



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 103374396 B

(45) 授权公告日 2015.06.17

(21) 申请号 201210130667.4

9-54 段.

(22) 申请日 2012.04.29

审查员 任怡

(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抚顺
石油化工研究院

(72) 发明人 刘涛 韩照明 张学辉 蒋立敬

李宝忠 曾榕辉

(51) Int. Cl.

C10G 65/00(2006.01)

(56) 对比文件

CN 101617029 A, 2009.12.30, 说明书第 3 页
第 2 段 - 第 7 页第 2 段.

WO 2011/112660 A2, 2011.09.15, 说明书第

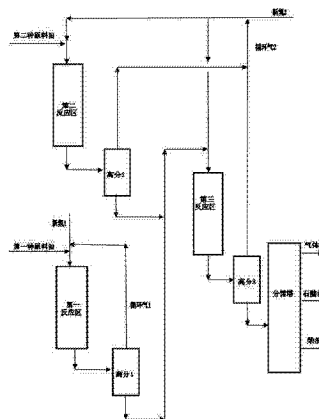
权利要求书 2 页 说明书 10 页 附图 2 页

(54) 发明名称

一种生产低凝点柴油的加氢组合方法

(57) 摘要

本发明涉及一种生产低凝点柴油的加氢组合方法。首先在加氢的条件下,生物油脂与循环氢混合通过加氢处理反应区,柴油原料油与循环氢混合通过加氢精制反应区,加氢处理生成物流分离得到的液体与加氢精制生产物分离得到的液体混合后进入至少包含加氢异构性能催化剂的加氢改质反应区,加氢改质生成物流分离得到的液体继续分馏得到石脑油和优质低凝点柴油产品,在反应状态下,加氢处理反应区使用的加氢催化剂的加氢活性组分均为还原态的 W、Mo、Ni 和 Co 中的一种或几种。与现有技术相比,本发明方法不但可以有效改善生物油脂作为燃料油时的贮存安定性,还可以直接生产优质低凝点清洁柴油。



1. 一种生产低凝点柴油的加氢组合方法,其特征在于包括如下内容:

(a) 生物油脂中的一种或几种为第一种原料油,直馏柴油或者二次加工柴油馏分的一种或几种为第二种原料油;

(b) 在加氢处理操作条件下,第一种原料油在加氢条件下通过包含至少两个加氢活性组分含量依次升高的加氢催化剂床层的第一反应区,原料油和氢气首先通过加氢活性组分含量低的催化剂床层,然后通过加氢活性组分含量高的催化剂床层,在反应状态下,加氢活性组分为还原态的 W、Mo、Ni 和 Co 中一种或几种,第一反应区加氢流出物分离为气相和液相,气相脱水处理后循环使用;

(c) 在加氢精制操作条件下,第二种原料油在加氢条件下通过装填加氢精制催化剂的第二反应区,第二反应区加氢流出物分离为气相和液相,气相循环使用;

(d) 第一反应区加氢流出物分离得到的液相与第二反应区加氢流出物分离得到的液相混合后在加氢异构条件下通过至少包含加氢异构催化剂的第三反应区;

(e) 第三反应区反应流出物的气相循环使用,第三反应区反应流出物的液相进行蒸馏分离得到石脑油和优质超低硫、低凝点柴油产品馏分。

2. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于:步骤(a)中,使用的生物油脂包括植物油或动物油脂。

3. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于:步骤(a)中,使用的直馏柴油包括石油常减压蒸馏得到的柴油馏分,二次加工柴油通常为二次石油加工过程加氢裂化、催化裂化、加氢处理、焦化、热裂化、减粘裂化或乙烯工艺过程得到的柴油馏分,或者为煤焦油柴油馏分。

4. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于:步骤(b)中,第一反应区中禁止进入含硫、含氮杂质的物料。

5. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于:步骤(b)中,第一反应区的反应压力为 3.0MPa ~ 20.0MPa,氢油体积比为 200:1 ~ 3000:1,体积空速为 0.1h^{-1} ~ 6.0h^{-1} ,平均反应温度 180°C ~ 465°C 。

6. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于:步骤(b)中,第一反应区的反应压力为 4.0MPa ~ 18.0MPa,氢油体积比为 300:1 ~ 2500:1,体积空速为 0.2h^{-1} ~ 4.0h^{-1} ,平均反应温度为 200°C ~ 445°C 。

7. 按照权利要求 1、4 或 5 所述的方法,其特征在于:步骤(b)中,第一反应区催化剂床层设置 2 ~ 5 个,反应物料首先通过的催化剂床层中,加氢活性组分以氧化物计的重量含量为 3% ~ 10%,反应物料首先通过的加氢催化剂占第一反应区所有加氢催化剂体积的 10% ~ 80%;反应物料通过的下游催化剂的加氢活性组分以氧化物重量计比相邻上游催化剂增加 3 ~ 25 个百分点。

8. 按照权利要求 7 所述的方法,其特征在于:步骤(b)第一反应区中,反应物料首先通过的催化剂床层中,反应物料首先通过的加氢催化剂占第一反应区所有加氢催化剂体积的 20% ~ 70%;反应物料通过的下游催化剂的加氢活性组分以氧化物重量计比相邻上游催化剂增加 5 ~ 20 个百分点。

9. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于:步骤(c)中,第二反应区的反应压力为 3.0MPa ~ 20.0MPa,氢油体积比为 200:1 ~ 3000:1,体积空速为 0.3h^{-1} ~ 6.0h^{-1} ,平均反应温度为 180°C ~ 465°C 。

10. 按照权利要求 9 所述的方法,其特征在于:氢油体积比为 300:1 ~ 2500:1,体积空速为 0.4h^{-1} ~ 5.0h^{-1} ,平均反应温度为 200°C ~ 445°C 。

11. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于:步骤(d)中,第三反应区的反应压力为 3.0MPa ~ 20.0MPa ,氢油体积比为 200:1 ~ 3000:1,体积空速为 0.3h^{-1} ~ 6.0h^{-1} ,平均反应温度为 180°C ~ 465°C 。

12. 按照权利要求 11 所述的方法,其特征在于:氢油体积比为 300:1 ~ 2500:1,体积空速为 0.4h^{-1} ~ 4.0h^{-1} ,平均反应温度为 200°C ~ 445°C 。

13. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于:步骤(d)中,第三反应区的加氢异构催化剂中含有 β 分子筛、SAPO-11 分子筛、SAPO-41、NU-10 分子筛或 ZSM-22 分子筛,加氢活性金属组分以氧化物计的重量含量为 10% ~ 40%。

14. 按照权利要求 1 所述的方法,其特征在于:其特征在于步骤(a)中,第一种原料油与第二种原料油的体积比例为 10:90 ~ 90:10。

一种生产低凝点柴油的加氢组合方法

技术领域

[0001] 本发明属可再生能源的加工方法,涉及一种加氢方法,特别是一种以生物油脂和柴油馏分为原料油,直接生产低凝点柴油的加氢组合方法。

背景技术

[0002] 目前全球范围内的能源主要来源于化石能源,包括煤和石油,而其中石油是马达燃料的最主要来源。石油属于不可再生能源,不但资源日益枯竭,而且重质化和劣质化程度加剧。随着世界的经济持续发展、环保法规日益严格,各国对轻质清洁燃料的需求非常旺盛,这些都要求对现有的炼油技术进行完善和改进的同时增加新的石油替代品,并以最低的成本生产出符合要求的产品,尤其是可再生资源的开发和利用。

[0003] 生物油脂来源于植物、动物或微生物等,是可再生资源,它的综合利用得到世界范围的广泛重视,各研究单位和能源公司都在致力于以其为原料生产清洁产品的研究。利用酯交换的方法生产生物柴油(一般为脂肪酸甲酯)已经是成熟的技术,但是由于这类生物柴油中氧含量高,尽管许多国家和地区陆续出台了生物柴油的标准,但是并不能适用于所有的内燃机。若将生物油、脂通过深度加氢的方法生产马达燃料,即将氧全部除去或者大部分除去生产符合马达燃料标准的产品,这种方法可以直接满足现有市场的要求。

