



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107803098 A

(43)申请公布日 2018.03.16

(21)申请号 201710909477.5

(22)申请日 2017.09.29

(71)申请人 北京石油化工学院

地址 102617 北京市大兴区清源北路19号

(72)发明人 黄龙

(74)专利代理机构 北京三聚阳光知识产权代理

有限公司 11250

代理人 李静

(51)Int.Cl.

B01D 53/18(2006.01)

B01D 53/14(2006.01)

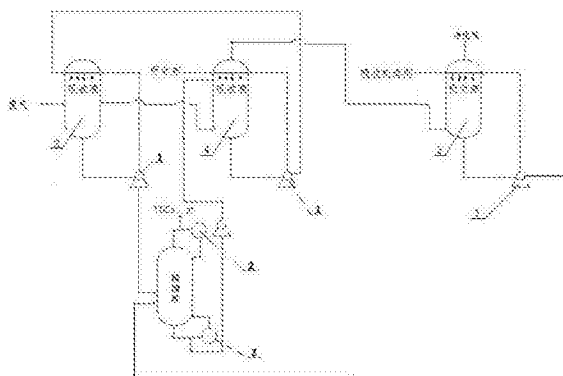
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

(54)发明名称

一种VOCs废气的处理工艺

(57)摘要

本发明公开了一种VOCs废气的处理工艺,包括VOCs去除步骤和尾气处理步骤,VOCs去除步骤包括至少两个串联设置的废气吸收单元,在同一所述去除步骤中,吸收剂由末端废气吸收单元进入,废气进入废气吸收单元并与吸收剂进行接触后,将产生的吸附有VOCs的吸收液一部分循环回本废气吸收单元作为吸收剂使用,其余循环回前一废气吸收单元,作为前一废气吸收单元的吸收剂使用,本工艺同时具有提高VOCs的净化效率、降低吸收剂的用量、减少能耗和降低了吸收塔高度的优势;此外,由于本工艺对废气中的吸收剂进行了回收再利用,由此最大程度地减少了吸收剂的用量。



1. 一种VOCs废气的处理工艺,包括VOCs去除步骤和尾气处理步骤,其特征在于,经VOCs去除步骤处理后排出的气体作为尾气处理步骤的预处理废气再次进行处理,将经尾气处理步骤处理后的气体直接外排;

所述VOCs去除步骤包括至少两个串联设置的废气吸收单元,在所述VOCs去除步骤中,废气由首端废气吸收单元进入,经前一废气吸收单元处理后的废气作为后一废气吸收单元的预处理废气,末端废气吸收单元处理后得到的气体排出该去除步骤;吸收剂由末端废气吸收单元进入,废气进入废气吸收单元并与吸收剂进行接触后,将产生的吸收液一部分循环回本废气吸收单元作为吸收剂使用,其余循环回前一废气吸收单元,作为前一废气吸收单元的吸收剂使用,其中,首端废气吸收单元中产生的吸收液一部分循环回所述首端废气吸收单元,其余吸收液进行分离得到吸收剂,并将所述分离得到的吸收剂循环至末端废气吸收单元;

所述尾气处理步骤包括至少一个尾气处理单元,废气进入尾气处理单元并与吸收剂溶剂进行接触后,将经过本尾气处理单元处理后得到的气体排出该步骤;将本尾气处理单元中产生的吸收液一部分循环回本尾气处理单元,其余吸收液进行分离得到吸收剂,并将所述分离得到的吸收剂循环至VOCs去除步骤的末端废气吸收单元。

2. 根据权利要求1所述的VOCs废气的处理工艺,其特征在于,所述尾气处理步骤包括多个串联设置的尾气处理单元,废气由首端尾气处理单元进入,经前一尾气处理单元处理后的废气作为后一尾气处理单元的预处理废气,末端尾气处理单元处理后得到的气体排出该步骤;吸收剂溶剂由末端尾气处理单元进入,废气进入尾气处理单元并与吸收剂溶剂进行接触后,将产生的吸收液一部分循环回本尾气处理单元作为吸收剂溶剂使用,其余循环回前一尾气处理单元,作为前一尾气处理单元的吸收剂溶剂使用,其中,首端尾气处理单元中产生的吸收液一部分循环回所述首端尾气处理单元,其余吸收液进行分离得到吸收剂,并将所述分离得到的吸收剂循环至VOCs去除步骤的末端废气吸收单元。

3. 根据权利要求1或2所述的VOCs废气的处理工艺,其特征在于,在所述VOCs去除步骤中,吸收剂为N-甲基吡咯烷酮、N-乙基吡咯烷酮或 γ -丁内酯中的一种或多种;在所述尾气处理步骤中,所述吸收剂溶剂为水。

