



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101743058 B

(45) 授权公告日 2014. 08. 20

(21) 申请号 200880024352. 3

(22) 申请日 2008. 07. 07

(30) 优先权数据

11/776, 591 2007. 07. 12 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2010. 01. 12

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2008/008339 2008. 07. 07

(87) PCT国际申请的公布数据

W02009/009033 EN 2009. 01. 15

(73) 专利权人 奇派特石化有限公司

地址 墨西哥新莱昂州

(72) 发明人 T·L·杨特 B·R·德布勒因

L·C·温德斯 R·D·弗洛尔斯

A·W·怀特 S·P·贝尔纳

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

司 72001

代理人 刘锴 韦欣华

(51) Int. Cl.

B01J 19/00(2006. 01)

B01J 19/24(2006. 01)

C08G 63/78(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 2537445 Y, 2003. 02. 26, 说明书第 2 页 4-7 行 第 4-5 页, 附图 1.

CN 2537445 Y, 2003. 02. 26, 说明书第 4 页, 附图 1.

CN 2506637 Y, 2002. 08. 21, 说明书 8-9 页, 附图 1, 2.

CN 1159959 A, 1997. 09. 24, 说明书第 2 页.

CN 1583821 A, 2005. 02. 23, 说明书 5-7 页.

审查员 邹帅

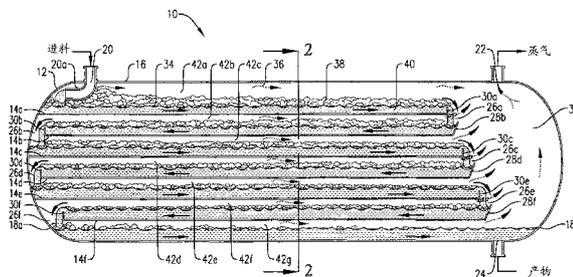
权利要求书2页 说明书13页 附图2页

(54) 发明名称

水平的带有塔板的反应器

(57) 摘要

一种水平的带有塔板的反应器,其可以用来促进在流过其中的反应介质中的化学反应。该反应器可以包括多个垂直间隔的塔板,该塔板布置在水平延伸的容器壳中。反应介质可以在垂直相邻的塔板上以通常相反的方向流动,以使得该反应介质通常往返流动通过该反应器。



1. 一种方法,其包含:将缩聚供料引入反应器的进料口,其中所述缩聚供料包含 PET 并在所述反应器中形成反应介质,使所述反应介质流过所述反应器,该反应器包含水平延伸的容器壳和布置在所述容器壳中的多个垂直间隔的基本上平坦的塔板,其中当所述反应介质通过所述反应器并且在其中所述反应介质进行缩聚反应时,所述反应介质是沿着至少两个所述的塔板流动的;

其中所述水平延伸的容器壳包括容器壳 (12),该容器壳 (12) 包含水平延伸的管状元件 (16) 和结合到管状元件 (16) 相反端上的一对端帽;并且该容器壳 (12) 具有进料口 (20)、蒸气出口 (22) 和液体产物出口 (24),其中所述进料口 (20) 和蒸气出口 (22) 位于容器壳 (12) 的顶部附近,而液体产物出口 (24) 位于容器壳 (12) 的底部附近;并且其中所述进料口 (20) 位于一个端帽之中或者附近,而蒸气和产物出口位于相反的端帽之中或者附近;

其中每个塔板具有接受端和排出端,其中垂直相邻的塔板的接受和排出端布置在容器壳 (12) 相反的端上,以使得下塔板的接受端位于垂直相邻的一对上塔板的排出端以下;和

其中下塔板的接受端与上塔板的排出端向外间隔开,以产生流道,该通道使得流体在垂直相邻的塔板之间流动连通。

2. 权利要求 1 的方法,其中所述的反应器包含基本上水平的、延伸的容器壳和布置在所述的容器壳中的至少两个基本上水平的、垂直间隔的塔板,其中所述反应介质在所述塔板的垂直相邻的塔板上以通常相反的方向流动,并且在所述的塔板之间通过重力作用下落,其中所述的容器壳的长径比 (L : D) 范围是 1.2 : 1-30 : 1,其中大部分所述的塔板具有至少 0.5L 的长度,其中所述的容器壳包含基本上圆柱形的管和结合到所述管的相反端上的一对端帽。

3. 权利要求 1 或 2 的方法,其中所述的缩聚供料包含平均链长范围为 5-50 的 PET。

4. 权利要求 1 或 2 的方法,其中所述的反应器包含至少四个所述的塔板。

5. 权利要求 1 或 2 的方法,其中将在多个所述的塔板上所产生的蒸气副产物在所述的容器壳中进行合并,并且该合并的蒸气经由蒸气出口离开所述的反应器,该蒸气出口位于所述容器壳的顶部附近。

6. 权利要求 1 或 2 的方法,其中所述缩聚反应的液体缩聚产物经由产物出口离开所述的反应器,该产物出口位于所述容器壳的底部附近。

7. 权利要求 1 或 2 的方法,其中当所述反应介质流过所述的反应器时产生了泡沫,因此所述反应介质包含了泡沫部分和主要为液体的部分,其中所述的缩聚反应是在所述泡沫部分和所述主要为液体的部分二者的液相中进行的。

8. 权利要求 1 或 2 的方法,其中在所述反应介质中的 PET 的平均链长在所述的反应器中增加了至少 10。

9. 权利要求 1 的方法,其中所述的 PET 是 PET 共聚物,其包含至少 90mol% 的对苯二甲酸乙二醇酯重复单元和至多 10mol% 的所加入的共聚单体重复单元。

10. 权利要求 9 的方法,其中所述的所加入的共聚单体重复单元衍生自选自下面的所加入的共聚单体:间苯二酸、2,6-萘-二羧酸、1,4-环己烷-二甲醇、二甘醇及其两种或多种的组合。

11. 权利要求 10 的方法,其中所述的所加入的共聚单体包含间苯二酸。

12. 权利要求 1 或 2 的方法, 其中将所述的缩聚供料保持在 220-350℃ 的温度范围, 其中所述的反应器中的蒸气空间压力保持在 0-3999.6Pa(0-30 托) 的范围内。

13. 权利要求 1 或 2 的方法, 其进一步包含: 从所述反应器的产物出口除去缩聚产物, 其中所述的反应介质在所述的反应器中形成了所述的缩聚产物, 其中所述缩聚产物的特性粘度范围是 0.3-1.2dL / g。

水平的带有塔板的反应器

[0001] 发明背景

[0002] 1. 发明领域

[0003] 本发明涉及用于加工含有液体的反应介质的反应器。在另一方面,本发明涉及缩聚反应器,该反应器用于聚酯的熔融相生产。

[0004] 2. 现有技术说明

[0005] 熔融相聚合可以用来生产多种聚酯,例如诸如聚对苯二甲酸乙二醇酯 (PET)。PET 被广泛的用于饮料、食品和其他容器中,以及用于合成纤维和树脂中。加工工艺的进步以及增长的需求已经导致了 PET 生产和销售的市场竞争日益激烈。所以,用于生产 PET 的低成本、高效率的方法是令人期望的。

[0006] 通常,熔融相聚酯生产设备,包括用于制造 PET 的这些设备,使用了酯化阶段和缩聚阶段。在该酯化阶段中,聚合物原材料(即,反应物)被转化为聚酯单体和/或低聚物。在该缩聚阶段中,将从酯化阶段出来的聚酯单体和/或低聚物转化成具有所期望的最终平均链长的聚合物产物。

[0007] 在许多常规的熔融相聚酯生产设备中,酯化和缩聚是在一个或多个机械搅拌的反应器例如诸如连续搅拌的槽式反应器 (CSTR) 中进行的。但是,CSTR 和其他机械搅拌的反应器具有许多的缺点,这会导致整个聚酯生产设备的资金、运行和/或维护成本的上升。例如,与 CSTR 相关的机械搅拌器和不同的控制装置典型的是复杂的、昂贵的,并且会需要大的维护。

