

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

B01D 50/00 (2006.01)

F23J 15/02 (2006.01)



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200910112434.X

[43] 公开日 2010年2月24日

[11] 公开号 CN 101653682A

[22] 申请日 2009.8.26

[21] 申请号 200910112434.X

[71] 申请人 福建龙净脱硫脱硝工程有限公司

地址 361000 福建省厦门市厦门火炬高新区
创业园轩业楼 619 室

[72] 发明人 陈燕玲 林春源 郑进朗 詹威全
陈树发 连娥桂 张 军

[74] 专利代理机构 厦门南强之路专利事务所
代理人 马应森

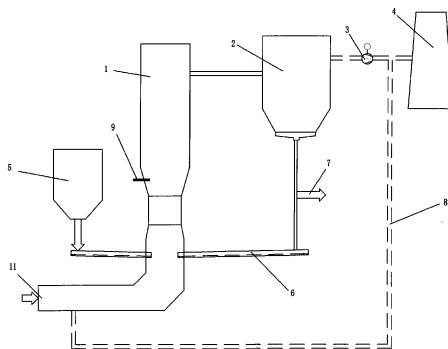
权利要求书 2 页 说明书 7 页 附图 1 页

[54] 发明名称

循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置及脱硫增效方法

[57] 摘要

循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置及脱硫增效方法，涉及一种烟气净化处理。提供一种脱硫效率和吸收剂利用率较高的循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置及脱硫增效方法。装置设反应器、除尘器、吸收剂辅助加入系统、脱硫灰再循环系统和工艺水系统。锅炉热烟气进入反应器与循环脱硫灰预混合；石灰石在炉内煅烧后生成生石灰粉末，夹杂生石灰粉末的飞灰随烟气进入下游反应器；喷水降温后，生石灰直接在反应器内反应生成消石灰；当锅炉烟气飞灰中的生石灰活性及含量无法满足脱硫要求时，吸收剂辅助加入系统注入新生石灰或消石灰，净化后的含尘烟气从反应器进入除尘器进行气固分离；除尘器捕集的颗粒经脱硫灰再循环系统返回反应器继续反应。



1. 循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置，其特征在于设有脱硫增效反应器、脱硫后除尘器、引风机、吸收剂辅助加入系统、脱硫灰再循环系统和工艺水系统；

循环流化床锅炉空预器出口与脱硫增效反应器、脱硫后布袋除尘器、引风机及烟囱依次连接，吸收剂辅助加入系统的吸收剂出口与脱硫增效反应器的进口段连接，脱硫灰再循环系统设于脱硫后除尘器的下方，脱硫后布袋除尘器的灰斗与脱硫增效反应器的进口段连接，工艺水系统与脱硫增效反应器的锥形段连接。

2. 如权利要求1所述的循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置，其特征在于在脱硫后除尘器的清洁烟气排放口设清洁烟气再循环系统，清洁烟气再循环系统的排放口与脱硫增效反应器的入口连接。

3. 如权利要求1所述的循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置，其特征在于在脱硫后除尘器灰斗的下部设置用于将脱硫副产物排出的脱硫灰外排系统。

4. 如权利要求1所述的循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置，其特征在于所述工艺水系统的喷嘴为高压回流式雾化喷嘴。

5. 循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效的方法，采用如权利要求1所述循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置，其特征在于包括以下步骤：

1) 将锅炉空气预热器排出的热烟气无需预除尘，直接从脱硫增效反应器底部进入脱硫增效反应器内，在脱硫增效反应器的进口段，高温烟气与循环脱硫灰充分预混合，进行初步的脱硫反应；

2) 石灰石在循环流化床锅炉炉内煅烧后生成生石灰粉末，夹杂生石灰粉末的飞灰随烟气进入下游脱硫增效反应器；喷水降温至 $65\sim 90^{\circ}\text{C}$ 后，生石灰直接在脱硫增效反应器内进行消化反应生成消石灰，完成进一步的脱硫反应；当锅炉烟气飞灰中的生石灰活性及含量无法满足脱硫要求时，吸收剂辅助加入系统将注入新鲜的生石灰或消石灰，保证出口 SO_2 排放浓度满足环保要求；