4. 根据权利要求1-3任一项所述的VOCs废气的处理工艺,其特征在于,在所述VOCs去除步骤和尾气处理步骤中,其余吸收液均送入同一精馏塔中进行分离得到VOCs、吸收剂溶剂和吸收剂,所述精馏塔的压力为20~120Kpa,塔釜温度为80~210℃。

5. 根据权利要求1-4任一项所述的VOCs废气的处理工艺,其特征在于,在所述尾气处理步骤中,循环回本尾气处理单元的吸收液与循环回前一尾气处理单元的吸收液的质量比为(10~300):1;在所述尾气处理步骤中,所述吸收液在循环回尾气处理单元前还包括降温至5~25℃的步骤。

6. 根据权利要求1-5任一项所述的VOCs废气的处理工艺,其特征在于,在所述VOCs去除步骤中,废气吸收单元中废气与吸收剂错流接触,其中,末端废气吸收单元中废气与吸收剂逆流接触。

7. 根据权利要求1-6任一项所述的VOCs废气的处理工艺,其特征在于,在所述VOCs去除步骤中,循环回本废气吸收单元的吸收液与循环回前一废气吸收单元的吸收液的质量比为(10~250):1。

8. 根据权利要求1-7任一项所述的VOCs废气的处理工艺,其特征在于,
在所述VOCs去除步骤中,所述吸附有VOCs的吸收液在循环回废气吸收单元前还包括降温至-15~25℃的步骤。

9. 根据权利要求1-8任一项所述的VOCs废气的处理工艺,其特征在于,在所述VOCs去除步骤中,在废气吸收单元中由本废弃吸收单元循环回的吸收液与后一废气吸收单元循环回的吸收液混合后进入本废弃吸收单元作为吸收剂使用。

10. 根据权利要求1-9任一项所述的VOCs废气的处理工艺,其特征在于,在所述VOCs去除步骤中,在废气吸收单元中由本废弃吸收单元循环回的吸收液与后一废气吸收单元循环回的吸收液分别进入本废弃吸收单元作为吸收剂使用。

一种VOCs废气的处理工艺

技术领域

[0001] 本发明属于废气处理技术领域,具体涉及一种VOCs废气的处理工艺。

背景技术

[0002] 挥发性有机物(简称VOCs)属于空气污染物,具体是指在常温常压下饱和蒸气压超过70.91Pa、沸点小于260℃的有机化合物,其主要成分为烃类、氧烃类、含卤烃类、氮烃及硫烃类等。一方面,多数VOCs具有毒性,其对人体具有致癌、致畸、致突变性和干扰人体分泌系统的危害,且多数VOCs易与大气中的一些氧化剂发生光化学反应,生成光化学烟雾,严重影响农作物生长且会危害人体健康;另一方面,一些VOCs会破坏臭氧层,例如氯氟碳化物和氯氟烃;此外,多数VOCs属于易燃、易爆类化合物,给企业生产造成较大安全隐患。因此,VOCs废气的治理显的尤为重要。

[0003] 目前处理VOCs废气的主要方法为吸附法、冷凝法、膜分离法、氧化破坏法和吸收法。吸附法主要以活性炭为吸附剂,当吸附达到VOCs饱和后,活性炭需采用热风、蒸汽或变压的方法进行脱附,脱附后含VOCs的蒸汽或热风再进行精馏、萃取或渗透汽化操作,一方面,该工艺路线较长,运行费用较大,且上述工艺中使用的吸附床易产生高温热点,存在安全隐患;另一方面,上述活性炭吸附剂易失活,且失活后的活性炭存在二次污染问题,特别是高浓度的VOCs废气,脱附频繁,采用活性炭进行吸附时,能耗极高。冷凝法工艺技术成熟,可直观的看到液态的回收油品,系统配套简单且自动化水平高,但能耗较高,排放难以达标,不适合工业化应用。膜分离法气态膜尚未实现完全的国产化,需进口且价格昂贵。氧化破坏法根据破坏方式的不同,可分为直接燃烧、蓄热燃烧和催化燃烧等,采用氧化破坏法时,最终使VOCs转换成二氧化碳排放,会引发温室效应,且氧化破坏法投资较高、占地面积较大、需要预热,另外还会产生二次污染。吸收法具有投资少、运行成本低且安全有效等特点,且吸收法可以实现资源的回收利用,经济性能良好,因此成为人们关注的热点。

