



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 110167905 A

(43)申请公布日 2019.08.23

(21)申请号 201780082720.9

(22)申请日 2017.10.20

(30)优先权数据

16197156.9 2016.11.03 EP

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2019.07.03

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/EP2017/076894 2017.10.20

(87)PCT国际申请的公布数据

W02018/082945 DE 2018.05.11

(71)申请人 林德股份公司

地址 德国慕尼黑

(72)发明人 H·弗里茨 M·泽尔胡伯

A·韦伦霍弗 M·舒伯特

F·温克勒

(74)专利代理机构 深圳市百瑞专利商标事务所

(普通合伙) 44240

代理人 金辉

(51)Int.Cl.

C07C 5/48(2006.01)

C07C 11/04(2006.01)

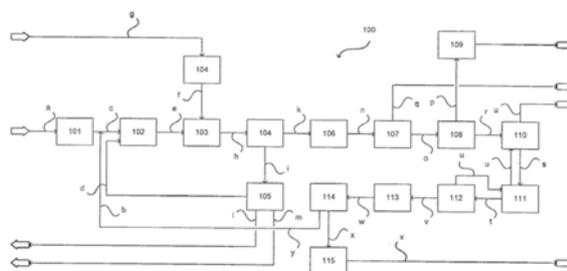
权利要求书2页 说明书9页 附图2页

(54)发明名称

生产烯烃的方法和系统

(57)摘要

提出了一种制备一种或多种烯烃的方法,其中形成含有一种或多种链烷烃的反应输入,并且其中存在于反应输入中的部分链烷烃通过氧化脱氢转化为烯烃而获得工艺气体,其中工艺气体至少含有烯烃、未转化的链烷烃、氧气和一氧化碳,并且其中至少部分工艺气体经受低温分离,其中在操作压力水平下形成与工艺气体相比的富含氧气和一氧化碳的一种或多种气体馏分。提供的是,在形成的低温分离中和/或为了引导至少一个气体馏分,使用具有至少十倍于操作压力水平的爆破压力的一个或多个容器和/或一个或多个导管,并且所述容器或至少一个容器通过所述或至少一个导管连接到一个或多个热交换器,其中在所述或至少一个容器和所述热交换器之间的所述或至少一个导管的总长度不超过所述导管内径的五十倍。相应的设备(100)同样构成本发明主题的一部分。



1. 制备一种或多种烯烃的方法,其中形成含有一种或多种链烷烃的反应输入,并且其中反应输入中存在的一部分链烷烃通过氧化脱氢转化为烯烃以获得工艺气体,其中工艺气体至少含有烯烃、未转化的链烷烃、氧气和一氧化碳,并且其中至少一部分工艺气体经受低温分离,其中在操作压力水平下形成与工艺气体相比的一种或多种富含氧气和一氧化碳的气体馏分,其特征在于:在形成中的低温分离和/或为了引导至少一种气体馏分,使用具有至少十倍于操作压力水平的爆破压力的一个或多个容器和/或一个或多个导管,并且所述容器或至少一个容器通过所述或至少一个导管连接到一个或多个热交换器,其中在所述或至少一个容器和所述热交换器之间的所述或至少一个导管的总长度不超过所述导管内径的五十倍。

2. 根据权利要求1所述的方法,其中热交换器具有防止爆炸传播的配置,所述热交换器连接有所述或至少一个导管,在所述或至少一个容器和所述热交换器之间的所述或至少一个导管总长度不超过所述导管内径的五十倍。

3. 根据权利要求2所述的方法,其中所述热交换器的防止爆炸传播的配置包括使用适合于所述气体馏分的最大槽尺寸。

4. 根据权利要求2或3所述的方法,其中具有防止爆炸传播的配置的热交换器具有至少十倍于操作压力水平的爆破压力。

5. 根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中爆破压力是计算的爆破压力和/或测试压力和/或机械设计压力。

6. 根据权利要求1所述的方法,其中在形成中的低温分离和/或为了引导至少一种气体馏分,使用一个或多个另外的容器和/或一个或多个另外的导管,其中所述容器或至少一个另外的容器通过所述或至少一个另外的导管连接到一个或多个另外的热交换器,其中在所述或至少一个另外的容器和另外的热交换器之间的所述或至少一个另外的导管的总长度超过所述导管内径的五十倍。

7. 根据权利要求6所述的方法,其中所述或至少一个另外的导管具有至少五十倍于工作压力水平的爆破压力,在所述至少一个另外的容器和所述另外的热交换器之间的所述或至少一个另外的导管总长度超过内径的五十倍。

8. 根据权利要求6或7所述的方法,其中所述或至少一个另外的导管包括防爆器,在所述或所述至少一个另外的容器与所述另外的热交换器之间的所述或至少一个另外的导管总长度超过所述内径的五十倍。

9. 根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中至少部分气态的流体通过所述或至少一个导管引导并引入到容器或至少一个容器中,其中在所述容器或至少一个容器中液体与流体分离,并且所述或至少一个导管通向液体液面下方的所述或至少一个容器。

