



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102451572 A

(43) 申请公布日 2012. 05. 16

(21) 申请号 201010529823. 5

C07C 53/08 (2006. 01)

(22) 申请日 2010. 11. 03

(71) 申请人 中国石油化工股份有限公司

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街
22 号

申请人 中国石化集团上海工程有限公司

(72) 发明人 杨军 徐涵正 钟亮 陈迎

李真泽 何勤伟

(74) 专利代理机构 上海东方易知识产权事务所

31121

代理人 沈原

(51) Int. Cl.

B01D 3/14 (2006. 01)

C07C 51/46 (2006. 01)

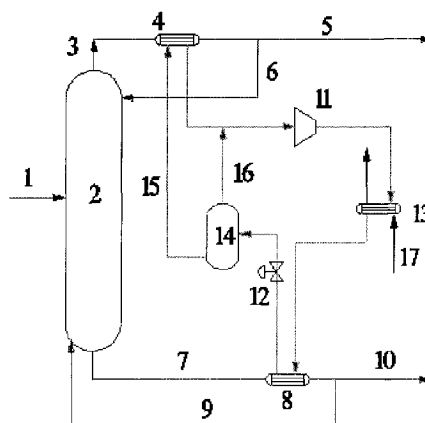
权利要求书 2 页 说明书 6 页 附图 1 页

(54) 发明名称

醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法

(57) 摘要

本发明涉及一种醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法,主要解决现有技术中醋酸脱水过程能耗高、设备制造成本高、操作费用高的问题。本发明通过采用醋酸脱水塔共沸精馏脱水,热泵循环中采用水或环己烷作为换热介质,醋酸脱水塔塔顶出料冷凝释放的热量通过闭式热泵流程中的换热介质吸收,换热介质吸收塔顶出料的能量后经过压缩后温度升高,该高温的过热蒸汽先经脱过热器脱过热后形成饱和蒸汽,再通入塔釜再沸器与塔底出料换热;在塔釜换热后的蒸汽经节流减压后进入气液分离罐,分离后的液相进入塔顶冷凝器换热,分离后的气相与塔顶冷凝器出口的气体混合后一起进入压缩机,用于再次与塔釜换热的技术方案较好地解决了该问题,可应用于分离醋酸和水的工业生产中。



1. 一种醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法,包括以下步骤:

a) 醋酸水溶液 (1) 从中部进入醋酸脱水塔 (2), 经共沸精馏分离后, 塔顶得到气相物流 (3), 塔釜得到液相物流 (7); 物流 (3) 经冷凝器 (4) 换热冷凝后, 分为物流 (5) 和物流 (6), 物流 (5) 作为塔顶产品出料进入后续流程, 物流 (6) 返回醋酸脱水塔 (2) 顶部; 物流 (7) 经再沸器 (8) 换热后, 分为物流 (9) 和物流 (10), 物流 (9) 返回醋酸脱水塔 (2) 底部, 物流 (10) 作为塔釜产品出料进入后续流程;

b) 换热介质在冷凝器 (4) 与气相物流 (3) 换热后进入压缩机 (11) 压缩升温; 升温后的换热介质进入脱过热器 (13) 脱过热; 脱过热的换热介质进入再沸器 (8) 与塔釜液相物流 (7) 换热后经节流减压设备 (12) 减压; 减压后的换热介质进入气液分离罐 (14), 气液分离后, 得到液相物流 (15) 和气相物流 (16); 气相物流 (16) 进入压缩机 (11); 液相物流 (15) 进入塔顶冷凝器 (4) 再次与气相物流 (3) 换热; 其中, 所述换热介质为水或环己烷。

2. 根据权利要求 1 所述的醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法, 其特征在于醋酸脱水塔 (2) 的操作条件: 塔板数为 60 ~ 120 块, 塔釜温度为 105 ~ 160℃, 塔顶温度为 85 ~ 135℃, 操作压力为 0.1 ~ 0.4MPa, 物流 (6) 与物流 (5) 的重量比为 0.5 ~ 10, 物流 (9) 与物流 (10) 的重量比为 1 ~ 17;

冷凝器 (4) 的操作条件: 管程操作压力为 0.1 ~ 0.4MPa, 操作温度为 85 ~ 135℃; 壳程操作压力 0.05 ~ 0.3MPa, 操作温度为 80 ~ 125℃;