[0008] 因此,存在着对于高效的聚酯加工方法的需要,该方法使得资金、运行和维护成本最低,同时保持或者提高了产物的品质。

发明内容

[0009] 在本发明的一种实施方案中,这里提供了一种方法,其包含:使反应介质流过反应器,该反应器包含水平延伸的容器壳和布置在该容器壳中的多个垂直间隔的塔板,其中当该反应介质通过反应器时,该反应介质是沿着至少两个塔板流动的。

[0010] 在本发明的另外一种实施方案中,这里提供了一种方法,其包含:(a) 将主要为液体的供料引入到缩聚反应器中,其中该供料形成了在该反应器中的反应介质,其中该供料包含了平均链长范围为大约 5- 大约 50 的 PET;(b) 使得该反应介质在反应器中进行缩聚,由此来提供主要为液体的产物和蒸气,其中该蒸气包含缩聚副产物,其中该反应器包含基本上水平的、延伸的容器壳和布置在该容器壳中的至少两个基本上水平的、垂直间隔的塔板,其中当反应介质进行缩聚时,至少一部分的该反应介质沿着该塔板流动,其中该反应介质在塔板的垂直相邻的塔板上以通常相反的方向流动,并且在该塔板之间在重力作用下下落,其中该容器壳的长径比 (L : D) 范围是大约 1.2 : 1- 大约 30 : 1,其中大部分的塔板的长度是至少大约 0.5L,其中该容器壳包含基本上圆柱形的管和结合到该管相反端上的一对端帽;(c) 将蒸气经由位于容器壳顶部附近的蒸气出口从反应器中排出;和 (d) 将产物经由位于容器壳底部附近的产物出口从反应器中排出,其中该产物包含 PET,该 PET 的平均链

长比供料的平均链长大了至少大约 10。

[0011] 在本发明另外一种实施方案,这里提供了一种反应器,其包含水平延伸的容器壳和布置在该容器壳中的至少两个垂直间隔的塔板。

附图说明

[0012] 本发明的某些实施方案将参考附图在下面进行更详细的说明,其中:

[0013] 图 1 是按照本发明一种实施方案的水平的带有塔板的反应器示意图,该反应器适于用作熔融相聚酯生产设备中的缩聚反应器;和

[0014] 图 2 是图 1 的水平的带有塔板的反应器沿着线 2-2 的端截面图。

具体实施方式

[0015] 图 1 和 2 示意了按照本发明一种实施方案所配置的一种示例性的水平的带有塔板的反应器。图 1 和 2 中所述的反应器的构造和运行在下面更详细的进行描述。虽然下面的说明的某些部分主要涉及到用于熔融相聚酯生产方法中的反应器,但是根据本发明的实施方案所配置的反应器可以在广泛的多种化学方法中获得应用。例如,按照本发明的某些实施方案所配置的反应器可以有利的用于任何这样的方法中,在这里化学反应是在反应介质的液相中进行的,并且作为该反应反应的结果,产生了蒸气副产物。此外,按照本发明的某些实施方案所配置的反应器可以有利的用于这样的化学方法,在这里至少一部分的反应介质在加工过程中形成了泡沫。

[0016] 现在参考图 1,示意了水平的带有塔板的反应器 10 的一种实施方案,其通常包含水平延伸的容器壳 12 和布置在该容器壳 12 中的一连串的垂直间隔的塔板 14a-f。

[0017] 容器壳 12 通常包含水平延伸的管状元件 16 和结合到管状元件 16 相反端上的一对端帽 18a 和 18b。容器壳 12 具有进料口 20、蒸气出口 22 和液体产物出口 24。如图 1 所示,进料口 20 和蒸气出口 22 可以位于容器壳 12 的顶部附近,而液体产物出口 24 可以容器壳 12 的底部附近。在一种实施方案中,进料口 20 可以位于一个端帽之中或者附近,而蒸气和产物出口 22 和 24 可以位于相反的端帽之中或者附近。此外,可以使用内部供料分配器 20a 来将供料朝着端帽 18a 排出,由此来使得上塔板 14a 上的静止区域最小和 / 或得以消除。

[0018] 在图 1 所示的实施方案中,管状元件 16 是基本上水平的、基本上直的、基本上圆柱形的管。在一种可选择的实施方案中,管状元件 16 可以具有多种横截面构造(例如矩形,正方形或者椭圆形)。此外,管状元件 16 不必需具有极好的水平定向。例如,管状元件 16 的中心轴延长线可以在相对于水平线为大约 10 度内、大约 5 度内或者 2 度内延伸。

[0019] 在图 1 所示的实施方案中,容器壳 12 和 / 或管状元件 16 可以具有最大内部长度(L),其大于它的最大内径(D)。在一种实施方案中,容器壳 12 和 / 或管状元件 16 的长径比(L : D)范围是大约 1.1 : 1- 大约 50 : 1,大约 1.2 : 1- 大约 30 : 1,大约 1.25 : 1- 大约 15 : 1,大约 1.5 : 1- 大约 10 : 1,或者 2 : 1-6 : 1。在一种实施方案中,D 可以处于下面的范围:大约 2- 大约 40 英尺,大约 6- 大约 30 英尺,或者 10 英尺 -20 英尺,L 可以处于下面的范围:大约 5- 大约 100 英尺,大约 10- 大约 60 英尺,或者 15 英尺 -40 英尺。

[0020] 如图 1 所示,该一连串的塔板 14a-f 布置在容器壳 12 中,并且通常沿着容器壳

12 的基本上整个长度延伸。该一连串的塔板 14a-f 包括最上面的塔板 14a, 多个中间塔板 14b-e 和最下面的塔板 14f。任意的、大部分的或者全部的塔板 14a-f 可以具有至少大约 0.5L, 至少大约 0.75L, 或者至少 0.90L 的长度。在一种实施方案中, 每个塔板可以具有相同的长度, 或者可选择的, 至少两个塔板可以具有不同的长度。

[0021] 每个塔板 14a-f 具有接受端和排出端。在图 1 所示的实施方案中, 垂直相邻的塔板的接受和排出端可以布置在容器壳 12 通常相反的端上, 以使得下塔板 14b, d, f 的接受端通常位于垂直相邻的一对上塔板 14a, c, e 的排出端以下。此外, 下塔板 14b, d, f 的接受端可以与上塔板 14a, c, e 的排出端向外间隔开, 以产生流道 26a, c, e, 该通道使得流体在垂直相邻的塔板之间流动连通。在图 1 所示的实施方案中, 塔板 14b, d, f 的接受端可以装备有流动分流器 28b, d, f。任选的, 每个塔板 14a-f 的排出端可以装备有向上延伸的堰 30a-f。

[0022] 在图 1 所示的实施方案中, 塔板 14a, c, e 的接受端直接结合到端帽 18a 上, 而塔板 14b, d, f 的排出端是与端帽 18a 间隔开的, 目的是产生流道 26b, d, f, 其促进了在垂直相邻的塔板之间的流体流动连通。可选择的, 塔板 14c, e 的接受端也可以与端帽 18a 间隔开, 并且可以位于通常塔板 14b, d 的排出端的外面。如图 1 所示的实施方案, 塔板 14b, d, f 的接受端和塔板 14a, c, e 的排出端每个是与端帽 18b 间隔开的, 以使得通过塔板 14a-f 的端部和端帽 18b 之间的间隙来限定出向上的蒸气流道 32。在一种实施方案中, 蒸气出口 22 可以位于向上的流道 32 的顶部附近。

