



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102628635 B

(45) 授权公告日 2014. 10. 15

(21) 申请号 201210111419. 5

审查员 杜赞玲

(22) 申请日 2012. 04. 16

(73) 专利权人 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 熊晓俊

(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 林君如

(51) Int. Cl.

F25J 3/08 (2006. 01)

(56) 对比文件

US 6082133 A, 2000. 07. 04,

US 2006225461 A1, 2006. 10. 12,

CN 1262808 C, 2006. 07. 05,

WO 0169149 A1, 2001. 09. 20,

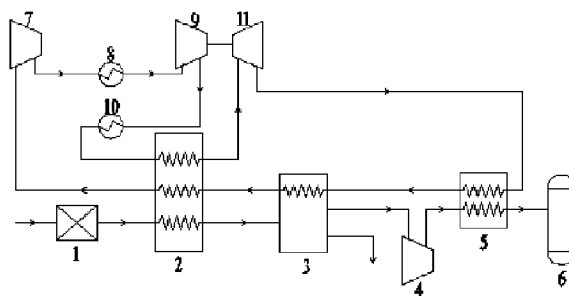
权利要求书1页 说明书5页 附图1页

(54) 发明名称

带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺

(57) 摘要

本发明涉及一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,天然气在预冷器中保持气态被预冷,然后进入结晶器继续降温,凝华分离出固体干冰的同时 CO<sub>2</sub> 含量降至 0.5%,紧接着进入低温压缩机加压,然后进入液化器,在较高的压力下液化后送入储罐储存。液化流程所需冷量由独立的气体膨胀制冷循环提供。与现有技术相比,本发明省去了常规天然气液化流程中占地面积很大的 CO<sub>2</sub> 预处理设备,可大大降低在造价高昂的海上平台进行天然气液化的投资成本。同时,天然气在较高温度下液化也降低了制冷循环的能耗。



1. 一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,其特征在于,该工艺包括以下步骤:

- 1) 将 CO<sub>2</sub> 摩尔分数在 0.5%~30%之间的原料天然气引入压力调节设备 (1),将其调压至 1.4~1.6MPa;
- 2) 将通过步骤 1) 调压后的天然气引入预冷器 (2) 预冷降温;
- 3) 将通过步骤 2) 预冷后的天然气引入结晶器 (3) 降温,凝华分离出其中的固体干冰;
- 4) 将通过步骤 3) 分离出 CO<sub>2</sub> 后的天然气引入低温压缩机 (4) 加压;
- 5) 将通过步骤 4) 压缩后的天然气引入液化器 (5),吸收冷量后液化;
- 6) 将通过步骤 5) 带压液化后的液化天然气产品引入储罐 (6) 储存即可;

其中,步骤 2)、3)、5) 中天然气降温液化过程所需冷量由一套独立的气体膨胀制冷系统提供,将制冷剂气体引入压缩机 (7) 加压,然后引入第一冷却器 (8) 中冷却,再引入增压膨胀机组增压段 (9) 增压,然后引入第二冷却器 (10) 冷却,再引入预冷器 (2) 预冷,然后引入增压膨胀机组膨胀段 (11) 膨胀降温,将膨胀功回收给增压膨胀机组增压段 (9) 使用,再将膨胀后的气体依次通过液化器 (5)、结晶器 (3) 和预冷器 (2),为这三个设备提供冷量。

2. 根据权利要求 1 所述的一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,其特征在于,步骤 1) 中所述的原料天然气的压力在 1.4~1.6MPa 时省略步骤 1)。

3. 根据权利要求 1 所述的一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,其特征在于,步骤 2) 中所述的天然气在预冷器 (2) 的出口温度不低于天然气中 CO<sub>2</sub> 的结霜温度。

4. 根据权利要求 1 所述的一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,其特征在于,步骤 3) 中所述的结晶器 (3) 具有天然气降温、CO<sub>2</sub> 凝华结晶、干冰回收功能,结晶器 (3) 气相出口中天然气的 CO<sub>2</sub> 摩尔分数为 0.5%。

