



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104781216 B

(45)授权公告日 2016.11.09

(21)申请号 201380056522.7

(22)申请日 2013.09.05

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 104781216 A

(43)申请公布日 2015.07.15

(30)优先权数据

12194589.3 2012.11.28 EP

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2015.04.28

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/EP2013/002670 2013.09.05

(87)PCT国际申请的公布数据

W02014/082689 EN 2014.06.05

(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 林德股份公司

(72)发明人 沙希德·阿扎姆

阿博杜尔耶里尔·伊利亚斯

阿卜杜拉·阿尔加塔尼

谢赫扎达·胡拉姆 阿尼纳·韦尔

沃尔夫冈·米勒 马尔科·哈尔夫

安德烈亚斯·迈斯温克尔

海因茨·伯尔特

(74)专利代理机构 北京康信知识产权代理有限公司 11240

代理人 张英 宫传芝

(51)Int.Cl.

C07C 2/36(2006.01)

B01J 31/18(2006.01)

(56)对比文件

US 2007/0185358 A1, 2007.08.09,

CN 101980783 A, 2011.02.23,

CN 102387860 A, 2012.03.21,

审查员 陈文瑞

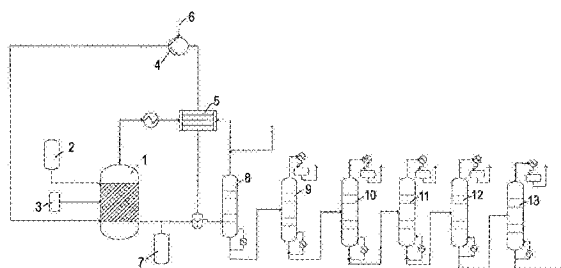
权利要求书2页 说明书6页 附图2页

(54)发明名称

乙烯低聚的方法

(57)摘要

本发明涉及用于乙烯低聚的方法,包括以下步骤:a)在溶剂和催化剂存在下,在反应器中将乙烯低聚;b)将反应器顶部流出物传输至外部设置的冷却装置并且将浓缩的流出物再循环至所述反应器中;c)将所述反应器底部流出物传输至一系列的分馏塔,依照以下的顺序,i)可选地分离C6馏分,ii)分离C6馏分,iii)同时分离C8和C10馏分并且将它们再循环至所述反应器中,以及iv)从所述方法中分离残余物,所述残余物包括 $\geq$ C12馏分、废催化剂、聚合物物质和淬灭介质,其中,所述溶剂是在步骤i)至iv)的任何步骤中和/或在另外的步骤中分离。



