

煤粉浓缩器内气固两相流动特性的数值模拟*

孙锐 孙绍增 李争起 高继慧 吴少华 秦裕琨

(哈尔滨工业大学能源科学与工程学院 哈尔滨 150001)

摘要: 利用气固两相计算模型(IPSA 模型), 对水平浓淡煤粉燃烧器关键部件——百叶窗煤粉浓缩器内部压力、速度、浓度场进行了数值模拟, 得出了浓缩器内气固两相流动规律, 进一步分析了浓缩器的煤粉浓缩机理。计算结果表明, 在浓缩器叶片上部出现高煤粉浓度的带状结构, 并且在浓侧出口中心位置的煤粉浓缩带内, 形成局部的煤粉高浓度区域, 这是百叶窗式煤粉浓缩器的主要特点, 与试验研究中观察到的气固两相流动现象一致。同时在不同分流挡板开度 k 下对煤粉浓缩器内部流动进行了数值模拟, 得到了浓缩器性能参数, 给出其变化趋势, 与试验结果对比吻合较好。

关键词: 煤粉浓淡燃烧 气固两相流 数值模拟

中图分类号: TK224

0 前言

水平浓缩煤粉燃烧技术^[1]是通过装在一次风管道上的高浓缩比的煤粉浓缩器使一次风分成水平方向上的浓淡两股气流, 其中一股气流含有高浓度的煤粉颗粒, 另一股气流煤粉浓度较低, 以空气为主。这样两股气流以一定夹角, 从炉膛一角切向喷入炉膛内。利用浓淡气流的煤粉浓度分布特点, 及二次风气流适时混入, 这种四角切向煤粉燃烧技术具有高效、稳燃、防结渣、防高温腐蚀和低污染的特性, 取得了广泛的应用^[2~3]。保证理想的一次风出口动量、合适气流流量和煤粉浓度分配的关键设备是煤粉浓缩器^[4]。煤粉气流在进入燃烧器之前可采用多种气固浓缩方式, 如前苏联采用的细管道高浓度输粉技术(煤粉浓度高达 40~50 kg/kg), FOSTER WHEELER 公司采用旋流返转式浓缩器用于 W 型火焰炉的燃烧器上^[5], 日本石川岛播磨公司(IHI)研制的 WR 型旋流燃烧器采用了一种卧式旋风分离器^[6], 美国 CE 公司 WR 型燃烧器^[5]、日本三菱重工业株式会社(MHI)的 PM 燃烧器^[5]以及 B&W 公司的 PAX 型旋流煤粉燃烧器^[7]采用了弯头惯性分离的弯管式浓缩器, 此外还有在煤粉管道内加装挡块, 利用煤粉颗粒碰撞挡块反弹产生浓淡分离。而目前国内煤粉浓缩装置中应有较广泛、浓缩效果良好、运行可靠调节方便的是百叶窗式煤粉浓缩器。

百叶窗浓缩器的浓缩原理是煤粉气流以一定的速度进入浓缩器后, 煤粉颗粒被叶片碰撞和阻挡,

除一部分随气流改变方向穿过百叶栅叶片间隙进入淡煤粉一侧之外, 其余很大一部分煤粉颗粒被主流气流带走, 进入浓一次风一侧, 在百叶栅叶片两侧形成了浓淡两股煤粉气流, 达到浓淡分离的目的。百叶窗浓缩器结构简单、流动阻力损失小、浓淡分离性能调节方便, 适用于燃用各种煤质, 目前已应用于燃用无烟煤、贫煤、烟煤和褐煤不同容量锅炉的燃烧设备上^[3]。百叶窗浓缩器是水平浓淡燃烧技术中关键的设备之一, 如果气固分离特性不理想, 就会出现浓淡之间混合不好、浓侧水冷壁高温腐蚀、燃烧器喷口结渣和烧损等问题, 因此对浓缩器内气固流动特性的理论和试验研究, 对得到最佳煤粉浓度, 实现合理的“风包粉”炉内空气动力场具有重要意义。近年来, 随着计算流体动力学(CFD)的迅猛发展, 对于一些复杂几何形状下无法得到分析解的两相流动问题, 常采用数值计算方法来弥补理论分析和试验测量的不足, 进一步深入研究两相流动及分离的机理^[8]。关于百叶窗煤粉浓缩器的气固流动特性已有了一些工作^[9~12], 参考文献中采用了流场模化方法进行试验得出优化的结构特性参数, 并采用颗粒随机轨道模型统计得出浓缩器内部煤粉浓度分布及气固分离特性。在以上工作基础上利用气固连续相计算模型对百叶窗浓缩器内部的气固流动进行计算求解, 并就分流挡板开度的变化对百叶窗煤粉浓缩器特性的影响进行研究。

