



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103170223 A

(43) 申请公布日 2013. 06. 26

(21) 申请号 201310125233. X

(22) 申请日 2013. 04. 11

(71) 申请人 上海华畅环保设备发展有限公司

地址 201505 上海市金山区亭林镇东新村
14 组

(72) 发明人 白兆圆 汪华林 钱鹏 范轶
吴瑞豪 陈建琦

(74) 专利代理机构 上海专利商标事务所有限公司 31100

代理人 项丹

(51) Int. Cl.

B01D 53/75(2006. 01)

B01D 53/48(2006. 01)

F23G 7/06(2006. 01)

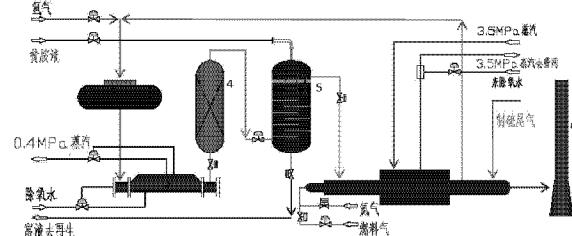
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法与装置

(57) 摘要

本发明涉及克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法与装置，提供了一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法，该方法包括：(i) 克劳斯法制硫尾气进行换热处理后与氢气混合进行加氢反应，以将尾气中携带的单质硫、SO₂、COS、CS₂还原、水解为H₂S；(ii) 将步骤(i)中得到的气体进行一级冷却后逆流吸收H₂S，以在进行二级冷却的同时脱除气体中夹带的水滴；(iii) 将步骤(ii)中得到的气体逆流吸收H₂S，进而进行旋流分离，以进一步脱除H₂S，同时旋流分离所夹带的胺液；以及(iv) 将步骤(iii)中得到的净化尾气进行焚烧，冷却降温后排入大气。还提供了一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化装置。



1. 一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法,该方法包括:

(i) 克劳斯法制硫尾气进行换热处理后与氢气混合进行加氢反应,以将尾气中携带的单质硫、 SO_2 、 COS 、 CS_2 还原、水解为 H_2S ;

(ii) 将步骤(i)中得到的气体进行一级冷却后逆流吸收 H_2S ,以在进行二级冷却的同时脱除气体中夹带的水滴;

(iii) 将步骤(ii)中得到的气体逆流吸收 H_2S ,进而进行旋流分离,以进一步脱除 H_2S ,同时旋流分离所夹带的胺液;以及

(iv) 将步骤(iii)中得到的净化尾气进行焚烧,冷却降温后排入大气。

2. 如权利要求1所述的方法,其特征在于,在步骤(i)中,在尾气燃烧炉后段将尾气加热到300℃;在加氢反应器内,利用加氢催化剂将尾气中的含硫化合物进行加氢及水解反应,将硫转化为 H_2S 。

3. 如权利要求2所述的方法,其特征在于,进入加氢反应器的 H_2 气量根据在线氢分析仪给出的 H_2 浓度信号进行调节;所述加氢催化剂为钴、钼催化剂。

4. 如权利要求1所述的方法,其特征在于,在步骤(ii)中,在蒸汽发生器中发生0.4MPa饱和蒸汽,以将加氢反应后的气体冷却至170℃,从而进行一级冷却;尾气进入急冷塔中与急冷水逆流接触吸收 H_2S ,水洗冷却至33~42℃,且控制急冷水的pH值范围在6.5~9之间,从而在进行二级冷却的同时脱除气体中夹带的水滴。

5. 如权利要求4所述的方法,其特征在于,急冷塔中使用的急冷水用急冷水循环泵自急冷塔底部抽出,经急冷水冷却器冷却至33~42℃后,返急冷塔循环使用。

6. 如权利要求1所述的方法,其特征在于,在步骤(iii)中,尾气进入级式-旋流吸收塔中与贫胺液逆流接触以吸收 H_2S 气体,进而经由微旋流器进一步脱除所含的 H_2S 气体,使得脱硫后的尾气中的 H_2S 浓度小于50mg/Nm³,同时将净化尾气夹带的胺液雾滴旋流分离出来,使得净化尾气中胺液含量小于1ppm。

7. 如权利要求6所述的方法,其特征在于,级式-旋流吸收塔中使用的贫胺液是溶剂再生装置来的35~45%的N-甲基乙二醇胺贫胺液;吸收了 H_2S 的N-甲基乙二醇胺富液经富胺液泵升压后返回溶剂再生装置。

8. 如权利要求1所述的方法,其特征在于,在步骤(iv)中,净化尾气进入尾气燃烧炉,在600℃下将净化尾气中残留的硫化物、 H_2 和烃类分别焚烧为 SO_2 、 H_2O 和 CO_2 ,焚烧炉出来的烟气分别经过尾气燃烧炉中段的蒸汽过热器与尾气燃烧炉后段的尾气换热器去热后降温至375℃后,再掺入冷空气混合降温至300℃,由80米高的烟囱高空排入大气,其中,外排烟气中 SO_2 的浓度小于200mg/Nm³。

9. 一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化装置,该装置包括:

尾气燃烧炉(1),用于对克劳斯法制硫尾气进行换热处理;

与尾气燃烧炉(1)连接的加氢反应器(2),用于使来自尾气燃烧炉(1)的气体与氢气混合进行加氢反应,以将尾气中携带的单质硫、 SO_2 、 COS 、 CS_2 还原、水解为 H_2S ;

与加氢反应器(2)连接的蒸汽发生器(3),以对来自加氢反应器(2)的气体进行一级冷却;

与蒸汽发生器(3)连接的急冷塔(4),其中内置微旋流器,用于使来自蒸汽发生器(3)的气体与急冷水逆流接触吸收 H_2S ,从而在进行二级冷却的同时脱除气体夹带的水滴;

与急冷塔(4)连接的级式 - 旋流吸收塔(5),其塔顶内置微旋流器,用于使来自急冷塔(4)的气体首先逆流吸收 H₂S,进而进行旋流分离,以进一步脱除 H₂S,同时旋流分离所夹带的胺液;

与级式 - 旋流吸收塔(5)连接的尾气燃烧炉(1),用于将来自级式 - 旋流吸收塔(5)塔顶的净化尾气进行焚烧,尾气燃烧炉(1)出来的烟气经冷却降温后排入大气。

10. 如权利要求 9 所述的装置,其特征在于,所述加氢反应器(2)的操作压力为 0.02-0.03MPa;在级式 - 旋流吸收塔(5)内胺液通过雾化喷头雾化,在吸收塔部分逆流吸收 H₂S;该装置还包括:与急冷塔(4)连接的急冷水循环泵(8),用于将急冷水从急冷塔(4)底部抽出,以及与急冷水循环泵(8)连接的急冷水冷却器(7),用于将从急冷塔(4)底部抽出的急冷水冷却至 33-42℃后,返急冷塔循环使用。

克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法与装置

技术领域

[0001] 本发明属于化工能源环保领域，涉及一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法与装置。具体地说，本发明提供了一种高效脱硫制硫尾气中所含硫单质及硫化物的方法及装置。

背景技术

[0002] 我国一直倡导节能减排工作，严格控制大气二氧化硫排放量。国家有关部门正在酝酿修订大气污染物综合排放标准，要求新建硫磺装置二氧化硫排放浓度小于 400mg/Nm³（特定地区排放浓度小于 200mg/Nm³）。中国石化积极实施绿色低碳发展战略，把降低硫磺装置烟气二氧化硫排放浓度作为炼油板块争创世界一流的重要指标之一，要求 2015 年二氧化硫排放浓度达到世界先进水平（二氧化硫排放浓度 400mg/Nm³）、部分企业达到世界领先水平（二氧化硫排放浓度 200mg/Nm³）。

[0003] 2012 年 3 月份，炼油事业部对各企业硫磺装置运行情况进行了函调，2012 年 5 月，又组织系统内科研、设计、生产等单位专家对 6 家炼油企业的 13 套硫磺回收装置运行情况进行现场调研。结果发现，从硫磺回收部分排出的制硫尾气仍含有少量的 H₂S、SO₂、COS、S_x 等有害物质，直接焚烧后排放达不到国家规定的环保要求。

[0004] 目前气体脱除硫化物的方法可以分为两个基本类别：一类称干法烟气脱硫；另一类为湿法脱硫。干法烟气脱硫是指应用粉状或粒状吸收剂、吸附剂或催化剂来脱除烟气中的 SO₂。它的优点是工艺过程简单，无污水、污酸处理问题，能耗低，特别是净化后烟气温度较高，有利于烟囱排气扩散，不会产生“白烟”现象，净化后的烟气不需要二次加热，腐蚀性小；其缺点是脱硫效率较低，设备庞大、投资大、占地面积大，操作技术要求高。湿法脱硫是指利用液体吸收剂洗涤气体，以除去气体中的硫化氢。此工艺的脱硫效果虽不如干法脱硫，但它具有连续操作、流程简单、处理量大、投资和操作费用较低等优点，因而在气体脱硫中得到了广泛的应用。其中，醇胺法脱硫脱碳工艺特点是在原料气中 CO₂/H₂S 比甚高的条件下，能选择性地脱除 H₂S，而将相当大量的 CO₂ 保留在净化气中，故不仅节能效果明显，也大大改善了克劳斯装置原料酸气的质量。由于 MDEA 溶剂一系列的优越性，近 10 多年来发展势头迅猛。目前我国的天然气和炼厂气净化装置绝大多数均已采用此溶剂。但由于其技术本身的局限性，脱硫后尾气仍然夹带有较高浓度的 H₂S，故通过尾气燃烧炉进行燃烧处理，造成大量的二氧化硫外排至大气中，污染了周围的环境。

[0005] 综上所述，分析影响硫磺装置烟气二氧化硫排放浓度因素，并针对其在炼化单位存在的这一系列的问题，创新提出一种新的工艺方法，同时采用更小更有效的吸收设备，在选择性地脱除硫化氢气体的同时，使胺液与气体分离，得到更加纯净的气体势在必行。

