



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 109967003 A

(43)申请公布日 2019.07.05

(21)申请号 201910342814.6

C10G 49/10(2006.01)

(22)申请日 2019.04.26

(71)申请人 河南百优福生物能源有限公司

地址 450000 河南省郑州市金水区金水路
219号

申请人 中石化洛阳工程有限公司
华东理工大学

(72)发明人 李剑平 王尧 汪华林 李立权

袁远平 陈崇刚 赵颖 李俊杰

晁君瑞 郑旭晖

(74)专利代理机构 上海专利商标事务所有限公
司 31100

代理人 项丹

(51)Int.Cl.

B01J 8/20(2006.01)

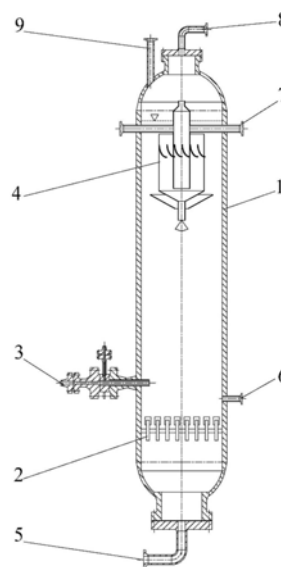
权利要求书2页 说明书15页 附图5页

(54)发明名称

一种生物质热解液沸腾床反应器及其应用

(57)摘要

本发明公开了一种生物质热解液沸腾床反应器及其应用。所述反应器主要包括：垂直于地面的圆筒形承压壳体、设置于承压壳体底部的流体分布器、设置于流体分布器之上的同轴进料分散喷嘴和设置于承压壳体上部的三相分离器；三相分离器由承压壳体上部的内壁面、液固旋流分离器和倒锥形挡板由外而内自上而下同轴设置而成；承压壳体顶部设有气相产品出口，其上部侧壁上设有液相产品出口。该反应器用于催化剂参与下的生物质热解液为原料油的加氢脱氧工艺过程中，具有操作弹性大、催化剂藏量高、反应器空间利用率高、反应器制造成本低的优点。



1. 一种生物质热解液沸腾床反应器,其特征包括:垂直于地面的圆筒形承压壳体、设置于承压壳体底部的流体分布器、设置于流体分布器之上的同轴进料喷嘴和设置于承压壳体上部的三相分离器;三相分离器由承压壳体上部的内壁面、液固旋流分离器和倒锥形挡板由外而内自上而下同轴设置而成;承压壳体顶部设有一个气相产品出口,其上部侧壁上设有液相产品出口。

2. 根据权利要求1所述的反应器,其特征包括:所述液固旋流分离器自上而下依次由升气管、集气罩、溢流管、液相引出管、柱段、旋流导流结构、锥段、降液管和止逆锥同轴设置而成;升气管、集气罩、溢流管和液相引出管由上至下依次相连;柱段、锥段和降液管由上至下依次相连;柱段套于溢流管外围,旋流导流结构设于柱段内壁上,止逆锥设于降液管下方;液相引出管与溢流管垂直设置,彼此连通。

3. 根据权利要求2所述的反应器,其特征包括:所述升气管下端与集气罩上端相连,升气管的上端为自由端,作为液固旋流分离器的气相出口。

4. 根据权利要求1所述的反应器,其特征包括:所述承压壳体为等径圆筒形容器或上部直径为下部直径1~2倍的上部扩径的圆筒形容器。

5. 根据权利要求2所述的反应器,其特征包括:所述柱段为圆柱形筒体,所述锥段为倒圆锥形筒体。

6. 根据权利要求1所述的反应器,其特征包括:所述倒锥形挡板为单层、两层或多层覆盖的挡板。

7. 根据权利要求2所述的反应器,其特征包括:所述旋流导流结构由设于柱段内壁上的多个旋流叶片组成或由柱段内壁上加工出的呈内螺纹状的一个螺旋通道、两个螺旋通道或多个螺旋通道构成。

8. 根据权利要求2所述的反应器,其特征包括:所述液相引出管为单个。

9. 根据权利要求2所述的反应器,其特征包括:所述液相引出管为两个或多个,沿溢流管周向均匀水平布置。

10. 根据权利要求8或9所述的反应器,其特征包括:所述液相引出管一端与溢流管连通,另一端从承压壳体侧壁上的出口伸出并固定于侧壁上。

11. 根据权利要求2所述的反应器,其特征包括:所述柱段直径为承压壳体直径的10~90%,柱段高度为承压壳体切线高度的2.5~10%。

12. 根据权利要求2所述的反应器,其特征包括:所述锥段的母线同水平面的夹角为20~80°。

13. 根据权利要求12所述的反应器,其特征包括:所述锥段的母线同水平面的夹角为20~60°。

14. 根据权利要求13所述的反应器,其特征包括:所述锥段的母线同水平面的夹角为20~40°。

15. 根据权利要求2所述的反应器,其特征包括:所述集气罩为正圆锥形筒体,其母线和水平面的所夹锐角为15~80°。

16. 根据权利要求2所述的反应器,其特征包括:所述止逆锥为纺锤形结构,上部锥角为15~150°,下部锥角大于上部锥角。

17. 根据权利要求1所述的反应器,其特征包括:所述承压壳体的底部设置有一个用于

循环油和氢气混合进料的混相入口或者两个或多个用于循环油和氢气各自单独进料的入口,承压壳体底部靠上的位置设有用于催化剂排出的催化剂排出口,承压壳体的上部侧壁上设置有一个、两个或多个液相产品出口,承压壳体的顶部设置有一个用于催化剂加入的催化剂加入口。

18. 根据权利要求1所述的反应器,其特征在于:所述流体分布器为约翰逊条筛网式分布器或者泡罩式分布器或者喷嘴式分布器。

19. 根据权利要求1所述的反应器,其特征在于:所述同轴进料喷嘴设置于所述承压壳体的侧面,由同心设置的一个外管和一个内管构成,内管和外管之间形成一环隙,同轴进料喷嘴喷出口朝下,其轴线同水平面夹角为 $0\sim 45^\circ$,喷出口位于流体分布器的上端面以上 $200\sim 1000\text{mm}$ 。

20. 一种权利要求1所述的生物质热解液沸腾床反应器的应用,其特征在于所述反应器用于催化剂参与下的生物质热解液为原料油的加氢脱氧工艺过程中,所述生物热解液为各种生物质经过快速热裂解、慢速热裂解、加氢液化、气化或炭化热裂解过程所得到的液体。

21. 根据权利要求20所述的应用,其特征在于:所述加氢脱氧工艺过程的操作温度为 $250\sim 500^\circ\text{C}$,操作压力为 $4\sim 20\text{Mpa}$,反应重时空速为 $0.1\sim 4\text{h}^{-1}$ 。

22. 根据权利要求20所述的应用,其特征在于:所述生物质热解液沸腾床反应器中装填的催化剂静止床层高度占所述流体分布器的上端面至所述降液管的下端面之间的高度的 $10\sim 85\%$,催化剂颗粒流化后膨胀至所述生物质热解液沸腾床反应器中的液面高度。

23. 根据权利要求20所述的应用,其特征在于:所述的催化剂的颗粒为搭载了元素周期表中从IIIB族到IIB族过渡金属元素和它们之间形成的合金的氧化硅或多孔性的碳或作载体的金属氧化物的球形颗粒,其颗粒直径为 $0.2\sim 2\text{mm}$ 。

24. 根据权利要求20所述的应用,其特征在于:所述的催化剂的颗粒为搭载了元素周期表中从IIIB族到IIB族过渡金属元素和它们之间形成的合金的氧化硅或多孔性的碳或作载体的金属氧化物的条索形颗粒,其颗粒直径为 $0.2\sim 2\text{mm}$,长径比为 $1\sim 10$ 。

25. 根据权利要求20所述的应用,其特征在于:经所述生物质热解液沸腾床反应器加氢脱氧后的液相产品的一部分作为循环油同高压氢气混合加热或单独加热后由所述生物质热解液沸腾床反应器底部进入;进入反应器中的循环油和氢气经过所述流体分布器均布后向上流动,使静止催化剂床层达到流化状态;原料油和供氢剂由所述同轴进料喷嘴进入所述生物质热解液沸腾床反应器;被循环油和氢气流化的催化剂床层同原料油和供氢剂混合,形成含有氢气、循环油、原料油、供氢剂、催化剂颗粒的气液固三相混合物,发生对原料油的加氢脱氧反应;该气液固三相混合物经所述三相分离器分离后,液相产品由所述承压壳体的上部侧面设置的一个、两个或者多个液相产品出口排出,气相产品由所述承压壳体的顶部设置的一个气相产品出口排出。

