



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101228104 B

(45) 授权公告日 2011.06.15

(21) 申请号 200680026993.3

(56) 对比文件

(22) 申请日 2006.05.19

US 6271433 B1, 2001.08.07, 全文.

(30) 优先权数据

审查员 张靖

10-2005-0094467 2005.10.07 KR

(85) PCT申请进入国家阶段日

2008.01.23

(86) PCT申请的申请数据

PCT/KR2006/001880 2006.05.19

(87) PCT申请的公布数据

W02007/043738 EN 2007.04.19

(73) 专利权人 SK 能源株式会社

地址 韩国首尔

(72) 发明人 崔先 金容昇 朴德守 金奭俊

梁一模

(74) 专利代理机构 北京润平知识产权代理有限公司 11283

代理人 周建秋 王凤桐

(51) Int. Cl.

C07C 4/06 (2006.01)

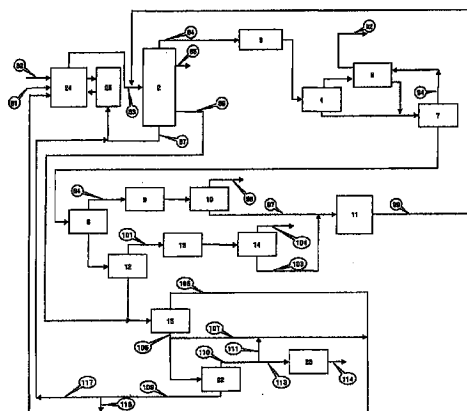
权利要求书 1 页 说明书 9 页 附图 2 页

(54) 发明名称

提高烃原料催化裂化反应中轻质烯烃的产率的方法

(57) 摘要

公开了一种提高烃原料催化裂化反应中轻质烯烃的产率的方法。在该方法中,使用了一种有效的轻质烯烃的分离工艺结构和循环方法,不仅能提高整个过程的生产率和效率,因而有效地提高轻质烯烃的产率,并且,还能简化整个过程。



1. 一种提高烃原料催化裂化反应中轻质烯烃的产率的方法,该方法包括以下步骤:
 - (a) 将烃原料和蒸汽加入催化裂化炉,在该催化裂化炉中,烃原料在催化剂存在下进行催化裂化反应;
 - (b) 将所述催化裂化反应中使用过的催化剂通过连续的或周期性的再生步骤再生,并且将再生的催化剂循环至所述催化裂化炉中;
 - (c) 对所述催化裂化反应的产物进行骤冷、压缩和分离,以分别分离并回收氢气、甲烷和 C2-C3 烯烃,并且分离为含有 C2-C3 链烷烃的物流和含有 C4+ 烃的物流;
 - (d) 将所述含有 C2-C3 链烷烃的物流加入循环炉,在该循环炉中通过热裂化反应转化为 C2-C3 烯烃,将转化的 C2-C3 烯烃循环至骤冷步骤;和
 - (e) 将所述含有 C4+ 烃的物流的至少一部分循环至催化裂化反应步骤和 / 或催化剂再生步骤。
2. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,将所述含有 C4+ 烃的物流分离成含有 C4-C5 烃的物流和含有 C6+ 烃的物流。
3. 根据权利要求 2 所述的方法,其中,将所述含有 C4-C5 烃的物流循环至催化裂化反应步骤。
4. 根据权利要求 2 所述的方法,其中,将所述含有 C6+ 烃的物流的一部分循环至催化裂化反应步骤,剩余部分可以被分离成含有 C6-C8 烃的物流和含有 C9+ 烃的物流。
5. 根据权利要求 4 所述的方法,其中,将所述含有 C6-C8 烃的物流的一部分循环至催化裂化反应步骤,剩余部分在通过加氢脱硫转化成芳烃馏分之后被回收。
6. 根据权利要求 4 所述的方法,其中,将所述含有 C9+ 烃的物流的一部分循环至催化裂化反应中,将剩余部分循环至催化剂再生步骤。
7. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,所述烃原料为石脑油或煤油。
8. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,所述烃原料是沸点为 30-350°C 的烃混合物。
9. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,所述催化剂为沸石复合物。
10. 根据权利要求 9 所述的方法,其中,所述沸石复合物为 ZSM-5 沸石。
11. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,所述催化裂化反应在温度为 500-750°C、以及烃原料 / 蒸汽的重量比为 0.01-10 的条件下进行。
12. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,所述催化裂化反应在固定床反应器或流化床反应器中进行。
13. 根据权利要求 12 所述的方法,其中,如果所述催化裂化反应在固定床反应器中进行,所述催化裂化反应在烃原料的停留时间为 0.1-600 秒的条件下进行。
14. 根据权利要求 12 所述的方法,其中,如果所述催化裂化反应在流化床反应器中进行,所述催化裂化反应在烃原料的停留时间为 0.1-600 秒、以及催化剂 / 烃原料的重量比为 1-100 的条件下进行。

