



[12] 发明专利申请公开说明书

[11] CN 87 1 02450 A

CN 87 1 02450 A

公开日 1987年10月14日

1) 申请号 87 1 02450

2) 申请日 87.4.1

3) 优先权

(32)86.4.1 (33)FR (31)8604599

4) 申请人 煤气供应公司

地址 比利时布鲁塞尔

5) 发明人 雅克·里贝斯

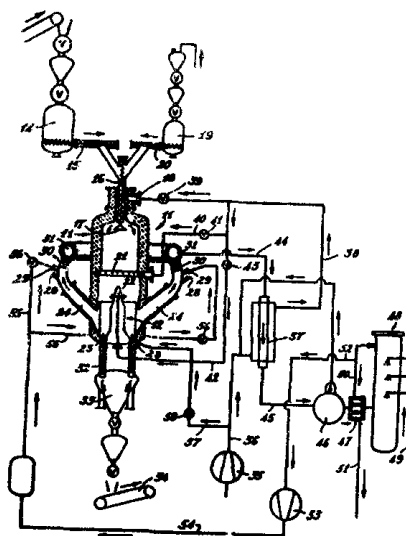
(74) 专利代理机构 中国专利代理有限公司

代理人 魏金玺 罗才希

(54) 发明名称 并流煤气化工艺及设备

(57) 摘要

本发明是关于并流煤气化方法和煤气发生炉。煤气发生炉(11)包括一个立式密闭容器,其下部三分之一处被分隔成几个相同大小的立式隔室(12)。煤经顶部(17)装进炉子。加压的热反应性气体的大部分在顶部(18)处被送入,其余部分在较低水平面(21,22)引入。依次从一个隔室(12)中停止抽出气体,然后吹入所产气体,以便不使过滤器(25,26)堵塞,并使灰松散,在底部(23)处排灰,再逆流吹入冷的反应性气体,以便使燃烧完全,并使灰冷却。



权 利 要 求 书

1. 在固定床中加压下与反应性气体反应的煤气化方法，其中把煤加到立式煤气发生炉顶部（13）附近的上部装料区，由此，煤在重力影响下向下流动，其特征在于，在将煤加入煤气发生炉后不久，由于煤与反应性气体反应而使煤遭受到热冲击，其温度比煤的粘结温度高得多，接近于灰的融熔温度，压力至少2巴（0.2兆帕），该反应性气体的大部分是在接近于煤加入处的第一水平面（18）被引入煤气发生炉，在所说的第一水平面（18）以下的至少一个水平面（21，22）再引入附加的反应性气体，这些气体与煤一起并流向下移动，一定量的冷反应性气体在煤气发生炉底部抽气区内的灰排出口（23）被引入，由此逆流向上移动，以使残余碳完全气化，并使灰冷却；其特征还在于，气化所产气体经过滤之后，从位于灰排出口上面的一个抽出区风嘴（24）被抽出。

2. 按照权利要求1的方法，其特征在于，沿着床流动方向把抽出区分成至少三个相同大小的隔室（12），除了依次停止抽出煤气的的一个隔室以外，在其余所有各隔室中所产气体的抽出速率被调节至相同。

3. 按照权利要求2的方法，其特征在于，依次一个隔室（12）接着一个隔室地停止抽出所产气体，沿与抽出方向相反的方向通过（29）短暂而强烈地吹进所产的冷气体和（或）蒸汽，以便清净过滤器（25，26），并使该室（12）中过滤器（25，26）上流的灰松散。

4. 按照权利要求3的方法，其特征在于，在停止气体抽出期间，从该隔室底部（23）中排出一定量的灰，此量对所有室皆相同，同时将新鲜的反应性气体吹进排灰口（23），以便使残余碳完全气化，

并使灰冷却。

5. 按照权利要求 1 - 4 中任一项的方法, 其特征在于, 把含钙或含镁物质加到煤中。

6. 煤气化设备 (1 1), 包括 : 一个密封的立式容器, 其下部被径向垂直分隔成至少三个相同大小的隔室 (1 2), 这些隔室的顶部与该容器的未分隔的上部相连通, 该容器组装有下列装置:

在容器顶部附近有一个密封的装煤装置 (1 4), 在固定床上有一个煤撒开器 (1 7),

在靠近煤加入处 (1 7) 的容器外壳的第一水平面, 有一个用于送入大部分热反应性气体的装置 (1 8),

在所说的第一水平面以下的至少一个水平面, 至少有一个用于送入附加量反应性气体的装置 (2 1),

一个用来从每一隔室底部除去可控量灰的装置 (3 2) 一个普通密封的收集灰装置 (3 3) 和清除灰装置 (3 4), 和一个把一定量冷反应性气体经 (5 7) 从排灰口 (3 3) 送到每一隔室中的装置,

一个用来从每一隔室 (1 2) 中抽出所产气体的装置 (2 4), 它位于排灰口 (2 3) 上面的一个水平面, 过滤气体的装置 (2 5, 2 6), 一个调节气体流速和停止气体抽出的装置 (3 0), 在停止气体抽出时一个用于逆流送入所产冷气体的装置 (2 9), 各个气体抽出装置, 每隔室一个, 它们与一个普通接收装置 (3 1) 相连接。

7. 按照权利要求 6 的设备, 其特征在于, 它包含 4 - 8 个相同大小的隔室 (1 2), 这些隔室占煤气发生炉总高度的 20-40%。

8. 按照权利要求 6 和 7 中的任一项的设备, 其特征在于, 密封

的装煤装置(14)为一个煤锁,由此通过给料器(15)将煤落向分布器(16)。

9. 按照权利要求6和8中任一项的设备,其特征在于,引入反应性气体的主要装置(18)是位于固定床上煤撒开器(17)上面一个水平面,它是围绕中央煤分布器(16)呈圆周形的。

10. 按照权利要求6和9中任一项的设备,其特征在于,引入附加反应性气体的装置(21)包括一个圆周形装置(21),它位于煤气发生炉近似一半高度处,以及一个位于被分成几个隔室的那部分的顶部中心的中央装置(22)。

11. 按照权利要求6和10中任一项的设备,其特征在于,从每一隔室中排出灰的装置(32)包括粉碎炉渣(如果存在的话)的装置。

12. 按照权利要求6和11中任一项的设备,其特征在于,过滤所产气体的装置(25,26)包括一个大孔径的过滤器(25)和一个由金属或陶瓷耐火材料制成的阻挡细粉尘用的专门过滤器(26)。

13. 按照权利要求6和12中任一项的设备,其特征在于,抽出所产气体的装置是风嘴(24),每室一个,装有调节和停止流动的装置(30),还有一个在停止气体抽出期间逆流引入所产冷气体的口(29),各个风嘴(24)在调节装置(30)下流方向与一个普通的圆形接收装置(31)相连接。

14. 按照权利要求6-13中任一项的设备,其特征在于煤气发生炉装有一个把含钙或镁物质加入到煤中的装置(19)。

15. 按照权利要求14的设备,其特征在于,把含钙物质加到

煤中的装置是位于煤加入到密封的装料装置（14）处的上流方向的一个装置。

16. 按照权利要求14的设备，其特征在于，添加含钙或含镁物质的设备是一个单独料锁（19），并且在分布器（16）和均匀撒开器（17）中的顶部中央，将煤和含钙或含镁物质这两种固体物料互相混合。

并流煤气化工艺及设备

本发明涉及煤气化的方法及设备，煤和反应性气体送入气化炉顶部，然后气体和固体并流向下流经过气化炉大部分空间，在气化炉底部逆流通入一定量反应性气体使反应完全。反应是在压力下、在带有未融熔灰的固定床中发生的。

