



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 204767510 U

(45) 授权公告日 2015. 11. 18

(21) 申请号 201520334088. 0

C07C 29/80(2006. 01)

(22) 申请日 2015. 05. 21

(ESM) 同样的发明创造已同日申请发明专利

(73) 专利权人 中建安装工程有限公司

地址 210000 江苏省南京市栖霞区尧佳路 9 号

(72) 发明人 孙玉玉 黄益平 陈舟 陆晓咏

(74) 专利代理机构 北京天平专利商标代理有限公司 11239

代理人 王雅辉

(51) Int. Cl.

B01D 3/14(2006. 01)

C07C 69/14(2006. 01)

C07C 67/54(2006. 01)

C07C 31/12(2006. 01)

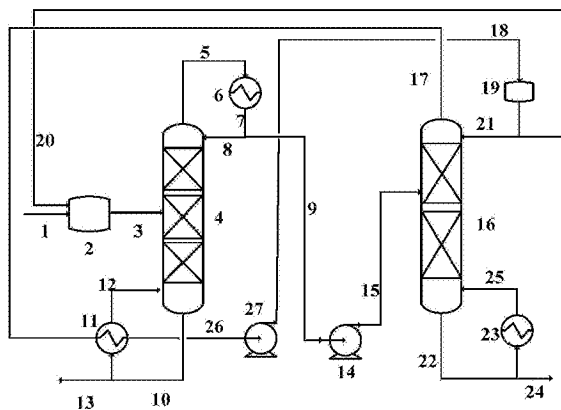
权利要求书1页 说明书7页 附图1页

(54) 实用新型名称

一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统

(57) 摘要

本实用新型公开了一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统, 针对醋酸丁酯与正丁醇恒沸物难以分离的现状, 采取塔压不同的两塔串联工艺, 运用变压精馏法原理分离, 且对整个工艺系统进行热能集成利用, 不仅减少了第二精馏塔塔顶蒸汽的冷却量, 缩减了第一精馏塔原料流股的加热量, 同时也降低了第一精馏塔塔釜的蒸汽消耗量, 且两精馏塔操作条件独立, 控制方便, 能够有效地提高醋酸丁酯和正丁醇的纯度。本实用新型有效解决了目前恒沸物分离困难、需引入第三组分和能耗较高等问题, 能够实现醋酸丁酯和正丁醇纯度均达 98. 5% 以上, 收率均接近 100%, 过程能耗降低约 45%, 是一种节能环保, 绿色高效的分离技术, 市场前景应用广阔。



1. 一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,其特征在于,包括混合器(2)、第一精馏塔(4)和操作压力高于第一精馏塔(4)的第二精馏塔(16);

所述第一精馏塔(4)的塔中进料口与所述混合器(2)的出料口连接,其塔顶汽相出料口与塔顶冷凝器(6)物料入口连接,其塔釜液相出料口与第一精馏塔塔釜再沸器(11)的物料入口连接,并设有塔釜液相采出管线(13);

所述塔顶冷凝器(6)的物料出口通过一路管线连接至第一精馏塔(4)的塔体顶部,通过一路管线与第一进料泵(14)的入口连接,所述第一精馏塔塔釜再沸器(11)的物料出口通过管线连接至第一精馏塔(4)的塔体底部;

所述第二精馏塔(16)的塔中进料口与所述第一进料泵(14)的出口连接,其塔顶汽相出料口与所述第一精馏塔塔釜再沸器(11)热源管道的入口连接,其塔釜的液相出料口与第二精馏塔塔釜再沸器(23)的物料入口连接,并设有塔釜液相采出管线(24);

所述第二精馏塔塔釜再沸器(23)的物料出口通过管线连接至第二精馏塔(16)的底部,所述第一精馏塔塔釜再沸器(11)热源管道的出口通过一路分支管线与第二精馏塔的顶部连接,通过另一路分支管线与所述混合器(2)连接,所述混合器(2)还设有连接含醋酸丁酯、正丁醇原料的进料管线的另一进料口。

