

(6) 下水汚泥焼却炉の省エネルギー化の手法とその効果

The design method for the energy saving combustion on the sewage sludge incineration systems

日本下水道事業団技術開発部 村上 忠 弘* 鈴木 和 美*
Tadahiro Murakami Kazumi Suzuki
笹 部 薫*
Kaoru Sasabe

ABSTRACT: Currently, more than fifty per cent of sewage sludge generated in municipal wastewater treatment plants has been incinerated with mainly heavy oil in Japan. The increase in energy costs over ten years has necessitated the improvements of current incineration systems to make them more energy efficient.

The objectives of this study are as follows:

- to investigate thermal characteristics of dewatered sewage cake,
- to review features of incineration systems.
- to survey process performances of incinerators in wastewater treatment plants,
- to evaluate operating conditions of autogeneous combustion of sewage sludge, and
- to evaluate economical aspects of autogeneous combustion system.

KEYWORDS: sewage sludge, incineration, autogeneous combustion, ignition loss, higher calorific value

1. まえがき

昭和 60 年度において、わが国の下水道終末処理場の水処理施設から発生した汚泥量は¹⁾約 2 億 m³/年であり、その最終処分量は約 258 万 t/年と渾大である。そのうち約 70 %の汚泥が埋立処分されているが、埋立処分地は有限であり、その確保も難しく、また脱水汚泥と比較して運搬費用も軽減できることから、下水汚泥の減量化、安定化を目的として汚泥の焼却を採用する都市が増えている。一方、焼却処理は多量の補助燃料を消費し多額の運転経費を要する短所を有していたが、汚泥の脱水、乾燥技術の進歩や、排ガスからの廃熱回収等の省エネルギー技術の発展により補助燃料消費量の少ない設備が開発されると同時に、焼却システムも多様化してきた。一部では自燃焼却が可能な施設も現れてきた。加えて大型の汚泥焼却炉の技術開発が進み、流動炉においても 250 t/日規模の施設が稼動するに至った。

しかしながら、熱的性状が異なる多種の脱水汚泥が現存する状況において近年開発されてきた焼却システムの省エネルギー性の検討については、十分でなかった。そこで筆者等は、既存の代表的な焼却システム 10 種(多段炉: 4, 流動炉: 5, 階段炉: 1)を対象として、実態調査とそれに基づいて作成した熱収支モデルによりそれらの省エネルギー性の検討を行った。

本論文ではその知見の一部として、下水汚泥焼却炉の省エネルギー化手法とその効果などについて述べる。

2. 下水汚泥の熱的特性と可燃分の元素組成²⁾³⁾

焼却炉の熱収支において投入汚泥の熱的性状を把握することが基本となる。汚泥の熱的性状は、含水率、

* 日本下水道事業団技術開発研修本部技術開発部

Research & Technology Development Division Japan Sewage Works Agency

有機物含有量，発熱量，可燃分の元素組成等によって記述できるが，脱水機種（真空，加圧，遠心，ベルトプレス等），凝集剤（有機系高分子凝集剤，石灰及び塩鉄等の無機系凝集剤），消化プロセスの有無，下水の排除方式（分流式と合流式），水処理方式等によって異なると考えられる。筆者等は，標準活性汚泥法を採用している全国の処理場から表－１に示すような種類の汚泥について熱的性状を測定し，以下のような結果を得た。

(1) 脱水汚泥の乾燥固形物当りの高位発熱量は，下水の排除方式，消化プロセスの有無に係らず凝集剤の種類によって次式のように記述できる。（図－１）

$$\text{〈有機系〉 } Hh = 583 V - 193$$

$$Hh = 555 V$$

$$\text{〈無機系〉 } Hh = 564 V - 513$$

$$Hh = 463 V$$

ここで， Hh ：高位発熱量

（ kcal/kg-DS ）

V ：有機物含有率（％）

(2) 脱水汚泥の乾燥固形物当りの低位発熱量は，高位発熱量の約 0.93 倍である。

(3) 有機系脱水汚泥の可燃分の元素組成は，平均値で以下のとおりである。

炭素含有率： $C = 53.6\%$

水素含有率： $H = 6.8\%$

窒素含有率： $N = 8.0\%$

可燃性硫黄含有率： $S = 1.0\%$

酸素含有率： $O = 30.6\%$

(4) 無機系脱水汚泥の有機物含有率，高位発熱量および可燃分の元素組成は，石灰添加率（ α ）と塩化二鉄添加率（ β ）をパラメータとして以下のように記述できる。

$$\text{有機物含有率： } V' = \frac{V/100 + 0.24 \cdot \alpha}{1 + \alpha} \times 100 (\%)$$

$$\text{高位発熱量： } Hh' = \frac{Hh - 353 (\alpha - 0.69 \cdot \beta)}{1 + \alpha}$$

$$\text{炭素含有率： } C' = \frac{C/100}{1 + \alpha} \times 100 (\%)$$

$$\text{水素含有率： } H' = \frac{H/100 + 0.03 \cdot \alpha}{1 + \alpha} \times 100 (\%)$$

