



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 105783421 B

(45)授权公告日 2018.09.14

(21)申请号 201610211993.6

审查员 张晓红

(22)申请日 2016.04.07

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 105783421 A

(43)申请公布日 2016.07.20

(73)专利权人 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 吴彦峰

(51)Int.Cl.

F25J 3/02(2006.01)

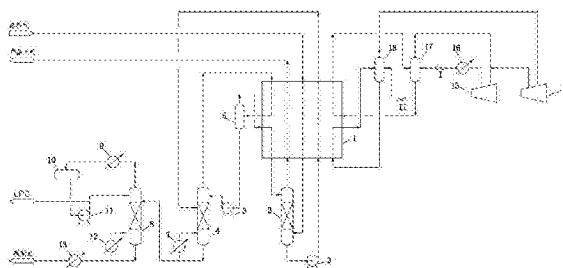
权利要求书2页 说明书6页 附图2页

(54)发明名称

一种天然气轻烃回收的方法及装置

(57)摘要

本发明公开了一种天然气轻烃回收的方法及装置,目的在于解决现有天然气轻烃回收装置所存在的轻烃回收率低,分离精度低,调节手段单一,气源适用性差的问题。其包括如下步骤:原料气进入主换热器,经冷却后进入初分离塔,初分离塔塔顶气相经复热后作为产品干气,塔底液相送入脱乙烷塔;脱乙烷塔塔顶气相经主换热器冷却后进行气液分离,液相返回脱乙烷塔,气相经进一步冷凝后进入初分离塔,对原料气进行洗涤;脱乙烷塔塔底液相引入脱丁烷塔;从脱丁烷塔塔顶和塔底分别得到液化石油气产品和凝析油产品;轻烃回收过程所需的冷量由制冷系统提供,制冷系统采用两级节流制冷。本发明具有调节手段丰富、气源适应性强、能耗低等优点。



1. 一种天然气轻烃回收的方法,其特征在于,包括如下步骤:

(1)脱烃初分离

原料气经主换热器冷却后,由初分离塔下部进入初分离塔中,原料气与来自脱乙烷塔顶分离器的物料在初分离塔内逆流接触,初分离塔塔顶分离的气相物料经主换热器复热后作为干气产品输出;初分离塔塔底的液相物料经主换热器复热后,进入脱乙烷塔精馏;

(2)脱乙烷精馏

从脱乙烷塔顶部引出的气相物料经主换热器冷却后,进入脱乙烷塔顶分离器进行气液分离,脱乙烷塔顶分离器分离的气相物料经主换热器冷凝后,从初分离塔上部进入初分离塔中,脱乙烷塔顶分离器分离的液相物料返回脱乙烷塔中,从脱乙烷塔底部引出的液相物料进入脱丁烷塔精馏;

(3)脱丁烷精馏

从脱丁烷塔顶部引出的气相物料经冷凝后,部分返回脱丁烷塔,部分作为液化石油气产品输出;从脱丁烷塔底部引出的液相物料经冷却后,作为凝析油产品输出;

(4)冷剂制冷循环

通过冷剂制冷循环为主换热器提供冷量;

所述步骤2中,脱乙烷塔与脱乙烷塔底再沸器相连且脱乙烷塔底再沸器为脱乙烷塔提供精馏所需热量;

所述步骤3中,脱丁烷塔与脱丁烷塔底再沸器相连且脱丁烷塔底再沸器为脱丁烷塔提供精馏所需热量。

2. 根据权利要求1所述天然气轻烃回收的方法,其特征在于,所述主换热器采用一台换热器或由多台换热器组合而成。

3. 根据权利要求2所述天然气轻烃回收的方法,其特征在于,所述主换热器包括蒸发器一、蒸发器二;

所述步骤1中,原料气经蒸发器二冷却后,进入初分离塔中;

所述步骤2中,脱乙烷塔顶部引出的气相物料经蒸发器一冷却后,进入脱乙烷塔顶分离器。

4. 根据权利要求1~3任一项所述天然气轻烃回收的方法,其特征在于,所述步骤4的操作如下:从二级气液分离罐罐顶引出的气相制冷剂经一级制冷压缩机增压后,进入二级制冷压缩机增压至设定压力,经二级制冷压缩机增压后的制冷剂依次进行冷凝、一级节流后,进入一级气液分离罐进行气液分离;一级气液分离罐罐顶分离的气相制冷剂返回二级制冷压缩机增压;一级气液分离罐罐底分离的液相制冷剂部分进入主换热器为主换热器高温区提供冷量后,返回一级气液分离罐,部分液相制冷剂经二级节流后进入二级气液分离罐;二级气液分离罐分离的液相制冷剂进入主换热器为主换热器低温区提供冷量后,返回二级气液分离罐,二级气液分离罐罐顶的气相制冷剂返回一级压缩机增压。

