

微粉炭吹込み操業における羽口先燃焼帯の解析 技術報告

赫 冀 成* · 桑原 守*² · 鞭 巖*³

Analysis of Combustion Zone in Raceway under Operation of Pulverized Coal Injection

Ji-Cheng HE, Mamoru KUWABARA and Iwao MUCHI

Synopsis:

A theoretical reaction model of combustion zone in the raceway has been developed on the basis of the reaction engineering by taking account of movement, volatilization and combustion of pulverized coal in the blow pipe and the tuyere. Furthermore the effects of some PCI(Pulverized Coal Injection) parameters on the distribution of process variables in the combustion zone are examined.

Volatilization and combustion of pulverized coal in the blowpipe zone considerably affect combustion reactions in the raceway region. The PCI operation not only shifts the distribution patterns of temperature and composition of gas in the raceway toward the tuyere nose, but also decreases the maximum temperature in the raceway. Such effects become particularly remarkable with the increase in injection rate of pulverized coal. At the operation with constant theoretical flame temperature, however, only the distribution of process variables is varied toward the tuyere nose while the temperature level is maintained. The increases of blast temperature and pressure also shift the distribution of process variables toward tuyere nose, and these effects are gradually saturated at $T_b > 1473$ and $P > 0.26$ MPa.

1. 緒 言

微粉炭吹込み操業 (PCI 操業) では、パーナーから熱風管 (また羽口) 内に吹き込まれた微粉炭は急速に加熱され、レースウェイ内で燃焼する。この場合、微粉炭燃焼の燃焼帯における各プロセス変数の分布に及ぼす影響が問題になる。特に、微粉炭は重油に比べて燃焼性が悪く、燃焼帯内での滞留時間が短く、またコークスと同時に燃焼するのでコークス存在下での微粉炭の燃焼性および最適吹込み条件を検討する必要がある。

しかしながら、従来、高炉への吹込み操業を対象にした微粉炭の燃焼の研究は少ない。最近、成田ら¹⁾、鈴木ら²⁾、脇元ら³⁾⁴⁾は実験炉で微粉炭の燃焼特性を調べた。BURGESS ら⁵⁾は実験結果を理論解析により検討している。金山ら⁶⁾はコークスを充填した実験炉で微粉炭の燃焼とレースウェイ現象を調べている。実操業については、HEMMING ら⁷⁾やOSTROWSKI ら⁸⁾が実操業に基づいて各操作因子の効果を検討した。元重ら⁹⁾は和歌山第4高炉の試験結果、川辺ら¹⁰⁾は大分第1高炉での微粉炭吹込み操業の試験結果をまとめて報告している。これらの研究ではほとんど実験研究や試験操業に関する報告であ

る。また HATANO ら¹¹⁾はレースウェイの数学モデルに基づいて微粉炭の吹込み効果を検討したが、いずれにせよ、微粉炭吹込みの理論解析は少なく、燃焼機構を含めて検討の余地が残されている現状である。

本研究では、高温の高速ガスジェット中に吹込まれた微粉炭の運動と揮発分の気化、着火・燃焼を考慮して、送風管と羽口内 (以下に合わせて羽口帯と略称する)、および、羽口先燃焼帯における各プロセス変数について反応工学的な理論解析を行う。さらに、数値計算結果に基づいて、PCI 操業の特性およびオールコークス操業との差異を調べ、燃焼帯内での各プロセス変数の分布に及ぼす操業条件の効果について検討する。

2. 理論解析

PCI 操業においては、パーナーより一定の速度で羽口内に微粉炭を吹き込む。微粉炭は急速に加熱されて、着火・燃焼しながら羽口前方のレースウェイ内に輸送される。本研究では、前報¹²⁾と同様に、羽口先端から断面積不変のまま炉内に水平方向に伸びたジェット状の空間を燃焼帯とみなした (Fig. 1 参照)。なお、この燃焼帯内には一定量のコークス粒子が存在し、空間率の大きな充

昭和 59 年 10 月本会講演大会にて発表 昭和 60 年 8 月 19 日受付 (Received Aug. 19, 1985)

* 名古屋大学大学院 (Graduate School, Nagoya University, Furo-cho Chikusa-ku Nagoya 464)

*² 名古屋大学工学部 (Faculty of Engineering, Nagoya University)

*³ 名古屋大学工学部 工博 (Faculty of Engineering, Nagoya University)

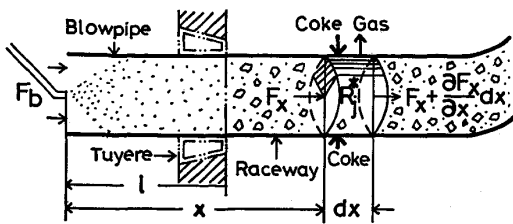


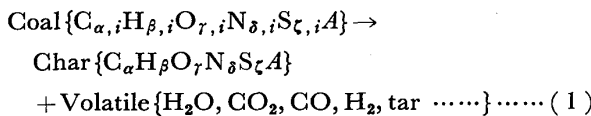
Fig. 1. Schematic view of combustion zone with the injection of pulverized coal.