$$\text{窒素含有率： } N' = \frac{N/100}{1 + \alpha} \times 100 (\%)$$

$$\text{可燃性硫黄含有率： } S' = \frac{S/100}{1 + \alpha} \times 100 (\%)$$

Table 1 Kinds and numbers of sludge samples

	Dewatering machine	Collection system	Kind of sludge	No. samples	Total (1)	Total (2)	Gross
Polymer cake	Centrifuge	Combined	Digested	7	9	15	59
			Fresh	2			
		Separate	Digested	2	6		
			Fresh	4			
	Belt press	Combined	Digested	4	7	17	
			Fresh	3			
		Separate	Digested	4	10		
			Fresh	6			
	Screw press	Separate	Fresh	1	1	1	
	Lime cake	Vacuum filter	Combined	Digested	4	8	
Fresh				4			
Separate			Digested	2	6		
			Fresh	4			
Filter press		Combined	Digested	2	6	12	
			Fresh	4			
	Separate	Digested	3	6			
		Fresh	3				

Note: Fresh means the thickened sludge of primary and waste activated sludge.

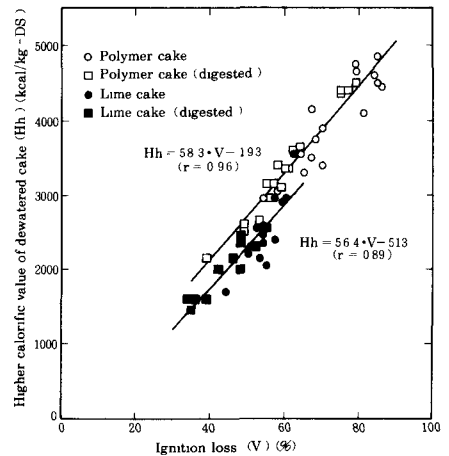


Fig. 1 Ignition loss and higher calorific value of dewatered cake

$$\text{酸素含有率： } O' = \frac{O/100 + 0.21 \cdot \alpha}{1 + \alpha} \times 100 (\%)$$

3. 対象とした焼却システム種と省エネルギー化の手法^{4) 5)}

汚泥の焼却技術においては、省エネルギー化の観点から補助燃料使用料を極力削減する方法で開発が進められてきた。多段炉形式では低空気比化、排ガス脱臭温度の低下、排ガス脱臭工程の省略化であり、流動炉形式では、炉出口排ガスの有する廃熱の効率的な回収と利用であった。階段炉形式では、炉投入汚泥含水率の適応化技術の確立であった。このような開発経緯から現在では、多様なシステムの焼却設備が存在する。それらシステムの相違点は空気比、汚泥乾燥機の有無、熱回収方式等であり、表－2のように炉形式別に分類できる。

Table 2 Typical sludge incineration system in Japan

Process	Type of furnace items	SF	MHF	FBF
Sludge drying	Location of drying process	dryer	furnace	furnace dryer
	Type of dryer	indirect dryer		direct dryer indirect dryer
Sludge incineration	Air ratio	1.5	2.0 1.3	1.3
	Exhaust gas circulation ratio		30% 100%	
Heat recovery	Usage of recovery heat	furnace & dryer	afterburner furnace	furnace furnace & dryer dryer
	Recovery methods to furnace	Heat exchanger for air preheating	Heat exchanger for afterburner Heat exchanger for combustion air & circulation	Low efficiency heat exchanger High efficiency heat exchanger Heat exchanger for air preheating
	Recovery methods to sludge dryer	Waste heat boiler		Heat exchanger for dryer Waste heat boiler
Deodorization	Methods of deodorization		afterburner Off-gas withdrawal from incineration stage	
System name		S-1	M-1 M-2 M-3 M-4	F-1 F-2 F-3 F-5 F-4

(1) 調査対象とした焼却システム

調査対象とした焼却システムは、表－2に示した【T－1】多段炉従来型、【T－2】多段炉排ガス循環型、【T－3】多段炉一部抽気型、【T－4】多段炉全量抽気型、【R－1】流動炉従来型、【R－2】流動炉高温熱回収型、【R－3】流動炉直接乾燥型、【R－4】流動炉間接乾燥型、【R－5】流動炉予熱付間接乾燥型、【S－1】階段炉の10種である。

(2) 省エネルギー化手法

実態調査によれば、汚泥の燃焼に必要な空気比（炉投入空気と理論燃焼用空気の比）は約1.3であると考えられる。多段炉では、燃焼段排ガスの熱量を利用して炉上部の乾燥段で汚泥の乾燥を行うが、乾燥段に必要なガスの質量速度を確保するために炉投入空気量は、乾燥必要ガス量で規定され、従来、空気比2.0～2.5程度で運転されていた（【T－1】）。炉投入空気を燃焼段における必要な空気比約1.3とし、乾燥段における乾燥に必要なガスの質量速度を燃焼排ガスの循環により確保しようとしたのが【T－2】である。排ガス循環により、燃焼過剰空気の持ち出す熱量を軽減することができる。汚泥の保有する熱量が焼却炉本体の自然領域を越え、設計火炉負荷を大幅に越えると、乾燥域へ燃焼域が遷移したり、燃焼温度が上昇することにより炉の損傷が生じる。このため、過剰熱量を炉外に持ち去るために燃焼段より高温の燃焼がガスを引き抜こうとしたのが【T－3】である。実態調査によれば、食生活の変化等に起因する汚泥の有機物含有量の増大や真空脱水機からベルトプレス脱水機への設備変更（無機系脱水汚泥から有機系脱水汚泥への転換）に伴い脱水汚泥の有する保有熱量が増大したために、炉内温度を制御するための改造型と位置付けられる。多段炉においては、炉本体出口の排ガスは乾燥段を通過するため、汚泥中に含まれる揮発性の臭気成分を多量に含み、このガスを脱臭する必要がある、臭気成分と未燃ガス等の酸化分解のために再加熱炉を設置する

