



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106745062 B

(45)授权公告日 2019.11.15

(21)申请号 201710049775.1

(22)申请日 2017.01.23

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 106745062 A

(43)申请公布日 2017.05.31

(73)专利权人 中冶焦耐(大连)工程技术有限公司

地址 116023 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 王嵩林 刘静 于海路 张素利

(74)专利代理机构 鞍山嘉讯科技专利事务所
(普通合伙) 21224

代理人 张群

(51)Int.Cl.

C01C 1/10(2006.01)

(56)对比文件

- CN 103274489 A, 2013.09.04,
- CN 206476756 U, 2017.09.08, 权利要求1-3.
- CN 102351265 A, 2012.02.15,
- CN 102241418 A, 2011.11.16,
- CN 102336415 A, 2012.02.01,
- CN 103833049 A, 2014.06.04,
- CN 105417603 A, 2016.03.23,
- CN 202144457 U, 2012.02.15,
- CN 203307083 U, 2013.11.27,
- CN 204714541 U, 2015.10.21,
- CN 104437055 A, 2015.03.25,

审查员 王蕾

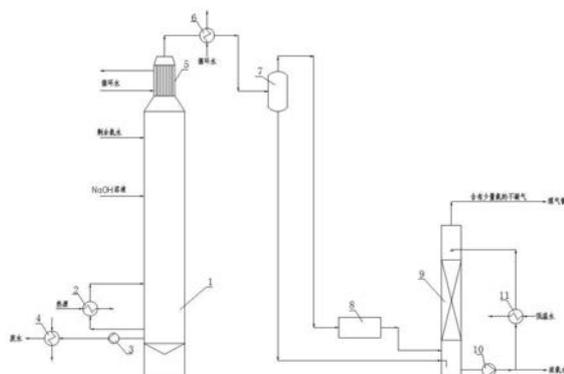
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54)发明名称

一种负压操作生产浓氨水的工艺及装置

(57)摘要

本发明涉及一种负压操作生产浓氨水的工艺及装置,蒸氨塔塔顶分缩器出来的氨汽进入冷凝器冷凝,再经汽液分离器进行分离;冷凝液排入氨回收塔塔底,未冷凝的氨汽与不凝气通过干式真空泵进行抽吸产生负压,并使负压操作的蒸氨塔的真空度保持稳定;被抽吸的氨汽与不凝气经干式真空泵作用升温升压后排入氨回收塔塔底;氨回收塔塔底的浓氨水被浓氨水泵抽出后,一路经循环氨水冷却器降温后,进入氨回收塔塔顶进行喷洒吸收气相中的氨;另一路作为浓度为15%~25%的产品浓氨水输出;本发明采用干式真空泵抽吸产生负压,并可使负压蒸氨系统的真空度始终保持稳定;具有设备投资少、能耗低、工艺流程简单、无环境污染、真空度调节不受限的优点。



1. 一种负压操作生产浓氨水的工艺,其特征在于,包括如下步骤:

1) 剩余氨水和NaOH溶液送至蒸氨塔上部,进行蒸氨操作;所述蒸氨塔的真空气度为-87kPa~-70kPa;

2) 蒸氨塔下部外接再沸器,蒸氨废水在再沸器中经热源给热,升温后回到蒸氨塔内进行减压闪蒸,为蒸氨操作提供蒸汽热源;塔底废水由废水泵引入废水冷却器冷却后排出;

3) 经蒸氨塔塔顶分缩器出来的氨汽进入冷凝器冷却发生部分冷凝,冷凝后的汽液混合物进入汽液分离器中进行分离;

4) 分离后的冷凝液通过重力作用直接排入氨回收塔塔底,未冷凝的氨汽与不凝气通过干式真空泵进行抽吸产生负压,并使负压操作的蒸氨塔的真空气度保持稳定;被抽吸的氨汽与不凝气经干式真空泵作用升温升压后排入氨回收塔塔底;