26. 根据权利要求25所述的应用,其特征在于:所述循环油和供氢剂的总量与原料油的重量百分比为 $0.5\sim 10$ 。

一种生物质热解液沸腾床反应器及其应用

技术领域

[0001] 本发明涉及一种沸腾床反应器,具体说涉及一种生物质热解液沸腾床反应器及其应用。

背景技术

[0002] 现有的生物质热裂解技术可以将低品位的生物质能(如秸秆、木材、农作物废弃物)转化为液态的生物质热解液。但所生产的生物质热解液具有高腐蚀性、氧含量高、不稳定、热值较低、易结焦的特点,并不能达到替代石油使用的目的。中国发明专利CN101831328B公开了一种绿色燃油的制备方法,可以将生物质热解液通过一系列的加氢脱氧、加氢裂化的操作,获得汽油和柴油等的绿色燃油。由于生物质热解液易结焦以及生物质热解液加氢催化剂的易失活性,传统的固定床和移动床由于床层易于堵塞无法适用。因此,中国发明专利CN101831328B公开了对于生物质热解液的加氢脱氧过程可以使用沸腾床反应器。

[0003] 对于生物质热解液的沸腾床加氢脱氧工艺过程,中国发明专利CN103920430A公开了一种对生物质焦油(即生物质热解液)加氢脱氧的沸腾床加氢反应器,针对生物质热解液易结焦的特性将生物质焦油入口设置于所述反应器壳体的侧壁,同时在生物质焦油入口设置冷却水水套用于生物质焦油入口的降温;而对沸腾床加氢反应器出口的催化剂分离问题,采用了控制催化剂床层膨胀高度和反应器外设置气液分离器的手段实现三相分离。由于生物质热解液的溶氢能力差、同反应器中的循环油互溶性能差,导致进入反应器的生物质热解液不能快速分散而发生催化加氢反应,易造成反应器入口局部生物质热解液浓度过高引起的反应器入口结焦问题。同时,采用控制催化剂床层膨胀高度、重力沉降分离催化剂的分离手段,由于分离性能的局限,不得不牺牲更多的反应器内部的空间用于催化剂的沉降;更甚的是,采用器外气液分离造成系统工艺流程过长和高压设备增加。因此,针对生物质热解液的沸腾床加氢工艺过程中,急需一种合适的沸腾床加氢反应器技术。

[0004] 目前,国内外工业化的沸腾床加氢反应器技术可以依照反应器内催化剂流化的状态分为两种:(1)膨胀床状态,即气液两相填充催化剂颗粒之间的间隙,使得催化剂床层膨胀至一定高度,在反应床层上部可以明显观察到液固两相的界面,以“H-Oil”和“LC-Fining”技术及其衍生技术为代表;(2)另一种为催化剂全混流循环状态,即在气液两相的动量传递下,催化剂颗粒膨胀反应床层顶部,在反应床层中没有明显的液固两相的界面,以中石化“STRONG”技术为代表。

[0005] 对上述两种不同的沸腾床状态,使得相应的沸腾床加氢反应器顶部内置的分离器结构是完全不同的。膨胀床状态下,控制催化剂床层膨胀至一定高度,在膨胀的催化剂床层上方为不含固体的气液混合物;实际上,这种膨胀床状态的沸腾床反应器的顶部所需要解决的是气液两相的分离。全混流状态下,并不控制催化剂床层的膨胀高度,催化剂可以流化至反应器的料面高度,整个反应床层都是气液固三相混合物,因此在反应器顶部所需要解决的是气液固三相的分离。

[0006] 膨胀床状态的沸腾床加氢反应器技术,无论是“H-Oil”、“LC-Fining”技术及其衍生技术,均发展自美国专利USRE.25,770;后续的改进专利如HRI公司的美国专利US 3,197,288和US 4,221,653, Texaco公司的美国专利US4,886,644和US 4,971,678, Acoma公司的美国专利US 4,911,893和US 4,950,459A, Shell公司的美国专利US 7,449,155。美国专利USRE.25,770及其上述的后续改进专利,公开内容中的反应床层的沸腾状态均为膨胀床状态,对于反应器顶部分离的技术方案均是通过控制循环油流量,主动控制沸腾床反应器中催化剂床层膨胀高度,在催化剂床层膨胀高度以上为催化剂颗粒的沉降区以获得不含固体颗粒的气液两相,在反应器顶部采用循环杯或是装有气液旋流分离器的循环杯,实现反应器顶部的气液分离、引出澄清的液相产品作为循环油或者产品。由于对于催化剂的分离均通过重力沉降实现,因此对于催化剂体系的选择和反应器的操作均有特定的要求:(1) 催化剂尺寸较大,具备较好的沉降性能,如美国专利USRE.25,770说明书第1列第66行中建议的催化剂尺寸为“平均直径至少大约1/32英寸(即0.8mm),最常用的范围是1/16~1/4英寸(即1.6mm~6.35mm)” ;工业装置多为直径1mm,长度2mm的条索形催化剂颗粒;(2) 主动控制催化剂床层膨胀高度,如美国专利USRE.25,770的说明书第10列第18行的权利要求11中公开“所述静止床层膨胀至少10%,且不超过50%;使得所述催化剂颗粒可在膨胀后的床层中自由运动,且不从催化剂床层带出催化剂”;美国专利USRE.25,770的后续改进专利技术,虽然催化剂床层的膨胀比例可以提高,但是仍旧必须控制催化剂床层的膨胀高度,不超过100%,留出催化剂沉降的空间。上述膨胀床状态的沸腾床反应器的分离技术方案中涉及的设计要求,使得国外的沸腾床加氢反应器技术存在以下几点技术局限:(1) 催化剂尺寸大,增大了催化剂传质阻力大;(2) 催化剂藏量较低(一般不超过反应器容积的50%),降低了反应器的处理能力;(3) 沉降分离空间大,降低了反应器空间利用率低;(4) 分离停留时间长,增加了液相产品在非催化加氢条件下长时间停留引起二次热裂解结焦的风险。因此在加工油品日益重质化、劣质化以及更追求集约型装置规模效益的现实条件下,膨胀床状态的沸腾床反应器的技术局限性日益突出。尤其是针对易于结焦的生物质热解液的沸腾床加氢脱氧,由于分离停留时间长,易造成反应器结焦,装置无法长周期运行。

[0007] 全混流状态的沸腾床加氢反应器技术,国内以中石化“STRONG”技术为代表,代表性专利为中国发明专利CN1448212A。其反应器顶部的分离技术方案为:在反应器顶部设置有三层或多层同心套筒结构形式的三相分离器,通过折流沉降的方法实现催化剂截留在反应器内、反应气体和液体移出反应器的目的。由于两个同心的内筒和外筒安装在反应器壳体顶部,增加了催化剂在反应器内的活动空间,使得反应器具有催化剂藏量高、反应器利用率高的优点。随后在中国发明专利CN1448212A的基础上,中国发明专利CN101376092公开了在同心套筒结构形式的三相分离器下端设置截面形状为梯形或者弓形的导向结构,中国发明专利CN101721961A公开了在同轴套筒结构形式的三相分离器下方增加菱形导流锥内件,中国发明专利CN101618305公开了一种在反应器顶部设置过渡段和扩大段,中国发明专利CN101721960A通过将同心的内筒和外筒设计为上部为倒置锥形和下部为正置锥形,来优化重力沉降的分离条件;上述这些对中国发明专利CN1448212A的持续改进,仍然没有摆脱中国发明专利CN1448212A的技术思路,都是通过内筒实施气体脱出,而后利用内筒和外筒之间的环隙通道以及外筒和反应器壳体之间的环隙通道对脱气催化剂浆料实施重力沉降从而实现催化剂和油品的分离。因此,这些环隙通道的横截面积设计必须满足环隙通道中的

