



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 110508219 B

(45) 授权公告日 2020.10.02

(21) 申请号 201910885635.7

(51) Int.Cl.

(22) 申请日 2019.09.19

B01J 8/22 (2006.01)

(65) 同一申请的已公布的文献号

审查员 施啸奔

申请公布号 CN 110508219 A

(43) 申请公布日 2019.11.29

(73) 专利权人 中国科学院青岛生物能源与过程研究所

地址 266101 山东省青岛市崂山区松岭路189号

专利权人 中国科学院过程工程研究所

(72) 发明人 黄青山 耿淑君 陈阿强 肖航 杨超

(74) 专利代理机构 北京高沃律师事务所 11569
代理人 张琳丽

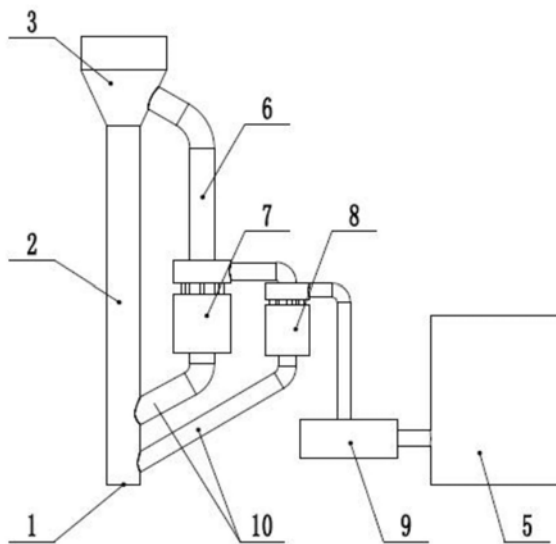
权利要求书1页 说明书5页 附图2页

(54) 发明名称

一种外循环浆态床反应器

(57) 摘要

本发明公开一种外循环浆态床反应器,包括气液集成分布器、上升管、脱气区、固液分离循环组件和储罐,工作时,反应物经过气液集成分布器进入上升管,浆液混合向上运动到顶部的脱气区进行脱气,气泡得以大量脱除,夹带着催化剂颗粒的浆液进入降液管中向下流动,浆液依次进入一级水力旋流器和多级水力旋流器中进行固液分离,一级水力旋流器的直径较多级水力旋流器的直径大,分离出的固体颗粒回流入上升管中继续参加反应,不仅能够分离、循环微米以上级别的固体颗粒,还实现了生产连续化,提高了生产效率和系数,避免现有技术中过滤分离易导致堵塞的问题,同时利用反应器本身的定向流动为固液分离循环组件提供了初始动力,节约了生产成本。



1. 一种外循环浆态床反应器,其特征在于:包括气液集成分布器、上升管、脱气区、固液分离循环组件和储罐,所述气液集成分布器设置于所述脱气区的底部,所述上升管的两端分别与所述气液集成分布器和所述脱气区相连通,所述脱气区的直径较所述上升管的直径大;所述固液分离循环组件包括降液管、一级水力旋流器和多级水力旋流器,所述降液管的一端与所述一级水力旋流器的入口相连通,所述固液分离循环组件的数量多于一组时,所述固液分离循环组件沿所述上升管的轴线方向依次设置,顶部的所述降液管的另一端与所述脱气区相连通,其余的所述降液管的另一端与所述上升管相连通;所述一级水力旋流器顶部的溢流口与所述多级水力旋流器的入口相连通,所述多级水力旋流器顶部的溢流口与所述储罐相连通,所述一级水力旋流器底部的底流口和所述多级水力旋流器底部的底流口均与所述上升管相连通,所述一级水力旋流器的直径较所述多级水力旋流器的直径大。

2. 根据权利要求1所述的外循环浆态床反应器,其特征在于:所述上升管和所述降液管均设置换热器。

3. 根据权利要求1所述的外循环浆态床反应器,其特征在于:所述多级水力旋流器与所述储罐之间设置循环泵,所述循环泵的数量与所述固液分离循环组件的数量相一致且一一对应。