[0006] 中国专利申请 No. 200720078359.6，公开了一种硫磺回收与尾气处理装置，该装置利用再热炉制氢，通过热反应段、催化反应段和还原吸收段装置，分别在热反应段进行燃烧转化，并在高温下硫化氢与二氧化硫发生克劳斯反应生成单质硫；在催化反应段进行催化反应并冷却分离得到液体硫磺；过程气经蒸汽加热器加热进入加氢反应器进行还原反应，

吸收残余硫化氢气体，再经焚烧处理后排放。这种处理方法与装置可有效回收硫磺并进行尾气处理，但烟气二氧化硫排放浓度较高，不能达到世界先进水平(200mg/Nm³)，且装置占地面积大，设备复杂，投资较高。

[0007] 中国专利申请 No. 200810022175.7 公开了一种内外水冷克劳斯尾气回收硫磺并达标排放的工艺，工艺流程主要为克劳斯尾气进入水冷冷床收集器降温后，进入反应器发生化学反应，达标尾气经烟囱排放，冷床收集器采用错流方式喷射冷水，同时，塔体外侧喷淋冷水使高温尾气降温。这一发明工艺简单，投资小，能耗低，无二次污染，但其吸收含硫化合物效果一般。

[0008] 从上述中国石化调研结果和文献资料分析结果看，大部分企业硫磺装置烟气二氧化硫排放浓度还不能达到世界先进水平(二氧化硫排放浓度 400mg/Nm³)，更不能达到世界领先水平指标(二氧化硫排放浓度 200mg/Nm³)。

[0009] 因此，为提高硫元素吸收效率，进一步降低出口烟气中二氧化硫的浓度，达到国际先进水平，有必要提出改进方案，开发出一种高精度、高效率的脱硫处理、尾气净化的工艺方案，即，本领域迫切需要开发二氧化硫排放浓度低于 200mg/Nm³ 方法与装置。

发明内容

[0010] 本发明提供了一种新颖的克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法与装置，从而解决了现有技术中存在的问题。

[0011] 一方面，本发明提供了一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法，该方法包括：

[0012] (i) 克劳斯法制硫尾气进行换热处理后与氢气混合进行加氢反应，以将尾气中携带的单质硫、SO₂、COS、CS₂ 还原、水解为 H₂S；

[0013] (ii) 将步骤(i)中得到的气体进行一级冷却后逆流吸收 H₂S，以在进行二级冷却的同时脱除气体中夹带的水滴；

[0014] (iii) 将步骤(ii)中得到的气体逆流吸收 H₂S，进而进行旋流分离，以进一步脱除 H₂S，同时旋流分离所夹带的胺液；以及

[0015] (iv) 将步骤(iii)中得到的净化尾气进行焚烧，冷却降温后排入大气。

[0016] 在一个优选的实施方式中，在步骤(i)中，在尾气燃烧炉后段将尾气加热到 300℃；在加氢反应器内，利用加氢催化剂将尾气中的含硫化合物进行加氢及水解反应，将硫转化为 H₂S。

[0017] 在另一个优选的实施方式中，进入加氢反应器的 H₂ 气量根据在线氢分析仪给出的 H₂ 浓度信号进行调节；所述加氢催化剂为钴、钼催化剂。

[0018] 在另一个优选的实施方式中，在步骤(ii)中，在蒸汽发生器中发生 0.4MPa 饱和蒸汽，以将加氢反应后的气体冷却至 170℃，从而进行一级冷却；尾气进入急冷塔中与急冷水逆流接触吸收 H₂S，水洗冷却至 33–42℃，且控制急冷水的 pH 值范围在 6.5–9 之间，从而在进行二级冷却的同时脱除气体中夹带的水滴。

[0019] 在另一个优选的实施方式中，急冷塔中使用的急冷水用急冷水循环泵自急冷塔底部抽出，经急冷水冷却器冷却至 33–42℃后，返急冷塔循环使用。

[0020] 在另一个优选的实施方式中，在步骤(iii)中，尾气进入级式 - 旋流吸收塔中与贫

胺液逆流接触以吸收 H₂S 气体,进而经由微旋流器进一步脱除所含的 H₂S 气体,使得脱硫后的尾气中的 H₂S 浓度小于 50mg/Nm³,同时将净化尾气夹带的胺液雾滴旋流分离出来,使得净化尾气中胺液含量小于 1ppm。

[0021] 在另一个优选的实施方式中,级式 - 旋流吸收塔中使用的贫胺液是溶剂再生装置来的 35-45% 的 N- 甲基乙二醇胺贫胺液;吸收了 H₂S 的 N- 甲基乙二醇胺富液经富胺液泵升压后返回溶剂再生装置。

[0022] 在另一个优选的实施方式中,在步骤(iv)中,净化尾气进入尾气燃烧炉,在 600℃下将净化尾气中残留的硫化物、H₂ 和烃类分别焚烧为 SO₂、H₂O 和 CO₂,焚烧炉出来的烟气分别经过尾气燃烧炉中段的蒸汽过热器与尾气燃烧炉后段的尾气换热器去热后降温至 375℃后,再掺入冷空气混合降温至 300℃,由 80 米高的烟囱高空排入大气,其中,外排烟气中 SO₂ 的浓度小于 200mg/Nm³。

