



(21) 申请号 202011132181.5

C10G 35/24 (2006.01)

(22) 申请日 2020.10.21

(56) 对比文件

(65) 同一申请的已公布的文献号

CN 102295954 A, 2011.12.28

申请公布号 CN 114456830 A

CN 105524648 A, 2016.04.27

(43) 申请公布日 2022.05.10

CN 1247886 A, 2000.03.22

CN 110699112 A, 2020.01.17

(73) 专利权人 中国石油化工股份有限公司

邹高新等. 催化重整催化剂3932/3933首次再生效果分析.《齐鲁石油化工》.2005,第33卷(第02期),第109-112页.

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

审查员 徐国锋

(72) 发明人 刘彤 王杰广 董晨 任坚强
张新宽

(51) Int. Cl.

C10G 35/12 (2006.01)

C10G 35/09 (2006.01)

权利要求书1页 说明书8页 附图4页

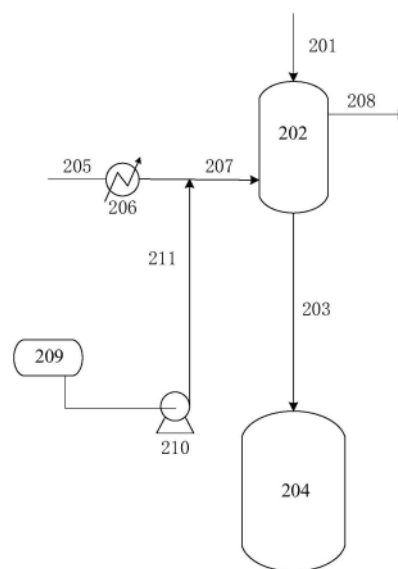
(54) 发明名称

一种石脑油逆流移动床连续重整方法

(57) 摘要

一种石脑油逆流移动床连续重整方法,包括

(1) 将石脑油引入含多个串连的反应器的移动床连续重整反应装置的反应区与重整催化剂接触进行反应,(2) 从第一反应器流出的待生催化剂经过提升输送至连续重整反应装置的催化剂再生区,先进入再生器进行烧焦、氯化化和焙烧,再进入还原器用氢气还原,得到的再生催化剂按与反应物流的流动方向相反的方向依次从最末一个反应器进入多个串连的反应器,(3) 向催化剂再生区的还原器或还原器下部的催化剂输送管路中注入预钝化助剂,注入预钝化助剂的质量速率与装置中催化剂循环质量速率的比为0.001~0.5%,所述的预钝化助剂为含硫化物或C₂~C₄的烯烃。该法可提高逆流连续重整在高苛刻度下的液体收率和芳烃产率。



1. 一种石脑油逆流移动床连续重整方法,包括如下步骤:

(1) 将石脑油引入包含多个串连的反应器的移动床连续重整反应装置的反应区与重整催化剂接触进行重整反应,所述的重整催化剂包括氧化铝载体和以载体为基准计含量为0.05~1.0质量%的铂、0.05~2.0质量%的锡和0.1~3.0质量%的氯,

(2) 从第一反应器流出的待生催化剂经过提升输送至移动床连续重整反应装置的催化剂再生区,先进入再生区的再生器进行烧焦、氧氯化 and 焙烧,然后进入再生区的还原器用氢气还原,还原后得到的再生催化剂按与反应物流流动方向相反的方向依次从最末一个反应器进入多个串连的反应器,直至进入第一个反应器,

(3) 向催化剂再生区的还原器或还原器下部的催化剂输送管中注入预钝化助剂,注入预钝化助剂的质量速率与移动床连续重整反应装置中催化剂循环质量速率的比为0.001~0.5%,所述的预钝化助剂为含硫化合物或 $C_2\sim C_4$ 的烯烃。

2. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于所述的含硫化合物为二硫醚,二硫醚中的烷基选自 $C_1\sim C_3$ 的烷基。

3. 按照权利要求2所述的方法,其特征在于所述的二硫醚为二甲基二硫醚,所述的 $C_2\sim C_4$ 的烯烃为乙烯、丙烯或丁烯。

4. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于当(3)步注入的预钝化助剂为含硫化合物时,注入预钝化助剂的质量速率与移动床连续重整反应装置中催化剂循环质量速率的比为0.001~0.01%。

5. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于当(3)步注入的预钝化助剂为 $C_2\sim C_4$ 的烯烃时,注入预钝化助剂的质量速率与移动床连续重整反应装置中催化剂循环质量速率的比为0.1~0.5%。

6. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于(2)步所述还原器中用氢气对焙烧后的催化剂还原的温度为350~550℃,压力为0.2~2.0MPa。

7. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于(2)步所述的还原器为一段或两段还原反应器。

8. 按照权利要求7所述的方法,其特征在于对于两段还原反应器,预钝化助剂的注入位置位于还原反应器的下段。

9. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于移动床连续重整反应装置的反应区包括3~5个串连的反应器,反应区的温度为480~550℃,压力为0.2~2.0MPa。

10. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于所述的重整催化剂进一步包括0.01~5.0质量%的第三和/或第四金属组元,所述的第三和第四金属组元分别选自铈、铈和钛中的一种或几种。

一种石脑油逆流移动床连续重整方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种石脑油逆流连续重整方法,具体地说,是一种采用逆流连续重整方法由石脑油生产高辛烷值汽油或芳烃的方法。

背景技术

[0002] 连续重整是石油炼制企业将石脑油转变为高辛烷值清洁汽油组分、芳烃,并副产氢气的支柱技术之一。传统的顺流连续重整工艺,反应器间催化剂的流动方向与反应物流的方向相同,易于发生的反应与活性较高的催化剂接触,难以进行的反应与活性偏低的催化剂接触,存在催化剂活性状态与反应难易程度不匹配的问题。逆流连续重整工艺旨在解决上述问题,使每个反应器中催化剂的活性得以充分发挥,使各反应器的温降趋于均匀。

[0003] CN1068899C、CN103789015B、CN102295954B公开了一种多个反应器逆流移动床催化转化工艺及催化剂循环输送方法,其特点是反应物料从第一个反应器依次流到最末一个反应器(末反),而经过再生的新鲜催化剂逆反应物料流向从最末一个反应器依次流到第一个反应器,催化剂在各个反应器之间的流动方向与反应物的流动方向相反,使各个反应器中催化剂的活性状态与反应的难易程度相适应,从而起到改善反应状况,优化反应条件,增加产品收率,减缓催化剂失活和延长催化剂寿命的作用。

[0004] 然而,逆流连续重整工业试验表明,再生后的新鲜催化剂首先进入最末一个反应器,由于其金属功能和酸性功能都很强,存在一定程度的过度初活性,使得加氢裂化反应加剧,而与其接触的原料为倒数第二反应器的馏出物,这样的原料中芳烃含量、烯烃含量和干点都远高于顺流重整条件下与第一反应器新鲜催化剂接触的精制石脑油,加上末反平均床层温度最高,催化剂装量大,因此,逆流连续重整最末一个反应器催化剂积炭速率最快,积炭量最大,特别是在高苛刻度反应条件下操作时,末反积炭速率急剧增加,积炭后的催化剂在向倒数第二反应器……直至第一反应器移动的过程中,使各反应器催化剂碳含量进一步增加,当催化剂碳含量增加到一定程度时,将影响再生系统的正常操作并降低催化剂的活性和选择性。

[0005] 降低末反催化剂活性,如降低末反温度等方法可以显著降低积炭量,控制装置的总积炭量,但此类方法降低了逆流连续重整装置的操作苛刻度,降低了烷烃特别是低碳数烷烃转化为轻质芳烃的产率,影响了重整汽油辛烷值的提高,减弱了逆流连续重整工艺的优势。

[0006] 硫是引起连续重整催化剂中毒的元素之一,但催化剂上少量的硫(200mg/kg以内)对其整体活性影响较小。在连续重整反应进料中注硫,可以抑制反应器壁和加热炉管上的金属器壁积炭,钝化反应器壁和加热炉管。因此在工业实践中,无论顺流连续重整还是逆流连续重整,都通过在反应进料中注硫,维持反应进料中的硫含量在0.5mg/kg以内,抑制金属器壁积炭。

发明内容

[0007] 本发明的目的是提供一种石脑油逆流移动床连续重整方法,该法可减弱逆流连续重整方法最末一个反应器中装填催化剂的加氢裂化反应程度,提高逆流连续重整在高苛刻度条件下的液体收率和芳烃产率。

[0008] 本发明提供的石脑油逆流移动床连续重整方法,包括如下步骤:

[0009] (1)将石脑油引入包含多个串连的反应器的移动床连续重整反应装置的反应区与重整催化剂接触进行重整反应,

[0010] (2)从第一反应器流出的待生催化剂经过提升输送至移动床连续重整反应装置的催化剂再生区,先进入再生区的再生器进行烧焦、氧氯化 and 焙烧,然后进入再生区的还原器用氢气还原,还原后得到的再生催化剂按与反应物流流动方向相反的方向依次从最末一个反应器进入多个串连的反应器,直至进入第一个反应器,

[0011] (3)向催化剂再生区的还原器或还原器下部的催化剂输送管中注入预钝化助剂,注入预钝化助剂的质量速率与移动床连续重整反应装置中催化剂循环质量速率的比为0.001~0.5%,所述的预钝化助剂为含硫化合物或 $C_2 \sim C_4$ 的烯烃。

