

コークス炉炭化室内水蒸気流れ挙動の解析

論 文

三浦 潔*・井上恵三*・高谷幸司*・西岡邦彦*²

Analysis of Steam Flow in Coke Oven Chamber

Kiyoshi MIURA, Keizou INOUE, Kouji TAKATANI and Kunihiko NISHIOKA

Synopsis:

The deviation in the carbonization rate in the coke oven chamber has been investigated by use of test coke ovens and a two-dimensional mathematical model.

In the measurement using a 250 kg test coke oven, there observed deviation of plastic layer in many points during the carbonization in the case of a wet coal charge, but in the case of a dry coal charge, there was no point of delay in carbonization and the carbonization progressed uniformly. It was considered that the deviation of the carbonization arises from localized flow of steam through the plastic layers and coke layers.

In order to evaluate flow pattern and heat transfer caused by the steam and the decomposition gas during carbonization, a two-dimensional gas flow mathematical model was developed. This model consists of mass, energy and momentum balance equations in both the gas and solid phases. It was confirmed that temperature change, changes in gas pressure and steam flow pattern in a test coke oven with the upper heating wall were estimated by this model. In the model calculation, the coke fissures affected the steam flow and caused a deviation in the carbonization rate.

Key words: coke making; deviation of carbonization; steam flow; two-dimensional mathematical model; gas flow model.

1. 緒 言

コークス品質の安定と乾留熱量の低減はコークス製造技術の基本的課題であり、炭化室内の乾留速度偏差改善は近年重要な技術課題になっている。

実炉における乾留速度偏差を解明する目的で、最近、乾留途中で急速冷却し、コークスケーキを解体調査することが、ROHDE ら¹⁾、鈴木ら²⁾、西村ら³⁾によって実施された。その結果、湿炭装入では局所的な乾留遅れが不特定の位置に多数存在するものの、乾燥炭・予熱炭装入では乾留が均一化し、乾留中の水蒸気流れ挙動が乾留速度偏差に大きく影響を与えていることが明確になりつつある。

一方、水蒸気および熱分解ガスの流れ挙動を理論的に解析することが検討されてきた。MERRIC ら⁴⁾は炉幅・炉高2次元で水蒸気の流路を推定しているが、石炭層・軟化層・コークス層の通気抵抗値は仮定値であり水蒸気流れの乾留速度へ及ぼす影響については未検討である。三

浦ら⁵⁾は炉幅方向1次元で実測した各層の通気抵抗値を用いて熱分解ガスの流れを解析しているが、水蒸気流れについては未検討である。

このように乾留中に生成する水蒸気および熱分解ガスの流れ挙動の検討は、従来は炉幅方向1次元での解析がほとんどであり、実炉解体調査で明確になりつつある水蒸気流れの乾留速度偏差に及ぼす影響を理論的に解析するためには実炉規模でしかも2次元3次元の解析が必要である。

そこで、本報告では特に水蒸気流れの乾留速度に及ぼす影響を定量化することを目的として、試験コークス炉を用いて水蒸気の流れ挙動、炉内ガス圧力変化などを基礎的に調査した。一方、水蒸気・熱分解ガスの流れ挙動とガス流れによる伝熱へ及ぼす影響を論理立てて解析できる炉高・炉幅方向2次元の数式モデルを開発した。試験炉データを用いてモデルの検証を行うとともに、前記した実炉解体調査での局所的な乾留遅れ現象を数式モデルにて再現することができ、乾留中の水蒸気流れが乾留

平成2年4月本会講演大会にて発表 平成2年10月3日受付 (Received Oct. 3, 1990)

* 住友金属工業(株)鉄鋼技術研究所 (Iron & Steel Research Laboratory, Sumitomo Metal Industries, Ltd., 16-1 Oaza Sunayama Hasakimachi Kashima-gun Ibaraki pref. 314-02)

*2 住友金属工業(株)鉄鋼技術研究所 工博 (Iron & Steel Research Laboratory, Sumitomo Metal Industries, Ltd.)

Table 1. Properties of coals.

	Proximate analysis (d.b., %)			Max. fluidity FI (log ddpm)	Total dilatation (%)
	Ash	VM	FC		
Goonyella	8.0	25.7	66.3	3.07	119
Bullmoose	8.7	25.6	65.7	2.32	59
Balmer	9.5	22.4	68.1	1.61	34
Blended coal	8.7	26.5	64.8	2.22	48

速度およびその偏差に及ぼす影響が大きいことを確認した。

2. 乾留中の水蒸気流れ挙動の実験的検討

2.1 装入炭水分の乾留進行状況へ及ぼす影響調査

250 kg 試験炉を用い装入炭水分の乾留進行状況に及ぼす影響を調査した。

2.1.1 測定方法

(1) 装入炭

実炉使用の Table 1 に性状を示す配合炭を用い、水分 8% の湿炭とこれを気乾して水分 2% に調製した乾燥炭を用いた。

(2) 乾留条件

炉壁温度 1140°C で、軟化層が炉壁から炉幅の約 1/4 に相当する距離である 120 mm 進行した時点でコークスを排出した。

(3) コークスケーキのサンプリング方法

鉄製の型枠を炉内に設置しておき原料を装入する。乾留途中のコークスケーキを型枠ごと台車上に排出する。ただちに鉄製の箱でおおい散水して急速冷却し、コークス層・軟化層・石炭層を保有するコークスケーキを採取した。

(4) 性状測定項目

コークスケーキを炉長方向にほぼ 10 cm ごとに開削し、炉幅・炉高方向のコークス層の形成長さや軟化層の厚みを計測した。また、石炭層は炉幅方向に適宜サンプリングし、揮発分を測定した。