[0023] 另一方面,本发明提供了一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化装置,该装置包括:

[0024] 尾气燃烧炉,用于对克劳斯法制硫尾气进行换热处理;

[0025] 与尾气燃烧炉连接的加氢反应器,用于使来自尾气燃烧炉的气体与氢气混合进行加氢反应,以将尾气中携带的单质硫、SO₂、COS、CS₂ 还原、水解为 H₂S;

[0026] 与加氢反应器连接的蒸汽发生器,以对来自加氢反应器的气体进行一级冷却;

[0027] 与蒸汽发生器连接的急冷塔,其中内置微旋流器,用于使来自蒸汽发生器的气体与急冷水逆流接触吸收 H₂S,从而在进行二级冷却的同时脱除气体夹带的水滴;

[0028] 与急冷塔连接的级式 - 旋流吸收塔,其塔顶内置微旋流器,用于使来自急冷塔的气体首先逆流吸收 H₂S,进而进行旋流分离,以进一步脱除 H₂S,同时旋流分离所夹带的胺液;

[0029] 与级式 - 旋流吸收塔连接的尾气燃烧炉,用于将来自级式 - 旋流吸收塔塔顶的净化尾气进行焚烧,尾气燃烧炉出来的烟气经冷却降温后排入大气。

[0030] 在一个优选的实施方式中,所述加氢反应器的操作压力为 0.02-0.03MPa;在级式 - 旋流吸收塔内胺液通过雾化喷头雾化,在吸收塔部分逆流吸收 H₂S;该装置还包括:与急冷塔连接的急冷水循环泵,用于将急冷水从急冷塔底部抽出,以及与急冷水循环泵连接的急冷水冷却器,用于将从急冷塔底部抽出的急冷水冷却至 33-42℃后,返急冷塔循环使用。

附图说明

[0031] 图 1 是根据本发明一个实施方式的硫磺尾气脱硫工艺流程图。

[0032] 图 2 是根据本发明另一个实施方式的硫磺尾气脱硫工艺流程图。

具体实施方式

[0033] 本发明的发明人在经过了广泛而深入的研究之后发现,在现有的硫磺尾气脱硫工艺中,依旧存在二氧化硫排放浓度较高的问题,且气 - 液两相接触反应还处在一个很大的尺度下进行,吸收效率低,甲基二乙醇胺利用率低,设备体积大投资大,并且操作不稳定;因此,如何在小尺度下,高精度、高效率地进行脱硫处理在工业研究中越来越受到关注;目前

国内外广泛采用醇胺法等作为脱硫方法,依旧采用吸收塔作为脱除装置;因此,从如何将醇胺法的吸收反应级别降低,从而提高吸收效率,达到高效吸收且低投资的目的的角度出发,本发明提出了采用液滴强化脱硫,同时吸收与旋流吸收脱液合二为一的方法;本发明利用传统吸收塔进行脱硫处理,有效脱硫单质及含硫化合物(气-液传质反应主要是克服气-液相界面间阻力,本发明中甲基二乙醇胺与制硫尾气在吸收塔部分进行充分的接触,利用填料极大地增加了接触表面积;反应速度与吸收效率、气液混合程度、气体组分、含硫浓度及反应温度压力等因素有关),同时在雾滴旋流部分对夹带液滴的气体进行低压力降的气-液微旋流分离,气液分离效率可达到90%以上;这样既完成了脱硫反应和旋流脱液的耦合,提高了甲基二乙醇胺的利用效率,节约了成本和后续再生能耗,又使得工业设备的体积减小,降低了制造成本。基于上述发现,本发明得以完成。

[0034] 本发明的技术构思如下:

[0035] 本发明对MDEA(N-甲基乙二醇胺)采用吸收反应与旋流吸收脱液复合,在级式-旋流吸收塔顶内设置微旋流器,使得旋流分离器与传统吸收塔耦合,在传统吸收塔部分含硫尾气与MDEA贫胺液通过级式接触吸收,经脱硫吸收反应处理后进入旋流分离部分,脱除气体中夹带的胺液;另外,本发明使用的急冷塔顶亦安装微旋流器,对经过急冷处理的克劳斯制硫尾气所夹带的水滴进行旋流分离,干燥尾气。这样,本发明一方面可以大大缩短硫化氢的吸收时间和吸收效率;另一方面,将脱硫吸收反应部分与旋流脱液进行整合,完成了吸收反应和旋流吸收脱液的耦合,保证后续装置的高效运行,使得整体装置体积减小,节约了投资成本,同时脱除了气体中夹带的液滴和其它杂质颗粒,减少粉尘污染。本发明提供了一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法与装置,提高了含硫化合物的脱除精度,实现了绿色低碳发展战略,使得二氧化硫排放浓度达到世界先进水平(二氧化硫排放浓度低于200mg/Nm³)。

[0036] 在本发明的第一方面,提供了一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法,该方法包括:

[0037] 含硫尾气首先进行换热处理,与氢气混合后在加氢催化剂的作用下进行加氢反应,尾气中携带的单质硫、SO₂、COS、CS₂还原、水解为H₂S;

[0038] 反应后的高温气体经过一级、二级冷却后,进行吸收脱液处理,气体首先经传统吸收塔逆流吸收H₂S,进而经过旋流吸收分离,进一步脱除硫化氢气体,同时旋流分离所夹带的胺液;

[0039] 之后净化尾气进入尾气燃烧炉焚烧,尾气燃烧炉出来的高温烟气冷却后降温至约375℃后,再掺入冷空气混合降温至约300℃,由烟囱高空排入大气。

[0040] 在本发明中,酸性尾气的主要来源有:采用一级高温转化、两级催化转化的常规克劳斯工艺制硫部分排出的尾气。

[0041] 在本发明中,含硫尾气主要含硫量约为200-400ppm(303.6-607.2mg/Nm³),其中含硫化合物主要包括H₂S、SO₂、元素硫、有机硫等。

[0042] 在本发明中,在尾气燃烧炉后段将气体加热到约300℃;在加氢反应器内,利用钴、钼(CT6-5B)催化剂将尾气中的含硫化合物进行加氢及水解反应,将硫转化为硫化氢气体。

[0043] 在本发明中,进入加氢反应器的H₂气量根据尾气吸收塔后的在线氢分析仪给出的H₂浓度信号进行调节。

[0044] 在本发明中，在蒸汽发生器中发生 0.4MP_a 饱和蒸汽，将加氢反应后的高温气体冷却至约 170℃。

[0045] 在本发明中，尾气进入急冷塔中与急冷水逆流接触，水洗冷却至 33-42℃，且控制急冷水 pH 值范围在 6.5-9 之间。

[0046] 在本发明中，尾气急冷塔使用的急冷水用急冷水循环泵自塔底部抽出，经急冷水冷却器冷却至 33-42℃ 后，返急冷塔循环使用。

[0047] 在本发明中，低温尾气进入在级式 - 旋流吸收塔，与 MDEA 贫胺液逆流接触，吸收 H₂S 气体，进而经由微旋流器进一步脱除所含硫化氢气体，同时将净化尾气夹带的胺液雾滴旋流分离出来。

[0048] 在本发明中，吸收塔所采用的胺液是溶剂再生装置来的 35-45% 的 MDEA 贫胺液，吸收了 H₂S 的 MDEA 富液经富胺液泵升压后返回溶剂再生装置。

[0049] 在本发明中，自尾气吸收塔塔顶出来的净化尾气，进入尾气燃烧炉，在 600℃ 的高温下，将净化尾气中残留的硫化物、H₂ 和烃类分别焚烧为 SO₂、H₂O 和 CO₂，尾气燃烧炉出来的高温烟气分别经过蒸汽过热器（尾气燃烧炉中段）与尾气换热器（尾气燃烧炉后段）去热后降温至约 375℃ 后，再掺入冷空气混合降温至约 300℃，由 80 米高的烟囱高空排入大气。

[0050] 在本发明中，初始配制工业用 N- 甲基乙二醇胺溶液，浓度约为 35-45%，之后利用溶剂再生装置来的 MDEA 贫胺液（35-45% 溶液）即可；在胺液雾滴旋流床反应器中，MDEA 液滴与硫磺尾气中的硫化氢在重力场下，充分接触并进行反应吸收；得到的净化气中 H₂S 含量小于 50mg/Nm³；液滴富集回收再生，循环利用。

[0051] 本发明的方法完全改善了传统的醇胺法脱硫工艺，取消了原工艺流程中填料塔等一系列老式笨重设备，不仅减少了设备投资，提高了硫化氢吸收效率，抑制了二氧化碳的反应吸收，还减少了占地面积，降低了操作难度。并且，有效地解决了胺液跑损问题，使净化后的气体在下游工序中得到更有效的利用。

[0052] 在本发明的第二方面，提供了一种克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化装置，该装置包括：

