



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 1957069 B

(45) 授权公告日 2010. 11. 10

(21) 申请号 200580016311. 6

(22) 申请日 2005. 05. 19

(30) 优先权数据

- 10/851, 434 2004. 05. 21 US
- 10/851, 486 2004. 05. 21 US
- 10/851, 487 2004. 05. 21 US
- 10/851, 494 2004. 05. 21 US
- 10/851, 495 2004. 05. 21 US
- 10/851, 500 2004. 05. 21 US
- 10/851, 546 2004. 05. 21 US
- 10/851, 730 2004. 05. 21 US
- 10/851, 878 2004. 05. 21 US
- 60/573, 474 2004. 05. 21 US
- 10/891, 795 2004. 07. 14 US
- 10/891, 981 2004. 07. 14 US
- 10/893, 716 2004. 07. 16 US
- 10/975, 703 2004. 10. 28 US
- 11/009, 661 2004. 12. 10 US

(85) PCT申请进入国家阶段日

2006. 11. 21

(86) PCT申请的申请数据

PCT/US2005/017544 2005. 05. 19

(87) PCT申请的公布数据

W02005/113715 EN 2005. 12. 01

(73) 专利权人 埃克森美孚化学专利公司

地址 美国得克萨斯

(72) 发明人 R·C·斯特 A·R·迪尼克兰托尼奥

G·斯蒂芬斯 J·M·弗莱伊

(74) 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专

利商标事务所 11038

代理人 龙传红

(51) Int. Cl.

C10G 9/20(2006. 01)

C10G 9/00(2006. 01)

B01D 19/00(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 1422323 A, 2003. 06. 04, 摘要、图 1.

US 2004/0004028 A1, 说明书第 [0037] 段, [0038] 段, [0042] 段, [0051] 段, [0054] 段、图 1, 图 3.

US 3900300 A, 1975. 08. 19, 说明书第 1 栏第 26 行至第 4 栏第 23 行、图 1-4.

SU 1491552 A, 1989. 07. 07, 摘要.

审查员 范丽

权利要求书 3 页 说明书 9 页 附图 4 页

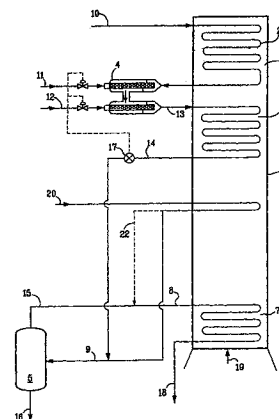
(54) 发明名称

在裂化含残油的烃原料中所使用的蒸气 / 液体分离设备

(57) 摘要

处理烃和蒸汽的蒸气 / 液体混合物的流体的高效蒸气 / 液体分离设备, 其包括: 基本上为圆柱形的垂直鼓, 该鼓具有上部封盖段、包括圆形壁的中段和下部封盖段、引入烃 / 蒸汽混合物的切线进口、塔顶蒸气出口、和液体底部出口。该容器还包括设置在该中段中的环形结构, 该环形结构包括: (i) 从该圆形壁延伸的环形顶段和 (ii) 该顶段延伸到的同轴的内部垂直侧壁。该环形结构阻截该蒸气 / 液体混合物沿着该圆形壁超过该顶段的向上通道, 并且该环形结构围绕着开放的

芯部, 该芯部具有足够的横截面积以允许蒸气速度低到足以避免液体的显著夹带。



CN 1957069 B

1. 裂化含残油的烃原料的裂化设备,包括:

(1) 将所述烃原料加热以提供已加热烃原料的加热区;

(2) 将初级稀释蒸汽流与所述已加热烃原料混合的混合区,以提供已加热的两相层状明渠流动的混合物流;

(3) 处理所述混合物流的蒸气/液体分离设备,其包括:

(a) 基本上圆柱形的垂直鼓,其具有上部封盖段、包括圆形壁的中间段和下部封盖段;

(b) 与所述上部封盖段连接的塔顶蒸气出口;

(c) 在所述中间段的圆形壁上的至少一个基本上成切线布置的进口,用于沿着所述壁引入所述流体;

(d) 位于该中间段的环形结构,其包括:(i) 从所述圆形壁延伸的环形顶段和(ii) 所述顶段延伸到的内部垂直侧壁,所述侧壁基本上与所述圆形壁同心布置,但是远离所述圆形壁,所述环形结构阻截所述蒸气/液体混合物沿着所述圆形壁超过所述顶段的向上通道,并且所述环形结构围绕着开放的芯部,所述芯部具有足够的横截面积以允许蒸气速度低到足以避免液体的显著夹带;和

(e) 直径比所述中间段小的且基本上同心布置的基本上呈圆柱的接收器,所述接收器与所述下部封盖段连通,并且还包括在其下端的液体出口;

(4) 包括对流段和辐射段的热解炉,该辐射段用于将来自塔顶蒸气出口的蒸气相裂化以产生包含烯烃的排出物;

(5) 将该排出物骤冷的装置;和

(6) 用于将来自己骤冷排出物的裂化产物回收的回收线路;

其特征在于至少一个挡板位于所述蒸气/液体分离设备的中间段下部,其提供从所述鼓的中心朝着圆形壁向下倾斜的表面并提供所述挡板和所述圆形壁之间的间隙用于沿着或接近所述圆形壁将液体引导至所述下部封盖段;以及所述接收器具有再循环骤冷油进口。

2. 权利要求1的设备,其还包括用于将来自所述混合区的排出物加热的附加的加热区。

3. 权利要求1的设备,其中所述蒸气出口包括在所述鼓的所述上部封盖段之上和之下延伸的管线,其中裙部从在所述鼓的上部封盖段之下延伸的所述管路段以圆周方式向下和向外延伸。

4. 权利要求1的设备,其中所述成切线布置的进口穿过所述圆形壁并通到所述环形结构。

5. 权利要求1的设备,其中还包括基本上与第一成切线布置的进口相对的第二成切线布置的进口。

6. 权利要求4的设备,其中所述成切线布置的进口与所述圆形壁的内侧平齐。

7. 权利要求1的设备,其还包括用于控制漩流的装置,以将所述蒸气/液体混合物的液体的漩流控制到不大于围绕所述鼓旋转的三分之一。

8. 权利要求7的设备,其中液体漩流通过(i) 限制进入鼓的蒸气/液体速度和/或(ii) 提供足够的鼓直径来控制。

9. 权利要求1的设备,其中所述成切线布置的进口的目的是提供与作用在所述鼓上的

科里奥利力的方向相同的所述流体。

10. 权利要求 1 的设备,其中将耐磨护板连接到邻接所述环形结构的圆形壁上。

11. 权利要求 1 的设备,其中所述挡板是穿孔的。

12. 权利要求 11 的设备,其中与相应的未穿孔挡板相比,所述挡板的穿孔程度为其面积的 1%到 20%。

13. 权利要求 11 的设备,其中所述挡板基本上是圆锥形的。

14. 权利要求 11 的设备,其中所述挡板的倾斜程度足以防止在所述设备的操作期间液体在该挡板上汇聚。

15. 权利要求 1 的设备,其中所述接收器还包括用于再循环骤冷油的环分配器,该环分配器位于所述接收器所维持的操作液位处。

16. 权利要求 15 的设备,其中用于再循环骤冷油的所述环分配器包括向下引导的孔。

17. 权利要求 1 的设备,其中所述接收器还包括防漩流挡板,所述防漩流挡板包括叶片,该叶片的纵向边缘基本上垂直于该接收器的内壁。

18. 权利要求 1 的设备,其中所述接收器在所述液体出口之上和在邻近该液体出口处还包括至少一个炉栅。

19. 权利要求 1 的设备,其中所述接收器还包括在所述液体出口上方的侧出口。

20. 权利要求 1 的设备,其中所述接收器还包括引入助熔剂的侧进口。

21. 权利要求 20 的设备,其中所述侧进口位于在操作期间该接收器中维持的正常液位以下。

22. 权利要求 1 的设备,其中所述开放芯部具有足够的横截面积以允许蒸气速度不大于 60cm/sec (2ft/sec)。

23. 含残油的烃原料的裂化方法,所述方法包括:

(a) 将所述烃原料加热;

(b) 将该已加热烃原料与初级稀释蒸汽流混合以形成已加热的两相层状明渠流动的混物流;

(c) 将所述混物流引导至权利要求 1 到 22 中任一项所述的处理混物流的蒸气/液体分离设备;

(d) 通过该蒸气/液体分离设备的所述液体出口将该液相除去;

(e) 在热解炉的辐射段中将所述蒸气相裂化而制备包含烯烃的排出物,所述热解炉包括辐射段和对流段;和

(f) 将该排出物骤冷并回收来自该排出物的裂化产物。

24. 权利要求 23 的方法,其中该含残油的烃原料包括以下中的一种或多种:蒸汽裂化残油、瓦斯油、加热用油、喷气燃料、柴油、煤油、汽油、焦化石脑油、蒸汽裂化石脑油、催化裂化石脑油、加氢裂化油、重整油、费-托液体、费-托气体、馏出液、直馏石脑油、常压管式蒸馏釜底部残余物、包括底部残余物的真空管式蒸馏釜流、宽沸程石脑油到瓦斯油冷凝物、来自精炼厂的重质非直馏烃流、被原油污染的石脑油、常压残油、重质残油、C₄/残油混合物、石脑油/残油混合物、烃气/残油混合物、氢/残油混合物、瓦斯油/残油混合物和原油。

25. 权利要求 23 的方法,其中所述瓦斯油为蒸汽裂化瓦斯油、真空瓦斯油或重质瓦斯油;所述汽油为天然汽油;以及所述重整油为残液重整油。

26. 权利要求 23 的方法,其还包括在 (c) 之前将所述混合物流加热。

在裂化含残油的烃原料中所使用的蒸气 / 液体分离设备

发明领域

[0001] 本发明涉及在从烃原料中除去不挥发性烃方面显示高效率的蒸气 / 液体分离设备。

[0002] 发明背景

[0003] 蒸汽裂化（也称为热解）早已用于将各种烃原料裂化成烯烃，优选轻质烯烃如乙烯、丙烯和丁烯。常规的蒸汽裂化使用具有两个主要段的热解炉：对流段和辐射段。烃原料通常作为液体（除了作为蒸气进入的轻质原料）进入该炉的对流段，其中该烃原料通常通过与来自辐射段的热烟道气间接接触和通过与蒸汽直接接触而被加热和汽化。然后将汽化的原料和蒸汽混合物引入辐射段，在其中发生裂化。包括烯烃的所得产物离开热解炉用于进一步的下游加工，包括骤冷。

[0004] 常规蒸汽裂化系统对于裂化高品质原料如汽油和石脑油是有效的。然而，蒸汽裂化经济性有时希望裂化廉价的重质原料如，作为非限制性实例，原油和常压残油（亦称常压管式蒸馏釜底部残余物）。原油和常压残油包含沸点高于 590°C（1100 °F）的高分子量、不挥发性组分。这些原料的不挥发性重质终馏分在常规热解炉的对流段中作为焦炭沉积下来。在较轻组分完全气化的点的下游的对流段中，仅可以容许非常低水平的不挥发物。此外，一些石脑油在输送期间会受原油污染。常规热解炉不具有加工残油、原油、或许多残油或原油污染的瓦斯油或石脑油的灵活性，这些油包含较大比例的重质不挥发性烃。

[0005] 本发明发明人已认识到，在使用闪蒸从可以在热解炉中裂化的较轻质挥发性烃中分离重质不挥发性烃方面，最大化不挥发性烃的去除效率是重要的。否则，重质的、形成焦炭的不挥发性烃可能夹带在蒸气相中并被带出塔顶进入炉中，从而在对流段中产生焦化问题。

[0006] 此外，在输送期间，一些石脑油会受含不挥发性组分重质原油污染。常规热解炉不具有加工受不挥发性组分污染的残油、原油、或许多残油或原油污染的瓦斯油或石脑油的灵活性。

[0007] 为了解决焦化问题，美国专利 3,617,493（该文献在此引入作为参考）公开了使用用于原油进料的外部气化鼓并公开了使用第一闪蒸以除去作为蒸气的石脑油和第二闪蒸以除去沸点在 230 和 590°C（450 和 1100 °F）之间的蒸气。在热解炉中将蒸气裂化成烯烃，将来自两个闪蒸罐的分离的液体取出，用蒸汽气提并用作燃料。

[0008] 美国专利 3,718,709（该文献在此引入作为参考）公开了最小化焦炭沉积的方法。它描述了在热解炉内部或外部将重质原料预热以用过热蒸汽气化大约 50% 该重质原料并除去残留的、分离的液体。对气化的烃（其主要包含轻质挥发性烃）进行裂化处理。

[0009] 美国专利 5,190,634（该文献在此引入作为参考）公开了通过如下手段抑制在炉中的焦炭形成的方法：在对流段中在少量的、临界量的氢气存在下将原料预热。在对流段中氢气的存在抑制了烃的聚合反应从而抑制焦炭形成。

[0010] 美国专利 5,580,443（该文献在此引入作为参考）公开了一种方法，其中首先将原料预热然后让其从热解炉的对流段中的预热器取出。然后让这一预热的原料与预定量的蒸

汽（稀释用蒸汽）混合，然后引入气-液分离器中以从分离器中分离和除去所需比率的作为液体的非挥发物。将来自气-液分离器的分离的蒸气送回热解炉用于加热和裂化。

[0011] 于 2002 年 7 月 3 日提交的共同待审美国专利申请序列 No. 10/188,461, 即于 2004 年 1 月 8 日公开的专利申请公开 US2004/0004022 A1 (该文献在此引入作为参考) 描述了优化包含在重质烃原料中的挥发性烃的裂化并降低和避免焦化问题的有利地受控方法。它提供一种方法, 该方法通过维持进入闪蒸器的物流相对恒定的温度来维持离开该闪蒸器的蒸气与液体具有相对恒定的比例。更具体地说, 闪蒸流的恒定温度如下维持: 在闪蒸之前自动地调整与重质烃原料混合的流体流的量。该流体可以是水。

[0012] 于 2005 年 2 月 28 日提交的美国专利申请序列号 11/068,615 (该文献在此引入作为参考) 描述了重质烃原料的裂化方法, 该方法让重质烃原料与流体如烃或水混合以形成混合物流, 将该混合物流闪蒸以形成蒸气相和液相, 随后将该蒸气相裂化而提供烯烃, 在输送线换热器中将排出产物冷却, 其中与该原料混合的流体的量根据所选择的工艺操作参数 (例如混合物流被闪蒸之前混合物流的温度) 改变。

