



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 105969421 B

(45)授权公告日 2018.04.06

(21)申请号 201610498732.7

C10G 67/14(2006.01)

(22)申请日 2016.06.29

审查员 徐国锋

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 105969421 A

(43)申请公布日 2016.09.28

(73)专利权人 北京石油化工工程有限公司

地址 100107 北京市朝阳区奥运媒体村天
居园7号楼

(72)发明人 刘戈 崔慧 袁琳红 曹坚

范凤铭 孙晓彤 单超

(74)专利代理机构 北京三友知识产权代理有限

公司 11127

代理人 杨雯茜 姚亮

(51)Int.Cl.

C10G 53/02(2006.01)

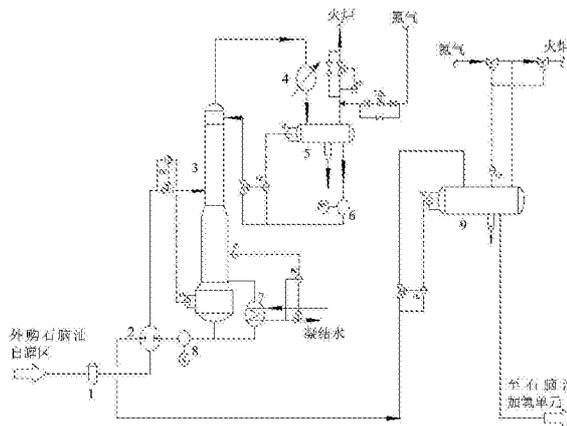
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法及系统

(57)摘要

本发明提供了一种石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法及系统。该方法包括：石脑油经过滤、换热后送入脱氧塔进行脱氧处理，灵活控制塔顶压力，以适应不同工况，塔顶气相经冷却后送入塔顶回流罐将液相全回流至塔顶，回流罐顶的不凝气排入火炬管网；使塔底馏出的一部分脱氧后石脑油进入脱氧塔底再沸器加热成部分气相部分液相后返回到塔釜中；与过滤后的石脑油换热的是塔底馏出的另一部分脱氧后石脑油，换热后的脱氧后石脑油作为石脑油加氢原料。该系统包括：石脑油进料过滤器、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器、脱氧塔、脱氧塔顶冷却器、脱氧塔顶回流罐和脱氧塔底再沸器。本发明的方法及系统实现了石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热的优化。



1. 一种石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法,该方法包括以下步骤:

对石脑油进行过滤,经过换热后送入脱氧塔进行脱氧处理,脱氧塔塔顶气相经冷却后,送入脱氧塔顶回流罐进而将液相全回流至脱氧塔塔顶,脱氧塔顶回流罐顶的不凝气排入火炬管网;使脱氧塔塔底馏出的一部分脱氧后石脑油进入脱氧塔底再沸器加热成部分气相部分液相后返回到脱氧塔塔釜中;其中,与过滤后的石脑油换热的是脱氧塔塔底馏出的另一部分脱氧后石脑油,换热后的脱氧后石脑油作为石脑油加氢原料;

当采用低压操作时,脱氧塔的塔顶操作压力为0.03~0.05MPaG,塔顶操作温度为58~62℃,塔釜操作温度为83~86℃;

或者当采用提压操作时,脱氧塔的塔顶操作压力为0.45MPaG,塔顶操作温度为68~72℃,塔釜操作温度为151~153℃;

当采用低压操作时,换热后送入脱氧塔进行脱氧处理的过滤后石脑油的温度为60~65℃,即换热后的石脑油的温度为60~65℃;

或者当采用提压操作时,换热后送入脱氧塔进行脱氧处理的过滤后石脑油的温度为95~98℃,即换热后的石脑油的温度为95~98℃;

并且经过滤、换热后的石脑油是送入脱氧塔的中部进行脱氧处理;

所述脱氧塔底再沸器是通过1.0MPaG蒸汽凝结水加热;

