

流動炉における排ガス成分の挙動解明 及び削減に関する共同研究報告書

平成8年3月

建設省土木研究所
下水道部汚泥研究室
名古屋市下水道局

Copyright © (1996) by P.W.R.I.

All rights reserved. No part of this book may be reproduced by any means, nor transmitted, nor translated into a machine language without the written permission of the Director General of P.W.R.I.

この報告書は、土木研究所長の承認を得て刊行したものである。したがって、本報告書の全部又は一部の転載、複製は、土木研究所長の文書による承認を得ずしてこれを行ってはならない。

流動炉における排ガス成分の挙動解明 及び削減に関する共同研究報告書

新下水処理研究官

汚泥研究室

竹石 和夫

室 長 渡部 春樹

研 究 員 松原 誠*

研 究 員 平山 孝浩

名古屋市下水道局建設部

部 長 前橋 隆介**

主 幹 高麗 昭憲

計画課主査 若杉 泰宏

計画課主査 吉川 開二

要 旨

CO₂の増加による地球温暖化の可能性が言われて久しいが、最近では亜酸化窒素(N₂O)やメタン、フロンといった微量成分の温室効果への寄与の増大が指摘されている。下水処理場における主なN₂Oの放出源は汚泥焼却炉と考えられる。化石燃料や都市ゴミ等と比べて下水汚泥の窒素含有率が大きく、高濃度のN₂Oの放出が予想されるにも関わらず、その調査例がほとんどないのが現状である。

本報告書は、実験用流動焼却炉を用いて、N₂O、NO_xの詳細な生成・消滅機構について調査するとともに、実稼働流動焼却炉を用いて、焼却炉運転条件の変動に伴うN₂O、NO_xの放出挙動について調査し、その削減を目標とした運転条件について検討を行った結果についてとりまとめたものである。

キーワード：下水汚泥，流動焼却炉，亜酸化窒素，窒素酸化物，地球温暖化

* 現，建設省都市局下水道部公共下水道課

** 現，名古屋市下水道局次長

目 次

1. はじめに	1
2. 実験炉における N_2O , NO_x の生成機構調査	2
2. 1 調査概要	2
2. 2 調査項目	2
2. 2. 1 排ガス	2
2. 2. 2 汚泥	2
2. 3 調査方法	2
2. 3. 1 実験装置	2
2. 3. 2 サンプルング方法	5
2. 3. 3 分析方法	5
2. 3. 4 実験条件	7
2. 4 調査結果	7
2. 4. 1 汚泥性状分析結果	7
2. 4. 2 運転結果	8
2. 4. 3 N_2O , NO 生成・分解理論	8
2. 4. 4 軸方向排ガス組成の変化	11
2. 5 実験炉調査のまとめ	18
2. 6 今後の課題	18
3. 流動炉における排ガス等の成分調査	19
3. 1 調査概要	19
3. 2 調査項目	19
3. 2. 1 排ガス	19
3. 2. 2 汚泥	19
3. 2. 3 焼却灰	20
3. 3 調査方法	20
3. 3. 1 調査対象とした流動焼却炉	20
3. 3. 2 サンプルング方法	20
3. 3. 3 分析方法	25
3. 3. 4 調査条件	26

3. 4	調査結果	27
3. 4. 1	N ₂ O の放出挙動	27
3. 4. 2	NO _x の放出挙動	34
3. 4. 3	脱水汚泥・焼却灰成分分析結果	37
3. 5	実炉調査のまとめ	39
4.	流動炉における運転条件の検討	40
4. 1	N ₂ O 抑制運転と経済性	40
4. 2	地球温暖化への影響	45
4. 3	NO _x 抑制の注意事項	45
5.	まとめ	47
6.	謝 辞	48
7.	参考文献	49
Appendix	流動空気量の算出	50
Appendix2	O ₂ , N ₂ O 自動連続計チャート	54

1. はじめに

燃焼に伴い発生する窒素酸化物の中では、これまでは $\text{NO}_x(\text{NO}+\text{NO}_2)$ のみが大気汚染物質として研究対象とされてきたが、最近では温室効果気体、成層圏オゾン破壊の原因物質として亜酸化窒素(N_2O)が重要視されてきている。

現在、産業用ボイラ、自動車、廃棄物焼却炉等については多くの調査・研究がなされ、 N_2O の測定・分析法や生成・消滅の機構等についても解明されつつある。しかし、下水汚泥焼却炉については、化石燃料や都市ごみ等に比べて焼却物中の窒素含有率が高く、高濃度の N_2O の放出が予想されるにもかかわらず、調査例が少ないのが現状である。

平成6年度は、平成5年度の調査に引き続き、 N_2O ・ NO_x の生成・消滅機構の解明を目的として流動焼却炉の実験炉において調査を実施するとともに、実稼働の下水汚泥焼却炉においても引き続き調査を継続した。本報告書は、それらの結果をとりまとめたものである。

2. 実験炉における N_2O 、 NO_x の生成機構調査

2. 1 調査概要

石炭流動炉等においては NO_x 、 N_2O の生成・消滅に関する調査が多くなされている。そのような調査においては、炉出口において排ガスの測定を行うのが通例であるが、炉出口の測定だけでは詳細な生成・消滅機構の詳細な説明は難しい。このため、実験炉を用いて炉の軸方向に排ガス成分を測定し、炉内における NO_x 、 N_2O の生成・消滅機構の解明を試みた^{1) 2) 3)}。

ここでは、焼却量最大 0.3ton/H の下水汚泥焼却炉流動床型パイロットプラントを用い、排ガス成分を炉の軸方向に測定することにより、 NO_x 、 N_2O の挙動調査を行った。

2. 2 調査項目

2. 2. 1 排ガス

温度、 O_2 、 CO_2 、 CO 、 NO_x 、 N_2O 、 HCN 、 NH_3

2. 2. 2 汚泥

水分、可燃分、発熱量、C、H、N

2. 3 調査方法

2. 3. 1 実験装置

図1に本実験で使用した流動炉パイロットプラントのフロー図を示す。下水汚泥は汚泥供給ポンプより供給され、供給量は 50～300kg/H の範囲で変化させることができる。燃烧空気は流動ブロウより送られ、熱風発生炉より最大 500℃まで加熱が可能である。流動焼却炉より排出された燃焼ガスは、サイクロン、排ガス冷却塔、バグフィルタにより集塵及び冷却された後、スクラバーで洗浄されて系外へ排出される。

図2に実験用流動焼却炉の概略図を示す。炉は砂層部 630□、フリーボード部 600□の角形で内壁は耐熱キャストブル1層、断熱キャストブル2層の計3層構造となっている。炉内には計10カ所の熱電対が設置されており温度分布を詳細に計測できる。また、炉内の砂層部に2カ所、フリーボード部に4カ所のガスサンプリングプローブが設置されており、炉内の軸方向ガス組成変化を調査できる。このプローブは水冷二重管構造で、炉内からの吸引ガス反応を急速に抑制できるよう考慮されている。

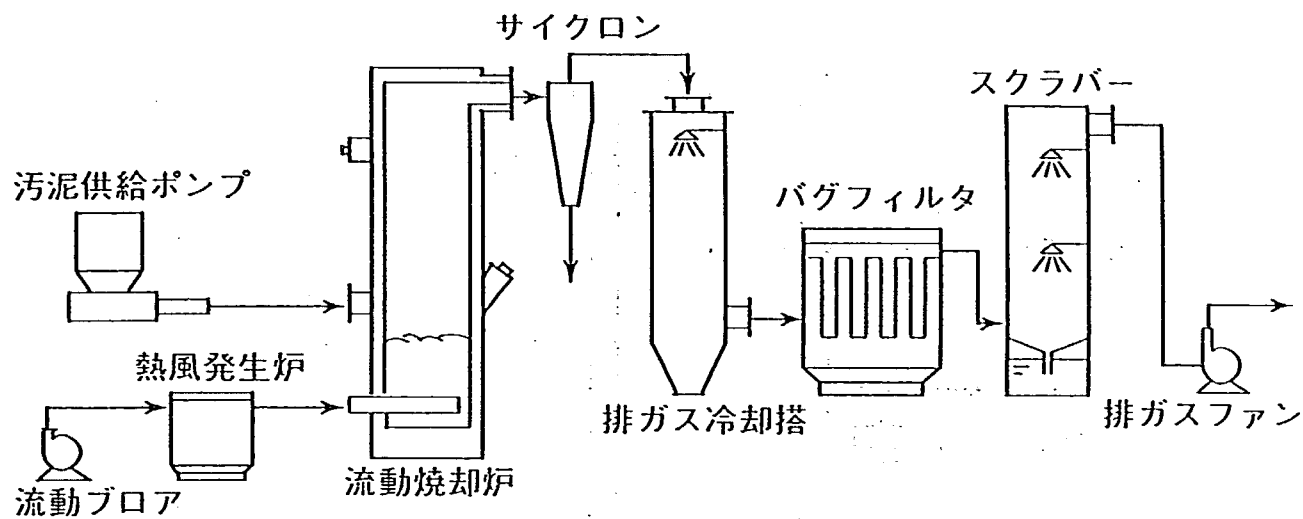


図1 実験装置フロー図

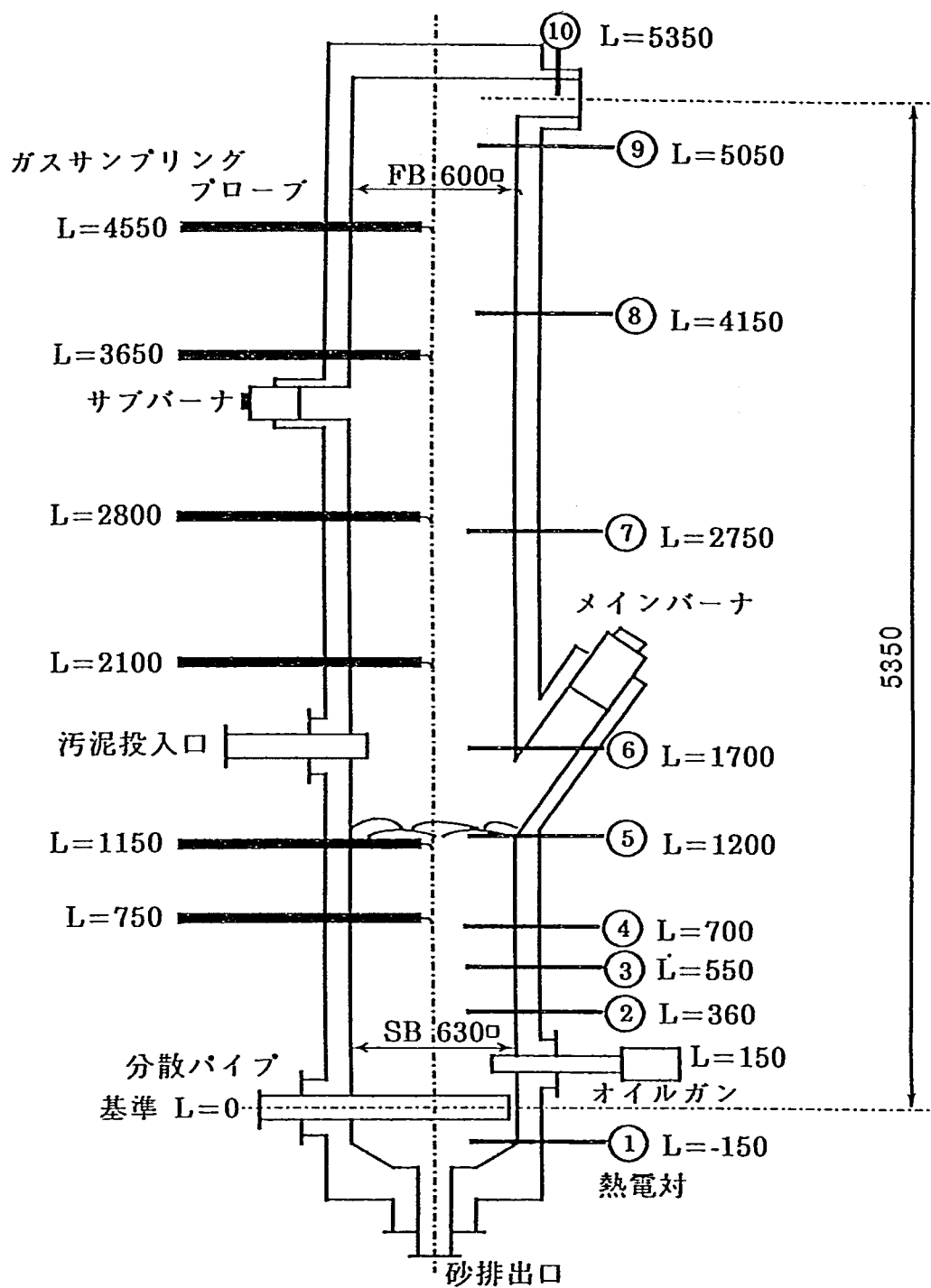


図2 実験用流動焼却炉概略図

2. 3. 2 サンプルング方法

(1) O_2 、 CO 、 CO_2 、 N_2O 、 NO_x

O_2 、 CO 、 CO_2 に関しては、サンプルングプローブで吸引した後、円筒ろ紙、除湿ビンを通してサンプルングユニット（この部分でさらに除塵、除湿が行われる）、分析計へと導かれる。

N_2O 、 NO_x のサンプルング方法を図3に示す。

現在入手できる N_2O 連続分析計の測定レンジが最大 200ppm であるため、本実験においては図3に示す方法により排ガスを空気により希釈しながら測定を行った。

サンプルングプローブでサンプルングされたガスは、円筒ろ紙で除塵、除湿ビンで除湿された後、ガスメータに送られガス量が測定される。その後ガスメータで測定された所定量の空気と混合され、サンプルングユニット、分析計へと送られる。サンプルングユニット、 N_2O 計、 NO_x 計にはそれぞれ流量計、流量調節バルブ、ポンプが装備されており、必要量が吸引される。余剰ガスは自然排気される。

吸引した排ガス量、空気量をガスメータで測定し希釈率を決定した。

(2) NH_3 、HCN

【J I S K 0095 排ガス採取方法 吸収ビン法】によりサンプルングを行った。

(3) 汚泥

スコップによりサンプルング瓶にサンプルングした。

2. 3. 3 分析方法

(1) N_2O

サーモエレクトロン製（ガス相関法）を用いた。

(2) NO_x

【J I S B 7953 (1983) 排ガス中の窒素酸化物自動計測器】化学発光式分析計により行った。

(3) O_2

【J I S B 7983 (1979) 排ガス中の酸素自動計測器】磁気風方式に用いる分析計（磁気風分析計）により行った。

(4) CO

【J I S K 0098 (1988) 排ガス中の一酸化炭素分析法】赤外線吸収法連続分析により行った。

(5) HCN

【J I S K 0109 (1982) 排ガス中のシアン化水素分析方法】ピリジンカルボン酸-ピラゾロン吸光光度法により分析を行った。

(6) NH_3

【J I S K 0099 (1983) 排ガス中のアンモニア分析方法】インドフェノール吸光光度法により分析を行った。

(7) 汚泥発熱量

【下水試験方法 (1984) 一般汚泥試験】発熱量により分析を行った。

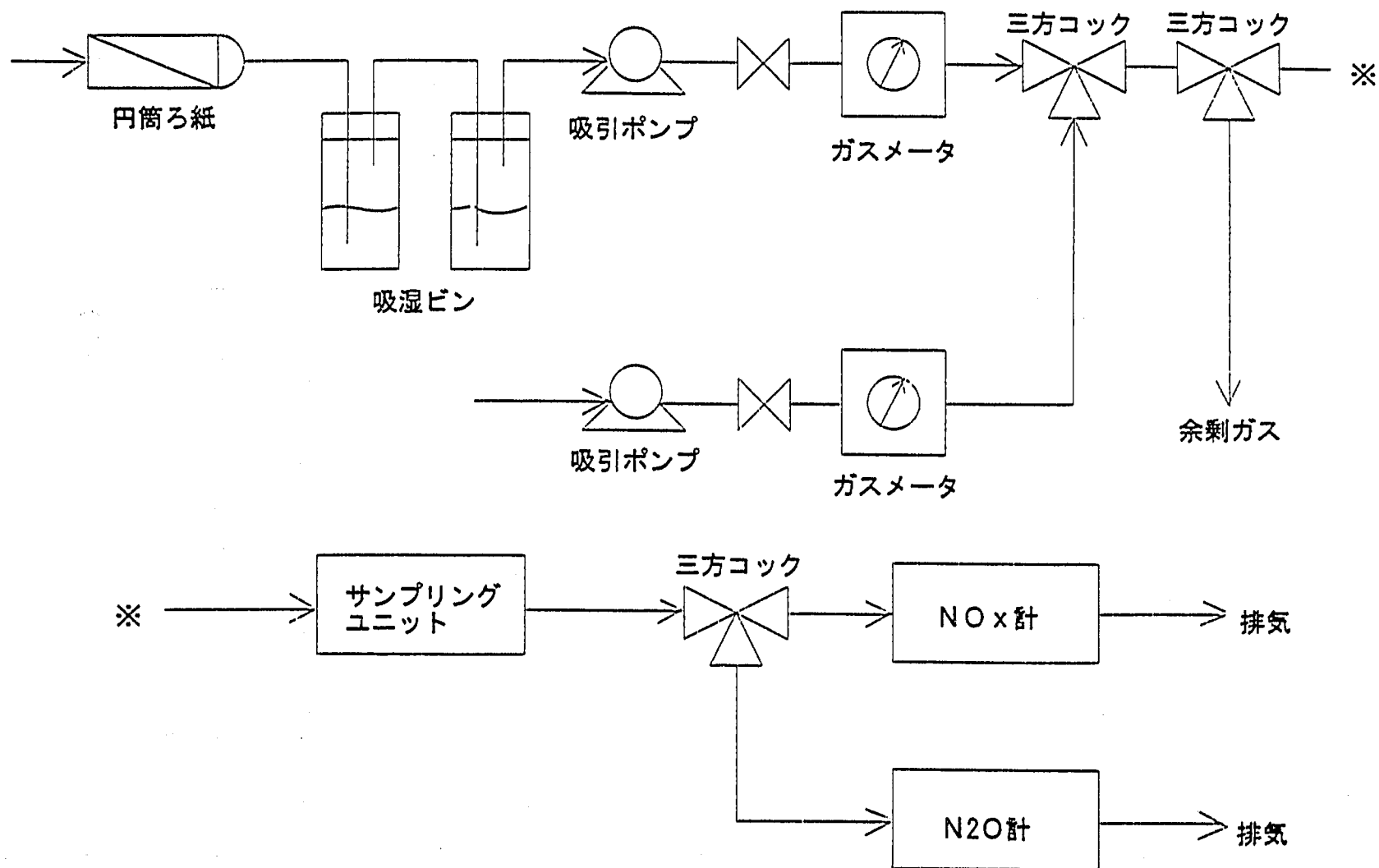


図3 N_2O 、 NO_x 分析用試料の採取方法

(8) 汚泥含水率

【下水試験方法（1984）一般汚泥試験】蒸発残留物及び含水率（固形分及び水分）により分析を行った。

(9) 汚泥可燃分

【下水試験方法（1984）一般汚泥試験】可燃分量により分析を行った。

(10) 汚泥中C、H、N

【JIS M 8813（1994）】石炭及びコークス類—元素分析方法 により分析を行った。

2. 3. 4 実験条件

目標とする実験条件を表1に示す。

表1 実験条件

RUN	汚泥	投入場所	流動空気	重油量	目標砂層温度	目標リアクタ温度	目標O ₂ 濃度
1	高分子	リアクタ	低	低	700℃	750℃	5%
2	高分子	リアクタ	中	中	700℃	800℃	5%
3	高分子	リアクタ	高	高	700℃	900℃	5%
4	石灰	リアクタ	中	中	700℃	800℃	5%
5	高分子	砂層	中	中	700℃	800℃	5%

注) 高分子汚泥は名古屋市Y汚泥処理場（3. 3. 1参照）、
石灰汚泥は名古屋市H汚泥処理場のものを用いた。

2. 4 調査結果

2. 4. 1 汚泥性状分析結果

汚泥性状分析結果を表2に示す。

表2 汚泥性状分析結果

項目	高分子汚泥 (Y汚泥処理場)	石灰汚泥 (H汚泥処理場)
水分[%]	82.3	66.0
可燃分[%]	78.7	56.1
発熱量[cal/g]	4750	3650
C [%]	40.2	26.0
H [%]	6.3	4.5
N [%]	5.5	3.3
灰分[%]	21.3	43.9

