



[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 96107053.6

[43]公开日 1998 年 1 月 21 日

[11] 公开号 CN 1170620A

[22]申请日 96.7.11

[71]申请人 张声凯

地址 116021辽宁省大连市沙河口区南沙街30号

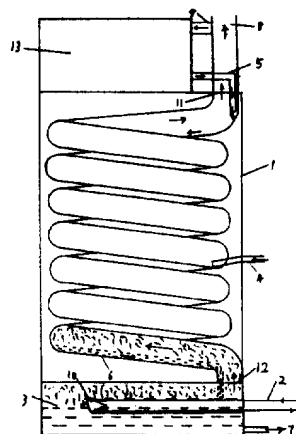
[72]发明人 张声凯

权利要求书 1 页 说明书 6 页 附图页数 3 页

[54]发明名称 管式精馏塔

[57]摘要

本发明的管式精馏塔采用的传质设备是一个带有一定坡度的管形容器——交换管让自上而下的混合液体与自下而上的蒸发汽体在管内直接连续的接触来换热传质，就能够有效地对具有一定挥发能力差异或沸点差异的汽液体混合物进行两相分离。



权 利 要 求 书

1、一种管式精馏塔适用于对具有一定挥发能力差异或一定沸点差异的液体（包括液化汽体）混合物进行两相分离，它是由外壳（1）、塔底蒸发器（3）、分凝器（13）、回液管（5）、进料管（4）、排液管（7）、排气管（8）以及让混合液体与蒸发汽体在塔内进行直接接触来传质的设备所组成的，其特征在于：让混合液体与蒸发汽体在塔内进行传质的设备是一个管形容器、即交换管（6），其混合液体（即原料液）是从塔的中部经进料管（4）进入交换管（6）内并与温度和浓度都基本相同的从塔顶自上而下的回流液交汇在一起继续顺着带有一定坡度的交换管道（6）由上而下的与从塔底蒸发器（3）蒸发出来并顺着带有一定坡度的交换管道（6）是自下而上的蒸发汽体在交换管道（6）内进行汽液两相的直接接触来实现传质的，送入塔底蒸发器（3）的热量的多少，也就是从塔底蒸发器（3）蒸发出来的蒸发气体所携带的热量的多少是根据混合液体中需要汽化的那部分易挥发组分所需要的热量来决定的。

2、根据权利要求1所述的装置，其特征在于在分离纯度要求不太高的时候，可省略包括分凝器在内的进料管以上的精馏段部分。

3、根据权利要求1所述的装置，其特征在于交换管（6）内具有让汽液两相能较为充分接触的构造和装置。

4、据权利要求1所述的装置，其特征在于带有一定坡度的交换管（6）其坡的大小是以混合液体能以符合规定要求的流速来自下流所决定的，一般的坡度值取 $5^{\circ} - 15^{\circ}$ 较为适宜，但若是粘度较大的液体，则交换管的坡度值应相应增大。

5、根据权利要求1所述的装置，其特征在于根据汽液体的工作温度与腐蚀状况，交换管（6）可相应选择普通钢、不锈钢、铜、铝、铝合金这些金属材料来制作，也可相应选择玻璃、陶瓷与聚丙烯这些非金属材料来制作。

6、根据权利要求1所述的装置，其特征在于分离气体混合物的精馏塔其塔底蒸发器（3）在工作前要注入一定量的相对是给挥发组分的液体，其注入量的标准是液筒要超过塔底蒸发器（3）内的加热管（2）。