当采用低压操作时,所述脱氧塔底再沸器的工艺介质出口温度为99~103℃,所述脱氧塔底再沸器汽化率为20~25%;或者当采用提压操作时,所述脱氧塔底再沸器的工艺介质出口温度为158~161℃,所述脱氧塔底再沸器汽化率为20~25%;

所述脱氧塔底再沸器采用卧式热虹吸再沸器。

2. 根据权利要求1所述的石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法,其中,

当采用低压操作时,脱氧塔的塔顶操作压力为0.05MPaG,塔顶操作温度为58~62℃,塔釜操作温度为83~86℃。

3. 根据权利要求1所述的石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法,其还包括以下步骤:向脱氧塔顶回流罐顶连续补入氮气,通过控制补氮压力,避免火炬气窜入回流罐内。

4. 根据权利要求1或2所述的石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法,其中,与过滤后的石脑油换热的是经加压至0.6MPaG的脱氧塔塔底馏出的另一部分脱氧后石脑油;当采用低压操作时,换热后的脱氧后石脑油的温度为65~70℃;或者当采用提压操作时,换热后的脱氧后石脑油的温度为98~100℃。

5. 一种石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的系统,其至少包括:石脑油进料过滤器、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器、脱氧塔、脱氧塔顶冷却器、脱氧塔顶回流罐以及脱氧塔底再沸器;

其中,待进行处理的原料石脑油储罐通过管线依次连接于石脑油进料过滤器、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器、脱氧塔;

脱氧塔塔顶的气相物料出口通过管线依次连接于脱氧塔顶冷却器、脱氧塔顶回流罐,脱氧塔顶回流罐的液相物料出口通过管线连接于脱氧塔塔顶的液相回流物料入口,脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线连接于火炬管网;

脱氧塔塔底的脱氧后石脑油出口通过管线与三通分别连接于脱氧塔底再沸器、脱氧塔

进料与脱氧后石脑油换热器；并且脱氧塔底再沸器的气液两相物料出口通过管线连接于脱氧塔塔釜，用于使一部分脱氧后石脑油进入脱氧塔底再沸器加热成部分气相部分液相后返回到脱氧塔塔釜中；脱氧塔塔底的脱氧后石脑油出口与脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器连接是用于使另一部分脱氧后石脑油进入换热器与过滤后的石脑油换热；

脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线直接通过一道闸阀连接于火炬管网；或者脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线通过调节阀与火炬气管线连接；

该系统还包括补充氮气管线，其连接于脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线，用于向脱氧塔顶回流罐连续补入氮气；

所述补充氮气管线上设置有自力式调节阀和降压孔板；

该系统还包括脱氧塔底泵，其设置于脱氧塔塔底的脱氧后石脑油出口与脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器连接的管线上，用于对待进行换热的脱氧塔塔底馏出的脱氧后石脑油进行加压。

石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法及系统

技术领域

[0001] 本发明涉及一种石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法及系统,属于石油化工技术领域。

背景技术

[0002] 催化重整装置在炼油工业中占有重要地位。在一定温度、压力、临氢和催化剂存在的条件下,采用催化重整装置使石脑油转变成富含芳烃(苯、甲苯、二甲苯,简称BTX)的重整汽油,并可以副产氢气。在发达国家中,30%的车用高辛烷值汽油通过催化重整生产。全世界有70%的BTX生产通过催化重整技术。

[0003] 催化重整装置加工的原料为石脑油,由于催化剂对石脑油原料要求苛刻,配套设置石脑油加氢精制单元。研究表明在装卸、运输及储存过程中,石脑油与氧接触之后,石脑油中的芳香醇氧化产生的硫磺酸可以与吡咯发生缩合反应产生沉渣;不稳定烃类,如萘类、四氢萘类及烯烃中的活泼氢与氧反应生成自由基,引发链反应生成过氧化物;过氧化物又分解为各种氧化产物,氧化产物又可以与含硫、氧、氮的活性杂原子化合物发生聚合反应形成沉渣。在高温下沉渣容易在下游设备,如加热炉炉管、原料/出料换热器、预加氢反应器顶部进一步缩合结焦,造成预加氢反应器、加热炉炉管以及系统压力降升高。因此,如果无法在装置内实现直供料,需要通过槽车转运的装置,则需要设置脱氧塔。

