

摆动循环流化床装置颗粒相分析

陈杰 赵桐 刘凯

(西安理工大学机械与精密仪器工程学院, 陕西 西安 710048)

摘要: 循环流化床作为船用发动机的尾气处理装置具有较高的尾气吸收能力和热回收效率。本研究依据实验模型, 通过 CFD 软件数值模拟并对照实验结果, 比较与分析了循环流化床的上行床部分在随船摆动和直立状态下的颗粒相浓度分布、颗粒循环流率等情况, 得出如下结论: 对比直立状态的循环流化床, 摆动会引起上行床内颗粒相堆积较为严重, 堆积主要在床身底层与壁面附近发生, 且其浓度分布随摆动函数规律性变化。在摆动状态下, 摆动角度的改变是引起颗粒相浓度分布变化的主要原因, 而摆动周期的变化对颗粒相浓度分布影响不大, 并且颗粒相浓度分布受重力影响较明显。

关键词: 循环流化床; 气固两相流; 摆动; 颗粒相; 浓度分布

中图分类号: TK224 文献标识码: A
DOI:10.16146/j.cnki.rndlgc.2015.05.022

引言

循环流化床作为一种高效的化学反应和热回收锅炉, 能用以解决船用发动机尾气对环境污染的问题, 起到节能减排的作用。循环流化床利用床内碳酸钙颗粒受尾气曳力作用下在床内循环运动并吸收高温尾气中的氮、硫氧化物, 并利用上行床的水冷壁进行传热, 达到尾气处理和热回收的效果。多数文献将火电系统的循环流化床锅炉作为研究对象, 通过实验和仿真等手段对其气固两相流的动力学性能进行研究^[1-6]。而应用在船舶上的循环流化床随着船舶的摆动而摆动, 这导致床内碳酸钙颗粒的分布发生了变化, 对颗粒的除硫、除氮等化学反应以及热回收效率产生一定影响。Hiroyuki Murata 等人测量了循环流化床实验台摆动情况下的床内压降及温度值并进行传热特性分析^[7], 该研究主要从实验角度进行观察, 未结合气固两相动力学的数值模拟等手

段对实验进行对照。

本研究对现有实验模型进行数值仿真, 根据实验中应用的冷态模型进行仿真模型的设置, 并结合实验结果分析摆动状态时摆动周期与摆动角度对床内颗粒相浓度分布的影响, 从而分析出摆动引起气固两相流动力学变化的本质原因。

1 仿真模型与设置

1.1 数值模型的确定

基于 Euler 双流体模型建立流化床内气固两相流的数值模型, 该模型将气相作为连续相, 将颗粒相当作拟流体, 这使得颗粒相在床内分布具有连续的体积分数与速度, 并且该模型同时满足质量守恒方程和动量守恒方程。本研究忽略了流体相密度、颗粒质量变化率的脉动以及非定常的关联项, 欧拉模型的气相与颗粒相的统一控制方程为^[8]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \varepsilon_k \varphi_k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho_k \varepsilon_k \varphi_k u_{kj}) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\Gamma \varphi_k \varepsilon_k \frac{\partial \varphi_k}{\partial x_j} \right) + \Psi \varphi_k \quad (1)$$

式中: k —气相 g 和颗粒相 p ; t —时间; ρ —各相密度; μ —相间剪切粘度; x —各相输运位移; ε_k —各相体积分率; φ_k —各相的速度、温度、体积分率等物理量; Γ —两相流的输运系数; $\Psi \varphi_k$ —各相自身的源相, 也指不同相之间的质量、动量的相互交换。两相流中, 颗粒相主要受到重力、气相引起的曳力、浮力以及颗粒相自身碰撞、运动所产生升力^[9]。同样, 气相主要受到颗粒相的阻力作用。数值模拟中主要考虑气相曳力与颗粒相自身重力组成的流体力学模型。

收稿日期: 2014-06-05; 修订日期: 2014-06-23

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(51275409)

