



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107008120 A

(43)申请公布日 2017.08.04

(21)申请号 201710264859.7

(22)申请日 2017.04.20

(71)申请人 北京国电龙源环保工程有限公司
地址 100039 北京市海淀区西四环中路16
号院1号楼911室

(72)发明人 王洪亮 郑鹏 唐坚 路光杰

(74)专利代理机构 北京中建联合知识产权代理
事务所(普通合伙) 11004
代理人 王灵灵 朱丽岩

(51) Int. Cl.
B01D 53/50(2006.01)
B01D 53/83(2006.01)

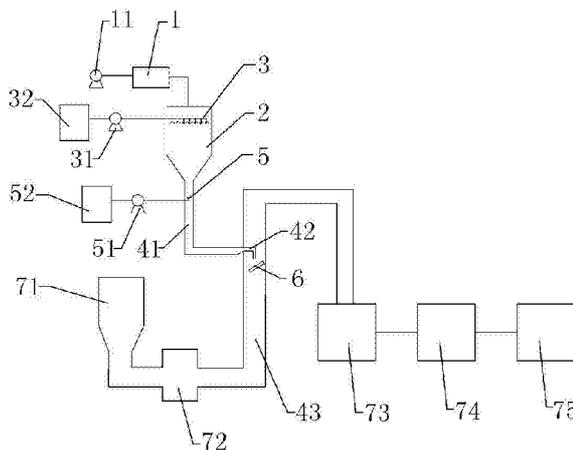
权利要求书2页 说明书5页 附图1页

(54)发明名称

利用尿素热解余热的SO₃脱除系统及其脱除方法

(57)摘要

本发明涉及烟气脱硫系统技术领域,公开了一种利用尿素热解余热的SO₃脱除系统及其脱除方法。本发明空气加热器的进气口与风机连通、出气口通过管道与热解炉的进气口连通;热解炉的进气口下方均匀设置有尿素喷枪,热解炉的出气口通过热解气管道与喷氨管连接,进入喷氨管之前的系统内设置有碱性吸收剂喷枪,喷氨管的出气口与燃煤烟道连接,喷氨管的喷射方向与烟气流动方向相反;喷氨管的出气口下方倾斜设置有涡流混合器,燃煤烟道的进气口与锅炉后的省煤器出口连接、出气口与SCR反应器连接。本发明吸收剂利用率高、运行成本低、提高能源利用率。



1. 利用尿素热解余热的SO₃脱除系统,其特征在于:包括空气加热器(1)、热解炉(2)、尿素喷枪(3)、碱性吸收剂喷枪(5)和涡流混合器(6);所述空气加热器(1)的进气口与风机(11)连通、出气口通过管道与热解炉(2)的进气口连通;热解炉(2)进气口下方均匀设置有尿素喷枪(3)、出气口通过热解气管道(41)与喷氨管(42)连接,进入喷氨管(42)之前的脱除系统内设置有碱性吸收剂喷枪(5),所述喷氨管(42)的出气口与燃煤烟道(43)连接,喷氨管(42)的喷射方向与烟气流动方向相反;喷氨管(42)的出气口下方倾斜设置有涡流混合器(6),燃煤烟道(43)的进气口与锅炉(71)后的省煤器(72)出口连接、出气口依次与SCR反应器(73)、空气预热器(74)和除尘器(75)连接。

2. 根据权利要求1所述的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统,其特征在于:所述尿素喷枪(3)的进液口通过尿素输送泵(31)与尿素溶液储罐(32)连接;所述碱性吸收剂喷枪(5)通过碱液输送泵(51)与碱性吸收剂溶液储罐(52)连接。

3. 根据权利要求1所述的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统,其特征在于:所述碱性吸收剂喷枪(5)的数量为1-10个,每个碱性吸收剂喷枪(5)上带有1-7个喷嘴。

4. 根据权利要求1所述的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统,其特征在于:所述碱性吸收剂喷枪(5)设置在热解炉(2)内、尿素喷枪(3)正下方,所述碱性吸收剂喷枪(5)与尿素喷枪(3)的高度差为0.5m-1.5m。

