



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 106595348 A

(43) 申请公布日 2017. 04. 26

(21) 申请号 201510664806. 5

(22) 申请日 2015. 10. 15

(71) 申请人 中国石油化工股份有限公司

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街
22 号

申请人 中国石油化工股份有限公司上海石
油化工研究院

(72) 发明人 顾军民 田立达 张斌

(51) Int. Cl.

F28D 7/16(2006. 01)

F28F 19/00(2006. 01)

F28G 1/12(2006. 01)

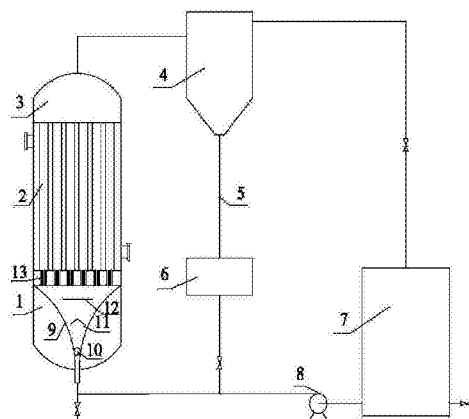
权利要求书2页 说明书4页 附图3页

(54) 发明名称

不结垢流化床换热器

(57) 摘要

本发明涉及一种不结垢流化床换热器, 主要用以解决传统技术中甲基叔丁基醚装置精制塔冷凝器管程易结垢, 长周期使用后换热效果明显下降的技术问题。本发明通过采用一种包括下管箱 1、换热器列管 2、上管箱 3、液固分离器 4、下降管 5、固体颗粒槽 6、液体储槽 7、液体循环泵 8、分布箱 9、球形塞 10、挡板 11、分布板 12, 分布箱 9 通过细管 13 和换热器列管 2 相连, 换热器列管 2 和上管箱 3 相连, 上管箱 3 连接液固分离器 4, 固体颗粒经过下降管 5 进入固体颗粒槽 6, 再回到下管箱 1, 液体进入液体储槽 7, 经液体循环泵 8 送至下管箱 1 的不结垢流化床换热器的技术方案较好地解决了上述技术问题, 可用于延长甲基叔丁基醚装置精制塔冷凝器的运行周期。



1. 一种不结垢流化床换热器,其特征在于,该不结垢流化床换热器由下管箱(1)、换热器列管(2)、上管箱(3)、液固分离器(4)、下降管(5)、固体颗粒槽(6)、液体储槽(7)、液体循环泵(8)组成;其中分布箱(9)安装在下管箱(1)内,球形塞(10)、挡板(11)和分布板(12)安装在分布箱(9)内,球形塞(10)安装在分布箱(9)下端进口处,球形塞(10)之上安装挡板(11),挡板(11)之上安装分布板(12),分布箱(9)通过细管(13)和换热器列管(2)相连,换热器列管(2)和上管箱(3)相连,上管箱(3)连接液固分离器(4),液固分离器(4)分出来两路,一路固相通过下降管(5)连接固体颗粒槽(6),另一路液相连接液体储槽(7),液体储槽(7)通过液体循环泵(8)连接分布箱(9),固体颗粒槽(6)连入从液体循环泵(8)到分布箱(9)的管路。

2. 根据权利要求1所述的不结垢流化床换热器,其特征在于,所述分布箱(9)为上下开口的喇叭形或圆锥形;分布箱(9)小口直径与下管箱(1)进口段管径相同,分布箱(9)小口端连接下管箱(1)进口段,分布箱(9)大口直径与换热器筒径相同,分布箱(9)大口端通过细管(13)和换热器列管(2)相连;分布箱(9)高度为换热器列管(2)长的0.1~0.3倍。

3. 根据权利要求1所述的不结垢流化床换热器,其特征在于,所述细管(13)为圆管,细管(13)直径为固体颗粒直径的1.2~3倍,细管(13)长度为8~15mm,每2~4根细管(13)以中心对称方式排布,并与一根换热器列管(2)相连。

4. 根据权利要求1所述的不结垢流化床换热器,其特征在于,所述球形塞(10)直径为下管箱(1)进口管径的1.2~2倍。

5. 根据权利要求1所述的不结垢流化床换热器,其特征在于,所述挡板(11)为平板式、屋顶式、反屋顶式、方锥式、反方锥式或螺旋桨式中的一种;挡板(11)中心轴和分布箱(9)中心轴重合;挡板(11)垂直投影的最大长度小于等于换热器筒体直径的0.3倍。

