



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 107961743 B

(45) 授权公告日 2021. 12. 31

(21) 申请号 201610910662.1

C07C 11/16 (2006.01)

(22) 申请日 2016.10.19

(56) 对比文件

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 107961743 A

CN 107961745 A, 2018.04.27

CN 104672045 A, 2015.06.03

CN 104672045 A, 2015.06.03

(43) 申请公布日 2018.04.27

CN 104672040 A, 2015.06.03

(73) 专利权人 中国科学院大连化学物理研究所
地址 116023 辽宁省大连市中山路457号

CN 102276406 A, 2011.12.14

CN 102276403 A, 2011.12.14

(72) 发明人 叶茂 张涛 何长青 张今令
王贤高 唐海龙 贾金明 赵银峰
刘中民

CN 102190550 A, 2011.09.21

US 2011218373 A1, 2011.09.08

US 2002016522 A1, 2002.02.07

CN 101239867 A, 2008.08.13

(74) 专利代理机构 中科专利商标代理有限责任
公司 11021

齐国祯等. 流化床反应器中甲醇制烯烃反应性能分析.《石油与天然气化工》.2013, (第3期),
许云峰. 甲醇制烯烃的研发进展.《中国高新技术企业》.2013, (第13期),
李希等. 甲醇制烯烃多级串联流化床反应器模拟.《化工学报》.2015, (第8期),

代理人 贺卫国

审查员 肖鹏

(51) Int. Cl.

B01J 8/24 (2006.01)

B01J 8/26 (2006.01)

C07C 1/20 (2006.01)

C07C 11/06 (2006.01)

权利要求书2页 说明书8页 附图1页

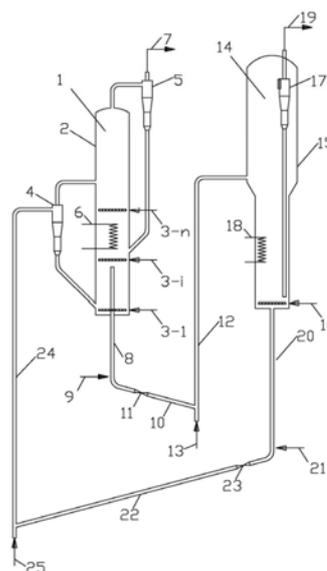
(54) 发明名称

一种由含氧化合物制备丙烯、C4烃类的快速流化床反应器、装置及方法

的方法和装置提高了乙烷烷基化反应速率、反应器单位体积产能高。

(57) 摘要

本发明涉及由含氧化合物制备丙烯、C4烃类的快速流化床反应器、装置及方法。该装置包含快速流化床反应器和用于再生催化剂的流化床再生器。该方法包括:a) 将含有含氧化合物的原料从n个反应器进料分布器通入快速流化床反应器的密相区,与催化剂接触,生成含有目标产物的物流和含碳的待生催化剂;b) 将由快速流化床反应器流出的含有目标产物的物流送入产品分离系统,分离获得丙烯、C4烃类、轻组分等组分,70wt.%以上的轻组分由快速流化床反应器最下方的反应器进料分布器返回快速流化床反应器的密相区,乙烷和含氧化合物在催化剂的作用下发生烷基化反应,生成丙烯等产物。本发明所述



CN 107961743 B

1. 一种用于含氧化合物制备丙烯和C4烃类的装置,所述装置包含快速流化床反应器和用于再生催化剂的流化床再生器,

其中所述快速流化床反应器包含:反应器壳体、n个反应器进料分布器, $3 \leq n < 10$ 、反应器气固分离器1、反应器气固分离器2、反应器取热器、产品气出口和反应器汽提器,其中快速流化床反应器的下部是密相区,快速流化床反应器的上部是稀相区,n个反应器进料分布器由下至上置于密相区,主要成分为乙烯的轻组分由最下方的反应器进料分布器进入,含氧化合物由n个反应器进料分布器分别进入,反应器取热器置于反应器壳体内部或外部,反应器气固分离器1和反应器气固分离器2置于反应器壳体外部,反应器气固分离器1设有再生催化剂入口,反应器气固分离器1的催化剂出口置于密相区的底部,反应器气固分离器1的气体出口置于稀相区,反应器气固分离器2的入口置于稀相区,反应器气固分离器2的催化剂出口置于密相区,反应器气固分离器2的气体出口连接于产品气出口,反应器汽提器在快速流化床反应器的底部由外向内穿过反应器壳体并且开口于快速流化床反应器的密相区内,所述反应器汽提器的底部设有反应器汽提气入口,并且反应器汽提器的底部设有待生催化剂出口,所述反应器汽提器在反应器壳体内部的开口的水平高度高于1/10密相区的高度且小于等于5/6密相区的高度,并且低于所述反应器气固分离器2的催化剂出口在密相区的高度,并且