2. 4. 2 運転結果

実験運転結果を、排ガス組成分析結果と合わせ表3に示す。

また、実験における物質収支、熱収支を表4に示す。表中の流動空気量、排ガス量は、汚泥・オイル成分からの理論空気量・理論排ガス量、実験炉出口酸素濃度より計算によって求めた。このため、流動空気量は表3と表4とでは数値が異なっている。以下の解析では、炉出口酸素濃度より求めた値を用いた（Appendix 参照）。

表4 物質収支、熱収支一覧表

	項 目		RUN 1	RUN 2	RUN 3	RUN 4	RUN 5
物質収支	汚泥水分量	[kg/H]	49	91	165	59	49
	汚泥可燃分量	[kg/H]	8	15	28	17	8
	汚泥灰分量	[kg/H]	2	4	8	13	2
	重油量	[kg/H]	4	7	11	2	4
	流動乾空気量	[kg/H]	152	281	447	191	146
	流動空気水分量	[kg/H]	2	3	5	2	2
	全入物質	[kg/H]	217	401	664	284	211
	排ガス乾ガス量	[kg/H]	153	282	451	193	147
	排ガス水分量	[kg/H]	62	115	205	78	62
	灰量	[kg/H]	2	4	8	13	2
熱収支	全出物質	[kg/H]	217	401	664	284	211
	流動空気顕熱	[kcal/H]	18989	35265	56008	13962	20703
	汚泥可燃分燃焼熱	[kcal/H]	50445	92483	168150	111690	50445
	重油生焼熱	[kcal/H]	46057	73865	119053	26939	39105
	全入熱	[kcal/H]	115491	201613	343211	152591	110253
	排ガス顕熱	[kcal/H]	54138	100731	179052	67960	53026
	灰顕熱	[kcal/H]	631	1157	2104	3748	631
	汚泥水分潜熱	[kcal/H]	28937	53051	96456	34808	28937
	汚泥生成水分潜熱	[kcal/H]	3526	6465	11755	7243	3526
	重油生成水分潜熱	[kcal/H]	3092	4958	7991	1808	2624
熱損失	熱損失	[kcal/H]	25167	35251	45853	37024	21509
	全出熱	[kcal/H]	115491	201613	343211	152591	110253

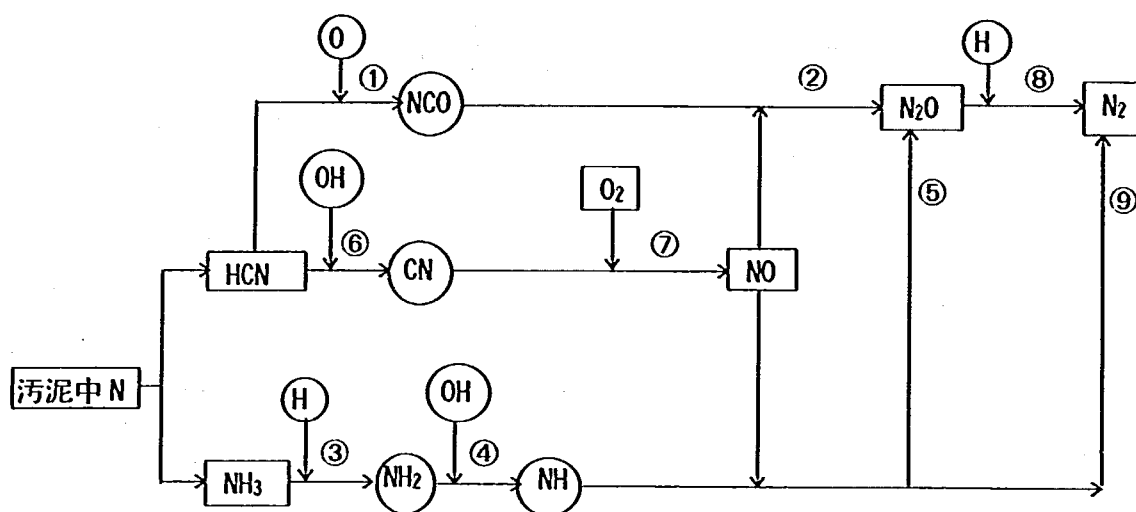
2. 4. 3 N₂O, NO生成・分解理論

石炭燃焼においては、気層反応でN₂Oの生成・分解が起こると言われている^{1) 2) 3)}。これを汚泥燃焼にあてはめると図4のようになる。また、図中に示す番号の反応式も併せて示す。図中の四角記号は安定物質、

表3 排ガス組成分析結果

項目	場所	単位	RUN 1	RUN 2	RUN 3	RUN 4	RUN 5	RUN 6
汚泥	—	—	高分子	高分子	高分子	石灰	高分子	—
投入場所	—	—	L = 1700	L = 1700	L = 1700	L = 1700	L = 750	—
汚泥投入量	—	kg/H	60	110	200	90	60	0
オイル量	L = 150	L/H	5.3	8.5	13.7	3.1	4.5	4.3
流動空気量	L = 0	Nm ³ /H	223	323	536	212	213	213
流動空気温度	L = 0	°C	500	500	500	300	500	500
分散パイプ下温度	L = 150	°C	661	637	681	630	597	671
砂層温度 1	L = 360	°C	733	710	704	780	710	775
砂層温度 2	L = 550	°C	729	707	700	790	706	770
砂層温度 3	L = 700	°C	729	707	699	795	705	770
7F-8-T 温度 1	L = 1200	°C	729	707	703	790	729	772
7F-8-T 温度 2	L = 1700	°C	764	711	719	790	800	749
7F-8-T 温度 3	L = 2750	°C	798	805	835	790	769	731
7F-8-T 温度 4	L = 4150	°C	728	763	853	680	671	679
7F-8-T 温度 5	L = 5050	°C	684	719	836	640	623	647
炉出口温度	L = 5350	°C	619	661	787	590	560	576
炉内温度差 (ΔT) ^(注)	—	°C	69	98	154	-5	95	—
O ₂ 濃度	L = 750	%	14.5	19.8	12.5	6.0	14.6	12.5
	L = 1150	%	14.9	19.5	9.8	5.1	13.0	12.5
	L = 2100	%	4.9	11	6.1	5.1	4.3	13.3
	L = 2800	%	4.5	9.2	6.5	4.8	4.8	13.7
	L = 3650	%	4.8	5.9	4.9	4.3	5.0	13.7
	炉出口	%	4.3	5.8	4.7	5.3	5.1	13.8
CO ₂ 濃度	L = 750	%	3.6	0.5	4.3	11.8	3.3	4.4
	L = 1150	%	3.8	0.6	5.9	13.0	4.3	4.9
	L = 2100	%	11.2	6.2	9.8	11.4	11.0	4.3
	L = 2800	%	11.4	8.3	10.1	—	10.8	3.9
	L = 3650	%	11.3	10.4	11.8	12.2	10.7	3.9
	炉出口	%	11.7	10.8	11.8	11.5	10.7	3.8
CO濃度	L = 750	%	0.78	0.09	1.62	0.41	0.95	0
	L = 1150	%	1.65	0.1	2.40	0.29	1.70	1.15
	L = 2100	%	0.42	1.4	1.65	0.35	0.46	0.72
	L = 2800	%	0.094	0.35	0.65	—	0.037	0.024
	L = 3650	%	0.022	0.09	0.29	0.024	0.030	0
	炉出口	%	0.026	0.023	0.062	0.040	0.014	0
NO _x 濃度	L = 750	ppm	189	8.8	413	1503	271	3
	L = 1150	ppm	195	67	391	1120	142	1
	L = 2100	ppm	136	69	175	196	92	20
	L = 2800	ppm	44	29	119	147	48	21
	L = 3650	ppm	26	11	111	119	56	25
	炉出口	ppm	31	4	28	120	30	21
N ₂ O濃度	L = 750	ppm	25	1	31	5.7	33	6.0
	L = 1150	ppm	23	3.6	58	17.2	43	3.9
	L = 2100	ppm	329	321	390	137	256	6.4
	L = 2800	ppm	333	585	307	243	246	7.4
	L = 3650	ppm	274	347	406	198	257	7.4
	炉出口	ppm	309	266	337	261	256	5.9
HCN濃度	L = 750	ppm	117	<0.3	290	9	17	—
	L = 1150	ppm	15	2320	535	17	311	—
	L = 2100	ppm	14	173	14	3	31	—
	L = 2800	ppm	40	322	357	2	<0.3	—
	L = 3650	ppm	<0.3	<0.3	<0.3	22	5	—
	炉出口	ppm	44	157	49	56	19	—
NH ₃ 濃度	L = 750	ppm	1123	285	4300	3250	820	—
	L = 1150	ppm	2375	540	1250	2150	780	—
	L = 2100	ppm	255	660	101	13	82	—
	L = 2800	ppm	265	428	455	12	75	—
	L = 3650	ppm	60	220	14	130	118	—
	炉出口	ppm	243	500	405	44	105	—

注) 炉内温度差: 7F-8-T の最高温度と砂層上部温度(砂層温度 3) の差



- ① $\text{HCN} + \text{O} = \text{NCO} + \text{H}$
- ② $\text{NCO} + \text{NO} = \text{N}_2\text{O} + \text{CO}$ (N₂O 生成反応)
- ③ $\text{NH}_3 + \text{H} = \text{NH}_2 + \text{H}_2$
- ④ $\text{NH}_2 + \text{OH} = \text{NH} + \text{H}_2\text{O}$
- ⑤ $\text{NH} + \text{NO} = \text{N}_2\text{O} + \text{H}$ (N₂O 生成反応)
- ⑥ $\text{HCN} + \text{OH} = \text{CN} + \text{H}_2\text{O}$
- ⑦ $\text{CN} + \text{O}_2 = \text{NO} + \text{CO}$ (NO 生成反応)
- ⑧ $\text{N}_2\text{O} + \text{H} = \text{N}_2 + \text{OH}$ (N₂O 分解反応)
- ⑨ $\text{NH} + \text{NO} = \text{N}_2 + \text{OH}$ (NO 分解反応)

図4 汚泥燃焼における窒素の化学反応概念図

丸記号はラジカルを示す。

2. 4. 4 軸方向排ガス組成の変化

軸方向排ガス組成を図5～9 (RUN 1～5) に、ブランク実験 (オイル炊きのみ) 排ガス組成を図10に示す。

これらの結果から見て、砂層内部でCO、HCN、NH₃といった熱分解生成物の濃度が増加しており、投入された汚泥はこの部分で乾燥、熱分解していることがわかる。そして、これらの熱分解生成物が砂層境界付近において気相燃焼し、O₂の急激な消費とCO₂の急激な生成が起こっている。また、この熱分解ゾーンでNO_xの生成が見られる。さらに、この生成したNOがフリーボード部前部に至るまでに分解されており、それに伴いN₂Oが生成していることがわかる。石炭燃焼等で報告されているが^{1) 2) 3)}、HCNより生成するNCO (①式)、NH₃より生成するNH (③、④式) と、NOが次に示すような気相反応によりN₂Oを生成する (②、⑤式) と考えられており⁴⁾、本実験においてもそれと同様の結果が得られた。



今回実験においては、HCNに比較してNH₃生成濃度が高く、N₂O生成に及ぼすNH₃の影響 (⑤式) も無視できないと推定される。

RUN 4の結果によれば、NO_xは砂層内で1500ppm程度が生成されているが、結果的には炉出口で120ppm程度まで減少している。また、N₂Oは砂層内においては10ppm程度であるが、炉出口では260ppm程度まで増加している。このため、NO_xはN₂Oへ転換する (②、⑤式) とともにN₂へ分解している (⑨式) ものと推定される。これは、NH₃による脱硝反応が炉内で起こっているものと考えられる。平成5年度の実炉実験⁵⁾では炉出口のNO_x濃度は低い値であったが、これはもともとNO_xの生成が少ないのではなく、ある程度の生成はあるものの、分解し低い値になったものと推定される。

石炭燃焼においては、石炭中のNの形態によってHCN、NH₃の変換率が推定できると報告されている⁶⁾。この報告によると、ピリジン型のNはHCNに、アミン型のNはNH₃に転換するとされている。この報告に基づき、今回実験に用いた汚泥において同様の分析を試みた。しかし、それぞれ分析計 (XPS) の測定限界以下であり、今回の調査では明らかにすることはできなかった。

RUN 2においては砂層におけるO₂濃度が高く、逆に他の成分濃度が低くなっている。これは、サンプリングプローブの目詰まりと想定され、これらのデータは使用できないと考えられる。

(1) 汚泥投入位置の影響

RUN 1とRUN 5の実験結果の比較から、汚泥投入位置の違いによる差は少ないことがわかる。石炭燃焼においては投入位置により排ガス成分の分布ピーク位置が異なり、下から投入するとピークが下方に移動することが報告されているが⁷⁾、今回結果より、汚泥燃焼においては差は少なく、前述したように砂層内での乾燥が律速となっており、その後燃焼へと移行していることを示している。また、フリーボード投入においても砂層内での混合は十分にされていることがわかる。

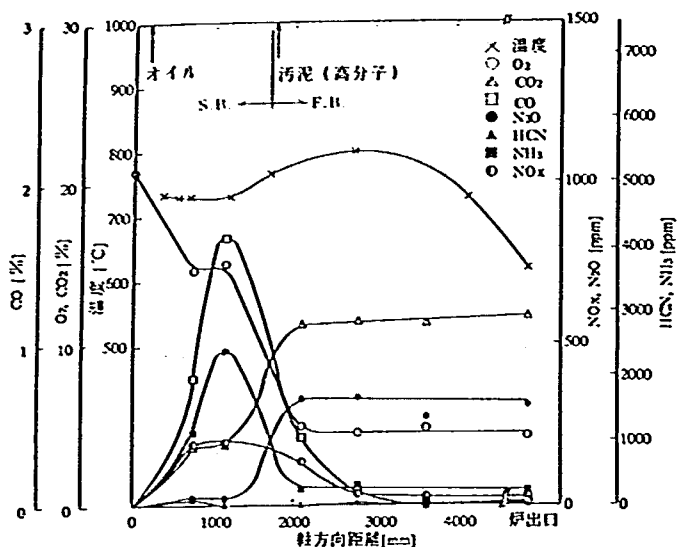


図5 焼却炉軸方向ガス組成分布(RUN1)

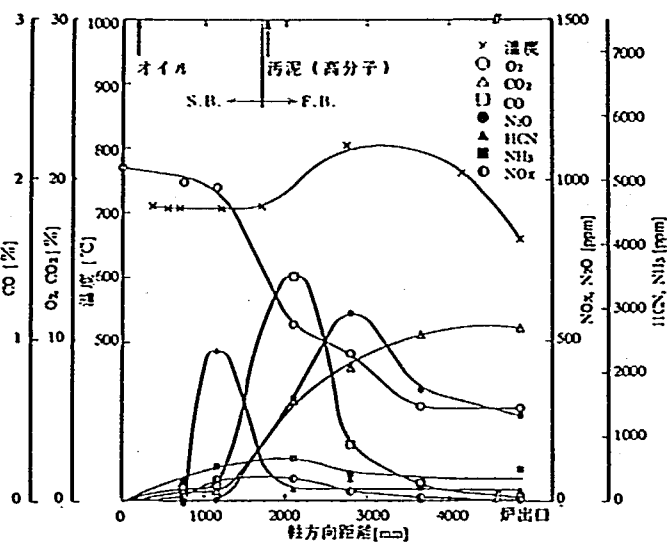


図6 焼却炉軸方向ガス組成分布(RUN2)

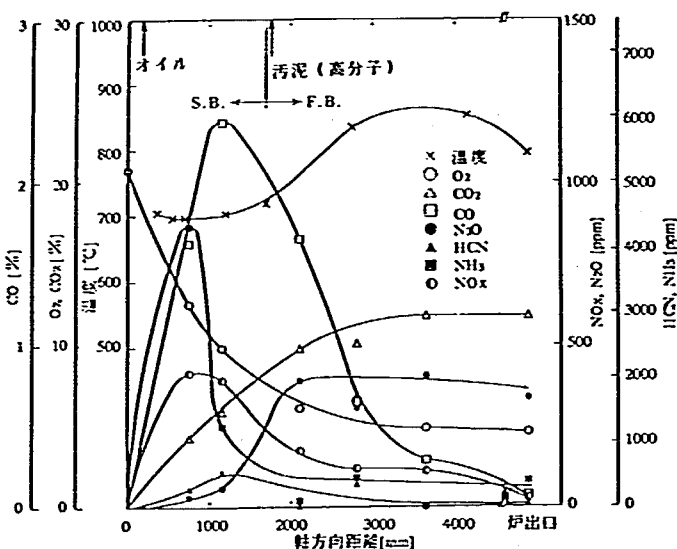


図7 焼却炉軸方向ガス組成分布(RUN3)

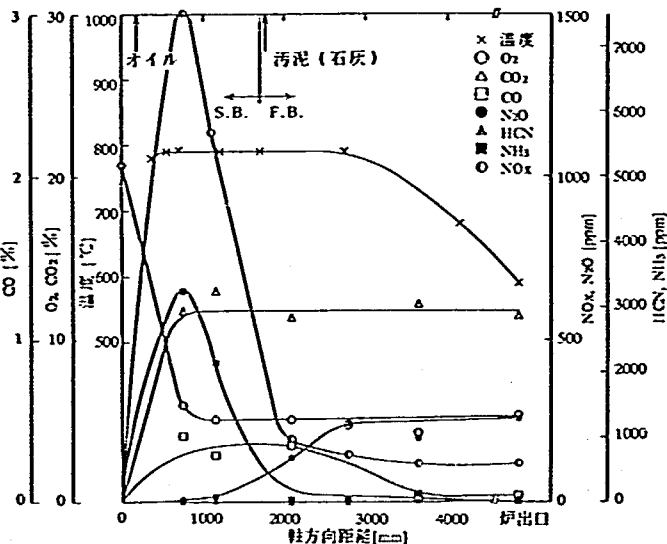


図8 焼却炉軸方向ガス組成分布(RUN4)

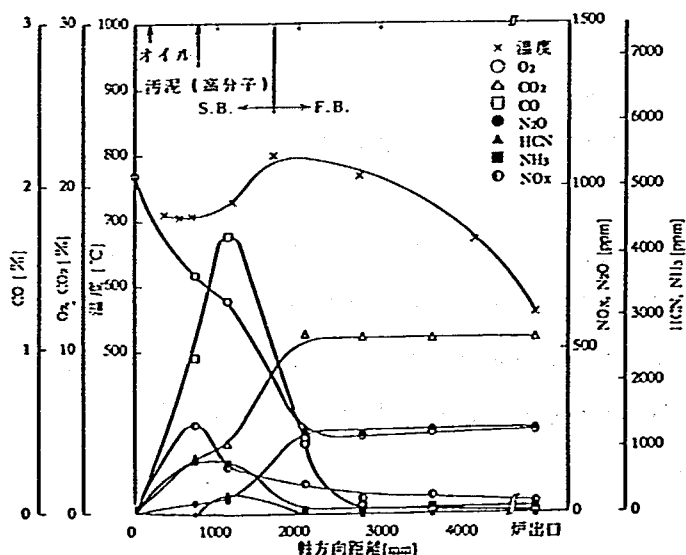


図9 焼却炉軸方向ガス組成分布(RUN5)

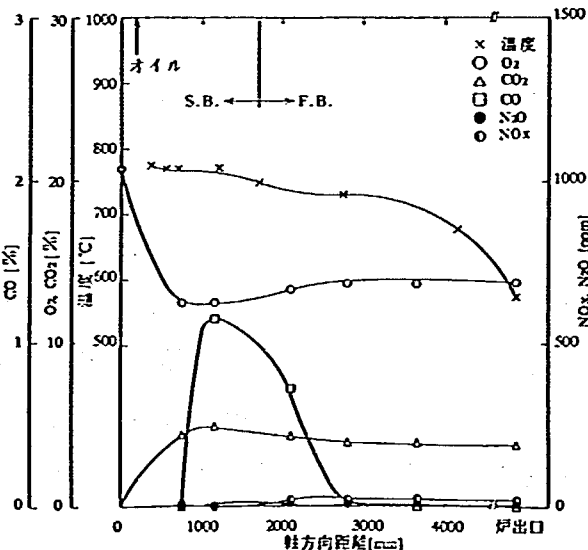


図10 焼却炉軸方向ガス組成分布(RUN6)

