



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102895848 B

(45) 授权公告日 2015.02.18

(21) 申请号 201110211142.9

US 20050098036 A1, 2005.05.12,

(22) 申请日 2011.07.27

CN 101185838 A, 2008.05.28,

(73) 专利权人 中国石油化工股份有限公司
地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街
22号

审查员 窦雅玲

专利权人 中石化洛阳工程有限公司

(72) 发明人 汤红年 郭宏昶 朱雷鸣 胡敏
王刻文

(74) 专利代理机构 郑州中民专利代理有限公司
41110

代理人 郭中民

(51) Int. Cl.

B01D 53/18 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 101708414 A, 2010.05.19,

CN 101333464 A, 2008.12.31,

CN 101362047 A, 2009.02.11,

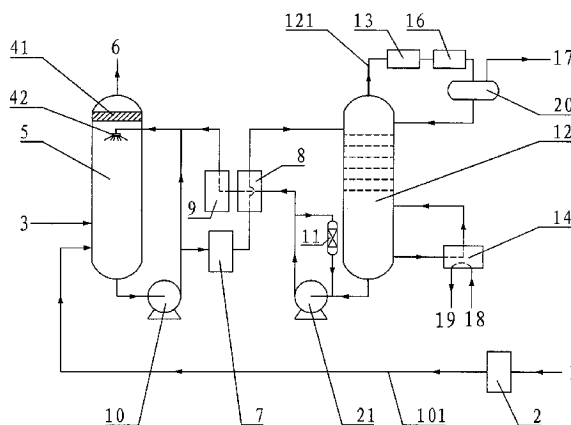
权利要求书1页 说明书7页 附图2页

(54) 发明名称

可再生湿法烟气脱硫工艺

(57) 摘要

本发明公开了一种可再生湿法烟气脱硫工艺,以解决现有可再生湿法烟气脱硫工艺所存在的富液在再生塔进行再生时水蒸汽消耗量过大的问题。本发明包括如下步骤:A. 烟气冷却吸收,所用的吸收剂为无机吸收剂;B. 富液再生。富液再生在再生塔(12)内进行,再生塔(12)的塔顶压力低于一个大气压,再生在减压条件下进行。再生塔(12)的重沸系统设有热水或水蒸汽重沸器(14),重沸热源介质为热水或水蒸汽。本发明可用于石油炼制、发电、冶炼等企业,对烟气进行脱硫处理。



1. 一种可再生湿法烟气脱硫工艺,包括如下步骤:A. 烟气冷却吸收:含SO_x的烟气(1)经烟气管线(101)进入冷却吸收塔(5),与吸收剂接触被冷却,冷却的同时烟气所含的二氧化硫、粉尘和部分三氧化硫被吸收脱除,所述的吸收剂为无机吸收剂;B. 富液再生:来自步骤A的富液进入再生塔(12)进行汽提再生,其特征在于:再生塔(12)的塔顶压力低于一个大气压,再生塔(12)的重沸系统设有串联安装的热热水或水蒸汽重沸器(14)和烟气重沸器(15),热热水或水蒸汽重沸器(14)设于烟气重沸器(15)的前方,热热水或水蒸汽重沸器(14)的重沸热源介质为热热水或水蒸汽,烟气重沸器(15)的重沸热源介质为烟气,再生塔(12)内的液态半贫液首先进入热热水或水蒸汽重沸器(14),一部分半贫液吸收重沸热源介质的热量后成为汽液混合物,返回再生塔(12),另一部分半贫液经热热水或水蒸汽重沸器(14)进入烟气重沸器(15),吸收重沸热源介质的热量后成为汽液混合物,返回再生塔(12)。

2. 根据权利要求1所述的可再生湿法烟气脱硫工艺,其特征在于:再生塔(12)的塔顶压力为0.075~0.9个大气压,塔底温度为40~105℃,热热水或水蒸汽重沸器(14)的重沸热源介质为热热水时,进入热热水或水蒸汽重沸器的重沸热源介质(18)的温度为45~120℃,热热水或水蒸汽重沸器(14)的重沸热源介质为水蒸汽时,进入热热水或水蒸汽重沸器的重沸热源介质(18)的温度为100~300℃。

3. 根据权利要求1或2所述的可再生湿法烟气脱硫工艺,其特征在于:烟气管线(101)上设有烟气换热器(22),烟气换热器(22)与烟气重沸器(15)之间设有水热媒循环管(23),水热媒循环管(23)内装有水热媒,通过水热媒的循环间接地向烟气重沸器(15)提供烟气的热量,使烟气间接地作为烟气重沸器(15)的重沸热源介质。

