



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104629818 B

(45)授权公告日 2017.01.04

(21)申请号 201510054186.3

(22)申请日 2015.02.03

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 104629818 A

(43)申请公布日 2015.05.20

(73)专利权人 薛斌

地址 200900 上海市宝山区友谊路2858弄
68号202室

(72)发明人 薛斌

(74)专利代理机构 北京方安思达知识产权代理
有限公司 11472

代理人 徐淑东 王宇杨

(51)Int.Cl.

C10K 1/10(2006.01)

(56)对比文件

CN 101016485 A, 2007.08.15, 全文.

CN 101333464 A, 2008.12.31, 全文.

CN 102061197 A, 2011.05.18, 全文.

CN 103113928 A, 2013.05.22, 全文.

CN 104212497 A, 2014.12.17, 全文.

CN 203227406 U, 2013.10.09, 全文.

CN 203923122 U, 2014.11.05, 全文.

CN 204125434 U, 2015.01.28, 全文.

FR 2057503 A5, 1971.05.21, 全文.

US 4297330 A, 1981.10.27, 全文.

审查员 邓生富

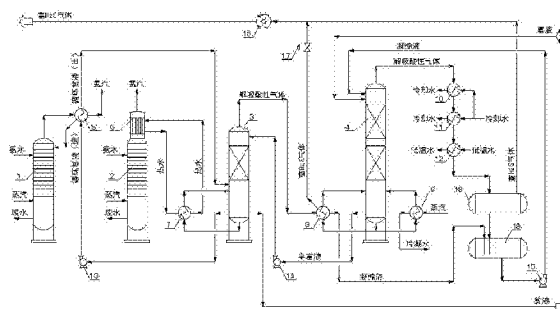
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54)发明名称

真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺及系
统

(57)摘要

本发明提供一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺及系统。本发明一方面采用多效蒸发技术,将第一级富液解吸产生的解吸气体作为第二级富液解吸的加热热源,从而提高能源的有效利用率,经济效益显著;同时,第二级解吸得到的半富液经第一级解吸进一步加热汽提。另一方面从降低装置能耗、提高能效的角度出发,整合工厂自身的低品位余热并最大限度的回收利用,将蒸氨塔产生的氨汽作为加热热源与脱硫富液解吸工艺相结合,形成具有明显高效和节能优势的真空碳酸盐法富液解吸工艺。本发明真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺在提高煤气硫化氢的脱除效率的同时,有效提高了能源的利用率。主要适用于煤化工行业采用真空碳酸盐法煤气脱硫领域。



1. 一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺, 其特征在于, 包括以下步骤:

A、富液在二级解吸塔内与上升蒸汽逆流接触得以加热、汽提后得到半富液, 所述半富液在一级解吸塔内与上升蒸汽逆流接触得以加热、汽提后得到贫液;

B、一级解吸塔解吸气体进入二级解吸塔再沸器, 以加热、汽化二级解吸塔底半富液;

C、一级解吸塔解吸气体在二级解吸塔再沸器中经半富液冷凝后, 形成凝缩液和不凝性气体, 所述凝缩液流入凝缩液槽, 送回二级解吸塔做回流液; 所述不凝性气体为富硫化氢气体, 由真空泵抽出;

D、蒸氨塔产生的氨汽作为富液解吸的热源, 所述氨汽进入氨汽冷凝冷却器或氨分缩器将贫液直接加热, 和/或通过氨汽与水换热产生热水加热贫液;

所述氨汽进入氨汽冷凝冷却器或氨分缩器将贫液直接加热包括以下步骤: 贫液用泵送到氨汽冷凝冷却器或氨分缩器, 贫液被氨汽加热后返回一级解吸塔塔底;

所述通过氨汽与水换热产生热水加热贫液包括以下步骤: 热水在氨汽冷凝冷却器或氨分缩器中被氨汽加热后, 进入一级解吸塔加热器以加热、汽化贫液;

E、二级解吸塔解吸气体进入酸汽冷凝器冷却。

2. 根据权利要求1所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺, 其特征在于, 所述富液为含硫化氢3~8g/L的脱硫富液, 所述贫液为含硫化氢0.4~0.7g/L的贫液。

3. 根据权利要求1所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺, 其特征在于, 所述步骤A中的一级解吸塔解吸气体压力为0.02~0.03MPa(A), 温度为65~67℃; 所述步骤A中的二级解吸塔解吸气体压力为0.01~0.02MPa(A), 温度为55~57℃。