5. 根据权利要求1所述的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统,其特征在于:所述碱性吸收剂喷枪(5)设置在热解气管道(41)内,所述碱性吸收剂喷枪(5)的喷射方向与热解气管道(41)内气流方向一致;所述碱性吸收剂喷枪(5)沿热解气管道(41)延伸方向并排设置。

6. 根据权利要求1所述的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统,其特征在于:所述尿素喷枪(3)的喷射方向与热空气的流动方向垂直。

7. 根据权利要求1所述的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统,其特征在于:所述涡流混合器(6)与烟气流动方向的夹角为30-40°;所述涡流混合器(6)固定在燃煤烟道(43)的内侧壁上。

8. 权利要求1-7任意一项所述的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统的脱除方法,其特征在于:包括以下步骤:

步骤一、空气加热:空气经过加热,温度升至600-650℃;

步骤二、尿素热解:高温空气进入热解炉(2),与喷入的尿素溶液接触,尿素溶液发生热解,生成大量的NH₃、HNC0和CO₂;

步骤三、吸收剂干燥:碱性吸收剂溶液雾化为细小液滴后,与尿素热解产物接触,碱性吸收剂液滴吸热瞬时蒸发干燥为细小颗粒,碱性吸收剂的喷射量为烟气中SO₃摩尔量的1~5倍;

步骤四、SO₃脱除:步骤三所得细小颗粒均匀分散后与烟气中的SO₃和水蒸气反应生成硫酸盐颗粒;

步骤五、除尘:经过SCR反应器(73)处理的烟气经过除尘器(75)过滤去除其中的硫酸盐颗粒,然后进入后续的净化处理。

9. 根据权利要求8所述的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统的脱除方法,其特征在于:步骤二中尿素溶液的浓度为35-52%,尿素的喷射量为烟气中NO_x摩尔量的0.4~0.6倍。

10. 根据权利要求8所述的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统的脱除方法,其特征在于:

步骤三中碱性吸收剂溶液的浓度为1-30%；所述碱性吸收剂为碳酸钠、碳酸氢钠、碳酸钾和碳酸氢钾中的一种或几种。

利用尿素热解余热的SO₃脱除系统及其脱除方法

技术领域

[0001] 本发明涉及烟气脱硫系统技术领域,特别是涉及一种利用尿素热解余热的SO₃脱除系统及其脱除方法。

背景技术

[0002] 煤炭燃烧产生的烟气中含有一定浓度的SO₂和SO₃,其中SO₂是煤炭在锅炉中燃烧产生,浓度为1500~18000mg/m³,主要集中在3000~6000mg/m³;而SO₃来源于两部分,一部分是在锅炉内直接燃烧产生,浓度约占SO₂浓度的0.5%-1.5%;另一部分是SO₂经过SCR脱硝反应器后被氧化成SO₃,这部分的转化率约占SO₂浓度的0.5%-1.5%。因此,在SCR反应器出口烟气中SO₃浓度约占SO₂浓度的1%-3%。

[0003] 在通常的湿法脱硫过程中,只有一少部分SO₃能被脱除,大部分还是被直接排入大气中,SO₃的大气排放目前尚未制定统一的排放标准,由于SO₃在烟气中主要以气溶胶的形式存在,造成烟囱最终排放“蓝烟”、“烟羽拖尾”现象;SO₃会加重雾霾和温室效应;而且SCR脱硝过程中未反应的氨与SO₃反应会生成硫酸氢铵,硫酸氢铵极易附着在空预器表面,吸附飞灰,造成空预器的压降增大,排烟温度升高,机组效率下降,运行成本增加,这种现象在负荷较低时尤为显著,即便在高负荷下由于氨逃逸以及部分SO₂催化转化为SO₃,同样会生成硫酸氢铵,长期运行积累也会危及空预器正常运行。此外,SO₃在空预器的低温段造成烟气中酸露点升高,空预器的低温腐蚀严重,在SCR运行条件下,设备寿命下降。

