

权利要求书

1.除去克劳斯硫回收装置残余气体中硫化合物并以元素硫形态回收上述化合物中硫的方法，所述方法包括以下步骤：

i) 将残余气体引入一个燃烧器（5）中，该燃烧器（5）通过用低于化学计量的空气进行燃料气的燃烧，从而产生温度为 200 °C – 400 °C 的热气体混合物，该热气体混合物由上述残余气体和燃料气燃烧产生的气体组成，

ii) 将所述从燃烧器（5）产生的热气体混合物供入一个催化加氢和水解反应器（1），该反应器（1）保持 140 °C – 550 °C 之间的温度并含有催化剂，所述催化剂基于至少一种元素周期表第 Va, VIa 和 VIII 族金属的化合物以及任选的二氧化硅，氧化铝或二氧化硅/氧化铝载体，由此将气体混合物所含的硫化合物转化成 H₂S，并从所述反应器（1）排出含 H₂S 的气态流出物，

iii) 使上述含 H₂S 的气态流出物通过一个热交换器（10），从而将所述含 H₂S 的气态流出物冷却到 Q 和 180 °C 之间的一个温度，符号 Q 代表所述气态流出物中所含水的露点，

iv) 将从所述热交换器（10）排出的冷却的含 H₂S 气态流出物和一种含游离氧的气体一起在 Q 到 180 °C 的温度下与包含在催化氧化反应器（2a, 2b）内的催化剂接触，因此基本上定量地将上述气体流出物中的 H₂S 转化成元素硫，而且几乎所有的元素硫都沉积在催化剂上，从而形成载硫的催化剂，并从催化氧化反应器(2a, 2b)排出实际上不含 H₂S 的净化气体，其中所述的含 H₂S 气态流出

物和含游离氧气体的量提供 O_2 : H_2S 的摩尔比为 0.5 : 1 到 3 : 1，所述催化剂促进 H_2S 选择性氧化成硫，该催化剂是由活性组分沉积在载体上组成的，所述的活性组分是由过渡金属的一种或一种以上的氧化物和/或盐组成，所述的过渡金属选自镍、钴、铁、铜、银、锰、钼、铬、钨和钒，所述载体选自活性炭、铝土矿、活性和/或稳定的氧化铝、 SiO_2 、氧化钛、氧化锆、沸石、 SiO_2/Al_2O_3 混合物、 SiO_2/TiO_2 混合物。

2. 按照权利要求 1 的方法，其特征是由含 H_2S 的气态流出物和含游离氧的气体组成的气体反应混合物同氧化催化剂的接触时间为 0.5 – 20 秒，这是在标准压力和温度下的值。

3. 按权利要求 1 或 2 的方法，其特征在于所述氧化催化剂的孔体积，通过汞渗透法测定，其值为 150 – 600 cm^3/L 催化剂。

4. 按权利要求 1 的方法，其特征是来自加氢和水解联合处理的含 H_2S 的气态流出物和含游离氧的气体同氧化催化剂相接触前，要冷却到 80 – 100 °C。

5. 按权利要求 1 的方法，其特征是氧化催化剂的活性组分，以金属的重量计，为所述催化剂的重量的 0.1 – 15 %。

6. 按权利要求 1 的方法，其特征是所述方法还包括用非氧化性气体吹扫元素硫饱和的氧化催化剂以对其定期进行再生的步骤，再生操作是在 200 °C 和 500 °C 之间进行，气化残留在催化剂上的元素硫，然后将再生过的催化剂冷却到 Q 和 180 °C 之间的温度，重新用于氧化反应，这种冷却是利用惰性气体进行的。

7. 按权利要求 6 的方法，其特征是冷却剂气体含水蒸汽，至少在再生催化剂的冷却的最后阶段是如此。

8.按权利要求 1 的方法，其特征是含 H₂S 的气态流出物和含游离氧的气体在保持 80 - 140 ℃的温度下，与氧化催化剂进行接触。

9.按权利要求 1 的方法，其特征是含 H₂S 的气态流出物和含游离氧的气体与氧化催化剂接触的温度的保持是以与所述催化剂间接热交换的方式采用流体循环实现的。

10.按权利要求 6 的方法，其特征是，一部分来自加氢和水解反应器（1）的且尚未加入含游离氧气体的含 H₂S 的气态流出物连续地加入再生气回路（32），同时一部分用来再生氧化催化剂的吹扫气被连续排出，且所述这部分含 H₂S 的气态流出物与所述这部分排出的吹扫气在体积上大体相等。

