

## 2-2-3 好気タンク内の脱窒を利用した

### 新たな高度処理技術（同時硝化脱窒処理）の開発

中部下水道事務所 芝浦水再生センター 葛西孝司  
計画調整部 技術開発課 濱本亜希

#### 1. 新たな高度処理技術の開発の経緯

放流水中の窒素とリンの低減には高度処理の導入が不可欠であるが、 $A_2O$ 法では嫌気タンクおよび無酸素タンクが必要となるため、同じ反応タンク容積では処理できる水量が減少する。また、電力使用量が増大することなどのデメリットがある。特に、無酸素タンクは比較的容積が大きく、また、かくはん機や硝化液循環設備が必要であることから、これらが不要となればデメリットの多くが解消され、水質改善と省エネルギー化を両立する処理が可能となる。

そこで、東京都下水道局は、本来有機物の分解と硝化の役割を担っている好気タンクにおいて、運転条件によっては脱窒が進行する現象<sup>1)</sup>を積極的に活用することで無酸素タンクを不要とする省エネ型の高度処理技術の確立を目指していた。そして、このほど東京都下水道サービス(株)およびメタウォーター(株)と共同で、好気タンクの風量制御を前半と後半に分割し、前半を $NO_x-N$ 計、後半を $NH_4-N$ 計で個別に風量を制御することで、好気タンク内での脱窒を促進する新たな高度処理技術（同時硝化脱窒処理技術：以下、本技術という）を開発した。

#### 2. 好気タンク内脱窒の原理の確認

##### (1) 調査・実験を行った下水処理場の概要

調査および実験を行った芝浦水再生センターの処理施設の概要を表-1に示す。

表-1 芝浦水再生センター処理施設の概要  
(平成25年度の実績：年間平均値)

系 列	浅槽系	深槽東系	深槽西系	西系	東系	
日平均処理水量 (m <sup>3</sup> /日)	118,860	163,260	130,900	45,710	85,070	
反応タンク形状	有効水深 (m)	4.1	10.2	10.2	10.0	11.2
	幅 (m)	6.7	9.1	9.1	9.0	13.5
	長さ (m)×水路数	80×4	91×2	91×2	83.5×1	65×2
	容積 (m <sup>3</sup> )	8,790	16,890	16,890	11,260	13,100
	池数	6	3	3	2	3
散気水深 (m)	3.6	4	4	4	3.7	
平均HRT (時間)	10.6	7.4	9.3	11.8	11.1	
汚泥返送比	0.51	0.56	0.59	0.71	0.64	
反応タンク流入水 (平日平均)	BOD (mg/L)	150		120	110	
	T-N (mg/L)	40.5		38.2	39.6	
	$NH_4-N$ (mg/L)	30.2		29.9	30.5	
	T-P (mg/L)	4.2		3.9	3.9	

反応タンクは、有効水深 4.1mの浅槽式 1 施設と有効水深 10m程度の深槽式 4 施設の合わせて 5 施設であり、いずれも旋回流方式のエアレーションを採用している。浅槽系から深槽西系の 3 施設は最初沈殿池を共有しており、反応タンク流入水質は同一である。また、当センターの処理区は都心のオフィス街の割合が大きいと、平日は休日と比較して流入水量が多く、かつ、窒素濃度も高いため、窒素負荷は休日より約 4

割高い。なお、当センターはすべて合流式の処理施設である。

##### (2) 好気タンク内脱窒の状況（実験前の調査結果）

好気タンク内での脱窒は、程度の差はあるものの深槽式反応タンクで特異的にみられる現

象<sup>2)</sup>で、浅槽系ではほとんど見られない。また、同じ施設でも窒素負荷が低い休日に比較的脱窒が進み、負荷が高い平日にはほとんど脱窒しないこともあった。深槽系で、休日の好気タンク内での脱窒が大きいときの状況を図-1に示す。

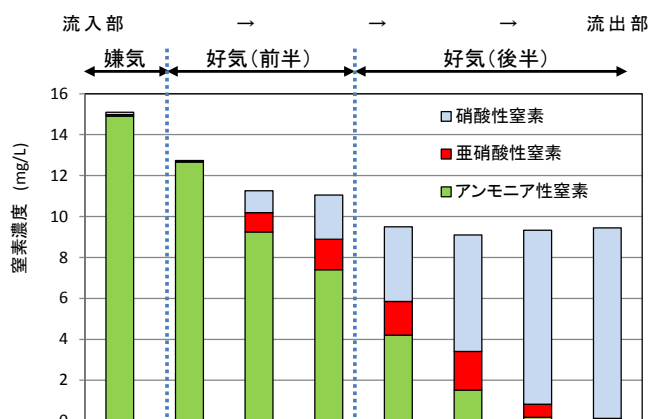


図-1 好気タンク内脱窒の例  
(2012.1.2 13:30 採取)

図-1は、嫌気タンクから好気タンク出口にかけて、等間隔の位置で試料を採取し、形態別窒素を測定した結果である。好気タンク前半では  $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度の低下にともなって窒素濃度も低下する一方、好気タンク後半では、 $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度が低下していくにつれ  $\text{NO}_x\text{-N}$  濃度が増加し、窒素濃度に変化がない。この挙動は、

(ア)前半は有機物濃度が高いことで、酸素消費速度や脱窒速度が速く、かつ、反応タンク底部で低 DO で脱窒可能なゾーンが形成されやすいこと、  
(イ)後半は有機物の処理が進むことで、酸素消費速度が低下し DO が高くなりやすいことに加え、有機物の減少により脱窒速度が遅くなること、  
と考えると説明できる。

