



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106052303 A

(43)申请公布日 2016.10.26

(21)申请号 201610395717.X

(22)申请日 2016.06.07

(71)申请人 成都赛普瑞兴科技有限公司

地址 610091 四川省成都市金牛区蜀汉路  
424号

(72)发明人 张惊涛 母斌

(74)专利代理机构 成都九鼎天元知识产权代理  
有限公司 51214

代理人 徐宏 钱成岑

(51) Int. Cl.

F25J 3/06(2006.01)

F25B 15/06(2006.01)

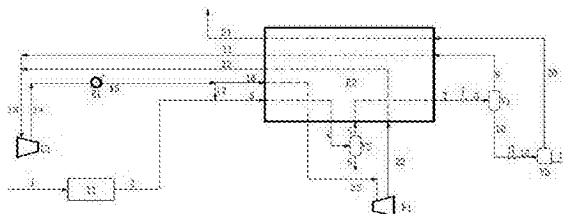
权利要求书2页 说明书6页 附图2页

(54)发明名称

一种高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法及装置

(57)摘要

本发明公开了一种高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法及装置,其包括富甲烷气液化、循环制冷。其中,富甲烷气与部分预热气混合后进入换热器冷却,冷却后的物料再脱重烃,随后依次经节流阀节流和气液分离器分离,被分离成液化富甲烷气和低温闪蒸气。将液化富甲烷气中的不凝气引出作为燃料气,为整个系统提供动力来源。低温闪蒸气经换热器换热后,得到预热气,将预热气进行增压,再将其分为两股物料,其中一股物料经换热器换热后送入膨胀机中,得到膨胀物料,膨胀物料经换热器换热后与预热气混合,进入下一个循环。本发明能有效提高物料利用率,减少能耗,降低生产成本。本发明具有设备投资低、甲烷损失小,氮气分离效果良好和回收膨胀功等优点。



1. 一种高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法,其特征在于,包括如下步骤:

(1)富甲烷气液化

富甲烷原料气与部分预热气混合后,经换热器冷却至 $-10\sim-90^{\circ}\text{C}$ ,再进入重烃分离器脱重烃,得到低温干气,低温干气经换热器冷却后,再依次经节流降压、气液分离后,分别得到液化富甲烷气、低温闪蒸气,液化富甲烷气作为产品收集,低温闪蒸气经换热器换热后,进行增压,进入下一个循环;

若富甲烷原料气无重烃,则富甲烷原料气与部分预热气混合后,直接经换热器冷却,再依次经节流降压、气液分离后,分离后分别得到液化富甲烷气、低温闪蒸气,液化富甲烷气作为产品收集,低温闪蒸气经换热器换热后,进行增压,进入下一个循环;

(2)开式循环制冷

低温闪蒸气经换热器换热后,得到预热气,将预热气进行增压,增压后将其分为第一股物料、第二股物料两股物料,第一股物料经换热器换热后送入膨胀机中,或者第一股物料不经换热器换热而直接送入膨胀机中,得到膨胀物料,膨胀物料经换热器换热后与预热气混合,进入下一个循环;

提供另一种替换方法,包括如下步骤:

(1)富甲烷气液化:

低温闪蒸气经换热器换热后,得到预热气,将预热气进行增压,并将富甲烷原料气与预热气混合,混合的物料经换热器冷却至 $-10\sim-90^{\circ}\text{C}$ ,再进入重烃分离器脱重烃,得到低温干气,低温干气再经换热器冷却后,经节流降压,再进行气液分离,分离后分别得到液化富甲烷气、低温闪蒸气,液化富甲烷气作为产品收集,低温闪蒸气经换热器换热后,进行增压,进入下一个循环;

若富甲烷原料气无重烃,则富甲烷原料气与部分预热气混合后,直接经换热器冷却,再经节流降压后,进行气液分离,分离后分别得到液化富甲烷气、低温闪蒸气,液化富甲烷气作为产品收集,低温闪蒸气经换热器换热后,进行增压,进入下一个循环;