(2) フリーボード温度の影響

当初はフリーボード温度を 750℃、800℃、850℃の3条件として実験を行う予定であったが、汚泥投入量を小さくする運転が装置上の制約から困難であったため、フリーボード温度 750℃の状態を作ることができず、フリーボード温度を 800℃として実験を行なった。

N₂O はフリーボード温度上昇に伴い減少することが報告されているが⁶⁾、今回実験における RUN 1 と RUN 3 を比較するかぎり両者に差はなく、温度の影響は生じていない。これは1つには、実験炉における温度分布が実炉と異なるためであると考えられる。実炉における温度分布を図11に示す。

図7と図11を比較した場合、実験炉においては(図7)熱損失が大きく(表4参照 15~25%、実炉では5%程度)目標温度を維持できる区間が短い。さらに、表5に示すようにガス滞留時間が短いため、N₂O の分解が十分に行われなかったためと考えられる。これは、図7中のCOのピークがブロードであることから推定される。N₂O を分解するためには、十分な温度と滞留時間が必要であることが考えられる。

表5の線速度と図5~図9の排ガス組成(特にCO、NO_xを基準とした場合)が安定する軸方向距離から判断すると、少なくとも5秒以上の滞留時間が必要と推定される。

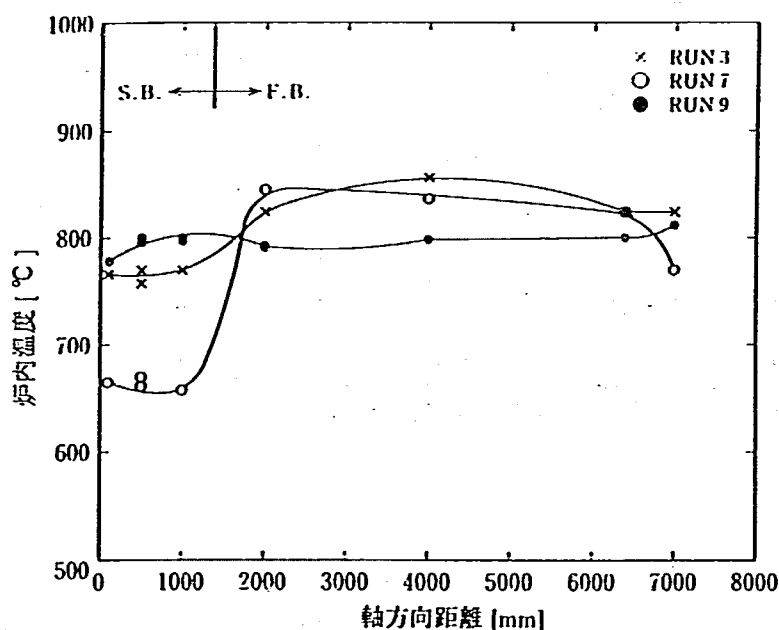


図11 実炉における焼却炉内温度分布
(H5年度、RUN 3、7、9)

表5 炉内の線速度と滞留時間

	実 験 炉					実 炉 ⁶⁾	
	RUN 1	RUN 2	RUN 3	RUN 4	RUN 5	RUN 5	RUN 7
線速度[m/s]	0.55	1.01	1.78	0.69	0.53	0.37	0.64
滞留時間[s]	9.7	5.3	3.0	7.8	10.1	19.2	11.1

(3) 汚泥の影響

今回の実験においては、汚泥として高分子系汚泥と石灰系汚泥の2種類を用いている。石灰系汚泥の炉内軸方向排ガス組成を図8に、また表6に各窒素化合物の変換率を示す。石灰系汚泥はNO_xへの変換率が高く、N₂Oへの変換率が低いと報告されているが⁶⁾、今回の結果も同様であった。特にNO_xに関しては、図8からも分かるように砂層内でのNO_xの多量の生成が見られ、その結果NO_xへの変換率が高くなっていると考えられる。NO_xの生成理由としてはCaOの触媒作用⁹⁾、もしくは、後述する砂層での高い燃焼率が原因であると報告されているが⁸⁾、今回の実験からはどちらの影響が大きいかを明らかにすることはできない。

高分子系汚泥におけるNO_x、N₂Oへの変換率(炉出口)は、昨年度の実炉実験⁶⁾と同程度の値を示している。

表6 汚泥中窒素の各窒素化合物への変換率(砂層出口と炉出口)

RUN NO.	NO[%]	N ₂ O[%]	NH ₃ [%]	HCN[%]
RUN 1 砂層出口(L=1150)	2.4	0.5	0.2	0.1
炉出口	0.3	6.8	2.9	0.5
RUN 2 砂層出口(L=1150)	(0.8)	(0.1)	(6.5)	(2.9)
炉出口	(0.05)	(6.5)	(5.9)	(1.9)
RUN 3 砂層出口(L=1150)	4.4	1.3	14.0	6.0
炉出口	0.3	7.2	4.4	0.5
RUN 4 砂層出口(L=1150)	10.1	0.3	19.5	0.2
炉出口	1.0	4.4	0.4	0.5
RUN 5 砂層出口(L=1150)	1.7	1.0	9.2	3.7
炉出口	0.3	5.8	1.2	0.2

注) RUN 2は参考値として数値を括弧書きとした。

(4) 炉内温度差の影響

今、フリーボード最高温度と砂層上部との温度差を炉内温度差ΔTとして定義する。

ΔTに対する砂層出口変換率を図12に、炉出口変換率を図13に示す。平成5年度にはΔTが60℃以下になると急激にNO_xが生成するという結果が得られているが、今回ΔTが低いところは石灰系汚泥であり、前述のように石灰の影響がでていることも考えられ、明確なことは言えない。

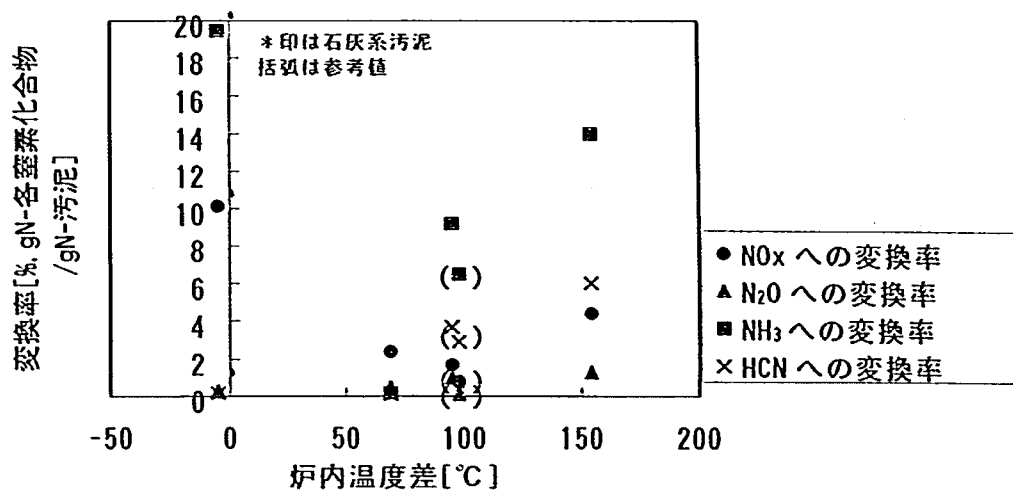


図 1 2 炉内温度差と砂層出口での各窒素化合物への変換率

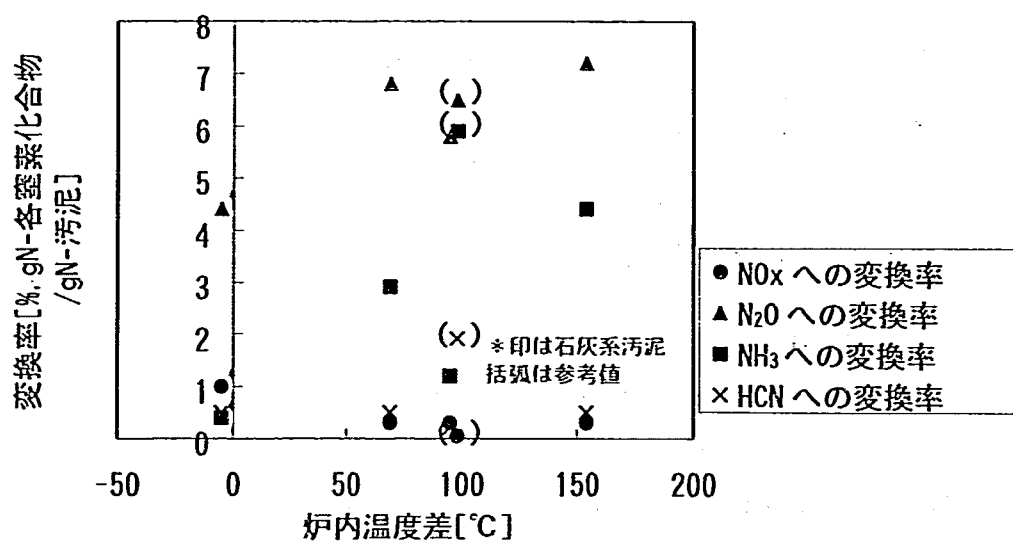


図 1 3 炉内温度差と炉出口での各窒素化合物への変換率

(5) 各排ガス成分の関係

図14に N_2O 変換率に対する NO_x 、 HCN 、 NH_3 の変換率を示す。

HCN 、 NH_3 の増加に伴い、 N_2O が増加しており、それらが N_2O の前駆物質であることを示している。一方 NO_x に関しては相関が見られず、昨年度の実験の結果⁵⁾と同様となった。これは、砂層における熱分解生成物である NH_3 による脱硝効果のため、 NO_x の分解が促進され低い濃度となっているためと考えられる(⑨式)。

実炉においては滞留時間が十分に確保されるため、 HCN 、 NH_3 の分解が進んで変換率が低くなり相関が見られなくなると考えられ、昨年度の実験と同様になると推定される。

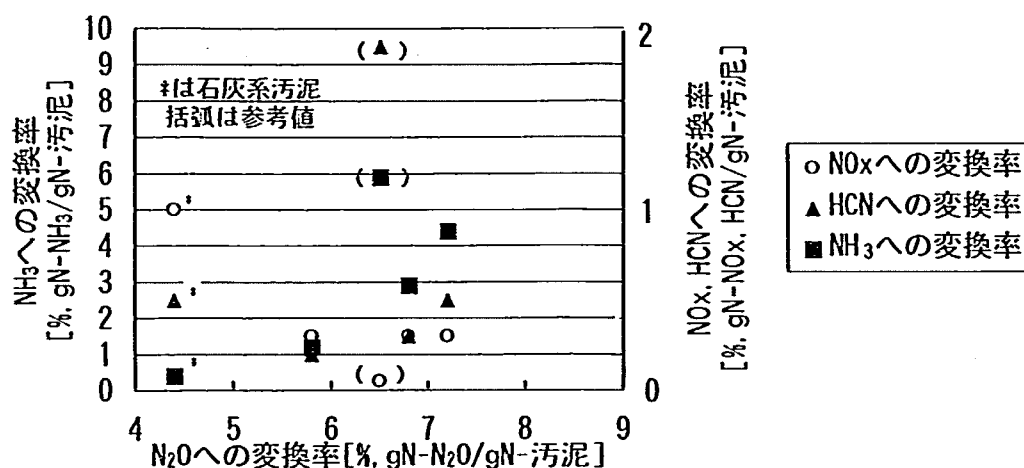


図14 炉出口での N_2O への変換率と NO_x 、 HCN 、 NH_3 への変換率

(6) N_2O 、 NO_x の生成・消滅機構

実験結果より考えられる流動焼却炉内での N_2O 、 NO_x の生成・消滅機構を模式的に表すと図15、16のようになる。Phase Iでは、 N_2O と NO_x の初期生成がおり、その生成量には砂層部燃焼率及び石灰の有無が影響する。Phase IIでは、Phase Iで生成した NO_x が未燃分の NH_3 、 HCN 等と反応し、 N_2 に還元される。これらの反応の進行程度には、Phase I同様砂層部燃焼率が影響する。Phase IIIでは、Phase IIまでに生成された N_2O がフリーボード部において N_2 へと分解する。一方、 NO_x はほとんど変化しない。 N_2O の分解反応には、フリーボード温度及び滞留時間が影響する。

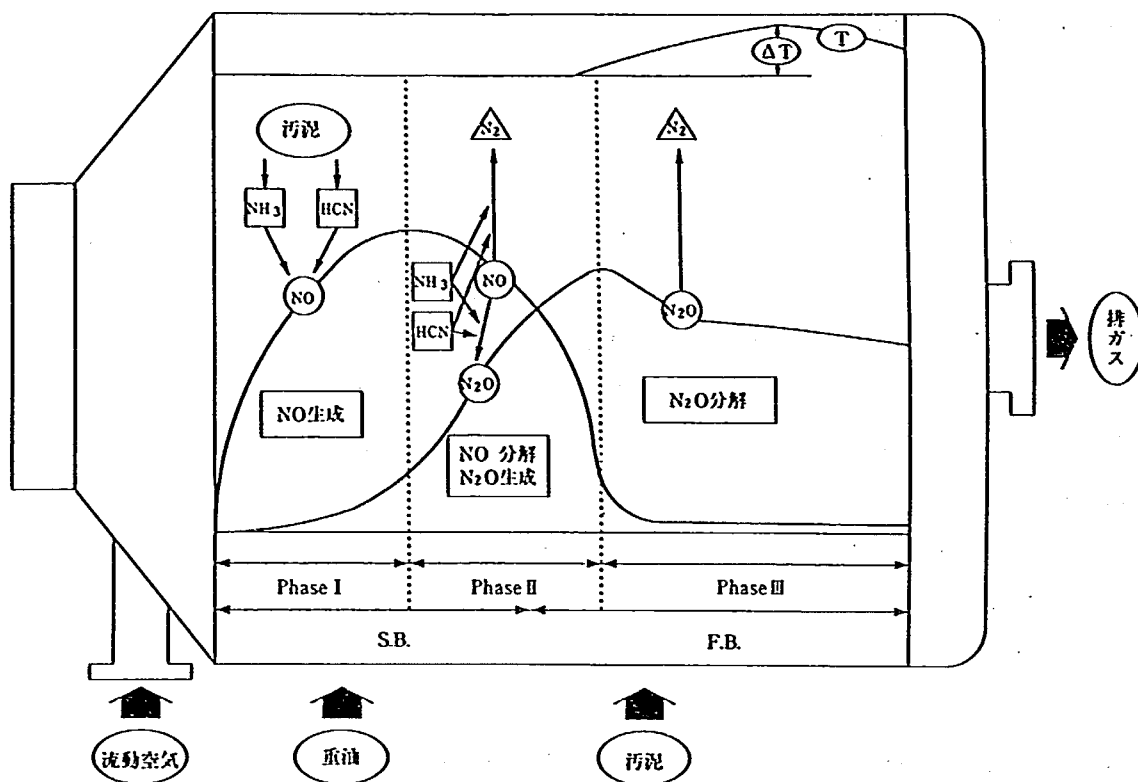


図15 流動焼却炉内の N_2O , NO_x 生成・消滅機構（高分子系汚泥）

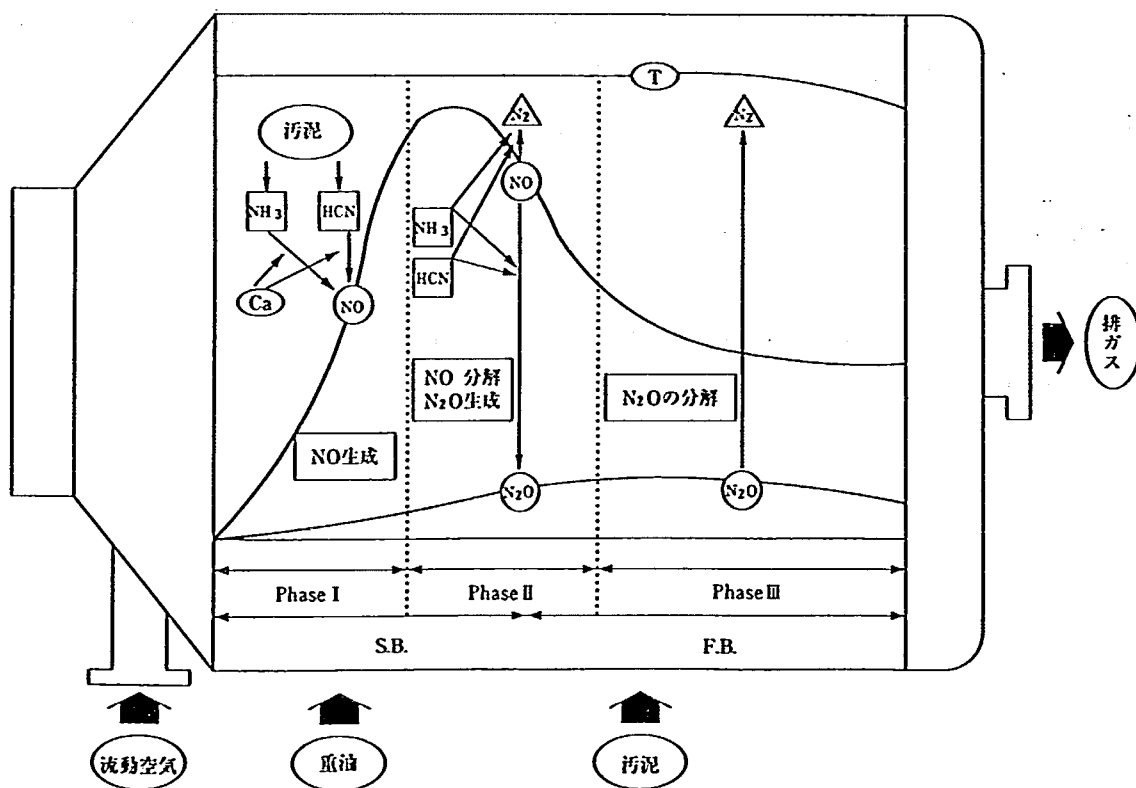
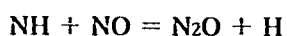
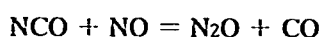


図16 流動焼却炉内の N_2O , NO_x 生成・消滅機構（石灰系汚泥）

2. 5 実験炉調査のまとめ

流動層パイロット実験装置を用いて、 NO_x 、 N_2O 等排ガス成分を炉の軸方向に測定することにより挙動調査を行った結果、以下のような知見が得られた。

- ①汚泥の投入場所による差は少なく、砂層内での乾燥が律速となっており、その後燃焼へ移行している。また、フリーボード投入においても砂層内での混合は十分に行われている。
- ②砂層内部において CO 、 HCN 、 NH_3 といった熱分解生成物の濃度が増加しており、汚泥はこの部分で乾燥、熱分解している。また、この熱分解ゾーンで NO_x の生成が見られる。
- ③砂層境界付近では O_2 の急激な消費と CO_2 の生成が見られ、この部分で熱分解生成物である HCN 、 NH_3 の酸化分解が行われている。
- ④ NO_x が生成、分解した後 N_2O の生成が見られる。これらの現象は石炭燃焼等で報告されている次式で説明することができる。



- ⑤生成した N_2O を分解するためには、十分な温度以外に滞留時間も必要であり、少なくとも5秒以上の滞留時間が必要と推定される。
- ⑥高分子系汚泥においては N_2O への変換率が高く、 NO_x 変換率が低い。これは実炉実験の場合と、傾向、数値ともに同程度である。
- ⑦石灰系汚泥においては、高分子系汚泥と比較して NO_x 変換率が高く、 N_2O 変換率が低い。 NO_x に関しては砂層内での多量の生成が見られ、その結果変換率が高くなっていると推定される。 NO_x の多量の生成は、汚泥中に含まれる CaO の触媒作用と、砂層での高い燃焼率が原因していると推定される。

2. 6 今後の課題

今後、 NO_x の生成解明について CaO の触媒作用か砂層での高い燃焼率かを見極めるためには、高分子乾燥汚泥における調査を行う必要があると考えられる。

3. 流動炉における排ガス等の成分調査

3. 1 調査概要

昨年度、Y汚泥処理場において実施した N_2O 、 NO_x の挙動調査の結果は、以下通りであった。

- ① N_2O の放出量はフリーボード温度の影響を受ける。フリーボードが高温の場合ほど N_2O の分解反応が進行し、放出量が減少した。
- ② NO_x は砂層燃焼率が高い場合に放出される。具体的にはフリーボードと砂層の温度差が約 60°C 以下の場合、及び炉内酸素濃度が約 12 % 以上の場合であった。
- ③ N_2O と NO_x のトレードオフの関係は成り立たなかった。
- ④ HCN 、 NH_3 の放出量と N_2O の放出量の間には、明確な関係は得られなかった。
- ⑤ 焼却炉から放出される窒素化合物の約 9 割が N_2O であった。

