

(13) コークスベッド式汚泥溶融炉における汚泥灰分の挙動

BEHAVIOR OF ASH COMPONENTS IN COKE-BED
SLUDGE MELTING FURNACE

○村上 忠弘* ・ 福井 経一** ・ 木村 淳弘***

Tadahiro MURAKAMI*, Tsunekazu FUKUI**, Atsuhiko KIMURA***

ABSTRACT; Behavior of ash components of sludge in coke-bed sludge melting furnace was examined at commercial plants with capacities of 10 t-DS/day and 40 t-DS/day. Sludge fed to furnace is dried and decomposed by high temperature gas blowing up from burning coke-bed. Ash components of the sludge are molten in the coke-bed with a temperature over 1500°C, and molten slag flows out from the furnace. Retention time of ash was measured using titanium and manganese added to the fed sludge as tracers. Effects of tracers appeared at ten to fifteen minutes after feeding tracers and peaks of concentration in slag were observed at fourteen to thirty four minutes after feeding. Average retention time was twenty nine minutes. Slag recovery rate varied from 70% to 90%. Testing method to measure ash defines to heat at 600°C, but temperature higher than 1200°C is required to melt ash. Heating test was carried with different kinds of sludge. Heating from 600°C to 1200°C, weight reduction of 26~40% was measured, but reduction rate was depended on the kind of sludge. Weight reduction was big when heating up to 815°C, and reduction at a temperature over 815°C was depended on the type of sludge. Main materials causing weight reduction were unburnt carbon(C) and some other elements like sulfur(S), chlorine(Cl), some metals like sodium(Na), potassium(K) and oxygen(O) released from some kinds of oxide. Even though very small quantity, zinc(Zn) and lead(Pb) were also vaporized.

KEYWORDS; Coke-bed sludge melting furnace, Tracer, retention time, Slag recovery rate, Weight reduction.

1. はじめに

下水道整備の着実な進展に伴って増大する下水汚泥を、効率的かつ安定的に処理処分することは、各公共団体にとっては共通の重要な課題となっている。特に、大都市地域では、汚泥処理処分費用の負担増に加えて、処理場の立地条件が厳しくなるとともに、限られた処理空間の効率的な利用など単独の行政体のみでは対応できない状況が現れつつある。こうした情勢に対して、行政区域を越えた広域的な下水汚泥処理処分の必要性が痛感され、昭和61年度に下水汚泥広域処理事業（エースプラン）が制度化された。

現在、4ヶ所の下水汚泥広域処理場が設置され、内3ヶ所では汚泥溶融処理を、1ヶ所で焼却処理を中心に行っている¹⁾。溶融プロセスとしては、各種の方式の開発が進められているが、平成元年度から使用開始した大阪北東下水汚泥広域処理場（エースセンター）及び兵庫西下水汚泥広域処理場では、実績と安定性の

*下水道新技術推進機構 技術部長(Director of Technology Division, Organization of Japan Institute of Wastewater Engineering Technology), **日本下水道事業団 理事(Executive Director, Japan Sewage Works Agency), ***大阪府土木部下水道課長(Director of Sewerage Division, Department of Public Works, Osaka Prefectural Government)

観点からコークスベッド熔融方式を選定した。

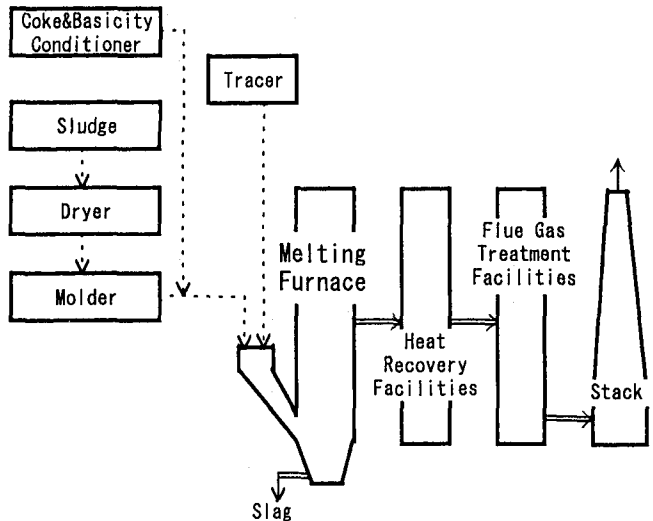
コークスベッド熔融炉では、コークスベッド内部はコークスの燃焼により1500℃以上の高温が保たれ、投入された汚泥はコークスベッド上部で乾燥・熱分解を生じ、灰分がベッド内部で熔融され、スラグとして流出するが²⁾ 今後、炉の安定操業と経済的操業の両面から改良を進めるためには、ベッド内部での熔融現象をより正確に把握する必要がある。

炉内では、燃焼空気やコークス、汚泥の灰分、融液の流れが生じているが炉内温度が非常に高温であり、かつ充填層内の流れであるため、これらの流れを直接測定するのは事実上不可能である。これらの流れをコンピュータモデルにより解析することが行われているが^{3)~5)} 炉内のガス・液の流れはコークスの充填層内を向流で流れるため、汚泥灰分・融液のホールドアップ量は解析のための重要な要素となる。また、その滞留時間により炉の応答特性を把握することができ、操業時の変動に対するシステムの制御性検討の資料となる。今回は、このような観点からコークスベッド熔融炉内での汚泥灰分の変動の解析を試みたので、その実験結果を報告するが、実験時の灰分収支において、スラグ回収率が低いという問題が生じたため、その原因調査も行ったので、その結果も併せて報告する。

2. トレーサー応答実験

2.1 実験目的

汚泥が炉に投入されてから、融液となって排出されるまでの炉の滞留時間を調べるため、汚泥の投入と共にトレーサー物質を添加した。その排出される濃度を測定することにより、炉内の滞留時間を求め、炉内の流れの解析を行うための資料とすると共に、出滓状況から判断して、操業上のアクションをとった時の時間遅れが求められ、熔融炉の設備設計及び運転のシステム設計の貴重な資料となす。



