

純酸素曝気による硝化の促進とその問題点の改善

IMPROVEMENTS IN BIOLOGICAL NITRIFICATION AND
DENITRIFICATION WITH THE HIGH-PURITY
OXYGEN AERATION

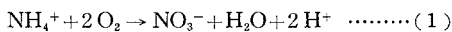
西村 孝*・野中 八郎**・寺山 喜信***

By Takashi NISHIMURA, Hachiro NONAKA
and Yoshinobu TERAYAMA

1. 結 論

硝化脱窒素法はもっとも有力な窒素除去法として関心を集め、すでに多くの研究者ら^{1),2)}によりプロセス動力学については明らかにされている。また、し尿処理の分野では実用化も始まっているが、最大の欠点は施設が比較的大きいことである。

主施設のうち脱窒素槽の容積は汚泥濃度を高め、単位容積あたりの脱窒素速度を大きくすることにより縮小できる。これに対し硝化槽容積は、汚泥日令³⁾と単位容積あたりの酸素供給速度の2側面から決定される。すなわち、硝化槽容積は、① 増殖の遅い硝化菌を系内に存続できる汚泥日令(常温で5日以上)を保証し、同時に、② 流入するBOD、窒素の酸化に十分な酸素を無理なく供給できる大きさでなければならぬ。汚泥日令は硝化槽に保持される汚泥量と毎日系外に排出される汚泥量との比であるので、汚泥濃度を高めることにより汚泥日令から決定される硝化槽容積はある程度縮小できる。これに対して、酸素供給速度は曝気技術に支配される問題である。次式に示されるようにNH₄⁺からNO₃⁻までの酸化には、NH₄⁺-N 1 kg に対し、O₂ 4.6 kg という多量の酸素が必要である。



他方、現在の空気曝気技術で供給可能な単位容積あたりの酸素供給速度は、たかだか2 kg-O₂/m³・日⁴⁾といわれている。このことは硝化槽にかかる窒素負荷の限界は0.43 kg-N/m³・日であることを意味する。窒素とともにBODをも同一槽で酸化する場合には、この限界値はさらに低くなるであろう。したがって、排出される汚泥量が少なく、硝化すべき窒素の多い汚水、たとえば都市下

水の2次処理水やし尿の消化脱離液を硝化する場合には、その硝化槽容積は空気曝気を使用する限り、汚泥日令よりも酸素供給速度により決定される場合が多い。

空気曝気における酸素供給速度の限界を打破する技術として、純酸素曝気法がある。この方法の代表的なものに密閉構造式のものがあり、この方法では密閉構造の曝気槽に純酸素を導入し、高い酸素分圧の気体を液に対し循環し、高速の酸素供給速度を確保している。最近、米国で技術的進展をみせ⁵⁾、わが国でも実用化のきざしがある。著者らも従来の活性汚泥法において、空気曝気法との比較を行い、その効果を認めた^{6),7)}。

硝化脱窒素法における硝化槽がしばしば酸素供給速度によって決定されることから、硝化脱窒素法に純酸素曝気を導入することは一面の合理性をもち、すでにこのような試みの報告⁸⁾もなされている。しかし、純酸素曝気の単純な導入には、アルカリ消費量の増大という問題⁹⁾が生ずる。

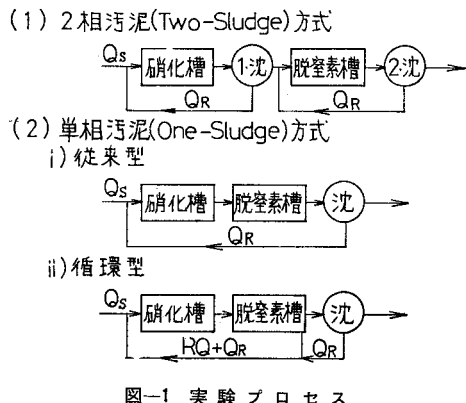
硝化は式(1)に示されるようにアルカリから酸を生成する反応である。ところがこの反応を行う硝化菌の至適液性は、中性ないし弱アルカリ性にあり、pHが6.5以下になると反応活性は極度に低下する。したがって、し尿消化脱離液など高濃度の窒素を含有する汚水の硝化には、空気曝気を用いてもNaOHなどのアルカリ剤を添加する必要がある。密閉槽構造を用い、わずかのガス量しか排気しない純酸素曝気は、有機物の分解から生じたCO₂が循環気体に蓄積し、それに対応して液のpHが低下¹⁰⁾する。したがって、硝化脱窒素法に純酸素曝気を単純に導入したのでは、空気曝気の場合にも増して大量のアルカリを消費することが予想される。し尿消化脱離液の硝化脱窒素処理の場合、中和用アルカリ費はメタノールとともに運転経費の大部を占める。したがって、純酸素曝気を導入しても、その結果としてアルカリ剤が増大するようであれば、その効果は半減するであろう。

以上のような問題意識のうえに、著者らはし尿消化脱

* 正会員 工修 日本大学専任講師 工学部土木工学科

** 正会員 工博 日本大学教授 工学部土木工学科

*** 学生会員 日本大学大学院工学研究科土木工学専攻



離液の硝化脱窒素処理における空気曝気法と純酸素曝気法をアルカリ消費量を主眼として、比較実験を行ったのでその結果を報告する。また、純酸素曝気の欠点を補完するものとして、一部空気曝気を併用する混合曝気法が有効であること、脱窒素槽のあとの再曝気槽に純酸素曝気を用いることが汚泥性状の改良に有効なことなども確認されたので、これらの知見についてもあわせて報告する。

2. 実験方法

(1) 実験装置

実験用の装置を図-2, 3に示す。これらの装置は塩化ビニル製で、硝化槽、脱窒素槽とも有効水容積 4.5 l の矩形セルを5個連結した長方形槽で、全容積はそれぞれ 22.5 l である。脱窒素槽は上部覆蓋が水封され、気密構造になっている。硝化に純酸素曝気を用いる場合は硝化槽も同様の構造になる。各槽のセルは液部で小孔を通し連通し、全体としての混合型式は押し流れに近い。脱窒素槽の搅拌は発生ガス (N_2 および CO_2) を利用し

