バーナ式溶融炉の開発

### Ash Melting Furnace Using Carbon Combustion Heat

井	上	里	志	エネルギー・プラント事業本部エンジニアリングセンター機器設計部	課長
水	野	昌	幸	技術開発本部基盤技術研究所熱・流体研究部 課長 工学博士	
成	澤	道	則	エネルギー・プラント事業本部エンジニアリングセンター機器設計部	
中	野	邦	彦	エネルギー・プラント事業本部エンジニアリングセンター機器設計部	
岸		直	樹	エネルギー・プラント事業本部エンジニアリングセンター機器設計部	

バーナ式溶融炉は焼却炉から排出される残さ中の可燃分の燃焼熱を溶融熱源に活用することで,燃費を低減でき る溶融炉であり,飛灰も含めた混合溶融が可能な溶融炉である.さらに,酸素バーナを併用することで鉄分やクリ ンカも溶融できる強力な溶融炉である.本稿では,未燃灰による燃費低減効果を確認するとともに,チャーの自燃 溶融条件を明らかにした.併せてバーナ式溶融炉内の複雑な燃焼・伝熱流動機構ならびに灰処理能力に及ぼす灰中 可燃分の燃焼機構について検討結果を報告する.

The carbon combustion type melting furnace is designed to utilize the combustion heat of unburned carbonaceous materials contained in the ash discharged from a waste incineration furnace for assisting the melting of the incineration ash to reduce the fuel consumption of the melting furnace. Thus, the furnace can melt both the bottom ash and the fly ash from the incineration furnace. Test operation results are reported including those of melting tests of ash containing iron materials and clinkers, unburned ash, and char materials. Additionally, the combustion, heat transfer and flow mechanisms in the melting furnace are reported with analyses of effects of combustion mechanisms of the unburned materials in the ash on the ash processing capacity of the furnace.

# 1. 緒言

バーナ式溶融炉(第1図)は,焼却炉から排出される残 さ中に可燃分を残存させ,可燃分の燃焼熱を溶融熱源に活 用することで,燃費を低減できる溶融炉である.溶融補助 手段としては,助燃油を使用する.

バーナ式溶融炉は炉内の燃焼負荷と溶融負荷を向上させる ために,横置き円筒炉にバーナを適切に配置し,炉底部には 湯だめを形成させる構造とした.炉内に供給された灰は,自 己燃焼熱,渦状ガス流れからの対流伝熱および放射伝熱によって溶融する.溶融形式としては,灰層傾斜部表面および湯 だめ表面で主に溶融する表面溶融炉である.トータルシステ ムとしては,回転ストーカ炉と組合わせる形(**第2図**)を



第1図 バーナ式溶融炉 Fig.1 Melting furnace using carbon combustion heat



第2図 回転ストーカ炉およびバーナ式溶融炉 Fig. 2 RC + Melting furnace system

基本形とするが溶融炉単独設置も可能である.

本稿では,未燃灰(可燃分を含んだ灰)およびチャーの 溶融に主眼を置き,石炭と焼却残さを混合した灰を用いて 未燃灰による燃費低減効果を確認する.ガス化熱分解炉か ら排出されるチャーについても同様な試験を実施し,自燃 溶融条件を明らかにする.併せて鉄分やクリンカを多く含 んだ灰(主灰および飛灰)の溶融試験結果も紹介する.

また,バーナ式溶融炉内の燃焼・伝熱流動機構ならびに 灰処理能力に及ぼす灰中可燃分の燃焼機構について検討し たので,この結果も報告する.

### 2. 実証試験概要

#### 2.1 溶融炉

本溶融炉の諸元を以下に示す.

能力	50 t/d(約2.1 t/h)
炉 内 容 積	8.1 m³/灰 t
溶 融 負 荷	2 500 N/( m²• h )
助燃バーナ数	2本
酸素バーナ数	3本

主な特徴は次のとおりである.

- (1) 炉の内容積は 8.1 m<sup>3</sup>/灰 t, 溶融負荷は 2 500
   N/(m<sup>2</sup>•h) である.
- (2) 鉄の酸化および溶融を促進するために,酸素バー ナを使用する.
- 2.2 試験フロー

実証試験設備のフローを第3図に示す.