11.按权利要求 10 的方法，其特征是被排出的部分吹扫气连续地注入被处理的残余气体中，并输送到加氢和水解的联合处理步骤。

12.按权利要求 1 的方法，其特征是被处理的残余气体是直接来自克劳斯元素硫回收装置的残余气体，否则就是来自利用克劳斯反应所使用的方法处理元素硫回收装置残余气体的净化装置的残余气体。

13.按权利要求 1 的方法，其特征是 O₂：H₂S 的摩尔比为 0.5：1 到 1.5：1。

14.按权利要求 5 的方法，其特征是氧化催化剂的活性组分，以金属的重量计，为所述催化剂重量的 0.2 - 7 %。

15.按权利要求 8 的方法，其特征是含 H₂S 的气态流出物和含游离氧的气体保持在 90 ℃ - 120 ℃的温度下与氧化催化剂接触。

说 明 书

除去克劳斯硫回收装置残余气体 中的硫化合物的方法

本发明涉及除去克劳斯硫回收装置残余气体类型的残余气体中硫化合物和以元素硫形态回收所述化合物中硫的方法。

元素硫回收装置的残余气体中的硫是通过控制氧化法（称为克劳斯法）从含 H₂S 的含硫气体产生的，其量约为硫化合物的 0.2—2%（体积），该硫化合物大部分为 H₂S，其余为 SO₂、COS、CS₂ 和气态和/或多孔状的硫组成。

这些残余气体通常要进行处理，以尽量地降低硫化合物的总量，其目的是，在将它们燃烧后，符合大气污染的立法标准，允许排放到大气，同时，可使回收这些硫化合物的形态有助于以硫回收装置处理的酸气产生的可浓集产品的产率。提高了在元素硫回收装置中处理含硫气体产生的可增加产品的收率。

克劳斯硫回收装置残余气体的各种处理方法是已知的，尤其是包括残余气体的加氢和水解的联合处理方法，旨在将其所含的硫化

合物转化成 H₂S 的形态，随后将上述联合处理步骤中生成的流出物冷却至适宜于将其中的大部分水蒸汽冷凝的温度，最后处理除去了水蒸汽的气态流出物，除去其中的 H₂S，可以采用能再生的选择性溶剂吸收 H₂S，或者采用控制催化氧化 H₂S 的方法。

在上述几种包括通过催化氧化 H₂S 成元素硫除去 H₂S 的方法中，一种方法的特征是在克劳斯残余气体进行加氢和水解的联合处理和将所生成的气态流出物冷却，便使其中的大部分水分冷凝后，将除去了水蒸汽的流出物与含游离氧的控制量气体，在适宜的温度下与氧化 H₂S 的催化剂接触，生成 H₂S:SO₂ 摩尔比大体上等于 2:1 的含 H₂S 和 SO₂ 的气流，以及呈气态的元素硫，在将所述气流冷却至低于 160℃和任意分离出其中的元素硫后，与在足够低的温度下运行的克劳斯催化剂接触，以便使 H₂S 与保留在催化剂上的 SO₂ 反应生成元素硫，从而产生硫化合物含量大为降低的残余气流出物，经燃烧后排放到大气，被元素硫饱和的克劳斯催化剂用非氧化性气体在温度 200—500℃下定期进行吹扫，以气化该催化剂上残留的元素硫，从而保证了催化剂的再生，然后，将再生过的催化剂冷却到再次与含 H₂S 和 SO₂ 的气体接触时所要求的温度，也就是说通过接触氧化产生该气流的温度。

在这种方法中，冷却加氢和水解的联合处理步骤生成的气态流出物是利用残余气体进行的，以使冷却后的气态流出物的水蒸汽含量达到低于约 10% (体积)，而这会导致产生大量被 H₂S 污染的残余