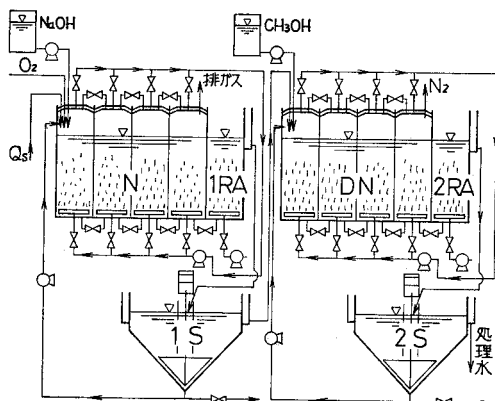


図-2 2相汚泥 (Two-Sludge) 方式実験装置略図

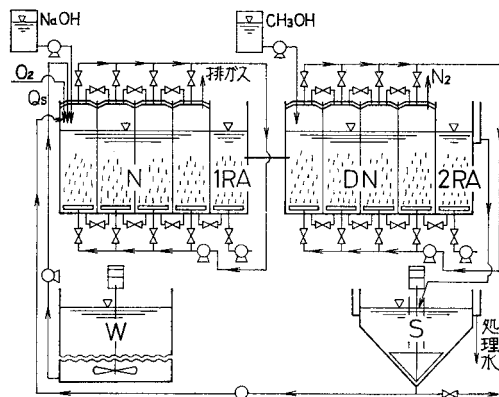


図-3 単相汚泥 (One-Sludge) 方式実験装置略図—従来型

たガス搅拌とし、余剰ガスは水封管を通じて外部へ放出した。硝化に純酸素曝気を用いる場合には O_2 を硝化槽の第1セルに導入し、この O_2 と発生する CO_2 をあわせた混合ガスを循環することにより曝気搅拌を行い、排ガスは水封管を通じて外部へ放出した。脱窒素槽の最終セルを好気性の再曝気槽とした。この槽の目的は脱窒素槽に添加された CH_3OH の残余を分解除去すること、処理水に溶存酸素を与えることである。ほとんどの実験では、この再曝気槽の曝気を空気曝気で行ったが、一部の実験では純酸素曝気で行った。硝化に純酸素曝気を用いた実験の一部では、硝化槽の最終セルだけを脱炭酸槽として、液中の CO_2 を追出すために空気曝気を用いた。

沈殿池は逆円錐形で有効水容積は 8 l である。センターウエルはその先端が汚泥ブランケットにかかる程度の長さで調節してある。したがって、沈殿池に流入する混合液は、汚泥ブランケットを経由して固液分離を受ける。返送汚泥は円錐頂部からチューブしごきポンプにより移送される。原水供給、薬品注入に用いたポンプもチューブしごき式のものである。

硝化槽と脱窒素槽は大型恒温水槽に設置し、実験全期間を通して混合液温を $27 \pm 1^\circ C$ に設定した。この液温は微生物の活性度を高く保つため、および、し尿消化脱離液を処理している活性汚泥法の実施設の夏期水温から選定した値である。しかし、もっとも問題となるのは水温の低い冬期であるが、硝化を完全に達成できる水温での比較をおもな目的としたため、このような液温を設定した。

(2) 実験原水

7~10日おきにし尿処理場に消化脱離液を採取に行き、冷蔵庫に貯留した。毎朝、この脱離液を10倍に水道水で希釈し、搅拌機をついた原水貯留槽から硝化槽に供給した。このときの実験原水のN態を図-4に示す。脱離液は主としてK市し尿処理場から採取したが、一

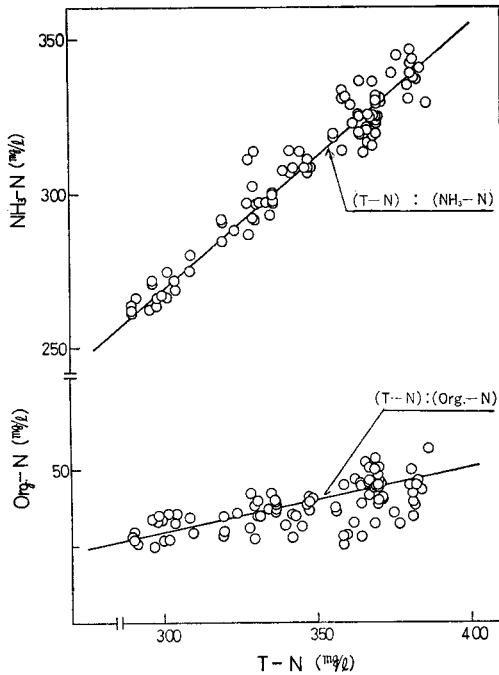


図-4 実験原水(し尿消化脱離液)のN態 (10倍希釈)

部の実験(単相汚泥方式—空気曝気)では消化槽内のスラム搬出期間にあたり、やむを得ずS市し尿処理場から採取した。窒素濃度は両者の間に大差はなかったが、S市し尿処理場は過負荷になっており、採取した脱離液のBOD、COD_{Cr}濃度は生し尿に近い値であった。

(3) 運転方法

実験に用いた汚泥はK市し尿処理場の活性汚泥から馴致したものである。運転条件としては硝化槽、脱窒素槽ともMLSSを7000mg/l前後に維持し、原水流量を変えることにより滞留時間を設定した。また、それに伴い、沈殿池の沈殿時間も変化した。脱窒素槽に加えるメタノールは水道水によって希釈し定量(2ml/min)で加え、必要メタノール量になるように濃度を調整した。硝化槽へのNaOHも水道水との混合物として2ml/minで加え、硝化液pHが設定値(pH 7.0)になるようにその濃度を調整した。硝化槽混合液のDO濃度は空気曝気で2mg/l以上、純酸素曝気で10mg/l以上を目標値として、空気量、酸素量を調整した。

それぞれの実験は設定条件に近い運転条件で十分に馴らし運転を行い、NH₃-Nが完全に酸化され、脱窒素ができることを確認したのち、正確な設定条件下でさらに17日間運転し、最後の7日間を測定期間とした。測定期間中、原水と処理水についてpH、BOD、TK-N、NH₃-N(蒸留法)、NO₂-N(酢酸アニリン法)、NO₃-N

(デバルダ合金法)、COD_{Cr}、COD_{Mn}の測定を行った。測定法はJIS K 0102に準じた。なお、BOD測定に際し、ふらんビン内の硝化を防ぐ処置は行っていない。そのほかにもCH₃OHの過不足などを調べるため、必要に応じて各槽混合液を遠心分離し、その上澄水のCOD_{Cr}、NH₃-N、NO₂-N、NO₃-Nなどを測定した。汚泥関係試験項目としては混合液のSV、MLSS、MLVSS、返送MLSS、引抜汚泥量を測定した。また、一部の実験では汚泥の脱水性をリーフテストにより測定した。

3. 実験結果と考察

(1) 2相汚泥方式(図-2参照)

硝化槽、脱窒素槽それぞれに沈殿池を設け、硝化汚泥と脱窒素汚泥を完全に分離した2相汚泥方式について、硝化における空気曝気と純酸素曝気の比較検討を行った。

硝化汚泥と脱窒素汚泥はともにK市し尿処理場の活性汚泥から馴養した。馴養期間中、硝化槽は空気曝気で運転した。馴養開始直後は脱窒素汚泥の沈降濃縮が悪く、脱窒素槽MLSSを7000mg/lに維持するためには400%の汚泥返送を要した。しかし、2か月すると沈降性は徐々に回復し、100%以下の汚泥返送率でも運転可能になったので、空気曝気(Run AS-1, AS-2)、純酸素曝気(Run OS-1, OS-2, OS-3)の順に実験運転を行った。また、最後に硝化槽の末端セルだけを脱炭酸槽として空気で曝気したMS-1を運転し、脱炭酸の効果のみをみた。各実験運転の条件を表-1に示す。

表-1 運転条件(2相汚泥方式)

