



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102732304 B

(45) 授权公告日 2014. 07. 23

(21) 申请号 201110095286. 2

US 2006/0115392 A1, 2006. 06. 01,

(22) 申请日 2011. 04. 15

EP 1831333 A1, 2011. 01. 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

审查员 王亭亭

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 方向晨 彭德强 齐慧敏 王岩
李欣 王明星 刘杰 姜阳

(51) Int. Cl.

C10G 67/14 (2006. 01)

(56) 对比文件

CN 101343566 A, 2009. 01. 14,

CN 1335368 A, 2002. 02. 13,

CN 101575533 A, 2009. 11. 11,

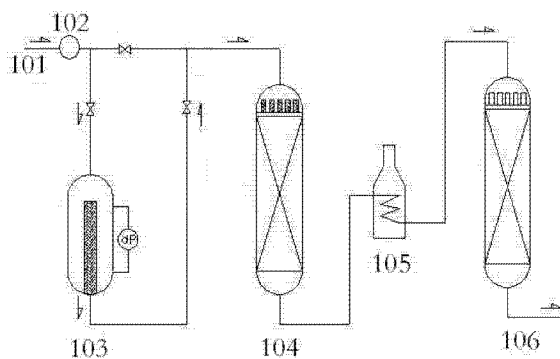
权利要求书2页 说明书6页 附图2页

(54) 发明名称

延长运转周期的石脑油加氢反应装置及加氢
反应方法

(57) 摘要

本发明公开了一种延长运转周期的石脑油加氢反应装置及加氢反应方法,包括进料系统、除焦罐、加热炉、固定床加氢反应器和加氢反应产物分离系统,固定床加氢反应器包括预加氢反应器和主加氢反应器,进料系统通过管线与除焦罐入口连通,除焦罐出口通过管线与预加氢反应器入口相通,预加氢反应器出口通过管线与加热炉入口连通,加热炉出口通过管线与主加氢反应器入口连通,主加氢反应器出口通过管线与加氢反应产物分离系统连通。本发明石脑油加氢反应方法使用上述装置,在适宜条件下对石脑油原料进行加氢精制。与现有技术相比,本发明装置及方法可以经济有效地延长石脑油加氢装置的运转周期。



1. 一种延长运转周期的石脑油加氢反应装置,包括进料系统、加热炉、固定床加氢反应器和加氢反应产物分离系统,其特征在于:还包括除焦罐,固定床加氢反应器包括预加氢反应器和主加氢反应器,进料系统通过管线与除焦罐入口连通,除焦罐出口通过管线与预加氢反应器入口相通,预加氢反应器出口通过管线与加热炉入口连通,加热炉出口通过管线与主加氢反应器入口连通,主加氢反应器出口通过管线与加氢反应产物分离系统连通;除焦罐设置方式采用以下两种方式之一:(1)除焦罐设置一个,进料系统与预加氢反应器入口之间设置直接连通管线,该直接连通管线上设置截止阀门,除焦罐入口管线和除焦罐出口管线上设置截止阀门;(2)除焦罐设置两个或两个以上,两个或两个以上除焦罐切换使用;除焦罐为立式结构,除焦罐由外壳体和内部设置的分离组件构成,外壳体设置物料入口和物料出口,物料入口设置在除焦罐顶部,分离组件为筒体结构,分离组件筒体的内层和外层为筛网,内层筛网和外层筛网之间填充积垢剂;分离组件的筒体内部通道与外壳体物料出口连通。

2. 按照权利要求1所述的装置,其特征在于:固定床加氢反应器上封头内设置积垢器。

3. 按照权利要求1所述的装置,其特征在于:进料系统包括换热器,换热器将主加氢反应器反应流出物的热物流与进料的冷物流进行换热。

4. 按照权利要求1所述的装置,其特征在于:分离组件至少设置一个,分离组件筛网中间装填的积垢剂为颗粒直径1.1~3mm的填料,填料的材料为氧化铝、氧化硅、陶瓷,或者是加氢催化剂或废加氢催化剂,填料的厚度为10~200mm。

