



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104941423 B

(45)授权公告日 2018.02.02

(21)申请号 201510261073.0

B01D 47/06(2006.01)

(22)申请日 2015.05.20

B01D 53/60(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号

F22B 1/18(2006.01)

申请公布号 CN 104941423 A

审查员 杨波

(43)申请公布日 2015.09.30

(73)专利权人 江苏新世纪江南环保股份有限公司

地址 211100 江苏省南京市江宁区苏源大道69号

(72)发明人 罗静 陈海峰 徐长香 祁丽昉

(74)专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商标事务所 11038

代理人 邹智弘

(51)Int.Cl.

B01D 53/78(2006.01)

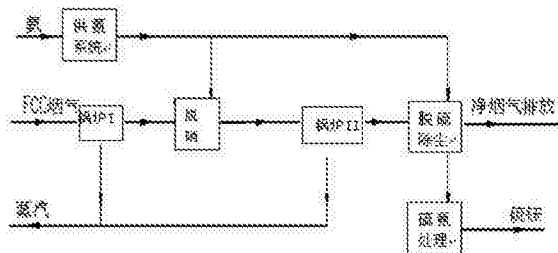
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54)发明名称

一种催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝除尘方法及装置

(57)摘要

一种催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝除尘方法,包括步骤:催化裂化装置来的高温含催化剂尘的催化剂再生烟气首先进入余热锅炉I,烟气温度降到280-430℃;烟气热量由余热锅炉I产生蒸汽外供;280-430℃的烟气进入脱硝装置脱硝,在脱硝反应器内在脱硝催化剂表面充分反应之后通过出口烟道进入余热锅炉II;以氨为反应剂,脱除烟气中的二氧化硫、氮氧化物并副产硫酸铵,同时除去再生烟气中的催化剂粉尘,洁净气达标排放,无三废排放的净化方法,应用于石油炼化的催化裂化的催化剂再生烟气治理。



1. 一种催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝除尘方法,其特征在于包括如下步骤:

催化裂化装置来的高温含催化剂尘的催化剂再生烟气首先进入余热锅炉I,烟气温度降到310-350℃;烟气热量由余热锅炉I产生蒸汽外供;

310-350℃的烟气进入脱硝装置,按烟气流动方向依次包括脱硝进口烟道、喷氨混合整流系统、脱硝反应器、脱硝催化剂和出口烟道;引自余热锅炉I的烟气进入脱硝进口烟道后在喷氨处与氨气进行混合,经过喷氨混合整流系统整流后进入脱硝反应器,烟气在脱硝反应器内在脱硝催化剂表面充分反应之后通过出口烟道进入余热锅炉II;

烟气经余热锅炉II温度降低为115-145℃,烟气热量由余热锅炉II产生蒸汽外供;

115-145℃烟气进入脱硫除尘系统,用氨化的循环吸收液吸收硫氧化物同时洗涤催化剂尘,吸收液参数根据硫氧化物脱除量、硫氧化物浓度调整,处理后的温度为45-65℃的洁净气送烟囱排放;

脱硫除尘系统产生的硫酸铵送硫酸铵处理系统,经浓缩、结晶、固液分离、干燥、包装得到固体硫酸铵产品外供;供氨系统负责脱硝、脱硫反应剂的贮存、配置与供应;

催化裂化的再生烟气的温度800℃以上;颗粒物:30-800mg/m³,SO_x:100-1500mg/m³,NO_x:100-1200mg/m³;催化裂化再生烟气净化后脱硝效率≥85%,脱硫效率98%,净烟气NO_x低于50mg/Nm³、SO₂低于35mg/Nm³、尘低于20mg/Nm³。

2. 根据权利要求1所述的催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝除尘方法,其特征在于脱硝反应器与脱硫除尘系统需要的氨包括氨贮槽和气氨发生器提供;气氨发生器包括氨蒸发器、氨气缓冲罐、稀释风机和氨-空气混合器;氨贮槽的氨经氨蒸发器蒸发后进入氨气缓冲罐,与稀释风机来的空气在氨-空气混合器中进行混合,稀释后的氨气经过喷氨混合系统进入烟气系统进行脱硝;氨一部分送脱硫除尘系统作为脱硫反应剂。

