



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102000534 A

(43) 申请公布日 2011.04.06

(21) 申请号 201010501414.4

(22) 申请日 2010.10.02

(71) 申请人 中国石油大学(华东)

地址 257061 山东省东营市东营区北二路
271 号

(72)发明人 孙兰义 宁亚南 周宪田 李军
刘雪暖

(51) Int. Cl.

B01J 8/00 (2006.01)

B01D 3/14 (2006.01)

C07C 69/14 (2006.01)

C07C 67/08 (2006.01)

C07C 67/54 (2006.01)

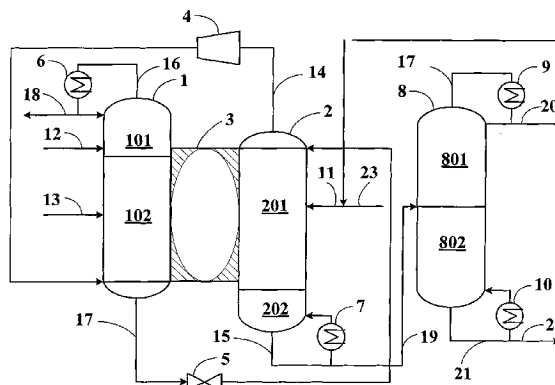
权利要求书 2 页 说明书 6 页 附图 3 页

(54) 发明名称

一种乙酸甲酯的合成装置及其工艺方法

(57) 摘要

本发明提供了一种乙酸甲酯的合成装置及其工艺方法，具体是利用内部热耦合反应精馏塔进行乙酸甲酯合成的新型工艺。该装置包括内部热耦合反应精馏塔精馏段、提馏段、换热器、压缩机、节流阀、冷凝器、再沸器、甲醇回收塔及其附属设备（冷凝器、再沸器）。内部热耦合反应精馏塔精馏段和提馏段之间设置压缩机，提馏段塔顶出来的蒸汽经压缩机加压后进入精馏段塔底，在精馏段塔底设置节流阀以保证提馏段压力的稳定，精馏段和提馏段之间通过换热器实现热交换。本发明能够充分发挥内部热耦合精馏塔与反应精馏的优势，可同时实现酯化反应及目的产物提纯。利用本发明装置及其工艺流程可以得到98.5%以上的乙酸转化率高纯度产品，同时，两塔段间的能量耦合可大幅度降低能耗。



1. 一种乙酸甲酯的合成装置,其特征在于,该装置包括精馏段(1)、提馏段(2)、换热器(3)、压缩机(4)、节流阀(5)、冷凝器(6)、再沸器(7)、甲醇回收塔(8)、冷凝器(9)、再沸器(10),所述精馏段(1)、换热器(3)和提馏段(2)依次相连,所述压缩机(4)安装于所述提馏段(2)的塔顶气相导出管(14)与精馏段(1)塔底进料板之间,所述节流阀(5)安装于精馏段(1)的塔底液相导出管(17)与提馏段(2)塔顶进料板之间,所述冷凝器(6)安装于精馏段(1)塔顶的产品导出管(16)上,所述再沸器(7)安装于提馏段(2)塔底的产品导出管(15)上;所述甲醇回收塔(8)连接到提馏段(2)塔底的产品导出管(19)上,所述冷凝器(9)与甲醇回收塔(8)塔顶气相导出管(17)相连接,所述再沸器(10)与甲醇回收塔(8)塔底液相导出管(21)相连。

2. 如权利要求1所述的乙酸甲酯的合成装置,其特征在于,所述的换热器(3)为多管同心轴式换热器或板翅式换热器。

3. 一种利用如权利要求1所述装置的乙酸甲酯合成工艺方法,其特征在于,乙酸甲酯在内部热耦合反应精馏塔内合成并得到分离提纯,该过程由以下步骤组成:

a) 乙酸与甲醇在催化剂浓硫酸的作用下逆向接触在反应区(102)和反应区(201)发生酯化反应生成乙酸甲酯;

b) 生成的乙酸甲酯与水及甲醇形成二元和三元共沸物,经过精馏段(1)反应区(102)上部的萃取作用及精馏区(101)的精馏作用除去其中的水及甲醇并在塔顶得到高纯度的乙酸甲酯;

c) 精馏段(1)反应区(102)底部液相经节流阀(5)进入提馏段(2)的反应区(201)顶部继续发生酯化反应;

d) 提馏段(2)反应区(201)顶部气相经压缩机(4)进入精馏段(1)的反应区(102)底部继续发生酯化反应以及分离作用;

e) 反应产物水与过量的甲醇混物流经过提馏区(202)的提馏作用除去少量乙酸甲酯;

f) 提馏段(2)塔釜产物进入甲醇回收塔(8)中部,经过精馏区(801)的精馏作用在塔顶得到高纯度的甲醇可回收做循环利用,经过提馏区(802)的提馏作用在塔底得到含硫酸废水排出装置。

