



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 111154506 B

(45) 授权公告日 2021. 12. 07

(21) 申请号 201811322066.7

(22) 申请日 2018.11.08

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 111154506 A

(43) 申请公布日 2020.05.15

(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 彭冲 杜艳泽 白振民 孙士可
隋宝宽

(51) Int. Cl.
C10C 1/20 (2006.01)
C10C 1/14 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 106147859 A, 2016.11.23

CN 102049280 A, 2011.05.11

CN 1093737 A, 1994.10.19

CN 102909082 A, 2013.02.06

CN 101402048 A, 2009.04.08

审查员 郑森

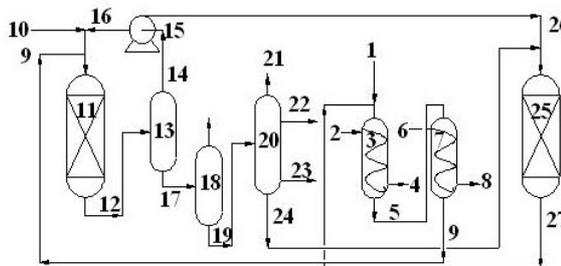
权利要求书1页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

一种煤焦油加氢生产白油的方法

(57) 摘要

本发明公开了一种煤焦油生产白油的方法，包括如下内容：(1) 煤焦油原料与加氢裂化单元生成油混合，得到混合物流A，然后依次经酸洗处理、水洗处理，得到加氢精制单元进料；(2) 加氢精制单元进料与氢气进入加氢精制单元，与加氢精制催化剂接触，进行加氢反应，加氢反应产物经分馏得到石脑油、3号粗白油、5号粗白油和加氢尾油等馏分；(3) 步骤(2)获得的加氢尾油进入加氢裂化单元，与加氢裂化催化剂接触进行加氢裂化反应，获得生成油。该方法可将劣质廉价的煤焦油馏分转化为高附加值的粗白油，解决了因煤焦油原料中金属、机械杂质等含量高，影响加氢装置运转周期的问题，降低了加氢处理过程的反应温度，降低了能耗，提高了安全性。



1. 一种煤焦油生产白油的方法,其特征包括如下内容:(1)煤焦油原料与加氢裂化单元得到的生成油混合,得到混合物流A,然后依次经酸洗处理、水洗处理,得到加氢精制单元进料;所述煤焦油原料为低温煤焦油、中温煤焦油和高温煤焦油;(2)步骤(1)获得的加氢精制单元进料与氢气进入加氢精制单元,与加氢精制催化剂接触,进行加氢反应,加氢反应产物经分馏得到石脑油、3号粗白油、5号粗白油和加氢尾油馏分;(3)加氢尾油进入加氢裂化单元,与加氢裂化催化剂接触进行加氢裂化反应,获得生成油,将所述生成油与煤焦油原料再次混合得到混合物流A以进行循环反应,所述加氢裂化催化剂中改性Y分子筛的晶胞常数为2.430~2.437nm,改性Y分子筛的SiO₂/Al₂O₃摩尔比为5.0~70.0,相对结晶度为90~130%。

2. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:所述低温煤焦油的馏程为50~450℃;所述中温煤焦油的馏程为50~600℃;所述高温煤焦油的馏程为50~650℃。

3. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:步骤(1)所述煤焦油原料与加氢裂化单元生成油混合,加氢裂化生成油的最低混合比例不小于煤焦油原料进料量的50wt%。

4. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:步骤(1)所述的酸洗处理在酸洗单元中进行,所述的酸洗单元中设置一个或多个酸洗旋流分离器,混合物流A与酸溶液在旋流分离器中进行接触,同时完成洗涤和油水分离,得到水相和油相,分离出的水相回收处理。

5. 根据权利要求1或4所述的方法,其特征在于:酸洗单元中采用的酸溶液的质量百分比浓度为1%~15%;所述的酸选自柠檬酸、草酸、苯磺酸、甲酸、乙酸、磷酸、盐酸、硫酸或硝酸中的一种或多种;所述混合物流A与酸溶液的体积比为1:1~1:10。