液体线速度小于催化剂颗粒的沉降速度,才能达到重力沉降的效果。从催化剂流化的操作条件考虑,要求反应器的横截面上的液体线速度必须大于颗粒的沉降速度。所述的同心的内筒和外筒均安装在反应器内顶部,其同反应器壳体三者形成的环隙通道面积也一定小于反应器的横截面积;因此,即使进入环隙通道的催化剂浆料已经含有极少或者不含气体,环隙通道中的液体线速度仍然会保持较高的速度。即使采用中国发明专利CN101618305的过渡段和扩大段的设计,如中国发明专利CN101618305的权利要求1公开的内容“扩大段的直径为反应器直筒段的1.2~2倍”,即采用2倍直筒段直径的扩大段设计,所获得的折流沉降的截面面积为直筒段的1.5倍而已,也就是扩大段内的液相线速度降低为直筒段液体线速度的66%而已,单单依靠重力沉降,三相分离器的分离性能是有限的。这样也造成了分离器的操作弹性较小,而分离器的分离性能也决定了沸腾床反应器的操作域范围,即沸腾床反应器的操作弹性也较小。特别值得注意的是,为了兼顾全混流状态和沉降分离,一般这样的沸腾床加氢反应器一般采用尺寸较小的催化剂(如中国发明专利CN1448212A的实施例1中描述的采用0.1~0.2毫米微球催化剂)和较小的操作气液速。尺寸较小的催化剂颗粒具有较好的流化性能,往往仅在原料油的作用下便实现全混流操作;但是,尺寸较小的催化剂颗粒的干涉(或自由)沉降速度也较小;需要控制反应器内液体的线速度在较低的水平,才能满足三相分离器中用于折流沉降的环隙内液体的线速度小于催化剂颗粒的干涉(或自由)沉降速度,实现分离;因此,这种沸腾床加氢反应器往往不设置额外的循环油;如果采用的循环油工艺,则反应器的加工能力将大幅下降。但是生物质热解液由于易结焦、溶氢能力差的特性,需要采用大比例的循环油对其进行稀释才能完成加氢过程,这是这种沸腾床反应器无法操作的。

[0008] 中国发明专利CN 10172196 B和CN 101376092 B亦是延续中国发明专利CN1448212A的折流沉降思路;中国发明专利CN 107297186 B涉及一种三相分离器结构,在中国发明专利CN 10172196B和CN 101376092 B基础上,将折流沉降型三相分离器中的物流分离流动方向改为三相物流从折流沉降型三相分离器的最外层通道上升脱气,脱气后的两相物流折流进入折流沉降型三相分离器的中间层进行无气泡干扰条件下的重力沉降,最后澄清的液相物流进入折流沉降型三相分离器的中心层排出反应器;在中国发明专利CN 107297186 B的对比实施例中可见,该采用该专利中的三相分离器针对0.7~0.8mm的氧化铝催化剂,在相同的操作气速和液速条件下,催化剂的带出量较CN 10172196 B和CN 101376092 B提高仅仅降低了0.2~0.4 $\mu\text{g/g}$,分离效果略好,但操作弹性范围基本一致。中国发明专利CN 108144555 A涉及一种三相分离器,在CN 107297186 B的技术基础上,在反应器出口设置有抽吸管,配合在折流沉降式三相分离器的中心层中设置的旋流导板,起到减压闪蒸和防止液体被气体夹带的作用。

[0009] 对比国内外的沸腾床反应器技术,可以看出国内“STRONG”技术为代表的沸腾床反应器通过小粒径催化剂和全混流操作的采用,克服了国外以“H-Oil”和“LC-Fining”技术为代表的“膨胀床”状态的沸腾床反应器的技术局限,即实现:(1)反应器采用小粒径的催化剂颗粒,反应器传质阻力小;(2)反应器床层均为气液固三相,催化剂藏量高、反应器空间利用率高。但是,对于沸腾床反应器顶部的三相分离,国内外的技术方案,均是通过重力沉降的方式实施,造成三相分离效率低、三相分离器占据空间大、分离后液相在非催化加氢条件下停留时间长的共性问题。国内外沸腾床反应器的共性问题,使得目前已有的沸腾床加氢反

反应器技术无法使用于针对易结焦的生物质热解液的加氢脱氧过程。

[0010] 在石油催化裂化领域,使用20~100 μm 分子筛催化剂的气固两相反应的催化裂化反应器中,往往反应器内置有单级或多级气固旋流分离器,构成反应器的出口气固分离机构,用以对出口气相产物进行脱除催化剂颗粒的操作,如中国发明CN 101935043 B等,但是所用的气固旋流分离器往往具有很长的底流管结构或者翼阀结构,完全不能应用于气液固三相反应的沸腾床反应器中气液固三相分离。也有技术人员尝试在沸腾床反应中采用一级或多级旋分器分离催化剂,如中国发明CN 103773490 A和CN 103769014 A中,反应器顶部的汇集的反应物均经过旋分器分离出大部分的催化剂颗粒后,但是既无法实现三相分离又无法实现催化剂的有限脱除,还必须在反应器出口设置有特殊设计的设置有多级挡板的高压分离器中进行进一步的分离,催化剂持续带出反应器在高压分离器中累积,致使装置无法正常运行。中国发明专利CN 105363392 B在设置有分腔沉降式三相分离器的沸腾床反应器的液体出口后设置有旋液结构的缓冲罐,以对由于分腔沉降式三相分离器分离能力不足而导致的催化剂夹带实施二次液固分离,但是必须配合环流式沸腾床反应器的环流抽吸作用和较长的液腿作用的共同作用下才能满足应用,因此这样的旋液分离结构只能安装在反应器外部。Esso公司的美国US 3,668,116也只能在浆态床(沸腾床)反应器器外设置有液相旋流分离器,该旋流分离器的入口淹没在反应器的料面以下、催化剂床层膨胀高度以上的位置;反应器中的气相产品直接有反应器的顶部排出去往循环氢系统,液相产品经过外置的液相旋流分离器的分离,获得的液相去往高压分离器。HRI和Texaco公司也探索旋流结构在膨胀床类型的沸腾床反应器的循环杯结构中采用旋流结构取代循环杯结构中的漏斗形结构,如美国专利US 4,354,852涉及一种沸腾床反应器,采用单个管柱式气液旋风分离器取代漏斗形的循环杯结构,通过离心力强化的气液分离过程。旋风分离器的多个切向入口位于自由空间区域的上沿,即澄清液体和气相共同由旋风分离器的切向入口进入旋风分离器。在旋风分离器中,离心力分离所得的液相直接由旋风分离器底流口去往循环泵入口;而净化后的气相作为反应器的气相产品由旋风分离器的溢流口直接排出反应器。美国专利US 4,810,359涉及一种沸腾床反应器,亦采用旋风分离器取代循环杯结构,旋风分离器入口位于催化剂膨胀高度以上,采用旋风分离器对循环油进行了脱气,优化了循环泵的入口工况。

[0011] 综上所述,针对易结焦的生物质热解液的加氢脱氧过程,亟待开发一种可以全混流操作、反应器内实现三相分离、三相分离空间最小化、反应空间最大化的沸腾床加氢反应器。

发明内容

[0012] 为了克服现有技术存在的易结焦、三相分离空间小、操作弹性小及反应器利用率低的技术问题,本发明提供了一种生物质热解液沸腾床反应器。

[0013] 本发明提供的生物质热解液沸腾床反应器,主要包括:垂直于地面的圆筒形承压壳体、设置于承压壳体底部的流体分布器、设置于流体分布器之上的同轴进料喷嘴和设置于承压壳体上部的三相分离器;三相分离器由承压壳体上部的内壁面、液固旋流分离器和倒锥形挡板由外而内自上而下同轴设置而成;承压壳体顶部设有一个气相产品出口,其上部侧壁上设有液相产品出口。

[0014] 所述液固旋流分离器自上而下依次由升气管、集气罩、溢流管、液相引出管、柱段、旋流导流结构、锥段、降液管和止逆锥同轴设置而成；升气管、集气罩、溢流管和液相引出管由上至下依次相连；柱段、锥段和降液管由上至下依次相连；柱段套于溢流管外围，旋流导流结构设于柱段内壁上，止逆锥设于降液管下方；液相引出管与溢流管垂直设置，彼此连通。

[0015] 所述升气管下端与集气罩上端相连，升气管的上端为自由端，作为液固旋流分离器的气相出口。

[0016] 所述液相引出管为单个、两个或多个，为两个或多个时沿溢流管周向均匀水平布置，液相引出管一端与溢流管连通，另一端从承压壳体侧壁上的出口伸出并固定于侧壁上，用于固定溢流管以及作为液固旋流分离器的液相出口同时又作为沸腾床反应器的液相产品出口从溢流管内将液体产品引出沸腾床反应器。

