

# (12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织  
国际局



(10) 国际公布号

WO 2020/244639 A1

(43) 国际公布日

2020 年 12 月 10 日 (10.12.2020)

(51) 国际专利分类号:

C10G 53/02 (2006.01)

C07C 9/06 (2006.01)

C07C 7/00 (2006.01)

C07C 11/06 (2006.01)

B01D 53/14 (2006.01)

Beijing 100101 (CN)。中石化炼化工程(集团)股份有限公司(SINOPEC ENGINEERING (GROUP) CO., LTD.) [CN/CN]; 中国北京市朝阳区胜古中路胜古家园8号楼, Beijing 100029 (CN)。

(21) 国际申请号:

PCT/CN2020/094728

(22) 国际申请日:

2020 年 6 月 5 日 (05.06.2020)

(25) 申请语言:

中文

(26) 公布语言:

中文

(30) 优先权:

201910492804.0 2019年6月6日 (06.06.2019) CN

201910575665.8 2019年6月28日 (28.06.2019) CN

201910740666.3 2019年8月12日 (12.08.2019) CN

(71) 申请人: 中国石化工程建设有限公司 (SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION) [CN/CN]; 中国北京市朝阳区安慧北里安园21号,

(72) 发明人: 黄孟旗(HUANG, Mengqi); 中国北京市朝阳区安慧北里安园21号, Beijing 100101 (CN)。余龙红(YU, Longhong); 中国北京市朝阳区安慧北里安园21号, Beijing 100101 (CN)。吴雷(WU, Lei); 中国北京市朝阳区安慧北里安园21号, Beijing 100101 (CN)。江盛阳(JIANG, Shengyang); 中国北京市朝阳区安慧北里安园21号, Beijing 100101 (CN)。丁昱文(DING, Yuwen); 中国北京市朝阳区安慧北里安园21号, Beijing 100101 (CN)。高娜(GAO, Na); 中国北京市朝阳区朝阳门北大街22号, Beijing 100728 (CN)。吴迪(WU, Di); 中国北京市朝阳区安慧北里安园21号, Beijing 100101 (CN)。

(54) Title: OIL AND GAS PROCESSING METHOD AND DEVICE

(54) 发明名称: 一种油气处理方法及装置

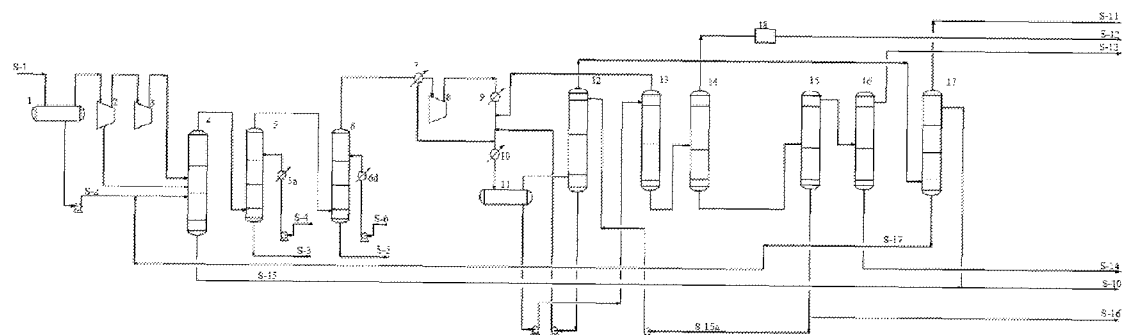


图 1

(57) Abstract: Disclosed is an oil and gas processing method, which can achieve high-efficient separation and recovery of gasoline components and C2, C3 and C4 components. Light hydrocarbon components is first separated from gasoline components, and then the stream rich in the light hydrocarbon components is subject to post-processing, and therefore, it is no longer necessary to absorb liquefied gas components by gasoline circulation, so that the gasoline circulation volume is greatly reduced, and the energy consumption of the entire separation process is reduced. Before the component separation process is performed, impurities, such as H2S and mercaptans, in the stream rich in the light hydrocarbon components are removed to ensure that the impurities will not be brought to the downstream light hydrocarbon recovery part, which avoids the corrosion problem related to the recovery of light hydrocarbons caused by hydrogen sulfide, and at the same time, the downstream hydrogen sulfide concentration is greatly reduced, and both safety and the quality of downstream products are improved.

(57) 摘要: 一种油气处理方法, 通过该方法可实现汽油组分、碳二、碳三以及碳四组分的高效分离和回收。先实现轻烃组分与汽油组分的分离, 再对富含轻烃组分的物流进行后续处理, 不再需要采用汽油循环吸收液化气组分, 汽油循环量大幅降低, 降低了整个分离流程的能耗。进行组分分离工序之前, 先脱除富含轻烃组分的物流中的杂质, 例如H2S和硫醇, 能够保证杂质不会被带至下游的轻烃回收部分, 避免硫化氢带来的轻烃回收部分相关腐蚀问题, 同时下游硫化氢浓度大幅降低, 提高安全性, 同时可提高下游产品的质量。

[见续页]

WO 2020/244639 A1

段丹(DUAN, Dan); 中国北京市朝阳区安慧北里安园21号, Beijing 100101 (CN)。

(74) 代理人: 北京聿宏知识产权代理有限公司(YUHONG INTELLECTUAL PROPERTY LAW FIRM); 中国北京市西城区宣武门外大街10号庄胜广场中央办公楼南翼1630室吴大建/霍玉娟, Beijing 100052 (CN)。

(81) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的国家保护): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, JO, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, WS, ZA, ZM, ZW。

(84) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的地区保护): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), 欧亚 (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), 欧洲 (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG)。

根据细则4.17的声明:

— 发明人资格(细则4.17(iv))

本国际公布:

— 包括国际检索报告(条约第21条(3))。

## 一种油气处理方法及装置

### 5 相关申请的交叉引用

本申请要求享有 2019 年 06 月 06 日提交的申请号为 201910492804.0, 发明名称为“一种油气高压脱硫和分离的装置及方法”, 2019 年 06 月 28 日提交的申请号为 201910575665.8, 发明名称为“一种油气处理装置及方法”, 2019 年 8 月 12 日提交的申请号为 201910740666.3, 发明名称为“一种油气回收的方法和装置”的中国专利申请的优先权, 其全部内容通过引用结合在本文中。

10

### 技术领域

本发明涉及炼油及化工领域, 具体涉及一种油气处理方法及装置。

### 背景技术

15 轻烃是指将石油化工工艺中得到的甲烷、乙烷、乙烯、丙烷、丙烯、碳四等组分, 轻烃分离工艺一直是石油化工工艺关注的重点。其中, 碳二、碳三和碳四之间的分离工艺比较成熟, 通常采用精馏的方法。甲烷由于其沸点低, 若采用精馏的方法来分离甲烷和碳二则需要将其冷却至-100℃及更低的温度, 即深冷分离, 在乙烯装置中通常被采用, 其投资和消耗很大。所以说, 甲烷的分离一直是轻烃分离工艺关注的重点, 轻烃分离工艺技术的开发和工艺流程的设计都是围绕着甲烷的分离进行的。

20 现有催化裂化工艺通常采用吸收稳定来回收液化气( $C_3/C_4$ )组分, 实现液化气组分与干气( $H_2/C_1/C_2$ )组分的分离。由于催化裂化工艺干气收率较高, 且干气中  $C_2$  组分的含量可达 25~40wt%, 且主要是乙烯和乙烷, 乙烯可以用作生产聚乙烯、苯乙烯等, 乙烷可作为裂解生产乙烯, 其循环裂解乙烯收率高达 80%, 且富产氢气。因此, 回收干气中  $C_2$  资源备受关注。通常, 回收的碳二资源可以送至乙烯装置分离单元得到乙烯和乙烷, 也可以送至下游装置制取乙苯/苯乙烯。现有工艺侧重于采用吸收法来回收干气中的碳二, 该工艺方法存在以下不足:

25 (1) 干气和碳四组分存在二次分离: 在吸收稳定部分将干气和液化气组分进行分离, 在碳二回收部分又采用碳四来吸收碳二, 碳四和干气再次混合, 然后再进行分离。

(2) 吸收稳定系统采用稳定汽油作为吸收剂, 来回收液化气组分, 由于催化裂化工艺液化气组分收率较高, 汽油在汽油吸收塔、乙烷脱吸塔和稳定塔之间进行循环, 且循环量较大, 乙烷脱吸塔和稳定塔底温位较高, 塔底重沸器热负荷较大, 能耗较高。

30 (3) 整个工艺流程较长, 相应增加了投资和能耗。为了回收催化裂化工艺中的  $C_2/C_3/C_4$  等轻烃组分, 简化分离流程, 降低投资和能耗, 提出本发明。

(4) 当回收的碳二产品送至乙烯装置分离单元时, 碳二产品中带的部分丙烯等重组分可以通过乙烯分离单元进行回收; 但当回收的碳二产品送至下游制乙苯时, 其中含有的丙烯组分会给制乙苯带来诸多不利影响, 不仅会大幅增加苯的消耗量, 还会直接影响乙苯及苯乙烯产品的质量。由于碳二组分的沸点较低, 将碳二和碳三组分分开, 通常需要达到-5~-20℃的温度, 为此, 需要进行脱水及脱  $CO_2$  处理, 且需要更低温度级别的冷剂, 投资和能耗较大。

35 (5) 现有工艺对经过吸收稳定后干气和液化气进行脱硫及脱硫醇,  $H_2S$  和硫醇在整个吸收稳定系统内进行循环, 可能会带来相关腐蚀问题, 且整个吸收稳定系统存在  $H_2S$  泄露可能带来的安全问题。

40

### 发明内容

鉴于上述现有技术中存在的问题, 本发明的目的之一在于提供一种工艺流程简单, 操作条件缓和的油气处理方法, 通过该方法可实现汽油组分、碳二、碳三以及碳四组分的高效分离和回收。

本发明的目的之二在于提供一种与目的之一相对应的油气处理装置。

45 为实现上述目的之一, 本发明采取的技术方案如下:

一种油气处理方法, 包括以下步骤:

(1) 对烃类物料进行第一气液分离, 以获得以  $H_2$  和  $C_1$ - $C_4$  为主的第一气相物料和以  $C_5^+$  为主的第一液相物料;

(2) 对所述第一气相物料进行分离, 以获得以  $H_2$  和  $C_1$  为主的干气产品、以  $C_2$  为主的  $C_2$  产品、以  $C_3$  为主的  $C_3$  产品以及以  $C_4$  为主的  $C_4$  产品。

5 为实现上述目的之二, 本发明采取的技术方案如下:

一种用于油气处理的系统, 包括依次连接的用于提取以  $H_2$  和  $C_1$ - $C_4$  为主的第一气相物料的轻烃提取单元和用于对所述第一气相物料进行分离以获得以  $H_2$  和  $C_1$  为主的干气产品、以  $C_2$  为主的  $C_2$  产品、以  $C_3$  为主的  $C_3$  产品以及以  $C_4$  为主的  $C_4$  产品的分离单元。

本发明具有以下有益效果:

10 (1) 本发明将  $C_4$  及  $C_4$  以下的组分与汽油组分进行分离, 不再需要采用汽油循环吸收液化气组分, 汽油循环量大幅降低, 降低了整个分离流程的能耗。

(2) 本发明流程简单, 操作条件缓和, 冷量消耗少, 利用较少的设备就能实现对油气中汽油、轻烃的分离及回收, 尤其可实现  $C_2$ 、 $C_3$  以及  $C_4$  组分的高效分离回收; 且碳二与各组分之间不存在二次分离过程, 同时可保证碳二组分总回收率达 98wt% 以上, 丙烯组分的回收率达 99wt% 以上, 且回收的碳二中甲烷含量不大于 1vol%, 回收的碳三组分中乙烷含量不大于 200ppmv。

15 (3) 本发明的脱乙烷塔采用丙烷或混合  $C_4$  吸收剂进行  $C_2$  组分的分离, 分离出来的  $C_2$  组分中基本不含丙烯, 可直接送至下游装置制取乙苯/苯乙烯, 且丙烷或混合  $C_4$  吸收剂来自系统内自有, 无需从系统外引入, 节约了能耗。

20 (4) 本发明在浅冷的条件下即实现了碳二及丙烯等组分的高效回收, 且回收的碳二产品基本不带丙烯; 回收的碳二产品可直接送至下游制乙苯/苯乙烯, 可降低下游制乙苯/苯乙烯的能耗, 而且会降低苯的消耗量, 同时可确保乙苯及苯乙烯产品的质量。同时, 浅冷条件下不需脱水及脱  $CO_2$  等杂质, 也不需要更低温度级别的冷剂, 可进一步降低投资和消耗。

(5) 本发明对回收的碳三组分进一步分离为丙烯和丙烷, 丙烯和丙烷的回收率也均可达 99wt% 以上, 丙烯产品纯度不小于 99.6v%, 无需再处理便可得到聚合级丙烯。

25 (6) 本发明中吸收剂回收塔塔顶出来的干气以甲烷氢为主, 杂质较少,  $C_2$  以及  $C_2$  以上的组分含量不大于 2vol%; 干气的压力为 2.1~2.7MPaG, 纯度可达 40~70mol%, 通过变压吸附的方法便可直接回收氢气资源。

30 (7) 本发明可以对气相和液相分别脱硫、脱硫醇, 由于气相在较高压力下脱硫, 其设备体积较小, 投资较低, 且脱硫效果好; 同时气相中的重质烃含量减少, 可防止重质烃冷凝到胺液中, 可以有效避免由于胺液发泡导致的脱硫装置泡沫夹带, 确保装置的平稳运行。

(8) 本发明中硫化氢和硫醇在进入吸收塔之前被脱除, 不会被带至下游的轻烃回收部分, 避免硫化氢带来的轻烃回收部分相关腐蚀问题, 同时下游硫化氢浓度大幅降低, 提高安全性; 硫化氢和二氧化碳提前分离, 会降低下游轻烃回收系统的负荷和能耗, 同时, 由于  $CO_2$  被脱除, 可提高下游产品的质量。

## 35 附图说明

通过结合附图对本发明示例性实施方式进行更详细的描述, 本发明的上述以及其它目的、特征和优势将变得更加明显, 其中, 在本发明示例性实施方式中, 相同的参考标号通常代表相同部件。

图 1 是本发明实施例 1 的工艺流程图。

图 2 是本发明实施例 2 的油气处理中脱硫工艺流程图。

40 图 3 是本发明实施例 3 的油气处理中脱硫和轻烃分离回收的工艺流程图。

图 4 是本发明实施例 4 的油气处理中脱硫和轻烃分离回收的工艺流程图。

图 5 是本发明实施例 5 的油气高压脱硫和分离的工艺流程图。

图 6 是本发明实施例 6 的油气高压脱硫和分离的工艺流程图。

图 7 是本发明实施例 7 的油气高压脱硫和分离的工艺流程图。

45 图 8 是本发明实施例 8 的油气回收的工艺流程图。

图 9 是本发明实施例 9 的油气回收的工艺流程图。

图 10 是本发明实施例 10 的油气回收的工艺流程图。

图 11 是本发明对比例 1 的油气回收的工艺流程图。

附图标记说明：

1、气液分离罐 I；2、压缩机 I；3、压缩机 II；4、脱丁烷塔；4a、轻重汽油分离塔；4b、轻烃-轻汽油分离塔；5、富气脱硫塔；5a、液态烃脱硫塔；5b、贫胺液循环泵；5c、溶剂再生塔；5d、贫胺液冷却器；6、富气脱硫醇塔；6a、液态烃脱硫醇反应器 6b、富气水洗循环泵；6c、水洗水加热器；6d、碱液冷却器；6e、富气水洗罐；7、冷却器 I；7a、气液分离罐 II；8、压缩机 III；9、冷却器 II；10、冷却器 III；11、进料罐；12、吸收塔；13、脱甲烷塔；14、脱乙烷塔；15、脱丙烷塔；16、丙烯精馏塔；17、吸收剂回收塔；18、杂质处理单元；19、干燥单元；20、冷却器 IV；

S-1、来自上游装置的油气；S-2、粗汽油；S-3、富胺液；S-4、贫胺液；S-5、待再生碱液；S-6、碱液；S-7、水洗水排水；S-8、碱性气；S-9、经除杂的富气；S-9a、经除杂的液态烃；S-10、稳定汽油产品；S-10a、轻汽油产品；S-10b、重汽油产品；S-11、干气；S-12、混合 C2 产品；S-13、丙烯产品；S-14、丙烷产品；S-14a、循环丙烷；S-15、稳定汽油吸收剂；S-15a、碳四吸收剂；S-15b、循环碳四；S-16、混合碳四产品；S-17 富吸收汽油。

### 具体实施方式

下面将结合实施例对本发明的实施方案进行详细描述，但是本领域技术人员将会理解，下列实施例仅用于说明本发明，而不应视为限定本发明的范围。

为实现上述目的之一，本发明采取的技术方案如下：

一种油气处理方法，包括以下步骤：

(1) 对烃类物料进行第一气液分离，以获得以  $H_2$  和 C1-C4 为主的第一气相物料和以  $C_5^+$  为主的第一液相物料；

(2) 对所述第一气相物料进行分离，以获得以  $H_2$  和 C1 为主的干气产品、以 C2 为主的 C2 产品、以 C3 为主的 C3 产品以及以 C4 为主的 C4 产品。

本申请的发明人在研究中发现，先实现轻烃组分与汽油组分的分离，再对富含轻烃组分的物流进行后续处理，不再需要采用汽油循环吸收液化气组分，汽油循环量大幅减少，从而降低了整个分离流程的能耗。

根据本发明，至少部分所述富含  $C_5^+$  的第二液相物料作为稳定汽油产品采出。

根据本发明，在本发明的上下文中，气相物料经压缩后进入下游步骤；和/或液相物料经增压后进入下游步骤。其中，气相物料的升压处理可以采用一段或多段压缩。

在本发明的一些优选的实施方式中，步骤(4)中，对所述第一气相物料进行除杂后，再进行步骤(2)中所述分离，优选地，所述除杂用于脱除酸性物质和硫醇，所述酸性物质具体为硫化氢和/或二氧化碳。

本申请的发明人在研究中还发现，在进行组分分离工序之前，先脱除富含轻烃组分的物流中的杂质，例如  $H_2S$ 、 $CO_2$  和硫醇，能够保证杂质不会被带至下游的轻烃回收部分，可简化整个工艺流程杂质脱除设施的设置，避免硫化氢带来的轻烃回收部分相关腐蚀问题，同时下游硫化氢浓度大幅降低，提高安全性，并可确保下游产品的质量。

在本发明的一些优选的实施方式中，步骤(2)中，对所述第一气相物料进行除杂，产生经除杂的第一气相物料，并对所述经除杂的第一气相物料进行分离，以获得所述干气产品、C2 产品、C3 产品以及 C4 产品。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述除杂包括依次对所述第一气相物料进行胺洗和/或碱洗和/或水洗，更优选地，所述胺洗的条件包括：操作温度为  $35^\circ\text{C}$ ~ $50^\circ\text{C}$ ，操作压力为  $1.0\text{MPaG}$ ~ $1.5\text{MPaG}$ 。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述碱洗的条件包括：操作温度为  $35^\circ\text{C}$ ~ $50^\circ\text{C}$ ，操作压力为  $0.9\text{MPaG}$ ~ $1.4\text{MPaG}$ 。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述水洗的条件包括：操作温度为  $35^\circ\text{C}$ ~ $50^\circ\text{C}$ ，操作压力为  $0.9\text{MPaG}$ ~ $1.4\text{MPaG}$ 。

在本发明的一些优选的实施方式中，步骤(2)中，对所述第一气相物料进行第二气液分离，产生以  $H_2$  和 C1-C4 为主的第二气相物料和以  $H_2$  和 C1-C4 为主的第二液相物料，对所述第二气相物料进行气相除

杂，产生经除杂的第二气相物料，对所述第二液相物料进行液相除杂，产生经除杂的第二液相物料，将所述经除杂的第二气相物料和所述经除杂的第二液相物料混合后进行分离，以获得所述干气产品、C2 产品、C3 产品以及 C4 产品，

优选地，所述气相除杂包括依次对所述第二气相物料进行气相胺洗和/或气相碱洗和/或气相水洗，所述液相除杂包括依次对所述第二液相物料进行液相胺洗和/或液相碱洗和/或液相水洗。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述气相胺洗的条件包括：操作温度为 35℃~50℃，操作压力为 2.2MPaG~3.0MPaG。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述气相碱洗的条件包括：操作温度为 35℃~50℃，操作压力为 2.2MPaG~2.9MPaG。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述气相水洗的条件包括：操作温度为 35℃~50℃，操作压力为 2.2MPaG~2.9MPaG。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述液相胺洗的条件包括：操作温度为 35℃~50℃，操作压力为 3.0MPaG~3.5MPaG。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述液相碱洗的条件包括：操作温度为 35℃~50℃，操作压力为 3.0MPaG~3.5MPaG。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述液相水洗的条件包括：操作温度为 35℃~50℃，操作压力为 3.0MPaG~3.5MPaG。

在本发明的一些优选的实施方式中，步骤（2）中，所述分离具体包括下述步骤：

（a）对经除杂的第一气相物料或经除杂的第二气相物料和所述经除杂的第二液相物料的混合物料进行冷却后进行第一分离，以得到以 H<sub>2</sub> 和 C1 为主的气相物料和以 C1-C4 为主的液相物料；

（b）对所述 C1-C4 为主的液相物料进行第二分离，以得到以 C1 为主的气相物料和以 C2-C4 为主的液相物料；

（c）对所述 C2-C4 为主的液相物料进行第三分离，得到以 C2 为主的 C2 产品和以 C3-C4 为主的液相物料或得到以 C3 为主的 C3 产品和以 C2 和 C4 为主的液相物料；

（d）对所述以 C3-C4 为主的液相物料或所述以 C2 和 C4 为主的液相物料进行第四分离，得到以 C4 为主的 C4 产品和以 C3 为主的 C3 产品或以 C2 为主的 C2 产品。

在本发明的一些优选的实施方式中，还包括（e）对所述 C3 产品进行精馏，以得到以丙烷为主的丙烷产品和以丙烯为主的丙烯产品。

在本发明的一些优选的实施方式中，步骤（a）中，采用吸收剂对所述以 H<sub>2</sub> 和 C1 为主的气相物料进行处理，以得到包含 H<sub>2</sub> 和 C1 的干气产品和以吸收剂为主的液相物料，优选地，所述吸收剂为混合 C4/C5，更优选地，使所述以吸收剂为主的液相物料循环至步骤（d）。

根据本发明，由于步骤（1）得到的以 C5<sup>+</sup>为主的第一液相物料中也含有混合 C4/C5，因此，本发明可以将部分或全部以 C5<sup>+</sup>为主的第一液相物料作为吸收剂使用。

在本发明的一些优选的实施方式中，将所述以 C1 为主的气相物料循环至步骤（a），优选地，所述冷却的次数为一次或多次，将所述以 C1 为主的气相物料循环至第一次冷却步骤中。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述烃类物料来自于催化裂化工艺分馏塔塔顶、催化裂解工艺分馏塔塔顶、催化热裂解工艺分馏塔塔顶或焦化工工艺分馏塔塔顶。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述烃类物料为经冷凝冷却处理的物料。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述经冷凝冷却处理的物料的温度为 30-60℃，压力为 0.01MPaG~0.3MPaG。

在本发明的一些优选的实施方式中，步骤（1）中，其中，所述第一气液分离选自方式一和方式二，其中，方式一为直接将烃类物料分离为以 H<sub>2</sub> 和 C1-C4 为主的第一气相物料和以 C5<sup>+</sup>为主的第一液相物料；方式二为先将烃类物料分离为以 H<sub>2</sub>、轻烃和轻汽油为主的气相物料和以重汽油为主的液相物料，再将所述以 H<sub>2</sub>、轻烃和轻汽油为主的气相物料分离为以 H<sub>2</sub> 和 C1-C4 为主的第一气相物料和以 C5<sup>+</sup>为主的第一液相物料。

根据本发明，当烃类物料中不含有重汽油组分时，第一气液分离可以采用方式一，当烃类物料中含有

重汽油组分时，第一气液分离选自方式一和方式二。

根据本发明，方式一中涉及的“直接”是指相对于方式二而言，方式一没有经过脱除重汽油的步骤，是直接分离为以  $H_2$  和 C1-C4 为主的第一气相物料和以  $C_5^+$  为主的第一液相物料的方式。

根据本发明，轻烃是指 C1-C4 的所有烃类，包括所有的烷烃、烯烃、环烷烃、炔烃及二烯烃。

5 根据本发明，轻汽油是指 C5 至馏程 75℃ (ASTM D86) 的馏分。

根据本发明，重汽油是指馏程 (ASTM D86) 从初馏点 75℃ 到终馏点 200℃ 的馏分。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述方式一在脱丁烷塔内进行，所述方式二在轻重汽油分离塔和轻烃-轻汽油分离塔内进行。

10 在本发明的一些优选的实施方式中，所述脱丁烷塔塔顶的操作温度为 40℃~70℃，优选为 45℃~65℃，更优选为 45℃~55℃，和/或所述脱丁烷塔塔底的操作温度为 180℃~220℃，优选为 180℃~200℃，更优选为 150℃~200℃，和/或所述脱丁烷塔塔内的操作压力为 1.0MPaG~1.6MPaG，优选为 1.0MPaG~1.5MPaG；和/或

所述轻重汽油分离塔塔顶的操作温度为 60℃~85℃，和/或所述轻重汽油分离塔塔底的操作温度为 140℃~190℃，和/或所述轻重汽油分离塔塔内的操作压力为 0.25MPaG~0.5MPaG；和/或

15 所述轻烃-轻汽油分离塔的操作温度为 55℃~90℃，优选为 55℃~80℃，更优选为 65℃~80℃，和/或所述轻烃-轻汽油分离塔内的操作压力为 1.0MPaG~1.35MPaG。

在本发明的一些优选的实施方式中，步骤 (a) 中，所述第一分离的条件包括：温度为 5℃~25℃，压力为 2.0MPaG~3.5MPaG，优选为 2.2MPaG~2.9MPaG，更优选为 2.2MPaG~2.8MPaG，进一步优选为 2.4MPaG~2.8MPaG，优选地，所述第一分离在进料罐中进行。

20 在本发明的一些优选的实施方式中，步骤 (b) 中，所述第二分离在脱甲烷塔内进行，所述脱甲烷塔塔顶温度为 10℃~40℃，塔底温度为 70℃~95℃，塔内压力为 2.3MPaG~2.9MPaG。

在本发明的一些优选的实施方式中，步骤 (c) 中，当目的是得到以 C2 为主的 C2 产品和以 C3-C4 为主的液相物料时，所述第三分离在脱乙烷塔内进行，所述脱乙烷塔塔顶温度为 -20℃~30℃，优选为 5℃~30℃，塔底温度为 50℃~110℃，优选为 22℃~85℃，塔内压力为 2.2MPaG~3.8MPaG，优选为 2.5MPaG~3.2MPaG，更优选为 2.6MPaG~3.0MPaG，当目的是得到以 C3 为主的 C3 产品和以 C2 和 C4 为主的液相物料时，所述第三分离在脱丙烷塔内进行，所述脱丙烷塔塔顶温度为 20℃~60℃，塔底温度为 70℃~120℃，塔内压力为 1.2MPaG~2.5MPaG。

30 在本发明的一些优选的实施方式中，步骤 (d) 中，当目的是得到以 C4 为主的 C4 产品和以 C3 为主的 C3 产品时，所述第四分离在脱丙烷塔内进行，所述脱丙烷塔塔顶温度为 20℃~60℃，塔底温度为 70℃~120℃，塔内压力为 1.2MPaG~2.5MPaG，当目的是得到以 C4 为主的 C4 产品和以 C2 为主的 C2 产品时，所述第四分离在脱乙烷塔内进行，所述脱乙烷塔塔顶温度为 -20℃~30℃，优选为 5℃~30℃，塔底温度为 50℃~110℃，优选为 22℃~85℃，塔内压力为 2.2MPaG~3.8MPaG，优选为 2.5MPaG~3.2MPaG，更优选为 2.6MPaG~3.0MPaG。

35 在本发明的一些优选的实施方式中，步骤 (e) 中，所述精馏的条件包括：温度为 45℃~65℃，优选为 45℃~60℃，压力为 1.8MPaG~2.0MPaG，优选地，所述精馏在精馏塔内进行。

在本发明的一些优选的实施方式中，所述的采用吸收剂对所述以  $H_2$  和 C1 为主的气相物料进行处理的条件包括：温度为 5℃~25℃，压力为 2.0MPaG~3.5MPaG，优选为 2.1MPaG~2.9MPaG，更优选为 2.2MPaG~2.7MPaG。

40 根据本发明，胺洗处理可以在脱硫塔中进行，所采用的溶剂可根据待处理物流中  $CO_2$  的含量选定，优选地，当待胺洗处理物流中  $CO_2$  含量小于等于 1000ppmv，贫胺液为 MDEA 溶剂，由于采用常规 MDEA 溶剂不会导致下游液化气脱硫醇塔碱液消耗量过大，故不需要设置单独的胺液再生系统，脱硫塔塔底富胺液采出即可；当待处理物流中  $CO_2$  含量大于 1000ppmv，贫胺液为复合溶剂（即为以 MDEA 为基础的改性溶剂），需配置单独的胺液再生系统，具体为将脱硫塔内吸收了  $H_2S$  和  $CO_2$  的贫胺液送至溶剂再生塔，经再生后作为吸收剂送回脱硫塔。

