

(15) 嫌気・無酸素・好気プロセスによる都市下水の処理に関する研究

STUDY ON ANAEROBIC-ANOXIC-OXIC PROCESS FOR MUNICIPAL WASTEWATER TREATMENT

出口 浩*, 柏谷 衛*

Hiroshi DEGUCHI*, Mamoru KASHIWAYA*

ABSTRACT; A set of nutrients(T-N and T-P) removal equations for anaerobic-anoxic-oxic process has been proposed for municipal wastewater treatment plant designs. The equations were composed with some parameters, such as biomass concentration(X), BOD volumetric loading(L_L), nitrifier recycling rates(R) and hydraulic detention time(T). The proposed equations were evaluated by data acquired at some laboratory and full scale plant tests.

Laboratory tests using 6 set of 30-litre sequencing batch reactor with nitrifier storage tank each have been carried out dosing artificial wastewater. Three cases of substrate loads supplied and four cases of R have been applied at the tests.

The data of full scale plant tests were acquired in Arakawa basin-wide(Saitama) and Toba(Kyoto) wastewater treatment plants. T-N and T-P concentrations in wastewater was ranges 10 to 25mg·l⁻¹ and ranges 1 to 5mg·l⁻¹ respectively. R applied were from 1.1 to 1.3.

The calculated T-N and T-P were fairly conformed to the data acquired by laboratory tests, except R=1 and 1.4 data which were varied widely. Calculated T-N and T-P were lower than 15 to 25% and 10 to 20% respectively, compared to the full scale plant data.

KEYWORDS ; anaerobic-anoxic-oxic process, sequencing batch reactor, T-N, T-P, removal, equation

1. はじめに

活性污泥変法である嫌気・無酸素・好気プロセスは都市下水中の有機炭素(TOC), 窒素(T-N), リン(T-P)を同時に除去できる下水処理プロセスとして注目されてきているが, 実際の下水処理場で広く利用されるまでには未だ至っていない。これは, 技術面ではこのプロセスの運転の安定性に欠ける点があるためと考えられる。

筆者らは回分式反応槽を用いて本プロセスの室内実験を数年にわたり実施して, 運転に関するいくつかのデータを収集してきた。その結果, 反応槽内微生物濃度がMLVSSとして $5.6\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ 以上, 循環比が1.7以下であればTOCの90%以上, T-Nの65%以上, T-Pの83%以上の同時除去が可能となることを見いだした。しかし, 循環比が2以上で, 反応槽内微生物濃度がMLVSSとして $5.4\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ 以下の場合にはT-N除去には大きな障害はないが, T-P除去率は大きく低下することを見いだした。¹⁾

本プロセスでは, 反応槽内微生物量, 循環比, 流入する基質濃度, 滞留時間などがプロセスのTOC, T-N, T-P除去に影響を及ぼす基本的なパラメータであると考えられるが, これらのパラメータ相互の関係やパラメータの変化に対する応答については十分に整理されているとは言えない。

本研究は, 都市下水の処理を前提に反応槽をセルモデルとして扱い, 基本的なパラメータを用いて, 本プロセスによるTOC, T-NおよびT-P除去率をできる限り定量的に表わすことを試みた。さらに, 室内実験より得られたデータを適用して, パラメータの変化に対するプロセスの応答を示すとともに, 都市の下水処理場の実施設を用いて行われた実験データによって, 提示したモデル式の適合性について検証を行ったものである。

2. 押し出し流れのモデルによるTOC, T-NおよびT-Pの除去機構

本プロセスにおける生物反応は, TOCの除去, $\text{NH}_3\text{-N}$ の酸化と $\text{NO}_x\text{-N}$ の脱窒, T-Pの放出および摂取である。<嫌気工程における諸反応>

脱窒反応, 脱窒にともなうTOCの除去およびT-Pの放出に関して, 筆者らは式-(1), 式-(2), 式-(3)により表わしてきた¹⁾。

*東京理科大学理工学部土木工学科 Department of Civil Engineering, SCIENCE UNIVERSITY OF TOKYO

$$dN/dt = -K_N \cdot X \quad (1)$$

$$dN/dt = (1/\alpha) \cdot dS/dt \quad (2)$$

$$dR/dt = K_r \cdot X \quad (3)$$

TOCの嫌氣的摂取で、T-Pの単位放出量当り一定量のTOCが摂取されるとすると次のように表わされる。

$$dR/dt = (-1/\lambda) \cdot dS/dt \quad (4)$$

<無酸素工程における諸反応>

NO_x-N の脱窒および NO_x-N の存在下でT-P摂取が行われる。脱窒反応は、嫌気工程において生じる脱窒反応と同様に0次反応として表わした¹⁾。

NO_x-N の存在下でのT-P摂取反応は、 NO_x-N が皆無になると行われなくなる。このことから、無酸素工程におけるT-P摂取量は NO_x-N 減少量に比例すると考えて次のように表す。

$$\delta P = (1/\phi) \cdot \delta N \quad (5)$$

<好気工程における諸反応>

硝化とT-P摂取反応に関して、筆者らは式-(6)、式-(7)で表わしてきた¹⁾。

$$dA/dt = -K_A \cdot X \quad (6)$$

$$dP/dt = -K_P \cdot P \cdot X \quad (7)$$

2. 1 混合特性

田中³⁾が硝化液循環プロセスの解析で用いた反応槽のモデルを参考として、嫌気タンク、無酸素タンク、好気タンクを、各々、1, m, n個の完全混合セルモデルで表わした。嫌気タンク、無酸素タンク、好気タンクの容積は変わらないとした。これをFig.-1に示す。

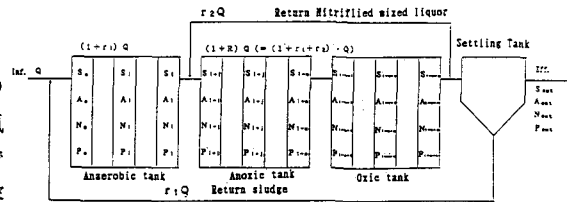


Fig.1 Explanation of Applied Model for

Anaerobic-Anoxic-Oxic Process

2. 2 物質収支式

反応速度式と完全混合セルモデルとを組み合わせ、嫌気タンク、無酸素タンク、好気タンクにおける物質収支式を得た。最終沈殿池は固液分離装置としての役割のみを有するとした。

2. 2. 1 嫌気タンク内での物質収支

嫌気工程開始時には NO_x-N の脱窒が行われる。この脱窒の進行している間はT-Pの放出は生じない。嫌気工程開始時の脱窒反応は水素供与体として利用できるTOCが豊富に存在しているので、第i番目のセルにおいて NO_x-N が0となり、反応は終了する。脱窒反応の進行している第i'番目 ($i' < i$) のセルの NO_x-N は式-(8)で表わすことができる。

$$N_{i'} = N_0 + i' \cdot K_N \cdot X \cdot t_{AN} \quad (8)$$

第i番目のセルで脱窒反応が終了すると考えて、 $N_i = 0$ とすると、反応の終了時間は式-(9)で表わされる。

$$i \cdot t_{AN} = N_0 / (-K_N \cdot X) \quad (9)$$

嫌気工程でのT-P放出は第i番目のセルから開始されるとすると、第i'番目 ($i' > i$) のセルでの物質収支は式-(10)で表わされる。

$$Q(1+r_1) \cdot (P_{i-1} - P_i) = K_r \cdot X \cdot (V_{AN}/l) \quad (10)$$

式-(10)を $i' = i$ から l まで加えると式-(11)を得る。

$$P_{i-1} - P_l = K_r \cdot X \cdot t_{AN} = (l-i) \cdot K_r \cdot X \cdot (T_{AN}/l) \quad (11)$$