5. 按照权利要求4所述的装置,其特征在于:积垢剂为颗粒直径为1.2~1.5mm的填料。

6. 按照权利要求1所述的装置,其特征在于:除焦罐下部设置泄灰口,除焦罐外壳体下部设置吹灰口,吹灰口的位置高于泄灰口。

7. 一种延长运转周期的石脑油加氢反应方法,使用权利要求1至6任一权利要求所述的石脑油加氢反应装置,具体包括如下步骤:

(1)石脑油原料和氢气的混合物经过进料系统的换热器与主加氢反应器反应流出物换热升温至预加氢反应器入口所需的温后后输送至除焦罐进行除焦;

(2)除焦罐排出物料进入预加氢反应器中,预加氢反应器中进行的加氢反应包括稀烃加氢饱和、二稀烃的加氢饱和反应;

(3)预加氢反应器反应流出物进入加热炉加热至主加氢反应器入口所需的温度进入主加氢反应器,在加氢精制条件下通过主加氢反应器的加氢精制催化剂床层,加氢精制后的石脑油和氢气排出反应器进入加氢反应产物分离系统进行分离得到加氢石脑油,分离得到的氢气循环使用。

8. 按照权利要求7所述的方法,其特征在于:石脑油原料是直馏石脑油、焦化石脑油、催化裂化石脑油、裂解石脑油,或者是两种或两种以上石脑油的混合物。

9. 按照权利要求7所述的方法,其特征在于:主加氢反应器中石脑油加氢精制的条件为反应器入口温度为200~350℃,反应压力为0.5~12MPa,石脑油原料的液时体积空速为0.5~20h⁻¹,氢油体积比为50:1~1500:1;预加氢反应器中反应条件为反应器入口温度为100~200℃,石脑油原料液时体积空速为2~20.0h⁻¹,氢油体积比50:1~1500:1,反应压力与主加氢反应器相同。

10. 按照权利要求7所述的方法,其特征在于:主加氢反应器中的加氢精制催化剂以氧

化铝为载体,以氧化物计加氢活性组分含量为 15%~45%,加氢活性组分包括 W、Mo、Ni 和 Co 中的一种或几种;预加氢反应器中使用的加氢催化剂与主加氢反应器中催化剂相同,或者活性组分含量低于主加氢反应器使用的催化剂,或者使用再生的加氢催化剂。

11. 按照权利要求 10 所述的方法,其特征在于:主加氢反应器中的加氢精制催化剂以氧化铝为载体,以氧化物计加氢活性组分含量为 25%~40%。

延长运转周期的石脑油加氢反应装置及加氢反应方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种石脑油加氢反应装置及加氢反应方法,具体地说是一种延长石脑油加氢反应装置运转周期的加氢反应装置及加氢反应方法。

背景技术

[0002] 石脑油(即汽油馏分)是重要的汽油原料和化工原料,主要用于生产各种牌号的汽油燃料,催化重整生产芳烃(或高辛烷值汽油调和组分)原料,蒸汽裂解或催化裂解生产乙烯、丙烯、丁烯等化工原料,以及用于生产氢气的原料等。石脑油一般来源于石油蒸馏得到的直馏石脑油,二次加工得到的石脑油,如焦化石脑油、催化裂化石脑油、裂解石脑油等。各种来源石脑油的各种用途均需要将原料中的硫、氮、稀烃、金属等杂质深度脱除,目前加氢技术是脱除石脑油原料中各种杂质的最适宜技术。如催化裂化石脑油选择性加氢生产高辛烷值汽油,焦化石脑油加氢生产蒸汽裂解原料或制氢原料,直馏石脑油预加氢生产催化重整原料等。

[0003] 石脑油的各种加氢技术中,普遍使用的是固定床加氢技术,即加氢反应器内设置固定床加氢催化剂床层,在加氢精制条件下,石脑油原料和氢气从上部进入反应器,通过加氢催化剂床层进行加氢精制脱除原料中的各种杂质,精制后的反应产物从反应器底部排出反应器,进行后续的分离后得到加氢石脑油产物。

[0004] 石脑油加氢技术中,限制加氢装置长周期稳定运转的主要因素是固定床加氢反应器的压降升高速度较快,一般来说,当加氢反应器的压降达到 0.3MPa 时,必须停工处理。