必要がある。再加熱炉では、通常、未燃ガスの分解温度である 800℃程度に全排ガスを加熱していたが、省エネルギーを目指した再加熱炉では、触媒方式により加熱分解温度を 400℃にまで下げている。このように多段炉における補助燃料使用量は、炉本体と再加熱炉で使用する燃料を合わせて考慮しなければならない。そこで、燃焼段から排ガスを高温で全量引き抜き、滞留室で未燃ガスの酸化分解を行い、再加熱炉を省略したのが【T-4】である。この場合、高温排ガスの有する廃熱を回収するために熱交換器を設置している。

流動炉では、汚泥の乾燥・焼却を流動砂層部とその上部のフリーボードで行い、焼却灰とともに排ガス高温で炉頂より排出する。このため、【T-4】と同様に再加熱炉の必要はない。流動炉における省エネルギー化は、この高温排ガスの保有する熱量をいかに効率的に利用するかによる。回収廃熱は従来、燃焼用空気の予熱に利用され、500℃程度に予熱していた（【R-1】）。熱交換器の伝熱面積を大きくし熱回収率を上げることにより、予熱空気温度を 650℃程度に高めたのが【R-2】である。さらに、余剰の廃熱を回収し炉投入汚泥の予備乾燥に利用することにより省エネルギー化を図ることができる。汚泥の予備乾燥機を使用したのが【R-3】である。汚泥の予備乾燥用の熱を、熱交換器より効率の良い廃熱ボイラーにより蒸気で回収し間接乾燥機を設置したのが【R-5】である。また、熱回収を全量廃熱ボイラーで行い、燃焼用空気の予熱を行わないで、間接乾燥機のみで回収熱を利用したのが【R-4】である。

階段炉は、廃棄物の焼却に広く利用されているが、下水汚泥でも近年徐々に採用されつつある。階段炉では、燃焼機構上、汚泥の含水率を 50 % 以下にして炉に投入しなければならない。このため、炉本体では自然燃が可能であり、炉上部に設置された廃熱ボイラーにより熱回収を行い、間接乾燥の熱源としている。乾燥用熱量が不足している場合は、廃熱ボイラーに補助燃料を投入する。廃熱回収機構は、流動炉の【R-4】とほぼ同様である。

4. 熱収支モデルの作成とモデルの検証^{6) 7) 8) 9)}

前述の 10 システムが、現在一般的な下水汚泥焼却設備であるが、各システム種とも炉規模、投入汚泥性状等がまちまちであり、実態調査のみでは省エネルギー化の要因を明確にしえない。そこで、各焼却システムの熱収支モデルを作成し、補助燃料使用量で代表される省エネルギー化の効果を比較検討した。

(1) 熱収支モデルの設定条件等

10 種の焼却システムを対象とした熱収支モデルは炉規模、脱水汚泥の種類（高分子凝集剤を用いた有機系ケーキと石灰及び第二塩化鉄を用いた無機系ケーキ）、脱水汚泥の含水率、有機物含有率をパラメータとしたものであり、その作成にあたっては排ガス量原単位、主要機器の熱損失率等とも実態調査結果に基づくことを原則とした。補助燃料消費量の算出におけるモデル計算は、次に示すような設定条件で行った。

各システムのモデル計算における温度条件、運転操作条件の設定は、ヒアリング調査と実態調査をもとに表-3、表-4 のように設定した。主要機器の熱損失率等の設定は、多段炉形式 7 カ所、流動炉形式 13 カ所、階段炉形式 1 カ所の計 18 カ所の焼却施設の実態調査をもとに、表-5 に示すように設定した。なお、多段炉および流動炉の炉本体熱損失率は図-2、図-3 に示す実態調査からの回帰式を用い、階段炉本体の熱損失率は実態調査を 1 カ所しか行っていないので、ヒアリング調査からの推定値を用いた。間接乾燥機の熱効率および熱利用効率は図-4、図-5 に示す実態調査からの回帰式を用いた。直接乾燥機の実態調査は 1 カ所しかなく、焼却汚泥量 93.9 t/日のとき熱効率 78.6 %、熱利用効率 47.1 %であったので、規模の効果を考慮して間接乾燥機の回帰式を補正して用いた。脱水汚泥の発熱量及び可燃分の元素組成は、前述したように、全国の 59 カ所の処理場から採取した脱水汚泥の測定値から回帰した推定式及び平均値を用いた。

