

# 基于颗粒团聚行为的灰熔聚流化床气化炉建模

张家琦<sup>1</sup>, 曹志凯<sup>1,2</sup>, 周 华<sup>1,2</sup>, 张权聪<sup>1,2</sup>

(1. 厦门大学 古雷石化研究院, 福建 漳州 363200; 2. 厦门大学 化学化工学院, 福建 厦门 361005)

**摘 要:**流化床煤气化技术因具有良好的混合与传热性能被广泛应用于煤化工领域。流化床内气固混合剧烈, 高温将导致排灰残留大量碳。传统流化床气化采用低温操作降低灰渣含碳量, 但相应气化效率不足。为此, 研究人员提出灰熔聚流化床气化技术, 通过煤灰有限度的团聚增加床层温度。团聚体尺寸是灰熔聚流化床气化的关键参数, 因此需对颗粒团聚过程进行研究。灰熔聚气化炉内颗粒运动情况复杂, 仅用实验方式进行分析会付出高昂成本, 需结合反应器数学建模实现高效研究。然而, 现有灰熔聚流化床气化炉数学模型很少体现颗粒团聚过程, 并采用平均粒径模拟团聚体尺寸, 无法准确描述反应器内实际的传递和反应过程。为此, 本研究提出一种新型灰熔聚流化床气化炉模型: ① 气化炉分为鼓泡区和自由空域, 鼓泡区由气泡相和乳化相组成, 自由空域视为拟均相; ② 考虑床内灰分团聚现象建立颗粒团聚机制, 并结合颗粒初始粒径分布描述鼓泡区内灰分团聚过程。然后对所建立的模型进行求解并对比实际装置的运行数据与模型的模拟结果, 两者偏差小于10%, 说明模型的有效性。最后利用本模型计算不同氧气煤比的团聚体尺寸和碳转化率变化情况。进一步分析颗粒团聚对碳转化率的影响关系, 团聚体处于临界尺寸时的碳转化率最大, 若尺寸继续增加则颗粒无法维持流化状态。

**关键词:**灰熔聚流化床气化炉; 数学建模; 初始粒径分布; 团聚体尺寸; 碳转化率

**中图分类号:** TQ546 **文献标志码:** A **文章编号:** 0253-9993(2025)03-1781-13

## Modeling of ash agglomerating fluidized bed gasifier based on particle agglomerating

ZHANG Jiaqi<sup>1</sup>, CAO Zhikai<sup>1,2</sup>, ZHOU Hua<sup>1,2</sup>, ZHANG Quancong<sup>1,2</sup>

(1. Gulei Innovation Institute, Xiamen University, Zhangzhou 363200, China;

2. School of Chemistry and Chemical Engineering, Xiamen University, Xiamen 361005, China)

**Abstract:** Fluidized bed gasification technology has wide applications on coal industry due to its excellent mixing and heat transfer performances. With the influence of strong gas-solid mixing, char content of discharged ash will increase at high temperature. The operating temperature of traditional fluidized bed gasification is low to decrease the carbon loss, but it will lead to a shortage of gasification efficiency. As a result, the ash agglomerating fluidized bed gasification allowing limited particle agglomeration is proposed to increase operating temperature. The agglomeration size is the core of ash agglomerating gasifier so it is important to investigate the process of ash agglomeration. Expensive costs will be required if the research of complicated particle behavior in the gasifier depends on experimental analysis only. Thus, it is necessary to combine reactor modeling with experiment to improve research efficiency. However, the actual reaction and transport process of ash agglomerating gasifier cannot be described by existing models because the particle agglomeration was neg-

收稿日期: 2024-01-07 策划编辑: 钱小静 责任编辑: 钱小静 DOI: 10.13225/j.cnki.jccs.2024.0026

基金项目: 国家自然科学基金资助项目 (21576228)

作者简介: 张家琦 (1998—), 男, 辽宁锦州人, 硕士研究生。E-mail: jqz129@163.com

通讯作者: 张权聪 (1992—), 男, 广西龙州人, 博士。E-mail: 2022175104@xmu.edu.cn

引用格式: 张家琦, 曹志凯, 周华, 等. 基于颗粒团聚行为的灰熔聚流化床气化炉建模[J]. 煤炭学报, 2025, 50(3): 1781-1793.

ZHANG Jiaqi, CAO Zhikai, ZHOU Hua, et al. Modeling of ash agglomerating fluidized bed gasifier based on particle agglomerating[J]. Journal of China Coal Society, 2025, 50(3): 1781-1793.



移动阅读

lected and particle size was average during the modeling process. In this paper, a novel model for ash agglomerating fluidized bed gasifier was proposed: ① the gasifier is divided into bubbling region consisting of bubble and emulsion phases, and freeboard regarded as pseudo-homogeneous phase; ② the particle agglomeration is described by the integration agglomeration mechanism considering the particle agglomerating phenomenon, and the initial size distribution of particle. The model was validated according to the comparison that the deviation of simulation results and practical data is within 10%. Finally, the agglomeration size and carbon conversion with different oxygen-coal ratio was calculated by the model. With the agglomeration size reaching the critical value, the maximum carbon conversion is observed. The fluidization of agglomeration cannot keep if the agglomeration size exceeds the critical value.

**Key words:** ash agglomerating fluidized bed gasifier; mathematical modeling; initial size distribution of particle; agglomeration size; carbon conversion

## 0 引 言

煤气化技术可将煤炭转化为以  $\text{CO}$  和  $\text{H}_2$  为主的合成气,其发展对我国“碳达峰、碳中和”战略目标的实现具有重要意义<sup>[1]</sup>。气化炉是煤气化的核心设备,为煤炭转化为清洁燃气提供必要反应场所,对气化效率有重要影响<sup>[2]</sup>。根据流体在气化炉内的运动形式,可将煤气化分为固定床、流化床和气流床气化。相对于气流床和固定床,流化床操作简单且煤炭在床层中的混合状态接近理想反应器,具有良好的传热与传质效率。因此,流化床气化技术被广泛应用到煤化工领域<sup>[3]</sup>。然而,为防止高温下煤灰结渣对流态化状态的干扰,传统流化床气化操作温度较低,进而导致灰渣含碳量高、气化效率低。

为解决传统流化床气化技术煤灰含碳量高的问题,研究人员致力于灰熔聚流化床气化技术的研发。相比于传统流化床气化,灰熔聚流化床气化允许灰分有限度地团聚<sup>[4]</sup>,故其床层温度更高,有利于提升碳转化率。团聚体尺寸是灰熔聚流化床气化炉的关键参数<sup>[5]</sup>,当颗粒尺寸过大时将不利于流态化,因此需对颗粒团聚过程进行研究。灰熔聚流化床气化炉床层内部流动情况复杂,颗粒数量较多,仅通过实验手段获得整个床内的颗粒尺寸、气体浓度变化情况需付出高昂设备和时间成本<sup>[6]</sup>。因此,研究者们结合数学建模与实验数据验证获得反应器模型,通过模型研究气化炉内部的反应和传递现象<sup>[7]</sup>。

现有灰熔聚气化炉模型以平衡模型和一维模型为主。LI 等<sup>[8-9]</sup>在 Aspen Plus 中建立平衡模型,对灰熔聚流化床气化炉性能和工艺经济效益进行分析。LIU 等<sup>[10]</sup>利用 Aspen Plus 并借助 FORTRAN 编程建立中试高压灰熔聚流化床气化炉模型,给出了碳转化率最高时的氧煤比。SONG 等<sup>[11]</sup>利用 CHEMKIN 建立一维模型研究灰熔聚流化床放大时不同床层区域内组分变化情况。然而,这些模型无法体现灰熔聚气

化炉内颗粒的行为特性,即颗粒团聚。YANG 和 KEAIRNS<sup>[12]</sup>指出高温下煤灰颗粒团聚利于灰渣分离并提高碳转化率,但局部过热将导致团聚体熔融甚至让床层烧结。SHI 等<sup>[13]</sup>研究指出颗粒团聚尺寸过大会导致气化速率降低并造成经济损失。因此,建立灰熔聚流化床气化炉模型时应考虑灰分团聚对气化炉性能的影响,而团聚体尺寸则是最为重要的模型参数<sup>[14]</sup>。MOROOKA 等<sup>[15]</sup>根据能量平衡原理,假设层流剪切产生的能量与团聚体自身的动能之和等于团聚体破裂所需要的能量,得到团聚体尺寸变化表达式。YUKI 等<sup>[16]</sup>依据力平衡原理,假设气流产生的阻力等于团聚体自身的重力,建立了灰分团聚模型。上述团聚体尺寸模型均采用平均粒径进行计算,但实际气化过程中进料用煤存在粒径分布,这会导致模型计算结果存在误差<sup>[17]</sup>。

综上,已有灰熔聚流化床气化炉模型忽略了颗粒关键行为特性即颗粒团聚,且颗粒粒径仅由平均尺寸体现,导致模型无法准确描述炉内气化过程。为此,笔者提出一种新型灰熔聚流化床气化炉模型,该模型将气化炉划分为鼓泡区和自由空域,鼓泡区由气泡相和乳化相组成。鼓泡区内考虑灰分颗粒团聚现象,结合颗粒初始粒径分布建立颗粒团聚机制。随后,通过实际装置运行数据对该灰熔聚流化床气化炉模型进行验证。最后,利用模型研究不同氧煤气煤比条件下团聚体尺寸和碳转化率的变化情况,分析颗粒团聚对气化炉碳转化率的影响。

