

下排气旋风分离器结构优化研究

杨仲卿^{1,2} 唐强^{1,2} 张力^{1,2}

(1. 重庆大学低品位能源利用技术及系统教育部重点实验室, 重庆 400030; 2. 重庆大学动力工程学院, 重庆 400030)

摘要 下排气旋风分离器是一种新型的气固分离装置, 但存在对细颗粒夹带严重, 导致细颗粒分离效率稍低的现象。采用 RNG $k-\varepsilon$ 湍流模型和拉格朗日坐标系下的离散相模型, 对 75 t/h 循环流化床锅炉的下排气旋风分离器的气固两相流动进行数值研究并提出结构优化措施。结果表明, 下排气旋风分离器进口改为减缩型、排气管位置下移并采用圆台入口, 对细颗粒的分离效率有明显提高, 但压降也相应增加。

关键词 下排气旋风分离器 细颗粒 分离效率 结构优化

中图分类号 X701 文献标识码 A 文章编号 1673-9108(2011)01-0166-05

Study on structural optimization of cyclone separator with downward exhaust gas

Yang Zhongqing^{1,2} Tang Qiang^{1,2} Zhang Li^{1,2}

(1. Key Laboratory of Low-Grade Energy Utilization Technology and System, Ministry of Education, Chongqing University, Chongqing 400030, China; 2. College of Power Engineering, Chongqing University, Chongqing 400030, China)

Abstract Cyclone separator with downward exhaust gas is a new type of gas-solid separator. However, it has a severe entrainment of fine particles, leading to a low separating efficiency of fine particles. The gas-solid flow in a 75 t/h CFB boiler of cyclone separator with downward exhaust gas was simulated with RNG $k-\varepsilon$ turbulence model and discrete phase model in Lagrangian coordinates. The results show that separating efficiency of fine particles increases evidently while the tapered import was used and frustum of a cone shaped entrance of exhaust pipe was moved downward. However, the pressure drop increases at the same time.

Key words cyclone separator with downward exhaust gas; fine particles; separating efficiency; optimization design

气固分离器是循环流化床锅炉的关键部件之一, 关系到锅炉的整体布置及其紧凑性, 其分离性能对燃烧室的气动特性、传热特性、飞灰循环倍率、燃烧效率、锅炉出力、石灰石利用率和脱硫效率、对负荷的调节范围、锅炉的启动性能、散热损失和维修均有十分重要影响^[1-2]。下排气旋风分离器是为适应锅炉的Ⅱ型布置而发展起来的新型分离器^[3]。与传统分离器相比, 下排气旋风分离器流动阻力较小, 但是分离效率较低。特别是对细颗粒的分离效果差, 需进一步研究其对细颗粒的分离机理, 从结构上进行优化设计, 以提高分离性能。

旋风分离器, 主要是分离细颗粒, 布置在锅炉的水平烟道与尾部烟道间的转向室处, 结构如图 1 所示。

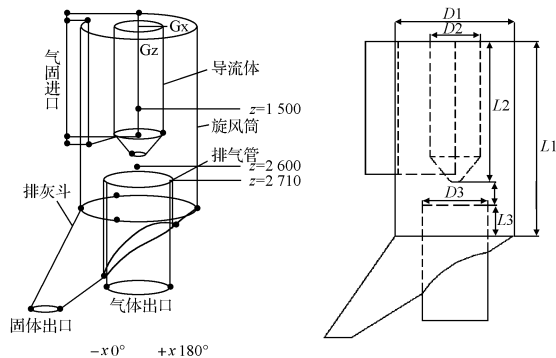


图 1 下排气旋风分离器原始结构图

Fig. 1 Structural of cyclone separator with downward exhaust gas

1 物理模型和数学模型

1.1 物理模型

以某厂的 75 t/h 循环流化床锅炉为研究对象。该锅炉采用两级分离器, 第一级为槽形惯性分离器, 主要分离粗颗粒, 布置在水平烟道, 第二级为下排气

基金项目: 重庆市科技攻关重大项目 (CSTC, 2008AC2051)