3) 净化后的含尘烟气从脱硫增效反应器顶部侧向排出，然后转向进入脱硫后除尘器进行气固分离，除尘后的清洁烟气经引风机排入烟囱；

4) 经脱硫后除尘器捕集下来的固体颗粒，通过脱硫后除尘器下的脱硫灰再循环系统，返回脱硫增效反应器的进口段继续参加反应，多余的少量脱硫灰渣通过外排系统输送至脱硫灰库内，再通过罐车或二级输送设备外排；

5) 当给锅炉负荷降低时, 将部分清洁烟气通过清洁烟气再循环系统再循环到脱硫增效反应器的进口段, 保证各反应区的流速相对稳定, 保证脱硫增效装置在任何锅炉负荷下都能正常运行。

循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置及脱硫增效方法

技术领域

本发明涉及一种烟气净化处理，尤其是涉及一种循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置及方法。

背景技术

循环流化床锅炉炉后烟气处理一直是本领域关注的问题，尤其是对于燃煤机组，从锅炉空预器排出的热烟气中的 SO_2 排放浓度一般都高于环保要求。

公开号为 CN101311628 的中国发明专利申请提供一种循环流化床锅炉炉内烟气喷钙脱硫工艺，将 CaO 粉送入到温度 $\leq 850^\circ\text{C}$ 的旋风分离器或第一级蒸汽过热器后的水平烟道或/和尾部烟道中发生脱硫反应进行脱硫。具体是将粒度为 100~800 目，优选 200~800 目的脱硫剂粉末经锅炉炉膛二次风入口或中、上部位置喷入炉膛，所述脱硫剂为石灰石粉、生石灰粉或熟石灰粉。该工艺在炉后设置一套除尘器除尘后，烟气通过烟囱直接排出，但炉后没有另设烟气脱硫装置。

现有技术的主要缺点是：炉内脱硫效率较低，很难达到 90%， Ca/S 比高，吸收剂耗量大。同时，随着国家环保要求的日益严格、燃料含硫量的不断变化和吸收剂品质的波动，单靠循环流化床锅炉炉内脱硫，很难达到环保排放要求或者需付出较大的代价。当燃料的含硫量较高时，由于炉内的 Ca/S 高达 2.5 以上，因此吸收剂的消耗量大，运行维护费用高，不经济。另外，许多循环流化床锅炉的设计余量有限，吸收剂系统的现有出力无法满足耗量日益增加的要求，使得污染物排放无法达标。

发明内容

本发明的目的在于针对现有的循环流化床锅炉炉内烟气脱硫装置所存在的污染物排放难以达到环保标准及锅炉烟气飞灰中含有大量有活性的 CaO 粉末无法利用等问题，提供一种可有效提高脱硫效率和吸收剂利用率，使二氧化硫和粉尘排放浓度均能满足国家环保要求的循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置及脱硫增效方法。

本发明所述循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置设有脱硫增效反应器、脱硫后除尘器、引风机、吸收剂辅助加入系统、脱硫灰再循环系统和工艺水系统。

循环流化床锅炉空预器出口与脱硫增效反应器、脱硫后布袋除尘器、引风机及烟囱依次

连接，吸收剂辅助加入系统的吸收剂出口与脱硫增效反应器的进口段连接，脱硫灰再循环系统设于脱硫后除尘器的下方，脱硫后布袋除尘器的灰斗与脱硫增效反应器的进口段连接，工艺水系统与脱硫增效反应器的锥形段连接。