45 本发明中，脱硫塔内，待胺洗处理物流与贫胺液溶剂气液接触同时脱除  $H_2S$  和  $CO_2$ ，不仅可使待胺洗处理物流中硫化氢含量小于 20ppmv，还可使  $CO_2$  的脱除效率达到 90~95wt%，有效地降低进入碱洗脱硫醇

反应器物流中  $\text{CO}_2$  的含量,进而降低碱液消耗。同时,优选地,控制所述贫胺液吸收剂比待胺洗处理物流的温度高  $3\sim 8^\circ\text{C}$ ,可有效防止待胺洗处理物流中的  $\text{C}_3/\text{C}_4$  组分被冷凝至胺液中而导致胺液发泡。

根据本发明,碱洗处理可以在脱硫醇塔中进行,脱硫醇塔内采用碱液脱除硫醇,碱液与待碱洗处理物流接触,较现有技术中的液液接触效果更好,可使待碱洗处理物流中硫醇含量降低至小于 20ppmw。脱除了硫醇的待处理物流可以被送至水洗罐,水洗平衡待碱洗处理物流的酸碱性,以防止待碱洗处理物流带碱,腐蚀下游装置。

本发明中,水洗处理可以在水洗罐内进行,所述水洗罐内水洗水温度比待水洗处理物流的温度高  $3\sim 8^\circ\text{C}$ ,防止待水洗处理物流中的  $\text{C}_3/\text{C}_4$  组分被冷凝至水洗水,避免水洗水带烃。

根据本发明,吸收塔采用溴化锂制冷后的冷水作为冷却剂冷却。

根据本发明,吸收塔采用的吸收剂可以来自于系统内自有平衡的  $\text{C}_4/\text{C}_5$  组分,不需要从系统外引入。

根据本发明,若先进行脱丙烷处理,会导致后续进行脱乙烷处理时分离出来的混合  $\text{C}_2$  中含有约 20v% 的混合  $\text{C}_3$  组分,进而导致经过脱除杂质处理后的混合  $\text{C}_2$  组分仍需要送到下游乙烯装置继续回收碳二及碳三。

根据本发明,若先进行脱丙烷处理,则当进行脱乙烷处理时,在脱乙烷塔进行精细分离,可保证分离出来的碳二中基本不含有碳三,脱除杂质后的脱乙烷塔塔顶物流可直接送到下游乙烯装置回收碳二或进行直接利用。但此时脱乙烷塔塔顶温度最低需达  $-20^\circ\text{C}$ ,常规的溴化锂制冷已经不能满足需求,需设置丙烯制冷压缩机,且脱丙烷塔顶馏出物需经过干燥后再送至脱乙烷塔内。

根据本发明,若脱乙烷塔不进行精细分离,其塔顶最低温度仅需  $15^\circ\text{C}$  左右,常规溴化锂制冷即可满足要求。

为实现上述目的之二,本发明采取的技术方案如下:

一种用于油气处理的系统,包括依次连接的用于提取以  $\text{H}_2$  和  $\text{C}_1\text{-C}_4$  为主的第一气相物料的轻烃提取单元和用于对所述第一气相物料进行分离以获得以  $\text{H}_2$  和  $\text{C}_1$  为主的干气产品、以  $\text{C}_2$  为主的  $\text{C}_2$  产品、以  $\text{C}_3$  为主的  $\text{C}_3$  产品以及以  $\text{C}_4$  为主的  $\text{C}_4$  产品的分离单元。

在本发明的一些优选的实施方式中,所述轻烃提取单元和所述分离单元之间还设置有除杂单元,所述除杂单元用于脱除酸性物质和硫醇,所述酸性物质具体为硫化氢和/或二氧化碳。

在本发明的一些优选的实施方式中,所述除杂单元包括气相除杂单元和任选地液相除杂单元,其中,所述气相除杂单元包括富气脱硫塔和富气脱硫醇塔,优选包括气相水洗塔,所述液相除杂单元包括液态烃脱硫塔和液态烃脱硫醇反应器,优选包括液态烃水洗塔。

在本发明的一些优选的实施方式中,所述分离单元包括依次连接的第一分离装置、第二分离装置、第三分离装置、第四分离装置,

其中,所述第一分离装置用于将所述以  $\text{H}_2$  和  $\text{C}_1\text{-C}_4$  为主的第一气相物料分离为以  $\text{H}_2$  和  $\text{C}_1$  为主的气相物料和以  $\text{C}_1\text{-C}_4$  为主的液相物料;

所述第二分离装置用于将所述  $\text{C}_1\text{-C}_4$  为主的液相物料分离为以  $\text{C}_1$  为主的气相物料和以  $\text{C}_2\text{-C}_4$  为主的液相物料;

所述第三分离装置用于将所述以  $\text{C}_2\text{-C}_4$  为主的液相物料分离为以  $\text{C}_2$  为主的  $\text{C}_2$  产品和以  $\text{C}_3\text{-C}_4$  为主的液相物料或得到以  $\text{C}_3$  为主的  $\text{C}_3$  产品和以  $\text{C}_2$  和  $\text{C}_4$  为主的液相物料;

所述第四分离装置用于将所述以  $\text{C}_3\text{-C}_4$  为主的液相物料或所述以  $\text{C}_2$  和  $\text{C}_4$  为主的液相物料分离为以  $\text{C}_4$  为主的  $\text{C}_4$  产品和以  $\text{C}_3$  为主的  $\text{C}_3$  产品或以  $\text{C}_2$  为主的  $\text{C}_2$  产品。

在本发明的一些优选的实施方式中,所述分离单元还包括与所述第一分离装置相连接的第五分离装置,所述第五分离装置用于对所述以  $\text{H}_2$  和  $\text{C}_1$  为主的气相物料进行处理,以得到包含  $\text{H}_2$  和  $\text{C}_1$  的干气产品和以吸收剂为主的液相物料。

在本发明的一些优选的实施方式中,所述分离单元还包括第六分离装置,所述第六分离装置用于对所述  $\text{C}_3$  产品进行精馏,以得到以丙烷为主的丙烷产品和以丙烯为主的丙烯产品。

为了实现上述目的，本发明提供一种轻烃分离方法，该轻烃分离方法包括：

(1) 气液分离：来自上游装置的油气例如催化裂化分馏塔塔顶的气相经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离，罐底的液相送至脱丁烷塔，罐顶气相经压缩后送至脱丁烷塔；

5 (2) 脱丁烷：来自步骤 (1) 的气相和液相进入脱丁烷塔，塔顶气相从塔顶馏出，再经胺洗、碱洗处理后送至冷却器，至少部分塔底液相作为稳定汽油产品采出；

(3) 冷却：经过胺洗、碱洗后的轻烃在冷却器内进行初步冷却，冷却得到的液相经增压后送至冷却器 III，冷却得到的气相经压缩、再冷却后送至冷却器 III；

(4) 后冷却：来自步骤 (3) 的气相和液相在冷却器 III 内进行初步混合及冷却后送至进料罐；

10 (5) 进料：来自冷却器 III 的混合物流在进料罐内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相送至吸收塔，罐底液相送至脱甲烷塔；

(6) 吸收：吸收塔内，以混合 C4/C5 为吸收剂吸收来自进料罐罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分，同时共吸收部分甲烷，吸收塔塔顶气相送至下游进一步回收吸收剂，塔底液相返回至冷却器 III；

(7) 脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器 III，液相送至脱乙烷塔；

15 (8) 脱乙烷：来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内分离 C2 组分，分离出来的混合 C2 组分从脱乙烷塔塔顶作为混合 C2 产品采出，塔底 C3 以及 C3 以上的液相组分送至脱丙烷塔；

(9) 脱丙烷：来自脱乙烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进一步分离，分离出来的 C3 组分从脱丙烷塔塔顶采出并送至丙烯精馏塔进一步精馏，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4/C5 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4/C5 产品采出；

20 (10) 丙烯精馏：来自脱丙烷塔塔顶的气相在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出。

根据本发明，优选地，所述轻烃分离方法还包括：

(11) 吸收剂回收：吸收剂回收塔内，以至少部分步骤 (2) 中采出的稳定汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分，同时吸收少量 C2/C3 组分，吸收剂回收塔塔顶气相作为干气采出，塔底液相送至脱丁烷塔。

根据本发明，优选地，所述脱丁烷塔的操作温度为 40~70℃，操作压力为 1.0~1.6MPaG；脱丁烷塔顶采用全回流，塔顶气相从脱丁烷塔顶回流罐采出，塔顶回流罐的温度为 15~40℃；所述脱丁烷塔顶气相中 C5 以及 C5 以上组分含量小于 5wt%，塔底所述稳定汽油的干点小于 204℃。

30 本发明中，脱丁烷塔顶全气相采出，为了满足相关产品回收的要求，需要在进行下一步分离之前，对其进行杂质脱除，主要包括胺洗脱 H<sub>2</sub>S 和碱洗脱硫醇。同时，本发明中将稳定汽油在脱丁烷塔内提前分离出，稳定汽油不参与下游的轻烃分离工艺，可以大幅降低工艺能耗。

本发明中，经过杂质脱除的气相组分在送入进料罐前还需经过冷却、压缩，气相的升压可以采用一段或多段压缩，冷却下来的液相与经过冷却、压缩后的气相均被送至进料罐中，优选地，所述进料罐的操作温度为 5~25℃，操作压力为 2.0~3.5MPaG。

35 根据本发明，优选地，所述吸收塔操作压力为 2.0~3.5MPaG，吸收塔全塔操作温度为 5~25℃，采用溴化锂制冷后的冷水作为冷却剂冷却。本发明中，吸收塔采用的吸收剂混合 C4/C5 吸收剂来自脱丙烷塔塔底，是系统内自有平衡的 C4/C5 组分，不需要从系统外引入。

40 根据本发明，优选地，所述脱乙烷塔塔顶操作温度 5~20℃，操作压力 2.5~3.8MPaG；所述脱乙烷塔塔顶混合 C2 产品中含有 10~25vol% 的丙烯。本发明中可以将脱乙烷塔塔顶混合 C2 产品经过杂质脱除后，送至乙炔装置回收碳二及丙烯组分。其中，杂质的脱除本领域技术人员根据具体情况采用本领域常规的杂质脱除方法即可，可以为加氢脱除 O<sub>2</sub>、炔烃及 NO<sub>x</sub>，分子筛干燥脱除 H<sub>2</sub>O，吸附脱除 COS、吸附脱除汞等。

根据本发明，优选地，所述吸收剂回收塔的操作温度为 5~50℃，操作压力为 1.9~3.4MPaG；所述稳定汽油吸收剂的干点小于 204℃。

45 本发明另一方面提供一种轻烃分离装置，该轻烃分离装置包括：轻烃进料管线、气液分离罐 I、压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔、富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、冷却器 I、压缩机 III、冷却器 II、冷却器 III、进料罐、吸收塔、脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔、丙烯精馏塔；

其中，轻烃进料管与气液分离罐 I 入口连接，气液分离罐 I 罐顶依次与压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔连接，罐底与脱丁烷塔连接；

脱丁烷塔塔顶依次与富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、冷却器 I、压缩机 III、冷却器 II、冷却器 III 以及进料罐连接，塔底设置稳定汽油采出管线；

5 冷却器 I 通过管线直接与冷却器 III 连接；

进料罐罐顶与吸收塔连接，罐底与脱甲烷塔连接；

吸收塔塔顶与下游装置连接，塔底与冷却器 III 连接，吸收塔上部设有混合 C4 吸收剂进料管线；

脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱乙烷塔连接；

脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，塔底与脱丙烷塔连接；

10 脱丙烷塔塔顶与丙烯精馏塔连接，塔底设有混合 C4/C5 产品采出管线，所述混合 C4/C5 产品采出管线与混合 C4/C5 吸收剂进料管线相连；

丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线。

根据本发明，优选地，所述下游装置包括吸收剂回收塔；所述吸收剂回收塔塔顶设有干气采出管线，塔底与脱丁烷塔连接，所述吸收剂回收塔上部设有稳定汽油吸收剂进料管线，与所述脱丁烷塔稳定汽油采出管线相连。

15

本发明中，所述压缩机 I 可以分为多段，段间液相采出管线与所述脱丁烷塔连接。

本发明中为了维持全塔稳定的操作温度，优选地，所述吸收塔设置有 2~5 个中段回流，且吸收塔塔顶不须设置冷凝器，塔底不须设重沸器，来自进料罐的气相从吸收塔塔底进料，吸收剂从塔顶部进料。

根据本发明，优选地，脱甲烷塔塔顶不设冷凝器，塔底设置重沸器，来自进料罐的液相从脱甲烷塔塔顶进料；所述轻烃分离装置不包括脱水装置。

20

为了实现上述目的，本发明提供一种油气低压脱硫的方法，该方法包括：

(1) 气液分离：来自上游装置的油气经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离，罐底的液相经增压送至脱丁烷塔，罐顶气相经压缩机升压后送至脱丁烷塔；

25

(2) 脱丁烷：来自步骤 (1) 的气相和液相进入脱丁烷塔，脱丁烷塔塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐分离出富气与液相，富气进一步除杂，液相返回脱丁烷塔，至少部分脱丁烷塔塔底液相作为稳定汽油产品采出；

(3) 除杂：来自脱丁烷塔塔顶的富气依次在富气脱硫塔内以贫胺液为吸收剂脱除  $H_2S$  和  $CO_2$ ，在富气脱硫醇塔内以碱液为吸收剂脱除硫醇，在富气水洗罐内通过水洗水平衡富气酸碱性，经除杂后的富气从富气水洗罐罐顶采出。

30

本发明采用前置脱丁烷塔，将油气提前分隔为汽油和富气，其中，全部硫化氢以及较轻的硫醇被切割至富气中，然后将富气依次通过富气脱硫塔、富气脱硫醇塔以及富气水洗罐以脱除其中的杂质。

本发明中，脱硫塔内使用的溶剂可根据富气中  $CO_2$  的含量选定，优选地，当富气中  $CO_2$  含量小于等于 1000ppmv，所述贫胺液为 MDEA 溶剂，由于采用常规 MDEA 溶剂不会导致下游液化气脱硫醇塔碱液消耗量过大，故不需要设置单独的胺液再生系统，脱硫塔塔底富胺液采出即可；当富气中  $CO_2$  含量大于 1000ppmv，所述贫胺液为复合溶剂（即为以 MDEA 为基础的改性溶剂），需配置单独的胺液再生系统，具体为将富气脱硫塔内吸收了  $H_2S$  和  $CO_2$  的贫胺液送至溶剂再生塔，经再生后作为吸收剂送回富气脱硫塔。

35

本发明中，脱硫塔内，富气与贫胺液溶剂气液接触同时脱除  $H_2S$  和  $CO_2$ ，不仅可使富气中硫化氢含量小于 20ppmv，还可使  $CO_2$  的脱除效率达到 90~95wt%，有效地降低进入碱洗脱硫醇反应器物流中  $CO_2$  的含量，进而降低碱液消耗。同时，优选地，控制所述贫胺液吸收剂比富气的温度高 3~8℃，可有效防止富气中的 C3/C4 组分被冷凝至胺液中而导致胺液发泡。

40

本发明中，脱除了  $H_2S$  和  $CO_2$  的富气被送至富气脱硫醇塔，进一步脱除杂质。脱硫醇塔内采用碱液脱除硫醇，碱液与富气气液接触，较现有技术中的液液接触效果更好，可使富气中硫醇含量降低至小于 20ppmw。拖出了硫醇的富气被送至富气水洗罐，水洗水平衡富气的酸碱性，以防止富气带碱，腐蚀下游装置。本发明中，优选地，所述水洗罐内水洗水温度比富气的温度高 3~8℃，防止富气中的 C3/C4 组分被冷凝至水洗水，避免水洗水带烃。

45

根据本发明，优选地，所述压缩机段间液相送至脱丁烷塔；

所述脱丁烷塔塔顶操作温度为 45~65℃，操作压力为 1.0~1.5MPaG；塔底操作温度为 150~200℃，所述回流罐的温度为 35~50℃；

所述富气脱硫塔的操作温度为 35~50℃，操作压力为 1.0~1.5MPaG；

5 所述富气脱硫醇塔的操作温度为 35~50℃，操作压力为 0.9~1.4MPaG；

所述富气水洗罐的操作温度为 35~50℃，操作压力为 0.9~1.4MPaG。

本发明中将经过除杂的富气进一步进行分离，优选地，所述油气处理方法还包括：

（4）分离：经除杂的富气经冷却、气液分离、升压再冷却后通过吸收塔、脱甲烷塔、脱丙烷塔、脱乙烷塔以及任选的丙烯精馏塔进一步分离出干气、C2 组分、C3 组分以及 C4 组分，其中，C2 组分、C3 组分分别作为 C2 产品、C3 产品采出，C4 组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出。

上述分离步骤可以具体为：

冷却：经除杂的富气在冷却器 I 内进行初步冷却后送至气液分离罐 II，气液分离罐 II 罐顶气相经压缩再冷却后送至冷却器 III，罐底液相经增压后送至冷却器 III；

15 后冷：经过初步增压冷却的气相和增压的液相在冷却器 III 内进一步混合及冷却后送至进料罐；

进料：来自冷却器 III 的混合物流在进料罐内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相送至吸收塔，罐底液相送至脱甲烷塔；

吸收：吸收塔内，以混合 C4 为吸收剂吸收来自进料罐罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分，同时共吸收部分甲烷，吸收塔塔顶气相送至吸收剂回收塔进一步回收吸收剂，塔底液相返回至冷却器 III；

20 脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器 III，塔底液相送至脱丙烷塔；

脱丙烷：来自脱甲烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进行分离，分离出来的 C3 及 C3 以下的组分从脱丙烷塔上部采出任选经过干燥后送至脱乙烷塔，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

25 脱乙烷：来自脱丙烷塔上部的气相在脱乙烷塔内进一步分离，分离出来的混合 C2 组分任选经过杂质处理后从脱乙烷塔塔顶作为混合 C2 产品采出，塔底液相作为混合 C3 组分采出。

根据本发明，优选地，所述进料罐的操作温度为 5~25℃，操作压力为 2.2~2.8MPaG；

所述吸收塔的操作温度为 5~25℃，操作压力为 2.1~2.7MPaG，所述吸收塔内吸收剂来自系统内自平衡的混合 C4 组分，无需从系统外引入；

30 所述脱甲烷塔塔顶的操作温度为 10~40℃，塔底操作温度为 70~95℃，操作压力为 2.3~2.9MPaG；

所述脱乙烷塔塔顶操作温度-20℃至 20℃，塔底操作温度为 55~85℃，操作压力为 2.2~3.2MPaG。

本发明中对脱丙烷和脱乙烷的顺序没有特殊的限定，都能满足工艺要求，但脱丙烷和脱乙烷顺序不同时，会导致脱乙烷塔的操作条件及回收混合碳二的组成会有所不同，本领域技术人员可以根据本领域的常规技术手段调整即可。

35 本发明中可以将分离出的混合 C3 组分进一步精馏，得到丙烯产品和丙烷产品，优选地，所述分离方法还包括：

丙烯精馏：从脱乙烷塔塔底采出的混合 C3 组分送至丙烯精馏塔进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出。

根据本发明，优选地，丙烯精馏塔的操作温度为 45~60℃，操作压力为 1.8~2.0MPaG。

40 为了进一步回收吸收塔塔顶物流中夹带的混合 C4 吸收剂，优选地，所述分离还包括：

吸收剂回收：吸收剂回收塔内，以部分步骤（2）中采出的稳定汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分，同时吸收少量 C2/C3 组分，吸收剂回收塔塔顶气相作为干气采出，塔底液相返回至脱丁烷塔。

45 本发明上述轻烃分离方法中，物流先脱除 C4 以及 C4 以上组分后再分离 C2，这样会导致分离出来的混合 C2 中含有约 20v%的混合 C3 组分，在经过脱除杂质处理后的混合 C2 组分仍需要送到下游乙烯装置继续回收碳二及碳三，但是由于脱乙烷塔未进行精细分离，其塔顶最低温度仅需 15℃左右，常规溴化锂制

冷即可满足要求。当脱乙烷塔采用精细分离时，可保证分离出来的碳二中基本不含有碳三，脱除杂质后的脱乙烷塔塔顶物流可直接送到下游乙烯装置回收碳二或进行直接利用。相应地，由于脱乙烷塔采用精细分离，塔顶温度最低需达-20℃，常规的溴化锂制冷已经不能满足需求，需设置丙烯制冷压缩机，且脱丙烷塔顶馏出物经过干燥后再送至脱乙烷塔内。

5 本发明另一方面提供一种油气处理装置，该油气处理装置包括：油气进料管线、气液分离罐 I、压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔、富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、富气水洗罐；

其中，所述油气进料管线与气液分离罐 I 入口连接，气液分离罐 I 罐顶依次与压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔连接，罐底与脱丁烷塔连接；

10 所述脱丁烷塔塔顶设置有回流罐，回流罐罐顶与富气脱硫塔连接；罐底与脱丁烷塔连接；脱丁烷塔塔底设置稳定汽油采出管线；

所述富气脱硫塔上部设有贫胺液进料管线，贫胺液进料管线上任选设置有贫胺液冷却器，富气脱硫塔塔顶与富气脱硫塔连接，塔底设有富胺液采出管线；

所述富气脱硫醇塔上部设有碱液进料管线，塔顶与富气水洗罐连接，塔底设有富胺液采出管线；

15 所述富气水洗罐罐顶设有轻烃采出管线，罐底与富气水洗循环泵连接后，分别与水洗水加热器和水洗排水管线连接，所述水洗水加热器与富气水洗罐上部连接。

根据本发明，优选地，所述油气处理装置还包括溶剂再生塔，所述富胺液采出管线与溶剂再生塔连接，所述溶剂再生塔塔底与贫胺液进料管线连接，塔顶设有酸性气采出管线。

根据本发明，优选地，所述装置还包括分离单元，所述轻烃采出管线与分离单元连接；

20 所述分离单元包括：冷却器 I、气液分离罐 II、压缩机 III、冷却器 II、冷却器 III、进料罐、吸收塔、脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔；

脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元；脱丙烷塔塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

优选地，所述轻烃采出管线依次与冷却器 I、气液分离罐 II 连接，所述气液分离罐 II 罐顶依次与压缩机 III、冷却器 II、冷却器 III、进料罐连接，罐底依次与冷却器 III、进料罐连接；

25 所述进料罐罐顶与吸收塔连接，罐底与脱甲烷塔连接；

吸收塔塔顶任选与吸收剂回收塔连接，塔底与冷却器 III 连接，吸收塔上部设有混合 C4 吸收剂进料管线；

所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱丙烷塔连接；

30 所述脱丙烷塔上部任选与干燥单元连接后，与脱乙烷塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接；

进一步优选地，所述分离单元还包括丙烯精馏塔和/或吸收剂回收塔，

35 所述吸收剂回收塔塔顶设有干气采出管线，塔底与脱丁烷塔连接，所述吸收剂回收塔上部设有稳定汽油吸收剂进料管线，所述脱丁烷塔稳定汽油采出管线分为两支，其中一支作为所述稳定汽油吸收剂进料管线；

所述丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线。

本发明中，压缩机 I 可以分为多段，段间液相采出管线与脱丁烷塔连接。

40 本发明中为了维持全塔操作温度均匀，确保吸收效果，吸收塔可以设置 2~5 个中段回流，且吸收塔塔顶不须设置冷凝器，塔底不须设重沸器，来自进料罐的气相从吸收塔塔底进料，吸收剂从塔上部进料。

本发明中分离单元不需要设置脱水装置，脱甲烷塔塔顶可以不设冷凝器，塔底设置重沸器，来自进料罐的液相从脱甲烷塔塔顶进料。

为了实现上述目的，本发明提供一种油气高压脱硫和分离的方法，该方法包括：

45 (1) 第一气液分离：来自上游装置的油气经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离，罐底的液相经增压送至脱丁烷塔，罐顶气相经压缩机升压后送至脱丁烷塔；

(2) 脱丁烷: 来自步骤(1)的气相和液相进入脱丁烷塔, 塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐, 塔顶回流罐罐顶气相经压缩冷却后送至气液分离罐 II, 罐底液相经增压后送至气液分离罐 II, 脱丁烷塔的至少部分塔底液相作为稳定汽油产品采出;

5 (3) 第二气相分离: 物料在气液分离罐 II 内进行混合、气液平衡后, 再次分离出气相与液相, 然后分别进行除杂;

(4) 气相除杂: 气液分离罐 II 分离出的罐顶气相依次在富气脱硫塔内以贫胺液为吸收剂脱  $H_2S$  和  $CO_2$ , 在富气脱硫塔内以碱液为吸收剂脱除硫醇后送至冷却器 III;

(5) 液相除杂: 气液分离罐 II 分离出的罐底液相依次在液态烃脱硫塔内脱除  $H_2S$  和  $CO_2$ , 在液态烃脱硫醇反应器内脱除硫醇后送至冷却器 III;

10 (6) 冷却: 经过除杂的气态轻烃与液态轻烃在冷却器 III 内进行混合及冷却后送至进料罐;

(7) 进料: 来自冷却器 III 的混合物流在进料罐内进行混合、预吸收及气液平衡后, 罐顶气相送至吸收塔, 罐底液相送至分离单元;

(8) 吸收: 吸收塔内, 以混合 C4 为吸收剂吸收来自进料罐罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分, 同时共吸收部分甲烷, 吸收塔塔顶气相送至下游装置进一步回收吸收剂, 塔底液相返回至冷却器 III;

15 (9) 分离: 来自进料罐罐底的液相在分离单元内通过脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔以及任选的丙烯精馏塔进一步分离出 C2、C3 以及 C4 组分, 其中, C2、C3 组分分别作为 C2、C3 产品采出, C4 组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔, 其余部分作为混合 C4 产品采出。

本发明使用范围广泛, 化工生产中常见的催化裂化、催化裂解、延迟焦化等气体收率较高的工艺中的油气(包括  $H_2$ 、C1-C4、汽油组分及少量非烃组分)均可使用本发明的装置进行轻烃分离回收液化气。

20 本发明中, 来自上游装置的油气经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离, 罐底的液相经泵增压送至脱丁烷塔, 罐顶气相经压缩机升压后送至脱丁烷塔, 优选地, 压缩机分为多段, 压缩段间产生的液相送至脱丁烷塔。

本发明中将稳定汽油在脱丁烷塔内提前分离出, 稳定汽油不参与下游的轻烃分离工艺, 可以大幅降低工艺能耗, 优选地, 所述脱丁烷塔塔顶的操作温度为 45~50℃, 操作压力为 1.0~1.5MPaG, 塔底操作温度为 180~220℃, 所述回流罐的温度为 40~45℃。

30 本发明中, 为了满足相关产品回收的要求, 需要在进行下一步分离之前, 对其进行杂质脱除, 主要包括胺洗脱  $H_2S$  和碱洗脱硫醇。因为高压下气相脱硫、脱硫醇的效果更好, 且在高压下脱硫设备的体积较小, 本发明中将轻烃分为气相和液相后再分别进行杂质脱除, 优选地, 所述回流罐罐顶气相经压缩至 2.5~3.0MPaG, 冷却至 35~45℃后送至气液分离罐 II, 罐底液相经增压至 2.8~3.3MPaG 后送至气液分离罐 II。气液分离罐 II 内压缩后的气相和增压后的液相进行混合、气液平衡后, 再次分离出气相与液相, 然后分别进行除杂。由于分离出的气相中重质烃含量较少, 进行脱硫时, 被冷凝到胺液中的重质烃量也较少, 有效避免了由于胺液发泡导致的脱硫装置泡沫夹带, 影响装置的平稳运行。

35 本发明中, 为了满足相关产品回收的要求, 优选地, 胺洗脱  $H_2S$  采用复合胺液溶剂(即以 MDEA 为基础的改性溶剂), 同时进行  $H_2S$  和  $CO_2$  的脱除, 其中,  $H_2S$  可脱除至低于 10ppmv,  $CO_2$  的脱除效率可达到 90~95wt%, 有效地降低进入碱洗脱硫醇反应器物流中  $CO_2$  的含量, 进而降低碱液消耗。

根据本发明, 优选地, 所述富气脱硫塔的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 2.5~3.0MPaG; 所述富气脱硫醇塔的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 2.4~2.9MPaG; 所述液态烃脱硫塔的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 3.0~3.5MPaG。

40 本发明中, 经过杂质脱除的气相组分在送入进料罐前还需经过冷却、压缩, 气相的升压可以采用一段或多段压缩, 冷却下来的液相与经过冷却、压缩后的气相均被送至进料罐中, 优选地, 所述进料罐的操作温度为 5~25℃, 操作压力为 2.4~2.9MPaG。

根据本发明, 优选地, 所述吸收塔的操作温度为 5~25℃, 操作压力为 2.4~2.9MPaG。本发明中, 吸收塔采用的吸收剂混合 C4 吸收剂来自脱丙烷塔塔底, 是系统内自有平衡的 C4 组分, 不需要从系统外引入。