作者简介: 陈杰(1989-), 男, 浙江宁波人, 西安理工大学硕士研究生。

1.2 仿真条件的设置

图 1(a) 为船用发动机上的循环流化床尾气处理装置工作原理图。首先, 堆积在床内颗粒相由于气相曳力的作用在上行床内发生扩散, 当两相流通过旋风分离器时, 分离器使得部分气相从出口输出, 剩下的气相随颗粒相发生沉淀, 并通过下行床和 J 型阀, 在二次进口气相曳力作用下回到上行床, 完成床内循环过程。通过 FLUENT 软件进行循环流化床的上行床部分气固两相流动力学研究, 由于实验模型为冷态模型, 床内的气相与颗粒相均在常温下进行实验, 通过冷态模型的实验结果满足气固两相流动力学分析, 为将数值模拟结果与实验结果进行对照分析, 本研究采用 300 K(常温) 下的气相与颗粒相的密度及粘度作为模拟参数。现依据文献 [7] 的实验模型进行三维建模和网格划分, 并根据实验参数来设置仿真条件。图 1(b) 为划分网格后的上行床仿真模型, 上行床呈立方体状, 几何尺寸为: 288 mm × 288 mm × 2 408 mm, 分割出 5 个 Z 向区域, 其坐标为: (-2600, -2400)、(-2200, -2000)、(-1800, -1600)、(-1400, -1200)、(-1000, -800), 再将每个 Z 向区域又分割出左、中、右三侧的 Y 向区域, 图中 O 点为摆动中心, 上行床内高亮显示部分为分割出的 15 个区域, 这些区域用于记录颗粒相的体积分数等动力学参数, 仿真模型的各项参数设置:

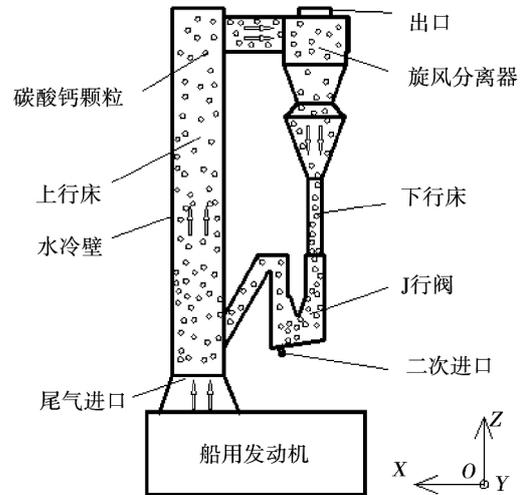
- (1) 气相为标准空气, 气相进口速度为 3.5 m/s, 二次进口速度为 10 m/s, 进口条件是速度进口;
- (2) 颗粒相是碳酸钙, 颗粒直径为 0.25 mm, 颗粒总质量 40 kg, 湍流强度 3%;
- (3) 气相密度 1.225 kg/m³, 气相粘度 17.9 μPa·s, 颗粒相密度 2 500 kg/m³, 颗粒粘度 17.2 μPa·s;
- (4) 两相流模型 Euler 模型, 湍流模型 $k-\varepsilon$, 曳力模型 Gidaspow, 动网格方式为导入 profile。

应用导入 profile 的动网格技术控制壁面与网格随摆动函数整体运动, 壁面函数为标准壁面函数, 并设置气相与颗粒相在壁面上均采用无滑移边界条件, 壁面摆动函数为正弦函数。壁面的摆动引起壁面与颗粒相的碰撞, 颗粒相通过碰撞具有一定横向速度, 这使得颗粒相在床内的分布与堆积, 壁面与颗粒相的碰撞满足动量守恒。依据实验模型, 流化床

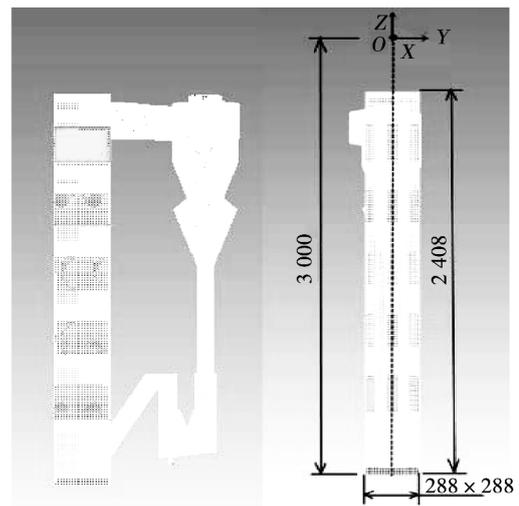
以 O 为摆动中心绕 X 轴摆动, 令沿 Y 轴负向最大摆角设置为摆动起始位置, 具体的摆动函数以及循环流化床的 6 种不同摆动参数如式 (2) 所示, 摆动函数为:

$$\theta(t) = A \cdot \sin(\omega \cdot t) \tag{2}$$

式中: θ —摆动角度; A—摆动幅度; ω —角频率。



(a) 循环流化床工作原理图



(b) 仿真模型正视图与测试图

图 1 循环流化床工作原理与仿真模型(mm)

Fig. 1 The working principles and simulation models of CFB(mm)

2 仿真结果分析

2.1 直立状态上行床仿真分析

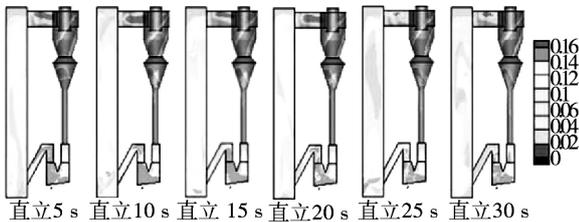
循环流化床在直立状态下按照上述仿真参数设

置运行 30 s 时间 图 2 (a)、图 2 (b) 分别为直立状态上行床内颗粒浓度分布的正视图与侧视图,图中可以定性看出,上行床在 10 - 30 s 时间内,颗粒相浓度分布较为均匀。

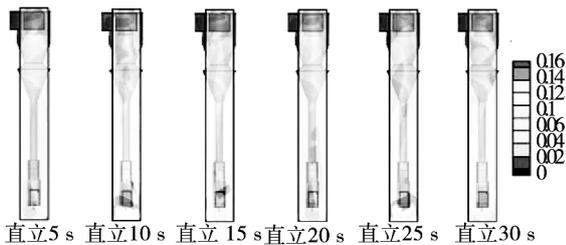
表 1 不同摆动状态下循环流化床运动参数

Tab. 1 Motion parameters of CFB under different oscillating states

状态	摆角 $\theta / (^\circ)$	摆幅 A	周期 T / s	频率 ω
直立	0	0	无	无
摆动 I	± 5	0.087 2	5	0.4π
摆动 II	± 10	0.174 5	5	0.4π
摆动 III	± 15	0.261 8	5	0.4π
摆动 IV	± 15	0.261 8	8	0.25π
摆动 V	± 15	0.261 8	10	0.2π



(a) 固体颗粒浓度分布 (正视图)



(b) 颗粒相浓度分布 (侧视图)

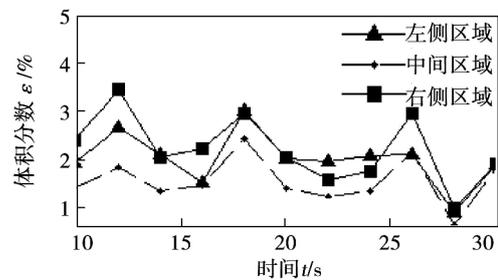
图 2 流化床直立状态下的颗粒相浓度分布 (%)

Fig. 2 The particle concentration distributions in the upright state of CFB (%)

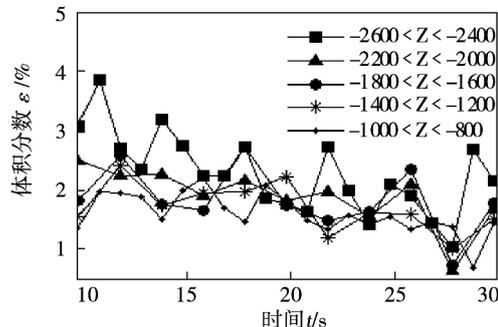
从图 3 (a) 中 Z 向区域 $Z = (-1800, -1600)$ 的颗粒体积分数随时间的变化中可定量得到,颗粒相在气相曳力的作用下随气相在床内运动,运行 10 s 后处于流化床内的颗粒相浓度趋于稳定,颗粒在床内达到充分循环,直立状态下上行床左右两侧壁面区域颗粒分布较为一致,两侧区域的颗粒体积分数比中间区域的颗粒体积分数略大,颗粒相在壁面附近受到壁面的阻力导致颗粒相在壁面区域发生迟滞

