



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 109777490 B

(45) 授权公告日 2021.02.05

(21) 申请号 201711118819.8

(56) 对比文件

(22) 申请日 2017.11.14

CN 104560132 A, 2015.04.29

CN 101880549 A, 2010.11.10

(65) 同一申请的已公布的文献号

CN 102268293 A, 2011.12.07

申请公布号 CN 109777490 A

审查员 吕爱花

(43) 申请公布日 2019.05.21

(73) 专利权人 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

专利权人 中国石油化工股份有限公司大连  
石油化工研究院

(72) 发明人 刘涛 李宝忠 张忠清 全辉

袁胜华 徐彤

(51) Int. Cl.

C10G 67/00 (2006.01)

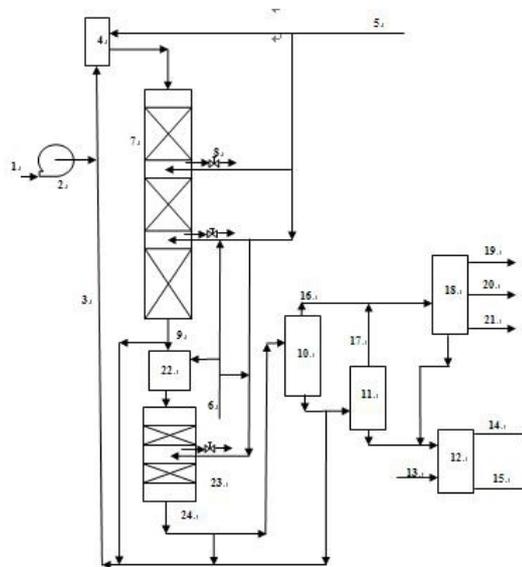
权利要求书2页 说明书6页 附图2页

(54) 发明名称

一种炼油厂气体加氢组合工艺

(57) 摘要

本发明公开一种炼厂气加氢组合方法,包括如下内容:(a)石蜡原料油与循环油在溶氢设备中与氢气混合,然后进入加氢反应器内的加氢催化剂床层在加氢操作条件下进行反应,相邻催化剂床层间设置溶气设备;(b)炼厂气和/或氢气混合后进入任一相邻催化剂床层间设置的溶气设备,同来自上一催化剂床层的反应物流混合后进入下一催化剂床层进行反应;(c)步骤(b)得到的加氢反应物流在溶气设备中与炼厂气和氢气混合后进入补充加氢反应器内的加氢催化剂床层在液相加氢操作条件下进行反应;(d)步骤(c)得到的加氢反应流出物分离为气相和液相,分离得到的气相脱除硫化氢后继续分离得到氢气、加氢处理后的炼厂气。该方法能够同时加氢处理炼厂气和生产石蜡产品。



CN 109777490 B

1. 炼油厂气体加氢组合工艺,包括如下内容:

(a) 石蜡原料油与循环油在溶氢设备中与氢气混合,然后进入加氢反应器内的加氢催化剂床层在加氢操作条件下进行反应,所述催化剂床层设置为多层,相邻催化剂床层间设置溶气设备;

(b) 炼厂气和/或氢气混合后进入任一相邻催化剂床层间设置的溶气设备,同来自上一催化剂床层的反应物流混合后进入下一催化剂床层进行反应;

(c) 步骤(b)得到的加氢反应物流在溶气设备中与炼厂气和氢气混合后进入补充加氢反应器内的加氢催化剂床层在液相加氢操作条件下进行反应;

(d) 步骤(c)得到的加氢反应流出物分离为气相和液相,分离得到的气相脱除硫化氢后继续分离得到氢气、加氢处理后的炼厂气,分离得到的液相分馏得到石脑油和石蜡产品,部分高压分离器分离得到的液相和/或部分步骤(b)得到的加氢反应流出物和/或部分步骤(c)得到的加氢反应物流作为循环油返回溶氢设备中。

2. 根据权利要求1所述的工艺,其特征在于:步骤(a)中,所述催化剂床层设置为2-6层。

3. 根据权利要求1所述的工艺,其特征在于:石蜡原料油为液体石蜡、高熔点石油蜡、微晶蜡、混合微晶蜡、凡士林、合成蜡中的一种或几种。

4. 根据权利要求1所述的工艺,其特征在于:石蜡加氢操作条件为反应压力3.0MPa~15.0MPa,石蜡原料油体积空速为 $0.2\text{h}^{-1}$ ~ $6.0\text{h}^{-1}$ ,平均反应温度 $180^{\circ}\text{C}$ ~ $450^{\circ}\text{C}$ ,循环油与石蜡原料油的比例为0.2:1~10:1。

