放射熱線法による円筒形ガス改質炉内の三次元放射伝熱解析*

谷口 博^{*1}, 工藤 一彦^{*1}, 熊谷 直樹^{*2}
郭 克輝^{*2}, 片山 隆夫^{*3}, 中村 恒明^{*3}

Three-Dimensional Radiation Heat Transfer Analysis in a Cylindrical Gas Reformer by the Radiative Heat Ray Method

Hiroshi TANIGUCHI, Kazuhiko KUDO, Naoki KUMAGAI,
Kehui GUO, Takao KATAYAMA, and Tsuneaki NAKAMURA

A new method to solve three-dimensional combined radiative and convective heat transfer problems is developed by utilizing the radiosity concept as applied to the accurate Radiative Heat Ray Method for systems surrounded by nonblack (gray) walls. This method is applied to determine the heat transfer within a cylindrical gas reformer to obtain the profiles of gas and wall temperature and tube-wall heat flux. The calculated results can represent the shading effects of tube row on radiative heat transfer.

Key Words: Thermal Radiation, Heat Transfer, Numerical Analysis, Heat Exchanger, Furnace, Heat Ray Method, Radiosity, Heat Flux, Shading Effects

1. 緒 言

放射伝熱解析手法として、放射熱線法は、今までよく用いられてきたモンテカルロ法と比較して、計算時間の短縮と計算精度の向上が可能であることが知られている^{(1)~(4)}。しかしながら、従来の放射熱線法による解析は、モデルが二次元かつ壁面が黒体の場合の解析に限られていた。また、放射熱線法を灰色壁に厳密に適用しようとする、壁面に入射した放射エネルギー束のうち、反射される部分が、図1(a)に示すようにランベルトの余弦則に従って壁面上方の半球方向に広く射出されるため、1本の放射熱線が壁面に当たって反射すると、数十~数百本の反射放射熱線となる。したがってガスの吸収が少なく、壁面の放射率が小さい場合には、放射熱線の本数がねずみ算的に増加し、事実上計算が不可能となっていた。これを解決するため、従来の放射熱線法では、図1(b)に示すように反射放射熱線の方向を乱数を用いて一方向に決めてしまう方法を採用していた。この方法では、この壁要素に入射

する放射熱線数が多ければ、モンテカルロ法と同じ原理で、これらの入射熱線に対応した反射放射熱線の射出方向が、図1(a)のように、ランベルトの余弦則を満足することになるが、これでは、モンテカルロ法より少ない本数の放射熱線で精度良く解が得られるという放射熱線法の特長を奪うことになる。したがって、図1(b)の方法を用いた従来の放射熱線法は、事実上壁面が黒体に近い場合にしか適用できなかった。

これを解決するため、本研究では従来壁面間の放射伝熱解析に用いられてきた射度の概念⁽⁵⁾を導入し、灰色壁に囲まれた三次元灰色ガス系における放射・対流共存伝熱の放射熱線法による解析法を検討し、これを都市ガスを製造するための改質炉の開発用パイロット

図1 従来の放射熱線法の問題点

* 昭和63年6月3日 第25回日本伝熱シンポジウムにおいて講演、原稿受付 昭和63年10月11日。

^{*1} 正員、北海道大学工学部(〒060 札幌市北区北13条西8)。

^{*2} 北海道大学大学院。

^{*3} 東京ガス(株)(〒105 東京都港区海岸1-5-20)。

プラントにおける円筒形の火炉に適用して、その内部における放射・対流共存伝熱問題を解いた。また、解析例として、改質炉内に軸対称に配置された反応管の受熱量について、その本数を変化させたときの影響を調べた。