3. 用于进行根据权利要求1或2所述方法的催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝装置,其特征在于:除尘装置依次包括余热锅炉I,脱硝装置,余热锅炉II和脱硫除尘系统,所述脱硝装置,按烟气流动方向依次包括脱硝进口烟道、喷氨混合整流系统、脱硝反应器、脱硝催化剂和出口烟道;供氨系统对喷氨混合整流系统和脱硫除尘系统供氨,来自余热锅炉I的烟气进入脱硝进口烟道后在喷氨处与氨气进行混合,经过喷氨混合整流系统整流后进入脱硝反应器,出口烟道;供氨系统包括氨贮槽和气氨发生器。

4. 根据权利要求3所述的催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝装置,其特征在于:气氨发生器包括氨蒸发器、氨气缓冲罐、稀释风机和氨-空气混合器,氨经氨蒸发器蒸发后进入氨气缓冲罐,与稀释风机来的空气在氨-空气混合器中进行混合,稀释后的氨气经过喷氨混合系统进入烟气系统进行脱硝;氨一部分送脱硫除尘系统作脱硫反应剂。

一种催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝除尘方法及装置

一、技术领域：

[0001] 本发明属环境保护领域，涉及到石油炼化行业催化裂化再生烟气二氧化硫、氮氧化物、尘控制的工艺方法及装置。

二、背景技术

[0002] 催化裂化是炼油过程中重要的二次加工，是提高轻质油收率，生产高辛烷值汽油，同时又多产柴油的重要手段。催化裂化原料是重质馏分油和重油（常渣、减渣），其中含有较多的硫、氮、氧等非烃，这些非烃元素和重金属元素，在生产过程中将转移到产品、催化剂、工业废水中，有的随着烟气和催化剂粉尘排放到周围环境中，造成污染。

[0003] 催化裂化的催化剂烧焦产生的再生烟气，经再生器稀相段进入旋风分离器，经两级旋风分离器分出携带的大部分催化剂，再生烟气温度高而且含有约5%~10%CO，为了利用其热量，不少装置设有CO锅炉，利用再生烟气产生水蒸汽。对于操作压力较高的装置，常设有烟气能量回收系统，利用再生烟气的热能和压力做功，驱动主风机以节约电能。

[0004] 对于炼化企业来说，催化裂化再生烟气是最大的空气污染源，主要含有CO、SO_x、NO_x等有害成分和催化剂粉尘颗粒，SO₂、NO_x、尘是大气主要污染物，是造成雾霾的重要污染源。尤其是SO_x和NO_x，随烟气排放到大气中，严重影响空气质量，还会对装置产生腐蚀，影响装置的正常运转，因此再生烟气的处理成为环保治理中不可忽视的重点工作。

[0005] 催化裂化再生烟气通常具有以下特点：温度一般800℃以上；含有SO_x、NO_x的浓度相比其他行业要高；尘：30-800mg/m³，SO_x：100-1500mg/m³，NO_x：100-1200mg/m³。尘通常为含Al₂O₃等的催化剂颗粒。降低催化裂化再生烟气中SO_x和NO_x浓度有三个途径：(1)降低催化裂化原料硫、氮含量；(2)使用转移催化剂；(3)烟气脱硫脱硝。降低催化裂化原料硫氮含量的方法是催化原料加氢预处理，可以使催化原料硫含量降到小于0.3%，但投资高，建设310万吨催化原料预加氢装置约需投资12亿元。转移催化剂技术国内已开发多年，单独采用此技术难以使净烟气达标。

[0006] 催化裂化再生烟气脱硫方法主要有钠法、钙法，存在投资高、运行费用高、排放废水等不足。

[0007] 控制催化裂化再生烟气中NO_x含量的技术主要有选择性催化还原法(SCR)、选择性非催化还原法(SNCR)、液体吸收法、固体吸附法、高能电子活化氧化法等。

