



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 106608805 A

(43) 申请公布日 2017. 05. 03

(21) 申请号 201510696786. X

C07C 7/167(2006. 01)

(22) 申请日 2015. 10. 23

(71) 申请人 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

申请人 中国石油化工股份有限公司北京化  
工研究院

(72) 发明人 易水生 房艳 乐毅 毛祖旺  
彭晖

(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 11/06(2006. 01)

C07C 7/163(2006. 01)

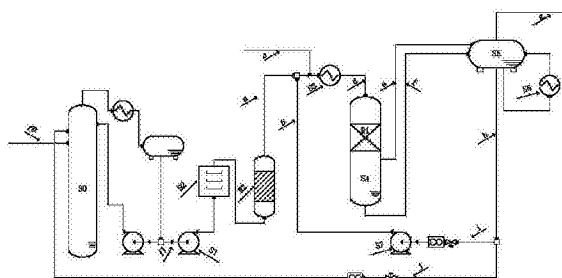
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

一种碳三馏分液相选择加氢的方法

(57) 摘要

本发明公开了一种碳三馏分液相选择加氢的方法,该方法包括:将从丙烯生产工艺的脱丙烷塔采出的含有丙炔和 / 或丙二烯的新鲜碳三馏分 a、循环碳三物流 b 和氢气 c 混合后与选择加氢催化剂接触进行选择加氢;将选择加氢所得物料进行气液分离得到含有丙烯、丙烷的气相物流 g 和含有丙烯、丙烷的液相物流 h;将所述含有丙烯、丙烷的液相物流 h 分成第一部分物流 i 和第二部分物流 j,第一部分物流 i 作为所述循环碳三物流 b;第二部分物流 j 返回到脱丙烷塔。采用本发明提供的方法不仅有效脱除了碳三馏分中的丙炔和 / 或丙二烯,同时降低了能耗,具有现有技术所不可比拟的优越性。



1. 一种碳三馏分液相选择加氢的方法,该方法包括以下步骤:

(1) 将从丙烯生产工艺的脱丙烷塔采出的含有丙炔和 / 或丙二烯的新鲜碳三馏分 a、循环碳三物流 b 和氢气 c 混合后在选择加氢条件下,在选择加氢反应器中与选择加氢催化剂接触进行选择加氢;

(2) 将步骤 (1) 所得加氢物料进行气液分离,得到含有丙烯、丙烷的气相物流 g 和含有丙烯、丙烷的液相物流 h;

(3) 将所述含有丙烯、丙烷的液相物流 h 分成第一部分物流 i 和第二部分物流 j,第一部分物流 i 作为所述循环碳三物流 b;第二部分物流 j 返回到脱丙烷塔。

2. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,步骤 (2) 中,将步骤 (1) 所得加氢物料进行气液分离包括:

1】将所得加氢物料在选择加氢反应器进行预分离得到气相物流 e 和液相物流 f;

2】将所述气相物流 e 和液相物流 f 分别引入气液分离罐进行气液分离得到所述含有丙烯、丙烷的气相物流 g 和含有丙烯、丙烷的液相物流 h。

3. 根据权利要求 2 所述的方法,其中,所述选择加氢反应器包括位于中上部的选择加氢催化剂床层,位于选择加氢反应器中下部的预分离罐,位于选择加氢反应器底部的液相物流 f 出口,位于中下部的气相物流 e 出口和顶部进料口,其中,将从丙烯生产工艺的脱丙烷塔采出的含有丙炔和 / 或丙二烯的新鲜碳三馏分 a、循环碳三物流 b 和氢气 c 混合后从所述顶部进料口进入与所述选择加氢催化剂床层接触后,进入气液预分离罐进行所述预分离。

4. 根据权利要求 2 或 3 所述的方法,其中,所述气相物流 e 和液相物流 f,不经过冷却器,分别引入到气液分离罐进行气液分离。

5. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,所述第一部分物流 i 作为所述循环碳三物流 b 返回到选择加氢反应器时不经过冷却直接和新鲜碳三馏分 a 混合。

6. 根据权利要求 1-5 中任意一项所述的方法,其中,所述新鲜碳三馏分 a 不需要经过加热器来提高温度。

7. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,步骤 (1) 所述循环碳三物流 b 与新鲜碳三馏分 a 的流量比为 0.01-1 :1,优选为 0.2-0.8 :1。

8. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,步骤 (3) 所述物流 i 与物流 j 的流量比为 0.01-2 :1,优选为 0.2-1 :1。

9. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,气液分离得到的含有丙烯、丙烷的气相物流 g 引出到后续丙烯精馏塔,所述选择加氢反应器的压力通过引出到后续丙烯精馏塔的气相物流 g 的流量来调节。

10. 根据权利要求 1-9 中任意一项所述的方法,其中,所述选择加氢条件包括:氢炔摩尔比为 0.5-2,反应压力为 1-4MPa,入口温度为 5-50℃,出口温度为 20-80℃,气相物流 g 中丙炔和 / 或丙二烯的摩尔含量为 0-500ppm。

11. 根据权利要求 1-10 中任意一项所述的方法,其中,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,所述载体选自氧化铝、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钨、钨和铂元素中的至少一种。

12. 根据权利要求 11 所述的方法,其中,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、锗、钡、镭、镓、铟、铊和铷元素中的一种或多种。

13. 根据权利要求 12 所述的方法,其中,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%,优选为 0.01-0.5 重量%,所述助活性组分的含量为 0.01-2 重量%,优选为 0.01-1 重量%。

## 一种碳三馏分液相选择加氢的方法

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种碳三馏分液相选择加氢的方法。

### 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，富产物少，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] US4571442A(1986)公开了一种乙炔液相选择加氢工艺，将含乙炔和乙烯的待加氢馏分溶解于一种烃组合物稀释剂中，然后将形成的液体与氢气一起送入加氢反应器，在反应器中从上向下通过一个氧化铝上负载钨的催化剂床层进行液相选择加氢。所获得的气液混合物经换热器冷却后送入闪蒸罐，在闪蒸罐中净化后的气体馏分与液体稀释剂分离。分离后的液体稀释剂可以循环使用。液体稀释剂包括至少一种芳烃以及至少一种选自伯胺、仲胺和多元胺的胺化合物。

[0004] GB1175709A(1969)公开了一种用于苯加氢成环己烷的液相催化加氢设备。在该液体催化加氢设备中，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，而液相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。由气相分相室排出的气体，依次经过二个换热器后通过冷却器，混合物中气化的液体组分在冷却器中被冷凝成液体，产生气液两相流，再进入分离器。在分离器中，气相与液相分离。

[0005] CN101139242B公开了一种碳三馏分液相选择加氢的方法。含有丙炔和/或丙二烯的碳三馏分与氢气混合后，所获得的混合物由选择加氢反应器顶部进入，从上至下通过反应器内的选择加氢催化剂床层，与选择加氢催化剂接触。从选择加氢反应器底部引出的热的出料（液体和气体混合物）不经过换热器和/或冷却器冷却，直接进入气液分离罐进行气液分离。气相部分进入一个置于气液分离罐上部或上方的冷凝器，并使冷凝后的液体引出作为产品进入下一工序，未冷凝的气相放空或送往燃料气管网或送往压缩机的二段、三段或四段入口，通过控制冷凝器内的温度和/或控制放空的气相流量来调节选择加氢反应器内的压力。从气液分离罐出来的液体物料中的一部分与新鲜的碳三馏分混合后，一起进入加氢反应器，另一部分作为产品送往丙烯精馏塔。

[0006] 在传统的烃蒸汽裂解分离工艺中，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，选择加氢反应器底部的液体出料需要经冷却器降低温度，降温后的液体进入气液分离罐进行气相和液相的分离，分离后气相放空或送往燃料气管网或送往压缩机的二段、三段或四段入口，一部分液相物流循环使用，同新鲜碳三馏分混合；另一部分液相物流作为产品产出，送往丙烯精馏塔

进行精制。传统工艺一般是通过调节气液分离罐气相补气量（或放空量）来调节加氢反应器内的压力。

[0007] 现行的碳三馏分液相选择加氢催化剂床层通常需要采用一段、二段、或三段串联或并联排列，这种加氢反应器结构复杂，并且只能将反应器进料中的丙炔和 / 或丙二烯脱除到 1000ppm 以内。这种丙炔和 / 或丙二烯的脱除程度对大多数工厂都难于接受，工厂一般需要将丙炔和 / 或丙二烯脱除到 200ppm 以下。

## 发明内容

[0008] 针对现有技术碳三馏分液相选择加氢的方法不能有效脱除碳三馏分中的丙炔和 / 或丙二烯、碳三馏分液相选择加氢工序复杂和能耗大的缺陷，本发明提供一种新的碳三馏分液相选择加氢的方法。由本发明提供的方法，不仅简化了碳三馏分液相选择加氢工序，降低了反应能耗，而且提升了丙炔和 / 或丙二烯的脱除效果。

