(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 109999618 A
(43)申请公布日 2019.07.12

(21)申请号 201910340516.3

(22)申请日 2019.04.25

(71)申请人 华能国际电力股份有限公司
地址 100031 北京市西城区复兴门南大街丙2号
申请人 中国华能集团清洁能源技术研究院有限公司

(72)发明人 郭东方 汪世清 王金意 刘练波 郜时旺

(74)专利代理机构 西安通大专利代理有限责任公司 61200
代理人 徐文权

(51)Int.Cl.
B01D 53/18(2006.01)

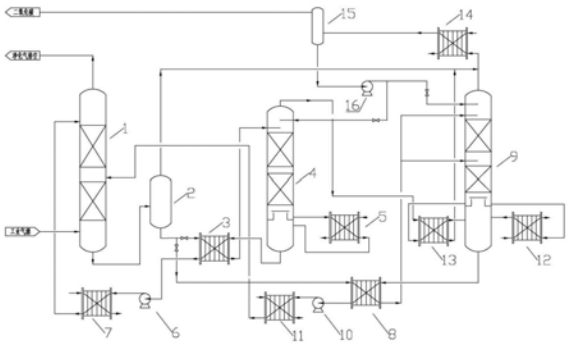
权利要求书2页 说明书4页 附图1页

(54)发明名称

一种中高压气源中二氧化碳的分离系统及方法

(57)摘要

本发明提供的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统及方法，来自吸收塔的CO_2富液通过闪蒸、高压解吸、低压解吸等方式逐级减压再生，充分利用了CO_2气源的压力较高的特点，减少了外来热耗的输入；满足了低能耗和低成本要求；高压解吸塔塔顶的高温解吸气通入低压解吸塔的再沸器，用作加热解吸的热源，减少了低压解吸塔所需的外来热耗，同时降低了解吸气冷却器的冷却水消耗量；来自高压解吸塔和低压解吸塔的贫液和半贫液分别从吸收塔上段填料和中段填料进入，有助于保持塔身各处反应温度较为均匀，避免局部温度过高，减少吸收剂降解和损耗；本发明充分利用了CO_2气源的压力较高的特点，减少了外来热耗的输入；满足了低能耗和低成本要求。



CN 109999618 A

1.一种中高压气源中二氧化碳的分离系统,其特征在于,包括吸收塔(1)、闪蒸罐(2)、高压解吸塔(4)、高压解吸再沸器(5)、低压解吸塔(9)、贫液换热设备、半贫液换热设备、第二低压解吸再沸器(13)、解吸气冷却器(14)和气液分离罐(15),其中,吸收塔(1)的底部CO_2富液出口连接闪蒸罐(2)的入口,闪蒸罐(2)的顶部解吸气体出口通过解吸气冷却器(14)连接气液分离罐(15)的入口;

闪蒸罐(2)的底部液相出口分为两路,一路连接高压解吸塔(4)的入口;另一路连接低压解吸塔(9)的入口;

高压解吸塔(4)的底部热贫液出口通过贫液换热设备连接吸收塔(1)的顶部入口;高压解吸塔(4)的顶部解吸气体出口依次通过第二低压解吸再沸器(13)和解吸气冷却器(14)连接气液分离罐(15)的入口;

高压解吸塔(4)连接高压解吸再沸器(5);

低压解吸塔(9)的底部半贫液出口通过半贫液换热设备连接吸收塔(1)的中部入口;低压解吸塔(9)的顶部解吸气体出口通过解吸气冷却器(14)连接气液分离罐(15)的入口;

低压解吸塔(9)连接第二低压解吸再沸器(13);

气液分离器(15)的底部冷凝液出口分别连接高压解吸塔(4)和低压解吸塔(9)的入口,气液分离器(15)的顶部设置有CO_2产品气出口;

吸收塔(1)的顶部设置有净化气出口。

2.根据权利要求1所述的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统,其特征在于,贫液换热设备包括贫液换热器(3)和贫液冷却器(7),其中,闪蒸罐(2)底部液相出口的一路连接贫液换热器(3)的冷端入口,贫液换热器(3)的冷端出口连接高压解吸塔(4)的入口;高压解吸塔(4)的底部热贫液出口连接贫液换热器(3)的热端入口,贫液换热器(3)的热端出口通过贫液冷却器(7)连接吸收塔(1)的顶部入口。

