

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl⁷

B01D 53/50

B01D 53/83 F23C 10/02



[12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 02135540.1

[45] 授权公告日 2004 年 10 月 27 日

[11] 授权公告号 CN 1172738C

[22] 申请日 2002.9.17 [21] 申请号 02135540.1

[71] 专利权人 山东大学

地址 250061 山东省济南市历下区经十路 73 号

[72] 发明人 马春元 董 勇 陈莲芳 徐夕仁

李 京 李玉忠 田风国 周广锋

审查员 董晓静

[74] 专利代理机构 济南舜源专利事务所有限公司

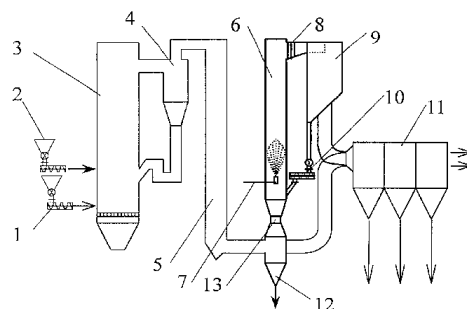
代理人 张希华

权利要求书 1 页 说明书 3 页 附图 2 页

[54] 发明名称 循环流化床锅炉复合脱硫工艺

[57] 摘要

本发明涉及用来脱除循环流化床锅炉燃烧后产生的烟气中的二氧化硫气体的循环流化床锅炉复合脱硫工艺。加入循环流化床锅炉内的石灰石颗粒首先在炉内床层温度下与二氧化硫反应，进行炉内燃烧脱硫，脱除一部分二氧化硫；未反应的、飞出炉外的氧化钙颗粒在增湿塔内进一步与二氧化硫反应，进行炉外增湿脱硫过程，这样构成了循环流化床锅炉的炉内燃烧脱硫和尾部增湿脱硫的复合脱硫工艺。本发明克服了循环流化床锅炉高负荷、高燃烧效率稳定运行时的燃烧温度与炉内脱硫最佳反应温度的矛盾，实现了燃烧的经济性，保障了循环流化床锅炉的环保特性。



ISSN 1008-4274

1、循环流化床锅炉复合脱硫工艺，首先将粒状石灰石通过石灰石给料装置[2]送入循环流化床锅炉[3]内，石灰石在炉内分解成氧化钙和二氧化碳气体，氧化钙与二氧化硫气体反应生成亚硫酸钙，完成炉内燃烧脱硫过程；在循环流化床锅炉尾部烟道[5]与电除尘器[11]之间设有增湿脱硫系统，循环流化床锅炉[3]内未反应的氧化钙颗粒和二氧化硫气体随烟气经尾部烟道[5]进入增湿脱硫系统的增湿塔[6]，在增湿塔[6]内，氧化钙颗粒与经过水雾化系统[7]喷出的水滴反应，生成氢氧化钙，氢氧化钙进一步与二氧化硫反应，生成亚硫酸钙，完成尾部增湿脱硫过程；增湿系统的灰循环采用外部循环方式，来自增湿塔[6]和电除尘器[11]的一部分飞灰经脱硫灰输送系统[16]送至增湿塔上部入口[15]；来自增湿塔[6]下部和电除尘器[11]的脱硫灰由制浆系统[17]制成的脱硫灰浆液经浆液输送泵[18]送至雾化系统[7]，进行增湿和实现灰循环；本发明的特征是：增湿系统的灰循环是由一级惯性分离装置[8]和二级下排气旋风分离装置[9]组成的双循环结构。

循环流化床锅炉复合脱硫工艺

1、技术领域

本发明属于环境保护技术领域，特别是涉及用来脱除循环流化床锅炉燃烧后产生的烟气中的二氧化硫气体的循环流化床锅炉复合脱硫工艺。

2、背景技术

目前，循环流化床锅炉的脱硫方法主要是燃烧脱硫。循环流化床锅炉燃烧脱硫过程是将粒度小于 2.0 毫米的石灰颗粒送入炉内，石灰石分解成氧化钙和二氧化碳，氧化钙与燃烧生成的二氧化硫气体反应，达到脱硫目的。

在循环流化床锅炉燃烧脱硫过程中，除了石灰石粒度对脱硫的影响外，其床层温度对脱硫效率有重要影响。循环流化床锅炉床层温度对脱硫的影响主要在于改变了脱硫剂的反应速度、固体产物分布及孔隙堵塞特性，从而影响脱硫效率和脱硫剂利用率。《循环流化床锅炉理论与运行》（岑可法等著）P367 中提出，公认的鼓泡床最佳脱硫温度为 850℃，许多研究者认为循环流化床锅炉脱硫的最佳温度为 850~900℃。