[0004] 在目前的石脑油脱氧塔中,普遍采用的脱氧塔方案是:塔顶操作压力为0.45MPaG,塔顶操作温度 $\sim 69^{\circ}\text{C}$,塔釜操作温度 $\sim 151^{\circ}\text{C}$ 。进料换热需要4~6台换热器,设备费用高,占地面积大。塔底再沸器热负荷大,塔顶冷凝负荷也比较大,能耗较高。

发明内容

[0005] 为解决上述技术问题,本发明的目的在于提供一种石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法及系统。

[0006] 为达到上述目的,本发明首先提供了一种石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法,该方法包括以下步骤:

[0007] 对石脑油进行过滤,经过换热后送入脱氧塔进行脱氧处理,脱氧塔塔顶气相经冷却后,送入脱氧塔顶回流罐进而将液相全回流至脱氧塔塔顶,脱氧塔顶回流罐顶的不凝气排入火炬管网;使脱氧塔塔底馏出的一部分脱氧后石脑油进入脱氧塔底再沸器加热成部分气相部分液相后返回到脱氧塔塔釜中;其中,与过滤后的石脑油换热的是脱氧塔塔底馏出的另一部分脱氧后石脑油,换热后的脱氧后石脑油作为石脑油加氢原料。

[0008] 在上述方法中,优选地,当采用低压操作时,脱氧塔的塔顶操作压力为0.03~0.05MPaG,更优选为0.05MPaG,塔顶操作温度为 $58\sim 62^{\circ}\text{C}$,塔釜操作温度为 $83\sim 86^{\circ}\text{C}$;

[0009] 或者当采用提压操作时,脱氧塔的塔顶操作压力为0.45MPaG,塔顶操作温度为 $68\sim 72^{\circ}\text{C}$,塔釜操作温度为 $151\sim 153^{\circ}\text{C}$ 。

[0010] 在本发明的一优选具体实施方式中,在脱氧塔中进行石脑油脱氧处理时,脱氧塔

的塔顶操作压力为0.03~0.05MPaG(更优选为0.05MPaG),塔顶操作温度为58~62℃,塔釜操作温度为83~86℃。在该具体实施方式中,脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线与火炬管网直接连接,在该不凝气管线上仅设置一道闸阀,减少管道阻力降,进而控制脱氧塔塔顶具有较低操作压力,并使得脱氧塔全塔操作温度降低(即塔顶温度为58~62℃,塔釜温度为83~86℃),实现低温低压脱氧。该低压操作可有效对石脑油进行除氧,同时可以脱除石脑油中含有的C1~C4轻烃组分(C1-C4轻烃直接排放到火炬气管网中),并且与现有技术相比降低了脱氧塔操作压力和温度,进而节约了能源。

[0011] 在本发明的另一优选具体实施方式中,在脱氧塔中进行石脑油脱氧处理时,脱氧塔的塔顶操作压力为0.45MPaG,塔顶操作温度为68~72℃,塔釜操作温度为151~153℃。在该具体实施方式中,脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线与火炬气管线连接,在该不凝气管线上设置调节阀,通过该调节阀便于对脱氧塔塔顶进行提压操作(即提压至0.45MPaG),进而当石脑油中含有C1~C4轻烃组分时,相较于上述低压操作能更有效地使C1~C4轻烃组分脱除(C1-C4轻烃直接排放到火炬气管网中)。

