



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107638787 A

(43)申请公布日 2018.01.30

(21)申请号 201710961275.5

(22)申请日 2017.10.17

(71)申请人 东方电气集团东方锅炉股份有限公司

地址 643001 四川省自贡市自流井区五星街黄桷坪路150号

(72)发明人 张定海 杨锦 李元 韦耿
李灵均 周棋

(74)专利代理机构 成都九鼎天元知识产权代理有限公司 51214

代理人 管高峰 钱成岑

(51) Int. Cl.

B01D 53/56(2006.01)

B01D 53/75(2006.01)

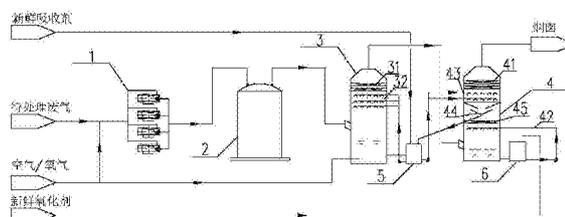
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54)发明名称

一种脱除气体中氮氧化物的系统和方法

(57)摘要

本发明公开了一种脱除气体中氮氧化物的系统和方法,属于废气处理领域,通过通入含氧气体将废气中的氧气浓度提高,缓冲罐内NO极易其容易向NO₂转化,之后通过一级吸收塔后通过碱性吸收剂吸收,然后二级吸收塔中再通入氧化剂氧化可以大大减少氧化剂的用量,同时也不用受到温度的限制。本发明解决目前氮氧化物脱除方法中存在效率不够、水分限制、温度限制及投资较高等问题,特别适用于气体中浓度在1000mg/Nm³以上的高浓度氮氧化物的脱除,尤其是No_x在10000mg/Nm³以上的超高浓度。



1. 一种脱除气体中氮氧化物的系统,其特征在于:包括缓冲罐、待处理废气供给管路、含氧气体供给管路、氧化剂供给管路、碱性吸收剂供给管路、一级吸收塔和二级吸收塔,待处理废气供给管路与缓冲罐连通,含氧气体供给管路分别与缓冲罐以及一级吸收塔的气体入口连通,且待处理废气供给管路的待处理废气和含氧气体供给管路的含氧气体经加压或引风的方式在缓冲罐内混合,缓冲罐的气体出口与一级吸收塔的气体入口连通,一级吸收塔的气体出口与二级吸收塔的气体入口连通,二级吸收塔设有净化气出口,碱性吸收剂供给管路分别与布置于一级吸收塔内气体入口上方的一级吸收剂喷淋层以及布置于二级吸收塔内气体入口上方的二级吸收剂喷淋层连通,氧化剂供给管路与布置于二级吸收塔内二级吸收剂喷淋层下方的氧化剂喷淋层连通。

2. 如权利要求1所述的脱除气体中氮氧化物的系统,其特征在于:待处理废气供给管路的待处理废气和含氧气体供给管路的含氧气体经压缩机系统加压后在缓冲罐内混合。

3. 如权利要求2所述的脱除气体中氮氧化物的系统,其特征在于:二级吸收塔的净化气出口直连烟囱。

4. 如权利要求1所述的脱除气体中氮氧化物的系统,其特征在于:待处理废气供给管路的待处理废气和含氧气体供给管路的含氧气体直接在缓冲罐内混合,二级吸收塔的净化气出口经引风机直连烟囱。

5. 如权利要求1所述的脱除气体中氮氧化物的系统,其特征在于:碱性吸收剂供给管路包括与新鲜碱性吸收剂供给管路连通的吸收剂箱,吸收剂箱分别与布置于一级吸收塔内气体入口上方的一级吸收剂喷淋层以及布置于二级吸收塔内气体入口上方的二级吸收剂喷淋层连通,吸收剂箱还与一级吸收塔塔底连通回收塔底废液。

6. 如权利要求5所述的脱除气体中氮氧化物的系统,其特征在于:二级吸收塔内的二级吸收剂喷淋层下方还设有用于回收二级吸收剂喷淋层喷淋的吸收剂的吸收剂回收装置,吸收剂回收装置与吸收剂箱连通。