4. 如权利要求1、2、3所述的装置及其工艺方法,其特征在于,作为反应物及萃取剂的乙酸经管线(12)进入精馏区(101)底部,反应物甲醇新鲜原料经管线(23)与来自管线(20)的循环原料混合后经管线(11)进入反应区(201)中部,催化剂浓硫酸经管线(13)进入反应区(102)中部,提馏段(2)塔底产物经管线(19)进入甲醇回收塔(8)中部;在精馏段(1)塔顶得到目的产物乙酸甲酯经管线(18)排出装置,甲醇回收塔(8)塔顶得到甲醇经管线(20)排出可做循环原料用,酯化反应发生在反应区(102)和反应区(201)。

5. 如权利要求3所述的工艺方法,其特征是乙酸、甲醇进料均为液相进料,进料温度为 $20 \sim 80^{\circ}\text{C}$,甲醇进料可以是纯甲醇,也可以是甲醇质量分数大于90%的粗甲醇,甲醇进料与乙酸进料摩尔比为 $1:1 \sim 3:1$ 。

6. 如权利要求3所述的工艺方法,其特征是催化剂浓硫酸进料质量分数为95%~98%,其进料与乙酸进料质量比为 $0.5:100 \sim 5:100$ 。

7. 如权利要求3所述的工艺方法,其特征是精馏段(1)顶部回流比为 $0.2 \sim 2$,甲醇回

收塔 (8) 顶部回流比为 1 ~ 10。

8. 如权利要求 3 所述的工艺方法,其特征是精馏段 (1) 塔顶温度为 50 ~ 90℃,反应区 (102) 温度为 60 ~ 120℃,提馏段 (2) 塔釜温度为 60 ~ 100℃,反应区 (201) 温度为 50 ~ 90℃;精馏段 (1) 塔压为 0.1 ~ 0.5MPa,提馏段 (2) 常压操作。

9. 如权利要求 3 所述的工艺方法,其特征是甲醇回收塔 (8) 塔顶温度为 50 ~ 70℃,塔釜温度为 80 ~ 110℃;甲醇回收塔 (8) 常压操作。

一种乙酸甲酯的合成装置及其工艺方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种反应精馏合成装置及其工艺方法,具体是指一种利用内部热耦合反应精馏塔合成乙酸甲酯的新型装置及其工艺方法,可完成乙酸甲酯的合成、产物分离,与常规反应精馏装置相比可节能 20 ~ 50%。

背景技术

[0002] 乙酸甲酯在工业上有广泛的用途,是羰基化生产乙酸酐的原料之一,也是一种良好的溶剂,可用于硝酸纤维、醋酸纤维等多种纤维、树脂、油脂以及合成革生产中,还适用于香精生产等。

[0003] 乙酸甲酯的主要生产方法是乙酸与甲醇在酸性催化剂的作用下发生酯化反应而得到乙酸甲酯,该反应是一种可逆反应,主要受平衡常数的限制,其平衡常数为 5.2。所说的酸性催化剂,可以是盐酸、硫酸、磷酸及对甲基苯磺酸,或者是酸性树脂。

[0004] 传统的乙酸甲酯生产工艺是:将乙酸、甲醇、催化剂加入到间歇釜内,反应一定时间后,将反应后物料送入到下游一系列精馏塔中进行分离得到产品。受平衡常数的限制,反应转化率不高,为使其中一种反应物达到较高转化率而将另一种反应物过量很多,未转化的原料必须循环利用;同时,需要设置一系列萃取精馏塔及相关设备,以打破共沸物,得到高纯度的乙酸甲酯。因此传统的酯化工艺流程繁琐、能耗和投资都很高。

[0005] 专利 801P0060717 和 801P0060719 对传统工艺做了改进。该专利在反应釜上设置一座精馏塔。将乙酸、甲醇、催化剂 - 对甲基苯磺酸、夹带剂 - 乙酸正丁酯共同加入到反应釜中,生成的乙酸甲酯在精馏塔顶采出,塔中段采出夹带剂和水,最终得到的乙酸甲酯质量分数仅为 95%。该类工艺仍然没有摆脱传统工艺转化率低能耗高等弊端。

[0006] 反应精馏技术的出现,成功解决了这一问题。反应精馏合成工艺将反应过程和精馏过程以及共沸物的萃取精馏过程有机地耦合在一起,使反应物在进行反应的同时与产物分离,既提高反应物在反应区中的浓度,又使产物及时离开反应区而抑制了逆反应的进行,因此反应精馏可有效提高反应速率和乙酸的转化率。专利 US4435595 提出了反应精馏法生产乙酸甲酯的方法,该工艺采用泡罩塔板作为气液接触元件,提高了转化率,得到了高纯度的乙酸甲酯。专利 201N1796358101 提出应用具有立体传质塔板的反应精馏塔进行乙酸甲酯的合成。该类塔板持液量较高,操作上限较高,有利于可逆反应的深度进行和反应物的分离,该专利与美国专利 US4435595 比较,其单塔合成率明显提高。

