



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104801249 B

(45)授权公告日 2017.07.21

(21)申请号 201510152678.6

B01J 19/18(2006.01)

(22)申请日 2015.04.01

B01J 19/26(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 104801249 A

(56)对比文件

CN 103864595 A, 2014.06.18, 说明书第6-20段及附图.

(43)申请公布日 2015.07.29

CN 104030901 A, 2014.09.10, 说明书第5-21段及附图1.

(73)专利权人 中石化上海工程有限公司

地址 200120 上海市浦东新区张杨路769号

专利权人 中石化炼化工程(集团)股份有限公司

CN 104030900 A, 2014.09.10, 说明书第5-18段及附图1.

US 2012271080 A1, 2012.10.25, 全文.

(72)发明人 许慎艳 陈迎 张艺 贾微 贾震 徐曼

CN 201735305 U, 2011.02.09, 全文.

US 2011190551 A1, 2011.08.04, 全文.

(74)专利代理机构 上海申新律师事务所 31272  
代理人 张惠明

审查员 杨鹏远

(51)Int.Cl.

B01J 19/00(2006.01)

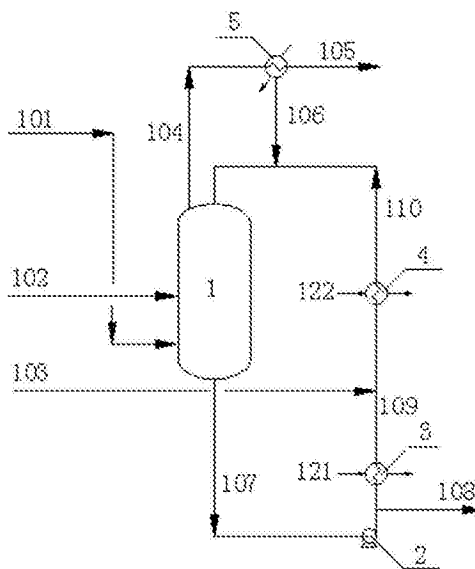
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

羰基合成装置中能量回收利用方法

(57)摘要

本发明涉及一种羰基合成装置中能量回收利用方法,主要解决现有技术存在反应热未回收利用,能量利用不合理的问题。本发明通过采用包括以下步骤:a)烯烃和合成气进入羰基合成单元,得到物流104和物流107;b)物流104经冷凝后,得到物流106和不凝性气体;c)物流107增压后,分为两股;一股作为反应液采出物流,另一股进入一级换热器与调温水逆流接触,得到物流109;d)物流109进入二级换热器与冷却水逆流接触,得到物流110;e)物流106和物流110循环至羰基合成单元;调温水升温后进入制冷单元制备冷冻水,制备的冷冻水用于精制分离单元内的换热器的技术方案较好地解决了该问题,可用于低碳烯烃氢甲酰化生产醛的工业生产中。



1. 一种羰基合成装置中能量回收利用方法,所述装置包括羰基合成单元、精制分离单元和制冷单元;所述方法包括以下步骤:

a) 烯烃物流和合成气物流进入羰基合成单元,反应后,得到气相物流(104)和液相物流(107);

b) 气相物流(104)经冷凝后,得到冷凝物流(106)和不凝性气体(105);不凝性气体(105)进入后续流程;

c) 液相物流(107)经增压后,分为两股;一股作为反应液采出物流进入精制分离单元,另一股进入一级换热器与调温水逆流接触,得到一级换热物流(109);

d) 一级换热物流(109)与循环催化剂物流(103)混合后,进入二级换热器与冷却水逆流接触,得到二级换热物流(110);

e) 冷凝物流(106)和二级换热物流(110)循环至羰基合成反应单元;

其中,步骤c)中的调温水升温后进入制冷单元制备冷冻水,制备的冷冻水用于精制分离单元内的换热器,并根据精制分离单元需要的冷冻水的量调节一级换热物流(109)的循环量,通过与二级换热器相配合的方式达到调节反应温度,以使冷冻水在装置内被完全消耗;

其中所述羰基合成单元包括至少一级射流反应器、至少一级水力学反应器、或一级射流反应器和一级搅拌式反应器组成的两级反应器、或一级水力学反应器和一级搅拌式反应器组成的两级反应器中的一种。

