

循环流化床内煤粉颗粒团燃烧行为理论分析

刘向军¹, 赵燕¹, 徐旭常²

- (1. 北京科技大学热能工程系, 北京市 海淀区 100083;
2. 清华大学热能工程系, 北京市 海淀区 100084)

Theoretically Studies of the Coal Particle Cluster Combustion Behavior in a Circulating Fluidized Bed

LIU Xiang-jun¹, ZHAO Yan¹, XU Xu-chang²

- (1. Thermal Engineering Department, University of Science & Technology Beijing, Haidian District, Beijing 100083, China; 2. Thermal Engineering Department, Tsinghua University, Haidian District, Beijing 100084, China)

ABSTRACT: The dense particle-gas two-phase flow in a circulating fluidized bed (CFB) is an essentially non-uniform flow where dozens of particles congregated a cluster and acts as individual and separated objective inside the gas-rich dilute phase. Thus, most particle-gas heterogeneous reaction in a CFB acts as particle-cluster-gas reaction, which is different from that in other reacting technologies. In this paper, the coal particle combustion processes in different reacting cases are detailedly analyzed and classified, and the heterogeneous reacting model between coal particle cluster and oxygen is proposed. Detailed information of the coal-particle-gas two-phase flow and the coal particle cluster combustion behavior in a CFB is obtained. The effects of particle clustering on the coal combustion rate in different zones of a CFD are analyzed. All these results are feasible and provide scientific foundation for optimizing design, operation and control of CFD.

KEY WORDS: Thermal power engineering; Circulating fluidized bed; Coal combustion; Particle cluster.

摘要: 循环流化床内的流动属于复杂不均匀的稠密两相流, 大部分颗粒在流场内聚集成团, 作为一个整体流体团在两相流场中运动与反应。气固之间的反应主要表现为颗粒团与气体之间的反应, 因而循环流化床内煤粉的燃烧行为与其他煤粉燃烧形式有很大的区别。该文对不同情况下煤粉的燃烧行为进行了分类, 建立了煤粉-物料颗粒团与氧气的异相反应模型, 采用上述模型对循环流化床内的煤粉颗粒团的两相流动、反应过程进行详细的分析计算, 分析了床内各部分成团

效应对煤粉燃烧速率的影响, 揭示了煤粉颗粒在床内的燃烧特性, 对循环流化床锅炉的优化设计与运行具有重要意义。

关键词: 热动力工程; 循环流化床; 煤粉燃烧; 颗粒团

1 引言

循环流化床是近二十多年来发展起来的新型高效清洁燃烧技术, 由于颗粒相在床内混合强烈, 停留时间长, 因而具有燃烧、脱硫效率高、对煤种适应性强的优点, 有着广泛的应用前景, 目前正日益受到能源、化工、环境等行业工作者的重视^[1-2]。深入研究循环流化床内流动、反应机理具有重要意义。

与煤粉炉内煤粉的稀疏悬浮两相燃烧反应不同, 循环流化床内的流动属于复杂不均匀的稠密两相流, 由于颗粒浓度大, 颗粒之间存在复杂的相互作用, 部分颗粒在气体-颗粒、颗粒-颗粒间的相互作用下聚集成团, 作为一个整体流体团在两相流场中运动(反应)。但同时, 此颗粒密集团又随时可能在气动力、颗粒碰撞的作用下与其他颗粒聚集或破碎成多个小颗粒团, 颗粒团的存在是循环流化床内这一典型的稠密气固两相流流动的自然属性^[3-4]。这一现象已经前人大量的实验及理论研究所验证。研究颗粒团的运动与反应性质, 是研究与应用循环流化床技术的一个关键^[5]。

颗粒团的存在, 使得稠密气固两相反应流在动力学和热力学方面都与稀疏悬浮流有着根本区别, 在循环流化床内, 除极少数颗粒是以单颗粒形式存

基金项目: 国家自然科学基金项目(50406025)。

Project Supported by National Natural Science Foundation of China (50406025).

