(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 101287689 B
(45)授权公告日 2012.01.25

(21)申请号 200680035487.0

(22)申请日 2006.09.19

(30)优先权数据
102005048931.1 2005.10.13 DE

(85)PCT申请进入国家阶段日
2008.03.26

(86)PCT申请的申请数据
PCT/EP2006/009076 2006.09.19

(87)PCT申请的公布数据
WO2007/042124 DE 2007.04.19

(73)专利权人 卢吉股份有限公司
地址 德国法兰克福（美茵）

(72)发明人 马丁·罗特霍梅尔 亨宁·布霍尔德
哈拉尔德·肯佩尔
安德烈亚斯·格拉斯马赫尔
安德烈亚斯·奥克斯

(74)专利代理机构 隆天国际知识产权代理有限公司 72003
代理人 吴小瑛

(51)Int.Cl.
C07C 1/20(2006.01)
B01D 3/14(2006.01)
C07C 11/06(2006.01)

(56)对比文件
DE 10233975 A1,2004.02.12,
EP 0882692 A1,1998.12.09,
CN 1431982 A,2003.07.23,
CN 1431982 A,2003.07.23,

审查员 赵凤阁

权利要求书 3 页 说明书 6 页 附图 1 页

(54)发明名称

由甲醇和/或甲醚制备C_2-C_4烯烃的工艺和设备

(57)摘要

本发明涉及从包含水蒸汽和例如甲醇和/或甲醚等氧化物的浸提混合物制备C_2-C_4烯烃，尤其是丙烯的工艺，其中在反应器的催化剂上将所述浸提混合物转化成包含低分子烯烃和汽油烃的反应混合物，在第一分离装置中将该混合物分离成富含C_{5-}烯烃的混合物、富含C_{5+}汽油烃的混合物和水相。为了提高丙烯的产率，将富含C_{5+}汽油烃的混合物送到第二分离装置中，在该装置中将包含在该混合物中的芳香族化合物分离，且将基本不含芳香族化合物的剩余物流至少部分循环回反应器中。

CN 101287689 B

1. 一种工艺，其用于从包含水蒸汽和甲醇和/或甲醚的氧化物的浸提混合物制备 C_2-C_4 烯烃，其中为了获得包括低分子烯烃和汽油烃的反应混合物，该浸提混合物在至少一个反应器 (1) 内的催化剂上反应，在第一分离装置 (2) 中该反应混合物被分离成富含 C_{5-} 烯烃的混合物、富含 C_{5+} 汽油烃的混合物和水相，

其特征在于，向第二分离装置 (3) 导入所述富含 C_{5+} 汽油烃的混合物，其中包含在混合物中的芳香族化合物被大量分离且作为芳香族化合物流 (A) 被排出，且基本不含芳香族化合物的剩余物流至少部分被作为再循环流 (R) 循环回至少一个反应器 (1) 中。

2. 根据权利要求 1 所述的工艺，其中所述 C_2-C_4 烯烃是丙烯。

3. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，循环回第一反应器 (1) 的再循环流 (R) 中的芳香族化合物的量小于 10wt％。

4. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，循环回第一反应器 (1) 的再循环流 (R) 中的芳香族化合物的量小于 5wt％。

5. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，循环回第一反应器 (1) 的再循环流 (R) 中的芳香族化合物的量小于 1wt％。

6. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，从所述工艺中除去在第二分离装置 (3) 中获得的基本不含芳香族化合物的部分再循环流 (R)。

7. 根据权利要求 3 所述的工艺，其特征在于，从所述工艺中除去在第二分离装置 (3) 中获得的基本不含芳香族化合物的部分再循环流 (R)。

8. 根据权利要求 4 所述的工艺，其特征在于，从所述工艺中除去在第二分离装置 (3) 中获得的基本不含芳香族化合物的部分再循环流 (R)。

9. 根据权利要求 5 所述的工艺，其特征在于，从所述工艺中除去在第二分离装置 (3) 中获得的基本不含芳香族化合物的部分再循环流 (R)。

10. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，在第二分离装置 (3) 中分离出的芳香族化合物流 (A) 在进一步分离装置中被分离成苯、甲苯和二甲苯异构体混合物。

11. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，至少一个反应器 (1) 是轴式反应器、管式反应器，固定式流化床反应器或循环式流化床反应器。

12. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，使用两个或多个串连的反应器 (1) 或使用一个包含至少两个串连的催化剂段的反应器 (1)。

13. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，反应器 (1) 中的催化剂是粒状择形沸石催化剂。

14. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，反应器 (1) 中的催化剂是五元环型铝硅酸盐沸石。

15. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，反应器 (1) 中的催化剂是 ZSM-5。

16. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，至少一个反应器 (1) 中的转化是在绝热状态下进行的。

17. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，所述第一分离装置 (2) 是制冷装置，其中反应混合物冷却到 10℃～ 80℃的温度。

18. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，向第三分离装置 (11) 导入从第一分离装置 (2) 得到的富含 C_{5-} 烯烃的混合物，其中所述混合物被分离成 C_4-C_5 烃流、C_{2-} 烃流和

C_3 烃流。

19. 根据权利要求 18 所述的工艺，其特征在于，所述 C_{2-} 烃流循环回反应器 (1)。

20. 根据权利要求 1 或 2 所述的工艺，其特征在于，向第三分离装置 (11) 导入从第一分离装置 (2) 得到的富含 C_{5-} 烯烃的混合物，其中所述混合物被分离成 C_4-C_5 烃流和 C_{3-} 烃流。

21. 根据权利要求 18 所述的工艺，其特征在于，所述 C_4-C_5 烃流循环回反应器 (1)。

22. 根据权利要求 20 所述的工艺，其特征在于，从 C_{3-} 烃流分离出丙烯，且剩余的烯烃可循环回反应器 (1)。

23. 一种设备，其用于从包含水蒸汽和甲醇和 / 或甲醚的氧化物的浸提混合物制备 C_2-C_4 烯烃，所述设备适于进行权利要求 1 ～ 22 中任一项所述的工艺，该设备包括

至少一个催化反应器 (1)，其用于将所述浸提混合物转化成含低分子烯烃和汽油烃的反应混合物，以及

第一分离装置 (2)，其用于将在反应器 (1) 中得到的反应混合物分离成富含 C_{5-} 烯烃的混合物、富含 C_{5+} 汽油烃的混合物和水相，

其特征在于，含有第二分离装置 (3) 和回流管线 (12)，其中，所述第二分离装置 (3) 适于将富含 C_{5+} 汽油烃的混合物分离成基本不含芳香族化合物的再循环流 (R) 和含有分离出的芳香族化合物的芳香族化合物流 (A)，且从第二分离装置 (3) 导出的回流管线 (12) 通向反应器 (1)，其中所述第二分离装置 (3) 是膜分离装置。

24. 根据权利要求 23 所述的设备，其中所述 C_2-C_4 烯烃是丙烯。

25. 一种设备，其用于从包含水蒸汽和甲醇和 / 或甲醚的氧化物的浸提混合物制备 C_2-C_4 烯烃，所述设备适于进行权利要求 1 ～ 22 中任一项所述的工艺，该设备包括

至少一个催化反应器 (1)，其用于将所述浸提混合物转化成含低分子烯烃和汽油烃的反应混合物，以及

第一分离装置 (2)，其用于将在反应器 (1) 中得到的反应混合物分离成富含 C_{5-} 烯烃的混合物、富含 C_{5+} 汽油烃的混合物和水相，

其特征在于，含有第二分离装置 (3) 和回流管线 (12)，其中，所述第二分离装置 (3) 适于将富含 C_{5+} 汽油烃的混合物分离成基本不含芳香族化合物的再循环流 (R) 和含有分离出的芳香族化合物的芳香族化合物流 (A)，且从第二分离装置 (3) 导出的回流管线 (12) 通向反应器 (1)，其中所述第二分离装置 (3) 包括蒸馏柱。