6. 根据权利要求1所述的不结垢流化床换热器,其特征在于,所述分布板(12)为多孔板;分布板(12)的正面结构为圆型、环型、翅片型和栅条型中的一种。分布板(12)的侧面结构为平面型、上凸型、下凸型、凸透型、凹透型中的一种。分布板(12)和挡板(11)之间的距离大于等于30mm;分布板(12)直径为挡板(11)垂直投影最大长度的1.5~2倍;分布板(12)厚度为5mm~10mm;分布板(12)开孔率为50%~80%;开孔直径大于等于固体颗粒平均粒径的2倍;对于任意两个开孔,距离分布板(12)中心远的开孔孔径大于等于距离分布板(12)中心近的开孔孔径。

7. 根据权利要求1所述的不结垢流化床换热器,其特征在于,所述液固分离器(4)是重力沉降式或者旋流分离器的一种。

8. 根据权利要求1所述的不结垢流化床换热器,其特征在于,所述不结垢流化床换热器使用的固体颗粒为堆密度大于液相密度,且不与使用场合系统内介质发生反应的惰性颗粒;固体颗粒平均粒径为2mm~5mm;固体颗粒在所述不结垢流化床换热器内的平均体积固含率为3%~8%。

9. 一种防止甲基叔丁基醚装置精制塔冷凝器结垢的方法,采用权利要求1~8中的任意一种不结垢流化床换热器,其特征在于换热器列管内循环水,壳程循环甲基叔丁基醚;水从液体储槽(7)经液体循环泵(8)后打入分布箱(9),与分布箱(9)内固体颗粒混合后,将固体颗粒流化;液固混合物依次经过球形塞(10)、挡板(11)和分布板(12)后,通过细管(13)进入换热器列管(2),固体颗粒在流化状态下反复冲刷换热器列管(2)壁面,在固体颗

粒的冲刷下,污垢不易在换热器列管(2)壁面粘附而结聚;液相循环水和壳程中的甲基叔丁基醚完成换热;固体颗粒和水在不结垢流化床换热器中循环。

10. 根据权利要求9所述的防止甲基叔丁基醚装置精制塔冷凝器结垢的方法,其特征在于,所述不结垢流化床换热器列管(2)中水的流速操作范围为 $1.5\text{m/s} \sim 4\text{m/s}$ 。

不结垢流化床换热器

技术领域

[0001] 本发明属于化工领域,具体的,属于化工换热设备长周期运行领域,涉及一种不结垢流化床换热器,广泛应用于解决管程走液相,且管程容易发生结垢堵塞的管壳式换热器的长周期运行问题。

背景技术

[0002] 换热器在石油、化工、能源等行业被广泛使用。然而,随着使用时间的增加,换热器不可避免的存在污垢粘附现象,从而导致换热器的换热效率降低,阻力增加,影响换热器的正常运行。

[0003] 开发不易结垢的流化床换热器替换传统换热器,可以提高换热器换热效果,有效延长装置运行时间,具有重大的经济效益。

[0004] 文献 US005676201A 公开了一种外循环流化床换热器。该流化床换热器未充分考虑固体颗粒均布问题,因而长周期下维持传热效果能力不强。文献 CN202709856U 公开了一种应用 Kenics 静态混合器的水平液固循环流化床换热器。该流化床换热器固体颗粒不能有效循环和均布,且只能用于卧式换热器。文献 CN102840578A 公开了一种紧凑并联型外置流化床换热器。该流化床换热器同样没有考虑固体颗粒的均布,循环效果也不理想。综上所述,解决固体颗粒的均布问题是增强其长周期下维持传热能力的关键技术之一。而现有技术均未能很好解决这一问题。

[0005] 本发明提供一种不结垢流化床换热器,通过设置有球形塞、挡板和分布板的分布箱来实现固体颗粒在流化床换热器管程中的均布,有针对性的解决了上述问题。

发明内容

[0006] 本发明所要解决的技术问题是现有技术中换热器管程易结垢,长周期使用后换热效果明显下降的问题,提供一种不结垢流化床换热器。该不结垢流化床换热器具有固体颗粒分布均匀,长周期维持传热效果能力强的优点。