[0008] CN201410590103公开了一种催化裂化烟气脱硫和除尘工艺，催化裂化烟气依次经过烟气除尘和初脱硫、烟气脱硫和烟气除气溶胶三道工艺过程，通过动力波装置对催化裂化烟气进行净化洗涤，烟气在吸收塔通过喷淋洗涤和机械除雾，实现湿法脱硫和除湿，最后过电除雾方法，通过高压放电捕集雾滴，使烟气中的含尘量≤30mg/Nm³，达到烟气排放标准。采用钠碱法脱硫方法，去除炼油厂催化裂化烟气中的二氧化硫并除去烟气中夹带的高浓度催化剂粉尘。

[0009] CN201320319032公开了一种催化裂化烟气脱硫除尘设备，包括多层喷淋吸收段和冲洗系统，通过脱硫酸化塔上的两个吸收剂进口导入脱硫剂。烟气通过烟气进口进入脱硫

酸化塔内,以NaOH溶液为脱硫剂进行脱硫除尘,并通过喷淋吸收段除去烟气中所夹带的液滴,达到净化烟气的作用。

[0010] CN201210108141公开一种催化裂化再生烟气脱硝净化的方法;在反应器的恒温段中装填二个催化剂床层,上段为第一催化剂床层,下段为第二催化剂床层,中间不设置隔层,催化裂化再生烟气自下进入反应器的催化剂床层并升温反应;第一催化剂与第二催化剂的质量比为1:1-10;第一催化剂为纳米CeO₂担载钙钛矿复合氧化物的催化剂,第二催化剂为骨架掺杂过渡金属的分子筛,第二催化剂含有助剂;钙钛矿复合氧化物在纳米CeO₂上的负载量为10-50wt%;过渡金属与助剂的物质的量比为0.1-0.3;HZSM-5分子筛的硅铝摩尔比为25-100,过渡金属在分子筛上的担载量为0.05-6wt%;

[0011] 本发明提供了一种催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝除尘一体化技术及装置,能使催化裂化再生烟气排放的SO₂控制在35mg/Nm³以下、NO_x控制在40mg/Nm³以下、尘控制在5mg/Nm³以下。本发明实现了脱硫脱硝除尘一体化控制,较常规的独立的脱硫、脱硝、除尘技术节约投资30%以上,节省运行费用20%以上,具有明显的技术和应用优势。

三、发明内容

[0012] 本发明目的是,提出一种基于氨法脱硫脱硝的催化裂化再生烟气脱硫脱硝除尘一体化技术及装置,从而实现催化裂化再生烟气的高效净化。且工艺流程简单,操作简便,装置运行稳定,避免已有工艺的一些缺点。

[0013] 本发明的技术方案是:一种催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝除尘方法,其特征在于包括如下步骤:

[0014] 1) 催化裂化装置来的高温含催化剂尘的催化剂再生烟气首先进入余热锅炉I,烟气温度降到280-430℃;烟气热量由余热锅炉I产生蒸汽外供;

[0015] 2) 280-430℃的烟气进入脱硝装置,按烟气流动方向依次包括脱硝进口烟道、喷氨混合整流系统、脱硝反应器、脱硝催化剂和出口烟道;引自余热锅炉I的烟气进入脱硝进口烟道后在喷氨处与氨气进行混合,经过喷氨混合整流系统整流后进入脱硝反应器,在脱硝反应器内在脱硝催化剂表面充分反应之后通过出口烟道进入余热锅炉II;

[0016] 3) 烟气经余热锅炉II温度降低为80-220℃,烟气热量由余热锅炉II产生蒸汽外供;

[0017] 4) 80-220℃烟气进入脱硫除尘系统,用含氨的循环吸收液吸收硫氧化物同时洗涤催化剂尘,吸收液参数根据硫氧化物脱除量、硫氧化物浓度调整,处理后的洁净气送烟囱排放;

[0018] 5) 脱硫除尘系统产生的硫酸铵送硫酸铵处理系统,经浓缩、结晶、固液分离、干燥、包装得到固体硫酸铵产品外供;

[0019] 6) 供氨系统一般包括氨贮槽和气氨发生器。气氨发生器包括氨蒸发器、氨气缓冲罐、稀释风机和氨-空气混合器。氨经氨蒸发器蒸发后进入氨气缓冲罐,与稀释风机来的空气在氨-空气混合器中进行混合,稀释后的氨气经过喷氨混合系统进入烟气系统进行脱硝。氨一部分送脱硫除尘系统作脱硫反应剂。