4. 根据权利要求1所述的外循环浆态床反应器,其特征在于:所述降液管包括相连的倾斜段和竖直段,所述竖直段与所述一级水力旋流器的入口相连通,所述倾斜段与所述脱气区或所述上升管相连,所述倾斜段自所述脱气区或所述上升管朝向所述竖直段方向倾斜向下设置。

5. 根据权利要求4所述的外循环浆态床反应器,其特征在于:所述一级水力旋流器、所述多级水力旋流器分别通过连接管道与所述上升管相连,所述连接管道自所述一级水力旋流器或所述多级水力旋流器朝向所述上升管的方向倾斜向下设置。

6. 根据权利要求1所述的外循环浆态床反应器,其特征在于:所述脱气区包括相连通的圆台段和圆柱段,所述圆台段的直径较小一端与所述上升管相连通,所述圆台段的直径较大一端与所述圆柱段相连通。

7. 根据权利要求1-6任一项所述的外循环浆态床反应器,其特征在于:所述多级水力旋流器包括若干水力旋流器组,当所述水力旋流器组的数量为多组时,所述水力旋流器组串联相连且直径逐渐减小,所述水力旋流器组包括多个直径相同的水力旋流器并联相连。

一种外循环浆态床反应器

技术领域

[0001] 本发明涉及浆态反应器及其周边配套设备技术领域,特别是涉及一种外循环浆态床反应器。

背景技术

[0002] 浆态床外环流反应器是一种工业上常用的气液固三相反应器,它是在鼓泡反应器的基础上发展而来的一种高效多相反应器,它不仅具有鼓泡反应器所具有的全部优点,还具备其不具有的优势。如浆态床反应器储液量大,相应的生产能力大;对于产生很大反应热的反应过程如费托合成的催化反应过程,外环流浆态床反应器可以及时有效地移走反应热,保持反应器的等温操作,对安全生产具有重要意义;此外,浆态床环流反应器的内部流体可以形成有规则的定向循环流动,增强了反应物之间的混合、扩散、传质和传热。

[0003] 在催化反应过程中,有时采用几十微米甚至更细颗粒的催化剂,典型如甲醇制烯烃(MTO)过程;此外,固体催化剂在浆态床反应器中不可避免会出现一定程度的磨损,其颗粒粒径也会越来越小,但随之也带来了反应产物(液体)与催化剂颗粒分离这一难题。因为所有固体颗粒都有一定范围的粒径分布,因此如何有效地实现液固高效、廉价且彻底的分离并将固体颗粒返回反应器进行循环利用,成为浆态床反应器在使用过程中的关键技术,也是现阶段浆态床亟需要解决的技术难点。常规浆态床反应器反应浆液的液固分离一般在反应器外的设备中进行,含有催化剂的浆液必须使用昂贵、易损的淤浆泵进行输送,分离出来的催化剂仍需要以浆液形式送回到反应器中,该工艺的连续性比较差。该过程易于造成催化剂颗粒的破损,因而对反应器的长时间连续操作带来问题。

[0004] 授权公告号为CN102049222B的中国发明专利,公开了一种采用新型过滤组件的浆态床环流反应器应用方法,在反应器上升管内部设置过滤组件,浆液沿上升管向上流动,部分浆液流入过滤组件的内部流道,清液穿过过滤管管壁作为产品由出料口引出浆态床反应器;经过滤浓缩的浆液继续向上流动,进入上部管径扩大的沉降区,在沉降区内脱除大部分气泡的浆液进入降液管中,经降液管循环回到上升管继续反应。

[0005] 授权公告号为CN207981116U的中国实用新型专利,公开了一种浆态床环流反应器,在反应器降液管上部设置固液分离器以实现液固分离,固液分离器内设置过滤组件,并在其上部设清洁液体出口。

[0006] 上述公开专利使用的过滤组件在本质上还是过滤技术,过滤技术容易堵塞的本质难题依然存在,生产存在着连续性差,产能不稳定,从而会导致一些安全性问题。

[0007] 授权公告号为CN106334500A的中国发明专利,公开了一种同时具有反应、换热和分离功能的外环流反应器,在外环流反应器的降液管底部安装水力旋流器,无需额外动力,利用液体的旋流特性和水力旋流器的分离作用,可使清洁产品从溢流口流出,含固浆液通过下部降液管返回至主反应器中继续参与反应,并且保留了外环流反应器优良的换热性能。然而,由于该发明只有一个或者多个水力旋流器并联在一起进行固液分离和循环,对于粒径较小的固体颗粒,尤其是针对1~30微米的固体催化剂颗粒,易从溢流口流出。此外,由

