文章编号:1001-2060(2015)04-0575-07

# U – Beam 惯性分离器的三维数值模拟

陈 阳,刘柏谦,谭培来 (北京科技大学机械工程学院,北京100083)

摘 要: 为降低 CFB(循环流化床)锅炉引风机电耗,用商业 软件研究了 U-Beam 惯性分离器的三维流场和气固分离性 能。模拟结果对比后选择了 Reynolds - Stress 模型。研究发 现: U-Beam 顶部存在抑制颗粒分离的顶棚效应; U-Beam 底部存在底部效应强化颗粒分离; U-Beam 气固分离器存 在确定的运行风速,使得分离器压力系数最小; 大部分粉尘 颗粒在前2排 U-Beam 分离下来。模拟结果揭示了 U-Beam 惯性分离器分离效率低的原因是 U-Beam 内具有较 强的湍流波动。

**关 键 词:** U – Beam 惯性分离器; 分离效率; 压力系数; 模拟

中图分类号: TK223.4 文献标识码: A DOI:10.16146/j.cnki.rndlgc.2015.04.019 引言

CFB 燃烧是成熟的洁净煤技术,也是自用电最 高的火力发电技术。

目前,CFB 锅炉节能研究的主要着眼点在改变运行状态和高压风机上<sup>[1-3]</sup>,在研究鼓风机节能时往往忽视了引风机节能。相同锅炉容量和相同燃料下,CFB 锅炉引风机电耗几乎是煤粉锅炉的2倍,其原因是 CFB 锅炉多了旋风分离器。

CFB锅炉发展过程中,曾出现多种高温分离器,如各种炉内分离器、平面流分离器<sup>[4]</sup>、迷宫分离器等。与旋风分离器相比,这些分离器的最大缺点 是分离效率低。

迷宫分离器吸引人的地方是压降低<sup>[8-13]</sup>。东 方锅炉厂进行过工业实践,迷宫分离器工业分离效 率大致为50%-60%<sup>[14]</sup>。本研究采用 Fluent 商业 软件模拟三维迷宫挡条工作过程,旨在提高迷宫分 离效率,降低 CFB 锅炉烟气压降来降低 CFB 锅炉引 风机电耗。

## 1 计算方法

### 1.1 气相数学模型

U-Beam 中存在复杂的各向异性湍流流动。 CFB 锅炉飞灰是微米量级,必须考虑湍流粘性切应 力对烟尘颗粒的作用。图1给出了相同几何和操作 条件下 k-ε 双方程模型、Reynolds – Stress 模型与 实验数据对比<sup>[11]</sup>。虽然两者都能描述分离效率随 烟尘粒径的变化趋势,但 Reynolds – Stress 模型与实 验值的误差小,能更准确的描述颗粒的分离。

Reynolds - Stress 模型控制方程通用形式是:

$$\rho \Big[ \frac{\partial}{\partial x} (v_x \Phi) + \frac{\partial}{\partial y} (v_y \Phi) + \frac{\partial}{\partial z} (v_z \Phi) \Big] - \Big[ \frac{\partial}{\partial x} \Big( \Gamma_{\phi} \frac{\partial \Phi}{\partial x} \Big) + \frac{\partial}{\partial y} \Big( \Gamma_{\phi} \frac{\partial \Phi}{\partial y} \Big) + \frac{\partial}{\partial z} \Big( \Gamma_{\phi} \frac{\partial \Phi}{\partial z} \Big) \Big] = S_{\phi} (1)$$
  
式中:  $\Phi$ —任意变量;  $\Gamma_{\phi}$ —湍流交换系数;  $S_{\phi}$ —气相  
场源项。



- 图1 k- e 双方程模型、Reynolds Stress 模型与实验数据对比<sup>[11]</sup>
- Fig. 1 Comparison of  $k \varepsilon$  model, Reynolds-Stress model and experimental data<sup>[11]</sup>

收稿日期:2014-06-09; 修订日期:2014-07-09

作者简介:陈 阳(1987-),男,山东临沂人,北京科技大学硕士研究生.