[0020] 7) 80-220℃烟气进入脱硫除尘系统,用循环吸收液吸收硫氧化物同时洗涤催化剂尘,吸收液参数根据硫氧化物脱除量、硫氧化物浓度调整,处理后的洁净气温度45-65℃送

烟囱排放；脱硫除尘系统产生的硫酸铵送硫酸铵处理系统，经浓缩、结晶、固液分离、干燥、包装得到固体硫酸铵产品外供；供氨系统负责脱硝、脱硫反应剂的贮存、配置与供应。

[0021] 根据上述方法，本发明提出的装置：依次包括余热锅炉I，脱硝装置，余热锅炉II和脱硫除尘系统，所述脱硝装置按烟气流动方向依次包括脱硝进口烟道、喷氨混合整流系统、脱硝反应器、脱硝催化剂和出口烟道；供氨系统对喷氨混合整流系统和脱硫除尘系统供氨，来自余热锅炉I的烟气进入脱硝进口烟道后在喷氨处与氨气进行混合，经过喷氨混合整流系统整流后进入脱硝反应器，出口烟道；供氨系统包括氨贮槽和气氨发生器。

[0022] 气氨发生器包括氨蒸发器、氨气缓冲罐、稀释风机和氨-空气混合器。氨经氨蒸发器蒸发后进入氨气缓冲罐，与稀释风机来的空气在氨-空气混合器中进行混合，稀释后的氨气经过喷氨混合系统进入烟气系统进行脱硝；氨一部分送脱硫除尘系统作脱硫反应剂。

[0023] 用于本发明处理的催化裂化的再生烟气的温度 800°C 以上；颗粒物： $30\text{--}800\text{mg}/\text{m}^3$ ， SO_x ： $100\text{--}1500\text{mg}/\text{m}^3$ ， NO_x ： $100\text{--}1200\text{mg}/\text{m}^3$ 。

[0024] 本发明提出的处理方法，催化裂化再生烟气净化后脱硝效率 $\geq 85\%$ ，脱硫效率 98% ，净烟气 NO_x 低于 $50\text{mg}/\text{Nm}^3$ 、 SO_2 低于 $35\text{mg}/\text{Nm}^3$ 、尘低于 $20\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，副产品硫酸铵，洁净气达标排放，同时投资低、工艺流程简单、运行成本低。

[0025] 本发明的有益效果：本发明是一种催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝除尘一体化技术及装置，脱硫脱硝除尘效率高，无三废排放，无二次污染，完全资源化。本发明技术优势在于用较低的投资和运行成本实现高效脱硫脱硝除尘，确保洁净气达标排放，可满足环保高标准的要求。工艺流程简单，操作简便，装置运行稳定。本发明脱硫、脱硝皆以一套氨系统产生的氨为反应剂，减少了脱硫、脱硝的运行、维护工作。采用烟气加热和余热回收装置使烟气脱硫和脱硝均在最佳的温度下进行，有利于较高的脱硫、脱硝效率。通过对烟气热量回收利用。

四、附图说明

[0026] 图1为一种催化裂化再生烟气氨法脱硫脱硝除尘一体化技术及装置流程框图。

五、具体实施方式

[0027] 100万吨催化裂化装置催化剂再生烟气，烟量 $135000\text{Nm}^3/\text{h}$ ，温度 950°C ，水 12% ，氮氧化物 $360\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，二氧化硫 $2300\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，尘 $150\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。脱硫剂为 99.6% 液氨。

[0028] 1) 催化裂化装置来的烟气首先进入余热锅炉I，烟气温度降到 $310\text{--}350^{\circ}\text{C}$ ；烟气热量由余热锅炉I产生蒸汽外供。

[0029] 2) $310\text{--}350^{\circ}\text{C}$ 的烟气进入脱硝装置，按烟气流动方向依次包括进口烟道、喷氨混合整流系统、脱硝反应器、脱硝催化剂和出口烟道。引自余热锅炉的烟气进入脱硝烟道后在喷氨处与氨气进行混合，经过整流后进入脱硝反应器，在催化剂表面充分反应之后通过出口烟道去余热锅炉II。