7. 如权利要求1所述的脱除气体中氮氧化物的系统,其特征在于:氧化剂供给管路包括与新鲜氧化剂供给管路连通的氧化剂箱,氧化箱与布置于二级吸收塔内二级吸收剂喷淋层下方的氧化剂喷淋层连通,氧化箱还与二级吸收塔塔底连通回收塔底废液。

8. 如权利要求1所述的脱除气体中氮氧化物的系统,其特征在于:含氧气体供给管路与一级吸收塔的塔底连通。

9. 一种采用权利要求1至8中任一权利要求所述的脱除气体中氮氧化物的系统的方法,其特征在于:待处理废气和含氧气体的混合气体在缓冲罐内的压力为0~1Mpa,氧气体积含量0~60%,混合气体在缓冲罐内的停留时间为3~18秒,废气在第二吸收塔内氧化段的停留时间为0~5s。

10. 如权利要求9所述的脱除气体中氮氧化物的方法,其特征在于:缓冲罐内氧气含量为18~21%。

一种脱除气体中氮氧化物的系统和方法

技术领域

[0001] 本发明属于废气处理领域,特别涉及气体中浓度在 $1000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以上的高浓度氮氧化物的脱除,尤其是 Nox 在 $10000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以上的超高浓度。

背景技术

[0002] 针对现有技术中几种气体中氮氧化物的处理方式,目前普遍存在如下几个问题:

[0003] 1. 温度限制:燃煤电厂普遍采用的SCR及SNCR存在一定的温度窗口限制,SCR($280\sim 410^\circ\text{C}$),SNCR($800\sim 1150^\circ\text{C}$);而臭氧氧化要求温度在($80\sim 180^\circ\text{C}$)。

[0004] 2. 效率难以达到:对SCR及SNCR,受反应动力学影响,脱除效率最高为SCR(95%)、SNCR(85%)等,对于医药制药及冶金行业的 Nox ($10000\sim 120000\text{mg}/\text{Nm}^3$)的高浓度难以达到排放要求。

[0005] 3. 水分要求:对于SCR及目前普遍采用的固体吸附脱除 Nox 的方法均对水分有较高要求,避免吸附剂及催化剂的机械损坏。

[0006] 4. 固定投资及运行成本较高:对于高浓度的氮氧化物SCR只有依靠加大催化面积及喷氨量来提高效率,在大大增加投资成本的同时,效果较小;而臭氧氧化吸收,臭氧发生机成本及电耗也较高,一般臭氧发生机成本(4万/kg)、电耗(7.5KW.h/kg臭氧)。

[0007] 5. 容易造成二次污染:固体吸附法一般三个月就需要更换一次固体吸附剂,造成固体废物的二次污染;而SCR催化剂一般均为重金属也会产生污染。

发明内容

[0008] 本发明的目的在于:提出一种脱除气体中氮氧化物的系统和方法,解决目前氮氧化物脱除方法中存在效率不够、水分限制、温度限制及投资较高等问题,特别适用于气体中浓度在 $1000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以上的高浓度氮氧化物的脱除,尤其是 Nox 在 $10000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以上的超高浓度。

[0009] 本发明目的通过下述技术方案来实现:

[0010] 一种脱除气体中氮氧化物的系统,包括缓冲罐、待处理废气供给管路、含氧气体供给管路、氧化剂供给管路、碱性吸收剂供给管路、一级吸收塔和二级吸收塔,待处理废气供给管路与缓冲罐连通,含氧气体供给管路分别与缓冲罐以及一级吸收塔的气体入口连通,且待处理废气供给管路的待处理废气和含氧气体供给管路的含氧气体经加压或引风的方式在缓冲罐内混合,缓冲罐的气体出口与一级吸收塔的气体入口连通,一级吸收塔的气体出口与二级吸收塔的气体入口连通,二级吸收塔设有净化气出口,碱性吸收剂供给管路分别与布置于一级吸收塔内气体入口上方的一级吸收剂喷淋层以及布置于二级吸收塔内气体入口上方的二级吸收剂喷淋层连通,氧化剂供给管路与布置于二级吸收塔内二级吸收剂喷淋层下方的氧化剂喷淋层连通。

