



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106474870 B

(45)授权公告日 2018.11.30

(21)申请号 201610986891.1

(22)申请日 2016.11.09

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 106474870 A

(43)申请公布日 2017.03.08

(73)专利权人 中石化宁波工程有限公司

地址 315103 浙江省宁波市高新区院士路660号

专利权人 中石化宁波技术研究院有限公司
中石化炼化工程(集团)股份有限公司

(72)发明人 唐永超 施程亮 亢万忠 许仁春

(74)专利代理机构 宁波诚源专利事务所有限公司 33102

代理人 刘凤钦

(51)Int.Cl.

B01D 53/14(2006.01)

C01B 32/50(2017.01)

(56)对比文件

CN 105920978 A, 2016.09.07,

CN 1063086 A, 1992.07.29,

CN 103418210 A, 2013.12.04,

CN 101590356 A, 2009.12.02,

US 4324567 A, 1982.04.13,

CN 101874967 A, 2010.11.03,

CN 201419074 Y, 2010.03.10,

WO 2011102830 A1, 2011.08.25,

审查员 曹秋瑾

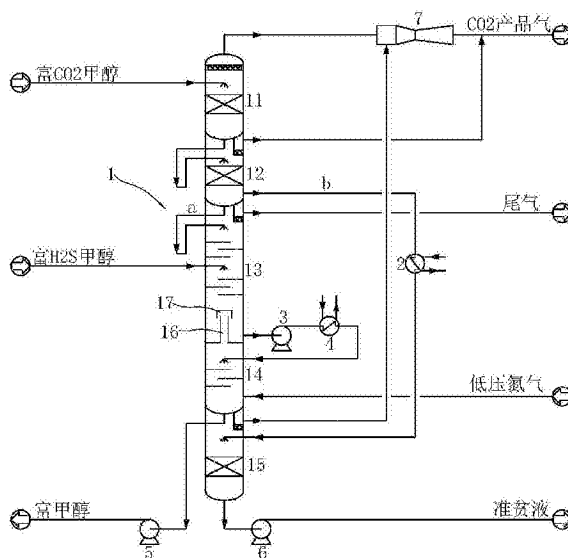
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54)发明名称

一种配套水煤浆气化的酸性气再吸收工艺

(57)摘要

本发明涉及到一种配套水煤浆气化的酸性气再吸收工艺,其特征在于包括下述步骤:富CO₂甲醇再吸收塔的CO₂中低压闪蒸段进行减压闪蒸,分离出的CO₂产品气送至气体喷射器,分离出的富CO₂甲醇进入CO₂低压闪蒸段,分离出的半贫液分为两股,第一股进入尾气再吸收段,第二股进入准贫液生成段减压闪蒸,得到的准贫液送出;富H₂S甲醇进入尾气再吸收段减压闪蒸和气提,解析出的气相被第一股半贫甲醇再次吸收,尾气送出,从集液槽抽出的富甲醇进入N₂气提段气提;气提后的富甲醇经热再生塔进料泵送至后续工序,气相从段间升气帽进入尾气再吸收段,被第一股半贫甲醇洗涤。



1. 一种配套水煤浆气化的酸性气再吸收工艺,其特征包括下述步骤:

从上游来的温度为 $-24^{\circ}\text{C}\sim-36^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $1.75\text{MPaG}\sim 2.00\text{MPaG}$ 、 CO_2 摩尔含量为 $31\%\sim 36\%$ 的富 CO_2 甲醇,从上部进入再吸收塔(1)的 CO_2 中低压闪蒸段(11)进行减压闪蒸,控制闪蒸压力为 $0.5\text{MPaG}\sim 0.7\text{MPaG}$;

从中低压闪蒸段(11)的顶部送出的 CO_2 产品气温度 $-38^{\circ}\text{C}\sim-49^{\circ}\text{C}$ 、压力 $0.5\text{MPaG}\sim 0.7\text{MPaG}$,送至气体喷射器(7)作为喷射器的工作气体;

从 CO_2 中低压闪蒸段(11)的底部送出的富 CO_2 甲醇, CO_2 摩尔含量为 $26\%\sim 31\%$,自流至再吸收塔(1)的 CO_2 低压闪蒸段(12);控制 CO_2 低压闪蒸段(12)操作压力为 $0.05\text{MPaG}\sim 0.12\text{MPaG}$;

