



## (12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102465023 B

(45) 授权公告日 2014. 04. 02

(21) 申请号 201010539086. 7

(56) 对比文件

(22) 申请日 2010. 11. 05

CN 1718687 A, 2006. 01. 11, 说明书第 1-7

(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

页 .

专利权人 中国石油化工股份有限公司抚顺  
石油化工研究院

CN 101003750 A, 2007. 07. 25, 说明书第  
1-12 页 .

(72) 发明人 张学辉 刘继华 黄新露 刘涛  
孙士可 王仲义 崔哲 牛世坤

US 5865988 A, 1999. 02. 02, 说明书摘要 .

(74) 专利代理机构 抚顺宏达专利代理有限责任  
公司 21102

审查员 张宪国

代理人 李微

(51) Int. Cl.

C10G 67/02 (2006. 01)

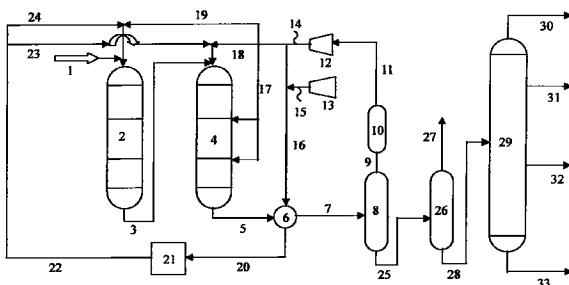
权利要求书1页 说明书9页 附图1页

## (54) 发明名称

一种焦化汽柴油馏分加氢改质方法

## (57) 摘要

本发明公开了一种焦化汽柴油馏分加氢改质方法。焦化汽柴油原料与加热后的氢气混合，依次通过低温加氢精制反应器和加氢改质反应器；分离改质反应流出物，并蒸馏所得液体得到气体、汽油、煤油和柴油。本发明方法采用炉后混氢流程，加热炉只加热氢气，而混合原料不经加热炉，反应器温度通过热氢和冷氢的量来控制。与现有技术相比，本发明方法可节省设备投资，生产方案灵活，可根据原料性质和产品方案的不同，通过调整工艺条件和产品分布进行灵活生产；实行炉后混氢，有效避免焦化原料炉管结焦；设置低温保护剂反应器，在较低温度下进行烯烃饱和，降低结焦，同时尽可能将焦粉均匀分布在保护剂床层，保证了加氢装置的长周期运转。



1. 一种焦化汽柴油馏分加氢改质方法,包括以下步骤:

(1) 焦化汽柴油原料与经加热炉加热后的氢气混合,进入低温加氢精制反应器进行精制反应;低温加氢精制反应器包括三个催化剂床层:保护剂床层、捕硅剂床层和加氢精制催化剂床层;

(2) 步骤(1)的反应流出物不经分离,与经加热炉加热的氢气混合后,进入加氢改质反应器进行改质反应;加氢改质反应器包括三个催化剂床层:加氢精制催化剂床层、柴油改质催化剂床层和后精制催化剂床层;

(3) 步骤(2)的改质反应流出物进入分离器进行分离,得到气体和液体,所得液体进入分馏系统进行分馏,得到气体产品、汽油、煤油和柴油;

其中所述的捕硅剂为负载型 Mo-Co 催化剂、Mo-W-Ni 催化剂或 Mo-W-Co-Ni 催化剂,催化剂的孔容为 0.25 ~ 0.55mL/g,比表面积为 150 ~ 300m<sup>2</sup>/g,催化剂中以氧化物计加氢活性金属含量为 5%~25%;所述的加氢精制催化剂为负载型 Mo-Co 催化剂、Mo-W-Ni 催化剂或 Mo-W-Co-Ni 催化剂,催化剂孔容为 0.25 ~ 0.55mL/g,比表面积为 150 ~ 300m<sup>2</sup>/g,催化剂中以氧化物计加氢活性金属含量为 15%~45%;所述的柴油改质催化剂含有 Y 型分子筛或  $\beta$  型分子筛,Y 型分子筛或  $\beta$  型分子筛在催化剂中的含量为 0.5wt%~40.0wt%;所述的后精制催化剂为负载型 Mo-Co 催化剂、Mo-W-Ni 催化剂或 Mo-W-Co-Ni 催化剂,催化剂孔容为 0.25 ~ 0.55mL/g,比表面积为 150 ~ 300m<sup>2</sup>/g,催化剂中以氧化物计加氢活性金属含量为 15%~45%。