5. 根据权利要求4所述的工艺,其特征在于:石蜡加氢操作条件为反应压力4.0MPa~14.0MPa,石蜡原料油体积空速为 $0.3\text{h}^{-1}$ ~ $5.0\text{h}^{-1}$ ,平均反应温度 $200^{\circ}\text{C}$ ~ $430^{\circ}\text{C}$ ,循环油与石蜡原料油的比例为0.5:1~8:1。

6. 根据权利要求1所述的工艺,其特征在于:补充加氢操作条件为反应压力3.0MPa~15.0MPa,石蜡原料油体积空速为 $0.3\text{h}^{-1}$ ~ $40.0\text{h}^{-1}$ ,平均反应温度 $180^{\circ}\text{C}$ ~ $450^{\circ}\text{C}$ 。

7. 根据权利要求6所述的工艺,其特征在于:补充加氢操作条件为反应压力4.0MPa~14.0MPa,石蜡原料油体积空速为 $0.5\text{h}^{-1}$ ~ $30.0\text{h}^{-1}$ ,平均反应温度 $200^{\circ}\text{C}$ ~ $430^{\circ}\text{C}$ 。

8. 根据权利要求1所述的工艺,其特征在于:石蜡加氢反应器内使用的加氢催化剂与补充加氢反应器内使用的加氢催化剂加氢活性组分为Co、Mo、W、Ni中的一种或几种,以氧化物计的重量含量为5%~70%,加氢催化剂的载体为氧化铝、无定型硅铝、氧化硅、氧化钛中的一种或几种。

9. 根据权利要求1所述的工艺,其特征在于:石蜡原料油与循环油混合后在溶氢设备中与氢气混合,然后进入步骤(a)加氢催化剂床层在加氢操作条件下进行反应,反应物料首先通过的加氢催化剂占步骤(a)加氢反应器所有加氢催化剂体积的30%~80%后引入炼厂气。

10. 根据权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述的炼厂气为干气、液化气中的一种或者几种,气体来源于焦化、催化裂化、热裂化反应中的一种或几种。

11. 根据权利要求10所述的工艺,其特征在于:步骤(a)加氢反应器内设置三个催化剂床层,相邻催化剂床层间设置溶气设备,干气和氢气混合后进入第二催化剂床层和第三催化剂床层间的溶气设备,补充加氢反应器内设置二个催化剂床层,至少含液化气的炼厂气和氢气混合后进入补充加氢反应器床层间的溶气设备。

12. 根据权利要求11所述的工艺,其特征在于:进入步骤(a)加氢反应器的干气占全部

干气原料体积的50%~100%。

13. 根据权利要求1所述的工艺,其特征在于:步骤(b)或步骤(c)同时引入氢气和炼厂气时,引入的氢气与炼厂气体积比为2:1~200:1。

## 一种炼油厂气体加氢组合工艺

### 技术领域

[0001] 本发明属炼油技术的加氢工艺,涉及一种炼油厂气体加氢组合工艺,具体地说涉及一种炼油厂气体加氢处理和生产石蜡产品的加氢组合方法。

### 背景技术

[0002] 石蜡是由减压馏分油经溶剂脱蜡脱油后得到的固体石油产品,是医药、日用化工及其它精细化工产业的重要原料。石蜡大致可以分为石蜡、高熔点石油蜡,微晶蜡、凡士林等。这些用途的石蜡需要进行深度精制,脱除其中所含的硫、氮化合物和稠环芳烃,以期做到对人体无害。石蜡精制有白土精制和加氢精制,其中加氢精制技术是在一定的温度、压力、氢气和催化剂存在下,将原料中的非理想组分被加氢转化的过程。与白土精制相比,加氢精制具有产品收率高、质量好,无废渣等特点,现已成为石蜡精制的主要方法。