No.	N	pH	X _S (kg/m ³)	Q _S (l/d)	DT (hr)				
					N	1S	DN	2RA	2S
1	AS	~7.0	7.0	54.0	10.0	3.6	8.0	2.0	3.6
	OS								
2	AS			67.5	8.0	2.8	6.4	1.6	2.8
	OS								
3	OS	72.0	6.0	2.7	6.0	1.5	2.7		
4	MS	54.0	10.0*	3.6	8.0	2.0	3.6		

* 図-2参照, N(OSで運転)-8hr.
1RA(ASで運転)-2hr.

a) 処理成績

Run AS-1とRun OS-1の処理成績を表-2に示す。この表から明らかなごとく硝化に若干の差はみられるが、処理成績そのものには空気曝気と純酸素曝気の本質的差異はみられず、両曝気方式ともBOD、窒素が高い効率で除去された。このことは小規模な実験装置であったため、空気曝気を用いても硝化に必要な酸素供給

表一-2 2相汚泥方式の処理成績（硝化槽滞留時間：10hr.）, Run AS-1 および Run OS-1

N	月/日	BOD 負荷		T-N 負荷		pH		BOD (mg/l)			COD _{Cr} (mg/l)			T-N (mg/l)		
		L _p (kg/m ³ /日)	L _s (kg/kgSS/日)	L _p (kg/m ³ /日)	L _s (kg/kgSS/日)	原水	処理水	原水	処理水	除去率 (%)	原水	1 処理水	2 処理水	原水	処理水	除去率 (%)
S. 50	5/19	0.44	0.06	0.87	0.12	8.31	9.16	182.0	8.5	95.3	655.6	116.8	86.7	364.2	6.4	98.2
	20	0.49	0.06	0.89	0.11	8.22	9.29	204.5	9.8	95.2	679.3	118.3	106.9	370.9	5.9	98.4
	21	0.44	0.06	0.87	0.11	8.31	9.26	185.0	9.4	94.9	649.1	132.9	117.7	364.2	6.7	98.2
	22	0.43	0.05	0.89	0.11	8.22	9.12	180.0	8.6	95.2	642.6	128.6	98.0	369.8	6.0	98.4
	23	0.39	0.05	0.89	0.12	8.29	9.13	162.5	6.1	96.2	628.3	202.0	82.3	369.8	5.8	98.4
AS	24	0.39	0.05	0.90	0.12	8.22	9.09	160.5	11.2	93.0	585.2	148.8	96.3	373.7	5.7	98.5
	25	0.41	0.06	0.89	0.12	8.23	8.55	169.0	4.0	97.6	649.5	132.2	71.2	369.8	6.1	98.4
	11/21	0.40	0.05	0.79	0.11	8.08	8.99	165.3	13.9	91.6	690.9	159.4	102.5	330.6	9.0	97.3
S. 50	22	0.46	0.07	0.80	0.11	8.20	8.91	193.3	12.7	93.4	862.4	190.8	129.7	335.1	8.0	97.6
	23	0.47	0.07	0.79	0.11	8.28	8.96	197.7	11.7	94.1	741.4	154.4	104.2	330.0	7.8	97.6
	25	0.45	0.06	0.79	0.11	8.29	9.01	189.3	9.4	95.0	820.1	237.6	80.5	329.4	7.6	97.7
	26	0.32	0.05	0.78	0.12	8.30	8.98	134.9	11.8	91.3	641.0	148.8	76.3	323.8	7.3	97.7
	27	0.34	0.05	0.77	0.11	8.32	9.05	142.3	11.9	91.6	616.2	148.4	95.1	319.9	7.2	97.7
	28	0.33	0.05	0.77	0.11	8.30	9.00	139.3	9.0	93.5	733.2	171.6	106.0	319.4	7.3	97.7
	S. 50	5/19	364.2	5.1	326.2	0.3	5.1	86.6	0	0	0	1.3	7.53	6.87	93.4	128.8
20		370.9	5.2	330.6	0.4	5.2	87.1	0	0	0	0.7	8.02	7.43	95.7	120.9	128.8
21		364.2	5.8	325.0	0.1	5.8	85.2	0	0	0	0.9	7.96	7.39	94.0	119.3	127.2
22		369.8	5.2	325.0	0.3	5.2	88.0	0	0	0	0.8	7.95	7.63	93.0	112.0	122.4
23		369.8	4.8	327.8	0.3	4.8	88.6	0	0	0	1.0	7.61	7.41	93.2	96.2	125.8
AS	24	373.7	4.6	329.4	0.6	4.6	89.6	0	0	0	1.0	7.44	7.22	86.0	89.8	119.2
	25	369.8	4.7	329.4	0.6	4.7	88.4	0	0.1	0	1.3	7.29	6.40	82.0	85.0	128.1
	11/21	330.6	8.8	290.8	0	8.0	79.9	0	0.1	0	0.9	7.40	6.85	90.5	122.3	138.0
S. 50	22	335.1	7.0	293.0	0	7.0	83.4	0	0.2	0	0.8	7.00	6.74	86.5	123.5	129.8
	23	330.0	6.5	293.8	0	6.5	82.0	0	0.1	0	1.2	7.29	7.18	87.5	120.0	128.2
	25	329.4	6.3	291.9	0.2	6.3	83.2	0	0.1	0	1.3	7.41	6.69	91.5	119.4	136.9
	26	323.8	6.3	288.0	0.3	6.3	82.4	0	0.1	0	0.9	6.58	7.38	86.0	130.7	126.0
	27	319.9	6.4	280.2	0	6.4	83.9	0	0.1	0	0.8	7.12	6.87	82.5	115.9	126.6
28	319.4	6.3	284.6	0	6.3	81.9	0	0.1	0	1.0	6.90	6.58	86.0	79.0	120.0	

(注) 1. Run AS-1 および Run OS-1 とは硝化工程の汚泥日令は平均 20 日

2. 処理水および 2 処理水は第 2 沈殿池の処理水

3. 1 処理水は第 1 沈殿池の処理水

表-3 処理水の比較

S. 50 月/日		5/19	5/20	5/21	5/22	5/23	5/24	5/25
処理水								
COD _{Cr} (mg/l)	第1沈殿池 処理水	105.2	104.8	112.8	110.2	140.8	108.5	113.4
	第2沈殿池 処理水	72.3	83.8	76.8	70.2	75.8	84.3	63.9

(注) 処理水は遠心分離 (3000 r.p.m., 5分) 上澄水を意味する。

速度を確保することができ、硝化混合液の DO 濃度を常時 2mg/l 以上に維持できたためと考えられる。また、ほかの実験でも同様であった。

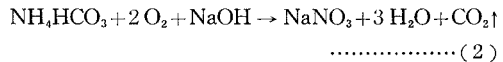
興味深いのは硝化処理水と脱窒素処理水の BOD の値には差がなかったが、COD_{Cr} 値の差である。すなわち、COD_{Cr} 値は常に脱窒素処理水が低い。硝化処理水、脱窒素処理水の遠沈上澄水の COD_{Cr} 値を比較しても、20~40 mg/l 脱窒素処理水が低い (表-3)。脱窒素の際に硝化処理水中の溶解性 COD_{Cr} が除去されていると考えられる。硝化工程ですでに BOD 成分は十分に除去されているので、生物的に難分解性の物質が脱窒素工程で除去されていると推定されるが、この点についてはさらに検討を要しよう。

b) NaOH 消費量

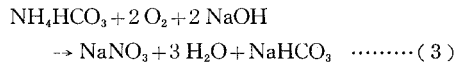
各実験運転における薬品 (NaOH, CH₃OH) の消費量を表-4 に示す。脱窒素の際の CH₃OH 消費量は当然のことながら両曝気方式の間に差はなく、各種報文 (たとえば, Mc Carty ら¹¹⁾) に報告されるごとく、N 1 kg に対し 2.5~3.0 kg の割で消費された。