在本发明的说明书中，术语“煤”是指具有宽范围粒度的碳化物质，入炉前不必备煤，例如破碎，磨碎，筛分等等。此外，该煤可以具有任何组成，不必用后续净化设备或副产品（含硫化物，焦油，酚和液体烃）的回收设备。本发明的气化方法能使所有有害量的副产品在气化过程中“就地”被除去或被转化。

在本发明的说明书中，术语“固定床”是指在重力影响下仅进行缓慢向下移动的非湍动床。

已采用的具有工业规模的大部分低压或高压固定床煤气化方法是逆流系统。

一个有代表性的典型例子是鲁奇工艺，其气化炉见图1。在鲁奇工艺中，把具有低粘结性、筛选好的煤在气化炉顶部加入，由此在重力作用下煤在固定床中向下移动，在底部排灰。在气化炉底部送入蒸汽和氧，让其逆流上升，所产煤气在气化炉顶部抽出。

这种逆流工艺的优点是，可以把放出的一部分热量传给加入炉中的新批料，因而相当好地从反应所得气体中回收热量。此外，由于新鲜的氧化性气体逆流流动，所以反应进行得近乎完全。因此损失在灰中的活性物质最小。

另一方面，由于反应区是在气化炉的底部，并且朝向新煤所在位置的方向，温度随高度增加而降低，所以存在一个温度为 500°C 左右的区域，并且温度的缓慢增加促进了液相的形成，这液相使得煤粒粘结，妨碍煤灰向下正常流动。为了避免这种粘结，鲁奇工艺需要事先选择低粘结性煤。另外，在鲁奇工艺中的煤气发生炉本身需要一个搅拌杆，以便搅拌装有煤的固定床。

如果煤粒大小不均匀，就会发生煤气的不规则分布，因此需要选择筛选好的煤（例如，粒度在10和30毫米之间），并且在备煤时需要筛分和去除细颗粒煤的设备。

该反应区位于气化炉底部。为了防止在那里的温度升得太高，分布氧化性气体的篦子必须用大大过量的蒸汽来冷却，这对能量平衡和赢利都带来不良影响。

在气化炉中降低温度梯度会使副产品逐渐放出，并与所产煤气混合，因此发现煤中所含硫的70-95%是以含硫气体化合物的形式存在于气化炉顶部排出的煤气中。所以，这样排出的气体必需有后续净化设备，不仅要从生产的气中除去硫化物，而且也必须除去阻滞的非气体产物，如焦油，液体烃，氨等等。

美国专利号3 920 417叙述了一种煤气发生炉，其中煤和反应性气体并流进入气化炉下部。相反，气化炉上部有一个用来逆流予热煤的区域，在该区域的底部有一个很热的炉膛，其温度朝着有新鲜煤层方向而降低，而新鲜煤正是从炉的顶部加入。因此，在这个区域存在着逆流工艺的所有缺点，即粘结及形成焦油和含硫气体。另外，该工艺限于使用规定好粒度的非粘结煤，借助蒸汽喷射器使蒸汽量与所形成的焦油量相配合，把焦油和其它所不希望的液体重新送入气化

炉。

在该发明的煤气发生炉中的燃烧区产生很高的温度（大约 1800 °C）。事实上，在那里是希望产生融熔的灰，但是，因为随氧化性气体后续引入蒸汽，并且由此接着发生吸热反应，所以有充分理由担心，上流产生的液体灰会变冷，这样不可避免地使灰固化，形成大颗粒的炉渣，造成气化炉堵塞。此外，在液体灰固化过程中用作过滤器的砖砌隔板很快被堵塞，气体不能均匀地穿过气化炉进到气体抽出处。最后一点，由于该气化炉没有料锁装置，所以它不能在压力下操作。

德国专利号 54 995 叙述了固定床煤气发生炉，其中煤和反应性气体的主要部分从气化炉顶部开口处被送入，然后并流进入气化炉中。为了避免粘结，在另一较低部位送入补充的空气、蒸汽和煤。所产的煤气用一个气体抽出器在减压下抽出。该煤气发生炉装有滑动门、水收集器和用来除去结块炉渣的搅拌杆，不能在压力下操作。该专利叙述了用过热蒸汽来加热空气的可能性，但是粘结的危险意味着煤气温度仍在 500 °C 以下。所以这种煤气发生炉没有用来防止炉渣粘结在一起及防止煤粘结的装置。另一方面，该专利的工艺中没有最终逆流反应相用来去除灰和残留碳，这就会产生损失或需要再循环。

法国专利号 783 087 叙述了一个木材气化炉作为奥托引擎的驱动装置。木头在固定床中以并流方式发生燃烧。为了使空气喷嘴更好分布和使炽热床松弛，把炉膛分成几个室。除了炉膛分隔以外，该专利的详细说明强调气化炉上部分隔成几个室（权利要求 10），一个在另一个上面，至少其中一个室包含有一个干燥区和一个馏出区。馏出区产生焦油和其它不希望的气体产物，必须将它再循环，以确保去

除它们，但是仍要残留一部分，这是一个主要缺点。另外，该法国专利的工艺只能在很低压力（1.5 巴）下进行，没有料锁装置，也没有任何连续排灰装置，因此，为了清除炉灰以及在加入新料之前加以清浄，必须定期中断操作。由于被设计为用木头，如果必须改用煤，那么在干燥区中煤的粘结将是不可避免的，这是因为该工艺根本没有用来防止粘结发生的措施。

德国专利号 1 048 658 叙述了六台气化炉，它们用于灰并流操作，并用细颗粒煤。为了借助重力使颗粒分离，以便使灰向下移动，在每一气化炉中，煤依次被逆流吹气所流化，穿过炽热床。为了除去氧气和防止形成爆炸性混合物，先进行吹气，接着在这床上面吹蒸汽。在所有的煤气发生炉中同时进行这样的吹气作业。

美国专利号 1 505 065 叙述了软煤的气化，以便生产一种低热值、高氢含量和尽可能低一氧化碳含量的煤气。该气化炉含有二个区：上部碳化区和下部产气区。在碳化区，煤从顶部加入，向下流。反应性气体（空气+过量蒸汽）主要是在这两个区之间被通入，这样在气化炉中部产生炽热炉膛，反应性气体在碳化区部分逆流上升，逐渐加热上面装有煤的固定床，另一部分反应性气体随炽热煤并流向下流动。在这下部产气区再补充注入反应性气体。由于这工艺包括一个逐步加热的上部区，所以对粘结煤是不适宜的。由于从侧面清除灰和粉尘，所以该工艺不能在压力下操作。它不能防止灰在煤气中被带向堆积物，造成迅速堵塞，清除它们是困难的。

欧洲专利申请号 0 089 329 叙述了一种煤加压气化工工艺，但它包含二个气化炉，在某一时间交替操作一个。该工艺有几个缺点。由于它有二个气化炉和许多阀，实行起来要昂贵得多，并且难于操作。

因为在某一时刻只用一台气化炉，在每一循环后即每2分钟或4分钟就需用蒸汽清除一次，以便通过对该装置吹气来分离出反应性气体，即空气或氧气和蒸汽，及反应产生的可燃性气体。循环换向和温度的不断波动致使耐火材料变脆，这样就必须更频繁地调换它们。最后一点，由于没有用一个独立而昂贵的加热装置，不能使离开气化炉的热煤气直接用在例如合成或钢铁工业上生产还原性气体，在这种情况下必须把所产煤气中所含的热量回收。