[0023] 在图 1 和 2 所示的实施方案在, 塔板 14a-f 是基本上平坦的、基本上水平的、基本上矩形的板, 其每个具有基本上水平的、基本上平坦的面朝上的流动表面, 液体可以沿着该表面流动。如图 2 所示, 塔板 14a-f 将容器壳 12 的内部体积分成了各自的反应器流动腔室 42a-g。为了提供足够大的流动腔室 42a-g, 每个塔板 14a-f 面朝上的流动表面可以通过下面的垂直距离与垂直相邻的塔板间隔开: 至少大约 0.05D, 至少大约 0.10D 或者至少 0.25D。每个塔板 14a-f 的面朝上的流动表面可以通过下面范围的垂直距离来与垂直相邻的塔板间隔开: 大约 5- 大约 50 英寸, 大约 10- 大约 40 英寸或者 15-30 英寸。另外, 每个塔板不必具有极好的水平的定向。例如, 塔板 14a-f 至少两个面朝上的表面可以是相对于水平线以小于大约 10, 小于大约 5, 或者小于大约 2 度倾斜的。

[0024] 在图 1 和 2 所示的实施方案中, 反应器 10 包含具有基本上平行的侧边的六个塔板 14a-f, 该侧边是刚性的, 并且密封连接 (例如焊接) 到管状元件 16 的内部。但是, 应当指出的是布置在容器壳 12 中的塔板的数目和构造可以进行优化, 来匹配使用反应器 10 的应用。例如, 反应器 10 可以使用至少 2 个塔板, 至少 4 个塔板, 至少 6 个塔板, 或者 4-15 个, 或者 5-10 个塔板。另外, 塔板 14a-f 的侧边可以与容器壳 12 的侧壁间隔开, 并且可以使用多种支承机构来支承在容器壳 12 中, 例如诸如从容器壳 12 底部延伸的支脚或者从容器壳 12 悬挂的支脚。

[0025] 重新参见图 1, 在运行中, 供料 (其可以主要为液体形的) 被引入到反应器 10 中, 并且经由进料口 20 引入到最上面的塔板 14a 的接受端上。该供料然后形成了反应介质 34, 该介质通常水平的沿着并朝向最上面的塔板 14a 的排出端流动。当反应介质 34 沿着最上面的塔板 14a 的面朝上的表面流动时, 在反应介质 34 中发生了化学反应。可以形成蒸气 36, 其包含了在塔板 14a 面朝上的表面上进行的化学反应的副产物和 / 或经由进料口 20 进入反应器 10 的供料中的挥发性成分。当反应介质 34 沿着最上面的塔板 14a 流动时, 至少一

部分蒸气 36 离开反应介质 34, 并且通常流经反应介质 34。

[0026] 如图 1 所示, 在本发明的一种实施方案中, 在反应器 10 中进行的化学反应引起了反应介质 34 的泡沫, 由此产生了反应介质 34 的泡沫部分 38 和主要为液体的部分 40。化学反应可以在泡沫部分 38 和主要为液体的部分 40 二者的液相中进行。实际上, 泡沫的存在可以实际上增强某些化学反应, 特别是这些通过增加液体表面积和减压而促进的反应。因此, 在一种实施方案中, 反应器流动腔室 42a-g 的内部体积和开放流动面积是足够大的, 以使得能够形成最大量的泡沫。在这里反应器的主要部分中发生大量的泡沫化的应用中, 期望的是可以使用降低数量的塔板来在该反应器体积中提供足够的空间, 以形成最大的泡沫。可选择的, 可以使用更大直径的容器壳 12 来提供必需的体积和开放流动面积, 来促进泡沫的形成。如图 1 和 2 所示, 当反应介质 34 前进通过反应器 10 时, 由反应所产生的泡沫的量会降低。因此, 在最上面的塔板 14a 上的反应介质 34 可以包含大于大约 50 体积%, 大于大约 75 体积%, 或者大于 90 体积%的蒸气, 而在最下面的塔板 14f 上的反应介质 34 可以包含小于大约 20 体积%, 小于大约 10 体积%, 或者小于 5 体积%的蒸气。

[0027] 重新参见图 1, 当反应介质 34 到达最上面的塔板 14a 的排出端时, 它在重力的作用下, 通过流道 26a 下落, 并且下落到的第一中间塔板 14b 的接受端部分上, 该接受端是与最上面的塔板 14a 的排出端向外间隔的。当最上面的塔板 14a 的排出端装备有堰 30a 时, 在落到第一中间塔板 14b 的面朝上的表面上之前, 至少一部分的反应介质 34 流经堰 30a 的顶部、其边缘周围、流过其之中和 / 或之下的开口。当反应介质 34 离开最上面的塔板 14a, 并且向下流到第一中间塔板 14b 上时, 蒸气从最上面的塔板 14a 向上流动, 并且可以与在随后的塔板 14c-f 上所产生的蒸气, 以及与在容器壳 12 底部所产生的蒸气进行合并。在经由蒸气出口 22 离开反应器 10 之前, 所形成的合并蒸气可以通过向上的流道 32 上升。

[0028] 堰 30a-f 可以用在反应器 10 来帮助保持在塔板 14a-f 上的反应介质 34 所期望的深度。在本发明的一种实施方案中, 反应介质 34 主要为液体的部分在每个塔板上的最大深度小于大约 0.1D, 小于大约 0.05D, 小于大约 0.025D 或者小于 0.01D。反应介质 34 在每个塔板上的最大深度可以是大约 1- 大约 40 英寸, 大约 1- 大约 32 英寸, 或者 1-24 英寸。

[0029] 如图 1 所述的实施方案, 反应介质 34 从第一中间塔板 14b 接受端通常水平的沿着该面朝上的表面并朝向塔板 14b 的排出端流动。如前所述, 反应介质 34 当它沿着塔板 14b 通过时进行化学反应, 并且该化学反应会导致蒸气副产物和 / 或泡沫的形成。当蒸气是由沿着塔板 14b 流动的反应介质 34 产生时, 该蒸气可以在塔板 14b 以上与反应介质 34 沿着塔板 14b 流动方向相反的方向流动。该蒸气可以经由蒸气通道离开塔板 14b 上面的空间, 该蒸气通道延伸在通过流道 26a 的向下流动的反应介质周围和 / 或穿过该介质。如图 1 所示, 延伸穿过向下流动的反应介质的蒸气通道可以定义为小的管状元件。

[0030] 当反应介质 34 到达塔板 14b 的排出端时, 它在重力的作用下, 通过流道 26b 下落, 并且下落到的第二中间塔板 14c 的接受端部分上, 该接受端是与第一中间塔板 14b 向外间隔的。当塔板 14b 的排出端装备有堰 30b 时, 在进入流道 26b 之前, 至少一部分的反应介质 34 流经堰 30b 的顶部、其边缘周围、流过其之中和 / 或之下的开口。反应介质 34 然后沿着第二中间塔板 14c 从接受端流动到排出端, 如图 1 所示。如上所述, 反应介质 34 当它沿着塔板 14c 通过时进行化学反应, 并且该化学反应会导致蒸气副产物和 / 或泡沫的形成。当蒸气产生时, 该蒸气通常以与反应介质 34 相同的方向流经反应介质 34。当该蒸气到达塔板

14c 的排出端时,该蒸气朝着向上的流道 32 流动,在这里它可以与离开塔板 14a, b, d, e, f 的蒸气合并,如图 1 所示。

[0031] 反应介质 34 流过其余的中间塔板 14d, e 和最下面的塔板 14f 可以基本上与上面所述相同来进行。通常,反应介质 34 从塔板 14c, d, e 的排出端向下经由流道 26c, d, e 下落到塔板 14d, e, f 的接受端。如前所述,反应介质 34 在垂直相邻的塔板上以通常相反的方向流动,这样反应介质 34 通常经由塔板 14d, e, f 往返流过反应器 10。如果当反应介质沿着塔板 14d, e, f 通过时产生了蒸气副产物,则该蒸气离开塔板 14d, e, f 上面的空间,然后在向上的流道 32 中其他的蒸气合并,并且蒸气出口 22 经由离开反应器 10。如在图 1 所示的实施方案中,离开最下面的塔板 14f 的反应介质 34 沿着容器壳 12 的底部流动,然后被作为主要为液体的产物经由产物出口 24 进行回收。