2.2 実験設備

実験は大阪北東エースセンター及び兵庫西エースセンターの実設備を用いて行った。設備のフローの例を図1に、また、各設備の熔融炉の仕様を表1に示す。

本熔融システムでは、融液の溶流性を維持するため、塩基度調整剤(碎石、石灰石)を添加し、スラグの塩基度(SiO_2/CaO)を約1に調整している。

2.3 実験方法

熔融設備としては比較的小型に属する大阪北東エースセンターでは、汚泥を熔融原料として通常の負荷での実験を行った。また、世界最大規模の兵庫西エースセンターの設備では、通常の汚泥負荷に加えてスラグを添加し、乾燥汚泥と共に熔融炉に供給したため、通常(大阪北東:220kg/m²・hr～兵庫西:480kg/m²・hr)に比べて高いスラグ負荷での実験を行った。各実験の熔融原料の性状を表2に示す。表中、汚泥Aは石灰・高分子系

Figure 1 Flowchart of sludge melting process and test method

Table 1 Specifications of furnaces

	Site	Northeastern	Western Hyogo ACE
		Osaka ACE Center	Center
Type		Vertical Shaft Furnace	
Capacity		10 t-DS/day	40 t-DS/day
Size	Dia. of Coke-bed	900 mmφ	1,730 mmφ
	Dia. of Freeboard	2,700 mmφ	5,390 mmφ
	Height	11,500 mm	14,060 mm

の混合汚泥、汚泥Bは高分子系、汚泥C、Dは皮革汚泥を主としたニカワ質汚泥との混合汚泥である。

トレーサー物質としては、汚泥中に多量に含まれていないこと、1600℃以上の炉内で溶融し、かつ蒸発しないこと、及び毒性が無いことを基準に選定し、金属チタン (Ti) とマンガン (Mn) を用いた。⁵⁾ トレーサー物質の性状を表3に示す。⁷⁾

実験では、原料を計量しながら定量供給を行い、炉の運転状況・出滓状況が安定した時点でトレーサーを混入した汚泥を投入し、排出されるスラグのサンプリングを行った。これらの条件を表4に示す。

また、コンピュータモデルにより、本実験と同条件で解析した。

Table 2 Characteristics of raw materials

Raw Materials		Case 1	Case 2	Case 3		Case 4	
		Sludge A	Sludge B	Sludge C	Slag C	Sludge D	Slag D
Moisture Content %		41.2	40.6	48.7	0.0	44.3	0.0
Ignition Loss (%D.B.)		70.7	80.8	65.0	0.0	57.4	0.0
Ash Component	CaO (%A.B.)	29.6	5.2	49.7	40.9	54.3	20.1
	SiO ₂ (%A.B.)	19.7	37.9	5.7	28.5	6.7	43.4
	Al ₂ O ₃ (%A.B.)	9.0	16.7	1.7	14.3	2.5	15.1
	Fe ₂ O ₃ (%A.B.)	12.0	11.9	10.8	5.3	11.4	2.9
	P ₂ O ₅ (%A.B.)	11.7	21.5	5.7	8.5	5.1	3.1
	Cr ₂ O ₃ (%A.B.)	0.0	0.0	6.0	0.0	5.0	3.6
	MgO (%A.B.)	1.8	2.8	2.8	2.8	2.5	7.3
	K ₂ O (%A.B.)	1.5	2.3	0.4	0.6	0.3	1.3
	Others (%A.B.)	14.7	1.7	17.2	-0.9	12.2	3.2

D.B. : Dry sludge base, A.B. : Ash base

Table 3 Characteristics of traces

Tracers	Atomic Weight	Melting Point	Vaporizing Point
Titanium (Ti)	47.88 ± 3	1660°C	3300°C
Manganese (Mn)	54.938	1240°C	1960°C

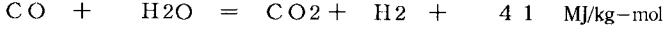
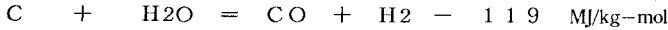
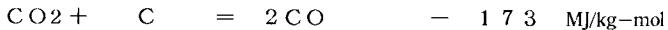
Table 4 Test conditions

	Case 1	Case 2	Case 3	Case 4
Site	Northeastern Osaka ACE Center		Western Hyogo ACE Center	
Raw Materials	Sludge A	Sludge B	Sludge C, Slag C	Sludge D, Slag D
Sludge Feed Rate	404 kg DS/hr	358 kg DS/hr	1708 kg DS/hr	2146 kg DS/hr
Coke Feed Rate	188 kg/hr	188 kg/hr	746 kg/hr	700 kg/hr
Gravel Feed Rate	1 kg/hr	17 kg/hr	150 kg/hr	200 kg/hr
Lime Stone Feed Rate	—	55 kg/hr	—	—
Slag Feed Rate	—	—	743 kg/hr	743 kg/hr
Moisture Loading	436 kg/m ² ·hr	393 kg/m ² ·hr	689 kg/m ² ·hr	722 kg/m ² ·hr
Ash Loading	217 kg/m ² ·hr	211 kg/m ² ·hr	698 kg/m ² ·hr	856 kg/m ² ·hr
Tracers	Ti: 400g Mn: 400g		Ti: 1700g Mn: 1700g	Ti: 1700g Mn: 1700g
Sampling	Every 2 min. for the first 1 hour, every 30 min. for the last 5 hours.			

2. 4 溶融炉の3次元数値解析モデル^{3), 4), 5)}

溶融炉の3次元数値解析モデルとして、灰溶融による3次元・気(ガス)・液(融液)・固(コークス、灰分)相反応流動モデルを構築しているが、図2に溶融炉の下部構造図と、その数学モデルの座標系の模式図を示す。そのモデルの概要は下記の通りである。

(1) 化学反応モデル



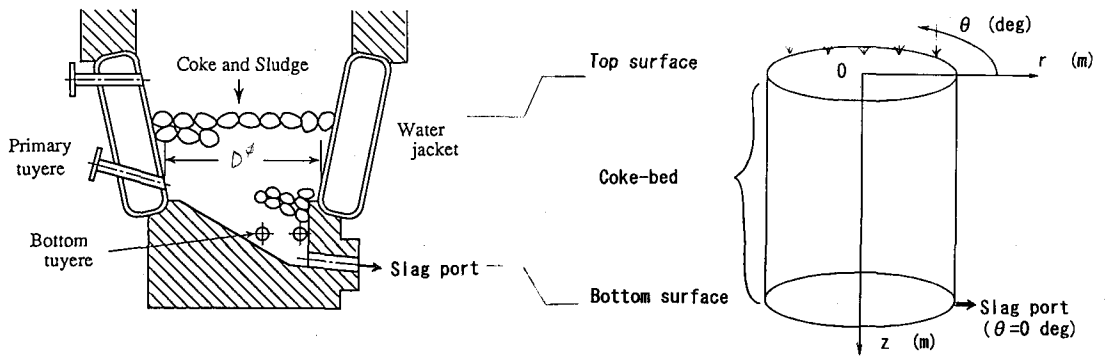


Figure 2 Schematic of sludge melting furnace and numerical model furnace

(2) ガス相、液相、固相の各状態方程式

各相、各座標成分ごとに、質量保存式、運動方程式、温度方程式、濃度方程式を解いている。また、気液相の充填層抵抗はErgunの式を採用し、3次元円柱座標系を用いて差分化を行っている。一例として、ガス相の質量保存式、運動方程式、温度方程式、濃度方程式を示す。