(2) 熱収支モデルの検証

この熱収支モデルを用いて算出した補助燃料消費量を実態調査における実績値と比較したのが図-6～図-8 である。この比較計算では、各システムとも炉出口の排ガス温度と空気比を実施設に合わせ、それ以外の条件については前述した設定に基づいている。補助燃料に LNG を用いている施設については A 重油に熱量

Table 3 Operational conditions of each incineration system in MHF

System		M-1	M-2	M-3	M-4
Item					
Air ratio	(-)	2.0	1.3	1.3	1.3
Temperature of offgas	T_1 (°C)	350	350	350	800
Shaft cooling air	T_2 (°C)	125	125	125	125
Preheating air	T_3 (°C)	20	20	20	650
Temperature of ash	T_3 (°C)	300	300	300	300
Recirculation offgas	T_4 (°C)	—	350	350	500
Air ratio in AB	(-)	1.2	1.2	1.2	—
Offgas inlet of ABHC	T_5 (°C)	40	40	40	—
Offgas inlet of AB	T_6 (°C)	250	250	250	—
Preheating air in AB	T_7 (°C)	20	20	500	—
Offgas outlet of AB	T_{10} (°C)	400	400	400	—
Offgas outlet of ABHC	T_8 (°C)	> 150	> 150	> 150	—
Shaft cooling air AG	(kg/hr)	$AG = (0.572T + 28.2) \times 60 \times 1.29$ T : Scale			
Recirculation offgas GJ	(kg/hr)	—	0.3	1.0	1.0
Offgas GOUT	(kg/hr)	—	—	—	—

AB : Afterburner
 ABHC : Heat exchanger for afterburner

Table 4 Operational conditions of each system in FBF and SF

System		F B F					SF
Item		F-1	F-2	F-3	F-4	F-5	S-1
Air ratio	(-)	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.5
Temp. of offgas	T_1 (°C)	800	800	800	800	800	850 以上
Preheating air	T_2 (°C)	500	650	530	20	400	170 以下
Temp. at outlet of heat exchanger	T_3 (°C)	By calculation	By calculation	By calculation	800	By calculation	By calculation
Temp. at outlet of WHB or HE	T_4 (°C)	—	—	300 以上	300 以上	300 以上	300
Temp. of steam or air at inlet of dryer	T_5 (°C)	—	—	570	180	180	180
Temp. of steam or air at outlet of dryer	T_6 (°C)	—	—	170	110	110	110
Dry sludge	T_7 (°C)	—	—	80	80	80	80

WHB : Waste heat boiler
 HE : Heat exchanger

Table 5 Heat loss ratio and efficiency of each incineration system

System		MHF			FBF			S F
Item		30 T	50 T	100 T	30 T	50 T	100 T	At under table
Heat loss ratio in furnace	η_1 [%]	14.5	12.4	11.2	6.8	5.4	4.0	
Heat loss ratio in HE	η_2 [%]	10 % of the heat exchanged						
Heat loss ratio in WB	η_3 [%]	—			6 % of the heat exchanged			
Heat loss ratio in AB	η_4 [%]	10 % of heat exchanged			—			
Heat efficiency in DD	β_1 [%]	—			$59.01 \times T^{0.0631838}$			
HUE in DD	α_1 [%]	—			$34.31 \times T^{0.0697524}$			
Heat efficiency in ID	β_2 [%]	—			$65.85 \times T^{0.0631838}$			
1. Equation of heat loss ratio in MHF $\eta_1 = 40.4397 \times T^{-0.301307}$								
2. Equation of heat loss ratio in FBF $\eta_1 = 29.6066 \times T^{-0.432697}$								
3. Equation of heat efficiency and heat utilization efficiency HUE = (Sensitive heat of dry cake + Sensitive and latent heat of evaporated moisture in cake) / (Input heat to sludge dryer) $\times 100\%$ HEE = (Sensitive heat of dry cake + Sensitive and latent heat of evaporated moisture in cake) / (Input heat - Output heat of dryer) $\times 100\%$								
4. Heat loss ratio in SF								
Scale (ton/day)		Lower calorific value of dry cake (kcal / wet-kg)						
		— 500	— 250	0	250	500	1000	
30		13.37	13.51	13.52	13.40	13.16	12.28	
50		12.07	11.92	11.71	11.43	11.08	10.17	
100		9.63	9.61	9.58	9.53	9.47	9.30	
200		7.97	7.89	7.83	7.80	7.78	7.81	

HE : Heat exchanger
 WHB : Waste heat boiler
 DD : Direct dryer
 ID : Indirect dryer