## 1 灰熔聚气化炉建模

### 1.1 模型基本理论与假设

本模型的基本内容如下:

1) 研究表明,流化床的床层压降在床层从静止状态转变为流态化状态时较为明显,气化炉内颗粒流化以后床内压力变化较小<sup>[18]</sup>。本模型的研究对象是处于流态化的颗粒与流体,此时炉内压降较小,可视为

恒压。因此本模型假设炉内压力恒定。

2) 如图1所示, 流化床分为鼓泡区和自由空域。鼓泡区分气泡相和乳化相, 气泡相内无固体颗粒, 两

相流动均视为平推流流动。自由空域中气体和颗粒视为拟均相, 其流动视为平推流流动。鼓泡区仅乳化相与壁面热交换, 气泡相与壁面无热交换。

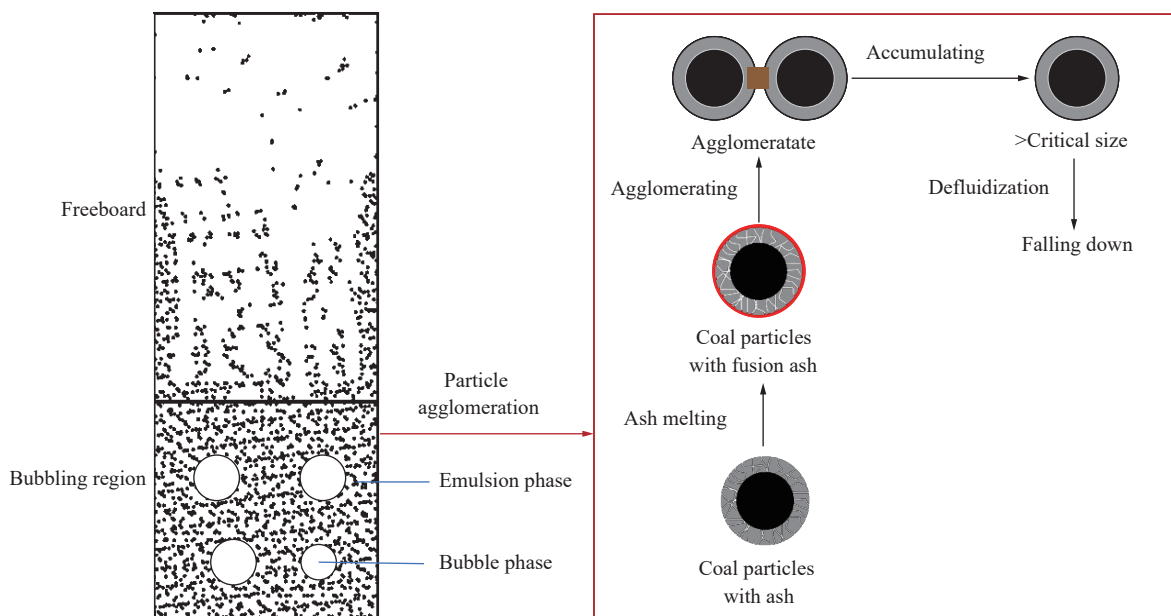


图1 灰熔聚流化床气化炉模型示意

Fig.1 Schematic diagram of the two-phase bubbling fluidized bed model

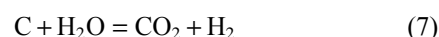
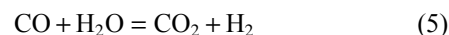
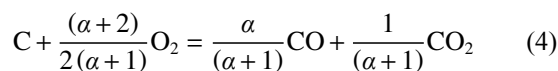
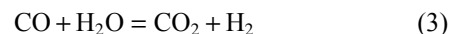
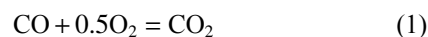
3) 颗粒团聚过程如图1红色框所示: 煤炭颗粒(包含煤灰颗粒)表面的灰分受热融化, 使颗粒具有一定黏性; 颗粒之间碰撞后因表面黏性相互黏结形成团聚体(团聚后的颗粒仍视为球体, 团聚体尺寸计算见1.5节 颗粒团聚); 团聚体不断和颗粒黏结, 其尺寸随之增加并达到临界值; 团聚过程颗粒密度视为恒定, 相应数值为煤炭初始密度; 团聚体尺寸超过临界值后将无法维持流态化, 受重力作用向下运动。实际的气化炉内, 超过临界尺寸的团聚体下落后导致气化炉底部颗粒粒径分布大的颗粒占比增加。而模型主要模拟气化炉内颗粒与气体向上运动的过程, 不考虑团聚体掉落至气化炉底部后对粒径分布的影响。另外, 颗粒团聚需要高温, 鼓泡区作为主要的气化场所能通过反应提供大量热量, 故模型中颗粒团聚发生在鼓泡区乳化相内。

4) 颗粒处于软化温度时其黏度明显升高, 在颗粒间相互碰撞作用下开始熔化并团聚, 故模型中将灰分软化温度作为颗粒团聚的起始温度。灰分进一步受热后其流动性增加, 逐渐覆盖颗粒表面导致气体无法与碳反应。

## 1.2 反应动力学

煤气化过程中的气体组分包括  $\text{CO}$ 、 $\text{H}_2$ 、 $\text{H}_2\text{O}$ 、 $\text{CH}_4$ 、 $\text{O}_2$ 、 $\text{CO}_2$  和  $\text{N}_2$ 。气化炉内发生的化学反应由式(1)~式(8)给出。气泡相内反应包括式(1)~式(3),

乳化相内反应包括式(1)~式(8)。由于煤灰中碱金属成分会充当炉内某些反应的催化剂。本模型考虑到炉内灰分对水煤气变换反应的催化作用, 因此式(5)视为非均相反应。



其中,  $\alpha$  为计量数, 与温度  $T$  有关, 其具体表达式如式(9)<sup>[19]</sup>所示。

$$\alpha = 3 \times 10^8 e^{\frac{-30178}{T}} \quad (9)$$

式(1)~式(8)相应的速率( $r_1 \sim r_8$ )表达式如式(10)~式(17)所示, 具体参数见表1<sup>[20-23]</sup>。

表 1 反应动力学参数

Table 1 Parameters of kinetic equations

| 参数      | 表达式                                          |
|---------|----------------------------------------------|
| $k_1$   | $3.98 \times 10^{11} e^{-\frac{20119}{T}}$   |
| $k_2$   | $2.19 \times 10^9 e^{-\frac{13127}{T}}$      |
| $k_3$   | $2.978 \times 10^{10} e^{-\frac{44388}{T}}$  |
| $k_3^E$ | $e^{(-3.774 + \frac{4118.6}{T})}$            |
| $k_4$   | $1.5 \times 10^9 e^{-\frac{13078}{T}}$       |
| $k_5$   | $1.26 \times 10^{11} e^{-\frac{13971}{T}}$   |
| $k_5^E$ | $e^{(-3.774 + \frac{4118.6}{T})}$            |
| $k_6$   | $3.92 e^{-\frac{26927}{T}}$                  |
| $k_7$   | $20.7 e^{-\frac{26460}{T}}$                  |
| $k_8$   | $4.819 \times 10^{-3} e^{-\frac{2317.3}{T}}$ |
| $k_8^E$ | $e^{(-13.15 + \frac{10811}{T})}$             |

$$r_1 = k_1 C_{\text{CO}} C_{\text{O}_2}^{0.25} C_{\text{H}_2\text{O}}^{0.5} \quad (10)$$

$$r_2 = k_2 C_{\text{H}_2} C_{\text{O}_2} \quad (11)$$

$$r_3 = k_3 C_{\text{CO}} C_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{k_3}{k_3^E} C_{\text{CO}_2} C_{\text{H}_2} \quad (12)$$

$$r_4 = k_4 P_{\text{O}_2} (1 - X)^{1.2} C_{\text{Char}} \quad (13)$$

$$r_5 = k_5 P_g \left( y_{\text{CO}} - \frac{y_{\text{H}_2} y_{\text{CO}_2}}{y_{\text{H}_2\text{O}} k_5^E} \right) \quad (14)$$

$$r_6 = k_6 C_{\text{g,tot}} P_{\text{CO}_2} \quad (15)$$

$$r_7 = k_7 P_{\text{H}_2\text{O}}^{0.73} \quad (16)$$

$$r_8 = k_8 \left( P_{\text{H}_2}^2 - \frac{P_{\text{CH}_4}}{k_8^E} \right) \quad (17)$$

式中:  $C$  为气体组分浓度;  $k$  为反应速率常数;  $k^E$  为反应速率平衡常数;  $P$  为压强;  $X$  为碳转化率;  $y$  为摩尔分数; 下角 g 为气体; 下角 tot 为总计。

