(19)国家知识产权局

(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 115109610 B
(45)授权公告日 2024.02.13

(21)申请号 202110297525.6

(22)申请日 2021.03.19

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 115109610 A

(43)申请公布日 2022.09.27

(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
专利权人 中国石油化工股份有限公司北京化工研究院

(72)发明人 陈光进 李晓锋 郭莹 彭晓婉 王国清 张利军 杜志国 刘俊杰 刘同举

(74)专利代理机构 北京思创毕升专利事务所 11218
专利代理师 孙向民 廉莉莉

(51)Int.Cl.
C10G 5/04(2006.01)

(56)对比文件
CN 101637694 A,2010.02.03
CN 103058810 A,2013.04.24
CN 103449950 A,2013.12.18
CN 103772106 A,2014.05.07
CN 108310918 A,2018.07.24
CN 109627136 A,2019.04.16
CN 109701364 A,2019.05.03
CN 111747816 A,2020.10.09
CN 1318619 A,2001.10.24
CN 1537667 A,2004.10.20
CN 1706920 A,2005.12.14
CN 1724115 A,2006.01.25
CN 203295451 U,2013.11.20
WO 2016197487 A1,2016.12.15
Xiaowan Peng et al..High efficient separation of H 2/CH4 using ZIF-8/glycol-water slurry: Process modelling and multi-objective optimization.International Journal of Hydrogen Energy.2023,第48卷第13489-13502页.

审查员 蒋美玲

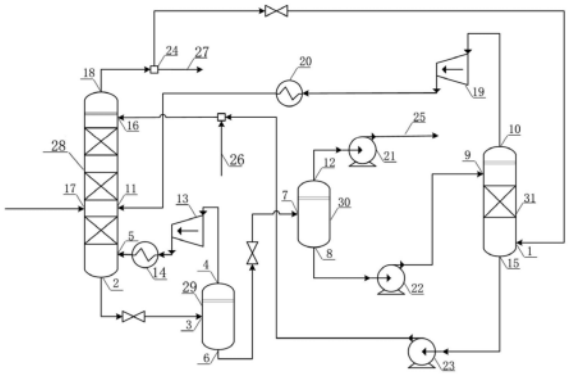
权利要求书2页 说明书8页 附图2页

(54)发明名称

一种从混合气中回收C_{2+}的系统和方法

(57)摘要

本发明属于混合气分离工艺领域,公开了一种从混合气中回收C2+的系统和方法。该系统包括分离塔、闪蒸罐、气液分离罐和气提塔;分离塔的顶部设有尾气出口和浆液入口,中部设有原料气入口和循环气入口,底部设有闪蒸气入口和浆液出口;闪蒸罐和气液分离罐均分别设有浆液入口、气体出口和浆液出口;气提塔的顶部设有循环气出口和浆液入口,底部设有浆液出口和气提气入口。本发明可实现C_{2+}的有效回收利用,乙烷、乙烯的回收率高,整个流程能耗低,设备投资和操作成本低。



CN 115109610 B

1.一种从混合气中回收C_{2+}的系统,其特征在于,该系统包括分离塔、闪蒸罐、气液分离罐和气提塔;

所述分离塔的顶部设有尾气出口和浆液入口,中部设有原料气入口和循环气入口,底部设有闪蒸气入口和浆液出口;

所述闪蒸罐设有浆液入口、气体出口和浆液出口;

所述气液分离罐设有浆液入口、气体出口和浆液出口;

所述气提塔的顶部设有循环气出口和浆液入口,底部设有浆液出口和气提气入口;

所述分离塔的尾气出口与分流器、气提塔的气提气入口依次连接;所述分离塔的浆液出口与所述闪蒸罐的浆液入口连接,所述闪蒸罐的气体出口与所述分离塔的闪蒸气入口连接;所述闪蒸罐的浆液出口与所述气液分离罐的浆液入口连接,所述气液分离罐的浆液出口与所述气提塔的浆液入口连接;所述气提塔的循环气出口与所述分离塔的循环气入口连接;所述气提塔的浆液出口与所述分离塔的浆液入口连接。

2.根据权利要求1所述的从混合气中回收C_{2+}的系统,其中,

所述闪蒸罐的气体出口设置于所述闪蒸罐的顶部,所述闪蒸罐的浆液出口设置于所述闪蒸罐的底部;

所述气液分离罐的气体出口设置于所述气液分离罐的顶部,并与真空泵、C_{2+}产品气采出管线依次连接,所述气液分离罐的浆液出口设置于所述气液分离罐的底部。

3.根据权利要求1所述的从混合气中回收C_{2+}的系统,其中,

所述闪蒸罐的气体出口与所述分离塔的闪蒸气入口之间设置有闪蒸气压缩机和/或第一冷却器;

所述气提塔的循环气出口与所述分离塔的循环气入口之间设置有循环气压缩机和/或第二冷却器;

所述气液分离罐的浆液出口与所述气提塔的浆液入口之间设置有浆液泵;

所述气提塔的浆液出口与所述分离塔的浆液入口之间设置有循环浆液泵和浆液补充管线;

所述分流器还连接有尾气采出管线。

4.根据权利要求1所述的从混合气中回收C_{2+}的系统,其中,所述分离塔的平衡级数为5-10级;所述气提塔的平衡级数为1-5级。

5.一种从混合气中回收C_{2+}的方法,其特征在于,该方法采用权利要求1-4中任意一项所述的从混合气中回收C_{2+}的系统,包括如下步骤:

S1:将所述混合气从所述分离塔的中部送入所述分离塔,将浆液从所述分离塔的顶部送入所述分离塔,所述混合气与所述浆液逆流接触进行吸收-吸附,得到第一吸收-吸附浆液和塔顶尾气;将所述塔顶尾气中的一部分从所述气提塔的底部送入所述气提塔;

S2:将所述第一吸收-吸附浆液送入所述闪蒸罐进行减压闪蒸,得到第二吸收-吸附浆液和闪蒸气体;将所述闪蒸气体从所述分离塔的底部送入所述分离塔;

S3:将所述第二吸收-吸附浆液送入所述气液分离罐,进行真空解吸,得到第三吸收-吸附浆液和C_{2+}产品气;

S4:将所述第三吸收-吸附浆液从所述气提塔的顶部送入所述气提塔,与步骤S1中的送入所述气提塔的塔顶尾气逆流接触,进行气提解吸,得到解吸后的浆液和气提塔的塔顶气;

将所述解吸后的浆液从所述分离塔的顶部送入所述分离塔,将所述气提塔的塔顶气从所述分离塔的中部送入所述分离塔。

6.根据权利要求5所述的从混合气中回收C_{2+}的方法,其中,所述混合气包括轻关键组分和重关键组分,所述轻关键组分包括甲烷,所述重关键组分包括乙烷和/或乙烯。

7.根据权利要求6所述的从混合气中回收C_{2+}的方法,其中,所述混合气为催化干气。

8.根据权利要求5所述的从混合气中回收C_{2+}的方法,其中,在步骤S1中,

所述分离塔内的温度为零下15℃-零上10℃,压力为1-10MPa;

以所述浆液的总重量计,所述浆液包括60-90wt%的水/有机溶剂和10-40wt%的沸石咪唑酯骨架材料;以所述水/有机溶剂的总重量计,所述有机溶剂的含量为35-80wt%,所述水的含量为20-65wt%;

所述浆液与所述分离塔内的气体的体积比为48-52:1;

送入所述气提塔的所述塔顶尾气占全部塔顶尾气的20%-80%,其余所述塔顶尾气送入燃料气管网。

9.根据权利要求8所述的从混合气中回收C_{2+}的方法,其中,所述沸石咪唑酯骨架材料为ZIF-8沸石咪唑酯骨架材料和/或ZIF-67沸石咪唑酯骨架材料。

10.根据权利要求8所述的从混合气中回收C_{2+}的方法,其中,所述水/有机溶剂为水/乙二醇溶剂。

11.根据权利要求5所述的从混合气中回收C_{2+}的方法,其中,在步骤S2中,

所述减压闪蒸的压力为0.2-0.8MPa,所述减压闪蒸的温度比所述分离塔内的温度低5-6℃;

所述闪蒸气体在进入所述分离塔之前还包括对所述闪蒸气体进行增压处理和/或冷却处理;

所述闪蒸气体进入所述分离塔的流量为0.5-0.7kmol/h。

12.根据权利要求5所述的从混合气中回收C_{2+}的方法,其中,在步骤S3中,

所述气液分离罐的压力为0.04-0.08MPa,所述气液分离罐的温度为0-3℃;

所述真空解吸的真空泵压力为-0.015到-0.025MPa。

13.根据权利要求5所述的从混合气中回收C_{2+}的方法,其中,在步骤S4中,

所述气提塔的温度为0.4-0.6℃,所述气提塔的压力为0.05-0.15MPa;

所述气提塔的塔顶气在进入所述分离塔之前还包括对所述气提塔的塔顶气进行增压处理和/或冷却处理;

所述气提塔的塔顶气进入所述分离塔的流量为0.5-0.7kmol/h。

一种从混合气中回收C_{2+}的系统和方法

技术领域

[0001] 本发明属于混合气分离工艺领域,具体地,涉及一种从混合气中回收C_{2+}的系统和方法。

背景技术

[0002] 催化裂化装置是我国炼油厂最重要的二次加工装置,总炼量最大,气体产率最高。加工过程中会生成大量副产品催化干气,主要成分为氢气、甲烷、乙烷、乙烯等,在催化裂化吸收稳定的过程中,还会带入一定的丙烷、丙烯等少量重的烃类。目前大多数催化干气被用作工业和民用燃料,利用价值较低。乙烯是衡量一个国家工业水平的重要因素之一,回收乙烯可以作为重要的化工基础原料,乙烷可以通过裂解的方式获得乙烯。提取其中的C_{2+}组分,得到提浓乙烯气体产品,送往乙烯装置作为原料,大大提高了其利用价值,因此回收催化干气对于企业提高经济效益、减少排放等都有重要的意义。目前从催化干气中分离回收C_{2+}组分的技术主要有低温精馏法、油吸收法、变压吸附和膜分离。低温精馏法可以获得高纯度的产品和高C_{2+}组分回收率,但是常规的低温精馏方法需在-110℃左右这样苛刻的条件下进行,并且所需动力设备较多,制冷流程复杂,在经济效益上并不合算。油吸收法应用较为广泛,具有操作简单,能耗低等优点。变压吸附可以常温操作,能耗较低,但是该方法通常采用多塔床切换操作,设备庞大且控制系统复杂。膜分离与水合物法目前仍处在研究阶段,仍需进一步的探索。吸收-吸附法近年来获得较多关注,将ZIF-8颗粒悬浮在乙二醇的水溶液中对气体混合物进行分离,既保留了固定床变压吸附高分离因子、低能耗的优点,又可以类比溶剂吸收可以连续操作。CN201920420385.5中所提出的系统仅包含一段解吸,如果用于从混合气中回收C_{2+}组分,只进行真空解吸,浆液再生效果差,循环回分离塔,导致C_{2+}组分的吸收-吸附效果变差,C_{2+}的回收率及纯度均达不到要求。