[0004] 现有的生物油脂加氢法生产马达燃料的加工技术,US20060186020、EP1693432、CN101321847A、CN200710012090.6、CN200680045053.9、CN200710065393.4、CN200780035038.0、CN200710012208.5、CN200780028314.0和CN101029245A等公开了植物油加氢转化工艺,采用焦化汽油馏分、柴油馏分(直馏柴油、LCO和焦化瓦斯油)、蜡油馏分等石油烃类馏分与生物油、脂直接混合进入加氢反应区,在氢气的作用下通过催化剂床层,生产柴油产品或者蒸汽裂解制乙烯的原料等。US5705722公开了含不饱和脂肪酸、脂等植物油和动物油混合后加氢生产柴油馏分范围的柴油调和组分。

[0005] EP1741767和EP1741768公开了一种以动植物油脂生产柴油馏分的方法,主要为动植物油脂首先经过加氢处理,然后通过异构化催化剂床层,得到低凝点柴油组分,但是由于加氢处理过程中生成水,对异构化催化剂造成非常不利的影 响,装置不能长周期稳定运行。

[0006] 包括上述方法的生物油脂加氢过程中,遇到的主要问题之一是床层积碳引起压降上升使运转周期缩短,需要经常停工更换催化剂。特别是单独以生物油、脂为原料或生物油脂混合比例较高时,加氢催化剂的运转周期更受到明显的影响。按照本领域常识进行常规的原料加氢预处理(如常规的加氢饱和或浅度加氢精制等),虽然运转周期有所延长(一般可以达到500小时),但仍不能解决长周期稳定运转问题。生物油脂中含有多种不同的有机官能团,这些有机官能团在加氢过程中的反应较为复杂,不同的反应之间相互影响,影响生物油脂原料加氢过程稳定性的主要原因仍不明确,因此提高运转稳定性是本领域需要解决的重要问题。同时在生产低凝点柴油馏分时也因催化剂活性受到影响导致的运转周期短等缺点。

发明内容

[0007] 针对现有技术的不足,本发明提供一种生产低凝点柴油的加氢组合方法,以生物油脂和柴油馏分为原料油,在组合加氢的条件下直接生产优质超低硫、低凝点的柴油产品,具有加氢工艺过程稳定,运转周期长等特点。

[0008] 本发明生产低凝点柴油的加氢组合方法包括如下内容:

[0009] (a) 生物油脂中的一种或几种为第一种原料油,直馏柴油或者二次加工柴油馏分的一种或几种为第二种原料油;

[0010] (b) 在加氢处理操作条件下,第一种原料油在加氢条件下通过包含至少两个加氢活性组分含量依次升高的加氢催化剂床层的第一反应区,原料油和氢气首先通过加氢活性组分含量低的催化剂床层,然后通过加氢活性组分含量高的催化剂床层,在反应状态下,加氢活性组分为还原态的W、Mo、Ni 和 Co 中一种或几种,第一反应区加氢流出物分离为气相和液相,气相脱水处理后循环使用;

[0011] (c) 在加氢精制操作条件下,第二种原料油在加氢条件下通过装填加氢精制催化剂的第二反应区,第二反应区加氢流出物分离为气相和液相,气相循环使用;

[0012] (d) 第一反应区加氢流出物分离得到的液相与第二反应区加氢流出物分离得到的液相混合后在加氢异构条件下通过至少包含加氢异构催化剂的第三反应区;

[0013] (e) 第三反应区反应流出物的气相循环使用,第三反应区反应流出物的液相进行蒸馏分离得到石脑油和优质超低硫、低凝点柴油产品馏分。

[0014] 本发明方法步骤(a)中,使用的生物油脂可以包括植物油或动物油脂,植物油包括大豆油、花生油、蓖麻油、菜籽油、玉米油、橄榄油、棕榈油、椰子油、桐油、亚麻油、芝麻油、棉籽油、葵花籽油和米糠油等中的一种或几种,动物油脂包括牛油、猪油、羊油、鱼油及烧烤其他动物得到的油脂等中的一种或几种。

[0015] 本发明方法步骤(b)中,第一反应区中禁止进入含硫、含氮杂质的物料。

[0016] 本发明方法步骤(a)中,直馏柴油通常为常减压分馏得到的柴油馏分,优选中间基原油和环烷基原油的直馏柴油。二次加工柴油通常为二次石油加工过程,如加氢裂化、催化裂化、加氢处理、焦化、热裂化、减粘裂化、乙烯等工艺过程得到的柴油馏分,以及煤焦油柴油馏分。