说明书

管式精馏塔

本发明属于液体或气体混合物的分离装置——精馏塔。

迄今为止，对于液体或气体混合物的分离大都是根据各组分挥发能力的差异或者是各组分沸点的不同，而在一种被称之为精馏塔的装置内进行精馏，最后获得分离出的具有一定纯度的各种组分（气体混合物在用精馏法分离时要先液化）。其精馏方法是，通过把液体混合物进行多次部分汽化，同时又把气体混合物进行多次部分冷凝的这样一种操作过程，使汽液两相在直接接触传热的同时进行质的交换，最后分离出所要求的各种组分，请参阅1978年5月由上海科技出版社出版的《基础化学工程》一书的中册的第88页。由于部分汽化和部分冷凝的次数愈多，分离效果愈好，所以，在精馏塔内都装有使汽液两相能进行多次接触或连续接触的传质设备，现如今采用最多的板式精馏塔是在其塔内装有数十块塔板，而另一种也得到普遍应用的填料式精馏塔则是在其塔内装有数以万计的填料块，其目的都是为了使从塔顶自上而下的冷凝液体与从塔底自下而上的蒸发汽体在每经过各层塔板或各层填料块时都能进行一次部分汽化和部分冷凝，从而改变汽液两相中内部组分的构成，即在汽相中是易挥发组分增浓，而在液相中则是难挥发组分增浓。当冷凝液体与蒸发汽体在经过所有层塔板或填料块之后，塔顶则得到了具有一定纯度的易挥发性气体组分，而塔底则得到了具有一定纯度的难挥发性液体组分。虽然采用上述两种传质设备的精馏塔都能够使液体混合物得以比较完善地分离，但由于上述两种塔不是在塔内装入了数十块塔板，就是在塔内装入了数以万计的填料块，所以上述两种精馏塔的内部结构都较为复杂，这就给精馏塔的制造、安装与检修等工作带来困难，同时也给塔的小型化方面带来困难，因而，也就使得精馏塔的应用领域受到了一定的限制。

本发明的任务就是要提供一种新的能让汽液两相通过直接连续性的接触来进行有效传质的设备，它能使精馏塔具有较为简单且比较紧凑的结构，并易于制造、安装与检修以及塔的小型化。

本发明的任务是这样实现的，在一个由外壳，塔底蒸发器、分凝器、回液管、进料管、排液管、排气管以及让混合液体与蒸发汽体塔内进行直接接触来

传质的设备所组成的精馏塔中，其混合液体与蒸发汽体是在塔内的一个叫做交换管的管式容器中进行传质的。其混合液体（即原料液）是从塔的中部的一个特定位置经进料管进入交换管内并与温度和浓度都基本相同的从塔顶自上而下的回流液交汇在一起继续顺着带有一定坡度的交换管道是自下而上的蒸发汽体在交换管道内进行汽液两相的直接接触，因而使得温度较低的液体混合物被温度较高的气体混合物加热而部分汽化，此时，因挥发能力的差异，低沸点组分要比高沸点组分挥发的多，所以，使得气相中是相对易挥发的组分增浓；与此同时，温度较高的汽体混合物，因加热了温度较低的液体混合物而使自己部分冷凝，同样是因为挥发能力的差异，高沸点组分要比低沸点组分冷凝的多，因而使得液相中是相对难挥发的组分增浓。显然，只要这样的交换过程能持续下去，那么在汽相中就会聚集越来越多的易挥发组分（这些易挥发的气体组分将从塔顶的排气管导出，其中部分气体将进入分凝器冷凝后作为回流液从新导入交换管内），而在液相中则会聚集越来越多的难挥发组分（这些难挥发的液体组分除了在流经塔底蒸发器而被蒸发一部分作为回流蒸发汽体之外，其余的则从塔底的排液管作为产品导出）。这也就是说，只要交换管具有一定的长度，那么就会取得一定的分离效果，而交换管越长，则分离效果就会越好。因此，在能够保证从塔底蒸发器蒸发出来的蒸发汽体所携带的热量等于混合液体中易挥发组分全部汽化所需要的热量的情况下，只要是交换管具有足够的长度，那么这液体混合物就能够得到比较完善地分离。此外，还应当说明的是，在一个精馏塔中只能使两个组分的液体混合物得到比较完善地分离，而对于三个组分或更多组分混合物的分离则是应在两个组分的基础上，每增加一个组分就增加一个精馏塔或增加一套传质设备。