[0007] 为解决上述技术问题,本发明所采用的技术方案如下:一种不结垢流化床换热器,该不结垢流化床换热器由下管箱 1、换热器列管 2、上管箱 3、液固分离器 4、下降管 5、固体颗粒槽 6、液体储槽 7、液体循环泵 8 组成;其中分布箱 9 安装在下管箱 1 内,球形塞 10、挡板 11 和分布板 12 安装在分布箱 9 内,球形塞 10 安装在分布箱 9 下端进口处,球形塞 10 之上安装挡板 11,挡板 11 之上安装分布板 12,分布箱 9 通过细管 13 和换热器列管 2 相连,换热器列管 2 和上管箱 3 相连,上管箱 3 连接液固分离器 4,液固分离器 4 分出来两路,一路固相通过下降管 5 连接固体颗粒槽 6,另一路液相连接液体储槽 7,液体储槽 7 通过液体循环泵 8 连接分布箱 9,固体颗粒槽 6 连入从液体循环泵 8 到分布箱 9 的管路。

[0008] 上述技术方案中,所述分布箱 9 为上下开口的喇叭形或圆锥形。所述分布箱 9 小口直径与下管箱 1 进口段管径相同,分布箱 9 小口端连接下管箱 1 进口段,分布箱 9 大口直径与换热器筒径相同,分布箱 9 大口端通过细管 13 和换热器列管 2 相连。分布箱 9 高度为

换热器列管 2 长的 0.1 ~ 0.3 倍。

[0009] 上述技术方案中,所述细管 13 为圆管,细管 13 直径为固体颗粒直径的 1.2 ~ 3 倍,细管 13 长度为 8 ~ 15mm,每 2 ~ 4 根细管 13 以中心对称方式排布,并与一根换热器列管 2 相连。

[0010] 上述技术方案中,所述球形塞 10 直径为下管箱 1 进口管径的 1.2 ~ 2 倍。

[0011] 上述技术方案中,所述挡板 11 为平板式、屋顶式、反屋顶式、方锥式、反方锥式、螺旋桨式中的一种。挡板 11 中心轴和分布箱 9 中心轴重合。挡板 11 垂直投影的最大长度小于等于换热器筒体直径的 0.3 倍。

[0012] 上述技术方案中,所述分布板 12 为多孔板。分布板 12 的正面结构为圆型、环型、翅片型和栅条型中的一种。分布板 12 的侧面结构为平面型、上凸型、下凸型、凸透型、凹透型中的一种。分布板 12 和挡板 11 之间的距离大于等于 30mm。分布板 12 直径为挡板 11 垂直投影最大长度的 1.5 ~ 2 倍。分布板 12 厚度为 5mm ~ 10mm。分布板 12 开孔率为 50% ~ 80%。开孔直径大于等于固体颗粒平均粒径的 2 倍。对于任意两个开孔,距离分布板 12 中心远的开孔孔径大于等于距离分布板 12 中心近的开孔孔径。

[0013] 上述技术方案中,所述液固分离器 4 是重力沉降式或者旋流分离器的一种。

[0014] 上述技术方案中,所述不结垢流化床换热器使用的固体颗粒为惰性颗粒,具体指堆密度大于液相密度,具有一定硬度和强度,且不与使用场合系统内介质发生反应的固体颗粒,优选硅酸锆珠、刚玉球、瓷球、氧化铝珠、硅酸锆珠、玻璃珠、钢球、工程塑料、聚甲醛颗粒、聚四氟乙烯颗粒、小石子、切碎的金属丝、胶球中的一种或多种,更优选玻璃珠、氧化铝珠和硅酸锆珠。固体颗粒平均粒径为 2mm ~ 5mm。固体颗粒在所述不结垢流化床换热器内的平均体积固含率为 3% ~ 8%。

[0015] 为解决上述技术问题,采用采用一种不结垢流化床换热器的方法。不结垢流化床换热器管程循环水,壳程循环甲基叔丁基醚。

[0016] 上述方法中,水从液体储槽 7 经液体循环泵 8 后打入分布箱 9,与分布箱 9 内固体颗粒混合后,将固体颗粒流化;液固混合物依次经过球形塞 10、挡板 11 和分布板 12 后,通过细管 13 进入换热器列管 2,固体颗粒在流化状态下反复冲刷换热器列管 2 壁面,在固体颗粒的冲刷下,污垢不易在换热器列管 2 壁面粘附而结聚;水和壳程中的甲基叔丁基醚完成换热。