26. 根据权利要求 25 所述的设备，其中所述 C_2-C_4 烯烃是丙烯。

27. 根据权利要求 25 或 26 所述的设备，其中在所述蒸馏柱中加入了萃取剂。

28. 根据权利要求 23 ～ 26 中任一项所述的设备，其特征在于，反应器 (1) 中的催化剂是五元环型铝硅酸盐沸石。

29. 根据权利要求 27 中所述的设备，其特征在于，反应器 (1) 中的催化剂是五元环型铝硅酸盐沸石。

30. 根据权利要求 23 ～ 26 所述的工艺，其特征在于，反应器 (1) 中的催化剂是 ZSM-5。

31. 根据权利要求 27 所述的工艺，其特征在于，反应器 (1) 中的催化剂是 ZSM-5。

32. 根据权利要求 23 ～ 26 中任一项所述的设备，其特征在于，所述第一分离装置 (2) 下游的第三分离装置 (11) 包括至少一个蒸馏柱。

33. 根据权利要求 32 所述的设备，其特征在于，从第三分离装置 (11) 导出的回流管线

(12) 通向反应器 (1)。

由甲醇和/或甲醚制备 C_2-C_4 烯烃的工艺和设备

技术领域

[0001] 本发明涉及从包含水蒸汽和例如甲醇和/或甲醚等氧化物的浸提混合物制备 C_2-C_4 烯烃，尤其是丙烯的工艺，其中所述浸提混合物在至少一个反应器中的催化剂上反应获得包括低分子烯烃和汽油烃的反应混合物，在第一分离装置中将该混合物分离成富含 C_{5-} 烯烃的混合物、富含 C_{5+} 汽油烃的混合物和水相。本发明进一步涉及适于进行该工艺的设备。

背景技术

[0002] 本领域技术人员已知多种用于从甲醇和/或甲醚制备低分子 C_2-C_4 烯烃，尤其是丙烯的工艺，这些方法一般基于包含水蒸汽以及甲醇蒸汽和/或甲醚蒸汽的浸提混合物在择形沸石催化剂上的反应。

[0003] 举例来说，DE 100 27 159A1 描述了由甲醇制备丙烯的工艺，其中首先在与水蒸汽混合，且在至少两个串连的(series-connected)轴式反应器(shaft reactor)中与择形沸石催化床进行反应前，在第一催化剂上由甲醇蒸汽制得包含甲醚的蒸汽混合物，以获得包含丙烯的产物混合物。然后，在包含多个蒸馏柱的分离装置中处理该产物混合物，由此获得富含丙烯的馏分（其丙烯含量为至少95vol％）、包含低分子烃的馏分（其循环回催化床），以及富含汽油烃的馏分（其从工艺中除去）。然而，此工艺的缺点在于基于浸提混合物中碳的总含量，丙烯的产量低，这是由于从工艺中去除了富含汽油烃的馏分。

[0004] 根据 EP 0 882 692B 1，已知一种用于制备 C_2-C_3 烯烃的工艺，其中水蒸汽和甲醇蒸气和/或甲醚蒸气的混合物在280℃-570℃的温度和0.1巴-0.9巴的压力下，在一个包含沸石催化剂的管式反应器中进行反应，以获得富含烯烃的产物混合物，然后其在分离装置中分离，以获得丙烯含量至少为40wt-％的 C_2-C_4 烯烃馏分、水性馏分、气体馏分和包含 C_{5+} 汽油烃的馏分。从工艺中出来的上述提及的前三种馏分，含 C_{5+} 汽油烃的产物流在反应产物循环回分离装置之前与水混合，在加热器中加热到 380℃-700℃，且在含有沸石催化剂的第二反应器中进行反应以获得 C_2-C_4 烯烃。尽管由此工艺获得的 C_2-C_3 烯烃的产率高于 DE 10027159A1 中公开的工艺所得到的产率，其同样还需要加以改进。另外，此工艺的成本高昂，在一定程度上是由于管式反应器中等温程序(isothermalprocedure)以及所需的真空操作所导致的。