为了补救这些已知工艺的所有缺点，申请人已经借助煤在压力下与反应性气体反应，开发了固定床气化方法，其中在立式煤气发生炉顶部附近某处的上部装料区加入煤，由此在重力影响下向下流动，其特征在于，就在将煤加入煤气发生炉之后不久，在比煤的粘结温度高得多和接近于灰融熔温度下及至少2巴（0.2兆帕）压力下，由于煤与反应性气体的反应，使煤遭受到热冲击，上述反应性气体大部分在靠近煤加入处的第一个水平面被送进煤气发生炉，另外，在上述第一水平面以下的至少一个水平面再附加送进反应性气体，反应性气体与煤一起并流向下移动，再把一定量冷反应性气体在煤气发生炉底部抽出区的灰排出处送入，由此逆流向上流动，以便使残余碳完全气化，并随灰冷却；本方法的特征还在于，气化所产煤气经过滤后从排灰处上面某一水平的抽出区被抽出。

按照本发明方法的优选实施例，沿着床流方向，把抽出区分成至少三个相同大小的隔室，除了依次停止煤气抽出的一个室以外，其余所有室的煤气抽出速率都被调节到相同。事实上，一个室接着另一个室地依次停止所产煤气的抽出，然后以与抽出方向相反的方向短暂而猛烈地吹入所产冷煤气和（或）蒸汽，以便清净过滤器并使从该室内

的过滤器上游处的灰松散。在停止气体抽出期间，从有关的室底部抽出一定量灰，该灰量对所有室都是相同的，同时，把新鲜的反应性气体从排灰口吹入，以便使残留碳完全气化，并使灰冷却。

按上述规定，煤在密封煤锁中短时停留之后，被加入到位于立式煤气发生炉顶部附近的装料区。煤被均匀地分布在固定床上，并在重力影响下向下流动。

如果煤中含有大量含硫产物，那么在将煤送入煤锁之前使煤与含钙或镁的物质相混合，或者在煤被分散前把含钙或镁的物质装在一个单独料锁里，然后放出再与煤相混合。

按照气化结束时所希望得到的煤气种类不同，在生产燃料气时用空气或氧气及水蒸汽作反应性气体，在生产富气时用氢和氧气作反应性气体，在生产还原性气体或者其它氧化性气体时用高炉气和氧气。

将这些反应性气体加压。事实上，加压气化方法与常压或低压气化方法相比有几个优点。如果所产煤气量远远大于所引入的反应性气体的量，那么加压所引入的反应性气体就比加压大体积的所产气体来得经济。此外，对后一气体加压也是必需的，以便能把该气体通过管网输送到各用户。其次，压力愈高，加压输送气体所需的管径也愈小，因此管线工程费用愈省。最后一点，加压气化所需的煤气发生炉容积要比常压气化炉的容积小得多，因而使投资得以大大节约。由于这些原因，在将反应性气体送入煤气发生炉之前，将其至少加压到2巴，并可高达例如40巴。

通过热回收，将反应性气体加热至高温，例如在600℃和1200℃之间。将这些气体的大部分（例如50-75%）在靠近煤装料和煤分布处的水平面，最好是在此以上的水平面，送进煤气发生

炉的装料区。

这样，一旦煤送入煤气发生炉，它就遭受到热冲击，细颗粒煤自然着火，较大块煤爆裂成大量小颗粒，因此释放出挥发物质和残余馏出物，例如，焦油和酚，它们在热作用下分解，以有用气体形式将其回收。

所形成气体并流向下移动，进入装有固体物料的床中。由于这种流动是并流方式的，所以会出现反应不完全的危险。为此，在装料区下面至少一个另外水平面上通入附加量反应性气体。例如，把二次量为10-30%的反应性气体送入圆周管的第二个注入处，将另外的0-20%量的反应性气体送入可以是位于中心的第三个注入处。

由于二次量、三次量等输入，沿着固体物料整个高度方向都充分发生气化反应，反应介质的温度被保持在高水平上，并处于可控制之下。

不管煤的组成如何，由于第一次输入反应性气体所引起的对煤发生热冲击，以及其他各次输入所引起的连续反应，使煤解聚，而不出现粘结现象。

如上所述，本发明方法的优选实施例规定，在沿床流方向把抽出区分隔成至少三个相同大小的隔室，最好是分隔成4个至8个隔室，例如，6个相同大小的隔室。

每个隔室有一个所产气体抽出口和一个除灰口。这些抽出作业是在受控制的速率下进行的。除了周期性地有一个室停止抽出气体以外，其余所有隔室的气体抽出速率被调节到相同。事实上，依次使一个室接着另一个室地停止抽出所产气体。当气体从有关的室停止抽出时，朝与通常抽出方向相反的方向在压力下把一股所产冷煤气和（或）

蒸汽吹进该室。这种吹气作业是为了清静过滤器，不使其堵塞，也使该室未处置的过滤器以外的灰松散。

在吹气之后，排出一定量的灰。其排出量对于所有依次停止运行的各室来说都是相同的。

尽管在开始时所用的煤颗粒大小不同，但由于在向下移入相同大小隔室的床中物料的分布及气体抽出速率和灰排出速率的双重控制，保证了在整个固定床各处物料向下一致移动，而不必采用混合杆，这种杆是昂贵的，而且难于在煤气发生炉的高温下操作。

由于在某一时刻从一个室清除灰，并且由于在其它各室中的灰保持静止不动，所以在从后者抽出气体期间，过滤器的堵塞被减至最小，大部分灰形成密相过滤器（mass-filter）。

在清除灰期间，向该室底部的排灰口送进冷的反应性气体。这样送进气体的目的，首先是为了使灰中所含的残余碳气化，其次，在清除灰之前使灰完全冷却，同时全部回收煤气发生炉中的大量热量。这样，以单一步骤，在一台煤气发生炉中就可以使煤得到完全气化，不需要灰的再循环。从每一个隔室以均匀速率抽出的气体被收集在一个普通接收器中，在高温下离开煤气发生炉。然后在热交换器中它把大量的热放出，传给反应性气体，再在回收锅炉中生产反应所需的蒸汽，再通到洗涤器，在那里把可能存在的杂质除去，或者在这样高温下可直接供用户使用，或者在单独加热器中被加热。

事实上，按照本发明的工艺所产煤气不需要任何后续净化设备，这是因为所不希望的一些产物：焦油、液体烃、酚和含硫化合物，或者被初始热冲击所分解，或者与含钙物质反应，然后随灰一起被除去。

如上面简单所述，为了除去所产煤气中含硫化合物，尤其是当在

本发明的方法中使用富硫煤时，规定需要添加一定量的含钙或镁物质，例如白垩土。这种添加作业可以与煤同时进行，或者单独进行。90%以上的含硫化合物以固体形式与灰相结合，这样离开煤气发生炉的煤气就不含副产物和其它对使用有害的一些组份。因此，在大多数使用场合，不需要设置气体净化设备。

本发明还涉及适于实施上述方法的设备，即煤气发生炉。

按照本发明，煤气化设备包括一个密封的立式容器，通过径向立式分隔，将其下部分隔成至少三个相同大小的隔室，让这些隔室的顶部与容器未被分隔的上部相通，该容器组装有以下诸装置：

