



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101773808 B

(45) 授权公告日 2012. 11. 07

(21) 申请号 200710181403. 0

CN 2093693 U, 1992. 01. 22, 说明书第 4 页第

(22) 申请日 2007. 10. 19

14 行 - 第 5 页第 9 行及图 1.

(73) 专利权人 杭州林达化工技术工程有限公司
地址 310012 浙江省杭州市文二路 391 号西
湖国际科技大厦 A 座 2008

审查员 冯吉

(72) 发明人 楼韧 楼寿林

(51) Int. Cl.

B01J 8/04 (2006. 01)

(56) 对比文件

US 20020088613 A1, 2002. 07. 11, 说明书第
0026-0050 段及图 1-4.

JP 特开 2004-920 A, 2004. 01. 08, 说明书第
0009-0028 段及图 1-2.

CN 201168595 Y, 2008. 12. 24, 权利要求书第
1-4, 7-9 项.

CN 2845904 Y, 2006. 12. 13, 说明书第 4 页最
后 1 段 - 第 5 页第 1 段及图 1, 2.

CN 2235316 Y, 1996. 09. 18, 说明书第 3 页第
1 段及图 1-7.

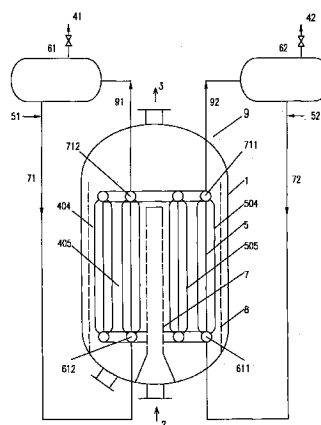
权利要求书 2 页 说明书 7 页 附图 6 页

(54) 发明名称

一种组合反应设备

(57) 摘要

一种组合反应设备, 主要由带封头的圆筒形壳体 1, 壳体 1 上的反应气进口 2 和反应气出口 3, 催化剂层 4、多孔气体分布器 7 和多孔集气板 8, 催化剂层 4 中冷却介质移热的换热管 5 组成的反应设备 9, 装有蒸汽压力调节阀 41、42 的汽包 61、62, 使反应中换热按反应热移出的大小需要设计, 用于合成甲醇、二甲醚、甲烷化、F-T 反应、H₂S 氧化等强放热反应过程, 具有缩小温差, 提高反应效率, 提高产量, 节能降耗, 实现大型化目的。



1. 一种组合反应设备,主要由带封头的圆筒形壳体(1),壳体(1)上的进气口(2)和出气口(3),催化剂层,多孔气体分布器(7)和多孔集气板(8),催化剂层中冷却介质移热的换热管(5)组成的反应设备(9),装有第二蒸汽压力调节阀(41)的第二汽包(61)、装有第一蒸汽压力调节阀(42)的第一汽包(62),其特征是催化剂层依反应气流动方向顺序划分为前后多个催化反应块区,其中至少有二个块区中由换热管组构成各自的换热反应块区:第一换热管组(501)构成第一催化反应块区(401),第二换热管组(502)构成第二催化反应块区(402),各换热管组由反应设备冷却介质的进出口管与各自可独立调节汽化压力的汽包连结,构成不同汽化压力和温度冷却介质循环回路:第一换热管组(501)由第一出口管(301)、第一进口管(302)与第一汽包(62)连结,第二换热管组(502)由第二出口管(303)、第二进口管(304)与第二汽包(61)连结;反应气依次在催化反应块区以不同的换热速度反应。

2. 根据权利要求1所述的组合反应设备,其特征是第二汽包(61)经第二总水管(71)和第二水泵(81),以及带阀门的第一进水管(102)、第二进水管(104)、第三进水管(106)分别与反应设备(9)内第一换热管组(501)的第一进口管(302)、第二换热管组(502)的第二进口管(304)、第三换热管组(503)的第三进口管(306)连结,第一换热管组(501)的第一出口管(301)、第二换热管组(502)的第二出口管(303)、第三换热管组(503)的第三出口管(305)分别经带阀门的第一汽水管(101)、第二汽水管(103)、第三汽水管(105)与进第二汽包(61)的第二汽水总管(91)连通,连结第二汽包(61)管线上每对带阀门的管线:第一汽水管(101)和第一进水管(102)、第二汽水管(103)和第二进水管(104)、第三汽水管(105)和第三进水管(106)上的开关可控制进组合反应设备各组水管流量大小或停流,第一汽包(62)经第一总水管(72)和第一水泵(82),以及带阀门的第四进水管(202)、第五进水管(204)、第六进水管(206)分别与反应设备(9)内的第一换热管组(501)的第一进口管(302)、第二换热管组(502)的第二进口管(304)、第三换热管组(503)的第三进口管(306)连结,第一换热管组(501)的第一出口管(301)、第二换热管组(502)的第二出口管(303)、第三换热管组(503)的第三出口管(305)分别经带阀门的第四汽水管(201)、第五汽水管(203)、第六汽水管(205)与第一汽包(62)的第一汽水总管(92)连通,连结第一汽包(62)管线上每对带阀门的管线:第四汽水管(201)和第四进水管(202)、第五汽水管(203)和第五进水管(204)、第六汽水管(205)和第六进水管(206)上的开关可控制进组合反应设备各组水管流量大小或停流,每组换热管最多只与一只汽包连接的一对进出口管的阀门开通。

3. 根据权利要求1或2所述的组合反应设备,其特征是反应器壳体(1)和多组换热管组是横向放置,换热介质在管内横向流动,换热管组外催化剂层二个端面分别装有第一隔板(10)和第二隔板(11),由壳体(1)、催化剂层二端的第一隔板(10)和第二隔板(11)、催化剂层顶部的多孔气体分布器(7)和催化剂层底部的多孔集气板(8)组成反应气的换热反应区,气体在催化剂层中由上至下流动进行反应,并与多组换热管组内横向流动的换热介质进行换热。

4. 根据权利要求1所述的组合反应设备,其特征是第一换热管组(501)一端设有第一联箱(601)连结第一出口管(301)、第二联箱(602)连结第一进口管(302),另一端设有用第一连通管(801)连结的第一相邻联箱(701)和第二相邻联箱(702);第二换热管组(502)一端设有第三联箱(603)连结第二出口管(303)、第四联箱(604)连结第二进口管(304),

另一端设有用第二连通管(802)连结的第三相邻联箱(703)和第四相邻联箱(704);第三换热管组(503)一端设有第五联箱(605)连结第三出口管(305)、第六联箱(606)连结第三进口管(306),另一端设有用第三连通管(803)连结的第五相邻联箱(705)和第六相邻联箱(706),构成多对反向流动换热管组。

