



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 221637366 U

(45) 授权公告日 2024. 09. 03

(21) 申请号 202323406420.3

(22) 申请日 2023.12.13

(73) 专利权人 中冶焦耐(大连)工程技术有限公司

地址 116000 辽宁省大连市高新技术产业
园区七贤岭高能街128号

(72) 发明人 于海路 张素利 王嵩林

(74) 专利代理机构 鞍山嘉讯科技专利事务所
(普通合伙) 21224

专利代理师 王艳荣

(51) Int.Cl.

B01D 3/14 (2006.01)

B01D 5/00 (2006.01)

C02F 1/06 (2023.01)

C01C 1/02 (2006.01)

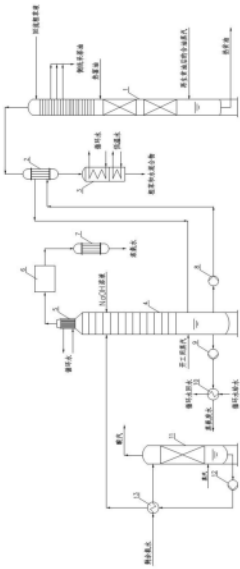
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54) 实用新型名称

一种采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨装置

(57) 摘要

本实用新型属于炼焦化工产品回收技术领域,尤其涉及一种采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨装置,其特征在于,包括脱酸塔、蒸氨塔、真空设备、脱苯塔和油气余热换热器等;剩余氨水管道与氨水换热器相连通;氨水换热器剩余氨水出口与脱酸塔顶部相连通;氨水换热器的热氨水出口与蒸氨塔中部相连通;蒸氨塔顶部与氨分缩器直接相连;氨分缩器氨汽出口与真空设备相连通;油气余热换热器壳程出口与蒸氨塔底部汽相空间相连通;脱苯塔顶部汽相出口与油气余热换热器管程汽相入口相连通。与现有焦化蒸氨和粗苯蒸馏的运行成本。与现有焦化蒸氨和粗苯蒸馏的运行成本。



1.一种采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨装置,其特征在于,包括脱酸塔、蒸氨塔、真空设备、脱苯塔和油气余热换热器;剩余氨水管道与氨水换热器剩余氨水入口相连通;氨水换热器剩余氨水出口与脱酸塔顶部相连通;脱酸塔底部与热氨水泵入口相连通;热氨水泵出口与氨水换热器热氨水入口相连通;氨水换热器的热氨水出口与蒸氨塔中部相连通;蒸氨塔底部与蒸氨废水泵入口相连通;蒸氨废水泵出口与废水冷却器废水入口相连通;废水冷却器废水出口与生化处理装置相连通;蒸氨塔顶部与氨分缩器直接相连;氨分缩器氨汽出口与真空设备相连通;真空设备出口与氨冷凝器氨汽入口相连通;氨冷凝器氨水出口与氨水用户相连通;蒸氨塔底部与废水循环泵相连通,废水循环泵与油气余热换热器壳程入口相连通;油气余热换热器壳程出口与蒸氨塔底部汽相空间相连通;脱苯塔顶部汽相出口与油气余热换热器管程汽相入口相连通;油气余热换热器管程汽相出口与粗苯冷凝冷却器汽相入口相连通;NaOH溶液供给管道与蒸氨塔中部管道相连通。

一种采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨装置

技术领域

[0001] 本实用新型属于炼焦化工产品回收技术领域,尤其涉及一种采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨装置。

背景技术

[0002] 目前焦化企业的剩余氨水蒸氨普遍采用蒸汽汽提法常压下进行氨的分离与回收,以此来降低废水中的氨氮含量。但常压蒸氨工艺技术成熟,操作稳定,但此工艺消耗蒸汽量较大,每处理1吨剩余氨水约消耗170~200kg的低压蒸汽,耗能较大,运行成本较高。

