(19)国家知识产权局

(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 112585108 B
(45)授权公告日 2024.03.08

(21)申请号 201980054744.2
(22)申请日 2019.08.23
(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 112585108 A
(43)申请公布日 2021.03.30
(30)优先权数据
62/722,023 2018.08.23 US
(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2021.02.20
(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2019/047896 2019.08.23
(87)PCT国际申请的公布数据
WO2020/041696 EN 2020.02.27
(73)专利权人 鲁姆斯科技有限责任公司
地址 美国新泽西州
(72)发明人 马丁内斯·约翰内斯·阿尔梅林克里斯托弗·罗宾斯
(74)专利代理机构 北京清亦华知识产权代理事务所(普通合伙) 11201
专利代理师 宋融冰
(51)Int.Cl.
C07C 7/04(2006.01)
C07C 7/09(2006.01)
C07C 11/09(2006.01)
(56)对比文件
CN 1361756 A,2002.07.31
CN 101792363 A,2010.08.04
US 2010197987 A1,2010.08.05
WO 2007024733 A2,2007.03.01
US 2006122444 A1,2006.06.08
CN 102216244 A,2011.10.12
CN 101885660 A,2010.11.17
CN 103772114 A,2014.05.07
US 2005010071 A1,2005.01.13
审查员 魏真

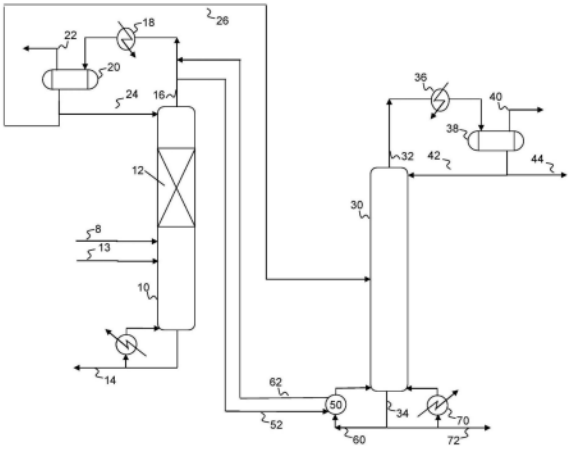
权利要求书3页 说明书7页 附图2页

(54)发明名称

用于生产高纯度异丁烯的方法

(57)摘要

公开了用于生产高纯度异丁烯的方法。所述方法可以包括将混合的C4进料流供应至催化蒸馏塔,该催化蒸馏塔可以含有丁烯异构化催化剂。将1-丁烯异构化为2-丁烯,并且同时地在该催化蒸馏塔中将2-丁烯与异丁烷和异丁烯分离。然后,将包含异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分在塔顶产物系统中冷凝并进料至分流塔,在其中将异丁烷与异丁烯分离。所述方法还包括在高于分流塔的塔底产物温度的塔顶产物温度下操作催化蒸馏塔,以及经由与催化蒸馏塔塔顶产物馏分的至少一部分的间接热交换来加热分流塔塔底产物流的一部分,从而产生进料至分流塔的经加热的塔底产物流(再沸蒸气)以及经冷却的塔顶产物馏分。



CN 112585108 B

1.一种用于生产高纯度异丁烯的方法,包括:

将混合的C4进料流供应至含有丁烯异构化催化剂的催化蒸馏塔,所述混合的C4进料流包含异丁烯、异丁烷和1-丁烯,并且任选地包含丁二烯、2-丁烯或正丁烷中的一种或多种;

在所述催化蒸馏塔中,同时地将1-丁烯异构化为2-丁烯并且将所述2-丁烯与所述异丁烷和异丁烯分离;

从所述催化蒸馏塔回收所述2-丁烯作为塔底产物流;

从所述催化蒸馏塔回收包含所述异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分;

在塔顶产物系统中冷凝包含所述异丁烷和异丁烯的所述塔顶产物馏分;

将经冷凝的所述塔顶产物馏分的至少一部分进料至分流塔并且在所述分流塔中将所述异丁烷与所述异丁烯分离;

从所述分流塔回收包含所述异丁烯的塔底产物流;以及

从所述分流塔回收包含所述异丁烷的塔顶产物流;

其中所述方法还包括:

在高于所述分流塔的塔底产物温度的塔顶产物温度下操作所述催化蒸馏塔;和

经由与所述催化蒸馏塔塔顶产物馏分的至少一部分的间接热交换来加热所述分流塔塔底产物流的一部分,产生进料至所述分流塔的下部的经加热的塔底产物流以及经冷却的塔顶产物馏分;和

经由至少一个流动管线将经冷却的所述塔顶产物馏分进料至所述塔顶产物系统,

其中在55°C至138°C的范围内的塔顶产物温度下并且在9巴至20巴的范围内的压力下操作所述催化蒸馏塔。

2.根据权利要求1所述的方法,还包括用于接收经冷却的所述塔顶产物流的储蓄器,并且其中用于将经冷却的所述塔顶产物流进料至所述塔顶产物系统的所述至少一个流动管线包括第一流动管线和第二流动管线,所述方法还包括:

经由所述第一流动管线将经冷却的所述塔顶产物流的蒸气部分从所述储蓄器进料至所述塔顶产物系统;和

经由所述第二流动管线将经冷却的所述塔顶产物流的液体部分从所述储蓄器进料至所述塔顶产物系统。

3.根据权利要求1所述的方法,还包括:

经由与所述催化蒸馏塔塔底产物馏分的至少一部分的间接热交换来加热所述分流塔塔底产物流的第二部分,产生进料至所述分流塔的下部的经加热的分流塔塔底产物流以及经冷却的2-丁烯馏分。

4.根据权利要求1所述的方法,其中在55°C至130°C的范围内的塔顶产物温度下操作所述催化蒸馏塔。

5.根据权利要求1所述的方法,其中在55°C至135°C的范围内的塔顶产物温度下操作所述催化蒸馏塔。

6.根据权利要求1所述的方法,其中在60°C至138°C的范围内的塔顶产物温度下操作所述催化蒸馏塔。

7.一种用于生产高纯度异丁烯的方法,包括:

将混合的C4进料流供应至含有丁烯异构化催化剂的催化蒸馏塔,所述混合的C4进料流

包含异丁烯、异丁烷和1-丁烯,并且任选地包含丁二烯、2-丁烯或正丁烷中的一种或多种;

在所述催化蒸馏塔中,同时地将1-丁烯异构化为2-丁烯并且将所述2-丁烯与所述异丁烷和异丁烯分离;

从所述催化蒸馏塔回收所述2-丁烯作为塔底产物流;

从所述催化蒸馏塔回收包含所述异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分;

在塔顶产物系统中冷凝包含所述异丁烷和异丁烯的所述塔顶产物馏分;

将经冷凝的所述塔顶产物馏分的至少一部分进料至分流塔并且在所述分流塔中将所述异丁烷与所述异丁烯分离;

从所述分流塔回收包含所述异丁烯的塔底产物流;和

从所述分流塔回收包含所述异丁烷的塔顶产物流;

其中所述方法还包括:

在55°C至138°C的范围内的塔顶产物温度下并且在9巴至20巴的范围内的压力下操作所述催化蒸馏塔;

在低于55°C的塔底产物温度下操作所述分流塔;和

经由与所述催化蒸馏塔塔顶产物馏分的至少一部分的间接热交换来加热所述分流塔塔底产物流的一部分,产生进料至所述分流塔的下部的经加热的塔底产物流以及经冷却的塔顶产物馏分;和

经由至少一个流动管线将经冷却的所述塔顶产物馏分进料至所述塔顶产物系统。

8. 根据权利要求7所述的方法,还包括用于接收经冷却的所述塔顶产物流的储蓄器,并且其中用于将经冷却的所述塔顶产物流进料至所述塔顶产物系统的所述至少一个流动管线包括第一流动管线和第二流动管线,所述方法还包括:

经由所述第一流动管线将经冷却的所述塔顶产物流的蒸气部分从所述储蓄器进料至所述塔顶产物系统;和

经由所述第二流动管线将经冷却的所述塔顶产物流的液体部分从所述储蓄器进料至所述塔顶产物系统。

9.根据权利要求7所述的方法,还包括:

经由与所述催化蒸馏塔塔底产物馏分的至少一部分的间接热交换来加热所述分流塔塔底产物流的第二部分,产生进料至所述分流塔的下部的经加热的分流塔塔底产物流以及经冷却的2-丁烯馏分。

10.根据权利要求7所述的方法,其中在60°C至138°C的范围内的塔顶产物温度下操作所述催化蒸馏塔。

11.一种用于生产高纯度异丁烯的系统,包括:

用于供应混合的C4流的进料流路,所述混合的C4流包含异丁烯、异丁烷和1-丁烯,并且任选地包含丁二烯、2-丁烯或正丁烷中的一种或多种;

含有丁烯异构化催化剂的催化蒸馏塔,所述催化蒸馏塔被配置成在55°C至138°C的范围内的塔顶产物温度下并且在9巴至20巴的范围内的压力下操作,并且被配置成同时地将1-丁烯异构化为2-丁烯和将所述2-丁烯与所述异丁烷和异丁烯分离;

用于从所述催化蒸馏塔回收所述2-丁烯的塔底产物流路;

用于从所述催化蒸馏塔回收包含所述异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分的塔顶产物流

路;

用于冷凝包含所述异丁烷和异丁烯的所述塔顶产物馏分的塔顶产物系统;

用于接收经冷凝的所述塔顶产物馏分的至少一部分和用于将所述异丁烷与所述异丁烯分离的分流塔;

用于从所述分流塔回收所述异丁烯作为塔底产物的流路;和

用于从所述分流塔回收所述异丁烷作为塔顶产物的流路;

其中所述系统被配置成在催化蒸馏塔塔顶产物温度高于所述分流塔的塔底产物温度的条件下进行操作。

12. 根据权利要求11所述的系统,还包括:

再沸器,所述再沸器被配置成经由与所述塔顶产物流的至少一部分的间接热交换来加热所述异丁烯塔底产物的一部分,产生进料至所述分流塔的下部的经加热的塔底产物流以及部分冷凝的塔顶产物流;和

用于将部分冷凝的所述塔顶产物流进料至所述塔顶产物系统的至少一个流动管线。

13.根据权利要求12所述的系统,还包括用于接收部分冷凝的所述塔顶产物流的储蓄器,并且其中用于将部分冷凝的所述塔顶产物流进料至所述塔顶产物系统的所述至少一个流动管线包括:

第一流动管线,其用于将部分冷凝的所述塔顶产物流的蒸气部分从所述储蓄器进料至所述塔顶产物系统;

