



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 112403224 B

(45) 授权公告日 2022.01.25

(21) 申请号 201911074437.9

B01D 53/86 (2006.01)

(22) 申请日 2019.11.06

B01D 53/56 (2006.01)

(65) 同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 112403224 A

(56) 对比文件

CN 103657404 A, 2014.03.26

CN 109482052 A, 2019.03.19

(43) 申请公布日 2021.02.26

CN 2576323 Y, 2003.10.01

(73) 专利权人 中冶长天国际工程有限责任公司

CN 1187779 A, 1998.07.15

地址 410006 湖南省长沙市岳麓区节庆路7号

EP 0444987 B1, 1993.08.18

审查员 蒋亚楠

(72) 发明人 叶恒棣 魏进超 刘昌齐 康建刚

(74) 专利代理机构 北京卓恒知识产权代理事务所(特殊普通合伙) 11394

代理人 徐楼 卜婷

(51) Int. Cl.

B01D 53/75 (2006.01)

B01D 53/62 (2006.01)

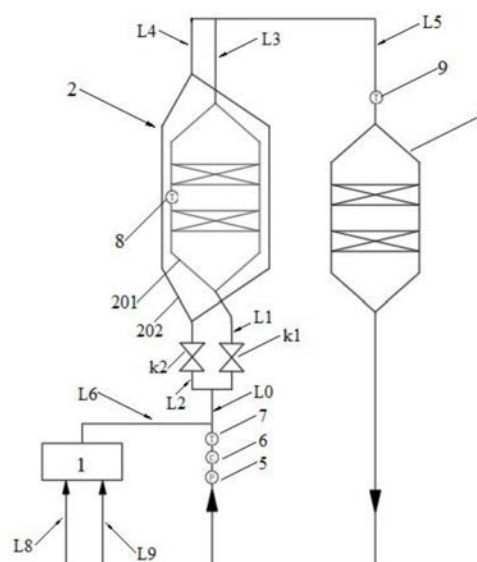
权利要求书3页 说明书11页 附图6页

(54) 发明名称

一种CO氧化协同脱硝系统及方法

(57) 摘要

一种CO氧化协同脱硝系统,该系统包括CO氧化装置(2)、SCR反应器(3);CO氧化装置(2)包括内层的主反应塔(201)和外层的预热腔室(202);从原烟气输送管道(L0)分出的第一管道(L1)和第二管道(L2)分别连接至CO氧化装置(2)的主反应塔(201)和预热腔室(202);从CO氧化装置(2)的主反应塔(201)的烟气出口引出的第三管道(L3)和从CO氧化装置(2)的预热腔室(202)引出的第四管道(L4)两者在合并之后经由第五管道(L5)连接至SCR反应器(3)。本发明利用一氧化碳转化为二氧化碳的过程中放出的热量达到升温烟气温度用于脱硝处理的目的,节约了燃料的使用,也避免了CO催化剂在低温状态遇硫氧化物容易失活的问题。



1. 一种CO氧化协同脱硝系统,该系统包括CO氧化装置(2)、SCR反应器(3);CO氧化装置(2)为管壳型结构的气固间接换热塔,其中内层为CO氧化装置(2)的主反应塔(201),外层为CO氧化装置(2)的预热腔室(202);从原烟气输送管道(L0)分出的第一管道(L1)和第二管道(L2)分别连接至CO氧化装置(2)的主反应塔(201)和预热腔室(202);从CO氧化装置(2)的主反应塔(201)的烟气出口引出的第三管道(L3)和从CO氧化装置(2)的预热腔室(202)引出的第四管道(L4)两者在合并之后经由第五管道(L5)连接至SCR反应器(3);还包括设置在第一管道(L1)上的第一阀门(k1);设置在第二管道(L2)上的第二阀门(k2);CO氧化装置(2)的主反应塔(201)内设有CO催化剂模块(20101)。

2. 根据权利要求1所述的系统,其特征在于:该系统还包括热风炉(1);热风炉(1)的热风出口经由第六管道(L6)连接至原烟气输送管道(L0)。

3. 根据权利要求1或2所述的系统,其特征在于:该系统还包括GGH换热器(4);原烟气通过管道连接至GGH换热器(4)的第一换热区(401)的烟气入口,GGH换热器(4)的第一换热区(401)的烟气出口与原烟气输送管道(L0)连接,SCR反应器(3)的净烟气出口通过净烟气输送管道(L7)连接至GGH换热器(4)的第二换热区(402)。

4. 根据权利要求1或2所述的系统,其特征在于:CO催化剂模块(20101)的数量为1-10。

5. 根据权利要求3所述的系统,其特征在于:CO催化剂模块(20101)的数量为1-10。

6. 根据权利要求4所述的系统,其特征在于:CO催化剂模块(20101)的数量为2-8。

7. 根据权利要求5所述的系统,其特征在于:CO催化剂模块(20101)的数量为2-8。

8. 根据权利要求6所述的系统,其特征在于:CO催化剂模块(20101)的数量为3-6。

9. 根据权利要求7所述的系统,其特征在于:CO催化剂模块(20101)的数量为3-6。

10. 根据权利要求2所述的系统,其特征在于:该系统还包括燃气输送管道(L8),燃气输送管道(L8)连接至热风炉(1)的燃气补充入口;和/或

该系统还包括助燃气体输送管道(L9),助燃气体输送管道(L9)连接至热风炉(1)的助燃气体补充入口。

11. 根据权利要求2所述的系统,其特征在于:原烟气输送管道(L0)上设有烟气流量检测装置(5)、CO浓度检测装置(6)、第一温度检测装置(7);烟气流量检测装置(5)、CO浓度检测装置(6)、第一温度检测装置(7)均位于第六管道(L6)与原烟气输送管道(L0)连接位置的上游;和/或

CO氧化装置(2)的主反应塔(201)的侧壁上设有第二温度检测装置(8);和/或

第五管道(L5)上且靠近SCR反应器(3)的烟气入口处设有第三温度检测装置(9)。

12. 使用权利要求1-11中任一项所述系统来控制CO氧化协同脱硝的方法,该方法包括以下步骤:

1) 关闭第一阀门(k1),打开第二阀门(k2),原烟气输送管道(L0)内通入原烟气 G_1 ;

2) 原烟气 G_1 通过第二管道(L2)进入CO氧化装置(2)的预热腔室(202),对CO氧化装置(2)的主反应塔(201)内的CO催化剂模块(20101)进行间接加热,对CO催化剂模块(20101)加热后的烟气通过第五管道(L5)进入SCR反应器(3)脱硝,脱硝后的净烟气从SCR反应器(3)的净烟气出口排出;

3) 第二温度检测装置(8)对CO氧化装置(2)的主反应塔(201)内的CO催化剂模块(20101)的温度进行实时监测;当检测到CO催化剂模块(20101)的温度达到催化剂设定温度

T_3 时,打开第一阀门(k1),关闭第二阀门(k2),烟气进入CO氧化装置(2)的主反应塔(201),与主反应塔(201)内的CO催化剂接触发生CO催化氧化反应;CO催化氧化放出的反应热加热烟气,获得升温后的含硝烟气 G_2 ;

4) 含硝烟气 G_2 通过第五管道(L5)进入SCR反应器(3)脱硝,脱硝后的净烟气从SCR反应器(3)的净烟气出口排出。

13.根据权利要求12所述的方法,其特征在于:步骤1) 中还包括:启动热风炉(1),热风炉(1)产生的热风对原烟气输送管道(L0)内的烟气进行加热;步骤2) 中为加热后的烟气通过第二管道(L2)进入CO氧化装置(2)的预热腔室(202)。

14.使用权利要求1-11中任一项所述系统来控制CO氧化协同脱硝的方法,该方法包括以下步骤:

1) 关闭第一阀门(k1),打开第二阀门(k2),烟气通过GGH换热器(4)的第一换热区(401)换热后进入原烟气输送管道(L0),获得加热后的原烟气 G_1 ;

2) 加热后的原烟气 G_1 通过第二管道(L2)进入CO氧化装置(2)的预热腔室(202),对CO氧化装置(2)的主反应塔(201)内的CO催化剂模块(20101)进行间接加热,对CO催化剂模块(20101)加热后的烟气通过第五管道(L5)进入SCR反应器(3)脱硝,脱硝后的净烟气进入GGH换热器(4)的第二换热区(402)换热后排出;

3) 第二温度检测装置(8)对CO氧化装置(2)的主反应塔(201)内的CO催化剂模块(20101)的温度进行实时监测;当检测到CO催化剂模块(20101)的温度达到催化剂设定温度 T_3 时,打开第一阀门(k1),关闭第二阀门(k2),烟气进入CO氧化装置(2)的主反应塔(201),与主反应塔(201)内的CO催化剂接触发生CO催化氧化反应;CO催化氧化放出的反应热加热烟气,获得升温后的含硝烟气 G_2 ;

