

単一槽高負荷脱窒素反応器のモデル化と操作因子に関する研究

津野 洋*・宗宮 功**・山田登志夫***・
西村文武****

本研究では良好な処理成績で運転されている単一槽高負荷脱窒素システムについて処理特性をシミュレートしうる数理モデルを作成した。モデルは反応槽を無酸素ゾーンおよび好気性ゾーン(2区画)に分け、各々の区画につき有機物除去および硝化・脱窒ながらびにこれらに関与する微生物増殖を組み込んだ詳細なものである。この数理モデルの検証を行うとともに、操作因子について検討を行い、その結果 HRT が4.5日で中区画での DO 濃度が 1 mg/l 程度で運転されることが、処理性および安定性から適切であることを示した。

Key Words: mathematical model, single high-loaded denitrification reactor, night soil treatment, removal of organic matter, nitrification, denitrification

1. はじめに

湖沼や内湾などの富栄養化防止、水道水源や農業用水源の保全などのために、し尿処理においても有機物のみならず窒素の除去が必要かつ重要となり、生物学的硝化・脱窒法が活用されている。し尿処理においては、有機物が高濃度であることから、反応槽内に局部的な嫌気性ゾーンや好気性ゾーンを出現させやすく、有機物除去、硝化および脱窒の各反応を並行して生じさせうることが知られており、これを活用したし尿処理法が開発されている^{1),2)}。これらの中で、単一槽高負荷脱窒素反応器では、同一生物反応槽内に好気性ゾーンと無酸素ゾーンを確実に形成させ、かつ大量の水を循環して疑似完全混合状態を作り出すことにより、従来の硝化・脱窒処理法では2槽の反応槽を使用していた欠点を克服するとともに高率の有機物除去と窒素除去を行わしめている。しかしながら、その反応器の中で生じている各種機構については定量的に把握されておらず、設計・操作は経験に基づいている状況である。

本研究では、単一槽高負荷脱窒素反応器で生じている反応機構のモデル化を行い、効率よく有機物および窒素の処理が行われているし尿処理場における処理特性把握の調査によりモデルの検証を試みるとともに、その数理モデルを用いて操作因子の検討を試みた。この数理モデルは、有機物除去、硝化、脱窒および関連微生物の増殖の各過程が組み込まれたものである。これらの各過程は下水処理の分野では各々別個にモデル化され検討されている³⁾が、すべての過程の相互関連も含めて結合し、し尿処理反応器中の反応機構を組み込んだ詳細なモデルは

見当たらない。またし尿という高濃度のものを対象にすることから各反応の影響が敏感であり、これらの各過程の相互関連を表現しうるモデルは、モデルの開発の観点からも意義のあるものと考えられる。

2. し尿処理施設の概要

本研究で対象にしたし尿処理場では、生し尿と浄化槽汚泥が 7:1 の比で処理されている。このし尿・浄化槽汚泥(以下「し尿等」という)は、沈砂タンクで砂や金属類が沈降分離され、また破碎ポンプ・細目スクリーンで夾雑物(し渣)が除去された後、生物反応槽に投入され、有機物分解および窒素除去(硝化・脱窒)がなされる。反応槽からの流出水は分離槽で貯留され、一部は微生物供給のために反応槽に返送され、残りは脱水機にかけられ液と汚泥に分離される。

その生物反応槽の概略を図-1 に示す。反応槽は、容積 270 m³ で水深 10.2 m の豊型であり、底部より混合液が頂部に大量に循環される構造となっている。また、循環液とともに上部より空気が勢いよく噴射され(エジェクター方式)，それは上部約 1/3 のところまで到達し、その部分には好気性ゾーンが現出される。下部約 1/3 の部分は上部の噴射流が直接到達しないようになっており、また流入水(し尿等)をこの部分に流入せしめて、この部分は無酸素ゾーンが現出しうるようになっている。分離槽への引き抜きは反応槽の中部よりなされている。分離槽から反応槽への返送は、沈殿汚泥と浮上汚泥の両者でなされており、前者は反応槽の底部に、また後者は反応槽の上部になされている。なお、分離槽の容積は 60 m³ であるが、二つの生物反応槽で共通に用いられている。

反応槽へのし尿等の流入は間欠流入方式が採用されており、調査期間中では 60 分サイクルにセットされていた。すなわち、し尿等の流入は初期の 23 分間でなされ、

* 正会員 工博 京都大学助教授 工学部衛生工学科
(〒606-01 京都市左京区吉田本町)

** 正会員 工博 京都大学教授 工学部衛生工学科

*** 正会員 工博 アカカ工業(株)技術研究所

**** 学生会員 工修 京都大学大学院工学研究科

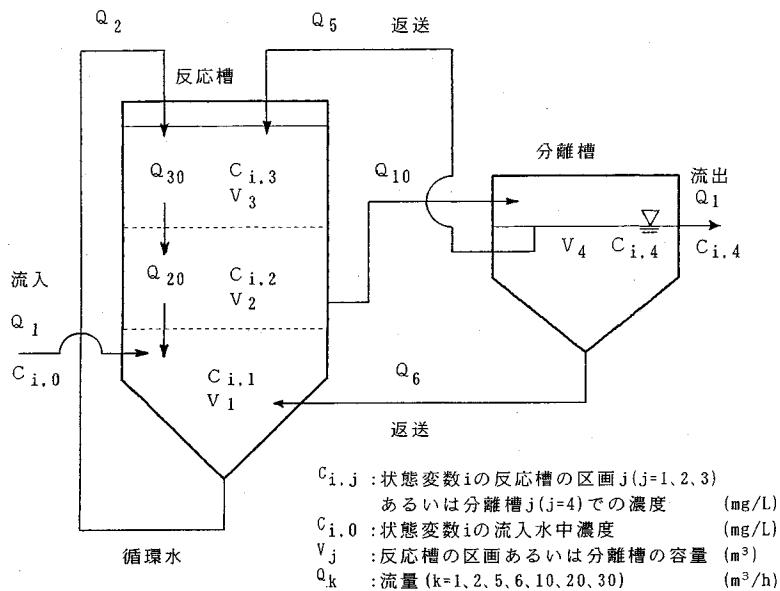


図-1 反応槽および分離槽の概略

表-1 状態変数の物質収支式

$$V_i \frac{dC_{i+1}}{dt} = Q_1 C_{i+0} + W_1 Q_6 C_{i+4} + Q_{20} C_{i+2} - Q_2 C_{i+1} + V_i F_{i+1} \quad (4)$$