[0017] 上述方法中,固体颗粒和水在不结垢流化床换热器中循环。

[0018] 上述方法中,不结垢流化床换热器列管中水的流速操作范围为 1.5m/s ~ 4m/s。

[0019] 本发明的技术方案及方法中,所述分布箱 9、球形塞 10、挡板 11 和分布板 12 的材质为不锈钢,优选 316L 不锈钢。

[0020] 本发明的技术方案及方法中,以内壁温度和主流温度的温度差以及热通量来计算传热系数,以维持一定传热系数的时间长短来判断流化床换热器内管程的结垢情况,从而作为长周期下维持传热效果能力的判断依据。

[0021] 采用本发明的技术方案,一种由下管箱 1、换热器列管 2、上管箱 3、液固分离器 4、下降管 5、固体颗粒槽 6、液体储槽 7、液体循环泵 8 组成的,下管箱 1 内安装分布箱 9,分布箱 9 内安装球形塞 10、挡板 11 和分布板 12 的不结垢流化床换热器,取得了连续运行 263 天后传热系数仍维持为原来 95% 的较好技术效果。

附图说明

[0022] 图 1 为本发明所述不结垢流化床换热器的示意图。

[0023] 图 2 为本发明所述不结垢流化床换热器的分布箱、细管和换热器列管连接示意图。

[0024] 图 3 为本发明所述不结垢流化床换热器单根换热器列管和细管连接排布示意图。

[0025] 图 4 为本发明所述不结垢流化床换热器的挡板示意图。

[0026] 图 5 为本发明所述不结垢流化床换热器的分布板示意图。

[0027] 图 1 中,1 为下管箱;2 为换热器列管;3 为上管箱;4 为液固分离器;5 为下降管;6 为固体颗粒槽;7 为液体储槽;8 为液体循环泵;9 为布箱;10 为球形塞;11 为挡板;12 为分布板;13 为细管。球形塞 10、挡板 11 和分布板 12 安装在分布箱 9 内部,球形塞 10 安装在分布箱 9 入口处,挡板 11 安装在球形塞 10 上面,分布板 12 安装在挡板 11 上面,分布箱 9 安装在下管箱 1 之内。分布箱 9 通过细管 13 和换热器列管 2 相连,换热器列管 2 和上管箱 3 相连,上管箱 3 连接液固分离器 4,液固分离器 4 出来两路,一路固相通过下降管 5 连接固体颗粒槽 6,另一路液相连接液体储槽 7,液体储槽 7 通过液体循环泵 8 连接下管箱 1,固体颗粒槽 6 连入从液体循环泵 8 到下管箱 1 的管路。

[0028] 液体从液体储槽 7 经液体循环泵 8 后打入下管箱 1,固体颗粒引入下管箱 1 之后和液相混合,通过球形塞 10 后依次进入挡板 11 和分布板 12,然后通过细管 13 进入换热器列管 2,冲刷换热器列管 2 后进入上管箱 3,然后进入液固分离器 4,在液固分离器 4 中液相和固相分离,液相循环回液体储槽 7,固相经过下降管 5 后进入固体颗粒槽 6,从固体颗粒槽 6 下来的固体颗粒和循环液相混合,再次进入下管箱 1,完成固体颗粒循环。

[0029] 本发明所述之分布板 12 的开孔方式不止于图 5 所示。

[0030] 下面通过实施例和对比例对本发明作进一步阐述,但本发明的方法并不仅限于此。

具体实施方式

[0031] 下面结合实施例,进一步说明本发明的方法。

[0032] **【实施例 1】**

[0033] 采用图 1 所示的不结垢流化床换热器应用于某甲基叔丁基醚装置精制塔冷凝器,该不结垢流化床换热器内设 600 根换热器列管,每根管长 3000mm,管径为 $\Phi 22 \times 1.5\text{mm}$,管子呈正三角形排列。固体颗粒采用玻璃珠,平均粒径 5mm,固体颗粒在该不结垢流化床换热器内的平均体积固含率 3%。液相为循环冷却水,流速为 1.5m/s。分布箱为图 2 所示圆锥形。分布箱高度 300mm。细管直径 6mm,长度 8mm,每根换热器列管排布 4 根细管。球形塞直径为下管箱进口管径的 2 倍。挡板为图 4 所示平板式,其垂直投影最大长度为 0.1 倍换热器筒体直径。分布板为图 5 所示单层平面翅片型多孔板,直径为 0.15 倍换热器筒体直径,厚度 5mm,开孔率 50%,最小孔径 10mm,离开挡板 30mm。该条件下,连续运行 189 天后传热系数仍为原来的 95%。