根据本发明, 优选地, 所述步骤(9)中的所述分离包括以下两种方式之一:

45 方式一, 所述分离的步骤依次包括:

脱甲烷: 来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除, 同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分,

脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器，塔底液相送至脱乙烷塔；

脱乙烷：来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内分离 C2 组分，分离出来的混合 C2 组分任选经过杂质处理后从脱乙烷塔塔顶作为混合 C2 产品采出，塔底 C3 以及 C3 以上的液相组分送至脱丙烷塔；

5 脱丙烷：来自脱乙烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进一步分离，分离出来的 C3 组分从脱丙烷塔上部采出，塔底组分至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

进一步优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：来自脱丙烷塔上部的 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出；

方式二，所述分离的步骤依次包括：

10 脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器，塔底液相送至脱丙烷塔；

脱丙烷：来自脱甲烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进行分离，分离出来的 C3 及 C3 以下的组分从脱丙烷塔上部采出任选经过干燥后送至脱乙烷塔，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

15 脱乙烷：来自脱丙烷塔上部的气相在脱乙烷塔内进一步分离，分离出来的混合 C2 组分任选经过杂质处理后从脱乙烷塔塔顶作为混合 C2 产品采出，塔底液相作为混合 C3 组分采出；

进一步优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：来自脱乙烷塔塔底的混合 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出。

20 本发明上述分离方法中，采用方法二进行轻烃分离时，物流先脱除 C4 以及 C4 以上组分后再分离 C2，这样会导致分离出来的混合 C2 中含有约 20v% 的混合 C3 组分，在经过脱除杂质处理后的混合 C2 组分仍需要送到下游乙烯装置继续回收碳二及碳三，但是由于脱乙烷塔未进行精细分离，其塔顶最低温度仅需 15℃ 左右，常规溴化锂制冷即可满足要求。当脱乙烷塔采用精细分离时，可保证分离出来的碳二中基本不含有碳三，脱除杂质后的脱乙烷塔塔顶物流可直接送到下游乙烯装置回收碳二或进行直接利用。相应地，  
25 由于脱乙烷塔采用精细分离，塔顶温度最低需达 -20℃，常规的溴化锂制冷已经不能满足需求，需设置丙烯制冷压缩机，且脱丙烷塔顶馏出物经过干燥后再送至脱乙烷塔内。

根据本发明，优选地，所述脱乙烷塔的操作温度为 5~15℃，操作压力为 2.2~3.0MPaG，塔底操作温度为 50~110℃。由于本发明所回收的碳二产品中含有 15~20v% 的丙烯，经杂质处理单元脱除其中的 NO<sub>x</sub>、O<sub>2</sub> 及重金属等相关杂质后送至乙烯装置回收乙烯、乙烷及丙烯等资源。其中，杂质的脱除本领域技术人员根据具体情况采用本领域常规的杂质脱除方法即可，可以为加氢脱除 O<sub>2</sub>、炔烃及 NO<sub>x</sub>，分子筛干燥脱除 H<sub>2</sub>O，吸附脱除 COS、吸附脱除汞等。

30 本发明中可以将分离出的混合 C3 组分进一步精馏，得到丙烯产品和丙烷产品，优选地，所述丙烯精馏塔的操作温度为 45~65℃，操作压力为 1.8~2.0MPaG。

为了进一步回收吸收塔塔顶物流中夹带的混合 C4 吸收剂，优选地，所述方法还包括：

35 (10) 吸收剂回收：吸收剂回收塔内，以部分步骤 (2) 中采出的稳定汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分，同时吸收少量 C2/C3 组分，吸收剂回收塔塔顶气相作为干气采出，塔底液相返回至脱丁烷塔，进一步优选地，所述吸收剂回收塔的操作温度为 5~25℃，操作压力为 2.3~2.8MPaG。

40 本发明另一方面提供一种油气高压脱硫和分离的装置，该装置包括：油气进料管线、气液分离罐 I、压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔、压缩机 III、冷却器 II、气液分离罐 II、富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、冷却器 III、进料罐、吸收塔、分离单元；

其中，油气进料管线与气液分离罐 I 入口连接，气液分离罐 I 罐顶依次与压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔连接，罐底与脱丁烷塔连接；

45 脱丁烷塔塔顶设置有回流罐，回流罐罐顶依次与压缩机 II、冷却器 II 以及气液分离罐 II 连接，罐底连接增压泵后与气液分离罐 II 连接，脱丁烷塔塔底设置稳定汽油采出管线；

气液分离罐 II 罐顶依次与富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、冷却器 III 连接，罐底依次与液态烃脱硫塔、

液态烃脱硫醇反应器、冷却器 III 连接；

富气脱硫塔上部设有贫胺液进料管线，富气脱硫醇塔上部设有碱液进料管线；

冷却器 III 与进料罐连接；

进料罐罐顶与吸收塔连接，罐底与分离单元连接；

5 吸收塔塔顶与下游装置连接，塔底与冷却器 III 连接，吸收塔上部设有混合 C4 吸收剂进料管线；

所述分离单元包括：脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔以及任选地丙烯精馏塔；脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接；脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元；脱丙烷塔塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线。

10 本发明中，C4 以及 C4 以下组分的进一步分离在分离单元内进行，该分离单元可以优选为所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱乙烷塔连接；所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底与脱丙烷塔连接；所述脱丙烷塔上部设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线。也可以优选为所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱丙烷塔连接；所述脱丙烷塔上部与脱乙烷塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接。进一步优选地，所述丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线。

15 根据本发明，优选地，所述下游装置还包括吸收剂回收塔；所述吸收剂回收塔塔顶设有干气采出管线，塔底与脱丁烷塔连接，所述吸收剂回收塔上部设有稳定汽油吸收剂进料管线，所述脱丁烷塔稳定汽油采出管线分为两支，其中一支作为所述稳定汽油吸收剂进料管线。

本发明中，所述压缩机 I 可以分为多段，段间液相采出管线与所述脱丁烷塔连接。

20 本发明中为了维持全塔操作温度均匀，确保吸收效果，优选地，所述吸收塔设置有 2~5 个中段回流，且吸收塔塔顶不须设置冷凝器，塔底不须设重沸器，来自进料罐的气相从吸收塔塔底进料，吸收剂从塔顶部进料。

25 根据本发明，优选地，脱甲烷塔塔顶不设冷凝器，塔底设置重沸器，来自进料罐的液相从脱甲烷塔塔顶进料；所述轻烃分离装置不包括脱水装置。

为了实现上述目的，本发明提供一种油气回收的方法，该方法包括：

30 (1) 第一气液分离：来自上游装置的油气经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离，罐底的液相经增压送至轻重汽油切割塔，罐顶气相经压缩机升压后送至轻重汽油切割塔；

(2) 轻重汽油分离：来自气液分离罐 I 的物料进入轻重汽油分离塔，塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐，塔顶回流罐罐顶气相经压缩后送至轻烃-轻汽油分离塔，罐底液相增压后送至轻烃-轻汽油分离塔，轻重汽油分离塔的至少部分塔底液相作为重汽油产品采出；

35 (3) 轻烃-轻汽油分离：来自轻重汽油分离塔塔顶回流罐的物流进入轻烃-轻汽油分离塔，塔顶馏出气相进入塔顶回流罐，塔顶回流罐罐顶气相经压缩冷却后送至气液分离罐 II，罐底液相增压后送至气液分离罐 II，塔底液相作为轻汽油采出；

(4) 第二气液分离：物料在气液分离罐 II 内进行混合、气液平衡后，再次分离出气相与液相，然后分别进行除杂；

40 (5) 气相除杂：气液分离罐 II 分离出的罐顶气相依次在富气脱硫塔内以贫胺液为吸收剂脱  $H_2S$  和  $CO_2$ ，在富气脱硫醇塔内以碱液为吸收剂脱除硫醇后送至冷却器 III；

(6) 液相除杂：气液分离罐 II 分离出的罐底液相依次在液态烃脱硫塔内脱除  $H_2S$  和  $CO_2$ ，在液态烃脱硫醇反应器内脱除硫醇后送至冷却器 III；

(7) 冷却：经过除杂的气态轻烃与液态轻烃在冷却器 III 内进行混合及冷却后送至进料罐；

45 (8) 进料：来自冷却器 III 的混合物流在进料罐内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相送至吸收塔，罐底液相送至分离单元；

(9) 吸收: 吸收塔内, 以混合 C4 为吸收剂吸收来自进料罐罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分, 同时共吸收部分甲烷, 吸收塔塔顶气相送至下游装置, 塔底液相返回至冷却器;

(10) 分离: 来自进料罐罐底的液相在分离单元内通过脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔以及任选的丙烯精馏塔进一步分离出 C2、C3 以及 C4 组分, 其中, 脱乙烷塔内以丙烷和/或混合 C4 为吸收剂分离 C2 组分, C2、C3 组分分别作为 C2、C3 产品采出, C4 组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔以及任选的脱乙烷塔, 其余部分作为混合 C4 产品采出。

本发明使用范围广泛, 化工生产中常见的催化裂化、催化裂解、延迟焦化等气体收率较高的工艺中的油气 (包括 H<sub>2</sub>、C1-C4、汽油组分及少量非烃组分) 均可使用本发明的装置进行回收。

本发明中, 来自上游装置的油气经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离, 罐底的液相经泵增压送至轻重汽油切割塔, 罐顶气相经压缩机升压后送至轻重汽油切割塔, 其中, 压缩机分为多段, 压缩段间产生的液相送至轻重汽油切割塔。油气在轻重汽油切割塔中分离出重汽油, 再在轻烃-轻汽油分离塔内分离出轻汽油, 使轻重汽油提前分离出, 不参与下游的轻烃分离工艺, 可以大幅降低工艺能耗, 优选地, 所述轻重汽油分离塔塔顶的操作温度为 60~85℃, 塔底操作温度为 140~190℃, 操作压力为 0.25~0.5MPaG; 所述轻烃-轻汽油分离塔塔顶的操作温度为 55~80℃, 操作压力为 1.0~1.35MPaG; 所述重汽油的初馏点为 60~85℃, 所述轻汽油的干点为 65~90℃。

本发明中, 为了满足相关产品回收的要求, 需要在进行下一步分离之前, 对其进行杂质脱除, 主要包括胺洗脱 H<sub>2</sub>S 和碱洗脱硫醇。由于高压下气相脱硫、脱硫醇的效果更好, 且在高压下脱硫设备的体积较小, 本发明中将气液分离罐 II 内压缩后的气相和增压后的液相进行混合、气液平衡后, 再次分离出气相与液相, 然后分别进行除杂。优选地, 所述气液分离罐 II 的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 2.3~2.9MPaG。由于分离出的气相中重质烃含量较少, 进行脱硫时, 被冷凝到胺液中的重质烃量也较少, 有效避免了由于胺液发泡导致的脱硫装置泡沫夹带, 影响装置的平稳运行。

本发明中, 为了满足相关产品回收的要求, 优选地, 胺洗脱 H<sub>2</sub>S 采用复合胺液溶剂 (即以 MDEA 为基础的改性溶剂), 同时进行 H<sub>2</sub>S 和 CO<sub>2</sub> 的脱除, 其中, H<sub>2</sub>S 可脱除至低于 10ppmv, CO<sub>2</sub> 的脱除效率可达到 90~95wt%, 有效地降低进入碱洗脱硫醇反应器物流中 CO<sub>2</sub> 的含量, 进而降低碱液消耗。

根据本发明, 优选地, 所述富气脱硫塔的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 2.2~2.8MPaG; 所述富气脱硫醇塔的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 2.2~2.8MPaG; 所述液态烃脱硫醇塔的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 3.0~3.5MPaG。

本发明中, 经过杂质脱除的气相组分和液相组分在送入进料罐前还需经过冷却, 冷却下来的液相与经过冷却、压缩后的气相均被送至进料罐中, 优选地, 所述进料罐的操作温度为 5~25℃, 操作压力为 2.2~2.8MPaG。

根据本发明, 优选地, 根据本发明, 优选地, 所述吸收塔的操作温度为 5~25℃, 操作压力为 2.1~2.7MPaG。本发明中, 吸收塔采用的吸收剂混合 C4 吸收剂来自脱丙烷塔塔底, 是系统内自有平衡的 C4 组分, 不需要从系统外引入。

根据本发明, 优选地, 步骤 (10) 中的所述分离包括以下三种方式之一:

方式一, 所述分离的步骤依次包括:

脱甲烷: 来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除, 同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分, 脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器, 塔底液相送至脱乙烷塔;

脱乙烷: 来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内以丙烷为吸收剂分离 C2 组分, 分离出来的混合 C2 组分任选经过杂质处理后, 然后作为混合 C2 产品采出, 塔底 C3 以及 C3 以上的液相组分送至脱丙烷塔;

脱丙烷: 来自脱乙烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进一步分离, 分离出来的 C3 组分从脱丙烷塔上部采出, 塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔, 其余部分作为混合 C4 产品采出;

进一步优选地, 所述分离还包括:

丙烯精馏: 来自脱丙烷塔上部的 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏, 丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出, 塔底液相至少一部分作为丙烷产品采出, 其余部分经加热后作为丙烷吸收剂送至脱乙烷塔;

方式二, 所述分离的步骤依次包括:

脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器，塔底液相送至脱乙烷塔；

脱乙烷：来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内以混合 C4 作为吸收剂分离 C2 组分，分离出来的塔顶混合 C2 组分任选经过杂质处理后，然后作为混合 C2 产品采出，塔底 C3 以及 C3 以上的液相组分送至脱丙烷塔；

脱丙烷：来自脱乙烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进一步分离，分离出来的 C3 组分从脱丙烷塔上部采出，塔底组分至少一部分作为混合 C4 吸收剂分别送至吸收塔和脱乙烷塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

进一步优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：来自脱丙烷塔上部的 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出；

方式三，所述分离的步骤依次包括：

脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器，塔底液相送至脱丙烷塔；

脱丙烷：来自脱甲烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进行分离，分离出来的 C3 及 C3 以下的组分从脱丙烷塔上部采出任选经过干燥后送至脱乙烷塔，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

脱乙烷：来自脱丙烷塔上部的气相以丙烷为吸收剂在脱乙烷塔内进一步分离，分离出来的塔顶混合 C2 组分任选经过杂质处理后，然后作为混合 C2 产品采出，塔底液相作为混合 C3 组分采出；

进一步优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：来自脱乙烷塔塔底的混合 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相至少一部分作为丙烷产品采出，其余部分作为丙烷吸收剂送至脱乙烷塔。

当脱乙烷塔采用丙烷吸收剂或混合 C4 吸收剂进行 C2 组分分离时，分离出来的 C2 组分中基本不夹带丙烯，仅含有 15~18mol% 的丙烷或者 10~13mol% 的 C4，此时，脱乙烷塔塔顶最低温度仅为 15℃，不再需要设置干燥设施，常规溴化锂制冷即可满足要求。由于 C2 组分中丙烯含量大幅降低，可将其直接送至制乙苯，不需要设置其它杂质脱除设施，优选地，所述脱乙烷塔塔顶的操作温度为 15~30℃，操作压力为 2.6~3.2MPaG；所述丙烷吸收剂和/或混合 C4 吸收剂来自系统来自系统内自平衡的丙烷和/或混合 C4 组分，无需从系统外引入。

本发明中可以将分离出的混合 C3 组分进一步精馏，得到丙烯产品和丙烷产品，优选地，所述丙烯精馏塔的操作温度为 45~60℃，操作压力为 1.8~2.0MPaG。

为了进一步回收吸收塔塔顶物流中夹带的混合 C4 吸收剂，优选地，所述方法还包括：

(11) 吸收剂回收：吸收剂回收塔内，以部分步骤 (2) 中采出的重汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分，同时吸收少量 C2/C3 组分，吸收剂回收塔塔顶气相作为干气采出，塔底液相返回至轻重汽油分离塔，进一步优选地，所述吸收剂回收塔的操作温度为 15~40℃，操作压力为 2.1~2.7MPaG。

本发明另一方面提供一种油气回收的装置，该装置包括：油气进料管线、气液分离罐 I、压缩机 I、轻重汽油分离塔、压缩机 II、轻烃-轻汽油分离塔、压缩机 III、冷却器 II、气液分离罐 II、富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、冷却器 III、进料罐、吸收塔、分离单元；

其中，油气进料管线与气液分离罐 I 入口连接，气液分离罐 I 罐顶依次与压缩机 I、轻重汽油分离塔连接，罐底与轻重汽油分离塔连接；

轻重汽油分离塔塔顶设置有回流罐 I，回流罐 I 罐顶依次与压缩机 II、轻烃-轻汽油分离塔连接，罐底连接增压泵后与轻烃-轻汽油分离塔连接，轻重汽油分离塔塔底设置重汽油采出管线；

轻烃-轻汽油分离塔塔顶设置有回流罐 II，回流罐 II 罐顶依次与压缩机 III、冷却器 II、气液分离罐 II 连接，罐底连接增压泵后与气液分离罐 II 连接；

气液分离罐 II 罐顶依次与富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、冷却器 III 连接，罐底依次与液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、冷却器 III 连接；

富气脱硫塔上部设有贫胺液进料管线，富气脱硫醇塔上部设有碱液进料管线；

冷却器 III 与进料罐连接；

进料罐罐顶与吸收塔连接，罐底与分离单元连接；

吸收塔塔顶与下游装置连接，塔底与冷却器 III 连接，吸收塔上部设有混合 C4 吸收剂进料管线；

5 所述分离单元包括：脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔以及任选的丙烯精馏塔；脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接；脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，脱乙烷塔上部设有丙烷或混合 C4 吸收剂进料管线；脱丙烷塔塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线。

10 本发明中，C4 以及 C4 以下组分的进一步分离在分离单元内进行，该分离单元可以优选为所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱乙烷塔连接；所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底与脱丙烷塔连接，所述脱乙烷塔上部设有丙烷吸收剂进料管线；所述脱丙烷塔上部设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；优选地，所述丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线，所述丙烷产品采出管线分为两支，  
15 其中一支作为丙烷吸收剂进料管线；也可以选优为所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱乙烷塔连接；所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底与脱丙烷塔连接，所述脱乙烷塔上部设有混合 C4 吸收剂进料管线；所述脱丙烷塔上部设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线，分别与吸收塔和脱乙烷塔连接；进一步优选地，所述  
20 丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线；还可以优选为所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱丙烷塔连接；所述脱丙烷塔上部任选与干燥单元连接后，再与脱乙烷塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接，所述脱乙烷塔上部设有丙烷吸收剂进料管  
25 线；进一步优选地，所述丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线，所述丙烷产品采出管线分为两支，其中一支作为丙烷吸收剂进料管线。

根据本发明，优选地，所述下游装置还包括吸收剂回收塔；所述吸收剂回收塔塔顶设有干气采出管线，塔底与轻重汽油分离塔连接，所述吸收剂回收塔上部设有重汽油吸收剂进料管线，所述轻重汽油分离塔重汽油采出管线分为两支，其中一支作为所述重汽油吸收剂进料管线。

30 本发明中为了维持全塔操作温度均匀，确保吸收效果，优选地，所述吸收塔设置有 2~5 个中段回流，且吸收塔塔顶不须设置冷凝器，塔底不须设重沸器，来自进料罐的气相从吸收塔塔底进料，吸收剂从塔顶部进料。

根据本发明，优选地，脱甲烷塔塔顶不设冷凝器，塔底设置重沸器，来自进料罐的液相从脱甲烷塔塔顶进料；所述装置不包括脱水装置。

35 以下通过实施例对本发明进行详细说明，但本发明的保护范围并不限于下述说明。

在本发明的上下文中，i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> 是指异丁烷；n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> 是指正丁烷；i-C<sub>4</sub>H<sub>8</sub> 是指异丁烯；n-C<sub>4</sub>H<sub>8</sub> 是指正丁烯；t-C<sub>4</sub>H<sub>8</sub> 是指反丁烯；c-C<sub>4</sub>H<sub>8</sub> 是指顺丁烯；PC28C 是指所有碳五及碳五以上的烃类组分；RSH 是指硫醇，其中 R 是指羟基，如-CH<sub>3</sub>、-C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>、-C<sub>3</sub>H<sub>7</sub> 等。

40 下述实施方式中，原料油气的性质如表 1 所示，油气中 C<sub>5</sub><sup>+</sup>组分的性质如表 2 所示：

表 1

| 项目      | 原料   |
|---------|------|
| 温度 °C   | 40   |
| 压力 MPaG | 0.05 |

|                                  |          |
|----------------------------------|----------|
| 摩尔气相分率                           | 0.6446   |
| 流量 kg/h                          | 203666.3 |
| 组分                               | 质量组成     |
| H <sub>2</sub>                   | 0.0020   |
| CO                               | 0.0005   |
| CO <sub>2</sub>                  | 0.0022   |
| O <sub>2</sub>                   | 0.0006   |
| N <sub>2</sub>                   | 0.0043   |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.0129   |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0.0122   |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.0126   |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    | 0.0917   |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0.0238   |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0621   |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0136   |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0241   |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0134   |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0191   |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0141   |
| H <sub>2</sub> S                 | 0.0034   |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.6874   |
| 硫醇                               | 50ppmw   |
| 合计                               | 1.000    |

表 2

| 项目                          | 数值     |
|-----------------------------|--------|
| 密度 (20℃), g/cm <sup>3</sup> | 0.753  |
| D86曲线, v%                   | 温度, °C |
| 0                           | 35.0   |
| 5                           | 44.1   |

|     |       |
|-----|-------|
| 10  | 52.0  |
| 30  | 73.0  |
| 50  | 95.0  |
| 70  | 128.0 |
| 90  | 177.0 |
| 95  | 188.7 |
| 100 | 200.0 |

### 实施例 1

参见图 1，本实施例中的油气处理装置包括：

- 5 轻烃进料管线、气液分离罐 II、压缩机 I 2、压缩机 II 3、脱丁烷塔 4、富气脱硫塔 5、富气脱硫醇塔 6、冷却器 I 7、压缩机 III 8、冷却器 II 9、冷却器 III 10、进料罐 11、吸收塔 12、脱甲烷塔 13、脱乙烷塔 14、脱丙烷塔 15、丙烯精馏塔 16、吸收剂回收塔 17；

其中，轻烃进料管线与气液分离罐 II 入口连接，气液分离罐 II 罐顶依次与压缩机 I 2、压缩机 II 3、脱丁烷塔 4 连接，罐底与脱丁烷塔 4 连接；

- 10 脱丁烷塔 4 塔顶依次与富气脱硫塔 5、富气脱硫醇塔 6、冷却器 I 7、压缩机 III 8、冷却器 II 9、冷却器 III 10 以及进料罐 11 连接，塔底设置稳定汽油采出线；

冷却器 I 7 通过管线直接与冷却器 III 10 连接；

进料罐 11 罐顶与吸收塔 12 连接，罐底与脱甲烷塔 13 连接；

- 15 吸收塔 12 塔顶与吸收剂回收塔 17 连接，塔底与冷却器 III 10 连接，吸收塔 12 上部设有混合 C<sub>4</sub>/C<sub>5</sub> 吸收剂进料管线；

吸收剂回收塔 17 塔顶设有干气采出管线，塔底与脱丁烷塔 4 连接，吸收剂回收塔 17 上部设有稳定汽油吸收剂进料管线，与脱丁烷塔 4 稳定汽油采出管线相连；

脱甲烷塔 13 塔顶与冷却器 III 10 连接，塔底与脱乙烷塔 14 连接；

脱乙烷塔 14 塔顶设有混合 C<sub>2</sub> 采出管线，塔底与脱丙烷塔 15 连接；

- 20 脱丙烷塔 15 塔顶与丙烯精馏塔 16 连接，塔底设有混合 C<sub>4</sub>/C<sub>5</sub> 产品采出管线，混合 C<sub>4</sub>/C<sub>5</sub> 产品采出管线与混合 C<sub>4</sub>/C<sub>5</sub> 吸收剂进料管线相连；

丙烯精馏塔 16 塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线。

采用上述装置进行油气处理，处理流程如图 1 所示：

- 25 (1) 气液分离：来自催化裂化分馏塔塔顶的气相 S-1 原料经冷凝冷却后送至气液分离罐 II 进行气液分离（分馏塔顶冷却后原料组成及性质见表 1，分馏塔顶冷却后原料中碳五及以上组分性质见表 2），罐底的液相送至脱丁烷塔 4，气相经压缩后送至脱丁烷塔 4；

- 30 (2) 脱丁烷：来自步骤 (1) 的气相和液相进入脱丁烷塔 4，塔顶气相从塔顶馏出，再经胺洗、碱洗处理后送至冷却器，部分塔底液相作为稳定汽油产品采出；其中，脱丁烷塔 4 的操作温度为 40~70℃，操作压力为 1.0~1.6MPaG；脱丁烷塔 4 顶气相中 C<sub>5</sub> 以及 C<sub>5</sub> 以上组分含量小于 5wt%，塔底稳定汽油 S-10 的干点小于 204℃。

(3) 冷却：经过胺洗、碱洗后的轻烃在冷却器内进行初步冷却，冷却得到的液相经增压后送至冷却器 III 10，冷却得到的气相经压缩、再冷却后送至冷却器 III 10；

(4) 后冷却：来自步骤 (3) 的气相和液相在冷却器 III 10 内进行初步混合及冷却后送至进料罐 11；

- 35 (5) 进料：来自冷却器 III 10 的混合物流在进料罐 11 内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相

送至吸收塔 12，罐底液相送至脱甲烷塔 13，其中，进料罐 11 的操作温度为 5~25℃，操作压力为 2.0~3.5MPaG。

(6) 吸收：吸收塔内，以混合 C<sub>4</sub>/C<sub>5</sub> 为吸收剂吸收来自进料罐 11 罐顶的气相中的 C<sub>2</sub> 以及 C<sub>2</sub> 以上的组分，同时共吸收部分甲烷，吸收塔塔顶气相送至吸收剂回收塔进一步回收吸收剂，塔底液相送至冷却器 III 10，其中，吸收塔 12 操作压力为 2.0~3.5MPaG，全塔操作温度为 5~30℃，吸收塔 12 内吸收剂来自系统内自平衡的混合 C<sub>4</sub>/C<sub>5</sub> 组分，无需从系统外引入；

(7) 脱甲烷：来自进料罐 11 罐底的液相在脱甲烷塔 13 内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C<sub>2</sub> 及 C<sub>2</sub> 以上的组分，脱甲烷塔 13 塔顶气相送至冷却器 III 10，液相送至脱乙烷塔 14；

(8) 脱乙烷：来自脱甲烷塔 13 底的液相在脱乙烷塔 14 内分离 C<sub>2</sub> 组分，分离出来的混合 C<sub>2</sub> 组分从脱乙烷塔 14 塔顶作为混合 C<sub>2</sub> 产品 S-12 采出，塔底 C<sub>3</sub> 以及 C<sub>3</sub> 以上的液相组分送至脱丙烷塔 15；其中，脱乙烷塔 14 塔顶操作温度 5~20℃，操作压力 2.5~3.8MPaG；脱乙烷塔 14 塔顶混合 C<sub>2</sub> S-12 产品中含有 10~25vol% 的丙烯。

(9) 脱丙烷：来自脱乙烷塔 14 塔底的液相组分在脱丙烷塔 15 内进一步分离，分离出来的 C<sub>3</sub> 组分从脱丙烷塔 15 塔顶采出并送至丙烯精馏塔 16 进一步精馏，塔底组分中的至少一部分作为混合 C<sub>4</sub>/C<sub>5</sub> 吸收剂送至吸收塔 12，其余部分作为混合 C<sub>4</sub>/C<sub>5</sub> 产品采出；

(10) 丙烯精馏：来自脱丙烷塔 15 塔顶的气相在丙烯精馏塔 16 内进一步精馏，丙烯精馏塔 16 塔顶气相作为丙烯产品 S-13 采出，塔底液相作为丙烷产品 S-14 采出；

(11) 吸收剂回收：吸收剂回收塔 17 内，以至少部分步骤 (2) 中采出的稳定汽油产品 S-10 作为吸收剂吸收来自吸收塔塔顶的气相中的 C<sub>4</sub> 以及 C<sub>4</sub> 以上的组分，同时吸收少量 C<sub>2</sub>/C<sub>3</sub> 组分，吸收剂回收塔 17 塔顶气相作为干气 S-11 采出，塔底液相送至脱丁烷塔 4，其中，吸收剂回收塔 17 的操作温度为 5~50℃，操作压力为 1.9~3.4MPaG。

实施例 1 中，胺洗的条件包括：胺液为 30wt%MDEA 的水溶液，操作温度为 43℃，操作压力为 1.2MPaG；碱洗的条件包括：碱液为 10wt%NaOH 的水溶液，操作温度为 43℃，操作压力为 1.15MPaG；脱甲烷塔内的条件包括：塔顶操作温度 5~25℃，操作压力 2.1~2.9MPaG，塔底操作温度 70~95℃；脱丙烷塔内的条件包括：塔顶操作温度 42~55℃，操作压力 1.6~1.9MPaG，塔底操作温度 95~120℃；丙烯精馏塔内的条件包括：塔顶操作温度 42~55℃，操作压力 1.6~2.0MPaG，塔底操作温度 55~63℃。