2. 根据权利要求1所述羰基合成装置中能量回收利用方法,其特征在于调温水温度 $T_1$ 为 $60^{\circ}\text{C} < T_1 < 90^{\circ}\text{C}$ ,冷却水温度 $T_2$ 为 $0^{\circ}\text{C} \leq T_2 \leq 60^{\circ}\text{C}$ 。

3. 根据权利要求2所述羰基合成装置中能量回收利用方法,其特征在于调温水温度 $T_1$ 为 $70^{\circ}\text{C} < T_1 < 80^{\circ}\text{C}$ ,冷却水温度 $T_2$ 为 $5^{\circ}\text{C} \leq T_2 \leq 40^{\circ}\text{C}$ 。

4. 根据权利要求1所述羰基合成装置中能量回收利用方法,其特征在于合成气与烯烃的摩尔比为:1.40~1.55,一级换热物流(109)与物流(108)的重量比为1:(8~75)。

5. 根据权利要求1所述羰基合成装置中能量回收利用方法,其特征在于循环催化剂物流的加入量与物流(108)的重量比为0.25~0.5。

6. 根据权利要求1所述羰基合成装置中能量回收利用方法,其特征在于所述羰基合成单元包括两级搅拌式反应器。

7. 根据权利要求1所述羰基合成装置中能量回收利用方法,其特征在于所述射流反应器包括出气口(11)、进液口(12)、至少一个液体喷射装置(13)、至少一个气体分布器(14)、进气口(15)、出液口(16)和挡板(17);其中,出气口(11)和进液口(12)置于反应器顶部,进气口(15)置于反应器侧下部,出液口(16)置于反应器底部,气体分布器(14)位于液体喷射装置(13)和挡板(17)之间。

8. 根据权利要求7所述羰基合成装置中能量回收利用方法,其特征在于所述射流反应器中反应器液位 $H_1$ 与反应器直径 $D_1$ 的关系为 $H_1/D_1 = 1 \sim 5$ ,挡板与反应器底部的距离 $a_1 = (0.1 \sim 0.5) D_1$ ,气体分布器与挡板的距离 $b_1 = (0.1 \sim 0.3) D_1$ ,液体喷射装置与液位 $H_1$ 的距离 $c_1 = (0.1 \sim 0.5) D_1$ ;所述液体喷射装置为缩径管式,液体喷射装置的直径 $d_1 = (0.04 \sim 0.1) D_1$ ;挡板直径为反应器直径的0.6~0.9,挡板上出气孔的直径为5~15毫米,挡板开孔数为5~50;所述挡板带有裙边,裙边高度为50~100毫米,裙边与挡板主体呈 $10^{\circ} \sim 70^{\circ}$ ;所述气体

分布器为双环式气体分布器;所述双环式气体分布器外管径与反应器直径之比为0.3~0.8,内管径与反应器直径之比为0.2~0.7,开孔数为100~500,开孔之间等距均匀分布。

9.根据权利要求1所述羰基合成装置中能量回收利用方法,其特征在于所述水力学反应器包括出气口(21)、液体喷射装置(22)、气体分布器(23)、进液口(24)、进气口(25)和出液口(26);其中,进气口(25)和进液口(24)位于反应器底部,出气口(21)位于反应器顶部,出液口(26)对称置于反应器下封头两侧;液体喷射装置(22)位于气体分布器(23)之上。

10.根据权利要求9所述羰基合成装置中能量回收利用方法,其特征在于所述水力学反应器中,反应器液位 $H_2$ 与反应器直径 $D_2$ 的关系为 $H_2/D_2=1\sim 5$ ;气体分布器与反应器底部的距离 $a_2=(0.1\sim 0.5)D_2$ ,液体喷射装置与气体分布器的距离 $b_2=(0.1\sim 0.3)D_2$ ;所述液体喷射装置为缩径管式,液体喷射装置的直径 $d_2=(0.04\sim 0.1)D_2$ ;所述气体分布器为盘式气体分布器,上部开孔,开孔数为300~1000,开孔之间等距均匀分布。