发明内容

[0003] 本发明的目的是针对现有技术的不足,提出一种从混合气中回收C_{2+}的系统和方法。本发明可实现C_{2+}的有效回收利用,乙烷、乙烯的回收率高,整个流程能耗低,设备投资和操作成本低。

[0004] 为了实现上述目的,本发明一方面提供了一种从混合气中回收C_{2+}的系统,该系统包括分离塔、闪蒸罐、气液分离罐和气提塔;

[0005] 所述分离塔的顶部设有尾气出口和浆液入口,中部设有原料气入口和循环气入口,底部设有闪蒸气入口和浆液出口;

[0006] 所述闪蒸罐设有浆液入口、气体出口和浆液出口;

[0007] 所述气液分离罐设有浆液入口、气体出口和浆液出口;

[0008] 所述气提塔的顶部设有循环气出口和浆液入口,底部设有浆液出口和气提气入口;

[0009] 所述分离塔的尾气出口与分流器、气提塔的气提气入口依次连接;所述分离塔的

浆液出口与所述闪蒸罐的浆液入口连接,所述闪蒸罐的气体出口与所述分离塔的闪蒸气入口连接;所述闪蒸罐的浆液出口与所述气液分离罐的浆液入口连接,所述气液分离罐的浆液出口与所述气提塔的浆液入口连接;所述气提塔的循环气出口与所述分离塔的循环气入口连接;所述气提塔的浆液出口与所述分离塔的浆液入口连接。

[0010] 本发明另一方面提供了一种从混合气中回收C_{2+}的方法,该方法采用所述的从混合气中回收C_{2+}的系统,包括如下步骤:

[0011] S1:将所述混合气从所述分离塔的中部送入所述分离塔,将浆液从所述分离塔的顶部送入所述分离塔,所述混合气与所述浆液逆流接触进行吸收-吸附,得到第一吸收-吸附浆液和塔顶尾气;将所述塔顶尾气中的一部分从所述气提塔的底部送入所述气提塔;

[0012] S2:将所述第一吸收-吸附浆液送入所述闪蒸罐进行减压闪蒸,得到第二吸收-吸附浆液和闪蒸气体;将所述闪蒸气体从所述分离塔的底部送入所述分离塔;

[0013] S3:将所述第二吸收-吸附浆液送入所述气液分离罐,进行真空解吸,得到第三吸收-吸附浆液和C_{2+}产品气;

[0014] S4:将所述第三吸收-吸附浆液从所述气提塔的顶部送入所述气提塔,与步骤S1中的送入所述气提塔的塔顶尾气逆流接触,进行气提解吸,得到解吸后的浆液和气提塔的塔顶气;将所述解吸后的浆液从所述分离塔的顶部送入所述分离塔,将所述气提塔的塔顶气从所述分离塔的中部送入所述分离塔。

[0015] 本发明的技术方案具有如下有益效果:

[0016] (1)本发明提供的技术方案可以实现从包括轻关键组分(氢气、氮气和甲烷)和重关键组分(乙烷和乙烯)的混合气(如催化干气)中回收C_{2+}。

[0017] (2)现有的工艺通常只进行一段解吸,即真空解吸,浆液再生效果差,循环回分离塔,导致C_{2+}的吸收-吸附效果变差,C_{2+}的回收率及纯度达不到要求。本发明在真空解吸后增设气提塔,使用分离塔的塔顶尾气进行气提吹扫解吸后,再将气提塔的塔顶气送入所述分离塔,避免了如果气提塔的塔顶气直接送至燃料气管网装置,则其中的C_{2+}不能得到有效的回收利用,造成乙烷、乙烯的回收率较低的问题。

[0018] (3)本发明不同于常规的低温精馏方法,本发明提供的技术方案可实现在零下15-零上10℃、1-5MPa的温和条件下进行混合气中C_{2+}的回收,并且吸收-吸附过程与两个解吸过程温度相对恒定,没有因温度起伏而产生能耗,从而使得整个回收流程能耗低,设备投资和操作成本低。

[0019] 本发明的其它特征和优点将在随后具体实施方式部分予以详细说明。

附图说明

[0020] 通过结合附图对本发明示例性实施方式进行更详细的描述,本发明的上述以及其它目的、特征和优势将变得更加明显,其中,在本发明示例性实施方式中,相同的参考标号通常代表相同部件。

[0021] 图1示出了本发明实施例1提供的一种从混合气中回收C_{2+}的系统的示意图。

[0022] 图2示出了本发明对比例1提供的一种从混合气中回收C_{2+}的系统的示意图。

[0023] 附图标记说明如下:

[0024] 1-气提塔的气提气入口;2-分离塔的浆液出口;3-闪蒸罐的浆液入口;4-闪蒸罐的

气体出口;5-分离塔的闪蒸气入口;6-闪蒸罐的浆液出口;7-气液分离罐的浆液入口;8-气液分离罐的浆液出口;9-气提塔的浆液入口;10-气提塔的循环气出口;11-分离塔的循环气入口;12-气液分离罐的气体出口;13-闪蒸气压缩机;14-第一冷却器;15-气提塔的浆液出口;16-分离塔的浆液入口;17-分离塔的原料气入口;18-分离塔的尾气出口;19-循环气压缩机;20-第二冷却器;21-真空泵;22-浆液泵;23-循环浆液泵;24-分流器;25-C_{2+}产品气采出管线;26-浆液补充管线;27-尾气采出管线;28-分离塔;29-闪蒸罐;30-气液分离罐;31-气提塔。