可再生湿法烟气脱硫工艺

技术领域

[0001] 本发明属于烟气净化技术领域,涉及一种可再生湿法烟气脱硫工艺。

背景技术

[0002] 由二氧化硫等酸性气体导致的酸沉降成为举世关注的环境问题,其中冶炼厂、硫酸厂、造纸厂等企业排放的尾气和煤炭、石油燃烧排放的烟气,是大气中二氧化硫的重要来源。随着各国环保法规的日益完善,烟气脱硫技术也得到了长足的发展。相对于传统的“石灰石-石膏法”等抛弃法工艺,可再生湿法烟气脱硫工艺不产生二次污染,可以将二氧化硫进行资源化回收利用,是一种更为绿色环保的烟气脱硫技术。

[0003] 可再生湿法烟气脱硫工艺中的富液在再生塔进行再生时,塔底重沸过程需要消耗大量的水蒸汽;这是制约该工艺推广的重要原因。目前,可再生湿法烟气脱硫技术应用比较成功的是加拿大康世富公司的 CANSOLV 工艺和美国 DuPont-BELCO 公司的 LABSORB 工艺,两种工艺在再生时均采用水蒸汽作为重沸热源介质;再生塔为正压(常压或加压)操作,每再生出 1 吨二氧化硫,水蒸汽的消耗量均在 15 吨以上,在使用烟气重沸器时也是如此。其它的可再生湿法烟气脱硫工艺(例如中国专利 CN101185838A 公开的可再生湿法烟气脱硫工艺),再生塔也都是采用正压操作,重沸热源介质使用水蒸汽,每再生出 1 吨二氧化硫一般需要消耗 15~20 吨的水蒸汽,或更多。

发明内容

[0004] 本发明的目的是提供一种可再生湿法烟气脱硫工艺,以解决现有可再生湿法烟气脱硫工艺所存在的富液在再生塔进行再生时水蒸汽消耗量过大的问题。

[0005] 为解决上述问题,本发明采用的技术方案是:一种可再生湿法烟气脱硫工艺,包括如下步骤:A. 烟气冷却吸收:含 SO_x 的烟气经烟气管线进入冷却吸收塔,与吸收剂接触被冷却,冷却的同时烟气所含的二氧化硫、粉尘和部分三氧化硫被吸收脱除,所述的吸收剂为无机吸收剂;B. 富液再生:来自步骤 A 的富液进入再生塔进行汽提再生,其特征在于:再生塔的塔顶压力低于一个大气压,再生塔的重沸系统设有热水或水蒸汽重沸器,重沸热源介质为热水或水蒸汽。

[0006] 采用本发明,具有如下的有益效果:(1) 富液在再生塔进行再生时,由于再生是在减压条件下进行(再生塔的塔顶压力低于一个大气压),半贫液的沸点降低。所以,本发明可以使用热水作为重沸热源介质。使用水蒸汽作为重沸热源介质时,与现有技术相比,水蒸汽的消耗量可以明显减少。此外,富液在减压条件下进行再生,有利于二氧化硫的解吸。(2) 本发明,重沸热源介质可以为热水或水蒸汽,摆脱了现有技术单纯依赖水蒸汽的局面,使得重沸热源介质的选择、利用更为灵活。热水的温度通常不高于 120℃,属于低温位余热资源;本发明的重沸热源介质使用热水,可以达到节能的目的。在一些石油炼制、发电等企业,经常会产生一些过剩、无用的热水,本发明能够加以利用。(3) 本发明采用无机吸收剂,同采用有机吸收剂的可再生湿法烟气脱硫技术相比,避免了有机吸收剂高温反应变质,可

将烟气的冷却和吸收合并进行,从而节约装置投资、降低操作费用及运行成本。本发明基本上不产生二次污染,有利于环境保护。

[0007] 本发明可用于石油炼制、发电、冶炼等企业,对烟气进行脱硫处理。

[0008] 下面结合附图、具体实施方式和实施例对本发明作进一步详细的说明。附图、具体实施方式和实施例并不限制本发明要求保护的范围。

附图说明

[0009] 图 1 是本发明的一种可再生湿法烟气脱硫工艺的流程图,该工艺采用第一种再生塔重沸流程。

[0010] 图 2 是本发明的另一种可再生湿法烟气脱硫工艺的流程图,该工艺采用第二种再生塔重沸流程。

[0011] 图 3 是本发明第三种再生塔重沸流程的流程图。

[0012] 图 4 是本发明第四种再生塔重沸流程的流程图。

[0013] 图 1 至图 4 中,相同附图标记表示相同的技术特征。

具体实施方式

[0014] 参见图 1,本发明的一种可再生湿法烟气脱硫工艺,包括如下步骤:

[0015] A. 烟气冷却吸收:含 SO_x 的烟气 1 进入烟气管线 101,首先经过烟气除尘器 2 除去其中夹带的大部分粉尘,再经烟气管线 101 进入冷却吸收塔 5 的下部,与设于冷却吸收塔 5 上部的喷头 42 喷出的吸收剂接触被冷却。吸收剂与烟气最好是逆流接触。烟气通常被冷却至 $30 \sim 70^\circ\text{C}$;冷却的同时,烟气所含的二氧化硫、残余的粉尘和部分三氧化硫被吸收脱除。之后,烟气经设于喷头 42 上方的除酸雾器 41 除去残余的三氧化硫所形成的酸雾后,得到净化烟气 6。净化烟气 6 经净化烟气出口管线排入大气。上述的 SO_x 是指硫氧化物,即二氧化硫和三氧化硫。石油炼制企业的流化催化裂化装置所产生的烟气中的 SO_x ,按重量计,二氧化硫约占 95%。

[0016] 喷头 42 喷出的吸收剂的温度(在喷头 42 处测量),等于冷却吸收塔 5 内烟气被冷却到的温度($30 \sim 70^\circ\text{C}$);该温度亦即冷却吸收塔 5 的操作温度。冷却吸收塔 5 的塔顶压力为常压(绝对压力);冷却吸收塔 5 内的液气体积比一般为 $0.001 \sim 0.1$,液气体积比的定义是冷却吸收塔 5 内吸收剂的实际体积流量与烟气的实际体积流量之比。

[0017] 所述的吸收剂为无机吸收剂,例如常用的磷酸钠盐或磷酸钾盐缓冲水溶液(浓度为 $5 \sim 25$ 重量%,重量%表示重量百分数),pH 值一般为 $5 \sim 8$ 。由于烟气冷却吸收过程中净化烟气 6 会带走部分水分,故需向冷却吸收塔 5 内持续通入补水 3,以维持体系的无机吸收剂浓度。在冷却吸收塔 5 内吸收了二氧化硫的富液经富液泵 10 加压后,一部分(一般为富液泵 10 出口富液重量流量的 $80\% \sim 99\%$)返回至冷却吸收塔 5(喷头 42 处)循环使用;另一部分流经过滤器 7 除去所含的少量粉尘,之后在贫富液换热器 8 中与贫液换热,升温后进入再生塔 12 的上部。

[0018] 本发明所述的富液,为吸收了二氧化硫后的吸收剂;贫液为再生后含二氧化硫较少的、可用于吸收二氧化硫的吸收剂;半贫液为二氧化硫含量介于贫液和富液之间的吸收剂。上述的定义也是本技术领域公知的。

[0019] B. 富液再生:来自步骤 A 的富液进入再生塔 12 进行汽提再生。再生塔 12 的塔顶压力低于一个大气压,富液再生在减压条件下进行。再生塔 12 的塔顶管线 121 上设有抽空器 13,将再生塔 12 塔顶的气体抽出,并以其维持再生塔 12 的塔顶压力。抽出的气体主要是富液解吸出的二氧化硫和水蒸汽,经塔顶冷却器 16 冷却至 20 ~ 80℃之后,进入分液罐 20 分液。分液罐 20 分出的液相返回再生塔 12 的上部;分液罐 20 分出的气相为富含二氧化硫的再生酸性气 17,可用于在后续工序中生产硫磺、硫酸,或是加压液化生产液态二氧化硫。

[0020] 富液再生后成为贫液,积聚于再生塔 12 的塔底。再生塔 12 塔底的贫液由再生塔 12 的塔底流出,经贫液泵 21 加压后,流经贫富液换热器 8 与富液换热,再流经贫液冷却器 9 冷却(冷却至冷却吸收塔 5 的操作温度),最后返回至冷却吸收塔 5(喷头 42 处)循环使用。由贫液泵 21 流出的贫液,如果热稳定盐的含量较高,可以将一部分贫液(贫液泵 21 流出贫液重量流量的 3 ~ 20%)送入热稳定盐脱除器 11 脱除热稳定盐,脱除热稳定盐后的贫液返回贫液泵 21 的入口。这样,就可以使进入贫富液换热器 8 的贫液的热稳定盐含量不大于规定的数值,例如不大于 20 重量%。脱除热稳定盐的操作一般为间歇操作。