提高烃原料催化裂化反应中轻质烯烃的产率的方法

技术领域

[0001] 本发明是关于一种提高烃原料催化裂化反应中轻质烯烃的产率的方法,特别是关于这样一种提高烃原料催化裂化反应中轻质烯烃的产率的方法,该方法可以在整个过程中通过对乙烷、丙烷和 C4-C5 馏分进行循环并且可变地控制 C6+ 馏分的制备路径来提高乙烯和丙烯的产率。

背景技术

[0002] 轻质烯烃,例如乙烯和丙烯,被广泛地应用于石油化学工业。这些轻质烯烃一般是通过在蒸汽的存在下对石脑油进行热裂化(蒸汽裂化)而制备的。蒸汽裂化技术中的反应是在 800-900°C 的高反应温度下在很短的停留时间内进行的。一般地,通过蒸汽裂化技术,可以制得各种类型的、组分确定在有限的范围内的烯烃。

[0003] 蒸汽裂化技术的典型产物为乙烯和丙烯,并且根据反应的条件,生成副产物 C4 烯烃组份。然而,C4 烯烃组份包含各种异构体,因此为了制备产品需要多步复杂的分离过程。而且,含有 5 个碳原子或更多个碳原子的烯烃的经济价值较低,因此通过加氢反应转化成饱和烃。在蒸汽裂化技术中,将含有 4 个或更多个碳原子的烯烃组分循环至热裂化反应器没有经济优势,因为它会引起焦炭问题,缩短反应的生产周期。

[0004] 图 1 所示的工艺流程图说明了现有技术中通过蒸汽裂化反应(如热裂化)由烃原料制备轻质烯烃的方法。

[0005] 如图 1 所示,在蒸汽裂化反应中,重质石脑油原料 31 与作为助剂的蒸汽 32 一起加入到高温热裂化反应器 1 中,在那里原料被转化为含有烯烃的反应产物 33。反应产物 33 被加入到骤冷塔 2 中,并在那里根据沸点不同(根据较高沸点的顺序)初步分离成燃料油 37、含有 C5+ 烃作为主要组分的裂解汽油 36、由作为反应助剂的蒸汽冷凝得到的稀释水 35、和含有 C4- 烃作为主要组分的气态产物 34。气态产物 34 经过压缩机 3,最终进入脱甲烷塔 7,在此过程中还经过单元过程,例如分流器 4 和低温热交换器 5,从而回收热量。在整个过程中具有最低沸点的氢气和甲烷为制得的馏分 42。在脱乙烷塔 8 中,C2 馏分 47 被分离至顶部,并且 C2 馏分经过 C2 加氢反应器 9,并进入 C2 分流器,在 C2 分流器中分离成乙烷 49 和乙烯 50。乙烷 49 在循环炉 11 中被部分地转化为重质烯烃,然后循环至骤冷塔 2。在脱丙烷塔 12 中,C3 馏分 53 被分离至顶部,并且 C3 馏分经过 C3 加氢反应器 13,进入 C3 分流器 14,在 C3 分流器 14 中分离成丙烷 55 和丙烯 56。在脱丁烷塔 15 中,C4 馏分 58 被分离至顶部,并且 C4 馏分经过丁烯提取单元 16、MTBE(甲基叔丁基醚)单元 17、C3 加氢反应器 18、和 C4 分流器 19,在此过程中分别分离成丁二烯 59、异丁烯 61、1-丁烯 65、和 C4 LPG 64。在脱戊烷塔 20 中,C5 馏分 66 被分离至顶部,并且 C5 馏分经过 C5 加氢反应器 21 制备 C5 LPG67。在脱辛烷塔 22 中,C6-C8 馏分 69 被分离至顶部,该 C6-C8 馏分经过 PGHT(热解汽油加氢处理单元)23,制备芳烃馏分 70。在脱辛烷塔 22 的塔底制得 C9+ 馏分 68。