[0017] 所述承压壳体为等径圆筒形容器或上部直径为下部直径1~2倍的上部扩径的圆筒形容器。

[0018] 所述柱段为圆柱形筒体，所述锥段为倒圆锥形筒体。

[0019] 所述倒锥形挡板为单层、两层或多层覆盖的挡板。

[0020] 所述旋流导流结构由设于柱段内壁上的多个旋流叶片组成或由柱段内壁上加工出的呈内螺纹状的一个螺旋通道、两个螺旋通道或多个螺旋通道构成。

[0021] 所述旋流分离器的轴线同承压壳体的轴线重合，其柱段直径为承压壳体直径的10~90%，柱段高度为承压壳体切线高度的2.5~10%。

[0022] 所述锥段的轴线同柱段的轴线重合，锥段母线同水平面的夹角为20~80°，优选20~60°，或进一步优选为20~40°。

[0023] 所述集气罩为正圆锥形筒体，其母线和水平面的所夹锐角为15~80°。

[0024] 所述止逆锥为纺锤形结构，上部锥角为15~150°，下部锥角大于上部锥角。

[0025] 所述承压壳体的底部设置有一个用于循环油和氢气混合进料的混相入口或者两个或多个用于循环油和氢气各自单独进料的入口，承压壳体底部靠上的位置设有用于催化剂排出的催化剂排出口；所述承压壳体的上部侧壁上设置有一个、两个或多个液相产品出口；所述承压壳体的顶部还设置有一个用于催化剂加入的催化剂加入口。

[0026] 所述流体分布器的结构可以选自约翰逊条筛网式分布器或者泡罩式分布器或者喷嘴式分布器结构。

[0027] 所述同轴进料喷嘴设置于所述承压壳体的侧面，由同心设置的一个外管和一个内管构成，内管和外管之间形成一环隙，内管用于原料油的进料，外管和内管之间的环隙用于供氢剂的进料；同轴进料喷嘴喷出口朝下，其轴线同水平面夹角为0~45°，喷出口位于流体分布器的上端面以上200~1000mm。

[0028] 本发明还提供了一种生物质热解液沸腾床反应器的应用，其特征在于所述反应器用于催化剂参与下的生物质热解液为原料油的加氢脱氧工艺过程中，所述生物热解液为各种生物质经过快速热裂解、慢速热裂解、加氢液化、气化或炭化热裂解过程所得到的液体。

[0029] 所述加氢脱氧工艺过程的操作温度为250~500℃，操作压力为4~20Mpa，反应重时空速为0.1~4h⁻¹。

[0030] 所述生物质热解液沸腾床反应器中装填的催化剂静止床层高度占所述流体分布

器的上端面至所述降液管的下端面之间的高度的10~85%，催化剂颗粒流化后膨胀至所述生物质热解液沸腾床反应器中的液面高度。

[0031] 所述的催化剂的颗粒为搭载了元素周期表中从IIIB族到IIB族过渡金属元素和它们之间形成的合金的氧化硅或多孔性的碳或作载体的金属氧化物的球形颗粒，其颗粒直径为0.2~2mm。

[0032] 或者，所述的催化剂的颗粒为搭载了元素周期表中从IIIB族到IIB族过渡金属元素和它们之间形成的合金的氧化硅或多孔性的碳或作载体的金属氧化物的条索形颗粒，其颗粒直径为0.2~2mm，长径比为1~10。

[0033] 进一步，经所述生物质热解液沸腾床反应器加氢脱氧后的液相产品的一部分作为循环油同高压氢气混合加热或单独加热后由所述生物质热解液沸腾床反应器底部进入；进入反应器中的循环油和氢气经过所述流体分布器均布后向上流动，使静止催化剂床层达到流化状态；原料油和供氢剂由所述同轴进料喷嘴进入所述生物质热解液沸腾床反应器；被循环油和氢气流化的催化剂床层同原料油和供氢剂混合，形成含有氢气、循环油、原料油、供氢剂、催化剂颗粒的气液固三相混合物，发生对原料油的加氢脱氧反应；该气液固三相混合物经所述三相分离器分离后，液相产品由所述承压壳体的上部侧面设置的一个、两个或者多个液相产品出口排出，气相产品由所述承压壳体的顶部设置的一个气相产品出口排出。

[0034] 进一步，所述循环油和供氢剂的总量与原料油的重量百分比为0.5~10。

[0035] 旋流分离过程中，离心力场对连续流体中的分散相施加的离心力远远大于分散相的所受到的重力；同时分散相只需要在旋流分离器中沿径向迁移至旋流分离器边壁即可，因此旋流分离器的分离速度、分离精度、分离效率远远高于重力沉降手段，且设备的体积也远远小于重力沉降设备。发明人基于对全混流型沸腾床反应器和旋流分离器的长期研究，结合两者特性，将旋流分离器同催化剂全混流循环沸腾床反应器相耦合。利用气相同液相、固相的密度差异较大，可以在催化剂全混流循环沸腾床反应器顶部快速脱除，形成液固两相混合物，再结合液固旋流分离器实施液固分离，便能快速获得干净的液相产品同时将催化剂截留在反应器中；此外，由于液固旋流分离器的内旋流作用，经过旋流分离器的外旋流分离得到的进入旋流分离器溢流管的澄清液相仍然保持旋流，在旋流过程中液相中分散的微气泡也将脱除，使得反应器出口的液相中轻组分得到减少，十分有利于串联反应器的工艺，避免后续加氢反应器中存在过多的轻组分导致过滤裂解或降低氢气分压。在沸腾床反应器中液相和固相存在一个宏观循环流动，即从沸腾床反应器中心为上升的速度，在反应器的边壁为下降的速度。通过旋流分离器设置在反应器的中轴线上，从旋流分离器截留下来的催化剂在返回反应器的反应区域时，正和反应器中上升物流混合，使得反应器内催化剂浓度更为均匀。

[0036] 本发明的优点在于：

[0037] (1) 三相分离器基于惯性分离、旋流脱固、旋流脱气的梯度组合设计，操作弹性大且分离精度高，使得全混流操作的沸腾床反应器的相应具有操作弹性大、催化剂藏量高、反应器空间利用率高、反应器制造成本低的优点。

[0038] (2) 三相分离器充分利用旋流分离速度快的优点，使得气液固三相混合物的分离停留时间大幅缩短，避免了液相在非催化加氢条件下的长时间停留引起反应器结焦。

[0039] (3) 三相分离器内置在全混流操作的沸腾床反应器中, 反应器后续分离流程大幅缩短, 装置高压设备得以减少, 装置本质安全性得到增加。

附图说明

[0040] 图1为本发明的沸腾床反应器的一种结构示意图;

[0041] 图2为本发明的同轴进料喷嘴的一种结构示意图;

[0042] 图3为本发明的三相分离器的一种结构示意图;

[0043] 图4为本发明的沸腾床反应器的另一种结构示意图;

[0044] 图5为采用本发明的沸腾床反应器的冷模实验的工艺流程示意图;

[0045] 图6为采用本发明的沸腾床反应器的200L/h秸秆热解液加氢脱氧的工艺流程示意图;

[0046] 图7为采用本发明的沸腾床反应器的100L/h木屑热解液加氢脱氧的工艺流程示意图。

具体实施方式

[0047] 下面结合附图对本发明进行详细说明。

[0048] 如图1所示, 本发明的生物质热解液沸腾床反应器包括: 垂直于地面的承压壳体1、流体分布器2、同轴进料喷嘴3和三相分离器4; 所述承压壳体1的底部设置有一个用于循环油和氢气混合进料的混相入口5和一个用于催化剂排出的催化剂排出口6、上部侧面设置有一个、两个或多个液相产品出口7、顶部设置有一个气相产品出口8和一个用于催化剂加入的催化剂加入口9; 所述流体分布器2设置于承压壳体1的下部, 用于将由所述混相入口进入的循环油和氢气在反应器横截面上均匀分布以及承载反应所需要的催化剂颗粒; 所述同轴进料喷嘴3在沸腾床反应器的承压壳体1的安装位置高于流体分布器2的上端面; 优选的方案中, 同轴进料喷嘴3在沸腾床反应器的承压壳体上的入口高于流体分布器的上端面200~1000mm; 所述同轴进料喷嘴3的喷出口位于所述流体分布器的上端面以上; 所述三相分离器4设置于承压壳体的上部。