5. 根据权利要求4所述天然气轻烃回收的方法,其特征在于,所述步骤4中,制冷剂为乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烯、丁烷、氨、氟利昂中的一种或多种。

6. 用于前述权利要求1~5任一项所述天然气轻烃回收方法的装置,其特征在于,包括脱烃初分离系统、主换热器、为主换热器提供冷量的冷剂制冷循环系统、脱乙烷精馏系统、脱丁烷精馏系统;

所述脱烃初分离系统包括原料气供应装置、初分离塔、用于收集干气产品的干气收集装置,所述原料气供应装置通过管道依次与主换热器、初分离塔下部进料口相连,所述初分离塔塔顶出料口通过管道依次与主换热器、干气收集装置相连;

所述脱乙烷精馏系统包括脱乙烷塔、脱乙烷塔顶分离器、与脱乙烷塔相连的脱乙烷塔底再沸器,所述初分离塔塔底出料口通过管道依次与主换热器、脱乙烷塔中部进料口相连,所述脱乙烷塔塔顶出料口通过管道依次与主换热器、脱乙烷塔顶分离器、脱乙烷塔上部进料口相连,所述脱乙烷塔顶分离器顶部出料口通过管道依次与主换热器、初分离塔上部进料口相连,脱乙烷塔塔底出料口通过管道与脱丁烷塔相连;

所述脱丁烷精馏系统包括脱丁烷塔、脱丁烷塔顶冷凝器、脱丁烷塔底再沸器、脱丁烷塔底冷却器、液化石油气输出装置、凝析油输出装置,所述脱丁烷塔、脱丁烷塔顶冷凝器、液化石油气输出装置通过管道依次相连,所述脱丁烷塔、脱丁烷塔底再沸器、脱丁烷塔底冷却器、凝析油输出装置通过管道依次相连。

7. 根据权利要求6所述装置,其特征在于,所述制冷剂循环系统包括二级气液分离罐、一级制冷压缩机、二级制冷压缩机、制冷剂冷凝器、一级节流阀、一级气液分离罐、二级节流阀;

所述二级气液分离罐、一级制冷压缩机、二级制冷压缩机、制冷剂冷凝器、一级节流阀、一级气液分离罐、二级节流阀、二级气液分离罐通过管道依次相连,所述一级气液分离罐顶端出料口通过管道与二级制冷压缩机入口相连,所述一级气液分离罐底端出料口通过管道依次与主换热器、一级气液分离罐进料口相连,所述二级气液分离罐底端出料口通过管道依次与主换热器、二级气液分离罐进料口相连。

8. 根据权利要求7所述装置,其特征在于,所述一级气液分离罐与主换热器之间的制冷剂流动依靠热虹吸实现。

9. 根据权利要求7所述装置,其特征在于,所述二级气液分离罐与主换热器之间的制冷剂流动依靠热虹吸实现。

## 一种天然气轻烃回收的方法及装置

### 技术领域

[0001] 本发明涉及天然气处理领域,尤其是冷凝法天然气轻烃回收领域,具体为一种天然气轻烃回收的方法及装置。

### 背景技术

[0002] 天然气轻烃回收一方面是为了控制天然气的烃露点,以达到商品气质量指标,避免气液两相流动;另一方面,回收的液烃具有很大的经济价值,既可直接用作高热值燃料,也可用作化工原料。

[0003] 目前,轻烃回收方法主要包括吸附法、油吸收法和冷凝分离法。吸附法是利用具有多孔结构的固体吸附剂对烃类组分吸附能力强弱的差异,而使烃类气体得以分离的方法,其原理和流程与分子筛吸附脱水相似。油吸收法则是基于天然气中各组分在吸收油中溶解度的差异,而使不同烃类气体得以分离的方法。冷凝分离法是利用天然气中各烃类组分冷凝温度不同的特点,通过制冷将天然气冷至一定温度,从而将沸点较高的烃类冷凝分离,并将冷凝液分馏成合格产品的方法。由于吸附法和油吸收法存在能耗高、操作费用高和产品收率低等缺点,逐步被更经济和先进的冷凝分离法所取代。

[0004] 中国专利CN204661631 U、CN103822438 A等公开了冷凝分离法轻烃回收工艺或装置,其一般是将预处理、冷凝后的天然气引入低温分离罐,低温分离罐中分离的气相经复热后作为产品干气外输,液相进脱乙烷塔进一步分离。然而,现有冷凝法天然气轻烃回收方法中存在如下缺点:

