



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 111205153 A

(43)申请公布日 2020.05.29

(21)申请号 201811399486.5 *C07C 5/05*(2006.01)

(22)申请日 2018.11.22 *C07C 5/08*(2006.01)

(71)申请人 中国石油化工股份有限公司 *C07C 5/09*(2006.01)

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街 *C07C 7/00*(2006.01)

22号 *C07C 7/04*(2006.01)

申请人 中国石油化工股份有限公司北京化 *C07C 7/09*(2006.01)

工研究院 *C07C 11/06*(2006.01)

C07C 9/08(2006.01)

(72)发明人 刘俊杰 杨士芳 张利军 房艳
乐毅 郭敬杭 杨沙沙 李晓锋
李宏光 王国清

(74)专利代理机构 北京润平知识产权代理有限
公司 11283

代理人 王崇 李婉婉

(51)Int.Cl.
C07C 5/03(2006.01)

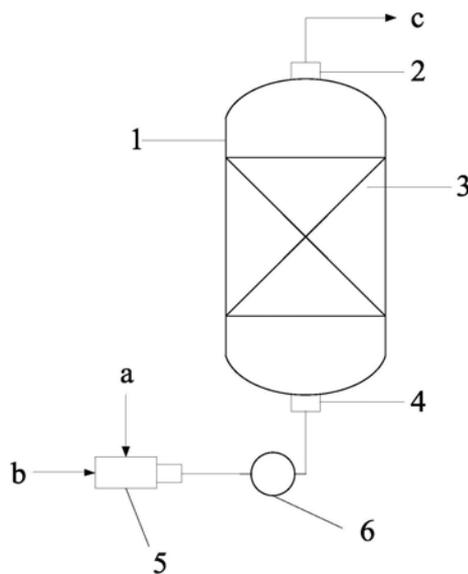
权利要求书1页 说明书6页 附图4页

(54)发明名称

碳三馏分液相加氢反应装置和方法

(57)摘要

本发明提供了一种碳三馏分液相加氢反应装置,包括:液相加氢反应器以及设置在液相加氢反应器外部并与液相加氢反应器物料进口连接的微米气泡发生器;微米气泡发生器包括筒体、设置在筒体第一端口的进气口、设置在筒体侧壁上的液体进料口和设置在筒体第二端口并与筒体同轴连通的超声波管道;超声波管道侧壁上设置有超声波振子并且超声波管道端口与液相加氢反应器物料进口连接。本发明提供的液相加氢反应装置结构简单,便于操作,利于工业生产,能够提高工业生产的效率,并且在反应物料进入液相加氢反应器进行加氢反应之前,通过微米气泡发生器进行预混合,能够大大提高气液相间的传质效率,进而提高碳三馏分中丙炔和丙二烯催化加氢的转化率。



1. 一种碳三馏分液相加氢反应装置,其特征在于,包括:液相加氢反应器以及设置在所述液相加氢反应器外部并与所述液相加氢反应器物料进口连接的微米气泡发生器;

所述微米气泡发生器包括筒体、设置在所述筒体第一端口的进气口、设置在所述筒体侧壁上的液体进料口和设置在所述筒体第二端口并与所述筒体同轴连通的超声波管道;所述超声波管道侧壁上设置有超声波振子并且超声波管道端口与所述液相加氢反应器物料进口连接。

2. 根据权利要求1所述的碳三馏分液相加氢反应装置,其中,所述超声波管道的横截面积与所述筒体的横截面积之比为0.04-0.64:1,优选为0.16-0.36:1;所述超声波管道的长度与所述筒体的长度之比为0.1-0.9:1,优选为0.2-0.5:1。

3. 根据权利要求1或2所述的碳三馏分液相加氢反应装置,其中,所述超声波管道壁上的所述超声波振子的数目为4-30个,优选为12-20个。

4. 根据权利要求3所述的碳三馏分液相加氢反应装置,其中,所述超声波振子设置在所述超声波管道的外壁上并在所述超声波管道的外壁上等距均匀分布。

5. 根据权利要求1所述的碳三馏分液相加氢反应装置,其中,所述液体进料口设置为与所述筒体的周向相切,使得液体物料从所述液体进料口的切向进入所述筒体内部空腔。

6. 根据权利要求1或5所述的碳三馏分液相加氢反应装置,其中,所述液体进料口横截面积与所述筒体横截面积之比为0.1-0.3:1。

7. 根据权利要求1所述的碳三馏分液相加氢反应装置,其中,所述液相加氢反应器物料进口位于所述液相加氢反应器底部时,所述微米气泡发生器水平设置且所述超声波管道通过泵与所述物料进口连接。

