



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 1993305 B

(45) 授权公告日 2010.09.22

(21) 申请号 200580026814.1

(22) 申请日 2005.05.09

(30) 优先权数据

10/882,722 2004.07.01 US

(85) PCT申请进入国家阶段日

2007.02.07

(86) PCT申请的申请数据

PCT/US2005/016073 2005.05.09

(87) PCT申请的公布数据

W02006/007060 EN 2006.01.19

(73) 专利权人 埃克森美孚化学专利公司

地址 美国得克萨斯

(72) 发明人 K·H·屈希勒尔 P·A·卢基斯卡

J·L·布林恩

(74) 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商标事务所 11038

代理人 邓毅

(51) Int. Cl.

C07C 11/04 (2006.01)

C07C 1/20 (2006.01)

C07C 11/06 (2006.01)

(56) 对比文件

US -20030130555 A1, 2003.07.10, 全文.

US -6403854 B1, 2002.06.11, 全文.

审查员 杨永明

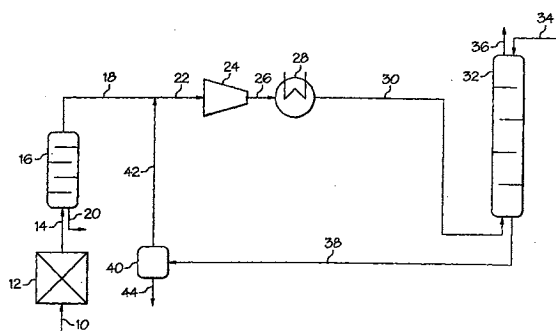
权利要求书 4 页 说明书 24 页 附图 3 页

(54) 发明名称

制备烯烃的方法

(57) 摘要

一种制备烯烃的方法,包括:由含氧化合物到烯烃的反应提供蒸汽产品流,该蒸汽产品流包含 C_2-C_4 烯烃、 C_2-C_6 羰基化合物和水。将该蒸汽产品流冷却以提供包含不超过 10wt% 水的第一蒸汽流出物流,和富含液态水的物流。将第一蒸汽流出物流和第一清洗闪蒸蒸汽流从第一压力压缩至大于所述第一压力的第二压力,以形成第二蒸汽流出物流,然后将其冷却以形成至少部分为汽态的冷却的第二流出物流。在大于第一压力但不大于第二压力的第三压力下用含有液态醇的物流将冷却的第二流出物流的至少一部分清洗,以制得包含 C_3 和 C_4 烯烃的清洗液流以及比第一蒸汽流出物流含有更少的 C_2-C_6 羰基化合物的清洗蒸汽流。将清洗液流暴露于至少为第一压力但小于第三压力的压力下以形成第一清洗闪蒸液流和第一清洗闪蒸蒸汽流,将该第一清洗闪蒸蒸汽流与第一蒸汽流出物流一起提供用于压缩。



1. 一种制备烯烃的方法,其包括:

(a) 由含氧化合物到烯烃的反应提供蒸汽产品流,所述蒸汽产品流包含 C_2 - C_4 烯烃、 C_2 - C_6 羰基化合物和水;

(b) 将所述蒸汽产品流冷却以提供包含不超过 10wt% 水的第一蒸汽流出物流,和富含液态水的物流;

(c) 将第一蒸汽流出物流和第一清洗闪蒸蒸汽流从第一抽吸压力压缩至大于所述抽吸第一压力的第二压力,以形成第二蒸汽流出物流;

(d) 将第二蒸汽流出物流冷却以形成至少部分为汽态的冷却的第二流出物流;

(e) 在大于第一抽吸压力但不大于第二压力的第三压力下用含有液态醇的物流将冷却的第二流出物流的至少一部分清洗,以制得包含 C_3 和 C_4 烯烃的清洗液流以及清洗蒸汽流,所述清洗蒸汽流具有比第一蒸汽流出物流更低的 C_2 - C_6 羰基化合物含量;和

(f) 将清洗液流暴露于至少为第一抽吸压力但小于第三压力的压力下以形成第一清洗闪蒸液流和所述第一清洗闪蒸蒸汽流,将所述第一清洗闪蒸蒸汽流提供用于压缩 (c);

其中在 (b) 中制得的所述第一蒸汽流出物流处于 1psig-100psig (108-790kPa) 的初始压力下;并且其中所述第一抽吸压力低于在 (b) 中制得的所述第一蒸汽流出物流的压力不超过 40psi (275kPa)。

2. 权利要求 1 的方法,其中所述冷却 (b) 在间接热交换器中或者在直接接触骤冷装置中进行。

3. 权利要求 1 或权利要求 2 的方法,其中第一蒸汽流出物流包含 0.5-5wt% 的所述羰基化合物。

4. 任一项前述权利要求的方法,其中第一蒸汽流出物流的温度为 70°F (21°C)- 120°F (49°C)。

5. 任一项前述权利要求的方法,其中所述第二压力为 50psig (445kPa)-350psig (2514 kPa)。

6. 任一项前述权利要求的方法,其中所述冷却 (d) 制得了温度为 70°F (21°C)- 120°F (49°C) 的所述冷却的第二流出物流。

7. 任一项前述权利要求的方法,其中在所述清洗 (e) 中使用的所述含有液态醇的物流包含甲醇。

8. 任一项前述权利要求的方法,其中所述清洗 (e) 中的温度为 80°F (27°C)- 120°F (49°C)。

9. 任一项前述权利要求的方法,其中所述第三压力为 50psig (445kPa)-350psig (2514 kPa)。

10. 任一项前述权利要求的方法,其中所述清洗液流包含 1wt% -50wt% 的 C_3 和 C_4 烯烃。

11. 任一项前述权利要求的方法,其中在暴露 (f) 中采用的压力为 1psig-100psig (108-790kPa)。

12. 任一项前述权利要求的方法,其中在暴露 (f) 中采用的温度为 40°F (4°C)- 120°F (49°C)。

13. 任一项前述权利要求的方法,其中冷却 (d) 制得了冷却的第二蒸汽流出物流和第

二液态流出物流,在(e)中将所述冷却的第二蒸汽流出物流蒸汽清洗,并且将所述第二液态流出物流暴露于至少为第一抽吸压力并且不大于第三压力的压力下以形成第二清洗闪蒸液流和第二清洗闪蒸蒸汽流,还将所述第二清洗闪蒸蒸汽流提供用于所述压缩(c)。

14. 权利要求13的方法,其中暴露(f)在容器中进行,并且还将第二液态流出物流引入所述容器以提供作为用于压缩(c)的共同物流的第一和第二清洗闪蒸蒸汽流以及作为共同物流的第一和第二清洗闪蒸液流。

15. 权利要求14的方法,其中还将第一蒸汽流出物流引入在(f)中使用的容器,由此提供作为用于压缩(c)的共同物流的第一蒸汽流出物流以及第一和第二清洗闪蒸蒸汽流。

16. 权利要求13的方法,其中冷却(b)和暴露(f)在同一装置中进行,并且还将第二液态流出物流提供到所述装置中以提供作为用于压缩(c)的组合物流的第一流出物流、第一清洗闪蒸蒸汽流和第二清洗闪蒸蒸汽流,以及作为共同物流的富含液态水的物流及第一清洗闪蒸液流和第二清洗闪蒸液流。

17. 任一项前述权利要求的方法,其中冷却(b)和暴露(f)在同一装置中进行,以提供作为用于压缩(c)的共同物流的第一蒸汽流出物流和第一清洗闪蒸蒸汽流,以及作为共同物流的富含液态水的物流和第一清洗闪蒸液流。

18. 一种制备烯烃的方法,其包括:

(a) 由含氧化合物到烯烃的反应提供蒸汽产品流,所述产品包含 C_2-C_4 烯烃、 C_2-C_6 羰基化合物和水;

(b) 将所述蒸汽产品流冷却以提供处于第一压力下并且包含不超过 10wt% 水的第一蒸汽流出物流,和富含液态水的物流;

(c) 将第一蒸汽流出物流从不大于所述第一压力的第一抽吸压力压缩至大于所述第一压力的中间压力,以形成中间流出物流;

(d) 将中间流出物流冷却以形成中间流出物蒸汽流和中间流出物液流;

(e) 将中间流出物蒸汽流从不大于所述中间压力的中间抽吸压力压缩至大于所述中间压力的第二压力,以形成第二流出物流;

(f) 将第二流出物流冷却以形成至少部分为蒸汽的冷却的第二流出物流;

(g) 在大于中间抽吸压力但不大于第二压力的第三压力下在汽-液接触装置中用含有液态醇的物流将冷却的第二流出物流的至少一部分清洗,以制得包含 C_3 和 C_4 烯烃的清洗液流以及清洗蒸汽流,所述清洗蒸汽流具有比第一蒸汽流出物流更低的 C_2-C_6 羰基化合物含量;和

(h) 将清洗液流的至少一部分暴露于至少为第一抽吸压力并且小于第三压力的压力下以形成第一清洗闪蒸液流和第一清洗闪蒸蒸汽流,将所述第一清洗闪蒸蒸汽流与第一蒸汽流出物流一起提供用于压缩(c),或者与中间流出物蒸汽流一起提供用于压缩(e),或者用于两者;

其中所述第一压力为 1psig-100psig(108-790kPa)。

19. 权利要求18的方法,其中所述中间压力至少为 5psig(135kPa) 并且不大于 350psig(2514kPa)。

20. 权利要求18-19任一项的方法,其中所述第二压力至少为 100psig(790kPa) 并且不大于 350psig(2514kPa)。

21. 权利要求 18-20 任一项的方法,其中所述第三压力至少为 100psig(790kPa) 并且不大于 350psig(2514kPa)。

22. 权利要求 18-21 任一项的方法,其中在暴露 (h) 中采用的压力为 1psig-350psig(108-2514kPa)。

23. 权利要求 18-22 任一项的方法,其中将所述中间流出物液流暴露于至少为第一抽吸压力并且小于中间压力的压力下以提供中间闪蒸蒸汽流出物流和中间闪蒸液态流出物流,并且将所述中间闪蒸蒸汽流出物流提供用于压缩至不大于所述中间压力的压力下。

24. 权利要求 23 的方法,其中将所述中间闪蒸蒸汽流出物流与所述第一蒸汽产品流出物流一起提供用于所述压缩 (c)。

25. 权利要求 24 的方法,其中所述中间流出物液流的暴露在容器中进行,并且还将所述第一蒸汽产品流引入所述容器以提供作为用于所述压缩 (c) 的共同物流的中间闪蒸蒸汽流出物流和第一蒸汽产品流。

26. 权利要求 18-25 任一项的方法,其中冷却 (f) 制得了冷却的第二蒸汽流出物流和第二液态流出物流,将所述冷却的第二蒸汽流出物流提供用于清洗 (g),并且将所述第二液态流出物流暴露于至少为第一抽吸压力并且不大于第三压力的压力下以形成第二清洗闪蒸液流和第二清洗闪蒸蒸汽流,还将所述第二清洗闪蒸蒸汽流与第一流出物流一起提供用于所述压缩 (c),或者与中间流出物蒸汽流一起提供用于所述压缩 (e),或者用于两者。

27. 权利要求 26 的方法,其中将所述第二液态流出物流暴露于至少为中间抽吸压力的压力下,并且将所述第二清洗闪蒸蒸汽流与中间流出物蒸汽流一起提供用于所述压缩 (e)。

28. 权利要求 18-27 任一项的方法,其中在 (h) 中将清洗液流暴露于至少为中间抽吸压力的压力下,并且将所述第一清洗闪蒸蒸汽流与中间流出物蒸汽流一起提供用于所述压缩 (e)。

29. 权利要求 18-28 任一项的方法,其中暴露 (h) 在容器中进行,并且还将第二液态流出物流引入所述容器以提供作为用于所述压缩 (c) 或所述压缩 (e) 或这两者的共同物流的第一清洗闪蒸蒸汽流和第二清洗闪蒸蒸汽流,并且提供作为共同物流的第一清洗闪蒸液流和第二清洗闪蒸液流。

30. 权利要求 29 的方法,其中还将来自 (d) 的冷却的中间流出物流引入容器以提供作为用于所述压缩 (e) 的共同物流的第一清洗闪蒸蒸汽流和第二清洗闪蒸蒸汽流以及中间流出物蒸汽流,以及作为共同物流的第一清洗闪蒸液流和第二清洗闪蒸液流及中间流出物液流。

31. 一种制备烯烃的方法,其包括:

(a) 由含氧化合物到烯烃的反应提供蒸汽产品流,所述产品包含 C_2-C_4 烯烃、 C_2-C_6 羰基化合物和水;

(b) 将所述蒸汽产品流冷却以提供处于第一压力下并且包含不超过 10wt% 水的第一蒸汽流出物流,和富含液态水的物流;

(c) 将第一蒸汽流出物流和中间流出物液流引入第一容器以形成闪蒸蒸汽增加的第一流出物流和第一容器液流;

(d) 将闪蒸蒸汽增加的第一流出物流压缩至中间压力,以形成中间流出物流;

(e) 将中间流出物流冷却并且将所述冷却的中间流出物流与第二液态流出物流和清洗

液流一起引入第二容器,以形成中间流出物蒸汽流和所述中间流出物液流;

(f) 将中间流出物蒸汽流压缩至大于所述中间压力的第二压力,以形成第二流出物流;

(g) 将第二流出物流冷却并且将所述冷却的第二流出物流引入第三容器,以形成冷却的第二蒸汽流出物流和所述第二液态流出物流;和

(h) 在大于中间压力但不大于第二压力的第三压力下在汽-液接触装置中用含有液态醇的物流将冷却的第二蒸汽流出物流清洗,以制得包含 C_3 和 C_4 烯烃的所述清洗液流以及清洗蒸汽流,所述清洗蒸汽流具有比第一流出物流更低的 C_2 - C_6 羰基化合物含量;

