



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 108640392 A

(43)申请公布日 2018.10.12

(21)申请号 201810580959.5

(22)申请日 2018.06.07

(71)申请人 聊城煤武新材料科技有限公司

地址 252000 山东省聊城市高新技术产业
开发区化工新材料产业园

(72)发明人 张德厚 李延顺 王明积 魏传令
荆庆勇 王磊 杜张力

(74)专利代理机构 济南圣达知识产权代理有限
公司 37221

代理人 王磊

(51)Int.Cl.

C02F 9/10(2006.01)

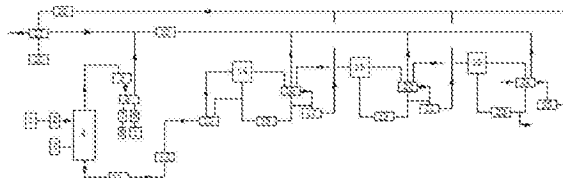
权利要求书1页 说明书5页 附图1页

(54)发明名称

一种油水分离处理工艺

(57)摘要

本发明公开了一种含油废水处理工艺,提供真空泵、汽提塔、塔顶冷凝器、层析器、三效蒸发器,利用真空泵将汽提塔内压力降低,排放含有高盐碱、油废水的管线将含有高盐碱、油的废水送入汽提塔顶部、填料层的上部,废水均匀分布在填料层从汽提塔顶部下降至底部,经汽提塔塔底加热器提温加热后,废水中油和水受热气提从塔顶排出后经塔顶冷凝器冷却,进入层析器进行分离,汽提塔底部含高盐碱废水进入三效蒸发处理装置进行处理。本发明能够对废水中的油和盐碱液进行有效分离,使废水的有机物和盐含量达标排放。



1. 一种含油废水处理工艺,其特征是,提供真空泵、汽提塔、塔顶冷凝器、层析器、三效蒸发器,利用真空泵将汽提塔内压力降低,排放含有高盐碱、油废水的管线将含有高盐碱、油的废水送入汽提塔顶部、填料层的上部,废水均匀分布在填料层从汽提塔顶部下降至底部,经汽提塔塔底加热器提温加热后,废水中油和水受汽提从塔顶排出后经塔顶冷凝器冷却,进入层析器进行分离,汽提塔底部含高盐碱废水进入三效蒸发处理装置进行处理。

2. 如权利要求1所述的工艺,其特征是,真空泵将汽提塔内压力降低至 $-50\sim-30\text{kPa}$ 。

3. 如权利要求1所述的工艺,其特征是,汽提塔塔底加热器加热温度设定为 $70\sim 105^{\circ}\text{C}$,汽提塔内废水温度升至 $60\sim 90^{\circ}\text{C}$ 。

4. 如权利要求1所述的工艺,其特征是,塔顶冷凝器使用循环水进行冷却,将塔顶气相冷却至 $30\sim 50^{\circ}\text{C}$ 。

5. 如权利要求1所述的工艺,其特征是,真空泵对三效蒸发器抽真空。

6. 如权利要求5所述的工艺,其特征是,真空泵将第一效蒸发器内的压力降低至 $-60\sim-40\text{kPa}$,将第二效蒸发器内的压力降低至 $-25\sim-15\text{kPa}$,将第三效蒸发器内的压力降低至 $-10\sim-5\text{kPa}$ 。

7. 如权利要求5所述的工艺,其特征是,第一效蒸发器蒸出 $23\sim 27\%$ (体积)的水分,第二效蒸发器蒸出 $23\sim 27\%$ (体积)的水分,第三效蒸发器将含盐碱废水浓度提至过饱和后,排出结晶处理。

8. 如权利要求1所述的工艺,其特征是,第一效蒸发器的热源由第二效蒸发器蒸出的水蒸气提供;第二蒸发器的热源由第三效蒸发器蒸出的水蒸气提供;第三效蒸发器热源由饱和蒸汽提供。

9. 如权利要求1所述的工艺,其特征是,三效蒸发器中蒸出的水分通过蒸出液储罐收集后,利用蒸出液出料泵外送直接降级使用。

10. 一种实现权利要求1所述工艺的装置,其特征是,包括真空泵、汽提塔、三效蒸发器,所述汽提塔顶部侧壁开设废水进口,且废水进口位于汽提塔内填料层之上,所述汽提塔的废水进口连接排放含有高盐碱、油废水的管线,汽提塔顶部的气相出口设有负压管线,汽提塔顶部的气相出口通过负压管线与真空泵连接,负压管线上安装物料流向依次设有塔顶冷凝器和层析器,汽提塔顶部的气相出口与塔顶冷凝器的气相进口连接,塔顶冷凝器的液相出口与层析器的进口连接,层析器的气相处理连接真空泵,汽提塔的底部液相出口连接三效蒸发器。

