



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 112760133 B

(45) 授权公告日 2022. 02. 22

(21) 申请号 201911065695.0

(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 112760133 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 余龙红 吴雷 江盛阳

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

US 5015364 A, 1991.05.14

WO 9640604 A1, 1996.12.19

CN 105985214 A, 2016.10.05

CN 108276236 A, 2018.07.13

CN 106316752 A, 2017.01.11

审查员 卢嫦凤

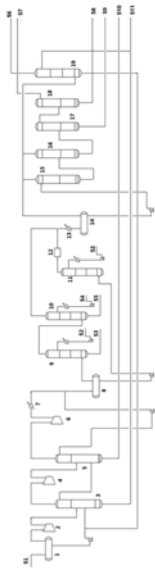
权利要求书2页 说明书12页 附图2页

(54) 发明名称

一种油气回收的方法和装置

(57) 摘要

本发明属于化工领域,具体公开了一种油气回收的方法和装置,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,本发明中分别对第二气液平衡罐出口气相和液相烃进行单独脱硫,轻烃分离过程中物流不再含H₂S,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) 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分离塔,罐顶气相经压缩机升压后送至轻重汽油分离塔;

(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;

(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,塔底液相作为轻汽油采出,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;

(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;

(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 ,在富气碱洗塔内采用碱液脱除硫醇后送至冷却器;

(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采用碱液脱除硫醇后送至冷却器;

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

(8) 进料:来自冷却器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,以稳定汽油为吸收剂吸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。

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包括 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 $0.2\sim 0.6 MPaG$;

所述轻烃-轻汽油分离塔塔顶的操作温度为 $55\sim 85^\circ C$,操作压力为 $1.0\sim 1.3 MPaG$;

所述重汽油的初馏点为 $65\sim 85^\circ C$,所述轻汽油的干点为 $60\sim 80^\circ C$;

所述气液分离罐II的操作温度为 $35\sim 45^\circ C$,操作压力为 $2.0\sim 2.8 MPaG$;

所述富气脱硫塔的操作温度为 $35\sim 45^\circ C$,操作压力为 $2.0\sim 2.8 MPaG$;

所述液态烃脱硫塔的操作温度为35~45℃,操作压力为2.2~3.0MPaG;

所述进料罐的操作温度为5~20℃。

5. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,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℃;所述液化气回收塔温度为5~20℃,压力为1.9~2.7MPaG,所述稳定汽油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。

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

7. 权利要求1-6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、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I、气液分离罐II、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、冷却器II、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I、气液分离罐II连接,罐底与气液分离罐II连接;

气液分离罐II罐顶依次与富气脱硫塔、富气碱洗塔、冷却器II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II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;

冷却器II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。

8. 根据权利要求7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。

9. 根据权利要求7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。

10. 根据权利要求7所述的装置,其特征在于,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] 本发明属于炼油及化工领域,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(H_2 /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,经冷却后再返回吸收塔。这样,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重组分,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40℃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 H_2S ,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,操作条件缓和的油气回收的方法和装置,通过该方法可实现液化气的高效分离和回收,同时本发明采用气相和液相分别进行脱硫、脱硫醇,脱硫效果更好,操作更加灵活;由于轻烃回收系统中不含 H_2S ,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)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分离塔,罐顶气相经压缩机升压后送至轻重汽油分离塔;

[0013] (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;

[0014] (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, 塔底液相作为轻汽油采出, 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;

[0015] (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;

[0016] (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 , 在富气碱洗塔内采用碱液脱除硫醇及少量 H_2S 和 CO_2 后送至冷却器;

[0017] (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以贫胺液为吸收剂脱 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 后送至冷却器;

[0018] (7) 冷却: 经过除杂的气态轻烃与液态轻烃在冷却器内进行混合及冷却后送至进料罐;

[0019] (8) 进料: 来自冷却器的混合物流在进料罐内进行混合、预吸收及气液平衡后, 罐顶气相送至液化气回收塔, 罐底液相送至分离单元;

[0020] (9) 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 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, 以稳定汽油为吸收剂吸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产率较高的工艺中的分馏塔顶出口的油气 (包括组分 H_2 、 $C_1 \sim C_4$ 轻烃、汽油、柴油和重油等) 均可使用本发明的装置进行轻烃分离回收液化气。

