

内循环流化床及其粒子带出率的试验研究

王怀彬 陈崇枢 张子栋 刘文铁 何伟才

(哈尔滨工业大学)

〔摘要〕在分析目前流化床存在问题的基础上,提出了“内循环流化床”的概念。指出下旋流场是实现粒子内循环的重要条件。用三种物料进行了粒子带出率试验,验证了内循环流化床对控制粒子带出率的有效性。在内循环流化床中,气固扰动强烈,混合充分,粒子停留时间长,有利于提高燃烧和脱硫效率。内循环流化床还具有结构简单、紧凑、投资省、运行维护方便等特点。

关键词 锅炉 流化床 内循环 试验

1 前 言

流化床燃烧技术是近20几年发展起来的新型燃烧技术,不仅对于燃烧固体燃料具有广泛的适应性,还可实现低温燃烧、炉内脱硫,非常有利于环境保护,因此,受到世界各工业技术发达国家的高度重视与开发应用。

如何最有效地降低飞灰含碳量及飞灰排放浓度,从而提高燃料的燃烧率、脱硫剂的利用率和脱硫率,减轻环境污染,是当今流化床锅炉研究的关键问题。对此,各国学者进行了大量的研究与探索^[1,2],发展出各种不同结构类型的流化床锅炉。

国内典型而有效的算是“双床流化床锅炉”。如图1所示,并排布置两个流化床燃烧室,右侧为主床,燃烧粒径为0~8 mm的煤粒。左侧为副床,燃烧由主床带出并通过锅炉尾部烟道除尘器收集的煤粒及飞灰。

与单床相比,双床可提高燃烧效率10%左右^[1]。同时由于飞灰粒子再燃,使细粒子脱硫剂得以延长反应时间,有效地提高了利用率及脱硫率。但由于副床中粒子较细,只能采用低流化速度,热态时低于1 m/s^[2],燃烧强度很低。尽管释放的热量远低于主床,但其尺寸却与主床相当或略大于主床。因此,锅炉体积庞大。又由于加装了尾部飞灰回送系统,使设备投资、运行维护费用大为增加。

图2所示为近年来发展的“循环流化床锅炉”,利用在悬浮段出口安装的高温旋风分离器(工作温度为850℃左右),把来自炉内的粒子分离下来,并由回送系统送入炉内再燃,其燃烧效率最高可达99%。脱硫剂的利用率和脱硫率也大为提高,脱硫率为90%时,Ca/s之比为1.5~2.0^[1]。但由于增加了复杂的物料回送系统,特别是高温旋风分离器的体积庞大、造价高,悬浮段利用率低,以及难以克服的细粉旋风筒内再燃、结

① 黑龙江省自然科学基金资助项目的部分工作

收稿日期 1991-04-15

本文联系人 王怀彬 男 38 哈尔滨工业大学动力系 150006

渣等问题，大大妨碍了该项技术的推广。

为改善旋风分离器的工作条件，有人提出在过热器或省煤器后空气预热器前安装分离器，用以分离烟气中的飞灰，并送回床内再燃。虽然分离器的设计、制造、运行简单方便了一些，但由于飞灰温度较低，需循环多次才能燃尽。而且，如果烟气中携带的飞灰浓度较高，极易磨损受热面。

上述流化床锅炉的结构虽然各异，但其思路却大致相同，可简单归纳为：含碳飞灰一炉外回送一炉内再燃，即所谓炉外循环。它必须解决经济与可靠性问题。那么，能否减少中间环节，寻求一个更经济而有效的途径呢？对此，本文提出“含碳飞灰一炉内旋风燃尽”，即内循环流化床的概念，并进行了带出率的试验，证明了内循环流化床对控制粒子带出的有效性。

