

方型多火嘴石油化工管式炉中辐射室 三维流动及传热的数学模拟*

饶利波 杨光炯 黄祖祺**

(石油大学炼制系, 北京 100083)

摘 要 提出方型石油化工管式炉中辐射室的三维流动和传热的数学模型。对某焦化炉计算的结果与实测数据进行了初步比较并作出讨论。

关键词 三维流体流动 传热 管式炉 模拟

1 引 言

石油化工管式炉中辐射室的传热计算方法甚多。零维模型只能给出辐射室平均传热量、炉子效率等总体平均性质;一维模型能够预测一维的温度、热流量等分布;二维及三维的辐射传热模型如区域法、概率模拟法(Monte-Carlo法)或热流法等,虽有人用以计算辐射室温度及热流分布,但需要事先假定燃料燃烧时的释热分布,因此会给计算结果带来误差⁽¹⁾。一种从质量、动量及能量守恒的基本微分方程出发,辅以湍流流动、燃料燃烧、辐射传热等数学模型,给定边界条件,用数值方法进行求解,得出辐射室中烟气流速、温度、热流量、燃料及燃烧产物浓度等分布的方法正在发展中⁽²⁾。由于此法能给出炉子工艺性能的详尽数据,对于炉子的优化设计和操作极有价值,因此愈来愈受到人们的重视。本文在圆筒型三维模型工作⁽³⁾的基础上,建立了方型炉三维模型,以扩大非轴对称炉子设计的范围。

2 基本控制方程及模型

2.1 基本控制方程

这包括质量守恒方程、组分守恒方程、动量守恒方程及能量守恒方程。稳态下,其通用方程形式如下⁽⁴⁾

$$\frac{\partial(\rho\phi u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho\phi v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho\phi w)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma_{\phi} \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma_{\phi} \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\Gamma_{\phi} \frac{\partial \phi}{\partial z} \right) + S_{\phi} \quad (1)$$

等号左端3项表示对流项,右端前3项表示扩散项, S_{ϕ} 为源项, Γ_{ϕ} 为扩散系数, ϕ 代表相应方程中的变量(对质量守恒方程, $\phi=1$),如 Y_i 、 u 、 v 、 w 及 h 。

对湍流流动和燃烧,这些方程都是瞬态方程,在工程应用上有实际意义的是各

1992-10-26收到初稿,1993-02-09收到修改稿。

* 中国石油化工总公司资助项目。

** 通讯联系人。

变量的时均值。经雷诺分解及平均,并引入 Boussinesq 的湍流粘度和类似概念后,可得通用的时均化方程⁽⁴⁾,它与通用方程(1)的形式完全相同,只是式(1)中所有的因变量 φ 及源项 S_φ 现在都代表时均变量, Γ_φ 代表湍流交换系数。进一步根据湍流 $Pr-Sc$ 数的定义, $\Gamma_h = \Gamma_v / \sigma_h$,可由 Γ_v 、 σ_h 求出 Γ_h 。通用的时均化方程中, φ 、 Γ_φ 及 S_φ 的含义见表1。

表1 与式(1)相应的各种控制方程

Table 1 Conservation equations corresponding to equation (1)