4) 含硝烟气 G_2 通过第五管道(L5)进入SCR反应器(3)脱硝,脱硝后的净烟气进入GGH换热器(4)的第二换热区(402)换热后排出。

15.根据权利要求14所述的方法,其特征在于:步骤1) 中还包括:启动热风炉(1),热风炉(1)产生的热风对原烟气输送管道(L0)内的烟气进行加热;步骤2) 中为加热后的烟气通过第二管道(L2)进入CO氧化装置(2)的预热腔室(202)。

16.根据权利要求15所述的方法,其特征在于:检测原烟气 G_1 的温度,标记为 T_1 °C;CO催化剂的设定温度为 T_3 °C;若 $T_1 \geq T_3$,则系统继续运行;

若 $T_1 < T_3$,则启动热风炉(1),对原烟气 G_1 进行加热;当第二温度检测装置(8)检测到主反应塔(201)内的CO催化剂模块(20101)的温度达到 T_3 时,则关停热风炉(1),系统继续运行。

17.根据权利要求16所述的方法,其特征在于:检测单位时间内原烟气 G_1 的流量,标记为 U_1 Nm³/h;检测原烟气 G_1 的温度,标记为 T_1 °C;检测原烟气 G_1 中CO的含量,标记为 P_1 g/Nm³;计算:单位时间内原烟气 G_1 中一氧化碳的质量流量为 $U_1 * P_1$ g/h;单位时间内原烟气 G_1 中一氧化碳燃烧放出的热量 Q_1 kJ/h:

$$Q_1 = a * U_1 * P_1 * 10.11;$$

其中:a为燃烧系数,取值为0.1-1;

计算原烟气 G_1 中的一氧化碳在CO氧化装置(2)的主反应塔(201)内转化为二氧化碳后,含硝烟气 G_2 的温度 T_2 °C:

$$T_2 = T_1 + b * \frac{Q_1}{C * U_1} = T_1 + \frac{a * b * P_1 * 10.11}{C};$$

其中:C为烟气的平均比热容,kJ/(°C·g);b为热传递系数,取值为0.7-1。

18.根据权利要求17所述的方法,其特征在于:a的取值为0.4-0.95;b的取值为0.8-0.98。

19.根据权利要求17所述的方法,其特征在于:a的取值为0.7-0.9;b的取值为0.9-0.95。

20.根据权利要求17所述的方法,其特征在于:根据SCR反应器(3)的需要,设定SCR反应器(3)的最佳脱硝温度为 $T_{\text{脱硝}}$ °C;

若 $T_2 = T_{\text{脱硝}}$,则原烟气 G_1 中的一氧化碳进入CO氧化装置(2)的主反应塔(201)催化氧化,放出的热量使得进入SCR反应器(3)的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ °C,将该烟气直接在SCR反应器(3)进行脱硝处理;

若 $T_2 < T_{\text{脱硝}}$,则增加热风炉(1)的燃气及助燃气体的用量,使得进入SCR反应器(3)的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ °C;

若 $T_2 > T_{\text{脱硝}}$,通过调小热风炉(1)的燃气及助燃气体的用量,使得进入SCR反应器(3)的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ °C;若调小热风炉(1)的燃气及助燃气体的用量至关停热风炉(1)后,含硝烟气 G_2 的温度 T_2 仍大于 $T_{\text{脱硝}}$,此时打开第二阀门(k2),使部分原烟气 G_1 流经CO氧化装置(2)的预热腔室(202);调节第二阀门(k2)的开度,使得进入SCR反应器(3)的含硝烟气 G_2 降低至 $T_{\text{脱硝}}$ °C。

21.根据权利要求20所述的方法,其特征在于:若 $T_2 < T_{\text{脱硝}}$,所述增加热风炉(1)的燃气的用量为:

设定燃气的燃烧热为 N_1 kJ/g,计算需要增加燃气的流量 U_2 Nm³/h:

$$U_2 = \frac{C * U_1 * (T_{\text{脱硝}} - T_2)}{e * 1000 * N_1}, \text{其中:e为燃烧系数,取值为0.6-1;也就是说单位时间内,}$$

热风炉(1)中需要补充流量为 U_2 Nm³/h的燃气,使得进入SCR反应器(3)前烟气的温度达到 $T_{\text{脱硝}}$ °C。

22.根据权利要求21所述的方法,其特征在于:e的取值为0.8-0.99。

23.根据权利要求21所述的方法,其特征在于:e的取值为0.8-0.98。

24.根据权利要求20或21所述的方法,其特征在于:若关停热风炉(1)后,含硝烟气 G_2 的温度 T_2 仍大于 $T_{\text{脱硝}}$,此时第二阀门(k2)的调节具体为:

计算CO氧化装置(2)的主反应塔(201)内需要减少的原烟气流量 U_3 Nm³/h:

$$U_3 = \frac{C * U_1 * (T_2 - T_{\text{脱硝}})}{a * P_1 * 10.11}, \text{也就是说单位时间内,CO氧化装置(2)的主反应塔(201)}$$

内需要减少流量为 U_3 Nm³/h的烟气;调节第二阀门(k2)的开度,使得进入CO氧化装置(2)的预热腔室(202)内的烟气流量为 U_3 Nm³/h,从而使得进入SCR反应器(3)前烟气的温度降至 $T_{\text{脱硝}}$ °C。

一种CO氧化协同脱硝系统及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及烟气脱一氧化碳脱硝的处理系统和处理方法,具体涉及一种CO氧化协同脱硝的系统及方法,属于化工和环境保护技术领域。

背景技术

[0002] 对于工业烟气、尤其钢铁工业的烧结机烟气而言,烟气脱硝技术是应用于多氮氧化物生成化工工业的一项烟气净化技术。烟气脱硝,是指把已生成的 NO_x 还原为 N_2 ,从而脱除烟气中的 NO_x ,按治理工艺可分为湿法脱硝和干法脱硝。烟气脱硝技术主要有干法(选择性催化还原烟气脱硝、选择性非催化还原法脱硝)和湿法两种。与湿法烟气脱硝技术相比,干法烟气脱硝技术的主要优点是:基本投资低,设备及工艺过程简单,脱除 NO_x 的效率也较高,无废水和废弃物处理,不易造成二次污染。选择性催化还原SCR法脱硝是在催化剂存在的条件下,采用氨、CO或碳氢化合物等作为还原剂,在氧气存在的条件下将烟气中的NO还原为 N_2 。SCR法脱硝,一般温度控制在120-400℃左右。现有技术中往往要先通过对烟气加热等方式将待处理烟气的温度升高到合适脱硝的温度范围,然后进行脱硝。此工艺过程,由于一般待处理烟气量大,因此需消耗大量的燃料用于加热待处理烟气,造成资源的浪费和环境的二次污染。

[0003] 而且,由于待处理烟气均是由于燃料的燃烧产生,由于燃烧的充分程度和燃料不可能完全充分燃烧,因此,烟气中均含有一定量的一氧化碳。现有技术中,国家目前对于一氧化碳的排放标准没有明确规定,因此,对于待处理烟气一般只经过脱硫和脱硝处理后直接排放,烟气中的一氧化碳没有针对性的进行处理和利用,造成一氧化碳的直接排放。同时,一氧化碳为无色、无臭、无刺激性的气体;在水中的溶解度甚低,极难溶于水;与空气混合爆炸极限为12.5%~74.2%;一氧化碳极易与血红蛋白结合,形成碳氧血红蛋白,使血红蛋白丧失携氧的能力和作用,造成组织窒息,严重时死亡;一氧化碳对全身的组织细胞均有毒性作用,尤其对大脑皮质的影响最为严重。因此,一氧化碳的直接排放对环境污染极大。

[0004] 考虑到一氧化碳的催化氧化属于放热反应,反应放出的热量能够对烟气进行加热,因此本申请提出一种利用一氧化碳协同处理的烟气脱硝的系统及方法。但目前发现一氧化碳在低温时抗硫性能特别差,而系统开机时,CO处理装置总会有一段时间处于低温状态。也就是说,在系统冷启动时,CO处理装置内的催化剂很容易遇硫氧化物而中毒失效。

发明内容

[0005] 针对现有技术中对烟气进行脱硝处理过程中,需要额外通过外部加热系统对该烟气进行升温处理,然后才能进行脱硝工艺;现有技术中未对烟气中的一氧化碳进行处理而直接排放;及一氧化碳的催化剂在低温时抗硫性能差而容易导致催化剂失活等技术问题,本发明提出一种CO氧化协同脱硝的系统及方法。本发明通过利用烟气中的一氧化碳,将烟气中的一氧化碳转化为二氧化碳,此过程放出的热量直接用于升温烟气,减少甚至节省了通过外部燃料加热升温该烟气的过程。

