



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 112760131 B

(45) 授权公告日 2022.04.12

(21) 申请号 201911065679.1

(22) 申请日 2019.11.04

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 112760131 A

(43) 申请公布日 2021.05.07

(73) 专利权人 中国石化工程建设有限公司
地址 100101 北京市朝阳区安慧北里安园
21号楼

专利权人 中石化炼化工程(集团)股份有限
公司

(72) 发明人 黄孟旗 江盛阳 吴雷 余龙红
丁昱文 吴迪

(74) 专利代理机构 北京思创大成知识产权代理
有限公司 11614

代理人 高爽

(51) Int.Cl.

C10G 53/02 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 106316752 A, 2017.01.11

US 5015364 A, 1991.05.14

WO 2019072803 A1, 2019.04.18

WO 2015094948 A1, 2015.06.25

CN 105503492 A, 2016.04.20

US 2004211703 A1, 2004.10.28

审查员 卢嫦凤

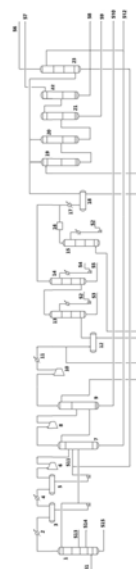
权利要求书3页 说明书15页 附图2页

(54) 发明名称

一种油气回收的方法和装置

(57) 摘要

本发明属于石油化工领域,具体公开了一种油气回收的方法及装置,本发明中在轻烃分离之前将汽油和C4以及C4以下组分提前分开,使得后续流程中无需再采用汽油吸收液化气组分,节省了吸收剂循环的消耗,同时,本发明中轻烃分离过程中物流不再含 H_2S ,降低了轻烃分离回收系统的材质要求,确保了整个工艺的安全性;同时本发明工艺流程简单,操作条件缓和,能量消耗少。



1. 一种油气回收的方法,其特征在于,该方法包括:

(1) 分离:来自上游装置的油气送至分馏塔进行分离,分馏塔塔底与侧线分别采出油浆、柴油以及回炼油,塔顶气相经冷却后送至一级气液分离罐,罐顶气相经再次冷凝后送至二级气液分离罐,罐底液相部分送回分馏塔塔顶,其余部分送至轻重汽油分离塔;二级气液分离罐罐顶气相经压缩后送至轻重汽油分离塔,罐底液相经升压后也送至轻重汽油分离塔;

(2) 轻重汽油分离:来自二级气液分离罐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I,塔顶回流罐I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;

(3) 轻烃-轻汽油分离:来自轻重汽油分离塔塔顶回流罐I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II,塔顶回流罐II罐顶气相经压缩冷却后送至气液分离罐,罐底液相增压后送至气液分离罐,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;

(5) 气相除杂:气液分离罐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 ,在富气碱洗塔内采用碱液脱除硫醇后送至后冷器;

(6) 液相除杂:气液分离罐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采用碱液脱除硫醇后送至后冷器;

(7) 冷却:气相和液相在后冷器内进行初步混合及冷却后送至进料罐;

(8) 进料:来自后冷器的混合物流在进料罐内进行混合及气液平衡后,罐顶气相送至液化气回收塔,罐底液相送至脱甲烷塔;

(9) 脱甲烷:来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷脱除,同时脱除少部分 C_2 及 C_2 以上的组分,脱甲烷塔塔顶气相送至液化气回收塔,塔底液相送至脱乙烷塔;

(10) 脱乙烷:来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内分离 C_2 组分,分离出来的混合 C_2 组分从脱乙烷塔塔顶采出或送至液化气回收塔,塔底 C_3 以及 C_3 以上的液相组分送至脱丙烷塔;

(11) 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 C_3 组分从脱丙烷塔上部作为碳三产品采出,塔底作为碳四产品采出;

(12) 液化气回收:液化气回收塔内,以重汽油为吸收剂回收塔内气相中的液化气组分,液化气回收塔塔顶气相作为干气产品采出,塔底液相返回至轻重汽油分离塔;

所述脱甲烷塔塔顶温度为 $10\sim 30^\circ C$,压力为 $2.2\sim 3.0MPaG$,塔底温度为 $60\sim 100^\circ C$;

所述脱乙烷塔塔顶温度为 $5\sim 20^\circ C$,压力为 $2.6\sim 3.2MPaG$,塔底温度为 $95\sim 120^\circ C$ 。

2. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述方法还包括:

(13) 丙烯精馏:将脱丙烷塔上部采出的碳三产品送至丙烯精馏塔进一步精馏,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。

3. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述上游装置的油气含有 H_2 、 $C_1\sim C_4$ 轻烃、汽油、柴油和重油,所述上游装置为催化裂化、催化裂解和延迟焦化中的至少一种。

4. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,

所述分馏塔塔顶的操作温度为100~140℃,压力为0.1~0.35MPaG;

所述一级气液分离罐的操作温度为60~85℃,压力为0.07~0.32MPaG;所述二级气液分离罐的操作温度为35~50℃,压力为0.03~0.28MPaG;

所述轻重汽油分离塔塔顶的操作温度为55~80℃,塔底操作温度为130~170℃,操作压力为0.2~0.6MPaG;所述轻烃-轻汽油分离塔的操作温度为55~85℃,操作压力为1.0~1.3MPaG;所述重汽油的初馏点为65~85℃,所述轻汽油的干点为60~80℃;

