

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl⁷

C10G 45/32

[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 99109193.0

[43]公开日 2000 年 2 月 23 日

[11]公开号 CN 1245202A

[22]申请日 1999.6.23 [21]申请号 99109193.0

[71]申请人 中国石油化工集团公司

地址 100029 北京市朝阳区惠新东街甲 6 号

共同申请人 中国石油化工集团公司石油化工科学研究院

[72]发明人 许友好 张久顺 龙 军 张瑞驰

[74]专利代理机构 石油化工科学研究院专利事务所

代理人 邓 颐

权利要求书 2 页 说明书 12 页 附图页数 4 页

[54]发明名称 一种降低液化气和汽油中烯烃含量的催化转化方法

[57]摘要

一种降低液化气和汽油中烯烃含量的催化转化方法,是在提升管或由提升管和流化床构成的复合反应器中将预热后的常规裂化原料油进入提升管的下部进入与催化剂接触,反应后生成的油气上行至提升管的中部或提升管的顶部与降温后的催化剂接触继续进行反应,反应后流出物进入沉降器;分离反应产物,待生催化剂经汽提、再生后分为两部分,其中一部分进入提升管下部,另一部分经降温后进入提升管的中部或提升管的顶部。采用本发明提供的方法,液化气中的丁烯降低到 17.5 重%,异丁烷可增加到 37.04 重%;汽油组成中的烯烃可以降低到 12.32 重%,汽油组成中的异构烷烃可以增加至 41.83 重%。

ISSN 1000-4274

1、一种降低液化气和汽油中烯烃含量的催化转化方法，其特征在于预热后的常规裂化原料油进入提升管的下部与催化剂接触，反应后生成的油气上行至提升管的中部与降温后的催化剂接触继续进行反应，反应后流出物进入沉降器；分离反应产物，待生催化剂经汽提、再生后分为两部分，其中一部分进入提升管下部，另一部分经降温后进入提升管的中部。

2、按照权利要求 1 所述的催化转化方法，其特征在于提升管下部的反应条件为：反应温度为 $530\sim 620^{\circ}\text{C}$ ，反应时间为 $0.5\sim 2.0$ 秒，催化剂与原料油的重量比 $3\sim 15:1$ ，水蒸汽与原料油的重量比 $0.03\sim 0.3:1$ 。

3、按照权利要求 2 所述的催化转化方法，其特征在于提升管下部的反应条件为：反应温度为 $550\sim 600^{\circ}\text{C}$ ，反应时间为 $0.8\sim 1.5$ 秒，催化剂与原料油的重量比 $4\sim 12:1$ ，水蒸汽与原料油的重量比为 $0.05\sim 0.15:1$ 。

4、按照权利要求 1 所述的催化转化方法，其特征在于提升管中部的反应条件为：反应温度 $460\sim 530^{\circ}\text{C}$ ，反应时间为 $2\sim 30$ 秒，催化剂与原料油的重量比 $4\sim 18:1$ ，水蒸汽与原料油的重量比 $0.03\sim 0.3:1$ 。

5、按照权利要求 4 所述的催化转化方法，其特征在于提升管中部的反应条件为：反应温度为 $480\sim 510^{\circ}\text{C}$ ，反应时间为 $3\sim 15$ 秒，催化剂与原料油的重量比为 $4.5\sim 15:1$ ，水蒸汽与原料油的重量比为 $0.05\sim 0.15:1$ 。

6、按照权利要求 1 所述的催化转化方法，其特征是所述催化剂的活性组分选自含或不含稀土的 Y 或 HY 型沸石、含或不含稀土的超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或具有五元环结构的高硅沸石、 β 沸石中的一种、两种或三种。

7、按照权利要求 1 所述的催化转化方法，其特征是所述催化剂是无定型硅铝催化剂。

8、按照权利要求 1 所述的催化转化方法，其特征是所述原料油是选自直馏蜡油、焦化蜡油、脱沥青油、加氢精制油、加氢裂化尾油、减压渣油、常压渣油中的一种或一种以上的混合物。

9、一种降低液化气和汽油中烯烃含量的催化转化方法，其特征在于预热后的常规裂化原料油进入由提升管-流化床构成的复合反应器的下部即提升管的下部与催化剂接触，反应后生成的油气上行至提升管的顶部与降温后的催化剂接触继续进行反应，反应后流出物进入沉降器；分离反应产物，待生催化剂经汽提、再生后分为两部分，其中一部分进入提升管下部，另一部

分经降温后进入提升管的顶部。

10、按照权利要求 9 所述的催化转化方法，其特征在于提升管下部的反应条件为：反应温度为 $530\sim 620^{\circ}\text{C}$ ，反应时间为 $0.5\sim 2.0$ 秒，催化剂与原料油的重量比 $3\sim 15:1$ ，水蒸汽与原料油的重量比 $0.03\sim 0.3:1$ 。

11、按照权利要求 10 所述的催化转化方法，其特征在于提升管下部的反应条件为：反应温度为 $550\sim 600^{\circ}\text{C}$ ，反应时间为 $0.8\sim 1.5$ 秒，催化剂与原料油的重量比 $4\sim 12:1$ ，水蒸汽与原料油的重量比为 $0.05\sim 0.15:1$ 。

12、按照权利要求 9 所述的催化转化方法，其特征在于提升管顶部的反应条件为：反应温度为 $460\sim 530^{\circ}\text{C}$ ，反应时间为 $2\sim 30$ 秒，催化剂与原料油的重量比 $4\sim 18:1$ ，水蒸汽与原料油的重量比 $0.03\sim 0.3:1$ 。