[0005] 例如对焦化石脑油加氢精制技术来说,由于原料中含有二烯烃、细小的焦粉等杂质,经常影响装置的操作稳定性。大庆石化公司 300kt/a 焦化汽油加氢装置在开工半年后,连续出现两次系统压差过高,导致被迫停工(焦化汽油加氢精制系统压差上升原因分析及对策,《炼油与化工》,第 19 卷:20)。广州分公司 300kt/a 加氢装置在处理焦化汽油时也出现反应器催化剂床层压降上升过快的问题。该装置曾在一年半的时间内,由于反应系统床层压降升高导致停工消缺 5 次(加氢精制反应系统压降升高的原因分析及对策,《中外能源》,2007,第 12 卷)。安庆分公司炼油二部 I 焦化汽油加氢装置一般 3~5 天需要清洗一次过滤器,加氢反应器一年内要停工撇头 2~3 次,严重影响装置的正常运行(焦化汽油加氢防焦剂,《石化技术》,2006,13(4):5)。国内外同类型装置均不同程度存在类似问题,床层间压力差的增加,使得催化剂的支撑杆和支撑板等内构件在承担催化剂重量的同时,又必须承担额外的压力,给装置的安全操作带来严重隐患。因此,床层压降上升过快一直是影响焦化石脑油加氢装置长周期运转的突出矛盾,迫切需要研究出有效的方法,解决结焦问题。

[0006] 催化裂化石脑油加氢装置、直馏石脑油加氢装置等也经常出现上述焦化石脑油加氢装置类似的问题,即加氢装置运转较短时间即出现反应器压力降升高的问题,只能停工清除反应器催化剂床层上部的部分催化剂,更换部分新鲜催化剂后重新开工。

[0007] 石脑油加氢装置运转实践表明,加氢反应器压降的上升均来自于催化剂上部床层结焦。结焦因素很复杂,主要由于原料中的二烯烃等不饱和烃类的聚合以及上游装置带入

的机械杂质或杂质前身物转化为沉积物后沉积在催化剂床层上部导致。原料中的二烯烃在易于发生聚合,特别是在原料中含有其它杂质如氧、水、铁等时,更易于聚合结焦。在结焦的样品中,一般铁的含量也较高,可能是原料油溶解氧后与有机烃类形成了环烷酸,环烷酸腐蚀装置的铁生成环烷酸铁,稳定地溶解于原料油中,环烷酸铁经混氢后很容易发生氢解反应,并与硫化氢反应生成硫化亚铁沉积在反应器上部床层,促进结焦母体的生焦反应,加速了催化剂床层的堵塞。此外,某些原料中含有少量的细小焦粉和细小微生物也可能是一些石脑油原料在加氢反应器中结焦的原因之一。由于石脑油来源的多种多样,某些石脑油原料的生产、储存、运输中引入了无法通过原料过滤而去除的杂质,这些杂质有时是油溶性的,有时是悬浮的微粒,无法通过一种或简单几种方法有效去除。并且,一个加氢装置的石脑油原料来源并不固定,经常更换,因此,也不可能将某个装置固定为加工某种原料而使用固定的降杂质方法。

[0008] 现有的解决石脑油加氢反应器降压升高的方法有以下几种:

[0009] 1、做好原料的管理工作,采用氮气保护等方式,避免原料与空气接触,最大程度降低了原料中不饱和烃类形成胶质的机会。这是一种被动的原料保护方法,如果上游输入的原料机械杂质较多,二烯烃含量很高,或夹带很多的焦粉,该方法则无能为力。

[0010] 2、掺炼煤油或柴油馏分,稀释了原料中的二烯烃等不饱和烃类,降低了加氢装置的苛刻度,使装置运行更加稳定。但该方法牺牲了加氢装置处理石脑油原料的加工量,实际上降低了对石脑油原料的空速,还要增加后续的分离装置负担(现有的分离装置不能满足要求),经济性较差。

[0011] 3、在预处理反应器的入口和出口之间设置副线,正常生产时反应物料通过预处理反应器后进入加热炉,当预处理反应器催化剂床层压力降升高时,反应物料经副线进入加热炉,待预处理反应器部分或全部更换催化剂后,反应物料再切换至预处理反应器进入加热炉。该方法虽然可以保证装置不停工操作,在原料不经预处理的情况下,会对主反应器温升造成较大的冲击,使得操作较难控制。同时预处理催化剂的更换也会导致经济损失。预处理反应器是采用保护剂床层沉积原料中的杂质,容杂质能力有限,需经常更换预处理反应器中的保护剂。

