

多联产鼓泡流化床内气固流动特性 数值模拟研究

王昊, 骆仲泐, 方梦祥, 王勤辉, 岑建孟
(浙江大学能源清洁利用国家重点实验室, 浙江 杭州 310027)

[摘要] 为了深入探究流化床内的气固流动规律, 以浙江大学1 MW循环流化床热电气多联产试验台为研究对象, 使用开源软件 MFiX 对多联产系统热解炉在不同热解温度(500、600、700 °C)时稳态的气体组分分布和炉内固体颗粒相体积分数的变化规律进行了数值模拟。模拟过程使用计算流体力学中被广泛应用于流化床数值模拟的欧拉双流体模型和 Gidaspow 曳力模型, 采用 Fortran 语言编写热解反应子程序, 基于 OpenMpi 技术实现了三维流化床热解炉的并行化模拟。结果表明: 数值模拟结果能准确预测稳态运行时炉膛出口的气体组成以及炉内轴向固相体积分数呈近“S”型分布的环-核结构现象。

[关键词] 鼓泡流化床; 气固流动; 环-核结构; 数值模拟

[中图分类号] TK229 **[文献标识码]** A **[DOI编号]** 10.19666/j.rlfid.202202052

[引用本文格式] 王昊, 骆仲泐, 方梦祥, 等. 多联产鼓泡流化床内气固流动特性数值模拟研究[J]. 热力发电, 2022, 51(8): 116-123. WANG Hao, LUO Zhongyang, FANG Mengxiang, et al. Numerical simulation of gas-solid flow characteristics in poly-generation bubbling fluidized bed[J]. Thermal Power Generation, 2022, 51(8): 116-123.

Numerical simulation of gas-solid flow characteristics in poly-generation bubbling fluidized bed

WANG Hao, LUO Zhongyang, FANG Mengxiang, WANG Qinhuai, CEN Jianmeng
(State Key Laboratory of Clean Energy Utilization, Zhejiang University, Hangzhou 310027, China)

Abstract: In order to deeply understand the law of gas-solid flow in fluidized bed boiler, by taking the 1 MW circulating fluidized bed heat-electricity-gas poly-generation test bench in Zhejiang University as the research object, the open source software MFiX was used to simulate the gas components distribution and solid phase volume fraction at different pyrolysis temperatures (500/600/700 °C). The simulation process was carried out by adopting Eulerian two-fluid model and Gidaspow drag model, which was widely used in numerical simulation of fluidized bed in computational fluid dynamics. The pyrolysis reaction subroutine was written in FORTRAN and the parallel simulation of three-dimensional model was realized based on OpenMpi technology. The results show that, the numerical simulation results can accurately predict the gas composition at furnace outlet. Moreover, a core-annulus structure (nearly ‘S’ distribution) of axial solid volume fraction was also found in the furnace.

Key words: bubbling fluidized bed; gas-solid flow; core-annulus structure; numerical simulation

与常规煤粉炉或层燃炉等相比, 流化床炉气化方式存在显著差别。其根本原因是基本流动、反应原理上的差别。流化床是一种气固两相流态化原理的技术, 炉内存在大量的物料颗粒, 这些颗粒不仅构成十分复杂且粒径分布十分广泛, 从几微米到数十毫米不等, 因此, 形成了流化床独特的空气动力

特性。正是由于其不同的空气动力特性, 使得流化床在传热、燃烧、污染物排放、灰渣特性等许多方面, 具有不同的特点和规律^[1-3]。由于试验手段本身的限制, 靠实验手段难以完全掌握流化床内的气固流动特性, 尤其是流化床中颗粒的浓度以及运动分布规律(这些都是流化床的重要参数)。随着计算

收稿日期: 2022-02-24

基金项目: 国家重点研发计划项目(2019YFE0100100)

Supported by: National Key Research and Development Program (2019YFE0100100)

第一作者简介: 王昊(1988), 男, 博士, 主要研究方向为煤热解分级转化多联产技术, hwang10@zju.edu.cn。

通信作者简介: 骆仲泐(1962), 男, 教授, 主要研究方向为煤热解分级转化多联产技术, zyluo@zju.edu.cn。

技术的快速进步以及人们对多相流颗粒模拟理论认知的进一步加深,使用计算流体力学(CFD)数值计算技术逐渐成为研究流化床内气固流动特性的一种重要的辅助手段^[4-11]。通过数值计算,可以快速获得速度场、浓度场、温度场的数据;对数据分析处理后可以研究流化床内的气固流动规律。

图 1 是由浙江大学提出的循环流化床多联产系统^[12-14]。该系统由蒸汽和再生煤气鼓泡流化床热解器及循环流化床气化炉组成。其工艺流程为:煤在热解炉内首先与燃烧炉返料器过来的高温循环热载体灰混合发生裂解反应,产生半焦和挥发分;析

出的挥发分在旋风分离器中与细灰颗粒分离;经分离后的煤气进入煤气净化系统,依次经过洗涤剂塔、电捕焦油器;收集的焦油可以出售或提取高附加值化工产品,或者经催化加氢工艺制备高品位合成油;净化后的煤气部分通过再循环风机加压后送入热解器底部作为流化风,其余部分则进入装置进一步净化变成民用煤气或者作为合成气用于生产液体产品;热解炉的半焦和低温循环热载体灰进入燃烧炉;半焦燃烧的热能一部分用于把循环灰加热后再送回气化炉以提供气化炉所需热量,另一部分热能可以用于发电和供热。

