流動層石炭ガス化炉における流動層内チャー炭素濃度[†]

藤岡祐一

三菱重工業(株) 長崎研究所^{††}

石 栄偉

(助)石炭技術研究所^{†††}

6種類の石炭を、石炭量2～6 kg/hで、直径約10 cmの加圧流動層反応器へ供給し、温度1100～1400 Kで、供給ガス中の酸素で部分酸化させてガス化する実験を行った。フリーボードガスによってキャリアオーバーされない十分大きな粒径分布に調製した石炭を使用した。炭素と灰分のマスバランスの解析から、次の知見を得た。石炭供給量、ガス化温度、H₂O供給量によらず、流動層内のチャー炭素濃度は炭素転換率のみの関数として表された。炭素転換率低下の原因となるフリーボードガスにキャリアオーバーされて系外に排出される炭素濃度の高い微小チャーの発生は、大部分が石炭供給直後の脱揮発反応にて発生すると推定される。チャーのガス化と燃焼が原因で発生する微小粒子による炭素転換率の低下はほとんど生じないと推定される。このような条件では炭素転換率として最大0.92～0.98を達成可能である。

緒 言

流動層石炭ガス化炉においてガス化ガスにキャリアオーバーされて排出されるチャーは、ガス化炉の炭素転換率を下げる大きな要因となっている^{2,4)}このキャリアオーバーされるチャーの発生因子として次の3つが考えられる。

- 1) 供給石炭に含まれる微小な石炭粒子。
- 2) 石炭の脱揮発反応時の微小チャーの発生。
- 3) 反応により炭素が消失してポーラスとなったチャーの流動化による粉化、摩耗。

ガスにキャリアオーバーされない十分大きな初期粒子径の石炭をオーバーフローさせないでガス化させたとすると、炭素転換率の値は、石炭ガス化過程で発生するキャリアオーバー量で決まる。流動層石炭ガス化炉の炭素転換率の制御には、石炭のガス化反応速度と並んでキャリアオーバーチャーの発生特性を明らかにする必要がある。

熱天秤実験装置等の固定層を使用した石炭チャーのガス化反応速度に関する研究^{1,3,5,7)}では、当然ながらガス化反応途中での粒子の摩耗および分割の影響が現れない。

流動層を使用した研究^{6,8,9,11)}においても、ガス化反応の進行と流動層内チャーの性状変化、およびキャリアオーバーチャーの関係について検討したものはない。

本研究では、小型の加圧流動層試験装置を用い石炭ガス化炉の炭素と灰分のマスバランスを調べた。石炭ガス化反応の進行とともに生じるチャーの粉化、磨耗および分割と流動層内チャーの性状、キャリアオーバーチャーの炭素量および流動層内の炭素滞留量の関係を検討する。

1. 実 験

1.1 試 料

原炭をロールミルで粉碎、乾燥後、ふるいにより分級した。トップサイズ2 mm、アンダーサイズ0.5 mm、50%重量平均粒子径が約1 mmの石炭を使用した。Table 1に工業分析値および元素分析値を、Fig. 1に粒子径分布の一例を示す。

1.2 実験装置と方法

実験装置 実験装置のフローシートをFig. 2に、流動層反応器の詳細をFig. 3に示す。TA炭では反応器としてType-Aを使用した。他の炭種ではType-Aの反応器を高温でアグロメ粒子の生成が生じにくいType-Bに改良して使用した。

反応器の周囲に設置した電気炉で反応器を加熱し、反応器から外部へのヒートロスを抑制した。反応器内に挿

[†] 1994年8月15日受理

^{††} 〒851-03 長崎市深堀町5-717-1

^{†††} 〒101 東京都千代田区神田神保町2-10

Table 1 Analyses of coal

Coal	TA	PL	DA	ER	LI	BR
Proximate analysis [wt %]						
Moisture	6.4	4.9	5.2	3.6	3.2	6.5
F.C.	37.0	47.3	59.0	56.2	50.3	59.1
V.M.	41.0	42.5	28.9	28.6	29.5	26.5
Ash	15.6	5.3	6.9	11.6	17.0	7.9
Ultimate analysis [wt %] (moisture free)						
C	65.5	76.0	78.5	72.1	69.4	76.5
H	5.1	6.0	4.4	4.5	4.8	4.4
S	0.28	0.59	0.65	0.91	0.68	0.33
O	11.5	10.5	8.4	8.8	6.1	8.7
N	1.08	1.5	0.86	1.76	1.47	1.67