但是，在循环流化床锅炉的实际运行中，其燃烧温度一般为 900-1100℃，此温度超出了循环流化床锅炉燃烧脱硫的最佳温度，造成了炉内燃烧脱硫效率的大幅度下降，一般情况下脱硫效率为 30-40%；同时，导致脱硫剂随烟气飞出炉子，造成脱硫剂浪费。

3、发明内容

本发明的目的在于克服上述现有技术的不足，提供一种循环流化床锅炉复合脱硫工艺，使循环流化床锅炉在现有的燃烧温度和负荷下，在引风系统阻力允许的范围内，充分利用现有场地条件，通过炉内燃烧脱硫和烟气尾部增湿脱硫，来提高循环流化床锅炉总的脱硫效率和脱硫剂利用率，避免脱硫剂的巨大浪费，降低运行成本。

本发明是通过如下方式实现：

循环流化床锅炉复合脱硫工艺，首先将粒状石灰石通过石灰石给料装置送入循环流化床锅炉内，石灰石在炉内分解成氧化钙和二氧化碳气体，氧化钙与二氧化硫气体反应生成亚硫酸钙，完成炉内燃烧脱硫过程；在循环流化床锅炉尾部烟道与电除尘器之间设有增湿脱硫系统，循环流化床锅炉内未反应的氧化钙颗粒和二氧化硫气体随烟气经尾部烟道进入增湿脱硫系统的增湿塔，在增湿塔内，氧化钙颗粒与经过水雾化系统喷出的水滴反应，生成氢氧化钙，氢氧化钙进一步与二氧化硫反应，生成亚硫酸钙，完成尾部增湿脱硫过程；增湿系统的灰循环采用外部循环方式，来自增湿塔和电除尘器的一部分飞灰经脱硫灰输送系统送至增湿塔上部入口；来自增湿塔下部和电除尘器的脱硫灰由制浆系统制成的脱硫灰浆液经浆液输送泵送至雾化系统，进行增湿和实现灰循环；本发明的特征是：增湿系统的灰循环是由一级惯性分离装置和二级下排气旋风分离装置组成的双循环结构。

由于采用上述脱硫工艺，石灰石脱硫剂的粒度可以采用较宽范围，便于脱硫剂制备。因为较大颗粒的石灰石颗粒经过分解反应、硫化反应后，经过锅炉高温分离器分离后重新进入床内，由于床内颗粒的碰撞作用，在脱硫剂颗粒重新露出新表面后再次反应，直至氧化钙颗粒粒度小于高温分离器的切割粒径后随烟气进

入尾部烟道。这些进入尾部烟道的剩余氧化钙颗粒在尾部受热面与电除尘器之间的增湿塔内进一步与二氧化硫进行气液固反应，进行脱硫反应，由于增湿塔采用由双级惯性分离组成的双循环结构，使得增湿塔内未反应的脱硫剂颗粒多次循环利用，进一步提高了脱硫剂利用率和脱硫效率。这样，经过炉内燃烧脱硫和尾部增湿脱硫，最大程度的利用了不同粒度的脱硫剂，提高了系统总的脱硫剂利用率和脱硫效率。

本发明克服了循环流化床锅炉高负荷、高燃烧效率稳定运行时的燃烧温度（900-1100℃）与炉内脱硫最佳反应温度（850-900℃）的矛盾，既实现了燃烧的经济性，又保障了循环流化床锅炉的环保特性，具有广阔的应用前景。

4、附图说明

图 1 为采用双循环增湿塔的循环流化床锅炉复合脱硫工艺示意图。

图 2 为采用外部灰循环增湿塔的循环流化床锅炉复合脱硫工艺示意图。

图 3 为采用循环灰浆液雾化的循环流化床锅炉复合脱硫工艺示意图。

图中 1 为给煤装置，2 为石灰石给料装置，3 为循环流化床锅炉，4 为高温旋风分离器，5 为尾部烟道，6 为增湿塔，7 为水雾化系统，8 为一级惯性分离装置，9 为二级下排气旋风分离装置，10 为螺旋输送装置，11 为电除尘器，12 为出灰装置，13 为文丘里，14 为上升烟道，15 为增湿塔上部入口，16 为脱硫灰输送系统，17 为制浆系统，18 为浆液输送泵。

