



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 116064112 B

(45) 授权公告日 2025. 05. 13

(21) 申请号 202111272492.6

(22) 申请日 2021.10.29

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 116064112 A

(43) 申请公布日 2023.05.05

(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石油
化工科学研究院

(72) 发明人 渠红亮 王哲 鞠雪艳 丁石
张锐 习远兵 刘清河 徐凯

(51) Int. Cl.
C10G 65/08 (2006.01)
C10L 1/04 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 105441124 A, 2016.03.30

CN 105521778 A, 2016.04.27

任春波等.全二维气相色谱用于航天煤油组成的研究.宇航计测技术.2018,第38卷(第04期),第90-94页.

任春波等.全二维气相色谱用于航天煤油组成的研究.宇航计测技术.2018,第38卷(第4期),第90-94页.

审查员 卢嫦凤

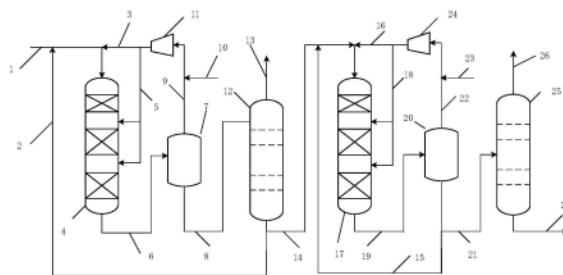
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

(54) 发明名称

一种喷气燃料组合物及其制备方法

(57) 摘要

本发明涉及一种喷气燃料组合物及其制备方法,所述喷气燃料组合物,包括5-20质量%的C₉₋₁₈链烷烃、75-95质量%的C₉₋₁₈环烷烃和小于等于7质量%的C₉₋₁₈的芳烃。所述喷气燃料组合物的硫、氮、芳烃含量低,是一种清洁的喷气燃料组合物。本发明提供的制备方法中,催化裂化轻循环油经过加氢处理后,再经过加氢脱芳,其反应产物经过气液分离、分馏后得到喷气燃料组合物,本发明可在较低的操作压力、较低反应温度下获得高密度喷气燃料组分,并且能耗低,装置运行周期长。



1. 一种喷气燃料组合物的制备方法,包括以下步骤:

(1) 催化裂化轻循环油、加氢处理循环油与氢气混合后进入加氢处理反应器,在加氢处理催化剂的作用下进行加氢脱硫、加氢脱氮和部分芳烃饱和反应,催化裂化轻循环油的馏程范围在170-300°C之间,催化裂化轻循环油中链烷烃含量小于20质量%,芳烃含量大于70质量%,以总芳烃的质量为基准,双环芳烃的质量分数为50%以上,加氢处理循环油和催化裂化轻循环油的质量比为1-5:1,所述的加氢处理催化剂含有载体和负载在该载体上的加氢活性组分,加氢活性组分选自至少一种第VIB族金属和至少一种第VIII族金属,所述的载体选自氧化铝、氧化硅、氧化钛中的一种或多种;

(2) 加氢处理反应器的反应流出物进行分离,脱除溶解在加氢处理油中的杂质气体,得到硫含量小于10mg/kg的加氢处理油,部分加氢处理油作为加氢处理循环油返回到步骤(1),剩余的加氢处理油进入加氢脱芳反应器,

(3) 步骤(2)所得加氢处理油进入加氢脱芳反应器,在加氢芳烃饱和催化剂的作用下进行加氢芳烃饱和反应,加氢脱芳反应器的反应流出物进行气液分离,所得液相物料进行分馏,得到喷气燃料组合物;

所述喷气燃料组合物,以组合物整体为基准,包括5-20质量%的C₉₋₁₈链烷烃、75-95质量%的C₉₋₁₈环烷烃和小于等于7质量%的C₉₋₁₈的芳烃;其中,

以组合物整体为基准,双环环烷烃的含量大于等于40质量%;

以组合物中芳烃为基准,单环芳烃的含量大于等于90质量%。

2. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,以组合物整体为基准,C₉₋₁₈链烷烃的含量为8-15质量%、C₉₋₁₈环烷烃的含量为80-92质量%。

3. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,以组合物整体为基准,C₉₋₁₈的芳烃小于等于5质量%;

所述组合物的硫含量小于1mg/kg,氮含量小于1mg/kg。

4. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述的组合物通过标准方法SH/T 0604-2000在20°C测定的密度大于835kg/m³。

5. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述的组合物通过标准方法GB/T 382-2017在20°C测定的烟点大于20mm,所述的组合物的净热值大于42.9MJ/kg。

6. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,催化裂化轻循环油的馏程范围在190-280°C之间。

7. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,催化裂化轻循环油中芳烃含量为80-90质量%,链烷烃含量为5-15%。

8. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,加氢处理催化剂中加氢活性组分为镍、钼和钨;以加氢处理催化剂的重量为基准,以氧化物计,钼和钨的含量为20-40重量%,镍含量为1-10重量%。

9. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,加氢处理反应条件为:反应温度250-380°C,氢分压3.2-6.4MPa,液时体积空速0.1-2.0h⁻¹,氢油体积比800-2000。

10. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,加氢处理油的芳烃含量小于25质量%。

11. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述加氢芳烃饱和催化剂以氧化铝-氧化硅为载体,活性金属组分为铂和钯,以氧化物计并以加氢芳烃饱和催化剂及为基准,铂和钯

的含量为0.1-0.5重量%。

12. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,加氢脱芳反应条件为:反应温度150-250°C,氢分压3.2-6.4MPa,体积空速0.1-5.0h⁻¹,氢油体积比为800-2000。

13. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,加氢脱芳反应器的反应流出物分离后所得液相物料作为循环油,循环油和加氢处理油的质量比为0-2:1。

一种喷气燃料组合物及其制备方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种喷气燃料组合物及其制备方法。

背景技术

[0002] 重质石油馏分经过流化催化裂化 (FCC) 后可以生产如液化气、汽油等轻质馏分, 同时还会副产部分催化裂化轻循环油 (催化裂化柴油)。随着催化裂化反应苛刻度的提高, 导致催化裂化轻循环油的H含量和十六烷值明显降低。

[0003] 为了更好的利用催化裂化柴油, 常规的方法是将少量的催化柴油和直馏柴油、焦化柴油混合加氢来生产车用柴油, 在常规的加氢条件下, 催化柴油的芳烃饱和率不高、十六烷值提升少、从而限制了催化裂化柴油的加入量。另一种方法是将催化裂化柴油加氢后返回到催化裂化反应器再进行裂化反应, 以提高催化汽油的收率。

[0004] 此外, 将催化裂化柴油加氢生产喷气燃料是一种有效可行的手段。由于催化裂化柴油的芳烃含量高, 加氢后制备的喷气燃料具有较高的密度。CN105419865A公开了一种生产喷气燃料的方法, 该方法先将原料加氢精制后再进行加氢裂化, 将加氢裂化产物分馏后得到喷气燃料和柴油组分。

[0005] CN10544127A公开了一种喷气燃料的生产方法, 该方法采用一段加氢精制, 工艺流程简单。

[0006] 现有技术中, 为了实现高的芳烃饱和, 需要较高的反应压力, 而且随着运转时间的增加, 催化剂失活, 需要不断提高反应温度来维持一定的芳烃饱和率。芳烃饱和和收到热力学控制, 高温不利于芳烃饱和, 现有技术的方法的存在运转周期短的问题。

发明内容

[0007] 本发明的目的是在现有技术的基础上, 提供一种喷气燃料组合物及其制备方法。

[0008] 本发明一方面提供的一种喷气燃料组合物, 以组合物整体为基准, 包括5-20质量%的 C_{9-18} 链烷烃、75-95质量%的 C_{9-18} 环烷烃和小于等于7质量%的 C_{9-18} 的芳烃; 其中,

[0009] 以组合物整体为基准, 双环环烷烃的含量大于等于40质量%;