$$\text{div}(\rho_g \cdot U_g) = (R_a + R_b + R_c) \cdot M_o + R_v$$

$$\text{div}(\rho_g \cdot U_g \cdot U_g) + \text{grad } P_g \cdot \varepsilon_g + (f_1 + f_2) \cdot \{U_g\} \cdot U_g \cdot \varepsilon_g = 0$$

$$\text{div}(\rho_g \cdot U_g \cdot C_{p_g} \cdot T_g) - \text{div}(\rho_g \cdot C_{p_g} \cdot E_g \cdot \text{grad } T_g) + \sum_k h_{g,k} \cdot A_{g,k} \cdot (T_g - T_k) = \sum_i \Delta H_i \cdot R_i (\Delta H_v + C_{p_w} \cdot T_{s,v}) \cdot S_v$$

$$\text{div}(\rho_g \cdot U_g \cdot m_{g,i}) - \text{div}(\rho_g \cdot E_m \cdot \text{grad } m_{g,i}) - R_i \cdot M_i = 0$$

ただし、M=分子量、P=圧力、R=反応速度、U=空塔速度、 ρ =密度、 ε =体積分率、E=拡散係数、m=質量分率、 f_1, f_2 =充填層抵抗 (g :ガス、 l :液、 s :灰分、 p :コークス、 c :炭素、 v :蒸発、 i :各ガス成分)

2. 5 実験結果及び考察

(1) トレーサー濃度変化と滞留時間

各ケースにおける、被溶融物の供給状況等運転結果を表5に、炉から出滓されるスラグ量を図3に示す。

ケース3、4ではスラグ負荷の増加に伴い、コークスベッド高さが100

～200mm高くなり、炉内圧が高くなる傾向があった。特に、ケース3では炉内圧調整不足による出滓量の変動が生じた。

排出されるスラグ中のトレーサー濃度の測定を行い、スラグの出滓量については30分値を用いた。

Table 5 Operation results

		Case 1	Case 2	Case 3	Case 4
Ash of Sludge	(kg/hr)	118	69	653	992
Ash of Coke	(kg/hr)	20	20	78	74
Ash of Gravel & Lime Stone	(kg/hr)	1	48	150	200
Ash of Slag	(kg/hr)	—	—	743	743
Total Supplied Ash	(kg/hr)	139	137	1624	2009
Recovered Slag	(kg/hr)	97	109	1440	1636
Slag Recovery Rate	(%)	70	80	89	81

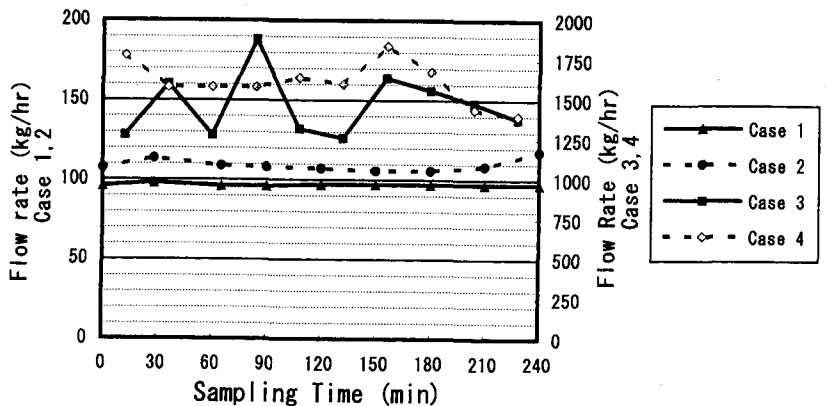


Figure 3 Flow rate of slag (Case 1 - 4)

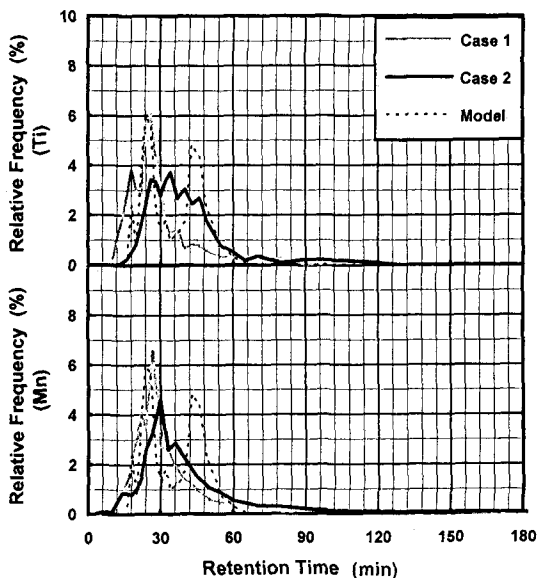


Figure 4 Relative frequency of retention time
(Case 1,2)

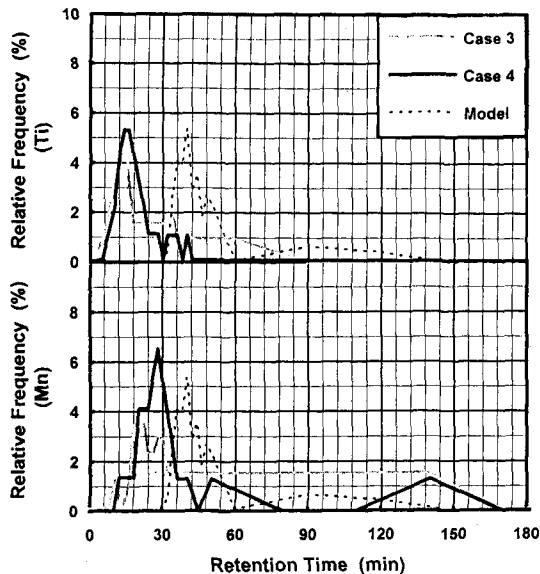


Figure 5 Relative frequency of retention time
(Case 3,4)