所述富气脱硫塔的操作温度为35~45℃,操作压力为2.0~2.8MPaG;所述液态烃脱硫塔的操作温度为35~45℃,操作压力为2.0~2.8MPaG;

所述进料罐的操作温度为5~20℃,操作压力为1.9~2.7MPaG。

5. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述脱丙烷塔塔顶温度为50~65℃,压力为1.6~2.0MPaG,塔底温度为95~120℃。

6. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述液化气回收塔温度为5~20℃,压力为1.9~2.7MPaG;所述吸收剂为轻重汽油分离塔底采出的重汽油产品,无需从系统外补充。

7. 根据权利要求2所述的方法,其特征在于,所述丙烯精馏塔温度为45~60℃,压力为1.7~2.0MPaG。

8. 一种权利要求1-7中任意一项所述的方法所用的装置,其特征在于,该装置包括:油气进料管线、分馏塔、一级换热器、一级气液分离罐,二级换热器、二级气液分离罐、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、气液分离罐、富气脱硫塔、富气碱洗塔、液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、后冷器、进料罐、脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔、液化气回收塔;

其中,油气进料管线与分馏塔连接,

分馏塔塔顶设置有一级换热器、一级气液分离罐,二级换热器以及二级气液分离罐,侧线设置有柴油采出管线和回炼油采出管线,塔底设置有油浆采出管线;分馏塔塔顶依次与一级换热器、一级气液分离罐串联,一级气液分离罐罐顶依次与二级换热器、二级气液分离罐串联,罐底分别与分馏塔以及轻重汽油分离塔连接;二级气液分离罐罐顶依次与压缩机I、轻重汽油分离塔串联,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、气液分离罐连接,罐底连接增压泵后与气液分离罐连接;

气液分离罐罐顶依次与富气脱硫塔、富气碱洗塔、后冷器连接,罐底依次与液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、后冷器连接;

富气脱硫塔上部设有贫胺液进料管线,富气碱洗塔上部设有碱液进料管线;

后冷器与进料罐连接;

进料罐罐顶与液化气回收塔连接,罐底与脱甲烷塔连接;

脱甲烷塔塔顶与液化气回收塔连接,塔底与脱乙烷塔连接;

脱乙烷塔塔顶设置有碳二采出管线,所述碳二采出管线任选与液化气回收塔连接,塔底与脱丙烷塔连接;

脱丙烷塔上部设有C3产品采出管线,塔底设有C4产品采出管线;

液化气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,所述液化气回收塔上部设有吸收剂进料管线。

9. 根据权利要求8所述的装置,其特征在于,所述装置还包括丙烯精馏塔,所述C3产品采出管线与丙烯精馏塔连接;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。

10. 根据权利要求8所述的装置,其特征在于,所述重汽油采出管线分为两支,其中一支作为液化气回收塔的吸收剂进料管线;

所述脱甲烷塔以及脱乙烷塔塔底均设有重沸器。

一种油气回收的方法和装置

技术领域

[0001] 本发明属于化工领域,更具体地,涉及一种油气回收的方法和装置。

背景技术

[0002] 轻烃是指将石油化工工艺中得到甲烷、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。现有催化裂化、加氢裂化和延迟焦化等气体收率较高的工艺常采用吸收稳定来回收液化气(C3/C4)组分,实现液化气组分与干气(H₂/C1/C2)组分的分离,同时将汽油进行稳定,以保证汽油的蒸汽压合格。

[0003] 吸收稳定工艺有主要是由四塔组成:吸收塔、再吸收塔、脱吸塔及稳定塔,其中液化气的回收率由吸收塔和再吸收塔来控制,液化气的规格由脱吸塔(控制碳二含量)和稳定塔(控制碳五含量)来保证。主要特点是在一定的压力(1.3MPaG~1.6MPaG)及常温下采用汽油作为吸收剂先将富气中大部分液化气组分及少量碳二等吸收下来,然后在合适的条件下将所吸收下来的碳二等轻组分脱吸。因此,采用吸收、脱吸的方法可以在较缓和的操作条件下实现碳二和碳三的分,避免采用精馏的方法(压力较高、温度较低,需要制冷)来分离碳二和碳三,降低了投资和能耗;付出的代价是脱吸塔顶气体中除有碳二外,还有一定的液化气等组分,脱吸气重新返回吸收塔,造成液化气组分在吸收脱吸之间的循环,使吸收稳定系统的能耗增加。

[0004] 经研究及分析,现有吸收稳定工艺方法存在以下不足:

[0005] (1)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,常温下吸收,不制冷,为了确保液化气回收率,汽油循环量大。

[0006] (2)汽油在汽油吸收塔、脱吸塔和稳定塔之间进行循环,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。

[0007] (3)稳定塔(脱丁烷塔)设在末端,汽油所走过流程长,能耗较高;

[0008] (4)脱硫设在干气和液化气产品线上,吸收稳定系统含有H₂S,对材质要求高,且正常操作中可能存在安全隐患。

[0009] 为了解决现有技术中的上述问题,特提出本发明。

发明内容

[0010] 本发明的目的是一种工艺流程简单,操作条件缓和的轻烃分离回收液化气的装置及方法,通过该方法可实现碳三以及碳四组分的高效分离和回收,同时由于轻烃回收系统不含H₂S,降低轻烃回收系统的材质要求,操作上也更加安全。