13、按照权利要求 12 所述的催化转化方法，其特征在于提升管顶部的反应条件为：反应温度为 $480\sim 510^{\circ}\text{C}$ ，反应时间为 $3\sim 15$ 秒，催化剂与原料油的重量比为 $4.5\sim 15:1$ ，水蒸汽与原料油的重量比为 $0.05\sim 0.15:1$ 。

14、按照权利要求 9 所述的催化转化方法，其特征是所述催化剂的活性组分选自含或不含稀土的 Y 或 HY 型沸石、含或不含稀土的超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或具有五元环结构的高硅沸石、 β 沸石中的一种、两种或三种。

15、按照权利要求 9 所述的催化转化方法，其特征是所述催化剂可以是无定型硅铝催化剂。

16、按照权利要求 9 所述的催化转化方法，其特征是所述原料油是选自直馏蜡油、焦化蜡油、脱沥青油、加氢精制油、加氢裂化尾油、减压渣油、常压渣油中的一种或一种以上的混合物。

一种降低液化气和汽油中烯烃含量的催化转化方法

本发明属于石油烃类的催化转化方法，具体地说，是属于降低液化气和汽油中烯烃含量的催化转化方法。

随着环境对汽油产品的质量要求日益严格，汽油已由无铅汽油发展到新配方汽油，新配方汽油的标准是要求限制汽油的蒸气压和苯含量，还将逐步限制芳烃和烯烃含量，世界各国和地区制定的新配方汽油标准不尽相同，但一个总的原则是汽油组分中的烯烃含量在 20 重%以下，硫含量在 100ppm 以下。

目前商品汽油组分中烯烃的含量在 35~65 重%，富含烯烃的汽油热稳定性差，在汽车行驶过程中烯烃在内燃机燃油系统的温度条件下会氧化成沉积物附着在化油器的主油量口、怠速油量孔的内壁和节气门的表面，很快导致在用汽车怠速不稳、提速供油不畅、汽油燃烧不充分，使碳氢化合物、一氧化碳排放量增加，污染环境。此外，烯烃蒸发到大气中同臭氧结合形成毒性化合物。

液化气组成中烯烃含量更高，大约在 70 重%左右，其中丁烯是异丁烷的数倍，难以作为烷基化原料。

本发明的目的是提供一种同时降低液化气和汽油中烯烃含量的催化转化方法。

本发明提供的方法既可以在单独的提升管反应器中实施，也可以在提升管-流化床复合反应器中实施。该复合反应器是由同轴的、自下而上的提升管和流化床构成的。

本发明提供的方法可通过下述两种方案实施：

当反应器为提升管时，预热后的常规裂化原料油从提升管的下部进入，与催化剂接触，反应后生成的油气上行至提升管的中部与降温后的催化剂接触继续进行反应，反应后流出物进入沉降器；分离反应产物，待生催化剂经汽提、再生后分为两部分，其中一部分进入提升管的下部，另一部分经降温后进入提升管的中部。

提升管下部的反应条件为：反应温度为 530~620℃，最好为 550~600℃；反应时间为 0.5~2.0 秒，最好为 0.8~1.5 秒；催化剂与原料油的重量比 3~15:1，最好为 4~12:1；水蒸汽与原料油的重量比 0.03 ~ 0.3:1，最好为 0.05~0.15:1。

提升管中部的反应条件为：反应温度 460~530℃，最好为 480~510℃；反应时间为 2~30 秒，最好为 3~15 秒；催化剂与原料油的重量比 4~18:1，最好为 4.5~15:1；水蒸汽与原料油的重量比 0.03 ~ 0.3:1，最好为 0.05~0.15:1。提升管中部的位置在提升管高度 40~60%的部位。

当反应器为提升管-流化床构成的复合反应器时，预热后的常规裂化原料油从提升管的下部进入，与催化剂接触，反应后生成的油气上行至提升管的顶部与降温后的催化剂接触继续进行反应，反应后流出物进入沉降器；分离反应产物，待生催化剂经汽提、再生后分为两部分，其中一部分进入提升管的下部，另一部分经降温后进入提升管的顶部。

提升管下部的反应条件为：反应温度为 530~620℃，最好为 550~600℃；反应时间为 0.5~2.0 秒，最好为 0.8~1.5 秒；催化剂与原料油的重量比 3~15:1，最好为 4~12:1；水蒸汽与原料油的重量比 0.03 ~ 0.3:1，最好为 0.05~0.15:1。

提升管顶部的反应条件为：反应温度 460~530℃，最好为 480~510℃；反应时间为 2~30 秒，最好为 3~15 秒；催化剂与原料油的重量比 4~18:1，最好为 4.5~15:1；水蒸汽与原料油的重量比 0.03 ~ 0.3:1，最好为 0.05~0.15:1。

本发明所用的常规催化裂化原料油具体地说是选自直馏蜡油、焦化蜡油、脱沥青油、加氢精制油、加氢裂化尾油、减压渣油、常压渣油中的一种或一种以上的混合物。

降温后的再生催化剂的预提升介质为蒸汽、汽油或干气，最好为富含烯烃的汽油。

本发明适用的催化剂可以是活性组分选自含或不含稀土的 Y 或 HY 型沸石、含或不含稀土的超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或具有五元环结构的高硅沸石、 β 沸石中的一种、两种或三种的催化剂，也可以是无定型硅铝催化剂。