記 号

C_p : 定圧比熱 $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

Δs : 壁面要素面積 m^2

Δv : ガス要素体積 m^3

h : 対流熱伝達率 $\text{kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

K : ガス吸収係数 m^{-1}

q : 伝熱量 kW

T : 温度 K

W : ガス質量流量 kg/s

α_s : 自己吸収係数

ϵ : 壁面放射率

σ : ステファン・ボルツマン定数 $\text{kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$

添 字

a : 壁面要素における正味の受熱

c : 対流熱伝達

f : 流れによるエンタルピー輸送

g : ガス

h : 燃料の発熱

in : 入熱または流入

m : 壁面要素における正味の放射出熱

out : 出熱または流出

r : 放射熱伝達

w : 壁面

2. 対象モデル

図2に改質炉の概要を示す。炉の上下面、壁面は炉壁で囲まれており、炉内には軸対称に反応管が配置されている。燃料の燃焼により発生した熱の一部は反応管に吸収され、反応管内に送りこまれた原料ガスが化学反応を起こすしくみになっている。図3に、解析モデルを示す。反応管は、円筒炉の円周方向に周期性をもって任意の等間隔に並ぶものとし、円筒炉を円周方向に分割した一つについて、分割面を鏡面として取扱うことにより、数値解析に必要な時間の短縮を図った。要素分割は、円筒炉を半径方向、円周方向、軸方向に等分割し、反応管は円周方向、軸方向に等分割した。燃料の燃焼による発熱は、斜線部分で示す火炎要素内で均一に発熱しているものとした。流れとしては、太い矢印で示す方向へのピストンフローを与えた。

3. 解析手法

伝熱機構として、放射伝熱、対流伝熱、流れによるエンタルピー輸送、燃料の燃焼による発熱を考慮した。各要素におけるエネルギー方程式は、次式となる。

図2 改質炉概要図

図3 解析モデル

ガス（火炎および燃焼ガス）要素 i について

$$\begin{aligned} q_{r, \text{in}}(i) + q_{f, \text{in}}(i) + q_h(i) \\ = q_{r, \text{out}, g}(i) + q_{f, \text{out}}(i) + q_c(i, k) \end{aligned} \quad \dots\dots\dots (1)$$

壁面（炉壁および反応管壁）要素 k について

$$q_{r, \text{in}}(k) + q_c(i, k) = q_{r, \text{out}, w}(k) + q_a(k) \quad \dots\dots\dots (2)$$

ここで

$$q_{f, \text{in}}(i) = W_{\text{in}}(i) C_p T_{g, \text{in}} \quad \dots\dots\dots (3)$$

$$q_{f, \text{out}}(i) = W_{\text{out}}(i) C_p T_g(i) \quad \dots\dots\dots (4)$$

$$q_c(i, k) = h[T_g(i) - T_w(k)] \Delta s \quad \dots\dots\dots (5)$$

放射伝熱に関しては、壁面が灰色体である場合について、射度⁽⁵⁾の概念を取り入れた放射熱線法を採用した。図4に、ガスおよび壁面要素における放射エネルギーの交換状況を示す。ガス i または壁面要素 k よりその外部に放出される放射エネルギーは、それぞれ

ガス要素

$$\begin{aligned} q_{r, \text{out}, g}(i) = 4(1 - \alpha_s) \sigma K T_g(i)^4 \Delta v \\ \text{自己放射} \quad \dots\dots\dots (6) \end{aligned}$$

壁面要素

$$\begin{aligned} q_{r, \text{out}, w}(k) = \varepsilon \sigma T_w(k)^4 \Delta s + (1 - \varepsilon) q_{r, \text{in}}(k) \\ \text{射度} \quad \text{自己放射} \quad \text{外来照射の反射} \end{aligned} \quad \dots\dots\dots (7)$$

ここで、 α_s は自己吸収係数で、ガス要素から射出された放射エネルギーのうち、外へ飛び出す前に射出要素内で吸収された割合であり、あらかじめ放射熱線法で求めておく⁽¹⁾。

放射伝熱による要素 i への入熱量は、

$$\begin{aligned} q_{r, \text{in}}(i) = \sum_{j(\text{Gas})} \text{Rd}(j \rightarrow i) q_{r, \text{out}, g}(j) \\ + \sum_{j(\text{Wall})} \text{Rd}(j \rightarrow i) q_{r, \text{out}, w}(j) \quad (j \neq i) \end{aligned} \quad \dots\dots\dots (8)$$

