



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 104093464 A

(43) 申请公布日 2014. 10. 08

(21) 申请号 201280067774. 5

(51) Int. Cl.

(22) 申请日 2012. 11. 13

B01D 3/00(2006. 01)

B01D 3/14(2006. 01)

(30) 优先权数据

12152187. 6 2012. 01. 23 EP

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2014. 07. 22

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/EP2012/072443 2012. 11. 13

(87) PCT国际申请的公布数据

W02013/110369 EN 2013. 08. 01

(71) 申请人 卡萨尔公司

地址 瑞士卢加诺 - 贝索

(72) 发明人 埃尔曼诺·菲利皮

拉法埃莱·奥斯图尼

(74) 专利代理机构 北京同达信恒知识产权代理有限公司 11291

代理人 杨黎峰 石磊

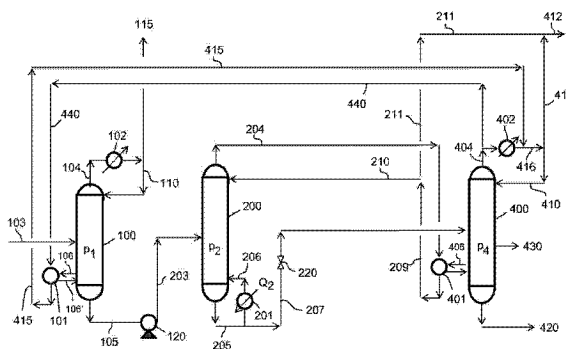
权利要求书2页 说明书6页 附图2页

(54) 发明名称

采用热量回收的蒸馏甲醇的方法和成套设备

(57) 摘要

用于精制粗甲醇流 (103) 的方法和成套设备,包括 :在规定的拔顶压力 (p1) 下,在用于分离挥发性组分的拔顶阶段 (100) 中,预处理粗甲醇 ;在规定的蒸馏压力 (p4) 下,采用至少一个甲醇终馏步骤,将甲醇蒸馏,其中,蒸馏压力 (p4) 大于拔顶压力 (p1),且其中在终馏步骤中所产生的蒸馏甲醇的气态流 (440) 用来供给用于预处理拔顶步骤的热量的至少一部分。