水，必须加以处理，以从其中除去 H₂S。此外，虽然按克劳斯化学计算量控制 H₂S 催化氧化步骤中所用的含游离氧气体量可能是有效的，但是，通过催化氧化而产生的含 H₂S 和 SO₂ 的气流中可能仍夹带未转化的氧，该气流与克劳斯催化剂接触时，会导致所述克劳斯催化剂失去活性的危险。最后，由于除去硫化合物的最后步骤是克劳斯反应，因此，净化的质量与注入氧化反应器的空气量的控制有关。

本发明的目的是提供一种采取以元素硫的形态回收所述化合物的方式，从克劳斯元素硫回收装置残余气体类型的残余气体中除去硫化合物的方法，该方法并不包括上述方法中任何的水冷凝步骤，或 H₂S 和 SO₂ 之间的克劳斯反应，因此，可以消除上述方法的缺点。

本发明的方法是这种类型，在该方法中残余气体经过加氢和水解的联合处理，其中所含的硫化合物被转化成 H₂S 的形态，所生成的含 H₂S 的气态流出物在适宜的温度下通过其量能提供 O : H₂S 摩尔比为 0.5—3.0，优选 0.5—1.5 的含游离氧的气体，并与氧化 H₂S 成元素硫的催化剂接触，其特征是将加氢和水解的联合处理步骤产生的气态流出物冷却到上述气态流出物中水的露点 Θ 和 180°C 之间的温度，冷却的气态流出物和含游离氧的气体与促进选择性氧化 H₂S 成元素硫的催化剂的接触是通过在所保持的温度下操作而进行的，在上述接触的整个期间，温度取 Θ 和 180°C 之间的值，以基本上定量地将上述气态流出物中 H₂S 氧化成元素硫，而生成的元素硫几乎全部都沉积在催化剂上，就得到了基本上无 H₂S 的净化气流。

当 H₂S 氧化成元素硫的催化氧化反应是在本发明的温度范围进行时，H₂S 被选择性地氧化成元素硫，即使在氧过量时，也没有任何 SO₂ 形成。

换言之，在本发明的方法中，可以在相对于反应 H₂S + 1/2O₂ → H₂O + S 的化学计算量大量过量氧存在的情况下操作，而几乎可以定量地转化 H₂S，并且对元素硫有极好的选择性，这就可以得到元素硫的产率实际上与在氧化催化剂上的氧的流率的控制精度无关。

在加氢和水解联合处理步骤期间，常常在催化剂存在下进行，存在于残余气体中的硫化合物如 SO₂、CS₂、COS 和气态的元素硫和/或多孔状的元素硫，通过氢的作用（在 SO₂ 和气态和/或多孔状硫的情况下）或通过所述残余气体中水蒸泡的作用而产生的水解（在 COS 和 CS₂ 的情况下）转化成 H₂S。加氢和水解的联合处理在约 140—550°C，优选约 200—400°C 之间的温度下进行。加氢反应所需要的氢可以是已存在于残余气体中的氢，或在加氢和水解区就地产生，例如当残余气体含 CO 和 H₂O 这两种反应物时，就可以通过 CO 与 H₂O 的反应来生成，否则可将外部的氢源加到残余气体中。将 H₂ 和 CO 加入残余气体的便利方法是将低于化学计算量的通过可燃性气体燃烧器产生的燃烧气体加入上述的残余气体中。所采用的氢气量必须足以将经过加氢和水解处理的残余气体中的可氯化的硫化合物或产物如 SO₂ 和气态的和/或多孔的元素硫转化成 H₂S。实际上，所采用的氢量可以为残余气体中可氯化的硫产物转化成 H₂S 所需要的化

学计算量的 1—6 倍。

如果残余气体中所含的水蒸汽不足以水解有机硫化合物 COS 和 CS₂，那么可在进行加氢和水解联合处理前，加入所要求量的水蒸气。

加氢和水解处理步骤所采用的催化剂是元素周期表 Va、VIIa 和 VII 族的金属化合物，例如钴、钼、铬、钒、钍、镍、钨或铀的金属化合物，上述化合物可以任意地沉积在 SiO₂、Al₂O₃、SiO₂/Al₂O₃ 型的载体上。沉积在 Al₂O₃ 载体上的基于钴和钼的氧化物的加氢脱硫催化剂用于加氢和水解处理特别有效。在这种加氢和水解处理的情况下，气态反应混合物和催化剂间的接触时间可以在很宽的范围变化。它们在 0.5—8 秒，优选 1—5 秒之间是有利的，这些值是指在标准压力和温度条件下的值。