[0003] 石蜡加氢精制是要求在温和的反应条件下对石蜡原料进行深度精制,有效脱除其中的硫、氮等杂原子以及饱和稠环芳烃。反应条件温和就是要求在石蜡加氢过程中不允许出现碳-碳键的裂解和异构化反应,防止石蜡中的含油量上升,防止针入度、熔点等物理性质发生变化。微晶蜡和混晶蜡加氢技术是加工由脱沥青油或重质油经溶剂精制和脱蜡脱油得到的微晶蜡或混晶蜡生产优质微晶蜡和混晶蜡,甚至可以达到食品级和医药级质量要求。液相加氢技术可以在大幅度降低能耗的情况下达到清洁石蜡生产的要求。US6213835和US6428686公开了一种预先溶氢的加氢工艺。这些方法都是将氢气溶于原料中进行加氢反应,并没有对反应剩余的氢气进行利用,分离后直接另外处理。

[0004] 炼厂气一般包括干气和液化气等,它的利用有多种路径。其中主要的用途包括干气加氢后作为蒸汽裂解制乙烯的原料,液化气加氢后作为蒸汽裂解制乙烯的原料、合成顺酐的原料、车用液化气等。现有的炼厂气加氢技术中,CN201410271572.3公开了一种焦化干气加氢催化剂及催化剂级配方法。该方法只是解决了焦化干气加氢时反应温度的控制方法,但是反应过程温升较大。CN201010221244.4 公开了一种液化石油气加氢制备乙烯裂解料的方法,设置两个反应器,反应器之间设置冷却设施,CN201310628425.2公开了一种液化气物料的高温加氢净化工艺,通过加氢的方法进行烯烃饱和及加氢脱除杂质。众所周知,烯烃、二烯烃、炔烃等不饱和烃的加氢反应是强放热反应,气体加氢过程中温升都非常大,通常100~200℃,随着温度的升高破坏了加氢反应的平衡,而且严重增加了积碳的生成,从而降低了催化剂的使用周期。

[0005] CN201010221263.7公开了一种液化石油气-焦化汽油加氢组合工艺方法,该方法为组合方法,但并不是使用液相加氢的方法,焦化汽油首先与氢气混合进行固定床加氢反应,加氢生成物与液化气混合进入另外的反应器,仅仅解决了液化气加氢温升的问题。

[0006] 综上所述,现有技术中炼厂气加氢处理过程均为气相反应,石蜡加氢为液相反应,二者反应类型完全不同,因此,炼厂气加氢处理和石蜡液相加氢组合方法鲜有报道。

## 发明内容

[0007] 针对现有技术的不足,本发明提供一种加氢组合工艺。该方法能够同时加氢处理炼厂气和生产石蜡产品。在不影响石蜡产品质量甚至提高石蜡产品质量的前提下提高氢气的利用效率并有效解决了炼厂气加氢处理过程中的温升问题,总体减少设备投资和降低操作能耗。

[0008] 本发明炼厂气加氢组合工艺,包括如下内容:

[0009] (a) 石蜡原料油与循环油在溶氢设备中与氢气混合,然后进入加氢反应器内的加氢催化剂床层在加氢操作条件下进行反应,所述催化剂床层设置为多层,优选2-6层,相邻催化剂床层间设置溶气设备;

[0010] (b) 炼厂气和/或氢气混合后进入任一相邻催化剂床层间设置的溶气设备,同来自上一催化剂床层的反应物流混合后进入下一催化剂床层进行反应;

[0011] (c) 步骤(b)得到的加氢反应物流在溶气设备中与炼厂气和氢气混合后进入补充加氢反应器内的加氢催化剂床层在液相加氢操作条件下进行反应;

[0012] (d) 步骤(c)得到的加氢反应流出物分离为气相和液相,分离得到的气相脱除硫化氢后继续分离得到氢气、加氢处理后的炼厂气,分离得到的液相分馏得到石脑油和石蜡产品,部分高压分离器分离得到的液相和/或部分步骤(b)得到的加氢反应流出物和/或部分步骤(c)得到的加氢反应物流作为循环油返回溶氢设备中。

[0013] 上述方法中,使用的石蜡原料油可以包括液体石蜡、高熔点石油蜡、微晶蜡、混合微晶蜡、凡士林、或者合成蜡等石蜡馏分中的一种或几种。

[0014] 上述方法中,加氢操作条件一般为反应压力3.0MPa~15.0MPa,石蜡原料油体积空速为 $0.2\text{h}^{-1}$ ~ $6.0\text{h}^{-1}$ ,平均反应温度 $180^{\circ}\text{C}$ ~ $450^{\circ}\text{C}$ ,循环油与石蜡原料油的比例为0.2:1~10:1;优选的操作条件为反应压力4.0MPa~14.0MPa,石蜡原料油体积空速为 $0.3\text{h}^{-1}$ ~ $5.0\text{h}^{-1}$ ,平均反应温度 $200^{\circ}\text{C}$ ~ $430^{\circ}\text{C}$ ,循环油与石蜡原料油的比例为0.5:1~8:1。