[0005] (1)轻烃回收率不高,C<sub>3</sub>回收率一般为60%~80%;

[0006] (2)分离精度低,分离的烃液品质较差,且大部分工艺不能将液化石油气组分(C<sub>3</sub>及C<sub>4</sub>)与凝析油组分(C<sub>5</sub>~C<sub>11</sub>+)有效分离;

[0007] (3)现有天然气轻烃回收方法仅能处理C<sub>3</sub>+ (C<sub>3</sub>+是指C<sub>3</sub>及C<sub>3</sub>以上的烃类)含量较高的湿气,难以回收管道气中的轻烃组分;

[0008] (4)调节手段单一,气源适用性差,适用范围受限。

[0009] 鉴于现有冷凝分离法天然气轻烃回收工艺存在的缺陷,迫切需要开发一种调节手段丰富、原料适应性强、能耗低、C<sub>3</sub>收率高的轻烃回收方法和/或装置。

### 发明内容

[0010] 本发明的发明目的在于:针对现有天然气轻烃回收所存在的轻烃回收率低,分离精度低,调节手段单一,气源适用性差的问题,提供一种天然气轻烃回收的方法及装置。本发明具有调节手段丰富、原料适应性强、能耗低、C<sub>3</sub>收率高等优点,值得大规模推广和应用。

[0011] 为了实现上述目的,本发明采用如下技术方案:

[0012] 一种天然气轻烃回收的方法,包括如下步骤:

[0013] (1)脱烃初分离

[0014] 原料气经主换热器冷却后,由初分离塔下部进入初分离塔中,原料气与来自脱乙

烷塔顶分离器的物料在初分离塔内逆流接触,初分离塔塔顶分离的气相物料经主换热器复热后作为干气产品输出;初分离塔塔底的液相物料经主换热器复热后,进入脱乙烷塔精馏;

[0015] (2)脱乙烷精馏

[0016] 从脱乙烷塔顶部引出的气相物料经主换热器冷却后,进入脱乙烷塔顶分离器进行气液分离,脱乙烷塔顶分离器分离的气相物料经主换热器冷凝后,从初分离塔上部进入初分离塔中,脱乙烷塔顶分离器分离的液相物料返回脱乙烷塔中,从脱乙烷塔底部引出的液相物料进入脱丁烷塔精馏;

[0017] (3)脱丁烷精馏

[0018] 从脱丁烷塔顶部引出的气相物料经冷凝后,部分返回脱丁烷塔,部分作为液化石油气产品输出;从脱丁烷塔底部引出的液相物料经冷却后,作为凝析油产品输出;

[0019] (4)冷剂制冷循环

[0020] 通过冷剂制冷循环为主换热器提供冷量;

[0021] 所述步骤2中,脱乙烷塔与脱乙烷塔底再沸器相连且脱乙烷塔底再沸器为脱乙烷塔提供精馏所需热量;

[0022] 所述步骤3中,脱丁烷塔与脱丁烷塔底再沸器相连且脱丁烷塔底再沸器为脱丁烷塔提供精馏所需热量。

[0023] 所述主换热器采用一台换热器或由多台换热器组合而成。

[0024] 所述主换热器包括蒸发器一、蒸发器二;

[0025] 所述步骤1中,原料气经蒸发器二冷却后,进入初分离塔中;

[0026] 所述步骤2中,脱乙烷塔顶部引出的气相物料经蒸发器一冷却后,进入脱乙烷塔顶分离器。

[0027] 所述步骤4的操作如下:从二级气液分离罐罐顶引出的气相制冷剂经一级制冷压缩机增压后,进入二级制冷压缩机增压至设定压力,经二级制冷压缩机增压后的制冷剂依次进行冷凝、一级节流后,进入一级气液分离罐进行气液分离;一级气液分离罐罐顶分离的气相制冷剂返回二级制冷压缩机增压;一级气液分离罐罐底分离的液相制冷剂部分进入主换热器为主换热器高温区提供冷量后,返回一级气液分离罐,部分液相制冷剂经二级节流后进入二级气液分离罐;二级气液分离罐分离的液相制冷剂进入主换热器为主换热器低温区提供冷量后,返回二级气液分离罐,二级气液分离罐罐顶的气相制冷剂返回一级压缩机增压。

[0028] 所述步骤4中,制冷剂为乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烯、丁烷、氨、氟利昂中的一种或多种。