于水力旋流器的能耗较大,在固液分离动力不足时,其浆相循环量和清洁液体处理量受到一定程度的限制,亟需进行改进满足工业生产的需要。

[0008] 因此,如何改变现有技术中,浆态反应器运转过程中颗粒催化剂与液体反应物料无法实现彻底分离的现状,成为了本领域技术人员亟待解决的问题。

发明内容

[0009] 本发明的目的是提供一种外循环浆态床反应器,以解决上述现有技术存在的问题,使颗粒催化剂与液体反应物料实现彻底分离,提高生产效率和安全系数,节约生产成本。

[0010] 为实现上述目的,本发明提供了如下方案:本发明提供一种外循环浆态床反应器,包括气液集成分布器、上升管、脱气区、固液分离循环组件和储罐,所述气液集成分布器设置于所述脱气区的底部,所述上升管的两端分别与所述气液集成分布器和所述脱气区相连通,所述脱气区的直径较所述上升管的直径大;所述固液分离循环组件包括降液管、一级水力旋流器和多级水力旋流器,所述降液管的一端与所述一级水力旋流器的入口相连通,所述固液分离循环组件的数量为一组时,所述降液管的另一端与所述脱气区相连通;所述固液分离循环组件的数量多于一组时,所述固液分离循环组件沿所述上升管的轴线方向依次设置,顶部的所述降液管的另一端与所述脱气区相连通,其余的所述降液管的另一端与所述上升管相连通;所述一级水力旋流器顶部的溢流口与所述多级水力旋流器的入口相连通,所述多级水力旋流器顶部的溢流口与所述储罐相连通,所述一级水力旋流器底部的底流口和所述多级水力旋流器底部的底流口均与所述上升管相连通,所述一级水力旋流器的直径较所述多级水力旋流器的直径大。

[0011] 优选地,所述上升管和所述降液管均设置换热器。

[0012] 优选地,所述多级水力旋流器与所述储罐之间设置循环泵,所述循环泵的数量与所述固液分离循环组件的数量相一致且一一对应。

[0013] 优选地,所述降液管包括相连的倾斜段和竖直段,所述竖直段与所述一级水力旋流器的入口相连通,所述倾斜段与所述脱气区或所述上升管相连,所述倾斜段自所述脱气区或所述上升管朝向所述竖直段方向倾斜向下设置。

[0014] 优选地,所述一级水力旋流器、所述多级水力旋流器分别通过连接管道与所述上升管相连,所述连接管道自所述一级水力旋流器或所述多级水力旋流器朝向所述上升管的方向倾斜向下设置。

[0015] 优选地,所述脱气区包括相连通的圆台段和圆柱段,所述圆台段的直径较小一端与所述上升管相连通,所述圆台段的直径较大一端与所述圆柱段相连通。

[0016] 优选地,所述多级水力旋流器包括若干水力旋流器组,当所述水力旋流器组的数量为多组时,所述水力旋流器组串联相连且直径逐渐减小,所述水力旋流器组包括多个直径相同的水力旋流器并联相连。

[0017] 本发明相对于现有技术取得了以下技术效果:本发明的外循环浆态床反应器,包括气液集成分布器、上升管、脱气区、固液分离循环组件和储罐,气液集成分布器设置于脱气区的底部,上升管的两端分别与气液集成分布器和脱气区相连通,脱气区的直径较上升管的直径大;固液分离循环组件包括降液管、一级水力旋流器和多级水力旋流器,降液管的