具体实施方式

[0025] 下面将更详细地描述本发明的优选实施方式。虽然以下描述了本发明的优选实施方式,然而应该理解,可以以各种形式实现本发明而不应被这里阐述的实施方式所限制。相反,提供这些实施方式是为了使本发明更加透彻和完整,并且能够将本发明的范围完整地传达给本领域的技术人员。

[0026] 本发明一方面提供了一种从混合气中回收C_{2+}的系统,该系统包括分离塔、闪蒸罐、气液分离罐和气提塔;

[0027] 所述分离塔的顶部设有尾气出口和浆液入口,中部设有原料气入口和循环气入口,底部设有闪蒸气入口和浆液出口;

[0028] 所述闪蒸罐设有浆液入口、气体出口和浆液出口;

[0029] 所述气液分离罐设有浆液入口、气体出口和浆液出口;

[0030] 所述气提塔的顶部设有循环气出口和浆液入口,底部设有浆液出口和气提气入口;

[0031] 所述分离塔的尾气出口与分流器、气提塔的气提气入口依次连接;所述分离塔的浆液出口与所述闪蒸罐的浆液入口连接,所述闪蒸罐的气体出口与所述分离塔的闪蒸气入口连接;所述闪蒸罐的浆液出口与所述气液分离罐的浆液入口连接,所述气液分离罐的浆液出口与所述气提塔的浆液入口连接;所述气提塔的循环气出口与所述分离塔的循环气入口连接;所述气提塔的浆液出口与所述分离塔的浆液入口连接。

[0032] 在本发明中,所述分离塔的中部为所述分离塔的顶部浆液入口与所述分离塔的底部闪蒸气入口之间的位置。

[0033] 根据本发明,优选地,所述闪蒸罐的气体出口设置于所述闪蒸罐的顶部,所述闪蒸罐的浆液出口设置于所述闪蒸罐的底部。

[0034] 根据本发明,优选地,所述气液分离罐的气体出口设置于所述气液分离罐的顶部,并与真空泵、C_{2+}产品气采出管线依次连接,所述气液分离罐的浆液出口设置于所述气液分离罐的底部。

[0035] 根据本发明,优选地,所述闪蒸罐的气体出口与所述分离塔的闪蒸气入口之间设置有闪蒸气压缩机和/或第一冷却器。用于实现闪蒸气体的增压和/或冷却,并使增压和/或冷却后的闪蒸气体送入所述分离塔的底部,参与分离塔的吸收-吸附,形成循环。

[0036] 根据本发明,优选地,所述气提塔的循环气出口与所述分离塔的循环气入口之间设置有循环气压缩机和/或第二冷却器。

[0037] 根据本发明,优选地,所述气液分离罐的浆液出口与所述气提塔的浆液入口之间

设置有浆液泵。

[0038] 根据本发明,优选地,所述气提塔的浆液出口与所述分离塔的浆液入口之间设置有循环浆液泵和浆液补充管线,分别用于解吸后的浆液的循环利用和新鲜浆液的补充。

[0039] 根据本发明,优选地,所述分流器还连接有尾气采出管线,所述尾气采出管线的另一端连接至燃料气管网。

[0040] 根据本发明,优选地,所述分离塔的平衡级数为5-10级;所述气提塔的平衡级数为1-5级。

[0041] 本发明另一方面提供了一种从混合气中回收C_{2+}的方法,该方法采用所述的从混合气中回收C_{2+}的系统,包括如下步骤:

[0042] S1:将所述混合气从所述分离塔的中部送入所述分离塔,将浆液从所述分离塔的顶部送入所述分离塔,所述混合气与所述浆液逆流接触进行吸收-吸附,得到第一吸收-吸附浆液和塔顶尾气;将所述塔顶尾气中的一部分从所述气提塔的底部送入所述气提塔;

[0043] S2:将所述第一吸收-吸附浆液送入所述闪蒸罐进行减压闪蒸,得到第二吸收-吸附浆液和闪蒸气体;将所述闪蒸气体从所述分离塔的底部送入所述分离塔;

[0044] S3:将所述第二吸收-吸附浆液送入所述气液分离罐,进行真空解吸,得到第三吸收-吸附浆液和C_{2+}产品气;

[0045] S4:将所述第三吸收-吸附浆液从所述气提塔的顶部送入所述气提塔,与步骤S1中的送入所述气提塔的塔顶尾气逆流接触,进行气提解吸,得到解吸后的浆液和气提塔的塔顶气;将所述解吸后的浆液从所述分离塔的顶部送入所述分离塔,将所述气提塔的塔顶气从所述分离塔的中部送入所述分离塔。

[0046] 根据本发明,优选地,所述混合气包括轻关键组分和重关键组分,所述轻关键组分包括甲烷,所述重关键组分包括乙烷和/或乙烯,优选地,所述混合气为催化干气。

[0047] 根据本发明,优选地,在步骤S1中,

[0048] 所述分离塔内的温度为零下15℃-零上10℃,压力为1-10MPa;

[0049] 以所述浆液的总重量计,所述浆液包括60-90wt%的水/有机溶剂和10-40wt%的沸石咪唑酯骨架材料;以所述水/有机溶剂的总重量计,所述有机溶剂的含量为35-80wt%,所述水的含量为20-65wt%;所述沸石咪唑酯骨架材料优选为ZIF-8沸石咪唑酯骨架材料和/或ZIF-67沸石咪唑酯骨架材料;所述水/有机溶剂优选为水/乙二醇溶剂;

