



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 109028756 A

(43)申请公布日 2018.12.18

(21)申请号 201810503474.6

(22)申请日 2018.05.23

(71)申请人 上海交通大学

地址 200240 上海市闵行区东川路800号

(72)发明人 林文胜 许婧煊

(74)专利代理机构 上海科盛知识产权代理有限

公司 31225

代理人 吴文滨

(51)Int.Cl.

F25J 3/02(2006.01)

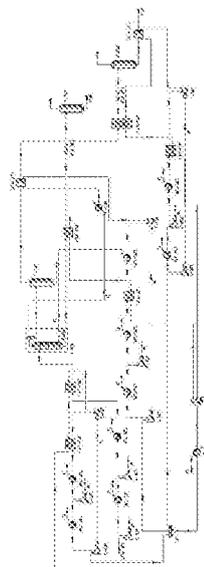
权利要求书1页 说明书8页 附图1页

(54)发明名称

一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法

(57)摘要

本发明涉及一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,该方法包括以下步骤:1)将焦炉煤气的压缩及预冷后,送入一级氦循环膨胀制冷系统,经进一步降温后送入精馏塔中;2)由精馏塔底部排出的甲烷经二级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,送入液化天然气储罐中储存;由精馏塔顶部排出的氢气依次进行第一正仲态转化、第二正仲态转化后,送入液氢储罐中储存;第一正仲态转化过程由二级氦循环膨胀制冷系统提供冷量,第二正仲态转化过程由三级氦循环膨胀制冷系统提供冷量。与现有技术相比,本发明通过氦气膨胀低温循环从焦炉煤气中制取液化天然气和液氢,提高了焦炉煤气的利用效率与能量利用率,减少了焦炉煤气排空现象,环境污染小。



1. 一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,该方法包括以下步骤:

1) 将焦炉煤气压缩及预冷后,送入一级氦循环膨胀制冷系统,经进一步降温后送入精馏塔中;

2) 由精馏塔底部排出的甲烷经二级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,送入液化天然气储罐中储存,由精馏塔顶部排出的氢气依次进行第一正仲态转化、第二正仲态转化后,送入液氢储罐中储存;

步骤2)中,所述的第一正仲态转化过程由二级氦循环膨胀制冷系统提供冷量,所述的第二正仲态转化过程由三级氦循环膨胀制冷系统提供冷量;

所述的一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统及三级氦循环膨胀制冷系统之间设有氦气回收循环系统,该氦气回收循环系统分别与一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统、三级氦循环膨胀制冷系统相连通。

2. 根据权利要求1所述的一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,步骤1)中,所述的焦炉煤气由甲烷及氢气组成。

3. 根据权利要求1所述的一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,步骤1)中,所述的焦炉煤气压缩及预冷后,压力为2.5-3.5MPa,温度为30-40℃。

4. 根据权利要求1所述的一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,步骤1)中,所述的焦炉煤气经进一步降温至-150℃以下后,送入精馏塔中。

5. 根据权利要求1所述的一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,步骤2)中,所述的甲烷经二级氦循环膨胀制冷系统降温液化后得到高压天然气,该高压天然气经节流降压至0.08-0.12MPa后,送入液化天然气储罐中储存。

6. 根据权利要求1所述的一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,步骤2)中,所述的第一正仲态转化过程及第二正仲态转化过程均在催化转化器中进行。

7. 根据权利要求1所述的一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,步骤2)中,进行完第一正仲态转化后的氢气经三级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,进行第二正仲态转化。

8. 根据权利要求7所述的一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,步骤2)中,所述的氢气经三级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,得到高压氢气,该高压氢气经节流降压至0.08-0.12MPa后,进行第二正仲态转化。

9. 根据权利要求1所述的一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,步骤2)中,所述的一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统及三级氦循环膨胀制冷系统中的制冷剂均为氦气。

10. 根据权利要求1所述的一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,其特征在于,所述的氦气回收循环系统包括混合器及分离器。

一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法

技术领域

[0001] 本发明属于焦化/钢厂行业焦炉煤气综合利用技术领域,涉及一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法。