[0010] 以组合物中芳烃为基准, 单环芳烃的含量大于等于90质量%。

[0011] 在优选的情况下, 以组合物整体为基准, C_{9-18} 链烷烃的含量为8-15质量%、 C_{9-18} 环烷烃的含量为80-92质量%。

[0012] 在优选的情况下, 以组合物整体为基准, C_{9-18} 的芳烃小于等于5质量%。

[0013] 在本发明中, 所述的组合物通过标准方法SH/T 0604-2000在20°C测定的密度大于835kg/m³。

[0014] 在本发明中, 所述的组合物通过标准方法GB/T382-2017在20°C测定的烟点大于20mm, 所述的组合物的净热值大于42.9MJ/kg。

[0015] 在本发明的一种实施方式中, 所述组合物的硫含量小于1mg/kg, 氮含量小于1mg/kg。

[0016] 本发明提供的喷气燃料组合物能满足GJB1603 6号喷气燃料标准的要求,所述喷气燃料组合物的硫、氮、芳烃含量低,是一种清洁的喷气燃料组合物。

[0017] 本发明另一方面提供上述任一喷气燃料组合物的制备方法,包括以下步骤:

[0018] (1) 催化裂化轻循环油、加氢处理循环油与氢气混合后进入加氢处理反应器,在加氢处理催化剂的作用下进行加氢脱硫、加氢脱氮和部分芳烃饱和反应,催化裂化轻循环油的馏程范围在170-300°C之间,所述的加氢处理催化剂含有载体和负载在该载体上的加氢活性组分,加氢活性组分选自至少一种第VIB族金属和至少一种第VIII族金属,所述的载体选自氧化铝、氧化硅、氧化钛中的一种或多种;

[0019] (2) 加氢处理反应器的反应流出物进行分离,脱除溶解在加氢处理油中的杂质气体,得到硫含量小于10mg/kg的加氢处理油,部分加氢处理油作为加氢处理循环油返回到步骤(1),剩余的加氢处理油进入加氢脱芳反应器,

[0020] (3) 步骤(2)所得加氢处理油进入加氢脱芳反应器,在加氢芳烃饱和催化剂的作用下进行加氢芳烃饱和反应,加氢脱芳反应器的反应流出物进行气液分离,所得液相物料进行分馏,得到喷气燃料组合物。

[0021] 在本发明的一种实施方式中,催化裂化轻循环油的馏程范围在190-280°C之间。

[0022] 在本发明的一种实施方式中,催化裂化轻循环油中链烷烃含量小于20质量%,芳烃含量大于70质量%,以总芳烃的质量为基准,双环芳烃的质量分数为50%以上。

[0023] 在本发明的一种实施方式中,催化裂化轻循环油中芳烃含量为80-90质量%,链烷烃含量为5-15质量%。

[0024] 在本发明的一种实施方式中,加氢处理催化剂中加氢活性组分为镍、钼和钨;以加氢处理催化剂的重量为基准,以氧化物计,钼和钨的含量为20-40重量%,镍含量为1-10重量%。

[0025] 在本发明的一种实施方式中,加氢处理反应条件为:反应温度250-380°C,氢分压3.2-6.4MPa,液时体积空速0.1-2.0h⁻¹,氢油体积比800-2000,加氢处理循环油和催化裂化轻循环油的质量比为1-5:1。

[0026] 根据本发明提供的方法,加氢处理反应器选用固定床反应器,包含至少二个催化剂床层,床层之间可以注入冷氢。

[0027] 芳烃的加氢饱和是强放热的化学反应,高温不利于芳烃的饱和反应。当有液相存在时,氢气通过液膜向催化剂表面扩散的速度是影响芳烃加氢饱和的控制因素。芳烃加氢饱和的氢耗很高,现有技术中为了提高芳烃加氢的效率,通常采用较高的氢分压来实现。虽然高的氢分压有利于氢气向液体中扩散,但高的操作压力也容易导致液膜增厚,增加了氢气向催化剂表面扩散的难度,导致加氢饱和率下降。本发明中优选采用加氢处理油循环的方式,增加了氢气在液相中的溶解度,从而提高在低压下氢气在液相中的溶解度。另外,采用加氢处理油循环的方式,也可以降低催化剂床层的温升,使反应在较低的平均反应温度下进行,从而提高芳烃的饱和率。