其中所述流化床再生器包含再生器壳体、再生器进料分布器、再生器气固分离器、再生器取热器、烟气出口和再生器汽提器,其中流化床再生器的下部是再生区,流化床再生器的上部是沉降区,再生器进料分布器置于再生区的底部,再生器取热器置于再生区,再生器气固分离器置于沉降区或再生器壳体外部,再生器气固分离器的入口置于沉降区,再生器气固分离器的催化剂出口置于再生区,再生器气固分离器的气体出口连接于烟气出口,再生器汽提器开口于再生器壳体的底部;

所述反应器汽提器的待生催化剂出口连接于待生斜管的入口,待生斜管中设有待生滑阀,待生斜管的出口连接于待生提升管的入口,待生提升管的底部设有待生提升气入口,待生提升管的出口连接于流化床再生器的沉降区;并且

所述再生器汽提器的底部设有再生器汽提气入口,再生器汽提器的底部连接于再生斜管的入口,再生斜管中设有再生滑阀,再生斜管的出口连接于再生提升管的入口,再生提升管的底部设有再生提升气入口,再生提升管的出口连接于反应器气固分离器1的再生催化剂入口。

2. 根据权利要求1所述的装置,其中所述反应器气固分离器1和反应器气固分离器2是旋风分离器。

3. 根据权利要求1所述的装置,其中所述流化床再生器是湍动流化床再生器。

4. 一种含氧化合物制备丙烯和C4烃类的方法,包括:

将含氧化合物从n个反应器进料分布器通入快速流化床反应器的密相区,与催化剂接触,生成含有丙烯和C4烃类产品的物流和含碳的待生催化剂,其中所述n个反应器进料分布器由下至上置于密相区, $3 \leq n < 10$;

将由快速流化床反应器流出的含有丙烯和C4烃类产品的物流送入产品分离系统,经分离获得丙烯、C4烃类、轻组分、丙烷、C5以上烃类,其中轻组分包含超过90wt%的乙烯,还包含少量的甲烷、乙烷、氢气、CO和CO₂, 70wt.%以上的轻组分由快速流化床反应器最下方的

反应器进料分布器返回快速流化床反应器的密相区,乙烯和含氧化合物在催化剂的作用下发生烷基化反应,生成包含丙烯的产物,并且产生的丙烯发生烷基化反应;

待生催化剂经流化床再生器再生,再生催化剂经反应器气固分离器1的气固分离后,进入快速流化床反应器中密相区的底部,

其中,所述方法使用根据权利要求1至3中任一项所述的装置进行。

5. 根据权利要求4所述的方法,其中

待生催化剂经过反应器汽提器、待生斜管、待生滑阀和待生提升管进入流化床再生器的沉降区;

再生介质通入流化床再生器的再生区,和待生催化剂发生烧炭反应,生成含有CO、CO₂的烟气和再生催化剂,烟气经过再生器气固分离器除尘后排放;

再生催化剂经过再生器汽提器、再生斜管、再生滑阀和再生提升管进入反应器气固分离器1入口,气固分离后,再生催化剂进入快速流化床反应器中密相区的底部;

反应器汽提气由反应器汽提气入口进入反应器汽提器和待生催化剂逆流接触,然后进入快速流化床反应器;待生提升气由待生提升气入口进入待生提升管和待生催化剂顺流接触,然后进入流化床再生器的沉降区;

再生器汽提气由再生器汽提气入口进入再生器汽提器和再生催化剂逆流接触,然后进入流化床再生器;再生提升气由再生提升气入口进入再生提升管和再生催化剂顺流接触,然后进入反应器气固分离器1的入口。

6. 根据权利要求4所述的方法,其中轻组分循环量为含氧化合物进料量的5-40wt.%。

7. 根据权利要求4所述的方法,其中所述待生催化剂碳含量为5-12wt.%,并且所述再生催化剂碳含量<2wt.%。

8. 根据权利要求5所述的方法,其中所述含氧化合物为甲醇和/或二甲醚;和/或所述再生介质为空气、贫氧空气或水蒸气中的任意一种或任意几种的混合物;和/或所述反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气或氮气。

9. 根据权利要求4所述的方法,其中所述快速流化床反应器密相区反应条件为:气体表观线速度为1.0-8.0m/s,反应温度为300-550℃,反应压力为100-500kPa,床层密度为50-500kg/m³。

10. 根据权利要求4所述的方法,其中所述流化床再生器再生区反应条件为:气体表观线速度为0.1-2m/s,再生温度为500-750℃,再生压力为100-500kPa,床层密度为200-1200kg/m³。

一种由含氧化合物制备丙烯、C4烃类的快速流化床反应器、装置及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及化工催化领域,尤其涉及一种由含氧化合物制备丙烯、C4烃类的方法及其装置。

背景技术

[0002] 丙烯、丁二烯是重要的化工原料,一般是从石脑油裂解和蒸汽裂解中得到。丙烯的主要来源是乙烯联产丙烯及炼厂副产丙烯,而丁二烯主要来源是对乙烯裂解工艺产生的C4副产物进一步加工而获得。最近几年,甲醇制烯烃(MTO)技术、甲醇制备丙烯(MTP)技术、乙烷脱氢制乙烯技术、丙烷脱氢制备丙烯技术获得了较快的发展,全球烯烃原料轻质化趋势明显,这将导致C4资源供应紧张,因此需要开发一种可以高选择性制备丙烯和C4烯烃的工艺,从而满足市场需求。