2. 按照权利要求 1 所述的加氢改质方法,其特征在于,步骤(1)中加热炉只加热氢气,混合原料不经加热炉加热,即实行炉后混氢流程。

3. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于,在步骤(1)中通入冷氢,通过调整热氢和冷氢的量来控制低温加氢精制反应器的入口温度。

4. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于,在步骤(2)中通入冷氢,通过调整热氢和冷氢的量来控制加氢改质反应器的入口温度。

5. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于,其中氢气在进入加热炉之前首先与加氢改质反应器流出物进行换热。

6. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于,步骤(1)中所述的精制反应条件为:反应压力 3.0MPa ~ 12.0MPa,反应温度 100°C ~ 300°C,液时体积空速 0.1h<sup>-1</sup> ~ 20.0h<sup>-1</sup>,氢油体积比 300 ~ 2000;所述的改质反应条件为:反应压力 3.0MPa ~ 12.0MPa,反应温度 300°C ~ 450°C,液时体积空速 0.1h<sup>-1</sup> ~ 10.0h<sup>-1</sup>,氢油体积比 300 ~ 2000。

7. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于,以催化剂的总体积为基准,保护剂床层占 5%~30%,捕硅剂催化剂床层占 5%~30%,加氢精制催化剂床层占 10%~60%,柴油加氢改质催化剂床层占 10%~60%,后精制催化剂床层占 5%~20%。

8. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于,所述的焦化汽柴油馏分原料中含有直馏汽油馏分、直馏柴油馏分、催化裂化柴油馏分、热裂解汽油馏分或热裂解柴油馏分中一种或几种。

## 一种焦化汽柴油馏分加氢改质方法

### 技术领域

[0001] 本发明属于在氢气存在的条件下精制烃油的方法,更具体地说,是属于一种焦化汽柴油馏分加氢改质的方法。

### 背景技术

[0002] 目前,国内外油品市场对轻、中质油品的需求特别是对汽油的需求仍将呈持续上升的趋势,对重质油品的需求则呈下降趋势。同时,在全球范围内原油性质日趋变差,环保法规日趋严格。因此,如何能以较经济合理的代价实现重油轻质化、所得到产品又能满足不断苛刻的汽柴油产品规格的炼油技术成了国内外炼油技术开发商重点开发的技术之一。

[0003] 采用常规的加氢精制法以及高活性的加氢精制催化剂,在适宜的工艺条件下可有效地脱除汽柴油中的硫、氮、胶质等杂质,使油品的颜色有一定改善,但精制油密度降低有限,柴油馏分十六烷值提高幅度不大,仍不能从根本上解决汽、柴油质量的问题。

[0004] 渣油的延迟焦化是炼厂中重油轻质化的一个重要工艺,有延迟焦化的炼厂都生产有大量的焦化汽油和焦化柴油。焦化汽柴油通过加氢精制能大幅度降低硫、氮和胶质含量,所得加氢焦化汽油可以蒸汽裂解制乙烯原料,但所得的精制柴油馏分密度降低有限,十六烷值提高幅度不大,仍需进一步处理。柴油加氢改质,通常是将中压加氢裂化或缓和加氢裂化技术用于劣质柴油的改质,选择一种能对柴油中双环及多环芳烃有较高选择性破坏能力和具有较好加氢活性的加氢裂化催化剂,通过对双环以上芳烃的中压加氢饱和以生成环烷苯类单环芳烃,继以选择性的开环裂化,来提高烃类分子使柴油中的芳烃含量降低,十六烷值提高。同时,选择常规的加氢精制催化剂进行脱硫、脱氮等精制反应。