[0012] CN1109495A 公开了一种催化裂解汽油加氢精制方法,所述的是将两个不同活性和不同颗粒直径的预硫化催化剂串联。采用不同催化剂级配的方式对于缓解加氢催化剂床层结焦具有一定效果,但效果并不突出。US4, 113, 603 报道使用两段的加氢精制方法处理裂解汽油中的二烯烃及硫化物,第一段使用含镍-钨的催化剂除去硫醇,第二段使用贵金属钨催化剂除去二烯烃,该工艺较为复杂,对于因二烯烃以外因素的结焦不能有效地发挥作用。

发明内容

[0013] 针对现有技术的不足,本发明提供一种石脑油加氢反应装置及石脑油加氢反应方法,可以有效保证石脑油加氢反应装置稳定操作,延长石脑油加氢装置的运转周期。

[0014] 本发明延长石脑油加氢反应装置包括进料系统、加热炉、除焦罐、固定床加氢反应器和加氢反应产物分离系统,固定床加氢反应器包括预加氢反应器和主加氢反应器,进料系统通过管线与除焦罐入口连通,除焦罐出口通过管线与预加氢反应器入口相通,预加氢反应器出口通过管线与加热炉入口连通,加热炉出口通过管线与主加氢反应器入口连通,

主加氢反应器出口通过管线与加氢反应产物分离系统连通；除焦罐设置方式采用以下两种方式之一：(1) 除焦罐设置一个，进料系统与预加氢反应器入口之间设置直接连通管线，该直接连通管线上设置截止阀门，除焦罐入口管线和除焦罐出口管线上设置截止阀门；(2) 除焦罐设置两个或两个以上，两个或两个以上除焦罐切换使用。

[0015] 本发明装置中，固定床加氢反应器(包括预加氢反应器和主加氢反应器)上封头内优选设置积垢器，特别是在除焦罐设置一个时，在除焦罐进行清理时，除焦罐切除出反应系统，反应物料直接通过管线进入预加氢反应器，此时主加氢反应器内的积垢器完成物料的脱除固体杂质的作用，除焦罐清理完毕后，重新投入使用。积垢器可以使用本领域常规的结构，如 CN200410050765.2、CN200410050800.0、CN200510069872.4、CN200520017581.6 等公开的反应器内部使用的积垢器等。使用两个或两个以上除焦罐时，设置除焦罐切换操作的管路和相应阀门，当一个除焦罐需要清理时，通过阀门切出反应系统进行清理，另一个除焦罐处于工作状态，如此反复使用。两个或两个以上除焦罐切换操作管路和相应阀门的设置是本领域普通技术人员熟知的技术内容。本发明装置中，进料系统包括换热器，换热器将主加氢反应器反应流出物的热物流与进料的冷物流进行换热。

[0016] 本发明装置中，除焦罐为立式结构，除焦罐由外壳体和内部设置的分离组件构成，外壳体设置物料入口和物料出口，物料入口优选设置在除焦罐顶部。分离组件为筒体结构，分离组件筒体的内层和外层为筛网，内层筛网和外层筛网之间填充积垢剂。分离组件的筒体内部通道与外壳体物料出口连通。分离组件至少设置一个，设置多个分离组件时，分离组件筒体内部通道均与外壳体物料出口连通，如可以设置分离组件筒体内部通道汇集管，汇集后与外壳体物料出口连通。分离组件筛网中间装填的积垢剂为颗粒直径 1.1 ~ 3mm，优选 1.2 ~ 1.5mm 的填料，填料的材料可以为氧化铝、氧化硅、陶瓷等，也可以使用加氢催化剂或废加氢催化剂等，填料的厚度一般为 10 ~ 200mm。除焦罐下部设置泄灰口，除焦罐外壳体下部设置吹灰口，吹灰口的位置高于泄灰口。