[0003] 德国鲁奇公司开发了固定床甲醇制烯烃技术(WO2004/018089),该技术利用南方化学公司的ZSM-5分子筛催化剂,在固定床反应器中进行甲醇制烯烃反应,丙烯选择性接近70%,副产物为乙烯、液化石油气和汽油。

[0004] 大连化物所开发的DMTO技术,以SAPO分子筛为催化剂,使用密相循环流化床反应器,以甲醇水溶液为原料,产物中乙烯、丙烯的收率约80%,副产10%以上的C4烃类。

[0005] 专利CN104098429A披露了一种利用循环流化床由甲醇制备丙烯、C4烃类的方法,该方法采用ZSM-5催化剂,工艺特点是原料甲醇和产物中的大部分C1、C2、C5烃类共同进入循环流化床反应器,丙烯、C4烃类、C6以上烃类和副产物作为最终产物回收。

[0006] 专利CN101177374B披露了一种由甲醇或二甲醚制备烯烃的方法。该方法包括甲醇或二甲醚转化反应、乙烯和甲醇烷基化反应以及C4以上重组份催化裂解反应。甲醇或二甲醚转化反应、乙烯和甲醇烷基化反应采用催化剂1,在同一个反应器内完成反应;C4以上重组份催化裂解反应采用催化剂2在另一个反应器内完成反应。

[0007] 专利CN104098429A和CN101177374B披露的方法具有一个共同的特点,即,通过轻组分(碳数不大于2的烃类)回炼,增加目标产物(丙烯和C4)的选择性。上述轻组分回炼反应的主反应是乙烯与甲醇的烷基化反应。

[0008] MTO反应和烯烃烷基化反应都可采用酸性分子筛催化剂,但MTO反应速率远高于烯烃烷基化反应。我们通过研究发现,新鲜SAPO催化剂活性高,更有利于烯烃烷基化反应,催化剂积碳后,烯烃烷基化反应速率将会迅速降低。

[0009] 甲醇既是烯烃烷基化反应的原料,也是MTO反应的原料,所以,烯烃烷基化反应必然伴随着MTO反应。MTO反应会导致催化剂积炭、活性降低,这样就会抑制烯烃烷基化反应。提高烯烃烷基化反应速率可以降低产品气中轻组分的含量,因此可以提高反应器单位体积的产能。

[0010] 专利CN104098429A和CN101177374B披露的方法并未涉及反应器结构,也未明确反应器内催化剂流动方式、原料流动方式、原料分配方式等。专利CN101177374B披露的方法采

用SAPO催化剂,实施案例显示甲醇和轻组分的质量比为1:10-20,由此可见,轻组分含量极高,反应器单位体积的产能极低。专利CN104098429A披露的方法采用ZSM-5催化剂,产品中C6以上烃类含量较高,该方法中并未披露产品气中轻组分的含量。

[0011] 从以上分析可知,以甲醇为原料制备丙烯和C4烃类的主反应是MTO反应和烯烃烷基化反应,因此,提高丙烯和C4烃类选择性的关键在于催化剂设计和反应器设计。通过反应器优化设计避免MTO反应抑制烯烃烷基化反应是提高甲醇制备丙烯和C4烃类过程的经济性的重要方法之一。

发明内容

[0012] 本发明针对甲醇制备丙烯和C4烃类过程中乙烯烷基化反应速率低的问题,提供一种新的提高乙烯烷基化反应速率的方法及其装置。该方法用于含氧化合物制备丙烯和C4烃类的生产中,具有丙烯和C4烃类收率较高、过程经济性好的优点。

[0013] 为实现上述目的,一方面,本发明提供了一种用于含氧化合物制备丙烯和C4烃类的快速流化床反应器(1),所述快速流化床反应器(1)包含:反应器壳体(2)、n个反应器进料分布器(3-1~3-n)、反应器气固分离器1(4)、反应器气固分离器2(5)、反应器取热器(6)、产品气出口(7)和反应器汽提器(8),其中快速流化床反应器(1)的下部是密相区,快速流化床反应器(1)的上部是稀相区,n个反应器进料分布器(3-1~3-n)置于密相区,反应器取热器(6)置于反应器壳体(2)内部或外部,反应器气固分离器1(4)和反应器气固分离器2(5)置于反应器壳体(2)外部,反应器气固分离器1(4)设有再生催化剂入口,反应器气固分离器1(4)的催化剂出口置于密相区的底部,反应器气固分离器1(4)的气体出口置于稀相区,反应器气固分离器2(5)的入口置于稀相区,反应器气固分离器2(5)的催化剂出口置于密相区,反应器气固分离器2(5)的气体出口连接于产品气出口(7),反应器汽提器(8)在快速流化床反应器(1)的底部由外向内穿过反应器壳体(2)并且开口于快速流化床反应器(1)的密相区内,所述反应器汽提器(8)的底部设有反应器汽提气入口(9),并且反应器汽提器(8)的底部设有待生催化剂出口。