[0030] 3) 烟气经余热锅炉II温度降低为 $115\text{--}145^{\circ}\text{C}$ ，烟气热量由余热锅炉II产生蒸汽外供。

[0031] 4) $115\text{--}145^{\circ}\text{C}$ 烟气进入脱硫除尘系统，用循环吸收液吸收硫氧化物同时洗涤催化剂尘，吸收液参数根据硫氧化物脱除量、硫氧化物浓度调整，处理后的洁净气送烟囱排放；

[0032] 5) 脱硫除尘系统产生的硫酸铵送硫酸铵处理系统,经浓缩、结晶、固液分离、干燥、包装得到固体硫酸铵产品外销;

[0033] 6) 供氨系统一般包括氨贮槽和气氨发生器。气氨发生器包括氨蒸发器、氨气缓冲罐、稀释风机和氨-空气混合器。氨经氨蒸发器蒸发后进入氨气缓冲罐,与稀释风机来的空气在氨-空气混合器中进行混合,稀释后的氨气经过喷氨混合系统进入烟气系统进行脱硝。氨一部分送脱硫除尘系统作脱硫反应剂。

[0034] 效果:脱硝效率 $\geq 88.9\%$,脱硫效率 98.5% ,净烟气 $\text{NO}_x 38\text{mg}/\text{Nm}^3$ 、 $\text{SO}_2 32\text{mg}/\text{Nm}^3$ 、尘低于 $15\text{mg}/\text{Nm}^3$,副产品硫酸铵含氮量 20.8% 。

[0035] 脱硫除尘系统是常规设备,包括脱硫除尘塔、循环泵(可与脱硫除尘塔一体化)、循环槽、氧化风机、沉降池、过滤机等设备。总之,后道氨法脱硫流程及装置未涉及内容采用现有公开技术或申请人已获授权氨法脱硫装置系列专利。如CN200510040801.1、CN03158258.3、CN201010275966.8、CN200510040800.7、CN03158257.5等。催化剂采用以 TiO_2 为基材,以V2O5为主要活性成份,以 WO_3 、 MoO_3 为抗氧化、抗毒化辅助成份。化剂型式可分为三种:板式、蜂窝式和波纹板式。

[0036] 以上所述的具体实施例,对本发明的目的、技术方案和有益效果进行了进一步详细说明,所应理解的是,以上所述仅为本发明的具体实施例而已,并不用于限制本发明,凡在本发明的精神和原则之内,所做的任何修改、等同替换、改进等,均应包含在本发明的保护范围之内。

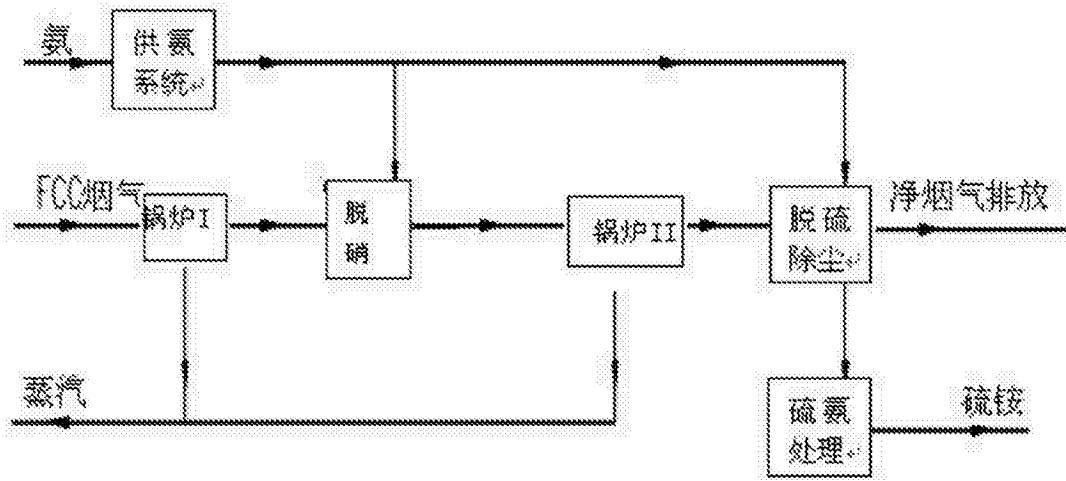


图1