5) 氨回收塔塔底的浓氨水被浓氨水泵抽出后分为两路,一路经循环氨水冷却器降温后,进入氨回收塔塔顶进行喷洒吸收气相中的氨;另一路作为浓度为15%~25%的产品浓氨水输出;

6) 氨回收塔塔顶出来的含有少量氨的不凝气排入氨吸收装置或氨法氧化脱硫装置前的煤气管道。

2. 根据权利要求1所述的一种负压操作生产浓氨水的工艺,其特征在于,经循环氨水冷却器降温后的循环氨水的温度为20℃~35℃。

一种负压操作生产浓氨水的工艺及装置

技术领域

[0001] 本发明涉及焦化产品回收技术领域,尤其涉及一种应用于焦化行业的采用干式真空泵实现负压操作生产浓氨水的工艺及装置。

背景技术

[0002] 焦化行业的剩余氨水蒸馏工艺用于将原料氨水中的氨、硫化氢、二氧化碳、氰化氢等杂质蒸出,得到高浓度的氨汽或浓氨水。

[0003] 目前,焦化剩余氨水蒸氨工艺分为正压蒸氨和负压蒸氨两种工艺;正压蒸氨工艺中塔顶的氨汽可直接经过冷却得到浓氨水。而负压蒸氨工艺塔顶出来的氨汽经冷却后会发生部分冷凝,未冷凝的氨汽与不凝气经真空泵抽吸产生负压,导致了气相中存在有大量的氨,而冷凝液中的氨浓度较低,需要对气体中的氨进行回收才能获得高浓度的氨水产品。

[0004] 专利授权公告号为CN 203307083 U、CN 203529966 U和CN 102336415 B的中国专利中,对于负压蒸氨工艺过程分缩器后的氨汽处理只提及一道冷却工序。但塔顶出来的氨汽经冷凝冷却后,被冷凝下来的氨水的浓度较低,氨的质量分数在6%~9%,而未被冷凝下来的不凝气中含有大量的氨(质量分数为30%~50%),其占总氨量的40%~50%。上述技术方案中大量的氨未被回收到氨溶液中,因此得不到浓氨水产品。

[0005] 授权公告号为CN 204365123 U的中国专利,公开了“一种对真空泵前氨气进行脱氨的负压蒸氨设备”,利用硫酸吸收液环式真空泵前的氨气,避免了被抽吸气体中氨对真空泵的影响,也能够较好地维持系统的真空度。但系统中冷却器后不凝气中含有大量的氨被硫酸吸收形成硫酸铵产品,而被冷凝下来的氨形成的氨水浓度较低。

[0006] 授权公告号为CN 203768044 U的中国专利,公开了“一种负压蒸氨的装置”,采用真空喷射泵抽吸不凝气产生负压,利用循环氨水在真空喷射泵内吸收不凝气中的氨进行回收得到一定浓度的氨水,但真空喷射泵需要循环大量的氨水,消耗较多的机械能才能获得一定的真空度,且真空喷射泵产生的负压程度较为有限,真空度不高使得蒸氨塔塔底的温度较高,这就限制了负压蒸氨在利用低品位热能方面的应用,不利于节能操作。

发明内容

[0007] 本发明提供了一种负压操作生产浓氨水的工艺及装置,采用干式真空泵抽吸产生负压,并可使负压蒸氨系统的真空度始终保持稳定;具有设备投资少、能耗低、工艺流程简单、无环境污染、真空度调节不受限的优点。

[0008] 为了达到上述目的,本发明采用以下技术方案实现:

[0009] 一种负压操作生产浓氨水的工艺,包括如下步骤:

[0010] 1) 剩余氨水和NaOH溶液送至蒸氨塔上部,进行蒸氨操作;

[0011] 2) 蒸氨塔下部外接再沸器,蒸氨废水在再沸器中经热源给热,升温后回到蒸氨塔内进行减压闪蒸,为蒸氨操作提供蒸汽热源;塔底废水由废水泵引入废水冷却器冷却后排出;

