



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 204981691 U

(45) 授权公告日 2016. 01. 20

(21) 申请号 201520532096. 6

C10B 53/04(2006. 01)

(22) 申请日 2015. 07. 21

(ESM) 同样的发明创造已同日申请发明专利

(73) 专利权人 北京神雾环境能源科技集团股份
有限公司

地址 102200 北京市昌平区马池口镇神牛路
18 号

(72) 发明人 余海鹏 史雪君 车中山 张顺利
吴道洪

(74) 专利代理机构 北京路浩知识产权代理有限
公司 11002

代理人 王文君 董媛

(51) Int. Cl.

C07C 11/04(2006. 01)

C07C 5/09(2006. 01)

C07C 7/04(2006. 01)

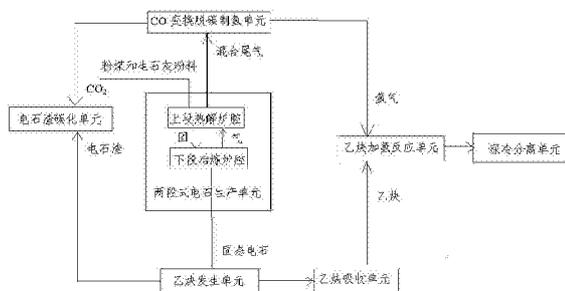
权利要求书1页 说明书7页 附图1页

(54) 实用新型名称

一种两段式电石炉粉煤制乙烯的系统

(57) 摘要

本实用新型涉及一种两段式电石炉粉煤制乙烯的系统。所述系统包括两段式电石生产单元、CO 变换脱碳制氢单元、乙炔发生单元、乙炔吸收单元、乙炔加氢反应单元；其中，所述两段式电石生产单元为两段式电石炉，所述两段式电石炉包括连通的上段热解炉腔和下段冶炼炉腔，且下段冶炼炉腔内设有加热装置。本实用新型采取上下两段式电石炉将热解工艺与电石生产工艺有机结合，实现了电石生产的连续化和热能有效利用，降低了生产能耗；并且采用本实用新型所述系统以价格低廉的中低阶粉煤作为碳素原料，不仅降低了生产成本，而且增大了原料表面积，提高反应活性，降低了电石冶炼温度；同时，热解过程中获得高附加值的焦油和热解气副产物，提高了工艺整体经济性。



1. 一种两段式电石炉粉煤制乙烯的系统,其特征在于,包括两段式电石生产单元、CO变换脱碳制氢单元、乙炔发生单元、乙炔吸收单元、乙炔加氢反应单元;

其中,所述两段式电石生产单元为两段式电石炉,所述两段式电石炉包括连通的上段热解炉腔和下段冶炼炉腔,且下段冶炼炉腔内设有加热装置;

所述两段式电石生产单元的出气口与CO变换脱碳制氢单元的进气口管道连接,所述两段式电石生产单元的电石出料口与乙炔发生单元的进料口管道连接;

所述乙炔发生单元的出气口与乙炔吸收单元的进气口管道相连;

所述乙炔加氢反应单元的进气口与所述CO变换脱碳制氢单元的氢气出气口管道连接,其液相进口与所述乙炔吸收单元的液相出口管道相连;

所述系统还包括一深冷分离单元,其通过管道与乙炔加氢反应单元的气体产物出口相连接。

2. 根据权利要求1所述的系统,其特征在于,所述两段式电石生产单元的下段冶炼炉腔可为燃气熔分炉。

3. 根据权利要求1所述的系统,其特征在于,所述系统还包括电石渣碳化单元,其分别与乙炔发生单元的电石渣出口及CO变换脱碳制氢单元的CO₂出口连接。

4. 根据权利要求1-3任一所述的系统,其特征在于,所述CO变换脱碳制氢单元包括混合尾气净化装置、CO变换装置、脱碳装置;

其中,所述混合尾气净化装置包括顺序连接的吸附过滤器、氧化铁脱硫槽、离心式压缩机、升温炉、预铁钼加氢反应器、一级铁钼加氢反应器、一级氧化锌脱硫槽、镍钴钼加氢反应器和二级氧化锌脱硫槽;

所述脱碳装置包括脱碳塔和再生塔;

所述二级氧化锌脱硫槽通过管道连接所述脱碳塔的底部,所述脱碳塔顶部设置有醇胺溶液进口,脱碳塔底部设置有醇胺溶液出口,所述醇胺溶液出口通过管路连接再生塔,再生塔的醇胺溶液出口与脱碳塔的醇胺溶液进口相连,再生塔顶部设置的CO₂出口连接所述电石渣碳化单元。