5. 根据权利要求 1 所述的一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,其特征在于,步骤 4) 中所述的压缩机 (4) 能承受 -110℃低温,压缩机 (4) 出口处的天然气的压力为 1.8~2.2MPa。

6. 根据权利要求 1 所述的一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,其特征在于,步骤 5) 中所述的液化器 (5) 在 1.8~2.2MPa 压力下使进入其中的天然气液化。

7. 根据权利要求 1 所述的一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,其特征在于,步骤 5) 中得到的压力为 1.8~2.2MPa 的液体不经节流降压,直接作为产品引入储罐 (6) 储存,液化天然气产品压力高于常规天然气液化流程。

8. 根据权利要求 1 所述的一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,其特征在于,步骤 6) 中所述的储罐 (6) 的最低工作压力为 1.8MPa。

9. 根据权利要求 1 所述的一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,其特征在于,所述的制冷剂气体选自氮气或甲烷中的一种或几种。

## 带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺

### 技术领域

[0001] 本发明属于化工与低温技术领域,涉及天然气的净化和液化工艺,是一种在天然气液化过程中低温脱除二氧化碳的液化工艺,尤其是涉及一种在气体膨胀天然气带压液化过程中凝华脱除二氧化碳的液化工艺。

### 背景技术

[0002] 勘探实践证明,在中国海域众多的沉积盆地中蕴藏着丰富的油气资源,目前探明的海上天然气储量约为全国天然气储量的 1/3。海上天然气的开发利用不仅能够提供一种高热值的清洁能源,同时可以降低对石油资源的依赖程度,具有重要的环保和能源战略安全意义。为便于天然气的运输贸易,常将其液化。传统的天然气液化之前需进行净化处理,其中脱 CO<sub>2</sub> 一般要达到 50 ~ 100ppm 的标准,该预处理过程不仅占地面积大,而且能耗不少。

[0003] 天然气带压液化技术 (PLNG 技术) 是指在较高的压力约 1 ~ 2MPa 下使天然气液化得到带压的液化天然气 (LNG) 产品的技术。对应的液化温度约为 -100 ~ -120℃,较高的液化温度不仅减少了所提供的冷量及所需的换热面积,降低了能耗,而且大大增加了 LNG 中 CO<sub>2</sub> 的溶解度 (CO<sub>2</sub> 在常压 LNG 中摩尔溶解度小于 0.01%,而在 PLNG 条件下可增大到 1 ~ 3%)。溶解度的增大降低了净化过程对脱除 CO<sub>2</sub> 的要求,对于 PLNG 流程来说,考虑安全余量,一般认为达到 0.5% 的标准即可。最初的 PLNG 流程主要是针对 CO<sub>2</sub> 含量较低的天然气提出的,然而由于 CO<sub>2</sub> 在 PLNG 中的溶解度随温度升高的增量有其限度,PLNG 流程对于 CO<sub>2</sub> 含量高于 0.5% 的天然气就无能为力了,其应用因此受到极大限制。如何拓展 PLNG 流程对 CO<sub>2</sub> 含量的适用范围成为亟待解决的问题。

[0004] 在各种方法中,采用凝华的方法分离脱除天然气中的 CO<sub>2</sub> 使其摩尔分数降至 0.5%,既保留了普通 PLNG 流程不专设 CO<sub>2</sub> 预处理设备的优点,又避免了某些方法中固液两相同时出现易于引发的堵塞等问题,为 CO<sub>2</sub> 摩尔分数高于 0.5% 的天然气采用 PLNG 技术提供了可能。