(2)闭式循环制冷

冷却介质经增压后,再经换热器换热,进入膨胀机中,或者冷却介质经增压后不经换热器换热而直接送入膨胀机中,得到膨胀物料,膨胀物料再经换热器换热后,返回增压,进入下一个循环;

所述步骤(1)中,将液化富甲烷气中的不凝气引出,将引出的不凝气作为燃料气,为整个系统提供动力来源;

所述步骤(1)中,富甲烷原料气的压力为 $1\text{MPaG}\sim 20\text{MPaG}$ 、温度为 $-30\sim 60^{\circ}\text{C}$ ,或所述富甲烷原料气为LNG储罐的自蒸发气。

2. 根据权利要求1所述高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法,其特征在于,所述部分预热气与富甲烷原料气混合,形成两股物料进入换热器;或预热气与富甲烷原料气完全混合,再分为两股进入换热器。

3. 根据权利要求1或2所述高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法,其特征在于,所述步骤(1)中,低温干气经换热器冷却后,再进行节流降压,节流的级数为一级节流、二级节流、三级节流或四级节流。

4. 根据权利要求1~3任一项所述高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法,其特征在于,还包

括预冷步骤:将外部冷却与换热器相连,通过外部冷却对换热器中的其他部件进行预冷。

5. 根据权利要求4所述高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法,其特征在于,所述外部冷却采用的典型冷剂为丙烯、丙烷、氨、氟利昂、水、BOG、溴化锂中的一种或多种。

6. 根据权利要求1~5任一项所述高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法,其特征在于,步骤(2)中,根据富甲烷原料气的压力和温度,在系统合适的位置与预热气混合。

7. 根据权利要求1~6任一项所述高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法,其特征在于,所述步骤(1)中,低温干气经换热器冷却后,再经节流降压,然后进入第一气液分离器进行气液分离,分离后分别得到第一液相物、第一气相物,该第一液相物即为液化富甲烷气,该第一气相物即为低温闪蒸气。

8. 根据权利要求7所述高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法,其特征在于,所述步骤(1)中,第一液相物经节流降压后,进入第二气液分离器进行气液分离,分离后分别得到第二液相物、第二气相物,该第二液相物即为液化富甲烷气;第二气相物经换热器换热后,作为不凝气引出,将引出的不凝气作为燃料气,为整个系统提供动力来源。

9. 用于前述权利要求1~8任一项所述方法的装置,其特征在于,包括富甲烷气液化系统、开式循环制冷系统;

所述富甲烷气液化系统包括用于输送富甲烷原料气的原料供应装置、换热器、气液分离器,所述原料供应装置、换热器、气液分离器通过管道依次相连;

所述开式循环制冷系统包括气液分离器、换热器、压缩机、膨胀机,所述气液分离器、换热器、压缩机、膨胀机通过管道构成开式循环系统;

提供另一种替换装置,包括富甲烷气液化系统、闭式循环制冷系统;

所述甲烷气液化系统包括原料供应装置、换热器、气液分离器、压缩机,所述原料供应装置、换热器、气液分离器、压缩机通过管道依次相连;

所述闭式循环制冷系统包括压缩机、换热器、膨胀机,所述压缩机、换热器、膨胀机通过管道构成闭式循环系统。

10. 根据权利要求6所述装置,其特征在于,所述富甲烷气液化系统包括用于输送富甲烷原料气的原料供应装置、换热器、重烃分离器、气液分离器,所述原料供应装置、换热器、重烃分离器、气液分离器通过管道依次相连。

## 一种高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法及装置

### 技术领域

[0001] 本发明涉及富甲烷气冷凝分离领域,具体为一种高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法及装置。本发明能够有效进一步提高物料的利用率,节能降耗,具有较好的效果,值得大规模推广和应用。