变 量	φ	Γ_φ	S_φ
质 量	1	0	0
x 方向动量方程	u	μ_{eff}	$-\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x}(\mu_{eff} \frac{\partial u}{\partial x}) + \frac{\partial}{\partial y}(\mu_{eff} \frac{\partial v}{\partial x}) + \frac{\partial}{\partial z}(\mu_{eff} \frac{\partial w}{\partial x})$
y 方向动量方程	v	μ_{eff}	$-\frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial x}(\mu_{eff} \frac{\partial u}{\partial y}) + \frac{\partial}{\partial y}(\mu_{eff} \frac{\partial v}{\partial y}) + \frac{\partial}{\partial z}(\mu_{eff} \frac{\partial w}{\partial y})$
z 方向动量方程	w	μ_{eff}	$-\frac{\partial p}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial x}(\mu_{eff} \frac{\partial u}{\partial z}) + \frac{\partial}{\partial y}(\mu_{eff} \frac{\partial v}{\partial z}) + \frac{\partial}{\partial z}(\mu_{eff} \frac{\partial w}{\partial z}) - \rho g$
湍流脉动动能	k	μ_{eff} / σ_k	$G_k - \rho \epsilon$
湍流脉动动能耗散率	ϵ	$\mu_{eff} / \sigma_\epsilon$	$(C_1 G_k - C_2 \rho \epsilon) \epsilon / k$
混合分率	f	μ_{eff} / σ_f	0
滞止焓	h	μ_{eff} / σ_h	S_k

注:表中 $G_k = \mu_{eff} \left\{ 2 \left[\left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 \right] + \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial w}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial w}{\partial y} \right)^2 \right\}$; $\mu_{eff} = \mu + C_D \rho k^2 / \epsilon$

$C_D = 0.09$; $\sigma_k = \sigma_h = \sigma_f = 0.9$; $\sigma_\epsilon = 1.2$; $C_1 = 1.45$; $C_2 = 1.9$ 。

2.2 湍流流动模型

本文采用比较适于有回流流动的 $k-\epsilon$ 双方程模型⁽⁵⁾求湍流粘度 μ_t 。根据量纲分析可得出

$$\mu_t = C_D \rho k^2 / \epsilon \quad (2)$$

k 和 ϵ 可由求解它们的输运方程(见表1)得出,源项中的 G_k 表示湍流脉动动能的生成, $\rho\epsilon$ 表示它的耗散。

2.3 湍流燃烧模型

湍流燃烧是一个伴随放热的十分复杂的化学反应过程,本文采用简单的湍流扩散火焰模型⁽²⁾,认为燃料与氧化剂在时间及空间上都不能共存,化学反应无限快,且达到平衡,反应为单步不可逆反应,各组分的交换系数均相等,燃料与氧化剂按固定的质量比化合成产物,即

1kg 燃料 + s kg 氧化剂 → (1+s) kg 产物

由氧化剂和燃料的守恒方程可得出 f 的控制方程(见表 1), 它是 1 个无源方程, f 的定义式为

$$f = (\theta - \theta_2) / (\theta_1 - \theta_2)$$

式中, $\theta = Y_{fu} - Y_{ox} / s$, Y_{fu} 、 Y_{ox} 分别为空间任一点处燃料及氧化剂的质量分率, θ_1 、 θ_2 分别表示燃料流及氧化剂流在入口处的 θ 值。

设 f_s 为混合物在化学当量比下的 f 值, 则

$$\text{当 } f = f_s \text{ 时, } Y_{fu} = Y_{ox} = 0, f = f_s = \frac{0.232 / s}{Y_{fuin} + 0.232 / s} \quad (3)$$

$$\text{当 } f < f_s \text{ 时, } Y_{fu} = 0, Y_{ox} = -s[f(Y_{fuin} + 0.232 / s) - 0.232 / s] \quad (4)$$

$$\text{当 } f_s < f < 1 \text{ 时, } Y_{ox} = 0, Y_{fu} = f(Y_{fuin} + 0.232 / s) - 0.232 / s \quad (5)$$

式中, 0.232 是氧气在空气流中的质量分率。

由 f 方程解出 f 后, 即可由上列方程求出氧化剂和燃料浓度在空间中的分布。

2.4 辐射传热模型

辐射传热在辐射室传热中占主要地位, 辐射传热模型就是要求出能量方程中的源项 S_h 。辐射传热模型很多, 本文采用 Monte-Carlo 法^[6], 它具有将辐射室细分成很多区域, 而工作量并不增加很多的特点。其基本思想是把辐射室分成若干个气体区和表面区, 每个区与其它区之间的辐射换热由具有随机特性的能量束的发射和吸收来计算, 即用一系列的随机数确定每个能量束的发射点、发射方向和行程长度以及能量束在那个区域被吸收, 最后统计可以得到每个区净吸收的能量, 即能量方程的源项 S_h 。基本计算公式如下:

$$\text{表面区的发射能力} \quad E_s = \varepsilon_R \sigma_0 T^4 \Delta A \quad (6)$$

$$\text{表面区的发射方向} \quad \eta = \sin^{-1} \sqrt{R_\eta} \quad (7a)$$

$$\beta = 2\pi R_\beta \quad (7b)$$

$$\text{气体区的发射能力} \quad E_g = 4K\sigma_0 T^4 \Delta V \quad (8)$$

$$\text{气体区的发射方向} \quad \eta = \cos^{-1}(1 - 2R_\eta) \quad (9a)$$

$$\beta = 2\pi R_\beta \quad (9b)$$

$$\text{能量束的行程长度} \quad L = -\ln R_L / k \quad (10)$$

$$\text{壁面吸收情况} \quad R_\varepsilon \leq \varepsilon_R \text{ 时, 吸收} \quad (11a)$$

$$R_\varepsilon > \varepsilon_R \text{ 时, 反射} \quad (11b)$$

3 热力学性质及边界条件

3.1 热力学性质

本文将烟气看成是理想气体混合物, 其密度可由状态方程求出

$$\rho = Mp / (RT) \quad (12)$$

混合物的恒压热容为

$$c_{pm} = \sum_i Y_i c_{pi} \quad (13)$$

混合物的滞止焓定义为

$$h = Y_{fu} h_{fu}^0 + \int_{T_0}^T (\sum_i Y_i C_{pi}) dT \quad (14)$$

利用式(14), 可由方程(1)解出的 h 值求出局部的烟气或火焰的温度 T 。

3.2 边界条件

进口条件: 将进口处的混合气体按理想气体处理, 根据进口处燃料及空气的流量来确定进口处的流速; 燃料及氧化剂的浓度可根据实际情况确定; 焓可通过进口温度及各组分的浓度计算; 进口处的 k 取进口平均流速动能的 0.6%; ε 取进口处 k^2 的 10%。

壁面边界条件: 对第 1 类边界条件, 给定因变量的值; 对第 2 类边界条件,

$$\partial \varphi / \partial x = 0,$$

即绝热或无物质通过的固体表面, 取

$$\varphi_1 = C_{\varphi_2} \varphi_2 + C_{\varphi_3} \varphi_3 \quad (15)$$

式中, φ_1 为壁面处的因变量; φ_2 、 φ_3 为其相邻的 2 个变量, C_{φ_2} 、 C_{φ_3} 为计算出的常数。

出口条件: 最重要的是出口处流速的确定。本文将出口边界上游网格点的流速加上某个常数作为出口边界的流速, 即

$$W_{n1} = W_{n2} + N \quad (16)$$

N 可由质量守恒求出。

3.3 壁面附近交换系数的处理

在靠近壁面的区域内, 速度趋向于零, 雷诺数很小, 以致粘性效应占优势, 在这些区域内, 交换系数的修正值取决于结点至壁面的距离 δ 。本文采用低雷诺数法^[4]。定义无量纲量为

$$Y^+ = c_D^{1/4} \rho k^{1/2} \delta / \mu \quad (17)$$

对动量方程中平行于壁面的速度分量可作如下修正:

$$\text{当 } Y^+ \leq 11.5 \text{ 时, } \Gamma'_v = \mu \quad (18a)$$

$$Y^+ > 11.5 \text{ 时, } \Gamma'_v = \mu \left[\frac{C_L Y^+}{\ln(E_R Y^+)} \right] \quad (18b)$$