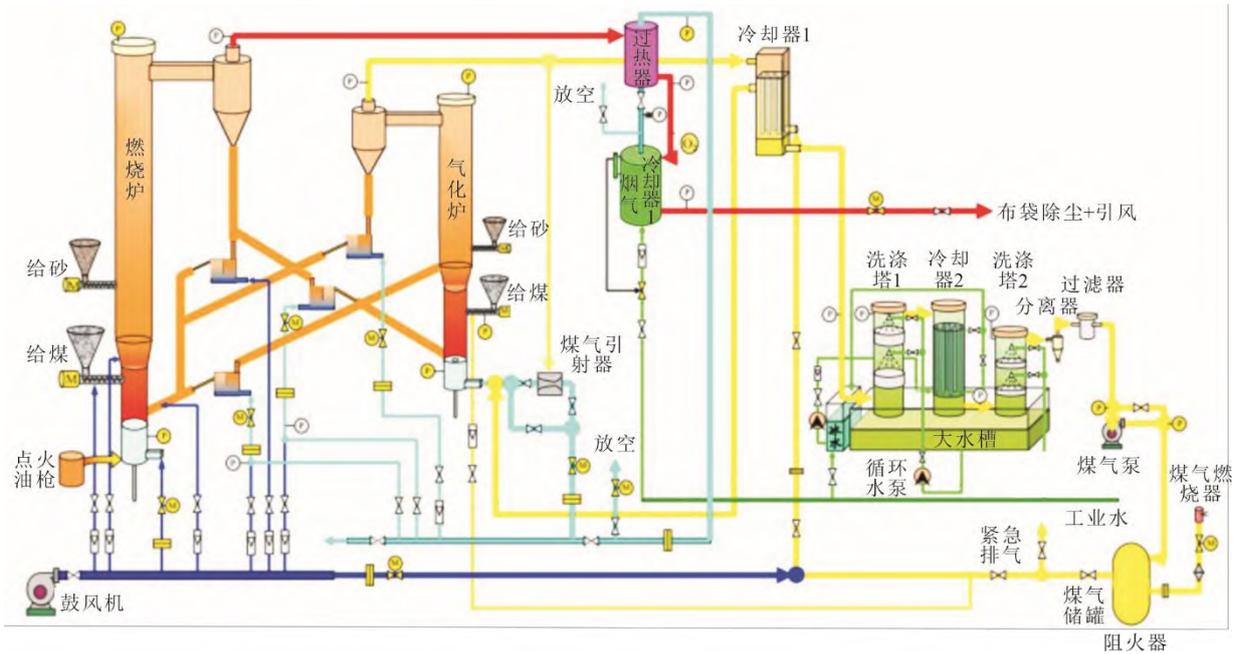


图 1 浙江大学 1 MW 循环流化床热电气多联产实验装置

Fig.1 The 1 MW circulating fluidized bed heat-electricity-gas poly-generation test apparatus in Zhejiang University

MFIX 软件是由美国联邦能源技术实验室(NETL)开发的气固两相流开源计算软件,采用 Fortran 语言编写,用于流固系统的传热、化学反应以及流体动力学计算。该软件包括双流体模型 TFM 和 DEM 模型,主要解决流化床中的颗粒运动和燃烧问题^[15-23]。该软件收录了大量关于气固两相流研究的计算模型,同时又预留接口,方便研究人员对源程序进行二次开发。

Wang 等人^[24]研究了单固体颗粒相时二维、三维鼓泡流化床内的气固流动特性,得到了流型、气体速度、颗粒速度等数据,与实验结构吻合较好。Wu 等人^[25]研究了不同曳力模型下的流化床燃烧过程,考察了不同的曳力模型对反应速率的影响。Li 等人^[16]采用了开源软件 MFiX 对中试循环流化床系

统进行了模拟,得到数据与实验结果相吻合,但也发现了采用多固体颗粒相时会使计算量大大增加的情况。多固体颗粒相的多相流多颗粒相模拟求解困难是 MFiX 软件存在的问题。本文基于 MFiX 软件,采用 Fortran 语言二次开发将其拓展至多固体颗粒相系统模拟,再采用了 OpenMPI 并行技术,最终实现了流化床三维多颗粒相的热解模拟。

1 数学模型

1.1 连续性方程

$$\begin{cases} \frac{\partial(\alpha_g \rho_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_g \rho_g u_{g,i})}{\partial x_j} = S_{gs} \\ \frac{\partial(\alpha_s \rho_s)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_s \rho_s u_{s,i})}{\partial x_j} = S_{sg} \end{cases} \quad (1)$$

式中： α 为气固相质量分数； ρ 为相密度； u 为速度； t 为时间；下标 i, j 为坐标方向；下标 g 和 s 分别表示气相和颗粒相；下标 gs 表示从气相到颗粒相，下标 sg 表示从颗粒相到气相。