[0005] CN1316485A、US5865988 等提出了一种通过异构化加氢对汽油进行改质的工艺,该工艺包含两段串联反应,第一段进行烯烃异构化反应,然后在第二段进行加氢反应。第一段装填烯烃异构化催化剂,第二段装填烯烃加氢催化剂。这两段催化剂可以分别装在两个反应器,也可以装在一个反应器内。由于异构化反应需要在比加氢反应温度高的温度下进行,因此先进行异构化反应再进行加氢反应的流程安排,热量利用不合理,加氢反应器入口温度不易控制,同时也存在氢耗较大的缺点。US6059962 公开一种改进的噻吩硫与烯烃烷基化反应脱硫的方法,该方法采用两级烷基化 / 蒸馏工艺,可以最大限度地利用烯烃,限制烯烃聚合并减少副产物生成。但此方法只能脱除汽油中的硫,并不能降低其烯烃含量。

[0006] CN1415706A 公开了一种生产低硫、低芳烃清洁柴油的方法,该方法包括两个反应器,第一个反应器为加氢精制 / 裂化反应器,第二个反应器为催化气提反应器,由中间气提段、上部反应段和下部反应段三部分构成。该方法能够达到生产清洁燃料的目的,但该方法涉及的原料油较轻,且改方法提到的催化气提压力控制较复杂,操作难度大,同时催化气提结构复杂,工程设计难度较大,实施困难。CN1417301A 公开了一种柴油深度脱硫脱芳烃的方法,该方法包括两个加氢反应器,在第一个反应器中装填加氢改质催化剂、加氢裂化催化剂或加氢精制催化剂,第二个反应器中装填加氢精制催化剂,两个反应器之间设有一个氢气汽提塔,以除去第一个反应器生成的硫化氢、氨气等气相杂质。该方法采用在中等压力下,

采用非贵金属催化剂脱除柴油原料中硫、芳烃含量。但该方法设置高压氢气气提塔，设备投资和操作投资较高。US2004/023840A1公开了一种采用逆流床来加氢处理劣质柴油的方法。该方法采用一个或两个反应器，其中一个为逆流反应器。该方法能有效降低原料中的硫含量和芳烃含量，并避免硫化氢等气相杂质对深度脱硫和芳烃饱和的影响作用。但该方法中提到的逆流反应器结构复杂，操作难度大，而且设备投资高。

[0007] CN200610045708.4公开了一由焦化全馏分油生产优质柴油的方法。将焦化全馏分油分离为焦化轻馏分油和焦化重馏分油，其中轻质馏分油中含有部分轻柴油馏分，重馏分油为干点较高的重柴油馏分。焦化重馏分油在含 $\beta$ 沸石加氢改质催化剂存在下进行加氢改质，改质产物与焦化轻馏分油混合进行加氢精制处理。该方法需要设置两个反应器，也没有对催化剂体系进行优化。

## 发明内容

[0008] 本发明要解决的技术问题是针对现有技术的不足，提供一种焦化汽柴油混合馏分加氢改质的方法。本方法工艺过程简单，设备投资低，加氢效果好，操作灵活。实行炉后混氢，既加热炉只加热氢气，混合原料不经加热炉加热，每个反应器温度通过热氢和冷氢的量来控制。

[0009] 本发明的焦化汽柴油加氢改质方法包括以下步骤：

[0010] (1) 焦化汽柴油原料与经加热炉加热后的氢气混合，进入低温加氢精制反应器进行精制反应；

[0011] (2) 步骤(1)的反应流出物不经分离，与经加热炉加热的氢气混合后，进入加氢改质反应器进行改质反应；

[0012] (3) 步骤(2)所得改质反应流出物进入分离器进行分离，得到气体和液体，气体气提脱硫后循环使用，液体进入分馏系统进行分馏操作，得到气体产品、汽油、煤油和柴油。

