

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl⁷

C07C 4/02

C07C 11/04 C10G 51/02



[12] 发 明 专 利 说 明 书

[21] ZL 专利号 98116274.6

[45] 授权公告日 2003 年 9 月 24 日

[11] 授权公告号 CN 1122002C

[22] 申请日 1998.8.11 [21] 申请号 98116274.6
[30] 优先权
[32] 1997.10.27 [33] US [31] 958171
[71] 专利权人 凯洛格总公司
地址 美国得克萨斯州
[72] 发明人 B·P·康罗伊 V·K·维尔马
审查员 任晓兰

[74] 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司
代理人 魏金玺 王其灏

权利要求书 2 页 说明书 9 页 附图 5 页

[54] 发明名称 裂解分馏器中急冷油黏度的控制
[57] 摘要

裂解分馏装置中循环急冷油黏度的控制方法是,使裂解炉流出物同 0.1-0.5kg/kg 的急冷油滑流进行接触,分离获得的汽-液混合物以除去焦油状液体,且将留下的蒸汽给到分馏器。以这种方式从分馏器给料除去焦油状液体,使得分馏器操作回流较少,底部温度较高,且在较高温度下回收较多的热量。

I S S N 1 0 0 8 - 4 2 7 4

1. 一种用于控制乙烯工厂裂解分馏装置中急冷油黏度的方法，它包括的步骤为：

- (a) 将蒸汽流引入裂解分馏器的底部；
 - 5 (b) 从裂解分馏器底部排放液体；
 - (c) 冷却步骤(b)的部分液体以形成急冷油；
 - (d) 将急冷油返回到裂解分馏器，同步骤(a)的蒸汽流接触并冷凝部分蒸汽流；
 - 10 (e) 使裂解炉流出物同有效量步骤(b)的部分液体接触，以冷却并冷凝部分裂解炉流出物；
 - (f) 分离步骤(e)的蒸汽和液体，以形成用于步骤(a)的蒸汽流。
2. 权利要求1的方法，其中步骤(b)液体黏度的控制方法是调节步骤(b)供给步骤(e)的液体量。
- 15 3. 权利要求1的方法，其中供给步骤(e)的步骤(b)液体包括部分步骤(c)的急冷油，且其中急冷油黏度的控制方法是调节供给步骤(e)的液体量及其温度。
4. 权利要求1的方法，还包括回流裂解分馏器塔顶馏出物及从塔顶馏出物流冷凝出的重汽油。
- 20 5. 权利要求4的方法，还包括从裂解分馏器获取瓦斯油排料的步骤。
6. 权利要求5的方法，还包括步骤(1)即至少部分步骤(f)的液体与至少部分瓦斯油排料一起汽提，以获得汽提后的蒸汽流，和步骤(2)即将该汽提后的蒸汽流引入裂解分馏器。
- 25 7. 权利要求1的方法，还包括步骤(1)即汽提至少部分步骤(f)的液体，以获得汽提后的蒸汽流，和步骤(2)即将汽提后的蒸汽流引入裂解分馏器底部。
8. 权利要求6的方法，其中步骤(b)的部分液体在步骤(1)中与步骤(f)的液体及瓦斯油排料一起汽提。
- 30 9. 权利要求7的方法，其中步骤(b)的部分液体在步骤(1)中与步骤(b)的液体一起汽提。
10. 权利要求1的方法，其中步骤(f)是在裂解分馏器内紧靠其底

部的一个室中进行。

11. 权利要求 1 的方法，还包括步骤：

(g) 将裂解分馏器塔顶馏出物蒸汽供给急冷塔；

(h) 将急冷塔底部的急冷水返回到急冷塔顶部，以接触并冷却步
骤 (g) 中供给的蒸汽；和

(i) 冷却步骤 (h) 中的急冷水，以回收热量。

12. 权利要求 11 的方法，其中急冷塔和裂解分馏器形体上是结合成一个单塔。

裂解分馏器中急冷油黏度的控制

- 5 本发明涉及烯烃厂裂解分馏器，更特别涉及在为增强热量回收而设置的裂解分馏器中控制急冷油黏度的方法。

裂解炉广泛用于生产烯烃，如生产乙烯。在裂解炉中裂化碳氢化合物过程，会产生大量高沸点碳氢化合物，如燃料油、柴油和汽油，以及低分子量烯烃产物，如乙烯。裂解炉流出物经最初的冷却后引入到裂解分馏装置，以便除去裂解炉流出物的重尾馏分产物，并从热流出物流中回收热量。

图 1 描绘了常规裂解分馏装置。裂解分馏装置简要包括分馏器 10、燃料油汽提器 12、急冷塔 14 和急冷鼓 16。裂解炉的部分冷却流出物经管线 18 送入分馏器 10 的较低端。底部物流 20 供给燃料油汽提器 12，在那由经管线 22 引入的水蒸汽汽提。水蒸汽和碳氢化合物蒸汽经管线 24 返回到分馏器 10 底部。燃料油产物 26 经管线 26 从燃料油汽提器 12 底部排放。

分馏器 10 的急冷油循环，是经管线 28，通过一组热量回收冷却器 30、32，并经各自管线 34、36 返回到分馏器 10。泵和过滤器（未标出）通常用在管线 28 上。冷却器 30、32 代表热交换器，它回收各种用途热量，例如低压水蒸气、稀释水蒸气和工厂生产用等热量。柴油排料 38 也可以从分馏器 10 取出，并引入到燃料油汽提器 12 中。