$$\frac{dC_{1,2}}{dt} = Q_{30}C_{1,3} - Q_{20}C_{1,2} - Q_{10}C_{1,2} + V_2F_{1,2} \quad (5)$$

$$V_3 \frac{dC_{1,3}}{dt} = Q_2 C_{1,1} + W_2 Q_5 C_{1,4} - Q_{30} C_{1,3} + V_3 F_{1,3} \quad (6)$$

$$\frac{dC_{1,4}}{dt} = Q_{10}C_{1,2} - Q_1C_{1,4} - W_2Q_5C_{1,4} - W_1Q_6C_{1,4} \quad (7)$$

E_i: i-反応槽区画iでの状態変数iの生成速度

残りの37分間は流入を休止するというサイクルに設定されていた。1サイクルでのし尿等の流入量は、ほぼ一定で $2.5\text{ m}^3/\text{h}$ であった。この値を用いると、反応槽内の流入水量ベースでの水理学的滞留時間は4.5日となる。分離槽から反応槽への汚泥返送は、調査期間中はほぼ一定であり、沈殿汚泥と浮上汚泥で各々 2.4 および $3.6\text{ m}^3/\text{h}$ であった。これらを加味すると、反応槽での実質的な滞留時間は、1.3日である。反応槽への空気量は、 $1,100\sim 1,300\text{ m}^3/\text{h}$ の範囲であった。また槽内の混合液の循環量は $27\text{ m}^3/\text{分}$ であり、生物反応槽内での循環は10分に1度となる。

3. 数理モデル

(1) 流動モデルと物質収支式

反応槽は、その構造および想定操作条件より、好気性ゾーン、微好気性ゾーンおよび無酸素ゾーンを設定するように三つの区画に分割する(図-1)。底部より頂部に向かって区画1、2および3とし、その容積は各々 $V_1 = 94 \text{ m}^3$ および $V_2 = V_3 = 88 \text{ m}^3$ とする。そして、①反応槽の各区画および分離槽では完全混合である、ならびに②各槽はオーバーフロー調節にて水容積の変化なく、また各区画の容積も変化しないと仮定する。このような仮定の下では、以下の水量収支式が成立する。

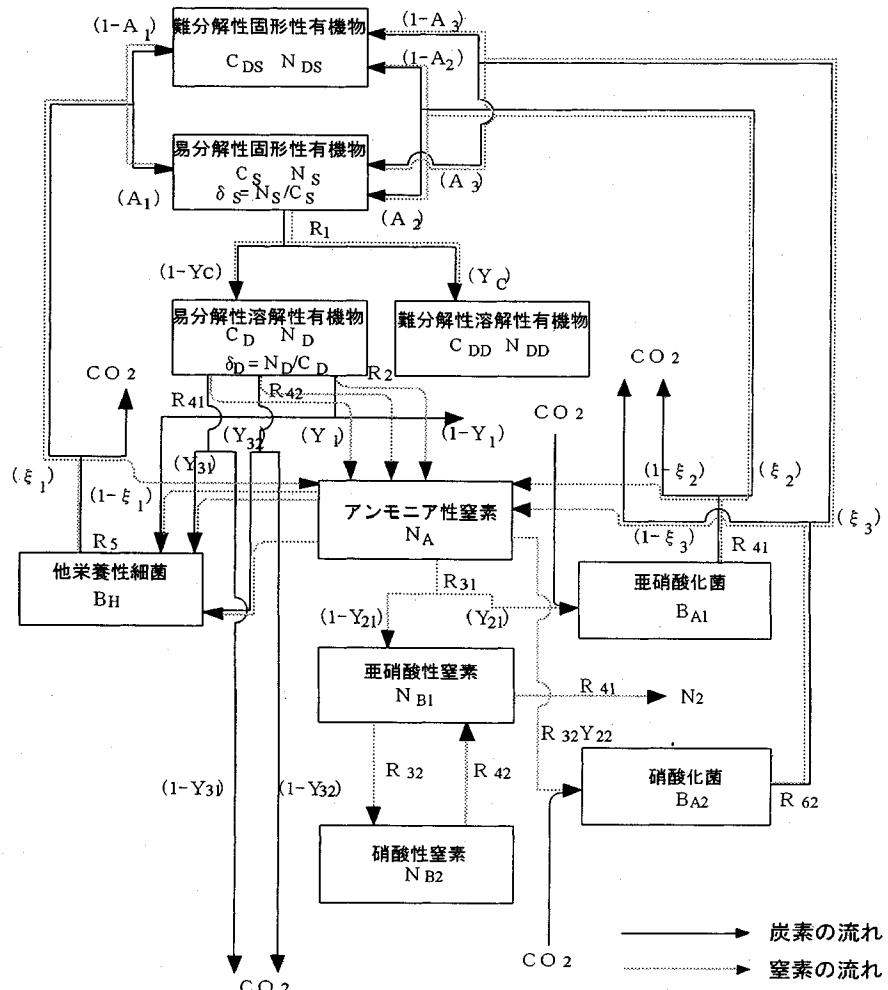


図-2 物質変換モデル概念図

ここで、 Q_k は図-1に示される箇所での水量 (m^3/h) であり、各式の右辺の Q_k の値は実測される。また、分離槽からの流出量は Q_1 となる。

反応槽の各区画および分離槽 j (図-1 参照) での状態変数 i の濃度 $C_{i,j}$ の時間的変動は、各区画や分離槽での物質収支式により示される。それらの収支式は、反応器の区画 j での状態変数 i に関する生成速度を $F_{i,j}$ とし、また分離槽では変換反応は生じないと仮定すると表-1 に示されるようになる。