2.1.2 測定結果

コークスケーキの炉幅・炉高方向の断面を模式的に示したものを Fig. 1 に示す。軟化層の進行状況は、湿炭の場合、屈曲が認められるのに対し、乾燥炭では加熱壁に対してほぼ平行に進行することが認められた。炉高方向の軟化層の屈曲の程度を Fig. 2 に示すが、標準偏差にして湿炭で 11, 28 mm に対し乾燥炭で 5, 6 mm であり水分の低減により軟化層の屈曲は約 1/2, 1/5 に低減した。以上の結果は実炉急速冷却後の解体調査¹⁾と同様の傾向であるが、試験炉では炉壁温度は均一であり、また炉高方向の装入密度分布は 660~700 kg/m³ の範囲に

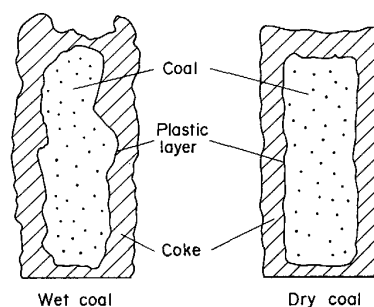


Fig. 1. Cross-sections of coke cake.

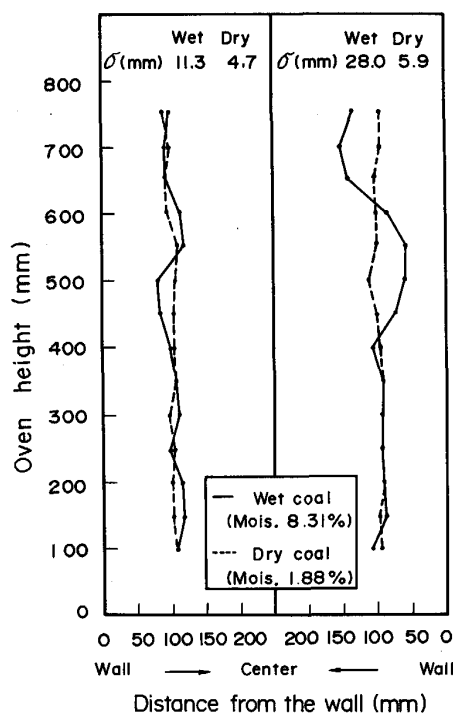


Fig. 2. Deviation of plastic layer along vertical cross section.

あり、実炉に比較してより均一なことから乾留速度偏差の原因としては、水蒸気が軟化層・コークス層を通過して局所的に流れるためと判断される。

また、炉幅方向の石炭揮発分はほぼ一定であり、タール凝縮層は特定できなかった。従って熱分解ガスのほぼ全量が加熱壁側に流れているものと推定された。

2.2 水蒸気流れ挙動の測定

炉幅方向で水蒸気の流れ方向を制御した場合の乾留進行状況に及ぼす影響を調査するため、①温度、②炭層内の圧力、③水分の移動量、の経時変化を測定し、乾留中の水蒸気流れ状況を考察した。

2.2.1 測定方法

(1) 供試炭

軟化層の通気抵抗は流動性により変化するため、Table 1 に示す流動性の異なる石炭 4 銘柄を使用した。

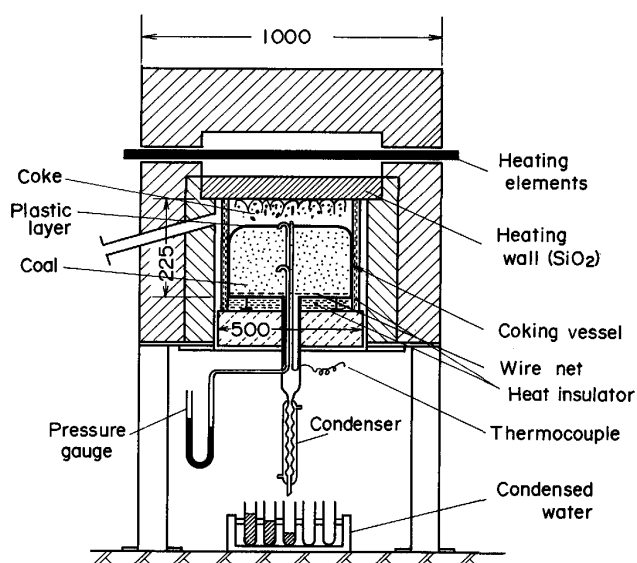


Fig. 3. Test coke oven with the upper heating wall (unit : mm).

(2) 乾留方法と測定項目

Fig. 3 に示す上面からの一方向加熱炉を用い、乾留容器に石炭を所定の水分と嵩密度で充填して乾留途中の炭中温度推移、炭中圧力変化を測定する。温度の測定位置は、加熱壁から 57, 113, 169, 225 mm の 4 点であり圧力の測定は 169 mm の位置で行った。基準の乾留条件は、炉壁温度 1140°C、装入炭水分 8.5%、装入密度 730 kg/m³ (Dry) である。

(3) ガス流れ制御方法

a) 水蒸気が加熱壁側に流れるように乾留容器の底部を密閉した試験, b) 水蒸気が炭中にも移動できるように乾留容器の炭中部に 1 mm 目の金網を敷いた試験の 2 ケースを行った。ここで、炭中側より流出する水蒸気量は水冷して採取し乾留中の経時変化を測定した。