[0017] 本发明方法步骤(a)中,第一种原料油与第二种原料油的体积比例为 1:99~99:1,优选为 5:95~95:5,最好为 10:90~90:10。

[0018] 本发明方法步骤(b)中,第一反应区的加氢操作条件一般为反应压力 2.0MPa~20.0MPa,氢油体积比为 200:1~3000:1,体积空速为 0.1h^{-1} ~ 6.0h^{-1} ,平均反应温度 $180\text{ }^{\circ}\text{C}$ ~ $465\text{ }^{\circ}\text{C}$;优选的操作条件为反应压力 3.0MPa~18.0MPa,反应压力可以为 4.0MPa~18.0MPa,氢油体积比 300:1~2500:1,体积空速 0.2h^{-1} ~ 4.0h^{-1} ,平均反应温度 $200\text{ }^{\circ}\text{C}$ ~ $445\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。

[0019] 本发明方法步骤(b)中,第一反应区催化剂床层一般可以设置 2~5 个,反应物料首先通过的催化剂床层中,加氢活性组分以氧化物计的重量含量为 3%~10%,反应物料首先通过的加氢催化剂占第一段反应区所有加氢催化剂体积的 10%~80%,优选 20%~70%,最好 30%~60%。反应物料通过的下流催化剂的加氢活性组分以氧化物重量计比相邻上游催化剂

增加 3 ~ 25 个百分点, 优选增加 5~20 个百分点。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。第一反应区使用的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 3926、3936、CH-20、FF-14、FF-18、FF-24、FF-26、FF-36、FH-98、FH-UDS、FZC-41 等加氢催化剂, IFP 公司的 HR-416、HR-448 等加氢催化剂, CLG 公司的 ICR174、ICR178、ICR 179 等加氢催化剂, UOP 公司新开发了 HC-P、HC-K UF-210/220, Topsor 公司的 TK-525、TK-555、TK-557 等加氢催化剂, AKZO 公司的 KF-752、KF-840、KF-848、KF-901、KF-907 等加氢催化剂。第一反应区中的催化剂在使用前需进行常规的还原处理。还原处理条件一般为在压力 2 ~ 15MPa 和温度 200 ~ 400℃, 用氢气对催化剂还原 1 ~ 15 小时。

[0020] 本发明方法步骤(c) 中, 第二反应区的加氢操作条件一般为反应压力 2.0MPa~20.0MPa, 反应压力可以为 3.0MPa~20.0MPa, 可以与第一反应区相同, 也可以不相同, 氢油体积比为 200:1~3000:1, 体积空速为 0.3h^{-1} ~ 6.0h^{-1} , 平均反应温度 180℃~465℃; 优选的操作条件为氢油体积比 300:1~2500:1, 体积空速可以为 0.4h^{-1} ~ 5.0h^{-1} , 体积空速也可以为 0.4h^{-1} ~ 4.0h^{-1} , 平均反应温度 200℃~445℃。

[0021] 本发明方法步骤(c) 中, 第二反应区使用的催化剂为常规加氢精制催化剂, 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 FH-5、FH-5A、FH-98、FH-DS、FH-UDS 系列等加氢催化剂, IFP 公司的 HR-416、HR-448、HR-548、HR-568 等加氢催化剂, CLG 公司的 ICR174、ICR178、ICR179、ICR417 等加氢催化剂, UOP 公司开发的 HC-P、HC-K、UF-210 等催化剂, Topsor 公司的 TK-525、TK-559、TK-574、TK-576、TK-607、TK-907、TK-911 等加氢催化剂, AKZO 公司的 KF-756、KF-757、KF-840、KF-848 等加氢催化剂, Criterion 公司的 DN2531、DN3330 和 DN2318 等加氢催化剂。

[0022] 本发明方法步骤(d) 中, 第三反应区的加氢操作条件一般为反应压力 2.0MPa~20.0MPa, 反应压力可以为 3.0MPa~20.0MPa, 可以与第一反应区相同, 可以与第二反应区相同, 也可以不与第一、第二反应区相同, 氢油体积比为 200:1~3000:1, 体积空速为 0.3h^{-1} ~ 6.0h^{-1} , 平均反应温度 180℃~465℃; 优选的操作条件为氢油体积比 300:1~2500:1, 体积空速 0.4h^{-1} ~ 4.0h^{-1} , 平均反应温度 200℃~445℃。