[0011] 本发明中通过通入含氧气体将废气中的氧气浓度提高,缓冲罐内 NO 容易向 NO_2 转化,特别是加压之后极其容易,之后通过一级吸收塔后通过碱性吸收剂吸收,然后二级吸收

塔中再通入氧化剂氧化可以大大减少氧化剂的用量,同时也不用受到温度的限制。

[0012] 作为选择,待处理废气供给管路的待处理废气和含氧气体供给管路的含氧气体经压缩机系统加压后在缓冲罐内混合。该方案中,采用压缩机系统对缓冲罐内混合气体加压。

[0013] 作为进一步选择,二级吸收塔的净化气出口直连烟囱。该方案中,经二级吸收塔净化后的气体即可以达到排放要求进入烟囱排放。

[0014] 作为选择,待处理废气供给管路的待处理废气和含氧气体供给管路的含氧气体直接在缓冲罐内混合,二级吸收塔的净化气出口经引风机直连烟囱。该方案中,采用引风机对缓冲罐内混合气体加压。

[0015] 作为选择,碱性吸收剂供给管路包括与新鲜碱性吸收剂供给管路连通的吸收剂箱,吸收剂箱分别与布置于一级吸收塔内气体入口上方的一级吸收剂喷淋层以及布置于二级吸收塔内气体入口上方的二级吸收剂喷淋层连通,吸收剂箱还与一级吸收塔塔底连通回收塔底废液。该方案中,吸收剂箱供给喷淋用吸收剂,同时又对喷淋后的废液进行回收循环利用,新鲜碱性吸收剂供给管路用于对吸收剂箱补充新鲜吸收剂。

[0016] 作为进一步选择,二级吸收塔内的二级吸收剂喷淋层下方还设有用于回收二级吸收剂喷淋层喷淋的吸收剂的吸收剂回收装置,吸收剂回收装置与吸收剂箱连通。该方案中,对二级吸收剂喷淋层喷淋的吸收剂进一步进行回收,循环利用,同时将二级吸收塔中的吸收剂和氧化剂进行隔离,实现分别利用。

[0017] 作为选择,氧化剂供给管路包括与新鲜氧化剂供给管路连通的氧化剂箱,氧化箱与布置于二级吸收塔内二级吸收剂喷淋层下方的氧化剂喷淋层连通,氧化箱还与二级吸收塔塔底连通回收塔底废液。该方案中,氧化剂箱供给喷淋用氧化剂,同时又对喷淋后的废液进行回收循环利用,新鲜氧化剂供给管路用于对氧化剂箱补充新鲜氧化剂。

[0018] 作为选择,含氧气体供给管路与一级吸收塔的塔底连通。该方案中,在一级吸收塔底部继续加入一定量的含氧气体,一部分用于保证塔底副产物的纯度,一部分用于补充氧气让剩余NO继续与氧气反应生成一定的NO₂。

[0019] 一种前述的脱除气体中氮氧化物的系统的方法,待处理废气和含氧气体的混合气体在缓冲罐内的压力为0~1Mpa,氧气体积含量0~60%,混合气体在缓冲罐内的停留时间为3~18秒,废气在第二吸收塔内氧化段的停留时间为0~5s。

[0020] 本发明中,特定的进一步参数控制使得效率达到最高而成本最低。

[0021] 作为选择,缓冲罐内氧气含量为18~21%。

[0022] 前述本发明主方案及其各进一步选择方案可以自由组合以形成多个方案,均为本发明可采用并要求保护的方案;且本发明,(各非冲突选择)选择之间以及和其他选择之间也可以自由组合。本领域技术人员在了解本发明方案后根据现有技术和公知常识可明了有多种组合,均为本发明所要保护的技术方案,在此不做穷举。

[0023] 本发明的有益效果:

[0024] 1) 该反应没有温度限制,在30℃即可进行反应;

[0025] 2) 可以节省70%的氧化剂用量;

[0026] 3) 固定投资节省昂贵的催化剂及臭氧发生器成本;

[0027] 4) 废液分段收集,能够达到产物最大利用,使用水资源的综合利用;

