



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 110746024 B

(45) 授权公告日 2024.08.20

(21) 申请号 201911033861.9

(22) 申请日 2019.10.28

(65) 同一申请的已公布的文献号  
申请公布号 CN 110746024 A

(43) 申请公布日 2020.02.04

(73) 专利权人 中国华电科工集团有限公司  
地址 100000 北京市丰台区汽车博物馆东  
路6号院1号楼

专利权人 华电环保系统工程有限公司

(72) 发明人 王争荣 汪洋 胡小夫 耿宣  
苏军划 夏怀鹏 李伟 王桦

(74) 专利代理机构 北京三聚阳光知识产权代理  
有限公司 11250

专利代理师 李亚南

(51) Int.Cl.

G02F 1/06 (2023.01)

G02F 1/16 (2023.01)

G02F 1/04 (2023.01)

G02F 1/00 (2023.01)

F28D 21/00 (2006.01)

G02F 103/18 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 110372142 A, 2019.10.25

CN 104595877 A, 2015.05.06

CN 206823210 U, 2018.01.02

CN 105444247 A, 2016.03.30

CN 102649698 A, 2012.08.29

审查员 林晶

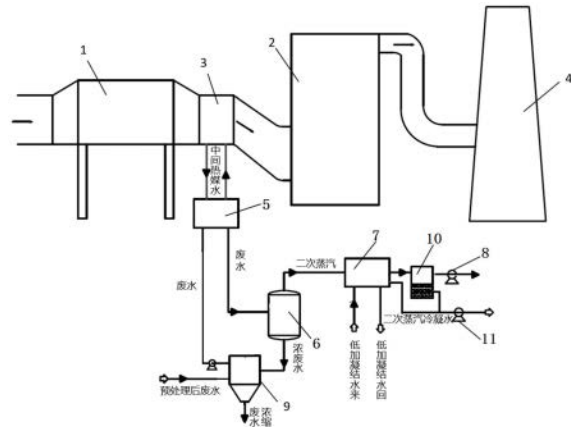
权利要求书2页 说明书8页 附图8页

(54) 发明名称

一种低温省煤器废水浓缩余热回用装置

(57) 摘要

本发明提供一种真空相变废水浓缩及烟气余热回收系统,烟气通过省煤器后与第一换热介质进行换热,闪蒸罐利用梯度真空实现了多级闪蒸,有利于脱硫废水的浓缩;同时多级闪蒸可以形成不同温度的蒸汽,进入换热装置后与第二换热介质进行梯级换热,提高了换热效果;省煤器的设置使烟气余热用以提高废水温度,废水闪蒸后所回收烟气余热随蒸汽带出,第二换热介质回收蒸汽所含热量,最终使热量回至低加系统,在几乎未损失烟气余热的情况下,实现了热能梯级利用,解决了常规路线利用消耗高品质热能的弊端,并降低了机组能耗。通过以上方式即实现了废水浓缩,同时又解决了燃煤电厂或其他行业烟气余热回收问题,具有很好的社会和经济影响。



1. 一种低温省煤器废水浓缩余热回用装置,包括连通设置的除尘单元和脱硫单元,还包括省煤器和废水浓缩系统,所述省煤器设置于所述除尘单元和脱硫单元之间,或者沿烟气流通方向设置于所述除尘单元之前,其特征在于,所述废水浓缩系统,包括,

第一换热器,与所述省煤器连通,以使废水与来自所述省煤器的第一换热介质在所述第一换热器内换热;

闪蒸罐,包括至少一个用于将闪蒸罐内部分割成至少两个闪蒸室的隔板,所述隔板包括开孔区和未开孔区,所述开孔区内间隔设置若干隔板孔,相邻闪蒸室通过隔板孔彼此连通,以使液体直接通过所述隔板孔从上一级闪蒸室流入下一级闪蒸室,所述未开孔区的正下方设置二次蒸汽出口段;

换热装置,与二次蒸汽出口段连通,以使相应闪蒸室内的二次蒸汽进入换热装置内换热;

所述隔板由第一隔板和第二隔板组成,沿所述闪蒸罐的进液端至出液端的方向上,所述第一隔板和第二隔板依次排布于所述闪蒸罐内且将所述闪蒸罐的内部依次分为第一闪蒸室、第二闪蒸室、第三闪蒸室;

所述换热装置内设置挡板,所述挡板由第一挡板和第二挡板组成,沿所述换热管束的流出端和流入端的方向上,所述第一挡板和第二挡板依次排布于所述换热装置内且将壳程依次分为第一分壳程、第二分壳程和第三分壳程,所述第一分壳程经所述二次蒸汽出口段与所述第一闪蒸室连通,所述第二分壳程经所述二次蒸汽出口段与第二闪蒸室连通,所述第三分壳程经所述二次蒸汽出口段与第三闪蒸室连通,以使各闪蒸室内的蒸汽进入连通的壳程内并依次与换热管内的第二换热介质换热;

所述二次蒸汽出口段设置于所述闪蒸室中,沿所述闪蒸罐的进液端至出液端的方向上,所述二次蒸汽出口段的尺寸由小变大;

所述未开孔区的面积为所述开孔区和未开孔区总面积的 $1/8-1/4$ ;

还包括,

第一泵,与所述闪蒸罐连接,以使沿所述闪蒸罐的进液端至出液端的方向上,各闪蒸室的真空度依次增加;

沉淀装置,与所述闪蒸罐的出液端连通,以将降温后的废水送入所述沉淀装置进行沉淀;

升温之后的第一换热介质被送至所述第一换热器与稀废水进行换热,升温后的稀废水由所述闪蒸罐的进液端进入所述闪蒸罐。

2. 根据权利要求1所述的低温省煤器废水浓缩余热回用装置,其特征在于,所述第一泵依次与换热装置、闪蒸罐连通,各换热单元与第一泵的连接方式为串联或并联,或者各分壳程与第一泵的连接方式为串联或并联。

3. 根据权利要求1或2所述的低温省煤器废水浓缩余热回用装置,其特征在于,所述二次蒸汽出口段内设置除雾器;

若干二次蒸汽出口段设置于所述闪蒸罐的同侧。

4. 根据权利要求1或2所述的低温省煤器废水浓缩余热回用装置,其特征在于,所述挡板上设置有孔,所述孔的数量与所述换热管的数量相同,所述孔的直径与所述换热管的外径相同,以使所述换热管从孔中穿过;

所述换热管的形状为螺旋形、直线形、波浪形中的一种。

5. 根据权利要求1或2所述的低温省煤器废水浓缩余热回用装置, 其特征在于, 所述沉淀装置包括,

浓废液分离单元, 其上方设置有浓废水流入口和上清液流出口, 其下方设置有浓废水排出口, 所述闪蒸罐的出液端与所述浓废水流入口连通, 以使闪蒸后的浓废水进入所述浓废液分离单元分离为上清液和浓缩废水, 且所述浓缩废水从浓废水排出口排出;

所述上清液流出口与所述第一换热器连通, 以使来自浓废液分离单元的液体与来自省煤器的液体在所述第一换热器内换热。

## 一种低温省煤器废水浓缩余热回用装置

### 技术领域

[0001] 本发明涉及环保技术领域,具体涉及一种低温省煤器废水浓缩余热回用装置。

### 背景技术

[0002] 目前湿法脱硫废水处理主要采用三联箱预处理+澄清池+脱水机技术,其可以去除部分重金属、降低部分SS、浊度,但不能去除氯离子,处理后的废水无出路。目前正在研究的技术有深度预处理+浓缩减量+蒸发干燥。深度预处理包括加药、澄清和过滤;浓缩减量可利用热法(MED、MVR、NED)和膜法(UF/RO);蒸发干燥为利用蒸汽或烟气余热进行干燥。采用蒸汽蒸发可产生可回收盐,实现废水中的水回用,其缺点为回收低品位盐,回用困难,其蒸发过程需用较高品质的蒸汽,能耗高、投资大,运行要求高。