(2) 反応機構のモデル

生物反応槽で生じている主な機構を組み込んだ反応機構モデルを作成した。図-2に物質変換モデルの概念図を示す。状態変数として、亜硝酸化菌 (B_{A1})、硝酸化菌 (B_{A2})、他栄養性細菌 (B_H)、難分解性固形性有機物(炭素 C_{DS} 、窒素 N_{DS})、易分解性固形性有機物(炭素 C_S 、窒素 N_S)、難分解性溶解性有機物(炭素 C_{DD} 、窒

素 N_{DD}), 易分解性溶解性有機物 (炭素 C_D , 窒素 N_D), アンモニア性窒素 (N_A), 垂硝酸性窒素 (N_{B1}), および硝酸性窒素 (N_{B2}) を設定した。なお, アルカリ度は反応器中で常時 500 mg/l 前後で存在していたので十分あると仮定した。また溶存酸素は制御因子として与えることとした。

モデルに含まれる各状態変数の変換過程は、易分解性固形性有機物質の易分解性および難分解性の溶解性有機物への可溶化、易分解性溶解性物質の無機化（アンモニア性窒素の生成）と他栄養性細菌の増殖、アンモニア性窒素の亜硝酸化と亜硝酸化菌の増殖、亜硝酸性窒素の硝酸化と硝酸化菌の増殖、硝酸性窒素の亜硝酸性窒素への還元および亜硝酸性窒素の脱窒とこれらの還元に伴う有機物除去および他栄養性細菌の増殖、ならびに各細菌の易分解性および難分解性の固形性有機物への自己分解である。

反応速度の数式表現に当たっては、関与する基質など

表-2 関与する反応過程とその変化速度の数式表現

反応過程	反応速度式
1. 易分解性固形性 有機物の可溶化過程	$R_1 = k_s \cdot \frac{C_s}{K_s + C_s} \cdot B_H$ (8)
2. 易分解性溶解性 有機物の摂取過程	$R_2 = k_c \cdot \frac{C_D}{K_c + C_D} \cdot \frac{D_O}{K_{DOL} + D_O} \cdot B_H$ (9)
3. 硝化過程 3-1 アンモニア性窒素酸化過程	$R_{31} = k_{NA} \cdot \frac{N_A}{K_{NA} + N_A} \cdot \frac{D_O}{K_{DON} + D_O} \cdot B_{A1}$ (10)
3-2 亜硝酸性窒素酸化過程	$R_{32} = k_{NAA} \cdot \frac{N_{B1}}{K_{NAA} + N_{B1}} \cdot \frac{D_O}{K_{DONA} + D_O} \cdot B_{A2}$ (11)
4. 脱窒過程 4-1 亜硝酸性窒素還元過程	$R_{41} = k_{NB1} \cdot \frac{N_{B1}}{K_{NB1} + N_{B1}} \cdot \frac{C_D}{K_{CD} + C_D} \cdot \frac{K_{DOD}}{K_{DOD} + D_O} \cdot B_H$ (12)
4-2 硝酸性窒素還元過程	$R_{42} = k_{NB2} \cdot \frac{N_{B2}}{K_{NB2} + N_{B2}} \cdot \frac{C_D}{K_{CD} + C_D} \cdot \frac{K_{DOD}}{K_{DOD} + D_O} \cdot B_H$ (13)
5. 他栄養性細菌自己分解過程	$R_5 = k_5 \cdot \frac{D_O}{K_{DOB1} + D_O} \cdot B_H$ (14)
6. 自栄養性細菌自己分解過程 6-1 アンモニア酸化細菌	$R_{61} = k_{61} \cdot \frac{D_O}{K_{DOB2} + D_O} \cdot B_{A1}$ (15)
6-2 亜硝酸酸化細菌	$R_{62} = k_{62} \cdot \frac{D_O}{K_{DOB3} + D_O} \cdot B_{A2}$ (16)

の影響が、半飽和定数（Michaelis 定数）の値によって 0 次反応から 1 次反応までを表示でき、換算係数の簡略化ができる、また速度がマイナスとなることを防止しうるので、Michaelis-Menten 型（以下 M-M 型と略記する）で表示することとした。易分解性固形性有機物質の可溶化速度 ($R_1 \text{ mg COD/(l\cdot h)}$) はその濃度に M-M 型で関与し他栄養性細菌濃度に比例するとし、易分解性溶解性物質の無機化（摂取）速度 ($R_2 \text{ mg COD/(l\cdot h)}$) はその濃度および溶存酸素濃度の影響を M-M 型で受け他栄養性細菌濃度に比例するとして表示した。アンモニア性窒素の亜硝酸化速度 ($R_{31} \text{ mg N/(l\cdot h)}$) はその濃度および溶存酸素濃度の影響を M-M 型で受け亜硝酸化細菌濃度に比例するとし、亜硝酸性窒素の硝酸化速度 ($R_{32} \text{ mg N/(l\cdot h)}$) はその濃度および溶存酸素濃度の影響を M-M 型で受け硝酸化細菌濃度に比例するとして表示した。亜硝酸性窒素の脱窒および硝酸性窒素の亜硝酸性窒素への還元の速度 ($R_{41}, R_{42} \text{ mg N/(l\cdot h)}$) は各々亜硝酸性窒素あるいは硝酸性窒素の濃度および有機物濃度に M-M 型で影響を受けるとし、溶存酸素の影響は飽和型

の阻害関数で表示しうるとし、また他栄養性細菌濃度に比例するとして式示した。そして各細菌の固形性有機物への自己分解速度 ($R_5, R_{61}, R_{62} \text{ mg COD/(l\cdot h)}$) は、各々の細菌濃度に関して一次で、また溶存酸素濃度に M-M 型で影響を受けるとした。各過程の変化速度の数式表現を表-2 に示し、また表-3 に使用した諸係数の説明と文献等より得られたそれらの値を示す^{4)~8)}。これらの値は、硝化に関する半飽和定数の値以外は下水処理の分野で知られている値である。