收稿日期: 2009-11-11; 修订日期: 2009-12-15

作者简介: 杨仲卿 (1984~), 男, 博士研究生, 主要从事流化床燃烧和流动研究工作。E-mail: zhongqing. yang@foxmail.com

该分离器入口为直段,筒体直径 $D_1=1620\text{ m}$,高度 $L_1=3\,220\text{ mm}$,导流体直径 $D_2=680\text{ mm}$,高度 $L_2=2\,300\text{ mm}$,下排气管直径 $D_3=890\text{ mm}$,导流体与下排气管距离 $L_{\text{DP}}=420\text{ mm}$ 。

1.2 数学模型和求解

旋风分离器中的气体流动是三维强旋转湍流流动,对气体和颗粒行为的模拟比较复杂^[4]。对脉动速度的二阶关联项,采用 RNG $k-\varepsilon$ 模型来直接封闭方程组。颗粒相采用拉格朗日坐标系下的离散相模型,由于进入下排气旋风分离器的属于稀相细颗粒,因此不考虑相间耦合,只考虑湍流脉动的影响^[5-6]。对于气体相控制方程的离散问题,采用控制容积积分法;求解过程采用 SIMPLE 算法;离散格式中对流项用 QUICK 格式控制;差分格式选用二阶迎风差分格式。采用四面体结构化网格划分整个计算区域,网格节点约 14 万个。

数值模拟过程中,为使计算结果具有对比性,每一种工况下的运行参数都取为相同值。根据锅炉额定负荷下实际测量运行参数,设定气固两相的进口速度为 22 m/s ,排气管出口压力 -700 Pa ,气体均匀流动,颗粒粒径采用 rosin-rammler 分布,最小粒径 0.001 mm ,最大粒径 0.6 mm ,平均粒径 0.1 mm 。

2 结果与讨论

通过模拟研究揭示分离器结构尺寸与流场、分离效率、压力损失之间的变化规律,为分离器的优化和评价提供依据,确定能够提高分离效率,同时又使压力损失又不至于太高的结构参数,表 1 列出了改变分离器结构的主要计算工况和结果对比。

对于旋风分离器而言,总分离效率表示为:

$$\eta = \frac{M_c}{M_i},$$

表 1 数值计算工况及结果比较

Table 1 Simulation conditions and comparisons

计算工况	改进结构 (mm)	分离效率 ($\times 100\%$)	分离效率 (增加比例 $\times 100\%$)	压力损失 (Pa)	压力损失 (增加比例 $\times 100\%$)
工况 1	原始结构	84.4363	0.0000	1 973	0.0000
工况 2	渐缩进口	85.5392	1.3062	3 655	85.25
工况 3	导流体直径增为 800 mm	84.3137	-0.1452	2 131	8.04
工况 4	倒杯形导流体	84.232	-0.2420	2 043	3.56
工况 5	圆柱形导流体	84.2729	-0.1935	2 006	1.70
工况 6	排气管下移 90 mm	84.6814	0.2903	1 901	-3.62
工况 7	排气口形状圆台形	84.7222	0.3386	1 985	0.62
工况 8	排气管直径减为 800 mm	84.5588	0.1451	2 375	20.39
工况 9	排气管 180°偏置 50 mm	83.9052	-0.6290	2 006	1.67

式中:
 M_c ——旋风分离器的排尘管排出物料量 (kg/h);
 M_i ——旋风分离器的进口气流所含物料量 (kg/h)。

旋风分离器内的压降是指总压降(静压和动压的总和),用旋风分离器进出口平均全压的差来表示:

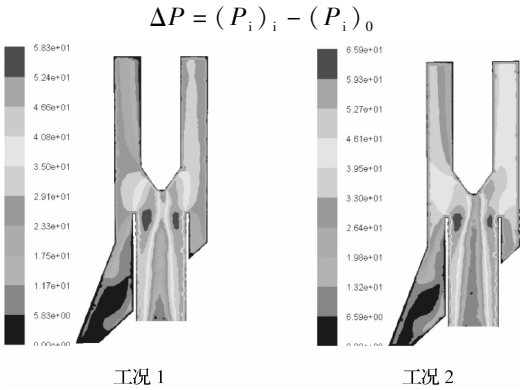


图 2 $Y=0$ 时的速度分布

Fig. 2 Velocity distribution

2.1 进口型式对分离效率和压降的影响

原始结构(工况 1)采用的是方形切向式进口,工况 2 渐缩进口的进口截面积与方形进口相同,渐缩后的高度不变,只是宽度减小,即高宽比增大。其中心截面速度分布比较如图 2 所示。可以看到改进后分离器内速度明显上升。相对于工况 1 无收缩入口,有收缩入口的分离效率提高到 85.5392% ,但是压力损失却明显增大。由于采用渐缩管,使得气固混合物在缩口处的速度增加,提高了旋风分离器内的旋转切向速度,分离效率提高,压降增大。

但是,渐缩型切向进口仍属于单一角度收缩,旋涡仍然存在,并且随着气流在管内加速后,这种旋涡更加强烈。

工况2中的渐缩管进口截面积与工况1相同,在一定范围内,若保持入口高度不变,入口宽度减小,会使进口含尘气流中有一部分颗粒离导流体越远,不容易被短路流带入排气管内,灰粒能快速到达筒体内壁而被捕集,分离效率提高;但对于处理烟气流不变的场合,入口宽度的减小意味着入口速度增大,产生的局部压力损失增大,并且由于加速后使得旋涡流增强,故阻力增加,而且过大的入口速度会使灰粒到达筒体内壁后弹跳起来,同时由于排气管口处的旋涡流的存在,筒壁上扬起的颗粒将被带入排气管造成二次夹带,反而使分离效率降低,故高宽比的取值要合理。因此,选用合理高宽比的渐缩进口可以提高分离效率,但分离效率提高的同时,压力损失随之增加。

2.2 导流体对分离效率和压降的影响

2.2.1 导流体相对直径的影响

工况3采用的导流体的直径是800 mm,模拟结果显示,该工况下的分离效率为84.3137%,压降为2 131 Pa,与原始结构相比,分别增加-0.1452%和8.04%。这是因为直径增大,部分进口气流会直接冲到导流体上,形成贴着导流体运动的二次流,导致流场恶化,分离性能亦随之降低。在数值计算中不断增加导流体的直径,计算结果表明,随着导流体直径的增加,分离效率先增加后降低,存在一最大值;随着进口速度的增加,出现最大值时的导流体直径减小。随着导流体直径的增加,分离器旋流场得到了强化,旋转流速增大,离心作用增强而旋转动能损失增大,压力损失相应增大。

2.2.2 导流体形状的影响

为考察导流体形状对分离效率的影响,对端部为锥体的导流体、圆柱形导流体及倒杯形导流体都进行了模拟。模拟结果表明,3种导流体的分离效率和压力损失都非常接近,端部为锥体的导流体分离效果最好为84.4363%,压降最小为1 973 Pa;倒杯形导流体的分离效果最差为84.232%,压降最大为2 043 Pa;圆柱形次之,分离效率和压降分别为84.2729%和2 007 Pa。由下排气分离器的流场分析可知,由于倒杯形分离器使环形区域在轴向的截面积逐渐减小,切向和轴向速度逐渐增大,如果结构设计不合理,切向速度过大,就会冲到旋风筒内壁

面,使本来沿壁面向下运动的颗粒溅起,重新进入旋流中,最后随气流进入排气管,影响分离性能;同时,由于切向和轴向速度逐渐增大,旋流加强,压力损失增加。

从原理上讲,倒杯形导流体使环形区域在轴向的截面积逐渐减小,切向和轴向速度逐渐增大,在合适的结构下可使切向速度出现最大值时的半径不减小甚至增大,而且含尘气流受到结构的限制,比标准工况下多出一个径向向外的速度,从而改善了分离效果。但实际设计中,如果尺寸取得不合理,就会出现相反的效果,因此,在设计中各部分的尺寸都要经过验证,尽量与最佳值接近。

