

烷基化反应装置、反应系统和液体酸催化的烷基化反应方法

技术领域

本发明涉及反应装置、反应系统和烷基化反应方法，特别是涉及一种烷基化反应装置、反应系统和液体酸催化的烷基化反应方法。

背景技术

异构烷烃与烯烃的烷基化反应，主要是指异丁烷与丁烯的烷基化反应，其反应的实质是在酸性催化剂的存在下，把烷烃分子加到烯烃分子上的有机加成反应。烷基化反应是石化工业中一个重要的工艺过程。异丁烷与丁烯在强酸催化剂作用下反应生成的异构 C₈ 烷烃，称为烷基化油。烷基化油具有高辛烷值 (RON94~96) 和低 Reid 蒸汽压，硫含量、烯烃含量极低，无苯和芳烃，是优良的汽油调和组分。采用新配方汽油作为汽油发动机的燃料，将会大大缓和由于汽车尾气排放造成的城市空气污染。就此意义而言，烷基化油是一种环境友好的石油化工产品。

目前工业上烷基化反应所采用的催化剂主要为浓硫酸或氢氟酸等液体强酸。典型的烷基化反应工艺仍采用卧式搅拌釜反应器，而异丁烷和丁烯烷基化反应是典型的双液相反应，相间传质速率决定了宏观反应速率。此类反应体系中，在两相充分分散混合的情况下，烯烃能够很快实现完全转化，如果反应时间过长，开始形成的具有高辛烷值的三甲基戊烷 (TMP) 就会和强酸性的催化剂继续接触，会引起 TMP 向低辛烷值的二甲基己烷 (DMH) 的异构化。因此，采用常规搅拌反应釜难以实现在获得高转化率的同时获得高辛烷值的产品。

异构烷烃与烯烃的烷基化反应属于不互溶液-液两相反应，不互溶液-液两相的混合效果对液-液反应的转化率和选择性具有重要影响。目前已有的液-液两相混合反应器主要有搅拌釜、静态混合器、撞击流混合器以及喷射式混合器等。

CN2790575Y 公开了一种硫酸法烷基化工艺中的卧式反应器，主体是一个卧式压力容器，有一个内循环套筒、一个列管式取热管束、一个封头处的螺旋搅拌桨。反应进料和循环酸进入搅拌桨的吸入侧，在搅拌桨的驱动下，反应物料迅速扩散并与酸形成乳化液，乳化液在反应器内不停地高速循环并发生反应。在反应器的排出侧，一部分乳

化液排出到酸沉降罐，进行酸的分离。酸由于比重较大而沉入沉降罐底部，然后返回到搅拌桨的吸入侧。反应物混合过程在整个卧式反应器中完成，混合的空间尺寸为整个反应器，时间适度在 20-30 分钟，属于宏观混合的范畴。这种反应器内的返混较大，不利于提高反应的选择性。

US6194625B1 公开了一种分段进料的烷基化反应器，反应区被分隔成几个串联的区段，将新鲜原料分割成几股分别引入每个反应区段，而循环使用的酸烃乳液则是串流式的，每个反应区段内采用机械搅拌的方式进行混合。这种结构虽然克服了返混较大的问题，但结构过于复杂。另外，这两种反应器都采用了固定电机驱动搅拌桨，很容易因密封不严而反生泄漏。

CN100348559C 提出了一种离子液体催化烷基化反应方法即反应器装置，是在超重力旋转装置中完成离子液体催化异构烷烃与烯烃的液-液相烷基化反应。该发明提供的旋转床反应器装置包括：反应器壳体，壳体上有加料口及出料口，反应器壳体内装有由转子、填料层组成的旋转填充床，其中有进料管、料液喷头，旋转填充床位于壳体上部，壳体下部为储液罐，在反应器中心装有搅拌装置，可对储液罐的反应物料进行搅拌，储液罐与料液循环泵连接构成旋转床循环反应器，循环泵的吸入管入口处连有混合器，在混合器上开有烷烯料液吸入口和离子液体进口，反应后的部分料液和离子液体在混合器混合，循环泵的出料口连接旋转填充床的进料管，循环泵把混合后的料液送至旋转填充床进行循环反应，在储液罐上装有液位控制计，控制料液的停留时间。这种结构的反应器能够强化反应物与酸烃乳液间的混合，但结构仍过于复杂，不容易扩大生产规模。

US3281213 提出了一种立式烷基化反应器，其主体是一根提升管，提升管与一个卧式罐相连接，卧式罐内装有酸烃乳液，参与反应的异构烷烃和烯烃通过提升管底部的喷嘴喷入，喷射造成的引力带动着卧式罐中的酸烃乳液一起进入提升管，反应即在这根提升管反应器中进行。提升管顶端连接有一个分离罐，用于反应产物的分离。分离后的酸烃乳液循环进入提升管底部的卧式罐。这种结构没有采用机械传动构件，解决了内置搅拌桨带来的一系列问题。但是，提升管中酸烃乳液与其他反应物的混合并不能令人满意，另外，整个反应器系统采用

了一个提升管、两个卧式罐和一根下降管，设备庞大、结构也不够紧凑。

发明内容

本发明的目的之一是依据液体酸催化异构烷烃与烯烃反应时烯烃反应快和氢转移反应慢的特点，提供一种强化了烯烃初始反应时在酸烃乳液中的分散强度，强化异构烷烃在液体酸中的溶解度，加快了氢转移反应的烷基化反应装置。

本发明的目的之二是提供基于反应装置的一种反应系统。

本发明的目的之三是提供基于反应装置的液体酸催化的烷基化反应方法。

本发明的目的之一通过以下技术方案实现的：

一种烷基化反应装置，其特征在于包括 n 个反应器，所述的 n 个反应器中，设置有如下定义的 3 个反应区的反应器为包括第一反应器在内的 m 个反应器，以烷基化反应物料流向顺序，所述的 3 个反应区分别为 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区，以混合强度计，混合强度 $y_{\text{反应区}} > \text{混合强度}_{x_{\text{反应区}}} > \text{混合强度}_{z_{\text{反应区}}}$ ，其中， $n \geq 1$ 且 $n \geq m$ 。

本发明的目的之二是通过以下技术方案实现的：

一种烷基化反应系统，包括：烷基化反应单元、压缩制冷单元、反应流出物精制单元、产品分馏单元，其特征在于，所述的烷基化反应单元包括进行烷基化反应的 n 个反应器，所述的 n 个反应器中，设置有如下定义的 3 个反应区的反应器为包括第一反应器在内的 m 个反应器，以烷基化反应物料流向顺序，所述的 3 个反应区分别为 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区，以混合强度计，混合强度 $y_{\text{反应区}} > \text{混合强度}_{x_{\text{反应区}}} > \text{混合强度}_{z_{\text{反应区}}}$ ，其中， $n \geq 1$ 且 $n \geq m$ 。

本发明的目的之三是通过以下技术方案实现的：

一种液体酸催化的烷基化反应方法，其特征在于异丁烷与 C_3-C_5 烯烃馏分的烷基化反应在 n 个反应器中进行，第一反应器入口温度为 -10°C 至 20°C ，在所述的 n 个反应器中有包括第一反应器在内的 m 个反应器均设置有三个反应区，为 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区；烷基化反应原料分配到所述的 m 个反应器中；在设置了三个反应区的 m 个反应器中，烷基化反应物料从 x 反应区进入并顺序流经 y 反应区、 z 反应区，以混合强度计，混合强度 $y_{\text{反应区}} > \text{混合强度}_{x_{\text{反应区}}} > \text{混合强度}_{z_{\text{反应区}}}$ 。

z 反应区, 其中, $n \geq 1$ 且 $n \geq m$; 反应物料在 x 反应区和 y 反应区停留 0.01-10 秒后进入反应区 z 停留 0.1-15 分钟。