今年度は昨年度の結果をふまえ、以下の項目について調査を行った。

- ① スポットサンプリングによる測定誤差を補うため、 N_2O に対しても連続測定を行う。
- ② N_2O の定量的把握を行うため、S汚泥処理場においても同様の調査を行う。
- ③ 昨年度データの確認と補完を行う。

3. 2 調査項目

3. 2. 1 排ガス

N_2O	サイクロン後
NO_x	サイクロン後
HCN	サイクロン後
NH_3	サイクロン後
CO	サイクロン後
O_2	サイクロン前+サイクロン後 (S汚泥処理場においてはサイクロン後のみ)
排ガス量	サイクロン後

3. 2. 2 汚泥

水分、可燃分、発熱量、C、H、N、 SiO_2 、 CaO 、 Al_2O_3

サンプリング位置 脱水機集荷コンベヤー上 (Y汚泥処理場)

投入ポンプサンプリング口 (S汚泥処理場)

3. 2. 3 焼却灰

可燃分、 SiO_2 、 CaO 、 Al_2O_3 、 Fe_2O_3 、 MgO 、 Na_2O 、 K_2O 、 P_2O_5 、 TiO_2 、 BaO 、 MnO 、 ZnO

3. 3 調査方法

3. 3. 1 調査対象とした流動焼却炉

実験を行った下水汚泥流動焼却炉は、Y汚泥処理場では160t/日、S汚泥処理場では150t/日の公称能力を持つ。焼却炉の処理フローは、両者とも焼却炉→熱交換器→サイクロン→乾式EP→排煙処理塔→湿式EP→煙突である。それぞれのフロー図を図17、18に示す。

また、図19に両炉の熱電対の位置を示す。

3. 3. 2 サンプルング方法

(1) N_2O

【JIS K0095(1988) 排ガス試料採取方法】捕集バッグ法(間接法)に準じ、煙道に採取管を挿入し、気密容器を用いて試料をフッ素樹脂製またはポリエステル系樹脂製の捕集バッグにサンプルングした後、Artifactによる N_2O の生成を防ぐ目的で、前処理として1Nの NaOH 、過塩素酸マグネシウム及びソーダアスベストを使用し、排ガス捕集バッグから試料をサンプルングした。試料サンプルングの概略を図20に示す。

また、自動計による場合は、Y汚泥処理場においては図21に示す方法により、S汚泥処理場においては図22の方法により行った。今回使用した非分散赤外線吸収法による自動計は、 CO_2 の影響を受けやすいことが知られていたため、Y汚泥処理場においては図21に示す方法で測定を行った。しかし、本方法の場合は薬剤(過塩素酸マグネシウム)の交換頻度が高い上、圧力損失が高くなるため正しい測定ができないことが明らかになった。そこで、S汚泥処理場においては、前処理方法を改めるとともに、自動計を使用する前にエアーのリークテスト及び CO_2 の影響テストを行い、その影響を確認した。

① N_2O 自動連続計の後に、 O_2 自動連続計を設置し連続計の前から標準ガス(155ppm、 N_2 バランス)を注入した時の O_2 濃度を測定したが、 O_2 が検出されなかった。

② N_2O 自動連続計の前、及び採取管入口から上記標準ガスを注入し、 N_2O 濃度を測定した。測定値は、双方とも151ppmであった。①、②より、エアーのリークは無視できると考えられる。

③ N_2O 自動連続計に CO_2 (14.2%、 N_2 バランス)を導入し、 N_2O 濃度を測定した。その測定値が0ppmであったので、 CO_2 の影響は無視できると考えられる。

上記テストより良好な結果が得られたので、S汚泥処理場においては図22に示す方法により行った。

(2) NO_x

【JIS K0095(1988) 排ガス試料採取方法 真空フラスコ法】により前記の排ガス捕集バッグ(前処理無し)から試料をサンプルングした。

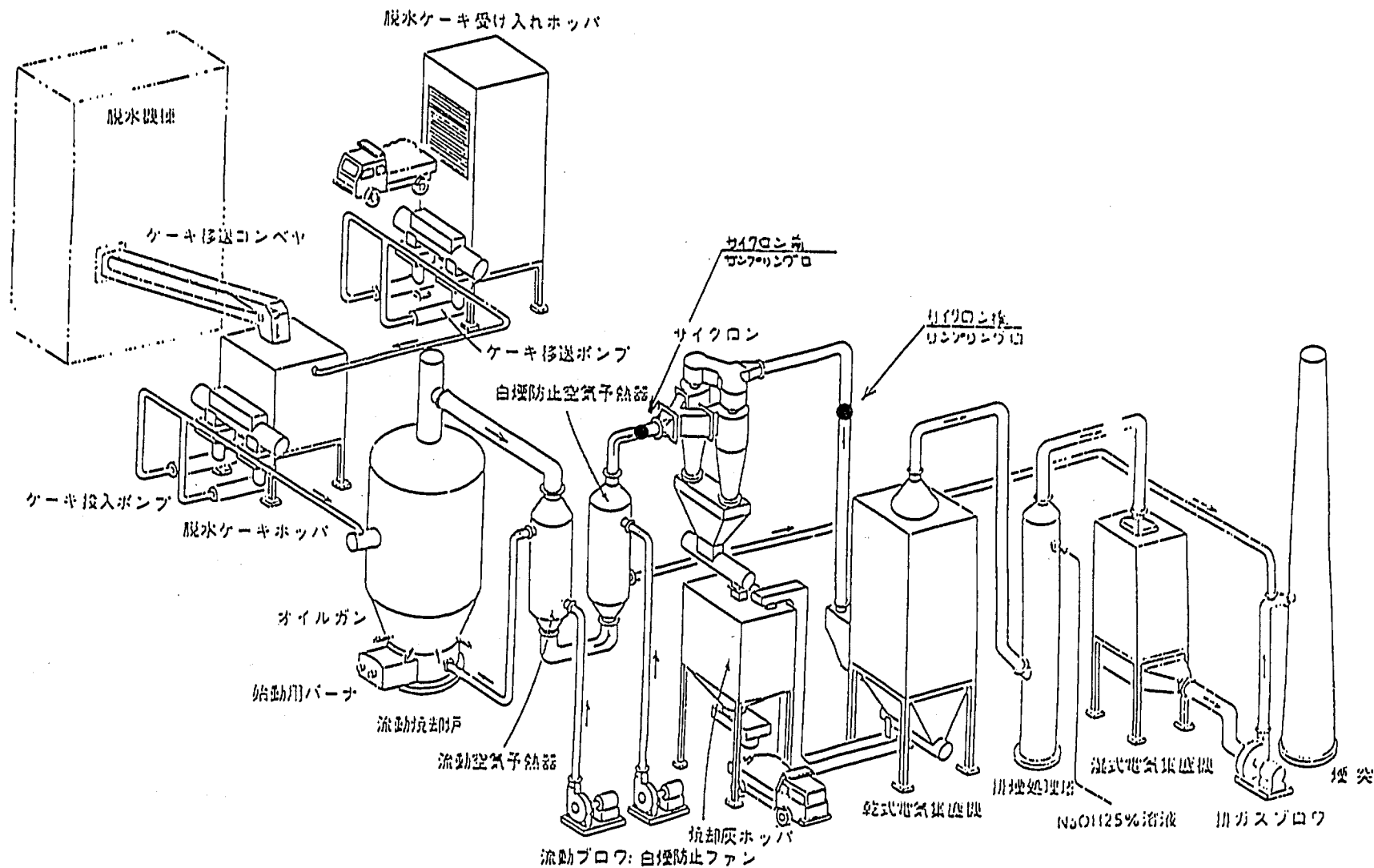


図17 焼却処理フロー及び試料採取位置(Y汚泥処理場)

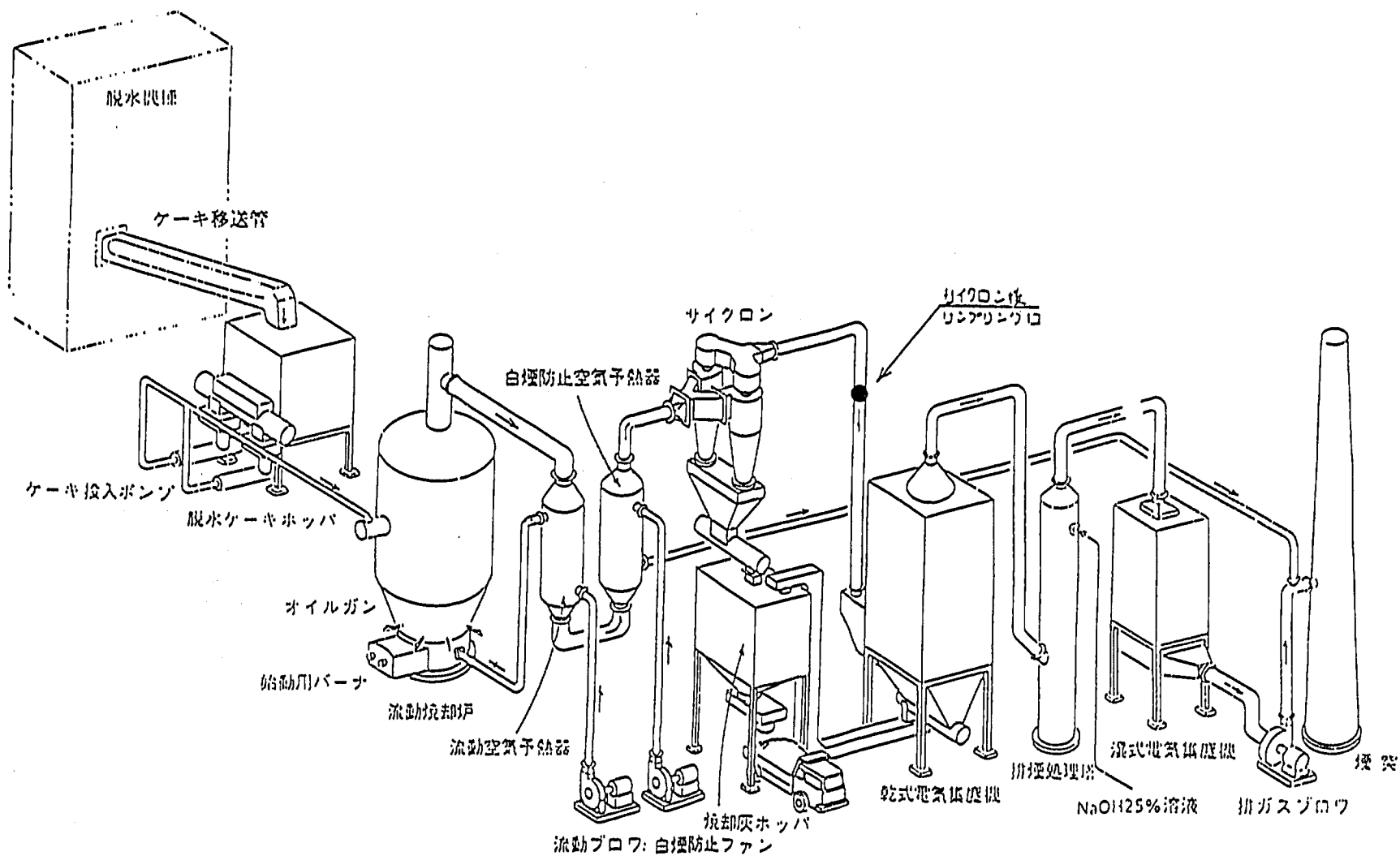
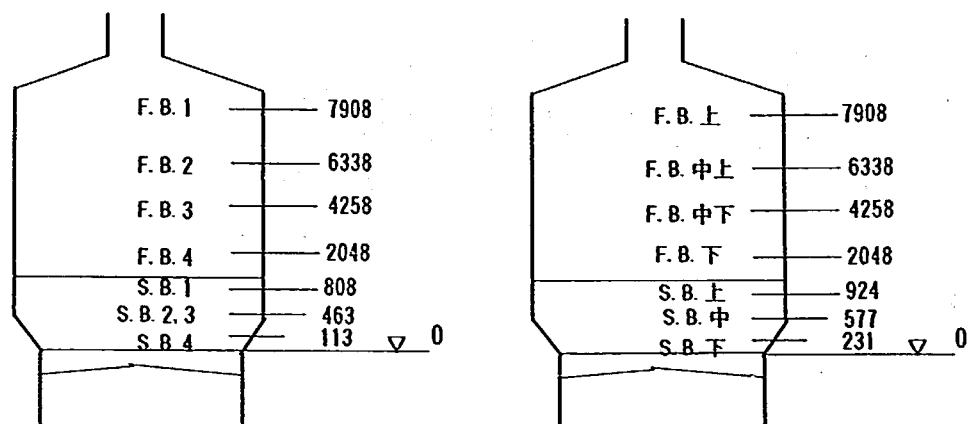


図 1 8 焼却処理フロー及び試料採取位置 (S 汚泥処理場)



Y汚泥処理場流動炉(160t/day)

S汚泥処理場流動炉(150t/day)

図19 焼却炉内熱電対位置(単位はmm)

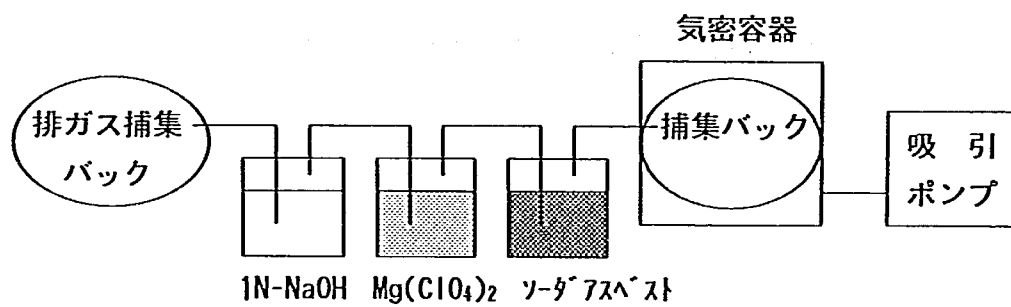


図20 N_2O サンプリング方法(手分析)

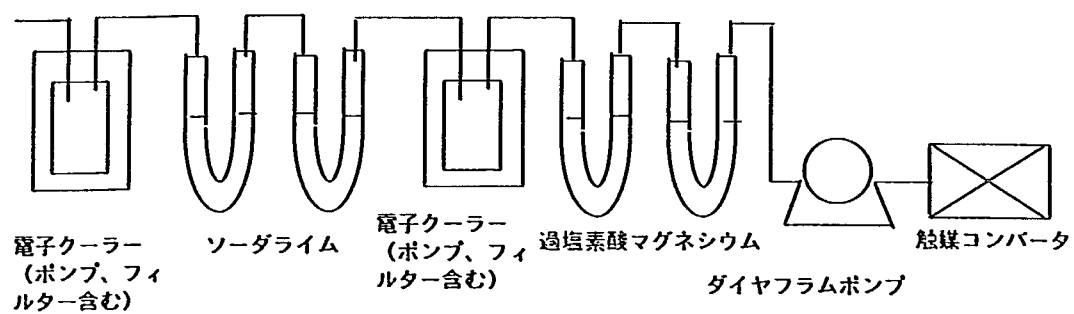
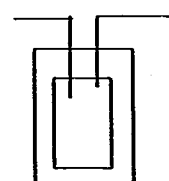


図 2 1 N_2O 自動計サンプリング方法 (Y汚泥処理場)



電子クーラー
(ポンプ、フ
ィルター含む)

図 2 2 N_2O 自動計サンプリング方法 (S汚泥処理場)

(3) HCN

【JIS K0095 (1988) 排ガス試料採取方法 吸収瓶法】により試料をサンプリングした。

(4) NH₃

【JIS K0095 (1988) 排ガス試料採取方法 吸収瓶法】により試料をサンプリングした。

(5) CO

【JIS K0095 (1988) 排ガス試料採取方法 連続分析】により試料をサンプリングした。

(6) O₂

【JIS K0095 (1988) 排ガス試料採取方法 連続分析】により試料をサンプリングした。

3. 3. 3 分析方法

(1) N₂O

ECD検出器付きガスクロマトグラフで分析を行った。ガスクロマトグラフの分析条件を表7に示す。なお、本調査においては、容器入りの531ppmN₂Oガス(N₂バランス)及び60.8ppmN₂Oガス(N₂バランス)を標準ガスとして使用した。

ただし、N₂Oガス濃度531ppm及び60.8ppmは、ガスメーカーにおける分析値をそのまま使用した。自動計は、堀場製作所製VIA510(非分散赤外線吸収法)を用いた。自動計の調整は155ppmN₂O標準ガス(N₂バランス)を用いた。

表7 ガスクロマトグラフ条件

項目	条件
ガスクロ	島津 GC9A
検出器	電子捕獲検出器(ECD)
充填剤	Molecular Sieve 5A 30~60メッシュ
カラム	3mmφ×2.1m ガラス
カラム温度	280℃
検出器温度	300℃
キャリアーガス	5%CH ₄ および95%Ar, 30ml/min

(2) NO_x

【JIS K0104 (1984) 排ガス中の窒素酸化物分析方法】フェノールジスルホン酸吸光光度法(PDS法)により分析を行った。

(3) HCN

【JIS K0109 (1982) 排ガス中のシアン化水素分析方法】ピリジンカルボン酸-ピラゾロン吸光光度法に準じ分析を行った。

(4) NH₃

【JIS K0099 (1983) 排ガス中のアンモニア分析方法】インドフェノール吸光光度法により分析を行った。

(5) CO

【JIS K0098(1988) 排ガス中の一酸化炭素分析方法】赤外線吸収法連続分析により行った。

(6) O₂

【JIS B7983(1979) 排ガス中の酸素自動計測器】磁気風方式に用いる分析計（磁気風分析計）により行った。

(7) 発熱量

【下水試験方法(1984) 一般汚泥試験】発熱量により行った。

(8) 含水率

【下水試験方法(1984) 一般汚泥試験】蒸発残留物及び含水率（固形分及び水分）により分析を行った。

(9) 可燃分

【下水試験方法(1984) 一般汚泥試験】可燃分量により分析を行った。

(10) CHN

【JIS M 8813(1994) 石炭及びコークス類—元素分析方法】により分析を行った。

(11) SiO₂

【下水試験方法(1984) 一般汚泥試験】珪素により分析を行った。

(12) CaO

【下水試験方法(1984) 一般汚泥試験】カルシウムにより分析を行った。

(13) Al₂O₃

【下水試験方法(1984) 一般汚泥試験】アルミニウムにより分析を行った。

3. 3. 4 調査条件

目標とする調査条件を表8に示す。

表8 調査条件

RUN	汚泥 処理	汚泥投入量 [t/H]	蒸気発生量 [Nm ³ /H]	重量 [L/H]	フリーボート 最高温度[℃]	O ₂ 濃度 [%]	分析の有無			
							N ₂ O連続計	ガス成分	汚泥成分	灰成分
1	Y	3.0	8400	180	780	11	●	●	—	●
2	Y	3.0	11000	270	850	12	●	●	●	●
3	Y	5.4	11500	320	850	8	●	●	—	—
4	Y	7.4	11500	340	850	5	●	●	—	—
5	S	4.5	10000	190	800	11	●	●	—	—
6	S	6.25	9500	240	850	7	●	●	—	—
7	S	4.5	11500	250	850	11	●	●	●	●
8	S	4.5	9300	140	750	11	●	●	●	—

3. 4 調査結果

表9、10に、排ガス成分分析結果及びこれを基に行ったN転換率等の計算結果を示す。

3. 4. 1 N₂Oの放出挙動

(1) 温度の影響

フリーボード温度、砂層温度、ΔTに対する汚泥中窒素のN₂Oへの変換率を図23～25に示す。また、昨年度の結果も併せて示す。ここでΔTとは、フリーボード最高温度と砂層上部との温度差として定義する。砂層温度、ΔTに対しては明確な相関は見られないが、フリーボード温度に対してはその上昇に伴い変換率の減少が見られ、昨年度の結果と同様であった。後の“酸素濃度の影響”において記述するが、N₂Oの発生量は、間接的にO₂濃度の影響も受けるが、フリーボード温度の影響の方が大きく、フリーボード温度により汚泥中窒素のN₂O変換率の推定が可能である。また、投入汚泥水分、窒素分割合の把握ができれば排出N₂O量のおよその推定が可能であり、さらに、可燃分割合、理論空気量、理論排ガス量を把握すれば、排ガス中のN₂O濃度の推定が可能となる。