在容器顶部附近有一个密封的装煤装置，在固定床上有一个煤分布器。

在靠近把煤加入容器外壳处的第一水平面，有一个用于送入大部分热反应性气体的装置。

在上述第一水平面以下的至少一个水平面，至少有一个用于送入附加量反应性气体的装置。

一个用来从每一室底部除去可控制量灰的装置，一个用来收集和清除灰的普通密封装置，和一个用来把最终部分反应性气体送入每一室中排灰装置的装置。

一个用来从每一室中抽出所产气体的装置，它位于排灰装置上面的一个水平面上，一个过滤气体的装置，一个调节气体流速和停止气体抽出的装置，停止气体抽出时一个用于逆流送入所产冷气体的装置，用来抽出气体的各个装置，每室一个，它们与一个普通接收装置相连接。

煤气发生炉含有4 - 8个相同大小的隔室是有利的。这些隔室最

好占煤气发生炉总高度的20-40%。

密封的装煤设备最好是一个煤锁，借助给料装置，例如提升螺旋输送机，由此将煤送入分布器。

主要反应性气体引入装置最好位于固定床煤分布水平面上的一个水平面，并且它最好围绕中央煤分布器成圆周排列。

反应性气体的附加引入装置最好包括一个圆周管，它大约位于煤气发生炉一半高度位置上，一个位于被分隔成若干隔室的那部分顶部当中的中央装置。

每个室的灰排出装置最好包括一个当出现炉渣时可将其粉碎的装置。

过滤所产气体的设备最好包括一个大孔径的（例如3毫米）过滤器，和一个由金属或陶瓷耐火材料做的专门过滤器，它能捕集细颗粒粉尘，例如0.1毫米和0.1毫米以上。

抽出所产气体的装置最好是风嘴，每室一个，它装有流量调节和关闭装置，以及当停止抽出气体时有一个逆流送入所产冷气体的口，各个风嘴和调节装置下流连接，形成一个普通圆形接收器。

煤气发生炉最好装有一个能把含钙或镁物质加到煤中的装置。这装置包括，在把含钙或含镁物质送入密封装料设备（料锁）之前将其添加到煤中，或者用另一种办法，采用单独料锁，在分布装置和均匀撒开装置（例如撒开盘）顶部中央把这二种固体物料互相混合。

用几个附图，（其中同一号码指的是同样部件），按照本发明的煤气发生炉的一个实施例和工艺示意图来说明本发明的煤气发生炉的使用和操作。

图1为按照鲁奇逆流工艺的已知煤气发生炉。

图 2 为按照本发明的煤气发生炉的垂直剖面图。

图 3 为图 2 煤气发生炉沿 II - II 的水平剖面图。

图 4 是煤气抽出风嘴的放大垂直剖面图。

图 5 是由本发明的方法及设备制取燃料气的示意流程图。

图 6 为由本发明的方法及设备制取还原性气体作为钢铁工业中焦炭代用品的示意流程图。

图 7 为由本发明的方法及设备制取代用天然气的示意流程图。

图 1 是已知的以逆流操作的加压鲁奇煤气发生炉。

气化炉 1 包括，在其顶部有一个煤锁 2，将筛分好的煤向下流入固定床中，并通过分布器 3 把煤分散。一根起混合和破碎作用的旋转杆 4 搅拌固定床，防止粘结。反应性气体（氧气 + 蒸汽）在反应器底部 5 处被引入，向上与煤层呈逆流流动。气化炉在反应性气体引入处 5 附近装有水冷却夹套 6。该逆流反应从煤中耗尽可燃性物质，并把它转变为灰，再通过旋转炉篦子 7 和气化炉 1 底部的开口 8 流向密封灰锁 9，清除灰。所产煤气从气化炉 1 的顶部经开口 10 抽出。

图 2 表示按照本发明的煤气发生炉的垂直剖面图。它包括，立式煤气发生炉 11，其下部被分隔成 6 个相同大小的立式室 12（参看图 3）。在煤气发生炉 11 顶部有一个装煤口 13。将煤装在一个密封煤锁 14 中（参看图 5），由此通过提升螺旋给料器 15 将煤输送到立式分布器 16，通过煤固定床上的撒开器 17 将煤撒开。因此，这撒开器 17 是在煤气发生炉 11 扩大炉膛的顶部中央处。反应性气体主要部分，例如 60%，通过位于撒开器 17 上面的某一水平面的开口 18 被引入，由此气体包围分布器 16 和撒开器 17。通过热回收或通过加热将这反应性气体预先加热到 600℃ - 1200℃。这样

在中央被撒开器 17 撒开的煤直接遭受到因反应所引起的强烈热冲击。细颗粒煤自然着火，而较大块的煤爆裂成大量较小颗粒，落到固定床上，释放出挥发物质和残余馏出物（焦油和酚）。这些产物在热的影响下就地分解并转化为有用的气体。当所用的煤含有大量含硫产物时，把含钙或镁物质，例如碳酸钙，与煤同时装入气化炉。这可以分为二种方式进行：或者在同一料锁里把含钙或镁物质与煤相混合，或者如图 5 所示，把该物质装在一个单独密封料锁 19 中，然后通过一个单独给料器 20 将含钙或含镁物质输向立式中央分布器 16，由此它与煤同时在 17 处被撒开。当气体和固体（煤 + 含钙或含镁物质）并流向下移动时，含钙或含镁物质与硫起反应，最终形成硫酸钙（或硫酸镁），它与灰一起被除去。因此所产气体也不含任何含硫物质，不再需要后续处理或回收设备。煤和含钙或镁物质（当存在时）与反应性气体在气化炉中并流向下移动。为了确保煤中所有活性物质反应完全，在煤气发生炉 11 一半高度处通过圆周管开口 21 引入附加量，例如 25% 的热反应性气体。最好是通过在被分隔成若干隔室的那部分煤气发生炉顶部中央处的中央开口 22 再引入最终量，例如 15% 的热反应性气体。所有这些量的反应性气体与煤一起并流向下移动。

最后，为了使灰中残留碳反应完全，这时从灰排出口 23 逆流通入一定量冷反应性气体。另外，这最终量气体将确保灰的冷却。

如上所述，在煤气发生炉下部径向立式分隔成 6 个同样大小的立式隔室（参看图 3）。每个隔室 12 是与煤气发生炉 11 未分隔的上部相通。这样，迄今以单一固体堆积向下移动的固定床就被分成 6 个相等部分进入 6 个隔室。固定床的这样分隔开对于大量煤和灰的均匀分布和一致向下移动是一个重要因素。

因此大量煤和灰及气体以等量被分布在6个室12中，由此对它们进行清淨。所产气体通过风嘴24（更详细地参阅图4）从6个室12的5个室中抽出。每个风嘴有二个过滤器，第一个过滤器25是以大孔径篦子形式，以挡住粒径大于3毫米的大颗粒，另一个过滤器26是由金属或陶瓷耐火材料制成，以挡住粒径在0.1毫米和3毫米之间的粉尘颗粒。与过滤器25和26相连，风嘴24包括一个带有一个塞子的开口27，通过它可以把过滤器装进或取出来清淨或调换。在风嘴24的另一处装有一个开口29，通过它可以短暂而强烈地吹进一股所产冷气体和（或）蒸汽。风嘴也装有一个阀30，用来调节气体抽出率或关闭气体。最后，这6个风嘴张开与普通接收器31相连通。由此所产气体在高温下离开煤气发生炉。正如图5-7生产示意图所解释的，把气体输送到某处，则取决于所产煤气种类及其用途。

煤气中所含的灰和残留碳均匀向下移动进入这6个隔室。每个隔室12在其底部有一个排灰口23。通过这个口，一个排出器—粉碎机32（参看图5）与隔室相连通，如果灰聚结就将其粉碎，以一个可控制的方式排出灰，流到普通的密封的灰锁33，由此例如通过传送带34除去灰。如上述那样，排灰口23装有一个装置，用来逆流送入一定量冷反应性气体。