5. 根据权利要求1所述的组合反应设备,其特征是第一换热管组(501)、第二换热管组(502)由U形管组成,第一换热管组(501)的U形管开口两端与第一联箱(601)、第二联箱(602)连通,第一联箱(601)、第二联箱(602)分别用第一出口管(301)和第一进口管(302)连接第二汽包(62),第二换热管组(502)包括二组U形管,其中一组U形管的开口两端与第三联箱(603)、第四联箱(604)连通,另一组U形管开口两端与第五联箱(605)、第六联箱(606)连通,第四联箱(604)进口和相邻的第五联箱(605)出口用管(800)连通串连,使包含二组U形管的第二换热管组(502)构成一个换热反应区块(402),第六联箱(606)、第三联箱(603)分别用第二进口管(304)和第二出口管(303)连结第一汽包(61)。

6. 根据权利要求1或2所述的组合反应设备,其特征是反应器壳体(1)和多组换热管组是竖向放置,换热介质在管内上下流动,换热管组外催化剂层上下分别装有第一隔板(10)和第二隔板(11),由壳体(1)、催化剂层上下的第一隔板(10)和第二隔板(11)、催化剂层一端的多孔气体分布器(7)和另一端的多孔集气板(8)组成反应气的换热反应区,气体在催化剂层中横向流动进行反应,并与多组换热管组内垂直流动的换热介质进行换热。

7. 根据权利要求1所述的组合反应设备,其特征是反应器壳体(1)和换热管(5)是立式放置的水管式径向塔,外层换热管组和内层换热管组分别由同心套装的连接下部的分外流环管(611)、内分流环管(612)和上部的内集流环管(711)、内集流环管(712)间的的多组换热管组组成,在壳体(1)内的多孔集气板(8)和中间的多孔气体分布器(7)间的换热管组外装满外催化剂层(404)和内催化剂层(405),由第一总水管(72)连结外层换热管组下部的分外流环管(611)和第一汽包(62),第一汽水总管(92)连结外层换热管组上部的内集流环管(711)和第一汽包(62),构成外层换热管组的循环回路,由第二总水管(71)连结内层换热管组下部的内分流环管(612)和第二汽包(61),第二汽水总管(91)连结内层换热管组上部的内集流环管(712)和第二汽包(61),构成内层换热管组的循环回路,气体从反应设备(9)的进气口(2)进入后,经多孔气体分布器(7),在换热管组外的外催化剂层(404)、内催化剂层(405)中由内向外方向流动反应和换热,再经多孔集气板(8)由出气口(3)出反应器,或将出气口(3)改为进气口,进气口(2)改为出气口,气体在换热管组外的外催化剂层(404)、内催化剂层(405)中由外向内流动反应和换热。

8. 根据权利要求1所述的组合反应设备,其特征是反应器为立式轴向塔,壳体(1)立式放置,壳体(1)内催化剂层由上到下划分为多个催化反应区块,其中至少有二个区块中各有管内有换热介质的由列管或螺旋管组成的换热管组,各组换热管组各自有进水管和汽水管与有不同汽化压力的汽包相连。

9. 根据权利要求1所述的组合反应设备,其特征是该设备应用于合成甲醇,低碳混合醇,合成二甲醚,费托反应制液态烃和甲烷,乙烯氧化制环氧乙烷,丙烯氨氧化制丙烯腈,乙烯气相氧乙酰化合成醋酸乙烯,芳烃邻二甲苯氧化制邻苯二甲酸酐,H₂S氧化制硫磺这些强放热反应过程。

一种组合反应设备

技术领域

[0001] 本发明是一种催化反应设备,用于流体催化反应和传热过程,属化学工程领域,特别适用于合成甲醇、二甲醚、甲烷化、F-T 反应、 H_2S 氧化等强放热反应过程。

背景技术

[0002] 对于如甲醇合成、合成气制二甲醚、甲烷化、F-T 反应、 H_2S 氧化等一些强放热反应,为了提高反应效率,需要在反应同时移出反应热,例如 Lurgi 管壳式甲醇塔用壳程水移走反应管中的反应热,若以 Q_R 表示反应热, Q_E 表示向冷却剂传出热,当 $Q_R = Q_E$ 时即可等温反应,传出热大小可表示为 $Q_E = KF \Delta T$,式中 K 是传热系数, F 是传热面积, ΔT 是反应气和冷却剂之间的传热温差。现有的催化反应器设计理论(见朱炳辰编,催化反应工程,中国石化出版社,2000年2月,8218~8219)提出:“载热体与催化床的温差宜小,但又必须移走反应过程中释放的大量热量,这就要求有大的传热面积和大的传热系数”,“管外冷却剂如为加压水气化或熔盐,则可不计入冷却剂的温度变化”,即在管壳式反应器设计中,在催化剂全床层换热中冷却剂温度不变。但用增加传热面积 F 受到结构的限制,管壳式比冷面即一立方米催化剂换热面积已高达 120 多平方米,难以再提高。因此采用提高进塔气量和气体线速度,以便及时把反应热带出塔外防止“超温”和“飞温”,为此需采用高达 5~10 倍多于原料气的循环气(即循环比)来降低进合成塔气体中有效气,否则快速反应速度产生的强反应热会使催化剂过热失活,但高的循环比需要增加相应的甲醇合成圈的设备和管道投资,并增加动力和能耗。计算表明用煤为原料使用 Shell 粉煤气化或 Texaco 水煤浆气化制得的合成气,采用低循环比时出合成塔的甲醇含量可达 50% 多,而现有典型的甲醇合成出塔甲醇含量只有 5% 左右,仅为上述的十分之一,文献表明“如采用 Lurgi 法循环比为 5,出塔甲醇含量 5~6%;采用 ICI 法循环比为 10,出塔甲醇含量 3~4%”(宋维端等编著,甲醇工学,化学工业出版社,1991.1,8178),高循环比增加了工业装置大型化的难度和投资。

[0003] 本发明的任务是克服上述现有技术的缺点,提供实现低循环比,在高浓度原料气、高反应速度下高效节能反应设备。以下说明中从反应器的进口到出口气体反应过程前后中统称为反应气。

发明内容

[0004] 由于催化反应在催化剂上并不按前后相等速度进行,一般反应器前部离平衡远,反应速度快,放出反应热也多,后部随反应接近平衡,反应速度减慢,放出反应热也少,而如前所述现有的管壳式水冷反应器,冷却剂的温度前后一样,这样如果降低冷却剂温度,加大传热温差 ΔT ,达到上部或前部高反应速度和强反应热 Q_R 的移热要求,则反应器下部或后部反应热 Q_R 减小, $Q_E > Q_R$ 造成反应温度下降,使反应速度进一步减慢直到催化剂活性以下就停止反应,因此难以做到前后部反应都在最佳反应温度下进行的两全其美的办法。本发明针对这一根本矛盾,突破现有用同一温度的冷却剂,而采用反应器不同区段采用不同温度冷却剂来解决,使反应中换热按反应热移出的大小需要设计,具体可按反应气在催化剂层