背景技术

[0002] 我国焦炭产量位居世界前列,2006年为2.33亿吨,2009年为3.53亿吨,2012年增长到4.43亿吨。在生产焦炭的同时会产生大量焦炉煤气,如果按照生产1t焦炭产生430m³焦炉煤气计算,2012年我国全年焦炉煤气发生量达1905亿m³,其中70%左右的焦炉煤气用于企业自用、商用及城市居民用气,剩余的焦炉煤气基本没有得到很好地利用,有的甚至直接燃烧释放到大气中。目前工业上焦炉煤气的利用途径主要有:作为城市燃气、发电、提取制氢、制甲醇等,但这些方法的效率及能量利用率较低,效益不明显。因此,焦炉煤气的有效回收利用对实现我国资源的循环利用和经济的可持续发展具有重要意义。

[0003] 焦炉煤气可回收的产品主要以甲烷和氢气为主,该回收方式有几大优势:

[0004] (1) 原料成本优势。焦炉煤气作为一种焦炭生产过程中的副产品,其价格非常低。氢元素在自然界中主要以化合物的形式存在,单质氢气价格在1.26元/m³左右,天然气液化采用的天然气井口价格在0.9元/m³左右,美国现在井口价已经达到1.99元/m³;而焦炉煤气的生产成本主要是能耗成本,所以生产出来的液氢(LH₂)和液化天然气(LNG)在价格上也非常有竞争力。

[0005] (2) 能耗方面优势。目前氢气的主流制法是电解水或水煤气法,其能耗约为50kWh/kg,相对较高,而焦炉煤气中含有大量单质氢气,分离焦炉煤气中的氢气,可大大减少氢气制取过程的能耗。

[0006] (3) 甲烷和氢气都是未来中国能源结构中大力发展的清洁能源,应用前景广阔。甲烷作为天然气的主要成分,具有燃烧热值高、大气排放物少、能源利用效率高等特点;氢能具备热值高、可循环等优势,它的清洁无污染特点符合可持续发展的理念。

[0007] 公开号为CN106753628A的中国发明专利公开了一种焦炉煤气制LNG联产甲醇的方法及装置,焦炉煤气先经过压缩机加压后,再经过TSA预处理和PSA脱苯除去萘、焦油、NH₃、苯及其它重烃化合物,再经过焦炉煤气压缩机加压后送入加氢脱硫装置进行脱硫,再送入MDEA脱碳装置进行脱碳,再进行LNG深冷分离,得到产品LNG。其流程过于复杂,成本较高,稳定性和可靠性有待进一步验证,且该技术主要回收LNG产品,并未有效利用焦炉煤气中含量较高的H₂。

[0008] 公开号为CN107446635A的中国发明专利公开了一种焦炉煤气利用新方法,将焦炉产生的荒煤气与甲烷按一定的比例混合,所产生的混合气体通入等离子体热裂解反应器产生含有乙炔、氢气与一氧化碳的混合气体,该混合气通过净化进入分离提浓装置提取得到乙炔产品和尾气;尾气经过压缩和预热进入甲烷化反应装置,反应后的气体经过变压吸附分离装置得到产品氢气和合成甲烷,所得到合成甲烷一部分与荒焦炉煤气混合送入等离子体裂解反应器,另一部分作为产品输出。该工艺虽然可以得到氢气、合成天然气与乙炔三种

产品,但流程复杂,能耗相对较高。

[0009] 公开号为CN107261748A的中国发明专利公开了一种焦炉煤气生产天然气的系统,使用变压吸附方法处理焦炉煤气,从中提取天然气,但其没有对焦炉煤气中所含有的大量氢气进行回收处理。

[0010] 公开号为CN107512702A的中国发明专利公开了一种焦炉煤气制氢工艺,其产品为干燥氢气,没有对甲烷进行回收利用。

[0011] 公开号为CN106315510A的中国发明专利公开了一种焦炉煤气制氢工艺,在焦炉煤气制氢传统工艺的基础上,引进了轻烃类转化和一氧化碳中温变换工艺,使得原料焦炉煤气中的甲烷、乙烷等轻烃类成分和一氧化碳等均参与制氢反应,可降低制氢原料气消耗,但该工艺涉及到化学转化过程,稳定性难以保证,且工艺相对较为复杂。

发明内容

[0012] 本发明的目的就是为了克服上述现有技术存在的缺陷而提供一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法。

[0013] 本发明的目的可以通过以下技术方案来实现:

[0014] 一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,该方法包括以下步骤:

[0015] 1) 将焦炉煤气压缩及预冷后,送入一级氦循环膨胀制冷系统,经进一步降温后送入精馏塔中;

[0016] 2) 由精馏塔底部排出的甲烷经二级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,送入液化天然气储罐中储存,由精馏塔顶部排出的氢气依次进行第一正仲态转化、第二正仲态转化后,送入液氢储罐中储存;

[0017] 步骤2)中,所述的第一正仲态转化过程由二级氦循环膨胀制冷系统提供冷量,所述的第二正仲态转化过程由三级氦循环膨胀制冷系统提供冷量。焦炉煤气中的氢是正氢和仲氢的混合物,温度越低仲氢比例越高。一方面,正仲态转化速度缓慢,正常液化完成时正仲态转化还基本没有开始;另一方面,正态向仲态转化的过程是一个放热过程,其放热量超过汽化潜热。所以,如果不在液化过程中促使正仲态转化同时完成,则得到的液氢产品将慢慢损失殆尽。同时,由于温度越低提供相同制冷量的能耗越大,所以本发明在较高温度(通常在接近液氮温度)先进行一次正仲态转化,在最终液氢温度再进行一次正仲态转化。

[0018] 所述的一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统及三级氦循环膨胀制冷系统之间设有氦气回收循环系统,该氦气回收循环系统分别与一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统、三级氦循环膨胀制冷系统相连通。

[0019] 进一步地,步骤1)中,所述的焦炉煤气由甲烷及氢气组成。

[0020] 进一步地,步骤1)中,所述的焦炉煤气压缩及预冷后,压力为2.5-3.5MPa,温度为30-40℃。

[0021] 进一步地,步骤1)中,所述的焦炉煤气经进一步降温至-150℃以下后,送入精馏塔中。

[0022] 进一步地,步骤2)中,所述的甲烷经二级氦循环膨胀制冷系统降温液化后得到高压天然气,该高压天然气经节流降压至0.08-0.12MPa后,送入液化天然气储罐中储存。

[0023] 进一步地,步骤2)中,所述的第一正仲态转化过程及第二正仲态转化过程均在催

化转化器中进行。

[0024] 进一步地,步骤2)中,进行完第一正仲态转化后的氢气经三级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,进行第二正仲态转化。

[0025] 进一步地,步骤2)中,所述的氢气经三级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,得到高压氢气,该高压氢气经节流降压至0.08-0.12MPa后,进行第二正仲态转化。

[0026] 进一步地,步骤2)中,所述的一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统及三级氦循环膨胀制冷系统中的制冷剂均为氦气。本发明中为了生产液氢产品,需要提供极低的冷量,而传统的氦膨胀液化流程无法提供氢气所需的低温,因此采用氦气作为低温工质,氦是一种良好的低温制冷剂,用它可以获得上至100K左右,下至mK级的低温。三级制冷系统均采用氦气作为制冷剂,可以大大降低系统复杂程度。

[0027] 进一步地,所述的氦气回收循环系统包括混合器及分离器。混合器用于回收氦气,分离器用于将氦气送至各个氦循环膨胀制冷系统中。

[0028] 本发明涉及一种带有精馏模块的低温气体分离与液化的技术,用于对焦炉煤气进行液化和气体分离,通过利用氦气作为低温工质,建立三级氦膨胀制冷低温循环为焦炉煤气的液化提供冷量,其中每级氦膨胀制冷低温循环相对独立,系统中的精馏塔可实现焦炉煤气中甲烷和氢气的有效分离。焦炉煤气经过压缩和预冷后进行一级氦膨胀低温循环,降温到-160℃或更低,然后进入精馏塔,从精馏塔顶部和底部可分别得到纯度在99.5%以上的氢气和甲烷产品;二级氦膨胀低温循环为天然气液化、精馏塔中的冷凝器以及氢液化过程中的一级正仲态转化提供冷能;三级氦膨胀低温循环为氢气液化及其液化过程中的二级正仲态转化提供冷能。制冷工质氦为闭式循环。整个系统实现了良好的能量整合,所有的膨胀功均被相应的循环膨胀制冷系统中的压缩机回收利用,精馏塔中的冷凝器和再沸器传递的能量均被系统整合。与现有的焦炉煤气利用工艺相比,本发明首次实现了从焦炉煤气中得到两种高纯度的液态产品,是焦炉煤气利用方面工艺发展的突破。

