



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 104560194 A

(43) 申请公布日 2015. 04. 29

(21) 申请号 201310505396. 0

(22) 申请日 2013. 10. 23

(71) 申请人 中国石油化工股份有限公司

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街  
22 号

申请人 中国石油化工股份有限公司北京化  
工研究院

(72) 发明人 过良 李东风 罗淑娟 程建民  
廖丽华 刘智信 李琰 王婧

(74) 专利代理机构 北京思创毕升专利事务所  
11218

代理人 周媛

(51) Int. Cl.

C10G 70/04(2006. 01)

C10G 70/06(2006. 01)

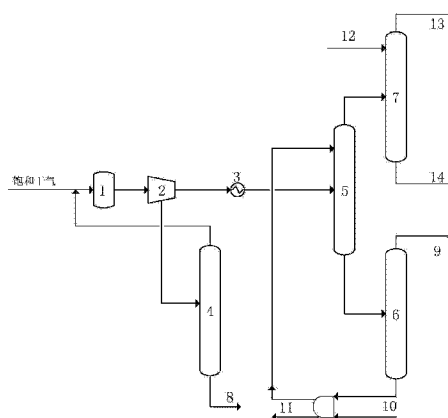
权利要求书1页 说明书6页 附图1页

(54) 发明名称

一种炼厂饱和干气回收系统及回收方法

(57) 摘要

本发明公开了一种炼厂饱和干气回收系统及回收方法。所述系统包括：吸收塔、解吸塔、再吸收塔、压缩机和换热器，所述系统设置有凝液汽提塔；压缩机凝液出口连接凝液汽提塔，凝液汽提塔顶部连接压缩机入口。所述方法包括：在炼厂饱和干气提压过程中，段间凝液送往凝液汽提塔，汽提后的烃作为产品之一采出。本发明的产品均送往乙烯装置裂解炉，不需要脱除酸性气体装置，脱氧装置和干燥装置等，投资省，能耗低，流程简单，回收率高。



1. 一种炼厂饱和干气回收系统,包括吸收塔、解吸塔、再吸收塔、压缩机和换热器,压缩机连接换热器后连接吸收塔,吸收塔顶部连接再吸收塔,吸收塔底部连接解吸塔,解吸塔底部连接吸收塔上部;其特征在于:

所述系统设置有凝液汽提塔;

压缩机凝液出口连接凝液汽提塔,凝液汽提塔顶部连接压缩机入口。

2. 一种采用如权利要求 1 所述的炼厂饱和干气回收系统的回收方法,其特征在于所述方法包括:

在炼厂饱和干气提压过程中,段间凝液送往凝液汽提塔,汽提后的烃作为产品之一采出。

3. 如权利要求 2 所述的回收方法,其特征在于所述方法包括:

1) 炼厂饱和干气经压缩冷却后进入吸收塔;

2) 在炼厂饱和干气压缩过程中,压缩机凝液送往凝液汽提塔,汽提后的烃作为产品之一采出;

3) 吸收剂从吸收塔顶部进入,吸收炼厂干气中 C2 及以上组分;吸收塔的塔釜物流送至解吸塔,塔顶未被吸收的气体物流送往再吸收塔;再吸收剂从再吸收塔顶进入,吸收被带出的吸收剂和未被吸收下来的碳二组分;

4) 解吸塔塔顶得到回收的碳二浓缩气,塔釜得到的贫溶剂经过冷却降温后,返回吸收塔顶部。

4. 如权利要求 3 所述的回收方法,其特征在于:

步骤(1)中,炼厂饱和干气压缩至 3.0 ~ 4.5MPa,冷却至 5 ~ 25℃后进入吸收塔。

5. 如权利要求 3 所述的回收方法,其特征在于:

所述凝液汽提塔的理论板数 5 ~ 30,操作压力为 1.0 ~ 3.0MPa。

6. 如权利要求 3 所述的回收方法,其特征在于:

所述吸收塔优选理论板数为 25 ~ 60,操作压力为 3.0 ~ 6.0MPa,塔顶温度为 10℃ ~ 60℃;

所述再吸收塔的理论板数为 10-50,操作压力为 1.0-4.0MPa;