[0007] 然而,在传统的精馏塔中,引入精馏塔再沸器的热量通过精馏塔之后由冷凝器处排出,大部分的能量损失在诸如塔的压降以及通过换热器的温差上,而只有部分能量被用来减少精馏塔产品的熵,其热力学效率一般只有 5 ~ 10%。

[0008] 因此,多年来国内外学者对精馏过程能量利用效率的提高进行了大量的研究,研究工作主要集中在系统的能量集成方面,包括塔间的能量集成、精馏换热网络合成以及单塔内部的能量集成。其中,内部热耦合精馏技术旨在提高精馏塔能量利用的可逆程度,可以大幅度降低能耗,其良好的节能效果受到了各国学者的广泛关注。内部热耦合精馏塔是

传统塔从进料处分成两个精馏塔,分别称为精馏段和提馏段,由于传统塔精馏段的温度低于提馏段,为了用精馏段上升的蒸汽加热提馏段下降的液体,在二者之间设置压缩机以加压提馏段塔顶出来的蒸汽使其温度升高,在精馏段塔底设置节流阀以保证提馏段压力的稳定,这样通过两段间的能量耦合可以在精馏段和提馏段的内部分别产生下降的液体和上升的蒸汽,由塔间的能量耦合提供回流液体和再沸蒸汽,可以大大降低再沸器能耗。因此,可以大幅度的降低能耗和设备投资,提高经济效益。

[0009] 专利 US200501213031011 提出了一种内部热耦合精馏塔的构型,专利 US200902607911011 公开了一种内部热耦合精馏技术的具体结构,精馏段和提馏段采用单管同心轴式换热方式。专利 201N200951326Y 公开了一种内部透热式耦合精馏节能装置,透热方式采用同心轴式换热器或板翅式换热器,采用该专利实用新型装置分离苯/甲苯、乙醇/水,与传统的精馏装置能耗费用相比较,可节能 30 ~ 40% 以上。专利 201N200955890Y 将这种内部透热式耦合精馏塔应用于空分装置,与现有的低温空分装置的能耗相比,可节能 30% 以上,大大提高了能源的利用率,同时塔体高度可降低近一半,有利于设备安装维护、操作实施。专利 201N201463462U 公开了一种板翅式热耦合精馏装置,把低温空气精馏分离领域中的上塔下段和下塔上段热耦合在一体,取消了传统的主冷凝蒸发器,降低了下塔工作压力,节省了空气压缩机能耗。专利 201N201454133U 提供的内部热耦合蒸馏塔将换热器设置在精馏段和提馏段外面,使换热器的面积不再受蒸馏塔工艺的限制,改善了蒸馏塔的操作弹性、动态特性和可控性。

[0010] 将上述两种化工耦合过程结合起来,将反应精馏应用到内部热耦合精馏塔中,即为内部热耦合反应精馏塔。内部热耦合反应精馏技术是一项反应与分离同时进行、高度强化的复杂技术,可以进一步提高反应转化率和选择性、降低能耗。

发明内容

[0011] 本发明的目的是提供一种利用内部热耦合反应精馏塔实现乙酸甲酯合成及产物分离的高度耦合的合成工艺方法及装置。本发明将反应过程、产品分离有机地结合在一起同时进行,可以直接得到高纯度的乙酸甲酯产品,并通过能量耦合大幅度地降低能耗。

[0012] 本发明所采用的装置为内部热耦合反应精馏塔及甲醇回收塔,如附图 1 所示,即原料甲醇与乙酸以及催化剂浓硫酸按照一定的配比进入装置。该内部热耦合反应精馏塔精馏段 (1) 有 20 ~ 30 块理论板,其中精馏区 (101) 有 5 ~ 10 块理论板,反应区 (102) 有 15 ~ 20 块理论板,提馏段 (2) 有 25 ~ 35 块理论板,其中反应区 (201) 有 20 ~ 25 块理论板,提馏区 (202) 有 5 ~ 10 块理论板。甲醇回收塔 (8) 有 15 ~ 25 块理论板。内部热耦合反应精馏塔中精馏段 (1) (给热部分) 和提馏段 (2) (吸热部分) 通过换热器 (3) 相连,反应区 (102) 底部和反应区 (201) 顶部通过压缩机 (4) 和节流阀 (5) 相连。换热器 (3) 形式为多管同心轴式或板翅式,多管同心轴式换热器如附图 3,其中精馏段的流体和提馏段的流体分别走管程 d 和壳程 D ; 板翅式换热器见附图 4。为了实现内部的热量从精馏段 (1) 向提馏段 (2) 的传递,引入压缩机 (4) 来调节二者的压强,提馏段 (2) 顶端的气相在进入精馏段 (1) 前先通过压缩机 (4) 的压缩,使精馏段 (1) 在更高的压强和温度条件下进行。为了保证提馏段 (2) 在较低的压强下运行,精馏段 (1) 底部的液相在进入提馏段前先通过节流阀 (5),以维持两边的压强差。