[0021] 图 1 所示本发明的可再生湿法烟气脱硫工艺,采用第一种再生塔重沸流程。再生塔 12 的重沸系统设有热水或水蒸汽重沸器 14,重沸热源介质为热水或水蒸汽。附图标记 18 表示进入热水或水蒸汽重沸器的重沸热源介质;该介质进入热水或水蒸汽重沸器 14 后,向由再生塔 12 进入热水或水蒸汽重沸器 14 的半贫液放热,之后由热水或水蒸汽重沸器 14 流出。附图标记 19 表示由热水或水蒸汽重沸器流出的重沸热源介质。再生塔 12 内的液态半贫液进入热水或水蒸汽重沸器 14,吸收重沸热源介质的热量后成为汽液混合物,再返回再生塔 12。

[0022] 图 1 所示本发明可再生湿法烟气脱硫工艺的主要特征是:①本发明富液在再生塔内的再生在减压条件下进行,再生塔 12 的塔顶管线 121 上设有抽空器 13,再生塔 12 的塔顶压力、塔底温度、半贫液的沸点较低;②可以使用热水作为重沸热源介质。除此以外,其余的工艺流程、操作步骤、操作条件、所使用的无机吸收剂和设备等,均与现有采用无机吸收剂的可再生湿法烟气脱硫工艺(如 LABSORB 工艺)基本相同。

[0023] 参见图 1,烟气除尘器 2 设于烟气管线 101 上,它可以采用静电除尘器、布袋除尘器等。图 1 所示的冷却吸收塔 5 为一空塔,塔内的上部设有喷头 42,喷头 42 的上方设有除酸雾器 41。除酸雾器 41 可以采用文丘里管除雾器或丝网除雾器等,它还可以设于冷却吸收塔 5 外部的净化烟气出口管线上(图略)。冷却吸收塔 5 也可以采用塔内设置用于强化传质的塔盘或填料的冷却吸收塔 5(图略)。贫富液换热器 8 一般采用板式或管壳式换热器;贫液冷却器 9 和塔顶冷却器 16 一般采用板式或管壳式换热器(冷却介质通常为水),还可以采用空气冷却器。热稳定盐脱除器 11 可以采用用于脱除热稳定盐的电渗析器或离子交换树脂塔。再生塔 12 一般采用板式塔,也可以采用填料塔。抽空器 13 可以使用蒸汽抽空器或真空泵,二者还可以串联或并联、组合起来使用(图略)。抽空器 13 一般设于塔顶冷却器 16 的前方(如图 1 所示),也可设于塔顶冷却器 16 的后方(图略)。富液泵 10、贫液泵 21 一般均采用离心泵。热水或水蒸汽重沸器 14,以及图 2、图 3 和图 4 所示的烟气重沸器 15,一般采用釜式或热虹吸式重沸器。图 4 所示的烟气换热器 22,一般采用板式或管壳式换热器,或者采用釜式或热虹吸式重沸器。以上所述的主要设备或部件,都是工业上常用的。对于新开发的设备或部件、新研制的无机吸收剂,也可考虑将其应用于本发明的方案,以进一

步降低富液再生时的能耗。

[0024] 参见图 1, 本发明, 再生塔 12 的塔顶压力一般为 0.075 ~ 0.9 个大气压 (绝对压力), 塔底温度一般为 40 ~ 105℃。再生塔 12 的塔底温度 (即再生塔 12 塔底贫液的温度), 主要根据再生塔 12 塔顶的真空度而定。

[0025] 进入热水或水蒸汽重沸器的重沸热源介质 18 的温度, 一般应比热水或水蒸汽重沸器 14 内半贫液的沸点温度高出 5℃ 以上。半贫液的沸点温度, 基本上等于再生塔 12 塔底贫液的温度。热水或水蒸汽重沸器 14 的重沸热源介质为热水时, 进入热水或水蒸汽重沸器的重沸热源介质 18 的温度一般为 45 ~ 120℃。热水放出热量后成为热水回水, 由热水或水蒸汽重沸器 14 流出。热水或水蒸汽重沸器 14 的重沸热源介质为水蒸汽时, 进入热水或水蒸汽重沸器的重沸热源介质 18 的温度一般为 100 ~ 300℃。水蒸汽放出热量后成为水蒸汽凝结水, 由热水或水蒸汽重沸器 14 流出。