[0053] 尾气燃烧炉，用于原料气预热，净化气体焚烧，换热冷却；

[0054] 加氢反应器，用于将混氢的制硫尾气还原，得到硫化氢气体；

[0055] 蒸汽发生器，用于对高温气体进行一级冷却；

[0056] 急冷塔，用于对气体进行二级冷却，并旋流分离气体夹带的水滴；

[0057] 级式 - 旋流吸收塔，用于对气体中的硫化氢进行还原吸收，并利用微旋流器对气体进一步吸收脱硫，同时旋流分离所夹带的胺液雾滴；

[0058] 烟囱，用于将焚烧并冷却后的气体排出。

[0059] 在本发明中，所述克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化装置还可包括：

[0060] 急冷水冷却器，用于对水进行换热处理，降温后进入急冷塔利用；以及

[0061] 急冷水循环泵，用于将急冷水自塔底部抽出，冷却至 33-42℃ 后返急冷塔循环使用。

[0062] 在本发明中，在急冷塔顶内置微旋流器，将经急冷塔急冷的气体进行微旋流处理，以脱除气体所夹带的水滴，干燥尾气。

[0063] 在本发明中，加氢还原气体胺吸收塔顶内置微旋流器，低温尾气与 MDEA 溶液反

应,生成高温可分解的胺盐,进而经由微旋流器部分进一步吸收脱硫,同时将气体夹带的胺液旋流下来,得到净化尾气。

[0064] 在本发明中,加氢反应器的操作压力为 0.02–0.03MPa。

[0065] 在本发明中,在级式 – 旋流吸收塔内胺液通过雾化喷头雾化,在吸收塔部分逆流吸收硫化氢气体。

[0066] 在本发明中,在胺液雾滴旋流床反应器上部设置气液微旋流分离器组,用于脱除经反应器下部与胺液雾滴反应后的气体夹带的胺液雾滴。

[0067] 在本发明中,所述 MEDA 的浓度在 35–45%,操作温度为 33–42℃。

[0068] 在本发明中,所述制硫尾气的操作压力约为 0.02–0.03MPa。

[0069] 在本发明中,所述微旋流器的数量可根据具体情况调整。

[0070] 在本发明中,经所述脱硫净化工艺后尾气中的胺液含量小于 1ppm。

[0071] 在本发明中,所述操作条件下设备的压力降不大于 0.0002MPa。

[0072] 在本发明中,微旋流器部分与胺液吸收硫化氢部分合二为一,降低了设备的复杂性,节约了投资成本,同时高精度、高效率的脱除了硫化氢气体。

[0073] 以下参看附图。

[0074] 图 1 是根据本发明一个实施方式的硫磺尾气脱硫工艺流程图。如图 1 所示,克劳斯法制硫尾气进入尾气燃烧炉 1 后段换热至 300℃,在混合氢气后在加氢反应器 2 内进行加氢反应,将尾气中携带的单质硫、SO₂、COS、CS₂ 还原、水解为 H₂S;所得的高温气体,连同外来的除氧水,进入蒸汽发生器 3 内对高温气体进行一级冷却,在蒸汽发生器 3 中发生 0.4MPa 饱和蒸汽,将加氢反应后的高温气体冷却至约 170℃,之后进入尾气急冷塔 4,该急冷塔 4 塔顶内置微旋流器,尾气与急冷水逆流接触,进行二级冷却的同时脱除气体夹带的水滴;所得的尾气进入级式 – 旋流吸收塔 5,该级式 – 旋流吸收塔 5 的塔顶内置微旋流器,气体首先经传统吸收塔与贫胺液逆流接触吸收 H₂S,进而旋流分离气体所夹带的胺液,富液返回溶剂再生装置再生;自级式 – 旋流吸收塔 5 塔顶出来的净化尾气,连同外来的氮气和燃料气,进入尾气燃烧炉 1 中焚烧,尾气燃烧炉 1 中出来的高温烟气,连同外来的 3.5MPa 蒸汽,分别经过蒸汽过热器(尾气燃烧炉 1 中段)与尾气换热器(尾气燃烧炉 1 后段)去热后降温至约 375℃后,再掺入冷空气混合降温至约 300℃,由 80 米高的烟囱 6 高空排入大气,剩余的 3.5MPa 蒸汽加入外来的除氧水,送去管网。

[0075] 图 2 是根据本发明另一个实施方式的硫磺尾气脱硫工艺流程图。如图 2 所示,克劳斯法制硫尾气进入尾气燃烧炉 1 后段换热至 300℃,在混合氢气后在加氢反应器 2 内进行加氢反应,将尾气中携带的单质硫、SO₂、COS、CS₂ 还原、水解为 H₂S;所得的高温气体,连同外来的除氧水,进入蒸汽发生器 3 内对高温气体进行一级冷却,在蒸汽发生器 3 中发生 0.4MPa 饱和蒸汽,将加氢反应后的高温气体冷却至约 170℃,之后进入尾气急冷塔 4,该急冷塔 4 塔顶内置微旋流器,尾气与急冷水逆流接触,进行二级冷却的同时脱除气体夹带的水滴;急冷塔中使用的急冷水用急冷水循环泵 8 自急冷塔底部抽出,经急冷水冷却器 7 冷却至 33–42℃后,返急冷塔 4 循环使用;所得的尾气进入级式 – 旋流吸收塔 5,该级式 – 旋流吸收塔 5 的塔顶内置微旋流器,气体首先经传统吸收塔与贫胺液逆流接触吸收 H₂S,进而旋流分离气体所夹带的胺液,富液返回溶剂再生装置再生;自级式 – 旋流吸收塔 5 塔顶出来的净化尾气,连同外来的氮气和燃料气,进入尾气燃烧炉 1 中焚烧,尾气燃烧炉 1 中出来的高温烟气,连

同外来的 3.5MPa 蒸汽, 分别经过蒸汽过热器(尾气燃烧炉 1 中段)与尾气换热器(尾气燃烧炉 1 后段)去热后降温至约 375℃后, 再掺入冷空气混合降温至约 300℃, 由 80 米高的烟囱 6 高空排入大气, 剩余的 3.5MPa 蒸汽加入外来的除氧水, 送去管网。