式中, C_L 为湍流尺度与距离的比值; $C_L = 0.4$; E_R 取决于壁面粗糙度, 本文取 $E_R = 0.8$, 对于垂直壁面的速度分量, $\Gamma'_v = 0$, 对变量 f , 取:

$$Y^+ \leq 11.5 \text{ 时, } \Gamma'_f = \mu / \sigma_f \quad (19a)$$

$$Y^+ > 11.5 \text{ 时, } \Gamma'_f = \frac{\mu}{\sigma_f} \left[\frac{C_L Y^+}{\ln(E_R Y^+) + C_L P} \right] \quad (19b)$$

式中, P 取决于分子的 $Pr-Sc$ 数与湍流的 $Pr-Sc$ 数的比值, $P = -2.0$ 。

在壁面附近, k 、 ε 及 h 方程中的交换系数, $\Gamma'_\varphi = 0$ 。

出口边界处的交换系数 $\Gamma'_\varphi = 0$, 以保证出口边界对上游没有影响。

4 计算方法及收敛准则

本文采用控制容积法^[7]将微分方程离散化,得到的三维离散化方程为

$$a_P \phi_P = a_E \phi_E + a_W \phi_W + a_S \phi_S + a_N \phi_N + a_T \phi_T + a_B \phi_B + S_\phi \quad (20)$$

式中,下角标 P 表示要计算的网格结点, E 、 W 、 S 、 N 、 T 、 B 分别表示相邻的东、西、南、北、上、下的网格结点。 S_ϕ 需要线性化,写成 $S_\phi = S_C + S_P \phi_P$ 的形式,可以根据具体的方程选定系数 S_C 及 S_P 的值,详细作法可参考文献〔7〕。本文的计算程序由 FORTRAN 语言编制,包括三维 SIMPLE 程序、三维传热的 Monte-Carlo 程序及一些辅助程序。差分格式选用幕函数方案。对一般的变量用均匀网格,对速度分量用交错网格。迭代方式用逐线校正法。为保证计算的收敛,对不同的变量采用了不同的松弛因子。

在计算中,对不同的因变量给出了不同的收敛判据:对速度场,当压力校正方程中的质量源项接近于零时,认为速度场已经收敛;对于能量方程,可以根据温度的相对误差大小作为此方程的解是否收敛的准则;对其它变量,控制的方法是检查因变量的现时值满足离散化方程的完善程度。

5 计算结果与讨论

5.1 计算对象

计算对象是一方箱形焦化炉的辐射室,尺寸为 $12\text{m} \times 4.2\text{m} \times 6.6\text{m}$,辐射室侧壁均匀排列 72 根炉管,底部均匀排列 2 排烧嘴,每排 12 个。

5.2 计算结果与实测数据的比较

一些总体平均性质的计算值与实测值的比较见表 2。由表 2 知,本文算出的辐射室热负荷、热效率与烟气出口温度与实测值符合得相当好。

表 2 热负荷、热效率、烟气出口温度及炉管平均热强度计算值与实测值的比较

Tsble 2 Comparison of calculated results with measured data of duty, heat efficiency, outlet temperature of flue gas and heat flux of pipe wall

项 目	实 测 值	计 算 值	相对偏差 / %
Q / kW	9.767×10^3	9.370×10^3	4.06
$\eta_o / \%$	52.5	49.3	6.09
T / K	1113	1178	5.84
$q / \text{kW} \cdot \text{m}^{-2}$	33.023	31.681	4.06

5.3 讨论

其它计算结果因无实测数据可比较,因此只作定性的分析讨论。以下各图除管壁热强度之外,均为沿长度方向 $x=6\text{m}$ 处截面上变量的分布图。由炉膛内流函数 ψ 的等值线图 1。看出,炉膛中部有 7 个回流区,炉侧的顶部及底部各有 2 个回流区。回流区 1~4 是由于烟气从烧嘴喷出后,流通面积突然扩大造成的;回流区 5 是由于 2 个邻近的射流互相结合造成的;回流区 6、7 则是气流遇到炉顶死角形成的。此外,炉膛中部流线较密,两侧较稀,说明炉顶中部的流速较大,两侧的流速较小(由速度分布图可直接看出,限于篇

