

# 転炉内部状態リアルタイム推定モデル

## Real-Time State Estimation Model for Converter Steelmaking

加瀬 寛人 KASE Hiroto JFE スチール スチール研究所 サイバーフィジカルシステム研究開発部 主任研究員  
富山 伸司 TOMIYAMA Shinji JFE スチール DX 戦略本部 インテリジェント技術開発部 主査  
佐藤 新吾 SATO Shingo JFE スチール スチール研究所 サイバーフィジカルシステム研究開発部 主査研究員

### 要旨

転炉プロセスの最適化や自動化を実現するためには、溶湯やスラグの成分等の内部状態情報に基づき適切な操作を実施することが重要である。しかし、転炉内部は高温かつ爆発的な反応環境であるため、処理中に転炉内部を計測することは困難であった。そこで JFE スチールでは、転炉のサイバーフィジカルシステム化を目指し、転炉の内部状態をリアルタイムに推定するモデルを開発した。本モデルは、従来課題であった未知外乱や計測誤差による推定精度低下の課題を解決し、高精度かつリアルタイムの内部状態推定を実現した。

### Abstract:

To achieve optimization and automation of the converter process, it is important to perform appropriate operations based on internal state information such as the composition of molten-metal and slag. However, due to high temperature and explosive reaction inside the converter, it has been difficult to measure the internal state during processing. Therefore, JFE Steel has developed a model to estimate the internal state of the converter in real-time, aiming to build a cyber-physical system of the converter. This model solves the conventional problems of decreased estimation accuracy caused by unknown disturbances and measurement errors, and achieves high-precision and real-time internal state estimation.

## 1. はじめに

転炉は高炉から出銑され各種予備処理を施された溶銑に対し、副原料を添加し高圧酸素を吹き込むことにより、溶銑に含まれる C, Si, Mn, P 等の含有量を適切な範囲に収め、溶鋼の温度を上昇させる精錬プロセスである。転炉の高効率かつ低コストの運転を実現するためには、転炉の内部状態をリアルタイムに観察し、ダイナミックに制御することが求められる。そこで JFE スチールでは、転炉のサイバーフィジカルシステム（以下、CPS）を構築することにより、

転炉操業の最適化および自動化を目指している。

転炉の CPS 化においては、転炉の内部状態の観測が非常に重要である。しかし、転炉内部は高温かつ爆発的な反応環境であるため、処理中に内部状態を測定することは困難であった。したがって現在の操業では、**図 1** に示すように、吹錬開始前に得られる溶銑成分と温度に基づいて、吹錬条件を設計している。また、吹錬開始後は処理末期に一度だけ溶湯をサンプリングして得られる溶銑中の C 濃度と温度に基づいて、末期の操作を決定している。

上記のような操業では、吹錬中の未知の外乱等の影響に

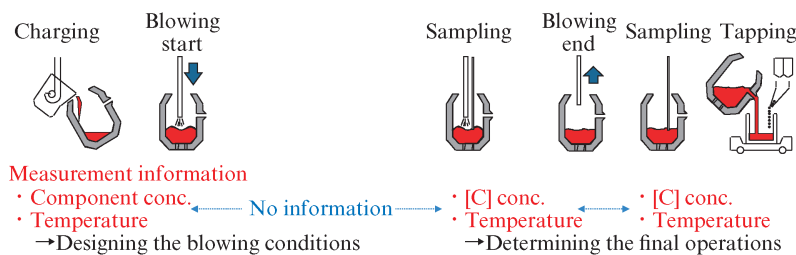


図 1 転炉プロセス概要

Fig. 1 Converter process

より成分と温度の制御精度が低下し、終点の成分や温度が目標から外れることがしばしば発生する。JFE スチールでは、このような課題を解決するために、転炉の内部状態をリアルタイムかつ連続的に推定する高精度なモデルを開発した。

## 2. 従来の転炉状態推定モデル

転炉の内部状態を推定および予測するために、これまでさまざまなモデルが提案されている。例えば、データ駆動型モデルを活用した処理終了時の溶湯温度、C 濃度、および P 濃度を予測するモデル等が挙げられる<sup>1,6)</sup>。本開発では、吹錬中リアルタイムに内部状態を推定することを目的としているため、今回はそれに適した物質収支モデルと化学反応モデルの採用を試みた。本章ではまずこれらのモデルについて説明する。

### 2.1 物質収支モデル

物質収支モデルの概要を図 2 に示す。転炉では、上吹きランスによる送酸、副原料、および炉外の空気が炉内に入る。一方、CO および CO<sub>2</sub> が排ガスとして炉外に排出される。物質収支モデルでは、吹錬開始から現時点までに炉内出入りする C および O<sub>2</sub> の収支計算に基づいて、溶湯中の C 濃度（以下、[C]）およびスラグ中の酸化鉄生成量（以下、(Fe<sub>2</sub>O)）を推定する<sup>7,8)</sup>。