### 1.3 物性计算

#### 1.3.1 密度

气体密度  $\rho_g$  通过式 (18) 进行计算<sup>[24]</sup>, 压缩因子  $Z$  表达式如式 (19) 所示, 其中,  $R$  为气体常数; 压缩系数  $B_m$  由式 (20) 和式 (21) 计算<sup>[25]</sup>。

$$\rho_g = \frac{M_m}{1\,000} \frac{P}{ZRT} \quad (18)$$

$$Z = 1 + \frac{B_m P}{RT} \quad (19)$$

$$B_m = \sum_i \sum_j y_i y_j B_{ij} \quad (20)$$

$$B_{ij} = \frac{RT_{cij}}{P_{cij}} [B^{(0)} + \omega_{ij} B^{(1)}] \quad (21)$$

#### 1.3.2 黏度与热导率

采用 PRAUSNITZ 等<sup>[26]</sup>提出的方法计算气体黏度  $\mu$  和热导率  $\lambda$ , 式 (22) 和式 (23) 中参数的混合规则遵循文献<sup>[26]</sup>中的方法, 其中  $F_{\text{cm}}$  为摩尔流率;  $M_m$  为气体重均摩尔质量。式中  $\Omega_v$ 、 $\Psi$ 、 $\sigma_m$ 、 $B_6$ 、 $B_7$ 、 $G_2$  等参数, 均为与气体性质相关的常数, 其值与温度有关。

$$\mu_m = 10^{-7} \frac{26.69 F_{\text{cm}} (M_m T)^{0.5}}{\sigma_m^2 \Omega_v} \quad (22)$$

$$\lambda_m = 3.12 \frac{\mu_m \Psi}{M_m} (G_2^{-1} + B_6 y_m) + \frac{3.586 \left( \frac{T_{\text{cm}}}{M_m} \right)^{0.5}}{1\,000 V_{\text{cm}}^{2/3}} B_7 y_m^2 T_{\text{cm}}^{0.5} G_2 \quad (23)$$

#### 1.3.3 比热容

气体组分定压比热容  $C_p$  通过式 (24) 和式 (25) 计算,  $y_i$  为气体的摩尔分数,  $i$  为各组分。式 (25) 的参数<sup>[27]</sup>列于表 2。

$$C_{p,m} = \sum y_i C_{p,i} \quad (24)$$

$$C_{p,i} = a + bT + cT^2 \quad (25)$$

### 1.4 质量与能量方程

在鼓泡区中, 气泡相和乳化相的质量方程分别如式 (26) 和式 (27) 所示, 其中  $\delta$  为体积分率;  $\varepsilon$  为空隙率;  $K_{\text{be}}$  为气泡相和乳化相之间的传质系数;  $F$  为气体摩尔流率;  $A$  为反应器截面积;  $h$  为反应器高度;  $c$  为气体组分浓度;  $R_{\text{coni}}$  为气体组分转化速率, 可以根据化学计量数求得; 下角 b 为气泡相; e 为乳化相。

$$\frac{dF_{b,i}}{Adh} = \delta_b K_{\text{be},i} (c_{e,i} - c_{b,i}) + \delta_b R_{\text{coni}} \quad (26)$$

$$\frac{dF_{e,i}}{Adh} = -\delta_b K_{\text{be},i} (c_{e,i} - c_{b,i}) + (1 - \delta_b) (1 - \varepsilon_e) R_{\text{coni}} \quad (27)$$

表 2 气体比热容参数

Table 2 Specific heat capacity parameters of pure gas species

| 组分          | CO       | H <sub>2</sub> | H <sub>2</sub> O | CH <sub>4</sub> | O <sub>2</sub> | CO <sub>2</sub> | N <sub>2</sub> |
|-------------|----------|----------------|------------------|-----------------|----------------|-----------------|----------------|
| $a$         | 26.537 0 | 29.090 0       | 30.000 0         | 14.150 0        | 28.170 0       | 26.750 0        | 27.320 0       |
| $b/10^{-3}$ | 7.683 1  | 0.836 0        | 10.700 0         | 75.496 0        | 6.297 0        | 42.258 0        | 6.226 0        |
| $c/10^{-3}$ | -1.172 0 | -0.326 5       | -2.022 0         | -17.990 0       | -0.749 4       | -14.250 0       | -0.950 2       |

气泡相和乳化相的能量方程分别由式 (28) 和式 (29) 给出。其中,  $H_i$  为气体组分的焓;  $\Delta H$  为反应热;  $D$  为气体组分扩散系数;  $H_{be}$  为气泡相和乳化相之间的对流传热系数。本模型考虑灰分熔化吸热, 式 (29) 中等号右端最后一项代表灰分熔化引起的能量变化;  $L$  为炉内温度高于灰分软化温度的区间长度;  $H_{ash}$  为灰分熔融热。

$$\frac{F_{t,b} C_{pg,b} dT_b}{Adh} = \sum \delta_b K_{be,i} C_{e,i} H_i (T_e) - \sum \delta_b K_{be,i} C_{b,i} H_i (T_b) + \delta_b H_{be} (T_e - T_b) - \sum \delta_b r_{j,b} \Delta H_{r,j,b} \quad (28)$$

$$\frac{F_{t,e} C_{pg,e} dT_e}{Adh} = \sum \delta_b K_{be,i} C_{b,i} H_i (T_b) - \sum \delta_b K_{be,i} C_{e,i} H_i (T_e) - \delta_b H_{be} (T_e - T_b) - \sum (1 - \delta_b) (1 - \varepsilon_e) r_{j,e} \Delta H_{r,j,e} + \frac{h_w}{D} (T_w - T_e) - \frac{(1 - \delta_b) (1 - \varepsilon_e) H_{ash} G_{ash}}{AL} \quad (29)$$

自由空域的质量与能量方程分别由式 (30) 和式 (31) 给出:

$$\frac{dF_i}{Adh} = (1 - \delta) R_{coni} \quad (30)$$

$$\frac{F_t C_{pg} dT}{Adh} = - \sum (1 - \delta) r_i \Delta H_{r,i} + \frac{h_w}{D} (T_w - T) \quad (31)$$

式 (29) 和式 (31) 中床层-壁面传热系数  $h_w$  来自文献[28]。由于颗粒运动的多样性, 传热系数在径向上并不一致。靠近壁面处颗粒的对流传热高于床层中心。修正后床层-壁面传热系数由式 (32) 给出, 其中,  $U_0$  为操作气速。

$$h_w = 0.03 \frac{\lambda_m}{d_{pm}} \left( \frac{C_{pg} \mu_m}{\lambda_m} \right) \left( \frac{d_{pm} \rho_g U_0}{\mu_m} \right)^{0.3} \quad (32)$$

本模型考虑灰分熔化覆盖到颗粒表面, 抑制反应器内非均相反应进行。抑制作用  $f_{ac}$  用反应影响因子来描述, 表达式如式 (33) [29] 所示, 其中,  $G$  为质量流率;  $b$  为抑制常数。

$$f_{ac} = b \ln \left[ \left( \frac{298}{T_e} \right)^2 \frac{G_{ash}}{G_{char}} \right] \quad (33)$$

### 1.5 颗粒团聚

灰熔聚流化床气化炉的温度高于灰分软化温度时灰分黏度升高, 颗粒间相互碰撞并开始黏结, 形成团聚体[30]。因此, 温度是影响颗粒团聚的首要因素, 模型采用式 (34) [31] 描述团聚体尺寸变化:

$$d_a = \frac{1.61 \varepsilon_a^{-1.48} \frac{A_H}{d_p Z_0}}{9.984 (\rho_s - \rho_a) V_a^2} \quad (34)$$

其中,  $V_a$  为相对碰撞速度;  $Z_0$  为 2 个粒子间的初始距离;  $A_H$  为 Hamaker 数[32], 其表达式如式 (35) 所示;  $k_B$  为玻尔兹曼常数;  $\varepsilon$  为介电常数;  $n$  为煤炭颗粒的折射率。将式 (34) 对反应器高度进行求导, 得到团聚体尺寸随反应器高度变化的表达式, 即式 (36)。为保证固体温度从高温降至软化温度时颗粒仍能团聚, 式 (36) 等号右侧温度对位置的导数取绝对值。

$$A_H = 0.75 k_B T \left( \frac{\varepsilon_1 - \varepsilon_0}{\varepsilon_1 + \varepsilon_0} \right)^2 + \frac{3 h v_e}{16 \sqrt{2}} \frac{(n_1^2 - n_0^2)^2}{(n_1^2 + n_0^2)^{1.5}} \quad (35)$$

$$\frac{dd_a}{dh} = \frac{1.61 \varepsilon_a^{-1.48}}{9.984 d_p Z_0 (\rho_s - \rho_a) V_a^2} \frac{dA_H}{dT} \frac{dT}{dh} \quad (36)$$

另一方面, 煤炭颗粒的初始粒径分布也对颗粒团聚产生影响[33]。模型采用 Rosin-Rammler 函数计算颗粒粒径分布, 表达式如式 (37) [34] 所示:

$$F(d) = 1 - e^{-\left(\frac{d}{d_{50}}\right)^m} \quad (37)$$

其中,  $F$  为某一颗粒粒径  $d$  所对应累计筛目下的质量分数;  $m$  为分布指数, 用于表征颗粒的粒度分布范围 ( $m$  越大说明粒径分布越均匀, 反之说明粒径分布越分散);  $d_{50}$  为中位粒径, 表示  $F$  为 0.5 时所对应的颗粒粒径 ( $d_{50}$  越大说明该颗粒组分粒径越偏向尺寸较大一端, 反之总体颗粒偏向粒径较小一端)。  $m$  与  $d_{50}$  均用于描述粒径分布特性, 两者数值确定即可得到颗粒粒径分布函数[35]。