在脱硫后除尘器的清洁烟气排放口最好设清洁烟气再循环系统，清洁烟气再循环系统的排放口与脱硫增效反应器的入口连接。

在脱硫后除尘器灰斗的下部最好设置用于将脱硫副产物排出的脱硫灰外排系统。

所述工艺水系统的喷嘴最好为高压回流式雾化喷嘴。

本发明所述循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效的方法包括以下步骤：

1) 将锅炉空气预热器排出的热烟气无需预除尘，直接从脱硫增效反应器底部进入脱硫增效反应器内，在脱硫增效反应器的进口段，高温烟气与循环脱硫灰充分预混合，进行初步的脱硫反应；

2) 石灰石在循环流化床锅炉炉内煅烧后生成生石灰粉末，夹杂生石灰粉末的飞灰随烟气进入下游脱硫增效反应器；喷水降温至 $65\sim 90^{\circ}\text{C}$ 后，生石灰直接在脱硫增效反应器内进行消化反应生成消石灰，完成进一步的脱硫反应；当锅炉烟气飞灰中的生石灰活性及含量无法满足脱硫要求时，吸收剂辅助加入系统将注入新鲜的生石灰或消石灰，保证出口 SO_2 排放浓度满足环保要求；

3) 净化后的含尘烟气从脱硫增效反应器顶部侧向排出，然后转向进入脱硫后除尘器进行气固分离，除尘后的清洁烟气经引风机排入烟囱；

4) 经脱硫后除尘器捕集下来的固体颗粒，通过脱硫后除尘器下的脱硫灰再循环系统，返回脱硫增效反应器的进口段继续参加反应，多余的少量脱硫灰渣通过外排系统输送至脱硫灰库内，再通过罐车或二级输送设备外排；

5) 当给锅炉负荷降低时，将部分清洁烟气通过清洁烟气再循环系统再循环到脱硫增效反应器的进口段，保证各反应区的流速相对稳定，保证脱硫增效装置在任何锅炉负荷下都能正常运行。

本发明将从锅炉空预器出来的热烟气直接进入炉后烟气脱硫增效装置，炉后无需设置预除尘器，当烟气中 CaO 含量及活性能满足脱硫要求时，无需添加吸收剂。由于采用炉内脱硫和炉后脱硫两级脱硫装置，可大大提高脱硫效率，同时可适当降低炉内脱硫的效率，从而降低循环流化床锅炉钙硫比及脱硫运行成本。与炉内单级脱硫相比，增设炉后烟气脱硫增效装置后，烟气污染物排放更易达到环保要求。

本发明在保证锅炉和炉内脱硫正常运行的情况下，充分利用烟气中大量有活性的 CaO 粉

尘进行二级增效脱硫，能充分脱除多种酸性气体和重金属等组分，同时又充分利用了锅炉飞灰中的 CaO，变废为宝，提高脱硫效率和吸收剂的利用率，使脱硫后烟气的污染物排放浓度达到国家环保要求。当烟气中 CaO 粉尘的活性和含量无法满足要求时，可启动吸收剂辅助加入系统，补充适量的吸收剂。

无论燃料含硫量如何变化，独立设置的吸收剂辅助加入系统可确保 SO₂ 排放浓度满足国家环保要求。本发明特别适用于循环流化床锅炉燃煤机组。

附图说明

图 1 为本发明实施例的循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置的结构示意图。在图 1 中，各标记为：脱硫增效反应器 1、脱硫后除尘器 2、引风机 3、烟囱 4、吸收剂辅助加入系统 5、脱硫灰再循环系统 6、脱硫灰外排系统 7、清洁烟气再循环系统 8、工艺水系统 9、设于脱硫增效反应器 1 底部的进气口 11。

具体实施方式

以下实施例将结合附图对本发明作进一步的说明。

参见图 1，本发明所述循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置设有脱硫增效反应器 1、脱硫后除尘器 2、引风机 3、吸收剂辅助加入系统 5、脱硫灰再循环系统 6、脱硫灰外排系统 7、清洁烟气再循环系统 8 和工艺水系统 9。