[0006] 本发明中的CO氧化装置采用管壳型结构,在系统启动之初,利用烟气或热风炉加热后的烟气对CO氧化装置的主反应塔内的CO催化剂进行间接加热,从而很好地解决了系统冷启动时,CO的催化剂遇到烟气中的硫氧化物容易中毒失效的问题。

[0007] 本发明充分利用了烟气中的一氧化碳,利用一氧化碳转化为二氧化碳的过程中放出的热量达到升温烟气温度用于脱硝处理的目的,节约甚至省去了燃料的使用,也避免了CO催化剂在低温状态遇硫氧化物容易失活的问题,同时处理了烟气中的一氧化碳,减少了烟气对环境的污染,也减弱甚至避免了烟气处理过程中的二次污染。

[0008] 根据本发明的第一种实施方案,提供一种CO氧化装置协同脱硝的系统。

[0009] 一种CO氧化协同脱硝系统,该系统包括CO氧化装置、SCR反应器。CO氧化装置为管壳型结构的气固间接换热塔,其中内层为CO氧化装置的主反应塔,外层为CO氧化装置的预热腔室。从原烟气输送管道分出的第一管道和第二管道分别连接至CO氧化装置的主反应塔和预热腔室。从CO氧化装置的主反应塔的烟气出口引出的第三管道和从CO氧化装置的预热腔室引出的第四管道两者在合并之后经由第五管道连接至SCR反应器。

[0010] 在本发明中,该系统还包括热风炉。热风炉的热风出口经由第六管道连接至原烟气输送管道。

[0011] 优选的是,该系统还包括设置在第一管道上的第一阀门。

[0012] 优选的是,该系统还包括设置在第二管道上的第二阀门。

[0013] 在本发明中,该系统还包括GGH换热器。原烟气通过管道连接至GGH换热器的第一换热区的烟气入口,GGH换热器的第一换热区的烟气出口与原烟气输送管道连接,SCR反应器的净烟气出口通过净烟气输送管道连接至GGH换热器的第二换热区。

[0014] 在本发明中,CO氧化装置的主反应塔内设有CO催化剂模块。优选,CO催化剂模块的数量为1-10,优选为2-8,更优选为3-6。

[0015] 在本发明中,该系统还包括燃气输送管道,燃气输送管道连接至热风炉的燃气补充入口。

[0016] 在本发明中,该系统还包括助燃气体输送管道,助燃气体输送管道连接至热风炉的助燃气体补充入口。

[0017] 优选的是,原烟气输送管道上设有烟气流量检测装置、CO浓度检测装置、第一温度检测装置。烟气流量检测装置、CO浓度检测装置、第一温度检测装置均位于第六管道与原烟气输送管道连接位置的上游。

[0018] 优选的是,CO氧化装置的主反应塔的侧壁上设有第二温度检测装置。

[0019] 优选的是,第五管道上且靠近SCR反应器的烟气入口处设有第三温度检测装置。

[0020] 作为优选,GGH换热器的第二换热区的烟气出口连接至助燃气体输送管道的前端。即,将脱硝换热后的净烟气用作助燃气体,充分利用了净烟气中的余热。

[0021] 根据本发明的第二种实施方案,提供一种CO氧化协同脱硝的方法。

[0022] 一种CO氧化协同脱硝的方法或使用上述系统来控制CO氧化协同脱硝的方法,该方法包括以下步骤:

[0023] 1) 关闭第一阀门,打开第二阀门,原烟气 G_1 输送管道内通入原烟气;

[0024] 2) 原烟气 G_1 通过第二管道进入CO氧化装置的预热腔室,对CO氧化装置的主反应塔内的CO催化剂模块进行间接加热,对CO催化剂模块加热后的烟气通过第五管道进入SCR反

应器脱硝,脱硝后的净烟气从SCR反应器的净烟气出口排出;

[0025] 3) 第二温度检测装置对CO氧化装置的主反应塔内的CO催化剂模块的温度进行实时监测;当检测到CO催化剂模块的温度达到催化剂设定温度 T_3 时,打开第一阀门,关闭第二阀门,烟气进入CO氧化装置的主反应塔,与主反应塔内的CO催化剂接触发生CO催化氧化反应;CO催化氧化放出的反应热加热烟气,获得升温后的含硝烟气 G_2 ;

[0026] 4) 含硝烟气 G_2 通过第五管道进入SCR反应器脱硝,脱硝后的净烟气从SCR反应器的净烟气出口排出。

[0027] 作为优选,步骤1)中还包括:启动热风炉,热风炉产生的热风对原烟气输送管道内的烟气进行加热。步骤2)中为加热后的烟气通过第二管道进入CO氧化装置的预热腔室。

[0028] 根据本发明的第三种实施方案,提供一种CO氧化协同脱硝的方法。

[0029] 一种CO氧化协同脱硝的方法或使用上述系统来控制CO氧化协同脱硝的方法,该方法包括以下步骤:

[0030] 1) 关闭第一阀门,打开第二阀门,烟气通过GGH换热器的第一换热区换热后进入原烟气输送管道,获得加热后的原烟气 G_1 ;

[0031] 2) 加热后的原烟气 G_1 通过第二管道进入CO氧化装置的预热腔室,对CO氧化装置的主反应塔内的CO催化剂模块进行间接加热,对CO催化剂模块加热后的烟气通过第五管道进入SCR反应器脱硝,脱硝后的净烟气进入GGH换热器的第二换热区换热后排出;

[0032] 3) 第二温度检测装置对CO氧化装置的主反应塔内的CO催化剂模块的温度进行实时监测;当检测到CO催化剂模块的温度达到催化剂设定温度 T_3 时,打开第一阀门,关闭第二阀门,烟气进入CO氧化装置的主反应塔,与主反应塔内的CO催化剂接触发生CO催化氧化反应;CO催化氧化放出的反应热加热烟气,获得升温后的含硝烟气 G_2 ;

[0033] 4) 含硝烟气 G_2 通过第五管道进入SCR反应器脱硝,脱硝后的净烟气进入GGH换热器的第二换热区换热后排出。

[0034] 作为优选,步骤1)中还包括:启动热风炉,热风炉产生的热风对原烟气输送管道内的烟气进行加热。步骤2)中为加热后的烟气通过第二管道进入CO氧化装置的预热腔室。

[0035] 作为优选,实施本发明的CO氧化协同脱硝的方法过程中,检测原烟气 G_1 的温度,标记为 T_1 °C;CO催化剂的设定温度为 T_3 °C;若 $T_1 \geq T_3$,则系统继续运行;

[0036] 若 $T_1 < T_3$,则启动热风炉,对原烟气 G_1 进行加热;当第二温度检测装置检测到主反应塔内的CO催化剂模块的温度达到 T_3 时,则关停热风炉,系统继续运行。

[0037] 优选的是,实施本发明的CO氧化协同脱硝的方法过程中,检测单位时间内原烟气 G_1 的流量,标记为 $U_1 \text{ Nm}^3/\text{h}$;检测原烟气 G_1 的温度,标记为 T_1 °C;检测原烟气 G_1 中CO的含量,标记为 $P_1 \text{ g/Nm}^3$;计算:单位时间内原烟气 G_1 中一氧化碳的质量流量为 $U_1 * P_1 \text{ g/h}$;单位时间内原烟气 G_1 中一氧化碳燃烧放出的热量 $Q_1 \text{ kJ/h}$:

[0038] $Q_1 = a * U_1 * P_1 * 10.11$;

[0039] 其中: a 为燃烧系数,取值为0.1-1,优选为0.4-0.95,更优选为0.7-0.9;

[0040] 计算原烟气 G_1 中的一氧化碳在CO氧化装置的主反应塔内转化为二氧化碳后,含硝烟气 G_2 的温度 T_2 °C:

[0041] $T_2 = T_1 + b * \frac{Q_1}{C * U_1} = T_1 + \frac{a * b * P_1 * 10.11}{C}$;

[0042] 其中： C 为烟气的平均比热容， $\text{kJ}/(\text{℃} \cdot \text{g})$ ； b 为热传递系数，取值为0.7-1，优选为0.8-0.98，更优选为0.9-0.95。

[0043] 根据SCR反应器的需要，设定SCR反应器的最佳脱硝温度为 $T_{\text{脱硝}} \text{℃}$ 。

[0044] 进行以下分析：

[0045] 若 $T_2 = T_{\text{脱硝}}$ ，则原烟气 G_1 中的一氧化碳进入CO氧化装置的主反应塔催化氧化，放出的热量使得进入SCR反应器的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}} \text{℃}$ ，将该烟气直接在SCR反应器进行脱硝处理。

[0046] 若 $T_2 < T_{\text{脱硝}}$ ，则增加热风炉的燃气及助燃气体的用量，使得进入SCR反应器的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}} \text{℃}$ 。