填層が形成されると考える。また、微粉炭粒子は高速ガス流れとともに羽口の軸方向に運動するが、運動中には燃焼帯内のコークスとは衝突しないと仮定する。

微粉炭粒子の昇温により揮発分が気化して燃焼を開始する。揮発分燃焼後の固相はチャーと呼ばれるが、さらに、このチャーが着火されレースウェイ内で引き続いて燃焼する。なお、レースウェイ内のコークス粒子は微粉炭とは無関係に燃焼すると考える。

2.1 揮発分の気化と燃焼

微粉炭が急速に昇温されると、粒子内部で複雑な分解過程と移動現象が起こり、揮発分が放出される。揮発分の気化過程は次式で示される。



上式中の A は灰分を表す。

揮発分の気化放出過程については、従来多くの研究結果が発表^{13)~15)}されているがここでは、近似的に1次反応の速度式と同形の式で表すモデルを採用する。すなわち、

$$dV/dt = k_v(V^* - V) \dots \dots \dots (2)$$

x 軸方向に運動する粒子の速度は $u_p = dx/dt$ で表されるから、それを (2) 式に代入すると、x 方向における揮発分の比率の分布は

$$dV/dx = k_v(V^* - V)/u_p \dots \dots \dots (3)$$

ここで、揮発分の比率 V と V* は石炭の重量分率で表される。ただし、V* は石炭中の有効揮発分の含有率を表し、工業分析による石炭中の揮発分 m_0 より大きいことが多くの研究者によつて確認¹⁴⁾¹⁶⁾されている。また、この値には加熱速度はほとんど影響しないことが ANTHONY ら¹⁷⁾の実験で証明され、BADGIOCH ら¹⁶⁾はつぎの相関式を提出している。

$$V^* = Q(1 - m_c)m_0 \dots \dots \dots (4)$$

Q の値は炭種によつて 1.3~1.8 の範囲にある。(2) 式中の k_v は揮発速度定数であり、アレニウスの式によつて表される。

$$k_v = k_{v,0} \exp(-E_v/RT_p) \dots \dots \dots (5)$$

k_v の値は各研究者によつてかなりのばらつきがある。数値計算にあつては BADGIOCH ら¹⁶⁾の各種の非膨脹性石炭での実験データより得られた数値 $k_{v,0} = 1.5 \times 10^5 s^{-1}$, $E_v = 73.13 \text{ kJ/kmol}$ を使用する。そして、チャーに残留した揮発分の分率 $m_c = 0$, また、揮発分の組成は一定であると仮定して、揮発分の気化放出による揮発分中の各元素成分の生成速度 $R_{v,O}^*$, $R_{v,H}^*$, $R_{v,N}^*$, $R_{v,S}^*$, $R_{v,C}^*$ を算出する。

揮発分の燃焼については、後述 (2.2) するように、小粒子の場合にはガス流れ中で瞬時に燃焼すると考えられ、またその燃焼反応は完全燃焼として取り扱う。揮発分の燃焼による各ガス成分 O_2 , CO_2 , H_2O , CO , H_2 , N_2 の生成速度 $R_{v,i}^*$ ($i=1\sim6$) は、物質収支より、つぎのように示される。

$$R_{v,1}^* = (1/2)R_{v,O}^* - R_{v,C}^* \dots \dots \dots (6-1)$$

$$R_{v,2}^* = R_{v,C}^* \dots \dots \dots (6-2)$$

$$R_{v,3}^* = (1/2)R_{v,H}^* \dots \dots \dots (6-3)$$

$$R_{v,4}^* = R_{v,5}^* = 0 \dots \dots \dots (6-4)$$

$$R_{v,6}^* = (1/2)R_{v,N}^* \dots \dots \dots (6-5)$$

揮発分の燃焼熱 ($-\Delta H_v$) は、石炭の燃焼熱 H_l とチャーの燃焼熱 H_{char} を使つて (7) 式より推算する。

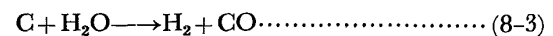
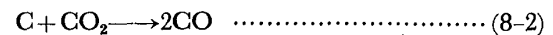
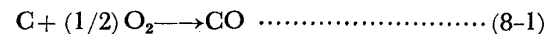
$$(-\Delta H_v) = \{H_l - (1 - V^*)H_{char}\}/V^* \dots \dots \dots (7)$$

2.2 チャーの燃焼反応機構

チャーの燃焼反応は従来、主に境界膜内移動現象、酸素との1次生成物および反応次数に着目して研究されている。チャーと酸素の燃焼反応の1次生成物は、1273K以上の高温の場合にほとんど CO であることが ART-HUR¹⁸⁾によつて確認されている。また、AMUNDSON ら¹⁹⁾は理論解析結果に基づいて、小粒子 ($d_p < 100 \mu m$) の燃焼の場合における境界膜内の物質移動速度は速いので、CO の気相燃焼反応は境界膜内ではなく、ガス相本体中で起こることを示した。さらに、反応速度は各反応ガスに関して1次反応として表されることが FIELD ら²⁰⁾, D-UTTA ら²¹⁾と HEDDEN ら²²⁾によつて報告されている。以上の結果を考慮して、チャーの燃焼反応モデルを考える。

(1) チャーの燃焼反応

チャーの不均一燃焼反応はつぎのように考えられる。



(2) 反応速度

各ガス成分 O_2 , CO_2 , H_2O , CO , H_2 , N_2 のモル濃度を C_i ($i=1\sim6$) とすると、各不均一反応の総括反応速度は

$$R_v^* = k_j C_i \quad (i=j=1\sim3) \dots \dots \dots (9)$$

ここで、 k_j は総括反応速度定数であり、化学反応の抵抗と流体境膜内拡散の抵抗を考慮して次式で表される。

$$k_j = a_p / (1/k_{f,i} + 1/k_{c,j}) \quad (i=j=1\sim 3) \dots\dots (10)$$

境膜内物質移動係数 $k_{f,i}$ については、RANZ-MARSH-ALL²³⁾の式より微粉炭粒子基準で推算する。

$$Sh_p = 2.0 + 0.6(Sc)^{1/3}(Re_p)^{1/2} \dots\dots (11)$$

化学反応速度定数 $k_{c,j}$ は、(8-1)~(8-2) 式の反応には、それぞれ、FIELD²⁰⁾らの式、DUTTA ら²¹⁾の式およびSRINIYAS ら²⁴⁾の修正式より推算する。