[0004] 现有的利用吸收法处理VOCs废气的主要方法为,将含有VOCs的废气直接输送至吸收塔并在吸收塔内与吸收剂进行逆向接触,然后将经过处理后的废气直接外排至大气中,并将吸附有VOCs的吸收剂从吸收塔底部直接排出,上述处理方法存在VOCs的净化效率低、吸收剂用量大,造成外排至大气中的VOCs尾气不达标且严重浪费吸收剂,使得上述方法的工艺成本较高;此外上述方法未对VOCs进行回收再利用,无法实现零排放。为此,中国专利文献CN205216516U公开了一种工业废气中VOCs的处理装置,该装置包括空冷换热器、吸收塔、二级换热器、油水分离槽、塔顶冷凝器、精馏塔、一级换热器、加热室、分离室、蒸发冷凝器和泵,吸收塔的塔釜进气口与空冷换热器的出口相连,吸收塔为分段循环,每段底部设置有集液分布盘,集液分布盘出口连接下一段的泵进口,吸收塔塔顶设置尾气出口,吸收塔塔釜采出管线依次连接蒸发冷凝器和一级换热器,一级换热器出口连接精馏塔入口,精馏塔塔顶出口连接油水分离槽,油水分离槽油相连接储罐,油水分离槽水相出口连接加热室,加热室连接分离室。上述处理装置具有VOCs净化效率高,吸收剂用量少等优势,且实现了对VOCs的回收再利用。但上述分段循环设计的吸收塔,并未对塔釜吸收段中的吸收剂进行循

环再利用,导致新鲜吸收剂用量较多;此外,由于上述吸收塔内吸收剂与VOCs废气逆流接触,使得VOCs废气随吸收塔内吸收段数的增加气流阻力逐级增大,压降也逐级增加,为了保证废气从塔顶顺利排出,这无疑要对吸收塔进口处的废气进行增压处理,所需能耗较大;与此同时,通过将吸收液与废气进行逆流接触的吸收塔在竖向方向的高度较高,不利于工业化放大生产;更重要的是,经过上述装置外排的气体中带有部分吸收剂,若不经处理直接外排,会对吸收剂造成严重浪费。

[0005] 因此,如何对现有的VOCs废气的处理方法进行改进,使得提高VOCs净化效率的同时降低吸收剂用量和能耗,降低吸收塔高度使之更适用于工业化具有重要意义。

发明内容

[0006] 因此,本发明所要解决的技术问题在于克服现有的VOCs废气处理方法无法在提高VOCs净化效率的同时降低吸收剂用量、减少能耗和降低吸收塔高度,进而提供一种VOCs废气的处理回收工艺。

[0007] 为此,本申请采取的技术方案为,

[0008] 一种VOCs废气的处理工艺,包括VOCs去除步骤和尾气处理步骤,其特征在于,经VOCs去除步骤处理后排出的气体作为尾气处理步骤的预处理废气再次进行处理,将经尾气处理步骤处理后的气体直接外排;

[0009] 所述VOCs去除步骤包括至少两个串联设置的废气吸收单元,在所述VOCs去除步骤中,废气由首端废气吸收单元进入,经前一废气吸收单元处理后的废气作为后一废气吸收单元的预处理废气,末端废气吸收单元处理后得到的气体排出该去除步骤;吸收剂由末端废气吸收单元进入,废气进入废气吸收单元并与吸收剂进行接触后,将产生的吸收液一部分循环回本废气吸收单元作为吸收剂使用,其余循环回前一废气吸收单元,作为前一废气吸收单元的吸收剂使用,其中,首端废气吸收单元中产生的吸收液一部分循环回所述首端废气吸收单元,其余吸收液进行分离得到吸收剂,并将所述分离得到的吸收剂循环至末端废气吸收单元;

[0010] 所述尾气处理步骤包括至少一个尾气处理单元,废气进入尾气处理单元并与吸收剂溶剂进行接触后,将经过本尾气处理单元处理后得到的气体排出该步骤;将本尾气处理单元中产生的吸收液一部分循环回本尾气处理单元,其余吸收液进行分离得到吸收剂,并将所述分离得到的吸收剂循环至VOCs去除步骤的末端废气吸收单元。

[0011] 所述尾气处理步骤包括多个串联设置的尾气处理单元,废气由首端尾气处理单元进入,经前一尾气处理单元处理后的废气作为后一尾气处理单元的预处理废气,末端尾气处理单元处理后得到的气体排出该步骤;吸收剂溶剂由末端尾气处理单元进入,废气进入尾气处理单元并与吸收剂溶剂进行接触后,将产生的吸收液一部分循环回本尾气处理单元作为吸收剂溶剂使用,其余循环回前一尾气处理单元,作为前一尾气处理单元的吸收剂溶剂使用,其中,首端尾气处理单元中产生的吸收液一部分循环回所述首端尾气处理单元,其余吸收液进行分离得到吸收剂,并将所述分离得到的吸收剂循环至VOCs去除步骤的末端废气吸收单元。