## 羰基合成装置中能量回收利用方法

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种羰基合成装置中能量回收利用方法。

### 背景技术

[0002] 低压羰基合成法是目前由低碳烯烃生产醛的主要方法。低碳烯烃生产醛的工业过程大多采用铑-膦络合催化体系,它属于所谓“均相催化”领域。大规模的工业化生产采用连续化的操作方式,原料 $H_2/CO$ 与烯烃直接通入催化剂溶液中,需要控制一定条件使氢甲酰化反应在液相主体中进行。反应后进行分离,一般将未反应的原料和催化剂溶液循环回反应器,而将产物送入后续单元。采用铑-膦催化剂的氢甲酰化工艺一般被称作低压工艺,这是相对于传统的高压法和中压法而言的。低压工艺的反应温度约为 $60\sim 120^\circ C$ ,反应压力约为 $1\sim 50\text{bar}$ 。

[0003] 文献CN102826973A公开了一种低碳烯烃氢甲酰化制备醛的方法,它的反应器是采用外部换热器调节反应温度,采用冷却水或调温水对循环物料进行冷却,然后对冷却水或调温水进行降温处理,循环使用。这种传统方法完全不回收反应热,并且需要配套设施对冷却水和调温水进行冷却。

### 发明内容

[0004] 本发明所要解决的技术问题是现有技术存在反应热未回收利用,能量利用不合理的问题,提供一种新的羰基合成装置中能量回收利用方法。该方法即充分回收利用了反应生成热,又可以节省装置冷却水消耗,节省了操作成本,提高了装置经济效益。

[0005] 为解决上述技术问题,本发明采用的技术方案如下:一种羰基合成装置中能量回收利用方法,所述装置包括羰基合成单元、精制分离单元和制冷单元;所述方法包括以下步骤:

[0006] a) 烯烃物流和合成气物流进入羰基合成单元,反应后,得到气相物流104和液相物流107;

[0007] b) 气相物流104经冷凝后,得到冷凝物流106和不凝性气体105;不凝性气体105进入后续流程;

[0008] c) 液相物流107经增压后,分为两股;一股作为反应液采出物流进入精制分离单元,另一股进入一级换热器与调温水逆流接触,得到一级换热物流109;

[0009] d) 物流109进入二级换热器与冷却水逆流接触,得到二级换热物流110;

[0010] e) 冷凝物流106和二级换热物流110循环至羰基合成反应单元;

[0011] 其中,步骤c)中的调温水升温后进入制冷单元制备冷冻水,制备的冷冻水用于精制分离单元内的换热器。

[0012] 上述技术方案中,优选地,调温水温度 $T_1$ 为 $60^\circ C < T_1 < 90^\circ C$ ,冷却水温度 $T_2$ 为 $0^\circ C \leq T_2 \leq 60^\circ C$ 。更优选地,调温水温度 $T_1$ 为 $70^\circ C < T_1 < 80^\circ C$ ,冷却水温度 $T_2$ 为 $5^\circ C \leq T_2 \leq 40^\circ C$ 。

[0013] 上述技术方案中,优选地,合成气与烯烃的摩尔比为:1.40~1.55,物流109与物流

108的重量比为1:(8~75)。更优选地,合成气与烯烃的摩尔比为:1.42~1.52,物流109与物流108的重量比为1:(20~50)

[0014] 上述技术方案中,优选地,物流109与循环催化剂物流103混合后进入二级换热器;循环催化剂物流的加入量与物流108的重量比为0.25~0.5。

[0015] 上述技术方案中,步骤d)中使用冷却水经二级换热器换热调节出口物流110的温度,从而达到调节反应器内反应温度的目的。

[0016] 上述技术方案中,优选地,所述羰基合成单元包括两级搅拌式反应器。

[0017] 上述技术方案中,优选地,所述羰基合成单元包括至少一级射流反应器,或一级射流反应器和一级搅拌式反应器;所述射流反应器包括出气口11、进液口12、至少一个液体喷射装置13、至少一个气体分布器14、进气口15、出液口16和挡板17;其中,出气口11和进液口12置于反应器顶部,进气口15置于反应器侧下部,出液口16置于反应器底部,气体分布器14位于液体喷射装置13和挡板17之间。其中,所述射流反应器中,反应器液位 $H_1$ 与反应器直径 $D_1$ 的关系为 $H_1/D_1=1\sim 5$ ,挡板与反应器底部的距离 $a_1=0.1\sim 0.5D_1$ ,气体分布器与挡板的距离 $b_1=0.1\sim 0.3D_1$ ,液体喷射装置与液位 $H_1$ 的距离 $c_1=0.1\sim 0.5D_1$ ;所述液体喷射装置为缩径管式,液体喷射装置的直径 $d_1=0.04\sim 0.1D_1$ ;挡板直径为反应器直径的0.6~0.9,挡板上出气孔的直径为5~15毫米,挡板开孔数为5~50;所述挡板带有裙边,裙边高度为50~100毫米,裙边与挡板主体呈 $10^\circ\sim 70^\circ$ ;所述气体分布器为双环式气体分布器;所述双环式气体分布器外管径与反应器直径之比为0.3~0.8,内管径与反应器直径之比为0.2~0.7,开孔数为100~500,开孔之间等距均匀分布。