8. 根据权利要求1所述的碳三馏分液相加氢反应装置,其中,所述液相加氢反应器物料进口位于所述液相加氢反应器顶部时,所述微米气泡发生器筒体长度方向与水平面垂直设置。

9. 根据权利要求1所述的碳三馏分液相加氢反应装置,其中,所述液相加氢反应器为固定床反应器,所述固定床反应器内设有催化剂床层,所述催化剂床层高度为800-2500mm,径高比为1:1-1:2。

10. 一种采用权利要求1-9中任意一项所述的碳三馏分液相加氢反应装置进行碳三馏分液相加氢的方法,其特征在于,将含有丙炔和丙二烯的碳三馏分和氢气在选择加氢条件下,在所述碳三馏分液相加氢反应装置中与选择加氢催化剂接触进行选择加氢,得到加氢物料。

碳三馏分液相加氢反应装置和方法

技术领域

[0001] 本发明涉及碳三馏分液相加氢领域,具体涉及一种碳三馏分液相加氢反应装置和使用该装置的碳三馏分液相加氢反应的方法。

背景技术

[0002] 石油烃类蒸汽裂解是制备丙烯等聚烯烃单体最重要的方法。丙烯生产过程中产生的炔烃和二烯烃是影响丙烯聚合反应的有害杂质,它们会抑制丙烯聚合催化剂的活性,增加催化剂的消耗,降低丙烯聚合物产品的性质,所以必须将其除去。工业上通常采用催化选择加氢法和溶剂吸收法除去裂解气中的炔烃和二烯烃。催化选择加氢法工艺流程简单,丙烯选择性高,副产物少,没有环境污染,是绿色化学工艺的首选方法,应用日益普遍。

[0003] 在传统的烃蒸汽裂解工艺中,碳三馏分液相选择加氢的方法是:从脱丙烷塔顶采出的含有丙炔和丙二烯的新鲜碳三馏分,经配氢,进入选择加氢反应器,加氢反应器内装有碳三液相选择加氢催化剂,进料从上向下通过选择加氢催化剂床层,反应产物经反应器底部排出进行后续的二次处理。碳三馏分液相选择加氢主要采用固定床反应器,在反应器内形成了气-液-固三相共存反应体系,反应效率高,取决于气-液-固三相的相间传质速度。由于气相需要溶解到液相中,才能与固相(催化剂)发生吸附反应,因此,气相在液相中的分布方式对反应器的传质效率和催化加氢的效果有很大影响。

[0004] GB1175709A公开了一种苯加氢成环乙烷的液相催化加氢设备。在该液相催化加氢设备中,氢气和液体引入加氢反应器,通过反应器上部的催化剂床层和孔板,气相在反应器中部的液体分相室中分离出来,通过管线排出反应器,而液体继续通过反应器下部的催化剂床层和孔板,与逆向流动的氢气接触,加氢后的液体从反应器底部流出。这种中部气体采出虽然可以降低换热能耗,但这种气液分离方式采用反应器侧壁开口的方式排出气相,容易造成反应器物料不能均匀通过催化剂床层,在催化剂床层氢气浓度分布不均,产生大量的壁流和偏流,降低了气液相间的传质效率和催化剂的加氢效率。

[0005] CN105582854A公开了一种固定床加氢反应器及其应用方法。在固定床反应器内采用了轴心位置进行气相采出的气液相产物预分离技术,并在反应器内壁设置多层折流板。沿反应器轴向从上至下依次设置有预分配器、气液分配盘、催化剂床层、气液分相室以及设置在反应器底部的液相出口聚集器,气相出料口位于气液分相室的上部,并且在气相出料口的向上或向下方向设有挡板。加氢操作中,液相物料与氢气混合后,由筒体上部的入口进入,经预分配器、气液分配盘均匀分配气液两相,然后通过催化剂床层进行加氢反应。该反应器虽然提高了加氢系统的操作稳定性,改善了反应器内的气液分布状态,消除了壁流、偏流等问题,但是反应器的结构复杂,其在工业生产过程中不易操作,不利于生产效率的提高。

发明内容

[0006] 针对现有技术碳三馏分液相加氢反应装置存在气液相间传质效率低的缺陷,本发

明提供了一种碳三馏分液相加氢反应装置和方法。本发明提供的碳三馏分液相加氢反应装置不仅结构简单,而且能够大大提高气液相间的传质效率,提高碳三馏分中丙炔和丙二烯催化加氢的转化率。