[0047] 若 $T_2 > T_{\text{脱硝}}$ ，通过调小热风炉的燃气及助燃气体的用量，使得进入SCR反应器的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}} \text{℃}$ 。若调小热风炉的燃气及助燃气体的用量至关停热风炉后，含硝烟气 G_2 的温度 T_2 仍大于 $T_{\text{脱硝}}$ ，此时打开第二阀门，使部分原烟气 G_1 流经CO氧化装置的预热腔室；调节第二阀门的开度，使得进入SCR反应器的含硝烟气 G_2 降低至 $T_{\text{脱硝}} \text{℃}$ 。

[0048] 作为优选，若 $T_2 < T_{\text{脱硝}}$ ，所述增加热风炉的燃气的用量为：

[0049] 设定燃气的燃烧热为 $N_1 \text{ kJ/g}$ ，计算需要增加燃气的流量 $U_2 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ：

[0050]
$$U_2 = \frac{C * U_1 * (T_{\text{脱硝}} - T_2)}{e * 1000 * N_1}$$
，其中： e 为燃烧系数，取值为0.6-1，优选为0.8-0.99，更

优选为0.8-0.98；也就是说单位时间内，热风炉中需要补充流量为 $U_2 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 的燃气，使得进入SCR反应器前烟气的温度达到 $T_{\text{脱硝}} \text{℃}$ 。

[0051] 作为优选，若关停热风炉后，含硝烟气 G_2 的温度 T_2 仍大于 $T_{\text{脱硝}}$ ，此时第二阀门的调节具体为：

[0052] 计算CO氧化装置的主反应塔内需要减少的原烟气流量 $U_3 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ：

[0053]
$$U_3 = \frac{C * U_1 * (T_2 - T_{\text{脱硝}})}{a * P_1 * 10.11}$$
，也就是说单位时间内，CO氧化装置的主反应塔内需要减

少流量为 $U_3 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 的烟气；调节第二阀门的开度，使得进入CO氧化装置的预热腔室内的烟气流量为 $U_3 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ，从而使得进入SCR反应器前烟气的温度降至 $T_{\text{脱硝}} \text{℃}$ 。

[0054] 在本发明的技术方案中，通过将待处理烟气经过CO氧化装置，将烟气中的一氧化碳转化为二氧化碳，具体为：

[0055] $2\text{CO} + \text{O}_2 = 2\text{CO}_2$ 。

[0056] 利用烟气中本身存在(或含有)的一氧化碳成分，利用一氧化碳与氧气反应生成二氧化碳是一个放热反应，通过CO氧化装置将烟气中的一氧化碳转化为二氧化碳，该反应放出的热量用于升温待处理烟气，从而实现了烟气升温的效果；同时，除去了烟气中的一氧化碳，避免了烟气中一氧化碳对环境的污染。

[0057] 在现有技术中，待处理烟气中往往会含有硫氧化物和氮氧化物。目前发现一氧化碳在低温时，其抗硫性能特别差。而在实际生产过程中，系统开机时升温需要一个过程，CO处理装置总会有一段时间处于低温状态。也就是说，在系统开机时，如果烟气直接进入CO处理装置，此时CO处理装置内的CO催化剂很容易因为低温同时遇烟气中的硫氧化物而中毒失效，而且CO催化剂的失活是不可逆的。针对这一技术问题，本发明将传统的CO处理装置设计

为管壳型的气固间接换热塔,包括内层的主反应塔和外层的预热腔室,主反应塔内设有CO催化剂。在系统刚启动时,烟气先不经过CO氧化装置(即CO处理装置)的主反应塔,而是进入CO氧化装置的预热腔室,然后经SCR反应器脱硝后排出。在烟气流经预热腔室的过程中,预热腔室内的烟气可以对主反应塔内的CO催化剂进行间接加热。当CO催化剂的温度升至CO催化剂的设定温度 T_3 时,此时烟气再进入CO氧化装置的主反应塔进行脱一氧化碳的处理,从而避免了CO催化剂在低温状态遇硫氧化物而失活的问题。

[0058] 本发明还设有热风炉。当烟气本身的温度(或热量)不足以将CO催化剂的温度升至CO催化剂的设定温度 T_3 时,开启热风炉,热风炉产生的热风通入原烟气输送管道,对原烟气输送管道内的烟气进行加热,加热后的烟气再进入CO氧化装置的预热腔室来预热CO氧化装置的主反应塔内的CO催化剂,使得CO催化剂的温度达到CO催化剂的设定温度 T_3 。一般来说,CO催化剂的设定温度(即保证CO催化剂不会失活的温度)与催化剂种类相关。

[0059] 在本发明中,所述CO氧化协同脱硝系统包括CO氧化装置、SCR反应器。当烟气流经CO氧化装置,烟气中的CO被氧化成为二氧化碳而放热,放出的热量对烟气进行加热,进而使烟气达到SCR法脱硝所需要的温度,然后烟气进入SCR反应器进行脱硝处理。本发明中的CO氧化装置为管壳型结构的气固间接换热塔,CO氧化装置包括内部的主反应塔和外部的预热腔室,主反应塔内设有CO催化剂模块,当烟气流经外部的预热腔室时,烟气可以对主反应塔内的CO催化剂模块进行间接加热。本发明中还包括热风炉,热风炉为CO氧化装置提供能量补充。此外,CO氧化装置中的CO催化剂模块可以设为一个或多个,当CO催化剂模块为多个时,可以增加热交换面积,强化换热效果。

[0060] 在本发明方法中,在系统启动之初,当CO氧化装置的主反应塔内的CO催化剂处于低温状态时,且原烟气的温度能够达到CO催化剂的设定温度(保证CO催化剂不会失活)的情况下,此时关闭第一阀门,打开第二阀门,原烟气流经CO氧化装置外部的预热腔室,原烟气对CO氧化装置内部的主反应塔内的CO催化剂模块进行间接加热,然后烟气进入SCR反应器脱硝。当主反应塔内的CO催化剂模块的温度达到催化剂设定温度 T_3 (第二温度检测装置对CO催化剂温度进行实时监测)时,打开第一阀门,关闭第二阀门,烟气进入CO氧化装置的主反应塔,与CO催化剂接触发生CO催化氧化反应,该反应放出的热对烟气进行加热,然后烟气进入SCR反应器脱硝。

[0061] 通过第一温度检测装置对原烟气的温度进行检测,当原烟气温度 T_1 小于CO催化剂的设定温度 T_3 时,说明此时原烟气本身的温度不足以加热主反应塔内的CO催化剂模块至设定温度,此时需要开启热风炉。热风炉产生的热风对原烟气进行加热,加热后的烟气再进入预热腔室对主反应塔内的CO催化剂模块进行间接加热,使得CO催化剂能够达到设定温度,从而保证CO催化剂不会中毒失效。

[0062] 优选,本发明还包括GGH换热器。由于脱硝完成后的净烟气仍然具有较高温度,因此GGH换热器的增设可以很好的利用脱硝后净烟气的余热,实现资源回收。这部分余热通过GGH换热器对原烟气进行加热,原烟气温度升高,从而更加保证烟气对主反应塔内CO催化剂的加热效果,进一步保证CO催化剂不会出现在低温下遇硫氧化物而失活的情况。而且,原烟气温度升高,也使得烟气在进入SCR反应器之前,其温度更容易达到SCR法脱硝所需温度。

[0063] 作为优选方案,根据原烟气的温度、原烟气的流量、原烟气中一氧化碳的含量等参数指标,如果原烟气中的一氧化碳转化放出的热量不足以将烟气的温度升高至SCR反应器

的最适宜脱硝温度,则再通过外部热量(热风炉供热)进行调节。在本发明的技术方案中,优先利用烟气中的一氧化碳转化放出的热量。

[0064] 在本发明中,通过检测原烟气输送管道内原烟气 G_1 的流量、温度及原烟气 G_1 中CO的含量,就可以得出单位时间内原烟气 G_1 中一氧化碳的质量流量。通过换算,可以计算出单位时间内,原烟气 G_1 中一氧化碳燃烧放出的热量 $Q_1 = a * U_1 * P_1 * 10.11$ 。其中:燃烧系数a是因为一氧化碳很难实现100%转化,可以根据工程经验取值,取值为0.1-1,优选为0.4-0.95,更优选为0.7-0.9。 U_1 为单位时间内原烟气 G_1 的流量, P_1 为原烟气 G_1 中CO的含量。也就是说,通过本发明的技术方案,利用烟气中的一氧化碳,可以获取 Q_1 的能量。

[0065] 进一步,根据计算出的利用烟气中一氧化碳转化获取的能量为 Q_1 kJ/h,可以计算出利用该能量可以提高经过CO氧化装置后得到的含硝烟气 G_2 的温度 T_2 ℃。

