



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106062148 B

(45)授权公告日 2019.01.15

(21)申请号 201480076306.3

(22)申请日 2014.12.23

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 106062148 A

(43)申请公布日 2016.10.26

(30)优先权数据

14156633.1 2014.02.25 EP

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2016.08.24

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/EP2014/079210 2014.12.23

(87)PCT国际申请的公布数据

W02015/128039 EN 2015.09.03

(73)专利权人 沙特基础工业公司

地址 沙特阿拉伯利雅得

专利权人 SABIC环球技术有限责任公司

(72)发明人 克里斯托夫·迪特里希

约里斯·范维利根伯格

劳尔·贝拉斯科佩莱斯

(54)发明名称

用于将烃转化成烯烃的方法

(57)摘要

本发明涉及一种用于将烃原料转化成烯烃且优选还转化成BTX的方法，所述转化方法包括以下步骤：将烃原料进料至第一加氢裂化单元；将来自所述第一加氢裂化单元的流出物进料至第一分离段；将所述流出物在所述第一分离段中分离；将包含丙烷的物流进料至至少一个选自由以下各项组成的组中的脱氢单元：组合的丙烷/丁烷脱氢单元(PDH-BDH)和丙烷脱氢单元(PDH)；将来自所述一个或多个脱氢单元的流出物中的至少一种进料至第二分离段。

埃伊迪乌斯·雅各芭·马里亚·谢

莱肯斯

维贾亚兰德·拉贾戈帕兰

安德鲁·马克·瓦尔德

阿尔诺·约翰尼斯·马里亚·欧普林斯

拉维钱德尔·纳拉亚拉斯瓦米

(74)专利代理机构 中科专利商标代理有限责任公司 11021

代理人 李新红

(51)Int.Cl.

C10G 69/04(2006.01)

(56)对比文件

US 4137147 A, 1979.01.30,

US 3718575 A, 1973.02.27,

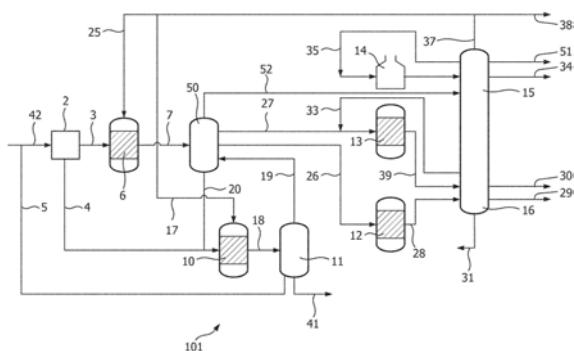
WO 2010111199 A2, 2010.09.30,

CN 102795958 A, 2012.11.28,

WO 2013182534 A1, 2013.12.12,

审查员 李良伟

权利要求书2页 说明书11页 附图5页



1. 一种用于将烃原料转化成烯烃的方法,所述转化方法包括以下步骤:
 - 将烃原料进料至第一加氢裂化单元;
 - 将来自所述第一加氢裂化单元的流出物进料至第一分离段;
 - 将所述流出物在所述第一分离段中分离成选自由以下各项组成的组中的一种或多种物流:包含丙烷的物流、包含丁烷的物流和包含C2以下的物流;
 - 将所述包含丙烷的物流进料至至少一个选自以下各项的组中的脱氢单元:组合的丙烷/丁烷脱氢单元和丙烷脱氢单元;
 - 将所述包含C2以下的物流进料至气体蒸汽裂化单元和/或至第二分离单元,
 - 将所述包含丁烷的物流进料至至少一个选自以下各项的组中的脱氢单元:组合的丙烷/丁烷脱氢单元和丁烷脱氢单元;
 - 将来自所述一个或多个脱氢单元和所述气体蒸汽裂化单元的流出物中的至少一种进料至所述第二分离段。
2. 根据权利要求1所述的方法,其中所述包含C2以下的物流是包含C1-C2的物流。
3. 根据权利要求1所述的方法,其中所述包含C2以下的物流是包含乙烷的物流。
4. 根据权利要求1至3中任一项所述的方法,其中
在所述第一分离段中分离出的所述一个或多个物流还包括:包含氢的物流、包含C1-C4的物流和包含C5+的物流。
5. 根据权利要求4所述的方法,其中
所述包含C1-C4的物流是包含甲烷的物流。
6. 根据权利要求4所述的方法,其中
所述包含C1-C4的物流是包含C1-C3的物流。
7. 根据权利要求4所述的方法,其中
所述包含C1-C4的物流是包含C2-C3的物流。
8. 根据权利要求4所述的方法,其中
所述包含C1-C4的物流是包含C2-C4的物流。
9. 根据权利要求4所述的方法,其中
所述包含C1-C4的物流是包含C3-C4的物流。
10. 根据权利要求4所述的方法,所述方法还包括将所述包含C5+的物流进料至第二加氢裂化单元。
11. 根据权利要求10的方法,所述方法还包括将来自所述第二加氢裂化单元的流出物分离成包含C4以下的物流、包含未转化的C5+的物流和包含苯、甲苯和二甲苯的混合物的物流。
12. 根据权利要求11的方法,所述方法还包括将源自所述第二加氢裂化单元的所述包含C4以下的物流进料至所述第一分离段。
13. 根据权利要求11的方法,所述方法还包括:将源自所述第二加氢裂化单元的所述包含未转换的C5+的物流与所述烃原料组合,以及将由此获得的组合的物流进料至所述第一加氢裂化单元。
14. 根据权利要求1-3中任一项所述的方法,所述方法还包括:通过将所述烃原料分离成具有高芳族化合物含量的物流和具有低芳族化合物含量的物流来预处理所述烃原料,并

且将所述具有低芳族化合物含量的物流进料至所述第一加氢裂化单元中。

15. 根据权利要求14所述的方法,所述方法还包括将所述具有高芳族化合物含量的物流进料至第二加氢裂化单元。

16. 根据权利要求3所述的方法,所述方法还包括将所述包含乙烷的物流进料至乙烷脱氢单元。

17. 根据权利要求16所述的方法,所述方法还包括将来自所述乙烷脱氢单元的流出物进料至所述第二分离单元。

18. 根据权利要求16所述的方法,所述方法还包括在所述第二分离段中将来自所述乙烷脱氢单元、所述第一分离段、所述丁烷脱氢单元、所述组合的丙烷-丁烷脱氢单元和所述丙烷脱氢单元的任何流出物分离成一个或多个选自以下各项的组中的物流:包含氢的物流、包含C3的物流、包含C4混合物的物流、包含C5+的物流、包含C2的物流和包含C1以下的物流。

19. 根据权利要求中18所述的方法,所述包含C2的物流是包含C2=的物流。

20. 根据权利要求18所述的方法,所述包含C3的物流是包含C3=的物流。

21. 根据权利要求18的方法,所述方法还包括将源自所述第二分离段的所述包含C2的物流进料至所述乙烷脱氢单元。

22. 根据权利要求18的方法,所述方法还包括将源自所述第二分离段的所述包含C5+的物流进料至所述第一加氢裂化单元和/或第二加氢裂化单元。

23. 根据权利要求18的方法,所述方法还包括将源自所述第二分离段的所述包含氢的物流进料至所述第一加氢裂化单元和/或第二加氢裂化单元。

24. 根据权利要求18的方法,所述方法还包括将源自所述第二分离段的所述包含C1以下的物流进料至所述第一分离段。

25. 根据权利要求18的方法,所述方法还包括将源自所述第二分离段的所述包含C3的物流进料至所述丙烷脱氢单元和/或所述组合的丙烷/丁烷脱氢单元。

26. 根据权利要求1-3中任一项所述的方法,其中在所述第一加氢裂化单元中的工艺条件包括300-550℃的温度,300-5000kPa表压的压力和0.1-20h⁻¹的重量时空速度。

27. 一种用于将烃原料转化成苯、甲苯和二甲苯的混合物的方法,所述转化方法包括以下步骤:

将烃原料进料至第一加氢裂化单元;

将来自所述第一加氢裂化单元的流出物进料至第一分离段;

将所述流出物在所述第一分离段中分离成选自由以下各项组成的组中的一种或多种物流:包含丙烷的物流、包含丁烷的物流和包含C2以下的物流;

将所述包含丙烷的物流进料至至少一个选自以下各项的组中的脱氢单元:组合的丙烷/丁烷脱氢单元和丙烷脱氢单元;

将所述包含C2以下的物流进料至气体蒸汽裂化单元和/或至第二分离单元,

将所述包含丁烷的物流进料至至少一个选自以下各项的组中的脱氢单元:组合的丙烷/丁烷脱氢单元和丁烷脱氢单元;

将来自所述一个或多个脱氢单元和所述气体蒸汽裂化单元的流出物中的至少一种进料至所述第二分离段。

用于将烃转化成烯烃的方法

[0001] 本发明涉及一种用于将烃例如石脑油转化成烯烃并且优选还转化成BTX的方法。更具体地,本发明涉及基于加氢裂化、热和脱氢的组合的集成方法,以将石脑油转化成烯烃且优选还转化成BTX。