[0006] 另外,在用来提高炼油装置中高沸点馏分的附加价值并以汽油为主要产物的流化床催化裂化(FCC)方法中,可以制得轻质烯烃作为副产物。FCC 方法是现有技术中被公知的

使用细颗粒形式的催化剂的催化裂化技术,在用蒸汽处理时表现得像流体。在 FCC 方法中,用于本发明的比石脑油或煤油更重的馏分被用作原料,例如减压残油、常压残油或气态油,而且主要产物为汽油而不是轻质烯烃,因此不能有效地制备轻质烯烃。

[0007] 制备这些轻质烯烃如乙烯和丙烯的一般化学方法包括蒸汽裂化方法、FCC 方法和对轻质馏分的催化裂化方法。这些方法的反应产物的一般成份如表 1 所示。

[0008] 表 1

[0009]

	蒸汽裂化方法的反应产物	FCC 方法的反应产物	对轻质馏分的催化裂化方法的产物
甲烷	16.13	1.2	13.91
乙烯	32.05	1.9	20.71
乙烷	2.91	0.7	8.93
丙烯	16.65	4.8	22.06
丙烷	0.35	0.7	3.04
C4	10.94	9.1	8.97
C5	5.71	1.1	7.81
C6 或更高	14.18	79.6	13.58
其它	1.08	0.9	0.99

[0010] 下面将介绍现有技术中,与由烃原料(优选为石脑油或煤油原料)制备轻质烯烃有关的轻质馏分-催化裂化方法。

[0011] 美国专利 6307117 中公开了一种将催化裂化产物分离成 H₂/C₃ 馏分和 C₄+ 馏分的方法。而且,还公开了一种将 C₄+ 馏分分离成 C₄ 馏分、C₅-C₈ 馏分和 C₉+ 馏分的方法。此外,还公开了一种在蒸汽裂化反应器中额外地裂化 C₄+ 馏分的方法。然而,在充分地考虑到催化裂化反应的特点后,这些方法不能有效地利用反应产物。

[0012] 美国专利 6576805 公开了一种回收催化裂化过程中 H₂/C₃ 馏分的方法,但没有对整个反应产品的工艺结构做出说明,特别是,没有说明对 C₄+ 馏分的有效利用。

[0013] 美国专利 6602920 公开了一种顺次利用热裂化、加氢和催化裂化步骤由天然气原料制备轻质烯烃的工艺结构。然而,这一工艺结构不能用在使用在本发明的以烃作为原料(优选为石脑油或煤油原料)的催化裂化过程中。

[0014] 如上所述,尽管已经积极地开发了用于通过催化裂化反应由烃原料(优选为石脑油或煤油)制备轻质烯烃的轻质馏分-催化裂化过程的催化剂,但是仍然没有提出有效地制备轻质烯烃的工艺结构。

发明内容

[0015] 本发明的发明人开发了一种将轻质烯烃循环的分离工艺结构和方法,该工艺结构和方法可以有效地用于由烃原料通过催化裂化反应制备轻质烯烃的过程中,并可以通过使用所开发的分离工艺结构和方法有效地提高轻质烯烃的产率。在此事实的基础上,完成了本发明。

[0016] 相应地,本发明的目的在于提供一种提高烃原料(优选为石脑油或煤油)通过催化裂化反应中轻质烯烃的产率的方法,该方法可以通过有效地循环附加值低的乙烷和丙烷、以最经济的方式循环 C4-C5 馏分并且可变地控制 C6+ 馏分的制备路径来有效地提高乙烯和丙烯在整个过程中的产率。

[0017] 本发明的另一个目的在于提供一种提高烃原料催化裂化反应中轻质烯烃的产率的方法,该方法可以通过将分离过程和加氢反应最小化来提高整个过程的经济效率。

[0018] 为了达到上述和其他目的,本发明提供了一种提高烃原料催化裂化反应中烯烃的产率的方法,该方法包括以下步骤:(a) 将烃原料和蒸汽加入催化裂化炉,在该催化裂化炉中,烃原料在催化剂存在下进行催化裂化反应;(b) 将所述催化裂化反应中使用过的催化剂通过连续的或周期性的再生步骤再生,并且将再生的催化剂循环至所述催化裂化炉中;(c) 对所述催化裂化反应的产物进行骤冷、压缩和分离,以分别分离并回收氢气、甲烷和 C2-C3 烯烃,并且分离为含有 C2-C3 链烷烃的物流和含有 C4+ 烃的物流;(d) 将所述含有 C2-C3 链烷烃的物流加入循环炉,在该循环炉中通过热裂化反应转化为 C2-C3 烯烃,将转化的 C2-C3 烯烃循环至骤冷步骤;和(e) 将所述含有 C4+ 烃的物流的至少一部分循环至催化裂化反应步骤和/或催化剂再生步骤。