在外, 颗粒相的运动主要体现为颗粒团的运动, 气固之间的异相反应也不是单个颗粒-气体的反应, 而是颗粒团-气体的反应。颗粒团的存在改变了气固两相流中气、固两相之间的动力关系, 影响了气、固之间以及固体颗粒内部的传质传热和化学反应过程^[6-7]。是稠密两相流研究的一个关键所在。揭示煤粉在循环流化床内的燃烧特性重点在于揭示颗粒团的燃烧特性。

2 颗粒团燃烧的分类

在循环流化床中, 当煤粉颗粒加入到炽热的床料中, 煤粒中的水分首先蒸发, 当煤粒温度达到热解温度时, 挥发份析出, 然后才是碳粒的燃烧, 由于水分蒸发和挥发份析出在很短的时间内就迅速完成, 循环流化床内的化学反应主要是碳粒的燃烧, 因此, 本文重点分析碳粒在床内的燃烧特性。

为便于脱硫和减少 NO_x 的生成, 循环流化床锅炉炉膛温度一般都控制在 $850\sim 900^\circ\text{C}$ 范围内, 而碳粒的温度一般比床温高 $100\sim 200^\circ\text{C}$ ^[1], 在此温度下, 单颗粒碳粒燃烧 (一次反应) 生成的 CO_2 和 CO 的比值随温度不同而异。一次反应所产生的 CO 在离开碳粒表面后与扩散进来的 O_2 发生二次反应生成 CO_2 。使得 CO 的浓度自碳粒表面向外界不断下降, CO_2 浓度在离开碳粒表面一定距离处达到最大值。在温度较高的情况下, CO_2 也可能扩散到碳粒表面, 发生二次反应, 再度被还原成 CO 。随着颗粒浓度的增加, 颗粒之间的间距加密, 燃烧行为发生了变化, K. Annamalai^[8]等人对碳粒 (团) 的燃烧进行了分类定义。

(1) 孤立颗粒燃烧(Isolated particle combustion)

如果一个单颗粒碳粒被放置在热氧化环境中, 着火燃烧将产生 CO 和 CO_2 。在高温时, 由于碳粒表面缺乏氧气, CO_2 的还原反应变得尤为重要, 生成的 CO 接着在气相中氧化成 CO_2 。如果还原反应是迅速的, 则在碳粒表面上的 CO_2 浓度可以忽略, 而在火焰表面处的 O_2 和 CO 浓度可以忽略。如果这个碳粒和其它碳粒距离足够远, 那么可以认为碳粒是在单颗粒燃烧模式下燃烧的, 即每个碳粒的燃烧强度不受其它碳粒燃烧的影响。

(2) 单独火焰燃烧(Individual flame combustion)

当单位体积内碳粒的数量 n 增加后, 碳粒间的交互作用将导致碳粒燃烧特性的改变。 O_2 和 CO_2

的质量分数受到其它碳粒燃烧的影响, 这将改变局部传质数 B 。但是, 每个碳粒仍有自身的单独火焰, 因此这种燃烧模式被定义为单独火焰燃烧。

(3) 初期颗粒团燃烧(Incipient group combustion)

当单位体积内颗粒的数量 n 继续增加时, 外围碳粒仍是单独火焰燃烧 (IFC)。这些碳粒耗损氧气, 降低了颗粒团内部的氧气浓度, 并导致颗粒团内部碳粒的火焰半径增加。中心颗粒的火焰半径将互相接触。可以认为, 中心区域上 O_2 和 CO 的浓度为 0, 并在中心区域形成颗粒团火焰。这被定义为初期颗粒团燃烧。

(4) 局部颗粒团燃烧(Partial group combustion)

当继续增加单位体积内颗粒的数量 n 时, 中心区域形成的颗粒团火焰向外移动。因为外部颗粒消耗了所有的氧气, 内部颗粒 (缺乏氧气) 仅仅在化学侵蚀下从 CO_2 气化成 CO , 内部颗粒生成的 CO 向外扩散形成颗粒团火焰。颗粒团内部温度为火焰温度 T_f 。当有内部颗粒团火焰时, 外部颗粒仍在单独火焰燃烧模式下燃烧。这种燃烧模式被定义为局部颗粒团燃烧。