一种油水分离处理工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及一种含油废水处理工艺,特别涉及一种高盐碱含油废水的处理工艺。

背景技术

[0002] 目前,国内外针对小分子醛(丙醛、丁醛等)在碱性环境下缩合产生的废水处理技术主要有气浮法、空气催化氧化法等。

[0003] 气浮法是指利用高度分散的微小气泡作为载体粘附于废水中污染物上,使其浮力大于重力和上浮阻力,从而使污染物上浮至水面,形成泡沫,然后用刮渣设备自水面刮除泡沫,实现固液或液液分离的过程称为气浮法。气浮过程的必要条件是:在被处理的废水中,应分布大量细微气泡,并使被处理的污染质呈悬浮状态,且悬浮颗粒表面应呈疏水性,易于粘附于气泡上而上浮。含高盐碱、油废水中含有易溶于水的有机盐,气浮法对溶解性、细分散型有机盐去除率较低。

[0004] 空气催化氧化法是指催化空气对废水中的污染物进行氧化反应。然而,空气催化氧化法对废水中油含量去除率较低。现有处理技术对废水中有机物、油去除率均较低,无法满足处理要求。

发明内容

[0005] 为了解决现有技术的不足,本发明的目的之一是提供一种含油废水处理工艺,能够对废水中的油和盐碱液进行有效分离,使废水的有机物和盐含量达标排放。

[0006] 为了实现上述目的,本发明的技术方案为:

[0007] 一种含油废水处理工艺,提供真空泵、汽提塔、塔顶冷凝器、层析器、三效蒸发器,利用真空泵将汽提塔内压力降低,排放含有高盐碱、油废水的管线将含有高盐碱、油的废水送入汽提塔顶部、填料层的上部,废水均匀分布在填料层从汽提塔顶部下降至底部,经汽提塔塔底加热器提温加热后,废水中油和水受热气提从塔顶排出后经塔顶冷凝器冷却,进入层析器进行分离,汽提塔底部含高盐碱废水进入三效蒸发处理装置进行处理。

[0008] 传统的汽提塔通常采用常压或加压对汽提塔进行蒸发,然而该方式分离效率较低,不利于废水中的油和盐碱液的分离。本发明的发明人发现在通过真空泵降低汽提塔的压强,不仅能提高气相物料的产出速率,而且降低汽提塔的压强能够增加废水的浓缩比,使得废水中的油和盐碱液进行有效分离。

[0009] 本发明的目的之二是提供一种实现上述工艺的装置,包括真空泵、汽提塔、三效蒸发器,所述汽提塔顶部侧壁开设废水进口,且废水进口位于汽提塔内填料层之上,所述汽提塔的废水进口连接排放含有高盐碱、油废水的管线,汽提塔顶部的气相出口设有负压管线,汽提塔顶部的气相出口通过负压管线与真空泵连接,负压管线上安装物料流向依次设有塔顶冷凝器和层析器,汽提塔顶部的气相出口与塔顶冷凝器的气相进口连接,塔顶冷凝器的液相出口与层析器的进口连接,层析器的气相处理连接真空泵,汽提塔的底部液相出口连接三效蒸发器。

[0010] 本发明的有益效果：

[0011] 本发明提供了一种全新的含高盐碱、油废水的处理方法，实现了废水中的油、盐碱液和水进行有效分离。本发明存在以下优点：

[0012] 1、节能、受热时间短、浓缩比大，分离效率高，可连续生产。

[0013] 2、经处理后的废水可直接降级使用。

附图说明

[0014] 构成本申请的一部分的说明书附图用来提供对本申请的进一步理解，本申请的示意性实施例及其说明用于解释本申请，并不构成对本申请的不当限定。

[0015] 图1为本发明的装置的结构示意图；

[0016] 其中，1、废水储槽，2、废水进料罐，3、加热器，4、汽提塔，5、冷凝器，6、层析器，7、油相离心泵，8、油相回收罐，9、水相离心泵，10、真空泵，11、一效蒸发进料泵，12、进料预热器一，13、进料预热器二，14、一效气液分离罐，15、一效循环泵，16、一效加热器，17、一效闪蒸罐，18、二效气液分离罐，19、二效循环泵，20、二效加热器，21、二效闪蒸罐，22、三效气液分离罐，23、三效循环泵，24、三效加热器，25、三效闪蒸罐，26、蒸出液冷却器，27、蒸出液储罐，28、蒸出液储料罐。

