

## 論 文

70550

## 焼結の操業解析\*

鞭 巖\*\*・樋口充蔵\*\*\*

## Theoretical Analysis on the Operation of Sintering

Iwao MUCHI and Jūzō HIGUCHI

## Synopsis:

On the basis of a mathematical model for sintering process, the effects of operating variables, i.e., temperature and oxygen concentration of gas in ignition furnace, time for ignition, mass velocity of gas, diameter and temperature of solid particles to be fed, mass fraction of coke in a burden materials and voidage of bed, on the temperature distributions in sintering bed are estimated from numerical calculations with the aid of digital computer.

Also, theoretical analysis on the optimum pallet speed to obtain a maximum production rate in Dwight-Lloyd sintering process is developed, and the equations on the optimum pallet speed, maximum production rate and mean yield are proposed in terms of the expressions for the definitions of sintering velocity and sintering time.

## 1. 緒 言

最近、高炉の主要な装入原料として、焼結鉱の使用量が増加の傾向にあり、高炉の大型化に伴って焼結機も次第に規模が拡大されてきている。

著者らは、コークスの燃焼速度および固体粒子の乾燥速度を考慮した数学的モデル<sup>1)2)</sup>をすでに発表した<sup>3)</sup>が、本研究ではこの数学的モデルに基づいて、点火の条件や吸引風量、あるいは、固体原料の装入条件などが焼結層内での温度分布に及ぼす影響を調べ、均一な製品を得るためのプロセスとして多層操業法についても検討する。なお焼結プロセスの最適化についての理論的な考察を行ない、最大の生産量を与えるようなパレットの最適送り速度を求める。

従来、焼結機に関連のある理論解析の発表は少ないが簡単な熱収支に基づいた層内温度分布の考察<sup>4)</sup>や、総括的な熱および物質収支に基づいて燃焼帯の進行速度を取扱った研究<sup>5)</sup>、あるいは、層内の温度分布を正規分布で近似化して未知パラメータを決定する研究<sup>6)</sup>が報告されている。

焼結プロセスは非定常プロセスであるから、基礎式は偏微分方程式で表現されることになる。微分方程式に基づいた理論解析としては、粒子・ガス間の熱交換に着目した深川ら<sup>7)</sup>の研究があるが、反応については考慮されていない。なお、JOHNSON ら<sup>8)</sup>は、充填層反応装置で粒

子とガスの温度が同じと仮定し、熱伝導を無視した場合について濃度分布の解を得、これを特性曲線の式に代入して層内における温度分布の推移を調べている。

## 2. 焼結プロセスの解析

## 2.1 基礎式

焼結機は連続式のドワイトロイド型と回分式のグリナワルト型に大別されるが、試験鍋は回分式という点で後者に属する。さて、焼結プロセスは、前者では二次元定常問題として表現され、後者では一次元非定常問題として取扱われるが、前者でもパレットに乗った座標で考えると一次元非定常問題に帰着し、両者の基礎式は数学的表現において一致する。(Appendix 参照)

ここでは、一次元非定常の基礎式に基づいて計算するが上述の理由から、ここで得られた結果をドワイトロイド型の場合の解へ変換することができる。

## 2.1.1 予熱帯、冷却帯、燃焼帯における基礎式

理論展開に当たって次の仮定を設ける。

(1)熱伝導とふく射伝熱を無視する。(2)反応熱はすべて粒子の温度変化に寄与する。(3)粒子径が小さいので粒子内部の温度は均一とする。

\* 昭和43年4月、44年10月本会講演大会にて発表  
昭和44年8月4日受付

\*\* 名古屋大学工学部 工博

\*\*\* 富士製鉄(株)室蘭製鉄所

反応はコークスの燃焼反応だけを考慮し、粒子の融解と凝固は考慮しない。これら条件下で次のような基礎式が得られる。(誘導は Appendix 参照)

$$-G\{\partial(c_g T)/\partial z\} - 12 \times 10^{-3} c_g T R_c^* - h_p a(T-t) = \epsilon \rho_g \{\partial(c_g T)/\partial \theta\} \dots\dots\dots (1)$$

$$-G\{\partial(C_{O_2}/\rho_g)/\partial z\} - (1 + 12 \times 10^{-3} C_{O_2}/\rho_g) R_c^* = \epsilon \rho_g \{\partial(C_{O_2}/\rho_g)/\partial \theta\} \dots\dots\dots (2)$$

$$-G\{\partial(C_{CO_2}/\rho_g)/\partial z\} + (1 - 12 \times 10^{-3} C_{CO_2}/\rho_g) R_c^* = \epsilon \rho_g \{\partial(C_{CO_2}/\rho_g)/\partial \theta\} \dots\dots\dots (3)$$

$$-\partial G/\partial z + 12 \times 10^{-3} R_c^* = \partial(\epsilon \rho_g)/\partial \theta \dots\dots\dots (4)$$

$$C_{O_2} + C_{CO_2} + C_{N_2} = 4.465 \times 10^{-5} (273/T) \dots\dots\dots (5)$$

$$\rho_g = (32C_{O_2} + 44C_{CO_2} + 28C_{N_2}) \times 10^{-3} (273/T) \dots\dots\dots (6)$$

$$h_p a(T-t) + (-\Delta H_c) R_c^* = (1-\epsilon) \rho_p \{\partial(c_s t)/\partial \theta\} \dots\dots\dots (7)$$

$$R_c^* = n_c r_c^* \dots\dots\dots (8)$$

$$r_c^* = 4\pi r_c^2 k_c^* c_{O_2} \dots\dots\dots (9)$$

2.1.2 乾燥帯における基礎式

乾燥は恒率期間と減率第1段階だけを考慮し、減率第2段階は影響が小さいので無視する。

恒率期間では、(1)式で  $R_c^* = 0$  とおいた式のほかに次の(10)、(11)式で示される。

$$-\partial(GH)/\partial z + 6(1-\epsilon) h_p (T-t) / d_p (\Delta H_v) = \partial(\epsilon \rho_g H)/\partial \theta \dots\dots\dots (10)$$

$$-\partial W/\partial \theta = 6h_p (T-t) / d_p \rho_p (\Delta H_v) \dots\dots\dots (11)$$

減率期間では、(1)式で  $R_c^* = 0$  とおいた式のほかに、(12)~(14)式で示される。

$$-\partial(GH)/\partial z + 6(1-\epsilon) h_p (T-t) (W - W_e) / (W_c - W_e) d_p (\Delta H_v) = \partial(\epsilon \rho_g H)/\partial \theta \dots\dots\dots (12)$$

$$-\partial W/\partial \theta = 6h_p (T-t) (W - W_e) / (W_c - W_e) d_p \rho_p (\Delta H_v) \dots\dots\dots (13)$$

$$\partial t/\partial \theta = 6h_p (T-t) (W_c - W) / (W_c - W_e) d_p \rho_p c_s \dots\dots\dots (14)$$

恒率乾燥から減率乾燥へ移行する際の限界含水率  $W_c$  の概略値を知るために、コークスと石灰石を配合したエル・ロメラル鉱石 200 g の含水率の時間的な変化を赤外線水分計で調べた結果の一例を Fig. 1 に示す。Fig. 1 で右下がりの直線が恒率乾燥に相当し、直線と曲線との境界点が限界含水率で、この場合は約 0.02 の値になっている。

最小二乗法によって近似した実験式は、恒率期間(図中の直線部分)では(15)式、減率期間(図中の曲線)では(16)式で示され、両式から限界含水率が推算される。

$$W = -9.90 \times 10^{-3} \theta + 6.42 \times 10^{-2} \dots\dots\dots (15)$$

$$W = 8.47 \times 10^{-4} \theta^2 - 1.54 \times 10^{-2} \theta + 7.07 \times 10^{-2} \dots\dots\dots (16)$$