[0005] 凝华脱除天然气中 CO<sub>2</sub> 的技术,主要是利用 CO<sub>2</sub> 三相点温度较高易凝华的相变特性,结合带压液化流程提供给天然气的冷量,使得天然气中的 CO<sub>2</sub> 在较低的温度下凝华结霜,从而实现 CO<sub>2</sub> 和天然气的气固分离。为避免凝华过程中出现液化现象,必须保证天然气中 CO<sub>2</sub> 的结霜温度高于天然气的露点温度,为满足这个要求,在 1.4 ~ 1.6MPa 压力下天然气中 CO<sub>2</sub> 的摩尔分数不得高于 30%。凝华脱除天然气中 CO<sub>2</sub> 的方法,一方面,可以脱除天然气中 CO<sub>2</sub> 的含量,使得天然气中 CO<sub>2</sub> 的含量达到液化流程的要求;另一方面,还可以得到固体干冰作为副产品。

[0006] 气体膨胀流程利用高压制冷剂气体通过透平膨胀机绝热膨胀提供冷量实现天然气的液化,制冷剂气体在膨胀机中膨胀降温的同时,还能输出功,可用于驱动流程中的压缩机。该液化流程具有流程简单、调节灵活、工作可靠、易启动、易操作、维护方便等诸多优点。采用气体膨胀制冷循环无需设置可燃制冷剂储罐,可提高装置安全性、减少占地面积;如果采用氮气作为气体膨胀制冷循环的工质,还可进一步提高装置安全性。

[0007] 已有技术中,申请号为 03802427.6、名称为“通过除去可凝固固体生产液化天然气的方法和装置”的发明专利,采用由特殊材料制成的冷却器以及涡流技术连续除去天然气进料物流中的二氧化碳等可凝固组分。但是该专利中的冷却器的材料需为金属氧化物、陶瓷、单晶或者蓝宝石之一,太过特殊而昂贵,难以推广应用;且作为该专利核心的固相在容器中心而不是在壁面上形成的技术,在工程实践中很难实现。专利号为 5819555、名称为“进料物流通过气固分离脱除 CO<sub>2</sub> 的一种方法”的美国专利,提出了相关的凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的技术,但是未涉及到天然气液化工艺,且无法保证天然气在后续液化过程中不析出固体 CO<sub>2</sub>。

## 发明内容

[0008] 本发明的目的就是为减少天然气液化装置的占地面积,克服海上天然气液化装置应用受限的难题,同时降低天然气液化流程的能耗,提出了一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺。该工艺主要是针对 CO<sub>2</sub> 含量较高的天然气设计的,对于 CO<sub>2</sub> 摩尔分数小于 0.5% 的天然气,PLNG 流程能够容忍全部的 CO<sub>2</sub> 而不析出固体,因而可以直接去掉占地很大的 CO<sub>2</sub> 预处理设备,为场地极为有限的海上平台实施天然气液化提供可能性。对于 CO<sub>2</sub> 摩尔分数大于或等于 0.5% 的天然气,利用 CO<sub>2</sub> 的凝华特性,通过带压液化过程提供的冷量将天然气中的 CO<sub>2</sub> 凝华脱除,采用带压液化技术液化天然气,从而实现去掉 CO<sub>2</sub> 预处理装置、减少占地面积的目的。

[0009] 本发明的目的可以通过以下技术方案来实现:

[0010] 一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,该工艺主要是针对 CO<sub>2</sub> 含量较高的天然气设计的,对于 CO<sub>2</sub> 摩尔分数小于 0.5% 的天然气,PLNG 流程能够容忍全部的 CO<sub>2</sub> 而不析出固体,因而可以直接去掉占地很大的 CO<sub>2</sub> 预处理设备,为场地极为有限的海上平台实施天然气液化提供可能性。对于 CO<sub>2</sub> 摩尔分数大于或等于 0.5% 的天然气,利用 CO<sub>2</sub> 的凝华特性,通过带压液化过程提供的冷量将天然气中的 CO<sub>2</sub> 凝华脱除,采用带压液化技术液化天然气,从而实现去掉 CO<sub>2</sub> 预处理装置、减少占地面积的目的。

[0011] 带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺的主要特点是在天然气液化的过程中凝华脱除 CO<sub>2</sub>,然后生产出带压的 LNG 产品,该工艺在流程上的创新设计取消了 CO<sub>2</sub> 预处理装置,并且保证了后续液化过程中无 CO<sub>2</sub> 晶体析出。