[0032] 尽管图 1 中没有表示,但是挡水板 (impingement plate) 可以用在靠近蒸气出口 22 的蒸气流路中,以使得在该流动的蒸气中所携带的液体碰撞、收集在该挡水板上和向下跌落。挡水板的使用有助于保证仅仅蒸气离开反应器 10 的蒸气出口 22。另外,尽管图 1 中没有表示,但是向上延伸的堰可以用在产物出口 24 附近,来帮助保证将足够水平的反应介质 34 的主要为液体的部分 40 沿着容器壳 12 的底部保持。

[0033] 按照本发明的某些实施方案配置的水平的带有塔板的反应器需要对在其中加工的反应介质进行很少的或者不需要进行机械搅拌。虽然在该水平的带有塔板的反应器中加工的反应介质可以依靠起泡、流过该反应器段和从一个反应器段降落到另一个段来进行稍微的搅拌,但是这种起泡搅拌、流动搅拌和重力搅拌并非机械搅拌。在本发明的一种实施方案中,在水平的带有塔板的反应器中加工的反应介质的小于大约 50%, 小于大约 25%, 小于大约 10%, 小于大约 5%, 或者 0% 的总搅拌由机械搅拌来提供的。因此,按照本发明的某些实施方案所配置的反应器可以不带有任何机械混合装置来运行。这与几乎专门使用机械搅拌的常规连续搅拌槽式反应器 (CSTR) 是完全不同的。

[0034] 如上所述,按照本发明反应器实施方案所配置的水平的带有塔板的反应器可以用于多种化学方法中。在一种实施方案中,按照本发明所配置的水平的带有塔板的反应器被用于熔融相聚酯生产设备中,该设备能够由多种起始材料来生产任何的多种聚酯。能够根据本发明的实施方案进行生产的熔融相聚酯的例子包括但不限于聚对苯二甲酸乙二醇酯 (PET), 其包括 PET 的均聚物和共聚物;全芳族或者液晶聚酯;可生物降解的聚酯,例如包含丁二醇、对苯二酸和己二酸残基的这些聚酯;聚(环己烷-对苯二甲酸二亚甲酯)均聚物和共聚物;和 1,4-环己烷-二甲醇 (CHDM) 和环己烷二羧酸或者环己烷二羧酸二甲酯的均聚物和共聚物。当生产 PET 共聚物时,这样的共聚物可以包含至少 90, 至少 91, 至少 92, 至少 93, 至少 94, 至少 95, 至少 96, 至少 97, 至少 98mol% 的对苯二甲酸乙二醇酯重复单元和至多 10, 至多 9, 至多 8, 至多 7, 至多 6, 至多 5, 至多 4, 至多 3, 或者至多 2mol% 的所加入的共聚单体重复单元。通常,该共聚单体重复单元可以衍生自选自下面的一种或多种共聚单体:间苯二酸, 2,6-萘-二羧酸, CHDM 和二甘醇。

[0035] 通常,根据本发明某些实施方案的聚酯生产方法可以包含两个主要阶段-酯化阶段和缩聚阶段。在该酯化阶段中,聚酯起始材料(其可以包含至少一种醇和至少一种酸)进行酯化,由此来生产聚酯单体和/或低聚物。在该缩聚阶段中,来自酯化阶段自的该聚酯单体和/或低聚物反应成最终的聚酯产物。作为此处与 PET 相关使用的,单体具有小于 3 的

链长,低聚物具有大约 7- 大约 50 的链长(链长 4-6 单位的成分可以被认为是单体或者低聚物),聚合物具有大于大约 50 的链长。二聚体例如 EG-TA-EG-TA-EG 的链长是 2,三聚体是 3,等等。

[0036] 酯化阶段中所用的酸起始材料可以是二羧酸,以使得最终的聚酯产物包含至少一种具有大约 4- 大约 15 个或者 8-12 个碳原子的二羧酸残基。适用于本发明中的二羧酸的例子可以包括但不限于对苯二酸,邻苯二酸,间苯二酸,萘-2,6-二羧酸,环己烷二羧酸,环己烷二乙酸,二苯基-4,4'-二羧酸,二苯基-3,4'-二羧酸,2,2-二甲基-1,3-丙二醇,二羧酸,琥珀酸,戊二酸,己二酸,壬二酸,癸二酸,及其混合物。在一种实施方案中,该酸起始材料可以是相应的酯,例如代替对苯二酸的对苯二甲酸二甲酯。

[0037] 在酯化阶段中所用的醇起始材料可以是二醇,以使得最终的聚酯产物可以包含至少一种二醇残基,例如诸如,来自具有大约 3- 大约 25 个碳原子或者 6-20 个碳原子的脂环族二醇的这些。合适的二醇可以包括但不限于乙二醇(EG),二甘醇,三甘醇,1,4-环己烷-二甲醇,丙-1,3-二醇,丁-1,4-二醇,戊-1,5-二醇,己-1,6-二醇,新戊二醇,3-甲基戊二醇-(2,4),2-甲基戊二醇-(1,4),2,2,4-三甲基戊二醇-(1,3),2-乙基己二醇-(1,3),2,2-二乙基丙二醇-(1,3),己二醇-(1,3),1,4-二-(羟基乙氧基)-苯,2,2-双-(4-羟基环己基)-丙烷,2,4-二羟基-1,1,3,3-四甲基-环丁烷,2,2,4,4-四甲基-环丁二醇,2,2-双-(3-羟基乙氧基苯基)-丙烷,2,2-双-(4-羟基-丙氧基苯基)-丙烷,异山梨醇,对苯二酚,BDS-(2,2-(磺酰基双)4,1-亚苯氧基))双(乙醇),及其混合物。

[0038] 另外,该起始材料可以包含一种或多种共聚单体。合适的共聚单体可以包括例如包含下面的共聚单体:对苯二酸,对苯二甲酸二甲酯,间苯二酸,间苯二甲酸二甲酯,二甲基-2,6-萘二羧酸酯,2,6-萘-二羧酸,乙二醇,二甘醇,1,4-环己烷-二甲醇(CHDM),1,4-丁二醇,聚丁二醇,反式-DMCD,偏苯三酸酐,环己烷-1,4-二羧酸二甲酯,十氢化萘-2,6-二羧酸二甲酯,十氢化萘二甲醇,十氢化萘 2,6-二羧酸酯,2,6-二羟基甲基-十氢化萘,对苯二酚,羟基安息香酸,及其混合物。

[0039] 熔融相聚酯生产方法的酯化阶段和缩聚阶段二者都可以包括多个步骤。例如,酯化阶段可以包括初始酯化步骤来生产部分酯化的产物,其然后在二级酯化步骤中进一步酯化。同样,缩聚阶段可以包括预聚步骤来生产部分缩聚的产物,其然后进行终聚步骤,由此来生产最终的聚合物产物。

[0040] 按照本发明某些实施方案配置的反应器可以用于熔融相聚酯生产系统中,作为二级酯化反应器来进行二级酯化步骤,作为预聚反应器来进行预聚步骤,和/或作为终聚反应器来进行终聚步骤。下面参考图 1 给出本发明用作酯化反应器、预聚反应器和/或终聚反应器的加工条件的详细说明。应当理解按照本发明的实施方案配置的反应器通常可以用作酯化反应器、预聚反应器和/或终聚反应器,并且这些方法条件不限于图 1 所述的实施方案,