[0007] 本发明第一方面提供了一种碳三馏分液相加氢反应装置,其中,包括:液相加氢反应器以及设置在所述液相加氢反应器外部并与所述液相加氢反应器物料进口连接的微米气泡发生器;

[0008] 所述微米气泡发生器包括筒体、设置在筒体第一端口的进气口、设置在所述筒体侧壁上的液体进料口和设置在筒体第二端口并与所述筒体同轴连通的超声波管道;所述超声波管道侧壁上设置有超声波振子并且超声波管道端口与所述液相加氢反应器物料进口连接。

[0009] 本发明第二方面提供了一种采用上述液相加氢反应装置进行液相加氢的方法,其中,将含有丙炔和丙二烯的碳三馏分和氢气物流在选择加氢条件下,在所述液相加氢反应装置中与选择加氢催化剂接触进行选择加氢,得到加氢物料。

[0010] 本发明提供的液相加氢反应装置结构简单,便于操作,利于工业生产,能够提高工业生产的效率,并且在反应物料进入液相加氢反应器进行加氢反应之前,通过微米气泡发生器进行预混合,能够大大提高气液相间的传质效率,进而提高碳三馏分中丙炔和丙二烯催化加氢的转化率。

附图说明

[0011] 图1为本发明提供的一个碳三馏分液相加氢反应装置的示意图;

[0012] 图2为本发明提供的另一个碳三馏分液相加氢反应装置的示意图;

[0013] 图3为现有技术的碳三馏分液相加氢反应装置的示意图;

[0014] 图4为本发明提供的微米气泡发生器的结构示意图。

[0015] 图5为本发明微米气泡发生器的侧视图。

[0016] 附图标记说明

[0017] 1-加氢反应器筒体 2-加氢反应器出口 3-催化剂床层

[0018] 4-加氢反应器入口 5-微米气泡发生器 6-泵

[0019] 7-微米气泡发生器筒体 8-第一端口 9-第二端口

[0020] 10-液体进料口 11-超声波管道 12-超声波振子

[0021] 13-进气口

具体实施方式

[0022] 在本文中所披露的范围的端点和任何值都不限于该精确的范围或值,这些范围或值应当理解为包含接近这些范围或值的值。对于数值范围来说,各个范围的端点值之间、各个范围的端点值和单独的点值之间,以及单独的点值之间可以彼此组合而得到一个或多个新的数值范围,这些数值范围应被视为在本文中具体公开。

[0023] 本发明第一方面提供了一种碳三馏分液相加氢反应装置,如图1所示,包括:液相加氢反应器以及设置在所述液相加氢反应器外部并与所述液相加氢反应器物料进口4连接的微米气泡发生器11(具体结构见图4);

[0024] 如图4所示,所述微米气泡发生器11包括筒体7、设置在筒体第一端口8的进气口13、设置在所述筒体侧壁上的液体进料口10和设置在筒体第二端口9并与所述筒体同轴连通的超声波管道11;所述超声波管道侧壁上设置有超声波振子12并且超声波管道端口与所述液相加氢反应器物料进口4连接。

[0025] 在本发明中,所述微米气泡发生器11上的液体进料口10连接外部液体管道,液体物料从液体进料口10持续进入到筒体内部空腔并在空腔内高速回旋,进入空腔的液体物料一方面沿着空腔的周向从筒体内壁向中心区域运动,另一方面沿着筒体中心轴线向筒体的第二端口9方向移动;由于液体物料在筒体空腔内高速回旋,使得筒体内部空腔中心的轴线区域产生一定的真空度,此时外部气体由进气口13进入并在筒体内部空腔轴线区域形成一条气柱,由于液体物料连续进入并高速旋转,其对气柱进行挤压和切割,将进入筒体空腔内的气体分解为若干微米气泡。当气液混合物沿筒体内部空腔轴线方向运动至超声波管道11时,在超声波振子12的振动下,液体分子受到外拉的作用力,液体分子在外拉作用下所产生的应力又会集中作用到微米气泡上,所述微米气泡又进一步破碎为尺寸更小的微米气泡。经过气液相物理切割和超声波碎裂两次破裂的气泡具有更小的尺寸,在多相传质过程中有利于增大相接触面积,从而提高相间的传质效率。

[0026] 在本发明中,所述超声波管道11的横截面面积与所述筒体7的横截面面积之比优选为0.04-0.64:1,更优选为0.16-0.36:1;所述超声波管道11的长度与所述筒体7的长度之比优选为0.1-0.9:1,更优选为0.2-0.5:1。