[0012] 本发明方法在逆流移动床连续重整方法中,在还原的再生催化剂中注入适量含硫化合物或 $C_2 \sim C_4$ 的烯烃对催化剂进行预钝化,可以减弱最末一个反应器的加氢裂化反应程度,使其可以在更高的温度下进行反应。连续重整反应装置平均床层温度的提高,有助于提高重整汽油辛烷值收率或芳烃产率。所述方法工艺流程简单,投资低,既可用于现有装置的改造,也可用于新建装置。

附图说明

[0013] 图1为现有的逆流移动床连续重整工艺流程示意简图。

[0014] 图2为本发明方法采用一段还原,向还原器中注入预钝化助剂的流程示意图。

[0015] 图3为本发明方法采用两段还原,向还原器中注入预钝化助剂的流程示意图。

[0016] 图4为本发明方法采用一段还原、向还原器下部的催化剂输送管中注入预钝化助剂的流程示意图。

具体实施方式

[0017] 本发明的发明人研究发现,按照常规的在重整反应进料石脑油中注硫的方式和注硫量,在逆流连续重整装置催化剂循环输送过程中,末反入口新鲜剂的硫含量最低,对于末反新鲜剂的钝化程度是不够的。

[0018] 本发明方法在石脑油逆流移动床连续重整方法中,在待生催化剂经烧焦、氧氯化、焙烧后,在再生区的还原器或还原器下部的催化剂输送管中注入适量预钝化助剂,使其与还原的再生催化剂进行反应生成金属硫化物或在催化剂中生成少量积炭以钝化催化剂的活性,使进入最末一个反应器的还原后的再生新鲜催化剂的加氢裂化反应活性降低,从而使最末一个反应器在较高温度下反应时,裂化反应减少,在不显著增加积炭量的情况下,可有效提高重整反应的液体收率,增加液体产物的辛烷值或芳烃产率。

[0019] 本发明方法(1)步为将石脑油引入移动床连续重整反应装置的反应区进行催化重整反应,所述的反应区优选包括3~5个串连的反应器,反应区的温度优选为480~550℃、更

优选490~540℃,压力优选0.2~2.0MPa、更优选0.35~1.0MPa。优选地,(1)步中进行重整反应的氢气/油摩尔比,即氢气/石脑油摩尔比为1~6,进料液时体积空速为0.5~5h⁻¹、优选1~4h⁻¹。

[0020] 反应区串连的反应器上下游排列顺序与反应进料流动方向相同,进料侧为上游,出料侧为下游,重整反应器顺序编号也与反应物流向相同,即重整反应进料石脑油先进入第一反应器,然后再进入第二反应器、第三反应器…,以此类推,直至进入最末一个反应器(末反),并且重整反应产物从该反应器流出。从第一反应器到最末一个反应器,催化剂装填量逐渐增加或相同。

[0021] 所述的重整催化剂包括氧化铝载体和以载体为基准计含量为0.05~1.0质量%的铂、0.05~2.0质量%的锡和0.1~3.0质量%的氯,优选地,所述重整催化剂包括0.1~1.0质量%的铂、0.1~1.0质量%的锡、0.1~2.5质量%的氯。

[0022] 所述的重整催化剂进一步包括0.01~5.0质量%、优选0.1~2.0质量%的第三和/或第四金属组元,所述的第三和第四金属组元分别选自铈、铈和钛中的一种或几种。

[0023] 所述重整催化剂中的氧化铝载体优选 γ -氧化铝,形状优选球形,球形载体的直径优选1.5~2.0mm。

[0024] 本发明方法(2)步为逆流移动床催化剂再生,即再生催化剂按与反应物流的流动方向相反的方向依次进入多个串连的反应器,先进入最末一个反应器,再进入倒数第二个反应器,直至进入第一个反应器。待生催化剂从第一反应器流出,进入移动床连续重整反应装置的催化剂再生区,所述的催化剂再生区包括再生器和还原器。再生器包括烧焦区、氧氯化区、焙烧区,待生催化剂先进入再生器,完成含炭待生催化剂的烧焦、氧氯化和焙烧,焙烧后的催化剂进入还原器,在氢气环境下完成催化剂的还原过程,得到还原态的再生催化剂。所述待生催化剂和再生催化剂由循环输送系统输送。所述的烧焦、氧氯化、焙烧和还原均可按常规方法进行,具体地,烧焦是用含氧0.5~1.0体积%的氮气于480~550℃对含炭待生催化剂进行处理,烧除其中的积炭,然后再于500~520℃,用含氯和氧的氮气或含氯的空气进行氧氯化处理,然后于520~565℃空气中焙烧。

[0025] 将焙烧后的催化剂送入再生区的还原器用氢气还原,所述的还原温度为350~550℃、优选380~500℃,压力为0.2~2.0MPa、优选0.4~0.8MPa。