[0009] 本发明提供一种新的碳三馏分液相选择加氢的方法，该方法包括以下步骤：

[0010] (1) 将从丙烯生产工艺的脱丙烷塔采出的含有丙炔和 / 或丙二烯的新鲜碳三馏分 a、循环碳三物流 b 和氢气 c 混合后在选择加氢条件下，在选择加氢反应器中与选择加氢催化剂接触进行选择加氢；

[0011] (2) 将步骤 (1) 所得加氢物料进行气液分离，得到含有丙烯、丙烷的气相物流 g 和含有丙烯、丙烷的液相物流 h；

[0012] (3) 将所述含有丙烯、丙烷的液相物流 h 分成第一部分物流 i 和第二部分物流 j，第一部分物流 i 作为所述循环碳三物流 b；第二部分物流 j 返回到脱丙烷塔。

[0013] 本发明提供的方法在简化了碳三馏分液相选择加氢工序，降低了反应能耗的同时，提升了丙炔和 / 或丙二烯的脱除效果。

[0014] 本发明的其它特征和优点将在随后的具体实施方式部分予以详细说明。

## 附图说明

[0015] 附图是用来提供对本发明的进一步理解，并且构成说明书的一部分，与下面的具体实施方式一起用于解释本发明，但并不构成对本发明的限制。在附图中：

[0016] 图 1 为实施例 1 中碳三馏分液相选择加氢的流程图；

[0017] 图 2 为对比例 1 中碳三馏分液相选择加氢的流程图。

## 具体实施方式

[0018] 以下对本发明的具体实施方式进行详细说明。应当理解的是，此处所描述的具体实施方式仅用于说明和解释本发明，并不用于限制本发明。

[0019] 本发明提供了一种碳三馏分液相选择加氢的方法，该方法包括以下步骤：

[0020] (1) 将从丙烯生产工艺的脱丙烷塔采出的含有丙炔和 / 或丙二烯的新鲜碳三馏分 a、循环碳三物流 b 和氢气 c 混合后在选择加氢条件下，在选择加氢反应器中与选择加氢催化剂接触进行选择加氢；

[0021] (2) 将步骤 (1) 所得加氢物料进行气液分离，得到含有丙烯、丙烷的气相物流 g 和含有丙烯、丙烷的液相物流 h；

[0022] (3) 将所述含有丙烯、丙烷的液相物流 h 分成第一部分物流 i 和第二部分物流 j, 第一部分物流 i 作为所述循环碳三物流 b; 第二部分物流 j 返回到脱丙烷塔。

[0023] 在本发明中, 步骤 (1) 中优选先将从丙烯生产工艺的脱丙烷塔采出的含有丙炔和 / 或丙二烯的新鲜碳三馏分 a 和循环碳三物流 b 混合完成后, 与氢气 c 混合。

[0024] 根据本发明, 优选地, 所述新鲜碳三馏分 a 是在丙烯生产过程中由顺序分离流程中的脱丙烷塔顶采出的含有丙烯、丙烷、丙炔和 / 或丙二烯, 还可能含有少量环丙烷、少量碳四以上组分的碳三馏分。

[0025] 根据本发明, 优选地, 所述新鲜碳三馏分 a 中丙炔和 / 或丙二烯的摩尔含量为 0.2-8%。

[0026] 在本发明中, 步骤 (1) 所得加氢物料可以直接引入到气液分离罐进行气液分离, 也可以将步骤 (1) 所得加氢物料首先在选择加氢反应器进行预分离后得到气相物流和液相物流, 并将气相物流和液相物流分别引入气液分离罐进行气液分离。

[0027] 根据本发明, 优选地, 步骤 (2) 中, 将步骤 (1) 所得加氢物料进行气液分离包括:

[0028] 1】将所得加氢物料在选择加氢反应器进行预分离得到气相物流 e 和液相物流 f;