[0005] 在已知的工艺中，经过浓缩(condensation)后，在反应器出口，除了由烯烃、石蜡烃、环烷烃和芳香族化合物组成的富含丙烯的气体混合物外，还获得液态烃产物。为了提高产率，为了选择性地将得到的烯烃和环烷烃转换为丙烯，原则上可以将该液态产物循环回反应器中。然而，同样地必须被回流的且构成液态产物的主要部分的芳香族化合物，与作为原料供应到反应器的甲醇反应，例如通过苯的烷化作用获得甲苯、甲苯的烷化作用获得二甲苯等。结果，由于减少了可用于选择性转化丙烯的甲醇，可得到的产率也随之而减少。

[0006] 现有技术中，已经有许多从烃流分离芳香族化合物（苯、甲苯和二甲苯）的工艺。尽管一直以来液-液提取为用于回收芳香族化合物的优选工艺，最近有人提出了萃取

蒸馏的工艺，由此可以分离混合物中沸点仅有些微不同的组分。使用特殊的溶剂来增加被分离的组分之间的挥发性的差异。萃取剂和挥发性低的组分流到蒸馏柱的底部，而被萃取的组分则通过进一步的蒸馏而被回收。通过蒸馏在萃取蒸馏柱的上端除去没被萃取的组分。为了减少燃料中的硫，在例如，Lucia Cretoiu，Joseph C.Gentry，Sam Kumar 和 Randi Wright-Wytcherley 于 2002 年 11 月 18 到 22 日在法国巴黎的 ERTC 第 7 次年会上的" Sulfur Reduction With No Octane Loss-GT DeSulf"，或在 Joseph C.Gentry，Sam Kumar 和 RandiWright-Wytcherley 于 2003 年 4 月 1 到 2 日在美国新奥尔良的 2003AlChE 春季会议上的" Extractive Distillation Applied" 已经提出了这个 GT DeSulf 方法。

[0007] 为了减少燃料中苯的含量，另外提出通过高性能全蒸发膜 (cf." Benzolgehalt in Kraftstoffen reduzieren"，CIT plus 10/2004，第 45 页）或者" Pervaporation shows promise for separating benzene from aliphatics"，Chemical Engineering 9/2004) 的分离方法。

发明内容

[0008] 本发明的目的是为了提高一般方法中 C_2-C_4 烯烃（尤其是丙烯）的产率。

[0009] 根据本发明的工艺解决了上述目的，所述工艺用于从包含水蒸汽和例如甲醇和 / 或甲醚的氧化物的浸提混合物制备 C_2-C_4 烯烃，其中为了获得包括低分子烯烃和汽油烃的反应混合物，该浸提混合物在至少一个反应器 (1) 内的催化剂上反应，在第一分离装置 (2) 中该反应混合物被分离成富含 C_{5-} 烯烃的混合物、富含 C_{5+} 汽油烃的混合物和水相，其特征在于，向第二分离装置 (3) 导入所述富含 C_{5+} 汽油烃的混合物，其中包含在混合物中的芳香族化合物被大量分离且作为芳香族化合物流 (A) 被排出，且基本不含芳香族化合物的剩余物流至少部分被作为再循环流 (R) 循环回至少一个反应器 (1) 中。

[0010] 根据本发明的工艺，反应器 (1) 中的催化剂是粒状择形沸石催化剂，特别是五元环型铝硅酸盐沸石，优选 ZSM-5。

[0011] 根据本发明的工艺，向第三分离装置 (11) 导入从第一分离装置 (2) 得到的富含 C_{5-} 烯烃的混合物，其中所述混合物被分离成 C_4-C_5 烃流、C_{2-} 烃流和 C_3 烃流。

[0012] 根据本发明的工艺，所述 C_{2-} 烃流循环回反应器 (1)。

[0013] 根据本发明的工艺，向第三分离装置 (11) 导入从第一分离装置 (2) 得到的富含 C_{5-} 烯烃的混合物，其中所述混合物被分离成 C_4-C_5 烃流和 C_{3-} 烃流。