### (3) 浅槽式と深槽式反応タンクの DO 分布の比較

脱窒を促進するためには、積極的に低 DO 条件を整える必要がある。そこで、好気タンク内での脱窒状況に差がみられる浅槽系 (5号槽 D 回路上流部) と深槽西系 (4号槽 B 回路出口) において、反応タンクの横断面方向での DO 分布を測定した。その際、測定位置によって水面付近の DO が異なることから、両者の差を比較しやすくするため、今回は散気設備上部の水面付近の DO が  $1.5\text{mg/L}$  の地点をそれぞれ選んで行った。

その結果、好気タンク底部の DO に着目すると、浅槽系で DO が最も低い散気設備の下部でも  $1.0\text{mg/L}$  までしか下がっておらず脱窒は不可能と考えられる一方で、深槽西系の散気板の下部では  $0.1\text{mg/L}$  まで低下し脱窒が可能と考えられる状態にあった (図-2)。

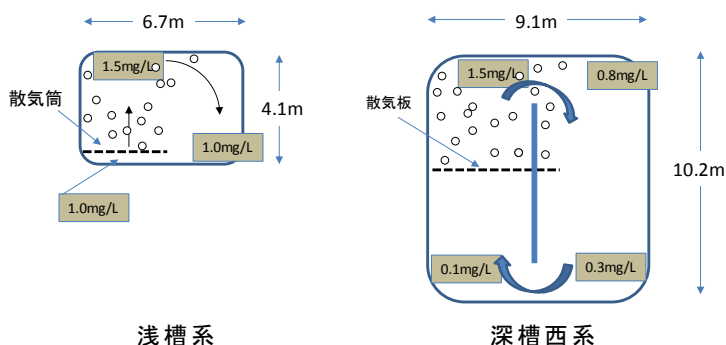


図-2 好気タンク内の DO 分布の比較  
(2012.2.10 13~14 時)

このことから、深槽好気タンク内での脱窒のメカニズムについては、旋回流の中において、

- (i) DO が比較的高い散気設備の上部で硝化が進み、
  - (ii) DO が比較的低い散気設備の下部で脱窒され、
  - (iii) (i) と (ii) が流下方向に繰り返される、
- というかたちで、窒素除去が行われると考えられる。

### (4) 机上実験による検証

前述の(3)で仮定した窒素処理の状況が成り立つには、生物反応である硝化反応と脱窒反応が比較的短時間に切り替わる(正確には、それぞれの生物活性の卓越状況が切り替わっていると考えられる)ことが必要である。そこで、短い時間で両反応の切り替わりが実際に起こるかを、机上実験によって確認することとした。

まず、机上実験に必要な硝化反応と脱窒反応が切り替わる時間を知るために、実施で1回転に要する時間を次の方法で実測した。好気タンク内の散気設備とは反対側の旋回流が潜り込む位置(浅槽系5号槽C回路中央部、深槽西系4号槽C回路中央部)にトレーサー(青色1号の水溶液)を瞬時に投入し、同じ位置で活性汚泥混合液を連続して採取した。その上澄水を0.45μmメンブレンフィルタでろ過し、628nmの吸光度からトレーサー濃度を測定した(2012年2月8日および2月9日)。1回の旋回に要する時間は、経過時間とともに周期的に変化するトレーサーのピーク間隔から求めた(表-2)。

表-2 各系列の旋回時間調査結果

系列名	ピーク時間(秒)	旋回時間(秒)
浅槽系	50、80、110、140	30
深槽西系	1回目 105、195	90
	2回目 60、125	65

なお、旋回に要する時間は風量によって変化すると考えられることから、標準的な旋回時間を知るため、机上実験の対象とする深槽西系については日を改めて2回測定し、その平均値で旋回時間は80秒程度となった。次に、深槽西系反応タンクの断面構造(図-2右)を参考に散気設備から水面までの部分をばっ気エリア、残りの部分を無ばっ気エリアと仮定して、ばっ気時間を旋回時間の四分の一に相当する20秒、残りの60秒を無ばっ気時間に割り振り机上実験を行った。

机上実験には、深槽西系5号槽A回路(嫌気タンク)から採取した(2012年8月2日9:40)活性汚泥混合液を用い、80秒周期で間欠ばっ気を繰り返し、窒素とDOの挙動を確認した。実験条件は表-3に示すとおりである。

表-3 間欠ばっ気の実験条件

水温	28.4℃
MLSS	1,980mg/L
試料量	4.5L
ばっ気時の風量	2.13L/分
1回のばっ気時間	20秒
1回のばっ気停止時間	60秒

実験中のDOの動きを図-3に示す(DOの測定は卓上型DO計 YSI MODEL 58を用いて連続測定)。なお、DOの変化は、80秒の周期で上下を繰り返しているため、5時間分の表

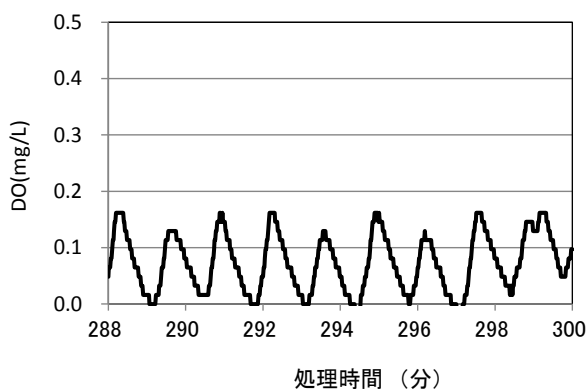


図-3 間欠ばっ気によるDOの挙動  
(実験終了直前)