硝化の際に消費される中和 NaOH 量は、空気曝気に比べ純酸素曝気ははるかに多い。空気曝気における NaOH 消費率 2.53~2.88 kg/kg-N は、し尿硝化脱離液中の NH₄⁺ が HCO₃⁻

との平衡で存在するとして次式より求めた理論値 2.86 kg/kg-N とよく一致する。



宮地ら¹²⁾も実装置における NaOH 消費率として同様の数値を報告している。これに対し純酸素曝気の場合、液相から気相への CO₂ の放散割合が小さく、次式に示されるように NaOH が CO₂ の中和固定に用いられるためと考えられる。



実際には一部の CO₂ は空気曝気と同様気相に放散され、この式から得られる理論値 5.72 kg/kg-N より低くなっているが、いずれにせよ、このような多量の NaOH を余計に消費することは硝化に純酸素曝気を用いる際の問題点といえる。

純酸素曝気で NaOH の消費量を節減する方法として、硝化槽の末端セルだけを空気曝気にする混合曝気法 (MS-I) の運転を試みた。結果は表-4 にみるように、NaOH の消費量はほぼ空気曝気の場合と同様になり、2相汚泥方式に関する限り脱炭酸槽を設ける混合曝気法が

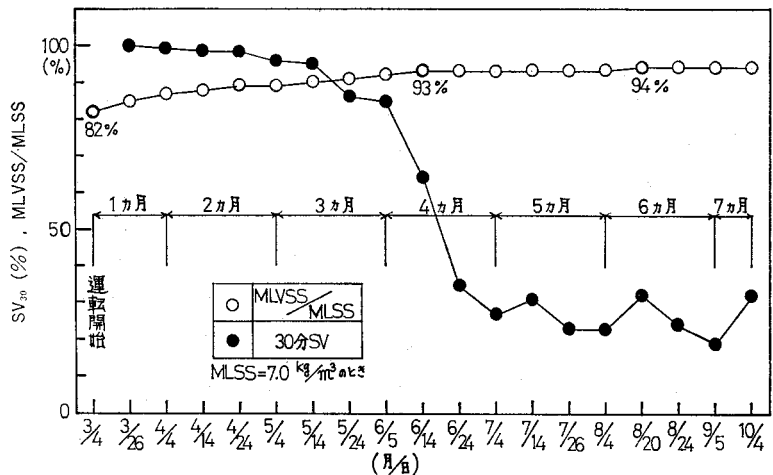


図-5 脱窒素汚泥の SV₃₀ と MLVSS/MLSS の経時変化

表-4 NaOH, CH₃OH の消費量 (2相汚泥方式)

No.	N	(DT) _N (hr.)	pH	R _N (%)	NaOH/T-N	NaOH/NH ₃ -N	R _D (%)	CH ₃ OH/T-N	CH ₃ OH/NH ₃ -N
1	AS	10	~7.0	53~166	2.58~2.88 Av. 2.74	2.88~3.22 Av. 3.05	34~71	2.42~2.78 Av. 2.61	2.74~3.22 Av. 2.92
2		8		40~53	2.53~2.80 Av. 2.61	2.82~3.24 Av. 3.03	19~32	2.38~2.59 Av. 2.49	2.68~3.00 Av. 2.86
1	OS	10		40~105	4.13~5.47 Av. 5.11	4.70~5.98 Av. 5.73	13~16	2.75~3.12 Av. 2.90	3.04~3.25 Av. 3.13
2		8		45~51	4.32~5.14 Av. 4.83	4.82~5.69 Av. 5.39	13~17	2.24~2.70 Av. 2.57	2.50~2.99 Av. 2.87
3		6		42~44	4.90~5.52 Av. 5.11	5.36~6.21 Av. 5.67	12~14	2.67~2.89 Av. 2.77	2.96~3.25 Av. 3.07
1	MS	10			37	2.77~2.88 Av. 2.80	2.89~3.25 Av. 3.07	29~35	2.40~2.81 Av. 2.59

NaOH 消費量を抑えながら、しかも高速の酸素供給速度を確保する技術として有効であると思われる。

c) 汚泥の性状と発生量

前述したように硝化汚泥，脱窒素汚泥とも種汚泥はまったく同一である。硝化汚泥の色相は当実験を通して、種汚泥の性状と大差ない黒褐色であるのに対し，脱窒素汚泥は実験の経過とともに淡褐色に変化した。この変化は図-5 に示すように MLVSS/MLSS が 82% と低いにもかかわらず，SV₃₀ は 100% に近く沈降性は悪かった。しかし，MLVSS/MLSS 値がほぼ一定 (93~94%) に達した 3 か月以後，その値が異常に高いにもかかわらず，沈降濃縮性は急速に改善され，SV₃₀ は 25% 前後になり以後安定した。このとき返送汚泥濃度は 5~6% に達し，返送率 15% 前後で十分に MLSS 7 000 mg/l を維持できた。

これに対して硝化汚泥にはこのような顕著な経時変化はなかった。図-6 は硝化槽に対する COD_{Cr}-SS 負荷と SVI の関係を整理したものである。空気曝気に比べ純酸素曝気が若干安定して低い SVI 値を示すものの本質的な差異はなかった。しかしながら，硝化用沈殿池の汚泥の挙動に関して，両曝気方式には差がみられた。すなわち空気曝気の場合，沈殿池で脱窒素による汚泥浮上がひびんと起こり，返送汚泥濃度も 1.1~2.3% の範囲にあった。純酸素曝気の場合には硝化処理水中に十分な DO 濃度を有するので浮上現象はまれで，返送汚泥濃度も 1.5~2.8% と相対的に高くなった。このように硝化工程での脱窒素防止という意味では純酸素曝気は有効である。

硝化汚泥と脱窒素汚泥の脱水性を比較検討するために，常法によりリーフテストを行った。この結果を図-7 に示す。ろ過速度は硝化汚泥 5~7 kg/m²・hr，脱窒素汚泥 6~10 kg/m²・hr であり，比較的良好な脱水性を示した。なお，このとき両汚泥の M アルカリ度は 600