1 百叶窗煤粉浓缩器结构、性能参数

图 1 是百叶窗浓缩器结构示意图。设计准则由下列量纲一的结构参数确定。叶片间距比: $d=x/b$

* 国家电力公司重点科技项目(KJ-02-16)。20030214 收到初稿, 20030603 收到修改稿

$\cos\alpha$), 叶片遮盖度: $w=s/(b\sin\alpha)$, 叶片组阻塞比: $z=h/a$, 分流挡板开度: $k=m/a$, 分体长度比: $f=l/a$, 流挡板首端与末级叶片末端相对高度比^[9,12]: $k_{db}=(a-m-h)/a$ 。

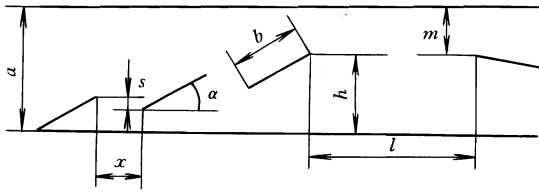


图 1 百叶窗浓缩器结构图

a —浓缩器宽度 b —叶片长度 α —叶片倾角 x —叶片间距
 s —叶片遮盖度 l —分体长度 m —挡板开度 h —阻塞高度 n —叶片数

从工程应用的角度, 百叶窗浓缩器的性能可由以下几个性能参数来衡量。对于浓缩器内部固相浓度分布采用了单位质量空气含多少公斤煤粉颗粒来描述。

$$\text{浓淡风比} \quad R_1 = \frac{q_{V1}}{q_{V2}} \quad (1)$$

式中 q_{V1} ——浓侧出口气流体积流量
 q_{V2} ——淡侧出口气流体积流量

$$\text{总阻力系数} \quad D = \frac{2\Delta p_j}{\rho u_{in}^2} \quad (2)$$

式中 Δp_j ——浓缩器进出口静压差
 $\rho u_{in}^2/2$ ——气流入口动压

$$\text{平均浓缩率} \quad R_2 = \frac{C_2}{C_1} \quad (3)$$

式中 C_2 ——浓侧出口平均煤粉浓度
 C_1 ——入口平均煤粉浓度

浓淡风比反映浓淡两侧空气流量分配的均匀程度, R_1 过大, 浓侧气流流量过大, 将稀释浓缩器的浓缩效果。浓缩器结构上应保证浓淡风比适当, 一般在 $R_1=1$ 较好。平均浓缩率反映了煤粉浓缩器对煤粉气流中颗粒浓度提高作用的强弱。存在平均浓缩率和局部浓缩率之分, 局部浓缩率是指流场内某个位置上的煤粉浓度与入口平均煤粉浓度的比值, 可反映出煤粉颗粒局部浓度提高的程度。

2 数值计算方法

采用了气固连续相计算模型 IPSA 模型 (Inter-phase slip algorithm model)^[8]进行数值模拟, 相比颗粒随机轨道模型, 连续相模型较容易得出固相在空间的浓度分布。气固连续相模型还包括无滑移模型、 $k-\varepsilon-k_p$ 模型、统一二阶矩(USM)模型等^[13,14],