通过上述方法分离催化裂化反应中的轻质烃，分离各产品组成及性质如表 3 所示，稳定汽油的性质如表 4 所示。

表 3

|                 | 干气     | 混合碳二   | 丙烯      | 丙烷     | 混合碳四    | 稳定汽油     |
|-----------------|--------|--------|---------|--------|---------|----------|
| 温度 °C           | 17     | 15     | 46      | 58     | 40      | 117      |
| 压力 MPaG         | 2.63   | 2.90   | 1.80    | 1.86   | 1.82    | 1.20     |
| 摩尔气相分率          | 1      | 1      | 0       | 0      | 0       | 0        |
| 流量 kg/h         | 4611.2 | 7521.7 | 17300.0 | 4932.6 | 28398.9 | 140801.7 |
| 摩尔组分            |        |        |         |        |         |          |
| H <sub>2</sub>  | 0.4944 |        |         |        |         |          |
| CO              | 0.0083 |        |         |        |         |          |
| CO <sub>2</sub> | 0.0020 | 0.0419 |         |        |         |          |
| O <sub>2</sub>  | 0.0099 |        |         |        |         |          |

|                                  |        |        |        |        |        |        |
|----------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| N <sub>2</sub>                   | 0.0757 |        |        |        |        |        |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.3920 | 0.0085 |        |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0      | 0.3735 | 0.0016 |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.0029 | 0.4139 | 0      |        |        |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    | 0      | 0.1422 | 0.9960 | 0.0153 | 0.0023 |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0      | 0.0197 | 0.0024 | 0.9318 | 0.0043 |        |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0003 | 0.0002 |        | 0.0368 | 0.4225 | 0.0021 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0002 | 0.0000 |        | 0.0008 | 0.0879 | 0.0025 |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0002 |        |        | 0.0095 | 0.1684 | 0.0017 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0001 | 0.0000 |        | 0.0044 | 0.0931 | 0.0011 |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0003 | 0.0000 |        | 0.0011 | 0.1271 | 0.0039 |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0004 | 0.0000 |        | 0.0004 | 0.0876 | 0.0050 |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.0134 | 0.0000 |        |        | 0.0070 | 0.9837 |
| 合计                               | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   |

表 4

| 项目                          | 数值     |
|-----------------------------|--------|
| 密度 (20℃), g/cm <sup>3</sup> | 0.753  |
| C <sub>4</sub> 组分含量, vol%   | 1.63   |
| 雷德蒸汽压, kPa                  | 65.8   |
| D86曲线, v%                   | 温度, °C |
| 0                           | 38.7   |
| 5                           | 46.1   |
| 10                          | 49.1   |
| 30                          | 72.0   |
| 50                          | 94.4   |
| 70                          | 127.6  |
| 90                          | 176.9  |
| 95                          | 187.3  |
| 100                         | 197.7  |

- 由上表中数据可以得知，本发明流程简单，操作条件缓和，冷量消耗少，利用较少的设备就能实现对催化裂化工艺中轻烃的分离及回收，其中，碳二组分总回收率达 98wt% 以上，碳三组分的回收率达 99wt% 以上，且回收的碳二中甲烷含量不大于 1vol%，回收的碳三组分中乙烷含量不大于 2000ppmv；同时对回收的碳三组分进一步分离为丙烯和丙烷，丙烯和丙烷的回收率也均可达 99wt% 以上，回收的干气中杂质较少，C<sub>2</sub> 以及 C<sub>2</sub> 以上的组分含量不大于 2vol%，氢气的纯度可达 40mol% 以上。采出的稳定汽油干点 197.7℃，碳四含量仅 1.63vol%，经简单的脱硫处理后便可满足汽油产品质量的要求。

## 实施例 2

油气脱硫装置：

- 10 油气进料管线、气液分离罐 I 1、压缩机 I 2、压缩机 II 3、脱丁烷塔 4、富气脱硫塔 5、富气脱硫醇塔 6、富气水洗罐 6e、溶剂再生塔 5c；

其中，油气进料管线与气液分离罐 I 1 入口连接，气液分离罐 I 1 罐顶依次与压缩机 I 2、压缩机 II 3、脱丁烷塔 4 连接，罐底与脱丁烷塔 4 连接；压缩机 I 的段间液相采出管线与脱丁烷塔 4 连接；

- 15 脱丁烷塔 4 塔顶设置有回流罐，回流罐罐顶与富气脱硫塔 5 连接；罐底与脱丁烷塔 4 连接；脱丁烷塔 4 塔底设置稳定汽油采出管线；

富气脱硫塔 5 上部设有贫胺液进料管线，贫胺液进料管线上设置有贫胺液冷却器 5d，富气脱硫塔 5 塔顶与富气脱硫醇塔 6 连接，塔底设有富胺液采出管线；富胺液采出管线与溶剂再生塔 5c 连接，溶剂再生塔 5c 塔底与贫胺液进料管线连接，塔顶设有酸性气采出管线；

富气脱硫醇塔 6 上部设有碱液进料管线，塔顶与富气水洗罐 6e 连接，塔底与下游再生装置连接；

- 20 富气水洗罐 6e 罐顶设有轻烃采出管线，罐底与富气水洗循环泵 6b 连接后，分别与水洗水加热器 6c 和水洗排水管线连接，水洗水加热器 6c 与富气水洗罐 6e 上部连接。

油气脱硫工艺：

采用上述装置进行油气脱硫，工艺流程如图 2 所示：

- 25 (1) 气液分离：来自上游装置的油气 S-1 经冷凝冷却后送至气液分离罐 II 进行气液分离，罐底的液相经增压送至脱丁烷塔 4，罐顶气相经压缩机 I 升压后送至脱丁烷塔 4，压缩机 I 段间液相送至脱丁烷塔 4；

- (2) 脱丁烷：来自步骤 (1) 的气相和液相进入脱丁烷塔 4，脱丁烷塔 4 塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐分离出富气与液相，富气进一步除杂，液相返回脱丁烷塔 4，至少部分脱丁烷塔 4 塔底液相作为稳定汽油产品 S-10 采出；其中，脱丁烷塔塔顶操作温度为 45~65℃，操作压力为 1.0~1.5MPaG；塔底操作温度为 150~200℃，回流罐的温度为 35~50℃；

- 30 (3) 除杂：来自脱丁烷塔 4 塔顶的富气依次在富气脱硫塔 5 内以贫胺液 S-4 (30wt%MDEA 的水溶液) 为吸收剂脱除 H<sub>2</sub>S 和 CO<sub>2</sub>，在富气脱硫醇塔 6 内以碱液 S-6 (10wt%NaOH 的水溶液) 为吸收剂脱除硫醇，在富气水洗罐 6e 内通过水洗水平衡富气酸碱性，经除杂后的富气从富气水洗罐 6e 罐顶采出，其中，富气脱硫塔 5 的操作温度为 35~50℃，操作压力为 1.0~1.5MPaG；富气脱硫醇塔 6 的操作温度为 35~50℃，操作压力为 0.9~1.4MPaG；富气水洗罐 6e 的操作温度为 35~50℃，操作压力为 0.9~1.4MPaG；贫胺液吸收剂比富气的温度高 3~8℃；水洗罐内水洗水温度比富气的温度高 3~8℃。

通过上述方法对富气进行除杂，除杂后性质如表 5 所示。

表 5

| 类别               | 富气       |         |
|------------------|----------|---------|
|                  | 除杂前      | 除杂后     |
| CO <sub>2</sub>  | 6500ppmw | 200ppmw |
| H <sub>2</sub> S | 1650ppmw | 15ppmw  |
| 硫醇               | 210ppmw  | 20ppmw  |

由上可知, 本发明中, 在经过脱硫、脱硫醇和水洗之后, 富气中  $\text{H}_2\text{S}$  含量为 15ppmw, 硫醇含量不大于 20ppmw,  $\text{CO}_2$  脱除率可达 96wt%, 提高了硫以及硫醇的脱除率, 同时硫化氢和二氧化碳的脱除在一个塔内完成, 简化了工艺流程, 节省设备投资。

### 5 实施例 3

将经过实施例 2 除杂得到的富气进行轻烃分离, 分离单元装置包括: 冷却器 I 7、气液分离罐 II 7a、压缩机 III 8、冷却器 II 9、冷却器 III 10、进料罐 11、吸收塔 12、脱甲烷塔 13、脱丙烷塔 15、脱乙烷塔 14、丙烯精馏塔 16 和吸收剂回收塔 17;

其中, 轻烃采出管线依次与冷却器 I 7、气液分离罐 II 7a 连接, 气液分离罐 II 7a 罐顶依次与压缩机 III 8、冷却器 II 9、冷却器 III 10、进料罐 11 连接, 罐底依次与冷却器 III 10、进料罐 11 连接;

进料罐 11 罐顶与吸收塔 12 连接, 罐底与脱甲烷塔 13 连接;

吸收塔 12 塔顶与吸收剂回收塔 17 连接, 塔底与冷却器 III 10 连接, 吸收塔 12 上部设有混合 C4 吸收剂进料管线;

吸收剂回收塔 17 塔顶设有干气采出管线, 塔底与脱丁烷塔 4 连接, 吸收剂回收塔 17 上部设有稳定汽油吸收剂进料管线, 脱丁烷塔 4 稳定汽油采出管线分为两支, 其中一支作为稳定汽油吸收剂进料管线;

脱甲烷塔 13 塔顶与冷却器 III 10 连接, 塔底与脱丙烷塔 15 连接;

脱丙烷塔 15 上部与脱乙烷塔 14 连接, 塔底设有混合 C4 产品采出管线, 混合 C4 产品采出管线分为两支, 其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线;

脱乙烷塔 14 塔顶设有混合 C2 采出管线, 混合 C2 采出管线上设置杂质处理单元 18, 塔底设有混合 C3 采出管线, 混合 C3 采出管线与丙烯精馏塔 16 连接。

丙烯精馏塔 16 塔顶设有丙烯产品采出管线, 塔底设有丙烷产品采出管线。

分离流程如图 3 所示:

冷却: 经除杂的富气 S-9 在冷却器 I 7 内进行初步冷却后送至气液分离罐 II 7a, 气液分离罐 II 7a 罐顶气相经压缩再冷却后送至冷却器 III 10, 罐底液相经增压后送至冷却器 III 10;

后冷器: 经过初步增压冷却的气相和增压的液相在冷却器 III 10 内进一步混合及冷却后送至进料罐 11;

进料: 来自冷却器 III 10 的混合物流在进料罐 11 内进行混合、预吸收及气液平衡后, 罐顶气相送至吸收塔 12, 罐底液相送至脱甲烷塔 13; 其中, 进料罐 11 的操作温度为 5~25℃, 操作压力为 2.2~2.8MPaG;

吸收: 吸收塔 12 内, 以混合 C4 为吸收剂吸收来自进料罐 11 罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分, 同时共吸收部分甲烷, 吸收塔 12 塔顶气相送至吸收剂回收塔 17, 塔底液相返回至冷却器 III 10; 其中, 吸收塔 12 的操作温度为 5~25℃, 操作压力为 2.1~2.7MPaG, 吸收塔 12 内吸收剂来自系统内自平衡的混合 C4 组分, 无需从系统外引入;

脱甲烷: 来自进料罐 11 罐底的液相在脱甲烷塔 13 内将甲烷进行脱除, 同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分, 脱甲烷塔 13 塔顶气相送至冷却器 III 10, 塔底液相送至脱丙烷塔 15; 其中, 脱甲烷塔 13 塔顶的操作温度为 10~40℃, 塔底操作温度为 70~95℃, 操作压力为 2.3~2.9MPaG;

脱丙烷: 来自脱甲烷塔 13 塔底的液相组分在脱丙烷塔 15 内进行分离, 分离出来的 C3 及 C3 以下的组分从脱丙烷塔 15 上部采出后送至脱乙烷塔 14, 塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔, 其余部分作为碳四产品 S-16 采出。其中, 脱丙烷塔塔顶的操作温度为 15~50℃, 塔底操作温度为 80~120℃, 操作压力为 1.6~2.4MPaG。

脱乙烷: 来自脱丙烷塔 15 上部的气相在脱乙烷塔 14 内进一步分离, 分离出来的混合 C2 组分经过杂质处理后从脱乙烷塔 14 塔顶作为混合 C2 产品采出, 塔底液相作为混合 C3 组分采出; 其中, 脱乙烷塔 14 塔顶操作温度 5~20℃, 操作压力为 2.6~3.2MPaG, 塔底操作温度为 55~85℃。

丙烯精馏: 从脱乙烷塔 14 塔底采出的混合 C3 组分送至丙烯精馏塔 16 进一步精馏, 丙烯精馏塔 16 塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出, 塔底液相作为丙烷产品采出, 其中, 丙烯精馏塔 16 的操作温度为 45~60℃, 操作压力为 1.8~2.0MPaG;

吸收剂回收: 吸收剂回收塔 17 内, 以部分步骤 (2) 中采出的稳定汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收

塔 12 塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分, 同时吸收少量 C2/C3 组分, 吸收剂回收塔 17 塔顶气相作为干气 S-11 采出, 塔底液相返回至脱丁烷塔 4。其中, 吸收剂回收塔 17 的操作温度为 15~40℃, 操作压力为 2.1~2.7MPaG;

通过上述方法分离富气中的轻质烃, 分离各产品组成及性质如表 6 所示、稳定汽油性质如表 7 所示。

5

表 6

|                                  | 干气     | 混合碳二    | 丙烯     | 丙烷     | 混合碳四   | 稳定汽油   |
|----------------------------------|--------|---------|--------|--------|--------|--------|
| 温度 °C                            | 17     | 15      | 46     | 58     | 40     | 117    |
| 压力 MPaG                          | 2.63   | 2.90    | 1.80   | 1.86   | 1.82   | 1.20   |
| 摩尔气相分率                           | 1      | 1       | 0      | 0      | 0      | 0      |
| 流量 kg/h                          | 4607   | 7515    | 17306  | 4929   | 28391  | 140801 |
| 摩尔组分                             |        |         |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub>                   | 0.4974 |         |        |        |        |        |
| CO                               | 0.0083 |         |        |        |        |        |
| CO <sub>2</sub>                  | 50ppmw | 100ppmw |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub> S                 | 10ppmw | 10ppmw  | 10ppmw | 10ppmw | 10ppmw |        |
| RSH                              |        | 1ppmw   | 20ppmw | 20ppmw | 20ppmw |        |
| O <sub>2</sub>                   | 0.0098 |         |        |        |        |        |
| N <sub>2</sub>                   | 0.0757 |         |        |        |        |        |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.3910 | 0.0089  |        |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.3899  | 0.0002 |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.0029 | 0.4320  |        |        |        |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.1485  | 0.9962 | 0.0153 | 0.0023 |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    |        | 0.0205  | 0.0036 | 0.9317 | 0.0043 |        |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0003 | 0.0002  |        | 0.0368 | 0.4224 | 0.0021 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0002 |         |        | 0.0008 | 0.0879 | 0.0025 |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0002 |         |        | 0.0095 | 0.1684 | 0.0017 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0001 |         |        | 0.0044 | 0.0930 | 0.0011 |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0003 |         |        | 0.0011 | 0.1271 | 0.0039 |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0004 |         |        | 0.0004 | 0.0876 | 0.0050 |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.0134 |         |        |        | 0.0070 | 0.9837 |
| 合计                               | 1.00   | 1.00    | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   |

表 7

| 项目                          | 数值     |
|-----------------------------|--------|
| 密度 (20℃), g/cm <sup>3</sup> | 0.754  |
| C <sub>4</sub> 组分含量, v%     | 1.63   |
| 雷德蒸汽压, kPa                  | 67.5   |
| D86曲线, v%                   | 温度, °C |
| 0                           | 38.5   |
| 5                           | 46.2   |
| 10                          | 49.3   |
| 30                          | 72.1   |
| 50                          | 94.4   |
| 70                          | 127.6  |
| 90                          | 176.9  |
| 95                          | 187.3  |
| 100                         | 197.8  |

**实施例 4**

将经过实施例 2 除杂得到的富气进行轻烃分离, 分离单元装置包括: 冷却器 I 7、气液分离罐 II 7a、压缩机 III 8、冷却器 II 9、冷却器 III 10、进料罐 11、吸收塔 12、脱甲烷塔 13、脱丙烷塔 15、脱乙烷塔 14、丙烯精馏塔 16 和吸收剂回收塔 17;

其中, 轻烃采出管线依次与冷却器 I 7、气液分离罐 II 7a 连接, 气液分离罐 II 7a 罐顶依次与压缩机 III 8、冷却器 II 9、冷却器 III 10、进料罐 11 连接, 罐底依次与冷却器 III 10、进料罐 11 连接;

进料罐 11 罐顶与吸收塔 12 连接, 罐底与脱甲烷塔 13 连接;

吸收塔 12 塔顶与吸收剂回收塔 17 连接, 塔底与冷却器 III 10 连接, 吸收塔 12 上部设有混合 C<sub>4</sub> 吸收剂进料管线;

吸收剂回收塔 17 塔顶设有干气采出管线, 塔底与脱丁烷塔 4 连接, 吸收剂回收塔 17 上部设有稳定汽油吸收剂进料管线, 脱丁烷塔 4 稳定汽油采出管线分为两支, 其中一支作为稳定汽油吸收剂进料管线;

脱甲烷塔 13 塔顶与冷却器 III 10 连接, 塔底与脱丙烷塔 15 连接;

脱丙烷塔 15 上部依次与干燥单元 19、脱乙烷塔 14 连接, 塔底设有混合 C<sub>4</sub> 产品采出管线, 混合 C<sub>4</sub> 产品采出管线分为两支, 其中一支作为混合 C<sub>4</sub> 吸收剂进料管线;

脱乙烷塔 14 塔顶设有混合 C<sub>2</sub> 采出管线, 混合 C<sub>2</sub> 采出管线上设置杂质处理单元 18, 塔底设有混合 C<sub>3</sub> 采出管线, 混合 C<sub>3</sub> 采出管线与丙烯精馏塔 16 连接。

丙烯精馏塔 16 塔顶设有丙烯产品采出管线, 塔底设有丙烷产品采出管线。

分离流程如图 4 所示:

冷却: 经除杂的富气 S-9 在冷却器 I 7 内进行初步冷却后送至气液分离罐 II 7a, 气液分离罐 II 7a 罐顶气相经压缩再冷却后送至冷却器 III 10, 罐底液相经增压后送至冷却器 III 10;

后冷器: 经过初步增压冷却的气相和增压的液相在冷却器 III 10 内进一步混合及冷却后送至进料罐 11;

进料：来自冷却器 III 10 的混合物流在进料罐 11 内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相送至吸收塔 12，罐底液相送至脱甲烷塔 13；其中，进料罐 11 的操作温度为 5~25℃，操作压力为 2.2~2.8MPaG；

吸收：吸收塔 12 内，以混合 C4 为吸收剂吸收来自进料罐 11 罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分，同时共吸收部分甲烷，吸收塔 12 塔顶气相送至吸收剂回收塔 17，塔底液相返回至冷却器 III 10；其中，吸收塔 12 的操作温度为 5~25℃，操作压力为 2.1~2.7MPaG，吸收塔 12 内吸收剂来自系统内自平衡的混合 C4 组分，无需从系统外引入；

脱甲烷：来自进料罐 11 罐底的液相在脱甲烷塔 13 内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔 13 塔顶气相送至冷却器 III 10，塔底液相送至脱丙烷塔 15；其中，脱甲烷塔 13 塔顶的操作温度为 10~40℃，塔底操作温度为 70~95℃，操作压力为 2.3~2.9MPaG；

脱丙烷：来自脱甲烷塔 13 塔底的液相组分在脱丙烷塔 15 内进行分离，分离出来的 C3 及 C3 以下的组分从脱丙烷塔 15 上部采出经过干燥后送至脱乙烷塔 14，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为碳四产品 S-16 采出。其中，脱丙烷塔塔顶的操作温度为 15~50℃，塔底操作温度为 80~120℃，操作压力为 1.6~2.4MPaG。

干燥脱水：来自脱丙烷塔 15 上部的气相在干燥单元 19 进行脱水，经过干燥单元脱水后其水露点小于 -40℃。干燥单元采用 3A/5A 分子筛作为脱水吸附剂。

脱乙烷：经过干燥单元 19 后的气相在脱乙烷塔 14 内进一步分离，分离出来的混合 C2 组分经过杂质处理后从脱乙烷塔塔顶作为混合 C2 产品采出，塔底液相作为混合 C3 组分采出；其中，脱乙烷塔 14 采用精细分离，脱乙烷塔顶操作温度-20℃至-5℃，操作压力为 2.2~2.8MPaG，塔底操作温度为 55~80℃。由于脱乙烷塔塔顶温度较低，需要采用-25℃至-15℃的丙烯冷剂或其他冷剂，为了满足脱乙烷塔顶的要求可以设计一套单独的丙烯制冷系统，或者采用其它能满足要求的冷剂；

丙烯精馏：从脱乙烷塔 14 塔底采出的混合 C3 组分送至丙烯精馏塔 16 进一步精馏，丙烯精馏塔 16 塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出，其中，丙烯精馏塔 16 的操作温度为 45~60℃，操作压力为 1.8~2.0MPaG；

吸收剂回收：吸收剂回收塔 17 内，以部分步骤（2）中采出的稳定汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔 12 塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分，同时吸收少量 C2/C3 组分，吸收剂回收塔 19 塔顶气相作为干气 S-11 采出，塔底液相返回至脱丁烷塔 4，其中，吸收剂回收塔的操作温度为 15~40℃，操作压力为 2.1~2.7MPaG。

通过上述方法分离油气中的轻质烃，分离各产品组成及性质如表 8 所示、稳定汽油性质如表 9 所示。

表 8

|                  | 干气     | 混合碳二    | 丙烯     | 丙烷     | 混合碳四   | 稳定汽油   |
|------------------|--------|---------|--------|--------|--------|--------|
| 温度 °C            | 17     | -18     | 46     | 58     | 40     | 117    |
| 压力 MPaG          | 2.63   | 2.6     | 1.8    | 1.86   | 1.82   | 1.2    |
| 摩尔气相分率           | 1      | 1       | 0      | 0      | 0      | 0      |
| 流量 kg/h          | 4605   | 5239    | 18654  | 4935   | 28388  | 140826 |
| 摩尔组分             |        |         |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub>   | 0.4967 |         |        |        |        |        |
| CO               | 0.0083 |         |        |        |        |        |
| CO <sub>2</sub>  | 50ppmw | 100ppmw |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub> S | 10ppmw | 10ppmw  | 10ppmw | 10ppmw | 10ppmw |        |
| RSH              |        | 1ppmw   | 20ppmw | 20ppmw | 20ppmw |        |

|                                  |        |        |        |        |        |        |
|----------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| O <sub>2</sub>                   | 0.0098 |        |        |        |        |        |
| N <sub>2</sub>                   | 0.0757 |        |        |        |        |        |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.3917 | 0.0088 |        |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.4672 | 0.0002 |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.0029 | 0.5177 |        |        |        |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.0062 | 0.9962 | 0.0343 | 0.0023 |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    |        |        | 0.0036 | 0.9328 | 0.0043 |        |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0003 |        |        | 0.0167 | 0.4225 | 0.0021 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0002 |        |        | 0.0008 | 0.0878 | 0.0025 |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0002 |        |        | 0.0095 | 0.1683 | 0.0017 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0001 |        |        | 0.0044 | 0.0931 | 0.0011 |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0003 |        |        | 0.0011 | 0.1271 | 0.0039 |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0004 |        |        | 0.0004 | 0.0876 | 0.005  |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.0134 |        |        |        | 0.007  | 0.9837 |
| 合计                               | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   |

表 9

| 项目                          | 数值     |
|-----------------------------|--------|
| 密度 (20℃), g/cm <sup>3</sup> | 0.753  |
| C <sub>4</sub> 组分含量, v%     | 1.63   |
| 雷德蒸汽压, kPa                  | 67.8   |
| D86曲线, v%                   | 温度, °C |
| 0                           | 38.7   |
| 5                           | 46.1   |
| 10                          | 49.1   |
| 30                          | 72.0   |
| 50                          | 94.4   |
| 70                          | 127.6  |
| 90                          | 176.9  |
| 95                          | 187.3  |

|     |       |
|-----|-------|
| 100 | 197.7 |
|-----|-------|

由实施例 3 和 4 可知, 利用本发明的处理方法可实现  $C_2$ 、 $C_3$  以及  $C_4$  组分的高效回收, 其中,  $C_2$  组分总回收率达 98wt% 以上,  $C_3$  组分的回收率达 99wt% 以上, 且回收的  $C_2$  中甲烷含量不大于 1vol%, 回收的碳三组分中乙烷含量不大于 2000ppmv; 同时对回收的碳三组分进一步分离为丙烯和丙烷, 丙烯和丙烷的回收率也均可达 99wt% 以上, 丙烯产品纯度不小于 99.6v%, 无需再处理便可得到聚合级丙烯; 回收的干气中杂质较少,  $C_2$  以及  $C_2$  以上的组分含量不大于 2vol%, 吸收后干气压力为 2.1~2.7MPa, 其中氢气纯度可达 40~70mol%, 通过变压吸附的方法便可直接回收氢气资源; 采出的稳定汽油干点 197°C, 碳四含量仅 1.63vol%, 经脱硫处理后便可满足汽油产品质量的要求。

同时, 采用在脱丙烷塔上方设置干燥单元以及脱乙烷塔采用精细处理的方式可以克服由先进行脱丙烷处理所导致的分离出来的混合  $C_2$  中含有约 20v% 的混合  $C_3$  组分的缺陷, 进而使得分离出来的碳二中基本不含有碳三, 脱除杂质后的脱乙烷塔塔顶物流可直接送到下游乙烯装置回收碳二或进行直接利用。

### 实施例 5

油气高压脱硫和分离的装置:

油气进料管线、气液分离罐 I 1、压缩机 I 2、压缩机 II 3、脱丁烷塔 4、压缩机 III 8、冷却器 II 9、气液分离罐 II 7a、富气脱硫塔 5、富气脱硫醇塔 6、液态烃脱硫塔 5a、液态烃脱硫醇反应器 6a、冷却器 III 10、进料罐 11、吸收塔 12、脱甲烷塔 13、脱乙烷塔 14、杂质处理单元 18、脱丙烷塔 15、丙烯精馏塔 16 以及吸收剂回收塔 17, 同时不包括脱水装置;

其中, 油气进料管线与气液分离罐 I 1 入口连接, 气液分离罐 I 1 罐顶依次与压缩机 I 2、压缩机 II 3、脱丁烷塔 4 连接, 段间液相采出管线与脱丁烷塔连接, 罐底与脱丁烷塔 4 连接;

脱丁烷塔 4 塔顶设置有回流罐, 回流罐罐顶依次与压缩机 III 8、冷却器 II 9 以及气液分离罐 II 7a 连接, 罐底连接增压泵后与气液分离罐 II 7a 连接, 脱丁烷塔 4 塔底设置有两支稳定汽油采出管线;

气液分离罐 II 7a 罐顶依次与富气脱硫塔 5、富气脱硫醇塔 6、冷却器 III 10 连接, 罐底依次与液态烃脱硫塔 5a、液态烃脱硫醇反应器 6a、冷却器 III 10 连接;

富气脱硫塔 5 塔顶与富气脱硫醇塔 6 连接, 塔顶设有富胺液采出管线, 塔上部设有贫胺液进料管线, 富气脱硫醇塔 6 塔顶与冷却器 III 10 连接, 塔底设有待再生碱液采出管线, 塔上部设有碱液进料管线;

冷却器 III 10 与进料罐 11 连接;

进料罐 11 罐顶与吸收塔 12 连接, 罐底与脱甲烷塔 13 连接;

吸收塔 12 设置有 2~5 个中段回流, 其塔顶与吸收剂回收塔 17 连接, 塔底与冷却器 III 10 连接, 吸收塔 12 上部设有混合  $C_4$  吸收剂进料管线;

吸收剂回收塔 17 塔顶设有干气采出管线, 塔底与脱丁烷塔 4 连接, 吸收剂回收塔 17 上部设有稳定汽油吸收剂进料管线, 与脱丁烷塔 4 稳定汽油采出管线相连;

脱甲烷塔 13 塔顶不设冷凝器, 塔底设有重沸器, 其塔顶与冷却器 III 10 连接, 塔底与脱乙烷塔 14 连接;

脱乙烷塔 14 塔顶设有混合  $C_2$  采出管线, 混合  $C_2$  采出管线上设有杂质处理单元 18, 塔底与脱丙烷塔 15 连接;

脱丙烷塔 15 塔顶与丙烯精馏塔 16 连接, 塔底设有混合  $C_4$  产品采出管线, 混合  $C_4$  产品采出管线与混合  $C_4$  吸收剂进料管线相连;

丙烯精馏塔 16 塔顶设有丙烯产品采出管线, 塔底设有丙烷产品采出管线。

采用上述装置进行轻烃分离, 分离流程如图 5 所示:

(1) 第一气液分离: 来自上游装置的油气 S-1 经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 1 进行气液分离, 罐底的液相经增压送至脱丁烷塔 4, 罐顶气相经压缩机 I 2 升压后送至脱丁烷塔 4, 压缩机段间液相送至脱丁烷塔;