[0050] 所述浆液与所述分离塔内的气体的体积比为48-52:1;

[0051] 送入所述气提塔的所述塔顶尾气占全部塔顶尾气的20%-80%,其余所述塔顶尾气送入燃料气管网。

[0052] 本发明采用所述浆液,作为优选方案,所述浆液为ZIF-8/水-乙二醇浆液体系,其以水-乙二醇溶剂为吸收剂,ZIF-8沸石咪唑酯骨架材料为吸附剂,可以实现吸收-吸附耦合法分离轻质气体混合物。以分离甲烷与C_2混合气为例,分离机理如下:水-乙二醇溶剂分子在ZIF-8沸石咪唑酯骨架材料颗粒周围形成了一层液膜,对不同气体分子具有渗透选择性,C_2比甲烷更易于进入这层膜。并且ZIF-8沸石咪唑酯骨架材料本身对C_2的选择吸附能力大于对甲烷的选择吸附能力,进一步选择性吸附溶解气中的C_2和甲烷。相当于实现了吸收-吸附分离效果的叠加,从而使所述浆液对C_2、甲烷的分离效果高于单一吸收分离或单一吸附分离。所述ZIF-8/水-乙二醇浆液体系不仅能够再生,同时具有优秀的稳定性。且由于所述浆

液是可流动的,所以可在分离塔内实现多级分离。

[0053] 根据本发明,优选地,在步骤S2中,

[0054] 所述减压闪蒸的压力为0.2-0.8MPa,所述减压闪蒸的温度比所述分离塔内的温度低5-6℃;

[0055] 所述闪蒸气体在进入所述分离塔之前还包括对所述闪蒸气体进行增压处理和/或冷却处理;

[0056] 所述闪蒸气体进入所述分离塔的流量为0.5-0.7kmol/h。

[0057] 根据本发明,优选地,在步骤S3中,

[0058] 所述气液分离罐的压力为0.04-0.08MPa,所述气液分离罐的温度为0-3℃;

[0059] 所述真空解吸的真空泵压力为-0.015到-0.025MPa。

[0060] 根据本发明,优选地,在步骤S4中,

[0061] 所述气提塔的温度为0.4-0.6℃,所述气提塔的压力为0.05-0.15MPa;

[0062] 所述气提塔的塔顶气在进入所述分离塔之前还包括对所述气提塔的塔顶气进行增压处理和/或冷却处理;

[0063] 所述气提塔的塔顶气进入所述分离塔的流量为0.5-0.7kmol/h。

[0064] 本发明中,所述步骤S4的目的在于实现所述第三吸收-吸附浆液的进一步解吸。气提塔的塔顶气循环至所述分离塔,用于回收其中的C_{2+}组分。

[0065] 本发明的方法主要由气体的吸收-吸附以及浆液的解吸两个环节构成。其中解吸环节运用两段解吸的方式,即首先在气液分离罐进行抽真空解吸;然后在气提塔中,用分离塔的部分尾气气提解吸,分离塔的尾气中C_{2+}含量低,在气提塔内与第三吸收-吸附浆液逆流接触,浆液相中的C_{2+}组分进入气提塔的气相中,实现进一步解吸,气提塔的塔顶气从塔顶排出,作为循环气返回至分离塔中部,通过分离塔回收循环气中的C_{2+}组分,提高C_{2+}的回收率。

[0066] 以下通过实施例具体说明本发明。

[0067] 以下实施例中:

[0068] C_{2+}回收率是指最终回收得到的C_{2+}产品气中C_{2+}的摩尔量与进入分离塔的混合气中C_{2+}的摩尔量之比。

[0069] C_{2+}纯度是指C_{2+}产品气中C_{2+}的摩尔含量(以C_{2+}产品气的总量为100%计)。

[0070] 实施例1

[0071] 本实施例提供一种从混合气中回收C_{2+}的系统,如图1所示,该系统包括分离塔28、闪蒸罐29、气液分离罐30和气提塔31;

[0072] 所述分离塔28的顶部设有尾气出口和浆液入口,中部设有原料气入口和循环气入口,底部设有闪蒸气入口和浆液出口;

[0073] 所述闪蒸罐29设有浆液入口、气体出口和浆液出口;所述闪蒸罐的气体出口4设置于所述闪蒸罐29的顶部,所述闪蒸罐的浆液出口6设置于所述闪蒸罐29的底部;

[0074] 所述气液分离罐30设有浆液入口、气体出口和浆液出口;所述气液分离罐的气体出口12设置于所述气液分离罐30的顶部,并与真空泵21、C_{2+}产品气采出管线25依次连接,所述气液分离罐的浆液出口8设置于所述气液分离罐30的底部。

[0075] 所述气提塔31的顶部设有循环气出口和浆液入口,底部设有浆液出口和气提气入口;

[0076] 所述分离塔的尾气出口18与分流器24、气提塔的气提气入口1依次连接;所述分流器24还连接有尾气采出管线27;所述分离塔的浆液出口2与所述闪蒸罐的浆液入口3连接,所述闪蒸罐的气体出口4与闪蒸气压缩机13、第一冷却器14、所述分离塔的闪蒸气入口5依次连接;所述闪蒸罐的浆液出口6与所述气液分离罐的浆液入口7连接;所述气液分离罐的浆液出口8通过浆液泵22与所述气提塔的浆液入口9连接;所述气提塔的循环气出口10与循环气压缩机19、第二冷却器20、所述分离塔的循环气入口11依次连接;所述气提塔的浆液出口15通过循环浆液泵23与所述分离塔的浆液入口16连接,所述气提塔的浆液出口15与所述分离塔的浆液入口16之间还设置有浆液补充管线26;