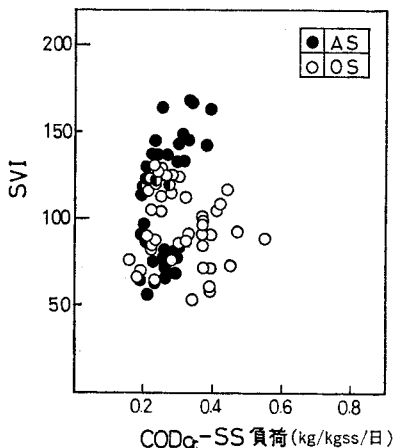


図-6 硝化汚泥の沈降性

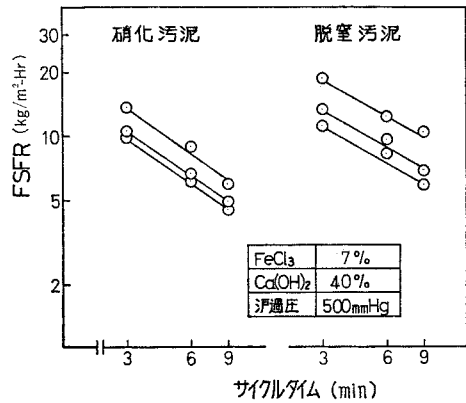


図-7 ろ過速度 (Two-Sludge 方式)

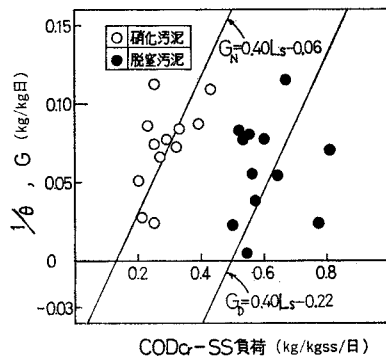


図-8 汚泥生成率 (Two-Sludge 方式)

~800 mg/l，ケーキ含水率は 83~86% であった。

汚泥の発生量は曝気方式による差がない。著者らは都市下水を対象とした活性汚泥法で，純酸素曝気法と空気曝気法に間に汚泥発生量の差がないことを見出した⁷⁾が，今回の実験でもこのことが確認された。硝化工程と脱窒素工程の汚泥生成率 (G) と COD_{Cr}-SS 負荷 (L_S) の相関データを 図-8 に示す。G 値は次式によって計算した。

$$G = \Delta X_S / X_S \cdot V \dots \dots \dots (4)$$

ここで，

ΔX_S : 汚泥生成量 (kg/日)

V : 硝化槽または脱窒素槽 (再曝気槽を含む) 容量 (m³)

X_S : MLSS 濃度 (kg/m³)

表-5 運転条件 (単相汚泥方式)

No.	N	pH	X _S (kg/m ³)	Q _S (l/d)	DT (hr.)			
					N	DN	2RA	S
1	AS	~7.0	7.0	54.0	10.0	8.0	2.0	3.6
				67.5	8.0	6.4	1.6	2.8
1	MS			54.0	10.0*	8.0	2.0	3.6

* 図-3 参照，N(OS で運転) - 8 Hr.
1RA (AS で運転) - 2 Hr.

表-6 単相汚泥方式の処理成績 (硝化槽滞留時間 10 hr.), Run AS-1 および Run MS-1)

N	月/日	BOD 負荷				pH				T-N 負荷				CODcr (mg/l)				T-N (mg/l)			
		L_v (kg/m ³ /日)		L_s (kg/kgSS/日)		原水	処理水	原水	処理水	L_v (kg/m ³ /日)	L_s (kg/kgSS/日)	除去率 (%)	処理水	原水	除去率 (%)	処理水	原水	除去率 (%)	処理水	原水	除去率 (%)
		原水	処理水	原水	処理水	原水	処理水	原水	処理水	原水	処理水	原水	処理水	原水	処理水	原水	処理水	原水	処理水	原水	処理水
S. 49	10/23	1.04	0.14	0.11	8.35	8.42	432.0	20.5	95.3	1638.5	84.3	94.8	342.4	8.1	97.6	1504.8	316.8	78.9	339.5	10.6	96.9
	24	1.30	0.18	0.11	8.24	8.40	542.0	36.7	93.2	1504.8	60.2	90.5	350.2	7.1	98.0	1266.1	52.4	95.8	344.6	6.6	98.1
	25	1.17	0.16	0.11	8.30	8.48	489.0	10.8	97.8	1085.3	62.0	94.2	337.9	7.0	97.9	1332.3	90.1	93.6	340.1	6.9	98.0
	26	1.32	0.19	0.12	8.57	8.43	582.0	16.3	98.1	1398.2	135.4	90.6	347.4	8.0	97.7	115.6	2.3	98.0	633.6	60.2	90.5
	27	1.50	0.21	0.11	8.34	8.39	620.5	12.0	98.1	1398.2	106.6	82.5	351.3	7.5	97.9	671.6	104.5	84.4	346.3	6.7	98.1
	28	1.29	0.18	0.12	8.40	8.42	536.0	13.2	97.5	1398.2	6.3	87.8	352.4	7.4	98.0	551.9	100.8	82.6	347.4	7.0	98.0
	31	1.32	0.18	0.11	8.20	8.41	552.0	14.4	97.4	1443.8	6.0	95.4	351.3	7.5	97.9	608.4	106.6	82.5	351.3	7.5	97.9
S. 51	8/22	0.28	0.04	0.13	8.16	8.88	115.6	2.3	98.0	537.6	102.4	81.0	344.6	7.3	97.9	633.6	60.2	90.5	350.2	7.1	98.0
	23	0.34	0.05	0.13	8.20	8.87	141.7	2.9	98.0	671.6	104.5	84.4	346.3	6.7	98.1	551.9	100.8	82.6	347.4	7.0	98.0
	24	0.30	0.05	0.13	8.15	8.85	125.7	4.7	96.3	551.9	62.7	88.6	351.9	7.2	98.0	591.1	72.3	87.8	352.4	7.4	98.0
	25	0.33	0.05	0.13	8.22	8.82	136.0	4.4	96.8	591.1	72.3	87.8	352.4	7.4	98.0	608.4	106.6	82.5	351.3	7.5	97.9
	26	0.32	0.05	0.12	8.23	8.80	132.1	6.1	95.4	591.1	72.3	87.8	352.4	7.4	98.0	608.4	106.6	82.5	351.3	7.5	97.9
	27	0.35	0.05	0.12	8.22	8.75	146.6	6.3	95.7	591.1	72.3	87.8	352.4	7.4	98.0	608.4	106.6	82.5	351.3	7.5	97.9
	28	0.32	0.04	0.11	8.18	8.70	132.4	6.0	95.4	608.4	106.6	82.5	351.3	7.5	97.9	608.4	106.6	82.5	351.3	7.5	97.9
N	月/日	TK-N (mg/l)				Org.-N (mg/l)				NO ₂ -N (mg/l)				NO ₃ -N (mg/l)				X _S (kg/m ³)	SV	SVI (-)	
		原水	処理水	N-5	除去率 (%)	原水	処理水	除去率 (%)	原水	処理水	除去率 (%)	原水	処理水	除去率 (%)	原水	処理水	除去率 (%)				
		原水	処理水	N-5	除去率 (%)	原水	処理水	除去率 (%)	原水	処理水	除去率 (%)	原水	処理水	除去率 (%)	原水	処理水	除去率 (%)				
S. 49	10/23	342.4	6.6	303.1	1.6	39.3	6.6	83.2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.55	70.0	92.8	
	24	339.5	8.6	292.8	0.5	46.7	8.6	81.6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.30	67.0	91.7	
	25	344.6	5.6	306.8	2.8	37.8	5.6	85.2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.23	68.0	94.1	
	26	337.9	5.9	292.3	0.8	45.6	5.9	87.1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.02	58.0	82.6	
	27	340.1	5.9	291.4	0.4	48.7	5.9	87.9	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.19	54.0	75.1	
	28	340.7	6.4	282.9	0.4	57.8	6.4	88.9	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.09	49.0	69.1	
	31	347.4	6.9	297.0	1.9	50.0	6.9	86.3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.40	52.0	70.3	
S. 51	8/22	344.6	6.3	297.0	0	47.6	6.3	86.8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6.18	82.0	132.6	
	23	350.2	6.1	314.3	0	35.9	6.1	83.0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6.32	85.8	135.7	
	24	346.3	5.7	299.2	0	47.1	5.7	87.9	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6.52	89.2	136.9	
	25	351.9	6.2	308.2	0	43.7	6.2	85.8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6.42	88.2	137.3	
	26	347.4	5.9	303.7	0	33.7	5.9	82.5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6.82	88.8	130.2	
	27	352.4	6.4	309.3	0	43.1	6.4	85.2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6.89	91.4	132.7	
	28	351.3	6.5	311.0	0	40.3	6.5	83.9	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.37	91.0	123.5	