本发明的管式精馏塔在用于分离纯度要求不太高的汽液体混合物时可去掉包括分凝器在内的进料管以上的精馏段部分，这样可降低塔的造价。

本发明更好的技术方案可以是把交换管的内壁表面制成螺旋形凹凸线的构造使上下的汽液体能呈旋转翻滚形的湍流状态并且在交换管内还可装入带筛孔和围堰的长条板装置使向下流淌的混合液体在从筛孔眼往下滴流的过程中能与自下而上的蒸发汽体增加接触，两者的目的都是为了让汽液两相能充分的接触，从而加快汽液两相的传质过程，进而可缩短交换管的长度，减小塔的体积与重量，降低造价。

装置中的交换管必须带有一定的坡度，以使塔底的蒸发汽体能顺着管道升到塔顶，也使混合液体能自由地从塔顶流到塔底。其坡度（指交换管与水平面的夹角）的大小是以混合液体能以符合规定要求的流速来自由下流决定的。从分离效果上来讲，坡度是越小越好，这样会由于液体流速放慢而使得汽液两相接触时间延长，因此，分离效果会更好，但由此也会影响产品产量，所以综合考虑，应根据混合液体的性质（主要是粘度值）以及纯度要求来选择最佳的坡度值，对于一般的混合液体其坡度值可取 $5^{\circ} - 15^{\circ}$ 的范围，但若是粘度较大的液体，则坡度值应相应增大。

装置中的交换管可用普通钢、不锈钢、铜、铝、铝合金这些金属材料来制作，也可用玻璃、陶瓷、聚丙烯这些非金属材料来制作，但由于不同的材料对制造成本有很大的影响，因此可根据汽液体在工作温度与腐蚀状况来相应选择制造材料。

装置中用于分离气体混合物的精馏塔为了能顺利开车，应在开车前向塔底蒸发器注入一定量的相对是难挥发组分的液体，其注入量的标准是液面要超过塔底蒸发器内的加热管，为的是使压缩气体在一开始就能以液体状态进入塔顶交换管，而对用于分离液体混合物的精馏塔来说，在开始工作时采用逐渐增大流量的方法就能慢慢过渡到正常工作状态。

本发明具有如下特点：本发明的管式精馏塔是适用于对具有一定挥发能力差异或一定沸点差异的液体（包括液化气体）混合物进行两相分离的装置，针对汽液两相通过直接接触来进行传质的原理而设计出的管式精馏塔，由于塔内的传质设备交换管其本身就是一根规格不同，直径大小也不同的管子（管子可整体制作或分截制作再串接组装为一体），因而该塔具有简单合理的内部结构，制造、安装与维修都比较方便，不但是运行可靠，而且还由于交换管的长度从理论上讲可以无限延长，因而可通过使管子延长一定的长度来增大操作弹性；此外，交换管采用蛇形环绕的紧密布局可使管式精馏塔的内部结构更为紧凑，特别是在交换管的总长度一定的条件下，还可通过延长每一级管子的长度，也就是通过增加管式精馏塔的宽度来降低塔的高度，从而可使多个塔上下串联在一起，因而可降低能耗，因为多个塔采用平面串联的方式，其前一个塔的塔底馏出物需要用泵送到下一个塔的中部进料位置，因此，需额外耗费能量；另外现如今管子直径的大小能够满足人们的使用要求，因而这种管式精馏塔可制成

大小不一的各种型号，易于使产品达到标准化，系列化的要求，也易于大批量生产及大量推广；再者，还由于该塔的传质设备交换管其内壁表面可通过制成螺旋形凹凸线的构造而使得上下的汽液体能呈旋转翻滚形的湍流状态，同时还可通过在管内安装筛孔与围堰的长条板装置而使得向下流淌的混合液体能在从筛孔眼往下滴流的过程中与自下而上的蒸发汽体增加接触，从而增大汽液体的接触面积，因此，通过这种能使得汽液两相接触更为充分的措施而大大加快汽液两相的传质过程，进而就可缩短交换管的长度，减小塔的体积与重量，并降低造价；再此还要特别说明的一点是此种管式精馏塔适于在常压以下操作，由于一般来讲，操作压力越低混合物组分间的相对挥发度会越大，因而也就越容易分离，所以从分离效果来看，这种管式精馏塔相对比采用加压操作的板式精馏塔要好，并且塔内的压降也小，由于压力低因而能耗小。