#### 表 1 Reynolds-Stress 模型控制方程各项具体含义

Tab. 1 Specific meaning of control equation in Reynolds-Stress model

方程	任意变湍流交换 量 $\phi$ 系数 $\Gamma_{\phi}$		气相场源项 $S_{\phi}$				
连续方程	1	0	0				
X 方向动量	v <sub>x</sub>	$\mu_{ m eff}$	$-\frac{\partial \overline{p}}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu_{\rm eff} \frac{\partial v_x}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \mu_{\rm eff} \frac{\partial v_y}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \mu_{\rm eff} \frac{\partial v_z}{\partial x} \right)$				
Y方向动量	v <sub>y</sub>	$\mu_{ m eff}$	$-\frac{\partial \overline{p}}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu_{\rm eff} \frac{\partial v_x}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \mu_{\rm eff} \frac{\partial v_y}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \mu_{\rm eff} \frac{\partial v_z}{\partial y} \right)$				
Z方向动量	v <sub>z</sub>	$\mu_{ m eff}$	$-\frac{\partial \overline{p}}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu_{\rm eff} \frac{\partial v_x}{\partial z} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \mu_{\rm eff} \frac{\partial v_y}{\partial z} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \mu_{\rm eff} \frac{\partial v_z}{\partial z} \right)$				
湍流动能	K	$\mu_{\rm eff}/\sigma_k$	$G_k - \rho \varepsilon$				
湍流动能 耗散	ε	$\mu_{\rm eff}/\sigma_{\varepsilon}$	$\frac{-\varepsilon}{k}(\ (\ G_{1\varepsilon}G_k-C_{2\varepsilon}\rho\varepsilon)$				

表1中,
$$G = \mu_{\tau} \left\{ 2 \left[ \left( \frac{\partial v_{\tau}}{\partial x_{\tau}} \right)^2 \right] + \left( \frac{\partial v_{\tau}}{\partial x_{\tau}} \right)^2 \right\}$$
一剪切力产  
生项,而 $\mu_{\tau} = C_{\mu} \rho \frac{k^2}{\varepsilon}$ 一湍流粘性系数, $\mu_{\text{eff}} = \mu_{\tau} + \mu$ 一

有效粘性系数。

## 1.2 颗粒相数学模型

采用随机轨道模型计算颗粒相运动, Euler(空间坐标或固定坐标)坐标计算连续相速度, Lagrangian(物质或随体坐标)坐标计算单个颗粒轨迹, 对颗 粒轨迹进行统计分析, 得出颗粒的整体运动轨迹。

由于 $\rho_{\rm p}/\rho_{\rm air} > 10^3$ , 气流中的颗粒可只考虑颗粒 曳力和重力<sup>[15]</sup>。按牛顿第二定律有:

$$\frac{\mathrm{d}\,\overline{v_{\mathrm{p}}}}{\mathrm{d}t} = C_{\mathrm{D}}\rho_{\mathrm{g}}A_{\mathrm{p}}\frac{|v_{\mathrm{g}} - v_{\mathrm{p}}|}{2}(v_{\mathrm{g}} - v_{\mathrm{p}}) + \frac{g(\rho_{\mathrm{p}} - \rho_{\mathrm{g}})}{\rho_{\mathrm{p}}}$$
(2)

式中:  $C_{\rm D}$ 一颗粒运动阻力系数;  $A_{\rm p}$ 一颗粒迎风面积, m<sup>2</sup>; 湍流情况下,阻力计算为<sup>[16]</sup>:

$$C_{\rm D} = \begin{cases} \frac{24}{Re_{\rm p}} & (Re_{\rm p} < 1) \\ \frac{24}{Re_{\rm p}} \left(1 + \frac{1}{6}Re_{\rm p}^{2/3}\right) & (1 \le Re_{\rm p} \le 1000) \\ 0.44 & (Re_{\rm p} > 1\ 000) \end{cases}$$