10. 根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中低温分离包括使用包含至少一个取向填料和/或倾倒床的精馏塔。

11. 根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中低温分离包括使用精馏塔,所述精馏塔包括至少一个精馏塔板,所述精馏塔板通过液体和可选的固体内部构件将塔中所含的总气体体积分成彼此分开的多个气体体积。

12. 根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中低温分离包括多次和逐步冷却工艺气体,其中在每次冷却之后将冷凝物与工艺气体分离并且一种气体馏分保留并且将至少部

分气体馏分供应进一步冷却。

13. 根据权利要求12所述的方法, 其中为了分离至少一种冷凝物, 使用所述容器或至少一个容器, 和/或为了供应至少一种气体馏分到进一步冷却, 使用所述或一个导管。

14. 生产一种或多种烯烃的设备(100), 其适于形成含有一种或多种链烷烃的反应输入, 包括反应单元(103), 所述反应单元适于通过氧化脱氢将反应输入中存在的一部分链烷烃转化为烯烃以获得工艺气体, 其中工艺气体至少含有烯烃、未转化的链烷烃、氧气和一氧化碳, 并且包括适于在操作压力水平下形成与工艺气体相比的富含氧气和一氧化碳的一种或多种气体馏分的低温分离, 其特征在于: 在形成的低温分离中和/或为了引导至少一种气体馏分, 设置具有至少十倍于操作压力水平的爆破压力的一个或多个容器和/或一个或多个导管, 并且所述容器或至少一个容器通过所述或至少一个导管连接到一个或多个热交换器, 其中在所述或至少一个容器和所述热交换器之间的所述或至少一个导管的总长度不超过所述导管内径的五十倍。

生产烯烃的方法和系统

技术领域

[0001] 本发明涉及根据独立权利要求前序部分的制备烯烃的方法和相应设备。

背景技术

[0002] 原则上,已知具有2-4个碳原子的链烷烃的氧气化脱氢(ODH)。在ODH中,所述的链烷烃与氧气反应,特别是得到相同碳数的烯烃和水。

[0003] 与用于生产烯烃的已建立方法(例如蒸汽裂化或催化脱氢)相比,ODH可能是有利的。例如,由于所涉及的反应的放热性,没有热力学平衡限制。乙烷、丙烷和正丁烷的形成能 ΔG 分别为-102、-115和-118kJ/mol。ODH可以使用相对低的反应温度。所用催化剂的再生原则上不是必需的,因为氧气的存在允许原位再生。最后,与蒸汽裂化相比,形成了少量无价值的副产物例如焦炭。

[0004] 关于ODH的进一步细节,引用相关技术文献,例如Ivars,F.and López Nieto, J.M.,Light Alkanes Oxidation:Targets Reached and Current Challenges,in: Duprez,D.and Cavani,F. (ed.),Handbook of Advanced Methods and Processes in Oxidation Catalysis:From Laboratory to Industry,London 2014:Imperial College Press,pages 767-834,orGärtner,C.A.et al.,Oxidative Dehydrogenation of Ethane: Common Principles and Mechanistic Aspects,ChemCatChem,vol.5,no.11,2013,pages 3196to 3217.

[0005] 下面特别考虑乙烷的ODH(所谓的ODH-E)描述本发明。然而,所述发明的使用原则上也是可能的并且对于更高级链烷烃如丙烷和丁烷的ODH也是有利的。

[0006] 为了确保催化剂在ODH中的可持续活性,需要在反应器出口处的氧气含量最小以避免催化剂的还原并因此损失其性能。因此通常不可能在反应器中进行完全氧气转化操作。此外,在更高的转化率下,形成可观量的一氧化碳和二氧化碳作为副产物,其类似于剩余的氧气因此存在于来自反应器的工艺气体中,并且在布置在ODH下游的分离步骤中必须从主产物和其他副产物中分离出去。

[0007] 如下文所述,有可能在从较高沸点馏分中分离较低沸点馏分时,特别是一氧化碳和氧气不合需要地经历超出浓度的富集,这是安全问题。

[0008] 本发明的目的是改进相应的方法和设备,以特别是解决在ODH中特别是在ODH-E中的相应分离中富集一氧化碳和氧气的问题。

发明内容

[0009] 在此背景下,本发明提出了一种生产烯烃的方法和具有从属权利要求的特征的相应设备。在每种情况下,实施例是从属权利要求和随后的描述的主题。

[0010] 在本发明的上下文中,物料流、气体混合物等可以富含或贫含一种或多种组分,其中“富”的指示可以表示基于摩尔、重量或体积不低于95%、96%、97%、98%、99%、99.5%、99.9%或99.99%的含量,并且“贫”的指示可表示基于摩尔、重量或体积不超过5%、4%、

3%、2%、1%、0.5%、0.1%或0.01%的含量。如果报告了多个组分,则“富”或“贫”的指示涉及所有组分的总和。如果提及例如“氧气”或“乙烷”,则可以考虑纯气体或富含相应组分的混合物。