1. 一种用于乙烯低聚的方法,包括:
 - a) 在溶剂和催化剂存在下,在反应器中将乙烯低聚;
 - b) 将反应器顶部流出物传输至外部设置的冷却装置并且将浓缩的流出物再循环至所述反应器中;
 - c) 将反应器底部流出物传输至一系列的分馏塔,并且依照以下的顺序,
 - i) 可选地分离C4馏分,
 - ii) 分离C6馏分,
 - iii) 同时分离C8和C10馏分并且将它们再循环至所述反应器中,以及
 - iv) 从所述方法中分离残余物,所述残余物包括 $\geq$ C12馏分、废催化剂、聚合物物质和淬灭介质,其中,所述溶剂在步骤i)至iv)的任何步骤中和/或在另外的步骤中分离。
2. 根据权利要求1所述的方法,其中,所述催化剂包括(1)铬化合物,(2)通式结构(A) $R_1R_2P-N(R_3)-P(R_4)-N(R_5)-H$ 或(B) $R_1R_2P-N(R_3)-P(R_4)-N(R_5)-PR_6R_7$ 的配体,其中, R_1 、 R_2 、 R_3 、 R_4 、 R_5 、 R_6 和 R_7 独立地选自卤素、氨基、三甲基甲硅烷基、C₁-C₁₀-烷基、C₆-C₂₀芳基和取代的C₆-C₂₀芳基,以及(3)激活剂或助催化剂。
3. 根据权利要求2所述的方法,其中,所述铬化合物选自由CrCl₃(THF)₃、Cr(III)乙酰基丙酮酸盐、Cr(III)辛酸盐、六烷基铬、Cr(III)-2-乙基己酸盐,苯(三烷基)-铬和氯化Cr(III)组成的组。
4. 根据权利要求2所述的方法,其中,所述激活剂或助催化剂选自三甲基铝、三乙基铝、三异丙基铝、三异丁基铝、乙基铝倍半氯化物、二乙基铝氯化物、乙基铝二氯化物、甲基铝氧烷(MAO)或它们的混合物。
5. 根据权利要求1或2所述的方法,所述方法是乙烯的三聚。
6. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,在步骤b)中传输和再循环的反应器顶部流出物包括未反应的乙烯或未反应的乙烯和丁烯。
7. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,所述冷却装置是冷凝器或一系列的热交换器。
8. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,在所述冷却装置中,冷却所述反应器顶部流出物至-30℃至+10℃的温度,并且随后再循环至所述反应器中。
9. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,添加补充乙烯至待再循环至所述反应器中的浓缩的反应器顶部流出物。
10. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,在10-20℃的温度下,将步骤iii)中获得的所述C8和C10馏分再循环至所述反应器中。
11. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,将步骤iv)中获得的所述残余物送往焚化或用作邻近工厂的燃料。
12. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,在所述反应器中C4的含量是从5至30重量百分数,C8的含量是从1至2重量百分数,和/或在所述反应器中C10的含量是从5-10重量百分数,基于所述反应器中包含的液体总重量给出所有重量百分数。
13. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,基于所述反应器中包含的液体总重量,在所述液体中线性 α -烯烃的总含量是从30-75wt.%。
14. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,所述反应器是多管式反应器和/或鼓泡塔反

应器。

15. 根据权利要求8所述的方法, 其中, 在所述冷却装置中, 冷却所述反应器顶部流出物至-10℃至+5℃的温度, 并且随后再循环至所述反应器中。

16. 根据权利要求15所述的方法, 其中, 在所述冷却装置中, 冷却所述反应器顶部流出物至-5℃至0℃的温度, 并且随后再循环至所述反应器中。

乙烯低聚的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及用于乙烯低聚的方法。

背景技术

[0002] 用于生产线型 α -烯烃(LAO)(包括共聚单体级1-己烯)的方法广泛已知并且依赖于利用各种催化剂组合物将乙烯低聚。这些方法共同点是它们导致链长度4,6,8等的乙烯低聚体的产物分布。

[0003] 而且,在可以主要地制备1-己烯低聚体的乙烯低聚中,催化剂组合物是已知的。

[0004] 例如,US 2010/0190939 A1公开了包括铬化合物、通式结构PNPN或PNPNP的配体,和激活剂或助催化剂的催化剂组合物,其可以用于乙烯的低聚以主要地生产己烯低聚体。

[0005] 而且,US 2012/0029258 A1公开了相当类似的催化剂组合物,其另外分别包括含有有机或无机卤化物的改性剂,或含有游离胺基团的改性剂。

[0006] US 2010/0190939 A1和US 2012/0029258 A1描述了低聚反应,对于高于92重量百分数的1-己烯(1-己烯纯度>99重量百分数),丁烯 $\approx$ 3重量百分数,癸烯 $\approx$ 5重量百分数,辛烯 $\approx$ 0.5重量百分数和聚合物 $\approx$ 0.3重量百分数具有典型的选择性,所有的重量百分数是基于获得的低聚体/聚合物的总重量。用于这些低聚的典型条件是在10-100bar压力和30至70℃温度范围内。

[0007] 在本领域现有技术中已知的用于乙烯三聚的工业化方法涉及将溶剂(优选甲苯),乙烯(与新鲜的乙烯补充物一起再循环),和相应的催化剂溶液进料至反应器(优选多管式反应器,更优选鼓泡塔反应器)中。已经分配至汽相中的未反应的乙烯和轻馏分LAO从反应器的顶部作为反应器顶部流出物(overhead effluent)离开并且进行闪蒸(flash)以仅回收乙烯,而浓缩的LAO(在这里主要是C4和较少的C6)与来自反应器底部的液体流股结合用于进一步纯化。