[0066] $T_2 = T_1 + b * \frac{Q_1}{C * U_1} = T_1 + \frac{a * b * P_1 * 10.11}{C}$ 。其中:通过第一温度检测装置检

测原烟气输送管道内原烟气 G_1 的温度 T_1 ℃,通过仪器检测可以得出烟气的平均比热容C,kJ/(℃·g)。热传递系数b是因为一氧化碳转化为二氧化碳放出的热量很难100%被原烟气吸收,可以根据工程经验取值,取值为0.7-1,优选为0.8-0.98,更优选为0.9-0.95。也就是说,通过本发明的技术方案,利用烟气中的一氧化碳,可以将原烟气的温度从 T_1 ℃提升到 T_2 ℃。

[0067] 在本发明中,根据具体的SCR反应器的特点、根据脱硝工艺的选择、脱硝催化剂等情况,知道选择的SCR反应器的最佳(或最适宜)脱硝温度 $T_{\text{脱硝}}$ ℃,也就是知道最佳输送至SCR反应器的烟气的温度为 $T_{\text{脱硝}}$ ℃。

[0068] 通过比较 T_2 和 $T_{\text{脱硝}}$,保证含硝烟气 G_2 进入SCR反应器时的温度,从而保证了含硝烟气在SCR反应器中的脱硝效率,尽最大效率脱除烟气中的氮氧化物,减少外排净烟气中污染物的含量,从而减少对环境的污染。

[0069] 若 $T_2 = T_{\text{脱硝}}$,也就是说,通过利用烟气中一氧化碳转化放出的热量,刚好可以使得进入SCR反应器的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ ℃,那么将该烟气直接在SCR反应器进行脱硝处理。

[0070] 若 $T_2 < T_{\text{脱硝}}$,也就是说,通过利用烟气中一氧化碳转化放出的热量,还不足以使得进入SCR反应器的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ ℃,那么可以通过额外的调节手段使得SCR反应器前的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ ℃,然后再输送至SCR反应器。额外调节手段为增加热风炉的燃气及助燃气体的用量。

[0071] 根据选择的燃气,可以知道该燃气的燃烧热 N_1 kJ/g,通过计算,可以得出需要补充流量为 U_2 Nm³/h的燃气:

[0072] $U_2 = \frac{C * U_1 * (T_{\text{脱硝}} - T_2)}{e * 1000 * N_1}$ 。其中:e为燃烧系数,因为燃料很难实现100%燃烧,很难

放出理论的100%热量,可以根据工程经验取值,取值为0.6-1,优选为0.8-0.99,更优选为0.8-0.98。也就是说输入的燃气稍微过量,从而保证进入SCR反应器前烟气的温度达到 $T_{\text{脱硝}}$ ℃。

[0073] 若 $T_2 > T_{\text{脱硝}}$,也就是说,通过利用烟气中一氧化碳转化放出的热量,足以提升进入SCR反应器前的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ ℃,而且热量还有剩余。本发明中通过调小热风炉的燃气及助燃气体的用量,使得进入SCR反应器的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ ℃。第三温度检测装置对

进入SCR反应器前的含硝烟气 G_2 的温度进行实时监测,在调小热风炉的燃气及助燃气体用量的过程中,结合第三温度检测装置对进入SCR反应器前的含硝烟气 G_2 的温度进行实时反馈调节。

[0074] 若调小热风炉的燃气及助燃气体的用量至关停热风炉后,含硝烟气 G_2 的温度 T_2 仍大于 $T_{\text{脱硝}}$,此时打开第二阀门,使部分原烟气 G_1 流经CO氧化装置的预热腔室,从而使得进入SCR反应器的含硝烟气 G_2 降低至 $T_{\text{脱硝}}$ ℃。

[0075] 若关停热风炉后,含硝烟气 G_2 的温度 T_2 仍大于 $T_{\text{脱硝}}$,此时第二阀门的调节具体为:

[0076] 计算CO氧化装置的主反应塔内需要减少的原烟气流量 $U_3\text{Nm}^3/\text{h}$:

[0077]
$$U_3 = \frac{C * U_1 * (T_2 - T_{\text{脱硝}})}{\alpha * P_1 * 10.11},$$
 也就是说单位时间内,CO氧化装置的主反应塔内需要

减少流量为 $U_3\text{Nm}^3/\text{h}$ 的烟气;调节第二阀门的开度,使得进入CO氧化装置的预热腔室内的烟气流量为 $U_3\text{Nm}^3/\text{h}$,从而使得进入SCR反应器前烟气的温度降至 $T_{\text{脱硝}}$ ℃。

[0078] 在本申请中,所述“上游”和“下游”是相对于烟气走向的概念。

[0079] 与现有技术相比,本发明具有以下有益技术效果:

[0080] 1、本发明通过利用烟气中的一氧化碳,将烟气中的一氧化碳转化为二氧化碳,此过程放出的热量直接用于升温烟气,减少甚至节省了通过外部燃料加热升温该烟气的过程;

[0081] 2、本发明中的CO氧化装置采用管壳型结构,在系统启动之初,利用烟气或热风炉加热后的烟气对CO氧化装置的主反应塔内的CO催化剂进行间接加热,从而避免了系统冷启动时,CO的催化剂遇到烟气中的硫氧化物容易中毒失效的问题;

[0082] 3、本发明在脱硝的同时处理了烟气中的一氧化碳,减少了烟气对环境的污染,也减弱甚至避免了烟气处理过程中的二次污染。

附图说明

[0083] 图1为本发明一种CO氧化协同脱硝系统的结构示意图;

[0084] 图2为本发明CO氧化协同脱硝系统设有GGH换热器的结构示意图;

[0085] 图3为本发明CO氧化协同脱硝系统设有多个CO催化剂模块的结构示意图;

[0086] 图4为本发明系统同时设有GGH换热器和多个CO催化剂模块的结构示意图;

[0087] 图5为本发明一种CO氧化协同脱硝方法的工艺流程图;

[0088] 图6为本发明另一种CO氧化协同脱硝方法的工艺流程图。

[0089] 附图标记:

[0090] 1:热风炉;2:CO氧化装置;201:CO氧化装置的主反应塔;20101:CO催化剂模块;202:CO氧化装置的预热腔室;3:SCR反应器;4:GGH换热器;401:GGH换热器的第一换热区;402:GGH换热器的第二换热区;5:烟气流量检测装置;6:CO浓度检测装置;7:第一温度检测装置;8:第二温度检测装置;9:第三温度检测装置;k1:第一阀门;k2:第二阀门;

[0091] L0:原烟气输送管道;L1:第一管道;L2:第二管道;L3:第三管道;L4:第四管道;L5:第五管道;L6:第六管道;L7:净烟气输送管道;L8:燃气输送管道;L9:助燃气体输送管道。

具体实施方式

[0092] 下面对本发明的技术方案进行举例说明,本发明请求保护的范围包括但不限于以下实施例。

[0093] 一种CO氧化协同脱硝系统,该系统包括CO氧化装置2、SCR反应器3。CO氧化装置2为管壳型结构的气固间接换热塔,其中内层为CO氧化装置2的主反应塔201,外层为CO氧化装置2的预热腔室202。

[0094] 从原烟气输送管道L0分出的第一管道L1和第二管道L2分别连接至CO氧化装置2的主反应塔201和预热腔室202。从CO氧化装置2的主反应塔201的烟气出口引出的第三管道L3和从CO氧化装置2的预热腔室202引出的第四管道L4两者在合并之后经由第五管道L5连接至SCR反应器3。

[0095] 在本发明中,该系统还包括热风炉1。热风炉1的热风出口经由第六管道L6连接至原烟气输送管道L0。

[0096] 优选的是,该系统还包括设置在第一管道L1上的第一阀门k1。

[0097] 优选的是,该系统还包括设置在第二管道L2上的第二阀门k2。

[0098] 在本发明中,该系统还包括GGH换热器4。原烟气通过管道连接至GGH换热器4的第一换热区401的烟气入口,GGH换热器4的第一换热区401的烟气出口与原烟气输送管道L0连接,SCR反应器3的净烟气出口通过净烟气输送管道L7连接至GGH换热器4的第二换热区402。

[0099] 在本发明中,CO氧化装置2的主反应塔201内设有CO催化剂模块20101。优选,CO催化剂模块20101的数量为1-10,优选为2-8,更优选为3-6。

[0100] 在本发明中,该系统还包括燃气输送管道L8,燃气输送管道L8连接至热风炉1的燃气补充入口。

[0101] 在本发明中,该系统还包括助燃气体输送管道L9,助燃气体输送管道L9连接至热风炉1的助燃气体补充入口。

[0102] 优选的是,原烟气输送管道L0上设有烟气流量检测装置5、CO浓度检测装置6、第一温度检测装置7。烟气流量检测装置5、CO浓度检测装置6、第一温度检测装置7均位于第六管道L6与原烟气输送管道L0连接位置的上游。