Fig. 1 Size distributions of particles

入した白金-白金ロジウム 13% 熱電対により流動層温度を測定した。流動層温度を主として空気供給量で制御し、電気炉の出力で微調整した。流動層ガス空塔速度を空気供給量と窒素供給量の割合を変化させて制御した。ポンプで圧縮しロータメーターで計量した水を、電気炉で加熱してスチームとし、反応器へ供給した。窒素で加圧したホッパー内の石炭をスクリーフィーダーで切り出し、反応器へ窒素と空気の混合ガスで気流搬送した。

ガス化ガスを 1 次サイクロン、2 次サイクロン、スクラバー、ガスフィルターで脱じん後圧力調整弁で減圧した。ガス化ガスを 2 次サイクロン出口からサンプリングした。ガス化ガスにキャリーオーバーされて流動層から飛散し、1 次サイクロンと 2 次サイクロンにより回収したチャーをエントレインドチャーと呼ぶ。流動層からオーバーフローさせたチャーをオーバーフローチャーと呼ぶ。実験装置を定常状態から、石炭、空気、スチームの供給を瞬時に停止し、窒素雰囲気置き換え、反応器

Fig. 2 Flow scheme of bench-scale fluidized bed apparatus

Fig. 3 Gasification reactors in bench scale fluidized bed apparatus

Table 2 Experimental conditions of bench scale fluidized bed apparatus

Pressure	1~2 MPa
Coal feed rate	2.1~6.7 kg/h
Steam/Coal ratio	0.1~0.5 kg/kg
Bed height	0.6~0.8 m
Bed gas velocity	0.5~1.2 m/s
Temperature	1090~1370 K
Air/Coal ratio	3.0~6.0 kg/kg
Nitrogen/Coal ratio	2~6 kg/kg
Bed volume	$23.7 \sim 4.9 \times 10^{-3} \text{ m}^3$
Freeboard gas velocity	0.14~0.37 m/s

内を冷却することにより流動層内チャーをサンプリングした。

実験範囲を Table 2 に示す。

マスバランスの検討方法 反応器の炭素と灰分のマスバランスをとるために、石炭中の炭素がガス化ガスの各成分へ転換する割合を次のように定義する。

石炭中炭素に対する $\text{CH}_4 + \text{C}_2\text{H}_4 + \text{C}_2\text{H}_6$ 中炭素へ転換した割合を、炭化水素転換率 η_d と定義する。

チャー中炭素と CO_2 あるいは H_2O が反応して、 CO 、 H_2 が発生することをチャーガス化反応と呼ぶ。チャーガス化反応でガス化された炭素量の石炭中炭素量に対するモル比を炭素ガス化率 η_g と定義する。

供給した空気中の酸素全量が石炭中の炭素のみと反応して CO_2 が生成すると仮定し CO_2 量を計算する。その CO_2 量と石炭中の炭素量のモル比を炭素燃焼率 η_i と定義する。

石炭中の炭素量に対し、それぞれガス、オーバーフローチャーおよびエントレインドチャーとして排出される炭素のモル比を炭素転換率 η_o 、炭素オーバーフロー率 η_o および炭素エントレインド率 η_e と定義する。 η_o 、 η_o 、 η_e の実測値の和が 1 となるように、ガス化炉へ供給した炭素全量を 1 とした。 η_e からガス中の CH_4 、 C_2H_4 、 C_2H_6 濃度から計算した η_d と、空気供給量から計算した η_i を差し引いた値を η_g とした。

オーバーフローチャーに含まれる灰分量と石炭中灰分量の重量比を灰分オーバーフロー率 η_a と定義する。

実際には、脱揮発反応時に生成するチャーは炭素だけでなくまだ微量の水素や酸素を含んだチャーであるが、それらを無視した上記の仮定で石炭ガス化反応のマクロなマスバランスを検討する。