[0018] 上述技术方案中,优选地,所述羰基合成单元包括至少一级水力学反应器,或一级水力学反应器和一级搅拌式反应器;所述射流反应器包括出气口21、液体喷射装置22、气体分布器23、进液口24、进气口25和出液口26;其中,进气口25和进液口24位于反应器底部,出气口21位于反应器顶部,出液口26对称置于反应器下封头两侧;液体喷射装置22位于气体分布器23之上。其中,所述水力学反应器中,反应器液位 $H_2$ 与反应器直径 $D_2$ 的关系为 $H_2/D_2=1\sim 5$ ;气体分布器与反应器底部的距离 $a_2=0.1\sim 0.5D_2$ ,液体喷射装置与气体分布器的距离 $b_2=0.1\sim 0.3D_2$ ;所述液体喷射装置为缩径管式,液体喷射装置的直径 $d_2=0.04\sim 0.1D_2$ ;所述气体分布器为盘式气体分布器,上部开孔,开孔数为300~1000,开孔之间等距均匀分布。

[0019] 上述技术方案中,优选地,所述低碳烯烃选自乙烯、丙烯或丁烯。

[0020] 本发明方法中采用的催化剂是铑-膦络合催化剂,其中向系统中加入的铑化合物可以选自乙酰丙酮二羰基铑、乙酰丙酮三苯基膦羰基铑、三(三苯基膦)羰基氢铑、二(三苯基膦)氯化铑、二氯四羰基二铑、三氧化二铑、十二羰基四铑、十六羰基六铑、硝酸铑或醋酸铑中的任意一种。所述的向系统中加入的膦配体可以选自三烷基膦、三芳基膦、烷基二芳基膦、二烷基芳基膦、二环烷基芳基膦、环烷基二芳基膦、三芳烷基膦、三环烷基膦、烷基和/或芳基二膦、环烷基和/或芳基二膦、单有机亚膦酸盐、二有机亚膦酸盐、三有机亚膦酸盐和有机膦酸酯中的任意一种或者多种。

[0021] 本发明方法中采用的催化剂溶剂可以选自直链或支链的 $C_1\sim C_{30}$ 含有或未含有除碳氢原子外其他原子的烷烃、芳烃、醇、酮、醚、酯、亚砷或酚类中的任意一种或多种。具体地,所述的采用的催化剂溶剂可以选自戊烷、石脑油、煤油、环己烷、甲苯、二甲苯、苯乙酮、苯腈、聚丁醛中的一种或多种。

[0022] 本发明方法不对氢甲酰化反应的条件作出特别的限制,这些条件在公知技术中可以找到,其中关键的反应条件如反应温度选自 $60\sim 120^{\circ}\text{C}$ ,优选为 $70\sim 100^{\circ}\text{C}$ ;反应压力选自 $0.5\sim 5.0\text{MPa}$ ,优选为 $1.0\sim 3.0\text{MPa}$ 。

[0023] 在实施本发明时非限制的技术细节在相应现有技术中均可以找到,这些是本领域技术人员公知的,在此不再一一列举。

[0024] 需要说明的是,精制分离单元换热器所需的冷冻水并不是越多越好,因而应根据需要的冷冻水量及制冷单元的效率决定需要的调温水的温差及用量。一般情况下,进入制冷单元调温水的温度达到 $75^{\circ}\text{C}$ 以上制冷效率较高,同时由于反应温度约为 $80\sim 85^{\circ}\text{C}$ 左右,一级换热器冷热侧温差较小,从而使调温水的用量较大。当精制分离单元需要的冷冻水较少的时候就可以减少调温水的用量,使用二级换热器移除不需要的反应热,达到调节反应温度的目的。