所述解吸塔的理论板数为 20-60,操作压力为 1.0-4.0MPa。

7. 如权利要求 3 所述的回收方法,其特征在于:

所述吸收剂为含有正丁烷、异丁烷的碳四馏分,含有饱和碳三和碳四的饱和液化气,或者含有正戊烷、异戊烷的碳五馏分;

所述再吸收剂为汽油,重石脑油、或者芳烃抽余油。

8. 如权利要求 7 所述的回收方法,其特征在于:

所述吸收剂为含有正丁烷、异丁烷的碳四馏分和饱和液化气;

所述再吸收剂为汽油。

9. 如权利要求 7 所述的回收方法,其特征在于:

碳二浓缩气中含有 25-80wt% 的乙烷和 10-60wt% 的丙烷。

## 一种炼厂饱和干气回收系统及回收方法

### 技术领域

[0001] 本发明涉及干气处理领域,更进一步说,是涉及一种炼厂饱和干气回收系统及回收方法。

### 背景技术

[0002] 炼厂干气主要来源于原油的二次加工过程,如催化裂化、热裂化、延迟焦化、加氢裂化等。目前,我国大部分炼厂仍将炼厂干气作为燃料气烧掉,利用价值较低,并造成极大的资源浪费和环境污染。

[0003] 一般催化干气中乙烯含量较高,属于不饱和干气,饱和干气通常来自 PSA 解吸气,轻烃干气,加氢干气,重整干气等,饱和干气中乙烷、丙烷含量较高,而乙烯、丙烯含量非常低。因此,饱和干气和不饱和干气回收后的提浓气组成和应用也大不相同。

[0004] 乙烷是非常理想的裂解原料,在蒸汽裂解过程中,相当大的部分转化成为乙烯。若将炼厂干气中的乙烷回收,送往乙烯生产装置,不仅充分利用了炼厂尾气资源,而且降低了裂解原料成本,体现了炼化一体化优势。

[0005] 目前从炼厂干气中回收乙烯的方法主要有深冷分离法、中冷油吸收法、络合分离法、变压吸附法等,各种方法各具特点。深冷分离法工艺成熟,乙烯回收率高,但投资大,用于稀乙烯回收能耗较高;络合分离法,乙烯回收率较高,但对原料中的杂质要求严格,预处理费用较高,需要特殊的络合吸收剂;变压吸附法操作简单,能耗较低,但产品纯度低,乙烯回收率低,占地面积大。

[0006] 中冷油吸收法主要是利用吸收剂对气体中各组分的溶解度不同来分离气体混合物,一般先利用吸收剂吸收 C2 及 C2 以上的重组分,分离出甲烷、氢气等不凝性气体,再用精馏法分离吸收剂中的各组分。该方法具有规模小、适应性强、投资费用低等特点。

[0007] CN1640992 提出了一种以装置自产稳定轻烃为吸收剂的冷冻油吸收方法,适用于从油田伴生气或天然气中回收液化气,且 C3 收率要求较高的回收工艺。采用这种冷冻油的吸收方法,能用较少的吸收剂,获得较高的轻烃回收率,且工艺简单,能耗较低,经济效益较好。但该方法只适用于从油田伴生气或天然气中回收液化气,并不能回收 C2 馏分,无法用于炼厂催化干气的回收。

[0008] US5502971 公开了一种回收 C2 及更重烃类的低压低温工艺,适用于炼厂干气的回收。该工艺取消了传统的高压方案,改而采用低压技术,这样回收温度就可以保持在硝酸树脂生成的温度之上,避免了危险的潜在可能性,同时还可以保持较高的烯烃收率。该工艺采用了低压方案,温度低至  $-100^{\circ}\text{C}$ ,属于深冷分离工艺的一种,投资较大,能耗较高。

[0009] US6308532 提出了一种从炼厂干气中回收乙烯和丙烯的工艺,该工艺包括从吸收塔釜抽出 C3, C4, C5, C6 液体并将部分塔釜液相物料循环至塔顶,从而保持塔顶冷凝器的冷冻温度不低於  $-95^{\circ}\text{C}$ ,同时在吸收塔中富含丙烯或乙烯-丙烯区域抽出气相侧线。尽管该工艺将部分塔釜物料循环至塔顶以保持塔顶温度不致于过低,但塔顶温度仍低至  $-95^{\circ}\text{C}$ ,仍属于深冷分离工艺的一种,因此投资较大,能耗较高。