2.2.2 測定結果

(1) 通常乾留法

乾留容器の底部を密閉した通常乾留で配合炭を使用した場合の温度・圧力の経時変化を Fig. 4 に示す。乾留開始から炉内圧は上昇し始め約 30 min 後に石炭層の 1/2 以上が 100°C に到達した時点で最大値を示し、以後漸減する傾向を示した。乾留開始より発生した水蒸気は、軟化層によってコークス層側への移動は妨げられるため炭中側へ移動するが、炭中側で凝縮する量よりも移動量の方が多いため圧力が初期より上昇すると考えられる。また、この充填密度では、約 300 Pa の水蒸気圧が軟化層の耐圧であり、炉内圧の急激な減少状況から局所的に破られた軟化層を通して炭中の水蒸気が壁側へ流出したと推定される。

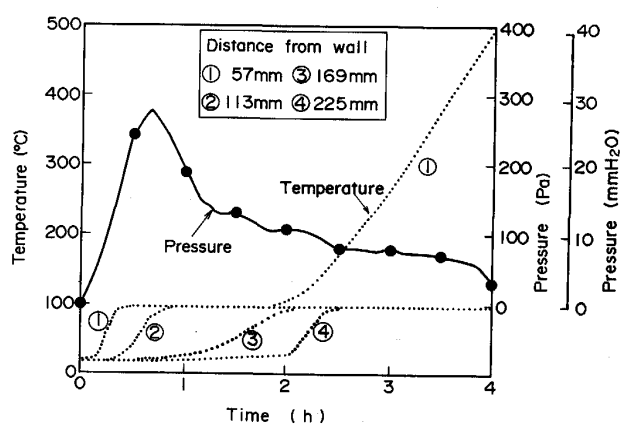


Fig. 4. Changes in pressure and temperature during carbonization.

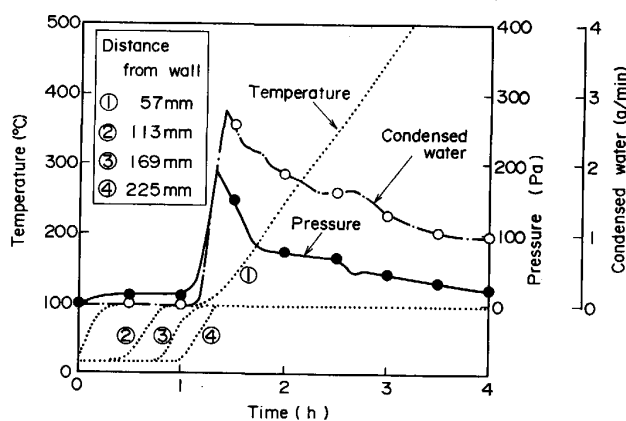


Fig. 5. Changes in pressure, temperature and dehydrated water during carbonization.

(2) 炭中部脱水乾留法

炭中部からも水蒸気を流出する条件下で配合炭を用いた場合の測定結果を Fig. 5 に示す。約 1 h で石炭層全体が 100°C に到達し、水蒸気の炭中部への移動が通常法に比較して早くなっている。炭中部が 100°C に到達した直後に炉内圧は最大値を示し、炭中から系外への水蒸気の流出が始まるとともに炉内圧は急速に減少する。この時の炭中側へ流出した水量は、石炭付着水分量の 44% であった。また、この時の炉内圧力は最大で 200 Pa である。コークス層と軟化層の通気抵抗よりも小さい通気抵抗をもつ石炭層を通過して系外に排出したため、通常乾留の最大圧力 300 Pa よりも低い圧力で水蒸気が炭中側へ流出したものと推定される。

本装置では、コークスキ裂が生成すること、および乾留容器壁近傍での伝熱量が大きく、厳密には熱移動・ガス移動とも 1 次元に制御されていない。そこで乾留容器内に石炭を充填した状態で、更に石炭を充填した小容器 (内径 200 mm, 長さ 200 mm) を埋め込み、より 1 次元

的な熱移動とガス移動条件下での小容器内での水蒸気の挙動を測定した。その結果、き裂の少ないコークスが生成しており、全量の水蒸気が炭中側から、またほぼ全量の熱分解ガスが加熱壁側から流出することを確認した。

従って、Fig. 3 に示す装置で水蒸気が軟化層を通過して一部加熱壁側へも流出したが、この原因としては乾留容器近傍およびコークスキ裂近傍の通気抵抗の小さい部分を通過して水蒸気が流出したためと推定される。

(3) 乾留速度の比較

上記 (1) (2) での乾留中の昇温パターンの比較を Fig. 6 に示す。炉幅方向 2 か所の位置を示しているが、水蒸気を炭中から系外へ流出した場合、通常乾留に比較して 100°C 到達時間が早まるとともに以後の昇温も約 1 h 早い。なお、乾留末期は両法ともほぼ同一温度であるが、試験炉での放熱が大きいと考えられる。

(4) 石炭粘結性の影響

石炭銘柄を変更し、石炭の最高流動度 (FI) と炉内最大の水蒸気圧力および炭中からの水蒸気流出量との関係を測定した結果を Fig. 7 に示す。装入密度は 730 kg/m³

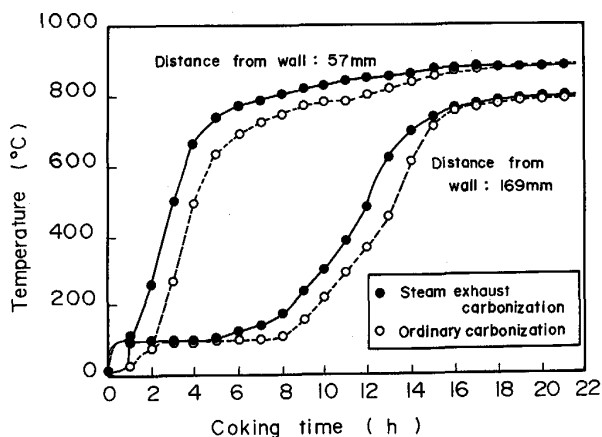


Fig. 6. Temperature changes in the coal seam at different points across the oven width.