[0028] 5) 氮氧化物出口最低浓度,可以达到1ppm。

附图说明

[0029] 图1是本发明实施例1的装置流程示意图；

[0030] 图2是本发明实施例2的装置流程示意图；

[0031] 图3是本发明对比例1的装置流程示意图；

[0032] 其中1-压缩机系统；2-缓冲罐；3-一级吸收塔；4-二级吸收塔；5-吸收剂箱；6-氧化剂箱；7-引风机；31-第一除雾器；32-一级吸收剂喷淋层；41-第三除雾器；42-氧化剂喷淋层；43-二级吸收剂喷淋层；44-吸收段集液斗；45-第二除雾器。

具体实施方式

[0033] 下列非限制性实施例用于说明本发明。

[0034] 实施例1：

[0035] 参考图1所示，一种脱除气体中氮氧化物的系统，包括缓冲罐2、待处理废气供给管路、含氧气体供给管路、氧化剂供给管路、碱性吸收剂供给管路、一级吸收塔3和二级吸收塔4，待处理废气供给管路与缓冲罐2连通，含氧气体供给管路分别与缓冲罐2以及一级吸收塔3的气体入口连通，且待处理废气供给管路的待处理废气和含氧气体供给管路的含氧气体经加压或引风的方式在缓冲罐2内混合，缓冲罐2的气体出口与一级吸收塔3的气体入口连通，一级吸收塔3的气体出口与二级吸收塔4的气体入口连通，二级吸收塔4设有净化气出口，碱性吸收剂供给管路分别与布置于一级吸收塔3内气体入口上方的一级吸收剂喷淋层32以及布置于二级吸收塔4内气体入口上方的二级吸收剂喷淋层43连通，氧化剂供给管路与布置于二级吸收塔4内二级吸收剂喷淋层43下方的氧化剂喷淋层42连通。

[0036] 作为优选，如本实施例所示，含氧气体供给管路与一级吸收塔3的塔底连通。待处理废气供给管路的待处理废气和含氧气体供给管路的含氧气体经压缩机系统1加压后在缓冲罐2内混合，二级吸收塔4的净化气出口直连烟囱。碱性吸收剂供给管路包括与新鲜碱性吸收剂供给管路连通的吸收剂箱5，吸收剂箱5分别与布置于一级吸收塔3内气体入口上方的一级吸收剂喷淋层32以及布置于二级吸收塔4内气体入口上方的二级吸收剂喷淋层43连通，吸收剂箱5还与一级吸收塔3塔底连通回收塔底废液。一级吸收塔3顶部设置气体出口，气体出口与一级吸收剂喷淋层32之间设有第一除雾器31；二级吸收塔4顶部设置净化气出口，净化气出口与二级吸收剂喷淋层43之间设有第三除雾器41。二级吸收塔4内的二级吸收剂喷淋层43下方还设有用于回收二级吸收剂喷淋层43喷淋的吸收剂的吸收剂回收装置（优选如图所述的集液斗44），集液斗44与吸收剂箱5连通，集液斗44与氧化剂喷淋层42之间还设有第二除雾器45。氧化剂供给管路包括与新鲜氧化剂供给管路连通的氧化剂箱，氧化箱与布置于二级吸收塔内二级吸收剂喷淋层下方的氧化剂喷淋层连通，氧化箱还与二级吸收塔塔底连通回收塔底废液。

[0037] 本实施例中，含氧气体可以为氧气或空气等，氧化剂优选为高锰酸钾、二氧化氯、臭氧氯酸、亚氯酸钠等，碱性吸收剂优选为氨水，但不限于氨水。压缩机系统1用于将待处理废气和含氧气体压缩到一定的压力（优选压力为0~1Mpa），在缓冲罐2内储存（优选氧气含量0~60%，更优选18~21%）。缓冲罐2起稳定气体流量，并且保证气体在储罐内达到一定的停留时间（优选停留时间为3~18秒）。废气中的高浓度NO在缓冲罐2中被氧化成NO₂，氧化