(2) 脱丁烷: 来自步骤(1)的气相和液相进入脱丁烷塔 4, 塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐, 塔顶回流罐罐顶气相经压缩冷却后送至气液分离罐 II 7a, 罐底液相经增压后送至气液分离罐 II 7a, 脱丁烷塔 4 的至少部分塔底液相作为稳定汽油 S-10 采出; 其中, 脱丁烷塔 4 的操作温度为 45~60℃, 操作压力为 1.0~1.5MPaG, 回流罐的温度为 40~45℃;

5 (3) 第二气相分离: 物料在气液分离罐 II 7a 内进行混合、气液平衡后, 再次分离出气相与液相, 然后分别进行除杂; 其中, 回流罐罐顶气相经压缩至 2.5~3.0MPaG, 冷却至 35~45℃后送至气液分离罐 II 7a, 回流罐罐底液相经增压至 2.8~3.3MPaG 后送至气液分离罐 II 7a;

10 (4) 气相除杂: 气液分离罐 II 7a 分离出的罐顶气相依次在富气脱硫塔 5 内以贫胺液 S-4 为吸收剂脱  $H_2S$  和  $CO_2$ , 在富气脱硫醇塔 6 内以碱液 S-6 为吸收剂脱除硫醇后送至冷却器 III 10; 其中, 富气脱硫塔 5 的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 2.5~3.0MPaG; 富气脱硫醇塔 6 的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 2.4~2.9MPaG (富气脱硫醇塔塔顶富气性质见表 10);

(5) 液相除杂: 气液分离罐 II 7a 分离出的罐底液相依次在液态烃脱硫塔 5a 内脱除  $H_2S$  和  $CO_2$ , 在液态烃脱硫醇反应器 6a 脱除硫醇后送至冷却器 III 10; 其中, 液态烃脱硫塔 5a 的操作温度为 35~45℃, 操作压力为 3.0~3.5MPaG (液态烃脱硫醇反应器出口液态烃性质见表 10);

15 (6) 冷却: 经过除杂的气态轻烃与液态轻烃在冷却器 III 10 内进行初步混合及冷却后送至进料罐 11;

(7) 进料: 来自冷却器 III 10 的混合物流在进料罐 11 内进行混合、预吸收及气液平衡后, 罐顶气相送至吸收塔 12, 罐底液相送至分离单元; 其中, 进料罐 11 的操作温度为 5~25℃, 操作压力为 2.4~2.9MPaG;

20 (8) 吸收: 吸收塔 12 内, 以来自脱丁烷塔 4 塔底的混合  $C_4$  为吸收剂吸收来自进料罐 11 罐顶的气相中的  $C_2$  以及  $C_2$  以上的组分, 同时共吸收部分甲烷, 吸收塔塔顶气相送至吸收剂回收塔 17 进一步回收吸收剂, 塔底液相返回至冷却器 III 10; 其中, 吸收塔的操作温度为 5~25℃, 操作压力为 2.4~2.9MPaG;

(9) 分离:

脱甲烷: 来自进料罐 11 罐底的液相在脱甲烷塔 13 内将甲烷进行脱除, 同时脱除少部分  $C_2$  及  $C_2$  以上的组分, 脱甲烷塔 13 塔顶气相送至冷却器 III 10, 液相送至脱乙烷塔 14; 其中, 脱甲烷塔 13 塔顶的操作温度为 10~40℃, 塔底操作温度为 70~95℃, 操作压力为 2.4~2.9MPaG。

25 脱乙烷: 来自脱甲烷塔 13 底的液相在脱乙烷塔 14 内分离  $C_2$  组分, 分离出来的混合  $C_2$  组分经过杂质处理后从脱乙烷塔 14 塔顶作为混合碳二 S-12 采出, 塔底  $C_3$  以及  $C_3$  以上的液相组分送至脱丙烷塔 15; 其中, 脱乙烷塔 14 的操作温度 5~15℃, 操作压力 2.2~3.0MPaG, 塔底操作温度为 50~110℃。

30 脱丙烷: 来自脱乙烷塔 14 塔底的液相组分在脱丙烷塔 15 内进一步分离, 分离出来的  $C_3$  组分从脱丙烷塔 15 塔顶采出并送至丙烯精馏塔 16 进一步精馏, 塔底组分中的至少一部分作为碳四吸收剂 S-15a 送至吸收塔 12, 其余部分作为碳四产品 S-16 采出; 其中, 脱丙烷塔 15 塔顶的操作温度为 43~50℃, 塔底操作温度为 100~120℃, 操作压力为 1.6~2.0MPaG。

丙烯精馏: 来自脱丙烷塔 15 塔顶的气相在丙烯精馏塔 16 内进一步精馏, 丙烯精馏塔 16 塔顶气相作为丙烯产品 S-13 采出, 塔底液相作为丙烷产品 S-14 采出; 其中, 丙烯精馏塔 16 的操作温度 45~65℃, 操作压力 1.8~2.0MPaG;

35 (10) 吸收剂回收: 吸收剂回收塔 17 内, 以部分步骤(2)中采出的稳定汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔 12 塔顶的气相中的  $C_4$  以及  $C_4$  以上的组分, 同时吸收少量  $C_2/C_3$  组分, 吸收剂回收塔 17 塔顶气相作为干气 S-8 采出, 塔底液相返回至脱丁烷塔 4; 其中, 吸收剂回收塔 17 的操作温度为 5~25℃, 操作压力为 2.3~2.8MPaG。

40 通过上述方法分离油气中的轻质烃, 分离各产品组成及性质如表 11、采出的稳定汽油产品的性质见表 12 所示。

表 10

| 项目     | 富气<br>(脱硫脱硫醇后) | 液态烃<br>(脱硫脱硫醇后) |
|--------|----------------|-----------------|
| 温度, °C | 40             | 40              |

|                                  |        |         |
|----------------------------------|--------|---------|
| 压力 MPag                          | 2.8    | 2.8     |
| 气化分率                             | 1      | 0       |
| 质量流量, kg/h                       | 54175  | 114531  |
| 组分                               | 摩尔组成   |         |
| H <sub>2</sub>                   | 0.1821 | 0.0063  |
| O <sub>2</sub>                   | 0.0026 | 0.0003  |
| N <sub>2</sub>                   | 0.0486 | 0.0035  |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.1780 | 0.0300  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 0.0652 | 0.0422  |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.1415 | 0.0661  |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    | 0.2169 | 0.3294  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 0.0351 | 0.0595  |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0380 | 0.1359  |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0097 | 0.0425  |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0297 | 0.1134  |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0120 | 0.0470  |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0147 | 0.0669  |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0100 | 0.0485  |
| C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>    | 0.0001 | 0.0003  |
| H <sub>2</sub> O                 | 0.0084 | 0.0038  |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.0074 | 0.0046  |
| 合计                               | 1.000  | 1.000   |
| CO <sub>2</sub>                  | 50ppmv | 110ppmv |
| H <sub>2</sub> S                 | 10ppmv | 10ppmv  |
| RSH                              | 20ppmv | 20ppmv  |

表 11

|         | 干气   | 混合碳二 | 丙烯   | 丙烷   | 混合碳四 | 稳定汽油 |
|---------|------|------|------|------|------|------|
| 温度 °C   | 17   | 15   | 46   | 58   | 40   | 117  |
| 压力 MPaG | 2.63 | 2.90 | 1.80 | 1.86 | 1.82 | 1.20 |

|                                  |        |         |        |        |        |        |
|----------------------------------|--------|---------|--------|--------|--------|--------|
| 摩尔气相分率                           | 1      | 1       | 0      | 0      | 0      | 0      |
| 流量 kg/h                          | 4602   | 7518    | 17310. | 4926   | 28387  | 140813 |
| 摩尔组分                             |        |         |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub>                   | 0.4964 |         |        |        |        |        |
| CO                               | 0.0083 |         |        |        |        |        |
| CO <sub>2</sub>                  | 50ppmv | 100ppmv |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub> S                 | 10ppmv | 10ppmv  | 10ppmv | 10ppmv | 10ppmv |        |
| RSH                              |        | 1ppmv   | 20ppmv | 20ppmv | 20ppmv |        |
| O <sub>2</sub>                   | 0.0098 |         |        |        |        |        |
| N <sub>2</sub>                   | 0.0757 |         |        |        |        |        |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.3920 | 0.0089  |        |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.3899  | 0.0002 |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.0029 | 0.4320  |        |        |        |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.1484  | 0.9960 | 0.0153 | 0.0023 |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    |        | 0.0206  | 0.0038 | 0.9317 | 0.0043 |        |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0003 | 0.0002  |        | 0.0368 | 0.4224 | 0.0021 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0002 |         |        | 0.0008 | 0.0879 | 0.0025 |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0002 |         |        | 0.0095 | 0.1684 | 0.0017 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0001 |         |        | 0.0044 | 0.0930 | 0.0011 |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0003 |         |        | 0.0011 | 0.1271 | 0.0039 |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0004 |         |        | 0.0004 | 0.0876 | 0.0050 |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.0134 |         |        |        | 0.0070 | 0.9837 |
| 合计                               | 1.00   | 1.00    | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   |

表 12

| 项目                          | 数值     |
|-----------------------------|--------|
| 密度 (20℃), g/cm <sup>3</sup> | 0.753  |
| C <sub>4</sub> 组分含量, v%     | 1.63   |
| 雷德蒸汽压, kPa                  | 67.8   |
| D86曲线, v%                   | 温度, °C |

|     |       |
|-----|-------|
| 0   | 38.7  |
| 5   | 46.1  |
| 10  | 49.1  |
| 30  | 72.0  |
| 50  | 94.4  |
| 70  | 127.6 |
| 90  | 176.9 |
| 95  | 187.3 |
| 100 | 197.7 |

### 实施例 6

采用如图 6 所示的工艺流程图进行油气高压脱硫和分离。

- 其中，本实施例与实施例 5 存在的区别在于：本实施例步骤（9）中采用方式二进行分离，即依次进行脱甲烷、脱丙烷、脱乙烷以及丙烯精馏，分离各产品组成及性质如表 13、采出的稳定汽油产品的性质见表 14 所示。

表 13

|                               | 干气     | 混合碳二    | 丙烯     | 丙烷     | 混合碳四   | 稳定汽油   |
|-------------------------------|--------|---------|--------|--------|--------|--------|
| 温度 °C                         | 17     | 15      | 46     | 58     | 40     | 117    |
| 压力 MPaG                       | 2.63   | 2.90    | 1.80   | 1.86   | 1.82   | 1.20   |
| 摩尔气相分率                        | 1      | 1       | 0      | 0      | 0      | 0      |
| 流量 kg/h                       | 4602   | 7521    | 17310. | 4913   | 28389  | 140826 |
| 摩尔组分                          |        |         |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub>                | 0.4964 |         |        |        |        |        |
| CO                            | 0.0083 |         |        |        |        |        |
| CO <sub>2</sub>               | 50ppmv | 100ppmv |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub> S              | 10ppmv | 10ppmv  | 10ppmv | 10ppmv | 10ppmv |        |
| RSH                           |        | 1ppmv   | 20ppmv | 20ppmv | 20ppmv |        |
| O <sub>2</sub>                | 0.0098 |         |        |        |        |        |
| N <sub>2</sub>                | 0.0757 |         |        |        |        |        |
| CH <sub>4</sub>               | 0.3920 | 0.0089  |        |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> |        | 0.3899  | 0.0002 |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 0.0029 | 0.4320  |        |        |        |        |

|                                  |        |        |        |        |        |        |
|----------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.1484 | 0.9960 | 0.0153 | 0.0023 |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    |        | 0.0206 | 0.0038 | 0.9318 | 0.0043 |        |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0003 | 0.0002 |        | 0.0367 | 0.4225 | 0.0021 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0002 |        |        | 0.0008 | 0.0878 | 0.0025 |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0002 |        |        | 0.0095 | 0.1683 | 0.0017 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0001 |        |        | 0.0044 | 0.0931 | 0.0011 |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0003 |        |        | 0.0011 | 0.1271 | 0.0039 |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0004 |        |        | 0.0004 | 0.0876 | 0.0050 |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.0134 |        |        |        | 0.0070 | 0.9837 |
| 合计                               | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   |

表 14

| 项目                          | 数值     |
|-----------------------------|--------|
| 密度 (20℃), g/cm <sup>3</sup> | 0.753  |
| C <sub>4</sub> 组分含量, v%     | 1.64   |
| 雷德蒸汽压, kPa                  | 67.3   |
| D86曲线, v%                   | 温度, °C |
| 0                           | 38.7   |
| 5                           | 46.1   |
| 10                          | 49.3   |
| 30                          | 71.8   |
| 50                          | 94.6   |
| 70                          | 127.9  |
| 90                          | 177.2  |
| 95                          | 187.1  |
| 100                         | 197.8  |

**实施例 7**

5 采用如图 7 所示的工艺流程图进行油气高压脱硫和分离。

其中, 本实施例与实施例 6 存在的区别在于:

脱丙烷中, 分离出来的 C2 及 C3 组分从脱丙烷塔上部采出物流经过干燥后 (露点小于 -40℃) 送至脱乙烷塔, 由于脱乙烷塔进料物流经过干燥脱水, 脱乙烷塔采用精密分离, 塔顶分出的混合碳二产品其丙烯及更重组分含量不大于 1vol%, 塔顶温度操作温度 -20℃至 -5℃, 操作压力为 2.2~2.8MPaG, 塔底操作温度

为 55~80℃。由于脱乙烷塔塔顶温度较低, 需要采用-25℃至-15℃的丙烯冷剂或其他冷剂, 为了满足脱乙烷塔顶的要求可以设计一套单独的丙烯制冷系统, 或者采用其它能满足要求的冷剂。

分离各产品组成及性质如表 15、采出的稳定汽油产品的性质见表 16 所示。

表 15

|                                  | 干气     | 混合碳二    | 丙烯     | 丙烷     | 混合碳四   | 稳定汽油   |
|----------------------------------|--------|---------|--------|--------|--------|--------|
| 温度 ℃                             | 17     | -18     | 46     | 58     | 40     | 117    |
| 压力 MPaG                          | 2.63   | 2.6     | 1.8    | 1.86   | 1.82   | 1.2    |
| 摩尔气相分率                           | 1      | 1       | 0      | 0      | 0      | 0      |
| 流量 kg/h                          | 4602   | 5236    | 18657  | 4937   | 28389  | 140826 |
| 摩尔组分                             |        |         |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub>                   | 0.4964 |         |        |        |        |        |
| CO                               | 0.0083 |         |        |        |        |        |
| CO <sub>2</sub>                  | 50ppmv | 100ppmv |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub> S                 | 10ppmv | 10ppmv  | 10ppmv | 10ppmv | 10ppmv |        |
| RSH                              |        | 1ppmv   | 20ppmv | 20ppmv | 20ppmv |        |
| O <sub>2</sub>                   | 0.0098 |         |        |        |        |        |
| N <sub>2</sub>                   | 0.0757 |         |        |        |        |        |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.392  | 0.0088  |        |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.4672  | 0.0002 |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.0029 | 0.5177  |        |        |        |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.0062  | 0.996  | 0.0353 | 0.0023 |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    |        |         | 0.0038 | 0.9318 | 0.0043 |        |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0003 |         |        | 0.0167 | 0.4225 | 0.0021 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0002 |         |        | 0.0008 | 0.0878 | 0.0025 |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0002 |         |        | 0.0095 | 0.1683 | 0.0017 |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0001 |         |        | 0.0044 | 0.0931 | 0.0011 |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0003 |         |        | 0.0011 | 0.1271 | 0.0039 |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0004 |         |        | 0.0004 | 0.0876 | 0.005  |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.0134 |         |        |        | 0.007  | 0.9837 |
| 合计                               | 1.00   | 1.00    | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   |

表 16

| 项目                          | 数值     |
|-----------------------------|--------|
| 密度 (20℃), g/cm <sup>3</sup> | 0.754  |
| C <sub>4</sub> 组分含量, v%     | 1.63   |
| 雷德蒸汽压, kPa                  | 67.8   |
| D86曲线, v%                   | 温度, °C |
| 0                           | 38.9   |
| 5                           | 46.2   |
| 10                          | 49.3   |
| 30                          | 72.0   |
| 50                          | 94.7   |
| 70                          | 128.2  |
| 90                          | 177.1  |
| 95                          | 187.6  |
| 100                         | 197.7  |

由上表数据可以得知, 本发明流程简单, 操作条件缓和, 冷量消耗少, 利用较少的设备就能实现对油气中轻烃的分离及回收, 其中, 碳二组分总回收率达 98wt% 以上, 碳三组分的回收率达 99wt% 以上, 且回收的碳二中甲烷含量不大于 1vol%, 回收的碳三组分中乙烷含量不大于 2000ppmv; 同时对回收的碳三组分进一步分离为丙烯和丙烷, 丙烯和丙烷的回收率也均可达 99wt% 以上, 回收的干气中杂质较少, C<sub>2</sub> 以及 C<sub>2</sub> 以上的组分含量不大于 2vol%, 氢气的纯度可达 40mol% 以上。采出的稳定汽油干点 197.7℃, 碳四含量仅 1.63vol%, 经脱硫处理后便可满足汽油产品质量的要求。

由于上述实施例 5-7 气相、液相分别脱硫脱醇工艺条件相同, 其除杂能力也相同, 具体见表 17。

表 17

| 类别               | 富气       |        | 液态烃      |         |
|------------------|----------|--------|----------|---------|
|                  | 脱硫脱醇前    | 脱硫脱醇后  | 脱硫脱醇前    | 脱硫脱醇后   |
| CO <sub>2</sub>  | 5952ppmv | 50ppmv | 2271ppmv | 110ppmv |
| H <sub>2</sub> S | 1260ppmv | 10ppmv | 1071ppmv | 10ppmv  |
| RSH              | 110ppmv  | 20ppmw | 200ppmv  | 20ppmw  |

由上表 17 可知, 采用本发明的脱硫脱醇工艺, 气相在经过高压脱硫之后轻烃中 H<sub>2</sub>S 含量为 10ppmw, 硫醇含量不大于 20ppmw, CO<sub>2</sub> 脱除率可达 99.2wt%; 液相轻烃中 H<sub>2</sub>S 含量为 10ppmw, 硫醇含量不大于 20ppmw, CO<sub>2</sub> 脱除率可达 95.2wt%。

## 实施例 8

油气回收的装置包括:

油气进料管线、气液分离罐 I1、压缩机 I2、轻重汽油分离塔 4a、压缩机 II3、轻烃-轻汽油分离塔 4b、

压缩机III 8、冷却器II 9、气液分离罐II 7a、富气脱硫塔5、富气脱硫醇塔6、液态烃脱硫塔5a、液态烃脱硫醇反应器6a、冷却器III 10、进料罐11、吸收塔12、脱甲烷塔13、脱乙烷塔14、脱丙烷塔15、丙烯精馏塔16以及吸收剂回收塔17;

其中,油气进料管与气液分离罐I 1入口连接,气液分离罐I 1罐顶依次与压缩机I 2、轻重汽油分离塔4a连接,罐底与轻重汽油分离塔4b连接;

轻重汽油分离塔4a塔顶设置有回流罐I,回流罐I罐顶依次与压缩机II 3、轻烃-轻汽油分离塔4b连接,罐底连接增压泵后与轻烃-轻汽油分离塔4b连接,轻重汽油分离塔4a塔底设置重汽油采出管线;

轻烃-轻汽油分离塔4b塔顶设置有回流罐II,回流罐II罐顶依次与压缩机III 8、冷却器II 9、气液分离罐II 7a连接,罐底连接增压泵后与气液分离罐II 7a连接;

气液分离罐II 7a罐顶依次与富气脱硫塔5、富气脱硫醇塔6、冷却器III 10连接,罐底依次与液态烃脱硫塔5a、液态烃脱硫醇反应器6a、冷却器III 10连接;

富气脱硫塔5上部设有贫胺液进料管线,富气脱硫醇塔6塔上部设有碱液进料管线;

冷却器III 10与进料罐11连接;

进料罐11罐顶与吸收塔连接,罐底与脱甲烷塔15连接;

吸收塔12塔顶与吸收剂回收塔17连接,塔底与冷却器III 10连接,吸收塔12上部设有混合C<sub>4</sub>吸收剂进料管线;

脱甲烷塔15塔顶与冷却器III 10连接,塔底与脱乙烷塔14连接;

脱乙烷塔14塔顶设有混合C<sub>2</sub>采出管线,混合C<sub>2</sub>采出管线上设置杂质处理单元,塔底与脱丙烷塔15连接,脱乙烷塔14上部设有丙烷吸收剂进料管线;

脱丙烷塔15上部设有混合C<sub>3</sub>采出管线,混合C<sub>3</sub>采出管线与丙烯精馏塔16连接,塔底设有混合C<sub>4</sub>产品采出管线,混合C<sub>4</sub>产品采出管线分为两支,其中一支作为混合C<sub>4</sub>吸收剂进料管线;

丙烯精馏塔16塔顶设有丙烯产品采出管线,塔底设有丙烷产品采出管线,丙烷产品采出管线分为两支,其中一支作为丙烷吸收剂进料管线;

吸收剂回收塔17塔顶设有干气采出管线,塔底与轻重汽油分离塔4a连接,吸收剂回收塔17上部设有重汽油吸收剂进料管线,轻重汽油分离塔4a重汽油采出管线分为两支,其中一支作为重汽油吸收剂进料管线。

采用上述装置进行油气回收,回收流程如图8所示:

(1)第一气液分离:来自上游装置的油气经冷凝冷却后送至气液分离罐I 1进行气液分离,罐底的液相经增压送至轻重汽油切割塔4a,罐顶气相经压缩机升压后送至轻重汽油切割塔4a;

(2)轻重汽油分离:来自气液分离罐I 1的物料进入轻重汽油分离塔4a,塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐,塔顶回流罐罐顶气相经压缩后送至轻烃-轻汽油分离塔4b,罐底液相增压后送至轻烃-轻汽油分离塔4b,轻重汽油分离塔4a的至少部分塔底液相作为重汽油产品S-10b采出;其中,轻重汽油分离塔4a塔顶的操作温度为60~85℃,塔底操作温度为140~190℃,操作压力为0.25~0.5MPaG,重汽油的初馏点为60~85℃。

(3)轻烃-轻汽油分离:来自轻重汽油分离塔4a塔顶回流罐的物流进入轻烃-轻汽油分离塔4b,塔顶馏出气相进入塔顶回流罐,塔顶回流罐罐顶气相经压缩冷却后送至气液分离罐II 7a,罐底液相增压后送至气液分离罐II 7a,塔底液相作为轻汽油产品S-10a采出;其中,轻烃-轻汽油分离塔4b的操作温度为55~80℃,操作压力为1.0~1.35MPaG,轻汽油的干点为65~90℃;

(4)第二气液分离:物料在气液分离罐II 7a内进行混合、气液平衡后,再次分离出气相与液相,然后分别进行除杂;其中,气液分离罐II 7a的操作温度为35~45℃,操作压力为2.3~2.9MPaG;

(5)气相除杂:气液分离罐II 7a分离出的罐顶气相依次在富气脱硫塔5内以贫胺液S-4为吸收剂脱H<sub>2</sub>S和CO<sub>2</sub>,在富气脱硫醇塔6内以碱液S-6为吸收剂脱除硫醇后送至冷却器;其中,富气脱硫塔5的操作温度为35~45℃,操作压力为2.2~2.8MPaG;富气脱硫醇塔6的操作温度为35~45℃,操作压力为2.2~2.8MPaG;

(6)液相除杂:气液分离罐II 7a分离出的罐底液相依次在液态烃脱硫塔5a内脱除H<sub>2</sub>S和CO<sub>2</sub>,在

液态烃脱硫醇反应器 6a 内脱除硫醇后送至冷却器 III 10；其中，液态烃脱硫塔 5a 的操作温度为 35~45℃，操作压力为 3.0~3.5MPaG；

(7) 冷却：经过除杂的气态轻烃与液态轻烃在冷却器 III 10 内进行混合及冷却后送至进料罐 11；

5 (8) 进料：来自冷却器的混合物流在进料罐 11 内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相送至吸收塔 12，罐底液相送至脱甲烷塔 13；其中，进料罐 11 的操作温度为 5~25℃，操作压力为 2.2~2.8MPaG

(9) 吸收：吸收塔 12 内，以混合 C<sub>4</sub> 为吸收剂吸收来自进料罐 11 罐顶的气相中的 C<sub>2</sub> 以及 C<sub>2</sub> 以上的组分，同时共吸收部分甲烷，吸收塔 12 塔顶气相送至吸收剂回收塔 17，塔底液相返回至冷却器；其中，吸收塔 12 的操作温度为 5~25℃，操作压力为 2.1~2.7MPaG；

(10) 分离：

10 脱甲烷：来自进料罐 11 罐底的液相在脱甲烷塔 13 内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C<sub>2</sub> 及 C<sub>2</sub> 以上的组分，脱甲烷塔 13 塔顶气相送至冷却器，塔底液相送至脱乙烷塔 14，其中，脱乙烷塔 14 塔顶的操作温度为 10~40℃，塔底操作温度为 70~90℃，操作压力为 2.3~2.9MPaG；

15 脱乙烷：来自脱甲烷塔 13 底的液相在脱乙烷塔 14 内以丙烷产品 S-14 为吸收剂分离 C<sub>2</sub> 组分，分离出来的塔顶混合 C<sub>2</sub> 组分经过杂质处理后，然后作为混合 C<sub>2</sub> 产品 S-12 采出，塔底 C<sub>3</sub> 以及 C<sub>3</sub> 以上的液相组分送至脱丙烷塔 15；其中，脱乙烷塔塔顶的操作温度为 15~30℃，操作压力为 2.6~3.2MPaG；

脱丙烷：来自脱乙烷塔 14 塔底的液相组分在脱丙烷塔 15 内进一步分离，分离出来的 C<sub>3</sub> 组分送至丙烯精馏塔 16，塔底组分中的至少一部分作为混合 C<sub>4</sub> 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C<sub>4</sub> 产品 S-16 采出，其中，脱丙烷塔 15 塔顶的操作温度为 42~50℃，塔底操作温度为 95~120℃，操作压力为 1.6~2.0MPaG；

20 丙烯精馏：来自脱丙烷塔 15 上部的 C<sub>3</sub> 组分在丙烯精馏塔 16 内进一步精馏，丙烯精馏塔 16 塔顶气相经冷却后作为丙烯产品 S-13 采出，塔底液相至少一部分作为丙烷产品 S-14 采出，其余部分经加热后作为丙烷吸收剂 S-14a 送至脱乙烷塔 14；其中，丙烯精馏塔 16 的操作温度为 45~60℃，操作压力为 1.8~2.0MPaG；

25 (11) 吸收剂回收：吸收剂回收塔 17 内，以部分步骤 (2) 中采出的重汽油产品 S-10b 作为吸收剂吸收来自吸收塔 12 塔顶的气相中的 C<sub>4</sub> 以及 C<sub>4</sub> 以上的组分，同时吸收少量 C<sub>2</sub>/C<sub>3</sub> 组分，吸收剂回收塔 17 塔顶气相作为干气 S-11 采出，塔底液相返回至轻重汽油分离塔 4a；其中，吸收剂回收塔的操作温度为 15~40℃，操作压力为 2.1~2.7MPaG。

从丙烯精馏塔底采出的送回至脱乙烷塔 14 的丙烷吸收剂 S-14a 为 6500kg/h，所回收的各产品组成和流量如表 18、表 19：

表 18

| 项目               | 干气     | 混合碳二    | 丙烯     | 丙烷     | 混合碳四   | 轻汽油   | 重汽油    |
|------------------|--------|---------|--------|--------|--------|-------|--------|
| 温度 °C            | 17     | 15      | 46     | 58     | 40     | 40    | 40     |
| 压力 MPaG          | 2.63   | 2.90    | 1.80   | 1.86   | 1.82   | 0.6   | 0.6    |
| 摩尔气相分率           | 1      | 1       | 0      | 0      | 0      | 0     | 0      |
| 流量 kg/h          | 4667   | 6481    | 18487  | 3865   | 28056  | 32387 | 108426 |
| 组分               | 摩尔组成   |         |        |        |        |       |        |
| H <sub>2</sub>   | 0.4964 |         |        |        |        |       |        |
| CO               | 0.0083 |         |        |        |        |       |        |
| CO <sub>2</sub>  | 50ppmv | 100ppmv |        |        |        |       |        |
| H <sub>2</sub> S | 10ppmv | 10ppmv  | 10ppmv | 10ppmv | 10ppmv |       |        |
| RSH              |        | 1ppmv   | 20ppmv | 20ppmv | 20ppmv |       |        |

|                                  |        |          |        |        |        |        |       |
|----------------------------------|--------|----------|--------|--------|--------|--------|-------|
| O <sub>2</sub>                   | 0.0098 |          |        |        |        |        |       |
| N <sub>2</sub>                   | 0.0757 |          |        |        |        |        |       |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.3920 | 0.0089   |        |        |        |        |       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.4012   | 0.0002 |        |        |        |       |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.0029 | 0.4256   |        |        |        |        |       |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.298ppm | 0.9960 | 0.0100 | 0.0028 |        |       |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    |        | 0.1643   | 0.0038 | 0.9724 | 0.0038 |        |       |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0003 |          |        | 0.0131 | 0.4242 | 0.0021 |       |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0002 |          |        | 0.0001 | 0.0886 | 0.0025 |       |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0002 |          |        | 0.0029 | 0.1697 | 0.0017 |       |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0001 |          |        | 0.0013 | 0.0938 | 0.0011 |       |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0003 |          |        | 0.0002 | 0.1281 | 0.0039 |       |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0004 |          |        |        | 0.0889 | 0.0050 |       |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.0134 |          |        |        |        | 0.9837 | 1.000 |
| 合计                               | 1.00   | 1.00     | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00  |