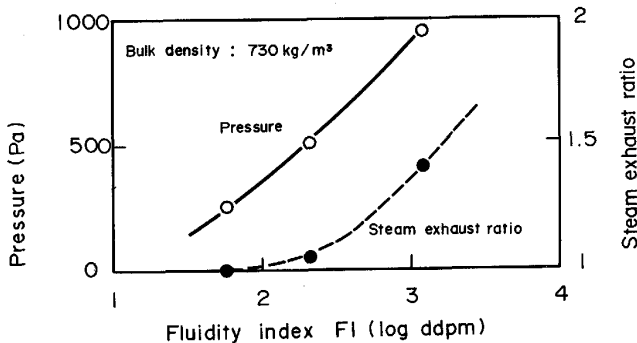


Fig. 7. Effect of maximum fluidity of charged coal on steam pressure and steam exhaust ratio.

である。 FI が 1.8 から 3.1 に増大することにより水蒸気圧は増大し、水蒸気流出量は約 1.5 倍に増加した。 FI の増大に伴い軟化層の通気抵抗が増加し、水蒸気の軟化層側への流れが低減するためと考えられる。

以上より、通常の乾留では乾留中の発生水蒸気は軟化層に阻止され、いったん炭中部に凝縮した後、軟化層の弱い部分を破って壁側に流れ、結果的に 2・1 節の 250 kg 試験炉での解体調査で確認された局所的な軟化層の進行遅れを生ずるものと推定される。また、炭中から水蒸気を系外に流出する方法は、水蒸気が高温のコークス層と熱交換しないため、乾留の促進に有効である。また炭中部の水蒸気圧力が通常法より低減するため、水蒸気の局所的流れが抑制され、乾留の均一化にも効果があると言える。

3. 水蒸気流れ挙動の数式モデルによる検討

上記の実験結果のうち、特に局所的な乾留遅れ現象の原因を究明するため、数式モデルを作成し理論的な解析を試みた。

従来、高炉内の融着層におけるガス流れ、伝熱および還元反応挙動を連結して解析⁶⁾⁷⁾⁸⁾ することが行われているが、強制通ガス下での反応系であり、コークス化過程に適用するには不十分である。そこでコークス化過程におけるガス流速の小さな系での水蒸気および一次熱分解ガスの生成、移動現象および伝熱挙動を連結して解析できる数式モデルの開発を試みた。

3.1 計算領域と境界条件

炭化室内の水蒸気と熱分解ガスの流れ挙動を明確にするには少なくとも 2 次元での解析が必要であり、炉幅と炉高方向を計算領域とする非定常モデルとした。Fig. 8 に示す加熱壁れんがを含む斜線領域が解析の範囲である。領域の分割は、炉幅方向に加熱壁れんがを 4 等分、石炭層を 10 等分し、炉高方向にはれんが・石炭層とも 20 等分した等間隔の格子を用いた。

温度の境界条件は実際のコークス炉を想定して、燃焼室側の壁温度を与え、炭化室側の壁から石炭層へ放射伝熱により入熱するとした。炭中側で断熱、炉頂部と炉底部では一定温度の壁より対流伝熱で石炭層へ入熱するとした。一方、ガス流れの境界条件は炭中側では不通気性とし、炉頂部・炉底部と加熱壁側では圧力は大気圧で一定であるとした。

3.2 解析方法

炭化室の各計算格子をガス相と石炭・コークスの固体相に分離し、それぞれの相における支配方程式を導出した。支配方程式を導くに当たり、次の仮定を導入した。

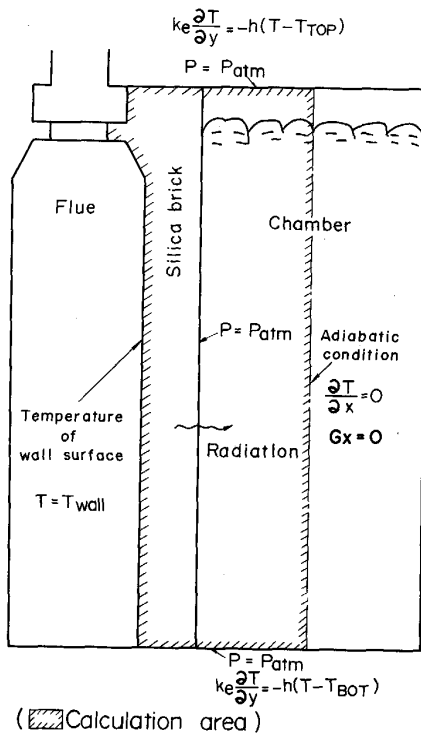


Fig. 8. Simulation model of the coke oven.