[0025] 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分离塔, 罐顶气相经压缩机升压后送至轻重汽油分离塔。油气在轻重汽油分离塔中分离出重汽油, 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 $55 \sim 80^\circ C$, 塔底操作温度为 $130 \sim 170^\circ C$, 操作压力为 $0.2 \sim 0.6 MPaG$; 所述轻烃-轻汽油分离塔塔顶的操作温度为 $55 \sim 85^\circ C$, 操作压力为 $1.0 \sim 1.3 MPaG$; 所述重汽油的初馏点为 $65 \sim 85^\circ C$, 所述轻汽油的干点为 $60 \sim 80^\circ C$ 。

[0026] 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 H_2S 和 CO_2 及碱洗脱硫醇。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2.0~2.8MPaG。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。

[0027] 本发明中,为了满足相关产品回收的要求,优选地,胺洗采用复合胺液溶剂(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降低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] 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2.0~2.8MPaG;所述液态烃脱硫塔的操作温度为35~45℃,操作压力为2.2~3.0MPaG。

[0029] 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5~20℃。

[0030] 根据本发明,优选地,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℃。所述液化气回收塔温度为5~20℃,压力为1.9~2.7MPaG,所述稳定汽油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。

[0031] 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:

[0032] (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,所述丙烯精馏塔的操作温度为45~60℃,操作压力为1.7~2.0MPaG。

[0033] 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Ⅰ、气液分离罐Ⅱ、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、冷却器Ⅱ、进料罐、脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔、液化气回收塔;

[0034] 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;

[0035] 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;

[0036] 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Ⅰ、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;

[0037] 气液分离罐Ⅱ罐顶依次与富气脱硫塔、富气碱洗塔、冷却器Ⅱ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Ⅱ连接;

[0038] 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;

[0039] 冷却器Ⅱ与进料罐连接;

- [0040] 进料罐罐顶与液化气回收塔连接,罐底与脱甲烷塔连接;
- [0041] 脱甲烷塔塔顶与液化气回收塔连接,塔底与脱乙烷塔连接;
- [0042] 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;
- [0043] 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;
- [0044] 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。
- [0045] 根据本发明,优选地,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。
- [0046] 根据本发明,优选地,所述稳定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;所述压缩机I分为多段,段间通过液相采出管线与所述轻烃-轻汽油分离塔连接。
- [0047] 与现有技术相比,本发明具有如下优点:
- [0048] (1) 本发明通过选用合适的工艺参数,大部分液化气组分通过直接冷凝被回收,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。
- [0049] (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。
- [0050] (3) 本发明中由于脱甲烷塔以及脱乙烷塔塔底温位低,且各组分循环量小,塔底重沸器负荷大幅降低,更加节能。
- [0051] (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。
- [0052] (5) 本发明中硫化氢和硫醇在进入轻烃回收单元之前被脱除,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。
- [0053] (6) 本发明工艺流程简单,操作条件缓和,能量消耗少。
- [0054] 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

- [0055] 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。
- [0056] 图1示出了本发明实施例1中油气回收的工艺流程图。
- [0057] 图2示出了本发明实施例2中油气回收的工艺流程图。
- [0058] 附图标记说明:

[0059] 1、气液分离罐I;2、压缩机I;3、轻重汽油分离塔;4、压缩机II;5、轻烃-轻汽油分离塔;6、压缩机III;7、冷却器I;8、气液分离罐II;9、富气脱硫塔;10、富气碱洗塔;11、液态烃脱硫塔;12、液态烃脱硫醇反应器;13、冷却器II;14、进料罐;15、脱甲烷塔;16、脱乙烷塔;17、脱丙烷塔;18、丙烯精馏塔;19、液化气回收塔;

[0060] 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、重汽油;S12、碳二产品。

具体实施方式

[0061] 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。

[0062] 下列实施例中原料油气的性质如表1所示,油气中C5+组分的性质如表2所示:

[0063] 表1

[0064]

项目	数值
温度 °C	40
压力 MPaG	0.5
进料速度 kg/hr	303164.7
质量分率	
H ₂	0.00241
CO ₂	0.00245
O ₂	0.00058

[0065]