从 CO_2 低压闪蒸段顶部送出 CO_2 产品气,温度 $-59^{\circ}\text{C}\sim-65^{\circ}\text{C}$,与气体喷射器(7)出口送出的 CO_2 产品气混合后,送至下游工序;

从 CO_2 低压闪蒸段(12)底部送出的半贫液中 CO_2 摩尔含量为 $17\%\sim 23\%$,分为两股,其中第一股半贫液(a)从顶部进入再吸收塔(1)的尾气再吸收段(13)作为洗涤甲醇,第二股半贫液(b)经半贫液换热器(2)回收冷量换热至 $-44^{\circ}\text{C}\sim-48^{\circ}\text{C}$ 后,从顶部进入再吸收塔(1)的准贫液生成段(15);

在气体喷射器(7)的抽吸作用下,维持准贫液生成段(15)的操作压力在 $0.07\text{MPaA}\sim 0.1\text{MPaA}$ 的微负压状态;

进入准贫液生成段(15)的半贫液在塔内再次减压闪蒸,闪蒸出的温度为 $-61^{\circ}\text{C}\sim-65^{\circ}\text{C}$ 的气体被气体喷射器(7)抽出后送去界外,在准贫液生成段(15)的底部送出 CO_2 含量为 $9\%\sim 12\%$ 的准贫液,经准贫液泵(6)加压后作为吸收甲醇送至气体吸收工序;

从上游闪蒸工序送来的温度为 $-20^{\circ}\text{C}\sim-25^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $1.7\text{MPaG}\sim 2.0\text{MPaG}$ 的富 H_2S 甲醇,从中部进入再吸收塔(1)的尾气再吸收段(13)内减压闪蒸,同时被来自再吸收塔(1)的 N_2 气提段(14)的气体气提,控制尾气再吸收段的气提压力为 $0.07\text{MPaG}\sim 0.20\text{MPaG}$;在再吸收塔尾气再吸收段,富 H_2S 甲醇中的 CO_2 及少量 H_2S 不断解析,富甲醇温度不断降低,解析出的气相中的 H_2S 气体在上升过程中,被第一股半贫液(a)再次吸收;

上游闪蒸工序送来的富 H_2S 甲醇与上游闪蒸工序送来富 CO_2 甲醇的摩尔流量比 $1:1.2\sim 1:3$;

从再吸收塔的尾气再吸收段顶部送出的尾气温度 $-60^{\circ}\text{C}\sim-65^{\circ}\text{C}$ 、压力 $0.07\text{MPaG}\sim 0.20\text{MPaG}$,送至后序工序处理;

从尾气再吸收段(13)的集液槽(16)抽出的富甲醇,经再吸收塔循环泵(3)加压至 $0.5\text{MPaG}\sim 0.7\text{MPaG}$ 并经富甲醇换热器(4)回收冷量换热至 $-35^{\circ}\text{C}\sim-45^{\circ}\text{C}$ 后,送至再吸收塔(1)的 N_2 气提段(14)进行气提;

温度为 $-5^{\circ}\text{C}\sim-35^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $0.4\text{MPaG}\sim 0.7\text{MPaG}$ 的低压氮气从底部进入 N_2 气提段(14), N_2 气提段(14)的气提压力为 $0.12\text{MPaG}\sim 0.25\text{MPaG}$;气提后的富甲醇经热再生塔进料泵(5)送至后续工序,气相从段间升气帽(17)进入尾气再吸收段(13),被第一股半贫液洗涤;

所述第一股半贫液(a)与第二股半贫液(b)的摩尔流量比为 $1:1\sim 1:3$ 。

2. 根据权利要求1所述的一种配套水煤浆气化的酸性气再吸收工艺,其特征包括下述步骤:
低压氮气与上述集液槽(16)抽出的富甲醇的摩尔流量比为 $1:10\sim 1:25$ 。

一种配套水煤浆气化的酸性气再吸收工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及到酸性气体脱除工艺,具体指一种配套水煤浆气化的酸性气再吸收工艺。

背景技术

[0002] 基于我国多煤少油乏气的资源现状,近年来以煤为原料的化学工业得到快速发展,煤通过高温气化,制得的以 H_2 和 CO 为主要成分的粗合成气,是生产 $C1$ 化工及其衍生物产品的适宜原料。水煤浆加压气化技术由于具有煤种适应范围广、煤浆输送连续稳定、碳转化率高、加压气化节省下游气体压缩能耗及设备投资少等特点得到了广泛应用。采用煤气化工艺生产的粗合成气中除含有 H_2 、 CO 、 CO_2 外,还有少量的 H_2S 、 COS 、 NH_3 、 HCN 等微量组分,其中 H_2 是合成甲醇、合成氨等化工产品的原料气,酸性气体 CO_2 和 H_2S 一般是合成催化剂的毒物,所以必须在合成工序之前加以脱除,以满足下游生产加工的要求。