[0011] 在本发明的上下文中,物料流、气体混合物等也可以在一种或多种组分中“富集”或“贫化”,其中这些术语基于起始混合物中的含量。当它们含有不少于基于起始混合物的一种或多种组分的1.5倍、2倍、5倍、10倍、100倍或1000倍的含量时,它们为“富集”,当它们含有不超过基于起始混合物的一种或多种组分的含量的0.75倍、0.5倍、0.1倍、0.01倍或0.001倍时,它们为“贫化”。

[0012] 在下文中使用术语“压力水平”和“温度水平”来表征压力和温度,这些旨在表示压力和温度不需要以精确的压力/温度值的形式存在。压力水平或温度水平可以例如在平均值的 $\pm 1\%$ 、 5% 、 10% 、 20% 或 50% 之内。多个压力和温度水平可以表示不相交或重叠的范围。即使当压力和温度由于传输损失或冷却而降低时,例如仍然可以存在相同的压力/温度水平。本文报告的压力水平是绝对压力。

[0013] “精馏塔”在本发明的上下文中是分离单元,其适于至少部分地分馏以气态或液态形式或以具有液体和气体馏分的双相混合物的形式引入的物质混合物,可选地还在超临界中通过精馏,即分别从物质混合物中产生纯物质或至少具有不同组成的物质混合物。精馏塔通常配置为设置有内部构件(例如分离塔板或有序或无序填料)的圆柱形金属容器。精馏塔包括塔底蒸发器。这是一种具有热交换器的装置,该热交换器被加热并适于加热积聚在精馏塔底部的液体馏分,也称为底部液体。借助底部蒸发器,将一部分底部产物连续蒸发并以气态形式再循环到分离区域中。

[0014] 本发明的优点

[0015] 如开头所述,由ODH形成的典型工艺气体不仅包含主产物,例如烯烃(并且通常是在使用某些催化剂时共同形成的羧酸),而且还尤其包含未转化的链烷烃、氧气、一氧化碳和二氧化碳。工艺气体通常还含有水和可选的相对少量的惰性气体。因此,布置在ODH下游的分离必须将副产物从所需的主产物/未转化的链烷烃分离出来。

[0016] 在压缩工艺气体之后,通常也参考附图1进行分离。然后通常通过水急冷至少大部分存在的任何羧酸和存在的水来释放所述工艺气体。接着是用于除去二氧化碳的洗涤步骤。

[0017] 现在仍然含有基本上的烯烃、未转化的链烷烃、氧气和一氧化碳以及少量惰性气体的工艺气体不含残留水并且预冷。然后在随后的低温分离中实现工艺气体的分阶段冷凝。在每种情况下,将剩余的气体馏分供应给下一个冷凝步骤。在低温精馏中分离冷凝物,其中又形成气体馏分和液体馏分。来自低温精馏的气体馏分通常与保留在最后冷凝步骤下游的气体馏分组合以提供另外的气体馏分,即所谓的燃料气体馏分/尾气馏分,并且通常发送到热回收。来自低温精馏的液体馏分经历进一步的分离步骤。

[0018] 燃料气体馏分通常至少包含供应给低温分离的工艺气体中存在的一氧化碳和氧气的主要部分以及比所需烯烃沸点低的其余组分的主要部分。所需的烯烃至少主要从低温精馏转移到液体馏分中,与较高沸点的未转化的链烷烃一起转移。

[0019] 由于低温分离中气体馏分的冷凝/蒸馏衍生的性质,它们在没有任何额外措施的情况下经历氧气和一氧化碳的富集增加。供应给低温分离的典型工艺气体含有例如约

36mol%的乙烷、37mol%的乙烯、20mol%的一氧化碳、4mol%的氧气和1mol%的惰性组分。“惰性组分”在下文中应理解为是指在ODH中不反应或在所用条件下不可冷凝的组分,包括经典惰性气体如氮和氩,但也包括例如同样在ODH中表现出惰性行为的甲烷。在这种情况下,即使在其中工艺气体在约20.4bar下冷却至-53℃的第一冷凝步骤之后,剩余的气体馏分含有约44mol%的一氧化碳和8mol%的氧气。该气体混合物已明显超过爆炸阈值和氧气阈值浓度(见下文)。通常,即使反应器出口处的氧气馏分为3000vppm,也可以得到:在低温精馏中形成的气体混合物分别具有66vol%和13vol%的一氧化碳和氧气馏分。

[0020] (较低)气体的爆炸阈值表示气体混合物中的含量,高于该含量,在同时足够的氧气含量下可能点火/爆炸。对于一氧化碳,所述阈值的含量显著超过10mol%,并且特别是受到在每种情况下考虑的气体混合物中的氢和水的含量的影响。在标准条件下,所述阈值报告为12.5mol%。在ODH下游的典型低温分离中形成的所阐明的气体馏分中,一氧化碳的含量为至少40并且高达70mol%,参考附图2和刚才所述,爆炸阈值因此已明显超过。

