



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106669326 A

(43)申请公布日 2017. 05. 17

(21)申请号 201710042816.4

(22)申请日 2017.01.20

(71)申请人 东南大学

地址 211189 江苏省南京市江宁区东南大学路2号

(72)发明人 杨林军 吴昊 潘丹萍 张瑞

(74)专利代理机构 南京瑞弘专利商标事务所
(普通合伙) 32249

代理人 冯慧

(51) Int. Cl.

B01D 47/12(2006.01)

B01D 53/50(2006.01)

B01D 53/78(2006.01)

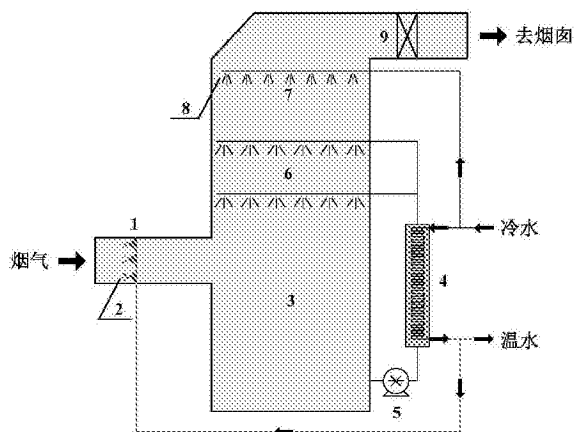
权利要求书1页 说明书5页 附图1页

(54)发明名称

一种湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法及装置

(57)摘要

本发明公开了一种湿法脱硫协同高效脱除细颗粒物与SO₃酸雾的方法及装置,由烟气降温增湿装置、湿法脱硫塔、脱硫洗涤液换热器、脱硫塔顶部冷水喷淋层组成。先在脱硫塔入口烟道喷入雾化水降温增湿,再通过对脱硫洗涤液进行换热降温,脱硫塔内的高湿烟气在脱硫洗涤过程中达到过饱和,细颗粒物及SO₃酸雾凝结长大,由脱硫洗涤液一次捕集;在塔顶部脱硫液喷淋层与高效除雾器之间设置冷水喷淋层,通过冷水喷淋降温使烟气再次达到过饱和,细颗粒物及SO₃酸雾发生再次凝结长大,随后由高效除雾器捕集。本发明可有效增强湿法脱硫系统对细颗粒物及SO₃酸雾的捕集效果,又可降低脱硫水耗,提高脱硫效率,适用于安装有湿法烟气脱硫系统的燃煤锅炉。



1. 一种湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法,其特征在于,高温烟气与脱硫塔入口烟道内喷出的雾化水接触,利用高温烟气使雾化水滴在进入脱硫塔内部之前部分蒸发,同时,由于烟气温度降至酸露点以下,部分SO₃气体非均相凝结于细颗粒物上,其余SO₃气体均相凝结为SO₃酸雾,经降温增湿调质后,高相对湿度的烟气由脱硫塔下部烟气进口进入塔内,与顶部喷出的低温脱硫洗涤液逆流接触,高相对湿度烟气在与脱硫洗涤液逆流接触过程中达到过饱和,过饱和水汽在细颗粒物及SO₃酸雾表面发生核化凝结,使细颗粒物及SO₃酸雾粒度增大,凝结长大的液滴由脱硫洗涤液喷淋脱除,已处于近饱和或者饱和状态的脱硫净烟气自下而上与顶部喷淋的冷水逆流接触洗涤后再次达到过饱和,使脱硫过程中形成的颗粒物、从脱硫洗涤过程中逃逸出的细颗粒物及SO₃酸雾再次核化,进而凝结长大,被后续高效除雾器拦截脱除后排出。

2. 根据权利要求1所述的湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法,其特征在于,所述的脱硫塔入口烟道喷入的雾化水来自于脱硫洗涤液换热器冷却水出水,雾化水的添加量以能够控制烟气经降温增湿调节后水汽体积百分含量增至15-20%、温度降至70-80℃为准。

3. 根据权利要求1所述的湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法,其特征在于,所述的脱硫洗涤液换热器安装于脱硫洗涤液进液管道上,脱硫洗涤液换热器进口与脱硫塔底部的脱硫洗涤液出口连接,脱硫洗涤液换热器的冷却水由上部进入,下部排出。