4. 根据权利要求1所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺, 其特征在于, 所述步骤B中的二级解吸塔再沸器, 其进入的半富液温度为57~60℃。

5. 根据权利要求1所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺, 其特征在于, 所述步骤D中的氨汽冷凝冷却器或氨分缩器, 其进入的贫液温度为58~72℃, 被氨汽加热后贫液温度为65~80℃。

6. 根据权利要求1所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺, 其特征在于, 所述步骤D中的氨汽冷凝冷却器或氨分缩器, 其进入的热水温度为80~120℃, 被氨汽加热后热水温度为90~130℃。

7. 根据权利要求1所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺, 其特征在于, 所述步骤D中的一级解吸塔加热器, 其进入的贫液温度为58~72℃。

8. 根据权利要求1所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺, 其特征在于, 所述步骤E中二级解吸塔解吸气体依次进入串联的第一酸汽冷凝器和第二酸汽冷凝器被冷却水冷却降温, 所述进入第一酸汽冷凝器与第二酸汽冷凝器的冷却水是并联操作的。

9. 一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统, 其特征在于, 包括一级解吸塔、二级解吸塔、二级解吸塔再沸器、凝缩液槽、第一蒸氨塔、第二蒸氨塔和酸汽冷凝器系统;

所述二级解吸塔下端的半富液出口与一级解吸塔上端的半富液入口连接, 所述二级解吸塔顶端的解吸气体出口与酸汽冷凝器系统连接;

所述二级解吸塔再沸器冷媒入口与二级解吸塔下端的半富液出口连接, 所述二级解吸塔再沸器热媒入口与一级解吸塔顶部的解吸气体出口连接, 所述二级解吸塔再沸器热媒出口分别与凝缩液槽入口和真空泵连接, 所述凝缩液槽出口与二级解吸塔上端的凝缩液入口

连接；

所述第一蒸氨塔的氨汽出口与氨汽冷却器或氨分缩器连接，所述氨汽冷却器或氨分缩器能实现热媒氨汽与冷媒贫液的能量交换，加热贫液；

所述第二蒸氨塔的顶部设置有氨汽冷却器或氨分缩器，所述氨汽冷却器或氨分缩器能实现热媒氨汽和冷媒水的能量交换，得到热水；一级解吸塔加热器能实现热媒热水与冷媒贫液的能量交换，加热贫液。

10. 根据权利要求9所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统，其特征在于，所述酸汽冷凝器系统包括串联的第一酸汽冷凝器和第二酸汽冷凝器；所述第一酸汽冷凝器和第二酸汽冷凝器的冷媒为并联的冷水管路。

真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺及系统

技术领域

[0001] 本发明涉及脱硫富液双效解吸技术,尤其涉及一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺及系统。

背景技术

[0002] 目前,国内采用的真空碳酸盐法煤气脱硫工艺,是以碳酸盐(碳酸钠或碳酸钾)水溶液(即贫液)吸收煤气中的硫化氢,碳酸盐脱硫富液采用加热汽提的方法把硫化氢解吸出来。现有真空碳酸盐法脱硫富液解吸工艺,其实质还是传统的真空解吸,即富液在0.01-0.02MPa(A)压力下单级加热汽提,该工艺解吸效率较低,通常再生贫液中硫化氢含量为0.8-1.2g/L,导致煤气脱硫后硫化氢含量只能达到300-500mg/m³。且现有真空碳酸盐法脱硫富液解吸工艺加热汽提消耗很多热量,运行能耗高。虽然,曾有专利或文献对降低此脱硫工艺的能耗有所描述,但在脱硫富液解吸方面仍然存在明显不足。由于脱硫富液在解吸塔内采用以上升蒸汽加热、汽提的方式解吸硫化氢并使自身得以再生,这一再生方法需通过塔底再沸器提供大量汽化热以便汽化部分溶液作为上升蒸汽。因此,提高富液解吸效率的同时,需要消耗更多的热量成为制约真空碳酸盐法煤气脱硫工艺进一步发展的技术瓶颈,极大地阻碍了该工艺的推广应用。

[0003] 另一方面,现有煤化工企业的氨水采用蒸馏工艺进行处理。氨水进入蒸氨塔上部,在蒸氨塔内与上升蒸汽逆流接触而得以加热汽提。蒸氨塔顶产生的氨汽一般为100-140℃,在氨分缩器或氨汽冷凝冷却器中用28-35℃的冷却水冷却,凝缩后氨汽去下游工序回收氨产品。氨汽的低品位余热没有得到充分利用,且消耗大量冷却水,导致了能源的浪费。