(5) 临界颗粒团燃烧(Critical group combustion)

当颗粒团的数密度增加到一定程度时, CO 产生速度和氧化速度加快, 使得氧气不能渗透进入颗粒团内部, 则火焰在颗粒团表面形成。这种燃烧模式被定义为临界颗粒团燃烧。颗粒团周围的气相温度就是火焰温度。

(6) 完全颗粒团燃烧(Group combustion)

如果进一步增加颗粒团的数密度, CO 的产生和氧化阻止了氧气渗透进入颗粒团内部, 在颗粒团周围成火焰。这种燃烧模式被定义为颗粒团燃烧, 颗粒团内部的气体温度可以认为 $T_p < T < T_f$ 。

(7) 壳燃烧(Sheath combustion)

如果单位体积内颗粒的数量 n 增加到一个相当大的值 (稠密颗粒团), 则可以达到一种燃烧状态: 这里颗粒团表面温度和内部颗粒温度相同 ($T_c = T_p$), 颗粒团表面的 CO_2 浓度可以忽略。此时, 颗粒团的燃烧就象一个颗粒半径为颗粒团半径 R_c 、颗粒密度等价于颗粒团质量密度 ($n r_p$) 的独立的大颗粒燃烧。这种类型的燃烧模式被称为壳燃烧。

判断颗粒的燃烧行为属于上述哪种燃烧方式取决于颗粒的浓度、颗粒的大小、温度及气体的各个参数。K. Annamalai *et al* 定义的颗粒团反应特征数 G

为^[9]

$$G = \frac{\text{颗粒团内的传质速率}}{\text{颗粒团与环境之间的传质速率}}$$

G 用来帮助进行燃烧分类。K.Annamalai 建议具体分类标准是

$G < 0.3$	孤立颗粒燃烧
$0.3 < G < 2$	单独火焰燃烧
$2 < G < 4$	(初期,局部)颗粒团燃烧
$4 < G < 100$	(临界,完全)颗粒团燃烧
$G > 100$	壳燃烧

经理论推导, G 的表达式可为^[10]

$$G = (S_{v,c} R_c^2 Sh / d_p) / [1 + (1/D_a)] \quad (1)$$

其中, $S_{v,c} = \pi m d_p^2$, 为颗粒团内单位体积颗粒的表面积; d_p 为单个颗粒的直径; m 为团内颗粒的数密度, $D_a = k_{ch} d_p / (shD)$; Sh 为颗粒与流体的质量传递 Sh 数; R_c 为颗粒团半径; k_{ch} 为化学反应速率; D 为气体的扩散系数。

3 煤粉-物料团燃烧模型

3.1 基本假设

与其他煤粉燃烧形式不同, 循环流化床内大部分煤粉和循环物料聚集成团, 实验与理论研究表明^[11-12], 颗粒团一般由 30~1000 个颗粒组成, 直径小于 1cm, 团内颗粒体积份数 α 一般为 41%~50%。另外, 对于一般的循环流化床锅炉, 煤粉占床料的比例很小, 一般为 2%~5%^[1], 相应地, 煤粉在煤粉-物料团所占的份额也较小。因此在循环流化床内绝大多数的燃烧反应实际上是煤粉份额很小的煤粉-物料团与 O_2 的反应, 为便于模型的建立, 将循环流化床内的煤粉-物料团与 O_2 反应过程进行简化, 采用以下基本假设:

(1) 颗粒团为球形, 团内物料与煤粉颗粒均匀分布。

(2) 颗粒团为等温颗粒团, 且在反应过程中始终保持温度均匀一致。

(3) 忽略外界气体向颗粒团表面的扩散阻力。煤粉-物料团与 O_2 的反应速率取决于化学反应阻力和 O_2 气体在颗粒团内的扩散阻力。

3.2 模型推导

如图 1, 设床内某一时刻有一煤粉-物料形成的颗粒团, 其半径为 R_c , 单个颗粒的直径为 d_p , 团内空隙率为 e , 共有 M 个颗粒, 其中煤粉颗粒的份额