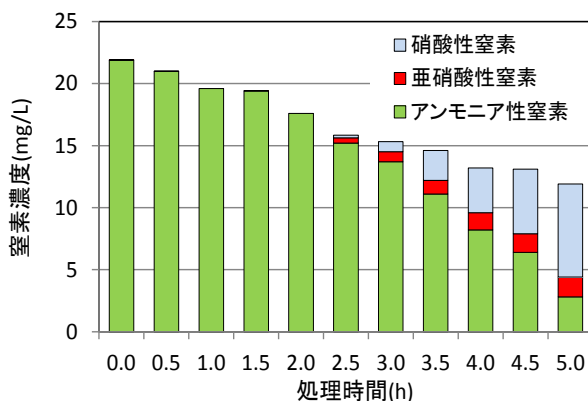


図-4 間欠ばっ気による窒素の挙動

示では詳細な動きが分かりにくいことから、図 - 3 では、実験終了直前の 12 分間分に限定して示す。

ばっ気によって上昇した DO は、ばっ気再開の直前には 0mg/L 付近にまで低下しており、実験終了時まで脱窒可能な低 DO 状態の形成が維持されていることがわかる。

次に、実験開始から終了時までの形態別窒素濃度(いずれもイオンクロマトグラフで測定)の変化を図 - 4 に示す。実験開始当初では NH<sub>4</sub>-N の低下に対して、NO<sub>x</sub>-N の発生が見られないことから硝化で生成した NO<sub>x</sub>-N がすべて脱窒されていると推定され、短時間の間欠ばっ気の繰り返しの中で硝化反応と脱窒反応が切り替わることが確認できた。なお、図 - 2 で示した深槽西系の散気設備上部の DO と下部の DO の差は図 - 3 に比べて大きい、窒素処理の状況は、この間欠ばっ気の机上実験で再現できたと考えている。

#### (5) 好気タンク内脱窒が生じる条件のまとめ

実施での窒素の挙動や DO 分布に加え、机上実験の結果などから、好気タンクにおいて旋回流により脱窒させるための条件としては、以下の 3 つに整理した。

##### ① 反応タンクの構造

図 - 2 で示したように好気タンク内の DO 分布から、旋回時間が長く、脱窒可能な領域(主に散気設備の下部)を形成することができる深槽式反応タンクであることが条件の 1 つとなる。

##### ② 硝化と脱窒のバランスを確保する風量制御

好気タンク内での脱窒を調査する過程で深槽式反応タンクの風量を変えると、過剰な送風では散気設備の下部の DO が上昇し硝化は進むが脱窒が阻害され、逆に風量が不足すると硝化が進まず、結果的に脱窒も生じないという窒素の挙動が確認されたことから、風量のバランスが重要であることが分かった。このことから、有機物や窒素の負荷変動に対し、好気タンク横断面における硝化領域と脱窒領域がバランスよく形成されるように風量制御することが 2 つめの条件といえる。

##### ③ 硝化細菌の保持

脱窒を行うには、その前提となる硝化を確実に継続させることが必要で、硝化細菌の保持が不可欠である。しかし、好気タンク内で脱窒させる運転では、従来の処理に比べて送風量を少し抑えることになるため、硝化細菌の活性が低下し硝化の継続に支障をきたすおそれがある。このため、好気タンク内で硝化が完了できるような風量制御を行うことが 3 つめの条件となる。

また、好気タンク内に脱窒可能な低 DO 領域を増やすため、硝化細菌が硝化を行える領域(容積)が縮小すると考えられる。そのため、硝化細菌を保持するには、従来の A<sub>2</sub>O 法等で言われている硝化に必要な ASRT 以上の汚泥滞留時間の確保が必要と考えられる。加えて、限られた容積の中で脱窒を行うために十分な脱窒速度を確保することも必要である。これらの理由から、可能な限り高めの MLSS、少なくとも設計指針に記されている MLSS (2,000 ~ 3,000mg/L 程度)での運転が望ましい。

### 3. 風量制御システムの検討

前述の①~③の条件をすべて満たし、好気タンク内での脱窒を安定して行う風量制御システムを検討した。

### (1) 好気タンクの風量制御の分割

好気タンク内でより多くの脱窒を行わせるには、流下方向に低 DO（無酸素状態）領域を継続的に形成することが必要であること、一方で、前述したように硝化可能な好気条件を整えてアンモニア処理（硝化）を常に完了させ、硝化細菌の活性と菌数を維持することも必要である。このように異なる条件を両立させるために、有機物濃度が高く脱窒が起りやすい好気タンク前半は風量を抑えて硝化と脱窒のバランスを確保し脱窒を促すゾーンとして、後半は硝化を確実に完了させるゾーンとして、風量を別々に制御することにした。

### (2) 風量制御に使用するセンサーと設置位置

次に、好気タンクの前半と後半に別々の機能を持たせるために適したセンサーを検討した。

硝化と脱窒のバランスを確保し脱窒を促す前半の風量制御は、1回の巡回の中で脱窒可能な量だけ硝化が進むように、すなわち、

散気設備上部での  $\text{NO}_x\text{-N}$  の増加量（硝化量）

≡ 散気設備下部での  $\text{NO}_x\text{-N}$  の減少量（脱窒量）

となるように制御する必要がある。そこで、硝化反応と脱窒反応の両方に関係し硝化や脱窒不足の指標となる  $\text{NO}_x\text{-N}$  濃度で風量コントロールを行うことが最適と考え、 $\text{NO}_x\text{-N}$  計を用いることとした。また、その設置位置は、前半の出口付近かつ、硝化量の把握ができる水面付近とした（図 - 5）。なお、 $\text{NO}_x\text{-N}$  計については、 $\text{NO}_2\text{-N}$  濃度と  $\text{NO}_3\text{-N}$  濃度を分離して測定するタイプと、合計値のみ測定するタイプの2種類があるが、本技術においては、個別にキャリブレーションする必要がなく取り扱いが容易な、合計値のみを測定するタイプのものでも実用上十分である。