[0029] 焦炉煤气是一种焦炭生产过程中的副产品,所以本发明提出的系统中基本没有制取原料气的能耗,直接从低成本的混合气中低温分离并且液化两种气体,从而得到两种高纯度的液体产品。而传统工艺制取液化天然气和液氢技术中,由于氢元素在自然界中主要以化合物的形式存在,目前尚没有能耗较低的制取单质氢气的方法,所以与本发明相比,传统工艺制取同样的产品能耗包括氢气制取、氢气液化、天然气液化三部分,总能耗大大高于本发明提出的从低成本的焦炉煤气中制取液化天然气和液氢的系统。

[0030] 与现有技术相比,本发明具有以下特点:

[0031] 1) 本发明充分利用焦炉煤气富含氢气和甲烷的特点,通过氦气膨胀低温循环从焦炉煤气中制取液化天然气(LNG)和液氢(LH₂),通过石化行业广泛采用的Aspen HYSYS软件的模拟计算,证实本发明可实现甲烷和氢气回收率分别高达97.92%和99.68%,大大提高了焦炉煤气的利用效率与能量利用率,减少了焦炉煤气排空现象,从而有效减少环境污染;

[0032] 2) 传统的焦炉煤气的处理方式是经过净化、甲烷化、PSA(变压吸附)、加压制冷的方式得到LNG产品,而本发明不采取PSA的方式,而是直接进入低温系统,通过增设低温精馏塔的方式直接得到高纯度的液氢和LNG产品。

附图说明

[0033] 图1为本发明的工艺流程示意图。

具体实施方式

[0034] 下面结合附图和具体实施例对本发明进行详细说明。本实施例以本发明技术方案为前提进行实施,给出了详细的实施方式和具体的操作过程,但本发明的保护范围不限于下述的实施例。

[0035] 实施例1:

[0036] 一种利用氦气膨胀制冷从焦炉煤气制取液化天然气(LNG)和液氢(LH₂)工艺,实施方案如图1所示。气体膨胀循环制冷剂为纯氦气,三级氦膨胀循环流量分别为1100kmol/h、750kmol/h、700kmol/h,原料焦炉煤气气摩尔组分50%CH₄+50%H₂、焦炉煤气的压力0.2MPa、温度35℃、流量100000Nm³/d,利用焦炉煤气制取液化天然气和液氢工艺的具体步骤如下:

[0037] 1)将CH₄和H₂摩尔分数均为50%的净化后的焦炉煤气(COG-101)引入双级压缩冷却设备(压缩机C-101、水冷器WC-101、压缩机C-102、水冷器WC-102),将焦炉煤气压缩到3.0MPa,温度降低至35℃,此过程能耗为570.7kW;

[0038] 2)将通过步骤1)压缩后的焦炉煤气引入一级氦循环膨胀制冷系统中降温到-170℃,此时混合气气化率为0.5062,一级氦膨胀低温循环工质压缩终压为1.37MPa,此过程能耗为2620kW;

[0039] 3)将通过步骤2)降温后的焦炉煤气引入精馏塔T-101,从顶部和底部分别得到纯度在99.5%以上的氢气和甲烷产品,其流量分别为93.08kmol/h、92.82kmol/h,温度分别-223℃、-97.41℃,气化率分别为0.999、0;

[0040] 4)将通过步骤3)分离出的CH₄引入二级氦循环膨胀制冷系统降温液化,二级氦膨胀低温循环工质压缩终压为0.20MPa,此过程能耗为397.4kW;

[0041] 5)将通过步骤4)液化后的高压天然气引入节流阀VLV-301,降压到存储压力0.1MPa;

[0042] 6)将通过步骤3)分离出的H₂引入催化转化装置CON-201进行正仲态转化,该过程所需冷量为16.79kW,由二级氦循环膨胀制冷系统提供;

[0043] 7)将通过步骤6)进行第一次正仲态转化后的H₂引入三级氦循环膨胀制冷系统降温液化,三级氦膨胀低温循环工质压缩终压为10.10MPa,此过程能耗为4563kW;

[0044] 8)将通过步骤7)液化后的高压氢气引入节流阀(VLV-201),降压到存储压力0.1MPa;