幅, 本文未给出速度分布图), 这是由于烟气的出口在炉顶中部所致。

在炉膛内烟气温度 T 的等值线图 2 中, 曲线 VII 为火焰面, 由图可见, 火焰区偏向中部, 这也是由于烟气出口在炉顶中部所致。

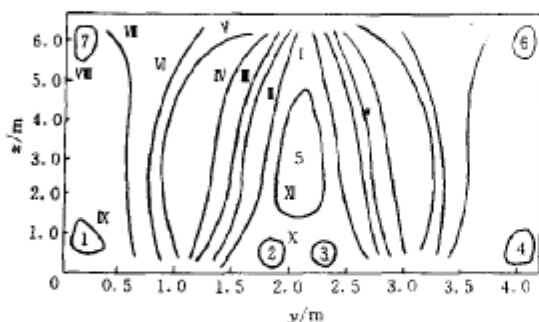


图 1 流函数等值线图

Fig.1 The contours of stream-function

$\psi / \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$: I—4.9; II—4.2; III—3.7; IV—3.2;

V—2.4; VI—1.2; VII—0.023;

VIII—0.0026; IX—0.0078;

X—5.0; XI—5.3

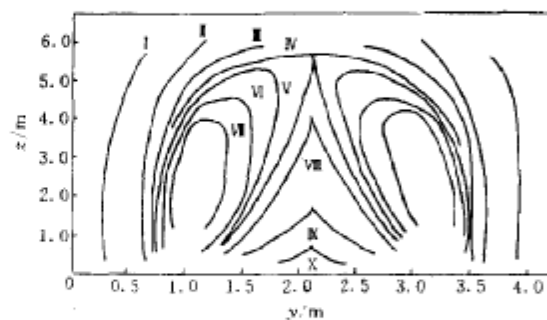


图 2 烟气温度的等值线图

Fig.2 The contours of temperature of flue gas

T / K : I—860; II—1000; III—1150;

IV—1300; V—1500; VI—1700;

VII—1800; VIII—1150; IX—1000;

X—860

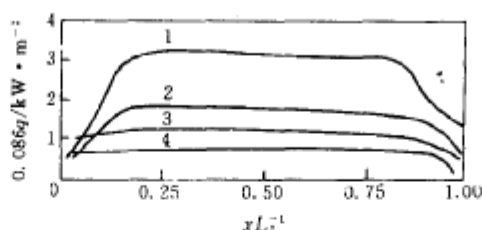


图 3 管壁热强度沿管长的变化

Fig.3 Heat flux profile along the length of pipes

1—第 12 根管; 2—第 6 根管; 3—第 1 根管; 4—第 25 根管

(由底部往上编号)

由管壁热强度沿管长的分布曲线图 3 可以看出, 除炉管两端外, 每根炉管的热强度都比较均匀, 这是由于炉管的两端受到的火焰直接辐射及端墙反射都较弱, 而炉管中间部分则受到基本相同的火焰辐射; 但炉膛上、下部炉管的热强度较低, 炉膛中偏下部炉管的热强度较高, 因而炉管的表面温度也高。某炼厂位于这区域的炉管 (第 7 根至第 14 根) 比较容易烧坏, 这与本文计算结果是一致的。

6 结 论

本文根据 SIMPLE 算法和 Monte-Carlo 法编制的程序, 能较好地预测炉膛内的三维

流动和传热, 较之二维模型, 大大扩展了使用范围, 对研究炉型、烧嘴布置等提供了分析条件。本文计算所得的热负荷、热效率及烟气出炉膛时的温度等, 相对误差仅为 6% 左右, 完全能满足工程设计的要求。