[0010] CN101063048A 公开了一种采用中冷油吸收法分离炼厂催化干气的方法,该工艺由压缩、脱除酸性气体、干燥及净化、吸收、解吸、冷量回收和粗分等步骤组成,具有吸收剂成本低廉,损失低等优点。然而,该方法吸收温度低,能耗高,吸收剂循环量大,设备尺寸大,流程比较复杂,产品纯度不高。此外,该工艺回收所得产品为气相碳二馏分和乙烷,只能采用管道输送,导致该方案的适用性受到较大限制。

[0011] CN101812322A 公开了吸收温度为 5 ~ 15℃,并采用膨胀机和冷箱回收冷量的吸收分离炼厂催化干气方法。虽然该方法提高了烯烃和烷烃的回收率,但是 流程相对复杂,投资相对较大,能耗相对较高。

[0012] CN101759516A 公开了一种油吸收法分离炼厂催化干气的方法,该工艺由压缩,吸收,解吸,再吸收等步骤组成,采用碳五烃作为吸收剂,回收催化干气中的碳二碳三馏分。然而,该方法只用于回收催化干气,乙烯回收率低。此外,碳二提浓气送往乙烯装置碱洗塔,因而一定需要处理并控制提浓气中杂质含量,另外,碳二提浓气送往碱洗塔对乙烯装置的运行影响较大,适用性受到影响。专利 CN101759518A 采用的工艺与 CN101759516A 相同,虽然采用碳四烃为吸收剂,但是乙烯回收率仍然不高,且提浓气对乙烯装置影响大,适用性受限。

[0013] 综上所述,现有的炼厂干气回收利用主要针对催化干气,而且关注回收干气中的乙烯,因此饱和干气如何回收和利用需要进一步研究,此外,现有工艺存在投资大、能耗高、回收率低、工艺适用性受限等问题。

## 发明内容

[0014] 为解决饱和干气如何回收和利用,以及现有炼厂干气回收利用工艺存在投资大、能耗高、回收率低、工艺适用性受限等问题,本发明提供了一种炼厂饱和干气回收系统及回收方法。本发明的产品均送往乙烯装置裂解炉,不需要脱除酸性气体装置,脱氧装置和干燥装置等,投资省,能耗低,流程简单,回收率高。

[0015] 本发明的目的之一是提供一种炼厂饱和干气回收系统。

[0016] 包括:吸收塔、解吸塔、再吸收塔、压缩机和换热器,压缩机连接换热器后连接吸收塔,吸收塔顶部连接再吸收塔,吸收塔底部连接解吸塔,解吸塔底部连接吸收塔上部;

[0017] 所述系统设置有凝液汽提塔;

[0018] 压缩机凝液出口连接凝液汽提塔,凝液汽提塔顶部连接压缩机入口。

[0019] 本发明的目的之二是提供一种炼厂饱和干气回收方法。

[0020] 包括:在炼厂饱和干气提压过程中,段间凝液送往凝液汽提塔,汽提后的烃 作为产品之一采出。

[0021] 包括以下步骤:

[0022] 1) 炼厂饱和干气经压缩冷却后进入吸收塔;

[0023] 2) 在炼厂饱和干气压缩过程中,压缩机凝液送往凝液汽提塔,汽提后的烃作为产品之一采出;

[0024] 3) 吸收剂从吸收塔顶部进入,吸收炼厂干气中 C2 及以上组份;吸收塔的塔釜物流送至解吸塔,塔顶未被吸收的气体物流送往再吸收塔;再吸收剂从再吸收塔顶进入,吸收被带出的吸收剂和未被吸收下来的碳二组分;

[0025] 4) 解吸塔塔顶得到回收的碳二浓缩气,塔釜得到的贫溶剂经过冷却降温后,返回吸收塔顶部。

[0026] 具体的技术方案如下:

[0027] (1) 压缩:将来自炼厂的饱和干气,压力提高到 3.0 ~ 4.5MPa;