[0041] 重新参见图 1,当反应器 10 用作熔融相聚酯生产方法(例如制造 PET 的方法)中的二级酯化反应器时,在反应器 10 中可以进行大于一种的化学反应。例如,虽然酯化可以是在反应器 10 中进行的主要的化学反应,但是某些量的缩聚也可以在反应器 10 中发生。当反应器 10 用作二级酯化反应器时,引入进料口 20 中的供料的转化率范围可以是大约 70- 大约 95%,大约 75- 大约 90%,或者 80-88%,而从液体产物出口 24 收回的主要为液体的产物

的转化率范围可以是至少大约 80%，至少大约 90%，至少大约 95%，或者至少 98%。当反应器 10 用作二级酯化反应器时，在反应器 10 中进行的化学反应会使得反应介质 34 的转化率在进料口 20 和液体产物出口 24 之间增加至少大约 2 个百分点，至少大约 5 个百分点，或者至少 10 个百分点。此外，引入进料口 20 中的供料的平均链长可以是小于大约 5，小于大约 2 或者小于 1，而从液体产物出口 24 收回的主要为液体的产物的平均链长范围可以是大约 1- 大约 20，大约 2- 大约 12，或者 5-12。通常，当反应器 10 用作二级酯化反应器时，反应介质 34 的平均链长在进料口 20 和液体产物出口 24 之间增加下面的范围：大约 1- 大约 20，大约 2- 大约 15，或者 5-12。

[0042] 当反应器 10 用作二级酯化反应器时，流入反应器 10 的供料可以在下面的温度范围进入进料口 20 中：大约 180- 大约 350℃，大约 215- 大约 305℃，或者 260-290℃。离开液体产物出口 24 的主要为液体的产物可以具有在进入进料口 20 的供料的温度的大约 50℃ 内，25℃ 内，或者 10℃ 内的温度。在一种实施方案中，离开液体产物出口 24 的液体产物的温度处于下面的范围内：大约 180- 大约 350℃，大约 215- 大约 305℃，或者 260-290℃。在一种实施方案中，在反应器 10 中的反应介质 34 的平均温度范围是大约 180- 大约 350℃，大约 215- 大约 305℃，或者 260-290℃。反应介质 34 的平均温度是至少三个温度的平均值，这三个温度是沿着反应介质 34 通过反应器 10 的主要流路等间隔进行测量的，在这里该温度测量每个是在靠近反应介质 34 的主要为液体部分 40 的横截面质心进行的（不同于靠近反应器的壁或者靠近主要为液体部分的上部表面）。当反应器 10 用作二级酯化反应器时，反应器 10 中的蒸气空间压力（在蒸气出口 22 进行测量）可以保持在下面的范围中：小于大约 70psig，大约 4 到大约 10psig，或者 2-5psig。

[0043] 当反应器 10 用作二级酯化反应器时，令人期望的是在引入到反应器 10 之前可以加热该供料和 / 或令人期望的是当反应介质 34 流过反应器 10 时对它进行加热。引入到反应器 10 之前对该供料的加热可以在常规的热交换器例如诸如壳管式热交换器中进行。反应介质 34 在反应器 10 中的加热可以通过外部加热装置来进行，该外部加热器与反应器 10 相接触，但是不伸入到反应器 10 的内部。这样的外部热交换装置包括例如包壳加热和 / 或半热管线 (heat-tracing)。通常，加入到反应器 10 的紧上游供料的热和加入到反应器 10 中的反应介质 34 的热相加累积量可以处于下面的范围中：大约 100- 大约 5000BTU 每磅的反应介质 (BTU/lb)，大约 400- 大约 2000BTU/lb，或者 600-1500BTU/lb。

[0044] 重新参见图 1，当反应器 10 用作熔融相聚酯生产方法（例如制造 PET 的方法）中预聚反应器时，在反应器 10 中可以进行大于一种的化学反应。例如，虽然缩聚可以是在反应器 10 中进行的主要的化学反应，但是某些量的酯化也可以在反应器 10 中发生。当反应器 10 用作预聚反应器时，引入进料口 20 中的供料的平均链长范围可以是大约 1- 大约 20，大约 2- 大约 15，或者 5-12，而从液体产物出口 24 收回的主要为液体的产物的平均链长范围可以是大约 5- 大约 50，大约 8- 大约 40，或者 10-30。当反应器 10 用作预聚反应器时，在反应器 10 中进行的化学反应会使得反应介质 34 的平均链长在进料口 20 和液体产物出口 24 之间增加至少大约 2，增加大约 5- 大约 30 的范围，或者增加 8-20 的范围。

[0045] 当反应器 10 用作预聚反应器时，供料可以在下面的温度范围进入进料口 20 中：大约 220- 大约 350℃，大约 265- 大约 305℃，或者 270-290℃。离开液体产物出口 24 的主要为液体的产物可以具有在进入进料口 20 的供料的温度的大约 50℃ 内，25℃ 内，或者 10℃ 内

的温度。在一种实施方案中,离开液体产物出口 24 的液体产物的温度处于下面的范围内:大约 220- 大约 350°C,大约 265- 大约 305°C,或者 270-290°C。在一种实施方案中,在反应器 10 中的反应介质 34 的平均温度范围是大约 220- 大约 350°C,大约 265- 大约 305°C,或者 270-290°C。当反应器 10 用作预聚反应器时,反应器 10 中的蒸气空间压力(在蒸气出口 22 进行测量)可以保持在下面的范围中:大约 0- 大约 300 托,大约 1- 大约 50 托,或者 20-30 托。

[0046] 当反应器 10 用作预聚反应器时,令人期望的是在引入到反应器 10 之前可以加热该供料和 / 或令人期望的是当反应介质 34 流过反应器 10 时对它进行加热。通常,加入到反应器 10 的紧上游供料的热和加入到反应器 10 中的反应介质 34 的热相加累积量可以处于下面的范围中:大约 100- 大约 5000BTU/lb,大约 400- 大约 2000BTU/lb,或者 600-1500BTU/lb。

[0047] 重新参见图 1,当反应器 10 用作熔融相聚酯生产方法(例如制造 PET 的方法)中终聚反应器时,引入到进料口 20 中的供料的平均链长可以处于下面的范围:大约 5- 大约 50,大约 8- 大约 40,或者 10-30,而从液体产物出口 24 收回的主要为液体的产物的平均链长可以处于下面的范围:大约 30- 大约 210,大约 40- 大约 80,或者 50-70。通常,在反应器 10 中进行的缩聚会使得反应介质 34 的平均链长在进料口 20 和液体产物出口 24 之间增加至少大约 10,至少大约 25,或者至少 50。

[0048] 当反应器 10 用作终聚反应器时,供料可以在下面的温度范围进入进料口 20 中:大约 220- 大约 350°C,大约 265- 大约 305°C,或者 270-290°C。离开液体产物出口 24 的主要为液体的产物可以具有在进入进料口 20 的供料的温度的大约 50°C 内,25°C 内,或者 10°C 内的温度。在一种实施方案中,离开液体产物出口 24 的液体产物的温度处于下面的范围内:大约 220- 大约 350°C,大约 265- 大约 305°C,或者 270-290°C。在一种实施方案中,在反应器 10 中的反应介质 34 的平均温度范围是大约 220- 大约 350°C,大约 265- 大约 305°C,或者 270-290°C。当反应器 10 用作终聚反应器时,反应器 10 中的蒸气空间压力(在蒸气出口 22 进行测量)可以保持在下面的范围中:大约 0- 大约 30 托,大约 1- 大约 20 托,或者 2-10 托。

[0049] 当用作聚酯生产方法的酯化和 / 或缩聚阶段的反应器时,按照本发明的实施方案配置的反应器可以提供众多的优点。当用作制造 PET 方法中的二级酯化、预聚和 / 或终聚反应器时,这样的反应器会是特别有利的。此外,这样的反应器非常适用于商业规模的 PET 生产设备中,该设备能够以下面的速率来生产 PET:至少大约 10000 磅 / 小时,至少大约 100000 磅 / 小时,至少大约 250000 磅 / 小时,或者至少 500000 磅 / 小时。