[0012] 3) 经蒸氨塔塔顶分缩器出来的氨汽进入冷凝器冷却发生部分冷凝, 冷凝后的汽液混合物进入汽液分离器中进行分离;

[0013] 4) 分离后的冷凝液通过重力作用直接排入氨回收塔塔底, 未冷凝的氨汽与不凝气通过干式真空泵进行抽吸产生负压, 并使负压操作的蒸氨塔的真空气度保持稳定; 被抽吸的氨汽与不凝气经干式真空泵作用升温升压后排入氨回收塔塔底;

[0014] 5) 氨回收塔塔底的浓氨水被浓氨水泵抽出后分为两路, 一路经循环氨水冷却器降温后, 进入氨回收塔塔顶进行喷洒吸收气相中的氨; 另一路作为浓度为15%~25%的产品浓氨水输出;

[0015] 6) 氨回收塔塔顶出来的含有少量氨的不凝气排入氨吸收装置或氨法氧化脱硫装置前的煤气管道。

[0016] 所述蒸氨塔的真空气度为-87kPa~-70kPa。

[0017] 经循环氨水冷却器降温后的循环氨水的温度为20℃~35℃。

[0018] 用于实现所述工艺的一种负压操作生产浓氨水的装置, 包括通过管道依次连接的蒸氨塔、冷凝器、气液分离器和氨回收塔; 所述蒸氨塔自下而上依次设有废水出口、循环废水出口、循环废水入口、NaOH溶液入口、剩余氨水入口, 其中废水出口通过废水泵和废水冷却器连接外排废水管道; 循环废水出口和循环废水入口通过再沸器连接; 蒸氨塔顶部氨汽出口前设分缩器, 氨汽出口通过冷凝器连接气液分离器; 气液分离器的冷凝液出口连接氨回收塔塔底的冷凝液入口, 气液分离器的氨汽与不凝气出口通过干式真空泵连接氨回收塔塔底的氨汽与不凝气入口; 氨回收塔塔底的浓氨水出口通过浓氨水泵分别连接产品浓氨水输出管道及循环氨水管道, 循环氨水管道依次连接循环氨水冷却器及氨回收塔上部的氨水喷淋装置; 氨回收塔顶部的不凝气出口连接氨吸收装置或氨法氧化脱硫装置前的煤气管道。

[0019] 所述干式真空泵为往复干式真空泵、干式螺杆泵、干式罗茨真空泵、干式爪泵中的一种或两种以上组合。

[0020] 所述氨回收塔为填料式、板式或填料与板式组合形式的氨回收塔。

[0021] 与现有技术相比, 本发明的有益效果是:

[0022] 1) 采用本发明所述工艺生产的浓氨水质量浓度为15%~25%, 较之现有的负压蒸氨工艺, 得到的氨水产品浓度得到了提高;

[0023] 2) 采用干式真空泵抽吸产生负压, 可避免被抽吸后的氨汽在真空泵内凝结出液体, 削弱了介质在真空泵内的腐蚀性能, 降低了对真空泵材质的要求, 减少了设备投资, 延长了设备使用寿命;

[0024] 3) 采用干式真空泵实现负压操作生产浓氨水, 解决了现有技术中采用喷射真空泵时真空气度不足的缺点, 更适用于利用低品位热源进行蒸氨操作, 可进一步降低蒸氨系统的能耗;

[0025] 4) 在氨回收塔内采用经外部冷却的循环氨水吸收干式真空泵排出气相中的氨, 不需要另加吸收介质, 塔底出来的浓氨水为产品氨水, 而塔顶出来的含有少量氨的不凝气进入氨吸收装置或氨法氧化脱硫装置前的煤气管道, 整个工艺过程无废气、废液产生, 利于环保。