- (1) 空隙流体は理想気体である。
- (2) 空隙流体の流れは Darcy 則に支配される。
- (3) 空隙流体の流れに重力は影響しない。
- (4) 空隙率は乾留過程で変化しない。
- (5) 熱分解ガス (VM) は、ガス・タール成分に分別せず脱 VM 反応として総括的に取り扱い、その 2 次分解反応は無視する。
- (6) 水は 100°C で入熱量に相当する量だけ蒸発し、100°C 以下の領域が 100°C に上昇する熱量に相当する量だけ凝縮する。また、石炭層における液状水の移動は考慮しない。

以上の仮定より、炭化室における水蒸気と熱分解ガスの生成と移動に関する支配方程式は以下に示す各式で与えられる。

[ガス相]

(1) 物質収支式

全ガス量に対する物質収支式は (1) 式で、各成分である VM と水の収支式は Y_i と R_i をそれぞれ VM と水のガス中の質量分率および反応速度として (2) 式で与えられる。

$$\epsilon_B \partial \rho_g / \partial t + \text{div} (G) - R_{VM} - R_{H_2O} = 0 \quad \dots\dots\dots (1)$$

$$\epsilon_B \partial (\rho_g Y_i) / \partial t + \text{div} (G \cdot Y_i) - R_i = 0 \quad \dots\dots\dots (2)$$

ここで理想気体の式 $P = \rho_g RT_g / M$ より (1) 式は、次式に変換される。

$$\partial P / \partial t + (RT_g / \epsilon_B M) \{ \text{div} (G) - R_{VM} - R_{H_2O} \}$$

$$= 0 \quad \dots\dots\dots (1)'$$

(2) 運動量収支式

Darcy 則より運動量収支式は (3) 式で与えられる。

$$\partial G / \partial t + \text{grad} (P) + f \cdot G = 0 \quad \dots\dots\dots (3)$$

$$f = \mu_g / K \rho_g$$

ここで f は乾留過程下における石炭層・軟化層・コークス層の通気抵抗であり、それぞれの層について著者らが測定した通気度 K の実験式⁹⁾を用いた。また、 μ_g は生成ガスの粘度であり Wilke の式より推定した。

(3) エネルギー収支式

対流項および気体と固体の熱交換項を含むエネルギー収支式は (4) 式で与えられる。

$$\epsilon_B \cdot \partial (C_{Pg} \cdot \rho_g \cdot T_g) / \partial t + \text{div} (C_{Pg} \cdot G \cdot T_g) = \text{div} \{ k_{eg} (\text{grad} T_g) \} + a_P U_i (T_s - T_g) \quad \dots\dots\dots (4)$$

ここで、 a_P は石炭粒子の表面積であり U_i は石炭粒子とガスとの伝熱係数であり Ranz-Marshall の式を適用した。なお、この気体と固体の熱交換項は石炭がコークス化した後も同じ伝熱係数で熱移動するものとした。

[固体相]

(1) 物質収支式

石炭もしくはコークスの単位体積当たりの物質収支式より (5) 式を得る。

$$\partial (\rho_B \cdot X_i) / \partial t + R_i = 0 \quad \dots\dots\dots (5)$$

ここで X_i は VM と水の固体中の質量分率である。

(2) エネルギー収支式

反応項と気固熱交換項を含むエネルギー収支式は (6) 式で与えられる。

$$\begin{aligned} \partial (C_{Ps} \cdot \rho_B \cdot T_s) / \partial t = & \text{div} \{ k_{es} (\text{grad} (T_s)) \} \\ & + a_P U_i (T_g - T_s) + R_{VM} (\Delta H_{VM}) \\ & + R_{H_2O} (\Delta H_{H_2O}) \quad \dots\dots\dots (6) \end{aligned}$$

ここで、 ΔH_{H_2O} は 100°C における水の蒸発潜熱であり、 ΔH_{VM} は熱分解反応熱である。この ΔH_{VM} については有用な実測値が得られておらず、総括比熱として C_{Ps} に含めて解析した。また、乾留過程における有効熱伝導率 k_{es} 、比熱 C_{Ps} については三浦らの実験式¹⁰⁾を適用した。

3.3 計算方法

3.3.1 計算セル

計算セルは Fig. 9 に示すスタッガード格子を用いた。セル中心で圧力 P 、固体温度 T_s 、ガス温度 T_g 、水および VM のガス相および固体相での濃度を定義する。一方、質量流速 G_x, G_y はセルの境界上で与え、圧力差に応じた流れ計算は 1 次精度の風上差分を適用した。

ここで、セルの辺長は約 10 mm 程度と見積もられる軟化層の厚みより大きいため、セル中心 1 点の温度でセ

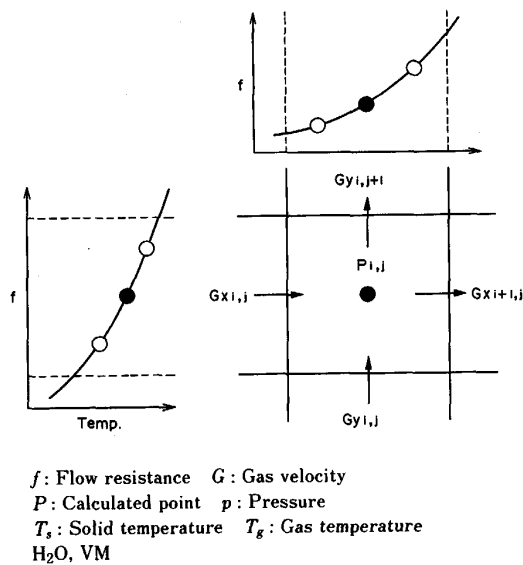


Fig. 9. Staggered grid.

