

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl<sup>7</sup>

B01D 53/48

B01D 53/78

C01B 17/02 C10L 3/10

# [12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 97120663.5

[45] 授权公告日 2002 年 7 月 24 日

[11] 授权公告号 CN 1087965C

[22] 申请日 1997. 9. 16

[21] 申请号 97120663.5

[30] 优先权

[32] 1996. 9. 16 [33] FR [31] 11409/96

[73] 专利权人 法国石油公司

地址 法国吕埃 - 马迈松

[72] 发明人 F·勒科姆特 C·德泽尔

J·-C·维尔塔尔德

[56] 参考文献

CN1108146 1995. 9. 13

CN1118710 1996. 3. 20

JP52028111 1977. 7. 25

US37996796 1974. 2. 12

US3824254 1974. 8. 27

审查员 李广峰

[74] 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

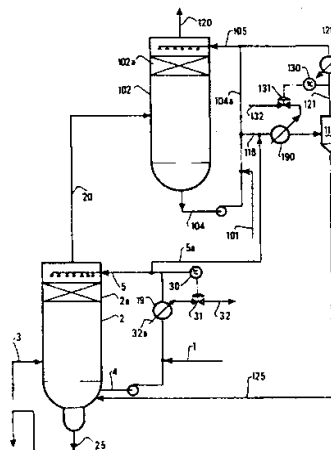
代理人 张元忠

权利要求书 3 页 说明书 11 页 附图页数 2 页

[54] 发明名称 含有硫化氢和二氧化硫气体的处理方法和设备

[57] 摘要

描述了一种含有硫化氢和二氧化硫的气体的处理方法和设备,其目的在于显著降低放出已处理气体中的蒸汽硫,该方法的特征在于在气-液反应器-接触器(2)中,让这种气体与一种溶剂(5)进行接触,回收一种气体,将这种气体送到第二个反应器(102),让这种气体再与一种溶剂(105)进行接触,所述的溶剂采用适当的部件(190)进行冷却,这样能够分离一部分溶剂中的硫。可以使用这种去饱和硫的溶剂与来自于第一个反应器(2)的气体(20)进行接触。来自于第二个反应器的气体(120)的蒸汽硫是非常贫的。只是一个反应器装有一种催化剂。用于纯化 Claus 设备的流出物。



ISSN 1008-4274

## 权 利 要 求 书

---

1、一种含有硫化氢和二氧化硫的气体的处理方法，其中在第一个气-液接触和反应区，在适当的温度下，让这种气体(3)与至少一种有机溶剂进行接触，分开回收一种含有水和蒸汽硫的流出物和硫，该方法的特征在于在第二个接触段中加入该气体流出物，在适当的条件下，让这种流出物与至少一种贫硫的循环有机溶剂进行接触，分开回收基本不含有蒸汽硫的已纯化气体和所述的富硫溶剂，抽取至少一部分所述的富硫溶剂，将所述的富硫溶剂部分冷却，以便得到一种硫的晶体在这种溶剂中的悬浮液，再在第二个接触段，从这种溶剂中分离出这些硫的晶体，并至少部分循环这部分冷却的贫硫溶剂，该方法的特征还在于这两个接触段中的至少一个接触段装有至少一种催化剂。

2、根据权利要求 1 所述的方法，其中所述的抽取的富硫溶剂为至多 50%。

3、根据权利要求 1 所述的方法，其中富硫溶剂的余下部分在第二接触段顶部循环。

4、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中通过间接热交换冷却用于硫贫化的所述溶剂部分。

5、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中可以采用与适当量的水混合，冷却用于硫贫化的所述部分溶剂。

6、根据权利要求 5 所述的方法，其中加入的水量是这样的，即可得到一种含 30-70%(重量)水的溶剂/水混合物。

7、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中可将所述溶剂部分冷却到硫的熔化温度。

8、根据权利要求 7 所述的方法，其中所述冷却到的温度为 40-110℃。

9、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中可以从第一个接触段下部抽取至少部分所述的有机溶剂单相溶液，将其溶液冷却，以便除去至少一部分所产生的反应热，并让这种热在第一接触段中循环。

10、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中第二接触段的温度低于第一接触段的温度。

11、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中第一接触段的有机溶剂与第

二接触段的有机溶剂是同样的溶剂。

12、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中第一接触段含有这种催化剂。

13、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中可以在第一个接触段让这种气体与这种有机溶剂进行接触，在第二个逆流接触段让气态流出物与有机溶剂进行接触，气体和气态流出物是在接触段的下部进料的，还有，有机溶剂是在接触段的上部进料的。