[0015] 上述方法中,补充加氢操作条件一般为反应压力3.0MPa~15.0MPa,石蜡原料油体积空速为 $0.3\text{h}^{-1}$ ~ $40.0\text{h}^{-1}$ ,平均反应温度 $180^{\circ}\text{C}$ ~ $450^{\circ}\text{C}$ ;优选的操作条件为反应压力4.0MPa~14.0MPa,石蜡原料油体积空速为 $0.5\text{h}^{-1}$ ~ $30.0\text{h}^{-1}$ ,平均反应温度 $200^{\circ}\text{C}$ ~ $430^{\circ}\text{C}$ 。

[0016] 上述方法中,加氢催化剂中加氢活性组分为Co、Mo、W、Ni中的一种或几种,以氧化物计的重量含量为5%~70%,加氢催化剂的载体一般为氧化铝、无定型硅铝、氧化硅、氧化钛等,同时可以含有其它助剂,如P、Si、B、Ti、Zr等。可以采用市售催化剂,也可以按本领域现有方法制备。加氢活性组分为氧化态的催化剂,在使用之前进行常规的硫化处理,使加氢活性组分转化为硫化态。商业加氢催化剂主要有,如抚顺石油化工研究院(FRIPP)研制开发的481-2B、FV-1、FV-10、FV-20、FV-30等。

[0017] 上述方法中,优选石蜡原料油与循环油混合后在溶氢设备中与氢气混合,然后进入加氢催化剂床层在加氢操作条件下进行反应,反应物料首先通过的加氢催化剂占所有加氢催化剂体积的30%~80%,优选35%~75%,最好40%~65%后引入炼厂气。

[0018] 上述方法中,石蜡原料油与循环油混合后从加氢反应器的顶部进入,此时溶解了氢气/或氢气-炼厂气的混合物流可以自上向下下行穿过催化剂床层,石蜡原料油与循环油混合后也可以从加氢反应器的底部进入,此时溶解了氢气/或氢气-炼厂气的混合物流可以自下向上上行穿过催化剂床层。

[0019] 上述方法中,所述的上一催化剂床层或下一催化剂床层以反应物流的流动方向为基准,无论是上流式还是下流式加氢反应,相邻床层中与反应物流先接触的床层为上、后接触的为下。

[0020] 上述方法中,所述的炼厂气可以包括干气、液化气等气体中的一种或者几种。气体的来源可以是焦化、催化裂化、热裂化、减粘裂化等反应中的一种或几种。

[0021] 上述方法中,步骤(b)和步骤(c)炼厂气中的干气和液化气单独同氢气混合后分别进入不同相邻催化剂床层间设置的溶气设备。

[0022] 一种具体的优选实施方式如下:加氢反应器内设置三个催化剂床层,相邻催化剂床层间设置溶气设备,干气和氢气混合后进入第二催化剂床层和第三催化剂床层间的溶气设备,液化气和氢气混合后进入补充加氢反应器床层间的溶气设备,进入加氢反应器的干气占全部干气原料体积的50%~100%。

[0023] 上述方法中,步骤(b)中引入的氢气与炼厂气体积比为2:1~200:1,优选5:1~150:1,进一步优选10:1~100:1。

[0024] 上述方法中,加氢反应流出物分离采用高压分离器和/或低压分离器。所述的高压分离器为常规的气液分离器。所述的加氢反应物流在高压分离器中分离得到气体和液体。所述的低压分离器为常规的气液分离器。所述的高压分离器中分离得到液体在高低压分离器中分离得到气体和液体。

[0025] 上述方法中,分馏采用的分馏系统包括汽提塔和/或分馏塔。所述的低压分离器中分离得到液体在分馏系统中汽提和/或分馏得到石脑油产品和石蜡产品。

[0026] 上述方法中,气体分离所采用的气体分离器为常规的分离器。所述的高压分离器中分离得到的气体和低压分离器中分离得到气体混合后在气体分离器中分离得到氢气、干气和液化气等,若有液体产物则直接进入汽提塔和/或分馏塔。