[0026] (2)步所述的还原器为一段或两段还原反应器。两段还原反应器中氢气分上、下两段进入还原器,上段还原氢气与氧化态催化剂顺向接触,下段还原氢气与氧化态催化剂逆向接触,以增加还原效果。

[0027] 本发明方法(3)步为对还原催化剂进行预钝化,所述的预钝化助剂可为含硫化合物或C₂~C₄的烯烃。所述的含硫化合物优选二硫醚,二硫醚中的烷基优选C₁~C₃的烷基,如为二甲基二硫醚。所述的C₂~C₄的烯烃为乙烯、丙烯或丁烯。

[0028] 当(3)步注入的预钝化助剂为含硫化合物时,注入预钝化助剂的质量速率与移动床连续重整反应装置中催化剂循环质量速率的比优选为0.001~0.01%、更优选0.003~0.008%。当(3)步注入的预钝化助剂为C₂~C₄的烯烃时,注入预钝化助剂的质量速率与移动床连续重整反应装置中催化剂循环质量速率的比为0.1~0.5%、优选0.2~0.4%。所述的催化剂循环质量速率为单位时间内通过气力输送等方式从反应区输送到再生区或从再生区输送到反应区的催化剂质量。所述的注入预钝化助剂的质量速率为单位时间内向还原器

或还原器下部的催化剂输送管中注入的预钝化助剂质量。所述还原器下部的催化剂输送管与反应器相连,用于将还原后的再生催化剂输送至反应器。

[0029] 当所述的预钝化助剂为 $C_2 \sim C_4$ 的烯烃时,可以直接注入,也可以经过稀释后注入,所述的稀释剂可为氢气或氮气。所述的预钝化助剂注入点可以是还原器,也可以是还原器下部的催化剂输送管。对于一段还原反应器,预钝化助剂的注入位置优选位于还原反应器下部,对于两段还原反应器,预钝化助剂的注入位置优选位于还原反应器的下段。当预钝化助剂为 $C_2 \sim C_4$ 的烯烃时,宜将其注入还原器下部的催化剂输送管中。

[0030] 本发明所述压力均为绝压。

[0031] 本发明方法所述的石脑油为 $C_5 \sim C_{12}$ 的烃,其初馏点为 $60 \sim 95^\circ\text{C}$,终馏点为 $135 \sim 180^\circ\text{C}$ 。所述石脑油可以是直馏石脑油、加氢裂化重石脑油、加氢焦化汽油、乙烯裂解汽油抽余油、催化裂化汽油,也可以是其中几种原料的混合物。重整原料油的杂质要求为:硫 $<0.5\mu\text{g/g}$,氮 $<0.5\mu\text{g/g}$,砷 $<1\text{ng/g}$,铅 $<10\text{ng/g}$,铜 $<10\text{ng/g}$,水 $<5\mu\text{g/g}$ 。

[0032] 下面结合附图进一步说明本发明。

[0033] 图1为现有的逆流移动床连续重整工艺流程示意简图,图中虚线表示移动床连续重整装置中催化剂的流向,实线表示反应物流的流向。经预加氢精制后的石脑油由管线601与从管线602进入的氢气混合后进入重整进料换热器603,与来自管线615的反应产物换热后进入重整进料加热炉605,经加热后依次由管线606进入第一反应器234、由管线608进入第二反应器224、由管线610进入第三反应器214、由管线612进入第四反应器204,从第四反应器流出的反应产物进入管线615与进料石脑油换热后由管线616进入下游的冷却分离部分。

[0034] 从第一反应器234排出的待生催化剂经管线624提升后进入催化剂再生区的再生器617,经烧焦、氧氯化 and 焙烧得到氧化态再生催化剂,氧化态再生催化剂经管线201提升输送至还原器202,经氢气还原后,由还原器202下部的催化剂输送管,也称下料管203进入第四反应器204,随后依次提升,由管线621进入第三反应器214、由管线622进入第二反应器224、由管线623进入第一反应器234。至此完成一次催化剂反应-再生循环。

[0035] 图1中,为简化流程标注,逆流移动床连续重整装置的其它设备如反应器中间加热炉、反应器上部料斗、下部提升器等均未画出。

[0036] 图2为本发明方法采用一段还原,向还原器中注入预钝化助剂的流程示意图。在催化剂再生区,经过再生器烧焦、氧氯化、焙烧后的氧化态再生催化剂经管线201提升输送至还原器202,还原器202采用一段还原。还原所需的氢气由管线205进入,经过电加热器206加热后,由管线207由下部进入还原器202,与其中的氧化态催化剂逆向接触进行还原,预钝化助剂由计量泵210从预钝化助剂储罐209抽出,由管线211注入管线207,并由管线207进入还原器202的下部,以对还原催化剂进行预钝化,还原后的催化剂靠重力经下料管203输送至最后一个反应器,即第四反应器204。还原后产生的气体,称为尾氢携带还原过程中生成的水和预钝化过程产生的微量的催化剂未吸附的过量硫,由还原器上部的管线208排出。