各区画 j での各状態変数 i の生成速度 $F_{i,j}$ は、図-2 に示される関連する速度に収率、変換割合を乗じたものの加算で示されるが、その 1 部を表-4 に示す。

4. 調査内容

作成した数理モデルの妥当性を検証するために、流動特性および処理特性に関する実処理施設調査を行った。

流動調査では、トレーサ物質として溶解性 ($W_1=1, W_2=1$) で保存性 ($F_{i,j}=0$) の塩化リチウムを用い、その濃度の δ 応答解析を試みた。すなわち塩化リチウム 5

表-3 諸係数一覧表

記号	(単位)	説明	採用値
k_s	mgCOD/(mgB _H ·h)	速度定数 固形性易分解性有機基質最大可溶化反応速度定数	0.018
k_c	mgCOD/(mgB _H ·h)	溶解性易分解性有機基質最大摂取速度定数	0.025
k_{NA}	mgN/(mgB _A ·h)	アノニア性窒素最大硝化速度定数	0.3
k_{NAA}	mgN/(mgB _A ·h)	亜硝酸性窒素最大硝化速度定数	0.35
k_{NB1}	mgN/(mgB _H ·h)	亜硝酸性窒素最大脱窒速度定数	0.025
k_{NB2}	mgN/(mgB _H ·h)	硝酸性窒素最大異化的還元速度定数	0.025
k_5	1/hr	他栄養細菌自己分解定数	0.0015
k_{61}	1/hr	亜硝酸化菌自己分解定数	0.005
k_{62}	1/hr	硝酸化菌自己分解定数	0.005
半飽和定数 (Michaelis定数)			
K_s	mgCOD/L	(固形性易分解性有機基質可溶化、基質)	3000
K_{DOL}	mgO ₂ /L	(溶解性易分解性有機基質摂取、DO)	0.5
K_c	mgCOD/L	(溶解性易分解性有機基質摂取、基質)	80
K_{DON}	mgO ₂ /L	(亜硝酸化、DO)	2
K_{DONA}	mgO ₂ /L	(硝酸化、DO)	3
K_{NA}	mgN/L	(亜硝酸化、NH ₄ ⁺ -N)	10
K_{NAA}	mgN/L	(硝酸化、NH ₄ ⁺ -N)	10
K_{CD}	mgCOD/L	(脱窒、基質)	80
K_{DOD}	mgO ₂ /L	(脱窒、DO)	0.5
K_{NB1}	mgN/L	(脱窒、NO ₂ ⁻ -N)	0.5
K_{NB2}	mgN/L	(異化的還元、NO ₃ ⁻ -N)	0.5
K_{DOB1}	mgO ₂ /L	(他栄養性微生物自己分解、DO)	0.5
K_{DOB2}	mgO ₂ /L	(亜硝酸菌自己分解、DO)	0.5
K_{DOB3}	mgO ₂ /L	(硝酸菌自己分解分解、DO)	0.5
変換割合			
ξ_1	-	他栄養性微生物の自己分解のうち固形性 有機基質に戻る割合	0.3
ξ_2	-	亜硝酸菌の自己分解のうち固形性 有機基質に戻る割合	0.3
ξ_3	-	硝酸菌の自己分解のうち固形性 有機基質戻る割合	0.3
A_1	-	他栄養性微生物の自己分解のうち難分解性 固形性有機基質に戻る割合	0.5
A_2	-	亜硝酸菌の自己分解のうち難分解性 固形性有機基質に戻る割合	0.5
A_3	-	硝酸菌の自己分解のうち難分解性 固形性有機基質に戻る割合	0.5
Y_c	-	固形性易分解性有機基質の可溶化のうち難分解性 溶解性有機物になる割合	0.01
収率			
Y_1	mg同化COD/mg摂取COD	(他栄養性細菌の有機物好気性分解時の収率)	0.5 *
Y_{21}	mg同化N/mg摂取N	(亜硝酸菌の収率)	0.0181*
Y_{22}	mg同化N/mg硝化N	(硝酸菌の収率)	0.0024*
Y_{31}	mg同化COD/mg摂取COD	(他栄養性細菌の亜硝酸脱窒時の収率)	0.3 *
Y_{32}	mg同化COD/mg摂取COD	(他栄養性細菌の硝酸脱窒時の収率)	0.1 *
α_{1NC}	mgCOD/mgN	亜硝酸脱窒のための必要有機基質	2.449 *
α_{2NC}	mgCOD/mgN	硝酸の異化的還元のための必要有機基質	1.267 *
γ_{CN}	mgN/mgCOD	微生物の窒素含有率	0.0875*
γ_{NC}	mgCOD/mgN	=1/γ _{CN}	11.43 *
W_1	-	分離槽での沈降濃縮率	固形性物質 溶解性物質 1.48 *** 1.00 ***
W_2	-	分離槽での浮上濃縮率	固形性物質 溶解性物質 1.71 *** 1.00 ***

* 化学量論的考察より算出^{3) 4) 5)} ** 実測データより

表-4 各状態変数の生成速度式の表示例

易分解性溶解性 有機物 $C_{D,j}$	$F_{CD,j} = R_{1,j}(1-Y_c) - R_{2,j} - R_{41,j}\alpha_{1NC} - R_{42,j}\alpha_{2NC}$ (17)
アノニア性窒素 $N_{A,j}$	$F_{NA,j} = R_{2,j}\delta_{D,j} - Y_{1j}R_{2,j}\gamma_{CN} - R_{31,j} - R_{32,j}Y_{22} - R_{41,j}Y_{31}\alpha_{1NC}\gamma_{CN} - R_{42,j}Y_{32}\alpha_{2NC}\gamma_{CN} + (R_{41,j}\alpha_{1NC} + R_{42,j}\alpha_{2NC})\delta_{D,j} + (1-\xi_1)R_{5,j}\gamma_{CN} + (1-\xi_2)R_{61,j}\gamma_{CN} + (1-\xi_3)R_{62,j}\gamma_{CN}$ (18) ただし $\delta_{D,j} = N_{D,j}/C_{D,j}$
亜硝酸性窒素 $N_{B1,j}$	$F_{NB1,j} = R_{31,j}(1-Y_{21}) - R_{41,j} + R_{42,j} - R_{32,j}$ (19)
他栄養性細菌 $B_{H,j}$	$F_{BH,j} = R_{2,j}Y_1 + R_{41,j}Y_{31}\alpha_{1NC} + R_{42,j}Y_{32}\alpha_{2NC} - R_{5,j}$ (20)