$$k_{c,1} = 7260 \exp(-17980/T_p) RT_g \dots\dots (12)$$

$$k_{c,2} = 4.1 \times 10^9 \exp(-29810/T_p) \dots\dots (13)$$

$$k_{c,3} = k'_{c,3} / (1 + k'_{c,3} C_5) \dots\dots (14)$$

ここで、 $k'_{c,3} = 3.85 \times 10^7 \exp(-34260/T_p) \dots\dots (15)$

$$k'_{c,3} = 95.7 \exp(7306/T_p) \dots\dots (16)$$

2.3 コークスの燃焼反応機構

コークスの不均一燃焼反応は微粉炭と同様に、(8-1)~(8-3) 式を採用する。

反応速度は各反応ガスに関する1次不可逆反応として表される。

$$R_j^* = k_j C_i \quad (i=1\sim 3, j=i+3) \dots\dots (17)$$

ここで、 k_j は化学反応、流体境膜内拡散、また細孔内拡散を考慮した総括反応速度定数である。

$$k_j = a_c / (1/k_{f,i} + 1/\eta_j k_{c,j}) \quad (i=1\sim 3, j=i+3) \dots\dots (18)$$

ただし、 η_j : 反応有効係数、 $a_c = 6(1-\epsilon)/\phi d_c$: 燃焼帯内のコークスの比表面積である。なお、コークスの形状係数 $\phi = 0.64$ 、平均粒子径 $d_c = 0.02$ m、空間率は文献¹²⁾より $\epsilon = 0.6$ を採用する。 $k_{f,i}$ に関しては、

$$k_{f,j} = (D_i/\phi d_c) Sh_c \quad (i=1\sim 3) \dots\dots (19)$$

(19) 式中の Sh_c は HEYNERT ら²⁵⁾の実験式 (20) 式より推算する。

$$Sh_c = 1.5(Re_c)^{0.55} \dots\dots (20)$$

ここで、 Re_c はコークスに関するレイノルズ数であり、次式で表す。

$$Re_c = \phi d_c |\vec{u}_g| / \nu_g \dots\dots (21)$$

ここで、 $|\vec{u}_g| = |\vec{F}| / \epsilon \cdot C_g \dots\dots (22)$

コークスに関する反応速度定数については、(8-1) 式の反応には FIELD ら²⁰⁾の式、(8-2) と (8-3) 式の反応には前報¹²⁾と同じ式を採用する。

$$k_{c,4} = 7260 \exp(-17980/T_m) RT_g \dots\dots (23)$$

$$k_{c,5} = 8.31 \times 10^9 (\rho_{bc}/a_c) \exp(-30190/T_m) \dots\dots (24)$$

$$k_{c,6} = 13.4 (\rho_{bc}/a_c) T_m \cdot \exp(-17310/T_m) \dots\dots (25)$$

また、反応有効係数については、

$$\eta_j = 3(m_j \cdot \cot m_j - 1) / m_j^2 \dots\dots (26)$$

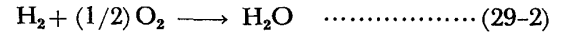
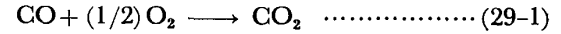
ここで、 $m_j = (\phi d_c / 2) (a_c k_{c,j} / \epsilon_c \xi_c D_i)^{1/2} \quad (i=1\sim 3, j=i+3) \dots\dots (27)$

$$\xi_c = 0.04 + 0.238 \epsilon_c \dots\dots (28)$$

ただし、 $k_{c,4}$ と $k_{c,6}$ はいずれも $\eta_j = 1$ として求められた速度定数なので、 $\eta_4 = \eta_6 = 1$ とする。

2.4 ガス均一相反応

均一相反応には、CO および H₂ の各酸化反応を考慮する。



上記の反応以外には、水性ガス変換反応が考えられるがその速度は上記の各酸化反応の速度に比べて遅いのでここでは無視する。

CO の酸化反応速度は HOWARD²⁶⁾ の (30) 式より算出される。

$$R^* = 1.3 \times 10^{11} C_4 C_1^{1/2} C_3^{1/2} \exp(-15106/T_g) \cdot \epsilon \dots\dots (30)$$

H₂ の酸化反応速度は前報¹²⁾と同じように酸素のモル分率 $y^* = 0.05$ を限界濃度として、つぎのように取り扱う。

$$R_j^* = R_1^* + R_2^* \quad (y_1 \geq y^*) \dots\dots (31-1)$$

$$R_j^* = 0 \quad (y_1 < y^*) \dots\dots (31-2)$$

2.5 物質および熱の移動過程

反応による各ガス成分の消失速度 r_i は、各反応の総括反応速度 R_j^* と揮発反応による各ガスの生成速度 $R_{g,i}^*$ を用いて次式で表される。

$$r_i = \sum_{j=1}^8 \nu_{i,j} R_j^* - R_{g,i}^* \quad (i=1\sim 6) \dots\dots (32)$$

ここで、 $\nu_{i,j}$ は j 番目反応におけるガス成分 i の化学量論係数であり、つぎの行列で表される。ただし、行番号 : $i=1, 2, \dots, 6$, 列番号 : $j=1, 2, \dots, 8$.

$$\nu_{i,j} = \begin{pmatrix} 1/2 & 0 & 0 & 1/2 & 0 & 0 & 1/2 & 1/2 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 1 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 1 & 0 & -1 \\ -1 & -2 & -1 & -1 & -2 & -1 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & -1 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{pmatrix} \dots\dots (33)$$

また、Fig. 1 に示すように、バーナー先端からの距離が $x \sim (x+dx)$ の区間内にある微小部分について、物質収支および熱収支を行う。

(1) 物質収支

混合ガスについての微分物質収支から次式が得られ

† この反応は他の反応に比べて迅速であり、反応場所は粒子表面近傍に限定される。

る.

$$dF_x/dx = -\theta(4F_y\xi/D) - \sum_{i=1}^5 r_i \dots\dots\dots (34)$$

ただし, $x \leq l$ では $\theta=0$, $x > l$ では $\theta=1$. 羽口先燃焼帯内での F_y は前報¹²⁾の方法より求められる.