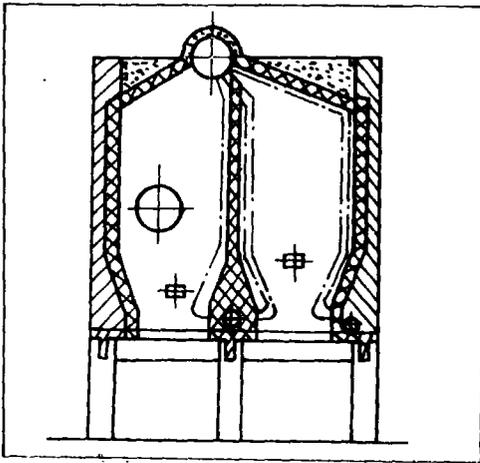


图 1 双流化床锅炉

2 内循环流化床机理

在流化床中，粒子的终端速度 u_t 小于空床截面上升速度 u_0 时，即构成带出条件。这时，如果在悬浮段部分施以外力作用，形成强烈的下旋流场（如图 3 所示），当床内带出粒子被引入高速下旋气流中时，必然改变方向，受到力图摆脱载流束缚的离心分离作

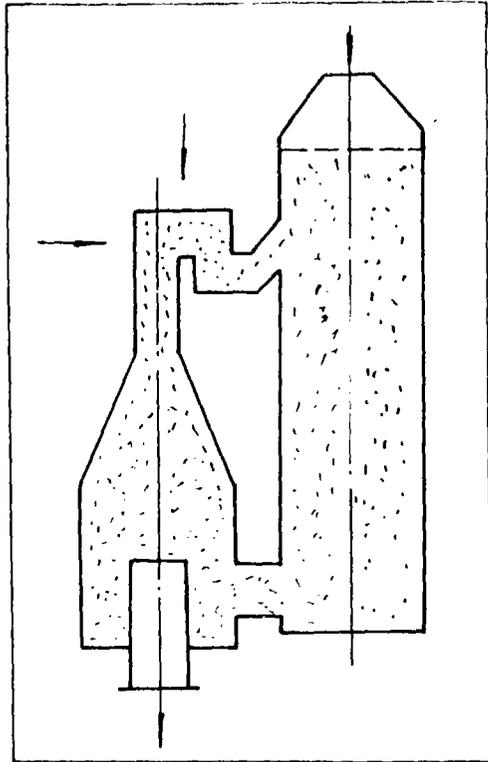


图 2 循环流化床锅炉

用 P_1 ，即

$$P_1 = m_k \frac{u_\varphi^2}{R} \tag{1}$$

粒子在分离过程中和载流之间存在相对运动，因而又受到载流施加的粘滞阻力 P_2 的作用，即

$$P_2 = -C_D A_k \frac{\rho u^2}{2} \tag{2}$$

如果忽略其它诸力的作用，粒子已由原来的简单轴向输出，转变为复杂的旋转运动。其在径向的运动可近似表示为：

$$m_k \frac{du_{k,r}}{dt} = m_k \frac{u_\varphi^2}{R} - C_D A_k \frac{\rho u^2}{2} \tag{3}$$

以上各式中， m_k 、 A_k 分别为粒子的质量与迎风面积； u_φ 、 $u_{k,r}$ 、 u 分别为气流切向速度、粒子径向速度和粒子与载流间的相对速度； R 、 C_D 、 ρ 、 t 分别为粒子的离心半径、阻力系数、载流密度和时间。

式(3)表明，粒子由一般流化床的筒

单轴向运动变为径向运动。当离心力 P_1 足够大时, 粒子便被迅速甩向壁面分离。粒子不断地由床内带出, 又不断地被返回, 即实现了粒子的炉内循环流化燃烧。这样, 不仅由于悬浮段内扰动强烈、混合充分、粒子停留时间长而有效地提高燃烧强度和燃烧效率, 而且由于物料炉内循环、分级低温燃烧, 大大提高脱硫剂利用率和脱硫效率, 减少 NO_x 生成, 降低 SO_3 排放量。