[0004] 目前,烟气中SO₃的控制技术有:燃用低硫煤、混煤,使用低低温电除尘器,采用湿式静电除尘器,炉内或炉后喷碱性吸收剂等。使用低硫煤、混煤简单、直接,但是提高运行成本。使用低低温电除尘器或湿式静电除尘器对SO₃的脱除率高,但由于处于环保岛的末端,无法解决空预器积灰、腐蚀、堵塞等问题,不能降低空预器出口烟气温度,锅炉热效率低,投资成本高。

[0005] 向炉内喷射碱性吸收剂,如Mg(OH)₂,浆液迅速蒸发变成MgO颗粒,然后与SO₃反应生成MgSO₄,可有效脱除燃烧过程中产生的SO₃,降低SCR反应器入口烟气中SO₃的浓度,但是锅炉内的温度较高,有700-1000℃,技术控制上难度较大,碱性吸收剂在进入锅炉内时瞬时蒸发成细小颗粒,分散效果差,对烟气中SO₃的脱除效率不高,造成碱性吸收剂的消耗量较大,运行成本较高,而且对SCR中产生的SO₃的脱除效率相对较低。

[0006] 在炉后烟气中喷入碱性吸收剂,如MgO、NaHSO₃、Na₂CO₃、天然碱等,若直接喷入碱性吸收剂颗粒,颗粒较大,利用效率不高;若雾化后干燥为细小颗粒,需额外增加配套的干燥设备,提高运行成本;且喷入位置一般在省煤器或SCR与空气预热器之间,可有效降低SO₃的浓度,但是碱性吸收剂的喷射量较高,而钙基的吸收剂会增加飞灰的比电阻,会降低电除尘器的效率;在空预器后喷入碱性吸收剂则不能避免空预器的积灰、腐蚀和堵塞问题,空预器出口的烟气温度较高,锅炉的热效率低下。

发明内容

[0007] 本发明提供一种碱性吸收剂利用率高、运行成本低、提高能源利用率、可有效减缓或避免空预器的积灰、腐蚀和堵塞问题的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统。

[0008] 解决的技术问题是：现有脱除烟气中SO₃的方法，或运行成本高，或无法避免空预器的积灰、腐蚀和堵塞问题，或碱性吸收剂的利用率低下，或碱性吸收剂颗粒分散均匀性差。

[0009] 为解决上述技术问题，本发明采用如下技术方案：

[0010] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统，包括空气加热器、热解炉、尿素喷枪、碱性吸收剂喷枪和涡流混合器；所述空气加热器的进气口与风机连通、出气口通过管道与热解炉的进气口连通；热解炉的进气口下方均匀设置有尿素喷枪、出气口通过热解气管道与喷氨管连接，进入喷氨管之前的系统内设置有碱性吸收剂喷枪，所述喷氨管的出气口与燃煤烟道连接，喷氨管的喷射方向与烟气流动方向相反；喷氨管的出气口下方倾斜设置有涡流混合器，燃煤烟道的进气口与锅炉后的省煤器出口连接、出气口依次与SCR反应器、空气预热器和除尘器连接。

[0011] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统，进一步的，所述尿素喷枪的进液口通过尿液输送泵与尿素溶液储罐连接；所述碱性吸收剂喷枪通过碱液输送泵与碱性吸收剂溶液储罐连接。

[0012] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统，进一步的，所述碱性吸收剂喷枪的数量为1-10个，每个碱性吸收剂喷枪上带有1-7个喷嘴。

[0013] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统，进一步的，所述碱性吸收剂喷枪设置在热解炉内、尿素喷枪正下方，所述碱性吸收剂喷枪与尿素喷枪的高度差为0.5m-1.5m。

[0014] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统，进一步的，所述碱性吸收剂喷枪设置在热解气管道内，所述碱性吸收剂喷枪的喷射方向与热解气管道内气流方向一致；所述碱性吸收剂喷枪沿热解气管道延伸方向并排设置。

[0015] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统，进一步的，所述尿素喷枪的喷射方向与热空气的流动方向垂直。

[0016] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统，进一步的，所述涡流混合器与烟气流动方向的夹角为30-40°；所述涡流混合器固定在燃煤烟道的内侧壁上。