其中所述第一压力为 1psig-100psig(108-790kPa)。

32. 权利要求 31 的方法,其中所述中间压力至少为 40psig(376kPa) 并且不大于 350psig(2514kPa)。

33. 权利要求 31-32 任一项的方法,其中所述第二压力至少为 100psig(790kPa) 并且不大于 350psig(2514kPa)。

34. 权利要求 31-32 任一项的方法,其中所述第三压力至少为 100psig(790kPa) 并且不大于 350psig(2514kPa)。

制备烯烃的方法

发明领域

[0001] 本发明涉及一种制备烯烃,特别是乙烯和 / 或丙烯的方法。

[0002] 发明背景

[0003] 传统上通过催化裂化或蒸汽裂化方法由石油原料制备烯烃。这些裂化方法尤其是蒸汽裂化由多种烃原料制得轻质烯烃例如乙烯和 / 或丙烯。乙烯和丙烯是可用于制备塑料和其它化合物的多种方法中的重要的日用石化产品。

[0004] 含氧化合物 (oxygenate) 尤其是醇可转化为轻质烯烃在石油化学工业中已被公知了一段时间。有许多技术可用于制备含氧化合物,这包括得自于天然气的合成气、石油液体或碳质材料包括煤、回收的塑料、城市废物或任何其它有机材料的发酵或反应。一般而言,合成气的制备涉及到将大部分为甲烷的天然气以及氧气源燃烧反应成氢气、一氧化碳和 / 或二氧化碳。其它公知的合成气制备方法包括常规的蒸汽转化、自热转化,或其组合。

[0005] 用于将含氧化合物例如甲醇转化成一种或多种烯烃,主要是乙烯和 / 或丙烯的优选方法涉及到将原料与通常包含分子筛催化剂的催化剂组合物接触。由该方法制得的流出物是包含所需的轻质烯烃、未转化的含氧化合物、含氧化合物副产物、较重的烃和大量水的复合混合物。对于该方法的总效率和成本有效性而言,将该混合物分离并且精制以回收轻质烯烃和其它有价值的副产物是关键。特别地,重要的是使精制方案制得基本不含可能负面影响下游工艺的杂质的产品。

[0006] 例如,存在于来自含氧化合物转化过程的流出物中的某些含氧化合物组分特别是醛和酮可能在烯烃回收操作中和在将 C_4+ 烃送入并且反应的衍生物制备过程中造成问题。因此需要确保该流出物精制方案有效地将醛和酮从烯烃和 C_4+ 烃组分中除去同时将有产品的损失最小化。

[0007] 美国专利 No. 6, 303, 841 和 2002 年 1 月 17 日公开的美国专利申请公开物 No. 2002/0007101 披露了一种由含氧化合物制备乙烯的方法,其中在多级压缩机中将含氧化合物转化流出物流压缩至 1050-2860kPa(150-400psia),优选 1750-2450kPa(250-350psia) 的压力,用甲醇然后用水将其清洗以除去未反应的含氧化合物,然后将其与苛性物质接触以除去二氧化碳。将二氧化碳耗尽的物流用固体干燥剂干燥并且通入脱乙烷塔区以提供包含氢气、甲烷、乙烯和乙烷的轻质烃进料流,以及包含丙烯、丙烷和 C_4+ 烯烃的脱乙烷流。将该轻质烃流通入在大于 45°C 的温度下工作的脱甲烷塔区,以提供包含乙烯和乙烷的塔底物流以及包含氢气、甲烷和乙烯的塔顶物流。将该塔底物流送入 C_2 分离器区以制得乙烯产品流和乙烷流,而将该塔顶物流送入变压吸附区以除去氢气和甲烷并且制得与含氧化合物转化流出物流结合的含乙烯的物流。

[0008] Miller 等的美国专利 Nos. 6, 403, 854 和 6, 459, 009 披露了一种将含氧化合物转化成轻质烯烃的方法,其中以两步法将反应器流出物用含水流骤冷以有助于将烃气体从任何夹带的催化剂细粒中分离以及除去水和任何重质副产物例如 C_6+ 烃。在其中将反应器流出物引入骤冷塔以上的位置处将从骤冷塔底部排出的一部分废水流再循环到骤冷塔。将来自骤冷塔的蒸汽产品流压缩、通入吸附区以选择性地除去含氧化合物,然后通入苛性清洗区

以除去二氧化碳。将所得的不含二氧化碳的轻质烯烃流通入干燥器区以除去水,并且通入常规的轻质烯烃回收区。

[0009] 2003 年 7 月 10 日公开的美国专利申请公开物 No. 2003/0130555 披露了一种将氧化的烃从来自含氧化合物到转化烯烃反应的烯烃产品中分离的方法。最初将该产品送入冷却装置例如骤冷塔,从其中将冷却的烯烃产品作为烯烃蒸汽流分离。可以将含水的塔底物流通过用于冷却的热交换器回收和 / 或将其从冷却装置除去送到第一分离器例如蒸馏塔,以提供具有降低的水含量的氧化烃产品和剩余的水作为塔底产物。将烯烃蒸汽流压缩到至少 30psia (207kPa), 优选 100-500psia (689-3447kPa), 并且导入第二分离器, 该分离器提供烯烃蒸汽产品和含有液态氧化烃的物流。然后可以将含有液态氧化烃的物流与含水的塔底物流结合或者直接加入第一分离器, 以提供从第一分离器中回收的、水含量降低的并且可用作含氧化合物反应过程的燃料或助进料的氧化烃产品。在压缩步骤之前或之后, 可以在 40-200 °F (4-93°C), 优选 80-120 °F (27-49°C) 的温度下用甲醇和 / 或水将烯烃蒸汽清洗。

[0010] 所有上述参考文献以它们的整体在此引入作为参考。

[0011] 发明概述

[0012] 在一个方面中, 本发明在于一种制备烯烃的方法, 其包括:

[0013] (a) 由含氧化合物到烯烃的反应提供蒸汽产品流, 所述蒸汽产品流包含 C₂-C₄ 烯烃、C₂-C₆ 羰基化合物和水;

[0014] (b) 将所述蒸汽产品流冷却以提供包含不超过 10wt% 水的第一蒸汽流出物流, 和富含液态水的物流;

[0015] (c) 将第一蒸汽流出物流和第一清洗闪蒸蒸汽流从第一抽吸压力压缩至大于所述第一抽吸压力的第二压力, 以形成第二蒸汽流出物流;

[0016] (d) 将第二蒸汽流出物流冷却以形成至少部分为汽态的冷却的第二流出物流;

[0017] (e) 在大于第一抽吸压力但不大于第二压力的第三压力下用含有液态醇的物流将冷却的第二流出物流的至少一部分清洗, 以制得包含 C₃ 和 C₄ 烯烃的清洗液流以及清洗蒸汽流, 所述清洗蒸汽流具有比第一蒸汽流出物流更低的 C₂-C₆ 羰基化合物含量; 和

[0018] (f) 将清洗液流暴露于至少为第一抽吸压力但小于第三压力的压力下以形成第一清洗闪蒸液流和所述第一清洗闪蒸蒸汽流, 将所述第一清洗闪蒸蒸汽流提供用于所述压缩 (c)。

[0019] 基化合物。在其它的选择方案中, 在第一蒸汽流出物流中有超过 5wt% 例如不超过 2wt% 的水, 而在另一些中有至少 0.1wt% 并且不大于 5wt% 的水。

[0020] 便利地, 在 (b) 中制得的所述第一蒸汽流出物流处于 1psig-100psig (108-790kPa), 例如 5psig-80psig (135-653kPa), 例如 10psig-30psig (170-308kPa) 的初始压力下。有利地, 所述第一抽吸压力低于所述初始压力不超过 40psi (275kPa), 例如不超过 30psi (206kPa), 例如低于所述初始压力不超过 20psi (138kPa) 或不超过 10psi (69kPa)。

[0021] 便利地, 第一流出物流的温度至少为 70° F (21°C) 例如至少 80° F (27°C), 并且通常不超过 120° F (49°C), 例如不超过 110° F (43°C), 例如不超过 100° F (38°C)。

[0022] 便利地, 所述第二压力不大于 350psig (2514kPa), 例如不大于 200psig (1480kPa),

例如不大于 170psig(1273kPa),并且至少为 50psig(445kPa),例如至少 100psig(790kPa),例如至少 140psig(1066kPa)。

[0023] 便利地,所述冷却 (d) 制得了温度至少为 70° F(21℃),例如至少 80° F(27℃),例如至少 90° F(32℃) 并且通常不超过 120° F(49℃),例如不超过 110° F(43℃),例如不超过 100° F(38℃) 的所述第二流出物流。

[0024] 便利地,在清洗 (e) 中使用的所述含醇液流包含甲醇和 / 或乙醇,优选甲醇。

[0025] 便利地,所述清洗 (e) 中的温度至少为 70° F(21℃),更特别地至少为 80° F(27℃),例如至少 90° F,并且通常不超过 120° F(49℃),例如不超过 110° F(43℃),例如不超过 100° F(38℃)。

[0026] 便利地,所述第三压力不大于 350psig(2514kPa),例如不大于 200psig(1480kPa),例如不大于 170psig(1273kPa),并且至少为 100psig(790kPa),例如至少 140psig(1066kPa);例如所述第三压力为 50psig(445kPa)-350psig(2514kPa),优选 100psig(790kPa)-200psig(1480kPa)。

[0027] 便利地,在暴露 (f) 中采用的压力为 1psig-340psig(108-2444kPa),更特别地为 5psig-200psig(135-1480kPa),包括 5psig-100psig(135-790kPa),例如 5psig-80psig(135-653kPa),例如 10psig-30psig(170-308kPa);又如在暴露 (f) 中采用的压力为 1psig-100psig(108-790kPa)。

[0028] 便利地,在暴露 (f) 中采用的温度至少为 40° F(4℃),例如至少 60° F(16℃),并且通常不超过 120° F(49℃),更特别地不超过 110° F(43℃),例如不超过 100° F(38℃),例如不超过 80° F(27℃)。

[0029] 便利地,所述清洗液流在该清洗液流中包含至少 1wt% 并且不大于 50wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃。术语“C₃ 和 C₄ 烯烃”在这里是指 C₃ 和 C₄ 烯烃的总和。

[0030] 在另一个实施方案中,蒸汽产品流进一步包含 C₅ 烯烃并且清洗液流也包含 C₅ 烯烃。便利地,清洗液在该清洗液流中包含至少 1wt% 并且不大于 60wt% 的 C₃-C₅ 烯烃。术语“C₃-C₅ 烯烃”在这里是指 C₃、C₄ 和 C₅ 烯烃的总和。

[0031] 在一个实施方案中,冷却 (d) 制得了冷却的第二蒸汽流出物流和第二液态流出物流,将所述冷却的第二蒸汽流出物流蒸汽进行清洗 (e),并且将所述第二液态流出物流暴露于至少为第一抽吸压力并且不大于第三压力的压力下以形成第二清洗闪蒸液流和第二清洗闪蒸蒸气流,还将所述第二清洗闪蒸蒸气流提供用于压缩 (c)。便利地,在第二液态流出物流的暴露中采用的温度至少为 40° F(4℃),例如至少 60° F(16℃),并且通常不超过 120° F(49℃),更特别地不超过 110° F(43℃),例如不超过 100° F(38℃),例如不超过 80° F(27℃)。

[0032] 在另一个实施方案中,暴露 (f) 在容器中进行,并且还将第二液态流出物流任选地在与清洗液流组合之后引入所述容器,以提供作为用于压缩 (c) 的共同物流的第一和第二清洗闪蒸蒸气流以及作为共同物流的第一和第二清洗闪蒸液流。便利地,还将第一流出物流引入步骤 (f) 中使用的容器中,由此提供作为用于在步骤 (c) 中压缩的共同物流的第一流出物流以及第一和第二清洗闪蒸蒸气流。

[0033] 在选择性实施方案中,冷却 (b) 和暴露 (f) 在同一装置中进行以提供作为用于压缩 (c) 的共同物流的第一蒸汽流出物流和第一清洗闪蒸蒸气流,以及作为共同物流的富含

液态水的物流和第一清洗闪蒸液流。便利地,还将第二液态流出物流任选地在与清洗液流组合之后提供到同一冷却装置中,以提供作为用于压缩(c)的组合物流的第一蒸汽流出物流、第一清洗闪蒸蒸汽流和第二清洗闪蒸蒸汽流,以及作为共同物流的富含液态水的物流、第一清洗闪蒸液流和第二清洗闪蒸液流。

[0034] 在另一个方面中,本发明在于一种制备烯烃的方法,其包括:

[0035] (a) 由含氧化合物到烯烃的反应提供蒸汽产品流,所述产品包含 C_2-C_4 烯烃、 C_2-C_6 羰基化合物和水;

[0036] (b) 将所述蒸汽产品流冷却以提供处于第一压力(优选该第一压力不大于反应压力)下并且包含不超过 10wt% 水的第一蒸汽流出物流,和富含液态水的物流;

[0037] (c) 将第一蒸汽流出物流从不大于所述第一压力的第一抽吸压力压缩至大于所述第一压力的中间压力,以形成中间流出物流;

[0038] (d) 将中间流出物流冷却以形成中间流出物蒸汽流和中间流出物液流;

[0039] (e) 将中间流出物蒸汽流从不大于所述中间压力的中间抽吸压力压缩至大于所述中间压力的第二压力,以形成第二流出物流;

[0040] (f) 将第二流出物流冷却以形成至少部分为蒸汽的冷却的第二流出物流;