4. 根据权利要求1所述的湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法,其特征在于,脱硫洗涤液温度为30~35℃,比进口烟气温度低15℃以上,脱硫操作液气比控制在10L/Nm³以上。

5. 根据权利要求1所述的湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法,其特征在于,所述的脱硫塔顶部冷水喷淋层,喷淋液滴平均粒径1-2mm;冷水温度20-30℃,比脱硫净烟气温度低10℃以上,液气比控制在1L/Nm³左右。

6. 一种实施权利要求1~5任一所述的湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法的装置,其特征在于,该装置包括脱硫塔、脱硫洗涤液换热器;脱硫塔顶部设有烟气出口,烟气出口烟道内设有高效除雾器,脱硫塔中下部设有烟气进口,烟气进口烟道内设有烟气降温增湿装置,脱硫塔顶部设有冷水喷淋层,冷水喷淋层下设置脱硫洗涤液喷淋层,脱硫洗涤液喷淋层与脱硫洗涤液换热器连接,脱硫洗涤液换热器的冷却水出口与烟气降温增湿装置的温水入口连接。

7. 根据权利要求6所述的实施湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾方法的装置,其特征在于,所述的烟气降温增湿装置设有双流体雾化喷嘴。

8. 根据权利要求6所述的实施湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾方法的装置,其特征在于,所述的脱硫洗涤液换热器的换热管采用氟塑料毛细管或不锈钢螺旋翅片管。

9. 根据权利要求6所述的实施湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾方法的装置,其特征在于,所述的脱硫塔顶部冷水喷淋层采用实心锥喷嘴,脱硫塔顶部冷水喷淋层离高效除雾器的距离为2-3m。

10. 根据权利要求6所述的实施湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾方法的装置,其特征在于,所述的脱硫塔包括喷淋塔、旋流板塔、填料塔、湍球塔中的任一种。

一种湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法及装置

一. 技术领域

[0001] 本发明属于燃煤烟气细颗粒物及SO₃酸雾排放控制的技术领域,特别涉及一种应用水汽相变技术提高湿法烟气脱硫系统对细颗粒物及SO₃酸雾的脱除效果的方法及装置。

二. 背景技术

[0002] 细颗粒物及SO₃酸雾污染已成为我国突出的大气环境问题,是导致大气能见度降低、酸雨、雾霾天气和全球气候变化等重大环境问题的重要因素。目前,我国80%以上的大中型燃煤电站采用的湿法脱硫工艺。由于脱硫洗涤液的洗涤作用,湿法烟气脱硫系统虽可协同脱除烟气中部分较大的细颗粒物及SO₃酸雾,但由于存在脱硫洗涤液雾化夹带、脱硫产物结晶析出,以及各种气-液、气-液-固脱硫反应等物化过程,本身又可能会形成细颗粒物,使得湿法烟气脱硫系统对细颗粒物的脱除效率仅为10-20%,且随粒径的减小脱除效率显著下降。此外,由于大部分SO₃酸雾粒径较小,基本为亚微米级,因此惯性力作用不明显,脱硫过程的洗涤作用对其捕集效率仅为30-40%。

[0003] 针对传统污染物控制设施对细颗粒物及SO₃酸雾的脱除效率亟需提高的现状;目前,采用各种物理或化学作用使细颗粒物及SO₃酸雾长大后加以清除是增强湿法脱硫等传统污染物控制设施脱除细颗粒物及SO₃酸雾的重要手段。其中,基于过饱和水汽在微粒表面凝结特性的水汽相变技术特别适合与湿法脱硫等烟气中水汽含量较高的过程结合。在湿法脱硫洗涤过程中高温烟气与低温脱硫洗涤液相接触,使部分脱硫洗涤液汽化,烟温降低,烟气相对湿度增大,脱硫净烟气可达到饱和状态,较易实现细颗粒物及SO₃酸雾凝结长大所需的过饱和水汽环境。此外,由于脱硫净烟气经过脱硫洗涤液喷淋洗涤后已经接近或者达到饱和状态,也很容易实现过饱和水汽环境的建立,使细颗粒物及SO₃酸雾在过饱和水汽环境中再次凝结长大。申请号为200710132250.0的发明专利公开了一种湿法烟气脱硫中应用水汽相变促进PM_{2.5}脱除的方法,采用在塔进口烟气、脱硫净化烟气中添加蒸汽两种方式,分别使烟气在脱硫洗涤过程中及脱硫净化烟气达到过饱和;但单靠添加蒸汽方式实现过饱和水汽环境的建立,能耗过高。