[0011] 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:

[0012] (1)分离:来自上游装置经过反应后的油气送至分馏塔进行分离,分馏塔塔底与侧线分别采出油浆、柴油以及回炼油,塔顶气相经冷却后送至一级气液分离罐,罐顶气相经再次冷凝后送至二级气液分离罐,罐底液相部分送回分馏塔塔顶,其余部分送至轻重汽油分离塔;二级气液分离罐罐顶气相经压缩后送至轻重汽油分离塔,罐底液相经升压后也送至

轻重汽油分离塔；

[0013] (2) 轻重汽油分离：来自二级气液分离罐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I，塔顶回流罐I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；

[0014] (3) 轻烃-轻汽油分离：来自轻重汽油分离塔塔顶回流罐I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II，塔顶回流罐II罐顶气相经压缩冷却后送至气液分离罐，罐底液相增压后送至气液分离罐，塔底液相作为轻汽油采出；

[0015] (4) 第二气液分离：物料在气液分离罐内进行混合、气液平衡后，再次分离出气相与液相，然后分别进行除杂；

[0016] (5) 气相除杂：气液分离罐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 ，在富气碱洗塔内采用碱液脱除硫醇及少量 H_2S 和 CO_2 后送至后冷器；

[0017] (6) 液相除杂：气液分离罐罐底液相依次在液态烃脱硫塔内以贫胺液为吸收剂脱除 H_2S 和 CO_2 ，在液态烃脱硫醇反应器内采用碱液脱除硫醇及少量 H_2S 和 CO_2 后送至后冷器；

[0018] (7) 冷却：气相和液相在后冷器内进行初步混合及冷却后送至进料罐；

[0019] (8) 进料：来自后冷器的混合物流在进料罐内进行混合及气液平衡后，罐顶气相送至液化气回收塔，罐底液相送至脱甲烷塔；

[0020] (9) 脱甲烷：来自进料罐罐底的液相在脱甲烷塔内将甲烷脱除，同时脱除少部分 C_2 及 C_2 以上的组分，脱甲烷塔塔顶气相送至液化气回收塔，塔底液相送至脱乙烷塔；

[0021] (10) 脱乙烷：来自脱甲烷塔底的液相在脱乙烷塔内分离 C_2 组分，分离出来的混合 C_2 组分从脱乙烷塔塔顶采出或送至液化气回收塔，塔底 C_3 以及 C_3 以上的液相组分送至脱丙烷塔；

[0022] (11) 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 C_3 组分从脱丙烷塔上部作为碳三产品采出，塔底作为碳四产品采出；

[0023] (12) 液化气回收：液化气回收塔内，以重汽油为吸收剂回收塔内气相中的液化气组分，液化气回收塔塔顶气相作为干气产品采出，塔底液相返回至轻重汽油分离塔。

[0024] 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、灵活焦化、浆态床加氢裂化等轻烃收率较高工艺中的油气(包括组分 H_2 、 $C_1\sim C_4$ 轻烃、汽油、重油等)均可使用本发明的装置进行轻烃分离回收液化气。

[0025] 作为本发明的一个优选方案，为了更好的利用反应器出口高温油气的过剩热，本发明首先使用分馏塔将上游装置的油气进一步分离，所述分馏塔塔顶的操作温度为 $100\sim 140^\circ C$ ，压力为 $0.1\sim 0.35MPaG$ 。其中，本发明分馏塔塔顶设置两级气液分离，从分馏塔塔顶采出的气相依次经过冷却、气液分离、再冷却，再次气液分离的过程后，先将大部分汽油在第一级气液分离罐分离出来后直接送至轻重汽油分离塔，以避免汽油被多次冷却和加热，降低投资和能耗。油气经过两级气液分离后，气相再经升压送至轻重汽油分离塔，所述分馏塔塔顶一级气液分离罐的操作温度为 $60\sim 85^\circ C$ ，压力为 $0.07\sim 0.32MPaG$ ；所述分馏塔塔顶二级气液分离罐的操作温度为 $35\sim 50^\circ C$ ，压力为 $0.03\sim 0.28MPaG$ 。

[0026] 作为本发明的一个优选方案，为了进一步分离轻重汽油，所述轻重汽油分离塔塔顶的操作温度为 $55\sim 80^\circ C$ ，塔底操作温度为 $130\sim 170^\circ C$ ，操作压力为 $0.2\sim 0.6MPaG$ ；所述轻