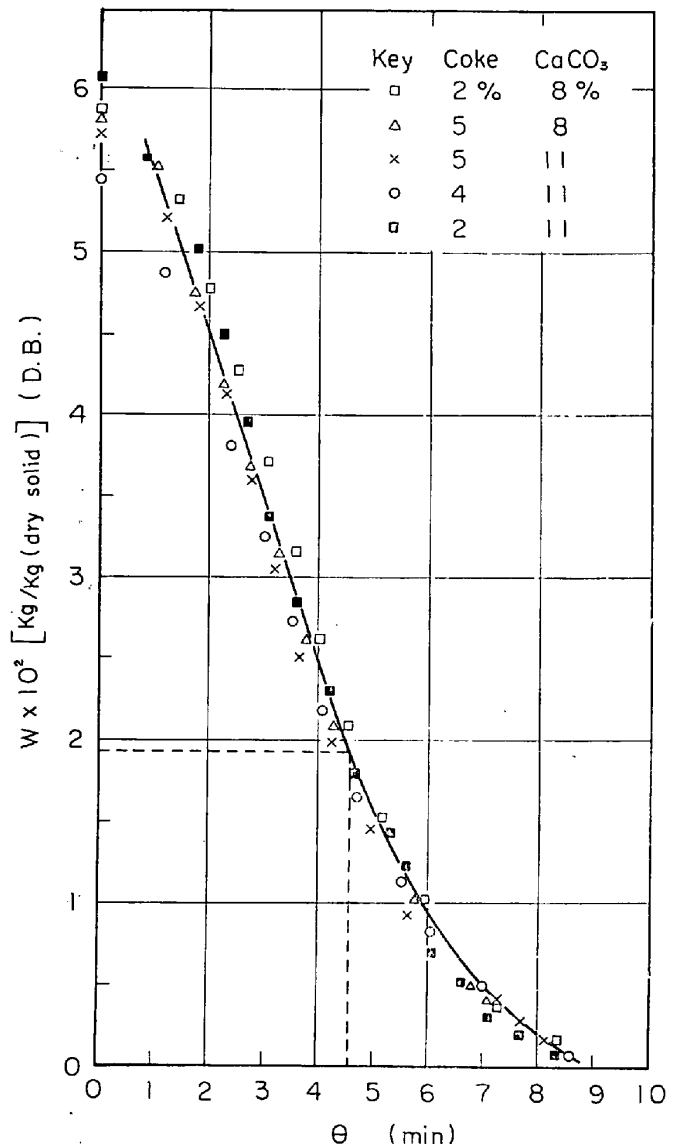
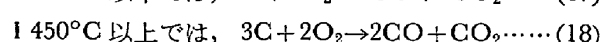
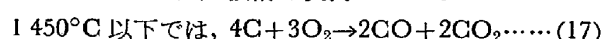


Fig. 1. Drying curve for solid particles of iron ore containing coke and limestone.

乾燥過程を逐次計算する場合、乾燥条件の変化に伴う誤差は乾燥速度が急速なために通常小さいものと推定される。

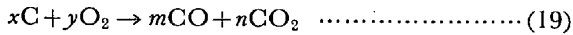
2.2 コークスの燃焼反応

炭素の燃焼反応については、古くから研究が行なわれているが、MEYER<sup>8)</sup>は、実験データを整理した結果、生成する CO<sub>2</sub> と CO とのモル比の測定値が、約 1500°C 以下の低温領域では 0.8~1.3 となり、2000°C 付近の高温領域では 0.4~0.6 の範囲に分布することを認め、炭素の反応機構として(17)、(18)式を提出しており、MAYERS<sup>9)</sup>もこの反応機構を支持している。



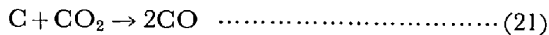
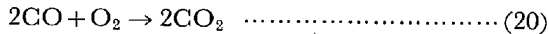
また、KHITRIN<sup>10)</sup>は、炭素の燃焼反応は、酸素原子が

炭素格子間に移行して、中間的な化合物  $C_xO_y$  を生成し、そのときの反応条件に応じて  $CO$  と  $CO_2$  とに分解するという主反応(19)式があると述べている。

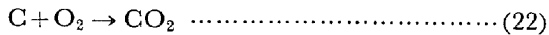


さらに、1 200~1 500°C で(17)式の反応が起こり、この反応は酸素濃度に関して1次反応で、活性化エネルギーは 20~30 kcal/mol となり、1 500°C 以上では(18)式の反応が起こり、酸素濃度に関して0次反応で、活性化エネルギーは 70~90 kcal/mol であると述べている。

なお、副反応として、炭素の表面近傍あるいは細孔内で起こる一酸化炭素の酸化反応(20)式と、ソリューション・ロス反応(21)式の2種類の反応を考え炭素の燃焼反応はこれら副反応と上述の主反応とが並発する複合反応であると述べている。



一方、HOTTEL ら<sup>11)~13)</sup>は、炭素粒子の燃焼反応について一連の実験を行ない、この反応は(22)式で表わされ、表面酸素濃度に関して1次反応であり、その反応速度  $K_c$  は(23)式で示されるとしている。



$$K_c = 9.55 \times 10^6 e^{-44\,000/RT_s} \dots\dots\dots$$

$$p_{O_2, s} / \sqrt{T_s} \text{ [g/cm}^2 \cdot \text{sec]} \dots\dots\dots(23)$$

HOTTEL らによる(23)式は、炭素の燃焼反応を複合反応とする前述の場合にくらべて、速度式が簡単で適用しやすいので、コークスの燃焼反応の速度の推算によく引用されている。

著者らが焼結層内から排ガスを吸引して分析を行なった結果、 $CO$  は約 3% 程度であり、実際に  $CO$  が発生していることが確かめられたが、 $CO$  は多い場合でも  $CO_2$  の 1/3 程度であつたので、ここでは近似的に  $CO$  の発生を無視して(23)式を採用するが、 $CO$  の発生を無視するので、発熱量はやや過大になり、また  $CO$  による鉄鉱石の還元反応を無視することになる。

さて、コークスの単一粒子の燃焼速度を  $r_s$  とすると

$$r_s / 4\pi r_c^2 = (\rho_c / M_c) (\partial r_c / \partial t) \dots\dots\dots(24)$$

と書けるが、なお、 $r_s$  は(23)式から

$$r_s / 4\pi r_c^2 = (60/12) K_c \\ \doteq 3.918 \times 10^6 e^{-44\,000/RT_s} \cdot \sqrt{t} CO_{2, s} \dots\dots\dots(25)$$

のように表わされる。ここで、この反応の速度定数を  $k_c$  とすると、(26)式が書ける。

$$k_c = 3.918 \times 10^6 e^{-44\,000/RT_s} \cdot \sqrt{t} \dots\dots\dots(26)$$

さて、コークス粒子の総括反応速度  $r_c^*$  は(9)式で示されたが、(9)式中の総括反応速度定数  $k_c^*$  は定常逐次の取扱いによつて(27)式のように表わされる。

$$1/k_c^* = 1/k_f + 1/k_c \dots\dots\dots(27)$$

### 3. 層内粒子の温度分布

#### 3.1 計算条件と物性定数

点火条件やガスの質量速度などの操作変数が焼結プロセスに及ぼす影響を知るために、ある特定の操作変数を任意に変化させた場合について、前述の数学的モデルに基づいた計算を行なう。計算速度を速くするために、乾燥、融解、凝固、石灰石の分解反応などは無視する。吸熱項が無視されるために、層内温度は若干高めに算出されることになるが、操作変数が層内温度分布におよぼす効果については、その主要な特性を予知することができるものと考えられる。

採用した初期条件および境界条件を、それぞれ、(28)(29)式に示す。

$$\theta = 0 \text{ で } t = t_0, r_c = r_0 \dots\dots\dots(28)$$

$$z = 0 \text{ で } T = T_0, C_{O_2} = C_{O_2, 0}, \\ C_{CO_2} = C_{CO_2, 0} \dots\dots\dots(29)$$

数値計算は前進差分法により、東京大学の大型電子計算機(HITAC 5020E)を使用して行なつた。

(27)式中の境界物質移動係数  $k_f$ 、および、(1)、(7)式中の伝熱係数  $h_p$  は、それぞれ、固定層に適用できる白井の式<sup>14)</sup>(30)、(31)式から推算した。

$$\epsilon(Sh) = 2.0 + 0.75(Re_p)^{1/2} \cdot (Sc)^{1/3} \dots\dots\dots(30)$$

$$\epsilon(Nu) = 2.0 + 0.75(Re_p)^{1/2} \cdot (Pr)^{1/3} \dots\dots\dots(31)$$

ここで、 $Sh = k_f d_p / D$ 、 $Re_p = d_p G / \mu$ 、 $Sc = \mu / \rho_g D$ 、 $Nu = h_p d_p / \lambda$ 、 $Pr = c_g \mu / \lambda$ 、なお、 $D$  は燃焼帯より上方では  $D_{O_2}$  を、下方では  $D_{CO_2}$  を採用する。