[0049] 所述同轴进料喷嘴3如图2所示, 主要由同心设置的一个外管10和一个内管11、生物质热解液(原料油)入口12和供氢剂入口13构成; 所述内管11用于原料油的进料, 所述外管10和内管11之间形成的环隙用于供氢剂的进料。

[0050] 所述三相分离器4的结构如附图3所示, 由承压壳体1上部的内壁面、倒锥形挡板14和液固旋流分离器15构成; 所述液固旋流分离器由柱段16、锥段17、旋流导流结构18、降液管19、止逆锥20、溢流管21、液相引出管22、集气罩23和升气管24构成

[0051] 图1、图2和图3描述的本发明一种优选的生物质热解液沸腾床反应器, 可以根据其操作功能将其内部空间划分为三个功能空间, 包括:

[0052] (1) 流体分布空间: 流体分布器2的下端面以下的承压壳体1内的空间, 用于循环油和氢气的混合和均布;

[0053] (2) 反应主体空间: 流体分布器2的上端面以上直至液固旋流分离器15的锥段17的小端的水平高度之间的承压壳体1内的空间(不包含降液管19所占据的空间), 用于提供气液固三相混合物的发生加氢反应的场所;

[0054] (3) 三相分离空间:旋流分离器15的锥段17的小端的水平高度以上直到承压壳体1顶部的空间,其中的用于对由“反应主体空间”向上运动的气液固三相混合物实施“惯性分离”、“旋流脱固”、“旋流脱气”,获得澄清液相产品和气相产品。

[0055] 图1、图2和图3中描述的本发明一种优选的的生物质热解液沸腾床反应器的操作过程如下:循环油和氢气由沸腾床反应器的承压壳体1底部的混相入口进入沸腾床反应器;在“流体分布空间”内循环油和氢气充分混合,并经过设置在承压壳体下部的流体分布器2的均布,使得循环油和氢气的两相混合物在承压壳体1的横截面上均匀向上进入“反应主体空间”。流体分布器2除了实现循环油和氢气的两相混合物的流体均布作用外,还起到承载催化剂颗粒的作用;所述的流体分布器的结构可以选自约翰逊条筛网式分布器、泡罩式分布器、喷嘴式分布器结构。“反应主体空间”中循环油和氢气的两相混合物经过流体分布器2上承载的催化剂床层的孔隙通道向上运动,在循环油和氢气两相混合物的动量传递作用下,流体分布器2上堆积的催化剂颗粒被流化而处于自由运动状态,被流化的催化剂颗粒可以抵达反应器中的液面位置。生物质热解液和供氢剂分别由沸腾床反应器的侧壁上的同轴进料喷嘴3的内管11、内管11和外管10形成的环隙引入沸腾床反应器;供氢剂在生物质热解液进料的过程中起到了隔热的作用,避免生物质热解液在接触反应器中的催化剂、氢气之前,达到90℃以上;同时,供氢剂在生物质热解液进入沸腾床反应器后起到溶解氢气、促进生物质热解液同循环油互溶的作用,使得生物质热解液在反应器内的快速扩散并参与加氢反应,避免了由于生物质热解液在反应器入口的局部浓度过高且未达到反应条件而发生高温裂解结焦的问题。生物质热解液和供氢剂一同进入沸腾床反应器后,流动方向垂直于沸腾床反应器轴线,随之同沿沸腾床反应器轴线向上的循环油、氢气、催化剂接触混合,形成生物质热解液、供氢剂、循环油、氢气、催化剂的气液固三相混合物,并在反应器的“反应主体空间”发生加氢脱氧反应。在止逆锥20的导向作用下,在反应器的“反应主体空间”中向上运动的气液固三相混合物绕过降液管的催化剂排出口继续向上运动进入“三相分离空间”,气液固三相物流撞击在惯性挡板14和液固旋流分离器的锥段17后,发生“惯性分离”(或则称为动量分离),这就是所述的三相分离器4对反应后的气液固三相混合物实施的“第一级分离”。惯性分离过程中,小气泡发生粘连、聚并,成为大气泡并快速向上,抵达反应器中的料面位置,并脱出料面位置进入反应器顶部的气相空间继续沉降分离,最后得到气相产品由反应器的气相产品出口8排出;而催化剂固体颗粒作为刚体颗粒,在撞击惯性挡板14和锥段17后发生反弹,运动方向由向上运动变为向下运动(动量的方向由向上变为向下);由于催化剂颗粒的动量大于气体和液体(催化剂颗粒的密度大于气体和液体的密度),碰撞过程中,除了机械能量的损失,获得的反弹的动量也较大,促使催化剂颗粒沿反应器器壁下降运动。在“惯性分离”后,脱除了大部分的气体和部分的催化剂颗粒的三相混合物进入描述的液固旋流分离器15,实施旋流分离。旋流分离分离过程中的分离得到的催化剂颗粒经过锥段17的浓缩,由降液管19的排出,返回反应器的“反应主体空间”;旋流分离得到的澄清液体由溢流管17经过液相引出管22排出反应器。

[0056] 本发明另一种优选的生物质热解液沸腾床反应器,如图4所示,可以采用承压壳体1为上部直径为下部直径的1~2倍的上部扩径的圆筒形容器。

[0057] 以美国专利US 25,770为技术源的沸腾床加氢反应器技术,一般需要通过控制反应器中的循环油流速,实现对反应器内催化剂床层的膨胀高度的控制,一般要求催化剂床

层膨胀10%~200%，为反应器顶部的颗粒重力沉降分离留出空间；本发明中的沸腾床反应器，被流化的催化剂床层的膨胀高度达到了反应器中的料面位置（即反应器中的气液两相的界面），不必控制催化剂床层膨胀高度。

[0058] 图1、图2、图3、附图4中描述的本发明一种优选的生物质热解液沸腾床反应器内部的催化剂颗粒的宏观流动特征表现为：从反应器中心底部向上运动，抵达所述“惯性挡板”，一部分催化剂颗粒沿反应器的内壁面下降抵达反应器底部，形一个尺度上接近全反应器、位置上靠近反应器边壁的催化剂颗粒在轴向方向上的大循环流动；另一部分催化剂在继续向上，抵达反应器内的液面位置高度（气液两相的交界面），而后通过旋流分离器15经降液管19返回“反应主体空间”，形成一个上至反应器料面、下至止逆锥20、位于反应器中心的催化剂颗粒在轴向方向上的大循环流动；这在传统沸腾床反应器中催化剂仅有一个沿反应器中心上升、沿反应器边壁下降的轴向方向上的大循环流动基础上，增加了一个轴向方向上的大循环流动，使得沸腾床反应器中催化剂“轴向混流”增强。同样，本发明中的生物质热解液沸腾床反应器中的液相宏观流动特征同催化剂颗粒的宏观流动特征基本一致，区别在于还存在一股液相作为液相产品引出反应器。由于催化剂颗粒和液相在反应器中的“轴向混流”的增强，使得待反应物流（包括催化剂、循环油、生物质热解液、供氢剂、液相产品、气相产品）在反应器中的浓度分布更加均匀、反应深度更加均匀、反应温度更加均匀。

[0059] 实施例1

[0060] 将图1~图3描述的本发明的生物质热解液沸腾床反应器用于5000L/h沸腾床反应器冷模装置的工艺流程示意图如图5所示。

[0061] 1、工艺流程

[0062] 自来水来自于水槽b，自来水经循环泵c增压（高于反应器内压力）后，由沸腾床反应器a的底部的混相入口进入反应器；大气中的空气经过空压机d加压后储存在储气罐e中，空气由储气罐e出口由沸腾床反应器a的底部的混相入口进入反应器。在自来水和空气的动量传递作用下，沸腾床反应器a中的催化剂颗粒达到流化状态。在沸腾床反应器中气液固三相混合物经过反应器顶部的三相分离器分离，获得的气相由沸腾床反应器的气相出口排出，获得的液相由沸腾床反应器的液相出口排出。沸腾床反应器排出的液相回流至水槽b中，气相排放到大气中。