本发明所用的提升管既可以是常规的等直径提升管，也可以是新型的变直径提升管，如申请号为 99105903.4 的发明专利申请中所述的新型提升管。该提升管的结构如图 1 所示：沿垂直方向从下至上依次为互为同轴的预提升段 a、第一反应区 b、直径扩大的第二反应区 c、直径缩小了的出口区 d、在出口区末端连有一段水平管 e。第一、二反应区的结合部位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的顶角 α 为 30~80°；第二反应区与出口区的结合部

位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的底角 β 为 $45\sim 85^\circ$ 。

下面以三种实施方式来具体说明本发明提供的方法，但本发明提供的方法并不局限于上述三种实施方式。

实施方式之一：对于具有常规提升管反应器的催化裂化装置，预热后的常规裂化原料从提升管反应器的下部进入与催化剂接触，反应后生成的油气上行至反应器的中部与降温后的催化剂接触继续进行反应，反应后流出物进入沉降器；分离反应产物，待生催化剂经汽提、再生后分为两部分，其中一部分进入提升管的下部，另一部分经降温后进入提升管的中部。

实施方式之二：对于具有常规提升管-流化床反应器的催化裂化装置，预热后的常规裂化原料从提升管的下部进入与催化剂接触，反应后生成的油气上行至提升管的顶部，与降温后的催化剂接触继续进行反应，反应后流出物进入沉降器；分离反应产物，待生催化剂经汽提、再生后分为两部分，其中一部分进入提升管的下部，另一部分经降温后进入提升管的顶部。

实施方式之三：

对于具有新型提升管反应器的催化裂化装置，预热后的常规裂化原料从反应器的第一反应区下部进入与催化剂接触，反应后生成的油气上行至反应器的第二反应区下部与降温后的催化剂接触继续进行反应，反应后流出物进入沉降器；分离反应产物，待生催化剂经汽提、再生后分为两部分，其中一部分进入第一反应区下部，另一部分经降温后进入第二反应区下部。

下面结合附图对本发明所提供的方法予以进一步的说明。

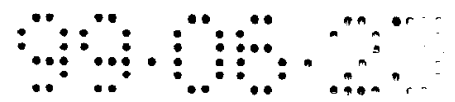
图 2~4 分别示意出烃油催化转化方法第一至三种实施方式的流程，设备和管线的形状和尺寸不受附图的限制，而是根据具体情况确定。

如图 2 所示，第一种实施方式的流程如下：

该实施方式所用的反应器为常规提升管。

预提升蒸汽经管线 1 进入提升管 3 的底部，预热后的常规裂化原料经管线 2 进入提升管 3 下部，与来自再生斜管 20 的再生催化剂混合后进行反应，反应后生成的油气上行至提升管 3 的中部与来自再生斜管 17 的催化剂接触继续进行反应，反应后流出物进入沉降器 4；油气和水蒸汽经管线 8 进入分离系统 9，气体和汽油产品经管线 10 出装置，柴油产品和重油经管线 11 出装置。

待生催化剂进入汽提器 5，由来自管线 6 的水蒸汽汽提后，由待生斜管 7 进入再生器 13。待生催化剂在空气中烧焦再生，空气经管线 14 进入再生器，烟气经管线 12 出再生器。热的再生催化剂分为两部分，其中一部分经



再生斜管 20 返回提升管 3 的下部，另一部分经管线 15 进入冷却器 16，降温后由再生斜管 17 返回提升管 3 的中部，松动风经管线 18 进入冷却器。

如图 3 所示，第二种实施方式的流程如下：

该实施方式所用的反应器为提升管-流化床复合反应器。

预提升蒸汽经管线 1 进入提升管 3 的底部，预热后的常规裂化原料经管线 2 进入提升管 3 下部，与来自再生斜管 20 的再生催化剂混合后进行反应，反应后生成的油气上行至提升管 3 的顶部与来自再生斜管 17 的催化剂接触，经分布板 21 进入流化床 22 内进行反应，反应后流出物进入沉降器 4；油气和水蒸汽经管线 8 进入分离系统 9，气体和汽油产品经管线 10 出装置，柴油产品和重油经管线 11 出装置。

待生催化剂进入汽提器 5，由来自管线 6 的水蒸汽汽提后，由待生斜管 7 进入再生器 13。待生催化剂在空气中烧焦再生，空气经管线 14 进入再生器，烟气经管线 12 出再生器。热的再生催化剂分为两部分，其中一部分经再生斜管 20 返回提升管 3 的下部，另一部分经管线 15 进入冷却器 16，降温后由再生斜管 17 返回提升管 3 的顶部，松动风经管线 18 进入冷却器。

如图 4 所示，第三种实施方式的流程如下：

该实施方式所用的反应器为申请号为 99105903.4 中所述的、如图 1 所示的新型提升管。

预提升蒸汽经管线 1 进入提升管 3 的预提升段 a，预热后的常规裂化原料经管线 2 进入第一反应区 b，与来自再生斜管 20 的再生催化剂混合后进行反应，反应后生成的油气上行至第二反应区 c，与来自再生斜管 17 的催化剂接触继续进行反应，反应后流出物经出口区 d、水平管 e 进入沉降器 4；油气和水蒸汽经管线 8 进入分离系统 9，气体和汽油产品经管线 10 出装置，柴油产品和重油经管线 11 出装置。