本发明依据液体酸催化异构烷烃与烯烃反应时烯烃反应快和氢转移反应慢的特点, 提供一种多反应区的组合反应器, 首先强化了烯烃初始反应时在酸烃乳液中的分散强度, 而后加快了氢转移反应, 加快了宏观上的烷基化反应速率, 从而提高了反应转化率以及反应产物的选择性, 同时该反应器更适合工业规模的反应过程。

本发明中, x、y 与 z 反应区中控制温度不同、混合强度不同, 进一步降低了动力消耗和冷剂使用量, 从而降低了装置能耗。

具体来说, 本发明提供了下述第一组的技术方案:

1. 一种烷基化反应装置, 其特征在于包括 n 个反应器, 所述的 n 个反应器中, 设置有 3 个反应区的反应器为包括第一反应器在内的 m 个反应器, 以烷基化反应物料流向顺序, 所述的 3 个反应区分别为 x 反应区、y 反应区、z 反应区, 以混合强度计, y 反应区 > x 反应区 > z 反应区, 其中, $n \geq 1$ 且 $n \geq m$ 。

2. 按照第一组技术方案 1 的装置, 其中, 所述的 n 为 2、3、4、5、6、7、8; 优选的 n 为 3、4、5、6; 更优选的 n 为 3 或 4, m=2 或 3。

3. 按照第一组技术方案 1 的装置, 其中, 所述的设置有三个反应区的反应器, 内径尺寸为 z 反应区 > x 反应区 > y 反应区。

4. 按照第一组技术方案 1 的装置, 其中, 所述的 z 反应区、x 反应区和 y 反应区的内径比值, $x:y:z = (1.1-1.8): 1: (2-5)$ 。

5. 按照第一组技术方案 1 的装置, 其中, 所述的 x、y、z 反应区中设置有内扰流件。

6. 按照第一组技术方案 5 的装置, 其中, 所述的内扰流件为静态扰流件或者动态扰流件。

7. 按照第一组技术方案 6 的装置, 其中, 所述的静态扰流件选自 Kenics、SMX、SV、SMV、SH、SK、SX、SL、东利 Hi 型中的一种或者几种的组合。

8. 按照第一组技术方案 1 的装置, 其中, 所述的 n 个反应器之间为串联和/或并联。

9. 按照第一组技术方案 1 的装置, 其中, n=3 时, m=3 或 2,

反应器呈 N 型串联排列；或者， $n=4$ 时， $m=4$ 或 3 或 2，反应器呈 M 型串联排列。

10. 一种烷基化反应系统，包括烷基化反应单元、压缩制冷单元、反应流出物精制单元、产品分馏单元，其特征在于，所述的烷基化反应单元包括进行烷基化反应的 n 个反应器，所述的 n 个反应器中，设置有 3 个反应区的反应器为包括第一反应器在内的 m 个反应器，以烷基化反应物料流向顺序，所述的 3 个反应区分别为 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区，以混合强度计， y 反应区 $> x$ 反应区 $> z$ 反应区，其中， $n \geq 1$ 且 $n \geq m$ 。

11. 按照第一组技术方案 10 的反应系统，其中，反应原料与所述的压缩制冷单元得到冷剂异丁烷、产品分馏单元得到的循环异丁烷以及反应流出物精制单元得到的循环烃混合降温作为烷基化反应稀释原料；所述的反应流出物精制单元的流出物进行酸烃相初步分离出烃相，其中大部分作为循环烃；所述的产品分馏单元包括至少一个脱异丁烷塔，将反应流出物烃相中的异丁烷脱除，在脱异丁烷塔的塔顶、塔中上部、塔釜分别得到循环异丁烷、正丁烷和烷基化产物。

12. 按照第一组技术方案 11 的反应系统，其中，所述的流出物精制单元包括自汽化分离器和酸烃粗分器，所述的自汽化分离器，上部有聚结内件提供丁烷气化以及反应产物与酸相分离场所，下部设置酸烃均相器使得装置稳定操作；所述的酸烃粗分器进行酸烃相的初步分离，分离出的烃相大部分返回，小部分烃相在设定的一个或多个精密聚结器中进行进一步的聚结脱酸分离。

13. 按照第一组技术方案 10 的反应系统，还包括有烷基化反应原料预处理单元，对烷基化反应原料进行脱丁二烯、轻烃、含氧化合物和水的操作。

14. 一种液体酸催化的烷基化反应方法，其特征在于异丁烷与 C3-C5 烯烃馏分的烷基化反应在 n 个反应器中进行，第一反应器入口温度为 -10°C - 20°C ，在所述的 n 个反应器中有包括第一反应器在内的 m 个反应器均设置有三个反应区，为 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区；烷基化反应稀释原料分配到所述的 m 个反应器中；在设置了三个反应区的 m 个反应器中，烷基化反应稀释原料从 x 反应区进入并顺序流经 y 反应区、 z 反应区，以混合强度计， y 反应区 $> x$ 反应区 $> z$ 反

应区, 其中, $n \geq 1$ 且 $n \geq m$; 反应物料在 x 反应区、y 反应区停留 0.01-10 秒后进入反应区 z 停留 0.1-15 分钟。

15. 按照第一组技术方案 14 的反应方法, 其中, 所述的烷基化反应稀释原料由循环异丁烷、冷剂异丁烷、经预处理的反应原料、循环烃组成, 其烷烯摩尔比为 10-300:1、优选为 30-150:1、更优选为 40-100:1。

16. 按照第一组技术方案 14 或 15 的反应方法, 其中, 所述的烷基化反应稀释原料均等分配到所述的 m 个反应器中, 或者按反应器中反应物流顺序依次减少。

17. 按照第一组技术方案 14 的反应方法, 进一步包括, 第 n 反应器出口得到的流出物经过自气化分离器中聚结内件减压至 0.005-0.18MPa, 使其中的部分碳四烷烃汽化并带走反应热; 分离出的气相组分经压缩制冷得到冷剂异丁烷, 剩余的酸烃混合物在自气化分离器下部分成酸烃两相, 分离出的酸相循环回到第一反应器的 x 反应区, 分离出的烃相的大部分进入原料混合器, 小部分进入可选的精密聚结器, 进一步脱除烃相中微小酸滴和酸酯; 在脱异丁烷塔, 将反应流出物烃相中的异丁烷脱除, 在脱异丁烷塔的塔顶、塔中上部、塔釜分别得到循环异丁烷、正丁烷和烷基化产物。

18. 按照第一组技术方案 14 的方法, 适用于异丁烷与碳四烯烃的烷基化反应。

19. 按照第一组技术方案 14 的方法, 其中, 所述的第一反应器入口温度为 -3-10℃。

20. 按照第一组技术方案 14 的方法, 其中, 在 x 反应区和 y 反应区中, 压降为 0.05-0.5MPa、优选 0.1-0.3MPa, 在 z 反应区中, 压降为 0.001-0.1MPa、优选 0.002-0.05MPa。