脱过热器 (13) 的操作条件: 管程操作压力为 0.1 ~ 0.4MPa, 操作温度为 100 ~ 160℃; 壳程操作压力 0.1 ~ 0.8MPa, 操作温度为 100 ~ 400℃;

再沸器 (8) 的操作条件: 管程操作压力为 0.1 ~ 0.4MPa, 操作温度为 105 ~ 160℃; 壳程操作压力为 0.15 ~ 0.8MPa, 操作温度为 110 ~ 400℃。

气液分离罐 (14) 的操作条件: 操作压力为 0.05 ~ 0.3MPa, 操作温度为 80 ~ 125℃。

3. 根据权利要求 2 所述的醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法, 其特征在于醋酸脱水塔 (2) 的操作条件: 塔板数为 80 ~ 100 块, 塔釜温度为 110 ~ 150℃, 塔顶温度为 90 ~ 125℃, 操作压力为 0.1 ~ 0.25MPa, 物流 (6) 与物流 (5) 的重量比为 2 ~ 4, 物流 (9) 与物流 (10) 的重量比为 4 ~ 9;

冷凝器 (4) 的操作条件: 管程操作压力为 0.1 ~ 0.25MPa, 操作温度为 85 ~ 125℃; 壳程操作压力 0.07 ~ 0.3MPa, 操作温度为 80 ~ 120℃;

脱过热器 (13) 的操作条件: 管程操作压力为 0.1 ~ 0.3MPa, 操作温度为 100 ~ 150℃; 壳程操作压力 0.15 ~ 0.8MPa, 操作温度为 110 ~ 400℃;

再沸器 (8) 的操作条件: 管程操作压力为 0.1 ~ 0.25MPa, 操作温度为 110 ~ 150℃; 壳程操作压力为 0.25 ~ 0.7MPa, 操作温度为 130 ~ 400℃。

气液分离罐 (14) 的操作条件: 操作压力为 0.05 ~ 0.25MPa, 操作温度为 80 ~ 120℃。

4. 根据权利要求 1 所述的醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法, 其特征在于以重量百分比计, 醋酸水溶液 (1) 中醋酸的含量为 20 ~ 80%, 水的含量为 20 ~ 80%。

5. 根据权利要求 1 所述的醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法, 其特征在于换热介质走冷凝器 (4)、脱过热器 (13) 和再沸器 (8) 的壳程, 物流 (3) 走冷凝器 (4) 的管程, 物流 (7) 走再沸器 (8) 的管程。

6. 根据权利要求 1 所述的醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法, 其特征在于节流减压

设备选自孔板或阀门。

醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法。

背景技术

[0002] 在对二甲苯氧化生产对苯二甲酸的过程中,通常使用醋酸作为有机溶剂。氧化过程中生成的大量水稀释了醋酸溶剂,而反应需要合适浓度的醋酸溶剂。为了保证溶剂中醋酸的浓度,通常使用醋酸脱水塔分离出溶剂中多余的水。随着生产规模的扩大,醋酸脱水塔的操作费用日益高涨。

[0003] 常规的直接精馏脱水由于在醋酸低浓度时相对挥发度较小的缘故,通常采用增加塔板数以及增大回流比的方法降低塔顶出料中醋酸的浓度,导致能耗指标高的同时还使装置投资成本上升。工程上出于经济性考虑,一般塔顶醋酸浓度要求低于 0.8 重量%,塔顶出料作为废水排出。

[0004] 文献 GB1576787 公开了采用共沸精馏的方法分离醋酸和水。此方法采用两塔串联,第一个塔以醋酸酯类为共沸剂,塔顶出料为醋酸的水溶液,其中醋酸浓度小于 0.1 重量%,醋酸酯类约为 5 重量%,水溶液还含有少量副产物醋酸甲酯。第二个塔回收水中的醋酸酯类共沸剂,返回一塔。应用此方法的蒸汽消耗一般是简单精馏的 60%。塔顶浓度可以控制在 0.1 重量%。此方法较简单精馏大幅降低了能耗,也回收了更多的醋酸。但是二塔回收后的废水中仍会含有微量醋酸酯类,而醋酸酯类的价格较高,因此共沸剂消耗抵消了醋酸消耗;且醋酸酯类为易燃介质,工程应用时,也需要增加安全设施的费用。