嫌気工程において脱窒反応が進行している間は、T-P摂取が起らないと、

$$P_0 = P_{i-1} \quad (12)$$

式-(9), (11), (12)より、式-(13)を得る。

$$P_0 - P_l = K_r \cdot X \cdot T_{AN} + N_0 \cdot (K_r/K_N) \quad (13)$$

第1番目からi番目のセルまでは脱窒反応によって、第i番目からi+1番目のセルまではT-Pの放出によってTOCが液相から消失するとして、TOCに関してそれぞれ式-(14), (15)のように表わした。

$$S_0 - S_i = -\alpha \cdot K_N \cdot X \cdot t_{AN} \cdot i \quad (14)$$

$$S_i - S_{i+1} = \lambda \cdot K_r \cdot X \cdot t_{AN} \cdot (i - i) \quad (15)$$

式-(14), (15)および式-(9)の関係から、式-(16)を得る。

$$S_0 - S_i = \alpha \cdot N_0 + \lambda \cdot (K_r/K_N) \cdot N_0 + \lambda \cdot K_r \cdot X \cdot T_{AN} \quad (16)$$

NH₃-Nは嫌気工程での形態変化はないので式-(17)のとおりである。

$$A_0 \doteq A_i \doteq A_1 \quad (17)$$

2. 2. 2 無酸素タンク内での物質収支

無酸素タンクの第j番目のセルにおけるNO_x-N, TOC, NH₃-NおよびT-Pの物質収支は次のように表わされる。

NO_x-Nについては、

$$(1+R) \cdot Q(N_{i+j-1} - N_{i+j}) = -K_N \cdot X \cdot v_{AO} \quad (18)$$

式-(18)をj=1からmまで加えると式-(19)を得る。

$$N_{i+0} - N_{i+m} = -K_N \cdot X \cdot m \cdot t_{AO} = -K_N \cdot X \cdot T_{AO} \quad (19)$$

TOCについても同様に式-(20)を得る。

$$S_{i+0} - S_{i+m} = -\alpha \cdot K_N \cdot X \cdot m \cdot t_{AO} = -\alpha \cdot K_N \cdot X \cdot T_{AO} \quad (20)$$

T-Pについては、式-(5)の関係より式-(21)を得る。

$$\delta P = P_{i+0} - P_{i+m} = (-1/\phi) \cdot K_N \cdot X \cdot T_{AO} \quad (21)$$

NH₃-Nは無酸素工程においても形態変化はないので式-(22)のとおりである。

$$A_{i+0} \doteq A_{i+m} \quad (22)$$

2. 2. 3 好気タンク内での物質収支

好気タンクの第K番目のセルにおける物質収支についても無酸素タンクの場合と同様に考えて、TOC, T-PおよびNH₃-Nについてそれぞれ式-(23), (24), (25)を得る。

$$S_{i+m} - S_{i+m+n} = -K_0 \cdot X \cdot T_0 \quad (23)$$

$$P_{i+m+n} = P_{i+m} / \exp(-K_P \cdot X \cdot T_0) \quad (24)$$

$$A_{i+m} - A_{i+m+n} = -K_A \cdot X \cdot T_0 \quad (25)$$

NO_x-Nは好気タンク内でNH₃-Nから変化した増分との収支から式-(26)が成立する。

$$A_{i+m} + N_{i+m} = A_{i+m+n} + N_{i+m+n} \quad (26)$$

2. 2. 4 嫌気タンク入口および無酸素タンク入口における物質収支

嫌気タンク入口での物質収支は式-(27)ないし式-(30)により表わされる。

$$\text{TOC} \quad S_0 = S_{in} / (1+r_1) + r_1 \cdot S_{OUT} / (1+r_1) \quad (27)$$

$$\text{NH}_3\text{-N} \quad A_0 = A_{in} / (1+r_1) + r_1 \cdot A_{OUT} / (1+r_1) \quad (28)$$

$$\text{NO}_x\text{-N} \quad N_0 = N_{in} / (1+r_1) + r_1 \cdot N_{OUT} / (1+r_1) \quad (29)$$

$$\text{T-P} \quad P_0 = P_{in} / (1+r_1) + r_1 \cdot P_{OUT} / (1+r_1) \quad (30)$$

無酸素タンク入口での物質収支は式-(36)ないし式-(39)により表わされる。

$$\text{TOC} \quad S_{i+0} = (1+r_1) \cdot S_i / (1+R) + r_2 \cdot S_{OUT} / (1+R) \quad (31)$$

$$\text{NH}_3\text{-N} \quad A_{i+0} = (1+r_1) \cdot A_i / (1+R) + r_2 \cdot A_{OUT} / (1+R) \quad (32)$$

$$\text{NO}_x\text{-N} \quad N_{i+0} = (1+r_1) \cdot N_i / (1+R) + r_2 \cdot N_{OUT} / (1+R) \quad (33)$$

$$\text{T-P} \quad P_{i+0} = (1+r_1) \cdot P_i / (1+R) + r_2 \cdot P_{OUT} / (1+R) \quad (34)$$

式-(1)ないし式-(34)からS_{OUT}, A_{OUT}, N_{OUT}, P_{OUT}について解くと、式-(35)ないし式-(38)となる。

$$S_{OUT} = S_{in} - (1+R) \cdot (\alpha K_N \cdot X \cdot T_{AO} + K_O \cdot X \cdot T_O) - (1+r_1) \cdot \{(\alpha + \lambda K_r/K_N) \cdot N_{\theta} - \lambda K_r \cdot X \cdot T_{AN}\} \quad (35)$$

$$A_{OUT} = A_{in} - (1+R) \cdot K_A \cdot X \cdot T_O \quad (36)$$

$$N_{OUT} = (1+R) \cdot K_A \cdot X \cdot T_O / (1+r_1) - (1+R) \cdot K_N \cdot X \cdot T_{AO} / (1+r_1) \quad (37)$$

$$P_{OUT} = \{P_{in} + (1+r_1) \cdot (K_r \cdot X \cdot T_{AN} - N_{\theta} \cdot K_r/K_N) - (1/\phi) \cdot (1+R) \cdot K_N \cdot X \cdot T_{AO}\} / \{(1+R) \cdot \exp(K_P \cdot X \cdot T_O) - R\} \quad (38)$$

式-(37)の右辺第2項はNO_x-Nの脱窒を示しているが、式-(2)の関係から

式-(37)は式-(39)で表わされる。

$$N_{OUT} = (1+R) \cdot K_A \cdot X \cdot T_O / (1+r_1) - (1+R) \cdot L_L \cdot T_{AO} / \alpha' \quad (39)$$

式-(38)の分子第2項は嫌気工程でのT-P放出量を表わしているが、式-(4)の関係およびS_r=S_{in}を仮定して式-(40)を得る。

$$\begin{aligned} (1+r_1) \cdot K_r \cdot X \cdot T_{AN} &= S_r / \lambda \\ &= (\sin Q/V) \cdot (V/V_{AN}) \cdot (1+r_1) \cdot V_{AN} / \{(1+r_1)/Q/\lambda\} \\ &= \varepsilon \cdot S_L \cdot T_{AN} = \varepsilon' \cdot L_L \cdot T_{AN} \end{aligned} \quad (40)$$

式-(38)の分母指数部のK_Pに関して、筆者らは、嫌気工程で摂取されたTOCのうち、微生物細胞の活動エネルギーとして利用されるTOC量の関数として表わさせることを見いだしてきた⁴⁾。

$$K_P = \gamma \cdot [TOC_{EN}] = \gamma \cdot \beta \cdot [TOC_{AN}] \quad (41)$$

また、嫌気工程では流入したTOCの大部分は嫌気的に摂取されるので、[TOC_{AN}]はTOC容積負荷に比例すると考えて、式-(42)で表わす。

$$K_P = \gamma \cdot \beta \cdot \zeta \cdot S_L = \gamma \cdot \beta \cdot \zeta' \cdot L_L \quad (42)$$