待生催化剂进入汽提器 5，由来自管线 6 的水蒸汽汽提后，由待生斜管 7 进入再生器 13。待生催化剂在空气中烧焦再生，空气经管线 14 进入再生器，烟气经管线 12 出再生器。热的再生催化剂分为两部分，其中一部分经再生斜管 20 返回提升管的第一反应区 b，另一部分经管线 15 进入冷却器 16，降温后由再生斜管 17 返回提升管的第二反应区 c，松动风经管线 18 进入冷却器。

本发明的优点在于：

1、降温后的再生催化剂从反应器的中部或提升管的顶部进入，降低该

部位反应物流的温度，同时提高该部位催化剂的活性，有利于降低液化气和汽油组成中的烯烃含量。

2、该方法处理劣质原料油如减压渣油，液化气和汽油组成中的烯烃含量降低幅度更大。

图 1 为新型提升管反应器的示意图，图中的 a、b、c、d、e 分别代表预提升段、第一反应区、第二反应区、出口区、水平管。图 2~4 分别示意出烃油的催化转化方法第一至三种实施方式的流程，图中各编号说明如下：1、2、6、8、10、11、12、14、15、18、19 均代表管线；3 为提升管反应器，4 为沉降器，5 为汽提器，7 为待生斜管，9 为分离系统，13 为再生器，16 为冷却器，17、20 为再生斜管，21 为分布板，22 为流化床。

下面的实施例将对本发明予以进一步说明，但并不因此而限制本发明。实施例所使用的原料油和催化剂的性质分别列于表 1 和表 2。表 2 中的催化剂由中国石油化工集团公司齐鲁催化剂厂生产。

实施例 1

本实施例说明采用本发明提供的方法，在中型规模的新型提升管反应器内降低液化气和汽油中烯烃含量的情况。

反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区，出口区总高度为 15 米，预提升段直径为 0.25 米，其高度为 1.5 米；第一反应区直径为 0.25 米，其高度为 4 米；第二反应区直径为 1 米，其高度为 6.5 米；出口区的直径为 0.25 米，其高度为 3 米；第一、二反应区结合部位的纵剖面等腰形的顶角 α 为 45° ；第二反应区与出口区结合部位的纵剖面等腰梯形的底角 β 为 60° 。

预热的原料油 D 进入第一反应区，在水蒸汽存在下，与热的裂化催化剂 C 接触，同时经冷却器降温后的再生催化剂在水蒸汽提升下进入第二反应区，与提升管反应器内的催化剂和油气接触，分离反应产物得到液化气、汽油及其它产品，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后分为两部分，一部分直接返回第一反应区，另一部分经降温后返回第二反应区循环使用。

操作条件、产品分布和汽油产品的性质列于表 3。从表 3 可以看出，液化气中的丁烯仅占 19.62 重%，汽油组成中烯烃仅占 26.43 重%。

对比例 1

与实施例 1 相比，不同的是，没有降温后的再生催化剂进入第二反应

区，而是用粗汽油作为降温介质，注入第二反应区，其它条件基本相同。操作条件、产品分布和汽油性质列于表 3，从表 3 可以看出，液化气中的丁烯占 21.91 重%，汽油组成中的烯烃占 30.22 重%。

实施例 2

本实施例说明采用本发明提供的方法，在中型规模的新型提升管反应器内降低液化气和汽油中烯烃含量的情况。

反应器与实施例 1 所用的反应器相同。与实施例 1 相比，不同的是降温后的再生催化剂的提升介质为粗汽油，其它条件均相同。

操作条件、产品分布和汽油产品的性质列于 3。从表 3 可以看出，液化气中的丁烯仅占 19.50 重%，汽油组成中的烯烃仅占 23.78 重%。

实施例 3

本实施例说明当使用不同类型的催化剂以及不同的原料油时，采用本发明提供的方法在中型规模的新型提升管反应器内降低液化气和汽油中烯烃含量的情况。

该试验所用的变径提升管反应器与实施例 1 中的相同，原料油分别为蜡油 A、蜡油 B 和常压渣油 C。预热的原料油进入第一反应区，在水蒸汽存在下，与热的裂化催化剂接触，同时经冷却器降温后的再生催化剂在水蒸汽提升下进入第二反应区，与提升管反应器内的催化剂和油气接触，分离反应产物得到液化气、汽油及其它产品，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后分为两部分，一部分直接返回第一反应区循环使用，另一部分经降温后返回第二反应区循环使用。

操作条件、产品分布和汽油产品的性质列于 4。从表 4 可以看出，液化气中的丁烯仅占 18.0~19.0 重%，汽油组成中的烯烃仅占 15~19 重%。

实施例 4

本实施例说明采用本发明提供的方法，在不同类型的反应器内降低液化气和汽油中烯烃含量的情况。

该试验分别在中型等径的提升管反应器、等径的提升管-流化床复合反应器和中型规模的新型提升管反应器上进行的。中型规模的新型提升管反应器与实施例 1 中的相同。

对于中型等径的提升管反应器，预热的原料油 C 进入该反应器，在水

蒸汽存在下，与热的裂化催化剂 C 接触，同时经冷却器降温后的再生催化剂 C 在水蒸汽提升下由占提升管高度的 35% 处进入，与提升管反应器内的催化剂和油气接触；

对于等直径的提升管 - 流化床复合反应器，预热的原料油 C 进入提升管反应器，在水蒸汽存在下，与热的裂化催化剂 C 接触，同时经冷却器降温后的再生催化剂 C 在水蒸汽提升下进入流化床反应器，与反应器内的催化剂和油气接触；