[0027] 在本发明中,所述超声波管道壁上的所述超声波振子12的数目优选为4-30个,更优选为12-20个。

[0028] 根据本发明,所述超声波振子12可以设置在超声波管道的内壁上或者外壁上或者同时设置在内外壁上,所述超声波振子可以随机排布,也可以按照设定的排布方式排布,在本发明中,较优地,所述超声波振子设置在所述超声波管道的外壁上并在所述超声波管道的外壁上等距均匀分布。

[0029] 在本发明中,所述液体进料口10设置为与所述筒体7的周向相切(如图5所示),使得液体物料从所述液体进料口10的切向进入所述筒体内部空腔。当液体物料从液体进料口10进入筒体内部空腔时,液体物料在液体进料口10内的液体流动方向与筒体7内壁的相切,即使得从液体进料口10进入的液体物料通过进口的切向进入筒体内部空腔,这样可以保证液体物料从液体物料进口10进入筒体内部空腔的流速接近于液体物料在筒体内部空腔内旋转的流速,从而将液体冲撞摩擦损失降至最低。较优地,所述液体进料口的横截面的长宽比大于等于1.5,所述液体进料口3横截面面积与所述筒体1横截面面积之比为0.1-0.3:1。

[0030] 在本发明中,当所述液相加氢反应器物料进口4位于所述液相加氢反应器底部时,所述微米气泡发生器11水平设置且所述超声波管道通过泵12与所述物料进口4连接,此时,微米气泡发生器11内的气液混合物在泵12的作用下进入到液相加氢反应器中。当所述液相加氢反应器物料进口4位于所述液相加氢反应器顶部时,所述微米气泡发生器11筒体长度方向与水平面垂直设置,此时,微米气泡发生器11内的气液混合物在重力作用下进入到所述液相加氢反应器中。

[0031] 根据本发明,所述液相加氢反应器为固定床反应器,所述固定床反应器内设有催化剂床层3,较优地,所述催化剂床层高度为800-2500mm,径高比为1:1-1:2。

[0032] 本发明第二方面提供了一种采用上述碳三馏分液相加氢反应装置进行碳三馏分液相加氢的方法,包括,将含有丙炔和丙二烯的碳三馏分a和氢气b在选择加氢条件下,在所述液相加氢反应器中与选择加氢催化剂接触进行选择加氢,得到加氢物料c,较优地,所述选择加氢条件为,氢气与丙炔和丙二烯的摩尔比为0.5-1.5,反应压力为1-4MPa,入口温度为5-50℃,出口温度为20-80℃。

[0033] 在本发明中,加氢催化剂可以为本领域任何可用于碳三馏分选择性液相加氢的催化剂,优选地,所述选择加氢催化剂包括载体和负载在载体上的主活性组分,所述载体为氧化铝、氧化硅、氧化钛、氧化锌、分子筛、碳化硅、碳酸钙、高岭土和堇青石中的一种或多种,所述主活性组分元素选自钯、钨和铂元素中的至少一种;优选地,以选择加氢催化剂的总量为基准,以元素计,所述主活性组分的含量为0.01-1重量%,进一步优选为0.01-0.5重量%。

[0034] 优选地,所述选择加氢催化剂还包括负载在载体上的助活性组分,所述助活性组分元素选自碱金属元素、碱土金属元素、过渡金属元素、稀土元素和第VA族金属元素中的一种或多种,优选为银、铜、锌、钾、钠、镁、钙、铍、锡、铅、镉、铟、钡、镭、锰、锆、钼和锗元素中的一种或多种。

[0035] 根据本发明,优选地,以选择加氢催化剂的总量为基准,以元素计,所述助活性组分的含量为0.01-2重量%,优选为0.01-1重量%。

[0036] 在本发明中,较优地,催化剂颗粒的粒径为10-25 μm 。

[0037] 在本发明中,较优地,超声振子振动频率为15kHz-25kHz,功率密度为0.5-2.5W/ m^2 。

[0038] 以下通过具体实施例详细说明本发明的实施过程和所产生的有益效果,旨在帮助阅读者更清楚地了解本发明的精神实质所在,但不能对本发明的实施范围构成任何限定。

