

## 高炉操業におよぼす炉内アルカリ循環の影響\*

羽田野道春\*\*・宮崎 富夫\*\*・岩永 祐治\*\*

## Investigation of the Influence of Alkali Circulation on the Blast Furnace Operation

Michiharu HATANO, Tomio MIYAZAKI, and Yuji IWANAGA

## Synopsis:

This paper is concerned with the influence of alkali circulation on the degradation of coke and the blast furnace operation.

The adsorption rates of potassium on coke and sinter were measured experimentally as follows.

$$v_{a,c} = 9.07e^{-16800/RT} \cdot P_k \text{ (coke)}$$

$$v_{a,s} = 0.68e^{-13800/RT} \cdot P_k \text{ (sinter)}$$

where

$v_{a,c}$  = adsorption rate on coke (g/g-coke/min)

$v_{a,s}$  = adsorption rate on sinter (g/g-sinter/min)

$P_k$  = partial pressure of potassium (atm)

$T$  = temperature (K)

$R$  = gas constant (cal/K/mol)

Using these results, a mathematical model was developed with the assumption of the distribution of alkali in the blast furnace.

The effect of alkali circulation on the blast furnace operation was investigated by using this model. The main results are summarized as follows :

- (1) Recycling alkali content increases as the slag basicity increases or the slag volume decreases.
- (2) The adverse effect of alkali in the coke ash on the alkali circulation, gasification and degradation of coke properties can be lowered by charging high quality coke.

## 1. 緒 言

前報<sup>1)</sup>においてコークスの高温強度はソリューション・ロス反応により著しく影響を受け、その劣化の程度がソリューション・ロス反応量に依存していることを述べた。このことは、高炉内においては通気性の面からソリューション・ロス反応量が制限されることを意味しており、高炉操業に重要なかわり合いを持つものと考えられる。

一方、ソリューション・ロス反応速度のコークス中アルカリ吸収量への依存性が非常に大きい<sup>2)</sup>ことを考慮すると、炉内アルカリ分布と高炉操業との関係の解明は高炉操業上重要な課題になるものと考えられるが、そのためには炉内アルカリ分布の定量的な把握が必要になつて

くる。

著者らは高炉内コークスの性状変化を推定するモデルを開発したが<sup>1)</sup>、今回以下に述べるような基礎実験をおこない、この結果を基に高炉内におけるアルカリ分布の推定およびそれと高炉操業との関係を検討可能なモデルに発展させたので報告する。

## 2. 高炉内アルカリ分布の推定モデル

## 2.1 モデルの構成

モデルは鞭モデル<sup>3)</sup>を骨子に構成されているが、アルカリの循環については次のように考えている。

従来よりいわれているように<sup>4),5)</sup>、装入物中のアルカリは滴下帯や羽口上部のいわゆる高温帯で気化されガスへ移行するが、一部はスラグに吸収され出銑時に炉外に

\* 昭和 52 年 10 月 本会講演大会にて発表 昭和 53 年 11 月 27 日受付 (Received Nov. 27, 1978)

\*\* 住友金属工業(株)中央技術研究所 波崎研究センター (Hasaki Research Center, Central Research Laboratories, Sumitomo Metal Industries, Ltd., 16 Sunayama Hasakimachi Kashima-gun 314-02)

排出される。一方、気化したアルカリ蒸気は炉上部で低温の装入物に吸収され、降下し再び高温部でガス化する。

つまり、アルカリは装入物に随伴し、高炉内に装入され、スラグや一部銑鉄およびダストから排出されるが、多量のアルカリは炉内で気化・凝縮を繰返して循環している。Fig. 1にこれらの概念図を示す。

当社における高炉のアルカリバランス調査によれば、排出アルカリ量に占めるダスト、銑鉄により排出されるアルカリの割合はそれぞれ、~1%、~0.5%と少量なのでモデルを簡単にするために、今回は検討しなかつた。

2.2 速度パラメータ

2.2.1 コークスへのアルカリの蒸着速度

コークスをアルカリ蒸気を含む雰囲気中にさらしてコークス表面にアルカリを蒸着させる実験をおこない、その蒸着量の時間変化から蒸着速度を求めた。

(1) 実験方法

装置の概略図を Fig. 2 に示す。装置はガス化反応実験装置<sup>2)</sup>を改造したもので、アルカリ発生炉と反応炉の二つの部分より成っている。実験は⑨のバルブ閉の状態です。アルカリ発生炉に炭酸カリウム (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) と粉カーボンの混合物を入れ、反応炉内にステンレス製ワイヤーで

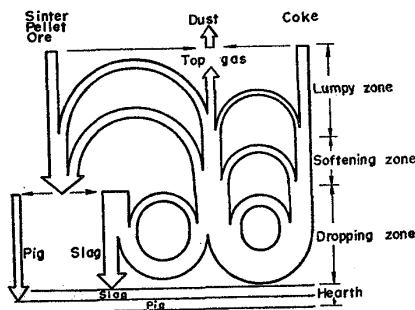


Fig. 1. Schematic diagram of alkali circulation in blast furnace.

- ① Water inlet
- ② Water outlet
- ③ Thermo-couple
- ④ Gas mixture
- ⑤ Electric furnace
- ⑥ Sample
- ⑦ Electric furnace
- ⑧ K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>+powder of carbon

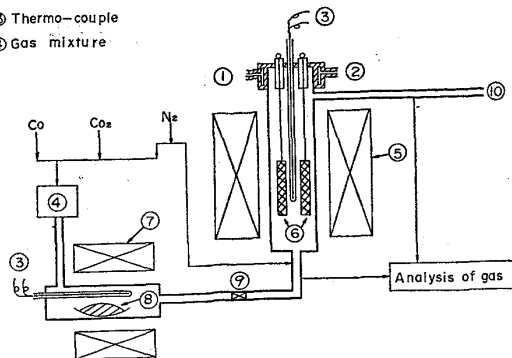


Fig. 2. The experimental apparatus for adsorption of alkali.