[0063] 2、沸腾床反应器主要结构尺寸

[0064] 沸腾床反应器主要结构尺寸见表1，相关尺寸示意及附图标记见图3。

[0065] 表1 5000L/h沸腾床反应器冷模装置结构尺寸

符号	物理意义	单位	数值	备注
D_c	反应器承压壳体 1 直径	m	0.65	内径
D_{h0}	反应器承压壳体气相产品出口 8 直径	m	0.09 D_c	内径
D_{l0}	反应器承压壳体液相产品出口 9 直径	m	0.08 D_c	内径
D_1	旋流分离器的溢流管 20 直径	m	0.5 D_c	内径
D_2	旋流分离器的柱段 16 直径	m	0.8 D_c	外径
D_3	旋流分离器的升气管 23 直径	m	0.03 D_c	外径
D_4	旋流分离器的降液管 19 直径	m	0.15 D_c	外径
H_1	旋流分离器的柱段 16 上端面距离 反应器承压壳体上切线的距离	m	0.1 H_c	
H_2	旋流分离器的溢流管 20 高度	m	0.12 H_c	
H_3	旋流分离器的柱段 16 高度	m	0.11 H_c	
H_4	旋流分离器的升气管 23 高度	m	0.025 H_c	
H_5	旋流分离器的降液管 19 高度	m	0.05 H_c	
α	旋流分离器的集气罩 22 锥角	°	45	
β	旋流分离器的旋流叶片 18 倾角	°	45	

[0068] 3、实施效果

[0069] 5000L/h沸腾床加氢冷模装置的试验过程采用了自来水和空气进行了试验,试验结果如附表2。从试验结果看,催化剂达到均匀流化,连续运行20小时未出现故障,0.5mm催化剂带出量控制小于2.5 $\mu\text{g/g}$ 。

[0070] 表2 5000L/h沸腾床加氢冷模装置试验结果

项目	操作工况一	操作工况二
液相	自来水	自来水
反应温度, °C	22	22
压力, Mpa	0.05	0.05
气液比, v/v	700	500
催化剂粒径, μm	250	250
催化剂装量, L	170	150
流化状态	全混流	全混流
催化剂带出量, $\mu\text{g/g}$	2.5	2

[0072] 实施例2

[0073] 将图1~图3描述的本发明的生物质热解液沸腾床反应器用于200L/h秸秆热解液加氢脱氧装置的工艺流程示意图如图6所示。

[0074] 1、工艺流程

[0075] 原料和供氢剂由沸腾床反应器a的侧面的同轴进料喷嘴进入反应器,其中原料为秸秆热解液。原料和供氢剂的进料温度的控制范围为室温~45℃,一般控制供氢剂和原料的质量比为0.25~2:1。所述的供氢剂可以来自于原料的沸腾床加氢脱氧产品经过分馏得到的柴油或者蜡油馏分油,或者是装置外的高芳烃含量的柴油或者蜡油馏分油。循环油来自于冷高压分离器g的油相出口g-1,循环油经循环泵c增压至8~20Mpa(高于反应器内压力)后,同氢气(包括来自循环氢压缩机的循环氢和来自制氢装置的新氢)混合;循环油和氢气的混合物经加热炉b加热至200~450℃后,由沸腾床反应器a的底部的混相入口进入反应器。在循环油和氢气的动量传递作用下,沸腾床反应器a中的催化剂颗粒达到流化状态。原料在沸腾床反应器中发生催化加氢脱氧反应,原料中的氧原子以水(H₂O)和二氧化碳(CO₂)形式脱除,获得以烷烃、芳烃为主要组分的油品。在沸腾床反应器中完成加氢脱氧反应后的气液固三相混合物经过反应器顶部的三相分离器分离,获得的气相产品包括反应器剩余氢气、反应产生的二氧化碳、水蒸气、轻烃等组分由沸腾床反应器的气相出口排出,获得的液相产品包括溶解氢气的烷烃和芳烃组分由沸腾床反应器的液相出口排出。沸腾床反应器排出的气相产品经过高压空冷器f冷却至40~50℃后,进入冷高压分离器g进行脱液,获得不含液滴的冷高分气;冷高分气经过膜分离器i的分离提纯,获得氢气纯度较高的循环氢气,循环氢气经过空压机j加压后与新氢混合。冷高压分离器g底部分离获得油相和水相,水相排出装置,油相的一部分作为循环油返回反应器,油相的另一部分去往冷低压分离器h。沸腾床反应器排出的液相产品经过热高压分离器d闪蒸脱气,获得的热高分气同沸腾床反应器排出的气相产品混合后去往高压空冷器f;获得热高分油去往热低压分离器e。经热低压分离器e分离,获得的热低分气去往冷低压分离器h,获得的热低压油去往分馏装置。在冷低压分离器h中,分离获得的冷低分气去往火炬或则作为燃料气使用,获得的冷低压油去往分馏装置。

[0076] 2、沸腾床反应器主要结构尺寸

[0077] 沸腾床反应器主要结构尺寸见表3,相关尺寸示意及附图标记见图3。

[0078] 表3 200L/h秸秆热解液加氢脱氧装置沸腾床反应器结构尺寸

符号	物理意义	单位	数值	备注
D_c	反应器承压壳体 1 直径	m	0.16	内径
D_{h0}	反应器承压壳体气相产品出口 8 直径	m	$0.09 D_c$	内径
D_{l0}	反应器承压壳体液相产品出口 9 直径	m	$0.08 D_c$	内径
D_1	旋流分离器的溢流管 20 直径	m	$0.5 D_c$	内径
D_2	旋流分离器的柱段 16 直径	m	$0.8 D_c$	外径
[0079] D_3	旋流分离器的升气管 23 直径	m	$0.03 D_c$	外径
D_4	旋流分离器的降液管 19 直径	m	$0.15 D_c$	外径
H_1	旋流分离器的柱段 16 上端面距离 反应器承压壳体上切线的距离	m	$0.1H_c$	
H_2	旋流分离器的溢流管 20 高度	m	$0.12H_c$	
H_3	旋流分离器的柱段 16 高度	m	$0.11H_c$	
H_4	旋流分离器的升气管 23 高度	m	$0.025H_c$	
H_5	旋流分离器的降液管 19 高度	m	$0.05 H_c$	
[0080] α	旋流分离器的集气罩 22 锥角	°	45	
β	旋流分离器的旋流叶片 18 倾角	°	45	

[0081] 3、实施效果

[0082] 200L/h 秸秆热解液加氢脱氧装置的试验过程采用了秸秆质热解液进行了试验, 试验结果如附表 4。从试验结果看, 催化剂达到均匀流化, 连续运行 2000 小时未出现反应器结焦, 0.5mm 催化剂带出量控制小于 $2.5\mu\text{g/g}$ 。

[0083] 表 4 200L/h 秸秆热解液加氢脱氧装置试验结果

项目	操作工况一
原料	秸秆热解液
反应温度, °C	380
压力, Mpa	13.5
[0084] 氢油比, v/v	700
催化剂粒径, μm	250
催化剂装量, L	170
流化状态	全混流
催化剂带出量, $\mu\text{g/g}$	2.5