为得到煤炭颗粒粒径分布函数, 对式 (37) 进行对数处理, 得到式 (38):

$$\ln \{-\ln [1 - F(d)]\} = m \ln d - m \ln d_{50} \quad (38)$$

式 (38) 说明若煤炭颗粒粒径分布符合 Rosin-Rammler 分布模型, 则以  $\ln d$  为横坐标,  $\ln \{-\ln [1 - F(d)]\}$  为纵坐标, 粒径分布回归线应为一条直线。该直线的斜率为  $m$ , 与纵轴截距为  $-m \ln d_{50}$ 。根据回归直线的斜率和截距求得  $m$  与  $d_{50}$ , 将其代入式 (37) 得到确定的分布函数  $F(d)$ 。对  $F(d)$  求导得到颗粒概率密度分布函数  $f(d)$ , 将式 (36) 与  $F(d)$  的乘积进行积分, 得到考虑到颗粒分布的团聚尺寸随高度变化表达式 (式 (39))。

$$\frac{dd_a}{dh} = \int_{d_{p,min}}^{d_{p,max}} f(d_p) \frac{dd_a}{dh} d(d_p) \quad (39)$$

### 1.6 模型求解

使用 MATLAB (ode15s) 对所提出的模型进行求

解, 初始条件如下:

$$F_{b,i0} = AU_{b0}C_{i0} \quad (40)$$

$$F_{e,i0} = AU_{e0}C_{i0} \quad (41)$$

$$T_{b0} = T_{e0} = 670 \text{ K} \quad (42)$$

气泡相和乳化相的初始气量由 ZHANG 等<sup>[36]</sup>提出的计算式得到, 即式 (43) 和式 (44):

$$U_{b0} = U_0 - U_{e0} \quad (43)$$

$$U_{e0} = a \frac{\frac{(1-\delta_b)\varepsilon_e}{\delta_b} U_0 - U_{Xe}}{1 + \frac{(1-\delta_b)\varepsilon_e}{\delta_b}} \quad (44)$$

ZHANG 等<sup>[36]</sup>假设乳化相存在循环流股, 但当床层直径较大时, 循环流股的影响可忽略。修正后的气泡相和乳化相的初始气量分别由式 (45) 和式 (46) 给出:

$$U_{b0} = U_0 - U_{e0} \quad (45)$$

$$U_{e0} = a \frac{\frac{(1-\delta_b)\varepsilon_e}{\delta_b} U_0}{1 + \frac{(1-\delta_b)\varepsilon_e}{\delta_b}} \quad (46)$$

模型求解流程如图 2 所示, 当反应器温度高于灰分软化温度时颗粒开始团聚, 团聚尺寸用尺寸变化表达式计算。当团聚体终端速度大于流化气速时, 即此时颗粒自身的重力大于气体对颗粒的曳力, 颗粒不能继续流化模型计算终止。终端速度  $u_t$  表达式如式 (47) 所示:

$$u_t = 0.27 \sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho_g)g}{\rho_g}} Re^{0.6} \quad (47)$$

## 2 结果与讨论

### 2.1 模型验证

2 组实际装置运行数据用于模型验证, 具体数据列于表 3—表 7<sup>[37]</sup>。表 3 为煤炭粒径分布, 表 4 为气化炉操作条件, 表 5 为用煤的工业分析与元素分析, 表 6 为灰分分析, 表 7 为灰熔点。

由于模型采用初始粒径分布描述团聚体尺寸变化, 在模拟气化过程前需获得粒径分布密度函数, 下面基于算例 1 进行说明。根据表 3 和式 (38) 作粒径分布散点图及回归线, 具体结果如图 3 所示。

图 3 中回归线的回归系数  $R$  为 0.999, 说明其线性回归良好, 煤炭颗粒粒径符合 Rosin-Rammler 分布。

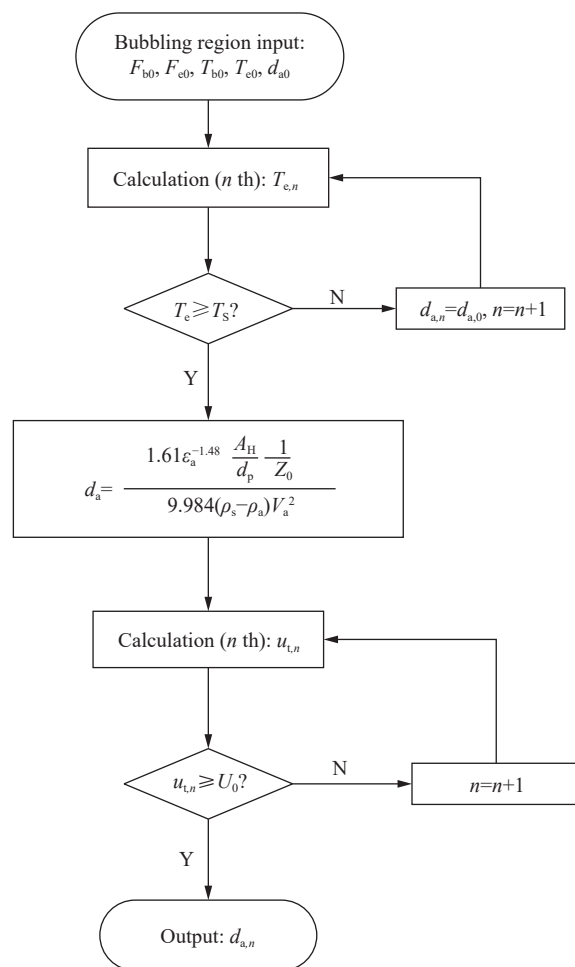


图 2 求解流程框架

Fig.2 Framework of the solution process

表 3 气化炉用煤颗粒粒径分布

Table 3 Coal particle size distribution in the gasifier

| 孔径/mm  | 算例1      | 算例2      |
|--------|----------|----------|
|        | 筛上质量分数/% | 筛上质量分数/% |
| 6.68   | 0        | 0        |
| 3.33   | 21.6     | 0.1      |
| 1.40   | 27.6     | 23.5     |
| 0.83   | 20.9     | 29.3     |
| 0.42   | 13.4     | 20.5     |
| 0.21   | 8.3      | 14.2     |
| 0.11   | 4.4      | 8.2      |
| 0.053  | 1.9      | 2.4      |
| <0.053 | 1.9      | 1.8      |

回归直线的斜率为 1.078, 即分布指数  $m$  为 1.078。回归直线与纵坐标的截距为  $-0.804$ , 即此时  $-m \ln d_{50}$  为  $-0.804$ , 进而求得  $d_{50}$  为 2.108 mm。由此可得算例 1 的初始粒径分布函数表达式, 即式 (48):

$$F(d) = 1 - e^{-\left(\frac{d}{2.108}\right)^{1.078}} \quad (48)$$

表 4 气化炉操作条件

Table 4 Operating conditions of gasifier

| 项目                           | 算例1   | 算例2    |
|------------------------------|-------|--------|
| 气化炉直径/m                      | 0.20  | 0.20   |
| 操作压力/MPa                     | 0.80  | 1.42   |
| 进煤速率/(kg · h <sup>-1</sup> ) | 53.10 | 161.80 |
| 进氧速率/(kg · h <sup>-1</sup> ) | 59.60 | 107.10 |
| 进氮速率/(kg · h <sup>-1</sup> ) | 51.64 | 75.72  |
| 进汽速率/(kg · h <sup>-1</sup> ) | 99.20 | 194.50 |
| 床高/m                         | 0.95  | 0.85   |
| 操作气速/(m · s <sup>-1</sup> )  | 0.85  | 0.77   |

对式 (48) 进行求导得到颗粒概率密度分布函数, 即式 (49):

$$F(d) = 0.482\,5d^{0.078}e^{-\left(\frac{d}{2.108}\right)^{1.078}} \quad (49)$$

获得如图 4 所示的概率密度分布函数后, 可通过模型进一步模拟气化炉内的组分和温度变化情况。

图 5 为算例 1 模拟结果, 横坐标原点对应气化炉

底部位置。图 5a 温度变化曲线在初始位置附近, 乳化相温度随床层高度的增加而快速升高, 这是因为初始位置乳化相氧气浓度高, 燃烧速率快并释放大量热量。在温度达到峰值后, 由于反应消耗导致乳化相氧气含量较低, 相间传质成为燃烧反应的控速步骤, 而以气化为为主的吸热反应速率增加, 导致乳化相温度不断降低。在实际运行过程中, 灰熔聚气化炉中的操作温度应能保证煤炭的气化反应, 而颗粒团聚所需的热量则主要由燃烧反应热提供。因此, 灰熔聚气化炉实际操作温度主要参考煤炭的气化温度, 参考区间 1 223~1 373 K<sup>[38]</sup>。在图 5b 气体组成曲线中, 在鼓泡区和自由空域的交界处气体组成发生突变, 这是因为流体从鼓泡区流至自由空域时, 气泡相和乳化相转化为拟均相。图 5c 中碳的摩尔流率刚开始下降快是因为此时碳主要发生燃烧反应, 随着反应进行氧气含量逐渐降低, 导致反应速率有所降低, 最后氧气消耗殆尽, 主要发生碳和蒸气的气化反应, 反应速率进一步降低。

表 5 煤炭工业分析和元素分析

Table 5 Proximate and ultimate analysis of coal

| 项目  | 工业分析/% |      |       |       | 元素分析/% |      |       |      |      |
|-----|--------|------|-------|-------|--------|------|-------|------|------|
|     | FC     | A    | V     | M     | C      | H    | O     | N    | S    |
| 算例1 | 52.86  | 9.40 | 36.34 | 1.40  | 83.62  | 5.62 | 6.38  | 1.56 | 2.82 |
| 算例2 | 43.32  | 9.07 | 32.31 | 15.30 | 74.53  | 5.16 | 18.14 | 1.16 | 1.01 |