一端与一级水力旋流器的入口相连通,固液分离循环组件的数量为一组时,降液管的另一端与脱气区相连通;固液分离循环组件的数量多于一组时,固液分离循环组件沿上升管的轴线方向依次设置,顶部的降液管的另一端与脱气区相连通,其余的降液管的另一端与上升管相连通;一级水力旋流器顶部的溢流口与多级水力旋流器的入口相连通,多级水力旋流器顶部的溢流口与储罐相连通,一级水力旋流器底部的底流口和多级水力旋流器底部的底流口均与上升管相连通,一级水力旋流器的直径较多级水力旋流器的直径大。本发明的外循环浆态床反应器工作时,反应物经过气液集成分布器进入上升管,浆液混合向上运动到顶端的脱气区进行脱气,气泡得以大量脱除,夹带着催化剂颗粒的浆液进入降液管中向下流动,浆液依次进入一级水力旋流器和多级水力旋流器中进行固液分离,一级水力旋流器的直径较多级水力旋流器的直径大,分离出的固体颗粒回流入上升管中继续参加反应,不仅能够分离、循环微米以上级别的固体颗粒,还实现了生产连续化,提高了生产效率和安全系数,避免现有技术中过滤分离易导致堵塞的问题,同时利用反应器本身的定向流动为固液分离循环组件提供了初始动力,节约了生产成本。

附图说明

[0018] 为了更清楚地说明本发明实施例或现有技术中的技术方案,下面将对实施例中所需要使用的附图作简单地介绍,显而易见地,下面描述中的附图仅仅是本发明的一些实施例,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动性的前提下,还可以根据这些附图获得其他的附图。

[0019] 图1为本发明的外循环浆态床反应器的结构示意图;

[0020] 图2为具体实施方式中实施例二的示意图;

[0021] 其中,1为气液集成分布器,2为上升管,3为脱气区,301为圆台段,302为圆柱段,4为固液分离循环组件,5为储罐,6为降液管,601为倾斜段,602为竖直段,7为一级水力旋流器,8为多级水力旋流器,9为循环泵,10为连接管道。

具体实施方式

[0022] 下面将结合本发明实施例中的附图,对本发明实施例中的技术方案进行清楚、完整地描述,显然,所描述的实施例仅仅是本发明一部分实施例,而不是全部的实施例。基于本发明中的实施例,本领域普通技术人员在没有做出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施例,都属于本发明保护的范围。

[0023] 本发明的目的是提供一种外循环浆态床反应器,以解决上述现有技术存在的问题,使颗粒催化剂与液体反应物料实现彻底分离,实现连续化生产,提高生产效率,节约生产成本。

[0024] 为使本发明的上述目的、特征和优点能够更加明显易懂,下面结合附图和具体实施方式对本发明作进一步详细的说明。

[0025] 请参考图1-2,其中,图1为本发明的外循环浆态床反应器的结构示意图,图2为具体实施方式中实施例二的示意图。

[0026] 本发明提供一种外循环浆态床反应器,包括气液集成分布器1、上升管2、脱气区3、固液分离循环组件4和储罐5,气液集成分布器1设置于脱气区3的底部,上升管2的两端分别

与气液集成分布器1和脱气区3相连通,脱气区3的直径较上升管2的直径大;固液分离循环组件4包括降液管6、一级水力旋流器7和多级水力旋流器8,降液管6的一端与一级水力旋流器7的入口相连通,固液分离循环组件4的数量为一组时,降液管6的另一端与脱气区3相连通;固液分离循环组件4的数量多于一组时,固液分离循环组件4沿上升管2的轴线方向依次设置,顶部的降液管6的另一端与脱气区3相连通,其余的降液管6的另一端与上升管2相连通;一级水力旋流器7顶部的溢流口与多级水力旋流器8的入口相连通,多级水力旋流器8顶部的溢流口与储罐5相连通,一级水力旋流器7底部的底流口和多级水力旋流器8底部的底流口均与上升管2相连通,一级水力旋流器7的直径较多级水力旋流器8的直径大。