现象,这使得壁面区域的颗粒相浓度略高于中间区域的颗粒相浓度。

而从图 3 (b) 中可知:在循环流化床运行 10 s 后床内颗粒充分循环,对不同 Z 向的 5 个区域平均颗粒体积分数进行比较,颗粒相浓度随床高的上升略有减小。这是由于颗粒相受气相曳力快速上升,而部分颗粒在重力和壁面阻力的作用下沉降,这些颗粒的沉降造成了上行床的底层颗粒相浓度略高。



(a) 流化床直立状态区域 $(-1800 < Z < -1600)$ 颗粒体积分数



(b) 上行床不同 Z 向区域全区域颗粒体积分数

图 3 直立状态下上行床内颗粒各区域浓度分布情况

Fig. 3 The particle concentration distributions in upright states

2.2 摆动状态上行床仿真分析

现以摆动角度 15° 、摆动周期 5 s (摆动 III 型) 为例对循环流化床的摆动状态进行分析,图 4 为上行床摆动一个周期内颗粒浓度分布情况,颗粒相主要存在床身底部与壁面附近。图 5 为摆动状态下上行床不同 Z 向区域颗粒体积分数,上行床颗粒相浓度随床高的降低有明显的升高,相比直立状态下不同床高的颗粒相浓度分布情况,摆动使得不同床高下颗粒浓度分布的差别明显。

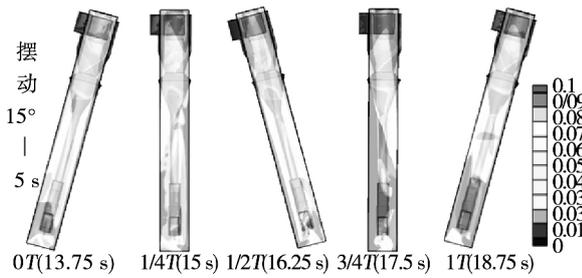


图 4 流化床摆动状态下的固体颗粒浓度分布(%)

Fig. 4 The particles concentration distributions in oscillating states of CFB(%)

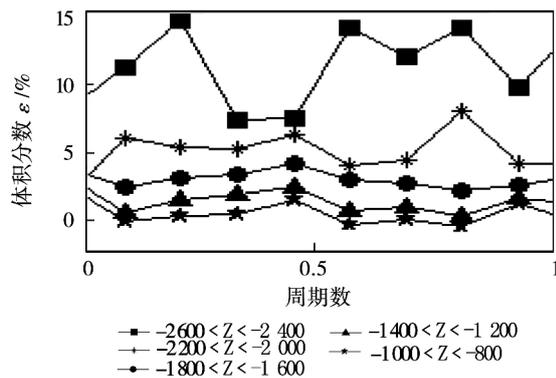


图 5 摆动状态下上行床不同 Z 向区域颗粒体积分数

Fig. 5 The particles volume fractions in oscillating states

从图 6 可得,在 Z 向区域 $Z = (-1800, -1600)$ 的颗粒体积分数在一个摆动周期内,颗粒浓度在左侧区域呈现“中间高,两边低”,右侧区域则是“中间低,两边高”的曲线规律。流化床在初始时刻从左侧最大摆角开始摆动,颗粒相首先在右侧壁面发生堆积,此时右侧区域颗粒相浓度最高,左侧区域浓度最小。在一个摆动周期内,床内颗粒相出现“右侧壁面—左侧壁面—右侧壁面”的堆积规律。上行床的正弦函数摆动中,床身发生倾斜,颗粒相由于受到垂直于壁面方向的重力分量的作用,在壁面上发生堆积,且越是上行床的底层,颗粒堆积越多。所以重力在颗粒浓度分布中发挥了重要作用,使得颗粒相在床身底层与壁面附近堆积较为严重。