- (1) 炉内に供給された灰は,自己燃焼熱および助燃油 燃焼熱によって加熱され,傾斜部表面および湯だめ部 表面で溶融し,出滓口から連続的に流れ落ちる.
- (2) 溶融炉から排出される排ガスは,二次燃焼室で完

一次燃煙室

バーナ式

全燃焼し,ガス冷却室で急冷後,バグフィルタで除じ んされ煙突から排出される.

#### 3. 完全燃焼灰溶融試験結果

## 3.1 灰性状

試験に使用した灰の性状を第1 表に示す. 灰中のクリン カは最大握りこぶし程度の大きさであり, 灰量の 10 ~ 20 wt% 程度を占めている. 試験では, これらの灰に最大 20 wt% の鉄片(長さ 260 mm, 幅 60 mm, 厚さ 0.8 mm) を加えたものを使用した. 第4 図に使用した試験灰を示す.

3.2 結果

# 3.2.1 溶融排ガス性状

第2表に溶融排ガス性状を示す.特に,ダイオキシン類については,溶融炉および二次燃焼室において排ガスが完

種	別	単	位	成	分
С		wt%		0.30	
SiO	2	"		3.87	
Al <sub>2</sub> C	) <sub>3</sub>	1	7	1.56	
Fe		,	1	20	.04
Ca		,	1	9.	93
Mg		,	1	0.	26
Na		"		4.24	
K		"		0.99	
Mn		"		0.	02
Cu	Cu		7	1.	38
Sn		mg/kg		1	90
Ni		"		38	300
Zn		"		92	200
T Cr		"		120	
Pb		"		470	
Cd		"		4.60	
As		"		12	
T Hg		"		< 0.01	

バグフィルタ

水 ガス冷却室



<b>第 3 図</b> 実証試験	設備フロー
Fig. 3 Schematic diagram of	experimental apparatus

煙突



第4図 試験灰(単位:mm) Fig.4 Test ash (unit:mm)

第2表 溶融排ガスの性状 Table 2 Exhaust gas

種	別	単	位	測定結果	測定点	
ばいじん*		g/m³ <sub>N</sub>		0.0003		
窒素酸化物*		ppm		44		
硫黄酸化物		"		0.4	煙突入口	
塩化水素*		mg/m <sup>3</sup> N		25		
一酸化炭素*		рр	m	0.5		
ダイオキ	シン類*	ng TE	Q/m <sup>3</sup> N	0.050	ガス冷却室出口	
				(注	È)*:O <sub>2</sub> 12%換算	

全燃焼された後,ガス冷却室での急冷効果によって,ガス 冷却室出口において,0.050 ng-TEQ/m<sup>3</sup><sub>N</sub>の低濃度を達成 した.

### 3.2.2 溶融スラグ性状

第3表に溶融スラグの性状,第4表に環境庁告示第46 号法に基づく溶出試験結果を示す.溶融スラグの含有成分は,鉄を混入した灰を溶融していることもあり,鉄の含有

第3表 溶融スラグの性状 Table 3 Slag composition

種	別	単	位	成	分
Si	O2	wt%		19.10	
Al	2O3	"		7.54	
F	le l	"		32.70	
C	Ca	h	'	8.91	
N	lg	"		0.85	
N	la	"		8.62	
K		"		0.	.22
Zn		mg/kg		1	600
T Cr		"		870	
Pb		"		17	
Cd		"		< 0.10	
As		"		1.00	
T Hg		"		< 0.01	

第	4 表	溶出試験結果
Table 4	Lead	hing test results of slag

種	別	単	位	検出結果
全水銀化合物		mg	<i>  </i>	不検出(<0.0001)
カドミウムおよび	その化合物	"		不検出(<0.001)
鉛およびその化合	物	"		不検出(<0.01)
六価クロムおよび	その化合物	"		不検出(<0.01)
ひ素およびその化	合物	"		不検出(<0.001)
セレン		"		不検出(<0.001)

(注)分析方法:環境庁告示第46号法による

量が 32.7 wt% と最も高いのが特徴である.また,溶出試 験結果については,すべての規制成分について不検出であ り,溶融スラグの性状としては全く問題のないことが明ら かとなった.

### 4. 未燃灰およびチャー溶融試験結果

# 4.1 灰性状

溶融対象物としては,ストーカ式焼却炉から排出された 焼却残さと飛灰をそれぞれ7:3の重量割合で混合した飛 灰混合灰を用いた.灰中可燃分によるバーナ熱量低減への 効果を調べるため,飛灰混合灰に可燃分として石炭を混合 した.石炭を事前に混合した灰(以下,未燃灰と呼ぶ)を コンベヤで貯槽へ搬送し,プッシャで炉内へ供給した.石 炭には低融点炭であるインドネシア炭を用いた.石炭を混 合した未燃灰のほかに,一般ごみを熱分解したチャーにつ いても溶融試験を実施した.インドネシア炭とチャーの性 状を**第5表**に示す.