5、具体实施方式

下面结合附图 1 给出本发明的一个最佳实施例。

粒度小于 2mm 的石灰石颗粒由石灰石给料装置 2 送入循环流化床锅炉 3，经炉内煅烧分解的 CaO 颗粒在炉内床层温度下与二氧化硫进行气固反应，较大颗粒的氧化钙颗粒和燃煤颗粒经循环流化床锅炉高温分离器分离后，再进入床内进一步反应，脱除一部分二氧化硫并完成床内燃烧脱硫过程。粒度小于高温分离器的切割粒径的氧化钙颗粒随烟气经过尾部烟道 5、文丘里 13 进入增湿塔 6，在文丘里上部布置了水雾化系统 7 对烟气进行增湿降温处理，使电除尘器入口烟气温度达 50-90℃，烟气中的二氧化硫与增湿塔内生成的氢氧化钙进一步反应，进行炉外增湿脱硫过程。增湿塔 6 内的氧化钙、氢氧化钙和飞灰颗粒经过一级惯性分离装置 8 下来的部分，重新进入增湿塔内参与反应，经一级惯性分离后的烟气进入二级下排气旋风分离装置 9，分离下的氢氧化钙、飞灰颗粒再次由螺旋输送装置 10 送入增湿塔内循环利用，部分反应产物由下部出灰装置 12 排出。这样，由文丘里、一级惯性分离装置、二级惯性分离装置和螺旋回送装置组成的增湿塔双循环系统，保证了循环流化床锅炉内飞出的细小氧化钙颗粒达到最大程度的利用。经二级惯性分离器分离后的烟气进入电除尘器 11，经除尘后排放。

本发明的另一个实施例是采用如图 2 所示的结构，其脱硫灰循环采用外部循环方式。经过循环流化床锅炉燃烧脱硫后的烟气流经尾部烟道 5 后，折转向上经过上升烟道 14 进入增湿塔的上部入口 15，由布置在增湿塔 6 上部的水雾化系统 7 对烟气进行增湿脱硫。一部分增湿塔下部的脱硫灰和来自电除尘器 11 的脱硫灰，经过脱硫灰输送系统 16 输送到增湿塔 6 的上部入口 15，进入增湿塔进一步进行脱硫反应。

本发明的第三种实施例采用如图 3 所示的结构，其脱硫灰的循环采用脱硫灰浆液循环方式。经过循环流化床锅炉燃烧脱硫后的烟气流经尾部烟道 5 后，折转

向上经过上升烟道 14 由增湿塔的上部入口 15 进入增湿塔。一部分含有未反应脱硫剂的来自增湿塔下部和电除尘器的脱硫灰进入制浆系统 17，制成的浆液经浆液输送泵 18 送至雾化系统 7，对增湿塔 6 内的烟气进行增湿脱硫。