[0026] 图 2 所示本发明的另一种可再生湿法烟气脱硫工艺流程, 采用第二种再生塔重沸流程。再生塔 12 的重沸系统除设有热水或水蒸汽重沸器 14 之外, 还设有烟气重沸器 15; 烟气重沸器 15 通过管道连接于烟气管线 101 上。在为了节省热水或水蒸汽重沸器 14 重沸热源介质用量的情况下, 设置烟气重沸器 15; 烟气重沸器 15 的重沸热源介质为烟气 (指进入烟气管线 101 的含 SO_x 的高温烟气 1, 经过烟气除尘器 2 除尘)。热水或水蒸汽重沸器 14 与烟气重沸器 15 串联安装, 热水或水蒸汽重沸器 14 可以设于烟气重沸器 15 的前方 (如图 2 所示) 或后方 (图略)。参见图 2, 操作过程中, 再生塔 12 内的液态半贫液首先进入热水或水蒸汽重沸器 14, 一部分半贫液吸收重沸热源介质 (热水或水蒸汽) 的热量后成为汽液混合物, 返回再生塔 12 (详细的操作过程参见对图 1 的有关说明)。另一部分半贫液经热水或水蒸汽重沸器 14 进入烟气重沸器 15, 吸收重沸热源介质 (烟气) 的热量后成为汽液混合物, 返回再生塔 12。由烟气重沸器 15 流出的放热后的烟气, 再经烟气管线 101 进入冷却吸收塔 5 的下部。

[0027] 图 2 所示的工艺流程与图 1 相比, 仅在于再生塔 12 的重沸流程和重沸系统的不同。除此以外, 其余的工艺流程、操作步骤、操作条件、所使用的无机吸收剂和设备等, 均与图 1 所示的工艺相同 (图 3、图 4 的情况同此)。在同时设置热水或水蒸汽重沸器 14 和烟气重沸器 15 的情况下, 再生塔 12 的塔底重沸热量大部分仍由热水或水蒸汽提供, 烟气提供一小部分。

[0028] 图 3 是本发明第三种再生塔重沸流程的流程图, 热水或水蒸汽重沸器 14 与烟气重沸器 15 并联安装。操作过程中, 再生塔 12 内的液态半贫液分两路分别进入热水或水蒸汽重沸器 14 和烟气重沸器 15, 吸热后成为汽液混合物, 返回再生塔 12。详细的操作过程, 参见对图 1、图 2 的有关说明。

[0029] 图 4 是本发明第四种再生塔重沸流程的流程图。烟气管线 101 上设有烟气换热器 22, 热水或水蒸汽重沸器 14 与烟气重沸器 15 串联安装 (也可以并联安装, 图略), 烟气重沸器 15 不通过管道连接于烟气管线 101 上。烟气换热器 22 与烟气重沸器 15 之间设有水热媒循环管 23, 水热媒循环管 23 内装有水热媒。热水或水蒸汽重沸器 14 的操作过程参见对图 2 以及图 1 的有关说明。烟气换热器 22 与烟气重沸器 15 的操作过程是: 进入烟气管线 101 的含 SO_x 的高温烟气 1 经过烟气除尘器 2 除尘后进入烟气换热器 22 并放热, 水热媒循环管 23 内的水热媒吸热后变成水蒸汽或热水, 循环流动至烟气重沸器 15 并放热; 进入烟

气重沸器 15 的半贫液吸热后成为汽液混合物,返回再生塔 12。在烟气重沸器 15 中放热后的水热媒,循环流动至烟气换热器 22。由烟气换热器 22 流出的放热后的烟气,再经烟气管线 101 进入冷却吸收塔 5 的下部。图 4 所示的重沸流程,通过水热媒的循环间接地向烟气重沸器 15 提供烟气的热量,使烟气间接地作为烟气重沸器 15 的重沸热源介质;其优点是,烟气温度较高时,可以控制水热媒循环管 23 内水蒸汽或热水的温度,以避免高温烟气直接进入烟气重沸器 15(如图 2、图 3 所示)而使进入烟气重沸器 15 的半贫液发生热分解。

[0030] 图 1 至图 4 中,以箭头示出各种介质的流动方向。

[0031] 实施例

[0032] 按图 2 所示的工艺流程在实验室进行试验,参见对图 2 以及图 1 的有关说明。实施例与图 2 所示工艺流程的区别是:①不设置烟气除尘器 2,含 SO_x 的烟气 1 进入烟气管线 101 后不经其除尘;②不设置过滤器 7,流向贫富液换热器 8 的富液不经过过滤器 7 除尘,直接进入贫富液换热器 8;③不设置热稳定盐脱除器 11,由贫液泵 21 流出的贫液全部进入贫富液换热器 8。