中流动方向顺序划分为前后多个块区,由冷却剂通过换热管来间接换热,对于像甲醇合成反应,反应温度在 $180^{\circ}\text{C} \sim 300^{\circ}\text{C}$ 范围内,可采用加压热水作载热体,在反应器内液体汽化吸热远高于冷却介质温升吸收的显热,对于更高反应温度则需用挥发性低的矿物油、导热油或熔盐作冷却剂,把热量通过冷却循环回路带到汽包中产生蒸气回收热量。用水作冷却剂时载热体移去甲醇合成反应热同时直接副产蒸汽时,甲醇催化剂可以装在换热管内即如同 Lurgi 管壳式反应器,这时换热管为反应管,反应管外壳程为锅炉水,催化剂也可装在换热管外,这时换热管为水管即水管式反应器,水管可以是列管式、螺旋式,也可以横向水管即卧式水冷甲醇塔。一是前后不同催化剂块区采用分组换热管,每组换热管可根据需要与不同汽化压力、汽化温度的一个汽包连通,例如反应前期位于反应前部换热管中低压低温下汽化,增加传热温差 ΔT 强化传热,解决反应前部反应速度快、反应热特大的问题;位于反应后部催化反应速度和反应热减少,换热水管汽化压力和温度相应提高,减小传热温差 ΔT ,避免因后部反应热减小,移热过多,反应温度过低。二是汽包压力可以调节高低,随着催化剂使用时间的增加,催化反应向后部推进,后部反应热增加时,也可将后部催化剂中换热水管汽化压力降低或与低压汽包连结,使后期水管在低温低压下气化加大传热温差和传热速度。

[0005] 本发明提供一种组合反应设备,主要由带封头的圆筒形壳体 1,壳体 1 上的反应气进口 2 和反应气出口 3,催化剂层 4、多孔气体分布器 7 和多孔集气板 8,催化剂层 4 中冷却介质移热的换热管 5 组成的反应设备 9,装有蒸汽压力调节阀 41、42 的汽包 61、62,其特征是催化剂层 4 依反应气流动方向顺序划分为前后多个催化反应块区 401、402……,其中至少有二个块区中由换热管组 501、502 构成换热反应块区,各换热管组由反应设备冷却介质的进出口管 301、302……与各自可独立调节汽化压力的汽包 61 或 62 连结,构成不同汽化压力和温度冷却介质循环回路,反应气依次在催化反应块区以不同的换热速度反应。上述换热管组和调压汽包汽化压力可根据需要在 $0.1 \sim 15\text{MPa}$ 之间选取,二个不同催化反应区块 401、402 中,换热管组 501、502 与其相连的调压汽包 61、62 压差可在 $0.2 \sim 8\text{MPa}$ 。

[0006] 在本发明的一个较好实例中,所述设备的汽包 61 经水管 71 和水泵 81,以及带阀门的水管 102、104、106 分别与反应设备 9 内换热管组 501、502、503 的进口管 302、304、306 连结,换热管组 501、502、503 的出口管 301、303、305 经带阀门的汽水管 101、103、105 与进汽包 61 的汽水管 91 连通,连结汽包 61 管线上每对带阀门的管线 101 和 102、103 和 104、105 和 106 上的开关可控制进组合反应设备各组水管流量大小或停流,汽包 62 经水管 72 和水泵 82,以及带阀门的水管 202、204、206 分别与反应设备 9 内换热管组 501、502、503 的进口管 302、304、306 连结,换热管组 501、502、503 的出口管 301、303、305 经带阀门的汽水管 201、203、205 与汽包 62 的汽水管 92 连通,连结汽包 62 管线上每对带阀门的管线 201 和 202、203 和 204、205 和 206 上的开关可控制进组合反应设备各组水管流量大小或停流,每组换热管最多只与一只汽包连结的一对进出口管的阀门开通。

附图说明

[0007] 图 1 是配有二个汽包的换热管为 U 形管的卧式水冷反应装置示意图。

[0008] 图 2 是配有二个汽包的卧式水冷反应装置示意图。

[0009] 图 3 是配有调节阀和二个汽包的卧式水冷反应装置示意图。

- [0010] 图 4 是配有调节阀和二汽包的立式水冷反应装置示意图。
- [0011] 图 5 是并联多组换热水管的径向塔反应器示意图。
- [0012] 图 6 是并联多组换热水管的轴向反应器示意图。

具体实施方式

[0013] 下面结合附图对本发明的技术方案进行详细地说明。

[0014] 图 1 是有二个汽包的 U 形管卧式水冷组合反应设备示意图。图中由带封头的圆筒形壳体 1, 壳体 1 上的反应气进口 2 和反应气出口 3, 催化剂层 4、多孔气体分布器 7 和多孔集气板 8, 催化剂层 4 中冷却介质移热的 U 形换热管 5, 换热管 5 两端有隔板 10 和 11 组成反应设备 9, 装有蒸汽压力调节阀 41、42 的汽包 61、62, 图中催化剂层 4 依反应气流动方向顺序划分为上下二个催化反应块区 401、402, 二个块区中由换热管组 501、502 构成换热反应块区, 换热管组由 U 形管组成, U 形管开口两端与联箱 601、602……连通。换热管组 501 联箱 602 的进口管 302 与汽包 62 的水管 72 连结, 换热管组 501 联箱 601 的出口管 301 与汽包 62 的汽水管 92 连结, 构成第一个循环回路; 换热管组 502 由图中联箱 604 和 605 用连通管 800 连通串连 (也可以用二个以上串连) 成一个换热反应块区 402, 换热管组 502 联箱 606 的进口管 304 与汽包 61 的水管 71 连结, 联箱 603 出口管 303 与汽包 61 的汽水管 91 连结, 构成不同汽化温度冷却介质第二个循环回路。反应气由进口 2 进入, 经多孔分布器 7 进入隔板 10、11 和反应设备壳体 1 内, 依次在催化反应块区以不同的换热速度反应, 图中当用水作换热介质直接副产蒸汽时汽包 61、62 为调压汽包, 当反应温度和换热介质温度要求高时如 300℃ 以上, 也可以用矿物油、导热油或熔盐作换热介质, 此时汽包 61、62 是换热蒸发器, 换热介质将反应热带入汽包 61、62, 再间接换热传给蒸发器管外水产生蒸汽。上述反应器中反应气的进口 2 和出口 3 也可开在筒体二侧封头, 图中水管 71、72 上还连有加水管 51、52, 换热管 5 和底部多孔集气板 8 均有支承板支承图中不再画出。