第二流动管线,其用于将部分冷凝的所述塔顶产物流的液体部分从所述储蓄器进料至所述塔顶产物系统。

14.根据权利要求12所述的系统,还包括再沸器,所述再沸器被配置成经由与所述塔底产物流的至少一部分的间接热交换来加热所述异丁烯塔底产物的一部分,产生进料至所述分流塔的下部的经加热的塔底产物流以及经冷却的2-丁烯流。

用于生产高纯度异丁烯的方法

技术领域

[0001] 本文的实施方案涉及由含有异丁烯、异丁烷和1-丁烯的混合烃流来生产高纯度异丁烯产物。

背景技术

[0002] 异丁烯存在于包括饱和与不饱和C4烃流的混合烃流中。不幸地,在异丁烯和1-丁烯之间的沸点差太小而不能将蒸馏作为用于回收高纯度异丁烯的有效手段。

[0003] 用于由混合的C4馏分生产高纯度异丁烯的一种方法是经由甲基叔丁基醚(MTBE)的反裂化,如在US7968758中所描述的。混合丁烯流中的异丁烯可以与醇如甲醇反应而形成MTBE。在与正丁烯分离之后,可以将MTBE离解以形成异丁烯和甲醇,从而允许回收高纯度异丁烯流。然而,这种方法涉及许多单元操作和频繁的催化剂更换。

[0004] US6242661描述了一种用于以高纯度分离异丁烯的方法,该异丁烯以其他方式通过分馏与丁烯-1是不可分离的。如该文献中所描述的,将异丁烯与含有丁烯-1、丁烯-2和少量丁二烯的混合烃流中所包含的丁烯分离。将混合烃流进料至含有氧化铝负载的氧化钯催化剂的蒸馏塔反应器。操作该塔以趋向于排除丁烯-2与催化剂接触,并且保持丁烯-1与催化剂接触以将丁烯-1异构化为丁烯-2。当丁烯-2产生时,将其蒸馏以离开催化剂,破坏平衡并允许大于平衡量的丁烯-2。异丁烯和异丁烷同时与丁烯-2分离。另外,进料中的任何丁二烯可以被加氢为丁烯。塔底产物富含丁烯-2,而包括异丁烯和异丁烷的塔顶产物可以进料至分流塔(splitter,或称为分流器)以将异丁烯与异丁烷分离。

发明内容

[0005] 现在已经开发出用于生产高纯度异丁烯流的更具成本效益和操作效率的方法。根据本文的实施方案的方法包括催化蒸馏步骤和分馏步骤。在催化蒸馏步骤中,将含有混合的C4的流进料至催化蒸馏塔,在其中1-丁烯至2-丁烯的联合蒸馏和线性加氢异构化允许将与2-丁烯一起作为塔底产物流回收的所有其他C4组分与包括异丁烷和异丁烯的塔顶流(overhead stream,或称为塔顶产物流或塔顶物流)完全分离。然后可将塔顶流进料至分馏塔以分离并回收高纯度异丁烯塔底产物流和异丁烷塔顶产物流(overheads stream)。

[0006] 催化蒸馏塔可以在升高的压力和温度下操作,在其中催化蒸馏塔的塔顶产物温度(overheads temperature)高于异丁烷-异丁烯分馏塔的塔底产物温度。这允许塔顶冷凝热量可以用于向分馏塔的再沸器提供热量,该分馏塔可以在较低的压力和温度下操作,从而允许异丁烷-异丁烯塔塔顶产物系统可以利用冷却水操作。

[0007] 在一个方面,本文的实施方案涉及用于生产高纯度异丁烯的方法。所述方法可以包括将混合的C4进料流供应至催化蒸馏塔,该混合的C4进料流包含异丁烯、异丁烷和1-丁烯,以及任选的丁二烯、2-丁烯或正丁烷中的一种或多种。催化蒸馏塔可以包括一个或多个含有丁烯异构化催化剂的催化蒸馏区。在催化蒸馏塔中,所述方法同时地将1-丁烯异构化为2-丁烯并且将2-丁烯与异丁烷和异丁烯分离。从催化蒸馏塔回收2-丁烯作为塔底产物

流,并且从催化蒸馏塔回收包含异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分。然后,在塔顶产物系统中冷凝包含异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分。将经冷凝的塔顶产物馏分的至少一部分进料至分流塔。在分流塔(分馏塔)中,将异丁烷与异丁烯分离,由此从分流塔回收包括异丁烯(其可以处于高纯度)的塔底产物流,以及包括异丁烷的塔顶产物流。所述方法还包括在高于分流塔的塔底产物温度的塔顶产物温度下操作催化蒸馏塔,并且经由与催化蒸馏塔塔顶产物馏分的至少一部分的间接热交换来加热分流塔塔底产物流的一部分,由此产生进料至分流塔下部的经加热的塔底产物流以及经冷却的塔顶产物馏分。然后,经冷却的塔顶产物流可以经由至少一个流动管线进料至催化蒸馏塔塔顶产物系统。

[0008] 在一些实施方案中,经冷却的塔顶产物可以在分流塔再沸器中的热交换期间被部分冷凝。可以提供储蓄器(accumulator,或称为储料器或蓄流器)用于接收来自分流塔再沸器的经冷却的塔顶产物流。然后可以提供第一流动管线和第二流动管线以将部分冷凝的流进料至塔顶产物系统,这包括:经由第一流动管线将经冷却的塔顶流的蒸气部分从储蓄器进料至塔顶产物系统;和经由第二流动管线将经冷却的塔顶流的液体部分从储蓄器进料至塔顶产物系统。