[0013] 本发明所述的方法为：作为反应物及萃取剂的乙酸经管线 (12) 进入精馏区 (101) 底部，反应物甲醇新鲜原料经管线 (23) 与来自管线 (20) 的循环原料混合后经管线 (11) 进入反应区 (201) 中部，催化剂浓硫酸经管线 (13) 进入反应区 (102) 中部，这样，乙酸和甲醇逆流接触，在催化剂浓硫酸的作用下，在反应区 (102) 和反应区 (201) 发生酯化反应生成乙酸甲酯。所生成的乙酸甲酯与水及甲醇形成二元和三元共沸物，经过反应区 (101) 上部的萃取作用及精馏区 (101) 的精馏作用除去其中的水及甲醇并在塔顶得到高纯度的乙酸甲酯产品经管线 (18) 排出。反应区 (102) 底部液相经节流阀 (5) 进入提馏段 (2) 的反应区 (201) 顶部继续发生酯化反应。反应区 (201) 顶部气相经压缩机 (4) 进入精馏段 (1) 的反应区 (102) 底部继续发生酯化反应以及分离作用。反应产物水与过量的甲醇混合物流经过提馏区 (202) 的提馏作用除去少量乙酸甲酯后，经管线 (19) 进入甲醇回收塔 (8) 中部，经过精馏区 (801) 的精馏作用在塔顶得到高纯度的甲醇经管线 (20) 排出可回收做循环利用，经过提馏区 (802) 的精馏作用在塔底得到含硫酸废水经管线 (22) 排出装置。

[0014] 本发明内部热耦合反应精馏塔精馏段 (1) 塔压为 0.1 ~ 0.5MPa，提馏段 (2) 常压操作，甲醇回收塔 (8) 常压操作。操作过程中，内部热耦合反应精馏塔精馏段 (1) 塔顶顶回流比为 0.2 ~ 2，精馏段 (1) 塔顶温度为 50 ~ 90℃，反应区 (102) 的温度为 60 ~ 120℃，塔釜温度为 80 ~ 120℃，提馏段 (2) 塔顶温度为 70 ~ 75℃，反应区 (201) 的温度为 50 ~ 90℃，塔釜温度为 60 ~ 100℃。甲醇回收塔 (8) 塔顶温度为 50 ~ 70℃，塔釜温度为 80 ~ 110℃。进料均为液相进料，温度为 20 ~ 80℃，甲醇进料可以为纯甲醇，也可以是含有少量水及其他杂质的粗甲醇，其中甲醇质量分数大于 90%，甲醇进料与乙酸进料摩尔比控制在 1 : 1 ~ 3 : 1 之间，催化剂浓硫酸按照浓硫酸与乙酸进料质量比为 0.5 : 100 ~ 5 : 100 加料，浓硫酸质量分数为 95% ~ 98%。

[0015] 本发明中塔顶乙酸甲酯质量分数达 98% 以上，乙酸转化率在 98.5% 以上，达到同样乙酸转化率及产品分离要求，比常规反应精馏流程可节能 20 ~ 50%。

附图说明

[0016] 图 1：乙酸甲酯合成的内部热耦合反应精馏塔及甲醇回收装置流程示意图

[0017] 图 2：乙酸甲酯合成的常规反应精馏双塔流程示意图

[0018] 图 3：多管式同心轴式换热器的结构示意图

[0019] 图 4：板翅式换热器的结构示意图。

[0020] 图中，1、精馏段，2、提馏段，3、换热器，4、压缩机，5、节流阀，6、冷凝器，7、再沸器，8、甲醇回收塔，9、冷凝器，10、再沸器，11 ~ 31、管线

具体实施方案

[0021] 下面结合附图和实例对本发明作进一步的详细描述：

[0022] 实例 1：如图 1 所示流程。各区域理论板数如表 1 所示，进料流量及组成如表 2 所示，甲醇进料与乙酸进料摩尔比为 1.2 : 1，浓硫酸与乙酸进料质量比为 0.5 : 100，乙酸、浓硫酸与甲醇的进料位置（从上往下数）依次为精馏段 (1) 第 7 块理论板、第 15 块理论板以及提馏段 (2) 第 10 块理论板，进料均为 30℃，换热器传热系数为 1000W/m²·℃。内部热耦合反应精馏塔精馏段 (1) 顶部回流比为 0.76，甲醇回收塔 (8) 顶部回流比为 2.5，各物流