[0015] 图 2 结构及标注和图 1 有很多相同, 不再具体说明, 与图 1 不同的一是汽包 61、62 与组合反应设备换热管组 501、502 进口管 302、304 线路上各有水泵 81、82 构成二个汽包和换热管组间的强制循环回路, 采用水泵提高循环冷却介质流量, 可提高传热效果; 二是换热管组是两端都有联箱的直管, 图中有 6 个管束, 每个管束左右两端各有一个联箱, 左端联箱与图 1 中一样分别与进出口管连结, 右端相邻联箱 701 与 702 用连通管 801 相连结, 由二个管束构成换热管组 501 与汽包 62、泵 82 和管线构成第一个循环回路, 右端相邻联箱 703 与 704、705 与 706 之间分别用连通管 802、803 连结, 连同左端联箱 604、605 用连通管 800 连结, 由四个管束构成换热管组 502 与汽包 61、泵 81 和管线构成第二个循环回路。上述换热管组 501、502 均可根据需要增加 2、4、6……个管束, 上下相邻联箱间用连通管连结。

[0016] 图 3 是带有二个调压汽包的卧式反应器组合反应设备图, 由卧式反应器 9 和汽包 61、62 连结组成, 汽包 61、62 上分别有加水管 51、52 和带蒸汽调节阀门的出汽管 41、42。反应器 9 有壳体 1, 壳体 1 上的反应气进口 2 和反应气出口 3, 壳体 1 顶部的多孔气体分布器 7 和底部的多孔集气板 8, 壳体 1 内两侧隔板 10、11 间装有催化剂层 4, 催化剂层 4 外多排横向放置的换热管组 501、502、503 组成。图中换热管组 501、502、503 左右两端分别有联箱 601、602……606 和 701、702……706, 右端上下二个联箱间分别用连通管 801、802、803 连结, 组成三组换热管组 501、502、503, 左端联箱 601、602……606 分别连结进出口管 301、

302……306,分别来自汽包 61、62 的水管 71、72 经水泵 81、82,以及带阀门的水管 102、104、106 和 202、204、206,分别与换热管组 501、502、503 的进口管 302、304、306 连结,换热管组 501、502、503 的出口管 301、303、305 分别与带阀门的汽水管 101、103、105 和 201、203、205 连结,分别经汽水管 91 或 92 连结汽包 61 或 62。

[0017] 图 3 中换热管组 501、502、503 间还可串联,例如换热管组 502 的出口管 303 和换热管组 501 的进口管 302 之间用带阀门的连通管 21 连结,开通连通管 21、水管 104 或 204、汽水管 101 或 201 上的阀门,关闭汽水管 103 或 203、水管 102 或 202 上的阀门,构成二组换热管组 501、502 串连并与汽包 61 或 62 构成循环回路,换热管组 503 的出口管 305 和换热管组 502 的进口管 304 之间用带阀门的连通管 22 连结,开通连通管 22、水管 106 或 206、汽水管 103 或 203 上的阀门,关闭汽水管 105 或 205、水管 104 或 204 上的阀门,构成二组换热管组 502、503 串连并与汽包 61 或 62 构成循环回路。用图中连通管 21、22 的阀门,连结汽包 61 的水管 106 和汽水管 101 上的阀门,或者连结汽包 62 的水管 206 和汽水管 201 上的阀门,还可将三组换热管组串联,如果将图中连结换热管组 501、502、503 进出口管的连通管 21、22 的阀门均打开,而将连结进出口管与汽包 61、62 的进水管 102、104、202、204 和汽水管 103、105、203、205 上的阀门关闭,就成为三个换热管组串连循环回路,当催化剂层前后部温差不大时可用此串联。在上述由二组或三组串连的换热管组,或二组同时联通到一个汽包的换热管组,除靠近进水管口部分外,换热管中冷却介质汽化温度基本相同,用串连提高流速,有利提高传热系数。

[0018] 图 4 是配有二个汽包的立式水冷反应装置示意图,因图 4 结构及标注和图 3 有很多相同,不再具体说明,不同的是图 3 是卧式塔,图 4 是立式塔,图中反应器壳体 1 和多组换热管组 501、502、503 是竖向放置,换热介质在管内上下流动,换热管组外催化剂层 4 上下分别装有隔板 10 和隔板 11,由壳体 1、催化剂层 4 上下二块隔板 10 和隔板 11、催化剂层 4 一端多孔气体分布器 7 和另一端多孔集气板 8 组成反应气的换热反应区,气体在催化剂层 401、402、403 中横向流动进行反应,并与多组换热管组 501、502、503 内垂直流动的换热介质进行换热,图 4 中换热管组底部用支承板支承在壳体底部封头上不再画出,底部封头和换热管组之间可用装填陶球。

[0019] 上述图 1 至图 4 中换热管组 501、502、503 的管排数可根据需要增加,增加管排上下相邻管箱用连通管连结。

[0020] 图 5 是并联多组换热水管的径向塔反应器示意图,图中反应器壳体 1 和换热管 5 是立式放置的水管式径向塔,外层换热管组 504 和内层换热管组 505 分别由同心套装的连接下部分流环管 611、612 和上部集流环管 711、712 间的多组换热管组成,在壳体 1 内的多孔集气板 8 和中间的多孔气体分布器 7 间的换热管组 504、505 外装满催化剂层 404、405,由水管 72 连结外层换热管组 504 的下部分流管 611 和汽包 62,汽水管 92 连结外层换热管组 504 的上部集流管 711 和汽包 62,构成外层换热管组 504 的循环回路,由水管 71 连结内层换热管组 505 的下部分流管 612 和汽包 61,汽水管 91 连结内层换热管组 505 的上部集流管 712 和汽包 61,构成内层换热管组 505 的循环回路,气体从反应器 9 的进气口 2 进入后,经多孔气体分布器 7,在换热管组 504、505 外的催化剂层 404、405 中由内向外方向流动反应和换热,再经多孔集气板 8 由出气口 3 出反应器,或将出气口 3 改为进气口,进气口 2 改为出气口,气体在换热管组 504、505 外催化剂层 404、405 中由外向内流动反应和换热,换热管

组同样用支承板支承在壳体底部封头上不再画出。换热管组 504、505 可以分别有同一连接到汽包进出水管的由多个带分流环管、集流环管的换热管组同心套装组成。

[0021] 图 6 是并联多组换热水管的轴向反应器示意图,图中反应器壳体 1 为立式轴向塔,壳体 1 立式放置,壳体 1 内催化剂层 4 由上到下划分为多个催化反应块区 401、402,其中至少有二个块区中各有管内有换热介质的由列管或螺旋管组成的换热管组 501、502,各组换热管组 501、502 各自有进水管和汽水管与有不同汽化压力的汽包 61 或 62 相连。