分馏器 10 的塔顶馏出物蒸汽进入急冷塔 14 中。在急冷塔中该蒸汽借助经管线 42、44 引入的水急冷，以使塔顶馏出物蒸汽流 46 达到温度约 25-40℃。急冷塔 14 的水和冷凝物经管线 48 供给急冷鼓 16。水和碳氢化合物在急冷鼓 16 中分离，以获得重汽油流 50 和返回到分馏器 10 顶部的回流流 52。急冷鼓 16 的水经管线 54 循环，在热交换器 56、58 中冷却，并经前述管线 42、44 返回到急冷塔 14。

在该典型裂解分馏装置操作中，需要排出瓦斯油排料 38。这减少分馏器 10 所要求的回流流 52 的量，增加热量回收量和提高热交换器 30、32 中热量回收水平。不幸，瓦斯油排料 38 量上的一个重要限制是管线 28

中循环急冷油的黏度随瓦斯油排料 38 量的增加而大大增加。这使热交换器中的污垢和压降增加。

因此希望能降低裂解分馏器中循环急冷油的黏度，以提高裂解分馏器给料的热量回收量和热量回收水平。

5

我们业已发现，将循环急冷油滑流与部分冷却裂解炉流出物混合，分离得到的蒸汽和液体，蒸汽流给料至分馏器，并排放作为燃料油产物的液流，会有降低循环急冷油黏度的效果。按这样操作，作为燃料油产物排放的大部或全部液流是重的焦油状物质。通过除去裂解分馏器这种重的焦油状馏份，循环油的黏度大大改善，且循环油在热量回收交换器中高温结垢倾向也大大降低。这使得在高温下产生的热量回收因结垢较少而具有较高的效率。此外，可以增加瓦斯油排料 38 来降低回流 52 需要量，以使热交换器 30、32 从循环油回收更多热量。

简而言之，本发明提供一种方法，用于降低乙烯工厂裂解分馏装置中急冷油的黏度。该方法包括以下步骤：

- (a) 将蒸汽流引入裂解分馏器底部；
- (b) 排放裂解分馏器底部液体；
- (c) 冷却步骤 (b) 的部分液体以形成急冷油；
- (d) 将急冷油返回到裂解分馏器，同步骤 (a) 的蒸汽流接触并冷凝部分蒸汽流；
- (e) 使裂解炉的部分冷却流出物同步骤 (b) 的有效量部分液体接触，以冷却并冷凝裂解炉部分流出物；
- (f) 从步骤 (e) 得到的冷却裂解炉流出物分离蒸汽和液体，以形成用于步骤 (a) 的蒸汽流。

通过调节步骤 (b) 供给步骤 (e) 的液体量，可以控制步骤 (b) 和 (c) 的液体黏度。步骤 (b) 供给步骤 (e) 的液体可以包含一部分步骤 (c) 的急冷油，且调节供给步骤 (e) 的液体量及其温度可以控制急冷油的黏度。

在一个优选实施方案中，该方法也包括回流裂解分馏器塔顶馏出物和塔顶馏出物流冷凝出的重汽油的步骤。该方法也优选包括从裂解分馏器获取瓦斯油排料的步骤，也优选包括与瓦斯油排料一起汽提步骤 (f)

的液体，以获得汽提蒸汽流并将汽提蒸汽流引入裂解分馏器。如必要，部分步骤（b）的液体可以同步骤（f）的液体和瓦斯油排料一起汽提。

汽-液分离步骤（f）可以在汽-液分离器鼓中进行，或更优选是在裂解分馏器底部的一个内置室中进行。

5 本发明方法优选包括附加步骤：

（g）将裂解分馏器塔顶馏出物蒸汽供给急冷塔；

（h）将急冷水引入急冷塔，接触并冷却在步骤（g）中供给的蒸汽；
和

（i）从急冷塔较低端排放并冷却水，返回用作步骤（h）的急冷水。

10 如必要，急冷塔和裂解分馏器可以物理地合并成一个单一的塔。

图 1（现有技术）是典型裂解分馏器简单示意工艺流程图。

图 2 是描绘本发明一个实施方案采用急冷油黏度控制原理的裂解分馏器简单示意工艺流程图，其中汽-液分离是在分馏器内置室中进行。

15 图 3 是根据本发明另一实施方案采用急冷油黏度控制原理的另一种形式裂解分馏器的简单示意工艺流程图，其中汽-液分离是在蒸汽引入分馏器塔之前在一鼓中进行。

图 4 是根据本发明另一实施方案采用急冷油黏度控制原理的裂解分馏器的简单示意工艺流程图，其中瓦斯油排料是在与燃料油汽提器分开的汽提器中用水蒸汽汽提。

图 5 是根据另一实施方案采用本发明急冷油黏度控制原理的裂解分馏器简单示意工艺流程图，其中汽-液分离是在分馏器内置室中进行，且瓦斯油排料是在与燃料油汽提器分开的汽提器中用水蒸汽汽提。

25 参照图 2-5，其中相同数字代表相同部件，本发明方法是在如图 2 所示的裂解分馏器装置中实施，该装置包括分馏器 110、燃料油汽提器 112、急冷塔 114 和急冷鼓 116。裂解炉（未标出）的部分冷却流出物，经管线 118 引入到急冷配料接口 120，同分馏器 110 的含急冷油脚油流 122 混合。裂解炉流出物流 118 是典型蒸汽流，它已经常规输送管线交换器、二次急冷交换器等部分冷却，但温度仍大于 300℃，如 300-600℃，
30 典型为 340-450℃。