[0027] 石蜡液相加氢工艺中溶解的氢气是过量的,反应完成后的加氢生成油中会溶解大量的氢气,从而造成了氢气的无效使用,即增加了能耗;气体加氢过程中,因反应放热量大使得催化剂床层的温升大,导致加氢反应温度区间大,不仅影响了加氢反应的效果,而且加速了催化剂积碳的生成,降低了催化剂的使用周期。研究结果表面,炼厂气同石蜡未完全加氢处理物料具有较高的溶解度并且炼厂气在液相中的饱和度较高,炼厂气能够有效的溶解在石蜡物流中进行加氢反应。在石蜡液相循环加氢装置中,将气体原料与氢气混合进入装置的后面几个催化剂床层,利用较高的反应压力,较高活性的加氢催化剂和融入液相的氢气氛围来达到生产加氢净化气体的目的,而且在不影响石蜡产品质量的前提下提高氢气的利用效率,总体减少设备投资和降低操作能耗。

[0028] 现有技术中石蜡原料可以通过液相循环加氢的方法生产清洁石蜡,干气原料通过固定床加氢的方法生产干气产品,液化气原料通过固定床加氢的方法生产液化气产品。气体在液体中有一定的溶解度,这也就是石蜡液相循环加氢技术开发的原理,即利用溶解于石蜡中的氢气来实现加氢反应,其中第一床层催化剂承担最大的作用,大量容易发生的加氢脱硫反应都在这一床层发生。但是溶解的氢气并不能完全反应,反应产物中会残留大量的氢气,通常可以剩余溶入氢气的20%~70%。干气和液化气等作为有机气体在石蜡中的溶解度更大,而且与氢气存在下可以增加氢气的溶解量。而溶解的干气、液化气在催化剂和氢气的氛围很容易发生加氢反应,实现生产清洁气体的目的。本发明通过充分利用石蜡液相循

环加氢工艺需要溶解氢气的特点,为了尽量减少溶解的气体对原有石蜡加氢的影响,将气体原料混合氢气进入第一催化剂床层之后的催化剂床层,利用氢气和催化剂的氛围完成气体的加氢反应,而氢气也可以更多的溶解到石蜡原料中,促进石蜡加氢反应;或者更进一步的将混合气体中的部分干气或者全部干气原料与氢气混合进入第二催化剂床层,这主要是干气中烯烃含量低,氢耗较小,所需活性中心数量少,而且反应脱附过程时间短,对石蜡加氢反应的影响降至最小,而将氢耗相对较大的气体引入后续石蜡加氢耗氢相对减低的催化剂床层,总体减少对石蜡加氢效果的影响。

[0029] 本发明进一步通过充分利用石蜡液相循环加氢工艺生成油中依然溶解大量氢气的特点,在石蜡加氢反应器后续再设置一台补充加氢反应器,将炼厂气原料溶解于石蜡加氢反应物流中并进入补充加氢反应器催化剂床层,利用溶解的氢气和催化剂的氛围完成气体的加氢反应,不仅解决了气体加氢温升大的问题,而且将石蜡中溶解的氢气用于气体加氢反应,降低了氢耗;或者更进一步的补充加氢反应器设置多个催化剂床层,将混合气体中的部分干气或者全部干气原料与石蜡加氢生成油混合进入第一催化剂床层,将剩余的气体和/或氢气混合混合物进入后续催化剂床层,这主要是让氢耗低,切最容易反应的干气首先进行加氢反应,然后让氢耗略高的液化气进入后续的催化剂床层进行反应,而且需要补充氢气的时候在后续的催化剂床层入口补充进入。组合方法总体表现为在不影响石蜡产品质量的前提下完成了气体加氢过程,得到石蜡产品和气体产品,而且两种技术优化组合,节省了设备投资和操作费用。

## 附图说明

[0030] 图1是本发明加氢组合工艺的流程图。

[0031] 图2是本发明加氢组合工艺的另一流程图。

[0032] 其中:1-原料油,2-原料油泵,3-循环油,4-溶氢器,5-新氢,6-气体原料,6-1-干气原料,6-2-液化气原料,7-加氢反应器,8-排气阀,9-加氢精制反应物流,10-高压分离器,11-低压分离器,12-汽提/分馏系统,13-汽提气,14-石脑油产品,15-石蜡产品,16-高压分离器气体,17-低压分离器气体,18-气体分离器,19-氢气,20-干气产品,21-液化气产品,22-溶气器,23-补充反应器,24-加氢反应物流。