[0022] 实施例 1:本发明组合反应设备用于甲醇合成反应,用水作冷却介质,采用图 3 所示反应设备 9 和汽包 61、62 连结。图 3 中以实心阀门表示阀门关,空心阀门表示阀门开。汽包 62 连通换热管组 501 可在 0.5 ~ 3MPa 低压下汽化,汽包 61 连通换热管组 502、503 可在 1 ~ 6MPa 压力下汽化。反应气在催化剂层 4 中自上而下反应,上部反应速度大、反应热大,可在 230 ~ 280℃ 上下反应,换热管组 501 内外有数十度传热温差,换热管组 502、503 外催化剂层反应热小,可在 220 ~ 270℃ 上下反应,换热管组 502、503 内外传热温差仅有几度。可见换热管组 501 内外传热温差为换热管组 502、503 内外传热温差的数倍,换热管组 501 达到高反应热区与强移热 QE 相配,换热管组 502、503 则是低反应热与少移热 QR 相配,达到等温反应或按所需最佳反应温度分布进行。

[0023] 反应器直径 3.6 米,装 NC307 甲醇催化剂 80M³,用 Shell 法煤制合成气与循环气汇合,压力 8.0MPa,经加热到 220℃ 进甲醇合成塔,先在上部合成催化剂层 401 催化作用下 260℃ 上下合成甲醇,该催化剂层 401 的温度可以通过换热管组 501 连通汽包 62 汽化压力来调节控制。同样调节换热管组 502、503 连通汽包 61 汽化压力,可以使甲醇催化剂层 402、403 在 250℃ 左右温度下进行甲醇合成反应,在循环气与新鲜气比值为 0.5 时,出塔甲醇含量为 33.37%,甲醇日产 2566 吨/日,年产 85.5 万吨,数据见附表 1。

[0024] 附表 1

[0025]

名 称	原料气	循环气	出甲醇塔气	
气量 Nm ³ /h	250000	125000	225362	
成 分 %	H ₂	67.16	77.10	49.85
	CO	30.03	11.74	7.66
	CO ₂	2.10	3.07	2.99
	N ₂ +CH ₃	0.71	7.69	5.05
	H ₂ O	0	0.07	1.08
	CH ₃ OH	0	0.33	33.37

[0026] 当循环气与新鲜气比值降低到 0.3,合成压力提高到 10MPa,下部催化剂层 403 在 200 ~ 210℃ 合成甲醇时,出塔甲醇浓度提高到 50%,反应气中甲醇含量超过在合成压力和温度下的气液平衡甲醇含量,超过的甲醇从气相冷凝为液相,降低了气相中甲醇含量,促使进一步合成甲醇即在甲醇冷凝条件下进行合成甲醇,提高出塔气中甲醇总含量。

[0027] 实施例 2:用合成气制二甲醚,甲醇合成塔采用图 1 卧式水冷塔,直径 4.0 米,内装 NC307 甲醇催化剂 120M³,甲醇脱水塔制二甲醚,直径 3.0 米内装 γ -氧化铝甲醇脱水催化剂 50M³,经压缩到 9MPa 的合成气与循环气汇合,经加热到 230℃ 进甲醇合成塔,在 250℃ 左

右温度下,在甲醇催化剂层上进行甲醇合成反应。反应热被合成塔内横向水管中的水吸收而副产蒸汽,出甲醇合成塔气体中 CH_3OH 含量21%,与产品二甲醚精馏后回收甲醇汇合进入甲醇脱水反应器脱水生成二甲醚。由原料气量 $340000\text{Nm}^3/\text{h}$ 合成得到二甲醚2500吨/时,年产83万吨二甲醚,数据见附表2。

[0028] 附表2

[0029]

名称	原料气	循环气	出甲醇塔气	进甲醚塔气	出甲醚塔气	
气量 Nm^3/h	340000	340000	480390	500652	500652	
成 分 %	H_2	67.56	75.38	58.67	56.30	56.30
	CO	29.14	10.66	8.35	8.01	8.01
	CO_2	2.15	2.92	2.66	2.55	2.55
	N_2+CH_3	1.14	10.54	8.23	7.9	7.9
	H_2O	0	0.09	1.0	0.96	11.08
	CH_3OH	0	0.4	21.09	24.28	4.04
	$(\text{CH}_3)_2\text{O}$	0	0	0	0	10.12

[0030] 有益效果

[0031] 本发明与已有技术相比有显著的优点,一是对反应器不同部分催化剂层换热管组采用换热介质的不同汽化压力和气化温度,特别对反应速度快、反应热大的前面部分,采用低压低温汽化加大传热温差充分移去反应热,使催化剂不超温,而反应速度和反应热较小部分则采用较高汽化压力和温度,避免移热过多,使温度过低,从而使循环比比现有技术降低一倍多,使甲醇合成回路气量降低一半,从而大幅度减少了合成装置的设备尺寸,既大幅节省了投资,又为大型化创造了有利条件。二是降低循环比同时出甲醇塔甲醇含量达10~50%,比现有技术(即3~6%)提高数倍,从而达到循环机电耗随循环比的降低而成倍降低,吨醇回收反应热及副产蒸汽量大幅提高,而用于冷却反应气用的水冷器冷却水耗量大幅降低,因此大幅度降低能耗,达到节能降耗的显著效果。三是催化剂不同部位,温度可根据反应的要求独立自由调节,例如实现达到合成氨等反应速度最大的最佳温度线,又如根据反应前后不同时期催化剂活性衰退而反应热点后移的情况,调整上下部催化剂层换热管汽化压力、气化温度,使催化剂发挥最佳效果。四是反应气中高的甲醇含量,为生产二甲醚采用固定床反应器合成气一步法创造了条件,比现有技术高数倍甲醇含量的反应气,经甲醇脱水催化剂脱水生成的二甲醚含量高达10%以上,有利于二甲醚的分离,与上述实施例2同样年产83万吨二甲醚,采用国外浆态床二甲醚反应器,需用直径7.8米、高30米反应器。

[0032] 以上通过众多图例和实施例对本发明的主题作了充分描述,根据本发明的构思精神,本领域的普通技术人员能容易地进行各种变化并应用到甲醇合成二甲醚中。本发明组合反应设备,可以分别与二个汽包相连但不限于二个,也可以是三个以上。组合反应器汽包来的水管可以连通水泵强制循环进水,也可以不用水泵,用自然循环进水,进水管可以由阀门调节,也可以没有阀门的一组换热管对一个汽包。换热管可以是圆管也可以是扁平管