[0041] (g) 在大于中间抽吸压力但不大于第二压力的第三压力下在汽-液接触装置中用含有液态醇的物流将冷却的第二流出物流的至少一部分清洗,以制得包含 C_3 和 C_4 烯烃的清洗液流以及清洗蒸汽流,所述清洗蒸汽流具有比第一蒸汽流出物流更低的 C_2-C_6 羰基化合物含量;和

[0042] (h) 将清洗液流的至少一部分暴露于至少为第一抽吸压力并且小于第三压力的压力下以形成第一清洗闪蒸液流和第一清洗闪蒸蒸汽流,将所述第一清洗闪蒸蒸汽流与第一蒸汽流出物流一起提供用于所述压缩(c),或者与中间流出物蒸汽流一起提供用于所述压缩(e),或者用于两者。

[0043] 便利地,将所述中间流出物流冷却(d)到至少为 $70^{\circ}\text{F}(21^{\circ}\text{C})$,例如至少 $80^{\circ}\text{F}(27^{\circ}\text{C})$,例如至少 $90^{\circ}\text{F}(32^{\circ}\text{C})$,并且通常不超过 $120^{\circ}\text{F}(49^{\circ}\text{C})$,例如不超过 $110^{\circ}\text{F}(43^{\circ}\text{C})$,例如不超过 $100^{\circ}\text{F}(38^{\circ}\text{C})$ 的温度,以形成所述中间流出物蒸汽流和所述中间流出物液流。

[0044] 作为选择,所述第一压力为 1psig-100psig(108-790kPa),优选 5psig-80psig(135-653kPa);所述中间压力大于 5psig(135kPa)并且小于 350psig(2514kPa),优选大于 40psig(376kPa)并且小于 200psig(1480kPa);所述第二压力大于 100psig(790kPa)并且小于 350psig(2514kPa),优选大于 140psig(1066kPa)并且小于 200psig(1480kPa);所述第三压力大于 100psig(790kPa)并且小于 350psig(2514kPa),优选大于 140psig(1066kPa)并且小于 200psig(1480kPa);在暴露(h)中采用的压力为 1psig-350psig(108-2514kPa),优选 5psig-200psig(135-1480kPa)。

[0045] 在一个实施方案中,在(h)中将清洗液流暴露于至少为中间抽吸压力的压力下,并且将所述第一清洗闪蒸蒸汽流与中间流出物蒸汽流一起提供用于压缩(e)。

[0046] 在另一个实施方案中,冷却(f)制得了冷却的第二蒸汽流出物流和第二液态流出物流,将所述冷却的第二蒸汽流出物流提供到清洗(g),并且将所述第二液态流出物流暴露于至少为第一抽吸压力并且不大于第三压力的压力下以形成第二清洗闪蒸液流和第二清

洗闪蒸蒸汽流,还将所述第二清洗闪蒸蒸汽流与第一流出物流一起提供用于压缩(c),或者与中间流出物蒸汽流一起提供用于压缩(e),或者用于两者。便利地,将所述第二液态流出物流暴露于至少为中间抽吸压力的压力下,并且将所述第二清洗闪蒸蒸汽流与中间流出物蒸汽流一起提供用于压缩(e)。便利地,暴露(h)在容器中进行,并且还将第二液态流出物流任选地在与所述清洗液流组合之后引入所述容器,以提供作为用于压缩(c)和/或压缩(e)的共同物流的第一清洗闪蒸蒸汽流和第二清洗闪蒸蒸汽流,并且提供作为共同物流的第一清洗闪蒸液流和第二清洗闪蒸液流。另外,可以将来自(d)的冷却的中间流出物流任选地在与第二液态流出物流和/或清洗液流组合之后引入容器,以提供作为用于压缩(e)的共同物流的第一清洗闪蒸蒸汽流和第二清洗闪蒸蒸汽流以及中间流出物蒸汽流,以及作为共同物流的第一清洗闪蒸液流和第二清洗闪蒸液流及中间流出物液流。

[0047] 作为选择,可以将冷却的第二流出物流独立于清洗液流或冷却的中间流出物流引入容器以形成冷却的第二蒸汽流出物流和第二液态流出物流。同样,可以将冷却的中间流出物流独立于清洗液流或第二液态流出物流引入容器以形成中间流出物蒸汽流和中间流出物液流。便利地,在将冷却的第二流出物流或冷却的中间流出物流暴露于例如容器中采用的温度至少为 40° F(4°C),例如至少 60° F(16°C),并且通常不超过 120° F(49°C),更特别地不超过 110° F(43°C),例如不超过 100° F(38°C),例如不超过 80° F(27°C)。

[0048] 在另一个实施方案中,将中间流出物液流暴露于至少为第一抽吸压力并且小于中间压力的压力下以形成中间闪蒸蒸汽流出物流和中间闪蒸液态流出物流。将中间闪蒸蒸汽流出物流与第一蒸汽流出物流一起提供用于压缩(c)。作为选择,可以将中间闪蒸蒸汽流出物流与另一种中间流出物流或中间流出物蒸汽流一起提供用于在多个压缩阶段的一个阶段中压缩至不大于中间压力的压力。便利地,在中间流出物液流暴露于例如容器中以形成中间闪蒸蒸汽流出物流和中间闪蒸液态流出物流中采用的压力为 1psig-340psig(108-2444kPa),更特别地为 5psig-200psig(135-1480kPa),包括 5psig-100psig(135-790kPa),例如 5psig-80psig(135-653kPa),例如 10psig-30psig(170-308kPa)。便利地,在中间流出物液流暴露于例如容器中以形成中间闪蒸蒸汽流出物流和中间闪蒸液态流出物流中采用的温度至少为 40° F(4°C),例如至少 60° F(16°C),并且通常不超过 120° F(49°C),更特别地不超过 110° F(43°C),例如不超过 100° F(38°C),例如不超过 80° F(27°C)。

[0049] 在又一个方面中,本发明在于一种制备烯烃的方法,其包括:

[0050] (a) 由含氧化合物到烯烃的反应提供汽态反应产物,所述产物包含 C₂-C₄ 烯烃、氧化烃和水;

[0051] (b) 在骤冷装置中将该汽态反应产物冷凝以提供处于第一压力下并且在反应产物中包含不超过 10wt% 水的汽态第一流出物流,和富含液态水的物流;

[0052] (c) 将汽态第一流出物流和中间流出物液流任选地在与所述第一流出物流和中间流出物液流组合之后引入第一容器,以形成闪蒸汽增加的第一流出物流和第二容器液流;

[0053] (d) 将闪蒸汽增加的第一流出物流压缩至中间压力,以形成中间流出物流;

[0054] (e) 将中间流出物流冷却并且将所述冷却的中间流出物流与第二液态流出物流和清洗液流一起引入第二容器,以形成中间流出物蒸汽流和所述中间流出物液流;

[0055] (f) 将中间流出物蒸汽流压缩至大于所述中间压力的第二压力,以形成第二流出

物流；

[0056] (g) 将第二流出物流冷却并且将所述冷却的第二流出物流引入第三容器，以形成冷却的第二蒸汽流出物流和所述第二液态流出物流；和

[0057] (h) 在大于中间压力但不大于第二压力的第三压力下在汽-液接触装置中用含醇液流将冷却的第二蒸汽流出物流清洗，以制得所述清洗液流和清洗蒸汽流，所述清洗蒸汽流具有比第一流出物流更低的氧化烃含量。

[0058] 在再一个方面，本发明在于一种制备烯烃的方法，其包括：

[0059] (a) 由含氧化合物到烯烃的反应提供蒸汽产品流，所述产品包含 C_2-C_4 烯烃、 C_2-C_6 羰基化合物和水；

[0060] (b) 将所述蒸汽产品流冷却以提供处于第一压力下并且包含不超过 10wt % 水的第一蒸汽流出物流，和富含液态水的物流；

[0061] (c) 将第一蒸汽流出物流和中间流出物液流引入第一容器以形成闪蒸蒸汽增加的第一流出物流和第一容器液流；

[0062] (d) 将闪蒸蒸汽增加的第一流出物流压缩至中间压力，以形成中间流出物流；

[0063] (e) 将中间流出物流冷却并且将所述冷却的中间流出物流与第二液态流出物流和清洗液流一起引入第二容器，以形成中间流出物蒸汽流和所述中间流出物液流；

[0064] (f) 将中间流出物蒸汽流压缩至大于所述中间压力的第二压力，以形成第二流出物流；

[0065] (g) 将第二流出物流冷却并且将所述冷却的第二流出物流引入第三容器，以形成冷却的第二蒸汽流出物流和所述第二液态流出物流；和

[0066] (h) 在大于中间压力但不大于第二压力的第三压力下在汽-液接触装置中用含有液态醇的物流将冷却的第二蒸汽流出物流清洗，以制得包含 C_3 和 C_4 烯烃的所述清洗液流以及清洗蒸汽流，所述清洗蒸汽流具有比第一流出物流更低的 C_2-C_6 羰基化合物含量。

[0067] 便利地，中间压力小于 350psig(2514kPa)，例如小于 200psig(1480kPa)，例如小于 170psig(1273kPa)，并且大于 5psig(136kPa)，例如大于 20psig(239kPa)，例如大于 40psig(377kPa)。

[0068] 有利地，在压缩装置的入口处，所述中间抽吸压力低于所述中间压力不超过 40psi(275kPa)，例如不超过 30psi(206kPa)，例如低于所述中间压力不超过 20psi(138kPa) 或不超过 10psi(69kPa)。

[0069] 本文中使用的术语“ C_x 烃”是指具有由下标“x”表示的碳原子数的脂族、烯烃、二烯烃、炔烃或其环状变体，或者在合适的情况下为芳族的烃分子。类似地，术语“含 C_x 的物流”是指含有 C_x 烃的物流。更特别的分子由代替“烃”的更清楚的术语表示，使得例如“ C_4 烯烃”是指丁烯 -1 或丁烯 -2 或异丁烯或其组合。术语“ C_{x+} 烃”表示具有由下标“x”表示的或更大的碳原子数的上述那些分子。例如，“ C_{4+} 烃”将包括 C_4 、 C_5 和更高碳数的烃。类似地，“ C_{x-} 烃”表示具有由下标“x”表示的或更小的碳原子数的上述那些分子。本文中使用的“烃”不包含氧分子，因此不与术语“含氧化合物”或其的各种更特定形式例如醇、醚、醛、酮或羰基化合物混淆。

[0070] 本文中使用的术语“ C_2-C_6 羰基化合物”被定义为是指含有 2-6 个碳原子的一个或多个分子，其进一步在醛结构部分（氧对一个碳原子具有双键，所述碳原子又对另一个碳

原子和一个氢原子具有单键)中包含至少一个氧原子或者在酮结构部分(氧对一个碳原子具有双键,所述碳原子又对两个其它碳原子中的每一个具有单键)中包含至少一个氧原子。

[0071] 附图简述

[0072] 图 1 是说明根据本发明的一个例子的方法的示意图。

[0073] 图 2 是说明根据本发明的另一个例子的方法的示意图。

[0074] 图 3 是说明根据本发明的又一个例子的方法的示意图。

[0075] 实施方案的详述

[0076] 用于 OT0 转化的分子筛及其催化剂

[0077] 适用于将含氧化合物转化成烯烃(OTO)的分子筛具有各种化学和物理的骨架特性。分子筛已经被国际沸石协会结构委员会根据 IUPAC 委员会对沸石命名的规则而适当地分类。骨架类型描述了构成骨架的四面体配位原子的连接性、拓扑结构,并且概括了那些材料的特定性能。结构已被确定的骨架类型的沸石和沸石类型的分子筛被指定为三个字母代码,并且被描述于 Atlas of Zeolite Framework Types,第 5 版,Elsevier, London, England(2001)中,该文献在此全部引入作为参考。

[0078] 这些分子筛的非限定性例子是选自以下的骨架类型的小孔隙分子筛:AEI、AFT、APC、ATN、ATT、ATV、AWW、BIK、CAS、CHA、CHI、DAC、DDR、EDI、ERI、GOO、KFI、LEV、LOV、LTA、MON、PAU、PHI、RHO、ROG、THO 及其取代形式;选自以下的骨架类型的中孔隙分子筛:AF0、AEL、EUO、HEU、FER、MEL、MFI、MTW、MTT、TON 及其取代形式;和选自以下的骨架类型的大孔隙分子筛:EMT、FAU 及其取代形式。其它分子筛具有选自以下的骨架类型:ANA、BEA、CFI、CLO、DON、GIS、LTL、MER、MOR、MWW 和 SOD。特别用于将含有含氧化合物的原料转化成烯烃的优选分子筛的非限定性例子包括具有选自以下的骨架类型的那些:AEL、AFY、BEA、CHA、EDI、FAU、FER、GIS、LTA、LTL、MER、MFI、MOR、MTT、MWW、TAM 和 TON。在一个实施方案中,用于本发明方法的分子筛具有 AEI 拓扑结构或 CHA 拓扑结构或其组合,优选 CHA 拓扑结构。

[0079] 分子筛材料全部具有三维、四个连接的隅角共用的 TO_4 四面体骨架结构,其中 T 是任意的四面体配位阳离子。通常根据确定孔隙的环的尺寸来描述这些分子筛,其中该尺寸基于环中 T 原子的数目。其它骨架类型的特征包括形成笼的环的排列,以及当存在时还有通道的尺寸和笼之间的间隙。参见 van Bekkum 等, Introduction to Zeolite Science and Practice,第二完整修订和扩充版,137 卷,1-67 页, Elsevier Science, B. V., Amsterdam, Netherlands(2001)。