3.根据权利要求2所述的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统,其特征在于,贫液换热器(3)的热端出口与贫液冷却器(7)之间设置有贫液泵(6)。

4.根据权利要求1所述的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统,其特征在于,半贫液换热设备包括半贫液换热器(8)和半贫液换热器(11),其中,闪蒸罐(2)底部液相出口的另一路连接半贫液换热器(8)的冷端入口,半贫液换热器(8)的冷端出口连接低压解吸塔(9)的入口;低压解吸塔(9)的底部热贫液出口连接半贫液换热器(8)的热端入口,半贫液换热器(8)的热端出口通过半贫液换热器(11)连接吸收塔(1)的中部入口。

5.根据权利要求4所述的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统,其特征在于,半贫液换热器(8)的热端出口和半贫液换热器(11)之间设置有半贫液泵(10)。

6.根据权利要求1所述的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统,其特征在于,高压解吸再沸器(5)连接外接热源设备。

7.根据权利要求1所述的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统,其特征在于,低压解吸塔(9)还分别连接有第一低压解吸再沸器(12),第一低压解吸再沸器(12)连接外接热源设备。

8.一种中高压气源中二氧化碳的分离方法,其特征在于,基于权利要求1所述的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统,包括以下步骤:

含有CO_2的工业气从吸收塔(1)的下部进入吸收塔与从不同位置加入的贫液、半贫液逆

流接触，完成吸收脱除CO_2过程，脱除CO_2后的净化气从吸收塔(1)顶部排出；

吸收塔(1)的底部排出的CO_2富液进入闪蒸罐(2)进行初步减压解吸，闪蒸罐(2)顶部排出的解吸气体经过解吸气冷却器(14)进入气液分离罐(15)；

闪蒸罐(2)底部的排出液相分两路，一路进入高压解吸塔(4)进行解吸，另一部进入低压解吸塔(9)进行解吸；

高压解吸塔(4)底部的热贫液通过贫液换热设备进行降温，之后送往吸收塔(1)的顶部循环使用；

高压解吸塔(4)通过高压解吸再沸器(5)加热，其塔顶的解吸气体依次进入第二低压解吸再沸器(13)、解吸气冷却器(14)进一步冷凝后进入气液分离器(15)；

低压解吸塔(9)通过第二低压解吸再沸器(13)加热，其底部的半贫液经半贫液换热设备进行降温，之后返回吸收塔(1)的中部循环使用；

低压解吸塔(9)塔顶的解吸气体经解吸气冷却器(14)进一步冷凝后进入气液分离器(15)；

气液分离器(15)底部的冷凝液分别返回高压解吸塔(4)和低压解吸塔(9)；气液分离器(15)上部的气体出口为CO_2产品气。

一种中高压气源中二氧化碳的分离系统及方法

技术领域

[0001] 本发明属于气体分离技术、二氧化碳减排技术领域，具体涉及一种中高压气源中二氧化碳的分离系统及方法。

背景技术

[0002] 全球气候变化已经严重威胁到人类社会、生存环境以及经济的可持续发展。2013年，政府间气候变化专门委员会(IPCC)发布的“第五次气候变化评估报告”指出，温室气体浓度的增加是气候变化的主要驱动因子，CO_2是对温升效应贡献最大的温室气体，控制气候变化需要大幅度和持续地减少CO_2排放。2018年，IPCC再次对全球气候变暖提出严重警告，CO_2排放控制刻不容缓，并将全球气候升温目标从控制在工业化前水平2℃以内提高到控制在1.5℃以内。

[0003] 燃煤电厂是我国CO_2集中稳定的排放源，约占全国CO_2总排放量的35％。此外，合成氨、制氢、煤气化、煤化工等工业领域也存在大量CO_2捕集或分离过程。相比燃煤电厂烟道气，这些领域的脱碳工序所需处理的气体压力高(2MPa～5MPa)，CO_2浓度高(25～60％)。传统常压CO_2分离工艺一般通过低温吸收、高温解吸的方法实现CO_2脱除，或者通过热泵、机械蒸汽再压缩等手段回收部分热量，达到节能降耗的目的。但对于中高压CO_2气源来说，常压CO_2分离工艺无法充分利用中高压气源特点，很难充分满足其低能耗和低成本要求。