[0014] 在一个优选实施方式中,快速流化床反应器(1)的n个反应器进料分布器(3-1~3-n)由下至上置于密相区, $0 < n < 10$ 。

[0015] 在一个优选实施方式中,反应器汽提器(8)在反应器壳体(2)内部的开口的水平高度高于1/10密相区的高度,以避免新鲜催化剂直接进入反应器汽提器。

[0016] 在一个优选实施方式中,反应器气固分离器1(4)和反应器气固分离器2(5)是旋风分离器。

[0017] 本发明进一步提供了一种用于含氧化合物制备丙烯和C4烃类的装置,所述装置包含上述的快速流化床反应器(1)和用于再生催化剂的流化床再生器(14)。

[0018] 在一个优选实施方式中,流化床再生器(14)是湍动流化床再生器。

[0019] 在一个优选实施方式中,流化床再生器(14)包含再生器壳体(15)、再生器进料分布器(16)、再生器气固分离器(17)、再生器取热器(18)、烟气出口(19)和再生器汽提器(20),其中流化床再生器(14)的下部是再生区,流化床再生器(14)的上部是沉降区,再生器进料分布器(16)置于再生区的底部,再生器取热器(18)置于再生区,再生器气固分离器(17)置于沉降区或再生器壳体(15)外部,再生器气固分离器(17)的入口置于沉降区,再生

器气固分离器(17)的催化剂出口置于再生区,再生器气固分离器(17)的气体出口连接于烟气出口(19),再生器汽提器(20)开口于再生器壳体(15)的底部;

[0020] 反应器汽提器(8)的待生催化剂出口连接于待生斜管(10)的入口,待生斜管(10)中设有待生滑阀(11),待生斜管(10)的出口连接于待生提升管(12)的入口,待生提升管(12)的底部设有待生提升气入口(13),待生提升管(12)的出口连接于流化床再生器(14)的沉降区;并且

[0021] 再生器汽提器(20)的底部设有再生器汽提气入口(21),再生器汽提器(20)的底部连接于再生斜管(22)的入口,再生斜管(22)中设有再生滑阀(23),再生斜管(22)的出口连接于再生提升管(24)的入口,再生提升管(24)的底部设有再生提升气入口(25),再生提升管(24)的出口连接于反应器气固分离器1(4)的再生催化剂入口。

[0022] 在一个优选实施方式中,再生器气固分离器(17)是旋风分离器。

[0023] 在另一方面,本发明提供了一种含氧化合物制备丙烯和C4烃类的方法,包括:

[0024] 将含有含氧化合物的原料从n个反应器进料分布器(3-1~3-n)通入快速流化床反应器(1)的密相区,与催化剂接触,生成含有丙烯和C4烃类产品的物流和含碳的待生催化剂;

[0025] 将由快速流化床反应器(1)流出的含有丙烯和C4烃类产品的物流送入产品分离系统,经分离获得丙烯、C4烃类、轻组分、丙烷、C5以上烃类,其中轻组分包含超过90wt%的乙烯,还包含少量的甲烷、乙烷、氢气、CO和CO₂,70wt.%以上的轻组分由快速流化床反应器(1)最下方的反应器进料分布器(3-1)返回快速流化床反应器(1)的密相区,乙烯和含氧化合物在催化剂的作用下发生烷基化反应,生成包含丙烯的产物;

[0026] 待生催化剂经流化床再生器(14)再生,再生催化剂经反应器气固分离器1(4)的气固分离后,进入快速流化床反应器(1)中密相区的底部。

[0027] 在一个优选实施方式中,本发明所述的方法使用上述用于含氧化合物制备丙烯和C4烃类的装置进行。

[0028] 在一个优选实施方式中,待生催化剂经过反应器汽提器(8)、待生斜管(10)、待生滑阀(11)和待生提升管(12)进入流化床再生器(14)的沉降区;

[0029] 再生介质从再生器进料分布器(16)通入流化床再生器(14)的再生区,和待生催化剂发生烧炭反应,生成含有CO、CO₂的烟气和再生催化剂,烟气经过再生器气固分离器(17)除尘后排放;

[0030] 再生催化剂经过再生器汽提器(20)、再生斜管(22)、再生滑阀(23)和再生提升管(24)进入反应器气固分离器1(4)的入口,气固分离后,再生催化剂进入快速流化床反应器(1)中密相区的底部;

[0031] 反应器汽提气由反应器汽提气入口(9)进入反应器汽提器(8)和待生催化剂逆流接触,然后进入快速流化床反应器(1);待生提升气由待生提升气入口(13)进入待生提升管(12)和待生催化剂顺流接触,然后进入流化床再生器(14)的沉降区;