对于中型变径的提升管反应器，预热的原料油 C 进入第一反应区，在水蒸汽存在下，与热的裂化催化剂 C 接触，同时经冷却器降温后的再生催化剂 C 在水蒸汽提升下进入第二反应区，与提升管反应器内的催化剂和油气接触，分离反应产物得到富含异丁烷的液化气和富含异构烷烃的汽油及其它产品，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后分为两部分，一部分直接返回第一反应区循环使用，另一部分经降温后返回第二反应区循环使用。

操作条件、产品分布和汽油产品的性质列于 5。从表 5 可以看出，液化气中的丁烯仅占 17.50~21.34 重%，汽油组成中的烯烃仅占 15.0~23.0 重%。

表 1

原料油编号	A	B	C	D
原料油名称	蜡油	蜡油	常压渣油	减压渣油
密度(20℃), 千克/米 ³	873.0	890.5	897.4	920.9
运动粘度, 毫米 ² /秒				
80℃	13.01	7.93	54.20	—
100℃	8.04	5.08	30.02	114.4
残炭, 重%	0.15	0.7	4.5	8.2
凝点, ℃	50	40	47	25
碱性氮, ppm	340	—	—	—
总氮, 重%	0.10	0.16	0.27	0.33
硫, 重%	0.073	0.53	0.14	0.21
碳, 重%	86.5	85.00	86.26	86.91
氢, 重%	13.24	12.62	12.91	12.55
重金属含量, ppm				
镍	<0.1	0.16	5.2	8.8
钒	<0.1	0.15	<0.1	0.1
铁	54	—	4.2	1.8
铜	<0.1	—	<0.1	<0.1
钠	—	0.45	5.5	3.0
馏程, ℃				
初馏点	346	242	324	415
10%	411	322	408	545
30%	437	380	486	—
50%	462	410	—	—
70%	489	437	—	—
90%	523	480	—	—
终馏点	546	516	—	—

表 2

催化剂编号	A	B	C	D
商品牌号	CRC-1	RHZ-200	ZCM-7	RAG-1
沸石类型	REY	REHY	USY	REY-USY-ZRP
化学组成, 重%				
氧化铝	26.5	33.0	46.4	44.6
氧化钠	0.19	0.29	0.22	0.13
氧化铁	0.09	1.1	0.32	—
表观密度, 千克/米 ³	450	560	690	620
孔体积, 毫升/克	0.41	0.25	0.38	0.36
比表面积, 米 ² /克	132	92	164	232
磨损指数, 重%时 ⁻¹	4.2	3.2	—	2.5
筛分组成, 重%				
0~40 微米	7.3	15.2	4.8	13.1
40~80 微米	43.7	55.1	47.9	54.9
>80 微米	49.0	29.7	47.3	32.0

表 3

	实施例 1	对比例 1	实施例 2
反应温度, °C			
第一反应区	560	560	560
第二反应区	510	510	510
停留时间, 秒	5.3	5.0	5.3
第一反应区	1.0	1.0	1.0
第二反应区	3.7	3.5	3.7
出口区	0.6	0.5	0.6
剂油比			
第一反应区	6.0	6.0	6.0
第二反应区	7.5	6.0	7.5
水油比	0.1	0.1	0.1
产品分布, 重%			
干气	3.24	3.01	3.34
液化气	17.33	15.15	18.43
其中异丁烷	6.15	4.02	6.64
丁烯	3.40	3.32	3.60
汽油	43.16	43.44	42.01
轻柴油	16.13	17.63	16.03
重柴油	9.02	9.58	9.01
焦炭	11.07	10.92	11.12
损失	0.05	0.27	0.06
汽油性质			
RON	90.0	91.0	90.0
MON	80.1	79.8	80.0
芳烃	26.67	26.35	26.82
烯烃	26.43	30.22	23.78
烷烃	39.28	35.45	41.75
正构烷烃	4.26	4.53	4.01
异构烷烃	35.02	30.92	37.74
环烷烃	7.62	7.98	7.65

表 4

催化剂编号	A	B	B	C	D
原料油编号	A	B	C	C	C
反应温度, °C					
第一反应区	530	530	550	550	565
第二反应区	480	480	500	500	520
停留时间, 秒	3.6	3.6	5.3	5.3	5.7
第一反应区	0.8	0.8	1.0	1.0	1.1
第二反应区	2.4	2.4	3.7	3.7	3.9
出口区	0.4	0.4	0.6	0.6	0.7
剂油比					
第一反应区	3.0	3.0	5.0	5.0	6.0
第二反应区	4.5	4.5	6.5	6.5	7.5
水油比	0.05	0.05	0.10	0.10	0.10
产品分布, 重%					
干气	0.89	0.79	2.64	2.46	2.69
液化气	9.80	12.06	24.32	21.16	24.01
其中异丁烷	3.63	4.46	8.63	7.40	8.40
丁烯	1.82	2.20	4.51	3.89	4.54
汽油	49.72	48.34	45.76	45.60	46.78
轻柴油	17.88	17.86	11.20	11.81	11.16
重柴油	18.77	18.04	6.76	10.43	7.14
焦炭	2.91	2.65	9.11	8.46	8.10
损失	0.03	0.26	0.21	0.08	0.12
汽油性质					
RON	88.1	88.9	90.8	90.3	91.5
MON	78.6	78.8	80.0	80.2	81.0
芳烃	24.06	25.42	33.23	31.20	30.12
烯烃	18.19	18.32	12.32	15.17	18.76
烷烃	47.99	47.23	45.47	45.85	44.10
正构烷烃	7.20	7.53	3.82	4.02	3.85
异构烷烃	40.79	39.70	41.65	41.83	40.25
环烷烃	9.76	9.03	8.98	7.78	7.02