[0013] 根据本发明的加氢改质方法，其特征在于，在步骤(1)中还可以通入冷氢，通过调整热氢和冷氢的量来控制低温加氢精制反应器的入口温度。同样，在步骤(2)中还可以通入冷氢，通过调整热氢和冷氢的量来控制加氢改质反应器的入口温度。

[0014] 根据本发明的加氢方法，其中所述的低温加氢精制反应器包括至少三个催化剂床层：保护剂床层、捕硅剂床层和加氢精制催化剂床层。步骤(1)中所述加氢精制的反应条件为：反应压力 $3.0\text{ MPa} \sim 12.0\text{ MPa}$ ，反应温度 $100^\circ\text{C} \sim 300^\circ\text{C}$ ，液时体积空速 $0.1\text{ h}^{-1} \sim 20.0\text{ h}^{-1}$ ，氢油体积比 $300 \sim 2000$ 。

[0015] 所述的加氢改质反应器包括至少三个催化剂床层：加氢精制催化剂床层、柴油改质催化剂床层和后精制催化剂床层。所述改质反应的条件为：反应压力 $3.0\text{ MPa} \sim 12.0\text{ MPa}$ ，反应温度 $300^\circ\text{C} \sim 450^\circ\text{C}$ ，液时体积空速 $0.1\text{ h}^{-1} \sim 10.0\text{ h}^{-1}$ ，氢油体积比 $300 \sim 2000$ 。

[0016] 本发明方法中，只有氢气进入加热炉进行加热，焦化汽柴油混合原料不进入加热炉，即实行炉后混氢，低温加氢精制反应器温度和加氢改质反应器的温度由热氢和冷氢的量来控制。其中氢气在进入加热炉之前首先与加氢改质反应器流出物进行换热。

[0017] 本发明方法中，步骤(1)中低温加氢精制反应器中所述的保护剂床层所装填保护剂，既可以是一种保护剂，也可以是多种保护剂按级配方案装填。所述的捕硅剂可以是负载Mo-Co型催化剂、Mo-W-Ni型催化剂或Mo-W-Co-Ni型催化剂，催化剂孔容为 $0.25 \sim 0.55\text{ mL}/$

g, 比表面积为  $150 \sim 300\text{m}^2/\text{g}$ , 催化剂中以氧化物计加氢活性金属含量为 5%~25%, 具有捕硅功能、加氢性能强。

[0018] 本发明方法中, 加氢精制床层装填的催化剂是负载型催化剂, 如可以是负载型 Mo-Co 催化剂、Mo-W-Ni 催化剂或 Mo-W-Co-Ni 催化剂。催化剂孔容为  $0.25 \sim 0.55\text{mL/g}$ , 比表面积为  $150 \sim 300\text{m}^2/\text{g}$ , 催化剂中以氧化物计加氢活性金属含量为 15%~45%。该催化剂床层主要发生脱硫反应, 特别是链状含硫化合物、噻吩类化合物、含有一个或两个芳环的苯并噻吩类化合物等。

[0019] 本发明方法中, 柴油改质催化剂床层使用柴油改质催化剂, 催化剂一般含有 Y 型分子筛或  $\beta$  型分子筛等, Y 型分子筛或  $\beta$  型分子筛在催化剂中的含量一般为 0.5wt%~40.0wt%, 优选为 5.0wt%~20.0wt%, 柴油改质催化剂中同时含有加氢金属组分, 如 W、Ni 等。在柴油改质催化剂床层, 进一步发生柴油改质反应及深度脱杂质反应。柴油改质催化剂如抚顺石油化工研究院研制生产的 3963 催化剂、FC-18 催化剂、FC-14 催化剂等。也可以按现有技术制备, 如可以按 CN96120988.7、CN200410020797.8 等专利所述的方法制备。