[0029] 2】将所述气相物流 e 和液相物流 f 分别引入气液分离罐进行气液分离得到所述含有丙烯、丙烷的气相物流 g 和含有丙烯、丙烷的液相物流 h。

[0030] 与现有技术相比, 采用这种优选方式, 能够使得步骤 (1) 所得加氢物料气液分离效果更好。

[0031] 在本发明中, 所述气相物流 g 可以含有少量的丙炔和 / 或丙二烯, 也可以不含有丙炔和丙二烯。

[0032] 在本发明中, 所述液相物流 h 可以含有少量的丙炔和 / 或丙二烯, 也可以不含有丙炔和丙二烯。

[0033] 根据本发明, 优选地, 所述选择加氢反应器包括位于中上部的选择加氢催化剂床层, 位于选择加氢反应器中下部的预分离罐, 位于选择加氢反应器底部的液相物流 f 出口, 位于中下部的气相物流 e 出口和顶部进料口, 其中, 将从丙烯生产工艺的脱丙烷塔采出的含有丙炔和 / 或丙二烯的新鲜碳三馏分 a、循环碳三物流 b 和氢气 c 混合后从所述顶部进料口进入与所述选择加氢催化剂床层接触后, 进入气液预分离罐进行所述预分离。

[0034] 根据本发明, 优选地, 将预分离得到的气相物流 e 从位于选择加氢反应器中下部的气相物流 e 出口引出, 预分离得到的液相物流 f 从位于选择加氢反应器底部的液相物流 f 出口引出。

[0035] 根据本发明, 优选地, 所述气相物流 e 和液相物流 f, 不经过冷却器, 分别引入到气液分离罐进行气液分离。采用这种优选方式, 在保证技术效果的同时, 降低了能耗, 操作更简单。

[0036] 根据本发明, 优选地, 所述气液分离罐的压力为 1-4MPa。

[0037] 根据本发明, 优选地, 所述第一部分物流 i 作为所述循环碳三物流 b 返回到选择加氢反应器时不经过冷却直接和新鲜碳三馏分 a 混合。

[0038] 根据本发明, 优选地, 所述新鲜碳三馏分 a 不需要经过加热器来提高温度。

[0039] 在本发明中, 由于选择加氢反应器底部出料的液相物流直接进入气液分离罐没有经过热交换过程, 没有降温, 所以选择加氢反应器底部出料的液相物流中的一部分经气液

分离后循环至选择加氢反应器入口时,用于提高选择加氢反应器入口新鲜碳三馏分 a 温度的可供热量较多,因此,本领域技术人员可以通过调节循环碳三物流 b 与新鲜碳三馏分 a 的流量比来控制选择加氢反应器入口碳三馏分的温度。

[0040] 根据需要,如果循环碳三物流 b 提供的热量不足,也可以通过加热器对进入选择加氢反应器的物料进行加热。采用本发明提供的方法大大提高了碳三馏分液相选择加氢操作的灵活性。

[0041] 根据本发明,优选地,步骤 (1) 所述循环碳三物流 b 与新鲜碳三馏分 a 的流量比为 0.01-1 :1,优选为 0.2-0.8 :1。

[0042] 在本发明中,步骤 (3) 将所述含有丙烯、丙烷的液相物流 h 分成第一部分物流 i 和第二部分物流 j,第一部分物流 i 作为所述循环碳三物流 b;第二部分物流 j 返回到脱丙烷塔。

[0043] 第一部分物流 i 经过泵输送到选择加氢反应器入口以稀释反应器入口进料中丙炔和 / 或丙二烯的含量,调节第一部分物流 i 的流量还可以控制选择加氢反应器进口物料的流量和温度。

[0044] 第二部分物流 j 返回到脱丙烷塔,既能降低脱丙烷塔进料中的丙炔和 / 或丙二烯的浓度,还能增加脱丙烷塔的分选效果,降低能耗。

[0045] 本发明通过调节液相物流 h 在第一部分物流 i 和第二部分物流 j 之间的分配,从而能够更加灵活的调节选择加氢反应器入口的碳三物流流量、温度和丙炔和 / 或丙二烯的含量,更有利于脱除碳三馏分中的丙炔和 / 或丙二烯。

[0046] 在本发明中,本领域技术人员能够通过具体需要对步骤 (3) 所述物流 i 与物流 j 的流量比进行调节,以获得所需要的选择加氢反应器入口的流量、温度和丙炔和 / 或丙二烯的含量。

[0047] 需要注意的是,应该避免第二部分物流 j 的流量的较大波动,以免引起脱丙烷塔的操作波动。

[0048] 根据本发明,优选地,步骤 (3) 所述物流 i 与物流 j 的流量比为 0.01-2 :1,优选为 0.2-1 :1。

[0049] 在本发明中,优选地,将气液分离得到的含有丙烯、丙烷的气相物流 g 引出到后续丙烯精馏塔进一步处理。

[0050] 根据本发明,优选地,所述选择加氢反应器的压力通过引出到后续丙烯精馏塔的气相物流 g 的流量来调节。

[0051] 在本发明中,对于选择加氢反应器中的选择加氢条件没有特殊的限定,可以为本领域常规的选择加氢条件,优选地,所述选择加氢反应器中的选择加氢条件包括:氢炔摩尔比(即氢气与碳三馏分中丙炔和 / 或丙二烯的摩尔比值)为 0.5-2,反应压力为 1-4MPa,入口温度为 5-50℃、出口温度为 20-80℃,气相物流 g 中丙炔和 / 或丙二烯的摩尔含量为 0-500ppm。