表 19

| 项目                          | 数值     |       |
|-----------------------------|--------|-------|
|                             | 轻汽油    | 重汽油   |
| 密度 (20℃), g/cm <sup>3</sup> | 0.655  | 0.779 |
| C4组分含量, v%                  | 1.63   | 0     |
| D86曲线, v%                   | 温度, °C |       |
| 0                           | 35.2   | 72.5  |
| 5                           | 39.3   | 82.6  |
| 10                          | 43.5   | 91.6  |
| 30                          | 48.5   | 106.5 |
| 50                          | 53.6   | 128.9 |
| 70                          | 56.9   | 145.6 |
| 90                          | 61.3   | 176.9 |
| 95                          | 65.6   | 185.3 |

|     |      |       |
|-----|------|-------|
| 100 | 68.3 | 199.8 |
|-----|------|-------|

**实施例 9**

采用如图 9 所示的工艺流程对油气进行回收，与实施例 8 存在的不同在于：本实施例中，脱乙烷塔 14 内采用来自丙烯精馏塔 16 塔底采出的部分循环丙烷 S-14a 作为吸收剂返回脱乙烷塔 14，来分离 C<sub>2</sub> 组分，从而大幅降低脱乙烷塔顶混合碳二产品中的丙烯含量。

其中，从丙烯精馏塔 16 塔底采出的送回至脱乙烷塔 14 的循环丙烷 S-14a 为 5000kg/h，所回收的各产品组成、流量和性质见表 20、表 21：

表 20

| 项目                               | 干气     | 混合碳二    | 丙烯     | 丙烷     | 混合碳四   | 轻汽油    | 重汽油    |
|----------------------------------|--------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|
| 温度 °C                            | 17     | 15      | 46     | 58     | 40     | 40     | 40     |
| 压力 MPaG                          | 2.63   | 2.90    | 1.80   | 1.86   | 1.82   | 0.6    | 0.6    |
| 摩尔气相分率                           | 1      | 1       | 0      | 0      | 0      | 0      | 0      |
| 流量 kg/h                          | 4658   | 5968    | 17310  | 4875   | 27349  | 32387  | 108426 |
| 组分                               | 摩尔组成   |         |        |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub>                   | 0.4964 |         |        |        |        |        |        |
| CO                               | 0.0083 |         |        |        |        |        |        |
| CO <sub>2</sub>                  | 50ppmv | 100ppmv |        |        |        |        |        |
| H <sub>2</sub> S                 | 10ppmv | 10ppmv  | 10ppmv | 10ppmv | 10ppmv |        |        |
| RSH                              |        | 1ppmv   | 20ppmv | 20ppmv | 20ppmv |        |        |
| O <sub>2</sub>                   | 0.0098 |         |        |        |        |        |        |
| N <sub>2</sub>                   | 0.0757 |         |        |        |        |        |        |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.392  | 0.0088  |        |        |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.4214  | 0.0002 |        |        |        |        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.0029 | 0.4463  |        |        |        |        |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    |        | 550ppm  | 0.996  | 0.01   | 0.0025 |        |        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    |        | 0.0002  | 0.0038 | 0.9724 | 0.0043 |        |        |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0003 | 0.0520  |        | 0.0131 | 0.4221 | 0.0021 |        |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0002 | 0.0120  |        | 0.0001 | 0.0875 | 0.0025 |        |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0002 | 0.0209  |        | 0.0029 | 0.1689 | 0.0017 |        |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0001 | 0.0116  |        | 0.0013 | 0.097  | 0.0011 |        |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0003 | 0.0158  |        | 0.0002 | 0.1294 | 0.0039 |        |

|                                 |        |        |      |      |        |        |      |
|---------------------------------|--------|--------|------|------|--------|--------|------|
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> | 0.0004 | 0.0110 |      | 0    | 0.0883 | 0.005  |      |
| C <sub>5</sub> +                | 0.0134 |        |      |      |        | 0.9837 | 1    |
| 合计                              | 1.00   | 1.00   | 1.00 | 1.00 | 1.00   | 1.00   | 1.00 |

表 21

| 项目                           | 数值     |       |
|------------------------------|--------|-------|
|                              | 轻汽油    | 重汽油   |
| 密度 (20℃) , g/cm <sup>3</sup> | 0.655  | 0.779 |
| C <sub>4</sub> 组分含量, v%      | 1.63   | 0     |
| D86曲线, v%                    | 温度, °C |       |
| 0                            | 35.2   | 72.5  |
| 5                            | 39.3   | 82.6  |
| 10                           | 43.5   | 91.6  |
| 30                           | 48.5   | 106.5 |
| 50                           | 53.6   | 128.9 |
| 70                           | 56.9   | 145.6 |
| 90                           | 61.3   | 176.9 |
| 95                           | 65.6   | 185.3 |
| 100                          | 68.3   | 199.8 |

实施例 10

5 采用如图 10 所示的工艺流程对油气进行回收, 与实施例 9 存在的不同在于: 本实施例中, 依次采用脱甲烷、脱丙烷、脱乙烷的顺序进行轻烃分离, 其中, 脱乙烷塔 14 顶采用经丙烯精馏塔 16 塔底采取的部分丙烷为吸收剂 S-15b 来分离 C2 组分, 从而大幅降低脱乙烷塔顶混合碳二产品中的丙烯含量。

其中, 从丙烯精馏塔 16 塔底采出的送回至脱乙烷塔 14 的丙烷吸收剂 S-15b 为 6500kg/h, 所回收的各产品组成、流量和性质见表 22、表 23:

表 22

| 项目      | 干气   | 混合碳二 | 丙烯    | 丙烷   | 混合碳四  | 轻汽油   | 重汽油    |
|---------|------|------|-------|------|-------|-------|--------|
| 温度 °C   | 17   | 15   | 46    | 58   | 40    | 40    | 40     |
| 压力 MPaG | 2.63 | 2.90 | 1.80  | 1.86 | 1.82  | 0.6   | 0.6    |
| 摩尔气相分率  | 1    | 1    | 0     | 0    | 0     | 0     | 0      |
| 流量 kg/h | 4667 | 6481 | 18494 | 3849 | 28079 | 32387 | 108426 |
| 组分      | 摩尔组成 |      |       |      |       |       |        |

|                                  |        |         |        |        |        |        |       |
|----------------------------------|--------|---------|--------|--------|--------|--------|-------|
| H <sub>2</sub>                   | 0.4964 |         |        |        |        |        |       |
| CO                               | 0.0083 |         |        |        |        |        |       |
| CO <sub>2</sub>                  | 50ppmv | 100ppmv |        |        |        |        |       |
| H <sub>2</sub> S                 | 10ppmv | 10ppmv  | 10ppmv | 10ppmv | 10ppmv |        |       |
| RSH                              |        | 1ppmv   | 20ppmv | 20ppmv | 20ppmv |        |       |
| O <sub>2</sub>                   | 0.0098 |         |        |        |        |        |       |
| N <sub>2</sub>                   | 0.0757 |         |        |        |        |        |       |
| CH <sub>4</sub>                  | 0.3920 | 0.0089  |        |        |        |        |       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    |        | 0.4012  | 0.0002 |        |        |        |       |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 0.0029 | 0.4256  |        |        |        |        |       |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>    |        | 298ppm  | 0.9960 | 0.0100 | 0.0029 |        |       |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    |        | 0.1643  | 0.0038 | 0.9724 | 0.0037 |        |       |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0003 |         |        | 0.0131 | 0.4242 | 0.0021 |       |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0.0002 |         |        | 0.0001 | 0.0886 | 0.0025 |       |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0002 |         |        | 0.0029 | 0.1697 | 0.0017 |       |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0001 |         |        | 0.0013 | 0.0938 | 0.0011 |       |
| t-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0003 |         |        | 0.0002 | 0.1281 | 0.0039 |       |
| c-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>  | 0.0004 |         |        |        | 0.0889 | 0.0050 |       |
| C <sub>5</sub> +                 | 0.0134 |         |        |        |        | 0.9837 | 1.000 |
| 合计                               | 1.00   | 1.00    | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00   | 1.00  |

表 23

| 项目                          | 数值     |       |
|-----------------------------|--------|-------|
|                             | 轻汽油    | 重汽油   |
| 密度 (20℃), g/cm <sup>3</sup> | 0.655  | 0.779 |
| C4组分含量, v%                  | 1.63   | 0     |
| D86曲线, v%                   | 温度, °C |       |
| 0                           | 35.2   | 72.5  |
| 5                           | 39.3   | 82.6  |
| 10                          | 43.5   | 91.6  |

|     |      |       |
|-----|------|-------|
| 30  | 48.5 | 106.5 |
| 50  | 53.6 | 128.9 |
| 70  | 56.9 | 145.6 |
| 90  | 61.3 | 176.9 |
| 95  | 65.6 | 185.3 |
| 100 | 68.3 | 199.8 |

由上表数据可知，本发明流程简单，操作条件缓和，冷量消耗少，利用较少的设备就能实现对油气中轻重汽油、轻烃的分离及回收，尤其可实现在浅冷的条件下碳二及丙烯等组分的高效回收，且回收的碳二产品基本不带丙烯；且碳二与各组分之间不存在二次分离过程，同时可保证碳二总回收率达 98wt% 以上，丙烯组分的回收率达 99wt% 以上，且回收的碳二中甲烷含量不大于 1vol%，回收的碳三组分中乙烷含量不大于 200ppmv；回收的干气中杂质较少，C<sub>2</sub> 以及 C<sub>2</sub> 以上的组分含量不大于 2vol%，氢气的纯度可达 40mol% 以上。

#### 对比例 1

为了说明本发明在除杂处理之前分离出汽油组分对除杂的影响，特提供该对比例与实施例 5 进行比较。对比例 1 与实施例 5 的主要区别是对比例 1 是先气相和液相单独除杂后再分离汽油。

对比例 1 的工艺流程如图 11 所示：

(1) 气液分离：来自上游装置的油气 S-1 经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 1 进行气液分离，罐底的液相经增压送至冷却器，罐顶气相经压缩机升压后送至冷却器，压缩机 I 段间液相送至冷却器；

(2) 冷却及气液分离：来自步骤 (1) 的一股气相和两股液相进入气液分离罐 II 7a，罐顶分出的气相进入下游气相除杂设施，罐底分出的液相经增压后进入下游液相除杂设施；

(3) 气相除杂：气液分离罐 II 7a 分离出的罐顶气相依次在富气脱硫塔 5 内以贫胺液 S-4 为吸收剂脱 H<sub>2</sub>S 和 CO<sub>2</sub>，在富气脱硫醇塔 6 内以碱液 S-6 为吸收剂脱除硫醇后进入富气水洗罐 6e，经水洗后送至脱丁烷塔 4；其中，富气脱硫塔 5 的操作温度为 35~45℃，操作压力为 1.0~1.3MPaG；富气脱硫醇塔 6 的操作温度为 35~45℃，操作压力为 0.9~1.2MPaG；

(4) 液相除杂：气液分离罐 II 7a 分离出的罐底液相依次在液态烃脱硫塔 5a 内脱除 H<sub>2</sub>S 和 CO<sub>2</sub>，在液态烃脱硫醇反应器 6a 内脱除硫醇后送至脱丁烷塔 4；其中，液态烃脱硫塔 5a 的操作温度为 35~45℃，操作压力为 1.5~2.0MPaG；

(5) 脱丁烷：来自步骤 (1) 的气相和液相进入脱丁烷塔 4，脱丁烷塔 4 塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐分离出富气与液相烃，至少部分脱丁烷塔 4 塔底液相作为稳定汽油产品 S-10 采出；其中，脱丁烷塔塔顶操作温度为 45~65℃，操作压力为 0.9~1.2MPaG；塔底操作温度为 150~200℃，回流罐的温度为 35~50℃。

通过上述方法对富气进行除杂，除杂后性质如表 24 所示。

表 24

| 类别               | 富气       |         | 液态烃      |         |
|------------------|----------|---------|----------|---------|
|                  | 脱硫脱硫醇前   | 脱硫脱硫醇后  | 脱硫脱硫醇前   | 脱硫脱硫醇后  |
| CO <sub>2</sub>  | 8653ppmv | 150ppmv | 1371ppmv | 230ppmv |
| H <sub>2</sub> S | 1560ppmv | 17ppmv  | 787ppmv  | 18ppmv  |
| RSH              | 340ppmv  | 87ppmw  | 450ppmv  | 120ppmw |

5 由上表可知，对比例 1 的富气和液态烃脱硫效果均不如实施例 2，且由于富气和液态烃中含有大量的汽油组分，所带来的不利影响有：一是汽油组分会分布至富气和液态烃中，导致富气和液态烃中的硫醇含量较高；二是由于汽油中的硫醇分子较大，大分子硫醇难以脱醇，影响富气和液态烃脱硫醇效果；三是液态烃中有汽油，可能会导致液态烃脱硫时胺液与液态烃分层，从而影响脱硫效果。

10 应当注意的是，以上所述的实施例仅用于解释本发明，并不构成对本发明的任何限制。通过参照典型实施例对本发明进行了描述，但应当理解为其中所用的词语为描述性和解释性词汇，而不是限定性词汇。可以按规定在本发明权利要求的范围内对本发明作出修改，以及在不背离本发明的范围和精神内对本发明进行修订。尽管其中描述的本发明涉及特定的方法、材料和实施例，但是并不意味着本发明限于其中公开的特定例，相反，本发明可扩展至其他所有具有相同功能的方法和应用。

## 权利要求书

1. 一种油气处理方法，包括以下步骤：

(1) 对烃类物料进行第一气液分离，以获得以  $H_2$  和 C1-C4 为主的第一气相物料和以  $C_5^+$  为主的第一液相物料；

5 (2) 对所述第一气相物料进行分离，以获得以  $H_2$  和 C1 为主的干气产品、以 C2 为主的 C2 产品、以 C3 为主的 C3 产品以及以 C4 为主的 C4 产品。

2. 根据权利要求 1 所述的油气处理方法，其特征在于，对所述第一气相物料进行除杂后，再进行步骤

(2) 中所述分离，优选地，所述除杂用于脱除酸性物质和硫醇，所述酸性物质具体为硫化氢和/或二氧化碳。

10 3. 根据权利要求 2 所述的油气处理方法，其特征在于，步骤 (2) 中，对所述第一气相物料进行除杂，产生经除杂的第一气相物料，并对所述经除杂的第一气相物料进行分离，以获得所述干气产品、C2 产品、C3 产品以及 C4 产品，

优选地，所述除杂包括依次对所述第一气相物料进行胺洗和/或碱洗和/或水洗，更优选地，所述胺洗的条件包括：操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$ ~ $50^{\circ}\text{C}$ ，操作压力为 1.0MPaG~1.5MPaG；

15 所述碱洗的条件包括：操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$ ~ $50^{\circ}\text{C}$ ，操作压力为 0.9MPaG~1.4MPaG；

所述水洗的条件包括：操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$ ~ $50^{\circ}\text{C}$ ，操作压力为 0.9MPaG~1.4MPaG。

4. 根据权利要求 2 所述的油气处理方法，其特征在于，步骤 (2) 中，对所述第一气相物料进行第二气液分离，产生以  $H_2$  和 C1-C4 为主的第二气相物料和以  $H_2$  和 C1-C4 为主的第二液相物料，对所述第二气相物料进行气相除杂，产生经除杂的第二气相物料，对所述第二液相物料进行液相除杂，产生经除杂的第二液相物料，将所述经除杂的第二气相物料和所述经除杂的第二液相物料混合后进行分离，以获得所述干气产品、C2 产品、C3 产品以及 C4 产品，

20 优选地，所述气相除杂包括依次对所述第二气相物料进行气相胺洗和/或气相碱洗和/或气相水洗，所述液相除杂包括依次对所述第二液相物料进行液相胺洗和/或液相碱洗和/或液相水洗

更优选地，所述气相胺洗的条件包括：操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$ ~ $50^{\circ}\text{C}$ ，操作压力为 2.2MPaG~3.0MPaG；和/

25 或

所述气相碱洗的条件包括：操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$ ~ $50^{\circ}\text{C}$ ，操作压力为 2.2MPaG~2.9MPaG；和/或

所述气相水洗的条件包括：操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$ ~ $50^{\circ}\text{C}$ ，操作压力为 2.2MPaG~2.9MPaG；和/或

所述液相胺洗的条件包括：操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$ ~ $50^{\circ}\text{C}$ ，操作压力为 3.0MPaG~3.5MPaG；和/或

所述液相碱洗的条件包括：操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$ ~ $50^{\circ}\text{C}$ ，操作压力为 3.0MPaG~3.5MPaG；和/或

30 所述液相水洗的条件包括：操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$ ~ $50^{\circ}\text{C}$ ，操作压力为 3.0MPaG~3.5MPaG。

5. 根据权利要求 1-4 中任一项所述的油气处理方法，其特征在于，步骤 (2) 中，所述分离具体包括下述步骤：

(a) 对经除杂的第一气相物料或经除杂的第二气相物料和所述经除杂的第二液相物料的混合物料进行冷却后进行第一分离，以得到以  $H_2$  和 C1 为主的气相物料和以 C1-C4 为主的液相物料；

35 (b) 对所述 C1-C4 为主的液相物料进行第二分离，以得到以 C1 为主的气相物料和以 C2-C4 为主的液相物料；

(c) 对所述 C2-C4 为主的液相物料进行第三分离，得到以 C2 为主的 C2 产品和以 C3-C4 为主的液相物料或得到以 C3 为主的 C3 产品和以 C2 和 C4 为主的液相物料；

40 (d) 对所述以 C3-C4 为主的液相物料或所述以 C2 和 C4 为主的液相物料进行第四分离，得到以 C4 为主的 C4 产品和以 C3 为主的 C3 产品或以 C2 为主的 C2 产品，

优选地，还包括 (e) 对所述 C3 产品进行精馏，以得到以丙烷为主的丙烷产品和以丙烯为主的丙烯产品。

6. 根据权利要求 5 所述的油气处理方法，其特征在于，步骤 (a) 中，采用吸收剂对所述以  $H_2$  和 C1 为主的气相物料进行处理，以得到包含  $H_2$  和 C1 的干气产品和以吸收剂为主的液相物料，优选地，所述吸收剂为混合 C4/C5，更优选地，使所述以吸收剂为主的液相物料循环至步骤 (d)。

45 7. 根据权利要求 5 或 6 所述的油气处理方法，其特征在于，将所述以 C1 为主的气相物料循环至步骤

(a), 优选地, 所述冷却的次数为一次或多次, 将所述以 C1 为主的气相物料循环至第一次冷却步骤中。

8. 根据权利要求 1-7 中任一项所述的油气处理方法, 其特征在于, 所述烃类物料来自于催化裂化工艺分馏塔塔顶、催化裂解工艺分馏塔塔顶、催化热裂解工艺分馏塔塔顶、延迟焦化工艺分馏塔塔顶或灵活焦化工艺分馏塔塔顶, 优选地, 所述烃类物料为经冷凝冷却处理的物料, 更优选地, 所述经冷凝冷却处理的物料的温度为 30-60℃, 压力为 0.01MPaG~0.3MPaG。

9. 根据权利要求 1-8 中任一项所述的油气处理方法, 其特征在于,

步骤(1)中, 其中, 所述第一气液分离选自方式一和方式二, 其中, 方式一为直接将烃类物料分离为以 H<sub>2</sub> 和 C1-C4 为主的第一气相物料和以 C5<sup>+</sup>为主的第一液相物料; 方式二为先将烃类物料分离为以 H<sub>2</sub>、轻烃和轻汽油为主的气相物料和以重汽油为主的液相物料, 再将所述以 H<sub>2</sub>、轻烃和轻汽油为主的气相物料分离为以 H<sub>2</sub> 和 C1-C4 为主的第一气相物料和以 C5<sup>+</sup>为主的第一液相物料,

优选地, 所述方式一在脱丁烷塔内进行, 所述方式二在轻重汽油分离塔和轻烃-轻汽油分离塔内进行,

更优选地, 所述脱丁烷塔塔顶的操作温度为 40℃~70℃, 优选为 45℃~65℃, 更优选为 45℃~55℃, 和/或所述脱丁烷塔塔底的操作温度为 180℃~220℃, 优选为 180℃~200℃, 更优选为 150℃~200℃, 和/或所述脱丁烷塔塔内的操作压力为 1.0MPaG~1.6MPaG, 优选为 1.0MPaG~1.5MPaG; 和/或

所述轻重汽油分离塔塔顶的操作温度为 60℃~85℃, 和/或所述轻重汽油分离塔塔底的操作温度为 140℃~190℃, 和/或所述轻重汽油分离塔塔内的操作压力为 0.25MPaG~0.5MPaG; 和/或

所述轻烃-轻汽油分离塔的操作温度为 55℃~90℃, 优选为 55℃~80℃, 更优选为 65℃~80℃, 和/或所述轻烃-轻汽油分离塔内的操作压力为 1.0MPaG~1.35MPaG。

10. 根据权利要求 1-9 中任一项所述的油气处理方法, 其特征在于,

步骤(a)中, 所述第一分离的条件包括: 温度为 5℃~25℃, 压力为 2.0MPaG~3.5MPaG, 优选为 2.2MPaG~2.9MPaG, 更优选为 2.2MPaG~2.8MPaG, 进一步优选为 2.4MPaG~2.8MPaG, 优选地, 所述第一分离在进料罐中进行; 和/或

步骤(b)中, 所述第二分离在脱甲烷塔内进行, 所述脱甲烷塔塔顶温度为 10℃~40℃, 塔底温度为 70℃~95℃, 塔内压力为 2.3MPaG~2.9MPaG; 和/或

步骤(c)中, 当目的是得到以 C2 为主的 C2 产品和以 C3-C4 为主的液相物料时, 所述第三分离在脱乙烷塔内进行, 所述脱乙烷塔塔顶温度为 -20℃~30℃, 优选为 5℃~30℃, 塔底温度为 50℃~110℃, 优选为 22℃~85℃, 塔内压力为 2.2MPaG~3.8MPaG, 优选为 2.5MPaG~3.2MPaG, 更优选为 2.6MPaG~3.0MPaG, 当目的是得到以 C3 为主的 C3 产品和以 C2 和 C4 为主的液相物料时, 所述第三分离在脱丙烷塔内进行, 所述脱丙烷塔塔顶温度为 20℃~60℃, 塔底温度为 70℃~120℃, 塔内压力为 1.2MPaG~2.5MPaG; 和/或

步骤(d)中, 当目的是得到以 C4 为主的 C4 产品和以 C3 为主的 C3 产品时, 所述第四分离在脱丙烷塔内进行, 所述脱丙烷塔塔顶温度为 20℃~60℃, 塔底温度为 70℃~120℃, 塔内压力为 1.2MPaG~2.5MPaG, 当目的是得到以 C4 为主的 C4 产品和以 C2 为主的 C2 产品时, 所述第四分离在脱乙烷塔内进行, 所述脱乙烷塔塔顶温度为 -20℃~30℃, 优选为 5℃~30℃, 塔底温度为 50℃~110℃, 优选为 22℃~85℃, 塔内压力为 2.2MPaG~3.8MPaG, 优选为 2.5MPaG~3.2MPaG, 更优选为 2.6MPaG~3.0MPaG; 和/或

步骤(e)中, 所述精馏的条件包括: 温度为 45℃~65℃, 优选为 45℃~60℃, 压力为 1.8MPaG~2.0MPaG, 优选地, 所述精馏在精馏塔内进行。

11. 根据权利要求 6-10 中任一项所述的油气处理方法, 其特征在于, 所述的采用吸收剂对所述以 H<sub>2</sub> 和 C1 为主的气相物料进行处理的条件包括: 温度为 5℃~25℃, 压力为 2.0MPaG~3.5MPaG, 优选为 2.1MPaG~2.9MPaG, 更优选为 2.2MPaG~2.7MPaG。

12. 一种油气处理方法, 包括:

(1) 气液分离: 来自上游装置的油气例如催化裂化分馏塔塔顶的气相经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离, 罐底的液相送至脱丁烷塔, 罐顶气相经压缩后送至脱丁烷塔;

(2) 脱丁烷: 来自步骤(1)的气相和液相进入脱丁烷塔, 塔顶气相从塔顶馏出, 再经胺洗、碱洗处理后送至冷却器, 至少部分塔底液相作为稳定汽油产品采出;

(3) 冷却: 经过胺洗、碱洗后的轻烃在冷却器内进行初步冷却, 冷却得到的液相经增压后送至冷却器 III, 冷却得到的气相经压缩、再冷却后送至冷却器 III;

(4) 后冷却：来自步骤(3)的气相和液相在冷却器 III 内进行初步混合及冷却后送至进料罐；

(5) 进料：来自冷却器 III 的混合物流在进料罐内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相送至吸收塔，罐底液相送至脱甲烷塔；

5 (6) 吸收：吸收塔内，以混合 C4/C5 为吸收剂吸收来自进料罐罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分，同时共吸收部分甲烷，吸收塔塔顶气相送至下游进一步回收吸收剂，塔底液相返回至冷却器 III；

(7) 脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器 III，液相送至脱乙烷塔；

(8) 脱乙烷：来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内分离 C2 组分，分离出来的混合 C2 组分从脱乙烷塔塔顶作为混合 C2 产品采出，塔底 C3 以及 C3 以上的液相组分送至脱丙烷塔；

10 (9) 脱丙烷：来自脱乙烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进一步分离，分离出来的 C3 组分从脱丙烷塔塔顶采出并送至丙烯精馏塔进一步精馏，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4/C5 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4/C5 产品采出；

(10) 丙烯精馏：来自脱丙烷塔塔顶的气相在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出，

15 优选地，所述油气处理方法还包括：

(11) 吸收剂回收：吸收剂回收塔内，以至少部分步骤(2)中采出的稳定汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分，同时吸收少量 C2/C3 组分，吸收剂回收塔塔顶气相作为干气采出，塔底液相送至脱丁烷塔。

13、一种油气处理方法，包括：

20 (1) 气液分离：来自上游装置的油气经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离，罐底的液相经增压送至脱丁烷塔，罐顶气相经压缩机升压后送至脱丁烷塔；

(2) 脱丁烷：来自步骤(1)的气相和液相进入脱丁烷塔，脱丁烷塔塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐分离出富气与液相，富气进一步除杂，液相返回脱丁烷塔，至少部分脱丁烷塔塔底液相作为稳定汽油产品采出；

25 (3) 除杂：来自脱丁烷塔塔顶的富气依次在富气脱硫塔内以贫胺液为吸收剂脱除 H<sub>2</sub>S 和 CO<sub>2</sub>，在富气脱硫醇塔内以碱液为吸收剂脱除硫醇，在富气水洗罐内通过水洗水平衡富气酸碱性，经除杂后的富气从富气水洗罐罐顶采出，

优选地，所述油气处理方法还包括：

30 (4) 分离：经除杂的富气经冷却、气液分离、升压再冷却后通过吸收塔、脱甲烷塔、脱丙烷塔、脱乙烷塔以及任选的丙烯精馏塔进一步分离出干气、C2 组分、C3 组分以及 C4 组分，其中，C2 组分、C3 组分分别作为 C2 产品、C3 产品采出，C4 组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出。

更优选地，所述步骤(4)包括：

35 冷却：经除杂的富气在冷却器 I 内进行初步冷却后送至气液分离罐 II，气液分离罐 II 罐顶气相经压缩再冷却后送至冷却器 III，罐底液相经增压后送至冷却器 III；

后冷：经过初步增压冷却的气相和增压的液相在冷却器 III 内进一步混合及冷却后送至进料罐；

进料：来自冷却器 III 的混合物流在进料罐内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相送至吸收塔，罐底液相送至脱甲烷塔；

40 吸收：吸收塔内，以混合 C4 为吸收剂吸收来自进料罐罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分，同时共吸收部分甲烷，吸收塔塔顶气相送至吸收剂回收塔进一步回收吸收剂，塔底液相返回至冷却器 III；

脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器 III，塔底液相送至脱丙烷塔；

45 脱丙烷：来自脱甲烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进行分离，分离出来的 C3 及 C3 以下的组分从脱丙烷塔上部采出任选经过干燥后送至脱乙烷塔，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

脱乙烷：来自脱丙烷塔上部的气相在脱乙烷塔内进一步分离，分离出来的混合 C2 组分任选经过杂质

处理后从脱乙烷塔塔顶作为混合 C2 产品采出，塔底液相作为混合 C3 组分采出。

进一步优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：从脱乙烷塔塔底采出的混合 C3 组分送至丙烯精馏塔进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出；

5 进一步优选地，所述步骤（4）还包括：

吸收剂回收：吸收剂回收塔内，以部分步骤（2）中采出的稳定汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分，同时吸收少量 C2/C3 组分，吸收剂回收塔塔顶气相作为干气采出，塔底液相返回至脱丁烷塔。

14、一种油气处理方法，包括：

10 （1）第一气液分离：来自上游装置的油气经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离，罐底的液相经增压送至脱丁烷塔，罐顶气相经压缩机升压后送至脱丁烷塔；