[0003] 在以甲醇为吸收溶剂的酸性气体脱除工艺中,贫液半贫液酸性气体脱除工艺得到了较为广泛的应用。在贫液半贫液酸性气体脱除流程的再吸收工序中,一部分吸收了 CO_2 的富甲醇通过减压闪蒸,释放富甲醇中溶解的部分 CO_2 后,生成半贫液,直接作为贫甲醇的补充吸收溶剂返送至吸收工序的 CO_2 的吸收段,另一部分吸收了 CO_2 和 H_2S 的富甲醇通过减压闪蒸、氮气气提和热再生实现甲醇溶剂的再生,再生的贫甲醇赋冷后送至酸性气体脱除吸收段作为吸收溶剂。贫液半贫液酸性气体脱除流程在一定程度上降低了热再生系统负荷和外部冷量消耗,但是由于半贫液对 CO_2 气体的再吸收能力有限,为保证吸收效果,流程中需要大量的半贫液在 CO_2 吸收工序和再吸收工序间循环,由此造成气体吸收段负荷显著增大,引起设备投资增加,造成动力消耗的增大,并限制了装置的大型化,于此同时贫液半贫液酸性气体脱除工艺的热再生系统能耗和外部冷量消耗有进一步降低的空间。

发明内容

[0004] 本发明所要解决的技术问题是针对现有技术的现状提供一种显著降低酸性气体脱除装置能耗,同时降低设备投资的配套水煤浆气化的酸性气再吸收工艺。

[0005] 本发明解决上述技术问题所采用的技术方案为:该配套水煤浆气化的酸性气再吸收工艺,其特征在于包括下述步骤:

[0006] 从上游闪蒸工序送来的温度为 $-24^{\circ}C \sim -36^{\circ}C$ 、压力为 $1.75MPaG \sim 2.00MPaG$ 、 CO_2 摩尔含量为 $31\% \sim 36\%$ 的富 CO_2 甲醇,由上部进入再吸收塔的 CO_2 中低压闪蒸段进行减压闪蒸,控制闪蒸压力为 $0.5MPaG \sim 0.7MPaG$;

[0007] 从 CO_2 中低压闪蒸段顶部送出的 CO_2 产品气温度 $-38^{\circ}C \sim -49^{\circ}C$ 、压力 $0.5MPaG \sim 0.7MPaG$,送至气体喷射器作为喷射器的工作气体;

[0008] 从 CO_2 中低压闪蒸段的底部送出的富 CO_2 甲醇, CO_2 摩尔含量为 $26\% \sim 31\%$,自流至再吸收塔的 CO_2 低压闪蒸段;控制 CO_2 低压闪蒸段操作压力为 $0.05MPaG \sim 0.12MPaG$;

[0009] 从 CO_2 低压闪蒸段顶部送出 CO_2 产品气,温度 $-59^{\circ}C \sim -65^{\circ}C$,与气体喷射器出口送出

的CO₂产品气混合后,送至下游工序;

[0010] 从CO₂低压闪蒸段底部送出的半贫液中CO₂摩尔含量为17%~23%,分为两股,其中第一股半贫液从顶部进入再吸收塔的尾气再吸收段作为洗涤甲醇,第二股半贫液经半贫甲醇换热器回收冷量换热至-44℃~-48℃后,从顶部进入再吸收塔的准贫液生成段;

[0011] 在气体喷射器的抽吸作用下,维持再吸收塔准贫液生成段的操作压力在0.07MPaA~0.1MPaA的微负压状态;

[0012] 进入准贫液生成段的半贫甲醇在塔内再次减压闪蒸,闪蒸出的温度为-61℃~-65℃的气体被气体喷射器抽出后送去界外;由准贫液生成段的底部送出CO₂含量为9%~12%的准贫液,经准贫液泵加压后送至气体吸收工序;