三、发明内容

[0004] 发明目的:本发明针对湿法脱硫系统对细颗粒物及SO₃酸雾的脱除效率亟需提高的需求,提供一种湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法及装置,在脱硫洗涤过程中及洗涤过程后建立过饱和水汽环境,使细颗粒物及SO₃酸雾凝结长大,进而被脱硫洗涤液冲洗及高效除雾器拦截脱除,增强湿法脱硫系统对细颗粒物及SO₃酸雾的脱除。

[0005] 技术方案:一种湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法,高温烟气与脱硫塔入口烟道内喷出的雾化水接触,利用高温烟气使雾化水滴在进入脱硫塔内部之前部分蒸发,同时,由于烟气温度降至酸露点以下,部分SO₃气体非均相凝结于细颗粒物上,其余SO₃气体均相凝结为SO₃酸雾,经降温增湿调质后,高相对湿度的烟气由脱硫塔下部烟气进口进入塔内,与顶部喷出的低温脱硫洗涤液逆流接触,高相对湿度烟气在与脱硫洗涤液逆流接触

过程中达到过饱和,过饱和水汽在细颗粒物及SO₃酸雾表面发生核化凝结,使细颗粒物及SO₃酸雾粒度增大,凝结长大的液滴由脱硫洗涤液喷淋脱除,已处于近饱和或者饱和状态的脱硫净烟气自下而上与顶部喷淋的冷水逆流接触洗涤后再次达到过饱和,使脱硫过程中形成的颗粒物、从脱硫洗涤过程中逃逸出的细颗粒物及SO₃酸雾再次核化,进而凝结长大,被后续高效除雾器拦截脱除后排出。

[0006] 所述的脱硫塔入口烟道喷入的雾化水来自于脱硫洗涤液换热器冷却水出水,雾化水的添加量以能够控制烟气经降温增湿调节后水汽体积百分含量增至15-20%、温度降至70-80℃为准。

[0007] 所述的脱硫洗涤液换热器安装于脱硫洗涤液进液管道上,脱硫洗涤液换热器进口与脱硫塔底部的脱硫洗涤液出口连接,脱硫洗涤液换热器的冷却水由上部进入,下部排出。

[0008] 脱硫洗涤液温度为30~35℃,比进口烟气温度低15℃以上,脱硫操作液气比控制在10L/Nm³以上。

[0009] 所述的脱硫塔顶部冷水喷淋层,喷淋液滴平均粒径1-2mm;冷水温度20-30℃,比脱硫净烟气温度低10℃以上,液气比控制在1L/Nm³左右。

[0010] 一种实施所述的湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法的装置,该装置包括脱硫塔、脱硫洗涤液换热器;脱硫塔顶部设有烟气出口,烟气出口烟道内设有高效除雾器,脱硫塔中下部设有烟气进口,烟气进口烟道内设有烟气降温增湿装置,脱硫塔顶部设有冷水喷淋层,冷水喷淋层下设置脱硫洗涤液喷淋层,脱硫洗涤液喷淋层与脱硫洗涤液换热器连接,脱硫洗涤液换热器的冷却水出口与烟气降温增湿装置的温水入口连接。

[0011] 所述的烟气降温增湿装置设有双流体雾化喷嘴。

[0012] 所述的脱硫洗涤液换热器的换热管采用氟塑料毛细管或不锈钢螺旋翅片管。

[0013] 所述的脱硫塔顶部冷水喷淋层采用实心锥喷嘴,脱硫塔顶部冷水喷淋层离高效除雾器的距离为2-3m。

[0014] 所述的脱硫塔包括喷淋塔、旋流板塔、填料塔、湍球塔中的任一种。

[0015] 有益效果:

[0016] 1、在脱硫塔入口烟道设置降温增湿装置,喷入雾化温水;一方面,通过增加烟气含湿量,使其后续与经脱硫洗涤液换热器降温后的低温脱硫洗涤液接触,发生强烈的传热传质现象,可在脱硫过程中获得过饱和和水汽环境,使细颗粒物及SO₃酸雾凝结长大,进而增强细颗粒物及SO₃酸雾的洗涤脱除效率。同时,雾化水蒸发导致烟气温度降低,进而减少工况烟气量,增加细颗粒物及SO₃酸雾在脱硫塔中的停留时间,增强细颗粒物及SO₃酸雾脱除效率,并减弱因脱硫液滴夹带导致的细颗粒的排放。此外,雾化温水取自后续脱硫洗涤液换热器,无需额外消耗能量。