HEE : Heat efficiency
 HEE : Heat utilization efficiency

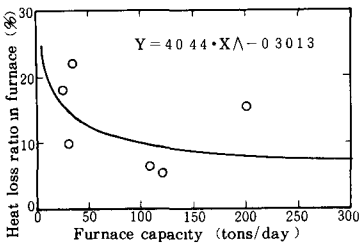


Fig. 2 Furnace capacity and heat loss ratio in furnace in MHF

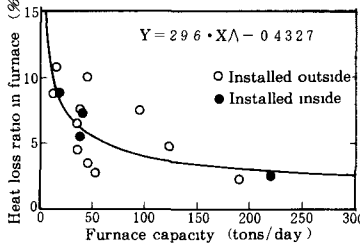


Fig. 3 Furnace capacity and heat loss ratio in furnace in FBF

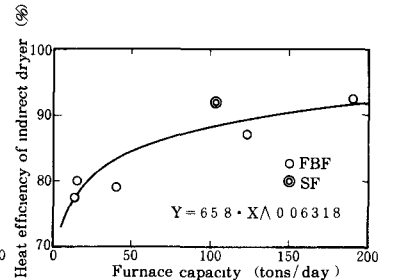


Fig. 4 Furnace capacity and heat efficiency of indirect dryer

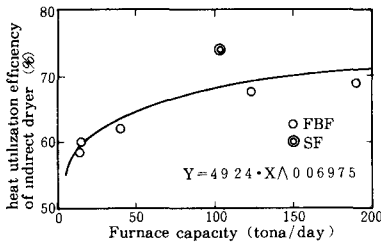


Fig. 5 Furnace capacity and heat utilization efficiency of indirect dryer

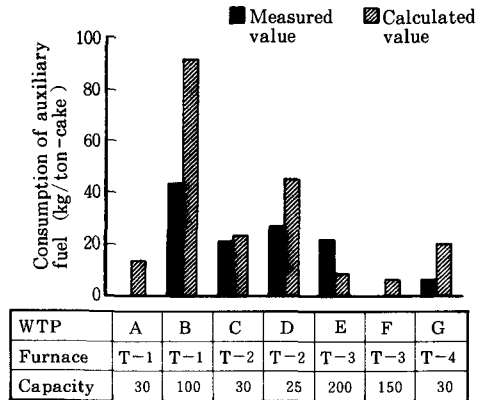


Fig. 6 Comparison the calculated auxiliary fuel with measured one in MHF

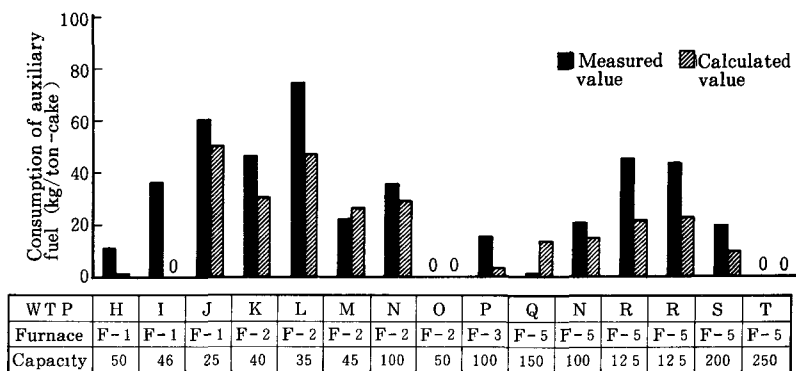


Fig. 7 Comparison the caliculated auxiliary fuel with measured one in FBF

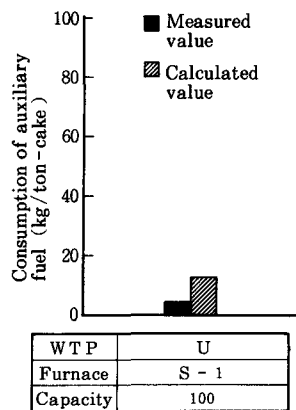


Fig. 8 Comparison the caliculated auxiliary fuel with measured one in SF

換算を行い、すべてA重油で比較を行っている。結果に対し若干の差異は見られるが、これは実施設の主要機器の熱損失率と廃熱回収・利用部等でのガス温度などがモデルで設定したそれらと各々少しずつ異なり相乗的に現れたため、概ね作成した熱収支モデルの有効性を検証できたと考えられる。

5. 熱収支モデルによる省エネルギー化の効果

各焼却システムの熱収支モデルを用い、脱水汚泥の含水率、有機物含有率、空気比、施設規模をパラメータとして各焼却システム種の補助燃料使用量を算出し省エネルギー化の効果について検討を加えた。ここでは、炉規模 50 T/日、含水率 80 %、有機物含有率 70 %、空気比は表-5 の値を基準として、有機系脱水汚泥について感度解析を行った。また、炉規模 50 T/日の場合の自然限界汚泥性状を含水率と有機物含有率で表示し、各炉機種種の省エネルギー化の程度を比較した。

(1) 含水率

脱水汚泥の含水率の変化に伴う補助燃料使用量の変化を図-9 から図-11 に示す。図-9 の多段炉では再加熱炉での燃料使用量を加えて示した。一点鎖線および二点鎖線は、自然限界を超えた場合を示し、【T-1】および【T-2】では、炉本体に 20℃ の水を投入し熱バランスをとって補助燃料使用量は 0 であり、再加熱炉での燃料使用量のみとなっている。【T-3】では、燃焼段より高温の排ガスを一部引き抜くことにより熱バランスをとり、再加熱炉燃焼用空気の前熱に熱回収を行っているため、含水率の低下に伴い燃料使用量は少なくなっている。【T-1】および【T-2】では、含水率の低下に伴い、単位脱水汚泥当