表 6 灰分工业分析

Table 6 Proximate analysis of ash

| 项目  | 灰分分析/%           |                                |                                |                  |       |      |                  |                   |                               |                 |
|-----|------------------|--------------------------------|--------------------------------|------------------|-------|------|------------------|-------------------|-------------------------------|-----------------|
|     | SiO <sub>2</sub> | Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | TiO <sub>2</sub> | CaO   | MgO  | K <sub>2</sub> O | Na <sub>2</sub> O | P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> | SO <sub>3</sub> |
| 算例1 | 44.20            | 20.30                          | 19.00                          | 0.67             | 6.26  | 1.07 | 1.43             | 0.91              | 0.39                          | 4.20            |
| 算例2 | 38.45            | 17.27                          | 9.30                           | 0.62             | 13.91 | 3.95 | 0.33             | 0.39              | 0.33                          | 14.76           |

表 7 灰熔点

Table 7 Ash melting point

| 项目     | 算例1     | 算例2     |
|--------|---------|---------|
| 变形温度/K | 1 399.7 | 1 444.1 |
| 软化温度/K | 1 430.2 | 1 499.7 |
| 半球温度/K | 1 444.1 | 1 521.9 |
| 流动温度/K | 1 505.2 | 1 549.7 |

图 6 为算例 1 团聚体尺寸随鼓泡区高度的变化曲线, 其中蓝色曲线和黑色曲线分别为采用初始粒径分布和平均粒径进行模拟的结果。模型中温度是影响颗粒团聚的主要因素, 故可结合图 5a 和图 6 进行

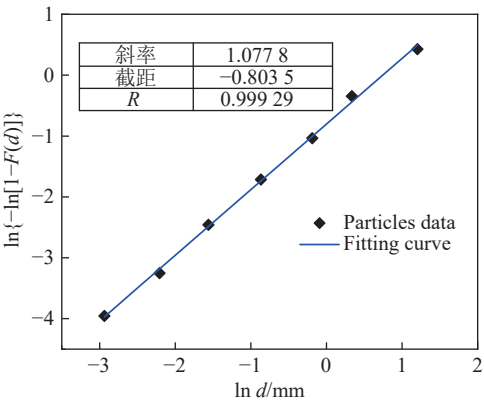


图 3 算例 1 Rosin-Rammler 分布函数拟合曲线

Fig.3 Fitting curve of the Rosin-Rammler distribution function of case 1

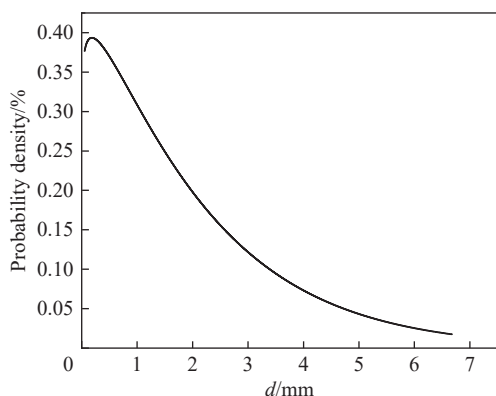


图4 概率密度分布函数

Fig.4 Probability density distribution function

分析。图6中团聚体尺寸在初始位置附近无变化,这是因为床层未达到灰分软化温度,颗粒不发生团聚。随着温度逐渐升高并超过灰分软化温度后,颗粒开始团聚且团聚体尺寸逐渐增大。当乳化相温度下降到低于灰分软化温度,颗粒不再团聚,粒径再次保持不变。

对比图6中2条团聚体尺寸变化曲线,基于初始粒径分布计算的颗粒团聚尺寸更小。根据式(36)可知团聚体尺寸与颗粒粒径成反比,式(39)中煤炭颗粒

中位粒径  $d_{50}$  (2.108 mm) 大于平均粒径 (0.464 mm),证明煤炭颗粒偏向粒径较大的一端,因此基于初始粒径分布计算的颗粒团聚尺寸更小。进一步比较气化炉出口处的灰渣团聚体尺寸,基于初始粒径分布计算的结果更接近实际数据 (0.550 mm),说明模型采用初始粒径分布能更好地反映颗粒团聚体尺寸变化情况。

算例2的模拟结果如图7、图8所示,其床层内的温度、气体组分含量和团聚体尺寸变化情况与算例1的结果相近。

表8列出了合成气组分含量、出口温度、出口颗粒粒径和碳转化率的模拟结果与实际数据。其中算例1碳转化率模拟结果偏差较大,而算例2偏差较大。原因是式(33)反应影响因子与炉内灰分与固定碳的质量流量之比有关,从表5可以看出,算例2灰分与固定碳的质量比大于算例1,因此算例2反应影响因子更大,对炉内非均相反应的抑制作用更显著,导致算例2碳转化率计算结果偏低。模型其余模拟结果与实际数据的偏差小于10%,说明模型的有效性得到验证。

## 2.2 参数分析

稳定的流化状态是气化炉正常运行的前提,而团

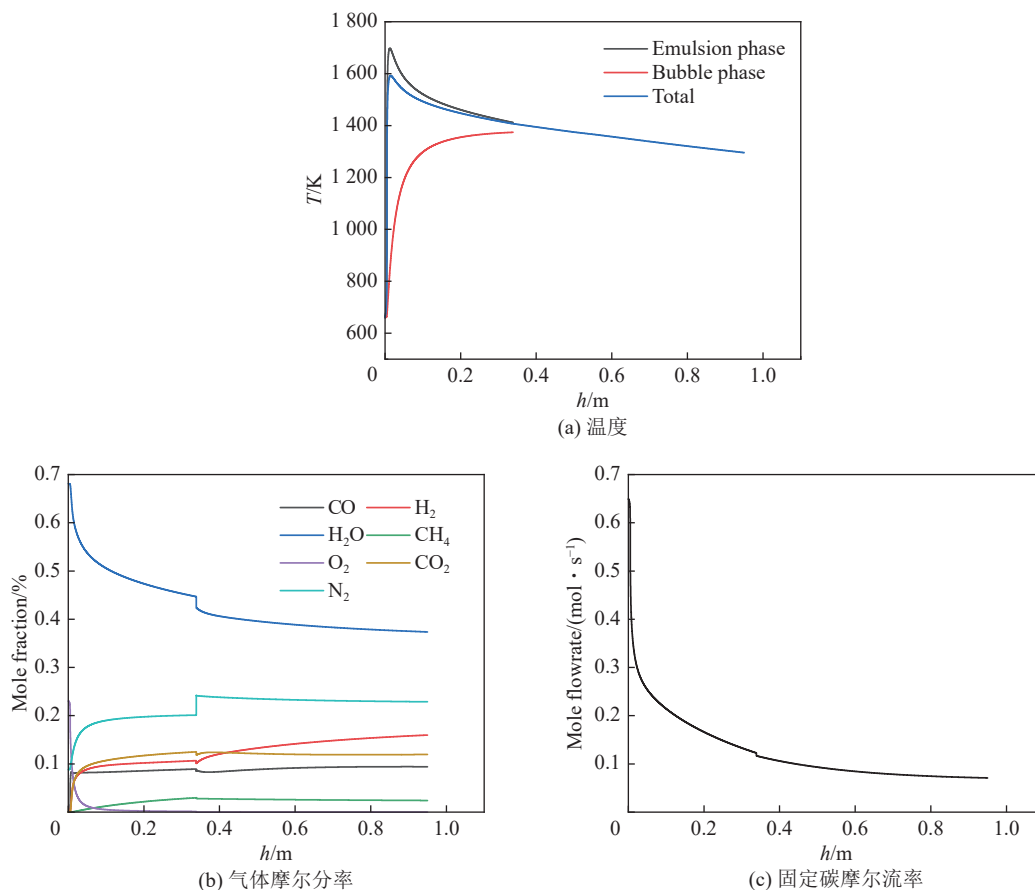


图5 算例1模拟结果

Fig.5 Simulation results for case 1

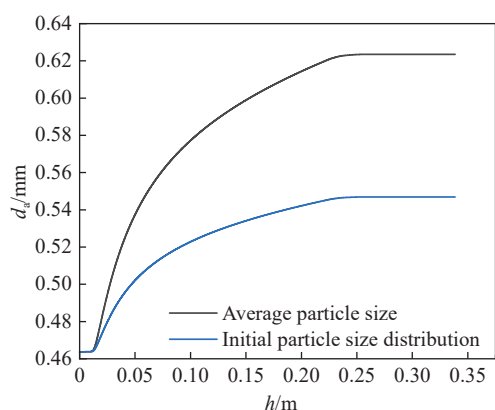


图6 算例1团聚体尺寸变化曲线

Fig.6 Curves of the agglomeration size for case 1

聚体尺寸是影响流化状态的重要因素。因此通过模型分析不同操作条件下团聚体尺寸和碳转化率的关系。首先以算例1为基准,改变氧气煤比,分析团聚体尺寸和碳转化率的变化情况。如图9所示,氧煤比增加,碳转化率和团聚尺寸随之增大。首先,根据式(36)可知,团聚尺寸与床内温度随反应器高度变化  $dT/dh$  有关,随着氧煤比的增加炉内温度升高  $dT/dh$  增大,最终导致团聚尺寸变大;其次,炉内温度