[0013] 于 2002 年 7 月 3 日提交的共同待审美国申请序列号 10/189,618, 即于 2004 年 1 月 8 日公开的专利申请公开 US 2004/0004028 A1 (该文献在此引入作为参考) 描述了增加蒸汽裂化系统中闪蒸鼓中的不挥发性物去除效率的有利地受控方法, 其中将来自对流段的气流在进入闪蒸鼓之前由雾流转换成环形流, 以让该气流首先到膨胀器然后到弯头, 使该气流改变方向, 从而增加去除效率。这使来自该雾的小液滴聚结。

[0014] 已经发现, 在蒸汽裂化热解炉的对流段中, 管道中需要最小的气流以实现良好的热传递并维持薄膜温度足够地低以降低焦化。通常, 发现大约 30m/sec (100ft/sec) 的最小气流速度是希望的。

[0015] 当使用蒸气/液体分离设备如闪蒸鼓来从液相的重质不挥发性烃中分离出作为蒸气相的较轻质挥发性烃时, 进入该闪蒸鼓的闪蒸流通常包含蒸气相, 具有作为小液滴夹带的液体 (该不挥发性烃组分)。因此, 该闪蒸流是二相流。在为了在对流段内部的管道中维持需要的边界层薄膜温度而需要的流动速度下, 此二相流呈“雾流”状态。在这一状态下, 包含不挥发性重质烃的小液滴夹带在蒸气相中, 该蒸气相是挥发性烃, 和任选地蒸汽。该二相雾流在闪蒸鼓中存在操作问题, 原因在于: 在这些高气流速度下, 包含不挥发性烃的小液滴不会聚结并因此不能有效地作为液相从该闪蒸鼓中除去。据发现, 在 30m/sec (100ft/sec) 的气流速度下, 该闪蒸鼓仅能以例如大约 73% 的低效率除去重质不挥发性烃。

[0016] 本发明提供从闪蒸鼓中的挥发性烃蒸气中有效除去不挥发性烃液体的设备和方法。本发明提供显著增强闪蒸鼓中不挥发性烃和挥发性烃的分离的设备和方法。

[0017] 发明概述

[0018] 在一个方面中, 本发明涉及处理烃和蒸汽的蒸气/液体混合物的流体的蒸气/液体分离设备。该设备包括: (a) 基本上圆柱形的垂直鼓, 其具有上部封盖段、包括圆形壁的中间段和下部封盖段; (b) 与该上部封盖段连接的塔顶蒸气出口; (c) 在所述中间段的圆形壁中的至少一个基本上成切线布置的进口用于沿着所述壁引入所述流体; (d) 位于该中间段的环形结构, 其包括: i) 从该圆形壁延伸的环形顶段和 ii) 该项段延伸到的内部垂直侧壁, 该侧壁基本上与该圆形壁同心布置, 但是远离该圆形壁, 该环形结构阻截该蒸气/液体混合物沿着该圆形壁起过该项段的向上通道, 并且该环形结构围绕着开放的芯部, 该芯部

具有足够的横截面积以允许蒸气速度低到足以避免液体的显著夹带；和 (e) 直径比该中间段小的基本上同心布置的基本上呈圆柱的接收器 (boot)，该接收器与该下部封盖段连通，并且还包括在其下端的液体出口。在一个实施方案中，该设备还包括：(f) 位于该中间段下部的至少一个挡板，其提供从该鼓的中心朝着圆形壁向下倾斜的表面并提供挡板和圆形壁之间的间隙用于沿着或接近该圆形壁将液体引导至该下部封盖段。

[0019] 在另一个方面中，本发明涉及含残油的烃原料的裂化设备，该设备包括：(a) 将该烃原料加热以提供已加热烃原料的加热区；(b) 将初级稀释蒸汽流与已加热烃原料混合的混合区，以提供已加热的两相层状明渠 (open channel) 流动的混合物流，该混合物流可以在步骤 (c) 之前例如通过对流受到进一步加热；(c) 处理烃和蒸汽的蒸气 / 液体混合物的蒸气 / 液体分离区，该分离区包括：(i) 基本上圆柱形的垂直鼓，其具有上部封盖段、包括圆形壁的中间段和下部封盖段；(ii) 与该上部封盖段连接的塔顶蒸气出口；(iii) 在该中间段的圆形壁中的至少一个基本上成切线布置的进口，用于沿着该壁引入流体；(iv) 位于该中间段的环形结构，其包括：1) 从该圆形壁延伸的环形顶段和 2) 该顶段延伸到的内部垂直侧壁，该侧壁基本上与该圆形壁同心布置，但是远离该圆形壁，该环形结构阻截该蒸气 / 液体混合物沿着该圆形壁超过该顶段的向上通道，并且该环形结构盘绕着开放的芯部，该芯部具有足够的横截面积以允许蒸气速度低到足以避免液体的显著夹带；和 (v) 直径比该中间段小的基本上同心布置的基本上呈圆柱的接收器，该接收器与该下部封盖段连通，并且还包括骤冷油进口和在其下端的液体出口；(d) 包括对流段和辐射段的热解炉，该辐射段用于将来自塔顶蒸气出口的蒸气相裂化以产生包含烯烃的排出物；(e) 将该排出物骤冷的装置；和 (f) 用于将来自己骤冷排出物的裂化产物回收的回收线路。

[0020] 在又一个方面中，本发明涉及含残油的烃原料的裂化方法，该方法包括：(a) 将该烃原料加热；(b) 将该已加热烃原料与初级稀释蒸汽流混合以形成已加热的两相层状明渠流动的混合物流，该混合物流可以在步骤 (c) 之前例如通过对流进一步被加热；(c) 将该混合物流引导至蒸气 / 液体分离设备 (或闪蒸段)，以对烃和蒸汽的蒸气 / 液体混合物进行处理，该设备包括：(i) 基本上圆柱形的垂直鼓，其具有上部封盖段、包括基本上呈圆形的壁的中间段和下部封盖段；(ii) 与该上部封盖段连接的塔顶蒸气出口；(iii) 在该中间段的圆形壁中的至少一个基本上成切线布置的进口，用于沿着该壁引入流体；(iv) 位于该中间段的环形结构，其包括：1) 从该圆形壁延伸的环形顶段和 2) 该顶段延伸到的内部垂直侧壁，该侧壁基本上与该圆形壁同心布置，但是远离该圆形壁，该环形结构阻截该蒸气 / 液体混合物沿着该圆形壁超过该顶段的向上通道，并且该环形结构优选盘绕着开放的芯部，该芯部具有足够的横截面积以允许蒸气速度低到足以避免液体的显著夹带；和 (v) 直径比该中间段小的基本上同心布置的基本上呈圆柱的接收器，该接收器与该下部封盖段连通，并且还包括骤冷油进口和在其下端的液体出口；(d) 通过该蒸气 / 液体分离设备的液体出口将该液相除去；(e) 在热解炉的辐射段中将该蒸气相裂化而制备包含烯烃的排出物，该热解炉包括辐射段和对流段；和 (f) 将该排出物骤冷并回收来自该排出物的裂化产物。

[0021] 附图简述

[0022] 图 1 说明了使用热解炉的根据本发明的方法的示意图。

[0023] 图 2 说明了本发明闪蒸 / 分离设备的实施方案的正视图，该设备包括切线进口、环形倒置 L 形挡板、穿孔圆锥形挡板、人孔、具有防漩流挡板的接收器和环分配器。