1. 一种用于精制粗甲醇的流 (103) 的方法, 包括:
  - 在用于分离出挥发性组分的拔顶阶段 (100) 中, 对所述粗甲醇的流进行预处理, 获得轻气体的流和脱气的粗甲醇的溶液 (105), 所述预处理在规定的拔顶压力 ( $p_1$ ) 下实施;
  - 从所述脱气的粗甲醇的溶液进行甲醇的蒸馏;
  - 其中甲醇的所述蒸馏包括在规定的蒸馏压力 ( $p_4$ ) 下的至少一个甲醇的终馏步骤, 其特征在于:
    - 所述终馏步骤的所述蒸馏压力 ( $p_4$ ) 大于所述拔顶压力 ( $p_1$ ), 以及;
    - 在所述终馏步骤中所产生的蒸馏甲醇的气态流 (440) 用来供给用于所述预处理拔顶步骤的热流的至少一部分。
2. 根据权利要求 1 所述的方法, 其中: 从所述拔顶阶段获取含有甲醇的溶液 (106); 通过与在所述终馏步骤中所获得的所述蒸馏甲醇的气态流 (440) 的间接热交换, 加热所述含有甲醇的溶液; 被加热的溶液 (106') 被再次引入所述拔顶阶段 (100), 因此获得所述拔顶阶段的加热。
3. 根据权利要求 2 所述的方法, 其中, 通过与所述含有甲醇的溶液 (106) 的热交换的作用, 至少部分地冷凝所述蒸馏甲醇的气态流 (440)。
4. 根据权利要求 2 或 3 所述的方法, 其中, 通过所述热交换的作用, 至少部分地蒸发所述含有甲醇的溶液 (106)。
5. 根据权利要求 3 和 4 所述的方法, 其中, 所述热交换发生在管式或板式的热交换器 (101) 中。
6. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其中, 所述拔顶压力基本上等于大气压力, 优选不大于 1.5 巴, 且所述终馏压力至少是 2 巴。
7. 根据权利要求 6 所述的方法, 其中, 所述终馏压力在 2 巴至 6 巴的范围内, 且优选大约是 5 巴。
8. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其中, 在至少一个相应的蒸馏塔中进行各个所述预拔顶处理阶段和所述蒸馏阶段。
9. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其中: 从终馏塔 (400) 的塔顶提取蒸馏的气态甲醇的流 (404); 在冷凝器-再沸器 (101) 中冷凝所述甲醇的第一部分 (440), 获得冷凝的甲醇 (415), 所述冷凝器-再沸器 (101) 还作为拔顶塔的塔底再沸器; 在所述终馏塔的塔顶冷凝器 (402) 中冷凝所述气态甲醇的第二部分; 所述冷凝的甲醇的一部分 (410) 被再次引入所述终馏塔。
10. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其中, 所述甲醇的蒸馏包括:
  - 处于所述终馏步骤的上游的至少一个蒸馏步骤;
  - 其中, 在所述至少一个蒸馏步骤中所获得的部分蒸馏的甲醇溶液 (207) 被送往所述终馏步骤,
    - 且其中, 处于所述终馏步骤的上游的蒸馏步骤的压力 ( $p_2$ ) 大于所述最后压力 ( $p_4$ )。
11. 一种用于根据前述权利要求中任一项所述的方法精制粗甲醇的成套设备, 包括:
  - 至少一个用于拔顶预处理粗甲醇的流 (103) 的塔 (100), 所述塔 (100) 在规定的拔顶压力 ( $p_1$ ) 下操作, 且包括底部加热器 (101),
  - 至少一个用于从脱气的粗甲醇溶液进行甲醇终馏的终馏塔 (400), 所述终馏塔在蒸

馏压力 (p4) 下操作,

其特征在于:

- 所述终馏塔在高于所述拔顶塔的压力下操作;和
- 所述成套设备包括用于将在所述终馏塔中所产生的蒸馏甲醇的气态流(440)送至所述拔顶塔的所述底部加热器(101)的管线,所述流是所述加热器的热源。

12. 一种用于改造用于精制粗甲醇的成套设备的方法,其中:

- 所述成套设备包括处于拔顶压力下的至少一个粗甲醇的预处理拔顶阶段(100),所述预处理拔顶阶段(100)用于从所述粗甲醇中分离出轻组分;

- 所述成套设备包括处于基本上等于所述拔顶压力的压力下用于从脱气的粗甲醇溶液进行甲醇终馏的至少一个阶段(400),所述至少一个阶段(400)可以在处于较高压力的其他蒸馏阶段之前;

所述方法包括:

- 所述终馏压力增大至大幅度高于所述拔顶压力的值,和
- 在所述收尾塔中所产生的蒸馏甲醇的气态流(440)被再次送往所述拔顶阶段的加热器(101),以供给相应的供热的至少一部分。

## 采用热量回收的蒸馏甲醇的方法和成套设备

### 技术领域

[0001] 本发明涉及用于蒸馏甲醇的方法和成套设备。

### 背景技术

[0002] 众所周知,用于合成甲醇的成套设备的产品(通常被定义为粗甲醇)是含有合成反应的副产品(包括乙醇、酮、多元醇)和一些所溶解的气体(主要包括 $H_2$ 、 $CO$ 、 $CO_2$ 、 $N_2$ 和 $CH_4$ )的甲醇水溶液。