図4、5にトレーサーの濃度変化を示すが、炉に投入したトレーサーは10～15分で顕著に現れ始め、14～34分で濃度のピークが現われる。図中にモデルとの比較を示すが、評価については後で詳述する。

投入金属（トレーサー）の回収率を表6に示すが、いずれも回収率が高くデータの信頼性が確認できた。

なお、トレーサーの回収率は次式による。

$$RR = \frac{\int_0^{t_s} (C_t - C_0) \cdot W_s \, dt}{T_w}$$

ただし、RR：トレーサー回収率

C_t ：各時間におけるトレーサー濃度

C_0 ：トレーサー未添加時のスラグ中のトレーサー物質濃度

W_s ：スラグ排出速度

t_s ：スラグ中のトレーサー濃度が定常になるまでの時間

T_w ：トレーサー初期投入量

図6～9にスラグ中のトレーサー物質の累積量を示す。ただし、汚泥にも少量ではあるがTi, Mn共含まれているため、トレーサー未添加時のスラグに含有されているTi, Mnの濃度をブランク値として差し

Table 6 Tracer recovery rate

Tracer	Case 1		Case 2		Model	Case 3		Case 4		Model
	Ti	Mn	Ti	Mn		Ti	Mn	Ti	Mn	
Feed Amount (g)	400	400	400	400	-	1700	1700	1700	1700	-
Peak Time (min)	26	27	34	30	25	14	14	15	22	39
Average Retention Time (min)	30	33	30	26	34	22	30	20	22	46
Recovered Amount (g)	294	301	383	342	-	1658	1489	1596	1565	-
Tracer Recovery rate (%)	74	75	96	86	-	98	88	94	92	-

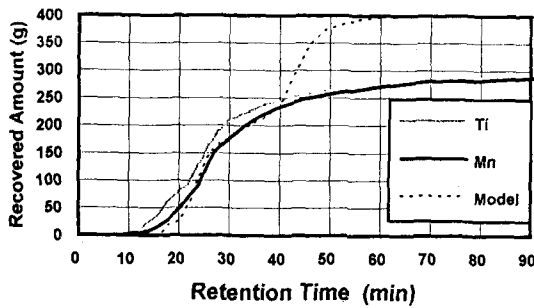


Figure 6 Accumulation of tracer recovered with slag (Case 1)

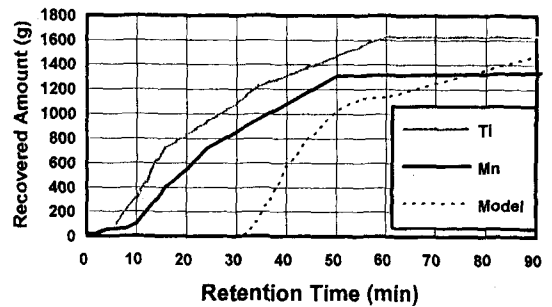


Figure 8 Accumulation of tracer recovered with slag (Case 3)

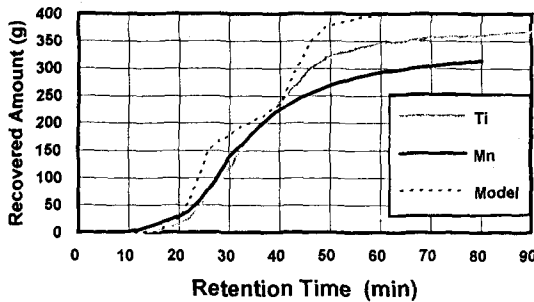


Figure 7 Accumulation of tracer recovered with slag (Case 2)

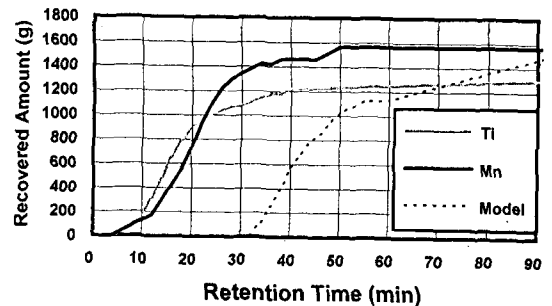


Figure 9 Accumulation of tracer recovered with slag (Case 4)

引いた値を用いた。灰分の平均滞留時間は、トレーサの排出累積量が飽和するまでの50%値を得るまでの時間、即ち、次式が成立するときの時間 t_A として定義する。

$$\int_0^{t_A} (C_i - C_0) \cdot W_s \, dt = 0.5 \times \int_0^{t_s} (C_i - C_0) \cdot W_s \, dt$$

平均滞留時間 t_A を図より求めると、20～37分となり、ケース1～4の平均値は29分であった。

この結果、ケース3のみ、濃度ピークに対して平均滞留時間がかなり長い結果となっているが、他のケースではトレーサのスラグ中の濃度のピークが出る時間と平均滞留時間はほぼ一致しており、この間の出滓が安定していることを示している。

また、解析モデルにより、本実験と同条件で解析した。図10、11に、炉平面方向の平均滞留時間の分布を示した。加えて、前述の図4、5にトレーサの出現頻度の時間的推移と併せて示した。

その結果、全体としては、実験結果と良い一致を示している。ケース1、2の場合、滞留時間のピークはよく一致しているが、解析モデルでは出滓口側とその反対側とでは、滞留時間に多少の開きがあることがわかる。この傾向は、2回目のピークの程度に差はあるが、トレーサ実験にも現れており、実験、および、解析モデルの妥当性が高いといえる。また、ケース3、4では出現頻度のパターンは非常によく似ているが、解析モデルでは炉の半径方向に滞留時間に開きがあるが、実測の滞留時間と比べると幾分長くなっている。このことは、ケース3、4の実験条件はスラグ負荷が高いが、炉径も大きいために炉内温度がさらに高温となり、解析モデル中のパラメータを調整する必要があるものと考えられ、ケース1、2の2回目のピークを含め、解析モデルに若干の改良検討の余地があると思われる。