1.2 动量方程

纳维-斯托克斯 (Navier-Stokes, N-S) 方程是瞬时速度的动量守恒方程，在数值计算的双流体模型中，通过速度时均化，得到了 N-S 方程的时均动量方程：

$$\begin{cases} \frac{\partial(\alpha_g \rho_g u_{g,i})}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_g \rho_g u_{g,i} u_{g,i})}{\partial x_j} \\ = -\alpha_g \frac{\partial P_g}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{g,ij}}{\partial x_j} + I_{gs} + \alpha_g \rho_g g_i \\ \frac{\partial(\alpha_s \rho_s u_{s,i})}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_s \rho_s u_{s,i} u_{s,i})}{\partial x_j} \\ = -\alpha_s \frac{\partial P_g}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{s,ij}}{\partial x_j} + I_{sg} + I_{ss} + \alpha_s \rho_s g_i \end{cases} \quad (2)$$

式中： $I_{gs}=-I_{sg}$ ，为气体和固体颗粒相间的曳力； τ 为应力张量，主要由垂直于面的弹性力和平行于面的剪切力构成。

1.3 能量方程

流动过程中通常包含热量的生成、传递和耗散，气体和颗粒相的能量方程可用同一形式表达：

$$\begin{aligned} & \frac{\partial(\alpha_m \rho_m H_m)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_m \rho_m u_{m,i} H_m)}{\partial x_j} \\ & = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\lambda_m \frac{\partial T_m}{\partial x_j} \right) + Q_{mn} - \gamma(T_m^4 - T_n^4) + S_{mn} H_m \end{aligned} \quad (3)$$

式中： m, n 为第 m 或 n 相； H_m 为物质的焓，可以通过定压比热容计算化合物的焓值； λ_m 为气相和颗粒相的导热系数，气相的导热系数可以通过不同组分导热系统和含量推算而出； Q_{mn} 为气体和不同颗粒相之间对流换的换热量； γ 为辐射系数； S_{mn} 为化学反应产生的源相。

1.4 组分输运方程

本文主要模拟的是煤的热解和燃烧，它们都是多种化学反应的集合。气相内部，气相和颗粒相间都存在着组分的运输，均由多组分构成。气相包括 $CH_4, H_2, H_2O, CO, H_2O, CO_2, N_2$ 和焦油气8种，固相为固定碳、挥发分、水分和灰分4种。各组分满足质量守恒方程：

$$\begin{aligned} & \frac{\partial(\rho_m \alpha_m X_{m,i})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_m \alpha_m u_{m,i} X_{m,i})}{\partial x_j} \\ & = -\frac{\partial(\alpha_m J_{m,i})}{\partial x_j} + R_i \end{aligned} \quad (4)$$

式中： X 为组分的质量分数； R 为组分输运方程的源相，表示均相或异相反应的生成或消耗速度； J 为组分扩散流量。

1.5 颗粒温度方程

颗粒温度反映颗粒的脉动速度，与颗粒运动的时均速度有关，用来表示颗粒之间碰撞的能量损失，其与颗粒随机运动的动能 $\Theta_s = \langle u'_s u'_s \rangle / 3$ 成正比。控制方程如下：

$$\begin{aligned} & \frac{3}{2} \frac{\partial(\alpha_s \rho_s \Theta_s)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_s \rho_s u_{i,s} \Theta_s)}{\partial x_j} \\ & = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\alpha_s \kappa_s \frac{\partial \Theta_s}{\partial x_i} \right) + \tau_{i,s} \frac{\partial u_{i,s}}{\partial x_j} + \Pi_\Theta - \alpha_s \rho_s J \end{aligned} \quad (5)$$

式中： J 为与碰撞有关的颗粒温度的消耗； κ_s 为颗粒温度的扩散系数； Π_Θ 为气固相之间的相互作用引起的颗粒相颗粒温度的耗散。

1.6 化学反应模型

化学反应模型采用单元平均法来计算。具体方法为：通过使用网格单元中流体相的平均性质来计算均相和非均相的反应，同时忽略气体扩散速率对系统空间内反应的影响，即认为反应速率完全由反应动力学控制。

为简化计算，煤热解归纳总结为3个异相反应和5个均相反应。异相反应方程由煤的热重曲线拟合得到，适用于 $500 \sim 1200$ °C。气体均相反应采用文献归纳方程^[13]。

1) 挥发分析出反应：挥发分=0.235 8CO+0.109 5CO₂+0.473 5CH₄+0.806 9H₂+1.229 3H₂O+0.092 1Tar (Tar表示焦油)。

$$R_1 = 1.1 \times 10^5 \exp \left(-\frac{2.12 \times 10^4}{RT_s} \right) \times R \times (X_{s,v} - V_{VM}) \quad (6)$$

$$V_{VM} = 0.648 \times \left(\frac{867.2}{T_s - 273.0} \right)^{3.914} / 100$$

式中： R 为颗粒相体积密度； $X_{s,v}$ 为颗粒相挥发分质量分数； V_{VM} 为中间变量。

2) 半焦的氧化反应： $C_s + 0.5O_2 = CO$ 。

$$R_2 = \frac{-6\varepsilon_{sm}p(O_2)}{d_{pm}\left(\frac{1}{k_{fm}} + \frac{1}{k_{am}} + \frac{1}{k_{rm}}\right)}$$

$$k_{fm} = \frac{D(O_2)Sh_m}{d_{pm}R(O_2)T_{fm}}$$

$$Sh_m = (7 - 10\varepsilon_g + 5\varepsilon_g^2)(1 + 0.7Re_m^{0.2}Sc^{1/3}) + (1.33 - 2.4\varepsilon_g + 1.2\varepsilon_g^2)Re_m^{0.7}Sc^{1/3}$$