[0003] 将粗甲醇蒸馏以符合市场所需的纯度规格。例如,AA级规格要求甲醇浓度最低为99.85%(重量),且要求乙醇不超过10ppm(重量)。

[0004] 已知的蒸馏过程基本上基于一个或多个精馏塔。通常,精馏塔能够在塔顶处分离出轻产品(例如,气体)且在底部或末端处分离出较重的产品(例如,水溶液)。

[0005] 广泛使用的第一过程和相关成套设备包括两个在大气压或接近大气压下操作的塔。更具体地,所述过程使用预处理塔(称作拔顶塔或预运行塔)和二级蒸馏塔。第一塔的目的基本上为分离出在粗甲醇中所含有的较多的挥发性组分;第一塔接收粗甲醇且在塔顶处分离出轻组分(轻馏分)且在底部处分离出水溶液;第二塔进行实际的蒸馏,获得:在塔顶处精制的甲醇;在底部处大量的水流(“残水”);侧流(称为杂醇油),该侧流主要含有水、残留的甲醇(大约占总量的1%)和合成反应的大多数副产品。所述杂醇油具有特定的热值且通常被用作燃料。

[0006] 各个塔包括相应的塔底再沸器,该再沸器加热塔的底部且维持蒸馏过程。通过低压蒸汽或者通过适当热级的处理气体(当可利用时),提供热量。此外,各个塔要求塔顶回流,即,蒸馏后的甲醇的一部分被冷凝且重新引入塔顶。出于该目的,各个塔配备有通常是采用水或空气的塔顶冷凝器。

[0007] 就成套设备而言,具有两个塔的所述配置是简单的,但是其主要具有以下缺点:由于对塔底再沸器供给热量以及由于塔顶冷凝器的冷却水和/或电能的消耗,故消耗大量的能量。此外,这些与生产能力相关的塔具有较大的直径,因此,成套设备成本高。

[0008] 具体而言,两个塔底再沸器的热耗的大小是每吨精制的甲醇约0.8Gcal。由于生产1吨的粗甲醇必要的能耗是6-8Gcal,故蒸馏的能耗的大小是成套设备的消耗总量的10%。在冷凝器中待处理的热量与在再沸器中所交换的热量是相当的。例如,在仅采用冷却水去除所述热量的理论情况中,循环的流速是有意义的,即,每吨甲醇约 $80m^3$ ,因此对于抽吸等具有高成本。

[0009] 存在尝试至少部分减少这些缺陷的已知的蒸馏成套设备和方法。

[0010] US4210495描述了利用三个精馏塔的方法,即:预处理塔或者拔顶塔和两个蒸馏塔,这两个蒸馏塔分别是在约7巴至8巴的中压下操作的塔和终馏塔或者收尾(bottoming)塔。拔顶塔和终馏塔基本上在大气压或略高的压力(例如,1.5巴)下操作。这样的配置可以在大气压下在终馏塔的塔底再沸器中将中压塔的塔顶蒸汽冷凝,以回收热量。然而,拔顶塔和中间塔必须被加热,因此尽管小于仅具有两个塔的成套设备,但是其单位消耗量仍然

是高的。

[0011] US4592806 描述了利用三个塔的所述方法的改进,其中,第四塔处理来自两个精馏塔的杂醇油的两个侧流。这样的方案可以回收在杂醇油中所含有的甲醇的至少一部分,如上文所述,该杂醇油占粗甲醇总量的 1% -1.5%,因此是不可忽略的;然而,这样的改进略微增大了生产率但是基本上没有减小能耗。尤其是,新的塔还包括分别消耗热量和冷却水或电能的塔底再沸器和塔顶冷凝器。

[0012] 上述配置仍然被广泛使用。从根本上说,现有技术的工艺仍然需要大量能耗:每吨甲醇约 0.6GCa1 至 0.8GCa1。始终存在减小所述能耗的动机,以及存在减小蒸馏塔的塔顶冷凝器中所消耗的热量的动机。另一问题呈现为与成套设备成本成正比的设备(塔)尺寸。