[0080] 小、中和大孔隙的分子筛具有从 4- 环到 12- 环或更大的骨架类型。在一个实施方案中,本文中使用的分子筛具有 8-、10- 或 12- 环或者更大的结构并且平均孔径约为 $3 \text{ \AA}$ - $15 \text{ \AA}$ 。更通常地,用于本发明的分子筛例如硅铝磷酸盐分子筛具有 8- 环并且平均孔径小于 $5 \text{ \AA}$,例如为 $3 \text{ \AA}$ - $5 \text{ \AA}$,例如 $3 \text{ \AA}$ - $4.5 \text{ \AA}$,特别为 $3.5 \text{ \AA}$ - $4.2 \text{ \AA}$ 。

[0081] 本文中使用的分子筛通常具有两个或更多个 $[\text{SiO}_4]$ 、 $[\text{AlO}_4]$ 和 / 或 $[\text{PO}_4]$ 四面体单元。这些硅、铝和 / 或磷基的分子筛以及含有金属的硅、铝和磷基的分子筛详细描述于许多公开物中,这些公开物包括例如,美国专利 No. 4, 567, 029 (MeAPO, 其中 Me 是 Mg、Mn、Zn 或 Co)、美国专利 No. 4, 440, 871 (SAPO)、欧洲专利申请 EP-A-0159624 (ELAPSO, 其中 E1

是 As、Be、B、Cr、Co、Ga、Ge、Fe、Li、Mg、Mn、Ti 或 Zn)、美国专利 No. 4, 554, 143 (FeAPO)、美国专利 Nos. 4, 822, 478、4, 683, 217、4, 744, 885 (FeAPSO)、EP-A-0158975 和美国专利 No. 4, 935, 216 (ZnAPSO)、EP-A-0161489 (CoAPSO)、EP-A-0158976 (ELAPO, 其中 EL 是 Co、Fe、Mg、Mn、Ti 或 Zn)、美国专利 No. 4, 310, 440 (AlPO_4)、EP-A-0158350 (SENAPSO)、美国专利 No. 4, 973, 460 (LiAPSO)、美国专利 No. 4, 789, 535 (LiAPO)、美国专利 No. 4, 992, 250 (GeAPSO)、美国专利 No. 4, 888, 167 (GeAPO)、美国专利 No. 5, 057, 295 (BAPSO)、美国专利 No. 4, 738, 837 (CrAPSO)、美国专利 Nos. 4, 759, 919 和 4, 851, 106 (CrAPO)、美国专利 Nos. 4, 758, 419、4, 882, 038、5, 434, 326 和 5, 478, 787 (MgAPSO)、美国专利 No. 4, 554, 143 (FeAPO)、美国专利 No. 4, 894, 213 (AsAPSO)、美国专利 No. 4, 913, 888 (AsAPO)、美国专利 Nos. 4, 686, 092、4, 846, 956 和 4, 793, 833 (MnAPSO)、美国专利 Nos. 5, 345, 011 和 6, 156, 931 (MnAPO)、美国专利 No. 4, 737, 353 (BeAPSO)、美国专利 No. 4, 940, 570 (BeAPO)、美国专利 Nos. 4, 801, 309、4, 684, 617 和 4, 880, 520 (TiAPSO)、美国专利 Nos. 4, 500, 651、4, 551, 236 和 4, 605, 492 (TiAPO)、美国专利 Nos. 4, 824, 554、4, 744, 970 (CoAPSO)、美国专利 No. 4, 735, 806 (GaAPSO)、EP-A-0293937 (QAPSO, 其中 Q 是骨架氧化物单元 [QO_2]), 以及美国专利 Nos. 4, 567, 029、4, 686, 093、4, 781, 814、4, 793, 984、4, 801, 364、4, 853, 197、4, 917, 876、4, 952, 384、4, 956, 164、4, 956, 165、4, 973, 785、5, 241, 093、5, 493, 066 和 5, 675, 050, 所有这些在此全部引入作为参考。

[0082] 其它的分子筛包括描述于以下公开物中的那些: EP-0888187B1 (微孔结晶金属磷酸盐, SAPO_4 (UIO-6))、美国专利 No. 6, 004, 898 (分子筛和碱土金属)、2000 年 2 月 24 日提交的美国专利申请序列号 09/511, 943 (复合的烃助催化剂)、2001 年 9 月 7 日公开的国际专利公开号 W001/64340 (含钽的分子筛), 和 R. Szostak, Handbook of Molecular Sieves, Van Nostrand Reinhold, New York, New York (1992), 所有这些在此全部引入作为参考。

[0083] 更优选的含硅、铝和 / 或磷的分子筛包括铝磷酸盐 (ALPO) 分子筛、硅铝磷酸盐 (SAPO) 分子筛及其取代, 优选金属取代的形式。最优选的分子筛是 SAPO 分子筛和金属取代的 SAPO 分子筛。在一个实施方案中, 该金属是元素周期表 IA 族的碱金属、元素周期表 IIA 族的碱土金属、元素周期表 IIIB 族的稀土金属, 包括镧系元素: 镧、铈、镨、钕、钐、铕、钆、铽、镱、铟、铊、铋和铀; 以及铪或钽, 元素周期表 IVB、VB、VIB、VIIB、VIIIB 和 IB 的过渡金属, 或者这些金属物类的任一种的混合物。在一个优选实施方案中, 该金属选自 Co、Cr、Cu、Fe、Ga、Ge、Mg、Mn、Ni、Sn、Ti、Zn 和 Zr, 及其混合物。在另一个优选实施方案中, 上述这些金属原子通过四面体单元例如 [MeO_2] 插入到分子筛的骨架中, 并且取决于金属取代基的价态而带有净电荷。例如在一个实施方案中, 当金属取代基具有 +2、+3、+4、+5 或 +6 价态时, 四面体单元的净电荷为 -2 至 +2。

[0084] 在一个实施方案中, 在无水的基礎上, 上述许多美国专利中描述的分子筛由如下经验式表示:



[0086] 其中 R 表示至少一种模板剂, 优选有机模板剂; m 是每 mol ($\text{M}_x\text{Al}_y\text{P}_z$) O_2 的 R 的摩尔数并且 m 具有 0-1, 优选 0-0.5, 最优选 0-0.3 的值; x、y 和 z 表示 Al、P 和 M 作为四面体氧化物的摩尔分数, 其中 M 是选自元素周期表的 IA、IIA、IB、IIIB、IVB、VB、VIB、VIIB、VIIIB 和镧系元素之一的金属, 优选地 M 选自 Co、Cr、Cu、Fe、Ga、Ge、Mg、Mn、Ni、Sn、Ti、Zn 和 Zr 之

一。在一个实施方案中, m 大于或等于 0.2, x 、 y 和 z 大于或等于 0.01。

[0087] 在另一个实施方案中, m 大于 0.1 至 1, x 大于 0 至 0.25, y 为 0.4-0.5, z 为 0.25-0.5, 更优选地 m 为 0.15-0.7, x 为 0.01-0.2, y 为 0.4-0.5, z 为 0.3-0.5。

[0088] 本发明的 SAPO 和 ALPO 分子筛的非限定性例子包括以下物质的其中一种或组合: SAPO-5、SAPO-8、SAPO-11、SAPO-16、SAPO-17、SAPO-18、SAPO-20、SAPO-31、SAPO-34、SAPO-35、SAPO-36、SAPO-37、SAPO-40、SAPO-41、SAPO-42、SAPO-44(美国专利 No. 6, 162, 415), SAPO-47、SAPO-56、ALPO-5、ALPO-11、ALPO-18、ALPO-31、ALPO-34、ALPO-36、ALPO-37、ALPO-46, 及其含金属分子筛。更优选的沸石型分子筛包括 SAPO-18、SAPO-34、SAPO-35、SAPO-44、SAPO-56、ALPO-18 和 ALPO-34 的其中一种或组合; 甚至更优选地为 SAPO-18、SAPO-34、ALPO-34 和 ALPO-18 的其中一种或组合, 及其含金属分子筛; 并且最优选地为 SAPO-34 和 ALPO-18 的其中一种或组合, 及其含金属分子筛。

[0089] 在一个实施方案中, 分子筛是在一个分子筛组成中具有两个或更多个不同的晶体结构相的共生材料。特别地, 共生分子筛描述于 2002 年 11 月 7 日公开的美国专利申请公开号 2002/0165089 和 1998 年 4 月 16 日公开的国际专利公开号 W098/15496 中, 这两者在此全部引入作为参考。在另一个实施方案中, 分子筛包含至少一个 AEI 和 CHA 骨架类型的共生相。例如, SAPO-18、ALPO-18 和 RUW-18 具有 AEI 骨架类型, SAPO-34 具有 CHA 骨架类型。

[0090] 合成出可用于含氧化合物到烯烃转化方法的分子筛并且然后将合成的分子筛与粘合剂和 / 或基质材料组合而制成或配制成催化剂, 以形成分子筛催化剂组合物。通过公知的技术例如喷雾干燥、造粒、挤出等将该分子筛催化剂组合物成型为有用的形状和尺寸的颗粒。

[0091] 含氧化合物到烯烃 (OTO) 方法

[0092] 含氧化合物到烯烃方法的原料包含一种或多种含氧化合物, 更特别地是一种或多种含有至少一个氧原子的有机化合物。一般而言, 原料中的含氧化合物包含一种或多种醇, 通常为其中醇的脂族结构部分含有 1-20 个碳原子, 例如 1-10 个碳原子, 便利地为 1-4 个碳原子的脂族醇。可在含氧化合物到烯烃的方法中用作原料的醇包括低级直链和支链的脂族醇和它们的不饱和对应物。

[0093] 合适的含氧化合物的非限定性例子包括: 甲醇、乙醇、正丙醇、异丙醇、甲乙醚、二甲醚、二乙醚、二异丙醚、甲醛、碳酸二甲酯、二甲酮、乙酸, 和其混合物。一般而言, 原料选自甲醇、乙醇、二甲醚和二乙醚中的一种或多种, 尤其是甲醇和二甲醚, 并且优选为甲醇。

[0094] 除了含氧化合物组分例如甲醇之外, 原料还可以含有一种或多种稀释剂, 该稀释剂通常对原料或分子筛催化剂组合物没有活性并且通常用于降低原料的浓度。稀释剂的非限定性例子包括: 氢气、氘气、氮气、一氧化碳、二氧化碳、水, 基本上非-活性的烷属烃 (尤其是链烷烃例如甲烷、乙烷和丙烷), 基本上非-活性的芳族化合物, 和其混合物。最优选的稀释剂是水和氮气, 特别优选水。

[0095] 稀释剂例如水可以液体或蒸汽形式或者其组合使用。可以将稀释剂直接加入到进入反应器的原料中或直接加入到反应器中, 或者与分子筛催化剂组合物一起加入。稀释剂可以占全部原料的 1mol% -99mol%。

[0096] 在 OTO 方法中, 在分子筛催化剂上将上述各种原料, 特别是含有醇的原料主要转

化成一种或多种烯烃。由该原料制得的烯烃或烯烃单体通常包含 2-30 个碳原子,例如 2-8 个碳原子,例如 2-6 个碳原子,尤其 2-4 个碳原子,并且优选为乙烯和 / 或丙烯。

[0097] 本方法可以在宽的温度范围内,例如在 200℃ -1000℃,例如 250℃ -800℃,包括 250℃ -750℃,便利地为 300℃ -650℃,通常为 350℃ -600℃,特别为 350℃ -550℃ 的范围内进行。

[0098] 类似地,本方法可以在包括自生压力的宽的压力范围内进行。一般而言,除了在这里用于本方法的任何稀释剂之外的原料的分压为 0.1kPaa-5MPaa,例如 5kPaa-1MPaa,便利地为 20kPaa-500kPaa。

[0099] 被定义为每小时每单位重量的催化剂组合中分子筛的不包括任何稀释剂的原料总重量的重时空速 (WHSV) 通常为 1hr^{-1} - 5000hr^{-1} ,例如 2hr^{-1} - 3000hr^{-1} ,例如 5hr^{-1} - 1500hr^{-1} ,便利地为 10hr^{-1} - 1000hr^{-1} 。在一个实施方案中,WHSV 大于 20hr^{-1} ,并且在原料包含甲醇和 / 或二甲醚的情况下为 2hr^{-1} - 300hr^{-1} 。

[0100] 在所述方法在流化床中进行的情况下,包括稀释剂和反应产物的原料在反应器系统中特别是在提升管反应器中的表观气体速度 (SGV) 至少为 0.1 米 / 秒 (m/sec)、例如大于 0.5m/sec,例如大于 1m/sec,例如大于 2m/sec,便利地为大于 3m/sec,通常大于 4m/sec。

[0101] 本发明的方法便利地作为固定床方法,或者更通常作为流化床方法(包括湍流床方法),例如连续的流化床方法,特别为连续的高速流化床方法来进行。

[0102] 所述方法可以在多种催化反应器例如具有连接在一起的密相床或固定床反应区和 / 或快速流化床反应区的混合反应器、循环的流化床反应器、提升管反应器等中进行。合适的常规反应器类型描述于例如美国专利 No. 4,076,796、美国专利 No. 6,287,522(双提升管)以及 Fluidization Engineering, D. Kunii 和 O. Levenspiel, Robert E. Krieger Publishing Company, New York, New York 1977 中,所有这些在此全部引入作为参考。

[0103] 优选的反应器类型是通常描述于 Riser Reactor, Fluidization and Fluid-Particle Systems, 48-59 页, F. A. Zenz 和 D. F. Othmer, Reinhold Publishing Corporation, New York, 1960 和美国专利 No. 6,166,282(快速流化床反应器)以及 2000 年 5 月 4 日提交的美国专利申请序列号 09/564,613(多重提升管反应器)中的提升管反应器,所有这些在此全部引入作为参考。