5. 根据权利要求4所述的系统,其特征在于,所述混合尾气净化装置的出气口与两段式电石生产单元的下段冶炼炉腔的燃料进口管道连接。

6. 根据权利要求1-3任一所述的系统,其特征在于,所述乙炔发生单元包括乙炔发生器、清净塔、碱中和塔以及冷凝干燥装置;

其中,乙炔发生器底部设置有出气口,其通过管路顺次连接有清净塔、碱中和塔、冷凝干燥装置,所述冷凝干燥装置的乙炔气体出口通过管路连接乙烯制备单元。

7. 根据权利要求6所述的系统,其特征在于,所述乙炔发生器内设有双层筛板,上层筛板的板条的间距为300mm,下层筛板的板条的间距为80mm。

8. 根据权利要求1-3任一所述的系统,其特征在于,所述乙炔加氢反应单元为浆态床反应器;所述浆态床反应器设置有液相进口、气相进口、气相出口及液相出口;其中,所述浆态床反应器内的顶部设有气液分离器、反应器底部设有气体分布器、指形管换热器位于气体分布器上方,冷凝器介于气液分离器和指形管换热器之间。

9. 根据权利要求1-3任一所述的系统,其特征在于,所述深冷分离单元包括依次连接的闪蒸装置、脱乙烷塔、乙烯精馏塔、脱丙烷塔、丙烯精馏塔、脱丁烷塔、反丁烯精馏塔。

一种两段式电石炉粉煤制乙烯的系统

技术领域

[0001] 本实用新型涉及一种两段式电石炉粉煤制乙烯的系统,属于煤化工技术领域。

背景技术

[0002] 乙烯是石油化学工业的一种主要原料,目前制备工艺主要是石脑油的裂解制烯烃和煤制烯烃。2015 年国内乙烯总产能将达到 2200 万 t/a 左右,2020 年国内乙烯产能进一步增加到 3250 万 t/a,预计到 2020 年国内乙烯消费量为 4800 万吨,需求大于产能,这对于石油储备并不丰富的我国来说形成了严重的战略威胁。因此,寻求另一种新的来源和工艺方法制备大宗基础有机化工原料-乙烯,在工业生产领域替代石油作为原料,能够很大程度上缓解我国对于石油的依赖性。煤烯烃工艺主要由煤气化制合成气、合成气制取甲醇、甲醇制烯烃组成。但是该工艺流程长、工艺复杂、投资大,碳排放量高、尤其是对于水的需求大导致在缺水的区域无法进行。本发明提供一种利用电石法制备乙炔进而加氢反应得到乙烯,不同于煤制烯烃过程,电石制乙烯过程流程短、投资小、碳排放量低,尤其是乙炔选择性加氢过程不需要水为反应原料,水作为反应器冷却和升温介质,可分别循环使用。

实用新型内容

[0003] 本实用新型的目的是提供一种两段式电石炉粉煤制乙烯的系统,利用其制备乙烯,可降低电耗,实现副产物的充分利用,不仅有助于减少环境污染,形成电石渣的回收利用系统,而且可以大大提高经济效益。

[0004] 为了实现上述目的,本实用新型采用如下技术方案:

[0005] 一种两段式电石炉粉煤制乙烯的系统,包括两段式电石生产单元、CO 变换脱碳制氢单元、乙炔发生单元、乙炔吸收单元、乙炔加氢反应单元;

[0006] 其中,所述两段式电石生产单元为两段式电石炉,其包括管道连通的上段热解炉腔和下段冶炼炉腔,且下段冶炼炉腔内设有加热装置;

[0007] 所述两段式电石生产单元的出气口与 CO 变换脱碳制氢单元的进气口管道连接,所述两段式电石生产单元的电石出料口与乙炔发生单元的进料口管道连接;

[0008] 所述乙炔发生单元的出气口与乙炔吸收单元的进气口管道相连;

[0009] 所述乙炔加氢反应单元的进气口与所述 CO 变换脱碳制氢单元的氢气出气口管道连接,其液相进口与所述乙炔吸收单元的液相出口管道相连;