2. 結 果

フリーボードガス流速と TA 炭のキャリーオーバー Fig. 3 に示す Type A の反応器を用いた TA 炭の実験結果を報告する。

Gasification condition		
Total Pressure	1.08	MPa
Coal ; TA	5.8 ± 0.3	kg h^{-1}
Steam Pressure	0.13 ± 0.2	MPa
Freeboard Velocity	0.23 ± 0.1	m s^{-1}

Fig. 4 Effect of temperature on carbon balance at freeboard velocity about 0.23 m/s

空気供給量を増大させ、窒素供給量を減少させて TA 炭の流動層温度を上昇させた。Fig. 4 に示すように、温度の上昇にしたがって炭素ガス化率 η_g は増大するが、炭素エントレインド率 η_e は温度にかかわらず一定であった。流動層ガス流速は流動層下段の直径 60 mm の部分の空塔ガス速度であり、フリーボードガス流速とは直径 114 mm のガス流速である。供給ガスベースの流動層ガス流速は約 0.83 m/s、ガス化ガスベースのフリーボードガス流速は約 0.23 m/s であった。Fig. 4 の水蒸気圧力とは供給ガス中の水蒸気分圧を示す。

空気、および窒素供給量の両者を増加させてガス流速を増大し、フリーボードガス流速を 0.33 m/s とすると、Fig. 5 に示すように、Fig. 4 とは異なり炭素エントレインド率は温度により変化し、温度の上昇とともに小さくなった。

Fig. 6 に示すようにフリーボードガス流速が 0.25 m/s では炭素エントレインド率は温度に関わらずほぼ一定であるのに、フリーボードガス流速を増大させると、温度が低いほど炭素エントレインド率の増大割合が大きくなった。

Fig. 7 に 1223 K のフリーボードガス流速と炭素濃度

Gasification condition		
Total pressure	1.08	MPa
Coal ; TA	4.9 ± 0.1	kg h^{-1}
Steam pressure	0.1 ± 0.01	MPa
Freeboard velocity	0.35 ± 0.2	m s^{-1}

Fig. 5 Effect of temperature on carbon balance at freeboard velocity about 0.35 m/s

の関係を、その時のチャー粒径分布を Fig. 1 に示す。フリーボードガス流速を増大させると、1 次サイクロンチャーの炭素濃度と粒径 0.05 ~ 0.25 mm 間の粒子重量割合とが増大し、オーバーフローチャーの炭素濃度が減少したが、オーバーフローチャーの粒径分布にはほとんど変化が生じない。

フリーボードガス流速 0.3 m/s 以下の実験 フリーボードガス流速が炭素エントレインド率に大きな影響を与えることが明らかとなったので、これ以降の実験はフリーボードガス流速を 0.25 m/s 前後、大きくても 0.3 m/s 以下にて行った。

石炭供給量を減少させ、空気供給量の減少に応じて窒素供給量を増大させて流動層とフリーボードガス流速および流動層温度を一定に保持させて、炭素燃焼率を増大させた。Fig. 8 に示すように石炭供給量の変化は炭素ガス化率と炭素エントレインド率にほとんど影響を与えなかった。

Fig. 9 に示すように水蒸気分圧が小さい間は、供給ガス中の水蒸気分圧を増大させると炭素ガス化率は増大した。水蒸気分圧がある値より大きくなると、炭素ガス化率はほぼ一定となった。水蒸気分圧の変化および水蒸気分圧の変化で生じた炭素ガス化率の変化は、炭素エン

Gasification condition		
Total Pressure	1.08	MPa
Coal ; TA	5.8 ± 0.7	kg h^{-1}
Steam Pressure	0.12 ± 0.3	MPa

Fig. 6 Effect of freeboard gas velocity on discharge carbon by entrainment

Gasification condition		
Total pressure	1.08	MPa
Temperature	1223	K
Coal ; TA	5.8 ± 0.3	kg h^{-1}
Steam pressure	0.11 ± 0.1	MPa

Fig. 7 Effect of freeboard gas velocity on carbon content of chars

Gasification condition

Total pressure	1.08	MPa
Temperature	1129 ± 3	K
Coal ; TA	2.3 ~ 5.8	kg h ⁻¹
Freeboard velocity	0.23 ± 0.1	m s ⁻¹

