



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103292604 A

(43) 申请公布日 2013.09.11

(21) 申请号 201210050075.1

(22) 申请日 2012.03.01

(71) 申请人 中国石油化工股份有限公司

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街
22号

申请人 中国石化集团洛阳石油化工工程公
司

(72) 发明人 郜建松 孙志钦 孟庆凯

(74) 专利代理机构 郑州中民专利代理有限公司
41110

代理人 郭中民

(51) Int. Cl.

F27D 17/00 (2006.01)

F23L 15/00 (2006.01)

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/60 (2006.01)

权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54) 发明名称

一种烟气余热回收脱硫脱硝方法及装置

(57) 摘要

本发明公开一种烟气余热回收脱硫脱硝方法及装置,温度为300~360℃含SO_x、NO_x烟气进入空气预热器与60~70℃的空气换热,降温到150~220℃的烟气进入吸收塔与吸收液接触,吸收液将热量传给热管高温端,空气与热管低温端换热升为60~70℃,该方法热回收效率高、减少了酸露点腐蚀发生和有害气体的排放。

1. 一种烟气余热回收脱硫脱硝方法,其特征在于:由以下步骤组成:
 - 1) 温度为 300 ~ 360℃含 SO_x 、 NO_x 烟气进入预热器与 60 ~ 70℃的空气换热,换热后空气温度达到 200 ~ 210℃送入燃烧系统助燃,降温到 150 ~ 220℃的烟气进入到步骤 2);
 - 2) 来自步骤 1) 的 150 ~ 220℃烟气进入吸收塔与吸收液接触,吸收了 SO_x 、 NO_x 吸收液流入吸收塔底部,吸收液循环使用,吸收液将热量传给热管低温端,净化后的 80 ~ 90℃烟气排入大气,维持吸收液对烟气中 SO_x 的脱除率 $\geq 70\%$;
 - 3) 来自大气的空气进入空气预热器与热管高温端换热,温度升为 60 ~ 70℃进入步骤 1)。
2. 依照权利要求 1 所述的一种烟气余热回收脱硫脱硝方法,其特征在于:所述的温度为 330 ~ 340℃含 SO_x 、 NO_x 烟气进入预热器与 60 ~ 70℃的空气换热,换热的空气温度达到 200 ~ 210℃送入燃烧系统助燃,降温到 180 ~ 190℃的烟气进入到步骤 2)。
3. 依照权利要求 1 所述的一种烟气余热回收脱硫脱硝方法,其特征在于:所述的烟气为含 SO_x 、 NO_x 温度为 300 ~ 360℃的烟气,至少含有加热炉烟气、锅炉烟气、催化裂化再生烟气、工业炉窑烟气、炼焦炉烟气中的一种。
4. 依照权利要求 1 所述的一种烟气余热回收脱硫脱硝方法,其特征在于:所述的 150 ~ 220℃烟气进入吸收塔与吸收液逆流接触。
5. 依照权利要求 1 所述的一种烟气余热回收脱硫脱硝方法,其特征在于:所述的 150 ~ 220℃烟气进入吸收塔与吸收液鼓泡接触。
6. 依照权利要求 1 所述的一种烟气余热回收脱硫脱硝方法,其特征在于:所述热管为工作温度在 50 ~ 250℃的热管。
7. 依照权利要求 1 所述的一种烟气余热回收脱硫脱硝方法,其特征在于:所述的吸收液对烟气中 SO_x 的脱除率 $\geq 70\%$ 。
8. 一种烟气余热回收脱硫脱硝装置,由包括吸收塔、高温预热器、空气预热器和热管组成,特征在于:热管的低温端设置在吸收塔内部,高温端换热设置在空气预热器内。
9. 依照权利要求 8 所述的一种烟气余热回收脱硫脱硝装置,其特征在于:所述的热管的低温端设置在吸收塔下部。
10. 依照权利要求 8 所述的一种烟气余热回收脱硫脱硝装置,其特征在于:所述的热管的高温端设置在吸收塔底部。