[0017] 本发明延长运转周期的石脑油加氢反应方法，使用本发明上述石脑油加氢反应装置，具体包括如下步骤：

[0018] (1) 石脑油原料和氢气的混合物经过进料系统的换热器与主加氢反应器反应流出物换热升至预加氢反应器入口所需的温后后输送至除焦罐进行除焦；

[0019] (2) 除焦罐排出物料进入预加氢反应器中，预加氢反应器中进行的加氢反应包括稀烃加氢饱和、二稀烃的加氢饱和等反应；

[0020] (3) 预加氢反应器反应流出物进入加热炉加热至主加氢反应器入口所需的温度进入主加氢反应器，在加氢精制条件下通过主加氢反应器的加氢精制催化剂床层，加氢精制后的石脑油和氢气排出反应器进入分离系统进行分离得到加氢石脑油，分离得到的氢气循环使用。

[0021] 本发明方法中，石脑油原料可以是直馏石脑油、焦化石脑油、催化裂化石脑油、裂解石脑油等，也可以是两种或两种以上石脑油的混合物。主加氢反应器中石脑油加氢精制的条件一般为反应器入口温度为 200 ~ 350℃，反应压力为 0.5 ~ 12MPa，石脑油原料的液时体积空速为 0.5 ~ 20h⁻¹，氢油体积比为 50 : 1 ~ 1500 : 1 (标准状态)，具体反应条件可以根据石脑油原料的性质及加氢后产品的质量要求具体确定。预加氢反应器中反应条件一般为反应器入口温度为 100 ~ 200℃，石脑油原料液时体积空速为 2 ~ 20.0h⁻¹，氢油体积比

50~1500,反应压力与主加氢反应器相同(忽略物料流动时的压力降)。

[0022] 主加氢反应器中的加氢精制催化剂一般具有如下性质,孔容 0.25~0.55ml/g,比表面积为 100~400m²/g,催化剂以氧化铝为载体,以氧化物计加氢活性组分含量为 15%~45%,优选为 25%~40%,加氢活性组分包括 W、Mo、Ni 和 Co 中的一种或几种,可以同时含有 P、Si、F、B、Ti 和 Zr 等助剂中的一种或几种,可以使用商品催化剂,如抚顺石油化工研究院(FRIPP)研制生产的 FH-40A、FH-40B、FH-40C、FH-98、FH-UDS 等加氢精制催化剂。

[0023] 预加氢反应器中可以使用本领域常规的加氢催化剂,如上述主加氢反应器中使用的催化剂。由于预加氢反应器对催化剂的活性要求较低,可以使用活性组分含量低于主加氢反应器使用的催化剂,如以氧化物计的活性组分低于主加氢反应器催化剂 5~25 个百分点,也可以使用再生的加氢催化剂。

[0024] 加氢催化剂的活性组分在使用时一般为硫化态,以提高催化剂的催化活性。

[0025] 本发明方法工作时,经过换热后的石脑油原料部分气化,气液混合物自除焦罐的物料入口进入除焦罐,流经分离组件筒体的筒壁,积垢剂具有适宜的孔隙率,流体穿过积垢剂进入分离组件的内筒流道,经除焦罐物料出口流出除焦罐,然后进入预加氢反应器进行加氢反应,预加氢反应后的物料进入加热炉加热至主加氢反应器入口所需的温度后进入主加氢反应器进行加氢反应。加氢反应流出物进入分离系统,得到加氢后石脑油以及气相,气相主要为氢气可以循环使用。除焦罐内随着固体杂质的累积,直至固体杂质淹没分离组件,至此除焦罐失去除焦作用,从系统中切除该除焦罐,打开泄灰口和吹灰口,向吹灰口注入压缩空气或氮气,将除焦罐内的焦粉清除,排泄焦粉后的除焦罐可以恢复使用。也可以在除焦罐的入口和出口之间设置压力指示器,根据除焦罐的压降上升情况判断是否需要清理除焦罐。

[0026] 经过研究表明,石脑油加氢装置中,造成加氢反应器压降快速升高的原因虽然是加氢反应器中催化剂床层结焦积垢引起,但是这些垢物绝大部分并不是经过加氢催化剂进行加氢反应后形成的,而是石脑油原料和氢气在换热器或加热炉升温后,结焦前身物逐渐聚集转化,最终成为焦状固体物质,这些焦状固体物质在物流输送作用下进入加氢反应器中,沉积在催化剂床层中,进而堵塞催化剂床层引发加氢反应器压降上升。通过大量实验表明,石脑油和氢气加热至高温过程中形成的结焦物质,与加热前是完全不同的物质,无法通过原料的过滤解决该问题。采用本发明的除焦罐,夹带固体杂质的气相物流进入除焦罐后,由于流通面积扩大,流体流速降低,固体杂质由于惯性作用快速落至除焦罐底部沉积下来。本发明通过研究上述石脑油加氢过程结焦的机理,设置结构适宜的积垢罐,设计合理的石脑油加氢工艺流程,可以有效解决石脑油加氢技术中加氢反应器运转周期短的问题。