[0104] 在一个实际的实施方案中,所述方法作为使用反应器系统、再生系统和回收系统的流化床方法或者高速流化床方法进行。

[0105] 在这类方法中,反应器系统将便利地包括流化床反应器系统,该系统具有处于一个或多个提升管反应器中的第一反应区和处于至少一个通常包括一个或多个旋风分离器的分离容器中的第二反应区。在一个实施方案中,一个或多个提升管反应器和分离容器包含在单个反应器容器中。将优选包含任选地与一种或多种稀释剂组合的一种或多种含氧化合物的新鲜原料送入一个或多个提升管反应器,向其中引入分子筛催化剂组合物或其焦化变体。在一个实施方案中,在引入提升管反应器之前将分子筛催化剂组合物或其焦化变体与液体优选水或甲醇和 / 或气体例如惰性气体如氮气接触。

[0106] 在一个实施方案中,基于包括其中含有的任何稀释剂的原料的总重量,单独或者与蒸汽原料共同送入反应器系统的液体原料的数量为 0.1wt% -85wt%,例如 1wt% -75wt%,例如 5wt% -65wt%。该液体和蒸汽原料优选具有相似或相同的组成,或者

含有变化比例的相同或不同的原料与相同或不同的稀释剂。

[0107] 优选在第一反应区中将进入反应器系统的原料部分或全部转化成蒸汽产品流,该产品流与焦化的催化剂组合物一起进入分离容器。在优选实施方案中,在分离容器中设置旋风分离器以在分离容器中将焦化的催化剂组合物与含有一种或多种烯烃的蒸汽产品流分离。尽管优选旋风分离器,但也可以利用分离容器中的重力效应以将催化剂组合物与蒸汽产品流分离。用于将催化剂组合物与蒸汽产品流分离的其它方法包括使用平板、泡罩、肘管等。

[0108] 在一个实施方案中,分离容器包括通常在分离容器下部的汽提区。在汽提区中,将焦化的催化剂组合物与气体优选水蒸气 (steam)、甲烷、二氧化碳、一氧化碳、氢气,或者惰性气体例如氩气中的一种或组合,优选水蒸气接触以将吸附的烃从焦化的催化剂组合物中回收,然后将该组合物引入再生系统。

[0109] 将焦化的催化剂组合物从分离容器中取出并且引入再生系统。该再生系统包括再生器,在该再生器中于常规的温度、压力和停留时间的再生条件下将焦化的催化剂组合物与再生介质优选含氧气体接触。

[0110] 合适的再生介质的非限定性例子包括氧气、 O_3 、 SO_3 、 N_2O 、 NO 、 NO_2 、 N_2O_5 、空气,用氮气或二氧化碳、氧气和水稀释的空气 (美国专利 No. 6, 245, 703)、一氧化碳和 / 或氢气中的一种或多种。合适的再生条件是能够将来自焦化的催化剂组合物的焦炭优选燃烧至基于进入再生系统的焦化分子筛催化剂组合物总重量为小于 0.5wt% 的程度的那些。例如,再生温度可以为 $200^{\circ}C$ - $1500^{\circ}C$, 例如 $300^{\circ}C$ - $1000^{\circ}C$, 例如 $450^{\circ}C$ - $750^{\circ}C$, 便利地为 $550^{\circ}C$ - $700^{\circ}C$ 。再生压力可以为 15psia(103kPaa) - 500psia(3448kPaa), 例如 20psia(138kPaa) - 250psia(1724kPaa), 包括 25psia(172kPaa) - 150psia(1034kPaa), 便利地为 30psia(207kPaa) - 60psia(414kPaa)。

[0111] 催化剂组合物在再生器中的停留时间可以为 1 分钟至几小时,例如 1 分钟 - 100 分钟,并且再生气体中氧气的体积可以为基于气体总体积的 0.01mol% - 5mol%。

[0112] 在再生步骤中焦炭的燃烧是放热反应,并且在一个实施方案中通过本领域中的各种技术来控制再生系统中的温度,这些技术包括将冷却的气体送入以间歇、连续或半连续方式或其组合工作的再生容器。一种优选技术包括将再生的催化剂组合物从再生系统中取出,并且使其通过催化剂冷却器以形成冷却的再生催化剂组合物。在一个实施方案中,催化剂冷却器是位于再生系统的内部或外部的热交换器。用于操作再生系统的其它方法披露于美国专利 No. 6, 290, 916 (控制湿度) 中,其在此全部引入作为参考。

[0113] 将从再生系统优选从催化剂冷却器中取出的再生催化剂组合物与新鲜的分子筛催化剂组合物和 / 或再循环的分子筛催化剂组合物和 / 或原料和 / 或新鲜的气体或液体组合,并且返回到提升管反应器。在一个实施方案中,将从再生系统中取出的再生催化剂组合物直接,优选在通过催化剂冷却器之后返回到提升管反应器。可以半连续或连续地使用载体例如惰性气体、原料蒸汽、水蒸气等,以有助于将再生的催化剂组合物引入反应器系统,优选引入一个或多个提升管反应器。

[0114] 通过控制再生催化剂组合物或冷却的再生催化剂组合物从再生系统到反应器系统的流量,在进入反应器的分子筛催化剂组合物上保持了最佳的焦炭含量。有许多技术用于控制催化剂组合物的流量,其被描述于 Michael Louge, Experimental Techniques,

Circulating Fluidized Beds, Grace, Avidan 和 Knowlton 编辑, Blackie, 1997 (336-337) 中, 该文献在此引入作为参考。

[0115] 通过将催化剂组合物从该转化方法中取出并且确定其碳含量来测量催化剂组合物上的焦炭含量。在再生之后, 分子筛催化剂组合物上典型的焦炭含量为基于分子筛重量的 0.01wt% -15wt%, 例如 0.1wt% -10wt%, 例如 0.2wt% -5wt%, 便利地为 0.3wt% -2wt%。

[0116] 将蒸汽产品流从分离系统中取出并且通入回收系统, 以将产品流中的烯烃和其它有用组分分离和精制。

[0117] OTO 产品回收方法

[0118] 来自上述含氧化合物到烯烃的转化方法的蒸汽产品流是包含以下物质的复合混合物: 所需的 C_2-C_5 烯烃、未转化的含氧化合物、含氧化合物副产物 (包括 C_2-C_6 醛和酮)、较重的烃 (包括芳族化合物) 和大量的水。

[0119] 当离开 OTO 反应器系统时, 蒸汽产品流处于反应温度和压力下并且因此开始在骤冷装置中冷却。该骤冷装置将热从蒸汽产品流中除去, 并且可以包括传统的间接热交换器例如在壳侧或开口侧使用冷却水或空气而蒸汽产品流在管道内, 或者直接接触装置例如传统的使用水作为骤冷介质的骤冷塔。由于该冷却, 来自蒸汽产品流的水将冷凝成液相, 而大部分烃保留在汽相中。然后通过常规方式将液态水相与汽相分离。在间接热交换器中, 例如可以将水收集并且从设置在交换器壳底部的进料斗 (boot) 中除去, 或者可以将全部冷凝的蒸汽产品流通入容器例如转鼓以提供该液-汽分离。在骤冷塔中, 可以将水收集在塔壳的底部并且从那里排出。在任一种情况下, 将蒸汽产品流中的大部分水 (通常至少 90wt%) 冷凝并且从骤冷装置的底部作为富含液态水的塔底物流除去。在第一压力下将产品流中的轻质烃和轻质含氧化合物作为第一蒸汽流出物流从热交换器或骤冷塔的顶部除去。

[0120] 来自骤冷装置的富含水的塔底物流将除了包含水之外还包含多种其它材料, 例如未反应的含氧化合物原料, 如甲醇和作为含氧化合物到烯烃反应的副产物生成的其它含氧化合物, 例如但不限于乙醇、乙醛、丙醛、丙酮、丁酮、二甲醚、甲乙醚、乙酸和丙酸。富含水的塔底物流中这些含氧化合物的比例可以取决于含氧化合物到烯烃反应器的性质 (包括原料、催化剂、WHSV、温度和压力) 而广泛地变化。另外, 富含水的塔底物流中这些含氧化合物的比例可以取决于骤冷塔的特性例如塔的压力、温度和高度以及交换器或塔内部构件的性质而广泛地变化。

[0121] 与提取物组成无关, 富含液态水的塔底物流将需要进行进一步的加工以提供处于使用或进一步处理的合适状态的组分, 例如提供有机物质含量足够低的水流用于典型的废水处理, 或者提供水含量足够低的含氧化合物流以用作燃料或者用于加入到含氧化合物到烯烃的方法或装置的某些位置处。这些处理的例子可以在美国专利 Nos. 6, 121, 504、6, 403, 854 和 6, 459, 009 以及 2003 年 11 月 24 日提交的美国专利申请号 10/720, 505 中找到。

[0122] 在一个实施方案中, 将富含液态水的塔底物流导入水-含氧化合物分馏塔例如水-甲醇分馏塔, 操作该分馏塔将甲醇和其它含氧化合物作为塔顶馏分分离, 例如大于 20wt% 的含氧化合物 (余量主要是水), 和作为塔底物流的基本纯的水, 通常为大于 90wt% 的水, 比如说大于 95wt% 的水, 例如大于 99wt% 的水。可以将分馏塔的富含含氧化合物的

塔顶产物用于多种目的,这包括与原始含氧化合物原料一起作为到达 OT0 反应器的原料。如果将富含含氧化合物的塔顶产物作为蒸汽取出,则这提供了到达在甲醇-水分馏塔的再沸器中已经需要的之外基本没有增加的供热量、在 OT0 反应器的初级进料汽化区中没有增加的热负荷的反应器的汽化的甲醇/含氧化合物进料。

[0123] 作为塔顶馏分从骤冷塔中排出的第一蒸汽流出物流通常处于 1psig-100psig(108-790kPa),例如 5psig-80psig(135-653kPa),例如 10psig-30psig(170-308kPa) 的初始压力下。便利地,第一蒸汽流出物流的温度至少为 80 °F (27°C),并且通常不超过 120 °F (49°C),例如不超过 110 °F (43°C),例如不超过 100 °F (38°C)。该第一蒸汽流出物流通常包含 0.5-5wt%,例如 1-4wt% 的 C₂-C₆ 羰基化合物和不超过 10wt%,例如不超过 5wt%,例如不超过 2wt% 的水。

[0124] 在排出骤冷装置之后,将第一蒸汽流出物流与蒸汽压缩装置,便利地为例如传统的机械往复、离心或轴向式压缩机相连通。即使可以使用非-机械装置比如喷射器例如蒸汽喷射器,但并不是优选的。该连通通常包括穿过管子的通道,可能进一步包括其它工艺元件例如容器、仪器(例如流量计量孔板)或阀例如控制阀。该连通将使得在实现在第一抽吸压力下压缩装置抽吸之前第一蒸汽流出物的压力降低。一般而言,将连通路设计成更多地维持第一蒸汽流出物流的压力,由此节省压缩成本。有利地,在压缩装置的入口处,第一抽吸压力低于初始压力不超过 40psi (275kPa),例如不超过 30psi (206kPa),例如低于初始压力不超过 20psi (138kPa) 或不超过 10psi (69kPa)。

[0125] 在从骤冷装置连通到压缩装置的抽吸之后,在大于第一压力的第二压力下将第一蒸汽流出物流压缩以形成第二蒸汽流出物流。然后例如在间接热交换器中将第二蒸汽流出物流冷却,以制得至少部分为汽态的冷却的第二流出物流。便利地,该第二压力小于 350psig(2514kPa),例如小于 200psig(1480kPa),例如小于 170psig(1273kPa),并且大于 100psig(790kPa),例如大于 140psig(1066kPa)。便利地,该冷却的第二流出物流处于至少 70 °F (21°C),例如至少 80 °F (27°C),例如至少 90 °F 并且通常不超过 120 °F (49°C),例如不超过 110 °F (43°C),例如不超过 100 °F (38°C) 的温度下。

[0126] 然后在不大于第二压力的第三压力下,在第一汽-液接触装置中用含有液态醇的物流将冷却的第二流出物流进行第一清洗步骤。便利地,该第三压力小于 350psig(2514kPa),例如小于 200psig(1480kPa),例如小于 170psig(1273kPa),并且大于 100psig(790kPa),例如大于 140psig(1066kPa)。该第一清洗步骤起到了将醛和酮从冷却的第二流出物流中除去的作用并且制得了含有所需烯烃产品的清洗蒸汽流以及清洗液流。便利地,所述清洗蒸汽流包含小于 0.5wt%,例如小于 0.1wt%,例如小于 500ppmw 的 C₂-C₆ 羰基化合物。

[0127] 便利地,在第一清洗步骤中使用的所述含有液态醇的物流包含甲醇和/或乙醇,并且优选为甲醇,因此是一种含有液态甲醇的物流。用作含有液态甲醇的物流的甲醇可以含有水和痕量(例如小于 2wt%或小于 1wt%或小于 0.5wt%或小于 0.1wt%) 的其它醇和烃。一般而言,在汽-液清洗中将这羰基物类从烃中除去时,甲醇比水和其它醇更有效。因此,通常用于第一清洗步骤的含醇液流包含至少 40wt% 的甲醇和小于 60wt% 的水,例如至少 75wt% 的甲醇和小于 25wt% 的水,例如至少 90wt% 的甲醇和小于 10wt% 的水,或者例

如至少 99wt% 的甲醇和小于 1wt% 的水。

[0128] 一般而言,在第一清洗步骤中采用的温度将不超过 120 °F (49°C),以使得增强醇尤其是甲醇的含氧化合物吸附能力并且限制与清洗蒸汽流一起排出第一汽-液接触装置的汽化的醇的数量。另外,在第一清洗步骤中采用的温度通常至少为 70 °F (21°C),以限制被醇吸附至可接受程度的烃的数量。便利地,第一清洗步骤的温度至少为 80 °F (27°C),例如至少 90 °F 并且不超过 110 °F (43°C),例如不超过 100 °F (38°C)。

