2 段流動層石炭チャーガス化テストプラントデータの モデル解析およびその計算法

森 滋 勝*・野 村 聡 一
平 岡 節 郎・山 田 幾 穂

名古屋工業大学工学部工業化学科[†]

武 田 詔 平

北海道工業開発試験所^{††}

2 段加圧流動層石炭チャーガス化炉について、段間の粒子交換速度および炭素ホールドアップ比の影響を考慮したシミュレーションモデルを提出した。また、このモデルにおける連立方程式を解くにあたり、黄金分割法を用いて炭素反応率を反復修正する数値計算法を提出した。

本モデルにより、工業技術院北海道工業開発試験所におけるパイロットプラントの実測データを十分よく説明できることを示した。

さらに、本モデルによる計算結果から、2 段流動層石炭ガス化装置の最も重要な利点は次の 2 点であることを明らかにした。i) 不活性硅砂とチャーとの段間における分級効果によって、クリンカートラブルなしに 1 段目の温度を高温に維持できる。ii) スラッシングを起こすことなく、層内全粒子ホールドアップ量を増加させることができる。

緒 言

流動層石炭ガス化炉内では多数の反応が同時に並発、進行し、層内の粒子やガスの挙動も複雑であるため、実験で得られたデータの検討だけからでは炉内現象を的確に把握することが困難である。また、通常のテストプラントでは、操作条件の可変範囲が比較的狭く、着目操作変数のみを独立に変化させて系統的に実験を行うことも非常に困難である。したがって、プロセス開発の段階から適当なモデルを展開し、それに基づいたデータの解析、装置内現象の定量的推算および操作特性の検討などは、装置の開発に対して適切な指針を与えると同時に、合理的な研究開発には欠くべからざるものとなる。

これまでに武田らは、2.8 cmφ 小型流動層による実験結果からガス化炉内の反応の中で速度支配と考えられる水性ガス化および発生活性ガス化反応の反応速度式を提出し²⁾、これを使用した 7.5 cmφ 単段ガス化炉モデルによるシミュレーションの計算結果が北海道工業開発試験所の単段加圧流動層ガス化炉の実測データを十分よく説明できることを示し³⁾、さらに、そのガス化炉の操作特性を検討して、炭粒ホールドアップ量を増大させることができればガス化成績は大幅に改善されることを明らかにした⁴⁾。

しかしながら、ここで用いた単段ガス化炉モデルの数

値計算法は、解の安定性が非常に悪く、簡明な初期値の選定が困難であるという問題が残されていた。

本報では、すでに示した単段ガス化炉モデルを応用して 2 段加圧流動層ガス化炉のシミュレーションモデルを提出し、解の安定性の良好な計算法を確立したのでこれを報告するとともに、北開試で開発中の 2 段流動層による石炭チャーの加圧ガス化プロセスにおける 7.5 cmφ テストプラントデータ¹⁾の解析を行うことにより、本モデルの有用性を確かめるものである。

1. 2 段流動層ガス化炉モデル

2 段流動層ガス化炉モデルの概略を Fig. 1 に示す。単段の場合³⁾と同様に、以下のような仮定を設ける。

- 下段 (第 1 段) に供給された炭粒は瞬間的に熱分解反応をうけ、チャーと揮発分を生成する。
- 流入ガス中の酸素は燃焼反応 ($C + O_2 \rightarrow CO_2$) により層内のチャーと瞬間的に反応して全量が消費される。
- 上段 (第 2 段) および下段ともに層内で粒子およびガスは完全混合であり、段間で粒子のみが W_{cu} , W_{cd} の速度で交換する。
- 水性ガス転化反応 ($CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$) は各層内で十分速く平衡状態に達しており、この転化反応により単位時間あたりに生成する H_2 および CO_2 モル数を r_g とする。