#### 2.1.1 C 収支計算

炉内に投入される C は、溶銑中の C、スクラップ中の C、および副原料中の C である。一方、炉外に排出される C は、脱炭反応によって生成され排ガスとして炉外に排出される CO および CO<sub>2</sub> である。溶湯中の C 濃度 [C]<sub>mass</sub> (10<sup>-2</sup> kg/kg-metal) は、式 1 に示すように計算される。

$$[C]_{mass} = C_{IN} - C_{OG} \dots\dots\dots (1)$$

ここで、C<sub>IN</sub> (10<sup>-2</sup> kg/kg-metal) は式 2 に示すように計算される。

$$C_{IN} = \frac{\rho_{HM}^C W_{HM} + \sum_i (\rho_i^{Cscr} W_i^{scr}) + \sum_j (\rho_j^{Csub} W_j^{sub})}{W_{ch}} \dots\dots\dots (2)$$

ここで、ρ<sub>HM</sub><sup>C</sup> (10<sup>-2</sup> kg/kg-metal) は装入された溶銑中の C 成分比率、ρ<sub>i</sub><sup>Cscr</sup> (10<sup>-2</sup> kg/kg-scrap) はスクラップ銘柄 i 中の C 成分比率、ρ<sub>j</sub><sup>Csub</sup> (10<sup>-2</sup> kg/kg-sub) は副原料銘柄 j 中の C 成分比率、W<sub>HM</sub> (kg) は装入された溶銑の重量、W<sub>i</sub><sup>scr</sup> (kg) は装入されたスクラップ銘柄 i の重量、W<sub>j</sub><sup>sub</sup> (kg) は投入された副原料銘柄 j の重量である。溶湯重量 W<sub>ch</sub> (kg) は式 3 に示すように計算される。

$$W_{ch} = W_{HM} + \sum_i \frac{\rho_i^{Mscr} W_i^{scr}}{100} + \sum_j \frac{\rho_j^{Msub} W_j^{sub}}{100} \dots (3)$$

ここで、ρ<sub>i</sub><sup>Mscr</sup> (10<sup>-2</sup> kg/kg-scrap) はスクラップ銘柄 i 中の溶湯の成分 (Fe, C, Si, Mn, P) のみの合計成分比率、ρ<sub>j</sub><sup>Msub</sup> (10<sup>-2</sup> kg/kg-sub) は副原料銘柄 j 中の上記成分のみの合計成分比率である。

炉外に排出される C<sub>OG</sub> (10<sup>-2</sup> kg/kg-metal) は式 4 に示すように計算される。

$$C_{OG} = (V_{CO}^{OG} + V_{CO_2}^{OG}) \times \frac{12 \times 100}{22.4} \dots\dots\dots (4)$$

ここで、V<sub>CO</sub><sup>OG</sup> (Nm<sup>3</sup>/kg-metal) は溶湯重量あたりの排ガス中の CO 体積、V<sub>CO<sub>2</sub></sub><sup>OG</sup> (Nm<sup>3</sup>/kg-metal) は溶湯重量あたりの排ガス中の CO<sub>2</sub> 体積である。

#### 2.1.2 O<sub>2</sub> 収支計算

炉内に投入される O<sub>2</sub> は、上吹きランスにより吹き込まれる O<sub>2</sub>、スクラップ中の O<sub>2</sub>、副原料中の O<sub>2</sub>、および排ガスに巻き込まれる炉外空気の O<sub>2</sub> である。質量分析計等が設置されておらず排ガス中の不活性ガス成分 (N<sub>2</sub>, Ar) を計測できない場合、外部から入ってきた空気中の酸素量 V<sub>O<sub>2</sub></sub><sup>Air</sup> (Nm<sup>3</sup>/

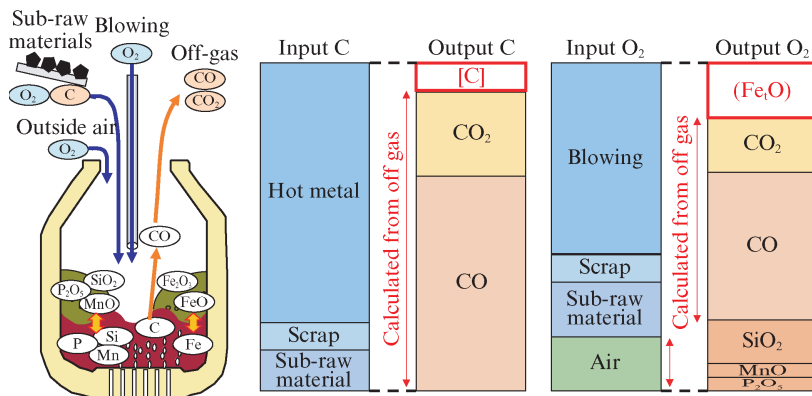


図 2 物質収支モデル概要

Fig. 2 Mass balance model

kg-metal)は式5に示すように計算される。

$$V_{O_2}^{Air} = \frac{21}{79} (V^{OG} - V_{CO}^{OG} - V_{CO_2}^{OG} - V_{O_2}^{OG} - V^{BOT}) \quad \dots (5)$$

ここで、 $V^{OG}(\text{Nm}^3/\text{kg-metal})$ は溶湯重量あたりの排ガス体積、 $V_{O_2}^{OG}(\text{Nm}^3/\text{kg-metal})$ は溶湯重量あたりの排ガス中の $O_2$ 体積、 $V^{BOT}(\text{Nm}^3/\text{kg-metal})$ は溶湯重量あたりの底吹きガス体積である。