[0027] 本发明的外循环浆态床反应器工作时,反应物经过气液集成分布器1进入上升管2,浆液混合向上运动到顶部的脱气区3进行脱气,气泡得以大量脱除,夹带着催化剂颗粒的浆液进入降液管6中向下流动,浆液依次进入一级水力旋流器7和多级水力旋流器8中进行固液分离,一级水力旋流器7的直径较多级水力旋流器8的直径大,分离出的固体颗粒回流入上升管2中继续参加反应,不仅能够分离、循环微米以上级别的固体颗粒,还实现了生产连续化,提高了生产效率和安全系数,避免现有技术中过滤分离易导致堵塞的问题,同时利用反应器本身的定向流动为固液分离循环组件4提供了初始动力,节约了生产成本。另外需要说明的是,固液分离循环组件4的数量视上升管2的高度决定,最顶端的固液分离循环组件4的降液管6与脱气区3相连通,其余固液分离循环组件4的降液管6均与上升管2相连,以保证降液管6中有足够的传质进而确保生产能够正常进行。实际生产中,上升管2、降液管6、一级水力旋流器7和多级水力旋流器8的尺寸可视不同的处理量而变化。

[0028] 具体地,上升管2和降液管6均设置换热器,换热器与外界冷却介质相连通,冷却介质的流量能够调节,满足反应过程中换热需求,提高生产安全性。实际生产中,根据反应过程中的换热需求,换热器可以设置于上升管2、降液管6的外部,还可以设置于上升管2、降液管6的内部,当换热器设置于上升管2、降液管6的内部时,须以不影响物料在上升管2、降液管6内物料流动为前提。此处需要说明的是,此处的换热器为本领域技术人员的惯用手段,故不再赘述。

[0029] 更具体地,多级水力旋流器8与储罐5之间设置循环泵9,循环泵9为多级水力旋流器8提供了流动动力,循环泵9的数量与固液分离循环组件4的数量相一致且一一对应。

[0030] 其中,降液管6包括相连的倾斜段601和竖直段602,竖直段602与一级水力旋流器7的入口相连通,倾斜段601与脱气区3或上升管2相连,倾斜段601自脱气区3或上升管2朝向竖直段602方向倾斜向下设置,减少反应物料流动阻力。

[0031] 另外,一级水力旋流器7、多级水力旋流器分别通过连接管道10与上升管2相连,连接管道10自一级水力旋流器7或多级水力旋流器8朝向上升管2的方向倾斜向下设置,便于颗粒物顺利回到上升管2中继续生产。

[0032] 在本具体实施方式中,脱气区3包括相连通的圆台段301和圆柱段302,圆台段301的直径较小一端与上升管2相连通,圆台段301的直径较大一端与圆柱段302相连通,圆台段301使得圆柱段302与上升管2顺利过渡连接,物料到达脱气区3后,流道截面扩大,降低了浆液的湍动,从而使气泡得以大量脱除。

[0033] 进一步地,多级水力旋流器8包括若干水力旋流器组,当水力旋流器组的数量为多组时,水力旋流器组串联相连且直径逐渐减小,水力旋流器组包括多个直径相同的水力旋

流器并联相连,一级水力旋流器7能够分离粒径较大的固态颗粒,粒径较小的固态颗粒经过多级水力旋流器8逐级分离最终达到固液分离的目的,此处需要说明的是,水力旋流器属于本领域技术人员的惯用手段,此处不再赘述。

[0034] 下面通过两个具体的实施例来对本发明进行进一步的解释说明,同时对不同数量的固液分离循环组件4进行举例说明。

[0035] 实施例一

[0036] 反应器总高度为5m,上升管2的直径为1m,降液管6的直径为0.5m,反应物料经过气液集成分布器1进入上升管2中,固体为粒径分布范围为0.3-100 μm 的催化剂颗粒,浆液混合后向上运动到达脱气区3进行脱气,夹带着催化剂的浆液脱气后进入降液管6中向下流动,在降液管6底部设有一级水力旋流器7,一级水力旋流器7包括四个并联的直径为120mm的水力旋流器,浆液分别从四个水力旋流器的入口进入后进行固液分离,重相由一级水力旋流器7的底部并流后排出并返回上升管2内继续参加反应,轻相由一级水力旋流器7顶部的溢流口并流后排出,排出的反应物料进入多级水力旋流器8继续进行分离,多级水力旋流器8包括两个直径为40mm的水力旋流器,最终从多级水力旋流器8顶部的溢流口流出的固体颗粒的含量小于2 $\mu\text{g}/\text{ml}$,颗粒的最大直径为0.75 μm ,分离效率在99.9%以上,多级水力旋流器8的底部排出的重相组分均返回上升管2继续参加反应,多级水力旋流器8顶部的溢流口流出的清洁液体产品收集至储罐5中。