[0103] 优选的是,CO氧化装置2的主反应塔201的侧壁上设有第二温度检测装置8。

[0104] 优选的是,第五管道L5上且靠近SCR反应器3的烟气入口处设有第三温度检测装置9。

[0105] 实施例1

[0106] 如图1所示,一种CO氧化协同脱硝系统,该系统包括CO氧化装置2、SCR反应器3。CO氧化装置2为管壳型结构的气固间接换热塔,其中内层为CO氧化装置2的主反应塔201,外层为CO氧化装置2的预热腔室202。CO氧化装置2的主反应塔201内设有CO催化剂模块20101。从原烟气输送管道L0分出的第一管道L1和第二管道L2分别连接至CO氧化装置2的主反应塔201和预热腔室202。从CO氧化装置2的主反应塔201的烟气出口引出的第三管道L3和从CO氧化装置2的预热腔室202引出的第四管道L4两者在合并之后经由第五管道L5连接至SCR反应器3。CO氧化装置2的主反应塔201的侧壁上设有第二温度检测装置8。

[0107] 实施例2

[0108] 重复实施例1,只是该系统还包括热风炉1。热风炉1的热风出口经由第六管道L6连

接至原烟气输送管道L0。该系统还包括燃气输送管道L8,燃气输送管道L8连接至热风炉1的燃气补充入口。该系统还包括助燃气体输送管道L9,助燃气体输送管道L9连接至热风炉1的助燃气体补充入口。

[0109] 实施例3

[0110] 重复实施例2,只是该系统还包括设置在第一管道L1上的第一阀门k1。该系统还包括设置在第二管道L2上的第二阀门k2。

[0111] 实施例4

[0112] 如图2所示,重复实施例3,只是该系统还包括GGH换热器4。原烟气通过管道连接至GGH换热器4的第一换热区401的烟气入口,GGH换热器4的第一换热区401的烟气出口与原烟气输送管道L0连接,SCR反应器3的净烟气出口通过净烟气输送管道L7连接至GGH换热器4的第二换热区402。

[0113] 实施例5

[0114] 如图3所示,重复实施例3,只是C0催化剂模块20101的数量为2。

[0115] 实施例6

[0116] 如图4所示,重复实施例4,只是C0催化剂模块20101的数量为4。

[0117] 实施例7

[0118] 重复实施例4,只是原烟气输送管道L0上设有烟气流量检测装置5、CO浓度检测装置6、第一温度检测装置7。烟气流量检测装置5、CO浓度检测装置6、第一温度检测装置7均位于第六管道L6与原烟气输送管道L0连接位置的上游。

[0119] 实施例8

[0120] 重复实施例7,只是第五管道L5上且靠近SCR反应器3的烟气入口处设有第三温度检测装置9。

[0121] 实施例9

[0122] 如图5所示,一种CO氧化协同脱硝的方法,该方法包括以下步骤:

[0123] 1) 关闭第一阀门k1,打开第二阀门k2,原烟气 G_1 输送管道L0内通入原烟气;

[0124] 2) 原烟气 G_1 通过第二管道L2进入CO氧化装置2的预热腔室202,对CO氧化装置2的主反应塔201内的CO催化剂模块20101进行间接加热,对CO催化剂模块20101加热后的烟气通过第五管道L5进入SCR反应器3脱硝,脱硝后的净烟气从SCR反应器3的净烟气出口排出;

[0125] 3) 第二温度检测装置8对CO氧化装置2的主反应塔201内的CO催化剂模块20101的温度进行实时监测;当检测到CO催化剂模块20101的温度达到催化剂设定温度 T_3 时,打开第一阀门k1,关闭第二阀门k2,烟气进入CO氧化装置2的主反应塔201,与主反应塔201内的CO催化剂接触发生CO催化氧化反应;CO催化氧化放出的反应热加热烟气,获得升温后的含硝烟气 G_2 ;

[0126] 4) 含硝烟气 G_2 通过第五管道L5进入SCR反应器3脱硝,脱硝后的净烟气从SCR反应器3的净烟气出口排出。

[0127] 实施例10

[0128] 重复实施例9,只是步骤1) 中还包括:启动热风炉1,热风炉1产生的热风对原烟气输送管道L0内的烟气进行加热。步骤2) 中为加热后的烟气通过第二管道L2进入CO氧化装置2的预热腔室202。

[0129] 实施例11

[0130] 如图6所示,一种CO氧化协同脱硝的方法,该方法包括以下步骤:

[0131] 1) 关闭第一阀门k1,打开第二阀门k2,烟气通过GGH换热器4的第一换热区401换热后进入原烟气输送管道L0,获得加热后的原烟气G₁;

[0132] 2) 加热后的原烟气G₁通过第二管道L2进入CO氧化装置2的预热腔室202,对CO氧化装置2的主反应塔201内的CO催化剂模块20101进行间接加热,对CO催化剂模块20101加热后的烟气通过第五管道L5进入SCR反应器3脱硝,脱硝后的净烟气进入GGH换热器4的第二换热区402换热后排出;

[0133] 3) 第二温度检测装置8对CO氧化装置2的主反应塔201内的CO催化剂模块20101的温度进行实时监测;当检测到CO催化剂模块20101的温度达到催化剂设定温度T₃时,打开第一阀门k1,关闭第二阀门k2,烟气进入CO氧化装置2的主反应塔201,与主反应塔201内的CO催化剂接触发生CO催化氧化反应;CO催化氧化放出的反应热加热烟气,获得升温后的含硝烟气G₂;

[0134] 4) 含硝烟气G₂通过第五管道L5进入SCR反应器3脱硝,脱硝后的净烟气进入GGH换热器4的第二换热区402换热后排出。

[0135] 实施例12

[0136] 重复实施例11,只是步骤1)中还包括:启动热风炉1,热风炉1产生的热风对原烟气输送管道L0内的烟气进行加热。步骤2)中为加热后的烟气通过第二管道L2进入CO氧化装置2的预热腔室202。

[0137] 实施例13

[0138] 重复实施例10或12,只是实施本发明的CO氧化协同脱硝的方法过程中,检测原烟气G₁的温度,标记为T₁°C;CO催化剂的设定温度为T₃°C;

[0139] 若T₁≥T₃,则系统继续运行;

[0140] 若T₁<T₃,则启动热风炉1,对原烟气G₁进行加热;当第二温度检测装置8检测到主反应塔201内的CO催化剂模块20101的温度达到T₃时,则关停热风炉1,系统继续运行。

[0141] 实施例14

[0142] 重复实施例13,只是实施本发明的CO氧化协同脱硝的方法过程中,检测单位时间内原烟气G₁的流量,标记为U₁Nm³/h;检测原烟气G₁的温度,标记为T₁°C;检测原烟气G₁中CO的含量,标记为P₁g/Nm³。

[0143] 计算:单位时间内原烟气G₁中一氧化碳的质量流量为U₁*P₁g/h;单位时间内原烟气G₁中一氧化碳燃烧放出的热量Q₁kJ/h:

[0144] $Q_1 = a * U_1 * P_1 * 10.11$;其中:a为燃烧系数,取值为0.1-1,优选为0.4-0.95,更优选为0.7-0.9;例如0.5、0.6、0.8、0.85。

[0145] 计算原烟气G₁中的一氧化碳在CO氧化装置2的主反应塔201内转化为二氧化碳后,含硝烟气G₂的温度T₂°C:

$$[0146] \quad T_2 = T_1 + b * \frac{Q_1}{C * U_1} = T_1 + \frac{a * b * P_1 * 10.11}{C};$$

[0147] 其中:C为烟气的平均比热容,kJ/(°C·g);b为热传递系数,取值为0.7-1,优选为0.8-0.98,更优选为0.9-0.95;例如0.75、0.8、0.85、0.92。

[0148] 根据SCR反应器3的需要,设定SCR反应器3的最佳脱硝温度为 $T_{\text{脱硝}}$ °C。

[0149] 若 $T_2 = T_{\text{脱硝}}$,则原烟气 G_1 中的一氧化碳进入CO氧化装置2的主反应塔201催化氧化,放出的热量使得进入SCR反应器3的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ °C,将该烟气直接在SCR反应器3进行脱硝处理。

[0150] 若 $T_2 < T_{\text{脱硝}}$,则增加热风炉1的燃气及助燃气体的用量,使得进入SCR反应器3的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ °C。

[0151] 若 $T_2 > T_{\text{脱硝}}$,通过调小热风炉1的燃气及助燃气体的用量,使得进入SCR反应器3的含硝烟气 G_2 达到 $T_{\text{脱硝}}$ °C。若调小热风炉1的燃气及助燃气体的用量至关停热风炉1后,含硝烟气 G_2 的温度 T_2 仍大于 $T_{\text{脱硝}}$,此时打开第二阀门k2,使部分原烟气 G_1 流经CO氧化装置2的预热腔室202;调节第二阀门k2的开度,使得进入SCR反应器3的含硝烟气 G_2 降低至 $T_{\text{脱硝}}$ °C。