また、Siの酸化によって消費される酸素量 $V_{O_2}^{SiO_2}(\text{Nm}^3/\text{kg-metal})$ 、Mnの酸化によって消費される酸素量 $V_{O_2}^{MnO}(\text{Nm}^3/\text{kg-metal})$ 、およびPの酸化によって消費される酸素量 $V_{O_2}^{P_2O_5}(\text{Nm}^3/\text{kg-metal})$ は、式6~8に示すように推定計算される。

$$V_{O_2}^{SiO_2} = \frac{\rho_{HM}^{Si} W_{HM} + \sum_i (\rho_i^{Siscr} W_i^{scr}) + \sum_j (\rho_j^{Sisub} W_j^{sub})}{W_{ch}} \times (1 - \exp(-k_{Si} V_{O_2}^{BLW})) \times \frac{22.4}{28.09 \times 100} \quad \dots (6)$$

$$V_{O_2}^{MnO} = \frac{\rho_{HM}^{Mn} W_{HM} + \sum_i (\rho_i^{Mnscr} W_i^{scr}) + \sum_j (\rho_j^{Mnsub} W_j^{sub})}{W_{ch}} \times (1 - \exp(-k_{Mn} V_{O_2}^{BLW})) \times \frac{22.4}{54.94 \times 100} \times \frac{1}{2} \quad \dots (7)$$

$$V_{O_2}^{P_2O_5} = \frac{\rho_{HM}^P W_{HM} + \sum_i (\rho_i^{Pscr} W_i^{scr}) + \sum_j (\rho_j^{Psub} W_j^{sub})}{W_{ch}} \times (1 - \exp(-k_P V_{O_2}^{BLW})) \times \frac{22.4}{30.97 \times 100} \times \frac{5}{2} \times \frac{1}{2} \quad \dots (8)$$

ここで、 $\rho_{HM}^{Si}$ 、 $\rho_{HM}^{Mn}$ 、 $\rho_{HM}^P(10^{-2} \text{ kg/kg-metal})$ は装入された溶銑中のSi、Mn、P成分比率、 $\rho_i^{Siscr}$ 、 $\rho_i^{Mnscr}$ 、 $\rho_i^{Pscr}(10^{-2} \text{ kg/kg-scrap})$ はスクラップ銘柄*i*中のSi、Mn、P成分比率、 $\rho_j^{Sisub}$ 、 $\rho_j^{Mnsub}$ 、 $\rho_j^{Psub}(10^{-2} \text{ kg/kg-sub})$ は副原料銘柄*j*中のSi、Mn、P成分比率、 $k_{Si}$ 、 $k_{Mn}$ 、 $k_P$ はSi、Mn、Pの酸化速度定数、 $V_{O_2}^{BLW}(\text{Nm}^3/\text{kg-metal})$ は溶湯重量あたりの上吹きガス中の $O_2$ 体積である。

また吹錬中の酸化反応で生成する酸化鉄がすべてFeOであり、それがすべてスラグ中に取り込まれると仮定すると<sup>9)</sup>、 $(FeO)_{mass}(\text{kg/kg-metal})$ は式9に示すように計算される。

$$(FeO)_{mass} = (V_{O_2}^{IN} - V_{O_2}^{OUT}) \times \frac{1}{22.4} \times 2 \times 71.85 \quad \dots (9)$$

$V_{O_2}^{IN}(\text{Nm}^3/\text{kg-metal})$ は式10に示すように計算される。

$$V_{O_2}^{IN} = V_{O_2}^{BLW} + \sum_i (\rho_i^{Oscr} W_i^{scr}) + \sum_j (\rho_j^{Osub} W_j^{sub}) + V_{O_2}^{Air} \quad \dots (10)$$

ここで、 $\rho_i^{Oscr}(\text{Nm}^3/(\text{kg-scrap} \cdot \text{kg-metal}))$ はスクラップ銘柄*i*中の $O_2$ 体積の溶湯重量原単位、 $\rho_j^{Osub}(\text{Nm}^3/(\text{kg-sub} \cdot \text{kg-metal}))$ は副原料銘柄*j*中の $O_2$ 体積の溶湯重量原単位である。

$V_{O_2}^{OUT}(\text{Nm}^3/\text{kg-metal})$ は式11に示すように計算される。

$$V_{O_2}^{OUT} = \frac{V_{CO}^{OG}}{2} + V_{CO_2}^{OG} + V_{O_2}^{OG} + V_{O_2}^{SiO_2} + V_{O_2}^{MnO} + V_{O_2}^{P_2O_5} \quad \dots (11)$$

すなわち、炉内に入ってきた酸素のうち炉外に排出されたり、他成分の酸化反応で消費されたりした分を除いた量が、Feの酸化に用いられたと仮定して式(9)に従ってFeO濃度が計算される。

### 2.1.3 物質収支モデルの課題

物質収支モデルにおいて、排ガス流量や排ガス成分濃度(CO、CO<sub>2</sub>)の測定は非常に重要である。しかし、転炉からの排ガスは高温であり、かつ多量のダストを含むため、測定にはしばしば誤差が生じる。この測定誤差により物質収支モデルの精度が低下する問題があり、物質収支モデル単体では長期的な実機運用は困難であった。