表 5

反应器	等径 提升管	提升管- 流化床	新型 提升管
反应温度, °C			
第一反应区	550	550	550
第二反应区	500	500	500
停留时间, 秒	5.0	5.0	5.3
第一反应区	2.0	1.0	1.0
第二反应区	3.0	4.0	3.7
出口区	—	—	0.6
剂油比			
第一反应区	5.0	5.0	5.0
第二反应区	6.5	6.5	6.5
水油比	0.1	0.1	0.1
产品分布, 重%			
干气	3.86	3.12	2.46
液化气	20.76	20.98	21.16
其中异丁烷	6.64	7.13	7.40
丁烯	4.43	3.96	3.70
汽油	43.66	44.60	45.60
轻柴油	12.05	11.92	11.81
重柴油	10.71	10.56	10.43
焦炭	8.96	8.77	8.46
损失	0	0.05	0.08
汽油性质			
RON	90.8	90.6	90.3
MON	80.3	80.2	80.2
芳烃	30.53	30.91	31.20
烯烃	22.42	17.88	15.17
烷烃	39.25	43.52	45.85
正构烷烃	4.52	4.23	4.02
异构烷烃	34.73	39.29	41.83
环烷烃	7.80	7.69	7.78

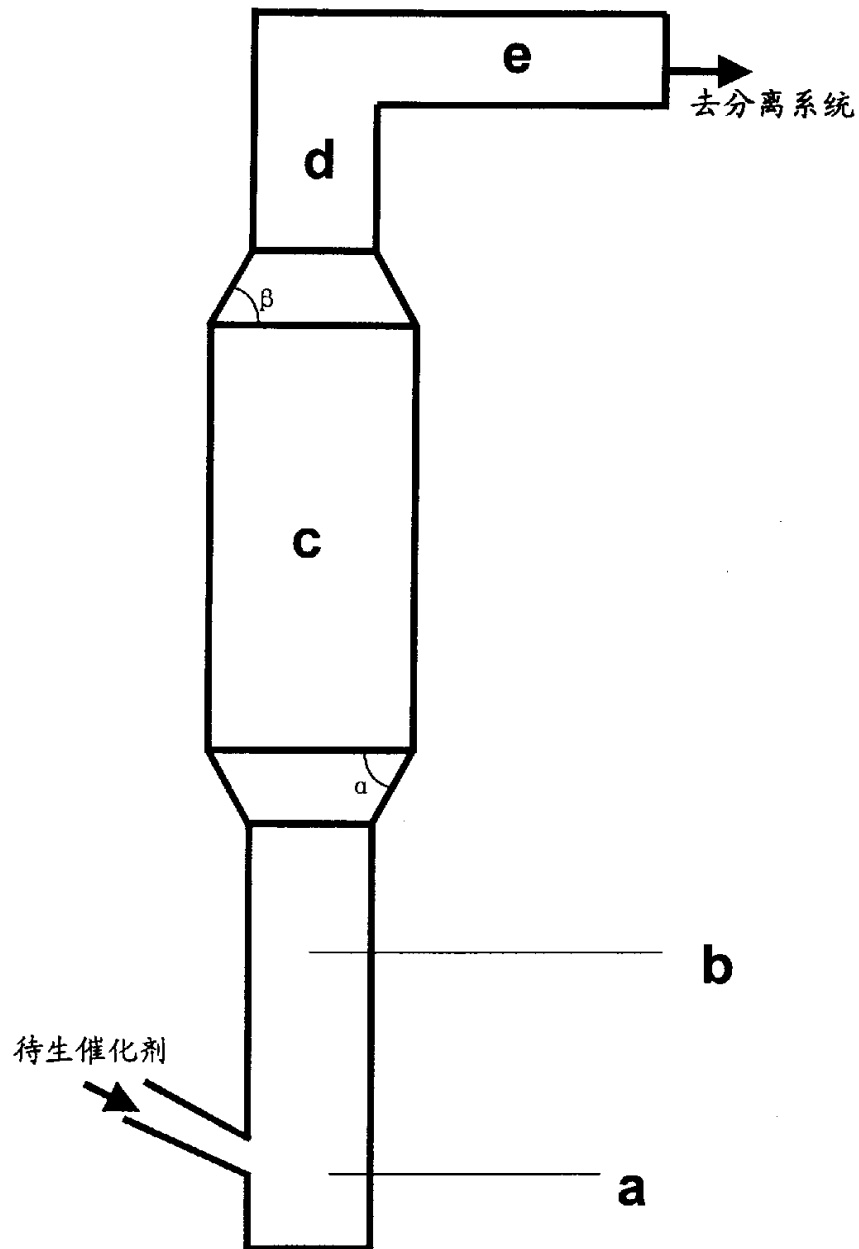


图1

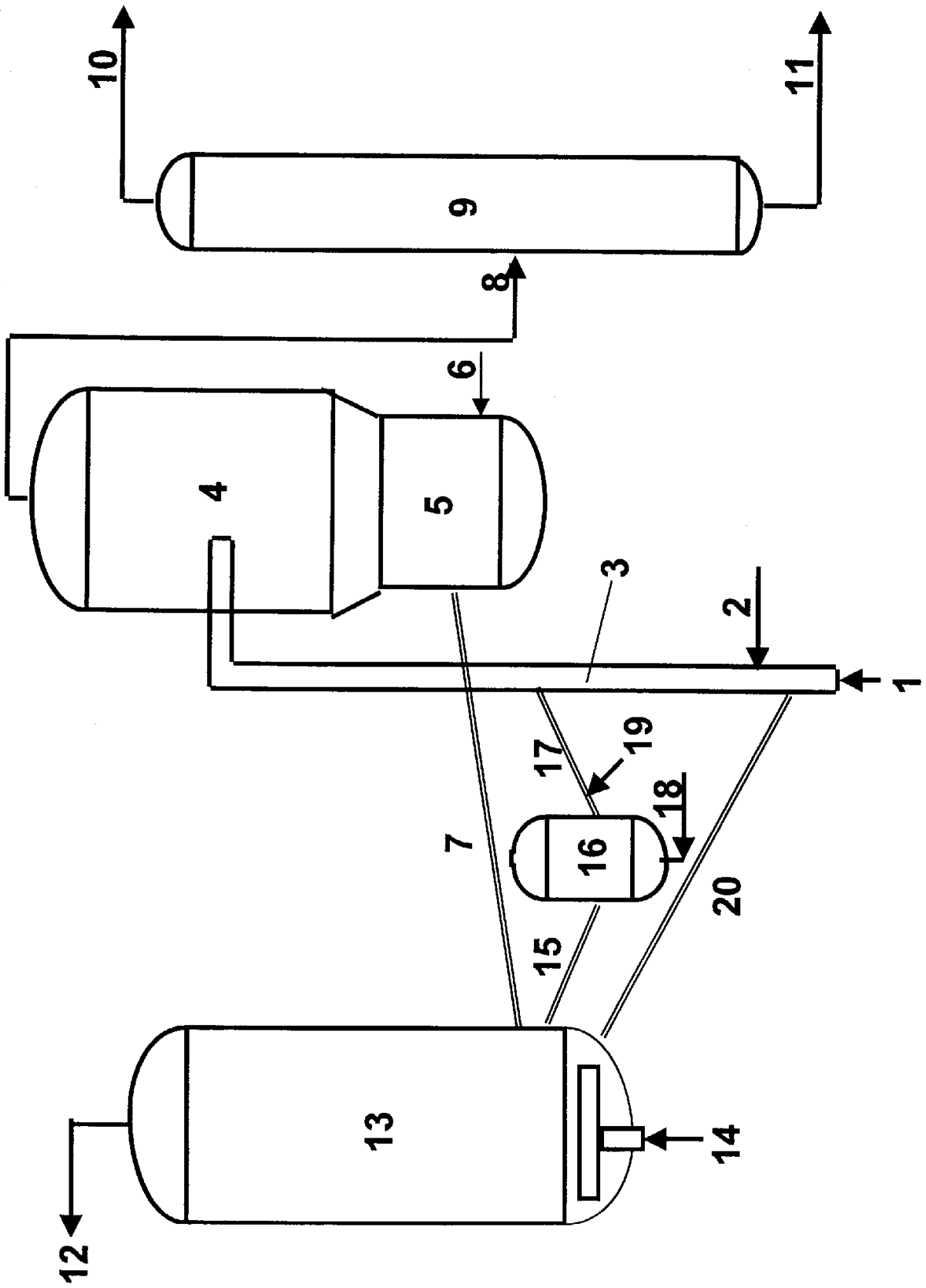


图 2

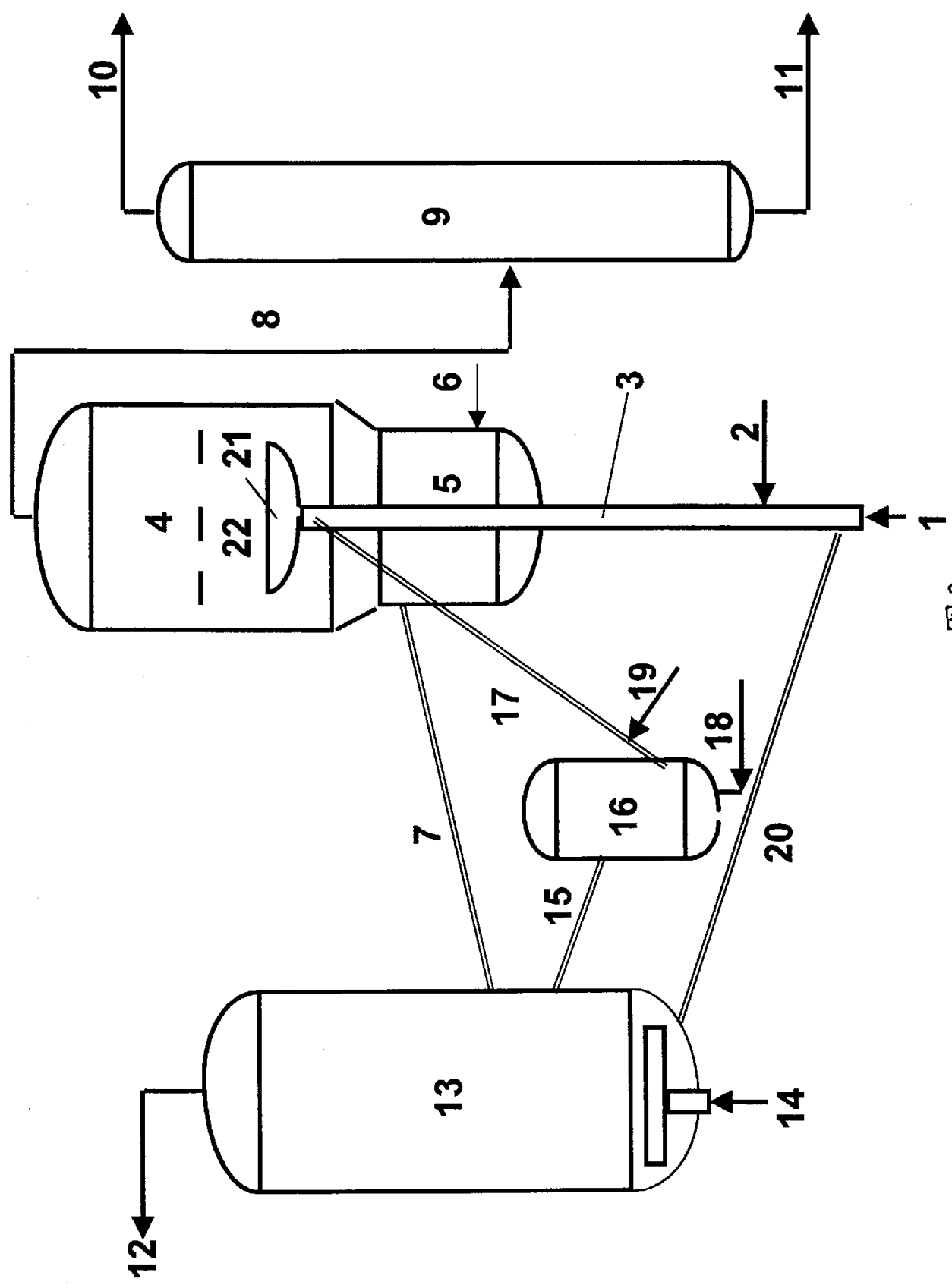


图 3

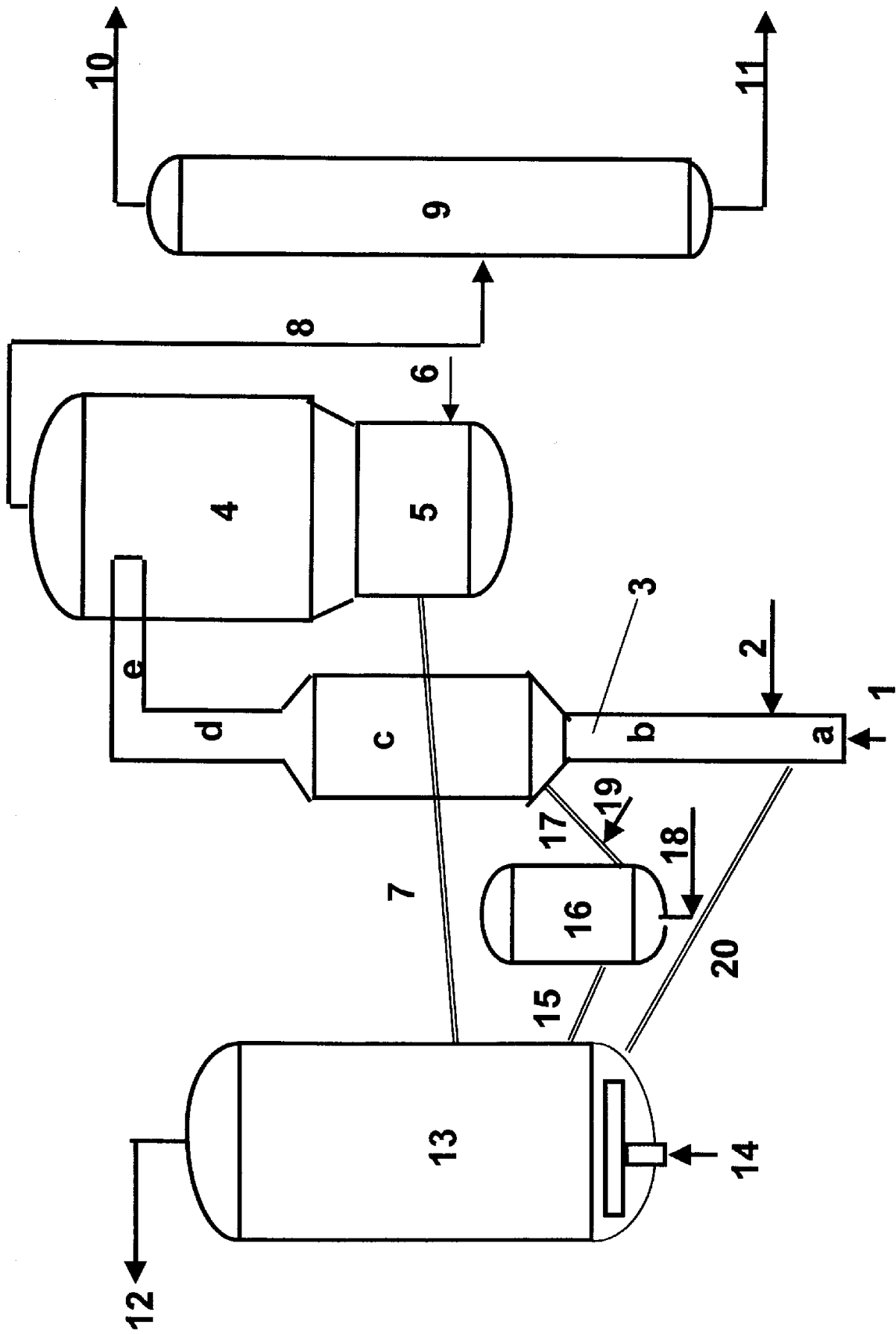


图 4