但以上模型或是对气固速度滑移特性描述不够完备, 或是模型较复杂, 工程上应用有待进一步开发。而 IPSA 模型具有滑移模型的特点, 同时采用相间和相内扩散系数来反映气固之间湍流作用, 因此简便易行。模型对气固介质分两相处理, 分别采用连续相介质控制方程进行描述, 两相介质均分别由其速度 u_i (i —第 i 相介质)、体积浓度 r_i (单位体积内第 i 相介质所占体积分数)、温度 t_i 、化学组分、湍流参数和压力等参量来描述, 各个待求应变变量可写出其控制方程, 联立求解。两相间的相互作用包括质量、动量、能量传递, 动量传递是由颗粒相和气相之间的气动阻力来确定, 由球形颗粒标准阻力系数公式给出, 而质量和能量传递则可与动量传递相类比的方法通过试验得出其传递系数, 进而定量地描述其传递过程^[8]。

连续相介质的体积分数 r_i 控制方程为

$$d(r_i \rho_i)/dt + \text{div}(r_i \rho_i u_i - \Gamma_{ri} \text{grad}(r_i)) = m_{ji} \quad (4)$$

式中 ρ_i ——第 i 相的真实密度

Γ_{ri} ——第 i 相的相扩散系数

m_{ji} ——第 j 相向第 i 相的净质量流率

任一相参数的特性参数 ϕ_i 控制方程为

$$d(r_i \rho_i \phi_i)/dt + \text{div}(r_i \rho_i u_i \phi_i - r_i \Gamma_{\phi i} \text{grad}(\phi_i) - \phi_i \Gamma_{ri} \text{grad}(r_i)) = S_i + S_{ip} \quad (5)$$

式中 $\Gamma_{\phi i}$ ——相内扩散系数

S_i ——相内作用源项

S_{ip} ——相间作用源项

两相间动量传递是由颗粒相和气相之间的气动阻力产生, 其相间作用力为

$$F = \frac{3r_1}{4D_p} \rho_1 C_d |u_1 - u_2| \quad (6)$$

式中 C_d ——阻力系数

C_d 由球形颗粒的标准阻力系数公式给出

$$C_d = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) \quad (7)$$

式中 Re ——气固两相间相对滑移速度求得的雷诺数

$$Re = \frac{\rho_1 D_p}{\mu_1} |u_1 - u_2| \quad (8)$$

式中 ρ_1 ——气相密度

D_p ——球形颗粒平均直径

μ_1 ——气相动力粘度

对于颗粒的湍流弥散过程采用湍流 Prandtl 数的梯度扩散假设来模拟, 湍流 Prandtl 数可表示为

$$Pr = (1 + 1.275 |u_1 - u_2|^2 / \kappa)^{0.5} \quad (9)$$

式中 Pr ——湍流 Prandtl 数

κ ——湍流动能

计算采用二维交错结构化网格,浓缩器高度 z 方向只取一个网格,长度 x 和宽度 y 方向自然网格节点分别为 200×66 个,气相采用了 $k-\epsilon$ 方程湍流模型,固壁边界条件,采用了 PHOENICS 3.4 程序包进行计算,迭代了 5 000 步后收敛,出入口固相流量相对偏差 2.7%。计算采用入口及物性参数如下表。

表 计算模型采用入口参数和两相物性参数

两相混合物入口速度	入口煤粉浓度	两相混合物温度	煤粉颗粒平均粒径	煤粉颗粒材料密度
$u_{in}/(m \cdot s^{-1})$	$C_1/(kg \cdot kg^{-1})$	$\theta/^\circ C$	$D_p/\mu m$	$\rho_2/(kg \cdot m^{-3})$
21.1	0.51	244.0	45.0	1 300.0