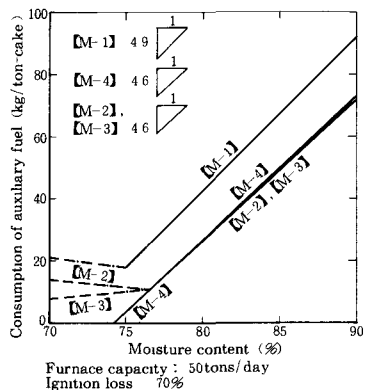


Fig. 9 Moisture content of cake and consumption of auxiliary fuel in MHF

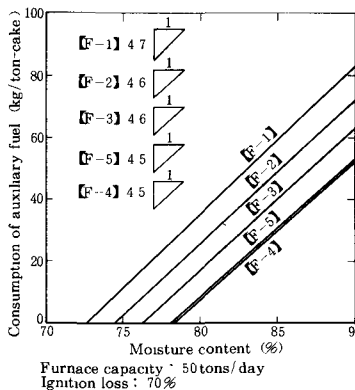


Fig. 10 Moisture content of cake and consumption of auxiliary fuel in FBF

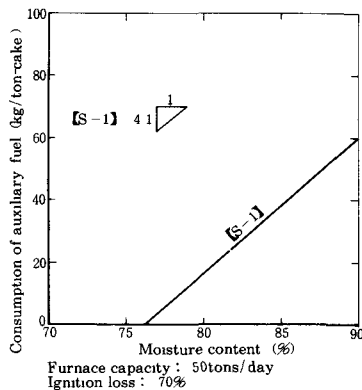


Fig. 11 Moisture content of cake and consumption of auxiliary fuel in SF

りの可燃固形物が増加するため、再加熱炉に投入される燃焼乾ガスが増え、燃料使用量が増加している。炉本体で補助燃料を必要とする助燃域では、含水率が1%低下すると、空気比が2.0と高い【T-1】では4.9 kg/T、空気比が1.3と低い【T-2】、【T-3】および【T-4】4.6 kg/Tの補助燃料が少なくなる。図-10の流動炉では、各システムともあまり差がなく、含水率1%の低下により4.5～4.7 kg/Tの補助燃料が少なくなる。図-11の階段炉では、含水率1%の低下により4.1 kg/Tの補助燃料が少なくなる。

(2) 有機物含有率

汚泥の有機物含有率の変化に伴う補助燃料使用量の変化を図-12から図-14に示す。炉機種による相違は殆どなく、有機物含有率が1%増加すると、多段炉及び流動炉では1.1 kg/T、階段炉では1.0 kg/Tの補助燃料が少なくなる。

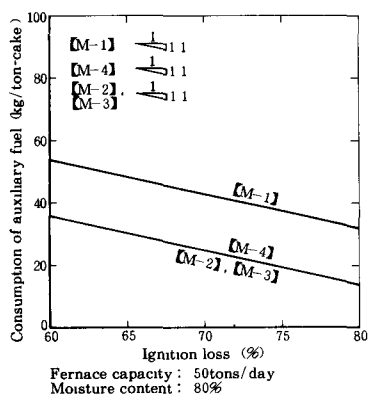


Fig. 13 Ignition loss and consumption of auxiliary fuel in FBF

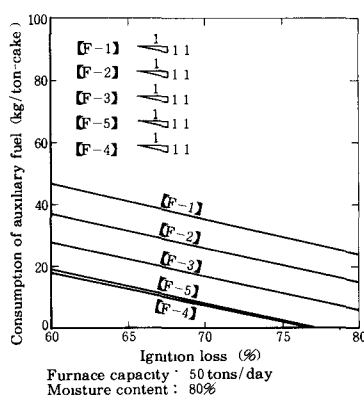


Fig. 13 Ignition loss and consumption of auxiliary fuel in FBF

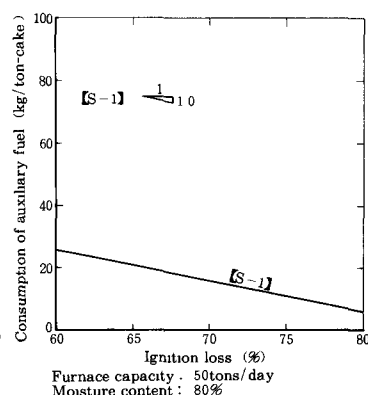


Fig. 14 Ignition loss and consumption of auxiliary fuel in SF

(3) 空気比

炉本体における燃焼空気比の変化に伴う補助燃料使用量の変化を図-15から図-17に示す。図-15の多段炉では、空気比を0.1上げると燃焼用空気に熱回収を行わない【T-2】および【T-3】では約2.3 kg/T、燃焼用空気に熱回収を行う【T-4】では約1.9 kg/Tの補助燃料が増加する。図-16の流動炉では、空気比を0.1上げると0.9～2.1 kg/Tの補助燃料が増加する。燃焼用空気予熱温度の高い【R-2】が空気比の変動にたいして最も鈍感で、従来型の【R-1】が最も鋭敏である。図-17の階段炉では、空気比を0.1上げると1.0 kg/Tの補助燃料が増加する。階段炉の場合、補助燃料を廃熱ボイラーに投入するた