## 2.2 化学反応モデル

前節で述べた物質収支モデルに対し、反応速度論や平衡論、経験測等に基づいて数式化される化学反応モデルも多く開発されている<sup>10-15)</sup>。リアルタイムの状態推定を実現するためには、比較的単純で計算負荷が低いモデルが好ましい。本開発では、[C]および(FeO)の推定において長く活用されてきたシンプルなモデルの採用を試みた。

### 2.2.1 脱炭反応モデル

[C]を推定する脱炭反応モデルの例として、脱炭酸素効率を記述したモデル<sup>7,16)</sup>は、脱炭反応末期に高い精度を示しており、現在の操業においても広く活用されている。福味らの提案したモデルによると、送酸量あたりの脱炭量を示す脱炭酸素効率 $dC/dO_2((10^{-2} \text{ kg/kg-metal})/(\text{Nm}^3/\text{kg-metal}))$ は、式12に示すように計算される。

$$\frac{dC}{dO_2} = m_1 \left\{ 1 - \exp\left(\frac{C_L - [C]}{m_2 W_{SLG} + m_3}\right) \right\} \quad \dots (12)$$

ここで、 $C_L(10^{-2} \text{ kg/kg-metal})$ は脱炭反応における限界C濃度を表す定数、 $W_{SLG}(\text{kg/kg-metal})$ は溶湯重量あたりのスラグ重量、 $m_1$ は脱炭酸素効率の最大値を表す定数、 $m_2$ および $m_3$ は定数である。式12を変形して、脱炭反応モデルにより

計算される C 濃度  $[C]_{mod}$  ( $10^{-2}$  kg/kg-metal) は、式 13 で表せる。

$$[C]_{mod} = C_L - (m_2 W_{SLG} + m_3) \ln \left\{ 1 - \frac{\left( \frac{dC}{dO_2} \right)_{OG}}{m_1} \right\} \dots \dots \dots (13)$$

ここで、脱炭酸素効率  $(dC/dO_2)_{OG}$  ( $10^{-2}$  kg/kg-metal) / ( $Nm^3/kg-metal$ ) は、排ガス測定情報に基づいて式 14 に示すように計算できる。

$$\left( \frac{dC}{dO_2} \right)_{OG} = \frac{\left( V_{CO}^{OG} + V_{CO_2}^{OG} \right)_{temp} \times \frac{12 \times 100}{22.4}}{\left\{ V_{O_2}^{BLW} + \sum_j \left( \rho_j^{Osub} W_j^{sub} \right) \right\}_{temp}} \dots \dots (14)$$

ここで、 $( )_{temp}$  は直近の一定期間における変化量を表す。具体的には、分子では直近の一定期間に排ガスとして炉外に出た CO と CO<sub>2</sub> の合計量を示しており、分母では一定期間に炉内に吹き込まれた上吹酸素量と投入された副原料中酸素量の合計量を示している。

### 2.2.2 酸化鉄生成モデル

溶湯中の鉄の酸化による Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> の生成は、反応速度論に基づいてモデル化できる<sup>17)</sup>。吹錬により精整される酸化鉄がすべて FeO であり、スラグ中に取り込まれると仮定すると<sup>9)</sup>、FeO の生成反応速度は式 15 に示すように計算される。

$$\frac{d(FeO)}{dt} = -\frac{k_s A}{V_s} \left\{ (FeO)_i - (FeO)_e \right\} + e F_{O_2} \dots \dots (15)$$

ここで、 $A$  ( $m^2$ ) は反応界面積 (浴表面積)、 $V_s$  ( $m^3$ ) はスラグ体積、 $(FeO)_e$  ( $10^{-2}$  kg/kg-slag) はスラグ中の平衡酸化鉄濃度、 $e$  は上吹きランスによる送酸量に対する鉄の酸化反応効率を表す定数、 $F_{O_2}$  ( $Nm^3/s/kg-slag$ ) はスラグ重量あたりの上吹きランスによる送酸速度である。式 15 から酸化鉄生成モデルにより計算されるスラグ中の酸化鉄濃度  $(FeO)_{mod}$  ( $10^{-2}$  kg/kg-slag) は、式 16 で表せる。

$$(FeO)_{mod} = \frac{1}{k_s A / V_s} \times \left\{ \left[ \frac{k_s A}{V_s} (FeO)_i - e F_{O_2} \right] \exp \left( -\frac{k_s A}{V_s} t \right) + e F_{O_2} \right\} \dots \dots (16)$$

ここで、 $t$  (s) は時間、 $(FeO)_i$  ( $10^{-2}$  kg/kg-metal) は初期の鉄酸化物濃度である。 $k_s$  (m/s) はスラグ中の物質移動係数であり、式 17 に示すように計算される。

$$k_s = B \exp \left( -\frac{155000}{RT} \right) (\epsilon_{top} + \epsilon_{bot}) \dots \dots \dots (17)$$