(注) 1. Run AS-1 および Run MS-1 とは汚泥日令は平均 25 日
 2. N-5 は硝化槽末端の遠心分離後の上澄水

脱窒素槽への COD_{Cr}-SS 負荷は

$$\text{CH}_3\text{OH } 1\text{g} = \text{COD}_{\text{Cr}} \text{ 1.5g}$$

として求めた。汚泥生成量は引抜汚泥量と処理水 SS 量の和、また、MLSS 濃度は測定期間の平均値として汚泥生成率を求めた。プロットは比較的分散し正確な相関式は得がたいが、1次相関式

$$G = a \cdot L_S - b \dots\dots\dots (5)$$

が成立するとして、*a*, *b* を求めると次の値になる。

$$\text{硝化汚泥 } G_N = 0.40 L_S - 0.06$$

$$\text{脱窒素汚泥 } G_D = 0.40 L_S - 0.22$$

b 値は内性呼吸項であるが、硝化汚泥に比べ脱窒素汚泥の内性呼吸が高いのは、汚泥の中に占める微生物の割合が大きいためであろう。このことは硝化汚泥と脱窒素汚泥の MLVSS/MLSS 比がそれぞれ、0.82, 0.94 であることから裏付けられる。

汚泥生成率 (*G*) の逆数が汚泥日令 (*θ*) であり、**図-8** からみると 8 日以上汚泥日令が確保されており、この点からも十分の硝化が行われていたことがわかる。

(2) 単相汚泥方式 (図-3 参照)

2相汚泥方式はとりわけ硝化を確実に遂行できる点に利点があり、わが国で最初に実用化された硝化脱窒素法も2相汚泥方式であった。しかし、NaOHを多量に消費するなどの経済性に難点があり、今後は運転経費が安く、施設もより簡単な単相汚泥方式が普及してゆくと思われる。そこでこの研究では2相汚泥方式に引続き、単相汚泥方式について硝化に空気曝気法と混合曝気法を用いた実験を行い、NaOH消費量、汚泥発生量などを比較検討した。

表-5に運転条件を示す。表-6にRun AS-1とRun MS-1の処理成績を示す。なお、再曝気槽は双方とも空気で曝気した。両実験は原水組成が異なるので厳密には比較対照することはできないが、2つの処理成績の間には大差がない。しかし、硝化槽末端でのpHを7.0前後に制御するために要したNaOH量(表-7)は、AS-1で平均1.42kg/kg-Nに対し、MS-1では2.16kg/kg-Nを消費した。この原因として、MS-1は馴養に従い、汚泥の沈降性が高くなったため返送汚泥率がAS-1, 2に比べ減少し、それに対応し脱窒素で遊離するアルカリの返送量が少なくなったためと考えられる。

し尿消化脱離液に含まれる NH₄⁺ のごとく、HCO₃⁻ と平衡となる遊離 NH₄⁺ を単相汚泥方式で硝化脱窒素する際に消費される NaOH 量は次式で示される¹³⁾。

(i) CO₂ の影響がない場合 (式 (2) 参照)

$$\text{NaOH}/\text{NH}_3\text{-N} = Q_S/Q_S + Q_R \times 2.86 \dots\dots (6)$$

(ii) CO₂ の影響がある場合 (式 (3) 参照)

$$\text{NaOH}/\text{NH}_3\text{-N} = Q_S/Q_S + Q_R \times 5.72 \dots\dots (7)$$

MS-1の運転期間中、返送汚泥率は平均33%であり、有機性窒素のほとんどは脱アミノ反応によりアンモニア性窒素に転換するものとする、式(6)の値が2.15、式(7)の値が4.30となり、ほぼ理論値に近くCO₂にNaOHが消費されている割合はきわめて少ないと考えられる。やはり脱炭酸槽(1RA)を設けることは、2相汚泥方式と同様に有効である。

汚泥の発生量、汚泥の性状とも曝気方式による差は見られない。汚泥生成率とCOD_{Cr}-SS負荷の相関は**図-9**に示されるごとく、

$$G = 0.40 L_S - 0.12$$

の相関式を得た。この相関式は2相汚泥方式の硝化汚泥、脱窒素汚泥について得られた*G_N*, *G_D*の代数平均にはほぼ等しく、2相汚泥方式、単相汚泥方式の汚泥発生量に差がないことを裏付けた。また、本実験でも汚泥日令は7日以上保たれており、汚泥日令の点では十分な硝化が達成されていたことがわかる。

リーフテストによる汚泥のろ過速度は2相汚泥方式の両汚泥を平均化した値になった(図-10)。

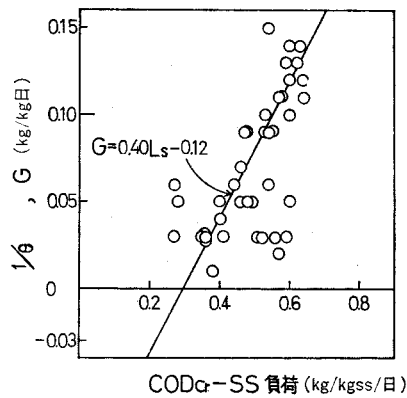


図-9 汚泥生成率 (One-Sludge 方式)

表-7 NaOH, CH₃OH の消費量 (単相汚泥方式)

No.	N	(DT) _N (hr.)	pH	R (%)	NaOH/T-N	NaOH/NH ₃ -N	CH ₃ OH/T-N	CH ₃ OH/NH ₃ -N
1	AS	10	~7.0	71~80	1.29~1.51 Av. 1.42	1.62~1.82 Av. 1.71	2.80~3.21 Av. 2.94	2.92~3.76 Av. 3.40
2		8		54	1.30~1.49 Av. 1.40	1.39~1.72 Av. 1.59	2.43~3.18 Av. 2.72	2.86~3.77 Av. 3.19
1	MS	10		30~36	2.06~2.29 Av. 2.16	2.36~2.65 Av. 2.47	3.13~3.19 Av. 3.17	3.57~3.67 Av. 3.62