Fig. 8 Effect on coal feed rate on carbon balance

Gasification condition

Total pressure	1.08	MPa
Temperature	1129 ± 3	K
Coal ; TA	5.8 ± 0.2	kg h ⁻¹
Freeboard velocity	0.23 ± 0.1	m s ⁻¹

Fig. 9 Effect of steam pressure on carbon balance

トレインド率に影響を与えなかった。

Type B の反応器を使用し、TA 炭以外の 5 種類の石炭を用い、温度、供給水蒸気分圧、石炭供給量を変化させる実験を行った。Fig. 10 に示すように TA 炭も含めて全ての炭種で $\eta_c > 0.5$ では炭素転換率 η_c の増大に対して炭素オーバーフロー率 η_o が直線的に減少し、その直線の傾きがほぼ -1 となった。

Fig. 10 の炭素オーバーフロー率が 0 の値の炭素転換率は、ガス化ガスにキャリーオーバーされない十分大きな石炭粒子からなる石炭をオーバーフローさせずにガス化した場合の到達可能な最大の炭素転換率であり、その値は炭種により異なるが 0.92 ~ 0.98 となることがわかった。

Fig. 11 に炭素転換率と灰分オーバーフロー率の関係を示す。炭素転換率が増大し、0.75 より大きくなると灰分オーバーフロー率が急に小さくなり、チャーから脱離しキャリーオーバーされた灰の割合が大きくなっている。

Fig. 12 に示すように流動層内チャーの炭素濃度 X_c はオーバーフローチャーの炭素濃度 X_o よりも常に小さかった。Fig. 13 に示すように炭素転換率 η_c が大きくなると流動層内チャー粒子のかさ密度 ρ は大きくなった。このことからオーバーフローチャーと流動層内チャーの性状は異なり、かさ密度が大きく炭素濃度の小さな粒子

Fig. 10 Relationship between carbon conversion and carbon overflow fraction

が流動層に滞留しやすい傾向にあることがわかった。

3. 考 察

3.1 石炭ガス化に伴う石炭粒子の変化

実験結果から流動層における石炭のガス化過程を次の

Fig. 11 Relationship between carbon conversion and ash overflow fraction

Fig. 12 Carbon content of overflow char and fluidized bed char

ように想定した。Fig. 14 の a) は脱揮発前の石炭を、b) は脱揮発中の石炭を、c) ~ g) はチャーガス化と燃焼によりチャー粒径が縮小していく過程を示している。脱揮発過程では石炭の熱分解時に b) の [1] のように石炭から微小チャー粒子が発生する。チャーガス化過程では流動化による粉化、磨耗に起因する e) の [2] のように微小チャーが発生する。炭素転換率が 0.7 ~ 0.8 までは d) のような状態では灰分が離脱する割合が小さくチャー粒径はほとんど変化しない。チャーの炭素は c) ~ f) のようにチャーの骨格の役をしており、反応によって炭素が消失した部分の灰が脱離するが、炭素転換率 η_c が 0.85 ~ 0.9 以上となると g) の [4] のように

Fig. 13 Relationship between carbon conversion and density of bed char

Fig. 14 Supposed coal gasification procedure

炭素集団と炭素集団の分割でチャー本体が分割されることが思われる。

炭素転換率が小さく e) のようなチャー含有量が少ない状態から、g) のような炭素転換率が 0.85 ~ 0.9 の状態まで、炭素エントレインド率 η_c はほぼ一定であるこ

Table 3 Coefficients of Eq. (2)~(7)

Coal	TA	PL	DA	ER	LI	BR
α_1	0.969	0.875	0.972	0.911	0.899	0.907
α_2	-0.997	-0.943	-1.052	-0.937	-0.923	-0.940
α_3	0.204	0.291	0.333	0.299	0.221	0.304
α_4	0.852	0.529	1.420	0.783	0.889	1.553
α_5	1.130	2.661	3.520	2.133	0.979	3.026
α_6	530	555	568	762	869	808
α_7	0.838	1.458	0.573	0.984	1.238	1.531

とから、炭素のキャリアオーバーは主に b) の脱揮発過程で発生していると推定される。チャーガス化過程全般において e) および g) のような微小チャーによる炭素のキャリアオーバー量は非常に小さいと推定される。