21. 按照第一组技术方案 14 的方法, 其中, 所说的液体酸为浓硫酸或以浓硫酸为主的混合酸。

22. 按照第一组技术方案 14 的方法, 其中, 所述的液体酸还包括助剂。

23. 按照第一组技术方案 22 的方法, 其中, 所述的助剂为硫酸低碳酯。

24. 按照第一组技术方案 22 的方法, 其中, 所述的助剂选自硫

酸乙酯、亚硫酸丙酯、硫酸丁酯和硫酸己酯中的一种或多种。

25. 按照第一组技术方案 24 的方法，其中，所述的助剂选自硫酸丁酯与硫酸己酯质量比为 1: (0.5-2) 的复配物。

26. 按照第一组技术方案 22 的方法，其中，所述的助剂加入量为烯烃进料浓度的 0.001-0.1 质量%。

另外，本发明还提供了下述第二组的技术方案：

1. 一种烷基化反应装置，其特征在于包括 n 个反应器，所述的 n 个反应器中，设置有如下定义的 3 个反应区的反应器为包括第一反应器在内的 m 个反应器，以烷基化反应物料流向顺序，所述的 3 个反应区分别为 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区，以混合强度计，混合强度 $_{y \text{ 反应区}} > \text{混合强度}_{x \text{ 反应区}} > \text{混合强度}_{z \text{ 反应区}}$ ，其中， $n \geq 1$ 且 $n \geq m$ 。

2. 按照第二组技术方案 1 的装置，其中，

n 为 2、3、4、5、6、7、8；

优选地， n 为 3、4、5、6；

更优选地， n 为 3 或 4， $m=2$ 或 3。

3. 按照前述第二组技术方案中任一项的装置，其中，所述的设置有 3 个反应区的反应器的内径尺寸分别为 $R_{x \text{ 反应区}}$ 、 $R_{y \text{ 反应区}}$ 和 $R_{z \text{ 反应区}}$ ，其中 $R_{z \text{ 反应区}} > R_{x \text{ 反应区}} > R_{y \text{ 反应区}}$ ，

优选地，所述的 z 反应区、 x 反应区和 y 反应区的内径比值为 $R_{z \text{ 反应区}}:R_{x \text{ 反应区}}:R_{y \text{ 反应区}} = (2-5) : (1.1-1.8) : 1$ 。

4. 按照前述第二组技术方案中任一项的装置，其中，所述的 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区中设置有内扰流件；

优选地，所述的内扰流件为静态扰流件或者动态扰流件；

更优选地，所述的静态扰流件选自：

CompaX 混合器、SMI 混合器、KVM 混合器、SMV 混合器、SMX plus 混合器、SMXL 混合器、SMR 混合器，SMX 混合器、SMR 反应器、Contour 混合器、SMF 混合器、Polygard 混合器；

KM 混合器、KMX-V 混合器、HEV 混合器、UltraTab 混合器、WVM 混合器；

SV、SH、SK、SX、SL、东利 Hi 型。

5. 按照前述第二组技术方案中任一项的装置，其中，所述的 n 个反应器之间为串联和/或并联；

优选地，当 $n=3$ 时， $m=3$ 或 2，反应器呈 N 型串联排列；或者，
优选地，当 $n=4$ 时， $m=4$ 或 3 或 2，反应器呈 M 型串联排列。

6. 一种烷基化反应系统，包括：烷基化反应单元、压缩制冷单元、反应流出物精制单元、产品分馏单元，其特征在于，所述的烷基化反应单元包括第二组技术方案 1-5 中任一项的烷基化反应装置。

7. 按照第二组技术方案 6 的反应系统，其中，

烷基化反应装置具有用于接收烷基化反应稀释原料的混合器，所述的烷基化反应稀释原料是将烷基化反应原料与所述的压缩制冷单元得到的制冷剂异丁烷、所述的产品分馏单元得到的循环异丁烷以及所述的反应流出物精制单元得到的循环烃混合而获得的；

所述的反应流出物精制单元对反应流出物进行酸烃相的初步分离，所得到的烃相的大部分（例如大于 50 质量%，大于 60 质量%，大于 70 质量%，大于 80 质量%，大于 90 质量%，或者大于 95 质量%）作为循环烃；

所述的产品分馏单元包括至少一个脱异丁烷塔，将反应流出物烃相中的异丁烷脱除，在脱异丁烷塔的塔顶、塔中上部、塔釜分别得到循环异丁烷、正丁烷和烷基化产物。

8. 按照第二组技术方案 6 或 7 的反应系统，其中，所述的反应流出物精制单元包括自汽化分离器和酸烃粗分器，

在所述的自汽化分离器的上部设置有聚结内件，以提供丁烷汽化以及反应产物与酸相分离的场所，在所述的自汽化分离器的下部设置酸烃均相器，使得装置稳定操作；

所述的酸烃粗分器用于进行酸烃相的初步分离，分离出的烃相的大部分返回，小部分烃相任选地在设定的一个或多个精密聚结器中进行进一步的聚结脱酸分离。

9. 按照第二组技术方案 6-8 中任一项的反应系统，还包括烷基化反应原料预处理单元，对烷基化反应原料进行脱丁二烯、轻烃、含氧化合物和水的操作。

10. 一种液体酸催化的烷基化反应方法，其特征在于异丁烷与 C3-C5 烯烃馏分、优选地异丁烷与 C4 烯烃的烷基化反应在 n 个反应器中进行，第一反应器的入口温度为 -10°C 至 20°C ，优选地 -3 至 10°C ；

在所述的 n 个反应器中有包括第一反应器在内的 m 个反应器均

设置有三个反应区，为 x 反应区、y 反应区、z 反应区；

烷基化反应稀释原料被分配到所述的 m 个反应器中，优选地，烷基化反应稀释原料均等分配到所述的 m 个反应器中，或者按反应器中反应物流顺序依次减少地分配到所述的 m 个反应器中；

在设置了三个反应区的 m 个反应器中，烷基化反应物料从 x 反应区进入并顺序流经 y 反应区、z 反应区，以混合强度计，混合强度_{y 反应区} > 混合强度_{x 反应区} > 混合强度_{z 反应区}，其中， $n \geq 1$ 且 $n \leq m$ ；

反应物料在 x 反应区和 y 反应区停留 0.01-10 秒后进入 z 反应区停留 0.1-15 分钟。

11. 按照第二组技术方案 10 的反应方法，其中，所述的烷基化反应稀释原料由循环异丁烷、冷剂异丁烷、任选地经预处理的烷基化反应原料、循环烃组成，烷基化反应稀释原料的烷烯摩尔比为 10-300:1、优选为 30-150:1、更优选为 40-100:1。

12. 按照第二组技术方案 10 或 11 的反应方法，进一步包括，

第 n 反应器出口得到的反应流出物经过自汽化分离器中的聚结内件减压至 0.005-0.18MPa，使其中的部分碳四烷烃汽化并带走反应热；

将气相组分分离，分离出的气相组分经压缩制冷得到冷剂异丁烷，剩余的酸烃混合物在自汽化分离器的下部分成酸烃两相，分离出的酸相循环回到第一反应器的 x 反应区，分离出的烃相的大部分进入原料混合器，小部分进入可选的精密聚结器，进一步脱除烃相中微小酸滴和酸酯；

在脱异丁烷塔，将反应流出物烃相中的异丁烷脱除，在脱异丁烷塔的塔顶、塔中上部、塔釜分别得到循环异丁烷、正丁烷和烷基化产物。

13. 按照第二组技术方案 10-12 中任一项的方法，其中，在 x 反应区和 y 反应区中，压降为 0.05-0.5MPa、优选 0.1-0.3MPa，在 z 反应区中，压降为 0.001-0.1MPa、优选 0.002-0.05MPa。