[0003] 采用烟气余热蒸发方案具有投资较低,运行费用较低,提高下游除尘效率,其缺点为消耗高品质烟气余热,影响空预器烟气温度的,导致机组效率降低,同时会增加除尘设备负荷,若未进行浓缩减量,会使大量水分进入脱硫系统,导致脱硫塔蒸发量减少,影响脱硫冲洗水量,处理废水量也会受烟气温度和负荷限制。因此,目前脱硫废水浓缩技术存在消耗高品质热能,且能耗高、投资成本大,运行要求高,对机组效率有不利影响等问题。

### 发明内容

[0004] 因此,本发明要解决的技术问题在于克服现有脱硫废水浓缩技术存在消耗高品质热能,且能耗高的缺陷,从而提供一种低温省煤器废水浓缩余热回用装置。

[0005] 本发明所提供的技术方案如下:

[0006] 本发明提供一种低温省煤器废水浓缩余热回用装置,包括连通设置的除尘单元和脱硫单元,还包括省煤器和废水浓缩系统,所述省煤器设置于所述除尘单元和脱硫单元之间,或者沿烟气流方向设置于所述除尘单元之前,所述废水浓缩系统,包括,

[0007] 第一换热器,与所述省煤器连通,以使废水与来自所述省煤器的第一换热介质在所述第一换热器内换热;

[0008] 闪蒸罐,包括至少一个用于将闪蒸罐内部分割成至少两个闪蒸室的隔板,所述隔板包括开孔区和未开孔区,所述开孔区内间隔设置若干隔板孔,相邻闪蒸室通过隔板孔彼此连通,以使液体直接通过所述隔板孔从上一级闪蒸室流入下一级闪蒸室,所述未开孔区的正下方设置二次蒸汽出段;

[0009] 换热装置,与二次蒸汽出口段连通,以使相应闪蒸室内的二次蒸汽进入换热装置内换热。

[0010] 进一步地,所述二次蒸汽出口段设置于所述闪蒸室中,沿所述闪蒸罐的进液端至出液端的方向上,所述二次蒸汽出口段的尺寸由小变大。

[0011] 进一步地,所述未开孔区的面积为所述开孔区和未开孔区总面积的 $1/8-1/4$ 。

[0012] 进一步地,所述换热装置,包括至少两个换热单元,所述换热单元与闪蒸室一一对应,并彼此连通,以使相应闪蒸室内的蒸汽进入相应换热单元内换热;或者,

[0013] 所述换热装置,包括壳体及设置于其内的若干换热管以分别构成壳程与管程,所述壳程包括至少两个分壳程,所述分壳程与闪蒸室一一对应,并彼此连通,以使相应闪蒸室内的蒸汽进入相应分壳程与管程内的第二换热介质换热。

[0014] 进一步地,还包括第一泵,与所述闪蒸罐连接,以使沿所述闪蒸罐的进液端至出液端的方向上,各闪蒸室的真空度依次增加;

[0015] 沉淀装置,与所述闪蒸罐的出液端连通,以将降温后的废水送入所述沉淀装置进行沉淀。

[0016] 进一步地,所述第一泵依次与换热装置、闪蒸罐连通,各换热单元与第一泵的连接方式为串联或并联,或者各分壳程与第一泵的连接方式为串联或并联。

[0017] 进一步地,所述二次蒸汽出口段内设置除雾器;除雾器可为丝网除雾器或折流板除雾器;

[0018] 若干二次蒸汽出口段设置于所述闪蒸罐的同侧,当然,根据需要,若干二次蒸汽出口段还可以交替设置于所述闪蒸罐的两侧。

[0019] 进一步地,所述隔板由第一隔板和第二隔板组成,沿所述闪蒸罐的进液端至出液端的方向上,所述第一隔板和第二隔板依次排布于所述闪蒸罐内且将所述闪蒸罐的内部依次分为第一闪蒸室、第二闪蒸室、第三闪蒸室;

[0020] 所述换热装置由第一换热单元、第二换热单元和第三换热单元组成,所述第一换热单元与所述第一闪蒸室连通,所述第二换热单元与第二闪蒸室连通,所述第三闪蒸室与第三换热单元连通;或者,所述换热装置内设置挡板,所述挡板由第一挡板和第二挡板组成,沿所述换热管束的流出端和流入端的方向上,所述第一挡板和第二挡板依次排布于所述换热装置内且将所述壳程依次分为第一分壳程、第二分壳程和第三分壳程,所述第一分壳程与所述第一闪蒸室连通,所述第二分壳程与第二闪蒸室连通,所述第三分壳程与第三闪蒸室连通,以使各闪蒸室内的蒸汽进入连通的壳程内并依次与换热管内的第二换热介质换热。

[0021] 进一步地,所述挡板上设置有孔,所述孔的数量与所述换热管的数量相同,所述孔的直径与所述换热管的外径相同,以使所述换热管从孔中穿过;

[0022] 所述换热管的形状为螺旋形、直线形、波浪形中的一种。

[0023] 进一步地,所述沉淀装置包括浓废液分离单元,其上方设置有浓废水流入口和上清液流出口,其下方设置有浓废水排出口,所述闪蒸罐的出液端与所述浓废水流入口连通,以使闪蒸后的浓废水进入所述浓废液分离单元分离为上清液和浓缩废水,且所述浓缩废水从浓废水排出口排出;

[0024] 所述上清液流出口与所述第一换热器连通,以使来自浓废液分离单元的液体与来自省煤器的液体在所述第一换热器内换热。

[0025] 进一步地,还包括低加系统,依次与第三换热单元、第二换热单元和第一换热单元串联设置,以使第二换热介质依次通过第三换热单元、第二换热单元和第一换热单元,并与相应的蒸汽换热。

[0026] 进一步地,所述第一隔板边缘与所述第一闪蒸室内壁相抵接,以分隔所述第一闪蒸室与第二闪蒸室;所述第二隔板边缘与所述第二闪蒸室内壁相抵接,以分隔所述第二闪蒸室与第三闪蒸室;所述进液端设置于所述第一闪蒸室顶部,所述出液端设置于所述第三

闪蒸室底部。

[0027] 在本发明中,具体地,串联是指第一泵、第三换热单元、第二换热单元、第一换热单元依次连通,以分别对所述第三闪蒸室、第二闪蒸室、第一闪蒸室进行抽真空;并联是指连通换热组件与第一泵的真空管道引出与第一换热单元连接的第一真空支管、与第二换热单元连接的第二真空支管和与第三换热单元连接的第三真空支管,且所述第一真空支管、第二真空支管、第三真空支管分别设置有阀门,以对所述第三闪蒸室、第二闪蒸室、第一闪蒸室的真空度进行控制。

[0028] 进一步地,冷凝水管和真空管道分别设置或合并为一根管道;当冷凝水管和真空管道分别设置时,所述冷凝水管上还设置有冷凝水收集罐。

[0029] 进一步地,还包括真空缓冲罐,所述换热装置、真空缓冲罐、第一泵连通依次连通。

[0030] 第二泵,设置于所述沉淀装置与所述第一换热器之间的管道上,以将所述上清液及预处理后废水送入所述第一换热器;

[0031] 第三泵,外接于所述换热组件且设置于所述冷凝水管上,以将蒸汽冷凝水送至脱硫单元用于脱硫单元工艺补水。

[0032] 第四泵,设置于所述闪蒸罐与所述沉淀装置的管道上,以将所述浓废水送入所述沉淀装置。

[0033] 进一步地,所述低温省煤器废水浓缩余热回用装置还包括烟囱,所述烟囱与所述脱硫单元连通。

[0034] 进一步地,所述除尘单元为电除尘器;所述省煤器为低低温省煤器;所述脱硫单元为脱硫塔。

[0035] 进一步地,所述第一换热器、第一换热单元、第二换热单元、第三换热单元可采用板式换热器,也可采用管壳式换热器;优选地,所述第一换热器、第一换热单元、第二换热单元、第三换热单元均采用板式换热器。