[0012] 在所述VOCs去除步骤中,吸收剂为N-甲基吡咯烷酮、N-乙基吡咯烷酮或 γ -丁内酯中的一种或多种;在所述尾气处理步骤中,所述吸收剂溶剂为水。

[0013] 在所述VOCs去除步骤和尾气处理步骤中,其余吸收液均送入同一精馏塔中进行分离得到VOCs、吸收剂溶剂和吸收剂,所述精馏塔的压力为20~120Kpa,塔釜温度为80~210℃。

[0014] 在所述尾气处理步骤中,循环回本尾气处理单元的吸收液与循环回前一尾气处理单元的吸收液的质量比为(10~300):1;在所述尾气处理步骤中,所述吸收液在循环回尾气处理单元前还包括降温至5~25℃的步骤。

[0015] 在所述VOCs去除步骤中,废气吸收单元中废气与吸收剂错流接触,其中,末端废气吸收单元中废气与吸收剂逆流接触。

[0016] 在所述VOCs去除步骤中,循环回本废气吸收单元的吸收液与循环回前一废气吸收单元的吸收液的质量比为(10~250):1。

[0017] 在所述VOCs去除步骤中,所述吸附有VOCs的吸收液在循环回废气吸收单元前还包括降温至-15~25℃的步骤;

[0018] 在所述VOCs去除步骤中,在废气吸收单元中由本废弃吸收单元循环回的吸收液与后一废气吸收单元循环回的吸收液混合后进入本废弃吸收单元作为吸收剂使用。

[0019] 在所述VOCs去除步骤中,在废气吸收单元中由本废弃吸收单元循环回的吸收液与后一废气吸收单元循环回的吸收液分别进入本废弃吸收单元作为吸收剂使用。

[0020] 本发明技术方案,具有如下优点:

[0021] 1.本发明提供的VOCs废气的处理工艺,包括VOCs去除步骤和尾气处理步骤,VOCs去除步骤均包括至少两个串联设置的废气吸收单元,一则,在去除步骤中,VOCs废气依次经过至少两个串联设置的废气吸收单元,使得吸收剂与VOCs废气充分接触,这样可最大化的除去废气中的VOCs,提高了VOCs废气的净化效率,减少了排放至大气中的VOCs尾气量;二则,在去除步骤中,本工艺将产生的吸附有VOCs的吸收液一部分循环回本废气吸收单元作为吸收剂使用,其余循环回前一废气吸收单元,作为前一废气吸收单元的吸收剂使用,由此实现了吸收剂的循环利用,降低了吸收剂的用量,减少了处理工艺的运行成本,由于每个废气吸收单元中的吸收液均实现了循环再利用,由此使得吸收塔可达到最小液气比;三则,本工艺VOCs去除步骤中,首端废气吸收单元中产生的吸收废液一部分循环回首端废气吸收单元,其余吸收废液进行分离得到吸收剂,并将分离得到的吸收剂循环至末端废气吸收单元,由此实现了VOCs的回收处理,同时也能将分离得到的吸收剂进行循环再利用,因此可进一步减少吸收剂的用量,节约工艺成本,且无VOCs吸收液的外排,实现了真正意义上的零排放;四则,本工艺将VOCs去除步骤处理后排出的气体作为尾气处理步骤的预处理废气再次进行处理,可将VOCs去除步骤末端废气吸收单元外排气体带出的吸收剂进行回收再利用,由此可去除外排气体中的吸收剂,可节省吸收剂用量,进一步减少工艺成本。

[0022] 综上,本工艺同时具有提高VOCs的净化效率、降低吸收剂的用量、减少能耗的优势。

[0023] 2.本发明提供的VOCs废气的处理工艺,在去除步骤中,废气吸收单元中废气与吸收剂错流接触,仅将末端废气吸收单元中废气与吸收剂逆流接触,由此可减小VOCs废气在吸收塔内的气流阻力,降低压降,相比与现有技术中废气与吸收剂的逆流接触,可对整体工艺较少能耗;与此同时,通过将吸收液与废气进行逆流设置,减少了吸收塔的高度,利于工业化放大生产。

[0024] 3. 本发明提供的VOCs废气的处理工艺,在去除步骤中,可根据需要在废气吸收单元中将由本废弃吸收单元循环回的吸收液与后一废气吸收单元循环回的吸收液混合后进入本废弃吸收单元作为吸收剂使用,也可将由本废弃吸收单元循环回的吸收液与后一废气吸收单元循环回的吸收液分别进入本废弃吸收单元作为吸收剂使用。

附图说明

[0025] 为了更清楚地说明本发明具体实施方式或现有技术中的技术方案,下面将对具体实施方式或现有技术描述中所需要使用的附图作简单地介绍,显而易见地,下面描述中的附图是本发明的一些实施方式,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动的前提下,还可以根据这些附图获得其他的附图。