### 背景技术

[0002] 在逆布雷顿循环中,工质通过压缩机等熵压缩,经后冷却器冷却,然后在透平膨胀机内等熵绝热膨胀并对外做功,从而获得低温气流,来制取冷量。近年来,随着低温透平膨胀机(尤其是高速气体轴承透平膨胀机)和高效紧凑换热器的发展,透平逆布雷顿循环的效率得到了显著提高,而且可获得很低的制冷温度和很宽制冷量范围,具有高可靠性。因此,近几十年来,逆布雷顿制冷循环得到了很大的发展,应用范围越来越广。基于逆布雷顿循环的优点,其在膨胀制冷循环中得到了广泛的应用。

[0003] 在天然气液化过程中,膨胀制冷循环主要采用氮膨胀制冷、氮气-甲烷混合膨胀制冷和天然气直接膨胀制冷三种形式。天然气直接膨胀制冷是直接利用高压天然气在膨胀机中绝热膨胀而使天然气液化,充分利用天然气本身的压力能,消耗电能很少,节省了设备投资。采用体积小、重量轻、效率高、长期可靠运行的气体轴承透平膨胀机,能有效提高系统效率,可用于操作频繁且要求快速启停的调峰型装置中。现已发展到多级膨胀的液化系统,并且膨胀制冷机也日趋成熟,具有长寿命、高可靠性、低振动、重量轻等特点,在天然气液化方面有良好的发展前景。在液化气量日趋加大的要求下,该循环具有更大的优势:具有设备紧凑、投资少、调节灵活、工作可靠等优点。

[0004] 现有专利GB 2522421A公开了一种液化天然气的生产过程(LNG production process),其具有如下缺点:

- (1)重烃分离困难;
- (2)操作繁琐,设备投资较高;
- (3)甲烷损失大,且氮气分离效果不好,液化天然气中含氮量较高;
- (4)膨胀功损失掉,能耗较高。

[0005] (5)完全回收使用液化过程中产生的不凝气,整套装置甲烷零损失。

[0006] 基于GB 2522421A存在的上述缺点,申请人提出了一种膨胀制冷富甲烷气液化的方法及装置。在前期的研究基础上,申请人进一步进行了研究,以提高物料的利用率,降低能耗,最终得到了本申请的技术方案。

### 发明内容

[0007] 本发明的发明目的在于:针对现有液化天然气的生产方法(GB 2522421A)存在重烃分离困难,操作繁琐,设备投资较高,甲烷损失大,膨胀功损失掉,能耗较高等的问题,提供一种高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法及装置。本发明具有流程简单、操作灵活、设备投资低、甲烷损失小,氮气分离效果良好和回收膨胀功等优点,能耗低、液化富甲烷气含氮量

低和原料适应性强。同时,本发明能够进一步提高物料的利用率,减少能耗,降低生产成本,具有显著的进步意义。

[0008] 为了实现上述目的,本发明采用如下技术方案:

一种高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法,包括如下步骤:

(1)富甲烷气液化

富甲烷原料气与部分预热气混合后,经换热器冷却至 $-10\sim-90^{\circ}\text{C}$ ,再进入重烃分离器脱重烃,得到低温干气,低温干气经换热器冷却后,再依次经节流降压、气液分离后,分别得到液化富甲烷气、低温闪蒸气,液化富甲烷气作为产品收集,低温闪蒸气经换热器换热后,进行增压,进入下一个循环;

若富甲烷原料气无重烃,则富甲烷原料气与部分预热气混合后,直接经换热器冷却,再依次经节流降压、气液分离后,分离后分别得到液化富甲烷气、低温闪蒸气,液化富甲烷气作为产品收集,低温闪蒸气经换热器换热后,进行增压,进入下一个循环;

(2)开式循环制冷

低温闪蒸气经换热器换热后,得到预热气,将预热气进行增压,增压后将其分为第一股物料、第二股物料两股物料,第一股物料经换热器换热后送入膨胀机中,或者第一股物料不经换热器换热而直接送入膨胀机中,得到膨胀物料,膨胀物料经换热器换热后与预热气混合,进入下一个循环,第二股物料即为所述步骤1中与富甲烷原料气混合的部分预热气;