14、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中可以在第一个接触段让这种气体与这种有机溶剂进行接触，在第二个逆流接触段让气态流出物与有机溶剂进行接触，气体和气态流出物是在接触段的上部进料的，有机溶剂也是在接触段的上部进料的。

15、一种含有硫化氢和二氧化硫的气体的处理设备，这种设备包括第一个气-液反应器-接触器(2)，待处理气体的进料部件(3)，和有机溶剂进料部件(5)，硫的回收部件(25)和排出含有蒸汽态硫的气态流出物部件(20)，该设备的特征在于它包括与排出气态流出物部件相连的第二个反应器-接触器(102)，与第二个反应器-接触器相连的贫硫有机溶剂加料部件(105)，与第二个反应器-接触器相连的富硫气态流出物的回收部件(120)，与第二个反应器-接触器相连的含有有机溶剂和硫的液相排出部件(104)，至少一个与液相排出部件相连的、至少一部分液相贫化硫的部件，包括与一个固体硫分离部件(118)相连的至少一个所述相的冷却部件(190)，该分离部件(118)将硫的固体相(125)送到第一端，贫硫的液相(121)送到第二端，该第二端与贫硫溶剂的加料部件(105)相连，该设备另外的特征在于这些反应器-接触器中至少一个装有一种催化剂。

16、根据权利要求 15 所述的设备，其中与含有有机溶剂和硫的液相排出部件(104)相连的管路(104a)与贫硫有机溶剂的进料部件(105)相连。

17、根据权利要求 15 或 16 所述的设备，其中冷却部件选自于由热交换器、水补充器和这两者的组合所组成的组中。

18、根据权利要求 15 或 16 所述的设备，其中第一个反应器-接触器(2)在下端包括一个单相溶液排出部件(4)，与热交换器配合的，并与该溶液排出部件相连的该溶液温度控制部件(19)和在第一个反应器-接触器中冷却的单相溶液循环部件(5)。

19、根据权利要求 15 或 16 所述的设备，其中第一个反应器-接触器(2)

和第二个反应器-接触器(102)装在同一个容器中。

20、根据权利要求 15 所述的设备，其中第二个反应器-接触器包括与一个已纯化气态流出物、液相分离器相配合的文丘里-洗涤器类型的混合器-接触器。

21、根据权利要求 15、16 或 20 中任一权利要求所述的设备，其中使来自于第一个反应器-接触器的单相溶液，该溶液被冷却，在第一个反应器-接触器中循环的部件(5)与该液相冷却部件(190)进口之间连接一条管路(5a)。

含有硫化氢和二氧化硫气体的处理方法和设备

5

本发明的目的涉及一种对从 Claus 设备出来的气体流出物或含有硫化氢和二氧化硫的气体的处理方法和设备。

本发明具体地涉及处理来自于加氢脱硫和催化裂解设备的 Claus 设备流出物。本发明还涉及天然气的纯化处理。

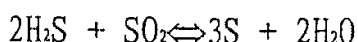
10

FR-A-2411802 专利申请具体地说明了这种现有技术。

15

Claus 方法广泛地用于从含有硫化氢 (H<sub>2</sub>S) 的气态物料中回收元素硫。但是,甚至在多个催化步骤之后,由 Claus 类型设备排出的烟雾含有酸性气体的量是不能忽略不计的。这时必须处理 Claus 设备的这些流出物(尾气),为的是除去大部分有毒的化合物以符合防止污染标准。这些标准变得越来越严格,必须长久不断地改进现有的工艺。

人们知道例如从 Claus 设备可回收约 95 % (重量) 存在的硫; 用下述反应处理 Claus 设备的这种流出物(例如用 Clauspol 设备)能够达到例如 99.8% (重量) 的硫被回收:



20

25

这种反应使用由一种有机溶剂和一种催化剂构成的一种反应介质,所述催化剂含有一种有机酸的碱金属盐和碱土金属盐。这种反应是在一种反应器-接触器中以逆流方式进行的,其反应温度是用一台循环泵使从反应器下端排出的溶剂通过一个热交换器进行控制的,以便有利于达到最高的硫转化率,同时避免生成固体硫。因此,硫是以液体硫回收的。这种方法尽管很优良,但是受到各种不同因素的制约:

30

该反应动力学平衡如同该反应总不能反应完全一样。硫化氢和二氧化硫仍与硫和生成的水处于平衡。在未进行反应的 H<sub>2</sub>S 和 SO<sub>2</sub> 中存在的硫量和在反应流出物 (Clauspol 的) 中测定的硫量相应于约 0.1% Claus 设备原始物料的总硫量。在较低的操作温度下可能希望获得较好的转化率,但是这个温度应该保持