[0034] **【实施例 2】**

[0035] 采用和实施例 1 相同的不结垢流化床换热器应用于某甲基叔丁基醚装置精制塔

冷凝器, 固体颗粒采用玻璃珠, 平均粒径 2mm, 固体颗粒在该不结垢流化床换热器内的平均体积固含率 8%。液相为循环冷却水, 流速为 4m/s。分布箱为图 2 所示喇叭形。分布箱高度为 900mm。细管直径 6mm, 长度 15mm, 每根换热器列管排布 4 根细管。球形塞直径为下管箱进口管径的 1.2 倍。挡板为图 4 所示反屋顶式, 其垂直投影最大长度为 0.3 倍换热器筒体直径。分布板为图 5 所示单层上凸型圆形多孔板, 直径为 0.6 倍换热器筒体直径, 厚度 10mm, 开孔率 80%, 最小孔径 6mm, 离开挡板 40mm。该条件下, 连续运行 244 天后传热系数仍为原来的 95%。

[0036] 【实施例 3】

[0037] 采用和实施例 1 相同的不结垢流化床换热器应用于某甲基叔丁基醚装置精制塔冷凝器, 固体颗粒采用氧化铝珠, 平均粒径 5mm, 固体颗粒在该不结垢流化床换热器内的平均体积固含率 3%。液相为循环冷却水, 流速为 1.5m/s。分布箱为图 2 所示圆锥形。分布箱高度为 300mm。细管直径 6mm, 长度 8mm, 每根换热器列管排布 3 根细管。球形塞直径为下管箱进口管径的 2 倍。挡板为图 4 所示螺旋桨式, 其垂直投影最大长度为 0.1 倍换热器筒体直径。分布板为图 5 所示单层下凸型栅条型多孔板, 直径为 0.15 倍换热器筒体直径, 厚度 10mm, 开孔率 50%, 最小孔径 10mm, 离开挡板 30mm。该条件下, 连续运行 176 天后传热系数仍为原来的 95%。

[0038] 【实施例 4】

[0039] 采用和实施例 1 相同的不结垢流化床换热器应用于某甲基叔丁基醚装置精制塔冷凝器, 固体颗粒采用氧化铝珠, 平均粒径 2mm, 固体颗粒在该不结垢流化床换热器内的平均体积固含率 8%。液相为循环冷却水, 流速为 4m/s。分布箱为图 2 所示喇叭形。分布箱高度为 900mm。细管直径为 6mm, 长度 15mm, 每根换热器列管排布 2 根细管。球形塞直径为下管箱进口管径的 1.2 倍。挡板为图 4 所示反方锥式, 其垂直投影最大长度为 0.3 倍换热器筒体直径。分布板为图 5 所示单层凹透型圆环型多孔板, 直径为 0.6 倍换热器筒体直径, 厚度 5mm, 开孔率 80%, 最小孔径 6mm, 离开挡板 40mm。该条件下, 连续运行 263 天后传热系数仍为原来的 95%。

[0040] 【对比例 1】

[0041] 采用流化床换热器应用于某甲基叔丁基醚装置精制塔冷凝器, 该流化床换热器参照和实施例 1 相同的不结垢流化床换热器, 只是不设置分布箱、球形塞、挡板和分布板, 固体颗粒采用玻璃珠, 平均粒径 2mm, 固体颗粒在该不结垢流化床换热器内的平均体积固含率为 8%。液相为循环冷却水, 流速 4m/s。该条件下, 101 天后传热系数变为原来的 95%。