生成的NO₂在一级吸收塔中被碱性吸收剂吸收,然后通过第一除雾器31除去夹带的碱液以减少对后续管道的腐蚀。在一级吸收塔3底部继续加入一定量的含氧气体,一部分用于保证塔底副产物的纯度,一部分用于补充氧气让剩余NO继续与氧气反应生成一定的NO₂。从第一吸收塔出来的尾气,未被氧化的NO,在第二吸收塔4中,在氧化段被氧化剂喷淋层42的氧化剂溶液氧化成NO₂(优选废气在该氧化段的停留时间为0~5s),被氧化后的气体经过第二除雾器45,将气体携带的氧化剂携带量降到最小,经过第二除雾器的气体,被二级吸收剂喷淋层43的碱性吸收剂吸收,吸收的溶液经集液斗44收集进入吸收剂箱5。经过第二吸收塔4净化的气体,经第三除雾器41后即可以达到排放要求,经净化气出口进入烟囱。

[0038] 作为示例,某公司采用间歇性生产,NO浓度最高达到20000mg/Nm³,每次生产时间仅为30min。当通入少量压缩空气,压缩机压力在一定压力后,缓冲罐中氧体积浓度为19%,压力为0.6Mpa,停留时间为18s,反应控制温度为30℃,在缓冲罐内的氧化效率达到70%,在第二吸收塔中采用氧化剂当量比1:1(NO为未被氧化的NO),氧化剂用量为1.3t/h,反应控制温度为35℃,废气在氧化段的停留时间为4s,出口NO浓度为1ppm,总体效率为99.9%以上。

[0039] 实施例2:

[0040] 参考图2所示,本实施例与实施例1基本相同,其区别在于:待处理废气供给管路的待处理废气和含氧气体供给管路的含氧气体直接在缓冲罐2内混合,二级吸收塔4的净化气出口经引风机7直连烟囱。

[0041] 作为示例,某公司采用间歇性生产,NO浓度最高达到20000mg/Nm³,每次生产时间仅为30min。当不采用压缩机的时候,采用引风机时,在缓冲罐内为负压时,压力为-5KPa,氧气体积浓度在18%,停留时间为18S,反应控制温度为35℃,氧化效率为30~50%。在第二吸收塔中采用氧化剂当量比1(NO为未被氧化的NO),氧化剂用量为2.7t/h,反应控制温度为35℃,废气在氧化段的停留时间为4s,出口NO浓度为100ppm,总体效率为99%。

[0042] 对比例1:

[0043] 参考图3所示,某公司采用间歇性生产,NO浓度最高达到20000mg/Nm³,每次生产时间仅为30min。采用引风机,吸收塔底通入含氧气体,氧气体积浓度在21%,在第二吸收塔中采用氧化剂当量比1(NO为未被氧化的NO),氧化剂用量为4t/h,反应控制温度为35℃,废气在氧化段的停留时间为5s,出口NO浓度为100ppm,总体效率为99%。

[0044] 以上所述仅为本发明的较佳实施例而已,并不用以限制本发明,凡在本发明的精神和原则之内所作的任何修改、等同替换和改进等,均应包含在本发明的保护范围之内。