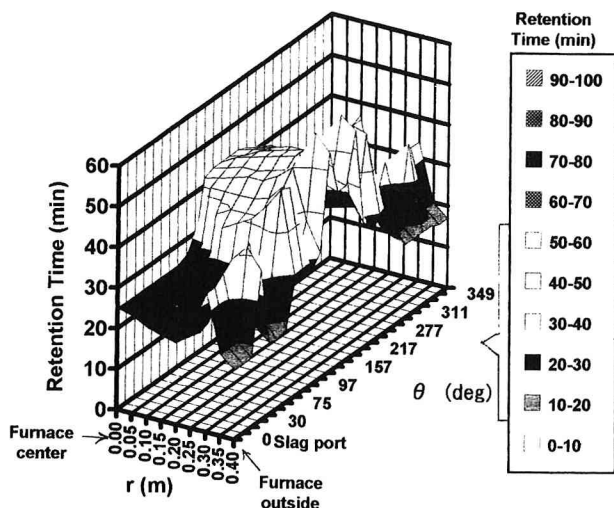


Figure 10 Distribution of retention time

(Case 1,2)

また、コークスベッド溶融炉においては、塩基度調整と炉内の1500℃を越える高温により、融液は十分な流動性を維持しているため、炉内滞留時間はスラグ負荷の影響を受けず、炉の大きさにかかわらず、ほぼ一定と考えられてきたが^{9), 9)} 10 t-DS/日の炉と40 t-DS/日の炉との間には、あまり大きな差は認められず、従来の考え方が正しいことが確認できた。ただ、炉が大型になると蓄熱が進み、炉内が高温化となることにより、融液の流動性が増加し、炉内滞留時間がやや短くなる傾向にある。

このように、炉内の応答特性として、約30分を考慮することにより、炉からの出滓状況の変化に対し、各操作因子(汚泥・コークス等の供給量、送風量等)の制御手法の作成の助けとなる。

(2) スラグ回収率

炉に投入した汚泥及び焼却灰又はスラグと、溶融の熱源であるコークス、塩基度調整用の砕石又は石灰石の灰分合計に対し、得られた出滓スラグの値をプロットしたものを図12、13に示す。

灰分の値については、強熱残留物としてJIS K0102に規定する分析法(600±25℃で30分間強熱灰化)により測定しているが、この値に対するスラグの回収率は約70%になっており、後述するように、皮革汚泥では、120

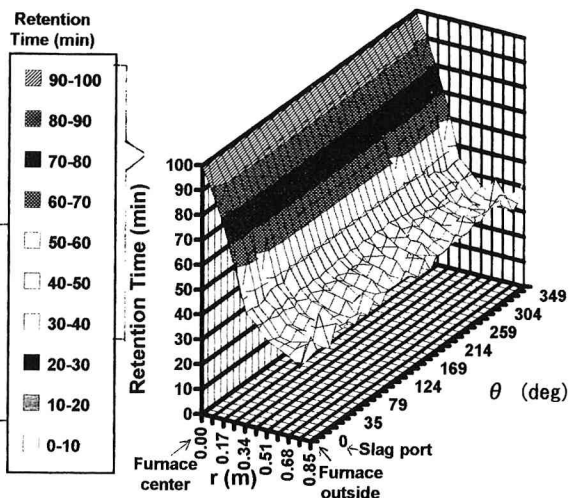


Figure 11 Distribution of retention time

(Case 3,4)

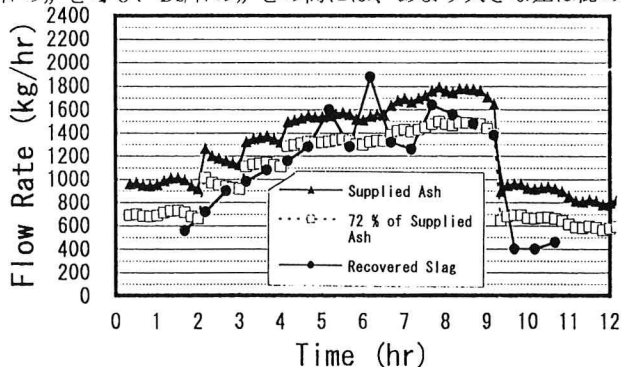


Figure 12 Comparison of amount of supplied ash with amount of recovered slag (Case 3)

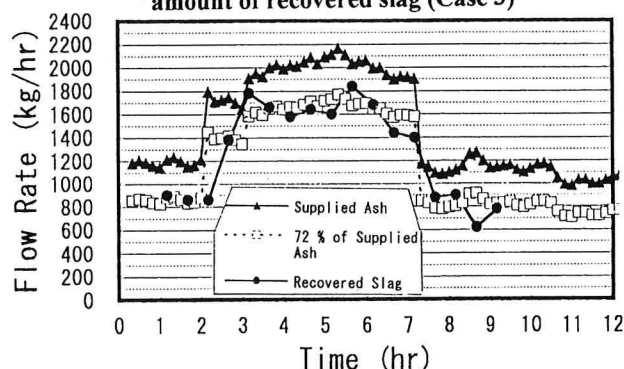


Figure 13 Comparison of amount of supplied ash with amount of recovered slag (Case 4)

0℃における強熱残留物は、600℃における測定値の約72%にまで減量する。この値を図12、13上にプロットすると本実験結果のスラグ回収率と良い一致を示しているが、前記のトレーサー回収率と比較するとかなり低い値となっている。

この原因としては、熔融炉内で、発生した灰分が 1) 燃焼排ガスに随伴する飛散ダスト 2) 高温で気化した蒸散ダスト となって排ガスラインを通して排出されたと考えられる。そこで、汚泥中の灰分について、従来、600℃で灰化した値を基準にしたスラグ化率が扱われてきたが、汚泥の灰分の組成からこのスラグ化率と高温揮散物質については、汚泥の灰分組成により大きく異なる可能性があるため、各種汚泥について高温加熱時における、汚泥灰分の質量と成分変化の調査を行った。

3. 灰分スラグ化率確認実験

3.1 実験方法

実験に用いた汚泥は、両広域処理場で処理している代表的な汚泥として、石灰系脱水汚泥・高分子系脱水汚泥・皮革系脱水汚泥・ニカワ質系脱水汚泥の4種類を用いた。ここでの皮革系汚泥とは皮革を処理した時の廃水を処理した時に発生する汚泥を指し、またニカワ質系汚泥とは、皮革からのゼラチン製造工程廃水から発生する汚泥等のように動物性蛋白質を多く含有し、加熱すると付着固化し易いニカワ質系汚泥を指す。各汚泥の性状を表7に示す。