[0012] 在本发明中,脱氧塔塔顶气相经冷却后进入脱氧塔顶回流罐进行分离;分离出的不凝气经脱氧塔顶回流罐顶排入火炬管网中,进而将石脑油中的氧(或氧及C1~C4轻烃组分)除掉,同时由火炬气管网背压控制该回流罐的操作压力,维持该回流罐的压力稳定,进而控制所述脱氧塔塔顶压力为0.03~0.05MPaG(更优选为0.05MPaG)或0.45MPaG;分离出的液相全经脱氧塔塔顶回流至脱氧塔内,避免轻烃组分(主要是指C5及以上轻烃组分)的损失。

[0013] 根据本发明的具体实施方式,优选地,上述方法还包括:向脱氧塔顶回流罐顶连续补入氮气,通过控制补氮压力,避免火炬气窜入回流罐内。更优选地,补氮压力是通过自力式调节阀和降压孔板来控制的。

[0014] 在上述方法中,优选地,脱氧塔塔顶气相是通过循环水冷凝冷却。

[0015] 在上述方法中,优选地,当采用低压操作时,换热后送入脱氧塔进行脱氧处理的过滤后石脑油的温度为60~65℃,即换热后的石脑油的温度为60~65℃;或者当采用提压操作时,换热后送入脱氧塔进行脱氧处理的过滤后石脑油的温度为95~98℃,即换热后的石脑油的温度为95~98℃;并且经过滤、换热后的石脑油是送入脱氧塔的中部进行脱氧处理。本发明采用脱氧塔塔底馏出的一部分脱氧后石脑油与过滤后石脑油进行换热,选择适宜换热温度避免温度交叉,仅需采用一台换热器,与当前流程中4~6台换热器相比,换热器数量大大减少,节省设备投资与占地。

[0016] 在上述方法中,优选地,所述脱氧塔底再沸器是通过1.0MPaG蒸汽凝结水加热,实现了低温位热源的利用,减少了高品质热源的利用,优化装置用能。

[0017] 在上述方法中,优选地,当采用低压操作时,所述脱氧塔底再沸器的工艺介质出口温度为99~103℃(即脱氧塔塔底馏出的一部分脱氧后石脑油通过再沸器加热成的部分气相部分液相物料的温度为99~103℃),所述脱氧塔底再沸器汽化率为20~25%;或者当采用提压操作时,所述脱氧塔底再沸器的工艺介质出口温度为158~161℃,所述脱氧塔底再沸器汽化率为20~25%。

[0018] 在上述方法中,优选地,所述脱氧塔底再沸器可以采用卧式热虹吸再沸器。

[0019] 在上述方法中,优选地,当采用低压操作时,换热后的脱氧后石脑油的温度为65~

70℃；或者当采用提压操作时，换热后的脱氧后石脑油的温度为98~100℃。本发明提高了石脑油加氢进料温度，充分利用低温热减少了加氢反应进料加热炉燃料气的用量。

[0020] 在上述方法中，优选地，与过滤后的石脑油换热的是经加压至0.6MPaG的脱氧塔塔底馏出的另一部分脱氧后石脑油。对脱氧塔塔底馏出的脱氧后石脑油进行加压可以采用一台脱氧塔底泵，加压后的脱氧后石脑油经换热至65~70℃或98~100℃后由饱和态转变成过冷态，然后可以送入石脑油加氢进料缓冲罐，之后可以通过石脑油加氢进料缓冲罐后续的加氢进料泵再加压到加氢反应需要的压力（一般为3.3MPaG），以此避免饱和和液体直接加压产生的汽蚀。同时，通过利用加压至0.6MPaG的脱氧塔塔底馏出的脱氧后石脑油与过滤后的石脑油进行换热，避免了轻烃组分大量跑入脱氧塔塔顶气相而造成塔顶冷负荷过大，降低了脱氧塔的操作能耗。

[0021] 另一方面，本发明还提供了一种石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的系统，其至少包括：石脑油进料过滤器、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器、脱氧塔、脱氧塔顶冷却器、脱氧塔顶回流罐以及脱氧塔底再沸器；