[0027] 本发明石脑油加氢反应装置仅需增加一个除焦罐,除焦罐具有结构简单、占地小、无转动部件、空间利用充分、固体杂质沉积量大、投资少等特点,对加氢反应装置的投资和操作费用增加很少。

附图说明

[0028] 图 1 是本发明装置除焦罐在整个装置中设置方式的流程示意图;

[0029] 其中:101-石脑油及氢气进料,102-换热器,103-除焦罐,104-预加氢反应器,105-加热炉,106-主加氢反应器。

[0030] 图 2 是本发明使用的一种具体除焦罐结构示意图；

[0031] 其中：1-物料入口，2-入口扩散器，3-上封头，4-分离组件，5-外筒体，6-吹灰口，7-出口收集器，8-物料出口，9-裙座，10-泄灰口，11-下封头，12-下拉撑组件，13-上拉撑组件。

具体实施方式

[0032] 下面结合附图进一步说明本发明方法及除焦罐的技术内容，并通过实施例进一步说明本发明方法的技术效果。

[0033] 本发明石脑油加氢工艺方法在换热器和预加氢反应器之间设置除焦罐，如图 1 所示，石脑油原料和氢气 101 经过换热器 102 换热至预加氢反应器 104 入口所需的温度后，进入除焦罐 103，经除焦后进入预加氢反应器进行加氢饱和加氢脱氧等反应。预加氢反应器出口物流进入加热炉 105 加热至主加氢反应器 106 入口所需的温度后进入主加氢反应器进行加氢精制反应，加氢精制反应流出物进行分离处理。在除焦罐进行清理时，反应物料直接进入预加氢反应器，其中的固体杂质可以通过加氢反应器内部积垢器脱除，不会堵塞加氢催化剂床层，除焦罐清理后再切换进反应系统重复使用。

[0034] 如图 2 所示，本发明方法中使用的除焦罐的一种具体结构如下：除焦罐由上封头 3、外筒体 5 和下封头 11 构成外壳体，上封头 3 顶部设置物料入口 1，物料入口 1 下部设置入口扩散器 2，下封头 11 底部设置出口收集器 7，出口收集器 7 与物料出口 8 相通。分离组件 4 现除焦罐外筒体 5 同轴设置在除焦罐内，分离组件 4 通过下拉撑组件 12 和上拉撑组件 13 固定在除焦罐内，分离组件 4 为两层筛网内部装填积垢剂构成。除焦罐下封头底部设置泄灰口 10，除焦罐外筒体 5 下部设置吹灰口 6。整个除焦罐通过裙座 9 固定在工作面上。

[0035] 下面通过实施例进一步说明本发明方法和装置的效果。实施例使用的除焦罐结构为：高径比 5（高与直径比值），分离组件筒体厚度为 50mm，内装填粒径为 1.5mm 的氧化铝小球，分离组件筒体内径与加氢反应器入口管线直径相同，分离组件与除焦罐外壳体之间环隙距离为 1 米。分离组件雨帽与分离组件不设间隙。

[0036] 实施例 1 和比较例 1

[0037] 焦化石脑油加氢精制工艺。焦化石脑油与氢气混合经换热器升温至 180℃，进入除焦罐除焦后进入预加氢反应器，预加氢反应器流出物经加热炉加热至 240℃，进入主加氢反应器。主加氢反应器使用加氢催化剂 FH-40A 为中国石化抚顺石油化工研究院研制生产的商业加氢精制催化剂，预加氢反应器使用再生的加氢催化剂 FH-UDS（柴油加氢精制使用的废催化剂，再生后使用性能达不到柴油加氢精制的要求）为中国石化抚顺石油化工研究院研制生产的商业加氢精制催化剂的再生催化剂。原料性质见表 1，操作条件及结果见表 2。比较例的区别为不设置除焦罐。