[0029] 用于前述天然气轻烃回收的方法的装置,包括脱烃初分离系统、主换热器、为主换热器提供冷量的冷剂制冷循环系统、脱乙烷精馏系统、脱丁烷精馏系统;

[0030] 所述脱烃初分离系统包括原料气供应装置、初分离塔、用于收集干气产品的干气收集装置,所述原料气供应装置通过管道依次与主换热器、初分离塔下部进料口相连,所述初分离塔塔顶出料口通过管道依次与主换热器、干气收集装置相连;

[0031] 所述脱乙烷精馏系统包括脱乙烷塔、脱乙烷塔顶分离器、与脱乙烷塔相连的脱乙烷塔底再沸器,所述初分离塔塔底出料口通过管道依次与主换热器、脱乙烷塔中部进料口相连,所述脱乙烷塔塔顶出料口通过管道依次与主换热器、脱乙烷塔顶分离器、脱乙烷塔上

部进料口相连,所述脱乙烷塔顶分离器顶部出料口通过管道依次与主换热器、初分离塔上部进料口相连,脱乙烷塔塔底出料口通过管道与脱丁烷塔相连;

[0032] 所述脱丁烷精馏系统包括脱丁烷塔、脱丁烷塔顶冷凝器、脱丁烷塔底再沸器、脱丁烷塔底冷却器、液化石油气输出装置、凝析油输出装置,所述脱丁烷塔、脱丁烷塔顶冷凝器、液化石油气输出装置通过管道依次相连,所述脱丁烷塔、脱丁烷塔底再沸器、脱丁烷塔底冷却器、凝析油输出装置通过管道依次相连。

[0033] 所述冷剂制冷循环系统包括二级气液分离罐、一级制冷压缩机、二级制冷压缩机、冷剂冷凝器、一级节流阀、一级气液分离罐、二级节流阀;

[0034] 所述二级气液分离罐、一级制冷压缩机、二级制冷压缩机、冷剂冷凝器、一级节流阀、一级气液分离罐、二级节流阀、二级气液分离罐通过管道依次相连,所述一级气液分离罐顶端出料口通过管道与二级制冷压缩机入口相连,所述一级气液分离罐底端出料口通过管道依次与主换热器、一级气液分离罐进料口相连,所述二级气液分离罐底端出料口通过管道依次与主换热器、二级气液分离罐进料口相连。

[0035] 所述一级气液分离罐与主换热器之间的制冷剂流动依靠热虹吸实现。

[0036] 所述二级气液分离罐与主换热器之间的制冷剂流动依靠热虹吸实现。

[0037] 针对前述问题,本发明提供一种天然气轻烃回收的方法及装置。该方法包括如下步骤:脱烃初分离、脱乙烷精馏、脱丁烷精馏、冷剂制冷循环。脱烃初分离中,原料气进入主换热器冷却,经冷却后从塔下部进入初分离塔;来自脱乙烷塔顶分离器的气相物料经冷却、冷凝后从初分离塔上部进入初分离塔,初分离塔的塔顶液相和塔底气相在塔内逆流接触,将原料气中的C3+组分洗涤下来。富含C1、C2的气相从初分离塔塔顶引出,经复热后作为干气产品外输;富含C3、C4及C5+组分的液相从塔底引出,经泵增压后进入主换热器复热,再进入脱乙烷塔。

[0038] 在脱乙烷塔内进一步对初分离塔塔底液相中的乙烷进行脱除,脱乙烷塔精馏所需的热量由脱乙烷塔底再沸器提供。从脱乙烷塔顶部引出的气相物料经主换热器冷却、部分冷凝后,进入脱乙烷塔顶分离器进行气液分离,脱乙烷塔顶分离器分离的气相物料经主换热器进一步冷却、冷凝后,从初分离塔上部进入初分离塔中,脱乙烷塔顶分离器分离的液相物料返回脱乙烷塔中,从脱乙烷塔底部引出的液相物料进入脱丁烷塔中精馏。

[0039] 在脱丁烷塔内进一步对脱乙烷塔塔底液相中的液化石油气组分和凝析油组分进行分离。从脱丁烷塔顶部引出的气相物料(主要成分为C3、C4)经冷凝后,部分返回脱丁烷塔,部分作为液化石油气产品输出;从脱丁烷塔底部引出的液相物料(主要成分为C5+烃类)经冷却后,作为凝析油产品输出。