[0028] 本发明通过采用优选的加氢处理催化剂及循环比,可以在中等压力等级下实现原料油的加氢脱硫、加氢脱氮和部分的芳烃饱和,通过控制加氢处理反应条件,可以将原料的硫含量降低到10mg/kg以下,芳烃含量减低到30%以下。

[0029] 在优选的情况下,加氢处理油的芳烃含量小于25质量%。

[0030] 在本发明的一种实施方式中,加氢处理后的反应流出物经过高压分离器进行气液分离后,分离所得气体经过脱硫后作为循环氢使用,分离所得液相物流进一步脱除溶解在液相物流中一定量的硫化氢、氨等杂质气体,脱除过程选择汽提塔或吸附剂。

[0031] 在本发明中,步骤(2)所得加氢处理油进入加氢脱芳反应器,在加氢芳烃饱和和催化剂的作用下进行加氢芳烃饱和反应。喷气燃料的烟点与芳烃的含量密切相关,本发明将加氢处理油的芳烃进行深度饱和,从而得到烟点合格的喷气燃料组合物。

[0032] 在本发明的一种实施方式中,所述加氢芳烃饱和催化剂以氧化铝-氧化硅为载体,活性金属组分为铂和钨,以氧化物计并以加氢芳烃饱和催化剂及为基准,铂和钨的含量为0.1-0.5重量%。

[0033] 在本发明的一种实施方式中,加氢脱芳反应条件为:反应温度150-250℃,氢分压3.2-6.4MPa,体积空速0.1-5.0h⁻¹,氢油体积比为800-2000。

[0034] 根据本发明提供的方法,加氢脱芳反应器选用固定床反应器,包含至少二个催化剂床层,床层之间可以注入冷氢。

[0035] 在本发明的一种实施方式中,加氢脱芳反应器的反应流出物分离后所得液相物料作为循环油,循环油和加氢处理油的质量比为0-2:1。优选采用循环油的方式以提高氢气的溶解度和降低催化剂床层的温升。

[0036] 本发明的特点:

[0037] 本发明提供的喷气燃料组合物能满足GJB1603 6号喷气燃料标准的要求,所述喷气燃料组合物的硫、氮、芳烃含量低,是一种清洁的喷气燃料组合物。

[0038] 本发明提供的制备方法中,催化裂化轻循环油经过加氢处理后,再经过加氢脱芳,其反应产物经过气液分离、分馏后得到喷气燃料组合物,本发明可在较低的操作压力、较低反应温度下获得高密度喷气燃料组分,并且能耗低,装置运行周期长。

附图说明

[0039] 图1是本发明提供的喷气燃料组合物制备方法其中一个实施方式的示意图。

具体实施方式

[0040] 下面结合附图对本发明进行进一步的说明,但并不因此而限制本发明。

[0041] 图1是本发明提供的喷气燃料组合物制备方法其中一个实施方式示意图,如图1所示,催化裂化轻循环油1和加氢处理循环油2与循环氢3混合后加热到一定温度进入到加氢处理反应器4,在加氢处理反应器中装填有加氢处理催化剂,在合适的反应条件下进行加氢脱硫、加氢脱氮和芳烃饱和反应,催化剂床层之间可以注入冷氢5。加氢处理反应器的反应流出物6经过气液分离器7后分成液相产物8和气相产物9;气相产物9经过脱除硫化氢、氨后与新氢10混合后经循环压缩机11增压后作为循环氢3使用。液相产物8进入汽提器12脱除溶解的硫化氢、氨等气体13,得到加氢处理油,一部分作为循环油2使用,其余加氢处理油14进入加氢脱芳反应器17。

[0042] 加氢处理油14和循环油15与循环氢16混合后经加热后进入加氢脱芳反应器17,在加氢脱芳反应器中装填有加氢芳烃饱和催化剂,在合适的反应条件下进行深度芳烃饱和,催化剂床层之间可以注入冷氢18。加氢脱芳反应器的反应流出物19经过气液分离器20分成