[0021] 当超过爆炸阈值时,如果还超过了所谓的氧气阈值浓度,则可能发生爆炸。这表示超过了就可以发生爆炸的氧气含量。换句话说,对于可能的爆炸,必须已经超过爆炸阈值和氧气阈值浓度两者。

[0022] 一氧化碳的氧气阈值浓度极低,约为甲烷的一半,约等于乙烯的氧气阈值浓度。在不同可燃气体组分的混合物中,通常建立中间值。在本例中,即在低温分离中形成的气体混合物,氧气阈值浓度值为约6mol%,条件是不采用进一步的措施。因此原则上可能发生爆炸甚至可能发生爆轰。

[0023] 气体的爆炸阈值可以根据对应于诸如DIN 51649-1或EN 1839的相关标准的标准化方法来确定。在标准条件下,空气中的大量易燃气体和蒸气的爆炸阈值列在广泛的表格工作和数据库中。对于非大气条件并且同样对于不同气体的混合物,可以进行来自已知值的外推或者可以进行基于已知处方的计算。进一步的细节参考技术文献,例如Markus, D., and Maas, U., Die Berechnung von Explosionsgrenzen mit detaillierter Reaktionskinetik, Chemie Ingenieur Technik, vol. 76, no. 3, 2004, 以及其中引用的参考文献。这同样适用于确定氧气阈值浓度。

[0024] 爆炸是一种不受控制的可燃气体混合物的爆燃,具有层流火焰锋。爆炸和爆轰的主要区别在于传播速率。在爆炸中,所述速率低于声速,而在爆轰中所述速率通常明显高于声速。容器中的气体混合物的爆炸和爆轰导致大量的压力增加,这可能导致容器破裂和相应的二次损坏。对于化学计量的空气/烃混合物,可以计算出爆炸期间的最大压力增加10倍。爆轰的影响明显更严重。这里,压力增加系数可以是50或更大。在一定的起动距离和最小的燃料和氧气浓度之后,爆炸可以转变为爆轰。

[0025] 本发明在制备一种或多种烯烃的方法中解决了这些问题,其中形成含有一种或多种链烷烃的反应输入,并且其中存在于反应输入中的一部分链烷烃通过氧化脱氢转化为烯烃而获得工艺气体,其中工艺气体至少含有烯烃、未转化的链烷烃、氧气和一氧化碳,并且其中至少一部分工艺气体经受低温分离,其中在操作压力水平下形成与工艺气体相比的一个或多个富含氧气和一氧化碳的气体馏分,当在形成中的低温分离中和/或为了引导所述或至少一个气体馏分时,使用具有至少十倍于操作压力水平的爆破压力的一个或多个容器和/或一个或多个导管,并借助于下文阐述的其他措施。

[0026] 操作压力水平描述了在常规操作的低温分离中采用的压力水平,例如可以是10至30bar。“爆破压力”在下文中应理解为特别是指例如由材料和构造数据和/或测试压力和/或机械设计压力(用于防爆设计)确定的计算的爆破压力。

[0027] “反应输入”在本发明上下文中是经受ODH的全部气体混合物。这尤其也可以以分开的物料流的形式供应给反应器。例如,可以将含链烷烃物料流和含氧气物料流组合以在所用的反应器中或在反应器的上游提供相应的反应输入。

[0028] 在本发明的上下文中,存在至少一部分容器和导管,其中存在具有高氧气含量和二氧化碳含量的相关气体馏分,因此具有防爆设计。如上所述,在所述气体馏分的爆炸期间,通常发生不大于10倍的压力增加。根据本发明提出的措施确保尽管有相关气体馏分的组成,并且甚至在其爆炸时也不再发生对相应设备的承压部件的损坏和/或不释放相关的气体馏分或其燃烧产物到环境。以这种方式,可以至少部分地避免方法工程措施例如添加惰性化剂或分离装置的配置和防爆器的使用。

[0029] 如上所述,相关的“气体馏分”在此应理解为特别是指与工艺气体相比富含氧气和一氧化碳并且在低温分离中形成的气体混合物。因此,在低温分离的上游形成的气体混合物的流出,例如在水急冷或二氧化碳去除中的,在这种情况下不是气体馏分,因为它不是在低温分离中形成的。特别是在所述冷凝步骤和衍生的冷凝物的下游低温精馏中产生相关的气体馏分。阐明的燃料气体馏分也是在低温分离中形成的气体馏分。

[0030] 从现有技术中已知,为了避免爆炸,例如避免在相关的气体馏分中富集氧气和/或可燃组分,从而连续地监测相关组分的含量。可以丢弃相关的气体馏分和/或可以不太急剧地进行上游分离以避免所述浓度。这导致总产率降低,因为产物被共同丢弃。

[0031] 相反,在本发明的上下文中,防爆设计增加了总产率。在本发明的上下文中,其中存在爆炸性气体馏分的所有容器和/或导管不必是防爆的。也可以限制那些暴露于比其他更高的爆炸风险的容器和/或导管。