コークス試料 (粒径 20 mm) を吊り下げた後、両炉に N<sub>2</sub> ガスを流しながら加熱する。所定の温度に到達後に⑨のバルブを開にして、アルカリ発生炉から反応炉へアルカリ蒸気を送り込みコークスに蒸着させる。所定の時間経過後に試料を取り出し、分析に供してアルカリ量を求めた。

アルカリ発生炉の温度を 800°, 900°, 1000°C に変えてアルカリ分圧に差をつけ、反応炉の温度は 1000°, 1100°, 1200°C とした。

当初、接続配管 (材質 SUS-310S) 内でアルカリが凝縮してしまい、反応炉内にガス状で送り込まれないのではないかという懸念を持った。この点については、⑩から排出されるガスを調査したところ白煙状のアルカリ蒸気を含むガスで、アルカリはガス状で送り込まれていることを確認した。

アルカリ分圧は実験前後の炭酸カリウムと粉カーボンの混合物の減量より算出した。また、実験ごとに接続配管内の凝縮物を掻出し重量を測定して (アルカリ発生炉内混合物の減量の約 5%) アルカリ分圧算出の際に補正した。

試料として用いたコークスは通常高炉で使用されているコークスで、特に事前にガス化処理はおこなわなかつた。

(2) 実験結果

Fig. 3 にカリウム蒸着量の時間変化を示す。時間の経過とともにカリウム蒸着量は一定の速度で増加しており同一時間経過後の蒸着量は反応温度の高い方が多い。

Fig. 4 はアルカリ発生炉の温度を変化させることにより、反応炉に入る雰囲気中のカリウム分圧に差をつけて同様な実験をおこない、蒸着速度  $v_{a,c}$  を (1) 式より求めて、カリウム分圧との関係を調べたものである。

$$W_{a,c} = v_{a,c} \cdot t \dots \dots \dots (1)$$

ここで、 $W_{a,c}$  はカリウムの蒸着量 (g/g-coke),  $v_{a,c}$  は蒸着速度 (g/g-coke/min),  $t$  は時間 (min) である。直線近似して勾配  $k_{a,c}$  を求め、反応温度の逆数に対してプロットすると、良好な直線関係が得られ、いわゆるアレニウスの式にあてはめて (2), (3) 式で表わされる回帰式を導いた。

$$v_{a,c} = k_{a,c} \cdot P_k \dots \dots \dots (2)$$

$$k_{a,c} = 9.07 \cdot e^{-16900/RT} \dots \dots \dots (3)$$

ここで、 $k_{a,c}$  は蒸着速度定数 (g/g-coke/min/atm),  $P_k$  はカリウム分圧 (atm),  $R$  は気体定数 (cal/K/mol),  $T$  は蒸着温度 (K) である。

2.2.2 コークス中アルカリの蒸発速度

福島<sup>6)</sup> はコークスからのアルカリの蒸発実験をおこな

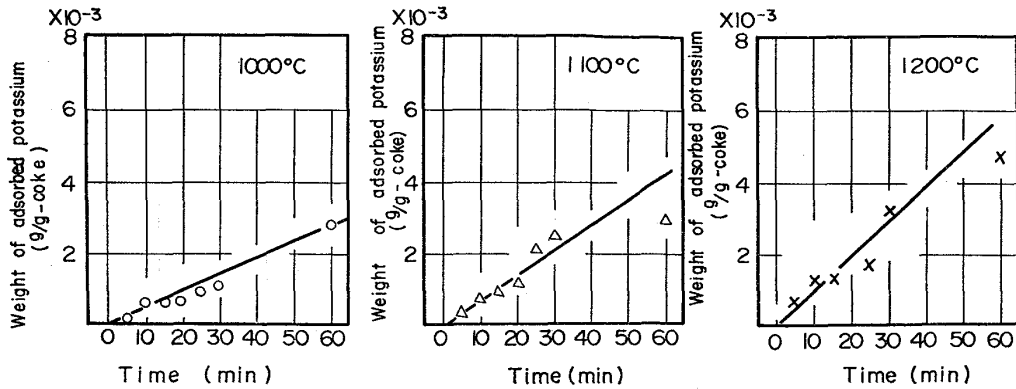


Fig. 3. Effect of reaction time on adsorption of potassium.

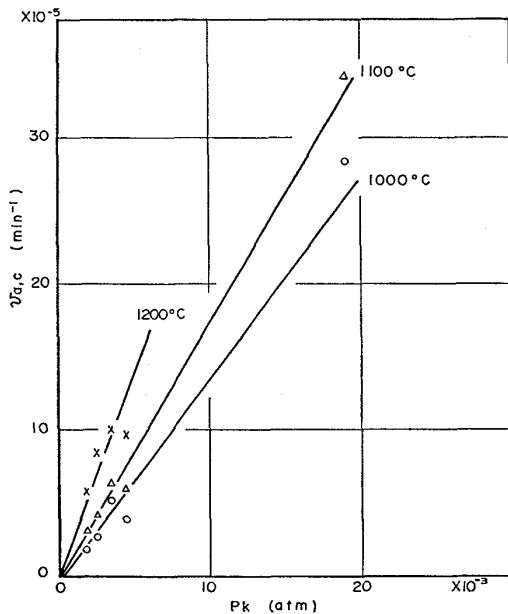


Fig. 4. Effect of partial pressure of potassium on adsorption rate.

い、

(i) アルカリの蒸発速度はアルカリ濃度の高い時ほど大きい、1% を越えるとアルカリ濃度に依存しなくなる。

(ii) 蒸発速度は飽和蒸気圧との差にほぼ比例することを報告している。この報告中の数値を使用し、蒸発速度定数  $k_{v,c}$  の温度式として(5)式を作成した。

$$v_{v,c} = k_{v,c} (P_{k^{eq}} - P_k) \dots\dots\dots (4)$$

$$\log k_{v,c} = -0.283 - 5310/T \dots\dots\dots (5)$$

ここで、 $v_{v,c}$  は蒸発速度 (%/g-coke/min),  $k_{v,c}$  は蒸発速度定数 (%/g-coke/min/atm),  $P_{k^{eq}}$  はカリウムの飽和蒸気圧 (atm) である。 $P_{k^{eq}}$  の計算にあたって、反応としては  $2K(g) + 1/2 O_2(g) = K_2O(S)$  を考えた。

炉内の酸素分圧  $P_{O_2}(atm)$  は、稼動中高炉における垂直ゾンデ測定結果<sup>7)</sup> を参考に、1000°C 以下では Fe/

FeO 平衡値に、1400°C 以上では Boudouard 平衡で規制される分圧に達しており、1000°C~1400°C ではこれらの中間の値をとるものとした。また  $K_2O$  の活量は 1 と仮定した。