[0010] 所述系统还包括一深冷分离单元,其通过管道与乙炔加氢反应单元的气体产物出口相连接。

[0011] 本实用新型所述的系统通过上下两段式电石炉将热解工艺与电石生产工艺有机结合,实现了电石生产工艺的连续化和热能有效利用,特别是电石炉尾气进入热解上段进行换热,有效降低整体生产能耗;由于热解气体产物和电石炉尾气的混合尾气进行变换反应,所得氢气完全用于乙炔加氢反应作为氢源,通过严格控制原料粉煤和生石灰粉料的配比,保证了所述氢气与电石法生产的乙炔的体积比,以使整个加氢反应完全无需外供氢气。

[0012] 作为本实用新型另一实施方式,所述两段式电石生产单元的下段也可以是燃气熔分炉,其在本实用新型中的作用与下段冶炼炉腔相同。

[0013] 为了充分利用制备过程中的废弃物,本实用新型所述系统还包括电石渣碳化单元,其分别与乙炔发生单元的电石渣出口及CO变换脱碳制氢单元的CO₂出口连接。

[0014] 本实用新型所述系统中,所述CO变换脱碳制氢单元包括混合尾气净化装置、CO变换装置、脱碳装置;其中,所述混合尾气净化装置包括顺序连接的吸附过滤器、氧化铁脱硫槽、离心式压缩机、升温炉、预铁钼加氢反应器、一级铁钼加氢反应器、一级氧化锌脱硫槽、镍钴钼加氢反应器和二级氧化锌脱硫槽;所述脱碳装置包括脱碳塔和再生塔,所述二级氧化锌脱硫槽通过管道连接所述脱碳塔的底部,所述脱碳塔顶部设置有醇胺溶液进口,脱碳塔底部设置有醇胺溶液出口,所述醇胺溶液出口通过管路连接再生塔,再生塔的醇胺溶液出口与脱碳塔的醇胺溶液进口相连,再生塔顶部设置的CO₂出口连接所述电石渣碳化单元。作为本实用新型优选的实施方式,其中混合尾气净化装置的出气口还与两段式电石生产单元的下段冶炼炉腔的燃料进口管道连接。

[0015] 本实用新型所述系统中,所述乙炔发生单元包括乙炔发生器、清净塔、碱中和塔以及冷凝干燥装置;其中,乙炔发生器底部设置有出气口,其通过管路顺次连接有清净塔、碱中和塔、冷凝干燥装置,所述冷凝干燥装置的乙炔气体出口通过管路连接乙烯制备单元。优选地,所述乙炔发生器内设有双层筛板,上层筛板的板条的间距为300mm,下层筛板的板条的间距为80mm。

[0016] 本实用新型所述系统中,所述乙炔加氢反应单元原则上可选择本领域技术人员所掌握的可实现本实用新型所述效果的反应器;在本实用新型中优选浆态床反应器;所述浆态床反应器设置有液相进口、气相进口、气相出口及液相出口;其中,所述浆态床反应器内的顶部设有气液分离器、反应器底部设有气体分布器、指形管换热器位于气体分布器上方,冷凝器介于气液分离器和指形管换热器之间。利用液相溶剂将乙炔气吸收后以液态进入浆态床反应器内,可避免因乙炔聚合而引起的爆炸危险。

[0017] 本实用新型所述系统中,所述深冷分离单元包括依次连接的闪蒸装置、脱乙烷塔、乙烯精馏塔、脱丙烷塔、丙烯精馏塔、脱丁烷塔、反丁烯精馏塔。

[0018] 利用本实用新型所述的系统以粉煤为原料制备乙烯包括如下步骤:

[0019] (1) 两段式电石生产

[0020] 将粉煤和生石灰粉料混合、成型,所得成型固体原料进入两段式电石炉的上段热解炉腔进行中高温热解处理,得到固体产物和热解气体产物;所述固体产物进入两段式电石炉的下段冶炼炉腔进行电石生产,最终得到电石、电石尾气;

[0021] 所得电石尾气向上再进入两段式电石炉的上段与其中的成型固体原料进行换热;

[0022] (2) CO变换、脱碳制氢

[0023] 在两段式电石炉的上段换热后的电石尾气与热解气体产物混合得到混合尾气,经过净化后,一部分混合尾气中的CO与蒸汽发生CO变换反应,所得产物经脱碳、冷却分离得到氢气;