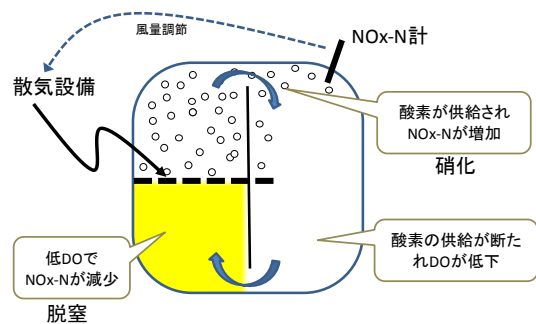


図 - 5 旋回流による硝化・脱窒の考え方

好気タンク後半の風量制御には、硝化を確実に完了させる一方で、可能な限り低 DO 領域を確保しつつ脱窒を継続させることができるものが適している。つまり、硝化に必要な最低風量に制御できることが重要である。そこで、処理対象物質である  $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度が連続測定可能な電極式アンモニア計を用いることとした。ただし、電極式アンモニア計は、濃度が  $1\text{mg/L}$  未満になると測定精度が低下することから、その設置位置は好気槽出口で硝化が完了する条件において、 $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度が  $2\sim 5\text{mg/L}$  程度となる位置（好気タンク出口よりも少し上流）とした。

### (3) センサー設定値の考え方

好気タンクの前半を制御する  $\text{NO}_x\text{-N}$  計の設定値については、図 - 6 に示す硝化速度と脱窒速度に関する考え方をもとに設定することとした。

硝化反応は、下水試験法<sup>3)</sup>に記述されている『硝化速度の測定方法』からわかるように酸素の供給が十分であれば反応時間に対して直線的に進む（0次反応）。よって、DO 制御で完全硝化させている好気タンク内の  $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度は、おおよそ好気タンク流入部の濃度（①の点）から流出部の濃度（②の点）を結んだ図中の破線（直線）に沿って低下する。一方、溶存態窒素濃度は、当初直線的に減少するものの、脱窒に必要な有機物濃度の低下と酸素利用速度の低下による低 DO 領域の減少によって脱窒が進まなくなることで、図中①と③を結ぶ

直線的な挙動を示す。

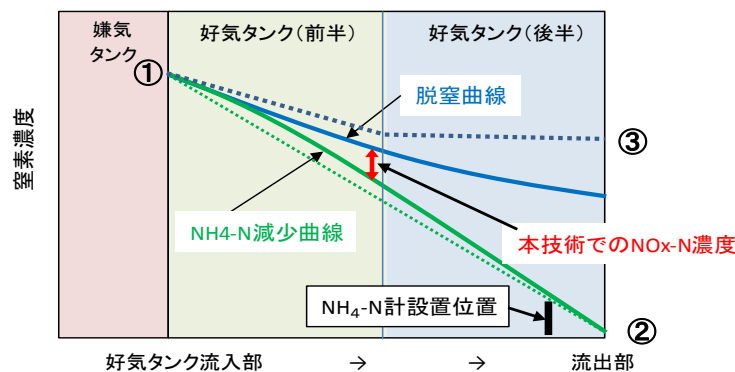


図 - 6 好気タンク内での窒素の挙動（模式図）

これに対して本技術では、好気タンク前半の硝化を抑えて脱窒を促進するため、 $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度の減少曲線は DO 制御時の減少線に対して上凸型曲線になり、溶存態窒素濃度の減少線は DO 制御時より脱窒がすすむことで下凸型曲線になると考えられる。そこで、DO 制御時より低い  $\text{NO}_x\text{-N}$  濃度（溶存態窒素濃度と  $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度の差）が設定値となる。なお、実際の設定値は流入するアンモニアの負荷量によって変わってくるが、前半での硝化を過度に抑制すると後半の硝化能力を超えるアンモニアが残存してしまうことに注意して設定する。

一方、好気タンク後半の風量を制御するアンモニア計の設定値は、原理的観点からいえば好気タンク出口の  $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度がゼロとなるように設定すればよい。しかし、実際にそのように管理した場合、

- ア) 硝化による酸素消費が消滅すること
- イ) 有機物の分解による酸素消費速度も低下していることで好気タンク底部の DO が高くなりやすく脱窒が阻害されるおそれがあること
- ウ) 過剰な送風が確認できないこと

の3つの影響が考えられるため、好気タンク出口ではアンモニアを少しだけ（ $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度として  $0.5\sim 1\text{mg/L}$  程度）残留させるよう管理することが、脱窒を少しでも促進するうえで重要であると考えている。ただし、前述のとおりアンモニア計は、測定精度の観点から  $\text{NH}_4\text{-N}$  濃度が  $2\sim 5\text{mg/L}$  程度となる位置に設置することとなるため、設定値もおおむね  $2\sim 5\text{mg/L}$  となる。

#### 4. 実施設での検証と考察

前述のシステムの検討結果に基づいて、深槽西系の反応タンク 3 槽に図 - 7 で示した位置に  $\text{NO}_x\text{-N}$  計とアンモニア計を設置し、実際に風量制御を行い、制御の安定性や DO 制御との処理性能比較などを行ったのち、連続運転で窒素除去性能を検証した（2012 年 8 月

表 - 4 実験に使用した  $\text{NO}_x\text{-N}$  計とアンモニア計

反応タンク	$\text{NO}_x\text{-N}$ 計	アンモニア計
4 号	ドイツ WTW 製 NiCaVis701IQNI	ドイツ WTW 製 AmmonoLytPlus700IQ
5 号	アメリカ HACH 製 NITRTAX	アメリカ HACH 製 AISE
6 号	ドイツ WTW 製 NiCaVis701IQNI	ドイツ WTW 製 AmmonoLytPlus700IQ