[0017] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统的脱除方法，包括以下步骤：

[0018] 包括以下步骤：

[0019] 步骤一、空气加热：空气经过加热，温度升至600-650℃；

[0020] 步骤二、尿素热解：高温空气进入热解炉，与喷入的尿素溶液接触，尿素溶液发生热解，生成大量的NH₃、HNC0和CO₂；

[0021] 步骤三、吸收剂干燥：碱性吸收剂溶液雾化为细小液滴后，与尿素热解产物接触，碱性吸收剂液滴吸热瞬时蒸发干燥为细小颗粒，碱性吸收剂的喷射量为烟气中SO₃摩尔量的1~5倍；

[0022] 步骤四、SO₃脱除：步骤三所得细小颗粒均匀分散后与烟气中的SO₃和水蒸气反应生成硫酸盐颗粒；

[0023] 步骤五、除尘：经过SCR反应器处理的烟气经过除尘器过滤去除其中的硫酸盐颗粒，然后进入后续的净化处理。

[0024] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统的脱除方法,进一步的,步骤二中尿素溶液的浓度为35-52%,尿素的喷射量为烟气中NO_x摩尔量的0.4~0.6倍。

[0025] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统的脱除方法,进一步的,步骤三中碱性吸收剂溶液的浓度为1-30%;所述碱性吸收剂为碳酸钠、碳酸氢钠、碳酸钾和碳酸氢钾中的一种或几种。

[0026] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统及其脱除方法与现有技术相比,具有如下有益效果:

[0027] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统在尿素热解系统中引入了碱性吸收剂溶液的雾化蒸发装置,利用尿素热解余热实现了吸收剂细小颗粒的制备,避免了配备附加的雾化蒸干设备和能源装置,简化了系统的构成,减少了能源的浪费,提高能源利用率,降低了系统的运行成本。本发明将碱性吸收剂细小颗粒喷入SCR反应器之前的燃煤烟道中,并在烟道内设置了涡流混合器,提高了吸收剂细小颗粒的分散性,大大提高了SO₃的脱除效率。

[0028] 本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统的脱除方法,在SCR反应器前的烟道中喷入碱性吸收剂细小颗粒与烟气中的SO₃发生反应,生成对环境和系统无危害的硫酸盐固体颗粒,最终由除尘器捕集;降低了环境负担,同时减少SO₃对脱硝SCR催化剂和空气预热器的影响。使得SCR反应器出口处的SO₃浓度低于5ppm。SO₃与吸收剂接触时间长,提高了SO₃的脱除率,降低了碱性吸收剂的喷射量,运行成本较低,更加经济环保。

[0029] 下面结合附图对本发明的利用尿素热解余热的SO₃脱除系统及其脱除方法作进一步说明。

附图说明

[0030] 图1为实施例1中SO₃脱除系统的结构示意图;

[0031] 图2为实施例2中SO₃脱除系统的结构示意图。

[0032] 附图标记:

[0033] 1-空气加热器;11-风机;2-热解炉;3-尿素喷枪;31-尿素输送泵;32-尿素溶液储罐;41-热解气管道;42-喷氨管;43-燃煤烟道;5-碱性吸收剂喷枪;51-碱液输送泵;52-碱性吸收剂溶液储罐;6-涡流混合器;71-锅炉;72-省煤器;73-SCR反应器;74-空气预热器;75- 除尘器。

具体实施方式

[0034] 实施例1

[0035] 如图1所示,本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统包括空气加热器1、热解炉2、尿素喷枪3、碱性吸收剂喷枪5和涡流混合器6;空气加热器1的进气口与风机11连通、出气口通过管道与热解炉2的进气口连通;热解炉2的进气口下方均匀设置有尿素喷枪3,尿素喷枪3的进液口通过尿素输送泵31与尿素溶液储罐32连接,尿素喷枪3的喷射方向与热空气的流动方向垂直;热解炉2的出气口与热解气管道41连接,热解气管道41内设置有碱性吸收剂喷枪5,碱性吸收剂喷枪5通过碱液输送泵51与碱性吸收剂溶液储罐52连接,碱性吸收剂喷枪5的数量为1-10个,每个碱性吸收剂喷枪5上设置1-7个喷嘴,碱性吸收剂喷枪5沿热解气管道41延伸方向并排设置,碱性吸收剂喷枪5的喷射方向与热解气管道41内气流方向一致;热