14. 按照第二组技术方案 10-13 中任一项的方法，其中，所述的液体酸为浓硫酸或以浓硫酸为主的混合酸，

任选地，所述的液体酸还包括助剂，所述的助剂加入量为零或者为烯烃进料的 0.001-0.1 质量%；

优选地，所述的助剂是亚硫酸低碳酯或硫酸低碳酯，

更优选地，所述的助剂是硫酸乙酯、亚硫酸丙酯、硫酸丁酯和硫酸己酯中的一种或多种，

最优选地，所述的助剂是硫酸丁酯与硫酸己酯质量比为 1: (0.5-2) 的复配物。

15. 按照第二组技术方案 10-14 中任一项的反应方法，其中，第一反应器的入口压力为 0.3-1.5MPa。

16. 按照第二组技术方案 6-9 中任一项的反应系统，其中

所述的反应流出物精制单元包括顺序连接的自汽化分离器和酸烃粗分器，

在所述的自汽化分离器的上部设置有聚结内件，以提供丁烷汽化以及反应产物与酸相分离的场所；汽化后的丁烷被送到压缩制冷单元以得到制冷剂异丁烷；

在所述的自汽化分离器的下部设置酸烃均相器，使得装置稳定操作；

所述的酸烃粗分器用于进行酸烃相的初步分离，分离出的烃相的大部分返回到烷基化反应稀释原料的混合器，小部分烃相任选地在设定的一个或多个精密聚结器中进行进一步的聚结脱酸分离，然后被送到产品分馏单元；分离出的酸相被送到第一反应器的 x 反应区。

附图说明

图 1 是本发明的反应装置的一种具体实施方式示意图。

图 2 是本发明的反应装置的一种具体实施方式示意图。

图 3 是本发明提供的以三个反应器为例的烷基化反应系统示意图。图中，1 为第一反应器，2 为第二反应器，3 为第三反应器，4 为原料混合器，5 为自汽化分离器，6 为聚结内件、7 为酸烃均相器、8 为精密聚结器、9 为酸烃粗分器，10 为脱异丁烷塔。

图 4 是本发明的反应装置的一种具体实施方式示意图。

具体实施方式

一种烷基化反应装置，其特征在于包括 n 个反应器，所述的 n 个反应器中，设置有如下定义的 3 个反应区的反应器为包括第一反应器在内的 m 个反应器，以烷基化反应物料流向顺序，所述的 3 个反应

区分别为 x 反应区、y 反应区、z 反应区，以混合强度计，混合强度_{y 反应区} > 混合强度_{x 反应区} > 混合强度_{z 反应区}，其中，n ≥ 1 且 n ≥ m。

本发明中，可以以反应器中反应物平均液滴直径来体现混合强度的大小，平均液滴直径越小则混合强度越大。平均液滴直径的测定方法见“叶楚宝等，‘SMV 型 Sulzer 静态混合器分散性能的研究’，化学工程，1983，第 1 期，P51-57”，其中平均液滴直径与反应器的结构因素（如尺寸和内扰流件）和液体的表观线速度成正比例关系。因此混合强度与反应器的结构因素成正比例关系。

平均液滴直径还可以由沙德平均直径表示。沙德平均直径可以用来描述被分散的液滴或者气泡的精细程度。它定义为某个液滴的直径(d_{32})，这个液滴具有以下特点：它的体积(V_p)和表面积比(V_p)和所有被分散的液滴的总体积与总表面积之比相等，即：

$$d_{32} = \frac{\sum_{i=1}^n (n_i d_{v,i}^3)}{\sum_{i=1}^n (n_i d_{v,i}^2)} = \frac{6V_p}{A_p} \quad d_s = \sqrt{\frac{A_p}{\pi}} \quad d_v = \left(\frac{6V_p}{\pi}\right)^{1/3}$$

d_{32} 是沙德直径， d_s 是表面积等效直径， d_v 是体积等效直径，

本发明的烷基化反应装置中，所述的 n 优选为 2、3、4、5、6、7、8；更优选的 n 为 3、4、5、6，最优选的 n 为 3 或 4，m 为 2 或 3。

所述的设置有三个反应区的反应器，内径尺寸为 z 反应区 > x 反应区 > y 反应区；优选的，所述的 z 反应区、x 反应区和 y 反应区的内径比值，x:y:z = (1.1-1.6): 1: (2-3)。在满足内径尺寸比例关系的情况下，所述 x 反应区的内径可以为 50-2000mm、优选为 100-1500mm，y 反应区内径可以为 50-2000mm、优选为 100-1500mm；z 反应区内径可以为 200-3000mm、优选为 500-2000mm。

所述的 x、y、z 反应区中设置有内扰流件。所述的内扰流件为静态扰流件或者动态扰流件。所述的静态扰流件可以为获自 Sulzer 公司的静态混合器（参考 <https://www.sulzer.com/en/products/static-mixers>）、Chemineer 公司的 Kenics 系列静态混合器（参考 <https://www.chemineer.com/products/kenics.html>）以及国内制造商所提供的静态混合器。所述的静态扰流件的实例包括 CompaX 混合器、SMI 混合器、KVM 混合器、SMV 混合器、SMX plus 混合器，SMXL

混合器、SMR 混合器, SMX 混合器、SMR 反应器、Contour 混合器、SMF 混合器、Polygard 混合器; KM 混合器、KMX-V 混合器、HEV 混合器、UltraTab 混合器、WVM 混合器; SV、SH、SK、SX、SL、东利 Hi 型中的一种或几种的组合。

本发明的烷基化反应装置中,也可以将所述的 n 个反应器视为一个大的反应器中的 n 个反应段,其中 m 个反应段中的每个反应段中设置有三个反应区。

所述的 n 个反应器之间为串联和/或并联。在优选的实施方式中, $n=3$ 时, $m=3$ 或 2,反应器呈 N 型串联排列(图 2 给出了一种 N 型串联排列方式,其中 $n=3$, $m=3$);或者, $n=4$ 时, $m=4$ 或 3 或 2,反应器呈 M 型串联排列(图 4 给出了 M 型串联排列的多种方式)。

本发明还提供了一种烷基化反应系统,包括:烷基化反应单元、压缩制冷单元、反应流出物精制单元、产品分馏单元,其特征在于,所述的烷基化反应单元包括进行烷基化反应的 n 个反应器,所述的 n 个反应器中,设置有如下定义的 3 个反应区的反应器为包括第一反应器在内的 m 个反应器,以烷基化反应物料流向顺序,所述的 3 个反应区分别为 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区,以混合强度计,混合强度 $y_{\text{反应区}} > \text{混合强度}_{x \text{ 反应区}} > \text{混合强度}_{z \text{ 反应区}}$,其中, $n \geq 1$ 且 $n \geq m$ 。

在所述的烷基化反应系统中,烷基化反应原料与所述的压缩制冷单元得到的制冷剂异丁烷、所述的产品分馏单元得到的循环异丁烷以及所述的反应流出物精制单元得到的循环烃混合;所述的反应流出物精制单元中的反应流出物进行酸烃相初步分离出烃相,其中大部分(例如大于 50 质量%,大于 60 质量%,大于 70 质量%,大于 80 质量%,大于 90 质量%,或者大于 95 质量%)作为循环烃,返回到烷基化反应稀释原料的混合器;所述的产品分馏单元包括至少一个脱异丁烷塔,将反应流出物烃相中的异丁烷脱除,在脱异丁烷塔的塔顶、塔中上部、塔釜分别得到循环异丁烷、正丁烷和烷基化产物。