次に, 各ガス成分について物質収支を行うと, x 軸方向におけるガス組成分布に関する基礎式として (35) 式が得られる.

$$dy_i/dx = (y_i \sum_{i=1}^5 r_i - r_i) / F_x \quad (i=1 \sim 5) \dots\dots (35)$$

微粉炭については, 単位体積あたりの粒子消失速度が反応速度と等しいことから粒子径の変化は

$$dr_p/dx = M_p (-\sum_{j=1}^3 R_j^*) / \pi d_p^2 \rho_p n_p u_p \dots\dots\dots (36)$$

となる. n_p は単位体積あたりの微粉炭粒子個数であり, 燃焼中に変化しないことから次式で計算できる.

$$n_p = 6F_b W_p / \pi d_p^3 \rho_p u_p A_t N \dots\dots\dots (37)$$

(2) 熱収支

一方, 対象とする微小空間の回りでは, ガス流れ, 微粉炭粒子の運動およびコークスの降下に伴う顕熱の移動があり, 周囲との熱交換と反応熱を加えて, 微分収支を行うと,

$$\begin{aligned} dT_g/dx = & \{R_v^*(-\Delta H_v) + c_p T_p \sum_{j=1}^3 R_j^* + \theta c_c T_c \sum_{j=4}^6 R_j^* \\ & + c_g T_g \sum_{i=1}^5 r_i + \sum_{j=1}^3 R_j^*(-\Delta H_j) + \theta \sum_{j=4}^6 R_j^*(-\Delta H_j) \\ & + \sum_{j=7}^8 R_j^*(-\Delta H_j) - \theta(4/D) h_c(T_g - T_c) \\ & - F_p(c_p + T_p dc_p/dT_p) dT_p/dx \\ & + F_p c_p T_p (dV/dx) / (1-V) \} / F_x (T_g dc_g/dT_g + c_g) \end{aligned} \dots\dots\dots (38)$$

上式中で, $R_j^* = (1/6) \pi d_p^3 n_p \rho_p (dV/dt)$, $F_p = (1/6) \pi d_p^3 n_p \rho_p u_p / M_p$ である. また, $x \leq l$ では $\theta=0$, $x > l$ では $\theta=1$. ここで, 燃焼帯内コークスの平均温度 $T_c = 0.8 T_g$ と仮定する. また, 式中の h_c はコークスに関する粒子・流体間の伝熱係数であり, (39) 式²⁷⁾で推算できる.

$$\epsilon \cdot Nu_c = 2 + 0.75 (Pr)^{1/3} (Re_c)^{1/2} \dots\dots\dots (39)$$

微粉炭粒子の温度はガス流れ, コークスとの間の対流とふく射, および燃焼熱によつて変化する. 単一粒子の熱収支より

$$dT_p/dx = 6(H_g - H_c - H_r) M_p / c_p \rho_p \pi d_p^3 u_p \dots\dots\dots (40)$$

単一粒子に関する反応熱, 対流およびふく射による熱交換速度 H_g, H_c, H_r は, それぞれ, 次の式で決定する.

$$H_g = \sum_{j=1}^3 R_j^*(-\Delta H_j) / n_p \dots\dots\dots (41)$$

$$H_c = h_p (T_g - T_p) \pi d_p^2 \dots\dots\dots (42)$$

$$H_r = \zeta_p \sigma (T_g^4 - T_p^4) \pi d_p^2 \dots\dots\dots (43)$$

ここで, h_p は微粉炭に関する粒子・流体間の伝熱係数であり, (44) 式²⁸⁾で推算する.

$$Nu_p = 2 + 0.6 (Pr)^{1/3} (Re_p)^{1/2} \dots\dots\dots (44)$$

2.6 ガス流れ中の粒子運動

ガス流れ中の微粉炭粒子の運動は, 粒子の断面積, ガス密度, ガスと粒子の相対速度および抵抗係数 C_D などの因子によつて支配される. すなわち,

$$du_p/dx = (3/4) (C_D/d_p) (\rho_g/\rho_p) (u_g - u_p)^2 / u_p \dots\dots\dots (45)$$

ここで, C_D は Re_p に基づいて次式より算出できる.

$$C_D = \begin{cases} 24/Re_p & Re_p \leq 5 \\ 10/\sqrt{Re_p} & 5 < Re_p < 500 \\ 0.44 & 500 \leq Re_p \end{cases} \dots\dots\dots (46)$$

3. 数値計算結果

以上の解析から得られた変数 $V, F_x, y_i, r_p, T_g, T_p, u_p$ などに関する非線形常微分方程式 (3), (34), (35), (36), (38), (40), (45) 式を連立させ, RUNGE-KUTTA-GILL 法によつて解いた. 計算には下記の CI 高炉の操業条件に微粉炭の吹込み条件を加えて行つた. $F_b = 24.7 \text{ Nm}^3/\text{s}$, $T_b = 1273\text{K}$, $w_{O_2} = 0$, $w_{st} = 24 \text{ g/Nm}^3$ (dry air), $P = 0.19 \text{ MPa}$, $N = 16$, $D = 0.16 \text{ m}$, $W_p = 0.05 \text{ kg/Nm}^3$ (dry air).

3.1 羽口帯内における微粉炭の揮発・燃焼過程

燃焼帯内の微粉炭粒子の滞留時間は極めて短く, さらに, 燃焼帯内の酸素はコークスの燃焼によつて迅速に消費される. 羽口帯内での微粉炭の揮発と燃焼に及ぼす操業条件の効果について考察する.