[0050] 在本发明的一种实施方案中,这里提供了一种方法,其包含:使反应介质流过反应器,该反应器包含水平延伸的容器壳和布置在该容器壳中的多个垂直间隔的塔板,其中当该反应介质通过反应器时,该反应介质是沿着至少两个塔板流动的。在图 1 和 2 所示的实施方案中所述的容器壳、塔板和反应介质流路的特征通常可应用到本发明的这种实施方案中。

[0051] 在一个例子中,容器壳是沿着中心轴延长线延伸的,该延长线以相对于水平线为大约 5 度的角度延伸的,并且每个塔板具有一种基本上平坦的面朝上的表面,至少一部分的反应介质沿着该表面流动,其中至少两个塔板的面朝上的表面是相对于水平线以小于大

约 5 度倾斜的。在一个例子中,该中心轴的延长线是基本上水平的,并且每个塔板的面朝上的表面是基本上水平的。

[0052] 在一个例子中,容器壳的长径比 (L : D) 范围是大约 1.1 : 1- 大约 50 : 1, 大约 1.2 : 1- 大约 30 : 1, 大约 1.25 : 1- 大约 15 : 1, 大约 1.5 : 1- 大约 10 : 1, 或者 2 : 1-6 : 1。除了所规定的 L : D 比例之外,大部分的塔板的长度是至少大约 0.5L, 至少大约 0.75L, 或者至少 0.9L。此外,直径可以处于下面的范围: 大约 2- 大约 40 英尺, 大约 6- 大约 30 英尺, 或者 10 英尺 -20 英尺, L 可以处于下面的范围: 大约 5- 大约 100 英尺, 大约 10- 大约 60 英尺, 或者 15 英尺 -40 英尺。

[0053] 在一个例子中,容器壳的长径比 (L : D) 范围是大约 1.1 : 1- 大约 50 : 1, 大约 1.2 : 1- 大约 30 : 1, 大约 1.25 : 1- 大约 15 : 1, 大约 1.5 : 1- 大约 10 : 1, 或者 2 : 1-6 : 1, 并且每个塔板具有基本上平坦的面朝上的表面,至少一部分的反应介质沿着该表面流动,并且塔板的垂直相邻的塔板的面朝上的表面是由下面的垂直距离来彼此间隔的: 至少大约 0.05D, 至少大约 0.10D, 或者至少 0.25D。每个塔板的面朝上的流动表面可以与垂直相邻的塔板以下面范围的垂直距离来间隔开: 大约 5- 大约 50 英寸, 大约 10- 大约 40 英寸或者 15-30 英寸。

[0054] 在一个例子中,当反应介质流过反应器时,反应介质进行了化学反应。当反应介质流过反应器时,会产生包含该化学反应副产物的蒸气。在一个例子中,将在多个塔板上所产生的蒸气在容器壳中合并,并且该合并的蒸气经由位于容器壳顶部附近的蒸气出口离开反应器。

[0055] 在一个例子中,当反应介质流过反应器时,该反应介质进行了化学反应,并且产生了泡沫,因此该反应介质包含了泡沫部分和主要为液体的部分,其中化学反应是在该泡沫部分和主要为液体的部分二者的液相中进行的。

[0056] 在本发明的一个例子中,这里提供了一种方法,其包含使反应介质流过反应器,该反应器包含水平延伸的容器壳和布置在该容器壳中的多个垂直间隔的塔板,其中当该反应介质通过反应器时,该反应介质是沿着至少两个塔板流动的,并且进行酯化和 / 或缩聚反应。在上面给出的对于图 1 中用作二级酯化、预聚和 / 或终聚反应器的反应器 10 的详细说明可应用于本发明的这个例子。具体的,供料特性 (例如,转化率和 / 或链长), 温度, 压力, 转化率增加, 平均链长增加, 产物特性和任何的热输入全部都应用于本发明的这个例子。

[0057] 在一个例子中,将产物从该反应器的产物出口除去,其中反应介质形成了反应器中的产物。此外,当该化学反应包含缩聚时,产物可以是缩聚产物。该产物或者缩聚产物的特性粘度可以处于下面的范围内: 大约 0.3- 大约 1.2, 大约 0.35- 大约 0.6, 或者 0.4-0.5dL/g。在一个例子中,该产物或者缩聚产物的特性粘度处于下面范围: 大约 0.1- 大约 0.5, 大约 0.1- 大约 0.4, 或者 0.15-0.35dL/g。在一个例子中,将供料引入到反应器的进料口中,来形成反应介质,并且该供料的特性粘度处于下面的范围内: 大约 0.1- 大约 0.5, 大约 0.1- 大约 0.4, 或者 0.15-0.35dL/g。

[0058] 以 dL/g 作为单位给出的特性粘度 (It. V.) 值是由比浓对数粘度来计算的,该比浓对数粘度是在 25°C 在 60 重量%的酚和 40 重量%的 1,1,2,2- 四氯乙烷中测量的。聚合物样品能够以 0.25g/50mL 的浓度溶解在该溶剂中。该聚合物溶液的粘度可以例如使用 Rheotek 玻璃毛细管粘度计进行测量。这种粘度计的操作原理的说明可以在 ASTM D4603 中找到。比

浓对数粘度是由所测量的溶液粘度来计算的。下面的等式描述了这样的溶液粘度测量和随后换算为比浓对数粘度,并且由比浓对数粘度换算为特性粘度:

$$[0059] \quad \eta_{inh} = [\ln(t_s/t_o)]/C$$

[0060] 这里

[0061] η_{inh} = 25°C 在聚合物浓度为 0.5g/100mL 的 60 重量%酚和 40 重量%的 1,1,2,2-四氯乙烷时的比浓对数粘度

[0062] In = 自然对数

[0063] t_s = 样品流过毛细管的时间

[0064] t_o = 空白溶剂流过毛细管的时间

[0065] C = 聚合物浓度,单位 g/100mL 溶剂 (0.50%)

[0066] 特性粘度是在无限冲淡时聚合物比粘度的极限值。它由下面的等式定义:

$$[0067] \quad \eta_{int} = \lim(\eta_{sp}/C) = \lim(\ln \eta_r)/C$$

[0068] $C \rightarrow 0 \quad C \rightarrow 0$

[0069] 在这里

[0070] η_{int} = 特性粘度

[0071] η_r = 相对粘度 = t_s/t_o

[0072] η_{sp} = 比粘度 = $\eta_r - 1$

[0073] 特性粘度 (It. V. 或者 η_{int}) 可以使用下面的 Billmeyer 等式来估算:

$$[0074] \quad \eta_{int} = 0.5[e^{0.5xIh.V.} - 1] + (0.75xIh.V.)$$

[0075] 用于估算特性粘度 (Billmeyer 关系式) 的参考文献是 J. Polymer Sci., 4, pp. 83-86 (1949)。

[0076] 聚合物溶液的粘度也可以使用 Viscotek 改进的差分粘度计 (该压力差粘度计操作原理的说明可以在 ASTM D5225 中找到) 或者其他本领域技术人员已知的方法来测量。