[0045] 9)将通过步骤8)液化的H₂引入催化转化装置CON-202进行第二次正仲态转化,该过程所需冷量为9.253kW由三级氦循环膨胀制冷系统提供;

[0046] 将通过步骤5)和步骤9)液化后的液化天然气和液氢产品引入储罐储存即可。

[0047] 其中,步骤2)、步骤4)、步骤7)中所述的一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统及三级氦循环膨胀制冷系统为三个独立的氦膨胀低温制冷循环系统。制冷剂氦为闭式循环,均为带有回热循环的膨胀制冷系统,其中膨胀机的输出功均被其所在的低温循环的压缩机回收利用。

[0048] 经过模拟计算得出,该利用焦炉煤气制取液化天然气和液氢工艺流程中,甲烷和氢气回收率分别高达97.92%和99.68%,总能耗为8151kW,相较于利用传统工艺分别制取两种产品,获得相同产量所需能耗约为9340kW(氢气制取:50kWh/kg,氢气液化:12.5-15kWh/kg,天然气液化:0.7kWh/kg),能耗降低了12.73%。

[0049] 实施例2:

[0050] 一种利用氢气膨胀制冷从焦炉煤气制取液化天然气(LNG)和液氢(LH₂)工艺,实施方案如图1所示。气体膨胀循环制冷剂为纯氢气,三级氢膨胀循环流量分别为1190kmol/h、552kmol/h、777kmol/h,原料焦炉煤气气摩尔组分60%CH₄+40%H₂、焦炉煤气的压力0.2MPa、温度35℃、流量100000Nm³/d,利用焦炉煤气制取液化天然气和液氢工艺的具体步骤如下:

[0051] 1) 将CH₄和H₂摩尔分数分别为60%、40%的净化后的焦炉煤气(COG-101)引入双级压缩冷却设备(压缩机C-101、水冷器WC-101、压缩机C-102、水冷器WC-102),将焦炉煤气压缩到3.0MPa,温度降低至35℃,此过程能耗为567.1kW;

[0052] 2) 将通过步骤1)压缩后的焦炉煤气引入一级氢循环膨胀制冷系统中降温到-170℃,此时混合气气化率为0.4022,一级氢膨胀低温循工质压缩终压为1.385MPa,此过程能耗为2850kW;

[0053] 3) 将通过步骤2)降温后的焦炉煤气引入精馏塔T-101,从顶部和底部分别得到纯度在99.5%以上的氢气和甲烷产品,其流量分别为74.14kmol/h、111.80kmol/h,温度分别-223℃、-97.56℃,气化率分别为0.999、0;

[0054] 4) 将通过步骤3)分离出的CH₄引入二级氢循环膨胀制冷系统降温液化,二级氢膨胀低温循工质压缩终压为0.20MPa,此过程能耗为285.7kW;

[0055] 5) 将通过步骤4)液化后的高压天然气引入节流阀VLV-301,降压到存储压力0.1MPa;

[0056] 6) 将通过步骤3)分离出的H₂引入催化转化装置CON-201进行正仲态转化,该过程所需冷量为13.12kW,由二级氢循环膨胀制冷系统提供;

[0057] 7) 将通过步骤6)进行第一次正仲态转化后的H₂引入三级氢循环膨胀制冷系统降温液化,三级氢膨胀低温循工质压缩终压为4MPa,此过程能耗为3531kW;

[0058] 8) 将通过步骤7)液化后的高压氢气引入节流阀VLV-201,降压到存储压力0.1MPa;

[0059] 9) 将通过步骤8)液化的H₂引入催化转化装置CON-202进行第二次正仲态转化,该过程所需冷量为7.23kW由三级氢循环膨胀制冷系统提供;

[0060] 将通过步骤5)和步骤9)液化后的液化天然气和液氢产品引入储罐储存即可。

[0061] 其中,步骤2)、步骤4)、步骤7)中所述的一级氢循环膨胀制冷系统、二级氢循环膨胀制冷系统及三级氢循环膨胀制冷系统为三个独立的氢膨胀低温制冷循环系统。制冷剂氢为闭式循环,均为带有回热循环的膨胀制冷系统,其中膨胀机的输出功均被其所在的低温循环的压缩机回收利用。