ここで、 $R$  (J/(mol・K)) は気体定数 (=8.314)、 $T$  (K) は温度、 $B$  は定数パラメータである。

$\epsilon_{top}$  ( $W/m^3$ ) は上吹きランスからの送酸による攪拌動力であり、式 18 に示すように計算される<sup>18)</sup>。

$$\epsilon_{top} = \frac{0.137 \cos \theta Q_{O_2}^3 N}{V_m \lambda^2 D^3 h} \dots \dots \dots (18)$$

ここで、 $\theta$  (rad) は上吹きノズルの傾斜角、 $V_m$  ( $m^3$ ) は溶湯体積、 $Q_{O_2}$  ( $Nm^3/s$ ) は上吹きランスの酸素流量、 $N$  はガス分子量、 $\lambda$  は上吹きランスノズルの穴数、 $D$  (m) は上吹きランスノズルの直径、 $h$  (m) は上吹きランスの高さである。

$\epsilon_{bot}$  ( $W/m^3$ ) は底吹きガスによる攪拌力であり、式 19 に示すように計算される<sup>19)</sup>。

$$\epsilon_{bot} = \frac{372QT}{V_m} \left\{ 1 - \frac{273}{T} + \ln \left( 1 + \frac{Z}{1.48} \right) \right\} \dots \dots (19)$$

ここで、 $Q$  ( $Nm^3/s$ ) は底吹きガス流量、 $Z$  (m) は溶湯深さである。

### 2.2.3 化学反応モデルの課題

以上で述べた化学反応モデルは、ラボ実験や実炉実験においては高精度な推定が可能である。しかし、実操業における転炉では、反応界面積の変化や温度分布の不均一性、設備条件の変化など、数式で表現できない未知の外乱が多数存在する。これらが原因となる化学反応モデルの精度低下を抑制するための対策としては、例えば細部まで表現できるモデルを開発するアプローチが考えられる。しかしこのようなモデルは一般的に複雑であり、多数の計測データが必要になったり多数のパラメータの調整が必要になったりするため、モデルのメンテナンス負荷が高くなりやすい。この理由から、実操業で化学反応モデルのみを使って精度の高い制御を実施することは容易ではないと考えられる。

## 3. 本研究のアプローチ

### 3.1 物質収支モデルと化学反応モデルの組み合わせ

JFE スチールでは、物質収支モデルと化学反応モデルを組み合わせることで誤差を低減する手法を開発した。

まず、物質収支モデルにおける排ガスの測定値と、化学反応モデルによる計算値には誤差が含まれていると仮定した。次に、以下の4つの補正パラメータを導入した。

- ・排ガス流量を補正する係数  $\alpha$
- ・排ガス中の CO および CO<sub>2</sub> 濃度を補正する係数  $\beta$

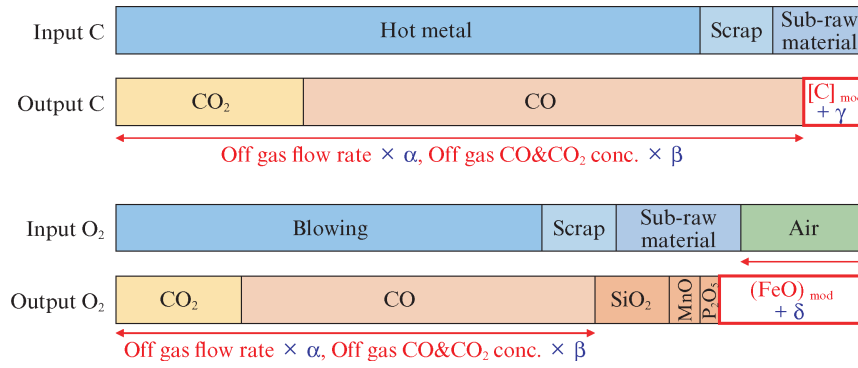


図3 物質収支モデルと物理モデルの組み合わせ方法

Fig. 3 Combination of mass balance models and chemical reaction models

- ・脱炭反応モデル推定値  $[C]_{mod}$  を補正する定数  $\gamma$
- ・酸化鉄生成モデル推定値  $(FeO)_{mod}$  を補正する定数  $\delta$

これらの補正パラメータは、物質収支モデルと化学反応モデルとの誤差を同時に最小化するように決定される。これにより両方のモデル式を高い精度で満たすようなモデル推定値を計算することが可能になる。補正パラメータを導入した、C、Oの物質収支関係を図3に示す。

### 3.2 補正パラメータの算出

本節では、新たに導入した4つの補正パラメータの決定方法について述べる。本手法では、4つの補正パラメータは、式20に示す評価関数  $J$  を最小化するように決定され、これにより物質収支モデルと化学反応モデルの誤差を同時に小さくすることができる。

$$J = \frac{\left\{ (C_{IN} - \alpha\beta C_{OG}) - ([C]_{mod} + \gamma) \right\}^2}{\sigma_1^2} + \frac{\left\{ \left( V_{O_2}^{IN} - V_{O_2}^{OUT} \right) \times \frac{2 \times 71.85}{22.4} - \left( (FeO)_{mod} \times W_{SLG} \times \frac{1}{100} + \delta \right) \right\}^2}{\sigma_2^2} + \frac{(\alpha - \alpha_{ave})^2}{\sigma_3^2} + \frac{(\beta - \beta_{ave})^2}{\sigma_4^2} + \frac{\gamma^2}{\sigma_5^2} + \frac{\delta^2}{\sigma_6^2} \dots (20)$$