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D(O_2)}$$

$$k_{am} = \frac{2r_{dm}D(O_2)\varepsilon_{ash}^{2.5}}{(1 - r_{dm})d_{pm}R(O_2)}$$

$$r_{dm} = \left(\frac{X_A^0 X_C}{X_C^0 X_A}\right)^{1/3}$$

$$k_{rm} = 23\ 227r_{dm}^2 \exp\left(\frac{-27\ 000}{1.987T_s}\right)$$

式中： k_{fm} 为膜层阻力系数； $p(O_2)$ 为氧分压； $D(O_2)$ 为氧扩散系数； Sh_m 为舍伍德数； Sc 为施密特数； k_{am} 为灰层阻力系数； k_{rm} 为表面反应的阻力系数。

3) 水分析出反应： $(H_2O)_s = H_2O$ 。

$$R_3 = 1.1 \times 10^5 \exp\left(-\frac{2.12 \times 10^4}{RT_s}\right) \times R \times X_{s,m} \quad (8)$$

式中： $X_{s,m}$ 为颗粒相水分。

4) 焦油裂解反应： $Tar = 0.18CO + 2.88CH_4 + 7.74C$ 。

$$R_4 = 2.5 \times 10^7 \exp\left(\frac{-29\ 000}{1.98T_g}\right) \varepsilon_g C_{tar} \quad (9)$$

式中： C 为对应物质的摩尔浓度； ε_g 为气体体积分数。

5) 焦油氧化反应： $Tar + 13.59O_2 = 10.8CO_2 + 5.76H_2O$ 。

$$R_5 = 3.8 \times 10^{11} \exp\left(\frac{-3.0 \times 10^4}{1.987T_g}\right) \varepsilon_g C^{1.5}(O_2) C_{tar}^{0.25} \quad (10)$$

6) CO 燃烧反应： $CO + 0.5O_2 = CO_2$ 。

$$R_6 = 3.98 \times 10^{14} \exp\left(\frac{-4.0 \times 10^4}{1.987T_g}\right) \quad (11)$$

$$\varepsilon_g C^{0.25}(O_2) C(CO) C^{0.5}(H_2O)$$

7) H₂ 燃烧反应： $H_2 + 0.5O_2 = H_2O$ 。

$$R_7 = 1.08 \times 10^{16} \exp\left(\frac{-3.0 \times 10^4}{1.987T_g}\right) \varepsilon_g C(O_2) C(H_2) \quad (12)$$

8) CH₄ 燃烧反应： $CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O$ 。

$$R_8 = 6.7 \times 10^{12} \exp\left(\frac{-4.84 \times 10^4}{1.987T_g}\right) \varepsilon_g C^{1.3}(O_2) C^{0.2}(CH_4) \quad (13)$$

2 物理模型

在三维笛卡尔坐标系中对鼓泡流化床进行模拟，网格采用结构化网格，边界网格使用实际几何形状切割结构化网格，通过非正交项和内部插值法计算出边界处的速度节点位置。模拟网格如图 2 所示。采用 20 倍煤颗粒直径作为最大网格尺寸，逐渐减小进行网格无关性验证。网格尺寸为 0.02 m×0.02 m×0.03 m 时冷态轴向压降曲线趋于一致，此时总网格数为 35×35×250。同时，近壁面网格采取细化处理。



图 2 CFD 模拟网格示意

Fig.2 Schematic diagram of the CFD simulation mesh

恰当的边界条件和初始条件的设定是获得有效数值解的重要前提。本文模型中所有入口条件均设置为质量入口条件，速度垂直于入口界面；出口均设置为压力出口边界条件，压力为背景大气压力。气体壁面边界条件设定为无滑移边界条件，即气体壁面切向和法相的速度均为 0；颗粒相壁面边界条件设定为自由滑移边界条件，即颗粒相壁面的法相速度为 0，切向速度不受壁面力的影响，由动量方程求得。模拟采用的关键模型见表 1。

表 1 模拟关键模型
Tab.1 Key models of the simulation

项目	模型
多相流	KTGF ^[26]
曳力	Gidaspow ^[27-29]
黏性应力	Seo 等人 ^[27-28,30]
颗粒温度	Algebraic ^[31]
摩擦应力	Schaeffer ^[32-34]

鼓泡流化床内初始床料高度为 1.4 m，床料的体积分数为 0.5，最大堆积体积分数为 0.5，计算流体区域的气相和颗粒相速度均为 0。计算时间步长为 10⁻⁴ s，每个步长的迭代直到收敛为止，但不超过 20 次，不收敛时自动减小时间步长再次迭代直到收敛，再过渡到下一步计算时间。在模拟时间 5 s 后，