[0037] 图3与图2基本相同,不同的是还原器202采用两段还原,还原所需的氢气由管线205进入,经过电加热器206加热后分成两股,一股还原氢气由管线207直接进入还原器202的上部,另一股还原氢气进入管线409,经电加热器410再次加热,进一步提高温度后,经管线411进入还原器202下部。由还原器202上部管线207进入的氢气与进入还原器的氧化态催

化剂顺向接触,由还原器202下部管线411进入的氢气与还原器中的催化剂逆向接触,还原后产生的尾氢由还原器上部的管线208排出。预钝化助剂由计量泵210从预钝化助剂储罐209抽出,由管线211注入管线411而从下部进入还原器202。

[0038] 图4与图2基本相同,不同的是从预钝化助剂储罐209抽出的预钝化助剂为气相,将其由管线511注入还原器下部的催化剂下料管203的上部,对还原后的催化剂进行预钝化,还原后的催化剂靠重力经下料管203输送至最末一个反应器,即第四反应器204,预钝化过程产生的气体由管线512进入还原器上部的管线208,随尾氢排出。

[0039] 下面通过实例进一步说明本发明,但本发明并不限于此。

[0040] 实例1

[0041] 按图2所示对再生催化剂预钝化的方法进行石脑油逆流移动床连续重整。

[0042] 在图1所示的移动床连续重整反应装置的第一至第四反应器中装填球形重整催化剂(湖南建长石化有限公司生产,牌号为RC011),所述重整催化剂的载体为球形 γ - Al_2O_3 ,其直径为1.60~1.65mm,其中以载体为基准计算的Pt含量为0.28质量%、Sn含量为0.31质量%、氯含量为1.10质量%。

[0043] 第一、第二、第三和第四反应器(反应器234、224、214和204)中重整催化剂的装填比例依次为15质量%:20质量%:25质量%:40质量%。催化剂还原器采用一段还原,采用图2所示的预钝化助剂注入方法向还原器中注入预钝化助剂二甲基二硫醚(分析纯),二甲基二硫醚由管线207进入还原器202的下部,注入二甲基二硫醚的质量速率为40g/h。所用重整反应原料为预加氢精制的石脑油,其ASTM D-86馏程见表1,烃族组成及硫含量见表2,其中含有的硫为向进入重整反应装置的预加氢精制石脑油中注入一定量的二甲基二硫醚获得,所述加氢精制石脑油中杂质含量如下:氮<0.5 $\mu\text{g/g}$,砷<1ng/g,铅<10ng/g,铜<10ng/g,水<5 $\mu\text{g/g}$,连续重整装置的操作条件见表3,反应结果见表4。

[0044] 实例2

[0045] 按实例1的方法进行石脑油逆流移动床连续重整,不同的是向还原器中注入二甲基二硫醚的质量速率为72g/h,连续重整装置的操作条件见表3,反应结果见表4。

[0046] 实例3

[0047] 按实例1的方法进行石脑油逆流移动床连续重整,不同的是采用图3所示的预钝化助剂注入方法向还原器中注入预钝化助剂二甲基二硫醚,二甲基二硫醚由管线411进入两段还原器202的下段,连续重整装置的操作条件见表3,反应结果见表4。

[0048] 实例4

[0049] 按实例1的方法进行石脑油逆流移动床连续重整,不同的是按图4所示的预钝化助剂注入方法向还原器中注入预钝化助剂丙烯(体积浓度大于99%),丙烯由管线511直接注入还原器下部的催化剂下料管203的上部,注入丙烯的质量速率为2100g/h,连续重整装置的操作条件见表3,反应结果见表4。

[0050] 实例5

[0051] 按实例4的方法进行石脑油逆流移动床连续重整,不同的是注入预钝化助剂丙烯的质量速率为3600g/h,连续重整装置的操作条件见表3,反应结果见表4。

[0052] 对比例1

[0053] 按图1所示的现有技术方法进行石脑油逆流移动床连续重整,所用的重整催化剂、

各反应器装置催化剂比例及石脑油原料均同实例1,但不向还原器中添加预钝化助剂,连续重整装置的操作条件见表3,反应结果见表4。

[0054] 由表4可知,与对比例1相比,本发明方法实例1通过在还原器中注入二甲基二硫醚对再生催化剂进行预钝化,在注入二甲基二硫醚的质量速率为40g/h的情况下, C_5^+ (碳数 ≥ 5)产品收率提高1.25个百分点,氢气产率提高0.11个百分点,芳烃产率提高1.33个百分点。待生催化剂的硫含量仅增加10 $\mu\text{g/g}$,碳含量增加0.16个百分点。实例2在注入二甲基二硫醚的质量速率为72g/h的情况下, C_5^+ 产品收率提高1.80个百分点,氢气产率提高0.09个百分点,芳烃产率提高1.05个百分点。待生催化剂的硫含量增加20 $\mu\text{g/g}$,碳含量增加0.25个百分点。实例3在具有两段还原区的还原器下段中注入二甲基二硫醚, C_5^+ 产品收率、氢气产率、芳烃产率提高的幅度与实例1基本相同。