[0052] 在本发明中,所述选择加氢催化剂可以为本领域任何可用于碳三馏分液相选择加氢的催化剂。

[0053] 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,所述载体选自氧化铝、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钨、钨和铂元素中的至少一种。

[0054] 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、锑、钡、镉、锰、钴、钼和锆元素中的一种或多种。

[0055] 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,所述主活性组分的含量为 0.01-1 重量%,优选为 0.01-0.5 重量%,所述助活性组分的含量为 0.01-2 重量%,优选为 0.01-1 重量%。

[0056] 与传统的碳三馏分液相选择加氢的方法相比,本发明的碳三馏分液相选择加氢的方法优点可归纳如下:

[0057] 1、传统的碳三馏分液相选择加氢工艺中,选择加氢反应器底部出料经过冷却器冷却,再进入气液分离罐进行气液两相分离。由于出料先进行了冷却,采出的液体物料一部分进入后续丙烯精馏塔后还需加热,另一部分循环至选择加氢反应器入口的液体物料提高入口新鲜物料温度的可供热量较少,因而能量利用不合理,能耗较大,操作难度较大。本发明提供的碳三馏分液相选择加氢的工艺中,选择加氢反应器底部热的出料在进入气液分离罐之前,采用特殊的液相、气相分别出料方式,保证了碳三选择加氢反应器处于滴流床运行模式,通过反应过程中碳三物料的气化保持选择加氢反应器恒定的出口温度,通过侧部气相出料来保证液位不超高,防止催化剂被浸没。由于选择加氢反应器底部出料的液体直接进入气液分离罐没有经过热交换过程,没有降温,所以选择加氢反应器底部出料的液体中的一部分经气液分离后循环至选择加氢反应器入口时,用于提高选择加氢反应器入口新鲜物料温度的可供热量较多。因此,本发明的方法简化了传统工艺流程,能耗低,操作更加方便。

[0058] 2、传统的碳三馏分液相选择加氢工艺中,采用气液分离罐补气的方式调节选择加氢反应器的压力,一般采用氢气进行补气,这样有时会导致过多氢气的带入,不利于后续的丙烯精馏操作。本发明的方法是通过直接调节引出到后续丙烯精馏塔的气相物流 g 的流量来调节选择加氢反应器的压力,提高碳三馏分液相选择加氢反应过程的可控性。

[0059] 3、传统的碳三馏分选择加氢工艺调节手段少,特别是当选择加氢反应器入口的丙炔和 / 或丙二烯含量较高时,目前尚没有可以有效稀释选择加氢反应器入口丙炔和 / 或丙二烯含量以保证合适的出口丙炔和 / 或丙二烯含量要求的措施。本发明通过调节液相物流 h 在第一部分物流 i 和第二部分物流 j 之间的分配,从而能够更加灵活的调节进入碳三选择加氢反应器入口的碳三物流流量、温度和丙炔和 / 或丙二烯的含量,更有利于脱除碳三馏分中的丙炔和 / 或丙二烯。

[0060] 4、本发明提供的方法可以用单段床加氢方式代替现有技术所采用的一段、二段、三段串联或并联加氢的方式,本发明提供的方法与传统烃类裂解工艺中的碳三液相选择加氢方法比较,具有能量利用更加合理,设备投资省,产品质量可控等优点。

[0061] 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。

[0062] 实施例 1

[0063] 按照图 1 所示的本发明的碳三液相选择加氢的流程。

[0064] 将碳三物料 f0 在脱丙烷塔 S0 中反应所得的由脱丙烷塔 S0 塔顶采出的物料 f1 经



泵 S1 依次通过水干燥器 S2 和脱砷反应器 R2。

[0065] 将从脱砷反应器 R2 采出的新鲜碳三馏分 a(流量为 180t/h,丙炔和丙二烯的摩尔含量之和为 3%)、循环碳三物流 b(流量为 90t/h) 混合后,与氢气 c 混合(氢气流量为 380kg/h,氢气纯度为 95%,其它杂质为甲烷)经 S3 换热后,所获得的混合物 d 由选择加氢反应器顶部进入反应器,从上至下通过选择加氢反应器内的选择加氢催化剂床层 R1,与碳三液相选择加氢催化剂接触(催化剂为中石化北京化工研究院提供的 BC-L-83),反应器压力为 2.40MPa,反应器入口温度为 38℃,反应器出口温度为 60℃。