今回、狭い範囲において(温度)に対し(変換率)が直線近似できるとして推定式を得た。ここで温度はフリーボード温度を用いた。

これより、変換率X(%)は温度T(°C)を用いて、以下の近似式で推定できる(図23参照)。

$$X = -0.1403 \times T + 123 \quad (r = -0.932)$$

今、

汚泥投入量(kg/H)	W _{SL}
汚泥水分割合(%)	M _{SL}
汚泥可燃分割合(%)	F _{SL}
汚泥窒素分割合(%)	N _{SL}
流動空気量(Nm ³ /H)	Q _A
重油(L/H)	Q _F
フリーボード最高温度(°C)	T
汚泥の理論空気量(Nm ³ /kg可燃分)	A _S
汚泥の理論排ガス量(Nm ³ /kg可燃分)	G _S
重油の理論空気量(Nm ³ /kg重油)	A _O
重油の理論排ガス量(Nm ³ /kg重油)	G _O
N ₂ O変換率(%)	X

とすると

投入可燃焼分(kg/H) W_{FSL}

$$W_{FSL} = W_{SL} \times (1 - M_{SL}/100) \times (F_{SL}/100)$$

投入重油量 (kg/H) W_F

$$W_F = 0.84 \times Q_F$$

投入N分 (kg/H) W_N

$$W_N = W_{SL} \times (1 - M_{SL}/100) \times (N_{SL}/100)$$

排出 N_2O 量 (kg/H) W_{N_2O}

$$W_{N_2O} = (X/100) \times W_N \times 44/28$$

排出 N_2O 量 (Nm^3/H) Q_{N_2O}

$$Q_{N_2O} = W_{N_2O} / 44 \times 22.4$$

燃焼に必要な空気量 (Nm^3/H) Q_{AT}

$$Q_{AT} = A_S \times W_{FSL} + A_O \times W_F$$

過剰空気量 (Nm^3/H) Q_{AS}

$$Q_{AS} = Q_A - Q_{AT}$$

排ガス乾ガス量 (Nm^3/H) Q_{DG}

$$Q_{DG} = G_S \times W_{FSL} + G_O \times W_F + Q_{AS}$$

N_2O 濃度 (ppm) C_{N_2O}

$$C_{N_2O} = Q_{N_2O} / Q_{DG} \times 106$$

設備における空気の混入を考慮すると換算 C_{N_2O} は

$$\text{換算 } C_{N_2O} = C_{N_2O} \times (21 - \text{実測酸素濃度}) / (21 - \text{計算酸素濃度})$$

ここで、計算酸素濃度 = $21 \times Q_{AS} / Q_{DG}$

これより、およそその N_2O 濃度を推定することができる。

図26に N_2O 変換率、図27に N_2O 濃度の計算値と実測値の比較を示す。変換率に関してはかなり高い相関が見られる。また濃度に関しても、計算上酸素濃度の実測値を含むためバラツキは大きくなるものの、高い相関を示しており、上記式での推定が適当であることを示している。

(2) 酸素濃度の影響

酸素濃度に対する N_2O 変換率を図28に示す。

図28より、 O_2 濃度が増加すると N_2O 濃度が増加する相関が見られるが、昨年度報告書において記述されているように、 O_2 濃度が高い時には炉内温度が低く、温度の影響を強く受けていると推定される。この様子は、図28において波線で囲まれた同一温度のデータが、 O_2 濃度に関わらずほぼ同じ N_2O 変換率となっていることから推測できる。

(3) 他成分との関係

NO 、 NH_3 、 HCN と N_2O の関係を図29～31に示す。昨年度の報告書に記述されているように、それらの間に明確な相関は見られなかった。

汚泥の理論空気量

5.5 Nm^3/kg 可燃分 (Y)

5.6 Nm^3/kg 可燃分 (S)

重油の理論空気量

11.0 Nm^3/kg 重油

汚泥の理論排ガス量

5.3 Nm^3/kg 可燃分 (Y)

5.4 Nm^3/kg 可燃分 (S)

重油の理論排ガス量

10.3 Nm^3/kg 重油

表 9 排ガス成分分析結果 1

RUN	場所	月日	時間	汚泥投入量 [ton/H]	流動空気量 [Nm³/H]	重油量 [L/H]	汚泥		砂層温度 1 [℃]			フリーボード最高温度[℃]				Δ T ¹¹ [℃]	排ガス成分										N₂O 自動計 ¹³		
							水分 [%]	窒素含有 率[%]	開始	終了	平均	位置	開始	終了	平均		乾ガス量 [Nm³/H]	水分 [%]	O₂ [%]	CO [ppm]	NOx²¹ [ppm]	HCN [ppm]	NH₃ [ppm]	N₂O³¹ [ppm]	最大 開始	最小 終了	平均		
1	Y汚泥 処理場	2/8	12:10~12:55	3.1	8500	122	—	—	736	731	734	4	782	771	777	43	10100	26.5	11.9	2.3	18 18	10.9	78.9	335 308	127 113	106 123	119		
2	Y汚泥 処理場	2/8	15:30~16:14	3.0	11000	290	81.0	4.91	820	833	827	4	850	867	859	32	12900	22.3	11.3	(0.8)³¹	58 53	(0.00)	11.0	106 97.1	34 34	24 18	22.9		
3	Y汚泥 処理場	2/7	16:00~16:47	4.7	11500	240	—	—	781	781	781	3	850	850	850	69	12900	37.3	9.5	1.6	12 (9.8)	(0.01)	68.0	147 132	51 36	28 36	41.9		
4	Y汚泥 処理場	2/9	11:20~12:40	7.5	11250	280	—	—	670	679	675	2	843	840	842	167	12900	40.8	5.9	10.0	16 (9.8)	16.3	511	299 261	259 98	90 210	176		
5	S汚泥 処理場	2/21	16:00~16:44	4.5	10100	170	—	—	704	703	706	中下	817	806	812	106	11500	32.4	10.3	4.1	(0.9) (0.7)	1.8	79.6	369 330	370 332	327 327	346		
6	S汚泥 処理場	2/21	12:00~12:51	6.2	9500	160	—	—	631	633	632	中下	850	850	850	218	11300	39.4	6.5	4.5	(4.1) (2.6)	(0.01)	76.7	169 145	167 132	130 137	143		
7	S汚泥 処理場	2/22	15:05~15:55	4.4	11500	330	81.3	4.62	838	833	836	中下	885	881	883	47	13700	25.6	9.9	4.2	16.7 13.6	(0.00)	12.7	30.5 27.2	33 26	22 22	26		
8	S汚泥 処理場	2/22	11:25~12:13	4.4	9300	120	81.5 81.3³¹	4.60 4.59³¹	618	620	619	中下	780	780	780	161	12000	27.1	10.2	4.6	(2.8) (2.4)	21.2	154	565 505	500< 500<	500< 500<	500< 500<		

- 1) Δ T はフリーボード最高温度と砂層温度 1 の差。
2) NOx 値下段は O₂12%換算値を示す。
3) N₂O 値下段は CO₂換算値を示す。
4) N₂O 自動計による値はチャート (Appendix 2 参照) を 5 分毎に読んだもの。
5) 括弧値は定量下限値以下で参考値。
6) RUN 8 と RUN 7 の中間にサンプリングしたもの。

表 1 0 排ガス成分分析結果 2

RUN	汚泥 当たり 重油量 [L/ton]	汚泥		砂層温度 1 [°C]	フリーボ ード最高 温度[°C]	Δ T ¹¹ [°C]	計算 O₂ [%]	サイクロン 前 O₂ 自動計 [%]	サイクロン 後 O₂実設備 手分析 [%]	サイクロン 後 O₂ 手分析 [%]	CO [ppm]	汚泥中窒素の各窒素化合物への変換率				N₂O 排出量 [g/H]
		水分 [%]	窒素含有 率[%]									NOx¹² [%]	HCN [%]	NH₃ [%]	N₂O¹³ [%]	
1	39.4	—	—	734	782	43	11.8	11.7	13.0	11.9	2.3	0.4	0.2	1.7	13.5	6100
2	96.7	81.0	4.91	827	850	32	11.1	10.9	12.4	11.3	(0.8)¹³	1.7	0	0.3	5.6	2500
3	51.1	—	—	781	850	69	9.7	9.0	10.1	9.5	1.6	0.2	0	1.3	4.9	3300
4	37.3	—	—	675	843	167	4.0	6.0	6.3	5.9	10.0	0.2	0.2	5.9	6.0	6600
5	37.8	—	—	706	812	106	9.9	—	11.5	10.3	4.1	0.02	0.03	1.5	12.2	7500
6	25.8	—	—	632	850	218	6.1	—	8.6	6.5	4.5	0.05	0	1.0	3.8	3200
7	75	81.3	4.62	836	883	47	10.2	—	11.3	9.9	4.2	0.4	0	0.3	1.2	700
8	27.2	81.5 81.3¹³	4.60 4.59¹³	619	780	161	10.1	—	12.3	10.2	4.6	0.06	0.4	3.1	20.0	11900

- 1) Δ T はフリーボード最高温度と砂層温度 1 の差。
2) NOx への変換率は O₂12%換算値を示す。
3) N₂O への変換率は CO 換算値を示す。
4) 括弧値は定量下限値以下で参考値
5) RUN 8 と RUN 7 の中間にサンプリングしたもの。

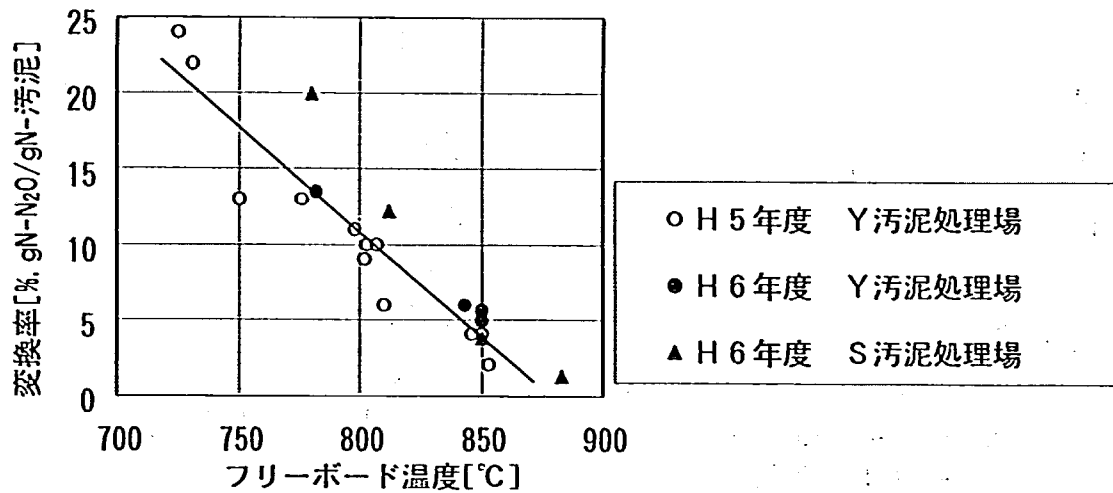


図 2 3 フリーボード温度と N₂O への変換率

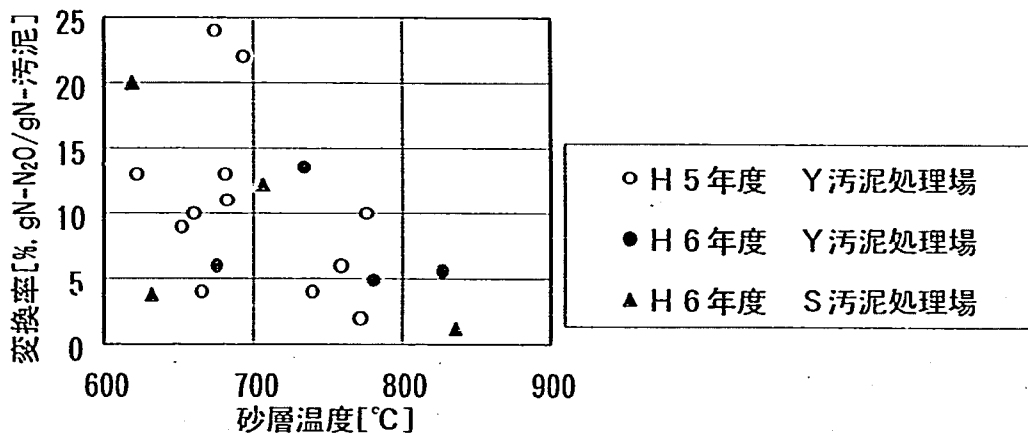


図 2 4 砂層温度と N₂O への変換率

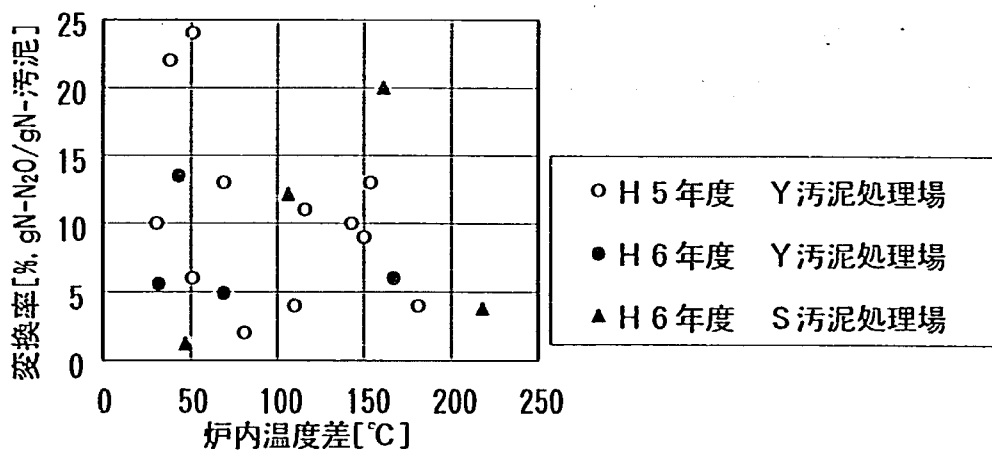


図 2 5 炉内温度差と N₂O への変換率

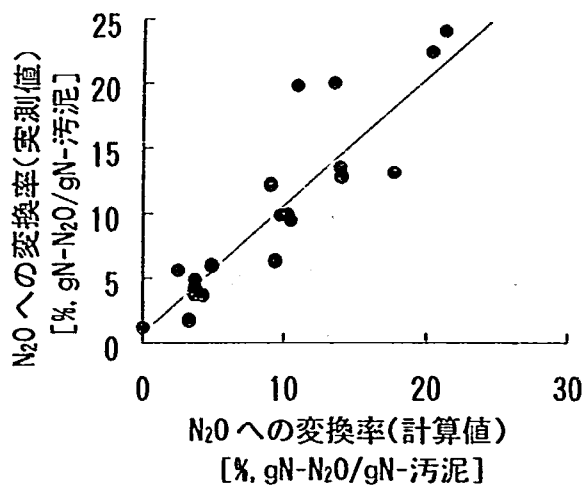


図 2 6 N_2O への変換率の計算値と実測値

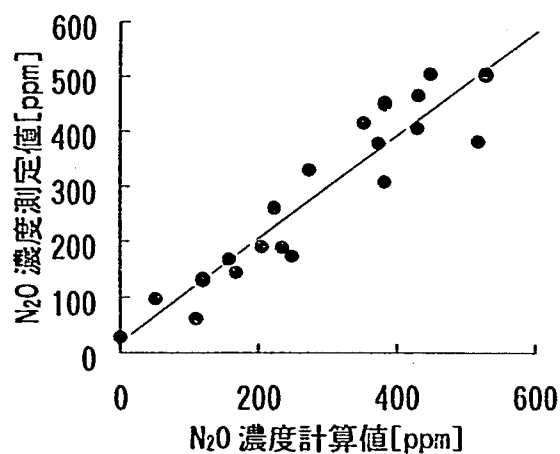


図 2 7 N_2O 濃度の計算値と実測値

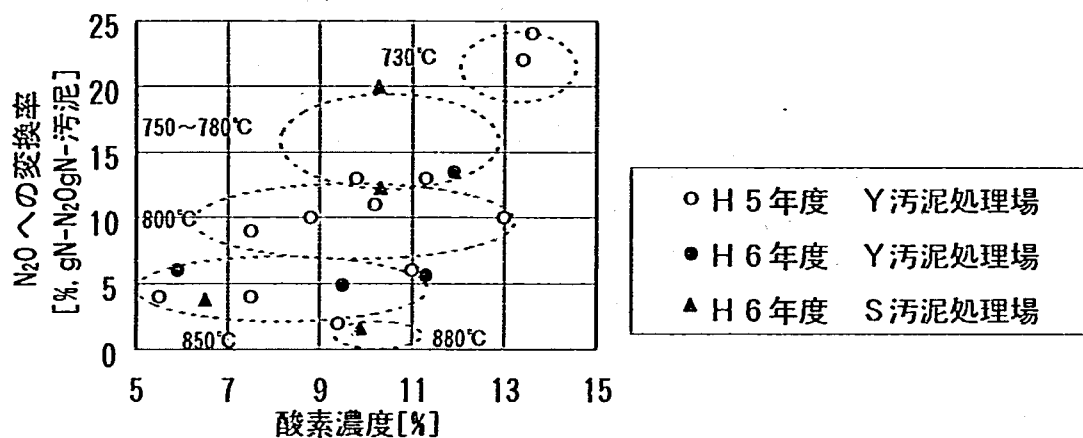


図 2 8 酸素濃度と N_2O への変換率

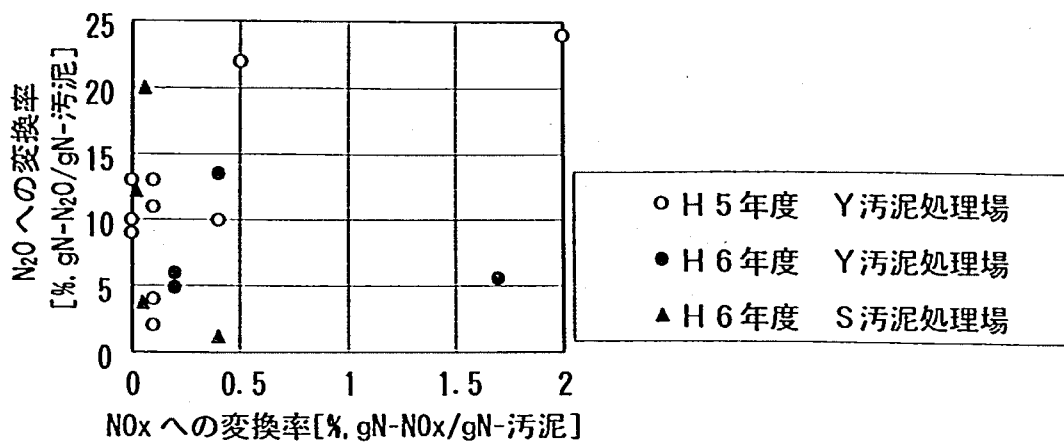


図 2 9 NOx への変換率と N2O への変換率

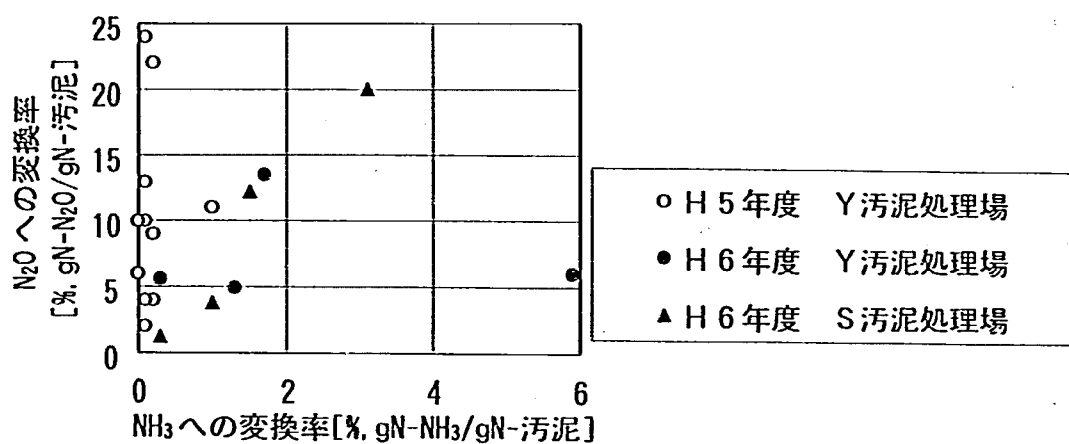


図 3 0 NH3 への変換率と N2O への変換率

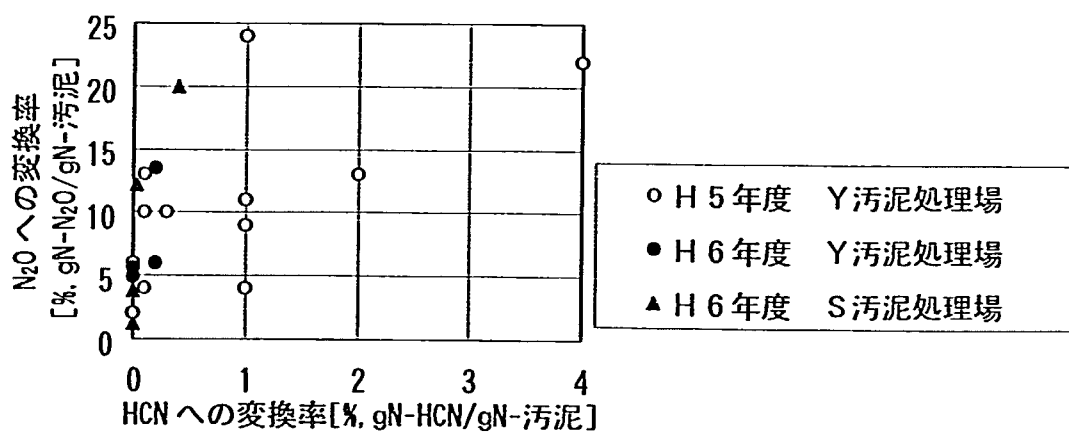


図 3 1 HCN への変換率と N2O への変換率

(4) N₂O自動連続測定

表9に、手分析とN₂O自動連続測定（以下、自動計という）分析の結果を示す。また、Appendix2に自動計チャートを示す。N₂O自動計による測定については、3.3.2サンプリング方法の項で記述したようにY汚泥処理場においては正しい測定ができておらず、手分析と自動計分析の間に大きな差がみられる。一方、サンプリング方法が改善されたS汚泥処理場においては、手分析測定中の自動計の値に大きなふれもなく（表9中のN₂O自動計の最大、最小値の差は30ppm程度）、平均値においても自動計、手分析の差はほとんどなかった。