为 f , 共有 N 个煤粉颗粒, 团内颗粒的数密度为 $m = M(4\pi R_c^3/3)$, 颗粒团内单位体积颗粒的表面积为 $S_{v,c} = \pi m d_p^2$, 设颗粒团表面 O_2 气体的浓度为 Y_c , 颗粒团内 r 处 O_2 气体的浓度为 Y_r , 则颗粒团内 r 处单位体积 O_2 的反应率为

$$m'_r = \bar{k} S_{v,c} Y_r \quad (2)$$

其中, $\bar{k} = 1/(1/rk_{ch} + 1/ra_{d1} + 1/ra_{d2}) = 1/(R_{ch} + R_{d1} + R_{d2})$

$$\text{则 } m'_r = S_{v,c} Y_r / (R_{ch} + R_{d1} + R_{d2}) \quad (3)$$

其中, R_{ch} 为化学反应阻力; R_{d1} 、 R_{d2} 分别表示气体在团内的扩散阻力和由于循环物料的存在造成扩散到煤粉颗粒表面的附加扩散阻力。假设物料及煤粉颗粒均匀分布, 由于煤粉颗粒的份额为 f , 设 $R_d = R_{d1} + R_{d2} = R_{d1}/f$, 则 $R_d = d_p / (f r D Sh)$ 。

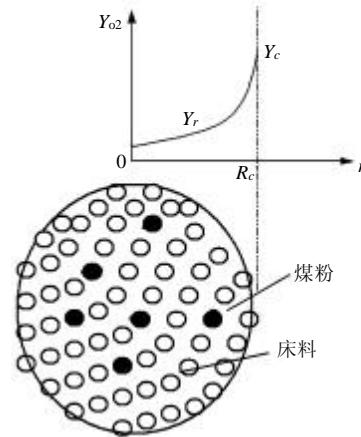


图 1 颗粒团示意图

Fig. 1 The diagram of a particle cluster

由质量守恒有

$$\nabla \cdot (r D \nabla Y) = m' \quad (4)$$

则对于球形的煤粉-物料团

$$(1/r^2)(d/dr)(r^2 r D dY_r/dr) = S_{v,c} Y_r / (R_{ch} + R_d) \quad r < R_c \quad (5)$$

令 $x = r/R_c$, $F = Y_r/Y_c$, 则

$$(r/x^2)(d/dx)(x^2 dF/dx) = GF \quad r/R_c \quad (6)$$

其中, $G = G_1 / (1 + (1/D_a))$ (7)

$$G_1 = S_{v,c} R_c^2 / (r D R_d) = S_{v,c} R_c^2 Sh / d_p ;$$

$$D_a = R_d / R_{ch} = k_{ch} d_p / (Sh D) .$$

令 $z = 1/x = R_c/r$ 求解方程(7), 得煤粉-物料团内沿径向 O_2 的浓度为

$$F = Y_r/Y_c = \sinh[G^{0.5}/x] / (\sinh[G^{0.5}] x) \quad r < R_c \quad (8)$$

在煤粉-物料团内任意 r 处, 煤粉与 O_2 反应的局部反应效率系数为

$$h_{eff,r} = m'_r / m'_c = \bar{k} S_{v,c} Y_r / \bar{k} S_{v,c} Y_c =$$

$$\sinh([G^{0.5}/x]/(\sinh)[G^{0.5}|x] \quad r < R_c \quad (9)$$

其中， m'_c 表示相同条件下煤粉处于单颗粒状态时的反应率，则整个煤粉-物料团与 O_2 反应的平均反应效率系数为

$$h_{\text{eff}} = \frac{\int_V m'_c dv}{m'_c V} = \frac{4\pi r^2 \int_0^r \sinh[G^{0.5}/x]/(\sinh)[G^{0.5}|x] dr}{\frac{4}{3}\pi R_c^3} = \frac{3/G^{0.5}(1/\tanh G^{0.5} - 1/G^{0.5})}{(10)}$$