ここで、 $\alpha_{ave}$  および  $\beta_{ave}$  は排ガス計測値補正パラメータ  $\alpha$ ,  $\beta$  の固定参照値、 $\sigma_1 \sim \sigma_6$  は評価関数  $J$  の各項の重みパラメータである。

式10で示した  $V_{O_2}^{IN}$  に含まれる  $V_{O_2}^{Air}$  は  $\alpha$  および  $\beta$  を含み、式21のように表される。

$$V_{O_2}^{Air} = \frac{21}{79} \left\{ \alpha \left( V^{OG} - V_{CO}^{OG} - V_{CO_2}^{OG} - V_{O_2}^{OG} \right) + 2\alpha(1-\beta) \frac{V_{CO}^{OG} + V_{CO_2}^{OG}}{2} - V^{BOT} \right\} \dots (21)$$

$V_{O_2}^{OUT}$  も同様に  $\alpha$  および  $\beta$  を含み、式22のように表される。

$$V_{O_2}^{OUT} = \alpha\beta \left( \frac{V_{CO}^{OG}}{2} + V_{CO_2}^{OG} \right) + \alpha V_{O_2}^{OG} + V_{O_2}^{SiO_2} + V_{O_2}^{MnO} + V_{O_2}^{P_2O_5} \dots (22)$$

評価関数  $J$  の第一項は、C収支と脱炭反応モデル推定値  $[C]_{mod}$  との誤差を表す。この項により、C収支計算と脱炭反応モデルを整合させる  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\gamma$  を決定できる。

評価関数  $J$  の第二項は、 $O_2$  収支と酸化鉄生成モデル推定値  $(FeO)_{mod}$  との誤差を表す。この項により、 $O_2$  収支計算と酸化鉄生成モデルを整合させる  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\delta$  を決定できる。

評価関数  $J$  の第三項および第四項は  $\alpha$ ,  $\beta$  と参照値  $\alpha_{ave}$ ,  $\beta_{ave}$  との誤差を表す。これらの項を追加することで、 $\alpha$ ,  $\beta$  が参照値から大きく逸脱するのを防ぐ効果がある。参照値  $\alpha_{ave}$ ,  $\beta_{ave}$  には、直近の複数吹錬における補正パラメータ  $\alpha$ ,  $\beta$  の真値を平均した値を用いた。なお、補正パラメータ  $\alpha$ ,  $\beta$  の真値とは、吹錬処理後に得られる  $[C]$  および  $(FeO)$  の計測値を用いて、Cおよび  $O_2$  収支を整合させる  $\alpha$ ,  $\beta$  を計算した値を示す。これらの項が最小値を取り続けることは、吹錬中に  $\alpha$  と  $\beta$  が大きく変化しないことを意味する。つまり排ガス流量計および排ガス成分分析計の誤差傾向が短期間で大きく変動することがないという仮定に基づいてこれらの項が加えられている。

評価関数  $J$  の第五項および第六項は、補正定数  $\gamma$  および  $\delta$  の絶対値である。これらの項を追加することで、 $[C]$  および  $(FeO)$  が化学反応モデルによる計算値から大きく逸脱

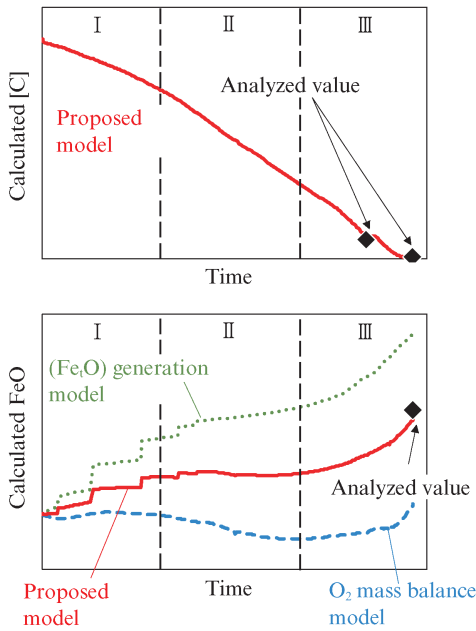


図4 吹錬中の [C] および (FeO) 計算値推移

Fig. 4 Change in value of [C] and (FeO) calculated by proposed model during blowing

することを防ぐ効果がある。

上記の4種からなる評価関数 $J$ の最小化により、物質収支モデルおよび化学反応モデルを同時に整合させる補正パラメータを決定でき、モデル式に合った推定値を得られる。なお、パラメータの決定は1秒周期で得られる排ガス測定結果を取得する度に実行され、吹錬中リアルタイムに更新される。今回、評価関数 $J$ の最小化には非線形の評価関数や制約条件にも適用可能な逐次二次計画法 (SQP) を用いた。

### 3.3 吹錬中の重みパラメータ切り替えロジック

物質収支モデルと化学反応モデルを組み合わせた本手法では、評価関数 $J$ の重みパラメータ $\sigma_1 \sim \sigma_6$ の設定により、物質収支モデルと化学反応モデルのどちらを重視するかを調整できる。今回、脱炭反応のフェーズを [C] の推定値や脱炭酸素効率、その他の条件を用いて判定し、 $\sigma_1 \sim \sigma_6$ を自動的に変更可能とした。重みパラメータを切り替えることにより重視するモデルを適宜変更することで、吹錬中のどの時点においても推定精度を高く維持することが可能となる。