[0066] 进行选择加氢反应后,将所得加氢物料在选择加氢反应器中的预分离罐 S4 中进行预分离得到气相物流 e 和液相物流 f,将气相物流 e 通过选择加氢反应器的中上部、液相物流 f 通过选择加氢反应器的底部分别引出到气液分离罐 S5 进行气液两相分离,气液分离罐 S5 压力为 2.40MPa。气液分离罐 S5 和再沸器 S6 合用,得到的气相物流 g(丙炔和丙二烯摩尔含量小于 200ppm)进入丙烯精馏塔,气相物流 g 的流量为 90t/h,通过调节进入丙烯精馏塔的气相物流 g 的流量将选择加氢反应器的压力调节至 2.4MPa;得到的液体物料 h 中的第一部分物流 i 作为循环碳三物流 b(流量为 90t/h)经泵 S7 输送与新鲜碳三馏分 a 混合进入选择加氢反应器,气液分离得到的液体物料 h 中的第二部分物流 j 返回到脱丙烷塔 S0,液相物流 j 的流量为 100t/h。

[0067] 采用本实施例所提供的方法,在简化了碳三馏分液相选择加氢工序、降低了能耗的同时,使得气液分离后所得气相物流 g 中丙炔和丙二烯摩尔含量小于 200ppm。

[0068] 对比例 1

[0069] 按照图 2 所示的传统的碳三液相选择加氢的流程。

[0070] 将碳三物料 f0 在脱丙烷塔 S0 中反应所得的由脱丙烷塔 S0 塔顶采出的物料 f1 经泵 S1 依次通过水干燥器 S2 和脱砷反应器 R2。

[0071] 将从脱砷反应器 R2 采出的新鲜碳三馏分 a(丙炔和丙二烯摩尔含量为 3%,流量为 180t/h)与氢气 c 混合,氢气流量为 380kg/h,氢气纯度为 95%,所获得的混合物 d 由选择加氢反应器 R1 顶部进入选择加氢反应器,从上至下通过反应器内的选择加氢催化剂床层,与碳三液相选择加氢催化剂接触(中石化北京化工研究院提供的 BC-L-83),反应器压力为 2.40MPa,反应器入口温度为 38℃,反应器出口温度为 60℃。

[0072] 进行选择加氢反应后,选择加氢反应器 R1 底部出料 m 先进入一个冷却器 S9 进行冷却,再进入一个气液分离罐 S5 进行气液两相分离,气液分离罐 S5 压力为 2.40MPa。气液分离后的气相物流 g 放空,从气液分离罐 S5 出来的液体物流 h 中的一部分 i 作为碳三循环物料经泵 S7 输送,经换热器 S8 换热后与新鲜的碳三馏分 a 混合进入反应器,碳三循环流量为 90t/h;另一部分 n 作为产品送往丙烯精馏塔进行精制,液相物流 n 的流量为 100t/h,液相物流 n 中丙炔和丙二烯的摩尔含量约为 1000ppm。

[0073] 实施例 2

[0074] 按照实施例 1 所述的方法,不同的是新鲜碳三馏分 a 的流量为 210t/h,循环碳三物流 b 的流量为 100t/h,气相物流 g 的流量为 110t/h,相应的,通过调节进入丙烯精馏塔的气相物流 g 的流量将选择加氢反应器的压力调节至 2.35MPa。

[0075] 采用本实施例所提供的方法,使得气液分离后所得气相物流 g 中丙炔和丙二烯摩尔含量小于 200ppm。

[0076] 实施例 3

[0077] 按照图 1 所示的本发明的碳三液相选择加氢的流程。

[0078] 将碳三物料 f0 在脱丙烷塔 S0 中反应所得的由脱丙烷塔 S0 塔顶采出的物料 f1 经泵 S1 依次通过水干燥器 S2 和脱砷反应器 R2。

[0079] 将从脱砷反应器 R2 采出的新鲜碳三馏分 a(流量为 150t/h,丙炔和丙二烯的摩尔含量之和为 2.5%)、循环碳三物流 b(流量为 75t/h)混合后,与氢气 c 混合(氢气流量为 290kg/h,氢气纯度为 95%,其它杂质为甲烷)经 S3 换热后,所获得的混合物 d 由选择加氢反应器顶部进入反应器,从上至下通过选择加氢反应器内的选择加氢催化剂床层 R1,与碳三液相选择加氢催化剂接触(催化剂为中石化北京化工研究院提供的 BC-L-83),反应器压力为 2.35MPa,反应器入口温度为 40℃,反应器出口温度为 58℃。