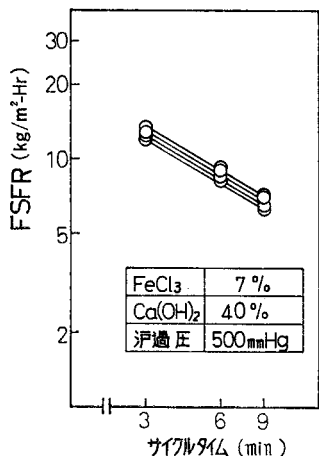
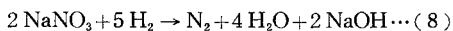


図-10 ろ過速度 (One-Sludge 方式)

(3) 脱窒素混合液循環と混合曝気

硝化はアルカリから酸を生成する反応であるが、脱窒素は次式に示されるように生アルカリ反応である。



2相汚泥方式に比べ単相汚泥方式で NaOH 消費量が少ないのは、このように脱窒素で生成された NaOH が返送汚泥とともに硝化槽へもどされ、再利用されるからである。この機構を積極的に利用し、NaOH を節減する方法として脱窒素混合液循環法^{13),14)}がある。この方法は脱窒素槽から流出する混合液を大量に硝化槽に返送

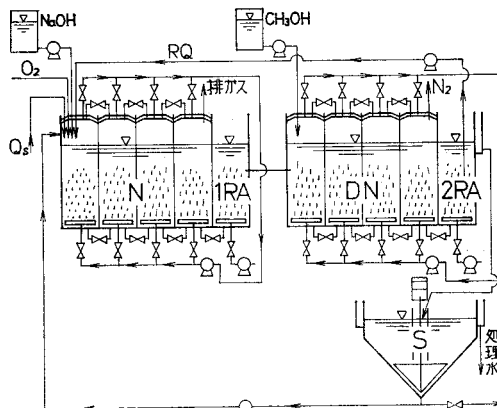


図-11 単相汚泥 (One-Sludge) 方式実験装置略図一循環型

する単相汚泥方式である (図-11)。

密閉型純酸素曝気の硝化への利用は空気曝気に比べ、どうしても NaOH を余計に消費する。この欠点を最小限に抑制するために本研究の最後の実験では、この脱窒素混合液循環法について次の2つの混合曝気の効果を検討した。

(i) 混合曝気 I 型 (MS-I)……硝化槽の4セル (N) を純酸素曝気、最終セル (1RA) を脱炭酸槽として空気曝気、再曝気槽 (2RA) を空気曝気で運転する。

(ii) 混合曝気 II 型 (MS-II)……硝化槽全体 (N+1RA) を空気曝気、再曝気槽 (2RA) を純酸素曝気で運転する。

表-8 運転条件 (脱窒素混合液循環法)

No.	方 式		pH	X _S (kg/m ³)	Q _S (l/d)	RQ (l/d)	DT (hr.)				
	N	2RA					N	1RA	DN	2RA	S
MS-I	OS	AS	~6.5	7.0	54.0	(0, 2, 4, 6, 8)Q _S	8.0	2.0	8.0	2.0	3.6
MS-II	AS	OS				(0, 2, 4, 6)Q _S	10.0	8.0	2.0	3.6	

表-9 NaOH, CH₃OH の消費量 (脱窒素混合液循環法)

No.	N	2RA	(DT) _N (hr.)	pH	RQ	Q _R /Q _S (%)	NaOH/T-N	NaOH/NH ₃ -N	CH ₃ OH/T-N	CH ₃ OH/NH ₃ -N
MS-I	OS	AS	10	~6.5	0Q _S	30~36	2.06~2.29 Av. 2.16	2.36~2.65 Av. 2.47	3.13~3.19 Av. 3.17	3.57~3.67 Av. 3.62
					2Q _S	26~28	1.39~1.51 Av. 1.44	1.53~1.72 Av. 1.63	3.09~3.35 Av. 3.22	3.41~3.87 Av. 3.67
					4Q _S	24~25	1.03~1.17 Av. 1.09	1.16~1.33 Av. 1.24	3.04~3.29 Av. 3.19	3.55~3.73 Av. 3.64
					6Q _S	29~30	0.57~0.94 Av. 0.77	0.63~1.05 Av. 0.86	2.93~3.19 Av. 3.03	3.25~3.56 Av. 3.37
					8Q _S	35~37	0.52~0.55 Av. 0.53	0.60~0.61 Av. 0.60	3.16~3.30 Av. 3.24	3.63~3.79 Av. 3.71
MS-II	AS	OS	10	~6.5	0Q _S	14~17	1.69~1.76 Av. 1.72	1.94~2.02 Av. 1.98	3.05~3.12 Av. 3.08	3.43~3.62 Av. 3.52
					2Q _S	8~9	0.81~0.83 Av. 0.82	0.94~0.96 Av. 0.95	3.02~3.19 Av. 3.10	3.52~3.67 Av. 3.58
					4Q _S	11~12	0.37~0.43 Av. 0.40	0.42~0.49 Av. 0.46	2.97~3.20 Av. 3.13	3.48~3.69 Av. 3.60
					6Q _S	15~18	0.18~0.19 Av. 0.19	0.21~0.22 Av. 0.21	3.05~3.30 Av. 3.12	3.51~3.69 Av. 3.62

それぞれの混合曝気方式について循環量を変えた実験の運転条件（表—8）と薬品消費量（表—9，図—12）を示す。この結果で明かなように、脱炭酸槽を設けても硝化に純酸素曝気（MS-I）を用いると、空気曝気の場合（MS-II）よりも多量の NaOH を消費する。しかしながら、循環量を増大してゆけば、NaOH の消費率は低下してゆき、NaOH の消費はそれほど大きな経済的負担にならなくなる。したがって、純酸素曝気を用いる場合には、空気曝気の時以上に循環法が有効であ

ると考えられる。

混合曝気 II 型，すなわち再曝気槽を純酸素曝気で運転した場合に，理由は明らかではないが汚泥の沈降性，濃縮性がよくなった。特に沈降速度をはかると，図—13 のように初期沈降速度が大きく，短時間（5～15 分）のうちに圧密限界濃度にまで達した。混合曝気 I 型，II 型についてのおのおの半年以上の連続運転を実施し，得られた沈降曲線（直径 2 cm，高さ 15 cm の 50 ml メスシリンダーを用いて測定）をプロットしたものであるが，このような汚泥の沈降性がこの曝気方式の特性かどうかは現在検討中である。

4. 総括

生物学的脱窒素法の 2 相汚泥方式および単相汚泥方式について，し尿消化脱離液を対象として比較実験を実施し，それぞれの実験結果について検討を行った。これらの実験的研究によって，生物学的脱窒素法および純酸素曝気導入について，次のような事項を明らかにすることができた。