### 发明内容

[0013] 本发明的目的是降低在粗甲醇的蒸馏过程中能量、冷却水和 / 或电能的消耗,该粗甲醇的蒸馏过程包括用于去除挥发性组分的预处理阶段(称为拔顶阶段)和收尾阶段。

[0014] 这样的目的采用一种用于精制粗甲醇的流的方法来实现,该方法包括:

[0015] - 在用于分离挥发性组分的拔顶阶段中,将所述粗甲醇的流预处理,获得轻气体的流和脱气的粗甲醇的溶液,所述预处理在规定的拔顶压力下实施;

[0016] - 从所述脱气的粗甲醇的溶液中进行甲醇的蒸馏;

[0017] - 其中,在终馏阶段中和在规定的终馏压力下,甲醇的所述蒸馏包括对脱气的粗甲醇的流中的甲醇的至少一个终馏步骤,所述终馏压力小于所述蒸馏压力,

[0018] 其特征在于:

[0019] - 所述收尾压力大于所述拔顶压力,以及:

[0020] - 在收尾压力下在终馏步骤中所产生的蒸馏甲醇的气态流用来供给用于预处理拔顶步骤的热流的至少一部分。

[0021] 该方法可以包括处于减压下的单一的蒸馏步骤或者多个级联的蒸馏步骤。所述终馏步骤也称为“收尾”,相应的压力也称为“收尾压力”,尤其是如果该方法包括多个级联的蒸馏步骤。

[0022] 如果存在一个以上的蒸馏步骤,则终馏(或者收尾)步骤接收已经在上游的蒸馏步骤(或者其中一个步骤)中部分蒸馏的甲醇溶液。

[0023] 在一些实施方式中,例如,甲醇的蒸馏包括:

[0024] - 处于所述终馏步骤的上游的至少一个蒸馏步骤;

[0025] - 其中,在所述至少一个蒸馏步骤中所获得的部分蒸馏的甲醇溶液用于所述终馏步骤,

[0026] - 且其中,处于所述终馏步骤的上游的蒸馏步骤的压力大于所述最后压力。

[0027] 在本发明的其他实施方式中,前述终馏步骤表示唯一的蒸馏步骤,即,该蒸馏发生在单一的压力下。

[0028] 在优选的实施方式中,该方法提供了:含有甲醇的溶液从拔顶阶段获取;通过与来自终馏或者收尾阶段的蒸馏后的甲醇的气态流的间接热交换,加热所述溶液;所加热的溶液被再次引入所述拔顶阶段,因此获得所述拔顶阶段的加热。

[0029] 优选地,通过所述热交换作用,至少部分地冷凝所述蒸馏甲醇的气态流。优选地,

另外,含有甲醇的溶液部分地或全部地蒸发,然后以蒸汽或混合的液态蒸汽相返回到拔顶阶段。

[0030] 优选地,所述预处理在拔顶塔中执行,且终馏在相应的塔(其可以称为收尾塔)中执行。在该情况中,所述蒸馏后的甲醇的气态流来自蒸馏塔的塔顶且将热量提供到来自拔顶塔的底部的甲醇溶液;在加热和部分或全部蒸发之后,所述溶液然后被再次引入相同的拔顶塔。

[0031] 在特别优选的实施方式中,热交换发生在充当用于终馏阶段的冷凝器和用于拔顶阶段的加热器的冷凝器/蒸发器中。事实上,所述换热器冷凝所述蒸馏阶段的气态塔顶流的至少一部分,同时蒸发拔顶阶段的塔底溶液的一部分。所述联合的蒸发和冷凝步骤可以在热交换器中执行,例如,热交换器为管束式或者板式的热交换器,其中,蒸馏甲醇在热侧冷凝,溶液在冷侧蒸发。

[0032] 优选地,拔顶压力约等于大气压力,例如,1巴至1.5巴,且终馏压力(收尾压力)至少是2巴。更有利地,拔顶压力在1巴至1.5巴的范围内,且终馏压力在2巴至6巴的范围内;更优选地大约为5巴。