[0025] 本发明通过对羰基合成反应单元的外部循环流股通过两级换热器回收反应生成热量;升温后的调温水通往制冷系统制备冷冻水,制备的冷冻水用于装置内换热器,不再需要装置外提供冷冻水,即充分回收利用了反应生成热,又可以节省装置冷冻水消耗;同时可以根据精制分离单元需要的冷冻水的量调节循环流股的循环量,通过与二级换热器相配合的方式达到调节反应温度的目的,可操作性强,节省了操作成本,提高了装置经济效益,取得了较好的技术效果。

## 附图说明

[0026] 图1为本发明方法流程示意图。

[0027] 图2为本发明方法中所述的射流反应器的结构示意图。

[0028] 图3为本发明方法中所述的水力学反应器的结构示意图。

[0029] 图1中,1为羰基合成单元,2为反应液循环泵,3为一级换热器,4为二级换热器,5为尾气冷凝器,101为合成气物流,102为烯烃物流,103为循环催化剂物流,104为羰基合成单元反应后的气相物流,105为尾气排放出料,106为冷凝回料,107为羰基合成单元反应后的液相物流,108为反应液采出物流,109为经一级换热器换热后的物流;110为经二级换热器换热后的物流,121为调温水,122为冷却水。

[0030] 图2中,11为出气口,12为进液口,13为液体喷射装置,14为气体分布器,15为进气口,16为出液口,17为挡板, $H_1$ 为反应器液位, $D_1$ 为反应器直径, $a_1$ 为挡板与反应器底部的距离, $b_1$ 为气体分布器与挡板的距离, $c_1$ 为液体喷射装置与液位 $H_1$ 的距离, $d_1$ 为液体喷射装置的直径。

[0031] 图3中,21为出气口,22为液体喷射装置,23为气体分布器,24为进液口,25为进气口,26为出液口, $H_2$ 为反应器液位, $D_2$ 为反应器直径, $a_2$ 为气体分布器与反应器底部的距离, $b_2$ 为液体喷射装置与气体分布器的距离, $d_2$ 为液体喷射装置的直径。

[0032] 图1中,烯烃物流102和合成气物流101进入羰基合成单元1,反应后,得到气相物流104和液相物流107。气相物流104经尾气冷凝器5冷凝后,得到物流106和不凝性气体105;不凝性气体105排放火炬。液相物流107经反应液循环泵2增压后,分为两股;一股作为反应液采出物流108进入精制分离单元,另一股进入一级换热器3与调温水121逆流接触回收反应热,得到物流109。物流109与循环催化剂103混合后进入二级换热器4与冷却水122逆流接

触,得到物流110。物流106和物流110循环至羰基合成单元1。其中,调温水121升温后进入制冷单元制备冷冻水,制备的冷冻水用于精制分离单元内的换热器。

[0033] 图2中,射流反应器主要由出气口11、进液口12、液体喷射装置13、气体分布器14、进气口15、出液口16、挡板17组成。出气口11主要为反应过程中的气相物料出口,挡板17是带有出气孔和裙边的筛板式挡板,有利于汽液相的返混,增加停留时间,并可提供液相出料的稳定区域。所述的液体喷射装置13为缩径管,可以根据进液量和所需的进液速度调整管径,喷射装置所伸入的位置也可以相应调整,垂直向下喷射有利于液液混合,同时利用了液相自身重力行为,促进汽液和液液混合,强化了传质作用。气体分布器14采用双环气体分布器。出液口16至于挡板17下的稳定区域。其中,所述液体喷射装置液相垂直向下喷射,缩径管可以提高出口流速;所述气体分布器优选为双环气体分布器,气体从外部通入相连通的不同管径的气体分布器,均匀等距开孔,促进气相的均匀分布;所述挡板为带有裙边及开孔的筛板。该反应器通过气相分布进料和液相喷射进料相结合的方式以及挡板的配合作用,增加了反应体积,实现了反应器内气-液和液-液的充分混合,消除了机械搅拌带来的不稳定因素,减少了反应器内死区,结构简单且安全可靠。