对动量和质量偏微分方程采用二阶差分方式计算,提高计算精度。模拟时间总共为 30 s。

本文模拟了热解炉实验装置在 500、600、700 °C 热解温度工况下的反应气固流动特性,共模拟了 3 组工况,每组工况参数见表 2。

表 2 鼓泡流化床煤热解模拟工况
Tab.2 The simulation conditions for coal pyrolysis in bubbling fluidized bed

项目	模拟工况 1	模拟工况 2	模拟工况 3
给煤量/(kg·h ⁻¹)	85	103	117
流化风量/(m ³ ·h ⁻¹)	162	160	98.5
反应器温度/°C	500	600	700
煤颗粒直径/cm	0.15	0.15	0.15
煤颗粒密度/(g·cm ⁻³)	1.2	1.2	1.2
床料直径/cm	0.05	0.05	0.05
床料颗粒密度/(g·cm ⁻³)	2.4	2.4	2.4
循环热载体量/(kg·h ⁻¹)	2 000	2 000	2 000

由于多联产实验中热解炉采用再循环热解气作为热解炉的流化风,本文中热解炉的模拟采用简化方案。首先采用惰性气体 N₂ 作为流化风,待模拟

至炉膛出口气体组分分布稳定,即热解过程达到稳态时,采用此时炉膛出口 CH₄、H₂、CO、CO₂ (除 N₂、H₂O、焦油) 4 种热解气成分进行归一化处理作为新的流化风成分。采用新的流化风模拟至流动稳定的状态来实现再循环热解气作为流化风的模拟过程。煤的工业分析和元素分析见表 3。

表 3 工业分析和元素分析
Tab.3 Industrial and elemental analysis results of the coal

工业分析				元素分析				
M _d	A _d	V _d	FC _d	C _d	H _d	N _d	S _d	O _d
2.05	31.15	27.42	39.38	50.29	3.13	0.91	0.42	11.83

3 模拟结果及讨论

3.1 气体组分分布

图 3—图 5 给出了热解温度为 500、600、700 °C 时热解炉内煤气各组分分布。这是根据模拟计算所得到的气体组分分布,排除焦油和水蒸气组分后,对 CO、H₂、CO₂、CH₄ 采取体积归一化处理的结果,主要用于和实验得到的数据做进一步的对比。