2. 根据权利要求1所述的一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,其特征在于,在第二精馏塔(16)上方设有塔顶储罐(19),所述第一精馏塔塔釜再沸器(11)热源管道的出口通过第二进料泵(27)与所述储罐(19)连接,所述储罐(19)的出料口一路连接至第二精馏塔(16)的塔体顶部,一路与所述混合器(2)连接。

3. 根据权利要求1所述的一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,其特征在于,所述第一精馏塔(4)的塔板数为20~50,第二精馏塔(16)的塔板数为15~50。

4. 根据权利要求3所述的一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,其特征在于,所述第一精馏塔(4)的塔板数为20~40,第二精馏塔(16)的塔板数为18~35。

5. 根据权利要求1所述的一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,其特征在于,所述第一精馏塔(4)内设有22块塔板,其塔中进料口位于第14块塔板处;所述第二精馏塔(16)内设有35块塔板,其塔中进料口位于第24块塔板处。

6. 根据权利要求1所述的一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,其特征在于,所述第一精馏塔(4)内设有40块塔板,其塔中进料口位于第24块塔板处;所述第二精馏塔(16)内设有18块塔板,其塔中进料口位于第8块塔板处。

7. 根据权利要求1所述的一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,其特征在于,所述第一精馏塔(4)内设有35块塔板,其塔中进料口位于第20块塔板处;所述第二精馏塔(16)内设有21块塔板,其塔中进料口位于第13块塔板处。

8. 根据权利要求1-7中任一权项所述的一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,其特征在于,所述第一精馏塔(4)为减压精馏塔,所述第二精馏塔(16)为常压或接近常压的精馏塔。

一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统

技术领域

[0001] 本实用新型属于化工技术领域,涉及一种应用于醋酸丁酯和正丁醇共沸体系分离的系统。

背景技术

[0002] 醋酸丁酯是一种重要的有机化工原料,广泛用于医药、香料、塑料、清漆、硝化纤维、人造革等,可用作有机溶剂,溶解聚醋酸乙烯、聚丙烯酸酯、聚氯乙烯、氯化橡胶、聚甲基丙烯酸甲酯等。醋酸丁酯的生产主要采用浓硫酸催化正丁醇与冰醋酸的酯化反应和醋酸甲酯与正丁醇酯交换反应制得。这两种制备醋酸丁酯的反应体系中均存在醋酸丁酯-正丁醇恒沸物(常压下的共沸温度为 116.2℃,共沸组成中醋酸丁酯占 36.7% (wt)),因此由反应直接生产高纯度的醋酸丁酯极其困难。

[0003] 中国专利 CN101219950,公开了一种利用醋酸甲酯和正丁醇的酯交换反应制备醋酸正丁酯的系统和方法,将醋酸甲酯和正丁醇进行催化反应精馏,通过控制正丁醇过量,进而提高醋酸甲酯的转化率,克服设备腐蚀的问题。该工艺中的过量的正丁醇与醋酸丁酯的分离并未涉及。

[0004] 中国专利 CN100469755C,提供了一种共沸精馏法分离丁醇和醋酸丁酯的工艺,利用原料中的水作为共沸剂,进行三塔连续生产,分别从三塔塔釜得到成品正丁醇、醋酸丁酯和纯水。由于该体系中存在醋酸丁酯-正丁醇-水、醋酸丁酯-水、正丁醇-水、正丁醇-醋酸丁酯四种共沸系,共沸温度分别为 90.15℃、90.74℃、92.91℃和 115.33℃,正丁醇和醋酸丁酯均无法完全从塔釜采出,与水形成共沸的正丁醇及醋酸丁酯仍在整个体系中循环,增大了分离丁醇和醋酸丁酯的能耗;此外采用三塔串联,需对每台精馏塔的塔釜再沸器均要提供热量,未对体系中可用热量进行合理利用,造成能量浪费,进一步增大了该工艺的能耗,因而全工艺系统的能耗较高。