3 计算结果及分析

3.1 叶片倾角为 30° 下气固两相流场

计算得出的静压分布如图 2。可见,浓缩器内在长度方向上压力分布是不均匀的,入口处在叶片根部出现静压最大值,这一区域气流速度由于叶片阻挡迅速减速,动能转化为静压形成高压区。在叶片上部(浓侧),压力沿宽度方向分布较均匀,并且沿流动方向依次递减,四片叶片表面由于流体减速形成高压区。在叶片下部(淡侧),四只叶片后部均存在一个负压区(或反压力梯度区域),这是由于叶片起到阻挡来流的作用在其背面形成涡流,较大的负压区会缩小流体从浓侧向淡侧的流动通道,增加浓淡两侧气流流量的不平衡性,并增加浓缩器的总阻力,对浓缩器性能有重要影响。受叶片背面负压区的影响,气固两相流体从叶片之间很窄的间隙流入淡侧,叶片之间的间隙为高压梯度区域,此处气流速度较高,以保证浓淡两侧气流流量平衡,也将携带煤粉颗粒进入淡侧。浓缩器的从入口方向第四级叶片末端(即喉口)处保持着较大的压力和压力梯度,浓淡分隔挡板两侧压力相差 200 Pa 左右。分隔挡板后,浓侧静压低,淡侧静压高,表明浓侧高速气流逐渐减速,而淡侧气流流速较低并逐渐加速,两侧出现很大的压力不平衡。计算得出在两相流动条件下,浓缩器进、出口截面平均总压力损失为 321.8 Pa,阻力系数为 2.12。而在无固相的气体单相条件下,计算浓缩器总的压力损失为 198 Pa,阻力系数为 1.54。可见在投入煤粉颗粒后,浓缩器总阻力提高 124 Pa。

由浓缩器内气相速度分布(如图 3)可见,在四级叶片背面均存在椭圆形的小速度回流区域,由于涡流为叶片阻挡形成,叶片长度对涡流区的范围有较大影响,中间两级叶片的回流区范围较大,椭圆

短轴长度与叶片在气流流动的垂直方向投影长度相当,沿流动方向第一级和末一级叶片后回流区较小,叶片之间的气流通道是气流高速通过的区域,并且是高速梯度区域,这一现象与试验中观察到的结果相符^[9,12]。小回流区的存在是浓缩器阻力的直接来源,同时它的范围也改变了浓侧向淡侧流道的宽度,对浓缩效果和浓淡气流分配均有较大影响。接近浓淡喷口出口位置,淡侧喷口内气流速度分布较均匀,而浓侧由于喉口叶片的作用,高速区域集中在靠近浓侧壁面附近,形成刚性较强的浓侧气流。另外,各个叶片上表面、浓侧喉口均存在气固两相高速区同时也是煤粉高浓度区,浓缩器结构材料受到高速含粉气流强烈冲刷,工作条件极为恶劣,需要在防磨损措施上采取特殊技术加以解决。计算得到浓淡喷口之间浓淡风比为 1.03,浓淡气流流量分配均匀。气固之间相对滑移速度的分布如图 4,可见四叶片上表面和叶片之间空隙处是气固两相速度滑移最大的区域,在这些位置由于颗粒与叶片碰撞偏转惯性与气相不同,颗粒惯性大,与气相发生分离偏析,大部分颗粒转入煤粉浓缩器浓侧区域,达到煤粉浓缩的目的。而浓缩器入口和出口处由于均存在一段颗粒的加速段,气固滑移很小了。要提高煤粉浓缩器的浓缩效果,必须采用特殊结构提高叶片周围区域气固滑移速度,达到更高的浓缩率。