ここで、 $\text{Rd}(j \rightarrow i)$ は放射エネルギー吸収率分布⁽¹⁾で、射出要素 j から外部に射出された放射エネルギー〔式(6), (7)〕のうち、対象とする壁面要素 i に到達（図4のA）、あるいは対象とするガス要素 i に吸収（図4

のB）された放射エネルギーの割合を示す。例えば、ガス要素 j から壁面要素 i への $\text{Rd}(j \rightarrow i)$ は、ガス要素 j に対する式(6)の左辺の値 $q_{r, \text{out}, g}(j)$ で壁面要素への到達エネルギー量（図4のA：放射熱線法で求める⁽¹⁾）を除いたものである。壁面要素における放射に関する正味の出熱量は

$$q_{r, m}(k) = q_{r, \text{out}, w}(k) - q_{r, \text{in}}(k) \quad \dots\dots\dots (9)$$

また、着目している壁面要素 k と他の要素 j との正味の放射エネルギー交換より、この面の正味の放射出熱量は

$$\begin{aligned} q_{r, m}(k) = \sum_{j(\text{Wall, gas})} \{ \text{Rd}(k \rightarrow j) q_{r, \text{out}, w}(k) \\ - \text{Rd}(j \rightarrow k) q_{r, \text{out}, w}(j) \\ - \text{Rd}(j \rightarrow k) q_{r, \text{out}, g}(j) \} \quad \dots\dots\dots (10) \end{aligned}$$

式(7), (9)より $q_{r, \text{in}}$ を消去して

$$\begin{aligned} q_{r, m}(k) = \frac{\varepsilon \{ \sigma T_w(k)^4 \Delta s - q_{r, \text{out}, w}(k) \}}{(1 - \varepsilon)} \end{aligned} \quad \dots\dots\dots (11)$$

n 個の壁面要素に対して、 T_w あるいは q_a を境界条件として与えると、式(2)と式(9)から $q_{r, \text{in}}$ を消去した式および式(10), (11)より、 $3n$ 個の未知数（ q_a あるいは T_w と、 $q_{r, \text{out}, w}$ および $q_{r, m}$ がそれぞれ n 個）に対する $3n$ 本の連立方程式が成立するので、ガウスの消去法を用いてこれらを解くことができる。なお、式(10)中のガス要素から射出される放射エネルギー $q_{r, \text{out}, g}$ は、式(6)より求める。この中のガス要素 i の温度 $T_g(i)$ は、以下の手順で求める。すなわち、式(1)の各項に式(3)～(6), (8)を代入して $T_g(i)$ の四次式を作る。ここで i 以外のガス要素の温度を既知であると仮定してこの四次式をニュートンラプソン法で解くと、新しい $T_g(i)$ が求まる。これを各ガス要素について順に繰り返すことによりガス温度分布が求まる。今回は、境界条件として反応管壁温度を与え、炉壁は断熱（ $q_a = 0$ ）として、ガス温度分布と炉壁温度分布および反応管受熱量分布を求めた。この数値解析のフローチャートを図5に、また、解析条件を表1に示す。

4. 解析結果および考察

解析例として、反応管が8本の場合の解析結果および反応管本数を変化させた場合の反応管受熱量の変化を示す。図6は、改質炉内横断面ガス温度分布であり、点々を付した火炎部付近に高温部分が集中している。また、反応管を中心として、ほぼ同心円状の等温線が示されているが、火炎部から見て反応管の影になっている部分では、火炎部に面している部分と比較して等温線の間隔が広がっていることがわかる。これは、反応管によって火炎部からの放射エネルギーがさき

図4 要素における放射エネルギーの交換状況

られ、受熱量が少なくなるためである。

図7に、図3における $NJ=3$ の改質炉内縦断面でのガス温度分布を示すが、点々を付した火炎部付近に高温部分が集中している。円筒炉下部の流れの入口付近では、温度の低い燃焼用空気が入って来るために温度が低くなっており、また、火炎部後流の出口付近では燃焼ガスが放射エネルギーを放出して温度が下がっている。