[0080] 进行选择加氢反应后,将所得加氢物料在选择加氢反应器中的预分离罐 S4 中进行预分离得到气相物流 e 和液相物流 f,将气相物流 e 通过选择加氢反应器 R1 的中上部、液相物流 f 通过选择加氢反应器 R1 的底部分别引出到气液分离罐 S5 进行气液两相分离,气液分离罐 S5 压力为 2.35MPa。气液分离罐 S5 和再沸器 S6 合用,得到的气相物流 g(丙炔和丙二烯摩尔含量小于 100ppm)进入丙烯精馏塔,气相物流 g 的流量为 80t/h,通过调节进入丙烯精馏塔的气相物流 g 的流量将选择加氢反应器的压力调节至 2.35MPa;得到的液体物料 h 中的第一部分物流 i 作为循环碳三物流 b(流量为 75t/h)经泵 S7 输送与新鲜碳三馏分 a 混合进入选择加氢反应器,气液分离得到的液体物料 h 中的第二部分物流 j 返回到脱丙烷塔 S0,液相物流 j 的流量为 80t/h。

[0081] 采用本实施例所提供的方法,使得气液分离后所得气相物流 g 中丙炔和丙二烯摩尔含量小于 100ppm。

[0082] 对比例 2

[0083] 按照图 2 所示的传统的碳三液相选择加氢的流程。

[0084] 将碳三物料 f0 在脱丙烷塔 S0 中反应所得的由脱丙烷塔 S0 塔顶采出的物料 f1 经泵 S1 依次通过水干燥器 S2 和脱砷反应器 R2。

[0085] 将从脱砷反应器 R2 采出的新鲜碳三馏分 a(丙炔和丙二烯摩尔含量为 2.5%,流量为 150t/h)与氢气 c 混合,氢气流量为 290kg/h,氢气纯度为 95%,所获得的混合物 d 由选择加氢反应器 R1 顶部进入选择加氢反应器,从上至下通过反应器内的选择加氢催化剂床层,与碳三液相选择加氢催化剂接触(中石化北京化工研究院提供的 BC-L-83),反应器压力为 2.35MPa,反应器入口温度为 40℃,反应器出口温度为 58℃。

[0086] 进行选择加氢反应后,选择加氢反应器 R1 底部出料 m 先进入一个冷却器 S9 进行冷却,再进入一个气液分离罐 S5 进行气液两相分离,气液分离罐 S5 压力为 2.35MPa。气液分离后的气相物流 g 放空,从气液分离罐 S5 出来的液体物流 h 中的一部分 i 作为碳三循环物料经泵 S7 输送,经换热器 S8 换热后与新鲜的碳三馏分 a 混合进入反应器,碳三循环流量为 75t/h;另一部分 n 作为产品送往丙烯精馏塔进行精制,液相物流 n 的流量为 80t/h,液相物流 n 中丙炔和丙二烯的摩尔含量约为 500ppm。

[0087] 将实施例 1 和对比例 1、实施例 3 和对比例 2 比较可以看出,本发明提供的碳三馏分液相选择加氢方法不仅有效脱除了碳三馏分中的丙炔和 / 或丙二烯,同时降低了能耗,具有现有技术所不可比拟的优越性。

[0088] 以上详细描述了本发明的优选实施方式,但是,本发明并不限于上述实施方式中的具体细节,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,这些简单变型均属于本发明的保护范围。

[0089] 另外需要说明的是,在上述具体实施方式中所描述的各个具体技术特征,在不矛盾的情况下,可以通过任何合适的方式进行组合。为了避免不必要的重复,本发明对各种可能的组合方式不再另行说明。