脱硫增效反应器 1 的进水口与工艺水系统 9 的出水口连接，设于脱硫增效反应器 1 底部的进气口 11 外接循环流化床锅炉空预器的热烟气出口，设于脱硫增效反应器 1 进口段的吸收剂进口接吸收剂辅助加入系统 5 的吸收剂出口，设于脱硫增效反应器 1 的喷嘴接工艺水系统 9 的排水口，设于脱硫增效反应器 1 顶部侧向的烟气出口接脱硫后除尘器 2 的烟气进口，脱硫灰再循环系统 6 设于脱硫后除尘器 2 的下方，脱硫灰再循环系统 6 的脱硫灰进口与设于脱硫后除尘器 2 底部的脱硫灰出口连接，脱硫灰再循环系统 6 的脱硫灰出口与设于脱硫增效反应器 1 进口段的脱硫灰进口连接；引风机设在脱硫后除尘器 2 的清洁烟气排放口与烟囱 4 之间。

清洁烟气再循环系统 8 设在脱硫后除尘器 2 的清洁烟气排放口，清洁烟气再循环系统 8 的排放口与脱硫增效反应器 1 的入口连接。

在脱硫后除尘器 2 灰斗的下部设置用于将脱硫副产物排出的脱硫灰外排系统 7。

喷嘴采用雾化喷嘴。

以下给出本发明所述循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效的方法：

1) 将锅炉空气预热器排出的热烟气从脱硫增效反应器 1 底部进入脱硫增效反应器 1 内，

在脱硫增效反应器的进口段，高温烟气与循环脱硫灰充分预混合，进行初步的脱硫反应；

2) 将石灰石直接投加到循环流化床锅炉进行煅烧，夹杂生石灰粉末的飞灰随烟气进入下游脱硫增效反应器；喷水降温至 $65\sim 90^{\circ}\text{C}$ 后，直接在脱硫增效反应器内进行消化反应生成消石灰，完成进一步的脱硫反应；当锅炉烟气飞灰中的生石灰活性及含量无法满足出口排放标准时，吸收剂辅助加入系统 5 将注入新鲜的生石灰或消石灰，保证出口 SO_2 排放浓度高于环保要求；

3) 净化后的含尘烟气从脱硫增效反应器顶部侧向排出，然后转向进入脱硫后除尘器 2 进行气固分离，除尘后的清洁烟气经引风机 3 排入烟囱 4；

4) 经脱硫后除尘器捕集下来的固体颗粒，通过脱硫后除尘器下的脱硫灰再循环系统 6，返回吸收塔继续参加反应，如此循环，多余的少量脱硫灰渣通过外排系统 7 送至脱硫灰库内，再通过罐车或二级输送设备外排；

5) 当给锅炉负荷降低时，将部分清洁烟气通过清洁烟气再循环系统 8 再循环到脱硫增效反应器入口，保证各反应区的流速相对稳定。

以下给出循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置应用举例。

以某热电站使用的 $2\times 420\text{t/h}$ 循环流化床锅炉机组烟气脱硫系统为例，即在采用循环流化床锅炉炉内脱硫的同时，炉后另配烟气脱硫装置，采用本发明所述循环流化床锅炉炉后烟气脱硫增效装置及脱硫增效方法，其脱硫率 $> 90\%$ ，最高可达 97.04% ， SO_2 平均排放浓度小于 200mg/m^3 (最低 $< 100\text{mg/m}^3$)，粉尘排放浓度 $< 50\text{mg/m}^3$ ，各项运行性能指标均优于设计要求。运行后，每年可削减 SO_2 排放量 4000 多吨。

1. 锅炉烟气特点

2 台 420t/h 高温高压循环流化床锅炉，锅炉的主要燃料为石油焦，部分掺烧烟煤，启动时采用 0 号轻柴油。同时，锅炉采用在炉内添加石灰石，当锅炉机组 Ca/S 比为 2.35 时，锅炉脱硫效率可达 90% 以上，其预热器出口烟气的特点如下：