流量及组成如表 2 所示,精馏段 (1) 顶温为 68.3℃,提馏段 (2) 釜温为 77.8℃,甲醇回收塔 (8) 顶温为 64.3℃,釜温为 99.5℃,提馏段 (2) 和甲醇回收塔常压操作,精馏段 (1) 压力为 0.15MPa。所得乙酸转化率为 98.62%,完成传热所需的总传热面积为 58.6m²。达到同样乙酸转化率及产品分离要求,本工艺流程所需总能耗为 1596.3kW,常规流程总能耗为 2814.2kW,相比可节能 43.28%。

[0023] 表 1 实例 1 各区域理论板数

[0024]

各区域理论板数						
区域	区域 101	区域 102	区域 201	区域 202	区域 801	区域 802
理论板数	7	18	20	5	10	10

[0025] 表 2 实例 1 各物流质量流量及各组分质量分数

[0026]

采出/进料	质量流量/ (kg/h)	乙酸甲酯 /%	甲醇/%	乙酸/%	水/%	硫酸/%
-------	-----------------	------------	------	------	-----	------

[0027]

乙酸进料	6005.3	0	0	100	0	0
浓硫酸进料	30	0	0	0	2	98
甲醇进料	3845.1	0	100	0	0	0
乙酸甲酯采出	7394.7	98.8	0.32	0.11	0.77	0
甲醇采出	660.2	0	99.9	0	0.1	0
废水采出	1825.5	0	0.10	4.34	92.4	3.16

[0028] 实例 2:如图 1 所示流程。进料组成、进料热状态、进料位置及各区域理论板数及换热器传热系数同实例 1,只是甲醇进料与乙酸进料摩尔比变为 1.3 : 1。内部热耦合反应精馏塔精馏段 (1) 顶部回流比为 0.76,甲醇回收塔 (8) 顶部回流比为 2.5,各物流流量及组成如表 3 所示,精馏段 (1) 顶温为 68.6℃,提馏段 (2) 釜温为 75.3℃,甲醇回收塔 (8) 顶温为 64.2℃,釜温为 99.2℃,提馏段 (2) 和甲醇回收塔常压操作,精馏段 (1) 压力为 0.15MPa。所得乙酸转化率为 99.45%,完成传热所需的总传热面积为 73.3m²。达到同样乙酸转化率及产品分离要求,本工艺流程所需总能耗为 2073.1kW,常规流程总能耗为 2709.9kW,相比可节能 23.5%。

[0029] 表 3 实例 2 各物流质量流量及各组分质量分数

[0030]

采出/进料	质量流量/ (kg/h)	乙酸甲酯 /%	甲醇/%	乙酸/%	水/%	硫酸/%
乙酸进料	6005.3	0	0	100	0	0
浓硫酸进料	30	0	0	0	2	98
甲醇进料	4165.5	0	100	0	0	0
乙酸甲酯采出	7573.2	98.2	0.45	0.33	1.02	0
甲醇采出	939.2	0	99.93	0	0.07	0
废水采出	1688.3	0	0.10	0	96.48	3.42

[0031] 实例 3:如图 1 所示流程。除甲醇进料为甲醇质量分数为 98%的含有少量杂质水的混合物外,进料组成、进料热状态、进料位置及各区域理论板数及换热器传热系数同实例 1。内部热耦合反应精馏塔精馏段 (1) 顶部回流比为 0.73, 甲醇回收塔 (8) 顶部回流比为 2.5, 各物流流量及组成如表 4 所示, 精馏段 (1) 顶温为 68.3℃, 提馏段 (2) 釜温为 79.2℃, 甲醇回收塔 (8) 顶温为 64.3℃, 釜温为 99.5℃, 提馏段 (2) 和甲醇回收塔常压操作, 精馏段 (1) 压力为 0.15MPa。所得乙酸转化率为 98.62%, 完成传热所需的总传热面积为 52.7m²。达到同样乙酸转化率及产品分离要求, 本工艺流程所需总能耗为 1456.4kW, 常规流程总能耗为 2734.3kW, 相比可节能 46.74%。

[0032] 表 4 实例 3 各物流质量流量及各组分质量分数

[0033]

采出/进料	质量流量/ (kg/h)	乙酸甲酯 /%	甲醇/%	乙酸/%	水/%	硫酸/%
乙酸进料	6005.3	0	0	100	0	0
浓硫酸进料	30	0	0	0	2	98
甲醇进料	3786.1	0	98	0	2	0
乙酸甲酯采出	7394.8	98.8	0.32	0.11	0.77	0
甲醇采出	525.3	0	99.87	0	0.13	0
废水采出	1901.1	0	0.10	3.85	93.0	3.05