或换热板, 换热介质可以是水, 也可以是矿物油、导热油或熔盐。

[0033] 在反应气进入催化剂开始反应时, 一般温度较低, 故在换热管组前也可设置绝热段, 但此绝热段催化剂量在还原收缩后应不超过总量的十分之一, 在催化剂后部在换热反应段后也可以设置绝热段。

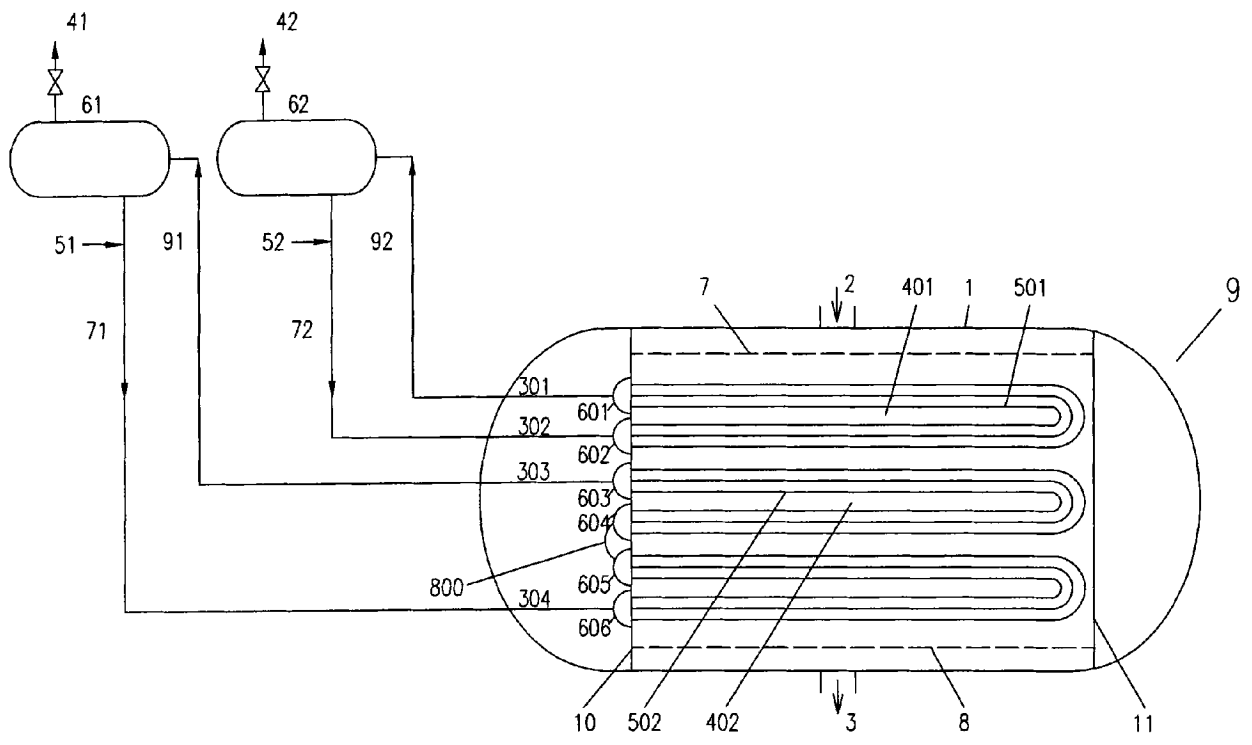


图 1

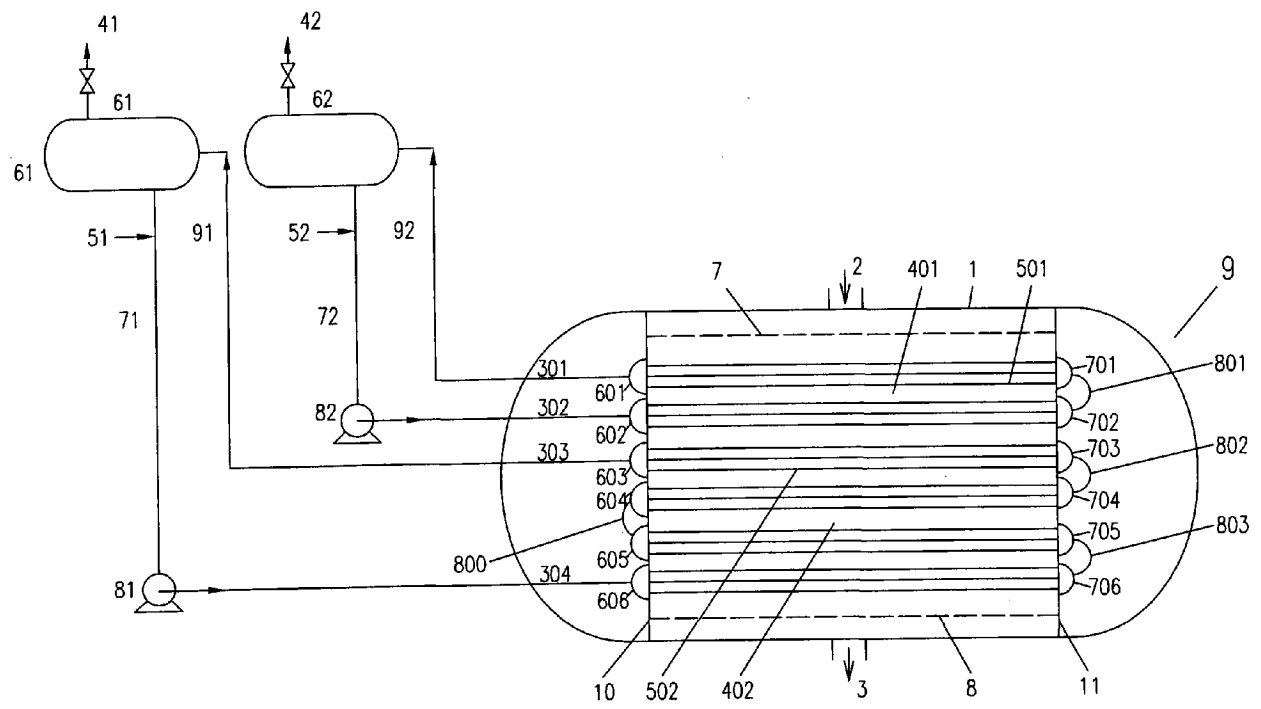


图2

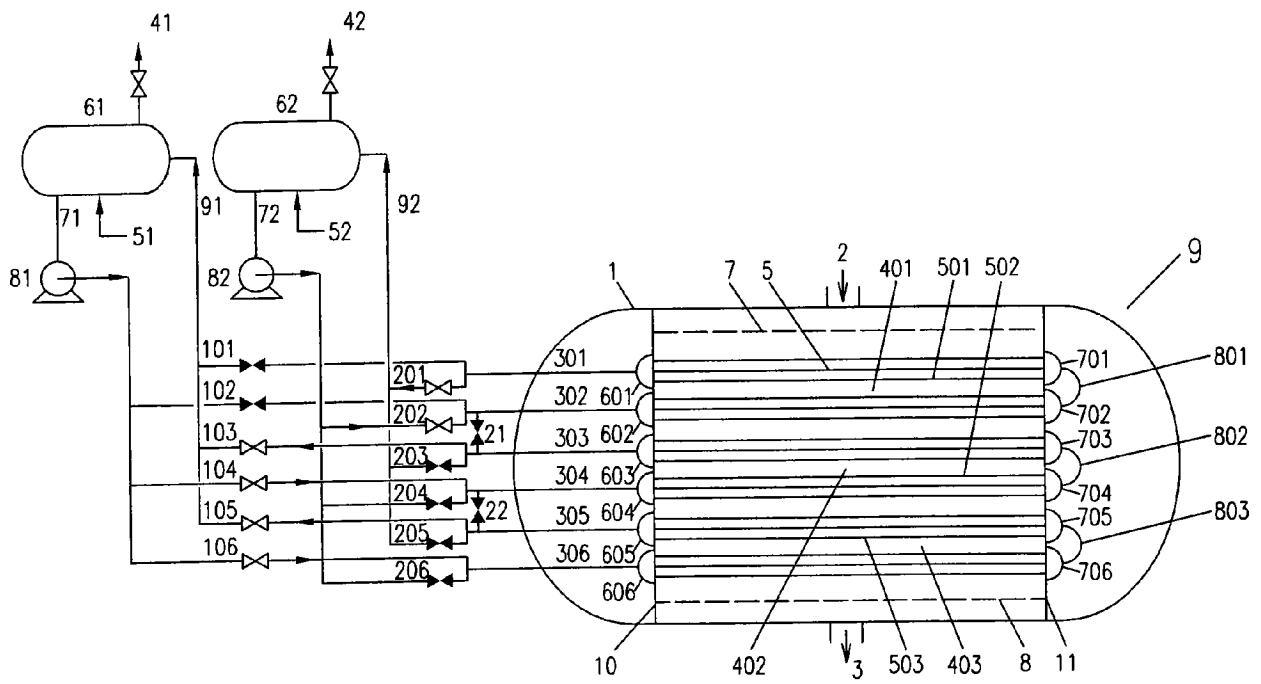


图3