[0009] 在一个方面,本文的实施方案涉及用于生产高纯度异丁烯的方法。所述方法可以包括将混合的C4进料流进料至催化蒸馏塔,该混合的C4进料流包含异丁烯、异丁烷和1-丁烯,以及任选的丁二烯、2-丁烯或正丁烷中的一种或多种。催化蒸馏塔可以包括一个或多个含有丁烯异构化催化剂的催化蒸馏区。在催化蒸馏塔中,所述方法同时地将1-丁烯异构化为2-丁烯并且将2-丁烯与异丁烷和异丁烯分离。从催化蒸馏塔回收2-丁烯作为塔底产物流,并且从催化蒸馏塔回收包含异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分。然后,在塔顶产物系统中冷凝包含异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分。将经冷凝的塔顶产物馏分的至少一部分进料至分流塔。在分流塔(分馏塔)中,将异丁烷与异丁烯分离,由此从分流塔回收包含异丁烯(其可以处于高纯度)的塔底产物流,以及包含异丁烷的塔顶产物流。所述方法还包括在高于60℃的塔顶产物温度下操作催化蒸馏塔,并且在低于55℃的塔底产物温度下操作分流塔。可以经由与催化蒸馏塔塔顶产物馏分的至少一部分的间接热交换来加热分流塔塔底产物流的一部分,产生进料至分流塔的下部的经加热的塔底产物流以及经冷却的塔顶产物馏分(其可以进料至塔顶产物系统)。在一些实施方案中,催化蒸馏塔可以在高于85℃的塔顶产物温度下进行操作。

[0010] 在另一个方面,本文的实施方案涉及一种用于生产高纯度异丁烯的系统。所述系统可以包括用于供应混合的C4流的进料流路,该混合的C4流包含异丁烯、异丁烷和1-丁烯,并且任选地包含丁二烯、2-丁烯或正丁烷中的一种或多种。进料流路可以将烃供应至含有丁烯异构化催化剂的催化蒸馏塔,在其中催化蒸馏塔可以被配置成在例如高于85℃的温度下进行操作,并且被配置成同时地将1-丁烯异构化为2-丁烯并且将2-丁烯与异丁烷和异丁烯分离。可以提供塔底产物流路以从催化蒸馏塔回收2-丁烯,并且可以提供塔顶产物流路以从催化蒸馏塔回收包含异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分。可以提供塔顶产物系统以冷凝包含异丁烷和异丁烯的塔顶产物馏分,其至少一部分可以提供至分流塔以将异丁烷与异丁烯分离。在一些实施方案中,所述系统被配置成在催化蒸馏塔塔顶产物温度高于分流塔的塔底产物温度的条件下进行操作。分流塔再沸器可以被配置成经由与塔顶产物流的至少一部分的间接热交换来加热异丁烯塔底产物的一部分,产生进料至分流塔的下部的经加热的

塔底产物流以及部分冷凝的塔顶产物流(其可以进料至催化蒸馏塔塔顶系统)。

附图说明

[0011] 图1是根据本文的实施方案的一种用于生产高纯度异丁烯的系统的简化工艺流程图。

[0012] 图2是根据本文的实施方案的一种用于生产高纯度异丁烯的系统的简化工艺流程图。

具体实施方式

[0013] 本文的实施方案涉及一种通过热集成催化蒸馏过程来生产高纯度异丁烯(HPIB)的方法。

[0014] 该方法中的第一步骤涉及催化蒸馏过程以将含有异丁烯和异丁烷的流与含有混合的C4的流分离,该含有混合的C4的流可以包含1-丁烯、2-丁烯、异丁烷、异丁烯、丁二烯和正丁烷。催化蒸馏联合1-丁烯至2-丁烯的蒸馏和线性加氢异构化,并且允许将所有较重(较高沸点)C4组分从塔顶异丁烷加异丁烯流中完全分离出来。然后,将此流进料至该方法的第二步骤,其包括分馏塔以将高纯度(98.0-99.99重量%)异丁烯与异丁烷分离。

[0015] 催化蒸馏过程在远远高于如例如在US6242661中所公开的常压的升高压力下进行,在US6242661中“常”压正好对于塔顶产物的冷却水或空气冷却的冷凝来说是足够高的。相比之下,本文的实施方案中的催化蒸馏过程在升高的压力下操作,以导致较高的冷凝温度,并且允许塔顶冷凝热量可以用于向在较低的压力下操作的异丁烷-异丁烯分馏塔中的再沸器提供热量。异丁烷-异丁烯分馏塔塔顶蒸气可以利用冷却水冷凝。

[0016] 出乎意料的是,催化蒸馏塔可以在更高的操作压力下操作并且表现得足够好而产生高纯度的异丁烯和异丁烷流。

[0017] 本文的实施方案可以提供较低成本的HPIB方法,并且可以用于改造用于生产异丁烯的现有催化蒸馏单元,诸如例如CDDeIB单元(Lummus Technology LLC,Houston,TX)。通过本文的实施方案的方法的HPIB仅涉及两个主要的分馏单元,导致低的资本支出(低的CAPEX),并且利用热集成,其也是低运营费用(OPEX)操作。此外,与较低温度、较低压力的操作相比,本文的实施方案可以需要更低频率的催化剂更换。这些益处可以归因于催化蒸馏反应器的显著更高的操作压力,这使得热集成是可行的。本领域技术人员通常不会在比利用容易获得的低成本冷却介质如空气或冷却水进行冷凝所需的压力更高的压力下操作蒸馏塔。然而,根据本文的实施方案,在较高的操作温度下发现的反应益处和成本益处明显胜过在较低压力下操作的典型倾向。