实用新型内容

[0005] 本实用新型的技术目的是针对现有技术中醋酸丁酯和正丁醇恒沸物系分离困难、能耗较高的问题,提供一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,不仅实现了节能降耗的目的,而且避免了引入第三组分。

[0006] 为实现上述技术目的,本实用新型提供的技术方案为:

[0007] 一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,其特征在于,包括混合器、第一精馏塔和操作压力高于第一精馏塔的第二精馏塔;

[0008] 所述第一精馏塔的塔中进料口与所述混合器的出料口连接,其塔顶汽相出料口与塔顶冷凝器物料入口连接,其塔釜液相出料口与第一精馏塔塔釜再沸器的物料入口连接,并设有塔釜液相采出管线;

[0009] 所述塔顶冷凝器的物料出口通过一路管线连接至第一精馏塔的塔体顶部,通过一路管线与第一进料泵的入口连接,所述第一精馏塔塔釜再沸器的物料出口通过管线连接至

第一精馏塔的塔体底部；

[0010] 所述第二精馏塔的塔中进料口与所述第一进料泵的出口连接，其塔顶汽相出料口与所述第一精馏塔塔釜再沸器热源管道的入口连接，其塔釜的液相出料口与第二精馏塔塔釜再沸器的物料入口连接，并设有塔釜液相采出管线；

[0011] 所述第二精馏塔塔釜再沸器的物料出口通过管线连接至第二精馏塔的底部，所述第一精馏塔塔釜再沸器热源管道的出口通过一路分支管线与第二精馏塔的顶部连接，通过另一路分支管线与所述混合器连接，所述混合器还设有连接含醋酸丁酯、正丁醇原料的进料管线的另一进料口。

[0012] 进一步的，可在第二精馏塔上方的位置设置塔顶储罐，所述第一精馏塔塔釜再沸器热源管道的出口通过第二进料泵与所述储罐连接，用于积存从第一精馏塔塔釜再沸器热源管道留出的冷凝液，所述储罐的出料口一路连接至第二精馏塔的塔体顶部，一路与所述混合器连接，与进入系统的原料混合。

[0013] 第一精馏塔的塔板数为 20 ~ 50 块（层），优选设为 20 ~ 40；第二精馏塔的塔板数设为 15 ~ 50 块（层），优选设为 18 ~ 35。

[0014] 关于精馏塔塔板及其进料口的位置设置优选采用以下三种方案：

[0015] 所述第一精馏塔内设有 22 块塔板，其塔中进料口位于第 14 块塔板处；所述第二精馏塔内设有 35 块塔板，其塔中进料口位于第 24 块塔板处。

[0016] 所述第一精馏塔内设有 40 块塔板，其塔中进料口位于第 24 块塔板处；所述第二精馏塔内设有 18 块塔板，其塔中进料口位于第 8 块塔板处。

[0017] 所述第一精馏塔内设有 35 块塔板，其塔中进料口位于第 20 块塔板处；所述第二精馏塔内设有 21 块塔板，其塔中进料口位于第 13 块塔板处。

[0018] 进一步的，所述第一精馏塔可设为减压精馏塔，所述第二精馏塔设为常压或接近常压的精馏塔。

[0019] 采用上述系统分离醋酸丁酯与正丁醇的方法，包括以下步骤：

[0020] 1) 将混合器中醋酸丁酯和正丁醇的混合液输送至第一精馏塔中进行精馏；

[0021] 2) 第一精馏塔塔顶产物经冷凝器冷凝后，部分回流至第一精馏塔中，部分输送至第二精馏塔中，其塔釜产物部分作为正丁醇成品产出，部分进入第一精馏塔塔釜再沸器生成汽相物料返回第一精馏塔中；