[0024] (3) 乙炔发生

[0025] 步骤(1)所得电石与水进行反应得到乙炔及电石渣,乙炔经冷却、净化后送至乙

炔加氢反应工序；

[0026] (4) 乙炔加氢反应

[0027] 在一定压力下,采用液相溶剂吸收步骤(3)制得的乙炔,再将吸收乙炔的液相溶剂与步骤(2)所得氢气一并送入加氢反应器；

[0028] (5) 深冷分离

[0029] 采用压缩和深度冷却方法将乙炔加氢反应所得产物进行深冷分离得到产物乙烯。

[0030] 采取上下两段式电石炉将热解工艺与电石生产工艺有机结合,实现了电石生产工艺的连续化和热能有效利用,从而有效降低电石生产能耗;并且以价格低廉的中粉煤作为碳素原料,不仅降低成本,而且增大了原料表面积,增加了反应活性,降低了电石冶炼温度,有效减少工艺能耗;同时,热解过程中获得高附加值的焦油和热解气副产物,提高了工艺整体经济性,此外采用液相溶剂吸收乙炔,避免了乙炔聚合爆炸危险,并实现高压反应,从而提高装置的生产能力。

[0031] 其中,步骤(1)中,所述上段热解炉腔处理条件为:温度为 $600 \sim 1000^{\circ}\text{C}$,时间为 $30 \sim 90\text{min}$;所述下段冶炼炉腔处理条件为:温度为 $1400^{\circ}\text{C} \sim 1750^{\circ}\text{C}$,时间为 $5 \sim 30\text{min}$ 。冶炼产生的尾气不断上升至上段热解炉腔内,向上段热解炉腔内投入成型后的粉煤和生石灰粉料进行热解处理,热解所得的固体产物带有大量显热不断下降至下段冶炼炉腔内进行冶炼,冶炼产生的尾气又不断上升与上段炉腔内物料换热,以维持热解温度,从而有效实现电石冶炼尾气显热回收利用,提高电石生产工艺能源利用效率。

[0032] 其中,步骤(1)中,所述粉煤为粉煤,选自长焰煤、气煤、肥煤、焦煤、贫煤、瘦煤中的一种或多种;所述粉煤和生石灰粉料进入两段式电石炉前需破碎至 $20 \sim 100 \mu\text{m}$ 。

[0033] 其中,步骤(1)中,所述粉煤和生石灰粉料按照质量比(1-1.2:1):1进行混合。

[0034] 其中,步骤(2)中,所述净化后的混合尾气中总硫脱至 0.02ppm ,具体净化过程为:混合尾气经循环氨水冷激温度降至 80°C ,再经高效气液分离、文氏塔与电捕焦等步骤分离回收其中所含焦油与萘,最后经过螺杆压缩机压缩到 0.8MPaG 后进入吸附过滤器,进一步除去萘、焦油等杂质后进入氧化铁脱硫槽,脱除大部分无机硫和部分有机硫,之后经过离心式压缩机压缩至 3.5MPaG 进入升温炉和预铁钼和一级铁钼加氢反应器,使电石尾气中的大部分有机硫转化为无机硫,再进入一级氧化锌脱硫槽,脱除其中的硫化氢,最后进入镍钴钼加氢反应器和二级氧化锌脱硫槽,使气体中的总硫脱至 0.02ppm 。

[0035] 其中,步骤(2)中,所述脱碳的溶液选自N-甲基二乙醇胺(MDEA)、二异丙醇胺(DIPA)、MDEA和乙醇胺(MEA)的混合物、加入烷基醇胺和硼酸盐的碳酸钾溶液、环丁砜与二异丙醇胺的混合物;脱碳后所述氢气中二氧化碳含量低于 10ppm 。

[0036] 其中,步骤(3)中,将所述电石破碎至粒度为 $200 \sim 400\text{mm}$,送入乙炔发生器中与水进行反应,生成的乙炔气经冷却、净化脱除其中的磷化氢、硫化氢,再经碱中和去除其中的酸雾。

[0037] 其中,步骤(3)中,净化后的乙炔气中磷化氢含量低于 0.1ppm 、硫化氢含量低于 0.1ppm 和砷化氢含量低于 0.1ppm 。

[0038] 其中,步骤(4)中,所述氢气与乙炔体积比为 $3 \sim 10:1$;所述催化剂采用钨为主活性组分、银和钨为助剂、三氧化二铝为载体的催化剂;所述加氢反应条件为:反应压力为 $1.5 \sim 7.5\text{MPa}$,反应温度为 $130 \sim 185^{\circ}\text{C}$ 。