[0018] 根据本文的实施方案的待分离的典型的混合C_4流可以含有以下组分,其中该表包括它们相应的沸点。

[0019]

组分	标准沸点(℃)
异丁烷	-11.7
异丁烯	-6.9
丁烯-1	-6.3
1,3-丁二烯	-4.4

正丁烷	-0.5
反式-丁烯-2	1.0
顺式-丁烯-2	3.7

[0020] 丁烯-1和异丁烯的沸点接近使得难以通过蒸馏将丁烯-1与异丁烯分离。然而,丁烯-2的沸点对于反式异构体高约8度并且对于顺式异构体高约10度。因此,当丁烯-1被异构化为丁烯-2时,可以更容易地将正丁烯(作为丁烯-2)与异丁烯和异丁烷分离。

[0021] 异构化反应是可逆的,如通过参考在给定的停留时间内在固定床反应器中的"平衡"浓度可以注意到的。在催化蒸馏中,催化剂用作蒸馏组分,平衡不断受到干扰,并因此丁烯-2作为塔底产物的去除不断地驱动反应而增加丁烯-2的产生。催化材料是既用作催化剂又用作蒸馏填料(既具有蒸馏功能又具有催化功能的蒸馏塔的填料)的蒸馏系统的组分。反应体系可以描述为多相的,因为催化剂保持为一个独特的实体。

[0022] 用于异构化反应的催化材料优选为以这样的用作蒸馏填料的形式:常规的蒸馏填料形状,如拉西环(Raschig ring)、鲍尔环(Pall ring)、鞍形(saddle)等,以及其他结构如例如球状、不规则状、薄片状、管状、螺旋状、填充在袋或其他结构(如在US4242530、US4443559、US5189001、US5348710和US5431890中描述的那些)中、镀在支架或筛网上或网状聚合物泡沫(泡沫的蜂窝状结构必须足够大以至于不会引起通过塔的高压降,或以其他方式布置在厚块或浓缩管中以允许蒸气流动)。类似地,催化剂可以作为在袋中或松散填充在塔中的负载在八分之一英寸氧化铝挤出物中的氧化钯采用。在一些实施方案中,催化剂可以包含在如在US5730843、US5266546、US4731229和US5073236中公开的结构中。

[0023] 本文的实施方案可以在催化剂填充塔中进行催化蒸馏步骤,其可以理解为含有蒸气相和一些液相,如在任何蒸馏中那样。因为反应与蒸馏同时进行,所以将初始反应产物尽可能快速地从反应区中除去。此外,由于所有组分均在沸腾,因此反应的温度由混合物在系统压力下的沸点控制,其可以在塔板之间发生变化。反应的热量只是产生更多的沸腾而不会升高温度。另外,由于反应产物已被除去并且不能促进逆反应,因此反应具有增大的驱动力。作为结果,可以通过调节系统压力来实现对反应速率和产物分布的很多控制。而且,调节产量(停留时间=液时空速$^{-1}$)提供产物分布和从丁烯-1到丁烯-2的转化程度的进一步控制。

[0024] 蒸馏塔反应器中的温度由在任何给定压力下存在的液体混合物的沸点决定。塔下部中的温度将反映在塔的该部分中的材料的构成,并且将比塔顶的温度更高;即,在恒定的压力下,系统温度的变化表明塔中的组成的变化。为了改变温度,改变压力。因此,反应区中的温度控制是通过改变压力来实现的;通过增大压力,系统中的温度升高,反之亦然。

[0025] 根据本文的实施方案的催化蒸馏塔可以在42℃至138℃的范围内的塔顶温度(overhead temperature,或称为塔顶产物温度)下并且在5巴至20巴的范围内的压力下进行操作,注意如上所讨论的压力对温度的影响。在其他实施方案中,根据本文的实施方案的催化蒸馏塔可以在85℃或90℃至130℃或135℃的范围内的塔顶温度下并且在9巴、10巴或11巴至16巴、18巴或20巴的范围内的压力下进行操作,其中任何下限可以与任何上限进行组合。在其他实施方案中,催化蒸馏塔的塔顶温度可以在42℃至约80℃的范围内,诸如在约47℃至约68℃的范围内或在约60℃至约65℃的范围内。在还是其他实施方案中,塔顶温度可以在42、43、44、45、46、47、48、49、50、51、52、53、54、55、56、57、58、59、60、61、62、63、64、