(1) 送風温度と送風圧力

Fig. 2 に羽口帯内での揮発分の気化率, ガス温度, および粒子径の変化を示す. ガス温度は微粉炭の吹込み

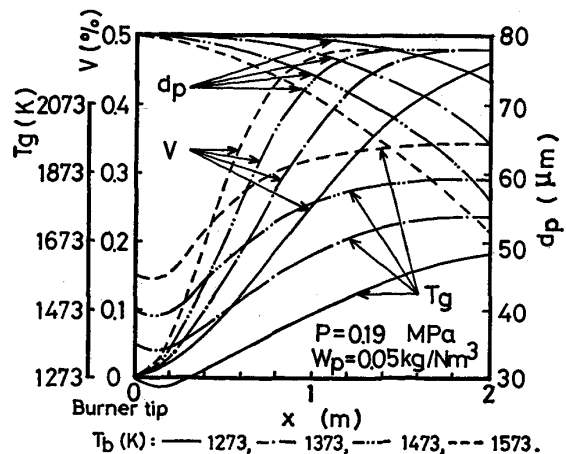


Fig. 2. Effect of the blast temperature on the volatilization rate.

によつてバーナー先端から約 0.1 m の位置で若干低下するがその後揮発分とチャーの燃焼で急速に上昇する。また、揮発分の気化率の増加が飽和状態に近づくにつれて、ガス温度の上昇も緩慢になる。送風温度が上昇すると揮発分の気化率は顕著に増加するが、より羽口に近い所で飽和するようになる。

Fig. 3 には送風圧が揮発分の気化率に及ぼす効果を示す。送風圧の上昇によりガス流速が低下して、粒子の滞留時間が増加するため、揮発分の気化率と微粉炭の燃焼率は増加する (d_p の減少に対応する)。送風温度の効果と同様に、気化率は、圧力の増加に従つて羽口先端近傍で飽和するようになる。

(2) 炭種

Fig. 4 では、高揮発分微粉炭 A と低揮発分微粉炭 B とを比較して示す。同じ操業条件下で A は B より揮発分の気化率と燃焼率が大きく、ガス温度はかなり上昇する。すなわち、高揮発分石炭は燃焼に有利である。

(3) 微粉炭の吹込み量

ガスと微粉炭粒子の温度に及ぼす吹込み量の影響を

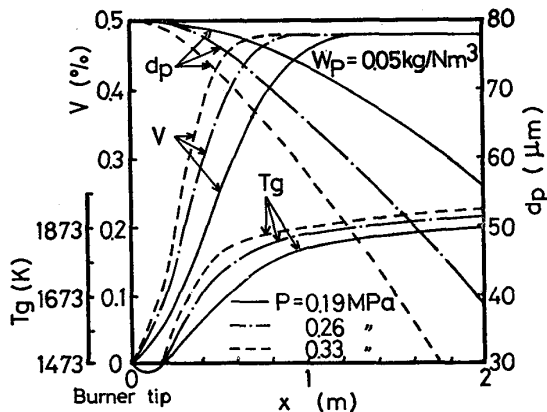


Fig. 3. Effect of the blast pressure on the volatilization rate.

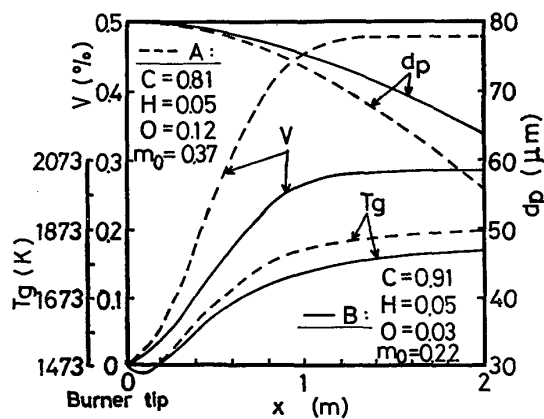


Fig. 4. Comparison of volatilization rate of coal with different properties.

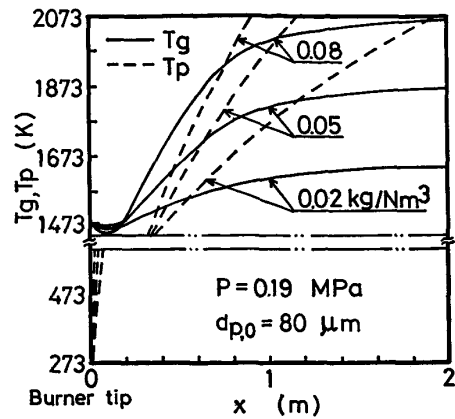


Fig. 5. Effect of injection rate of pulverized coal on the temperature of gas and solid particles.

Fig. 5 に示す。吹込み量の増加に伴つて揮発分が多く放出されるため、実操業の吹込み量の範囲内 (20~80 g/Nm³) でガス温度は数百度も上昇し得るため、熱風管と羽口の耐熱性、灰分の熔融などが問題となる。

3.2 羽口先の燃焼過程

羽口先の微粉炭の燃焼は、吹込み位置に影響されるが以下の結果はすべて $l=0.5$ m と設定して計算した。

(1) オールコークス操業との比較

Fig. 6 には同じ CI 高炉について PCI 操業 (実線) とオールコークス操業 (破線) における燃焼帯内の各種プロセス変数分布を比較して示している。計算は、オールコークス操業では、ガス組成分布が実測されている INATANI²⁸⁾ の操業データを、また、PCI 操業では、他の条件を同一として微粉炭を 50 g/Nm³ 吹込む場合を対象にした。

Fig. 6 から分かるように、PCI 操業の場合には、ガス組成と温度の分布パターンはオールコークス操業と同様であるが、位置としてはいずれも羽口側へ顕著に移行

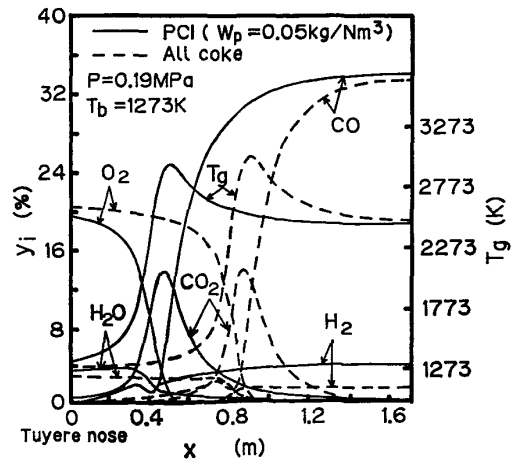


Fig. 6. Comparison of the distribution of process variables in PCI and all coke operation.