## 具体实施方式

[0033] 下面结合实施例来进一步说明本发明加氢组合方法的流程及效果,但以下实施例不构成对本发明方法的限制。

[0034] 本发明一种加氢组合方法具体实施方式如下:原料油1与循环油3混合,混合后的物料与氢气在溶氢器4中混合后进入加氢反应器7,并通过第一催化剂床层,第一催化剂床层流出物中溶入氢气,并通过第二催化剂床层,第二催化剂床层流出物中溶入氢气和气体原料6,并通过第三催化剂床层,加氢精制反应物流9与气体原料6在溶气器22中混合后进入补充反应器23,并通过第一催化剂床层,第一催化剂床层流出物中溶入气体原料6,并通过第二催化剂床层,加氢反应物流24进入高压分离器10,在高压分离器10中分离得到高压分离器气体16和液体,液体进入低压分离器11,在低压分离器11中分离得到低压分离器气体17和液体,液体与气体分离器18分离得到的液体组分混合后进入汽提/分馏系统12,在分馏

系统中在汽提气13的作用下分馏得到石脑油产品14和石蜡产品15,高压分离器气体16和低压分离器气体17混合后进入气体分离器18,在气体分离器18中分离得到氢气、干气和液化气产品。循环油3可以直接从加氢精制反应物流9中得到,也可以在高压分离器10分离得到的液体中得到。

[0035] 下面通过实施例来进一步说明本发明的具体情况。使用FRIPP研制开发和生产的FV-20催化剂进行了试验研究。

[0036] 表1 石蜡原料主要性质

[0037]	原料	58#蜡料	微晶蜡
	颜色(赛氏)/号	+11	+5
	光安定性/号	6~7	—
	热安定性/号	-2	—
	易碳化物	未通过	未通过
	稠环芳烃,紫外吸光度/cm <sup>-1</sup>	未通过	未通过

[0038] 表2 气体原料主要性质

[0039]	气体原料	干气	液化气	混合气体
	气体组成			
	H <sub>2</sub>	7.0	0	3.5
	CH <sub>4</sub>	12.6	0	2.9
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	55.3	0	27.1
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	5.6	0.1	4.6
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	10.8	16.0	13.6
	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	2.7	6.5	4.5
	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	0	0	0
	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	5.3	34.5	20.5
	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.5	33.1	19.1
	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	0	1.2	0.5
	C <sub>5</sub> <sup>+</sup>	0.1	8.6	3.6
	CO	0.005	0	0.002
	CO <sub>2</sub>	0.01	0	0.008

[0040] 表3 实施例工艺条件和主要产品性质

[0041]	工艺条件	实施例1	实施例2	实施例3	实施例4
	加氢反应器操作条件				
	原料油	原料油1	原料油1	原料油1	原料油2
	石蜡加氢反应器操作条件				
	反应压力,MPa	6.0	8.0	8.0	14.0
	平均反应温度,°C	260	240	240	330
	新鲜原料油体积空速,h <sup>-1</sup>	0.5	0.7	0.7	0.8
	循环比	0	2.5:1	2.5:1	4:1
	三床层入口气体原料	干气	干气	干气	液化气

三床层入口溶入的氢气与气体原料体积比	80:20	80:20	80:20	95:5
补充加氢反应器操作条件				
反应器入口炼厂气原料	干气	混合气体	干气	液化气
反应压力,MPa	12.0	10.0	10.0	10.0
平均反应温度,℃	360	350	350	355
新鲜原料油体积空速, $h^{-1}$	15	20	20	10
二床层入口炼厂气原料	—	液化气	液化气	液化气
二床层入口溶入的氢气与炼厂气原料体积比	—	95:5	95:5	100:0
干气产品				
烯烃含量,v%	0	0	0	0
液化气产品				
烯烃含量,v%	0	0	0	0
CO+CO <sub>2</sub> , $\mu g/g$	0	0	0	0
石蜡产品				
颜色(赛氏)/号	+30	+30	+30	+28
光安定性/号	3	3	3	—
热安定性/号	+29	+28	+28	—
易碳化物	通过	通过	通过	通过
稠环芳烃,紫外吸光度/ $cm^{-1}$	通过	通过	通过	通过