[0026] 图1是本发明实施例1中VOCs废气的处理工艺流程图;

[0027] 图2是本发明实施例2中VOCs废气的处理工艺流程图;

[0028] 其中,附图标记如下:

[0029] 1-循环泵;2-换热器;3-首端吸收塔;4-二级吸收塔;5-首端尾气处理吸收塔;6-三级吸收塔;7-二级尾气处理吸收塔。

具体实施方式

[0030] 下面将对本发明的技术方案进行清楚、完整地描述,显然,所描述的实施例是本发明一部分实施例,而不是全部的实施例。基于本发明中的实施例,本领域普通技术人员在没有做出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施例,都属于本发明保护的范围。此外,下面所描述的本发明不同实施方式中所涉及的技术特征只要彼此之间未构成冲突就可以相互结合。

[0031] 为便于比较,本申请下述实施例中采用的废气吸收单元为吸收塔,具体为重力式吸收塔或者折流式超重力吸收塔,在其它实施方式中,也可以采用其它的装置只要能实现其功能即可,此外,下述实施例中利用换热器对所述吸收液进行降温;利用循环泵对所述吸收液进行循环处理。

[0032] 在本发明中,吸收剂均从废气吸收单元的顶部进入。

[0033] 为了节约处理的工艺成本,优选废气吸收单元的个数为3~6个,更优选废气吸收单元的个数为3~5个。废气吸收单元的数量越多,排放的净化气中VOCs含量越低,新鲜吸收剂用量越少,此时成本和运行能耗将提高。

[0034] 所述串联设置的废气吸收单元可以为各个吸收塔单独布置,也可以将吸收塔按照从低到高的顺序集成于一个整体空间中放置,节约装置空间。

[0035] 本发明中的错流流动是指废气和吸收剂的流动方向角度不等于0也不等于180度,而是呈现一定的夹角,在本发明中,优选夹角为60-120度,更优选为80-100度。本发明中的错流流动可降低多塔吸收过程中压降损失过大的问题,同时还可大幅节约设备空间。

[0036] 实施例1

[0037] 采用如图1所示的VOCs废气处理工艺对某化工企业含有的总浓度为10000mg/m³的二氯甲烷和丙酮的混合废气进行处理,具体过程如下:

[0038] 在本实施例中,VOCs具体指二氯甲烷和丙酮。

[0039] 本实施例含二氯甲烷和丙酮的废气处理工艺包括VOCs去除步骤和尾气处理步骤,在本实施例中VOCs去除步骤包括两个串联的废气吸收单元,即首端吸收塔3和二级吸收塔4,尾气处理步骤包括一个尾气处理单元,即首端尾气处理吸收塔5。

[0040] 在VOCs去除步骤中,吸收剂具体为N-甲基吡咯烷酮,将N-甲基吡咯烷酮输入至二级吸收塔4,进入首端吸收塔3内的废气与首端吸收塔3内的吸收剂错流接触,首端吸收塔3的吸收剂与含二氯甲烷和丙酮的废气的体积比为1:60,使得二氯甲烷被富集在N-甲基吡咯烷酮中,然后将经首端吸收塔3处理后的废气作为二级吸收塔4的预处理废气输送至二级吸收塔4内,在首端吸收塔5中产生的吸附有二氯甲烷和丙酮的吸收液一部分由循环泵1输送至换热器,并在换热器中降温至-15℃,然后将在换热器中降温后的吸收液循环回首端吸收塔3作为吸收剂使用,其余吸收液送入精馏塔中进行分离,在首端吸收塔3产生的吸收液中,循环回首端吸收塔3的吸收液与进行分离的吸收液的质量比为250:1。

[0041] 将经首端吸收塔3处理后的废气输送至二级吸收塔4内,并与二级吸收塔4内的N-甲基吡咯烷酮逆流接触,在二级吸收塔4内的吸收剂与含二氯甲烷和丙酮的废气的体积比为1:60,将产生的吸附有二氯甲烷和丙酮的吸收液经过循环泵1输送至换热器降温至25℃,并将降温后的吸收液一部分循环回二级吸收塔4作为吸收剂使用,其余循环回首端吸收塔3作为首端吸收塔3的吸收剂使用,在本实施例中,循环回二级吸收塔4的吸收液与循环回首端吸收塔3的吸收液的质量比为50:1。