[0040] 轻烃回收过程所需的冷量由制冷系统提供,制冷系统采用两级节流制冷,冷剂制冷循环操作如下。

[0041] 从二级气液分离罐罐顶引出的气相制冷剂,经一级制冷压缩机增压后,与一级气液分离罐罐顶引出的气相制冷剂汇合,再进入二级制冷压缩机继续增压至设定压力。增压后的制冷剂经冷凝后,进行一级节流,节流后的气液混合物进入一级气液分离罐进行气液分离。气相从罐顶引出,进入二级制冷压缩机,液相从罐底引出,部分进入主换热器,为主换热器高温区提供冷量,部分经二级节流后进入二级气液分离罐。从主换热器高温区引出的气态制冷剂返回一级气液分离罐。二级气液分离罐的液相从罐底引出,进入主换热器,为主

换热器低温区提供冷量；从主换热器低温区引出的气态制冷剂返回二级气液分离罐，完成制冷循环。

[0042] 本发明能够丰富天然气轻烃回收的手段，同时，本发明具有较好的原料适应性、较低的能耗和较高的C<sub>3</sub>收率，具有较好的应用前景。

[0043] 综上所述，与现有方法相比，本发明具有如下优点。

[0044] 1) 本发明可根据气源组分特点选择合适的制冷剂和节流压力，同一流程实现不同分离条件，可在大范围内适应气源条件的变化，具有原料气适应性强的特点。

[0045] 2) 本发明中，采用脱乙烷塔塔顶气相经冷凝、气液分离、再冷凝的液相洗涤原料气的方法，可有效脱除原料气中的C<sub>3</sub>+组分。某处理规模为 $70 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{d}$ 的天然气轻烃回收装置(C<sub>3</sub>+体积含量为11.35%)中，采用本发明C<sub>3</sub>的回收率为93%，高于传统工艺公开的数据80%，具有显著的进步。

[0046] 3) 本发明的制冷系统采用二级节流技术，为主换热器高温区和低温区分别提供冷量，换热温差小，具有较好的节能效果；此外，本发明根据各冷流温度区间不同，进行分级回收冷能，有效降低制冷系统能耗。

## 附图说明

[0047] 本发明将通过例子并参照附图的方式说明，其中：

[0048] 图1为实施例1的结构示意图。

[0049] 图1中：1为主换热器，2为初分离塔，3为脱乙烷塔进料泵，4为脱乙烷塔，5为脱乙烷塔顶分离器，6为脱乙烷塔回流泵，7为脱乙烷塔底再沸器，8为脱丁烷塔，9为脱丁烷塔顶冷凝器，10为脱丁烷塔顶分离器，11为脱丁烷塔回流泵，12为脱丁烷塔底再沸器，13为脱丁烷塔底冷却器，14为一级制冷压缩机，15为二级制冷压缩机，16为冷剂冷凝器，17为一级气液分离罐，18为二级气液分离罐，I为一级节流阀，II为二级节流阀。

[0050] 图2为实施例2的结构示意图。

[0051] 图2中：1为原料气换热器，2为蒸发器二，3为初分离塔，4为初分离塔顶换热器，5为脱乙烷塔进料泵，6为脱乙烷塔，7为蒸发器一，8为脱乙烷塔顶分离器，9为脱乙烷塔回流泵，10为脱乙烷塔底再沸器，11为脱丁烷塔，12为脱丁烷塔顶冷凝器，13为脱丁烷塔顶分离器，14为脱丁烷塔回流泵，15为脱丁烷塔底再沸器，16为脱丁烷塔底冷却器，17为一级制冷压缩机，18为二级制冷压缩机，19为冷剂冷凝器，20为一级气液分离罐，21为二级气液分离罐，I为一级节流阀，II为二级节流阀。

## 具体实施方式

[0052] 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。

[0053] 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。

[0054] 实施例1

[0055] 本实施例的流程示意图如图1所示，本实施例的工作流程如下。

[0056] 原料气进入主换热器1冷却,经冷却后的原料气从初分离塔2下部进入初分离塔2中。来自脱乙烷塔顶分离器5的气相(主要成分为C1和C2)经主换热器1冷却后,从初分离塔2上部进入初分离塔2中,塔顶液相和塔底气相在初分离塔2内逆流接触,将原料气中的C3+组分洗涤下来。

[0057] 富含C1、C2的气相物料从初分离塔2塔顶引出,经主换热器1复热后,作为产品干气外输;富含C3、C4、及C5+的液相物料从初分离塔2塔底引出,经脱乙烷塔进料泵3增压后,经主换热器1复热,再进入脱乙烷塔4精馏。

[0058] 从脱乙烷塔4塔顶引出的气相物料经主换热器1冷却后,进入脱乙烷塔顶分离器5进行气液分离。脱乙烷塔顶分离器5分离的气相物料经主换热器1进一步冷却后,返回初分离塔2,对原料气进行洗涤。脱乙烷塔顶分离器5分离的液相物料经脱乙烷塔回流泵6增压后,返回脱乙烷塔4。从脱乙烷塔4塔底引出的液相物料进入脱丁烷塔8中精馏。