65、66、67、68、69、70、71、72、73、74、75、76、77、78、79、80、85或90℃的下限至43、44、45、46、47、48、49、50、51、52、53、54、55、56、57、58、59、60、61、62、63、64、65、66、67、68、69、70、71、72、73、74、75、76、77、78、79、80、85、90、100、110、120、130或138℃的上限的范围内，其中任何下限可以与任何上限进行组合。在一些实施方案中，催化蒸馏塔的塔顶压力可以在约5巴至约12巴的范围内，诸如在约7巴至约10巴的范围内。在还是其他实施方案中，催化蒸馏塔的塔顶压力可以在约9、10、11、12、13、14或15巴的下限至约14、15、16、17、18、19或20巴的上限的范围内。催化蒸馏塔的塔底产物温度将对应于在操作条件下较高沸点组分的沸点，并且在多种实施方案中，可以例如在约60℃至约180℃，诸如在约60℃至约100℃的范围内或在约65℃至约88℃的范围内，但基于所需的塔顶温度和压力也可以更高。操作的温度也可以考虑催化剂对于促进所需的1-丁烯到2-丁烯反应的活性。

[0026] 在本文的实施方案中，催化蒸馏塔在趋向于排除丁烯-2接触催化剂同时保持丁烯-1与催化剂接触的条件(特别是温度和压力)下进行操作。因此，当丁烯-1被异构化为丁烯-2时，其在塔中向下掉落而远离催化剂并且作为塔底产物被除去。该塔可以包括回流，其中回流比可以例如在0.5:1至33:1的范围内。

[0027] 催化蒸馏塔的反应区中包含的催化剂可以是适用于1-丁烯异构化或加氢异构化为2-丁烯的任何催化剂。在一些实施方案中，催化剂可以含有钯，并且可以例如为挤出物的形式。对于加氢异构化，到蒸馏塔反应器的氢气速率应足以将催化剂保持为活性(氢化物)形式，因为当进料中含有丁二烯时，氢气通过加氢而从催化剂中损失掉。氢气速率可以被调节为使得有足够的氢气来支持丁二烯加氢反应并替代从催化剂损失的氢气，但保持低于丁烯加氢或引起塔的液泛所需的速率。通常，进料至催化蒸馏塔的床的氢气与C_4烃的摩尔比将在约0.01:1至0.60:1，优选0.01:1至0.10:1的范围内。

[0028] 可以选择进料到系统中的烃流作为高C_4(尤其是正丁烯和异丁烯)的烃流。饱和的C_4仅有助于塔中的蒸气装载。高浓度的丁二烯不必是期望的，因为已经发现异构化反应直到丁二烯加氢反应接近完成才进行。因此，丁二烯的实际极限是通过可用于加氢和异构化反应的蒸馏塔反应器床尺寸和反应时间来建立的。另外，由于丁二烯的经济价值，可以在进料至催化蒸馏塔之前将其提取至实际极限。例如，典型的候选流是来自流体催化裂化单元(FCCU)的混合C_4流或来自用蒸汽裂化器C4进料的丁二烯提取单元的混合C4提余液流。

[0029] 现在参考图1，示出了根据本文的实施方案的HPIB生产方法的简化工艺流程图。初始步骤是将混合的C_4流8(诸如来自丁二烯提取设备或FCCU)进料至催化蒸馏塔10。在催化蒸馏塔10中，将除了其他C4组分之外还含有丁烯-1、异丁烯和异丁烷的混合的C_4流进料至催化蒸馏塔10的催化蒸馏段12(催化剂区12)的底部附近，该催化蒸馏段12(催化剂区12)含有以催化蒸馏结构的形式负载的加氢异构化催化剂。氢气可以经由流动管线13进料，同样在催化剂区12下方引入。

[0030] 当反应物进料接触催化剂时，进料中的任何丁二烯都被加氢成丁烯，并且在催化剂处产生平衡量的丁烯-1和丁烯-2。将丁烯-2立即蒸馏离开并作为塔底产物获得，从而驱动在催化剂位点处的反应朝向丁烯-2的产生。

[0031] 塔的汽提段可以含有常规的蒸馏结构，诸如泡罩、筛板或惰性填料，以允许丁烯-2产物与低沸点异丁烯和异丁烷完全分离。任何正丁烷也将作为塔底产物被除去。然后，可以经由流动管线14从催化蒸馏塔10回收丁烯-2和正丁烷。

[0032] 包含异丁烯和异丁烷的塔顶流16在冷凝器18中被冷凝。将经冷凝的塔顶产物收集在接收器分离器20中,其中液体异丁烯和异丁烷与氢气和轻质材料(其经由流动管线22排放)分离。如果期望,则可以将氢气再循环至蒸馏塔反应器(未示出)。将经冷凝的塔顶产物的一部分经由流动管线24作为回流再循环至蒸馏塔反应器10。将异丁烯和异丁烷经由流动管线26作为塔顶产物除去,该流动管线26通到分流塔30用于将异丁烯与异丁烷分离。

[0033] 在分流塔30中,异丁烷和异丁烯经由常规蒸馏被分离。典型的分流塔30操作条件可以包括在22℃至55℃,诸如约37℃至约45℃的范围内的塔顶温度,和在约3巴至约7巴,诸如约5巴至约6巴的范围内的塔顶压力。分流塔中的塔底产物温度可以在约35℃至约65℃,诸如约50℃至约60℃的范围内。分流塔30可以含有足够的塔板以实现所需的分离,从而允许回收含有异丁烷的塔顶馏分32和含有异丁烯的塔底产物馏分34。

[0034] 塔顶产物32可以在冷凝器36中被冷凝并且收集在接收器分离器38中。塔顶产物32可以主要含有异丁烷,但可以含有一些异丁烯和其他轻质组分。如果存在的话,比异丁烷更轻的组分可以经由流动管线40排放。在接收器分离器38中收集的经冷凝的塔顶产物的一部分可以经由流动管线42作为回流再循环至分流塔30。异丁烷可以经由流动管线44作为塔顶产物被回收。