[0152] 实施例15

[0153] 重复实施例14,只是若 $T_2 < T_{\text{脱硝}}$,所述增加热风炉1的燃气的用量为:

[0154] 设定燃气的燃烧热为 N_1 kJ/g,计算需要增加燃气的流量 U_2 Nm³/h:

[0155]
$$U_2 = \frac{C * U_1 * (T_{\text{脱硝}} - T_2)}{e * 1000 * N_1}$$
,其中:e为燃烧系数,取值为0.6-1,优选为0.8-0.99,更

优选为0.8-0.98;例如0.75、0.8、0.85、0.92、0.98。也就是说单位时间内,热风炉1中需要补充流量为 U_2 Nm³/h的燃气,使得进入SCR反应器3前烟气的温度达到 $T_{\text{脱硝}}$ °C。

[0156] 实施例16

[0157] 重复实施例14,只是若关停热风炉1后,含硝烟气 G_2 的温度 T_2 仍大于 $T_{\text{脱硝}}$,此时第二阀门k2的调节具体为:

[0158] 计算CO氧化装置2的主反应塔201内需要减少的原烟气流量 U_3 Nm³/h:

[0159]
$$U_3 = \frac{C * U_1 * (T_2 - T_{\text{脱硝}})}{a * P_1 * 10.11}$$
, 也就是说单位时间内,CO氧化装置2的主反应塔201内需

要减少流量为 U_3 Nm³/h的烟气;调节第二阀门k2的开度,使得进入CO氧化装置2的预热腔室202内的烟气流量为 U_3 Nm³/h,从而使得进入SCR反应器3前烟气的温度降至 $T_{\text{脱硝}}$ °C。