烃-轻汽油分离塔塔顶的操作温度为55~85℃,操作压力为1.0~1.3MPaG;所述重汽油的初馏点为65~85℃,所述轻汽油的干点为60~80℃。

[0027] 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,对气相和液相烃单独进行杂质脱除,主要包括胺洗脱H₂S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,本发明中将第二气液分离采出的轻烃分为气相和液相后再分别进行杂质脱除,由于高压下分离出的气相中重质烃(C₃/C₄烃类)含量较少,进行脱硫时,可能被冷凝到胺液中的重质烃量也较少,可有效避免胺液发泡,确保装置的平稳运行。优选地,所述富气脱硫塔的操作温度为35~45℃,操作压力为2.0~2.8MPaG;所述液态烃脱硫塔的操作温度为35~45℃,操作压力为2.0~2.8MPaG;所述进料罐的操作温度为5~20℃,操作压力为1.9~2.7MPaG。本发明中,胺洗脱H₂S可以采用复合胺液溶剂(即以MDEA为基础的改性溶剂),同时进行H₂S和CO₂的脱除,其中,H₂S可脱除至低于10ppmw,CO₂的脱除效率可达到90~99wt%,胺洗部分实现对H₂S和CO₂的高效脱除后,可有效地气相烃和液相烃进入碱洗脱硫醇反应器物流中H₂S和CO₂的含量,进而降低碱液消耗。

[0028] 由于本发明主要的回收目标为C₃/C₄组分,不必回收C₂组分,故根据C₃/C₄组分饱和蒸汽压较低的原理,在本发明所采用的工艺操作条件下,直接采用一次气液分离就可将大部分C₃/C₄组分冷凝下来,然后依次对冷凝液进行脱甲烷、脱乙烷以及脱丙烷工艺。根据本发明,优选地,所述进料罐温度为5~20℃,压力为1.9~2.7MPaG。

[0029] 对于未被冷凝下来的气相,本发明中将其送至液化气回收塔,回收其中夹带的液化气组分,优选地,所述液化气回收塔温度为5~20℃,压力为1.9~2.7MPaG;所述吸收剂为轻重汽油分离塔塔底采出的稳定汽油产品,无需从系统外补充。

[0030] 本发明为了确保下游回收碳三产品的质量,降低其中的C₂组分含量,同时降低各组分的循环量,依次设置了脱甲烷塔和脱乙烷塔。

[0031] 作为本发明的一个优选方案,所述脱甲烷塔塔顶温度为10~30℃,压力为2.2~3.0MPaG,塔底温度为60~100℃;所述脱乙烷塔塔顶温度为5~20℃,压力为2.6~3.2MPaG,塔底温度为95~120℃;所述脱丙烷塔塔顶温度为50~65℃,压力为1.6~2.0MPaG,塔底温度为95~120℃。由于脱甲烷塔以及脱乙烷塔塔底温位低,且各组分循环量低,塔底重沸器负荷可降低,更加节能。

[0032] 作为本发明的一个优选方案,当需要回收碳二产品时,可以将脱乙烷塔顶得到的碳二产品直接引出,经过杂质脱除后送至下游乙烯装置进一步回收,碳二产品中主要为乙烯和乙烷,并含有约20v%丙烯,其中碳二组分的回收率在50~60wt%。

[0033] 作为本发明的一个优选方案,为了进一步分离出纯度不低于99.6vol%的丙烯,还可以对混合C₃组分进行精馏,具体为所述方法还包括:

[0034] (13) 丙烯精馏:将脱丙烷塔上部采出的碳三产品送至丙烯精馏塔进一步精馏,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。其中,优选地,所述丙烯精馏塔温度为45~60℃,压力为1.7~2.0MPaG。

[0035] 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、分馏塔、一级换热器、一级气液分离罐,二级换热器、二级气液分离罐、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、气液分离罐、富气脱硫塔、富气碱洗塔、液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、后冷器、进料罐、脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔、液化气

回收塔；

[0036] 其中，油气进料管线与分馏塔连接，

[0037] 分馏塔塔顶设置有一级换热器、一级气液分离罐，二级换热器以及二级气液分离罐，侧线设置有柴油采出管线和回炼油采出管线，塔底设置有油浆采出管线；分馏塔塔顶依次与一级换热器、一级气液分离罐串联，一级气液分离罐罐顶依次与二级换热器、二级气液分离罐串联，罐底分别与分馏塔以及轻重汽油分离塔连接；二级气液分离罐罐顶依次与压缩机I、轻重汽油分离塔串联，罐底与轻重汽油分离塔连接；

[0038] 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；

[0039] 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、气液分离罐连接，罐底连接增压泵后与气液分离罐连接；

[0040] 气液分离罐罐顶依次与富气脱硫塔、富气碱洗塔、后冷器连接，罐底依次与液态烃脱硫塔、液态烃脱硫醇反应器、后冷器连接；

[0041] 富气脱硫塔上部设有贫胺液进料管线，富气碱洗塔上部设有碱液进料管线；

[0042] 后冷器与进料罐连接；

[0043] 进料罐罐顶与液化气回收塔连接，罐底与脱甲烷塔连接；

[0044] 脱甲烷塔塔顶与液化气回收塔连接，塔底与脱乙烷塔连接；

[0045] 脱乙烷塔塔顶设置有碳二采出管线，所述碳二采出管线任选与液化气回收塔连接，塔底与脱丙烷塔连接；

[0046] 脱丙烷塔上部设有C3产品采出管线，塔底设有C4产品采出管线；

[0047] 液化气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，所述液化气回收塔上部设有吸收剂进料管线。

[0048] 作为本发明的一个优选方案，所述装置还包括丙烯精馏塔，所述C3产品采出管线与丙烯精馏塔连接；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。