[0055] 与对比例1相比,实例4通过在还原器下部催化剂下料管中注入丙烯对再生催化剂进行预钝化,在注入丙烯的质量速率为2100g/h的情况下, C_5^+ 产品收率提高1.29个百分点,氢气产率提高0.10个百分点,芳烃产率提高1.17个百分点。待生催化剂的碳含量增加0.28个百分点,硫含量无变化。实例5在注入丙烯的质量速率为3600g/h的情况下, C_5^+ 产品收率提高1.47个百分点,氢气产率提高0.07个百分点,芳烃产率提高0.78个百分点。待生催化剂的碳含量增加0.39个百分点,硫含量无变化。

[0056] 表1

[0057]	项目	初馏	10体积%	50体积%	90体积%	终馏
	馏出温度, $^{\circ}\text{C}$	84	106	121	153	170

[0058] 表2

	烃碳数	烷烃, 质量%	环烷烃, 质量%	芳烃, 质量%
	C_5	0.15	0.03	-
	C_6	3.43	3.17	0.38
	C_7	9.34	10.46	2.76
	C_8	15.92	13.95	6.51
[0059]	C_9	10.83	11.37	2.92
	C_{10}	6.40	1.84	0.16
	C_{11}^+	0.38	0	0
	合计	46.45	40.82	12.73
	硫含量, $\mu\text{g/g}$	0.40		

[0060] 表3

[0061]

项 目	对比 例 1	实例 1	实例 2	实例 3	实例 4	实例 5
第一反应器温度, °C	530	530	530	530	530	530
第二反应器温度, °C	530	530	530	530	530	530
第三反应器温度, °C	525	525	525	525	525	525
第四反应器温度, °C	525	525	525	525	525	525
催化剂循环质量速率, kg/h	1000	1000	1000	1000	1000	1000
进料液时体积空速, h ⁻¹	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8
氢/油摩尔比	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0
反应压力, MPa	0.450	0.450	0.450	0.450	0.450	0.450
还原氢气入口温度, °C	480	480	480	480	480	480
还原压力, MPa	0.465	0.465	0.465	0.465	0.465	0.465
还原氢气流量, Nm ³ /h	5000	5000	5000	5000	5000	5000
预钝化助剂	-	二甲基 二硫醚	二甲基 二硫醚	二甲基 二硫醚	丙烯	丙烯
注入预钝化助剂的质量 速率, g/h	-	40	72	40	2100	3600

[0062] 表4

[0063]

项 目	对比 例 1	实例 1	实例 2	实例 3	实例 4	实例 5
C ₅ ⁺ 产品研究法辛烷值	102.0	102.4	102.0	102.4	102.3	102.0
C ₅ ⁺ 产品收率, 质量%	90.56	91.81	92.36	91.80	91.85	92.03
氢气产率, 质量%	4.10	4.21	4.19	4.21	4.20	4.17
芳烃产率, 质量%	72.15	73.48	73.20	73.48	73.32	72.93
还原器入口催化剂硫含量, µg/g	110	110	110	110	110	110
第四反应器入口催化剂硫含量, µg/g	100	140	160	140	100	100
第四反应器入口催化剂碳含量, 质量%	0	0	0	0	0.2	0.3
第四反应器出口催化剂碳含量, 质量%	3.72	3.79	3.91	3.80	3.87	3.98
第四反应器出口催化剂硫含量, µg/g	160	190	210	190	160	160
第一反应器出口待生催化剂碳含量, 质量%	5.58	5.74	5.83	5.75	5.86	5.97
第一反应器出口待生催化剂硫含量, µg/g	120	130	140	130	120	120