[0032] 再生器汽提气由再生器汽提气入口(21)进入再生器汽提器(20)和再生催化剂逆流接触,然后进入流化床再生器(14);再生提升气由再生提升气入口(25)进入再生提升管(24)和再生催化剂顺流接触,然后进入反应器气固分离器1(4)的入口。

[0033] 本发明中的快速流化床反应器的主要特征在于轻组分由最下方的反应器进料分

布器进入,含氧化合物由n个反应器进料分布器分别进入,再生催化剂直接进入密相区底部。一方面,在密相区的下部,催化剂活性高,有利于乙烯、丙烯和甲醇的烷基化反应;另一方面,由于采用含氧化合物多段进料的方式,避免了含氧化合物在密相区下方的一小部分区域完成大部分的转化反应,这样,在大部分密相区域内含氧化合物浓度较为均匀,削弱了MTO反应对烯烃烷基化反应的抑制。因此,本发明中的快速流化床反应器可以有效的提高烯烃烷基化反应速率,反应器单位体积产能高。

[0034] 本发明所述的含氧化合物制备丙烯和C4烃类的方法中,MTO反应生成乙烯和丙烯等产物,烯烃烷基化反应消耗乙烯和丙烯等,乙烯烷基化反应速率高,则产品气中轻组分含量低、轻组分循环量低。本发明所述的方法,轻组分循环量为含氧化合物进料量的5-40wt.%。

[0035] 本发明所述的方法中,70wt.%以上的轻组分在系统中循环,轻组分的释放率影响着平衡状态下产品气的组成。在平衡状态下,产品气的组成为20-50wt.%丙烯,15-40wt.% C4烃类,10-45wt.%轻组分,0-5wt.%丙烷以及5-20wt.%C5以上烃类。轻组分中含有超过90wt.%,例如>95wt.%的乙烯,其他组分是甲烷、乙烷、氢气、CO和CO₂等。

[0036] 在一个优选实施方式中,所述催化剂含有SAPO分子筛,该催化剂同时具有甲醇制烯烃、烯烃烷基化的功能。

[0037] 在一个优选实施方式中,所述再生催化剂碳含量<2wt.%,进一步优选地,再生催化剂碳含量<0.5wt.%。

[0038] 在一个优选实施方式中,所述待生催化剂碳含量为5-12wt.%,进一步优选地,待生催化剂碳含量为5-10wt.%。

[0039] 在一个优选实施方式中,所述快速流化床反应器(1)密相区反应条件为:气体表观线速度为1.0-8.0m/s,反应温度为300-550℃,反应压力为100-500kPa,床层密度为50-500kg/m³。

[0040] 在一个优选实施方式中,所述流化床再生器(14)再生区反应条件为:气体表观线速度为0.1-2m/s,再生温度为500-750℃,再生压力为100-500kPa,床层密度为200-1200kg/m³。

[0041] 在一个优选实施方式中,所述含氧化合物为甲醇和/或二甲醚;所述再生介质为空气、贫氧空气或水蒸气中的任意一种或任意几种的混合物;所述反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气或氮气。

附图说明

[0042] 图1为根据本发明一个实施方案的含氧化合物制备丙烯和C4烃类的装置简图。

[0043] 附图中的附图标记说明如下:

[0044] 1-快速流化床反应器;2-反应器壳体;3-反应器进料分布器(3-1~3-n);4-反应器气固分离器1;5-反应器气固分离器2;6-反应器取热器;7-产品气出口;8-反应器汽提器;9-反应器汽提气入口;10-待生斜管;11-待生滑阀;12-待生提升管;13-待生提升气入口;14-流化床再生器;15-再生器壳体;16-再生器进料分布器;17-再生器气固分离器;18-再生器取热器;19-烟气出口;20-再生器汽提器;21-再生器汽提气入口;22-再生斜管;23-再生滑阀;24-再生提升管;25-再生提升气入口。

具体实施方式

[0045] 在一个具体实施方案中,本发明所述的由含氧化合物制备丙烯、C4烃类的装置示意图如图1所示,该装置包含:

[0046] a) 快速流化床反应器(1),其包含反应器壳体(2)、n个反应器进料分布器(3-1~3-n, $0 < n < 10$)、反应器气固分离器1(4)、反应器气固分离器2(5)、反应器取热器(6)、产品气出口(7)和反应器汽提器(8),其中快速流化床反应器(1)的下部是密相区,上部是稀相区,n个反应器进料分布器(3-1~3-n)由下至上排列置于密相区, $0 < n < 10$,反应器取热器(6)置于反应器壳体(2)内部或外部,反应器气固分离器1(4)和反应器气固分离器2(5)置于反应器壳体(2)外部,反应器气固分离器1(4)的入口连接于再生提升管(24),反应器气固分离器1(4)的催化剂出口置于密相区的底部,反应器气固分离器1(4)的气体出口置于稀相区,反应器气固分离器2(5)的入口置于反应器壳体(2)的顶部,反应器气固分离器2(5)的催化剂出口置于密相区,反应器气固分离器2(5)的气体出口连接于产品气出口(7),反应器汽提器(8)的入口在快速流化床反应器(1)的密相区内,其水平高度高于1/10密相区的高度;