[0036] 进一步地,所述第一换热介质为热媒水,所述第二换热介质为低加凝结水或除盐水。

[0037] 本发明技术方案,具有如下优点:

[0038] 1. 本发明提供的低温省煤器废水浓缩余热回用装置,烟气通过省煤器后与第一换热介质进行换热,升温之后的第一换热介质被送至第一换热器与稀废水进行换热;升温后的稀废水由进液端进入闪蒸罐,稀废水得到浓缩并在各闪蒸室顶部生成了蒸汽;蒸汽进入与其闪蒸室相连的换热装置,与第二换热介质换热,生成的蒸汽冷凝水进入冷凝水管,可用于脱硫系统工艺补水;闪蒸后的浓废水进入沉淀装置进行沉淀。闪蒸罐利用梯度真空实现了多级闪蒸,有利于脱硫废水的浓缩;同时多级闪蒸可以形成不同温度的蒸汽,同时隔板的开孔区间隔设置若干隔板孔,相邻闪蒸室通过隔板孔彼此连通,以使液体直接通过所述隔板孔从上一级闪蒸室流入下一级闪蒸室,这样能提高闪蒸效果,进入换热装置后与第二换热介质进行梯级换热,提高了换热效果;省煤器的设置使用烟气余热以提高废水温度,废水闪蒸后所回收烟气余热随蒸汽带出,并利用第二换热介质回收蒸汽所含热量,最终使该热量回至低加系统,在几乎未损失所回收热量的情况下,拓展了热量用途,实现了热能梯级利用,解决了常规路线利用消耗高品质热能的弊端,并降低了机组能耗。通过以上方式即实现了废水浓缩,同时又解决了燃煤电厂或其他行业烟气余热回收问题,具有能耗低、投资少、

运行费用低,达到高效的节能减排等环保效果,具有很好的社会和经济影响。

[0039] 2.本发明提供的低温省煤器废水浓缩余热回用装置,二次蒸汽出口段设置于闪蒸室中,沿闪蒸罐的进液端至出液端的方向上二次蒸汽出口段的尺寸由小变大,这样设置,能尽快收集闪蒸室内产生的二次蒸汽,并通过二次蒸汽出口段外排,实现二次蒸汽与液体的快速分离。同时通过调整隔板上未开孔区的面积与开孔区和未开孔区总面积的比例,均衡了气液分离程度,发挥闪蒸罐的最大效能。

[0040] 3.本发明提供的低温省煤器废水浓缩余热回用装置,第一泵的设置使沿所述闪蒸罐的进液端至出液端的方向上,各闪蒸室的真空度依次增加,因此当废水相继各闪蒸室时即发生闪蒸,通过设置除雾器可以避免汽水分离过程蒸汽将细小的废水液滴带入换热装置;真空缓冲罐的设置可以维持系统真空度稳定,同时可将随不凝气体带出的液滴分离,避免液滴进第一泵对第一泵造成伤害;省煤器的设置可提高除尘单元的除尘能力。

## 附图说明

[0041] 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。

[0042] 图1是本发明实施例中低温省煤器废水浓缩余热回用装置的结构示意图;

[0043] 图2是本发明实施例中废水浓缩系统的结构示意图;

[0044] 图3是本发明实施例中闪蒸罐和换热装置的一种结构示意图;

[0045] 图4是本发明实施例中隔板的一种结构示意图;

[0046] 图5是本发明实施例中隔板的另一种结构示意图;

[0047] 图6是本发明实施例中除雾器的结构示意图;

[0048] 图7是本发明实施例中闪蒸罐和换热装置的另一种结构示意图;

[0049] 图8是本发明实施例中闪蒸罐和换热装置的另一种结构示意图;

[0050] 图9是本发明实施例中闪蒸罐和换热装置的另一种结构示意图;

[0051] 附图标记如下:

[0052] 1—除尘单元;2—脱硫单元;3—省煤器;4—烟囱;5—第一换热器;6—闪蒸罐;6a—第一闪蒸室;6b—第二闪蒸室;6c—第三闪蒸室;7—换热装置;7a—第一换热单元;7b—第二换热单元;7c—第三单元;7d—第一挡板;7e—第二挡板;8—第一泵;9—沉淀装置;10—真空缓冲罐;11—第二泵;12—除雾器;13—隔板;13a—开孔区;13b—未开孔区;13c—隔板孔;14—二次蒸汽出段;15—预处理单元。

## 具体实施方式

[0053] 下面将结合附图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。提供下述实施例是为了更好地理解本发明,并不局限于所述最佳实施方式,不对本发明的内容和保护范围构成限制,任何人在本发明的启示下或是将本发明与其他现有技术的特征进行组合而得出的任何与本发明相同或相近似的产品,均落在本发明的保护范围之内。

[0054] 在本发明的描述中,需要说明的是,术语“中心”、“上”、“下”、“左”、“右”、“竖直”、“水平”、“内”、“外”等指示的方位或位置关系为基于附图所示的方位或位置关系,仅是为了便于描述本发明和简化描述,而不是指示或暗示所指的装置或元件必须具有特定的方位、以特定的方位构造和操作,因此不能理解为对本发明的限制。此外,术语“第一”、“第二”、“第三”仅用于描述目的,而不能理解为指示或暗示相对重要性。

[0055] 在本发明的描述中,需要说明的是,除非另有明确的规定和限定,术语“安装”、“相连”、“连接”应做广义理解,例如,可以是固定连接,也可以是可拆卸连接,或一体地连接;可以是机械连接,也可以是电连接;可以是直接相连,也可以通过中间媒介间接相连,可以是两个元件内部的连通。对于本领域的普通技术人员而言,可以根据具体情况理解上述术语在本发明中的具体含义。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。

[0056] 本实施例提供一种低温省煤器废水浓缩余热回用装置,如图1和2所示,包括连通设置的除尘单元1、脱硫单元2,还包括省煤器3和废水浓缩系统,省煤器3设置于除尘单元1和脱硫单元2之间,或者沿烟气流方向设置于除尘单元1之前;除尘单元1为电除尘器,脱硫单元2为脱硫塔,省煤器3为低低温省煤器,省煤器3的设置可提高除尘单元1的除尘能力;

[0057] 如图2所示,废水浓缩系统包括:第一换热器5,与省煤器3连通,以使废水与来自省煤器3的第一换热介质在第一换热器5内换热;第一换热器5可采用板式换热器,也可采用管壳式换热器;优选地,第一换热器5采用板式换热器;第一换热介质为中间热媒水;

[0058] 闪蒸罐6,包括至少一个用于将闪蒸罐6内部分割成至少两个闪蒸室的隔板13,所述隔板13包括开孔区13a和未开孔区13b,所述开孔区13a内间隔设置若干隔板孔13c,相邻闪蒸室通过隔板孔13c彼此连通,以使液体直接通过所述隔板孔13c从上一级闪蒸室流入下一级闪蒸室,所述未开孔区13b的正下方设置二次蒸汽出口段14;具体地,所述隔板13由第一隔板和第二隔板组成,沿所述闪蒸罐6的进液端至出液端的方向上,所述第一隔板和第二隔板依次排布于所述闪蒸罐6内且将所述闪蒸罐6的内部依次分为第一闪蒸室、第二闪蒸室、第三闪蒸室;更具体地,所述第一隔板边缘与所述第一闪蒸室内壁相抵接,以分隔所述第一闪蒸室与第二闪蒸室;所述第二隔板边缘与所述第二闪蒸室内壁相抵接,以分隔所述第二闪蒸室与第三闪蒸室;所述进液端设置于所述第一闪蒸室顶部,所述出液端设置于所述第三闪蒸室底部。当然,作为可选地,闪蒸罐6除了上述说的三级外,还可以2或4级,也可为4级以上,隔板孔13c的类型包括圆形、三角形、椭圆形等其他形状的孔;