式-(42)より式-(38)は式-(43)としてまとめられる。

$$P_{OUT} = \{P_{in} + \varepsilon' \cdot L_L \cdot T_{AN} - (1+r_1) N_{\theta} \cdot K_r/K_N - (1/\phi) \cdot (1/\alpha') \cdot (1+R) \cdot L_L \cdot T_{AO}\} / \{(1+R) \cdot \exp(\gamma \cdot \beta \cdot \zeta' \cdot L_L \cdot X \cdot T_O) - R\} \quad (43)$$

2. 3 TOC除去率($\eta_{C,cal.}$), T-N除去率($\eta_{N,cal.}$)

およびT-P除去率($\eta_{P,cal.}$)計算式

本プロセスのTOC, T-N, T-P除去率をそれぞれ次のように定義する。

$$\eta_{C,cal.} = (S_{in} - S_{OUT}) / S_{in} \quad (44)$$

$$\eta_{N,cal.} = (A_{in} + N_{in} - (A_{OUT} + N_{OUT})) / (A_{in} + N_{in}) \quad (45)$$

$$\eta_{P,cal.} = (P_{in} - P_{OUT}) / P_{in} \quad (46)$$

式-(35), (36), (39)および(43)を式-(44), (45), (46)に代入して各除去率は式-(47), (48)および(49)で表わされる。

$$\eta_{C,cal.} = (1/S_{in}) \cdot \{(1+R) \cdot (\alpha K_N \cdot X \cdot T_{AO} + K_O \cdot X \cdot T_O) + (1+r_1) \cdot \{(\alpha + \lambda K_r/K_N) \cdot N_{\theta} - \lambda K_r \cdot X \cdot T_{AN}\}\} \quad (47)$$

$$\eta_{N,cal.} = (1/(A_{in} + N_{in})) \cdot \{N_{in} + (1+R) \cdot K_A \cdot X \cdot T_O - (1+R) \cdot K_A \cdot X \cdot T_O / (1+r_1) + (1+R) \cdot K_N \cdot X \cdot T_{AO} / (1+r_1)\} \quad (48)$$

$$\begin{aligned} \eta_{P,cal.} &= 1 - (1/P_{in}) \cdot \{P_{in} + \varepsilon' \cdot L_L \cdot T_{AN} - (1+r_1) N_{\theta} \cdot K_r/K_N \\ &\quad - (1/\phi) \cdot (1/\alpha') \cdot (1+R) \cdot L_L \cdot T_{AO}\} \\ &\quad / \{(1+R) \cdot \exp(\gamma \cdot \beta \cdot \zeta' \cdot L_L \cdot X \cdot T_O) - R\} \end{aligned} \quad (49)$$

3. 貯水槽付き回分式反応槽による室内実験

3. 1 実験装置実験条件など

(1) 実験装置

実験に使用した貯水槽付き回分式反応槽（以下回分式装置という）をFig. 2に示す。回分式装置は、プロペラ型攪拌機を備えた直径0.3mの円筒型反応槽（容積30l）と汚泥かき寄せ機を備えた直径0.3mの円筒型で底部がコーン状となった貯水槽および制御部から構成されている。回分式装置の運転は、嫌気工程90分（嫌気工程開始直後の1分間で基質の供給を行う）、無酸素工程30分、好気工程80分、沈殿20分、排水20分とし、1サイクルを240分とした。

この回分式装置では、排水時に反応槽内の硝化液23lが反応槽から流出し、7lが槽内に残留する。排水により貯水槽に移行した硝化液は貯水槽を満水にした後、処理水として貯水槽上部より流出する。貯水槽に残留した硝化液は無酸素段階に脱窒用として反応槽に返送される。返送量は循環比によって変化する。循環比（以下、Rとする）は1サイクルで脱窒される硝化液量（反応槽に残留する硝化液(7l)＋貯水槽に貯水する硝化液量）と流入基質との比として表わした。なお、貯水槽に貯水する硝化液量は $30 - \{7 + 30 / (1 + R)\}$ （単位：l）で決定される。

供試人工下水（基質）は、スキムミルクをベースに、窒素調整剤として塩化アンモニウムおよび尿素を、リン調整剤としてリン酸二水素カリウムを添加したものであり、2種類の濃度のものを調整した。高濃度の人工下水はTOC(BOD):T-N:T-P=106(200):40:8（以下、これを高濃度基質という）、低濃度の人工下水はTOC(BOD):T-N:T-P=53(100):20:4（以下、低濃度基質という）である。

（2）実験条件

1) 流入基質濃度を一定とした実験

① 高濃度基質供給の場合（以下、高濃度基質一定供給という）

この実験では、Rは0.5, 0.7, 1, 1.4, 2, 3の6段階に設定した。

② 低濃度基質供給の場合（以下、低濃度基質一定供給という）

この実験では、Rは1, 1.4, 2, 3の4段階に設定した。

2) 流入基質濃度を変動させた実験

3サイクルは低濃度基質を供給し（以下、変動・低濃度基質供給という）、次の3サイクルには高濃度基質を供給（以下、変動・高濃度基質供給という）することで負荷変動を与えた。Rは1, 1.4, 2, 3の4段階に設定した。

1) 2) いずれの実験においてもヒータとサーモスタットによって反応槽内水温は約24℃に保った。

（3）測定項目と測定方法

反応槽内の混合液試料を時間経過とともに1サイクルにわたって採取して、ろ過（ろ紙No. 5B使用）した検体について分析を行った。分析項目はTOC（一部BODについても測定）、 $\text{NO}_2\text{-N}$ と $\text{NO}_3\text{-N}$ の和（これを NOx-N とした）、T-N、およびT-Pである。この他、反応槽内で水温、DO、pHを連続測定した。

反応槽内微生物、流出した微生物、汚泥として引き抜いた微生物は、すべてVSSとして測定した。嫌気工程および好気工程に反応槽内からサイフォン管を用いて混合液試料各2検体（1検体当たり50ないし60ml）を採取して反応槽内VSS（以下、槽内VSSという）を測定した。VSS測定のための微生物の濃縮は遠心分離法（3,000rpm, 5分間）により、強熱は600℃の電気炉で60分間行った。

3. 2 実験結果（時系列的水質変化を中心として）

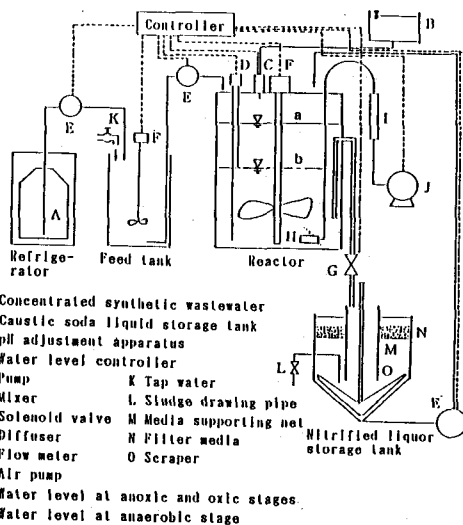


Fig. 2 Outline of Experimental Sequencing Batch Reacting Apparatus

1) 基質濃度の相違および変動による挙動

流入基質濃度を一定とした実験と流入基質濃度を変動させた実験について反応槽内混合液の時系列的変化を $R=1$ を例としてFig. -3に示す。高濃度基質一定供給では、基質流入直後の $\text{NO}_x\text{-N}$ は約 $4\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり、嫌気工程開始後3分以内に嫌気状態が形成された。低濃度基質一定供給と変動・低濃度基質供給とでは、基質流入直後の $\text{NO}_x\text{-N}$ はともに約 $2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり、嫌気工程開始後20分で反応槽は嫌気状態となった。変動・高濃度基質供給では、基質流入直後の $\text{NO}_x\text{-N}$ は約 $4\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり、嫌気状態が形成されたのは嫌気工程開始後15分であった。