[0023] 本发明方法步骤(d) 中, 第三反应区的加氢改质催化剂具有异构功能(即加氢异构催化剂), 如含有 β 分子筛, SAPO-11 分子筛、SAPO-41、NU-10 分子筛或 ZSM-22 分子筛等组分, 所述分子筛在催化剂中的重量含量一般为 3% ~ 30%, 优选为 5% ~ 20%。加氢改质催化剂的加氢活性金属组分(W、Mo、Ni 和 Co 中的一种或几种) 以氧化物计的重量含量一般为 10% ~ 40%。第三反应区使用的商业催化剂主要有, 如抚顺石油化工研究院(FRIPP) 研制开发的 FC-14、FC-16、FC-20 等。

[0024] 本发明方法中, 三个反应区可以使用单独的循环氢系统, 也可以共用循环氢系统, 也可以任两个反应区共用循环氢系统。优选第一反应区单独使用循环氢系统, 因为第一反应区中使用的还原态催化剂需在无硫条件下使用。第二反应区和第三反应区使用常规的硫化态催化剂。

[0025] 本发明方法中, 可以在第三反应区加氢改质催化剂床层的最后设置适量补充加氢精制催化剂, 将加氢改质过程中可能产生的少量烯烃等物质加氢。

[0026] 现有技术中生物油脂加氢生产马达燃料的方法,一般需要与较大比例的石油馏分混合加工,否则不能保证运转周期,或者直接通过加氢精制—加氢改质催化剂床层,催化剂裂解活性的组分稳定性差,不能长周期运行。本发明通过优化使用催化剂的级配技术和操作条件,第一反应区加氢处理(级配有加氢催化剂),第二反应区柴油加氢精制,第三反应区加氢改质降凝,可以直接以生物油脂和柴油为原料生产优质低凝点柴油产品,解决了生物油脂加氢装置不能长周期稳定运转的问题,同时可以大幅度降低柴油馏分的凝点。而常规的加氢预处理仍达不到所需的稳定性,常规的加氢预处理一般可以实现 500 小时左右的运转周期,催化剂的使用性能明显下降,使用固定床时的反应系统压力降明显上升,需要更换催化剂。而本发明方案,在稳定运转 1000 小时后,催化剂性能以及反应系统的压力降均没有明显变化,根据该趋势,预计完全可以稳定运转 1~3 年。

附图说明

[0027] 图 1 是本发明生产低凝点柴油的加氢组合方法原则流程图。

[0028] 图 2 是本发明生产低凝点柴油的加氢组合方法另一个原则流程图。与图 1 的区别在于第二反应区和第三反应区各自使用独立的循环氢系统。

具体实施方式

[0029] 本发明的方法具体如下:以生物油脂中的一种或几种的混合油为原料油,在加氢操作条件下,原料油与氢气通过包含至少两种加氢催化剂的第一反应区,得到的加氢处理生成物流在高压分离器分离得到的气体循环使用,也可以出系统,得到的液体馏分;柴油原料与氢气混合进入包含加氢精制的第二反应区,得到的加氢精制生成物流在高压分离器分离得到的气体循环使用,也可以出系统,得到的液体馏分;第一反应区的液体馏分与第二反应区的液体馏分混合后与氢气通过包含具有异构性能加氢改质催化剂的第三反应区,得到的加氢改质生成物流在高压分离器中分离得到的气体循环使用,也可以出系统,液体馏分得到下列产品:气体、石脑油、低凝点柴油中的一种或多种。实施例使用的生物油脂为市售产品,使用前滤除固体杂质。

[0030] 下面通过实施例来进一步说明本发明的具体情况。其中改质催化剂含有 β 分子筛,该催化剂具有异构功能。

[0031] 表 1 加氢催化剂的主要组成和性质。

[0032]