未燃灰中の可燃分重量割合  $\eta_b$  は**第6表**に示すように, 試験5のチャーを含めて最大で67 wt%まで変化させた.

**第5表** インドネシア炭およびチャーの性状 Table 5 Composition of combustibles

種 別	単位	インドネシア炭	熱分解チャー
水分	wt%	6.1	0
灰分	"	7.2	31.2
揮発分	"	40.4	32.6
固定炭素	"	46.3	36.2
発熱量	kJ/kg	24 620	20 407

第6表 実験条件 Table 6 Experimental condition

項目	$\eta_b$ ( wt % )	<i>W<sub>a</sub></i> ( kg/h )	<i>h<sub>a</sub></i> ( kJ/灰 t ) × 10 <sup>6</sup>
試験 1	0	530	11.8
試験 2	16	500	11.8
試験 3	30	530	12.9
試験 4	48	500	16.1
試験5 (チャー)	67	521	21.1

表中には  $\eta_b$  と未燃灰の処理量  $W_a$  から熱量換算した灰中可 燃分熱量  $h_a$  を示した.試験では  $\eta_b$  によらず未燃灰を定格 の 500 kg/h で供給し,炉出口温度が一定となるようにバー ナ熱量を調整した.試験 4 と試験 5 については処理量を一 定としたため,結果として炉温維持に必要な熱量以上の入 熱となり,炉出口温度はほかの条件と比較して 50 ~ 100 K 上昇した.試験 1 から試験 4 は焼却残さを使用しているた め鉄分やクリンカは残存している.しかし,試験 5 につい ては熱分解処理前に破砕・磁選処理を行っているため鉄分 やクリンカは含まれていない.

### 4.2 実験結果および考察

### 4.2.1 灰中可燃分の燃費低減効果

第5図に灰中可燃分熱量  $h_a$ を変化させた場合のバーナ 熱量  $h_b$ への影響を示す  $.h_a \ge h_b$  はいずれも未燃灰の処理 量  $W_a$  当たりの値で算出した  $.h_a$ の増加とともに  $h_b$  は低減 し  $,h_a > 12 \times 10^6$  kJ/灰 t の条件では各バーナからの燃料供 給はなく , 空気および酸素のみの供給となり自燃溶融とな った . なお自燃溶融条件の  $h_a$  は熱しゃく減量相当の可燃分 重量割合  $\eta_b$ で示せば 41 wt% である . 自燃溶融域の条件に おいて  $,h_b = 0.7 \times 10^6$  kJ/灰 t となっているのは , 出滓口の 加熱用バーナ燃料流量 10 l/h 相当分である . 本バーナは炉 内溶融に寄与している熱源ではないため , 炉内は実質的な 自燃溶融状態である .

灰中可燃分のバーナ熱量低減への寄与割合を示す指標と して,余剰熱量割合 $\eta_h$ を算出した結果を**第6**図に示す.  $\eta_h = (H_b-H_t)/H_t \times 100$ で定義した. $H_b$ は各 $h_b$ における 総入熱量, $H_t$ は基準総入熱量として $h_a = 0$ , すなわち灰中







Fig. 6 Excess heat of combustion

可燃分なしでのバーナ熱量である . h<sub>a</sub> < 12 × 10<sup>6</sup> kJ/灰 t の 条件では, $\eta_h$ は10%以下であり高い効率で灰中可燃分は炉 内燃焼に寄与したことが分かる . 一方 , h<sub>a</sub> > 12 × 10<sup>6</sup> kJ/灰 t の条件で  $\eta_h$  が高いのは,運転条件として  $h_a$  にかかわらず 処理量を一定としたためである.なお,この条件において も排ガス中 CO 濃度が高くなることはなく常時 10 ppm 以 下を維持し,またスラグ中や溶融飛灰中に固定炭素が混入 することはなかった.灰中可燃分の増加によって炉内の燃 焼形態は燃焼性の良い液体燃焼から燃焼性の悪い固体燃焼 へ移行する.固体燃焼の促進が図れない構造の炉では,同  $U_{h_a} < 12 \times 10^6 \text{ kJ/灰 t }$ の条件で  $\eta_h$  は高くなり ,  $h_a > 12 \times 10^6 \text{ kJ/灰 t }$ 10<sup>6</sup> kJ/灰 t の条件では排ガス CO 濃度の増加など不完全燃 焼を招く.本溶融炉では円筒炉形状に灰供給位置とバーナ 位置を適切に配置しているため,いずれの熱負荷条件にお いても固体燃焼成分を高効率で炉内燃焼させることを実現 した.