[0035] 在本文的实施方案中,将催化蒸馏塔10的塔顶温度保持在比蒸馏塔30的塔底产物温度更高的温度下。因此,经由与塔顶流16的间接热交换,可以将热量供应至分流塔30再沸器50。可以使用流动管线52将塔顶流16的全部或一部分按路线传送至再沸器50,从而经由与塔底产物流34的一部分60的间接热交换来冷却并且在一些实施方案中部分冷凝流52中的塔顶组分。然后,所得的经冷却的一个或多个塔顶流62可以返回至冷凝器18和/或接收器分离器20用于如上所述的进一步冷凝、冷却和回收。

[0036] 在需要时,可以通过附加的再沸器70向分流塔30的塔底产物供应附加的热量。经由与全部或一部分的蒸馏塔塔底产物流14、由催化蒸馏塔再沸器82产生的经冷却的热交换介质80或其他可用热源的间接热交换,可以使用再沸器70来加热例如塔底产物流34的第二部分。可以经由流动管线72回收包含高纯度异丁烯的塔底产物。

[0037] 图2示出了根据本文的实施方案的另一种系统的流程图。图2示出了可以用于促进根据本文的实施方案的高纯度异丁烯流的生产的附加热交换器、收集器和流动流。

[0038] 如图2中所示的,系统可以进一步包括用于接收经冷却的塔顶产物流62的储蓄器75,该塔顶产物流62可以在再沸器50中经由与分流塔塔底产物60的热交换而被部分冷凝。系统还可以包括用于将经冷却的塔顶产物从储蓄器75进料至塔顶系统的第一流动管线和第二流动管线。可以设置第一流动管线84用于将经冷却的塔顶流的蒸气部分从储蓄器进料至塔顶产物系统。并且,可以设置第二流动管线86用于将经冷却的塔顶流的液体部分从储蓄器75进料至塔顶产物系统。

[0039] 如上所述的,本文的实施方案提供用于生产高纯度异丁烯。有利地,本文的实施方案在催化蒸馏塔中利用比必要压力更高的压力,从而允许热集成和改善的分离,其中所述方法具有低的资本和运营费用。在催化蒸馏塔中的高操作压力使热集成变得可行的同时,还已发现催化蒸馏塔可以在较高的温度下有效地操作,从而提供更低频率的催化剂变化,尤其是与MTBE反裂化相比。这样可以提供用于生产高纯度异丁烯的较低资本和运营成本的方法。

[0040] 虽然本公开内容包括了有限数量的实施方案,但是受益于本公开内容的本领域技术人员将理解,可以设计出不脱离本公开内容的范围的其他实施方案。因此,范围应仅由所附权利要求书限制。