所需要的下旋旋转流场由装在悬浮段部分的气固分离装置实现。如图3所示, 当气流通过分离装置的带有一定立面角和切面角的若干喷嘴时, 便形成下旋流场。其所用风

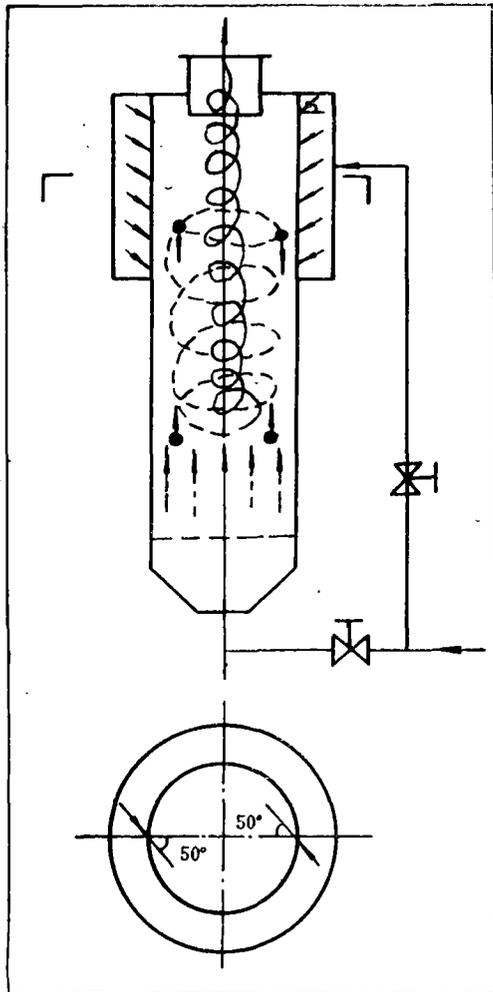


图3 内循环流化床

源可用与床并联的同一送风机提供。这样, 基本没有额外增加送风机功耗。由图可见, 分离器所占部分既用粒子产生内循环, 又作为细粒子的燃烧空间, 有效地利用了悬浮段。

迫使床内带出粒子产生径向运动, 形成内循环, 从而控制粒子的带出, 这是个极为复杂的过程, 受到各方面的影响和制约, 例如结构因素、粒子特性、进入床内风量与进入分离器风量的比例、喷嘴速度、空床截面速度等。为证明内循环的有效性, 对带出率进行了试验。

3 试验装置及方法

图4所示为试验台系统。内循环流化床本体用透明有机玻璃材料制成, 床径 $\phi 200$ mm, 高1200 mm。在布风板上方600 mm处装有气固分离器, 等压风室内沿床圆周互成 180° 对称布置两排喷嘴, 每排6个, 其内径为10 mm, 与床体安装的立面角为 30° , 切面角为 50° , 纵向节距为80 mm。床出口直径为 $\phi 100$ mm, 出口短管伸进床内100 mm。采用风量为 $1200 \text{ m}^3/\text{h}$ 、压头为 19620 Pa 的罗茨风机作为风源。用标准毕托管测量风量。

试验用物料为细灰、稻壳和树脂。物料由用可控硅无级调速电机带动的螺旋给料机连续送入床内。试验前, 先开给料机向床内送料1分钟, 然后再开机试验并继续连续给料, 试验5分钟停机。分别用装在床出口处的高效旋风除尘器和装在高效旋风除尘器出口处的布袋除尘器收集自床内带出的粒子。在各种工况条件下, 分别称出被收集粒子的重量 G_f 和在试验时间内由给料机输出的总物料重量 G , 其带出率 λ 可定义为:

$$\lambda = \frac{G_f}{G} \times 100\% \quad (4)$$

如果将 λ 折算到单位时间、单位床面积

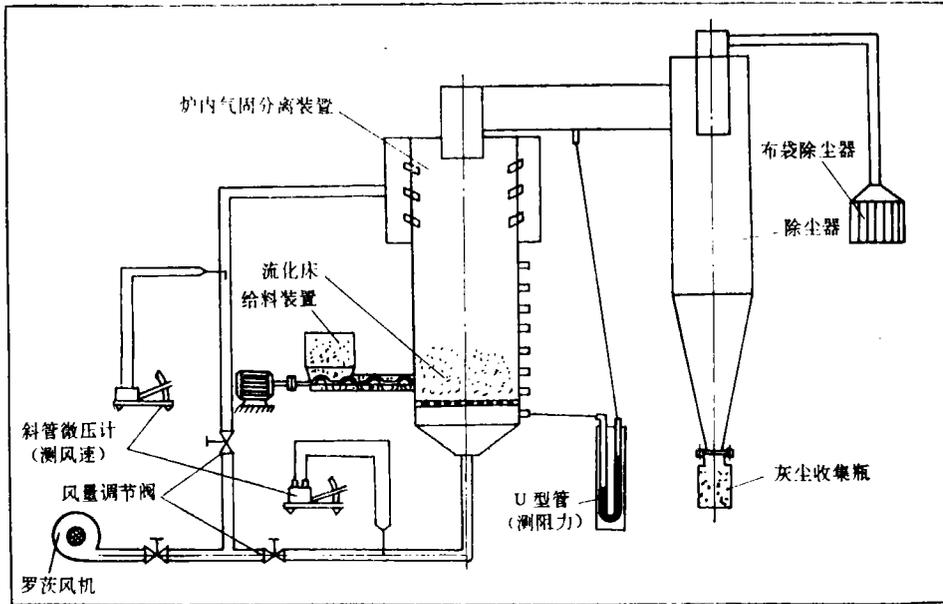


图4 实验台系统

上, 则容易得到扬析常数 (或扬析速率常数^[3,4])。

壳和树脂作物料, 进行了若干工况的试验。典型的试验结果如图5所示。

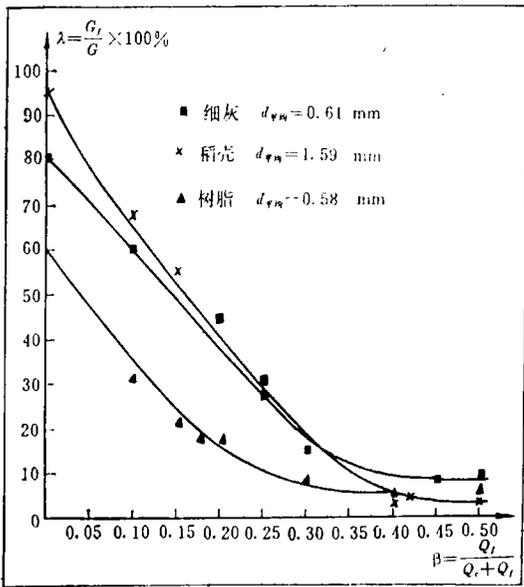


图5 β和λ的关系

为证明下旋流场对粒子内循环的作用, 总风量按气力输送的条件选定, $Q = 240 \text{ m}^3/\text{h}$ 。由图5可见, 当分离器未投入工作时, 即 $Q_f = 0$, 试验时间内, 稻壳基本全部带出, $\lambda = 95\%$; 飞灰 $\lambda = 80\%$; 树脂 $\lambda = 60\%$ 。当分离器工作时, 随着比值 β 不断增加, 三种物料的带出率 λ 几乎按直线规律下降。当 $\beta \geq 0.4$ 时, 带出率 λ 近似等于常数。当 $\beta = 0.5$ 时, 对各种物料选定的流化操作速度虽仍高于鼓泡床的运行条件, 但这时带出已很不明显。透过有机玻璃模型台可以清楚地观察到粒子被控制在自布风板向上约 400 mm 高度内良好流化, 循环往复。在此高度以上则看不到粒子被带出的轨迹, $\lambda < 10\%$ 。显然, 粒子之所以不被带出, 是下旋流场对粒子产生离心力的作用。 β 愈大, 喷嘴速度 u_1 愈大, 离心力愈大。 u_1 与 β 的对应关系如下表所示。