[0039] 实施例1

[0040] 选用如图1所示的液相加氢反应装置(微米气泡发生器超声波管道与筒体的横截面面积之比为0.25:1,长度之比为:0.4:1;液体进料口与筒体的横截面面积之比为0.2:1,超声波振子数目为16个,在超声波管道上等距均匀分布)进行碳三馏分液相加氢反应,其中,液相加氢反应器为固定床反应器。含丙炔和丙二烯的液体碳三馏分a(其中,丙炔和丙二烯的摩尔含量之和为3%)从微米气泡发生器的液体物料进口10进入,氢气b从微米气泡发生器的进气口13进入,二者混合后通过超声波管道11进入液相加氢反应器,液相加氢反应器入口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.025。液相加氢反应器内催化剂床层高度为2000mm,直径为1000mm,催化剂为中石化北京化工研究院提供的BC-L-83。

[0041] 催化加氢反应条件为:液相重时空速为60 h^{-1} ,氢气与丙炔和丙二烯摩尔比为1.0,反应压力为2MPa,入口温度为36℃,出口温度为55℃。超声振子振动频率为20kHz,功率密度为1.5W/ m^2 。

[0042] 在上述条件下,经检测,液相加氢反应器出口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.00007,丙炔和丙二烯的转化率为99.72%。

[0043] 其中,丙炔和丙二烯的转化率指反应器进出口处碳三组分含量的差值所占反应器入口处碳三组分含量的百分比。

[0044] 实施例2

[0045] 选用如图1所示的液相加氢反应装置(微米气泡发生器超声波管道与筒体的横截面面积之比为0.36:1,长度之比为:0.2:1;液体进料口与筒体的横截面面积之比为0.3:1,超声波振子数目为12个,在超声波管道上等距均匀分布)进行碳三馏分液相加氢反应,其中,液相加氢反应器为固定床反应器。含丙炔和丙二烯的液体碳三馏分a(其中,丙炔和丙二烯的摩尔含量之和为3%)从微米气泡发生器的液体物料进口10进入,氢气b从微米气泡发生器的进气口13进入,二者混合后通过超声波管道11进入液相加氢反应器,液相加氢反应器入口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.025。液相加氢反应器内催化剂床层高度为1000mm,直径为1000mm,催化剂为中石化北京化工研究院提供的BC-L-83。

[0046] 催化加氢反应条件为:液相重时空速为 80h^{-1} ,氢气与丙炔和丙二烯摩尔比为1.5,反应压力为2.5MPa,入口温度为 40°C ,出口温度为 58°C 。超声振子振动频率为15kHz,功率密度为 $1.0\text{W}/\text{m}^2$ 。

[0047] 在上述条件下,经检测,液相加氢反应器出口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.00009,丙炔和丙二烯的转化率为99.64%。

[0048] 实施例3

[0049] 选用如图1所示的液相加氢反应装置(微米气泡发生器超声波管道与筒体的横截面面积之比为0.16:1,长度之比为:0.5:1;液体进料口与筒体的横截面面积之比为0.1:1,超声波振子数目为20个,在超声波管道上等距均匀分布)进行碳三馏分液相加氢反应,其中,液相加氢反应器为固定床反应器。含丙炔和丙二烯的液体碳三馏分a(其中,丙炔和丙二烯的摩尔含量之和为3%)从微米气泡发生器的液体物料进口10进入,氢气b从微米气泡发生器的进气口13进入,二者混合后通过超声波管道11进入液相加氢反应器,液相加氢反应器入口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.025。液相加氢反应器内催化剂床层高度为2500mm,直径为1600mm,催化剂为中石化北京化工研究院提供的BC-L-83。

[0050] 催化加氢反应条件为:液相重时空速为 40h^{-1} ,氢气与丙炔和丙二烯摩尔比为0.8,反应压力为3MPa,入口温度为 30°C ,出口温度为 60°C 。

[0051] 超声振子振动频率为25kHz,功率密度为 $2.3\text{W}/\text{m}^2$ 。

[0052] 在上述条件下,经检测,液相加氢反应器出口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.00005,丙炔和丙二烯的转化率为99.8%。

[0053] 实施例4

[0054] 选用如图2所示的液相加氢反应装置(微米气泡发生器超声波管道与筒体的横截面面积之比为0.25:1,长度之比为:0.4:1;液体进料口与筒体的横截面面积之比为0.2:1,超声波振子数目为16个,在超声波管道上等距均匀分布)进行碳三馏分液相加氢反应,其中,液相加氢反应器为固定床反应器。含丙炔和丙二烯的液体碳三馏分a(其中,丙炔和丙二烯的摩尔含量之和为3%)从微米气泡发生器的液体物料进口10进入,氢气b从微米气泡发生器的进气口13进入,二者混合后通过超声波管道11进入液相加氢反应器,液相加氢反应器入口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.025。液相加氢反应器内催化剂床层高度为2000mm,直径为1000mm,催化剂为中石化北京化工研究院提供的BC-L-83。