[0014] 其中，将富含 C_{5+} 汽油烃的混合物送到第二分离装置中，在该装置中混合物中的芳香族化合物被大量分离且作为芳香族化合物流排出，同时基本不含芳香族化合物的剩余物流则至少部分作为循环流循环回至少一个第一反应器中。

[0015] 本发明可以通过以下两个方面改进公知的工艺。一方面，不含芳香族化合物的液体产物能完全循环回反应器中，其中烯烃和环烷烃成分能够大量转换成丙烯，因此能够提高整个设备的产率。另一方面，又制造出有价值的纯芳香族化合物的混合物，其与原始的汽油产物相比具有明 显高的价值。

[0016] 由于不能实现 100％地分离出芳香族化合物，根据本发明，循环回第一反应器中的再循环流中的芳香族化合物的量小于 10wt％，优选小于 5wt％，更优选小于 1wt％。

[0017] 为了控制回路中的浓度，尤其是化学惰性的石蜡烃 (paraffins) 的浓度，根据本

发明的发展方向，从本工艺中除去包含在第二分离装置中基本不含芳香族化合物的部分再循环流。

[0018] 根据本发明，为了增加芳香族化合物混合物的经济价值，在第二分离装置中分离出的芳香族化合物流在另一个分离装置中分离成苯、甲苯和二甲苯异构体混合物。

[0019] 反应器优选为轴式反应器、管式反应器、固定式流化床反应器或循环式流化床反应器。在另一个例子中，反应器优选包含多个轴向排列的管，其长度例如为 1m ～ 5m 且内径为 20mm ～ 50mm。

[0020] 依照本发明的一个具体实施方式，为了实现较高的浸提混合物的转化率，将其通过两个或多个串连的反应器。对于此实施方式，优选使用多于两个，特别优选四个串连的轴式反应器（其各自具有择形沸石催化剂）。来自于预反应器的部分浸提混合物被引进第一轴式反应器，且在每个下一反应器的上游来自于上一轴式反应器的产物混合物与来自于预反应器的部分浸提混合物被引入每个下一反应器。转化程度与前述实施方式的另一种选择，即浸提混合物仅通过一个反应器（即其中至少提供两个串连的催化剂段 (catalyst stages)）的转化程度同样好。在这种情形中，各催化剂段优选彼此由上向下排列，且浸提混合物在其中由顶层至底层穿过。而且，浸提混合物从预反应器中分配到各个催化剂段。

[0021] 原则上，在至少一个反应器中，可以使用本领域技术人员已知的适于将甲醇和 / 或甲醚转化成 C_2-C_4 烯烃的所有沸石催化剂，其中优选五元环 (pentasil) 型铝硅酸盐沸石，且特别优选 ZSM-5。为了优化产率，优选向反应器或第一反应器段提供至少一种惰性流（特别优选水蒸汽）和至少一种含烃流。

[0022] 为降低工艺的操作成本，依照本发明的发展方向，提出在至少一个反应器中进行绝热 (adiabatically) 转化。另选地，可以提供等温程序，但 其与绝热方法相比具有较高的操作成本。当水与甲醇当量的重量比为 0.25 ： 1-10 ： 1 的浸提混合物供应到至少一个反应器中时，尤其能够得到良好的产率。如果反应器包括多个催化剂段，此比例适用于每个催化剂段的进口。按照方程式 2，即 $CH_3OH \rightarrow CH_3-O-CH_3+H_2O$，一个″ 甲醇当量″ 对应半摩尔甲醚 (DME)。另外，浸提混合物优选在温度为 300℃ ～ 600℃和 / 或压力为 0.5 巴 ～ 5 巴的反应器中进行反应。对于分离从反应器中取得的反应混合物，可以使用本领域技术人员已知的任何适于将富含 C_{5+} 汽油烃的混合物与富含 C_2-C_4 烯烃的混合物分离的分离装置，例如通过蒸馏、吸附、热力或利用膜操作的分离装置。当第一分离装置为制冷装置并且将从第一反应器中取得的反应混合物冷却到 10℃ ～ 80℃时，可以得到特别良好的结果。