急冷油循环流 122 与管线 118 中裂解炉流出物流的重量比可以是 0.05-2kg/kg，优选约 0.1-约 0.5kg/kg，这取决于这些物流的相对温度和热焓以及要求从裂解炉流出物流 118 除去多少液体。急冷配料接口 120 的汽-液混合物供给分馏器 110 内一个隔开的进料室 126。进料室 126 允许蒸汽进入分馏器 110，而液体经管线 128 排放并供给燃料油汽提器 112。泵和过滤器（未标出）典型用于管线 122、128 和 136。

水蒸汽经管线 130 引入到汽提器 112，以便从含有燃料油产物的脚油流 132 中除去挥发性组分。燃料油汽提器 112 的蒸汽经管线 134 返回到分馏器 110。

急冷油流 136 从分馏器 110 紧靠其底部排放，通过冷却器或热交换器 138、140 循环，并经各自管线 142、144 返回到分馏器 110。管线 142、144 的循环急冷油同经分馏器 110 上升的室 126 蒸汽接触，以冷凝其挥发性较小、分子量较高的成分。部分冷却的急冷油可以从管线 142 引入到管线 122，以降低管线 122 中油的温度。经管线 146 向分馏器 110 提供回流。柴油排料 148 从分馏器 110 紧靠其顶端取出，并经管线 148 引入到燃料油汽提器 112。管线 136 的部分急冷油也可以引入到管线 148，用于在汽提器 112 中汽提。

分馏器 110 塔顶馏出物蒸汽经管线 150 引入到急冷塔 114 较低端。水经管线 152、154 引入到急冷塔 114，用于除去含重汽油馏分的烃，得到经管线 156 回收的轻烃塔顶馏出物产物，用于再处理。冷凝的水和烃从急冷塔 114 底部经管线 158 供给急冷鼓 116。急冷鼓 116 从急冷塔 114 脚油 158 分离出重汽油馏分，经管线 160 回收，并如前所述作为回流经管线 146 供给分馏器 110，和供给重汽油产物管线 162。在急冷鼓 116 内分离出的部分水经管线 164 循环，在热交换器 166、168 中冷却，并如前所述经管线 152、154 返回到急冷塔 114。急冷鼓 116 的净处理冷凝物经管线 170 回收。

在图 3 中，图 2 的急冷配料接口 120 和室 126 被汽/液接触器-分离器鼓 120a 所代替，该装置接收返回的急冷油流 122a 和经管线 118 接收裂解炉流出物。蒸汽经管线 124a 直接供给分馏器 110 底部。容器 120a 的焦油状液体冷凝物经管线 128a 供给燃料油汽提器 112。在该实施方案中容器 120a 起汽-液分离作用，因此，不需要修改分馏器 110。该实施

方案应该代表现有装置典型的改装。如必要,部分急冷油可以从管线 122a 将其部分引入管线 128a,从而引入到燃料油汽提器 112。

在图 4 中,瓦斯油排料 148a 供给瓦斯油汽提器 112a,而不是供给如图 2 和 3 的燃料油汽提器 112。水蒸汽经管线 130a 供给瓦斯油汽提器 112a。瓦斯油汽提器 112a 汽提后的蒸汽和水蒸汽经管线 134a 返回到分馏器 110。汽提后的瓦斯油流 132a 从瓦斯油汽提器 112a 的底部回收。

在图 5 中,裂解分馏装置包括图 2 的急冷配料接口 120/内置室配置,以及图 4 的瓦斯油汽提器 112a。

本发明由如下实例进行说明。

10 实例 1 - 基本情况/瓦斯油排料

基本情况(见图 1)是由模拟现有商业裂解分馏器产生的,该分馏器接收 336700kg/hr(13670kmol/hr)的 343℃ 和表压 0.4kg/cm² 的部分冷却裂解流出物,其组成逐一列于表 1。

表 1

成分	组成 (mol%)
H ₂	7.13
CO	0.03
CO ₂	0.01
H ₂ S	0.01
CH ₄	12.40
C ₂ H ₂	0.30
C ₂ H ₄	16.37
C ₂ H ₆	2.84
C ₃ H ₄	0.31
C ₃ H ₆	5.32
C ₃ H ₈	0.15
1,3-丁二烯	1.47
C ₄ H ₈	1.05
C ₄ H ₁₀	0.29
C ₅₊	4.59
H ₂ O	47.55
总计	100.00

基本情况是模拟有(实例 1a)和无(实例 1b)分馏器 10 第二级 894kg/hr 的瓦斯油排料 38, 保持分馏器脚油温度为 190℃。无排料时, 分馏器脚油 20 黏度为 1.68cp, 重汽油产物 54 的终馏点为 242℃, 到分馏器 10 的回流 52 为 183060kg/hr (1500kmol/hr), 急冷鼓 16 温度为 85.2℃和交换器 30、32 回收热量为 24.0MMkcal/hr。结果列表于如下表 2。有瓦斯油排料 38 时, 分馏器脚油 20 黏度为 2.02cp, 重汽油产物 54 的终馏点为 243.5℃, 回流 52 为 123320kg/hr (1000kmol/hr), 急冷鼓 16 温度为 84.4℃和回收热量为 29.3MMkcal/hr。瓦斯油排料增加热量回收, 但不理想地增加脚油黏度。