2.3 排气管对分离效率和压降的影响

导排管间距、排气管口形状、排气管直径、排气管插入高度以及排气管偏置都对分离效率和压降有着重要的影响。

2.3.1 导排管间距的影响

导排管间距 L_{DP} 对分离性能影响较大,在分离器总高不变的条件下,分离段长度过短,排气管则会对入口处流场产生干扰,分离效率急剧下降,而分离段长度过长,意味着排气管过分靠近底锥处,使固体夹带严重,推荐值 $L = 1 - 1.5D_1$ 。导排管间距决定了分离器排气的大小。数值模拟工况设定 L_2 的长度不变,来研究 L_{DP} 变化对分离效率的影响。结果表明,随着排气管下移,在逐渐达到工况6的过程中,分离效率增加,但分离效率增幅减小,最终越来越低,这说明导排管间距存在一最佳值,具体值由结构参数及运行工况而定。

2.3.2 排气口形状的影响

通过对下排气分离器的速度、压力和湍动能的分析表明,在排灰斗(斜体)内存在一大尺度的涡,气流沿斜体的湍动能比其他方位要大得多,这将把已分离下来的颗粒重新带走,沿排气管壁面上升进入排气管逃逸,给颗粒的分离带来不利影响。工况7中,采用圆台形进口,圆台进口直径维持 $D_3 = 890$ mm不变,圆台下底直径为1 350 mm,圆台高度为400 mm。在这种结构下,分离效率降低,压降增加,原因是圆台尺寸过高,倾斜角过大。数值模拟结果表明,圆台的形状如果设计合理,位置安排得当,可以使分离效率提高,压降减小。当气固混物流向排灰斗的过程中,如果圆台过高或者倾角过大,使得圆台侧面积过大,固体颗粒很容易与侧面发生碰撞,加上排气口压力很低,部分颗粒流向发生改变,跟随

气流进入低压区,进入排气管;反之,圆台倾角和底径过小又起不到应有的作用。研究表明,分离效率与圆台的倾角、圆台的底径及圆台的位置有关。当圆台的倾角和底径设计的合理时,可以有效预防排灰斗内的固体颗粒沿排气管外壁上升进入排气管,虽然在排灰斗(斜体)内存在一大尺度的涡,气流把颗粒携带向上运动,但由于圆台底径的存在,能够阻挡颗粒从排气管中逃逸,与采用圆柱形排气管相比分离效率得到提高。

2.3.3 排气管直径的影响

图 3 表明,排气管入口处存在一高速低压区,气流在这里形成类汇流区,大量气流流向排气口。工况 8 中,把排气管的直径减少为 800 mm,数值模拟结果表明,排气管直径减小,旋转速度增大,分离效率提高,压降增大;但气流进入排气管时流通截面减小得更加严重,节流效应增强,压力损失增加;同时气流进入排气管后流速增加,离心力场增强,旋流损失增加,导致局部压力损失也增加。可见,排气管直径减小,分离效率提高,压力损失增加。