符 号 说 明

ΔA —— 表面区的面积, m^2	y —— 炉宽方向的坐标, m
a —— 离散化方程的系数	z —— 炉高方向的坐标, m
c_p —— 恒压热容, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$	β —— 方向角, rad
E —— 辐射能力, W/m^2	Γ —— 交换系数
f —— 混合分率	Γ' —— 壁面附近的交换系数
g —— 重力加速度, m/s^2	δ —— 结点至壁面的距离, m
h —— 滞止焓, kJ/kg	ε —— 湍流脉动动能耗散率
h_{fu}^0 —— 燃料的低热值, kJ/kg	ε_{R} —— 黑度
K —— 吸收系数, m^{-1}	η —— 极角, rad
k —— 湍流脉动动能, kJ/kg	η_0 —— 热效率, %
L —— 能量束的行程长度, m	μ —— 粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$
L_1 —— 炉子的长度, m	ρ —— 密度, kg/m^3
M —— 分子量, kg/kmol	σ —— $Pr-Sc$ 数
p —— 压力, Pa	σ_0 —— 黑体辐射常数
Q —— 热负荷, kW	$[\sigma_0 = 5.67 \times 10^{-8} \text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)]$
q —— 热强度, kW/m^2	ψ —— 流函数, m^2/s
R —— 气体常数	
$[R = 8.314 \text{J}/(\text{kmol} \cdot \text{K})]$	
R_q, R_p, R_L, R_c —— 0~1 均匀分布的随机数	
S —— 源项	
s —— 化学当量比	
T —— 温度, K	
T_0 —— 基准温度, K	
u, v, w —— 分别为 x, y, z 方向的速度, m/s	
ΔV —— 气体区的体积, m^3	
W_{n1}, W_{n2} —— 分别为出口边界及其上游邻近网格点的流速, m/s	
x —— 炉长方向的坐标, m	
Y —— 质量分数	
	下角标
	eff —— 有效值
	f —— 混合分率
	g —— 气体
	h —— 滞止焓
	i —— 混合物中第 i 个组分
	in —— 入口
	k —— 湍流脉动动能
	m —— 混合物
	s —— 表面
	t —— 湍流
	v —— 速度
	ε —— 湍流脉动动能耗散率
	φ —— 通用变量

参 考 文 献

- 1 黄祖祺. 石油大学学报, 1989(4):86
- 2 卡里尔 E. E. 著. 燃烧室与工业炉的模拟. 陈熙等译. 北京: 科学出版社, 1987
- 3 魏学军, 杨光炯, 黄祖祺. 石油学报(石油加工), 1992(3):84
- 4 Robinson G F. J Inst of Energy, 1985(436): 116
- 5 王应时, 范维澄, 周力行等. 燃烧过程数值计算. 北京: 科学出版社, 1984
- 6 黄祖祺, 杨光炯, 钱家麟. 华东石油学院学报, 1981(2): 88
- 7 Patankar S V 著. 传热与流体流动的数值计算. 张政译. 北京: 科学出版社, 1984

MATHEMATICAL SIMULATION OF FLUID FLOW AND HEAT TRANSFER IN CUBOID RADIATION SECTION OF PETRO-CHEMICAL TUBE HEATER

Rao Libo, Yang Guangjiong and Huang Zuqi

(Department of Petroleum Refining, University of Petroleum, 100083)

Abstract A three-dimensional mathematical model has been developed for predicting the transport of mass, energy and momentum in the combustion chamber of a rectangular multi-burner. The turbulence two-equation model and Monte-Carlo method are used for simulating the turbulence flow and radiative heat transfer, and a combustion model of turbulent diffusion flame is considered. The governing differential equations which are composed of velocity, mixture fraction, fuel concentration, stagnant enthalpy, turbulent kinetic energy and turbulent energy dissipation are solved by tri-diagonal matrix algorithm. The distributions of the temperature of fuel gas and the heat flux of wall are predicted in a coking furnace. A comparison between the calculated and measured results shows that the prediction is successful.

Keywords three dimensional fluid flow, heat transfer, tube heater, simulation.