第7図に  $h_a$  を変化させた場合の炉内燃焼負荷  $q_c$  を示す. 固体燃焼が行われる炉では,  $q_c < 0.4$  MW/m<sup>3</sup> で運転されることが多く<sup>(1),(2)</sup>, それを超える燃焼負荷では燃焼性の良い気体・液体燃料が利用される.バーナ式溶融炉では, 試験の結果, スラグや飛灰中に固定炭素が含有されていなかった状況から考えても, 固体燃焼の割合がある程度増加しても, 炉内の溶融状態や処理能力に影響を与えることはなく, 液体燃料を用いた燃焼装置と同等の高い燃焼負荷で運転は行われていることが分かる.

# 4.2.2 炉内の燃焼現象

本バーナ式溶融炉では気体・液体燃料と比較して燃焼性 の悪い石炭や熱分解チャーであっても,燃焼・溶融性能に



悪影響を与えることなく自燃溶融できることが明らかになった.炉内の火炎の観察を基に,このような燃焼・溶融性能を実現できる炉内の燃焼現象について検討する.

第8 図に炉内の燃焼現象の模式図を示す.未燃灰は円筒 炉壁の側面から供給され,表面溶融部と湯だめが形成され る.灰中可燃分がない場合は,バーナからの熱によって溶 融する.表面溶融部への灰の供給はプッシャによる灰の供 給過程以外にも,溶融過程に伴う減容効果によって灰が崩 れることでも行われる.灰中可燃分が増加すると,このよ うな灰の減容のほかに灰中可燃分の燃焼に伴う減容が加わ るため,減容効果が大きく灰の崩れによる供給が活発にな り,灰中可燃分の燃焼も連続的に進行する.バーナからの 噴流は表面溶融部へ衝突し,内部の弱い渦状流れへ拡散す る.バーナ噴流のよどみ点近傍では,可燃分が直接燃焼す るとともに熱分解ガスが放出される.バーナ噴流へは,周 囲に形成される巻込み流れによって放出された熱分解ガス が混合し拡散燃焼する.このような表面溶融部での固体燃 焼とバーナ噴流と渦状流れによる熱分解ガスの燃焼の組合 わせで高い燃焼・溶融性能が実現できる.

詳細は別の機会に報告するが,炉内の空気比は同一条件 の試験1から試験3において可燃分が高いほどNO<sub>x</sub>排出 濃度は低下する傾向がみられた.酸素バーナを用いている にもかかわらず,燃料と酸素の供給を工夫し,バーナ噴流 の巻込みを積極的に活用することでNO<sub>x</sub>排出濃度は低下す ることが知られている<sup>(3)</sup>.バーナ式溶融炉では炉内全域に 形成される渦状流れの中にバーナ噴流が存在するため,周 囲の燃焼ガスはバーナ噴流による巻込み効果だけでなく, バーナ噴流へ混合しやすい.周囲流の巻込みによって,噴 流火炎中の局所的な温度は低下する.また灰中可燃分が増 加すると,周囲流中の可燃ガス成分によるNO<sub>x</sub>のリバーニ ングも発生する.このような炉内燃焼がNO<sub>x</sub>生成/低減機 構へ影響を及ぼし,NO<sub>x</sub>排出の抑制が図られたと考えられ る.

#### 5. **灰溶融炉の熱・流動解析**

解析領域を旋回流領域と灰層領域に分けて連成させるこ とで,バーナ式溶融炉内の複雑な燃焼・伝熱流動機構ならび に灰処理能力に及ぼす灰中可燃分の燃焼機構について調査 した.

#### 5.1 旋回流領域の伝熱流動解析

灰層領域を除く旋回流領域については,汎用熱流体コード FLUENT5 を用いて三次元ふく射・対流複合解析を実施



Fig. 8 Combustion phenomenon

した.ガス流れは定常圧縮性流体として扱い,密度・比熱・熱伝導率・粘性係数は温度の関数として与えた.以下に基礎式を示す.