[0077] 在本发明的另外一种实施方案中,这里提供了一种方法,其包含:(a) 将主要为液体的供料引入到缩聚反应器中,其中该供料形成了在该反应器中的反应介质,其中该供料包含了平均链长范围为大约 5- 大约 50,大约 8- 大约 40,或者 10-30 的 PET;(b) 使得该反应介质在反应器中进行缩聚,由此来提供主要为液体的产物和蒸气,其中该蒸气包含缩聚副产物,其中该反应器包含基本上水平的、延伸的容器壳和布置在该容器壳中的至少两个基本上水平的、垂直间隔的塔板,其中当反应介质进行缩聚时,至少一部分的该反应介质沿着该塔板流动,其中该反应介质在塔板的垂直相邻的塔板上以通常相反的方向流动,并且在该塔板之间在重力作用下下落,其中该容器壳的长径比 (L : D) 范围是大约 1.1 : 1- 大约 50 : 1,大约 1.2 : 1- 大约 30 : 1,大约 1.25 : 1- 大约 15 : 1,大约 1.5 : 1- 大约 10 : 1,或者 2 : 1-6 : 1,其中大部分的塔板的长度是至少大约 0.5L,至少大约 0.75L 或者至少 0.9L,其中该容器壳包含基本上圆柱形的管和结合到该管相反端上的一对端帽;(c) 将蒸气经由位于容器壳顶部附近的蒸气出口从反应器中排出;和 (d) 将产物经由位于容器壳底部附近的产物出口从反应器中排出,其中该产物包含 PET,该 PET 的平均链长比供料的平均链长大了至少大约 10,至少大约 25,或者至少 50。在图 1 和 2 所示的实施方案中所述的容器壳、塔板和反应介质流路的特征通常可应用到本发明的这种实施方案中。

[0078] 在一个例子中,供料的特性粘度处于下面的范围中:大约 0.1- 大约 0.5,大约

0.1- 大约 0.4, 或者大约 0.15- 大约 0.35dL/g。在一个例子中, 产物的特性粘度处于下面的范围中: 大约 0.3- 大约 1.2, 大约 0.35- 大约 0.6, 或者 0.4-0.5dL/g。

[0079] 在一个例子中, 容器壳的长径比 (L : D) 范围是大约 1.1 : 1- 大约 50 : 1, 大约 1.2 : 1- 大约 30 : 1, 大约 1.25 : 1- 大约 15 : 1, 大约 1.5 : 1- 大约 10 : 1, 或者 2 : 1-6 : 1。此外, 直径可以处于下面的范围: 大约 2- 大约 40 英尺, 大约 6- 大约 30 英尺, 或者 10 英尺 -20 英尺, L 可以处于下面的范围: 大约 5- 大约 100 英尺, 大约 10- 大约 60 英尺, 或者 15 英尺 -40 英尺。

[0080] 在本发明另外一种的实施方案, 这里提供了一种反应器, 其包含水平延伸的容器壳和布置在该容器壳中的至少两个垂直间隔的塔板。在图 1 和 2 所示的实施方案中所述的容器壳、塔板和反应介质流路的特征通常可应用到本发明的这种实施方案中。

[0081] 在一个例子中, 反应器容器壳的长径比 (L : D) 范围是大约 1.1 : 1- 大约 50 : 1, 大约 1.2 : 1- 大约 30 : 1, 大约 1.25 : 1- 大约 15 : 1, 大约 1.5 : 1- 大约 10 : 1, 或者 2 : 1-6 : 1。除了所规定的 L : D 比例之外, 大部分的塔板的长度是至少大约 0.5L, 至少大约 0.75L, 或者至少 0.9L。此外, 反应器直径可以处于下面的范围: 大约 2- 大约 40 英尺, 大约 6- 大约 30 英尺, 或者 10 英尺 -20 英尺, L 可以处于下面的范围: 大约 5- 大约 100 英尺, 大约 10- 大约 60 英尺, 或者 15 英尺 -40 英尺。

[0082] 在一个例子中, 反应器容器壳的长径比 (L : D) 范围是大约 1.1 : 1- 大约 50 : 1, 大约 1.2 : 1- 大约 30 : 1, 大约 1.25 : 1- 大约 15 : 1, 大约 1.5 : 1- 大约 10 : 1, 或者 2 : 1-6 : 1, 并且每个塔板具有基本上平坦的面朝上的表面, 其中所述塔板的垂直相邻的塔板的面朝上的表面是由下面的垂直距离来彼此间隔的: 至少大约 0.05D, 至少大约 0.1D, 或者至少 0.25D。每个塔板的面朝上的流动表面可以与垂直相邻的塔板以下面范围的垂直距离来间隔开: 大约 5- 大约 50 英寸, 大约 10- 大约 40 英寸或者 15-30 英寸。

[0083] 在一个例子中, 该反应器包含至少 2 个塔板, 至少 4 个塔板, 至少 6 个塔板, 或者 4-15 个, 或者 5-10 个塔板。

[0084] 在一个例子中, 反应器容器壳是沿着中心轴延长线延伸的, 该延长线是在相对于水平线为大约 10 度内, 大约 5 度内或者 2 度内延伸的, 其中每个塔板具有基本上平坦的面朝上的表面, 其中至少两个塔板的面朝上的表面是相对于水平线以下面的角度倾斜的: 小于大约 10 度, 小于大约 5 度, 或者小于 2 度。

[0085] 数字范围

[0086] 本说明书使用数字范围来量化与本发明有关的某些参数。应当理解当提供数字范围时, 这样的范围被解释为提供了用于下面的字面支持: 仅仅述及该范围下限值的要求界限, 以及仅仅述及该范围上限值的要求界限。例如, 10-100 的公开的数字范围提供了用于下面的字面支持: 述及“大于 10” (没有上限) 的要求和述及“小于 100” (没有下限) 的要求。

[0087] 定义

[0088] 作为此处使用的, 术语“一个”、“一种”、“该”和“所述的”表示一种或多种。

[0089] 作为此处使用的, 术语“搅拌”指的是消耗到反应介质中来引起流体流动和 / 或混合的功。

[0090] 作为此处使用的, 术语“和 / 或”当用于列举两种或者多种项目时, 意思是可以使

用任何一种所列举的项目本身,或者可以使用两种或者多种所列举项目的任意的组合。例如,如果一种组合物被表述为含有成分 A、B 和 / 或 C,则该组合物可以包含单独的 A ;单独的 B ;单独的 C ;A 和 B 的组合 ;A 和 C 的组合 ;B 和 C 的组合 ;或者 A、B 和 C 的组合。

[0091] 作为此处使用的,术语“平均链长”表示聚合物中重复单元的平均数。对于聚酯来说,平均链长表示重复的酸和醇单元的数目。平均链长与数均聚合度 (DP) 是同义的。平均链长可以通过本领域技术人员已知的不同的手段来测定。例如,1H-NMR 可以用来基于端基分析直接测定该链长,光散射可以用来测量重均分子量,并且使用相互关系来测定链长。链长经常是基于相关的凝胶渗透色谱法 (GPC) 测量和 / 或粘度测量来计算的。

[0092] 作为此处使用的,术语“包含着”、“包含一种”和“包含多种”是开放式转换术语,其用来将该术语之前所述的主体转换成在该术语之后所述的一种或多种元素,在这里在该转换术语之后所列举的一种或多种元素不必是构成该主题的唯一元素。

[0093] 作为此处使用的,术语“含有着”、“含有一种”和“含有多种”具有与上面所提供的“包含着”、“包含一种”和“包含多种”相同的开放式含义。

[0094] 作为此处使用的,术语“转化率”用来描述已经经历了酯化的液相流的一种性能,其中该酯化流的转化率表示已经转化(即,酯化)成酯基的初始酸端基的百分比。转化率可以量化为已转化的端基(即,醇端基)的数目除以端基(即,醇端基加上酸端基)的总数,用百分比表示。