～2013年9月)。なお、水質センサーは実績的に信頼性のある表-4のものを使用した。

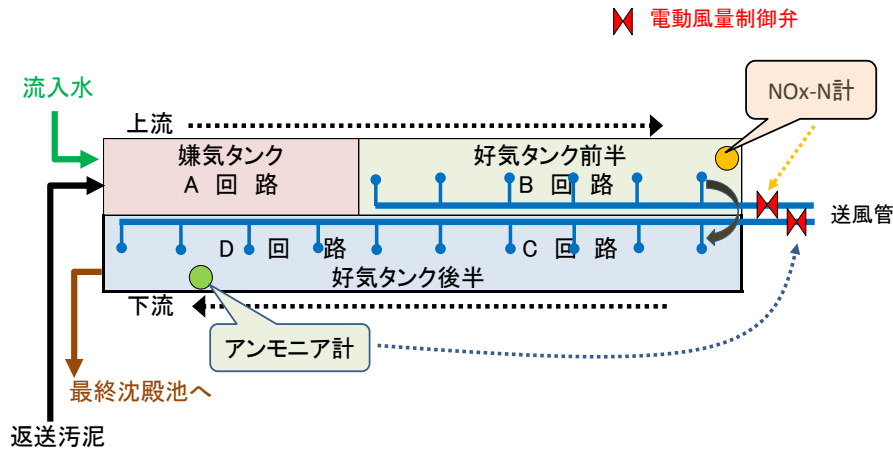


図-7 反応タンクの構造と好気タンクの分割

図-7で示したように、検証に使用した深槽西系は、嫌気好気活性汚泥法（AO法）の施設で2つの水路を往復する構造となっており、水路ごとに送風管1本と電動風量制御弁1基が設置されている。よって、1水路目の好気タンクが前半部、折り返した2水路目の好気タンクが後半部となるが、反応タンク前半の流入部には嫌気タンクがあるため、好気タンクの前半と後半の容積比は3：5である。

好気タンク前半は脱窒を優先した制御をすることから前半の割合が大きくなるほど窒素除去と風量削減効果が大きくなると考えられるが、好気タンク後半での硝化を担保する必要があることから、好気タンク前半と後半の最適な比率は、アンモニアの負荷量によって変わると予想される。この点については今後の調査で確認していく予定である。

(1) 風量制御方法の検討

DO計による風量制御には、フィードバック制御の1つであるPID制御（Proportional - Integral - Derivative）が用いられることが多い。本技術の制御も当初PID制御で行ったが、図-8に示すように風量が大きく上下し、また、風量とNH<sub>4</sub>-N濃度の変化に時間のズレが生じた。この現象は、P、I、Dそれぞれの係数を調整しても解消できなかった。その理由として、DOは風量の変動に対する応答が速くPID制御で安定した風量制御が可能であるのに対し、

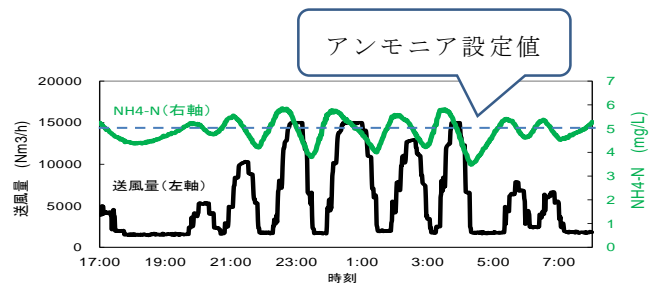


図-8 PID制御時のNH<sub>4</sub>-N濃度と送風量の時間変動  
(2012.11.7~8)

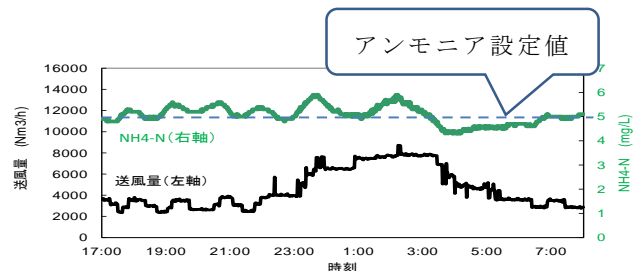


図-9 状態予測制御時のNH<sub>4</sub>-Nと送風量の時間変動  
(2012.11.4~5)

NO<sub>x</sub>-N 濃度や NH<sub>4</sub>-N 濃度は風量の変動に対する応答が遅いことや、実験を行った深槽西系の水量の時間変動が比較的大きいことなどによるものと考えられる。そこで、制御方法を流入水量、NO<sub>x</sub>-N 濃度、NH<sub>4</sub>-N 濃度、既存の MLSS 計指示値などの変化から必要風量を演算するフィードフォワードによる状態予測制御機能<sup>4)</sup>を付加したところ、制御が安定し送風量の変化が緩やかになり、また、NH<sub>4</sub>-N 濃度の変化に対する風量の増減する時間帯がほぼ一致するようになった(図 - 9)。

## (2) 窒素の負荷と窒素除去率の関係

次に、本技術による連続運転で窒素除去性能を確認した。なお、試料採取場所、分析項目と測定法は表 - 5 のとおりである。

当該施設では、前述したように平日と休日で有機物や窒素の負荷量が大きく異なる。そこで、負荷量の変化が極力安定するタイミングを捉え、負荷の高い平日のデータとしては水曜～木曜日を、負荷の低い休日のデータとしては日曜～月曜日のそれぞれ 24 時間の混合試料の水質を測定することにより、出来るだけ幅広い窒素負荷量条件でのデータを集めた。なお、設定値の考え方は前項(3)で述べたように、流入するアンモニアの負荷に合わせ、アンモニア計の設定値は休日で 2mg/L 前後、平日で 4～5mg/L とした。一方、NO<sub>x</sub>-N 計の設定値については、好気タンク前半では硝化量を脱窒可能量に均衡させるような風量制御を行っており原理的に NO<sub>x</sub>-N の値はあまり大きく変化しない(図 - 6 参照)ことから、平日・休日ともに 1.5 mg/L 前後とした。