一种烟气余热回收脱硫脱硝方法及装置

技术领域

[0001] 本发明涉及石油炼制、石油化工领域管式加热炉所用的一种烟气余热回收过程同步脱硫脱硝净化的方法。

背景技术

[0002] 管式加热炉是石油炼制和石油化工行业生产装置的耗能大户,燃料消耗量在装置能耗中占有相当大的比例:少则 20%~30%,多则 80%~90%,因此回收加热炉烟气中的余热对于减少燃料消耗量、降低生产成本有着重要的意义。另一方面,随着人类对能源需求的增大,加热炉燃料燃烧引起的 SO_x 、 NO_x 和烟尘的排放量日益增加。我国自 1995 年以来,已经成为 SO_x 排放量最大的国家和酸雨严重的地区,限制污染物排放、保护环境、保持可持续发展已经成为我国的基本国策。目前工业化应用上普遍采用空气预热器来进行烟气余热的回收,采用烟气脱硫系统、烟气脱硝系统和烟气净化器脱除烟气中的 SO_x 、 NO_x 和烟尘,但是这些烟气处理装置都是独立设置的,相互之间热能利用不能互补,存在余热回收效率低,占地面积大,一次性投资费用高,设备易发生酸露点腐蚀等问题。进一步优化换热流程,实现烟气余热回收和脱硫脱硝净化之间的热能互补,从而简化设备结构,减少生产装置一次性投资,提高余热回收效率,减少设备酸露点腐蚀,是炼化企业管式加热炉进一步开展“节能减排”工作的方向。

[0003] 中国专利 CN101648110A 公开了一种“具有烟气净化功能的余热回收装置”,包含水套、净化箱和烟道三大部件,在净化箱的水中加入净化药品,烟气通过水,便可实现脱除烟气中的 SO_x 、 NO_x 和烟尘的作用,同时净化箱中的水通过热管和水套中的水实现热量交换。但这种装置不适合在管式加热炉上应用,管式加热炉对流段出来的烟气温度在 330~340℃,这样的高温烟气通过水,水就会汽化,同时管式加热炉最终要实现的是烟气和助燃空气之间的换热,而该装置的功能是烟气和水之间的换热。中国专利 CN2275200Y 公开了一种“锅炉烟气脱硫除尘空气预热器”,包含换热室、冲激室、污水池、喷淋室和挡水室,冲激室位于换热室底部,污水池位于冲激室底部,喷淋室位于冲激室和污水池一侧,锅炉含尘含硫高温烟气先经换热室向空气换热后,再经冲激、喷淋和挡水实现除尘和脱硫。该装置的结构是把空气预热器和烟气脱硫净化装置顺序排列,如果用在管式加热炉上烟气经换热室换热后直接进入冲激室余热会得不到充分利用,而且换热室设备易发生酸露点腐蚀。

[0004] 现有的加热炉烟气余热回收过程同步脱硫脱硝净化技术由于存在无法在管式加热炉上应用,或者在应用时易出现酸露点腐蚀和余热回收效率偏低的问题。使得该项技术在炼化企业管式加热炉上的应用受到了限制,制约了企业“节能减排”工作的开展,需要进一步改进解决。

[0005] 发明目的

[0006] 本发明的目的是提供一种用于石油炼制、石油化工领域管式加热炉烟气余热回收过程同步脱硫脱硝净化的方法。用于解决现有技术无法在管式加热炉上应用或者应用时出现酸露点腐蚀和余热回收效率偏低的问题。

[0007] 技术方案

[0008] 为解决上述问题,本发明采用的技术方案是:一种烟气余热回收脱硫脱硝方法,该方法由以下步骤组成:

[0009] 1) 温度为 300 ~ 360℃,最好为 330 ~ 340℃含 SO_x、NO_x 烟气进入预热器与 60 ~ 70℃ 的空气换热,换热的空气温度达到 200 ~ 210℃ 送入燃烧系统助燃,降温到 180 ~ 190℃ 的加热炉烟气进入到步骤 2);

[0010] 2) 来自步骤 1) 的 150 ~ 220℃ 最好为 180 ~ 190℃ 烟气进入吸收塔,与吸收液接触,吸收了 SO_x、NO_x 的吸收液流入吸收塔底部,吸收液循环使用,吸收液将热量传给热管低温端,净化后 80 ~ 90℃ 的烟气排入大气。收液将热量传给热管高温端,维持吸收液对烟气中 SO_x 的脱除率 ≥ 70%。

[0011] 3) 来自大气的空气进入空气预热器与热管高温端换热,温度升为 60 ~ 70℃ 进入步骤 1)。

[0012] 利用添加新吸收液和排出 SO_x、NO_x 吸收液的方法,维持吸收液对烟气中 SO_x 的脱除率 ≥ 70%。

[0013] 所述的烟气为含 SO_x、NO_x 温度为 300 ~ 360℃ 的烟气,包括:加热炉烟气、锅炉烟气、催化裂化再生器烟气、工业炉窑烟气、炼焦炉烟气等。