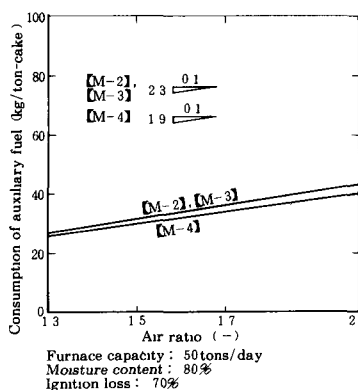


Fig. 15 Air ratio and consumption of auxiliary fuel in MHF

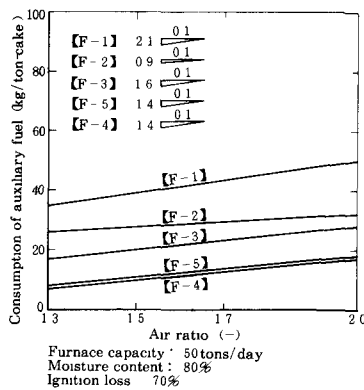


Fig. 16 Air ratio and consumption of auxiliary fuel in FBF

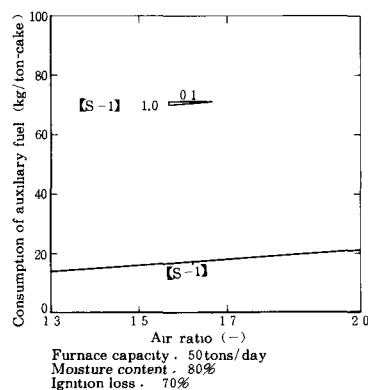


Fig. 17 Air ratio and consumption of auxiliary fuel in SF

め、炉本体では汚泥燃焼に対する空気比のみであるため、空気比の変動にたいして鈍感であるといえる。

(4) 施設規模

施設規模の変化に伴う投入汚泥 1 t 当りの補助燃料使用量の変化を図-18 から図-20 に示す。また各焼却システム種において、30 から 50 T/日、50 から 100 T/日、100 から 200 T/日と施設規模が変化したときの補助燃料の削減量を表-6 に示す。

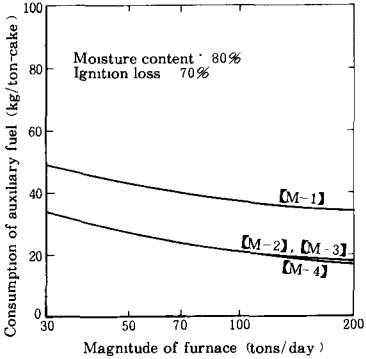


Fig.18 Magnitude of furnace and consumption of auxiliary fuel in MHF

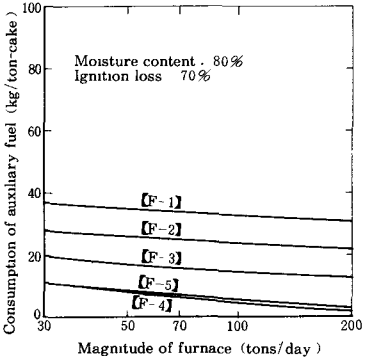


Fig.19 Mgnitude of furnace and consumption of auxiliary fuel in FBF

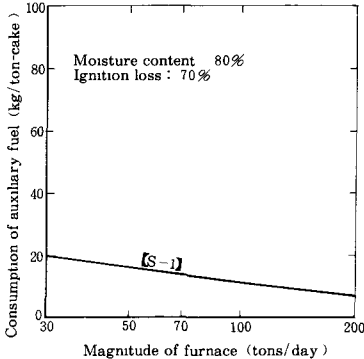


Fig.20 Magnitude of farnace and consumption of auxiliary fuel in SF

各焼却システムとも補助燃料使用量に対しスケール効果がある。その効果は、特に【T-1】～【T-4】において大きく、【R-1】～【R-3】において小さい。どのシステムの場合もスケール効果の程度は、施設規模が大きくなるに従い小さくなる傾向にある。

(5) 自然限界汚泥性状

熱収支モデルを用いて、炉規模 50 T/日の場合の各炉機種ごとの投入汚泥の自然限界汚泥性状（定常時、補助燃料の消費を必要としない運転が期待できる汚泥のうち最も燃料的価値の低い汚泥性状）を含水率と有機物含有量で表したのが図-21 である。ここで、多段炉の場合は再加熱炉で要する燃料は考慮していない。

含水率が高いほど、また有機物含有率が低いほど汚泥の燃料的価値が低い、省エネルギー化の程度が高い焼却設備ほど燃料的価値の低い汚泥での自然可能となっている。各システムを自然限界汚泥性状が燃料的価値の高いものから順に並べると以下ようになる。