[0024] 图 3 提供本发明实施方案的接收器的透视详细视图,描述了骤冷油进口和相关的环分配器、熔剂进口、侧排液沟和防漩流挡板。

[0025] 图 4 提供在切线进口喷嘴的水平上取得的设备的横截面透视图,示出了该环形、倒置-L形挡板的细节。

[0026] 图 5 提供本发明的一个实施方案中所使用的穿孔圆锥形挡板的透视图。

[0027] 发明详述

[0028] 本发明涉及处理烃和蒸汽的蒸气/液体混合物的流体的高效蒸气/液体分离设备。该设备包括基本上圆柱形的垂直鼓或容器,其具有上部封盖段、包括圆形壁的中间段和下部封盖段,引入烃/蒸汽混合物的切线进口,塔顶蒸气出口,和液体底部出口。该容器还包括位于该中间段的环形结构,该环形结构包括:(i)从该圆形壁延伸的环形顶段和(ii)该顶段延伸到的同轴内部垂直侧壁。该环形结构阻截该蒸气/液体混合物沿着该圆形壁超过该顶段的向上通道,并且该环形结构围绕着开放的芯部,该芯部具有足够的横截面积以允许蒸气速度低到足以避免液体的显著夹带。

[0029] 在本发明的一个实施方案中,蒸气出口包括在鼓的上部封盖段之上和之下延伸的管线,其中裙部从在鼓的上部封盖段之下延伸的管线段圆周地向下和向外延伸。

[0030] 在另一个实施方案中,该设备包括上部封盖和下部封盖,其中该封盖在纵截面中是(i)基本上半球形和(ii)基本上椭圆形中的至少一种。

[0031] 在又一个实施方案中,成切线布置的进口穿过圆形壁并通到环形结构。该设备可以进一步包括附加的基本上成切线布置的进口,其基本上与该第一成切线布置的进口相对,或一个或多个此类沿着该容器周边互相等距的进口。该切向入口使得在二相流中的液体在显著的作用力例如大约 1 到 2g 的离心力下与该壁接触。这允许热的液态烃将该壁润湿并平滑地落到该垂直鼓的底部上而不会被该鼓芯部中气流夹带。有利地,成切线布置的进口可以与该圆形壁的内侧齐平,以降低流动的破坏,该齐平进入用来降低或消除容器内雾的形成。所得的光滑的接近垂直的流向该鼓底部的液体流动最小化其在接收器中骤冷之前的停留时间。因此,切线进口可以用来完全地使液相聚结。

[0032] 本发明的设备包括由该环形结构限定的开放芯部。在一个实施方案中,该开放芯部具有足够的横截面积以允许蒸气速度不大于最大蒸气速度的大约三分之一,这避免蒸气中液体的显著夹带。通常,该开放芯部具有足够的横截面积以允许蒸气速度不大于大约 60cm/sec (2ft/sec),比方说,为大约 15 以大约 45cm/sec ($1\frac{1}{2}$ 到 $1\frac{1}{2}$ ft/sec)。

[0033] 在本发明的一个实施方案中,成切线布置的进口的取向提供与作用在鼓上的科里奥利 (Coriolis) 力的方向相同的流体。当存在一个以上此类进口时,所有的进口有利地以提供与作用在鼓上的 Coriolis 力的方向相同的流体来取向。

[0034] 在一个实施方案中,已发现提供还包括用于控制蒸气/液体混合物的液体的液流的装置的根据本发明的设备是有用的。虽然在本发明中漩流可以不受限制,通常,将液流控制到这样的程度,即液体漩流不大于围绕鼓旋转的大约三分之一。控制液体液流的装置通常选自以下装置的至少一种:(i)限制进入鼓的蒸气/液体速度和(ii)提供足够的鼓直径。进入鼓的蒸气/液体速度可以小于大约 9m/sec (30ft/sec),优选小于大约 6m/sec (20ft/sec),优选为大约 3 到大约 6m/sec (10 到 20ft/sec)。足够的鼓直径通常大于大约 1 米,如大于大约 2 米,例如大约 4 米。

[0035] 在本发明的另一个实施方案中,将耐磨护板连接到与该环形结构邻接的圆形壁上。该耐磨护板防止侵蚀,尤其在用空气和蒸汽的脱焦操作过程中,其中焦炭可能另外侵蚀闪蒸器的内壁。

[0036] 本发明的设备包括环形结构,其用来防止痕量的雾爬上该鼓壁。由于单独平的水平环仍允许一些雾爬上该壁并围绕该环,该环状结构包括固定到该水平环内缘的垂直构件,提供倒置 L 形横截面。此类结构已显示了防止雾横穿该垂直构件而没有聚成本体液相。该环形结构有利地由布置在上面的吊架支撑,这样降低或防止了流体流受该结构的支承构件的阻碍。

[0037] 在另一个实施方案中,该设备包括在圆形壁中提供的人孔,以便提供进入闪蒸鼓内部进行清洁、维护和其它保养的通路。该人孔可以包括塞,该塞按其穿过的圆形壁的形状来成型。

[0038] 如先前指出的那样,本发明的设备可以进一步包括位于该中间段下部的至少一个挡板,其提供从该鼓的中心朝着圆形壁向下倾斜的表面并提供挡板和圆形壁之间的间隙用于沿着或接近该圆形壁将液体引导至该下部封盖段。在一个实施方案中,该挡板是穿孔的。这一挡板(形状可以基本上是圆锥形)部分地将闪蒸鼓的底部和接收器与该闪蒸鼓的上部分分离,但是防止热漩流蒸气引起液体呈漩流和防止该接收器中的较冷液体将较热的蒸气冷凝。当呈圆锥形时,该挡板有利地例如通过具有足够的倾斜来成型,以防止液体在其上汇聚。该挡板也可以包括穿孔,该穿孔例如通过允许空气和蒸汽穿过该挡板而改进在脱焦期间的质量传递。通过适当地选择该穿孔的数目和尺寸,在正常操作期间,最少的热蒸气扩散进入该鼓的底部。仍然,在脱焦期间,流出接收器的底部的蒸汽/空气混合物的级分可以有效地接触整个鼓。不采用穿孔,更厚的焦炭层可能在鼓的下部和挡板上堆积。因此,穿孔有利地在尺寸方面足以防止焦炭堵塞它们。在一个实施方案中,该挡板是穿孔的,其具有基本上圆形的穿孔和基本上矩形的穿孔中的至少一种。该挡板的穿孔的尺寸为大约 50 到大约 200cm² (8 到 31in²)。该穿孔可以具有选自大约 5cm×20cm (2in×8in) 的矩形和直径为大约 10 到 15cm (4 到 6in) 的圆形的尺寸。有利地,与相应的未穿孔挡板相比,穿孔挡板的穿孔程度为其表面积的大约 1% 到大约 20%,比方说,穿孔程度足以增加从用于脱焦的蒸汽/空气混合物与设备的质量传递。虽然在鼓中间段的下部通常使用单个挡板,但是也可以使用多个挡板。

[0039] 如先前指出的那样,本发明的设备包括直径比该中间段小且基本上同心布置的基本上呈圆柱的接收器,该接收器与下部封盖段连通,并且还包括骤冷油进口和在其下端的液体出口。该接收器在可以通过外部冷却液体的再循环将热液体骤冷的位置。该接收器的尺寸有利地在骤冷之前和骤冷期间提供可以忽略不计的液体停留时间,这防止焦炭形成和提供足够的可控制液位。该液位也提供 NPSH 或净正吸入压头以防止泵中的空化,该泵用来转移来自鼓的底部流出液体。接收器可以包括附加的内部构件以确保再循环的骤冷油与热液体彻底且迅速地混合而不会引起该液体的漩流。液体漩流使得液位难以控制并且可能允许气体与该液体一起流入泵中。