嫌気工程において、槽内VSSからのT-P放出による槽内T-Pの上昇は高濃度基質一定供給で $19.8\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 、変動・高濃度基質供給で $19.4\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であり、嫌気状態の形成に遅れは見られたものの嫌気工程を90分とした場合にはT-P放出に関して有意な差は認められなかった。低濃度基質一定供給では槽内T-P濃度の上昇は $7.8\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ 、変動・低濃度基質供給では $7.2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ であった。低濃度基質供給では、基質濃度の変動の有無に関わらず、嫌気工程90分では槽内VSSからのT-P放出による槽内T-Pの上昇はほぼ同じであった。このT-Pの上昇は低濃度基質一定供給では高濃度基質一定供給の39%、変動・低濃度基質供給では変動・高濃度基質供給の37%であった。

無酸素工程では脱窒用硝化液が貯水槽から反応槽に返送されるが、この硝化液の一部はすでに貯水槽内で内生呼吸によって脱窒されていた。このためFig. -2に示した例では、無酸素工程開始時の $\text{NO}_x\text{-N}$ はいずれも $1\sim 2\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ にとどまっていた。

無酸素工程への硝化液の返送によって槽内T-Pは希釈率以上に低下していたが、これは $\text{NO}_x\text{-N}$ の存在下でのT-P摂取のためであったと考えられる。また、 $\text{NO}_x\text{-N}$ が0となった後、T-Pの再放出が認められた場合もあった。

好気工程では、硝化とT-P摂取反応が生じる。高濃度基質一定供給では硝化反応は好気工程開始後約60分で終了しており、約 $13\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ の $\text{NO}_x\text{-N}$ が生成した。低濃度基質一定供給および変動・高濃度基質供給および変動・低濃度基質供給では、硝化反応は60ないし70分で終了するが、好気工程終了時に2ないし $3\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ の Org. -N の残留が認められた。

槽内T-Pは、高濃度基質一定供給の場合、好気工程開始後約30分で0となった。低濃度基質一定供給の場合には、好気工程終了時(80分)に $0.8\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ のT-P残留が認められた。変動・低濃度基質供給では好気工程開始後約40分で0となり、変動・高濃度基質供給では好気工程終了時に $3\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ の残留が認められた。

2) T-N除去率($\eta_{\text{N, exd.}}$)およびT-P除去率($\eta_{\text{P, exd.}}$)の測定値に

R および L_L がおよぼす影響

① R が $\eta_{\text{N, exd.}}$ におよぼす影響

R と硝化液の脱窒による $\eta_{\text{N, exd.}}$ 、細胞合成による $\eta_{\text{N, exd.}}$ および系全体の $\eta_{\text{N, exd.}}$ との関係をFig. -4に示す。高濃度基質一定供給の場合では硝化液の脱窒による $\eta_{\text{N, exd.}}$ は理論値 $R/(1+R)$ を下回ったもののこれと同じ傾向を示した。 R の低下にともなって細胞合成による $\eta_{\text{N, exd.}}$ は高くなった。したがって系全体の

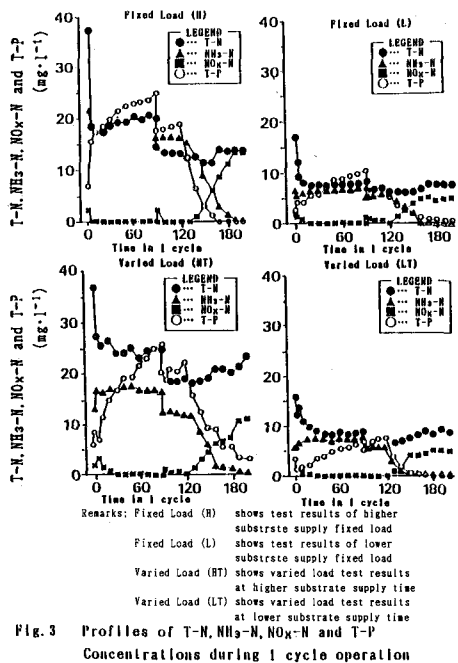


Fig. 3 Profiles of T-N, $\text{NH}_3\text{-N}$, $\text{NO}_x\text{-N}$ and T-P Concentrations during 1 cycle operation

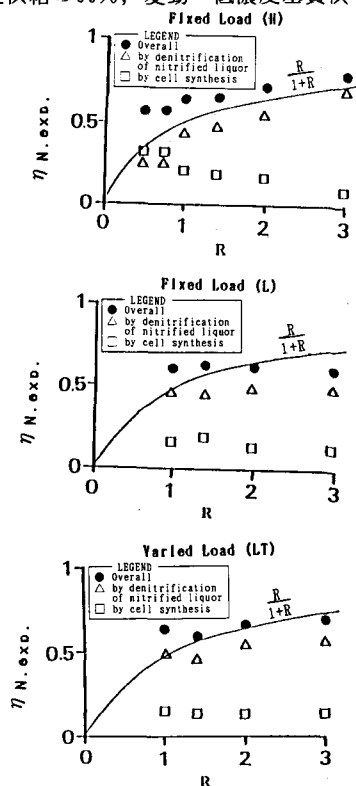


Fig. 4 R vs. $\eta_{\text{N, exd.}}$ by Laboratory Test Data

$\eta_{N,exo.}$ はRが0.5では0.55を下回らないし、Rが3でも0.78であった。

低濃度基質一定供給および変動・低濃度基質供給では、Rの如何に関わらず硝化液の脱窒による $\eta_{N,exo.}$ は約0.4、細胞合成による $\eta_{N,exo.}$ は約0.16ではほぼ一定となった。Rの如何に関わらず系全体の $\eta_{N,exo.}$ は約0.55で一定であった。これは硝化反応終了時に、槽内T-Nの10~40%がOrg.-Nとして残留したことが原因と考えられる。これは人工下水のTOCが低いのでOrg.-Nの加水分解が十分に行われなかったためと推察される。実施設による実験結果でも処理水T-Nに10~30%のOrg.-Nの残留が認められていた⁵⁾⁶⁾。これらの実験で用いられた都市下水の溶解性BODは僅かに16ないし40mg・l⁻¹であった。

②Rが $\eta_{p,exo.}$ におよぼす影響

Rと $\eta_{p,exo.}$ の関係をFig.-5に示す。図中の数字は槽内VSSである。高濃度基質一定供給ではRが1.4以下で、槽内VSSが5.6g・l⁻¹以上であれば $\eta_{p,exo.}$ は0.9以上である。Rが2以上では槽内VSSの影響を大きく受けており、槽内VSSが7.8g・l⁻¹以上では、 $\eta_{p,exo.}$ は0.83以上が得られた。槽内VSSが5.4g・l⁻¹以下では $\eta_{p,exo.}$ は0.5以下となった。

低濃度基質一定供給では、 $\eta_{p,exo.}$ はR=1で0.66ないし0.91であったが、Rが高くなるにしたがって $\eta_{p,exo.}$ は低下し、R=3では0.16以下であった。変動・低濃度基質供給と変動・高濃度供給では、いずれも低濃度基質一定供給と同じ傾向を示した。

③ L_L が $\eta_{N,exo.}$ および $\eta_{p,exo.}$ におよぼす影響

L_L と $\eta_{N,exo.}$ および $\eta_{p,exo.}$ の関係をFig.-6に示す。 L_L が0.15~0.6 kgBOD・m⁻³・d⁻¹の範囲において $\eta_{N,exo.}$ は0.55ないし0.75の範囲にあり、 L_L よりもRの影響を受けた。これに対して、 L_L が0.4kgBOD・m⁻³・d⁻¹までは $\eta_{p,exo.}$ は0.9以上が得られたが、 L_L の低下にしたがって $\eta_{p,exo.}$ も低下し、 L_L が0.15kgBOD・m⁻³・d⁻¹で $\eta_{p,exo.}$ は0となった。