[0005] 热泵精馏作为一种能有效提高精馏热效率的节能技术,已广泛应用于各种化工生产过程中。但是,热泵中的换热介质水进入冷凝器时可能存在气液两相,会引起设备损耗,操作费用增加。此外,热泵系统中过热蒸汽的存在也会降低再沸器的换热效率,增大再沸器换热面积,而再沸器的材质为钛钢,换热面积的增大必然会导致设备材料费用的增加。

[0006] 总之,现有技术中存在醋酸脱水过程能耗高、设备制造成本高、操作费用高的问题。

发明内容

[0007] 本发明所要解决的技术问题是现有技术中醋酸脱水过程能耗高、设备制造成本高、操作费用高的问题,提供一种新的醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水方法。该方法具有能耗低,设备制造成本低,操作费用低的特点。

[0008] 为解决上述技术问题,本发明采用的技术方案如下:一种醋酸脱水塔精馏分离醋酸和水的方法,包括以下步骤:

[0009] a) 醋酸水溶液 1 从中部进入醋酸脱水塔 2,经共沸精馏分离后,塔顶得到气相物流 3,塔釜得到液相物流 7;物流 3 经冷凝器 4 换热冷凝后,分为物流 5 和物流 6,物流 5 作为塔顶产品出料进入后续流程,物流 6 返回醋酸脱水塔 2 顶部;物流 7 经再沸器 8 换热后,分为物流 9 和物流 10,物流 9 返回醋酸脱水塔 2 底部,物流 10 作为塔釜产品出料进入后续流

程；

[0010] b) 换热介质在冷凝器 4 与气相物流 3 换热后进入压缩机 11 压缩升温；升温后的换热介质进入脱过热器 13 脱过热；脱过热的换热介质进入再沸器 8 与塔釜液相物流 7 换热后经节流减压设备 12 减压；减压后的换热介质进入气液分离罐 14，气液分离后，得到液相物流 15 和气相物流 16；气相物流 16 进入压缩机 11；液相物流 15 进入塔顶冷凝器 4 再次与气相物流 3 换热；其中，所述换热介质为水或环己烷。

[0011] 上述技术方案中，醋酸脱水塔 2 的操作条件：塔板数优选范围为 60 ~ 120 块，更优选范围为 80 ~ 100 块；塔釜温度优选范围为 105 ~ 160℃，更优选范围为 110 ~ 150℃；塔顶温度优选范围为 85 ~ 135℃，更优选范围为 90 ~ 125℃；操作压力优选范围为 0.1 ~ 0.4MPa，更优选范围为 0.1 ~ 0.25MPa；物流 6 与物流 5 的重量比优选范围为 0.5 ~ 10，更优选范围为 2 ~ 4；物流 9 与物流 10 的重量比优选范围为 1 ~ 17，更优选范围为 4 ~ 9。冷凝器 4 的操作条件：管程操作压力优选范围为 0.1 ~ 0.4MPa，更优选范围为 0.1 ~ 0.25MPa；操作温度优选范围为 85 ~ 135℃，更优选范围 85 ~ 125℃；壳程操作压力优选范围为 0.05 ~ 0.3MPa，更优选范围为 0.07 ~ 0.3MPa；操作温度优选范围为 80 ~ 125℃，更优选范围为 80 ~ 120℃。脱过热器 13 的操作条件：管程操作压力优选范围为 0.1 ~ 0.4MPa，更优选范围为 0.1 ~ 0.3MPa；操作温度优选范围为 100 ~ 160℃，更优选范围为 100 ~ 150℃；壳程操作压力优选范围为 0.1 ~ 0.8MPa，更优选范围为 0.15 ~ 0.8MPa；操作温度优选范围为 100 ~ 400℃，更优选范围为 110 ~ 400℃。再沸器 8 的操作条件：管程操作压力优选范围为 0.1 ~ 0.4MPa，更优选范围为 0.1 ~ 0.25MPa；操作温度优选范围为 105 ~ 160℃，更优选范围为 110 ~ 150℃；壳程操作压力优选范围为 0.15 ~ 0.8MPa，更优选范围操作为 0.25 ~ 0.7MPa；温度优选范围为 110 ~ 400℃，更优选范围为 130 ~ 400℃。气液分离罐 14 的操作条件：操作压力优选范围为 0.05 ~ 0.3MPa，更优选范围操作为 0.05 ~ 0.25MPa；操作温度优选范围为 80 ~ 125℃，更优选范围为 80 ~ 120℃。以重量百分比计，醋酸水溶液 1 中醋酸的含量为 20 ~ 80%，水的含量为 80 ~ 20%。换热介质水优选方案为走冷凝器 4、脱过热器 13 和再沸器 8 的壳程，物流 3 优选方案为走冷凝器 4 的管程，物流 7 优选方案为走再沸器 8 的管程。