发明内容

[0004] 本发明的目的在于提供一种中高压气源中二氧化碳的分离系统及方法，解决了现有的常压CO_2分离工艺无法实现中高压CO_2的脱除。

[0005] 为了达到上述目的，本发明采用的技术方案是：

[0006] 本发明提供的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统，包括吸收塔、闪蒸罐、高压解吸塔、高压解吸再沸器、低压解吸塔、贫液换热设备、半贫液换热设备、第二低压解吸再沸器、解吸气冷却器和气液分离罐，其中，吸收塔的底部CO_2富液出口连接闪蒸罐的入口，闪蒸罐的顶部解吸气体出口通过解吸气冷却器连接气液分离罐的入口；

[0007] 闪蒸罐的底部液相出口分为两路，一路连接高压解吸塔的入口；另一路连接低压解吸塔的入口；

[0008] 高压解吸塔的底部热贫液出口依次通过第二低压解吸再沸器和贫液换热设备连接吸收塔的顶部入口；高压解吸塔的顶部解吸气体出口通过解吸气冷却器连接气液分离罐的入口；

[0009] 高压解吸塔连接高压解吸再沸器；

[0010] 低压解吸塔的底部半贫液出口通过半贫液换热设备连接吸收塔的中部入口；低压解吸塔的顶部解吸气体出口通过解吸气冷却器连接气液分离罐的入口；

[0011] 低压解吸塔连接第二低压解吸再沸器；

[0012] 气液分离器的底部冷凝液出口分别连接高压解吸塔和低压解吸塔的入口，气液分

离器的顶部设置有CO_2产品气出口；

[0013] 吸收塔的顶部设置有净化气出口。

[0014] 优选地，贫液换热设备包括贫液换热器和贫液冷却器，其中，闪蒸罐底部液相出口的一路连接贫液换热器的冷端入口，贫液换热器的冷端出口连接高压解吸塔的入口；高压解吸塔的底部热贫液出口连接贫液换热器的热端入口，贫液换热器的热端出口通过贫液冷却器连接吸收塔的顶部入口。

[0015] 优选地，贫液换热器的热端出口与贫液冷却器之间设置有贫液泵。

[0016] 优选地，半贫液换热设备包括半贫液换热器和半贫液换热器，其中，闪蒸罐底部液相出口的另一路连接半贫液换热器的冷端入口，半贫液换热器的冷端出口连接低压解吸塔的入口；低压解吸塔的底部热贫液出口连接半贫液换热器的热端入口，半贫液换热器的热端出口通过半贫液换热器连接吸收塔的中部入口。

[0017] 优选地，半贫液换热器的热端出口和半贫液换热器之间设置有半贫液泵。

[0018] 优选地，高压解吸再沸器连接外接热源设备。

[0019] 优选地，低压解吸塔还分别连接有第一低压解吸再沸器，第一低压解吸再沸器连接外接热源设备。

[0020] 一种中高压气源中二氧化碳的分离方法，基于一种中高压气源中二氧化碳的分离系统，包括以下步骤：

[0021] 含有CO_2的工业气从吸收塔的下部进入吸收塔与从不同位置加入的贫液、半贫液逆流接触，完成吸收脱除CO_2过程，脱除CO_2后的净化气从吸收塔顶部排出；