[0020] 本发明方法中, 所述的后精制催化剂可以是负载型 Mo-Co 催化剂、Mo-W-Ni 催化剂或 Mo-W-Co-Ni 催化剂。催化剂的孔容为  $0.25 \sim 0.55\text{mL/g}$ , 比表面积为  $150 \sim 300\text{m}^2/\text{g}$ , 催化剂中以氧化物计加氢活性金属含量为 15%~45%。

[0021] 各类型催化剂占催化剂总体积的百分比为:以催化剂总体积为基准, 保护剂床层占 5%~30%, 捕硅剂催化剂床层占 5%~30%, 加氢精制催化剂床层占 10%~60%, 柴油加氢改质催化剂床层占 10%~60%, 后精制催化剂床层占 5%~20%。

[0022] 上述催化剂中可以按本领域常规知识, 同时含有无机耐熔氧化物载体、各种适宜的助剂等, 无机耐熔氧化物如氧化铝、氧化硅、无定形硅铝等, 助剂如 P、B、Ti、Zr、F 等。所需的催化剂可以按需要选择市售商品催化剂, 也可以按本领域常规方法制备。

[0023] 本发明方法中, 反应后的流出物经过气液分离, 气相脱除硫化氢后循环使用, 液相进入分馏塔得到各种液相加氢产物。

[0024] 所述的焦化汽柴油原料可以是焦化汽油与焦化柴油混合物, 也可以是焦化汽、柴油与其它来源的汽油馏分和 / 或柴油馏分的混合物, 如可以混合直馏汽油馏分、直馏柴油馏分、催化裂化柴油馏分、热裂解汽油馏分、热裂解柴油馏分等中的一种或几种原料。

[0025] 本发明方法中, 加氢反应过程中的工艺条件及催化剂装填比例可以根据原料性质及产品质量要求按本领域常规知识具体确定。

[0026] 焦化柴油馏分中含硫化合物根据其加氢脱硫难易可以分成两类:一类是链状含硫化合物、噻吩类化合物、含有一个或两个芳环的苯并噻吩类化合物, 这类化合物反应位阻较小, 用常规的加氢精制手段很容易脱除其中的硫;另外一类就是含有多个芳环, 并且芳环上有取代基的多苯并噻吩类化合物, 例如 4,6-二甲基二苯并噻吩 (4,6-DMDBT)、4,6,8-三甲基二苯并噻吩 (4,6,8-TMDBT) 等, 这类化合物的特点是在硫原子的附近存在取代基, 反应空间位阻较大, 硫原子与催化剂活性位接触困难, 并且具有很高的沸点 (一般大于 350°C), 这些化合物是超深度脱硫的最大障碍, 研究表明该类硫化物一般是先经过含硫杂原子临近的苯环加氢后再发生 C-S 键断裂而脱硫。

[0027] 有机氮化物是加氢催化剂的毒物, 对加氢脱氮、加氢脱硫、加氢脱芳和加氢改质反应都有明显的抑制作用。这种抑制作用主要是由于有些氮化物和大多数氮化物的中间反应

产物与催化剂的加氢反应活性中心具有非常强的吸附能,从竞争吸附的角度抑制了其他加氢反应的进行。研究认为,杂环含氮化合物在 C-N 键氢解之前,必须进行杂环的加氢饱和,即使是苯胺类非杂环氮化物,C-N 键氢解前,芳环也要先行饱和。因此,需要不同类型催化剂的匹配才能获得最佳的反应效果。

[0028] 本发明方法通过考察焦化汽柴油馏分在加氢过程中不同阶段的反应环境和状态,优化了不同催化剂的配合使用,获得了理想的效果,具体优点如下:

[0029] 1、本发明提供的方法中,实行炉后混氢,只有氢气进入加热炉加热,混合原料不进入加热炉,可以有效避免焦化汽柴油原料在炉管中的结焦问题。

[0030] 2、本发明方法中设置两个反应器,第一个反应器为装填保护剂、捕硅剂和脱硫、脱氮性能强的加氢精制催化剂的低温反精制应器,使烯烃首先在低温条件下加氢饱和;同时,焦粉等机械杂质尽可能均匀分布在保护剂和捕硅剂床层中,以保证装置的长周期运转。