また、炉出口におけるO₂濃度とN₂O濃度に明確な相関は見られなかったが（図28）、自動計チャートによると、O₂濃度の変化とN₂O濃度の変化の間に正の相関が見られる。

3.4.2 NO_xの放出挙動

(1) 温度の影響

フリーボード温度、砂層温度、 ΔT に対する汚泥中窒素のNO_xへの変換率を、平成5年度の結果と併せて図32～34に示す。フリーボード温度、砂層温度に対しては、昨年度同様顕著な相関がみられず、フリーボード温度が900℃近くになってもNO_x変換率はそれほど高くならず、排出量も多くない（表9、10参照）。一方 ΔT に関しては、昨年度同様 ΔT が約60℃以下になると、NO_xが増加する傾向を示している。

(2) 酸素濃度の影響

O₂濃度に対するNO_x変換率を昨年度の結果と併せて図35に示す。昨年度同様O₂濃度が約12%以上になるとNO_x変換率が増加している。これは昨年度報告書においても述べたように、O₂濃度と ΔT の間に相関が見られ、O₂濃度が高いときには ΔT が低く、その結果NO_x変換率が増加したものと考えられる。

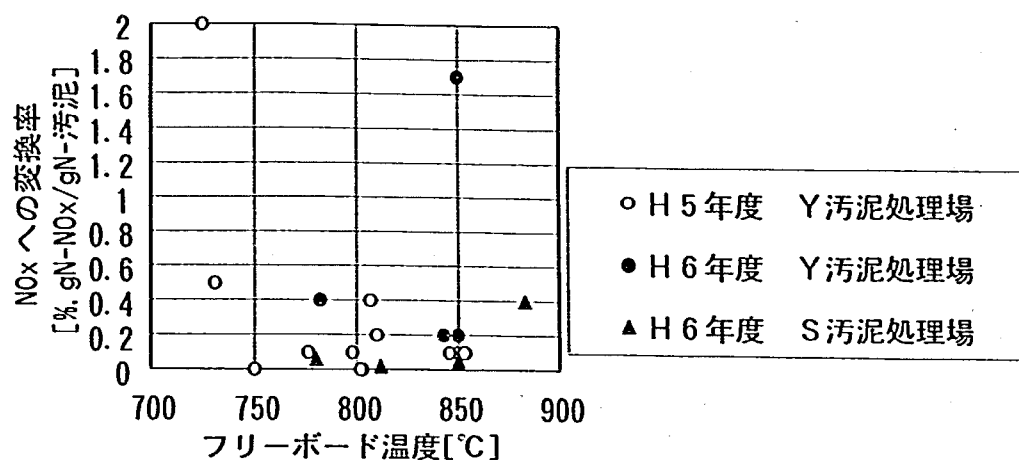


図3 2 フリーボード温度と NOx への変換率

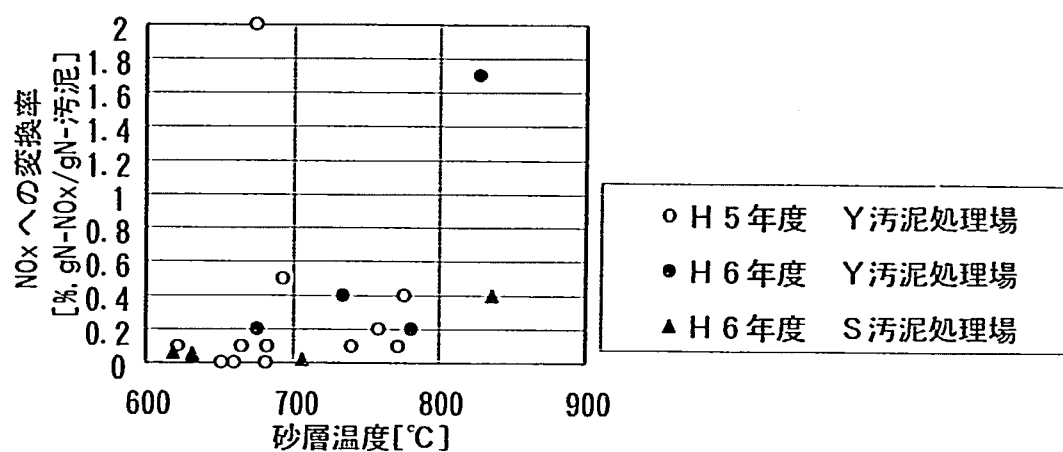


図3 3 砂層温度と NOx への変換率

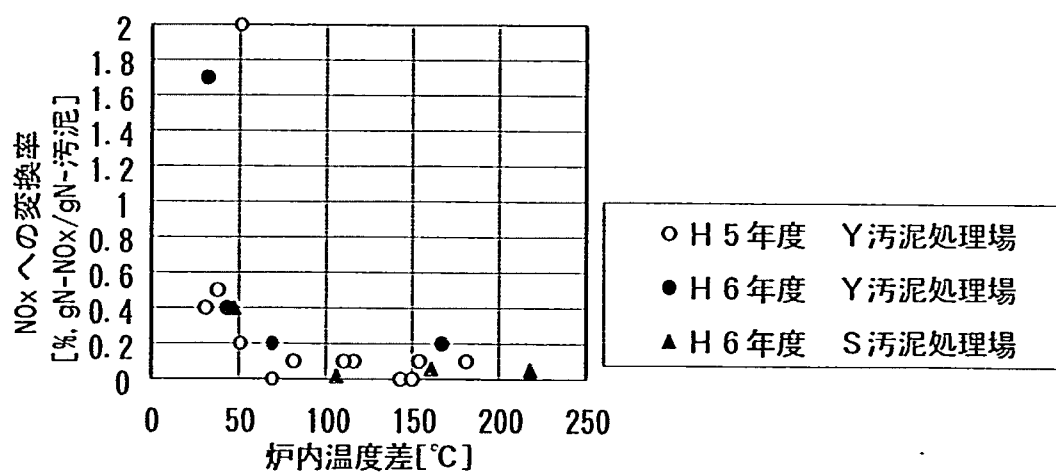


図3 4 炉内温度差と NOx への変換率

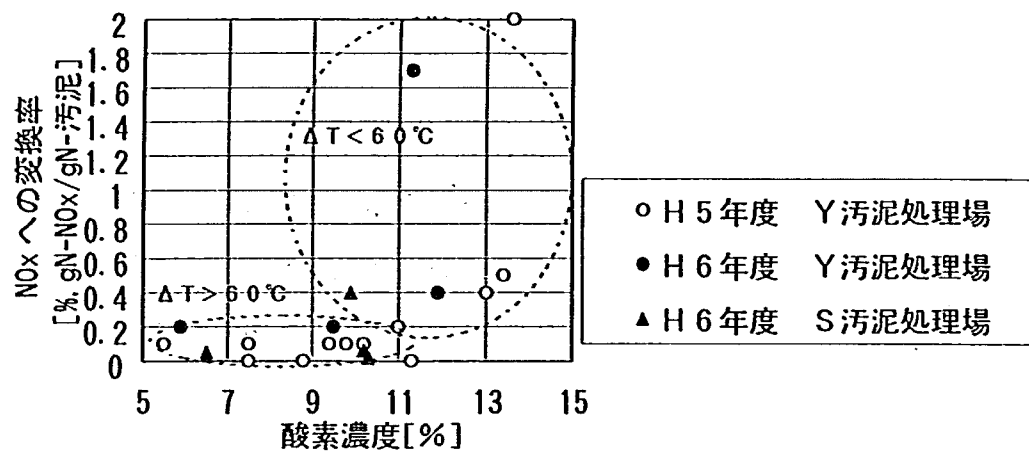


図 3 5 酸素濃度と NOx への変換率

3. 4. 3 脱水污泥・焼却灰成分分析結果

脱水污泥成分分析結果を表 1 1 に、焼却灰成分分析結果を表 1 2 に示す。

表 1 1 脱水污泥成分分析結果

	Y 污泥处理場	S 污泥处理場	S 污泥处理場	S 污泥处理場	S 污泥处理場
	RUN 2	RUN 7 開始時	RUN 7、 8 中間	RUN 8 開始時	平均
水分 [%]	81.0	81.5	81.3	81.3	81.3
可燃分 [%]	83.9	82.6	82.7	82.8	82.7
発熱量 [cal/g]	4620	4640	4630	4660	4643
C [%]	43.08	42.85	43.03	43.16	43.0
H [%]	6.46	6.38	6.44	6.48	6.43
N [%]	4.91	4.60	4.59	4.62	4.60
SiO ₂ [%]	6.32	5.92	5.99	6.21	6.04
CaO [%]	2.13	2.15	2.10	2.17	2.14
Al ₂ O ₃ [%]	1.07	1.59	1.59	1.60	1.59

注) %は乾燥重量あたり。ただし、水分は除く。

表 1 2 焼却灰成分分析結果

	Y 污泥处理場 RUN 1	Y 污泥处理場 RUN 2	S 污泥处理場 RUN 7
SiO ₂ [%]	34.42	37.83	49.15
Al ₂ O ₃ [%]	16.06	15.29	15.60
Fe ₂ O ₃ [%]	10.75	10.52	6.94
CaO [%]	8.06	7.74	6.34
TiO ₂ [%]	0.86	0.89	0.81
MgO [%]	2.89	2.78	1.84
Na ₂ O [%]	1.41	1.35	0.94
K ₂ O [%]	1.95	1.94	1.45
P ₂ O ₅ [%]	17.76	16.51	12.88
BaO [%]	0.84	0.77	0.40
MnO ₂ [%]	0.38	0.64	0.18
ZnO [%]	0.81	0.70	0.43
可燃分 [%]	2.35	1.63	1.61

投入汚泥量、生成焼却灰量及び成分含有率より、それぞれの成分の絶対量を計算したものを表13に示す。ここで、S汚泥処理場の汚泥に関する計算では、成分含有率に平均値を用いた。表11より、焼却した結果CaOが減少し、Al₂O₃が増加する傾向にある。SiO₂に関しては、Y汚泥処理場においてはほとんど変わらないが、S汚泥処理場において増加している。しかしながら、時間当たりこれだけの量が増減しているとは考えにくく、今回行った実験条件において長期に渡りデータを蓄積・分析を行わないと明確なことは言えないと考えられる。

表13 脱水汚泥と焼却灰のSiO₂、CaO、Al₂O₃

項 目	Y汚泥処理場 RUN 2		S汚泥処理場 RUN 7	
	汚泥	焼却灰	汚泥	焼却灰
SiO ₂ [kg/H]	36.0	34.7	49.7	70.0
CaO [kg/H]	12.1	7.1	17.6	9.0
Al ₂ O ₃ [kg/H]	9.7	14.0	13.1	22.2

3. 5 実炉調査のまとめ

昨年度に引き続き、実炉における N_2O 、 NO の挙動調査及び汚泥、焼却灰の成分調査を行った結果以下のような知見が得られた。

- ① N_2O はフリーボード温度の影響を強く受け、温度上昇に伴い減少するという昨年度の結果を再確認した。さらに、 N_2O 変換率を温度の関数として近似し、 N_2O 排出量の推定をすることも可能である。
- ② N_2O と他成分 (NO_x 、 NH_3 、 HCN) との顕著な相関は見られなかった。
- ③ NO_x は、 ΔT が約 60°C 以下もしくは、 O_2 濃度が約 12 % 以上になると急に増加するという昨年度の結果を再確認した。
- ④ N_2O 連続測定の結果、手分析（スポットサンプリング）と差が無かった。
- ⑤ 脱水汚泥、焼却灰の成分調査を行った結果、脱水汚泥が焼却され焼却灰となる間に SiO_2 、 CaO 、 Al_2O_3 の増減が見られた。しかしながら、増減量に不確定要素が多く、長期的なデータの蓄積・分析が必要である。

4. 流動炉における運転条件の検討

4. 1 N₂O抑制運転と経済性

排出される窒素化合物のほとんどがN₂Oであり（表9、10参照）、また、通常運転する運転条件範囲においてはNO_xはほとんど排出されないため、窒素化合物を低減させるためには主としてN₂Oを指標に考えれば良い。ここでN₂Oは、実験結果よりフリーボード温度を上昇させることにより減少することが分かっている。温度を上昇させる方法として、重油を投入する方法と汚泥を投入する方法がある。今、重油量を少なくしかつN₂O排出量を少なくすることを検討するために、重油量／汚泥比について考える。図36にY汚泥処理場における重油量／汚泥比に対するN₂O排出量を、図37にS汚泥処理場における重油量／汚泥比に対するN₂O排出量を示す。

炉の定格は、Y汚泥処理場で160ton／日(6.7ton/H)、S汚泥処理場で150ton／日(6.2ton/H)であり、それぞれフリーボード温度は850℃になるように設計されている。流動空気量の設定には下限値が有り、低負荷（汚泥投入量が定格より少ない）の場合においては、空気が過剰になり汚泥に対する重油量が多くなる。この結果、図36のように低負荷時はグラフの右上側にシフトする。反対に、燃焼に必要な重油量及びN₂O排出量がともに少ない、最も好ましい燃焼状態は左下に位置し、この時の燃焼条件は定格であった。

また、Y汚泥処理場の炉のデータより年間発生するN₂O量、CO₂量、重油使用量の面からの検討を行った。運転条件別の年間N₂O、CO₂発生量を表14に、これをグラフ化したものを図38、39に示す。さらに、運転条件別年間重油使用量と費用を表15に、これをグラフ化したものを図40に示す。

汚泥投入量3tonあるいは5.4tonに着目してみると、フリーボード温度を850℃にするとN₂Oは減少するが、CO₂は増加しており、さらに重油使用量が増加し重油費用も増加する。しかし、汚泥投入量を6.7tonとした場合には、N₂O、CO₂、重油使用量が共に減少し、この炉における最適な運転条件は定格運転であることが分かる。

しかし、定格運転（定格汚泥投入、フリーボード温度850℃）においてもN₂O排出量は600g／ton（変換率約5％）であり、現在N₂Oの排出規制は無いが、石灰系汚泥並みに排出量を削減するためには、炉の高温燃焼が必要となる。実験結果より（図23参照）、870℃程度まで温度を上げることにより、石灰系汚泥並みにN₂O排出量を低減化することができる。しかし、重油使用量およびCO₂排出量が増加し、運転コストの増加、CO₂による温室効果への影響等について検討する必要がある。

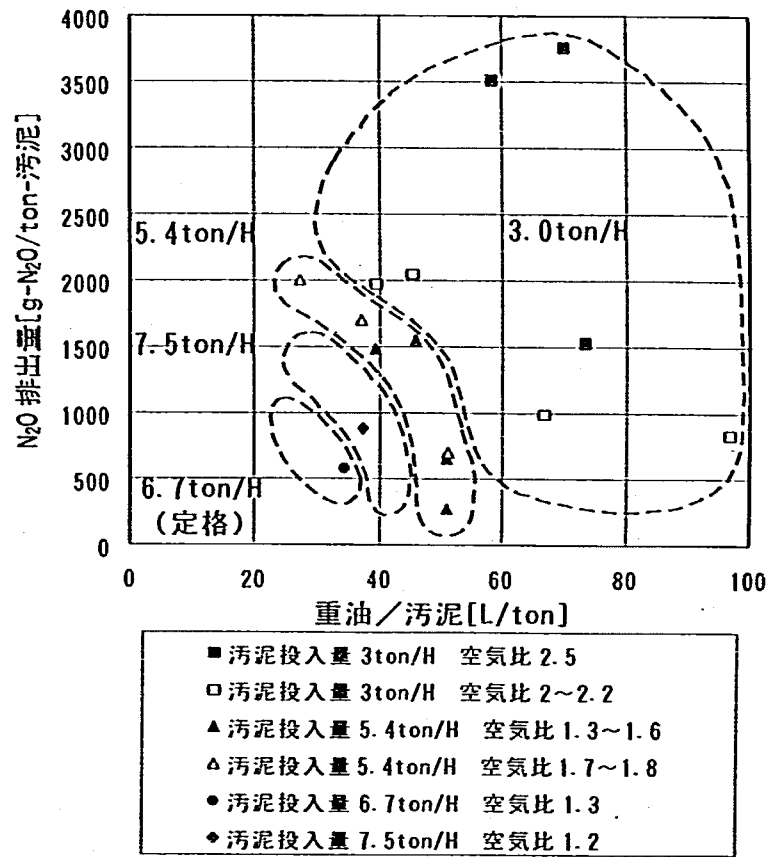


図 3 6 重油／污泥比と N₂O 排出量 (Y 污泥处理場)

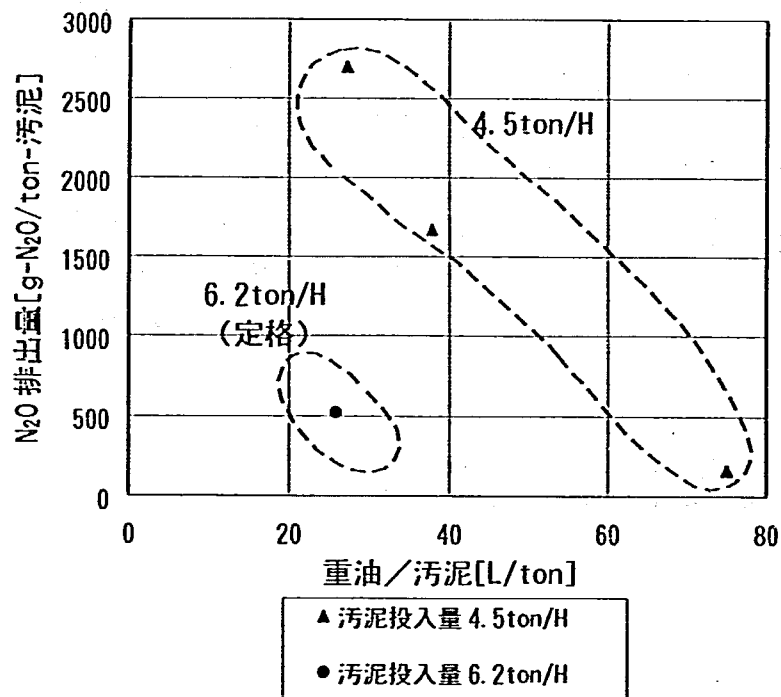


図 3 7 重油／污泥比と N₂O 排出量 (S 污泥处理場)