窒素の負荷量と窒素除去率の関係でデータを整理すると、降雨時のデータを除き、反応タンク 1m<sup>3</sup>あたりの窒素負荷量が低くなるほど窒素除去率が高くなる関係性が認められた(図 - 10)。A<sub>2</sub>O 法との比較のため、他の処理場で得られた A<sub>2</sub>O 法のデータを併記する(A<sub>2</sub>O 法は 2009 年 6～9 月のデータ)。

反応タンクへの窒素負荷量が減少するほど窒素除去率が向上するという現象は、NO<sub>x</sub>-N 計とアンモニア計で風量を制御することにより、負荷

表 - 5 分析項目と測定法

試料名	項目	分析方法
反応タンク流入水 (24時間混合試料)	SS	JIS K0102 14.1
	BOD	JIS K0102 21
	ATU-BOD	JIS K0102 21 備考1
	T-N	JIS K0102 45.2 紫外線吸光度法
	NH <sub>4</sub> -N	JIS K0102 42.5 イオンクロマトグラフ法
	T-P	JIS K0102 46.3ペルオキシ二硫酸カリウム分解法
処理水 (24時間混合試料)	SS	JIS K0102 14.1
	BOD	JIS K0102 21
	ATU-BOD	JIS K0102 21 備考1
	T-N	JIS K0102 45.2 紫外線吸光度法
	NH <sub>4</sub> -N	JIS K0102 42.5 イオンクロマトグラフ法
	NO <sub>x</sub> -N	JIS K0102 43.1.2 イオンクロマトグラフ法
	NO <sub>3</sub> -N	JIS K0102 43.2.5 イオンクロマトグラフ法
	T-P	JIS K0102 46.3ペルオキシ二硫酸カリウム分解法
	PO <sub>4</sub> -P	JIS K0102 46.1.1 モリブデン青吸光度法
反応タンク (10時採取)	NH <sub>4</sub> -N	JIS K0102 42.5 イオンクロマトグラフ法
	NO <sub>x</sub> -N	JIS K0102 43.1.2 イオンクロマトグラフ法
	NO <sub>3</sub> -N	JIS K0102 43.2.5 イオンクロマトグラフ法
	PO <sub>4</sub> -P	JIS K0102 46.1.1 モリブデン青吸光度法
	MLSS	下水試験方法 第4編第1章第6節2 ガラス繊維ろ紙法

反応タンク前半では硝化量を脱窒可能量に均衡させるような風量制御を行っており原理的に NO<sub>x</sub>-N の値はあまり大きく変化しない(図 - 6 参照)ことから、平日・休日ともに 1.5 mg/L 前後とした。

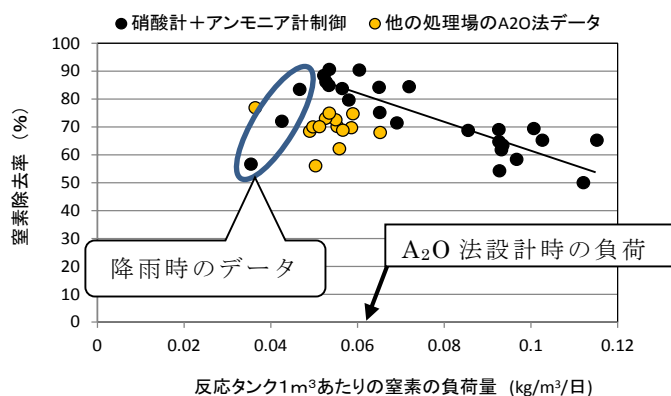


図 - 10 窒素負荷量と窒素除去率との関係 (2013. 6～9)



変動に対し最小限の硝化ゾーン（容積）でアンモニアの処理（硝化）を終了させるとともに、残りの好気タンク容積を最大限の脱窒可能ゾーン（容積）とする、という処理機構（図 - 11）により説明できる。

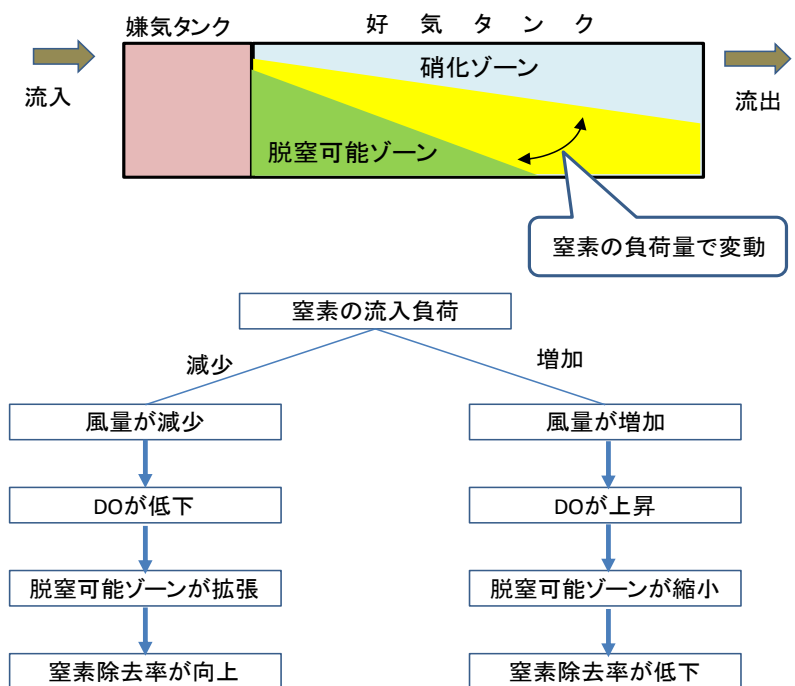


図 - 11 負荷変動に対する好気タンク内での硝化ゾーンと脱窒可能ゾーンの変動  
（処理機構のイメージ）

ただし、流入水質や反応タンクの形状によって窒素除去率に差が生じると予想されることから、このような特長を設計に反映させるには、条件の異なる施設で1年程度データを収集する必要があると考えている。