また、発生活性ガス化反応 ($C + CO_2 \rightarrow 2CO$) および水

[†] 〒466 名古屋市昭和区御器所町

^{††} 〒062 札幌市豊平区月寒東

* 名古屋工業大学 材料開発研究施設

Fig. 1 Schematic Model of Two-stage Coal Gasifier

性ガス化反応 ($C + H_2O \rightarrow CO + H_2$) の反応速度式としては、テストプラントへ供給した原料チャーと同一のチャーで同一の粒径分布を持つチャーを使用した小型流動層における反応速度実験から求めた次の実験式²⁾を採用する。

$$(dX_i/dt)_m = P_{j,i} / [(1 - X_i)^{-1/3} - 1] \\ [k_{m,1}(1 - X_i)^2 + (1 - X_i)^{-2/3}/k_{m,2}] \\ \equiv \lambda_{m,i}(X_i)P_{j,i} \quad (1)$$

$$k_{m,n} = \exp(A_{m,n} - E_{m,n}/RT_i) \quad (n=1, 2) \quad (2)$$

ただし、 $m=1, 2$ はそれぞれ、発生炉ガス化および水性ガス化反応を示す。Eq. (2) の活性化エネルギー $E_{m,n}$ および頻度因子 $A_{m,n}$ の値は Table 1 に示す。また、熱分解反応による揮発分収率 Δm_j の値も、同一の実験から得られた Table 2 の値を採用する。したがって、全揮発分中に含まれる炭素の物質収支から Eq. (3) が得られる。

$$(W_C - W_{C1})/12 = (\Delta m_{CO} + \Delta m_{CO_2} + \Delta m_{CH_4})W_T \quad (3)$$

ただし、

$$W_C = W_T \cdot X_C \quad (4)$$

以上の仮定に基づいて、第1段および第2段についてそれぞれ、炭素、二酸化炭素、水蒸気、水素、一酸化炭素、窒素およびメタンについて物質収支をとると、Table 3 に示す基礎式が得られる。

本モデルにおいては、2段操作の特性因子として、炭粒のホールドアップ比 ($X_{WB} \equiv W_{B1}/(W_{B1} + W_{B2})$)、粒子の抜き出し比 ($\beta \equiv W_{C3}/W_{C1}$) および粒子逆流比 ($\alpha \equiv W_{CD}/W_{C2}$) を考慮しているが、テストプラントでは第1段からの抜き出しは行われていないため $\beta=0$ である。

本報ではさらに、上述のモデルの一つの簡略化として、段間の粒子交換速度が十分に大きく、 $X_1 \div X_2 = X$ となとしたモデル ($W_{CD} \neq 0$ であるので $\alpha=\infty$) についても考えることにする (粒子側完全混合モデル)。この場合は、炭素に関する2個の収支式 (Eqs. (T-1), (T-

Table 1 Kinetic Constants

Reaction	A [—]		E [kcal/mol]	
	A ₁	A ₂	E ₁	E ₂
C-CO ₂	45.60	20.68	94.50	44.10
C-H ₂ O	17.53	19.85	31.21	38.45

Table 2 Volatile Yield [mol/kg]

T (°C)	880	950	1,000	1,050
Δm_{CO_2}	0.911	0.911	0.911	0.911
Δm_{CH_4}	2.30	2.30	2.30	2.30
Δm_{H_2O}	2.18	2.19	2.18	2.18
Δm_{H_2}	7.46	8.21	8.48	8.71
Δm_{CO}	2.34	2.39	2.39	2.39