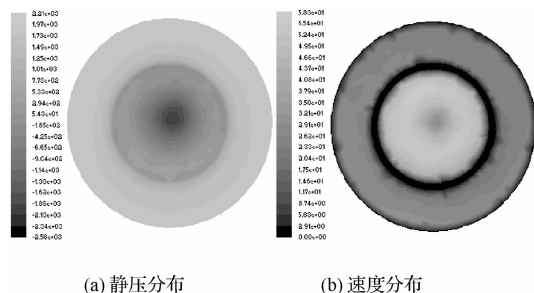


图 3 $Z=2\ 710$ 时的静压和速度分布图

Fig. 3 Static pressure and velocity distribution at $Z=2\ 710$

2.3.4 排气管插入高度的影响

数值模拟工况中设定分离段高度不变,通过 L_3 的变化研究排气管插入高度对分离效率的影响。结果表明,气流沿底锥斜面的湍动能比其他地方要大得多,同时,气流都是向下到达底锥斜面后折返向上在底锥斜面搅起大量颗粒,越接近底锥斜面颗粒密度越大。因此,设计时就要注意使排气管口不能过靠近底锥斜面而造成返混。排气管高度 L_3 可以看作是排气管口以下旋转气流未受排灰斗斜面干扰的高度。根据数值模拟的结果,在排气管口以下部分,外侧气流向内,内侧气流向上,当上升到管口附近时有一部分随向下气流而下行,即存在着大尺度涡。 L_3 增大,则烟气在分离器内旋转圈数增大,且由于大部分烟气旋转下行至底锥斜面后折返向上,

故而行程增长,阻力损失增大,但同时由于排气管口远离底锥处高湍流度、高含灰的气流,即分离有效行程增大,分离效率提高。因此,在 L_2 和 L_{Dr} 值不变的条件下, L_3 的改变可以同时调节分离效率和阻力损失大小,得到所希望的组合。

2.3.5 排气管偏置的影响

由图 4 可以看出,下排气旋风分离器的涡流中心不在其几何中心,向 180° 方向偏移。涡流产生的原因主要是旋转气流下行至排灰斗(斜体),在 180° 方位与沿斜体的上行气流相遇,从而获得一个向上的动量;同时,由于排灰斗从侧面引出,而不是对称布置,这就更加造成涡流中心与几何中心不一致。工况 9 中排气管向 180° 方向偏移 50 mm,旋涡中心也向同一方向偏移,分离效率下降,压降增加。要想使旋涡中心与几何中心一致,需要将排气管向 0° 方向偏移适当距离,即可得到最佳结构。

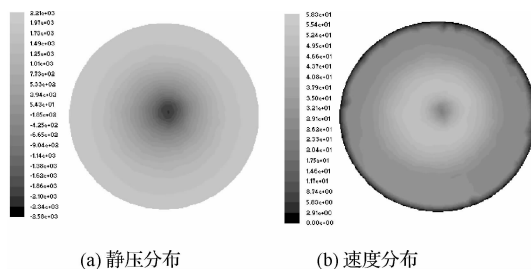


图 4 $Z=2\ 600$ 时的静压和速度分布图

Fig. 4 Static pressure and velocity distribution at $Z=2\ 600$

2.4 优化结果与分析

由各种工况的分离器的分离效率及其与原始结构的比较。可以看出,进口改为渐缩型对分离效率提高显著,但是压力损失也明显增加;导流体对分离性能的影响也较大,排气管的改进对提高分离效率有很大帮助。

由于在原始结构基础上将排气管下移使分离效率提高,压力损失减小,因此结构优化时将排气管下移 90 mm;同时在排气管入口加装圆台形结构,使其高度为 50 mm,底径为 1 390 mm;另外,原始结构中排气管壁面太厚,高达 38 mm,可以采用更加耐磨的材料,使其厚度减为 10 mm;最后,由于原始结构下对细颗粒分离效率较低,就不得不改变以增加压力损失为代价,将进口设计为渐缩型,这对提高分离效率效果显著,只是压降也会增加。改造后的结构如图 5 所示。其中, $H=500\text{ mm}$, $h=50\text{ mm}$, $D_3=890$

mm, $a = 300\text{ mm}$, $b = 420\text{ mm}$ 。这些改造大多是围绕排气管进行的,改造起来容易,改造成本也不高,改造后的结构比原来的分离效率提高从 84.4% 提高到 86.5%,压降相应增加了 24%,由于阻力损失增加,需要对风机进行改造,使厂用电量增加。