図 - 10 から、窒素負荷量が同レベルであれば、本法は  $A_2O$  法よりも高い窒素除去率が得られた。言いかえると、同じ窒素除去率であれば  $A_2O$  法施設より高い負荷で運転できる可能性が示唆された。なお、降雨時に窒素除去率が低下するのは、流入水の窒素濃度の著しい低下により、風量制御範囲の最低風量でも過剰な送風となり、好気タンク全体の DO が上昇することで、脱窒が阻害されるためであることを確認している。

本技術が  $A_2O$  法施設より高負荷で同レベルの窒素除去率が達成できる理由としては、 $A_2O$  法施設では無酸素タンクでの脱窒と好気タンクでの硝化がそれぞれ確実に完了するよう、各タンク容積に余裕が設けられている（大きく造られている）のに対し、本技術は先に述べたように好気タンク内を負荷の変動に応じて硝化ゾーンと脱窒可能ゾーンを自動的に拡大・縮小し硝化と脱窒を行うことから反応タンクの容積が効率よく使え、結果的に省容積ですむものと考えている。よって、最大窒素負荷流入時や冬期の低水温時には  $A_2O$  法と同程度の処理性能であり、低負荷時や硝化速度・脱窒速度が速い高水温時にはより高い処理性能が発揮されることになる。

### (3) 反応タンク内の DO の分布と窒素の挙動

風量制御方法の違いによる脱窒状況の違いを比較するため、流入水および返送汚泥をほぼ同一運転条件とした同じ系列の2つの反応タンクを使用して、一方を DO 制御（B 回路と D 回路に設置した DO 計での個別の風量制御）、他方を本技術による風量制御としたうえで、好

気タンク内の DO 分布および窒素の挙動を比較した。

図 - 12、13 は、低負荷時の好気タンク（B～D 回路）の DO 分布である。DO 制御では、負荷の高いときにも硝化できるように DO の設定値を高めを決めているため、D 回路での DO 値が 4mg/L にまで上昇しており、D 回路では脱窒が望めない状態であった。（図 - 12）

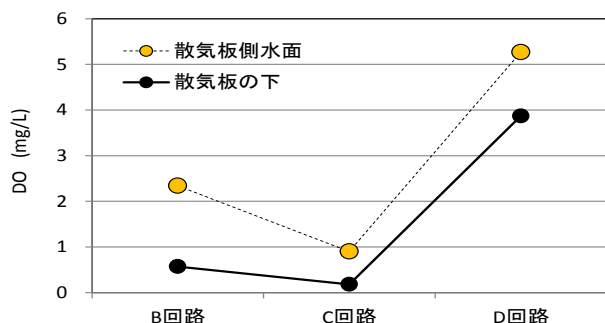


図 - 12 DO 制御(AO 法)での DO 分布 (4 号槽)  
(2013.3.11 9:00~9:20)

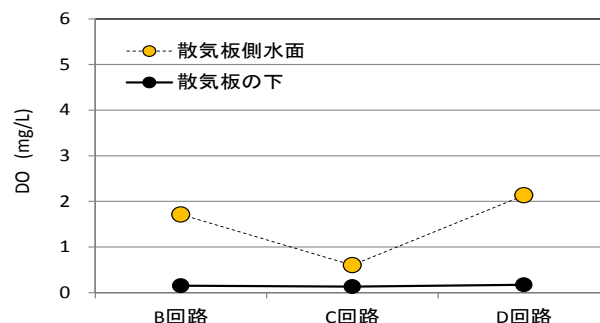


図 - 13 NO<sub>x</sub>-N 計と NH<sub>4</sub>-N 計を用いた制御 (本技術)での DO 分布 (5 号槽)  
(2013.3.11 9:20~9:40)

一方、NO<sub>x</sub>-N 計とアンモニア計により NH<sub>4</sub>-N の負荷変動に合わせ風量制御を行った場合は、D 回路まで散気設備の下部に低 DO 状態が形成されていることが確認できた。（図 - 13）この DO 分布の違いが、好気タンク内での脱窒に影響し溶存態窒素濃度の挙動に大きな差を生んだと考えられる（図 - 14、15）。

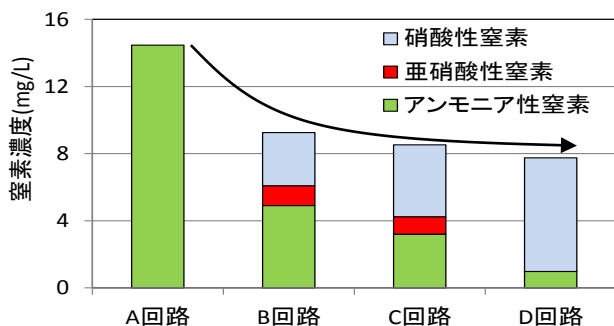


図 - 14 DO 制御(AO 法)での窒素の挙動

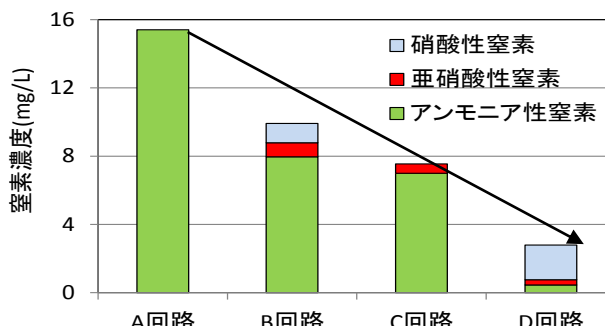


図 - 15 NO<sub>x</sub>-N 計と NH<sub>4</sub>-N 計を用いた制御 (本技術)での窒素の挙動

#### (4) 電力使用量の削減効果

A<sub>2</sub>O 法では、一般的に標準活性汚泥法に比べ処理水 1m<sup>3</sup>当たりの電力使用量が 3 割ほど多くなり<sup>5)</sup>、その大部分を無酸素タンクのかくはん機と硝化液循環設備の稼働に要する電力使用量が占めている。本技術では、これらの機器がないことでこの電力が確実に削減できる。また、窒素除去率の向上（脱窒の促進）に伴い、風量の削減が図れる。さらに、前項 (3) で述べたように、NO<sub>x</sub>-N 計とアンモニア計を用いて風量制御を行う本技術は、DO 制御に比べ風量に無駄が少なく効率的であり、これによる電力使用量の削減も期待できる。