发明内容

[0004] 本发明的目的在于,针对上述现有脱硫富液中硫化氢解吸能耗高,氨汽余热没有得到充分利用的问题,提出一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺,该工艺采用了多效蒸发技术,并将蒸氨塔产生的氨汽作为加热热源与脱硫富液解吸工艺相结合,在提高煤气硫化氢的脱除效率的同时,有效提高了能源的利用率。

[0005] 为实现上述目的,本发明采用的技术方案是:一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺,包括以下步骤:

[0006] A、富液在二级解吸塔内与上升蒸汽逆流接触得以加热、汽提后得到半富液,所述半富液在一级解吸塔内与上升蒸汽逆流接触得以加热、汽提后得到贫液;

[0007] B、一级解吸塔解吸气体进入二级解吸塔再沸器,以加热、汽化二级解吸塔底半富液,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽;

[0008] C、一级解吸塔解吸气体在二级解吸塔再沸器中经半富液冷凝后,形成凝缩液和不凝性气体,所述凝缩液流入凝缩液槽,(用泵)送回二级解吸塔做回流液;所述不凝性气体为富硫化氢气体,由真空泵抽出;

[0009] D、蒸氨塔产生的氨汽作为富液解吸的热源,所述氨汽进入氨汽冷凝冷却器或氨分

缩器将贫液直接加热,和/或通过氨汽与水换热产生热水加热贫液;

[0010] 所述氨汽进入氨汽冷凝冷却器或氨分缩器将贫液直接加热包括以下步骤:贫液用泵送到氨汽冷凝冷却器或氨分缩器,贫液被氨汽加热后返回一级解吸塔塔底,闪蒸产生富液解吸时所需要的上升蒸汽;

[0011] 所述通过氨汽与水换热产生热水加热贫液包括以下步骤:热水在氨汽冷凝冷却器或氨分缩器中被氨汽加热后,进入一级解吸塔加热器以加热并汽化贫液;

[0012] E、二级解吸塔解吸气体进入酸汽冷凝器冷却。

[0013] 进一步地,所述富液为含硫化氢3~8g/L的脱硫富液,所述贫液为含硫化氢0.4~0.7g/L的贫液。

[0014] 进一步地,所述步骤A中的一级解吸塔解吸气体压力为0.02~0.03MPa(A),温度为65~67℃;所述步骤A中的二级解吸塔解吸气体压力为0.01~0.02MPa(A),温度为55~57℃。

[0015] 进一步地,所述步骤B中的二级解吸塔再沸器,其进入的半富液温度为57~60℃。

[0016] 进一步地,所述步骤D中的氨汽冷凝冷却器或氨分缩器,其进入的贫液温度为58~72℃,被氨汽加热后贫液温度为65~80℃。

[0017] 进一步地,所述步骤D中的氨汽冷凝冷却器或氨分缩器,其进入的热水温度为80~120℃,被氨汽加热后热水温度为90~130℃。

[0018] 进一步地,所述步骤D中的一级解吸塔加热器,其进入的贫液温度为58~72℃;

[0019] 进一步地,所述步骤E中二级解吸塔解吸气体依次进入串联的第一酸汽冷凝器和第二酸汽冷凝器,被冷却水冷却降温,所述进入第一酸汽冷凝器与第二酸汽冷凝器的冷却水是并联操作的;所述冷却水温度为25~35℃。

[0020] 本发明的另一个目的还提供了一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统,该系统结构简单、合理、紧凑,能有效实现真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸。

[0021] 为实现上述目的,本发明采用的技术方案是:一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统,包括一级解吸塔、二级解吸塔、二级解吸塔再沸器、凝缩液槽、第一蒸氨塔、第二蒸氨塔和酸汽冷凝器系统;

[0022] 所述二级解吸塔下端的半富液出口与一级解吸塔上端的半富液入口连接,所述二级解吸塔顶端的解吸气体出口与酸汽冷凝器系统连接;

[0023] 所述二级解吸塔再沸器冷媒入口与二级解吸塔下端的半富液出口连接,所述二级解吸塔再沸器热媒入口与一级解吸塔顶部的解吸气体出口连接,所述二级解吸塔再沸器热媒出口分别与凝缩液槽入口和真空泵连接,所述凝缩液槽出口与二级解吸塔上端的凝缩液入口连接;