1) 空预器出口烟气粉尘浓度高，可达 64.6g/m^3 且含有未充分燃烧的石油焦。

2) SO_2 浓度较低，虽然燃料的含硫量高达 6.7% ，但经过循环流化床锅炉的初级脱硫后，脱硫率为 90% ，空气预热器出口的 SO_2 浓度通常在 $1000\sim 2500\text{mg/m}^3$ 范围内波动。

3) 飞灰中含有部分未充分燃烧的石油焦，约占总灰份的 8% 。

4) 飞灰中含有大量的循环流化床锅炉脱硫的副产物，通常占总灰份的 $40\%\sim 62\%$ ，其中大量未反应的 CaO ，约占总灰份的 $20\%\sim 32\%$ 。

5) 烟气中 CO_2 浓度较高，一般达 15% 左右。

2. 设计条件

1) 装置入口烟气参数：装置入口烟气参数列于表 1。

表 1 装置入口烟气参数表

序号	项目	单位	设计燃料
1	入口烟气量（干标）	Nm ³ /h	445700
2	入口烟气量（湿标）	Nm ³ /h	476000
3	入口烟气量（工况湿态）	m ³ /h	762600
4	入口烟气温度	℃	148
5	入口粉尘浓度（干标）	g/Nm ³	13（运行） 64.6（停运）
6	烟气组分，干标（体积百分比）		
6.1	CO ₂	%	15.03
6.2	O ₂	%	3.31
6.3	N ₂	%	74.92
6.4	SO _x 以 SO ₂ 表示（净含量， 7.06%O ₂ ）	%	0.02
6.5	水份	%	6.72
7	正常入口 SO ₂ 浓度（干标）	mg/Nm ³	1000（锅炉脱硫效率为 90%）
8	年运行时间	h	8000

2) 吸收剂：吸收剂采用生石灰或消石灰，其品质分别为：

生石灰：纯度≥80%，T60≤4min，粒度≤1mm；

消石灰：纯度≥80%，比表面积≥15m²/g，粒度≤0.5mm。

3. 工艺原理

基本工艺原理是：携带有大量 CaO 的锅炉烟气从底部进入吸收塔，在进料段与加入的吸收剂、循环脱硫灰充分预混合，利用文丘里管的加速使物料悬浮起来，形成激烈的湍动状态，使颗粒与烟气之间具有很大的相对滑落速度，颗粒反应界面不断摩擦、碰撞更新，极大地强化气固间的传质、传热。通过向脱硫塔内喷入雾化水，烟气冷却到最佳的化学反应温度，以及使 CaO 与 H₂O 反应生成 Ca(OH)₂ 从而脱除烟气中 SO_x、HCl、HF、CO₂ 等酸性有害气体。净化后的含尘烟气从吸收塔顶部侧向排出，然后进入脱硫后除尘器进行气固分离，出口烟气含尘浓度低于 50mg/Nm³，最后经引风机排往烟囱。当锅炉烟气飞灰中的生石灰活性及耗量无法满足出口排放标准时，生石灰辅助加入系统将注入新鲜生石灰，保证出口 SO₂ 排放浓度低于 250mg/Nm³ 的性能保证值。

4. 工艺布置

根据锅炉出口的烟气特点，确定采用在锅炉炉内一级脱硫的基础上，炉后配套烟气循环流化床（CFB-FGD）干法脱硫方案。其流程为：锅炉→一级电除尘器→CFB-FGD 脱硫塔→脱硫布袋除尘器→引风机→烟囱。

采用一炉一塔系统配置，1号炉和2号炉成对称布置。整个脱硫岛沿单台锅炉轴线一字型顺气流方向布置，即烟气主烟道、吸收塔、脱硫布袋除尘器等设备中心线在一条直线上。主要辅助设施如流化风系统、水系统等围绕脱硫塔，按工艺要求集中布置，这样既做到工作分区明确，又做到合理、紧凑、方便，外观造型协调，整体性好，并与电厂其他建筑群体相协调，同时最大限度地节省用地。

吸收剂仓就近吸收塔布置，并与道路直接相通，便于生石灰粉运输及卸车。石灰进料系统布置在生石灰仓的下部，这种布置有利于最大限度地减少生石灰的输送距离；整体布置紧凑、美观，最大限度减少占地面积。