[0012] 本工艺具体包括以下步骤:

[0013] 1) 将 CO<sub>2</sub> 摩尔分数在 0.5%~30% 之间的原料天然气引入压力调节设备,将其调压至 1.4~1.6MPa;

[0014] 2) 将通过步骤 1) 调压后的天然气引入预冷器预冷降温;

[0015] 3) 将通过步骤 2) 预冷后的天然气引入结晶器降温,凝华分离出其中的固体干冰;

[0016] 4) 将通过步骤 3) 分离出 CO<sub>2</sub> 后的天然气引入低温压缩机加压;

[0017] 5) 将通过步骤 4) 压缩后的天然气引入液化器,吸收冷量后液化;

[0018] 6) 将通过步骤 5) 带压液化后的液化天然气产品引入储罐储存即可。

[0019] 其中,步骤 2)、3)、5) 中天然气降温液化过程所需冷量由一套独立的气体膨胀制冷系统提供,将制冷剂气体引入压缩机加压,然后引入第一冷却器中冷却,再引入增压膨胀机组增压段增压,然后引入第二冷却器冷却,再引入预冷器预冷,然后引入增压膨胀机机组膨胀段膨胀降温,将膨胀功回收给增压膨胀机组增压段使用,再将膨胀后的气体依次通过

液化器、结晶器和预冷器,为这三个设备提供冷量。

[0020] 步骤 1) 中所述的原料天然气的压力在 1.4 ~ 1.6MPa 时省略步骤 1)。

[0021] 步骤 2) 中所述的天然气在预冷器的出口温度不低于天然气中 CO<sub>2</sub> 的结霜温度。

[0022] 步骤 3) 中所述的结晶器集天然气降温、CO<sub>2</sub> 凝华结晶、干冰回收功能于一体,结晶器气相出口中天然气的 CO<sub>2</sub> 摩尔分数为 0.5%。

[0023] 步骤 4) 中所述的压缩机能承受 -110℃,压缩机出口处的天然气的压力为 1.8 ~ 2.2MPa,压力的升高保证了后续液化过程中无 CO<sub>2</sub> 晶体析出。

[0024] 步骤 5) 中所述的液化器在 1.8 ~ 2.2MPa 压力下使进入其中的天然气液化。

[0025] 步骤 5) 中得到的压力为 1.8 ~ 2.2MPa 的液体不经节流降压,直接作为产品引入储罐储存,液化天然气产品压力高于常规天然气液化流程。

[0026] 步骤 6) 中所述的储罐的最低工作压力为 1.8 ~ 2.2MPa。

[0027] 所述的制冷剂气体选自氮气或甲烷中的一种或几种。

[0028] 与现有技术相比,本发明能够省去 CO<sub>2</sub> 预处理设备,减少换热面积,节约设备投资,节省占地面积。通过石化行业广泛采用的 HYSYS 软件的模拟计算,证实本发明能大大提高天然气液化流程对 CO<sub>2</sub> 的容忍度,且能明显地降低液化天然气的单位能耗,并获得干冰作为副产品。占地面积的大大减小,能耗的显著降低,为海上天然气的液化提供了可能性。

#### 附图说明

[0029] 图 1 为带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化流程图。

[0030] 图中,1 为压力调节设备、2 为预冷器、3 为结晶器、4 为低温压缩机、5 为液化器、6 为储罐、7 为压缩机、8 为第一冷却器、9 为增压膨胀机组增压段、10 为第二冷却器、11 为增压膨胀机组膨胀段。

#### 具体实施方式

[0031] 下面结合附图和具体实施例对本发明进行详细说明。

[0032] 实施例 1

[0033] 一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,实施方案如图 1 所示。气体膨胀循环制冷剂为纯甲烷,流量 6.693kmol/h,原料天然气摩尔组分 0.5% CO<sub>2</sub>+99.5% CH<sub>4</sub>、压力 1.5MPa、温度 35℃、流量 1kmol/h,则带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺的具体步骤如下:

[0034] (1) 由于原料天然气在 1.4 ~ 1.6MPa 压力范围之内,本实施例可以省略掉压力调节设备 1。将原料气引入预冷器 2,从制冷剂甲烷吸收冷量,流出预冷器 2,温度降到 -73℃;

[0035] (2) 将经过步骤 (1) 预冷后的天然气引入结晶器 3,从制冷剂甲烷吸收冷量,温度开始下降,气态天然气中的 CO<sub>2</sub> 开始凝华结晶析出,结晶析出的固体 CO<sub>2</sub> 从结晶器中分离出来作为副产品干冰。随着温度的进一步降低,更多的 CO<sub>2</sub> 结晶析出,残留在气态天然气中的 CO<sub>2</sub> 含量逐渐降低,直到达到带压液化流程允许的摩尔含量值 0.5% 为止,结晶器 3 气相出口天然气的温度降为 -109℃;

[0036] (3) 将经过步骤 (2) 凝华脱除 CO<sub>2</sub> 后含二氧化碳 0.5% 的天然气引入低温压缩机 4,加压到 2MPa,温度升高到 -93℃;

[0037] (4) 将经过步骤(3) 加压后的天然气引入液化器 5, 从制冷剂甲烷吸收冷量进行 100% 液化, 温度降到  $-107^{\circ}\text{C}$  ;

[0038] (5) 将经过步骤(4) 降温液化后的天然气引入储罐 6 ;

[0039] (6) 以上天然气降温液化过程所需冷量由一套独立的气体膨胀制冷系统提供。将制冷剂甲烷引入压缩机 7 加压到 3258kPa, 冷却至  $35^{\circ}\text{C}$ , 然后引入增压膨胀机组增压段 9 加压至 5000kPa, 冷却至  $35^{\circ}\text{C}$ , 然后引入预冷器 2 预冷至  $-61^{\circ}\text{C}$ , 然后引入增压膨胀机组膨胀段 11 膨胀至 964kPa, 产生的 2.224kW 膨胀功回收给增压膨胀机组增压段 9 使用, 膨胀后的低温制冷剂甲烷温度降为  $-125^{\circ}\text{C}$ , 依次通过液化器 5、结晶器 3、预冷器 2 为天然气提供冷量, 最后复温至  $30^{\circ}\text{C}$ , 回到压缩机 7。

[0040] 经过模拟计算得出, 该气体膨胀天然气带压液化流程在凝华脱除  $\text{CO}_2$  后的天然气完全液化时, LNG 产品的单位能耗约为  $0.31\text{kWh}/\text{Nm}^3$ , 相较于常规气体膨胀天然气液化流程约  $0.50\text{kWh}/\text{Nm}^3$  的能耗, 降低了大约 38%。

[0041] 实施例 2

[0042] 一种带凝华脱除  $\text{CO}_2$  的气体膨胀天然气带压液化工艺, 在天然气液化的过程中凝华脱除  $\text{CO}_2$ , 然后生产出带压的 LNG 产品, 该工艺在流程上的创新设计取消了  $\text{CO}_2$  预处理装置, 并且保证了后续液化过程中无  $\text{CO}_2$  晶体析出。

[0043] 气体膨胀循环制冷剂为纯甲烷, 流量  $7.837\text{kmol}/\text{h}$ , 原料天然气摩尔组分 10%  $\text{CO}_2$ +90%  $\text{CH}_4$ 、压力 1.5MPa、温度  $35^{\circ}\text{C}$ 、流量  $1\text{kmol}/\text{h}$ , 则带凝华脱除  $\text{CO}_2$  的气体膨胀天然气带压液化工艺的具体步骤如下:

[0044] (1) 由于原料天然气在 1.4 ~ 1.6MPa 压力范围之内, 本实施例可以省略掉压力调节设备 1。将原料气引入预冷器 2, 从制冷剂甲烷吸收冷量, 流出预冷器 2, 温度降到  $-73^{\circ}\text{C}$ ;