[0090] 此外,本发明的各种不同的实施方式之间也可以进行任意组合,只要其不违背本发明的思想,其同样应当视为本发明所公开的内容。

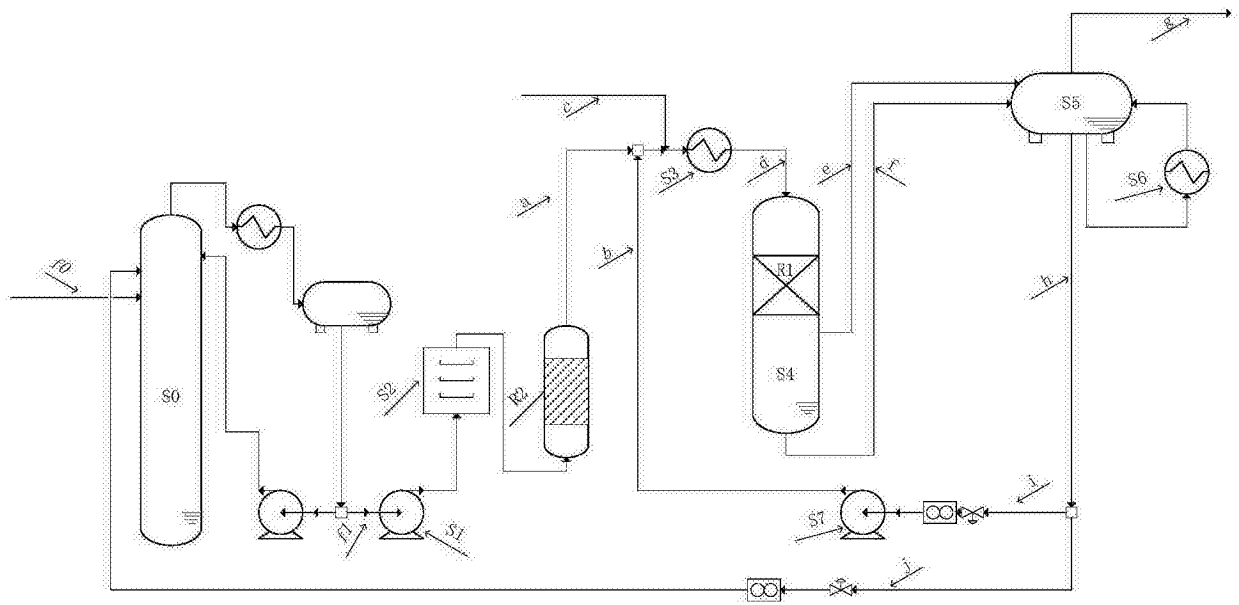


图 1

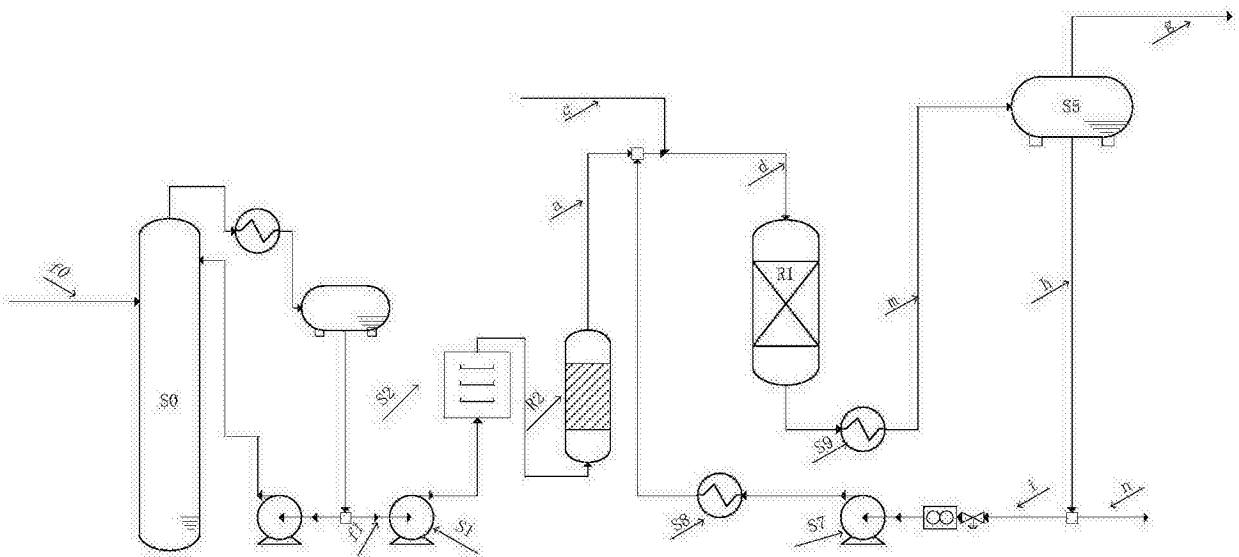


图 2