[0062] 经过模拟计算得出,该利用焦炉煤气制取液化天然气和液氢工艺流程中,甲烷和氢气回收率分别高达97.90%和99.60%,总能耗为7233.8kW,相较于利用传统工艺分别制取两种产品,获得相同产量所需能耗约为10930kW(氢气制取:50kWh/kg,氢气液化:12.5-15kWh/kg,天然气液化:0.7kWh/kg),能耗降低了33.82%。

[0063] 实施例3:

[0064] 一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,该方法包括以下步骤:

[0065] 1) 将焦炉煤气压缩及预冷后,送入一级氦循环膨胀制冷系统,经进一步降温后送入精馏塔中;

[0066] 2) 由精馏塔底部排出的甲烷经二级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,送入液化天然气储罐中储存,由精馏塔顶部排出的氢气依次进行第一正仲态转化、第二正仲态转化后,送入液氢储罐中储存,其中,第一正仲态转化过程由二级氦循环膨胀制冷系统提供冷量,第二正仲态转化过程由三级氦循环膨胀制冷系统提供冷量;一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统及三级氦循环膨胀制冷系统之间设有氦气回收循环系统,该氦气回收循环系统分别与一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统、三级氦循环膨胀制冷系统相连通。

[0067] 步骤1)中,焦炉煤气由甲烷及氢气组成;焦炉煤气压缩及预冷后,压力为2.5MPa,温度为40℃;焦炉煤气经进一步降温至-150℃以下后,送入精馏塔中。

[0068] 步骤2)中,甲烷经二级氦循环膨胀制冷系统降温液化后得到高压天然气,该高压天然气经节流降压至0.08MPa后,送入液化天然气储罐中储存;第一正仲态转化过程及第二正仲态转化过程均在催化转化器中进行;进行完第一正仲态转化后的氢气经三级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,进行第二正仲态转化;氢气经三级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,得到高压氢气,该高压氢气经节流降压至0.08MPa后,进行第二正仲态转化;一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统及三级氦循环膨胀制冷系统中的制冷剂均为氦气;氦气回收循环系统包括混合器及分离器。

[0069] 实施例4:

[0070] 一种利用氦气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,该方法包括以下步骤:

[0071] 1) 将焦炉煤气压缩及预冷后,送入一级氦循环膨胀制冷系统,经进一步降温后送入精馏塔中;

[0072] 2) 由精馏塔底部排出的甲烷经二级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,送入液化天然气储罐中储存,由精馏塔顶部排出的氢气依次进行第一正仲态转化、第二正仲态转化后,送入液氢储罐中储存,其中,第一正仲态转化过程由二级氦循环膨胀制冷系统提供冷量,第二正仲态转化过程由三级氦循环膨胀制冷系统提供冷量;一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统及三级氦循环膨胀制冷系统之间设有氦气回收循环系统,该氦气回收循环系统分别与一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统、三级氦循环膨胀制冷系统相连通。

[0073] 步骤1)中,焦炉煤气由甲烷及氢气组成;焦炉煤气压缩及预冷后,压力为3.5MPa,温度为30℃;焦炉煤气经进一步降温至-160℃后,送入精馏塔中。

[0074] 步骤2)中,甲烷经二级氦循环膨胀制冷系统降温液化后得到高压天然气,该高压天然气经节流降压至0.12MPa后,送入液化天然气储罐中储存;第一正仲态转化过程及第二正仲态转化过程均在催化转化器中进行;进行完第一正仲态转化后的氢气经三级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,进行第二正仲态转化;氢气经三级氦循环膨胀制冷系统降温液化后,得到高压氢气,该高压氢气经节流降压至0.12MPa后,进行第二正仲态转化;一级氦循环膨胀制冷系统、二级氦循环膨胀制冷系统及三级氦循环膨胀制冷系统中的制冷剂均为氦气;氦气回收循环系统包括混合器及分离器。

[0075] 实施例5:

[0076] 一种利用氢气膨胀制冷分离焦炉煤气的方法,该方法包括以下步骤:

[0077] 1) 将焦炉煤气压缩及预冷后,送入一级氢循环膨胀制冷系统,经进一步降温后送入精馏塔中;