[0022] 其中，待进行处理的原料石脑油储罐通过管线依次连接于石脑油进料过滤器、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器、脱氧塔；

[0023] 脱氧塔塔顶的气相物料出口通过管线依次连接于脱氧塔顶冷却器、脱氧塔顶回流罐，脱氧塔顶回流罐的液相物料出口通过管线连接于脱氧塔塔顶的液相回流物料入口，脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线连接于火炬管网；

[0024] 脱氧塔塔底的脱氧后石脑油出口通过管线与三通分别连接于脱氧塔底再沸器、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器；并且脱氧塔底再沸器的气液两相物料出口通过管线连接于脱氧塔塔釜，用于使一部分脱氧后石脑油进入脱氧塔底再沸器加热成部分气相部分液相后返回到脱氧塔塔釜中；脱氧塔塔底的脱氧后石脑油出口与脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器连接是用于使另一部分脱氧后石脑油进入换热器与过滤后的石脑油换热。

[0025] 在上述系统中，优选地，脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线直接通过一道闸阀连接于火炬管网；或者脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线通过调节阀与火炬气管线连接。

[0026] 根据本发明的具体实施方式，优选地，上述系统还包括补充氮气管线，其连接于脱氧塔顶回流罐顶的不凝气管线，用于向脱氧塔顶回流罐连续补入氮气，通过控制补氮压力，避免火炬气窜入回流罐内。更优选地，所述补充氮气管线上设置有自力式调节阀和降压孔板，以控制补氮压力。

[0027] 在上述系统中，优选地，所述脱氧塔顶冷却器为循环水冷却器。

[0028] 在上述系统中，优选地，待进行处理的原料石脑油储罐通过管线依次连接于石脑油进料过滤器、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器之后，连接于脱氧塔的中部。

[0029] 在上述系统中，优选地，所述脱氧塔底再沸器是通过1.0MPaG蒸汽凝结水加热，实现了低温位热源的利用，减少了高品质热源的利用，优化装置用能；所述脱氧塔底再沸器可以采用卧式热虹吸再沸器。

[0030] 根据本发明的具体实施方式，优选地，上述系统还包括脱氧塔底泵，其设置于脱氧塔塔底的脱氧后石脑油出口与脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器连接的管线上，用于对待进行换热的脱氧塔塔底馏出的脱氧后石脑油进行加压，可加压至0.6MPaG。

[0031] 综上所述，本发明提供了一种石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法及

系统。本发明针对在装卸、运输及储存过程中,石脑油与氧接触,发生聚合反应形成沉渣,造成设备堵塞,反应系统压力增加等问题,提供了一种低压热力除氧的工艺方法。本发明的方法及系统突破了现有工艺流程的瓶颈,可将脱氧塔的塔顶操作压力降至0.03~0.05MPaG,塔顶操作温度降至58~62℃,塔釜操作温度降至83~86℃,整体降低了脱氧塔操作温度,降低了进入再沸器的釜液温位,同时降低了对脱氧塔材质与壁厚要求,并且低压利于汽化,利于混入的氧气等不凝气介质从脱氧塔内液相物料中逸出;此外,采用低压凝结水作为再沸器热源,实现了低温位热源的优化利用;另外,在脱氧塔内实现了下降的液相与上升的气相进行气液相接触、传质,进而提高了脱氧效率;并且,进料采用1台换热器,大大降低了换热器的投资与占地,同时提高了石脑油加氢反应部分的进料温度,减少了加氢反应进料炉燃料气使用量;而且再沸器与脱氧塔塔顶负荷随之降低,降低了能耗,提高了石脑油进后续单元的温度,也降低了全装置的燃料气耗量。

附图说明

[0032] 图1为实施例提供的石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法及系统的工艺流程图。

[0033] 主要附图标号说明:

[0034] 石脑油进料过滤器1、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器2、脱氧塔3、脱氧塔顶冷却器4、脱氧塔顶回流罐5、脱氧塔回流泵6、脱氧塔底再沸器7、脱氧塔底泵8、石脑油加氢进料缓冲罐9。

具体实施方式

[0035] 为了对本发明的技术特征、目的和有益效果有更加清楚的理解,现对本发明的技术方案进行以下详细说明,但不能理解为对本发明的可实施范围的限定。

[0036] 实施例

[0037] 本实施例提供了一种石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法及系统。

[0038] 如图1所示,该石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的系统包括:

[0039] 石脑油进料过滤器1、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器2、脱氧塔3、脱氧塔顶冷却器4、脱氧塔顶回流罐5、脱氧塔回流泵6、脱氧塔底再沸器7以及脱氧塔底泵8;

[0040] 其中,外购石脑油储罐通过管线依次连接于石脑油进料过滤器1、脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器2之后,连接于脱氧塔3的中部;

[0041] 脱氧塔3塔顶的气相物料出口通过管线依次连接于脱氧塔顶冷却器4、脱氧塔顶回流罐5,并且脱氧塔顶回流罐5的液相物料出口通过管线连接于脱氧塔3塔顶的液相回流物料入口,并在该管线上设置有脱氧塔回流泵6;

[0042] 脱氧塔顶回流罐5顶的不凝气管线连接于火炬管网,该不凝气管线直接通过一道闸阀连接于火炬管网,或者该不凝气管线通过调节阀与火炬气管线连接;并且该不凝气管线还连接于一补充氮气管线,用于向脱氧塔顶回流罐5连续补入氮气,通过控制补氮压力,避免火炬气窜入回流罐内,所述补充氮气管线上设置有自力式调节阀和降压孔板,以控制补氮压力;

[0043] 脱氧塔3塔底的脱氧后石脑油出口通过管线与三通分别连接于脱氧塔底再沸器7、

脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器2;并且脱氧塔底再沸器7的气液两相物料出口通过管线连接于脱氧塔3塔釜,用于使一部分脱氧后石脑油进入脱氧塔底再沸器7加热成部分气相部分液相后返回到脱氧塔3塔釜中;脱氧塔3塔底的脱氧后石脑油出口与脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器连接的管线上设置有脱氧塔底泵8,用于对脱氧塔3塔底馏出的另一部分脱氧后石脑油进行加压后进入换热器进而与过滤后的石脑油换热;

[0044] 所述脱氧塔顶冷却器4为循环水冷却器;

[0045] 所述脱氧塔底再沸器7是通过1.0MPaG蒸汽凝结水加热,实现了低温位热源的利用,减少高品质热源的利用,优化装置用能;所述脱氧塔底再沸器7为卧式热虹吸再沸器。

[0046] 采用上述系统的石脑油加氢精制低压脱氧及进料换热优化的方法包括以下步骤:

[0047] 来自罐区的外购石脑油通过石脑油进料过滤器1(进料温度40℃)过滤除渣后,经过脱氧塔进料与脱氧后石脑油换热器2换热至62℃,而后从脱氧塔3的中部进入塔内进行脱氧处理,避免冷热介质的温度交叉,仅采用1台换热器,与常规流程相比,将换热器台位数减少至少3台,使得脱氧流程设备投资更少、占地面积更小;

[0048] 脱氧塔3的塔顶操作压力控制在0.05MPaG,脱氧塔顶回流罐5顶压力控制在0.03MPaG,脱氧塔3塔顶操作温度为59℃,塔釜操作温度为85℃;脱氧塔3塔顶气相经脱氧塔顶冷却器4冷却后进入脱氧塔顶回流罐5进行分离;分离出的不凝气经脱氧塔顶回流罐5顶排入火炬管网中,进而将石脑油中的氧除掉,同时由火炬气管网背压控制该回流罐的操作压力,维持该回流罐的压力稳定,进而控制所述脱氧塔塔顶压力为0.05MPaG;分离出的液相全通过脱氧塔回流泵6经脱氧塔3塔顶回流至脱氧塔3内,避免轻油组分(主要是指C5及以上组分)的损失;