## 4. 提案モデルの精度評価

提案したモデルを用いて1回の吹錬中の [C] および FeO 生成量を推定した結果の一例を図4に示す。[C] および FeO 生成量の変化は、藤井らが提案した以下の脱炭理論とよく一致する結果を得た<sup>20)</sup>。

- ・第I吹錬期: 溶鋼中の Si 濃度がまだ非常に高く、また装入された溶銑が、スクラップなどと触れて温度が低

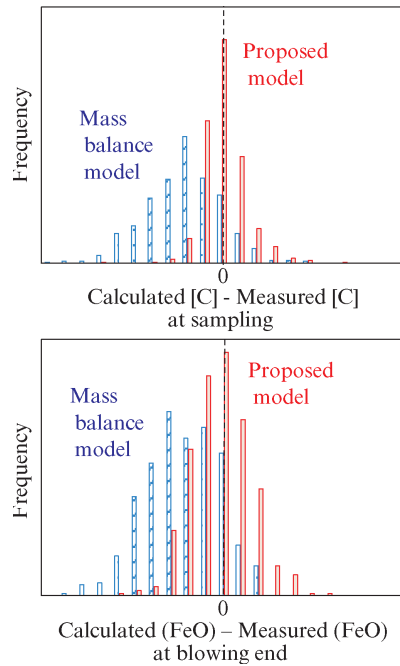


図5 [C] および (FeO) におけるモデル計算値と計測値との誤差のヒストグラム

Fig. 5 Histograms of [C] and (FeO) errors between proposed model and measured value

下し、脱炭反応が十分進行するだけの浴温になっていない時期であり、そのために脱炭反応がおさえられ、徐々に脱炭速度が上昇する時期

- ・第II吹錬期: 浴温が上昇し、脱炭反応の反応面へのCの到達速度が十分大きく、供給される酸素のほぼ100%が、脱炭に消費され、酸素の反応面への到達速度が律速段階になっており、したがって脱炭速度は吹込み酸素量によって定まる時期
- ・第III吹錬期: 脱炭が進み、炭素濃度が低下してCの反応面への到達速度が酸素のそれより遅くなり、したがってCの反応面への到達速度が律速段階になり、脱炭速度が炭素濃度にほぼ比例して低下する時期

第I吹錬期では、[C] 推定値はゆっくりと減少し、FeO 推定値は増加した。これは、脱炭速度が低く、脱炭および不純物金属成分の酸化に対する余剰の酸素がFeOの生成に使われたことによる結果であると考えられる。第II吹錬期では、[C] 推定値の減少速度は増加し、FeO 推定値はわずかに減少した。これは、脱炭効率がほぼ100%となり、供給される酸素はすべて脱炭反応に使われるため、FeOについては生成より還元が優位になったことによる結果であると考えられる。第III吹錬期では、[C] 推定値の減少速度が遅くなり、FeO 推定値は再び増加した。これは、[C] が低下するにつれて脱炭反応効率が低下し、余剰の酸素によりFeOが生成した結果であると考えられる。

[C] 推定値は吹錬処理中および処理後の2回のサンプリ

ングの測定値とよく一致する結果を得た。また、(FeO) 推定値は、物質収支モデルと化学反応モデルの中間値を示し、処理後のスラグサンプリングの分析値とよく一致した。

図5に[C] 推定値と吹錬中のサンプリングの測定値との誤差のヒストグラム、およびFeO 推定値と吹錬後の分析値との誤差のヒストグラムを示す。実績データ490チャージを対象に、提案したモデルと従来の物質収支モデルをそれぞれ計算し、測定値と推定値を比較した。なお、対象チャージについて、鋼種やその他吹錬条件については特に制限なく選択した。従来の物質収支モデルのみによる推定結果と比較して、[C] およびFeO 推定の平均誤差は0に近づき、[C] 推定誤差の標準偏差は約41%、FeO 推定誤差の標準偏差は約21%低減する結果を得た。

## 5. おわりに

JFE スチールでは、[C] およびFeO をリアルタイムかつ高精度で推定する新しいモデルを開発した。従来課題であった測定誤差や未知の外乱による推定誤差を低減するために、物質収支モデルと化学反応モデルを組み合わせ、吹錬中に両モデルの補正パラメータを逐次決定する手法を確立した。本手法により[C] およびFeO の推定誤差を従来技術に比べ大幅に低減させることに成功した。本開発により転炉の内部状態を連続的かつ高精度に推定することが可能となったため、今後は本技術を活用したサイバーフィジカルシステムを構築し、転炉操業のダイナミック制御や自動化を推進する。