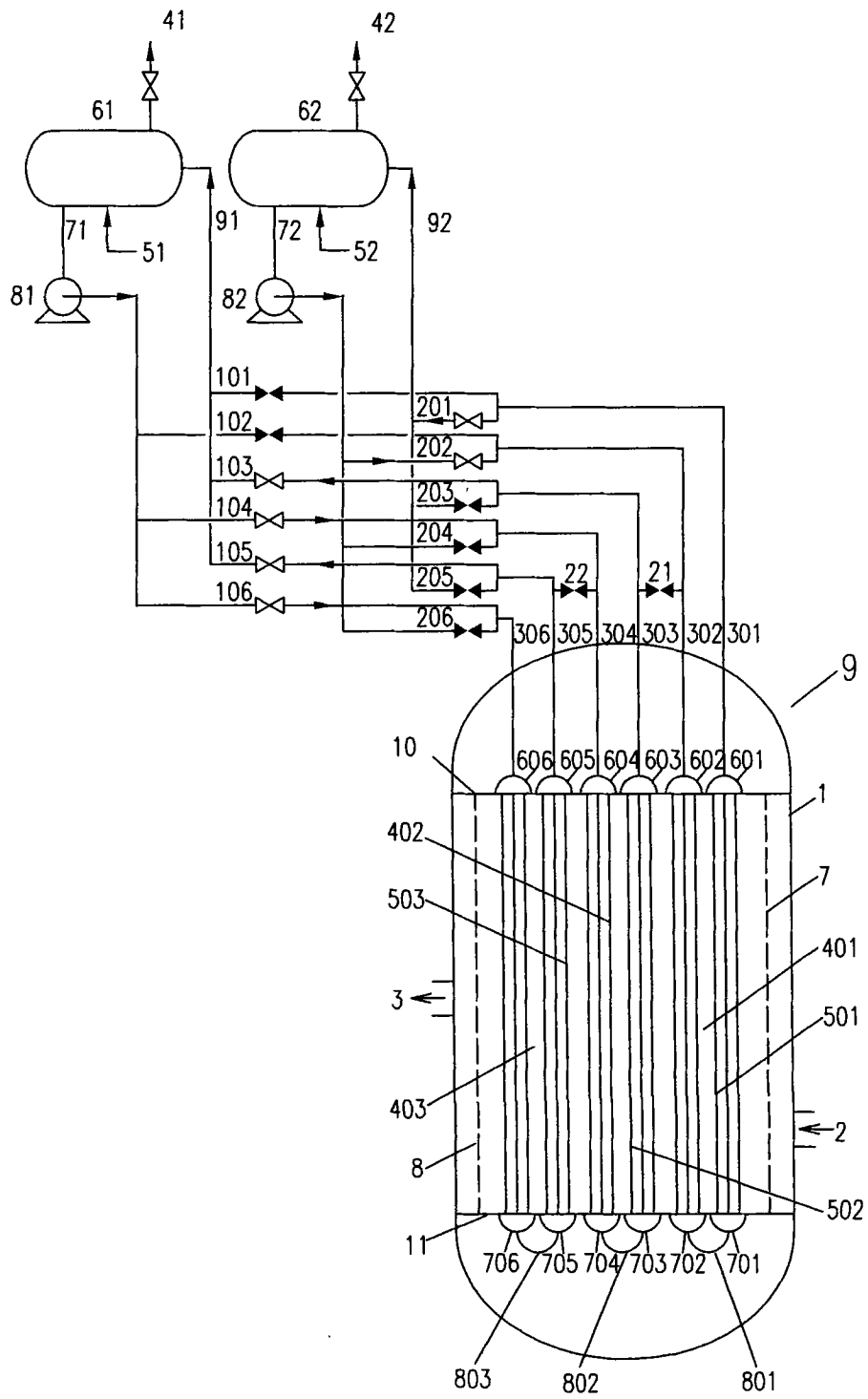


图 4

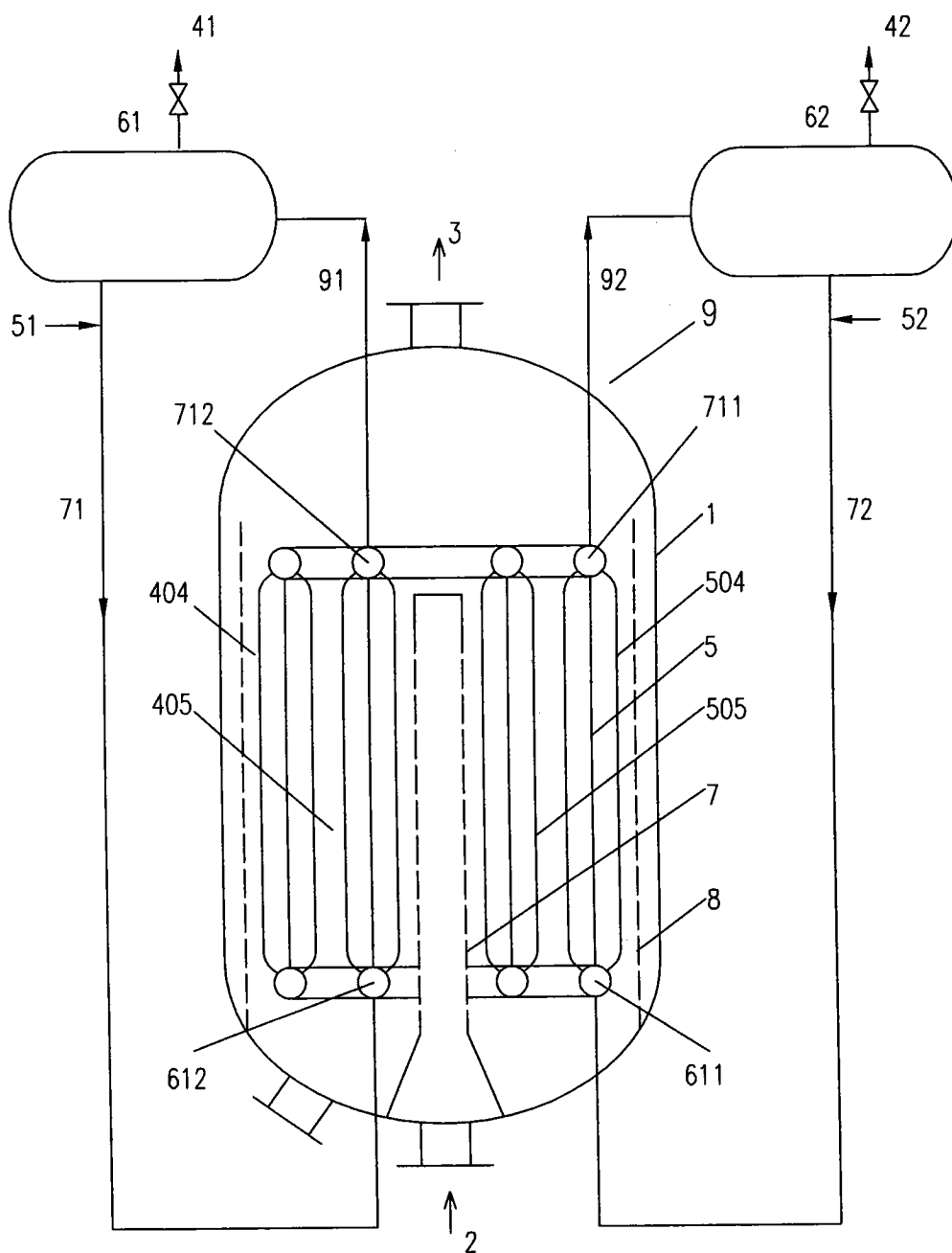


图5

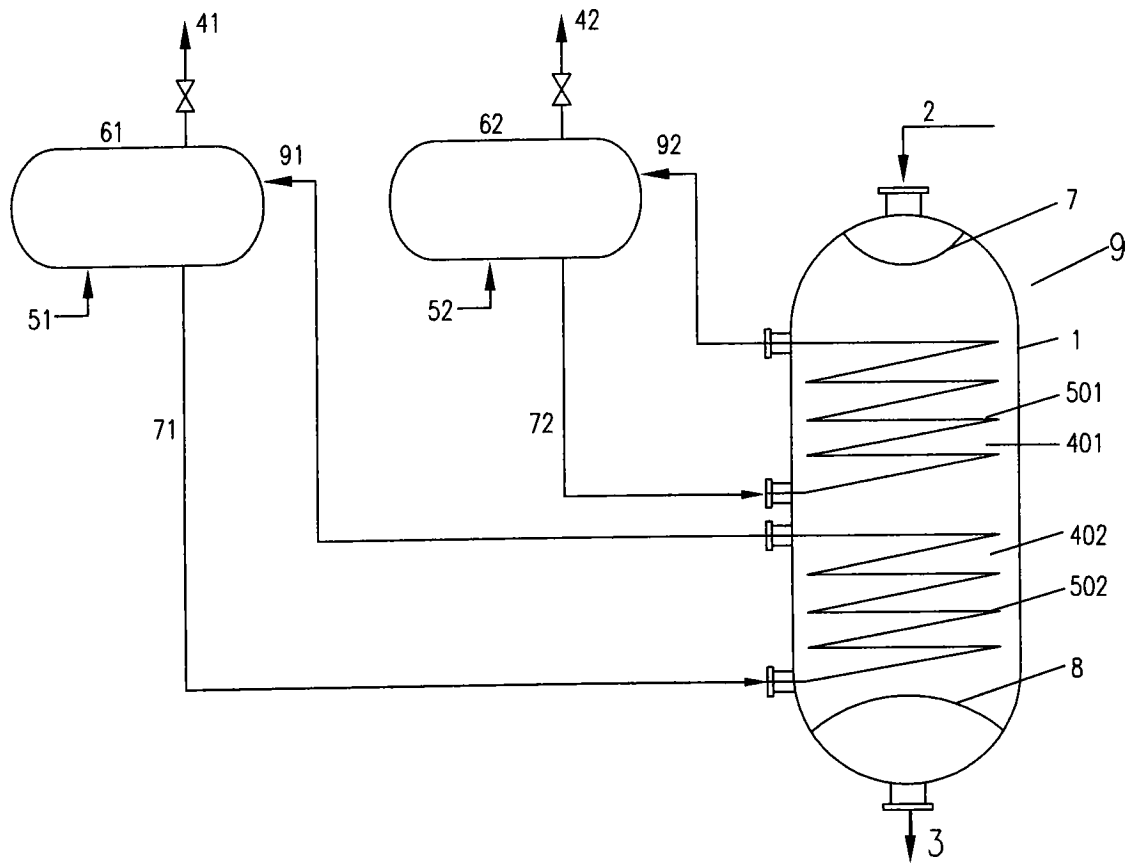


图6