表-5 実測値とシミュレーション結果との比較

項目	単位	流入水中濃度		反応槽中濃度		
		実測値		計算 使用値	実測値	
		平均値	標準偏差		平均値	標準偏差
アンモニア性窒素	mgN/L	2700	140	2700	35.6	8.0
酸化態窒素	mgN/L	0.05	0.1	0	0.2	0.1
溶解性窒素	mgN/L	3180 ^{D)}	140	3180	129	39
全窒素	mgN/L	3920 ^{D)}	165	3920	810	157
易分解性溶解性COD _{cr} ^{C)}	mg/L	5230	220	5230	150	21
溶解性COD _{cr}	mg/L	5530	520	5530	570	64
固形性COD _{cr}	mg/L	9920	1860	9920	9850	1700
						11200~11300

注) A) 計算結果の幅は運転1サイクル間での最大・最小値を示す

B) DOの表示は、(区画2 (mgO₂/L)、区画3 (mgO₂/L))とした。

なお区画1のDOは、0 (mgO₂/L) とした。

C) 溶解性BODの測定値に1.43を乗じて算出した。

D) アンモニア性窒素濃度に溶解性の有機性窒素分を加算、またそれに固形性窒素分を加算した値。

表-6 生物反応槽-分離槽での有機物および窒素の除去率

項目	除去率(%)
SS	30.2
VSS	36.2
TN	78.3
SN	94.2
PN	23.1
NH ₄ ⁺ -N	98.4
T-COD _{cr}	46.4
S-COD _{cr}	89.9
P-COD _{cr}	22.2
T-BOD	64.6
S-BOD	97.6
P-BOD	32.9

kg を水道水 10 l に溶解したもの（反応槽での想定濃度 3 mg/l）を反応槽（分離槽を共有している二つの反応槽）の頂部より瞬間に投入し、各反応槽および分離槽への流入および流出地点で、反応槽の水理学的滞留時間の 2 倍に相当する 9 日間にわたり経時的に採水を行い塩化リチウムの濃度変化を追跡した。塩化リチウム濃度は、採水直後に No. 5 A のろ紙でろ過を行い、そのろ液を対象に、原子吸光・フレーム分光光度計により測定を行った。

処理特性調査では、トレーサ濃度分析の試料採水に合わせて、反応槽の水理学的滞留時間にほぼ相当する初期の 4 日間にわたり、反応槽および分離槽周りの各地点で採水を行い、有機物および窒素の物質変換特性を調べた。測定項目は、溶存酸素、pH、アルカリ度、全および溶解性 COD_{cr}、溶解性 BOD、全および溶解性の窒素、溶解性の酸化態窒素、アンモニア性窒素、VSS などである。分析は下水試験方法⁹⁾および STANDARD METHODS¹⁰⁾に準拠して行った。

反応槽へのし尿等の流入は、前述のように 1 時間をサイクルとする間欠流入でなされている。この 1 サイクル中の反応槽内での水質変換特性を把握する目的の調査も併せ行った。この調査では流入開始直後より 10 分毎に採水を行い、各水質項目について分析を行った。採水は、反応槽の区画 1、2 および 3 に相当する 3 つの採水口より行い、反応槽の水深方向による水質の違いも把握した。また同時に反応槽上部より DO メーターを吊り下げ、水深 2 m の位置における DO も測定した。

5. モデルの検証

(1) 流動特性

式 (1) から (7) および初期条件 ($t=0$ のとき $C_{t,1} = C_{t,2} = C_{t,3} = \text{測定値}$, $C_{t,4}=0$) を用いて、 Q_1 , Q_2 , Q_3 および Q_4 の操作値を入力し、計算したシミュレーション結果（曲線）を、塩化リチウムを用いたトレーサ実験

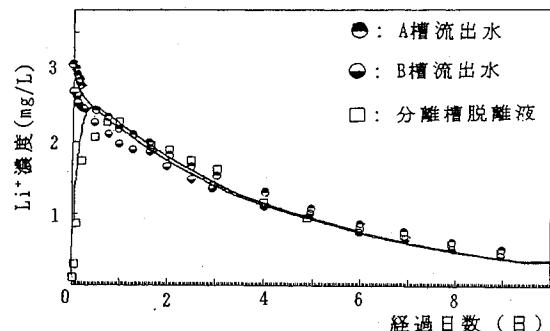


図-3 シミュレーション結果および実測値

での実測値（プロット）とともに図-3 に示す。反応槽および分離槽ともシミュレーション結果と実測値は、濃度的にも応答特性でもよく合致しており、上記のモデルの水流モデルで実際の状態をシミュレートしうると判断される。また、生物反応槽は完全混合の 3 区画に分割したモデルであるが、底部より頂部への大量の混合液の循環により、流動調査で示されているような、1 槽の完全混合槽と同様の流動状況が現出されている。

(2) 処理特性

本調査に基づく、各水質項目の流入水中および反応槽流出水中の濃度の実測値（平均値）、ならびに生物反応槽・分離槽での除去率を表-5 および表-6 にまとめて示す。反応槽内のアルカリ度は平均 500 (標準偏差 35) mg/l で、pH は 6.9 であり、この観点での変換速度への影響は小さいものと判断される。溶存酸素濃度は区画 2 で 0.5 mg/l 程度であった。流入水中の全窒素は 3 920 mg/l および全 COD_{cr} は 15 500 mg/l 程度であり、またアンモニア性窒素および溶解性 COD_{cr} は各々 2 700 および 5 530 mg/l 程度であった。生物反応槽・分離槽で固形物関連は 20~35% 程度除去され、溶解性関連は 80% 以上除去されている。とくに、溶解性窒素や溶解性 BOD は 95% 程度除去され、各々 130 および 100