Table 3 Material Balance Equations for Two-stage Model

1st Stage

$$W_{C1} + W_{CD}(1 - X_2) - W_{CU}(1 - X_1) - W_{C3}(1 - X_1) \\ = W_{B1}[\lambda_{1,1}(X_1)P_{CO_2,1} + \lambda_{2,1}(X_1)P_{H_2O,1} + 12m_{O_2,8} \quad (T-1)$$

$$m_{O_2,8} + \Delta m_{CO_2}W_T - m_{CO_2,1} = W_{B1}\lambda_{1,1}(X_1)P_{CO_2,1}/12 - r_{S,1} \quad (T-2)$$

$$m_{H_2O,8} + \Delta m_{H_2O}W_T - m_{H_2O,1} = W_{B1}\lambda_{2,1}(X_1)P_{H_2O,1}/12 + r_{S,1} \quad (T-3)$$

$$\Delta m_{H_2}W_T - m_{H_2,1} = -W_{B1}\lambda_{2,1}(X_1)P_{H_2O,1}/12 - r_{S,1} \quad (T-4)$$

$$\Delta m_{CO}W_T - m_{CO,1} = -W_{B1}[2\lambda_{1,1}(X_1)P_{CO_2,1} \\ + \lambda_{2,1}(X_1)P_{H_2O,1}]/12 + r_{S,1} \quad (T-5)$$

$$m_{N_2,1} = m_{N_2,8} \quad (T-6)$$

$$m_{CH_4,1} = \Delta m_{CH_4}W_T \quad (T-7)$$

$$\text{where,} \quad (T-8)$$

$$P_{CO_2,1} = P_T m_{CO_2,1}/m_{T,1} \quad (T-9)$$

$$P_{H_2O,1} = P_T m_{H_2O,1}/m_{T,1} \quad (T-10)$$

$$m_{T,1} = m_{H_2O,1} + m_{H_2,1} + m_{CO,1} + m_{CO_2,1} + m_{N_2,1} + m_{CH_4,1} \quad (T-11)$$

$$K_1 = (m_{H_2,1}m_{CO_2,1}) / (m_{CO,1}m_{H_2O,1}) \quad (T-12)$$

2nd Stage

$$W_{CU}(1 - X_1) - W_{CD}(1 - X_2) - W_{C2}(1 - X_2) \\ = W_{B2}[\lambda_{1,2}(X_2)P_{CO_2,2} + \lambda_{2,2}(X_2)P_{H_2O,2}] \quad (T-13)$$

$$m_{CO_2,1} - m_{CO_2,2} = W_{B2}\lambda_{1,2}(X_2)P_{CO_2,2}/12 - r_{S,2} \quad (T-14)$$

$$m_{H_2O,1} - m_{H_2O,2} = W_{B2}\lambda_{2,2}(X_2)P_{H_2O,2}/12 + r_{S,2} \quad (T-15)$$

$$m_{H_2,1} - m_{H_2,2} = -W_{B2}\lambda_{2,2}(X_2)P_{H_2O,2}/12 - r_{S,2} \quad (T-16)$$

$$m_{CO,1} - m_{CO,2} = -W_{B2}[2\lambda_{1,2}(X_2)P_{CO_2,2} + \lambda_{2,2}(X_2)P_{H_2O,2}]/12 \\ + r_{S,2} \quad (T-17)$$

$$m_{N_2,2} = m_{N_2,1} \quad (T-18)$$

$$m_{CH_4,2} = m_{CH_4,1} \quad (T-19)$$

$$\text{where,} \quad (T-20)$$

$$P_{CO_2,2} = P_T m_{CO_2,2}/m_{T,2} \quad (T-21)$$

$$P_{H_2O,2} = P_T m_{H_2O,2}/m_{T,2} \quad (T-22)$$

$$m_{T,2} = m_{H_2O,2} + m_{H_2,2} + m_{CO,2} + m_{CO_2,2} + m_{N_2,2} + m_{CH_4,2} \quad (T-23)$$

$$K_2 = (m_{H_2,2}m_{CO_2,2}) / (m_{CO,2}m_{H_2O,2}) \quad (T-24)$$

12)) の代わりに次式を採用する。

$$W_{C1}X = W_{B1}[\lambda_{1,1}(X)P_{CO_2,1} + \lambda_{2,1}(X)P_{H_2O,1}] \\ + W_{B2}[\lambda_{1,2}(X)P_{CO_2,2} + \lambda_{2,2}(X)P_{H_2O,2}] \\ + 12m_{O_2,8} \quad (5)$$