[0023] 依照本发明的另一优选实施方式，向第三分离装置提供从第一分离装置中取得的富含 C_2-C_4 烯烃的混合物，其中将上述混合物分离成 C_4-C_5 烯烃流和 C_{3-} 烯烃流。这样使 C_4-C_5 烯烃流循环回反应器，由此进一步提高工艺的总产率。可以例如通过蒸馏从 C_{3-} 烯烃流容易地回收高纯度的丙烯。优选地，由 C_{3-} 烯烃流分离丙烯后剩余的烯烃也循环回反应器。

[0024] 附图说明

[0025] 本发明还涉及从包含水蒸汽和例如甲醇和 / 或二甲醚等的氧化物的浸提混合物制备 C_2-C_4 烯烃（尤其是丙烯）的设备，此设备用于进行本发明的工艺是特别有效的。依照本发明，该设备包括至少一个催化反应器和第一分离装置以及第二分离装置，所述催化反应器用于将浸提混合物转化成含低分子烯烃和汽油烃的反应混合物，所述第一分离装置用于将在反应器中得到的反应混合物分离成富含 C_{5-} 烯烃的混合物、富含 C_{5+} 汽油烃的混合物

和水相，所述第二分离装置适于将富含 C_{5+} 汽油烃的混合物分离成基本不含芳香族化合物的再循环流和含有分离出的芳香族化合物的芳香族化合物流，其中从第二分离装置导出的回收管线通向反应器。

[0026] 依照本发明的一个优选实施方式，第二分离装置是膜分离装置。

[0027] 或者，第二分离装置也可包括蒸馏柱，其中优选地加入萃取剂。

[0028] 依照本发明的一个发展方向，提出在设备中配备一个第三分离装置，用于将从第一分离装置中取得的富含 C_{5-} 烯烃的混合物在第一分离装置的下游分离成 C_4-C_5 烯烃流和 C_{3-} 烯烃流，其中第三分离装置优选包括至 少一个蒸馏柱。

[0029] 依照本发明的一个发展方向，提出在设备中配备一个从第三分离装置导出，通向反应器的回收管线，用于将从第三分离装置取得的富含 C_4-C_5 烯烃的混合物循环回反应器。

[0030] 本发明的其它特征、优点和可能的应用可以参考下述的实施方式和附图的说明。在附图中说明和 / 或示出的所有特征为本发明本身或任何组合的主旨，独立于其在权利要求或其相关说明的有关内容。

[0031] 唯一的附图示意性地表示了适于进行本发明工艺的设备。

[0032] 图中所示的设备包括反应器 1，其具有基于择形沸石，优选五元环型铝硅酸盐沸石且特别优选 ZSM-5 的催化剂。优选地，反应器 1 为轴式反应器、管式反应器、固定式流化床反应器或循环式流化床反应器。进一步地，此设备包括用作冷却器的第一分离装置 2 以及第三分离装置 3。

[0033] 设备操作期间，甲醇蒸汽在具有合适的脱水催化剂，例如矾土的预反应器 5 中至少部分反应获得甲醚和水之前，经由甲醇供应管线 4 所提供的甲醇在热交换器（未示出）中加热到优选为 200℃ -350℃的温度，并在此挥发。水蒸汽经由水蒸汽管线 7 供应到从预反应器 5 经由管线 6 出来的甲醇 / 甲醚混合物中，且将由此所得的混合物引入反应器 1 中。优选地，导入反应器 1 的浸提混合物的进口温度是 350℃～ 500℃，浸提混合物中水与甲醇当量的重量比是 0.25 ： 1 ～ 10 ： 1，反应器 1 的压力是 0.5 巴～ 5.0 巴。在反应器 1 的催化剂附近，温度优选在 300℃～ 600℃的范围内。

[0034] 作为图 1 所示的反应器 1 的单段构造 (one-stage configuration) 的另一选择，其可以由两个或多个串连的反应段 (reaction stages) 组成，它们可以是设计的独立的反应器，也可以是在同一反应器中彼此上下排列的催化床。这样，来自预反应器 6 的产物分布在各个单独的段中，然而其它所有的进口流则全部导入第一反应段中。而且，还可以专有地使用甲醇与水蒸汽的组合或甲醚与水蒸汽的组合作为反应器 1 中的浸提物，以代替水蒸汽 / 甲醇 / 甲醚混合物。