[0055] 催化加氢反应条件为:液相重时空速为 60h^{-1} ,氢气与丙炔和丙二烯摩尔比为1.0,反应压力为2MPa,入口温度为 36°C ,出口温度为 55°C 。超声振子振动频率为20kHz,功率密度为 $1.5\text{W}/\text{m}^2$ 。

[0056] 在上述条件下,经检测,液相加氢反应器出口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.000072,丙炔和丙二烯的转化率为99.71%。

[0057] 对比例1

[0058] 选用如图3所示的液相加氢反应装置进行碳三馏分液相加氢反应,其中,液相加氢反应器为固定床反应器。含丙炔和丙二烯的液体碳三馏分a(其中,丙炔和丙二烯的摩尔含量之和为3%)和氢气b混合后进入液相加氢反应器中。液相加氢反应器入口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.025。液相加氢反应器内催化剂床层高度为2000mm,直径为1000mm,催化剂为中石化北京化工研究院提供的BC-L-83,催化加氢反应条件为:液相重时空速为 60h^{-1} ,氢气与丙炔和丙二烯摩尔比为1.0,反应压力为2MPa,入口温度为 36°C ,出口温度为 55°C 。

[0059] 在上述条件下,经检测,液相加氢反应器出口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.0005,丙炔和丙二烯的转化率为98%。

[0060] 对比例2

[0061] 选用如图3所示的液相加氢反应装置进行碳三馏分液相加氢反应,其中,液相加氢反应器为固定床反应器。含丙炔和丙二烯的液体碳三馏分a(其中,丙炔和丙二烯的摩尔含量之和为3%)和氢气b混合后进入液相加氢反应器中。液相加氢反应器入口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.025。液相加氢反应器内催化剂床层高度为1000mm,直径为500mm,催化剂为中石化北京化工研究院提供的BC-L-83,催化加氢反应条件为:液相重时空速为 80h^{-1} ,氢气与丙炔和丙二烯摩尔比为1.5,反应压力为3MPa,入口温度为 40°C ,出口温度为 58°C 。

[0062] 在上述条件下,经检测,液相加氢反应器出口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.0009,丙炔和丙二烯的转化率为96.4%。

[0063] 对比例3

[0064] 选用如图3所示的液相加氢反应装置进行碳三馏分液相加氢反应,其中,液相加氢反应器为固定床反应器。含丙炔和丙二烯的液体碳三馏分a(其中,丙炔和丙二烯的摩尔含量之和为3%)和氢气b混合后进入液相加氢反应器中。液相加氢反应器入口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.025。液相加氢反应器内催化剂床层高度为2500mm,直径为1600mm,催化剂为中石化北京化工研究院提供的BC-L-83,催化加氢反应条件为:液相重时空速为 40h^{-1} ,氢气与丙炔和丙二烯摩尔比为0.8,反应压力为3MPa,入口温度为 30°C ,出口温度为 60°C 。

[0065] 在上述条件下,经检测,液相加氢反应器出口丙炔和丙二烯的摩尔分数为0.0003,丙炔和丙二烯的转化率为98.8%。

[0066] 由此可见,在相同的碳三馏分液相加氢条件下,本发明实施例1、4与对比例1、实施例2与对比例2、实施例3与对比例3相比较可以看出,应用本发明碳三馏分液相加氢反应装置进行碳三馏分液相加氢,能够提高气液相的混合程度,进而提高气液相传质效率,提高碳三馏分中丙炔和丙二烯的转化率。

[0067] 以上详细描述了本发明的优选实施方式,但是,本发明并不限于此。在本发明的技术构思范围内,可以对本发明的技术方案进行多种简单变型,包括各个技术特征以任何其它的合适方式进行组合,这些简单变型和组合同样应当视为本发明所公开的内容,均属于本发明的保护范围。