[0008] 包括LAO产物($\geq$ C4)的底部反应器流出物,与溶解的乙烯、溶剂和催化剂一起,连续地从反应器底部抽出。因为催化剂仍然是有活性的,将淬灭介质(优选正癸醇)立即添加并且与反应器液体流出物共混。将该流股送往乙烯回收塔,其中回收溶解的乙烯并且再循环返回至反应器中。

[0009] 将C2汽提塔(stripper)的底部馏分(bottom-end)(包括LAO、溶剂、废催化剂、淬灭介质)送往产物回收部分(product recovery section),其中在一系列的约4至5个蒸馏塔中将它分馏以单独地分开丁烯、己烯、溶剂、辛烯、癸烯和 $\geq$ C12产物,以及聚合物等等。

[0010] 在图1中举例说明在本领域中已知的方法。溶剂2、催化剂3和乙烯4经由各自的路线进入至反应器1中以实施低聚过程。从反应器中移出气体的反应器顶部流出物并且传输至外部设置的冷却装置5(如冷凝器)。获得的乙烯传输返回到反应器中,在必要时连同新鲜的乙烯补充物6一起。反应器底部流出物用淬灭介质7淬灭并且与在冷却装置5中液化的线型 α -烯烃相结合。这种淬灭的反应器底部流出物然后送往一系列的分馏塔8-13。在分馏塔8中,将溶剂中溶解的乙烯去除和分离,其随后还可以再循环至反应器中。在分馏塔9中,可以

分离丁烯,而在分馏塔10中,可以去除己烯并且随后进一步处理。例如,如果在低聚反应中利用甲苯作为溶剂,其可以在分馏塔11中分离,而更高级的线型 α -烯烃(即辛烯和癸烯)可以在分馏塔12和13中单独分离。任何进一步的残余物(如 $\geq C_{12}$ 馏分、废催化剂、聚合物物质和淬灭介质)可以进一步处理,在这里不详细地描述。

[0011] 用于乙烯低聚的现有技术方法的缺点是较高的资本和操作支出,例如在用于产物回收的分离部分中数个分馏塔的成本,重蜡的形成(其导致反应器和反应器装置污垢/堵塞),以及放热性低聚过程的热量去除的困难。

发明内容

[0012] 因此本发明的目标是克服现有技术的缺点,特别是提供用于乙烯低聚的方法,其具有降低的资本和操作支出,重蜡形成减少或容易将其去除,以及改进的热量去除。

[0013] 通过乙烯低聚的方法实现这个目标,包括以下步骤:

[0014] a)在溶剂和催化剂存在下,在反应器中将乙烯低聚;

[0015] b)将反应器顶部流出物传输至外部设置的冷却装置并且将浓缩的流出物再循环至反应器中;

[0016] c)将反应器底部流出物传输至一系列的分馏塔,并且依照以下的顺序,

[0017] i)可选地分离 C_4 馏分,

[0018] ii)分离 C_6 馏分,

[0019] iii)同时分离 C_8 和 C_{10} 馏分并且将它们再循环至反应器中,并且

[0020] iv)从该方法中分离残余物,该残余物包括 $\geq C_{12}$ 馏分、废催化剂、聚合物物质和淬灭介质,

[0021] 其中,溶剂在步骤i)-iv)的任何步骤中和/或在另外的步骤中分离。

[0022] 对于本领域技术人员而言,很显然取决于溶剂的选择,溶剂可以在多个位置处去除。例如,如果甲苯用作为溶剂,优选在步骤ii)和iii)之间有溶剂去除步骤。可以选择溶剂,以使溶剂去除步骤与步骤i)-iv)中的任何步骤结合起来或可以选择溶剂(像甲苯)以将另外的步骤添加至该方法中。

[0023] 尽管浓缩的反应器顶部流出物和 C_8 和 C_{10} 馏分被再循环至反应器中,获得的所有其它馏分可以根据需要进一步处理,但不再循环至反应器中。特别最优选地希望的 C_6 馏分被进一步处理用于纯化以允许它的使用,例如,在其与乙烯的共聚反应中。