[0017] 2、针对脱硫净烟气已接近或者达到饱和状态,通过在脱硫洗涤液喷淋层和高效除雾器之间设置冷水喷淋层,利用冷水喷淋作用使烟气温度降低,进而建立过饱和和水汽环境,使细颗粒物及SO₃酸雾再次凝结长大,被后续高效除雾器拦截脱除,可实现细颗粒物及SO₃酸雾的高效脱除。

[0018] 3、通过降低脱硫塔入口烟气温度及脱硫洗涤液温度,在实现脱硫塔内建立过饱和和水汽环境的同时,又使脱硫塔入口烟气温度降低到最佳脱硫效率状态、减少脱硫洗涤过程中水分的蒸发,节省脱硫洗涤耗水量;同时,由于脱硫塔入口烟气温度降低至酸露点以下,

部分SO₃冷凝至细颗粒物表面,可随细颗粒物的脱除而脱除。

[0019] 4、本发明工艺简单,只需在脱硫塔入口烟道增设降温增湿装置、脱硫洗涤液进液管路上加装脱硫洗涤液换热器和高效除雾器前设置冷水喷淋层即可增强湿法烟气脱硫系统对细颗粒物及SO₃酸雾的捕集效果,可广泛应用于安装有湿法烟气脱硫系统的燃煤电站锅炉和工业锅炉。

四、附图说明

[0020] 图1是本发明的装置结构示意图

[0021] 图中:1-烟气降温增湿装置;2-双流体雾化喷嘴;3-脱硫塔;4-脱硫洗涤液换热器;5-脱硫洗涤液循环泵;6-脱硫洗涤液喷淋层;7-脱硫塔顶部冷水喷淋层;8-实心锥喷嘴;9-高效除雾器。

五、具体实施方式

[0022] 一种湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法,其步骤为:在脱硫塔入口烟道中的降温增湿装置内喷入雾化温水,利用雾化温水在高温烟气中的蒸发对烟气进行降温增湿处理,经降温增湿后烟气中水汽含量增至15-20%左右,温度降至70-80℃;脱硫洗涤液通过安装于脱硫洗涤液进液管路上的脱硫洗涤液换热器降温至30-35℃;在脱硫净烟气离开脱硫洗涤液喷淋层后、进入高效除雾器之前,通过脱硫塔顶部冷水喷淋层的喷淋作用降温3-5℃;来自脱硫塔入口降温增湿装置的烟气由脱硫塔下部烟气进口进入塔内,与上部喷出的30-35℃的脱硫洗涤液逆流接触,使烟气在脱硫洗涤过程中达到过饱和,过饱和的水汽在细颗粒物及SO₃酸雾表面发生核化凝结,细颗粒物及SO₃酸雾粒度增大,由脱硫洗涤液脱除凝结长大的液滴;经过脱硫洗涤液的脱硫净烟气在离开脱硫洗涤液喷淋层后、进入高效除雾器之前,通过脱硫塔顶部冷水喷淋层降温3-5℃,使烟气在进入高效除雾器之前再次达到过饱和,过饱和的水汽在脱硫过程中形成的颗粒物表面、从脱硫洗涤过程中逃逸出的细颗粒物及SO₃酸雾表面再次凝结,细颗粒物及SO₃粒度进一步增大,随后由高效除雾器拦截脱除。

[0023] 所述的脱硫入口烟道雾化热水来自于脱硫洗涤液换热器冷却水出水,在脱硫塔入口烟道中的降温增湿装置内喷入,。

[0024] 所述的脱硫洗涤液换热器置于脱硫洗涤液进液管道上,冷却水由上部进入,下部排出,以获得最大的换热效率。

[0025] 所述的脱硫塔顶部冷水喷淋层,喷淋液滴平均粒径1-2mm。冷水温度20-30℃,比脱硫净烟气温度低10℃以上,液气比控制在1L/Nm³左右。

[0026] 一种湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾方法的装置,该装置由烟气降温增湿装置、脱硫塔、脱硫洗涤液换热器、脱硫塔顶部冷水喷淋层组成;烟气降温增湿装置设置于脱硫塔入口烟道内,烟气降温增湿装置的温水入口与脱硫洗涤液换热器的冷却水出口由管道连接;脱硫塔顶部冷水喷淋层的冷水入口与脱硫洗涤液换热器的冷却水入口由管道连接。