这样，采用单个煤粉与 O_2 的反应模型，计算出某一时刻单个颗粒状态下的煤粉和 O_2 的反应率 M'_c ，则对应时刻煤粉-物料团与 O_2 反应率为

$$M' = NM'_c h_{\text{eff}} = \frac{3NM'_c}{G^{0.5}} \left(\frac{1}{\tanh G^{0.5}} - \frac{1}{G^{0.5}} \right) \quad (11)$$

4 循环流化床内煤粉颗粒团燃烧行为分析

采用上述颗粒团燃烧模型，本文对循环流化床内煤粉颗粒团的燃烧行为进行了理论分析。以清华大学热能工程系循环流化床实验装置为例，此装置反应器内径 0.203m，床高（布风板到床顶）5.350m，选取悬浮区开始一段 2.0m 高的床段为研究对象，取气体入口速度为 5.0m/s，床内颗粒的体积分数为 3%，其中煤粉颗粒占固体颗粒的体积分数为 3%，文献[13]对此装置内的两相流动进行了数值模拟，得到颗粒团在流化床内的详细的颗粒体积分数、颗粒团平均直径分布和速度分布。

图 2 所示为高度分别为 0.0~0.2m、0.3~0.4m、0.7~0.8m、1.1~1.2m、1.5~1.6m、1.9~2.0m 六区域段流场中颗粒体积分数沿径向的分布，颗粒在循环流化床内的分布是极不均匀的：沿床高方向，床下部颗粒多，浓度高，上部颗粒明显减少，浓度稀；沿床径向方向，床中心颗粒少，浓度稀，而近壁处颗粒浓度急剧增高。图 3 所示为对应区域段内颗粒团平均粒径沿径向的分布，在 0.1~0.2m、0.3~0.4m 两区域段内，颗粒浓度很高，粒径较大，在 0.7~0.8m、1.1~1.2m、1.5~1.6m 三区域段内，沿径向颗粒团的平均直径明显增加，中心颗粒团小，近壁处的颗粒团大，到 1.9~2.0m 处，颗粒团较小，沿径向分布均匀，无明显增大或减小趋势。图 4 所示为计算所得各区域段内颗粒团轴向平均速度沿径向的分布，中心速度高，两侧低，壁面处的颗粒以较小的速度向下流动，中心区的颗粒则在气流的携带下以较大速度向上运动，床内两相流场呈明显的核心-环形流动结构。上述流场的计算结果与前人实验结果相符^[14]。

利用上述颗粒团在流化床内的颗粒体积分数、颗粒团平均直径分布和速度分布，代入式(7)，得到床内反应特征数 G 的详细分布，图 5 所示为计算所得高度分别为 0.0~0.2m、0.3~0.4m、0.7~0.8m、1.1~1.2m、1.5~1.6m、1.9~2.0m 六区域段床内系数 G 沿径向的分布，结果表明，在此 0.8m 以下，由于颗粒浓度高，颗粒团直径大，所有颗粒团的反应特征数 G 均在 10~80 之间，中间 G 值小，近壁处 G 值大，按照 K.Annamalai 的分类标准，0.8m 以下所有颗粒团的燃烧均属于完全颗粒团燃烧。在 0.8~1.2m 之间，反应特征数 G 变化范围较大，床中心半径 0.012m 以内颗粒团反应特征数 G 很小，最小仅 1.1，属单独火焰燃烧，半径 0.012~0.016m 内 G 值在 2~4 之间，属局部颗粒团燃烧，其他部分 G 值在 4~50 之间，属于完全颗粒团燃烧。到 1.5~1.6m 之间反应特征数 G 较 1.2m 以下小，床中心有个别颗粒 $G < 0.3$ ，属于孤立颗粒燃烧，床中心半径 0.075m 以内反应特征数 G 一般在 0.3~2.0 之间，处于属单独火焰燃烧状态，半径 0.075~0.085m G 值在 2~4 之间，属局部颗粒团燃烧，近壁处 G 最大为 37，属于完全颗粒团燃烧。到床高 1.9~2.0m 处，此区域颗粒浓度较小，颗粒团较小，煤粉颗粒实际在此部分的体积份额更小，此部分反应特征数 G 在 0.0~2.0 之间波动，煤粉的燃烧状态均属于孤立颗粒团燃烧或单独火焰燃烧状态。