これらの汚泥を乾燥して各々4個の磁製ルツボに分けて入れ、JIS K0102の強熱残留物測定法に従い、電気炉を用いて600℃±25℃で約30分間強熱して灰化し、更に灰化した物を各々1個ずつ815℃、1000℃、1200℃で約1時間強熱し、得られた試料の重量を測定した後、各成分の分析を行った。815℃という温度は石炭・コークスの灰分測定(JIS M8812)に用いられる温度である。

3.2 実験結果

(1) 重量変化

各温度における重量変化を図14に示す。石灰系汚泥とニカワ質系汚泥は、600℃から815℃に加熱する時点で、24～29%の重量低減を示し、それ以後、1200℃までほとんど変化しない。高分子系汚泥と皮革系汚泥の場合には、600℃から815℃に昇温すると、19～23%の重量変化を生じ、815℃以上に昇温すると、減少割合は小さくはなるが高温になるにしたがって重量も低下し、1200℃では600℃で測定した灰分量の約60～70%にまで低減した。

(2) 組成変化

上記の各温度において得られた試料の組成分析を行った結果について、600℃における各元素の絶対量を100とし、815℃、1200℃における変化を図15に示した。この図よりCa、Si、Fe、Al、

Table 7 Characteristics of sludge

		Sludge E	Sludge F	Sludge G	Sludge H
Type of Sludge		Polymer Conditioned Sludge	Lime Conditioned Sludge	Leather Treatment Sludge	Gluey Sludge
Ignition Loss (%D.B.)		72.4	52.3	65.6	54.5
Ash Component	Ca (%A.B.)	4.3	27.1	18.4	31.8
	Si (%A.B.)	12.0	3.9	4.4	1.4
	Al (%A.B.)	6.8	2.2	1.3	0.4
	Fe (%A.B.)	3.9	9.3	4.5	4.5
	P (%A.B.)	8.0	2.2	0.9	1.6
	Cr (%A.B.)	0.0	0.0	9.8	1.8
	Mg (%A.B.)	1.7	1.0	2.6	1.8
	Na (%A.B.)	2.9	0.3	1.3	0.3
	K (%A.B.)	1.7	0.3	0.6	0.1
	C (%A.B.)	21.0	10.0	11.0	10.0
	S (%A.B.)	0.3	1.1	3.5	1.7
	Cl (%A.B.)	0.7	1.4	1.3	0.4
	O (%A.B.)	35.2	40.8	39.3	44.0
	Others (%A.B.)	1.3	0.3	1.1	0.1

D.B.: Dry sludge base, A.B.: Ash base

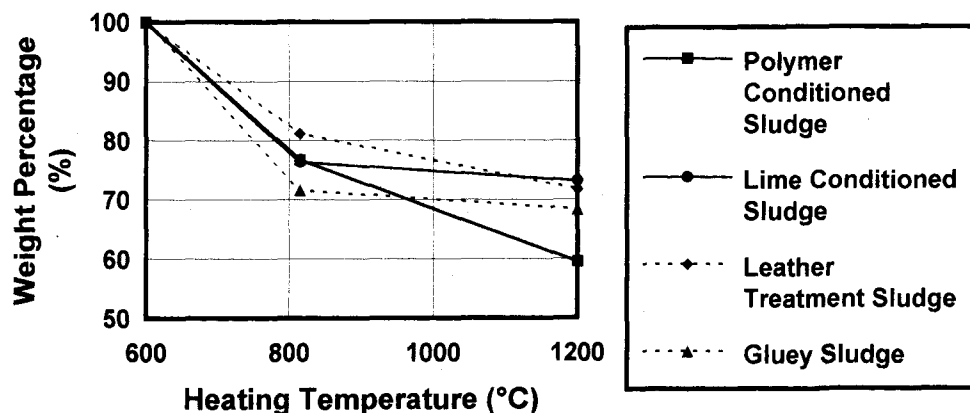


Figure 14 Thermal reduction with different kinds of sludge (Based on ash measured at 600°C)

Mg、Mn、Cr、Pなどは、多少バラツキはあるものの、ほぼ一定値を示しているのが分る。これに対して、Na、Kといったアルカリ金属や未燃の炭素の他S、Clが高温になるに従って大きく減少し、それに伴って酸素(O)も減少している。

以上の結果をグループ分けし、600°Cにおける灰分量を100として絶対量の変化を図示したものが図16である。図16より、可燃成分であるC、SやClなどが、600°Cでは10~20%という高い割合で残っている。815°Cまで加熱した時点において、石灰系とニカワ質系では約2%になるが、高分子系と皮革系では約5%残っており、815°Cから1200°Cに加熱する間の減量の大きな要素となっている。また、これらの減少に伴って酸素も大きく減少しているが、その量は、CやSがCO、CO₂、SO₂になるのに必要な量の約2倍に達しているため、その他の酸化物から酸素が放出されていると推測される。

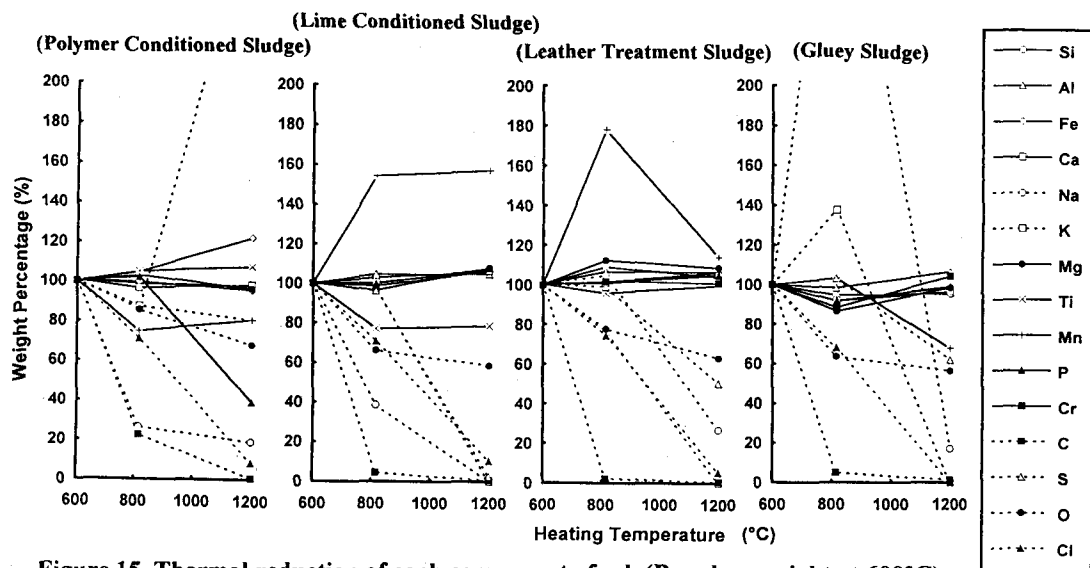


Figure 15 Thermal reduction of each component of ash (Based on weight at 600°C)