3.2 流動層内チャー炭素濃度

流動層内の炭素滞留量の推算式は石炭のガス化反応速度の検討に有意義と考えられる。流動層内の炭素滞留量を実験的に推算する方法を検討する。

ガス流速 0.3 m/s を終端速度とする粒径は約 0.25 mm である。実験に用いた石炭には、フリーボードガス流速 0.3 m/s では、流動層へ供給後すぐにガスにキャリアオーバーされる微小な石炭粒子は含まないと考えてよい。フリーボードガス流速が 0.3 m/sec 以下では Figs. 4, 8, 9 から、温度の変化、石炭供給量の変化、供給水蒸気分圧の変化が炭素エントレインド率に影響を与えない。Fig. 10, 11, 12, 13 の関係から、流動層内チャーの炭素濃度が炭素転換率の関数となることが明らかである。

フリーボードガス流速が 0.3 m/s 以下の $0.5 < \eta_c < 0.9$ の範囲で流動層内チャー炭素濃度の実験式を定める。

Fig. 10 から η_c と η_o を次の直線で近似する。

$$\eta_o = \alpha_1(\alpha_2 - \eta_c) \quad (1)$$

Fig. 11 から灰分オーバーフロー率を炭素転換率が 0 の時に灰分オーバーフロー率は 1 となり、炭素転換率が 1.2 の値に漸近する反比例曲線で近似する。

$$\xi_o = 1 + \alpha_3 / (1.2 + \alpha_3 / (1.2 - \eta_c)) \quad (2)$$

石炭中の炭素濃度 X_b 、石炭中の灰分濃度 X_a とする。オーバーフローチャー炭素濃度 X_o は次式で表せる。

$$X_o = X_b \eta_o / (X_b \eta_o + X_a \xi_o) \quad (3)$$

Fig. 12 から流動層内チャー炭素濃度 X_c とオーバーフローチャー炭素濃度 X_o の関係を、流動層内チャー炭素濃度が 0 の時にはオーバーフローチャー炭素濃度は 0 とし、 X_c と X_o の関係を次式で近似する。

$$X_c = \alpha_4 X_o^{\alpha_5} \quad (4)$$

Fig. 13 から流動層内チャーかさ密度 ρ と、炭素転換率 η_c の関係を次式で近似する。

$$\rho = \alpha_6 \eta_c^{\alpha_7} \quad (5)$$

Eqs. (1), (2), (4), (5) の実験式の係数を Table

Table 4 Calculation steps of particles holdup ratio in fluidized bed

$$\begin{aligned} D_{b0} &= 0.824 \{a_N U_N\}^{0.4} \\ D_{bm} &= 1.64 \{a(U - U_{mf})\}^{0.4} \\ &\quad \text{if } D_{bm} > d \text{ then } D_{bm} = d \\ D_b &= D_{bm} - (D_{bm} - D_{b0}) \exp(-0.3L/d) \\ U_{bm} &= (U - U_{mf}) + 0.711 \sqrt{9.8 D_b} \\ \delta &= 1 - \{1 - (U - U_{mf})/U_{bm}\}(1 - \epsilon) \\ \epsilon &= 0.15 \\ \phi_{cal} &= (1 - \delta)(1 - \epsilon) \end{aligned}$$

3 に示す。

3.3 流動層内炭素滞留量

流動化時の体積 V を分散板からオーバーフロー管までの体積と定義し、流動化時の体積に対する静止時の粒子体積の比を粒子ホールドアップ率 ϕ と定義する。ガス流速 U は流動層上部の断面積を基準にしたガス流速を、流動化開始速度 U_{mf} は 0.15 m/s、初期気泡径は流動層下部の断面積をノズル断面積 a_N と考え、平均気泡径 D_b は分散板から 0.5 m の位置として Table 4 に示す手順¹⁰⁾で計算した粒子ホールドアップ率を ϕ_{cal} とする。実験後の流動層内粒子体積を計測して求めたホールドアップ率 ϕ_{exp} と ϕ_{cal} の比を Fig. 15 に示す。 ϕ_{exp}/ϕ_{cal} は炭素転換率が大きくなるにしたがって小さくなった。 ϕ_{exp} は反応器が Type-A と Type-B で異なり、装置の形状の影響がある。 Fig. 15 より ϕ_{exp} を下記のように近似した。

$$\text{Type-A}; \phi_{exp} = \phi_{cal}(-\eta_c + 1.5) \quad (6)$$

$$\text{Type-B}; \phi_{exp} = \phi_{cal}(-1.8\eta_c + 1.9) \quad (7)$$

Fig. 13 より炭素転換率が大きくなると、チャーのかさ比重は大きくなり、粒子の平均径は小さくなった。チャー性状の変化によりセグリゲーション特性が変化したと推定される。それが ϕ_{cal} と ϕ_{exp} の一致が良くない原因と考えられる。