2.2.3 鉱石類へのアルカリの蒸着速度

Fig. 2 に示した装置を使用して、焼結鉱についてコークスの場合と同様な実験をおこない、蒸着速度式として(6)、(7)式を得た。同一条件下(温度、カリウム分圧)における蒸着速度はコークスのそれに比べてかなり小さく、高炉内では焼結鉱には蒸着しにくいことが示唆される。

$$v_{a,s} = k_{a,s} \cdot P_k \dots\dots\dots (6)$$

$$k_{a,s} = 0.68e^{-13800/RT} \dots\dots\dots (7)$$

ここで、 $v_{a,s}$  は焼結鉱へのカリウムの蒸着速度 (g/g-sinter/min),  $k_{a,s}$  は蒸着速度定数 (g/g-sinter/min/atm) である。

2.2.4 鉱石類中アルカリの蒸発速度

鉱石類中アルカリの蒸発速度については次のように考えた。

Table 1 はコークスのガス化反応実験前後(実験方法は前報<sup>2)</sup> 参照)における灰分バランスを調査した結果の一例を示したものである。(a)は  $CO_2 5Nl/min$ , 1100°C で2時間、(b)は  $CO_2 2Nl/min$ ,  $N_2 10Nl/min$ , 1100°C で1時間、(c)は  $CO_2 2Nl/min$ ,  $N_2 10Nl/min$ , 1300°C で0.5時間反応させた時の結果である。アルカリ( $Na_2O$  および  $K_2O$ )に着目してみると、いずれの場合も反応前後における変化はわずかで、アルカリの気化がほとんどなかったものと考えられる。(b)、(c)についてはガス化前にアルカリ(K)を蒸着させたコークスを試料としているが、このように一旦コークスに蒸着したアルカリは少なくとも1300°C 以上の、相当高温度にならなければコークス灰分中から気化しないものと推定される。

Table 1. Coke ash balance before and after gasification.

Coke ash		T.Fe	SiO <sub>2</sub>	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	TiO <sub>2</sub>	CaO	MgO	Na <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> O	S
(a) Without alkali	Before gasification	1.02	5.61	0.12	3.21	0.17	0.35	0.12	0.02	0.17	0.07
	After gasification	0.60	5.63	0.12	3.21	0.16	0.33	0.12	0.02	0.15	0.03
(b) With alkali	Before gasification	0.92	5.57	0.13	3.16	0.17	0.36	0.25	0.08	0.76	0.14
	After gasification	1.17	5.70	0.12	3.21	0.16	0.33	0.26	0.06	0.75	0.03
(c) With alkali	Before gasification	0.93	5.71	0.13	3.22	0.16	0.33	0.34	0.13	1.80	0.17
	After gasification	1.08	6.24	0.13	3.58	0.19	0.35	0.34	0.17	1.77	0.09

(Unit : g/charged coke 100g)

鉱石類についても、このコークスについての実験結果を参考に滴下前については気化しないものと仮定した。

2.2.5 スラグ中アルカリの蒸発速度

スラグ中アルカリの炉高方向分布は、広畑1高炉解体調査結果<sup>4)</sup>によれば、高さ方向での変化は少なく Na, K 合わせても高々 1% 止まりで平均 0.5% 程度である。これに対してコークス灰分中アルカリは多いときには 20% 以上にも達しており前者に比べてオーダーで 1~2 桁大きい。

スラグ中アルカリの蒸発速度については、便宜上コークス中アルカリの蒸発速度に、スラグ中アルカリとコークス灰分中アルカリの濃度比を掛け合わせることにし、(8) 式で評価することにした。

$$v_{v, s} = \frac{A_s}{A_c} \cdot v_{v, c} \dots\dots\dots (8)$$

ここで、 $v_{v, s}$  はスラグ中アルカリの蒸発速度 (g/g-slag/min),  $A_s, A_c$  はスラグ中およびコークス灰分中のアルカリ濃度 (%) である。

2.3 計算方法

2.3.1 炉内ヒートパターン、ガス組成、圧力

アルカリの蒸発・蒸着速度、アルカリ分圧等の計算に際して必要となる温度、ガス組成 (CO, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>), 炉内圧力等については、操業条件を与え、コークス性状評価モデル<sup>4)</sup>により高さ方向の分布を算出して使用する。また各温度における滞留時間は荷下り速度から求める。

2.3.2 羽口部におけるガス中アルカリの分圧

まず、解体調査高炉<sup>4), 8)</sup> について装入物中アルカリの炉高方向分布より循環アルカリ量  $A$  (kg/t-p) を推算する。次に羽口部における装入物中アルカリのスラグへの分配率  $Z$  を、スラグによる排出アルカリ量の実績値  $B$  (kg/t-p) を用いて  $Z=B/A$  より求める。そして、スラグ量  $V_{slag}$  (kg/t-p), スラグ塩基度  $BS(-)$ , 羽口前温

度  $T_f(^{\circ}C)$  を因子として重回帰分析をおこない (9) 式を導いた。

$$Z = -0.115 \cdot BS + 7.19 \times 10^{-4} \cdot V_{slag} - 3.83 \times 10^{-4} \cdot T_f + 0.996 \dots\dots\dots (9)$$

ガス中に移行するアルカリ量は、定常状態では(10)式の関係が常に成立しているのので、(10)式を変形した(11)式より計算する。

$$(S+J)(1-Z) = J \dots\dots\dots (10)$$

$$J = (1-Z)/Z \cdot S \dots\dots\dots (11)$$

$S$  : 装入アルカリ量 (kg/t-p)

$J$  : 循環アルカリ量 (kg/t-p)

$$P_k = V_k / (V_k + V_B) \cdot P \dots\dots\dots (12)$$

$$V_k = (J/M_k) \cdot 22.4 \dots\dots\dots (13)$$

$V_k$  : ガス中アルカリ量 (Nm<sup>3</sup>/t-p)

$V_B$  : 炉内ガス量 (Nm<sup>3</sup>/t-p)

$M_k$  : アルカリ化合物の分子量 (kg/mol)

$P$  : 炉内圧 (atm)

2.3.3 装入物とガス間のアルカリの移行

Fig. 5 は高炉内を高さ方向に何層かに分割した場合に微小高さ区間での変化を概念的に示したもので  $A_s(i)$  は  $i$  層における装入物中アルカリ,  $A_s(i-1)$  は  $i-1$  層における装入物中アルカリ,  $A_g(i)$  は  $i$  層におけるガス中アルカリ,  $A_g(i-1)$  は  $i-1$  層におけるガス中アルカ

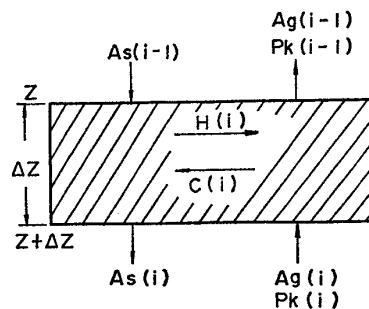


Fig. 5. Variations in small height of bed.