4. $\eta_{N,cal.}$ および $\eta_{p,cal.}$ 計算式の係数決定

式-(48)と式-(49)のうちの K_N 、 K_F 、 α' 、 β 、 γ 、 ε' 、 ζ' 、 ϕ が実験によって決まる係数である。これらの係数は、室内実験により決定した。

4. 1 嫌気工程でのT-P放出と開始時の脱窒反応がT-P放出に及ぼす影響

式-(48)の $\varepsilon' \cdot L_L \cdot T_{AN}$ は嫌気工程でのT-P放出を表わしている。

$(1+r_1)N_B \cdot K_F / K_N$ は脱窒反応によって実質の T_{AN} が短くなる分に対応するT-P放出の減少量を示している。

嫌気工程での脱窒反応がT-P放出自体に影響しないのであれば、係数 ε は $L_L \cdot T_{AN}'$ とT-P放出量との関係から求められる。嫌気工程

90分とした実験結果から、 $L_L \cdot T_{AN}'$ とT-P放出量との関係をFig.-7に示す。両者には直線関係が認められ、係数 ε' は21.5が得られた。

T_{AN} を90分以外に設定した時にもこの関係が成り立つか否かを確かめるために、 T_{AN} を変化した実験を行った。実験は T_{AN} を60分と120分に設定し、高濃度基質一定供給の実験と同じ運転条件で行った。Fig.-7にこの実験の結果とRを記入してある。 T_{AN} 60分(⊕印)と120分(○印)の実験では、Rの増加と、 L_L の低下とともにT-P放出量は減少していた。また、Rが同一の場合、 T_{AN} 60分でのT-P放出は T_{AN} 120分の50ないし70%であった。Fig.-7より、嫌気工程のT-P放出量は $L_L \cdot T_{AN}$ に比例していることが見いだされた。

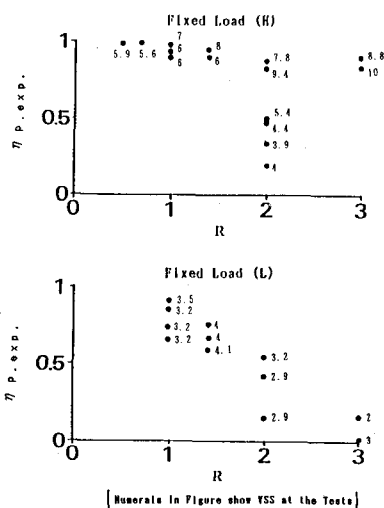


Fig. 5 R vs. $\eta_{p,exo.}$ by Laboratory Test Data

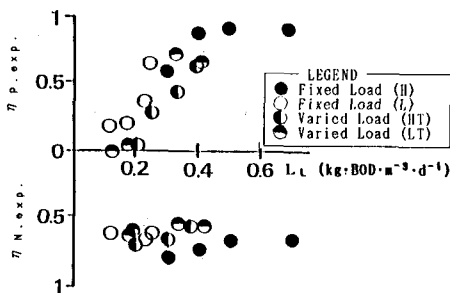


Fig. 6 L_L vs. Both $\eta_{N,exo.}$ and $\eta_{p,exo.}$ by Laboratory Test Data

K_r は式-(10)から、 $X \cdot T_{AN}$ とT-P放出による増加の関係から求められ、Fig. -8に示すように、直線関係が認められており、 K_r は0.89であった。

多くの実験では嫌気工程開始5分から10分までに脱窒反応は終了しており、脱窒速度は正確には計算できなかった。算出可能な1部の結果から脱窒反応速度係数 K_N を求めたところ0.8から1.9 $\text{mg-N} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{h}^{-1}$ であった。計算にはこれらの平均値として1.4 $\text{mg-N} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{h}^{-1}$ を用いることとした。

4. 2 無酸素工程での脱窒および NOx-N 存在下でのT-P摂取

無酸素工程での K_N は、筆者の既発表報文より

1.1 $\text{mg-N} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{h}^{-1}$ とした¹⁾。

無酸素工程では NOx-N の存在により、T-P摂取が起る。 NOx-N の減少量とT-P摂取量の関係をFig. -9に示す。両者には直線関係が認められ、係数 ϕ の逆数 ϕ^{-1} は0.86となった。T-P摂取1mg当りの NOx-N 減少量は1.16mgとなる。

また、 TOC_{AN} と L_L の関係から β' は0.78となり、 NOx-N 減少量と TOC 減少量の関係から α' は0.76となった。

4. 3 好気工程でのT-P摂取および摂取速度

嫌気工程で摂取される TOC_{AN} は、微生物細胞の活動エネルギーとして利用される部分 TOC_{EN} と細胞合成に利用される部分 TOC_{SN} に分けることができる。

式-(49)より、 TOC_{EN} と K_p との関係をFig. -10に示す。両者には直線関係が認められ、係数 γ は2となった。この TOC_{EN} は、 TOC_{AN} から TOC_{SN} を差し引いて求めることができる。 TOC_{AN} の槽内微生物への転換率は室内実験により0.69が得られたので、係数 β は0.31 ($=1-0.69$) となった⁴⁾⁷⁾。

5. 解析および考察

5. 1 $\eta_{N,cal.}$ および $\eta_{P,cal.}$ の計算

式-(47)により $\eta_{N,cal.}$ を計算する。式-(47)では $\eta_{N,cal.}$ は $X \cdot T_{AO}$ および $X \cdot T_0$ の関数として表わされた。T-N除去の行われる前提として硝化が良好に行われることが必要である。室内実験では硝化が完全に行われていたので、この計算にあっても100%の硝化が行われていたものとした。

$X \cdot T_{AO}$ と $\eta_{N,cal.}$ の関係をFig. -11に示す。高濃度基質一定供給および変動・高濃度基質供給の場合、 $X \cdot T_{AO}$ が3ないし5以上で $\eta_{N,cal.}$ は $R/(1+R)$ と等しくなった。低濃度基質一定供給および変動・低濃度基質供給の場合も $X \cdot T_{AO}$ が2.5ないし3以上で $\eta_{N,cal.}$ は $R/(1+R)$ と等しくなった。

次に、式-(48)により $\eta_{P,cal.}$ を計算する。 $\eta_{P,cal.}$ は $L_L \cdot X \cdot T_0$ の関数となっている。基質濃度および設定した R ごとに $L_L \cdot X \cdot T_0$ をパラメータにして $\eta_{P,cal.}$ を求めた。

$L_L \cdot X \cdot T_0$ と $\eta_{P,cal.}$ の関係をFig. -12に示した。高濃度基質一定供給で $R=1$ では $L_L \cdot X \cdot T_0$ が1.5を超えたときに $\eta_{P,cal.}$ は急激に立ち上がり、1に漸近していく。 $\eta_{P,cal.}$ の計算結果では、T-P除去が生じるのは高濃

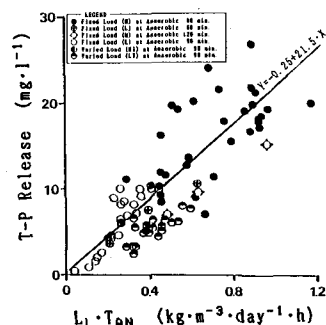


Fig. 7 $L_L \cdot T_{AN}$ vs. T-P Release

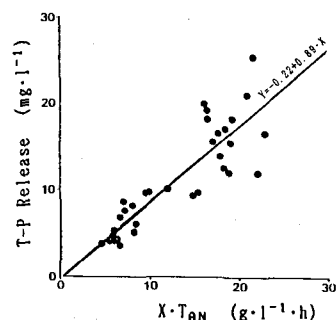


Fig. 8 $X \cdot T_{AN}$ vs. T-P Release

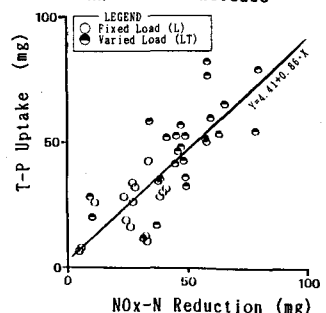


Fig. 9 NOx-N Reduction vs. T-P Uptake

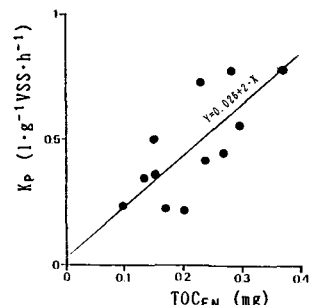


Fig. 10 TOC_{EN} vs. K_p

度基質一定供給の $R=1$ で $L_L \cdot X \cdot T_0$ が1.5, $R=3$ で0.6以上であった。また、同一の $L_L \cdot X \cdot T_0$ で $R=1$ と $R=3$ とでは、 $\eta_{p,cal.}$ は $R=3$ が上回っていた。これは嫌気工程におけるT-P放出量が、 $R=1$ の $18\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ (計算値) に対して $R=3$ では $9\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ (計算値) と小さかったことによると考えられる。

