

(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 203307083 U

(45) 授权公告日 2013. 11. 27

(21) 申请号 201320287450. 4

(22) 申请日 2013. 05. 21

(73) 专利权人 中冶焦耐工程技术有限公司

地址 116085 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 张素利 张爽 孙景辉 李昊阳

(74) 专利代理机构 鞍山嘉讯科技专利事务所  
21224

代理人 张群

(51) Int. Cl.

C02F 1/20(2006. 01)

C01C 1/10(2006. 01)

(ESM) 同样的发明创造已同日申请发明专利

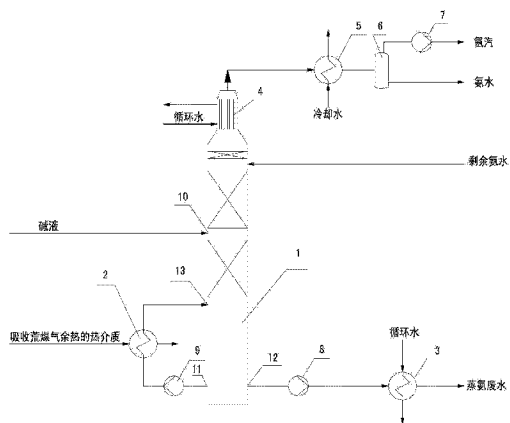
权利要求书1页 说明书3页 附图4页

(54) 实用新型名称

一种利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨设备

(57) 摘要

一种利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨设备,包括蒸氨塔、再沸器、废水冷却器、分缩器、氨冷凝冷却器、分离器、真空泵或喷射器、蒸氨废水泵、废水循环泵及连接管道,所述的蒸氨塔中部设有碱液入口,蒸氨塔塔底设有循环蒸氨废水出口、蒸氨废水出口及循环蒸氨废水入口,蒸氨塔塔顶经由管道与分缩器、氨冷凝冷却器、分离器和真空泵或喷射器相连,真空泵或喷射器通过管道与外送装置相连;蒸氨塔塔底经由管道与废水循环泵、再沸器相连,蒸氨塔塔底还通过管道与蒸氨废水泵、废水冷却器相连。具有设备投资省、运行成本低、节约能源、蒸氨废水指标好等显著优点。



1. 一种利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨设备,其特征在于,包括蒸氨塔、再沸器、废水冷却器、分缩器、氨冷凝冷却器、分离器、真空泵或喷射器、蒸氨废水泵、废水循环泵及连接管道,所述的蒸氨塔中部设有碱液入口,蒸氨塔塔底设有循环蒸氨废水出口、蒸氨废水出口及循环蒸氨废水入口,蒸氨塔塔顶经由管道与分缩器、氨冷凝冷却器、分离器和真空泵或喷射器相连,真空泵或喷射器通过管道与外送装置相连;蒸氨塔塔底经由管道与废水循环泵、再沸器相连,蒸氨塔塔底还通过管道与蒸氨废水泵、废水冷却器相连,废水冷却器再通过管道与外送装置相连。

2. 根据权利要求1所述的利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨设备,其特征在于,所述的蒸氨塔内设有断塔盘,用以截断下部的汽相上升的断塔盘位于加碱位置上方;断塔盘上部与下部塔壁设有气相连通管,气相连通管用于将蒸氨塔断塔盘下方氨水蒸馏后生成的氨汽导入断塔盘上方蒸氨塔内;所述的蒸氨塔断塔盘上部与下部设有液相连通管,液相连通管可设置在蒸氨塔内,或蒸氨塔外,将蒸氨塔上部氨水导流到下部,继续蒸馏。

3. 根据权利要求1所述的利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨设备,其特征在于,所述的蒸氨塔也可不带断塔盘,不带断塔盘形式的蒸氨塔为填料塔或板式塔。

## 一种利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨设备

### 技术领域

[0001] 本实用新型涉及炼焦化工产品回收技术中利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨其设备。

### 背景技术

[0002] 目前,焦化行业的剩余氨水蒸馏工艺有正压蒸氨和负压蒸氨两种工艺。

[0003] 正压蒸氨工艺主要有:①以蒸汽为热源的直接蒸氨法;②以煤气、蒸汽、导热油等为热源的间接蒸氨法。此类工艺都是在 90 ~ 110℃ 高温下操作,由于氨、硫化氢等介质腐蚀性强,造成设备投资高、检修费用高。另外正压蒸氨都需要消耗一次能源(如蒸汽、焦炉煤气等),且耗量较大,每吨剩余氨水需消耗蒸汽约 150 ~ 200kg,运行成本高。