[0024] 在一种优选的实施方式中,催化剂包括(1)铬化合物,(2)通式结构(A) $R_1R_2P-N(R_3)-P(R_4)-N(R_5)-H$ 或(B) $R_1R_2P-N(R_3)-P(R_4)-N(R_5)-PR_6R_7$ 的配体,其中 R_1 、 R_2 、 R_3 、 R_4 、 R_5 、 R_6 和 R_7 独立地选自卤素、氨基、三甲基甲硅烷基、 C_1 - C_{10} -烷基, C_6 - C_{20} 芳基和取代的 C_6 - C_{20} 芳基,和(3)激活剂或助催化剂。

[0025] 在另外优选的实施方式中,铬化合物选自由 $CrCl_3(THF)_3$, $Cr(III)$ 乙酰基丙酮酸盐, $Cr(III)$ 辛酸盐,六羰基铬, $Cr(III)$ -2-乙基己酸盐,苯(三羰基)-铬,氯化 $Cr(III)$ 组成的组。

[0026] 优选地,激活剂或助催化剂选自三甲基铝、三乙基铝、三异丙基铝、三异丁基铝、乙基铝倍半氯化物、二乙基铝氯化物、乙基铝二氯化物、甲基铝氧烷(methyl aluminoxane)(MAO)或它们的混合物。

[0027] 更优选,该方法是乙烯的三聚。因为该方法优选将乙烯三聚以导致1-己烯生产,应当选择在C₆回收步骤中没有同时去除的溶剂。

[0028] 在步骤b)中传输和再循环的反应器顶部流出物优选地包含未反应的乙烯或未反应的乙烯和丁烯。

[0029] 冷却装置优选地是冷凝器或一系列的热交换器。

[0030] 优选,在冷却装置中,将反应器顶部流出物冷却至-30℃至+10℃,优选地-10℃至+5℃,更优选地-5℃至0℃的温度,并且随后再循环至反应器中。

[0031] 可以将补充乙烯(make-up ethylene)添加至待再循环至反应器中的浓缩的反应器顶部流出物。

[0032] 在约10-20℃的温度下,优选将步骤iii)中获得的C₈和C₁₀馏分再循环至反应器中。

[0033] 可以将步骤iv)中获得的残余物送往焚化或用作邻近工厂的燃料。

[0034] 在反应器中C₄的含量优选是从5至30重量百分数,C₈的含量是从1至2重量百分数,和/或在反应器中C₁₀的含量是从5-10重量百分数,基于在反应器中包含的液体总重量给出所有重量百分数。

[0035] 优选地,基于在反应器中包含的液体总重量,在液体中线型 α -烯烃的总含量是从30-75wt.%,优选地30-55wt.%。如从下表3可以得到的,没有乙烯(即液体产物)的总LAO含量是约38%。而且,LAO/溶剂比率优选地是约50%。

[0036] 最终,反应器可以是多管式反应器和/或鼓泡塔反应器。

[0037] 令人吃惊地,发现根据本发明用于乙烯低聚(优选乙烯的三聚)的方法提供了减少的资本和操作支出,允许轻易去除在反应器或反应器装置中形成的重蜡,并且改进放热性低聚的热量去除。

[0038] 根据本发明,两个单独的蒸馏塔(各自用于在本领域中使用的C₈和C₁₀),是根据本发明结合在一个单一塔中。这可以有利地使用,因为本发明的方法优选地是铬催化的并且产生非常有限的其它低聚体(除了C₆)。节省一个塔明确地降低整个方法的总体投资费用。

[0039] 而且,现有乙烯低聚方法中的重要挑战是从放热反应中有效去除热量。迄今为止,一些工业化方法使用过量的乙烯以将反应器冷却至有利于催化剂活性和选择性的希望的温度。然而,利用这样的过量乙烯,对于在C₂回收塔上导致显著负荷的鼓泡塔反应器,乙烯单程转化率(ethylene per pass conversion)是非常低的,因此运行成本更高。现在可以构思本发明的方法,其中,通过来自于冷凝器底部的浓缩的C₂/C₄的蒸发潜热(latent heat)以及从来自于重LAO(其被传输回反应器)的显热带走一些反应热。