[0012] 本发明方法中，换热介质在冷凝器 4 与气相物流 3 换热后，得到的蒸汽的温度优选范围为 80 ~ 125℃，压力优选范围为 0.05 ~ 0.3MPa。蒸汽经压缩机压缩升温后，温度优选范围为 110 ~ 400℃，压力优选范围为 0.15 ~ 0.8MPa。升温后的蒸汽进入脱过热器脱过热后，得到饱和蒸汽。该换热过程可用于加热循环水以生产较低品位的副产蒸汽，或用于预热其它的工艺物流。饱和蒸汽温度优选范围为 140 ~ 200℃，压力优选范围为 0.15 ~ 0.8MPa。饱和蒸汽进入再沸器 8 给塔釜液相物流 7 加热后，温度优选范围为 110 ~ 180℃，压力优选范围为 0.1 ~ 0.8MPa。在再沸器 8 中换热后的蒸汽进入节流减压设备 12 减压后，温度优选范围为 80 ~ 125℃，压力优选范围为 0.05 ~ 0.3MPa。减压后，换热介质进入气液分离罐，经气液分离后，液相的温度优选范围为 80 ~ 100℃，气相的温度优选范围为 80 ~ 125℃。

[0013] 本发明方法在醋酸常规精馏脱水塔生产装置的基础上，通过对醋酸脱水塔进行共沸精馏操作，并增设一套闭式热泵循环系统；以水或环己烷作为换热介质，从较低温位的塔顶冷凝器取热，经压缩机压缩后提高能量品位；高品位的蒸汽通过脱过热器换热后转化为饱和蒸汽；该饱和蒸汽用于塔釜再沸器供热，达到了节能降耗的目的。同时，由于过热蒸汽

的传热系数较饱和蒸汽要小很多,过热蒸汽为汽相传热,而饱和蒸汽可以迅速冷凝,在蒸汽侧形成液膜,大大增加传热速率,减少换热面积,对于使用价格昂贵的钛材管再沸器这点尤为重要。高品位的蒸汽通过脱过热器换热后转化为饱和蒸汽,该饱和蒸汽用于塔釜再沸器供热,避免了过热蒸汽直接进入再沸器,提高了换热效率,减少了换热面积,从而减少了再沸器制造中钛材的用量,而增加的脱过热换热器为碳钢设备,从而可以降低设备制造成本。本发明方法中,换热介质在再沸器与塔釜物流换热后,经过气液分离罐分离气液相,仅仅是将得到的液相再次用于塔顶冷凝器换热,避免了气液两相同时进入冷凝器而引起设备损耗,提高了塔顶冷凝器的稳定性,减少了操作费用。采用本发明方法,与常规直接精馏脱水工艺流程相比,能耗下降 50 ~ 80%;同时,在热泵循环流程中增加了脱过热器后,传热效率可提高 10 ~ 20%,从而再沸器制造费用降低了 10 ~ 20%;在热泵循环流程中增加了气液分离罐后,装置操作稳定性提高,取得了较好的技术效果。

附图说明

[0014] 图 1 为本发明工艺流程示意图。

[0015] 图 1 中,1 为醋酸水溶液进料,2 为醋酸脱水塔,3 为塔顶气相出料,4 为塔顶冷凝器,5 为塔顶产品出料,6 为塔顶回流流股,7 为塔底液相出料,8 为再沸器,9 为塔底回流流股,10 为浓醋酸产品出料,11 为压缩机,12 为节流减压设备,13 为脱过热器,14 为气液分离罐,15 为出气液分离罐的液相换热介质,16 为出气液分离罐的气相换热介质,17 为脱过热器换热介质。