[0076] 本发明的主要优点在于 :

[0077] 1) 本发明的方法克服了现有硫磺尾气脱硫工艺过程中使用板式塔、填料塔等脱硫塔设备, 极大地增加了甲基二乙醇胺的损耗和吸收液再生系统的能量负荷的问题。通过在加氢还原气体胺吸收塔顶内置微旋流吸收段, 使贫胺液液滴与制硫尾气迅速接触反应吸收, 同时进行气 - 液的微旋转流吸收与分离, 减少了甲基二乙醇胺损耗, 减轻了再生系统能耗, 降低了尾气排放中硫含量。

[0078] 2) 本发明的级式 - 旋流吸收塔装置为主要反应分离设备, 结构紧凑简单、占地面积小, 运行高效稳定。具有反应速度快, 选择性吸收精度高, 分离效率高, 能耗低等明显优点。

[0079] 3) 本发明的克劳斯法制硫尾气的加氢还原气体的急冷塔顶内置微旋流器, 使得高温气体急冷与脱水同时进行, 减少了急冷水的消耗。

[0080] 4) 本发明的内置旋流器安装维修方便, 设备结构紧凑简单、内部空间利用率高、占地面积小, 运行高效稳定。

[0081] 本发明采用级式化学吸收与旋流化学吸收组合的脱硫方法, 在克劳斯法制硫尾气的加氢还原气体的急冷塔顶内置微旋流器, 以及加氢还原气体胺吸收塔顶内置微旋流吸收段, 使加氢还原气体脱硫后的硫化氢浓度小于 50mg/Nm³, 满足烟囱 SO₂ 外排浓度小于 200mg/Nm³ 指标, 降低了脱硫溶剂损耗和能耗。

[0082] 实施例

[0083] 下面结合具体的实施例进一步阐述本发明。但是, 应该明白, 这些实施例仅用于说明本发明而不构成对本发明范围的限制。下列实施例中未注明具体条件的试验方法, 通常按照常规条件, 或按照制造厂商所建议的条件。除非另有说明, 所有的百分比和份数按重量计。

[0084] 实施例 1:

[0085] 在一个 4 万吨 / 年硫磺回收装置中, 按照本发明的克劳斯法制硫尾气净化的旋流强化方法与装置对含硫的硫磺尾气进行强化分离, 达到以高效率、高精度、低损耗完成对硫磺尾气中含硫化合物的有效吸收分离, 使得尾气二氧化硫排放浓度达到世界水平(二氧化硫排放浓度低于 200mg/Nm³)。其具体操作过程及效果描述如下 :

[0086] 1. 硫磺尾气气体性质及操作条件

[0087] 要处理的尾气主要为采用一级高温转化、两级催化转化的常规克劳斯工艺制硫部分排出的尾气。主要成分为 :酸性气中的成分主要有 H₂S、CO₂、H₂O、烃等 ; 硫磺尾气处理量为 2000Nm³/h, 气象密度操作温度为 40℃, 操作压力为 0.02-0.03MPa ; 加氢反应器混氢量为 115.36Nm³/h, 蒸汽发生器的蒸汽压力为 0.4MPa ; N- 甲基乙二醇胺溶液(甲基二乙醇胺)的浓度为 35-45%。

[0088] 2. 实施过程

[0089] 克劳斯法制硫尾气在尾气燃烧炉内加热到 300℃, 与氢气混合进入加氢反应器, 在钴-钼(CT6-5B) 催化剂的作用下, 尾气中携带的单质硫、SO₂ 进行加氢反应, COS、CS₂ 进行

水解反应,将含硫化合物转化为硫化氢气体;加氢反应后的高温气体经蒸汽发生器冷却至160℃;初步冷却的低温气体进入尾气急冷塔,与急冷水逆流接触,继续水洗冷却至40℃,后经急冷塔顶的微旋流器脱水处理;经过急冷的克劳斯法制硫尾气以此温度进入级式-旋流吸收塔装置,在装置吸收部分,利用 MEDA 贫液吸收 H₂S 气体,脱除硫化氢的尾气进入塔顶微旋流分离部分,通过微旋流器进一步脱硫处理,同时脱除气体中夹带的胺液液滴;通过吸收脱硫并经过旋流分离的净化尾气进入尾气焚烧炉,在 600℃高温下,将净化尾气中残留的硫化物、H₂ 和烃类焚烧生成 SO₂、H₂O 和 CO₂,焚烧炉出来的高温烟气分别经过蒸汽过热器(尾气燃烧炉中段)与尾气换热器(尾气燃烧炉后段)去热后降温至约 375℃后,再掺入冷空气混合降温至 300℃,由 80 米高的烟囱高空排入大气。

[0090] 3. 结果分析

[0091] 使用胺液雾滴旋流床反应器强化脱硫的方法分离后,得到的净化尾气硫化氢含量低于 50mg/Nm³,脱硫率达到 90%,达到世界排放水平(二氧化硫排放浓度低于 200mg/Nm³)。