[0059] 换热装置7,与二次蒸汽出口段14连通,以使相应闪蒸室内的二次蒸汽进入换热装置7内换热;

[0060] 第一泵8,与闪蒸罐6连接,以使沿闪蒸罐6的进液端至出液端的方向上,各闪蒸室的真空度依次增加;第一泵8的设置使沿所述闪蒸罐6的进液端至出液端的方向上,各闪蒸室的真空度依次增加,因此当废水相继各闪蒸室时即发生闪蒸;

[0061] 沉淀装置9,与闪蒸罐6的出液端连通,以将降温后的废水送入沉淀装置9进行沉淀;作为可选地,沉淀装置9包括浓废液分离单元,其上方设置有浓废水流入口和上清液流出口,其下方设置有浓废水排出口,所述闪蒸罐6的出液端与所述浓废水流入口连通,以使闪蒸后的浓废水进入所述浓废液分离单元分离为上清液和浓缩废水,且所述浓缩废水从浓废水排出口排出;所述上清液流出口与所述第一换热器5连通,以使来自浓废液分离单元的



液体与来自省煤器的液体在所述第一换热器5内换热。具体地,浓废液分离单元下部为锥形。

[0062] 上述低温省煤器废水浓缩余热回用装置中,烟气通过省煤器后与第一换热介质进行换热,升温之后的第一换热介质被送至第一换热器与稀废水进行换热;升温后的稀废水由进液端进入闪蒸罐,稀废水得到浓缩并在各闪蒸室顶部生成了蒸汽;蒸汽进入与其闪蒸室相连的换热装置,与第二换热介质换热,生成的蒸汽冷凝水进入冷凝水管,可用于脱硫系统工艺补水;闪蒸后的浓废水进入沉淀装置进行沉淀。闪蒸罐利用梯度真空实现了多级闪蒸,有利于脱硫废水的浓缩;同时多级闪蒸可以形成不同温度的蒸汽,同时隔板的开孔区间隔设置若干隔板孔,相邻闪蒸室通过隔板孔彼此连通,以使液体直接通过所述隔板孔从上一级闪蒸室流入下一级闪蒸室,这样能提高闪蒸效果,进入换热装置后与第二换热介质进行梯级换热,提高了换热效果;省煤器的设置使用烟气余热以提高废水温度,废水闪蒸后所回收烟气余热随蒸汽带出,并利用第二换热介质回收蒸汽所含热量,最终使该热量回至低加系统,在几乎未损失所回收热量的情况下,拓展了热量用途,实现了热能梯级利用,解决了常规路线利用消耗高品质热能的弊端,并降低了机组能耗。通过以上方式即实现了废水浓缩,同时又解决了燃煤电厂或其他行业烟气余热回收问题,具有能耗低、投资少、运行费用低,达到高效的节能减排等环保效果,具有很好的社会和经济影响。

[0063] 此外,原烟气系统若已安装省煤器3,则烟气系统不需要进行改造,只需将省煤器3的管道进行改造,将原来直接送往的低加系统的管道截断,接入真空相变废水浓缩系统;若烟气系统未布置省煤器3,则需要新增省煤器3及真空相变废水浓缩系统。

[0064] 如图3、7、8和9所示,二次蒸汽出口段14设置于闪蒸室中,沿所述闪蒸罐6的进液端至出液端的方向上,所述二次蒸汽出口段14的尺寸由小变大。这样设置,能尽快收集闪蒸室内产生的二次蒸汽,并通过次蒸汽出口段外排,实现二次蒸汽与液体的快速分离。

[0065] 如图4和5所示,所述未开孔区13b的面积为所述开孔区13a和未开孔区13b总面积的 $1/8-1/4$ 。均衡了气液分离程度,发挥闪蒸罐的最大效能。

[0066] 作为一种可选的实施方式,如图3、7或8所示,所述换热装置,包括至少两个换热单元,所述换热单元与闪蒸室一一对应,并彼此连通,以使相应闪蒸室内的蒸汽进入相应换热单元内换热;具体地,所述换热装置7由第一换热单元7a、第二换热单元7b和第三换热单元7c组成,所述第一换热单元7a与所述第一闪蒸室6a连通,所述第二换热单元7b与第二闪蒸室6b连通,所述第三闪蒸室6c与第三换热单元7c连通;第一换热单元7a、第二换热单元7b、第三换热单元7c可采用板式换热器,也可采用管壳式换热器;优选地,第一换热单元7a、第二换热单元7b、第三换热单元7c均采用板式换热器。

[0067] 作为另一种实施方式,如图9所示,所述换热装置7包括壳体及设置于其内的若干换热管以分别构成壳程与管程,所述壳程包括至少两个分壳程,所述分壳程与闪蒸室一一对应,并彼此连通,以使相应闪蒸室内的蒸汽进入相应分壳程与管程内的第二换热介质换热;具体地,所述换热装置7内设置挡板,所述挡板由第一挡板7d和第二挡板7e组成,沿所述换热管的流出端和流入端的方向上,所述第一挡板7d和第二挡板7e依次排布于所述换热装置7内且将所述壳程依次分为第一分壳程、第二分壳程和第三分壳程,所述第一分壳程与所述第一闪蒸室6a连通,所述第二分壳程与第二闪蒸室6b连通,所述第三分壳程与第三闪蒸室6c连通,以使各闪蒸室内的蒸汽进入连通的壳程内并依次与换热管内的第二换热介质

换热,第二换热介质可为低加凝结水或除盐水。进一步地,所述挡板上设置有孔,所述孔的数量与所述换热管的数量相同,所述孔的直径与所述换热管的外径相同,以使所述换热管从孔中穿过;所述换热管的形状为螺旋形、直线形、波浪形中的一种。

[0068] 进一步地,所述二次蒸汽出口段14内设置除雾器12;具体地,如图6所示,除雾器12可为丝网除雾器或折流板除雾器;通过设置除雾器可以避免汽水分离过程蒸汽将细小的废水液滴带入换热装置;除雾器12的大小与未开孔区13b的大小相同;

[0069] 若干二次蒸汽出口段14设置于所述闪蒸罐6的同侧。当然,根据需要,若干二次蒸汽出口段还可以交替设置于所述闪蒸罐的两侧。优选为同侧,这样方便快捷将二次蒸汽引出。

[0070] 作为可选的实施方式,所述第一泵8依次与换热装置7、闪蒸罐6连通,各换热单元与第一泵的连接方式为串联或并联,或者各分壳程与第一泵的连接方式为串联或并联。具体地,串联是指第一泵、第三换热单元、第二换热单元、第一换热单元依次连通,以分别对所述第三闪蒸室、第二闪蒸室、第一闪蒸室进行抽真空;并联是指连通换热装置与第一泵的真空管道引出与第一换热单元连接的第一真空支管、与第二换热单元连接的第二真空支管和与第三换热单元连接的第三真空支管,且所述第一真空支管、第二真空支管、第三真空支管分别设置有阀门,以对所述第三闪蒸室、第二闪蒸室、第一闪蒸室的真空度进行控制。

[0071] 如图1所示,还包括低加系统,依次与第三换热单元7c、第二换热单元7b和第一换热单元7a串联设置,以使第二换热介质依次通过第三换热单元、第二换热单元和第一换热单元,并与相应的蒸汽换热。