[0016] 图 1 中,对于工艺物料流程,原料稀醋酸水溶液 1 从中部进入醋酸脱水塔 2,经共沸精馏分离后,塔顶得到气相物流 3,塔釜得到液相物流 7。物流 3 经冷凝器 4 换热冷凝后,分为物流 5 和物流 6。物流 5 为醋酸含量 ≤ 1 重量%的水溶液,它作为塔顶产品出料进入后续流程。物流 6 返回醋酸脱水塔 2 顶部。物流 7 经再沸器 8 换热后,分为物流 9 和物流 10。物流 9 返回醋酸脱水塔 2 底部。物流 10 为醋酸含量为 90 ~ 95 重量%的醋酸水溶液,它作为塔釜产品出料进入后续流程。

[0017] 对于热泵循环流程,以水或环己烷作为换热介质。换热介质在冷凝器 4 与气相物流 3 换热后汽化为蒸汽,蒸汽进入压缩机 11 压缩升温。升温后的蒸汽进入脱过热器 13 与物流 17 换热;其中,物流 17 为循环水或其它需要预热的工艺物流。物流 17 经过脱过热器 13 换热后产生副产蒸汽或被预热,同时使热泵循环中的蒸汽变为饱和蒸汽。得到的饱和蒸汽进入再沸器 8 与塔釜液相物流 7 换热。在再沸器 8 中换热后的蒸汽进入节流减压设备 12(如孔板、阀门)减压后,送至气液分离罐 14。经气液分离后,液相 15 进入塔顶冷凝器 4 再次与气相物流 3 换热,气相 16 与塔顶冷凝器 4 出口的气体混合后进入压缩机 11 压缩升温,升温后的蒸汽再次进入再沸器 8 与塔釜液相物流 7 换热。即醋酸脱水塔塔顶出料冷凝释放的热量通过闭式热泵流程中的换热介质吸收,换热介质吸收塔顶出料的能量后经过压缩机压缩后温度升高,用于塔再沸器与塔底出料换热;气液分离罐用于分离经节流减压后的换热介质;脱过热器用于使换热介质变为饱和蒸汽,并将其热量用以生产低品位的副产蒸汽,或预热其它工艺物流。

[0018] 下面通过实施例对本发明作进一步阐述。

具体实施方式

[0019] 【对比例 1】

[0020] 稀醋酸水溶液采用常规精馏的方式进行脱水,无热泵循环流程。进料稀醋酸水溶液中醋酸浓度为 38 质量%,醋酸脱水塔塔底出料中醋酸浓度大于 94 质量%,塔顶出料中醋酸浓度小于 0.1 质量%。

[0021] 醋酸脱水塔的操作条件为:塔板数为 89 块,塔釜温度为 131℃,塔顶温度为 99.5℃,塔顶操作压力为 0.11MPa,塔釜操作压力为 0.19MPa,塔顶冷凝器回流比为 3.2,塔釜再沸器回流比为 6.3。

[0022] 冷凝器 4 的操作条件为:管程操作压力为 0.11MPa,操作温度为 99.5℃;壳程操作压力 0.55MPa,入口温度 33℃,出口温度 43℃。

[0023] 再沸器 8 的操作条件为:管程操作压力为 0.19MPa,操作温度为 131℃;壳程操作压力为 0.4MPa,操作温度为 143℃。

[0024] 能量消耗情况见表 1。

[0025] 【对比例 2】

[0026] 稀醋酸水溶液采用共沸精馏的方式进行脱水,无热泵循环流程。进料稀醋酸水溶液中醋酸浓度为 38 质量%,醋酸脱水塔塔底出料中醋酸浓度大于 94 质量%,塔顶出料为醋酸的水溶液,其中醋酸浓度小于 0.1 重量%,共沸剂醋酸正丁酯为 5 重量%。

[0027] 醋酸精馏塔的操作条件为:塔板数为 60 块,塔釜温度为 118℃,塔顶温度为 92℃,塔顶操作压力为 0.1MPa,塔釜操作压力为 0.11MPa,塔顶冷凝器回流比为 3,塔釜再沸器回流比为 6.2。