[0040] 另外,基于铬的乙烯低聚催化剂众所周知的内在缺点是重蜡的形成。这种固体残余物(主要是聚乙烯和重蜡)往往引起在反应器和反应器装置内的堵塞/污垢。在冷凝器位于反应器内的鼓泡塔反应器中情况尤为突出。

[0041] 在这样的设计中,内部冷凝器用作固体堆积的额外表面,使得反应器需要周期地关闭以进行清洁。引起连续运行中断的一种情形。本发明方法克服这些缺点并在乙烯三聚反应器之内避免任何内部构件,而同时提供相同的冷却能力以维持反应器温度和/或从反应器中移动(mobilizing)出固体残余物以减少污垢。

[0042] 以这样的方式实践本发明的方法,即通过将聚合物物质溶解在反应器装置内存在的C8和C10的高级馏分中显著地减少被聚合物物质或蜡堵塞的反应器。与较轻-馏分烯烃相比较,已知聚合物物质更多地溶于较重-馏分的烯烃。通过再循环C8和C10馏分至反应器中,本发明方法的开工时间(time-on stream)可以显著地延长。而且,鉴于两种馏分C8和C10(它们还增强乙烯溶解度)通过调整反应器内含物在降低的温度下可以操作本发明的方法。这也将潜在地有益于催化剂活性。

[0043] 在一种优选的实施方式中,如果将浓缩的C2和C4作为液体流股而不是作为气体流股送往反应器,通过利用反应热的显著部分作为蒸发的潜热,这将显著地增强低聚反应器的冷却。

附图说明

[0044] 本发明工艺另外的优势和特点可以得自优选的实施方式连同附图的以下详细说明,其中

[0045] 图1公开了用于低聚的本领域工业化方法现有技术的图示说明;以及

[0046] 图2是本发明方法的图示说明。

[0047] 关于在图1中(也在图2中)举例说明的方法,溶剂20(可选地连同新鲜的补充溶剂(make-up solvent)一起),催化剂30和乙烯40(可选地连同新鲜的补充乙烯(make-up ethylene)60一起)进入至反应器10中进行低聚。将反应器顶部流出物(优选地包含乙烯和丁烯)传输至外部设置的冷却装置50并且再循环(与新鲜的补充乙烯一起或直接地)至反应器10中。反应器底部流出物从反应器10中排出并且传输至淬灭单元70(其中添加淬灭介质)。淬灭的反应器底部流出物随后传输至一系列分馏塔80-110,其中,在第一分馏塔80中,溶剂中溶解的乙烯和丁烯被共同地分离并传输至待最终再循环至反应器10中的冷却装置50。在分馏塔90中,分离和排出己烯用于进一步处理。例如,如果甲苯用作溶剂,可以在分馏塔100中将其去除和分离。最终,在分馏塔110中同时地(共同地)去除和分离C8和C10馏分。将C8和C10馏分再循环至反应器10中,而随后可以传输任何进一步的残余物用于进一步处理。

[0048] 说明性的实施方式

[0049] 开发多区室反应器模型以说明在鼓泡塔反应器中由化学/物理收缩以及气体/液体再循环引起的详细的流体动力学,热力学和可变的气体流动速率。反应器模型与专门针对US20120029258描述的新型乙烯三聚催化剂系统开发的机械动力学模型结合。该模型用于分析本发明的一种实施方式。利用开发的严格的反应器模型验证本发明的这个实施方式的乙烯三聚方法的中试规模(pilot-scale)鼓泡塔反应器的性能。

[0050] 而且,提供比较实施例举例说明在本领域中已知的用于低聚的方法,然而利用具有完全回流(total reflux)的外部设置的冷凝器以从反应器顶部流出物中分离未转化的乙烯。分离的乙烯和补充乙烯以及来自于C2塔的乙烯(其被再循环返回至反应器)相结合。因此,在这个比较实施例中,原料气组合物主要是乙烯,即,98-99wt.%C₂.1-丁烯不存在于乙烯再循环流股中,也没有任何C8和C10馏分再循环至反应器中。

[0051] 比较实施例

[0052] 表1:具有拥有完全回流并且无C₄再循环的顶部冷凝器的比较实施例的流股分析

[0053]