共同研究での比較では、好気タンク前半の風量制御を B 回路の DO 計で、後半の風量制御を D 回路の DO 計で行った対照系列 (DO 制御) に比べて、風量の平均で約 10% 減、中でも本技術で窒素除去率が高くなる休日 (低負荷時) に限定すると約 25% 減となった。なお、電力使用量の削減効果は送風設備の性能によって変わることもあるが、最大で風量削減率と同

程度の削減効果が見込めると考えている。

これらの理由から、本技術は、 $A_2O$  法等の高度処理はもとより、硝化促進運転の標準活性汚泥法よりも少ない電力使用量で高度処理を行える、水質改善と省エネルギー化が両立する技術といえる。

#### (5) りん除去への影響

窒素とりんの同時除去は、各々の処理原理から最適な運転方法が相反し、その運転に苦慮することがある。本技術においても窒素除去率が 9 割程度にまで上がると、処理水の全りん濃度が高くなる現象がみられた（日平均りん濃度で 1.2~1.5mg/L）。このとき、反応タンク出口では  $PO_4\text{-P}$  が不検出で、処理水の  $NO_x\text{-N}$  濃度が 1mg/L 前後であったことから、最終沈殿池において活性汚泥が沈降する過程で、汚泥周辺の  $NO_x\text{-N}$  が脱窒により消滅し嫌気状態が形成され、 $PO_4\text{-P}$  が溶出したと考えている。この対策として、アンモニア計の設定値を 2.5mg/L から 1.8mg/L に下げ、好気タンク後半の風量を増すことで脱窒を少し抑制し  $NO_x\text{-N}$  の残存量を少し高く（ $NO_x\text{-N}$  で 2~4mg/L 程度と）した。この措置により、処理水中の  $PO_4\text{-P}$  濃度を安定させることができ、かつ、窒素除去率 8 割程度を確保できた。

### 5. まとめと今後の予定

ここまで述べてきたとおり、深槽式の好気タンクの前半を  $NO_x\text{-N}$  計で、後半をアンモニア計で個別に風量制御することにより、好気タンク内での脱窒を促進する「同時硝化脱窒処理」が可能であることを確認した。さらに、本技術が反応タンクへの窒素負荷量が少なくなるほど窒素除去率は高くなる特徴を持ち、一定レベル以下の窒素負荷量（今回の実験条件では反応タンク 1 m<sup>3</sup>当たりの窒素の負荷で 0.09kg/m<sup>3</sup>/日。HRT に換算した場合、10 時間程度以上を確保できる負荷量）であれば  $A_2O$  法以上の窒素除去率が得られること、言いかえると、 $A_2O$  法に対しより高い窒素負荷量で同等の除去率を得ることが可能であり、 $A_2O$  法より処理能力が高い技術であることを示すことができた。

また、好気タンク内で硝化と脱窒を行うことで、 $A_2O$  法に必要な無酸素タンクとそれに付随するかくはん機や硝化液循環設備を不要としたこと、前述のように脱窒量を増加（窒素除去率を向上）させ風量を削減したこと、さらに、 $NO_x\text{-N}$  計とアンモニア計を用いて風量を制御し送風量の無駄をなくしたことにより、本技術は、 $A_2O$  法はもとより硝化促進運転の標準活性汚泥法（DO 制御）よりも単位処理水量あたりの電力使用量が少ない省エネルギー型の高度処理技術であることを示した。加えて、本技術には、既存施設を高度処理施設化する場合、 $A_2O$  法に改造するよりも小規模な改造で済むという経済的なメリットもある。

そこで、今後は次のような手順によって、本技術を水質改善と省エネルギー化の両立を可能にする新たな高度処理法として、国が示す運用通知への位置づけを目指していく予定である。

#### ア) 長期の連続運転による処理性能の確認

芝浦水再生センターを含む都の 3 つの下水処理場に先行的に導入し、流入水質や反応タンクの形状等が異なる条件で長期の連続運転によって処理性能を確認する。

#### イ) 設計・維持管理マニュアルの作成

上記の 3 か所のデータをもとに、新たな高度処理法としての設計マニュアルと維持管理マニュアルを作成する。

## 参考文献

- 1) 「下水道施設計画・設計指針と解説（2009年版）」(社)日本下水道協会 p.177-181（硝化内生脱窒法）
- 2) 岸野俊明、葛西孝司：「好気槽における脱窒促進運転について」 東京都下水道局技術調査年報 2012 p.133-143
- 3) 「下水試験方法（2012年版）」(社)日本下水道協会 p.706-710
- 4) 高橋 宏幸、草野 吏、古屋 勇治：「曝気空気量制御における高度制御技術の適用とその効果の検証」第49回下水道研究発表会講演集 公益社団法人日本下水道協会 p.1108-1110
- 5) 葛西孝司、池田広数、渡瀬誠司、松下勝一：「制限曝気 A<sub>2</sub>O 法による水質改善効果および処理コストの比較」 東京都下水道局技術調査年報 2010 p.139-150