なお、各段の温度は等しくないため、粒子側推進力 ($\lambda_{j,i}$) の値もまた等しくはならない。

2. 数値計算法

データとして、層内炭粒ホールドアップ、全圧、ガスおよび粒子の流入条件、各段の温度およびパラメーター (X_{WB} , α , β) を与えれば、Eqs. (T-1)~(T-22) の連立代

数方程式を解くことにより、各段におけるガス組成、炭素反応率およびおのおのの生成ガス量が求まる。しかしながら、前報⁹⁾で採用した粒子側推進力 $\lambda_{j,i}$ と生成ガス分圧 $P_{j,i}$ を仮定値にとった 2 重試行錯誤収束計算法では、任意の仮定値を方程式に代入して計算される各変数のいずれかが容易に負値となり、発散するため、仮定値の非常に狭い設定範囲をあらかじめ探索する必要がある。したがって、2 段ガス化炉モデルやエンタルピー収支を考慮したモデルなどのように、さらに多重の試行錯誤収束計算を行うためには、より安定に収束解が得られる計算法が必要となるので、次のような計算法を開発した。

まず、基礎式 Eqs. (T-1)~(T-5) を変形して次式を導出する。

$$\begin{aligned} & \lambda_{1,1}(X_1)P_{CO_2,1} + \lambda_{2,1}(X_1)P_{H_2O,1} \\ & = \{W_{C1} + W_{CD}(1-X_2) - W_{CU}(1-X_1) \\ & \quad - W_{Cs}(1-X_1) - 12m_{O_2,3}\}/W_{B1} \end{aligned} \quad (6)$$

$$\begin{aligned} A &= m_{H_2,1} + m_{H_2O,1} \\ &= m_{H_2O,3} + \Delta m_{H_2O} W_T + \Delta m_{H_2} W_T \end{aligned} \quad (7)$$

$$\begin{aligned} B &= m_{H_2,1} + m_{CO,1} \\ &= W_{B1}[\lambda_{1,1}(X_1)P_{CO_2,1} + \lambda_{2,1}(X_1)P_{H_2O,1}]/6 \\ & \quad + \Delta m_{H_2} W_T + \Delta m_{CO} W_T \end{aligned} \quad (8)$$

$$\begin{aligned} C &= m_{CO_2,1} + m_{H_2O,1} \\ &= m_{O_2,3} + \Delta m_{CO_2} W_T + m_{H_2O,3} + \Delta m_{H_2O} W_T \\ & \quad - W_{B1}[\lambda_{1,1}(X_1)P_{CO_2,1} + \lambda_{2,1}(X_1)P_{H_2O,1}]/12 \end{aligned} \quad (9)$$

さらに、Eqs. (7), (8), (9) を用いて Eq. (T-11) 中の $m_{H_2,1}$, $m_{CO,1}$, $m_{CO_2,1}$ を A, B, C および $m_{H_2O,1}$ で置き換えると、 $m_{H_2O,1}$ に関する 2 次方程式 (Eq. (10)) が得られ、 $m_{j,i}$ の各値はすべて正であるという条件から、 $m_{H_2O,1}$ は Eq. (11) で与えられる。

$$(1-K_1)m_{H_2O,1}^2 - \{A+C+K_1(B-A)\}m_{H_2O,1} + AC = 0 \quad (10)$$

$$\begin{aligned} m_{H_2O,1} &= [A+C+K_1(B-A) \\ & \quad - \sqrt{\{A+C+K_1(B-A)\}^2 - 4(1-K_1)AC}] \\ & \quad / \{2(1-K_1)\} \end{aligned} \quad (11)$$