[0024] 所述第一蒸氨塔的氨汽出口与氨汽冷却器或氨分缩器连接,所述氨汽冷却器或氨分缩器能实现热媒氨汽与冷媒贫液的能量交换,加热贫液。

[0025] 所述第一蒸氨塔的氨汽出口与氨汽冷却器或氨分缩器热媒入口连接,所述氨汽冷却器或氨分缩器热媒出口与第一蒸氨塔的入口连接,所述氨汽冷却器或氨分缩器冷媒入口与一级解吸塔下端的贫液出口连接,所述氨汽冷却器或氨分缩器出口与一级解吸塔的贫液入口连接;

[0026] 所述第二蒸氨塔的顶部设置有氨汽冷却器或氨分缩器,所述氨汽冷却器或氨分缩

器能实现热媒氨汽和冷媒水的能量交换,得到热水;一级解吸塔加热器能实现热媒热水与冷媒贫液的能量交换,加热贫液。

[0027] 进一步地,所述酸汽冷凝器系统包括串联的第一酸汽冷凝器和第二酸汽冷凝器;所述第一酸汽冷凝器和第二酸汽冷凝器的冷媒为并联的冷水管路。

[0028] 本发明真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺步骤科学、合理,与现有技术相比较具有以下优点:

[0029] (1)本发明采用多效蒸发技术,将第一级富液解吸产生的解吸气体作为第二级富液解吸的加热热源,从而提高能源的有效利用率,经济效益显著;同时,第二级解吸得到的半富液(再生溶液)经第一级解吸进一步加热汽提。现有技术中碳酸盐脱硫富液在0.01-0.02MPa(A)压力下单级加热汽提,再生贫液中硫化氢含量为0.8-1.2g/L。用该贫液洗涤煤气,煤气硫化氢含量只能达到300-500mg/m³。本发明真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺,富液在0.01-0.02MPa(A)压力下加热汽提得到的再生溶液再经过0.02-0.03MPa(A)压力下的进一步加热汽提,再生贫液含硫化氢降低至0.4-0.7g/L,富液中硫化氢的解吸效率提高8-10%。与现有技术相比,可使脱硫后煤气中的硫化氢含量降低到100-200mg/m³,有效提高了煤气硫化氢的脱除效率,环境效益明显;

[0030] (2)本发明从降低装置能耗、提高能效的角度出发,整合工厂自身的低品位余热并最大限度的回收利用,将蒸氨塔产生的氨汽作为加热热源与脱硫富液解吸工艺相结合,形成具有明显高效和节能优势的真空碳酸盐法。氨水蒸馏工艺中,蒸氨塔顶产生的氨汽一般为100-140℃,在氨分缩器或氨汽冷凝冷却器中用28-35℃的冷却水冷却,氨汽的低品位余热没有得到充分利用,且消耗大量冷却水。例如,处理1吨氨水需消耗2.5-3.5吨冷却水。本发明将氨汽作为富液解吸的热源,用碳酸盐溶液或热水代替28-35℃的冷却水,氨汽将贫液直接加热,或通过产生热水以加热贫液,则处理1吨氨水可以使富液获得45-50kW的热量。对于处理100吨氨水,从氨汽回收的热量相当于7-8吨0.6MPa饱和蒸汽所提供的热量。本发明真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺有效提高了能源利用率。

[0031] (3)现有工艺中,第一酸汽冷凝器(上)和第二酸汽冷凝器(下)的冷却水是串联操作的,即冷却水先进入第二酸汽冷凝器被加热升温3-7℃后,再进入第一酸汽冷凝器。但是,65-75%的解吸气体是需要第一酸汽冷凝器中被冷凝的,由于冷却水温度偏高,常常使解吸气体冷凝效率下降、气相阻力增高,不利于达到需要的真空度,导致富液解吸效率降低。本发明第一酸汽冷凝器与第二酸汽冷凝器的冷却水是并联操作的,即管网送来的25-35℃冷却水不再经过第二酸汽冷凝器,而是直接进入第一酸汽冷凝器。这样可有效提高解吸气体冷凝效率,保证解吸压力稳定。

[0032] (4)本发明一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统结构简单、合理、紧凑,能有效实现真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺。

附图说明

[0033] 图1为本发明真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺的流程图。

[0034] 其中附图标记分别为:

[0035] 1-第一蒸氨塔;2-第二蒸氨塔;3-一级解吸塔;4-二级解吸塔;5-氨汽冷凝冷却器;6-氨分缩器;7-一级解吸塔加热器;8-二级解吸塔再沸器;9-二级解吸塔加热器;10-第一酸

汽冷凝器;11-第二酸汽冷凝器;12-第三酸汽冷却器;13-贫液泵;14-半富液泵;15-凝缩液泵;16-真空泵;17-减压阀;18-气液分离器;19-凝缩液槽。