[0040] 在一个实施方案中,本发明涉及其中接收器还包括再循环骤冷油进口的设备。虽然骤冷可以直接流入该接收器,但是这样可能引起液体漩流和波动的气体/液体界面。

[0041] 在本发明的一个实施方案中,尤其希望提供具有用于再循环骤冷油的环分配器的

接收器,该环分配器位于大约该接收器中维持的常规操作液位处。用于再循环骤冷油的环分配器可以有利地包括向下的孔以进行快速骤冷和保持水平的气体/液体界面。当焦炭堵塞时,该环分配器中孔的足够数目和尺寸确保良好的流体分布。

[0042] 在一个实施方案中,本发明的设备包括还包括防漩流挡板的接收器。通常,该防漩流挡板包括叶片,该叶片的纵向边缘基本上垂直于该接收器的内壁,尽管任何有效的设计足以实现该目的。

[0043] 在一个实施方案中,该设备包含一种接收器,后者在液体出口之上和邻近该液体出口处还包括至少一个炉栅。当液体从接收器排出时,此类炉栅防止或最小化漩流。

[0044] 在又一个实施方案中,本发明包括一种设备,它的接收器可以包括一个或多个用于除去液体的附加的排液管,例如在液体出口上方的侧出口。这样可以进一步防止液体的旋涡。

[0045] 在一个实施方案中,本发明的设备包含一个接收器,该接收器还包括用于引入熔剂的侧进口。这是尤其实用的,原因在于在接收器中的液体通常显示归因于高分子量或被部分减粘裂化的高粘度。为了提高液态烃的流动,该接收器可以安装有一个或多个用于助熔剂(fluxant)添加的喷嘴。有利地,助熔剂喷嘴可以设置在接收器中正常液位的下面。因此,助熔剂可以在骤冷点下面进入,从而防止助熔剂沸腾。

[0046] 在应用本发明中,含残油的烃原料可以在与流体混合之前通过与热解炉的第一对流段管组中的烟道气间接接触而受到加热。优选地,该烃原料在与流体混合之前的温度为大约 150 到大约 260°C (300 到 500 °F)。

[0047] 该混合物流然后可以在被闪蒸之前通过与热解炉的第一对流段中的烟道气间接接触而受到加热。优选地,安排第一对流段在该段的通道之间添加流体和任选地初级稀释蒸汽,使得烃原料可以在与该流体混合之前受到加热并且该混合物流可以在被闪蒸之前受到进一步加热。

[0048] 进入第一对流段管组的烟道气的温度通常小于大约 815°C (1500 °F),例如小于大约 700°C (1300 °F),如小于大约 620°C (1150 °F),优选小于大约 540°C (1000 °F)。稀释蒸汽可以在该工艺中的任一点添加,例如,可以在加热之前或之后将它添加到含残油的烃原料中、添加到混合物流中和/或添加到蒸气相中。任何稀释蒸汽流可以包括酸性蒸汽或加工蒸汽。

[0049] 可以在位于炉对流段内部任何位置的对流段管组中将任何稀释蒸汽流加热或过度加热,优选在第一或第二管组中进行。

[0050] 混合物流在闪蒸步骤之前可以在大约 315 到大约 540°C (600 °F 到 1000 °F) 下,闪蒸压力可以为大约 275 到大约 1375kPa(40 到 200psia)。完成闪蒸之后,混合物流的 50 到 98%可以在蒸气相中。位于鼓蒸气出口下游的附加分离器如离心分离器可用来从蒸气相中除去痕量的液体。在进入炉辐射段之前,可以将蒸气相加热到闪蒸温度以上,例如,加热到大约 425 到大约 705°C (800 到 1300 °F)。这一加热可以在对流段管组中进行,优选在最接近炉辐射段的管组中进行。

[0051] 除非另有说明,所有百分率、份数、比例等按重量计。除非另有说明,提到的化合物或组分包括化合物或组分本身以及与其它化合物或组分的结合,如化合物的混合物。

[0052] 另外,当量、浓度或其它值或参数作为一系列上限优选值和下限优选值给出时,这应理解为具体公开了由任一对上限优选值和下限优选值形成的所有范围,不管所述范围是否单独公开。

[0053] 本文所使用的流体状态是流体流的可见的或定性的性能。没有设定的速度和设定的液滴尺寸。雾流是指二相流,其中液体的微小液滴分散在流过管线的蒸气相中。在透明的管线中,雾流看来像快速移动的小雨滴。

[0054] 环形流是指二相流,其中液体作为物流在管线的内表面上流动,蒸气在该管线的芯部流动。环形流的蒸气流速大约为 6m/sec (20ft/sec)。在透明管线中,观察到快速移动的液体层。在蒸气流芯部中,观察到液体的几乎没有小液滴。在管线出口,液体通常滴去,仅观察到少量雾。从雾到环形流的改变通常包括其中雾和环形流同时存在的过渡时期。

[0055] 原料包含至少两种组分:挥发性烃和不挥发性烃。根据本发明,雾流包含夹带在挥发性烃蒸气中的不挥发性烃的微滴。

[0056] 如图 1 所示,本发明的烃原料 10 的裂化方法包括:在蒸汽裂化炉 3 的上部对流段 1 中,在有或者没有水 11 和蒸汽 12 的情况下,通过换热器管 2 的管组将烃原料预热以气化该原料的一部分并形成包含小液滴的雾流 13,该小液滴包含在挥发性烃/蒸汽蒸气中的不挥发性烃。该原料/水/蒸汽混合物的进一步预热可以通过换热管 6 的管组进行。当离开该对流段 14 时该雾流具有第一流速和第一流向。该方法还包括:处理该雾流以使小液滴聚结,在闪蒸器 5 中让该小液滴的至少一部分与该烃蒸气分离以形成蒸气相 15 和液相 16,并将该蒸气相 8 供给下部对流段 7,在那里通过连通管道 18 到热解炉 3 的辐射段。来自辐射段的烟道气经由 19 引入炉 3 的下部对流段 7。

[0057] 本文所使用的不挥发性组分或残油是根据 ASTM D-6352-98 或 D-2887 测量的标称沸点大于 590°C (1100 °F) 的烃进料级分。本发明对标称沸点大于 760°C (1400 °F) 的不挥发物效果非常好。烃进料的沸点分布通过气相色谱蒸馏 (GCD) 根据 ASTM D-6352-98 或 D-2887 所述的方法(通过对沸点大于 700°C (1292 °F) 的材料外推而延伸)测量。非挥发物包括焦炭前体,它们是大的可冷凝分子,这些分子在蒸气中冷凝然后在本发明方法中的操作条件下形成焦炭。

[0058] 烃原料可以包含大比率,如大约 0.3 到大约 50% 不挥发性组分。此类原料可以包含,作为非限制性例子,一种或多种蒸汽裂化瓦斯油和残油、瓦斯油、加热用油、喷气燃料、柴油、煤油、汽油、焦化汽油馏分、蒸汽裂化石脑油、催化裂化石脑油、加氢裂化油、重整油、残液重整油、费-托 (Fischer-Tropsch) 液体、费-托 (Fischer-Tropsch) 气体、天然汽油、馏出液、直馏石脑油、常压管式蒸馏釜底部残余物、包括底部残余物的真空管式蒸馏釜流、宽沸程石脑油到瓦斯油冷凝物、来自精炼厂的重质非直馏烃流、真空瓦斯油、重质瓦斯油、被原油污染的石脑油、常压残油、重质残油、C₄/残油混合物、石脑油/残油混合物、烃气/残油混合物、氢/残油混合物、瓦斯油/残油混合物和原油。