なお、比熱の温度関数形の式を次に示す。

$$c_g = 0.21 + 0.7247 \times 10^{-4} T - 1.59 \times 10^{-6} T^2 \\ \dots\dots\dots(32)$$

$$c_s = 0.16 + 0.9221 \times 10^{-4} t - 2.57 \times 10^{-3} t^2 \dots\dots\dots(33)$$

その他、物性定数の推算は便覧<sup>15)16)</sup>によつた。計算に当たつて採用したデータを Table 1 に示す。

#### 3.2 点火炉内ガス温度

一般に、燃料と空気の流量と温度、および、燃料の組成が与えられていると、点火炉内でのガス温度や酸素の転化率が算出できるが、ここでは、点火炉内のガス温度だけを変化させ、他の条件は一定に保つた場合の計算結果を Fig. 2 に示す。

通常の焼結プロセスでは、温度分布曲線の極大点は、層表面から層内方向への距離の増加に伴つて上昇する傾向があるが、もしも点火温度が低すぎると焼結は進行しないで、固体粒子はガスと熱交換をするに留まる。すなわち、Fig. 2 では、1 300°K の場合の温度分布は極大点

Table 1. Data for numerical calculation.

Number of figure		2	3, 4	5	7	8	9	10	11	12
$d_p$	cm	0.3	//	//	—	0.3	//	//	//	//
$C_{O_2,0} \times 10^6$	mol/cm <sup>3</sup>	5.63	//	4.08	5.63	—	5.63	//	//	//
$C_{O_2,1} \times 10^6$	mol/cm <sup>3</sup>	7.50	//	9.38	7.50	//	//	//	//	//
$G \times 10^3$	kg/cm <sup>2</sup> ·min	5.17	//	—	5.17	//	//	//	//	//
$m_c \times 10^2$	—	3.0	//	3.5	3.0	//	//	//	—	—
$r_0$	cm	0.15	//	//	—	0.15	//	//	//	//
$t_0$	°K	300	//	//	//	//	—	300	//	//
$T_0$	°K	—	1 300	//	//	//	//	//	1 500	1 300
$T_1$	°K	1 000	//	1 100	1 000	//	//	//	//	//
$\varepsilon$	—	0.4	//	//	//	//	//	—	0.4	//
$\theta_1$	min	1.2	—	1.1	1.2	//	//	//	//	//
$\theta_2$	min	1.1	—	0.15	1.1	//	//	//	//	//
$\rho_p \times 10^3$	kg/cm <sup>3</sup>	4.0	//	//	//	//	//	//	//	//
$\Delta z$	cm	0.05	//	//	//	//	//	//	//	0.10
$\Delta \theta$	min	0.05	//	//	//	//	//	//	//	//

// : double prime means the same value as one of the left-hand side

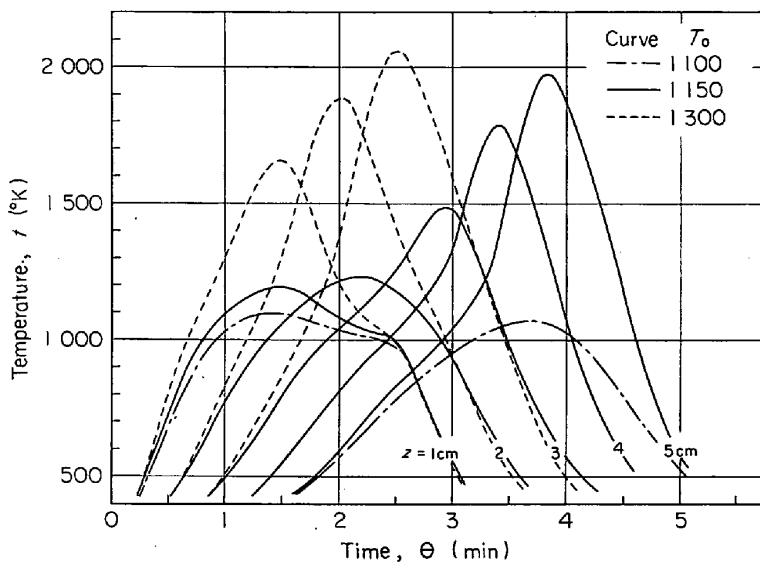


Fig. 2. Effect of gas temperature in ignition furnace on the temperature distributions of solid particles in sintering bed.

が次第に上昇しているが、1 100°K の場合には温度分布の成長がみられないので焼結プロセスは進行しないと推察される。しかし、さらに約 50°K 上昇させると温度分布の成長がみられるので、この操作条件のもとでは、1 150°K が必要な点火温度の下限であるとみなされる。

### 3.3 点火時間

一般に、焼結機では 1 次点火は約 1 min 間といわれているが、最近の焼結機では 2 次点火炉をそなえたものが多い。ここでは、点火温度などの条件は同じにして、点火時間だけを変化させた場合の効果調べた計算結果を Fig. 3 に示す。Fig. 3 からわかるように、1 次点火時間が 1 min のときには焼結プロセスは進行するが、42 sec の場合には温度分布は上昇しないで冷却される。点火時間が 45 sec の場合には、層表面から 4 cm になつてよう

やく温度分布が成長し始めるので、このような条件下では、第 1 次点火時間の下限は約 45 sec であると推察できる。

次に、第 2 次点火時間の影響を調べた結果を Fig. 4 に示す。第 2 次点火時間を長くすると温度分布曲線の幅が広がり、短くすると温度が急速に降下するので、第 2 次点火は保温の効果があることがわかる。

### 3.4 ガス流量

単位断面積当たりのガスの質量速度  $G$  は、顕熱の移動を支配し、さらに、伝熱係数や物質移動係数にも関係するので、層内温度分布に大きな影響をおよぼす。ここでは、ガスの質量速度だけを変化させた場合の層内温度分布の推移を調べた結果を Fig. 5 に示す。Fig. 5 から、 $G$  を増加すると温度分布曲線の幅が狭くなり、焼結速度が急増するが、極大点の温度にはあまり変化がみられない。

三本木ら<sup>17)18)</sup>は、空気流量を増加した場合に焼結時間が短縮されることを報告しており、また、DAVIES<sup>19)</sup>は、Flame front speed (F.F.S.) は温度分布によつて変化し、温度分布の幅が狭くなると F.F.S. が大きくなると述べているが、これらのことは計算結果と一致しているものと考えられる。ただし、ここでいう F.F.S. とは、点火時を除き、固体粒子の温度の極大点の進行速度を意味している。 $G$  を変化させて温度分布を計算した結果に基づいて、F.F.S. を求めて  $G$  との関係を図 6 に示した。

下村<sup>20)</sup>は、焼結理論の従来の研究をまとめて考察しているが、その中で、通気度と生産量との間に直線関係があることを示している。Fig. 6 から、有効風量と生産量との間に直線関係が存在することが推察される。一般

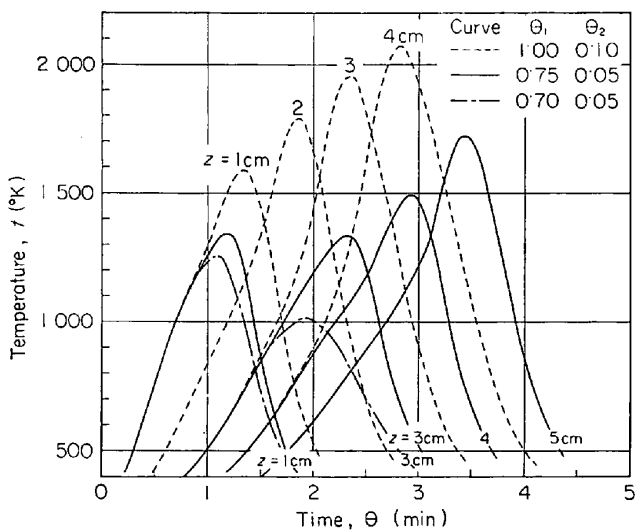


Fig. 3. Effect of residence time in the 1st ignition furnace on the temperature distributions of solid particles in sintering bed.