[0013] 从上游闪蒸工序送来的温度为-20℃~-25℃、压力为1.7MPaG~2.0MPaG的富H₂S甲醇,从中部进入再吸收塔的尾气再吸收段内减压闪蒸,同时被来自再吸收塔再吸收塔的N₂气提段的气体气提,控制尾气再吸收段的气提压力为0.07MPaG~0.20MPaG;在再吸收塔尾气再吸收段,富H₂S甲醇中的CO₂及少量H₂S不断解析,富甲醇温度不断降低,解析出的气相中的H₂S气体在上升过程中,被第一股半贫甲醇再次吸收;

[0014] 所述上游闪蒸工序送来的富H₂S甲醇与所述上游闪蒸工序送来富CO₂甲醇的摩尔流量比1:1.2~1:3;

[0015] 从再吸收塔的尾气再吸收段顶部送出的尾气温度-60℃~-65℃、压力0.07MPaG~0.20MPaG,送至后道工序处理。

[0016] 为保证尾气中硫含量达到排放标准,优选控制所述尾气与所述来自再吸收塔的CO₂低压闪蒸段底部的第一股半贫甲醇的摩尔流量比1:1.5~1:2;

[0017] 从尾气再吸收段的集液槽抽出的富甲醇,经再吸收塔循环泵加压至0.5MPaG~0.7MPaG并经富甲醇换热器回收冷量换热至-35℃~-45℃后,送至再吸收塔的N₂气提段进行气提;

[0018] 温度为-5℃~-35℃、压力为0.4MPaG~0.7MPaG的低压氮气从底部进入N₂气提段,所述氮气与所述富甲醇的摩尔流量比为1:10~1:25;N₂气提段的气提压力为0.12MPaG~0.25MPaG;气提后的富甲醇经热再生塔进料泵送至后续工序,气相从段间升气帽进入尾气再吸收段,被第一股半贫甲醇洗涤。

[0019] 优选所述第一股半贫甲醇与第二股半贫甲醇的摩尔流量比为1:1~1:3。

[0020] 与现有技术相比,本发明具有下述优点:

[0021] 1、利用水煤浆气化操作压力高的特点,引入了气体喷射器,利用富CO₂甲醇中低压闪蒸产生的CO₂产品气作为气体喷射器工作气体,半贫甲醇回收冷量后,在气体喷射器抽吸的负压状态下再次闪蒸,极大的释放了半贫甲醇中溶解的CO₂气体,生成准贫液。

[0022] 2、相对半贫液,准贫液中CO₂含量更低,单位量的准贫液对CO₂就具有更强的吸收能力,吸收能力的增大降低再生贫甲醇用量,同时也降低了热再生系统能耗和吸收工序的冷量消耗。

[0023] 3、由于准贫液对CO₂就具有更强的吸收能力,在保证气提净化效果的前提下,循环甲醇量大幅降低,降低了循环甲醇的动力消耗和设备投资。

[0024] 4、准贫液替代半贫液作为吸收溶剂,显著降低了气体吸收段负荷,利于装置大型化。

附图说明

[0025] 图1为本发明实施例的工艺流程示意图。

具体实施方式

[0026] 以下结合附图实施例对本发明作进一步详细描述。

[0027] 本发明中所涉及到的名词说明：

[0028] 富 H_2S 甲醇：是指吸收了 H_2S 和 CO_2 的甲醇溶液

[0029] 富 CO_2 甲醇：是指仅吸收了 CO_2 的甲醇溶液

[0030] 半贫液：是指富 CO_2 甲醇经中压、低压闪蒸后， CO_2 含量在17%~23%的甲醇溶液

[0031] 准贫液：是指半贫液经微负压闪蒸后， CO_2 含量在9%~12%的甲醇溶液

[0032] 如图1所示，本实施例中的再吸收塔1自上至下分为四段，段间通过封头隔开。其中上段为 CO_2 中低压闪蒸段11，中上段为 CO_2 低压闪蒸段12；中下段由集液箱分隔为两部分，集液箱以上部分称为尾气再吸收段13，集液箱以下部分称为 N_2 气提段14，集液槽16上设置有供下塔下段中的气体上升进入下塔上段的升气帽17；下段为准贫液生成段15。

[0033] 从上游中压闪蒸工序送来的温度为 $-24^{\circ}C \sim -36^{\circ}C$ 、压力为 $1.75MPaG \sim 2.00MPaG$ 、 CO_2 摩尔含量为31%~36%的富 CO_2 甲醇，从上部进入再吸收塔1的 CO_2 中低压闪蒸段11进行减压闪蒸，控制闪蒸压力为 $0.5MPaG \sim 0.7MPaG$ 。