[0059] 烃原料可以具有至少大约 315°C (600 °F),一般大于大约 510°C (950 °F),通常大于大约 590°C (1100 °F),例如大于大约 760°C (1400 °F) 的标称终沸点。经济上优选的原料通常是低硫含蜡残油、常压残油、被原油污染的石脑油、各种残油混合物和原油。

[0060] 如所指出的那样,在炉 1 的上部对流段中将重质烃原料预热。原料可以任选地在预热之前或在预热之后(例如,优选在预热器 2 之后在分布器 4 中)与蒸汽混合。重质烃

的预热可以按照本领域中普通技术人员已知的任何形式来进行。优选的是,加热包括在炉的对流段中让原料与来自炉辐射段的热烟道气间接接触。这可以如下完成:作为非限制性例子,让原料穿过位于热解炉 3 的上部对流段 1 内部的换热管 2 的管组。已预热的原料 14 在控制系统 17 之前具有大约 310 到大约 510°C (600 到 950 °F) 的温度。优选地,已加热的原料的温度为大约 370 到大约 490°C (700 到 920 °F),更优选大约 400 到大约 480°C (750 到 900 °F),最优选大约 430 到大约 475°C (810 到 890 °F)。

[0061] 预热的结果是,原料的一部分气化,包含小液滴的雾流形成,该小液滴包含在挥发性烃蒸气(有或者没有蒸汽)中的不挥发性烃。在大于大约 30m/sec(100ft/sec) 的流动速度下,该液体作为包含夹带在蒸气相中的不挥发性烃的小液滴存在。此二相雾流极其难分离成液体和蒸气。在进入闪蒸鼓之前,需要将细雾聚结成大的小液滴或单一连续液相。然而,为了实际上进行来自热烟道气的热传递并降低焦化(尤其是在下部对流段 7 和 / 或更远的下游),大约 30m/sec(100ft/sec) 或更大的流动速度通常是必需的。

[0062] 在本发明的一个实施方案中,根据早先提到的 US2004/004028 中公开的方法处理雾流以使小液滴聚结。在根据本发明的一个实施方案中,该处理包括降低雾流的速度。据发现,在闪蒸器 5(图 1 中的位置 9) 之前将离开对流段 14 的雾流的速度降低有助于使雾流聚结。优选将雾流的速度降低至少大约 40%,优选至少大约 70%,更优选至少大约 80%,最优选大约 85%。还优选的是将离开对流段的雾流的速度从至少大约 30m/sec(100ft/sec) 降到小于大约 18m/sec(60ft/sec),更优选降到小于大约 9m/sec(30ft/sec),最优选降到小于大约 6m/sec(20ft/sec) 的速度。

[0063] 据发现,使用在此公开的本发明,可以达到至少大约 95% 的闪蒸鼓去除效率。使用本发明也可以达到至少大约 98% 的优选闪蒸效率,至少大约 99% 的更优选闪蒸效率,至少大约 99.9% 的最优选的闪蒸效率。本文所使用的去除或闪蒸效率是 100% 减去离开闪蒸鼓的塔顶蒸气相中夹带的进入该鼓的液态烃的百分率。

[0064] 在所需的速度降低之后,例如,在膨胀器(expander) 的结合中,在雾流中的小液滴可以有利地在一个或多个弯头中聚结并从而容易地在闪蒸鼓 5 中与蒸气相流分离。闪蒸通常在至少一个闪蒸鼓中进行。在闪蒸鼓 5 中,蒸气相流从至少一个上部闪蒸鼓出口 15 除去,液相从至少一个下部闪蒸鼓出口 16 除去。优选地,在该闪蒸鼓中存在两个或更多个下部闪蒸鼓出口用于除去液相。

[0065] 次级稀释蒸汽 20 可以在炉 3 中对流加热然后经由管线 9 送往闪蒸鼓 5。在一个实施方案中,已加热的次级稀释蒸汽可以经由管线 9 直接地添加到闪蒸鼓 5 中。或者,已加热的次级稀释蒸汽可以通过任选的旁路 22 添加到闪蒸鼓塔顶。

[0066] 为了进一步增加闪蒸鼓(或蒸气/液体分离设备)中不挥发性烃的去除效率,如图 2 所示,优选图 1 的闪蒸流 9 通过切向闪蒸鼓进口 201 和 202 成切线地进入闪蒸鼓。优选地,切向进口在流体水平线上或略低于流体水平线。不挥发性烃液相将沿着闪蒸鼓内壁形成外环形流,挥发性蒸气相将起初形成内芯然后在闪蒸鼓中向上流动。在一个优选实施方案中,切向进入应该具有与科里奥利效应相同的方向。

[0067] 从连接到接收器 205 的底部闪蒸鼓出口 203 将液相除去。任选地,可以增加侧闪蒸鼓出口 231 或包括防漩流挡板或叶片 207 的漩流断路器以防止漩流在出口中形成。蒸气相的向上内芯流动在环形结构周围的中间段 208 或闪蒸鼓内部的挡板 209 中转向并从至少一

个上部闪蒸鼓出口或塔顶蒸气出口 211 除去, 该出口 211 可以包括管线 213, 其在该鼓的上部封盖部分 215 上部和下部延伸, 通常该 215 的纵截面是半椭圆形的。该挡板或环形结构 209 设置在闪蒸鼓的内部以进一步避免和降低已分离的液相 (其在闪蒸鼓中向下流动) 的任何部分夹带在闪蒸鼓中向上流动的蒸气相中。管线 213 可以具有裙部 217, 其以圆周方式从该管线的下段向下向外延伸。加强圈 219 连接到环形结构 209 的下内部用于增强。为了防止鼓内壁在脱焦期间受焦炭的侵蚀, 任选地围绕着由环形结构部分包封的鼓内壁提供耐磨护板 221。支承结构 223 可用来将环形结构 209 连接到鼓上。在鼓壁中提供任选的人孔 225 以提供进入鼓内部的通路。具有足够的倾斜以防止液体在其表面上汇聚的圆锥形挡板 227 任选地设置在鼓容器的下部, 例如在人孔之下。圆锥形挡板 227 可以由连接到滚筒壁的柱或托架 229 支撑。挡板人孔 228 任选地提供穿过圆锥形挡板的通路。接收器 205 可以任选地包括侧出口 231, 其允许液态底部残余物的排出同时避免与仅使用液态底部残余物出口 203 有关的漩流问题。接收器 205 可以进一步包括增加用以控制粘度的液体助熔剂进口 233, 以及与环分配器 237 连通的骤冷油进口 235。接收器也可以包括抗漩流地道 (subway) 炉栅 239。优选地, 蒸气相流到图 1 的下部对流段 7 并穿过连通管 18 到热解炉的辐射段。

[0068] 参照图 3, 接收器 305 的透视详细视图示出了底部残油液体出口 303、防漩流挡板 307、侧排出管 331、助熔剂进口 333、连接到环分配器 337 的骤冷油进口 335 和抗漩流地道炉栅 339, 该环分配器 337 具有向下的点孔 338。

[0069] 参照图 4, 在切向进口喷嘴 401 和 402 的水平上截取的蒸气/液体分离设备或闪蒸鼓 405 的横截面的透视详细视图 (包括局部刮视图) 示出了环形结构 409 的细节, 包括: 从闪蒸鼓 405 的圆形壁延伸的水平环形环构件或环形顶部段 411, 和内部垂直侧壁 413, 该侧壁提供倒-L 形轮廓 (如局部刮视图所示)。开放芯部区域 415 允许蒸气相向上流动到图 2 中所示的塔顶或蒸气出口 211。