6. 根据权利要求1或4所述的方法,其特征在于:步骤(1)所述的酸洗处理温度为50℃~90℃;压力为0.1~3.0MPa;所述酸洗时间为0.5~5.0小时。

7. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:步骤(1)所述的水洗处理在水洗单元中进行,水洗单元设置一个或多个水洗旋流混合-分离器,酸洗处理后的混合物流A与水在旋流分离器中进行接触,同时完成洗涤和油水分离,得到水相和油相,分离出的水相回收处理。

8. 根据权利要求1或7所述的方法,其特征在于:步骤(1)所述的水洗处理温度为50~90℃;压力为0.1~3.0MPa;水洗时间为0.5~5.0小时;酸洗处理后的混合物流A与水的体积比为1:1~1:10。

9. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:步骤(2)所述的加氢精制单元设置一个或多个固定床加氢精制反应器;所述的加氢精制反应器中装有加氢精制催化剂,所述的加氢精制催化剂是指具有加氢脱金属、加氢脱硫、加氢脱氮和加氢裂化功能的单一催化剂或催化剂组合。

10. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:步骤(2)中所述的加氢精制反应条件为:反应温度为320~440℃;氢分压为6.0~16.0MPa;体积空速为0.5~2.0h⁻¹;氢油体积比为200~2000 Nm³/m³。

11. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:步骤(3)中所述的加氢裂化反应条件为:反应温度为320~440℃;氢分压为6.0~16.0MPa;体积空速为0.5~2.0h⁻¹;氢油体积比为200~2000Nm³/m³。

一种煤焦油加氢生产白油的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及煤焦油加工利用领域,具体地,涉及一种煤焦油的加氢生产白油的方法。

背景技术

[0002] 随着现代煤化工(以煤气化为龙头)的快速发展,例如煤制天然气、煤制甲醇、煤制烯烃、煤制乙二醇、煤制芳烃和煤制油等,煤焦油尤其是中低温煤焦油产量呈现快速增长的趋势。

[0003] 目前,国外对煤焦油的加工利用途径主要分为以下几个方面:一是以提取单体产品为主,例如德国吕格特公司可以从煤焦油中分离出400种产品,其中200多种已经产业化,主要是生产酚、精萘、蒽醌等化工产品;二是以沥青深加工为主,以日本三菱株式会社、美国Rilly公司及澳大利亚Koppars公司为代表,主要目的是生产针状焦、高级路面沥青等;三是作为燃料油直接燃烧;四是以煤焦油为原料油,采用加氢精制或加氢改质的工艺路线生产柴油。

[0004] CN106147853B公开了一种煤焦油原料加氢预处理的方法,该方法在包括第一预加氢反应区和第二预加氢反应区的反应系统中实施,该方法包括:(1)将待预处理的煤焦油原料依次进行脱气和脱水,得到脱水后的煤焦油原料,其中,所述脱水后的煤焦油原料中的溶解氧含量低于 $1\mu\text{L/L}$,水含量低于 $500\mu\text{g/g}$;(2)在氢气存在下,将所述脱水后的煤焦油原料依次进入所述第一预加氢反应区和第二预加氢反应区。采用本发明的方法处理煤焦油时,能够显著提高煤焦油处理工艺过程中的加氢保护催化剂的利用率,但该发明未能实现烃类合理利用,存在后续产品加工单元流程复杂、装置运转周期相对短的不足。

[0005] CN106701176B公开了一种处理高温煤焦油的工艺方法,该方法将高温煤焦油分馏得到轻馏分和重馏分,重馏分、环烷基原油的减三线馏分油与破乳剂混合后进入预处理反应器,搅拌静置分离得到液相和不溶物,液相、溶剂油、醇类物质混合后进入脱金属反应器,与填充物接触反应,反应流出物进入水洗塔,与新鲜水接触得到的混合物进入脱水塔,分离得到脱除金属后的高温煤焦油和水。

[0006] CN102899071B公开了一种通过连续补硫延长煤焦油加氢催化剂寿命的方法。在煤焦油加氢的操作过程中,以循环氢中的 H_2S 体积含量在0.05-0.1%为指标来控制硫化剂的加入量,通过连续在线补硫,可在装置不停工的情况下使加氢脱杂率和产品质量得到维持,使催化剂的活性得到保持,从而延长催化剂的操作周期。