风嘴24的阀30可调节气体抽出速率，以便除了一个停止抽出气体的风嘴外，其余所有风嘴中的气体抽出速率都保持相同。事实上，停止抽出所产气体是通过关闭阀30依次一个室接着另一个室地进行的。当从某一隔室中停止抽出气体时，通过开口29短暂而强烈地逆流吹进一股所产加压冷气体和（或）蒸汽。这样吹气可以清淨和防止

堵塞有关风嘴 2 4 的两个过滤器 2 5 和 2 6，并使该室 1 2 中过滤器 2 5 以外的灰松散。

在吹气之后，用排出器—粉碎器 3 2 通过开口 2 3 清除出一定量灰。此清除量在依次停止气体抽出期间，对所有室将是相同的。在灰排出期间，把一定量冷反应性气体送入灰排出口 2 3，气体逆流上升，使灰中残留碳燃烧完全，并使灰冷却。

对所有隔室都是相同的气体抽出速率和灰清除速率的双重控制，能使分布到 6 个隔室中的整个固定床中的煤料均匀分布和一致向下移动，而与开始时所用的煤颗粒大小或组成无关。

在某一时刻从一个隔室 1 2 清除灰同时，在另 5 个隔室中的灰保持静止不动，这样在后者中的过滤器堵塞情况被降低至最小，可以无阻碍地从 5 个隔室进行气体抽出。

图 5 表示一种制取燃料气示意流程图，由此举例说明本发明的煤气发生炉的使用和操作。

将煤加入密封料锁 1 4，然后通过给料器 1 5 将煤输送到分布器 1 6，在那里它与装在料锁 1 9 然后经过给料器 2 0 输送出的含钙物质相汇合。这煤和含钙物质彼此相混合，然后通过撒开器 1 7 将它们一起撒开在固定床上。

压缩机 3 5 把反应性气体、空气或氧气通过管线 3 6 送往热交换器 3 7。由锅炉 4 6 出来的蒸汽在同一处被引入到此热交换器中。反应性气体被加热到大约 700℃。然后通过管线 3 8 分成三路，每一管路都装有自己的阀，即与管线 3 8 相通的管子装有阀 3 9，通到煤气发生炉 1 1 的顶部，管线 4 0 装有阀 4 1，通到煤气发生炉 1 1 的中部，管线 4 2 装有阀 4 3，通到被分成各个隔室的那部分的顶部中

央。调节通过这些阀的流速，以便使热反应气体的主要部分，例如 60%，经过开口 18 输送到煤气发生炉顶部，第二部分热反应性气体，例如 25%，通过圆周管开口 21 被输送到位于煤气发生炉一半高度处的圆周管，第三部分，例如 15%，通过开口 22 被输送到被分成几个室的那部分的中央。

一旦这热反应性气体被送到气化炉膛内，通过撒开器 17 被撒开的煤和含钙物质由于与热反应性气体发生反应而遭受到热冲击，温度达到 1000℃。这些气体通过位于撒开器上面一个水平面的开口 18 被引入，并且气体包围这撒开器。小颗粒煤着火，大颗粒煤爆裂，整个固定床和气流缓慢和并流地向下移动。

与逆流过程相反，这种单独向下并流移动不能保证从煤中耗尽可燃性物质。为此，沿着煤气发生炉一半高度四周通入二次量反应性气体，三次量反应性气体则在被分成几个隔室的那部分的顶部中央被引入。

灰向下移动进入各个隔室，再清除到普通灰锁 33 中，然后除去。

所产气体燃料气离开煤气发生炉 11 经风嘴 24，流量调节阀 30，接受器 31 和管线 44 通到热交换器 37。在那里它通过热交换器由热量传给反应性气体，加热该气体，所产气体经管线 45 离开热交换器 37，加热回收锅炉 46 和交换器 47，并在通过管线 49 通入冷水的洗涤器 48 中加以洗涤。洗涤过和冷却过的气体通过管线 50 送到交换器 47，由此经管线 51 通向用户。一部分这种冷却的气体离开管线 50 经管线 52 通向气体压缩机 53。经 53 压缩过的气体通过管线 54，然后被分成 6 路支管 55，每支管各装有一个阀门。当某一时刻，依次通过关闭阀 30 停止抽出气体时，相应的阀

5 6 被打开，然后所产的加压气体被逆流剧烈地吹入一会儿，以便不使过滤器堵塞，并使有关室中的灰松散。

应该指出，在压缩之后、在热交换器 3 7 中加热之前，通过装有阀 5 8 的管路 5 7，把一部分反应性气体送往排灰口 2 3。在停止对给定室抽出气体期间，把新鲜反应性气体经管路 5 7 逆流送入有关室中，在那里它使残余的碳燃烧完全，并使灰冷却。

表 6 表示的示意流程图用于制取还原性气体来代替高炉中焦炭，因而用另一实施例说明本发明气化炉的使用和操作。

在这流程图中，煤、含钙物质的装料系统和除灰系统与图 5 中的相同，因此在这里不再重复。此外，与图 5 中相应的部件都以同一号码表示。

图 6 中流程与图 5 流程主要差别在于反应性气体供应系统和所产气体抽出系统。

在图 6 中，由气化炉所产的一部分气体（反应性气体）主要由一氧化碳、二氧化碳和氮气组成，经管路 5 9 通向压缩机 6 0，然后经管路 6 1 通到气体加热器 6 2，经管路 6 3 向这加热器提供燃料气，其燃烧烟气在 6 4 处被抽出。热的高炉气离开加热器 6 2 通过管线 3 8，该管线 3 8 分成二或三路管线，每路管线装有一个阀用来给气化炉供气。在管线 3 8 和阀 3 9 相通时，把热反应性气体的主要部分例如 6 0%，通过位于煤撒开器 1 7 上面的开口 1 8 输送到气化炉顶部。通过管线 4 0 和阀 4 1，把另一部分反应性气体，例如 2 5%，送到气化炉一半高度处的圆周管口 2 1。最后，经管线 4 2 和阀 4 3，把最终那部分热反应性气体，例如 1 5%，输送到分隔成几个隔室的那部分顶部的煤气发生炉中央 2 2。

关于反应所需的氧气，在靠近高炉气引入的三个部位被引入，即在顶部 1 1 8，煤气发生炉一半高度处 1 2 1 和煤气发生炉中央 1 2 2。

高炉气与煤反应所产的还原性气体，主要由一氧化碳、氢气和氮气组成，依次离开各隔室 1 2，通过风嘴 2 4，阀 3 0，接收器 3 1 和管线 4 4，通入高炉的还原性气体生产区。在煤气发生炉中使用高炉气，并把还原性气体再送到高炉，可使焦炭消耗减少高达 5 0 %。

图 7 表示制取代用天然气 (SNG) 的示意流程图，由此举第三个例子来说明本发明煤气发生炉的使用和操作。

在这流程图中，煤和含钙物质的装料系统和除灰系统与图 5 的相同，因此将不在此重复。此外，与图 5 中相应部件都以相同号码表示。

图 7 中流程与图 5 流程主要差别在于，反应性气体供应系统和所产气体的抽出系统。

在图 7 中，氢经管线 6 5 通到加热器 6 6，经管线 6 7 向这加热器提供燃料，其燃烧产物经管线 6 8 抽出。加热过的氢经管线 3 8 送到煤气发生炉，这管线 3 8 分成三路，每路管装有一个阀。在管 3 8 和阀 3 9 相通时，主要部分氢，例如 6 0 %，经位于煤撒开器 1 7 上面的开口 1 8 输送到煤气发生炉顶部。另一部分氢，例如 2 5 %，经管路 4 0 和阀 4 1，输送到煤气发生炉一半高度处的圆周管口 2 1。最后，最终部分热氢气，例如 1 5 %，经管线 4 2 和阀 4 3，输送到分成几个隔室的那部分顶部的煤气发生炉的中央 2 2。