液相产物和气相产物22。气相产物22和新氢23混合后经过循环压缩机24作为循环氢16使用。气液分离器20所得液相产物可部分作为循环油15, 剩余液相产物21进入分馏塔25, 分馏得到轻馏分26和喷气燃料组合物27。

[0043] 下面的实施例将对本发明提供的方法予以进一步的说明, 但并不因此而限制本发明。

[0044] 实例中所用的试剂, 除特别说明的以外, 均为纯化学试剂。

[0045] 加氢活性组分采用X射线荧光光谱法测定。

[0046] 加氢处理催化剂采用RSA-100催化剂, 由中国石化催化剂公司长岭催化剂分公司生产。以加氢处理催化剂的重量为基准, 以氧化物计, WO_3 含量26%、 MoO_3 含量2.5%、NiO含量为2.6%。

[0047] 加氢芳烃饱和催化剂的制备方法如下:

[0048] 按照CN1510112A中实施例1制备多孔性氧化硅-氧化铝和实施例7的方法制备催化剂, 所制备的催化剂中, SiO_2 含量32.5重量%、 $M_{SiO_2}=0.45$ 、 $B=4.7Acmg^{-1}$ 、 $k=10.4$ 、比表面积 $189m^2/g$ 、孔体积 $0.46mL/g$ 、平均孔径97Å、Pt含量0.5重量%、Pd含量0.3%、Pd/(pd+Pt)质量比0.38。催化剂在使用前在 $450^\circ C$ 原位还原4小时。

[0049] 实施例1

[0050] 使用原料1(催化裂化轻循环油), 在加氢处理反应器中装有100mL加氢处理催化剂RSA-100, 催化剂经过硫化后, 在氢分压5.0MPa、反应温度 $340^\circ C$ 、液时体积空速 $0.5h^{-1}$ 和氢油体积比1000, 循环比(加氢处理循环油和原料1的质量比)为2:1的条件下进行加氢处理反应, 加氢处理反应器的反应流出物进行分离, 脱除溶解在加氢处理油中的杂质气体, 得到硫含量小于10mg/kg的加氢处理油, 部分加氢处理油作为加氢处理循环油返回到加氢处理反应器, 剩余的加氢处理油进入加氢脱芳反应器。原料性质见表1, 具体反应条件和加氢处理油性质见表2。

[0051] 在加氢脱芳反应器中装有100mL制备的加氢芳烃饱和催化剂, 催化剂经过氢气还原后, 加氢处理油在氢分压5.0MPa、反应温度 $200^\circ C$ 、液时体积空速 $0.5h^{-1}$ 和氢油体积比1000, 循环比(循环油和加氢处理油的质量比)为2:1的条件下进行芳烃饱和反应。加氢脱芳反应器的反应流出物进行气液分离, 所得液相物料部分作为循环油, 剩余部分进行分馏, 得到喷气燃料组合物。具体反应条件和产物性质见表3。

[0052] 从表3可以看出, 本实施例所得的喷气燃料组合物能满足GJB1603 6号喷气燃料标准的要求。

[0053] 实施例2

[0054] 使用原料1(催化裂化轻循环油), 在加氢处理反应器中装有100mL加氢处理催化剂RSA-100, 催化剂经过硫化后, 在氢分压6.4MPa、反应温度 $350^\circ C$ 、液时体积空速 $1.0h^{-1}$ 和氢油体积比1200, 循环比(加氢处理循环油和原料1的质量比)为1:1的条件下进行加氢处理反应, 加氢处理反应器的反应流出物进行分离, 脱除溶解在加氢处理油中的杂质气体, 得到硫含量小于10mg/kg的加氢处理油, 部分加氢处理油作为加氢处理循环油返回到加氢处理反应器, 剩余的加氢处理油进入加氢脱芳反应器。原料性质见表1, 具体反应条件和加氢处理油性质见表2。