[0007] 生产白油的方法主要包括磺酸法和加氢法。磺酸法生产白油存在收率低,生成三废和操作环境恶劣等原因,目前已被加氢法所取代。目前生产粗白油产品的方法文献报道较少,加氢法生产白油主要有一段法和两段法,发明专利CN1178824A和CN101343558B分别公开了一种加氢法生产白油的方法,一种高粘度工业白油的生产方法。由上述方法可知,现有技术条件下采用一段流程生产白油需要采用杂质含量低的高质量原料油,两段法可适当放宽对原料性质的要求,但总的来说,用于生产白油的原料来源存在很大限制,影响工艺成

本。

发明内容

[0008] 针对现有技术的不足,本发明提供一种煤焦油加氢生产白油的方法,该方法可将劣质廉价的煤焦油馏分转化为高附加值的粗白油产品,解决了因煤焦油原料中金属、机械杂质等含量高,影响加氢装置运转周期的问题,降低了加氢处理过程的反应温度,降低了能耗,提高了安全性。

[0009] 本发明的煤焦油生产白油的方法,包括如下内容:

[0010] (1)煤焦油原料与加氢裂化单元生成油混合,得到混合物流A,然后依次经酸洗处理、水洗处理,得到加氢精制单元进料;

[0011] (2)步骤(1)获得的加氢精制单元进料与氢气进入加氢精制单元,与加氢精制催化剂接触,进行加氢脱硫、加氢脱氮、芳烃饱和等反应,加氢反应产物经分馏得到石脑油、3号粗白油、5号粗白油和加氢尾油等馏分。

[0012] (3)步骤(2)获得的加氢尾油进入加氢裂化单元,与加氢裂化催化剂接触进行加氢裂化反应,获得生成油。

[0013] 本发明中,所述煤焦油原料指煤热解或煤造气或其它过程产生的煤焦油。因此,所述煤焦油可以是煤造气产生的低温煤焦油、也可以是煤热解过程(包括低温炼焦、中温炼焦、高温炼焦过程)产生的低温煤焦油或中温煤焦油或高温煤焦油的全馏分原料。优选情况下,所述煤焦油原料为低温煤焦油、中温煤焦油和高温煤焦油中的一种或多种。其中,所述低温煤焦油的馏程为50~450℃;所述中温煤焦油的馏程为50~600℃;所述高温煤焦油的馏程为50~650℃。

[0014] 本发明方法中,步骤(1)所述煤焦油原料与加氢裂化单元生成油混合,可以全部混合,也可以部分与煤焦油原料混合,剩余部分循环至高分入口,但加氢裂化生成油的最低混合比例不小于煤焦油原料进料量的50%。

[0015] 本发明方法中,步骤(1)所述的酸洗处理在酸洗单元中进行,所述的酸洗单元中设置一个或多个酸洗旋流分离器,混合物流A(油相)与酸溶液(水相)在旋流分离器中进行接触,同时完成洗涤和油水分离,得到水相和油相,分离出的水相回收处理。酸洗单元中采用的酸溶液的质量百分比浓度为1%~15%,进一步优选为3%~8%,所述的酸为无机酸和/或有机酸,选自柠檬酸、草酸、苯磺酸、甲酸、乙酸、磷酸、盐酸、硫酸或硝酸中的一种或多种,进一步优选为硫酸或硝酸。所述混合物流A与酸溶液的体积比为1:1~1:10,进一步优选为1:1~1:5。

[0016] 本发明方法中,步骤(1)所述的酸洗处理温度为50~90℃,优选为60~70℃;压力为0.1~3.0MPa,优选为0.3~0.6MPa;所述酸洗时间为0.5~5.0小时,进一步优选为1.0~2.0小时。

[0017] 本发明工艺中,所述酸洗旋流分离器为熟知的具有旋流、混合及分离功能的旋流分离器,所述酸洗旋流分离器及其他与酸溶液接触的管线和设备优选为采用耐腐蚀材质的设备与管线。