升高使得反应器内处于灰分软化温度以上的温度区间扩大,相应发生颗粒团聚过程的区间变长,团聚尺寸增大。

图10为沉降速度和碳转化率随团聚体尺寸变化关系,从图10a沉降速度和团聚体尺寸变化关系可以看出,随着团聚体逐渐增大沉降速度逐渐增大,当沉降速度超过操作气速  $0.85 \text{ m/s}$  团聚体不能继续参与流化,相应的团聚体粒径即是临界粒径 ( $0.558 \text{ mm}$ ),超过该尺寸团聚体将无法维持流化状态。图10b为碳转化率和团聚体尺寸的变化关系。结合图10a进行分析,团聚体粒径达到临界粒径时,碳转化率最大为  $93.7\%$ 、氧煤比为  $1.21$ ,说明氧煤比为  $1.21$  时碳转化率最高且能维持流化状态。

图11和图12为算例2的模拟结果。对比图11和图12可以看出,算例2的临界尺寸为  $0.467 \text{ mm}$ ,此时的氧煤比为  $0.77$ ,碳转化率为  $90.8\%$ 。说明算例2氧煤比为  $0.77$  时碳转化率最高且能维持流化状态。

图13和图14分别为算例1和算例2的团聚尺寸和初始用煤分布的变化关系(算例1初始分布指数为  $1.078$ ,中位粒径为  $2.108 \text{ mm}$ ;算例2初始分布指数

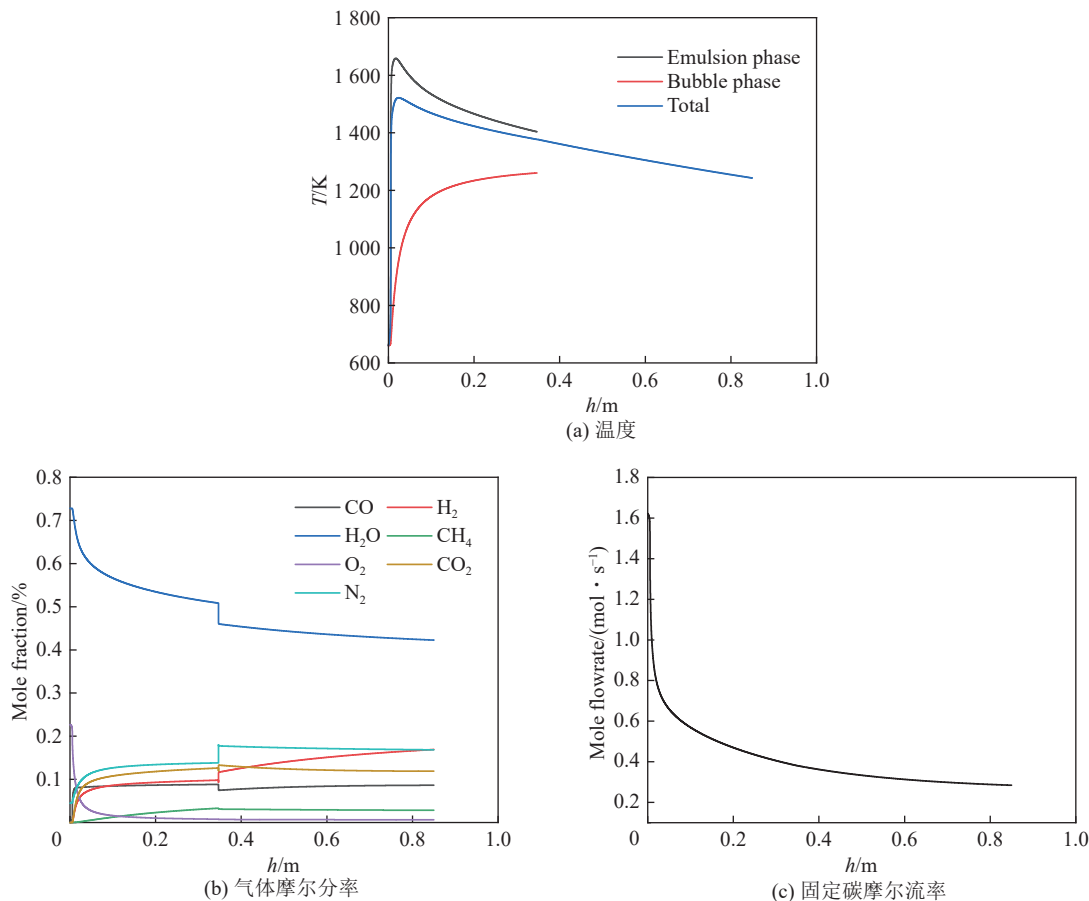


图7 算例2模拟结果

Fig.7 Simulation results for case 2

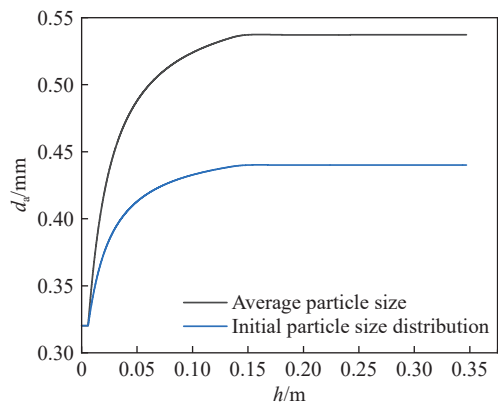


图 8 算例 2 团聚尺寸变化曲线

Fig.8 Curves of the agglomeration size for case 2

为 0.900, 中位粒径为 2.308 mm), 可以看出团聚尺寸随分布指数的增加而减小, 随中位粒径的增加而减小。从式 (36) 可以看出团聚体尺寸与颗粒粒径成反比, 分布指数越大, 进煤颗粒分布越宽, 因此团聚尺寸变小。

表 8 模拟结果与工业数据对比情况

Table 8 Comparison of model results and practical data

| 项目                       | 算例1      |          | 算例2      |          |
|--------------------------|----------|----------|----------|----------|
|                          | 实际数据     | 模拟结果     | 实际数据     | 模拟结果     |
| 出口CO摩尔分数/%               | 8.61     | 9.41     | 8.23     | 8.63     |
| 出口H <sub>2</sub> 摩尔分数/%  | 17.72    | 15.98    | 18.66    | 16.92    |
| 出口H <sub>2</sub> O摩尔分数/% | 37.30    | 37.36    | 40.57    | 42.26    |
| 出口CH <sub>4</sub> 摩尔分数/% | 2.66     | 2.41     | 3.05     | 2.83     |
| 出口CO <sub>2</sub> 摩尔分数/% | 12.04    | 11.95    | 13.12    | 11.89    |
| 出口N <sub>2</sub> 摩尔分数/%  | 21.31    | 22.87    | 16.05    | 16.84    |
| 碳转化率/%                   | 89.30    | 88.92    | 86.40    | 82.47    |
| 出口温度/K                   | 1 250.00 | 1 295.70 | 1 130.00 | 1 242.61 |
| 出口粒径/mm                  | 0.550    | 0.547    | 0.470    | 0.441    |

同理中位粒径越大, 用煤颗粒越偏向粒径较大的一端, 因此团聚尺寸变小。

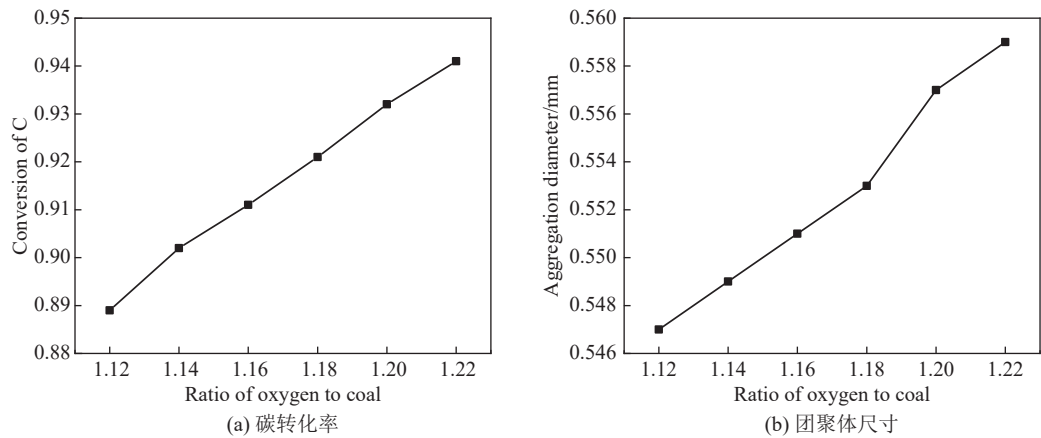


图 9 算例 1 不同氧气煤比计算结果

Fig.9 Calculation results with different oxygen-coal ratios for case 1

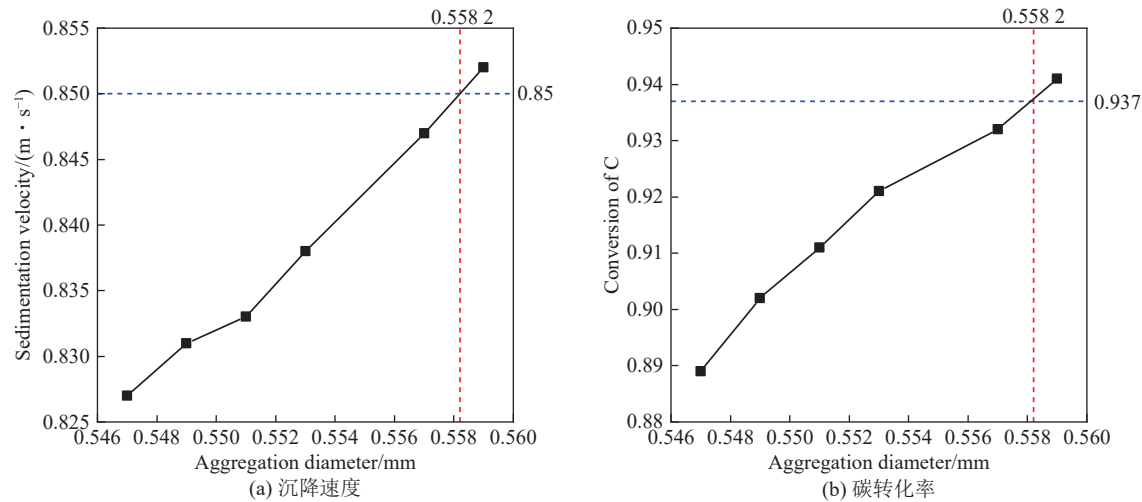


图 10 算例 1 沉降速度和碳转化率随团聚尺寸的变化关系

Fig.10 Relationship between sedimentation velocity and carbon conversion with different aggregate size for case 1