[0037] 实施例二

[0038] 反应器总高度为15m,上升管2的直径为4m,降液管6直径为2m,在轴向上有两个6m的降液管6,反应物料经过气液集成分布器1进入上升管2,固体为粒径分布范围为0.5-300 μm 的颗粒,一部分反应物料直接进入底部的降液管6中,进行固液分离,一部分继续向上运动,运动到达脱气区3进行脱气,脱气区3的圆柱段302的直径与上升管2的直径比为3:1,脱气区3的高度为1m,本具体实施例中,一级水力旋流器7包括四个并联的水力旋流器,其直径为160mm,浆液从一级水力旋流器7的入口进入后进行固液分离,重相从一级水力旋流器7的底部排出并返回上升管2内,轻相从一级水力旋流器7顶部的溢流口排出,此时从溢流口排出的固体颗粒的最大粒径为50 μm ,然后分离出的轻相进入多级水力旋流器8进行再分离,多级水力旋流器8由两组不同大小的水力旋流器组串联组成,其直径分别为100mm和20mm,每一组水力旋流器组包括四个水力旋流器并联,最终从多级水力旋流器8顶部的溢流口流出的固体颗粒的含量小于5 $\mu\text{g}/\text{ml}$,颗粒的最大直径为0.96 μm ,分离效率在99.99%以上,多级水力旋流器8底部排出的重相组分均返回上升管2,其顶部的溢流口流出的清洁液体收集至储罐5中。

[0039] 本发明中应用了具体个例对本发明的原理及实施方式进行了阐述,以上实施例的说明只是用于帮助理解本发明的方法及其核心思想;同时,对于本领域的一般技术人员,依据本发明的思想,在具体实施方式及应用范围上均会有改变之处。综上所述,本说明书内容不应理解为对本发明的限制。