[0004] 与正压蒸氨相比较,负压蒸氨的优点是采用了真空法蒸馏,操作温度降低,介质腐蚀性减少,工艺对设备材质要求大幅降低。由于在较低的温度下操作,因而蒸氨所需热源可以利用一些余热以降低能耗。

[0005] 在焦化厂焦炉煤气气液分离器后的荒煤气温度可在 80℃ 左右,通常情况下,利用循环水、低温水段使其冷却到一定温度并初步净化后压送至下一工序。在这个过程中,煤气热量没有被有效地利用,而且还需要消耗大量的冷却水。因此有效回收和利用荒煤气余热对于焦化行业节能减排有着重要意义。

[0006] 现阶段的负压蒸氨工艺主要有:①管式炉加热负压蒸氨法(CN102336415A)、②利用烟道气余热负压蒸氨法(CN102602960A)、③ CN102351265A、④ CN101259967A。

[0007] CN102336415A 管式炉加热负压蒸氨法,此工艺虽然较正压蒸氨工艺能节省一定的能量,但是仍需消耗一次能源,未能利用余热。

[0008] CN102602960A 利用烟道气余热负压蒸氨法,此工艺利用的是焦炉烟道气余热(高品质余热),操作温度较高,投资和运行成本偏高,未能利用荒煤气余热(低品质余热)。

[0009] CN102351265A 公开了一种焦化生产剩余氨水负压蒸氨工艺及装置,该方法利用脱硫液喷射抽吸氨汽,由于分缩器后氨汽未经冷却,流量大,所需的喷射脱硫液流量大,设备投资和运行成本高。同时氨汽中有大量水进入脱硫系统,造成脱硫系统水不平衡,脱硫外排废液增加,最终又返回到蒸氨系统中,造成蒸氨负荷增加、蒸氨效率低。

[0010] CN101259967A 公开了一种焦化行业剩余氨水的加工工艺,在剩余氨水中加入微量的氢氧化钠后在换热器与废水进行换热,进入经真空泵减压后的蒸氨塔,在负压状态下使剩余氨水中的氨挥发,氨汽经冷却后,由真空泵加压输送到下道工序。此方法直接在剩余氨水中加入氢氧化钠溶液,剩余氨水中氰化氢与氢氧化钠反应生成稳定的氰盐,难于蒸馏,造成蒸氨废水中氰化物含量高,严重影响后续的生化污水处理,最终导致外排污水不能满足国家环保要求。此外,该方法将凝缩水送入硫铵工序的母液中再利用,实践证明这将导致硫铵母液变色,影响硫铵质量。

[0011] 综上所述,现阶段的负压蒸氨工艺在余热利用、蒸氨效率、蒸氨废水指标等方面存在缺陷,急待解决。

## 实用新型内容

[0012] 本实用新型的目的是提供一种设备投资省、运行成本低、节约能源、蒸氨废水指标好的利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨设备。

[0013] 为实现上述目的,本实用新型通过以下技术方案实现:

[0014] 一种利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨设备,包括蒸氨塔、再沸器、废水冷却器、分缩器、氨冷凝冷却器、分离器、真空泵或喷射器、蒸氨废水泵、废水循环泵及连接管道,所述的蒸氨塔中部设有碱液入口,蒸氨塔塔底设有循环蒸氨废水出口、蒸氨废水出口及循环蒸氨废水入口,蒸氨塔塔顶经由管道与分缩器、氨冷凝冷却器、分离器和真空泵或喷射器相连,真空泵或喷射器通过管道与外送装置相连;蒸氨塔塔底经由管道与废水循环泵、再沸器相连,蒸氨塔塔底还通过管道与蒸氨废水泵、废水冷却器相连,废水冷却器再通过管道与外送装置相连。

[0015] 所述的蒸氨塔内设有断塔盘,断塔盘位于加碱位置上方,用以截断下部的汽相上升;断塔盘上部与下部塔壁设有气相连通管,将蒸氨塔断塔盘下方氨水蒸馏后生成的氨汽导入断塔盘上方蒸氨塔内;所述的蒸氨塔断塔盘上部与下部设有液相连通管,液相连通管可设置在蒸氨塔内,或蒸氨塔外,将蒸氨塔上部氨水导流到下部,继续蒸馏。