[0002] 美国专利号4,137,147涉及一种用于从具有低于约360°C的蒸馏点并且至少含有每分子具有至少4个碳原子的正和异链烷烃的进料制造乙烯和丙烯的方法,其中:(a)在氢解区在催化剂的作用下对进料进行氢解,(b)将来自氢解反应的流出物进料至分离区,从所述分离区排出(i)从顶部,甲烷且可能有氢、(ii)基本上由每分子具有2和3个碳原子的烃组成的馏分、和(iii)从底部,基本上由每分子具有4个碳原子的烃组成的馏分,(c)仅将基本上由每分子具有2和3个碳原子的烃组成的馏分进料至在蒸汽的存在下的蒸汽裂化区,以将每分子具有2和3个碳原子的烃的至少一部分转变成单烯烃;将从分离区的底部获得的基本上由每分子具有至少4个碳原子的烃组成的馏分供应至第二氢解区,在那里在催化剂的作用下对它处理,将来自第二氢解区的流出物供应至分离区,以排出一方面至少部分再循环至第二氢解区的每分子具有至少4个碳原子的烃、另一方面基本上由氢、甲烷和每分子具有2和3个碳原子的饱和烃的混合物组成的馏分;从该混合物分离氢物流和甲烷物流,并且将具有2和3个碳原子的混合物的烃与基本上由从第一氢解区之后的分离区回收的每分子具有2和3个碳原子的烃组成的馏分一起进料至蒸汽裂化区。在蒸汽裂化区的出口处,得到的除了甲烷和氢的物流以及每分子具有2和3个碳原子的链烷烃的物流之外,还有每分子具有2和3个碳原子的烯烃和每分子具有至少4个碳原子的产物。根据此美国专利号4,137,147,所有C4+化合物都在第二氢解区中进一步处理。

[0003] WO2010/111199涉及一种制备烯烃的方法,所述方法包括以下步骤:(a)将包含丁烷的流进料至脱氢单元中,以制备脱氢单元产物流,所述脱氢单元用于将丁烷转化为丁烯和丁二烯;(b)将所述脱氢单元产物流进料至丁二烯提取单元中,以制备丁二烯产物流和包含丁烯和残留丁二烯的提余液流;(c)将所述提余液流进料至选择性加氢单元中,以制备选择性加氢单元产物流,所述选择性加氢单元用于将所述残留丁二烯转化为丁烯;(d)将所述选择性加氢单元产物流进料至脱异丁烯塔中,以制备异丁烷/异丁烯流和脱异丁烯塔产物流,所述脱异丁烯塔用于从所述加氢单元产物流中分离异丁烷和异丁烯;(e)将所述脱异丁烯塔单元产物流和包含乙烯的进料流进料至烯烃转化单元中,以形成烯烃转化单元产物流,所述烯烃转化单元能够使丁烯与乙烯反应而形成丙烯;以及(f)从所述烯烃转化单元产物流中回收丙烯。

[0004] WO2006/124175涉及一种用于将瓦斯油、减压瓦斯油和常压渣油转化产生烯烃、苯、甲苯和二甲苯和超低硫柴油的方法,所述方法包括:(a)将烃原料在流体催化裂化区中反应产生C4-C6烯烃和轻质循环油(LCO),(b)将C4-C6烯烃在烯烃裂化单元中反应产生乙烯和丙烯,(c)将轻质循环油在含加氢裂化催化剂的加氢裂化区中反应产生包含芳族化合物和超低硫柴油的加氢裂化区流出物,和(d)回收乙烯、丙烯、芳族化合物和超低硫柴油。

[0005] 美国专利号3,718,575涉及一种用于液化石油气制备的方法,该方法包括以下步骤:将高于汽油沸程沸腾的烃进料和氢在第一反应区中在选择为制备汽油沸程烃的加氢裂

化条件下反应；将所得的第一反应区流出物在第一分离区中分离，以提供含有汽油沸程烃的第一气相和含有高于汽油沸程沸腾的烃的第一液相；将第一气相在第二反应区中在选择为正常地将液体烃转化成液化石油气组分的加氢裂化条件下反应；将所得的第二反应区流出物在第二分离区中分离，以提供第二气相和第二液相；并且进一步将所述第二液相分离，以提供含有未反应的汽油沸程烃的第三液相，并回收所述液化石油气。

[0006] 美国专利号4,458,096涉及一种用于以高选择性从含有乙烷和丙烷的进料物流中制备乙烯和丙烯的方法，包括：将进料物流分离成乙烷馏分和丙烷馏分；将所述乙烷馏分通过蒸汽裂化单元，从而形成富乙烯物流；将所述丙烷馏分通过脱氢单元，与催化剂作用，由此形成富丙烯物流；调节所述富丙烯物流的压力至大约等于所述富乙烯物流的压力；将所述富乙烯物流和富丙烯物流组合，由此形成组合的乙烯/丙烯物流；首先压缩并冷却所述组合的乙烯/丙烯物流，由此除去杂质和副产物，并且制备精炼的物流；对所述精炼的物流进行低温分馏，以实现乙烯和丙烯以及未反应的乙烷和丙烷的回收；将所述未反应的乙烷和丙烷分别再循环回到蒸汽裂化和脱氢单元。

[0007] 常规地，将原油通过蒸馏处理为许多馏分如石脑油、瓦斯油和残油。这些馏分中的每一种都具有许多潜在的用途，如用于产生运输燃料如汽油、柴油和煤油，或者作为一些石油化学产品和其他处理单元的进料。

[0008] 轻质原油馏分如石脑油和一些瓦斯油可以用于通过如乙烷脱氢的工艺产生轻质烯烃和单环芳族化合物，在乙烷脱氢中将烃进料物流蒸发并用蒸汽稀释并且之后在短停留时间(<1秒)炉(反应器)管中暴露于非常高的温度(750°C至900°C)。在这样的工艺中，将在进料中的烃分子转化为(平均上)当与进料分子相比时较短的分子和具有较低的氢碳比的分子(如烯烃)。该工艺还生成氢作为有用的副产物和显著量的较低价值的副产物如甲烷和C9+芳族化合物和稠合的芳族化合物种(含有两个以上的具有共用边的芳环)。

[0009] 典型地，在原油炼油厂中进一步处理较重(或较高沸点)的芳族化合物物种，如残油，以使来自原油的较轻(可蒸馏)的产物的收率最大化。这种处理可以通过如加氢裂化(其中将加氢裂化器进料在引起进料分子的一些馏分在同时加入氢的情况下被裂化为较短烃分子的条件下暴露于适合的催化剂)的工艺来进行。重质炼油厂物流加氢裂化典型地在高压和高温下进行并且因此具有高资金成本。

[0010] 原油蒸馏和较轻蒸馏馏分的蒸汽裂化的这种组合的一个方面是与原油的分馏相关的资金和其他成本。较重原油馏分(即超过~350°C沸腾的那些)相对富含取代的芳族化合物物种并且尤其富含取代的稠合芳族化合物物种(含有两个以上具有共用边的芳环)，并且在蒸汽裂化条件下，这些物质得到实质量的重质副产物如C9+芳族化合物和稠合芳族化合物。因此，原油蒸馏和蒸汽裂化的常规组合的结果是通过蒸汽裂化器没有处理实质量(例如50重量%)的原油馏分，原因在于认为来自较重馏分的有价值产物的裂化收率不足够高。

[0011] 以上讨论的技术的另一个方面是，即使仅通过蒸汽裂化处理轻质原油馏分(如石脑油)，也将进料物流的显著量的馏分转化为低价值的重质副产物如C9+芳族化合物和稠合芳族化合物。对于典型的石脑油和瓦斯油来说，这些重质副产物可以占总产物收率的2至25% (Lyle F. Albright等人, 热解:理论和工业实践 (Pyrolysis: Theory and Industrial Practice), 第295页, 表VI, Academic Press, 1983)。尽管这表示在常规蒸汽裂化器的规模上昂贵石脑油和/或瓦斯油在较低价值物质中的明显金融降级，这些重质副产物的收率通

常典型地没有证明将这些物质升级(例如通过加氢裂化)为可以制备显著量的较高价值的化学品的物流所需的资本投入的合理性。这部分是因为加氢裂化设备具有高资金成本,并且与大多数石油化学产品工艺一样,这些单元的资金成本典型地与产量的0.6或0.7次方成比例。因此,通常认为小规模加氢裂化单元的资金成本太高,以至于不能证明对处理蒸汽裂化器重质副产物的投资的合理性。

[0012] 重质炼油厂物流如残油的常规加氢裂化的另一个方面是,这典型地在被选择以实现所需整体转化率的折衷条件下进行。因为进料物流含有一定范围内易于裂化的物种的混合物,这使得通过相对容易加氢裂化的物种的加氢裂化形成的可蒸馏产物的一些馏分在将更难以加氢裂化的物种加氢裂化所需的条件下进一步转化。这增加了与该工艺相关的氢消耗和热管理难度。并且轻质分子如甲烷的收率增加,但损失了更有价值的物种。