[0077] 所述分离塔28的平衡级数为6级;所述气提塔31的平衡级数为2级。

[0078] 所述分离塔的原料气入口17和所述分离塔的循环气入口11均设置于所述分离塔28的第5个平衡级位置。

[0079] 实施例2

[0080] 本实施例提供一种从混合气中回收C_{2+}的方法,如图1所示,该方法采用实施例1所述的从混合气中回收C_{2+}的系统。所述混合气为催化干气,其成分如表1所示,所述混合气的压力为1.4MPa,温度为40℃,混合气处理规模为1kmol/h,处理要求为处理后得到的产品气中C_{2+}组分的纯度为95mol%以上,回收率达到90%以上。

[0081] 表1催化干气的组成

[0082]

组分	摩尔组成/mol%
H_2	21
N_2	15.7
CH_4	29.9
C_2H_6	13.2
C_2H_4	14.6
C_3H_8	0.957
C_3H_6	3.96
C_4	0.699

[0083] 包括如下步骤:

[0084] S1:将所述混合气从所述分离塔的原料气入口17送入所述分离塔28,将温度为0℃、压力为1MPa的ZIF-8/水-乙二醇浆液体系从所述分离塔的浆液入口16送入所述分离塔28,所述混合气与所述ZIF-8/水-乙二醇浆液体系逐级逆流接触进行吸收-吸附,得到第一吸收-吸附浆液和塔顶尾气;将所述塔顶尾气中的50%从所述气提塔的气提气入口1送入所述气提塔31,其余50%所述塔顶尾气经尾气采出管线27送入燃料气管网。所述分离塔内的温度为4℃、压力为1MPa;

[0085] S2:将所述第一吸收-吸附浆液送入所述闪蒸罐进行减压闪蒸,得到第二吸收-吸附浆液和闪蒸气体;将所述闪蒸气体经过闪蒸气压缩机13增压至1MPa(此时闪蒸气体的温度升高至160℃),并经过第一冷却器14降温至5℃,从所述分离塔的闪蒸气入口5送入所述分离塔28;所述闪蒸罐29的减压闪蒸的压力为0.24MPa,温度略低于所述分离塔的塔底温度,为4℃;

[0086] S3:将所述第二吸收-吸附浆液送入所述气液分离罐30,进行真空解吸,真空度为-

0.02MPa,得到第三吸收-吸附浆液和C_{2+}产品气;所述C_{2+}产品气通过C_{2+}产品气采出管线25排出系统;所述气液分离罐30内的温度为1℃,压力为0.08MPa;

[0087] S4:将所述第三吸收-吸附浆液经过浆液泵22增压至0.1MPa从所述气提塔的浆液入口9送入所述气提塔31,与步骤S1中的送入所述气提塔31的塔顶尾气逆流接触,进行气提解吸,所述第三吸收-吸附浆液中吸着的C_{2+}组分进入到气相中,得到解吸后的浆液和气提塔的塔顶气;将所述解吸后的浆液经过循环浆液泵23增压至1MPa后从所述分离塔的浆液入口16送入所述分离塔28,重复使用,将所述气提塔的塔顶气经过循环气压缩机19增压至1MPa,并经过第二冷却器20冷却至3℃从所述分离塔的循环气入口11送入所述分离塔28。所述气提塔31的温度为0.5℃,压力为0.1MPa。

[0088] 所述ZIF-8/水-乙二醇浆液体系与所述分离塔28内的气体的体积比为50:1;

[0089] 所述ZIF-8/水-乙二醇浆液体系进入所述分离塔28的流量为0.448m^3/h;

[0090] 利用实施例1的系统对本实施例2中的混合气进行处理的结果为:

[0091] 所述塔顶尾气为C_2以下组分(包括H_2、N_2、CH_4)和少量C_{2+}组分。以塔顶尾气的总量为100%计:所述C_2以下气体组分的含量为95.48mol%,流量为1.35kmol/h,温度为0℃,压力为1MPa;所述少量C_{2+}组分的含量为4.52mol%,送入所述气提塔31的50%塔顶尾气的流量为0.59kmol/h;

[0092] 所述闪蒸气体占所述混合气的气体量的66.9%,所述闪蒸气体进入所述分离塔28的流量为0.669kmol/h,其中,以闪蒸气体的总量为100%计,闪蒸气体中C_{2+}含量为75.7mol%;

[0093] 以第一吸收-吸附浆液里的气体的总量为100%计:所述第一吸收-吸附浆液中的C_{2+}含量为91.4mol%,温度为5℃,压力为1MPa;

[0094] 以第二吸收-吸附浆液里的气体的总量为100%计:所述第二吸收-吸附浆液中的C_{2+}含量为98.3mol%,气体吸着量为1.46mol/L,温度为3℃,压力为0.25MPa;

[0095] 以第二浆液中吸收-吸附的气体的总量为100%计:所述第三吸收-吸附浆液中的C_{2+}含量为99.8mol%,气体吸着量为0.737mol/L,温度为1℃,压力为0.08MPa;

[0096] 以C_{2+}产品气的总量为100%计,所述C_{2+}产品气的纯度为95.4mol%,流量为0.325kmol/h,温度为1℃,压力为0.08MPa;