[0042] 将经二级吸收塔4处理后的废气输送至首端尾气处理吸收塔5内,在本步骤中,吸收剂溶剂具体为水,将水输入至首端尾气处理吸收塔5内,进入首端尾气处理吸收塔5内的废气与首端尾气处理吸收塔5内的水逆流接触,使得废气中的N-甲基吡咯烷酮富集在水中,然后将经首端尾气处理吸收塔5处理的废气直接外排;在首端尾气处理吸收塔5中产生的吸附液一部分由循环泵1输送至换热器,并在换热器中降温至5℃,然后将在换热器中降温后的吸收液循环回首端尾气处理吸收塔5作为吸收剂溶剂使用,其余吸收液与VOCs去除步骤首端吸收塔中的其余吸收液分别输送至VOCs去除步骤中的精馏塔中进行分离,在塔釜收集得到N-甲基吡咯烷酮,并将其利用循环泵1输送至换热器,并在换热器中降温至10℃后输送至二级吸收塔4,作为二级吸收塔4的吸收剂,在精馏塔的塔顶采出二氯甲烷与水,该精馏塔的压力为120Kpa,塔釜温度为80。首端尾气处理吸收塔5产生的吸收液中,循环回首端尾气处理吸收塔5的吸收液与进行分离的吸收液的质量比为300:1。

[0043] 在本实施例中,VOCs去除步骤为,由首端吸收塔循环回首端吸收塔的吸收液与二级吸收塔循环回首端吸收塔的吸收液分别从首端吸收塔的两侧进入首端吸收塔作为吸收剂使用。

[0044] 将经过首端尾气处理吸收塔5处理后的含有二氯甲烷的净化气直接外排,经测定,外排废气中二氯甲烷和丙酮的总含量为7.5mg/m³,符合排放标准;且本实施例废气处理工艺中N-甲基吡咯烷酮与含二氯甲烷和丙酮的废气的液气比为0.23L/m³;此外,外排气体中N-甲基吡咯烷酮的含量为0.05mg/m³。废气经过本实施例的吸收塔后压力降之和为3.6kpa。

[0045] 在本实施例中,也可将经过首端尾气处理吸收塔5处理后的含有二氯甲烷和丙酮的废气外排至活性炭吸附-脱附装置,可将废气中的二氯甲烷和丙酮进一步脱除,在其他实施例中,也可将经过首端尾气处理吸收塔5处理后的含有二氯甲烷和丙酮的废气直接外排至光催化剂氧化装置、等离子废气分解装置,来将废气中的二氯甲烷和丙酮进一步脱除。

[0046] 实施例2

[0047] 采用如图2所示的VOCs废气处理工艺对某化工企业含有浓度为 $81000\text{mg}/\text{m}^3$ 的丙酮废气进行处理,具体过程如下:

[0048] 在本实施例中,VOCs具体指丙酮。

[0049] 本实施例含丙酮的废气处理工艺包括VOCs去除步骤和尾气处理步骤,在本实施例中VOCs去除步骤包括三个串联的废气吸收单元,即首端吸收塔3、二级吸收塔4和三级吸收塔6,尾气处理步骤包括两个串联设置的尾气处理单元,即首端尾气处理吸收塔5和二级尾气处理吸收塔7。

[0050] 在VOCs去除步骤中,吸收剂具体为N-乙基吡咯烷酮,将N-乙基吡咯烷酮输入至三级吸收塔6,进入首端吸收塔3内的废气与首端吸收塔3内的吸收剂错流接触,首端吸收塔3的吸收剂与含丙酮的废气的体积比为1:55,使得丙酮被富集在N-乙基吡咯烷酮中,然后将经首端吸收塔3处理后的废气作为二级吸收塔4的预处理废气输送至二级吸收塔4内,在首端吸收塔3中产生的吸附有丙酮的吸收液一部分由循环泵输送至换热器,并在换热器中降温至 -5°C ,然后将在换热器中降温后的吸收液循环回首端吸收塔3作为吸收剂使用,其余吸收液送入精馏塔中进行分离,首端吸收塔3产生的吸收液中,循环回首端吸收塔3的吸收液与进行分离的吸收液的质量比为10:1。

[0051] 将经首端吸收塔3处理后的废气输送至二级吸收塔4内,并与二级吸收塔内4的N-乙基吡咯烷酮错流接触,二级吸收塔4的吸收剂与含丙酮的废气的体积比为1:60,将产生的吸附有丙酮的吸收液经过循环泵输送至换热器降温至 12°C ,并将降温后的吸收液一部分循环回二级吸收塔4作为吸收剂使用,其余循环回首端吸收塔3作为首端吸收塔3的吸收剂使用,在本实施例中,循环回二级吸收塔4的吸收液与循环回首端吸收塔3的吸收液的质量比为10:1。

[0052] 将经二级吸收塔4处理后的废气输送至三级吸收塔6内,并与三级吸收塔6内的N-乙基吡咯烷酮逆流接触,三级吸收塔6的吸收剂与含丙酮的废气的体积比为1:60,将产生的吸附有丙酮的吸收液经过循环泵输送至换热器降温至 20°C ,并将降温后的吸收液一部分循环回三级吸收塔6作为吸收剂使用,其余循环回二级吸收塔4作为二级吸收塔4的吸收剂使用,在本实施例中,循环回三级吸收塔6的吸收液与循环二级端吸收塔4的吸收液的质量比为80:1。