各段の反応率 X_1 および X_2 を仮定する (Appendix 参照) と Eq. (6) から発生炉ガス化および水性ガス化反応速度項の和が求められ、これを Eqs. (8), (9) へ代入すると B, C の値が計算され、Eq. (7) から計算される A の値とともに Eq. (11) へ代入すると、 $m_{H_2O,1}$ が計算される。 $m_{H_2O,1}$ の値を Eqs. (7)~(9) へ代入すると $m_{H_2,1}$, $m_{CO,1}$ および $m_{CO_2,1}$ の値が計算できる。

次に、第 1 段に関する Eqs. (T-1)~(T-5), (T-8)~(T-11) の各方程式について、計算された未知変数の値と他の項との偏差を計算し、第 l 番目の式に対する値を $Q_{l,1}$ とする。第 2 段についても第 1 段とまったく同様の手順により $Q_{l,2}$ を計算し、Eq. (12) で定義した目的関

Fig. 2 Flow Chart of Computer Calculation for Two-stage Gasifier Model

Fig. 3 Flow Chart of Computer Calculation for Two-stage Gasifier Model (Solid Side Perfect Mixing Model)

数 ϕ_i を求める。

$$\phi_i = \sum Q_{l,i}^2 \quad (i=1, 2) \quad (12)$$

ϕ_i の値は、反応率 X_i を仮定すれば一意的に決定され、 $0 \leq X_i < 1$ の区間内ですべての方程式を満たす(すべての $Q_{l,i}$ が 0 となる)解が存在する限り単峰性であり、かつ、 $\phi_i = 0$ となる最小点を持つ。したがって、 ϕ_i の値が所定の精度 ϵ を満足するまで X_i を反復修正する収束計算を行う。

なお、計算に際しては、目的関数が各変数に対してできるだけ均等に評価されるように、 $P_{j,i}$ は全圧 P_T で、 $m_{j,i}$, $m_{r,i}$ および $r_{s,i}$ は全入口ガス供給量によってそれぞれ無次元化しておく。

2 段モデルおよび粒子側完全混合モデルの数値計算の過程を Figs. 2 および 3 に示す。なお、2 段モデルに対しては、各段の X_i に対する反復修正は各段ごとに行い、第 1 段の修正を内ループに、第 2 段の修正を外ループにとった。

Fig. 4 Comparisons of Calculated Produced Gas Composition from 1st and 2nd Stage with Experimental Data

Fig. 5 Comparisons between Calculated Total Flow Rates of Produced Gas from 2nd Stage and Experimental Data

Fig. 6 Comparisons between Calculated Heating Value of Produced Gas and Experimental Data

Fig. 7 Comparisons between Calculated Heat Conversions and Experimental Results

Fig. 8 Comparisons between Calculated Carbon Conversions and Experimental Results

Table 4 Operational Conditions¹⁾

Run No.	27	28	30	31	34	35	42
T_1 [°C]	880	880	880	950	1000	1050	1000
T_2 [°C]	800	835	810	860	930	950	955
P [Kg/cm ² G]	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0
$m_{air,3}$ [Nm ³ /hr]	4.7	4.5	4.7	5.6	5.6	6.1	4.7
$m_{H_2O,8}$ [Kg/hr]	2.8	2.8	3.0	2.4	3.4	2.0	3.2
W_T [Kg/hr]	2.70	2.67	2.45	2.40	2.20	2.32	1.35

一方、粒子側完全混合モデルでは、 X に対する修正ループは 1 個であり、Eq. (13) で定義した目的関数を採用する。しかし、2 段モデルについて Appendix で示したような仮定値 X に関する下限値は、直接には決定

できないので、Eq. (11) に相当する式中の根号の中の値が負とならない領域まで、仮定値 X の下限を試行錯誤的に増加させておく手順が必要となる。

$$\phi = \sum_i Q_{i,1}^2 + \sum_i Q_{i,2}^2 \quad (13)$$

Fig. 9 Difference in Calculated Carbon Conversion and Produced Gas Composition between Two-stage Model and Simplified Single-stage Model