低濃度基質一定供給で R が2以上では、微生物汚泥への転換率が0.69から0.6に低下し⁷⁾、式-(49)の関係が成立しなくなるので、 $\eta_{p,cal.}$ の計算は $R=1.4$ 以下について行った。低濃度基質一定供給の場合、 $R=1$ では $L_L \cdot X \cdot T_0$ が0.7, $R=1.4$ では $L_L \cdot X \cdot T_0$ が0.6以上においてT-P除去が行われるという計算結果が得られた。高濃度基質一定供給と同様に $L_L \cdot X \cdot T_0$ が増加するにつれて $\eta_{p,cal.}$ は1に漸近して行った。

高濃度基質一定供給で $R=3$ と低濃度基質一定供給で $R=1$ とでは L_L が同一となるが、 $\eta_{p,cal.}$ は、前者が後者をやや上回った。前者では無酸素工程での NOx-N 減少量が1サイクルあたり 150mg (計算値) であるのに対して、後者では 80mg (計算値) であった。これはT-P摂取量が少なかったためと考えられる。

$\eta_{p,cal.}$ は、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が4以下で、急激に立ち上がっており、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ の僅かの変化で $\eta_{p,cal.}$ は大きく変動する。

負荷変動のある場合の $\eta_{p,cal.}$ は、Fig.-12に示した高濃度基質一定供給で $R=1$ と低濃度基質一定供給で $R=1.4$ の計算値によって囲まれる部分に位置していた。

5. 2 T_{AN} が $\eta_{p,cal.}$ に及ぼす影響

高濃度基質一定供給で $R=2$ を例に、 T_{AN} 60分、90分および120分とした場合の $\eta_{p,cal.}$ の計算結果をFig.-13に示した。 $\eta_{p,cal.}$ は、 T_{AN} 60分が90分をやや上回っていた。 T_{AN} を120分にした時は90分の値をやや下回ったものの、 T_{AN} は $\eta_{p,cal.}$ にはあまり大きく影響しないことが見いだされた。

さらに、高濃度基質一定供給で $R=2$ の条件下で T_{AN} 60分、90分および120分とした $\eta_{p,exp.}$ をFig-13に併記した。 T_{AN} 60分と90分の $\eta_{p,exp.}$ はほぼ同じ位置にプロットされた。 T_{AN} 120分の $\eta_{p,exp.}$ はばらつきが大きかったが、 T_{AN} 60ないし120分の範囲であれば $\eta_{p,cal.}$ は $\eta_{p,exp.}$ とほとんど差がなかった。

6. $\eta_{N,cal.}$ および $\eta_{p,cal.}$ 計算式の検証

室内実験の結果および都市下水と実施設を用いて行われた本プロセスの実験結果⁵⁾⁶⁾を用いて $\eta_{N,cal.}$ および $\eta_{p,cal.}$ 計算式の適合性について検証した。この実施設による実験結果は、鳥羽下水処理場および荒川左岸流域下水道浄化センターにおいて実施されたものであり、前者は槽内VSSが $1 \sim 1.1\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$, R が1.1~1.2, 嫌気工程開始から好気工程終

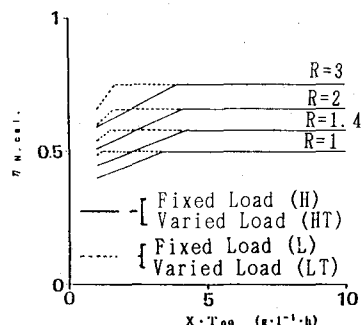


Fig. 11 $X \cdot T_{ao}$ vs. $\eta_{p,cal.}$ by Calculation

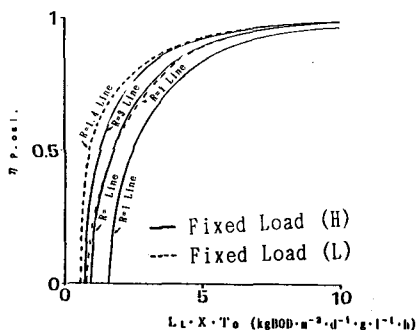


Fig. 12 $L_L \cdot X \cdot T_0$ vs. $\eta_{p,cal.}$ by Calculation

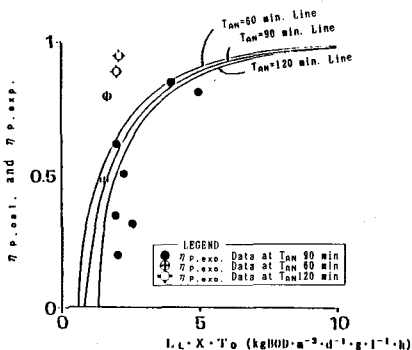


Fig. 13 $L_L \cdot X \cdot T_0$ vs. $\eta_{p,cal.}$ by Calculation and $\eta_{p,exp.}$ by Laboratory Test

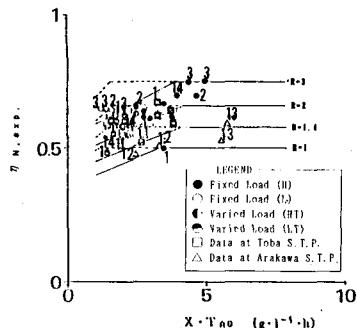


Fig. 14 $X \cdot T_{ao}$ vs. $\eta_{N,exp.}$ by Laboratory and STP Experimental Data

了までを9.6時間とした実験から得られたもので、後者は槽内VSSが $1.3 \sim 2.8 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ 、Rが1.2~1.3、嫌気工程開始から好気工程終了までを7.3時間とした実験より得られたものである。これらのうち、水温が 20°C 以上の実験結果を用いて $\eta_{N, \text{cal.}}$ および $\eta_{P, \text{cal.}}$ 計算式の検証を行った。

Fig. -14には $\eta_{N, \text{cal.}}$ と室内実験結果および実規模実験の結果⁵⁾⁶⁾との関係を示した。高濃度基質一定供給の実験結果は、 $X \cdot T_{A0}$ が2ないし3では、 $\eta_{N, \text{exp.}}$ は0.51ないし0.75の範囲であり、Rが1から3における $\eta_{N, \text{cal.}}$ と実験結果はほぼ一致したが、 $X \cdot T_{A0}$ が3以上では、 $\eta_{N, \text{exp.}}$ は0.6ないし0.7であり、 $R=1$ および1.4とした $\eta_{N, \text{exp.}}$ を $\eta_{N, \text{cal.}}$ がやや下回った。これは $\eta_{N, \text{cal.}}$ 計算式を求める際に、貯水タンクでの脱窒は生じないと仮定したが、実際には貯水タンク内で系全体での脱窒量の20~50%の脱窒が行われていたためである。