附图说明

[0026] 图1是本发明所述负压操作生产浓氨水的工艺的流程图。

[0027] 图中:1.蒸氨塔 2.再沸器 3.废水泵 4.废水冷却器 5.分缩器 6.冷凝器 7.气液分离器 8.干式真空泵 9.氨回收塔 10.浓氨水泵 11.循环氨水冷却器

具体实施方式

[0028] 下面结合附图对本发明的具体实施方式作进一步说明:

[0029] 如图1所示,本发明所述一种负压操作生产浓氨水的工艺,包括如下步骤:

[0030] 1) 剩余氨水和NaOH溶液送至蒸氨塔1上部,进行蒸氨操作;

[0031] 2) 蒸氨塔1下部外接再沸器2,蒸氨废水在再沸器2中经热源给热,升温后回到蒸氨塔1内进行减压闪蒸,为蒸氨操作提供蒸汽热源;塔底废水由废水泵3引入废水冷却器4冷却后排出;

[0032] 3) 经蒸氨塔1塔顶分缩器5出来的氨汽进入冷凝器6冷却发生部分冷凝,冷凝后的汽液混合物进入气液分离器7中进行分离;

[0033] 4) 分离后的冷凝液通过重力作用直接排入氨回收塔9塔底,未冷凝的氨汽与不凝气通过干式真空泵8进行抽吸产生负压,并使负压操作的蒸氨塔1的真空度保持稳定;被抽吸的氨汽与不凝气经干式真空泵8作用升温升压后排入氨回收塔9塔底;

[0034] 5) 氨回收塔9塔底的浓氨水被浓氨水泵10抽出后分为两路,一路经循环氨水冷却器11降温后,进入氨回收塔9塔顶进行喷洒吸收气相中的氨;另一路作为浓度为15%~25%的产品浓氨水输出;

[0035] 6) 氨回收塔9塔顶出来的含有少量氨的不凝气排入氨吸收装置或氨法氧化脱硫装置前的煤气管道。

[0036] 所述蒸氨塔1的真空度为-87kPa~-70kPa。

[0037] 经循环氨水冷却器11降温后的循环氨水的温度为20℃~35℃。

[0038] 用于实现所述工艺的一种负压操作生产浓氨水的装置,包括通过管道依次连接的蒸氨塔1、冷凝器6、气液分离器7和氨回收塔9;所述蒸氨塔1自下而上依次设有废水出口、循环废水出口、循环废水入口、NaOH溶液入口、剩余氨水入口,其中废水出口通过废水泵3和废水冷却器4连接外排废水管道;循环废水出口和循环废水入口通过再沸器2连接;蒸氨塔1顶部氨汽出口前设分缩器5,氨汽出口通过冷凝器6连接气液分离器7;气液分离器7的冷凝液出口连接氨回收塔9塔底的冷凝液入口,气液分离器7的氨汽与不凝气出口通过干式真空泵8连接氨回收塔9塔底的氨汽与不凝气入口;氨回收塔9塔底的浓氨水出口通过浓氨水泵10分别连接产品浓氨水输出管道及循环氨水管道,循环氨水管道依次连接循环氨水冷却器11及氨回收塔9上部的氨水喷淋装置;氨回收塔9顶部的不凝气出口连接氨吸收装置或氨法氧化脱硫装置前的煤气管道。

[0039] 所述干式真空泵8为往复干式真空泵、干式螺杆泵、干式罗茨真空泵、干式爪泵中的一种或两种以上组合。

[0040] 所述氨回收塔9为填料式、板式或填料与板式组合形式的氨回收塔。

[0041] 以上所述,仅为本发明较佳的具体实施方式,但本发明的保护范围并不局限于此,任何熟悉本技术领域的技术人员在本发明揭露的技术范围内,根据本发明的技术方案及其