4 试验结果及分析

4.1 总风量不变, 改变分离器风量 Q_f 和流化床风量 Q_c 的比例。分别用细灰、稻

β	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5
u_1 (m/s)	7.07	14.15	21.22	28.29	35.37

4.2 流化床风量 Q_c 不变, 改变分离器风量 Q_t 。典型的试验结果如图6所示。可以看出, 随着 β' 的增加, λ 降低。这与图5的规律是一致的。当 $\beta' > 0.5$ 时, λ 有增加的趋势。其原因是喷嘴射流速度过高(大于35 m/s), 所生的强旋转流场播及床底部并足以使床内粒子被返卷带出。因此, 过高 β' 不利于粒子的正常内循环。如适当加大分离器距床面的高度, 将避免返卷发生。

内循环对粒径有一定的选择性。选择最佳的 β , 以细灰作物料, 当 λ 最小时, 筛分带出粒子的平均中位径不大于200 μm 。

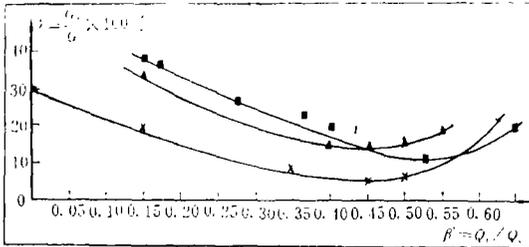


图6 β' 与 λ 的关系

5 结 论

1. 置于悬浮段的气固分离器是内循环流化床的重要组成部分。使气流通过分离器带立面角和切面角的喷嘴, 是形成下旋流场的重要条件。在整个悬浮段空间高速下旋流场的作用下, 粒子因受离心力而沿壁面下

移, 从而形成内循环。

2. 迫使粒子在炉内循环的下旋流场, 能有效地控制细粒子带出, 大大延长粒子在炉内的停留时间。并使悬浮段气固扰动强烈, 混合充分, 有利于提高悬浮段的燃烧强度和燃烧效率。

3. 粒子带出率 λ 与空床截面速度 u_0 、分离器喷嘴速度 u_1 、流量比 β 、 β' 、粒子物性、喷嘴结构等诸多因素有关。当总风量一定时, 增加 β 值(或 u_1), λ 减少。当床内风量 Q_c 一定时, 增加 β' (或 u_1), λ 有一最小值, 此时 β' 约为0.5左右。当 $\beta' > 0.5$ 时, λ 有增加的趋势。适当选择喷嘴的立面角、切面角和内径, 将有利于控制粒子的带出率 λ 。

4. 实现内循环, 有利于提高脱硫剂利用率和脱硫效率, 并减少 NO_x 生成, 降低 SO_3 的排放量。

参 考 文 献

- 1 冯俊凯, 郑洽余. 沸腾燃烧锅炉目前发展情况及其前景. 动力工程, 1986(3): 1~16
- 2 清华大学电力系锅炉教研组. 沸腾燃烧锅炉. 科学出版社, 1972
- 3 [日]国井大藏, [美]列文斯比尔 O. 流态化工程. 石油化学工业出版社, 1977
- 4 [英]戴维森 J F, 哈里森 D. 流态化. 科学出版社, 1981

简 讯

国产燃气轮发电机组并网发电

据“Gas Turbine World”1991年3—4月号报道, 中国生产的第一台MS6001B燃气轮发电机组已在深圳并网发电。

该燃气轮发电机组是按照与美国GE(通用电气)公司的合同由南京汽轮机厂生产的。

据报道, 南京汽轮机厂制造Frame 6B燃气轮机, 其转子、Mark IV控制系统和高温部分的一些零件是由GE公司供应的。

该燃气轮发电机组于1990年10月交付给深圳电力公司, 1991年2月中安装并初步运行, 然后以其全部的额定输出功率并网发电, 现已投入商业运行。

(吉桂明 供稿)