[0028] (2) 汽提:压缩段间产生的凝液送往凝液汽提塔,将凝液中的碳二以下轻组分汽提出来,返回压缩机一段。凝液汽提塔塔釜液送往乙烯装置的裂解炉。

[0029] (3) 冷却:将所述的步骤 1) 得到的压缩后的干气冷却至 5 ~ 25℃;

[0030] (4) 吸收:吸收剂从吸收塔顶部进入,吸收炼厂干气中碳二馏分及更重组份;吸收塔的塔釜物流送至解吸塔处理;塔顶未被吸收的气体物流送往再吸收塔;再吸收剂从再吸收塔顶进入,吸收被带出的吸收剂和未被吸收下来的碳二组分,再吸收塔塔顶气相直接排往燃料气管网,塔釜液相返回炼厂吸收稳定装置或其它装置,或者直接去乙烯装置作裂解原料;

[0031] (5) 解吸:来自吸收塔的塔釜物流进入解吸塔,塔顶得到回收的碳二浓缩气,塔釜得到的贫溶剂经过冷却降温后,返回吸收塔顶部作为吸收剂循环使用。

[0032] 在压缩步骤中,炼厂饱和干气一般需要逐级提高压力,优选压力提高到 3.0 ~ 4.5MPa,对压缩的段数没有特别的限定,优选采用二段或者三段压缩;

[0033] 压缩吸入罐底凝液送往凝液汽提塔,碳二以下轻组分被汽提出来返回压缩机一段,塔釜轻烃作为产品之一送往乙烯装置裂解炉。在本发明的方法中,对汽提方式没有特别要求,可以根据具体情况确定。所述凝液汽提塔优选理论板数 5 ~ 30,操作压力为 1.0 ~ 3.0MPa。

[0034] 在冷却步骤中,优选将炼厂干气冷却至 5 ~ 25℃。制冷剂可选 5℃左右的冷水,由溴化锂吸收式制冷机提供,或者采用氨制冷等其他冷剂。优选溴化锂吸收式制冷机提供冷剂。

[0035] 在吸收步骤中,所述吸收剂可以为含有正丁烷、异丁烷的碳四馏分,含有饱和碳三和碳四的饱和液化气,或者含有正戊烷、异戊烷的碳五馏分。优选含有正丁烷、异丁烷的碳四馏分和饱和液化气。对吸收剂用量没有特别的要求,本领域技术人员可以根据现有技术的常识确定。

[0036] 所述吸收塔优选理论板数为 25 ~ 60,操作压力为 3.0 ~ 6.0MPa,塔顶温度为 10℃ ~ 60℃。

[0037] 所述再吸收剂为汽油,或者重石脑油、芳烃抽余油等,优选汽油,更优选炼厂的稳定汽油组分。

[0038] 优选所述再吸收塔的理论板数为 10-50,操作压力为 1.0-4.0MPa。

[0039] 在解吸步骤中,由于来自吸收塔的塔釜物流的压力与解吸塔存在压差,因此依靠压差即可进入解吸塔。解吸塔塔釜得到的解吸后的吸收剂经逐级冷却后返回吸收塔循环利用。吸收剂会随吸收塔顶气相进入再吸收塔,因此,优选在解吸塔釜引入一股吸收剂作为补充,以保证系统中吸收塔吸收剂用量。

[0040] 优选所述解吸塔的理论板数为 20-60,操作压力为 1.0-4.0MPa。

[0041] 碳二浓缩气中主要含有 25-80wt% 的乙烷和 10-60wt% 的丙烷。

[0042] 本发明中,吸收塔塔釜设置再沸器,以保证吸收塔釜甲烷、氢气等轻组分降到设定

要求以下。其中吸收塔塔釜再沸器和解吸塔塔釜再沸器加热介质可以采用低压蒸汽,也可以采用热油,优选热油加热,既能充分利用炼厂富裕热量,也能降低工艺能耗。

[0043] 本发明的炼厂饱和干气回收方法具有以下特点:

[0044] 1) 在压缩过程中将干气中的重组分作为凝液采出,一方面减少了吸收塔进料量,降低了吸收-解吸之间的溶剂循环,另一方面凝液经处理后直接送往乙烯装置的轻烃炉,不仅提高了碳二和碳三回收率,而且节省了能耗。