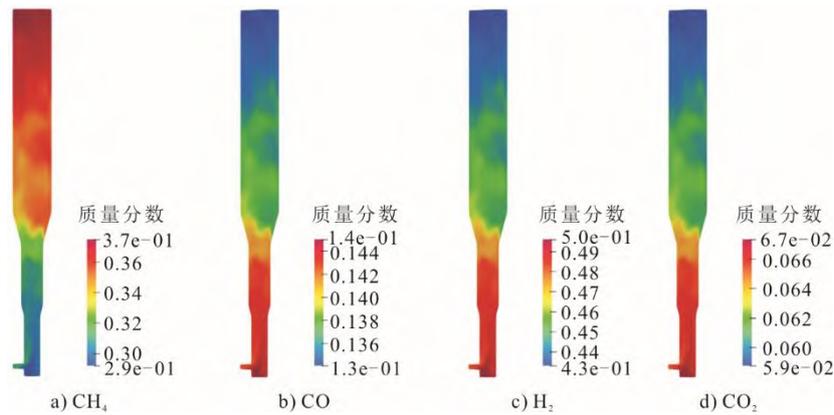


图 3 500 °C 时均截面气体组分分布

Fig.3 The gas composition distribution on time averaged cross section at 500 °C

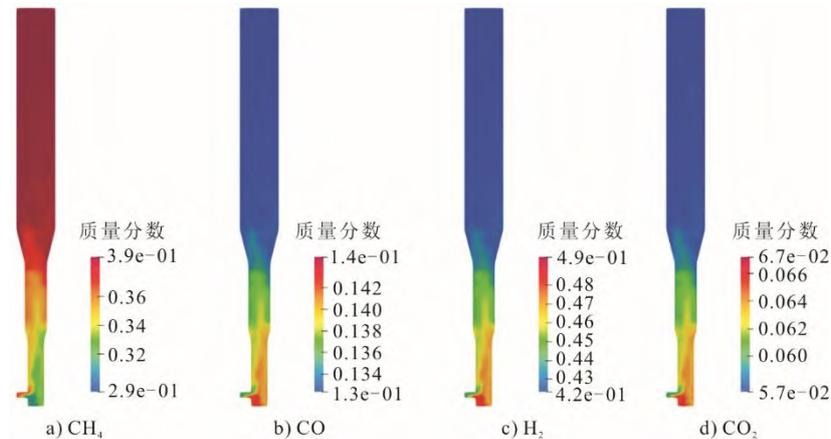


图 4 600 °C 时均截面气体组分分布

Fig.4 The gas composition distribution on time averaged cross section at 600 °C

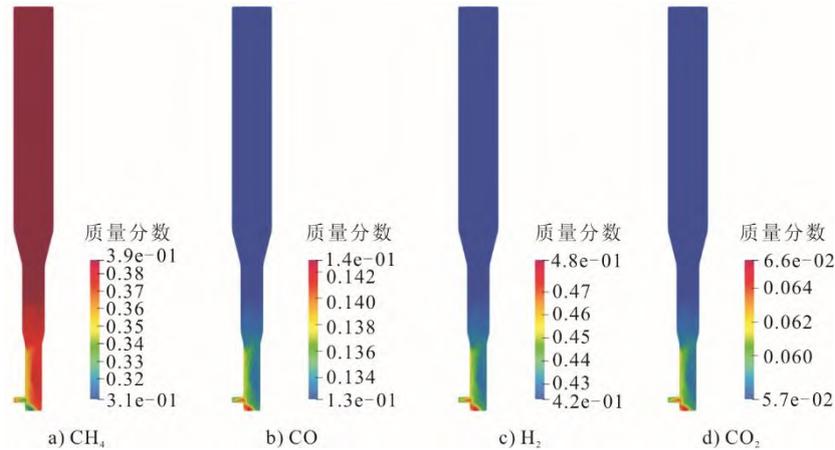


图 5 700 °C 时均截面气体组分分布

Fig.5 The gas composition distribution on time averaged cross section at 700 °C

从图 3—图 5 可以看到，所有温度段的热解产物中的 CO、H₂、CO₂ 在密相区的质量分数均高于稀相区，而 CH₄ 在密相区的质量分数低于稀相区。CH₄ 不同于其他气体组分分布特性，主要是模拟中考虑了煤焦油二次裂解所致。同时，也可以看出反应器内煤焦油的二次裂解主要发生在稀相区内。煤焦油二次裂解的产物为 CO、CH₄、固定碳，其中 CO 的化学计量数较小，所以煤焦油二次裂解生成的 CO 较少，因而对稀相区 CO 的影响较少，所以 CO 和 H₂、CO₂ 的组分分布规律具有一定的相似性。

从图 3—图 5 还可以看到，CO、H₂、CO₂、CH₄ 在密相区底部，尤其是靠近给料入口有一个明显的高质量分数区域。在该区域内，煤与床料混合均匀，反应剧烈；同时在该区域内也可以观察到焦油和热解水的生成，显示出煤热解过程的异相反应均发生在环-隙结构的底部。

随着热解温度的升高，反应速度加快，热解炉内气体组分达到稳态的速度随之加快。500 °C 热解时，气体组分的稳定区域在炉膛上部；600 °C 时，组分稳定面上升到了炉膛中部的渐扩段；而 700 °C 时，所有的反应基本在炉膛下部的密相区内已经完成，此时热解产生的气体可以部分充当流化风的作用。这也解释了为何 700 °C 时实验所需流化风量有明显的减少。

图 6—图 7 为煤气中 CH₄、H₂ 体积分数随热解温度的变化。由图 6—图 7 可以看到，本文建立的多联产系统模型可以很好地预测煤气中 CH₄ 的体积分数且变化趋势也与试验一致。在热解温度为 600、700 °C 时，对于煤气中 H₂ 体积分数的模拟数据与试验数据相关性好；500 °C 时 H₂ 体积分数的预测偏差较大，可能和挥发分反应方程在低温下的适用性有关。

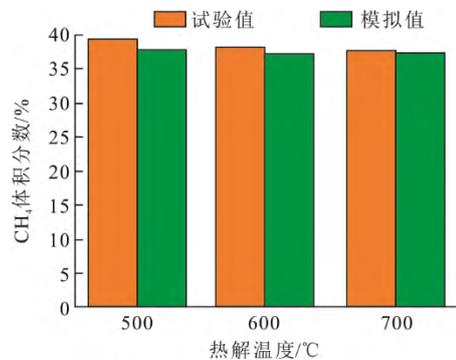


图 6 热解气中 CH₄ 的体积分数

Fig.6 Volume fractions of CH₄ in the pyrolysis gases

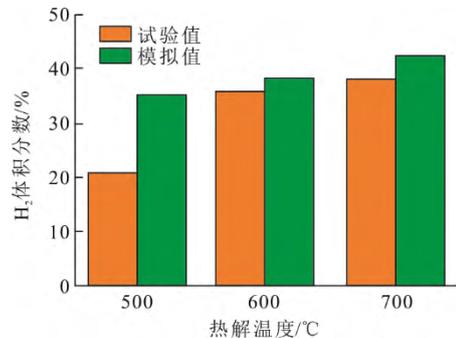


图 7 热解气中 H₂ 的体积分数

Fig.7 Volume fractions of H₂ in the pyrolysis gases

将模拟获得的热解炉出口气体组分除去水蒸气后换算为标准状况下的数据，得到热解炉煤气中焦油成分的质量浓度。图 8 为多联产系统模拟热解炉出口煤气中焦油质量浓度与多联产试验的对比。由图 8 可以看出，建立的热解模型能较好地预测热解气中焦油的质量浓度。