[0039] 其中,步骤(4)中,所述加氢反应是在浆态床反应器中进行。

[0040] 其中,步骤(5)中,所述深冷分离具体为:将乙炔加氢的产物压缩至 3.4 ~ 3.9MPa,然后气相逐级冷却和闪蒸,最后冷却至 -163 ~ -169℃,在氢气罐中分理出氢气,各闪蒸罐的液相进去脱乙烷塔,脱乙烷塔气相产品进入乙烯精馏塔得到乙烯产品,液相产品进入脱丙烷塔,脱丙烷塔气相产品进入丙烯精馏塔得到丙烯产品,液相产品进入脱丁烷塔,脱丁烷塔气相产品进入反丁烯精馏塔,塔顶得到反丁烯产品,液相产品为和混合的 C₅等产品。

[0041] 为了充分利用制备过程中的废弃物,将步骤(2)产生的 CO₂通入步骤(3)得到的电石渣中进行碳化反应得到碳酸钙,再经表面改性、脱水、干燥得到粉状碳酸钙。

[0042] 其中,步骤(2)中,另一部分净化后的混合尾气送入两段式电石炉的下段作为燃料。

[0043] 本实用新型有益效果如下:

[0044] 本实用新型所述系统利用两段式电石炉生产电石进而得到乙烯,其具有流程短、占地面积少、能耗低、投资少及减少 CO₂排放等优点,生成的气相产品中乙烯占 75 ~ 85%,反丁烯占 15 ~ 20%其余为乙烷、丙烯和 C₅+ 等副产物,反应后气体经深冷分离后,氢气循环使用。在制备过程中,充分利用混合尾气中 75% ~ 90% CO,将尾气中的 CO 经过变换后得氢气用于乙炔选择性加氢制乙烯,通过控制原料粉煤和生石灰粉料的配比,保证了所述氢气与电石法生产的乙炔的体积比,无需外供氢气,变换反应产生的 CO₂与电石渣反应生成粉状碳酸钙重新作为电石制备原料,不仅有助于减少环境污染,形成电石渣的回收利用系统,而且可以大大提高经济效益。同是,采用液相溶剂吸收乙炔可避免高压高温下乙炔聚合爆炸的情况,实现高压条件反应可极大的提高乙炔加氢装置的生产能力。

[0045] 总而言之,粉煤制乙烯过程不同于其他煤化工过程的二氧化碳高排放和对水资源的严重依赖,是典型的低碳、清洁煤转化过程,对推动我国煤资源清洁利用及乙炔化工产业的绿色可持续发展、节能减排具有重要的意义。

附图说明

[0046] 图 1 为利用本实用新型所述系统制备乙烯的工艺流程示意图。

[0047] 图 2 为本实用新型所述两段式电石炉粉煤制乙烯的系统的结构示意图。

具体实施方式

[0048] 以下实施例用于说明本实用新型,但不用来限制本实用新型的范围。

[0049] 实施例 1

[0050] 一种两段式电石炉粉煤制乙烯系统,如图 2 所示,包括两段式电石生产单元、CO 变换脱碳制氢单元、乙炔发生单元、乙炔吸收单元、乙炔加氢反应单元;

[0051] 其中,所述两段式电石生产单元为两段式电石炉,所述两段式电石炉包括连通的上段热解炉腔和下段冶炼炉腔,且下段冶炼炉腔内设有加热装置;

[0052] 所述两段式电石生产单元的出气口与 CO 变换脱碳制氢单元的进气口管道连接,所述两段式电石生产单元的电石出料口与乙炔发生单元的进料口管道连接;

[0053] 所述乙炔发生单元的出气口与乙炔吸收单元的进气口管道相连;

[0054] 所述乙炔加氢反应单元的进气口与所述 CO 变换脱碳制氢单元的氢气出气口管道连接,其液相进口与所述乙炔吸收单元的液相出口管道相连;

[0055] 所述系统还包括一深冷分离单元,其通过管道与乙炔加氢反应单元的气体产物出口相连接。

[0056] 为了充分利用制备过程中的废弃物,所述系统还包括电石渣碳化单元,其分别与乙炔发生单元的电石渣出口及 CO 变换脱碳制氢单元的 CO₂出口连接;