【R-1】 > 【T-4】 ≧ 【R-2】 ≧ 【T-1】 > 【R-3】 ≧ 【S-1】 ≧ 【T-2】 = 【T-3】 > 【R-5】 ≧ 【R-4】

Table 6 Fuel reduction when the magnitude of indinerator increases

change of capacity system	(kg/ton-cake)		
	30 ~ 50 (tons/day)	50 ~ 100 (tons/day)	100 ~ 200 (tons/day)
M-1	6.1	4.9	3.7
M-2, M-3	6.7	5.4	3.3
M-4	6.6	5.5	4.0
F-1	1.8	2.6	1.9
F-2	2.2	2.3	1.7
F-3	2.4	2.5	1.9
F-4	3.0	3.2	2.8
F-5	2.7	3.1	2.5
S-1	3.7	4.7	3.9

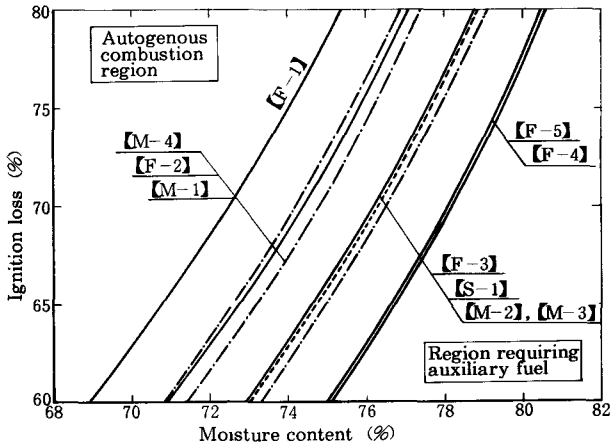


Fig.21 Moisture content and ignition loss for each system

6. あとがき

以上に主として各焼却システムの燃料消費に係る事項について述べてきたが、省エネルギー性についてまとめると以下ようになる。

(1) 自燃が期待出来ない汚泥の焼却に要する熱量が少ない焼却システムの順は、概ね以下のとおりである。
〈【T-1】～【T-3】において排ガスの脱臭（接触還元法）を行なわない場合〉

【R-4】≒【R-5】，【T-2】=【T-3】，【S-1】≒【R-3】，【T-1】，【R-2】
≒【T-4】，【R-1】

〈【T-1】～【T-3】において排ガスの脱臭（接触還元法）を行なう場合〉

【R-4】≒【R-5】，【S-1】≒【R-3】，【R-2】≒【T-4】≒【T-3】≒【T-2】，
【R-1】，【T-1】

(2) 脱水汚泥含水率1%の変動に対する補助燃料使用量の変化は、施設規模、空気比などに影響されるが50 t/日の場合、各システムとも4～5 kg/t 程度である。

(3) 脱水汚泥有機物含有率の1%の変動に対する補助燃料使用量の変化は、施設規模、空気比などに影響されるが50 t/日の場合、各システムとも1 kg/t 程度である。

(4) 空気比の0.1の変動に対する補助燃料使用量の変化は、施設規模、汚泥性状などに影響されるが50 t/日の場合、各システムとも1～2.3 kg/t 程度である。

(5) 各システムとも補助燃料使用量に対しスケール効果があるがその程度は施設規模が大きくなるに従い小さくなる。

(6) 各システムの省エネルギー効果の程度は、対象とする汚泥性状の影響を強く受ける。燃料的価値の低い汚泥の焼却においては、廃熱回収、利用程度が高いシステム（【R-4】，【R-5】など）が省エネルギー的で、燃料的価値の高い汚泥の焼却においては、熱回収、利用程度の低いシステムが省エネルギー的であるといえる。

〈参考文献〉

- 1) 日本下水道協会「下水道統計要覧（昭和60年度版）」
- 2) 村上，久保，鈴木「下水汚泥の脱水ケーキの熱的特性に関する考察(1)」下水道協会誌，Vol.23，No.265，（1986）
- 3) 村上，久保，鈴木「下水汚泥の脱水ケーキの熱的特性に関する考察(2)」下水道協会誌，Vol.23，No.266，（1986）
- 4) 建設省都市局下水道部，日本下水道事業団「汚泥焼却炉の省エネルギー化に関する調査報告書」昭和59年3月
- 5) 建設省都市局下水道部，日本下水道事業団「汚泥焼却炉の省エネルギー化に関する調査報告書」昭和60年3月
- 6) 栗林，村上「熱収支モデルによる省エネ焼却評価－立型多段炉を対象として－」下水道協会誌，Vol.21，No.237，（1984）
- 7) 栗林，村上，笹部，鈴木「下水汚泥の焼却プロセスにおける熱および物質収支モデルによる省エネルギー評価」京都大学環境衛生工学研究会第8回シンポジウム講演論文集（1986）
- 8) 栗林，村上「熱収支モデルによる省エネ焼却評価－階段炉を対象として－」下水道協会誌，Vol.23，No.268，（1986）
- 9) 村上，笹部「下水汚泥焼却の経済性について」京都大学環境衛生工学研究会第9回シンポジウム講演論文集（1987）