具体实施方式

[0036] 以下结合实施例对本发明进一步说明:

[0037] 实施例1:

[0038] 本实施例公开了一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺,该工艺采用焦化厂焦炉煤气真空碳酸钾法脱硫富液为例。

[0039] 本实施例真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺采用如附图1所示的真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统。

[0040] 所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统包括一级解吸塔3、二级解吸塔4、二级解吸塔再沸器8、凝缩液槽19、第一蒸氨塔1、第二蒸氨塔2和酸汽冷凝器系统;

[0041] 所述二级解吸塔4下端的半富液出口通过半富液泵14与一级解吸塔3上端的半富液入口连接,所述二级解吸塔4顶端的解吸气体出口与酸汽冷凝器系统连接;

[0042] 所述二级解吸塔再沸器8冷媒入口与二级解吸塔4下端的半富液出口连接,所述二级解吸塔再沸器8热媒入口与一级解吸塔3顶部的解吸气体出口连接,所述二级解吸塔再沸器8热媒出口分别与凝缩液槽19入口和真空泵16连接,所述凝缩液槽19出口通过凝缩液泵15与二级解吸塔4上端的凝缩液入口连接;

[0043] 所述第一蒸氨塔1的氨汽出口与氨汽冷却器5连接,所述氨汽冷却器或氨分缩器能实现热媒氨汽与冷媒贫液的能量交换,加热贫液。

[0044] 所述第一蒸氨塔1的氨汽出口与氨汽冷却器5热媒入口连接,所述氨汽冷却器5热媒出口与第一蒸氨塔1的入口连接,所述氨汽冷却器5冷媒入口与一级解吸塔3下端的贫液出口连接,所述氨汽冷却器5出口与一级解吸塔3的贫液入口连接;

[0045] 所述第二蒸氨塔2的顶部设置有氨分缩器6,所述氨分缩器6能实现热媒氨汽和冷媒水的能量交换,得到热水;一级解吸塔加热器7能实现热媒热水与冷媒贫液的能量交换,加热贫液。

[0046] 所述酸汽冷凝器系统包括串联的第一酸汽冷凝器10、第二酸汽冷凝器11和第三酸汽冷凝器12,所述第一酸汽冷凝器10和第二酸汽冷凝器11的冷媒为并联的冷水管路。所述第一酸汽冷凝器10和第二酸汽冷凝器11的冷却水温度为25~35℃;所述第三酸汽冷凝器12的冷却水为16℃。

[0047] 本实施例真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺包括以下步骤:

[0048] 从脱硫单元来的含硫化氢5g/L的碳酸钾脱硫富液自二级解吸塔4上部进入,在二级解吸塔4塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含有的硫化氢并使其得以再生。二级解吸塔4塔底得到碳酸钾半富液,用半富液泵14抽出并送入一级解吸塔3上部,在一级解吸塔3塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含有的硫化氢并使其得以再生。一级解吸塔3塔底得到含硫化氢0.45g/L的碳酸钾贫液返回脱硫单元循环使用。

[0049] 二级解吸塔4塔底的碳酸钾半富液循环进入二级解吸塔加热器9中,被蒸汽加热、汽化,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。一级解吸塔3塔顶产生0.025MPa(A)、66℃的解吸

气体进入二级解吸塔再沸器8中,冷却至64℃左右开始冷凝放出大量潜热,将再沸器中60℃的碳酸钾半富液加热、汽化,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。

[0050] 一级解吸塔3塔底的70℃碳酸钾贫液用贫液泵13抽出送到氨汽冷凝冷却器5中,被来自第一蒸氨塔1的氨汽加热到78℃后返回一级解吸塔3塔底闪蒸产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。

[0051] 二级解吸塔4塔顶产生0.015MPa(A)、57℃的解吸气体依次进入第一酸汽冷凝器10和第二酸汽冷凝器11,在此被32℃冷却水冷却、冷凝。冷却后气体和凝缩液一同进入第三酸汽冷却器12被16℃低温水冷却到33℃,进入气液分离器18。分离后除去液滴的富硫化氢气体用真空泵16抽出送至硫酸生产单元;分离的凝缩液流入凝缩液槽19,再用凝缩液泵15送至解吸塔做回流液。

[0052] 一级解吸塔解吸气体在二级解吸塔再沸器8中被半富液冷凝后形成凝缩液和不凝性气体。凝缩液流入凝缩液槽19;不凝性气体为富硫化氢气体,经减压阀17减压至0.01MPa(A)后,与二级解吸产生的富硫化氢气体一起由真空泵16抽出。