り、 $P_k(i), P_k(i-1)$  は  $i$  および  $i-1$  層におけるガス中アルカリの分圧、 $H(i)$  は装入物からの蒸発量、 $C(i)$  は装入物への蒸着量を示す。

ガスが微小区間  $\Delta Z$  を通過する際に、ガスから装入物に  $C(i)$  アルカリが吸収され、遂に装入物より  $H(i)$  蒸発するものとする、ガス中アルカリの変化  $\Delta A_g(i)$  は

$$\begin{aligned} \Delta A_g(i) &= A_g(i) - A_g(i-1) \\ &= C(i) - H(i) \dots\dots\dots (14) \end{aligned}$$

で示される。したがって微小区間を通過後のガス中アルカリは

$$A_g(i-1) = A_g(i) - (C(i) - H(i)) \dots\dots\dots (15)$$

となり、アルカリ分圧については(16)式より算出する。

$$\begin{aligned} P_k(i-1) &= \frac{A_g(i-1)/M_k}{A_g(i-1)/M_k + V_B(i-1)} \\ &\cdot P(i-1) \dots\dots\dots (16) \end{aligned}$$

一方、装入物中アルカリの変化量は、

$$\begin{aligned} \Delta A(i) &= A_s(i) - A_s(i-1) \\ &= C(i) - H(i) \dots\dots\dots (17) \end{aligned}$$

で求まり、このような手順で羽口部より炉頂部まで計算をくり返すことにより、ガス中のアルカリ量、アルカリ分圧、装入物アルカリの変化量が計算される。装入物中アルカリ量については、初期条件として装入アルカリ量  $A_s(0)$  を与え、 $A_s(0)$  に各段までのアルカリ変化量を加算して求める。

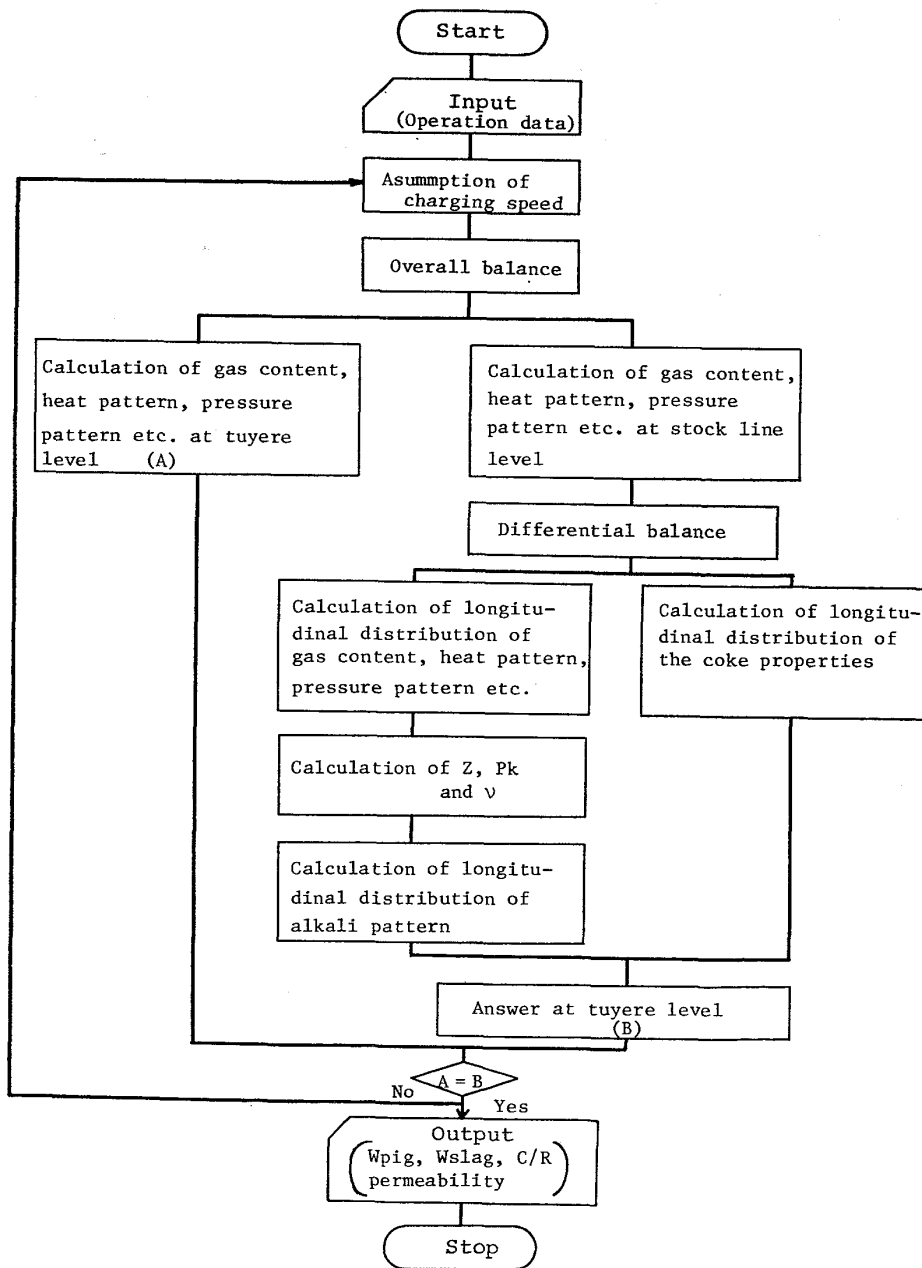


Fig. 6. Calculation flow-chart of model.