下面结合附图和具体实施方式对本发明进行详细描述。

图 1 是本发明对苯 - 甲苯混合液进行两相分离的管式精馏塔剖面图；

图 2 是图 1 所示交换管的断面图；

图 3 是图 1 所示交换管的局部放大剖面图；

图 4 是本发明用于空气分离的流程示意图；

图 5 是本发明用于石油裂解气分离的流程示意图。

图 1 所描述的管式精馏塔包括塔的外壳（1），在塔内的底部是一个蒸发器（3）（也叫蒸发釜）它是由加热管（2）、溢流堰（10）组成的，在塔的中部则是用于汽液传质的设备——交换管（6），交换管（6）呈蛇形环绕状，上管口（11）与排气管（8）相连，下管口（12）与塔底蒸发器（3）相连，苯与甲苯的混合液是经进料管（4）进入交换管（6）内并与从分凝器（13）冷凝出来再经回液管（5）从塔顶流入交换管（6）内的回流液交汇在一起继续向塔底流动，在自上而下的流动中混合液及回流液与自下而上的从塔底蒸发器蒸发出来的蒸发汽体在管内直接接触并换热传质，最终使得苯与甲苯得到分离，最后基本上为纯甲苯的液体流入塔底蒸发器，其中一部分液体被加热汽化而作为回流蒸发汽体重新回到交换管（6）内再与自上而下的混合液体接触换质，而另一部分液体则越过溢流堰（10）从塔底蒸发器（3）一侧的排液管作为产品导出，而最后基本上为纯苯的气体则流入排气管（8），其中一部分气体经导管（9）流入分凝器（13）中得到冷凝，被冷凝的纯苯

气体经回液管（5）作为回流液重新流入交换管内，而另一部分气体则从排气管（8）作为产品导出。苯与甲苯的混合液在塔内的精馏是在常压下操作进行的（塔顶温度为 80.2°C ，塔底温度为 110.4°C ），其进料液为饱和液体，加热管（2）的热工质为水蒸汽，分凝器（13）的冷剂为水。

图4所描述的管式精馏塔是用于分离空气的上下串联的组合塔，上塔为纯氮精馏塔（16），下塔为纯氧精馏塔（17），被压缩为5.3至7.3个大气压，在经冷却与净化的压缩空气首先进入下塔（17）的塔底蒸发器（28）中，在加热蒸发一部分液氧之后，再进入到上塔（16）的塔底蒸发器（25）中，在又加热蒸发一部分氮、氧混合液体后，经节流阀（18）节流至常压进入到汽液分离器（19）中，并分离出氮、氖、氢不凝气与少量氮气，其余液体部分则经导管（20）流入交换管内与从塔顶流下的回流液（23）汇合到一起并继续顺着管道向塔底流动并与从塔底蒸发器（25）蒸发出来的蒸发汽体在管道内直接接触进行传质，使得混合液体中的易挥发组分——氮被逐渐汽化分离出来，被分离出的纯氮气体一部分进入到分凝器（24）中，经冷凝后作为回流液重新回到交换管内参与精馏，而另一部分则作为产品经导管（31）排出。而相对是难挥发的组分氩与氧则基本上全部转为液态流入到塔底蒸发器（25）中，在其中的一部分液体被压缩气体蒸发为回流蒸发汽体（22）后，其余部分则从塔底蒸发器（28）蒸发出来的回流蒸发汽体（27）在交换管内再接触传质，最终使得氩与氧也得到分离，被分离的粗氩气体经导管（30）排出，而被分离的纯氧液体则流入塔底蒸发器（28）中，其中一部分液氧会被蒸发为回流蒸发汽体而重新回到交换管内参与精馏，而另一部分流氧则经导管（29）作为产品导出，经导管（29）、（30）、（31）、（32）导出的气体或液体将进入换热器中待回收冷量后再排出，塔内的操作压力为常压，而塔底与塔顶的温度为各汽液体组分在常压下的沸点。