式中: $Re_p$ 一颗粒相对运动雷诺数, $Re_p = \frac{|v_g - v_p|}{\gamma} d_p$ 。

U-Beam 强湍流流场中,颗粒相受到连续相气 体各个方向上的脉动影响,颗粒轨迹需要修正。将 气流瞬时速度 vg 分为时均值 vg 和脉动值 vg, 即:

$$v_{\rm g} = \overline{v_{\rm g}} + v_{\rm g}^{\prime} \tag{4}$$

式中:  $\overline{v_g}$ 由气相 Reynolds – Stress 模型求得,脉动速度 $\overline{v_g}$ 则采用随机傅里叶数来计算。整理后可得:

$$\begin{cases} \frac{dv_{px}}{dt} = \frac{1}{\tau} (\overline{v_{gx}} + v'_{gx} - v_{px}) \\ \frac{dv_{py}}{dt} = \frac{1}{\tau} (\overline{v_{gx}} + v'_{gy} - v_{py}) \\ \frac{dv_{pz}}{dt} = \frac{1}{\tau} (\overline{v_{gx}} + v'_{gz} - v_{pz} + \frac{g(\rho_{p} - \rho_{g})}{\rho_{p}}) \end{cases}$$
(5)

式中: $\tau$ 一颗粒弛豫时间, $\tau = \rho_{\rm p} d_{\rm p}^2 / (18 \mu f)$ 。

1.3 几何模型

图 2 为 U - Beam 水平截面。右侧入口截面为 矩形 346 mm × 300 mm, 有效烟道长度 1 000 mm; U - Beam 结构如图 3 所示, U - Beam 底宽 a = 43.25 mm, 侧宽 b = 86.5 mm, 高为 300 mm; U - Beam 纵 向截距 $S_1 = 2a$ , 横向截距 $S_2 = 1.5b$ , 分离主体由 4 排槽管组成。分离器底部封闭,仅有 U-Beam 底部 开口作为落灰口。烟道入口采用速度(velocity - inlet) 边界条件, 湍流强度为 10%, 水力直径 321.36 mm; 烟道出口和落灰口采用压力(pressure - outlet) 边界条件,离散相在烟道出口为逃逸(escape)边界 条件,落灰口为陷阱(trap)边界条件;壁面为标准壁 面函数,无滑移,颗粒与 U-Beam 撞击壁面为反弹 (reflect)边界条件。为便于分析,标定位置1、 2.....13、14,见图 2 中 × 号标示和图 3。选取图 2 对称轴一侧几何体为计算域,节省计算内存。建立 三维几何模型并划分六面体结构网格,槽管密集区 加密,网格总数826075。





## 2 结果及分析

# 2.1 空间流动

图 4(a) 为图 2 轴对称截面气体速度等值线和

(3)

矢量分布图,图4(b)为空间颗粒轨迹图(右侧标尺 为颗粒速度,单位 m/s)。图4(a)是第1排和第3 排 U-Beam 的剖面图。气流进入 U-Beam 后,正 面气流受到 U-Beam 壁面阻碍速度迅速衰减,形成 颗粒分离区。U-Beam 背面气流沿主气流流向速 度迅速增大; 大部分气流溢流出槽管进入下排 U-Beam 间的空隙,此处狭窄通道为喷射区,气流速度 大,流动稳定。U-Beam 顶部出现密集速度等值 线,说明顶端出现顶棚效应: U - Beam 顶端气体旋 转,颗粒进入 U-Beam 被气流裹挟一同旋转;随着 烟气不断流入,U-Beam 内烟气裹挟颗粒由管壁侧 面流出,说明顶棚效应不利于颗粒分离。U-Beam 中部位置,烟气在槽管内速度低,上游颗粒靠惯性穿 过气体滞止区撞到 U-Beam,大部分颗粒在此处分 离。U-Beam 底部开口处气流携带 U-Beam 分离 下来的颗粒稳定流出,称之为底部效应。