連続の式

$$\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i) = 0 \quad \dots \quad (1)$$

運動量の式

$$\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \tau_{ij} \quad \dots \quad (2)$$

エネルギーの式

$$\frac{\partial}{\partial x_{i}} \left[ \rho \left( e + \frac{u^{2}}{2} \right) u_{i} \right] = -\frac{\partial}{\partial x_{i}} (pu_{i}) + \frac{\partial}{\partial x_{j}} (\tau_{ij}u_{i}) \\ + \frac{\partial}{\partial x_{i}} \left( \lambda \frac{\partial T}{\partial x_{i}} \right) \dots (3) \\ e : 内部エネルギー (J/kg) \\ p : 圧 力(Pa) \\ T : 温 度(K) \\ u : 速 度(m/s) \\ \lambda : 熱伝導率(W/(m \cdot K)) \\ \rho : 密 度(kg/m^{3}) \\ \tau : 粘性応力(Pa)$$

乱流モデルには標準  $\kappa$ - $\varepsilon$  モデル<sup>(4)</sup>を用いた.運動方程 式はコントロール・ボリューム法に基づく離散化を行い, 対流項には一次風上差分を用いた.速度場と圧力場のカッ プリングは SIMPLE 法<sup>(5)</sup> に基づいた.また,エネルギー 式の中の乱流熱流速は乱流プラントル数を用いた渦熱拡散 型モデルで評価した.今回,特別な燃焼モデルは用いずに, バーナ境界条件として燃料の完全燃焼を仮定した断熱火炎 温度を与えることによって燃焼入熱を模擬した.この方法 ではバーナ出口近傍の速度分布が実際より大きくなる傾向 にあるが,場がふく射伝熱支配であることを考慮すれば, 灰層面での受熱量に及ぼす影響は小さいと考えられる.壁 面境界条件には,耐火材に埋め込まれた冷却管内の水温を 283 Kとして,管内熱伝達,耐火材熱伝導を考慮した熱通 過率を与えており,炉内壁温度は計算過程で求まる.

ふく射解析手法は Discrete Transfer Method<sup>(6)</sup>を用いた.これは各壁要素の中心点における半球立体角を幾つか分割して,等ふく射強度をもつ Ray(ふく射熱線)に担わせたうえで,Ray が到達する壁要素から逆に射出点に向かって,媒体中での射出・吸収を考慮しながら放射強度輸送式を積分していく手法である.ガスふく射項はガス要素を通過するすべての Ray の寄与を合算することによって得ら

れ,エネルギー式中では生成項として扱われる.なお,ガ ス吸収係数は,1773 K の燃焼ガス( $CO_2:15\%$ , $H_2O:$ 12%),有効厚さ 0.85 × D(D は内径)として Hottel 線 図<sup>(7)</sup>から求めたふく射率を用いて逆算した.**第9 図**に旋 回流領域を示す.内径1500 mm,長さ1900 mmの横置 き円筒内に複数の助燃バーナを設置している.円筒側面に は灰層が形成され,下部のスラグ湯だめを経て反対側の出 滓口(200×150 mm)から出滓される構造となっている. 1,2 号および出滓口助燃バーナ1,2 号および湯だめ酸素 バーナ,灰層を多孔質の吹出し境界とし,炉壁および湯だ めを壁境界,煙道を流出境界とした.

#### 5.2 灰層領域の燃焼溶融解析

5.1 項の伝熱流動解析で得た灰層表面熱流束を入力条件 として,一次元灰層内の可燃分燃焼,溶融,ふく射・対流 複合解析を実施した.灰層領域を第10 図に示す.以下に, 本解析で取り扱う主要解析モデルとして,(1) 灰層内の ふく射・対流複合伝熱モデル(2)燃焼・溶融モデル(3) スラグ排出・灰供給モデル,を説明する.



第9図 旋回流領域 Fig. 9 Swirl flow domain



(1) 灰層内のふく射・対流複合伝熱モデル

ふく射伝熱に関しては, 灰粒子層に比べてガスの 放射・吸収は無視できるので, 粒子間のふく射伝熱の みを考慮する単純モデルとした.灰が燃焼・溶融した 場合でも,溶融スラグとして流れ出す直前までは球形 を維持し,表面ふく射率も一定として取り扱うこと で,粒子の相当吸収係数は温度,波長に依存しない 灰色近似とすることができる.このため,層内の放 射エネルギー吸収割合<sup>(8)</sup>を示す定数群をモンテカ ルロ法<sup>(9)</sup>を用いて一度解けば,時間ステップごとに ふく射計算をする必要はなくなる.次に示す(4)式の 右辺第1項は灰要素が周囲から受けるふく射入熱項, 第2項は自己ふく射項,第3項は粒子-ガス間の対流 熱伝達項,第4項は未燃灰の燃焼発熱項を表してお り,これらの寄与に応じて灰層に加えられる熱が顕熱 上昇および溶融潜熱に使用される.