所述的反应流出物精制单元包括自汽化分离器和酸烃粗分器,所述的自汽化分离器,上部有聚结内件提供丁烷汽化以及反应产物与酸相分离场所,下部设置酸烃均相器使得装置稳定操作;所述的酸烃粗分器进行酸烃相的初步分离,分离出的烃相大部分返回,小部分烃相在设定的一个或多个精密聚结器中进行进一步聚结脱酸分离。

所述的烷基化反应系统,还可以包括有烷基化反应原料预处理单元,对烷基化反应原料进行脱丁二烯、轻烃、含氧化合物和水的操作。

本发明进一步提供了一种液体酸催化的烷基化反应方法,其特征在于异丁烷与 C_3 - C_5 烯烃馏分的烷基化反应在 n 个反应器中进行,第一反应器入口温度为 -10°C 至 20°C ,在所述的 n 个反应器中有包括第一反应器在内的 m 个反应器均设置有三个反应区,为 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区;烷基化反应稀释原料分配到所述的 m 个反应器中;在设置了三个反应区的 m 个反应器中,烷基化反应物料从 x 反应区进入并顺序流经 y 反应区、 z 反应区,以混合强度计,混合强度 y 反应区 $>$ 混合强度 x 反应区 $>$ 混合强度 z 反应区,其中, $n \geq 1$ 且 $n \geq m$;反应物料在 x 反应区和 y 反应区停留 0.01-10 秒后进入反应区 z 停留 0.1-15 分钟。

所述的烷基化反应稀释原料由循环异丁烷、冷剂异丁烷、任选地经预处理的反应原料、循环烃组成,其烷烯摩尔比为 10-300:1、优选为 30-150:1、更优选为 40-100:1。

烷基化反应稀释原料被分配到所述的 m 个反应器中,优选的,所述的烷基化反应稀释原料均等分配到所述的 m 个反应器中,或者按反应器中反应物流顺序依次减少。

本发明根据不同反应的需要设置不同混合强度的反应区,可以控制适宜的反应强度及反应时间,从而节省装置投资和装置能耗。反应区 y 的混合强度大于反应区 x ,可以使进料烯烃在较短时间内快速分散快速反应完全。所述的混合强度以平均液滴直径考察。在满足反应区 y 和反应区 x 中均设置内扰流件且使设置了内扰流件的反应区 y 的混合强度大于设置了内扰流件的反应区 x 的混合强度、所述的反应区 z 中也设置内扰流件且 z 的混合强度小于反应区 x 的混合强度的前提下,在所述的 y 反应区中,单独可控制平均液滴直径在 10-1000 μm 、优选 50-500 μm 。所述的 x 反应区中,单独可控制平均液滴直径在 100-5000 μm 、优选 200-1000 μm 。所述的 z 反应区中,单独可控制平均液滴直径在 500-10000 μm 、优选 600-3000 μm 。

所述的烷基化反应方法,进一步包括,第 n 反应器出口得到的反应流出物经过自汽化分离器中聚结内件减压至 0.005-0.18MPa,使其中的部分碳四烷烃汽化并带走反应热;分离出的气相组分经压缩制冷得到冷剂异丁烷,剩余的酸烃混合物在自汽化分离器的下部分成酸烃

两相，分离出的酸相循环回到第一反应器的 x 反应区，分离出的烃相的大部分进入原料混合器，小部分进入可选的精密聚结器，进一步脱除烃相中微小酸滴和酸酯；在脱异丁烷塔，将反应流出物烃相中的异丁烷脱除，在脱异丁烷塔的塔顶、塔中上部、塔釜分别得到循环异丁烷、正丁烷和烷基化产物。

通常，多数烷基化方法的目的是将异构烷烃（或芳烃）和轻烯烃与酸性催化剂紧密接触，反应生成烷基化产物。在石油炼制工业中，脂肪烃与烯烃的酸催化烷基化是众所周知的方法。本发明所指烷基化是指异构烷烃与烯烃在强酸催化下，产生如辛烷值高于原料、沸程为汽油范围馏分的加工过程。本发明所涉及的烷基化一般为异丁烷与 C₃-C₅ 烯烃馏分的反应，特别适用于异丁烷与碳四烯烃的反应。

本发明的烷基化反应方法，第一反应器入口温度为 -10 至 20℃，优选为 -2 至 10℃。x 反应区、y 反应区中的反应压降和 z 反应区中的反应压降不同，在 x 反应区和 y 反应区中，内件压降控制在 0.05-0.5MPa、优选 0.1-0.3MPa，在 z 反应区中，内件压降控制在 0.001-0.1MPa、优选 0.002-0.05MPa。

所述的 x 反应区和 y 反应区反应物料总的混合接触时间为 0.01-10 秒、优选为 0.1-3 秒。z 反应区混合接触反应 0.1-15 分钟、优选为 0.5-5 分钟。在烷基化反应方法中，酸烃体积比 0.8-1.5:1，优选为 0.85-1.2:1，更优选为 0.9-1.1:1。

所述的液体酸优选为浓硫酸或以浓硫酸为主的混合酸，更优选采用浓度为 90%-99.2% 的浓硫酸或以浓硫酸为主的混合酸。这里，浓硫酸是指硫酸与水的混合物，而以浓硫酸为主的混合酸是指硫酸和其他的无机酸（如盐酸、硝酸和磷酸等）或有机酸（如磺酸、三氟甲磺酸等）的混合物，其中硫酸的浓度大于 50 重量%，或者硫酸、水和其他的无机酸（如盐酸、硝酸和磷酸等）或有机酸（如磺酸、三氟甲磺酸等）的混合物，其中硫酸的浓度大于 50 重量%。

所述的液体酸催化剂优选还包括助剂。助剂的加入强化了异构烷烃在液体酸中的溶解度，加快了氢转移反应，加快了宏观上的烷基化反应速率，从而提高了反应转化率以及反应产物的选择性。

所述的助剂为亚硫酸低碳酯或硫酸低碳酯（这里所述的低碳是指 C1-C6 烷基），优选所述的助剂选自硫酸乙酯、硫酸丙酯、亚硫酸丙

酯、硫酸丁酯和硫酸己酯中的一种或多种。更有选所述的助剂选自硫酸丁酯与硫酸己酯质量比为 1: (0.5-2) 的复配物。所述的助剂加入量为烯烃进料浓度的 0.001-0.1 质量%、优选 0.01-0.05 质量%。助剂可以单独加入反应器，也可以与液体酸混合后加入反应器。

本发明的烷基化反应方法，进一步包括，第 n 反应器出口得到的酸烃混合物在 0.005-0.18MPa 下使其中的部分碳四烷烃汽化并带走反应热；分离出的气相组分经压缩制冷得到冷剂异丁烷，剩余的酸烃混合物在汽化分离器的下部分成酸烃两相，分离出的酸相循环回到第一反应器的 x 反应区；分离出的烃相组分大部分与烷基化反应原料混合，小部分进入反应流出物精制单元的可选的精密聚结器，进一步脱除微小酸滴和酸酯。

在自汽化分离器正常控制液面以下设置反应酸相排出口，设在汽化分离器的底部，烃相排出口优选在液面中上部，经分离烃相采出线与酸烃粗分器连接。自汽化分离器的下部酸相经循环酸泵，通过循环酸管线进入第一反应器的 x 反应区。