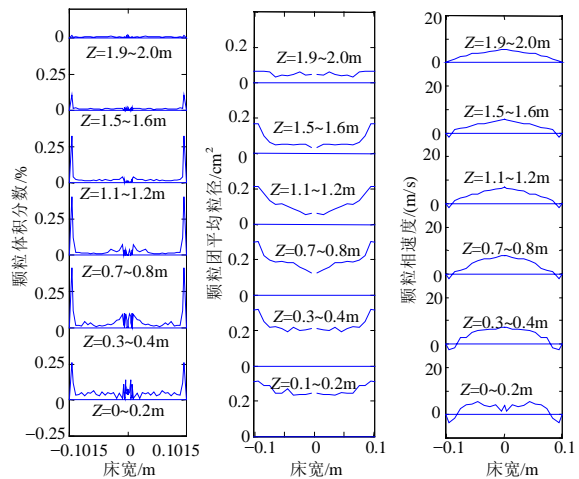


图 2 颗粒体积分数的分布

Fig. 2 Radial distribution of particle

图 3 颗粒团粒径沿径向分布

Fig. 3 Radial distribution of particle

图 4 颗粒速度沿径向的分布

Fig. 4 Radial distribution of particle velocity

根据计算所得床内各处的反应特征数 G ，代入

式(10)可得颗粒团平均反应效率系数 h_{eff} 的详细分布,图6所示为计算所得高度分别为0.0~0.2m、0.3~0.4m、0.7~0.8m、1.1~1.2m、1.5~1.6m、1.9~2.0m六区域段颗粒团平均反应效率系数 h_{eff} 沿径向的分布。由此图可看出,在床内0.4m以下部分,颗粒团平均反应效率系数 h_{eff} 在0.3~0.55之间波动,即颗粒团内的平均单个颗粒的反应速率仅为稀疏悬浮流中单颗粒处于孤立颗粒燃烧时反应速率的0.3~0.55倍,此区域煤粉颗粒燃烧速度较慢。沿床高度方向,平均反应效率系数 h_{eff} 逐渐增大,尤其是流化床中心区域,煤粉的燃烧速率较床下部快得多。到1.9~2.0m,此部分 h_{eff} 均在0.75以上,煤粉的反应较快,受颗粒聚团效应的影响已很小。

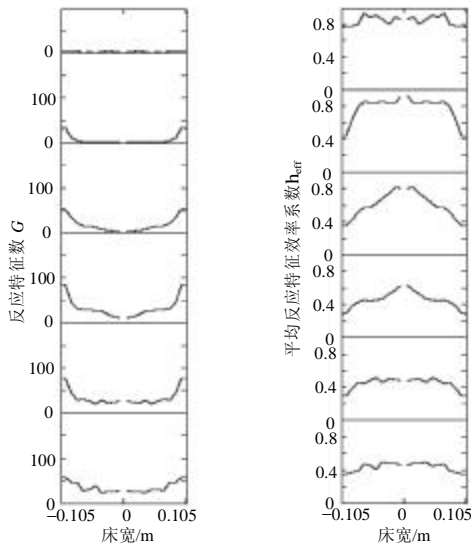


图5 颗粒团反应特征数 G 的分布 图6 颗粒团反应效率系数的分布

Fig. 5 Radial distribution of G Fig. 6 Radial distribution of h_{eff}

5 结论

本文对稠密气固两相流中煤粉的燃烧行为进行了分类,建立了煤粉-物料颗粒团与 O_2 的异相反应模型,采用上述模型对循环流化床内的煤粉颗粒团的两相流动、反应过程进行了详细的分析计算,定量得到了煤粉颗粒在床内各部分的燃烧速率,揭示了循环流化床内稠密气固两相流中煤粉的燃烧特性,所得结果详细合理,对深入研究循环流化床内流动、反应机理问题具有重要意义。

参考文献

- [1] 林宗虎,魏敦崧,安恩科,等. 循环流化床锅炉[M]. 化学工业出版社, 2004, 北京.
- [2] 吕清刚,雍玉梅,那永洁,等. 循环流化床燃煤锅炉的 SO_2 和 NO_x

排放的试验和数值计算[J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(1): 142-146.