流動層内炭素滞留量 W_c は次式で計算できる。

$$W_c = V \phi_{cal} \rho X_c / M_c \quad (8)$$

Eq. (8) に Eqs. (1)~(7) の関係を与え求めた流動層内炭素滞留量の推算値と、実験で求めた流動層内炭素

Fig. 15 Relationship between carbon conversion and particles holdup

Fig. 16 Comparison between estimated carbon in bed and observed in bed

滞留量の相関を Fig. 16 に示す。

炭素転換率と流動層内炭素滞留量の推算値の関係を Fig. 17 に示す。流動層の単位体積あたりの炭素滞留量は Eqs. (1)～(5) とホールドアップ率は Type-B の Eq. (7) を使用して計算した。炭種により流動層炭素滞留量は3倍以上変化することがわかる。

チャー中炭素と灰の結合状態、灰分の化学的組成、および石炭中に分布する灰の大きさ等の灰分が存在形態が、ガス化過程での流動層内チャー粒子の性状に影響を与えると思われる。また、流動層の形状、流動化条件が粒子滞留量に影響を与えていた。流動層炭素滞留量の推定精度の向上には、更にそれら観点からチャーガス化過程を検討する必要がある。

結 言

石炭ガス化流動層反応器の炭素と灰分のマスバランスの検討から、石炭ガス化反応の進行にともなう石炭粒子の性状変化を推定した。

石炭供給直後にガスにキャリアオーバーされない、十分大きな粒子径の石炭を用いても、流動層石炭ガス化炉のフリーボードガス流速が大きくなると、石炭ガス化過程で生じる微小なチャーのキャリアオーバー量が増大する。

フリーボードガス流速を 0.25 ～ 0.3 m/s とし、キャリアオーバーされない十分大きな粒子径の石炭を、流動層温度、石炭供給量、水蒸気分圧を変化させてガス化する実験を行い次のような知見を得た。

1) ガス化ガスにキャリアオーバーされる炭素量は炭種により決まり、ガス化条件に影響されない。

Fig. 17 Estimated carbon in bed per volume as a function of carbon conversion

2) 流動層内炭素滞留量はガス化条件に関わらず、炭種ごとに炭素転換率の関数として近似できる。

3) 炭種により差は生じるが炭素転換率の最大値は 0.92 ～ 0.98 となる。

4) キャリーオーバーされる炭素濃度の大きな微小チャーは主として石炭の脱揮発時に発生すると推定された。

〔謝 辞〕 本研究は通商産業省委託事業「石炭ガス化開発技術の研究」の一環として行い、また本研究をまとめるに当たり、故東京大学古澤健彦助教授のご助言を受けた。ここに記して謝意を表す。

Nomenclature

a	=cross area of upper fluidized bed	[m ²]
a_N	=cross area of nozzle	[m ²]
D_b	=mean bubble diameter	[m]
D_{b0}	=initial bubble diameter	[m]
D_{bm}	=maximum bubble diameter	[m]
d	=diameter of upper fluidized bed	[m]
M_c	=weight per 1 mole carbon	[kg mol ⁻¹]
U	=superficial gas velocity	[m s ⁻¹]
U_{bm}	=bubble rise velocity	[m s ⁻¹]
U_{mf}	=minimum fluidization velocity	[m s ⁻¹]
V	=bed volume	[m ³]
W_c	=carbon in bed	[mol]
X_a	=ash content of coal	[-]
X_c	=carbon content of fluidized bed char	[-]
X_f	=carbon content of coal	[-]
X_o	=carbon content of overflow char	[-]
α_1	=empirical coefficients in Eq. (2)	[-]
α_2	=empirical coefficients in Eq. (2)	[-]
α_3	=empirical coefficients in Eq. (3)	[-]
α_4	=empirical coefficients in Eq. (4)	[-]
α_5	=empirical coefficients in Eq. (4)	[-]
α_6	=empirical coefficients in Eq. (5)	[kg m ⁻³]
α_7	=empirical coefficients in Eq. (5)	[-]
δ	=fraction of bubble phase	[-]
ϵ	=gas void at minimum fluidization	[-]
η_c	=carbon conversion (mole fraction of the carbon in product gas to that in fed coal)	[-]
η_d	=mole fraction of carbon in CH ₄ +C ₂ H ₄ +C ₂ H ₆ to that in fed coal	[-]
η_k	= $\eta_c - \eta_d - \eta_i$	[-]