[0033] 试验所用主要设备或部件的说明如下:冷却吸收塔 5 的内直径为 360 毫米,高度为 3 米。除酸雾器 41 采用丝网除雾器,贫富液换热器 8 采用管壳式换热器。贫液冷却器 9 和塔顶冷却器 16 均采用管壳式换热器,冷却介质均为 25℃ 的自来水。再生塔 12 的内直径为 200 毫米,高度为 4 米,内装 DN38 的矩鞍环填料,填料床层高度为 2.5 米。抽空器 13 使用一台水环真空泵,富液泵 10、贫液泵 21 均采用离心泵。热水或水蒸汽重沸器 14、烟气重沸器 15 均采用热虹吸式重沸器。

[0034] 主要的操作条件如下所述(除说明的以外适用于实施例 1~实施例 9),并参见表 1。试验装置的处理量为 1000 标准立方米/小时。冷却吸收塔 5 的塔顶压力为常压(绝对压力)。无机吸收剂为磷酸钠(Na₃PO₄)和磷酸氢钠(Na₂HPO₄)混合物的缓冲水溶液,配制出的无机吸收剂的浓度为 15 重量%,pH 值为 6.5。富液泵 10 出口富液重量流量的 95%返回至冷却吸收塔 5(喷头 42 处)循环使用;5%去贫富液换热器 8 与贫液换热后进入再生塔 12 的上部。试验过程中向冷却吸收塔 5 内持续通入补水 3(25℃ 的自来水),以维持无机吸收剂的浓度。烟气为自制的模拟烟气,由氮气和二氧化硫组成;脱除二氧化硫前后烟气中的二氧化硫重量流量见表 2。进入烟气管线 101 的含二氧化硫的烟气 1 的温度为 180℃,由烟气重沸器 15 流出的放热后的烟气温度为 150℃。进入热水或水蒸汽重沸器的重沸热源介质 18 为热水时,流量为 5 吨/小时;为水蒸汽时,流量见表 3。由热水或水蒸汽重沸器流出的重沸热源介质 19 的温度,当重沸热源介质为热水时,热水回水的温度为 90℃(实施例 1~实施例 3,实施例 6~实施例 9);当重沸热源介质为水蒸汽时,水蒸汽凝结水的温度为 122℃(实施例 4~实施例 5)。由再生塔 12 塔顶抽出的气体经塔顶冷却器 16 冷却后进入分液罐 20 分液;实施例 1 中塔顶冷却器 16 将所述的气体冷却至 30℃,实施例 2~实施例 9 中塔顶冷却器 16 将所述的气体冷却至 50℃。

[0035] 参见表 2,试验结果表明:各种烟气在不同的操作条件下,二氧化硫脱除率均达到 90%以上。烟气的二氧化硫脱除率=[(脱除二氧化硫前烟气中的二氧化硫重量流量-脱除二氧化硫后烟气中的二氧化硫重量流量)÷脱除二氧化硫前烟气中的二氧化硫重量流量]×100%;烟气中二氧化硫重量流量的单位是千克/小时。

[0036] 实施例 4~实施例 5 采用水蒸汽作为热水或水蒸汽重沸器 14 的重沸热源介质,水

蒸汽的具体消耗量见表 3。由表 3 可见,采用本发明的减压再生方案后,每再生出 1 千克二氧化硫,水蒸汽的消耗量为 13.88 千克(实施例 4)和 14.23 千克(实施例 5);相当于每再生出 1 吨二氧化硫,水蒸汽的消耗量为 13.88 吨(实施例 4)和 14.23 吨(实施例 5),均低于现有可再生湿法烟气脱硫工艺的水蒸汽消耗量。

[0037] 表 1

[0038]

项目	冷却吸收塔5的操作温度	冷却吸收塔5内的液气体积比	再生塔12的塔顶压力(绝对压力),大气压	再生塔12的塔底温度,℃	进入热水或水蒸汽重沸器的重沸热源介质18
实施例1	30℃	0.001	0.075	40.1	95℃热水
实施例2	40℃	0.005	0.4	76.0	95℃热水
实施例3	50℃	0.008	0.6	86.0	95℃热水
实施例4	60℃	0.01	0.8	93.5	122℃饱和水蒸汽
实施例5	70℃	0.05	0.9	100.2	122℃饱和水蒸汽
实施例6	40℃	0.003	0.2	60.3	95℃热水
实施例7	40℃	0.004	0.3	69.3	95℃热水
实施例8	40℃	0.008	0.5	81.5	95℃热水
实施例9	40℃	0.011	0.6	86.0	95℃热水

[0039] 表 2

[0040]