$$A_s(i) = A_s(0) + \sum_j \Delta A_s(i) \dots\dots\dots (18)$$

なお、 $H(i)$ 、 $C(i)$  は実験結果に基づく速度式 (1)~(8) 式を適用して(19)、(20)式より算出する。

$$H(i) = \sum_j v_{v,j} \cdot W_j \dots\dots\dots (19)$$

$$C(i) = \sum_j v_{a,j} \cdot W_j \dots\dots\dots (20)$$

添字  $j$  は装入物種類を示し、 $\theta$  は微小区間内の滞留時間

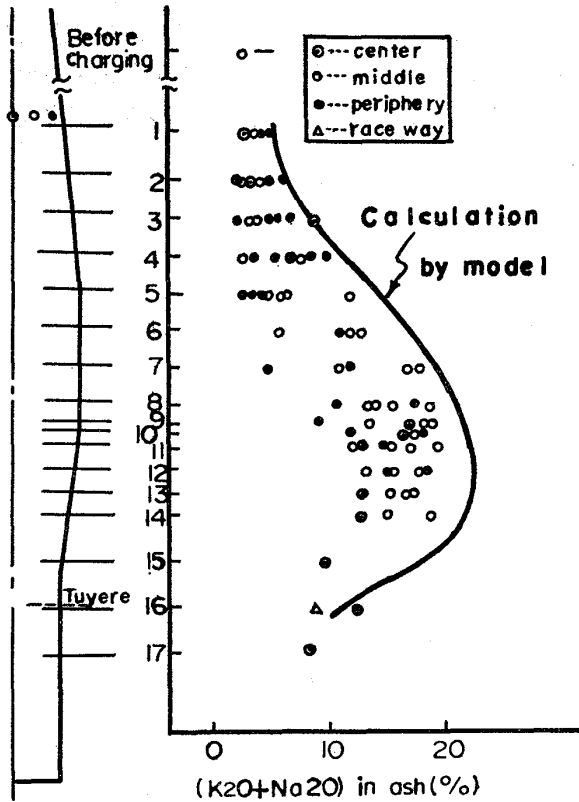


Fig. 7. The longitudinal distribution of alkali oxides in coke ash.

Table 2. Conditions and results of operation on blow-down day of Kokura No. 2 blast furnace.

Blast conditions		Burden conditions			Operating results	
Blast volume (Nm <sup>3</sup> /min)	1 870	Ore/Coke	(-)	3.25	Pig production	(t/d) 2 187
Blast temperature (°C)	1 070	Sinter ratio	(%)	60.2	Fuel rate	(kg/t-p) 514
Blast moisture (g/Nm <sup>3</sup> )	21	Charged alkali (kg/t-p)	4.43		Coke rate	(kg/t-p) 471
Oil injection (l/min)	85	Charged alkali by ore (kg/t-p)	2.85		Slag rate	(kg/t-p) 323
Oxygen enrichment (Nm <sup>3</sup> /min)	40	Alkali in coke ash (%)	3.14		Slag basicity	(-) 1.15
Top pressure (g/cm <sup>2</sup> )	600	Coke ash (%)	10.7			

Table 3. Base values of calculation.

Blast volume (Nm <sup>3</sup> /min)	6006.0	Ore/Coke	(-)	4.01
Blast temperature (°C)	1 249	Slag basicity	(-)	1.25
Blast moisture (g/Nm <sup>3</sup> )	15	Slag volume	(kg/t-p)	300
Oil injection (l/min)	390	Alkali in ore	(%)	0.09
Oxygen enrichment (Nm <sup>3</sup> /min)	232	Alkali in coke ash	(%)	2.40
Top pressure (g/cm <sup>2</sup> )	1 600	Coke ash	(%)	11.7
Coke ratio (kg/t-p)	403.8	Permeability resistance	(l/m)	8 500

(min),  $W_j$  は装入物比 (kg/t-p) である。

2.3.4 計算フロー

計算フローを Fig. 6 に示す。以下本モデルをアルカリ循環モデルまたは単にモデルという。

2.4 アルカリ循環モデルの適用性の検討

2.3 で作成したアルカリ循環モデルの適用性を比較データとして小倉二高炉解体調査結果<sup>8)</sup>を使用して検討した。Table 2 に示すような同高炉吹止日の操業条件、装入物条件をアルカリ循環モデルに入力して、コークス灰分中アルカリを計算した結果を Fig. 7 に示す。図中実線で示した計算による分布パターンは解体結果に比べると全位置にわたって高めで、上限値を結ぶパターンに近いが、アルカリがピークとなる位置はおおむね一致している。このように実績値と計算にずれはあるものの、モデルが断面均一であることおよび吹止時の散水冷却によりアルカリ分が洗い流されたり、あるいはコークス灰分が鉱石からのスラグに同化されたことにより低目に表示されている可能性があることを考慮すると、モデルは一応満足できるものとする。

3. 高炉操業におよぼす炉内アルカリ循環の影響 (モデルによる検討)

3.1 アルカリ循環からみたスラグ塩基度およびスラグ量調整の影響

3.1.1 アルカリ循環におよぼすスラグ塩基度およびスラグ量調整の効果

Table 3 に示す操業諸元をベースにスラグ塩基度、スラグ比を変化させてアルカリ分布を計算し、各因子のおよぼす影響を調べた結果を Fig. 8 に示す。スラグ塩基

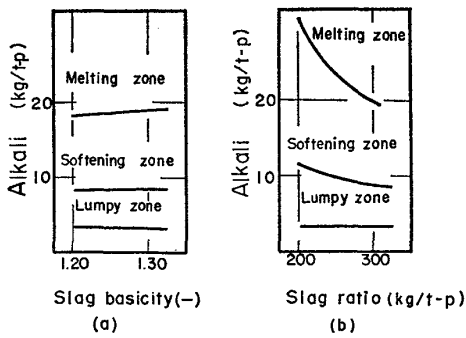


Fig. 8. Effect of slag basicity and volume on alkali circulation in the blast furnace (predicted by mathematical model).