[0022] 吸收塔的底部排出的CO_2富液进入闪蒸罐进行初步减压解吸，闪蒸罐顶部排出的解吸气体经过解吸气冷却器进入气液分离罐；

[0023] 闪蒸罐底部的排出液相分两路，一路进入高压解吸塔进行解吸，另一部进入低压解吸塔进行解吸；

[0024] 高压解吸塔底部的热贫液通过贫液换热设备进行降温，之后送往吸收塔的顶部循环使用；

[0025] 高压解吸塔通过高压解吸再沸器加热，其塔顶的解吸气体进入解吸气冷却器进一步冷凝后进入气液分离器；

[0026] 低压解吸塔通过第二低压解吸再沸器加热，其底部的半贫液经半贫液换热设备进行降温，之后返回吸收塔的中部循环使用；

[0027] 低压解吸塔塔顶的解吸气体经解吸气冷却器进一步冷凝后进入气液分离器；

[0028] 气液分离器底部的冷凝液分别返回高压解吸塔和低压解吸塔；气液分离器上部的气体出口为CO_2产品气。

[0029] 与现有技术相比，本发明的有益效果是：

[0030] 本发明提供的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统，来自吸收塔的CO_2富液通过闪蒸、高压解吸、低压解吸等方式逐级减压再生，充分利用了CO_2气源的压力较高的特点，减少了外来热耗的输入；满足了低能耗和低成本要求。

[0031] 进一步的，高压解吸塔塔顶的高温解吸气通入低压解吸塔的再沸器，用作加热解吸的热源，减少了低压解吸塔所需的外来热耗，同时降低了解吸气冷却器的冷却水消耗量。

[0032] 进一步的，来自高压解吸塔和低压解吸塔的贫液和半贫液分别从吸收塔上段填料

和中段填料进入，有助于保持塔身各处反应温度较为均匀，避免局部温度过高，减少吸收剂降解和损耗。

[0033] 进一步的，根据分离工艺的中高压特点和系统内的热能品位特性进行能量的优化利用，没有引入热泵、机械蒸汽再压缩等热回收设备，有效降低投资成本和操作成本。

附图说明

[0034] 图1是本发明涉及的分离系统的结构示意图。

具体实施方式

[0035] 下面结合附图，对本发明进一步详细说明。

[0036] 如图1所示，本发明提供的一种中高压气源中二氧化碳的分离系统，包括吸收塔1、闪蒸罐2、贫液换热器3、高压解吸塔4、高压解吸再沸器5、贫液泵6、贫液冷却器7、半贫液换热器8、低压解吸塔9、半贫液泵10、半贫液冷却器11、第一低压解吸再沸器12、第二低压解吸再沸器13、解吸气冷却器14、气液分离器15和冷凝液泵16，其中，吸收塔1的气体进口与含CO_2的工业气气源相连，吸收塔1的富液出口与闪蒸罐2的溶液进口相连；闪蒸罐2底部的溶液出口分两路，一路通过贫液换热器3与高压解吸塔4上部的溶液进口相连；高压解吸塔4设置高压解吸再沸器5，由外来蒸汽提供热源；高压解吸塔4底部贫液出口依次通过贫液换热器3、贫液泵6、贫液冷却器7与吸收塔1上部的贫液进口相连；

[0037] 闪蒸罐2底部的溶液出口另一路通过半贫液换热器8与低压解吸塔9的上部和中部溶液进口相连；低压解吸塔9底部的半品液出口依次通过半贫液换热器8、半贫液泵10、半贫液冷却器11与吸收塔1中部的半贫液进口相连；

[0038] 低压解吸塔9设置第一低压解吸再沸器12和第二低压解吸再沸器13；第一低压解吸再沸器12由外来蒸汽提供热源，第二低压解吸再沸器13由来自高压解吸塔4顶部的解吸气提供热源；

[0039] 来自闪蒸罐2顶部、高压解吸塔4顶部和低压解吸塔9顶部的解吸气体经过解吸气冷却器14与气液分离器15的进口相连；气液分离器15底部的冷凝液出口通过冷凝液泵16分别与高压解吸塔4上部和低压解吸塔9上部的冷凝液进口相连，气液分离器15上部的气体出口为二氧化碳产品气出口。

[0040] 本发明的工作原理如下：

[0041] 含有CO_2的工业气从吸收塔1的下部进入吸收塔与从不同位置加入的吸收剂贫液、半贫液逆流接触，完成吸收脱除CO_2过程，脱除CO_2后的净化气从吸收塔1顶部排出。