图5所描述的管式精馏塔是用于分离石油裂解气的装置，它包括一组脱烷塔（34）、（39）、（46）、（49）和一个乙烯精馏塔（61）及一个丙烯精馏塔（72）。裂解气经骤冷后进压缩机加压缩至9.68个大气压，在碱洗塔脱除酸性气体后再经分子筛脱水干燥，然后首先进入脱丁烷塔（49）的塔底蒸发器（50）内（塔底温度为 35°C 左右），在加热蒸发一部分碳五馏分后，再进入脱丙烷塔（46）的塔底蒸发器（44）内（塔底温度为

-4℃左右)，在又加热蒸发一部分碳四以上的馏分后，再进入脱乙烷塔（39）的塔底蒸发器（40）内（塔底温度为-45℃左右），在加热蒸发一部分碳三以上的馏分后，再进入到脱甲烷塔（34）的塔底蒸发器（35）内（塔底温度为-100℃左右），再又加热蒸发了一部分碳二以上的馏分后，经节流阀（78）节流至常压进入到脱甲烷塔（34）的交换管内，并与从分凝器（37）冷凝出来的回流液汇合在一起与从塔底蒸发器（35）蒸发出来的蒸发汽体接触传质，使甲烷、氢气与乙烯等其它馏分分离，分离后的甲烷与氢气一部分进入分凝器（37）中，冷凝后作为回流液重新回到塔内交换管中参与精馏，另一部分则经导管（36）排出。从塔底蒸发器（35）馏出来的其它馏分则进入脱乙烷塔（39）的交换管内，并与从该塔的塔顶分凝器（42）冷凝出来的回流液汇合在一起与从塔底蒸发器（40）蒸发出来的蒸发汽体接触传质，使碳二馏分与其它馏分分离，分离后的碳二馏分一部分进入分凝器（42）中，冷凝后作为回流液重新回到塔内交换管中参与精馏，另一部分则经导管（41）进入到乙炔加氢器（54）中，再经干燥器（56）、压缩机（57）、冷箱（58）干燥、压缩（压力为5.7公斤/厘米²）冷却（温度降至-88℃）后进入乙烯精馏塔（61）的塔底蒸发器（64）中，在加热蒸发一部分乙烷液体后，经节流阀（60）节流至常压进入到乙烯精馏塔（61）的交换管内并与从塔顶分凝器（63）分凝出来的回流液汇合在一起与从塔底蒸发器（64）蒸发出来的蒸发汽体接触传质，使乙烯与乙烷分离，分离后的乙烯气体一部分进入分凝器（63）中，冷凝后作为回流液重新回到塔内交换管中参与精馏，另一部分则经冷箱（58）导管（62）排出。分离后的乙烷液体则经冷箱（58）导管（65）排出。在脱乙烷塔与碳二馏分分离的其它馏分则依次进入脱丙烷塔（46）、丙烯精馏塔（72）以及脱丁烷塔（49），其分离方法与上述分离脱甲烷、碳二馏分及乙烯的方法相同，在此就不在赘述了。