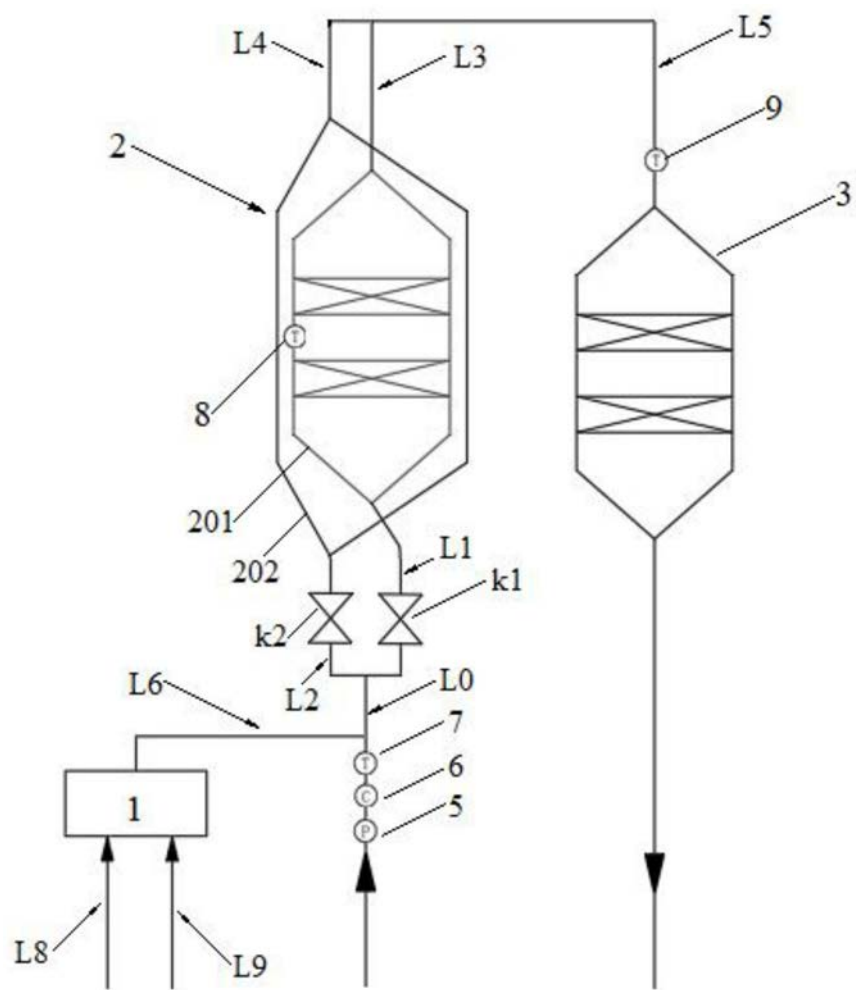


图1

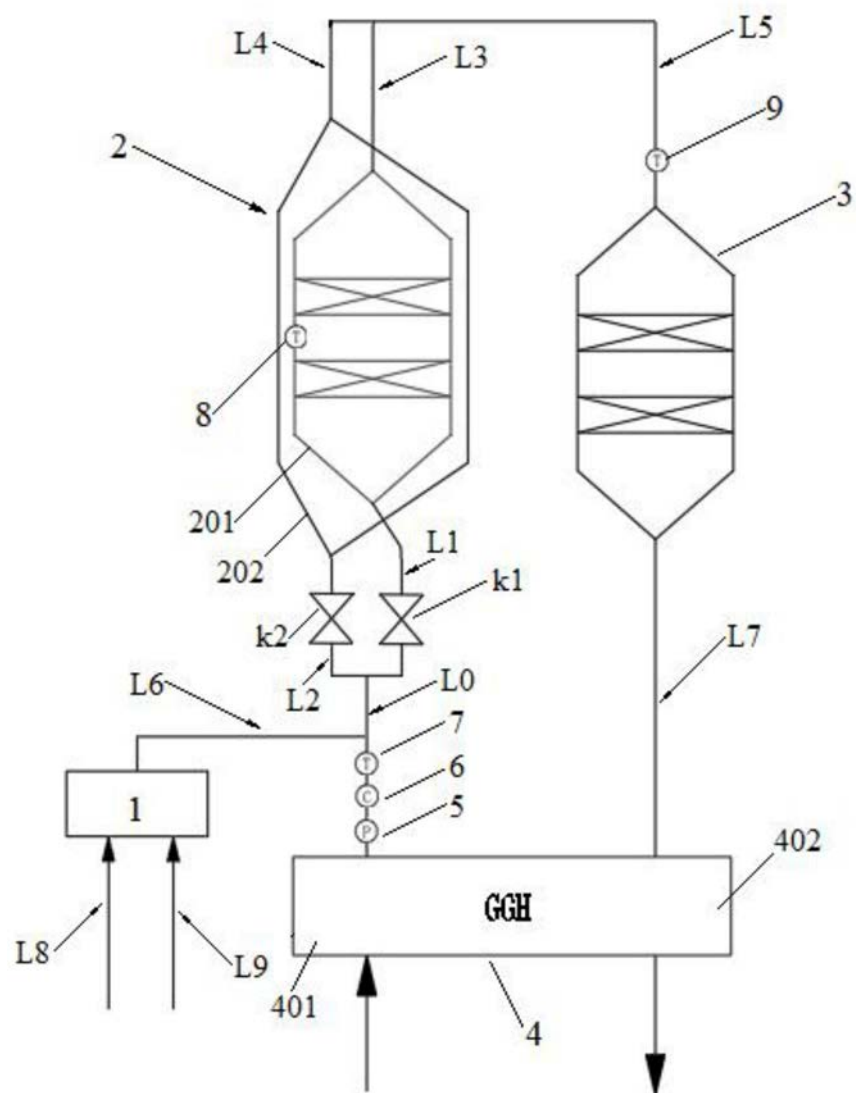


图2

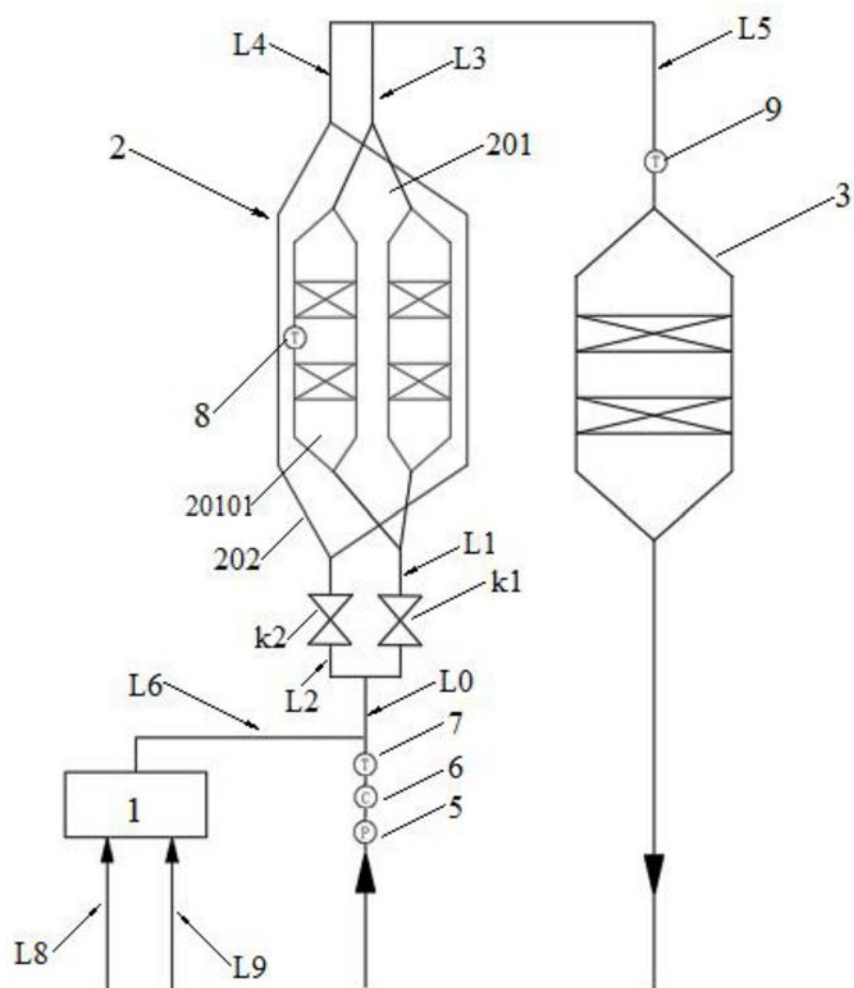


图3

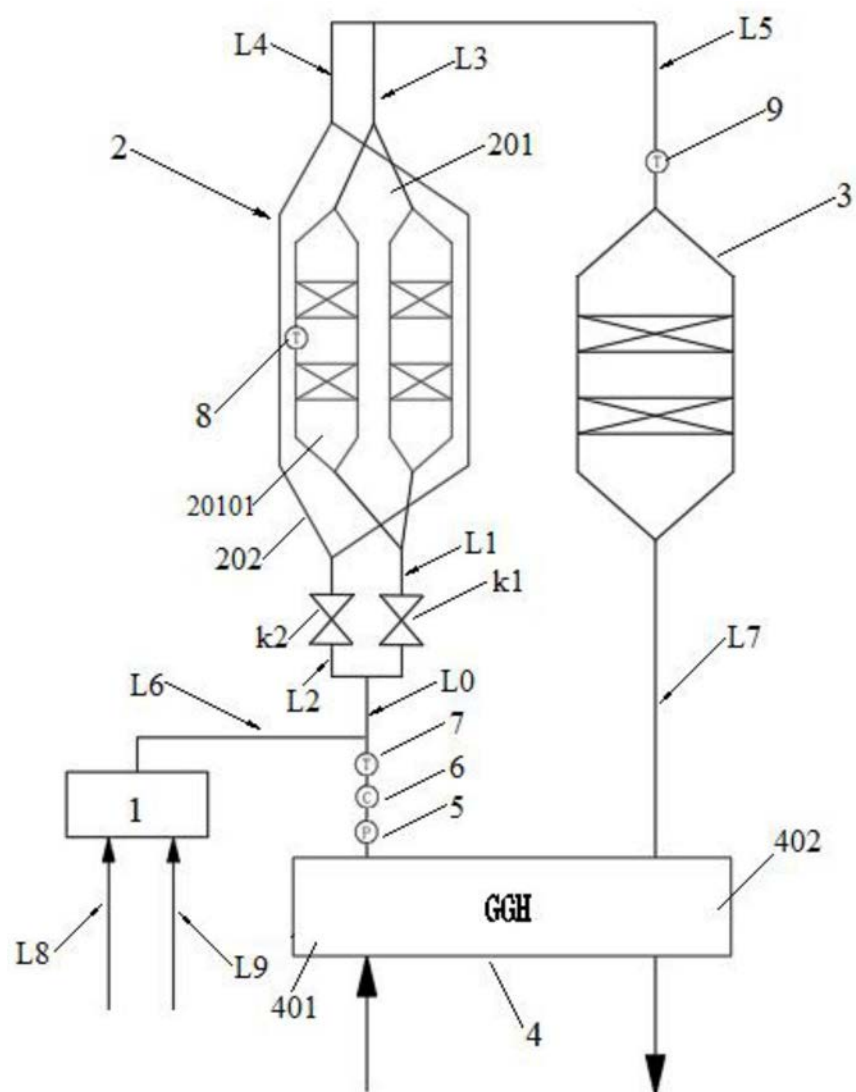


图4

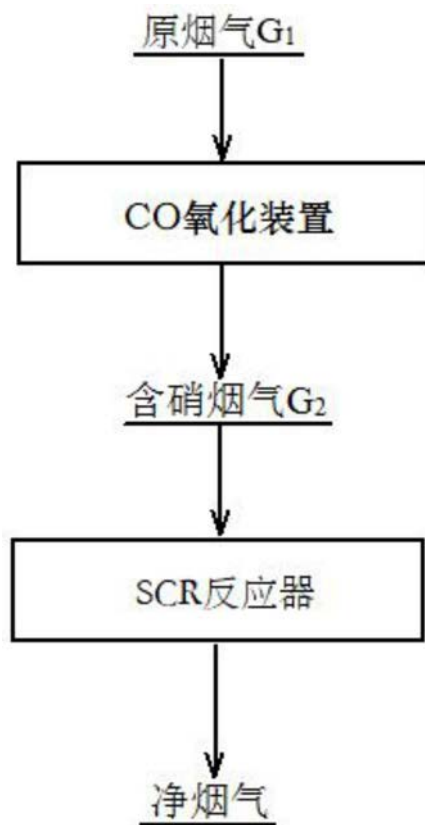


图5

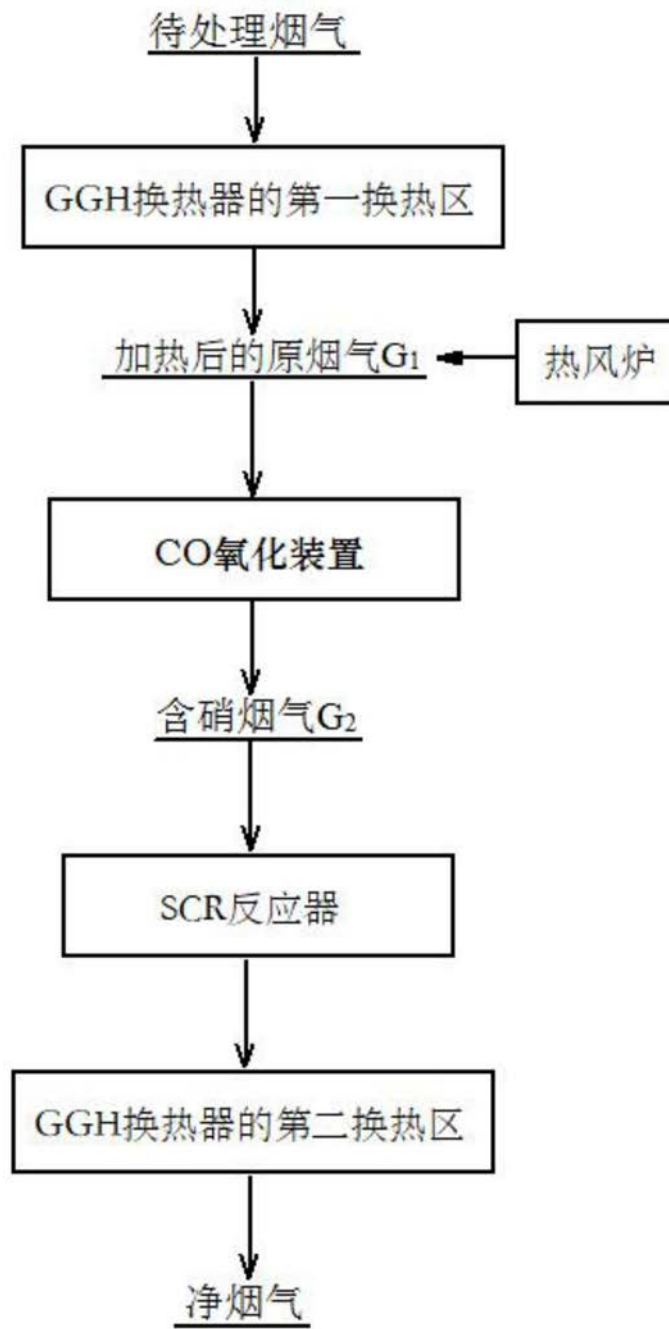


图6