残余气体加氢和水解的联合处理步骤生成的气态流出物使用任何已知的技术进行冷却，例如，与较冷的流体进行间接热交换的方式，使其温降到 Θ—180℃ 的范围，如前所述，Θ 是上述气态流出物中水的露点。

然后，在冷却到 Θ—180℃ 温度的气态流出物中添加所要求量的含游离氧气体，这种添加可以在上述冷却气态流出物与氧化 H₂S 成元素硫的催化剂接触时进行，或者优选在上述接触前进行，以便在与上述催化剂接触期间，得到均匀的反应混合物。

用于将被处理气体中的 H₂S 氧化成元素硫所使用的含游离氧的

气体一般为空气，虽然可以采用纯氧、富氧空气，或氧与除氮以外的情性气体按不同比例混合的混合物。

如上所述，含游离氧的气体以提供反应混合物中 $O_2 : H_2S$ 摩尔比为 0.5—3.0，优选 0.5—1.5 这样的量来使用，该反应混合物与氧化 H_2S 成元素硫的催化剂进行接触。

气态反应混合物与氧化催化剂的接触时间可以为 0.5—20 秒，优选 1—15 秒，这些值是指在标准压力和温度条件下的值。

氧化催化剂可以选自能够促进用氧选择氧化 H_2S 成元素硫的各种的催化剂，也就是说，在温度低于生成元素硫的露点时能够促进反应 $H_2S + 1/2O_2 \rightarrow S + H_2O$ 的催化剂，而元素硫则沉积在催化剂上。

具体讲而言，氧化催化剂可以通过由一种或一种以上的过渡金属如镍、钴、铁、铜、银、锰、钼、铬、钨和钒的一种或一种以上的氧化物和/或盐组成的活性组分，沉积在由耐热材料如铝土矿、活性的和/或稳定的 Al_2O_3 、 TiO_2 、 ZrO_2 、沸石、 SiO_2/Al_2O_3 混合物、 SiO_2/TiO_2 混合物或 SiO_2 制成的载体上，要不然就是沉积在由活性炭制成的载体上而制成的。

氧化催化剂的孔体积允许容纳相当量的元素硫，催化剂的孔体积采用汞渗透法测定，优选为 $150—600\text{cm}^3/\text{L}$ 催化剂。

活性组分以金属的重量表示，在大多数情况下，为氧化催化剂重量的 0.1—15%，优选为 0.2—7%。

为了保持氧化催化剂氧化 H_2S 成元素硫的选择性，上述催化剂

在 H_2S 氧化的整个步骤期间，其温度必须保持低于 180°C 。如果与氧化催化剂进行接触的含 H_2S 的气态流出物的 H_2S 浓度和/或 Θ 和 180°C 之间的温度使氧化反应结束时反应混合物的温度易于超过 180°C 的话，这是由于 $\text{H}_2\text{S} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{S} + \text{H}_2\text{O}$ 反应的高放热性所致，上述反应释放出的热量必须用任何已知的方法冷却催化剂将热除去。例如可借助冷却流体的环流在催化剂的内部与所述催化剂进行间接热交换而实现冷却。也可以将催化剂置于以排管式排列的管组成的管式反应器中进行冷却，例如催化剂在管内，而冷却流体在排管壁的管之间循环。催化氧化也可以在多级的催化反应器中进行，在该反应器的相继级间用冷却流体通过间接热交换冷却反应混合物，热交换发生在氧化反应器的内部或外部。

与氧化催化剂接触将 H_2S 氧化成元素硫在 $80—140^\circ\text{C}$ ，优选 $90—120^\circ\text{C}$ 温度下有利地进行。