[0016] 所述的蒸氨塔也可不带断塔盘,不带断塔盘形式的蒸氨塔为满足本实用新型工艺要求的填料塔或板式塔。

[0017] 与现有技术相比,本实用新型设备具有设备投资省、运行成本低、节约能源、蒸氨废水指标好等显著优点。具体特点为:

[0018] 1) 设备投资省:本实用新型是在负压下操作,设备操作温度低,介质腐蚀性能下降,对设备材质的要求降低,设备投资下降省。

[0019] 2) 运行成本低、节约能源:将荒煤气余热作为蒸氨热源,不需要其他外来能源,将荒煤气余热变废为宝,节能显著;同时,又减少了后续冷却荒煤气余热的循环水和低温水的用量,降低其运行成本,一举两得,优势明显。

[0020] 3) 蒸氨废水指标好:具有较高的蒸氨、脱氰效率。适宜的加碱位置保证了蒸氨废水中的氨氮和氰离子等指标。

## 附图说明

[0021] 图1为本实用新型的整体结构图。

[0022] 图2为本实用新型带断塔盘的蒸氨塔(内置液相连通管)结构示意图。

[0023] 图3为本实用新型的带断塔盘的蒸氨塔(外置液相连通管)结构示意图。

[0024] 图4为本实用新型的不带断塔盘的蒸氨塔结构示意图。

## 具体实施方式

[0025] 下面结合附图对本实用新型的具体实施例作详细说明。

[0026] 如图1所示,利用荒煤气余热为热源的负压蒸氨工艺所需设备包括蒸氨塔1、再沸器2、废水冷却器3、分缩器4、氨冷凝冷却器5、分离器6、真空泵或喷射器7、蒸氨废水泵8、废水循环泵9及连接管道,所述的蒸氨塔中部设有碱液入口10,蒸氨塔塔底设有循环蒸氨

废水出口 11、蒸氨废水出口 12 及循环蒸氨废水入口 13, 蒸氨塔塔顶经由管道与分缩器 4、氨冷凝冷却器 5、分离器 6 和真空泵或喷射器 7 相连, 真空泵或喷射器 7 通过管道与外送装置相连; 蒸氨塔塔底经由管道与废水循环泵 9、再沸器 2 相连, 蒸氨塔塔底还通过管道与蒸氨废水泵 8、废水冷却器 3 相连, 废水冷却器 3 再通过管道与外送装置相连。

[0027] 所述的蒸氨塔分为带断塔盘(图 2、图 3)和不带断塔盘(图 4)两种形式。带断塔盘的蒸氨塔, 断塔盘位于加碱位置上方, 用以截断下部的汽相上升; 断塔盘上部与下部塔壁设有气相连通管 14, 将蒸氨塔断塔盘下方氨水蒸馏后生成的氨汽导入断塔盘上方蒸氨塔内; 所述的蒸氨塔断塔盘上部与下部设有液相连通管, 液相连通管 15 (图 2 所示) 可设置在蒸氨塔内, 液相连通管 16 (图 3 所示) 也可设置于蒸氨塔外, 将蒸氨塔上部氨水导流到下部, 继续蒸馏。

[0028] 本实用新型的工作过程为: 如图 1 所示, 原料剩余氨水直接打入蒸氨塔 1 上部, 在 55-70°C 温度和 15-35KPa (绝压) 的状态下, 进行蒸馏, 脱除游离氨及其他杂质, 在蒸氨塔 1 中部的碱液入口 10 添加相应量的碱液, 分离剩余氨水中的固定氨。蒸氨塔 1 底部 55-70°C 的部分蒸氨废水由废水循环泵 9 抽出, 经再沸器 2 与吸收了荒煤气余热的 60-78°C 热介质换热后, 返回蒸氨塔 1 作为蒸氨的热源。

[0029] 蒸氨塔 1 顶部出来的 55-70°C 的氨汽经分缩器 4 冷却后液相作为回流, 汽相经氨冷凝冷却器 5 冷却到 18-60°C, 冷却后的汽液混合物进入分离器 6 进行气液分离, 其中不凝性气体用真空泵或者喷射器 7 抽出后送至氨吸收装置或者氨法氧化脱硫装置的煤气预冷塔, 而分离后的氨水送至氨法氧化脱硫装置脱硫液系统, 或送至煤气预冷塔。塔底出来的蒸氨废水由蒸氨废水泵 8 抽出, 经废水冷却器 3 冷却后, 送入污水处理装置。