[0022] 3) 第二精馏塔的塔顶产物输送至所述第一精馏塔塔釜再沸器中，作为其第一精馏塔塔釜再沸器的再沸热源，换热后产生的冷凝液部分输送至第二精馏塔，部分输送至所述混合器中，在混合器中与含醋酸丁酯、正丁醇的原料液混合后进入第一精馏塔；第二精馏塔的塔釜产物部分作为醋酸丁酯成品产出，部分通过第二精馏塔塔釜再沸器再沸后返回至第二精馏塔。

[0023] 上述步骤中，醋酸丁酯和正丁醇的混合液进入第一精馏塔后进行分离，醋酸丁酯和正丁醇的恒沸物作为轻组分从第一精馏塔塔顶馏出，塔釜得到满足生产纯度要求的正丁醇成品；从第一精馏塔塔顶馏出的醋酸丁酯和正丁醇的恒沸物进入第二精馏塔后进行分离，第二精馏塔操作压力的改变使醋酸丁酯和正丁醇的恒沸组成改变，重新达到新的共沸状态，此时的醋酸丁酯和正丁醇的恒沸物作为轻组分从第二精馏塔塔顶馏出，塔釜得到满足生产纯度要求的醋酸丁酯成品。

[0024] 第一精馏塔的塔釜温度比第二精馏塔塔顶温度至少低 20℃,可通过控制两精馏塔的操作压力实现。

[0025] 所述第一精馏塔的操作压力为 0.005 ~ 0.04MPa,第二精馏塔的操作压力为 0.08 ~ 0.2MPa。作为更优选的方案,所述第一精馏塔的操作压力可设置为 0.01 ~ 0.03MPa,第二精馏塔的操作压力设置为 0.1 ~ 0.15MPa。第二精馏塔在常压或接近常压的条件下操作,降低了对精馏塔的设备要求,有利于降低塔釜加热介质的热能品级。

[0026] 所述第一精馏塔的塔顶产物中,醋酸丁酯和正丁醇的质量比为 1.5 ~ 3。所述第二精馏塔的塔顶产物中,醋酸丁酯和正丁醇的质量比为 0.64 ~ 1。

[0027] 所述第一精馏塔采出的正丁醇成品中正丁醇的质量分数为 98 ~ 99.9%;第二精馏塔采出的醋酸丁酯成品中醋酸丁酯的质量分数为 99 ~ 99.9%。

[0028] 本实用新型方法针对醋酸丁酯与正丁醇恒沸物难以分离的现状,将两座操作压力不同的精馏塔串联集成工艺,采用变压精馏法分离,并利用了工艺流股加热,减少了塔顶冷凝蒸汽所需的循环冷却水,也降低了加热第一精馏塔塔釜对蒸汽的消耗,且各精馏塔操作条件独立,控制方便,具有提纯高浓度醋酸丁酯和正丁醇的能力。

附图说明

[0029] 图 1 为本实用新型的结构及流程示意图。

具体实施方式

[0030] 为了充分利用工艺物料流股的能量,降低醋酸丁酯与正丁醇恒沸物分离过程的能耗,本实用新型提出了由操作压力不同的两座精馏塔串联构成的醋酸丁酯与正丁醇分离系统,在此系统中第二精馏塔塔顶的汽相不采用循环水冷却,将其作为第一精馏塔塔釜或再沸器的加热热源,在汽化第一精馏塔塔釜产物的同时被冷凝为液体。第一精馏塔的塔釜再沸器不使用水蒸汽作为加热介质,利用了所述工艺流股加热,从而达到节能目的。为了进一步阐明本实用新型的技术方案和技术效果,下面结合附图与具体实施例对本实用新型作进一步的介绍。