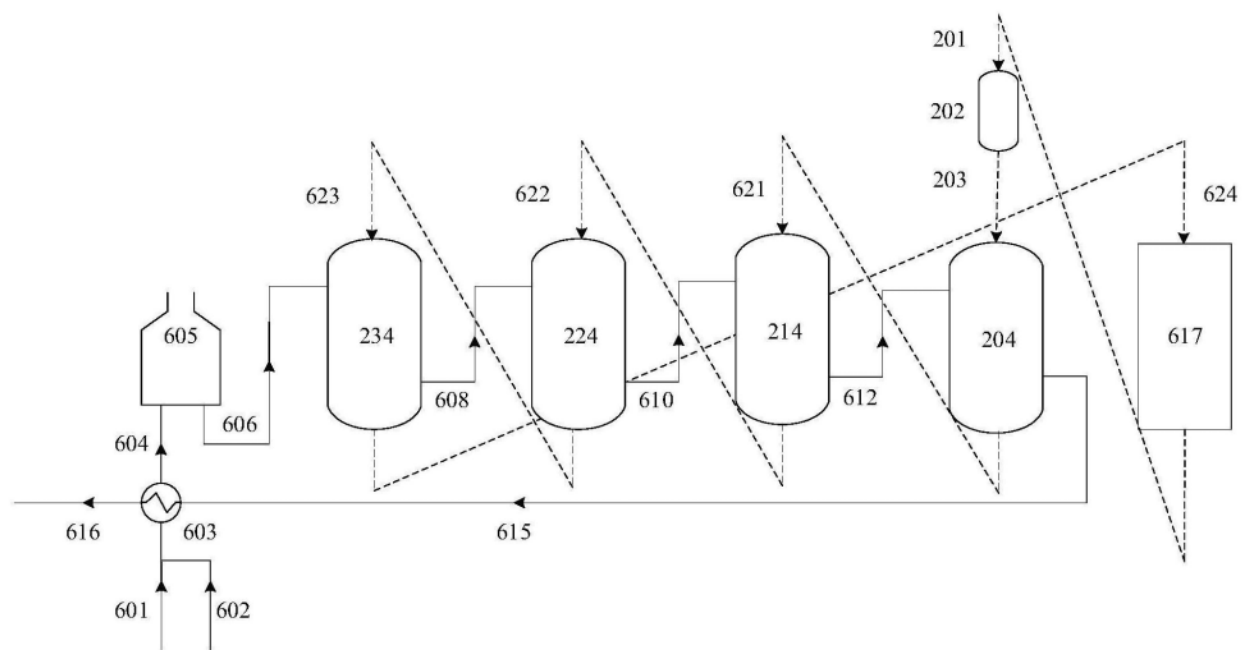


图1

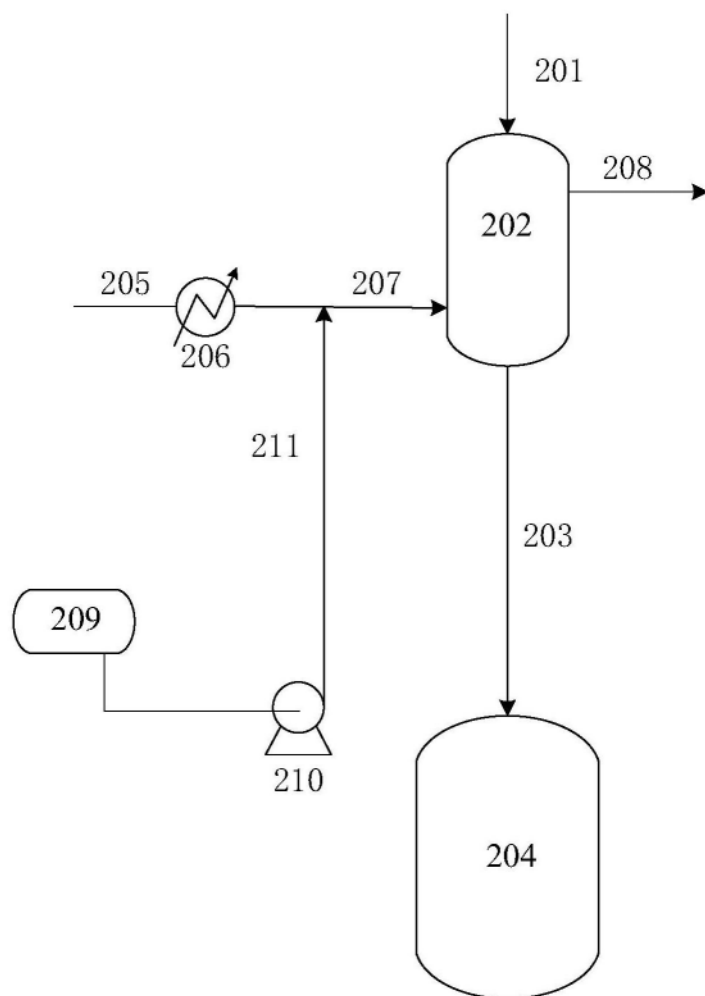


图2