N ₂	0.00928
CH ₄	0.02081
C ₂ H ₆	0.02273
C ₂ H ₄	0.03916
C ₃ H ₆	0.17060
C ₃ H ₈	0.03100
IC ₄ H ₁₀	0.06976
NC ₄ H ₁₀	0.02176
IC ₄ H ₈	0.05639
NC ₄ H ₈	0.02331
TC ₄ H ₈	0.03306
CC ₄ H ₈	0.02403
H ₂ S	0.00057
C5+	0.47211

[0066] 表2

[0067]

项目	数值
密度, 20℃	0.8167
恩式蒸馏 (D-86) , °C	馏出百分数, v%
0	42
10	91
30	99
50	129
70	145
90	162

[0068]	100	187
--------	-----	-----

[0069] 实施例1

[0070] 油气回收的装置包括：

[0071] 油气进料管线、气液分离罐I 1、压缩机I 2、轻重汽油分离塔3、压缩机II 4、轻烃-轻汽油分离塔5、压缩机III 6、冷却器I 7、气液分离罐II 8、富气脱硫塔9、富气碱洗塔10、液态烃脱硫塔11、液态烃脱硫醇反应器12、冷却器II 13、进料罐14、脱甲烷塔15、脱乙烷塔16、脱丙烷塔17、丙烯精馏塔18、液化气回收塔19；

[0072] 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、轻重汽油分离塔3连接，罐底与轻重汽油分离塔3连接；

[0073] 轻重汽油分离塔3塔顶设置有回流罐I，回流罐I罐顶依次与压缩机II 4、轻烃-轻汽油分离塔5连接，罐底连接增压泵后与轻烃-轻汽油分离塔5连接，轻重汽油分离塔5塔底设置重汽油采出管线，重汽油采出管线分为两支，其中一支作为液化气回收塔19的吸收剂进料管线；

[0074] 轻烃-轻汽油分离塔5塔顶设置有回流罐II，回流罐II罐顶依次与压缩机III 6、冷却器I 7、气液分离罐II 8连接，罐底连接增压泵后与气液分离罐II 8连接；

[0075] 气液分离罐II 8罐顶依次与富气脱硫塔9、富气碱洗塔10、冷却器II 13连接，罐底依次与液态烃脱硫塔11、液态烃脱硫醇反应器12、冷却器II 13连接；

[0076] 富气脱硫塔9上部设有贫胺液进料管线，富气碱洗塔10塔上部设有碱液进料管线；

[0077] 冷却器II 13与进料罐14连接；

[0078] 进料罐14罐顶与液化气回收塔19连接，罐底与脱甲烷塔15连接；

[0079] 脱甲烷塔15塔顶与液化气回收塔19连接，塔底与脱乙烷塔16连接，塔底设置有重沸器；

[0080] 脱乙烷塔16塔顶与液化气回收塔19连接，塔底与脱丙烷塔17连接，塔底设置有重沸器；

[0081] 脱丙烷塔17上部与丙烯精馏塔18连接，塔底设有C4产品采出管线；

[0082] 丙烯精馏塔18塔顶设有丙烯产品采出管线，塔底设有丙烷产品采出管线。

[0083] 液化气回收塔19塔顶设有干气采出管线，塔底与轻重汽油分离塔3连接，液化气回收塔19上部设有吸收剂进料管线。

[0084] 采用上述装置进行油气回收，回收流程如图1所示：

[0085] (1) 第一气液分离：来自上游催化裂解装置装置分馏塔顶出口冷却后的油气(产品组成见表1、表2)经冷凝冷却后送至气液分离罐I1进行气液分离，罐底的液相经增压送至轻重汽油分离塔3，罐顶气相经压缩机升压后送至轻重汽油分离塔3；

[0086] (2) 轻重汽油分离：来自气液分离罐I1的物料进入轻重汽油分离塔3，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5，罐底液相增压后送至轻烃-轻汽油分离塔5，轻重汽油分离塔3的至少部分塔底液相作为重汽油产品S11采出；其中，轻重汽油分离塔3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℃。

[0087] (3) 轻烃-轻汽油分离：来自轻重汽油分离塔3塔顶回流罐的物流进入轻烃-轻汽油

分离塔5,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 8,罐底液相增压后送至气液分离罐Ⅱ 8,塔底液相作为轻汽油产品S10采出;其中,轻烃-轻汽油分离塔5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℃;

[0088] (4) 第二气液分离:物料在气液分离罐Ⅱ 8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 8的操作温度为35~45℃,操作压力为2.0~2.8MPaG;