する。この理由は羽口帯内での微粉炭の燃焼によりガス温度が早期に上昇して、すべての反応が速くなるためである。ただし、PCI の場合には最高ガス温度 $T_{g,max}$ および温度レベルは低下する。この現象は微粉炭の吹込みによつて、理論燃焼温度が低下することと一致する。

(2) 送風温度

Fig. 7 に示すように、送風温度の上昇に伴つてガス温度の分布は羽口側へ近づき、 $T_{g,max}$ は上昇する。このことはガス温度の上昇が反応を促進することを示している。ただし、最高ガス温度の位置は送風温度の上昇によつて羽口先端に近づき、 $T_b > 1473K$ になるとその位置はほとんど変化しなくなる。

(3) 送風圧力

Fig. 8 にガス温度分布に及ぼす送風圧力と揮発分の影響を示す。送風圧が増加する場合には、送風温度の上昇の場合と同様な効果を生じ、各変数の分布は羽口側へ移動し、最高ガス温度は高くなる。この理由は圧力の上昇により滞留時間と各反応ガスのモル濃度が増加するため、反応は速く進行する。また、圧力の上昇に伴つて、

その効果は減少して、 $P > 0.26 MPa$ でほぼ飽和する。

(4) 炭種

微粉炭の揮発分含有量が増加 ($m_{0,A} > m_{0,B}$) すると、羽口帯内のガス温度が高くなるため、送風温度の上昇と同じ効果をもつことが Fig. 8 から分かる。

(5) 微粉炭の吹込み量

Fig. 9 に示すように、同じ送風条件下で微粉炭の吹込み量の増加によつてガス温度分布は羽口側へ移動するが $T_{g,max}$ は低下する。ガス温度レベルの低下は吹込み量の増加により理論燃焼温度が低くなるためであると考えられる。

Fig. 10 には、オールコークス操業の場合の理論燃焼温度を $T_f = 2610K$ と一定に保つて、微粉炭を吹き込んだ場合の効果を示している。理論燃焼温度を一定に保つための温度補償は、Fig. 10 中に示したように送風湿度の減少および酸素富化率の増加によつて行つた。その場合、各操業条件下で温度レベルはほとんど変わらないが、吹込み量の増加に伴つて、温度分布曲線は羽口側へ移行する。

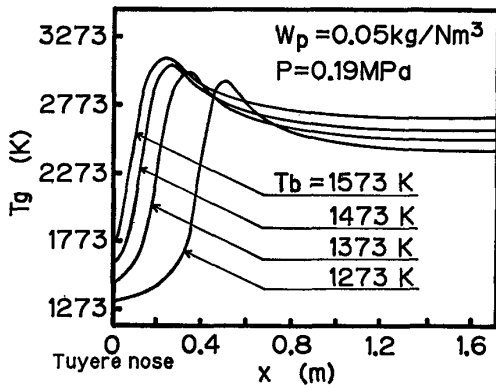


Fig. 7. Effect of blast temperature on the temperature distribution in combustion zone.

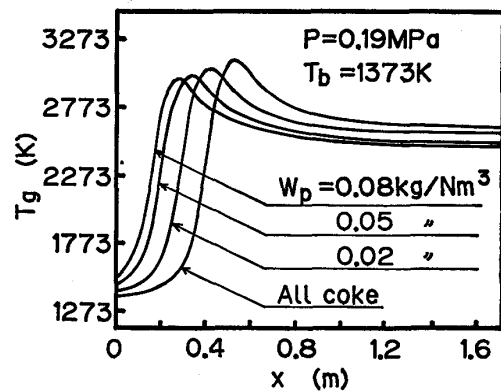


Fig. 9. Effect of injection rate of pulverized coal on the distribution of gas temperature.

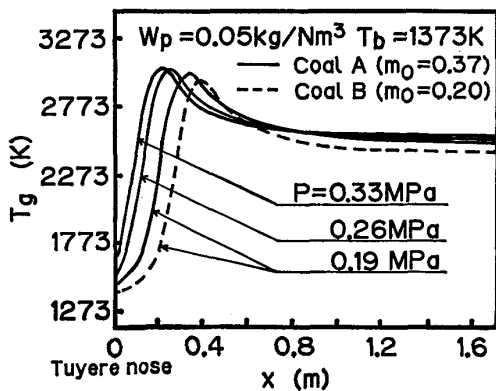


Fig. 8. Effects of the volatile matter content in coal and the blast pressure on the distribution of gas temperature.

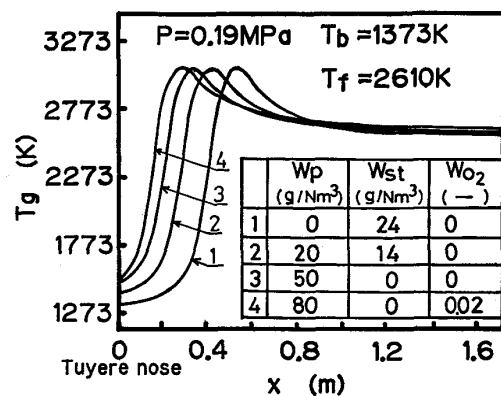


Fig. 10. Effect of injection rate of pulverized coal on the distribution of gas temperature under the constant theoretical combustion temperature.