[0053] 将经三级吸收塔6处理后的废气输送至首端尾气处理吸收塔5内,在本步骤中,吸收剂溶剂具体为水,将水输入至二级尾气处理吸收塔7内,进入首端尾气处理吸收塔5内的废气与首端尾气处理吸收塔5内的水逆流接触,使得废气中的N-乙基吡咯烷酮富集在水中,然后将经首端尾气处理吸收塔5处理的废气输送至二级尾气处理吸收塔7,在首端尾气处理吸收塔5中产生的吸附液一部分由循环泵1输送至换热器,并在换热器中降温至 25°C ,然后将在换热器中降温后的吸收液循环回首端尾气处理吸收塔5作为吸收剂溶剂使用,其余吸收液与VOCs去除步骤首端吸收塔3中的其余吸收液合并后输送至VOCs去除步骤中的精馏塔中进行分离,在塔釜收集得到N-乙基吡咯烷酮,并将其利用循环泵1输送至换热器,并在换热器中降温至 10°C 后输送至三级吸收塔6,作为三级吸收塔6的吸收剂,在精馏塔的塔顶采出丙酮与水,该精馏塔的压力为 20Kpa ,塔釜温度为 210°C 。首端尾气处理吸收塔5产生的吸收液中,循环回首端尾气处理吸收塔5的吸收液与进行分离的吸收液的质量比为50:1。

[0054] 将经首端尾气处理吸收塔5处理后的废气输送至二级尾气处理吸收塔7内,进入二级尾气处理吸收塔7内的废气与二级尾气处理吸收塔7内的水逆流接触,使得废气中的N-乙基吡咯烷酮富集在水中,然后将经二级尾气处理吸收塔7处理的废气直接外排,在二级尾气处理吸收塔7中产生的吸附液一部分由循环泵1输送至换热器,并在换热器中降温至25℃,然后将换热器中降温后的吸收液循环回二级尾气处理吸收塔7作为吸收剂溶剂使用,其余吸收液循环回首端尾气处理吸收塔5作为吸收剂溶剂使用,在本实施例中,循环回二级尾气处理吸收塔7的吸收液与循环回首端尾气处理吸收塔5的吸收液的质量比为10:1。

[0055] 在本实施例中,VOCs去除步骤为,由首端吸收塔循环回首端吸收塔的吸收液与二级吸收塔循环回首端吸收塔的吸收液混合后进入首端吸收塔作为吸收剂使用;由二级吸收塔循环回二级吸收塔的吸收液与三级吸收塔循环回二级吸收塔的吸收液混合后进入二级吸收塔作为吸收剂使用。

[0056] 将经过二级尾气处理吸收塔7处理后的含有丙酮的净化气直接外排,经测定,外排废气中丙酮的含量为 $4\text{mg}/\text{m}^3$,符合排放标准;且本实施例废气处理工艺中N-乙基吡咯烷酮与含有丙酮的废气的液气比为 $0.16\text{L}/\text{m}^3$;此外,外排气体中N-乙基吡咯烷酮的含量为 $0.03\text{mg}/\text{m}^3$ 。

[0057] 对比例1

[0058] 采用专利CN205216516U中的VOCs处理装置对某化工企业含有的总浓度为 $10000\text{mg}/\text{m}^3$ 的二氯甲烷和丙酮的混合废气进行处理,在本对比例中,VOCs具体指二氯甲烷和丙酮,吸收剂具体为N-甲基吡咯烷酮,对经过上述处理装置处理后的净化气进行测定,经测定,外排废气中二氯甲烷和丙酮的总含量为 $36\text{mg}/\text{m}^3$;废气处理工艺中N-甲基吡咯烷酮与含二氯甲烷和丙酮的废气的液气比为 $5.0\text{L}/\text{m}^3$;此外,外排气体中N-甲基吡咯烷酮的含量为 $102\text{mg}/\text{m}^3$,吸收剂N-甲基吡咯烷酮损失较大,并且总的VOCs含量达到 $138\text{mg}/\text{m}^3$ (二氯甲烷、丙酮和N-甲基吡咯烷酮浓度总和),超出排放标准。本对比例废气经过处理装置后总压力降为6.6KPa。

[0059] 综上,与对比例1相比,经本发明实施例1的废气处理工艺处理得到的N-甲基吡咯烷酮与二氯甲烷的液气比较小,由此可知,本发明的处理工艺使用的吸收剂的量更小,在节约成本的同时更使用于工业化生产;此外,经过本发明实施例处理后外排的净化气中吸收剂用量更少,可实现达标排放。