说明书附图

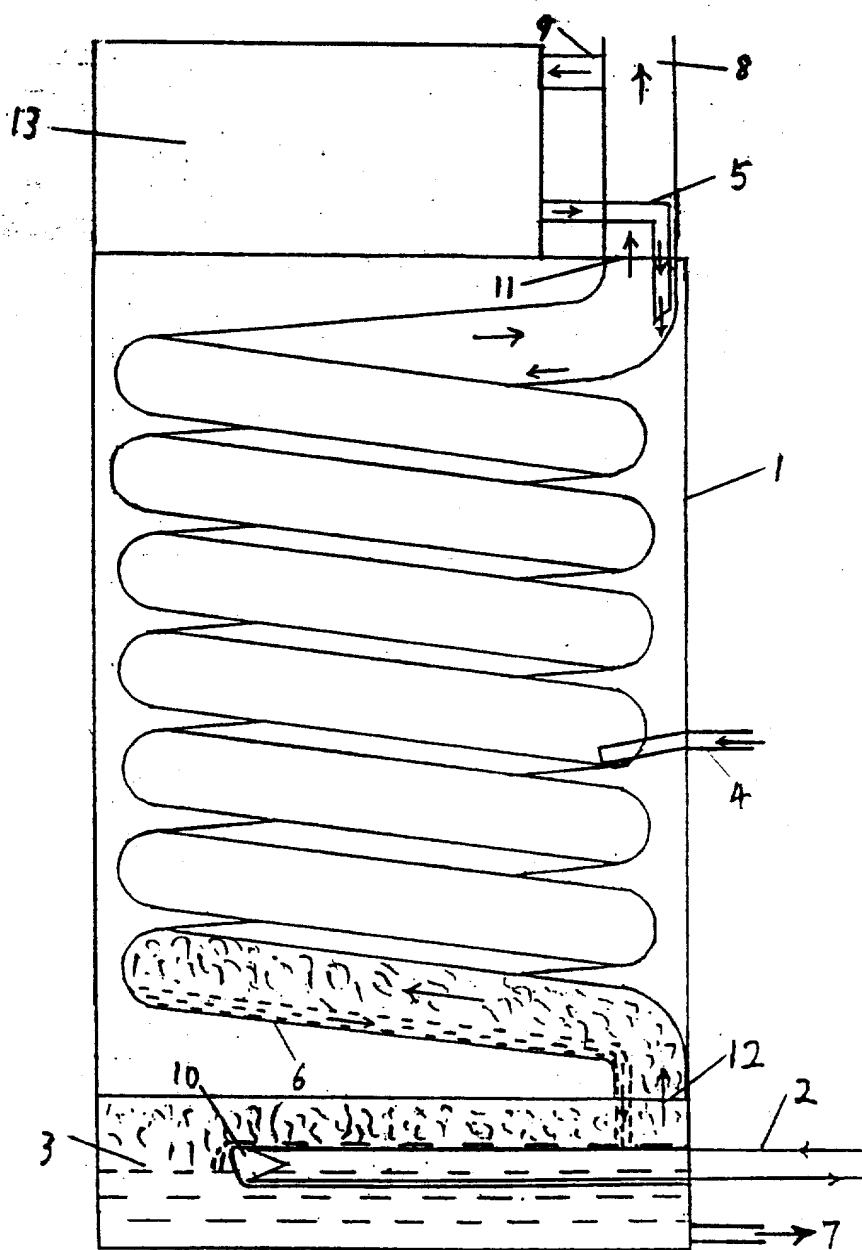


图 1