### 参考文献

- 1) Han, M.; Liu, C. Endpoint prediction model for basic oxygen furnace steel-making based on membrane algorithm evolving extreme learning machine. *Applied Soft Computing*. 2014, vol. 19, p. 430-437.
- 2) Qi, L.; Liu, H.; Xiong, Q.; Chen, Z. Just-in-time-learning based prediction model of BOF endpoint carbon content and temperature via vMF mixture model and weighted extreme learning machine. *Computers & Chemical Engineering*. 2021, vol. 154, p. 107488.
- 3) Feng, L.; Zhao, C.; Li, Y.; Zhou, M.; Qiao, H.; Fu, C. Multichannel diffusion graph convolutional network for the prediction of endpoint composition in the converter steelmaking process. *IEEE Transactions on Instrumentation and Measurement*. 2021, vol.70, p. 3000413.
- 4) Tang, L.; Liu, C.; Liu, J.; Wang, X. An estimation of distribution algorithm with resampling and local improvement for an operation optimization problem in steelmaking process. *IEEE Transactions on Systems, Man,*

- and Cybernetics: Systems. 2024, vol. 54, no. 3, p. 1346-1362.
- 5) Tomiyama, S.; Uchida, Y.; Mizuno, H.; Akiu, K.; Maeda, T. A novel control algorithm for dephosphorization in an LD converter. *Journal of Process Control*. 2015, vol. 25, p. 35-40.
- 6) He, F.; Zhang, L. Prediction model of end-point phosphorus content in BOF steelmaking process based on PCA and BP neural network. *Journal of Process Control*. 2018, vol. 66, p. 51-58.
- 7) 福味純一, 滝千尋, 畑中聡男, 小倉英彦. 排ガス情報を利用した転炉吹錬の計算機制御技術の開発. *鉄と鋼*. 1990, vol. 76, no. 11, p. 1956-1963.
- 8) 小笠原泰志, 三木祐司, 内田祐一, 菊池直樹. 転炉脱炭精錬におけるFeO ダイナミック制御による低りん化技術の開発. *鉄と鋼*. 2014, vol. 100, no. 8, p. 935-942.
- 9) 萬谷志郎, 渡部忠男. 固体鉄飽和Fe<sub>2</sub>O-P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>系スラグの熱力学. *鉄と鋼*. 1977, vol. 63, no. 12, p. 1809-1818.
- 10) Kattenbelt, C.; Roffel, B. Dynamic Modeling of the Main Blow in Basic Oxygen Steelmaking Using Measured Step Responses. *Metallurgical and Materials Transactions B*. 2008, vol. 39, p. 764-769.
- 11) Carlucci, A.P.; Ficarella, A.; Indiveri, G.; Presicce, P. An improved parameter identification schema for the dynamic model of LD converters. *Journal of Process Control*. 2015, vol. 31, p. 64-72.
- 12) Kadrolkar, A.; Andersson, N. Å. I.; Dogan, N. A dynamic flux dissolution model for oxygen steelmaking. *Metallurgical and Materials Transactions B*. 2017, vol. 48, p. 99-112.
- 13) Kruskopf, A.; Visuri, V. A Gibbs energy minimization approach for modeling of chemical reactions in a basic oxygen furnace. *Metallurgical and Materials Transactions B*. 2017, vol. 48, p. 3281-3300.
- 14) Song, D.; Tang, L.; Liu, C.; Wu, J.; Song, X. A novel operation optimization method based on mechanism analytics for the quality of molten steel in the BOF steelmaking process. *IEEE Transactions on Automation Science and Engineering*. 2023, vol. 20, no. 1, p. 218-232.
- 15) Liu, C.; Zheng, S.; Zhu, M. Variation in multiphase flow characteristics by single-flow post-combustion oxygen lance blowing in BOF steelmaking. *Metallurgical and Materials Transactions B*. 2023, vol. 54, p. 1245-1261.
- 16) 高輪武志, 片山勝美, 布袋屋道則, 平山憲雄. 転炉複合吹錬終点制御モデルの開発. *鉄と鋼*. 1987, vol. 73, no. 7, p. 836-843.
- 17) 松井彰敏, 鍋島誠司, 松野英寿, 菊池直樹, 岸本康夫. 転炉型溶脱脱炭時の上吹き酸素による酸化鉄生成挙動の基礎検討. *鉄と鋼*. 2009, vol. 95, no. 3, p. 207-216.
- 18) 甲斐幹, 大河平和男, 平居正純, 村上昌三, 佐藤宜雄. 上吹き転炉の冶金反応特性に対する鋼浴攪拌強さの影響. *鉄と鋼*. 1982, vol. 68, no. 14, p. 1946-1954.
- 19) Sundberg, Y. Mechanical stirring power in molten-metal in ladles obtained by induction stirring and gas blowing. *Scandinavian Journal of metallurgy*. 1978, vol. 7, no. 2, p. 81-87.
- 20) 藤井毅彦, 荒木泰治, 丸川雄浄. 転炉の脱炭反応に関する考察とそれに基づく計算制御への可能性. *鉄と鋼*. 1967, vol. 53, no. 8, p. 973-982.
- 21) Kase, H.; Tomiyama, S.; Sato, S.; Iizuka, Y. Real-Time State Estimation Model for Converter Steelmaking. *AISTech 2025 - Proceedings of the Iron & Steel Technology Conference*. 2025, p. 833-841.

本稿は、主執筆者が同じく執筆した参考文献21)の論文の一部表現を変更して転載しております。