[0032] 在长管道和/或容器的情况下(即当可用于爆炸传播并且由管道长度和可选的容器长度构成的自由路线对应于内径的至少50倍时),烃/氧气混合物的爆炸可以转变为爆轰,因为然后存在足够的起爆长度。这特别适用于存在适当的化学计量比(λ 为1,理想混合物)的情况。根据加压系统中石油化学的现有技术,例如通过提供内部构件、引入倾倒床、安装防爆过滤器、实施成束的管道、安装扑灭系统(灰尘)和使用液体幕来防止爆炸转变到爆轰。所有这些解决方案的共同点是,通过高质量结合小间隙宽度和大表面积而停止爆炸。冷却传播的火焰并且理想地最终熄灭。所有这些措施的共同点是小间隙宽度结合大表面积。所有这些措施都会导致资本成本、运营成本和维护成本的增加。

[0033] 在本发明中,通过使相关的导管和/或容器保持足够短来避免爆轰。在这方面特别认识到,所述低温分离中使用的与相关导管连接的热交换器可以配置为防爆器或天生地构成有效的防爆器。因此,根据本发明提供的是,通过所述或至少一个导管,至少一个容器连接到一个或多个热交换器,其中在所述或者至少一个容器和热交换器之间的所述或至少一个导管的总长度不超过所述导管的内径的五十倍。所述导管和/或容器有利地还具有防爆设计,但是由于导管长度减小,有利地不需要产生爆轰阻力。

[0034] 与现有技术相比,本发明特别地可以降低该方法中的稀释度,特别是用低沸点组分如甲烷或氮气稀释。这允许在运行成本和资本成本方面两者优化相应方法的经济性。

[0035] 由于稀释剂形式的压载材料的量减少和产率增加,特别是通过提高该方法的能量效率来实现运行成本。增加的产率同样是由稀释剂的量减少引起的。因为它们以较小的量存在,所以它们的去除导致有价值产品的较低损失。在已知的脱甲烷塔中,即用于除去甲烷和低沸点化合物的分离塔,当需要除去较少量的轻质气体时,这些有价值的产物以较小程度去塔顶。此外,减少了生产规格乙烯所需的相应分离塔底部的分离工作,从而降低了产品污染的风险。这导致了总共更高的产量,同时提高了能量效率并增加了提供给下游方法的安全性。

[0036] 在本发明的上下文中可能的低温分离和所有上游设备部件中显著减小的结构尺寸/体积所带来的资本成本节省,大大超过了根据本发明提出的安全工程保护的额外成本和复杂性。

[0037] 根据本发明配置的方法/相应实施的设备受益于紧凑的方法管理和类似的紧凑构造。这尤其是在低温分离领域中应用的防爆设计并且考虑到长度受限的导管的措施的结果。特别是由于稀释减少,在爆炸危险区域中的质量和体积流量明显低于在现有技术中的,并且防爆设计专门在低温部件进行,所述低温部件中低温和相对高的压力占优势因此与其他设备部件中的相比,体积流量明显更小,因此实现了增加设计压力的小额外成本和复杂性。因此,导管和装置的横截面积相对较小,因此简化了高设计压力的尺寸。根据本发明进行的导管长度的限制进一步改善了紧凑性,并且具有额外的结果,即仅需要针对爆炸而不是爆轰的情况来规定设计压力。

[0038] 总而言之,本发明的使用允许以更有利的方式配置和操作设备的大部件,因为设备的相对小的部件以最大可能的紧凑性和强度实施。当考虑常规设备时,这样的作用过程并不明显,因为不可预见的是,对设备的一个部件进行选择修改可以为整个设备带来如此巨大的技术和经济优势。在开发常规设备中,本领域技术人员希望所有情况下避免在设备的低温高压分离部件中获得爆炸性混合物。

[0039] 因此,当热交换器具有防止爆炸传播的配置时是特别有利的,所述热交换器连接有所述或至少一个导管,在所述或至少一个容器和所述热交换器之间的所述或至少一个导管总长度不超过所述导管内径的五十倍。相应的热交换器可以例如具有防止爆炸传播的配置,当有效槽尺寸保持小时,当例如在传统的内部构件、倾倒床、防爆过滤器等中时,通过高质量结合小槽宽和大表面积而停止爆炸。传播的火焰也在相应的热交换器中冷却并最终熄灭。因此,热交换器的防止爆炸传播的配置也基于使用小槽尺寸结合大表面积。

[0040] 为了选择合适的槽尺寸,本领域技术人员采用例如针对多种气体或气体混合物公布的已知标准槽宽度。标准槽宽是最大宽度为25mm的长槽,其在预定的测试条件下安全地防止仪器中点燃的气体混合物穿过槽点燃位于仪器外部的的气体混合物。相应的标准槽宽度可以容易地转移/转换到用于热交换器的槽尺寸。相应的热交换器有利地是防爆的,即其具有至少为操作压力水平10倍的爆破压力。通过这种方式,爆炸可以在不能转变为爆轰并导致损坏的情况下发生。

[0041] 当引导气体或两相混合物并连接到冷凝物在其中分离的容器的导管进入浸没,即在所需的液面下终止时,进一步特别有利。横向气体因此通过液体起泡,从而将液体防爆器集成到容器中。