灰層内のガスは灰粒子と比べてはるかに小さい熱容量で あるので,ガスの流出入エンタルピー差と粒子-ガス間の 対流熱伝達が瞬時にバランスするものとして(5)式で記述 した.空気流入境界は温度および流量一定の炉床面,ガス 流出境界は高温の炉内と対向した仮想壁面であるため,と もに灰層内部の影響は受けにくい定常状態を想定し,(6) 式で与えた.

灰要素

$$\rho_s c_s \Delta V \gamma dT_s / dt = (Q_{r,s}) in - (1 - a_s) 4K_s \sigma T_s^4 \Delta V$$
$$-h_{sg} (T_s - T_g) \Delta S_s + (Q_h)_s$$
$$\dots \qquad (4)$$

ガス要素

境界要素

$(Q_{r,w})_{in} = (1-a_w)\varepsilon_w\sigma T_w^4 \Delta S_w + (Q_a)_w$					
G	: 質量流量 ( kg/s )				
Т	:絶対温度(K)				
ρ	:密 度(kg/m <sup>3</sup> )				
с	: 定圧比熱 ( J/(kg·K ))				
t	:時 間(s)				
$\Delta V$	:要素体積 ( m <sup>3</sup> )				
$\gamma =$	4/3 $\pi$ ( $D$ /2 ) $^{3}N_{s}$ :灰粒子充てん率				
$N_s$	:粒子数密度 ( m <sup>-3</sup> )				
D	:粒子直径 ( m )				

$$\Delta S_s = N_s \pi D^2 \Delta V$$
: 粒子表面積(m<sup>2</sup>)  
 $\varepsilon$  : 粒子放射率  
 $K_s = \varepsilon_s (\pi D^2/4) N_s = \varepsilon_s (1.5\gamma/D)$ : 粒子相当吸収  
(新数(m<sup>-1</sup>)  
 $\sigma = 5.67 \times 10^{-8}$ : ステファン・ボルツマン定数  
(W/(m<sup>2</sup>·K<sup>4</sup>))  
 $h_{sg} = \lambda/D (2+1.8Pr^{0.33} Re_D^{0.5})$ : 熱伝達率  
(W/(m<sup>2</sup>·K))  
 $Re_D = \rho U_0 D/\mu$ : 粒子レイノルズ数  
 $U_0$ : 空塔速度 (m/s)  
 $\mu$  : 粘性係数 (Pa·s)  
 $\lambda$  : 熱伝導率 (W/(m·K))  
 $Pr$  : プラントル数  
 $g (添字)$ : ガス要素  
 $s (添字)$ : 粒子要素  
 $w (添字)$ : 壁要素  
 $r (添字)$ : 放射伝熱  
 $c (添字)$ : 対流熱伝達  
 $h (添字)$ : 発熱

a (添字):正味受熱量

ここで,  $(Q)_{in}$  は単位時間当たりの入熱量 (W),  $(Q)_{out}$ は単位時間当たりの出熱量 (W) である  $.(Q)_{in}$  の灰要素, 壁要素については次の (7), (8) 式で表される .

$$(Q_{r,s})_{in} = \sum Rd_{ss}(1-a_{s})4K_{s}\sigma T_{s}^{*}\Delta V + \sum Rd_{ws}(1-a_{w})\varepsilon_{w}\sigma T_{w}^{*}\Delta S_{w} \dots \dots \dots (7) (Q_{r,w})_{in} = \sum Rd_{sw}(1-a_{s})4K_{s}\sigma T_{s}^{*}\Delta V + \sum Rd_{ww}(1-a_{w})\varepsilon_{w}\sigma T_{w}^{*}\Delta S_{w} \dots \dots \dots (8) Rd, a_{s}, a_{w} : 放射エネルギー吸収割合および自 己吸収割合 ss (添字): 粒子要素から粒子要素 ws (添字): 粒子要素から壁要素 ww (添字): 壁要素から壁要素$$