[0013] 原油蒸馏和较轻质蒸馏馏分的蒸汽裂化这样组合的结果是,蒸汽裂化炉管通常不适合于处理含有大量具有大于~350°C的沸点的物料的馏分,因为难以确保在将混合的烃和蒸汽流暴露至促进热裂化所需的高温之前这些馏分的完全蒸发。如果在裂化管的热段中存在液体烃的液滴,则焦炭迅速沉积在管表面上,这降低了热交换并且增加了压降,并且最终提前结束裂化管的作业,必须使管停机,以进行除焦。由于这一困难,相当比例的原始的原油不能经由蒸汽裂化器被处理成轻质烯烃和芳族化合物物种。

[0014] US 2012/0125813,US 2012/0125812和US 2012/0125811涉及用于裂化重质烃进料的方法,包括蒸发步骤、蒸馏步骤、焦化步骤、加氢处理步骤和蒸汽裂化步骤。例如,US 2012/0125813涉及一种用于将重质烃进料蒸汽裂化以制备乙烯、丙烯、C4烯烃、热解汽油和其他产物的方法,其中烃(即烃进料如乙烷、丙烷、石脑油、瓦斯油或其他烃馏分的混合物)的蒸汽裂化是非催化的石化过程,所述非催化的石化过程被广泛用于制备烯烃如乙烯、丙烯、丁烯、丁二烯,和芳族化合物如苯、甲苯和二甲苯。

[0015] US 2009/0050523涉及以与加氢裂化操作一体化的方式通过液体全(whole)原油和/或源自天然气的冷凝物在热解炉中的热裂化而形成烯烃。

[0016] US 2008/0093261涉及以与原油炼油厂一体化的方式通过液体全(whole)原油和/或源自天然气的冷凝物在热解炉中的烃热裂化形成烯烃。

[0017] 石脑油的蒸汽裂化导致高的甲烷收率和比较低的丙烯收率(丙烯/乙烯比率为约0.5)以及比较低的BTX收率,BTX也伴有有价值的组分苯、甲苯和二甲苯的共沸物(co-boiler),这不允许通过简单蒸馏而是通过更精细的分离技术比如溶剂萃取来回收那些合规产物(on-spec)。

[0018] 用于石脑油进料的FCC技术的确产生高得多的相对丙烯收率(丙烯/乙烯比率为1-1.5),但是除了想要的芳族化合物(BTX)之外仍然具有比较大的到甲烷和循环油的损失。

[0019] 如本文所使用的,术语“C#烃”或“C#”(其中“#”是正整数)意在描述所有具有#个碳原子的烃。此外,术语“C#+烃”或“C#+”意在描述所有具有#个以上碳原子的烃。因此,术语“C5+烃”或“C5+”意在描述具有5个以上碳原子的烃的混合物。术语“C5+烷烃”因此涉及具有5个以上碳原子的烷烃。因此,术语“C#以下(minus)烃”或“C#以下”意在描述具有#个以下碳原子且包括氢的烃的混合物。例如,术语“C2-”或“C2以下”涉及乙烷、乙烯、乙炔、甲烷和氢的混合物。最后,术语“C4混合物”意在描述丁烷、丁烯和丁二烯即正丁烷、异丁烷、1-丁烯、顺-和反-2-丁烯、异丁烯和丁二烯的混合物。例如,术语C1-C3包括C1、C2和C3的混合物。

[0020] 本文使用术语“烯烃”具有它既定的含义。因此，烯烃涉及含有至少一个碳-碳双键的不饱和烃化合物。优选地，术语“烯烃”涉及包含乙烯、丙烯、丁二烯、丁烯-1、异丁烯、异戊二烯和环戊二烯中的两个以上的混合物。用术语“C#=”命名具有相同碳数目的纯的或混合的烯烃，例如，“C2=”指代乙烯。

[0021] 如在本文中所使用的术语“LPG”是指用于术语“液化石油气”的广泛接受的首字母缩写词。LPG通常由C3-C4烃的共混物，即C3和C4烃的混合物组成。

[0022] 在本发明的方法中生产的石油化学制品之一是BTX。如在本文中所使用的术语“BTX”涉及苯、甲苯和二甲苯的混合物。优选地，在本发明的方法中生产的产物包含进一步有用的芳族烃如乙苯。因此，本发明优选提供用于产生苯、甲苯、二甲苯和乙苯的混合物（“BTXE”）的方法。所生产的产物可以是不同芳族烃的物理混合物或者可以直接进行进一步分离（例如通过蒸馏）以提供不同的纯化产物物流。这样的纯化产物物流可以包括苯产物物流、甲苯产物物流、二甲苯产物物流和/或乙苯产物物流。

[0023] 本发明的一个目的是提供一种用于将石脑油转化成烯烃且优选还转化成BTX的方法。

[0024] 本发明的另一个目的是提供一种通过低得多的甲烷生产和最小化的重质副产物而具有高碳效率的方法。

[0025] 本发明的另一个目的是提供一种用于将石脑油转化成有用的烃的方法，该方法将氢制备步骤与氢消耗工艺步骤结合在一起作为整体，这允许更好的氢经济和平衡。

[0026] 本发明因此涉及一种用于将烃原料转化成烯烃和BTX的方法，所述转化方法包括以下步骤：

[0027] 将烃原料进料至第一加氢裂化单元；

[0028] 将来自所述第一加氢裂化单元的流出物进料至第一分离段；

[0029] 将所述流出物在所述第一分离段中分离成一个或多个选自由以下各项组成的组中的物流：包含氢的物流、包含甲烷的物流，包含乙烷的物流、包含丙烷的物流、包含丁烷的物流、包含C1以下的物流、包含C2以下的物流、包含C3以下的物流、包含C4以下的物流、包含C1-C2的物流、包含C1-C3的物流、包含C1-C4的物流、包含C2-C3的物流、包含C2-C4的物流、包含C3-C4的物流和包含C5+的物流；

[0030] 将包含丙烷的物流进料至至少一个选自由以下各项组成的组中的脱氢单元：组合的丙烷/丁烷脱氢单元 (PDH-BDH) 和丙烷脱氢单元 (PDH)；

[0031] 将至少一个选自由以下各项组成的组中的物流进料至气体蒸汽裂化单元和/或至第二分离单元：包含C2以下的物流、包含乙烷的物流和包含C1-C2的物流，

[0032] 将来自所述一个或多个脱氢单元和所述气体蒸汽裂化单元的流出物中的至少一种进料至所述第二分离段。

[0033] 本发明允许高得多的碳效率（即低得多的甲烷生产且没有重质副产物）。此外，可以具有直接生产（即在该过程中将苯的共沸物转化，而不是需要将它们通过若干物理分离步骤移除）。此外，本方法通过调节在加氢裂化单元中的作业温度而允许在丙烯/乙烯比率方面好得多的控制/大得多的控制范围，即可以覆盖更宽的丙烯/乙烯比率范围。

[0034] 优选的是，将包含丁烷的物流进料至至少一个选自由以下各项组成的组中的脱氢单元：组合的丙烷/丁烷脱氢单元 (PDH-BDH) 和丁烷脱氢单元 (BDH)。

[0035] 根据本方法,将至少一种选自由包含C2以下的物流和包含乙烷的物流组成的组中的物流进料至气体蒸汽裂化单元和/或第二分离单元。蒸汽裂化是最通用的乙烷脱氢过程。在本说明书中,术语“气体蒸汽裂化单元”和“乙烷脱氢单元”用于相同的工艺单元。本方法还优选包括将包含C1-C2的物流进料至气体蒸汽裂化单元和/或第二分离单元。

[0036] 本方法还优选包括将包含乙烷的物流进料至气体蒸汽裂化单元,其中优选将来自气体蒸汽裂化单元的流出物进料至第二分离单元。

[0037] 根据本发明,在至少一个脱氢单元中进行的脱氢过程是催化过程,且蒸汽裂化过程是热裂化过程。这意味着,在催化过程(即脱氢过程)和热过程(即蒸汽裂化过程)的组合中进一步加工来自第一分离段的流出物。

[0038] 根据优选的实施方案,本发明方法还包括在第二分离段中将来自乙烷脱氢单元、第一分离段、丁烷脱氢单元、组合的丙烷/丁烷脱氢单元(PDH-BDH)和丙烷脱氢单元的任何流出物分离成一个或多个选自由以下各项组成的组中的物流:包含氢的物流、包含甲烷的物流、包含C3的物流、包含C2=的物流、包含C3=的物流、包含C4混合物的物流、包含C5+的物流、包含C2的物流和包含C1以下的物流。

[0039] 本发明方法还优选包括将来自第二分离段的包含C2的物流进料至气体蒸汽裂化单元。

[0040] 本发明方法还优选包括将物流C5+进料至第一加氢裂化单元和/或第二加氢裂化单元。

[0041] 本发明方法还优选包括将包含C1以下的物流进料至第一分离段。

[0042] 本发明方法还优选包括将来自第二分离单元的包含C3的物流进料至至少一个选自由以下各项组成的组中的脱氢单元:组合的丙烷/丁烷脱氢单元(PDH-BDH)和丙烷脱氢单元(PDH)。