[0055] 在加氢脱芳反应器中装有100mL制备的加氢芳烃饱和催化剂, 催化剂经过氢气还

原后,加氢处理油在氢分压6.4MPa、反应温度200°C、液时体积空速 1.0h^{-1} 和氢油体积比1200,循环比(循环油和加氢处理油的质量比)为1:1的条件下进行芳烃饱和反应。加氢脱芳反应器的反应流出物进行气液分离,所得液相物料部分作为循环油,剩余部分进行分馏,得到喷气燃料组合物。具体反应条件和产物性质见表3。

[0056] 从表3可以看出,本实施例所得的喷气燃料组合物能满足GJB1603 6号喷气燃料标准的要求。

[0057] 对比例1

[0058] 使用原料1(催化裂化轻循环油),在加氢处理反应器中装有100mL加氢处理催化剂RSA-100,催化剂经过硫化后,在氢分压6.4MPa、反应温度350°C、液时体积空速 1.0h^{-1} 和氢油体积比1200的条件下进行加氢处理反应,加氢处理反应器的反应流出物进行分离,脱除溶解在加氢处理油中的杂质气体,得到硫含量小于10mg/kg的加氢处理油,全部的加氢处理油进入加氢脱芳反应器。具体反应条件和加氢处理油性质见表2。

[0059] 在加氢脱芳反应器中装有100mL制备的加氢芳烃饱和催化剂,催化剂经过氢气还原后,加氢处理油在氢分压6.4MPa、反应温度200°C、液时体积空速 1.0h^{-1} 和氢油体积比1200的条件下进行芳烃饱和反应。加氢脱芳反应器的反应流出物进行气液分离,所得液相物料进行分馏,得到产物。具体反应条件和产物性质见表3。

[0060] 从表3可以看出,本对比例所得产物不能满足GJB1603 6号喷气燃料标准的要求。

[0061] 对比例2

[0062] 使用原料2(催化裂化轻循环油),在加氢处理反应器中装有100mL加氢处理催化剂RSA-100,催化剂经过硫化后,在氢分压6.4MPa、反应温度340°C、液时体积空速 1.0h^{-1} 和氢油体积比1000,循环比(加氢处理循环油和原料2的质量比)为2:1的条件下进行加氢处理反应,加氢处理反应器的反应流出物进行分离,脱除溶解在加氢处理油中的杂质气体,得到硫含量小于10mg/kg的加氢处理油,部分加氢处理油作为加氢处理循环油返回到加氢处理反应器,剩余的加氢处理油进入加氢脱芳反应器。原料性质见表1,具体反应条件和加氢处理油性质见表2。

[0063] 在加氢脱芳反应器中装有100mL制备的加氢芳烃饱和催化剂,催化剂经过氢气还原后,加氢处理油在氢分压6.4MPa、反应温度200°C、液时体积空速 1.0h^{-1} 和氢油体积比1000,循环比(循环油和加氢处理油的质量比)为1:1的条件下进行芳烃饱和反应。加氢脱芳反应器的反应流出物进行气液分离,所得液相物料部分作为循环油,剩余部分进行分馏,得到产物。具体反应条件和产物性质见表3。

[0064] 从表3可以看出,本对比例所得产物不能满足GJB1603 6号喷气燃料标准的要求。

[0065] 表1

[0066]

项目	原料1	原料2
密度(20°C), kg/m^3	924.0	911.0
硫含量,mg/kg	3060	6500
氮含量,mg/kg	203	195
馏程,°C		
初馏点	192	187
10%	224	213

50%	243	231
90%	258	255
终馏点	272	273
烃类组成,质量%		
链烷烃	12.7	11.0
环烷烃	5.0	5.3
单环芳烃	37.4	54.3
双环芳烃	44.7	29.1
总芳烃	82.3	83.7

[0067] 表2

	实施例 1	实施例 2	对比例 1	对比例 2
加氢处理反应				
反应压力, MPa	5.0	6.4	6.4	6.4
反应温度, °C	340	350	350	340
液时体积空速, h ⁻¹	0.5	1.0	1.0	1.0
氢油体积比	1000	1200	1200	1000
循环质量比	2: 1	1: 1	0	2: 1

[0068]