(2) 燃焼・溶融モデル

未燃灰の燃焼は,熱天びんでの計測結果を基に,表面 燃焼 C+O<sub>2</sub> = CO<sub>2</sub> の単純反応を仮定して作成したアレ ニウス型の燃焼速度式である(9)式を用いた.灰層の 燃焼速度 d $X_c$ /dt は灰層温度  $T_s$  と雰囲気の酸素濃度  $X_{O_2}$ に関係し,二酸化炭素(生成熱  $q_{gen}$ )が発生するもの とする.混合ガス(窒素,酸素および二酸化炭素)の 密度  $\rho_g$  は化学種の質量化  $X_i$  および理想気体の状態方 程式によって求める.

$$\rho_{c0} \frac{\mathrm{d}X_c}{\mathrm{d}t} = -F(X_c, T_s) \exp\left(\frac{-\Delta E}{R_{c0_2}T_s}\right) \rho_s X_{0_2} \quad \dots \dots \quad (9)$$

$$(Q_h)_s = -q_{gen}m_{c0}dX_c / dt$$
 .....(10)  
F(X\_c, T\_s) :頻度因子(1/s)

$$R_{CO2}$$
 : CO2の気体定数(J/(kg·k))

  $m_{c0} = \rho_s \varphi_s \Delta Vr$ 
 : 初期未燃炭素質量(kg)

  $\rho_{c0} = \rho_s \varphi_s r$ 
 : 初期未燃炭素密度(kg/m<sup>3</sup>)

  $X_c$ 
 : 未燃炭素の初期分布(t = 0)

 に対する質量割合

  $\varphi_s$ 
 : 粒子中に含有する未燃炭素の

 有効質量割合

$$\Delta E$$
 : 活性化エネルキー (J/kg)  
 $q_{gen}$  : CO<sub>2</sub> 生成熱 (J/kg)

灰の溶融モデルは, 灰融点(=1623K)付近で  $c_s+L/\Delta T$ (J/(kg·K))として, 灰溶融潜熱L(J/kg)を 式中の定圧比熱 $c_s$ に加算して評価しており,本解析で は $\Delta T$ =5Kと与えた.計算では固相率が0であれば 完全溶融と判断する.

# (3) スラグ排出・灰供給モデル

灰層表面の固相率が0 であれば溶融スラグとして排 出し,その部分に新たな灰を供給するとしてプッシャ によるバッチ投入を模擬する.バッチ投入は複数回行 われるので,供給量を平均して解析上の灰処理量と定 義する.

# 5.3 解析結果

**第11 図**-(a) に灰層表面での対流熱流束と灰層平均熱 流束(全伝熱量: 灰層全面積)との比を,-(b) には灰層

(a) 対流熱流束 1 55 0.25 1.50 0.23 0.22 1.44 0.21 1.38 1.27 0.20 1.22 0.18 0,17 1.16 0.16 1.11 0.14 1.05 0.13 1.00 0.12 0.94 0.10 0.89 0.09 0.83 0.08 0 78 0.07 0.72 0.05 0.67 0.04 0.62 0.03 0.56 0.01 0.50 0.00 0.45

表面でのふく射熱流束と灰層平均熱流束との比を示す.また,第12 図には酸素バーナからのガス流れ(0.1秒間)を示す.対流熱流束分布は灰層中央付近の2箇所にピークをもつ分布をとっている.このピーク位置は,噴流が灰層に 衝突する位置に相当していることは第9図,第10 図から明らかである.対流による熱流束が大きい領域はピーク位 置近傍の狭い範囲にとどまり,大部分が炉壁やガスからのふく射伝熱によるものであることを示している.なお第13 図に示すように,スラグ湯だめにも灰層と同程度の十分な 入熱があるため出滓まで溶融状態を保持することが可能と なる.ここでは固着防止のため設置した湯だめ加熱バーナ の影響で出滓口付近の熱流束が高くなっており,バーナに よる未溶融物のスラグへの混入防止,出滓口閉そく防止に 効果があることを示している.