[0034] 从再吸收塔1的 CO_2 中低压闪蒸段11的顶部送出的 CO_2 产品气温度 $-38^{\circ}C \sim -49^{\circ}C$ 、压力 $0.5MPaG \sim 0.7MPaG$ ，送至气体喷射器7作为喷射器的工作气体。

[0035] 从再吸收塔1的 CO_2 中低压闪蒸段11的底部送出的富 CO_2 甲醇， CO_2 摩尔含量为26%~31%，自流至再吸收塔1的 CO_2 低压闪蒸段12，控制 CO_2 低压闪蒸段12操作压力 $0.05MPaG \sim 0.12MPaG$ 。

[0036] 从再吸收塔1的 CO_2 低压闪蒸段12顶部送出的 CO_2 产品气温度 $-59^{\circ}C \sim -65^{\circ}C$ ，与气体喷射器7出口送出的 CO_2 产品气混合后送至下游工序回收冷量。

[0037] 从再吸收塔1的 CO_2 低压闪蒸段12底部送出的半贫液中 CO_2 摩尔含量为17%~23%，分为两股，其中第一股半贫液a从顶部进入再吸收塔1的尾气再吸收段13作为洗涤甲醇，第二股半贫液b经半贫甲醇换热器2回收冷量换热至 $-44^{\circ}C \sim -48^{\circ}C$ 后，从顶部进入再吸收塔1的准贫液生成段15。

[0038] 控制第一股半贫甲醇a与第二股半贫甲醇b的摩尔流量比为1:2。

[0039] 在气体喷射器7的抽吸作用下，维持再吸收塔1的准贫液生成段15的操作压力在 $0.07MPaA \sim 0.1MPaA$ 的微负压状态，进入再吸收塔1的准贫液生成段15的半贫甲醇在塔内再次减压闪蒸，闪蒸出气体温度 $-61^{\circ}C \sim -65^{\circ}C$ ，经气体喷射器7的抽引，与来自再吸收塔1 CO_2 中低压闪蒸段顶部送出的 CO_2 产品气混合后，送出气体喷射器7。

[0040] 在准贫液生成段15的底部送出的准贫液中 CO_2 含量为9%~12%，经准贫液泵6加压后，送至吸收工序作为吸收甲醇。

[0041] 从气体喷射器7送出的 CO_2 产品气温度 $-54^{\circ}C \sim -60^{\circ}C$ 、压力 $0.05MPaG \sim 0.12MPaG$ ，与来自再吸收塔1的 CO_2 低压闪蒸段顶部送出的 CO_2 产品气混合后，送至下游工序回收冷量。

[0042] 从上游中压闪蒸工序来的温度为 $-20^{\circ}C \sim -25^{\circ}C$ 、压力为 $1.7MPaG \sim 2.0MPaG$ 的富

H₂S甲醇,从中部进入再吸收塔1的尾气再吸收段13,在再吸收塔1的尾气再吸收段13内,富H₂S甲醇中的CO₂及少量H₂S不断解析,富甲醇温度不断降低,H₂S气体在上升过程中,被来自再吸收塔1的CO₂低压闪蒸段第一股半贫液a再次吸收。

[0043] 上游闪蒸工序送来的富H₂S甲醇与上游闪蒸工序送来富CO₂甲醇的摩尔流量比1:1.2~1:3;

[0044] 从再吸收塔1的尾气再吸收段13顶部送出的尾气温度-60℃~-65℃、压力0.07MPaG~0.20MPaG,送至后序工序处理。

[0045] 为保证尾气中硫含量达到排放标准,控制所述尾气与所述来自再吸收塔的CO₂低压闪蒸段底部的第一股半贫甲醇的摩尔流量比1:1.5~1:2;

[0046] 从集液槽16抽出的富甲醇,经再吸收塔循环泵3加压至0.5MPaG~0.7MPaG并经富甲醇换热器4回收冷量换热至-35℃~-45℃后,送至再吸收塔1N₂气提段14,温度为-5℃~-35℃、压力为0.4MPaG~0.7MPaG的低压氮气从底部进入N₂气提段14,利用低压氮气气提,N₂气提段14的气提压力为0.12MPaG~0.25MPaG;气提后的富液经热再生塔5进料泵加压后,送至后续热再生工序,气相从段间升气帽17进入尾气再吸收段13,被第一股半贫甲醇洗涤。