[0057] 其中,所述 CO 变换脱碳制氢单元包括混合尾气净化装置、CO 变换装置、脱碳装置;其中,所述混合尾气净化装置包括顺序连接的吸附过滤器、氧化铁脱硫槽、离心式压缩机、升温炉、预铁钼加氢反应器、一级铁钼加氢反应器、一级氧化锌脱硫槽、镍钴钼加氢反应器和二级氧化锌脱硫槽;所述脱碳装置包括脱碳塔和再生塔,所述二级氧化锌脱硫槽通过管道连接所述脱碳塔的底部,所述脱碳塔顶部设置有醇胺溶液进口,脱碳塔底部设置有醇胺溶液出口,所述醇胺溶液出口通过管路连接再生塔,再生塔的醇胺溶液出口与脱碳塔的醇胺溶液进口相连,再生塔顶部设置的 CO₂出口连接所述电石渣碳化单元。其中,混合尾气净化装置的出气口还与两段式电石生产单元的下段冶炼炉腔的燃料进口管道连接。

[0058] 其中,所述乙炔发生单元包括乙炔发生器、清净塔、碱中和塔以及冷凝干燥装置;其中,乙炔发生器底部设置有出气口,其通过管路顺次连接有清净塔、碱中和塔、冷凝干燥装置,所述冷凝干燥装置的乙炔气体出口通过管路连接乙烯制备单元。所述乙炔发生器内设有双层筛板,上层筛板的板条的间距为 300mm,下层筛板的板条的间距为 80mm。

[0059] 其中,所述乙炔加氢反应单元选自浆态床反应器;所述浆态床反应器设置有液相进口、气相进口、气相出口及液相出口。其中,反应器内的顶部设有气液分离器、反应器底部设有气体分布器、指形管换热器位于气体分布器上方,冷凝器介于气液分离器和指形管换热器之间。

[0060] 其中,所述深冷分离单元包括依次连接的闪蒸装置、脱乙烷塔、乙烯精馏塔、脱丙烷塔、丙烯精馏塔、脱丁烷塔、反丁烯精馏塔。

[0061] 实施例 2

[0062] 一种利用实施例所述系统制备乙烯的方法,如图 1 所示,包括如下步骤:

[0063] (1) 两段式电石生产

[0064] 煤经逐级破碎至 20 ~ 100 μm,生石灰研磨至 20 ~ 100 μm,将 20 ~ 100 μm 的粉煤、生石灰粉料和粘结剂充分混合后挤压成型,送至两段式电石炉的上段热解炉腔进行中高温热解,上段温度 600-1000℃;热解后所得固体约 800℃,进入两段式电石炉的下段冶炼炉腔(燃气熔分炉)生产电石与电石尾气;所得电石尾气再进入两段式热解炉两段式电石炉上段与其中的成型固体原料进行换热;

[0065] 其中,所述粉煤和碳酸钙粉料按照质量比 1.1:1 进行混合。

[0066] (2) CO 变换、脱碳

[0067] 在两段式电石炉的上段换热后的电石尾气与热解气体产物混合,经循环氨水冷却温度降至 80℃,再经高效气液分离、文氏塔与电捕焦等步骤分离回收其中所含焦油与萘。混合尾气经过螺杆压缩机压缩到 0.8MPaG 后进入吸附过滤器,进一步除去萘、焦油等杂质,后进入氧化铁脱硫槽,脱除大部分无机硫和部分有机硫,之后经过离心式压缩机压缩至 3.5MPaG 进入升温炉和预铁钼和一级铁钼加氢反应器,使电石尾气中的大部分有机硫转化

为无机硫,之后进入一级氧化锌脱硫槽,脱除其中的硫化氢,最后进入镍钴钼加氢反应器和二级氧化锌脱硫槽,使气体中的总硫脱至 0.02ppm;

[0068] 经过净化后的混合尾气中的一部分与蒸汽预热到 250℃后经过 CO 变换形成氢气并回收其中的反应热副产蒸汽,变换反应所得氢气经分离器除去游离的液体及夹带的固体杂质后进入脱碳塔的底部,与由塔顶自上而下流动的醇胺溶液逆流接触,脱除其中的酸气成分,经出口分离器除去氢气中可能携带的溶液液滴,出脱碳塔氢气中二氧化碳含量低于 10ppm,送往乙炔加氢反应工段的浆态床反应器;脱碳塔底部的醇胺溶液入再生塔进行再生,再生后的醇胺溶液经换热、冷却后进入脱碳塔内循环使用;

[0069] 净化后的混合尾气另一部分作为燃料送至两段式电石炉的下段冶炼炉腔内,以尽可能提高整体节能性;