[0031] 3、本发明方法中,两个反应器的温度由分别由热氢和冷氢的量来控制,生产操作更加灵活。

[0032] 4、本发明方法中,原料为焦化汽柴油的混合馏分,只用一套装置同时对汽油馏分和柴油馏分进行加氢改质。

[0033] 5、本发明提供的方法可用于新建的或已建的加氢精制装置或中压加氢改质装置,也适用于旧装置改造。本发明工艺流程为单段串联流程,流程比较简单,催化剂为非贵金属催化剂,因此,设备投资及操作费用均较低。

[0034] 6、本发明方法中,反应器中依次装填了不同类型的催化剂,从而最大程度上克服了焦化汽柴油带来的种种不利因素,保证装置长周期平稳运行。加氢性能好的催化剂、脱硫性能好的催化剂与开环能力强的高选择性改质催化剂相匹配,实现深度脱硫、脱氮、脱芳和选择性开环反应,同时,进料中的重馏分发生适度的轻质化反应,这样就可以使柴油馏分的十六烷值得以大幅度的提高,同时得到优质蒸汽裂解制乙烯原料。

[0035] 7、本发明方法所得石脑油为优质蒸汽裂解制乙烯原料,也可以做为汽油调和组分;航煤可以做为柴油调和组分,也可以直接生产航煤产品;柴油馏分具有低硫、低氮、高辛烷值等优点。本发明方法可以生产硫和氮含量均小于  $1 \mu\text{g/g}$ ,同时十六烷值达到 51 以上的柴油馏分。同时可以根据原料性质以及生产目的的不同,调整工艺条件和产品切割点,生产方式十分灵活。

## 附图说明

[0036] 图 1 是本发明焦化汽柴油馏分加氢改质方法的工艺流程示意图。

## 具体实施方式

[0037] 下面结合附图对本发明所提供的方法进行进一步的说明,但并不因此而限制本发明。

[0038] 工艺流程详细描述如下:

[0039] 焦化汽柴油混合原料 1 过滤升压后与热氢 24,循环氢 19 混合,进入低温精制反应器 2,与催化剂床层接触,烯烃饱和,脱除原料油中易脱除的硫、氮等杂质,同时沉积焦粉等固体机械杂质,流出物 3 与热氢 23、循环氢 18 混合,进入改质反应器 4,与催化剂接触,发生

脱硫、脱氮、芳烃开环等反应。由于加氢精制和加氢改质为强放热反应，需在改质反应器床层中间引入冷氢 17，以控制反应温度和温升。加氢改质反应器 4 出口反应流出物 5 经换热器 6 换热后的生成油混合馏分 7 进入高压分离器 8，进行气液分离，分离出的液相物流 25 再到低压分离器 26 进一步分离，分离出气体 27，分离出的液相物流 28 进入装置的分馏塔 29，分离出塔顶气 30，石脑油 31、航煤 32 和柴油馏分 33。

[0040] 高压分离器分离出的气相物流 9 进入脱硫化氢塔 10，进行脱硫化氢等处理，脱硫化氢后的气相物流 11 进入循环压缩机 12 升压后，循环氢 14 提供反应氢气 18、19 和冷氢 17。补充的新氢可以在循环压缩机 12 之后引入，来自循环氢压缩机 12 和新氢机 13 的混合氢气 16 经换热器 6 换热，换热后的氢气 20 进入加热炉 21 进行加热，加热后的热氢 22 与原料混合进行反应。