η_i	=mole fraction of oxygen of fed air to carbon	[-]
η_e	=mole fraction of carbon in entrainment to fed coal	[-]
η_o	=mole fraction of carbon in overflow to the fed coal	[-]
ξ_o	=weight fraction of ash in overflow to fed coal	[-]
ρ	=char bulk density	[kg m ⁻³]
ϕ_{cat}	=particles holdup (volume fraction of non-fluidization char to bed volume) calculated in Table 4	[-]
ϕ_{exp}	=measurement of particles holdup	[-]

Literature cited

- 1) Adschiri, T., T. Shiraha, T. Kojima and T. Furusawa: *Fuel*, **65**, 1688-1693 (1986)
- 2) Fujioka, Y., S. Shirakawa, S. Hozumi and J. Arai: *Proc. of World Con. 3 Chem. Eng.*, **1**, 497-500 (1986)
- 3) Hashimoto, K., K. Miura and T. Ueda: *Fuel*, **65**, 1516-1523 (1986)
- 4) Honma, S., Y. Tazaki, M. Yumiyama, S. Takeda, K. Kitano, H. Yamaguchi, J. Kawabata and S. Mori: *Nenryo Kyoukaishi*, **61**, 998-1003 (1982)
- 5) Johnstone, H. F., C. Y. Chen and D. S. Scott: *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 1564-1569 (1952)
- 6) Kawabata, J., M. Yumiyama, Y. Tazaki, S. Honma, S. Takeda, H. Yamaguchi, T. Chiba and K. Yosida: *J. Chem. Eng. Japan*, **12**, 389-393 (1979)
- 7) Dutta, S., C. Y. Wen and R. J. Belt: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **16**, 20-30 (1977)
- 8) Katta, S. and D. L. Kealrns: *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **20**, 6-13 (1981)
- 9) Matui, I., D. Kunii and T. Furusawa: *J. Chem. Eng. Japan*, **18**, 105-113 (1985)
- 10) Muchi, I., S. Mori and M. Horio: "Ryudousou no Hanno-ukougaku", p. 35-48, p. 59-65 (1984)
- 11) Takeda, S., J. Kawabata, M. Yumiyama, Y. Tazaki, S. Honma and S. Mori: *Nenryo Kyoukai-shi*, **59**, 64-69 (1980)

Carbon Content of Char in Fluidized Bed Coal Gasifier

Yuichi Fujioka

Nagasaki Research and Development Center, Mitsubishi Heavy
Industries, LTD., Nagasaki 851-03

Jung Wei Shih

Coal Mining Research Centre, Tokyo 101

Key Words : Fluidization, Gasification, Fluidized Bed, Coal Conversion, Coal,
Gasifier, High Temperature, High Pressure, Coal, Char

Coal gasification experiments for six kinds of coal under partial combustion with oxygen were conducted using a pressurized fluidized bed reactor of about 10cm diameter at temperatures of 1100~1400K and coal feed rates of 2~6kg/h. The feed coal particles were prepared large enough so as not to be entrained by freeboard gas. Analysis of carbon and ash mass balances shows that the carbon content of the fluidized bed is dependent on carbon conversion and has no relation to coal feed rate, gasification temperature and H₂O feed rate. It is suggested that the fine char high in carbon content that is carried over by the gasification gas decreases the carbon conversion and is mainly produced during devolatilization of coal. It is also suggested the production of fine char during gasification and combustion scarcely decreases carbon conversion. Under these conditions, maximum carbon conversion from 0.92 to 0.98 is attainable.

~~~~~