[0019] 在本发明的方法中,含有 C4+ 烃的物流可以分离成含有 C4-C5 烃的物流和含有 C6+ 烃的物流。

[0020] 含有 C4-C5 烃的物流可以循环至催化裂化反应步骤。同时,含有 C6+ 烃的物流的一部分循环至催化裂化反应步骤,剩余部分可以通过分离过程被分离成含有 C6-C8 烃的物流和含有 C9+ 烃的物流。

[0021] 含有 C6-C8 烃的物流的一部分可以循环至催化裂化反应步骤,剩余部分可以在通过加氢脱硫转化成芳烃馏分后被回收。

[0022] 同时,含有 C9+ 烃的物流的一部分循环至催化裂化反应,剩余部分可以循环至催化剂再生步骤。

[0023] 烃原料可以为石脑油或煤油。

[0024] 优选情况下,烃原料为沸点为 30-350°C 的烃的混合物。

[0025] 催化剂可以为沸石复合物。

[0026] 优选情况下,沸石复合物为 ZSM-5 沸石。

[0027] 催化裂化反应优选在温度为 500-750°C、以及烃原料/蒸汽的重量比为 0.01-10 的条件下进行。

[0028] 而且,催化裂化反应可以在固定床反应器或流化床反应器中进行。

[0029] 如果催化裂化反应在固定床反应器中进行,催化裂化反应可以在烃原料的停留时间为 0.1-600 秒的条件下进行。

[0030] 如果催化裂化反应在流化床反应器中进行,催化裂化反应可以在烃原料的停留时

间为 0.1-600 秒、以及催化剂 / 烃原料的重量比为 1-100 的条件下进行。

[0031] 如上所述,本发明提供了一种提高由烃原料(优选为石脑油或煤油原料)通过催化裂化反应制备轻质烯烃的产率的方法。本发明的优点在于,与现有的蒸汽裂化技术相比,它可以有效地提高轻质烯烃的产率,并简化整体过程。同时,本发明提供了一种用于循环轻质烯烃的有效的分离工艺结构和方法,该工艺结构和方法没有在现有技术中使用过,因此,提供了一种有效地提高轻质烯烃产率的方法。

附图说明

[0032] 图 1 是现有技术中通过热裂化反应由烃原料制备轻质烯烃的实施方式的工艺流程图;

[0033] 图 2 是根据本发明的由烃原料通过催化裂化反应制备轻质烯烃的实施方式的工艺流程图。

具体实施方式

[0034] 下面将结合图 2 对本发明的优选实施方式进行更详细的说明,但本发明的范围并不限于此。

[0035] 在本发明提供的方法中,为了保持稳定的催化剂流化态并提高反应性,将烃原料 81(优选为石脑油或煤油原料,更优选为沸点为 30-350℃的烃原料)与蒸汽 82 一起加入到催化裂化反应器 24 中。在催化裂化反应器 24 中,原料通过裂化反应转化成反应产物 83。在这点上,蒸汽 82 的流是为了保持稳定的催化剂流化态的流和提高反应性的流的和,根据反应的条件进行优化。

[0036] 关于催化剂,可以使用现有技术中已知的任何催化剂,没有特殊的限制,但是,优选使用沸石组合物,更优选为 ZSM-5 沸石。

[0037] 催化裂化反应极大地依赖于反应的温度、空速、烃 / 蒸汽的重量比等。这些反应条件需要通过下面因素确定:将能量消耗最小化的最低可行温度、最佳转化率、最佳烯烃产率、和由焦炭生成引起的催化剂失活的最小化等。

[0038] 根据本发明的优选实施方式,催化裂化反应温度为约 500-750℃,优选为约 600-700℃,更优选为约 610-680℃。而且,烃 / 蒸汽的重量比为约 0.01-10,优选为约 0.1-2.0,更优选为约 0.3-1.0。

[0039] 而且,催化裂化反应可以在固定床或流化床反应器中进行,烃原料的停留时间为约 0.1-600 秒,优选为约 0.5-120 秒,更优选为约 1-20 秒。