[0014] 所述的 180 ~ 190℃ 烟气进入吸收塔与吸收液逆流接触。

[0015] 所述的 180 ~ 190℃ 烟气进入吸收塔与吸收液鼓泡接触。

[0016] 所述热管为工作温度在 50 ~ 250℃ 的常温热管。

[0017] 一种烟气余热回收脱硫脱硝装置,包括吸收塔、高温预热器、空气预热器和热管,特征在于:热管的低温端设置在吸收塔内部,高温端换热设置在空气预热器内。

[0018] 所述的热管的低温端设置在吸收塔下部。

[0019] 烟气中具有腐蚀性的 SO_x、NO_x 与吸收液发生化学反应变为硫酸盐和硝酸盐,烟尘沉入脱硫塔底部,同时吸收液通过高效传热元件热管把热量传给空气预热器内的空气。

[0020] 本发明有益效果

[0021] 与现有技术相比,一种烟气余热回收脱硫脱硝方法具有如下的优点:

[0022] (1) 高温烟气先在高温预热器中与空气换热降低一定温度后,再进入吸收塔,把高温烟气中 SO_x、NO_x 与 NH₃·H₂O 发生化学反应需要降温的放热过程与助燃空气需要升温的吸热过程有效结合起来,使两个独立单元的热能利用得到优化互补,从而使该技术能够在炼化企业管式加热炉上应用的同时,换热流程得到简化,余热回收效率得到提高;

[0023] (2) 处于酸露点温度之上的含 SO_x、NO_x 烟气进入吸收塔即与吸收液 NH₃·H₂O 发生化学反应,生成硫酸盐和硝酸盐,减少了酸露点腐蚀发生的可能性和有害气体的排放;

[0024] (3) 吸收液在吸收塔吸收高温烟气中 SO_x、NO_x 和烟尘的同时,同步实现和高温烟气热量的交换,吸收液既是脱除高温烟气中 SO_x、NO_x 和烟尘的药剂,又是实现高温烟气和空气换热的热媒体,从而使烟气余热回收和脱硫脱硝净化的设备结构得到简化。

[0025] 本发明所述加热炉烟气余热回收过程同步脱硫脱硝净化的方法由于采用优化的换热流程和烟气净化步骤,使该技术能够在炼化企业管式加热炉上应用的同时,余热回收效率得到进一步提高,设备发生酸露点腐蚀的可能性得到进一步减少,占地面积少,装置一次性投资小,显著提高了现有加热炉烟气余热回收和脱硫脱硝净化的技术水平。

附图说明

[0026] 下面结合附图和具体实施方式对本发明作进一步详细的说明。

[0027] 图 1 是本发明一种烟气余热回收脱硫脱硝方法流程示意图。

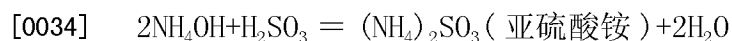
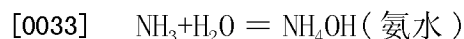
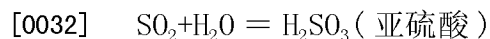
[0028] 其中：1- 出空气预热器空气管线，2- 高温预热器换热盘管进口，3- 高温预热器，4- 高温预热器烟气进口，5- 高温预热器换热盘管出口，6- 高温预热器换热盘管，7- 高温预热器烟气出口，8- 吸收液出循环泵管线，9- 吸收塔烟气进口，10- 吸收塔注氨口，11- 循环泵，12- 吸收液进循环泵管线，13- 吸收液，14- 吸收塔排放口，15- 吸收塔，16- 空气预热器进口，17- 热管，18- 空气预热器，19- 空气预热器出口，20- 喷淋头，21- 吸收塔烟气出口。

具体实施方式

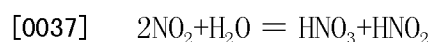
[0029] 参见图 1，是本发明应用于管式加热炉的一种烟气余热回收过程同步脱硫脱硝的方法，设有高温预热器、吸收塔、空气预热器。

[0030] 烟气为加热炉烟气，烟气从加热炉对流段过来温度在 330 ~ 340℃ 之间，SO_x 含量有时高达几千 ppm，如果烟气此时直接进入吸收塔，吸收液会因为烟气温度太高达不到应有的吸收效果，低温有利于吸收液对 SO_x 的吸收。而且高温会引起吸收液的蒸发，影响正常余热回收和烟气净化操作。因此需要先把 330 ~ 340℃ 的高温烟气在高温预热器中与从空气预热器过来的 60 ~ 70℃ 的空气换热，烟气温度降为 180 ~ 190℃ 后再进入吸收塔换热和脱硫。60 ~ 70℃ 的空气和 330 ~ 340℃ 的高温烟气温差较大，两者换热效果较好。高温预热器是成熟技术，可采用列管、板翅式或热管等类型。