图 3 U – Beam 结构 Fig. 3 U – Beam structure

由图 4(a) 可知,第1 排管束的底部效应强于第 3 排,因为第1 排管束底端压力大于第3 排管束底 端压力,如图 9 所示。增加 U – Beam 排数底部效应 依次减弱,U – Beam 高度大于 300 mm 时的底部效 应有待进一步研究。图 4(b) 为粒径 50 μm 颗粒的 空间轨迹;颗粒进入 U – Beam 后在烟道顶端旋转运 动,大部分颗粒在中部位置撞击下落,由落灰口流 出;由图可知,大部分颗粒在前2排U-Beam 被分 离下来,少部分颗粒在后2排分离下来。图5为轴 对称截面流线分布图,给出U-Beam 密集区的流动 结构和气流旋转分布,验证了图4流场流动。





阻力是分离器性能的重要参数。图 6 为入口烟 气流速 4 m/s 时水平截面(y=100 mm)的压力等值 线和压力云图。可以看出,沿主气流方向气流压力 依次递减,管槽内部沿主流方向压力依次递增。随 着槽管排数的增加,烟尘颗粒分离效率增大,同时系 统压降也进一步增大。为进一步说明系统压降,采 用无量纲化压力系数<sup>[15]</sup>:

$$C_{p} = \Delta P / (0.5\rho u_{0}^{2})$$
 (6)

图 7(a) 为4 排 U – Beam 的系统压降随来流速 度的变化(a = 43.25 mm, b/a = 2.0, S<sub>1</sub> = 2a, S<sub>2</sub> = 1.5b, C = 0.35 kg/m<sup>3</sup>)。由图可知,随着入口烟速增 大,系统压降逐渐增大,速度由4 m/s 增至5 m/s 时,压降由 227 Pa 急剧增至922 Pa。而系统压力系 数呈现先减小后增加趋势。说明 U – Beam 存在一 个速度和压降适中的恰当流量。图 7(b) 为系统压 降与 U – Beam 排数关系图( $a = 36 \text{ mm}, b/a = 1.1, S_1$  $= 2a, S_2 = 1.5b, v_0 = 4 \text{ m/s}, C = 1.0 \text{ kg/m}^3$ ),排数由 1 增至 6,系统压降和压力系数近似呈线性增加。说 明 U – Beam 排数增加使得系统压降增大,分离效率 和系统压降是一对矛盾体。图 7(c) 为系统压降与 颗粒浓度关系图( $a = 36 \text{ mm}, b/a = 1.1, S_1 = 2a, S_2$  $= 1.5b, v_0 = 4 \text{ m/s}, 4 排 U – Beam$ ),随着颗粒浓度 增加系统压降和压力系数近似呈线性增加,说明高 浓度颗粒增强了气体的湍流强度,使得系统压降 增大。







图 6 水平截面压力等值线与云图 Fig. 6 Equivalent line&nephogram of horizontal section pressure



gas velocity and U beam rows

图 8 为轴对称截面烟尘颗粒浓度云图。第 1 排 槽管前端底部飞灰颗粒浓度较高,说明未被 U – Beam 影响的流域烟尘颗粒在自身重力作用下沉降 并聚集在底部; U – Beam 上部受顶棚效应的影响, 旋转气流夹带 U – Beam 内的颗粒由槽管的侧壁溢 出。颗粒浓度云图也验证了图 4 的分析; U – Beam 中部和下部颗粒浓度高,是主要的颗粒分离区,下落 颗粒由底部出口流出。



图 8 轴对称截面颗粒浓度云图(mg/cm<sup>3</sup>) Fig. 8 Axial symmetric distribution of particle concentration(mg/cm<sup>3</sup>)

图 9 为烟道 3 个不同水平高度(y = 100 mm, y= 0 mm, y = -100 mm) 截面内中轴线上 2*P*/( $\rho u_0^2$ ) 和  $u/u_0$  随坐标的变化。流动方向不同高度 2*P*/ ( $\rho u_0^2$ ) 和  $u/u_0$  曲线波浪状起伏,说明错列布置 U – Beam 引起周期性波动,不同高度截面也存在交替 震荡。