[0053] 氨水进入第一蒸氨塔1上部,第一蒸氨塔1下部通入蒸汽。氨水在第一蒸氨塔1塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中的氨。第一蒸氨塔1塔底得到氨含量符合要求的废水;第一蒸氨塔1塔顶产生的103℃氨汽进入氨汽冷凝冷却器5中被碳酸钾循环贫液冷却,冷却到98℃的氨汽去后续单元,氨汽冷却产生的凝缩液回流入第一蒸氨塔1塔顶。

[0054] 氨水进入第二蒸氨塔2上部,第二蒸氨塔2下部通入蒸汽。氨水在第二蒸氨塔2塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中的氨。第二蒸氨塔2塔底得到氨含量符合要求的废水;第二蒸氨塔2塔顶产生的105℃氨汽进入氨分缩器6中被热水冷却,冷却到99℃的氨汽去后续单元,氨汽冷却产生的凝缩液回流入第二蒸氨塔2顶部。进入氨分缩器的热水温度80℃,被氨汽加热后温度达到92℃,去一级解吸塔加热器7加热贫液。

[0055] 实施例2

[0056] 本实施例公开了一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺,该工艺采用焦化厂焦炉煤气真空碳酸钾法脱硫富液。采用的解吸系统与实施例1基本相同,不同的是所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统仅设置有第一蒸氨塔1,没有第二蒸氨塔2。

[0057] 本实施例真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺包括以下步骤:

[0058] 从脱硫单元来的含硫化氢5g/L的碳酸钾脱硫富液自二级解吸塔4上部进入,在二级解吸塔4与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含有的硫化氢并使其得以再生。二级解吸塔4底得到碳酸钾半富液,用半富液泵14抽出并送入一级解吸塔3上部,在一级解吸塔3内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含有的硫化氢并使其得以再生。一级解吸塔3底得到含硫化氢0.45g/L的碳酸钾贫液返回脱硫单元循环使用。

[0059] 二级解吸塔4底的碳酸钾半富液循环进入二级解吸塔加热器9中,被蒸汽加热、汽化,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。一级解吸塔3顶产生0.025MPa(A)、66℃的解吸气体进入二级解吸塔再沸器8中,冷却至64℃左右开始冷凝放出大量潜热,将再沸器中60℃的碳酸钾半富液加热、汽化,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。

[0060] 一级解吸塔3底的70℃碳酸钾贫液用贫液泵13抽出送到氨汽冷凝冷却器5中,被来

自第一蒸氨塔1的氨汽加热到78℃后返回一级解吸塔3底闪蒸产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。

[0061] 二级解吸塔顶产生0.015MPa(A)、57℃的解吸气体依次进入第一酸汽冷凝器10和第二酸汽冷凝器11,在此被32℃冷却水冷却、冷凝。冷却后气体和凝缩液一同进入第三酸汽冷却器12被16℃低温水冷却到33℃,进入气液分离器18。分离后除去液滴的富硫化氢气体用真空泵16抽出送至硫酸生产单元;分离的凝缩液流入凝缩液槽19,再用凝缩液泵15送至解吸塔做回流液。

[0062] 一级解吸塔解吸气体在二级解吸塔再沸器8中被半富液冷凝后形成凝缩液和不凝性气体。凝缩液流入凝缩液槽19;不凝性气体为富硫化氢气体,经减压阀17减压至0.01MPa(A)后,与二级解吸产生的富硫化氢气体一起由真空泵16抽出。

[0063] 氨水进入第一蒸氨塔1上部,第一蒸氨塔1下部通入蒸汽。氨水在第一蒸氨塔1内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中的氨。第一蒸氨塔1塔底得到氨含量符合要求的废水;第一蒸氨塔1塔顶产生的103℃氨汽进入氨汽冷凝冷却器5中被碳酸钾循环贫液冷却,冷却到98℃的氨汽去后续单元,氨汽冷却产生的凝缩液回流入第一蒸氨塔1塔顶。

[0064] 实施例3:

[0065] 本实施例公开了一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺,该工艺采用焦化厂焦炉煤气真空碳酸钾法脱硫富液。该工艺采用的解吸系统与实施例1基本相同,不同的是所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统仅设置有第二蒸氨塔2,没有第一蒸氨塔1。

[0066] 本实施例真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺包括以下步骤:

[0067] 从脱硫单元来的含硫化氢6g/L的碳酸钾脱硫富液自二级解吸塔4上部进入,在二级解吸塔4塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含有的硫化氢并使其得以再生。二级解吸塔4塔底得到碳酸钾半富液,用半富液泵14抽出并送入一级解吸塔3上部,在一级解吸塔3塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含有的硫化氢并使其得以再生。一级解吸塔3得到含硫化氢0.5g/L的碳酸钾贫液返回脱硫单元循环使用。

[0068] 二级解吸塔4塔底的碳酸钾半富液循环进入二级解吸塔加热器9中,被蒸汽加热、汽化,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。一级解吸塔3塔顶产生0.03MPa(A)、67℃的解吸气体进入二级解吸塔再沸器8中,冷却至66℃左右开始冷凝放出大量潜热,将再沸器中58℃的碳酸钾半富液加热、汽化,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。

[0069] 一级解吸塔3塔底的72℃碳酸钾贫液循环进入一级解吸塔加热器7中,被来自氨分缩器6的热水加热、汽化,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。

[0070] 二级解吸塔4塔顶产生0.013MPa(A)、56℃的解吸气体依次进入第一酸汽冷凝器10和第二酸汽冷凝器11,在此被30℃冷却水冷却、冷凝。冷却后气体和凝缩液一同进入第三酸汽冷却器12被16℃低温水冷却到35℃,进入气液分离器18。分离后除去液滴的富硫化氢气体用真空泵16抽出送至克劳斯生产单元;分离的凝缩液流入凝缩液槽19,再用凝缩液泵15送至解吸塔做回流液。

[0071] 一级解吸塔解吸气体在二级解吸塔再沸器8中被半富液冷凝后形成凝缩液和不凝性气体。凝缩液流入凝缩液槽19;不凝性气体为富硫化氢气体,经减压阀17减压至0.01MPa

(A)后,与二级解吸产生的富硫化氢气体一起由真空泵16抽出。

[0072] 氨水进入第二蒸氨塔2上部,第二蒸氨塔2下部通入蒸汽。氨水在第二蒸氨塔2塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中的氨。第二蒸氨塔2塔底得到氨含量符合要求的废水;第二蒸氨塔2塔顶产生的105℃氨汽进入氨分缩器6中被热水冷却,冷却到99℃的氨汽去后续单元,氨汽冷却产生的凝缩液回流入第二蒸氨塔顶部。进入氨分缩器的热水温度80℃,被氨汽加热后温度达到92℃,去一级解吸塔加热器加热贫液。

[0073] 实施例4:

[0074] 本实施例公开了一种真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺,该工艺采用焦化厂焦炉煤气真空碳酸钠法脱硫富液。采用的解吸系统与实施例1基本相同,不同的是所述真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸系统仅设置有第一蒸氨塔1,没有第二蒸氨塔2。

[0075] 本实施例真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺包括以下步骤:

[0076] 从脱硫单元来的含硫化氢5.5g/L的碳酸钠脱硫富液自二级解吸塔4上部进入,在二级解吸塔4塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含有的硫化氢并使其得以再生。二级解吸塔4塔底得到碳酸钠半富液,用半富液泵14抽出并送入一级解吸塔3上部,在一级解吸塔3塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中所含有的硫化氢并使其得以再生。一级解吸塔3塔底得到含硫化氢0.55g/L的碳酸钠贫液返回脱硫单元循环使用。

[0077] 二级解吸塔4塔底的碳酸钠半富液循环进入二级解吸塔加热器9中,被蒸汽加热、汽化,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。一级解吸塔3塔顶产生0.022MPa(A)、65℃的解吸气体进入二级解吸塔再沸器8中,冷却至63℃左右开始冷凝放出大量潜热,将再沸器中59℃的碳酸钠半富液加热、汽化,产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。

[0078] 一级解吸塔3塔底的68℃碳酸钠贫液用贫液泵13抽出送到氨汽冷凝冷却器5中,被来自第一蒸氨塔1的氨汽加热到75℃后返回一级解吸塔3塔底闪蒸产生富液解吸时所需要的上升蒸汽。

[0079] 二级解吸塔4塔顶产生0.014MPa(A)、55℃的解吸气体依次进入第一酸汽冷凝器10和第二酸汽冷凝器11,在此被28℃冷却水冷却、冷凝。冷却后气体和凝缩液一同进入第三酸汽冷却器12被16℃低温水冷却到37℃,进入气液分离器18。分离后除去液滴的富硫化氢气体用真空泵16抽出送至硫酸生产单元;分离的凝缩液流入凝缩液槽19,再用凝缩液泵15送至解吸塔做回流液。