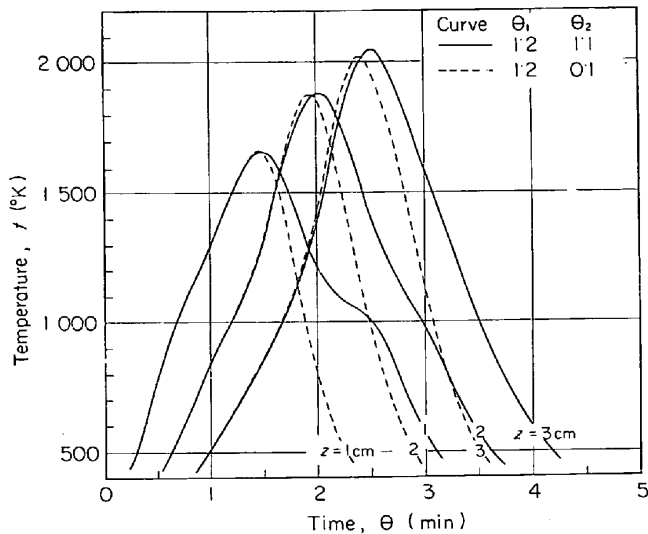


Fig. 4. Effect of residence time in the 2nd ignition furnace on the temperature distributions of solid particles in sintering bed.

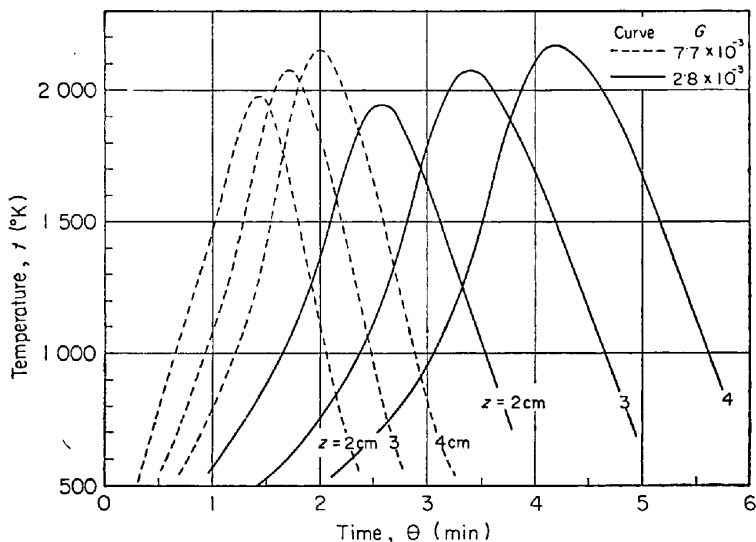


Fig. 5. Effect of mass velocity of gas on the temperature distributions of solid particles in sintering bed.

に有効風量を増加するほど生産量は増大するが、Fig. 5に示したように、高温に保たれている時間は短くなるので、粒子の急激な温度変化により強度の低下も考えられる。

3.5 粒子径

コークスと鉄鉱石の粒子径を同じにして、粒子径を種々変化させた場合の計算結果を Fig. 7 に示す。この図から、粒子径が減少すると温度の極大点が高くなるのがわかるが、これは、粒子径の減少により粒子・流体間の伝熱係数が増加し、コークスの反応速度が増加することによると推察される。Fig. 7では、粒子径が大きい場合には、粒子の温度が十分上昇しなくなり、温度分布曲線の幅が増加している。この計算条件下では、 $r_0=0.28$

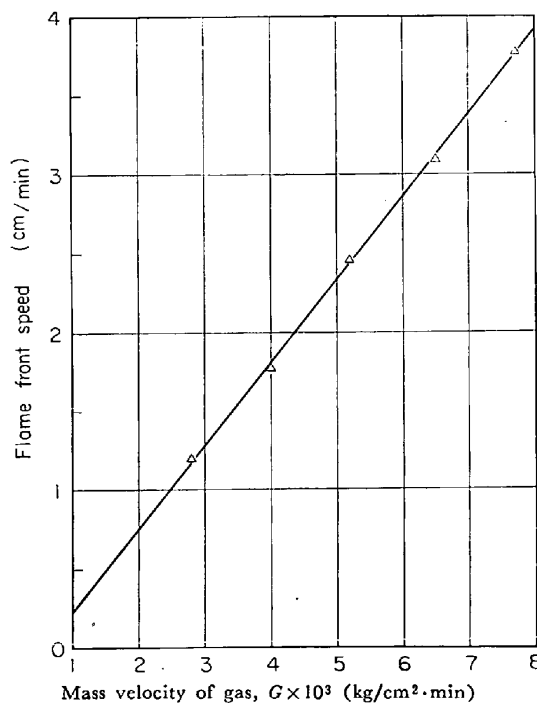


Fig. 6. Relations obtained by calculations between mass velocity of gas and flame front speed.

cm の場合には焼結が進行しなくなる。ある与えられた条件下では焼結可能な最大粒子径が存在することになり、この場合には、 $r_0=0.24$  cm がこれに相当する。

このような限界粒子径より大きな粒子径の場合には、焼結を進行させるために、点火温度や点火時間を変更することが必要である。

3.6 酸素濃度

第1次点火炉内のガス中の酸素濃度だけを増減させた

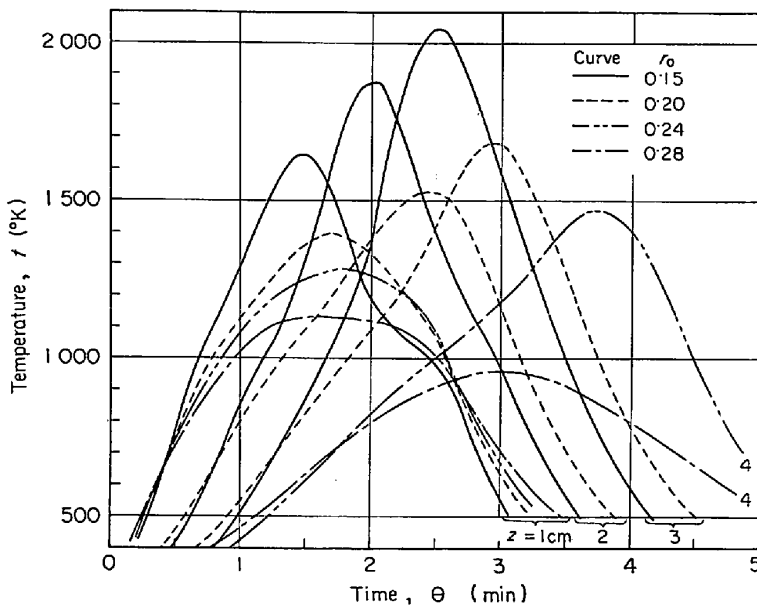


Fig. 7. Effect of diameter of solid particles on the temperature distributions of solid particles in sintering bed.

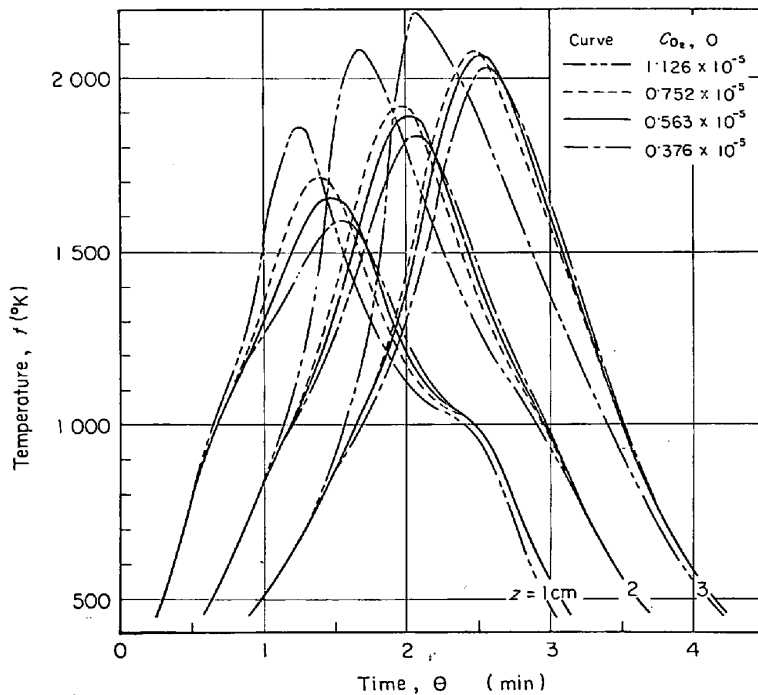


Fig. 8. Effect of oxygen concentration in the 1st combustion furnace on the temperature distributions of solid particles in sintering bed.