	源_气体 (原料气)	源_液体 (液体_进)	下沉_液体 (液体_产物)	下沉_气体 (气体_产物)	冷凝器 (流_进)	冷凝器 (液体_出)
摩尔流速(kmol/hr)	4.19	0.09	0.41	3.70	5.19	1.49
温度(K)	308.15	294.15	323.15	271.15	323.09	271.15
压力(bar)	30.00	30.00	29.97	29.97	29.97	29.97
甲苯(mol/mol)	0.00	1.00	0.21	0.00	0.00	0.01
乙烯(mol/mol)	0.98	0.00	0.47	0.99	0.95	0.85
1-丁烯(mol/mol)	0.02	0.00	0.12	0.01	0.04	0.12
1-己烯(mol/mol)	0.00	0.00	0.20	0.00	0.01	0.02
1-辛烯(mol/mol)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
癸烯(mol/mol)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
十二烯(mol/mol)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

[0054] 来自比较实施例1的流股分析提供于表1中。过程关键性能指标(KPIS)在表2中显示。

[0055] 表2

[0056]

乙烯转化率	0.0627512
选择性(“1-丁烯”)	0.0248341
选择性(“1-己烯”)	0.941373
选择性(“1-辛烯”)	1.61962E-11

[0057]

选择性(“1-癸烯”)	0.0337925
选择性(“1-十二烯”)	3.78892E-11
反应热(kW)	5.02985
冷凝器负荷(kW)	-7.54554
液体进料中催化剂的摩尔分数	0.000200259
冷凝器温度	271.150

[0058] 如表2所示,利用在-2℃下操作的-7.5kW的冷凝器负荷获得~6wt%的乙烯单程转化率。

[0059] 发明实施例

[0060] 在通过热交换器之后,将乙烯和1-丁烯直接送往外部设置的冷凝器以将温度降低至约35℃。浓缩的乙烯/1-丁烯作为液体流股优选地从脱离区(disengagement zone)的顶部,甚至更优选地从朝向反应区的侧面进入反应器以有效地冷却。经由净化流股(purge stream)可以将反应器中的乙烯/1-丁烯含量维持在5-30wt%之间。

[0061] 同样,来自1-C₈/C₁₀分馏塔顶部的癸烯/1-辛烯在从170℃冷却至10~20℃之后被传递回反应器。经由净化流股可以将反应器中的癸烯含量维持在5-10%之间。将再循环的1-C₈/C₁₀冷却至更低温度的另外负荷不得不考虑。尽管,由用于聚合物移动和反应器冷却的再循环的重分馏以显热形式提供的额外的益处可以抵消这种负荷。

[0062] 表3示出了流股分析,而表4举例说明该发明方法的关键过程指标(indicator)。

[0063] 表3:利用再循环的C₂/C₄作为液体流股和再循环的1-辛烯/癸烯的本发明的优选实施方式的流股分析

[0064]

	源_气体 (原料气)	源_液体 (液体_进)	下沉-液体 (液体产物)	下沉_气体 (气体_产物)	冷凝器 (流_进)	冷凝器 (液体_出)
摩尔流速(kmol/hr)	1.77	0.09	0.47	3.02	1.52	0.27
温度(K)	308.15	294.15	323.15	314.34	274.15	308.15
压力(bar)	30.00	30.00	29.96	29.96	29.96	30.00
甲苯(mol/mol)	0.00	0.93	0.17	0.00	0.00	0.00

[0065]

乙烯(mol/mol)	0.99	0.00	0.46	0.90	0.81	0.59
1-丁烯(mol/mol)	0.01	0.00	0.19	0.10	0.17	0.40
1-己烯(mol/mol)	0.00	0.00	0.17	0.01	0.01	0.02
1-辛烯(mol/mol)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
癸烯(mol/mol)	0.00	0.07	0.02	0.00	0.00	0.00
十二烯(mol/mol)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

[0066] 表4

[0067]