[0045] (2) 将经过步骤(1) 预冷后的天然气引入结晶器 3, 从制冷剂甲烷吸收冷量, 温度开始下降, 气态天然气中的  $\text{CO}_2$  开始凝华结晶析出, 结晶析出的固体  $\text{CO}_2$  从结晶器中分离出来作为副产品干冰。随着温度的进一步降低, 更多的  $\text{CO}_2$  结晶析出, 残留在气态天然气中的  $\text{CO}_2$  含量逐渐降低, 直到达到带压液化流程允许的摩尔含量值 0.5% 为止, 结晶器 3 气相出口天然气的温度降为  $-109^{\circ}\text{C}$  ;

[0046] (3) 将经过步骤(2) 凝华脱除  $\text{CO}_2$  后含二氧化碳 0.5% 的天然气引入低温压缩机 4, 加压到 2MPa, 温度升高到  $-93^{\circ}\text{C}$  ;

[0047] (4) 将经过步骤(3) 加压后的天然气引入液化器 5, 从制冷剂甲烷吸收冷量进行 100% 液化, 温度降到  $-107^{\circ}\text{C}$  ;

[0048] (5) 将经过步骤(4) 降温液化后的天然气引入储罐 6 ;

[0049] (6) 以上天然气降温液化过程所需冷量由一套独立的气体膨胀制冷系统提供。将制冷剂甲烷引入压缩机 7 加压到 3384kPa, 冷却至  $35^{\circ}\text{C}$ , 然后引入增压膨胀机组增压段 9 加压至 5000kPa, 冷却至  $35^{\circ}\text{C}$ , 然后引入预冷器 2 预冷至  $-61^{\circ}\text{C}$ , 然后引入增压膨胀机组膨胀段 11 膨胀至 1142kPa, 产生的 2.361kW 膨胀功回收给增压膨胀机组增压段 9 使用, 膨胀后的低温制冷剂甲烷温度降为  $-121^{\circ}\text{C}$ , 依次通过液化器 5、结晶器 3、预冷器 2 为天然气提供冷量, 最后复温至  $30^{\circ}\text{C}$ , 回到压缩机 7。

[0050] 经过模拟计算得出, 该气体膨胀天然气带压液化流程在凝华脱除  $\text{CO}_2$  后的天然气完全液化时, LNG 产品的单位能耗约为  $0.35\text{kWh}/\text{Nm}^3$ , 相较于常规气体膨胀天然气液化流程

约 0.50kWh/Nm<sup>3</sup> 的能耗,降低了大约 30%,且可得到近 0.1kmo1/h 的固体 CO<sub>2</sub> 产品。

[0051] 实施例 3

[0052] 一种带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺,该工艺主要是针对 CO<sub>2</sub> 含量较高的天然气设计的,对于 CO<sub>2</sub> 摩尔分数小于或等于 0.5% 的天然气,PLNG 流程能够容忍全部的 CO<sub>2</sub> 而不析出固体,因而可以直接去掉占地很大的 CO<sub>2</sub> 预处理设备,为场地极为有限的海上平台实施天然气液化提供可能性。对于 CO<sub>2</sub> 摩尔分数大于 0.5% 的天然气,利用 CO<sub>2</sub> 的凝华特性,通过带压液化过程提供的冷量将天然气中的 CO<sub>2</sub> 凝华脱除,采用带压液化技术液化天然气,从而实现去掉 CO<sub>2</sub> 预处理装置、减少占地面积的目的。

[0053] 带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺的主要特点是在天然气液化的过程中凝华脱除 CO<sub>2</sub>,然后生产出带压的 LNG 产品,该工艺在流程上的创新设计取消了 CO<sub>2</sub> 预处理装置,并且保证了后续液化过程中无 CO<sub>2</sub> 晶体析出。

[0054] 气体膨胀循环制冷剂为纯甲烷,流量 7.837kmo1/h,原料天然气摩尔组分 30% CO<sub>2</sub>+70% CH<sub>4</sub>、压力 1.5MPa、温度 35℃、流量 1kmo1/h,则带凝华脱除 CO<sub>2</sub> 的气体膨胀天然气带压液化工艺的具体步骤如下:

[0055] (1) 由于原料天然气在 1.4 ~ 1.6MPa 压力范围之内,本实施例可以省略掉压力调节设备 1。将原料气引入预冷器 2,从制冷剂甲烷吸收冷量,流出预冷器 2,温度降到 -73℃;

[0056] (2) 将经过步骤 (1) 预冷后的天然气引入结晶器 3,从制冷剂甲烷吸收冷量,温度开始下降,气态天然气中的 CO<sub>2</sub> 开始凝华结晶析出,结晶析出的固体 CO<sub>2</sub> 从结晶器中分离出来作为副产品干冰。随着温度的进一步降低,更多的 CO<sub>2</sub> 结晶析出,残留在气态天然气中的 CO<sub>2</sub> 含量逐渐降低,直到达到带压液化流程允许的摩尔含量值 0.5% 为止,结晶器 3 气相出口天然气的温度降为 -109℃;

[0057] (3) 将经过步骤 (2) 凝华脱除 CO<sub>2</sub> 后含二氧化碳 0.5% 的天然气引入低温压缩机 4,加压到 2MPa,温度升高到 -93℃;

[0058] (4) 将经过步骤 (3) 加压后的天然气引入液化器 5,从制冷剂甲烷吸收冷量进行 100% 液化,温度降到 -107℃;

[0059] (5) 将经过步骤 (4) 降温液化后的天然气引入储罐 6;

[0060] (6) 以上天然气降温液化过程所需冷量由一套独立的气体膨胀制冷系统提供。将制冷剂甲烷引入压缩机 7 加压到 3552kPa,冷却至 35℃,然后引入增压膨胀机组增压段 9 加压至 5000kPa,冷却至 35℃,然后引入预冷器 2 预冷至 -61℃,然后引入增压膨胀机组膨胀段 11 膨胀至 1406kPa,产生的 2.766kW 膨胀功回收给增压膨胀机组增压段 9 使用,膨胀后的低温制冷剂甲烷温度降为 -116℃,依次通过液化器 5、结晶器 3、预冷器 2 为天然气提供冷量,最后复温至 30℃,回到压缩机 7。

[0061] 经过模拟计算得出,该气体膨胀天然气带压液化流程在凝华脱除 CO<sub>2</sub> 后的天然气完全液化时,LNG 产品的单位能耗约为 0.50kWh/Nm<sup>3</sup>,相较于常规气体膨胀天然气液化流程约 0.50kWh/Nm<sup>3</sup> 的能耗,能耗无增加,且可得到近 0.3kmo1/h 的固体 CO<sub>2</sub> 产品。

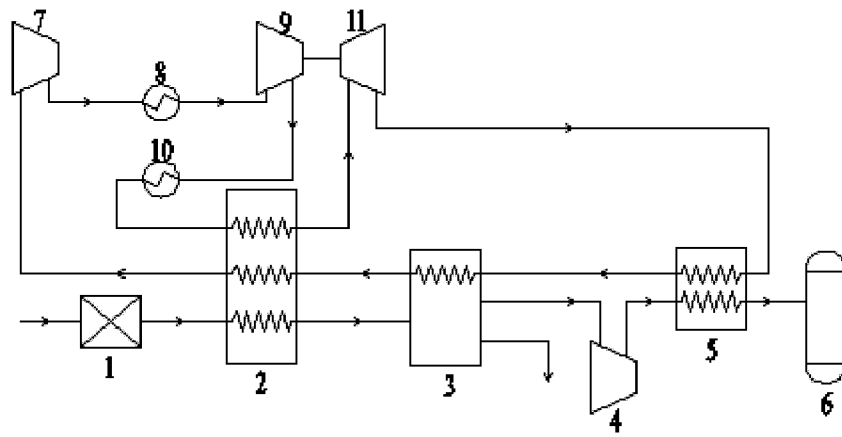


图 1