場合の計算結果を Fig. 8 に示す。実線の基準値の2倍の濃度にした場合には、コークスの燃焼反応が促進されるために、温度の極大点が上昇し、温度分布曲線の形は尖ってくる。しかし、酸素濃度を約3割増減させた場合の温度分布では、層内上方では濃度変化の影響がかなり認められるが、層内下方にいくにつれて、この程度の増減による影響はあまり現われなくなる。

### 3.7 装入粒子温度

装入粒子の温度だけを変化させた場合の計算結果を Fig. 9 に示す。粒子温度が  $200^{\circ}\text{K}$  だけ予熱して供給される場合には、粒子・流体間の温度差が減少するため、初期において温度上昇曲線の傾きがやや小さくなるという点のほかはほとんど影響がみられない。

### 3.8 層空間率

空間率が 0.3, 0.4, 0.5 の各場合について、層頂と層底間での圧力差を変化させて、いずれもガスの質量速度が一定になるように操作した場合の計算結果を Fig. 10 に示した。図では、空間率が小さい場合には温度分布の極大点の上昇しているが、これは、空間率の減少に伴って粒子・流体間の伝熱係数および境界物質移動係数が増加することによる。

### 3.9 コークス配合率

層全体にわたってコークスの配合率だけを変化させた場合の計算結果を Fig. 11 に示す。配合率を増加させると温度分布の極大点も増加するが、温度分布曲線の形はあまり変化しない。図では、2%と3%の場合にはかなりの変化がみられるが、3%と4%では大きな変化は認められない。

### 3.10 多層操業

通常、上層部では温度が低く焼けにくいために、層全体をなるべく均一に焼結させる目的で従来、上層部にコークスを多量に配合する二層操業法が考えられていた。ここでは、コークス配合率の軸方向分布として次のような三段階の分布を想定した。すなわち、層表面下1cmまでは5%および4%、1~2cmでは3%、2cmより深い層では2%に配合した場合の計算結果を Fig. 12 に示す。コークスを全層内にわたって3%に均一に配分した場合(破線)と比べて多層操業では層内各位置で温度分布の極大点はかなり均一化されていることがわかる。

## 4. 生産量と歩留の解析

ここでは、最大の生産量を与えるようなパレットの最適の送り速度について理論的な解析を行ない、歩留を定量的に表現する。ドワイトロイド焼結機を Fig. 13 のようにモデル化して示す。図中で、Heat front plane (f面)、Heat behind plane (b面)は、それぞれ予熱帯お

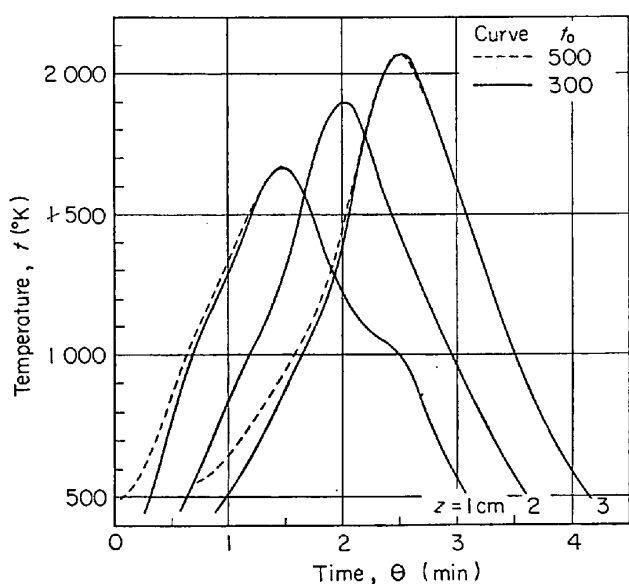


Fig. 9. Effect of preheating of solid particles on the temperature distributions of solid particles in sintering bed.

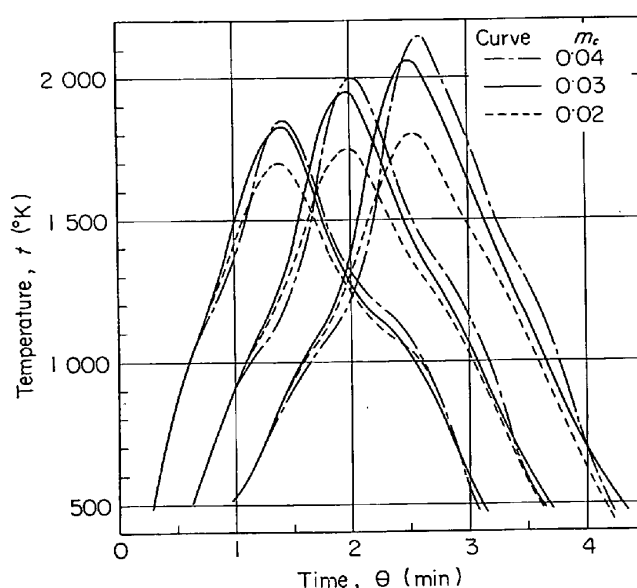


Fig. 11. Effect of mass fractions of coke in burden materials on the temperature distributions of solid particles in sintering bed.

よび冷却帯における焼結に必要な温度の面の軌跡である。以下、これらの面における変数にはそれぞれ接尾字  $f$ ,  $b$  をつけて区別する。

Fig. 13 で、 $f$  面、 $b$  面の方程式を、それぞれ、(34)、(35)式で表わす。

$$x = g_f(y), \text{ あるいは, } y = h_f(x) \dots\dots\dots (34)$$

$$x = g_b(y), \text{ あるいは, } y = h_b(x) \dots\dots\dots (35)$$

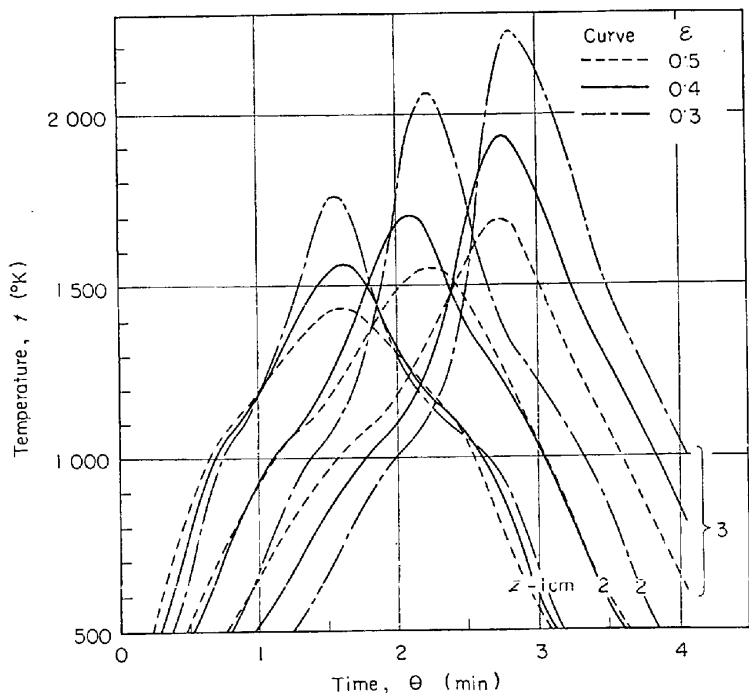


Fig. 10. Effect of voidage on the temperature distributions of solid particles in sintering bed.