[0042] 【对比例 2】

[0043] 采用传统的某甲基叔丁基醚装置精制塔冷凝器, 液相为循环冷却水, 流速 4m/s。67 天后传热系数就变为原来的 95%。

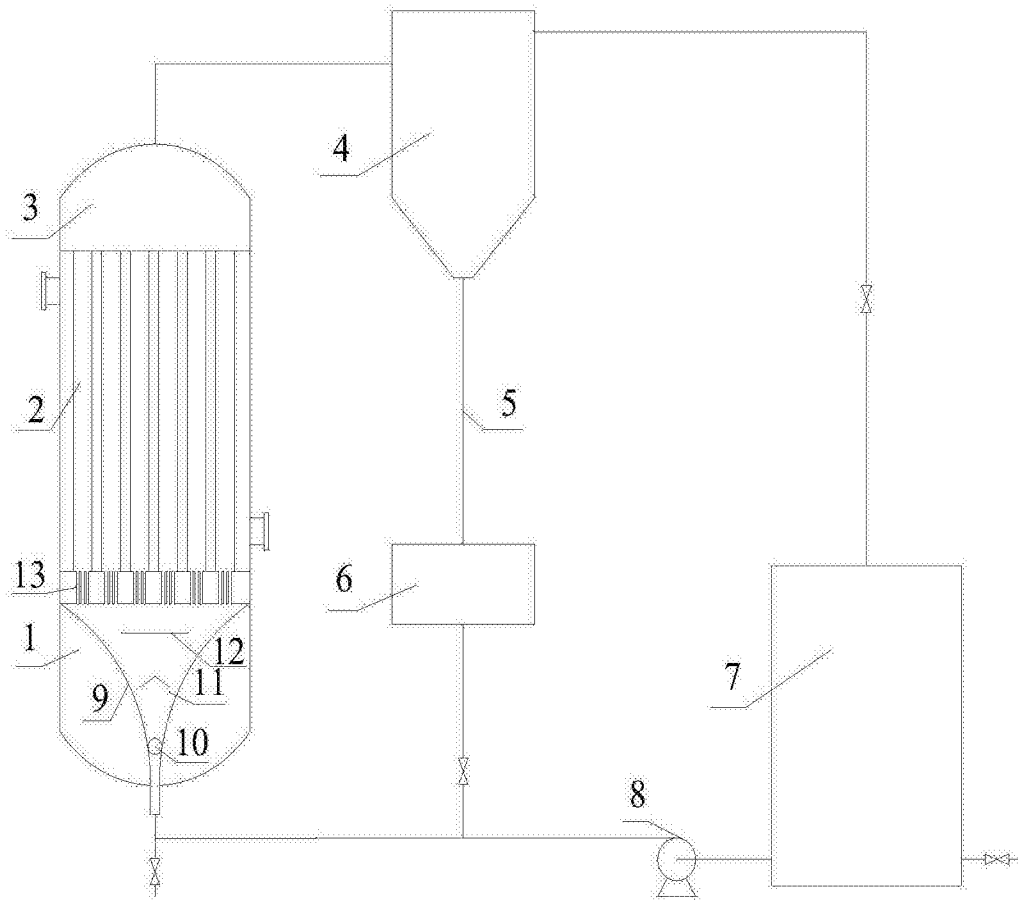


图 1

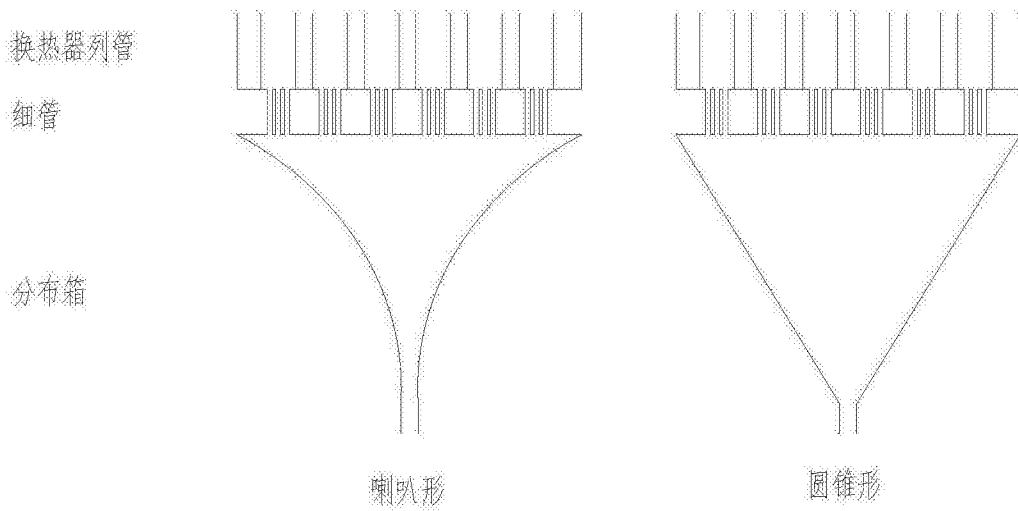
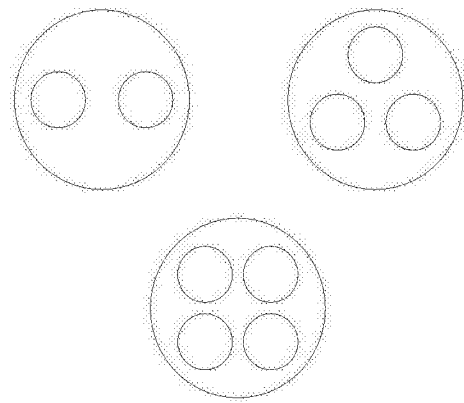