[0060] 显然,上述实施例仅仅是为清楚地说明所作的举例,而并非对实施方式的限定。对于所属领域的普通技术人员来说,在上述说明的基础上还可以做出其它不同形式的变化或变动。这里无需也无法对所有的实施方式予以穷举。而由此所引伸出的显而易见的变化或变动仍处于本发明创造的保护范围之内。

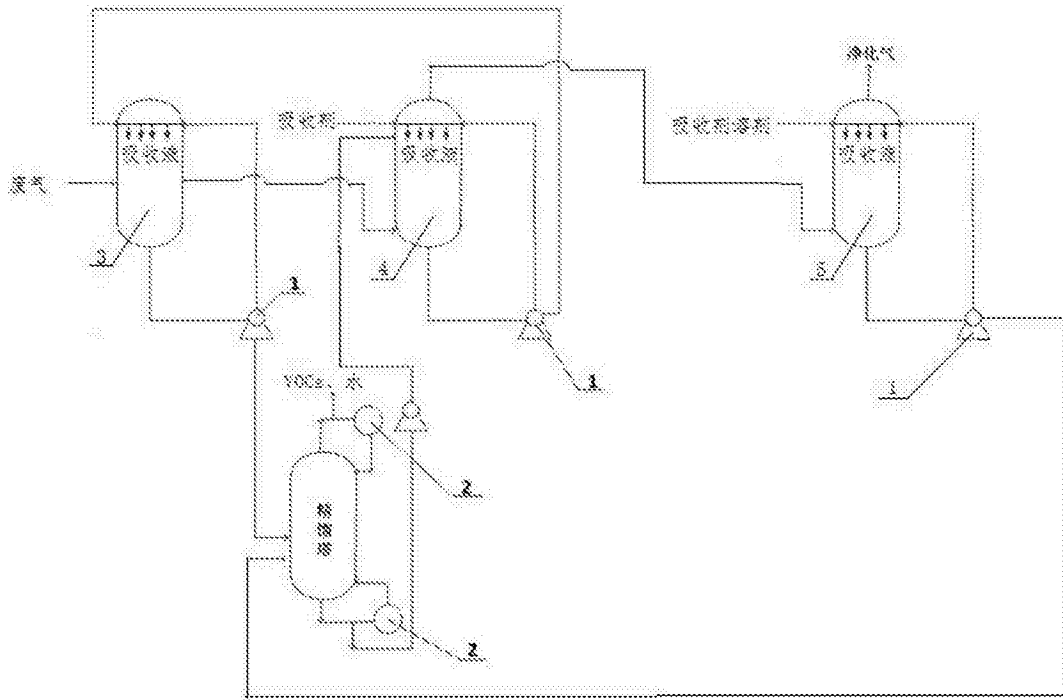


图1

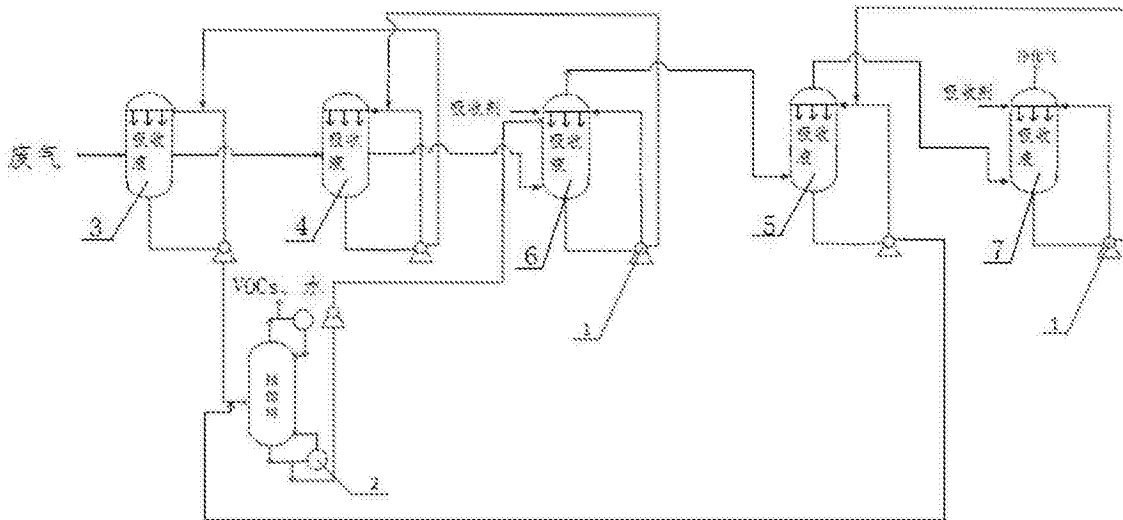


图2