[0047] b) 流化床再生器(14),其包含再生器壳体(15)、再生器进料分布器(16)、再生器气固分离器(17)、再生器取热器(18)、烟气出口(19)和再生器汽提器(20),其中流化床再生器(14)的下部是再生区,流化床再生器(14)的上部是沉降区,再生器进料分布器(16)置于再生区的底部,再生器取热器(18)置于再生区,再生器气固分离器(17)置于沉降区或再生器壳体(15)外部,再生器气固分离器(17)的入口置于沉降区,再生器气固分离器(17)的催化剂出口置于再生区,再生器气固分离器(17)的气体出口连接于烟气出口(19),再生器汽提器(20)的入口连接于再生器壳体(15)的底部;

[0048] c) 反应器汽提器(8)的底部设有反应器汽提气入口(9),反应器汽提器(8)的底部连接于待生斜管(10)的入口,待生斜管(10)中设有待生滑阀(11),待生斜管(10)的出口连接于待生提升管(12)的入口,待生提升管(12)的底部设有待生提升气入口(13),待生提升管(12)的出口连接于流化床再生器(14)的沉降区;

[0049] d) 再生器汽提器(20)的底部设有再生器汽提气入口(21),再生器汽提器(20)的底部连接于再生斜管(22)的入口,再生斜管(22)中设有再生滑阀(23),再生斜管(22)的出口连接于再生提升管(24)的入口,再生提升管(24)的底部设有再生提升气入口(25),再生提升管(24)的出口连接于反应器气固分离器1(4)的入口。

[0050] 在上述实施方案中,流化床再生器(14)可以是湍动流化床再生器;反应器气固分离器1(4)、反应器气固分离器2(5)和再生器气固分离器(17)可以是旋风分离器。

[0051] 在一个具体实施方案中,本发明所述的由含氧化合物制备丙烯、C4烃类的方法包括:

[0052] a) 将含有含氧化合物的原料从n个反应器进料分布器(3-1~3-n)通入快速流化床反应器(1)的密相区,与催化剂接触,生成含有丙烯和C4烃类产品的物流和含碳的待生催化剂;

[0053] b) 将由快速流化床反应器(1)流出的含有丙烯和C4烃类产品的物流送入产品分离系统,经分离获得丙烯、C4烃类、轻组分、丙烷、C5以上烃类,轻组分的主要成分是乙烯,还包含少量的甲烷、乙烷、氢气、CO和CO₂, 70wt.%以上的轻组分由快速流化床反应器(1)最下方的反应器进料分布器(3-1)返回快速流化床反应器(1)的密相区,乙烯和含氧化合物在催化

剂的作用下发生烷基化反应,生成丙烯等产物,低于30wt.%的轻组分作为副产物被回收;

[0054] c) 待生催化剂经过反应器汽提器(8)、待生斜管(10)、待生滑阀(11)和待生提升管(12)进入流化床再生器(14)的沉降区;

[0055] d) 将再生介质从再生器进料分布器(16)通入流化床再生器(14)的再生区,再生介质和待生催化剂发生烧炭反应,生成含有CO、CO₂的烟气和再生催化剂,烟气经过再生器气固分离器(17)除尘后排放;

[0056] e) 再生催化剂经过再生器汽提器(20)、再生斜管(22)、再生滑阀(23)和再生提升管(24)进入反应器气固分离器1(4)入口,气固分离后,再生催化剂进入快速流化床反应器(1)中密相区的底部;

[0057] f) 反应器汽提气由反应器汽提气入口(9)进入反应器汽提器(8)和待生催化剂逆流接触,然后进入快速流化床反应器(1);待生提升气由待生提升气入口(13)进入待生提升管(12)和待生催化剂顺流接触,然后进入流化床再生器(14)的沉降区;

[0058] g) 再生器汽提气由再生器汽提气入口(21)进入再生器汽提器(20)和再生催化剂逆流接触,然后进入流化床再生器(14);再生提升气由再生提升气入口(25)进入再生提升管(24)和再生催化剂顺流接触,然后进入反应器气固分离器1(4)的入口。

[0059] 为更好地说明本发明,便于理解本发明的技术方案,对比案例和本发明的典型但非限制性的实施例如下:

[0060] 实施例1

[0061] 本案例是对比案例,采用图1所示的装置,但快速流化床反应器(1)中不包含反应器气固分离器1(4),再生提升管(24)直接连接于快速流化床反应器(1)的稀相区。

[0062] 快速流化床反应器(1)含有3个反应器进料分布器(3-1~3-3),反应器取热器(6)置于反应器壳体(2)外部,反应器汽提器(8)的入口的水平高度处于2/3密相区的高度。快速流化床反应器(1)密相区反应条件为:气体表观线速度约为3.0m/s,反应温度约为400℃,反应压力约为150kPa,床层密度约为80kg/m³。

[0063] 流化床再生器(14)再生区反应条件为:气体表观线速度约为1.0m/s,再生温度约为650℃,再生压力约为150kPa,床层密度约为350kg/m³。