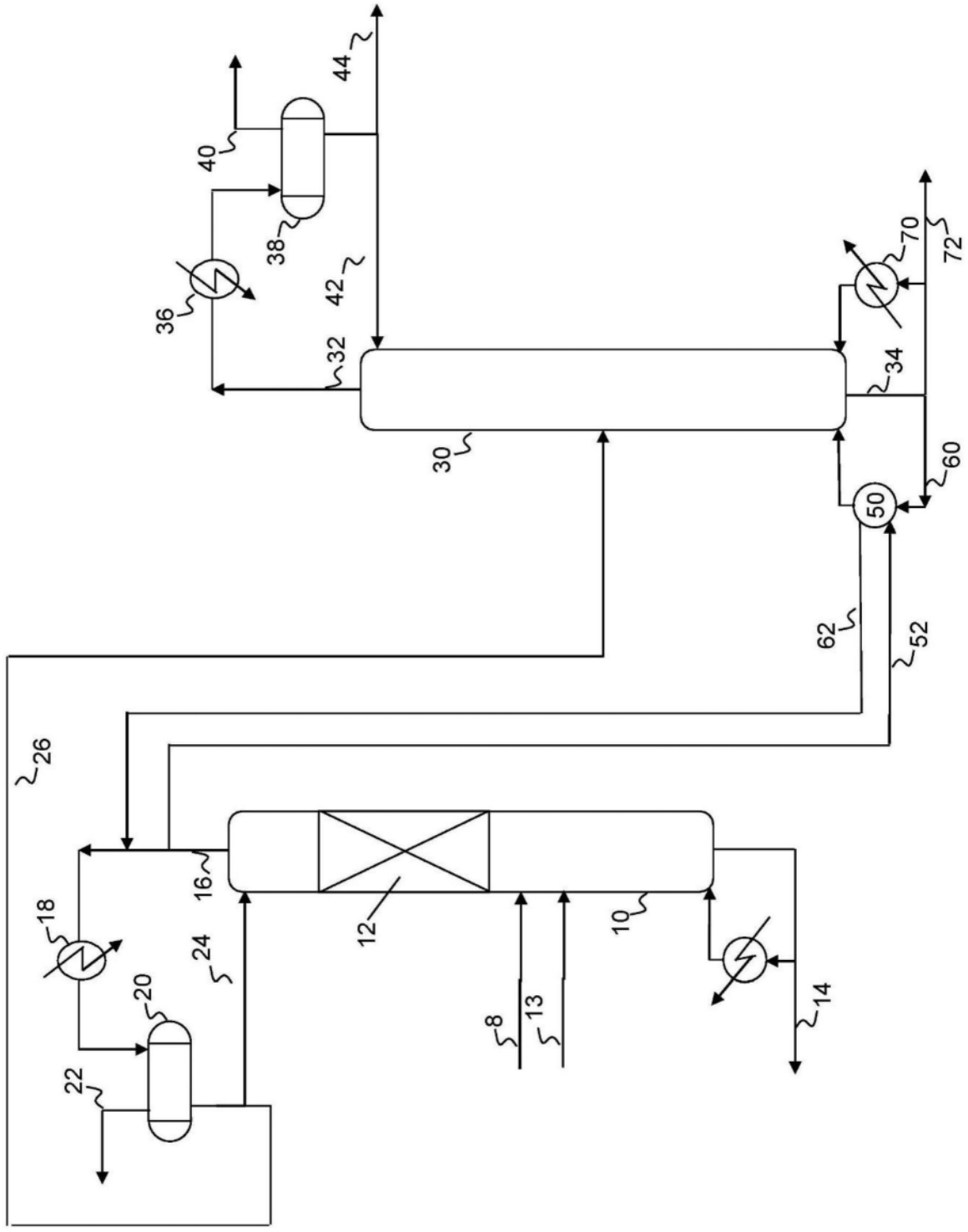


图1

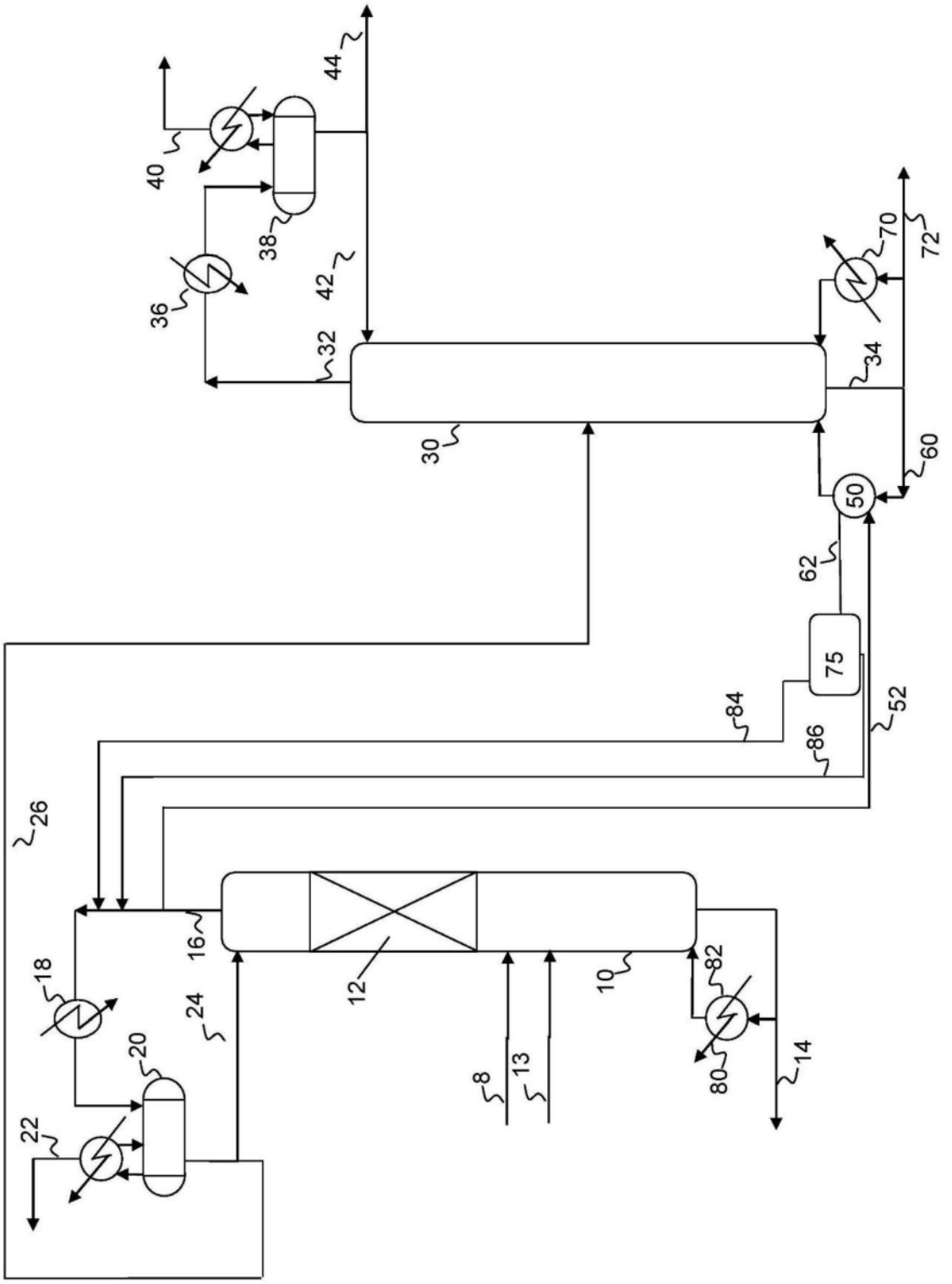

44
40
38
36
42
32
30
70
72
34
60
50
62
75
84
86
52
26
16
18
24
20
22
12
10
82
80
14
8
13

图2