[0078] 2) 由精馏塔底部排出的甲烷经二级氢循环膨胀制冷系统降温液化后,送入液化天然气储罐中储存,由精馏塔顶部排出的氢气依次进行第一正仲态转化、第二正仲态转化后,送入液氢储罐中储存,其中,第一正仲态转化过程由二级氢循环膨胀制冷系统提供冷量,第二正仲态转化过程由三级氢循环膨胀制冷系统提供冷量;一级氢循环膨胀制冷系统、二级氢循环膨胀制冷系统及三级氢循环膨胀制冷系统之间设有氢气回收循环系统,该氢气回收循环系统分别与一级氢循环膨胀制冷系统、二级氢循环膨胀制冷系统、三级氢循环膨胀制冷系统相连通。

[0079] 步骤1)中,焦炉煤气由甲烷及氢气组成;焦炉煤气压缩及预冷后,压力为3MPa,温度为35℃;焦炉煤气经进一步降温至-170℃后,送入精馏塔中。

[0080] 步骤2)中,甲烷经二级氢循环膨胀制冷系统降温液化后得到高压天然气,该高压天然气经节流降压至0.1MPa后,送入液化天然气储罐中储存;第一正仲态转化过程及第二正仲态转化过程均在催化转化器中进行;进行完第一正仲态转化后的氢气经三级氢循环膨胀制冷系统降温液化后,进行第二正仲态转化;氢气经三级氢循环膨胀制冷系统降温液化后,得到高压氢气,该高压氢气经节流降压至0.1MPa后,进行第二正仲态转化;一级氢循环膨胀制冷系统、二级氢循环膨胀制冷系统及三级氢循环膨胀制冷系统中的制冷剂均为氢气;氢气回收循环系统包括混合器及分离器。

[0081] 如图1所示(图中,C为压缩机、CON为催化转化器、E为膨胀机、H为加热器、HEX为换热器、MIX为混合器、T为精馏塔、TEE为分离器、V为气液分离器、VLV为节流阀、WC为水冷器、Q表示热量、W表示功),整个工艺流程为:

[0082] 焦炉煤气COG-101依次经压缩机C-101、水冷器WC-101、压缩机C-102、水冷器WC-102进行两次压缩水冷后,由一级氢循环膨胀制冷系统进行降温,之后送入精馏塔T-101中;由精馏塔T-101底部排出的甲烷在换热器HEX-502中与二级氢循环膨胀制冷系统中的氢气换热降温液化,之后经节流阀VLV-301节流降压后进入气液分离器V-301中分离出液化天然气(LNG)并送入液化天然气储罐中储存;由精馏塔T-101顶部排出的物料进入气液分离器V-201中分离得到氢气后,将氢气送入催化转化器CON-201进行正仲态转化,同时二级氢循环膨胀制冷系统对催化转化器CON-101进行制冷,得到高压氢气,高压氢气在换热器HEX-602中与三级氢循环膨胀制冷系统中的氢气换热降温液化,之后经节流阀VLV-201节流降压后进入气液分离器V-202中分离得到液氢,液氢进入催化转化器CON-202进行第二次正仲态转化,同时三级氢循环膨胀制冷系统对催化转化器CON-202进行制冷,最终得到的液氢产品送入液氢储罐中储存。

[0083] 其中,氢气回收循环系统中的氢气在分离器TEE中分为三股,分别进入一级氢循环膨胀制冷系统、二级氢循环膨胀制冷系统及三级氢循环膨胀制冷系统中。

[0084] 一级氢循环膨胀制冷系统中,氢气依次经压缩机C-401、水冷器WC-401、压缩机C-402、水冷器WC-402进行两次压缩水冷后,经换热器HEX-401进入膨胀机E-401进行膨胀制冷,之后在换热器HEX-402中与焦炉煤气进行热交换,对焦炉煤气进行制冷,换热后的氢气

在换热器HEX-401中与经两次压缩水冷后的氦气换热预冷后,进入混合器MIX中,其中,膨胀机E-401的输出功被压缩机C-401回收利用。

[0085] 二级氦循环膨胀制冷系统中,氦气依次经压缩机C-501、水冷器WC-501、压缩机C-502、水冷器WC-502进行两次压缩水冷后,再依次经换热器HEX-501、换热器HEX-503后进入膨胀机E-501中进行膨胀制冷,之后进入催化转化器CON-201进行制冷,后依次经加热器H-501、换热器HEX-502、换热器HEX-501后进入混合器MIX中,其中,膨胀机E-501的输出功被压缩机C-501回收利用,氦气在换热器HEX-502与由精馏塔T-101底部排出的甲烷进行换热制冷。