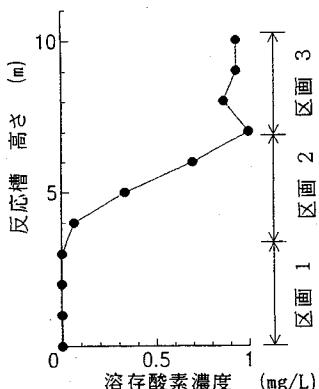
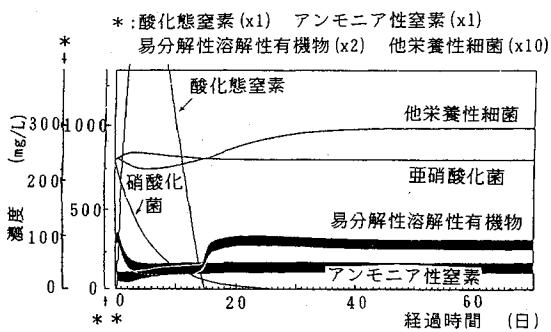


図-4 反応槽内のDO濃度分布

図-5 定常状態に達するまでのシミュレーション結果例
**: 垂硝酸化菌 硝酸化菌

mg/l程度となっており、良好な処理がなされていたと判断される。また、溶存酸素やORP以外の水質項目は、上述の流動特性によって、反応槽の上部から底部にいたるまでほとんど濃度差ではなく、各水質変換反応で必要な有機物やアルカリ度の供給・消費が本反応槽では有効になされている。なお、固体物質に関しては、分離槽の後に脱水処理がなされ、ほとんどの固体物質が除去されるシステムであり問題はない。

作成したモデルでこれらの処理状況をシミュレートするか検討を試みた。表-5に示される流入水質、槽の各区画の容積（この計算では、反応槽1つに分離槽1つを対応させるとして分離槽の容積は30 m³とした）、操作水量、および操作条件下での溶存酸素濃度（反応槽区画1では0 mg/l、区画2および区画3では各々0.5および1 mg/l：図-4に溶存酸素濃度分布の実測値を示す）を入力し定常状態になるまで計算を行った。ここで定常状態とは、し尿等の投入サイクル内での変動は生ずるが、各サイクル間で変動状態が同一になった状態を示す。この例を図-5に示す。この図では、現在とられている操作条件下ではSRTは6日程度であり、硝酸化菌は系から流亡し亜硝酸化菌のみが残存し、脱窒は亜硝酸脱窒が卓越することも示されている。亜硝酸脱窒が生

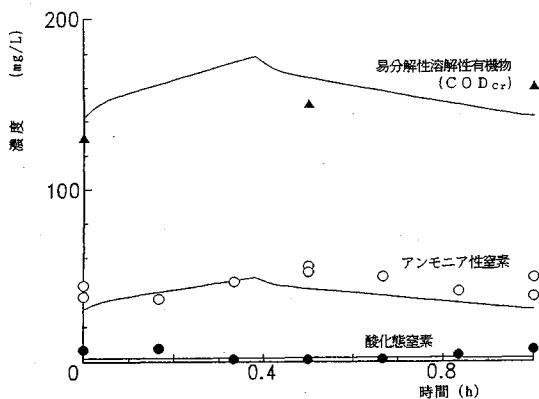


図-6 1サイクル(1 hr)におけるシミュレーション結果(曲線)と実測値(プロット)

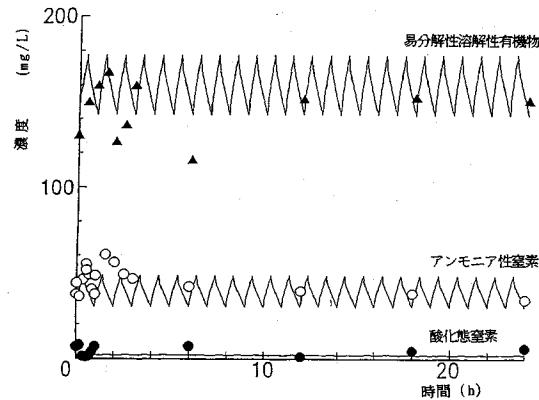


図-7 1日におけるシミュレーション結果(曲線)と実測値(プロット)

するとすると、窒素1 mg 当り脱窒するのに必要な有機物量は微生物の増殖も考慮に入れる（収率をCODベースで0.3とする）と $1.71/0.7=2.45$ mg COD_{cr}である。したがって、流入水中のアンモニア性窒素2700 mg/lを硝化・脱窒するのに必要な有機物濃度は概算で6600 mg/lとなり、これを満たすためには固体性有機物の可溶化による供給が重要である。

定常状態に達した後での、シミュレーション計算の結果（DO濃度は区画1で0 mg/l、区画2で0.5 mg/lおよび区画3で1 mg/lの条件下）と実測値との比較を表-5に示す。また、図-6および図-7に、定常状態に達した後の1サイクル(1 h)および1日におけるシミュレーション結果と、それらに対応する実測値との比較を示す。これらの結果より、提示したモデルにより実際の処理状況をサイクル中の変動も含め再現しうると判断される。