[0042] 当塔内部构件实施为定向填料或倾倒床时,从而将防爆器集成到塔功能中,进一

步特别有利。

[0043] 当塔中所含的总气体体积被至少一个精馏塔板分成多个气体体积时,进一步特别有利的是,液体和任选的固体内部构件(例如下导壁)彼此分开,从而整合液体防爆器进入柱功能。这可以例如通过一个或至少一个单流或多流横流精馏塔板来实现。

[0044] 本发明还可以有利地以上述方式使用,当在形成中的低温分离和/或用于引导所述或至少一个气体馏分时,使用一个或多个其他容器和/或一个或多个其它导管,并且所述容器或至少一个其它容器通过所述或至少一个另外的导管连接到一个或多个其它热交换器,但是在所述或至少一个另外的容器和另外的热交换器之间的所述或至少一个另外的导管的总长度是所述导管内径的五十倍以上。特别是在爆炸危险的环境中,相应的导管在这种情况下可以设置有防爆器以防止爆炸的传播和转变为爆轰。相应的导管也可以实施为抗爆轰导管。然后,相应的导管的爆破压力至少是操作压力水平的50倍。

[0045] 在本发明的上下文中,特别是可以使用如上所述的低温分离。因此,低温分离有利地包括多次和逐步冷却工艺气体,其中在每次冷却之后,冷凝物与工艺气体分离并且剩余一种气体馏分并且至少一部分气体馏分供应至进一步冷却。如上所述,在这些气体馏分中,特别是可以发生相应的富集,因此有利地如所述实施包含/引导相应气体馏分的容器和导管。换句话说,为了分离至少一个冷凝物,使用容器或至少一个容器,并且为了将至少一个气体馏分供应到进一步冷却,使用所述或一个导管。

[0046] 本发明同样提供一种用于生产一种或多种烯烃的设备,所述设备适于形成含有一种或多种链烷烃的反应输入,包括适于通过氧气化脱氢将存在于反应物中的一部分链烷烃转化为烯烃而获得工艺气体的反应单元,其中工艺气体至少含有烯烃、未转化的链烷烃、氧气和一氧化碳,并且包括低温分离,所述低温分离适于在操作压力水平下形成与工艺气体相比的一个或多个富含氧气和一氧化碳的气体馏分。

[0047] 这种设备具有以下特性:在用于形成的低温分离中和/或为了引导所述或至少一个气体馏分,设置爆破压力至少为操作压力水平的十倍的一个或多个容器和/或一个或多个导管,并且容器或至少一个容器通过所述或至少一个导管连接到一个或多个热交换器,其中在所述或者至少一个容器和所述热交换器之间的所述或至少一个导管的总长度不超过所述导管内径的五十倍。

[0048] 对于相应设备的特征和优点,参考上述关于该方法的特征和优点的阐述。特别地,这种设备适于执行根据上文阐述的具体实施例的方法,并包括适合于此的装置。在这方面,也参考了上述暗示。

[0049] 下面参考附图更具体地阐述本发明,附图特别示出了本发明的优选实施例。

附图说明

[0050] 图1说明了根据本发明一个实施例的用于生产烯烃的设备。

[0051] 图2说明了根据本发明一个实施例的用于生产烯烃的设备中的精馏单元。

具体实施方式

[0052] 在附图中,后面功能上或结构上等同的元件用相同的附图标记表示,并且为了简单起见,不再重复阐述。当下面描述设备部分时,关于这些的阐述也相应地适用于借助这些

设备部分实施的方法步骤,反之亦然。

[0053] 在图1中,示出了以极大简化的设备图的形式生产根据本发明的一个实施方案的烯烃的设备,并统称为100。尽管下面描述了用于乙烷的ODH (ODH-E) 的设备100,但如所述,本发明也适用于高级烃的ODH。在这种情况下,下面的阐述相应地适用。

[0054] 在设备100中,将以物料流a形式的分离输入供应到具有例如一个或多个精馏塔的精馏单元101并经受精馏。在所描述的实例中,分离输入至少含有乙烷和高级烃,特别是相应的高级链烷烃。还可以向精馏单元101提供一个或多个另外的分离输入,例如这里示出的物料流b,并且在下面更具体地阐述。

[0055] 在精馏单元101中,分离输入单独或与另外的分离输入一起经受精馏,以获得含有乙烷但贫含高级烃的气体混合物。气体混合物以物料流c的形式取出并供应给预热单元102。在预热单元102中,预热气体混合物,其中在所描绘的实例中,也向预热单元102供应水或蒸汽流d。还可以供应其他物料流,如此处以物料流b的形式示出。在精馏单元101中进一步获得的是主要地或仅含有高级烃的组分混合物。所述混合物未明确显示。

[0056] 从预热单元102流出的物料流e供应到反应单元103以形成反应输入。由于其使用来自精馏单元101的分离产物而形成,反应输入含有乙烷但贫含高级烃。反应输入可进一步含有一种或多种稀释剂,例如水或惰性气体和其他组分。这些也可以以其他物料流(未示出)的形式供应给反应单元103。