[0049] 作为本发明的一个优选方案，所述重汽油采出管线分为两支，其中一支作为液化气回收塔的吸收剂进料管线；所述脱甲烷塔以及脱乙烷塔塔底均设有重沸器。

[0050] 与现有技术相比，本发明具有如下优点：

[0051] (1) 本发明将大部分液化气组分通过直接冷凝回收，而不是采用汽油作为吸收剂来回收液化气组分，汽油循环量大幅降低，从而大幅降低了能耗。本发明同时可保证碳三组分、碳四组分的回收率均大于99wt%，且进一步分离得到的丙烯产品中C2含量不大于200ppmv。

[0052] (2) 本发明充分利用压缩后富气的热量来分离轻、重汽油，降低了轻、重汽油分离所需的能耗，同时，使得后续流程中无需再采用汽油吸收液化气组分，节省了吸收剂循环的消耗。

[0053] (3) 本发明中分馏塔顶采用两级冷凝冷却，将大部分汽油从一级气液分离出口在较高的温度下直接分离出来并送至轻重汽油分离塔，降低了轻重汽油分离所需能耗，同时避免大量汽油被反复冷却和加热，降低了投资和能耗。

[0054] (4) 本发明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(C3/C4烃)含量减少,可能被冷凝到胺液中的重质烃量也较少,可有效避免胺液发泡,确保装置的平稳运行。

[0055] (5) 本发明中硫化氢和硫醇在进入轻烃分离系统之前被脱除,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CO₂被脱除,可提高下游产品的质量。

[0056] (6) 本发明中液化气回收塔采用重汽油来回收少量液化气组分,由于该塔中液化气组分主要以碳四组分为主,采用重汽油回收碳四组分效果好,且液化气回收塔顶出来的干气中碳五及以上组分会大幅降低,碳五及以上组分损失相应减少。

[0057] 本发明的其它特征和优点将在随后具体实施方式部分予以详细说明。

附图说明

[0058] 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。

[0059] 图1示出了本发明实施例1中催化裂化轻烃分离回收液化气的工艺流程图。

[0060] 图2示出了本发明实施例中2催化裂化轻烃分离回收液化气的工艺流程图。

[0061] 附图标记说明:

[0062] 1、分馏塔;2、一级换热器;3、一级气液分离罐;4、二级换热器;5、二级气液分离罐;6、压缩机I;7、轻重汽油分离塔;8、压缩机II;9、轻烃-轻汽油分离塔;10、压缩机III;11、冷却器;12、气液分离罐;13、富气脱硫塔;14、富气碱洗塔;15、液态烃脱硫塔;16、液态烃脱硫醇反应器;17、后冷器;18、进料罐;19、脱甲烷塔;20、脱乙烷塔;21、脱丙烷塔;22、丙烯精馏塔;23、液化气回收塔;

[0063] S1、来自上游装置的油气;S2、贫胺液;S3、富胺液;S4、碱液;S5、待再生碱液;S6、干气;S7、丙烯产品;S8、丙烷产品;S9、碳四产品;S10、轻汽油;S11、粗汽油;S12、重汽油;S13、柴油;S14、回炼油;S15、油浆;S16、碳二产品。

具体实施方式

[0064] 下面将更详细地描述本发明的优选实施方式。虽然以下描述了本发明的优选实施方式,然而应该理解,可以以各种形式实现本发明而不应被这里阐述的实施方式所限制。

[0065] 下列实施例中原料油气的性质如表1及表2所示:

[0066] 表1分馏塔入口高温油气的流量

[0067]

项目	数值
温度 °C	550
压力 MPaG	0.12
总进料量, kg/hr	347503
各组分质量流量, kg/hr	
H ₂	730
CO ₂	742

	O ₂	176
	N ₂	2813
	CH ₄	6308
	C ₂ H ₆	6892
	C ₂ H ₄	11871
	C ₃ H ₆	51719
	C ₃ H ₈	9398
	IC ₄ H ₁₀	21150
	NC ₄ H ₁₀	6598
[0068]	IC ₄ H ₈	17094
	NC ₄ H ₈	7068
	TC ₄ H ₈	10023
	CC ₄ H ₈	7284
	H ₂ S	173
	H ₂ O	77150
	汽油	65967
	柴油	38049
	油浆	6298
	合计	347503

[0069] 表2原料中汽油、柴油及油浆的性质

项目	汽油	柴油	油浆
密度, 20℃	0.8167	0.9567	1.0764
馏出百分数, v%	恩式蒸馏 (D-86), °C		D-1160, °C
0	42	185	310

[0071]	10	91	232	422
	30	99	251	434
	50	129	267	449
	70	145	305	484
	90	162	344	565
	100	187	365	585

[0072] 实施例1

[0073] 油气回收的装置：油气进料管线、分馏塔1、一级换热器2、一级气液分离罐3，二级换热器4、二级气液分离罐5、压缩机I 6、轻重汽油分离塔7、压缩机II 8、轻烃-轻汽油分离塔9、压缩机III 10、冷却器11、气液分离罐12、富气脱硫塔13、富气碱洗塔14、液态烃脱硫塔15、液态烃脱硫醇反应器16、后冷器17、进料罐18、脱甲烷塔19、脱乙烷塔20、脱丙烷塔21、丙烯精馏塔22、液化气回收塔23；