[0031] 如图 1 所示的一种变压与热泵精馏耦合分离醋酸丁酯与正丁醇的系统,包括混合器 2、第一精馏塔 4 和第二精馏塔 16 等几个组成部分。

[0032] 所述第一精馏塔 4 的塔中进料口与所述混合器 2 的出料口连接,其塔顶汽相出料口通过汽相管线 5 与塔顶冷凝器 6 的物料入口连接,其塔釜液相出料口通过液相循环管线 10 与第一精馏塔塔釜再沸器 11 的物料入口连接,并设有塔釜液相采出管线 13。

[0033] 所述塔顶冷凝器 6 的物料出口与液相输出管线 7 连接,所述液相输出管线 7 通过一路回流管线 8 连接至第一精馏塔 4 的塔体顶部,通过一路采出管线 9 与第一进料泵 14 的入口连接,所述第一精馏塔塔釜再沸器 11 的物料出口通过汽相循环管线 12 与第一精馏塔 4 的塔体底部连接。

[0034] 所述第一进料泵 14 通过液相管线 15 与所述第二精馏塔 16 的塔中进料口连接,所述第二精馏塔 16 的塔顶汽相出料口通过汽相管线 17 与所述第一精馏塔塔釜再沸器 11 的热源管道入口连接,其塔釜的液相出料口通过液相管线 22 输出物料,所述液相管线 22 通过一路支路与第二精馏塔塔釜再沸器 23 的物料入口连接,并设有用于采出的液相管线 24。

[0035] 所述第二精馏塔塔釜再沸器 23 的物料出口通过汽相循环管线 25 连接至第二精馏塔 16 的底部。所述第一精馏塔塔釜再沸器 11 热源管道的出口通过第二进料泵 27 与位于第二精馏塔 16 上方的塔顶储罐 19 连接。所述储罐 19 的出料口通过塔顶回流管线 21 连接至第二精馏塔 16 的塔体顶部,通过循环管线 20 与所述混合器 2 连接。所述混合器 2 还设有连接含醋酸丁酯、正丁醇原料的进料管线 1 的另一进料口。

[0036] 上述的第一精馏塔 4 和第二精馏塔 16 分别为用于获得正丁醇成品的精馏塔和用于获得醋酸丁酯成品的精馏塔。为了达成两座串联的精馏塔能够在塔间实现能量集成,将第二精馏塔 16 的塔顶蒸汽的能量用于第一精馏塔 4 的再沸器加热汽化其塔釜物料,通过控制第一精馏塔 4 的操作压力,使其塔釜温度比第二精馏塔塔顶温度至少低 20℃。为达成上述目的,第一精馏塔 4 的操作压力控制在 0.005 ~ 0.04MPa,优选 0.01 ~ 0.03MPa;第二精馏塔 16 的操作压力控制在 0.08 ~ 0.2MPa,优选 0.1 ~ 0.15MPa。

[0037] 为了达到分离提纯醋酸丁酯和正丁醇的目的,第一精馏塔 4 的塔釜采出的正丁醇成品中正丁醇的质量分数优选控制在 98 ~ 99.9%;第二精馏塔 16 的塔釜采出的醋酸丁酯成品中醋酸丁酯的质量分数优选控制在 99 ~ 99.9%。

[0038] 实施例 1:

[0039] 第一精馏塔 4 塔内填充 500Y 型规整填料,塔板数为 22 块,混合器 2 输出的料液进入第一精馏塔 4 的第 14 块塔板,操作压力设为 0.01MPa,塔顶温度为 58.4℃,塔釜温度为 63.9℃。第二精馏塔 16 塔内填充 500Y 型规整填料,塔板数为 35 块,第二精馏塔 16 的进料位置为第 24 块塔板,操作压力为 0.1MPa,塔顶温度为 115.3℃,塔釜温度为 125.6℃。

[0040] 含醋酸丁酯、正丁醇原料的进料管线 1 中,原料液的输料速度为 9514.14kg/h,进料温度 50℃。原料液的组成为:醋酸丁酯 61.0%,正丁醇 39.0% (质量百分比)。