度が低下した場合に、滴下帯 (1400°C以上) および軟化帯 (1100°C~1400°C) においてわずかながら滞留量の低下があるものの、塊状帯 (1100°C) 以下ではほとんど変化が認められない。

これに対してスラグ比が増加した場合には、滴下帯および軟化帯における滞留量の減少は、スラグ塩基度低下時にみられる変化と同様であるが、特に滴下帯における減少が顕著である。そしてその減少効果がスラグ比の増加とともにしだいに薄れていくのが特徴的である。

3.1.2 スラグ塩基度およびスラグ量の調整による高炉燃料比の変化

前項で述べたように低スラグ塩基度、高スラグ比は高炉内アルカリ滞留量の減少に効果的であることが明らかとなった。この点については実炉におけるアルカリバランスおよびスラグ条件と排出アルカリ量の関係調査結果<sup>9)</sup>とも一致している。

このように、スラグ比についてはアルカリ面からはスラグ比増加が好ましい。しかしながら、通気性および燃料比の面からは経験的にスラグ比を下げる方が望ましいと考えられており、視点によって相反する方向を示している。このことは逆に、高炉操業への影響を考える場合には、いろいろな観点から検討して総合的に判断する必要があることを示唆しているといえよう。

以下に、アルカリ循環量の変化を考慮して、スラグ塩基度およびスラグ量の調整が、高炉の燃料比におよぼす影響について検討した結果について述べる。

スラグ塩基度が上昇した場合には高炉内では次のような変化が考えられる。すなわち、スラグによって排出されるアルカリの量が低下する結果、羽口から炉上部へ上昇するガスへのアルカリの移行量が増える。このように気化したアルカリは降下してくる装入物に吸収されるが、コークスに吸収されるアルカリの量も増加する。そしてアルカリの効果によりソリューション・ロス反応開

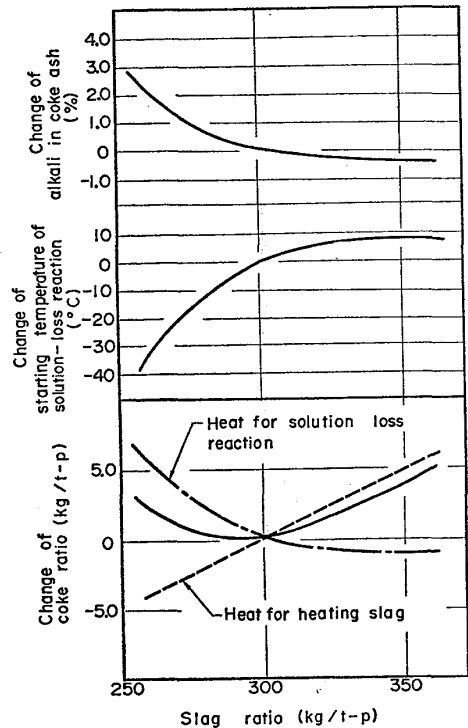


Fig. 9. Changes of alkali in coke ash, starting temperature of solution loss reaction and coke ratio by slag ratio.

始温度が低温側に移り、比較的炉上部より反応が始まってガス化反応量も増大する。この反応が大きな吸熱を伴う反応であることから燃料比が上昇するが、スラグ塩基度の場合には上昇は単調である。

一方、スラグ比を下げた場合には、Fig. 9に示すように同様な理由からコークス灰分中アルカリは上昇する。この場合にはスラグの量そのものが低下していることから、その分だけスラグの加熱・溶解等に要する熱量が節約できており、この節約分がソリューション・ロス反応による吸熱量の増加分より大きい間は燃料比は低下する。しかしながら、スラグ比の低下幅が顕著になるとコークス灰分中アルカリの上昇が大きくなり、ソリューション・ロス反応が著しく進行する結果反応熱が急増する。そしてスラグ量低下による投入熱量節約分を上まわって熱源不足に陥り、燃料比としては悪化する方向に逆転する。このように、アルカリ循環の観点からは最適スラグ比が存在するものと考えられる。

3.1.3 スラグ塩基度およびスラグ量の調整による高炉通気性の変化

スラグ塩基度およびスラグ量の調整は高炉通気性に対しては Fig. 10に示すような関係で影響するものと推察される。

高スラグ塩基度、低スラグ比によるアルカリ排出量の

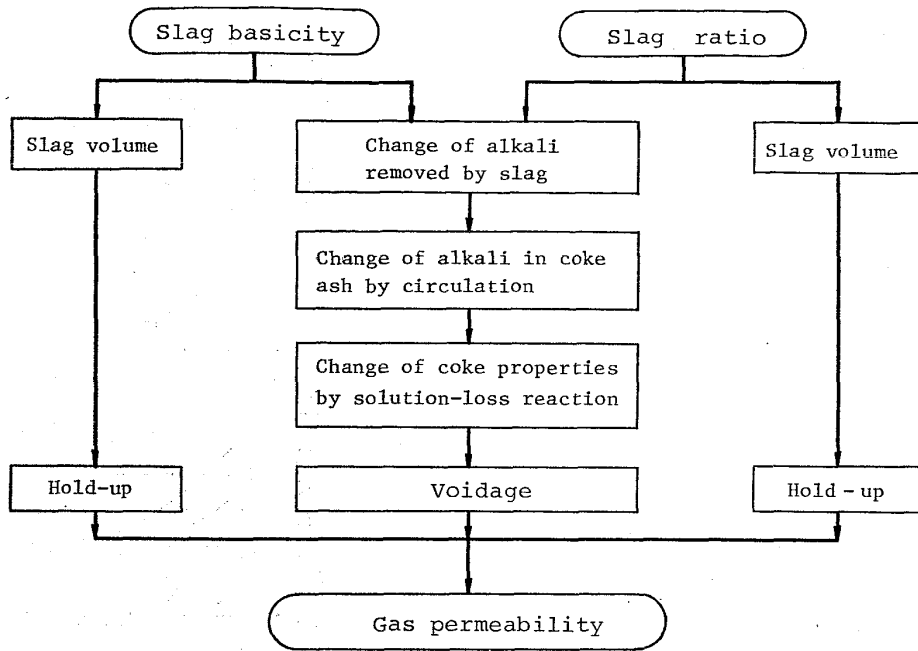


Fig. 10. The flow chart of effect of slag basicity and volume on gas permeability in blast furnace.