[0018] 本发明方法中,步骤(1)所述的水洗处理温度为50~90℃,优选为60~70℃;压力为0.1~3.0MPa,优选为0.3~0.6MPa;水洗时间为0.5~5.0小时,优选为1.0~3.0小时。酸洗

处理后的混合物流A与水的体积比一般为1:1~1:10,优选为1:1~1:5。水洗处理过程中,可以根据实际需要加入破乳剂,进一步增加油水分离的效果。所述破乳剂本领域技术人员熟知的种类,也可根据领域知识自行制备,优先采用常规电脱盐使用的破乳剂。

[0019] 本发明方法中,步骤(2)所述的加氢精制单元设置一个或多个固定床加氢精制反应器。所述的加氢精制反应器中装有加氢精制催化剂,所述的加氢精制催化剂是指具有加氢脱金属、加氢脱硫、加氢脱氮和加氢裂化功能的单一催化剂或催化剂系列。这些催化剂一般包括载体和加氢金属组分,以催化剂重量为基准,包括元素周期表中第VIB族活性金属组分如:W、Mo,以金属氧化物计为10wt%~35wt%,优选15wt%~30wt%;以及第VIII族金属氧化物如:Co、Ni,以金属氧化物计为1wt%~7wt%,优选1.5wt%~6wt%。加氢精制催化剂使用的载体是无机耐熔氧化物,如氧化铝、无定形硅铝、氧化硅、氧化钛等。可以跟本领域知识自行制备,也可以采用商业催化剂,如中国石化抚顺石油化工研究院研发的FF-16,FF-24,FF-34,FF-36等加氢精制催化剂。

[0020] 本发明方法中,步骤(3)所述的加氢裂化单元设置一个或多个固定床加氢裂化反应器。所述的加氢裂化反应器中装有加氢裂化催化剂。所述加氢裂化催化剂中改性Y分子筛的晶胞常数一般为2.430~2.437nm,优选为2.430至小于2.437nm(2.430~<2.437nm)。改性Y分子筛的SiO₂/Al₂O₃摩尔比一般为5.0~70.0,相对结晶度一般为90~130%。所述的加氢裂化催化剂可以为中国石化抚顺石油化工研究院研制生产的3824、3903、3971、3976、FC-12、FC-32、FC-36、FC-46、FC-76;UOP研制生产的HC-16、HC-26、HC-43、HC-53、HC-140LT、HC-150催化剂;也可以根据需要,按照本领域熟知方法自行制备分子筛含量符合要求的加氢裂化催化剂。

[0021] 本发明方法中,步骤(2)所述的加氢精制反应条件为:反应温度一般为320~440℃,优选为355~390℃;氢分压一般为6.0~16.0MPa,优选为12.0~14.0MPa;体积空速一般为0.5~2.0h⁻¹,优选为0.8~1.2h⁻¹;氢油体积比一般为200~2000 Nm³/m³,优选为500~1500 Nm³/m³。

[0022] 本发明方法中,步骤(3)所述的加氢裂化反应条件为:反应温度一般为320~440℃,优选为365~390℃;氢分压一般为6.0~16.0MPa,优选为12.0~14.0MPa;体积空速一般为0.5~2.0h⁻¹,优选为0.8~1.2h⁻¹;氢油体积比一般为200~2000 Nm³/m³,优选为500~1500 Nm³/m³。

[0023] 本发明方法中,步骤(2)所述的加氢反应产物一般先依次经高、低分离器进行分离,分离得到的氢气提纯处理后循环使用,获得的低分油进入分馏塔进一步分馏得到产品。一般为石脑油、3号粗白油、5号粗白油和加氢尾油。优选情况下,石脑油和3号粗白油的切割点一般在150~180℃之间,3号粗白油和5号粗白油的切割点一般在230~260℃之间,5号粗白油和加氢尾油的切割点在330~360℃之间。

[0024] 与现有技术相比较,本发明方法具有以下优点:

[0025] (1)发明人发现经本工艺得到的加氢裂化生成油富含单环和双环芳烃,提高了煤焦油原料中三环以上芳烃的溶解度,缓解了因煤焦油原料反应过程中沥青质等固相析出,造成的床层压降上升以及堵塞管线等问题;同时,降低了加氢精制反应器进料中三环以上芳烃的浓度,降低反应温升,降低反应器内各催化剂床层间的冷氢用量,降低能耗的同时,实现工艺过程的本质安全;

[0026] (2)本发明通过酸洗、水洗处理,在较低的温度下将煤焦油原料中的金属进行有效脱除,降低了加氢精制反应器的操作温度,避免了煤焦油原料因二烯烃、烯烃等不饱和烃在高温下结焦的风险。酸洗处理过程还有效降低了加氢精制单元煤焦油原料中氮含量,相对提高了芳烃的饱和转化率,有利于减小加氢催化剂的失活速率,延长了加氢催化剂的使用寿命。

[0027] (3)发明人发现由于采用了上述的技术手段,降低了生成油中多环芳烃的含量,并能够使加氢精制过程在更为缓和的条件下进行,利于芳烃加氢饱和,实现了低氢耗下生产白油的目的。

附图说明

[0028] 图1为本发明的一种煤焦油加氢生产白油的方法的流程图。

具体实施方式

[0029] 下面结合附图对本发明的方法进行详细说明。

[0030] 煤焦油原料1与加氢裂化单元生成油27混合,得到混合物流,再与酸溶液2在酸洗旋流混合-分离器3内混合,进行酸洗处理,同时完成油水分离,得到水相4和油相5;油相5与水6进入水洗旋流混合-分离器7,进行水洗的同时,完成油水分离,得到水相8和加氢精制反应器进料9。加氢精制反应器进料9与新氢10、循环氢16进入加氢精制反应器11,与加氢精制催化剂接触,发生加氢脱硫、加氢脱氮、芳烃饱和等反应,获得的生成油12进入高压分离器13,分离得到的氢气14提纯处理后经循环氢压缩机15循环使用,获得的油品17进入低压分离器18,获得的低分油19进入分馏塔20,获得石脑油21、3号白油22、5号白油23、加氢尾油24。加氢尾油24与循环氢26混合进入加氢裂化反应器25进行加氢裂化反应,获得的加氢裂化生成油27全部和/或部分循环使用。

[0031] 接下来通过具体实施例对本发明的一种煤焦油加氢生产白油的方法作进一步的说明。实施例只是对本发明方法的具体实施方式的举例说明,并不构成本发明保护范围的限制。

[0032] 实施例1~3为本发明的方法,比较例1~2为常规固定床加氢裂化方法,实施例和比较例采用的煤焦油全馏分原料的性质见表1。实施例和比较例加氢精制反应器中装填的催化剂均采用抚顺石油化工研究院研制开发的 FF-36加氢精制催化剂,加氢裂化反应器中装填的加氢裂化催化剂均为抚顺石油化工研究院研制开发的 FC-32加氢裂化催化剂。石脑油、3号白油的切割点为170℃,3号白油和5号白油的切割点为250℃,5号白油和加氢尾油的切割点为370℃。催化剂具体性质见表2。

[0033] 实施例1

[0034] 煤焦油原料与加氢裂化生成油按自然比例混合,得到混合物流,再与浓度为6%的硫酸溶液以1:5的比例在酸洗旋流混合-分离器内混合,进行酸洗处理,同时完成油水分离,得到水溶液相和油相。油相与蒸馏水以1:5的比例进入水洗旋流混合-分离器,进行水洗的同时,完成油水分离,得到水相和加氢精制反应器进料。加氢精制反应器进料与氢气混合进入加氢精制反应器,与加氢精制催化剂接触,发生加氢脱硫、加氢脱氮、芳烃饱和等反应,获得的生成油进入高压分离器,分离得到的氢气提纯处理后经循环氢压缩机循环使用,获得

的油品进入低压分离器,获得的低分油进入分馏塔,获得石脑油、3号白油、5号白油和加氢尾油。加氢尾油进入加氢裂化反应器与加氢裂化催化剂接触,发生加氢裂化反应,获得的生成油循环与新鲜原料混合。具体操作条件见表3,结果见表4。