[0027] 烟气降温增湿装置内设有双流体雾化喷嘴,通过产生的细小液滴进入烟道迅速吸热蒸发实现对烟气的增湿降温的效果。

[0028] 脱硫洗涤液换热器与脱硫洗涤液间接换热,换热管既可采用氟塑料毛细管,也可

采用不锈钢螺旋翅片管,可在保证换热效率的同时减少腐蚀。

[0029] 脱硫塔顶部冷水喷淋层采用实心锥喷嘴,脱硫塔顶部冷水喷淋层离高效除雾器的距离为2-3m,确保细颗粒物及SO₃酸雾可以充分长大。

[0030] 实施例1

[0031] 如图1所示,本发明的湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的装置,主要有烟气降温增湿装置1、脱硫塔3、脱硫洗涤液换热器4、脱硫塔顶部冷水喷淋层7组成。烟气降温增湿装置1设于脱硫塔3入口烟道处,内设双流体雾化喷嘴2;脱硫洗涤液换热器4设置于脱硫洗涤液进液管道上,换热器冷却水采用上进下出布置;脱硫塔顶部冷水喷淋层7设置于脱硫塔2上部高效除雾器9与脱硫洗涤液喷淋层6之间,脱硫塔顶部冷水喷淋层7离高效除雾器9距离为2-3m。脱硫塔3可采用喷淋塔、旋流板塔、填料塔、湍球塔等塔类型,塔内设有脱硫洗涤液喷淋层6,脱硫洗涤液喷淋层6通过管道与设在脱硫塔塔底出口的脱硫洗涤液循环泵5相连。

[0032] 一种湿法脱硫协同脱除细颗粒物及SO₃酸雾的方法为:来自燃煤电站锅炉或工业锅炉的烟气进入设于脱硫塔3之前的烟气降温增湿装置1中时,经双流体雾化喷嘴2喷入雾化温水水滴,利用高温烟气使雾化水滴在进入脱硫塔3之前部分蒸发,雾化温水来自脱硫洗涤液换热器4,添加量以能够控制烟气经降温增湿调节后水汽体积百分含量增至15-20%、温度降至70-80℃为准。同时,由于烟气温度已降至酸露点以下,部分SO₃气体非均相凝结于细颗粒物上,其余SO₃气体均相凝结为SO₃酸雾。经降温增湿调质后,高相对湿度的烟气由脱硫塔3下部烟气进口进入塔内,与经脱硫洗涤液循环泵5、脱硫洗涤液喷淋层6喷出的低温脱硫洗涤液逆流接触,脱硫洗涤液温度为30~35℃,比进口烟气温度低15℃以上,脱硫操作液气比控制在10L/Nm³以上。其中,脱硫洗涤液温度由脱硫洗涤液换热器4调节。高相对湿度烟气在与脱硫洗涤液逆流接触过程中达到过饱和,过饱和水汽在细颗粒物及SO₃酸雾表面发生核化凝结,使细颗粒物及SO₃酸雾粒度增大,凝结长大的液滴由脱硫洗涤液喷淋脱除。脱硫净烟气在进入高效除雾器9前,在脱硫塔顶部冷水喷淋层7中经过实心锥喷嘴8喷淋洗涤,冷水温度20-30℃,喷淋液滴平均粒径1-2mm,比脱硫净烟气温度低10℃以上,液气比控制在1L/Nm³左右。已处于近饱和或者饱和状态的脱硫净烟气在经过脱硫塔顶部冷水喷淋层7后再次达到过饱和,使脱硫过程中形成的颗粒物、从脱硫洗涤过程中逃逸出的细颗粒物及SO₃酸雾再次核化,进而凝结长大,被后续高效除雾器9拦截脱除。湿法烟气脱硫工艺可为石灰石-石膏法、氨法、双碱法、海水法、钠碱法、氧化镁法中的任意一种。