[0040] 如果使用流化床反应器,催化剂 / 烃原料的重量比为约 1-100,优选为约 5-50,更优选为约 10-40。

[0041] 同时,催化裂化反应器 24 将使用过的催化剂加入催化剂再生器 25,将通过在催化剂再生器 25 中的连续的或周期性的步骤再生的催化剂加入催化裂化反应器 24。将反应产物 83 加入骤冷塔 2 中,并在那里根据沸点(按照沸点从高降低的顺序)初步分离成燃料油 87、含有 C5+ 烃作为主要组分的裂解汽油 86、作为反应助剂的蒸汽被冷凝得到的稀释水 85、和含有 C4- 烃作为主要组分的气态产物 84。将由于沸点过高而经济价值较低的燃料油 87 加入催化剂再生器 25。气态产物 84 经过压缩机 3,最终进入脱甲烷塔 7,在此过程中还经过

单元过程,例如分流器 4 和低温热交换器 5,从而回收热量。这一过程制得在整个过程中具有最低沸点的氢气 / 甲烷馏分 92。在脱乙烷塔 8 中, C2 馏分 97 被分离至顶部,并且 C2 馏分经过 C2 加氢反应器 9,进入 C2 分流器 10,在 C2 分流器 10 中分离成乙烷 97 和乙烯 98。乙烷 97 在循环炉 11 中部分地转化为重质烯烃,然后经过管线 99 循环至骤冷塔 2。在脱丙烷塔 12 中, C3 馏分 101 被分离至顶部,并且 C3 馏分经过 C3 加氢反应器 13,进入 C3 分流器 14,在 C3 分流器 14 中分离成丙烷 103 和丙烯 104。丙烷 103 在循环炉 11 中部分地转化成轻质烯烃,然后经过管线 99 循环至骤冷塔 2。在脱丁烷塔 15 中, C4-C5 馏分 106 被分离至顶部,并且 C4-C5 馏分 106 被部分地循环至催化裂化反应器 24 中,根据本过程的目的作为被循环的 C6+ 馏分 107。在脱辛烷塔 22 中, C6-C8 馏分 110 被分离至顶部,一部分 C6-C8 馏分被循环至催化裂化反应器 24,根据本过程的目的,作为被循环的 C6-C8 馏分 111,剩余部分 113 经过 PGHT 23,制备芳烃馏分 114。一部分从脱辛烷塔 22 的塔底分离出的 C9+ 馏分 109 被循环至催化裂化反应器 24,根据本过程的目的作为被循环的 C9+ 馏分 116,将剩余部分 117 加入催化剂再生器 25。

[0042] 如上所述,根据本发明,可以通过使用循环轻质烯烃的分离工艺结构和方法有效地提高整个过程中轻质烯烃的产率,所述工艺结构和方法可有效地用于由烃原料(优选为石脑油或煤油原料)通过催化裂化反应生产轻质烯烃的过程。

[0043] 在催化裂化反应的情况下,乙烷和丙烷的产量比蒸汽裂化过程的高。因此,如果使用循环炉将它们在整体数量上进行循环,可以提高乙烯和丙烯的产率。

[0044] 而且,因为催化裂化反应中丁二烯和 1-丁烯的产率显著地降低,因此分离和生产这些化合物的经济效益较低。然而,如果将这些化合物循环至催化裂化反应器,它们有可能转化成乙烯和丙烯。在本发明中,通过将全部的 C4-C5 馏分循环至催化裂化反应器 24,可以除去不必要的分离过程和昂贵的加氢反应,从而简化整个过程,并且提高乙烯和丙烯的产率。

[0045] 另外,在本发明中,通过将 C6-C8 馏分 110 的一部分 111 循环至催化裂化反应器 24,可以控制并最终提高芳烃的含量。

[0046] 另外,在本发明中,将 C9+ 馏分 116 的一部分 116 循环至催化裂化反应器 24,并在催化裂化反应器 24 中转化成 C6-C8 馏分,因此可以提高芳烃的产率。而且,可以将 C9+ 馏分 116 的剩余部分循环至催化剂再生器并用作燃料油。相应的,在控制过程的生产 and 产品成本的变化上,本发明可以将过程的生产率最大化。