[0034] 图3中,水力学反应器主要由出气口21、液体喷射装置22、气体分布器23、进液口24、进气口25和出液口26组成。出气口21主要为反应过程中的气相物料出口,所述的液体喷射装置22为缩径管,可以根据进液量和所需的进液速度调整管径,喷射装置所伸入的位置也可以相应调整,垂直向上喷射有利于反应器上部的液液混合,同时利用了液相自身重力行为,促进反应器下部汽液和液液混合,强化了传质作用。气体分布器23采用盘式气体分布器,即利用了其气体分布功能,也具有部分挡板的作用,促进液相返混。出液口26采用对称布置的方式置于反应器两侧,对称布置的方式有利于反应器内流形稳定。其中,所述液体喷射装置位于气体分布器以上,液相垂直向上喷射,可以提高出口流速;所述气体分布器优选为盘式气体分布器,气体从外部通入盘式气体分布器,上部均匀等距开孔,下部不开孔或开少量小孔,促进气相的均匀分布,并具有挡板的作用,促进液相的返混;同时利用垂直向上喷射液流的卷吸作用促进气液相的混合。本发明通过气相分布进料和液相喷射进料相结合的方式,增加了反应体积,实现了反应器内气-液和液-液的充分混合,消除了机械搅拌带来的不稳定因素,减少了反应器内死区,结构简单且安全可靠。

[0035] 下面通过实施例对本发明作进一步的阐述。

## 具体实施方式

### [0036] 【实施例1】

[0037] 采用图1所示流程,烯烃物流102和合成气物流101进入羰基合成单元1,反应后,得到气相物流104和液相物流107。气相物流104经尾气冷凝器5冷凝后,得到物流106和不凝性气体105;不凝性气体105排放火炬。液相物流107经反应液循环泵2增压后,分为两股;一股作为反应液采出物流108进入精制分离单元,另一股进入一级换热器3与调温水121逆流接触回收反应热,得到物流109。物流109与循环催化剂103混合后进入二级换热器4与冷却水122逆流接触,得到物流110。物流106和物流110循环至羰基合成单元1。其中,调温水121升温后进入制冷单元制备冷冻水,制备的冷冻水用于精制分离单元内的换热器。

[0038] 羰基合成单元中所用的反应器为图2所示的射流反应器。所述反应器包括出气口

11、进液口12、至少一个液体喷射装置13、至少一个气体分布器14、进气口15、出液口16和挡板17；其中，出气口11和进液口12置于反应器顶部，进气口15置于反应器侧下部，出液口16置于反应器底部，气体分布器14位于液体喷射装置13和挡板17之间。液体喷射装置为缩径管式，挡板带有裙边，气体分布器为双环式气体分布器。

[0039] 其中，反应器液位H与反应器直径D的关系为 $H/D=1.75$ ，挡板与反应器底部的距离 $a=0.25D$ ，气体分布器与挡板的距离 $b=0.1D$ ，液体喷射装置与液位H的距离 $c=0.25D$ ，液体喷射装置的直径 $d=0.05D$ ，挡板直径为反应器直径的0.9，挡板上出气孔的直径为7毫米，挡板开孔率为10。裙边高度为100毫米，裙边与挡板主体呈 $45^\circ$ 。双环式气体分布器外管径与反应器直径之比为0.7，内管径与反应器直径之比为0.4，开孔数为300，开孔之间等距均匀分布。

[0040] 混合丁烯进料量为180kg/hr，合成气进料量为71.5kg/hr，反应温度 $80\sim 100^\circ\text{C}$ ，操作压力 $1.4\sim 1.8\text{MPa}$ ，羰基合成反应器需要移除反应热70KW/hr，使用 $70^\circ\text{C}$ 的调温水与循环物料逆流接触，移除反应热，然后再与 $30^\circ\text{C}$ 的冷却水逆流接触。换热后 $80^\circ\text{C}$ 的调温水通往热水制冷系统制备冷冻水，热水制冷系统的效率为60%，最大可回收42KW/hr的冷量。实际操作条件下，可根据所需冷冻水的量来调节循环流股的循环量，具体如下表所示：

反应热 KW/hr	下游需要冷量 KW/hr	一级换热器负荷 KW/hr	二级换热器负荷 KW/hr	循环量 t/hr	物流 108 与物 流 109 重量比
70	42	70	0	23.0	42.6
70	33.6	48	22	15.6	28.9
70	25.2	36	34	12.0	22.2