[0041] 所述原料液与第二精馏塔 16 塔顶馏出的醋酸丁酯和正丁醇的恒沸物于混合器 2 中混合后进入第一精馏塔 4,经精馏塔顶采出 17685.94kg/h 的醋酸丁酯与正丁醇恒沸物中,其质量组成为:醋酸丁酯 64.0%,正丁醇 36.0%,第一精馏塔塔釜采出 3720.62kg/h 的正丁醇成品,其中正丁醇质量含量为 98.9%。第一精馏塔 4 塔顶采出的醋酸丁酯与正丁醇恒沸物进入第二精馏塔 16,经精馏塔顶采出 11892.42kg/h 的醋酸丁酯与正丁醇恒沸物,其质量组成为:醋酸丁酯 46.7%,正丁醇 53.3%,塔釜采出 3720.62kg/h 的醋酸丁酯成品,其中醋酸丁酯质量含量为 99.6%。稳定状态时的两座精馏塔塔顶和塔釜温度及所需热负荷如表 1 所示,其中第二精馏塔 16 塔顶蒸汽换热量 3663.21kW,可作为第一精馏塔塔釜加热热源。在该工艺过程中第二精馏塔塔釜再沸器 23 所需提供的热负荷仅为 4374.35kW,塔顶冷凝器 6 所需换热负荷为 -4389.36kW。

[0042] 表 1 精馏塔的塔顶、塔釜温度及所需热负荷

[0043]

| | 第一精馏塔 | 第二精馏塔 |
|------------|----------|----------|
| 操作压力/MPa | 0.01 | 0.1 |
| 塔顶温度 /°C | 58.4 | 115.3 |
| 塔釜温度 /°C | 63.9 | 125.6 |
| 塔釜热负荷 /kW | 3658.89 | 4374.35 |
| 冷凝器热负荷 /kW | -4389.36 | -3663.21 |

[0044] 可见实施例系统中,第一精馏塔 4 塔釜无需水蒸汽作为加热介质,利用了工艺流股加热,从而达到节能目的,与常规的变压精馏相比综合能耗降低 45.55%。

[0045] 实施例 2:

[0046] 第一精馏塔 4 塔内填充 500Y 型规整填料,塔板数为 40 块,混合器 2 输出的料液进入第一精馏塔 4 的第 24 块塔板,操作压力设为 0.01MPa,塔顶温度为 58.4°C,塔釜温度为 64.0°C。第二精馏塔 16 塔内填充 500Y 型规整填料,塔板数为 18 块,第二精馏塔 16 的进料位置为第 8 块塔板,操作压力为 0.12MPa,塔顶温度为 120.5°C,塔釜温度为 131.9°C。

[0047] 含醋酸丁酯、正丁醇原料的进料管线 1 中,原料液的输料速度为 10354.89kg/h,进料温度 50°C。原料液的组成为:醋酸丁酯 78.5%,正丁醇 21.5% (质量百分比)。

[0048] 所述原料液与第二精馏塔 16 塔顶馏出的醋酸丁酯和正丁醇的恒沸物于混合器 2 中混合后进入第一精馏塔 4,经精馏塔顶采出 22745.62kg/h 的醋酸丁酯与正丁醇恒沸物中,其质量组成为:醋酸丁酯 67.1%,正丁醇 32.9%,第一精馏塔塔釜采出 2229.84kg/h 的正丁醇成品,其中正丁醇质量含量为 99.2%。第一精馏塔 4 塔顶采出的醋酸丁酯与正丁醇恒沸物进入第二精馏塔 16,经精馏塔顶采出 14620.58kg/h 的醋酸丁酯与正丁醇恒沸物,其质量组成为:醋酸丁酯 48.8%,正丁醇 51.2%,塔釜采出 8124.92kg/h 的醋酸丁酯成品,其中醋酸丁酯质量含量为 99.9%。稳定状态时的两座精馏塔塔顶和塔釜温度及所需热负荷如表 2 所示,其中第二精馏塔 16 塔顶蒸汽换热量 4250.52kW,可作为第一精馏塔塔釜加热热源。在该工艺过程中第二精馏塔塔釜再沸器 23 所需提供的热负荷仅为 5348.87kW,塔顶冷凝器 6 所需换热负荷为 -5179.45kW。