[0049] 脱氧塔顶回流罐5顶与火炬管网的连接方式为:不凝气管线直接通过一道闸阀连接于火炬管网,减少管道阻力降,进而控制脱氧塔3塔顶具有较低操作压力,并使得脱氧塔3全塔操作温度降低(即塔顶操作温度从常规流程的69℃降低至59℃,塔釜温度由151℃降低至85℃),实现低温低压脱氧,该低压操作可有效对石脑油除氧,同时可以脱除石脑油中含有的C1~C4轻烃组分(C1~C4轻烃直接排放到火炬气管网中),并且与现有技术相比降低了脱氧塔操作压力和温度,塔操作条件缓和,进而节约了能源,同时降低了对塔材质、壁厚的要求,并且在塔内进行气液两相传质,低压利于汽化,利于混入的氧气等不凝气介质从液相中逸出;

[0050] 同时通过补充氮气管线向脱氧塔顶回流罐5顶连续补入氮气,通过补充氮气管线上的自力式调节阀和降压孔板来控制补氮压力,避免火炬气窜入回流罐内,使得脱氧塔顶回流罐5在氮气及微正压或正压环境下操作;

[0051] 使脱氧塔3塔底馏出的一部分脱氧后石脑油进入脱氧塔底再沸器7加热成部分气相部分液相后返回到脱氧塔3塔釜中,脱氧塔底再沸器7的工艺介质出口温度为99℃,即脱氧塔3塔底馏出的一部分脱氧后石脑油通过再沸器从85℃加热成温度为99℃的部分气相部分液相物料,汽化率为20%,脱氧塔底再沸器7是通过1.0MPaG蒸汽凝结水加热,实现了低温位热源的利用,减少高品质热源的利用,优化装置用能;

[0052] 其中,与过滤后的石脑油换热的是经脱氧塔底泵8加压至0.6MPaG的脱氧塔塔底馏出的另一部分脱氧后石脑油,换热后的脱氧后石脑油温度为65℃,送入石脑油加氢进料缓冲罐9作为加氢原料。

[0053] 在此流程设计中,优化了泵送过程,通过一台低压泵加压(出口压力0.6MPaG)送入缓冲罐,在缓冲罐后设置另一台加氢进料泵(出口压力为3.3MpaG,与本发明无直接关联,未在流程中体现)。本实施例将加压后的脱氧后石脑油经换热至65℃后由饱和态转变成过冷态,避免塔底饱和液体直接采用高压进料泵而引起的泵选型困难、造价昂贵等问题。与常规流程相比,将石脑油加氢单元的进料温度从40℃提高到了65℃,以120万吨/年石脑油加氢为例,这一温度提高需要~2.2MW的热负荷。由此,可节省了石脑油加氢反应进料炉的燃料气耗量,降低了设置脱氧塔后的装置能耗。

[0054] 在本实施例中,可以采用另一种脱氧塔顶回流罐5顶与火炬管网的连接方式,即不凝气管线通过调节阀与火炬气管线连接,通过该调节阀便于对脱氧塔3塔顶进行提压操作,进而当石脑油中含有C1~C4轻烃组分时,相较于上述低压操作能更有效地使C1~C4轻烃组分脱除(C1-C4轻烃组分直接排放到火炬气管网中)。

[0055] 在该具体实施方式中,脱氧塔3的塔顶操作压力控制在0.45MPaG,塔顶操作温度为69℃,塔釜操作温度为151℃;换热后送入脱氧塔3进行脱氧处理的过滤后石脑油的温度为95℃;脱氧塔底再沸器7的工艺介质出口温度为158℃,汽化率为20%;换热后的脱氧后石脑油温度为100℃。