[0045] 2) 碳二浓缩气主要为饱和碳二和碳三,可被直接送往乙烯装置的裂解炉,一方面可以顶替石脑油作裂解原料,另一方面可以提高乙烯产量。此外,提浓气中杂质含量可控,符合裂解炉进料要求,甲烷可降到 5(mol)% 以下,氧含量可降到 10ppm 以下,故该发明流程不需要脱除酸性气体装置,脱氧装置和干燥装置等,流程简单,投资省。

[0046] 3) 本发明采用炼厂低品位的热油加热,能耗大大降低。

[0047] 4) 吸收剂选择性较大,并且各个吸收剂吸收效果均较理想,可以根据不同厂家情况,选择最适宜的吸收剂。

### 附图说明

[0048] 图 1 是本发明的炼厂饱和干气回收系统示意图。

[0049] 附图标记说明:

[0050] 1 压缩吸入罐;2 压缩机;3 换热器;4 凝液汽提塔;5 吸收塔;6 解吸塔;7 再吸收塔;8 轻烃;9 碳二浓缩气;10 补充吸收剂;11 采出重组分;12 再吸收剂;13 燃料气;14 富再吸收剂

### 具体实施方式

[0051] 下面结合实施例,进一步说明本发明。

[0052] 实施例:

[0053] 如图 1 所示,一种炼厂饱和干气回收系统。包括:吸收塔 5、解吸塔 6、再吸收塔 7、压缩机 2 和换热器 3,压缩机 2 连接换热器 3 后连接吸收塔 5,吸收塔 5 顶部连接再吸收塔 7,吸收塔 5 底部连接解吸塔 6,解吸塔 6 底部连接吸收塔 5 上部;

[0054] 所述系统设置有凝液汽提塔 4;压缩机 2 凝液出口连接凝液汽提塔 4,凝液汽提塔 4 顶部连接压缩机入口的压缩机吸入罐 1。

[0055] 炼厂饱和干气经压缩吸入罐进入压缩机,逐级提升压力。吸入罐罐底凝液送往凝液汽提塔,塔顶轻组分返回压缩机一段,塔釜轻烃送往乙烯装置轻烃炉。经压缩机提升压力后的干气进入吸收塔,吸收塔顶部气体通过再吸收塔回收夹带的吸收剂,吸收塔底部物料进入解吸塔,解吸塔塔釜贫溶剂换热后返回吸收塔,解吸塔塔顶采出为碳二提浓气产品。

[0056] 干气组成如表 1 所示,

[0057] 表 1

[0058]

组成	mol%
氢气	27.80
氧气	0.20
甲烷	33.88

乙烯	0.34
乙烷	17.68
丙烯	0.01
丙烷	9.63
异丁烷	4.16
正丁烷	2.76
丁烯 1	0.02
>C5	3.24
水	0.25

[0059] 炼厂干气来料为 28750kg/h, 压力为 0.67MPag, 选择饱和碳四作为吸收剂, 回收炼厂干气中的碳二和碳三组分。

[0060] 具体步骤如下:

[0061] (1) 压缩: 炼厂饱和干气被送往压缩系统, 经过三段压缩, 压力升高至 3.75MPa, 冷却至 13℃ 进入吸收塔;

[0062] (2) 凝液汽提: 凝液汽提塔理论板数为 7, 操作压力为 1.2MPa。凝液从塔上部进入塔内, 碳二以下轻组分被汽提出来返回压缩机一段, 塔釜轻烃作为产品之一送往乙烯装置轻烃炉。

[0063] (3) 吸收: 吸收塔的理论板数为 39, 操作压力为 3.65MPa, 塔顶温度 18℃。所用吸收溶剂为饱和碳四, 溶剂从吸收塔塔顶进入塔内, 干气从第 25 块塔板进入。干气中的碳二及以上组分被溶剂吸收下来, 从塔釜采出, 塔顶为甲烷、氢气等轻组分, 并夹带有少量吸收剂。塔顶未被吸收的气体物流送往再吸收塔; 再吸收剂从再吸收塔顶进入, 吸收被带出的吸收剂和未被吸收下来的碳二组分, 再吸收塔塔顶气相直接排往燃料气管网, 塔釜液相返回炼厂吸收稳定装置或其它装置, 再吸收塔的理论板数为 30, 操作压力为 3.2MPa, 塔顶温度 15℃。