自汽化分离器的气体组分经压缩机压缩冷凝后并入原料混合器。自汽化分离器的上部有聚结内件提供丁烷汽化以及反应产物与酸相分离场所，自汽化分离器的下部设置酸烃均相器使得装置稳定操作。

酸烃粗分器的下部的酸相返回循环酸泵入口，最终进入烷基化反应单元。酸烃粗分器的中上部经聚结烃相大部分经循环烃泵增压后与反应进料线连接，用于稀释反应原料并控制反应原料温度。酸烃粗分器的顶部分离出的小部分烃相经一个或多个精密聚结器后送入脱异丁烷塔。脱异丁烷塔塔顶分出的气相异丁烷冷凝后作为循环异丁烷；塔中上部采出正丁烷；塔釜采出烷基化产物。

在本发明中，压力是表压。

在本发明中，描述反应区个数的 n 和 m 都是整数。

在本发明中，表示位置的术语如塔顶、塔中上部、塔釜；自汽化分离器的上部，自汽化分离器的下部；酸烃粗分器的下部、酸烃粗分器的中上部、酸烃粗分器的顶部；液面中上部等具有本领域技术人员理解的常规含义，例如，这些术语都是按照从上到下的顺序描述的。一般而言，在从底部到顶部的长度范围内，中上部是指 50%-90% 的部分，上部是指 60%-100% 的部分，下部是指 0%-40% 的部分；然而

需要指出的是，本发明的技术方案可以受到这些范围的限制，也可以不受这些范围的限制。

本发明依据液体酸催化异构烷烃与烯烃反应时烯烃反应快和氢转移反应慢的特点，在 x、y 反应区强化了烯烃初始反应时在酸烃乳液中的分散强度，在 z 反应区加快氢转移反应，加快了宏观上的烷基化反应速率，抑制烷基化副反应的进行，从而在保证反应后产品具有高辛烷值的前提下降低了进入物料中的异丁烷的循环量，降低装置的能耗，具有很强的工业实用性。

下面结合附图对本发明的装置和烷基化反应方法进行具体说明，但并不因此而限制本发明的内容。

实施例中含有烯烃的烷基化反应原料（即碳四液化气）采用 MTBE 醚后碳四烷烃混合气，混合原料中质量百分含量为：丙烷 0.098%、异丁烷 39.36%、正丁烷 13.51%、异丁烯 1.39%、1-丁烯 14.70%、顺丁烯 14.92%、反丁烯 16.0%、戊烷 0.022%。

在以下的实施例中，使用沙德直径作为平均液滴直径。

实施例 1

本实施例说明以浓硫酸为烷基化催化剂的烷基化方法和装置。

烷基化反应在串联的三个反应器中进行，设置示意图见图 1。在第一反应器中设置 x、y、z 三个反应区：其中，x 反应区内径 40mm，静态扰流件采用 Kenics 型；y 反应区内径 25mm，静态扰流件采用 SV 型；z 反应区内径 100mm，静态扰流件采用 SX 型；在第二、第三反应器中均不设分割的反应区，内径为 50mm。在介质温度 2℃，循环酸流量为 1.2m³/h 条件下，x 反应区、y 反应区、z 反应区的混合强度以平均液滴直径考察，分别为 275μm、98μm、1558μm。

烷基化催化剂浓硫酸（浓度为 98.5%，下同）和循环酸经循环酸泵打入第一反应器 x 反应区的主流道，循环烃经循环烃泵返回到与烷基化反应原料、冷剂异丁烷、循环异丁烷返回原料混合器进行充分混合，烷烯摩尔配比为 50:1，分别进入第一反应器的 x 反应区、第二反应器，第一反应器温度为 2℃。混合物料在第一反应器 1 中 x 反应区和 y 反应区中共停留 2 秒使进料中的烯烃反应完全；z 反应区反应停留反应 1.5 分钟，顺序经过第二、第三反应器，第三反应器反应流出物减压进入自汽化分离器，自汽化分离器中部分汽化的丁烷蒸发及时

取走反应热。自汽化分离器中分离出的大部分酸相打回第一反应器 x 反应区主流道。自汽化分离器的上部气相组分（主要为异丁烷）经压缩冷凝后作为循环异丁烷。控制汽化分离器压力在 0.025MPa 左右，自汽化分离器中分离出的烃相进入酸烃粗分器。酸烃粗分器的下部的酸相返回到第一反应器的 x 反应区，酸烃粗分器中上部的大部分烃相返回到原料混合器。酸烃粗分器的上部分离出的小部分烃相经进一步精密聚结后进入脱异丁烷塔，分别得到循环异丁烷、烷基化产物。

烷基化反应产物经过蒸馏脱除碳四组分，获得的烷基化油干点 195℃，RON 值 96.5、MON 值 93.1。

对比例 1

本对比例说明一种以浓硫酸为烷基化催化剂的方法和装置。

同实施例 1，区别在于 y 反应区内径、扰流件不同。

y 反应区内径 40mm、静态扰流件采用 Kenics 型。

x 反应区、y 反应区、z 反应区的混合强度以平均液滴直径考察，分别为 275 μm 、275 μm 、1558 μm ，即 x 和 y 反应区采用相同的混合强度。

烷基化反应产物经过蒸馏脱除碳四组分，获得的烷基化油干点 198℃，RON 值 95.5、MON 值 92.2。

对比例 2

本对比例说明一种以浓硫酸为烷基化催化剂的方法和装置。

同实施例 1，区别在于 y 反应区的混合强度小于 x 反应区的混合强度。

y 反应区内径 45mm，静态扰流件采用 Kenics 型，x 反应区、y 反应区、z 反应区的混合强度以平均液滴直径考察，分别为 275 μm 、325 μm 、1558 μm 。

烷基化反应产物经过蒸馏脱除碳四组分，获得的烷基化油干点 199℃，RON 值 95.0、MON 值 92.0。

对比例 3

本对比例说明一种以浓硫酸为烷基化催化剂的方法和装置。

同实施例 1，区别在于 z 反应区不设置内扰流件。

x 反应区、y 反应区混合强度以平均液滴直径考察，分别为 275 μm 、98 μm 。

烷基化反应产物经过蒸馏脱除碳四组分，获得的烷基化油干点 198℃，RON 值 95.6、MON 值 92.3。

对比例 4

本对比例说明一种以浓硫酸为烷基化催化剂的方法和装置。

同实施例 1，区别在于 z 反应区设置内扰流件，但混合强度大于 x 反应区的混合强度。

z 反应区内径 40mm，静态扰流件采用 SX 型，x 反应区、y 反应区、z 反应区的混合强度以平均液滴直径考察，分别为 275μm、98μm、210μm。

烷基化反应产物经过蒸馏脱除碳四组分，获得的烷基化油干点 197℃，RON 值 95.7、MON 值 92.5。

实施例 2

本实施例提供的一种以浓硫酸为烷基化催化剂的方法和装置。

烷基化反应在串联的三个反应器中进行，三个反应器之间呈 N 型设置，在三个反应器中均设置 x、y、z 三个反应区（反应器设置示意图见图 2，反应系统示意图见图 3）。

每个反应器的 x 反应区内径 40mm，静态扰流件采用 SK 型；

每个反应器的 y 反应区内径 25mm，静态扰流件采用东利 Hi 型；

每个反应器的 z 反应区内径 100mm，静态扰流件采用 SL 型；

第一反应器入口温度 -1.0℃，循环酸流量为 1.2m³/h 条件下，每一个反应器的 x 反应区、y 反应区、z 反应区的混合强度以平均液滴直径考察，分别为 175μm、88μm、1228μm。