2.3 不同摆动状态对床内颗粒浓度的影响

由摆动与直立状态下床内颗粒相浓度分布与速

度的分析可知,摆动引起了床内颗粒浓度的规律性变化,并且重力是引起这一规律的内在因素。现以 Z 向区域 $Z = (-1800, -1600)$ 的颗粒体积分数在一个摆动周期内的变化为例讨论不同摆动状态对颗粒相浓度分布情况的影响。图 7(a) 为不同摆角下区域内颗粒体积分数,图 7(b) 为不同摆动周期下区域内颗粒体积分数。从图中可以看出,只当摆角不同时,摆角越大则区域的平均颗粒相浓度就越大,而只当摆动周期不同时,全区域颗粒相浓度曲线值无较大变化,并且摆动状态下的区域颗粒平均浓度较直立状态下的高。因此,摆动角度对于颗粒相的浓度起重要作用,摆动周期对颗粒相浓度的影响不大。

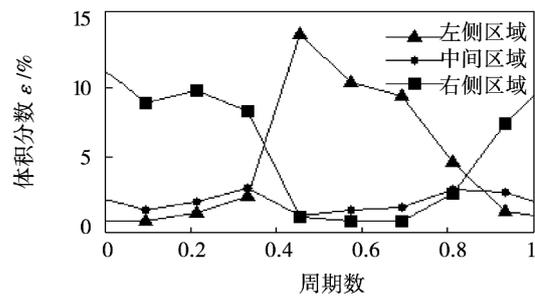


图 6 摆动状态下上行床内颗粒浓度分布与速度情况

Fig. 6 The particles concentration and velocity in oscillating states

表 2 为床内颗粒相充分循环时(运行 10-20 s)的平均循环流率。直立状态下颗粒相循环流率大于摆动状态下颗粒相循环流率。循环速率减小意味着颗粒相在床内发生了迟滞与堆积,摆动角度越大,其颗粒相循环流率越小,这说明摆动角度越大,颗粒相迟滞、堆积现象越明显。

表 2 不同状态下流化床内颗粒相平均循环流率(kg/s)
Tab. 2 The average circulation flow rate of particles in different states(kg/s)

直立	摆动 I	摆动 II	摆动 III	摆动 IV	摆动 V
40.394	37.527	32.565	28.575	27.814	28.443

引起以上现象的原因主要为摆动角度越大时,床身的倾斜程度越大,这使得颗粒相沿垂直壁面的重力分量就越大,颗粒相更容易在壁面上发生迟滞

现象,这部分滞留在壁面上的颗粒相又会在床身摆动过程中下落,引起了床身底部颗粒相的堆积现象。而当摆动周期变化时,只会使得颗粒相有更多的时间发生堆积与迟滞现象,并不改变发生堆积的颗粒相的浓度。

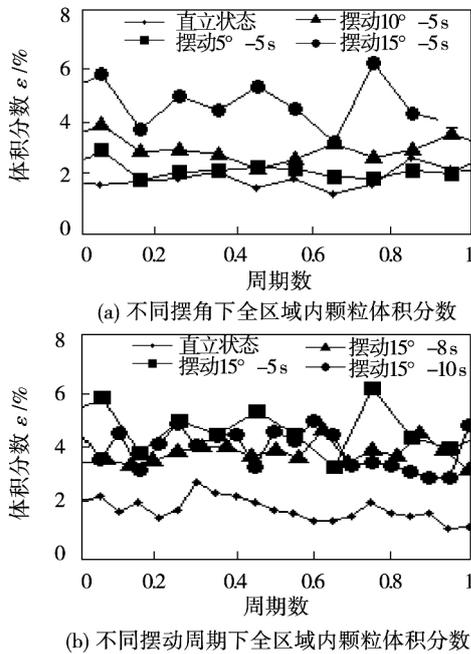


图 7 不同摆动状态下区域内颗粒体积分数
Fig.7 The particle volume fractions under different oscillating states

3 实验结果对照

本研究用于对照实验结果主要来自文献 [7] 的实验装置测试数据,实验装置与仿真三维模型的尺寸相同,实验所用颗粒直径为 0.18 - 0.35 mm 的碳酸钙颗粒,仿真中设置的碳酸钙颗粒直径为 0.25 mm,与实验相对应,且实验中气相进口设置与仿真相同。实验中对颗粒相的浓度测试能力有限,应用单位床高的压力梯度来表示颗粒相浓度的大小,并由文献 [7] 得: $-dp/dz$ 与颗粒相的体积分数成正比。