[0035] 具体实施方式

[0036] 在反应器 1 中形成的反应混合物（其主要由 C_2-C_4 烯烃、C_{5+} 汽油烃和 水蒸汽组成）经由管线 8 从反应器 1 中出来，并供应到第一分离装置 2，其中反应混合物冷却到 10℃～ 80℃，从而获得富含水的冷凝物、富含 C_{5+} 汽油烃的有机液体相，以及基本由 C_2-C_4 烯烃组成的富含 C_{5-} 烯烃的气态馏分。

[0037] 当经过压缩机 10 时，富含 C_{5-} 烯烃的馏分从第一分离装置 2 经由管线 9 供应到第三分离装置 11，且在其中分离成 C_4-C_5 烃流、C_{2-} 烃流和丙烯流。也可以首先对 C_{3-} 烯烃流进行分离，然后在此用已知的方法回收丙烯。将 C_4-C_5 烃流和 C_{2-} 烃流经由共用或分别的回流

管线 12 引至管线 6，并且与甲醇 / 甲醚混合物和水蒸汽一起进入反应器 1。

[0038] 将第一分离装置 2 中得到的有机相（其基本由 C_{5+} 汽油烃组成）经由管线 13 引入第二分离装置 3，其中几乎完全分离出在液态产物中的芳香族化合物。为此，第二分离装置 3 设计成膜分离装置，或者通过使用特定的萃取剂在萃取蒸馏中分离出芳香族化合物。也可以组合使用前述方法，也可以与液 - 液蒸馏装置一起使用。这些方法基本上都是本领域技术人员已知的。至此，参考文献是在本说明书的引言部分中引述的文献。通过第二分离装置 3，将芳香族化合物分离，使剩余物流中含有少于 5wt％，优选少于 1wt％的芳香族化合物。分离出的芳香族化合物流 A 通过管线 14 排出，且可以依照本领域技术人员已知的方法在另一个未示出的分离装置中进一步分成苯、甲苯和二甲苯异构体混合物。

[0039] 基本不含芳香族化合物的剩余物流作为再循环流 R，例如经由回流管线 12 循环回反应器 1。为了避免回路中特别高浓度的化学惰性的石蜡烃，不含芳香族化合物的部分剩余物流可以从再循环流 R 中分离，并经由管线 15 将其从工艺中去除。

[0040] 从第一分离装置 2 中分离出的水相可以经由管线 16 排出，并且在转化成水蒸汽时，其部分有可能经由管线 7 循环回工艺中。

[0041] 实施例

[0042] 每年运行时间 8000 小时，208.3t/h 的甲醇装料 (charge) 使原料流 (feed stream) 达到 1.66mio t/a。由于甲醇的转化必然涉及水的释放，产物产率 的百分比涉及到所谓的 " CH_2 " 成分（假反应 $CH_3OH \rightarrow$ " CH_2 " $+H_2O$）。对于 " CH_2 " 成分，原料流是 91.2t/h(730kt/a)。

[0043] 比较例如在 EP 0 882 692 B1 中所述的常规工艺 (MTP) 的产物分布和本发明的工艺，得出上述甲醇装料的下述产物流：

[0044]

产物 [kt/a]	常规工艺(MTP)	本发明的工艺 (MTP+)
丙烯	450 (61.7%)	477
汽油	214 (26.8%)	81
芳香族化合物	0	102
其它 (C_{2-}, LPG)	65 (8.9%)	69

[0045] 使用本发明的工艺，丙烯的产量增加了 6％。另外，产生了作为分离产物的芳香族化合物，作为独立的成分，其售价更高于现有技术得到的汽油产物。

[0046] 同时，汽油的成分也发生变化。

[0047]