[0042] 来自贫液冷却器7的贫液从最上一段填料的上部加入，来自半贫液换热器11的半贫液从中间填料的上部加入。

[0043] 吸收塔1的底部排出的CO_2富液进入闪蒸罐2进行初步减压解吸，闪蒸罐2顶部排出的解吸气体经过解吸气冷却器14进入气液分离罐15；

[0044] 闪蒸罐2底部的排出液相分两路，一路经贫液换热器3预热后进入高压解吸塔4进行解吸，另一部经半贫液换热器8预热后进入低压解吸塔9进行解吸。

[0045] 贫液换热器3通过高压解吸塔4塔釜的热贫液加热，半贫液换热器8通过低压解吸塔9塔釜的热半贫液加热。

[0046] 高压解吸塔4通过高压解吸再沸器5加热，高压解吸再沸器5热源采用来自界区外的蒸汽；高压解吸塔4底部的热贫液通过贫液换热器3回收余热后用贫液泵6送往贫液冷却器7进一步降温，之后送往吸收塔1循环使用。

[0047] 高压解吸塔4塔顶的解吸气体进入低压解吸塔9下部的第二低压解吸再沸器13回收热量，并经解吸气冷却器14进一步冷凝后进入气液分离器15。

[0048] 低压解吸塔9有两个再沸器，其中第一低压解吸再沸器12由外来蒸汽提供热源，第二低压解吸再沸器13由来自高压解吸塔4顶部的解吸气提供热源。

[0049] 低压解吸塔9底部的半贫液经半贫液换热器8换热，之后由半贫液泵10送入半贫液换热器11进一步降温后返回吸收塔1循环使用。

[0050] 低压解吸塔9塔顶的解吸气体经解吸气冷却器14进一步冷凝后进入气液分离器15。

[0051] 气液分离器15底部的冷凝液通过冷凝液泵16分别返回高压解吸塔4和低压解吸塔9；气液分离器15上部的气体出口为CO_2产品气。

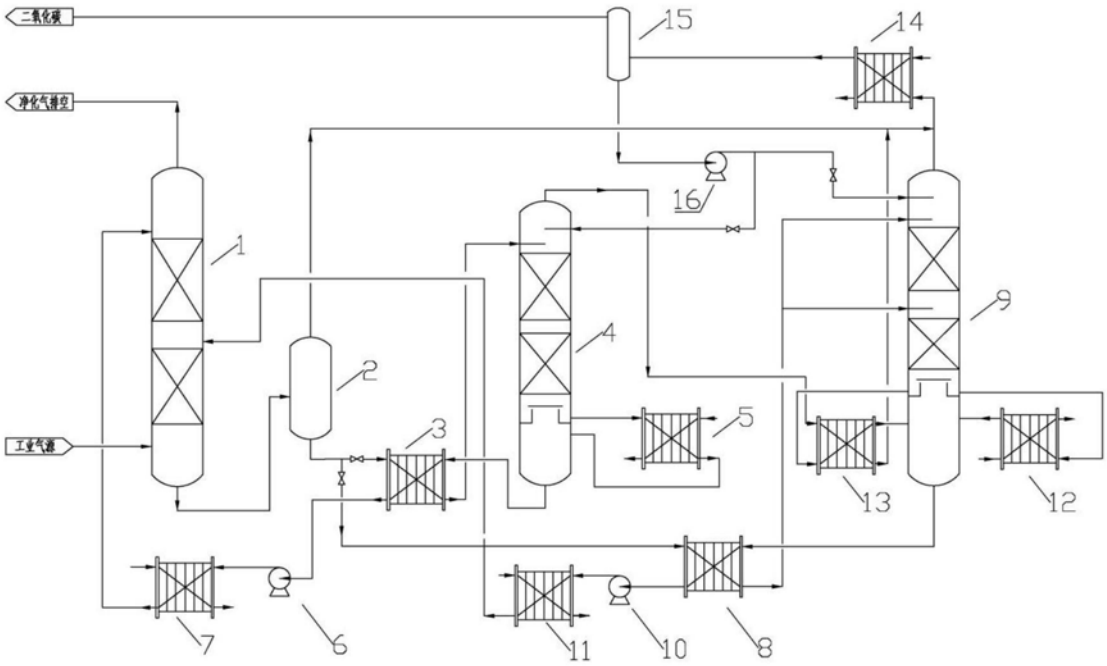


图1