[0031] 所述方法中温度降为 180 ~ 190℃ 的含硫烟气进入吸收塔，与从喷淋嘴喷下的吸收液逆流充分接触，其中的 SO_x、NO_x、烟尘和热量被吸收液吸收后落入吸收塔底部，烟气中具有腐蚀性的 SO_x 与吸收液 NH₃·H₂O 发生化学反应变为硫酸盐：



[0035] 烟气中具有腐蚀性的 SO_x 只有在烟气温度低于酸露点温度，一般 < 140℃ 时才会发生酸露点腐蚀，温度为 180 ~ 190℃ 的含硫烟气进入吸收塔后即与吸收液发生化学反应生成硫酸盐，减少了含硫烟气产生酸露点腐蚀的可能性。烟气中具有腐蚀性的 NO_x 与吸收液 NH₃·H₂O 发生化学反应变为硝酸盐：



[0040] 烟尘被吸收液吸收后靠重力沉入吸收塔底部，同时吸收液通过高效传热元件热管把热量传给空气预热器内的空气，热管是一种具有极高导热性能的传热元件，它通过在全封闭真空管内液体的相变来传递热量，热量传导速度很快，可以及时把吸收塔底部吸收液的热量传递给空气预热器内的空气，使吸收液的温度始终维持在适宜吸收烟气中 SO_x、NO_x 的范围内，从而确保实现理想的吸收效果。吸收塔底部的吸收液通过循环泵进入喷淋头，成

雾状从喷淋头喷下,与烟气逆流相遇,接触充分,吸收完全,烟气中 SO_x 、 NO_x 、烟尘和热量被吸收液吸收后,变成洁净无污染的温度在 $80 \sim 90^\circ\text{C}$ 的低温气,从吸收塔出口进烟囱后排入大气。

[0041] 所述方法中从大气过来的 $20 \sim 30^\circ\text{C}$ 空气在空气预热器内与热管换热,温度升为 $60 \sim 70^\circ\text{C}$,从空气预热器出口 (19) 经空气线进入高温预热器换热盘管进口,在换热盘管内与从加热炉对流段过来的 $330 \sim 340^\circ\text{C}$ 高温烟气换热后温度升为 $200 \sim 210^\circ\text{C}$,经高温预热器换热盘管出口送入加热炉燃烧系统助燃。

[0042] 随着吸收塔吸收液中硫酸盐、硝酸盐和烟尘浓度的增加,吸收液吸收烟气中 SO_x 、 NO_x 和烟尘的能力会降低,因此应定期从吸收塔底部的排放口放出一部分吸收液,同时从吸收塔侧部的注氨口注入新鲜氨水,以保持吸收液较强的吸收能力。放出的吸收液通入氧气,其中的硫酸盐生成硫酸氨,做碱性土壤的高效肥料,废物利用,非常环保。

[0043] $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3 + 1/2\text{O}_2 = (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

[0044] 下面结合附图说明本发明的操作过程。A) 温度为 $20 \sim 30^\circ\text{C}$ 的空气自大气从空气预热器进口进入空气预热器,经空气线进入高温预热器送入加热炉燃烧系统助燃。B) 从吸收塔注氨口往吸收塔中注入一定液位的氨水吸收液,液位最低要没过热管,开启吸收液循环泵,使吸收液从喷淋头喷下在吸收塔内形成雾状吸收液雨,雾状吸收液雨落入吸收塔底部经吸收液循环泵在塔内形成循环。C) 引 $330 \sim 340^\circ\text{C}$ 的高温烟气进入高温预热器,在高温预热器内烟气与空气换热,随着烟气和空气的正常循环, $20 \sim 30^\circ\text{C}$ 的空气出空气预热器温度升为 $60 \sim 70^\circ\text{C}$ 进入高温预热器,烟气在高温预热器内与 $60 \sim 70^\circ\text{C}$ 的空气换热温度降为 $180 \sim 190^\circ\text{C}$,空气出高温预热器温度升为 $200 \sim 210^\circ\text{C}$ 。D) 含 SO_x 、 NO_x 和烟尘的 $200 \sim 210^\circ\text{C}$ 烟气自吸收塔入口进入吸收塔,与从喷淋头喷下的雾状吸收液逆流充分接触,烟气中 SO_x 、 NO_x 、烟尘和热量被吸收液吸收后,变成洁净无污染的温度在 $80 \sim 90^\circ\text{C}$ 的低温气,从吸收塔出口进烟囱后排入大气。E) 经过一定时间,时间间隔随烟气中 SO_x 、 NO_x 和烟尘的含量而不同,吸收液中硫酸盐、硝酸盐和烟尘浓度不断增加,吸收液的吸收能力会降低,须从吸收塔底部的排放口放出一部分吸收液,同时从吸收塔侧部的注氨口注入新鲜氨水,以保持吸收液较强的吸收能力。