[0072] 如图3和8所示,冷凝水管和真空管道分别设置或合并为一根管道;当冷凝水管和真空管道分别设置时,所述冷凝水管上还设置有冷凝水收集罐。

[0073] 进一步地,还包括真空缓冲罐10,所述换热装置7、真空缓冲罐10、第一泵8连通依次连通;真空缓冲罐的设置可以维持系统真空度稳定,同时可将随不凝气体带出的液滴分离,避免液滴进第一泵对第一泵造成伤害;

[0074] 第二泵11,外接于所述换热装置且设置于冷凝水管上,以将蒸汽冷凝水送至脱硫单元用于脱硫单元工艺补水。

[0075] 第三泵,设置于所述沉淀装置与所述第一换热器之间的管道上,以将所述上清液及预处理后废水送入所述第一换热器;

[0076] 第四泵,设置于所述闪蒸罐与所述沉淀装置的管道上,以将所述浓废水送入所述沉淀装置。

[0077] 还包括烟囱4,所述烟囱4与所述脱硫单元2连通。

[0078] 此外,脱硫废水在进入沉淀装置9之前,还包括采用预处理单元15对脱硫废水进行预处理以得到预处理后废水的步骤,具体地,预处理单元15可以采用三联箱预处理单元等。

[0079] 此外,闪蒸罐也可选择单级罐,当采用单级低温相变闪蒸罐时,加热之后的稀脱硫废水进入单级低温相变闪蒸罐中部,由于闪蒸罐为高负压,其负压低于进口废水的饱和蒸气压,进入单级低温相变闪蒸罐的废水进入后即发生气液分离,从而达到低温废水的浓缩功能。

[0080] 此外,为了保证加热之后的废水能够闪蒸浓缩,需配套真空泵(也即第一泵),真空泵与闪蒸罐和换热装置串联,位于换热装置之后,二次蒸汽先在换热装置进行冷却,其冷却

过程发生相变产生负压,可自身维持系统负压状态,但系统启机和保持真空度稳定,需要设置真空泵,真空泵在启机时进行抽真空,在运行过程中,只需抽取二次蒸汽凝水析出的不凝气体,在保证系统真空度稳定的同时降低真空泵功耗。其真空系统可由串联或并联形式,当为串级时,1至3级闪蒸室的真空度分别由第一换热单元、第二换热单元和第三换热单元串联的真空管提供,真空度依次增加;当为并联时,真空主管上分别引出第一换热单元、第二换热单元和第三换热单元的真空支管,其每一级支管上的阀门控制。

[0081] 本实施例的低温省煤器废水浓缩余热回用装置的工作原理如下:

[0082] 预处理后稀废水进入稀废液存储单元,由第二泵输送至第一换热器,稀废水温度为35°C左右;烟气通过省煤器后,与第一换热介质进行换热,一般第一换热介质的温度为70°C以上,为了最大可能利用烟气余热和防止低温腐蚀,中间第一换热介质的温度选为70°C,经与烟气换热之后其温度升至95°C左右;升温之后的第一换热介质被送至第一换热器,与来脱硫废水进行换热,一般脱硫废水的温度为35°C左右,脱硫废水被加热至65-75°C;

[0083] 升温后的稀废水由进液端进入第一闪蒸室进行负压闪蒸,闪蒸温度在55-65°C之间,由于第一闪蒸室的负压低于稀废水的饱和蒸气压,稀废水进入后即发生气液分离,第一闪蒸室顶部生成的蒸汽经由第一除雾器除雾后进入第一换热单元与经过第二换热单元换热后的第二换热介质换热,生成的蒸汽冷凝水由冷凝水管进入冷凝水管,闪蒸后的废水沿隔板孔进入第二闪蒸室;由于第二闪蒸室的负压低于流入稀废水的饱和蒸气压,稀废水进入后即发生气液分离,第二闪蒸室顶部生成的蒸汽经由第二除雾器除雾后进入第二换热单元与经过第三换热单元换热后的第二换热介质换热,生成的蒸汽冷凝水由冷凝水管进入冷凝水管,闪蒸后的废水沿隔板孔进入第三闪蒸室;由于第三闪蒸室的负压低于流入稀废水的饱和蒸气压,稀废水进入后即发生气液分离,第三闪蒸室顶部生成的蒸汽经由第三除雾器除雾后进入第三换热单元与第二换热介质换热,生成的蒸汽冷凝水由冷凝水管进入冷凝水管;冷凝水管中的蒸汽冷凝水继而送至脱硫单元用于脱硫单元工艺补水;被加热的低加凝结水返回至低加系统,完成烟气余热的回收。经过三级闪蒸罐闪蒸后的浓废水进入浓废液分离单元,经过浓废液分离单元的分级沉淀,上清液送与新脱硫废水被送往第一换热器再次加热进行循环提浓。