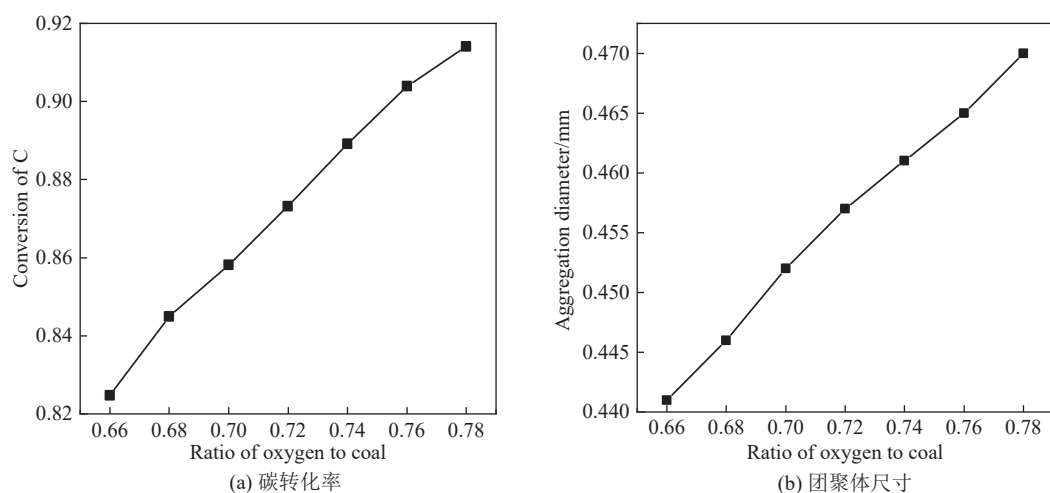


图 11 算例 2 不同氧气煤比计算结果

Fig.11 Calculation results with different oxygen-coal ratios for case 2

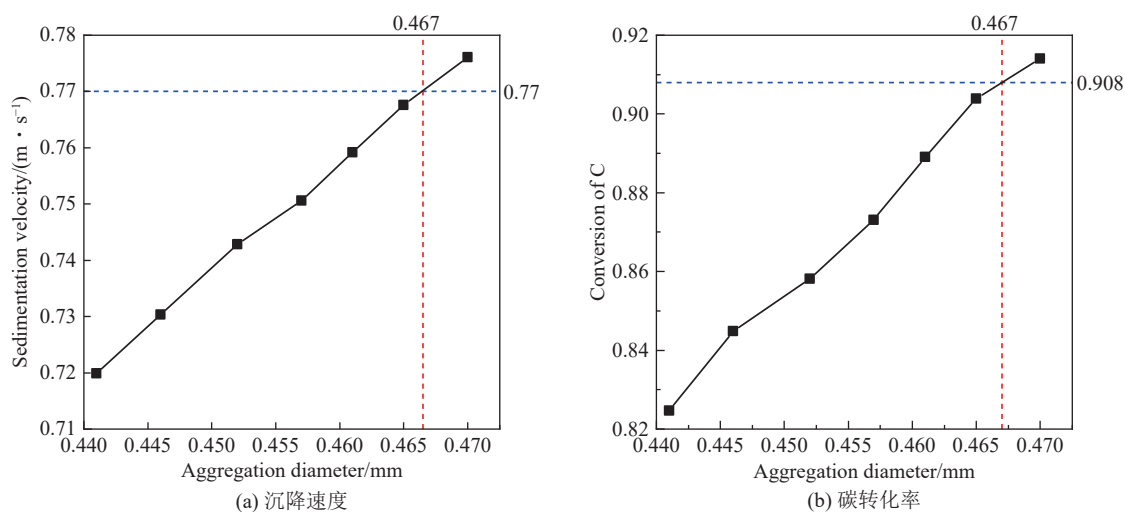


图 12 算例 2 沉降速度和碳转化率随团聚尺寸的变化关系

Fig.12 Relationship between sedimentation velocity and carbon conversion with different aggregate size for case 2

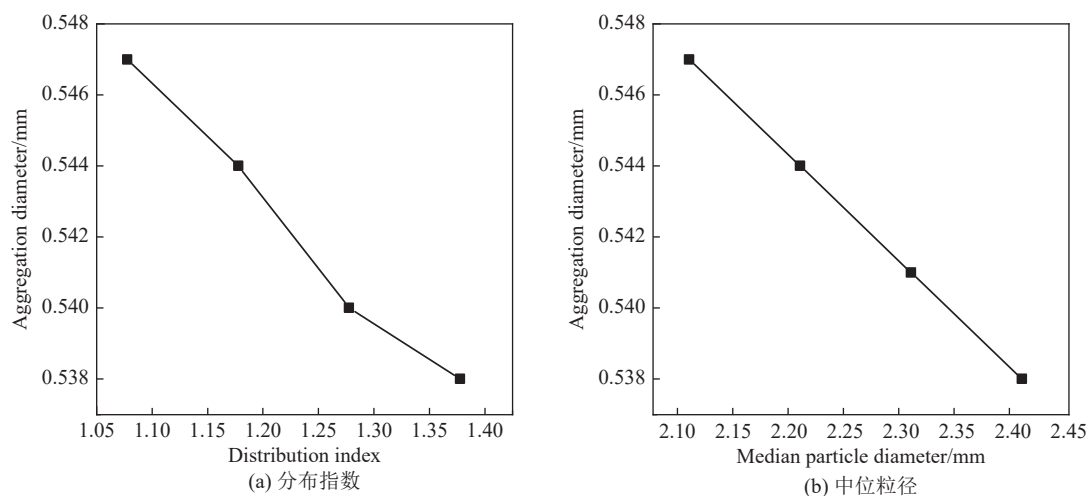


图 13 算例 1 团聚体尺寸和初始用煤分布的变化关系

Fig.13 Relationship between aggregation diameter and initial particle size distribution for case 1

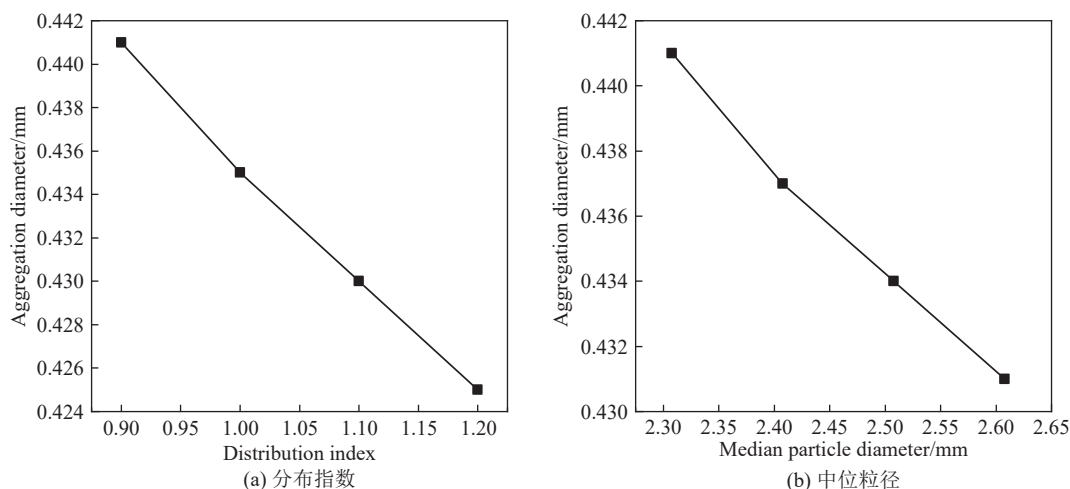


图 14 算例 2 团聚体尺寸和初始用煤分布的变化关系

Fig.14 Relationship between aggregation diameter and initial particle size distribution for case 2

### 3 结 论

1) 模型计算的出口气体组分含量、碳转化率、温度与实际运行数据偏差低于 10%, 表明模型的有效性。

2) 模型采用粒径分布计算的团聚体尺寸比采用平均粒径进行计算的尺寸更符合实际运行数据, 表明结合粒径分布进行建模描述能较好地反映炉内团聚体尺寸变化情况。

3) 通过模型计算出算例 1 和算例 2 在不同氧煤比条件下的团聚体尺寸和碳转化率, 团聚体尺寸和碳转化率随氧煤比升高而增加。其中算例 1 当氧煤比为 1.21 时, 计算温度为 1 300~1 700 K, 团聚体尺寸达到临界值 0.558 mm, 在不影响流态化前提下碳转化率最大为 93.7%。算例 2 氧煤比为 0.77 时, 计算温度为 1 400~1 600 K, 碳转化率达到最大为 90.8%, 临界尺寸为 0.467 mm。

4) 通过模型计算出算例 1 和算例 2 在不同初始用煤颗粒分布下的团聚尺寸。团聚尺寸随分布指数的增加而减小, 随中位粒径的增加而减小。

### 参考文献(References):

[1] 吕友军, 金辉, 李国兴, 等. 基于超临界水气化制氢的煤炭利用技术研究进展[J]. 煤炭学报, 2022, 47(11): 3870-3885.  
LYU Youjun, JIN Hui, LI Guoxing, et al. Research progress of coal utilization technology based on supercritical water gasification for hydrogen production[J]. Journal of China Coal Society, 2022, 47(11): 3870-3885.