6. 操作因子に関する検討

(1) 溶存酸素

反応槽の区画1での溶存酸素は0 mg/lに固定し、区

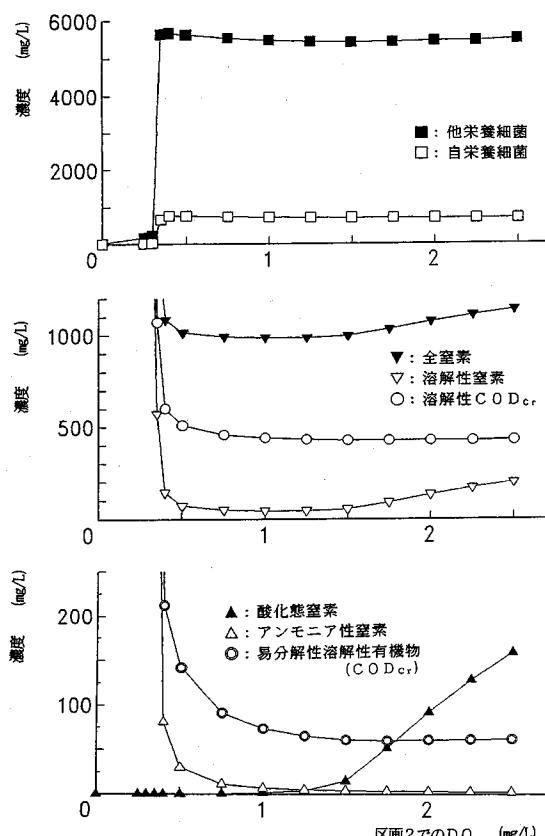


図-8 处理特性に及ぼす溶存酸素濃度の影響
(区画1では 0 mg/l , 区画3では区画2での2倍の濃度)

区画2の溶存酸素濃度を種々変えて(区画3の溶存酸素濃度は区画2の2倍の値とし), 定常状態になるまで計算し, 溶存酸素濃度の処理特性に及ぼす影響を検討した結果を図-8に示す。この時の反応槽内の水理学的滞留時間は4.5日であり, 現在操作されている条件である。溶存酸素濃度を低下させると, 硝化が起こりにくくなり, 酸素呼吸とともに硝酸呼吸の量も減るため他栄養性細菌および自栄養性細菌も急に減少し系内に保持できなくなる溶存酸素濃度が存在し, それは区画2での濃度で 0.3 から 0.4 mg/l 程度(区画3でのDO濃度は 0.6 から 0.8 mg/l)であることが示されている。また, 区画2でのDO濃度が 1 mg/l (区画3でのDO濃度は 2 mg/l)程度を境にして, それよりも高くなると酸化態窒素の濃度が上昇し, それ以下ではアンモニア性窒素の濃度が上昇する傾向が示されている。また, このDO濃度以下になると易分解性溶解性CODの残存濃度が高くなる傾向も示されている。アンモニア性窒素が上昇するのは, 硝化に必要な酸素量が不足するためである。一方, DO濃度が高くなると酸化態窒素濃度が高くなるのは, DOによる脱窒の抑制に加え, 有機物の酸素呼吸による消費と硝酸呼吸による消費とのバランスが崩れ脱窒に必要な

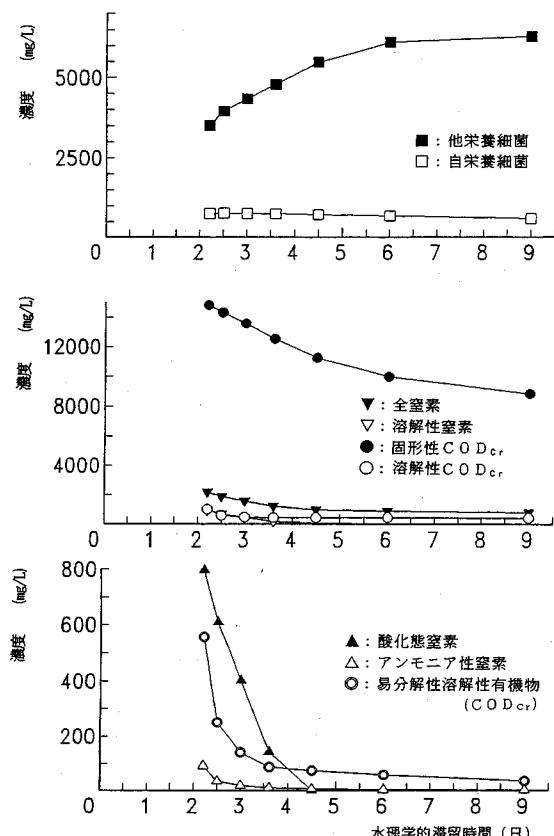


図-9 处理特性に及ぼす水理学的滞留時間(HRT)の影響

有機物量が不足することも原因となる。

以上より, 現在の操作条件下では, DO濃度は区画2で 1 mg/l (区画3でのDO濃度は 2 mg/l)程度で運転されることが処理性からも, その安定性からも適切であると判断される。また, この値を中心にして, DO濃度は区画2で $0.5\sim 1.5\text{ mg/l}$ (区画3でのDO濃度は $1\sim 3\text{ mg/l}$)程度で運転されると安定した処理が得られると判断される。

(2) 水理学的滞留時間

今までの検討は, 現状の操作条件である反応槽内の水理学的滞留時間が4.5日での検討である。水理学的滞留時間を種々変えて定常状態になるまでシミュレーション計算を行い, 水理学的滞留時間が処理特性に及ぼす影響について検討した結果を図-9に示す。この図はDO濃度が区画2で 1 mg/l (区画3でのDO濃度は 2 mg/l)の操作条件のものである。水理学的滞留時間が2日より大きければ, 硝化に関与する自栄養性細菌の反応槽内の現存量はあまり変化しないが, 有機物分解や脱窒に関与する他栄養性細菌の反応槽内の現存量は水理学的滞留時間が6日以下では小さくなるにつれて減少する傾向が示されている。反応槽内(=反応槽流出水中)の易分解性

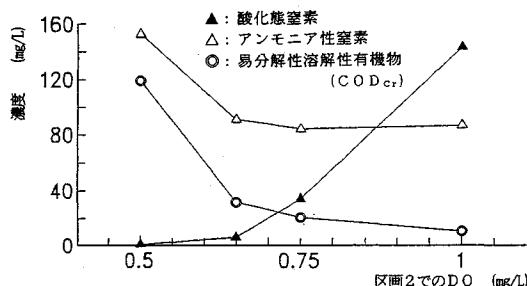


図-10 処理特性に及ぼす溶存酸素濃度の影響 (HRT=3.6日)