10 实例 2

实例 1 的模拟重复用于图 2 所示的流程。排料 148 取自分馏器 110 顶部附近, 并送到燃料油汽提器 112 的顶级。部分 122 急冷油注入急冷配料接口 120 同裂解炉流出物 118 混合, 且混合物分离成蒸汽和液体。蒸汽进入分馏器 110, 而液体 128 进入燃料油汽提器 112 的顶板。分馏器 110 脚油流 136 温度变化于 180-200℃, 瓦斯油排料 148 变化于 2000-3000kg/hr, 和进入燃料油汽提器 112 的汽提水蒸汽变化于 500-2025kg/hr。操作条件和结果如表 2 所示。

在实例 2A 中, 瓦斯油排料以 2000kg/hr 从分馏器 110 第二级流向燃料油汽提器 112 的顶级。流向燃料油汽提器 112 的管线 130 中水蒸汽流速为 2025kg/hr。分馏器 110 脚油温度为 180℃, 比实例 1 低 10℃。33000kg/hr、180℃燃料油的滑流 122 同分馏器 110 的进料混合, 使混合流 124 温度降至约 322℃。在室 126 剩余液体(冷凝的焦油)与蒸汽分离, 并经管线 128 送到燃料油汽提器 112 的第一级。调节管线 122 燃料油的注入流速, 直到使大部分最重组分(C_{12+})冷凝。结果分馏器脚油(管线 122 和 136)黏度降低至 1.38cp。回流(管线 146)也大大低于实例 1A, 且热量回收大大增加。

在实例 2B 中, 汽提水蒸汽(管线 130)流速降低至 1000kg/hr。这使重汽油终馏点下降, 意味着实例 2A 中燃料油过度汽提, 并要求较多的回流以符合汽油终馏点规范。

30 在实例 2C 中, 分馏器 110 脚油温度模拟实例 2B 设定为 190℃。这增加了较重组分的浓度, 并使黏度上升到 1.7cp, 使汽油终馏点降低至

242.8℃。管线 122 温度较高，导致管线 128 焦油冷凝物较少和管线 136 燃料油黏度较高。

在实例 2D 中，将模拟实例 2C 修改为增加进入急冷配料接口 120 的燃料油流速至 36000kg/hr，并降低进入燃料油汽提器 112 的水蒸汽 130 至 500kg/hr。由于更多的焦油被冷凝并经管线 128 除去，分馏器脚油黏度降低至 1.43cp，且汽提水蒸汽 130 不需要保持低黏度。回流 146 流速为 147020kg/hr，热量回收为 27.2MMkcaL/hr。

在实例 2E 中，将模拟实例 2D 修改为提高分馏器 110 脚油温度至 200℃。燃料油黏度增加到 1.6cp，且汽油终馏点上升到 253℃。

在实例 2F 中，将模拟实例 2E 修改为增加瓦斯油排料至 3000kg/hr。汽油终馏点降低，意味着增加瓦斯油排料减少回流需要。燃料油黏度也相应增加。

在实例 2G 中，将模拟实例 2F 修改为增加回流至符合实例 1A 的汽油终馏点。这使回流流速为 151860kg/hr 和黏度为 1.48cp，两者均比基本情况低。

在实例 2H 中，将模拟实例 2G 修改为减少瓦斯油排料至 2500kg/hr。这使汽油终馏点和燃料油黏度都降低，意味着实例 2G 瓦斯油排料太大，且会从分馏器 110 带走太多的中沸程物质。热量回收仍为 14.7%，比基本情况实例 1A 要高。

在实例 2I 中，将模拟实例 2H 修改为减少瓦斯油排料至 1788kg/hr，进入急冷配料接口 120 的燃料油流速降低至 37000kg/hr。这提高汽油终馏点和燃料油黏度，但也增加热量回收。

在实例 2J 中，将模拟实例 2H 修改为使瓦斯油排料引入燃料油汽提器 112 的底级。结果汽油终馏点降至 237℃，但黏度增加至 1.6cp。

实例 3

将模拟实例 2H 修改为输送瓦斯油排料 148a 至如图 5 所示的附加汽提器 112a。塔顶馏出物蒸汽 134a 返回到排料级（第二级），并获得瓦斯油产物流 132a。汽提器 112a 用 250kg/hr 的水蒸汽再煮沸。当回流 146 为 148320kg/hr 时，汽油终馏点为 237℃和燃料油黏度为 1.88cp。结果如表 3 所示。这表明本发明原理可以如何适用于获得较轻的瓦斯油产物。

表 3

实例	基本	3
分馏器(10,110)脚油温度, °C	190	200
燃料油黏度, cp	1.68	1.88
汽油终馏点, °C	242	237
瓦斯油排料, kg/hr	0	2500
排料级	不详	2
燃料油汽提器 112 的级	不详	底部
回流(52,146), kmol/hr	1150	1225
返回(122), kg/hr	0	38700
冷凝物, kg/hr	0	4800
水蒸汽(22,130), kg/hr	2025	500
热量回收, MMkcal/hr	24.0	27.6

实例 4

图 5 流程模拟是基于, 管线 118 裂解炉流出物为 336000kg/hr, 管线
 5 122 返回为 61000kg/hr, 和管线 128 焦油回收为 5800kg/hr. 燃料油汽提
 器 112 经管线 130 用 500kg/hr 的水蒸汽操作, 并生产 5650kg/hr 的燃料
 油. 瓦斯油排料 148a 为 2450kg/hr, 汽提器 112a 经管线 130a 用 200kg/hr
 的水蒸汽操作, 并生产 2360kg/hr 的燃料油. 回流 146 为 146000kg/hr.
 10 换热器 138、140 的热量回收为 27.3MMkcal/hr, 管线 122、136 中急冷
 油温度为 200°C, 黏度为 1.6cp.