[0057] 在所描绘的实例中,向反应单元103供应含氧气物料流f。这可以使用空气分离设备104来提供。为此,向空气分离设备104供应气流g。含氧气物料流f可以是基本上纯的氧气,但是根据空气分离设备104的操作,也可以存在氮和惰性气体的馏分。以这种方式,同样可以供应稀释剂。

[0058] 从反应单元103流出的是工艺气流h形式的工艺气体,其包含在反应单元103中通过反应输入中的一部分乙烷的ODH形成的乙烯。产物混合物还含有在反应单元103中的ODH期间同样由乙烷形成的乙酸、水、一氧化碳、二氧化碳、未转化的氧气和稀释剂以及如果在反应单元103中添加或预先形成的其他化合物。

[0059] 应当理解,反应单元103可以包括一个或者例如并行操作的多个反应器。在后一种情况下,向这些反应器各自供应相应的反应输入,其可具有相同或不同的组成,以及相应的含氧气物料流f,并且在每种情况下形成相应的工艺气流h。后者可以例如组合并作为工艺气体一起供应给下面阐述的单元。

[0060] 将工艺气体转移到急冷装置104中,在急冷装置104中例如在骤冷塔中,可使其与急冷水或合适的水溶液接触。在急冷单元104中,特别是冷却工艺气体,并且在反应单元103中形成的乙酸被从工艺气体中洗掉。载有乙酸的工艺水以物料流i的形式从急冷单元104流出,工艺气体至少基本上没有以物料流k的形式从急冷单元104流出的乙酸。

[0061] 在可选的乙酸回收装置105中,从载有乙酸的工艺水中分离出乙酸作为冰醋酸,其作为物料流l从设备100排出。同样在乙酸回收单元105中回收的纯工艺水可以以先前阐述的物料流d的形式供应到预热单元102。供应给反应器的工艺水也可以部分或完全以外部供应的淡水的形式提供。不再可用或不需要的水可以从设备100排出并以废水流m的形式供应给废水处理。

[0062] 以物料流k的形式存在并且至少基本上不含乙酸的工艺气体在压缩单元106中被

压缩至合适的压力水平,例如15至25巴,并且以压缩物料流n的形式供应给胺洗涤单元107。其中洗去的特别是工艺气体中存在的二氧化碳的部分。在胺再生之后,洗出的二氧化碳可以以物料流q的形式从设备中排出。这样部分地除去了二氧化碳的工艺气体以物料流o的形式转移到碱液洗涤单元108中,并进一步纯化其中的二氧化碳。在碱液洗涤单元108中产生的是废碱液,其以物料流p的形式可转移到废碱液处理单元109中并最终从设备100排出。

[0063] 在碱液洗涤单元108中进一步纯化的工艺气体以物料流r的形式转移到预冷却和干燥单元110中,在预冷却和干燥单元110中,其可以特别地不含残留水。干燥的工艺气体以物料流s的形式转移到低温单元111中,随后以一个或多个物料流t的形式的进一步冷却形式转移到脱甲烷单元112。在低温单元111和脱甲烷单元112中,沸点低于乙烯的组分,特别是一氧化碳和氧气,从工艺气体中分离出来,其中其余部分保持冷凝形式。如果工艺气体含有在反应单元103中的ODH期间作为副产物形成的高级烃,则它们同样转化为冷凝物。

[0064] 沸点低于乙烯的分离组分以一种或多种物料流u的形式通过低温单元111以及预冷却和干燥单元110再循环,其中可选地与进一步相应的物料流组合,用于冷却目的并且从设备100排出。如果需要,将具有两个和可选地更多碳原子的烃以物质流v的形式供应到氢化单元113,其中特别是在反应单元103中的ODH期间同样形成为副产物的乙炔可以氢化。在氢化之后,将现在称为w的物料流转移到乙烯去除单元114中。在图2中更具体地示出了可用的低温单元111和可用的脱甲烷单元112的细节。

[0065] 在乙烯去除单元114中,乙烯至少在很大程度上与其他组分分离,并且在乙烯冷却单元115中使用之后,以物料流x的形式可以以气态形式从设备100排出。剩余的组分,主要是乙烷和可选的高级烃,以物料流y的形式取出。如果其中存在高级烃,则它们有利地以前述物料流b的形式再循环到反应单元中。可以实现该物料流b的可选后处理。

[0066] 图2显示了根据本发明一个实施例的用于生产烯烃的设备中的低温单元和脱甲烷单元。低温单元和脱甲烷单元可以例如用于如图1所示的设备100中,因此在其中总结为111和112。此处还示出了先前在图1中描绘的物料流s、t、u和v。对各个元件的描述不是实际定位,也不是实际比例。