[0064] 催化剂含有SAPO分子筛,待生催化剂碳含量约为7%,再生催化剂碳含量接近0.0wt.%。

[0065] 含氧化合物为甲醇,再生介质为空气;反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气。

[0066] 轻组分循环量为甲醇进料量的9wt.%,46wt.%的轻组分在系统中循环。

[0067] 由快速流化床反应器(1)排出的产品气的组成为:35wt.%丙烯,29wt.%C4烃类,31wt.%轻组分,1wt.%丙烷以及4wt.%C5以上烃类。轻组分中含有99wt.%的乙烯,和1wt.%的甲烷、乙烷、氢气、CO、CO₂等。

[0068] 由分离系统排出的产品气的组成为:41wt.%丙烯,34wt.%C4烃类,19wt.%轻组分,1wt.%丙烷以及5wt.%C5以上烃类。

[0069] 实施例2

[0070] 采用图1所示的装置,快速流化床反应器(1)含有3个反应器进料分布器(3-1~3-3),反应器取热器(6)置于反应器壳体(2)外部,反应器汽提器(8)的入口的水平高度处于2/

3密相区的高度。快速流化床反应器(1)密相区反应条件为:气体表观线速度约为3.0m/s,反应温度约为400℃,反应压力约为150kPa,床层密度约为80kg/m³。

[0071] 流化床再生器(14)再生区反应条件为:气体表观线速度约为1.0m/s,再生温度约为650℃,再生压力约为150kPa,床层密度约为350kg/m³。

[0072] 催化剂含有SAPO分子筛,待生催化剂碳含量约为7%,再生催化剂碳含量接近0.0wt.%。

[0073] 含氧化合物为甲醇,再生介质为空气;反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气。

[0074] 轻组分循环量为甲醇进料量的9wt.%,95wt.%的轻组分在系统中循环。

[0075] 由快速流化床反应器(1)排出的产品气的组成为:40wt.%丙烯,34wt.%C4烃类,19wt.%轻组分,2wt.%丙烷以及5wt.%C5以上烃类。轻组分中含有98wt.%的乙烯,和2wt.%的甲烷、乙烷、氢气、CO、CO₂等。

[0076] 由分离系统排出的产品气的组成为:49wt.%丙烯,41wt.%C4烃类,1wt.%轻组分,3wt.%丙烷以及6wt.%C5以上烃类。

[0077] 本案例和实施例1(对比案例)的区别仅在于再生催化剂进入快速流化床反应器的底部,首先和轻组分接触,而实施例1中再生催化剂进入快速流化床反应器的稀相区。对比本案例和实施例1可知,催化剂首先接触轻组分可以大幅度提高轻组分的转化率,本案例由分离系统排出的轻组分仅为对比案例的不足6%,因此,本发明所述的装置有效的提高了乙烯烷基化反应速率。

[0078] 实施例3

[0079] 采用图1所示的装置,快速流化床反应器(1)含有4个反应器进料分布器(3-1~3-4),反应器取热器(6)置于反应器壳体(2)外部,反应器汽提器(8)的入口的水平高度处于3/4密相区的高度。快速流化床反应器(1)密相区反应条件为:气体表观线速度约为5.0m/s,反应温度约为360℃,反应压力约为200kPa,床层密度约为50kg/m³。

[0080] 流化床再生器(14)再生区反应条件为:气体表观线速度约为1.2m/s,再生温度约为700℃,再生压力约为200kPa,床层密度约为300kg/m³。

[0081] 催化剂含有SAPO分子筛,待生催化剂碳含量约为8%,再生催化剂碳含量约为0.1wt.%。

[0082] 含氧化合物为甲醇,再生介质为空气;反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气。

[0083] 轻组分循环量为甲醇进料量的14wt.%,90wt.%的轻组分在系统中循环。

[0084] 由快速流化床反应器(1)排出的产品气的组成为:38wt.%丙烯,30wt.%C4烃类,26wt.%轻组分,2wt.%丙烷以及4wt.%C5以上烃类。轻组分中含有98wt.%的乙烯,和2wt.%的甲烷、乙烷、氢气、CO、CO₂等。

[0085] 由分离系统排出的产品气的组成为:50wt.%丙烯,39wt.%C4烃类,3wt.%轻组分,3wt.%丙烷以及5wt.%C5以上烃类。

[0086] 实施例4

[0087] 采用图1所示的装置,快速流化床反应器(1)含有6个反应器进料分布器(3-1~3-6),反应器取热器(6)置于反应器壳体(2)内部,反应器汽提器(8)的入口的水平高度处于5/

6密相区的高度。快速流化床反应器(1)密相区反应条件为:气体表观线速度约为2.0m/s,反应温度约为450℃,反应压力约为250kPa,床层密度约为100kg/m³。

[0088] 流化床再生器(14)再生区反应条件为:气体表观线速度约为1.5m/s,再生温度约为700℃,再生压力约为250kPa,床层密度约为250kg/m³。