3. 計算結果と考察

3.1 実測結果との比較検討

本報で展開したモデルを使用して計算したガス組成、生成ガス量、生成ガス発熱量 (dry-base)、熱変換効率¹⁾ および炭素反応率 (熱分解直後のチャー中素炭基準) と Table 4 に示した操作条件で得られたテストプラントデータ¹⁾との比較を、それぞれ、Figs. 4, 5, 6, 7 および 8 に示す。なお、粒子逆流比 α および炭粒ホールアップ比 X_{WB} の正確な値を推算することができないため、 $\alpha=0.5$, $X_{WB}=0.5$ とした場合の計算結果を示したが、その影響については後述する。

Fig. 4 には、第 1 段および第 2 段からの水素、一酸化炭素、二酸化炭素およびメタンの出口モル流量に関する比較を示してあるが、Run 28 および 42 (図中に数字で示す) における H_2 と CO を除き、 $\pm 20\%$ の誤差範囲内で実測値と計算値が一致している。Fig. 5 には、 $\alpha=0.5$ および ∞ (粒子側完全混合モデル) に対する生成ガス量の計算結果を示したが、両者の差異はほとんどなく、 $\pm 15\%$ 以内の精度で実測結果と一致する。出口生成ガス発熱量および熱変換効率に対しても、Figs. 6 および 7 に示すように Run 28 を除き、それぞれ $\pm 15\%$ および $\pm 20\%$ の誤差範囲内で実測値と計算値は一致するが、実測値よりやや大きな値が推算されている。これは、Fig. 4 で示すように、 H_2 および CO の生成量をやや大きく推算したためと考えられる。さらに、炭素反応率は Fig. 8 に示すように、かなり過大な推算結果が得られた。この理由の一つとして、実操業では炭粒と媒体粒子とが段間で分級を起こし¹⁾、温度の低い上段に炭粒が多くなるため、実質的には X_{WB} の値が全粒子の分配比より小さくなることが考えられる。

3.2 モデルの特性

2 段モデルの一つの簡単なモデルとして、粒子およびガスともに段間で完全混合であり、両層の温度が等しい

Fig. 10 Effect of Carbon Hold-up Ratio and Solid Back Flow Ratio between both Stages on Carbon Conversion

Fig. 11 Effects of Solid Back Flow Ratio on Produced Gas Composition as a Function of Carbon Hold-up Ratio

という単段近似モデルが考えられる。もし、単段近似モデルにより実測結果を十分説明できるならば、数値計算は大きく簡略化され、計算時間も大幅に短縮できる。しかし、Fig. 9 に示したように、出口ガス組成および炭素反応率ともに、層の代表温度として第 1 段温度 T_1 を採用した case I と第 2 段温度を採用した case II とでは大きく異なり、炭粒ホールアップ比 X_{WB} および温度差の影響が大きいので、2 段モデルを採用する必要があることがわかる。

Figs. 10 および 11 には、それぞれ、炭素反応率と生成ガス中の各成分量に対する粒子逆流比 α と X_{WB} の影響を例示した。計算結果に対する α の影響はきわめて小さく、 α が 0.5~1.0 以上になると、2 段モデルを採用した数値計算の結果と $\alpha=\infty$ と近似した粒子側完全混合モデルのそれとは両者ともほぼ一致する。また、この

ことから、通常予想される多段化による反応成績の向上は、ほとんど期待できないことがわかる。一方、 X_{WB} の影響はかなり大きく、0.5より小さな値となるとガス化反応成績がかなり低下する。これは主に、第2段における層内温度が第1段の温度より50~180°C低く、ガス化反応速度が小さくなるためである。したがって、これらの結果だけからは、第1段のみでガス化を行う単段操作($X_{WB}=1.0$)の方が有利のように考えられる。しかし、実際には2段化することによって層内全粒子のホールドアップ量を増大させるとともに、段間の粒子分級効果を利用することによって、粒子のクリンカートラブルなしに第1段の温度を高温に保つことが可能となっている。したがって、単段で操作した場合には、層内の温度が第2段の温度に近い低温で操作しなくてはならないため、むしろ $X_{WB}=0$ におけるガス化成績しか得られないことになる(Fig. 9 参照)。ゆえに、Figs. 10 および 11 に示した X_{WB} の増加にともなうガス化反応成績の改良こそまさに2段化の効果と考えるのが妥当と思われる。