ル全体の温度を代表させることは、VM 発生量および軟化層の通気抵抗を評価する上で適切ではない。そこで x 方向 y 方向ともセル内をさらに 10 分割し、内挿した点での温度に基づいて VM 発生速度と通気抵抗を計算し、その値を平均することによってセル全体での代表値とした。この手法により、大きなセル構成でも安定したガス流れが計算でき、また計算時間を大幅に短縮することが可能である。

3.3.2 基礎式の解法

次の 2 段階に分けて計算する。

[第 1 段階] (1)', (3) 式を連立させて Time-marching 法¹¹⁾ で非定常的に解き、ある時刻におけるガス流れ状態 (ガス流速と圧力) を求める。この時の反応速度 R_i はその前の時刻における値を用いる。

ここでは各時間ステップごとの定常の判定は、(1) 式より次式で評価し、

$$DD \equiv \varepsilon_B \frac{\partial \rho_g}{\partial t} = -(\text{div}(G) - R_{VM} - R_{H_2O})$$

収束条件は $DD < 10^{-5}$ とした。

[第 2 段階] 第 1 段階で求めたガス流れ状態を用いて (4), (7) 式を連立させて固体温度とガス温度を求める。この時、(2), (5), (6) 式も同時に解いてガス相と固体相中の VM と水分量を求める。以上の計算ステップを繰り返し行うことにより、全乾留過程の温度、圧力、ガス流速の経時変化を求めることができる。計算手法としては、コントロールボリューム法に基づいて基礎式を完全陰差分近似した。

全セルでの計算では隣接セルの温度が未知であるため S. O. R (Successive Overrelaxation Method) 法により

収束計算を行った。温度場の収束条件は相対誤差で 2×10^{-4} とした。またこの際、熱物性値と反応の温度依存性を考慮し、計算時刻での温度で物性を評価した。なお、温度計算の時間きざみは、安定解が得られる条件を探索し 20 s とした。

3.4 数式モデルによる解析

2 章の試験炉による温度、炭層内の圧力、水分の移動量の測定の結果に基づいて数式モデルを検証するとともに、局所的な乾留遅れ現象の原因について数値実験により検討を加えた。

3.4.1 水蒸気流れの乾留進行へ及ぼす影響

(1) 通常乾留法

乾留条件は、2.2 節の上面加熱炉実験と同等である。炉体条件は実炉と同等とし、炉幅 450 mm、炉高 6.5 m、加熱壁レンガが厚み 100 mm とし、境界の温度は炉頂部を 800°C、炉底部を 1000°C とした。乾留 5 h 後の炉幅・炉高方向での水蒸気の流れ状況、圧力分布、温度分布の計算結果を Fig. 10 に示す。水蒸気の流れ図において矢印が流れの方向、矢印の大きさが相対的な速度を示す。発生した水蒸気の約 98% は加熱壁側へ流れ、残りは炉頂部と炉底部へほぼ等量ずつ流れる。炭中部の水蒸気による圧力は約 400 Pa であり、水蒸気は軟化層を通過して炉高方向にはほぼ均一に流出する。

同じ計算条件下での炉幅方向位置別の経時変化を Fig. 11 に示す。温度推移は上面加熱炉データにはほぼ一致しており、伝熱計算上は数式モデルが妥当であると判断される。一方、炭中ガス圧力は約 3 h 後に炭中が 100°C に到達した時点で約 400 Pa まで上昇し、その後ほぼ一定値を示す。水蒸気発生に伴う最大圧力は測定値

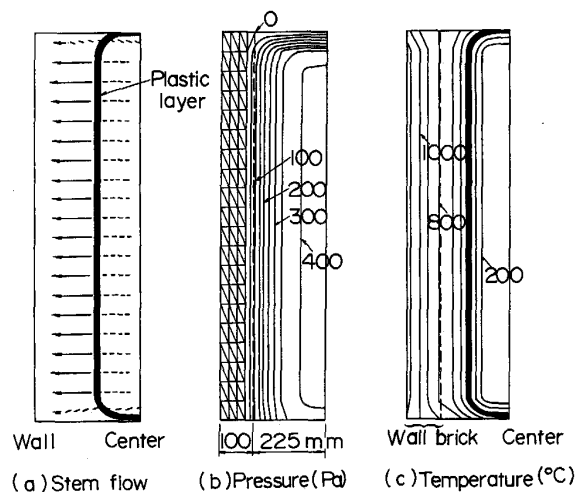


Fig. 10. Calculated steam flow vector, pressure and temperature in coke oven chamber after 5 h (ordinary carbonization).

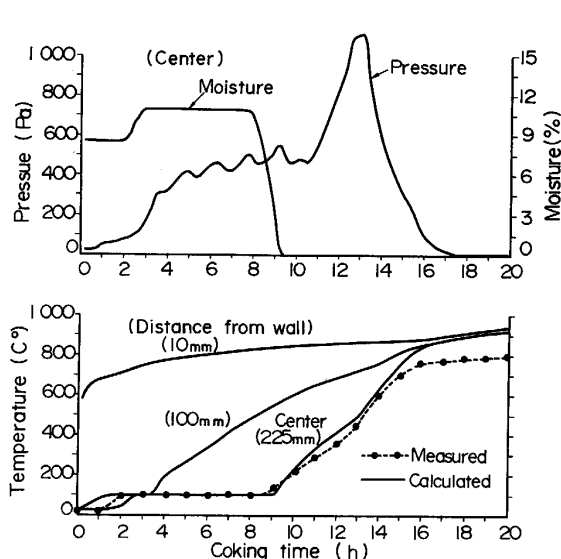


Fig. 11. Calculated temperature, pressure and moisture change (ordinary carbonization).