[0074] 其中，油气进料管线与分馏塔1连接，

[0075] 分馏塔塔顶设置有一级换热器2、一级气液分离罐3，二级换热器4以及二级气液分离罐5，侧线设置有柴油采出管线和回炼油采出管线，塔底设置有油浆采出管线；分馏塔塔顶依次与一级换热器2、一级气液分离罐3串联，一级气液分离罐3罐顶依次与二级换热器4、二级气液分离罐5串联，罐底分别与分馏塔1以及轻重汽油分离塔7连接；二级气液分离罐4罐顶依次与压缩机I 6、轻重汽油分离塔7串联，罐底与轻重汽油分离塔7连接；

[0076] 轻重汽油分离塔7塔顶设置有回流罐I，回流罐I罐顶依次与压缩机II 8、轻烃-轻汽油分离塔9连接，罐底连接增压泵后与轻烃-轻汽油分离塔9连接，轻重汽油分离塔7塔底设置重汽油采出管线；

[0077] 轻烃-轻汽油分离塔9塔顶设置有回流罐II，回流罐II罐顶依次与压缩机III 10、冷却器11、气液分离罐12连接，罐底连接增压泵后与气液分离罐12连接；

[0078] 气液分离罐12罐顶依次与富气脱硫塔13、富气碱洗塔14、后冷器17连接，罐底依次与液态烃脱硫塔15、液态烃脱硫醇反应器16、后冷器17连接；

[0079] 富气脱硫塔13上部设有贫胺液进料管线，富气碱洗塔14塔上部设有碱液进料管线；后冷器17与进料罐18连接；进料罐18罐顶与液化气回收塔23连接，罐底与脱甲烷塔19连接；

[0080] 脱甲烷塔19塔顶与液化气回收塔23连接，塔底与脱乙烷塔20连接，塔底设有重沸器；脱乙烷塔20塔顶与液化气回收塔23连接，塔底与脱丙烷塔21连接，塔底设有重沸器；脱丙烷塔上部与丙烯精馏塔22连接，塔底设有C4产品采出管线；

[0081] 丙烯精馏塔22塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线；液化气回收塔23塔顶设有干气采出管线，塔底与轻重汽油分离塔7连接，液化气回收塔23上部设有吸收剂进料管线，该吸收剂进料管线与稳定汽油采出管线的其中一支连接。

[0082] 采用如图1所示的工艺流程进行油气回收，具体过程包括：

[0083] (1) 分离:来自上游催化裂解装置反应器出口的油气(产品组成见表1、表2)送至分馏塔1进行分离,分馏塔1塔底与侧线分别采出油浆、柴油以及回炼油,塔顶气相经冷却后送至一级气液分离罐3,罐顶气相经再次冷凝后送至二级气液分离罐5,罐底液相部分送回分馏塔1塔顶,其余部分送至轻重汽油分离塔7;二级气液分离罐5罐顶气相经压缩后送至轻重汽油分离塔7,罐底液相经升压后也送至轻重汽油分离塔7;分馏塔1塔顶的操作温度为100~140℃,压力为0.1~0.35MPaG;一级气液分离罐3的操作温度为60~85℃,压力为0.07~0.32MPaG;二级气液分离罐5的操作温度为35~50℃,压力为0.03~0.28MPaG;

[0084] (2) 轻重汽油分离:来自二级气液分离罐5的物料进入轻重汽油分离塔7,塔顶馏出气相经冷凝进入塔顶回流罐I,塔顶回流罐I罐顶气相经压缩后送至轻烃-轻汽油分离塔9,罐底液相增压后送至轻烃-轻汽油分离塔9,轻重汽油分离塔7的部分塔底液相作为重汽油产品S12采出,其余部分作为吸收剂送至液化气回收塔23;轻重汽油分离塔7塔顶的操作温度为55~80℃,塔底操作温度为130~170℃,操作压力为0.2~0.6MPaG,重汽油的初馏点为65~85℃;

[0085] (3) 轻烃-轻汽油分离:来自轻重汽油分离塔7塔顶回流罐I的物流进入轻烃-轻汽油分离塔9,塔顶馏出气相进入塔顶回流罐II,塔顶回流罐II罐顶气相经压缩冷却后送至气液分离罐12,罐底液相增压后送至气液分离罐12,塔底液相作为轻汽油产品S10采出;轻烃-轻汽油分离塔9的操作温度为55~85℃,操作压力为1.0~1.3MPaG,轻汽油的干点为60~80℃;

[0086] (4) 第二气液分离:物料在气液分离罐12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;

[0087] (5) 气相除杂:气液分离罐12罐顶气相依次在富气脱硫塔13内以贫胺液S2为吸收剂脱 H_2S 和 CO_2 ,在富气碱洗塔14内以碱液S4为脱除硫醇及少量 H_2S 和 CO_2 后送至后冷器17;富气脱硫塔13的操作温度为35~45℃,操作压力为2.0~2.8MPaG;

[0088] (6) 液相除杂:气液分离罐12罐底液相依次在液态烃脱硫塔15内脱除 H_2S 和 CO_2 ,在液态烃脱硫醇反应器16内脱除硫醇后送至后冷器17;液态烃脱硫塔15的操作温度为35~45℃,操作压力为2.0~2.8MPaG;