[0003] 为解决蒸氨过程能耗较高的问题,热泵蒸氨工艺和负压蒸氨工艺等节能工艺被陆续创新实践应用。其中热泵蒸氨工艺采用第二类吸收式热泵将蒸氨塔顶氨汽的潜热回收用于加热塔底废水,提供部分热源,节省了蒸氨的能源消耗。此工艺能够降低34%的蒸氨运行成本,但此工艺增加了较多设备,固定设备投资较大,也使得蒸氨操作变得更加复杂。负压蒸氨工艺采用降低蒸氨塔的操作温度,能够利用其他工序的余热作为蒸氨的热源进行节能降耗;其他工序的余热可为荒煤气余热、循环氨水余热以及烟道气余热等;但现有负压蒸氨工艺均采用真空设备对冷凝后的不凝含氨酸汽进行抽吸产生负压,不凝含氨酸汽的介质特性对真空设备的材质要求较高,且较多负压蒸氨工艺不能获得浓度较高的浓氨水。

[0004] 授权公告号为CN 106673012 B的中国发明专利公开了“一种负压操作生产浓氨水的工艺及装置”,利用干式真空泵对蒸氨塔进行抽吸,能够获得高浓度浓氨水,但此氨水产品中存在大量的硫化氢、氰化氢和二氧化碳等酸性气体,氨水产品中存在大量的铵盐,容易产生盐结晶,产品的纯度也限制了产品氨水的用途。但此工艺仍不能克服含氨酸汽对真空泵的材质要求高的缺点。

[0005] 目前焦化行业的常见的粗苯蒸馏工艺一般分为常压过热蒸汽汽提法粗苯蒸馏工艺和负压过热蒸汽汽提法粗苯蒸馏工艺;负压过热蒸汽汽提法粗苯蒸馏是近10年发展的节能粗苯蒸馏工艺,相对于常压过热蒸汽汽提法粗苯蒸馏工艺,此工艺增加了真空设备等少量投资,但能够大幅降低过热蒸汽的消耗。除新建焦化厂,当前国内较多焦化老厂仍采用常压过热蒸汽汽提法粗苯蒸馏工艺,常压粗苯蒸馏工艺中脱苯塔顶出来的93℃左右油气进入粗苯冷凝冷却器直接被循环水冷凝冷却,这些温度品质较高的含油蒸汽能源利用率较低。

实用新型内容

[0006] 本实用新型的目的是提供一种采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨装置,克服现有技术的不足,通过事先去除剩余氨水中的 H_2S 、 CO_2 和HCN等酸性组份,降低负压蒸氨系统中氨汽的腐蚀能力,降低负压蒸氨系统中真空设备对材质的要求,降低设备投资,延长设备使用周期,可为常压过热蒸汽汽提法粗苯蒸馏工艺提供升级方案。

[0007] 为实现上述目的,本实用新型通过以下技术方案实现:

[0008] 一种采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨装置,其特征在于,包括脱酸塔、蒸氨塔、真空设备和和油气余热换热器等;剩余氨水管道与氨水换热器剩余氨水入口相连通;氨水换热

器剩余氨水出口与脱酸塔顶部相连通;脱酸塔底部与热氨水泵入口相连通;热氨水泵出口与氨水换热器热氨水入口相连通;氨水换热器的热氨水出口与蒸氨塔中部相连通;蒸氨塔底部与蒸氨废水泵入口相连通;蒸氨废水泵出口与废水冷却器废水入口相连通;废水冷却器废水出口与生化处理装置相连通;蒸氨塔顶部与氨分缩器直接相连;氨分缩器氨汽出口与真空设备相连通;真空设备出口与氨冷凝器氨汽入口相连通;氨冷凝器氨水出口与氨水用户相连通;蒸氨塔底部与废水循环泵相连通,废水循环泵与油气余热换热器壳程入口相连通;油气余热换热器壳程出口与蒸氨塔底部汽相空间相连通;脱苯塔顶部汽相出口与油气余热换热器管程汽相入口相连通;油气余热换热器管程汽相出口与粗苯冷凝冷却器汽相入口相连通;NaOH溶液供给管道与蒸氨塔中部管道相连通。