[0043] 本发明方法优选包括将包含C5+的物流进料至第二加氢裂化单元。额外的优点是可以将来自第一加氢裂化单元到第二加氢裂化单元的C5+进料的再加热与热流出物整合。

[0044] 本发明第二加氢裂化单元在此可以标识为“汽油加氢裂化单元”或“GHC反应器”。如本文所使用的,术语“汽油加氢裂化单元”或“GHC”指的是用于进行加氢裂化过程的单元,适合于将比较富含芳族烃化合物的复杂的烃进料(比如源自炼油厂单元的轻质馏分,包括但不限于:重整汽油、FCC汽油和热解汽油(pygas))转化成LPG和BTX,其中将该方法被优化为保持GHC进料物流中所含的芳族化合物的一个芳环完整,但是从芳环移除大部分侧链。因此,通过汽油加氢裂化制得的主要产物是BTX,并且可以将该方法优化,以提供BTX混合物,BTX混合物可以简单地分离成化学级的苯、甲苯和混合的二甲苯。优选地,进行汽油加氢裂化的烃进料包含源自炼油厂单元的轻质馏分。更优选地,进行汽油加氢裂化的烃进料优选不包含大于1重量%的具有多于一个芳环的烃。优选地,汽油加氢裂化条件包括:300-580°C、更优选450-580°C且甚至更优选470-550°C的温度。必须避免较低的温度,因为芳环的氢化变得有利。然而,在催化剂包含其他降低催化剂的氢化活性的元素如锡、铅或铋的情况下,可以选择较低的温度用于汽油加氢裂化;参见例如WO 02/44306 A1和WO 2007/055488。在反应温度过高的情况下,LPG(特别是丙烷和丁烷)的收率下降,并且甲烷的收率上升。因为催化剂活性可能随催化剂的寿命而下降,所以有利的是随着催化剂的寿命而逐渐增加反应器温度,以保持加氢裂化反应速率。这意味着,在操作循环的开始时的最优温度优选在加

氢裂化温度范围的低端。随着催化剂失活,最佳的反应器温度将上升,使得在循环的结束时(在替换或再生催化剂之前短时间),优选将温度选择在加氢裂化温度范围的高端。

[0045] 优选地,烃进料物流的汽油加氢裂化在0.3-5MPa表压的压力下、更优选在0.6-3MPa表压的压力下、特别优选在1-2MPa表压的压力下、且最优选在1.2-1.6MPa表压的压力下进行。通过增加反应器压力,可以增加C5+非芳族化合物的转化,但是这也增加甲烷的收率和芳族环向可以裂化成LPG物种的环己烷物种的氢化。这导致芳族化合物收率下降,因为压力增加以及因为一些环己烷和它的异构体甲基环戊烷没有完全加氢裂化,在1.2-1.6MPa时存在所得的苯的最佳纯度。

[0046] 优选地,以0.1-20h⁻¹的重量时空速度(WHSV)、更优选0.2-10h⁻¹的重量时空速度且最优选0.4-5h⁻¹的重量时空速度进行烃进料物流的汽油加氢裂化。如果空速(即,空速度)过高,不是所有BTX共沸链烷烃组分都加氢裂化,所以将不可能通过反应器产物的简单蒸馏获得化学级的苯、甲苯和混合的二甲苯。在过低的空速,甲烷的收率以丙烷和丁烷为代价上升。通过选择最佳的重量时空速度,出人意料地发现,达到了足够完全的苯共沸物的反应,从而制备出合规格的苯。

[0047] 因此,优选的汽油加氢裂化条件因此包括450-580°C的温度、0.3-5MPa表压的压力和0.1-20h⁻¹的重量时空速度。更优选的汽油加氢裂化条件包括470-550°C的温度、0.6-3MPa表压的压力和0.2-10h⁻¹的重量时空速度。特别优选的汽油加氢裂化条件包括470-550°C的温度,1-2MPa表压的压力和0.4-5h⁻¹的重量时空速度。

[0048] 第一加氢裂化单元在此可以标识为“进料加氢裂化单元”或“FHC反应器”。如本文所使用的,术语“进料加氢裂化单元”或“FHC”指的是用于进行加氢裂化过程的炼油厂单元,适合于将相对富含环烷烃和链烷烃化合物的复杂的烃进料(如直馏馏分,包括但不限于石脑油)转化成LPG和烷烃。优选地,进行进料加氢裂化的烃进料包含石脑油。因此,通过进料加氢裂化制备的主要产物是将被转化成烯烃的(即将用作用于烷烃向烯烃的转化的进料的)LPG。可以将FHC方法优化为保持FHC进料流中所含的芳族化合物的一个芳环完整,但是从芳环移除大部分侧链。在这种情况下,用于FHC的工艺条件与如本文上文所述的在GHC过程中使用的工艺条件是可比的。备选地,可以将FHC过程优化,以打开FHC进料流中所含的芳族烃的芳环。这可以通过利用以下方式改变如本文所述的GHC过程来达成:增加催化剂的氢化活性、任选地与选择较低的工艺温度组合、任选地与降低的空速组合。在这样的情况下,优选的进料加氢裂化条件因此包括300-550°C的温度,300-5000kPa表压的压力和0.1-20h⁻¹的重量时空速度。更优选的进料加氢裂化条件包括300-450°C的温度,300-5000kPa表压的压力和0.1-10h⁻¹的重量时空速度。甚至更优选的针对芳族烃的开环优化的FHC条件包括300-400°C的温度,600-3000kPa表压的压力和0.2-5h⁻¹的重量时空速度。

[0049] 本发明方法还包括将来自第二加氢裂化单元的流出物分离成包含C4-的物流、包含未转化的C5+的物流、和包含BTX的物流,并且优选将包含C4-的物流进料至第一分离段。

[0050] 本发明方法还包含将包含未转化的C5+的物流与石脑油组合,并且将因此获得的组合的物流进料至第一加氢裂化单元。

[0051] 根据本发明方法的另一个实施方案,还包括通过将石脑油进料分离成具有高芳族化合物含量的物流和具有低芳族化合物含量的物流来预处理石脑油进料,并且将具有低芳族化合物含量的物流进料至第一加氢裂化单元,还包括将具有高芳族化合物含量的物流进

料至第二加氢裂化单元。

[0052] 为了更好的氢经济和平衡,优选的是将来自第一和/或第二分离段的包含氢的物流进料至第一和/或第二加氢裂化单元。

[0053] 一种非常通用的用于将烷烃转化成烯烃的方法包括“蒸汽裂化”。如本文所使用的,术语“蒸汽裂化”涉及一种石化工艺,其中将饱和的烃裂解成较小的、常常是不饱和的烃,如乙烯和丙烯。在蒸汽裂化中,用蒸汽将气态烃进料如乙烷、丙烷和丁烷,或是它们的混合物(气体裂化),或液体烃进料如石脑油或瓦斯油(液体裂化)稀释,并且在不存在氧的炉中短暂加热。典型地,反应温度非常高,在约850°C,但是仅允许反应非常短暂地发生,通常停留时间为50-500毫秒。优选地,将烃化合物乙烷、丙烷和丁烷在相应专门化的炉中分别裂化,以确保在最佳条件下裂化。在已经达到裂化温度之后,使用急冷油将气体迅速猝冷以停止传输管线换热器中或猝冷头内部的反应。蒸汽裂化导致碳形式的焦炭缓慢沉积在反应器壁上。脱焦需要将炉与该工艺分离并且之后将蒸汽或蒸汽/空气混合物的流传递通过炉盘管。这将硬实碳层转化为一氧化碳和二氧化碳。一旦该反应完成,即将炉返回使用。通过蒸汽裂化产生的产物取决于进料的组成、烃与蒸汽的比率并且取决于裂化温度和炉停留时间。轻质烃进料如乙烷、丙烷、丁烷或轻质石脑油产生富含较轻质聚合物等级的烯烃,包括乙烯、丙烯和丁二烯。较重质烃(全程和重质石脑油和瓦斯油馏分)也产生富含芳族烃的产物。

[0054] 为了将通过蒸汽裂化制备的不同的烃化合物分离,使裂化的气体经过分馏单元。这样的分馏单元是本领域熟知的,并且可以包含通常所说的汽油分馏器,其中将重馏分(“炭黑油”)和中馏分(“裂化的馏分”)与轻馏分和气体分离。在后续的急冷塔中,可以将通过蒸汽裂化制备的轻馏分(“热解汽油”或“pygas”)的大部分通过冷凝轻馏分而从气体中分离。随后,可以对气体进行多个压缩阶段,其中可以在压缩阶段之间将轻馏分的剩余部分与气体分离。还可以在压缩阶段之间除去酸性气体(CO₂和H₂S)。在后面的步骤中,可以将通过热解制得的气体经过级联冷冻系统的多个阶段而部分冷凝至大约仅仅在气相中剩余氢的情况。可以随后通过简单蒸馏将不同的烃化合物分离,其中乙烯、丙烯和C₄烯烃是通过蒸汽裂化制备的最重要的高价值化学品。通过蒸汽裂化制备的甲烷通常用作燃料气体,可以将氢分离和再循环至消耗氢的过程,如加氢裂化过程。优选将通过蒸汽裂化制得的乙炔选择性地氢化成乙烯。在裂化的气体中包含的烷烃可以再循环至用于将烷烃转化成烯烃的过程。