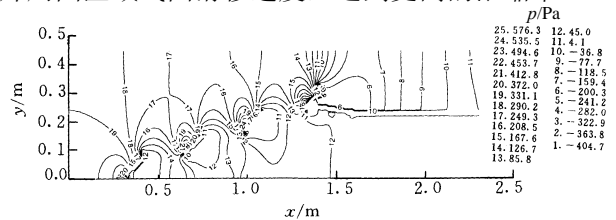


图 2 叶片倾角为 30° 百叶窗煤粉浓缩器内静压分布

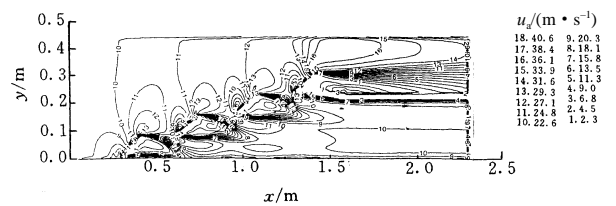


图 3 浓缩器内气相速度绝对值的等值线

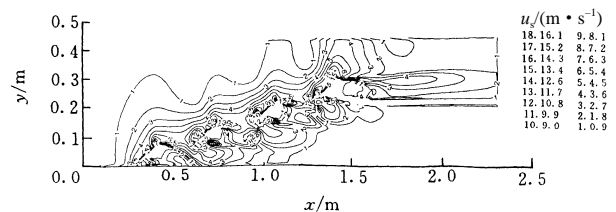


图 4 浓缩器内气固两相相对滑移速度绝对值的等值线

由煤粉浓度在浓缩器中分布(图 5)可见,对煤粉浓缩起到关键作用的是四级浓缩叶片,在横截面上煤粉浓度在叶片附近浓缩区变化最大,由于叶片对煤粉颗粒的阻挡,浓煤粉颗粒在惯性作用下与气相分离,在叶片上表面集聚形成一条高浓度浓缩带,叶片之间互相配合将浓缩煤粉颗粒带一直引入浓侧喷口,这与试验室中观察结果是相符的^[12],因此叶片之间遮盖度和间距的配合将直接影响浓缩带的走向及拐入浓侧煤粉气流的颗粒质量流量的大小,如果结构不合理,浓缩带可能拐入淡侧,造成喷口结渣、烧损或水冷壁腐蚀。计算结果表明,浓淡两侧煤粉质量流量之比为 1.9,浓侧煤粉气流平均浓缩率为 1.31,浓缩效率达到 67%,煤粉平均浓度提高有 30%。在浓侧喷口中心位置,即在煤粉浓缩带内,煤粉局部浓度可达到 0.8~1.0 kg/kg 的高浓度,局部浓缩率已达到了 1.6~2.0,形成局部煤粉高浓度区域。高浓度煤粉气流处于燃烧器出口气流向火侧,将保证煤粉气流良好的着火、稳燃特性;浓煤粉气流含氧浓度不高而挥发份析出和着火较早,挥发份在高温区域可有效还原 NO_x,达到降低 NO_x 生成的效果。计算结果表明,在淡侧煤粉浓度均匀且浓度较低,出口处平均煤粉浓度为 0.4,淡侧低浓度煤粉气流在浓煤粉火焰外围包裹浓煤粉气流并及时混入,形成“风包粉”两相流场特征,可有效防止大量煤粉颗粒在水冷壁表面聚集形成结渣和高温腐蚀。

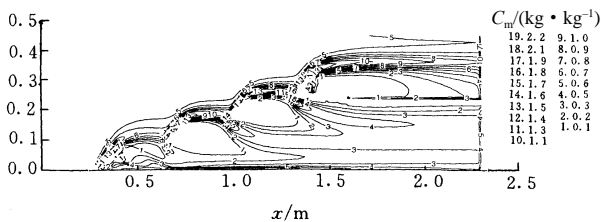


图 5 煤粉浓缩器内煤粉浓度分布

3.2 分流挡板开度 k 的影响

叶片喉口尺寸对气流分配、浓缩效果等浓缩器特性参数具有重要影响,这里采用叶片阻塞高度与分流挡板入口高度相平的结构,所以可在分流挡板开度 $k=0.25, 0.3, 0.4$ 下分别进行计算。计算得出了浓缩器总阻力系数 D (如图 6)、浓淡风比 R_1 (如图 7)及平均浓缩率 R_2 (如图 8)。

随着喉口流通通道尺寸的逐渐增加,即分流挡板开度 k 的加大,浓缩器内产生的流动阻力逐渐减小,在计算的分流挡板开度范围内,阻力系数未超过 2.4。随着分流挡板开度 k 的加大,浓淡两侧风量之比逐渐提高,说明更多的气流转入浓侧,而淡侧