[0080] 一级解吸塔解吸气体在二级解吸塔再沸器8中被半富液冷凝后形成凝缩液和不凝性气体。凝缩液流入凝缩液槽19;不凝性气体为富硫化氢气体,经减压阀17减压至0.01MPa(A)后,与二级解吸产生的富硫化氢气体一起由真空泵16抽出。

[0081] 氨水进入第一蒸氨塔1上部,第一蒸氨塔1下部通入蒸汽。氨水在第一蒸氨塔1塔内与上升蒸汽进行逆流接触,通过加热、汽提作用以解吸出其中的氨。第一蒸氨塔1塔底得到氨含量符合要求的废水;第一蒸氨塔1塔顶产生的125℃氨汽进入氨汽冷凝冷却器5中被碳酸钠循环贫液冷却,冷却到110℃的氨汽去后续单元,氨汽冷却产生的凝缩液回流入第一蒸氨塔顶部。

[0082] 本发明不局限于上述实施例所记载的真空碳酸盐法脱硫富液双效解吸工艺及系统,其中富液、贫液浓度的改变,反应器内压力的改变、及其他工艺条件的改变均在本发明

的保护范围之内。

[0083] 最后应说明的是：以上各实施例仅用以说明本发明的技术方案，而非对其限制；尽管参照前述各实施例对本发明进行了详细的说明，本领域的普通技术人员应当理解：其依然可以对前述各实施例所记载的技术方案进行修改，或者对其中部分或者全部技术特征进行等同替换；而这些修改或者替换，并不使相应技术方案的本质脱离本发明各实施例技术方案的范围。

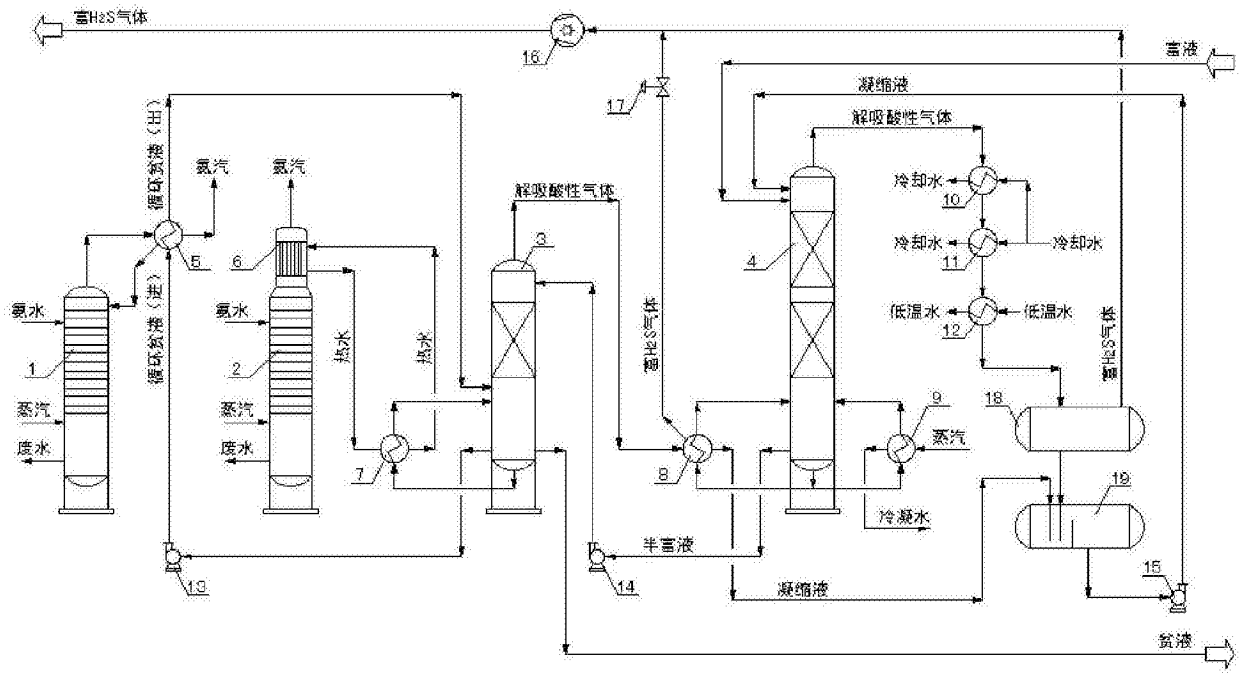


图1