另一方面，氧气通过管线 6 9 分成二或三路，每路管装有一个阀。主要部分氧经管路 7 0 及其阀 7 1 输送到煤气发生炉顶部。氧气经单管口 1 1 8 输入与输入的热氢气和混合。第二部分氧气经管路 7 2 和

阀7 3输送到煤气发生炉一半高度处，进入独立的圆周管口1 2 1，在那里与热氢气相混合。如有需要，第三部分氧气穿过单独口1 2 2在中央引入。

所产气体主要是甲烷、一氧化碳、氢气和二氧化碳的混合物。它离开室隔1 2，通过风嘴2 4，阀3 0，接收器3 1和管线4 4，送到回收锅炉7 6，由此通到一氧化碳转换器7 7，二氧化碳洗涤器7 8，由此二氧化碳经管线7 9被除去。然后，不含二氧化碳的气体送到氢分离器8 0，在这里，部分纯氢通到压缩机8 1，经管线6 5再循环送入煤气发生炉。剩余气体通过管线8 2和压缩机8 3输送到最终甲烷化反应器8 4。主要含有甲烷的气体从那里离开，通到天然气分配网。在锅炉7 6出口管线抽出的一定量粗煤气送到压缩机5 3，经过管线5 4，分成6路，每路管都装有阀，每当某一时刻在一个隔室中停止抽气时，把短期加压吹气引入风嘴2 4，以便不使过滤器堵塞，并使有关室中的灰松散。

在图5、6和7中所示的三个生产示意流程图表明，离开煤气发生炉所产的不同气体，如果需要利用它，就可以直接加以使用，不需要在煤气发生炉后设置净化和回收设备。类似地，入炉煤可以是任意粒度或任意组成。即使它富有含硫产物，加入一定量含钙物质就行了，这时并流移动的物料流促进硫与含钙物质的反应，使其与灰一起被清除。

煤一加入到煤气发生炉，就遭受到热冲击，使煤爆裂，挥发出挥发物质，并将其分解，使它们被转化为有用煤气。因此，在所产气体中没有有害副产物。

并流和高温反应避免了所有的粘结问题，而这是至少含有一个初

始逆流反应相的那些工艺所固有的问题。此外，本发明的最终逆流相使灰中残留碳的反应完全，同时又能保证灰的冷却，全部回收煤气发生炉中的热量。

此外，按照本发明的煤气发生炉有相当大的经济效益。它由单个立式容器组成。由于它是在压力下操作的，所以其体积可以缩小，在由煤气发生炉中的反应而引起的气体体积增加之前气体被压缩，净能产率是很高的，它的流动和能量需要是很有限的。如果与例如在广泛使用的鲁奇煤气发生炉相比较，可以看出，本发明的煤气发生炉不需要调节吸热燃烧反应，而在鲁奇工艺中需要通入蒸汽加以调节。这就意味着能量的绝对损失，而在本发明的方法中不会出现这个问题。此外，鲁奇工艺需要选择筛选好的非粘结煤，而且要求含硫低。尽管在燃料质量方面有这些严格要求，鲁奇工艺还必须有一个巨大动力的破碎—粉碎杆，以确保固定床中物料一致向下移动。相反，在本发明的煤气发生炉中，炉子下部的固定分隔和上述气体抽出速率和除灰速率的调节，无疑地保证了固定床物料的均匀分布和一致向下移动。

最后，一个并不是不重要的经济因素在于，可以任意使用任何来源的较不昂贵的煤，而无须对其物理性质（颗粒度）或化学性质（粘结性和硫含量）加以限制。所有这些因素使得有可能以低成本来生产纯净煤气，又能符合最近的防污染规定。