[0038] 表 1 原料油性质。

[0039]

原料	焦化石脑油
馏程范围，℃	36 ~ 192
硫，μg/g	4960
氮，μg/g	126
溴价，gBr/(100mL)	48

[0040] 表 2 操作条件及产品性质。

[0041]

	实施例 1	比较例 1
反应氢压, MPa	4.0	4.0
氢油体积比	800:1	800:1
预加氢反应器体积空速, h ⁻¹	5.0	5.0
主加氢反应器体积空速, h ⁻¹	2.0	2.0
预加氢反应器入口温度, °C	180	180
主加氢反应器入口温度, °C	240	240
预加氢反应器压降, MPa (80 天)	0.10	0.13
预加氢反应器压降, MPa (120 天)	0.10	0.22
预加氢反应器压降, MPa (150 天)	0.11	0.29
预加氢反应器压降, MPa (170 天)	0.11	停工
预加氢反应器压降, MPa (300 天)	0.14	

[0042] 从上述对比可以看出, 本发明方法可以解决焦化石脑油加氢装置的压降上升问题, 可以有效延长加氢装置的运转周期。

[0043] 实施例 2 和比较例 2

[0044] 催化裂化重石脑油选择性加氢脱硫工艺。催化裂化石脑油采用商品 AFS-12 催化剂 (石油大学生产), 在压力 0.5MPa、温度 35°C~45°C、体积空速 2.0h⁻¹、气油体积比 (空气/汽油) 4:1 条件下进行脱臭。脱臭产物经分馏, 分馏点为 70°C 得到催化裂化重石脑油, 催化裂化重石脑油与氢气混合经换热至 170°C 经除焦罐后进入预加氢反应器, 预加氢反应器反应流出物经加热炉加热至 250°C, 进入主加氢反应器。主加氢催化剂 FGH-11 为中国石化抚顺石油化工研究院研制生产的商业选择性加氢脱硫催化剂, 预加氢催化剂为失活后再生处理的 FH-40A (活性无法用于原工艺过程)。原料性质见表 3, 操作条件及结果见表 4。比较例的区别为不设置除焦罐。

[0045] 表 3 催化裂化重石脑油主要性质。

[0046]

原料	催化裂化石脑油重馏分
硫含量, μg/g	900
烯烃含量, v%	22
研究法辛烷值, RON	91.0
馏程, °C (初馏点~终馏点)	58~179

[0047] 表 4 操作条件及结果

[0048]

	实施例 2	比较例 2
反应氢压, MPa	1.6	1.6
氢油体积比	300:1	300:1
预加氢反应器体积空速, h ⁻¹	8.0	8.0
主反加氢应器体积空速, h ⁻¹	2.0	2.0
预加氢反应器入口温度, °C	170	170
主反加氢应器入口温度, °C	250	250
预加氢反应器压降, MPa (90 天)	0.11	0.17
预加氢反应器压降, MPa (120 天)	0.11	0.25
预加氢反应器压降, MPa (150 天)	0.12	停工
预加氢反应器压降, MPa (300 天)	0.15	