[0056] 以上所述,仅为本发明专利的具体实施例,不能以其限定发明专利实施的范围,所以其等同流程的置换,或依本发明专利保护范围所作的等同变化与修饰,都应仍属于本专利涵盖的范畴。另外,本发明中的技术特征与技术特征之间、技术特征与技术方案之间、技术方案与技术方案之间均可以自由组合使用。

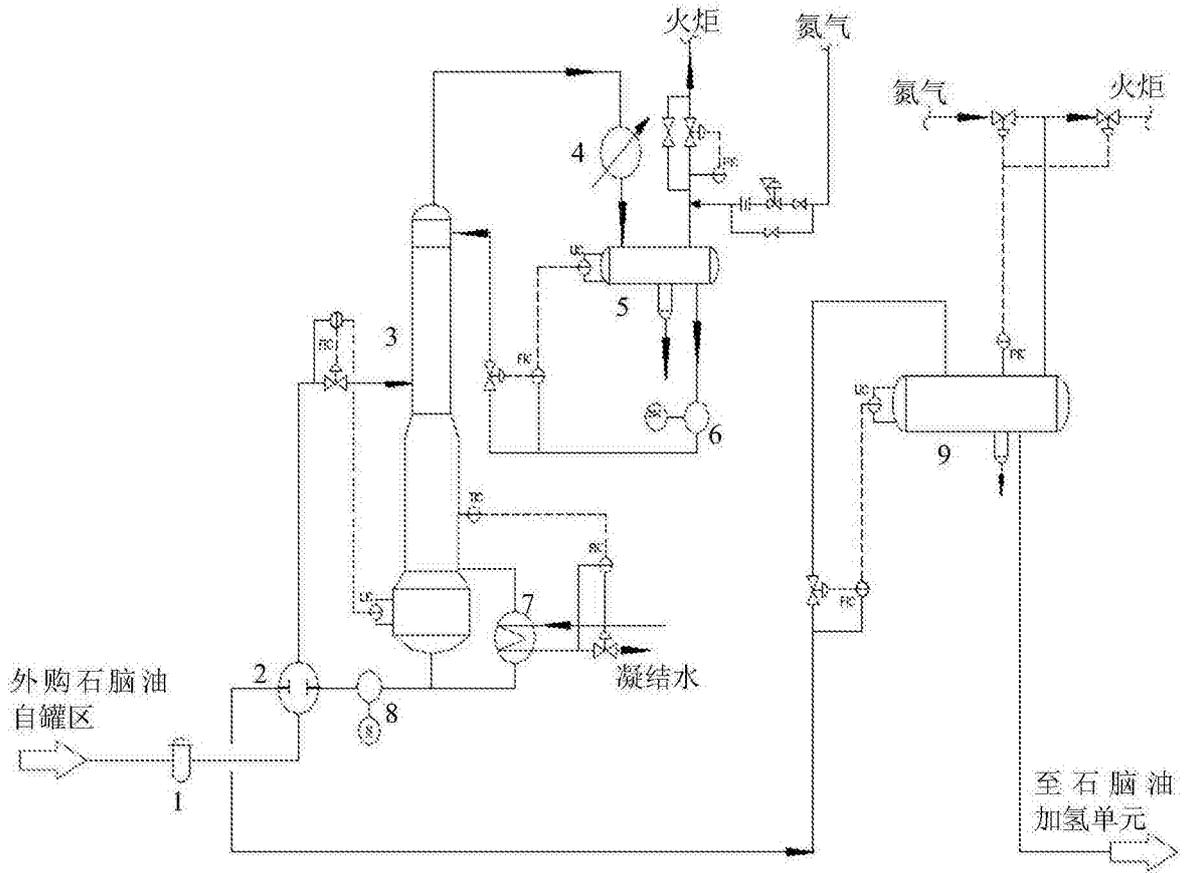


图1