或低温闪蒸气经换热器换热后,得到预热气,将预热气进行增压,增压后将其分为第一股物料、第二股物料两股物料,第一股物料直接送入膨胀机中,得到膨胀物料,膨胀物料经换热器换热后与预热气混合,进入下一个循环,第二股物料即为所述步骤1中与富甲烷原料气混合的部分预热气;

提供另一种替换方法,包括如下步骤:

(1)富甲烷气液化:

低温闪蒸气经换热器换热后,得到预热气,将预热气进行增压,并将富甲烷原料气与预热气混合,混合的物料经换热器冷却至 $-10\sim-90^{\circ}\text{C}$ ,再进入重烃分离器脱重烃,得到低温干气,低温干气再经换热器冷却后,经节流降压,再进行气液分离,分离后分别得到液化富甲烷气、低温闪蒸气,液化富甲烷气作为产品收集,低温闪蒸气经换热器换热后,进行增压,进入下一个循环;

若富甲烷原料气无重烃,则富甲烷原料气与部分预热气混合后,直接经换热器冷却,再经节流降压后,进行气液分离,分离后分别得到液化富甲烷气、低温闪蒸气,液化富甲烷气作为产品收集,低温闪蒸气经换热器换热后,进行增压,进入下一个循环;

(2)闭式循环制冷

冷却介质经增压后,再经换热器换热,进入膨胀机中,或者冷却介质经增压后不经换热器换热而直接送入膨胀机中,得到膨胀物料,膨胀物料再经换热器换热后,返回增压,进入下一个循环;

所述步骤(1)中,将液化富甲烷气中的不凝气引出,将引出的不凝气作为燃料气,为整个系统提供动力来源;

所述步骤(1)中,富甲烷原料气的压力为 $1\text{MPaG}\sim 20\text{MPaG}$ 、温度为 $-30\sim 60^{\circ}\text{C}$ ,或所述富甲烷原料气为LNG储罐的自蒸发气。

[0009] 所述部分预热气与富甲烷原料气混合,形成两股物料进入换热器;或预热气与富甲烷原料气完全混合,再分为两股进入换热器。

[0010] 所述步骤(1)中,低温干气经换热器冷却后,再进行节流降压,节流的级数为一级节流、二级节流、三级节流或四级节流。

[0011] 还包括预冷步骤:将外部冷却与换热器相连,通过外部冷却对换热器中的其他部件进行预冷。

[0012] 所述外部冷却采用的典型冷剂为丙烯、丙烷、氨、氟利昂、水、BOG、溴化锂中的一种或多种。

[0013] 步骤(2)中,根据富甲烷原料气的压力和温度,在系统合适的位置与预热气混合。

[0014] 所述步骤(1)中,低温干气经换热器冷却后,再经节流降压,然后进入第一气液分离器进行气液分离,分离后分别得到第一液相物、第一气相物,该第一液相物即为液化富甲烷气,该第一气相物即为低温闪蒸气。

[0015] 所述步骤(1)中,第一液相物经节流降压后,进入第二气液分离器进行气液分离,分离后分别得到第二液相物、第二气相物,该第二液相物即为液化富甲烷气;第二气相物经换热器换热后,作为不凝气引出,将引出的不凝气作为燃料气,为整个系统提供动力来源。

[0016] 用于前述高效膨胀制冷富甲烷气液化的方法的装置,包括富甲烷气液化系统、开式循环制冷系统;

所述富甲烷气液化系统包括用于输送富甲烷原料气的原料供应装置、换热器、气液分离器,所述原料供应装置、换热器、气液分离器通过管道依次相连;

所述开式循环制冷系统包括气液分离器、换热器、压缩机、膨胀机,所述气液分离器、换热器、压缩机、膨胀机通过管道构成开式循环系统;

提供另一种替换装置,包括富甲烷气液化系统、闭式循环制冷系统;