[0067] 部分冷凝的工艺气体以物料流s的形式供应到低温单元111。工艺气体的气态部分连续地穿过热交换器1至3,并在其中冷却至更低的温度水平。为此目的,用乙烯流(如虚线所示)冷却热交换器1至3(热交换器1中的高压乙烯、热交换器2中的中压乙烯、热交换器3中的低压乙烯)。另外用于冷却的是物料流u,其在所描述的实例中包含比乙烷沸点低、或更普遍地比在低温单元111和脱甲烷单元112中分离出的具有N个碳原子的链烷烃沸点低的工艺气体的组分。

[0068] 在热交换器1至3的下游,在每种情况下通过在热交换器1至3中冷却形成的工艺气体/两相混合物在每种情况下转移到分离器4至6中,其中在每种情况下冷凝物从工艺气体分离。将冷凝物引入脱甲烷单元112(即所谓的脱甲烷塔)的精馏塔7,在对应于它们的物质组成的高度。此外,预冷却中的预先冷凝的方法流s的馏分直接引入精馏塔7中。还可以实现在引入之前分离方法流的液体和气体部分。

[0069] 例如使用丙烷加热精馏塔7的底部蒸发器8,例如使用低压乙烯冷却塔顶冷凝器9。操作精馏塔7使得沸点低于乙烯的组分主要在其顶部经历富集,而较重的化合物在其底部经历富集。以这种方式,部分物料流u可以从精馏塔7的顶部取出,并且物料流v可以从精馏

塔7的底部取出。在分离器6中以气态形式保留的工艺气体馏分同样可用于形成物料流u。

[0070] 下面的表1和2描述了图2中所示的在低温单元111和脱甲烷单元112的位置201至211处选择的物料流的典型参数,例如在不提供如上所述的其他气体的情况下获得的。

[0071] 以物料流s形式引入的工艺气体在所描述的实例中在位置201不仅包括表2中报告的一氧化碳和氧气的含量,还包括36mol%的乙烷,37mol%的乙烯和1mol%的氩气。在位置211处从精馏塔7顶部取出的气体混合物中含有的不仅是表2中报告的一氧化碳和氧气的含量,还有10mol%的乙烯和4mol%的氩气。报告的值是典型的说明性值。

[0072] 表1

[0073]

位置	压力	温度
201	20.4bar	-31℃
202	20.2bar	-53℃
205	19.9bar	-76℃
208	19.7bar	-97℃
211	18.8bar	-97℃

[0074] 表2

[0075]

位置	一氧化碳	氧气	通量
201	20mol%	4mol%	3t/h
203	44mol%	8mol%	1.2t/h
204	3.8mol%	0.8mol%	1.2t/h
206	62mol%	11mol%	0.8t/h
207	5mol%	1.3mol%	0.4t/h
209	72mol%	13mol%	0.7t/h
210	8mol%	2mol%	0.1t/h
211	64mol%	13mol%	2.6t/h

[0076] 从表2中可以明显看出,如上所述,在不提供其他气体的情况下,氧含量达到一个值,该值在存在一氧化碳的情况下已经在位置203处提供了爆炸性混合物。

[0077] 本发明提供了,在形成中的低温分离和/或为了引导至少一个气体馏分,使用具有至少为操作压力水平的十倍的爆破压力的一个或多个容器和/或一个或多个导管。这种导管可以是例如容器4至6和在位置201至211处的导管,如上所述,可以引导爆炸性气体混合物。精馏塔7有利地同样具有防爆设计。

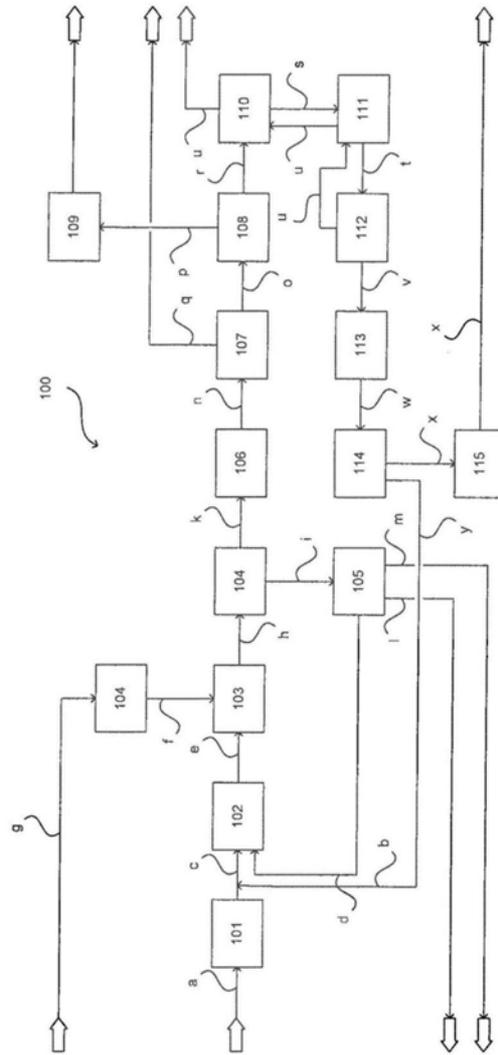


图1