[0028] 冷凝器 4 的操作条件为:管程操作压力为 0.1MPa,操作温度为 92℃;壳程操作压力 0.55MPa,入口温度 33℃,出口温度 43℃。

[0029] 再沸器 8 的操作条件为:管程操作压力为 0.11MPa,操作温度为 118℃;壳程操作压力为 0.4MPa,操作温度为 143℃。

[0030] 能量消耗情况见表 1。

[0031] 【实施例 1】

[0032] 采用图 1 所示流程,稀醋酸水溶液采用共沸精馏的方式进行脱水,醋酸水溶液 1(其中醋酸浓度为 38 质量%)从中部进入醋酸脱水塔 2,经精馏分离后,塔顶得到气相物流 3,塔釜得到液相物流 7;物流 3 经冷凝器 4 换热冷凝后,分为物流 5 和物流 6,物流 5 作为塔顶产品出料进入后续流程,物流 6 返回醋酸脱水塔 2 顶部;物流 7 经再沸器 8 换热后,分为物流 9 和物流 10,物流 9 返回 2 底部,物流 10 作为塔釜产品出料进入后续流程。醋酸脱水塔塔底出料中醋酸浓度大于 94 质量%,塔顶出料中醋酸浓度小于 0.1 质量%。

[0033] 换热介质水在冷凝器 4 与气相物流 3 换热后汽化为水蒸汽,水蒸汽进入压缩机 11 压缩升温,升温后的水蒸汽经过脱过热器换热后进入再沸器 8 与塔釜液相物流 7 换热;在再沸器 8 中换热后的水蒸汽经阀门 12 减压后,送至气液分离罐 14。经分离后的液相 15 进入塔顶冷凝器 4 再次与气相物流 3 换热,分离后的气相 16 与塔顶冷凝器 4 出口的气体混合后进入压缩机 11 压缩升温,升温后的水蒸汽再次进入再沸器 8 与塔釜液相物流 7 换热。

[0034] 其中,醋酸脱水塔 2 的操作条件:塔板数为 89 块,塔釜温度为 127℃,塔顶温度为 92℃,塔顶操作压力为 0.1MPa,塔釜操作压力为 0.11MPa,物流 6 与物流 5 的重量比为 3,物

流 9 与物流 10 的重量比为 6.2。

[0035] 冷凝器 4 的操作条件为：管程操作压力为 0.1MPa，操作温度为 92℃；壳程操作压力 0.07MPa，操作温度为 81℃。

[0036] 再沸器 8 的操作条件为：管程操作压力为 0.11MPa，操作温度为 118℃；壳程操作压力为 0.4MPa，入口温度 145.7℃，出口温度 145.7℃。

[0037] 脱过热器 13 的操作条件为：管程操作压力为 0.3MPa，操作温度为 133℃；壳程操作压力 0.4MPa，操作温度为 145.7 ~ 344℃。

[0038] 气液分离罐 14 的操作条件：操作压力为 0.07MPa，操作温度为 81℃。

[0039] 本发明方法增加气液分离罐后，冷凝器操作状态更稳定。当物流中存在气相时，气相部分的进入会引起冷凝器的震动，损耗设备；当气相部分被分离后，纯液相物流的进入可以使冷凝器操作稳定，从而提高装置的使用寿命，减少操作费用。

[0040] 能量消耗情况见表 1，传热效率及设备成本见表 2。

[0041] 从表 1 可以看出，与加压精馏相比，每生产 1 吨浓醋酸-水溶液，本发明方法节约能耗 79.72%；与共沸精馏相比，每生产 1 吨浓醋酸-水溶液，本发明方法节约能耗 52.59%。

[0042] 【实施例 2】

[0043] 同【实施例 1】，只是将换热介质水改为环己烷，环己烷在塔顶冷凝器壳程的压力为常压，其余操作压力不变。

[0044] 本发明方法增加气液分离罐后，冷凝器操作状态更稳定。当物流中存在气相时，气相部分的进入会引起冷凝器的震动，损耗设备；当气相部分被分离后，纯液相物流的进入可以使冷凝器操作稳定，从而提高装置的使用寿命，减少操作费用。