結 言

本モデルに基づく計算値と、7.5 cmφ 2 段加圧流動層ガス化炉の実測値を比較検討し、以下の結論を得た。

- i) 単段流動層石炭ガス化炉モデルを2段流動層に適用した本モデルによって実測結果を十分説明できる。
- ii) 段間温度差が大きいため、炭粒ホールドアップの分配比がガス化反応成績に大きな影響を与える。
- iii) 段間粒子逆流速度が炭粒供給速度以上($\alpha > 1$)になると反応成績には影響を与えなくなり、 $\alpha = \infty$ とした粒子側完全混合モデルによって十分よい近似ができる。
- iv) 数値計算結果は、2段操作の利点が単なる多段化による反応成績の向上ではなく、段間の粒子の分級効果を利用してクリンカートラブルを起こさずにより高い温度でガス化反応を行う点にあることを示唆している。

Appendix

粒子逆流比 α が大きい場合、 X_i の仮定値を小さくすると Eq. (11) の根号の中の値が負となる場合がある。そこで、この値が負とならないような X_i の仮定値設定領域の下限を、あらかじめ各ループの収束計算を行う前に、次のような手順で設定しておく必要がある。

Eq. (11) の根号の中の項を SQR で表し、 A, B, C の値を X_1 に関する定数項 a, b, c および X_1 の関数項 R で書きかえると次式が得られる。

$$SQR = W_{B1}^2(2K_1 - 1)^2 R^2 / 144 + W_{B1}[(2K_1 - 1)\{a + c + K_1(b - a)\} + 2a(1 - K_1)]R / 6 + \{[a + c + K_1(b - a)]^2 - 4ac(1 - K_1)\} \quad (A-1)$$

ただし、

$$a \equiv m_{H_2O,3} + \Delta m_{H_2O} W_T + \Delta m_{H_2} W_T \quad (A-2)$$

$$b \equiv \Delta m_{H_2} W_T + \Delta m_{CO} W_T \quad (A-3)$$

$$c \equiv m_{O_2,3} + m_{H_2O,3} + \Delta m_{CO_2} W_T + \Delta m_{H_2O} W_T \quad (A-4)$$

$$R \equiv \lambda_{1,1}(X_1)P_{CO_2,1} + \lambda_{2,1}(X_1)P_{H_2O,1} \quad (A-5)$$

Eq. (A-1) で $SQR=0$ として得られる R に関する2次方程式の根を $R_1, R_2 (R_1 < R_2)$ とすると、 $SQR > 0$ となるためには、 $R < R_1$ および $R > R_2$ となるが、 $r_{S,1}$ を除くすべての独立変数の値が正であるためには、 $R > R_2$ である必要がある。

一方、Eq. (T-1) より R は次式でも表すことができる。

$$R = [W_{C1}\{(1 + \alpha - \alpha\beta)X_1 + \alpha(\beta - 1)X_2\} - 12m_{O_2,3}] / W_{B1} \quad (A-6)$$

したがって、 $R > R_2$ の条件から次式の条件が得られる。

$$X_1 > \{(W_{B1}R_2 + 12m_{O_2,3}) / W_{C1} + \alpha(1 - \beta)X_2\} / (1 + \alpha - \alpha\beta) \quad (A-7)$$

【謝 辞】 本研究遂行にあたり御協力いただいた北海道工業開発試験所第3部河端淳一氏はじめガス化グループの各位、ならびに北海道大学工学部石炭系資源実験施設真田雄三教授に感謝いたします。