（2）脱丁烷：来自步骤（1）的气相和液相进入脱丁烷塔，塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐，塔顶回流罐罐顶气相经压缩冷却后送至气液分离罐 II，罐底液相经增压后送至气液分离罐 II，脱丁烷塔的至少部分塔底液相作为稳定汽油产品采出；

15 （3）第二气相分离：物料在气液分离罐 II 内进行混合、气液平衡后，再次分离出气相与液相，然后分别进行除杂；

（4）气相除杂：气液分离罐 II 分离出的罐顶气相依次在富气脱硫塔内以贫胺液为吸收剂脱  $H_2S$  和  $CO_2$ ，在富气脱硫醇塔内以碱液为吸收剂脱除硫醇后送至冷却器 III；

20 （5）液相除杂：气液分离罐 II 分离出的罐底液相依次在液态烃脱硫塔内脱除  $H_2S$  和  $CO_2$ ，在液态烃脱硫醇反应器内脱除硫醇后送至冷却器 III；

（6）冷却：经过除杂的气态轻烃与液态轻烃在冷却器 III 内进行混合及冷却后送至进料罐；

（7）进料：来自冷却器 III 的混合物流在进料罐内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相送至吸收塔，罐底液相送至分离单元；

25 （8）吸收：吸收塔内，以混合 C4 为吸收剂吸收来自进料罐罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分，同时共吸收部分甲烷，吸收塔塔顶气相送至下游装置进一步回收吸收剂，塔底液相返回至冷却器 III；

（9）分离：来自进料罐罐底的液相在分离单元内通过脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔以及任选的丙烯精馏塔进一步分离出 C2、C3 以及 C4 组分，其中，C2、C3 组分分别作为 C2、C3 产品采出，C4 组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

优选地，步骤（9）中的所述分离包括以下两种方式之一：

30 方式一，所述分离的步骤依次包括：

脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器 III，塔底液相送至脱乙烷塔；

脱乙烷：来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内分离 C2 组分，分离出来的混合 C2 组分任选经过杂质处理后从脱乙烷塔塔顶作为混合 C2 产品采出，塔底 C3 以及 C3 以上的液相组分送至脱丙烷塔；

35 脱丙烷：来自脱乙烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进一步分离，分离出来的 C3 组分从脱丙烷塔上部采出，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：来自脱丙烷塔上部的 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出；

40 方式二，所述分离的步骤依次包括：

脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器 III，塔底液相送至脱丙烷塔；

45 脱丙烷：来自脱甲烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进行分离，分离出来的 C3 及 C3 以下的组分从脱丙烷塔上部采出任选经过干燥后送至脱乙烷塔，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

脱乙烷：来自脱丙烷塔上部的气相在脱乙烷塔内进一步分离，分离出来的混合 C2 组分任选经过杂质

处理后从脱乙烷塔塔顶作为混合 C2 产品采出，塔底液相作为混合 C3 组分采出；

优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：来自脱乙烷塔塔底的混合 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出；

- 5 更优选地，(10) 吸收剂回收：吸收剂回收塔内，以部分步骤 (2) 中采出的稳定汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分，同时吸收少量 C2/C3 组分，吸收剂回收塔塔顶气相作为干气采出，塔底液相返回至脱丁烷塔。

15、一种油气处理方法，包括：

- 10 (1) 第一气液分离：来自上游装置的油气经冷凝冷却后送至气液分离罐 I 进行气液分离，罐底的液相经增压送至轻重汽油切割塔，罐顶气相经压缩机升压后送至轻重汽油切割塔；

(2) 轻重汽油分离：来自气液分离罐 I 的物料进入轻重汽油分离塔，塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐，塔顶回流罐罐顶气相经压缩后送至轻烃-轻汽油分离塔，罐底液相增压后送至轻烃-轻汽油分离塔，轻重汽油分离塔的至少部分塔底液相作为重汽油产品采出；

- 15 (3) 轻烃-轻汽油分离：来自轻重汽油分离塔塔顶回流罐的物流进入轻烃-轻汽油分离塔，塔顶馏出气相进入塔顶回流罐，塔顶回流罐罐顶气相经压缩冷却后送至气液分离罐 II，罐底液相增压后送至气液分离罐 II，塔底液相作为轻汽油采出；

(4) 第二气液分离：物料在气液分离罐 II 内进行混合、气液平衡后，再次分离出气相与液相，然后分别进行除杂；

- 20 (5) 气相除杂：气液分离罐 II 分离出的罐顶气相依次在富气脱硫塔内以贫胺液为吸收剂脱  $H_2S$  和  $CO_2$ ，在富气脱硫塔内以碱液为吸收剂脱除硫醇后送至冷却器 III；

(6) 液相除杂：气液分离罐 II 分离出的罐底液相依次在液态烃脱硫塔内脱除  $H_2S$  和  $CO_2$ ，在液态烃脱硫塔反应器内脱除硫醇后送至冷却器 III；

(7) 冷却：经过除杂的气态轻烃与液态轻烃在冷却器 III 内进行混合及冷却后送至进料罐；

- 25 (8) 进料：来自冷却器 III 的混合物流在进料罐内进行混合、预吸收及气液平衡后，罐顶气相送至吸收塔，罐底液相送至分离单元；

(9) 吸收：吸收塔内，以混合 C4 为吸收剂吸收来自进料罐罐顶的气相中的 C2 以及 C2 以上的组分，同时共吸收部分甲烷，吸收塔塔顶气相送至下游装置，塔底液相返回至冷却器；

- 30 (10) 分离：来自进料罐罐底的液相在分离单元内通过脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔以及任选的丙烯精馏塔进一步分离出 C2、C3 以及 C4 组分，其中，脱乙烷塔内以丙烷和/或混合 C4 为吸收剂分离 C2 组分，C2、C3 组分分别作为 C2、C3 产品采出，C4 组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔以及任选的脱乙烷塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

优选地，步骤 (10) 中的所述分离包括以下三种方式之一：

方式一，所述分离的步骤依次包括：

- 35 脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器 III，塔底液相送至脱乙烷塔；

脱乙烷：来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内以丙烷为吸收剂分离 C2 组分，分离出来的塔顶混合 C2 组分任选经过杂质处理后，然后作为混合 C2 产品采出，塔底 C3 以及 C3 以上的液相组分送至脱丙烷塔；

脱丙烷：来自脱乙烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进一步分离，分离出来的 C3 组分从脱丙烷塔上部采出，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

- 40 优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：来自脱丙烷塔上部的 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相至少一部分作为丙烷产品采出，其余部分经加热后作为丙烷吸收剂送至脱乙烷塔；

方式二，所述分离的步骤依次包括：

- 45 脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器 III，塔底液相送至脱乙烷塔；

脱乙烷：来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内以混合 C4 作为吸收剂分离 C2 组分，分离出来的塔顶混合 C2 组分任选经过杂质处理后，然后作为混合 C2 产品采出，塔底 C3 以及 C3 以上的液相组分送至脱丙烷塔；

脱丙烷：来自脱乙烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进一步分离，分离出来的 C3 组分从脱丙烷塔上部采出，塔底组分至少一部分作为混合 C4 吸收剂分别送至吸收塔和脱乙烷塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：来自脱丙烷塔上部的 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相作为丙烷产品采出；

方式三，所述分离的步骤依次包括：

脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷进行脱除，同时脱除少部分 C2 及 C2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至冷却器 III，塔底液相送至脱丙烷塔；

脱丙烷：来自脱甲烷塔塔底的液相组分在脱丙烷塔内进行分离，分离出来的 C3 及 C3 以下的组分从脱丙烷塔上部采出任选经过干燥后送至脱乙烷塔，塔底组分中的至少一部分作为混合 C4 吸收剂送至吸收塔，其余部分作为混合 C4 产品采出；

脱乙烷：来自脱丙烷塔上部的气相以丙烷为吸收剂在脱乙烷塔内进一步分离，分离出来的塔顶混合 C2 组分任选经过杂质处理后，然后作为混合 C2 产品采出，塔底液相作为混合 C3 组分采出；

优选地，所述分离还包括：

丙烯精馏：来自脱乙烷塔塔底的混合 C3 组分在丙烯精馏塔内进一步精馏，丙烯精馏塔塔顶气相经冷却后作为丙烯产品采出，塔底液相至少一部分作为丙烷产品采出，其余部分作为丙烷吸收剂送至脱乙烷塔；

更优选地，所述方法还包括：

(11) 吸收剂回收：吸收剂回收塔内，以部分步骤 (2) 中采出的重汽油产品作为吸收剂吸收来自吸收塔塔顶的气相中的 C4 以及 C4 以上的组分，同时吸收少量 C2/C3 组分，吸收剂回收塔塔顶气相作为干气采出，塔底液相返回至轻重汽油分离塔。

16. 一种用于油气处理的系统，包括依次连接的用于提取以 H<sub>2</sub> 和 C1-C4 为主的第一气相物料的轻烃提取单元和用于对所述第一气相物料进行分离以获得以 H<sub>2</sub> 和 C1 为主的干气产品、以 C2 为主的 C2 产品、以 C3 为主的 C3 产品以及以 C4 为主的 C4 产品的分离单元，优选地，所述轻烃提取单元和所述分离单元之间还设置有除杂单元，所述除杂单元用于脱除酸性物质和硫醇，所述酸性物质具体为硫化氢和/或二氧化碳。

17. 根据权利要求 16 所述的系统，其特征在于，所述除杂单元包括气相除杂单元和任选地液相除杂单元，其中，所述气相除杂单元包括富气脱硫塔和富气脱硫醇塔，优选包括气相水洗塔，所述液相除杂单元包括液态烃脱硫塔和液态烃脱硫醇反应器，优选包括液相水洗塔。

18. 根据权利要求 16 或 17 所述的系统，其特征在于，所述分离单元包括依次连接的第一分离装置、第二分离装置、第三分离装置、第四分离装置，

其中，所述第一分离装置用于将所述以 H<sub>2</sub> 和 C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub> 为主的第一气相物料分离为以 H<sub>2</sub> 和 C1 为主的气相物料和以 C1-C4 为主的液相物料；

所述第二分离装置用于将所述 C1-C4 为主的液相物料分离为以 C1 为主的气相物料和以 C2-C4 为主的液相物料；

所述第三分离装置用于将所述以 C2-C4 为主的液相物料分离为以 C2 为主的 C2 产品和以 C3-C4 为主的液相物料或得到以 C3 为主的 C3 产品和以 C2 和 C4 为主的液相物料；

所述第四分离装置用于将所述以 C3-C4 为主的液相物料或所述以 C2 和 C4 为主的液相物料分离为以 C4 为主的 C4 产品和以 C3 为主的 C3 产品或以 C2 为主的 C2 产品。

19. 根据权利要求 16-18 中任一项所述的系统，其特征在于，所述分离单元还包括与所述第一分离装置相连接的第五分离装置，所述第五分离装置用于对所述以 H<sub>2</sub> 和 C1 为主的气相物料进行处理，以得到包含 H<sub>2</sub> 和 C1 的干气产品和以吸收剂为主的液相物料，

优选地，所述分离单元还包括第六分离装置，所述第六分离装置用于对所述 C3 产品进行精馏，以得

到以丙烷为主的丙烷产品和以丙烯为主的丙烯产品。

20. 一种油气处理装置，包括：

轻烃进料管线、气液分离罐 I、压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔、富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、冷却器 I、压缩机 III、冷却器 II、冷却器 III、进料罐、吸收塔、脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔、丙烯精馏塔；  
5 其中，轻烃进料管线与气液分离罐 I 入口连接，气液分离罐 I 罐顶依次与压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔连接，罐底与脱丁烷塔连接；

脱丁烷塔塔顶依次与富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、冷却器 I、压缩机 III、冷却器 II、冷却器 III 以及进料罐连接，塔底设置稳定汽油采出管线；

冷却器 I 通过管线直接与冷却器 III 连接；

10 进料罐罐顶与吸收塔连接，罐底与脱甲烷塔连接；

吸收塔塔顶与下游装置连接，塔底与冷却器 III 连接，吸收塔上部设有混合 C4/C5 吸收剂进料管线；

脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱乙烷塔连接；

脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，塔底与脱丙烷塔连接；

15 脱丙烷塔塔顶与丙烯精馏塔连接，塔底设有混合 C4/C5 产品采出管线，所述混合 C4/C5 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4/C5 吸收剂进料管线；

丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线；

优选地，所述下游装置包括吸收剂回收塔；

所述吸收剂回收塔塔顶设有干气采出管线，塔底与脱丁烷塔连接，所述吸收剂回收塔上部设有稳定汽油吸收剂进料管线，所述脱丁烷塔稳定汽油采出管线分为两支，其中一支作为稳定汽油吸收剂进料管线。

20 21. 一种油气处理装置，包括：

油气进料管线、气液分离罐 I、压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔、富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、富气水洗罐；

其中，所述油气进料管线与气液分离罐 I 入口连接，气液分离罐 I 罐顶依次与压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔连接，罐底与脱丁烷塔连接；

25 所述脱丁烷塔塔顶设置有回流罐，回流罐罐顶与富气脱硫塔连接；罐底与脱丁烷塔连接；脱丁烷塔塔底设置稳定汽油采出管线；

所述富气脱硫塔上部设有贫胺液进料管线，贫胺液进料管线上任选设置有贫胺液冷却器，富气脱硫塔塔顶与富气脱硫塔连接，塔底设有富胺液采出管线；

所述富气脱硫醇塔上部设有碱液进料管线，塔顶与富气水洗罐连接，塔底设有富胺液采出管线；

30 所述富气水洗罐罐顶设有轻烃采出管线，罐底与富气水洗循环泵连接后，分别与水洗水加热器和水洗排水管线连接，所述水洗水加热器与富气水洗罐上部连接；

优选地，所述油气处理装置还包括溶剂再生塔，所述富胺液采出管线与溶剂再生塔连接，所述溶剂再生塔塔底与贫胺液进料管线连接，塔顶设有酸性气采出管线；

更优选地，所述装置还包括分离单元，所述轻烃采出管线与分离单元连接；

35 所述分离单元包括：冷却器 I、气液分离罐 II、压缩机 III、冷却器 II、冷却器 III、进料罐、吸收塔、脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔；

脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元；脱丙烷塔塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

40 优选地，所述轻烃采出管线依次与冷却器 I、气液分离罐 II 连接，所述气液分离罐 II 罐顶依次与压缩机 III、冷却器 II、冷却器 III、进料罐连接，罐底依次与冷却器 III、进料罐连接；

所述进料罐罐顶与吸收塔连接，罐底与脱甲烷塔连接；

吸收塔塔顶任选与吸收剂回收塔连接，塔底与冷却器 III 连接，吸收塔上部设有混合 C4 吸收剂进料管线；

所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱丙烷塔连接；

45 所述脱丙烷塔上部任选与干燥单元连接后，与脱乙烷塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接；

进一步优选地，所述分离单元还包括丙烯精馏塔和/或吸收剂回收塔，

所述吸收剂回收塔塔顶设有干气采出管线，塔底与脱丁烷塔连接，所述吸收剂回收塔上部设有稳定汽油吸收剂进料管线，所述脱丁烷塔稳定汽油采出管线分为两支，其中一支作为所述稳定汽油吸收剂进料管线；

所述丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线。

22. 一种油气处理装置，包括：

油气进料管线、气液分离罐 I、压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔、压缩机 III、冷却器 II、气液分离罐 II、富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、冷却器 III、进料罐、吸收塔、分离单元；

其中，油气进料管线与气液分离罐 I 入口连接，气液分离罐 I 罐顶依次与压缩机 I、压缩机 II、脱丁烷塔连接，罐底与脱丁烷塔连接；

脱丁烷塔塔顶设置有回流罐，回流罐罐顶依次与压缩机 II、冷却器 II 以及气液分离罐 II 连接，罐底连接增压泵后与气液分离罐 II 连接，脱丁烷塔塔底设置稳定汽油采出管线；

气液分离罐 II 罐顶依次与富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、冷却器 III 连接，罐底依次与液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、冷却器 III 连接；

富气脱硫塔上部设有贫胺液进料管线，富气脱硫醇塔上部设有碱液进料管线；

冷却器 III 与进料罐连接；

进料罐罐顶与吸收塔连接，罐底与分离单元连接；

吸收塔塔顶与下游装置连接，塔底与冷却器 III 连接，吸收塔上部设有混合 C4 吸收剂进料管线；

所述分离单元包括：脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔以及任选的丙烯精馏塔；脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接；脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元；脱丙烷塔塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

优选地，所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱乙烷塔连接；

所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底与脱丙烷塔连接；

所述脱丙烷塔上部设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

或者，

所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱丙烷塔连接；

所述脱丙烷塔上部与脱乙烷塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接；

优选地，所述丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线；

更优选地，所述下游装置还包括吸收剂回收塔；

所述吸收剂回收塔塔顶设有干气采出管线，塔底与脱丁烷塔连接，所述吸收剂回收塔上部设有稳定汽油吸收剂进料管线，所述脱丁烷塔稳定汽油采出管线分为两支，其中一支作为所述稳定汽油吸收剂进料管线。

23. 一种油气处理装置，包括：

油气进料管线、气液分离罐 I、压缩机 I、轻重汽油分离塔、压缩机 II、轻烃-轻汽油分离塔、压缩机 III、冷却器 II、气液分离罐 II、富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、冷却器 III、进料罐、吸收塔、分离单元；

其中，油气进料管线与气液分离罐 I 入口连接，气液分离罐 I 罐顶依次与压缩机 I、轻重汽油分离塔连

接，罐底与轻重汽油分离塔连接；

轻重汽油分离塔塔顶设置有回流罐 I，回流罐 I 罐顶依次与压缩机 II、轻烃-轻汽油分离塔连接，罐底连接增压泵后与轻烃-轻汽油分离塔连接，轻重汽油分离塔塔底设置重汽油采出管线；

5 轻烃-轻汽油分离塔塔顶设置有回流罐 II，回流罐 II 罐顶依次与压缩机 III、冷却器 II、气液分离罐 II 连接，罐底连接增压泵后与气液分离罐 II 连接；

气液分离罐 II 罐顶依次与富气脱硫塔、富气脱硫醇塔、冷却器 III 连接，罐底依次与液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、冷却器 III 连接；

富气脱硫塔上部设有贫胺液进料管线，富气脱硫醇塔上部设有碱液进料管线；

冷却器 III 与进料罐连接；

10 进料罐罐顶与吸收塔连接，罐底与分离单元连接；

吸收塔塔顶与下游装置连接，塔底与冷却器 III 连接，吸收塔上部设有混合 C4 吸收剂进料管线；

所述分离单元包括：脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔以及任选的丙烯精馏塔；脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接；脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，脱乙烷塔上部设有丙烷或混合 C4 吸收剂进料管线；脱丙烷塔塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出  
15 管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

优选地，所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱乙烷塔连接；

所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底与脱丙烷塔连接，所述脱乙烷塔上部设有丙烷吸收剂进料管线；

所述脱丙烷塔上部设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接，塔底设有混合  
20 合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

优选地，所述丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线，所述丙烷产品采出管线分为两支，其中一支作为丙烷吸收剂进料管线；

或者，

所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱乙烷塔连接；

25 所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底与脱丙烷塔连接，所述脱乙烷塔上部设有混合 C4 吸收剂进料管线；

所述脱丙烷塔上部设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线，分别与吸收塔和脱乙烷塔连接；

30 优选地，所述丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线；

或者，

所述脱甲烷塔塔顶与冷却器 III 连接，塔底与脱丙烷塔连接；

所述脱丙烷塔上部任选与干燥单元连接后，再与脱乙烷塔连接，塔底设有混合 C4 产品采出管线，所述混合 C4 产品采出管线分为两支，其中一支作为混合 C4 吸收剂进料管线；

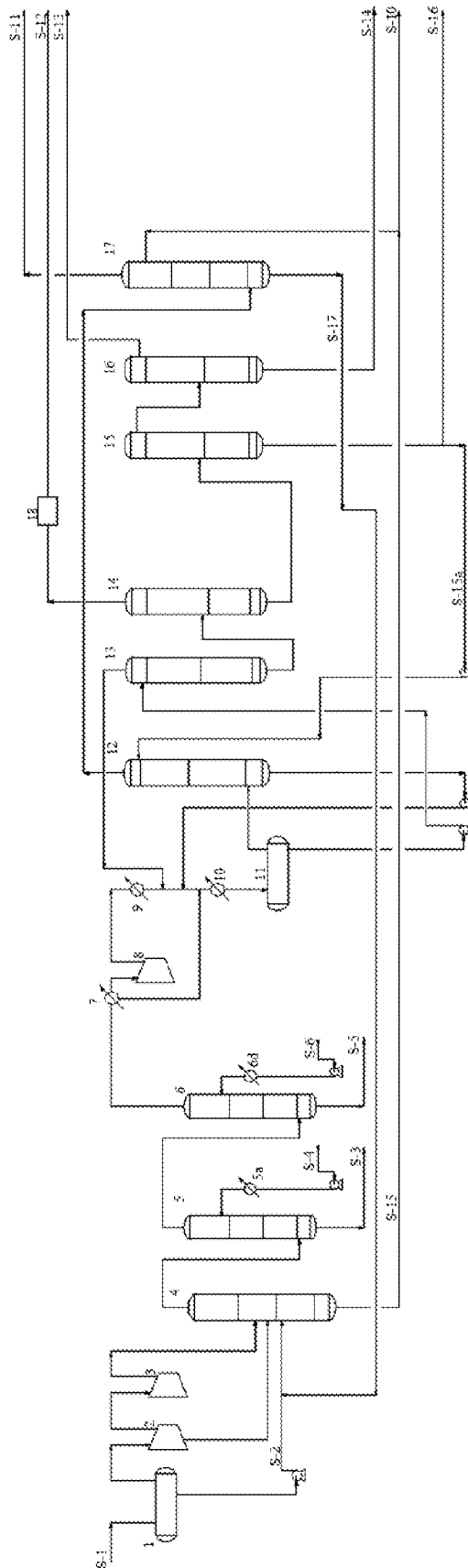
35 所述脱乙烷塔塔顶设有混合 C2 采出管线，混合 C2 采出管线上任选设置杂质处理单元，塔底设有混合 C3 采出管线，所述混合 C3 采出管线任选与丙烯精馏塔连接，所述脱乙烷塔上部设有丙烷吸收剂进料管线；

优选地，所述丙烯精馏塔塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线，所述丙烷产品采出管线分为两支，其中一支作为丙烷吸收剂进料管线；

更优选地，所述下游装置还包括吸收剂回收塔；

40 所述吸收剂回收塔塔顶设有干气采出管线，塔底与轻重汽油分离塔连接，所述吸收剂回收塔上部设有重汽油吸收剂进料管线，所述轻重汽油分离塔重汽油采出管线分为两支，其中一支作为所述重汽油吸收剂进料管线。