**第 14 図**には灰処理量に及ぼすスラグ熱しゃく減量の影響を示す. 灰粒子径 3 mm, 灰中可燃分割合 C<sub>in</sub> = 16.5 wt%, 層厚 150 mm, 単位面積当たりの質量流量 G = 0.18



第12図 酸素バーナからのガス流れ Fig. 12 Stream line from oxygen burner





第11図 灰層表面の熱流束分布 Fig.11 Heat flux distributions on surface of ash layer



第13図 スラグ湯だめの熱流束分布(単位:kW/m<sup>2</sup>) Fig. 13 Total heat flux distribution in slag pool (unit:kW/m<sup>2</sup>)





kg/(m<sup>2</sup>·s)の灰層上部に q = 100 kW/m<sup>2</sup> の一様な入熱流束 があり,700 K の空気が灰層下部から均等に流入すると仮 定している.熱しゃく減量 > 0 では,可燃分が燃えきらな いうちに灰分が溶けて流れ落ち,その後に新たな未燃灰を プッシャで投入したことに相当する.計算で得られる灰処 理量は,厳密には灰層で溶けたスラグが湯だめへ流下する 速度を指すが,流下量と同じ量がオーバフローによって出 滓されるので,湯だめへの流下速度と出滓速度(処理量) は等しくなる.解析の結果,スラグ熱しゃく減量を小さく して完全燃焼に近づけるほど灰処理量が低下する結果とな り,溶融処理が灰中可燃分の燃焼に律速されることが分か った.

第15 図には灰処理量に及ぼす炉床空気の酸素濃度の影



第15 図 灰処理量に及ぼす炉床空気の酸素濃度の影響 Fig. 15 Effect of oxygen concentration on melting capacity

響を示す.ここでは可燃分の完全燃焼かつ灰分の完全溶融 後にスラグが排出するとしており,排出スラグの熱しゃく 減量が0の条件である.空気量一定で酸素濃度を増加させ ると,灰層の燃焼律速が改善され灰処理量も増える結果と なった.本計算結果は炉床空気への「酸素富化」が燃焼律 速の改善に有効な手段であることを示す.

第16 図に試験炉規模や運転条件が異なる試験時の灰処 理量と,試験条件に合わせた解析による予測処理量を比較 した結果を示す.異なる規模・条件においても実際の処理 量に近い予測結果が得られており,試験炉以外の規模の炉 にも本解析手法による性能予測が可能である.



第16図 解析値と試験値の灰処理量の比較 Fig. 16 Comparison of calculated and experimental melting capacity

# 6. 結言

未燃灰および熱分解チャーの溶融試験を実施し灰中可燃 分によるバーナ熱量低減効果を調べるとともに,溶融炉内 の熱・流動解析を行った結果,以下のことが明らかとなっ た.

- (1) 灰中可燃分熱量を増加させることによってバーナ熱量は低下し,熱しゃく減量が約40%で自然溶融となる.
- (2) 灰中可燃分が増加しても,燃焼・溶融性能には影響はなく,高い燃焼負荷を実現できる.
- (3) 灰に 20%を超える鉄分やクリンカが含まれても問題なく溶融できることを確認した.
- (4) 本解析手法は,試験炉以外の規模の炉の設計にも 適用が可能である.

## 参考文献

- (1) 株式会社テクノシステム:あなたの実用燃焼炉設 計および制御 2001 年 3 月
- (2) 株式会社フジ・テクノシステム:環境圏の新しい 燃焼工学 1999 年 12 月
- (3) Lallemant N et al.: Frame structure, heat transfer and pollutant emissions characteristics of oxy-natural gas flames in the 0.7-1 MW thermal

input range Journal of the Institute of Energy Vol. 73 (2000.9) pp.169 - 182

- (4) Launder, B. E. and Spalding, D. B.: The Numerical Computation of Turbulent Flows Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering North-Holland Pubulishing (1974)
- (5) Patankar, S.V. : Numerical Heat Transfer and Fluid Flow McGraw-Hill (1980)
- (6) Lockwood, F. C. and Shah, N. G. : A New Radiation Solution Method of Incorporation in General Combustion Prediction Procedures 18th Symposium (International) on Combustion The Combustion Institute (1981) pp.1 405 1 414
- (7) Hottel, H. C. and Sarofim, A. F. : Radiative Transfer McGraw-Hill (1967)
- (8) Taniguchi, H et al.: Radiant Transfer in Gas Filled Enclosures by Radiant Energy Absorption Distribution Method 8th International Heat Transfer Conference San Francisco Vol.2 (1986) pp.757 - 762
- (9) Howell, J. R. and Perlmutter, M. : Monte Carlo Solution of Thermal Transfer through Radiant Media between Gray Walls Transactions of the ASME Ser.C Vol.86 No.1 (1964) pp.116 - 122