[0089] (5) 气相除杂:气液分离罐Ⅱ 8分离出的罐顶气相依次在富气脱硫塔9内以贫胺液S2为吸收剂脱 H_2S 和 CO_2 ,在富气碱洗塔10内以碱液S4为吸收剂脱除硫醇及少量 H_2S 和 CO_2 后送至冷却器;其中,富气脱硫塔9的操作温度为35~45℃,操作压力为2.0~2.8MPaG;富气碱洗塔10的操作温度为35~45℃,操作压力为1.9~2.7MPaG;

[0090] (6) 液相除杂:气液分离罐Ⅱ 8分离出的罐底液相依次在液态烃脱硫塔11内脱除 H_2S 和 CO_2 ,在液态烃脱硫醇反应器12内脱除硫醇及少量 H_2S 和 CO_2 后送至冷却器;其中,液态烃脱硫塔11的操作温度为35~45℃,操作压力为2.2~3.0MPaG;

[0091] (7) 冷却:经过除杂的气态轻烃与液态轻烃在冷却器内进行混合及冷却后送至进料罐14;

[0092] (8) 进料:来自冷却器的混合物流在进料罐14内进行混合、预吸收及气液平衡后,罐顶气相送至液化气回收塔19,罐底液相送至脱甲烷塔15;其中,进料罐14的操作温度为5~20℃,操作压力为1.9~2.7MPaG

[0093] (9) 脱甲烷:来自进料罐14罐底的液相在脱甲烷塔15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15塔顶气相送至液化气回收塔19,塔底液相送至脱乙烷塔16;

[0094] (10) 脱乙烷:来自脱甲烷塔15底的液相在脱乙烷塔16内分离C2组分,分离出来的混合C2组分从脱乙烷塔16塔顶采出后送至液化气回收塔19,塔底C3以及C3以上的液相组分送至脱丙烷塔17;

[0095] (11) 脱丙烷:来自脱乙烷塔16塔底的液相组分在脱丙烷塔17内进一步分离,分离出来的C3组分从脱丙烷塔17采出后送至丙烯精馏塔18,塔底作为碳四产品S9采出;

[0096] (12) 液化气回收:液化气回收塔19内,以稳定汽油为吸收剂吸收塔内气相中的液化气组分,液化气回收塔19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;

[0097] (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18进一步精馏,丙烯精馏塔18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。

[0098] 其中,所回收的各产品组成和流量如表3所示,轻、重汽油的性质如表4所示:

[0099] 表3

[0100]

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	100ppmw	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

[0101]

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

[0102] 表4

[0103]

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
D86曲线，v%	温度，℃	
0	35.3	72.5
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

[0104] 实施例2

[0105] 回收流程如图2所示：与实施例1仅存在的区别在于：

[0106] (10) 脱乙烷：来自脱甲烷塔15塔底的液相在脱乙烷塔16内进一步分离C2组分，分离出来的混合C2组分从脱乙烷塔塔顶采出，副产得到碳二产品S12，塔底C3以及C3以上的液相组分送至脱丙烷塔17。

[0107] 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5及表6所示。

[0108] 表5

[0109]

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	20415	15504	68876	16060	48185	46762	9522
组分		摩尔组成					
H ₂	0.3401	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	0.08377	0	0	0	0	0	0
CH ₄	0.3586	0.01	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0.06360	0.464	0	0	0	0.0002	
C ₂ H ₄	0.1189	0.3543	0	0	0	0	
C ₃ H ₆	0.00857	0.151	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]

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

[0111] 表6

[0112]

项目	数值	
	轻汽油	重汽油
密度 (20℃) , g/cm ³	0.6488	0.7873
C4组分含量, v%	1.63	0
D86曲线, v%	温度, °C	
0	35.3	72.5
5	39.3	82.6
10	43.7	91.7
30	48.5	106.3
50	53.6	126.9
70	56.7	146.6
90	61.3	167.9
95	65.5	180.7
100	69.8	188.3

[0113] 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、重汽油和液化气组分的分离及回收,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,同时可以实现液化气组分和丙烯的回收。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在50~60%。