[0086] 三级氦循环膨胀制冷系统中,氦气依次经压缩机C-601、水冷器WC-601、压缩机C-602、水冷器WC-602进行两次压缩水冷后,经换热器HEX-601进入膨胀机E-601中进行膨胀制冷,之后进入催化转化器CON-202进行制冷,后依次经换热器HEX-602、换热器HEX-601后进入混合器MIX,其中,膨胀机E-601的输出功被压缩机C-601回收利用,氦气在换热器HEX-602与高压氦气进行换热制冷。

[0087] 氦气回收循环系统中,进入混合器MIX的氦气经加热器H温度整合后由分离器TEE排出。其中,加热器H的主要作用为调节各级制冷剂混合后的温度,使混合后的制冷剂温度与各级膨胀制冷循环系统制冷剂入口温度相等,完成制冷剂氦的闭式循环。

[0088] 上述的对实施例的描述是为便于该技术领域的普通技术人员能理解和使用发明。熟悉本领域技术的人员显然可以容易地对这些实施例做出各种修改,并把在此说明的一般原理应用到其他实施例中而不必经过创造性的劳动。因此,本发明不限于上述实施例,本领域技术人员根据本发明的揭示,不脱离本发明范畴所做出的改进和修改都应该在本发明的保护范围之内。

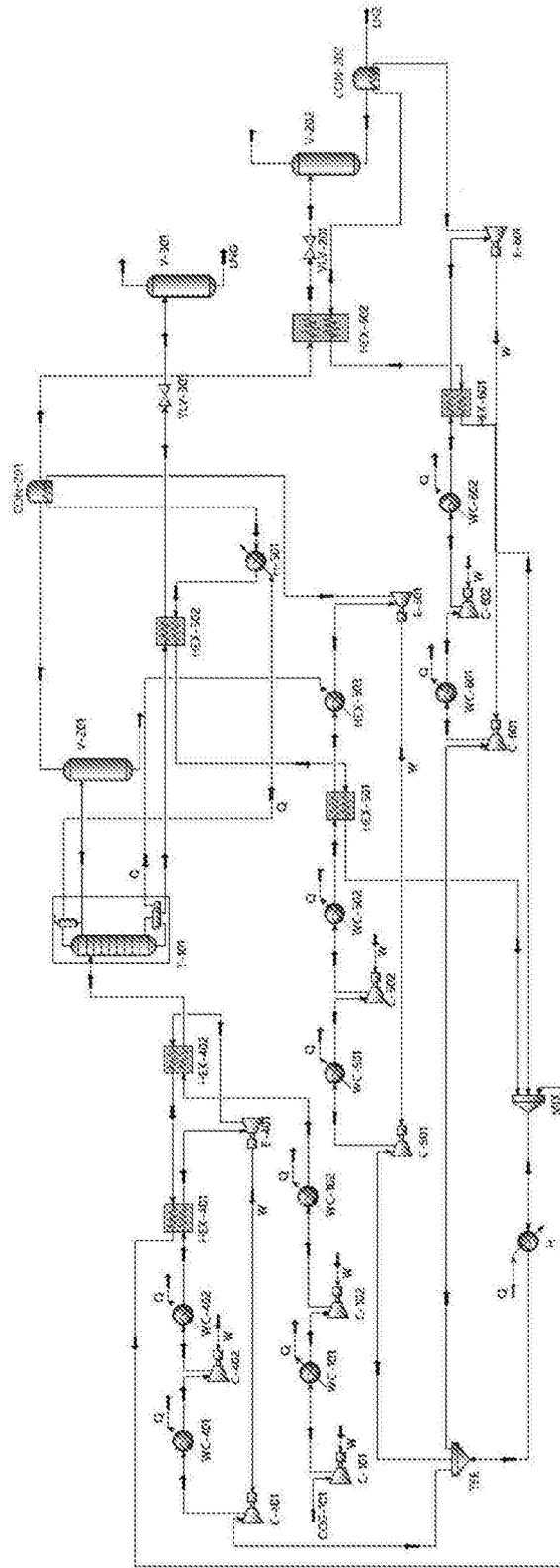


图1