[0055] 如在本文中所使用的术语“丙烷脱氢单元”涉及其中将丙烷进料物流转化为包含丙烯和氢的产物的石化工艺单元。因此,术语“丁烷脱氢单元”涉及用于将丁烷进料物流转化为C₄烯烃的工艺单元。总之,将用于低级烷烃如丙烷和丁烷的脱氢的工艺描述为低级烷烃脱氢工艺。用于低级烷烃的脱氢的工艺是本领域中公知的并且包括氧化氢化工艺和非氧化脱氢工艺。在氧化脱氢工艺中,通过进料中的一种或多种低级烷烃的部分氧化来提供工艺热。在本发明上下文中优选的非氧化脱氢工艺中,通过外部热源如通过燃料气体燃烧得到的热烟道气或蒸汽提供用于吸热脱氢反应的工艺热。例如,在含有负载于氧化铝上的铂的催化剂的存在下,在移动床反应器中,UOP Oleflex工艺允许丙烷脱氢形成丙烯和(异)丁烷脱氢形成(异)丁烯(或其混合物);参见例如US 4,827,072。在负载于锌-氧化铝尖晶石上的助催化的铂催化剂的存在下,Udde STAR工艺允许丙烷脱氢形成丙烯或丁烷脱氢形成丁

烯；参见例如US 4,926,005。STAR工艺最近已经通过应用氧化脱氢的原理而改进。在反应器中的二级绝热区中，将来自中间产物的一部分氢利用添加的氧选择性地转化以形成水。这将热力学平衡移动至更高的转化并且实现了更高的收率。此外，通过放热的氢转化而部分地供应吸热脱氢反应所需的外部热量。Lummus Catofin工艺采用了许多基于循环运行的固定床反应器。催化剂是浸渍有18-20重量%铬的活性氧化铝；参见例如EP 0 192 059 A1和GB 2 162 082 A。Catofin工艺据报道是稳固的并且能够处理将会使铂催化剂中毒的杂质。通过丁烷脱氢工艺产生的产物取决于丁烷进料的性质和所使用的丁烷脱氢工艺。此外，Catofin工艺允许丁烷脱氢形成丁烯；参见例如US 7,622,623。

[0056] 以下将结合附图更详细地描述本发明，其中相同或类似的元件通过相同的编号表示。

[0057] 图1是本发明的方法的实施方案的示意性图示。

[0058] 图2是本发明的方法的另一个实施方案的示意性图示。

[0059] 图3是本发明的方法的另一个实施方案的示意性图示。

[0060] 图4是本发明的方法的另一个实施方案的示意性图示。

[0061] 图5是本发明的方法的另一个实施方案的示意性图示。

[0062] 通常条件下，将石脑油或石脑油程烃物料与氢一起进料至第一加氢裂化单元，即所谓的进料加氢裂化单元“FHC反应器”（若需要，可能包括脱硫，并且可能由多个反应器床或反应器组成）。在此，将进料转化成以下各项的混合物流：氢、甲烷、包含C2作为组分的LPG、和C5+（大部分含有BTX）。可以将C5+馏分分离，并进一步在pygas改质段中加工或借助第二加氢裂化单元（即所谓的汽油加氢裂化单元“GHC反应器”）加工，如在图中所示。这导致制得真正不含非芳族共沸物的BTX，以及制得进料返回第一分离区的LPG。可以将在pygas单元中残留的任何非BTX物料再循环至FHC反应器入口。

[0063] 将FHC反应器流出物进一步分离成主要含有氢、甲烷、乙烷、丙烷和丁烷的单独的物流（全部是特定（单独）分离效率的结果）。将氢再循环，以对第一和第二加氢裂化单元进料，并且将它的一部分吹扫，以防止甲烷和杂质的形成。可以将甲烷物流输出或用作用于在流程图中的不同炉的燃料。将乙烷脱氢，以制备乙烯，并将未转化的乙烷在第二分离区中分离，以再循环至乙烷脱氢单元。将丙烷和丁烷物流分别在丙烷脱氢单元（“PDH”）和丁烷脱氢单元（“BDH”）（其也可以是组合的PDH/BDH单元）中脱氢。还将所得的流出物在第二分离区中分离（可能每个单元具有独立的分离段，可能具有一定程度的热集成/集成有冷却系统和设施等），或可能具有完全组合的流出物分离序列（train），类似于蒸汽裂化分离段。原则上，第一和第二分离区也可以是（热）集成的和/或（部分地）组合的。根据一个优选实施方案，来自乙烷脱氢单元（“SC，蒸汽裂化单元”）、PDH和BDH单元的浓烯烃产物流与仅包含链烷烃组分的上游FHC分离段保持分开。

[0064] 优选将任何除了混合的C4、丙烯、乙烯、甲烷或氢之外的更重的物料再循环到第一加氢裂化单元的进料。可以进一步处理混合的C4物流，包括用甲醇转化成MTBE，和将剩余的C4烯烃与C4链烷烃分离。如果包括C4链烷烃分离，则可以将所得的富丁烷混合物再循环至针对C4的脱氢反应器。第一和第二分离段都将具有例如（如果使用低温分离）脱乙烷塔和脱甲烷塔/冷箱。可以使用备选的分离技术，包括例如吸收（用于烃分离的吸收工艺）、吸附（PSA，变压吸附）和/或膨胀器工艺，如在气体分离工厂中常见的。蒸汽裂化器技术优选使用

低温分离。

[0065] 在根据图1的集成的方法101中,此处PDH/BDH流出物的分离可以限制为具有C2-顶流(即除了需要脱乙烷塔之外没有其他的/更冷的分离),并且此馏分的进一步分离可以在乙烷裂化器分离段的冷段中进一步完成。在那里(例如在脱乙烷塔的底部)获得的任何C3+物料可以送至PDH/BDH脱氢段。换言之,C2分离位于C2加工线/蒸汽裂化器(此处用作乙烷脱氢单元)处,并且C3/C4分离位于PDH/BDH C3/C4序列中。通过此方式,所需脱乙烷塔/冷箱(作为用于低温分离方案的实例)的数量被减少了1个。其他分离需要例如较少的冷却或更不困难的分离(例如,通常可能在低温分离中仅有丙烯冷却环路)。

[0066] 图1提供了基于加氢裂化、乙烷脱氢、此处蒸汽裂化、和丙烷/丁烷脱氢的组合的集成方法101,以将石脑油转化成烯烃和BTX。将进料42(例如石脑油)送至分离单元2,制备具有高芳族化合物含量的物流4和低芳族化合物含量的物流3。将物流4送至加氢裂化单元10,并将它的流出物18在分离单元11中分离成主要包含C4-的物流19和主要包含BTX的物流41。将未转换的C5+经由线路5再循环至加氢裂化单元6的入口,或者在物流5仍包含BTX的情况下,再循环至分离单元2的入口。分离单元2的使用是任选的,这意味着可以将原料42直接送至加氢裂化单元6。将流出物7送至分离单元50。分离单元50提供主要包含C2-的物流52、主要包含C3的物流27、主要包含C4的物流26和主要包含C5+的物流20。将物流20送至加氢裂化单元10,从该加氢裂化单元,将它的流出物18送至分离单元11,并且分离成主要包含C4-的物流19和主要包含BTX的物流41。将物流19再循环至分离单元50。将来自分离单元50的物流27送至丙烷脱氢单元13,从该丙烷脱氢单元,将它的流出物39送至分离单元15、16。将来自分离单元50的物流26送至丁烷脱氢单元12,从该丁烷脱氢单元,将它的流出物28也送至分离单元15、16。分离单元15、16提供主要包含C3-的物流30、主要包含C4混合物的物流29和主要包含C5+的物流31。将来自分离单元15、16的主要包含C3的再循环物流33再循环至单元13的入口。将来自分离单元50的物流52送至分离单元15并且分离成主要包含氢的物流37、主要包含C1的物流51和主要包含C2-的物流34。将来自分离单元15、16的主要包含C2的再循环物流35再循环至乙烷脱氢单元14的入口,从该乙烷脱氢单元,将它的流出物在分离单元15、16中分离。将含氢物流37分别经由线路25送至加氢裂化单元6,和经由线路17送至加氢裂化单元10。尽管未在此示出,但是含氢物流37可以除增压之外还可以纯化。可以将来自分离单元15、16的物流31以及来自分离单元11的未转化的C5+送至加氢裂化单元6的入口。将过剩的氢经由线路38送至其他化学过程。