[0059] 从脱丁烷塔8塔顶引出的气相物料(主要成分为C3和C4)经脱丁烷塔顶冷凝器9冷却后,进入脱丁烷塔顶分离器10,不凝气体(如有)通过放散系统排放,从脱丁烷塔顶分离器10引出的液相物料经脱丁烷塔回流泵11增压后,部分返回脱丁烷塔8,部分引出作为液化石油气产品外输。从脱丁烷塔8塔底引出的液相物料(主要成分为C5+)经脱丁烷塔底冷却器13冷却后,作为凝析油产品外输。

[0060] 脱乙烷塔4及脱丁烷塔8精馏的热量分别由脱乙烷塔底再沸器7和脱丁烷塔底再沸器12提供。

[0061] 本实施例轻烃回收系统所需的冷量由制冷系统提供(即采用制冷系统为主换热器1提供冷量),制冷系统采用二级节流制冷技术。工作流程如下:从二级气液分离罐18罐顶引出的气相制冷剂进入一级制冷压缩机14增压后,再与一级气液分离罐17罐顶引出的气相制冷剂汇合后,进入二级制冷压缩机15继续增压至设定压力。增压后的制冷剂经冷剂冷凝器16冷却、冷凝后,再经一级节流阀I减压节流,最后进入一级气液分离罐17中。一级气液分离罐17的气相从罐顶引出,返回二级制冷压缩机15。一级气液分离罐17的液相从罐底引出分作两股,其中一股液相进入主换热器1,为主换热器1高温区提供冷量;另一股液相经二级节流阀II进行二级减压。从主换热器1高温区引出的气态制冷剂返回一级气液分离罐17,经二级减压后的制冷剂进入二级气液分离罐18。二级气液分离罐18的气相从罐顶引出,进入一级制冷压缩机14;二级气液分离罐18的液相从罐底引出,进入主换热器1,为主换热器1低温区提供冷量,从主换热器1低温区引出的气态制冷剂返回二级气液分离罐18,完成制冷循环。

[0062] 本实施例中,原料气处理规模为 $70 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{d}$ ,原料气中C<sub>3</sub>+的体积含量为11.35%,采用本发明C<sub>3</sub>的回收率为93%。

[0063] 实施例2

[0064] 本实施例的流程示意图如图2所示。

[0065] 本实施例中,主换热器由多台换热器组合而成,本实施例的工作流程如下。

[0066] 原料气进入原料气换热器1冷却,冷却后的原料气进入蒸发器二2进一步冷却后,从塔下部进入初分离塔3中。来自脱乙烷塔顶分离器8的气相(主要成分为C1和C2)依次经蒸发器二2、初分离塔顶换热器4冷却后,从初分离塔3上部进入初分离塔3,塔顶液相和塔底气相在初分离塔3塔内逆流接触,将原料气中的C3+组分洗涤下来。



[0067] 富含C1、C2的气相物料从初分离塔3塔顶引出,先经初分离塔顶换热器4回收冷量后,再进入原料气换热器1,复热后作为产品干气外输;富含C3、C4、及C5+的液相从初分离塔3塔底引出,经脱乙烷塔进料泵5增压后,进入原料气换热器1复热,再进入脱乙烷塔6精馏。

[0068] 从脱乙烷塔6塔顶引出的气相物料经蒸发器一7冷却后,进入脱乙烷塔顶分离器8进行气液分离。脱乙烷塔顶分离器8分离的气相物料经蒸发器二2和初分离塔顶换热器4冷却后,从初分离塔3上部进入初分离塔3,对原料气进行洗涤。脱乙烷塔顶分离器8分离的液相物料经脱乙烷塔回流泵9增压后,返回脱乙烷塔6。从脱乙烷塔6塔底引出的液相物料进入脱丁烷塔11中精馏。

[0069] 从脱丁烷塔11塔顶引出的气相物料(主要成分为C3和C4)经脱丁烷塔顶冷凝器12冷却后,进入脱丁烷塔顶分离器13,不凝气体(如有)通过放散系统排放,从脱丁烷塔顶分离器13引出的液相物料经脱丁烷塔回流泵14增压后,部分返回脱丁烷塔11,部分引出作为液化石油气产品外输。从脱丁烷塔11塔底引出的液相物料(主要成分为C5+)经脱丁烷塔底冷却器16冷却后,作为凝析油产品外输。