図8に、図3における $NK=10$ の断面での反応管周

方向の熱流束分布を示す。火炎部に面している要素では受熱量が多く、影になっている要素の2.5倍の値となっている。これは、反応管によって火炎部からの放射エネルギーがさえぎられるためであり、図6の横断面ガス温度分布の傾向と一致している。

図9に、図3における $NK=10$ の断面での炉壁温度分布を示す。火炎部から見て反応管の影になっている要素1では、放射エネルギーがさえぎられるために温度が低く、反対に火炎部に面している要素3では温度が高くなっており、その差は130 Kにも達している。

図10に、反応管の本数を変化させた場合の反応管

表1 解析条件

Furnace radius	1000 mm
Furnace length	4000 mm
Number of element	
Radial	12
Circumference	3
Axial	20
Tube surface	5
Gas absorption coefficient	0.22 l/m
Heat-transfer coefficient by convection	20 W/(m ² ·K)
Heat capacity	1 kJ/(kg·K)
Mass flux	0.1 kg/(m ² ·s)
Emissivity	
Furnace wall	0.3
Tube wall	0.8
Tube temperature	500 K
Net furnace wall heat flux	0 W (adiabatic)
Heat generation in flame	500 kW/m ³

図6 改質炉内横断面ガス温度分布（反応管8本）

図5 計算フローチャート

図7 改質炉内縦断面ガス温度分布（反応管8本）

図 8 反応管熱流束分布 (反応管 8 本)

図 9 炉壁温度分布 (反応管 8 本)

受熱量の変化を示す。反応管の本数が少ない場合には、火炎部からの放射エネルギーがガスに多く吸収されるので、ガス温度が高くなる。この場合、反応管 1 本当たりの受熱量は大きくなるが、総受熱量は少ない。反応管の本数が増加するに従い、ガスに吸収される放射エネルギーが減少するので、ガス温度が低くなり、反応管 1 本当たりの受熱量は減少するが、総受熱量としては増加する。また、火炎部に面している要素 ($NL=5$) と影になっている要素 ($NL=1$) における受熱量の差の全受熱量に対する割合は、反応管本数の増加に従い増えていることがわかる。これは、反応管の本数が増すと、反応管により遮られるため火炎部から炉壁に到達する放射エネルギーが減少し、ひいては炉壁からこれに面している反応管要素 ($NL=1$) への放射エネルギーも減少するからである。

5. 結 言

円筒炉を対象として、放射熱線法を用いて計算機

図 10 反応管本数と受熱量の関係

シミュレーションによる火炉内三次元伝熱解析を行った。またこの解析では、射度の概念を用い、壁面が灰色面である場合の放射熱線法の適用について検討し、従来の壁面における確率的な反射の取扱いによる不確実性を除いた。この結果、以下の結論を得た。

(1) 灰色壁で囲まれた三次元系の円筒炉において、放射熱線法を用いて放射・対流共存伝熱に対する解析を行い、火炉内の温度と壁面受熱量の分布を求め、火炉における加熱性能を評価することができた。

(2) 改質炉内に配置されている反応管の本数を増すに従い、反応管 1 本当たりの受熱量は減少するが、反応管全体の総受熱量は増加している。また、反応管の火炎部に面している要素と影になっている要素における受熱量を比較すると、反応管本数を増すに従い両者の差は増加することがわかった。

おわりに、計算に際して利用させていただいた北海道大学大型計算機センターに謝意を表す。

文 献

- (1) 早坂・ほか 5 名, 機論, 52-476, B (1986), 1734.
- (2) Taniguchi, H., ほか 4 名, *Proc. W. A. M., A. S. M. E., HTD-40* (1984), 29.
- (3) Taniguchi, H., ほか 7 名, *Proc. 8th Int. Heat Transf. Conf.*, 2 (1986), 757.
- (4) 早坂・ほか 5 名, 船用機関学会誌, 21-5 (1986), 311.
- (5) 甲藤, 伝熱概論, (1969), 381, 養賢堂.