上面叙述的本发明用作该发明的描述, 而不是作为该发明的限制。
 鉴于前述, 对本领域的各种改进是十分明显的. 预期所附权利要求书将
 涵盖本发明范围和本发明思想内的所有这些改进。

表 2

实例	1A	1B	2A	2B	2C	2D	2E	2F	2G	2H	2I	2J
分馏器(110)脚油温度, °C	190	190	180	180	190	190	200	200	200	200	190	200
燃料油(122)黏度, cp	1.68	2.02	1.38	1.47	1.7	1.43	1.6	1.99	1.48	1.35	1.44	1.6
重汽油终馏点, °C	242	243.5	251	246	243	240	253	250	241	237.5	251	237
瓦斯油排料, kg/hr	0	894	2000	2000	2000	2000	2500	3000	3000	2500	1788	2500
排料级	不详	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
燃料油汽提器(122)的级	不详	顶	顶	顶	顶	顶	顶	顶	顶	顶	顶	底
回流(146), kmol/hr	1500	1000	1100	1100	1200	1150	1150	1150	1250	1098	1098	1225
到急冷配料接口的急冷油(122), kg/hr	—	—	33000	33000	33000	36000	3300	38700	38700	38700	37000	38700
焦油冷凝物(128), kg/hr	—	—	4100	4200	3000	4400	4200	4800	4600	4600	4400	4700
燃料油汽提器(112)的水蒸汽(22,130), kg/hr	2025	2025	2025	1000	1000	500	1000	500	500	500	500	500
急冷鼓(16,116)温度, °C	85.2	84.4	84.4	84.1	84.4	84.3	84.4	84.4	84.4	84.3	84.1	84.2
回收热量 (30,32,139, 140), MMkcal/hr	24.0	29.3	28.8	28.8	28.3	27.2	27.2	27.8	27.5	27.1	28.6	27.1