[0030] 本设备利用真空泵或者液体喷射器抽吸氨冷凝冷却器后的不凝气体, 送至氨吸收装置或者氨法氧化脱硫装置的煤气预冷塔; 氨冷凝冷却器后冷凝下来的氨水送至氨法氧化脱硫装置脱硫液系统, 或送至煤气预冷塔。此方法既能使蒸氨产物得到有效的后续处理, 又为脱硫装置提供了氨源, 维持了整个煤气净化系统的氨和水平衡, 保证了整个煤气净化系统的正常运行。

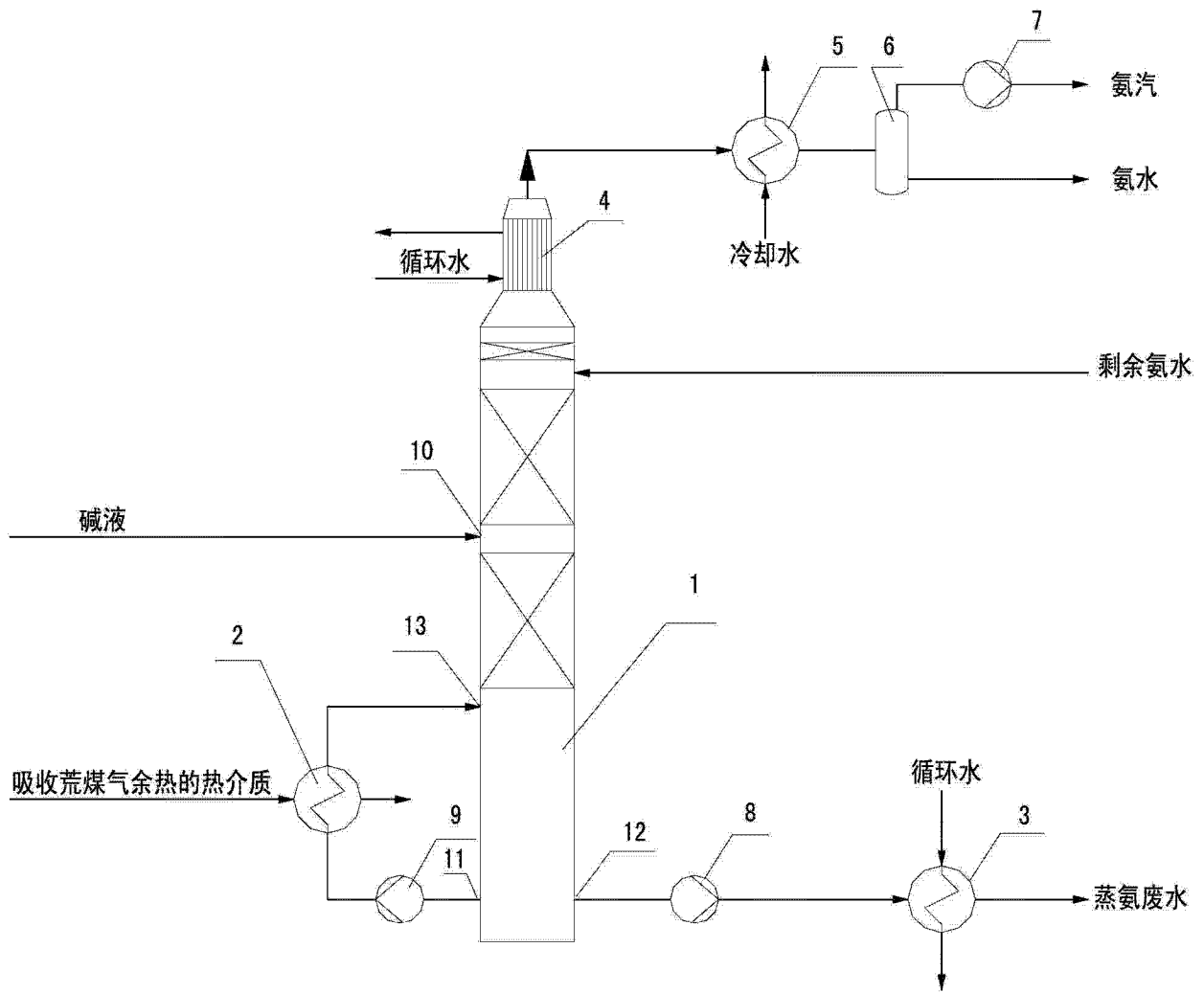


图 1

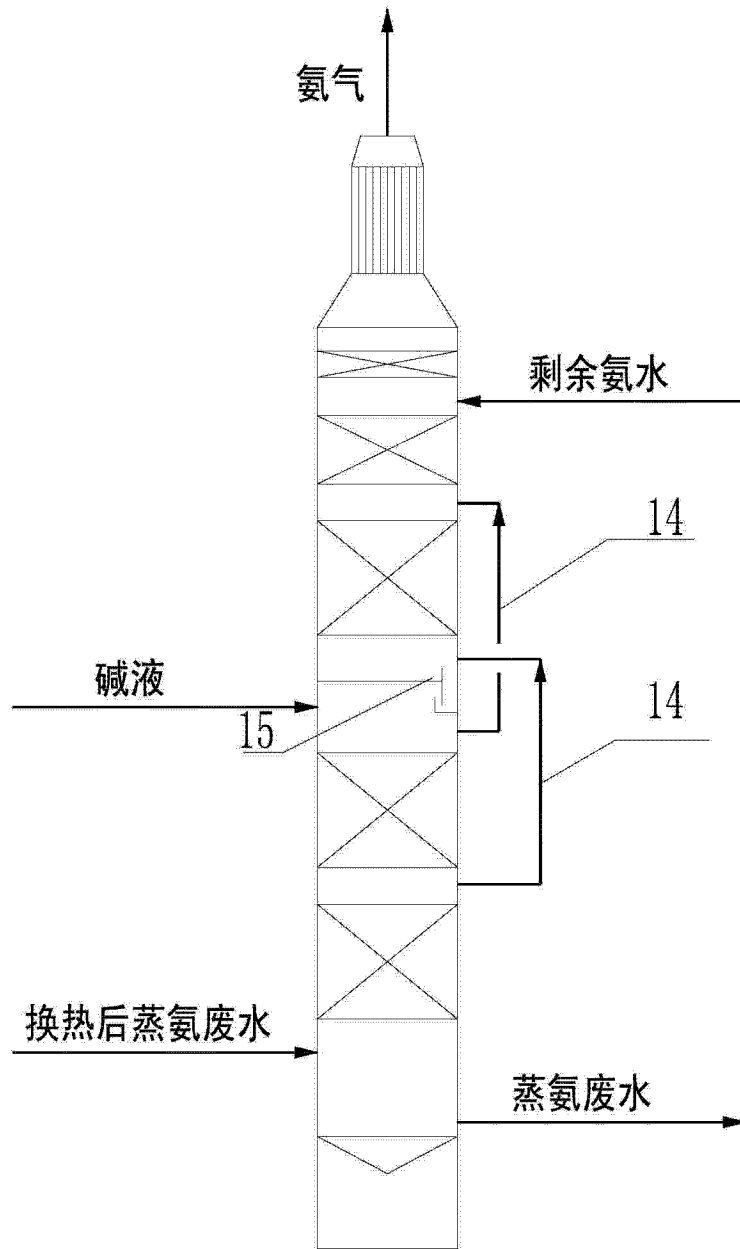