解气管道41另一端通过喷氨管42与燃煤烟道43连接,喷氨管42的喷射方向与烟气流动方向相反;燃煤烟道43的内侧壁上设置有涡流混合器6,涡流混合器6 倾斜设置在喷氨管42的出气口下方,涡流混合器6与烟气流动方向的夹角为30-40°;燃煤烟道43的进气口与锅炉71后省煤器72的烟气出口连接、出气口依次与SCR反应器73、空气预热器74和除尘器75连接。

[0036] 实施例2

[0037] 如图2所示,本发明利用尿素热解余热的SO₃脱除系统包括空气加热器1、热解炉2、尿素喷枪3、碱性吸收剂喷枪5和涡流混合器6;空气加热器1的进气口与风机11连通、出气口通过管道与热解炉2的进气口连通;热解炉2的进气口下方均匀设置有尿素喷枪3,尿素喷枪3的进液口通过尿素输送泵31与尿素溶液储罐32连接,尿素喷枪3的喷射方向与热空气的流动方向一致;尿素喷枪3正下方设置有碱性吸收剂喷枪5,碱性吸收剂喷枪5与尿素喷枪3的高度差为0.5-1.5m,碱性吸收剂喷枪5通过碱液输送泵51与碱性吸收剂溶液储罐52连接,碱性吸收剂喷枪5的数量为1-10个,每个碱性吸收剂喷枪5上设置1-7个喷嘴,碱性吸收剂喷枪5的喷射方向与热解气管道41内气流方向一致;热解炉2的出气口与热解气管道41连接,热解气管道41另一端通过喷氨管42与燃煤烟道43连接,喷氨管42 的喷射方向与烟气流动方向相反;燃煤烟道43的内侧壁上设置有涡流混合器6,涡流混合器6倾斜设置在喷氨管42的出气口下方,涡流混合器6与烟气流动方向的夹角为30-40°;燃煤烟道43的进气口与锅炉71后省煤器72的烟气出口连接、出气口依次与SCR反应器 73、空气预热器74和除尘器75连接。

[0038] 应用实施例1

[0039] 采用实施例1中所示的SO₃脱除系统,按照以下脱除方法控制SO₃脱除系统,具体包括以下步骤:

[0040] 步骤一、空气加热:空气经过加热,温度升至600-650℃;

[0041] 步骤二、尿素热解:高温空气进入热解炉2,与喷入的尿素溶液接触,尿素溶液发生热解,生成大量的NH₃、HNC0和CO₂;尿素溶液的浓度为35-52%,尿素的喷射量为烟气中 NO_x摩尔量的0.4~0.6倍,高温空气在热解炉2内的流速控制为0.8-2m/s;实施例的具体取值如表1所示;

[0042] 步骤三、吸收剂干燥:碱性吸收剂溶液经过碱性吸收剂喷枪5雾化为细小液滴,与350- 550℃的含有尿素热解产物的热气体接触,碱性吸收剂液滴吸热瞬时蒸发干燥为细小颗粒,所得细小颗粒平均直径小于50μm,部分碱性吸收剂与尿素热解产物发生化学反应,生成二氧化碳、水、氰酸盐细小颗粒;所用碱性吸收剂溶液的浓度为1-30%,碱性吸收剂为碳酸钠、碳酸氢钠、碳酸钾和碳酸氢钾中的一种或几种;碱性吸收剂的喷射量为烟气中SO₃摩尔量的1~5倍;实施例的具体取值如表1所示;

[0043] 步骤四、SO₃脱除:步骤三所得细小颗粒随热解气喷入燃煤烟道43,均匀分散后与烟气中的SO₃和水蒸气反应生成硫酸盐颗粒;各实施例的具体取值如表1所示;

[0044] 步骤五、除尘:经过SCR反应器73处理的烟气经过除尘器75过滤取出其中的硫酸盐颗粒,然后进入后续的净化处理。

[0045] 同时设置未喷射碱性吸收剂的空白对照组。

[0046] 表1各应用实施例参数控制

[0047]