[0035] 实施例2

[0036] 煤焦油原料与加氢裂化生成油以4:3的比例混合,得到混合物流,再与浓度为6%的硫酸溶液以1:5的比例在酸洗旋流混合-分离器内混合,进行酸洗处理,同时完成油水分离,得到水溶液相和油相。油相与水以1:5的比例进入水洗旋流混合-分离器,进行水洗的同时,完成油水分离,得到水相和加氢精制反应器进料。加氢精制反应器进料与氢气混合进入加氢精制反应器,与加氢精制催化剂接触,发生加氢脱硫、加氢脱氮、芳烃饱和等反应,获得的生成油进入高压分离器,分离得到的氢气提纯处理后经循环氢压缩机循环使用,获得的油品进入低压分离器,获得的低分油进入分馏塔,获得石脑油、3号白油、5号白油和加氢尾油。加氢尾油进入加氢裂化反应器与加氢裂化催化剂接触,发生加氢裂化反应,获得的生成油部分循环至第一个旋流混合-分离器入口与新鲜原料混合,剩余部分循环至高压分离器入口。具体操作条件见表3,结果见表4。

[0037] 实施例3

[0038] 煤焦油原料与加氢裂化生成油按5:4的比例混合,得到混合物流,再与浓度为8%的硫酸溶液以1:4的比例在酸洗旋流混合-分离器内混合,进行酸洗处理,同时完成油水分离,得到水溶液相和油相。油相与水以1:5的比例进入水洗旋流混合-分离器,进行水洗的同时,完成油水分离,得到水相和加氢精制反应器进料。加氢精制反应器进料与氢气混合进入加氢精制反应器,与加氢精制催化剂接触,发生加氢脱硫、加氢脱氮、芳烃饱和等反应,获得的生成油进入高压分离器,分离得到的氢气提纯处理后经循环氢压缩机循环使用,获得的油品进入低压分离器,获得的低分油进入分馏塔,获得石脑油、3号白油、5号白油和加氢尾油。加氢尾油进入加氢裂化反应器与加氢裂化催化剂接触,发生加氢裂化反应,获得的生成油部分循环至第一个旋流混合-分离器入口与新鲜原料混合,剩余部分循环至高压分离器入口。具体操作条件见表3,结果见表4。

[0039] 比较例1~2

[0040] 比较例1~2采用常规固定床单段串联一次通过工艺流程。煤焦油原料与氢气混合进入加氢精制反应器,与加氢精制催化剂接触,发生加氢脱硫、加氢脱氮、芳烃饱和等反应,加氢精制生成油再进入加氢裂化反应器,与加氢裂化催化剂接触反应,获得的生成油进入高压分离器,分离得到的氢气提纯处理后经循环氢压缩机循环使用,获得的油品进入低压分离器,获得的低分油进入分馏塔,获得石脑油、3号白油、5号白油和加氢尾油。具体操作条件见表3,结果见表4。

[0041] 表1 原料油性质

		煤焦油全馏分原料
	密度 (20℃) / (g/cm ³)	1.08
	残炭/%	6.73
	氮含量/ (μg/g)	8500
	硫含量/ (μg/g)	1860
	C 含量/重量%	83.73
	H 含量/重量%	8.65
	沥青质含量/重量%	16.4
[0042]	馏程 ASTM D-1160/℃	
	IBP~95%	161~501
	金属含量/ (μg/g)	
	Fe	61.0
	Ni	0.7
	V	0.9
	Na	5.3
	Ca	28.7
	Al	35.7

[0043] 表2 催化剂性质

催化剂	FF-36	FC-32
外观形状	三叶草条	圆柱条
颗粒直径, mm	1.1~1.3	1.5~1.7
条长, mm	3~8	3~8
改性 Y 分子筛含量	—	35
晶胞常数, nm	—	2.440
SiO ₂ /Al ₂ O ₃ 摩尔比	—	14
相对结晶度*	—	105
化学组成, wt%:		
NiO	4.0	6.5
MoO ₃	24.0	—
WO ₃	—	19.0

[0045] 表3 实施例与比较例的操作条件

[0046]