图 2



列管内细管排布

图 3

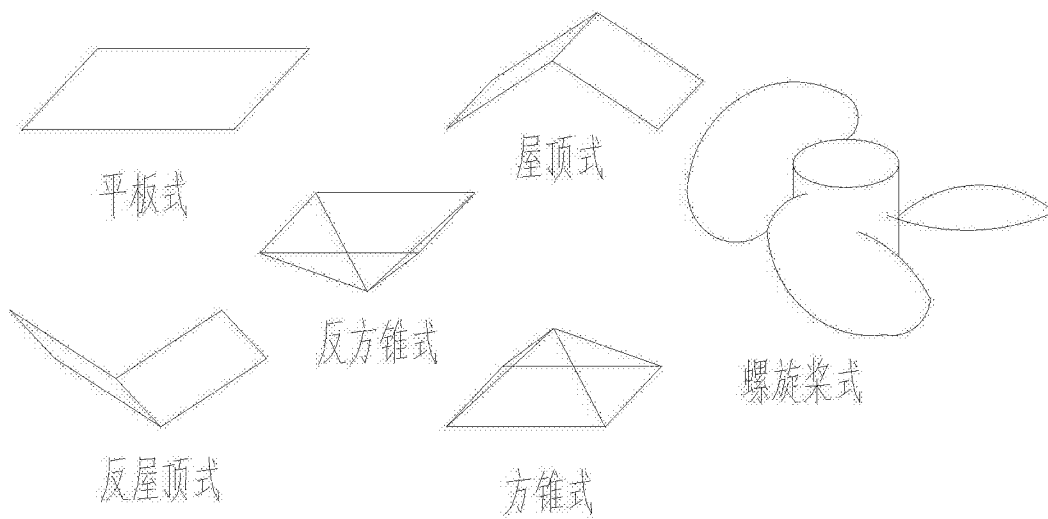


图 4

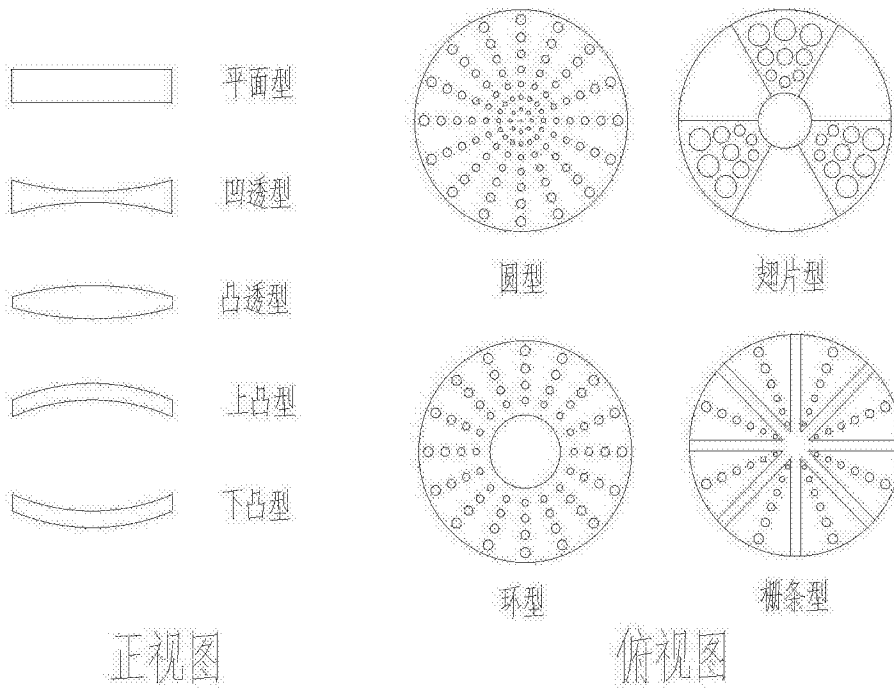


图 5