乙烯转化率	0.0773188
选择性(“1-丁烯”)	0.0251504
选择性(“1-己烯”)	0.946202
选择性(“1-辛烯”)	3.85301E-12
选择性(“1-癸烯”)	0.0286475
选择性(“1-十二烯”)	3.35246E-12
反应热(kW)	4.52678
冷凝器负荷(kW)	-5.26443
液体进料中催化剂的摩尔分数	0.000170544
冷凝器温度	274.150

[0068] 如在举例说明的实施例中所示的,在1℃下操作的-5kW的冷凝器负荷下乙烯单程转化率是~8%。该实施方式代表在50kg/hr下更低的乙烯进料速率。

[0069] 在上面的描述中和在权利要求中公开的本发明的特征对于在本发明的各种实施方式中(单独地以及以任何组合方式)实施本发明可能是必要的。

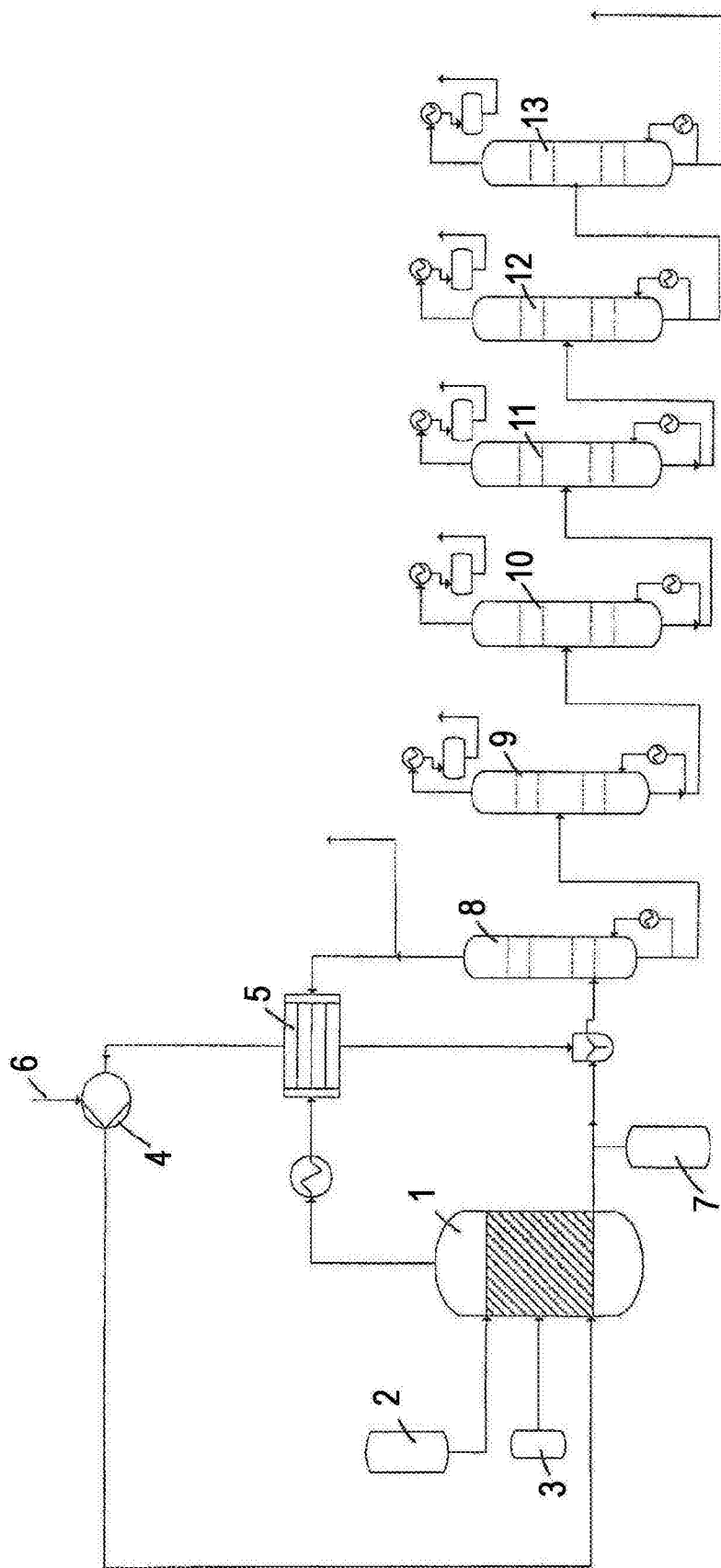


图1

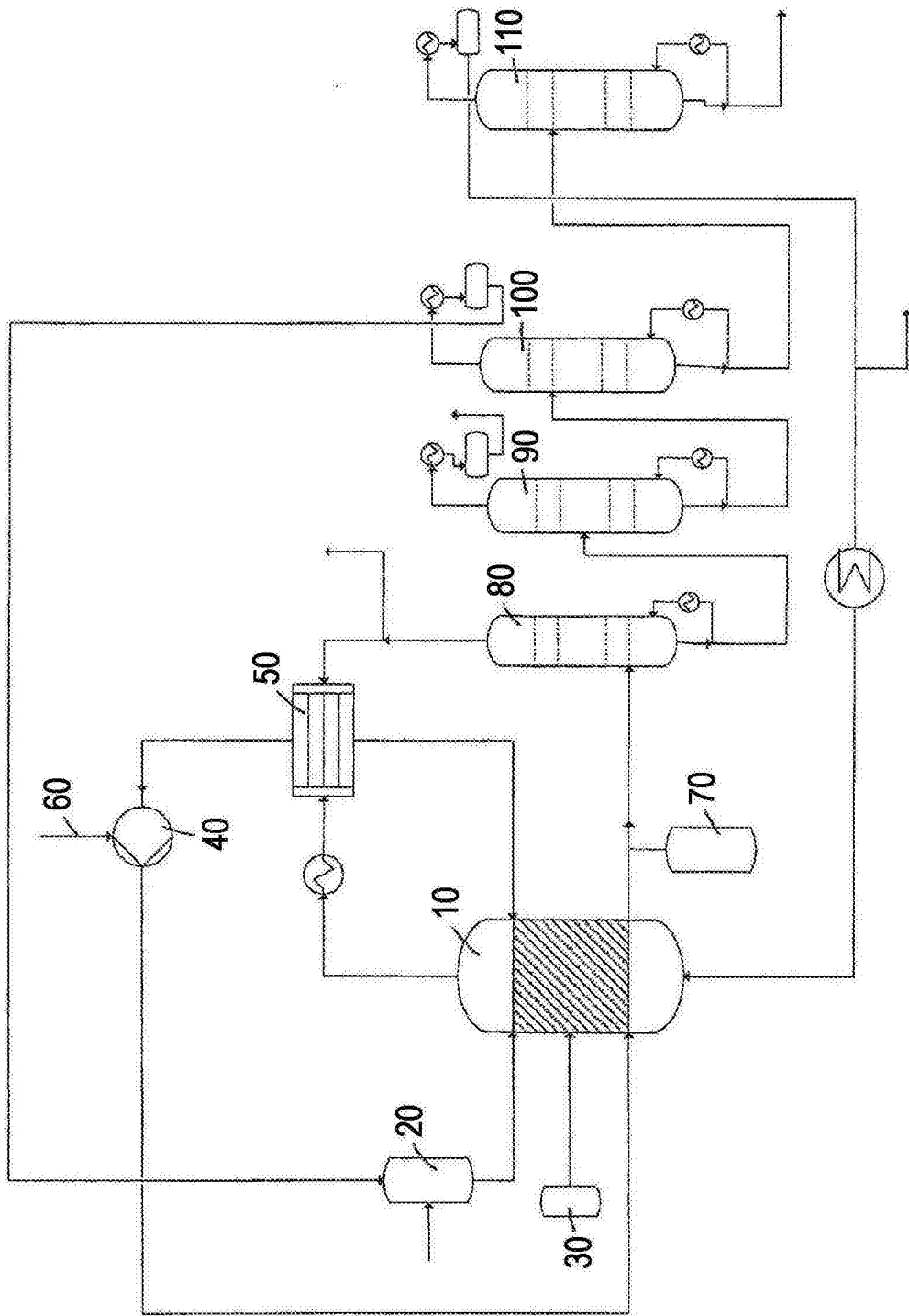


图2