[0009] 与现有技术相比,本实用新型的有益效果是:

[0010] 1) 本实用新型中负压蒸氨工艺采用先去除剩余氨水中的 H_2S 、 CO_2 和HCN等酸性组份,降低了负压蒸氨系统中氨汽的腐蚀能力,有效降低了负压蒸氨系统中真空设备对材质的要求,降低了设备投资,延长设备使用周期;

[0011] 2) 本实用新型中负压蒸氨工艺能够获得不含酸性组份的洁净浓氨水,拓展了产品氨水的用途,提高经济效益;

[0012] 3) 本实用新型能够降低蒸氨工艺的蒸汽消耗量的同时,也降低了粗苯蒸馏工艺的循环水消耗量,大幅降低了焦化蒸氨和粗苯蒸馏的运行成本;

[0013] 4) 本实用新型适用于常压过热蒸汽汽提法粗苯蒸馏工艺,其在原有常压粗苯蒸馏工艺的基础上增加的设备较少,且设备材质要求降低,较少的固定投资和运行成本适合现有焦化厂进行改造升级。

附图说明

[0014] 图1是本实用新型实施例工艺流程结构示意图;

[0015] 图中:1-脱苯塔、2-油气余热换热器、3-粗苯冷凝冷却器、4-蒸氨塔、5-氨分缩器、6-真空设备、7-氨冷凝器、8-废水循环泵、9-蒸氨废水泵、10-废水冷却器、11-脱酸塔、12-热氨水泵、13-氨水换热器。

具体实施方式

[0016] 下面将结合具体实施例对本实用新型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实用新型一部分实施例,而不是全部的实施例。

[0017] 为了更清楚地说明本实用新型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具体实施例作简单地介绍,显而易见地,下面描述中的具体实施例是本实用新型的一些实施方式,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,还可以根据这些具体实施例获得其他的具体实施例。

[0018] 通常在此处具体实施例中描述和显示出的本实用新型实施例的组件可以以无数种不同的配置来布置和设计。因此,以下对在具体实施例中提供的本实用新型的实施例的详细描述并非旨在限制要求保护的本实用新型的范围,而是仅仅表示本实用新型的选定实施例。

[0019] 见图1,是本实用新型一种采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨装置实施例结构示意图,

包括脱苯塔1、油气余热换热器2、粗苯冷凝冷却器3、蒸氨塔4、氨分缩器5、真空设备6、氨冷凝器7、废水循环泵8、蒸氨废水泵9、废水冷却器10、脱酸塔11、热氨水泵12、氨水换热器13及连接管道；剩余氨水管道与氨水换热器13剩余氨水入口管道相连；氨水换热器13剩余氨水出口与脱酸塔11顶部管道相连；脱酸塔11底部与热氨水泵12入口管道相连；热氨水泵12出口与氨水换热器13热氨水入口管道相连；氨水换热器13热氨水出口与蒸氨塔4中部管道相连；蒸氨塔4底部与蒸氨废水泵9入口管道相连；蒸氨废水泵9出口与废水冷却器10废水入口管道相连；废水冷却器10废水出口与生化处理装置管道相连；蒸氨塔4顶部与氨分缩器5直接相连；氨分缩器5氨汽出口与真空设备6管道相连；真空设备6出口与氨冷凝器7氨汽入口管道相连；氨冷凝器7氨水出口管道与氨水用户管道相连；蒸氨塔4底部与废水循环泵8相连，废水循环泵8与油气余热换热器2壳程入口相连；油气余热换热器2壳程出口与蒸氨塔4底部汽相空间相连；脱苯塔1顶部汽相出口与油气余热换热器2管程汽相入口相连；油气余热换热器2管程汽相出口与粗苯冷凝冷却器3汽相入口相连；NaOH溶液供给管道与蒸氨塔4中部管道相连。