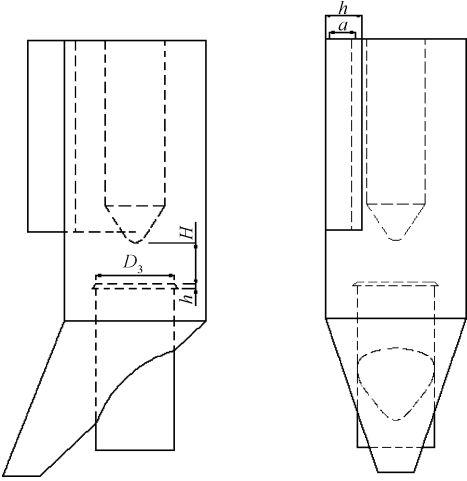


图 5 改进后的下排气旋风分离器结构
Fig. 5 Improved structural of cyclone separator with downwards

图 6 对比原始结构和改进结构对不同颗粒粒径的分离效率,从图中可以看出,优化后的旋风分离器对粒径的较小颗粒的分离效率得到了明显的提高,在颗粒粒径 $< 0.02\text{ mm}$ 时,对同一粒径颗粒的分离效率,优化结构比原始结构最大提高 37.75%。从图中可以得到,在原始结构下, $d_{50} = 15\text{ }\mu\text{m}$,优化后的结构 $d_{50} = 11.8\text{ }\mu\text{m}$,可见优化后的结构对细颗粒的分离能力增强了。

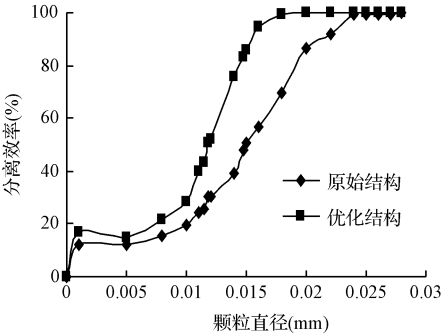


图 6 不同粒径下的分离效率

Fig. 6 Separating efficiencies at different particle sizes

3 结 论

(1)采用渐缩进口时,气固混合物进入进口截面后,在渐缩管内加速,颗粒团的穿透能力增强,更多颗粒能够穿透分离器内的漩涡场而到达对面的分离器壁面,分离效率提高;随着气流在管内加速后,漩涡更加强烈,压降增大;

(2)排气管采用圆台入口时,合理设计圆台的倾角和底径,可以有效预防排灰斗内的固体颗粒沿排气管外壁上升进入排气管,从而提高分离效率;

排气管插入高度增大,阻力损失增大,同时由于排气管口远离排灰斗高端流速、高含灰的气流,分离效率提高;

(3)通过对下排气旋风分离器实际结构进行改进,将其进口改为渐缩型、排气管位置下移并采用圆台入口,下排气旋风分离器的分离效率从 84.4% 提高到 86.5%,但是压降相应增加;

(4)改进后的下排气旋风分离器对细颗粒的分离能力明显提高, d_{50} 由原来的 $15\text{ }\mu\text{m}$ 下降到 $11.8\text{ }\mu\text{m}$,在粒径 $< 20\text{ }\mu\text{m}$ 时,对相同粒径颗粒的分离效率最大提高 37.75%。

参 考 文 献

[1] 李战国,刘志成,贺军,等. 旋风分离器的入口烟道布置对性能的影响. 中国电机工程学报, 2009, 29(17): 1-7

[2] 赵宏强,蒋海华,谢武装. 基于大涡模拟的旋风分离器内流场数值模拟研究. 环境工程学报, 2009, 3(4): 759-763

[3] 奚金祥,余战英,蒋宏利,等. 下排气旋风分离器分离机理的实验研究. 西安交通大学学报, 2000, 34(5): 28-31

[4] 王海刚. 旋风分离器中气固两相流数值计算与实验研究. 北京:中国科学院工程热物理研究所博士学位论文, 2003, 4-5

[5] Wan G. J., Sun G. G., Xue X. H., et al. Solids concentration simulation of different size particles in a cyclone separator. Powder Technology, 2008, 183(1): 94-104

[6] Chu K. W., Yu A. B. Numerical simulation of complex particle-fluid flows. Powder Technology, 2008, 179(3): 104-114