	实施例 1	实施例 2	实施例 3	比较例 1	比较例 2
加氢精制反应器					
氢分压/MPa	14.0	13.0	14.0	14.0	14.0
反应温度/℃	360	364	375	390	398
氢油比/(Nm ³ /m ³)	800	800	1000	800	1000
体积空速/h ⁻¹	1.0	0.6	0.8	1.0	0.8
加氢裂化反应器					
氢分压/MPa	14.0	13.0	14.0	14.0	14.0
反应温度/℃	375	385	390	390	395
氢油比/(Nm ³ /m ³)	1200	1500	1500	1200	1500
体积空速/h ⁻¹	1.2	1.3	1.5	1.3	1.4
旋流混合-分离反应器(酸洗)					
压力/MPa	0.5	0.6	0.5	---	---
温度/℃	60	70	65	---	---
旋流混合-分离反应器(水洗)					
压力/MPa	0.5	0.6	0.5	---	---
温度/℃	60	65	70	---	---

[0047] 表4 实施例与比较例的结果

[0048]

	实施例 1	实施例 2	实施例 3	比较例 1	比较例 2	质量标准 NB/SH/T 0914-2015
加氢精制反应器进料						
密度 (20℃) / (g/cm ³)	1.0767	1.0758	1.0763	1.09	1.09	
总金属含量 / (μg/g)	14	9	16	139	142	
氮含量 / (μg/g)	750	732	860	8700	8690	
3号粗白油性质						
馏程 / °C	165~253	168~251	167~254	167~253	166~249	
运动粘度 (40℃) / (mm ² /s)	1.220	1.237	1.211	1.741	1.654	1~<3
闪点 (闭口) / °C	46	48	45	52	50	≥38
颜色/赛波特颜色号	>+30	>+30	>+30	>+30	>+30	≥+20
芳烃含量/体积%	10.3	11.5	8.7	19.54	18.12	≤15
5号粗白油性质						
馏程 / °C	245~367	248~365	250~369	251~371	249~370	
运动粘度 (40℃) / (mm ² /s)	3.280	3.295	3.233	3.473	3.456	3~<6

[0049] 表4(续) 实施例与比较例的结果

[0050]

	实施例 1	实施例 2	实施例 3	比较例 1	比较例 2	质量标准 NB/SH/T 0914-2015
闪点 (闭口) / °C	135	137	131	123	120	≥70
倾点 / °C	-15	-18	-14	-3	1	≤3
颜色/赛波特颜色号	>+30	>+30	>+30	26	27	≥+20
芳烃含量/体积%	11.2	12.3	10.7	21.75	20.33	≤15
加氢精制反应器第一床层压降						
运行 1000 小时	0.24	0.26	0.26	0.99	0.88	
运行 5000 小时	0.26	0.28	0.29	压降超过设计值被迫停工	压降超过设计值被迫停工	

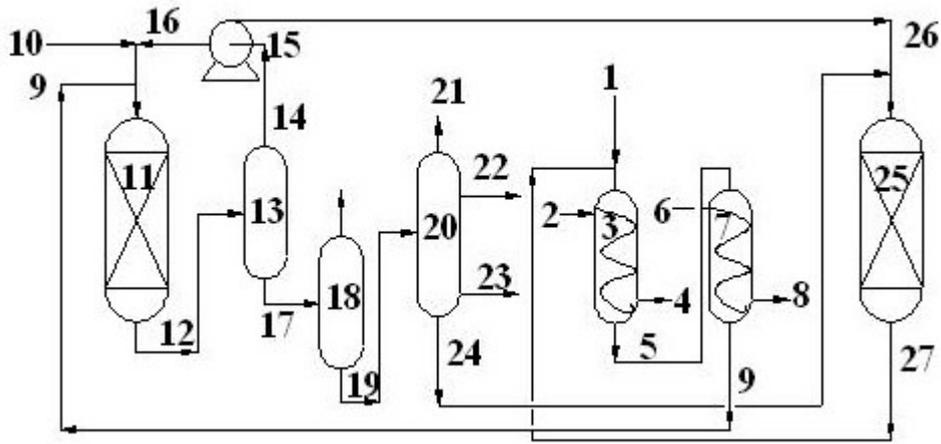


图1