[0042] 最低的循环流量和反应需要的混合效果相关，一般小时循环量不低于反应器体积的10倍。

#### [0043] 【实施例2】

[0044] 同【实施例1】，只是羰基合成单元中所用的反应器为图3所示的水力学反应器。包括出气口21、液体喷射装置22、气体分布器23、进液口24、进气口25和出液口26；其中，进气口25和进液口24位于反应器底部，出气口21位于反应器顶部，出液口26对称置于反应器下封头两侧；液体喷射装置22位于气体分布器23之上。液体喷射装置为缩径管式，气体分布器为盘式气体分布器，上部开孔。

[0045] 其中，反应器液位H与反应器直径D的关系为 $H/D=2$ 。气体分布器与反应器底部的距离 $a=0.25D$ 。液体喷射装置与气体分布器的距离 $b=0.15D$ 。液体喷射装置的直径 $d=0.05D$ 。盘式气体分布器开孔数为1000，开孔之间等距均匀分布。

[0046] 上述反应器用于混合丁烯羰基合成制戊醛的反应中，混合丁烯进料量为1970g/hr，合成气进料量为775g/hr， $\text{CO}/\text{H}_2=1:1$  (mol/mol)，反应温度 $80^\circ\text{C}$ ，操作压力 $1.6\text{MPa}$ ，羰基合成反应器生成反应热3500KW/hr，使用 $70^\circ\text{C}$ 的调温水与循环物料逆流接触，移除反应热，然后再与 $30^\circ\text{C}$ 的冷却水逆流接触。换热后 $75^\circ\text{C}$ 的调温水通往热水制冷系统制备冷冻水，热水制冷系统的效率为70%，最大可回收2450KW/hr的冷量。实际操作条件下，可根据所需冷冻水的量来调节循环流股的循环量，具体如下表所示：



	反应热 KW/hr	下游需要冷量 KW/hr	一级换热器负荷 KW/hr	二级换热器负荷 KW/hr	循环量 t/hr	物流 108 与物 流 109 重量比
[0047]	3500	2450	3500	0	1150	71.8
	3500	1960	2800	700	920	57.5
	3500	1470	2100	1400	690	43.1

[0048] 【实施例3】

[0049] 同【实施例1】，只是羰基合成单元中所用的反应器为两级搅拌式反应器，第一级反应器同样采用图1所示流程，烯烃物流102和合成气物流101进入羰基合成单元1，反应后，得到气相物流104和液相物流107。气相物流104经尾气冷凝器5冷凝后，得到物流106和不凝性气体105；不凝性气体105排放火炬。液相物流107经反应液循环泵2增压后，分为两股；一股作为反应液采出物流108进入第二级反应器，另一股进入一级换热器3与调温水121逆流接触回收反应热，得到物流109。物流109与循环催化剂103混合后进入二级换热器4与冷却水122逆流接触，得到物流110。物流106和物流110循环至羰基合成单元1。其中，调温水121升温后进入制冷单元制备冷冻水，制备的冷冻水用于精制分离单元内的换热器。

[0050] 上述反应器用于混合丁烯羰基合成制戊醛的反应中，混合丁烯进料量为180kg/hr，合成气进料量为71.5kg/hr，反应温度80~100℃，操作压力1.4~1.8MPa，一级羰基合成反应器生成反应热58.8KW/hr，二级羰基合成反应器生成反应热18.2KW/hr，使用70℃的调温水与循环物料逆流接触，移除反应热，然后再与30℃的冷却水逆流接触。换热后75℃的调温水通往热水制冷系统制备冷冻水，热水制冷系统的效率为60%，最大可回收35.2KW/hr的冷量。

[0051] 实际操作条件下，可根据所需冷冻水的量来调节循环流股的循环量，具体如下表所示：

	反应热 KW/hr	下游需要冷量 KW/hr	一级换热器负荷 KW/hr	二级换热器负荷 KW/hr	循环量 t/hr	物流 108 与物 流 109 重量比
[0052]	58.8	35.2	58.8	0	19.3	35.8
	58.8	28.16	46.9	11.9	15.4	28.5
	58.8	21.12	35.2	23.6	11.6	21.4
	58.8	14.1	23.5	35.3	7.7	14.3