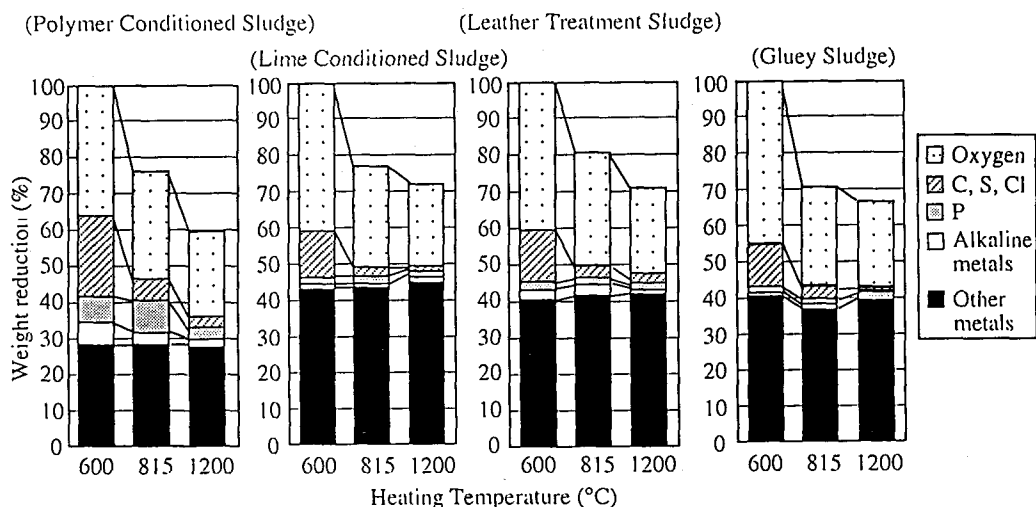


Figure 16 Thermal reduction of each group of ash component (Based on ash measured at 600°C)

汚泥中の含有量が少ないため、見かけ上の影響はあまり無いが、比較的低温で蒸散する低沸点金属として、亜鉛と鉛があげられる。これらの汚泥灰分中の含有率とスラグ中の含有率を表8に示すが、いずれの場合もスラグからは検出されない。

Table 8 Metals having low vaporizing point

	Ash Component	
	Zn (mg/kg)	Pb (mg/kg)
Polymer Conditioned Sludge	1560	210
Lime Conditioned Sludge	520	70
Leather Treatment Sludge	270	490
Gluey Sludge	800	40
All Slag	N.D.	N.D.

また、示差熱分析はDTAと略され、試料を加熱していく時に、各温度において分解・酸化・還元などの化学変化が起こると熱の放出・吸収が生じ、その変化を表わしたものがDTA曲線である。今回、各乾燥汚泥のDTA曲線を求めたが、600°C以上では特定の温度における顕著な変化は現われず、低沸点物質（沸点：600～1200°C）の蒸散等の変化は緩やかに進んでいると思われる、汚泥の種類による差異は見られなかった。図17に示差熱分析結果を示す。

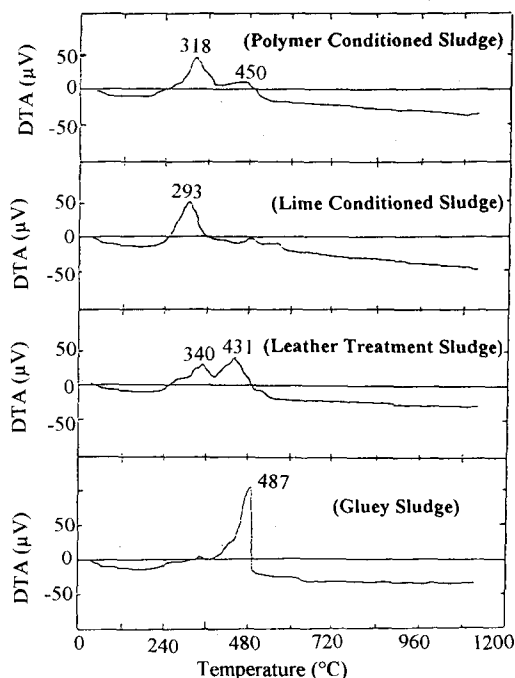


Figure 17 Result of differential thermal analysis

(3) 実操業時のスラグ回収率の検討

前記の灰分スラグ化率の実験結果より、表5のスラグ回収率が低くなっているのは、従来の分析法と、溶融を対象とした場合の灰分の測定温度が異なっていることによるものと思われる。そこで、図14で得られた、1200℃における污泥の灰分値を用いて、再計算したものを表9に示す。なお、ケース1では、石灰系污泥と高分子系污泥の減少率の平均値を用いた。前述の図12、13の補正值と同様、スラグ回収率は良い一致を示している。

すなわち、通常の焼却では、焼却灰として得られる物質であっても、溶融のように高温加熱時には、揮散する物質があると思われる。これらの物質は、排ガス処理系で冷却され、ダストとして回収される可能性が濃厚である。そこで、排ガス処理系での乾式電気集塵機でのダストの粒度分布を図18に、ダストの電子顕微鏡写真を図19に示す。顕微鏡写真より、ダストの大半はサブミクロンの粒子の集合体であり、蒸散した成分が析出してきたものと考えられる。また、排ガス中のダストの粒度は、1μm付近と10μm付近に集中しており、前者が蒸散ダストで、後者は飛散ダストが中心になっているのではないかと推察できる。今後、さらに、排ガス処理系の設計・運転のためにもより詳しく実態を正しく把握しておく必要がある。

Table 9 Corrected ash balance

	Case 1	Case 2	Case 3	Case 4
Ash of Sludge (kg/hr)	118	69	653	992
Reduction Rate at 1200°C (%)	67	60	72	72
Corrected Ash of Sludge (kg/hr)	79	41	470	714
Ash of Others (kg/hr)	21	68	971	1017
Total Supplied Ash (kg/hr)	100	109	1441	1731
Recovered Slag (kg/hr)	97	109	1440	1636
Corrected Slag Recovery Rate (%)	97	100	100	94