[0085] 实施例3

[0086] 将图1~图3描述的本发明的生物质热解液沸腾床反应器用于100L/h木屑热解液加氢脱氧装置的工艺流程示意图如图7所示。

[0087] 1、工艺流程

[0088] 原料和供氢剂由沸腾床反应器a的侧面的同轴进料喷嘴进入反应器,其中原料为木屑热解液。原料和供氢剂的进料温度的控制范围为室温~45℃,一般控制供氢剂和原料的质量比为0.25~2:1。所述的供氢剂可以来自于原料的沸腾床加氢脱氧产品经过分馏得到的柴油或者蜡油馏分油,或者是装置外的高芳烃含量的柴油或者蜡油馏分油。循环油来自于冷高压分离器g的油相出口g-1,循环油经循环泵c增压至8~20Mpa(高于反应器内压力)后,同氢气(包括来自循环氢压缩机的循环氢和来自制氢装置的新氢)混合;循环油和氢气的混合物经加热炉b加热至200~450℃后,由沸腾床反应器a的底部的混相入口进入反应器。在循环油和氢气的动量传递作用下,沸腾床反应器a中的催化剂颗粒达到流化状态。原料在沸腾床反应器中发生催化加氢脱氧反应,原料中的氧原子以水(H₂O)和二氧化碳(CO₂)形式脱除,获得以烷烃、芳烃为主要组分的油品。在沸腾床反应器中完成加氢脱氧反应后的气液固三相混合物经过反应器顶部的三相分离器分离,获得的气相产品包括反应器剩余氢气、反应产生的二氧化碳、水蒸气、轻烃等组分由沸腾床反应器的气相出口排出,获得的液相产品包括溶解氢气的烷烃和芳烃组分由沸腾床反应器的液相出口排出。沸腾床反应器排出的气相产品经过高压空冷器f冷却至40~50℃后,进入冷高压分离器g进行脱液,获得不含液滴的冷高分气;冷高分气经过膜分离器i的分离提纯,获得氢气纯度较高的循环氢气,循环氢气经过空压机j加压后与新氢混合。冷高压分离器g底部分离获得油相和水相,水相排出装置,油相的一部分作为循环油返回反应器,油相的另一部分去往冷低压分离器h。沸腾床反应器排出的液相产品经过热高压分离器d闪蒸脱气,获得的热高分气同沸腾床反应器排出的气相产品混合后去往高压空冷器f;获得热高分油去往热低压分离器e。经热低压分离器e分离,获得的热低分气去往冷低压分离器h,获得的热低压油去往分馏装置。在冷低压分离器h中,分离获得的冷低分气去往火炬或则作为燃料气使用,获得的冷低压油去往分馏装置。

[0089] 2、沸腾床反应器主要结构尺寸

[0090] 沸腾床反应器主要结构尺寸见表5,相关尺寸示意及附图标记见图3。

[0091] 表5 100L/h木屑热解液加氢脱氧装置

符号	物理意义	单位	数值	备注
D_c	反应器承压壳体 1 直径	m	0.1	内径
D_{h0}	反应器承压壳体气相产品出口 8 直径	m	$0.08 D_c$	内径
D_{l0}	反应器承压壳体液相产品 7 出口直径	m	$0.08 D_c$	内径
D_1	旋流分离器的溢流管 20 直径	m	$0.55 D_c$	内径
D_2	旋流分离器的柱段 16 直径	m	$0.75 D_c$	外径
D_3	旋流分离器的升气管 23 直径	m	$0.04 D_c$	外径
D_4	旋流分离器的降液管 19 直径	m	$0.15 D_c$	外径
H_1	旋流分离器的柱段 16 上端面距离 反应器承压壳体上切线的距离	m	$0.1H_c$	
H_2	旋流分离器的溢流管 20 高度	m	$0.14H_c$	
H_3	旋流分离器的柱段 16 高度	m	$0.12H_c$	
H_4	旋流分离器的升气管 23 高度	m	$0.04H_c$	
H_5	旋流分离器的降液管 19 高度	m	$0.05 H_c$	
α	旋流分离器的集气罩 22 锥角	°	60	
β	旋流分离器的旋流叶片 18 倾角	°	60	

[0094] 3、实施效果

[0095] 100L/h木屑热解液加氢脱氧装置的试验过程采用了木屑热解液进行了试验,试验结果如表6。从试验结果看,催化剂达到均匀流化,连续运行2500小时未出现反应器结焦,0.6mm催化剂带出量控制小于 $1.5\mu\text{g/g}$ 。

[0096] 表6 100L/h木屑热解液加氢脱氧装置试验结果

项目	操作工况一
原料	木屑热解液
反应温度, °C	395
压力, Mpa	12.5
氢油比, v/v	800
催化剂粒径, μm	450
催化剂装量, L	75
流化状态	全混流
催化剂带出量, $\mu\text{g/g}$	1.5

[0098] 在本发明题记的所有文献都在本申请中引用作为参考,就如同每一篇文献被单独引用作为参考那样。此外应理解,在阅读了本发明的上述讲授内容之后,本领域技术人员可以对本发明作各种改动或修改,这些等价形式同样落于本申请所附权利要求书所限定的范围。