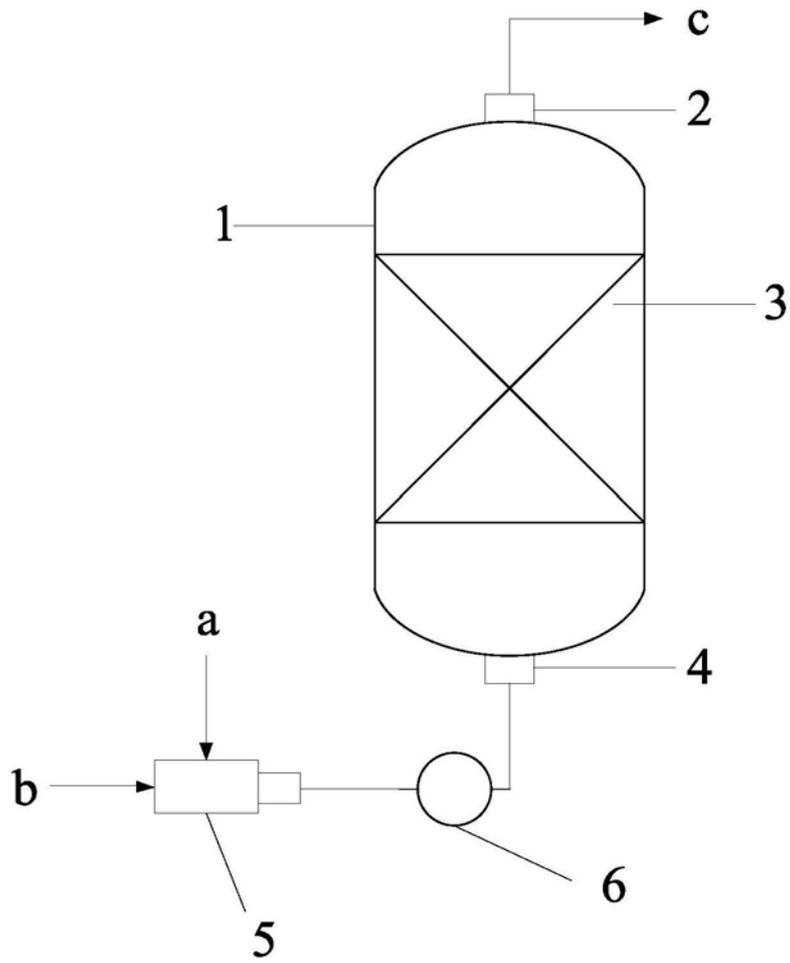


图1

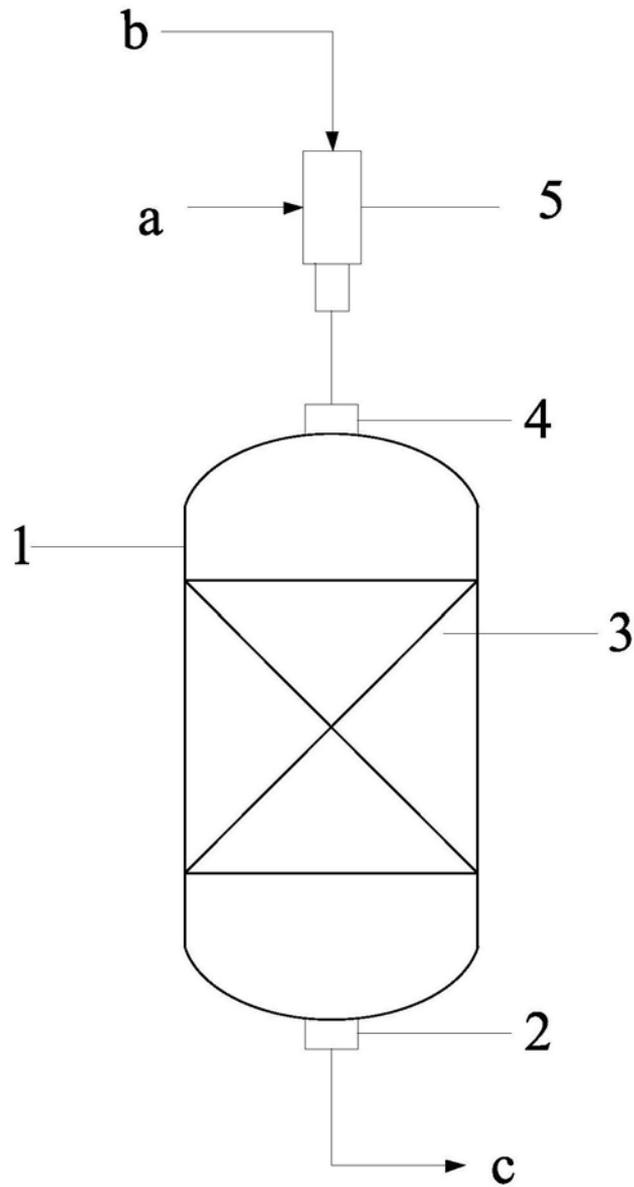


图2

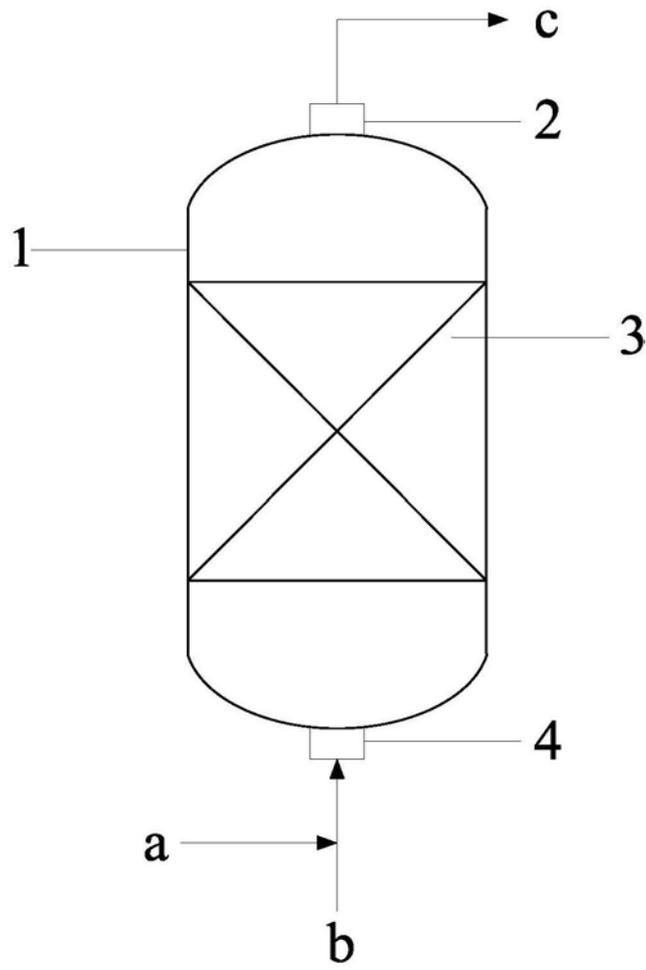