	对照组1	应用1	应用2	应用3
--	------	-----	-----	-----

尿素溶液浓度%	48	35	48	52
尿素喷射量	0.58	0.52	0.58	0.63
碱性吸收剂的种类	无	碳酸钠	碳酸钠和碳酸氢钠	碳酸氢钾
碱性吸收剂的浓度%	0	1	15	30
碱性吸收剂喷射量	0	1.2	1.6	1.6

[0048] 表中:1、尿素喷射量为烟气中NO_x的摩尔量的倍数;

[0049] 2、碱性吸收剂喷射量为烟气中SO₃的摩尔量的倍数。

[0050] 上述各应用实施例,待系统工作稳定后,对SCR出口的烟气SO₃浓度进行测量:

[0051] 测量的具体结果如表2所示。

[0052] 表2SO₃浓度测量结果

[0053]

	对照组1	应用1	应用2	应用3
SO ₃ 浓度ppm	14.7	4.1	2.9	2.2

[0054] 实施例1所示脱除系统,在热解气管道内设置碱性吸收剂喷枪,利用尿素热解后的高温烟气制备碱性吸收剂微细颗粒,利用脱硝系统的涡流混合器将制备的碱性吸收剂微细颗粒均匀分散,使微细颗粒与烟气中的SO₃充分接触,提高了碱性吸收剂对SO₃的脱除效率。由表2可知,本发明所示脱除方法与未喷射碱性吸收剂相比,在SCR反应器出口处的SO₃浓度降低了70-85%,将其控制在5ppm以内,SO₃得到了有效的脱除。

[0055] 应用实施例2

[0056] 采用实施例2中所示的SO₃脱除系统,采用与应用实施例1相同的脱除方法,测得的SCR出口的烟气中的SO₃浓度如表3所示。

[0057] 表3SO₃浓度测量结果

[0058]

	对照组	应用1	应用2	应用3
SO ₃ 浓度ppm	14.7	4.3	2.8	2.4

[0059] 实施例2所示脱除系统,在热解炉内设置碱性吸收剂喷枪,利用尿素热解后的高温烟气制备的碱性吸收剂微细颗粒,然后通过涡流混合器将制备的微细颗粒均匀分散,使微细颗粒与烟气中的SO₃充分接触,提高了碱性吸收剂对SO₃的脱除效率。由表3可知,本发明所示脱除方法与未喷射碱性吸收剂相比,在SCR反应器出口处的SO₃浓度降低了70-85%,控制在5ppm以内,SO₃得到了有效的脱除。

[0060] 以上所述的实施例仅仅是对本发明的优选实施方式进行了描述,并非对本发明的范围进行限定,在不脱离本发明设计精神的前提下,本领域普通技术人员对本发明的技术方案作出的各种变形和改进,均应落入本发明权利要求书确定的保护范围内。