低下が炉内循環量の増加をもたらすことは前に述べたとおりである。そして、コークスについてはガス化によって粉化が進むが、このようなコークスの細粒化により通気抵抗  $KR$  は Fig. 11 の実線のごとく変化する。スラグ量低下に基づく液滞留率減少に起因する通気抵抗の変化は図中破線のように計算され、これを評価すると燃料比の場合と同様に通気性が最低となるスラグ比が存在することになる。

なお  $KR$  は (21) 式にて定義され、高炉内通気状況のみより決定される絶対通気抵抗である<sup>10)</sup>。

$$KR = \frac{\Delta P/L}{\frac{1}{g_c} \left( \frac{215}{0.027 \mu} \right)^\beta \rho^{1-\beta} u^2 - \beta} \dots\dots\dots (21)$$

ここで  $KR$  は絶対通気抵抗 ( $m^{-1}$ )、 $\Delta P$  は高炉炉内全圧損 ( $kg/m^2$ )、 $L$  は炉高 ( $m$ )、 $u$  は平均ガス流速 ( $m/s$ )、

$\rho$  は平均ガス密度 ( $kg/m^3$ )、 $\mu$  はガスの平均粘性係数 ( $kg/m \cdot s$ )、 $g_c$  は重力換算係数 ( $kg \cdot m/kg \cdot s^2$ )、 $\beta$  はガス流れにより定まる定数 ( $=0.6$ ) である。

3.2 装入コークス灰分中アルカリ含有量の許容限界

3.2.1 装入コークス灰分中アルカリ含有量による炉内循環量の変化

Fig. 12 は装入コークス灰分中のアルカリ含有量が変化した時の炉内アルカリ循環量への影響および装入コークス灰分中アルカリ含有量が 2.4%、3.2% の 2 レベルについて炉内コークス灰分中アルカリを示したものである。滞留量は各ゾーンとも装入量に比例して増加することが認められる。炉内コークス灰分中アルカリは装入時の差が炉下部へ降下するにしたがいしだいに大きくなり、羽口上部にいたつては約 5 倍程度にまで広がっている。

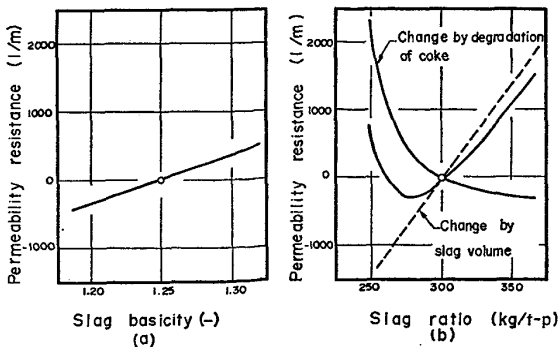


Fig. 11. Change of permeability resistance by slag basicity and volume.

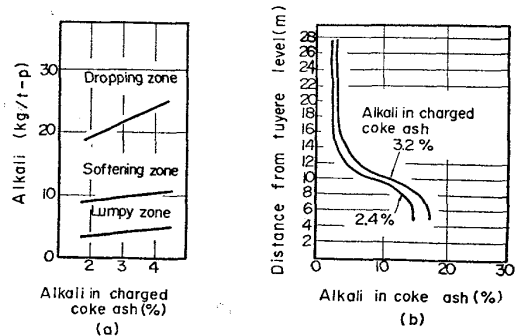


Fig. 12. Effect of alkali content in charged coke ash on alkali circulation in blast furnace (predicted by mathematical model).



る。ソリューション・ロス帯に着目してみると装入コークス灰分中アルカリ含有量 1% の上昇で約 3.5% の上昇が見積られる。

次に、高炉の安定操業上、装入コークス灰分中アルカリの許容量について、通気性の制約条件を考慮して検討をおこなった。前述のように装入コークス中アルカリの増加によつて炉内アルカリは上昇し、コークスのガス化量は Fig. 13(a) のように増加する。一方、コークス中カーボンの消失によるコークスの細粒化は Fig. 13(b) のごとく通気性の悪化をもたらす。高炉ではこのような通気性悪化により棚・スリップの頻度は増加し、装入物の順調な荷下りは妨げられる。Fig. 14 に棚・スリップ

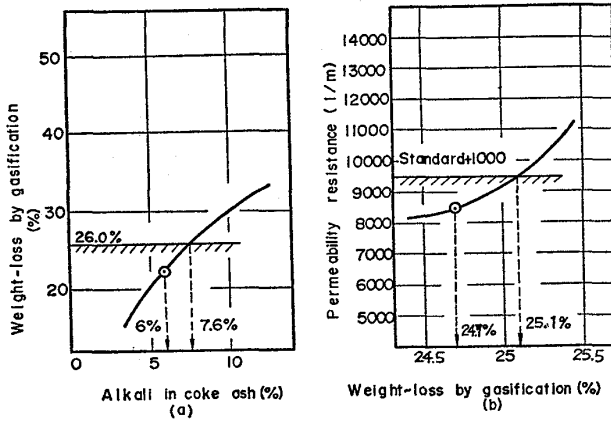


Fig. 13. The influence of solution-loss reaction on the permeability of blast furnace.

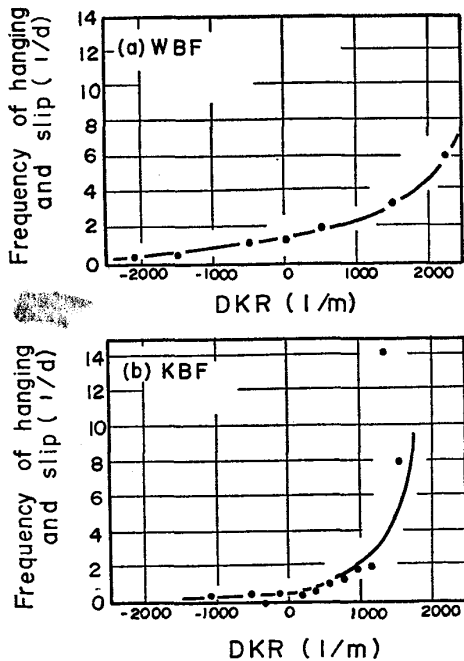


Fig. 14. Relationships between frequency of hanging and slip and DKR.

回数と炉内通気抵抗 ( $DKR : KR$  の炉内温度依存性を除去した指数) との関係を示した。これによると、通気抵抗  $DKR$  が一定レベルを越えると急激に棚・スリップの発生頻度が上昇することがわかる。すなわち Fig. 13 の場合には  $\odot$ 印の基準通気抵抗に対して 1000 の通気抵抗増大を制限条件とすると、同図よりガス化反応量は 25.1% 以内に、ソリューション・ロス帯でのコークス中アルカリは 7.6% 以内に抑えることが要求される。Fig. 12 の結果より装入コークス灰分中アルカリ 1% の上昇で炉内コークス灰分中アルカリは 3.5% 上昇すると考えられるので、

$$\frac{7.6 - 6.0 \text{ (基準)}}{3.5} = 0.46$$

より許容される装入コークス灰分中アルカリの上昇分が 0.46% と推定される。もちろん高炉の安定操業上装入コークス灰分中アルカリを 0.46% 以内に抑えることは必要条件ではあるが、十分条件ではないのでコークス品質、焼結鉱品質等の総合的な判断が必要となる。