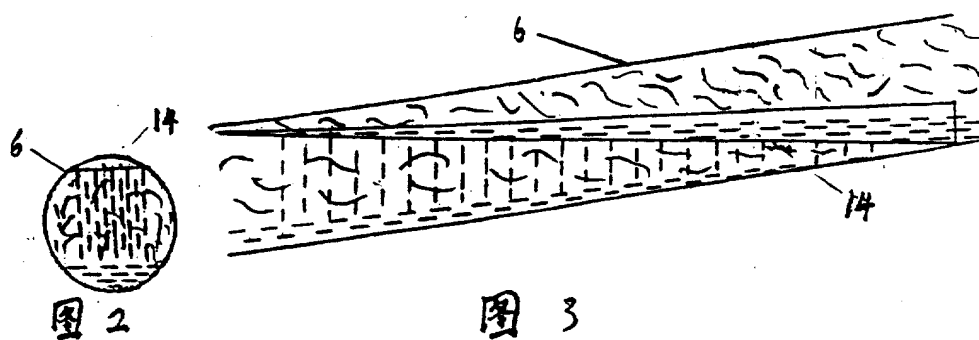


图 2

图 3

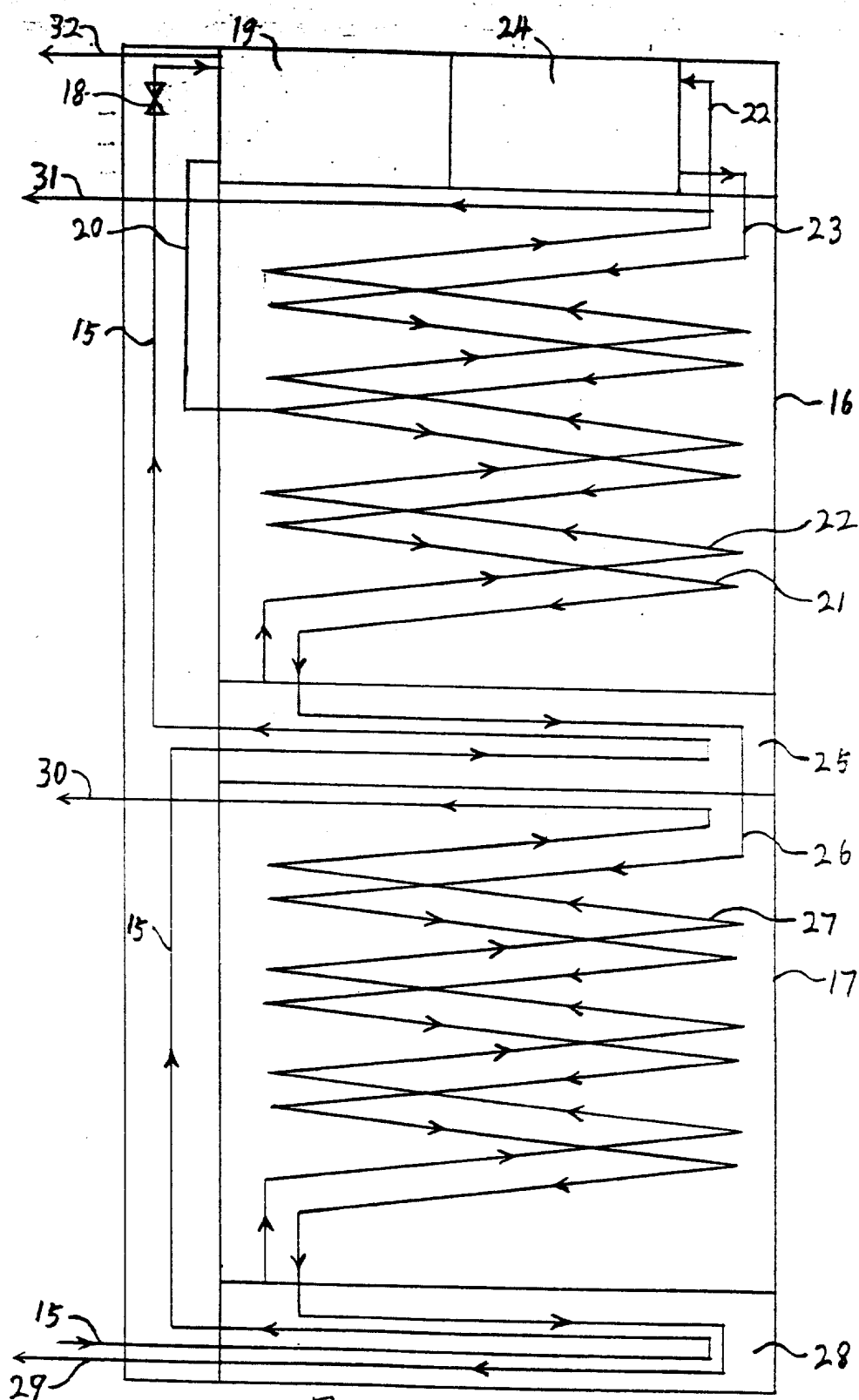