催化剂	催化剂 1	催化剂 2	催化剂 3	精制催化剂	改质催化剂
催化剂组成					
MoO ₃ , wt%	8.0	5.2	22.5	24.7	17.0
NiO, wt%		1.8	4.4	4.2	2.4
CoO, wt%	3.1				
β 分子筛, wt%					
氧化铝载体, wt%	余量	余量	余量	余量	余量
催化剂的主要指标					
比表面, m ² /g	>160	>160	>160	>160	>160
孔容, ml/g	>0.30	>0.30	0.33	0.32	>0.34

[0033] 表 2 柴油原料油的主要性质。

[0034]

催化剂	催化柴油	混合柴油
密度, g/cm ³	0.960	0.891
馏分范围, °C	165~372	155~360
硫含量, wt%	1.6	1.1
氮含量, µg/g	1100	600
凝点, °C	7	10
十六烷值	18	37

[0035] 表 3 实施例工艺条件和试验结果。

[0036]

第一反应区工艺条件	实施例 1	实施例 2	实施例 3	实施例 4
催化剂	催化剂 1/ 催化剂 3	催化剂 1/ 催化剂 3	催化剂 2/ 催化剂 3	催化剂 2/ 催化剂 1/ 催化剂 3
催化剂体积比例	20:80	40:60	30:70	15:30:55
原料油	棕榈油	大豆油	大豆油	菜籽油
反应压力, MPa	10.0	12.0	8.0	16.0
入口氢油体积比	2000:1	1500:1	800:1	1000:1
体积空速, h ⁻¹	1.5	1.8	0.6	2.0
平均反应温度, °C	330	350	340	360
第二反应区工艺条件				
催化剂	精制催化剂	精制催化剂	精制催化剂	精制催化剂
原料油	催化柴油	混合柴油	混合柴油	催化柴油
反应压力, MPa	10.0	6.0	8.0	10.0
入口氢油体积比	400:1	1000:1	600:1	1000:1
体积空速, h ⁻¹	2.0	1.8	0.5	2.5
平均反应温度, °C	360	345	320	350
第三反应区工艺条件				
原料油	两个反应区液相产物体积比 70:30	两个反应区液相产物体积比 30:70	两个反应区液相产物体积比 60:40	两个反应区液相产物体积比 50:50
催化剂	改质催化剂	改质催化剂	改质催化剂	改质催化剂
反应压力, MPa	10.0	8.0	10.0	10.0
入口氢油体积比	1000:1	1200:1	700:1	1000:1
体积空速, h ⁻¹	3.0	4.0	1.2	2.0
平均反应温度, °C	360	370	345	350
柴油产品				
密度, g/cm ³	0.818	0.836	0.822	0.839
硫含量, µg/g	<5	<5	<5	<5
凝点, °C	-20	-50	-35	-27
十六烷值	70	61	68	53

[0037] 表 4 实施例工艺条件和试验结果。

[0038]

第一反应区工艺条件	实施例 5	比较例 1	比较例 2	比较例 3
催化剂	催化剂 2/ 精制催化剂 3	催化剂 2/ 精制催化剂 / 改质催化剂	催化剂 2/ 精制催化剂 / 改质催化剂	催化剂 2/ 精制催化剂 / 改质催化剂
催化剂体积比	40:60	50:30:20	50:30:20	50:30:20
原料油体积比	棕榈油	棕榈油 / 催化柴油	棕榈油 / 催化柴油	棕榈油 / 催化柴油
原料油比例	100	50:50	50:50	50:50
反应压力, MPa	10.0	10.0	10.0	10.0
入口氢油体积比	800:1	800:1	800:1	800:1
体积空速, h ⁻¹	0.8	0.74	0.74	0.74
平均反应温度, °C	335	360	365	380
第二反应区工艺条件	实施例 5	—	—	—
催化剂	精制催化剂			
原料油	催化柴油			
反应压力, MPa	10.0			
入口氢油体积比	1000:1			
体积空速, h ⁻¹	2.0			
平均反应温度, °C	360			
第三反应区工艺条件				
催化剂	改质催化剂			
原料油	两个反应区液相产物体积比 60:40			
反应压力, MPa	8.0			
入口氢油体积比	1000:1			
体积空速, h ⁻¹	2.5			
平均反应温度, °C	355			
运转时间, h	1000	100	300	500
总压降, MPa	0.08	0.08	0.15	0.28
柴油产品				
密度, g/cm ³	0.835	0.835	0.866	0.891
硫含量, µg/g	<5	<5	50	450
凝点, °C	-25	-25	-10	5
十六烷值	65	65	56	48