[0070] 脱乙烷塔6及脱丁烷塔11精馏的热量分别由脱乙烷塔底再沸器10和脱丁烷塔底再沸器15提供。

[0071] 本实施例轻烃回收系统所需的冷量由制冷系统提供,制冷系统采用二级节流制冷工艺。工作流程如下:从二级气液分离罐21罐顶引出的气相制冷剂,进入一级制冷压缩机17增压后,再与一级气液分离罐20罐顶引出的气相制冷剂汇合后,进入二级制冷压缩机18继续增压至设定压力。增压后的制冷剂经冷剂冷凝器19冷却、冷凝后,再经一级节流阀I减压节流后,然后进入一级气液分离罐20中。一级气液分离罐20的气相从罐顶引出,进入二级制冷压缩机18。一级气液分离罐20分离的液相从罐底引出分作两股,其中一股液相进入蒸发器一7蒸发供冷,另一股液相经二级节流阀II进行二级减压。从蒸发器一7引出的气态制冷剂返回一级气液分离罐20,经二级减压后的制冷剂进入二级气液分离罐21。二级气液分离罐21的气相从罐顶引出,进入一级制冷压缩机17;二级气液分离罐21的液相从罐底引出,进入蒸发器二2蒸发供冷,从蒸发器二2引出的气态制冷剂返回二级气液分离罐21,完成制冷循环。

[0072] 本实施例中,原料气处理规模为 $50 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{d}$ ,原料气中C<sub>3</sub>+的体积含量为18.55%,采用本发明C<sub>3</sub>的回收率为95.4%。