の溶解性有機物の濃度は、水理学的滞留時間が3日より小さくなると急激に上昇する傾向が示されている。また酸化態窒素濃度は水理学的滞留時間が4.5日より小さくなると上昇し始め3.6日になると急激に上昇する傾向が、そしてアンモニア性窒素濃度は水理学的滞留時間が3日以下になると上昇する傾向が示されている。全窒素および溶解性窒素は、水理学的滞留時間が3.6日以下になると、また溶解性CODの濃度は2.5日以下になると上昇する傾向がみられる。以上より、水理学的滞留時間は4.5日であれば安定した処理が得られると判断される。なお、水理学的滞留時間を3.6日に設定しても良好な処理が得られる可能性が示唆されている。

水理学的滞留時間を3.6日とした処理状況を図-9により検討すると、アンモニア性窒素の除去は良好であるが、酸化態窒素および易分解性溶解性CODの除去が劣ることが分かる。このため、水理学的滞留時間を3.6日に設定して、操作DO濃度を種々変えて計算を行い、それが処理特性に及ぼす影響を検討した結果を図-10に示す。区画2でのDOが0.65 mg/l以上であれば、易分解性溶解性CODおよびアンモニア性窒素の除去は良好であるが、酸化態窒素の濃度が上昇し始める傾向が見られる。これらより、区画2でのDOを0.65~0.7 mg/l程度に設定すれば、水理学的滞留時間4.5日と同等の処理成績が得られることが分かる。しかしながら、図-8と図-10との比較より明らかなように、水理学的滞留時間3.6日の操作では良好な処理の得られるDO条件の幅が極端に小さく、安定した処理を余裕を持って得るためにには4.5日の水理学的滞留時間が望ましいと判断される。

7. 結 語

本研究では、単槽高負荷脱窒素反応器による有機物および窒素の除去機構のモデル化を試みるとともに、その数理モデルを用いて操作因子の検討を試みた。本研究で得られた主な成果は以下のとおりである。

(1) 流動モデルでは反応槽を好気性ゾーン、微好気性ゾーンおよび無酸素ゾーンを設定しうるように三つの

区画に分割したが、このモデルにより流動状態を十分に表示し得ることが塩化リチウムをトレーサに用いた流動調査で検証された。

(2) 有機物除去、硝化、脱窒および関連微生物の増殖の各過程を組み込んだ物質変換モデルと流動モデルを結合して、処理特性を表示しうる数理モデルを作成した。このモデルは、下水処理で知られる速度定数などの値を用いることにより、処理特性を再現しうることが、長期間調査の平均値、一日のデータおよび操作1サイクルのデータとの比較により検証された。

(3) このモデルを用いて、操作因子である溶存酸素濃度と水理学的滞留時間の影響を検討した。反応槽内の水理学的滞留時間が4.5日の場合では、中層でのDO濃度は1 mg/l程度で運転されることが処理性からも、その安定性からも適切であり、また、0.5~1.5 mg/l程度で運転されると安定した処理が得られると判断される。

(4) 水理学的滞留時間を3.6日に設定しても良好な処理が得られる可能性が示唆される。しかしながら、水理学的滞留時間3.6日の操作では安定操作のDO条件の幅が極端に小さく(中層でのDOを0.65~0.7 mg/l程度に設定する必要があり)、安定した処理を余裕を持って行うためには4.5日の水理学的滞留時間が望ましいと判断される。

参 考 文 献

- 1) 中西 弘: し尿処理の進展: 水質汚濁研究, Vol. 14, No. 11, pp. 767~771, 1991.
- 2) 桜井敏郎: し尿の高負荷生物処理技術: 水質汚濁研究, Vol. 14, No. 11, pp. 772~776, 1991.
- 3) IAWPRC: Activated sludge model No.1; Scientific and technical reports No.1, 1986.
- 4) 宗宮 功・津野 洋・野村和弘・笹井晋一: 活性汚泥法における有機物除去および硝化特性の動力学モデル化に関する研究, 下水道協会誌, Vol. 27, No. 316, 論文集, No. 1, pp. 23~33, 1990.
- 5) U.S. EPA: Process design manual for nitrogen control, 1975.
- 6) 宗宮 功: 生物学的脱窒、微生物による環境制御・管理技術マニュアル、環境技術研究会, pp. 263~268, 1983.
- 7) 日本下水道事業団技術評価委員会: 微生物を利用した窒素及びリン除去プロセスの評価に関する第1次報告書, 1986.
- 8) 保田雄二: 膜分離を適用した汚水処理プロセスの設計・操作因子に関する研究, 京都大学博士学位論文, 1994.
- 9) 日本下水道協会: 下水試験方法, 1984.
- 10) APHA, AWWA, WPCF: STANDARD METHODS, 16 th EDITION, 1985.

(1993.7.14 受付)

MODELING AND OPERATION PARAMETERS FOR SINGLE HIGH-LOADED DENITRIFICATION REACTOR

Hiroshi TSUNO, Isao SOMIYA, Toshio YAMADA and Fumitake NISHIMURA

Single high-loaded denitrification reactor has been developed and applied to treatment of night soil. Degradation of organic compounds, nitrification and denitrification occur concurrently in the reactor by the creation of both aerobic and anoxic zones and circulation of mixed liquor. In this study, a mathematical model is developed, in which the reactor consists of 3 zones (2 are aerobic and 1 is anoxic) and degradation of organics, nitrification, denitrification and growth of bacteria associated with each process are incorporated. The model is verified by the comparison of the simulated results with the tracer experiment and the performance results of the reactor operated in practice to treat night soil. The optimum operational conditions of the reactor for night soil treatment is discussed by the model. It is shown that the hydraulic retention time of 4.5 days in the reactor and DO concentration of 1 mg/l in the middle zone between anoxic zone and higher DO zone are optimum for both fine and stable treatment.