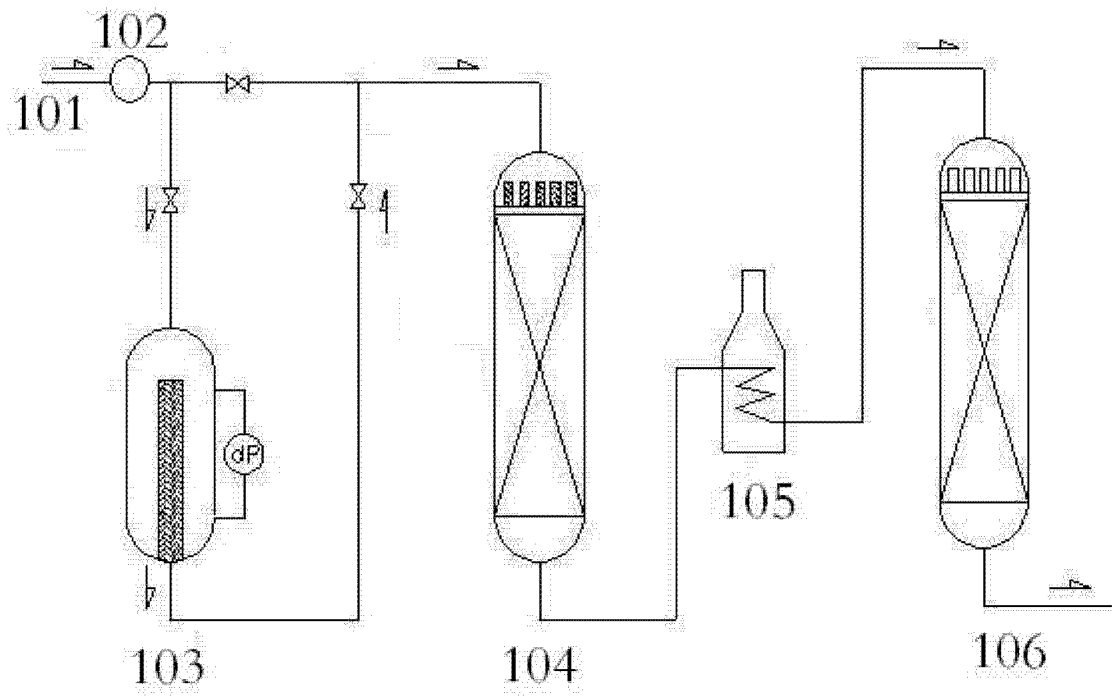


图 1

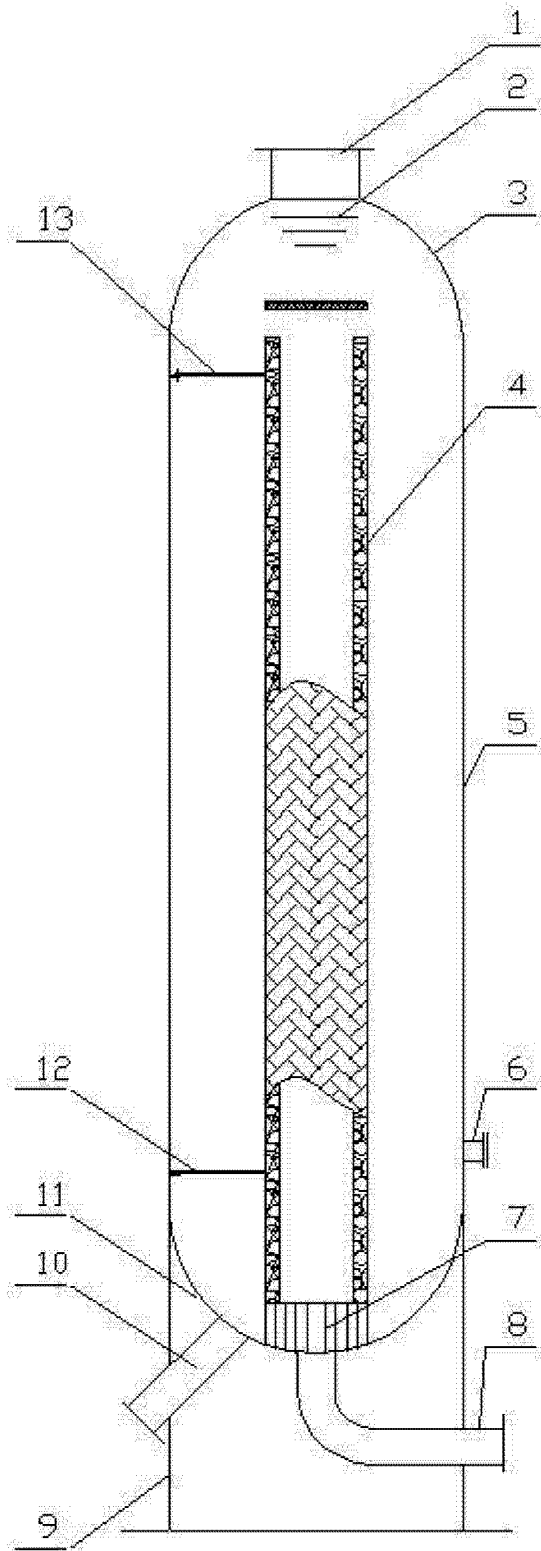


图 2