表 1 4 N₂O、CO₂年間発生量（定格6.7ton/H、年間汚泥焼却量70070tonとして試算）

RUN	汚泥 投入量 [ton/H]	流動 空気量 [Nm ³ /H]	重油 量 [L/H]	フューエル 温度 [°C]	N ₂ O 濃度 [ppm]	CO ₂ 濃度 [%]	N ₂ O 放出量 [g/ton]	CO ₂ 放出量 [kg/ton]	年間発生量	
									N ₂ O [ton/年]	CO ₂ [ton/年]
H5RUN5	3.0	7600	136	750	382	8.9	2050	424	144	29700
H6RUN2	3.0	11000	290	859	97.1	8.2	830	554	58	39000
H5RUN1	5.4	11800	200	798	379	10.9	1700	405	119	28400
H5RUN2	5.4	10300	275	850	168	13.4	654	465	46	32600
H5RUN7	6.7	10500	230	846	190	15.9	580	391	41	27400
H6RUN4	7.5	11250	280	842	261	12.8	880	398	62	27900
通常 ¹⁾	4.6	9600	160 ³⁾	780	504 ²⁾	10 ²⁾	1990	396	139	27700
計算	6.7	10300	260	870	56	-	158	403	11	28240

- 1) 焼却炉の平均的運転データ
- 2) 3. 4. 1の推定式から計算
- 3) 重油使用量は立ち上げ時を含まない推定値

表 1 5 年間重油使用量と費用（定格6.7ton/H、年間汚泥焼却量70070tonとして試算）

RUN	汚泥投入量 [ton/H]	フューエル温度 [°C]	重油量		年間重油使用量 ²⁾ [L/年]	年間重油費用 ³⁾ [万円/年]
			[L/H]	[L/ton]		
H5RUN5	3.0	750	136	45.3	3174171	8253
H6RUN2	3.0	859	290	96.7	6775769	17617
H5RUN1	5.4	798	200	37.0	2592590	6741
H5RUN1	5.4	850	275	50.9	3566563	9273
H5RUN7	6.7	846	230	34.3	2403401	6249
H6RUN4	7.5	842	280	37.3	2613611	6795
通常 ¹⁾	4.6	780	160	34.8	2438436	6340
計算	6.7	870	260	38.8	2719134	7070

- 1) 焼却炉の平均的運転データ
- 2) 重油使用量は立ち上げ時は含まない推定値
- 3) 重油単価を26円/Lとして計算

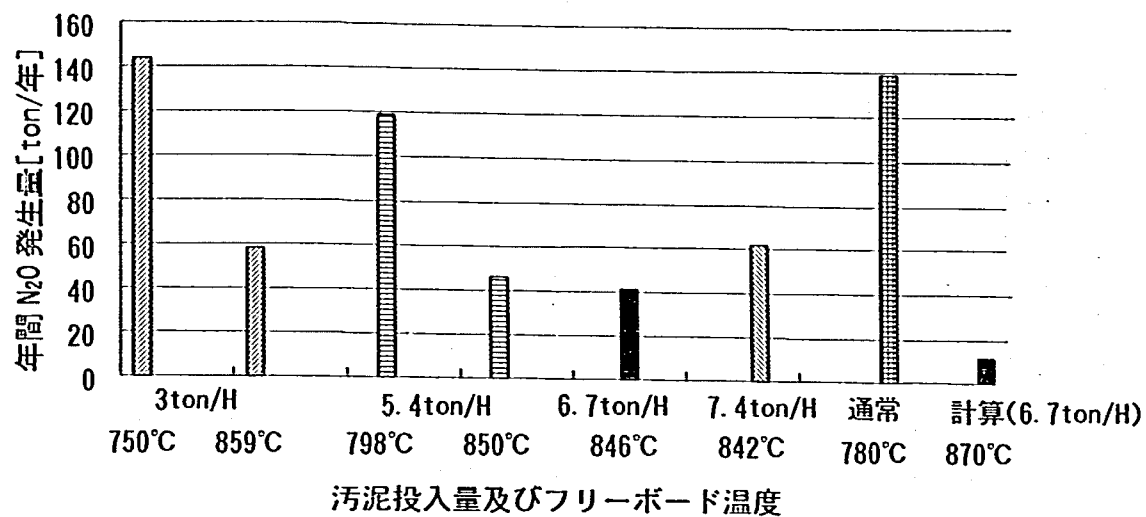


図 3 8 運転条件別年間 N₂O 発生量 (Y 污泥処理場)

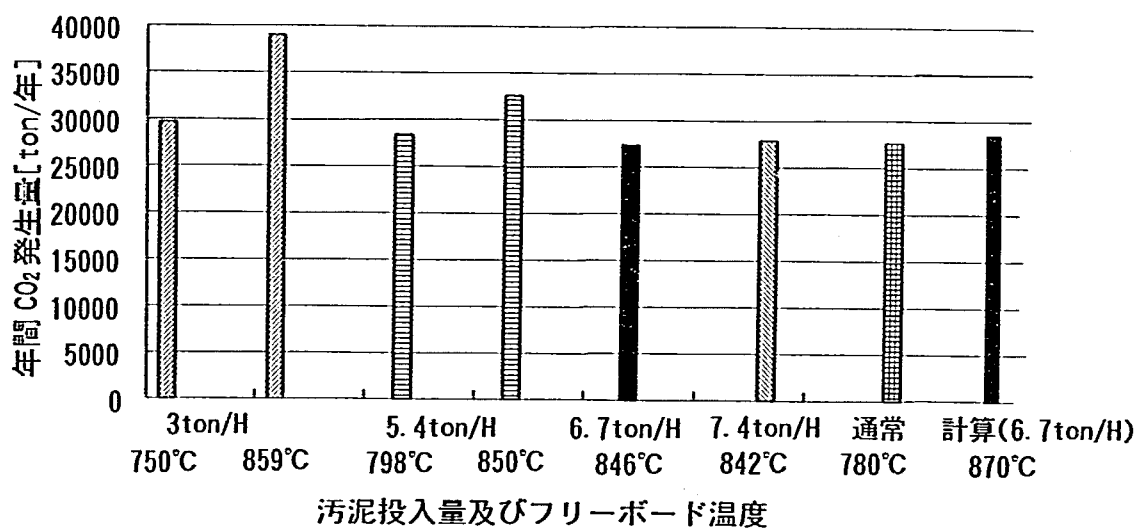


図 3 9 運転条件別年間 CO₂ 発生量 (Y 污泥処理場)

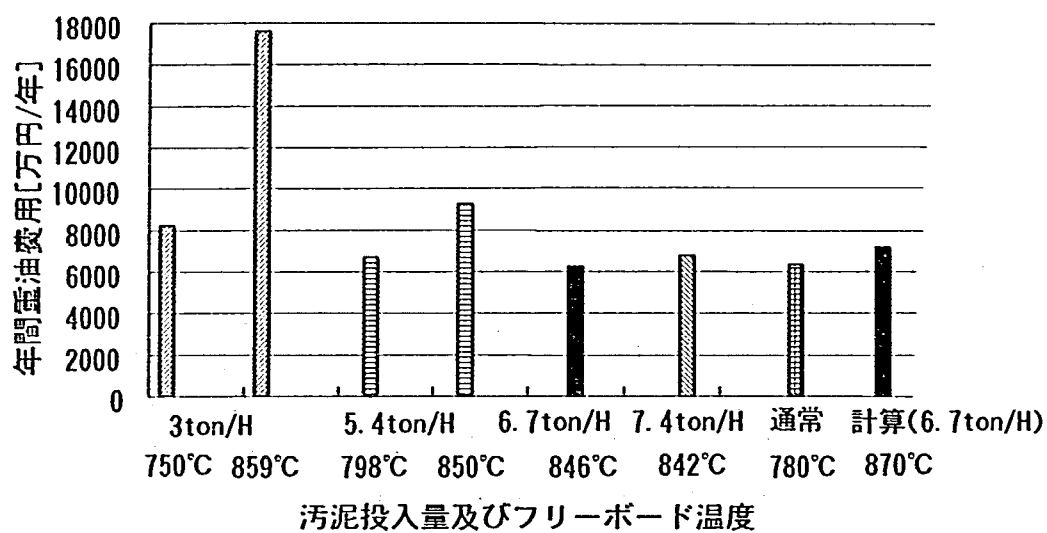


図4 0 運転条件別年間重油費用(Y汚泥処理場)

4. 2 地球温暖化への影響

今回の調査結果より試算された年間温暖化ガス発生量（表14）と地球温暖化ポテンシャル（GWP）を用いて、Y汚泥処理場の焼却炉から発生する温暖化ガスの相対的温室効果を求める。IPCC（気候変動に関する政府間パネル）では、GWPを用いて相対的温室効果を次式で示している。

相対的温室効果＝地球温暖化ポテンシャル（GWP）×温暖化ガス発生量

今CO₂、N₂OにおけるGWP（20年後）をそれぞれ1及び290とすると、相対的温室効果はCO₂1ktonによる相対的温室効果を1として、表16のようになる。また、これをグラフ化すると図41のようになる。

表16 相対的温室効果（定格6.7ton/H、年間汚泥焼却量70070tonとして試算）

RUN	汚泥 投入量 [ton/H]	流動 空気量 [Nm ³ /H]	重油量 [L/H]	F. B. 温度 [°C]	年間発生量		相対的温室効果		
					N ₂ O ²⁾ [kton/年]	CO ₂ [kton/年]	N ₂ O	CO ₂	合計
H5RUN5	3.0	7600	136	750	0.144	29.7	41.8	29.7	71.5
H6RUN2	3.0	11000	290	859	0.058	39.0	16.8	39.0	55.8
H5RUN1	5.4	11800	200	798	0.119	28.4	34.5	28.4	62.9
H5RUN2	5.4	10300	275	850	0.046	32.6	13.3	32.6	45.9
H5RUN7	6.7	10500	230	846	0.041	27.4	11.9	27.4	39.3
H6RUN4	7.5	11250	280	842	0.062	27.9	18.0	27.9	45.9
通常 ¹⁾	4.6	9600	160 ³⁾	780	0.139	27.7	40.3	27.7	68.0
計算	6.7	10300	260	870	0.011	28.2	3.2	28.2	31.4

1) 焼却炉の平均的運転データ

2) 3. 4. 1の推定式から計算

3) 重油使用量は立ち上げ時を含まない推定値

これより、定格時の高温燃焼（フリーボード温度870℃）においては、13%程度の重油使用量の増加（表15）が考えられるが、相対的温室効果は20%程度減少する（表16）。コストの増加については、効率的なエネルギー回収等によって対応できるよう、システム全体としての検討が必要と考えられる。

4. 3 NOx抑制の注意事項

NOxに関しては、通常の運転条件においてはほとんど排出されないが、起動時のような汚泥負荷が小さく、O₂濃度も高い（ΔTが小さい場合）場合に排出されることが予想されるため、O₂濃度もしくはΔTに注意を払う必要がある。

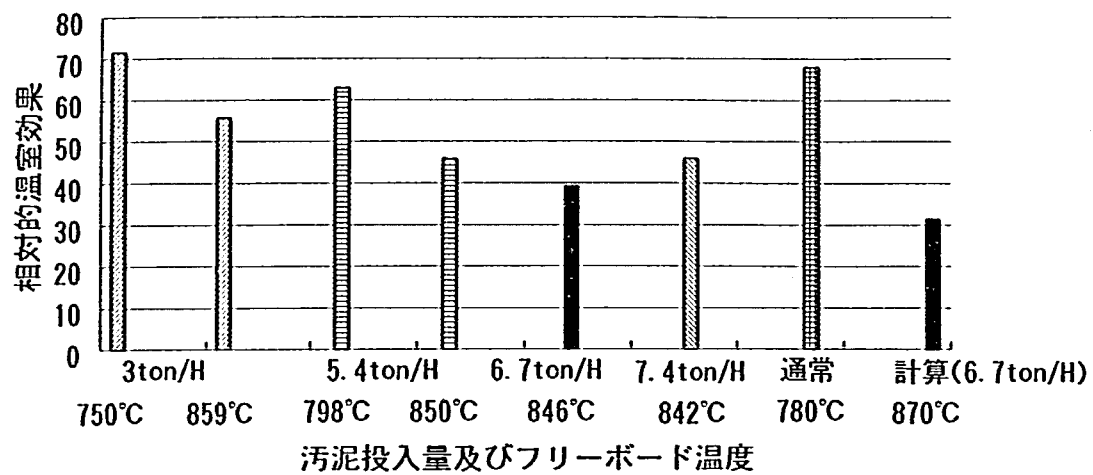
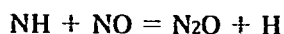
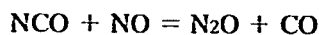


図 4 1 運転条件別相対的温室効果(Y 汚泥処理場)

5. まとめ

昨年度に引き続き、下水汚泥流動焼却炉からの N_2O 、 NO_x の挙動調査を行った。平成6年度は、昨年度の結果をふまえ N_2O 、 NO_x の生成・消滅機構の解明を目的とし流動焼却炉の実験炉における調査を行い、さらに実稼働の焼却炉におけるデータを追加するとともに、運転条件の検討を行った。以下に本調査で得られた知見をまとめる。

- ①汚泥の投入場所による差は少なく、砂層内での乾燥が律速となっており、その後燃焼へ移行している。また、フリーボード投入においても砂層内での混合は十分に行われている。
- ②砂層内部で CO 、 HCN 、 NH_3 、といった熱分解生成物の濃度が増加しており、汚泥はこの部分で乾燥、熱分解している。また、熱分解ゾーンで NO_x の生成が行われる。
- ③砂層境界付近で O_2 の急激な消費と CO_2 の生成が見られ、この部分で酸化分解が行われている。
- ④ NO_x が生成、分解した後 N_2O の生成が見られる。この現象は石炭燃焼等で報告されている次式で説明することができる。



- ⑤ N_2O はフリーボード温度の影響を強く受け、温度上昇に伴い分解減少する。また、 N_2O 変換率が温度の関数として近似でき、 N_2O 排出量が推定できる。
- ⑥ N_2O を分解するためには、十分な温度とともに滞留時間も必要である。
- ⑦砂層燃焼率の増加に伴い、熱分解生成物である HCN 、 NH_3 は減少し NO_x は増加する。一方、気相反応により生成する N_2O は砂層燃焼率には影響されない。
- ⑧ NO_x は、 ΔT が約 60°C 以下、かつ O_2 濃度が約 12 % 以上において急激に増加する。
- ⑨高分子系汚泥においては N_2O への変換率が高く、 NO_x への変換率が低い。
- ⑩石灰系汚泥は高分子系汚泥と比較して NO_x への変換率が高く、 N_2O への変換率が低い。 NO_x に関しては砂層内での多量の生成が見られ、その結果変換率が高くなっていると推定される。 NO_x の多量の生成は、汚泥中に含まれる CaO の触媒作用と砂層での高い燃焼率が原因と推定される。
- ⑪本実験に用いた実稼働流動炉では、排出されている窒素化合物のほとんどが N_2O であるため、窒素化合物を低減するためには、フリーボード温度を上昇させると良い。フリーボード温度を上昇させかつ窒素化合物（主として N_2O ）を低減するためには、定格で運転するのが効果的である。
- ⑫通常の運転条件において NO_x はほとんど排出されていないが、起動時のように汚泥負荷が小さく、 O_2 濃度が高い場合には NO_x の排出が予想される。このような運転条件の時には、 O_2 濃度もしくは ΔT に注意を払う必要がある。
- ⑬定格時の高温燃焼（フリーボード温度 870°C ）においては、重油使用量が 13 % 程度増加するが、相対的温室効果は 20 % 程度減少する。

6. 謝 辞

本共同研究の実施にあたり、多大な御協力をいただいた名古屋市下水道局 Y汚泥処理場及びS汚泥処理場の関係各位に謹んで謝意を表します。

7. 参考文献

- 1) Okazaki, Niwa, and Verma(1992), N₂O Formation and Destruction Behaviors in Pulverized Coal Combustion at Low Temperatures, Proc. 5th Intl. Workshop on Nitrous Oxide Emissions, Tsukuba.
- 2) Huppa and Kilpinen(1992), Gas Formation and Destruction of N₂O, Proc. 5th Intl. Workshop on Nitrous Oxide Emissions, Tsukuba.
- 3) Yamamoto, *et al.*(1992), Study on N₂O Formation from De- NO_x Process by Ammonia Injection in Pulverized Coal Combustion, Proc. 5th Intl. Workshop on Nitrous Oxide Emissions, Tsukuba.
- 4) 森, 小泉, 永田 (1994), 流動炉における下水汚泥の燃焼特性, 第31回下水道研究発表会.
- 5) 竹石ら (1994), 流動炉における排ガス成分の挙動解明及び削減に関する共同研究報告書, 建設省土木研究所.
- 6) 神原ら (1993), 急速熱分解におけるガス状窒素化合物の石炭中窒素結合形態の関係, 第58回化学工学会.
- 7) 小泉 (1993), 流動層石炭燃焼場における N₂O 生成・消滅特性に関する研究, 豊橋技術科学大学修士学位論文.
- 8) 水落ら (1994), 下水汚泥流動焼却炉からの N₂O, 第31回下水道研究発表会
- 9) 清水 (1994), 石炭流動層燃焼における N₂O 排出と低減策, エネルギー・資源, 553(6)