[0084] 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。

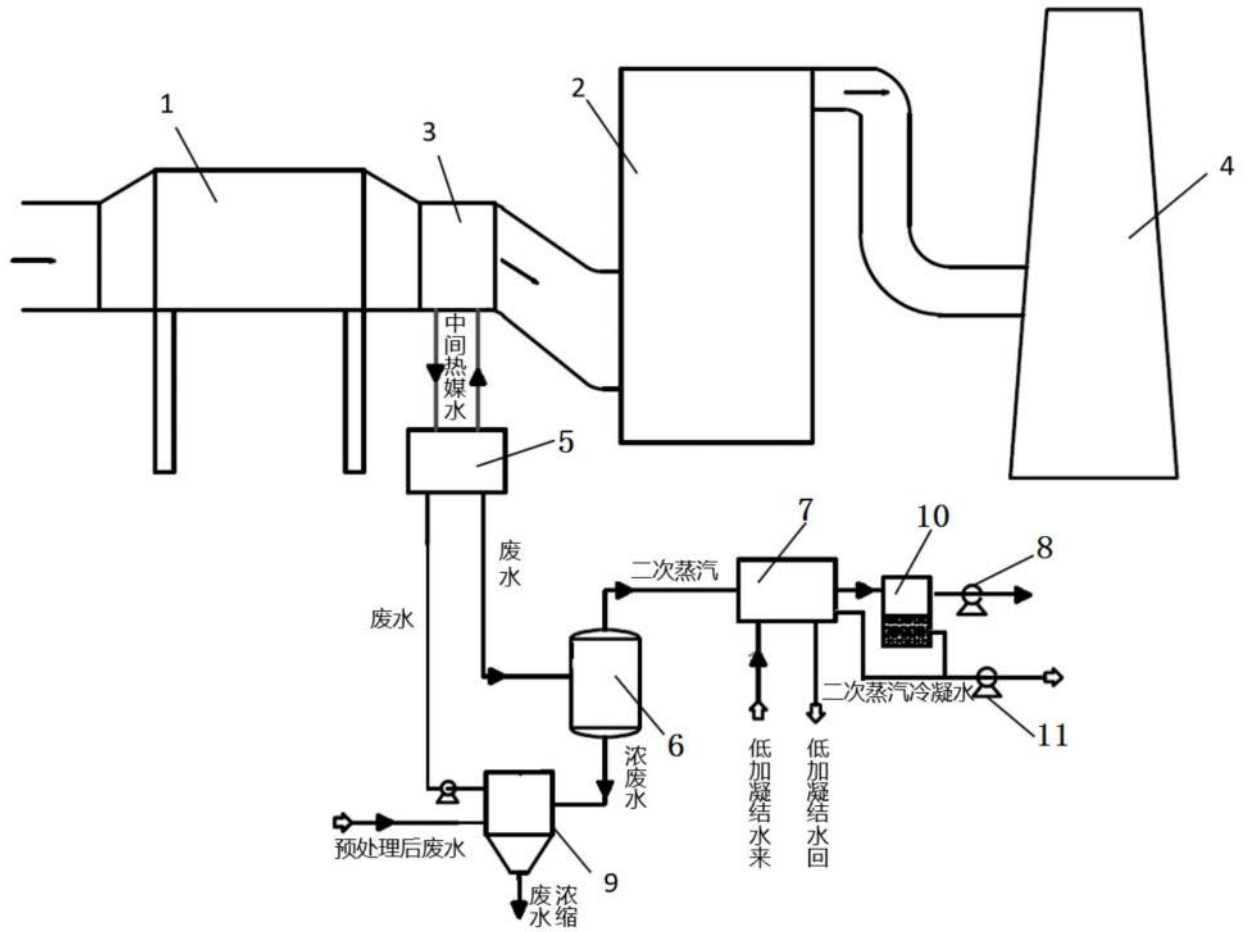


图1

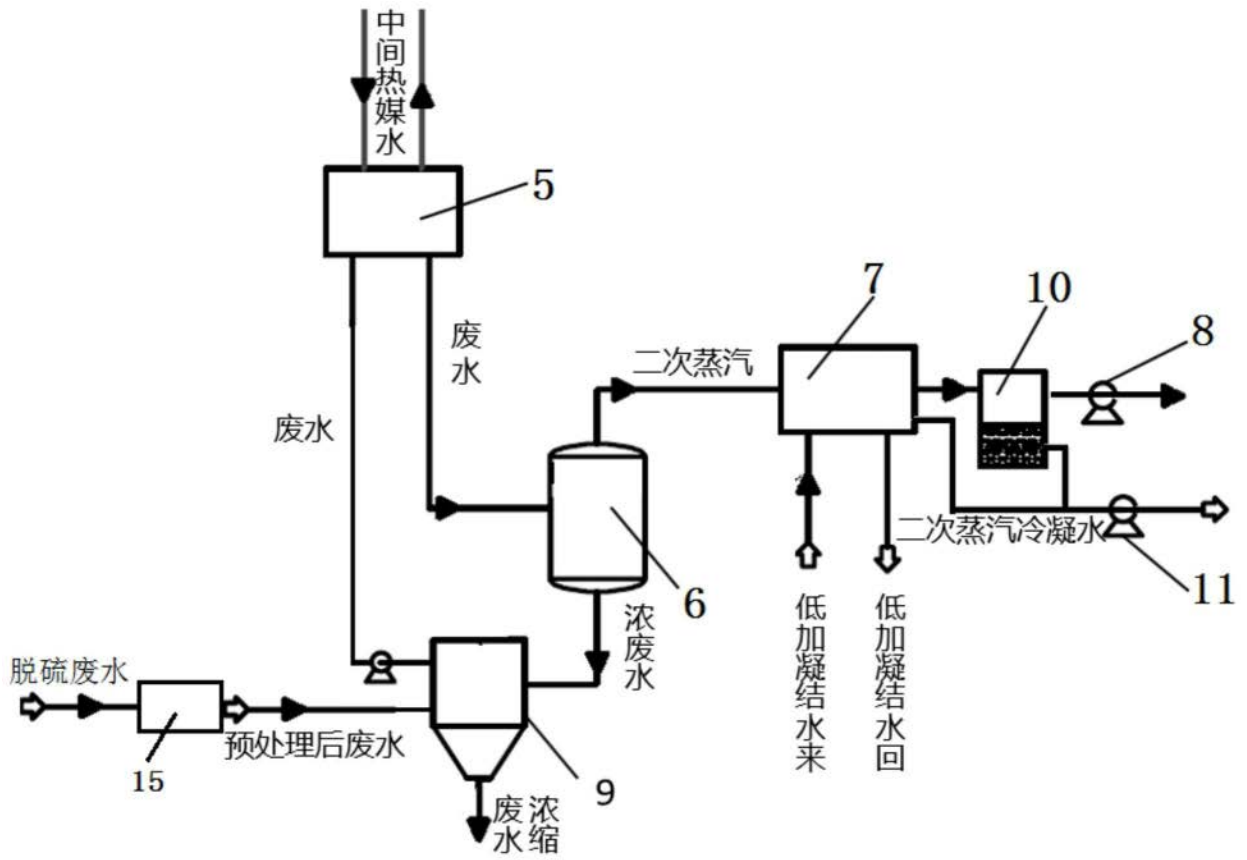


图2