[0067] 现在参看在图2中示意性描绘的方法和设备,此处示出了基于加氢裂化、乙烷脱氢和丙烷/丁烷脱氢的组合的集成方法102,以将石脑油转化成烯烃和BTX。将进料42(例如石脑油)送至分离单元2,制备具有高芳族化合物含量的物流4和具有低芳族化合物含量的物流3。将物流4送至加氢裂化单元10,并将它的流出物18在分离单元11中分离成主要包含C4-的物流19和主要包含BTX的物流41。将未转化的C5+经由线路5再循环至分离单元2的入口,或者在物流5几乎不包含BTX的情况下,再循环至加氢裂化单元6的入口。分离单元2的使用是任选的,这意味着可以将原料42直接送至加氢裂化单元6。将来自加氢裂化单元6的流出物7送至分离单元8、9,制备主要包含C3的物流27、主要包含C4的物流26和主要包含C5+的物流20。将物流20送至加氢裂化单元10的入口。分离单元8、9提供主要包含氢的物流24、主要包含C1的物流23和主要包含C2-的物流22。将物流22送至乙烷脱氢单元14,从该乙烷脱氢单

元,将它的流出物在分离单元15、16中分离,制备主要包含C1的物流36、主要包含氢的物流37、主要包含C2=的物流34和主要包含C2的物流35。将物流35再循环至乙烷脱氢单元14的入口。将含氢物流24、37分别经由线路25送至加氢裂化单元6和经由线路17送至加氢裂化10。将物流27送至丙烷脱氢单元13,并且将它的流出物39送至分离单元15、16。将物流26送至丁烷脱氢单元12,从该丁烷脱氢单元,将它的流出物28送至分离单元15、16。分离单元15、16提供主要包含C5+的物流31、主要包含C4混合物的物流29、主要包含C3=的物流30和主要包含C3的再循环物流33,将所述再循环物流33进料至单元13的入口。可以将含有C5+的物流31与物流5组合。此外,再循环物流31直接到加氢裂化单元6的入口也是可以的。将过剩的氢经由线路38送至其他化学过程。

[0068] 图3涉及基于加氢裂化、乙烷脱氢和丙烷/丁烷脱氢的组合的集成方法的另一个实施方案103,该方法将石脑油转化成烯烃和BTX。

[0069] 将原料42(例如石脑油)送至加氢裂化单元6,并且将它的流出物7送至分离单元8、9,制备主要包含C3的物流27、主要包含C4的物流26和主要包含C5+的物流20。将物流20送至加氢裂化单元10,并且将它的流出物18在分离单元11中分离成主要包含C4-的物流19和主要包含BTX的物流41。将物流19再循环至分离单元8、9。将物流27送至丙烷脱氢单元13,从该丙烷脱氢单元,将它的流出物39送至分离单元15、16。将物流26送至丁烷脱氢单元12,并且将它的流出物28也送至分离单元15、16。分离单元15、16提供主要包含C3=的物流30、主要包含C4混合物的物流29、和主要包含C5的物流31。将来自分离单元15、16且主要包含C3的物流33再循环至单元13的入口。分离单元8、9提供主要包含氢的物流24、主要包含C1的物流23和主要包含C2的物流22。将物流22送至乙烷脱氢单元14的入口,从该乙烷脱氢单元,将它的流出物在分离单元15、16中分离成主要包含氢的物流37、主要包含C1的物流36、主要包含C2=的物流34和再循环物流35。将主要包含C2的再循环物流35送至乙烷脱氢单元14的入口。将含氢物流24、37分别经由线路25送至加氢裂化单元6和经由线路17送至加氢裂化单元10。尽管未示出,但是图2可以类似于在图1中所示的方法101包括分离单元2。可以将含有C5+的物流31与物流5组合,如在图1中示出和讨论的。此外,再循环物流31直接到加氢裂化单元6的入口也是可以的。将过剩的氢经由线路38送至其他化学过程。

[0070] 对图3中所示方法的进一步改进是,可以通过将来自乙烷裂化分离段的脱甲烷步骤与上游气体设施/FHC流出物分离组合,完成额外的简化。因为C1-馏分根据定义是链烷烃的,所以可以不“稀释”烯烃产物。通过此方式,可以在流程图的单一位置/单元中完成大部分的高要求的/最冷的分离。

[0071] 图4是基于加氢裂化、乙烷脱氢和丙烷/丁烷脱氢的组合的集成方法的另一个实施方案104,其将石脑油转化成烯烃和BTX。将原料42(例如石脑油)送至加氢裂化单元6,并且将它的流出物7送至分离单元8、9。分离单元8、9提供主要包含C3的物流27、主要包含C4的物流26和主要包含C5+的物流20。将物流20送至加氢裂化单元10,从该加氢裂化单元,将它的流出物18在分离单元11中分离成主要包含BTX的物流41和主要包含C4-的物流19,将所述物流19送至分离单元8、9。分离单元8、9提供主要包含氢的物流24、主要包含C1的物流23和主要包含C2的物流22。将物流22送至乙烷脱氢单元14的入口,从该乙烷脱氢单元,将它的流出物在分离单元15、16中分离成主要包含C2=的物流34、主要包含C2的物流35和主要包含C1-的物流43。将物流43送至分离单元8、9,而将物流35再循环至乙烷脱氢单元14的入口。将物

流27送至丙烷脱氢单元13,从该丙烷脱氢单元,将它的流出物39送至分离单元15、16。将物流26送至丁烷脱氢单元12,从该丁烷脱氢单元,将它的流出物28也送至分离单元15、16。分离单元15、16提供主要包含C3=的物流30、主要包含C4混合物的物流29、主要包含C5+的物流31和主要包含C3的再循环物流33。将物流33再循环至单元13的入口。将含氢物流24分别经由线路25送至加氢裂化单元6和经由线路17送至加氢裂化单元10。可以将来自分离单元11的未转化的C5+以及物流31再循环至加氢裂化单元6的入口(此处未示出)。将过剩的氢经由线路38送至其他化学过程。尽管未示出,但是图4可以类似于在图1中所示的方法101包括分离单元2。

[0072] 图5显示了基于加氢裂化、乙烷脱氢和丙烷/丁烷脱氢的组合的集成方法的一个实施方案105,其将石脑油转化成烯烃和BTX。将原料42(例如石脑油)送至加氢裂化单元6,从该加氢裂化单元,将它的流出物7送至分离单元50,制备主要包含C3的物流27、主要包含C4的物流26和主要包含C5+的物流20。将物流20送至加氢裂化单元10,从该加氢裂化单元,将它的流出物18在分离单元11中分离成主要包含C4-的物流19和主要包含BTX的物流41。可以将物流19再循环至分离单元50。将来自分离单元50的主要包含C2-的物流53送至乙烷脱氢单元14,从该乙烷脱氢单元,将它的流出物在分离单元15、16中分离成主要包含氢的物流37、主要包含C1的物流51、主要包含C2=的物流34和主要包含C2的再循环物流35。将再循环物流35送至乙烷脱氢单元14的入口。将来自分离单元50的物流27送至丙烷脱氢单元13,从该丙烷脱氢单元,将它的流出物39在分离单元15、16中分离。将来自分离单元50的主要包含C4的物流26送至丁烷脱氢单元12,从该丁烷脱氢单元,将它的流出物28送至分离单元15、16。分离单元15、16提供主要包含C3=的物流30、主要包含C4混合物的物流29、主要包含C5+的物流31和主要包含C3的再循环物流33。将物流33再循环至单元13的入口。将含氢物流37分别经由线路25送至加氢裂化单元6和经由线路17送至加氢裂化单元10。将过剩的氢经由线路38送至其他化学过程。可以将来自分离单元15、16的物流31以及来自分离单元11的未转化的C5+送至加氢裂化单元6的入口(此处未示出)。在方法105中也可以存在图1中所公开的预处理步骤,特别是分离单元2。

[0073] 如上所述,将脱氢单元12描绘为丁烷脱氢单元,但是其也可以是组合的丙烷/丁烷脱氢单元(PDH-BDH)。对于丙烷脱氢单元13也是一样,其单元也可以是组合的丙烷/丁烷脱氢单元(PDH-BDH)。