图 4

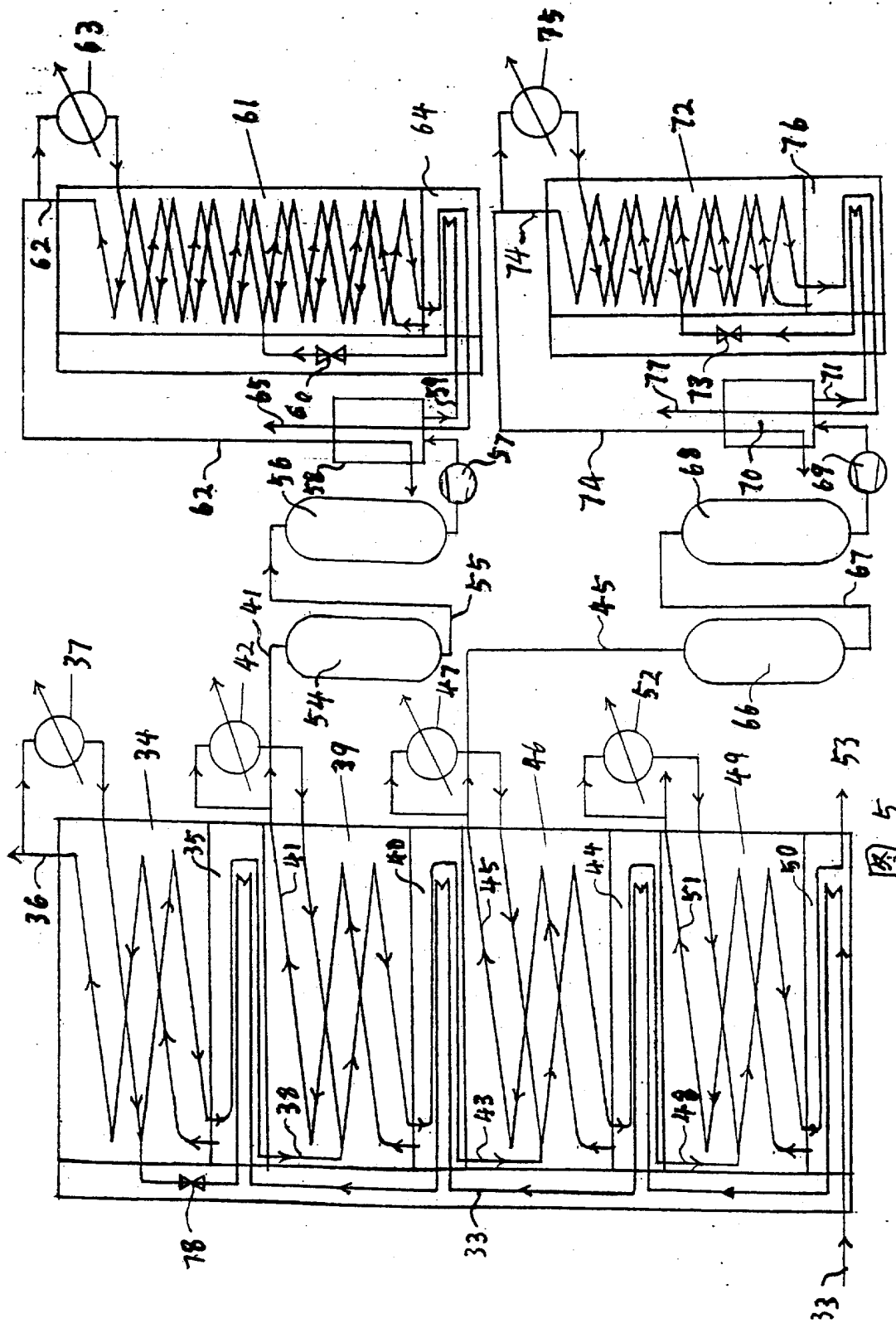


图 5