4. 結 言

本研究では、PCI 操業について燃焼反応モデルを展開し、そのモデルに基づいて、数値計算を行い、オールコークス操業の実測値と比較して PCI 操業の特性を調べた。さらに、羽口先燃焼帯内での各プロセス変数に及ぼす操業条件の効果を明らかにした。それより下記の結論を得た。

(1) 微粉炭の吹込みに伴って羽口先燃焼帯内でのガス温度と各ガス成分の分布はすべて羽口側へ移行するが、最高ガス温度 $T_{g,max}$ は低くなる。微粉炭の吹込み量の増加に伴って、その効果は大きくなる。

(2) 送風温度と送風圧力を増加させると、羽口帯内での揮発分の気化率、したがって、ガス温度が大幅に上昇するため、レースウェイ内のガス温度は上昇し、各プロセス変数の分布はさらに羽口側へ移行する。しかし、その効果は $T_b > 1473K$, $P > 0.26 MPa$ でほぼ飽和状態となる。同様な効果は、揮発分の含有量の増加する場合にも認められる。

(3) 微粉炭の吹込み量が増加すると、羽口帯内でガス温度が上昇するため、羽口先燃焼帯内のプロセス変数分布は羽口側へ近づく。しかし理論燃焼温度が低下するため温度レベルは下がる。温度補償により、理論燃焼温度を一定に保つ場合には、温度レベルは変わらないが各プロセス変数の分布は羽口側へ接近する。

記 号

- A_t : 羽口の断面積 (m^2)
- a : 粒子の比表面積 (m^2/m^3 (bed))
- C_i : ガス成分 i のモル濃度 ($kmol/m^3$)
- C_g : 混合ガスのモル濃度 ($kmol/m^3$)
- c : 平均比熱 ($J/kmol \cdot K$)
- D : 羽口径 (m)
- D_i : ガス成分 i の分子拡散係数 (m^2/s)
- d : 粒子径 (m)
- E_v : 揮発反応の活性化エネルギー ($J/kmol$)
- \vec{F} : ガスのモル流束ベクトル ($kmol/m^2 \cdot s$)
- F_b : 乾送風量 (Nm^3 (dry air) /s)
- F_x : 羽口軸方向のガスのモル流束 ($kmol/m^2 \cdot s$)
- F_y : 羽口軸方向に垂直な方向のガスのモル流束 ($kmol/m^2 \cdot s$)
- $H_{char}, H_1, -\Delta H_v$: チャー, 石炭および揮発分の燃焼熱 (J/kg)
- $-\Delta H_j$: j 番目反応の反応熱 ($J/kmol$)
- h_c : コークス粒子に関する粒子・流体間の伝熱係数 ($W/m^2 \cdot K$)
- h_p : 微粉炭粒子に関する粒子・流体間の伝熱係数 ($W/m^2 \cdot K$)
- $k_{c,j}$: 化学反応速度定数 (m/s)
- $k_{f,i}$: 流体境界膜内物質移動係数 (m/s)
- k_v : 揮発反応の 1 次反応速度定数 (s^{-1})
- $k_{v,0}$: 揮発反応の頻度因子 (s^{-1})
- k_j : 総括反応速度定数 (s^{-1})

- M : 分子量 ($kg/kmol$)
- m_0 : 工業分析による石炭中の揮発分 (—)
- m_c : $t = \infty$ でチャーに残留する揮発分の分率 (工業分析値) (—)
- N : 羽口の本数 (—)
- Nu_c : コークス粒子に関するヌッセルト数 ($Nu_c \equiv h_c \phi d_c / \kappa$) (—)
- Nu_p : 微粉炭粒子に関するヌッセルト数 ($Nu_p \equiv h_p d_p / \kappa$) (—)
- n_p : 単位体積あたりの微粉炭粒子個数 ($1/m^3$ (bed))
- P : 平均ガス圧力 (Pa)
- P_r : プラントル数 ($P_r = C_g \mu_g / M_g \kappa$) (—)
- Q : 揮発による質量の減少と工業分析による揮発分の減少との比 (—)
- R : 気体定数 ($kJ/kmol \cdot K$)
- Re_c : コークス粒子に関するレイノルズ数 (—)
- Re_p : 微粉炭粒子に関するレイノルズ数 ($Re_p \equiv d_p |\vec{u}_g'| / \nu_g$) (—)
- R_j^* : 総括反応速度 ($kmol/m^3$ (bed) $\cdot s$)
- $R_{j,i}^*$: 揮発によるガス成分 i の生成速度 ($kmol/m^3$ (bed) $\cdot s$)
- r_i : ガス成分 i の消失速度 ($kmol/m^3$ (bed) $\cdot s$)
- r_p : 微粉炭粒子の半径 (m)
- Sc : シュミット数 ($Sc \equiv \mu_g \rho_g / D_i$) (—)
- Sh_c : コークス粒子に関するシャウワッド数 (—)
- Sh_p : 微粉炭粒子に関するシャウワッド数 ($Sh_p \equiv k_{f,i} d_p / D_i$) (—)
- T : 温度 (K)
- T_m : コークス粒子境界膜内平均温度 ($T_m = (T_g + T_c) / 2$) (K)
- t : 時間 (s)
- u : 速度 (m/s)
- \vec{u}_g : ガス速度ベクトル (m/s)
- \vec{u}_g' : ガスと微粉炭粒子の相対速度ベクトル (m/s)
- V, V^* : 時間 t までおよび $t = \infty$ まで放出された揮発分の比率 (—)
- W_p : 微粉炭の吹込み量 (kg/Nm^3)
- w_{O_2} : 酸素富化率 ($Nm^3(O_2) / Nm^3$ (dry air))
- w_{st} : 送風湿度 ($g(H_2O) / Nm^3$ (dry air))
- x : 軸方向距離 (m)
- y_i : ガス成分 i のモル分率 (—)
- ϵ : 層空間率 (—)
- ϵ_c : コークスの空隙率 (—)
- ζ_p : 黒度 (—)
- η_i : 反応有効係数 (—)
- κ : ガスの熱伝導度 ($W/m \cdot K$)
- μ_g : 混合ガス粘度 ($Pa \cdot s$)
- ν_g : 混合ガス動粘性係数 (m^2/s)
- $\nu_{i,j}$: j 番目におけるガスの成分 i の化学量論係数 (—)
- ξ : 燃焼帯の全外表面積に対するガスの有効流出面積の比 (—)
- ξ_c : コークス粒子の迷宮度 (—)
- ρ : 密度 (kg/m^3)
- ρ_{bc} : かさ密度 (kg/m^3 (bed))
- σ : ステファン・ボルツマン定数 ($W/m^2 \cdot K^4$)
- ϕ : コークス粒子の形状係数 (—)