[0129] 便利地,在使用的醇是甲醇的情况下,用于第一清洗步骤的甲醇数量至少为 0.03 磅(作为纯的甲醇)/磅冷却的第二流出物流,以便确保有充足的甲醇以(1)在清洗蒸汽流的 C₄ 组分中获得所希望的低含量的含氧化合物和(2)防止在第一汽-液接触装置中形成第三含水液相。另外,用于第一清洗步骤的甲醇数量通常不超过 0.5 磅(作为纯的甲醇)/磅冷却的第二流出物流,以便限制排入到清洗液流中的主要烯烃(乙烯和丙烯)的数量。优选地,使用的甲醇数量至少为 0.05 磅,例如至少 0.06 磅,例如至少 0.07 磅甲醇(作为纯的甲醇)/磅冷却的第二流出物流。另外,使用的甲醇数量优选不超过 0.2 磅,例如不超过 0.15 磅,例如不超过 0.1 磅甲醇(作为纯的甲醇)/磅冷却的第二流出物流。

[0130] 在一个实施方案中,第一汽-液接触装置是逆流的分馏塔,其中将冷却的第二流出物流导入塔的底部并且将甲醇导入塔的顶部。清洗蒸汽流作为塔顶馏分从塔中排出,而清洗液流作为塔底物流排出。

[0131] 在用醇清洗冷却的第二流出物流期间,所需的烃例如 C₃、C₄ 和 C₅ 烯烃也将被醇吸收(除了吸收不需要的含氧化合物副产物,包括 C₂-C₆ 醛和酮之外),并且将与清洗液一起排出。在某些醇清洗条件例如较高的清洗速率和压力以及较低的温度下,少量但可感知的数量的乙烯将被吸收。在一个实施方案中,清洗液流将含有至少 1wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃,更特别地为至少 5wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃,例如至少 10wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃,例如至少 20wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃。在另一个实施方案中,清洗液流包含不大于 60wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃,更特别地为不大于 50wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃,例如不大于 40wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃,例如不大于 30wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃。选择性的保持量是在清洗液流中有至少 1wt% 并且不大于 50wt% 的 C₃ 和 C₄ 烯烃。

[0132] 另一个选择是清洗液流进一步包含 C₅ 烯烃。更特别地,清洗液流包含至少 1wt% 的 C₃-C₅ 烯烃,更特别地为至少 5wt% 的 C₃-C₅ 烯烃,例如至少 10wt% 的 C₃-C₅ 烯烃,例如至少 20wt% 的 C₃-C₅ 烯烃。在另一个实施方案中,清洗液流包含不大于 75wt% 的 C₃-C₅ 烯烃,更特别地为不大于 60wt% 的 C₃-C₅ 烯烃,例如不大于 50wt% 的 C₃-C₅ 烯烃,例如不大于 40wt% 的 C₃-C₅ 烯烃。选择性的保持量是在清洗液流中有至少 1wt% 并且不大于 60wt% 的 C₃-C₅ 烯烃。

[0133] 本发明的方法寻求将这些 C₂-C₅ 烯烃回收到清洗蒸汽中同时仍然提供所希望的将 C₂-C₆ 醛和酮从清洗蒸汽中除去。这通过将清洗液流暴露在低于第三压力的压力下来进行,以促进清洗液流的汽-液闪蒸并且形成第一清洗闪蒸蒸汽流和第一清洗闪蒸液流。所希望的烃趋于浓缩在第一清洗闪蒸蒸汽流中,而不希望的含氧化合物副产物趋于浓缩在第一清洗闪蒸液流中。然后将第一清洗闪蒸蒸汽流与第一蒸汽流出物流一起再循环到压缩装置的抽吸处,并且将清洗闪蒸液流取出用于进一步加工或者丢弃。因此,采用比第一抽吸压力更

高的、清洗液流暴露于其下的压力下是有效的。

[0134] 一般而言,清洗液流暴露在其下以生成第一清洗闪蒸液和第一清洗闪蒸蒸汽的压力为 1psig-340psig(108-2444kPa),更特别地为 5psig-200psig(135-1480kPa),包括 5psig-100psig(135-790kPa),例如 5psig-80psig(135-653kPa),例如 10psig-30psig(170-308kPa)。另外,清洗液流暴露在其下的温度至少为 40 °F (4°C),例如至少 60 °F (16°C),并且通常不超过 120 °F (49°C),更特别地不超过 110 °F (43°C),例如不超过 100 °F (38°C),例如不超过 80 °F (27°C)。

[0135] 正如较早阐述的那样,冷却的第二流出物流将至少部分为汽态并且因此可以部分为液态,这取决于冷却中采用的条件。可以有利地将该物流分离成单独的冷却的第二蒸汽流出物流和第二液态流出物流,并且在已经描述用于冷却的第二流出物流、与第二液态流出物流无关的相同条件下将该冷却的第二蒸汽流出物流提供用于醇清洗。另外,我们然后可以根据已经描述用于清洗液流的相同条件将第二液态流出物流暴露在有效地促进该物流的汽-液闪蒸的条件下,以提供第二清洗闪蒸蒸汽流和第二清洗闪蒸液流。然后可以将第二清洗闪蒸蒸汽与第一清洗闪蒸蒸汽一起引入提供第二压力的压缩装置的抽吸处。

[0136] 物流例如清洗液流或第二液态流出物的汽-液闪蒸可以许多不同的方式进行。例如,可以将清洗液流提供到合适的体积和构型的简单容器例如容易保证液流和蒸汽流的分离以及物流分别从容器的底部或底部附近和顶部或顶部附近排出的传统闪蒸罐中。作为选择,可以在工艺装置的其它元件例如热交换器和骤冷塔或者同时提供合适的闪蒸容积和传热能力的其它装置中进行汽-液闪蒸。可以将单个容器或装置元件用于每一物流,在相同或不同条件下独立地提供蒸汽流和液流,或者可以将多于一个的物流提供到同一容器或装置元件中以提供共同的蒸汽流和共同的液流。

[0137] 就用于将各种物流暴露于促进汽-液闪蒸的工艺条件下的共同的装置元件而言,显著的例子是将清洗液流和第二液态流出物流放入同一容器例如闪蒸罐中,然后在该容器中将两种物流暴露于相同条件下以提供作为用于压缩至第二压力的共同物流的第一和第二清洗闪蒸蒸汽流,并且提供作为用于合适处理的共同物流的第一和第二清洗闪蒸液流。类似地,可以在相同条件下将清洗液流、第二液态流出物和第一蒸汽流出物流提供到同一容器中,以提供作为用于压缩至第二压力的共同物流的第一和第二清洗闪蒸蒸汽流以及第一蒸汽流出物流,并且提供作为共同物流的第一和第二清洗闪蒸液流。如果需要,可以在引入共同容器或其它装置元件之前将清洗液流、第二液态流出物流或第一蒸汽产品流以任意组合混合。

[0138] 在涉及到本发明的各种物流的共同处理的又一个实施方案中,可以将全部或部分的清洗液流、第二液态流出物流或这两者提供到同一冷却装置例如骤冷塔中,将蒸汽产品流引入其中。这将提供作为用于压缩至第二压力的共同物流的第一和第二清洗闪蒸蒸汽流以及第一蒸汽流出物流,并且提供作为共同物流的第一和第二清洗闪蒸液流以及富含液态水的塔底物流。

[0139] 在本发明中,可能希望采用多于一个的压缩阶段—在第一抽吸压力与第二压力之间通过一个或多个中间压力而将第一蒸汽流出物流带至第二压力。这可能是有利的,例如当伴随着相对低的初始压力或相对高的第二压力或者特别是伴随着这两者而操作时,采用

单个压缩阶段对于实现所希望的压力增加可能是不实际或者不够的。还可能希望在将其通入另一个压缩阶段的抽吸处以获得压力的进一步增加等直到获得处于所希望的第二压力下的第二蒸汽流出物流之前,将从一个压缩阶段中排出的中间流出物流冷却。

[0140] 在一个实施方案中,将来自一个压缩阶段的中间流出物冷却,以使得在将其全部通入另一个压缩阶段的抽吸处以获得压力的进一步增加等直到获得处于所希望的第二压力下的第二流出物流之前,其基本保持为汽态(比如说至少 95wt%,或至少 99wt%,或者全部为汽态)。这是有利的,因为大多数类型的机械压缩装置不会伴随着液态进料而良好地运行。

[0141] 在其中以多个阶段进行第一蒸汽流出物流的压缩和冷却以制得第二蒸汽流出物流的另一个表现形式中,将一个或多个中间流出物流进行冷却以进行部分冷凝,并且将一个或多个中间流出物流从第一蒸汽流出物流中除去,然后将所得的中间流出物蒸汽流通入下一压缩阶段。便利地,在给定的压缩/冷却阶段之后提供的容器例如分离鼓中将中间流出物流和中间流出物蒸汽流分离。然后将所得的中间流出物蒸汽流通入下一压缩阶段,可以重复压缩/冷却,直到获得处于所希望的第二压力下的第二流出物流。该第二流出物流不需要包含在第一蒸汽流出物流中提供的全部材料。可以便利地通过水-含氧化合物分馏塔连同下述的处理一起将中间流出物流例如再循环到 OT0 反应器中。

[0142] 在涉及到多个压缩阶段的一个特定实施方案中,将第一蒸汽流出物流从第一抽吸压力压缩至中间压力以形成中间流出物流。在冷却装置例如间接热交换器中将中间流出物流冷却,其的产物是冷却的中间流出物流。中间流出物流的冷却造成了冷却的中间流出物流有一部分冷凝,并且例如在容器中将中间流出物蒸汽流和中间流出物流从其中分离。然后将中间流出物蒸汽流进一步从不大于中间压力的中间抽吸压力压缩至第二压力,由此形成第二流出物流。将第二流出物流冷却至至少部分汽化的状态,并且可潜在地将其分离成第二液态流出物流和冷却的第二蒸汽流出物流,并且如前所述那样将第二流出物流或冷却的第二蒸汽流出物流醇洗以形成清洗蒸汽流和清洗液流。在该实施方案中,如前所述那样将全部或部分的清洗液流进行汽-液闪蒸,并且可以将所得的第一清洗闪蒸蒸汽与中间流出物蒸汽流一起提供在将被压缩的中间抽吸压力下并且在第二压力下形成第二流出物流,或者与第一蒸汽流出物流一起提供在将被压缩的第一抽吸压力下并且在中间压力形成中间流出物流,或者两者。

[0143] 便利地,中间压力小于 350psig(2514kPa),例如小于 200psig(1480kPa),例如小于 170psig(1273kPa),并且大于 5psig(136kPa),例如大于 20psig(239kPa),例如大于 40psig(377kPa)。有利地,出于与上述对于第一抽吸压力的那些类似的考虑和原因,中间抽吸压力低于中间压力不超过 40psi(275kPa),例如不超过 30psi(206kPa),例如低于中间压力不超过 20psi(138kPa) 或不超过 10psi(69kPa)。

[0144] 在涉及中间流出物流的另一个方面中,将第二液态流出物流暴露于至少为第一抽吸压力并且不大于第三压力的压力下以形成第二清洗闪蒸液和第二清洗闪蒸蒸汽,并且将第二清洗闪蒸蒸汽与中间蒸汽流和可能地与第一清洗闪蒸蒸汽流一起提供用于从中间抽吸压力压缩至第二压力,或者与第一蒸汽流出物流和可能地与第一清洗闪蒸蒸汽流一起用于从第一抽吸压力压缩至中间压力,或者用于两者。更特别地,将第二液态流出物流暴露于至少为中间抽吸压力并且不大于第三压力的压力下,并且将第二清洗闪蒸蒸汽与中间流出

物蒸汽流一起提供用于从中间抽吸压力压缩至第二压力。

[0145] 在涉及到处于中间压力下的中间流出物流的本发明的又一个表现形式中,将中间流出物流冷却以制得冷却的中间流出物流,将其分离成中间流出物液流和中间流出物蒸汽流。将中间流出物液流暴露于至少为第一抽吸压力并且小于中间压力的压力下,以形成中间闪蒸蒸汽流出物流和中间闪蒸液态流出物流。在多个阶段的一个阶段中,将所得的中间闪蒸蒸汽流出物流可能与另一个中间蒸汽流或第一蒸汽流出物流一起提供用于压缩至不大于中间压力(由其获得中间流出物液流)的压力。在这类的特定实施方案中,将中间闪蒸蒸汽流出物流与第一蒸汽流出物流组合以形成闪蒸蒸汽增加了的第一流出物流,将该流出物流从第一抽吸压力压缩至中间压力以形成中间流出物流。

[0146] 如前所述,任何汽-液闪蒸可以在容器中进行,并且可以与混合(例如在到达容器的导管中)无关或者在混合之后将一个或多个物流导入共同容器,以提供共同的闪蒸蒸汽流或共同的闪蒸蒸汽和蒸汽流出物流以及相关的共同闪蒸液流。

[0147] 当在本发明的方法中将各种物流冷却或闪蒸时可能形成的蒸汽和液体的数量和组成可以广泛地变化。这些相的数量和组成取决于结合由含氧化合物到烯烃反应获得的蒸汽产品流的组成而选择的压力和温度。例如,在任何给定的蒸汽产品流的组成下,较高的压力和较低的温度趋于增加由冷却或暴露获得的液体的数量。进一步地,在任何给定的温度或压力下,蒸汽产品流中较高平均分子量的产品构成(例如具有相对高数量的丙烯和丁烯以及相对低数量的甲烷和乙烯的一种)将有增加由冷却或暴露获得的蒸汽的数量的趋势。