烷基化催化剂浓硫酸和循环酸经循环酸泵打入第一反应器的 x 反应区的主流道与反应原料混合，入口在 -1.0℃，在第一反应器 x、y 反应区中酸烃相发生强烈混合作用，混合物料在 x、y 反应区中停留 1.5 秒使进料中的烯烃快速分散反应。反应后的物料进入 z 反应区，停留反应 3.0 分钟。顺序流经第二、第三反应器，从第三反应器的 z 反应区中反应流出物进入自汽化分离器，自汽化分离器中上部设置有聚结内件提供丁烷汽化以及反应产物与酸相分离场所，反应流出物流经聚结填料时压力逐渐降低，部分异丁烷汽化及时取走反应热；自汽化分离器的下部设置酸烃均相器使得装置稳定操作。自汽化分离器中分离出的大部分酸相由循环酸泵打回第一反应器的 x 反应区主流道。

自汽化分离器的上部排出的气相组分(主要为异丁烷)经压缩冷凝后作为冷剂异丁烷。控制汽化分离器压力在 0.02MPa 左右,自汽化分离器中分离出的烃相进入酸烃粗分器。酸烃粗分器的下部的酸相返回到第一反应器 x 反应区;酸烃粗分器中上部的大部分烃相作为循环烃返回到原料混合器;酸烃粗分器的顶部分离出的一小部分烃相经进一步精密聚结后进入脱异丁烷塔,塔顶分出的气相异丁烷冷凝后返回反应原料混合器,塔中上部采出正丁烷,塔釜采出烷基化产物。

烷基化反应产物经过蒸馏脱除碳四组分,获得的烷基化油干点 189℃, RON 值 96.8, MON 值 93.4。

实施例 3

本实施例提供以浓硫酸和三氟甲磺酸为烷基化催化剂的方法和装置。

本实施例同实施例 2,即烷基化反应也在串联的三个反应器中进行,在三个反应器中均设置 x、y、z 三个反应区。区别在于,以浓硫酸和三氟甲磺酸为烷基化催化剂;

每个反应器的 x 反应区内径 40mm、静态扰流件采用 SV 型;

每个反应器的 y 反应区内径 30mm 静态扰流件采用 SV 型;

每个反应器的 z 反应区内径 100mm、静态扰流件采用 SK 型;

每一个反应器的 x 反应区、y 反应区、z 反应区的混合强度以平均液滴直径考察,分别为 275 μ m、182 μ m、1367 μ m。

烷基化催化剂为浓硫酸和三氟甲磺酸(浓硫酸:三氟甲磺酸=3:1,体积比)。

烷基化反应产物经过蒸馏脱除碳四组分,获得的烷基化油干点 196℃, RON 值 96.3, MON 值 93.0。

实施例 4-6

实施例 4-6 同实施例 2 的混合反应器设置和反应参数,区别在于加入的催化剂助剂的种类不同。

本实施例同实施例 2,即烷基化反应也在串联的三个反应器中进行,在三个反应器中均设置 x、y、z 三个反应区。

每个反应器的 x 反应区内径 40mm、静态扰流件采用 SK 型;

每个反应器的 y 反应区内径 25mm、静态扰流件采用东利 Hi 型;

每个反应器的 z 反应区内径 100mm、静态扰流件采用 SL 型;

每一个反应器的 x 反应区、y 反应区、z 反应区的混合强度以平均液滴直径考察，分别为 175μm、88μm、1228μm。

助剂分别为硫酸丁酯与硫酸己酯(质量比 1:2)、硫酸丁酯与硫酸己酯(质量比 1:1)、亚硫酸丙酯，助剂占烯烃进料浓度的 0.025%。

实施例 4-6 得到的烷基化反应产物经过蒸馏脱除碳四组分，获得的烷基化油性能见表 1，表 1 中同时列出没有助剂参与的实施例 2 的烷基化油的性质。

表 1

实施例	助剂种类	加入量 (质量%)	烷基化油		
			千点	RON	MON
4	硫酸丁酯与硫酸己酯 (质量比 1:2)	0.02	187	97.0	93.6
5	硫酸丁酯与硫酸己酯 (质量比 1:1)	0.02	185	97.2	93.7
6	亚硫酸丙酯	0.02	188	96.9	93.5
2	0	0	189	96.8	93.4

由表 1 可以看出,采用浓硫酸和硫酸丁酯与硫酸己酯(质量比 1:1)复配物的反应结果优于浓硫酸和硫酸丁酯与硫酸己酯(质量比 1:2)复配物，浓硫酸和硫酸丁酯与硫酸己酯(质量比 1:2)复配物优于浓硫酸和亚硫酸丙酯助剂，浓硫酸和亚硫酸丙酯助剂优于不添加助剂的浓硫酸。

实施例 7

本实施例提供的一种以浓硫酸为烷基化催化剂的方法和装置。

烷基化反应在串联的四个反应器中进行，四个反应器之间呈 M 型设置，在四个反应器中均设置 x、y、z 三个反应区。

每个反应器的 x 反应区内径 40mm，静态扰流件采用 SK 型；

每个反应器的 y 反应区内径 25mm，静态扰流件采用东利 Hi 型；

每个反应器的 z 反应区内径 100mm，静态扰流件采用 SL 型；

在介质温度-1.0℃，循环酸流量为 1.2m³/h 条件下，每一个反应器的 x 反应区、y 反应区、z 反应区的混合强度以平均液滴直径考察，分别为 175μm、88μm、1228μm。

烷基化催化剂浓硫酸和循环酸经循环酸泵打入第一反应器的 x

反应区的主流道与反应原料混合，反应温度控制在-1.0℃，在第一反应器 x、y 反应区中酸烃相发生强烈混合作用，混合物料在 x、y 反应区中停留 1.5 秒使进料中的烯烃快速分散反应。反应后的物料进入 z 反应区，停留反应 3.0 分钟，反应温度控制在-1℃。顺序流经第二、第三反应器、第四反应器，从第四反应器的 z 反应区中反应流出物进入自汽化分离器，自汽化分离器中上部设置有聚结内件提供丁烷汽化以及反应产物与酸相分离场所，反应流出物流经聚结填料时压力逐渐降低，部分异丁烷汽化及时取走反应热，自汽化分离器的下部设置酸烃相器使得装置稳定操作。自汽化分离器中分离出的大部分酸相由循环酸泵打回第一反应器的 x 反应区主流道。汽化分离器的上部排出的气相组分（主要为异丁烷）经压缩冷凝后作为冷剂异丁烷。控制汽化分离器压力在 0.02MPa 左右，汽化分离器中分离出的烃相进入酸烃粗分器。酸烃粗分器的下部的酸相返回到第一反应器 x 反应区，酸烃粗分器中上部的大部分烃相作为循环烃返回到原料混合器。酸烃粗分器的顶部分离出的一小部分烃相经进一步精密聚结后进入脱异丁烷塔，塔顶分出的气相异丁烷冷凝后返回反应原料混合器，塔中上部采出正丁烷，塔釜采出烷基化产物。

烷基化反应产物经过蒸馏脱除碳四组分，获得的烷基化油干点 188℃，RON 值 96.9，MON 值 93.5。

以上所述，仅为本发明较佳的具体实施方式，但本发明的保护范围并不局限于此，任何熟悉本技术领域的技术人员在本发明披露的技术范围内，可轻易想到的变化或替换，都应涵盖在本发明的保护范围内。因此，本发明的保护范围应该以权利要求的保护范围为准。