[0047] 此外,在本发明中,原料油 87 直接用在催化剂再生器中,因此可以简化处理原料油的设备,并提高经济效益。在一般的过程中,由于其经济价值较低,因此将原料油 87 焚烧,或用作加热器的原料。然而,在这种情况下,运输和贮存带来了额外的成本,而且将原料油 87 和其它馏分的混合也带来了问题。

[0048] 可以通过下面的实施例更清楚地理解本发明,这些实施例是为了说明的目的而不能被解释为对本发明的限制。

[0049] 比较例 1

[0050] 利用如图 1 所示的工艺结构通过商业方法测定蒸汽裂化过程制备轻质烯烃的表现,结果如下所示。

[0051] 比较例 1 中使用的原料为石脑油,其成分如下表 2 所示。

[0052] 表 2

[0053]

	n- 链烷烃	i- 链烷烃	环烷烃	芳烃
石脑油	36.2%	49.3%	11.3%	3.2%

[0054] 热裂化反应器 1 的操作条件如下：反应温度为 850℃；蒸汽 / 石脑油的重量比为 2；反应停留时间为 0.1 秒。

[0055] 该比较例中整个过程的产率（包括被循环的馏分）如下表 3 所示。

[0056] 表 3

[0057]

	反应产物组成（重量%）
甲烷	14.2
乙烯	32.8
乙烷	0.5
丙烯	17.8
丙烷	1.5
C4	10.0
C5	4.3
C6 或更高	14.5
其它	4.4

[0058] 比较例 2

[0059] 使用如比较例 1 所述的原料在催化反应器中进行测试，以测定催化裂化反应制备轻质烯烃的表现。

[0060] 使用液体注射泵将原料加入到催化反应器中，在反应器外使用电加热器控制反应温度。将反应产物的液相和气相分离，因此每个相的重量和组分都可以进行定量分析。

[0061] 在该比较例中，使用 HXSM-5 催化剂，反应在 675℃ 下进行。对反应产物的分析结果如下表 4 所示。

[0062] 表 4

[0063]

	反应产物组成（重量%）
甲烷	13.91

乙烯	20.71
乙烷	8.93
丙烯	22.06
丙烷	3.04
C4	8.97
C5	7.81
C6 或更高	13.58
其它	0.99

[0064] 从表 4 可以看出,生成了大量的乙烷和丙烷,表现出催化裂化反应的特点,而且还生成了大量的 C4-C5 馏分。

[0065] 比较例 3

[0066] 为了检测将馏分循环的效果,将比较例 2 的反应产物分离,以制备具有如表 5 所示组成的 C4-C5 馏分,并进行与比较例 2 所述的相同的催化反应。

[0067] 表 5

[0068]

	n-链烷烃	i-链烷烃	烯烃	环烷烃	芳烃
C4-C5 馏分	16.8%	15.7%	65.6%	1.9%	0%

[0069] 在与比较例 2 相同的催化剂和反应条件下所得到的产物的分析结果如下表 6 所示。

[0070] 表 6

[0071]

	反应产物组成(重量%)
甲烷	8.3
乙烯	25.0
乙烷	5.9
丙烯	25.4
丙烷	4.3
C4	13.8

C5	5.7
C6 或更高	10.58
其它	1.02

[0072] 从该比较例的结果可以看出,如果将 C4-C5 馏分循环,可以有效地生成乙烯和丙烯。

[0073] 实施例 1

[0074] 使用比较例 3 的结果,测定本发明提供的整个过程的表现。整个过程的表现使用计算机模拟测定。同时,使用现有过程的数据,以乙烷和丙烷作为原料,测定循环炉的表现,得到如下表 7 所示的结果。

[0075] 表 7

[0076]

	使用乙烷作为原料从循环炉得到的反应产物的组成(重量%)	使用丙烷作为原料从循环炉得到的反应产物的组成(重量%)
甲烷	4.2	18.9
乙烯	51.9	35.6
乙烷	34.5	2.8
丙烯	1.2	16.7
丙烷	0.1	16.3
C4	2.3	3.7
C5	0.3	1.1
C6 或更高	1.1	1.6
其它	4.4	3.3

[0077] 整个过程的产率如下表 8 所示。

[0078] 表 8

[0079]

	整个过程的产率(重量%)
甲烷	17.3
乙烯	34.7

乙烷	0.0
丙烯	24.6
丙烷	0.0
C4	0.0
C5	0.0
C6 或更高	20.5
其它	2.9

[0080] 从表8可以看出,乙烯和丙烯的产率为59.3%,远高于比较例1的普通蒸汽裂化过程的产率50.6%。这一结果是通过将乙烷和丙烷有效地循环至循环炉并将C4-C5馏分循环至催化裂化反应器而得到的。