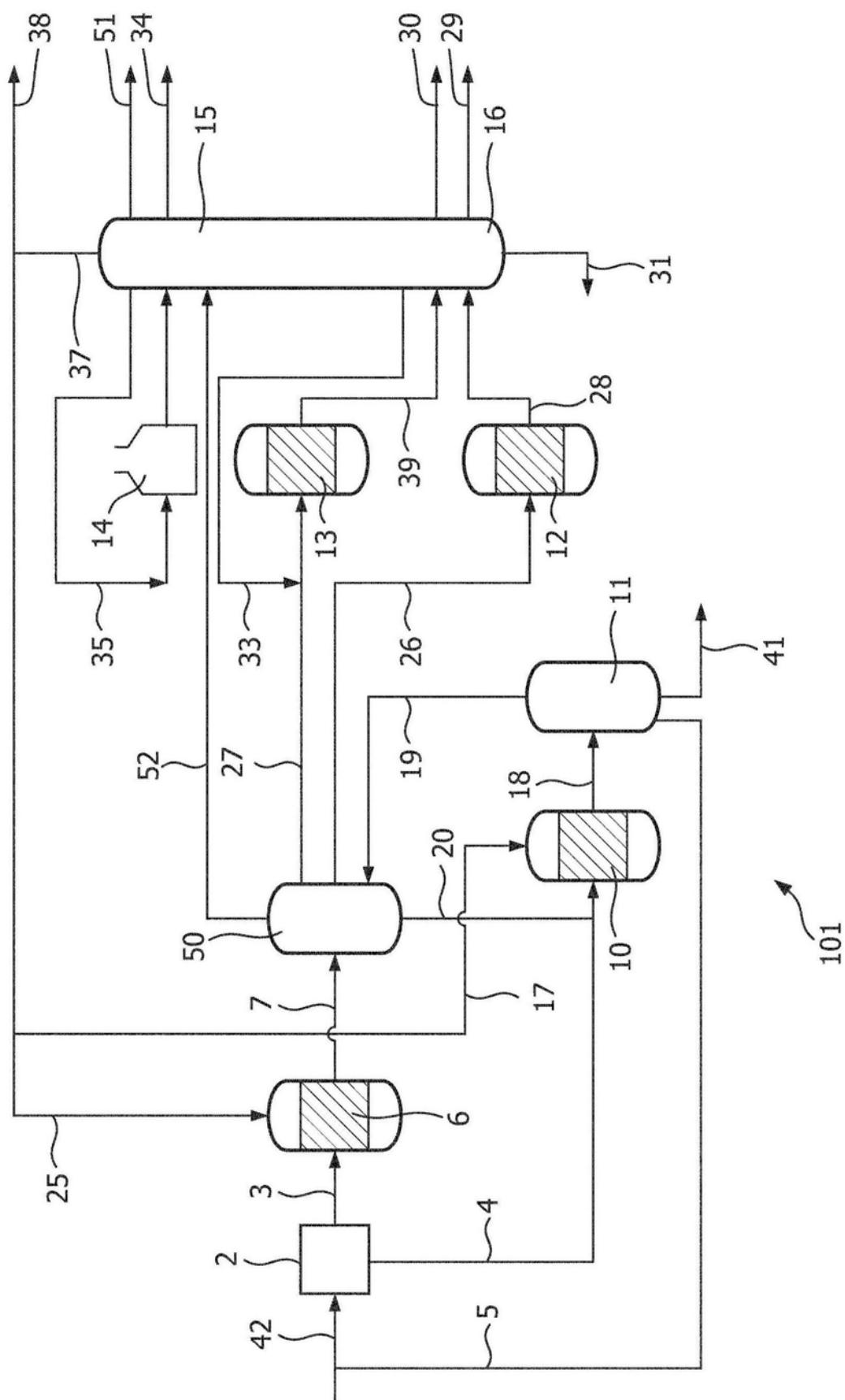


图1

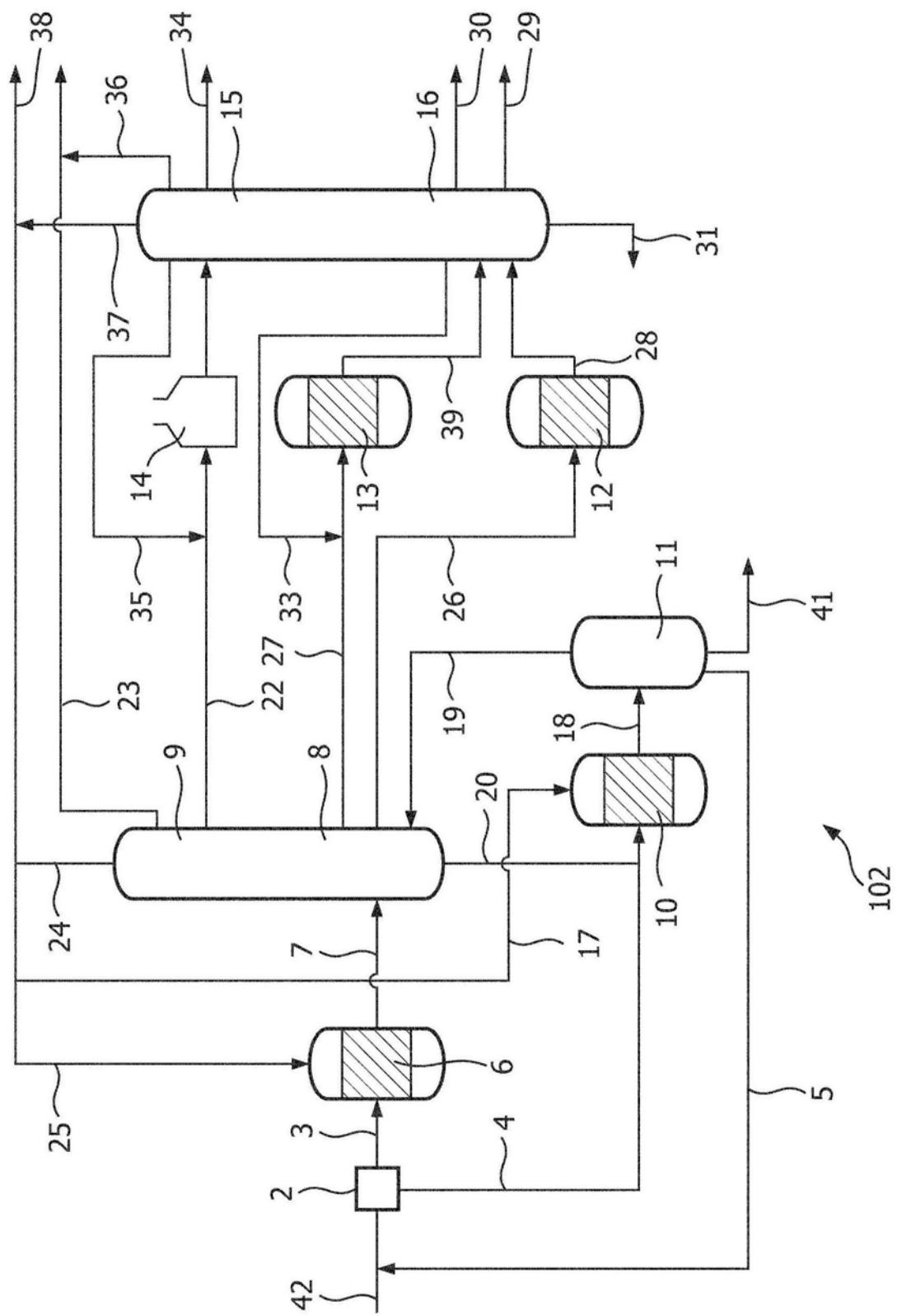


图2

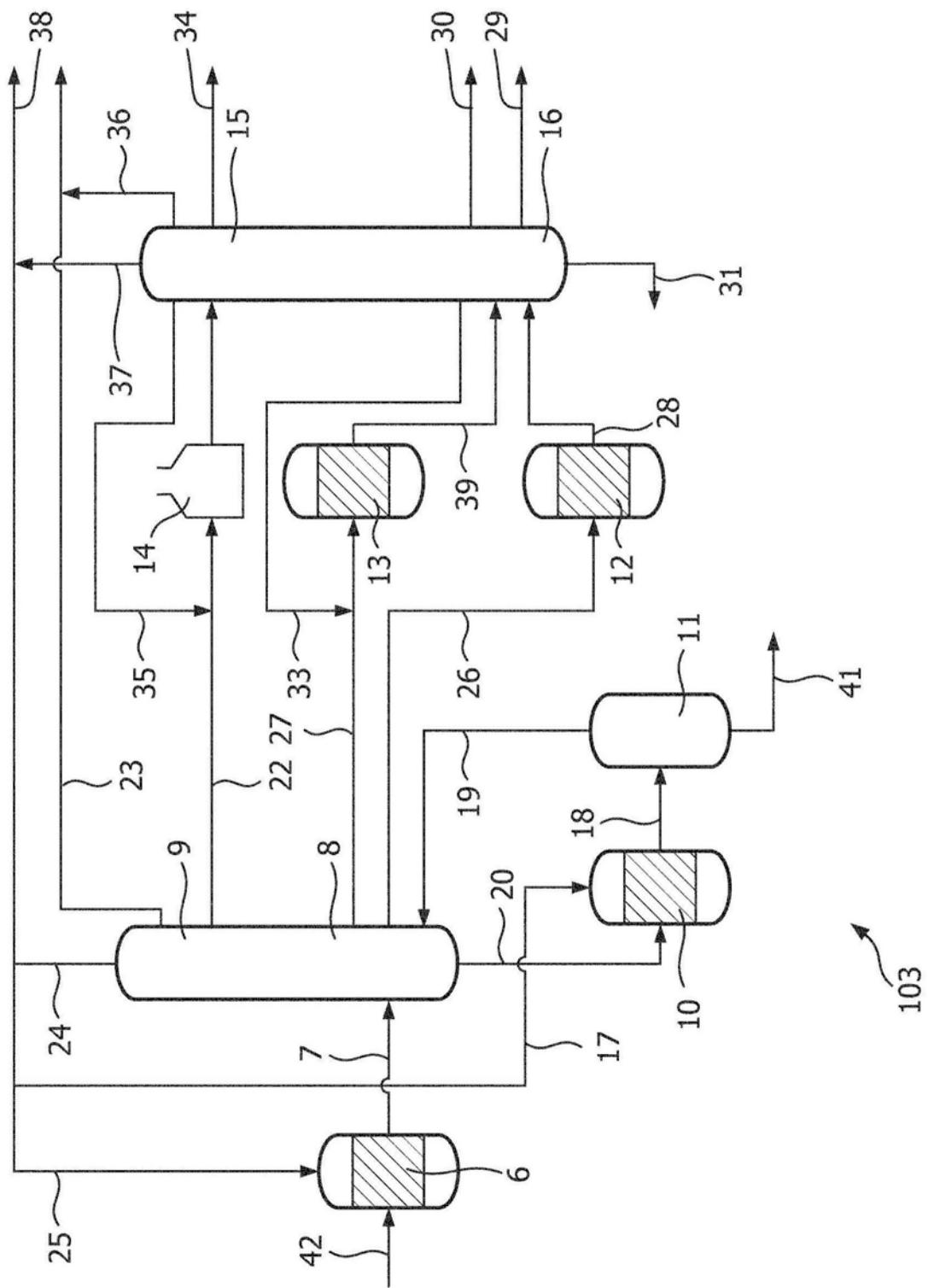