[0033] 应该注意,现有技术给出维持尽可能低的终馏或收尾压力的启示,其通常等于拔顶压力。申请人已经发现,相反地,采用非常高的收尾压力可以节能且可以优化热流。事实上,通过增大收尾压力,在收尾阶段中产生的气态状态的蒸馏甲醇具有比拔顶阶段的温度高很多的温度,且足以确保,所述蒸馏甲醇的流可以被作用于初步拔顶步骤的热源。因此,本发明可以减小或消除用于加热拔顶阶段的热耗(例如,冷凝蒸汽的热耗)。

[0034] 一些实施方式包括脱气甲醇的蒸馏,该步骤在预拔顶阶段之后且在收尾阶段之前。根据本发明的多个实施方式,所述蒸馏可包括单一的压力级别或者多个压力级别。

[0035] 最后的收尾蒸馏产生处于气态状态的蒸馏甲醇、主要由水构成的溶液,且还可以产生由所谓的杂醇油表示的侧流。适当地,杂醇油的侧流还可以从中间蒸馏阶段提取。

[0036] 术语“蒸馏甲醇的气态流”用来表示从蒸馏过程得到的流,例如,来自塔的顶部。根据所需的规格(例如,AA级),这样的流主要由低杂质含量的甲醇构成。

[0037] 所描述的预处理(拔顶)和蒸馏阶段优选采用相应的精馏塔来执行。对于各个阶段,如果必要,则可以使用单一的塔或者并联的多个塔。

[0038] 根据所附的权利要求书,本发明的目的还在于用于执行所述方法的成套设备。

[0039] 本发明的另一目的是一种改造蒸馏成套设备的方法,其中:

[0040] - 所述成套设备包括处于拔顶压力下的至少一个粗甲醇的预处理拔顶阶段,所述预处理拔顶阶段用于从所述粗甲醇中分离出轻组分;

[0041] - 所述成套设备包括处于基本上等于所述拔顶压力的压力下用于从脱气的粗甲醇溶液进行甲醇终馏的至少一个阶段,所述至少一个阶段可以在处于较高压力的其他蒸馏阶段之前;

[0042] 所述改造方法包括:

[0043] - 所述终馏压力增大至远高于所述拔顶压力的值,和

[0044] - 在所述收尾塔中所产生的蒸馏甲醇的气态流被再次送往所述拔顶阶段的加热器,以供给相应的供热的至少一部分。

[0045] 在一些情况中,如果现有的塔不适合承受增大的压力,则终馏压力的增大会涉及

相应的蒸馏塔的改造或更换。通常,成套设备包括拔顶塔的加热器(或再沸器),拔顶塔最初通过蒸馏阶段外部的热源供热。该方法可以包括现有加热器的改造,用于适合采用在较高的压力和温度下通过蒸馏甲醇表示的热源操作,或者甚至引入新的加热器。在后者情况下,新的加热器优选是管式或板式的热交换器。

[0046] 本发明的主要优点是节能,从而降低甲醇的生产成本。另一个优点在于:在加热拔顶塔的冷凝器/蒸发器中可以冷凝在终馏塔或收尾塔中所产生的气态甲醇的至少一部分。这消除或至少减小了收尾塔的塔顶冷凝器的负荷。在多个情况中,由于冷却水的低利用度,故所述塔顶冷凝器是空气冷凝器,因为空气冷凝器具有低的热交换系数,从而必须具有大的交换表面,因此空气冷凝器是昂贵并且庞大的部件;此外,对于空气本身的强制循环,其消耗电能。本发明可以在板式或管式交换器中冷凝塔顶流的至少一部分,该板式或管式交换器是更紧凑且较便宜的,且不需要强制冷却。