[0070] 参照图 5, 提供了本发明一个实施方案中所使用的穿孔圆锥形挡板 501 (具有顶点 503) 的透视图, 其包括圆形或椭圆形的穿孔 505。

[0071] 虽然已经参考特定的实施方案对本发明进行了描述和说明, 但是本领域普通技术人员将理解本发明适用于不必在本文中说明的变化。因此, 应该仅根据所附权利要求书来确定本发明的真实范围。

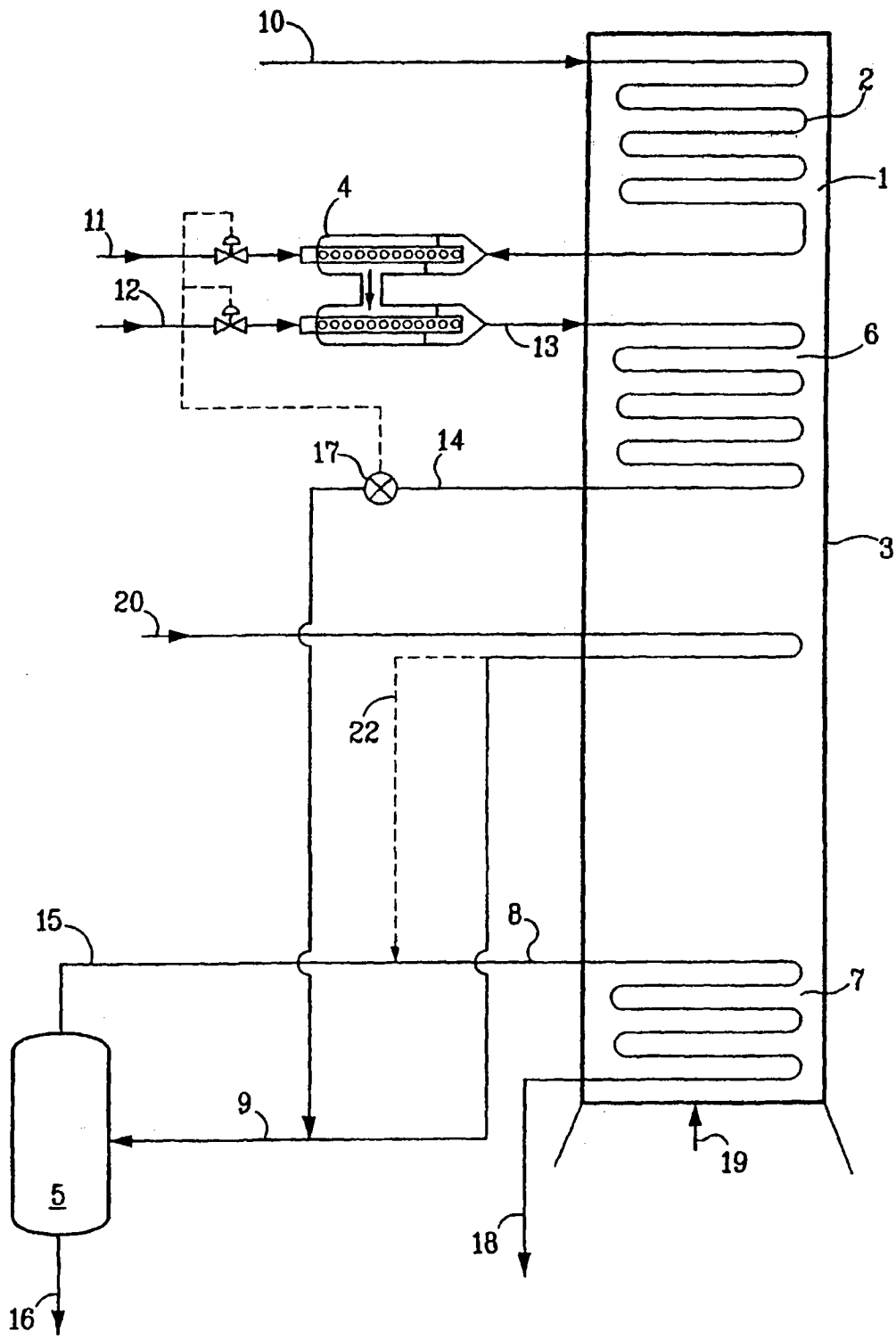