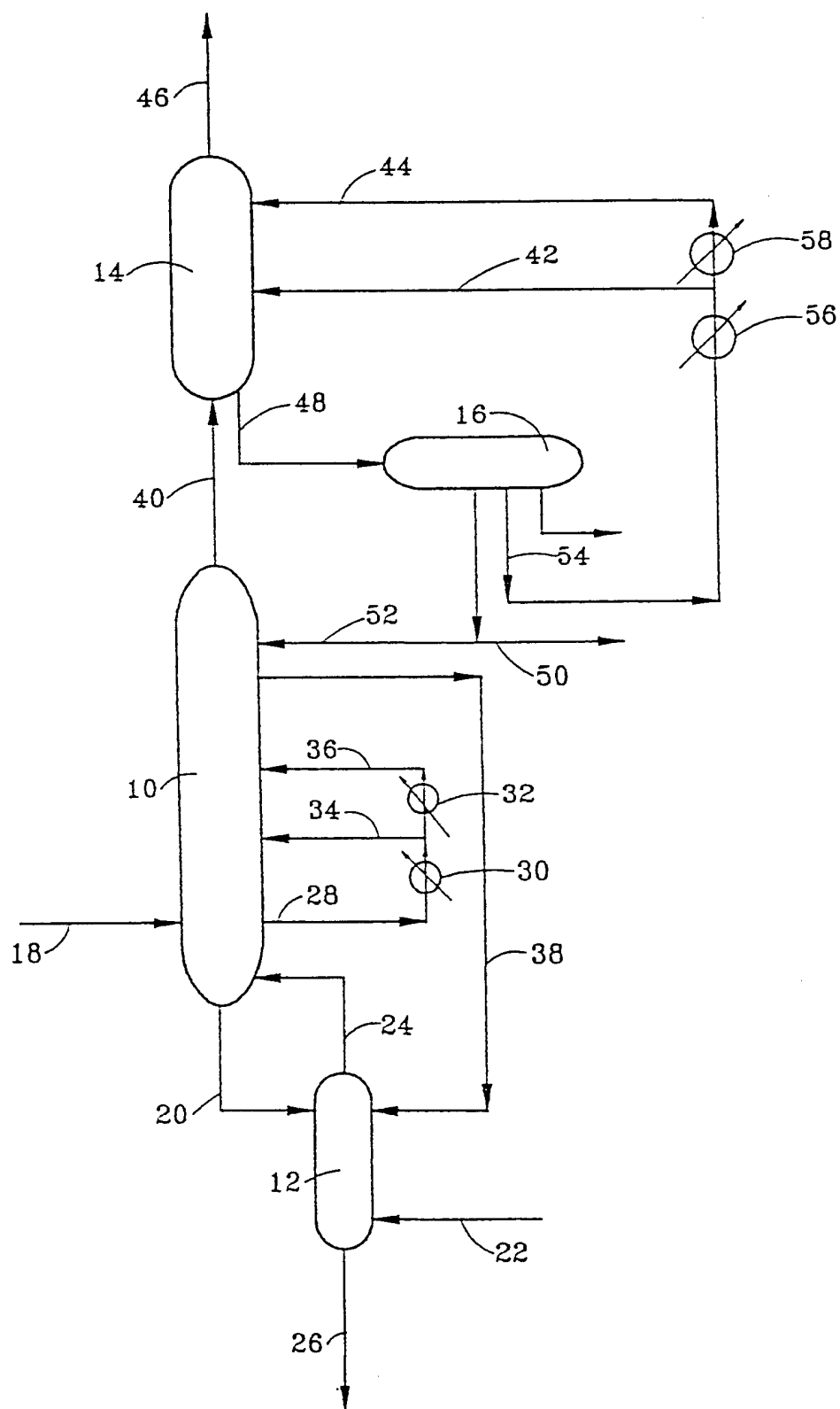


图 1

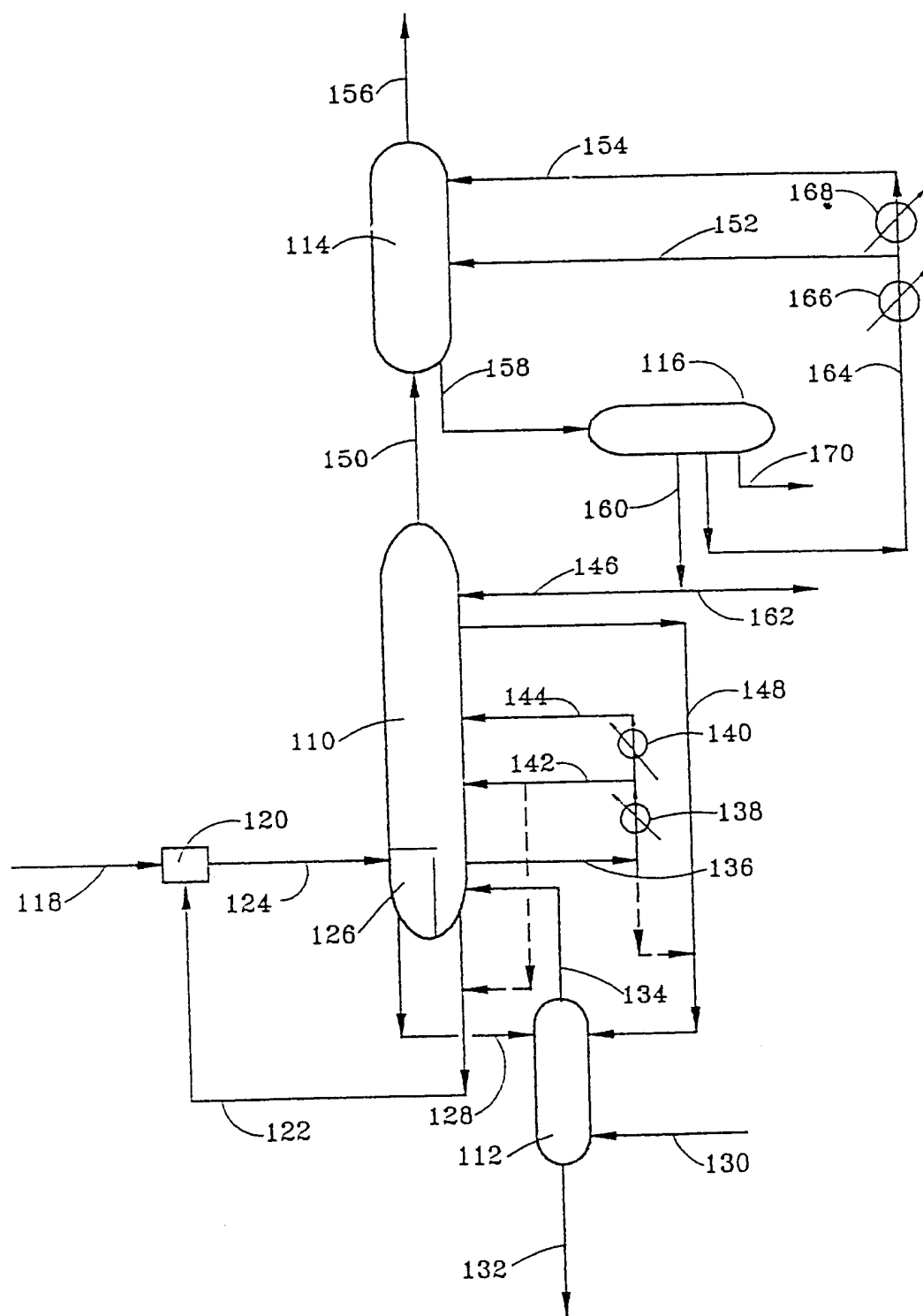