[0049] 表 2 精馏塔的塔顶、塔釜温度及所需热负荷

[0050]

| | 第一精馏塔 | 第二精馏塔 |
|------------|----------|----------|
| 操作压力/MPa | 0.01 | 0.12 |
| 塔顶温度 /°C | 58.4 | 120.5 |
| 塔釜温度 /°C | 64.0 | 131.9 |
| 塔釜热负荷 /kW | 4249.54 | 5348.87 |
| 冷凝器热负荷 /kW | -5179.45 | -4250.52 |

[0051] 可见本实施例系统中,第一精馏塔 4 塔釜无需水蒸汽作为加热介质,利用了工艺股加热,从而达到节能目的,与常规的变压精馏相比综合能耗降低 44.27%。

[0052] 实施例 3:

[0053] 第一精馏塔 4 塔内填充 500Y 型规整填料,塔板数为 35 块,其中混合器 2 出口料液进入第一精馏塔 4 的第 20 块塔板,操作压力为 0.02MPa,塔顶温度为 73.4°C,塔釜温度为 78.0°C。第二精馏塔 14 塔内填充 500Y 型规整填料,塔板数为 21 块,第二精馏塔 14 的进料位置为第 13 块塔板,操作压力为 0.1MPa,塔顶温度为 115.3°C,塔釜温度为 125.8°C。

[0054] 含醋酸丁酯、正丁醇的原料液进料速度为 9093.77kg/h,进料温度 50°C,所述原料液组成为:醋酸丁酯 51.1%,正丁醇 48.9%。所述原料液与第二精馏塔 14 塔顶馏出的醋酸丁酯和正丁醇的恒沸物于混合器 2 中混合后进入第一精馏塔 4,经精馏塔顶采出 16520.04kg/h 的醋酸丁酯与正丁醇恒沸物,其质量组成为:醋酸丁酯 61.4%,正丁醇 38.6%,塔釜采出 4455.42kg/h 的正丁醇成品,其中正丁醇质量含量为 99.5%。第一精馏塔 4 塔顶采出的醋酸丁酯与正丁醇恒沸物进入第二精馏塔 16,经精馏塔顶采出 11881.69kg/h 的醋酸丁酯与正丁醇恒沸物,其质量组成为:醋酸丁酯 46.5%,正丁醇 53.5%,塔釜采出 4638.37kg/h 的醋酸丁酯成品,其中醋酸丁酯质量含量为 99.7%。在该工艺过程中第一精馏塔塔釜所需热负荷为 4739.22kW,第二精馏塔塔顶冷却至露点温度 125.8°C 所需冷凝热负荷为 -4740.40kW。稳定状态时的两座精馏塔塔顶和塔釜温度及所需热负荷如表 3 所示,其中第二精馏塔 16 塔顶蒸汽换热量 4739.40kW,可作为第一精馏塔塔釜加热热源。在该工艺过程中第二精馏塔塔釜再沸器 23 所需提供的热负荷仅为 5258.56kW,塔顶冷凝器 6 所需换热负荷为 -5263.48kW。

[0055] 表 3 精馏塔的塔顶、塔釜温度及所需热负荷

[0056]

| | 第一精馏塔 | 第二精馏塔 |
|-----------|---------|---------|
| 操作压力 /MPa | 0.02 | 0.1 |
| 塔顶温度 /°C | 73.4 | 115.3 |
| 塔釜温度 /°C | 78.0 | 125.8 |
| 塔釜热负荷 /kW | 4739.22 | 5258.56 |

[0057]

| | | |
|------------|----------|----------|
| 冷凝器热负荷 /kW | -5263.48 | -4739.40 |
|------------|----------|----------|