3.2 流化床截面颗粒体积分数及速度分布

流化床不同截面（选定 4 个截面对应高度分别

为 0.2、0.6、1.0、1.5 m) 颗粒体积分数及速度分布如图 9—图 10 所示。

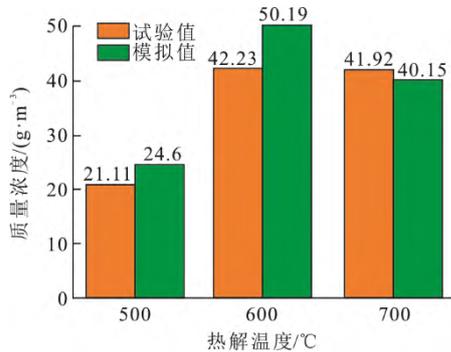


图 8 热解气中焦油的质量浓度

Fig.8 Mass concentrations of tar in the pyrolysis gases

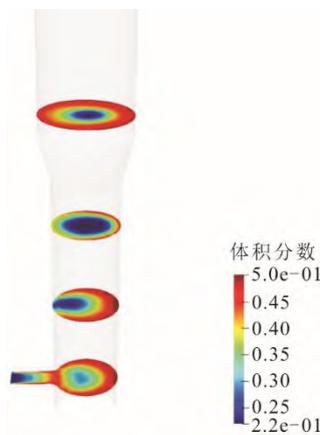


图 9 颗粒时均体积分数

Fig.9 The time averaged volume fraction of the particles

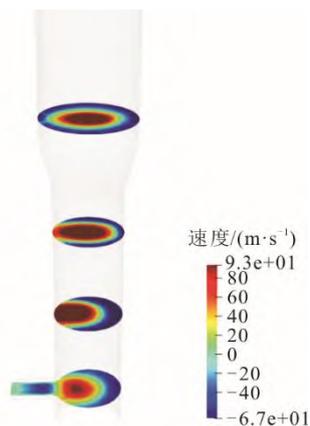


图 10 颗粒时均速度

Fig.10 The time averaged speed of the particles

由图 9、图 10 可以观察到, 热解流化床炉不同高度处径向截面上均出现了中心区域低颗粒体积分数和近壁面区域高颗粒体积分数的现象, 即存在中心稀疏的环-核结构。此外还可以发现, 环-核结构随流化床高度的增加也有变化。在密相区 0.2 m

和 0.4 m 高度处, 高体积分数颗粒区域略有增大; 0.6 m 高度处, 高体积分数颗粒区域的面积大幅减小。而在渐扩段上方 1.5 m 处, 高体积分数颗粒区域面积又有较大增加, 直至 0.2 m 处颗粒相已经极难观测到。这主要是由于渐扩段的存在, 使一定质量的床料长时间地存在于渐扩段及其上部区域形成内部回流流动, 同时阻止了下部密相区沿边界进入渐扩段的颗粒量。新的环-核结构的形成也是由于相同的原因。因此, 由于渐扩段的存在流化床内形成了以渐扩段为界的相连的 2 个环-核结构。

4 结 论

1) 采用 MFIX 软件, 对浙江大学 1 MW 多联产系统进行简化数值模拟。使用热解机理反应模型和多固体颗粒相流体模拟方法建立了多联产系统热解炉热解反应三维模型, 并对系统模拟参数进行优化。

2) 对 3 个不同热解温度的工况进行模拟, 将计算的炉膛出口气体组分的分布和焦油产率与多联产实验结果进行对比。其中焦油产率和 CH₄ 的分布模拟结果与实验一致。H₂ 的体积分数的模拟数据和实验值在较低热解温度时有一定的误差, 在较高热解温度时趋于一致。

3) 分析了不同热解温度下流化床内的气固流动特性, 以及固体颗粒的体积分数和速度分布的特性, 验证了流化床内环-核结构的存在。

[参 考 文 献]

- [1] XIE K. Reviews of clean coal conversion technology in China: situations & challenges[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2021, 35: 62-69.
- [2] RIKER D A. International coal trade and restrictions on coal consumption[J]. Energy Economics, 2012, 34(4): 1244-1249.
- [3] ZENG X, WANG Y, YU J, et al. Coal pyrolysis in a fluidized bed for adapting to a two-stage gasification process[J]. Energy & Fuels, 2011, 25(3): 1092-1098.
- [4] DIGLIO G, BARESCINO P, SOLIMENE R, et al. Numerical simulation of hydrogen production by chemical looping reforming in a dual fluidized bed reactor[J]. Powder Technology, 2017, 316: 614-627.
- [5] DINH C B, HSIAU S S, SU C Y, et al. Full-loop study of a dual fluidized bed cold flow system: hydrodynamic simulation and validation[J]. Advanced Powder Technology, 2021, 32(3): 670-682.
- [6] DINH C B, HSIAU S S, SU C Y, et al. Predictions of undesirable air-sand flow behaviors in a dual fluidized bed cold flow system via a CFD full-loop model[J]. Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, 2020, 106: 159-168.
- [7] SU M, ZHAO H, MA J. Computational fluid dynamics