[0064] (4) 解吸: 解吸塔的理论板数为 30, 操作压力为 2.25MPa。解吸后的碳二浓缩气作为产品从塔顶采出, 贫溶剂经逐级换热后冷却至 13℃ 返回吸收塔循环使用。

[0065] 所得到的碳二浓缩气为 12673kg/h, 产品组成见表 2。

[0066] 表 2

[0067]

组成	mol%
甲烷	2.98
乙烯	0.78
乙烷	60.16
丙烯	0.03
丙烷	26.60
异丁烷	4.07
异丁烯	0.01
正丁烷	5.20
丁烯 1	0.12
H2O	0.05

[0068] 所得到的轻烃产品为 9538kg/h, 组成见表 3。

[0069] 表 3

[0070]

组成	mol%
----	------

乙烷	0.26
丙烯	0.01
丙烷	18.23
异丁烷	21.05
异丁烯	0.01
正丁烷	31.40
丁烯 1	0.23
异戊烷	0.87
正戊烷	0.68
正戊烯	0.01
>C5	27.26

[0071] 在本实施例中,碳二和碳三回收率为 96%。



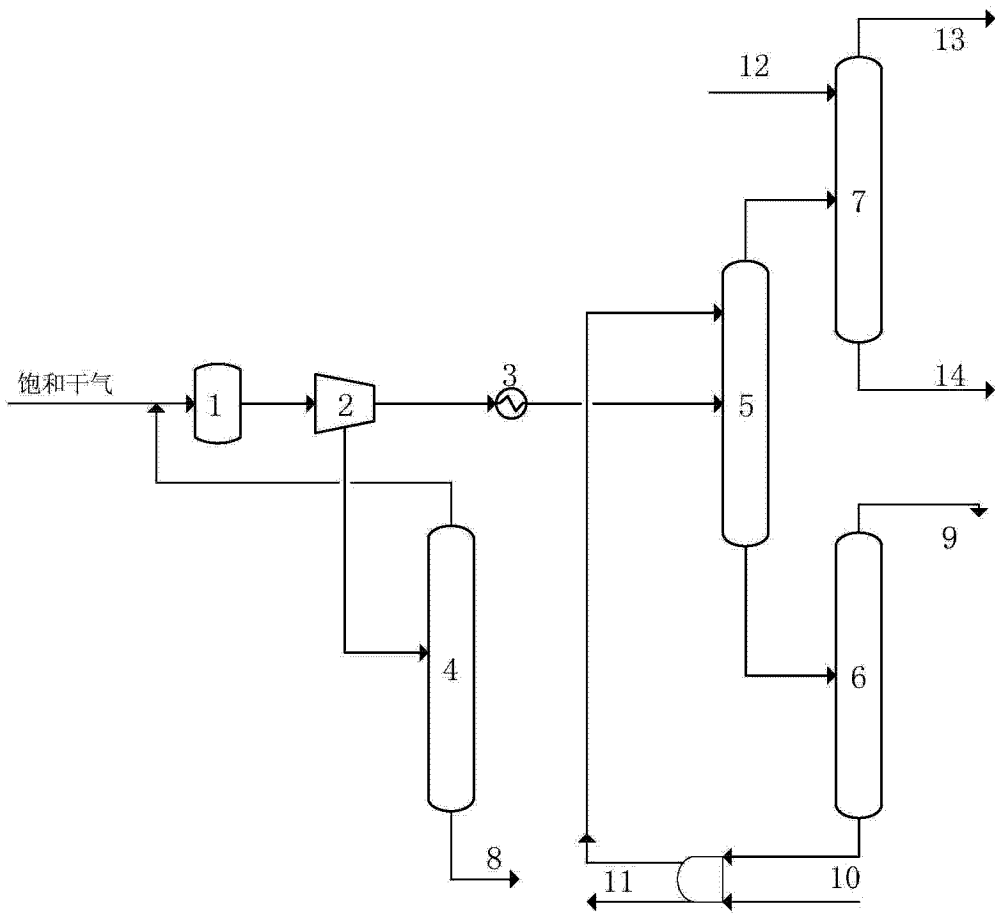


图 1