图3

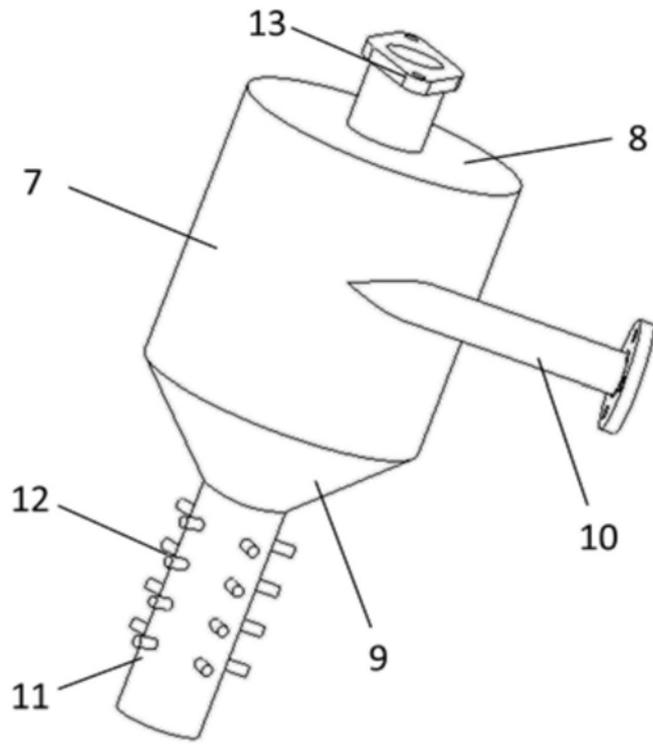


图4

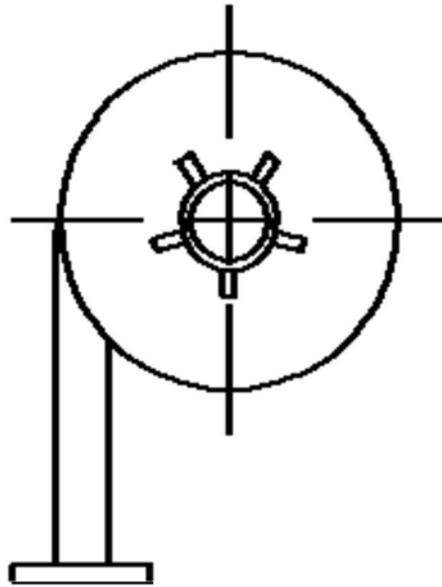


图5