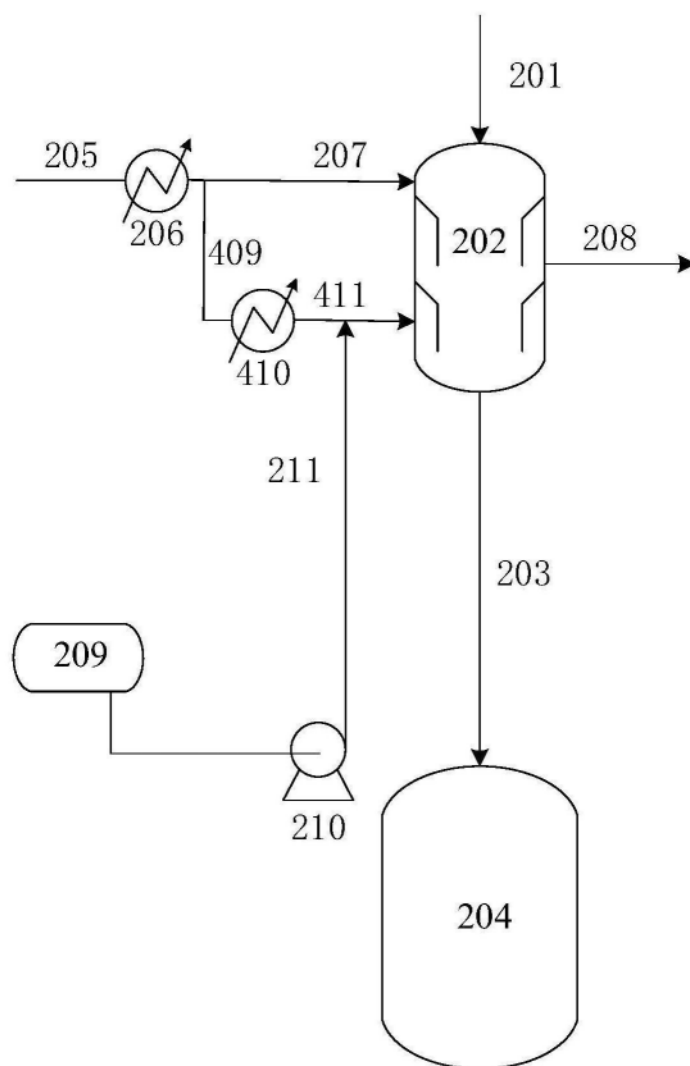


图3

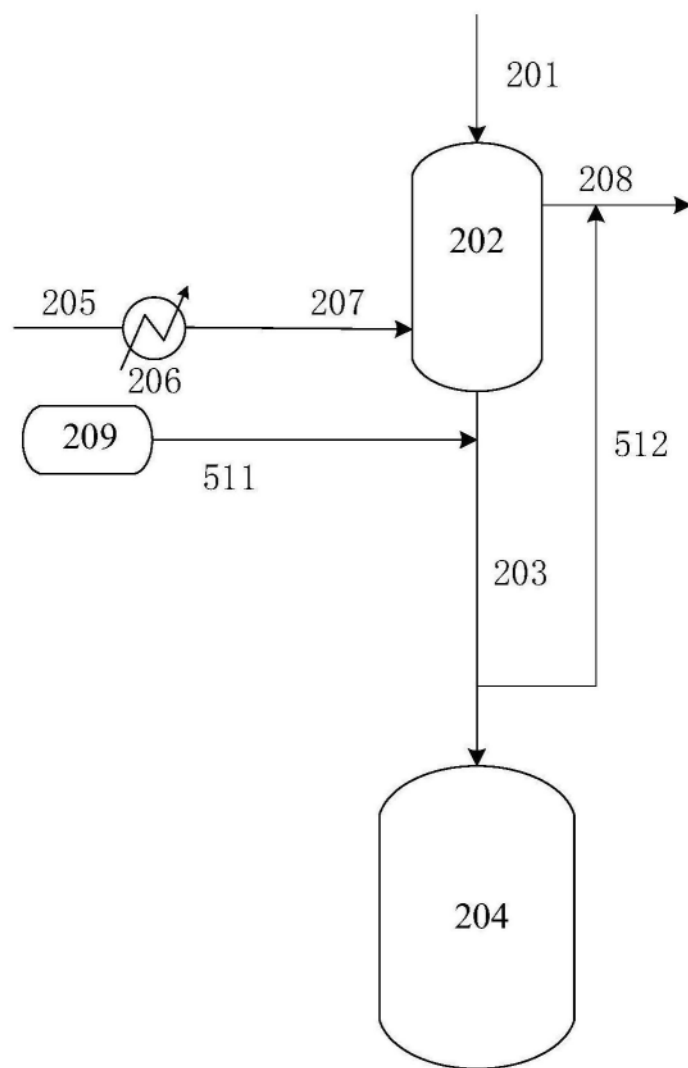


图4