所述甲烷气液化系统包括原料供应装置、换热器、气液分离器、压缩机,所述原料供应装置、换热器、气液分离器、压缩机通过管道依次相连;

所述闭式循环制冷系统包括压缩机、换热器、膨胀机,所述压缩机、换热器、膨胀机通过管道构成闭式循环系统。

[0017] 所述富甲烷气液化系统包括用于输送富甲烷原料气的原料供应装置、换热器、重烃分离器、气液分离器,所述原料供应装置、换热器、重烃分离器、气液分离器通过管道依次相连。

[0018] 本发明中,含甲烷的不易液化的气体包括:氮气、氢气、氩气、氧气或氦气等,本发明将不凝气引出,并将引出的不凝气作为燃料气,为整个系统提供动力来源。采用该方式,能够使物料得到充分利用,具有较好的节能降耗效果。

[0019] 基于前述方法的改进,本发明中的循环气压缩机可选择结构简单紧凑、易于成撬的螺杆式压缩机,且仅需单级增压。进一步,采用该方法,能够使装置设备数量减少,减小低温换热器尺寸,且冷剂侧无液态形式,更加易于中小型液化装置的撬装化,模块化,在可移动式液化装置领域有更大的应用范围。

[0020] 进一步,第一液相物经节流降压后,进行二次气液分离,分离得到的第二气相物能够全部去做燃气发电机或燃气驱动的燃料,也可先做预处理再生气后再进入燃料气系统,所产生的能源足以驱动整套装置的主要动力设备。

[0021] 还包括与换热器相配合的外部冷却,外部冷却使用的冷却剂典型为丙烯、丙烷、氨、氟利昂、水、BOG、溴化锂中的一种或多种。

[0022] 本发明具有调节手段丰富、流程简单、操作灵活、原料适应性强、设备投资低、甲烷损失小,氮气分离效果良好、能耗低等优点,具有较好的应用前景。

[0023] 综上所述,由于采用了上述技术方案,本发明的有益效果是:

(1)本发明中,富甲烷气经预冷、膨胀后再冷却,相对现有技术,具有更好的制冷效果;

(2)本发明中,采用节流阀减压,虽效率略低,但冷量相当,操作更为简便,设备投资更小;

(3)本发明中采用逐级节流,各级压降小,使得本发明具有能耗更低、甲烷损失小、氮气分离系数高的优点;

(4)本发明能够有效减少设备数量,减小低温换热器尺寸,且冷剂侧无液态形式,更加易于中小型液化装置的撬装化,模块化,在可移动式液化装置领域有更大的应用范围;

(5)本发明中的第二气相物能够用作系统的燃料,也可先做预处理再生气后再进入燃料气系统,所产生的能源足以驱动整套装置的主要动力设备;

(6)本发明操作灵活,甲烷损失小,能耗低,尤其是在边缘气井、海上平台等偏远极端环境中的富甲烷气液化回收上具有较好的应用前景。

## 附图说明

[0024] 本发明将通过例子并参照附图的方式说明,其中:

图1是实施例1的原理示意图。

[0025] 图1中,T1为预处理系统,P1为膨胀机,C1为循环气压缩机,E1为冷却器,E2为换热器,V1为第一气液分离器,V2为重烃分离器,V3为第二气液分离器。

[0026] 图2是实施例2的原理示意图。

[0027] 图2中,T1为预处理系统,P1为循环气膨胀机,C1为循环气压缩机,C2为富甲烷循环气压缩机,E1为富甲烷循环气冷却器,E2为换热器,E3为循环气冷却器,V1为第一气液分离器,V2为重烃分离器,V3为第二气液分离器。

## 具体实施方式

[0028] 本说明书中公开的所有特征,或公开的所有方法或过程中的步骤,除了互相排斥的特征和/或步骤以外,均可以以任何方式组合。

[0029] 本说明书中公开的任一特征,除非特别叙述,均可被其他等效或具有类似目的的替代特征加以替换。即,除非特别叙述,每个特征只是一系列等效或类似特征中的一个例子而已。