低濃度基質一定供給では、Rが1から3における実験結果は、 $X \cdot T_{A0}$ が1ないし2、 $\eta_{N, \text{exp.}}$ が0.55ないし0.65の範囲にあり、Rが1.4以下で $\eta_{N, \text{cal.}}$ は $\eta_{N, \text{exp.}}$ にほぼ一致した。Rが2以上では $\eta_{N, \text{cal.}}$ が $\eta_{N, \text{exp.}}$ を上回った。これは好気工程終了時に $0 \text{ g} \cdot \text{N}$ が $1 \sim 2.5 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ 残留したためと考えられる。

変動・高濃度基質供給および変動・低濃度基質供給では、Rが1から3における実験結果は、 $X \cdot T_{A0}$ が1ないし2で $\eta_{N, \text{exp.}}$ は0.51ないし0.67の範囲にあり、低濃度基質一定供給と同じ傾向を示していたが、ばらつきの巾は大きかった。実施設による実験結果は、Rが1.1ないし1.3、 $X \cdot T_{A0}$ が2.5ないし6の範囲で、 $\eta_{N, \text{exp.}}$ は0.46ないし0.65であった。実験結果にはばらつきはあるものの $R=1.4$ とした $\eta_{N, \text{cal.}}$ が $\eta_{N, \text{exp.}}$ に近似していた。

同様に、 $\eta_{P, \text{cal.}}$ と室内および実規模の実験結果との関係をFig. -15に示す。高濃度基質一定供給では、Rを1ないし3としたいずれも $L_L \cdot X \cdot T_0$ が1.4ないし6.8の範囲で、 $R=1$ とした $\eta_{P, \text{cal.}}$ が $\eta_{P, \text{exp.}}$ に近似していた。すなわち、Rが1.4から3での $\eta_{P, \text{cal.}}$ は $\eta_{P, \text{exp.}}$ をやや上回ったといえる。 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が1.4では $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0である。 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が4のとき $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0.85にまでに増加した。 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が6.8では $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0.96であり、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が4以上では、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ の変化に対する $\eta_{P, \text{exp.}}$ の変動は少なかった。

低濃度基質一定供給では、 $R=1.4$ の $\eta_{P, \text{cal.}}$ がRを1ないし2とした $\eta_{P, \text{exp.}}$ と $L_L \cdot X \cdot T_0$ 0.5ないし1.6の範囲で、ほぼ一致した。この実験結果では、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が0.8のとき $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0.2であるが、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が1.6となったとき、 $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0.9にまで急激に増加した。 $L_L \cdot X \cdot T_0$ の僅かな変化でも $\eta_{P, \text{exp.}}$ が大きく変動することが室内実験の結果からも確かめられた。Rを3とした場合は $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0であった。

変動・高濃度基質供給で、Rを1から3とした実験結果は、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が1.6ないし2.8で $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0.46ないし0.66であり、この実験結果には低濃度基質一定供給で $R=1$ とした $\eta_{P, \text{cal.}}$ がもっとも近似していた。変動・低濃度基質供給では、 $R=1$ ないし3とした実験結果は、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が1.5ないし3.2で、 $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0.55ないし0.75の範囲にあり、この $\eta_{P, \text{exp.}}$ には高濃度基質一定供給で $R=3$ とした $\eta_{P, \text{cal.}}$ がもっとも近似していた。前者が後者を下回ったのは、負荷変動が原因となり、高濃度基質が供給された時間帯で $\eta_{P, \text{exp.}}$ が低下したことによる。

実施設の実験結果は、流入下水の溶解性BODが $50 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ を上回っていた場合と下回っていた場合とに分けて扱った。前者では、Rを1.1ないし1.2とした実験結果であり、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が3で $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0.5、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が5で $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0.9となった。この実験結果と、低濃度基質一定供給で $R=1$ および $R=1.4$ とした $\eta_{P, \text{cal.}}$ とは一致しなかった。これは流入下水の溶解性BODが $50 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ を上回る場合はT-Pも $3.5 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ 以上ある場合が多く、T-P/BODが7/100となり室内実験のT-P/BOD(4/100)の約2倍となったことによると考えられる。後者は、Rを1.2ないし1.3とした実験結果であり、 $L_L \cdot X \cdot T_0$ が1.3から2.5の範囲で、 $\eta_{P, \text{exp.}}$ は0.46ないし0.9であった。低濃度基質一定供給で $R=1.4$ とした $\eta_{P, \text{cal.}}$ がこの実験結果とほぼ一致した。

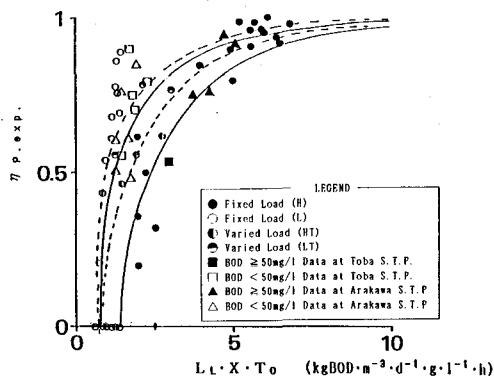


Fig. 15 $X \cdot T_{A0}$ vs. $\eta_{P, \text{exp.}}$ by Laboratory and STP Experimental Data

7. まとめ

嫌気・無酸素・好気プロセスにおいて、槽内VSS、BOD容積負荷、循環比、槽内滞留時間をパラメータに、 $\eta_{N,cal.}$ と $\eta_{P,cal.}$ の計算式として式-(48)、式-(49)を得た。さらに、本プロセスの室内実験結果および実施設による実験結果より、 $\eta_{N,cal.}$ および $\eta_{P,cal.}$ 計算式の適合性について検証を行った。得られた結果は以下のとおりである。

1) $\eta_{N,cal.}$ 計算式は $X \cdot T_{AO}$ および $X \cdot T_0$ の関数として、 $\eta_{P,cal.}$ 計算式は $L_L \cdot X \cdot T_0$ の関数として表わすことができた。室内実験の結果から式-(48)、式-(49)に含まれる各係数として $\alpha' = 0.76$, $\beta = 0.31$, $\gamma = 2$, $\varepsilon' = 2$, $\delta' = 0.78$ が得られた。

2) $\eta_{N,cal.}$ が $R/(1+R)$ と等しくなったのは、高濃度基質一定供給および変動・高濃度基質供給の場合には、 $X \cdot T_{AO}$ が3ないし5以上、低濃度基質一定供給および変動・低濃度基質供給の場合には $X \cdot T_{AO}$ が2.5ないし3以上であった。

3) T-N除去に関する高濃度基質一定供給実験の $R=1 \sim 3$ において、 $X \cdot T_{AO}=2 \sim 3$ では、 $\eta_{N,cal.}$ は $\eta_{N,exd.}$ とほぼ一致したが、 $X \cdot T_{AO}$ が3以上では特に $R=1 \sim 1.4$ の $\eta_{N,exd.}$ を $\eta_{N,cal.}$ が下回った。低濃度基質一定供給実験では、 $R=1 \sim 1.4$ では、 $\eta_{N,cal.}$ は $\eta_{N,exd.}$ とほぼ一致したが、 R が2以上ではOrg.-N残留のため $\eta_{N,exd.}$ は $\eta_{N,cal.}$ を0.1~0.15下回った。変動・高濃度基質供給および変動・低濃度基質供給実験では、低濃度基質供給実験と同様な結果が得られた。