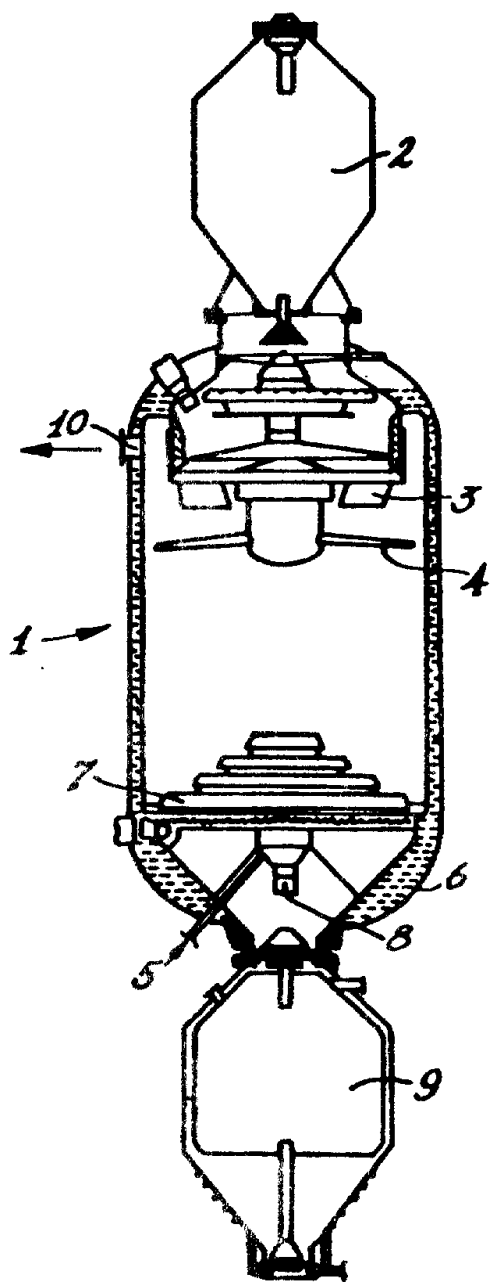


图 1

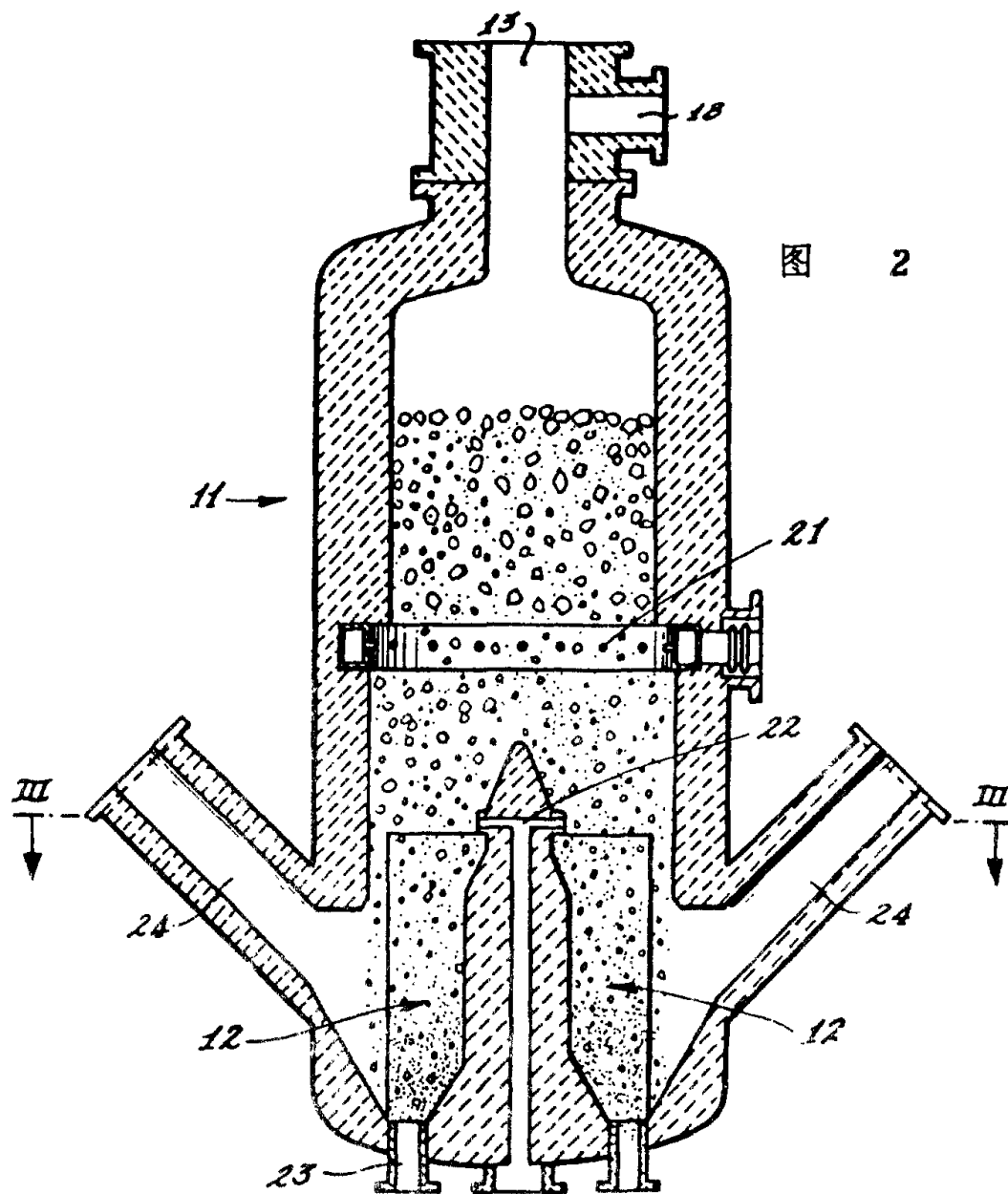


图 2

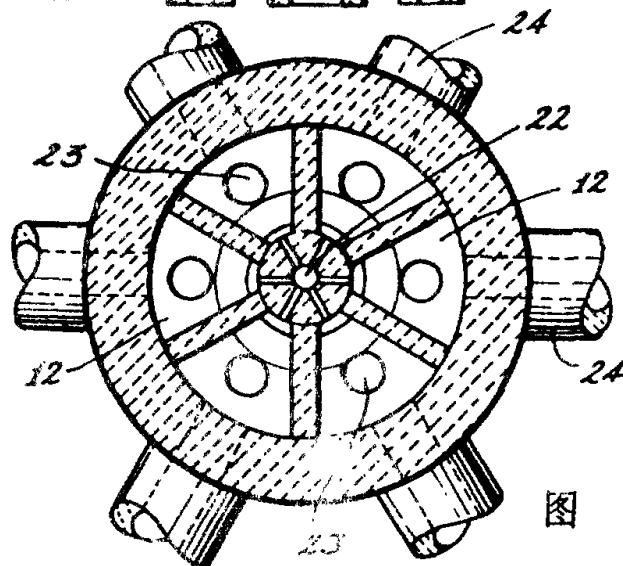


图 3