在硫凝结点以下(约 120 °C)，不然的话，固体的硫将堵塞其反应器；

5 -在该反应器-接触器中未分离的液体硫的存在，这种硫被带到进行循环的这种溶剂和这种催化剂中，并且在该反应器-接触器中循环。事实上，所有的液体硫滴都没有从这种溶剂中分离出来，由于硫的蒸汽压，存在的液体硫必然导致在流出物中以气态硫存在。例如，归因于硫的蒸汽压而未回收硫的量是约 0.1% (重量) 起始物料的量。

本发明的目的是克服现有技术的这些缺陷。

本发明的另外一个目的是满足防止大气被含硫化合物污染的最严格的标准。

10 本发明的另外一个目的是能够以非常低的成本改进现有设备，这些现有设备配置了 Claus 设备和所述设备 (Clauspol 设备) 流出物的处理设备。

人们看到，在基本除去气体处理设备流出物中，例如 Claus 设备尾气流出物中所有的硫蒸汽时，能够回收最高为 99.9 % 的总硫量，于是使煅烧时排到大气的硫量降至最低。

15 更确切地说，本发明涉及一种含有硫化氢和二氧化硫的气体的处理方法，其中在至少一个气体-液体的反应器-接触器中，在适当的温度下，让这种气体与一种含有催化剂的有机溶剂进行接触，并回收一种基本不再含有硫化氢和二氧化硫，但含有蒸汽态硫的气态流出物，该方法的特征在于在一个反应器-冷却器中，在低于硫的固化温度 (例如 95 °C) 的温度下，让反应器-接触器的气态流出物与同样的有机溶剂或者另外一种有机溶剂进行接触。

20 人们观察到，将一种部分贫硫的有机溶剂与一种除去一部分  $H_2S$  和  $SO_2$  的气体物料进行接触时，可得到非常好的结果。

更详细地，本发明涉及一种含有硫化氢和二氧化硫的气体的处理方法，其中在第一个气-液接触和反应区，在适当的温度下，让这种气体 (3) 与至少一种 25 有机溶剂进行接触，分开回收一种含有水和蒸汽硫的流出物和硫，该方法的特征在于在第二个接触段中加入该气体流出物，在适当的条件下，让这种流出物与至少一种循环的贫硫的有机溶剂进行接触，分开回收基本不含有蒸汽硫的已纯化气体和所述的富硫溶剂，抽取至少一部分所述的富硫溶剂，有利地至多 50 % 供给量，将所述的溶剂部分冷却，以便得到一种硫的晶体在这种溶剂中的悬 30 浮液，再在第二个接触段，从这种溶剂中分离出这些硫的晶体，并至少部分循



环这部分冷的贫硫溶剂，该方法的特征在于这两个接触段中的至少一个接触段装有至少一种催化剂。

5 根据本发明的一个特征，来自于第二个接触段的富硫有机溶剂的余下部分可以在第二个接触段中进行循环，更确切地，或许在冷却后在其上部进行循环。

根据本发明方法的另外一个特征，可以采用间接热交换，或与适当量的水混合，或采用这两种方法的组合将用于硫贫化的这部分溶剂冷却到硫的熔化温度，优选的是冷却到温度 40-110 °C。有利地，加入的水量是这样的，即可得到一种水为 30-70% (重量) 的溶剂/水混合物。

10 硫的贫化操作是抽取至少一部分富硫的有机溶剂，这部分溶剂一般相应于从第二接触段出来的起始量的至多 50 %，优选的是液相起始量的 2-10%，将这部分溶剂冷却到如在所述冷却温度下在硫饱和的溶剂中得到一种硫晶体悬浮液的这样一个温度。在分离硫晶体之后，与第二个反应器-接触器中的溶剂相比，这种贫硫溶剂可以在将其加到第二个反应器-接触器之前预热到该反应器-  
15 接触器的温度。

根据本方法的另外一个特征，可以从第一个接触段下部抽取至少部分所述的有机溶剂单相溶液，将其溶液冷却，以便除去至少一部分所产生的反应热，并让这种热在第一接触段中循环。

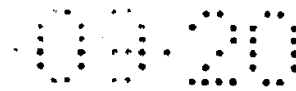
20 有利地，第二接触段的温度可以低于第一接触段的温度，优选的是 15-20 °C。

在第一接触段和第二接触段中使用同样的有机溶剂是非常有利的。在这种情况下，可以在降低来自于第一个反应器的单相溶液温度的该溶液循环部件与冷却至少这部分富硫溶剂的热交换器进口之间连接一条管路。这条管路可作为第二个反应器-接触器补充溶剂的管路。