生産量  $S$  は歩留  $\alpha$  を考慮して (36) 式のように書ける。

$$S = \int_0^Y b \rho_B V \alpha \cdot dy \dots\dots\dots (36)$$

さて、焼結鉱の強度と、焼結に当たつてある必要温度以上に保たれている時間との間に直線的な正相関があることが、下川ら<sup>2D)</sup>によつて示されている。ここで、製品の歩留が必要温度以上に保たれている時間  $\theta_0$  に比例し、必要温度以上に昇温していない粒子は焼結されていないと考へて、(37)式を設定する。

$$\alpha(y) = c \cdot \theta_0(y) \dots\dots\dots (37)$$

ただし、 $c$  は定数で、同じ操業条件下では一定である。

(36)、(37)式から

$$S = \int_0^Y b \rho_B V \{c \cdot \theta_0(y)\} dy \dots\dots\dots (38)$$

一般に、実操業では次の関係が成立する。

$$0 < Y_r < Y, \quad 0 < L_f < L \dots\dots\dots (39)$$

したがつて、 $\theta_0$  は次式で表わされる。

$0 \leq y \leq Y_r$  では、

$$\theta_0(y) = \{L - g_f(y)\} / V \dots\dots\dots (40)$$

$Y_r < y \leq Y$  では、

$$\theta_0(y) = \{g_b(y) - g_f(y)\} / V \dots\dots\dots (41)$$

$\rho_B$  は簡単のために  $y$  に無関係とみなし、(38)式に(40)、(41)式を代入すると

$$S = b \rho_B c \left\{ \int_{Y_r}^Y \{g_b(y) - g_f(y)\} dy + \int_0^{Y_r} \{L - g_f(y)\} dy \right\} \dots\dots\dots (42)$$

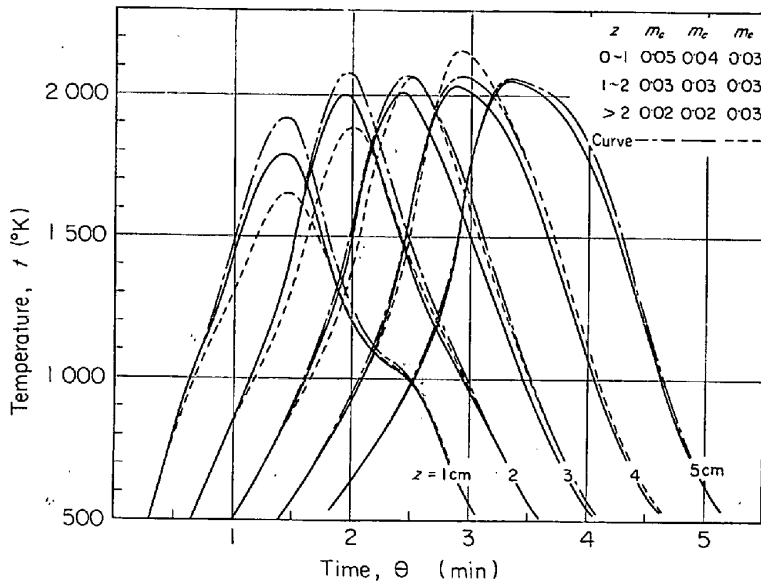


Fig. 12. Temperature distributions of solid particles in sintering bed for the case where the bed consists of three different mass fractions of coke in burden materials.

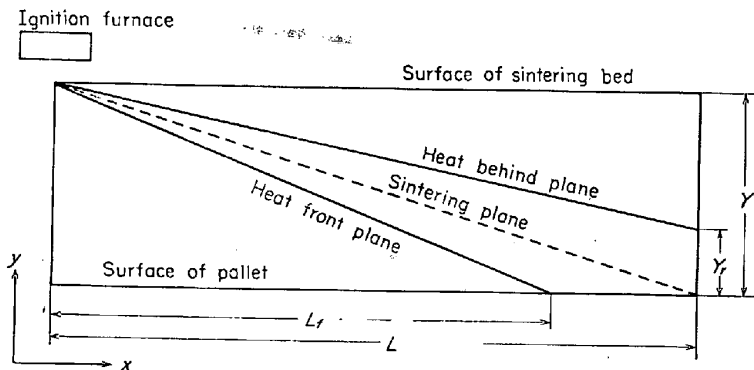


Fig. 13. Schematic diagram of sintering bed for determining optimal condition.

ここで、 $f$ 面、 $b$ 面の進行速度をそれぞれ、Heatfront speed (H.F.S.)  $u_f$  および Heat behind speed (H.B.S.)  $u_b$  とする。H.F.S. は、同じ操作条件下では、点火時を除くと、層内距離にはあまり影響されないことが報告<sup>17)18)</sup>されている。ここでは、 $u_f$ 、 $u_b$  がともに  $y$  に無関係で一定と考え、H.F.S.、H.B.S. の定義式を次のように示す。

$$u_f = -dy_f/d\theta = -Vdh_f(x)/dx \dots\dots\dots (43)$$

$$u_b = -dy_b/d\theta = -Vdh_b(x)/dx \dots\dots\dots (44)$$

ただし、 $y_f$ 、 $y_b$  はそれぞれ、 $f$ 面、 $b$ 面の  $y$  方向距離である。(43)、(44)式を積分すると、 $x=0$  で  $h_f(0) = Y$ 、 $h_b(0) = Y$  だから、(45)、(46)式が得られる。

$$h_f(x) = -u_f(x/V) + Y \dots\dots\dots (45)$$

$$h_b(x) = -u_b(x/V) + Y \dots\dots\dots (46)$$

(34)、(45)式、および、(35)、(46)式から

$$g_f(y) = -V(y - Y)/u_f \dots\dots\dots (47)$$

$$g_b(y) = -V(y - Y)/u_b \dots\dots\dots (48)$$

(47)、(48)式を(42)式へ代入すると

$$S = b\rho_{BC} \left\{ \int_{Y_r}^Y \left[ -\frac{V(y-Y)}{u_b} + \frac{V(y-Y)}{u_f} \right] dy + \int_0^{Y_r} \left[ L + \frac{V(y-Y)}{u_f} \right] dy \right\}$$

$$= b\rho_{BC} \left\{ \frac{VY^2}{2} \left( \frac{1}{u_b} - \frac{1}{u_f} \right) - \frac{V}{2u_b} Y_r^2 \right\} \dots\dots\dots (49)$$

ここで、赤熱部の層高  $Y_r$  を(50)式のように定義し、(49)式へ代入すると、(51)式が得られる。

$$Y_r = h_b(L) = -u_b L/V + Y \dots\dots\dots (50)$$

$$S = b\rho_{BC} \left\{ \frac{VY^2}{2} \left( \frac{1}{u_b} - \frac{1}{u_f} \right) - \frac{V}{2u_b} \left( Y - \frac{u_b}{V} L \right)^2 \right\} \dots\dots\dots (51)$$

ここで、生産量が最大になるような最適のパレット送り速度を決定する。(51)式で  $S$  は  $V$  だけの関数とみなして、 $dS/dV = 0$  を計算し、 $V_{opt}$  を求めると

$$V_{opt} = L / (Y / \sqrt{u_f u_b}) \dots\dots\dots (52)$$

が得られ、 $d^2S/dV^2 < 0$  となる。(52)式の右辺の分母の( )内は時間の次元をもっている。

ここで、ドワイトロイド焼結機における焼結時間  $\theta_s$  と焼結速度  $u_{s1}$  とがそれぞれ、(53)、(54)式のように定義される。

$$\theta_s = Y / u_{s1} = Y / \sqrt{u_f u_b} = L / V_{opt} \dots (53)$$

$$u_{s1} = \sqrt{u_f u_b} \dots\dots\dots (54)$$

すなわち、焼結速度  $u_{s1}$  は H.F.S. と H.B.S. との幾何平均となつている。なお、Fig. 13 に示した焼結面の直線の方程式は(55)式で表わされる。

$$y = (-Y/L)x + Y = (-u_{s1}/V_{opt})x + Y \dots\dots (55)$$

ここで、赤熱指数  $h = Y_r/Y$  と定義すると、(50)、(52)式から  $h$  は(56)式のように表わされる。

$$h = (-u_b L / V_{opt} + Y) / Y = 1 - \sqrt{u_b / u_f} \dots\dots (56)$$

実操業では、パレットの送り速度は、排鉱部において赤熱部の厚さが全層の約 1/3 になるように経験的に決められているようであるが、 $h = 1/3$  ということは(56)式から  $u_b/u_f = 4/9$  ということになる。しかし、原料条件に無関係にこのように操業することには若干問題があるように考えられる。