5. 脱硫运行情况介绍

1) 系统运行的特点

(1) 热电站在空气预热器出口设置预电除尘器，其目的是为了收集烟气中未充分燃烧的石油焦，然后通过气力输送系统将收集到的灰循环回锅炉内，进行二次燃烧，提高燃料的利用率。预电除尘器的除尘效率为80%。一般情况下，当燃料的燃烧充分，不需要返回锅炉内进行二次燃烧，则无需设置预电除尘器，可减少投资和运行成本。

(2) 脱硫剂主要为循环流化床锅炉飞灰，由于CFB锅炉内添加了一定量的石灰石粉(Ca/S为2.35)，石灰石粉在炉内进行初步的脱硫化学反应，这样锅炉飞灰中含有大量未完全反应的有活性的CaO，可直接用作循环流化床干法脱硫装置脱硫剂，这样大大减少今后脱硫装置的运行费用，为电厂带来巨大的经济效益。当预电除尘器停运时，大量锅炉飞灰进入脱硫岛参加脱硫增效反应，在未额外添加吸收剂的情况下，脱硫率可达50%~60%，最高可达70%，增效脱硫率大小与烟气中SO₂浓度和飞灰中CaO的含量及活性有关。

(3) 良好的入口烟气二氧化硫浓度变化适应性：当锅炉烟气飞灰中的生石灰量不能满足出口排放标准时，生石灰辅助加入系统将注入新鲜生石灰，保证出口SO₂排放浓度低于250mg/m³，达到当地环保要求。

(4) 吸收剂与降温水的加入是相对独立控制，喷入的用于降低烟气温度的水，以激烈湍动的、拥有巨大的表面积颗粒作为载体，在塔内得到充分的蒸发，保证了进入后续除尘器中的灰具有良好的流动状态。

(5) 设置了清洁烟气再循环烟道，对烟气量变化有良好的适应性，当吸收塔入口烟气流量低于设计流量的 75% 时，通过开启再循环烟道调节风挡将清洁烟气循环回脱硫岛入口烟道，使吸收塔塔内和文丘里的流速保持相对稳定。

2) 运行参数情况

通过 96 小时的试运行，试运行期间各参数均已达标。入口 SO_2 浓度为 $1000\sim 2500 \text{ mg/Nm}^3$ ，脱硫后出口 SO_2 浓度低于 200 mg/Nm^3 ；脱硫率均在 90% 以上，脱硫率最高可达 97.04%；布袋除尘器出口粉尘浓度低于 50 mg/Nm^3 。试运行期间，对系统在不同工况条件下的运行情况见表 2。

表 2 脱硫系统试运行记录

序号	项目名称	单位	工况 1	工况 2	工况 3	工况 4	工况 5
1	出口烟气量	m^3/h	714300	695900	741400	687200	679200
2	入口 SO_2 浓度	mg/m^3	1168.27	686.94	2463.76	2583.64	2660.89
3	出口 SO_2 浓度	mg/m^3	110.91	66.28	192.93	75.63	210.29
4	出口粉尘浓度	mg/m^3	32.50	33.03	31.35	31.55	31.36
5	吸收塔入口温度	$^{\circ}\text{C}$	131.72	121.71	131.74	122.72	122.77
6	吸收塔出口温度	$^{\circ}\text{C}$	69.95	69.37	69.35	69.49	70.2
7	吸收塔床层压降	kPa	1.1	1.16	1.13	1.07	1.11
8	吸收塔入口压力	kPa	-3.45	-3.59	-4.12	-3.42	-3.4
9	引风机入口压力	kPa	-6.81	-6.98	-7.57	-6.81	-6.79
10	脱硫岛压降	kPa	3.36	3.39	3.45	3.39	3.39
11	脱硫率	%	90.43	90.37	92.15	97.04	92.15