- Lü Qinggang, Yong Yumei, Na Yongjie, et al. Influence of coal on SO_2 and NO_x emissions of circulating fluidized bed combustion [J]. Proceedings of the CSEE, 2005, 25(1): 142-146.
- [3] Tuzla K, Sharma A K, Chen J C, et al. Transient dynamics of solid concentration in downer fluidized bed[J]. Powder Technology, 1998, 100(2): 166-172.
 - [4] Krol S, Pekediz A, H. De Lasa. Particle clustering in down flow reactors [J]. Powder Technology, 2000, 108(1): 6-20 .
 - [5] Zhang M H, Zhen Q, Hao Y. The solid flow structure in a circulation fluidized bed riser/downer of 0.42m diameter[J]. Powder Technology, 2003, 129(1): 46-52 .
 - [6] 徐旭,池涌,李斌,等. 内旋流化床床内颗粒运动特性的试验研究[J]. 中国电机工程学报, 2001, 21(11): 9-13.
Xu Xu, Chi Yong, Li Bin, et al. Experimental study on particle motion characteristic in the internal circulating fluidized bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2001, 21(11): 9-13.
 - [7] 刘鸿,周克毅,徐啸虎,等. 循环流化床炉内传热特性分析[J]. 中国电机工程学报, 2004, 24(6): 211-213.
Liu Hong, Zhou Keyi, Xu Xiaohu, et al. The heat transfer characteristics of circulating fluidized bed boiler[J]. Proceedings of the CSEE, 2004, 24(6): 211-213.
 - [8] Kalyan Annamalai, William Ryan and Senthilvelan dhanapalan, Interactive processes in gasification and combustion, part II [J]. Prog. Energy Combust. Sci. 1994, 20(6): 487-618.
 - [9] Annamalai K, Ramalingam S C. Group combustion of char/carbon particles [J]. Combustion and Flame 1987, 70(3): 307-332.
 - [10] Kalyan Annamalai, William Ryan. Interactive processes in gasification and combustion part I [J]. Prog. Energy Combust. Sci. 1992, 18(3): 221-295.
 - [11] 周涛,李洪钟. 粘性颗粒流化床中团聚大小的计算模型[J]. 化学反应工程与工艺, 1999, 15(1): 44-50.
Zhou Tao, Li Hongzhong. Modelling the size of fluidized agglomerates of cohesive particles[J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 1999, 15(1): 44-50.
 - [12] 刘向军,徐旭常. 循环流化床内稠密气固两相流动的数值模拟[J]. 中国电机工程学报, 2003, 23(5): 159-165.
Liu Xiangjun Xu Xuchang. Numerical simulation of the dense two-phase flow in a gas-particle circulating fluidized bed [J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(5): 159-165.
 - [13] 刘向军,徐旭常. 稠密气固两相流动过程模拟的改进模型与应用[J]. 动力工程, 2004, 24(2): 234-239.
Liu Xiangjun Xu Xuchang. Improved model of dense gas-particle two-phase flow[J]. Power Engineering, 2004. 24(2): 234-239.
 - [14] Lim K S, Zhu J X, Grace J R. Hydrodynamics of gas-solid fluidization[J]. Int. J. Multiphase Flow, 1995, 21(1): 141-193.

收稿日期: 2005-08-08。

作者简介:

刘向军(1969-),女,博士,副教授,主要从事流动与燃烧过程的数值模拟研究;

赵燕(1978-),女,硕士,主要从事煤燃烧过程的数值模拟研究;

徐旭常(1932-),男,教授,中国工程院院士,从事洁净煤燃烧技术的研究。

(编辑 贾瑞君)