[0047] 借助以下说明,这些优点和其他优点将变得清楚,下文阐明了优选的实施方式,而不是出于限制的目的。

#### 附图说明

[0048] 图 1 是根据本发明的第一实施方式的甲醇的蒸馏段的示意图。

[0049] 图 2 是本发明的另一实施方式的示意图。

#### 具体实施方式

[0050] 图 1 示出本发明的示例性实施方式。在基本术语中,其示出粗甲醇的蒸馏段,包括拔顶塔 100、蒸馏塔 200、和终馏塔 400。

[0051] 所述终馏塔 400 也称为收尾塔。

[0052] 进入的粗甲醇通过流 103 表示;流出的蒸馏甲醇通过流 412 表示。

[0053] 塔 100 接收粗甲醇 103 且分离出挥发性物质的流 104 和脱气甲醇 105 的流。所述脱气甲醇 105 被送入塔 200 中进行蒸馏;离开所述塔 200 的溶液 207 在收尾塔 400 中被进一步蒸馏。

[0054] 拔顶塔 100 在拔顶压力  $p_1$  下操作,塔 200 在压力  $p_2$  下操作且收尾塔 400 在收尾压力  $p_4$  下操作。

[0055] 所述压力  $p_4$  基本上大于拔顶压力  $p_1$ ,使得在塔 400 中所蒸馏的气态甲醇的温度基本上大于在塔 100 的底部中的液体的温度。有利地,温度差值至少是 10 摄氏度,即,在塔 400 的塔顶处的气态甲醇的温度至少比在塔 100 的底部中的液体的温度高 10 度。

[0056] 因此,所述气态甲醇的至少一部分可以用来至少部分地加热拔顶塔 100。在图 1 的实施例中,来自塔 400 的所蒸馏的气态甲醇的流 440 对来自塔 100 的底部(或尾部)的溶液 106 提供热量;所述溶液 106 在加热和可能的蒸发之后被再次引入(流 106')。

[0057] 热交换器 101 主要充当塔 400 的冷凝器且充当拔顶塔 100 的再沸器。优选地,所述再沸器/冷凝器 101 通过管束式热交换器呈现,例如,在壳侧蒸发溶液 106 且在管侧冷凝馏出物 440(或者,反之亦然)。在其他实施方式中,可以使用在壳内容纳有热交换板的板式热交换器。

[0058] 从流 440 的热回收可以消除或者至少减少用于操作塔 100 所需添加的外部热量。

在图 1 的实施例中,塔 100 的所有热量来自气态甲醇 440 的冷凝且唯一的热量输入采用用于加热塔 200 的热量  $Q_2$  来表示。蒸馏过程的能量效率被改善。

[0059] 仍然参考图 1 的优选实施方式,现在更具体地描述该过程。

[0060] 拔顶塔 100 分离出塔顶气态流 104 和含有甲醇的溶液 105,塔顶气态流 104 由比甲醇轻的挥发性组分(轻馏分)构成。塔顶流 104 在冷凝器 102 中被冷凝;一部分被再循环(如管线 110 所示);以及其余部分 115 被排放或去除。溶液 105 通过泵 120 被送至在压力  $p_2$  下操作的下一个蒸馏塔 200。应该注意,所述压力  $p_2$  是该过程的最大压力,即,  $p_2 > p_4 > p_1$ 。例如,优选地,压力  $p_1$  约是 1 巴;压力  $p_4$  在 2 巴至 6 巴的范围内;压力  $p_2$  至少是 8 巴至 10 巴或者更高。

[0061] 蒸馏塔 200 在压力  $p_2$  下分离出由所蒸馏的气态甲醇形成的塔顶流 204、和塔底溶液 205。塔底溶液 205 的一部分在再沸器中被加热和蒸发,然后被再次引入塔 200(管线 206)。所述再沸器 201 由外部热源输送热量  $Q_2$ ,例如,如果可行的话该外部热源可以是在适当压力下冷凝的蒸汽,或者是其他蒸汽。在一些实施方式中,热量  $Q_2$  的来源可以是处理气体。