## 说明书附图



1

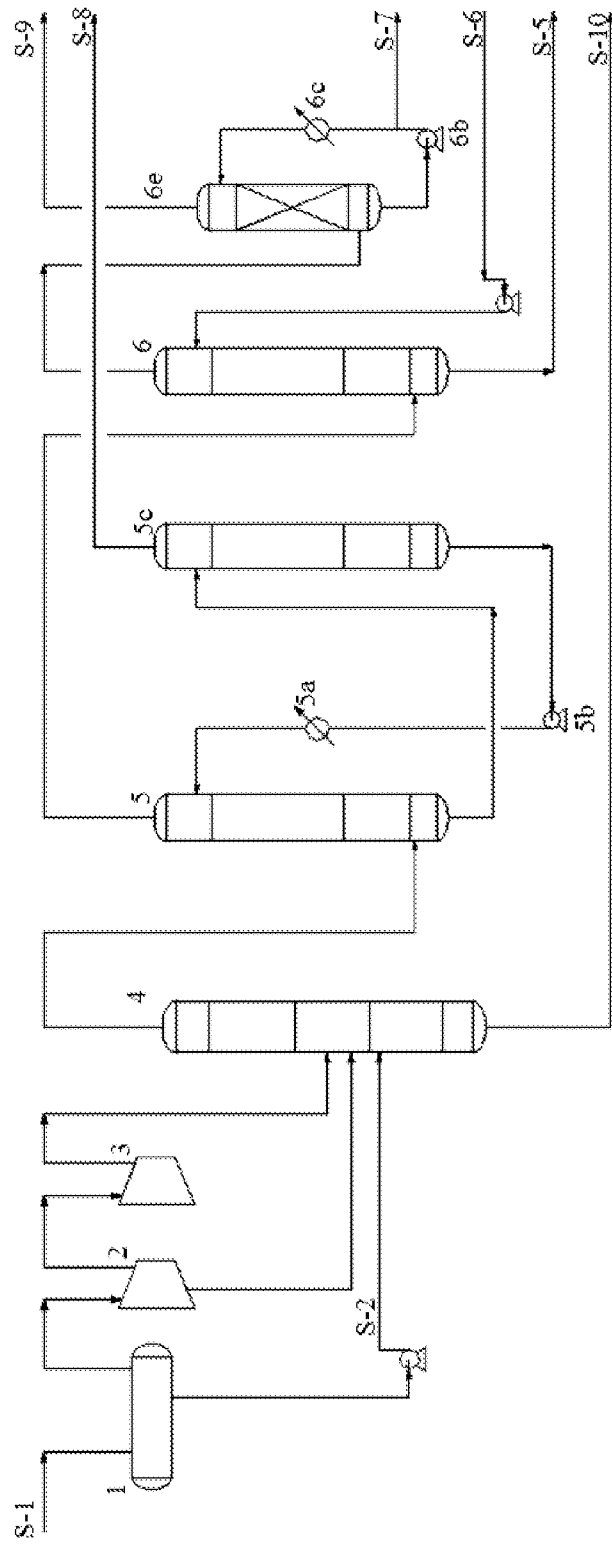


图 2

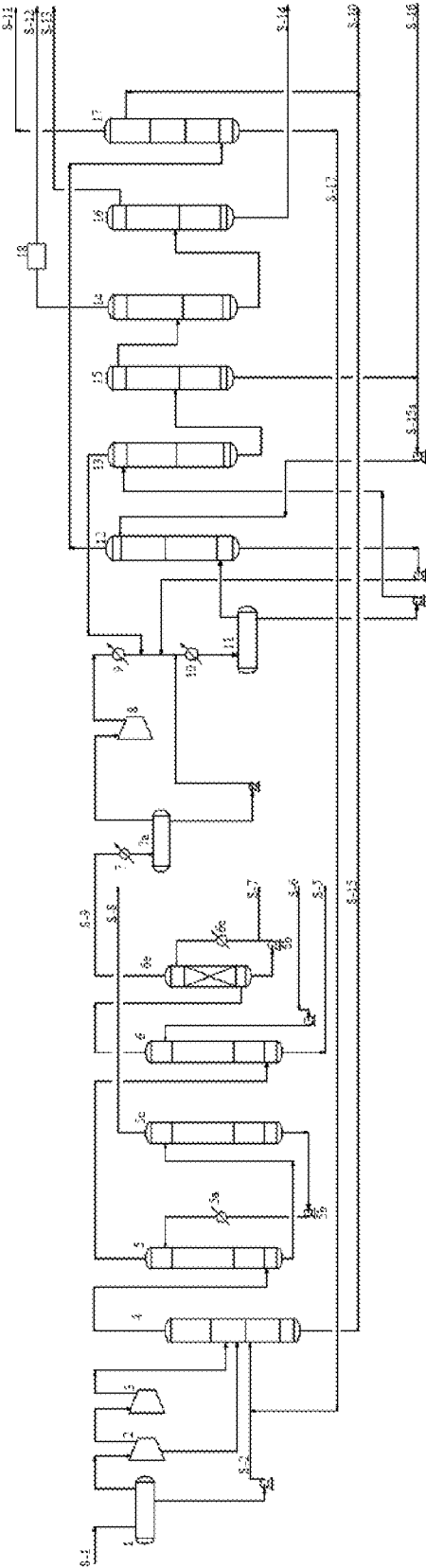


图 3

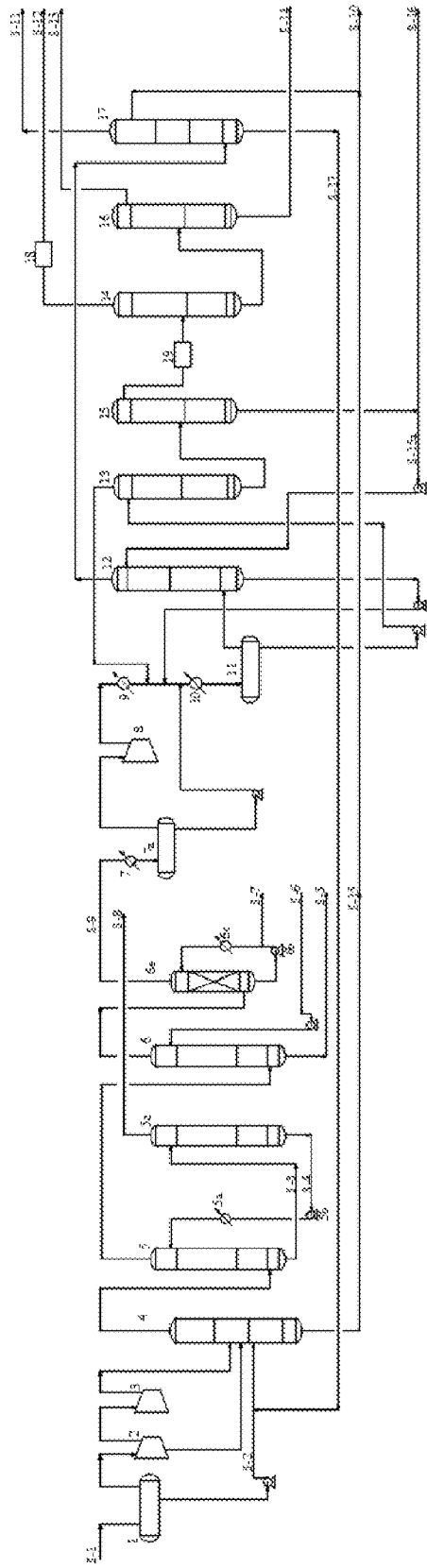


图 4

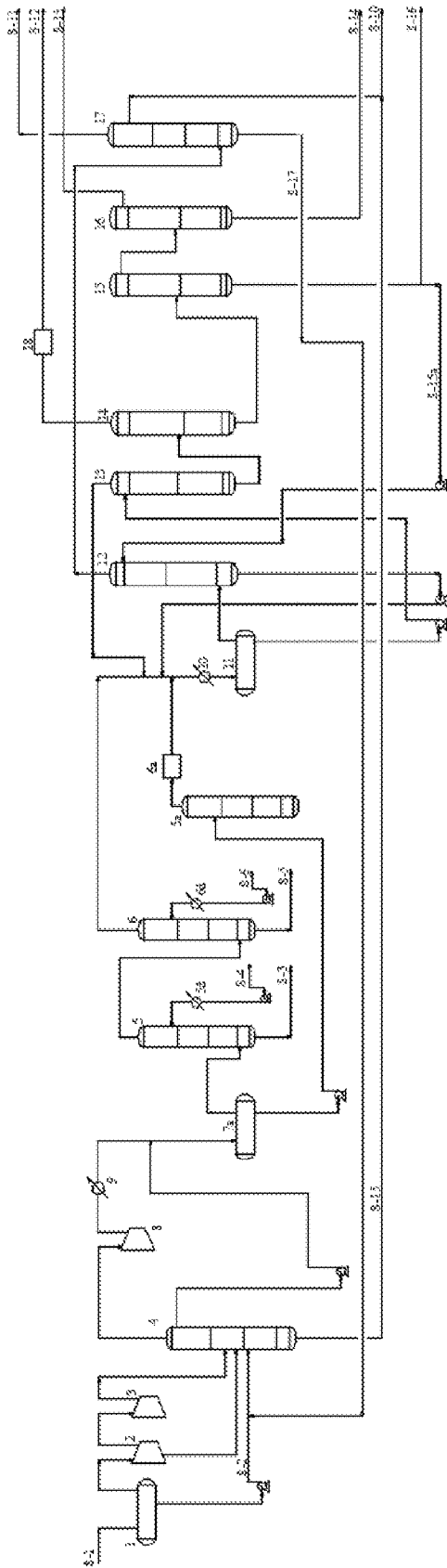


图 5

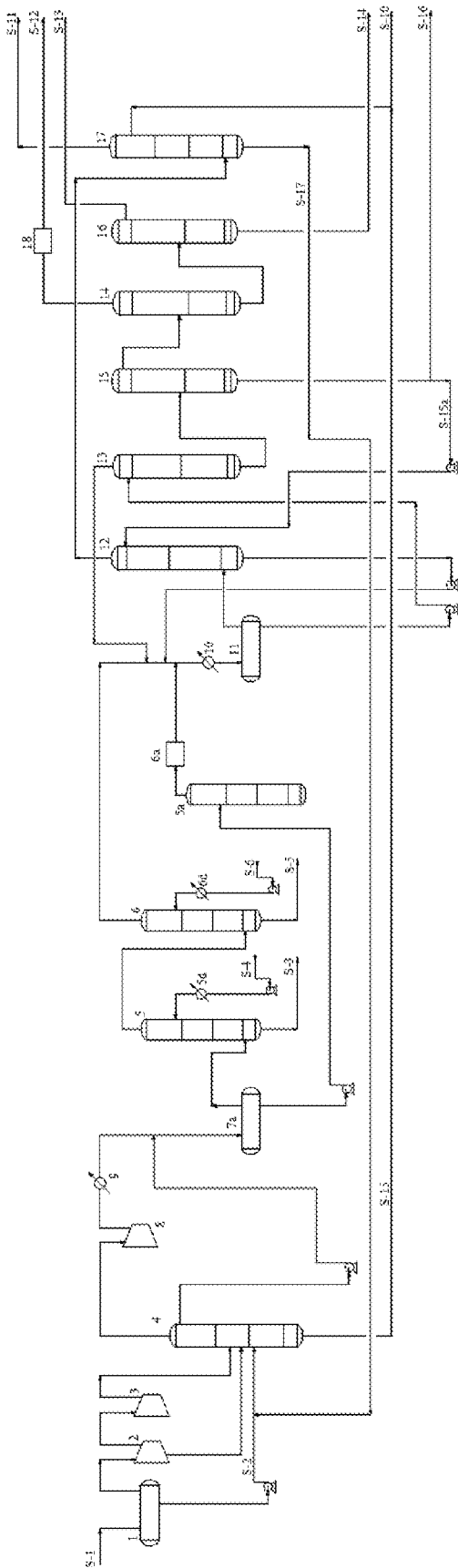


图 6

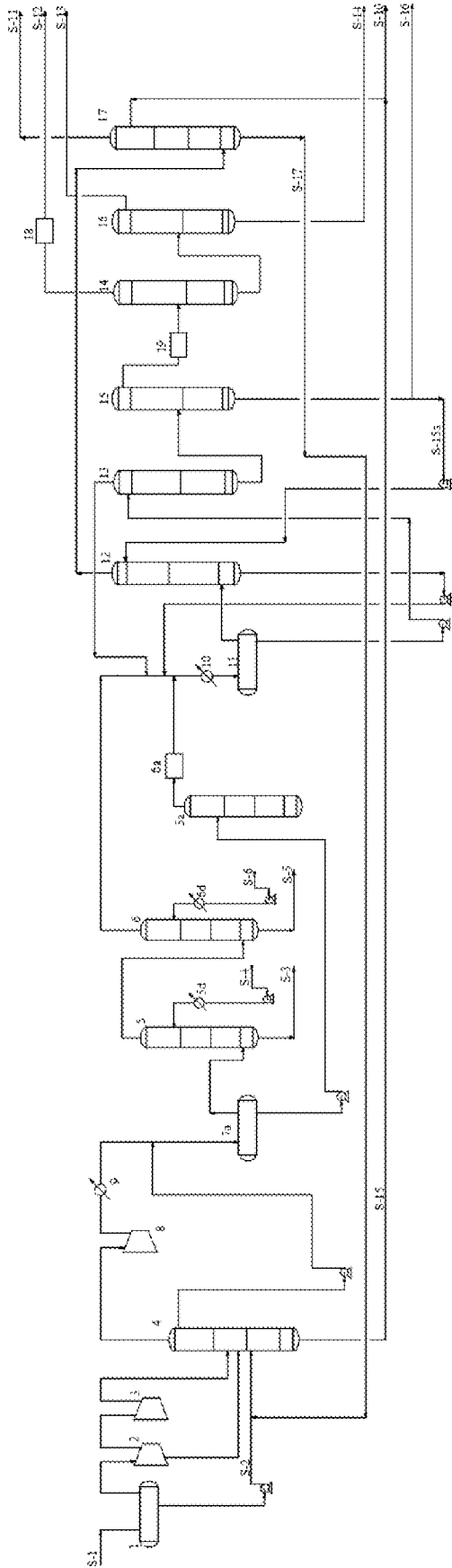
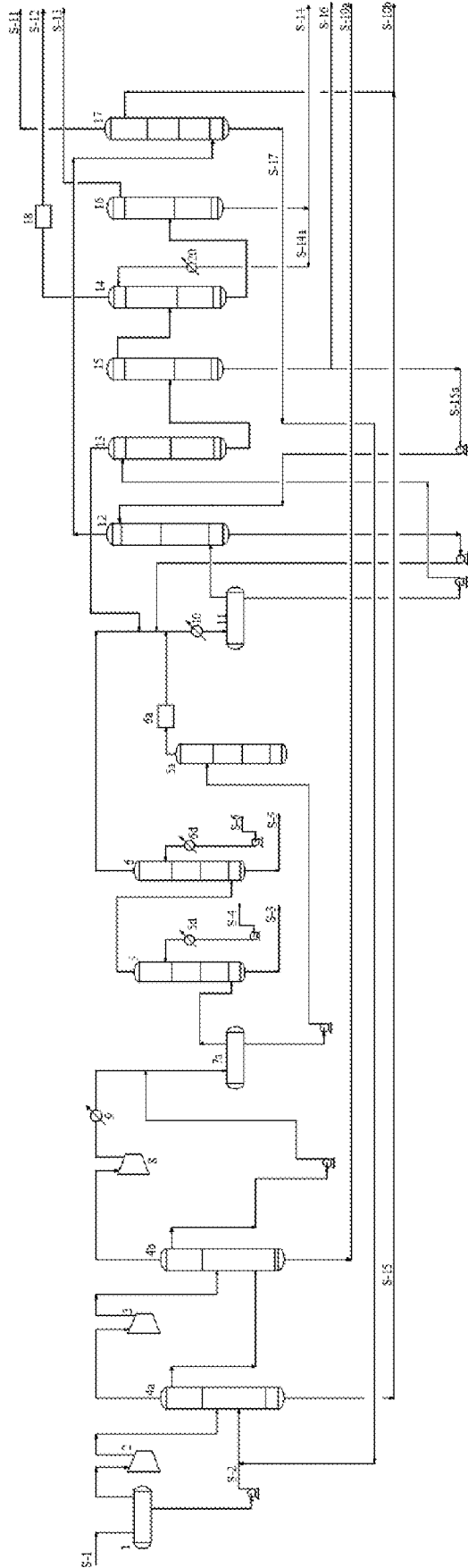


图 7



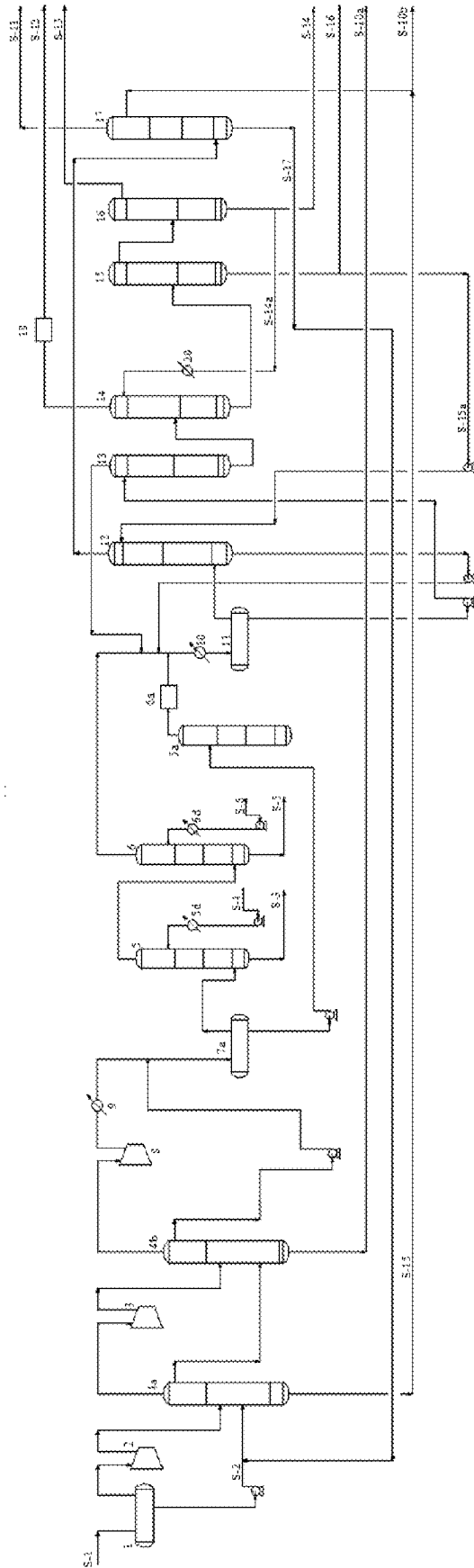


图 9

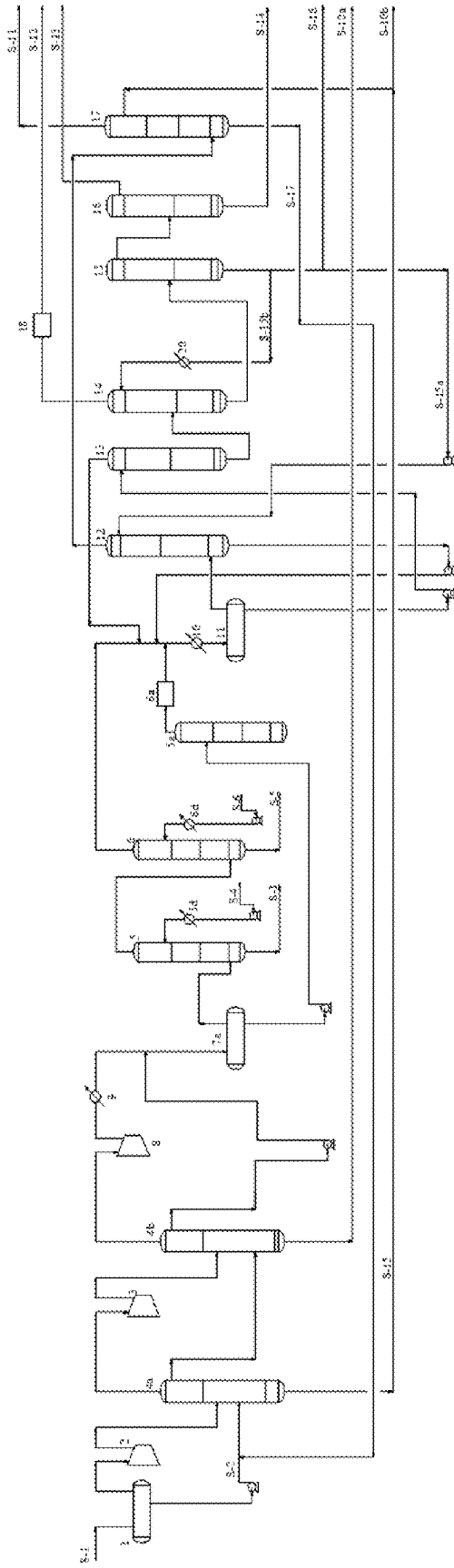
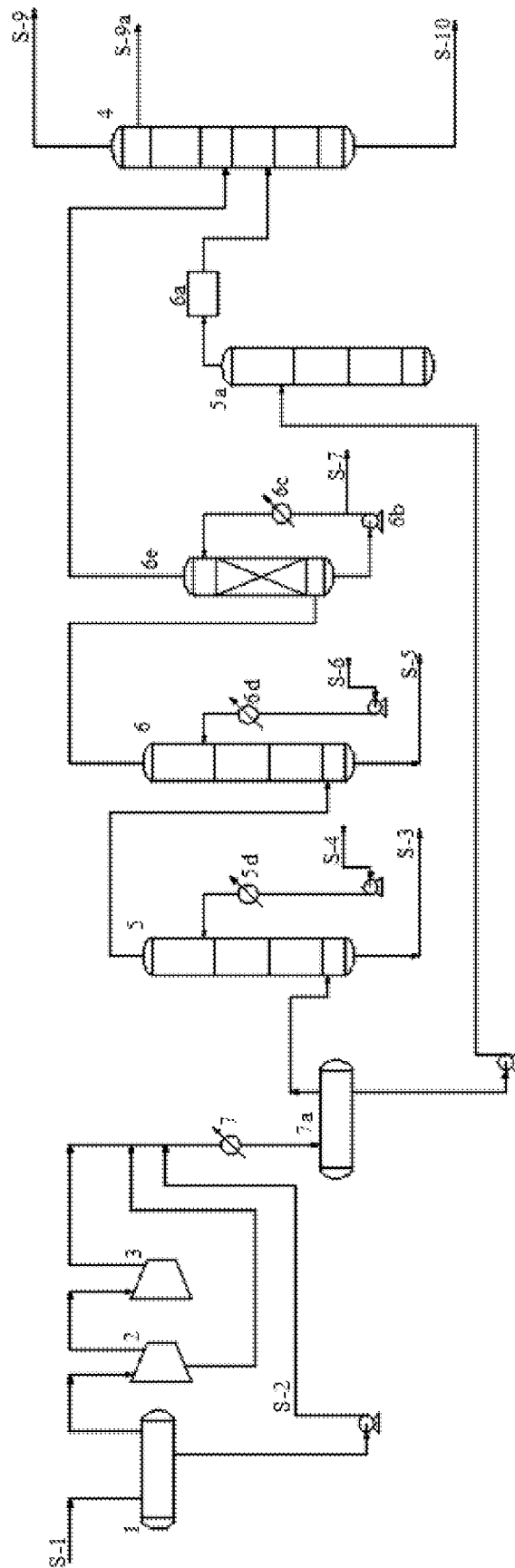


图 10



11

## INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/CN2020/094728

**A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER**

C10G 53/02(2006.01)i; C07C 7/00(2006.01)i; B01D 53/14(2006.01)i; C07C 9/06(2006.01)i; C07C 11/06(2006.01)i

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

**B. FIELDS SEARCHED**

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

C07C; C10G; B01D

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

EPTXT; USTXT; DWPI; SIPOABS; WOTXT; JPTXT; CNABS; CNTXT: 中石化炼化, 中国石化工程, 气液, 分离, 烃, 油, 碳三, 碳四, 碳五, 丁烷, 丙烷, 丙烯, 精馏, 胺, 硫, 脱+, gas, liquid, separat+, C4, C3, C5, C2, oil, hydrocarbon, butane, propane, propylene, rectify+, amine, sulphur, de+

**C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT**

| Category* | Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages                        | Relevant to claim No. |
|-----------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------|
| PX        | CN 11394116 A (SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION et al.) 10 July 2020<br>(2020-07-10)<br>entire document  | 1-23                  |
| PX        | CN 111394121 A (SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION et al.) 10 July 2020<br>(2020-07-10)<br>entire document | 1-23                  |
| E         | CN 111393252 A (SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION et al.) 10 July 2020<br>(2020-07-10)<br>entire document | 1-23                  |
| E         | CN 111393248 A (SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION et al.) 10 July 2020<br>(2020-07-10)<br>entire document | 1-23                  |
| E         | CN 111393250 A (SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION et al.) 10 July 2020<br>(2020-07-10)<br>entire document | 1-23                  |



Further documents are listed in the continuation of Box C.



See patent family annex.

\* Special categories of cited documents:

“A” document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance

“E” earlier application or patent but published on or after the international filing date

“L” document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)

“O” document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means

“P” document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

“T” later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention

“X” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone

“Y” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art

“&” document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

13 August 2020

Date of mailing of the international search report

27 August 2020

Name and mailing address of the ISA/CN

China National Intellectual Property Administration (ISA/  
CN)  
No. 6, Xitucheng Road, Jimenqiao Haidian District, Beijing  
100088  
China

Facsimile No. (86-10)62019451

Authorized officer

Telephone No.

## INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

**PCT/CN2020/094728****C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT**

| Category* | Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages                                      | Relevant to claim No. |
|-----------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------|
| X         | CN 105503492 A (CHINA HUANQIU CONTRACTING AND ENGINEERING CORPORATION) 20 April 2016 (2016-04-20)<br>claim 6, figure 1  | 1-3, 8, 16, 17        |
| A         | CN 205747680 U (CHINA HUANQIU CONTRACTING AND ENGINEERING CORPORATION) 30 November 2016 (2016-11-30)<br>entire document | 1-23                  |
| A         | EP 3310743 A4 (SILURIA TECHNOLOGIES INC.) 13 February 2019 (2019-02-13)<br>entire document                              | 1-23                  |
| A         | CN 108276237 A (SHANDONG SHENGYUAN PETROCHEMICAL TECHNOLOGY CO., LTD.) 13 July 2018 (2018-07-13)<br>entire document     | 1-23                  |
| A         | DE 10027903 A1 (LINDE AG.) 13 December 2001 (2001-12-13)<br>entire document                                             | 1-23                  |

**INTERNATIONAL SEARCH REPORT**  
**Information on patent family members**

International application No.

**PCT/CN2020/094728**

| Patent document<br>cited in search report |           |    | Publication date<br>(day/month/year) | Patent family member(s) | Publication date<br>(day/month/year) |
|-------------------------------------------|-----------|----|--------------------------------------|-------------------------|--------------------------------------|
| CN                                        | 11394116  | A  | 10 July 2020                         | None                    |                                      |
| CN                                        | 111394121 | A  | 10 July 2020                         | None                    |                                      |
| CN                                        | 111393252 | A  | 10 July 2020                         | None                    |                                      |
| CN                                        | 111393248 | A  | 10 July 2020                         | None                    |                                      |
| CN                                        | 111393250 | A  | 10 July 2020                         | None                    |                                      |
| CN                                        | 105503492 | A  | 20 April 2016                        | CN 105503492            | B 20 March 2018                      |
| CN                                        | 205747680 | U  | 30 November 2016                     | None                    |                                      |
| EP                                        | 3310743   | A4 | 13 February 2019                     | EP 3310743              | A2 25 April 2018                     |
| CN                                        | 108276237 | A  | 13 July 2018                         | None                    |                                      |
| DE                                        | 10027903  | A1 | 13 December 2001                     | None                    |                                      |

## 国际检索报告

国际申请号

PCT/CN2020/094728

| <b>A. 主题的分类</b><br>C10G 53/02(2006.01)i; C07C 7/00(2006.01)i; B01D 53/14(2006.01)i; C07C 9/06(2006.01)i; C07C 11/06(2006.01)i<br>按照国际专利分类(IPC)或者同时按照国家分类和IPC两种分类                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                   |                                                                       |                                     |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------|-------------------------------------|------|-------------------|---------|----|-------------------------------------------------------------------|------|----|--------------------------------------------------------------------|------|---|--------------------------------------------------------------------|------|---|--------------------------------------------------------------------|------|---|--------------------------------------------------------------------|------|---|-----------------------------------------------------------------------|----------------|---|----------------------------------------------------------------|------|
| <b>B. 检索领域</b><br>检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号)<br>C07C; C10G; B01D<br>包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献<br>在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称, 和使用的检索词(如使用))<br>EPTXT;USTXT;DWPI;SIPOABS;WOTXT;JPTXT;CNABS;CNTXT: 中石化炼化, 中国石化工程, 气液, 分离, 烃, 油, 碳三, 碳四, 碳五, 丁烷, 丙烷, 丙烯, 精馏, 胺, 硫, 脱+, gas, liquid, separat+, C4, C3, C5, C2, oil, hydrocarbon, butane, propane, propylene, rectify+, amine, sulphur, de+                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                          |                                                                       |                                     |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| <b>C. 相关文件</b> <table border="1"> <thead> <tr> <th>类 型*</th> <th>引用文件, 必要时, 指明相关段落</th> <th>相关的权利要求</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>PX</td> <td>CN 11394116 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br/>全文</td> <td>1-23</td> </tr> <tr> <td>PX</td> <td>CN 111394121 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br/>全文</td> <td>1-23</td> </tr> <tr> <td>E</td> <td>CN 111393252 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br/>全文</td> <td>1-23</td> </tr> <tr> <td>E</td> <td>CN 111393248 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br/>全文</td> <td>1-23</td> </tr> <tr> <td>E</td> <td>CN 111393250 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br/>全文</td> <td>1-23</td> </tr> <tr> <td>X</td> <td>CN 105503492 A (中国寰球工程公司) 2016年 4月 20日 (2016 - 04 - 20)<br/>权利要求6, 附图1</td> <td>1-3, 8, 16, 17</td> </tr> <tr> <td>A</td> <td>CN 205747680 U (中国寰球工程公司) 2016年 11月 30日 (2016 - 11 - 30)<br/>全文</td> <td>1-23</td> </tr> </tbody> </table> |                                                                       |                                     | 类 型* | 引用文件, 必要时, 指明相关段落 | 相关的权利要求 | PX | CN 11394116 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文 | 1-23 | PX | CN 111394121 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文 | 1-23 | E | CN 111393252 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文 | 1-23 | E | CN 111393248 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文 | 1-23 | E | CN 111393250 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文 | 1-23 | X | CN 105503492 A (中国寰球工程公司) 2016年 4月 20日 (2016 - 04 - 20)<br>权利要求6, 附图1 | 1-3, 8, 16, 17 | A | CN 205747680 U (中国寰球工程公司) 2016年 11月 30日 (2016 - 11 - 30)<br>全文 | 1-23 |
| 类 型*                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                               | 引用文件, 必要时, 指明相关段落                                                     | 相关的权利要求                             |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| PX                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                 | CN 11394116 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文     | 1-23                                |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| PX                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                 | CN 111394121 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文    | 1-23                                |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| E                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | CN 111393252 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文    | 1-23                                |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| E                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | CN 111393248 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文    | 1-23                                |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| E                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | CN 111393250 A (中国石化工程建设有限公司等) 2020年 7月 10日 (2020 - 07 - 10)<br>全文    | 1-23                                |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| X                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | CN 105503492 A (中国寰球工程公司) 2016年 4月 20日 (2016 - 04 - 20)<br>权利要求6, 附图1 | 1-3, 8, 16, 17                      |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| A                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | CN 205747680 U (中国寰球工程公司) 2016年 11月 30日 (2016 - 11 - 30)<br>全文        | 1-23                                |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| <input checked="" type="checkbox"/> 其余文件在C栏的续页中列出。 <input checked="" type="checkbox"/> 见同族专利附件。                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                    |                                                                       |                                     |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| * 引用文件的具体类型:<br>“A” 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件<br>“E” 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利<br>“L” 可能对优先权要求构成怀疑的文件, 或为确定另一篇引用文件的公布日而引用的或者因其他特殊理由而引用的文件(如具体说明的)<br>“O” 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件<br>“P” 公布日先于国际申请日但迟于所要求的优先权日的文件<br>“T” 在申请日或优先权日之后公布, 与申请不相抵触, 但为了理解发明之理论或原理的在后文件<br>“X” 特别相关的文件, 单独考虑该文件, 认定要求保护的发明不是新颖的或不具有创造性<br>“Y” 特别相关的文件, 当该文件与另一篇或者多篇该类文件结合并且这种结合对于本领域技术人员为显而易见时, 要求保护的发明不具有创造性<br>“&” 同族专利的文件                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                   |                                                                       |                                     |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| 国际检索实际完成的日期<br>2020年 8月 13日                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                        |                                                                       | 国际检索报告邮寄日期<br>2020年 8月 27日          |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |
| ISA/CN的名称和邮寄地址<br>中国国家知识产权局(ISA/CN)<br>中国北京市海淀区蓟门桥西土城路6号 100088<br>传真号 (86-10)62019451                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                             |                                                                       | 授权官员<br>李娇<br>电话号码 (86-10) 53962917 |      |                   |         |    |                                                                   |      |    |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                    |      |   |                                                                       |                |   |                                                                |      |

## C. 相关文件

| 类 型* | 引用文件，必要时，指明相关段落                                                               | 相关的权利要求 |
|------|-------------------------------------------------------------------------------|---------|
| A    | EP 3310743 A4 (SILURIA TECHNOLOGIES INC.) 2019年 2月 13日 (2019 - 02 - 13)<br>全文 | 1-23    |
| A    | CN 108276237 A (山东晟原石化科技有限公司) 2018年 7月 13日 (2018 - 07 - 13)<br>全文             | 1-23    |
| A    | DE 10027903 A1 (LINDE AG.) 2001年 12月 13日 (2001 - 12 - 13)<br>全文               | 1-23    |

国际检索报告  
关于同族专利的信息

国际申请号

PCT/CN2020/094728

| 检索报告引用的专利文件 |           |    | 公布日<br>(年/月/日) | 同族专利         | 公布日<br>(年/月/日)  |
|-------------|-----------|----|----------------|--------------|-----------------|
| CN          | 11394116  | A  | 2020年 7月 10日   | 无            |                 |
| CN          | 111394121 | A  | 2020年 7月 10日   | 无            |                 |
| CN          | 111393252 | A  | 2020年 7月 10日   | 无            |                 |
| CN          | 111393248 | A  | 2020年 7月 10日   | 无            |                 |
| CN          | 111393250 | A  | 2020年 7月 10日   | 无            |                 |
| CN          | 105503492 | A  | 2016年 4月 20日   | CN 105503492 | B 2018年 3月 20日  |
| CN          | 205747680 | U  | 2016年 11月 30日  | 无            |                 |
| EP          | 3310743   | A4 | 2019年 2月 13日   | EP 3310743   | A2 2018年 4月 25日 |
| CN          | 108276237 | A  | 2018年 7月 13日   | 无            |                 |
| DE          | 10027903  | A1 | 2001年 12月 13日  | 无            |                 |