[0053] 【比较例】

[0054] 羰基合成单元中所用的反应器为两级搅拌式反应器，反应器采用外部换热器调节反应温度，采用冷却水对循环物料进行冷却，然后对冷却水进行降温处理，循环使用。

[0055] 混合丁烯进料量为180kg/hr，合成气进料量为71.5kg/hr，反应温度80~100℃，操作压力1.4~1.8MPa，一级羰基合成反应器生成反应热58.8KW/hr，二级羰基合成反应器生成反应热18.2KW/hr，这部分反应生成热全部需要调温水移除，不仅未被利用，而且需要消耗能量来冷却调温水。

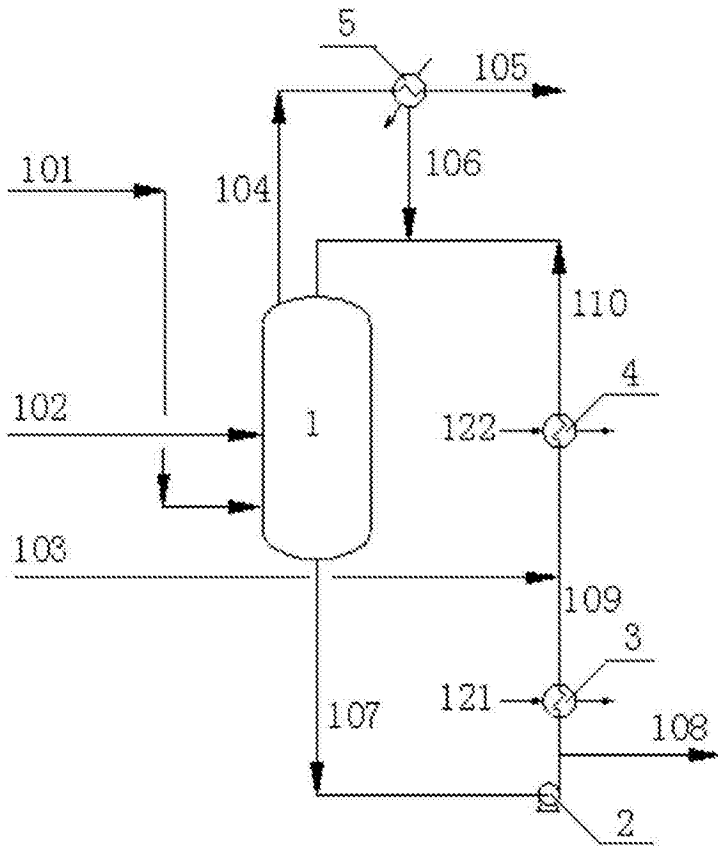


图1

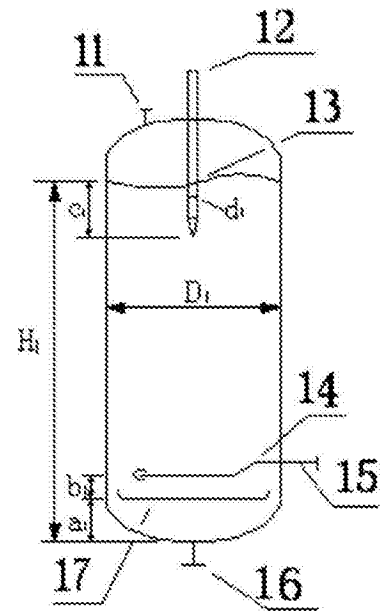


图2

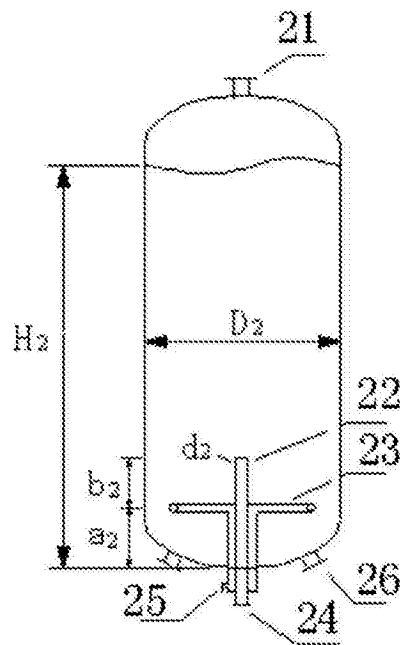


图3