[0045] 能量消耗情况见表 1，传热效率及设备成本见表 2。

[0046] 从表 1 可以看出，与加压精馏相比，每生产 1 吨浓醋酸-水溶液，本发明方法节约能耗 76.0%。与共沸精馏相比，每生产 1 吨浓醋酸-水溶液，本发明方法节约能耗 43.8%。

[0047] 【对比例 3】

[0048] 同【实施例 2】，只是没有脱过热器和气液分离罐，其余操作条件不变。即换热介质环己烷在冷凝器 4 与气相物流 3 换热后汽化为环己烷蒸汽，环己烷蒸汽进入压缩机 11 压缩升温，升温后的环己烷蒸汽进入再沸器 8 与塔釜液相物流 7 换热；在再沸器 8 中换热后的环己烷蒸汽进入阀门 12 减压后，回流至冷凝器 4 再次与塔顶气相物流 3 换热。

[0049] 其中，醋酸脱水塔 2 的操作条件：塔板数为 89 块，塔釜温度为 127℃，塔顶温度为 92℃，塔顶操作压力为 0.1MPa，塔釜操作压力为 0.11MPa，物流 6 与物流 5 的重量比为 3，物流 9 与物流 10 的重量比为 6.2。

[0050] 冷凝器 4 的操作条件为：管程操作压力为 0.1MPa，操作温度为 92℃；壳程操作压力 0.1MPa，操作温度为 81℃。

[0051] 再沸器 8 的操作条件为：管程操作压力为 0.11MPa，操作温度为 118℃；壳程操作压力为 0.4MPa，入口温度 145.7℃，出口温度 145.7℃。

[0052] 传热效率及设备成本见表 2。

[0053] 表 1

[0054]

每吨醋酸（100 重量%计） 能耗	对比例 1	对比例 2	实施例 1	实施例 2
循环水，吨	362.63	150.09	70.4	2.5
0.3MPaA 级蒸汽，吨	7.24	3.10	0.15	0.57
电，kWh	0	0	335.69	330.12
合计，kg 标油	514.13	219.92	104.26	123.52

[0055] 表 2

[0056]

	对比例 3	实施例 1、2
传热系数 K (W/m^2)	969	1184
所需换热面积 (m^2)	1438	1175
再沸器制造成本 (万元)	229	186

[0057] 从表 2 可以看出，与无脱过热器的热泵循环工艺相比，本发明方法再沸器的传热效率提高了 22%，换热面积减少了 19%，从而再沸器的成本降低了 19%。

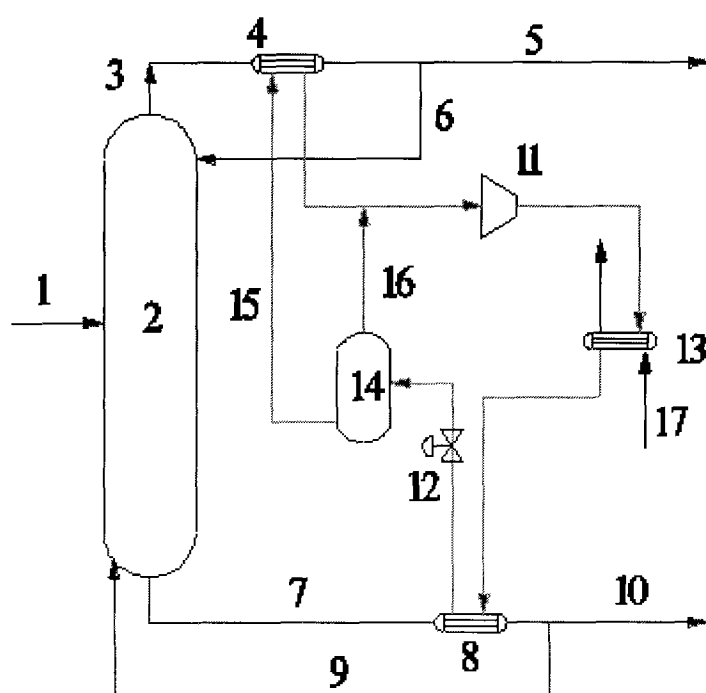


图 1