发明构思加以等同替换或改变,都应涵盖在本发明的保护范围之内。

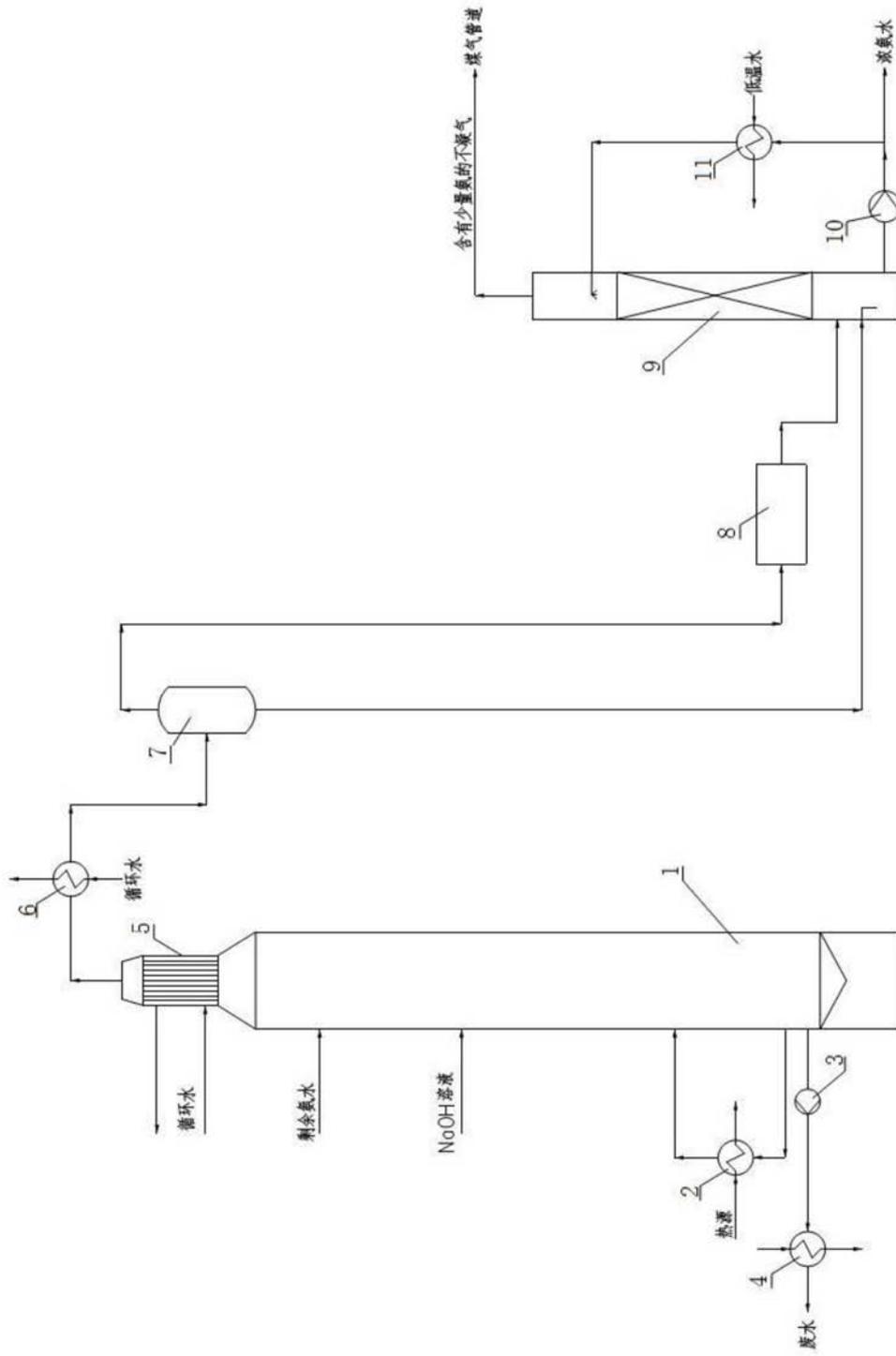


图1