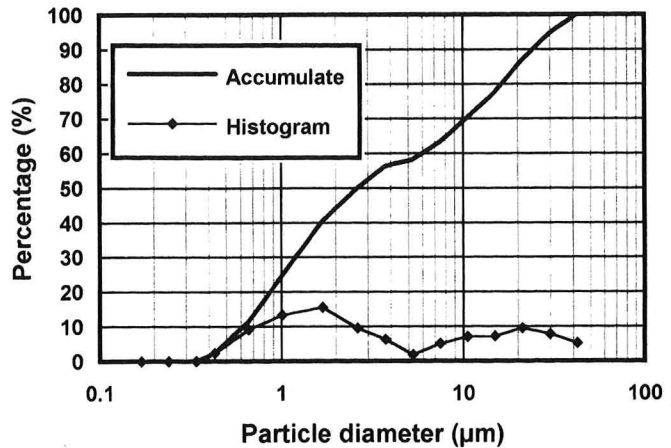


Figure 18 Distribution of particle diameter of dust

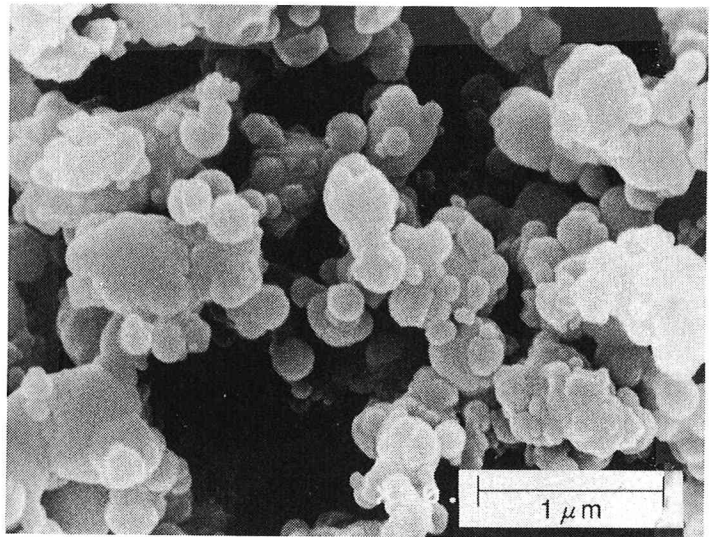


Figure 19 Electron microscope photo of dust

4. 結論

コークスベッド溶融炉内における灰分の挙動について、実炉によるトレーサー応答実験と、電気炉による灰分スラグ化率確認実験を行った結果、以下のことがわかった。

- 1) 通常の運転状態においては、炉に投入された物質の影響が出滓スラグに現われるまでの時間は、炉の大きさに左右されず、約10分であり、最も顕著に現われるのは、14～34分後である。
- 2) スラグの平均滞留時間は、20～37分であったが、良好な運転状態においては、前項のピークが発生する時とほぼ同じとなる。また、スラグの炉内滞留時間には、スラグ負荷の影響は見られず、炉径が大きくなることによって、やや短くなる傾向になる。
- 3) スラグの滞留時間について、実験とコンピュータモデルの結果とに、良好な一致がみられ、両者の信頼性が高いことが確認できた。
- 4) JIS (K0102) で定める強熱残留物の測定方法では、加熱温度として $600 \pm 25^\circ\text{C}$ を採用しているが、この状態では未燃の炭素や、その他の低沸点物質を多く含むため、 1200°C では、 600°C における強熱残留物の約70%にまで低下し、溶融炉におけるスラグの回収率を議論するには不適切である。石灰系やニカワ質系の汚泥では、石炭やコークスの不燃物量の測定に規定している 815°C まで加熱すると誤差が小さくなるが、高分子系や皮革系の汚泥の場合には、 815°C においても炭素や硫黄が約5%残留し、高温にするに従って、これらの物質と酸素が揮散するため、 1200°C で強熱灰化して残留物を求める方がよい。
- 5) 600°C 以上の高温にした場合に揮散する物質としては、ナトリウムやカリウムのアルカリ金属類と、微量ではあるが亜鉛・鉛といった低沸点金属がある。また酸素については、炭素やこれら金属の酸化に要する量以上の減少量が見られるため、他の酸化物からの酸素の放出が生じていると考えられる。
- 6) 排ガス中のダストの大半はサブミクロンの粒子の集合体であり、蒸散した成分が析出してきたものと考えられる。また、排ガス中のダストの粒度は、 $1\mu\text{m}$ 付近と $10\mu\text{m}$ 付近に集中している。
- 7) 上記揮散物質の内、金属類については、温度が低下すると再び金属酸化物として析出するため、溶融炉からの排ガス処理の設計を行うにあたっては、燃焼排ガスに伴伴するダストだけでなく、これらの析出物の処理の検討を加えておかなければならない。

〈謝辞〉本研究を行うに当たって、実験に御協力頂いた大阪北東下水汚泥広域処理場及び兵庫西下水汚泥広域処理場の方々に、謝意を表します。

参考文献

- 1) 松井 清: 下水汚泥広域処理事業 (エースプラン) の現状と課題, 環境技術, vol.18 No.8, 1989.
- 2) 平岡正勝他: 下水汚泥溶融プロセスについて, 第6回京都大学環境衛生工学研究会, 1984.
- 3) 橋本昌也他: 溶融モデルによる汚泥溶融炉の解析, 化工学会第23回秋季大会, 1990.
- 4) 王 家兵他: 充填層型下水汚泥溶融炉における粒子の運動および流動と伝熱の数値解析, 化学工学論文集, vol.17 No.1, 1991.
- 5) 八木順一郎他: 充填層における気液向流流れのシミュレーション, 鉄と鋼, vol.77, 1991.
- 6) 武田信生: スラッジの処理に伴う有害物質の挙動に関する研究, 京都大学学位論文, 1978.
- 7) 日本化学会編: 化学便覧 基礎編 I, 丸善.
- 8) 大阪府研究調査委員会: 代替エネルギーによる溶融プロセスとスラグ再利用に関する研究, 1983.
- 9) N. Takeda et al.: Sewage Sludge Melting Process by Coke-bed Furnace; System Development and Application, 14th IAWPRC Conference, 1988.