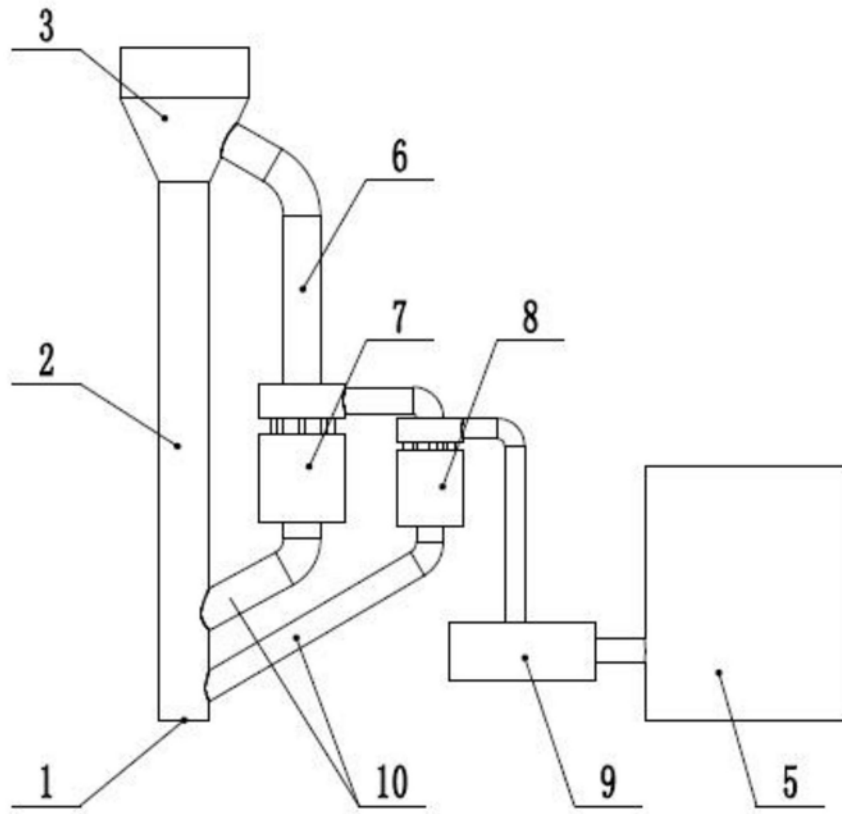


图1

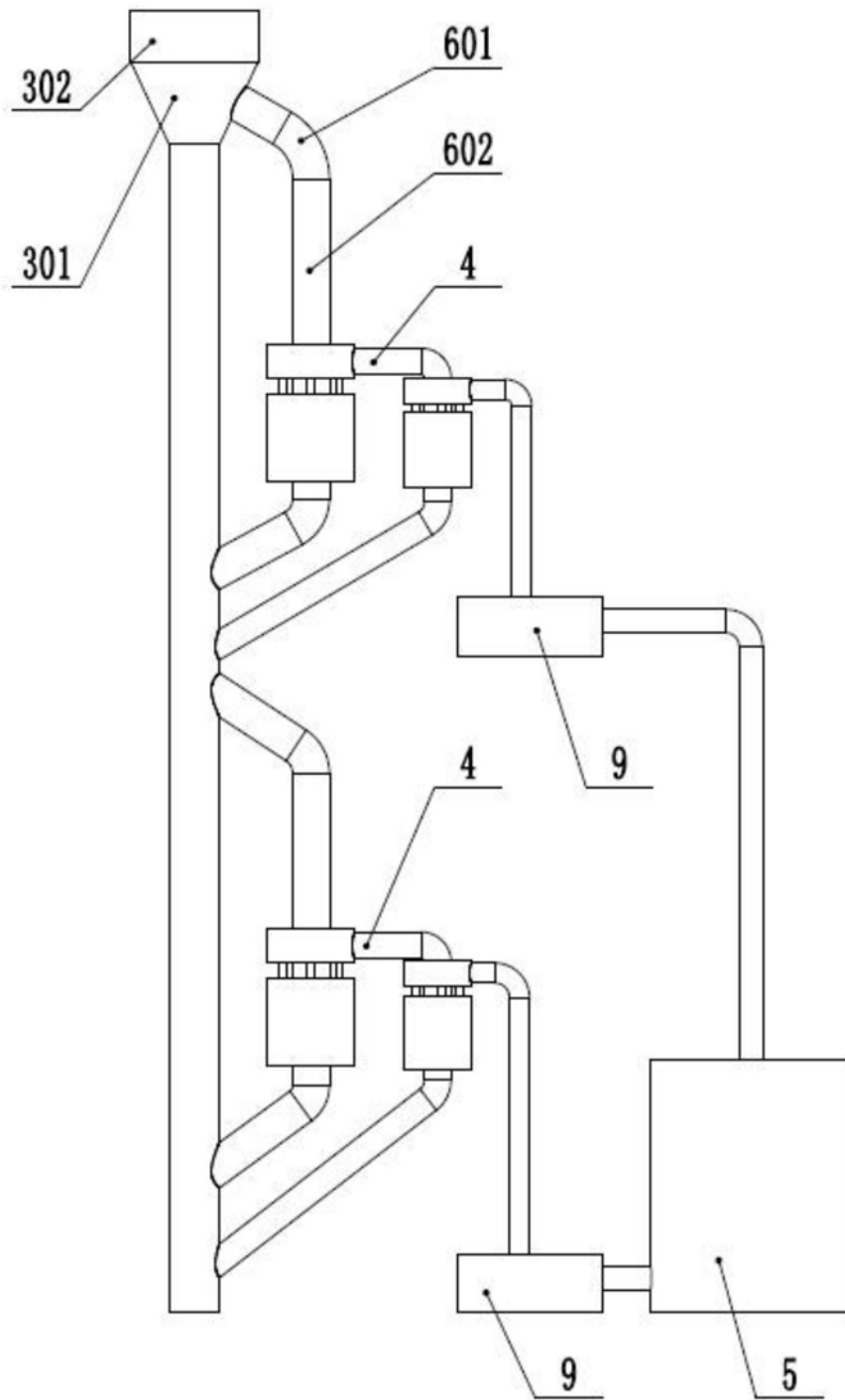


图2