图9的压力系数曲线反映了烟道不同位置的压力变化。U-Beam引起周期性变化,使压力分布也具有周期性特征,压力沿流向大致呈降低趋势;图9(a)中,压力系数存在极强的负值,已经形成了回流,证明了U-Beam顶部的顶风效应。从3幅图中可以看到当*u/u*<sub>0</sub>曲线达到低谷状态时,压力系数曲线开始提升并达到极大值。说明压力系数曲线单调递增时,*u/u*<sub>0</sub>曲线单调递减。进一步发现,*u*<sub>0</sub>=1m/s时压力系数最大,*u*<sub>0</sub>=3m/s时压力系数最小,可以认为压力系数不随烟气速度的增大而增大,特定结构的U-Beam存在使系统压力系数最小的烟气速度。

图 10 为 U – Beam 不同位置的湍流强度。横轴 为湍流强度,纵轴为 U – Beam 垂直方向坐标。1,2, 10,13 曲线顶端出现较大湍流强度值,气流在 U – Beam 顶端出现强湍流运动,证明 U – Beam 上端的 顶棚效应;第3 排内的 10 曲线湍流强度数量级达到 最大,是由前2 排 U – Beam 对气流的折转造成的, 气流到达第3 排 U – Beam 内湍流强度达到最大值, 流出第3 排后开始衰落。3,4,7,8 曲线的中下部出 现波动,这是由于 3,4,7,8 在 U – Beam 内,是主要 的颗粒分离区,被分离下来的颗粒在下落过程中带动周围的气体产生脉动,造成湍流强度曲线波动。 10,13 同样在 U-Beam 内,然而 10 曲线和 13 曲线 中下部并没有出现像前 2 排 U-Beam 内的摆动曲 线,说明前两排 U-Beam 对颗粒分离起主要作用: 大部分颗粒在前 2 排 U-Beam 内被分离下来,后 2 排 U-Beam 的颗粒减少,颗粒对气流的扰动减弱。 因此 10 曲线和 13 曲线中下部相对平滑。





5,6,9,11,12 位于 U – Beam 的背部,气流回流 主要发生在 U – Beam 背部;5、6、9 曲线上部出现强 湍流,11、12 曲线下部出现强湍流,说明沿着主气流 在 U – Beam 背部的回流有向下趋势,这一现象有待 进一步研究。14 曲线最平滑,这是由于颗粒经过前 3 排 U – Beam 绝大部分被分离下来,进入第4 排 U – Beam 的颗粒浓度大幅减小,颗粒对气流的扰动也 大幅减小,气流湍流强度维持在较小值。图 10 各分 图还画出同一位置不同来流速度的湍流强度值。可 见第 1 排 U – Beam 附近 5 m/s 的湍流强度要远大 于 1 和 3 m/s 的湍流强度,说明低来流速度更容易 受壁面阻碍。但在主流方向,湍流强度增加幅度正 比于来流速度增加幅度。



图 10 U – Beam 内部垂直方向湍流强度分布 Fig. 10 Turbulent distribution in vertical direction of U – Beam

# 3 结 论

(1)用 Reynolds – Stress 模型计算 U – Beam 惯性分离器,计算数据与实验数据吻合程度高,说明
 Reynolds – Stress 模型能较好地计算 U – Beam 惯性分离器。

(2) U-Beam 顶端的顶棚效应,造成气流涡旋运动,降低了颗粒与壁面的碰撞,顶棚效应不利于烟尘颗粒分离。

(3) U – Beam 底部效应使气流既能夹带主气 流颗粒又能卷吸 U – Beam 上部分离的颗粒,提高了 分离效率。

(4) U – Beam 的系统压降随来流速度增加而 增加,压力系数随来流速度增加先减小后增大,特定 结构的 U – Beam 存在确定的来流速度使得系统压 力系数最小。 (5) U-Beam 惯性分离器中,前2排管束起主要的分离作用。

## 参考文献:

[1] 岳光溪. 循环流化床燃烧技术的发展与展望[C]// 第一届中 国循环流化床燃烧理论与技术学术会议论文集. 海口,2007: 124-129.

YUE Guang-xi. Development and Prospect of CFB combustion technology [C] // Proceedings of the first session of the China CFB Combustion theory and technology meeting. Haikou, 2007: 124 -129.