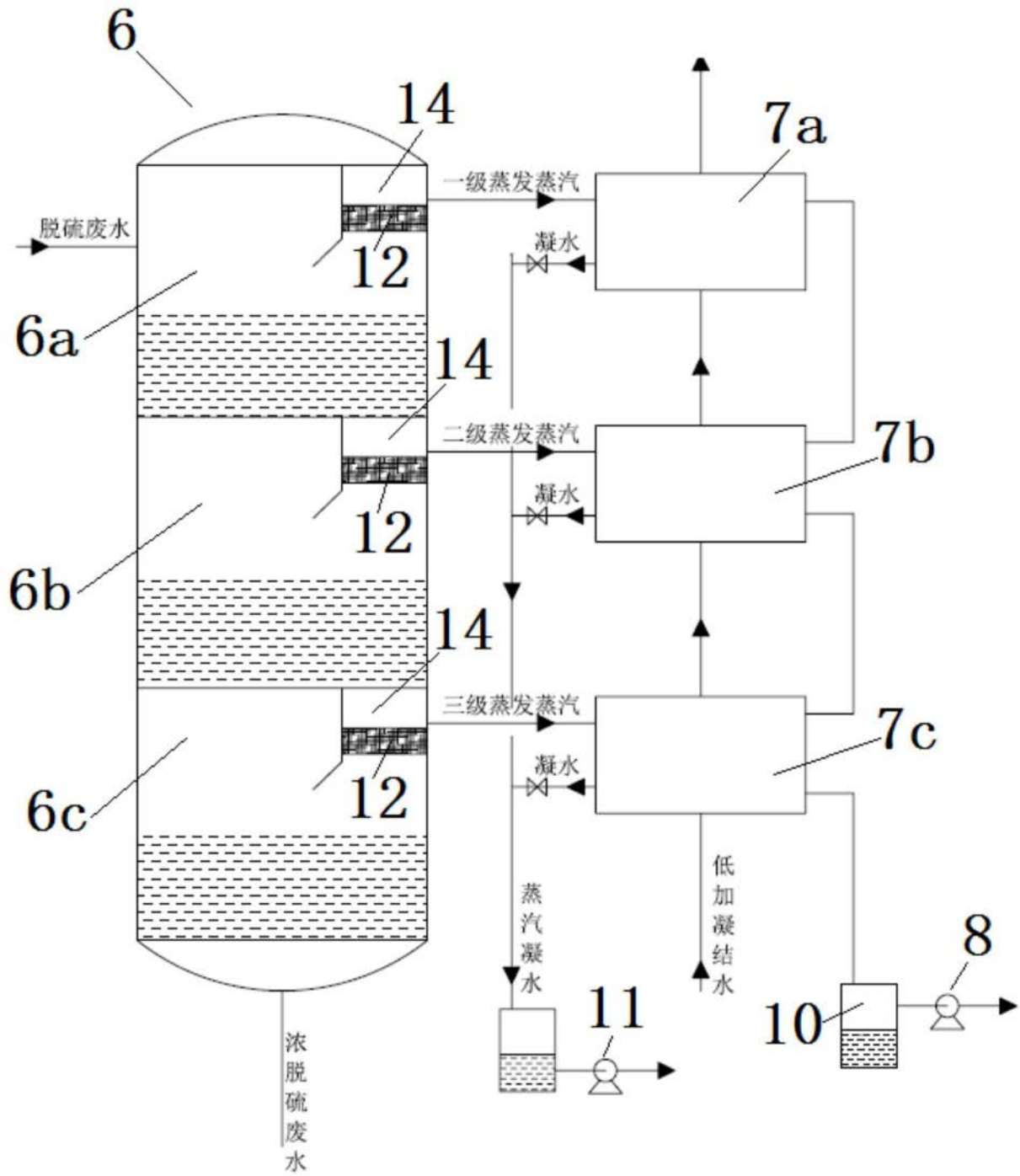


图3

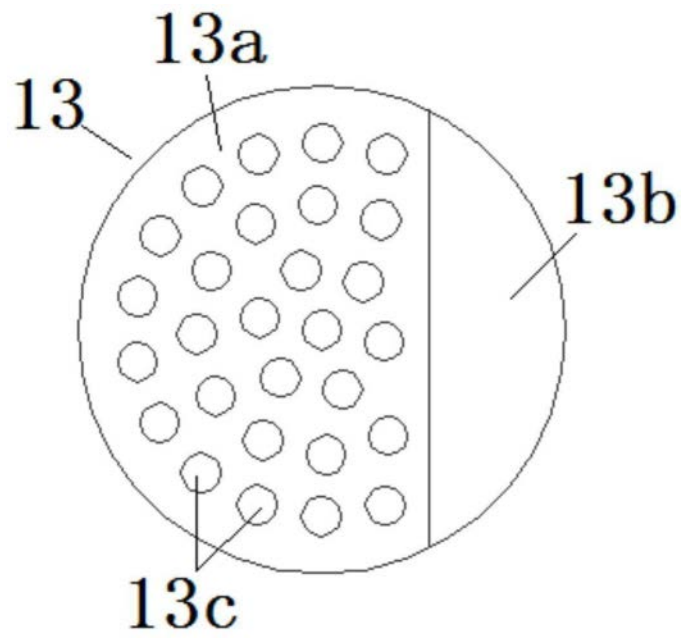


图4

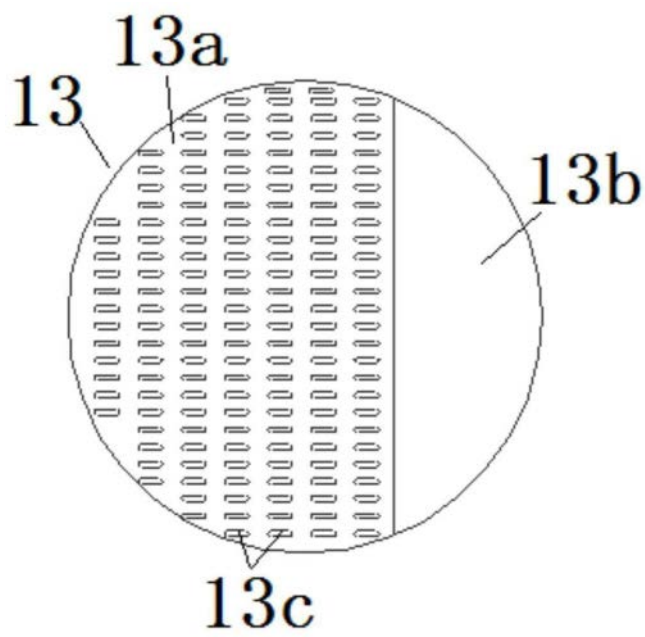


图5

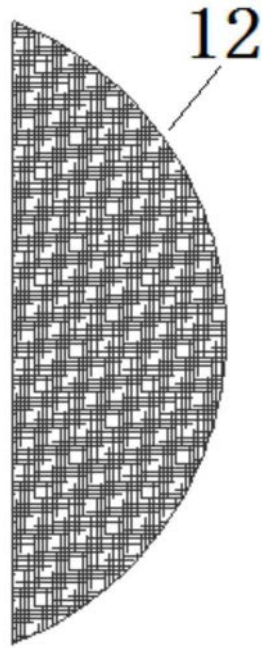