图3

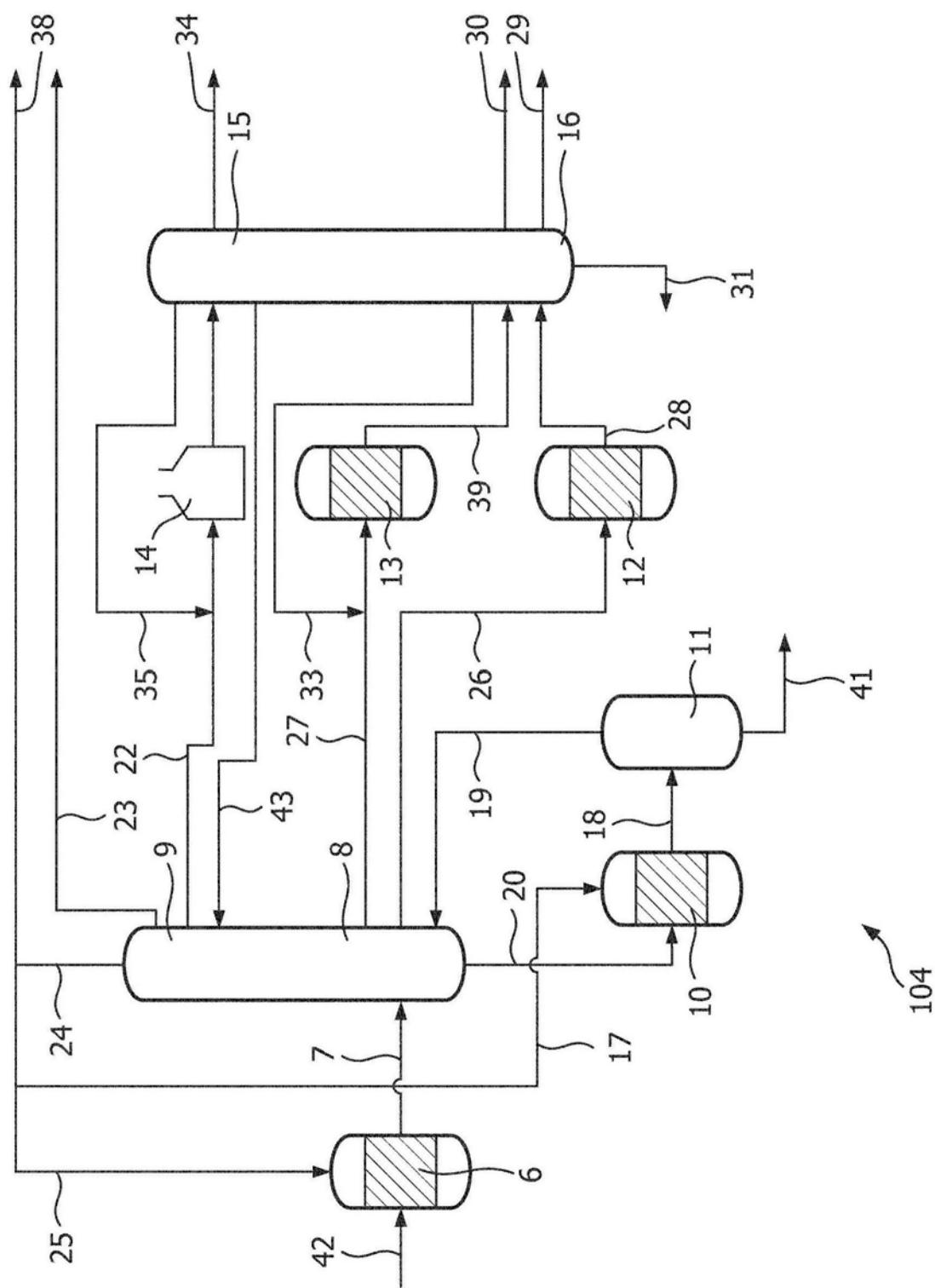


图4

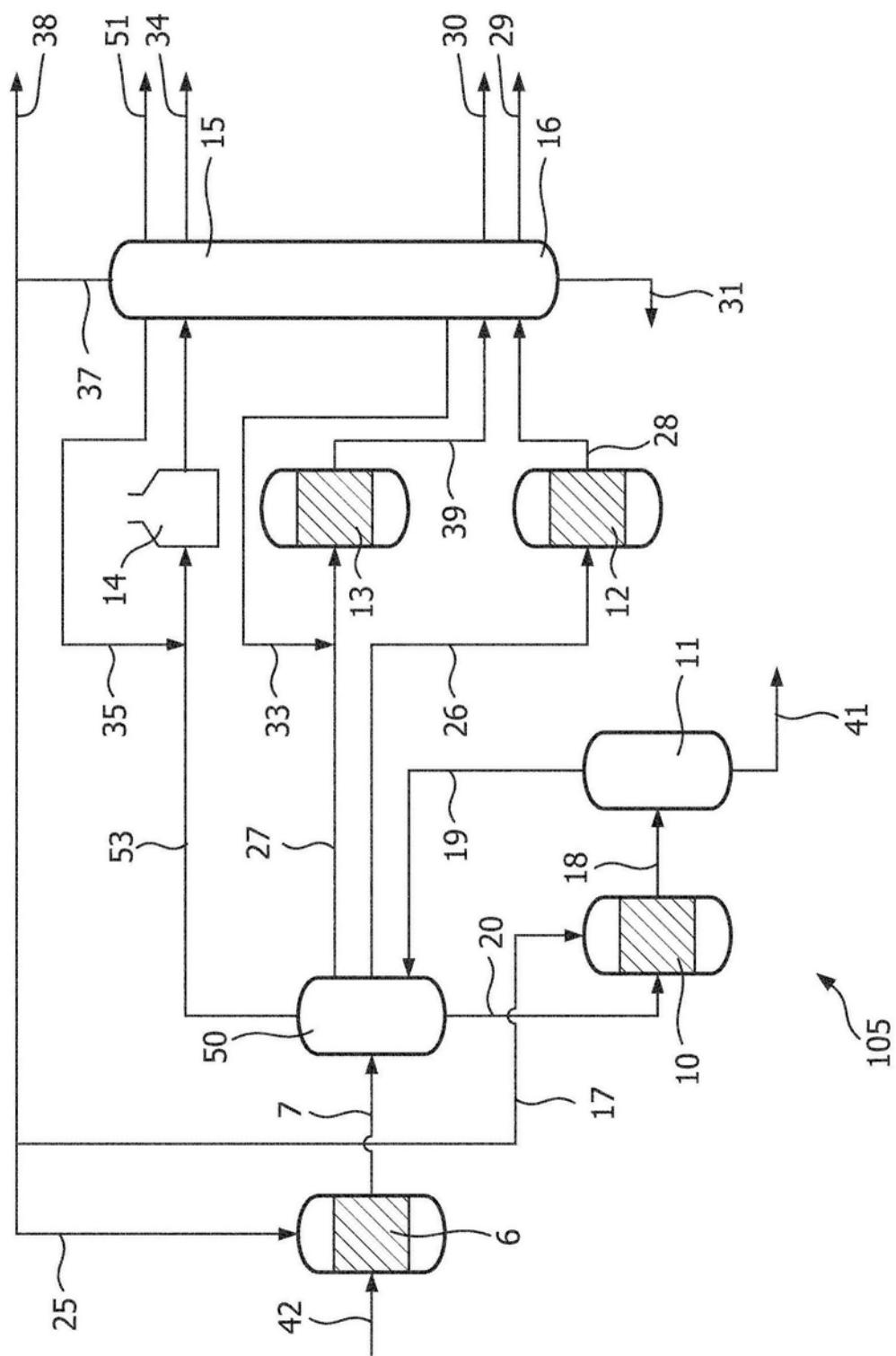


图5