Nomenclature

A	= frequency factor	[—]
E	= activation energy	[kcal/kg-mol]
H_h	= heating value of produced gas	[kcal/Nm ³]
K	= equilibrium constant for the shift reaction	[—]
k	= reaction rate constant	[1/atm·hr]
$m_{j,3}, m_{j,i}$	= molar feed and outlet rate of j -component gas, respectively	[kg-mol/hr]
$m_{T,i}$	= total molar flow rate of outlet gas from i -th stage	[kg-mol/hr]
Δm_j	= volatile yield from feed char	[kg-mol/kg]
P_T	= total pressure	[atm]
$P_{j,i}$	= partial pressure of j -component in i -th stage	[atm]
R	= gas constant	[kcal/K·kg-mol]
$r_{s,i}$	= H ₂ and CO ₂ production rate by the shift reaction	[kg-mol/hr]
T_i	= temperature in i -th stage	[K]
W_{Bi}	= carbon hold-up in i -th stage	[kg]
W_C, W_T	= feed rate of carbon and char, respectively	[kg/hr]
W_{C1}	= carbon feed rate based on volatile free char	[kg/hr]
W_{C2}, W_{C3}	= char outlet from second and first stage, respectively	[kg/hr]
W_{CU}, W_{CD}	= char flow rate from first stage to second stage, and from second stage	

to first stage, respectively [kg/hr]
 X = carbon conversion based on volatile
 free char [—]
 X_c = carbon content in feed char [—]
 X_{WB} = carbon hold-up ratio in first stage [—]
 α = solid back flow ratio [—]
 β = ratio of solid outlet from first stage
 to solid feed rate [—]
 $\lambda(X)$ = solid side driving force [1/atm·hr]
 <Subscripts>
 i = stage number
 j = component (H_2O , H_2 , CO , CO_2 , CH_4 ,
 N_2 , O_2)
 m = 1: Boudouard reaction,
 2: carbon-steam reaction

n = term number in eq. (1)

Literature cited

- 1) Kawabata, J., M. Yumiyama, Y. Tazaki, S. Honma, S. Takeda, H. Yamaguchi, T. Chiba and K. Yoshida: *J. Chem. Eng. Japan*, 5, 389 (1979)
- 2) Takeda, S., J. Kawabata, M. Yumiyama, Y. Tazaki, S. Honma and S. Mori: *Nenryo Kyokaishi*, 59, 64 (1980)
- 3) Takeda, S., J. Kawabata, M. Yumiyama, Y. Tazaki, S. Honma, H. Yamaguchi and S. Mori: *Nenryo Kyokaishi*, 59, 323 (1980)
- 4) Takeda, S., J. Kawabata, M. Yumiyama, Y. Tazaki, S. Honma and S. Mori: *Nenryo Kyokaishi*, 59, 768 (1980)

(1980 年 10 月 4 日受理; 化学工学協会第 45 年会 (大阪, 1980 年 4 月) にて発表)

Data Analysis of Two-Stage Fluidized Bed Coal-Char Gasifier based on a Simulation Model and Its Numerical Method

Shigekatsu Mori*, Souichi Nomura, Setsuro Hiraoka and Ikuho Yamada

Dept. of Ind. Chem. Nagoya Inst. of Tech., Nagoya

Shohei Takeda

Gov. Ind. Develop. Lab., Hokkaido, Sapporo

A simulation model of the two-stage pressurized fluidized bed coal-char gasifier was developed by considering the effects of carbon hold-up ratio and of exchange rate of particles between the two stages. A numerical method is proposed to solve the simultaneous equations of this model, using the golden section search with respect to the carbon conversion.

This model well explains gasifier pilot plant data reported by Government Industrial Development Laboratory, Hokkaido.

Further, the calculated results presented here clarify that the most important advantages of the two-stage fluidized bed gasifier are: i) the temperature of the first stage is maintained without clinker trouble resulting from the segregation of inert silica sand and char between the two stages, and ii) total solid hold-up in the beds can be increased without slugging condition.

* Material Research Lab., Nagoya Inst. of Tech., Nagoya