- simulation for chemical looping combustion of coal in a dual circulation fluidized bed[J]. *Energy Conversion and Management*, 2015, 105: 1-12.
- [8] NGUYEN T D B, SEO M W, LIM Y-I, et al. CFD simulation with experiments in a dual circulating fluidized bed gasifier[J]. *Computers & Chemical Engineering*, 2012, 36: 48-56.
- [9] LUO Z, LIN Y, TU Q, et al. Investigation of gas-solids flow hydrodynamics in a cold model of a dual fluidised bed gasifier using electrical capacitance tomography sensors[J]. *Particuology*, 2020, 51: 193-204.
- [10] TU Q, LUO Z, WANG H. MP-PIC simulation of the gas-solid full-loop flow characteristics in a dual fluidized bed and validation with experimental data[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2021, 421: 129835.
- [11] XIE J, ZHONG W, SHAO Y, et al. Simulation of co-gasification of coal and wood in a dual fluidized bed system[J]. *Advanced Powder Technology*, 2021, 32(1): 52-71.
- [12] GUO Z, WANG Q, FANG M, et al. Thermodynamic and economic analysis of polygeneration system integrating atmospheric pressure coal pyrolysis technology with circulating fluidized bed power plant[J]. *Applied Energy*, 2014, 113: 1301-1314.
- [13] ZHANG Y, WANG Y, CAI L, et al. Dual bed pyrolysis gasification of coal: process analysis and pilot test[J]. *Fuel*, 2013, 112: 624-634.
- [14] LI C, SUZUKI K. Resources, properties and utilization of tar[J]. *Resources, Conservation and Recycling*, 2010, 54(11): 905-915.
- [15] LU L, GAO X, DIETIKER J F, et al. MFiX based multi-scale CFD simulations of biomass fast pyrolysis: a review[J]. *Chemical Engineering Science*, 2022, 248: 117131.
- [16] LI T, ROGERS W A, SYAMLAL M, et al. The NETL MFiX Suite of multiphase flow models: A brief review and recent applications of MFiX-TFM to fossil energy technologies[J]. *Chemical Engineering Science*, 2017, 169: 259-272.
- [17] LIU H, TAFTI D K, LI T. Hybrid parallelism in MFiX CFD-DEM using OpenMPI[J]. *Powder Technology*, 2014, 259: 22-29.
- [18] KORALKAR N V, BOSE M. Performance of drag models for simulation of fluidized beds with Geldart D particles[J]. *Advanced Powder Technology*, 2016, 27(6): 2377-2398.
- [19] KOTTEDA V M K, STOELLINGER M. Study the thermal radiation effects in gas-solid flows with gray and non-gray P1 models implemented in MFiX[J]. *Powder Technology*, 2021, 394: 191-206.
- [20] BAHARANCHI A A, GOKALTUN S, DULIKRAVICH G. Performance improvement of existing drag models in two-fluid modeling of gas-solid flows using a PR-DNS based drag model[J]. *Powder Technology*, 2015, 286: 257-268.
- [21] RANGANATHAN P, PANDEY A K, SIROHI R, et al. Recent advances in computational fluid dynamics (CFD) modelling of photobioreactors: design and applications[J]. *Bioresource Technology*, 2022, 350: 126920.
- [22] WANG J, XUE Q, GUO T, et al. A review on CFD simulating method for biogas fermentation material fluid[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2018, 97: 64-73.
- [23] CHOUDHARY A, ROY C J, DIETIKER J F, et al. Code verification for multiphase flows using the method of manufactured solutions[J]. *International Journal of Multiphase Flow*, 2016, 80: 150-163.
- [24] WANG X, JIN B, ZHONG W. Three-dimensional simulation of fluidized bed coal gasification[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2009, 48(2): 695-705.
- [25] WU Y, LIU D, MA J, et al. Effects of gas-solid drag model on Eulerian-Eulerian CFD simulation of coal combustion in a circulating fluidized bed[J]. *Powder Technology*, 2018, 324: 48-61.
- [26] WANG X, LEI J, XU X, et al. Simulation and experimental verification of a hydrodynamic model for a dual fluidized bed gasifier[J]. *Powder Technology*, 2014, 256: 324-335.
- [27] SEO M W, NGUYEN T D B, LIM Y I, et al. Solid circulation and loop-seal characteristics of a dual circulating fluidized bed: experiments and CFD simulation[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2011, 168(2): 803-811.
- [28] MAHALATKAR K, KUHLMAN J, HUCKABY E D, et al. CFD simulation of a chemical-looping fuel reactor utilizing solid fuel[J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, 66(16): 3617-3627.
- [29] ROY S, SAI P S T, JAYANTI S. Numerical simulation of the hydrodynamics of a liquid solid circulating fluidized bed[J]. *Powder Technology*, 2014, 251: 61-70.
- [30] KRUGGEL-EMDEN H, RICKELT S, STEPANEK F, et al. Development and testing of an interconnected multiphase CFD-model for chemical looping combustion[J]. *Chemical Engineering Science*, 2010, 65(16): 4732-4745.
- [31] JUNG J, GAMWO I K. Multiphase CFD-based models for chemical looping combustion process: Fuel reactor modeling[J]. *Powder Technology*, 2008, 183(3): 401-409.
- [32] MAHALATKAR K, KUHLMAN J, HUCKABY E D, et al. Computational fluid dynamic simulations of chemical looping fuel reactors utilizing gaseous fuels[J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, 66(3): 469-479.
- [33] SHUAI W, GUODONG L, HUILIN L, et al. Fluid dynamic simulation in a chemical looping combustion with two interconnected fluidized beds[J]. *Fuel Processing Technology*, 2011, 92(3): 385-393.
- [34] SCHAEFFER D G. Instability in the evolution equations describing incompressible granular flow[J]. *Journal of Differential Equations*, 1987, 66(1): 19-50.

(责任编辑 刘永强)