[0097] 以气提塔的塔顶气的总量为100%计,所述气提塔的塔顶气中C_{2+}含量为28mol%,流量为0.875kmol/h。解吸后的浆液从所述气提塔的浆液出口15流出,气体的吸着量为0.29mol/L,温度为0℃,压力为0.1MPa。

[0098] 对比例1

[0099] 本对比例提供一种从混合气中回收C_{2+}的系统,如图2所示,本对比例与实施例1的区别仅在于:本实施例不包括所述气提塔31,所述第三吸收-吸附浆液经过浆液泵22增压至1MPa后直接回流至所述分离塔的浆液入口16,所述塔顶尾气经尾气采出管线27送入燃料气管网,所述分离塔没有设置分离塔的循环气入口11;

[0100] 利用本对比例的系统对实施例2中的混合气进行处理的结果为:

[0101] 所述塔顶尾气为C_2以下组分(包括H_2、N_2、CH_4)和少量C_{2+}组分。以塔顶尾气的总量为100%计:所述C_2以下气体组分的含量为91.7mol%,流量为0.705kmol/h,温度为0℃,压力为1MPa;所述少量C_{2+}组分的含量为8.3mol%;

[0102] 所述闪蒸气体占所述混合气的气体量的60.5%,所述闪蒸气体进入所述分离塔28的流量为0.605kmol/h,其中,以闪蒸气体的总量为100%计,闪蒸气体中的C_{2+}含量为72.3mol%;

[0103] 以第一吸收-吸附浆液里的气体的总量为100%计:所述第一吸收-吸附浆液中的C_{2+}含量为86mol%,温度为5℃,压力为1MPa;

[0104] 以第二吸收-吸附浆液里的气体的总量为100%计:所述第二吸收-吸附浆液中的C_{2+}含量为96.5mol%,气体吸着量为0.903mol/L,温度为3℃,压力为0.24MPa;

[0105] 以第二浆液中吸收-吸附的气体的总量为100%计:所述第三吸收-吸附浆液中的C_{2+}含量为99.1mol%,气体吸着量为0.903mol/L,温度为1℃,压力为0.08MPa;

[0106] 以C_{2+}产品气的总量为100%计,所述C_{2+}产品气的纯度为93.3mol%,流量为0.295kmol/h,温度为1℃,压力为0.08MPa。

[0107] 如表2所示,为在相同的操作条件下,实施例1-2与对比例1产生的能耗、处理后的气体中C_{2+}组分的纯度和回收率等性能指标的对比结果,从表2可以看出:

[0108] 使用对比例1的系统与方法,未设置气提塔31进行气提解吸,解吸后的浆液中的气体吸着量(气体溶解量)为0.903mol/L,C_{2+}回收率仅有82.4%,且C_{2+}纯度不高,仅为93.3mol%,不能达到分离要求。

[0109] 使用实施例1-2的系统与方法,解吸后的浆液中的气体吸着量(气体溶解量)仅为0.29mol/L,循环至分离塔28后,能够溶解更多的C_{2+}组分,提升了分离效果,因此得到的C_{2+}产品气的纯度增至95.4mol%,回收率增至92.9%,均满足分离要求。

[0110] 表2工艺性能指标对比

[0111]

	实施例1	对比例1
能耗分布/kW		
闪蒸气压缩机	1.056	0.8875
循环气压缩机	2.1	-
真空泵	0.0695	0.063
浆液泵	0.0037	-
循环浆液泵	0.1659	0.1696
冷却器等量功耗	0.4063	0.1613
总能耗/kW	3.8004	1.2814
单位C_{2+}产品气能耗/kW·h/Nm^3	0.5215	0.1939
C_{2+}纯度/mol%	95.4	93.3
C_{2+}回收率/%	92.9	82.4

[0112] 其中,冷却器等量功耗分别对应实施例1中的第一冷却器与第二冷却器的能耗和对比例1中的第一冷却器的能耗。

[0113] 以上已经描述了本发明的各实施例,上述说明是示例性的,并非穷尽性的,并且也不限于所披露的各实施例。在不偏离所说明的各实施例的范围和精神的情况下,对于本技术领域的普通技术人员来说许多修改和变更都是显而易见的。