图 2

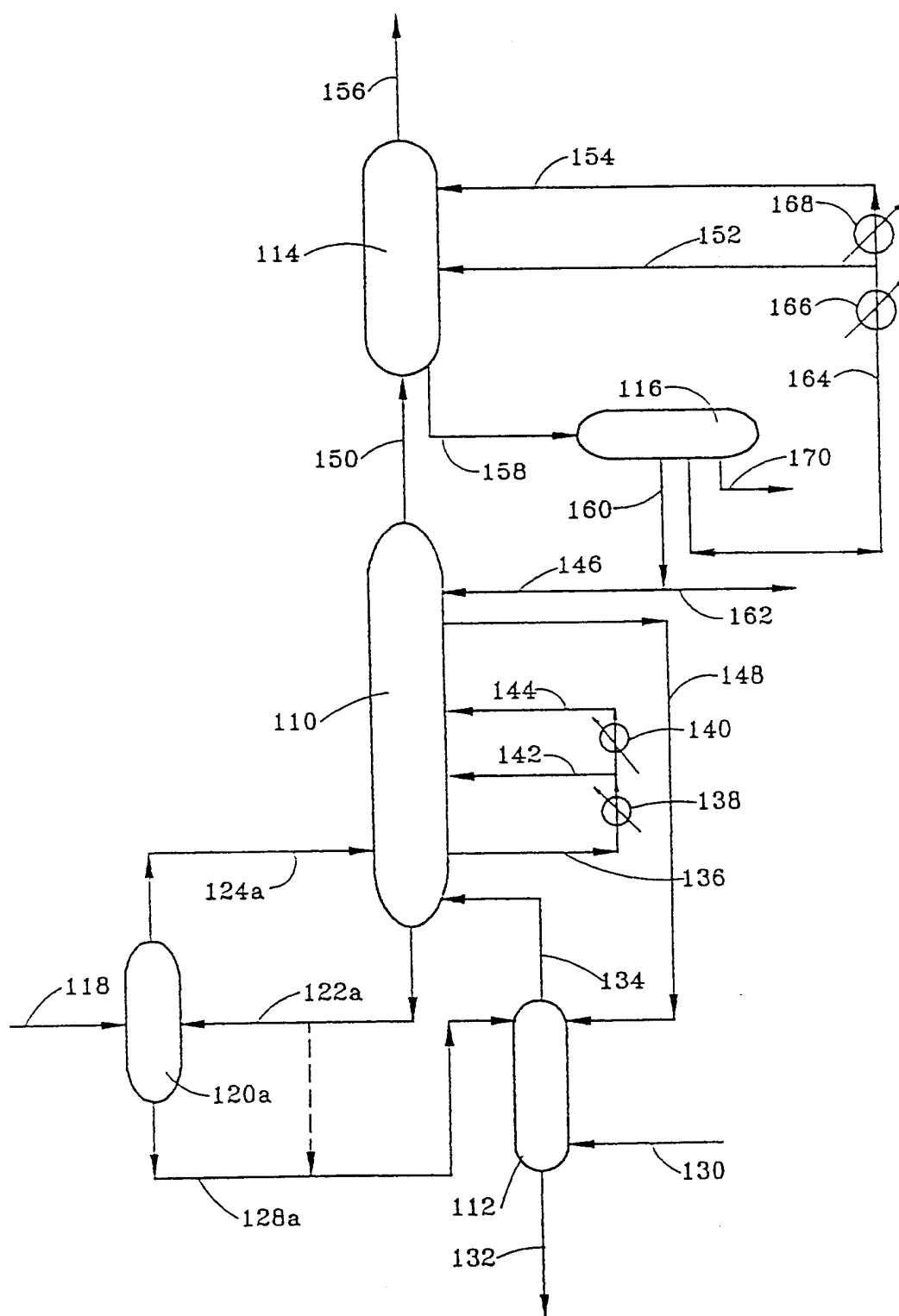


图 3