[0033] 以下结合实施例对本发明作进一步说明,但本发明不只限于此实施例。

[0034] 实施例2

[0035] 烟气由全自动燃煤锅炉产生,烟气量为350Nm³/h,辅以气溶胶发生器、SO₃发生器在烟气中添加适量燃煤飞灰及SO₃,使燃煤烟气中含尘浓度为44mg/m³,其中细颗粒物浓度为16mg/m³,SO₃浓度为39mg/m³。该系统由烟气降温增湿装置、脱硫塔、脱硫洗涤液换热器、脱硫洗涤液喷淋层、脱硫塔顶部冷水喷淋层、高效除雾器组成;脱硫塔采用石灰石/石膏法烟气脱硫。脱硫洗涤液换热器为氟塑料换热器,换热管管径为6mm氟塑料管。湿式脱硫塔采用塔径219mm、塔高5250mm的喷淋塔,喷淋塔顶部安装高效除雾器。含尘烟气先进入烟气降温增湿装置,经双流体雾化喷嘴喷入温度约31℃的微细水雾,喷入处烟温134℃。经维萨拉-HMT337型温湿度变送器测定,降温增湿后烟气中水汽体积百分含量由8.78%增至17.45%,

烟温降至72℃。然后进入脱硫塔与34℃的脱硫洗涤液逆流接触,脱硫塔设置三级喷淋,液气比15L/Nm³。脱硫塔顶部冷水喷淋层采用实心锥喷嘴,冷水水温为18℃,液气比为0.8L/Nm³。经维萨拉-HMT337型温湿度变送器测定,脱硫净烟气温降可达4℃。脱硫塔出口粉尘浓度经WJ-60B型皮托管平行全自动烟尘采样仪测试为16mg/m³;其中,采用电称低压冲击器ELPI在线测试,脱硫塔出口细颗粒物质量浓度为7mg/m³。采用高温冷凝法对脱硫塔出口SO₃酸雾浓度进行测试,脱硫塔出口SO₃酸雾浓度为16mg/m³。

[0036] 对比例1

[0037] 烟气降温增湿装置中未喷入雾化温水、脱硫洗涤液换热器未开启、脱硫塔顶部冷水喷淋层未投运,其余同实施例1。经测定,脱硫塔出口粉尘浓度分别为20mg/m³,细颗粒物质量浓度分别为13mg/m³,SO₃酸雾浓度为25mg/m³。

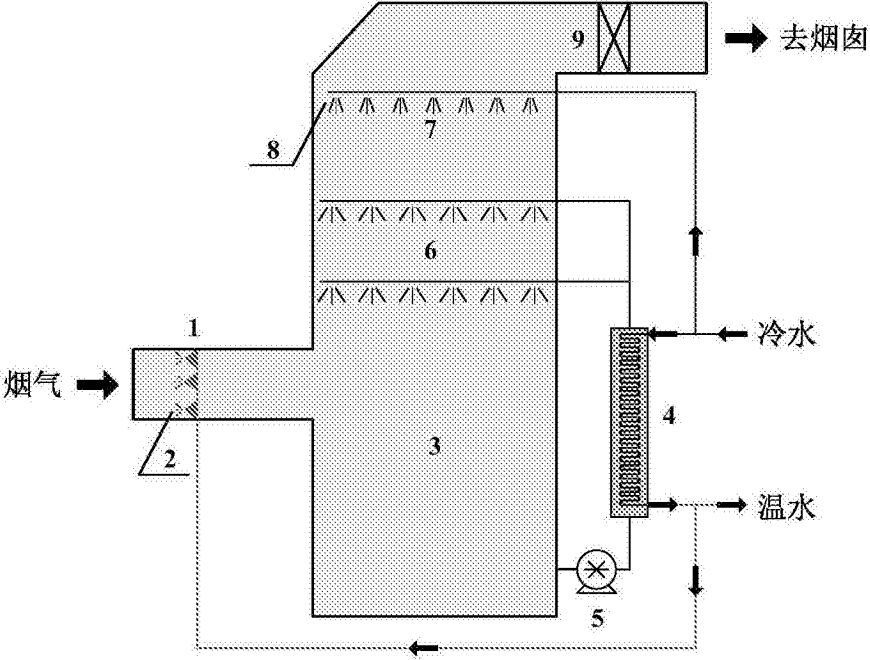


图1