气流流量减少,这势必降低浓侧煤粉浓度并导致浓侧出口风速增加,不利于浓煤粉气流的着火,当 $k=0.25 \sim 0.30$, 试验和数值计算均表明 R_1 可保持在 1 附近,浓淡气流流量分配合理。在 $k=0.25 \sim 0.40$ 范围内,分流挡板开度的变化对平均浓缩率 R_2 影响较小,总的趋势是随 k 的增加 R_2 略有减小。这是由于随着浓淡气流偏差加大,浓侧风量增加,粉量也相应增加,浓缩的效果反略有下降,可见煤粉浓缩器的浓缩性能对主要结构的变化有着很好的适应性,能够适应燃用不同煤质的要求。计算结果与试验值^[12]比较发现,计算得到的变化趋势定性上与试验结果一致,阻力系数 D 的计算值和试验值吻合最好,浓淡风比比试验值增加得快,而浓缩率 R_2 的预报结果普遍比试验值要小。这里除了试验误差的原因,气固两相模型仍有进一步完善的必要。但总之,数值计算结果能够较为准确地得预报煤粉浓缩器的特性参数变化趋势,为设计合理的浓缩器结构提供有效的优化方法。

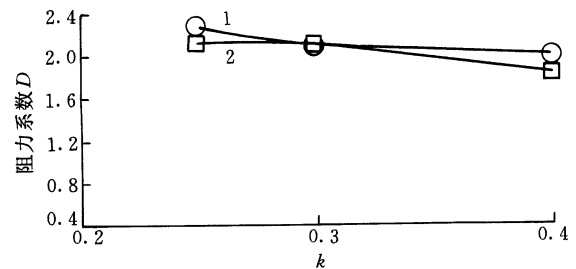


图 6 在不同分流挡板开度下浓缩器阻力系数

1. 试验值 2. 计算值

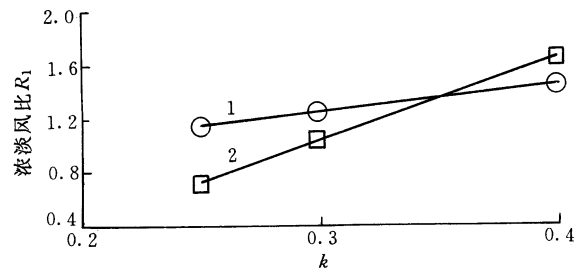


图 7 在不同分流挡板开度下浓淡风比

1. 试验值 2. 计算值

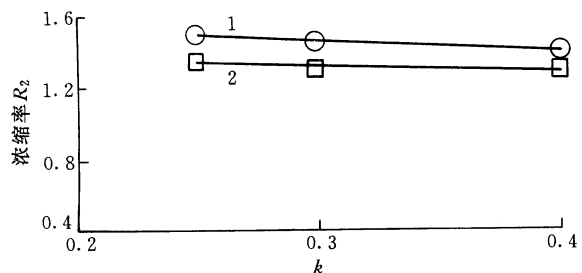


图 8 在不同分流挡板开度下平均浓缩率

1. 试验值 2. 计算值

4 结论

由利用 IPSA 气固两相模型对煤粉浓缩器的计算及分析, 可以得出以下结论。

(1) 浓缩器内静压分布不均匀, 在叶片背面出现负压区, 叶片之间存在高压梯度区; 叶片背面存在低速的涡流区, 它所占据的面积的大小, 将影响浓淡侧之间气流流通状况; 叶片表面和叶片之间空隙处是气固两相速度滑移最大的区域, 颗粒惯性大, 与气相发生分离偏析, 达到煤粉浓缩的目的。

(2) 在浓缩器叶片的阻挡下, 浓煤粉颗粒由于惯性作用与气相分离, 在叶片上表面集聚形成一条高浓度浓缩带, 叶片之间互相配合将煤粉颗粒的浓缩带一直引入浓侧喷口。在浓侧喷口中心位置的煤粉浓缩带内, 煤粉局部浓度可达到 $0.8 \sim 1.0 \text{ kg/kg}$ 的高浓度, 形成局部煤粉高浓度区域。