[0030] 实施例1

本实施例的流程示意图如图1所示,本流程包含预处理系统T1、膨胀机P1、循环气压缩机C1、冷却器E1、换热器E2、重烃分离器V2、第一气液分离器V1、第二气液分离器V3等,各部件之间通过管道构成富甲烷气液化系统和开式循环制冷系统。

[0031] 本实施例的工艺步骤如下所示。

[0032] (1)富甲烷气液化:

未经处理富甲烷原料气1经预处理系统T1处理后,得到富甲烷原料气2。富甲烷原料气2与部分预热气17(下文中提到)混合后,得到物料3。物料3进入换热器E2冷却后,得到物料4。物料4出换热器E2,进入重烃分离器V2脱重烃,重烃由物料6引出,脱重烃后的低温干气物料5再进入换热器E2冷却,得到物料7。将物料7引出换热器E2,经一级节流阀I节流后,得到物料8。物料8进入第一气液分离器V1进行气液分离,经第一气液分离器V1分离得到的液相物料10继续进行二级节流;经第一气液分离器V1分离得到的低温闪蒸气9进入换热器E2复热后,引出预热气11。预热气11与物料12(下文中提到)混合后,得到物料13。物料13进入循环气压缩机C1中增压后,得到物料14,物料14经冷却器E1冷却后,得到物料15。物料15引出物料16、物料17两股物料。物料17与富甲烷原料气2混合,得到物料3,进入下一个循环。

[0033] 液相物料10经二级节流阀II节流后,进入第二气液分离器V3进行气液分离,分离后分别得到第二液相物19、第二气相物20。将第二液相物19收集,即得液化富甲烷气(即产品气)。第二气相物20经换热器E2复热后,得到不凝气21,将引出的不凝气21作为燃料气,为整个系统提供动力来源。

[0034] (2)开式循环制冷

物料16经换热器E2冷却后,得到物料22。物料22进入膨胀机P1中,膨胀后,引出物料23。或者物料16不经换热器E2换热,而直接送入膨胀机P1中膨胀,引出物料23。物料23进入换热器E2提供冷量,换热后得到物料12。物料28与预热气11混合后,进入下一个循环。

[0035] 本实施例中,富甲烷原料气2的温度为40℃,压力为4000kPaA,流量为1250Nm<sup>3</sup>/h;不易液化气(即物料21)为37℃,压力为150kPaA,流量为200Nm<sup>3</sup>/h;产品LNG的温度为-158℃,压力为150kPaA,流量为1050Nm<sup>3</sup>/h,均为绝压。

[0036] 相对于现有技术,本发明能够节约5%~10%的能量,简化了工艺流程,降低设备投资20%,具有较好的效果。

[0037] 实施例2

本实施例的流程示意图如图2所示,本流程包含预处理系统T1、循环气膨胀机P1、循环气压缩机C1、富甲烷循环气压缩机C2、富甲烷循环气冷却器E1、换热器E2、循环气冷却器E3、第一气液分离器V1、重烃分离器V2、第二气液分离器V3、一级节流阀I、二级节流阀II等,各部件之间通过管道构成富甲烷气液化系统和闭式循环制冷系统。

[0038] 该装置的工作步骤如下:

(1)富甲烷气液化:

未经处理富甲烷原料气1经预处理系统T1处理后,得到富甲烷原料气2。富甲烷原料气2与物料13(下文中提到)混合后得到物料3。物料3进入换热器E2冷却后由物料4出换热器E2,进入重烃分离器V2脱重烃,重烃由物料6引出;脱重烃后的低温干气物料5再进入换热器E2冷却,得到物料7。物料7经一级节流阀I节流后,得到物料8。物料8进入第一气液分离器V1进行气液分离,经第一气液分离器V1分离得到的液相10继续进行二级节流;经第一气液分离器V1分离得到的低温闪蒸气9进入换热器E2复热后,引出预热气11。预热气11经富甲烷循环气压缩机C2增压后,得到物料12。物料12经富甲烷循环气冷却器E1冷去后,得到物料13。物料13与富甲烷原料气2混合,得到物料3,进入下一个循环。