[0041] 下面的实施例将对本发明提供的方法进一步说明，但并不因此而限制本发明。原料油是来自常减压蒸馏装置及延迟焦化装置的汽油馏分及柴油馏分，汽油馏分与柴油馏分的比例为 1：2.2（质量）其性质列于表 2。混合原料加氢试验在加氢反应器中进行，反应器为单段反应器。反应器中由上至下依次装填加氢保护剂 A（抚顺石油化工研究院研制生产的保护剂 FZC-102），加氢性能好的催化剂 B（抚顺石油化工研究院研制生产的 FHRS-1 催化剂），加氢脱硫性能好的催化剂 C（抚顺石油化工研究院研制生产的 FH-40C 催化剂），柴油加氢改质催化剂 D（抚顺石油化工研究院研制生产的 3963 催化剂），加氢后精制催化剂 E（抚顺石油化工研究院研制生产的 FH-98 催化剂）。催化剂主要物化性质见表 1。上述催化剂的体积比为 1：2：3：3.5：0.5。

[0042] 对比例 1

[0043] 该对比例采用常规流程，即焦化汽油和焦化柴油分别进行加氢精制。即加氢原料分别为混合石脑油原料和混合柴油原料。表 3、表 5 分别为催化剂和工艺条件和主要产品性质。

[0044] 实施例 1

[0045] 该实施例采用本发明焦化汽柴油馏分加氢改质的方法，表 3、表 4、表 5 分别为催化剂和工艺条件、产品分布、和主要产品性质。

[0046] 表 1 催化剂物化性质

[0047]

催化剂	FZC-102B	FHRS-1	FH-40C	3963	FH-98
化学组成, m% :					
MoO <sub>3</sub>	5.2	3.5	4.5	-	9.2
W <sub>0</sub> 3	-	6.1	11.1	22.0	19.8
NiO	1.3	2.2	3.2	8.8	5.1
物理性质 :					

孔容, mL/g	< 0.60	< 0.50	< 0.42	< 0.28	< 0.25
比表面, $\text{m}^2/\text{g}$	< 260	< 300	< 220	< 200	< 120

[0048] 表 2 原料油性质

[0049]

	混合石脑油 <sup>(1)</sup>	混合柴油 <sup>(2)</sup>
密度 (20°C), g/cm <sup>3</sup>	0.7611	0.8742
S, 质量%	0.23039	1.13114
N, 质量%	0.01115	0.0423
烯烃, 质量%	30.1	13.4
芳烃, 质量%	12.4	25.3
RON	72.0	—
十六烷值	—	36.2
馏程, °C		
10% / 50%	57/129	241/300
95% / 干点	208/260	365/379

[0050] (1) 混合石脑油为常减压蒸馏装置及延迟焦化装置的石脑油的混合油。

[0051] (2) 混合柴油为常减压蒸馏装置及延迟焦化装置的柴油馏分的混合油。

[0052] 表 3 催化剂和工艺条件

[0053]

名称	对比例 1		实施例 1
	石脑油加氢	柴油加氢	混合油加氢
催化剂	ABC	ABCD	ABCDE
工艺条件			
原料	混合石脑油	混合柴油	混合油
氢分压, MPa	3.0	10.0	10.0
反应温度, °C	320	365	360
总体积空速, h <sup>-1</sup>	2.0	1.5	1.5
氢油比	500 : 1	700 : 1	450 : 1
撇头周期/月	~12	~20	~36

[0054] 表 4 产品分布, 质量%

[0055]

名称	对比例 1 柴油加氢	实施例 1
H <sub>2</sub> S+NH <sub>3</sub>	1.24	1.00
C <sub>1</sub>	0.15	0.05
C <sub>2</sub>	0.16	0.07
C <sub>3</sub>	0.44	0.15
iC <sub>4</sub>	0.71	0.21
nC <sub>4</sub>	0.43	0.10
< 170°C 石脑油	4.33	21.13
170 ~ 230°C 航煤	27.12	26.44
> 230°C 柴油	67.13	51.76
C <sup>5+</sup> 液收	98.55	99.33

[0056] 表 5 主要产品性质

[0057]