[0073] 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。

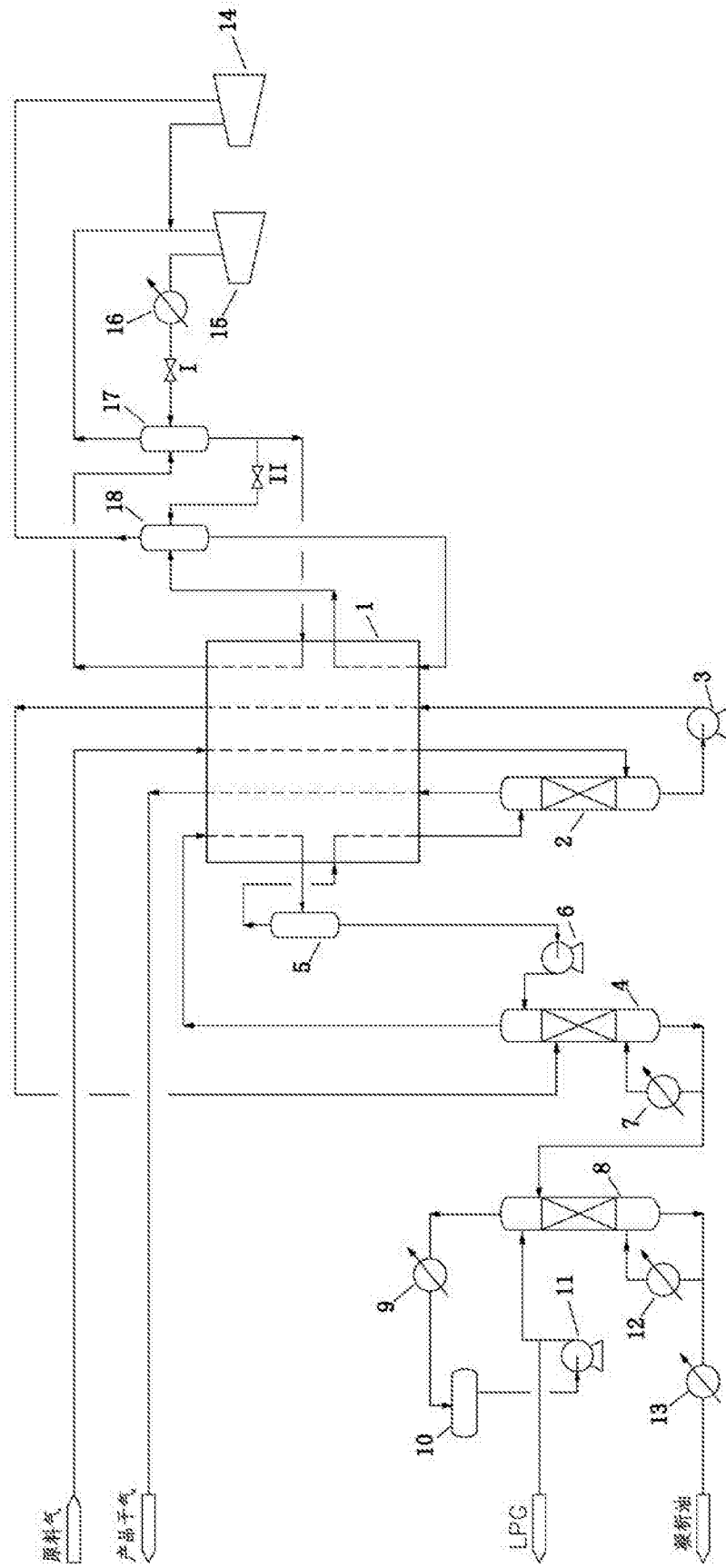


图1

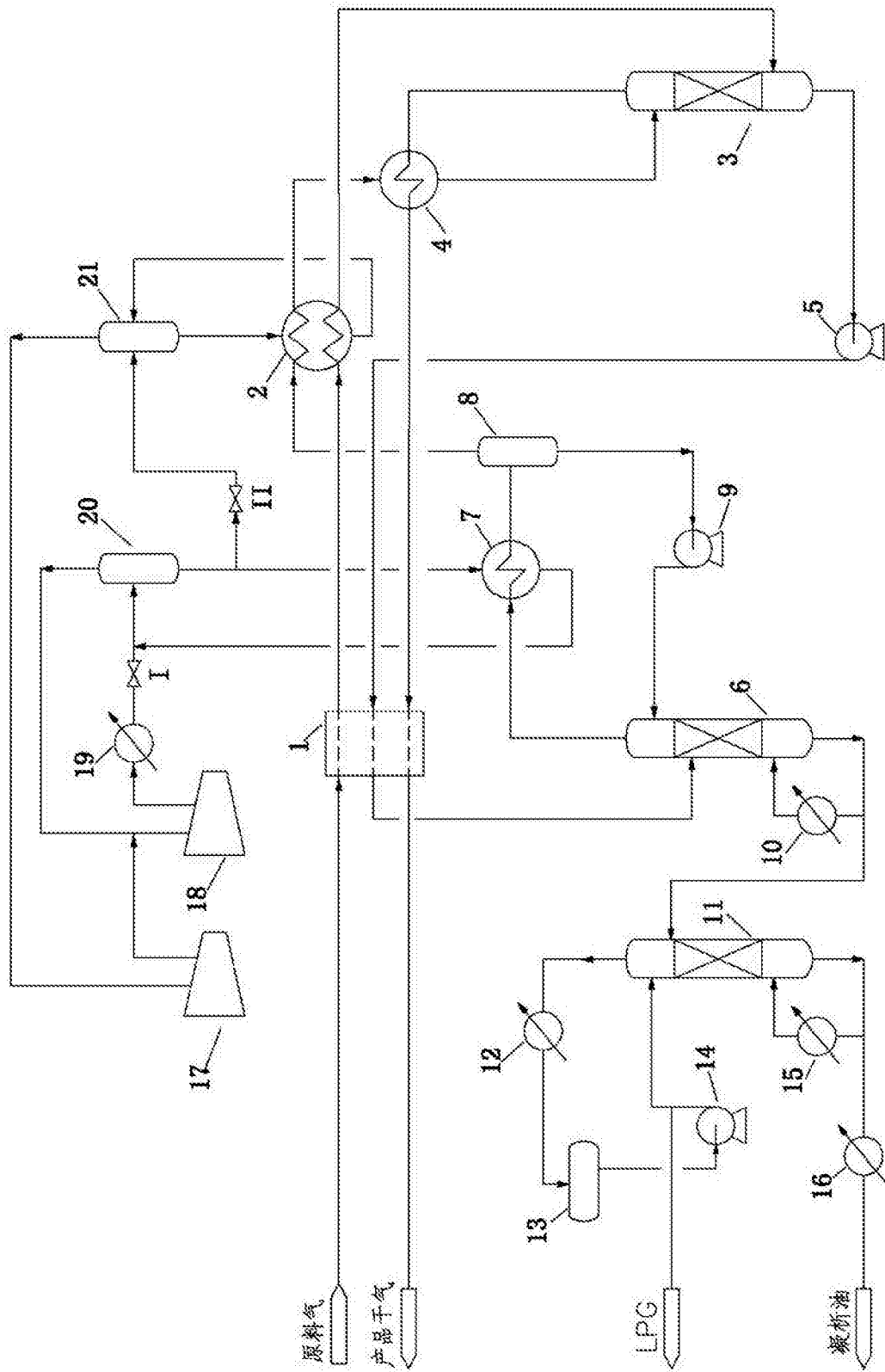


图2