汽油成分 [wt％]	MTP	MTP+
烯烃	19	18
环烷烃	13	16
芳香族化合物	46	4
石蜡烃	12	62

[0048] 基本不含芳香族化合物的再循环流可在反应器中进行转化。然而，在此工艺中，只有烯烃（转化率约 86％）和环烷烃（转化率约 58％）具反应性，而石蜡烃则是惰性的。因此，可以看出与汽油流相比，更富含石蜡烃。芳香族化合物的含量仅为 4％。因此将石蜡烃排出，其净含量具体可以达到 30％。

[0049] 芳香族化合物明显减少的含量增加了所得到的汽油的价值，特别是从 2006 年起，在欧盟中，规定合格汽油的芳香族化合物含量最大为 35wt％。

[0050] 参照数字表：

[0051] 1 反应器

[0052] 2 第一分离装置

[0053] 3 第二分离装置

[0054] 4 甲醇供应管线

[0055] 5 预反应器

[0056] 6 管线

[0057] 7 水蒸汽管线

[0058] 8 管线

[0059] 9 管线

[0060] 10 压缩机

[0061] 11 第三分离装置

[0062] 12 回流管线

[0063] 13 管线

[0064] 14 管线

[0065] 15 管线

[0066] 16 管线

[0067] A 芳香族化合物流

[0068] B 再循环流

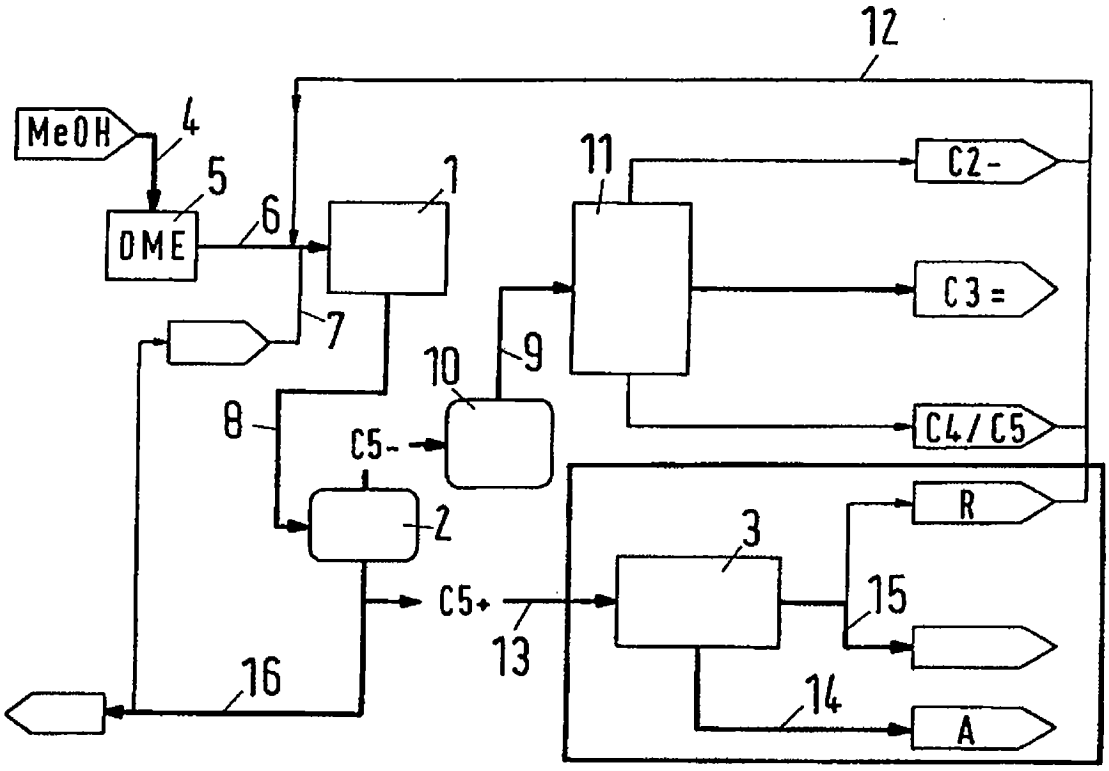


图 1