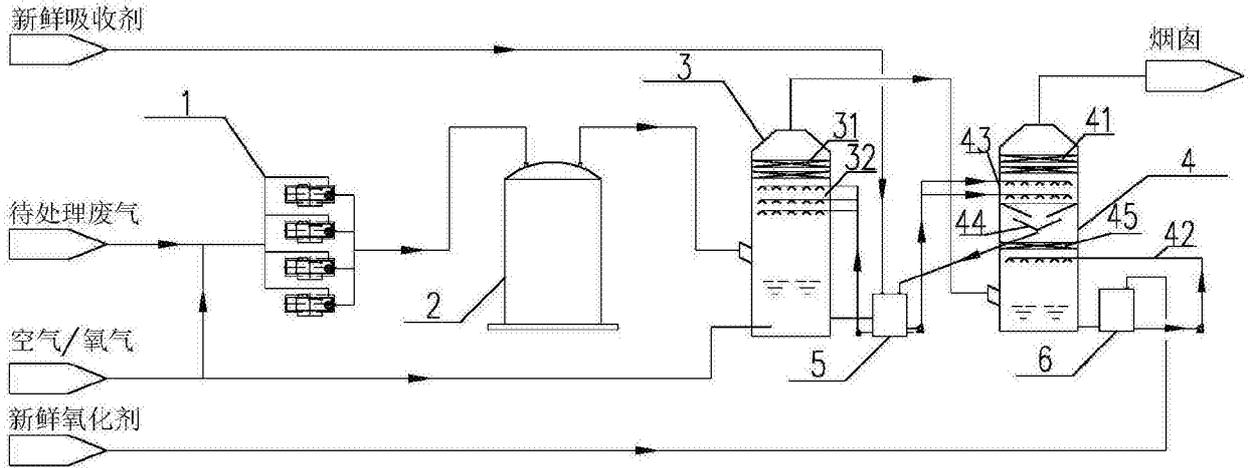


图1

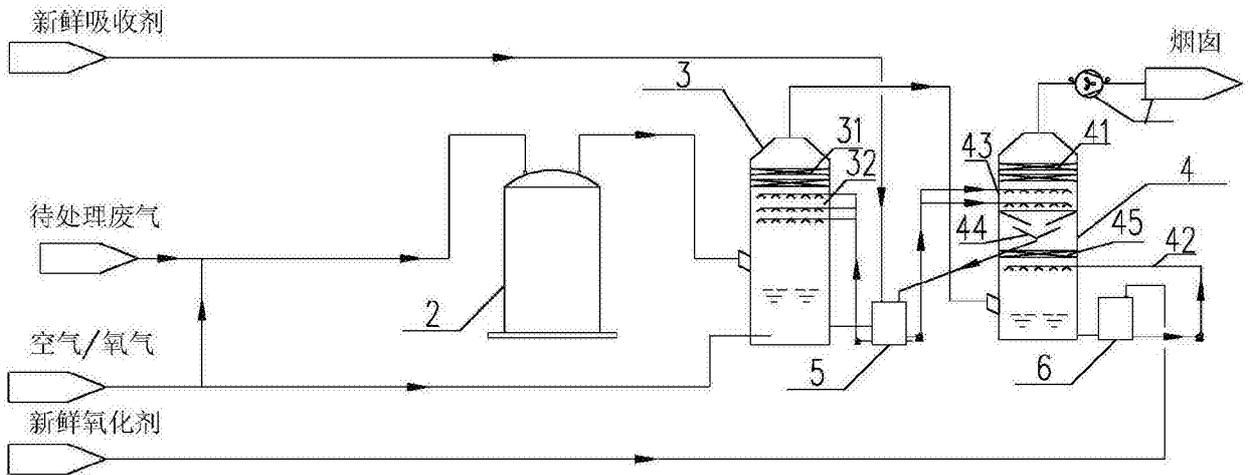


图2

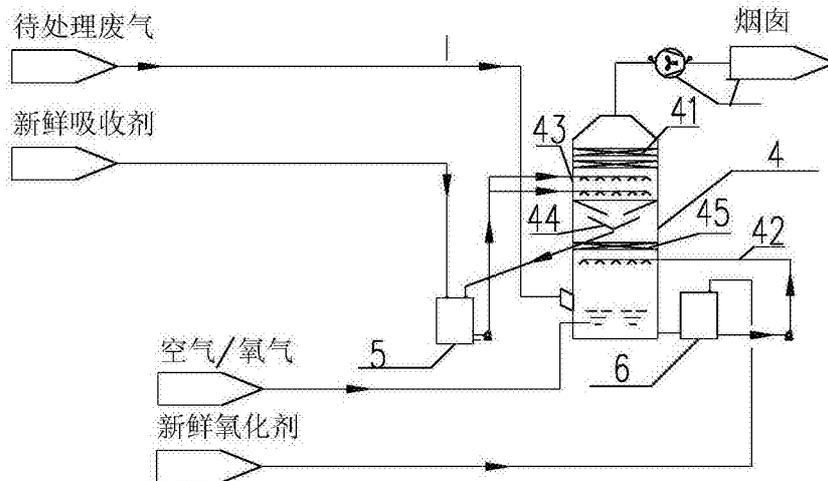


图3