(3) 在不同分流挡板开度下, 对浓缩器平均特性参数的计算结果与试验结果对比符合较好, 其变化趋势一致。不同分流挡板开度对浓缩器阻力系数和浓淡风比影响大, 而对煤粉颗粒的浓缩率影响较小。可见, IPSA 模型能够正确反映浓缩器内部气固两相流动规律, 为煤粉浓缩器的设计和运行提供有效的理论分析工具。

参 考 文 献

- 1 秦裕琨, 孙绍增, 吴少华. 浓缩煤粉燃烧技术的发展. 燃烧科学与技术, 1995, 1(1): 43~48
- 2 邢春礼, 杨明新, 秦裕琨. 水平浓缩煤粉燃烧流动问题的研究. 动力工程, 1996, 16(2): 14~21
- 3 Sun S Z, Wang Z J, Li Z Q, et al. Horizontal bias combustion burners for low rank coal of China. In: The Fifth International Conference on Technologies and Combustion for a Clean Environment, Volume II, 1999: 881~886
- 4 邢春礼. 水平浓缩煤粉燃烧流动问题的研究: [博士学位论文]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 1995
- 5 何佩璠, 赵仲琥, 秦裕琨. 煤粉燃烧器的设计与运行. 北京: 机械工业出版社, 1987
- 6 气驾尚志. 宽调节比煤粉燃烧器的开发. 石川岛播磨技报, 1987(6): 6~10
- 7 钱继东. 新型 PAX 煤粉燃烧器的试验和应用. 华东电力, 1993(7): 35~38
- 8 Zhou L X. Theory and Numerical Modeling of Turbulent Gas-Particle Flows and Combustion. Science Press, CRC Press Inc., 1993
- 9 范卫东, 高继慧, 吴少华, 等. 百叶窗煤粉浓缩器内流

场的数值模拟研究. 热能动力工程, 1998, 13(78): 396~398

- 10 范卫东, 高继慧, 林正春, 等. 百叶窗煤粉浓缩器内气固两相流动的试验和数值模拟研究. 动力工程, 1999, 19(3): 20~24
- 11 秦裕琨, 范卫东, 林正春, 等. 百叶窗浓缩器气固两相流动的试验研究. 工程热物理学报, 2000, 21(4): 501~504
- 12 范卫东. 百叶窗浓缩器性能及流动特性的研究: [博士学位论文]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 1999
- 13 赵坚行. 燃烧的数值模拟. 北京: 科学出版社, 2002
- 14 周力行, 林文漪, 孙凯梅. $k-\varepsilon-k_p$ 两相湍流模型用于模拟有旋扩气粒两相流动. 工程热物理学报, 1995, 16(4): 481~485

NUMERICAL SIMULATION OF GAS-PARTICLE TWO PHASE FLOW IN A PULVERIZED-COAL CONCENTRATOR

Sun Rui Sun Shaozeng Li Zhengqi Gao Jihui
Wu Shaohua Qin Yukun
(Harbin Institute of Technology)

Abstract: A gas-particle two-phase model (IPSA model) is used to simulate gas-particle flows in a louver pulverized-coal concentrator, which is the key element of Horizontal bias combustion burners. The distribution of gas static pressure, gas-particle velocity and pulverized-coal concentration in the concentrator are simulated and presented. The gas-particle flow pattern in this equipment is given and the concentrating mechanism is analyzed. From the simulation, a belt-shape zone with high particle concentration is found near and over the louver blades, and a local high particle concentration zone connected with the belt is found at the center of the concentrator's fuel-rich exit, which is the major characteristic of the louver concentrator and coincides with the phenomena observed in experiments. Other parameters are also calculated at different position of the concentrator distribution baffle, which generally agree with the experiment data. The trend of these parameters is correctly simulated.

Key words: Pulverized-coal bias combustion
Gas particle two-phase flow
Numerical simulation

作者简介: 孙锐, 男, 1970年生, 副教授, 博士。主要研究方向为煤粉燃烧理论及工程应用, 大气污染与防治, 计算有反应流体动力学, 气固两相流体动力学理论及试验研究。