名称	对比例 1		实施例 1
	石脑油加氢	柴油加氢	混合油加氢
石脑油馏分			
密度(20℃), g/cm <sup>3</sup>	0.7526	0.7793	0.7421
馏程, ℃			
10%/50%	66/131	88/126	64/126
95%/干点	207/224	165/176	166/170
硫/氮, μg/g	<1/<1	<1/<1	<1/<1
航煤馏分			
密度(20℃), g/cm <sup>3</sup>	-	0.8015	0.8012
馏程, ℃	-		
10%/50%	-	180/212	186/206
95%/干点	-	222/230	226/230
硫/氮, μg/g	-	8/1	5/1
冰点, ℃	-	<-60	<-60
烟点, mm		21	21
柴油馏分	-		
密度(20℃), g/cm <sup>3</sup>	-	0.8636	0.8500
馏程, ℃	-		
10%/50%	-	241/300	255/300
95%/干点	-	365/371	356/365
硫/氮, μg/g	-	35/13	10/2
十六烷值	-	51	53

[0058] 从实施例 1 和对比例 1 可以看出,与常规的焦化汽油加氢精制和焦化柴油加氢改质相比,本发明方法除节约设备投资外,装置操作更加灵活,对于产品质量控制更加灵活,在产品指标相同甚至更高的条件下,本发明可以最大限度的避免装置因压降而意外停工,

保证装置的长周期平稳运转。

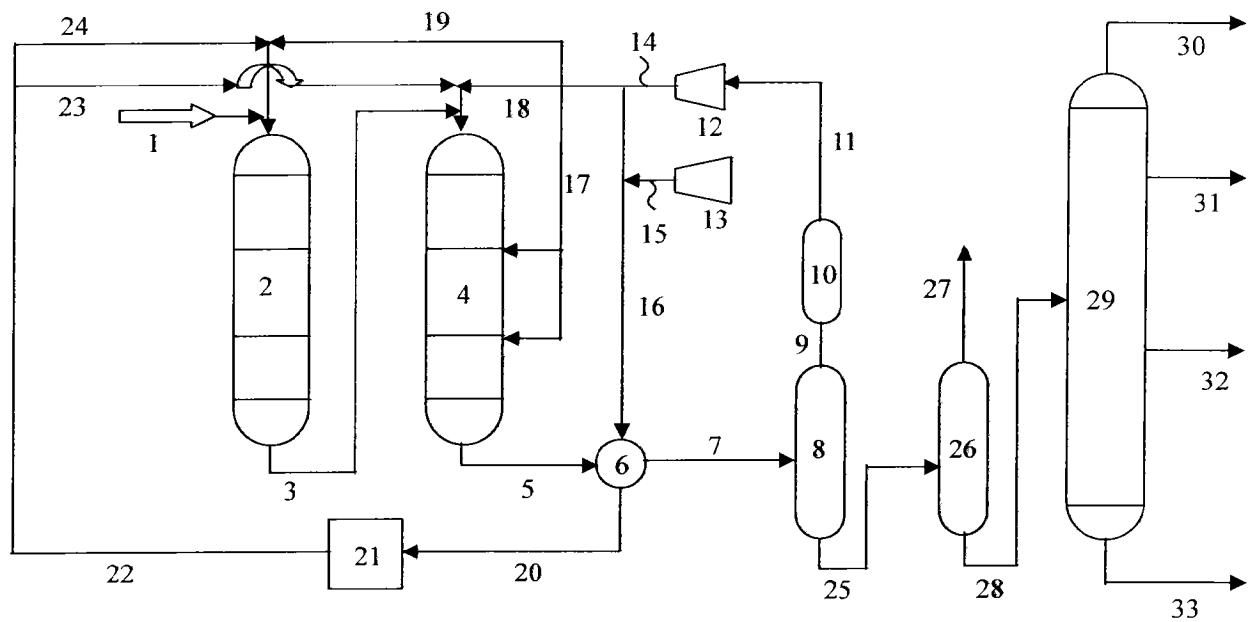


图 1