[0070] (3) 乙炔发生

[0071] 步骤(1)所得电石经电石破碎机破碎为粒度 200~400mm 送入乙炔发生器与水进行反应,乙炔发生器内部设有双层筛板上层筛板的板条的间距为 300mm,盛大于 300mm 的电石与水反应,下层筛板的板条的间距为 80mm,盛大于 80mm 的电石与水反应,小于 80mm 的电石或粉末会溢流到副发生器中再次反应。这样大大提高了乙炔发生器的工作效率,提高电石利用率,为了使电石能够均匀的分布在筛板上,在发生器的上筛板设伞状分配锥,增加电石与水接触的表面积,以提高发生器的工作效率。电石与水接触水解后产生乙炔气,经副发生器上的高效水洗冷却塔洗涤后,进入正水封,并排出电石渣,电石渣由发生器排入渣浆搅拌池,由泥浆泵抽到板框式压滤机挤压,使渣、水分离,分离后的水流回水池中作为生产用水,电石渣与混合尾气变换产生的 CO₂反应生成粉状碳酸钙;反应生成的乙炔气经洗涤冷却后进入清净塔脱除乙炔气中的磷化氢、硫化氢和砷化氢,出清净塔的乙炔气中磷化氢含量低于 0.1ppm、硫化氢含量低于 0.1ppm 和砷化氢含量低于 0.1ppm,脱除磷化氢、硫化氢和砷化氢和乙炔气进入碱中和塔除去乙炔气中的酸雾,脱除酸雾后的乙炔气经增压和冷凝后脱除乙炔气中的水分,脱水后的乙炔气中水的含量低于 80ppm,送入乙炔加氢反应工序。

[0072] (4) 乙炔加氢反应

[0073] 由 N-甲基吡咯烷酮、表面活性剂与离子液体配成液相溶剂。2.0MPa 条件下在填料塔中以液相溶剂吸收乙炔,后经压缩机增压至 5.0MPa 送至浆态床反应器,通过浆态床底部气体分布器进入反应器,在催化剂的作用下进行乙炔选择性加氢反应生成乙烯等产物;乙炔加氢反应工序采用带有夹套、气体分布器、指形管换热器、冷凝器和气液分离器的浆态床作为反应器,催化剂采用钨为主活性组分、银和钨为助剂、20~500 μm 的三氧化二铝为载体的催化剂,反应压力为 1.5~7.5MPa,反应温度为 130~185℃,标况下乙炔与氢气的体积比为 1:5;反应过程中通过控制夹套内导热油的循环流量和浆态床内指形管的冷却介质的流量,使反应的温度控制在 130~185℃,浆态床上部的冷凝器将蒸发的液相溶剂冷凝,冷凝的液相溶剂回流到浆态床内,浆态床反应器的顶部的气液分离器将反应产物中夹带的 99% 的液相溶剂与反应产物分离,落回浆态床内,反应产物从反应器顶部气体出口出浆态床反应器,进入深冷分离工序。

[0074] (5) 深冷分离

[0075] 将乙炔加氢的产物压缩至 3.4~3.9MPa,然后气相逐级冷却和闪蒸,最后冷却至 -163~-169℃,在氢气罐中分理出氢气,各闪蒸罐的液相进去脱乙烷塔,脱乙烷塔气相

产品进入乙烯精馏塔得到乙烯产品,液相产品进入脱丙烷塔,脱丙烷塔气相产品进入丙烯精馏塔得到丙烯产品,液相产品进入脱丁烷塔,脱丁烷塔气相产品进入反丁烯精馏塔,塔顶得到反丁烯产品,液相产品为和混合的 C₅等产品。

[0076] (6) 电石渣碳化

[0077] 将电石渣经洗涤、粗筛、除去机械杂质后过滤、干燥筛分至 125 μm 以下之后在 1050℃ 煅烧,煅烧过的电石渣冷却后加入水,水与氧化钙的质量比为 20 ~ 40:1,得到氢氧化钙浆液,之后在氢氧化钙溶液中通入混合尾气变换后产生的 CO₂进行碳化得到粉状碳酸钙溶液。

[0078] 在本实施例中,采取上下两段式电石炉将热解工艺与电石生产工艺有机结合,实现了电石生产工艺的连续化和热能有效利用,特别是电石炉尾气进入热解上段换热,有效降低整体生产能耗;由于热解气体产物和电石炉尾气的混合尾气进行变换反应,所得氢气完全用于乙炔加氢反应作为氢源,通过严格控制原料粉煤和生石灰粉料的配比,保证了所述氢气与电石法生产的乙炔的体积比,以使整个加氢反应完全无需外供氢气。