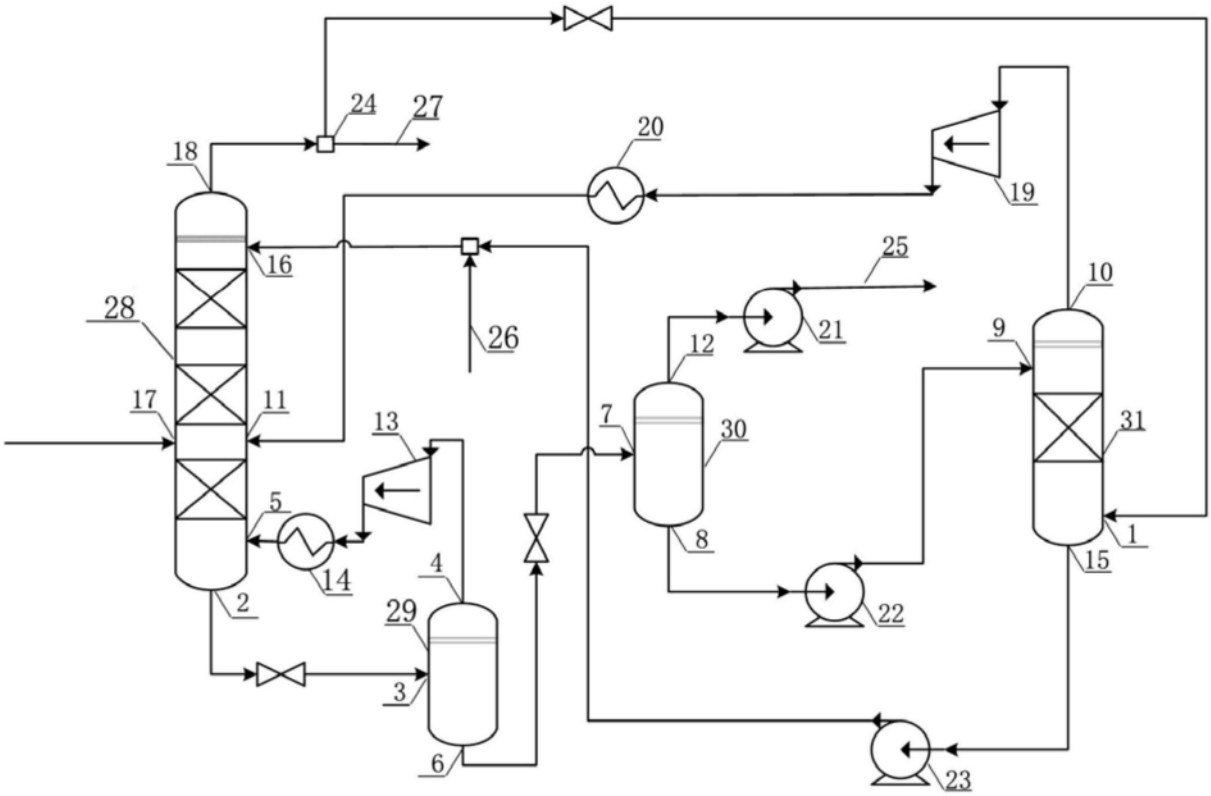

24
27
18
20
19
16
25
10
28
26
21
12
9
17
11
13
7
30
31
5
8
1
14
4
15
2
29
22
3
6
23

图1

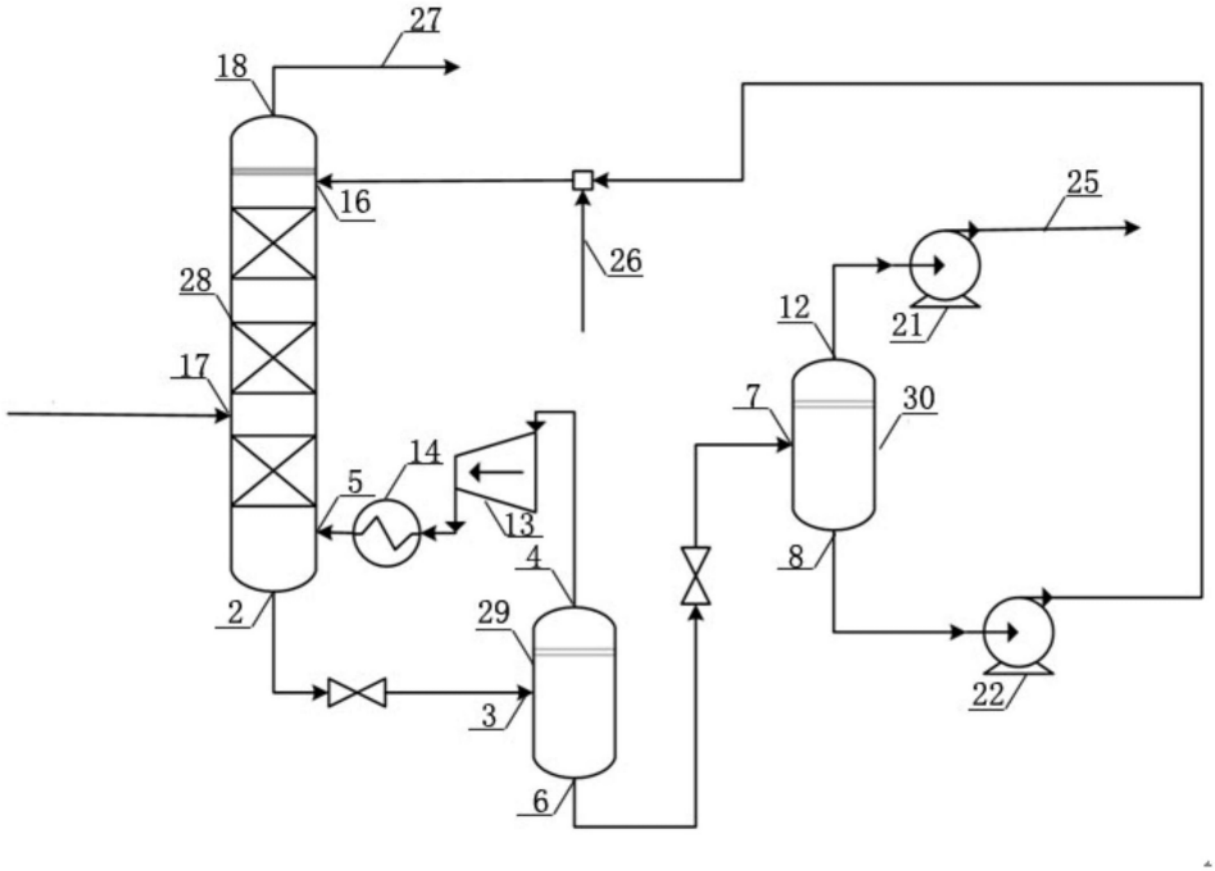


图2