[0089] (7) 冷却:气相和液相在后冷器17内进行初步混合及冷却后送至进料罐18;

[0090] (8) 进料:来自后冷器17的混合物流在进料罐18内进行混合及气液平衡后,罐顶气相送至液化气回收塔23,罐底液相送至脱甲烷塔19;进料罐18的操作温度为5~20℃,操作压力为1.9~2.7MPaG;

[0091] (9) 脱甲烷:来自进料罐18罐底的液相在脱甲烷塔19内将甲烷脱除,同时脱除少部分C2及C2以上的组分,脱甲烷塔19塔顶气相送至液化气回收塔23,塔底液相送至脱乙烷塔20;脱甲烷塔19塔顶温度为10~30℃,压力为2.2~3.0MPaG,塔底温度为60~100℃;

[0092] (10) 脱乙烷:来自脱甲烷塔19底的液相在脱乙烷塔20内分离C2组分,分离出来的混合C2组分从脱乙烷塔20塔顶采出后送至液化气回收塔23,塔底C3以及C3以上的液相组分送至脱丙烷塔21;脱乙烷塔20塔顶温度为5~20℃,压力为2.6~3.2MPaG,塔底温度为95~120℃;

[0093] (11) 脱丙烷:来自脱乙烷塔20塔底的液相组分在脱丙烷塔21内进一步分离,分离出来的C3组分从脱丙烷塔21上部采出后送至丙烯精馏塔22,塔底作为碳四产品S9采出;脱

丙烷塔21塔顶温度为50~65℃,压力为1.6~2.0MPaG,塔底温度为95~120℃;

[0094] (12) 液化气回收:液化气回收塔23内,以重汽油为吸收剂回收塔内气相中的液化气组分,液化气回收塔23塔顶气相作为干气产品S6采出,塔底液相返回至轻重汽油分离塔7;液化气回收塔23温度为5~20℃,压力为1.9~2.7MPaG;

[0095] (13) 丙烯精馏:将脱丙烷塔21上部采出的C3组分送至丙烯精馏塔22进一步精馏,丙烯精馏塔22塔顶气相作为丙烯产品S7采出,塔底液相作为丙烷产品S8采出;丙烯精馏塔22温度为45~60℃,压力为1.7~2.0MPaG。

[0096] 通过上述方法分离出的产品性质如表3、表4和表5所示。

[0097] 表-3

[0098]

项目	干气	混合碳四	轻汽油	重汽油	丙烯	丙烷
温度	40	40	40	40	40	40
压力 MPaG	2.0	1.6	0.6	0.6	2	2
气化分率	1	0	0	0	0	0

质量流率 kg/hr	31922	68872	16060	48185	51411	9611
组分	摩尔组成					
H ₂	0.23011	0	0	0	0	0
CO ₂	200ppmw	0	0	0	0	0
O ₂	0.00349	0	0	0	0	0
N ₂	0.06380	0	0	0	0	0
CH ₄	0.24985	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0.14362	0	0	0	0.0002	
C ₂ H ₄	0.26888	0	0	0	0	
C ₃ H ₆	0.00859	0.00220	0	0	0.996	0.01
C ₃ H ₈	0.00037	0.00370	0	0	0.0038	0.932
IC ₄ H ₁₀	0	0.29478	0.0021	0	0	0.01886
NC ₄ H ₁₀	0	0.09324	0.0025	0	0	0.00019
IC ₄ H ₈	0	0.24802	0.0017	0	0	0.02736
NC ₄ H ₈	0	0.10297	0.0011	0	0	0.00982
TC ₄ H ₈	0	0.14663	0.0039	0	0	0.00150
CC ₄ H ₈	0	0.10599	0.005	0	0	0.00015
H ₂ S	1ppmw	1ppmw	0	0	1ppmw	1ppmw
RSH	0	8ppmw			8ppmw	8ppmw
C5+	0.0206	0.00331	0.9837	1.00	0	0
合计	1.000	1.000	1.00	1.000	1.000	1.000

[0099] 表4

项目	数值	
	轻汽油	重汽油
密度 (20℃), g/cm ³	0.649	0.787
C4组分含量, v%	1.63	0

[0101]

D86曲线, v%	温度, °C	
	0	35.3
5	39.3	82.6
10	43.5	91.6
30	48.5	106.5
50	53.6	126.9
70	56.9	146.7
90	61.3	167.9
95	65.6	180.3
100	69.8	188.0

[0103] 表5柴油及油浆产品的性质

项目	柴油	油浆
流量, kg/h	38049	6298
密度, 20°C	0.9572	1.0775
馏出百分数, v%	恩式蒸馏 (D-86), °C	D-1160, °C
0	187	325
10	235	416
30	252	442
50	264	460
70	303	485
90	347	562
100	366	585

[0105] 实施例2

[0106] 采用如图2所示的工艺流程进行油气回收,与实施例1仅存在的区别在于:

[0107] (10) 脱乙烷:来自脱甲烷塔19塔底的液相在脱乙烷塔20内进一步分离C2组分,分离出来的混合C2组分从脱乙烷塔20塔顶采出,副产得到碳二产品S16,塔底C3以及C3以上的