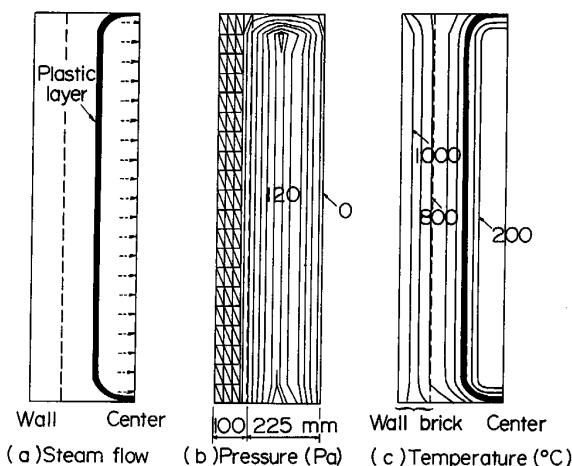


Fig. 12. Calculated steam flow vector, pressure and temperature in coke oven chamber after 5 h (steam exhaust carbonization).

にはほぼ一致しており数式モデルで再現可能であるが、それ以後実測値と異なり水蒸気圧が低下しない。その原因は、軟化層が局所的に破れることがなく、かつ入熱量がほぼ一定で水蒸気の発生量が一定となるためと考えられる。熱分解ガス圧は炭中部が軟化熔融時に最大値の約 1100 Pa を示し、以後急減する。乾留中のガス圧挙動は軟化層を均一層として取り扱うため、細部では異なるものの実測値の挙動と傾向的には一致しており、本数式モデルでガス流れ状況は大略推定可能と判断された。

(2) 炭中部脱水乾留法

前記と同様に、水蒸気流れ、圧力、温度の乾留 5 h 後の 2 次元分布を Fig. 12 に示す。炭中側の圧力を大気

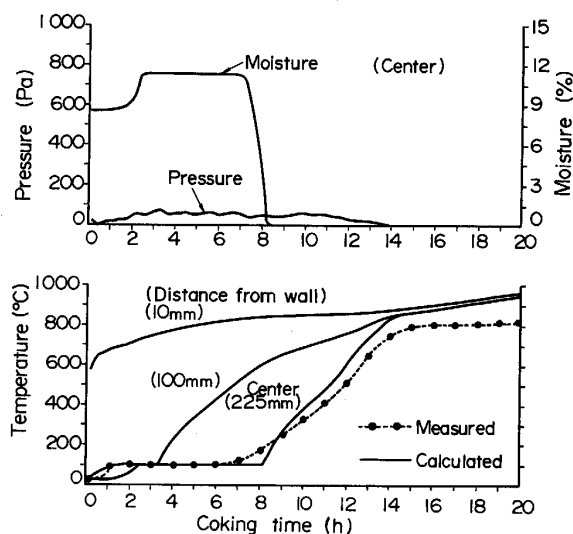


Fig. 13. Calculated temperature, pressure and moisture change (steam exhaust carbonization).

圧に設定して計算した。水蒸気は石炭層を囲む軟化層を破ることはなく全量炭中側に流出し、実測値の 44% とは異なった。この原因としては、軟化層を均質な層として取り扱っており局所的に弱い部分がないこと、およびコークスき裂を考慮していないことが挙げられる。また、水蒸気発生に伴う圧力は 100 Pa 程度と推定された。温度、圧力、炭層の水分値の経時変化を Fig. 13 に示す。炭中部の 100°C 到達は約 2 h 後であり通常乾留に比べ約 1 h 早い。またそれぞれ以後の炭層の昇温も水蒸気が高温のコークス層と熱交換しないため 1~2 h 早く、上面加熱炉での実測結果よりも乾留促進効果は大きく計算されるものの、大略測定値に一致した。以上より伝熱計算上、本数式モデルはほぼ妥当であると判断される。一方、圧力の経時変化は炭中が 100°C 到達時に約 100 Pa まで上昇し、以後ほぼ一定値を示す。圧力が一定となるのは、モデル上は軟化層が局所的に破れることがないためと考えられる。また、炭中部が軟化熔融時にガス圧にピークが現れないのは、計算セルが軟化層の厚みより大きく、セル中心で圧力を代表すること、および境界条件として炭中部のガス圧を大気圧に設定しているためである。以上、水蒸気の流れとガス圧については、軟化層とコークス層を均質な層と取り扱っているため、実測値を完全には再現できないが、大略の挙動は推定していると考えられる。

また、水分の経時変化は炭中 100°C 到達時に約 11% まで上昇し以後、水の蒸発が完了するまで一定に保たれる。これは計算前提が 100°C にて蒸発・凝縮が起これとしているためである。この前提にて炭層の昇温パターンは大略一致し乾留状況は大略再現できるものの、モデル

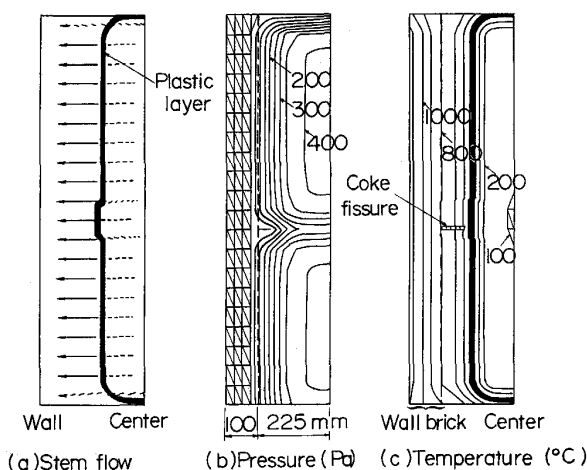


Fig. 14. Calculated steam flow vector, pressure and temperature in coke oven chamber after 5 h (with coke fissure).