25 已经观察到，在第一个反应器-接触器加入该催化剂应是更可取的。这样可除去在待处理气体中以  $H_2S$  和  $SO_2$  形态存在的大部分的硫，第二个反应器只是保证以较小尺寸的设备进行精制处理。很显然，可以只是在第二个反应器-接触器中加入催化剂，或者甚至在这两个反应器-接触器中加入这种催化剂。

本发明的方法可以在垂直反应器中以两种方案进行实施。

30 按照第一种方案，可以在第一个接触段让这种气体与这种有机溶剂进行接



触，在第二个逆流接触段让气态流出物与有机溶剂进行接触，气体和气态流出物是在接触段的上部进料的，还有有机溶剂也是在接触段的上部进料的。

按照第二种优选方案，可以在第一个接触段让这种气体与这种有机溶剂进行接触，在第二个逆流接触段让气态流出物与有机溶剂进行接触，气体和气态流出物是在接触段的下部进料的，而有机溶剂是在接触段的上部进料的。

很显然，还可以在水平的反应器-接触器中实施这种方法。

本发明还涉及一种含有硫化氢和二氧化硫的气体的处理设备。通常，这种设备包括第一个气-液反应器-接触器 2，待处理气体的进料部件 3，和有机溶剂进料部件 5，硫的回收部件 25 和排出含有蒸汽态硫的气态流出物部件 20，该设备的特征在于它包括与排出气态流出物部件相连的第二个反应器-接触器 102，与第二个反应器-接触器相连的贫硫有机溶剂加料部件 105，与第二个反应器-接触器相连的富硫气态流出物的回收部件 120，与第二个反应器-接触器相连的含有有机溶剂和硫的液相排出部件 104，至少一个与液相排出部件相连的、至少一部分液相贫化硫的部件，包括与一个固体硫分离部件 118 相连的至少一个所述相的冷却部件 190，该分离部件 118 将硫的固体相 125 送到第一端，贫硫的液相 121 送到第二端，该第二端与贫硫溶剂的加料部件 105 相连，该设备另外的特征在于这些反应器-接触器中至少一个装有一种催化剂。

根据该设备的一个特征，当仅仅液相部分含有来自于第二个反应器-接触器的有机溶剂和硫，且将这部分液相冷却除去硫时，可以将与所述液相排出部件相连的管路与第二个反应器-接触器的贫硫溶剂加料部件相连，以便往第二个反应器-接触器循环该液相的余下部分。

将第一个反应器-接触器与第二个反应器-接触器合并装在同一个容器中可能是有利的。但是，这两个反应器-接触器可以分开。

下述情况便是如此，具体的是第二个反应器-接触器包括一个文丘里-洗涤器类型的混合器-接触器，它与已纯化气态流出物、液相分离器相连，其分离器的排出管路与硫的贫化部件相连。

这种有机溶剂可以采用各种不同的方式进行冷却：

-根据第一种方案，如果这种有机溶剂与水是混溶的，则可以采用在热交换器中热交换的方法，在与待纯化气态流出物混合之前进行冷却，采用其温度低于有机溶剂温度的补充水进行冷却，有机溶剂的蒸发热与气态流出物接触将



能够降低混合物的温度，或者采用上述两个步骤的一种组合进行冷却。优选地，采用注入水的方式进行冷却。

-根据第二种方案，如果这种有机溶剂与水不混溶，则可以采用与第一种方案同样的方式进行冷却。优选地，采用热交换器的方式进行冷却。

5 各种不同类型的溶剂如下：

-在水中不溶的溶剂类中，有沸点高于 250 °C 的烃，优选的是十二烷、十三烷、沸点为 225-335 °C 的石脑油。

-在水中可溶的、沸点高于 200°C 的溶剂类中，有具有 2-15 个碳原子的多元醇，优选的是甘油，硫二甘醇、环己烷二甲基乙醇，具有 5-15 个碳原子的酯，更具体是单异丁酸三甲基戊二酯和己二酸二甲酯，具有 5-15 个碳原子的乙二醇醚，有利的是丁氧基三乙二醇、乙氧基三乙二醇、二乙二醇丁醚、乙二醇苯醚、萘品基乙二醇单苄基醚、乙二醇丁苯基醚、二乙二醇、二乙二醇二甲醚、二乙二醇二丁醚、三乙二醇、四乙二醇二甲醚、亚丙基-n-丁醚、二亚丙基-n-丁醚、三亚丙基-n-丁醚，和分子量 200、300、400 或 600 的聚乙二醇。  
15 醇。