- [2] 杨海瑞,吕俊复,岳光溪. 循环流化床锅炉的设计理论与设计参数的确定[J]. 动力工程,2006,26(1):42-49.
  YANG Hai-rui,LV Jun-fu,YUE Guang-xi. Design theory of circulating fluidized bed boilers and determination of the design parameters [J]. Journal of Power Engineering,2006,26(1):42-49.
- [3] 廖 鹏,兰春明,王正阳. 浅析 300 MW 循环流化床机组降低厂 用电率的措施[J]. 锅炉技术, 2009,40(1): 38-41.
   LIAO Peng, LAN Chun-ming, WANG Zheng-yang. Measurements of reducing the auxiliary power consumption rate for 300 MW CFB

boilers [J]. Boiler Technology, 2009, 40(1): 38 - 41.

- [4] 林 江,张振杰,张绪祎,等. 平面流分离器入口段内的气固流动[J]. 华北电力技术, 1994(1) 33 39.
  LIN Jiang,ZHANG Zhen-jie,ZHANG Xu-wei, et al. Gas-solid flow in the inlet section of the planar separator [J]. North China Electric Power, 1994, 1: 33 39.
- [5] 李宏伟,韩海波,王 浚,等.大型砂尘试验系统U形惯性分离器性能研究[J]. 兵工学报,2011,32(2):225-229.
  LI Hong-wei, HAN Hai-bo, WANG Jun, et al. Research on performance of U-figure inertia separator in sand and dust test system [J]. Acta Armamentarii,2011,32(2):225-229.
- [6] 王海刚,刘 石,姜 凡.惯性分离器内气固两相流雷诺应力数值模拟[J].热能动力工程,2004,19(4):381-384.
  WANG Hai-gang, LIU Shi, JIANG Fan. Reynolds-stress numerical simulation of gas-solid flow in the inertial separators [J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, 2004, 19(4): 381-384.
- [7] 严建华,李晓东,倪明江,等. 循环流化床惯性分离器内气固两相流动的数值模拟[J]. 动力工程,1996,16(2):25-30.
   YAN Jian-hua,LI Xiao-dong,NI Ming-jiang, et al. Numerical simulation of gas-solid flow in the CFB inertial separators [J]. Journal of Power Engineering,1996,16(2):25-30.
- [8] Berlin F. CFB boilers solid system with in-furnace particle separator [C] // Proceedings of the 10<sup>th</sup> international conference on FBC. San Francisco, California, 1991: 187 – 294.
- [9] Baskakov A P, Mudrechenko A V, et al. Modeling of U-beam Separator [J]. Powder Technology, 2008, 107(2000): 84 – 92.
- [10] 张永照,李荫堂. 冲击式槽型管惯性分离器的式验研究 [J]. 动力工程,1989(6):9-14.
  ZHANG Yong-zhao,LI Yin-tang. Experimental research on impact type inertia separator [J]. Journal of Power Engineering,1989,6: 9-14.
- [11] 富震宗,刘柏谦.用于循环流化床的迷宫分离的冷态试验研

究[C]// 第五届全国流态化会议论文集. 北京, 1990: 456 - 463.

FU Zhen-zong, LIU Bai-qian. The cold experimental research of labyrinth separator in CFB [J] //Proceedings of the fifth national conference on fluidization. Beijing, 1990: 456 - 463.

- [12] 何伟才,张予栋,王怀彬,等.低倍率循环流化床槽型惯性分离器的试验研究[J].热能动力工程,1993,8(3):143-167.
  HE Wei-cai,ZHANG Yu-dong,WANG Huai-bin, et al. An experimental study of a channel type inertial separator for low circulation fluidized beds [J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power,1993,8(3):143-167.
- [13] 岑可法, 倪明江, 严建华, 等. 气固分离理论及技术 [M]. 杭州:浙江大学出版社, 1990.
  CEN Ke-fa, NI Ming-jiang, YAN Jian-hua, et al. Gas-solid separation theory and technology [M]. Hangzhou: Zhejiang University Press, 1990.
- [14] 何佩敖.开发循环流化床锅炉的新型分离[J]. 热能动力工程,1993,8(5): 227-234.
  HE Pei-ao. The reach and development of a new type of separator for a circulating fluidized bed boiler [J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power,1993,8(5): 227-234.
- [15] 陈丽华,樊建人,岑可法.U型槽管束惯性分离器内流体动力
   特性的数值试验研究[J].动力工程,2002,22(5): 1936
   1940.