[0114] 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。

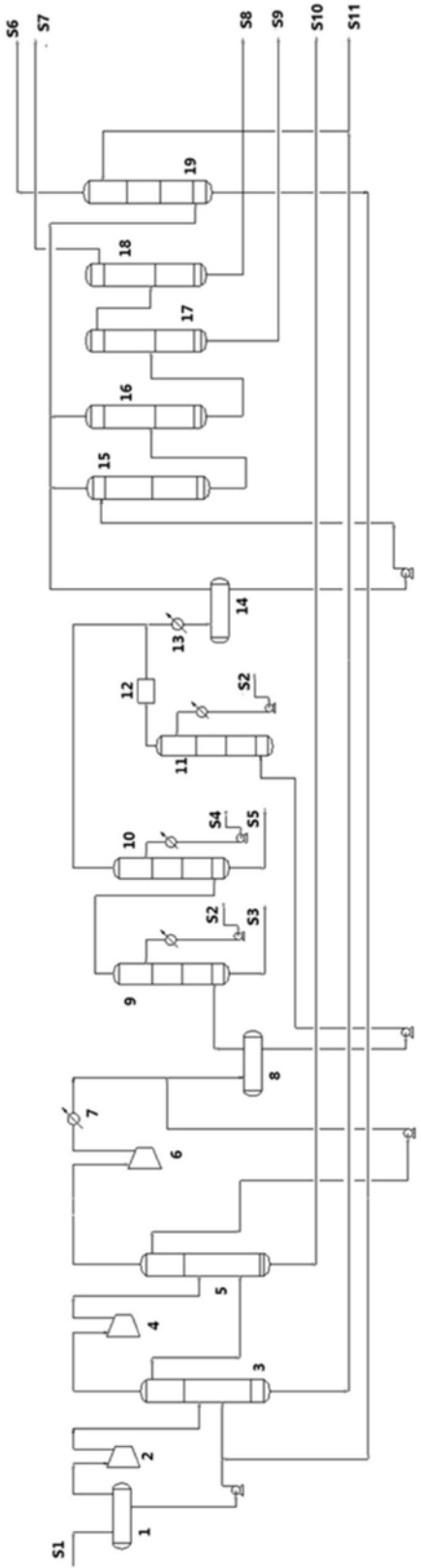


图1

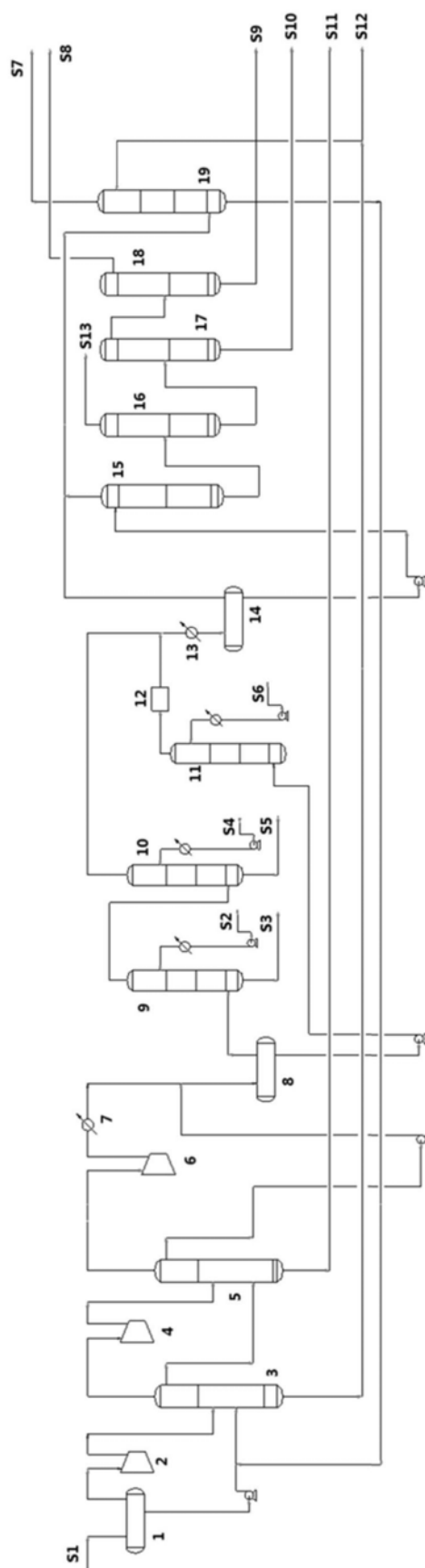


图2