の精度向上のためには 100°C 以下での水蒸気の移動現象も含めて更に詳細に詰めていく必要があると考える。

3.4.2 数値実験による局所的な乾留遅れ

コークスキ裂の影響

実炉スケールでの局所的な乾留遅れ原因を推定するため、コークスキ裂が生成した場合の水蒸気流れについて、数値実験により検討した。

通常乾留法と同等の計算条件で、炉高方向中央部に1か所コークスキ裂を設定した場合の水蒸気の流れ、圧力分布、温度分布の計算値を Fig. 14 に示す。き裂は 550°C のコークス層まで進展すると仮定し、 550°C 以上のコークス層の炉幅方向での通気抵抗をゼロに設定した。コークスキ裂近傍では圧力が 50 Pa 程度まで低下し、水蒸気の流れがき裂部に集まる。水蒸気流れによりコークス層が冷却されるため、軟化層が屈曲し局所的な乾留遅れが発生した。水蒸気の集まる範囲はき裂を中心として炉高方向に 30 cm 程度であると推定され、実炉解体調査での軟化層の屈曲範囲とも大略符号している。

以上より数式モデルから、コークスキ裂の進展が軟化層の局所的な屈曲原因の一つであると推定された。

4. 結 言

乾留中の水蒸気流れの乾留速度偏差に及ぼす影響について実験的に確認するとともに、数式モデルを開発して検討した。結果を要約して下記に示す。

4.1 実験による検討結果

(1) 250 kg 試験炉での湿炭と乾燥炭での軟化層の進行状況の比較より、湿炭では局所的に乾留遅れがあるものの乾燥炭ではほぼ均一に乾留が進行しており、水分の

乾留速度偏差へ及ぼす影響が大きい。

(2) 上面加熱炉での通常乾留と炭中部より水蒸気を系外へ排出する乾留との比較より、炭中脱水により水蒸気発生に伴うガス圧が低下するとともに、乾留が約 1 h 促進される。

4.2 数式モデルによる検討結果

(1) 乾留中に発生する水蒸気と熱分解ガスの流れ挙動とそれによる伝熱へ及ぼす影響を解析できる炉高・炉幅方向2次元数式モデルを開発した。上記、上面加熱炉での通常乾留および炭中部より水蒸気を系外へ排出する乾留での温度変化を推定でき、ガス圧力変化と水蒸気流れ挙動の大略傾向を予測できることを確認した。

(2) 数式モデル計算により、コークスキ裂の進展が水蒸気の流れ挙動に影響を及ぼし、軟化層の局所的な乾留遅れ現象の原因になることを確認した。

記 号

a_p : 単位充填層当たり気固接触面積 [m^2/m^3], C_p : 比熱 [$\text{J}/\text{kg}\cdot\text{K}$], d_p : 粒子径 [m], f : 通気抵抗 [$1/\text{s}$], G : ガスの質量流速 [$\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{s}$], h : 対流伝熱係数 [$\text{J}/\text{m}^2\cdot\text{s}\cdot\text{K}$], K : 通気度 [m^2], k_e : 有効熱伝導度 [$\text{J}/\text{m}\cdot\text{s}\cdot\text{K}$], M : ガスの分子量 [kg/mol], P : 圧力 [N/m^2], R : ガス定数 [$\text{N}\cdot\text{m}/\text{mol}\cdot\text{K}$], R_{VM} : 乾留速度 [$\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{s}$], $R_{\text{H}_2\text{O}}$: 水の蒸発、凝縮速度 [$\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{s}$], T : 温度 [K], t : 時間 [s], U_i : 総括伝熱係数 [$\text{J}/\text{m}^2\cdot\text{s}\cdot\text{K}$], X_i : 固体側 i 成分の質量分率 [—], Y_i : ガス側 i 成分の質量分率 [—], ΔH : 反応熱 [J/kg], ϵ_B : 空隙率 [—], μ_g : ガスの粘度 [$\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$], ρ_B : 充填密度 [kg/m^3] 添え字

g : ガス s : 固体 VM : 揮発分 H_2O : 水分
 x : x 成分 y : y 成分 $wall$: 炉壁 top : 炉頂部
 bot : 炉底部

文 献

- 1) W. ROHDE, D. HABERMEHL and V. KOLITZ: Ironmaking Conference Proceedings, **47** (1988), p. 135
- 2) 鈴木 豊, 福永正起, 横溝正彦, 赤坂里志, 野田正弘, 中川美男: 材料とプロセス, **2** (1989), p. 38
- 3) 西村 勝, 上村信夫, 中西敦彦, 山本那男: 第 88 回コークス特別会 (研究発表要旨集) (1990), p. 35
- 4) V. R. VOLLER, M. CROSS and D. MERRICK: Fuel, **62** (1983), p. 562
- 5) 三浦隆利: 石炭の炭化反応機構 (日本鉄鋼協会編) (1989), p. 31
- 6) 八木順一郎, 武田幹治, 大森康男: 鉄と鋼, **66** (1980), p. 1888
- 7) 杉山 喬, 八木順一郎, 大森康男: 鉄と鋼, **64** (1978), p. 1676
- 8) 高谷幸司, 岩永祐治: 鉄と鋼, **73** (1987), p. 980
- 9) 三浦 潔, 西岡邦彦: コークスサーキュラー, **40** (1991), p. 103
- 10) 三浦隆利, 大谷茂盛: 炭素 (1985) 121, p. 76
- 11) 永野 進: 日本機械学会誌, **87** (1984), p. 364