具体实施方式

[0017] 应该指出，以下详细说明都是示例性的，旨在对本申请提供进一步的说明。除非另有指明，本文使用的所有技术和科学术语具有与本申请所属技术领域的普通技术人员通常理解相同含义。

[0018] 需要注意的是，这里所使用的术语仅是为了描述具体实施方式，而非意图限制根据本申请的示例性实施方式。如在这里所使用的，除非上下文另外明确指出，否则单数形式也意图包括复数形式，此外，还应当理解的是，当在本说明书中使用术语“包含”和/或“包括”时，其指明存在特征、步骤、操作、器件、组件和/或它们的组合。

[0019] 本申请所述的高盐碱是指盐碱摩尔含量在0.5%~3.0%。

[0020] 本申请所述的三效蒸发器按照物料流向依次分为第一效蒸发器、第二效蒸发器和第三效蒸发器。

[0021] 正如背景技术所介绍的，现有技术中存在对废水中有机物、油去除率均较低，无法满足处理要求的不足，为了解决如上的技术问题，本申请提出了一种含油废水处理工艺。

[0022] 本申请的一种典型实施方式，提供了一种含油废水处理工艺，提供真空泵、汽提塔、塔顶冷凝器、层析器、三效蒸发器，利用真空泵将汽提塔内压力降低，排放含有高盐碱、油废水的管线将含有高盐碱、油的废水送入汽提塔顶部、填料层的上部，废水均匀分布在填料层从汽提塔顶部下降至底部，经汽提塔塔底加热器提温加热后，废水中油和水受热气提从塔顶排出后经塔顶冷凝器冷却，进入层析器进行分离，汽提塔底部含高盐碱废水进入三效蒸发处理装置进行处理。

[0023] 传统的汽提塔通常采用常压或加压对汽提塔进行蒸发，然而该方式分离效率较低，不利于废水中的油和盐碱液的分离。本申请的发明人发现在通过真空泵降低汽提塔的压力，不仅能提高气相物料的产出速率，而且降低汽提塔的压力能够增加废水的浓缩比，使

得废水中的油和盐碱液进行有效分离。

[0024] 优选的,真空泵将汽提塔内压力降低至 $-50\sim-30\text{kPa}$ 。该条件效能够使油与盐碱液分离的更彻底。

[0025] 优选的,汽提塔塔底加热器加热温度设定为 $70\sim 105^{\circ}\text{C}$,汽提塔内废水温度升至 $60\sim 90^{\circ}\text{C}$ 。使绝大部分油和部分水分从塔顶排出。

[0026] 优选的,塔顶冷凝器使用循环水进行冷却,将塔顶气相冷却至 $30\sim 50^{\circ}\text{C}$ 。

[0027] 优选的,真空泵对三效蒸发器抽真空。

[0028] 进一步优选的,真空泵将第一效蒸发器内的压力降低至 $-60\sim-40\text{kPa}$,将第二效蒸发器内的压力降低至 $-25\sim-15\text{kPa}$,将第三效蒸发器内的压力降低至 $-10\sim-5\text{kPa}$ 。

[0029] 进一步优选的,第一效蒸发器蒸出 $23\sim 27\%$ (体积)的水分,第二效蒸发器蒸出 $23\sim 27\%$ (体积)的水分,第三效蒸发器将含盐碱废水浓度提至过饱和后,排出结晶处理。

[0030] 优选的,第一效蒸发器的热源由第二效蒸发器蒸出的水蒸气提供;第二蒸发器的热源由第三效蒸发器蒸出的水蒸气提供;第三效蒸发器热源由饱和蒸汽提供。所述饱和蒸汽为 1.3MPa 饱和蒸汽。

[0031] 优选的,三效蒸发器中蒸出的水分通过蒸出液储罐收集后,利用蒸出液出料泵外送直接降级使用。

[0032] 本申请的另一种实施方式,提供了一种实现上述工艺的装置,包括真空泵、汽提塔、三效蒸发器,所述汽提塔顶部侧壁开设废水进口,且废水进口位于汽提塔内填料层之上,所述汽提塔的废水进口连接排放含有高盐碱、油废水的管线,汽提塔顶部的气相出口设有负压管线,汽提塔顶部的气相出口通过负压管线与真空泵连接,负压管线上安装物料流向依次设有塔顶冷凝器和层析器,汽提塔顶部的气相出口与塔顶冷凝器的气相进口连接,塔顶冷凝器的液相出口与层析器的进口连接,层析器的气相处理连接真空泵,汽提塔的底部液相出口连接三效蒸发器。