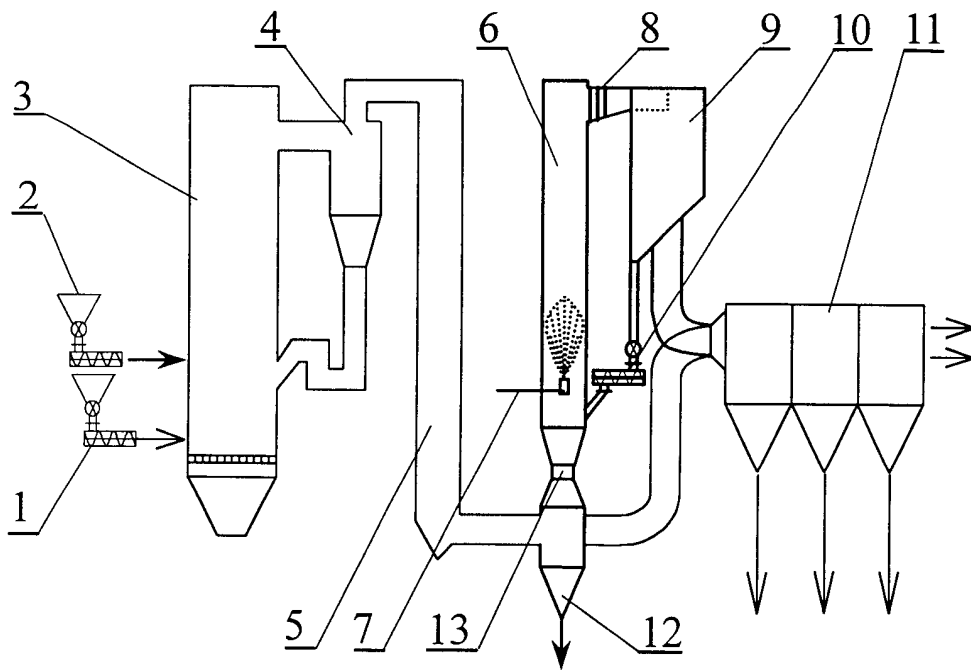


图 1

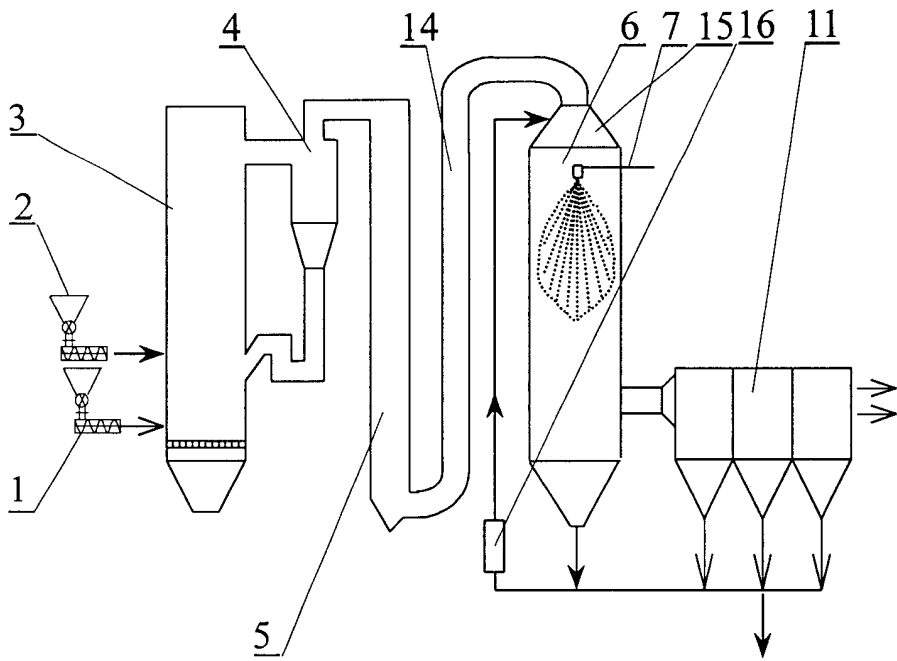


图 2

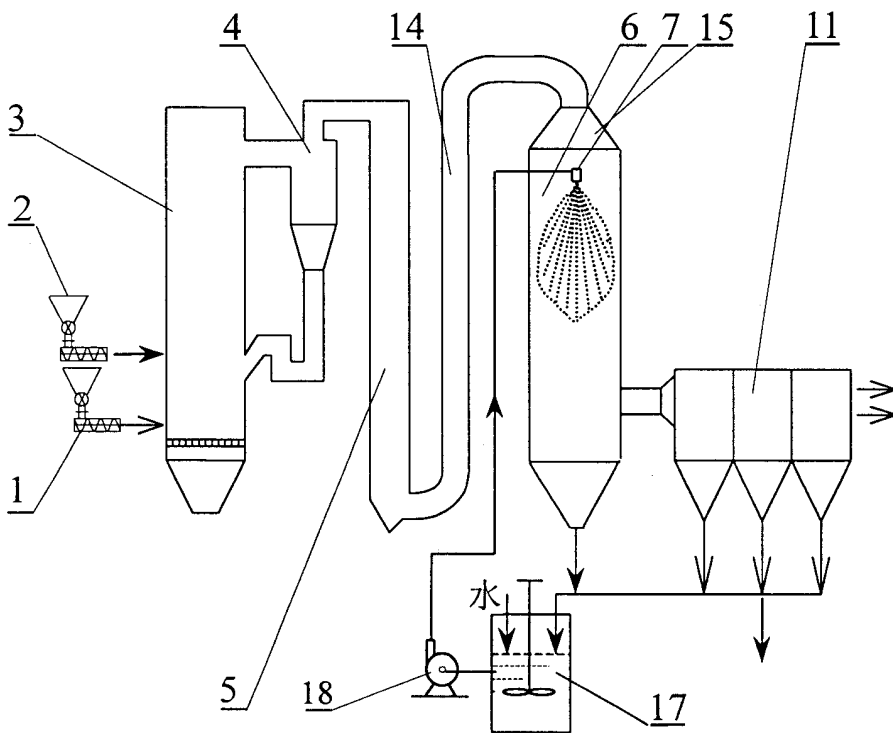


图 3