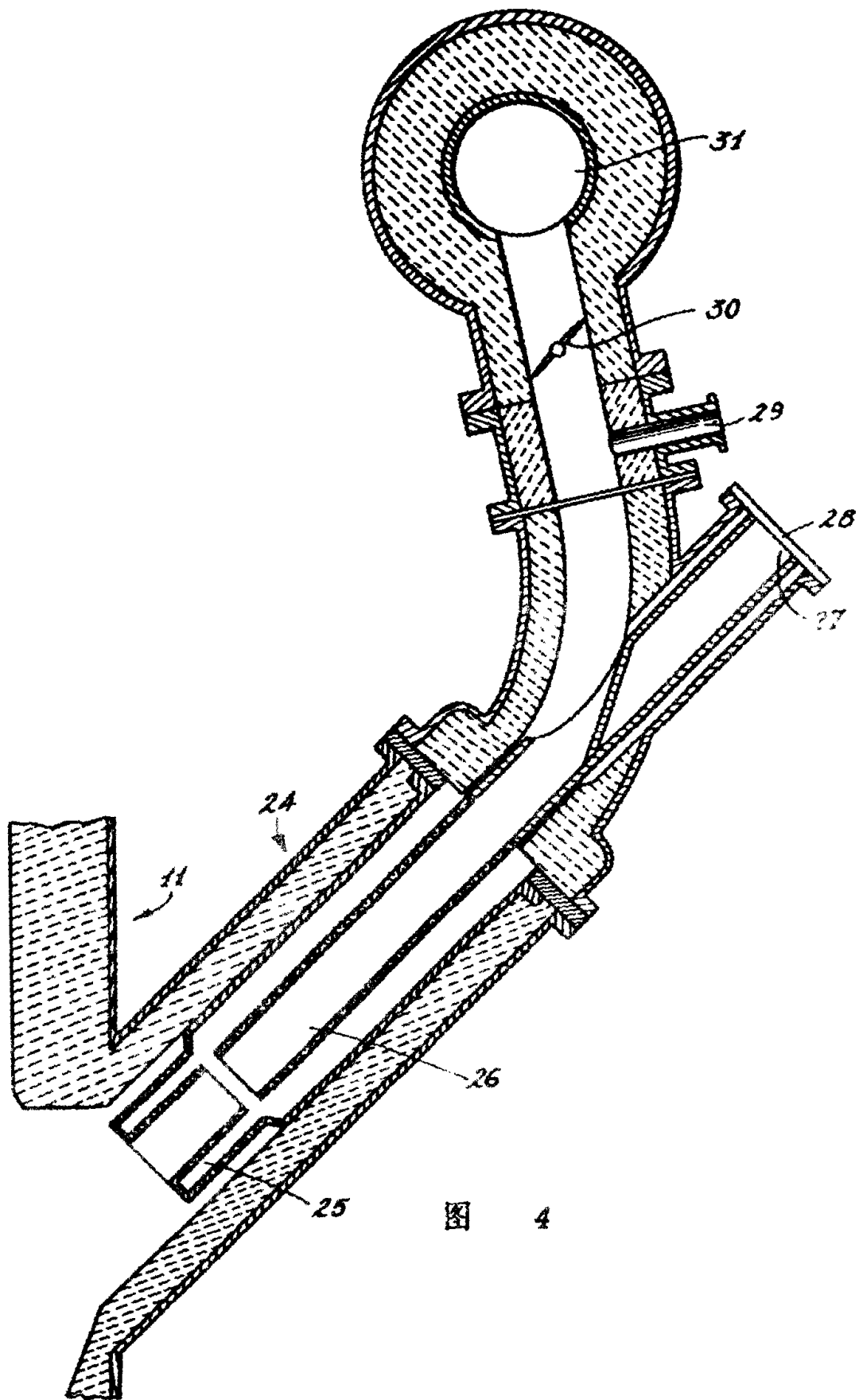


图 4

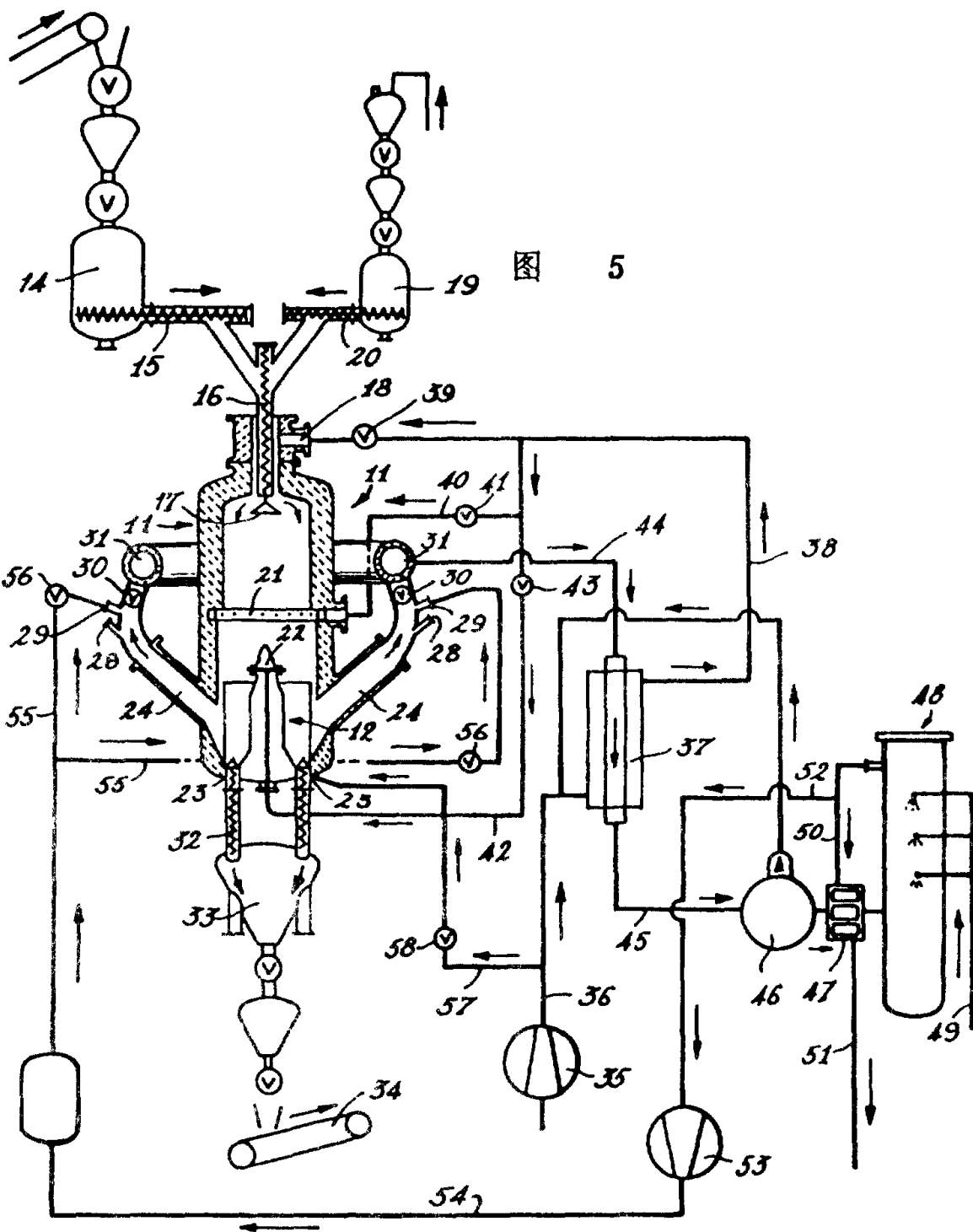


图 5

图 6

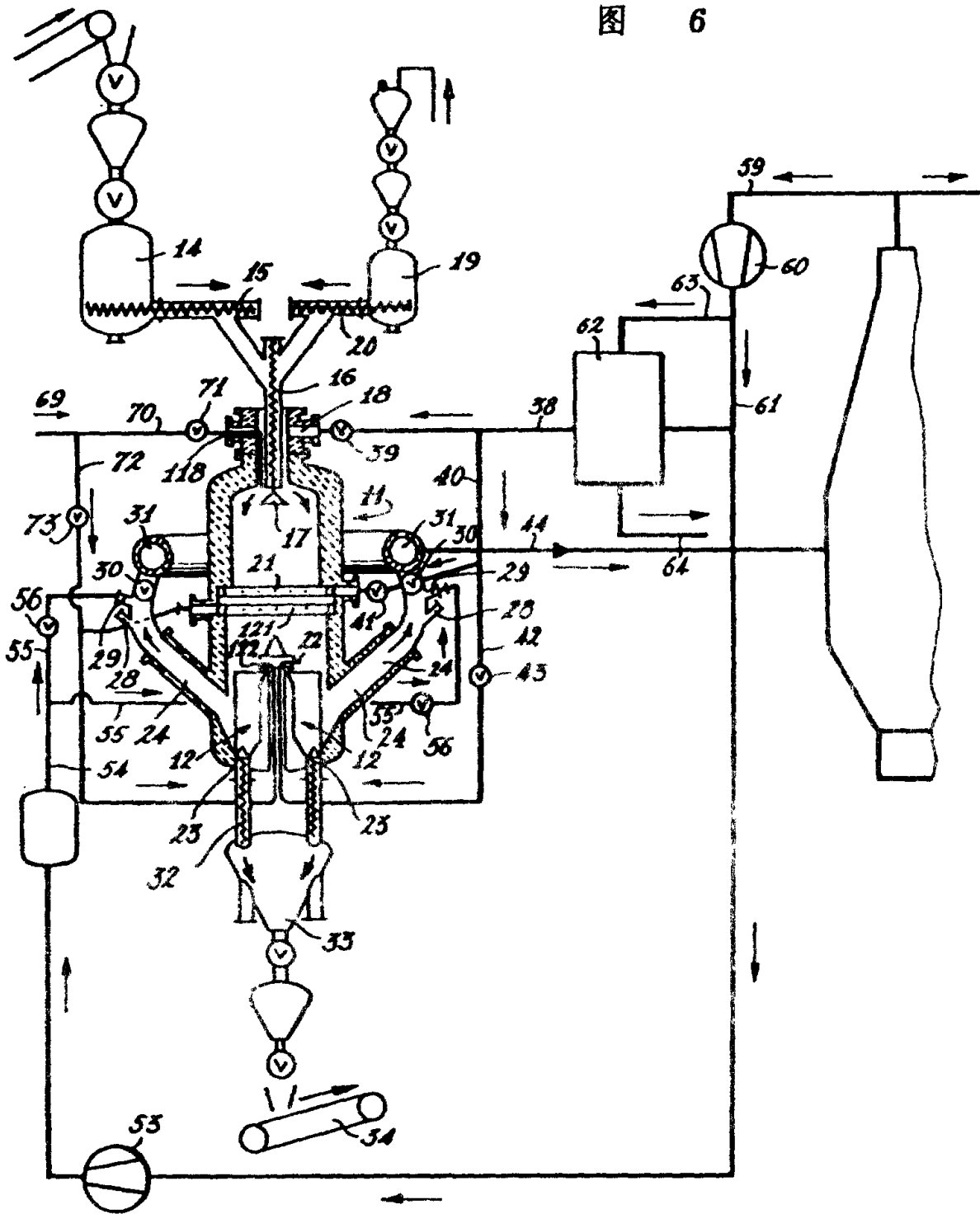


图 7