液相组分送至脱丙烷塔21。

[0108] 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6至表8所示。

[0109] 表6

项目	干气	混合碳二	混合碳四	轻汽油	重汽油	丙烯	丙烷
温度	40	15	40	40	40	40	40
压力 MPaG	2.0	2.5	1.6	0.6	0.6	2	2
气化分率	1	1	0	0	0	0	0
质量流率 kg/hr	20416	15511	68883	16056	48185	46761	9523
组分		摩尔组成					
H ₂	0.3411	0	0	0	0	0	0
CO ₂	200ppmw	200ppmw	0	0	0	0	0
O ₂	0.00549	0	0	0	0	0	0
N ₂	0.08272	0	0	0	0	0	0
CH ₄	0.3586	0.01	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0.06367	0.464	0	0	0	0.0002	
C ₂ H ₄	0.1189	0.3540	0	0	0	0	
C ₃ H ₆	0.00855	0.1513	0.00220	0	0	0.996	0.01
C ₃ H ₈	0.00037	0.0205	0.00371	0	0	0.0038	0.932
IC ₄ H ₁₀	0	0.0002	0.29477	0.0021	0	0	0.01886
NC ₄ H ₁₀	0		0.09324	0.0025	0	0	0.00019
IC ₄ H ₈	0		0.24802	0.0017	0	0	0.02736
NC ₄ H ₈	0		0.10297	0.0011	0	0	0.00982

[0110]

[0111]

TC ₄ H ₈	0		0.14663	0.0039	0	0	0.00150
CC ₄ H ₈	0		0.10599	0.005	0	0	0.00015
H ₂ S	10ppmw	1ppmw	1ppmw	0	0	1ppmw	1ppmw
RSH	0	10ppmw	10ppmw			10ppmw	10ppmw
C5+	0.0206		0.00331	0.9837	1.00	0	0
合计	1.000	1.000	1.000	1.00	1.000	1.000	1.000

[0112] 表7

[0113]

项目	数值	
	轻汽油	重汽油
密度 (20℃), g/cm ³	0.6492	0.7871
C4组分含量, v%	1.63	0
D86曲线, v%	温度, °C	
0	35.3	72.5
5	39.1	82.6
10	43.5	91.6
30	48.5	106.5
50	53.6	126.3
70	56.9	146.7
90	61.3	166.9
95	65.5	180.1
100	69.8	188.9

[0114] 表8柴油及油浆产品的性质

[0115]

项目	柴油	油浆
----	----	----

	流量, kg/h	38049	6298
	密度, 20℃	0.9572	1.0775
	馏出百分数, v%	恩式蒸馏 (D-86), °C	D-1160, °C
	0	187	325
[0116]	10	235	416
	30	252	442
	50	264	460
	70	305	487
	90	347	562
	100	365	586

[0117] 由此可知,本发明通过缓和的操作条件分离轻烃回收液化气,实现了碳三以及碳四组分的高效分离和回收,其回收率均大于99wt%,且进一步分离得到的丙烯产品中C2含量不大于200ppmv。且由实施例2可知,本发明还可以副产得到碳二产品,且碳二产品的回收率可达50~60%。

[0118] 以上已经描述了本发明的各实施例,上述说明是示例性的,并非穷尽性的,并且也不限于所披露的各实施例。在不偏离所说明的各实施例的范围和精神的情况下,对于本技术领域的普通技术人员来说许多修改和变更都是显而易见的。

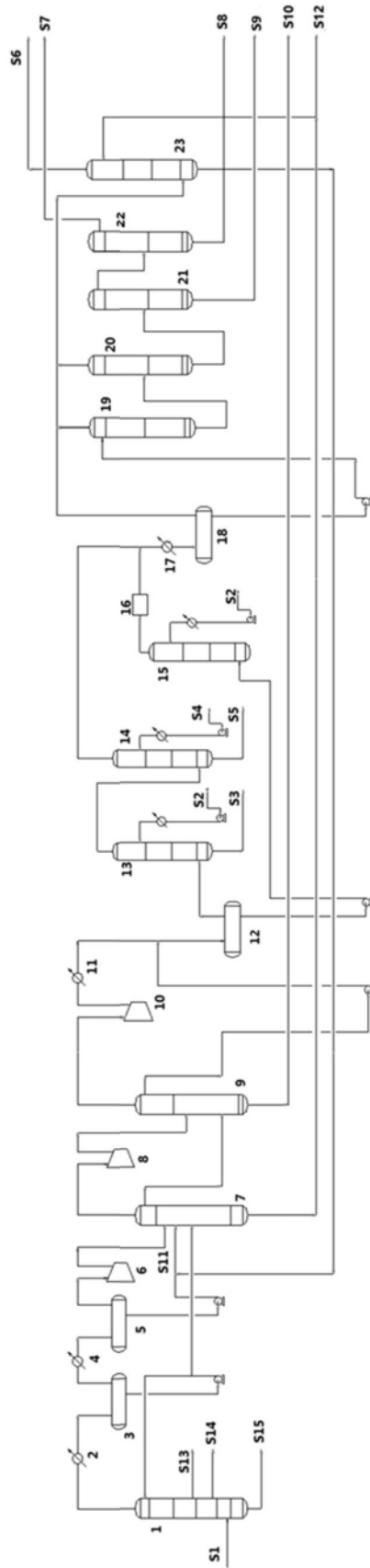


图1