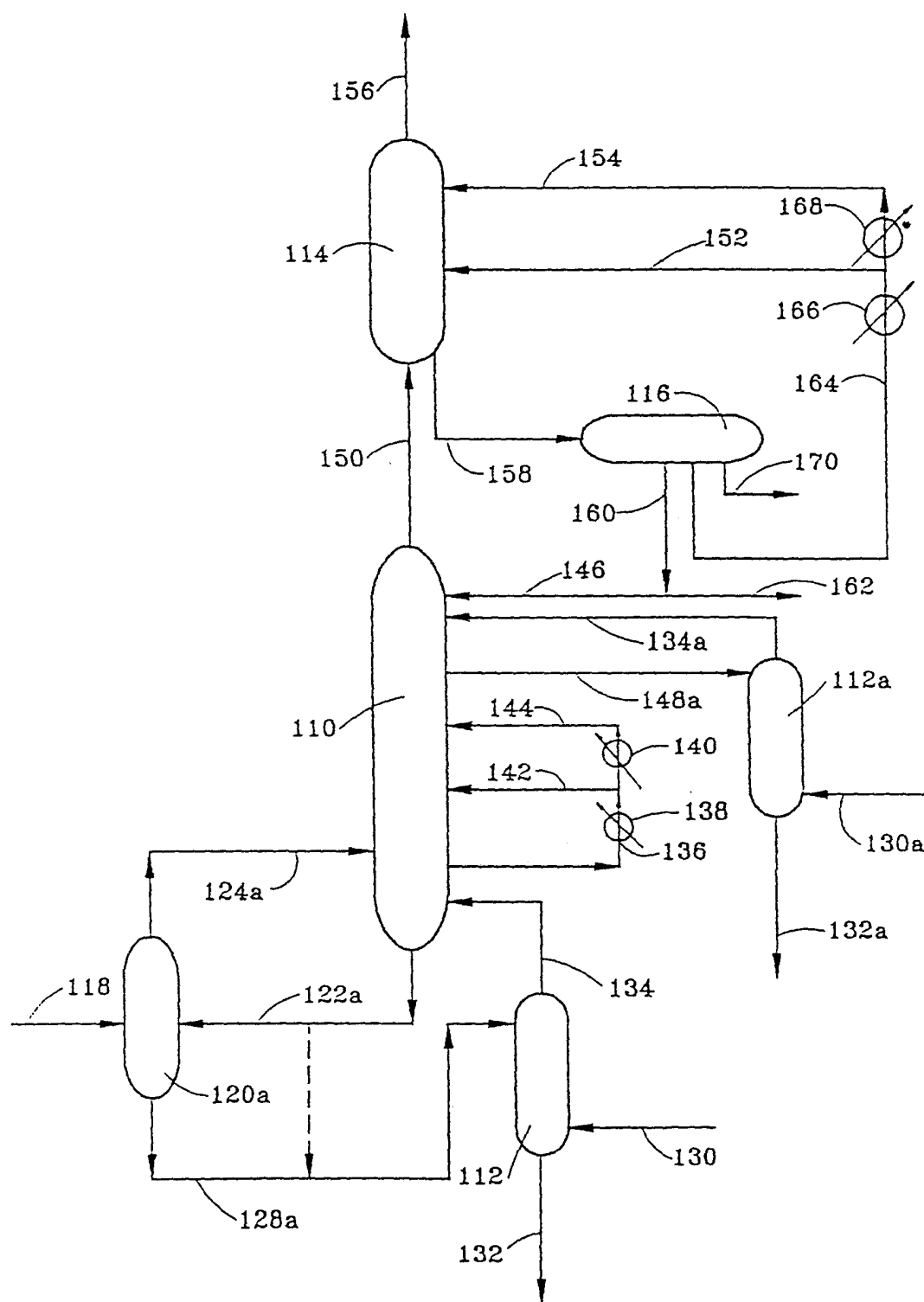


图 4

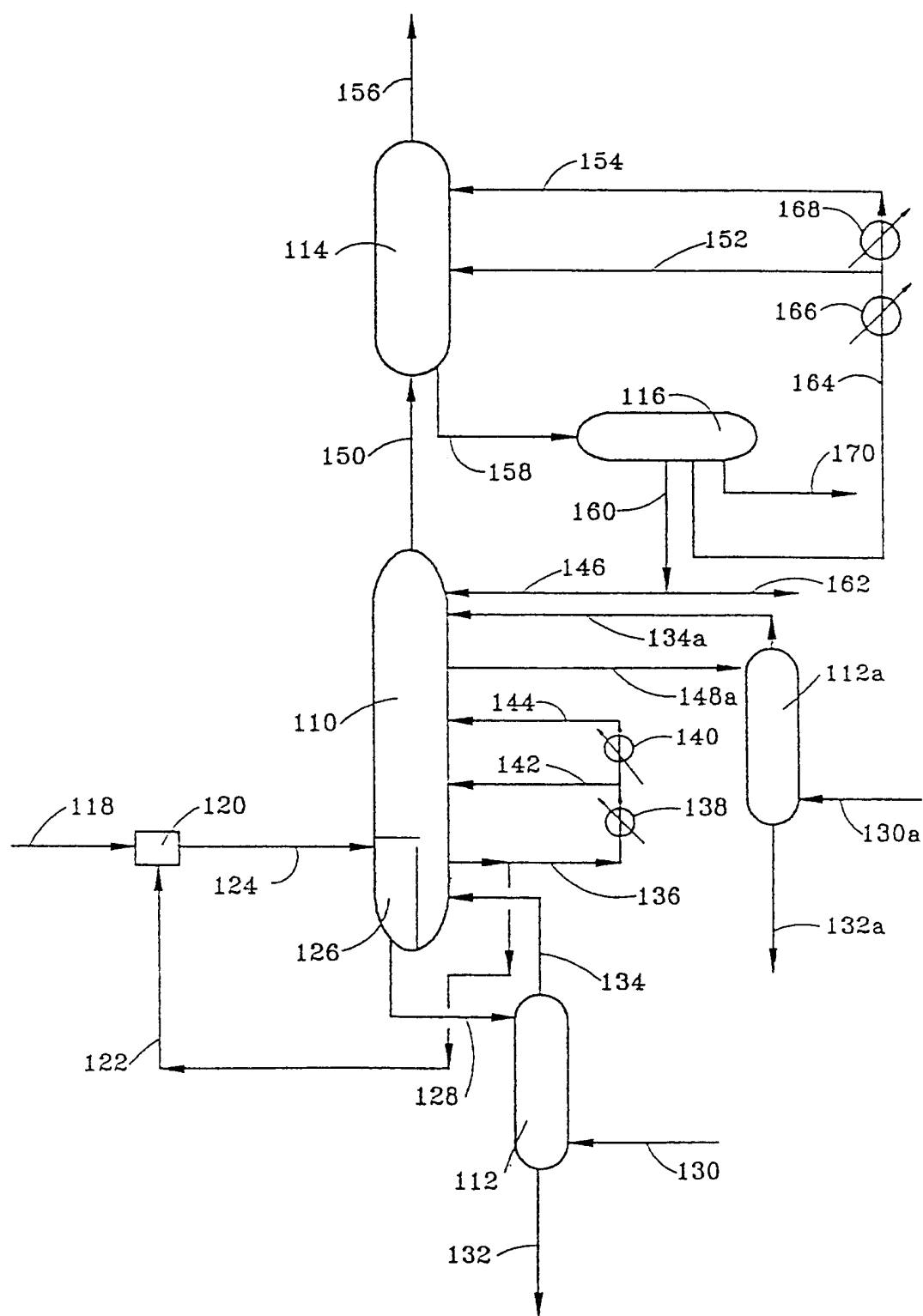


图 5