一般使用的这些催化剂和溶剂如 FR 2115721 (US 3796796)、FR 2122674 和 FR 2138371 (US 3832454) 中所描述的那些，这些专利作为参考文献列于本说明书中。更具体地，可以使用诸如苯甲酸和水杨酸之类的有机酸的碱金属盐作为催化剂。

20 通过下面的这些附图可更好地理解本发明，以图示的方式说明一种现有技术的设备 (图 1) 和两种设备方案，其中：

-图 2 表示两种分开的反应器-接触器，

-图 3 表示在同一容器中的两个反应器-接触器

根据图 1，一个垂直的反应器-接触器 2 由在其下部的进料管路 (3) 接收含有 H<sub>2</sub>S 和 SO<sub>2</sub> 的气体。这个反应器包括一个装有例如 Intalox selles 填料床的柱 2，具有吸留在反应时所生成的钠盐的性质。来自于反应器-接触器 2 下部循环管路 4 并含有由管路 1 供给的可溶催化剂的有机溶剂，由在该反应器上部的管路 5 加入，以便让待处理气体与溶剂以逆流方式进行接触。管路 4 的溶剂通过热交换器 19 进行冷却，而热交换器的温度可由一套与位于热水加入管路  
30 32 上的阀 31 相连的测量系统 30 控制和调节在 80 °C。由管路 32a 抽出这种

水。

已纯化的气体由在反应器顶部的管路 20 从该反应器抽出，而在反应器底部已生成的澄清的硫由管路 25 抽出。

根据说明一种本发明设备实施方式的图 2，该设备包括两个分开的垂直反  
5 应器-接触器，其第一个与图 1 的说明是一致的，具有同样的标号。

回收从第一个反应器-接触器 2 出来的气态流出物的管路 20，在第二个反  
应器-接触器 102 下部给其供料。这个反应器 102 包括一个填料床 102a，它可以  
与第一个反应器的填料床相同或不同。

在第二个反应器-接触器顶部由管路 101 加催化剂，由管路 104、104a 和  
10 105 加入有机溶剂，因此在填料中以逆流方式进行气液接触。

由管路 104 排出的一部分(例如 2-10%)含有硫和催化剂的溶剂经管路 116  
通过间接热交换器 190 被冷却到 60-70°C，这样造成硫结晶，和溶剂的硫贫化。  
在交换器 121a 的上游在管路 121 上注入水 132 和抽取水可实现这种热交换。

15 将呈悬浮状的硫送到水力旋流器 118，在水力旋流器中这种溶剂与硫进行  
分离。在水力旋流器顶上，在管路 121 上或许设置另外一个用于预热贫硫溶剂  
的热交换器 121a，管路 121 与管路 104a 相连，或许依次进行冷却，它们的内  
容物通过管路 105 在填料 102a 上循环。

一个与交换器 190 相连的冷却控制阀 131 与一个温度控制器 130 相配合，  
20 该温度控制器与置于管路 121 上的交换器 121a 上游的温度探头相连。

在水力旋流器 118 底，由管路 125 回收硫，这种硫与来自于第一个反应器-  
接触器 2 的硫混合，并在用管路 25 抽取之前将这些硫熔化。

最后已纯化的气体由管路 120 在第二个反应器-接触器顶部加以回收。

当有机溶剂和催化剂在两个反应器中是同样的时候，与第一个反应器-接  
25 触器的管路 5 相连的管路 5a，能够通过交换器 190 进口加入补充第二个反  
应器-接触器的溶剂和催化剂。

很显然，当这两个反应器中的溶剂不同时，这条管路 5a 被排除，水力旋  
流器 118 生成了硫，这种硫独自通过管路 125 被熔化。

根据图 3，适合图 2 的第一个和第二个反应器-接触器，使用由两个反应  
30 和接触段(2 和 102)组成的垂直反应器-接触器，只是：

-第一个反应器-接触器不装有催化剂，因此催化剂的进料管路通到溶剂管路4，

5 -将 H<sub>2</sub>S 和 SO<sub>2</sub> 部分降低的气体 20 通过气道 20 直接加到第二段 102 的下部，其气道还回收由管路 104 排出的溶剂、催化剂和硫，以便通过交换器 190 和水力旋流器 118 部分贫化硫。

下面的实施例说明了本发明：

10 实施例 1 根据现有技术(图 1)。

这些特征如下：

物料： Claus 设备尾气， 流量： 12302Nm<sup>3</sup>/h。

15 反应器温度： 125 °C。

填料： 陶瓷 Intalox selles ， 比表面： 250m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>。