[0081] 如上所述,本发明提供了一种由烃原料(更优选为石脑油或煤油原料)通过催化裂化反应制备轻质烯烃的方法,该方法可以通过将附加价值较低的乙烷和丙烷循环,将C4-C5馏分以最经济的方式循环,并可变地控制C6+馏分的制备路径,从而有效地提高乙烯和丙烯在整个过程中的产率。

[0082] 而且,根据本发明,分离过程和加氢反应被最小化,从而提高了整个过程的经济效益。

[0083] 尽管出于说明的目的描述了本发明的优选实施方式,但是本领域技术人员可能进行简单的修改、添加或置换,而不会偏离如随附权利要求所公开的本发明的范围和实质。

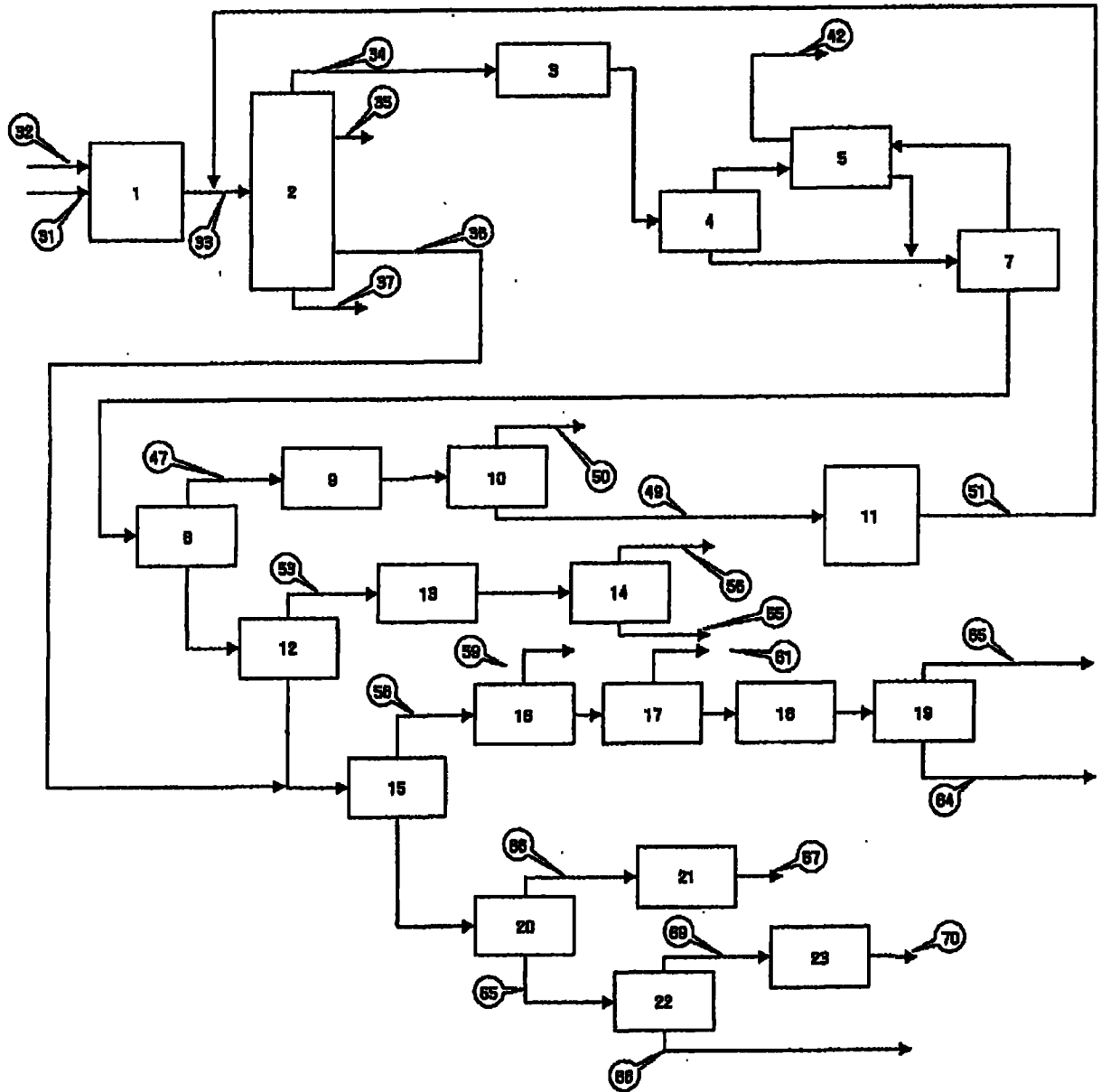


图 1

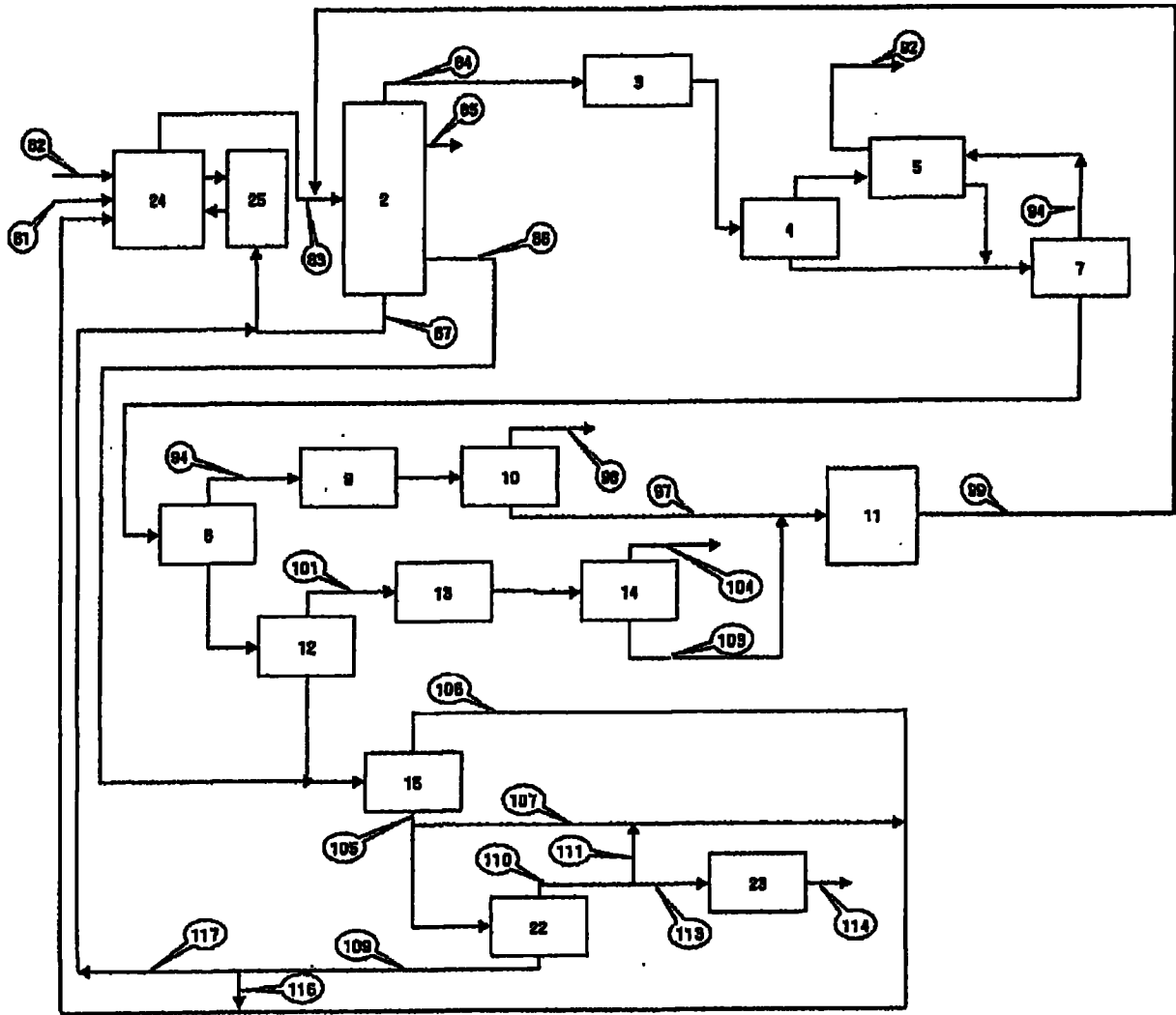


图 2