく変化しない、すなわち安定していると言えよう。ここでは実験室スケールの曝気槽のため、 $K_{La}=24.1\text{ (1/hr)}$ と大きな値を採用しているが、実際の曝気槽ではその値は低く、もっと小さな C_L 値となることが予想される。

ここで、一定 t_s 制御法による活性汚泥曝気槽の DO 制御のための K_{La} の予測は (24) 式を変形した次式から行える。

$$K_{La} = \frac{S}{C_S - C_L} \left(\frac{Y'}{Y} \cdot \frac{1}{t_s} + \frac{Y'}{Y} \cdot b + b' \right) \quad (31)$$

DO 制御目標値については floc の性状、BOD-SS 負荷量の大小などで変わるとされているが、かりに 3 mg/l を制御目標値とした場合の、 K_{La} と t_s の関係を図示すると Fig. 11 のようになる。ここで K_{La} はわかりやすいように (1/hr) で表している。活性汚泥微生物濃度により t_s と K_{La} のカーブは異なっている。図から活性汚泥微生物濃度 2000 mg/l に保たれている場合、良好な処理水を得るために $t_s=10$ 日で運転するとすれば、DO=3 mg/l を保つためには $K_{La}=4.2\text{ (1/hr)}$ は必要であることが明らかである。得られた K_{La} を経済的に達成するため前報¹³⁾ に準じ、散気方法等を決定す

ばよい。

安定した、良好な処理水を得るためには k_r より t_s による制御法の方がよく、またその値はほぼ対象廃水により決まってくる。この場合、充分な DO を与えるためには K_{La} をどの程度に保たねばならないか、あるいは K_{La} が与えられている場合定常状態の C_L 値はどの程度に保たれるかについては (24) 式、(31) 式を用いればよく予測することができる。

要約ならびに結論

活性汚泥法の適正管理に、活性汚泥微生物の平均細胞滞留時間 t_s の制御法を考え、 t_s 制御法による浄化水基質濃度、酸素比摂取速度、DO 濃度の関係について理論的に明らかにした。定常状態における t_s と浄化水 BOD 濃度、DO 濃度、 K_{La} の間の関係について完全混合式活性汚泥培養装置を用いて実験的に理論を検証し、これらの理論がよく浄化水基質濃度、DO 濃度等を予測しうることを明らかにした。

記号

- S = Aeration tank activated sludge concentration (mg/l)
- S_r = Return activated sludge concentration (mg/l)
- S_e = Effluent activated sludge concentration (mg/l)
- l_s = Influent substrate concentration (mg/l)
- l_e = Effluent substrate concentration (mg/l)
- Q_s = Influent flow rate (m³/day)
- Q_r = Return flow rate (m³/day)
- Q_w = Waste flow rate (m³/day)
- V = Aeration tank volume (m³)
- l_r = Removed substrate concentration (mg/l)
- Y = Yield coefficient
- b = Decay coefficient (1/day)
- Y' = Experimental constant
- b' = Experimental constant (= endogenous respiration) (1/day)
- t_s = Activated sludge retention time (day)
- C_L = Dissolved oxygen concentration (mg/l)
- C_s = Saturated oxygen concentration (mg/l)
- K_{La} = Overall oxygen transfer coefficient (1/day or 1/hr)
- r_r = Oxygen uptake rate (mg/l/day or mg/l/hr)
- k_r = Specific oxygen uptake rate (1/day)

- k = Maximum substrate removal velocity (1/day)
 K_m = Michaelis constant (mg/l)
 n = Experimental constant
 μ = Specific growth rate (1/day)
 t_a = Hydraulic retention time (day)
 $[dS/dt]_n$ = Net rate of change of activated sludge in the aeration tank (mg/l/day)
 $[dl_e/dt]_n$ = Net rate of change of substrate concentration in the aeration tank (mg/l/day).

本研究は、昭和49年度科学研究費補助金によって実施したものである。付記して感謝します。なお、本研究の一部は昭和49年度下水道研究発表会、また一部は、昭和49年度日本醸酵工学会大会において発表した。

文 献

- 1) Jenkins, D., Garrison, W. E.: *Journal WPCF*, **40**, 1905 (1968).
- 2) Lawrence, A. W., McCarty, P. L.: *Journal SA Div.* **96**, 757 (1970).
- 3) Sherrard, J. H., Schroeder, E. D.: *Water Res.* **6**, 1039 (1972).
- 4) Sherrard, J. H., Lawrence, A. W.: *Journal EE Div.* **99**, 773 (1973).
- 5) Keyes, T. W., Asano, T.: *Journal WPCF*, **47**, 2574 (1975).
- 6) 橋本, 藤田: 第11回衛生工学研究討論会講演論文集, p. 84 (1975).
- 7) 橋本, 藤田: 用水と廃水, **17**, 854 (1975).
- 8) Heukelekian, H., Orford, H.E., Manganelli, R.: *Sewage and Industrial Wastes*, **23**, 945 (1951).
- 9) Weston, R. F., Eckenfelder, W. W. Jr.: *Sewage and Industrial Wastes*, **27**, 802 (1955).
- 10) van Uden, N.: *Archiv fur Mikrobiologie*, **58**, 145 (1967).
- 11) 橋本, 藤田: 醸工, **46**, 649 (1968).
- 12) Eckenfelder, W. W., Jr. O'Connor, (岩井監訳): 廃水の生物学的処理 p. 40, コロナ社 (1965).
- 13) 橋本, 藤田, 福智: 醸工, **51**, 58 (1973).
- 14) 藤田, 橋本: 醸工, **51**, 54 (1973).
- 15) 下水道協会編: 下水試験方法, 1967年版, p. 326 (1967).

(昭51. 6. 7受付)