溶剂： 聚乙二醇， M = 400 ， 流量 500m<sup>3</sup>/h。

催化剂： 浓度为每公斤溶剂 100 毫摩尔水杨酸钠。

循环的溶剂(管路 4 和 5)。

15 -流量： 500m<sup>3</sup>/h。

-温度： 123 °C。

-生成硫的流量(管路 25)： 315kg/h。

该设备进口与出口气体组成如下表 I：

表 I

	进口气体 (管路 3)	出口气体 (管路 20)
	% 体积	% 体积
H <sub>2</sub> S	1, 234	0, 126
SO <sub>2</sub>	0, 617	0, 063
CO <sub>2</sub>	4, 000	4, 072
COS	0, 015	0, 009
CS <sub>2</sub>	0, 015	0, 009
S <sub>2</sub>	0, 140	0, 031
N <sub>2</sub>	60, 000	61, 079
H <sub>2</sub> O	34, 000	34, 612
含硫化化合物的总合	2, 036	0, 247

S<sub>v</sub>=蒸汽硫+泡状硫

在反应器中含硫化化合物的产率等于:

$$\frac{(2.036-0.247) \times 100}{2.036} = 88\%$$

Claus 设备具有产率为 94 %。

Claus 设备+精制设备一起的产率等于:

$$94 + (6 \times 88) / 100 = 99.28$$

15 实施例 2 根据本发明(图 2)。

物料、有机溶剂、催化剂和填料是实施例 1 的那些。

第一个反应器-接触器 2 的操作条件是实施例 1 的条件。

与第二个反应器-接触器 102 相关的条件如下:

温度: 110 °C

20 溶剂和硫的流量(管路 104): 500m<sup>3</sup>/h。

冷却溶剂流量(管路 116): 50m<sup>3</sup>/h。

冷却溶剂温度: 65 °C。

循环溶剂温度(管路 105): 108 °C。

回收的硫(管路 25): 344.3kg/h。

25 该设备进口(管路 3)与出口气体组成如下表 II:

表II

	进口气体 (管路 3)	出口气体 (管路 20)
	% 体积	% 体积
H <sub>2</sub> S	1, 234	0, 040
SO <sub>2</sub>	0, 617	0, 020
(O)	4, 000	4, 084
COS	0, 015	0, 009
CS <sub>2</sub>	0, 015	0, 009
S <sub>v</sub> *	0, 140	0, 003
N <sub>2</sub>	59, 990	61, 180
H <sub>2</sub> O	33, 990	34, 670
含硫化合物的总合	2, 032	0, 090

S<sub>v</sub>\*=蒸汽硫 + 泡状硫

在反应器中化合物的产率等于:

5

$$(\text{进口含硫化合物百分数} - \text{出口含硫化合物百分数}) \times 100$$

进口含硫化合物百分数

10

$$(2.032 - 0.090) \times 100$$

$$= \frac{\quad}{2.032} = 95.57 \%$$

2.032

Claus 设备具有产率为 94 %。

15

Claus 设备+精制设备一起的产率等于:

$$94 + (6 \times 95.57) / 100 = 99.73$$

实施例III根据本发明(图 3)

使用一个待处理气体相继经过的由 2 段组成的垂直反应器-接触器:

-下段(2)

这些条件与实施例 1 的相同; 气体流量和待处理气体组成等这些条件是相同的。

相反地, 在这个段不使用催化剂。

5 -上段(102)

这些操作条件与实施例 2 反应器(102)的条件严格相同。所有催化剂都是由管路(101)加入。

该设备进口(管路 3)与出口(管路 120)气体组成如下表III:

10

表III

	进口气体 (管路 3)	出口气体 (管路 20)
	%体积	%体积
H <sub>2</sub> S	1,234	0,063
SO <sub>2</sub>	0,617	0,0315
CO <sub>2</sub>	4,000	4,000
COS	0,015	0006
CS <sub>2</sub>	0,015	0,006
S <sub>v</sub>	0,140	0,004
N <sub>2</sub>	60,000	60,000
H <sub>2</sub> O	34,000	34,000
含硫化合物的总合	2,036	0,1165

S<sub>v</sub>=蒸汽硫 + 泡状硫

在反应器中化合物的产率等于:

15

(进口含硫化合物百分数-出口含硫化合物百分数) × 100

---

进口含硫化合物百分数

$$\frac{(2.036-0.1165) \times 100}{2.036} = 94.27 \%$$

5

Claus 设备具有产率为 94 %。

Claus 设备+精制设备一起的产率等于:

$$94 + (6 \times 94.27) / 100 = 99.65$$

# 说明书附图

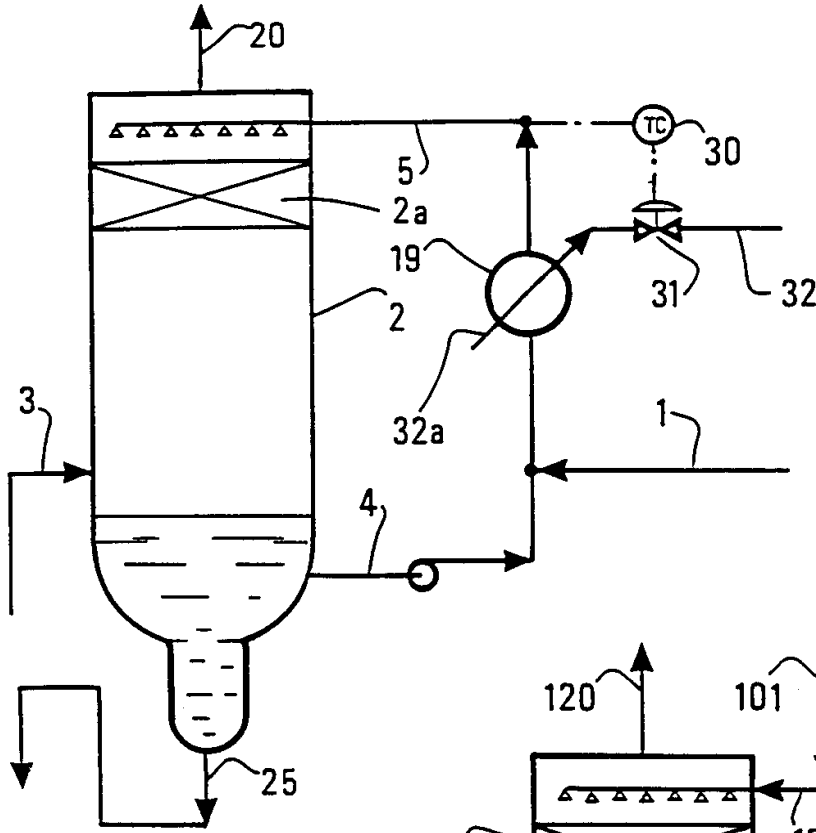


图 1

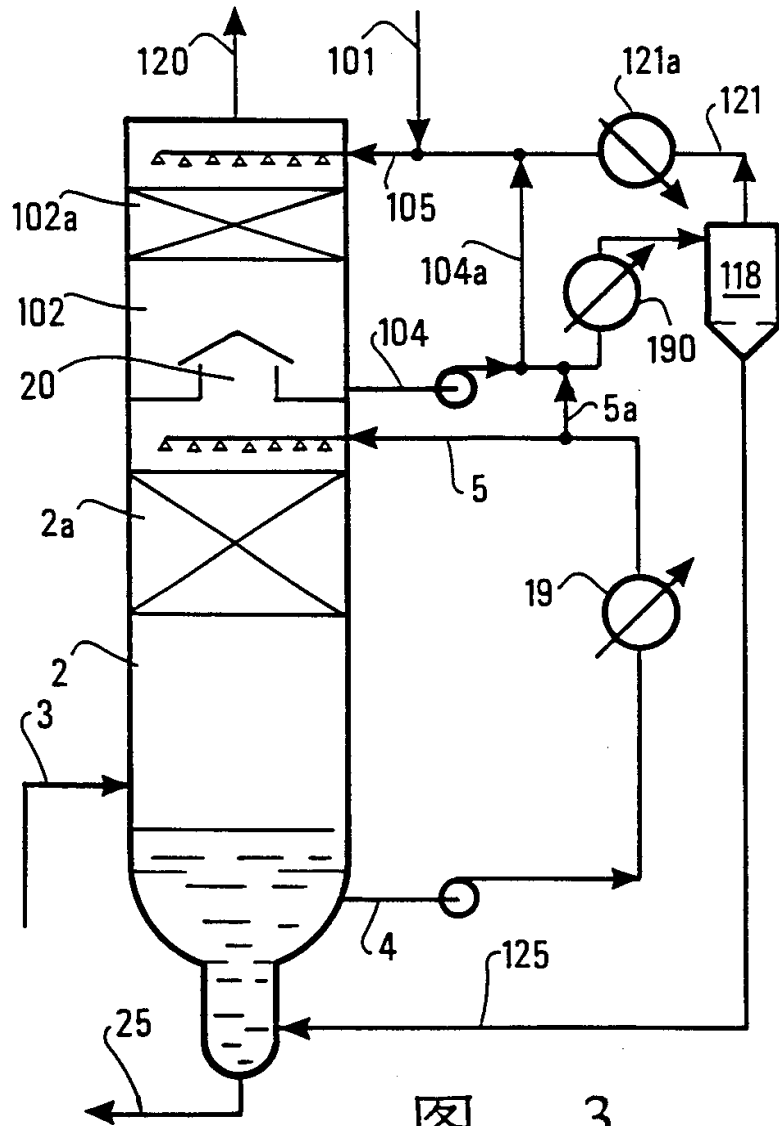


图 3



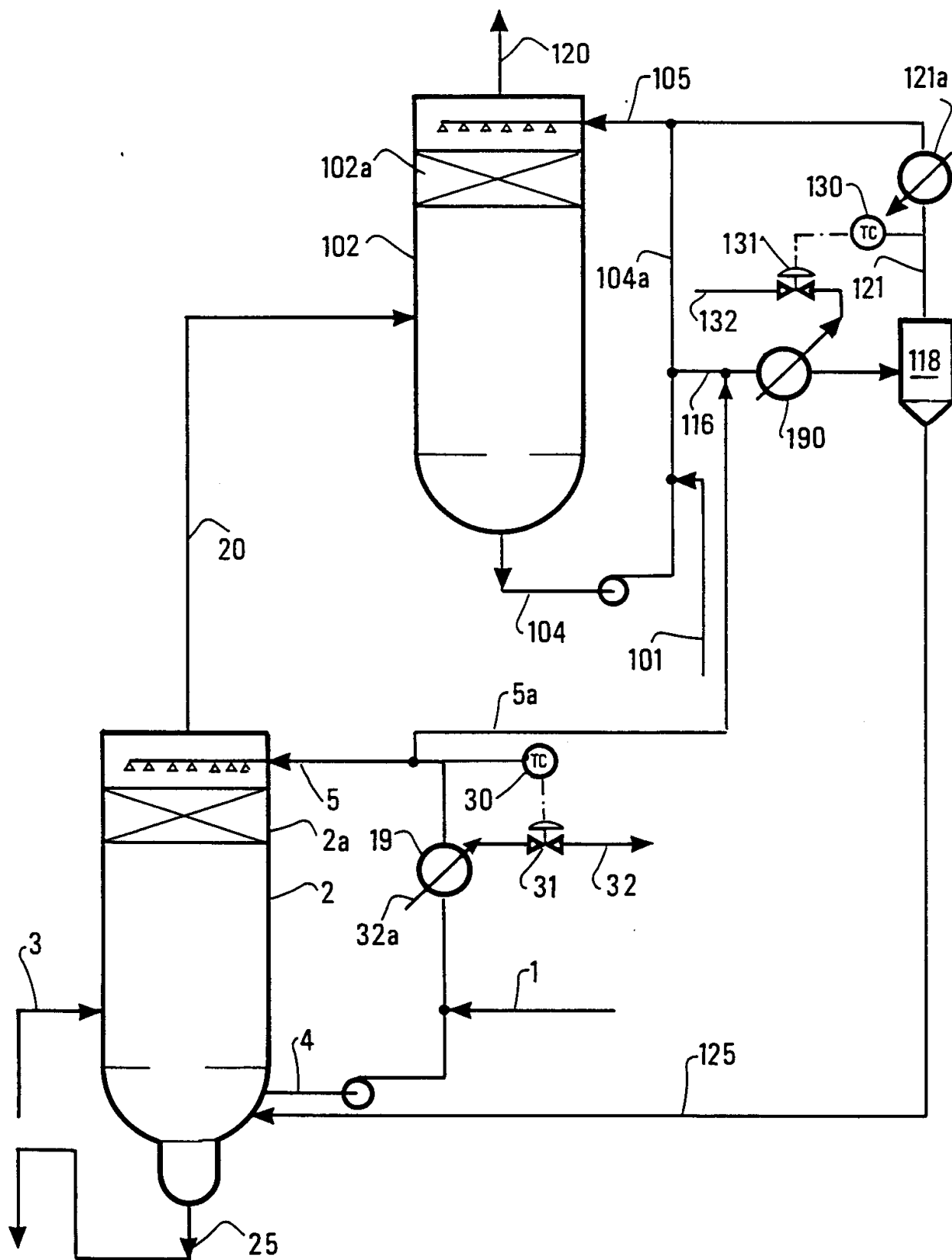


图 2