项目	脱除二氧化硫前烟气中的二氧化硫重量流量, 千克/小时	脱除二氧化硫后烟气中的二氧化硫重量流量, 千克/小时	烟气的二氧化硫脱除率
实施例1	2.12	0.17	91.98%
实施例2	2.35	0.15	93.62%
实施例3	2.52	0.12	95.24%
实施例4	3.01	0.11	96.35%
实施例5	3.86	0.11	97.15%
实施例6	2.35	0.19	91.91%
实施例7	2.35	0.17	92.77%
实施例8	2.35	0.13	94.47%
实施例9	2.35	0.12	94.89%

[0041] 表 3

[0042]

项目	每小时再生出的二氧化硫的量, 千克	水蒸汽的消耗量 (进入热水或水蒸汽重沸器14的水蒸汽的流量), 千克/小时	每再生出1千克二氧化硫, 水蒸汽的消耗量, 千克
实施例4	2.90	40.26	13.88
实施例5	3.75	53.38	14.23

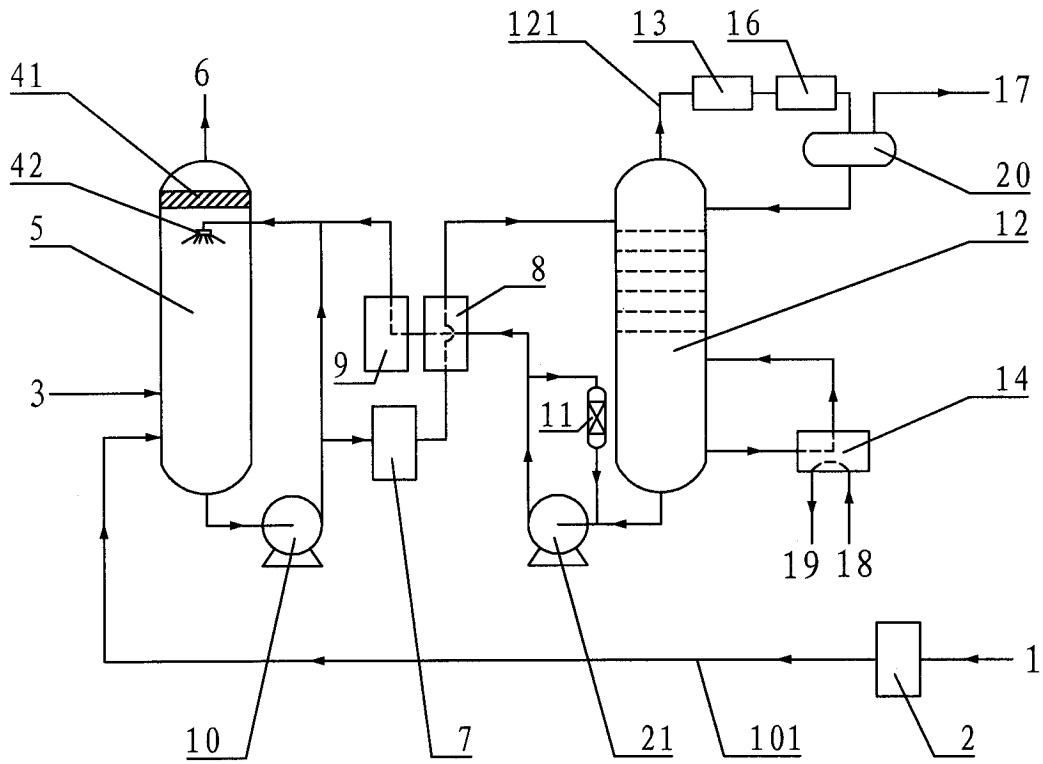


图 1

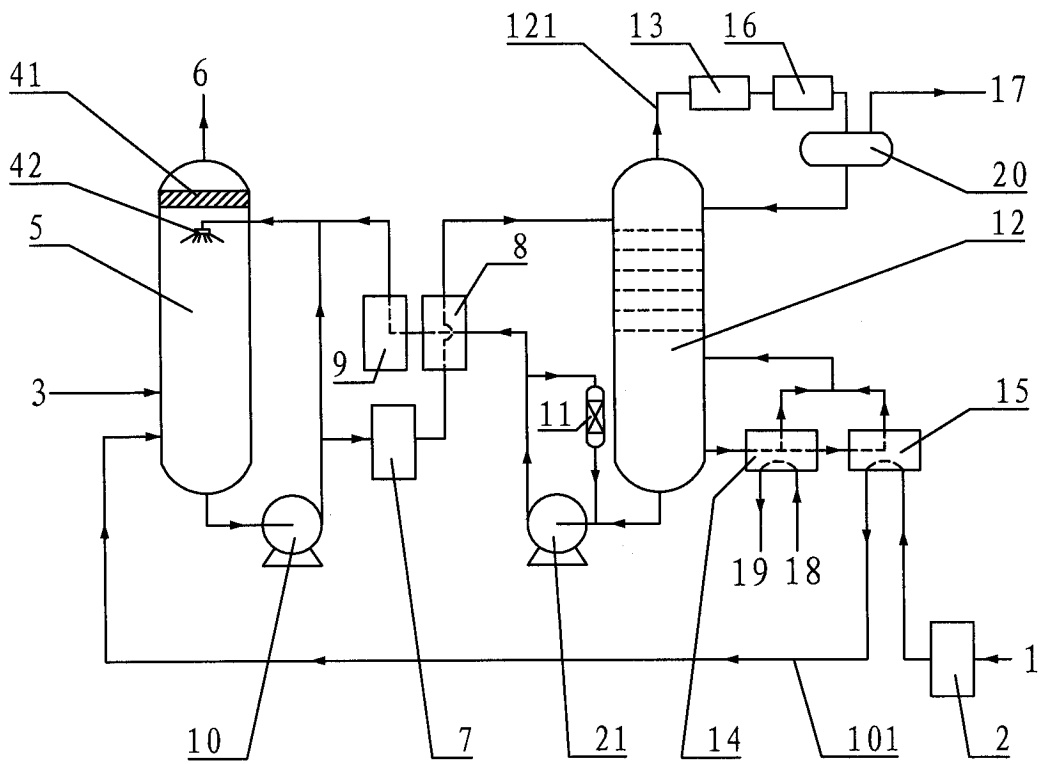


图 2

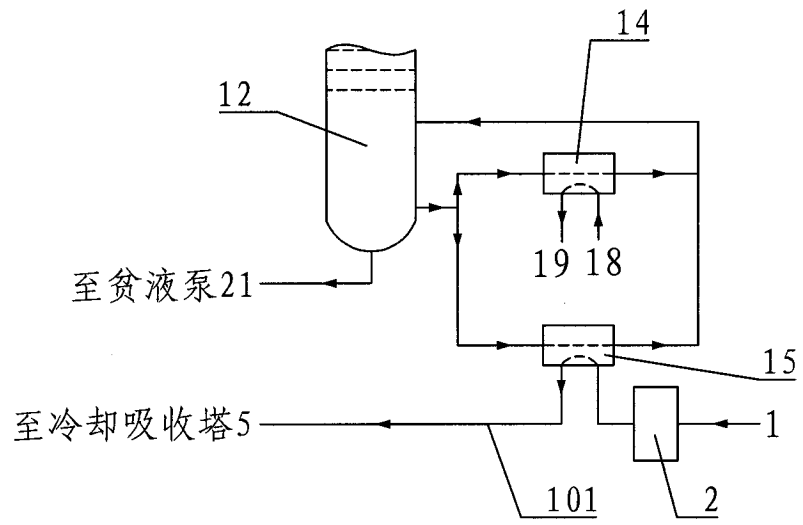


图 3

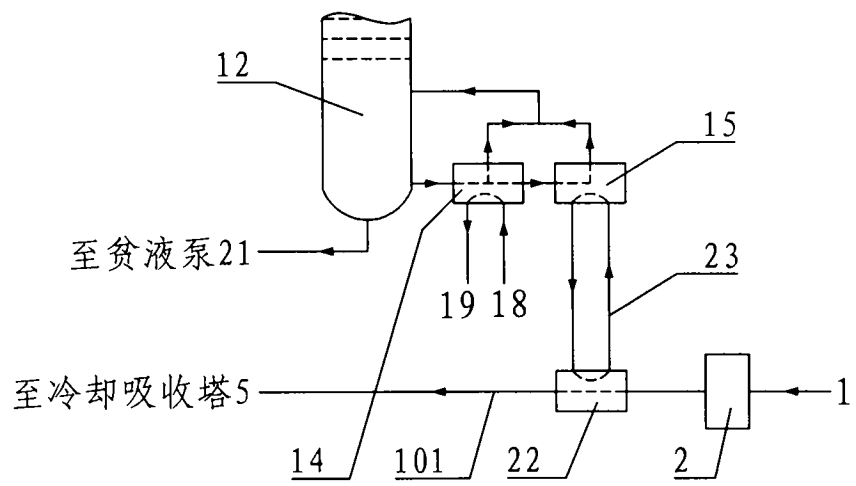


图 4