加氢处理油性质				
密度 (20°C), kg/m ³	855.0	854.8	856.2	840.2
硫含量, mg/kg	<1.0	<1.0	5	<1.0
氮含量, mg/kg	<1.0	<1.0	1.5	<1.0
芳烃含量, 质量%	22	21	32	20
馏程				
初馏点	172	170	175	174
10%	202	201	205	194
50%	218	217	220	213
90%	244	243	247	240
终馏点	269	268	272	268

[0069]

[0070] 表3

	实施例 1	实施例 2	对比例 1	对比例 2
加氢脱芳反应				
反应压力, MPa	5.0	6.4	6.4	6.4
反应温度, °C	200	200	200	200
体积空速, h ⁻¹	0.5	1.0	1.0	1.0
标准状态氢油体积比	1000	1200	1200	1000
循环质量比	2: 1	1: 1	0	1: 1
[0071] 喷气燃料组合物 (产物) 主要性质				
喷气燃料组合物收率, %	99.8	99.7	99.9	99.8
密度 (20°C), kg/m ³	841.5	841.3	851.8	830.5
硫含量, mg/kg	<1.0	<1.0	<1.0	<1.0
氮含量, mg/kg	<1.0	<1.0	<1.0	<1.0
冰点, °C	-55.0	-57.0	-51.0	-56.0
烟点, mm	23.8	23.6	19.0	23.1
净热值, MJ/kg	43.0	43.1	42.7	42.9
烃类组成, 质量%				
C ₉₋₁₈ 链烷烃	14.5	14.3	13.2	15.8
C ₉₋₁₈ 环烷烃	82.9	83.2	78.5	79.9
双环环烷烃	46.0	46.2	46.1	32.0
C ₉₋₁₈ 总芳烃	2.6	2.5	8.3	4.3
单环芳烃	2.4	2.3	7.9	4.2
[0072] 馏程				
初馏点	169	165	167	165
10%	199	197	201	187
50%	217	212	219	207
90%	243	240	244	237
终馏点	269	261	263	265

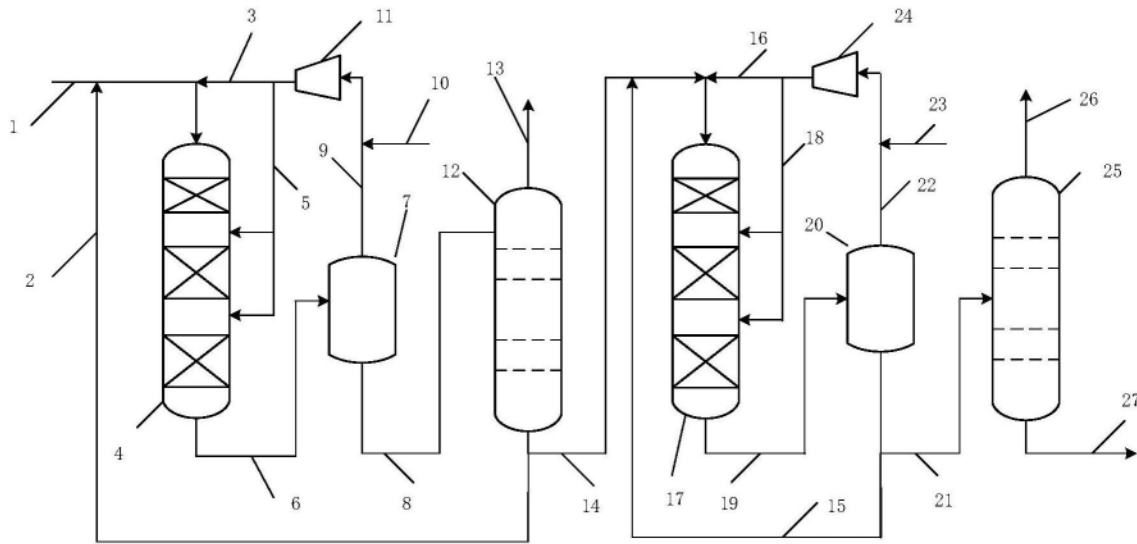


图1