[0020] 本实用新型一种采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨方法，通过事先去除剩余氨水中的 H_2S 、 CO_2 和HCN等酸性组份，降低负压蒸氨系统中氨汽的腐蚀能力，包括脱酸、蒸氨、废水循环换热、粗苯油气余热换热，具体步骤如下：

[0021] 1) 脱酸，焦化剩余氨水经氨水换热器13与脱酸塔11底被热氨水泵12抽出的脱酸后剩余氨水进行换热后，进入脱酸塔11顶部进行脱酸操作；低压饱和蒸汽直接进入脱酸塔11底部为剩余氨水脱酸提供汽提蒸汽；脱酸塔11顶部排出的含少量氨酸汽排至脱硫前煤气管道或硫铵饱和器；与脱酸塔11底被热氨水泵12抽出的脱酸后剩余氨水换热后的剩余氨水温度控制为 $90^{\circ}C \sim 100^{\circ}C$ ；

[0022] 2) 蒸氨，与焦化剩余氨水换热13后的脱酸后剩余氨水送至蒸氨塔4中部进行蒸氨操作；NaOH溶液进入蒸氨塔4中部进行分解固定铵；蒸氨塔4顶氨汽经氨分缩器5部分冷凝后进入真空设备6进行抽吸，使得蒸氨塔4保持负压蒸氨操作；被抽吸后的氨汽进入氨冷凝器7中被循环水冷却为不含酸性组份的洁净浓氨水；脱酸塔11顶的操作压力为 $10kPag \sim 30kPag$ ；与焦化剩余氨水换热后的脱酸后剩余氨水温度控制为 $80 \sim 95^{\circ}C$ ；

[0023] 3) 废水循环换热，蒸氨塔4底部的蒸氨废水被废水循环泵8抽出送至油气余热换热器2壳程与粗苯油气进行换热；换热后的蒸氨废水送至蒸氨塔4底部进行部分闪蒸，为蒸氨操作提供上升汽提蒸汽；蒸氨塔4底部的蒸氨废水由蒸氨废水泵9抽出排至废水冷却器10，经循环水冷却后排至生化处理装置；蒸氨塔4顶的操作压力控制为 $-90kPag \sim -80kPag$ ；氨分缩器5后的氨汽温度控制为 $50^{\circ}C \sim 60^{\circ}C$ ；

[0024] 4) 粗苯油气余热换热，脱苯塔1顶部的含油蒸汽进入油气余热换热器2管程与蒸氨废水换热后，再进入粗苯冷凝冷却器3经循环水和低温水冷却为油水混合物进入后续油水分离操作。脱苯塔1顶部的含油蒸汽进入油气余热换热器2管程与蒸氨废水换热后为 $70^{\circ}C \sim 75^{\circ}C$ ；脱苯塔1顶的操作压力控制为 $5kPag \sim 15kPag$ 。

[0025] 本实用新型最大优势在于较之以前的焦化粗苯蒸馏和蒸氨，既能够降低蒸氨工艺的蒸汽消耗量的同时，也降低了粗苯蒸馏工艺的循环水消耗量，大幅降低了焦化蒸氨和粗苯蒸馏的运行成本。

[0026] 以焦化生产能力为250万吨/年焦炭，洗苯用洗油循环量为 $300m^3/h$ ，剩余氨水处理

量为 $100\text{m}^3/\text{h}$ 为例,采用本实用新型采用脱苯塔顶余热的负压蒸氨工艺的蒸氨蒸汽耗量为 $35\text{kg}/\text{吨剩余氨水}$,相比传统焦化蒸氨工艺的 $170\text{kg}/\text{吨剩余氨水}$ 的低压蒸汽耗量,此工艺节省了 79.4% 的低压蒸汽;粗苯蒸馏循环水耗量为 $33\text{t}/\text{吨粗苯}$,相比负压过热蒸汽汽提法粗苯蒸馏工艺的 $102\text{t}/\text{吨粗苯}$ 的循环水耗量,此工艺节省了 67.6% 的循环水。