[0148] 便利地,当将单个物流或物流组合冷却或闪蒸以形成将与蒸汽流出物流分离的液态流出物流时,获得的液态流出物流的比例为在如此冷却或暴露的物流中全部材料的至少 1wt%,更特别地至少 5wt%,例如至少 10wt%,例如至少 20wt%,并且不大于在如此冷却或暴露的物流中全部材料的 90wt%,更特别地不大于 70wt%,例如不大于 60wt%,例如不大于 40wt%。一般而言,在其下将物流中的材料冷却或闪蒸的压力越低并且温度越高,则形成的液体的比例越低,并且反之亦然。

[0149] 参照图 1,其中示出了根据本发明的一个例子的将甲醇转化成烯烃,特别是 C_2-C_4 烯烃的方法。在管线 10 中将含氧化合物原料例如甲醇提供到含氧化合物到烯烃的反应器 12 中以转化成包含 C_2-C_4 烯烃、 C_2-C_6 羰基化合物和水的蒸汽产品流,在反应压力下在管线 14 中将该产品流从含氧化合物到烯烃的反应器 12 中排出。

[0150] 将管线 14 中的蒸汽产品流提供到冷却装置,在该情况下为骤冷塔 16。骤冷塔 16 中的冷却用于从管线 14 中的蒸汽产品流冷凝在骤冷塔 16 底部附近的管线 20 中的富含液态水的塔底物流,并且还从骤冷塔 16 的顶部附近提供处于不大于反应压力的初始压力下并且进一步包含不超过 10wt% 水的在管线 18 中的第一蒸汽流出物流。将管线 18 中的第一蒸汽流出物流与管线 42 中的第一清洗闪蒸蒸汽流组合以在管线 22 中产生共同物流,在不大于初始压力的第一抽吸压力下将该共同物流提供到压缩机 24 的抽吸处。

[0151] 在压缩机 24 中将管线 22 中的共同物流压缩以在处于大于第一抽吸压力的第二压力下的管线 26 中制得第二蒸汽流出物流。然后在冷却装置,在该情况下为壳管式热交换器 28 中将管线 26 中的第二蒸汽流出物流冷却,冷却流体的入口和出口由未标号的线表示。通过热交换器 28 将管线 26 中的第二流出物流冷却用来制得在管线 30 中的至少部分为汽态的冷却的第二流出物流。

[0152] 在吸收塔 32 底部附近的位置处通过管线 30 将冷却的第二流出物流与汽-液接触装置（在该情形中为吸收分馏塔 32）相连通，以使得冷却的第二流出物流的蒸汽部分上升通过该接触装置。在吸收塔 32 中在第三压力下通过将管线 34 中的含有液态醇的物流提供到吸收塔 32 顶部附近的位置处而进行醇洗。便利地，该第三压力表示在汽-液接触装置中（在该情形中可能是吸收塔 32 的底部附近）发现的最高压力，并且大于第一抽吸压力但不大于第二压力。

[0153] 管线 34 中的含有液态醇的物流将向下流过吸收塔 32、与冷却的第二流出物流接触，优选吸收 C_2 - C_6 羰基化合物，但还吸收一些 C_2 和 C_3 烯烃以及其它烃，由此从吸收塔 32 的底部附近在管线 38 中制得清洗液流。从吸收塔 32 的顶部附近，在管线 36 中制得了具有比管线 18 中的第一蒸汽流出物流更低的 C_2 - C_6 羰基化合物含量的清洗蒸汽流，其适合于进一步加工以将各种烯烃回收并且精制。可能的是，管线 36 中的清洗蒸汽流将进一步包含在管线 34 中的含有液态醇的物流中含有一些醇。

[0154] 将管线 38 中的清洗液流暴露在至少为第一抽吸压力并且小于第三压力的压力下。在该情形中在闪蒸罐 40 中进行的暴露将制得在管线 42 中的第一清洗闪蒸蒸汽流，其在闪蒸罐 40 的顶部附近排出，如前所述那样被提供到压缩机 24 的抽吸处。管线 42 中的第一清洗闪蒸蒸汽将优选包含在管线 38 中的清洗液流中发现的 C_2 和 C_3 烯烃，并且那些 C_2 和 C_3 烯烃将便利地最终被回收在管线 36 中的清洗蒸汽流中。管线 42 中的第一清洗闪蒸蒸汽还可以包含相对低比例的在管线 38 中的清洗液流中发现的 C_2 - C_6 羰基化合物，并且那些羰基化合物将重新在吸收塔 32 中被洗掉并且出现在管线 38 中的清洗液流中。

[0155] 闪蒸罐 40 中的暴露还在管线 44 中制得了第一清洗闪蒸液流，其在闪蒸罐 40 的底部附近排出。管线 44 中的第一清洗闪蒸液流将优选包含在管线 38 中的清洗液流中发现的 C_2 - C_6 羰基化合物和醇。便利地，在管线 18 中的第一蒸汽流出物流中发现的足够的 C_2 - C_6 羰基化合物将在管线 44 中的清洗闪蒸液流中排出，在管线 36 中提供具有比管线 18 中的第一蒸汽流出物流更低的 C_2 - C_6 羰基化合物含量的清洗蒸汽。管线 44 中的第一清洗闪蒸液流还可以包含相对低比例的在管线 38 中的清洗液流中发现的 C_2 和 C_3 烯烃，并且可以被丢弃或者进一步加工，例如被提供到水-含氧化合物分馏塔以将管线 38 中的清洗液流中的醇回收以用作用于含氧化合物到烯烃的反应器 12 的管线 10 中的含氧化合物原料。

[0156] 现在将注意力转向图 2，其中示出了根据本发明的另一个例子的将甲醇转化成烯烃，特别是 C_2 - C_4 烯烃的方法。在管线 102 中将含氧化合物原料例如甲醇提供到含氧化合物到烯烃的反应器 104 中以转化成包含 C_2 - C_4 烯烃、 C_2 - C_6 羰基化合物和水的蒸汽产品流，在反应压力下在管线 106 中将该产品流从含氧化合物到烯烃的反应器 104 中排出。

[0157] 将管线 106 中的蒸汽产品流送入冷却装置，在该情况下为骤冷塔 108。骤冷塔 108 中的冷却用于将蒸汽产品流冷凝成在骤冷塔 108 底部附近管线 112 中的富含液态水的塔底物流，并且还从骤冷塔 108 的顶部附近提供处于不大于反应压力的初始压力下并且进一步包含不超过 10wt% 水的在管线 110 中的第一蒸汽流出物流。通过闪蒸罐 114 和管线 116 将管线 110 中的第一蒸汽流出物流与处于不大于初始压力的第一抽吸压力下的压缩机 118 的抽吸处相连通。

[0158] 在压缩机 118 中将第一蒸汽流出物流压缩以在处于大于第一抽吸压力的第二压力下的管线 120 中制得第二蒸汽流出物流。然后在冷却装置，在该情况下为壳管式热交换

器 122 中将管线 120 中的第二蒸汽流出物流冷却。通过热交换器 122 将管线 120 中的第二流出物流冷却用于制得在管线 124 中的至少部分为汽态的冷却的第二流出物流。将管线 124 中的冷却的第二流出物流与另一个闪蒸罐 126 相连通,以从闪蒸罐 126 的顶部附近在管线 128 中形成冷却的第二蒸汽流出物流和在管线 130 中的第二液态流出物流。

[0159] 在吸收塔 132 底部附近的位置处通过管线 128 将冷却的第二蒸汽流出物流与汽-液接触装置(在该情形中为吸收分馏塔 132)相连通。在吸收塔 132 中在大于第一抽吸压力但不大于第二压力的第三压力下通过将管线 134 中的含有液态醇的物流提供到吸收塔 132 顶部附近的位置处而进行醇洗。通过避免在其中可能形成两个液相的汽-液接触装置中的某些复合区域,将管线 130 中的第二液态流出物与管线 128 中的冷却的第二蒸汽流出物分开可以防止在汽-液接触装置中的潜在的操作问题或者设计复杂性。

[0160] 管线 134 中的含有液态醇的物流向下流过吸收塔 132、与冷却的第二蒸汽流出物流接触,优选吸收 C_2-C_6 羰基化合物,但还吸收一些 C_2 和 C_3 烯烃以及其它烃,并且从吸收塔 132 的底部附近在管线 138 中制得清洗液流。从吸收塔 132 的顶部附近,在管线 136 中制得了具有比管线 110 中的第一蒸汽流出物流更低的 C_2-C_6 羰基化合物含量的清洗蒸汽流,该蒸汽流适合于进一步加工以将各种烯烃回收并且精制。可能的是,管线 136 中的清洗蒸汽流将进一步包含在管线 134 中的含有液态醇的物流中含有一些醇。

[0161] 将管线 138 中的清洗液流与管线 110 中的第一蒸汽流出物流一起送入闪蒸罐 114,其中将清洗液流暴露在至少为第一抽吸压力并且小于第三压力的压力下。该暴露制得了与第一蒸汽流出物流一起作为共同物流的到达压缩机 118 的抽吸处的、通过管线 140 从罐 114 中排出的第一清洗液流和通过管线 116 从罐 114 中流出的第一清洗闪蒸蒸汽流。另外,还将管线 130 中的第二液态流出物流导入闪蒸罐 114 以暴露于至少为第一抽吸压力并且小于第三压力的压力下,在该情形中为提供用于管线 138 中的清洗液流暴露的相同压力。因此,还在管线 116 中提供与第一蒸汽流出物流和第一清洗闪蒸蒸汽流 116 一起作为共同物流的到达压缩机 118 的抽吸处的第二清洗闪蒸蒸汽流。在闪蒸罐 114 中将管线 130 中的第二流出物流液流闪蒸使得能够将管线 130 中的第二流出物流液流中的 C_2 和 C_3 烯烃回收到压缩机 118 的抽吸处,由此可以最终将烯烃回收在管线 136 中的清洗蒸汽流中。

[0162] 最后,就图 3 而言,其中示出了根据本发明的又一个例子的将甲醇转化成烯烃,特别是 C_2-C_4 烯烃的方法。在管线 202 中将含氧化合物原料例如甲醇提供到含氧化合物到烯烃的反应器 204 中以转化成包含 C_2-C_4 烯烃、 C_2-C_6 羰基化合物和水的蒸汽产品流,在反应压力下在管线 206 中将该产品流从含氧化合物到烯烃的反应器 204 中排出。

[0163] 将管线 206 中的蒸汽产品流提供到冷却装置,在该情况下为骤冷塔 208。骤冷塔 208 中的冷却用于从管线 202 中将蒸汽产品流冷凝成在骤冷塔 208 底部附近管线 212 中富含液态水的塔底物流,并且还从骤冷塔 208 的顶部附近提供处于不大于反应压力的初始压力下并且进一步包含不超过 10wt% 水的在管线 210 中的第一蒸汽流出物流。通过第一闪蒸罐 214 和管线 216 将管线 210 中的第一蒸汽流出物流与处于不大于初始压力的第一抽吸压力下的压缩机 218 的抽吸处相连通。

[0164] 闪蒸罐 214 还通过管线 256 接收了中间流出物流,并且将该中间流出物流暴露在至少为第一抽吸压力并且小于中间压力的压力下,以制得中间闪蒸蒸汽流出物流和中间闪蒸液态流出物流。该中间闪蒸蒸汽流出物流与管线 216 中的第一蒸汽流出物流一起作

为共同物流（任选地将该共同物流称为管线 216 中的闪蒸蒸汽增加的第一流出物流）通过管线 216 从罐 214 排到压缩机 218 的抽吸处。该中间闪蒸液流通过管线 258 从罐 214 中排出，并且其带有至少部分的来自管线 210 中的第一蒸汽流出物流的 C_2 - C_6 羰基化合物。

[0165] 在压缩机 218 中将共同的第一蒸汽流出物流和管线 216 中的中间闪蒸蒸汽流压缩以在处于大于初始压力的中间压力下的管线 220 中制得中间流出物流。然后在冷却装置，在该情况下为壳管式热交换器 222 中将管线 220 中的中间流出物流冷却。通过热交换器 222 将管线 220 中的中间流出物流冷却用于制得在管线 224 中的至少部分为汽态的冷却的中间流出物流。将管线 224 中的冷却的中间流出物流与第二闪蒸罐 226 相连通，其起到了在管线 228 中制得中间流出物蒸汽流和在管线 256 中制得中间流出物液流的作用。将管线 228 中的中间流出物蒸汽流与处于不大于中间压力的中间抽吸压力下的另一个压缩机 230 的抽吸处相连通。

[0166] 闪蒸罐 226 还通过管线 242 接收了第二液态流出物流并且通过管线 252 接收了清洗液流。在该闪蒸罐 226 中，将第二液态流出物流和清洗液流暴露在至少为中间抽吸压力并且小于第三压力的压力下，以制得第一和第二清洗闪蒸蒸汽流以及第一和第二清洗闪蒸液流。该第一和第二清洗闪蒸蒸汽流与中间流出物蒸汽流一起作为共同物流通过管线 228 从罐 226 排到压缩机 230 的抽吸处。另外，第一和第二清洗闪蒸液流与中间流出物液流一起作为共同物流通过管线 256 从罐 226 中排出并且返回到第一闪蒸罐 214。

[0167] 在压缩机 230 中将与管线 228 中的中间流出物蒸汽流一起作为共同物流的第一清洗闪蒸蒸汽流以及第二清洗闪蒸蒸汽流压缩，以在处于大于中间压力的第二压力下的管线 232 中制得第二蒸汽流出物流。然后在冷却装置，在该例子中为另一个壳管式热交换器 234 中将管线 232 中的第二蒸汽流出物流冷却。通过热交换器 234 将管线 232 中的第二流出物流冷却起到了制得在管线 236 中的至少部分为汽态的冷却的第二流出物流的作用。将管线 236 中的冷却的第二流出物流与第三闪蒸罐 238 相连通，以从闪蒸罐 238 的顶部附近在管线 240 中形成冷却的第二蒸汽流出物流和在管线 242 中的第二液态流出物流。