[0079] 虽然,上文中已经用一般性说明及具体实施方案对本实用新型作了详尽的描述,但在本实用新型基础上,可以对之作一些修改或改进,这对本领域技术人员而言是显而易见的。因此,在不偏离本实用新型精神的基础上所做的这些修改或改进,均属于本实用新型要求保护的范畴。

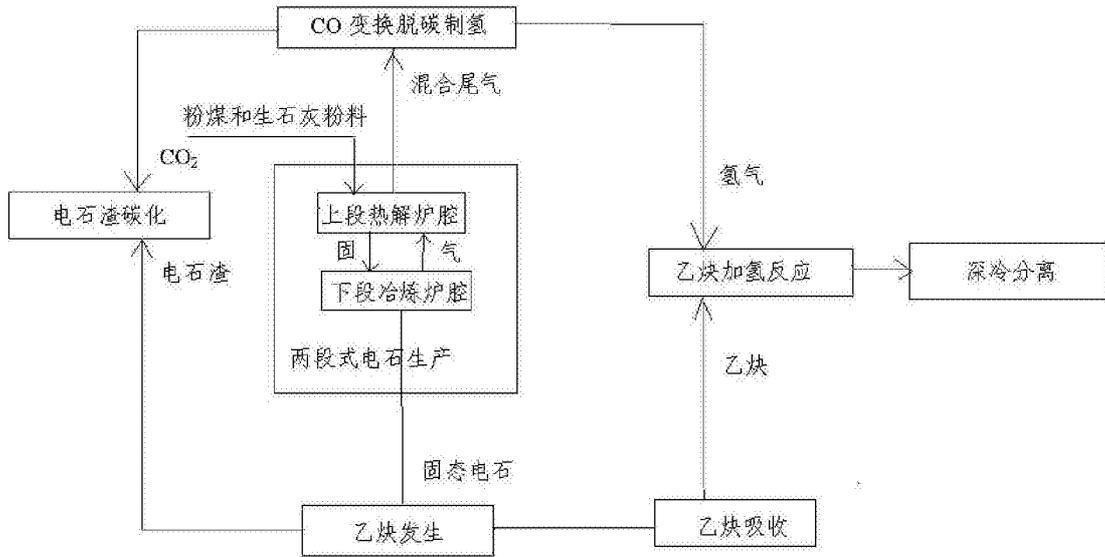


图 1

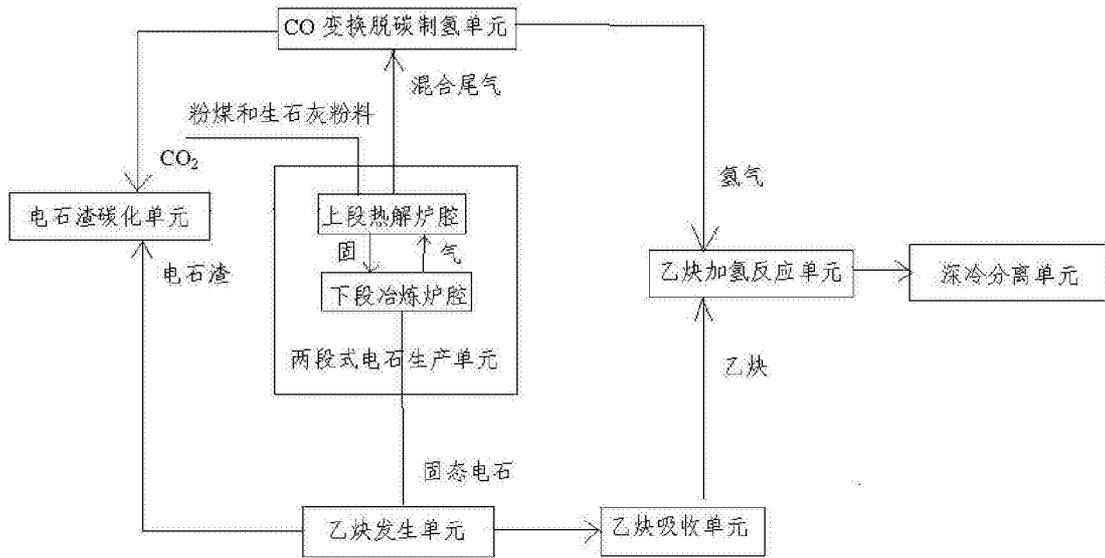


图 2