图6



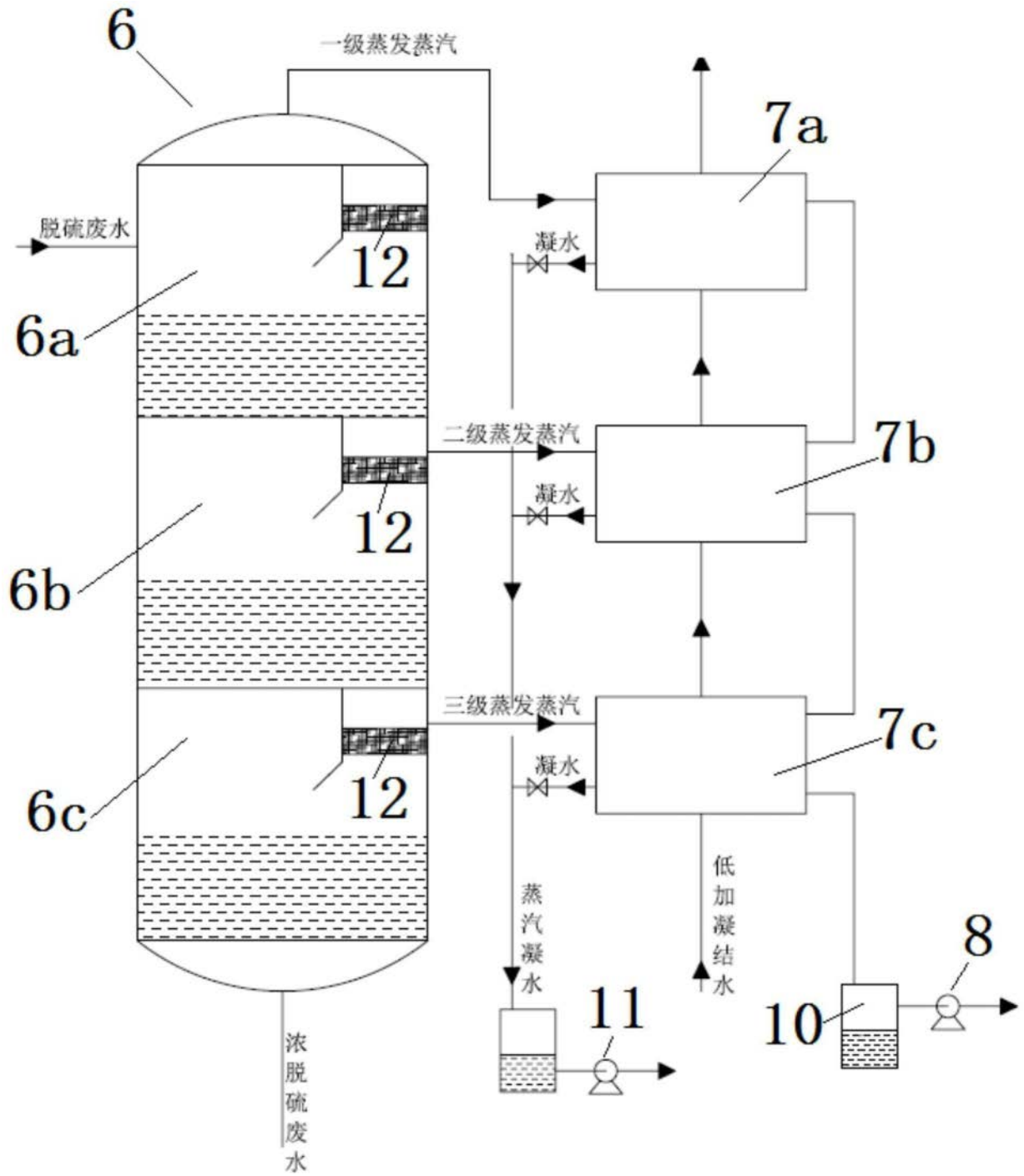


图7

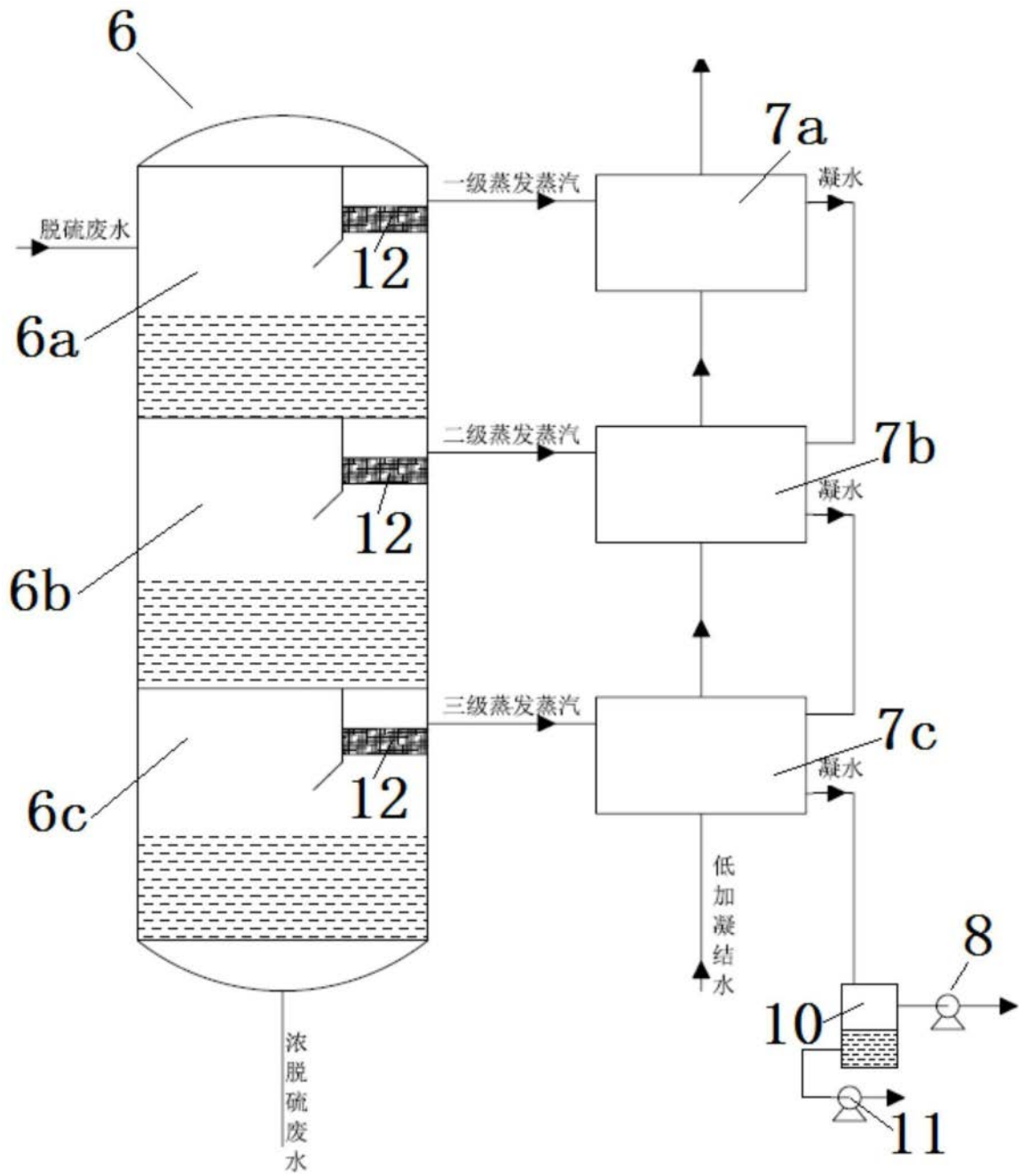


图8

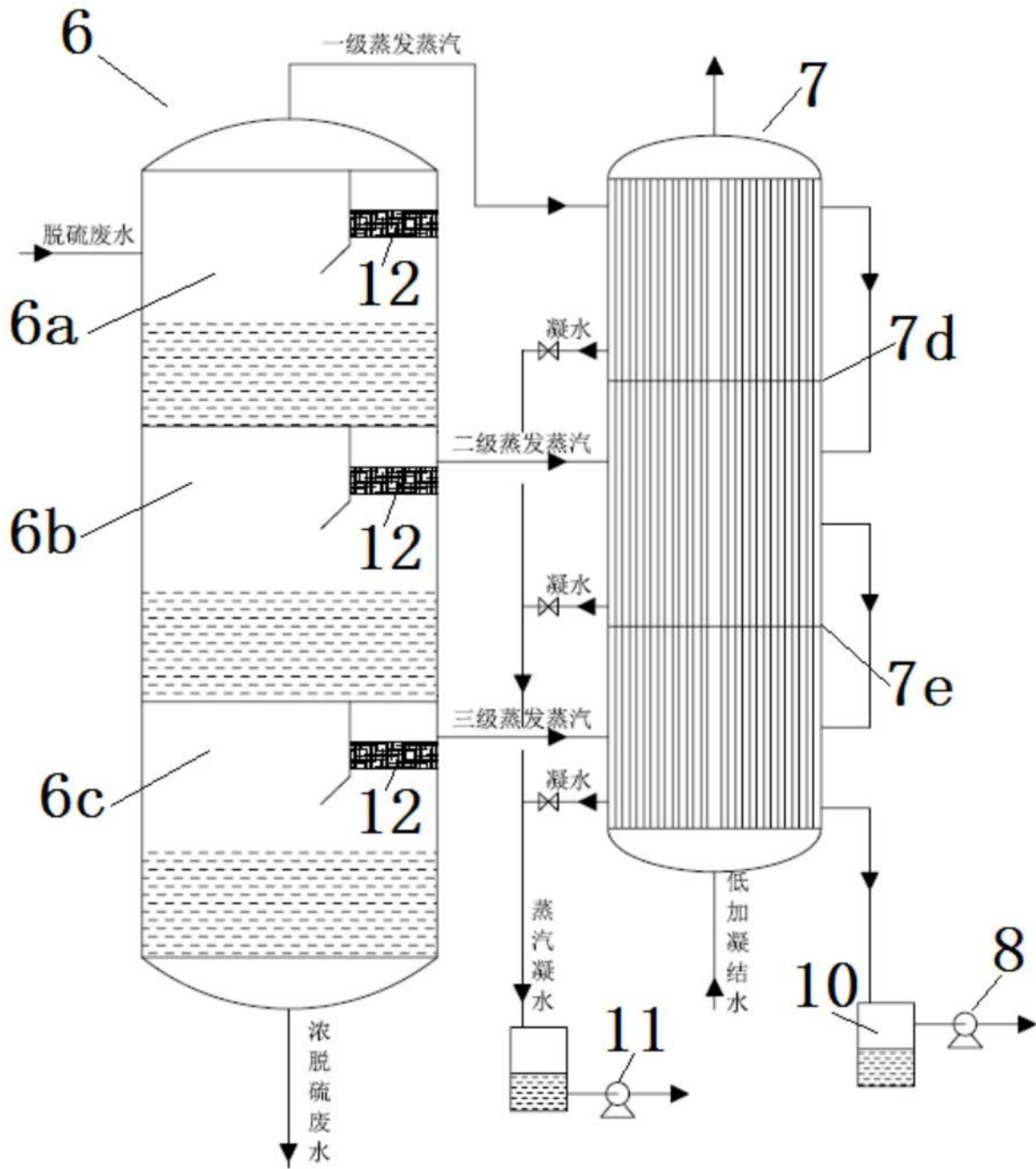


图9