图 1

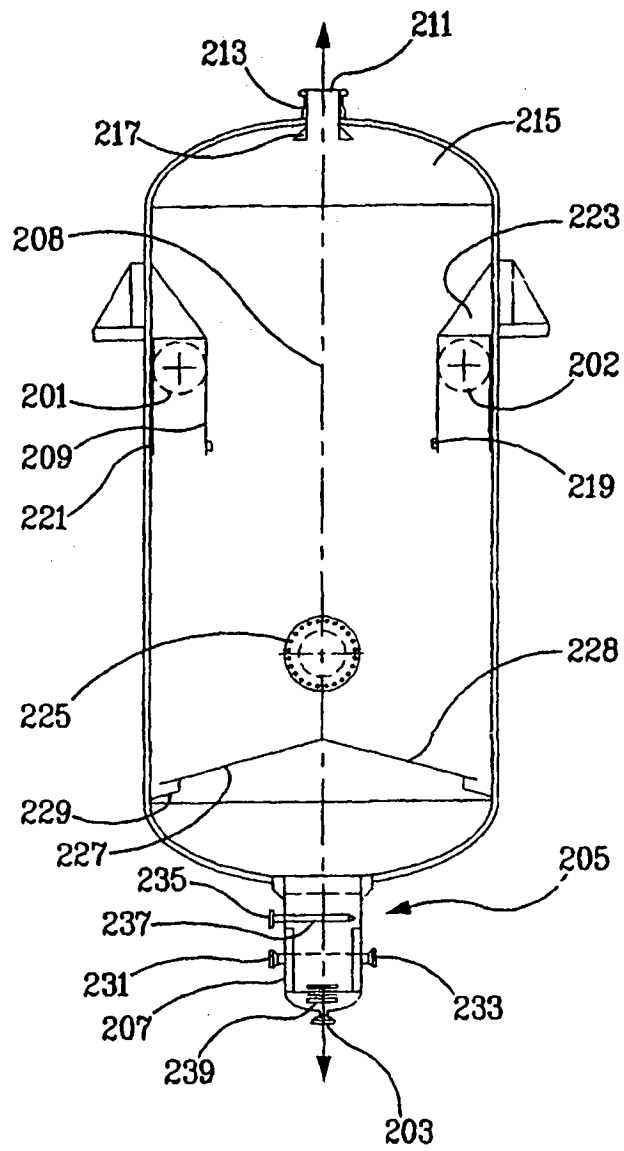


图 2

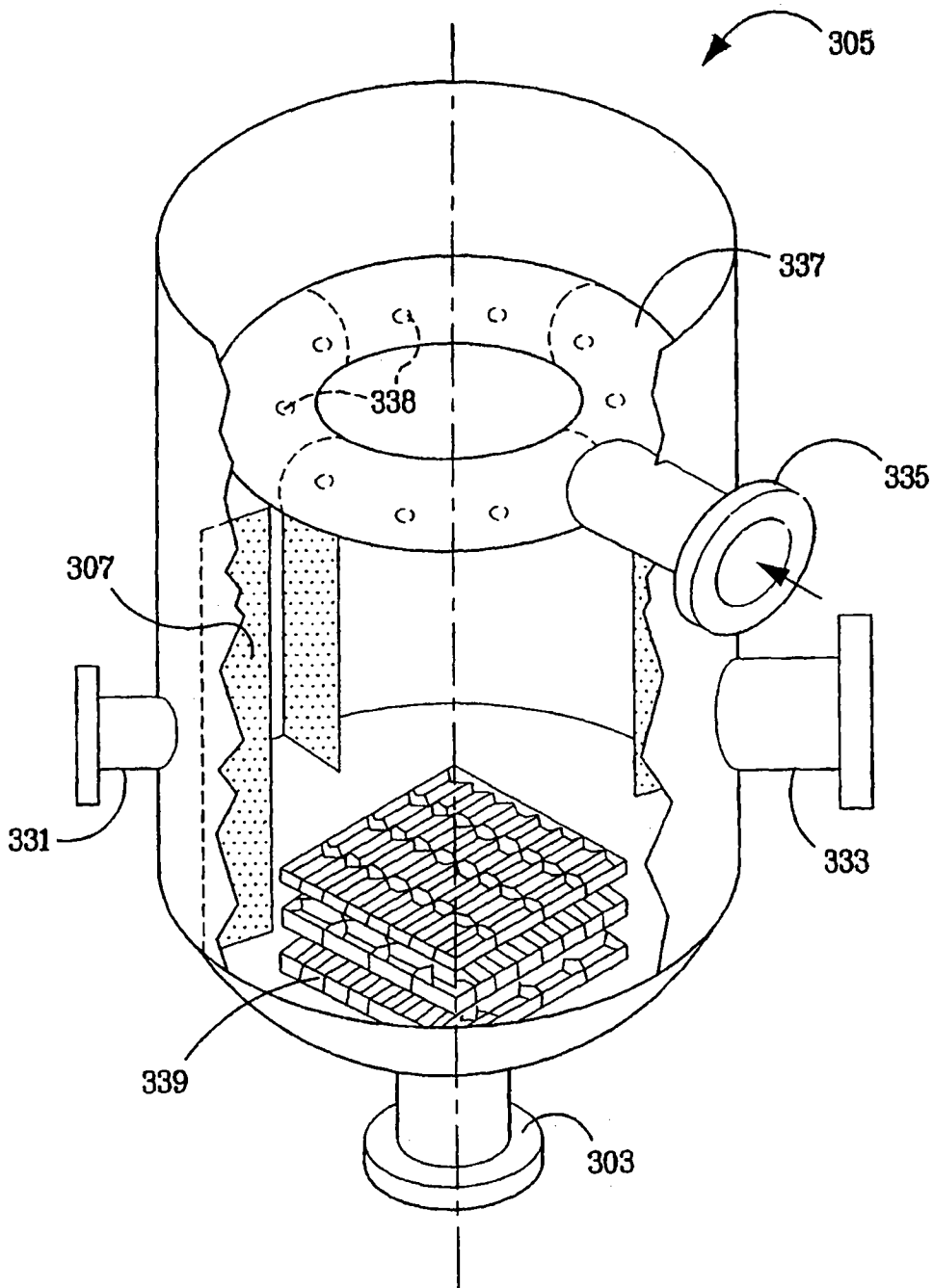


图 3

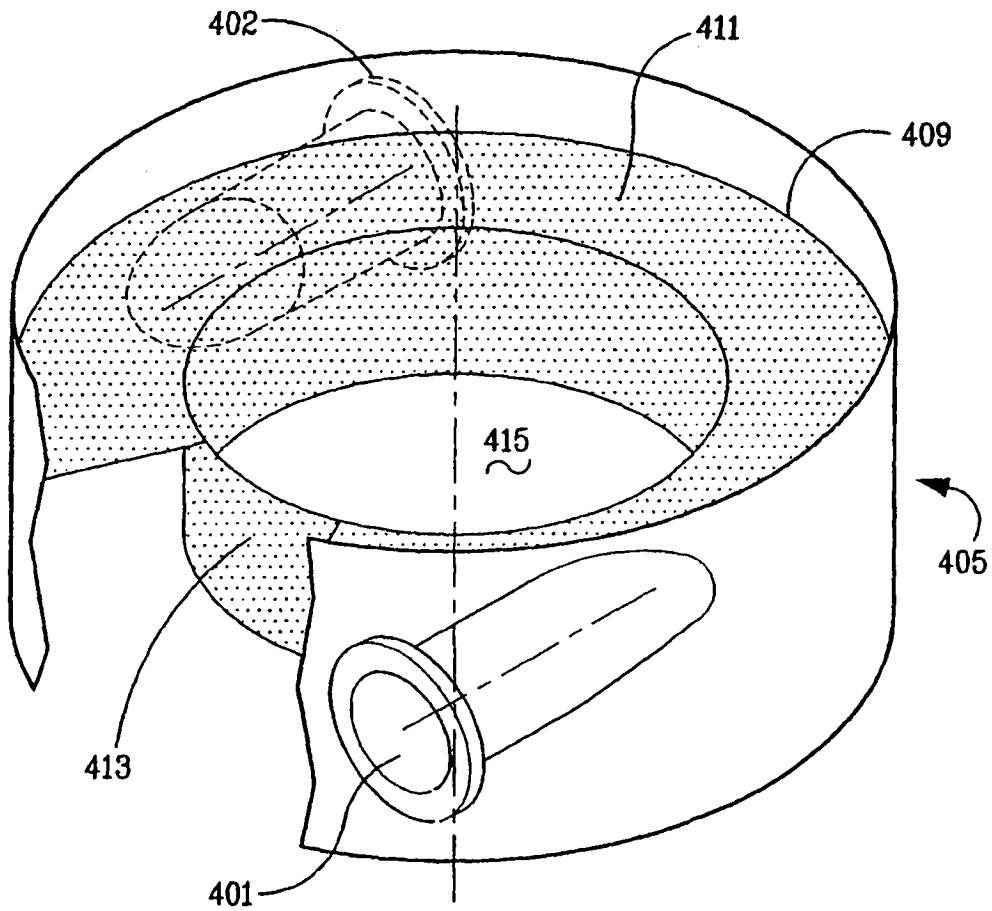


图 4

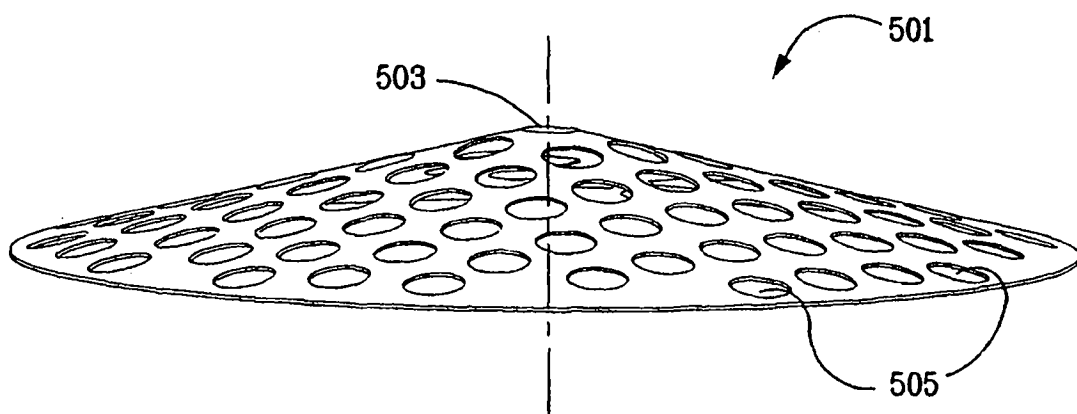


图 5