さて、(52)式を(51)式へ代入し(56)式を適用すると

$$S_{max} = b\rho_{BC}LY(1 - \sqrt{u_b/u_f}) = b\rho_{BC}LY_r \dots\dots (57)$$

が得られる。(57)式から、排鉱部の赤熱層が厚い方が生



産量は増加することになるが、 $Y_r$  は(50)式を満足していることが必要である。 $S_{max}$  を与えるような平均歩留は、(37)式から(58)式のように表わされる。

$$\alpha_m = c \theta_m \dots\dots\dots (58)$$

ただし、 $\theta_m$  は必要温度以上の平均保持時間である。また、(58)式を(38)式へ代入すると(59)式が得られる。

$$S_{max} = b \rho_B c \theta_m Y V_{opt} \dots\dots\dots (59)$$

(59), (57), (52) 式から

$$\theta_m = Y (1/\sqrt{u_f u_b} - 1/u_f) \dots\dots\dots (60)$$

ここで、(54)式で定義した  $u_{s1}$  を新たに第1種焼結速度とよび、(61)式で定義する  $u_{s2}$  を第2種焼結速度とよんで区別する。

$$u_{s2} = 1/(1/u_{s1} - 1/u_f) \dots\dots\dots (61)$$

この  $u_{s2}$  を使うと  $\theta_m$  は(62)式のように表わされる。

$$\theta_m = Y/u_{s2} \dots\dots\dots (62)$$

したがって、平均歩留は(62), (58)式から

$$\alpha_m = c Y/u_{s2} \dots\dots\dots (63)$$

従来、歩留を上げるために保熟炉が考えられ、歩留が向上したという実験報告<sup>22)23)</sup>があるが、この操作は  $u_b$  を小さくすることを意味し、このことは(63)式で、 $u_f$  が一定の場合に  $u_b$  を減少させると  $\alpha_m$  が増加することからも推察できよう。また、(57)式から、 $u_b$  を小さく  $u_b$  を大きくすれば  $S_{max}$  が増加することがわかる。

(59)式の係数  $c$  を決めるためには、原料の熱履歴と顕微鏡による原料組織の研究が必要となろう。また、原料配合条件により  $u_f$  や  $u_b$  がどのようになるかを知るために試験鍋による焼結実験が必要と考えられる。

### 5. 結 言

焼結プロセスの数学的モデルに基づいて、物性定数の温度変化を考慮して数値計算を行ない、点火炉内ガス温度、点火時間、ガス流量、粒子径、酸素濃度、装入粒子温度、層空間率、コークス配合率などの各種操業条件が層内粒子温度分布におよぼす影響を調べ、限界操業条件についても検討を行なった。また、均一な製品を得るための新しいプロセスとして多層操業についても計算した。

なお、ドワイトロイド焼結機における焼結時間および焼結速度について定義式を示し、最大生産量を与えるようなパレットの送り速度について理論解析を行なった。その結果、最適送り速度、最大生産量、平均歩留、焼結に必要な平均保持時間などの数式を提出し、これら諸変数について考察した。

#### (Appendix)

##### 1. ドワイトロイド焼結機の基礎式 (Fig. 14参照)

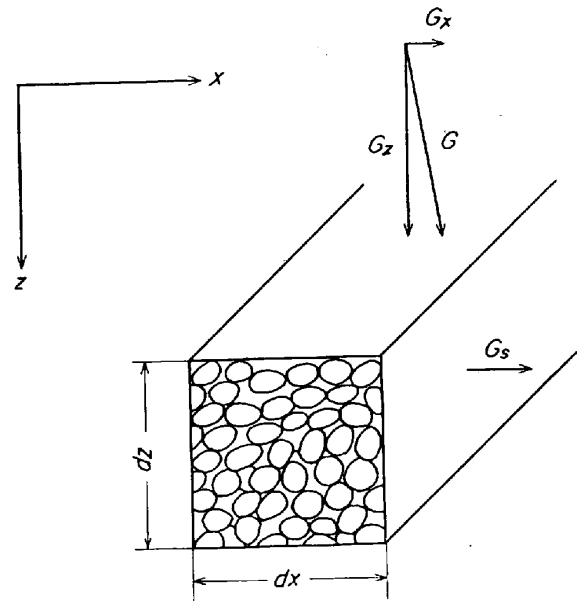


Fig. 14. Model of sintering bed for derivation of fundamental equations.

パレット送り速度： $V = dx/d\theta$  ..... (a)

固体粒子の質量速度： $G_s = \rho_B V = \rho_B (dx/d\theta)$  ... (b)

ガスの質量速度の  $x$  方向成分：

$$G_x = \rho_g \epsilon V = \epsilon \rho_g (dx/d\theta) \dots\dots\dots (c)$$

ガス側、粒子側での熱収支から

$$-\partial(G_z c_g T)/\partial z - \partial(G_x c_g T)/\partial x - h_p a(T-t) = 0 \dots\dots\dots (d)$$

$$k_z (\partial^2 t/\partial z^2) + k_x (\partial^2 t/\partial x^2) - \partial(G_s c_s t)/\partial x + h_p a(T-t) + (-\Delta H_c) R_c^* = 0 \dots\dots\dots (e)$$

ガス側  $i$  成分についての物質収支から

$$D_{O_2} \frac{\partial^2 C_{O_2}}{\partial z^2} + D_{O_2} \frac{\partial^2 C_{O_2}}{\partial x^2} - \frac{\partial(G_z C_{O_2}/\rho_g)}{\partial z} - \frac{\partial(G_x C_{O_2}/\rho_g)}{\partial x} - R_c^* = 0 \dots\dots\dots (f)$$

$$D_{CO_2} \frac{\partial^2 C_{CO_2}}{\partial z^2} + D_{CO_2} \frac{\partial^2 C_{CO_2}}{\partial x^2} - \frac{\partial(G_z C_{CO_2}/\rho_g)}{\partial z} - \frac{\partial(G_x C_{CO_2}/\rho_g)}{\partial x} + R_c^* = 0 \dots\dots\dots (g)$$

ガス側連続の式：

$$-\partial G_z/\partial z - \partial G_x/\partial x + 12 \times 10^{-3} R_c^* = 0$$

(d)~(g)の式において、熱伝導、拡散の項を無視し、また、ガス流速が  $V$  に比べて速いことから  $G_x = 0$  とおいて、(a), (b)式を(d)~(g)式へ適用すると、本文の(1)~(4)式および(7)式が誘導できる。

##### 2. 試験鍋の基礎式

層内微小円環における熱収支から

$$k_g (\partial^2 T/\partial z^2) + (k_g/r) \{\partial(r\partial T/\partial r)/\partial r\} - 12 \times 10^{-3} c_g T R_c^* - h_p a(T-t) = \epsilon \rho_g \{\partial(c_g T)/\partial \theta\} \dots\dots\dots (h)$$

$$k_s(\partial^2 t/\partial z^2) + (k_s/r)\{\partial(r\partial t/\partial r)/\partial r\} + h_p a(T-t) + (-\Delta H_c)R_c^* = \rho_B\{\partial(c_s t)/\partial \theta\} \dots\dots\dots (i)$$

ガス側 *i* 成分についての物質収支から

$$D_{O_2} \frac{\partial^2 C_{O_2}}{\partial z^2} + \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial C_{O_2}}{\partial r} \right) - G_z \frac{\partial(C_{O_2}/\rho_g)}{\partial z} + G_r \frac{\partial(C_{O_2}/\rho_g)}{\partial r}$$

$$- (1 + 12 \times 10^{-3} C_{O_2}/\rho_g) R_c^* = \epsilon \rho_g \{\partial(C_{O_2}/\rho_g)/\partial \theta\} \dots\dots\dots (j)$$

$$D_{CO_2} \frac{\partial^2 C_{CO_2}}{\partial z^2} + \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial C_{CO_2}}{\partial r} \right) - G_z \frac{\partial(C_{CO_2}/\rho_g)}{\partial z} + G_r \frac{\partial(C_{CO_2}/\rho_g)}{\partial r} + (1 - 12 \times 10^{-3} C_{CO_2}/\rho_g) R_c^* = \epsilon \rho_g \{\partial(C_{CO_2}/\rho_g)/\partial \theta\} \dots\dots\dots (k)$$