[0095] 作为此处使用的,术语“酯化”指的是酯化和酯交换反应二者。

[0096] 作为此处使用的,术语“具有着”、“具有一种”和“具有多种”具有与上面所提供的“包含着”、“包含一种”和“包含多种”相同的开放式含义。

[0097] 作为此处使用的,术语“水平延伸的”表示最大的水平尺寸大于最大的垂直尺寸。

[0098] 作为此处使用的,术语“包括着”、“包括一种”和“包括多种”具有与上面所提供的“包含着”、“包含一种”和“包含多种”相同的开放式含义。

[0099] 作为此处使用的,术语“机械搅拌”指的是通过刚性或者柔性元件靠着或者在反应介质中的物理移动来产生对反应介质的搅拌。

[0100] 作为此处使用的,术语“开孔流动面积”指的是流体可以在其中流动的开孔面积,在这里该开孔面积是沿着垂直于流过该开孔的方向的平面来测量的。

[0101] 作为此处使用的,术语“管”指的是基本上直的延伸的管状元件,其通常具有圆柱形侧壁。

[0102] 作为此处使用的,术语“聚对苯二甲酸乙二醇酯”和“PET”包括 PET 均聚物和 PET 共聚物。

[0103] 作为此处使用的,术语“聚对苯二甲酸乙二醇酯共聚物”和“PET 共聚物”表示已经用至多 10mol% 的一种或多种所加入的共聚单体改性的 PET。例如,术语“聚对苯二甲酸乙二醇酯共聚物”和“PET 共聚物”包括用基于 100mol% 羧酸为至多 10mol% 的间苯二酸改性的 PET。在另外一个例子中,术语“聚对苯二甲酸乙二醇酯共聚物”和“PET 共聚物”包括用基于 100mol% 二醇为至多 10mol% 的 1,4- 环己烷二甲醇 (CHDM) 改性的 PET。

[0104] 作为此处使用的,术语“聚酯”不仅指的是传统的聚酯,而且还包括聚酯衍生物,例如诸如聚醚酯,聚酯酰胺和聚醚酯酰胺。

[0105] 作为此处使用的,“主要为液体”表示大于 50 体积% 的液体。

[0106] 作为此处使用的,术语“反应介质”指的是进行化学反应的任何介质。

[0107] 作为此处使用的,术语“残基”指的是这样的部分,其是化学物质在具体的反应方案中所形成的产物或者随后的配料或者化学产物,而不管该部分是否实际上获自该化学物质。

[0108] 作为此处使用的,术语“蒸气副产物”包括由所期望的化学反应产生的蒸气(即,蒸气副产物)和由反应介质的其他反应(即,副反应)产生的任何蒸气。

[0109] 权利要求不局限于所公开的实施方案

[0110] 上述的本发明示例性实施方案仅仅用于示意性的,并且不应当作为限制性含义来用于解释所要求保护的本发明的范围。本领域技术人员能够容易的对上述示例性实施方案进行不同的改进,而不脱离在下面的权利要求中所述的本发明的范围。

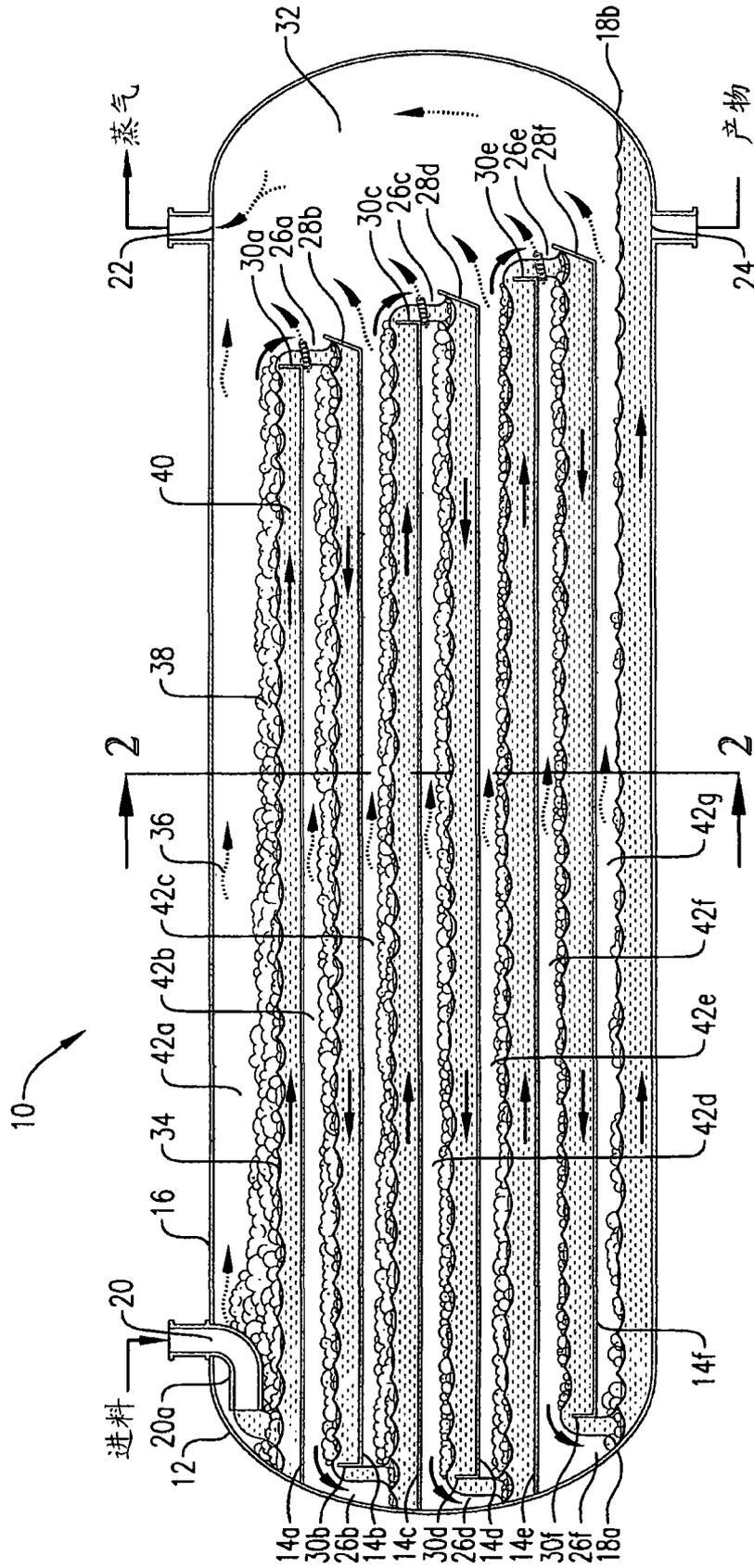


图 1

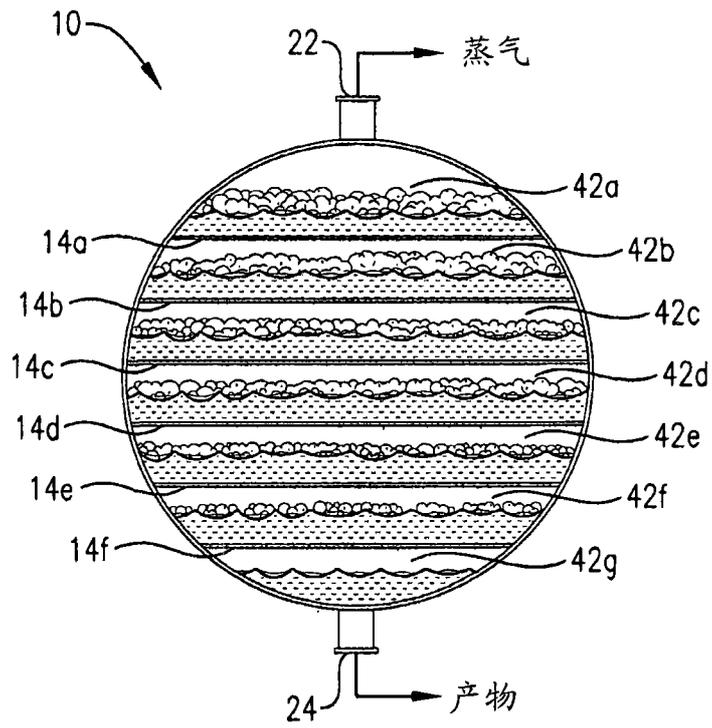


图 2