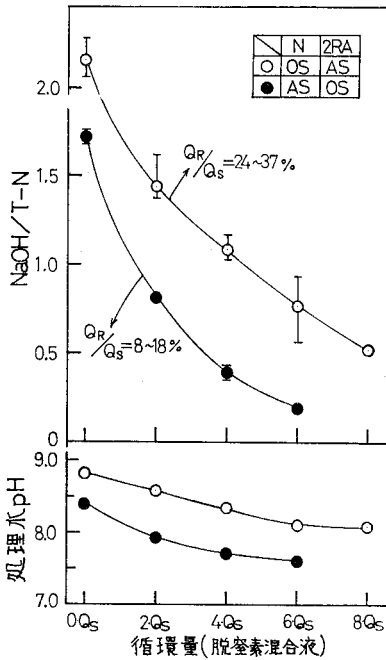
- (1) し尿消化脱離液の処理には，2 相汚泥方式よりも単相汚泥方式が経済的であり，処理水中和の不必要な点からも好ましい。
- (2) もし，純酸素曝気を導入する場合には，2 相汚泥方式，単相汚泥方式を問わず，一部空気曝気を併用する混合曝気法がアルカリ節減の点から好ましい。
- (3) 純酸素曝気を導入した場合でも，脱窒素混合液循環法との組合せがアルカリ節減に大きな効果をもたらす。
- (4) 脱窒素後の再曝気槽に純酸素曝気を導入することは，汚泥の沈降性に多大な効果をもたらす。

なお今後の研究すべき課題として，

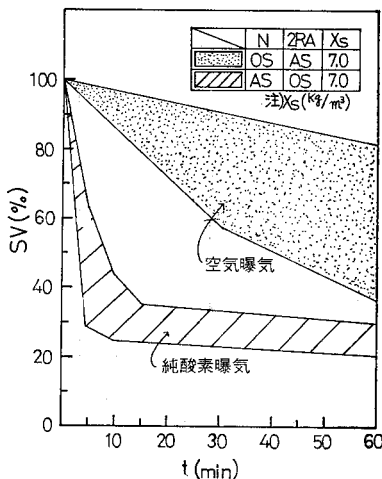
- (1) 脱窒素工程における難分解性物質の除去現象の解明。
 - (2) 純酸素曝気が汚泥の沈降性改善に及ぼす機構の解明。
- 以上の点を，さらに明らかにしていきたいと考えている。

記号

- OS：純酸素曝気法
- AS：空気曝気法
- MS：混合曝気法
- Q_S ：流入原水量（ $m^3/日$ ）
- Q_R ：返送汚泥量（ $m^3/日$ ）
- $R(=Q_R/Q_S)$ ：汚泥返送率



図—12 脱窒素混合液循環法の必要 NaOH と処理水 pH



図—13 再曝気槽に純酸素曝気と空気曝気を用いた場合の沈降曲線の比較

R_N : 硝化工程汚泥返送率
 R_D : 脱窒素工程汚泥返送率
 W : 原水貯留槽
 N : 硝化槽
 DN : 脱窒素槽
 RA : 再曝気槽
 1 RA : 第1再曝気槽 (脱炭酸槽)
 2 RA : 第2再曝気槽
 S : 沈殿池
 1 S : 第1沈殿池
 2 S : 第2沈殿池
 RQ : 循環量 ($m^3/日$)
 DT : 滞留時間 (Hr)
 $(DT)_N$: 硝化槽滞留時間 (Hr)
 DO : 溶存酸素 (mg/l)
 L_v : 容積負荷 ($kg/m^3 \cdot 日$)
 L_S : 汚泥負荷 ($kg/kgSS \cdot 日$)
 $FSFR$: ろ過速度 ($kg/m^2 \cdot Hr$)
 X_S : 汚泥濃度 (MLSS) (kg/m^3)
 $4X_S$: 汚泥生成量 ($kg/日$)
 V : 槽容積 (m^3)
 θ : 汚泥日令 (SRT) (日)
 G : 汚泥生成率 (1/日)
 G_N : 硝化工程汚泥生成率 (1/日)
 G_D : 脱窒素工程汚泥生成率 (1/日)
 $T-N$: 全窒素 (mg/l)
 $TK-N$: Total Kjeldahl 窒素 (mg/l)
 NH_3-N : アンモニア性窒素 (mg/l)
 $Org-N$: 有機性窒素 (mg/l)
 NO_2-N : 亜硝酸性窒素 (mg/l)
 NO_3-N : 硝酸性窒素 (mg/l)

参 考 文 献

- 1) たとえば, 遠矢泰典 : 生物学的脱窒素法に関する研究, 下水道協会誌, Vol. 7, No. 74, 75, 76, 77, 78, 1970.
- 2) Mulbarger, M.C. : Nitrification and denitrification in activated sludge systems, Jour. WPCF, Vol. 43, No. 10, pp. 2059~2070, Oct., 1971.
- 3) 遠矢泰典・松尾吉高 : 活性汚泥の硝化作用について (有機窒素を考慮した動力学), 第8回下水道研究発表会講演集, pp. 132~135, 1971.
- 4) 井出哲夫編著 : 水処理工学, 技報堂, pp. 273~281, 1976.
- 5) Albertsson, J.G. et al. : Investigation of the Use of High Purity Oxygen Aeration in the Conventional Activated Sludge Process, Rept. for FWQA, Dept. of the Int., by Union Carbide Corp., Linde Div., Tonawanda, N.Y., May, 1970.
- 6) 西村 孝 : 純酸素エアレーションによる活性汚泥法の研究 (I), 下水道協会誌, Vol. 11, No. 120, pp. 39~44, 1974.5.
- 7) 西村 孝 : 純酸素エアレーションによる活性汚泥法の研究 (II), 下水道協会誌, Vol. 12, No. 121, pp. 12~23, 1974.6.
- 8) Stankewich, M.J. Jr. : Biological nitrification with the high purity oxygenation process, Proc. 27th Ind. Waste Conf. Purdue Univ., 1972.
- 9) 野中八郎・西村 孝・寺山喜信 : し尿脱離液を対象とした硝化脱窒素法の研究, 第13回下水道研究発表会講演集, pp. 398~400, 1976.
- 10) Speece, R.E. and M.J. Humenick : Carbon dioxide stripping from oxygen activated sludge systems, Jour. WPCF, Vol. 45, No. 3, pp. 412~423, Mar., 1973.
- 11) McCarty, P.L. et al. : Biological denitrification of wastewaters by addition of organic materials, Proc. 24th Ind. Waste Conf. Purdue Univ., 1969.
- 12) 宮地有正・関川泰弘 : 窒素除去装置の運転経験, 下水道協会誌, Vol. 11, No. 120, pp. 30~38, 1974.5.
- 13) 松尾吉高・鈴木隆幸・遠矢泰典 : コークス廃水の生物学的脱窒素処理, 第13回下水道研究発表会講演集, pp. 420~422, 1976.
- 14) 西村 孝・野中八郎・寺山喜信 : 純酸素エアレーションによる脱窒素混合液循環方式の研究, 土木学会第32回年次学術講演会講演概要集, pp. 738~739, 1977.

(1978.1.9・受付)