[0034] 实例 4:如图 1 所示流程。进料组成、进料热状态、进料位置及各区域理论板数及换热器传热系数同实例 1, 只是浓硫酸与乙酸进料质量比为 5 : 100。内部热耦合反应精馏塔精馏段 (1) 顶部回流比为 0.77, 甲醇回收塔 (8) 顶部回流比为 2.5, 各物流流量及组成如表 5 所示, 精馏段 (1) 顶温为 68.1℃, 提馏段 (2) 釜温为 77.8℃, 甲醇回收塔 (8) 顶温为 64.3℃, 釜温为 99.5℃, 提馏段 (2) 和甲醇回收塔常压操作, 精馏段 (1) 压力为 0.15MPa。所得乙酸转化率为 99.14%, 完成传热所需的总传热面积为 54.5m²。达到同样乙酸转化率及产品分离要求, 本工艺流程所需总能耗为 1620.7kW, 常规流程总能耗为 2809kW, 相比可节能 42.3%。

[0035] 表 5 实例 4 各物流质量流量及各组分质量分数

[0036]

采出/进料	质量流量/ (kg/h)	乙酸甲酯 /%	甲醇/%	乙酸/%	水/%	硫酸/%
乙酸进料	6005.3	0	0	100	0	0
浓硫酸进料	120	0	0	0	2	98
甲醇进料	3845.1	0	100	0	0	0
乙酸甲酯采出	7434	98.8	0.35	0.05	0.8	0
甲醇采出	641.1	0	99.9	0	0.1	0
废水采出	1895.3	0	0.10	2.51	91.18	6.21

[0037] 实例 5:如图 1 所示流程。进料组成、进料热状态、进料位置及各区域理论板数及换热器传热系数同实例 1, 只是精馏段压力提高到 0.5MPa。内部热耦合反应精馏塔精馏段 (1) 顶部回流比为 0.85, 甲醇回收塔 (8) 顶部回流比为 2.5, 各物流流量及组成如表 6 所示, 精馏段 (1) 顶温为 79.8℃, 提馏段 (2) 釜温为 77.9℃, 甲醇回收塔 (8) 顶温为 64.3℃, 釜

温为 99.6℃,提馏段 (2) 和甲醇回收塔常压操作,精馏段 (1) 压力为 0.25MPa。所得乙酸转化率为 98.6%,完成传热所需的总传热面积为 30.3m²。达到同样乙酸转化率及产品分离要求,本工艺流程所需总能耗为 1772.8kW,常规流程总能耗为 2814.2kW,相比可节能 37%。

[0038] 表 6 实例 5 各物流质量流量及各组分质量分数

[0039]

采出/进料	质量流量/ (kg/h)	乙酸甲酯 /%	甲醇/%	乙酸/%	水/%	硫酸/%
-------	-----------------	------------	------	------	-----	------

[0040]

乙酸进料	6005.3	0	0	100	0	0
浓硫酸进料	30	0	0	0	2	98
甲醇进料	3845.1	0	100	0	0	0
乙酸甲酯采出	7342.4	98.56	0.4	0.06	0.98	0
甲醇采出	683.9	0	99.89	0.02	0.08	0
废水采出	1853.9	0	5.0	0	91.88	3.12

[0041] 实例 6:如图 1 所示流程。除各区域理论板数如表 7 所示外,进料组成、进料热状态、进料位置及换热器传热系数同实例 1。内部热耦合反应精馏塔精馏段 (1) 顶回流比为 0.75,甲醇回收塔 (8) 顶部回流比为 2.5,各物流流量及组成如表 8 所示,精馏段 (1) 顶温为 68.2℃,提馏段 (2) 釜温为 77.7℃,甲醇回收塔 (8) 顶温为 64.2℃,釜温为 99.4℃,提馏段 (2) 和甲醇回收塔常压操作,精馏段 (1) 压力为 0.15MPa。所得乙酸转化率为 98.5%,完成传热所需的总传热面积为 56.8m²。达到同样乙酸转化率及产品分离要求,本工艺流程所需总能耗为 1620.38kW,常规流程总能耗为 2814.2kW,相比可节能 42.42%。

[0042] 表 7 实例 6 各区域理论板数

[0043]

各区域理论板数						
区域	区域 101	区域 102	区域 201	区域 202	区域 801	区域 802
理论板数	10	20	25	10	10	10

[0044] 表 8 实例 6 各物流质量流量及各组分质量分数

[0045]