[0092] 在本发明提及的所有文献都在本申请中引用作为参考,就如同每一篇文献被单独引用作为参考那样。此外应理解,在阅读了本发明的上述讲授内容之后,本领域技术人员可以对本发明作各种改动或修改,这些等价形式同样落于本申请所附权利要求书所限定的范围。

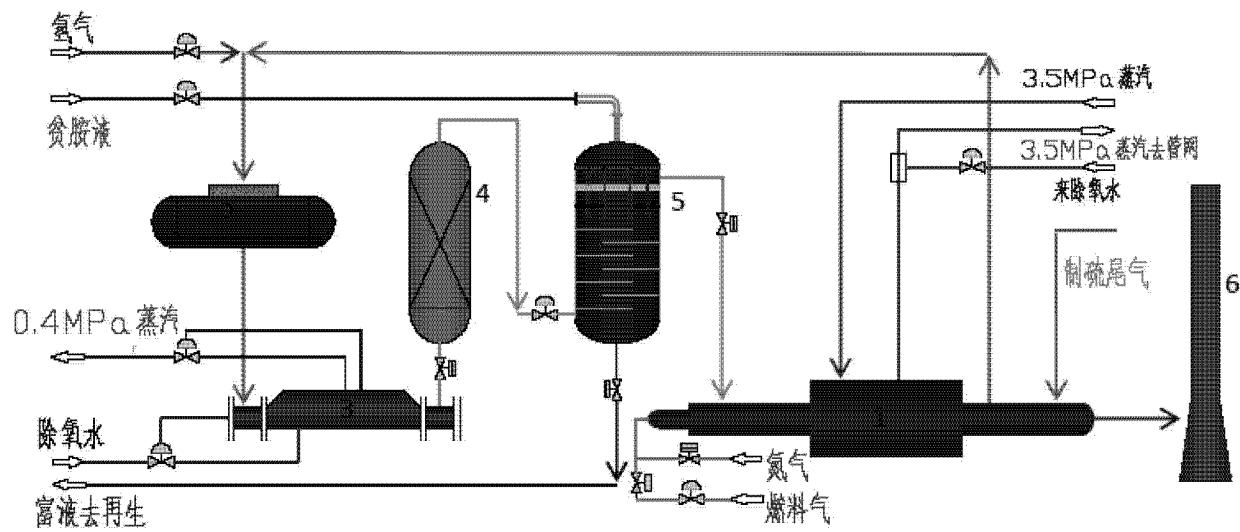


图 1

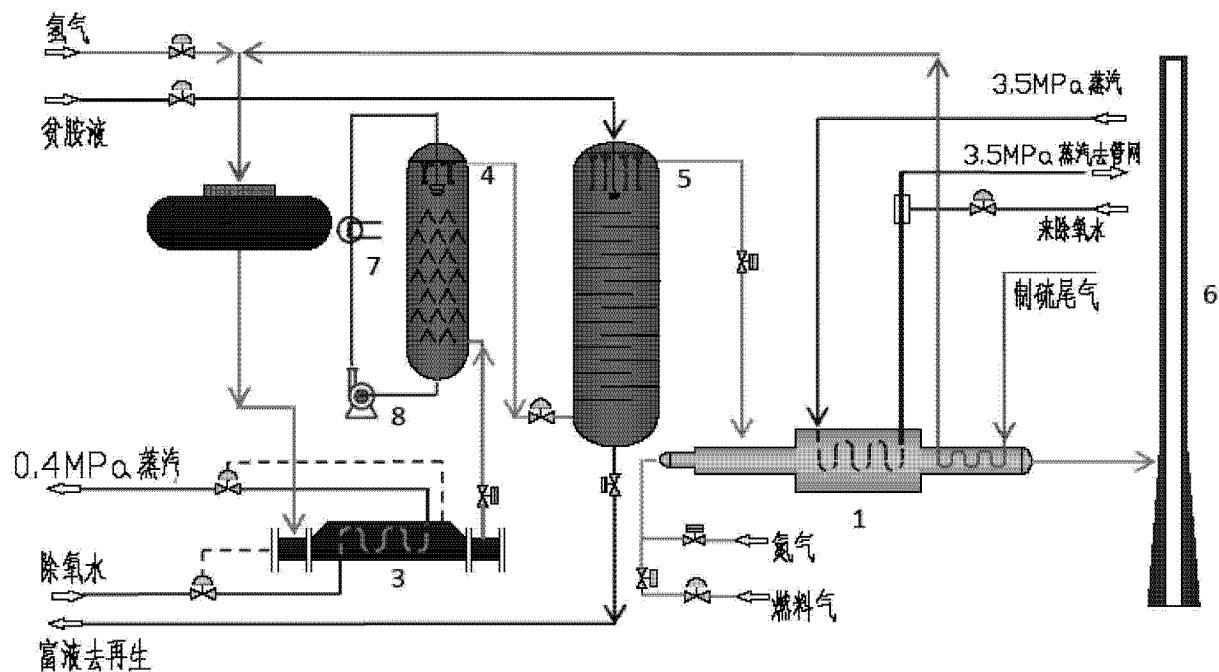


图 2