[0062] 塔底溶液 205 的其余部分形成通向收尾塔 400 的流 207。阀 220 将压力从  $p_2$  减小至  $p_4$ 。所述收尾塔 400 产生:蒸馏的气态甲醇 404 的流;主要由水构成的残流 420;所谓的杂醇油的流 430,该杂醇油可以包括约 1% 的残留甲醇。

[0063] 通过塔 400 的较高压力的作用,蒸馏甲醇的流 404 具有非常高的温度,通常约  $100^\circ\text{C}$ ,且其表示用于拔顶塔的再沸器 101 的热源。在示例中,所述流的一部分 440 在所述再沸器 101 中冷凝,再沸器 101 将热量输送到溶液 106,溶液 106 至少部分地蒸发(流 106')且返回到塔 100 的底部。流 440 通过热交换效应冷凝,形成液态甲醇 415。

[0064] 流 404 的其余一部分在塔顶冷凝器 402 中被冷凝。来自换热器 101 的甲醇 415 与来自所述塔顶冷凝器 402 的所冷凝的甲醇合并,形成所蒸馏的液态甲醇流 416。甲醇的一部分(流 410)返回进入塔 400 的塔顶,且其余部分(流 411)被去除。

[0065] 应该注意,采用本发明,冷凝器 402 的负荷减小,这是因为其仅冷凝流 404 的一部分。因此,冷凝器 402 可以较小且较便宜。这显示出重要的优点,尤其是如果冷凝器是空气冷却,则因此会导致尺寸大且昂贵。

[0066] 附图示出优选的实施方式,其中,在塔 200 中所生成的蒸馏的气态甲醇 204 的热量也被回收。蒸馏甲醇 204 在加热收尾塔 400 的热交换器 401 中冷凝。溶液 406 从所述塔 400 的底部获取、在交换器 401 中被加热和蒸发,然后被重新引入塔中。所冷凝的甲醇 209 部分地被重新引入塔 200(流 210)且部分被去除(流 211)。甲醇的流 211 与来自收尾塔的流 411 一起形成蒸馏甲醇的流 412。

[0067] 热交换器 401 也可以被称为再沸器/冷凝器(类似于交换器 101)。热交换器 401 作为塔 400 的塔底再沸器和塔 200 的塔顶冷凝器。

[0068] 应该注意,在本说明书中,管道、阀、辅助部件等带来的浓缩和分配的降压被忽略。符号  $p_1$ 、 $p_2$ 、 $p_4$  指示塔 100、塔 200、塔 400 的额定工作压力;塔顶气体和在塔底处所提取的液体的相应压力略微不同,这一点对于本领域的技术人员是已知的。

[0069] 有利地,压力还根据热交换器 101 和热交换器 401 所需的热量和温度级别来确定。优选地,温度差 ( $\Delta T$ ) 至少是  $10^\circ\text{C}$ :例如,压力  $p_2$  被确定,使得气态流 204 具有的温度至少



比溶液 406 的沸点高 10 度。

[0070] 图 1 的实施方式被简化；其他实施方式还可包括热回收措施。例如，流体流 211 具有较高的温度（可能超过 100℃）且可以用于使溶液 203 在进入塔 200 之前预热，以减小热量  $Q_2$  来维持蒸馏过程。

[0071] 本发明的其他实施方式提供了在拔顶塔和收尾塔之间多个压力级别下的蒸馏。例如，可以分别在塔 200 的压力  $p_2$  和收尾塔 400 的  $p_4$  之间的中间压力下安装另外的蒸馏塔。

[0072] 图 2 中示出特别简化的实施方式。在所述实施方式中具有在压力  $p_4$  下的单一蒸馏步骤。终馏塔 400 表示采用来自拔顶塔 100 的溶液 105（通过泵 120）直接进料的唯一蒸馏塔。再沸器 401 采用外部热源供应，例如，该外部热源是冷凝蒸汽或者处理气体。流 411 表示所去除的仅来自塔 400 的蒸馏甲醇。