[0045] 上述操作过程不能颠倒,如果高温预热器换热盘管不预先通入空气, $330 \sim 340^\circ\text{C}$ 的高温烟气就会没有经过降温直接进入吸收塔与吸收液接触,造成吸收液沸腾汽化,影响正常操作完成。

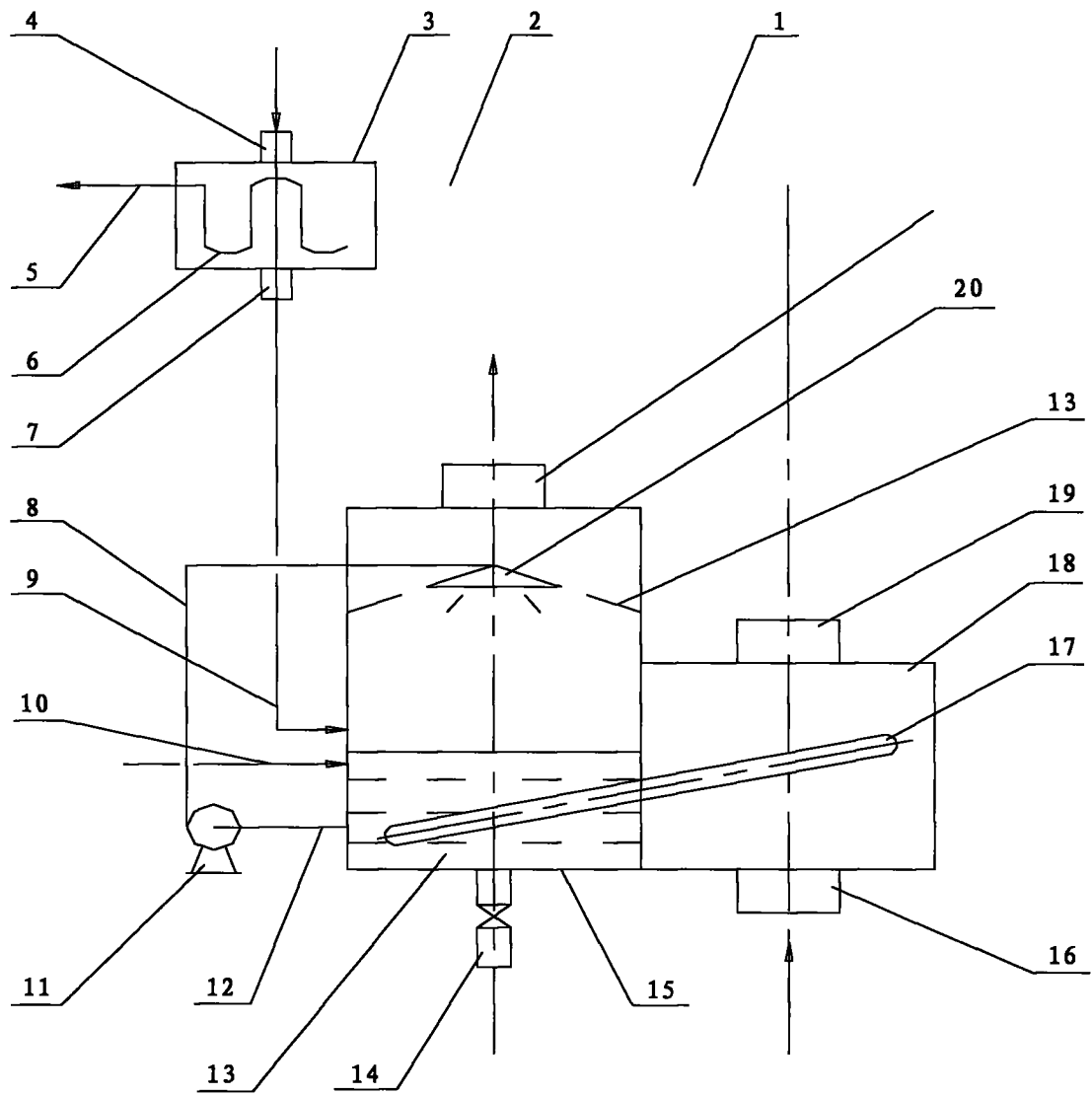


图 1