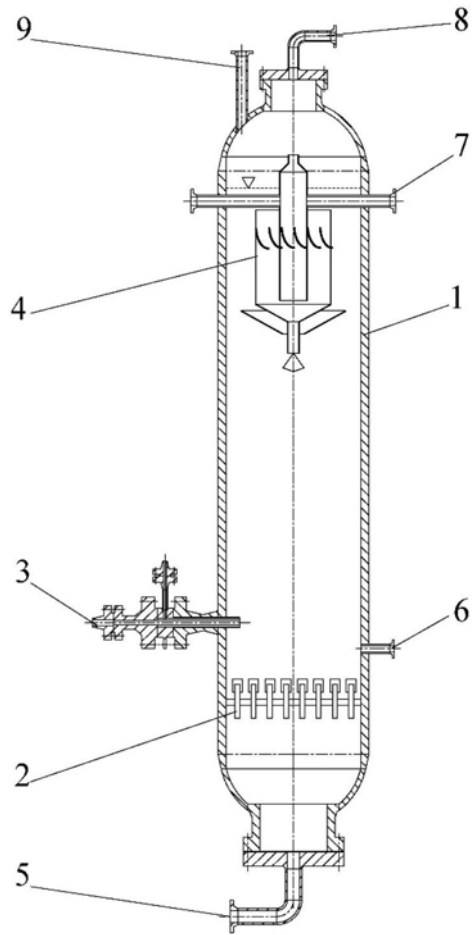


图1

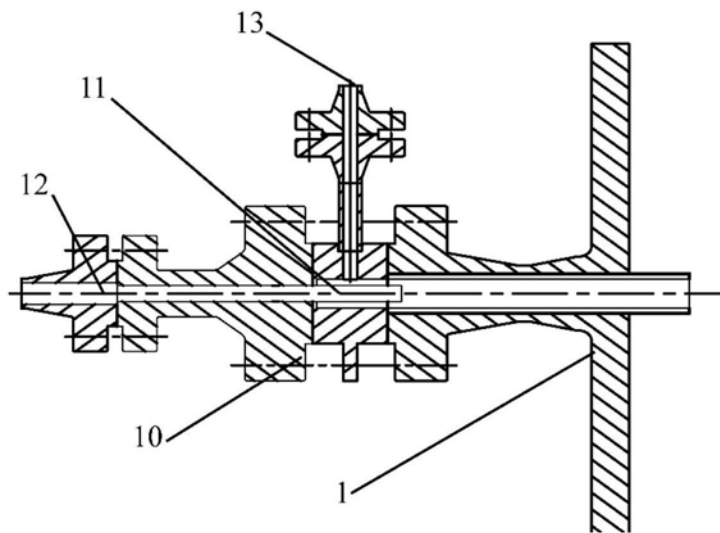


图2

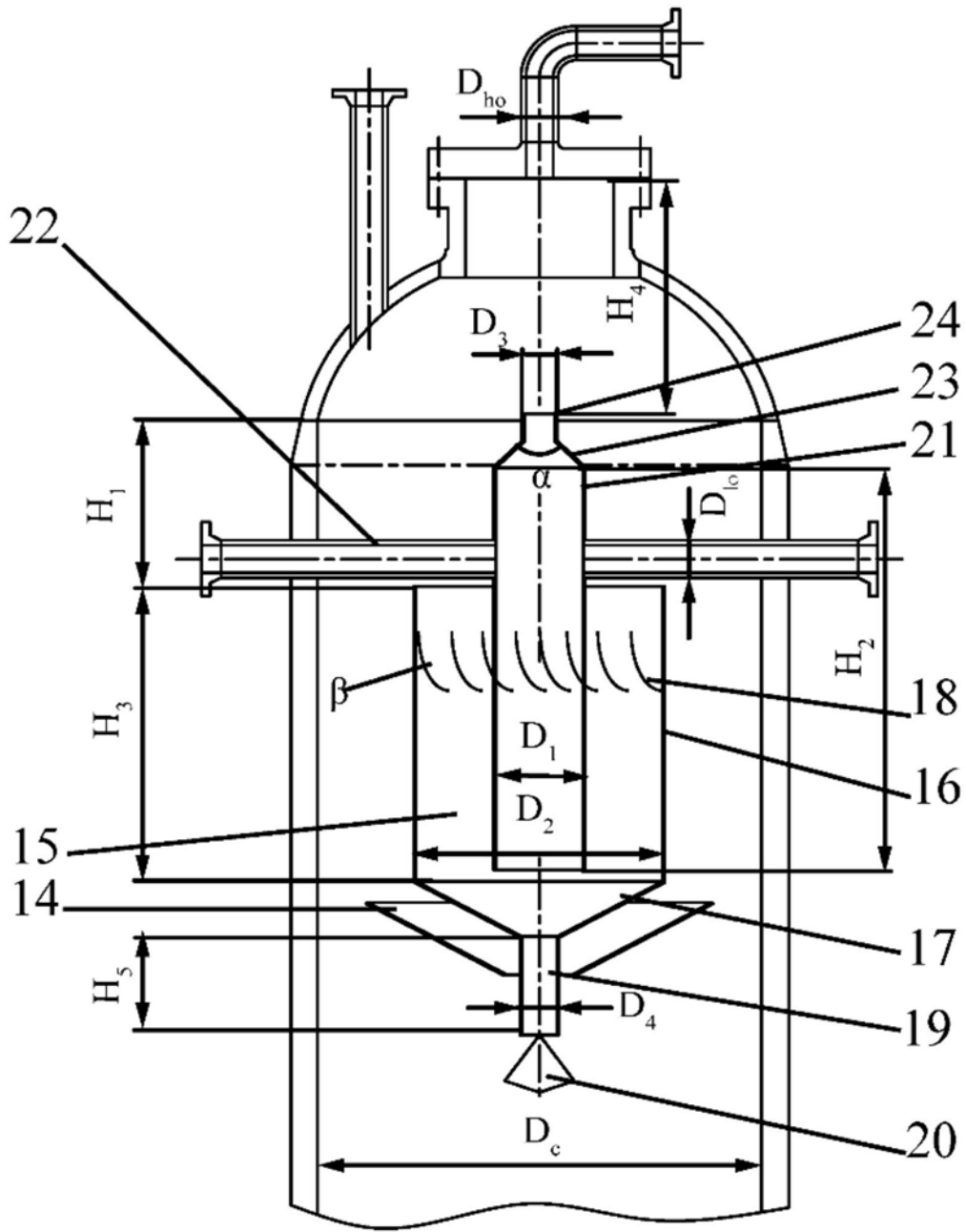


图3

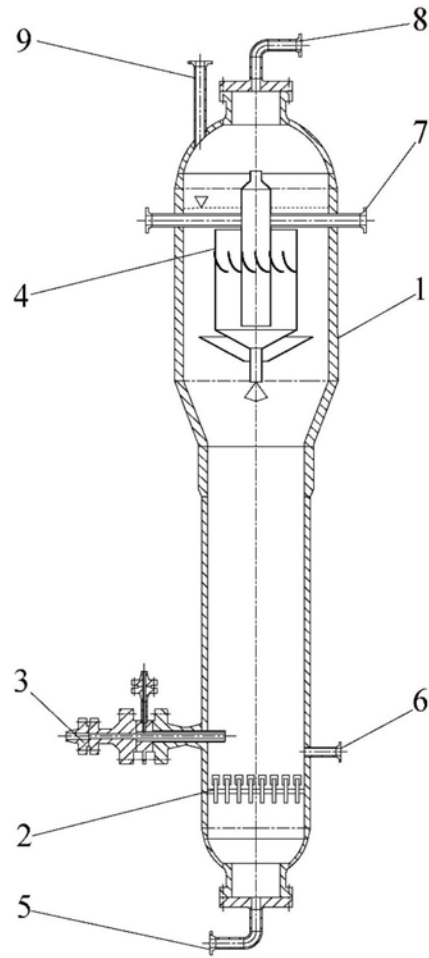


图4

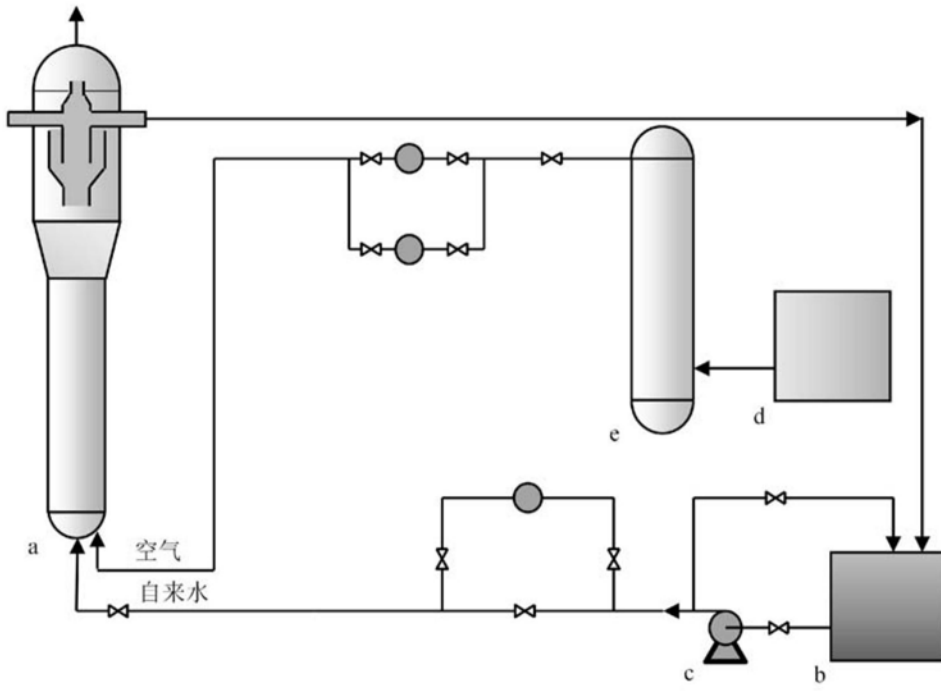


图5

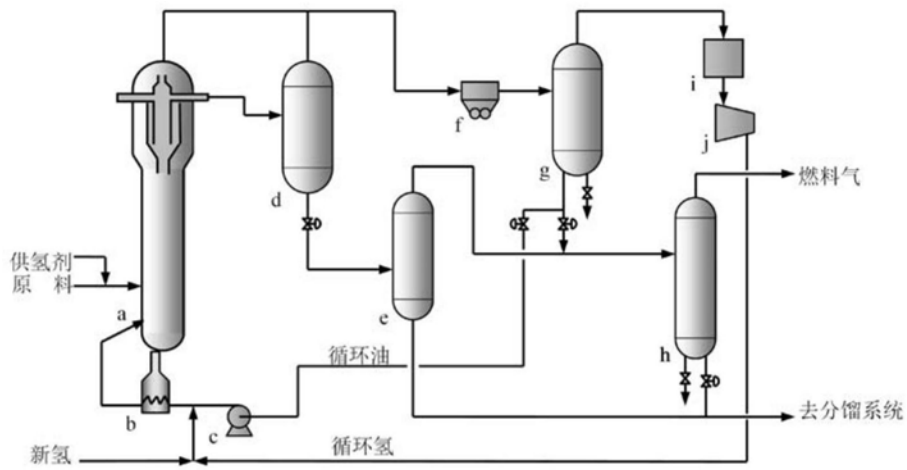


图6

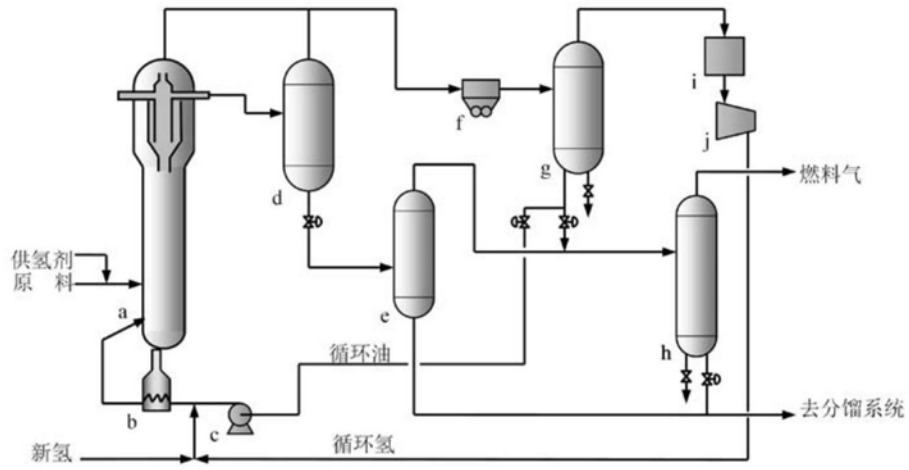


图7