[0039] 第一气液分离器V1分离出的液相10经二级节流阀II节流后,得到物料14。物料14进入第二气液分离器V3进行气液分离,分离后分别得到第二液相物15、第二气相物16。将第



二液相物15收集,即得液化富甲烷气(即产品气)。第二气相物16经换热器E2复热后,得到不凝气17,将引出的不凝气17作为燃料气,为整个系统提供动力来源。

[0040] (2)闭式循环制冷:

富甲烷气经循环气压缩机C1增压后,引出物料18。物料18经冷却器E3冷却后,得到物料19。物料19进入换热器E2进一步冷却,引出物料20。物料20经循环气膨胀机P1膨胀后,得到物料21。或者物料19不经换热器E2换热而直接送入循环气膨胀机P1中膨胀,引出物料21。物料21进入换热器E2为换热器提供冷量,并引出物料22进入循环气压缩机C1,开始下一个循环。

[0041] 相对于现有技术,本发明能够节约1%-5%的能量,简化了工艺流程,降低设备投资20%,具有较好的效果。

[0042] 本发明并不局限于前述的具体实施方式。本发明扩展到任何在本说明书中披露的新特征或任何新的组合,以及披露的任一新的方法或过程的步骤或任何新的组合。

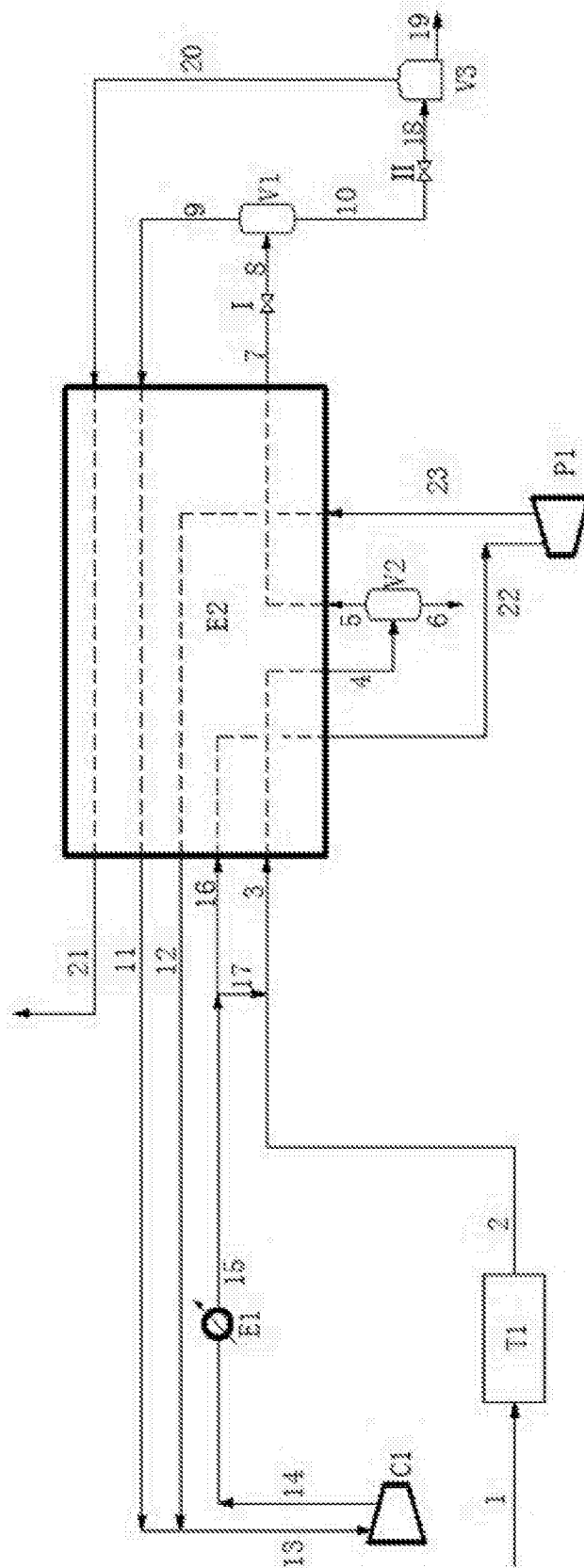


图1

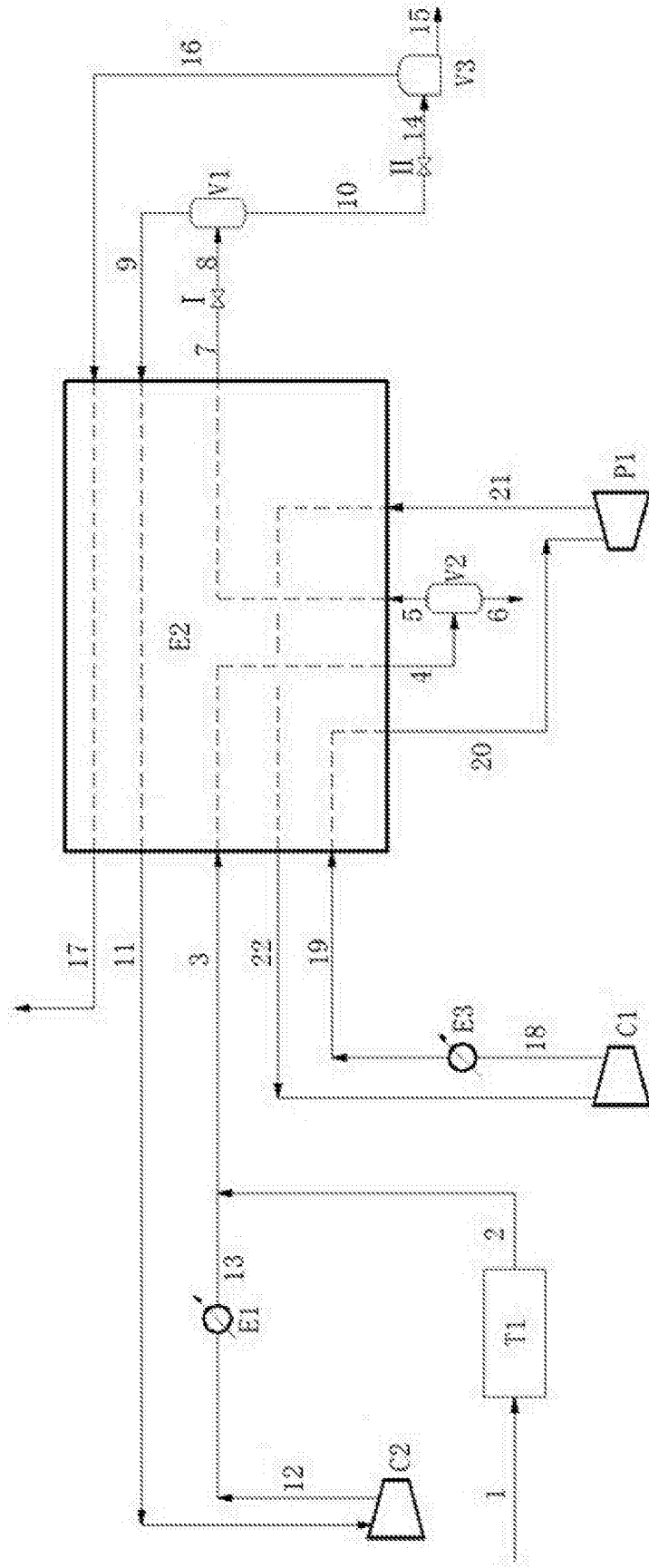


图2