图 2

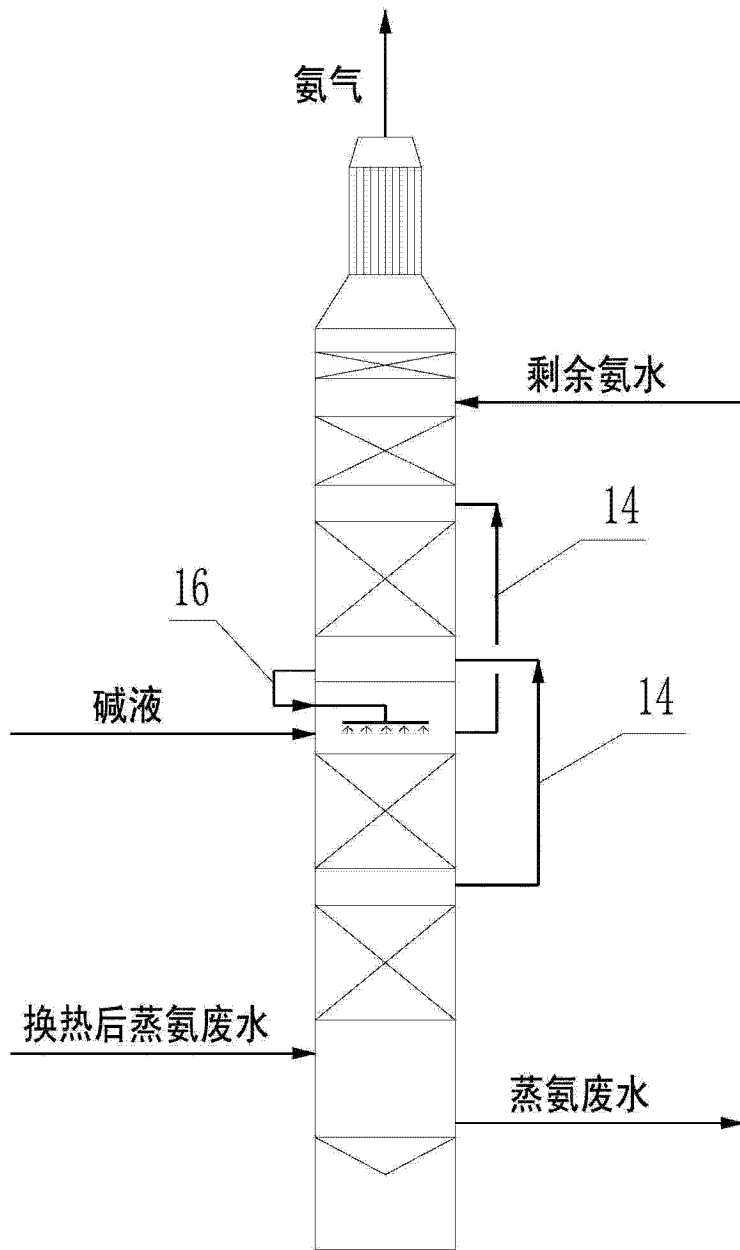


图 3



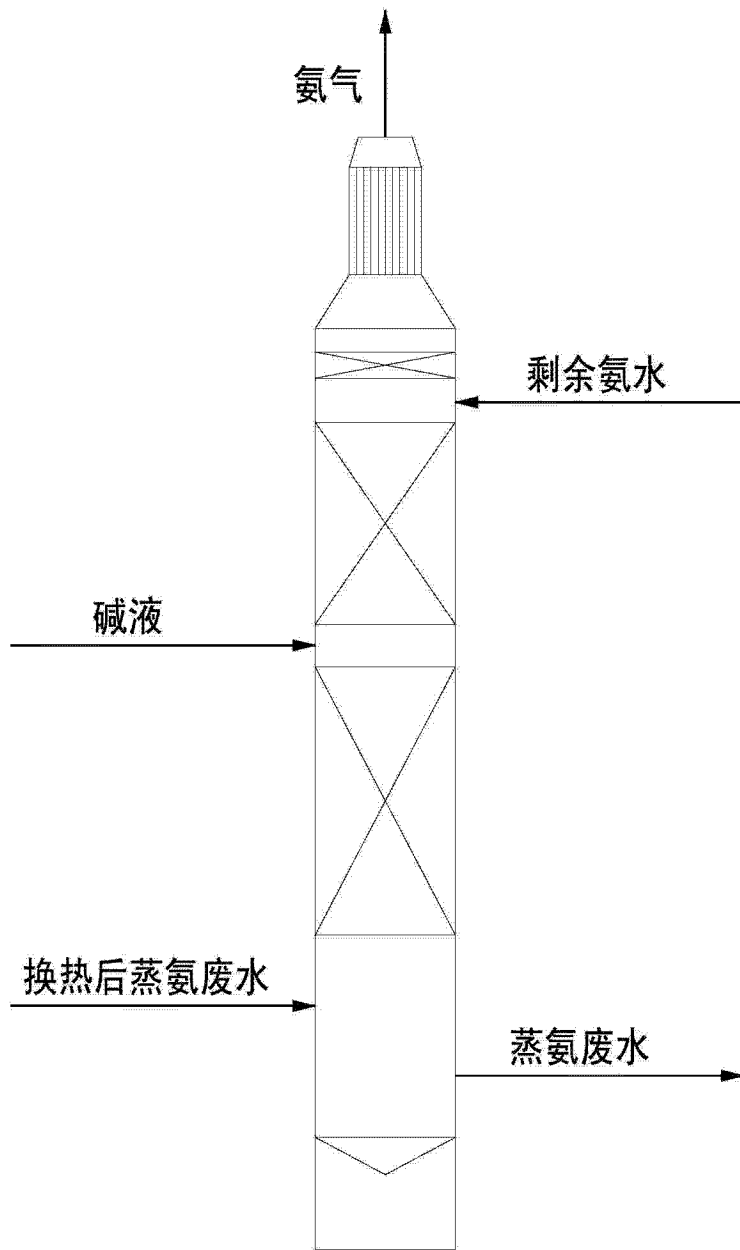


图 4