[0168] 在吸收塔 246 底部附近的位置处通过管线 240 将冷却的第二蒸汽流出物流与汽-液接触装置（在该情形中为吸收分馏塔 246）相连通。在吸收塔 246 中在大于第一抽吸压力但不大于第二压力的第三压力下通过将管线 248 中的含有液态醇的物流提供到吸收塔 246 顶部附近的位置处而进行醇洗。管线 248 中的含有液态醇的物流向下流过吸收塔 246、与冷却的第二蒸汽流出物流接触，优选吸收 C_2 - C_6 羰基化合物，但还吸收一些 C_2 和 C_3 烯烃以及其它烃，由此从吸收塔 246 的底部附近在管线 252 中制得清洗液流。从吸收塔 246 的顶部附近，在管线 250 中制得了具有比管线 210 中的第一蒸汽流出物流更低的 C_2 - C_6 羰基化合物含量的清洗蒸汽流，其适合于进一步加工以将各种烯烃回收并且精制。可能的是，管线 250 中的清洗蒸汽流将进一步包含在管线 248 中的含有液态醇的物流中含有的一些醇。

[0169] 在一个选择性实施方案中，然后将清洗蒸汽流进行第二个清洗步骤，其中在第二汽-液接触装置一再次通常为逆流的分馏塔中用水将清洗蒸汽流清洗，以制得作为塔顶产物的水洗的蒸汽流和作为塔底产物的含有液态含氧化合物的水流。便利地，在第二清洗步骤中使用的液态水是得自于水-含氧化合物分馏塔的基本纯的水塔底物流。

[0170] 一般而言，在第二清洗步骤中采用的温度应该不超过 120°F (49°C)，以使得增强水的含氧化合物吸附能力并且限制与水洗的蒸汽流一起排出第二汽-液接触装置的水蒸

气的数量。便利地,第二清洗步骤的温度至少为 70 °F (21°C),例如至少为 80 °F (27°C),例如至少 90 °F 并且不超过 110 °F (43°C),例如不超过 100 °F (38°C)。便利地,第二清洗步骤在前述用于第三压力的相同范围内的并且在特定实施方案中为稍微低于(比如说低 5-20psi)所述第三压力的压力下进行。

[0171] 便利地,所述水洗的蒸汽流包含小于 0.5wt%,例如小于 0.1wt%,例如小于 500ppmw 的 C₂-C₆ 羰基化合物。另外,该水洗的蒸汽流便利地包含小于 1.0wt%,例如小于 0.1wt%,例如小于 500ppmw 的甲醇。然后可以将该水洗的蒸汽流加工以将该物流中存在的 C₂-C₄ 烯烃和更高级烃回收。

[0172] 在该回收方法的一个实施方案中,将水洗的蒸汽流的至少一部分与碱性组分例如苛性物质或胺接触,以从其中除去大部分的二氧化碳(由此将“酸性气体”从水洗的蒸汽流中除去),此后例如在分子筛干燥器中将 CO₂ 耗尽的物流干燥,以使得干燥的流出物流的露点不大于 -150 °F (-101°C),例如不大于 -200 °F (-129°C)。

[0173] 在该回收方法的另一个实施方案中,将含于水洗的蒸汽流中或者干燥的水洗蒸汽流中的 C₃ 和 C₄ 烃的至少一部分分离以制得含有 C₃ 的物流和含有 C₄ 的第一物流。该分离例如在分馏塔中进行,其中将含有 C₃ 的物流作为塔顶产物取出,并且将含有 C₄ 的第一物流作为塔底产物取出。该分离可以在将 C₂-烃从水洗的蒸汽流中分离之前或之后进行,并且可以在其它分离步骤例如分馏塔中将 C₃ 和 C₂-烃进一步加工以制得高纯度例如 95wt% 或更大,例如 99wt% 或更大的乙烯和丙烯。

[0174] 含有 C₄ 的第一物流的组成可以取决于例如将水洗的蒸汽流或干燥的水洗蒸汽流进行分离步骤的顺序,例如其中进行各个组分的分馏的顺序而广泛地变化。在一个实施方案中,第一蒸汽流出物流包含 C₅+ 烃,并且在将 C₄ 烃与 C₅+ 烃分离之前将含于水洗的蒸汽流中或者干燥的水洗蒸汽流中的 C₃ 和 C₄ 烃的至少一部分分离以制得含有 C₃ 的物流和含有 C₄ 的第一物流。在该实施方案中,以这样的方式进行分离:使得在含有 C₄ 的第一物流中有少量的二甲醚,通常为 1wt% 或更少,例如 0.5wt% 或更少,或者 0.1wt% 或更少,或者甚至 500ppm 或更少。

[0175] 在该实施方案中,含有 C₄ 的第一物流包含至少 40wt%,例如至少 50wt%,例如至少 60wt% 的 C₄ 烃(包括 C₄ 烯烃),和至少 10wt%,例如至少 15wt%,例如至少 20wt% 的 C₅ 烃(包括 C₅ 烯烃),以及变化数量的 C₆ 和更高级烃。一般而言,含有 C₄ 的第一物流包含小于 5wt%,例如小于 1wt%,例如小于 0.1wt% 的 C₃ 和更低级烃,和不超过 5wt%,例如不超过 2wt%,例如不超过 1wt%,例如不超过 5000ppmw,例如不超过 1000ppmw,例如不超过 500ppmw,例如不超过 250ppmw 的 C₂-C₆ 羰基化合物。可以将含有 C₄ 的第一物流直接作为产品流提取以用作燃料气体或者用作用于以下工艺例如氢化(如将丁二烯转化成丁烯和丁烷)、烷基化(如制备更高级饱和烃)和低聚(如制备更高级烯烃)的进料。作为选择,可以将含有 C₄ 的第一物流进一步分离成其的单个组分。

[0176] 现在将参照下面在图 1 中示出的所述方法的实际例子更特别地描述本发明。

[0177] 实施例

[0178] 进行图 1 中所示的所述方法的中试装置试验,其中在吸收分馏塔 32 中在 150psig(1135kPa) 的压力和 15 磅/小时的甲醇流量下将第二流出物流清洗。管线 26 中的

第二蒸汽流出物流和管线 36 中的清洗蒸汽流的组成在下面在表 1 中示出。

[0179] 表 1

组分	第二流出物流 (wt%)	清洗蒸汽流 (wt%)	%变化量
二甲醚	3.7661	2.7718	-26.4015
甲乙醚	0.0101	0.0000	-100.0000
甲基异丙醚	0.0007	0.0000	-100.0000
乙醛	0.0417	0.0378	-9.5362
2- 甲氧基丁烷	0.0002	0.0000	-100.0000
丙醛	0.0111	0.0000	-100.0000
丙烯醛	0.0001	0.0000	-100.0000
甲基丙烯醛	0.0036	0.0000	-100.0000
未知物质	0.0003	0.0000	-100.0000
丁醛	0.0032	0.0000	-100.0000
乙酸甲酯	0.0002	0.0000	-100.0000
甲醇	2.7353	2.3179	-15.2629
丙酮	0.1601	0.0813	-49.2466
异戊醛	0.0003	0.0000	-100.0000
二甲基乙缩醛	0.0020	0.0000	-100.0000
戊醛	0.0005	0.0000	-100.0000
2- 丁酮	0.0375	0.0000	-100.0000
乙醇	0.0008	0.0000	-100.0000
3- 甲基-3- 丁烯-2- 酮	0.0014	0.0000	-100.0000
未知物质	0.0002	0.0000	-100.0000
巴豆醛	0.0002	0.0000	-100.0000
3- 甲基-2- 丁酮	0.0042	0.0000	-100.0000
3- 戊酮	0.0021	0.0000	-100.0000
2- 甲基丁醇	0.0002	0.0000	-100.0000
2- 戊酮	0.0022	0.0000	-100.0000
3- 丁烯醇	0.0003	0.0000	-100.0000
3- 甲基-2- 戊酮	0.0003	0.0514	19009.5609
叔丁醇	0.0001	0.0000	-100.0000
甲烷	1.2653	1.2563	0.0000
乙烷	0.5437	0.5308	-2.3655

组分	第二流出物流 (wt%)	清洗蒸汽流 (wt%)	%变化量
乙烯	30.6933	29.9435	-2.4430
丙烷	0.9249	0.7663	-17.1554
环丙烷	0.0031	0.0000	-100.0000
丙烯	35.4988	31.0685	-12.4804
异丁烷	0.0849	0.0587	-30.8560
正丁烷	0.2579	0.1672	-35.1748
甲基环丙烷	0.0039	0.0000	-100.0000
反式-2-丁烯	5.1322	3.6158	-29.5467
1-丁烯	3.3856	2.5235	-25.4634
异丁烯	0.7129	0.5469	-23.2929
顺式-2-丁烯	3.8081	2.6364	-30.7689
异戊烷	0.0043	0.0349	706.3496
1,2-丁二烯	0.0561	0.0000	-100.0000
戊烷	0.0581	0.0000	-100.0000
甲基乙炔	0.0022	0.0000	-100.0000
1,3-丁二烯	0.4457	0.0280	-93.7131
C5+	10.3408	4.0294	-61.0339
H ₂ O/CO/CO ₂	0.0000	0.1403	未确定

[0180] 将从表 1 中看出, 甲醇清洗除去了第二蒸汽流出物流中的全部含氧化合物, 除了部分二甲醚、乙醛、丙酮和 3- 甲基 - 戊酮之外。然而, 将看出甲醇清洗步骤还除去了不可忽

略数量的乙烯和丙烯产品。为了防止这些损失,将管线 38 中的清洗液流送入闪蒸罐 40 以使得可以将烯烃产品汽化成第一清洗闪蒸蒸汽,并且在管线 42 中将其送回压缩机 24。

[0181] 尽管已经参照特定的实施方案描述和解释了本发明,但本领域那些普通技术人员将理解的是本发明其本身提供了不必要在本文中阐述的变型。于是,出于该原因,应该仅仅参考出于确定本发明的真正范围的附属的权利要求书。

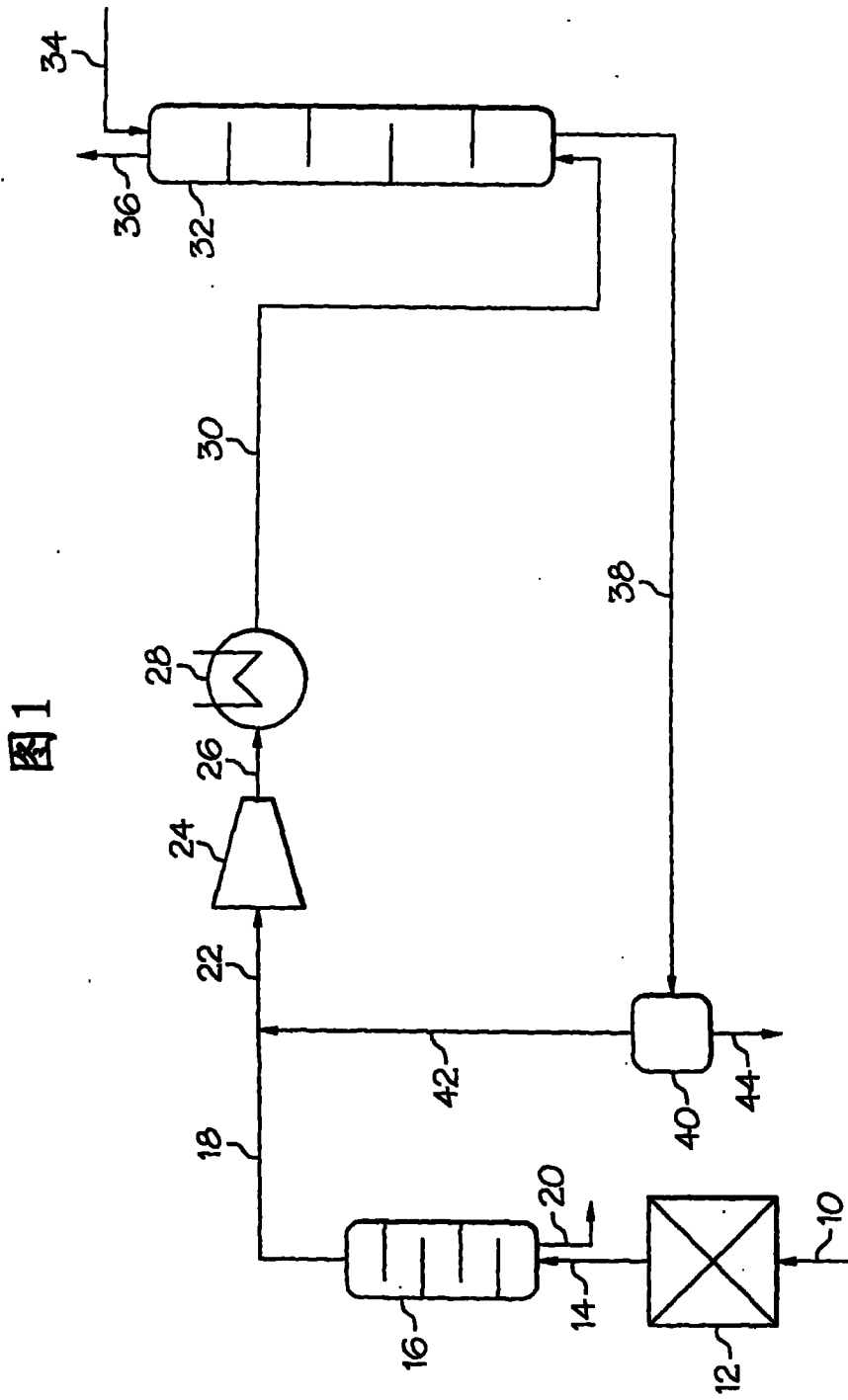


图 2