[添字]

- 0 : 初期
- c : コークス
- g : 混合ガス

p : 微粉炭
 v : 揮発反応
 i : ガス成分の種類 (1: O₂, 2: CO₂, 3: H₂O,
 4: CO, 5: H₂, 6: N₂)
 j : 反応の種類
 $\alpha, \beta, \gamma, \delta, \eta$: C, H, O, N, S の化学量論係数
 θ : 係数

文 献

- 1) 成田貴一, 前川昌大, 金山宏志, 関 義和, 斎藤武文: 鉄と鋼, 68 (1982), p. 2385
- 2) 鈴木富雄, 広瀬量一, 阿部 亨, 田村節夫, 田中孝三: 鉄と鋼, 68 (1982), S 762
- 3) 脇元博文, 佐藤健朗, 藤浦正己, 原 久典: 鉄と鋼, 69 (1983), S 105
- 4) 脇元博文, 佐藤健朗, 原 行明: 鉄と鋼, 70 (1984), S 805
- 5) J. M. BURGESS, A. S. JAMALUDDIN, M. J. MCCARTHY, J. G. MATHIESON, S. NOMURA, J. S. TRUELOVE and T. F. WALL: Proc. 2nd Japan-Australasian Joint Symposium, Tokyo (1983), p. 129 [ISIJ]
- 6) 金山宏志, 関義和, 斎藤武文, 前川昌大, 成田貴一, 田村節夫: 鉄と鋼, 68 (1982), S 763
- 7) C. M. HEMMING and G. C. CARTER: Ironmaking Steelmaking, 3 (1981), p. 104
- 8) E. J. OSTROWSKI: Ironmaking Steelmaking, 5 (1983), p. 215
- 9) 元重正洋, 柴富田浩, 小山朝良, 篠原 均, 射場毅, 木谷征弘: 鉄と鋼, 69 (1983), S 106
- 10) 川辺正行, 和栗真次郎, 馬場昌喜, 石川 泰, 長谷川 晟: 鉄と鋼, 68 (1982), p. 2393
- 11) M. HATANO, K. KURITA and T. TANAKA: Ironmaking Proceedings, 42 (1983), p. 577
- 12) 桑原 守, 謝 裕生, 梶 巖: 鉄と鋼, 66 (1980), p. 1918
- 13) S. BADZIOCH, R. B. SAINSBURY, P. C. YELLOW and P. G. W. HAWKSLEY: BCURA private communication (1967)
- 14) D. B. ANTHONY, J. B. HOWARD, H. C. HOTTEL and H. P. MEISSNER: Proc. 15th Int. Symposium on Combustion, Tokyo (1975), p. 1303
- 15) H. KOBAYASHI, J. B. HOWARD and A. F. SAROFIM: Proc. 16th Int. Symposium on Combustion, The Massachusetts Institute of Technology (1976), p. 411
- 16) S. BADZIOCH and P. G. W. HAWKSLEY: Ind. Eng. Chem. Process Design Develop., 9(1970), p. 521
- 17) D. B. ANTHONY, J. B. HOWARD, H. C. HOTTEL and H. P. MEISSNER: Fuel, 55 (1976), p. 121
- 18) J. R. ARTHUR: Trans. Faraday Soc., 47 (1951), p. 164
- 19) S. V. SOTIRCHOS and N. R. AMUNDSON: Ind. Eng. Chem. Fundamental, 23 (1984), p. 191
- 20) M. A. FIELD, D. W. GILL, B. B. MORGAN and P. G. W. HAWKSLEY: Combustion of Pulverized Coal, BCURA, Leatherhead, Cherey and Sons, Banbury, England (1967)
- 21) S. DUTTA, C. Y. WEN and R. J. BELT: Ind. Eng. Chem. Process, Des. Develop., 16 (1977), p. 20
- 22) K. HEDDEN and A. LOWE: Carbon, 5 (1967), p. 339
- 23) W. E. RANZ and W. R. MARSHALL: Chem. Eng. Prog., 48 (1952), p. 141
- 24) B. SRINIVAS and N. R. AMUNDSON: AIChE Journal, 26 (1980), p. 487
- 25) G. HEYNERT and J. WILLEMS: Stahl Eisen, 79 (1959), p. 1545
- 26) J. B. HOWARD, G. C. WILLIAMS and D. H. FINE: 14th Int. Symposium on Combustion, Pittsburgh (1973), p. 975
- 27) 白井 隆: 化学工学と化学機械, 1(1956), p. 216
- 28) T. INATANI, T. FUKUTAKE and K. OKABE: Der Hochofenprozess Hersg. Vom Ver. Deut. Eisenhüttenleute, Düsseldorf (1973), p. 114