ガス側連続の式:

$$-\partial G_z/\partial z + \partial(rG_r)/\partial r + 12 \times 10^{-3} R_c^* = \partial(\epsilon \rho_g)/\partial \theta \dots\dots\dots (l)$$

ここで、鍋の半径方向で各プロセス変数が均一とすれば *r* に関する微分項はすべて消えて、グリナワルト型の基礎式に相当する。さらに、熱伝導、拡散の項を無視し、鍋のテーパの効果を小さいものと考えれば  $G_r=0$  となる。したがって、(h)~(l)式を整理すれば既出の(1)~(4)式および(7)式が導出される。

記 号

- a* : 比表面積 cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>(bed)
- b* : パレットの幅 cm
- $C_{CO_2}, C_{N_2}, C_{O_2}$  : ガス本体中での炭酸ガス, 窒素, 酸素の濃度 mol/cm<sup>3</sup>
- $C_{O_2,s}$  : 粒子表面上での酸素濃度 mol/cm<sup>3</sup>
- $C_{O_2,0}, C_{O_2,1}$  : 第1次, 第2次点火炉内の酸素濃度 mol/cm<sup>3</sup>
- $c_g, c_s$  : ガス, 粒子の比熱 kcal/kg·°C
- $D_{O_2}, D_{CO_2}$  : 気相中での酸素, 炭酸ガスの分子拡散係数 cm<sup>2</sup>/min
- $d_p$  : 平均粒子径 cm
- $G, G_s$  : ガス, 固体粒子の質量速度 kg/cm<sup>2</sup>·min
- $G_r, G_x, G_z$  : *G* の *r, x, z* 方向成分 kg/cm<sup>2</sup>·min
- H* : ガスの湿度 kg/kg (dry gas)
- $\Delta H_c$  : コークスの燃焼熱 kcal/g·atom(C)
- $\Delta H_0$  : 水の蒸発潜熱 kcal/kg
- h* : 赤熱指数 =  $Y_r/Y$  -
- $h_r, h_p'$  : 粒子・流体間の伝熱係数, kcal/cm<sup>2</sup>·min·°C, cal/cm<sup>2</sup>·sec·°C
- $k_c, k_c^*$  : 炭素の燃焼反応の速度定数, 総括速度定数, cm/min

- $k_f$  : 境膜物質移動係数 cm/min
- $k_g, k_s$  : ガス, 粒子の熱伝導度 kcal/cm·min·°C
- L* : 焼結機の有効長さ cm
- $L_f$  : 層底での Heat front plane までの距離 cm
- $M_C$  : 炭素の原子量 kg/g·atom(C)
- $m_c$  : 配合コークスの質量分率 -
- n* : 層単位体積当たりのコークス粒子数 1/cm<sup>3</sup>(bed)
- $\rho_{O_2,s}$  : 粒子表面での酸素の分圧 atm
- R* : 気体定数 cal/mol·°C
- $R_c^*$  : 層内コークスの総括反応速度 g·atom(C)/min·cm<sup>3</sup>(bed)
- r* : 試験鍋の中心からの半径 cm
- $r_c, r_0$  : コークス粒子の外表面までの半径, 最初の半径 cm
- $r_s$  : コークス粒子の燃焼速度 g·atom(C)/min
- $r_c^*$  : コークス粒子の総括反応速度 g·atom(C)/min
- $S, S_{max}$  : 生産量, 最大生産量 kg/min
- $T, T_s$  : ガス温度, 粒子表面でのガス温度 °K
- $T_0, T_1$  : 第1次, 第2次点火炉内のガス温度 °K
- $t, t_0$  : 固体粒子温度, 初期の粒子温度 °K
- $u_f, u_b$  : Heat front speed, Heat behind speed cm/min
- $u_{s1}, u_{s2}$  : 第1種, 第2種焼結速度 cm/min
- $V, V_{opt}$  : パレットの送り速度, 最適送り速度 cm/min
- $W, W_0$  : 含水率, 最初の含水率(D.B.) kg/kg (dry solid)
- $W_c, W_e$  : 限界, 平衡含水率(D.B.) kg/kg (dry solid)
- $x, y$  : パレットの進行方向, それに垂直上方向の距離 cm
- Y, Y<sub>r</sub>* : 焼結層厚さ, 排鉱部での赤熱層厚さ cm
- z, Δz* : 層表面から下方への層内距離, 位置のきざみ cm
- $\alpha, \alpha_m$  : 歩留, 平均歩留 -
- $\epsilon$  : 層空間率 -
- $\theta, \Delta \theta$  : 作業時間, 時間のきざみ min
- $\theta_1, \theta_2$  : 第1次, 第2次点火時間 min
- $\theta_0, \theta_m$  : 保持時間, 平均保持時間 min
- $\theta_s$  : 焼結時間 min
- $\lambda$  : ガスの熱伝導度 cal/cm·sec·°C
- $\mu$  : ガスの粘度 g/cm·sec
- $\rho_B$  : 焼結層のかさ密度 kg/cm<sup>3</sup>
- $\rho_c, \rho_p$  : コークス, 鉄鉱石の密度 kg/cm<sup>3</sup>
- $\rho_g$  : ガスの密度 kg/cm<sup>3</sup>

## 文 献

- 1) 樋口, 鞭: 鉄と鋼, 53 (1967) 11, p.1171~1173
- 2) 鞭, 樋口: 鉄と鋼, 54 (1968) 3, S. 19
- 3) S. E. WOODS and C. F. HARRIS: Symp. on Chem. Eng. in the Metallurgical Industries, (1963), p. 77 [Instn. Chem. Engrs.]
- 4) G.S.G. BEVERIDGE: *ibid.*, p. 87
- 5) H. SCHENCK, W. WENZEL, and G. DIETRICH: Arch. Eisenhüttenw., 34 (1963) 7, p. 493~496
- 6) 深川, 石川, 野口, 楯岡: 鉄と鋼, 50 (1964) 3, p. 338~340
- 7) B. M. JOHNSON, G. F. FROMENT, and C. C. WATSON: Chem. Eng. Science, 17 (1962) 11, p. 835~848
- 8) L. MEYER: Z. Phys. Chem., B17 (1932) 6, p. 385~404
- 9) M. A. MAYERS: Chem. Rev., 14 (1934) 1, p. 31~53
- 10) L. N. KHITRIN: Combustion and Explosion, (1962), p. 375, [IPST]
- 11) C. M. TU, H. DAVIS, and H. C. HOTTEL: Ind. Eng. Chem., 26 (1934) 7, p. 749~757
- 12) H. DAVIS and H. C. HOTTEL: Ind. Eng. Chem., 26 (1934) 8, p. 889~892
- 13) A. PARKER and H. C. HOTTEL: *ibid.*, 28 (1936) 11, p. 1334~1341
- 14) 白井: 流動層, (1958), p. 204, p. 207, [科学技術社]
- 15) J. H. PERRY, et al.: Chemical Engineers' Handbook, 4th. ed., (1963), 3-p. 196, [McGraw-Hill]
- 16) 化学工学協会編: 化学工学便覧, (1968), p.40, [丸善]
- 17) 三本木, 西田, 須沢: 鉄と鋼, 46 (1960) 12 p. 1527~1532
- 18) 三本木, 西田: 鉄と鋼, 47 (1961) 5, p. 687~692
- 19) W. DAVIES: International Mineral Dressing Congress, Stockholm, (1957), p. 305
- 20) 下村: 富士製鉄技報, 9 (1959) 4, p. 389~400, 10 (1960) 2, p. 219~233
- 21) 下川, 渡辺, 大竹: 鉄と鋼, 49 (1963) 10, p. 1268~1270
- 22) N. E. SIDOROV and V. K. ANTONOV: Stahl in English, (1960) 10, p. 715~719
- 23) I. V. RASPOPOV and G. G. LUKASHOV: Stal in English, (1963) 8, p. 589~591