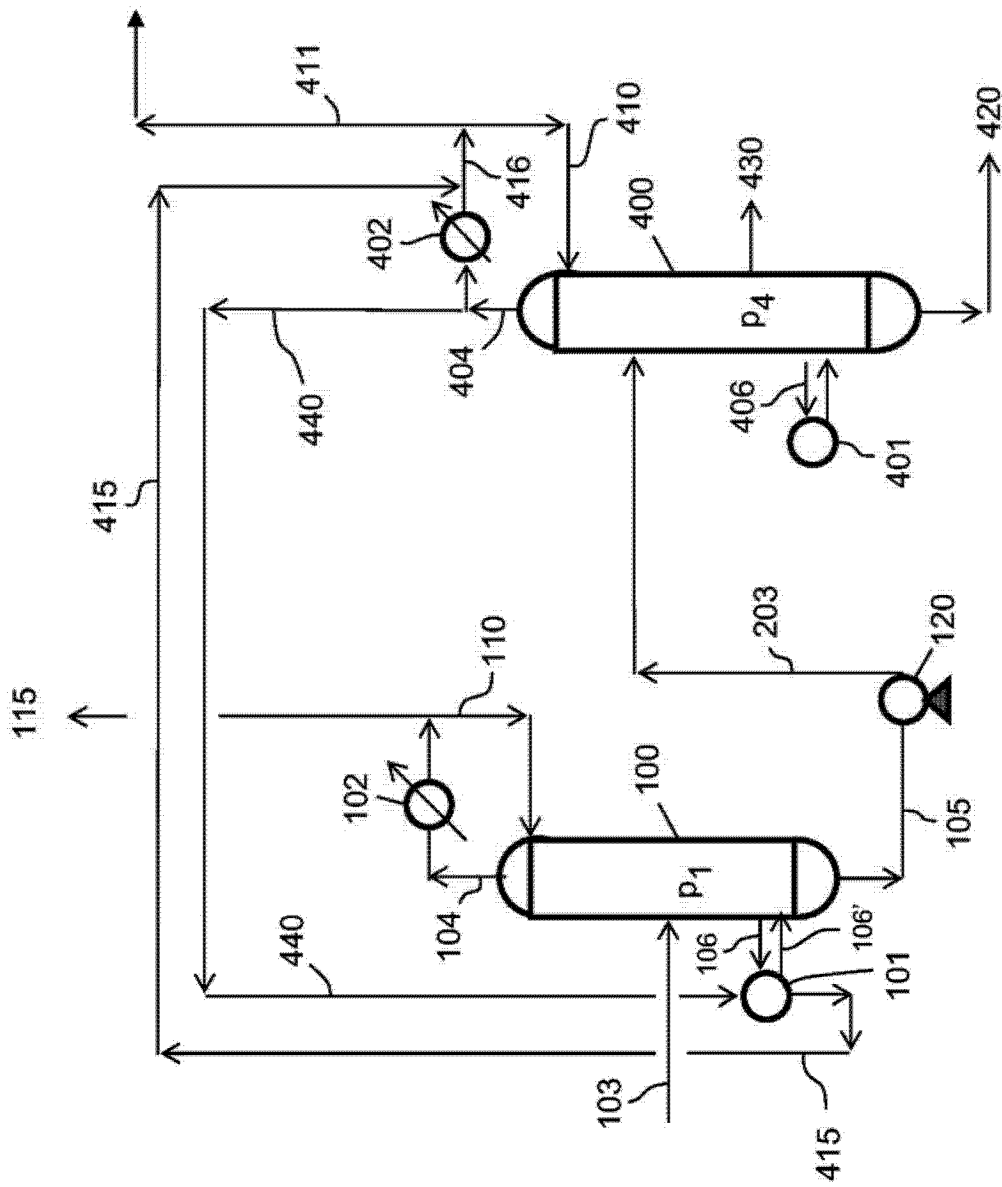


图 2