图 8 (a) 为直立状态下不同床高的床内压力梯度值(单位床高)的仿真与实验结果对比,不同床高下的床内压力梯度(单位床高)的仿真值与实验值无较大差异,这说明当上行床为直立状态时,不同床

高下的颗粒相浓度变化不大,只是在床身底部颗粒相浓度略高,这一现象与文中关于直立状态下颗粒相浓度分布规律的分析相一致。图 8 (b) - 图 8 (d) 则分别表示摆角为 5°、10°、15° 下的不同床高的床内压力梯度值(单位床高)的仿真与实验结果对比,显然仿真值与实验值具有较高的相似度,这证明本研究采用的仿真方法具有较高的可行性。当上行床处于摆动状态时,处于床身底层的颗粒相浓度大于处于床身上部的颗粒相浓度,所以仿真与实验的角度都证明是流化床的摆动使得颗粒相在床身底层的堆积较为严重。

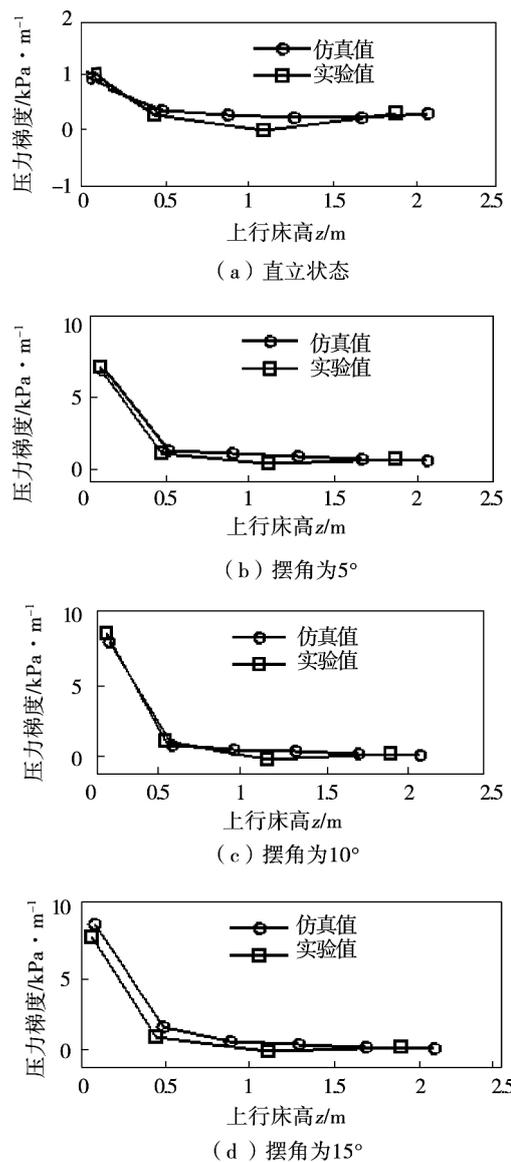


图 8 不同摆角下仿真值与实验值对比
Fig.8 The simulation and experiment values in different oscillating angles

4 结 论

(1) 循环流化床的摆动状态会引起上行床内颗粒相的堆积现象比直立状态严重, 摆动状态下的堆积主要出现在床身底层与壁面附近, 并且摆动使得颗粒相浓度分布随摆动函数规律性变化。

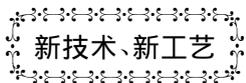
(2) 在摆动状态下, 摆动角度对颗粒相浓度分布与平均速度具有重要的影响, 而摆动周期的变化对颗粒相浓度分布与平均速度的影响不大。

(3) 颗粒相在循环流化床内运动主要受到气相曳力与自身重力作用, 且重力是摆动流化床中颗粒相浓度分布变化的主要因素。

参考文献:

- [1] 蒋敏华, 肖平. 大型循环流化床锅炉技术 [M]. 北京: 中国电力出版社 2009.
JIANG Min-hua, XIAO Ping. Large circulating fluidized bed boiler technology [M]. Beijing: Chinese power press in. 2009: 5.
- [2] 向文国, 徐祥, 肖云汉. 循环流化床上升段流体动力特性数值模拟 [J]. 东南大学学报 (自然科学版) 2005(5): 98-102.
XIANG Wen-guo, XU Xiang, XIAO Yun-han. Fluid dynamics numerical simulation for riser of circulating fluidized bed. Journal of Southeast University (Natural Science Edition), 2005(5): 98-102.
- [3] Z. W. Wang, D. R. Bai, and Y. Jin, Hydrodynamics of concurrent down-flow circulating fluidized bed (CDCFB) [J]. Powder Technology, 1992(70): 271-275.
- [4] Zhang H, Zhu J X, Bergougnou M A. Hydrodynamics in downflow fluidized beds (1): solids concentration profiles and pressure gradient distributions [J]. Chemical engineering science, 1999, 54(22): 5461-5470.
- [5] Tong Zhao, Kai Liu, Hiroyuki Murata, Kazuyoshi Harumi and Masahiro Takei. Experimental and numerical investigation of particle distribution behaviors in a rolling circulating fluidized bed, Powder Technology, Volume 258, pp 38-48 Elsevier
- [6] Wu B, Zhu J X, Briens L, et al. Flow dynamics in a four-inch downer using solids concentration measurements [J]. Powder Technology 2007, 178(3): 187-193.
- [7] Hiroyuki Murata et al. Effects of the ship motion on gas-solid flow and heat transfer in a circulating fluidized bed [J]. Powder Technology 2012, 231: 7-17.
- [8] 张政, 谢灼利. 流体-固体两相流的数值模拟 [J]. 化工学报 2001(1): 1-12.
ZHANG Zheng, XIE Zhuo-li. Numerical simulation of fluid-solid two-phase flows. Journal of Chemical Industry and Engineering (China) 2001(1): 1-12.
- [9] 刘大有. 二相流体动力学 [M]. 北京: 高等教育出版社, 1993.
LIU Da-you. Two-phase fluid dynamics [M]. Higher Education Press. 1993.
- [10] 韩占忠. FLUENT-流体工程仿真计算实例与分析 [M]. 北京: 北京理工大学出版社 2009.
HAN Zhan-zhong. Calculation and analysis of [M]. Beijing FLUENT-simulation: Beijing Institute of Technology press. 2009: 104-106.
- [11] Fluent Inc. FLUENT UESR's Guide [M]. Fluent Inc. 2003.
- [12] 温正. FLUENT 流体计算应用教程 [M]. 北京: 清华大学出版社 2013.
WEN Zheng. FLUENT-CFD Application Tutorial [M]. Beijing: Tsinghua University press 2013.

(姜雪梅 编辑)



新技术、新工艺

DOI:10.16146/j.cnki.rndlgc.2015.05.023

ТП - 87 和 БКЗ - 320 煤粉锅炉按照燃料涡流燃烧工艺的改造

据《Теплоэнергетика》2013 年 6 月刊报道, 俄罗斯科学院西伯利亚分院热物理研究所的专家分析了 ТП - 87 和 БКЗ - 320 煤粉锅炉的技术改造问题。

分析了诺伐克姆诺夫斯克热电厂使用库兹聂次克煤的 ТП - 87 锅炉和霍伐西皮尔斯克第三热电厂使用别列扎务斯克煤的 БКЗ - 320 锅炉技术改造的科学和技术问题。得出结论:

(1) 借助于保留锅炉机组现有的基础结构对热电厂陈旧锅炉进行低费用的技术改造是最正确的改造策略。

(2) 根据物理和数学模拟以及煤长时间燃烧试验的结果, 可以认为 БКЗ - 320 锅炉的改造是最有科学根据的。

为了进行这种改造, 要求保证煤粉两级燃烧工况, 并安装有上、下两排窗口的水冷壁和屏蔽层。

(吉桂明 摘译)