权 利 要 求

1. 一种烷基化反应装置，其特征在于包括 n 个反应器，所述的 n 个反应器中，设置有如下定义的 3 个反应区的反应器为包括第一反应器在内的 m 个反应器，以烷基化反应物料流向顺序，所述的 3 个反应区分别为 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区，以混合强度计，混合强度 $_{y \text{ 反应区}} > \text{混合强度}_{x \text{ 反应区}} > \text{混合强度}_{z \text{ 反应区}}$ ，其中， $n \geq 1$ 且 $n \geq m$ 。

2. 按照权利要求 1 的装置，其中，

n 为 2、3、4、5、6、7、8；

优选地， n 为 3、4、5、6；

更优选地， n 为 3 或 4， $m=2$ 或 3。

3. 按照前述权利要求中任一项的装置，其中，所述的设置有 3 个反应区的反应器的内径尺寸分别为 $R_{x \text{ 反应区}}$ 、 $R_{y \text{ 反应区}}$ 和 $R_{z \text{ 反应区}}$ ，其中 $R_{z \text{ 反应区}} > R_{x \text{ 反应区}} > R_{y \text{ 反应区}}$ ，

优选地，所述的 z 反应区、 x 反应区和 y 反应区的内径比值为 $R_{z \text{ 反应区}}:R_{x \text{ 反应区}}:R_{y \text{ 反应区}} = (2-5):(1.1-1.8):1$ 。

4. 按照前述权利要求中任一项的装置，其中，所述的 x 反应区、 y 反应区、 z 反应区中设置有内扰流件；

优选地，所述的内扰流件为静态扰流件或者动态扰流件；

更优选地，所述的静态扰流件选自：

CompaX 混合器、SMI 混合器、KVM 混合器、SMV 混合器、SMX plus 混合器、SMXL 混合器、SMR 混合器，SMX 混合器、SMR 反应器、Contour 混合器、SMF 混合器、Polygard 混合器；
KM 混合器、KMX-V 混合器、HEV 混合器、UltraTab 混合器、WVM 混合器；

SV、SH、SK、SX、SL、东利 Hi 型。

5. 按照前述权利要求中任一项的装置，其中，所述的 n 个反应器之间为串联和/或并联；

优选地，当 $n=3$ 时， $m=3$ 或 2，反应器呈 N 型串联排列；或者，

优选地，当 $n=4$ 时， $m=4$ 或 3 或 2，反应器呈 M 型串联排列。

6. 一种烷基化反应系统，包括：烷基化反应单元、压缩制冷单元、反应流出物精制单元、产品分馏单元，其特征在于，所述的烷基

化反应单元包括权利要求 1-5 中任一项的烷基化反应装置。

7. 按照权利要求 6 的反应系统，其中，

烷基化反应装置具有用于接收烷基化反应稀释原料的混合器，所述的烷基化反应稀释原料是将烷基化反应原料与所述的压缩制冷单元得到的冷剂异丁烷、所述的产品分馏单元得到的循环异丁烷以及所述的反应流出物精制单元得到的循环烃混合而获得的；

所述的反应流出物精制单元对反应流出物进行酸烃相的初步分离，所得到的烃相的大部分作为循环烃；

所述的产品分馏单元包括至少一个脱异丁烷塔，将反应流出物烃相中的异丁烷脱除，在脱异丁烷塔的塔顶、塔中上部、塔釜分别得到循环异丁烷、正丁烷和烷基化产物。

8. 按照权利要求 6 或 7 的反应系统，其中，所述的反应流出物精制单元包括自汽化分离器和酸烃粗分器，

在所述的自汽化分离器的上部设置有聚结内件，以提供丁烷汽化以及反应产物与酸相分离的场所，在所述的自汽化分离器的下部设置酸烃均相器，使得装置稳定操作；

所述的酸烃粗分器用于进行酸烃相的初步分离，分离出的烃相的大部分返回，小部分烃相任选地在设定的一个或多个精密聚结器中进行进一步的聚结脱酸分离。

9. 按照权利要求 6-8 中任一项的反应系统，还包括烷基化反应原料预处理单元，对烷基化反应原料进行脱丁二烯、轻烃、含氧化合物和水的操作。

10. 一种液体酸催化的烷基化反应方法，其特征在于异丁烷与 C3-C5 烯烃馏分、优选地异丁烷与 C4 烯烃的烷基化反应在 n 个反应器中进行，第一反应器的入口温度为 -10℃ 至 20℃，优选地 -3 至 10℃；

在所述的 n 个反应器中有包括第一反应器在内的 m 个反应器均设有三个反应区，为 x 反应区、y 反应区、z 反应区；

烷基化反应稀释原料被分配到所述的 m 个反应器中，优选地，烷基化反应稀释原料均等分配到所述的 m 个反应器中，或者按反应器中反应物流顺序依次减少地分配到所述的 m 个反应器中；

在设置了三个反应区的 m 个反应器中，烷基化反应物料从 x 反应区进入并顺序流经 y 反应区、z 反应区，以混合强度计，混合强度

$y_{\text{反应区}} > \text{混合强度}_{x_{\text{反应区}}} > \text{混合强度}_{z_{\text{反应区}}}$, 其中, $n \geq 1$ 且 $n \geq m$;

反应物料在 x 反应区和 y 反应区停留 0.01-10 秒后进入 z 反应区停留 0.1-15 分钟。

11. 按照权利要求 10 的反应方法, 其中, 所述的烷基化反应稀释原料由循环异丁烷、冷剂异丁烷、任选地经预处理的烷基化反应原料、循环烃组成, 烷基化反应稀释原料的烷烯摩尔比为 10-300:1、优选为 30-150:1、更优选为 40-100:1。

12. 按照权利要求 10 或 11 的反应方法, 进一步包括,

第 n 反应器出口得到的反应流出物经过自汽化分离器中的聚结内件减压至 0.005-0.18MPa, 使其中的部分碳四烷烃汽化并带走反应热;

将气相组分分离, 分离出的气相组分经压缩制冷得到冷剂异丁烷, 剩余的酸烃混合物在自汽化分离器的下部分成酸烃两相, 分离出的酸相循环回到第一反应器的 x 反应区, 分离出的烃相的大部分进入原料混合器, 小部分进入可选的精密聚结器, 进一步脱除烃相中微小酸滴和酸酯;

在脱异丁烷塔, 将反应流出物烃相中的异丁烷脱除, 在脱异丁烷塔的塔顶、塔中上部、塔釜分别得到循环异丁烷、正丁烷和烷基化产物。

13. 按照权利要求 10-12 中任一项的方法, 其中, 在 x 反应区和 y 反应区中, 压降为 0.05-0.5MPa、优选 0.1-0.3MPa, 在 z 反应区中, 压降为 0.001-0.1MPa、优选 0.002-0.05MPa。

14. 按照权利要求 10-13 中任一项的方法, 其中, 所述的液体酸为浓硫酸或以浓硫酸为主的混合酸,

任选地, 所述的液体酸还包括助剂, 所述的助剂加入量为零或者为烯烃进料的 0.001-0.1 质量%;

优选地, 所述的助剂是亚硫酸低碳酯或硫酸低碳酯,

更优选地, 所述的助剂是硫酸乙酯、亚硫酸丙酯、硫酸丁酯和硫酸己酯中的一种或多种,

最优选地, 所述的助剂是硫酸丁酯与硫酸己酯质量比为 1:(0.5-2) 的复配物。