[0042] 由实施例可以看出,石蜡原料和气体原料通过本技术的加氢组合方法可以直接生产石蜡产品和清洁气体产品。

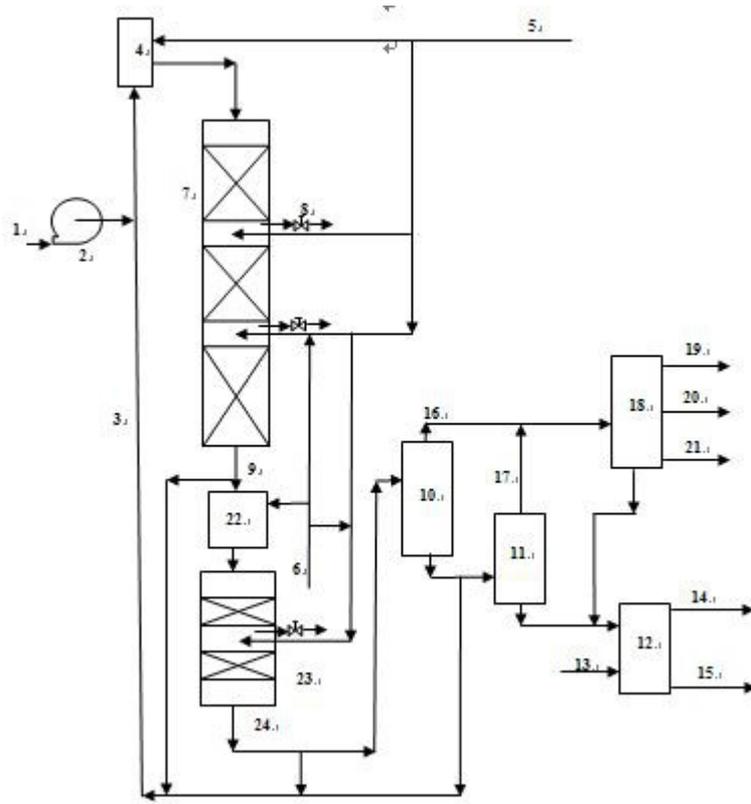


图1

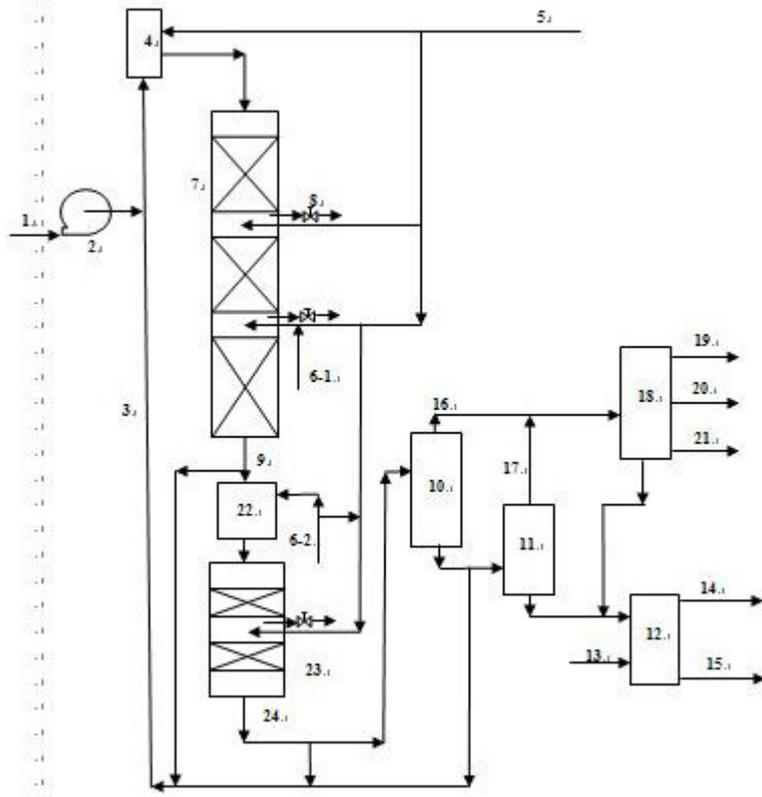


图2