从运行记录可以看出，脱硫装置入口 SO_2 浓度远高于设计条件，在不同工况条件下系统运行的各项性能指标均优于设计值。

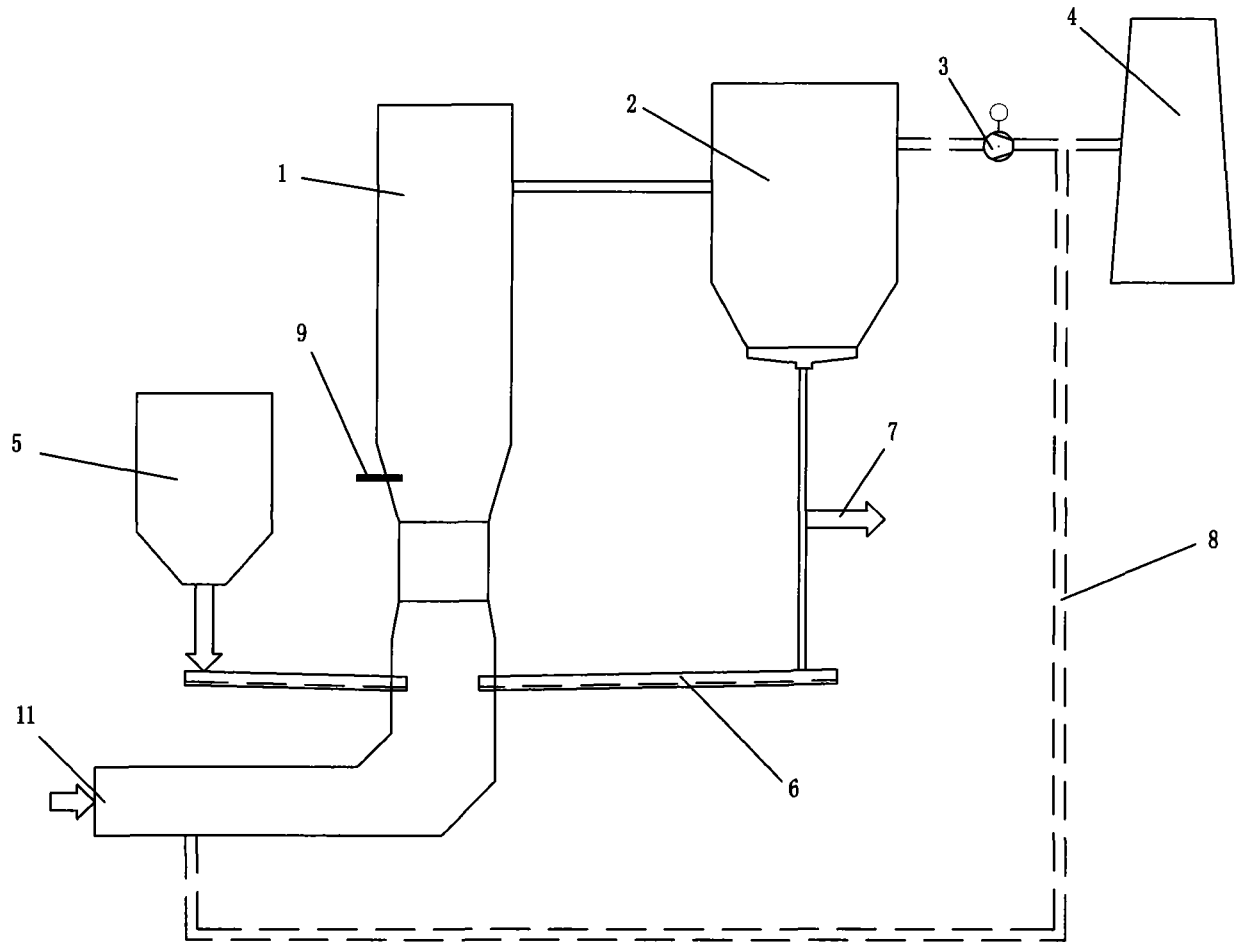


图 1