[0039] 由实施例可以看出,生物油脂和柴油原料油通过本技术的加氢组合方法可以生产优质低凝点柴油产品,或者优质低凝点柴油调和组分,并可以实现长周期稳定运行,运转1000小时后,反应系统压降基本未上升,催化剂上积碳量只有3.5wt%左右,属于平衡积碳量,不影响催化剂使用性能。

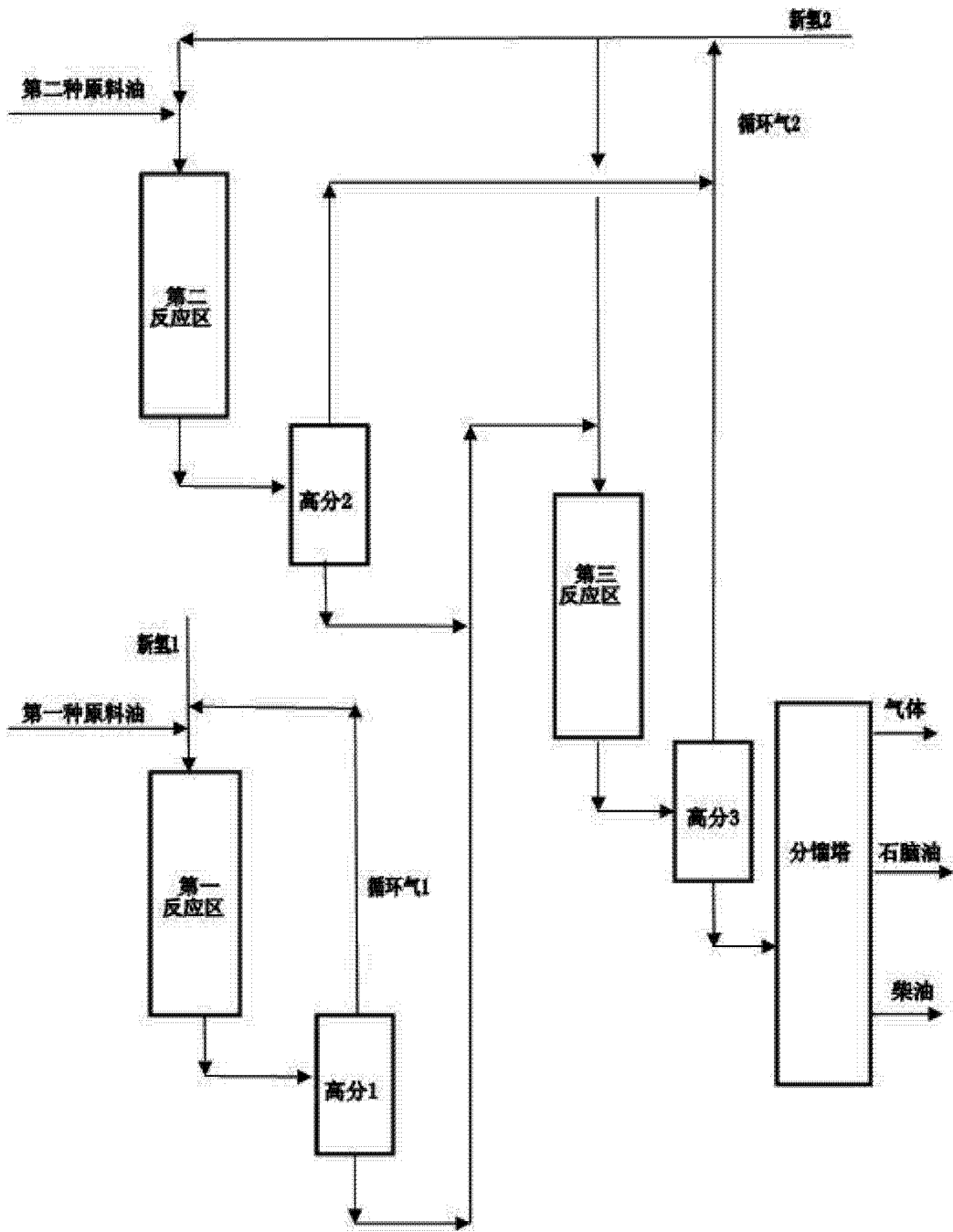


图 1

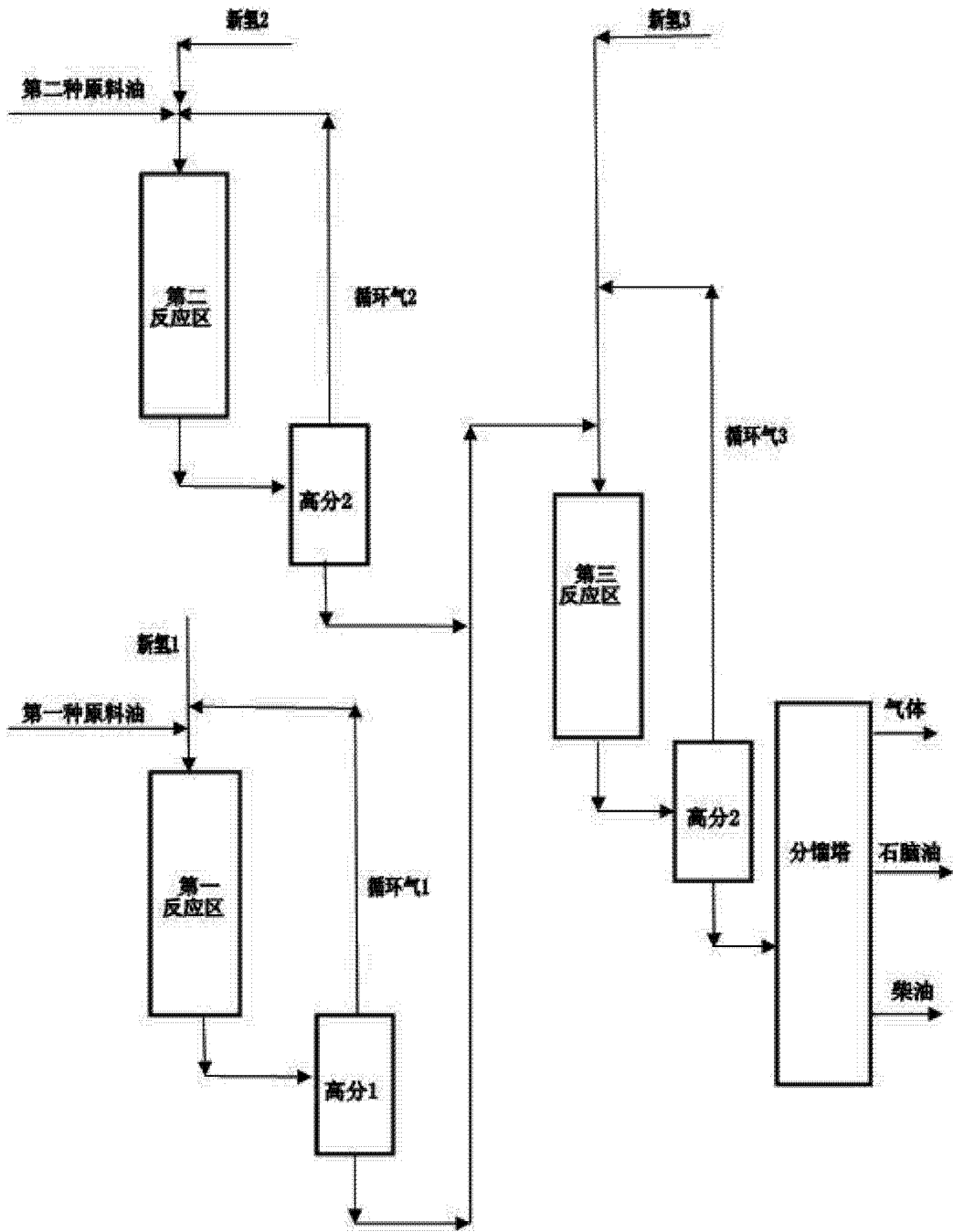


图 2