### 3.2.2 装入コークス灰分中のアルカリ含有量上昇時のコークス品質面での対処

装入コークス灰分中アルカリは原料炭事情によりほぼ一義的に決定されるといえる。そこで原料事情からアルカリ含有量が上昇した場合にコークス品質面での対処が可能かどうか、またその際の対処量はどの程度になるか、代表的なコークス品質  $DI_{15}^{30}$  について試算してみる。

$DI_{15}^{30}$  の低下はシャフト部での粉化を助長し、ソリューション・ロス帯へ入る直前のコークス粒径が小さくなる

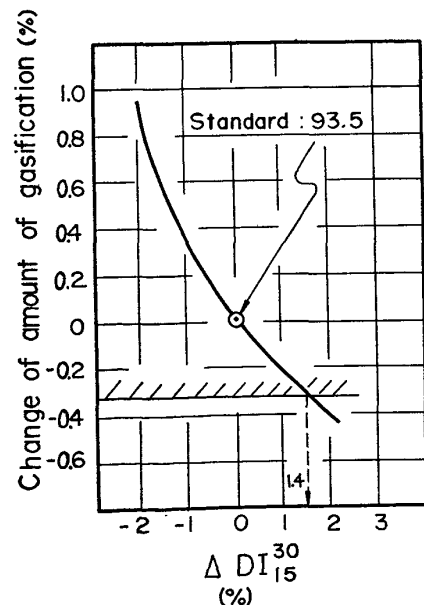


Fig. 15. Effect of drum strength of coke on gasification.

ことからガスとの反応界面積が増大し、Fig. 15 に示すように  $DI_{10}^{\circ}$  の低下とともにガス化反応量は上昇する。前項での検討によれば、装入コークス灰分中アルカリ 0.46% の上昇によってガス化反応量が 0.4% 増加するが、このようなガス化反応量の増加を  $DI_{10}^{\circ}$  でカバーするためには、図中示したように 1.4 の向上が必要となる。逆に、これだけの品質向上があればガス化反応を抑制して、炉内におけるコークスの劣化を防止することができるものと推定される。

他の品質 ( $DI_{10}^{\circ}$ , 熱間性状等) についても Fig. 15 のような関係を求めれば、同様に必要な品質の向上量を算定することができる。

#### 4. 結 言

高炉装入物 (コークス, 焼結鉄) に対するアルカリの蒸着速度測定実験をおこない、蒸着速度の温度依存性を示す式として、次式を得た。

$$v_{a, c} = 9.07e^{-16900/RT} \cdot P_k \text{ (コークス)}$$

$$v_{a, s} = 0.68e^{-13800/RT} \cdot P_k \text{ (焼結鉄)}$$

次に、高炉内におけるアルカリの循環をモデル化し、上記結果および解体調査結果、熱力学データを活用して、高炉内におけるアルカリ分布を推定するモデルを作成した。そして、本モデルによりアルカリ分布が、主としてコークスの性状劣化を介して高炉操業におよぼす効果について検討した。主な結果をまとめると次のとおりである。

(1) スラグ塩基度の上昇またはスラグ比の低下により高炉内に滞留するアルカリの量は増加する。

(2) コークスについても吸収されるアルカリの量が上昇し、この効果によりソリューション・ロス反応開始温度が低温側に移行して、比較的炉上部より同反応が始まる。コークスのガス化反応量も増大し、ソリューション・ロス反応が大きな吸熱を伴う反応であることから、高炉の燃料比は上昇する。

(3) 燃料比上昇の様子は、スラグ塩基度変化とスラグ化変化とは異なる。すなわち、スラグ塩基度が上昇した場合には単調に燃料比が上昇するのに対して、スラグ比変化の場合には燃料比が最低となる最適スラグ比が存在する。

(4) これは次のような理由によるものである。スラグ比の低下によりコークス灰分中アルカリが上昇して、ソリューション・ロス反応が促進され吸熱量が増える。一方、スラグの量そのものが減少したことにより、スラグの加熱・溶解等に要する熱量が節約できて燃料比は低下する。しかしながら、スラグ比の低下が大きすぎるとソリューション・ロス反応進行の程度が著しく、前者が後者を上まわつて燃料比は逆に上昇する。

(5) 通気性におよぼす影響についても同様な傾向が見出せた。

(6) 装入コークス灰分中アルカリの上昇によつても高炉内アルカリ滞留量が増加し、コークスの性状劣化が進んで燃料比・通気性は悪化する。このような、コークスのガス化に基づくコークスの劣化は、初期性状 (たとえば  $DI_{10}^{\circ}$ ) の品位向上によりある程度抑制することが可能であることが示された。

終わりに、本研究の遂行にあたり、終始有益なご助言、ご鞭達を賜つた住友金属工業 (株) 中央技術研究所小田尚輝所長、西岡邦夫副所長ならびに赤松経一所次長に心から感謝の意を表します。

#### 文 献

- 1) 羽田野道春, 宮崎富夫, 岩永祐治: 鉄と鋼, 65 (1979), p.1365
- 2) 羽田野道春, 宮崎富夫, 岩永祐治: 鉄と鋼, 65 (1979), p.1509
- 3) 八木順一郎, 佐々木恵一, 鞭 巖: 鉄と鋼, 54 (1968), p. 1019
- 4) 佐々木 稔, 斧 勝也, 鈴木 明, 奥野嘉雄, 吉沢謙一, 中村 隆: 鉄と鋼, 62(1976) p. 559
- 5) 下村泰人, 佐々木 稔, 西 徹, 西川 潔, 榎戸恒夫: 鉄と鋼, 63(1977) A79
- 6) 福島 勤: 鉄と鋼, 62(1976) A107
- 7) 板谷 宏, 福武 剛, 岡部俵児, 長井 保: 鉄と鋼, 62(1976) p. 472
- 8) 佐々木寛太郎, 羽田野道春, 渡辺雅雄, 下田輝久, 横谷勝弘, 伊東孝夫, 横井 毅: 鉄と鋼, 62 (1976) p. 580
- 9) J. D. ASHTON, C. V. GLADYSZ, G. H. WALKER, and J. HOLDITCH: Ironmaking and Steelmaking (Quarterly), (1974) p. 98
- 10) 的場祥行, 下田輝久: 鉄と鋼, 60(1974) S 354