4) T-P除去に関する、高濃度基質一定供給では、 $R=1$ とした $\eta_{P,cal.}$ は $\eta_{P,exd.}$ にほぼ一致した。 $R=1.4 \sim 3$ の $\eta_{P,cal.}$ は $\eta_{P,exd.}$ をやや上回った。低濃度基質一定供給では、 $R=1$ とした $\eta_{P,cal.}$ は $\eta_{P,exd.}$ をやや下回った。 $R=1.4$ とした $\eta_{P,cal.}$ は $\eta_{P,exd.}$ とほぼ一致したが、 $R=2$ の場合は $\eta_{P,cal.}$ が $\eta_{P,exd.}$ をやや上回った。 $R=3$ ではT-P除去が行われなかった。変動・高濃度基質および変動・低濃度基質供給実験の $R=1 \sim 3$ とした $\eta_{P,cal.}$ は $\eta_{P,exd.}$ と一致しなかった。低濃度基質一定供給で $R=1$ とした $\eta_{P,cal.}$ が $\eta_{P,exd.}$ に最も近似し、高濃度一定供給で $R=3$ とした $\eta_{P,cal.}$ が $\eta_{P,exd.}$ に最も近似した。

5) 実施設での実験は、 $R=1.1 \sim 1.3$ で行われた。この実験で流入下水の溶解性BODが $50 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ を上回っていた場合には、 $L_L \cdot X \cdot T_0=3$ で $\eta_{P,exd.}$ は0.5、 $L_L \cdot X \cdot T_0=5$ で $\eta_{P,exd.}$ は0.9となった。これらの $\eta_{P,exd.}$ は、低濃度基質一定供給($R=1 \sim 1.4$)の $\eta_{P,cal.}$ とは一致しなかった。この理由は、流入下水の溶解性BODが $50 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ を上回る場合にはT-Pも $3.5 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ 以上あり、そのT-P/BODが7/100で、室内実験の約2倍であったためと考えられる。流入下水の溶解性BODが $50 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ を下回っていた場合には、 $L_L \cdot X \cdot T_0=1.3 \sim 2.5$ で、 $\eta_{P,exd.}$ は0.46ないし0.9であった。この $\eta_{P,exd.}$ は、低濃度基質一定供給($R=1 \sim 1.4$)の $\eta_{P,cal.}$ とほぼ一致した。

謝辞

本研究の検証に使用した本プロセスの実施設でのデータは日本下水道事業団技術開発部および京都市下水道局から提供をいただいたものである。ここに深甚の謝意を表す次第である。なお、本研究の一部は文部省科学研究費補助(一般研究(C)、課題番号01550429)を受けたことを付記する。

記号表

A_i, N_i, P_i, S_i : 嫌気タンクにおける各セルの $\text{NH}_3\text{-N}$, NOx-N , T-PまたはTOC濃度(但し, $1 \leq i \leq l$) ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$)

A_j, N_j, P_j, S_j : 無酸素タンクにおける各セル $\text{NH}_3\text{-N}$, NOx-N , T-PまたはTOC濃度(但し, $1 \leq j \leq m$) ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$)

A_k, N_k, P_k, S_k : 好気タンクにおける各セルの $\text{NH}_3\text{-N}$, NOx-N , T-PまたはTOC濃度(但し, $1 \leq k \leq l$) ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$)

A_0, N_0, P_0, S_0 : 嫌気タンク入口における $\text{NH}_3\text{-N}$, NOx-N , T-PまたはTOC濃度 ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$)

$A_{l+0}, N_{l+0}, P_{l+0}, S_{l+0}$: 無酸素タンク入口における $\text{NH}_3\text{-N}$, NOx-N , T-PまたはTOC濃度 ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$)

K_A : 硝化反応速度係数 ($\text{mg} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{h}^{-1}$)

K_N : 脱窒反応速度係数 ($\text{mg} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{h}^{-1}$)

K_P : T-P摂取反応速度係数 ($\text{l} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{h}^{-1}$)

K_r : T-P放出反応速度係数	$(\text{mg} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{h}^{-1})$	
L_L : BOD容積負荷	$(\text{kgBOD} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1})$	
l, m, n : 嫌気タンク, 無酸素タンクまたは好気タンクの文割数		
$\text{NO}_x\text{-N} : \text{NO}_x\text{-N} = \text{NO}_2\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}$	$(\text{mg} \cdot \text{l}^{-1})$	T_{AN} : 嫌気タンクの滞留時間 ($T_{AN} = l \cdot t_{AN}$) (h)
Q : 流量	$(\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1})$	T_{AO} : 無酸素タンクの滞留時間 ($T_{AO} = m \cdot t_{AO}$) (h)
R : 循環比 ($R = r_1 + r_2$)		V_{AO} : 無酸素タンク容積 ($V_{AO} = m \cdot v_{AO}$) (m^3)
r_1 : 汚泥返送比		V_O : 好気タンク容積 ($V_O = n \cdot v_O$) (m^3)
r_2 : 硝化液返送比		V_O : 好気タンク容積 ($V_O = n \cdot v_O$) (m^3)
S_L : TOC容積負荷	$(\text{kgTOC} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1})$	X : 槽内微生物濃度 ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$)
T_{AN} : 嫌気状態の継続時間	(h)	
dA/dt : 硝化速度	$(\text{mg} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1})$	dS/dt : TOC減少速度 ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)
dN/dt : 脱窒速度	$(\text{mg} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1})$	dR/dt : T-P放出速度 ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)
dP/dt : T-P摂取速度速度, ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)		
δP : T-P摂取量	(mg)	
δN : 脱窒素量	(mg)	
α : 単位 $\text{NO}_x\text{-N}$ を除去するのに必要なTOC		
α' : 単位 $\text{NO}_x\text{-N}$ を除去するのに必要なBOD		
β : TOC_{AN} のうち TOC_{EN} の割合		
γ : $K_P = \gamma \cdot \text{TOC}_{EN}$ によってきまる係数	$(\text{l} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{mg}^{-1})$	
ε : T-P放出量と $S_L \cdot T_{AN}$ によって決まる係数	$(\text{d} \cdot \text{mg} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{g}^{-1})$	
ε' : T-P放出量と $L_L \cdot T_{AN}$ によって決まる係数	$(\text{d} \cdot \text{mg} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{g}^{-1})$	
ζ : $\text{TOC}_{AN} = \zeta \cdot S_L$ によって決まる係数	$(\text{l} \cdot \text{d} \cdot \text{mg} \cdot \text{g}^{-1})$	
ζ' : $\text{TOC}_{AN} = \zeta' \cdot L_L$ によって決まる係数 但し, $\zeta = (106/200) \cdot \zeta'$	$(\text{l} \cdot \text{d} \cdot \text{mg} \cdot \text{g}^{-1})$	
ϕ : 単位T-Pを摂取するのに必要な $\text{NO}_x\text{-N}$		
λ : T-P単位量を放出するのに必要なTOC		
$\eta_{C.cal.}, \eta_{N.cal.}, \eta_{P.cal.}$: 計算によって得られるTOC, T-N, またはT-P除去率		
$\eta_{C.exp.}, \eta_{N.exp.}, \eta_{P.exp.}$: 実験によって得られるTOC, T-N, またはT-P除去率		

参考文献

- 1) 出口 浩, 柏谷 衛, 日下 成人: 粒子状媒体添加室内回分式処理装置による嫌気・無酸素・好気プロセスの実験, 水質汚濁研究, Vol. 10, No. 9, pp. 44-53, 1987
- 2) Walter K. Johnson: Process Kinetics for Denitrofication, ASCE, SA4, pp. 623-634, 1972
- 3) 田中 和博: 循環式硝化脱窒プロセスの解析的研究, 東京大学学位論文, (1981)
- 4) 出口 浩, 柏谷 衛: 嫌気・無酸素・好気プロセスにおけるリン除去特性に関する一考察, 土木学会第43回年次学術講演会
- 5) 京都市下水道局, 嫌気好気活性汚泥法実験報告書, pp. 66, 1985
- 6) 生物学的高度処理法研究会: 琵琶湖流域下水道浄化センター高度処理実施設計のための基本調査報告書, 日本下水道事業団, 試験部報告58-011, pp. 12, 1984
- 7) 勝間田 純一郎, 出口 浩, 柏谷 衛: 嫌気・無酸素・好気プロセスによる窒素およびリンの除去, 第27回下水道研究発表会講演集