[0047] 低压氮气与所述集液槽16抽出的富甲醇的摩尔流量比为1:10~1:25。

[0048] 对比例

[0049] 以采用水煤浆气化造气的制氢装置为例,进入酸性气体脱除装置的有效气(H₂+CO)为210000Nm³/h,在此基准下对贫液半贫液流程和配套水煤浆气化的酸性气再吸收工艺主要参数进行对比见表1。

[0050] 表1

[0051]

	酸性气体脱除贫液半贫液流程	实施例
贫甲醇循环量	11200 kmol/h	9296 kmol/h
半贫液循环量	7657 kmol/h	无
准贫液循环量	无	6510 kmol/h
热再生负荷	6000 KW/h	4980 KW/h
外部冷量消耗	4300 KW/h	3960 KW/h
循环甲醇动力消耗	2564 KW/h	2180 KW/h

[0052] 由表1可以看出,对于基于水煤浆气化造气的制氢装置,本实施例所提供的酸性气再吸收工艺,贫甲醇循环量仅为贫液半贫液流程中贫甲醇循环量的83%,后续降低热再生负荷1020KW/h,降低外部冷量消耗340KW/h,实施例中准贫液循环量仅为贫液半贫液流程中半贫甲醇循环量的85%,累计动力消耗降低384KW/h。

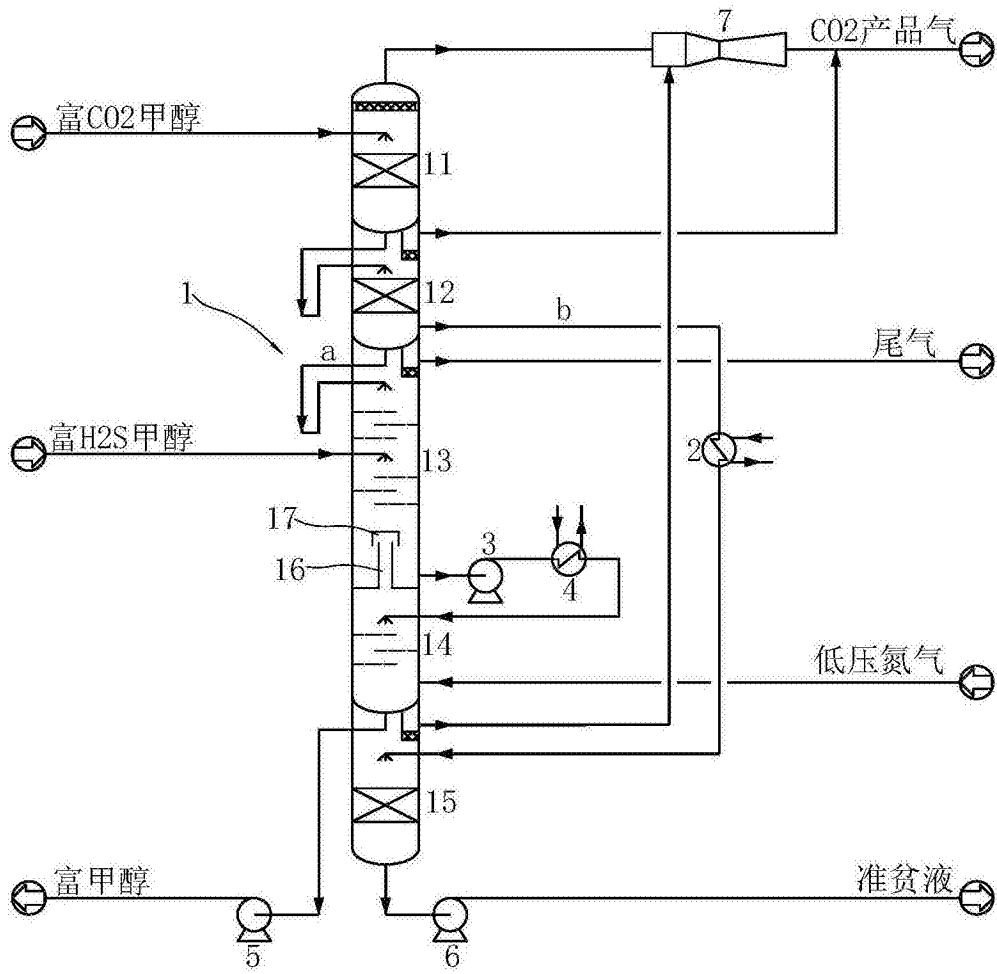


图1