[0033] 优选的,三效蒸发器的三个蒸发器均与真空泵连接。使真空泵分别为三效蒸发器的三个蒸发器抽真空。

[0034] 优选的,三效蒸发器的每效蒸发器均由气液分离罐、循环泵、加热器和闪蒸罐组成。

[0035] 为了使得本领域技术人员能够更加清楚地了解本申请的技术方案,以下将结合具体的实施例与对比例详细说明本申请的技术方案。

[0036] 实施例采用的装置如图1所示,包括废水储槽1、废水进料罐2、加热器3、汽提塔4、冷凝器5、层析器6、油相离心泵7、油相回收罐8、水相离心泵9、真空泵10、一效蒸发进料泵11、进料预热器一12、进料预热器二13、三效蒸发器、蒸出液冷却器26、蒸出液储罐27、蒸出液储料罐28。

[0037] 三效蒸发器由一效气液分离罐14、一效循环泵15、一效加热器16、一效闪蒸罐17、二效气液分离罐18、二效循环泵19、二效加热器20、二效闪蒸罐21、三效气液分离罐22、三效循环泵23、三效加热器24、三效闪蒸罐25组成。

[0038] 具体工艺见以下实施例

[0039] 实施例1:

[0040] 首先,利用真空泵10将汽提塔4内系统压力降至 -35kPa 以下,然后,含高盐碱、油废

水从废水储槽1通过废水进料泵2管线送入汽提塔4顶部,填料层的上部,废水均匀分布在填料层,从汽提塔4顶部下降至底部,塔底加热器加热温度设定为90℃,经塔底加热器3提温加热至70℃以上,废水中绝大部分油和部分水分受热后从塔顶排出,经塔顶冷凝器5冷却后气相温度降至35℃进入层析器6,层析器6中收集的油水在层析器内进行分层,层析器6内设置隔板将油和水隔开,油相经隔板溢流至层析器6油相侧,经油相离心泵7送出至油相回收罐8,层析器6水相侧经水相离心泵9送回废水储槽1。然后汽提塔4底部含盐碱废水通过一效蒸发进料泵11、进料预热器一12、进料预热器二13送入一效蒸发处理装置,进一步进行提浓。

[0041] 利用真空泵10将一效蒸发处理系统压力降至-45kPa以下,废水进入一效循环泵15入口管道,经泵送入一效循环系统。在一效加热器16中将废水用二效废水蒸汽加热到65℃,然后进入一效汽液分离罐14进行闪蒸,使含盐碱废水得到第一次浓缩,其顶部废水蒸汽经进料预热器二13换热后,经尾气冷凝器冷却到35℃后排入蒸出液储罐27。利用真空泵10将二效蒸发处理系统压力降至-25kPa以下,含盐碱废水经一效循环泵15出口支线送至二效循环系统,在二效加热器20中将废水用三效废水蒸汽加热到100℃,含盐碱废水在二效汽液分离罐18闪蒸进行第二次浓缩,顶部产生的二次废水蒸汽作为一效加热器16的热源,废水蒸汽自身被冷凝后产生的废水冷凝水再经一效闪蒸罐17分离蒸汽后经26蒸出液冷却器冷却后进入蒸出液储罐27。利用真空泵10将三效蒸发处理系统压力降至-10kPa以下,含盐碱废水经二效循环泵19出口支线送至三效循环系统,三效循环系统的含盐碱废水经三效循环泵23送到三效加热器24,用1.3MPa蒸汽加热到125℃后,进入三效汽液分离罐22闪蒸分离,顶部蒸汽作为二效循环系统的热源,废水蒸汽自身被冷凝后进二效蒸汽闪蒸罐21分离蒸汽,凝液进入蒸出液储罐27。三效加热器冷凝液排入三效闪蒸罐25,闪蒸产生的蒸汽作为二效加热器的热源,闪蒸剩余的水分排入蒸出液储罐27或循环水系统。三效循环系统的浓缩废液部分经三效循环泵23出口支线送入废液储罐。

[0042] 实施例2:

[0043] 首先,利用真空泵10将汽提塔4内系统压力降至-45kPa以下,然后,含高盐碱、油废水从废水储槽1通过废水进料泵2管线送入汽提塔4顶部,填料层的上部,废水均匀分布在填料层,从汽提塔4顶部下降至底部,塔底加热器加热温度设定为100℃,经塔底加热器3提温加热至80℃以上,废水中绝大部分油和部分水分受热后从塔顶排出,经塔顶冷凝器5冷却后气相温度降至45℃进入层析器6,层析器6中收集的油水在层析器内进行分层,层析器6内设置隔板将油和水隔开,油相经隔板溢流至层析器6油相侧,经油相离心泵7送出至油相回收罐8,层析器6水相侧经水相离心泵9送回废水储槽1。然后汽提塔4底部含盐碱废水通过一效蒸发进料泵11、进料预热器一12、进料预热器二13送入一效蒸发处理装置,进一步进行提浓。

[0044] 利用真空泵10将一效蒸发处理系统压力降至-55kPa以下,废水进入一效循环泵15入口管道,经泵送入一效循环系统。在一效加热器16中将废水用二效废水蒸汽加热到75℃,然后进入一效汽液分离罐14进行闪蒸,使含盐碱废水得到第一次浓缩,其顶部废水蒸汽经进料预热器二13换热后,经尾气冷凝器冷却到35℃后排入蒸出液储罐27。利用真空泵10将二效蒸发处理系统压力降至-20kPa以下,含盐碱废水经一效循环泵15出口支线送至二效循环系统,在二效加热器20中将废水用三效废水蒸汽加热到110℃,含盐碱废水在二效汽液分离罐18闪蒸进行第二次浓缩,顶部产生的二次废水蒸汽作为一效加热器16的热源,废水蒸

汽自身被冷凝后产生的废水冷凝水再经一效闪蒸罐17分离蒸汽后进入一效加热器16,闪蒸剩余的水分排入蒸出液储罐27。利用真空泵10将三效蒸发处理系统压力降至-5kPa以下,含盐碱废水经二效循环泵19出口支线送至三效循环系统,三效循环系统的含盐碱废水经三效循环泵23送到三效加热器24,用1.3MPa蒸汽加热到135℃后,进入三效汽液分离罐22闪蒸分离,顶部蒸汽作为二效循环系统的热源,废水蒸汽自身被冷凝后进二效蒸汽闪蒸罐21分离蒸汽,凝液进入蒸出液储罐27。三效加热器冷凝液排入三效闪蒸罐25,闪蒸产生的蒸汽作为二效加热器的热源,闪蒸剩余的水分排入蒸出液储罐27或循环水系统。三效循环系统的浓缩废液部分经三效循环泵23出口支线送入废液储罐,然后经废液输送泵送至结晶池。

[0045] 以上所述仅为本申请的优选实施例而已,并不用于限制本申请,对于本领域的技术人员来说,本申请可以有各种更改和变化。凡在本申请的精神和原则之内,所作的任何修改、等同替换、改进等,均应包含在本申请的保护范围之内。

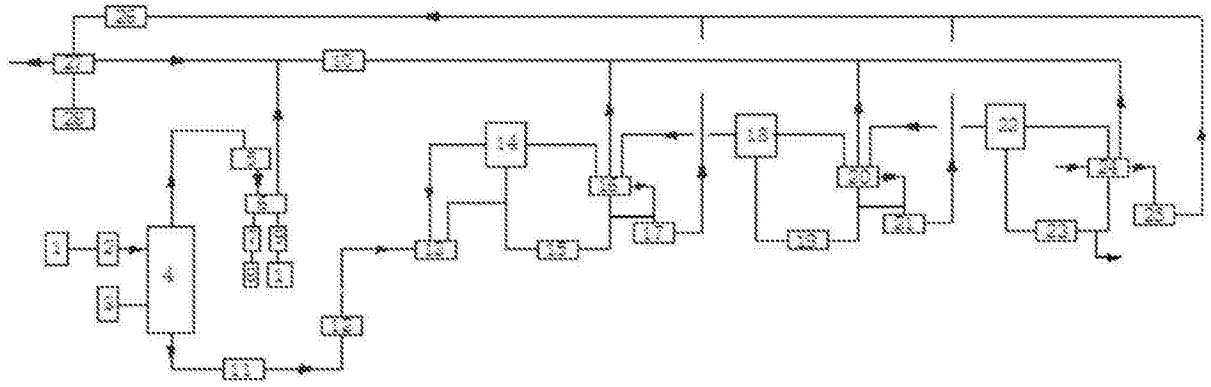


图1