CHEN Li-hua, FAN Jian-ren, CEN Ke-fa. Numerical study of the hydrodynamics properties of U-Beam inertial separator [J]. Journal of Power Engineering, 2002, 22(5): 1936 – 1940.

[16] Zhu H P, Zhou Z Y, Yang R Y, et al. Discrete particle simulation of particulate systems: Theoretical developments [J]. Chemical Engineering Science, 2007, 62: 3378 – 3396.

(姜雪梅 编辑)

航改型 Trent 60 燃气轮机用于阿联酋海上油气作业

DOI:10.16146/j.cnki.rndlgc.2015.04.020

据《Diesel & Gas Turbine Worldwide》2014年1-2月刊报道, Rolls-Royce 公司将供应5台航改型 Trent 60 燃气轮机发电机组,每台最大输出功率为66 MW, 用来驱动在阿拉伯联合西半酋长国的 SARB(Saten Al-Rozboot) 海上项目的海上生产平台和石油 & 天然气加工设备。

推出	ISO 基本负荷额	热耗率	效率	流量	涡轮转速	排气温度	大约尺寸	说明	
年份	定功率/kW	kJ/kWh	%	kg/s	r/min	°C	$L\times W\times H/m$		
2001	61 210	8 786	41.0	168	3 600	433	26.5×4.6×18.9	喷水	

Trent 60 WLE 湿式低排放燃气轮机简单循环的技术规范和额定性能:

(吉桂明 摘译)

This paper, based on self-designed fluidized bed experimental platform, aiming to collect the pressure fluctuation signals at entrance of the hood, analyzes the muti-fractal spectrums of pressure fluctuation signals. It can be obtained that when the air mass flow is constant, with the increase of static bed height, the state of fluidized bed is more and more stable. Combine multi-fractal spectrum with the ensemble empirical mode decomposition (EEMD), the pressure fluctuation signals under different conditions are analyzed. The results reveal that: after the reconstruction of phase space, the intrinsic mode functions of multi-fractal spectrum can well characterize the features of pressure fluctuation in fluidized bed, which is important for a deeper understanding of the flow characteristics in fluid-ized bed. **Key words**: gas-solid two-phase flow, the phase space reconstruction, ensemble empirical mode decomposition, multi-fractal spectrum

U-Beam 惯性分离器的三维数值模拟 = 3D Numerical Simulation of U-Beam Inertia Separator [刊,汉] CHEN Yang, LIU Bai-qian, TAN Pei-lai (School of Mechanical Engineering, University of Science and Technology Beijing, China, Post Code: 100083) //Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. -2015, 30(4). -570-574

3D Flow field and gas-solid separation performance of U-Beam inertia separator has been simulated with commercial software in order to decrease power consumption of CFB boiler induced-draft fan. Reynolds-Stress model is selected after comparing the results of 3D simulation, which shows as followings. There is a upwind effect at upper part of U-Beam; There is a bottom effect enhancing particle separation; There is a certain operation air speed in U-Beam gas-solid separator that gives the lowest pressure coefficient; Most of dust particle has been separated from the first 2 row U-Beam. These results reveal that the reason why U-Beam inertia separator has the lower separating efficiency is due to a stronger turbulent fluctuation within U-Beam. **Key words**: U-Beam inertia separator, separating efficiency, pressure coefficient, simulation

高温预混燃烧对湍流积分尺度影响的 PIV 研究 = PIV Study on Effect of High Temperature Premixed Combustion on Turbulence Integral Scale [刊,汉] GONG Zhi-jun, CHEN Wei-peng, WU Wen-fei(Key Laboratory of Integrated Exploitation of Bayan Obo Multi-Metal Resources, Inner Mongolia University of Science and Technology, Baotou, China, Post Code: 014010) //Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2015, 30(4). - 575 - 581