ling flow and studied was the influence of three air distribution modes on the temperature field ,speed field and concentration distribution characteristics in the combustion zone ,namely ,single stage swirling air distribution ,inner once-through and outer swirling dual stage air distribution and single stage once-through air distribution. It has been found that the single stage swirling air distribution mode can achieve a good mixing result and quick ignition ,however ,have a quick temperature attenuation and a speed attenuation after the jet flow ,thus leading to an insufficient rigidity of the jet flow. The mixing effectiveness of the inner once-through and outer swirling dual stage air distribution mode is better than that of the single stage once-through air distribution mode ,having a slow temperature attenuation and a wide-ranging distribution of high temperature zones. Both have a relatively slow speed attenuation of the jet flow and no conspicuous difference. For a gas swirling burner additionally installed with guide blades inside the gas pipe ,when two air annular chambers are adopted and the air distribution mode is the inner once-through and outer swirling dual stage one ,both air and gas mixing effectiveness can be enhanced and a very good jet flow rigidity can be kept ,more suitable for the combustion of low heating value coal bed gases. **Key words:** low heating value coalbed gas ,burner ,air distribution mode ,combustion characteristics ,numerical simulation

摆动循环流化床装置颗粒相分析 = **Analysis of the Particle Phase Inside a Rolling Circulating Fluidized Bed Device** [刊 汉] CHEN Jie ,ZHAO Tong ,LIU Kai (College of Mechanical and Precision Instrument Engineering , Xi'an University of Science and Technology ,Xi'an ,China ,Post Code: 710048) //Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. -2015 ,30(5) . -736 -741

As the exhaust gas treatment devices for marine engines ,the circulating fluidized beds enjoy a comparatively high exhaust gas absorption capacity and heat recovery efficiency. According to the test model and by conducting a numerical simulation and a contrast with the test results by using the software CFD ,the particle phase concentration distribution and particle circulating flow rate when the rising portion of the circulating fluidized bed is rolling with the vessel and in the vertical state were compared and analyzed. The authors have arrived at the following conclusion that compared with a circulating fluidized bed in the vertical state ,the rolling can lead to a relatively serious particle phase deposition on the rising portion of the bed ,such deposition mainly emerges at the bottom of the bed and at places close to the wall surfaces and the concentration distribution will change regularly with the rolling function. In the rolling state ,any change in the rolling angle is regarded as the main cause for changes in the particle phase concentration distribution while changes in the rolling periods exercise no big influence on the particle phase

concentration distribution but the gravity has a relatively conspicuous influence on the particle phase concentration distribution. **Key words:** circulating fluidized bed , gas-solid two-phase flow , rolling , particle phase , concentration distribution

新型卧式相变换热烟气余热回收技术的分析及应用 = **Analysis of a Novel Type Horizontal Phase Change Heat Exchange Waste Heat Recovery Technology and Its Applications** [刊 ,汉] SUN Shao-peng ,HU Qing , NING Yu-qin ,JIANG Wen (Hangzhou Huadian Energy Source Engineering Co. Ltd. ,Hangzhou ,China ,Post Code: 310030) //Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. -2015 30(5) . -742 -744

The authors described a novel type horizontal phase change heat exchange flue gas waste heat recovery technology and expounded its principles and main features. The technology was applied to a 135 MW unit. After the unit had been put into operation ,the flue gas temperature of the boiler declined from 162 °C to 130 °C ,the standard coal consumption of the unit decreased by 3.44 g/(kW • h) and the water quantity saved each year was 30140 tons.

Key words: horizontal phase change ,flue gas waste heat recovery ,economic benefit

锅炉烟气余热回收系统设计计算方法及应用 = **Method for Designing and Calculating a Boiler Flue Gas Waste Heat Recovery System and Its Applications** [刊 ,汉] NING Fang-hua ,WANG Kun (College of Energy Source and Power Engineering ,Central China University of Science and Technology ,Wuhan ,China ,Post Code: 430074) ,ZHANG Huai-quan ,CHENG Kun (Hubei Guozhong Science and Technology Stocks Co. Ltd. ,Wuhan , China ,Post Code: 430074) //Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. -2015 30(5) . -745 -749

A method for designing and calculating a boiler flue gas waste heat recovery system was given. The method in question can be used to conduct a heat transfer calculation and heat utilization design according to relevant characteristics of the flue gases ,characteristics of the fuel and the rated capacity of the boiler. The method was applied to an iron and steel company limited in Sichuan Province. According to the design basic data and operating data provided by the company above mentioned ,two sets of boiler flue gas waste heat recovery system were designed for a 220 t/h boiler and the actual operation results show that the method in question is effective and reliable. **Key words:** flue gas waste heat recovery ,boiler efficiency ,energy saving and emissions reduction ,calculation method