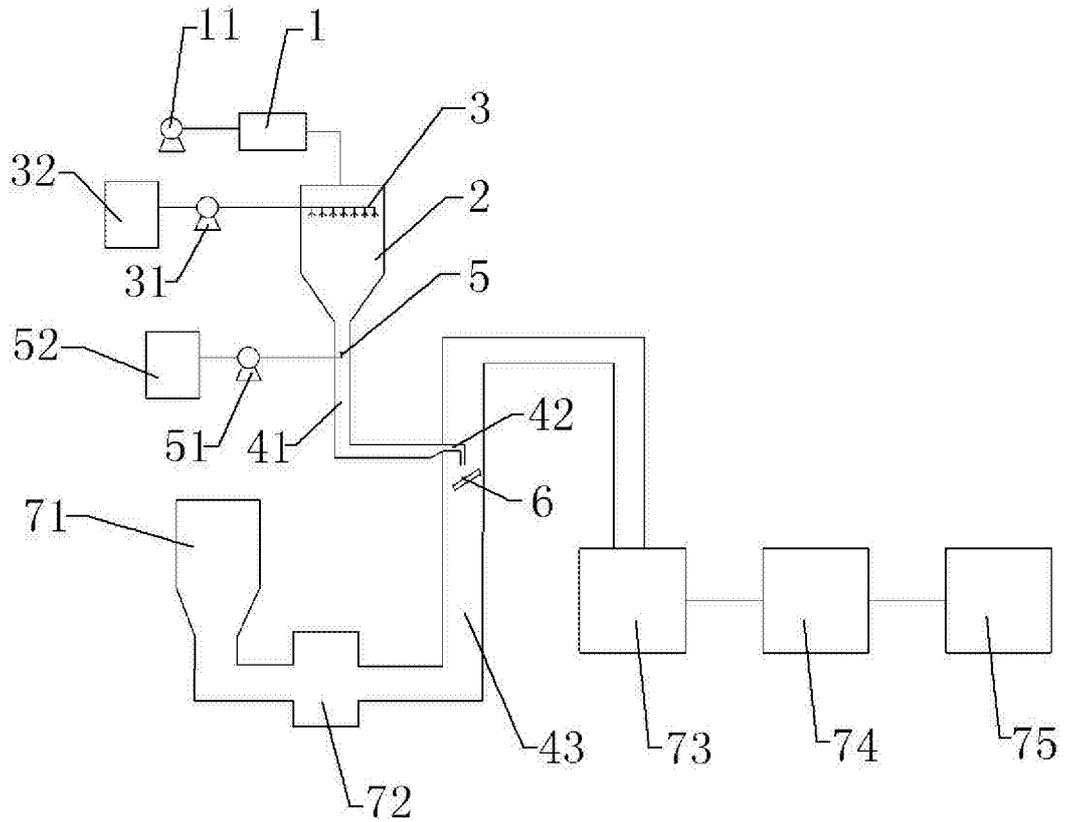


图1

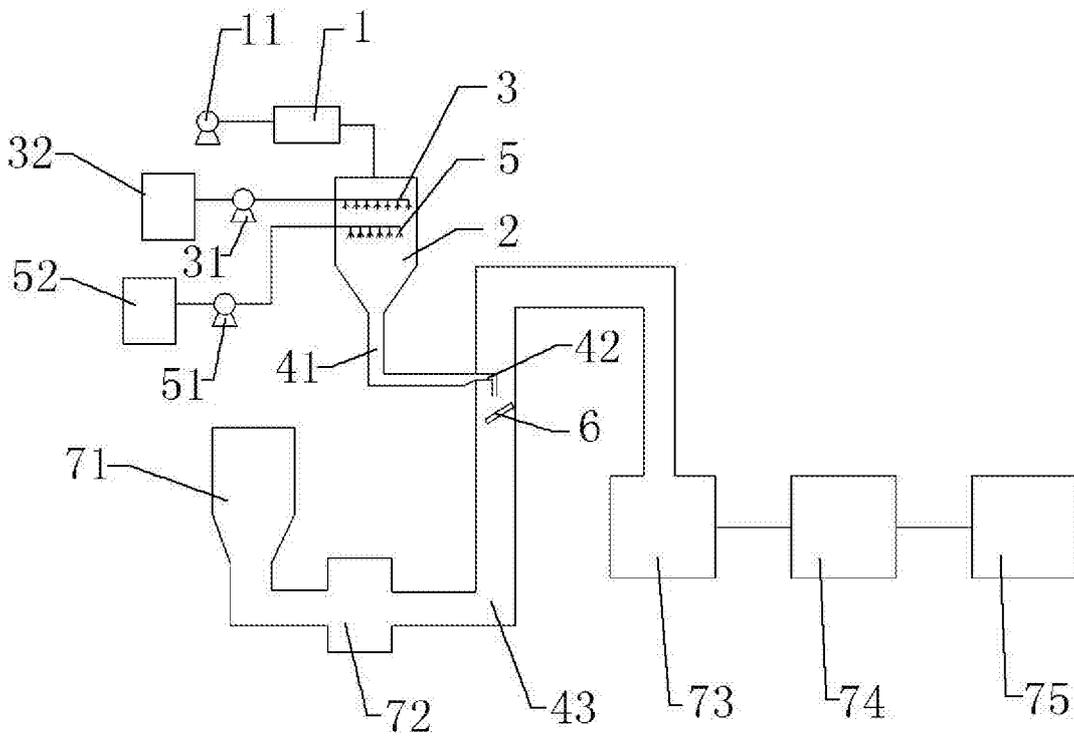


图2