[0027] 尽管已经示出和描述了本实用新型的实施例,对于本领域的普通技术人员而言,可以理解在不脱离本实用新型的原理和精神的情况下可以对这些实施例进行多种变化、修改、替换和变型,本实用新型的范围由所附权利要求及其等同物限定。

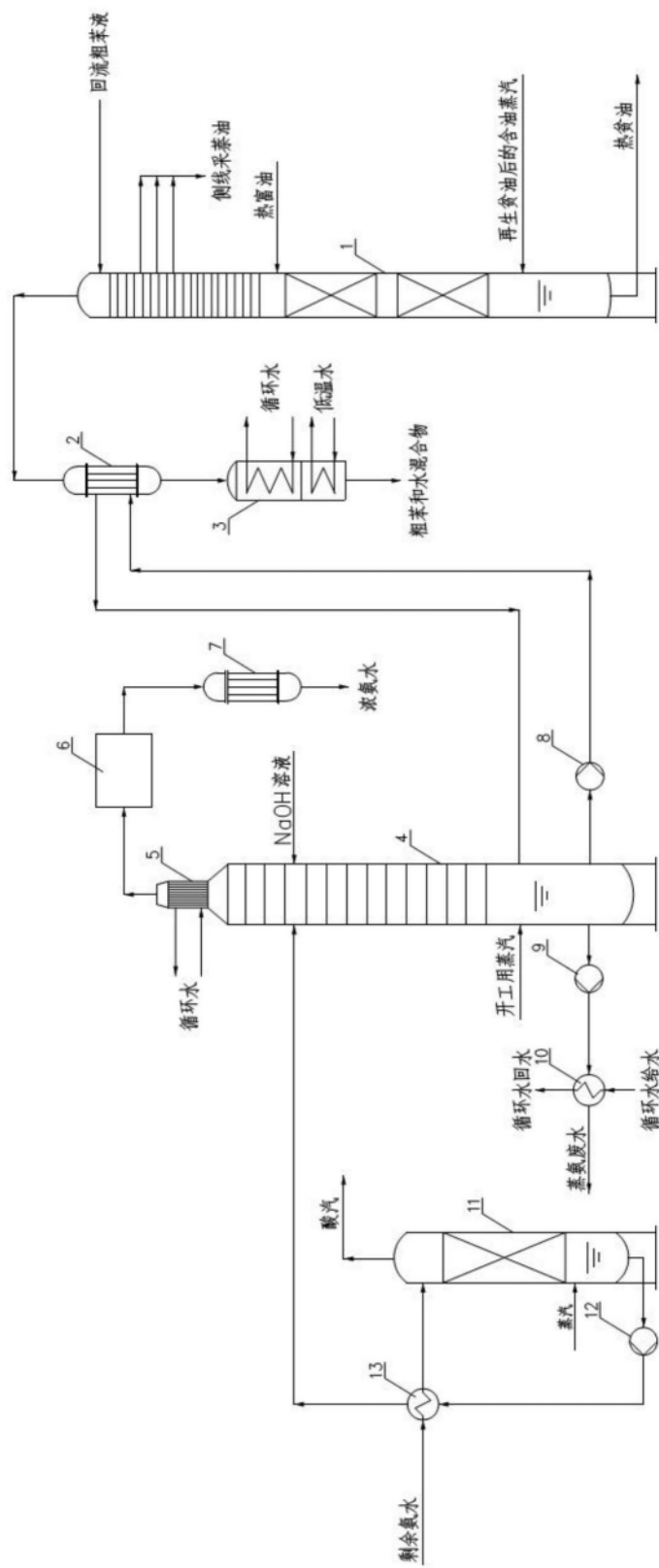


图1