[0089] 催化剂含有SAPO分子筛,待生催化剂碳含量约为9%,再生催化剂碳含量约为0.05wt.%。

[0090] 含氧化合物为二甲醚,再生介质为贫氧空气;反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为氮气。

[0091] 轻组分循环量为二甲醚进料量的16wt.%,95wt.%的轻组分在系统中循环。

[0092] 由快速流化床反应器(1)排出的产品气的组成为:37wt.%丙烯,31wt.%C4烃类,22wt.%轻组分,2wt.%丙烷以及8wt.%C5以上烃类。轻组分中含有97wt.%的乙烯,和3wt.%的甲烷、乙烷、氢气、CO、CO₂等。

[0093] 由分离系统排出的产品气的组成为:47wt.%丙烯,39wt.%C4烃类,1wt.%轻组分,3wt.%丙烷以及10wt.%C5以上烃类。

[0094] 以上已对本发明进行了详细描述,但本发明并不局限于本文所描述具体实施方式。本领域技术人员理解,在不背离本发明范围的情况下,可以作出其他更改和变形。本发明的范围由所附权利要求限定。

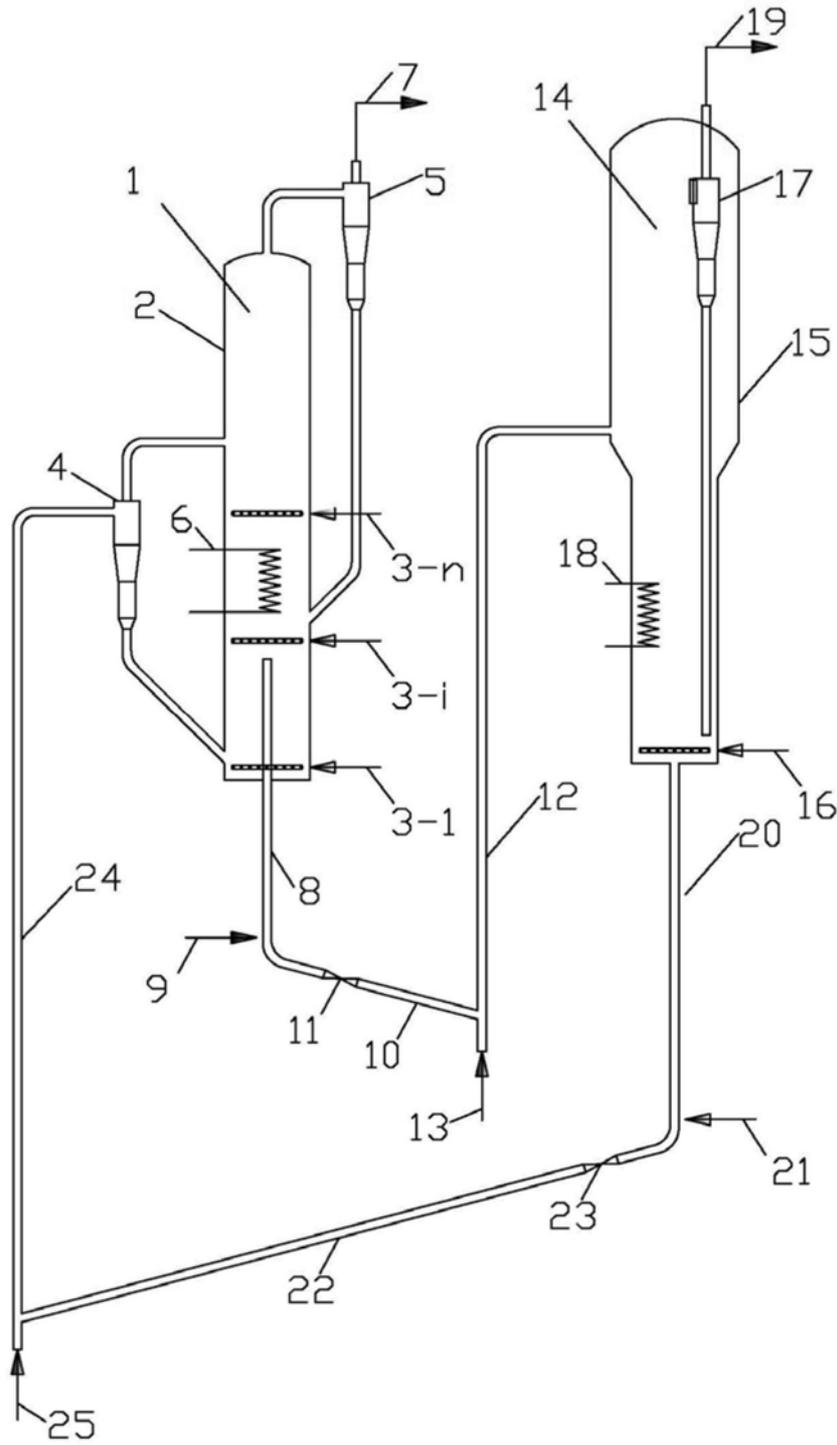


图1