[2] 梁万才, 赵建涛, 吴晋沪, 等. 两段式气流床煤气化炉内气固流动数值模拟研究[J]. 燃料化学学报, 2007, 35(3): 359-365.  
LIANG Wancai, ZHAO Jiantao, WU Jinhu, et al. Numerical simulation of the gas-solid flow in the two-stage entrained flow coal gasifier[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2007, 35(3):

359-365.

[3] 葛荣存, 汪达, 张贤, 等. 鼓泡流化床排渣流动的模拟与实验研究[J]. 煤炭学报, 2017, 42(S2): 486-493.  
GE Rongcun, WANG Da, ZHANG Xian, et al. Simulation and experimental study on slag discharge flow in bubbling fluidized bed[J]. Journal of China Coal Society, 2017, 42(S2): 486-493.

[4] 于遵宏, 王辅臣. 煤炭气化技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2010: 23-30.

[5] ZOU Z, LI H Z, ZHU Q S, et al. Experimental study and numerical simulation of bubbling fluidized beds with fine particles in two and three dimensions[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2013, 52(33): 11302-11312.

[6] 杨照, 刘雪敏, 张肖阳, 等. 循环流化床锅炉炉膛流动特性数值模拟进展[J]. 煤炭学报, 2021, 46(10): 3365-3376.  
YANG Zhao, LIU Xuemin, ZHANG Xiaoyang, et al. Numerical simulation progress of flow characteristics in a CFB boiler[J]. Journal of China Coal Society, 2021, 46(10): 3365-3376.

[7] ZHENG H X, VANCE MOREY R. An unsteady-state two-phase kinetic model for corn stover fluidized bed steam gasification process[J]. Fuel Processing Technology, 2014, 124: 11-20.

[8] LI G, LIU Z Y, LIU T, et al. Techno-economic analysis of a coal to hydrogen process based on ash agglomerating fluidized bed gasification[J]. Energy Conversion and Management, 2018, 164: 552-559.

[9] LI G, LIU Z Y, LIU F, et al. Advanced exergy analysis of ash agglomerating fluidized bed gasification[J]. Energy Conversion and Management, 2019, 199: 111952.

[10] LIU Z Y, FANG Y T, DENG S P, et al. Simulation of pressurized ash agglomerating fluidized bed gasifier using ASPEN PLUS[J]. Energy & Fuels, 2012, 26(2): 1237-1245.

[11] SONG Y C, FENG J, JIA Y L, et al. Influence of ash agglomerating fluidized bed reactor scale-up on coal gasification characteristics[J]. AIChE Journal, 2014, 60(5): 1821-1829.

[12] YANG W C, KEAIRNS D L. Operational analysis of ash-agglomerating fluidized bed gasifiers[J]. Powder Technology, 2000, 111(1-2): 168-174.

[13] SHI Q, HUANG Z L, LUNGU M, et al. Modeling agglomeration

- behavior in high temperature gas-solid fluidized beds *via* Monte Carlo method[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2017, 56(4): 1112–1121.
- [14] BÉNONI D, BRIENS C L, BARON T, et al. A procedure to determine particle agglomeration in a fluidized bed and its effect on entrainment[J]. *Powder Technology*, 1994, 78(1): 33–42.
- [15] MOROOKA S, KUSAKABE K, KOBATA A, et al. Fluidization state of ultrafine powders[J]. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 1988, 21(1): 41–46.
- [16] IWADATE Y, HORIO M. Prediction of agglomerate sizes in bubbling fluidized beds of group C powders[J]. *Powder Technology*, 1998, 100(2-3): 223–236.
- [17] YANG S L, ZHOU T, WEI Y G, et al. Influence of size-induced segregation on the biomass gasification in bubbling fluidized bed with continuous lognormal particle size distribution[J]. *Energy Conversion and Management*, 2019, 198: 111848.
- [18] WON Y S, YOUN P S, KIM D, et al. Bed pressure drop of a bubbling fluidized-bed with overflow solid discharge[J]. *Advanced Powder Technology*, 2019, 30(6): 1165–1173.
- [19] PURDY, MARK J. Operation and modeling of a pilot-scale fluidized bed coal gasifier[D]. North Carolina State: North Carolina State University, 1983: 27–28.
- [20] MA R P. Modeling a fluidized bed coal gasification reactor[D]. North Carolina State: North Carolina State University, 1987: 59–62.
- [21] MIAO Q, ZHU J, BARGHI S, et al. Modeling biomass gasification in circulating fluidized beds[J]. *Renewable Energy*, 2013, 50: 655–661.
- [22] PAULS J H, MAHINPEY N, MOSTAFAVI E. Simulation of air-steam gasification of woody biomass in a bubbling fluidized bed using Aspen Plus: A comprehensive model including pyrolysis, hydrodynamics and tar production[J]. *Biomass and Bioenergy*, 2016, 95: 157–166.
- [23] GORDILLO E D, BELGHIT A. A bubbling fluidized bed solar reactor model of biomass char high temperature steam-only gasification[J]. *Fuel Processing Technology*, 2011, 92(3): 314–321.
- [24] MA P, LI Y. Chemical engineering thermodynamics[M]. 2nd ed. Beijing: Chemical Industry Press, 2009.
- [25] PRAUSNITZ J M, LICHTENTHALER R N. Molecular thermodynamics of fluid-phase equilibria (3rd ed. ) [M]. New Jersey: Prentice Hall, 1998.
- [26] PRAUSNITZ J M. The Properties of Gases and Liquids 5E[M]. 5th edition. (5th ed. ): McGraw Hill, 2000
- [27] FU X. Physical chemistry (5th ed. ) [M]. Beijing: High Education Press, 2005.
- [28] LEVENSPIEL O, WALTON J. Bed-wall heat transfer in fluidized systems[J]. *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, 1954, 50: 1–13.
- [29] ZHANG Q C, GUO X X, YAO X, et al. Modeling, simulation, and systematic analysis of high-temperature adiabatic fixed-bed process of CO methanation with novel catalysts[J]. *Applied Energy*, 2020, 279: 115822.
- [30] METTANANT V, BASU P, BUTLER J. Agglomeration of biomass fired fluidized bed gasifier and combustor[J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2009, 87(5): 656–684.
- [31] LU H L, WANG S Y, ZHENG J X, et al. Numerical simulation of flow behavior of agglomerates in gas-cohesive particles fluidized beds using agglomerates-based approach[J]. *Chemical Engineering Science*, 2010, 65(4): 1462–1473.
- [32] XU C B, ZHU J. Experimental and theoretical study on the agglomeration arising from fluidization of cohesive particles: Effects of mechanical vibration[J]. *Chemical Engineering Science*, 2005, 60(23): 6529–6541.
- [33] ZHOU T, LI H Z. Estimation of agglomerate size for cohesive particles during fluidization[J]. *Powder Technology*, 1999, 101(1): 57–62.
- [34] 戴丽燕. 关于 Rosin-Rammler 粒径分布函数的研究[J]. *有色矿冶*, 2000, 16(3): 15–17.
- DAI Liyan. Study on function of rosin-rammler particle size distribution[J]. *Non-Ferrous Mining and Metallurgy*, 2000, 16(3): 15–17.
- [35] 郑钢鏢, 康天合, 柴肇云, 等. 运用 Rosin-Rammler 分布函数研究煤尘粒径分布规律[J]. *太原理工大学学报*, 2006, 37(3): 317–319.
- ZHENG Gangbiao, KANG Tianhe, CHAI Zhaoyun, et al. Applied the rosin-rammler distribution function to study on the law of coal dust particle-size distribution[J]. *Journal of Taiyuan University of Technology*, 2006, 37(3): 317–319.
- [36] ZHANG Q C, CAO Z K, YE S S, et al. Mathematical modeling for bubbling fluidized bed CO-methanation reactor incorporating the effect of circulation and particle flows[J]. *Chemical Engineering Science*, 2022, 249: 117305.
- [37] LAU F S, PATEL J G, 邹国雄. 高压灰熔聚煤气化炉的运行[J]. *煤炭转化*, 1988, 1: 57–67.
- LAU F S, PATEL J G, ZOU Guoxiong. Operation of high pressure ash fusion coal gasifier[J]. *Coal Conversion*, 1988, 1: 57–67.
- [38] 侯永军, 罗俊杰. 加压灰熔聚气化炉工业运行分析[J]. *煤化工*, 2014, 42(6): 58–61.
- HOU Yongjun, LUO Junjie. Summary of the industrial operation of the pressurized ash agglomerating gasifier[J]. *Coal Chemical Industry*, 2014, 42(6): 58–61.