[0058] 可见本实用新型系统中,第一精馏塔塔釜无需水蒸汽作为加热介质,利用了工艺流股加热,从而达到节能目的,与常规的变压精馏相比综合能耗降低 47.40%。

[0059] 综上可知本实用新型从温差和能耗角度均可满足热泵精馏的要求,第一精馏塔塔釜无需水蒸汽作为加热介质,利用了工艺流股加热,从而达到节能目的,且分离提纯醋酸丁酯与正丁醇纯度均可达 98.5%以上,收率可达 100%。

[0060] 以上显示和描述了本实用新型的基本原理、主要特征和本实用新型的优点。本行业的技术人员应该了解,本实用新型不受上述实施例的限制,上述实施例和说明书中描述的只是说明本实用新型的原理,在不脱离本实用新型精神和范围的前提下,本实用新型还会有各种变化和改进。本实用新型要求保护范围由所附的权利要求书、说明书及其等效物界定。

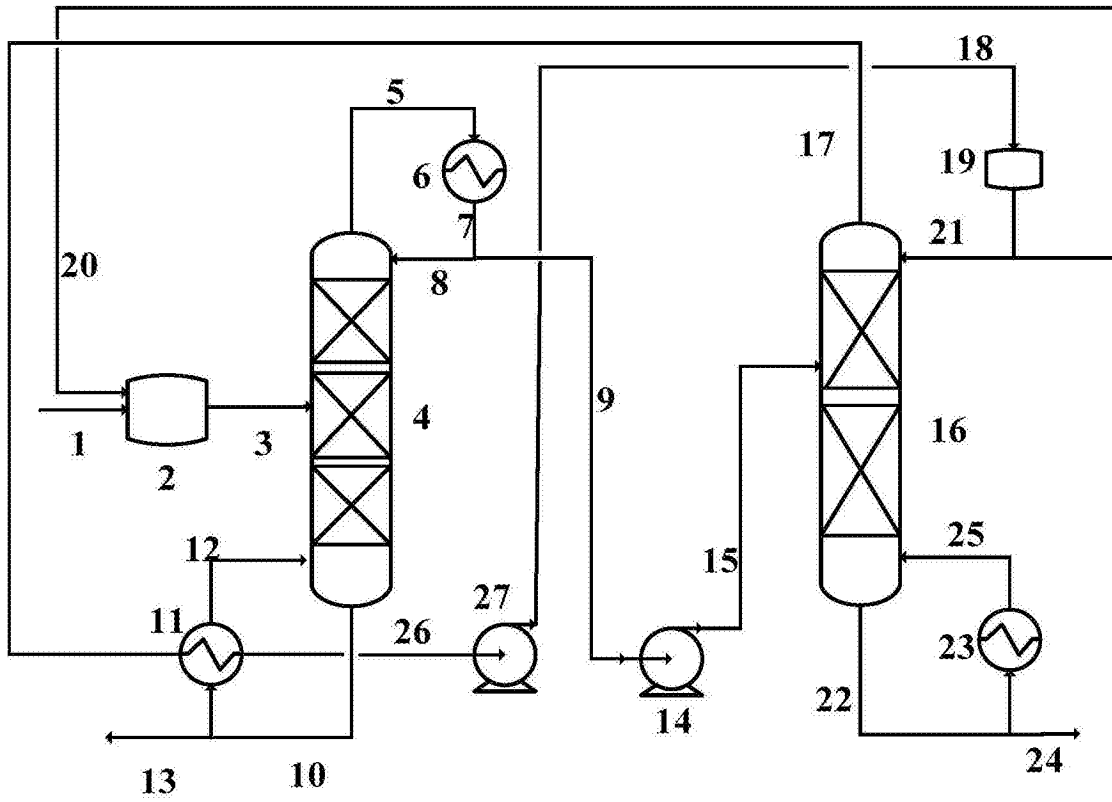


图 1