Appendix 流動空気量の算出

1. 過剰空気量の算出

理論排ガス量と炉出口酸素濃度より過剰空気量を算出する。汚泥、重油の理論空気量、理論排ガス量は、

理論空気量

高分子汚泥 (Y汚泥処理場) $5.6\text{Nm}^3/\text{kg}$ 可燃分

石灰汚泥 (H汚泥処理場) $5.0\text{Nm}^3/\text{kg}$ 可燃分

重油 $11.4\text{Nm}^3/\text{kg}$ 重油

理論排ガス量

高分子汚泥 (Y汚泥処理場) $5.5\text{Nm}^3/\text{kg}$ 可燃分

石灰汚泥 (H汚泥処理場) $4.9\text{Nm}^3/\text{kg}$ 可燃分

重油 $10.6\text{Nm}^3/\text{kg}$ 重油

(1) RUN 1

投入された可燃分、重油量はそれぞれ

可燃分 $8.4\text{kg}/\text{H}$

重油 $4.2\text{kg}/\text{H}$

これより理論排ガス量を求めると

$$5.5 \times 8.4 + 10.6 \times 4.2 = 90.7\text{Nm}^3/\text{H}$$

過剰空気量を x とすると炉出口酸素濃度 (4.3%) との関係は、

$$(21 \times x) / (90.7 + x) = 4.3$$

これより x を求めると

$$x = 24\text{Nm}^3/\text{H}$$

(2) RUN 2

投入された可燃分、重油量はそれぞれ

可燃分 $15.3\text{kg}/\text{H}$

重油 $6.7\text{kg}/\text{H}$

これより理論排ガス量を求めると

$$5.5 \times 15.3 + 10.6 \times 6.7 = 155.1\text{Nm}^3/\text{H}$$

過剰空気量を x とすると炉出口酸素濃度 (5.8%) との関係は、

$$(21 \times x) / (155.1 + x) = 5.8$$

これより x を求めると

$$x = 59\text{Nm}^3/\text{H}$$

(3) RUN 3

投入された可燃分、重油量はそれぞれ

可燃分 27.2kg/H

重油 10.8kg/H

これより理論排ガス量を求めると

$$5.5 \times 27.2 + 10.6 \times 10.8 = 264.1 \text{Nm}^3/\text{H}$$

過剰空気を x とすると炉出口酸素濃度 (4.7%) との関係は、

$$(21 \times x) / (264.1 + x) = 4.7$$

これより x を求めると

$$x = 76 \text{Nm}^3/\text{H}$$

(4) RUN 4

投入された可燃分、重油量はそれぞれ

可燃分 17.2kg/H

重油 2.4kg/H

これより理論排ガス量を求めると

$$4.9 \times 17.2 + 10.6 \times 2.4 = 109.7 \text{Nm}^3/\text{H}$$

過剰空気を x とすると炉出口酸素濃度 (5.3%) との関係は、

$$(21 \times x) / (109.7 + x) = 5.3$$

これより x を求めると

$$x = 37 \text{Nm}^3/\text{H}$$

(5) RUN 5

投入された可燃分、重油量はそれぞれ

可燃分 8.4kg/H

重油 3.6kg/H

これより理論排ガス量を求めると

$$5.5 \times 8.4 + 10.6 \times 3.6 = 84.4 \text{Nm}^3/\text{H}$$

過剰空気を x とすると炉出口酸素濃度 (5.1%) との関係は、

$$(21 \times x) / (84.4 + x) = 5.1$$

これより x を求めると

$$x = 27 \text{Nm}^3/\text{H}$$

2. 流動空気量の算出

(1) RUN 1

投入された可燃分、重油量、また過剰空気量は

可燃分	8.4kg/H
重油	4.2kg/H
過剰空気量	24Nm ³ /H

これより理論空気量を求めると

$$5.6 \times 8.4 + 11.4 \times 4.2 = 94.9\text{Nm}^3/\text{H}$$

過剰空気量 24Nm³/H を加えて、流動空気量は 119Nm³/H となる。

質量に換算するためには比重 1.29 を乗じる。

注) 数値計算上まるめ誤差が生じる。

(2) RUN 2

投入された可燃分、重油量、また過剰空気量は

可燃分	15.3kg/H
重油	6.7kg/H
過剰空気量	59Nm ³ /H

これより理論空気量を求めると

$$5.6 \times 15.3 + 11.4 \times 6.7 = 162.1\text{Nm}^3/\text{H}$$

過剰空気量 59Nm³/H を加えて、流動空気量は 221Nm³/H となる。

質量に換算するためには比重 1.29 を乗じる。

注) 数値計算上まるめ誤差が生じる。

(3) RUN 3

投入された可燃分、重油量、また過剰空気量は

可燃分	27.2kg/H
重油	10.8kg/H
過剰空気量	76Nm ³ /H

これより理論空気量を求めると

$$5.6 \times 27.2 + 11.4 \times 10.8 = 275.4\text{Nm}^3/\text{H}$$

過剰空気量 76Nm³/H を加えて、流動空気量は 351Nm³/H となる。

質量に換算するためには比重 1.29 を乗じる。

注) 数値計算上まるめ誤差が生じる。

(4) RUN 4

投入された可燃分、重油量、また過剰空気量は

可燃分	17.2kg/H
重油	2.4kg/H
過剰空気量	37Nm ³ /H

これより理論空気量を求めると

$$5.0 \times 17.2 + 11.4 \times 2.4 = 113.4 \text{ Nm}^3/\text{H}$$

過剰空気量 37Nm³/H を加えて、流動空気量は 150Nm³/H となる。

質量に換算するためには比重 1.29 を乗じる。

注) 数値計算上まるめ誤差が生じる。

(5) RUN 5

投入された可燃分、重油量、また過剰空気量は

可燃分	8.4kg/H
重油	3.6kg/H
過剰空気量	27Nm ³ /H

これより理論空気量を求めると

$$5.6 \times 8.4 + 11.4 \times 3.6 = 88.1 \text{ Nm}^3/\text{H}$$

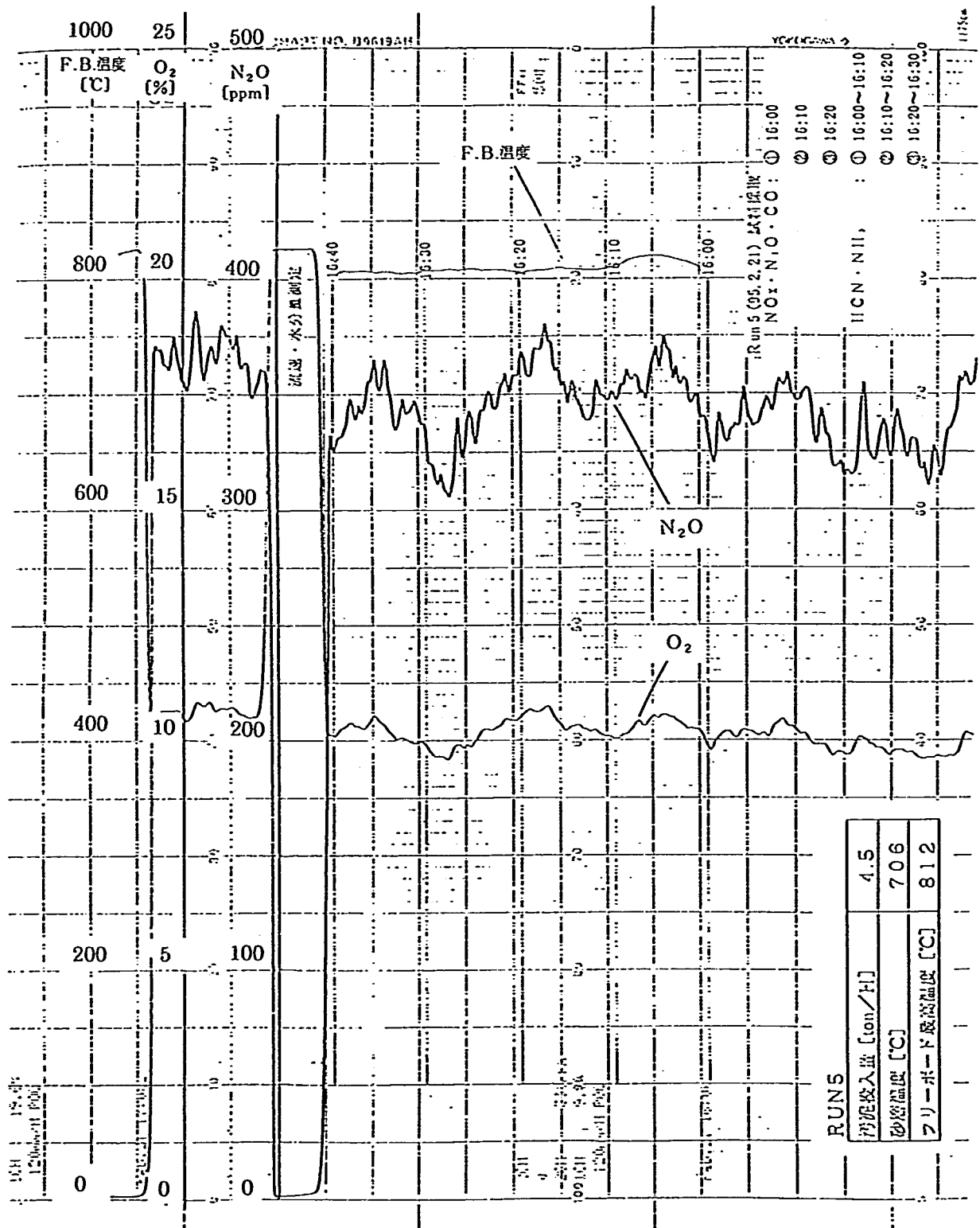
過剰空気量 27Nm³/H を加えて、流動空気量は 115Nm³/H となる。

質量に換算するためには比重 1.29 を乗じる。

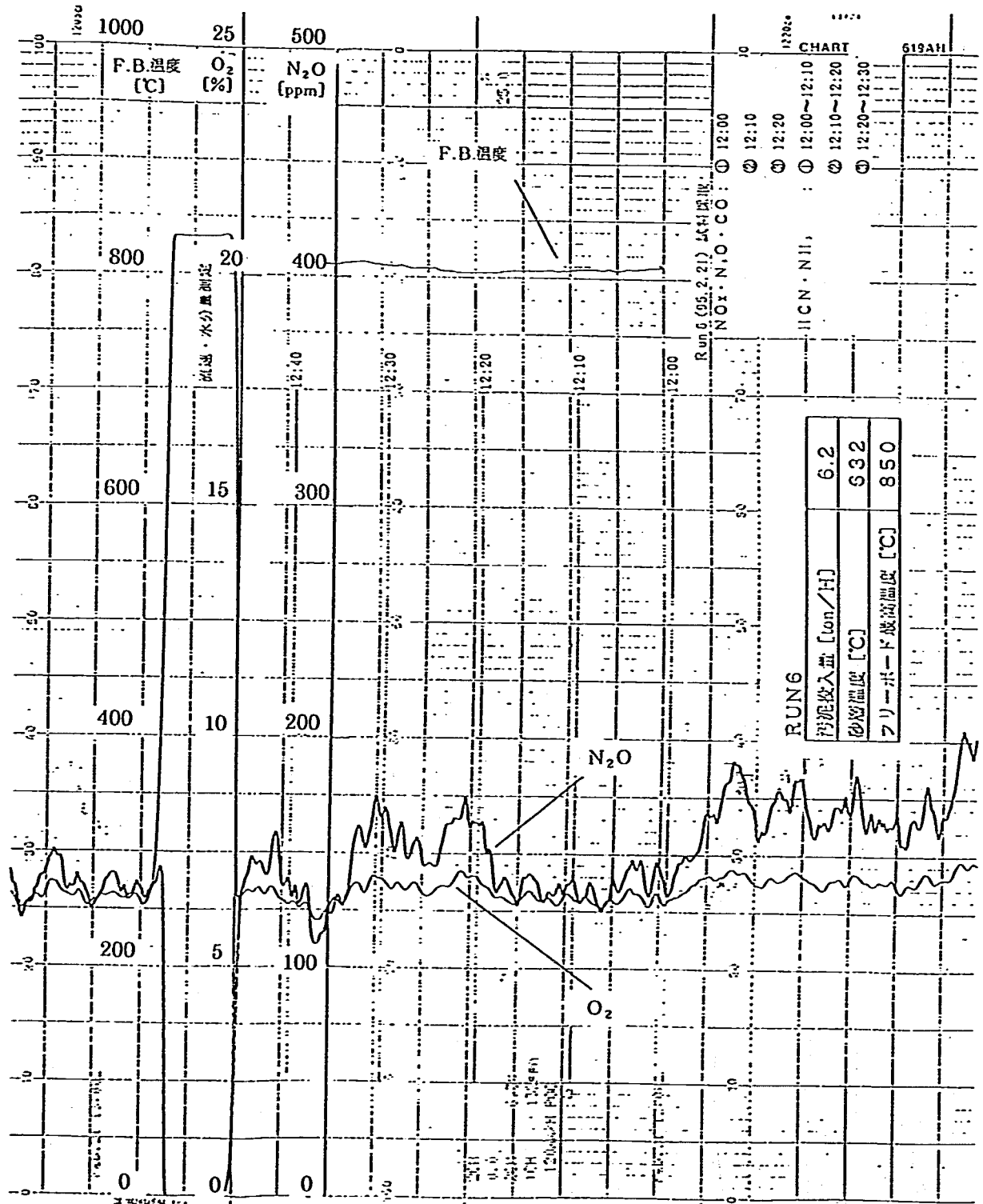
注) 数値計算上まるめ誤差が生じる。

Appendix2 O₂, N₂O 自動連続計チャート

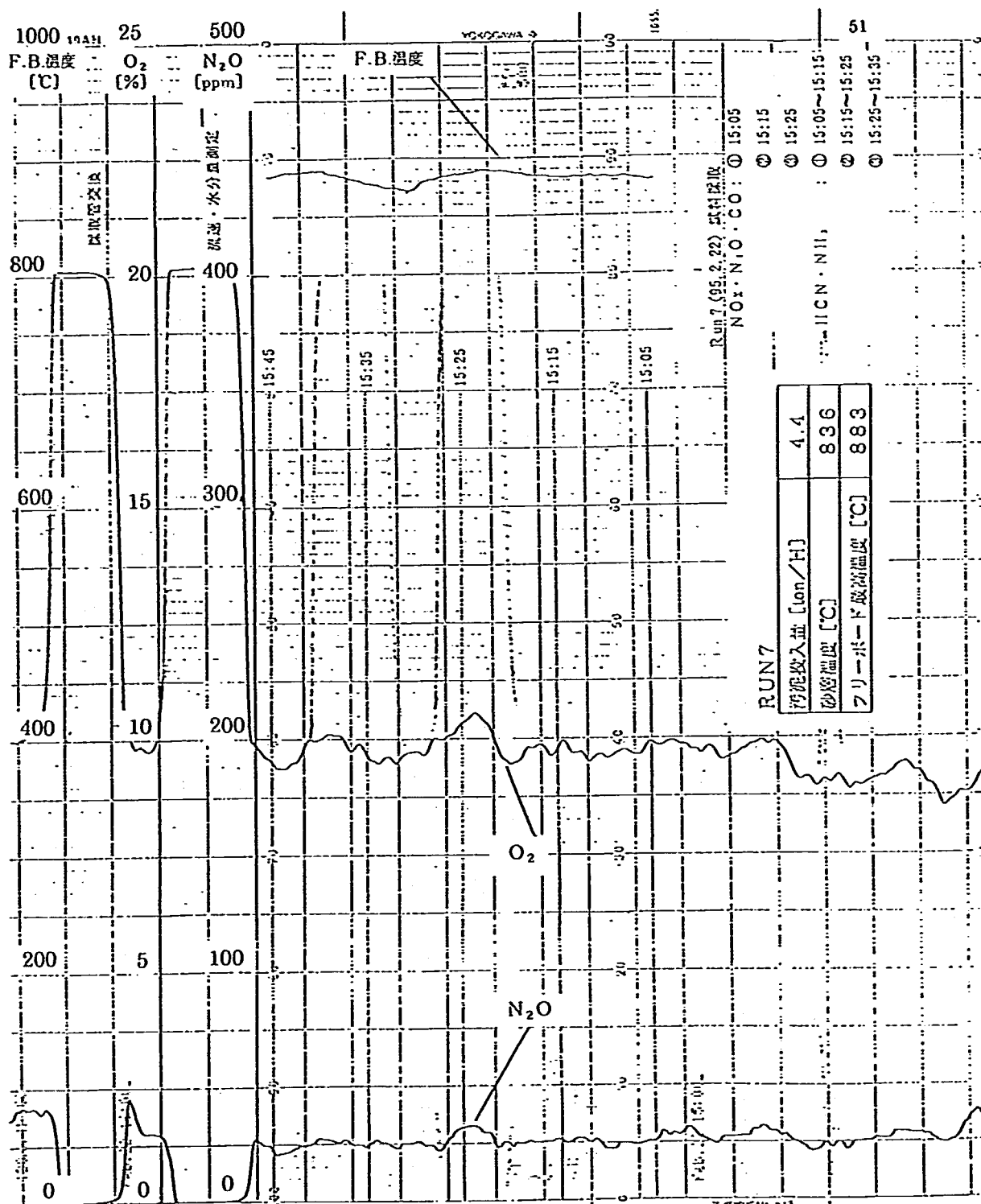
RUN5 O₂, N₂O自動連続計チャート



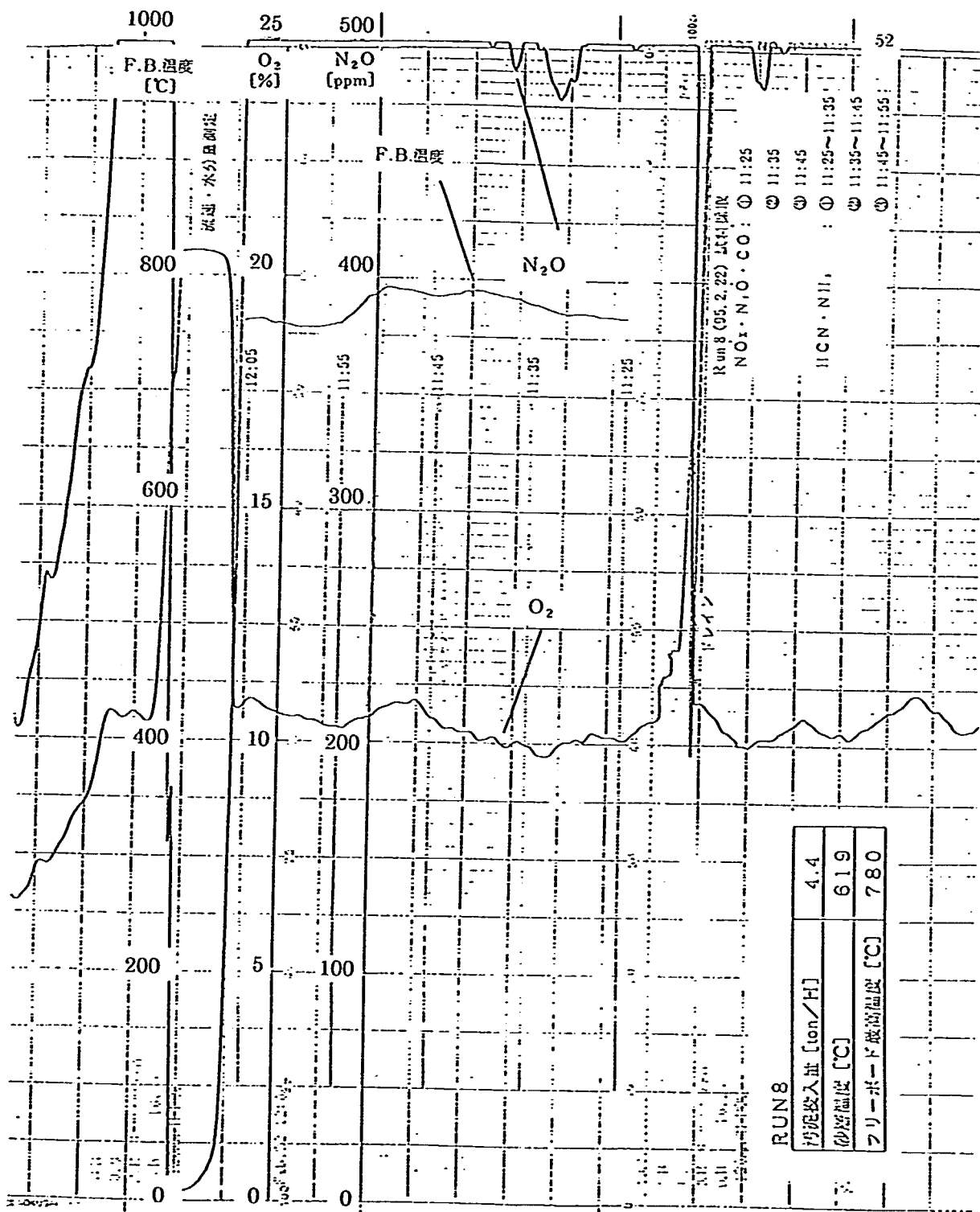
RUN6 O₂、N₂O自動連続計チャート



RUN7 O₂、N₂O自動連続計チャート



RUN8 O₂、N₂O自動連続計チャート



流動炉における排ガス成分の挙動解明
及び削減に関する共同研究報告書

ISSN 0386-5878
共同研究報告書第147号
平成8年3月(1996)

新下水処理研究官
汚泥研究室

室研
究
員

竹石 和夫
渡部 樹
松原 孝浩
平山 孝浩

名古屋市下水道局建設部

部主
計
画
課
主
任
計
画
課
主
任

前橋 隆介
西澤 明
三好 泰二
岩川 泰二
吉川 泰二

* 現、建設省都市局下水道部公共下水道課 ** 現、名古屋市下水道局次長

要 旨 CO₂の増加による地球温暖化の可能性が言われて久しいが、最近では亜酸化窒素(N₂O)やメタン、フロンといった微量成分の温室効果への寄与の増大が指摘されている。下水処理場における主なN₂Oの放出源は汚泥焼却炉と考えられる。化石燃料や都市ゴミ等と比べて下水汚泥の窒素含有率が大きく、高濃度のN₂Oの放出が予想されるにも関わらず、その調査例がほとんどないのが現状である。

本報告書は、実験用流動焼却炉を用いて、N₂O、NO_xの詳細な生成・消滅機構について調査するとともに、実稼働流動焼却炉を用いて、焼却炉運転条件の変動に伴うN₂O、NO_xの放出挙動について調査し、その削減を目標とした運転条件について検討を行った結果についてとりまとめたものである。

キーワード：下水汚泥、流動焼却炉、亜酸化窒素、窒素酸化物、地球温暖化

郵便はがき

いは50
円切
て手
下を
さ

305-□□

建設省土木研究所

下水道部汚泥研究室 御中

茨城県つくば市大字旭一番地

No. _____

No. _____

配布先氏名

配布先住所



共同研究報告書第147号 部

上記のとおり受領しました。

所 属 (住所)

氏 名 印