采出/进料	质量流量/ (kg/h)	乙酸甲酯 /%	甲醇/%	乙酸/%	水/%	硫酸/%
乙酸进料	6005.3	0	0	100	0	0
浓硫酸进料	30	0	0	0	2	98
甲醇进料	3845.1	0	100	0	0	0
乙酸甲酯采出	7385.4	98.78	0.34	0.07	0.81	0
甲醇采出	662.7	0.01	99.93	0	0.06	0
废水采出	1831.7	0	0.10	4.59	92.15	3.16

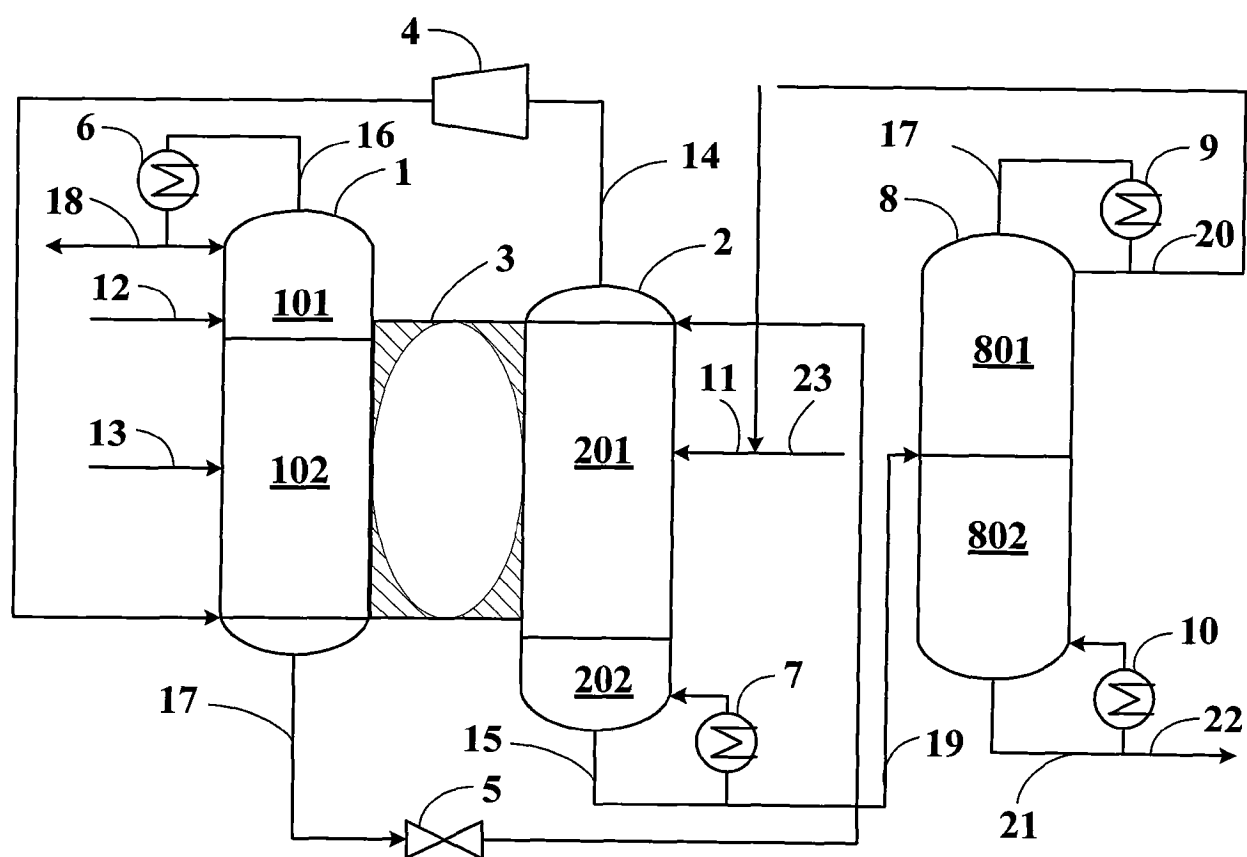


图 1

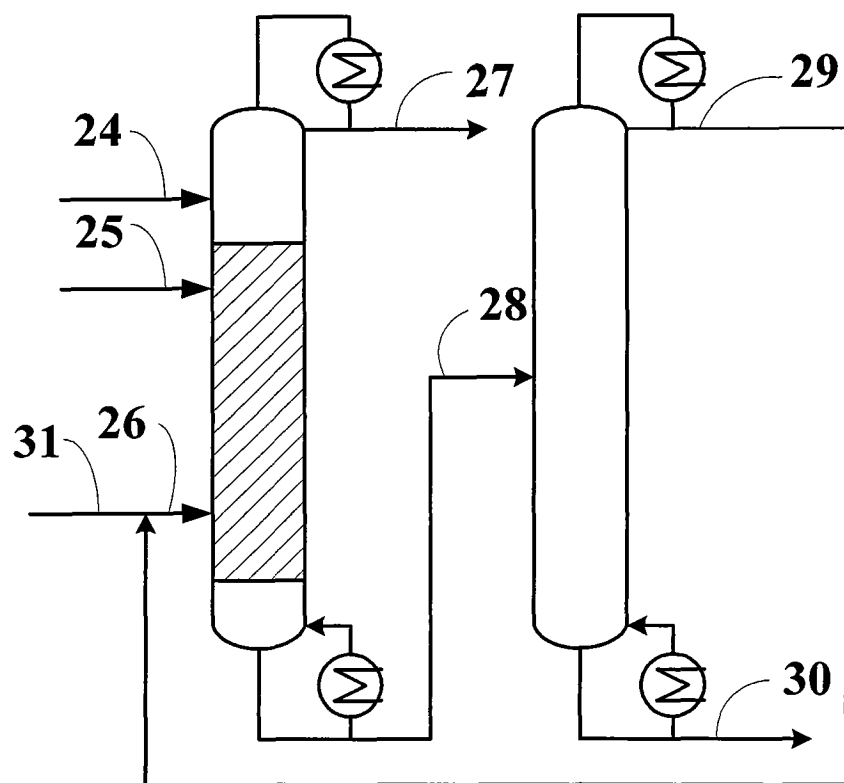


图 2

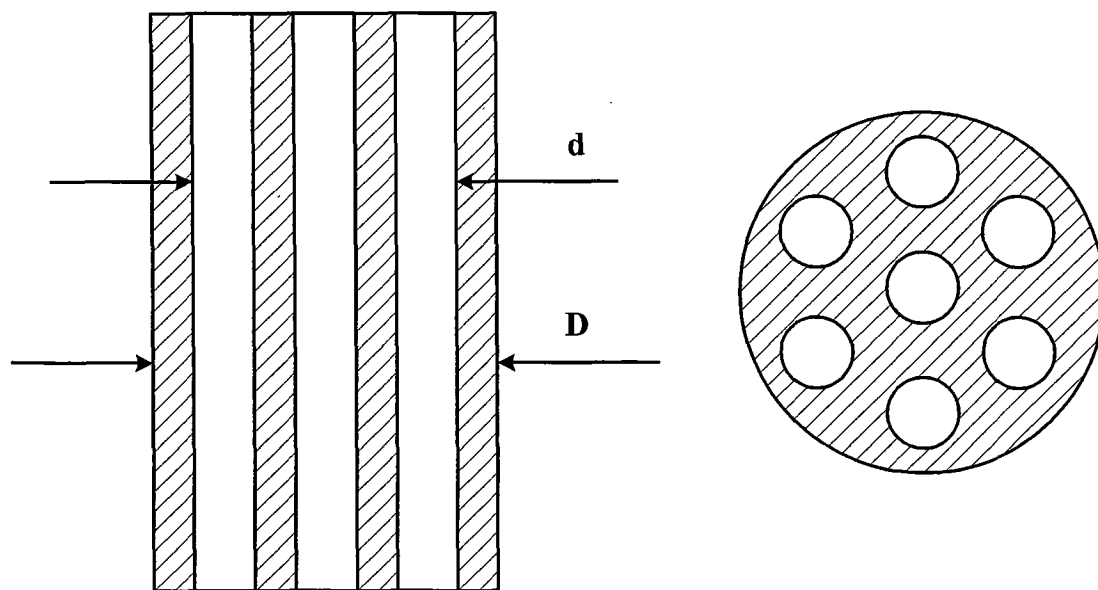


图 3

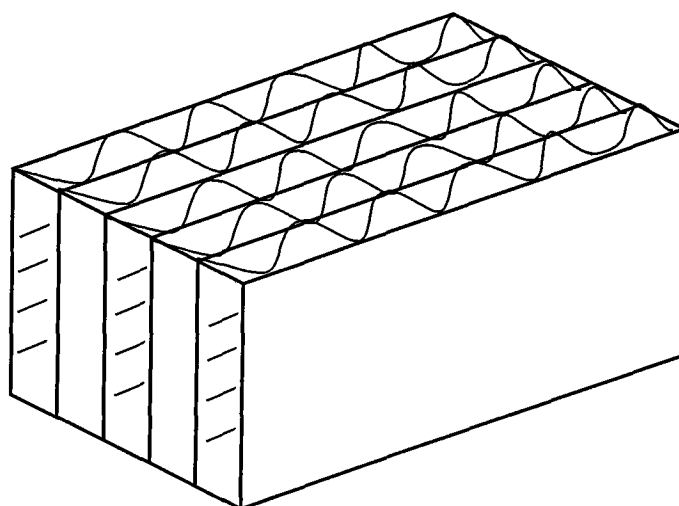


图 4