如果需要，含 H_2S 的气态流出物和含游离氧的气体与氧化催化剂接触所产生的气体在排放到大气前，可进行热处理或催化燃烧，以便将其中的痕量 H_2S 转化成 SO_2 。

在 H_2S 氧化成元素硫的期间，氧化催化剂逐渐被元素硫饱和。元素硫饱和的催化剂用非氧化性气体吹扫定期再生，再生操作在 $200—500^\circ\text{C}$ 之间的温度下进行，优选在 $250—450^\circ\text{C}$ 之间进行，以气化残留在催化剂上的元素硫，再生过的催化剂冷却到 $\Theta—180^\circ\text{C}$ 之间的温度，重新用于氧化反应，这种冷却是利用低于 180°C 的适宜温度

惰性气体进行的。冷却剂气体可任意地带有水蒸汽，至少在催化剂冷却的最后阶段是如此。

再生元素硫饱和的氧化催化剂所采用的吹扫气可以是甲烷、氮气、CO₂或这些气体的混合物，或是由氧化步骤和直接燃烧的一部分气流或一部分被处理的残余气体组成。上述再生所采用的吹扫气可以任意含一定比例的气态还原性化合物，例如H₂、CO、H₂S，至少在再生的最后阶段是如此，也就是说，这是为了在氧化催化剂上沉积的元素硫大部分气化后，将净化过程中已与某些催化剂形成的硫酸盐还原。具体而言，这种吹扫气可以由元素硫回收装置残余气体中一部分被处理的含硫气体组成，否则，可由一部分加氢和水解的联合处理生成的含H₂S的气态流出物组成。

本发明的催化氧化反应的应用可在以氧化步骤和再生/冷却步骤交替操作的一个催化氧化区中进行。当被处理的气体含极少量H₂S，因而催化剂无须频繁再生时，这种应用是合适的。本发明催化反应的应用可在许多催化氧化区中有利地进行，这些催化氧化区中至少一个区在进行再生/冷却步骤，而其它的区是在进行催化氧化步骤。本发明的催化氧化反应的应用也可以通过一个或一个以上的区是在催化氧化反应步骤运行，而至少一个区是在进行再生操作和至少一个区是在冷却步骤操作。

再生氧化催化剂所采用的气体优选闭路循环，从加热区开始，连续地通过被再生的催化区和冷却区，上述气体中的大部分元素硫在

此被冷凝分离，并返回到加热区。当然，再生气体也可以采取开路循环输送。

冷却再生过的氧化催化剂所采用的气体与再生元素硫饱和的催化剂所采用的气体是同一类型。再生气和冷却剂气体的回路相互无关。但是，按照本发明的一个实施方案，上述的再生气体回路也可包括将冷却区出口与再生区入口相连接的旁路，同时旁通它的加热区，这就可使上述的加热区短路，因此采用再生气作为冷却剂气体。

本发明的方法可以应用到克劳斯元素硫回收装置残余气体类型的残余气体的处理，也就是说残余气体直接来源于克劳斯元素硫回收装置。或来源于净化装置的残余气体，例如净化装置是 Sulfreen 装置型，通过应用克劳斯反应采用的一个方法，处理克劳斯元素硫回收装置的残余气体。

参阅本发明的一个实施方案中所使用的装置说明可以对本发明更加了解，附图所示为该装置的示意图。

这套装置联合了加氢和水解反应器 1 和两个催化氧化反应器 2a 和 2b，上述的催化反应器平行安装，每个都有用于氧化 H₂S 成元素硫的催化剂床。一方面，反应器有输送被处理的残余气体的管道 3，残余气体来源于元素硫回收装置或处理装置，例如 Sulfreen 装置，产生可比组成的残余气体，在管道 3 上并入气/气交换器型的间接热交换器 4 的冷回路，然后并入装有输送可燃性气体管道 6 和输送空气的管道 7 的燃烧器 5，另一方面还并入排放气体的管道 8。上述管

道 8 经间接热交换器 4 的热回路与间接交换器 10 的入口 9a 相连接。

催化氧化反应器 2a 和 2b 都分别装有第一管道 11a 和 11b，和分别装有第二管道 12a 和 12b，它们可位于上述每个反应器中的催化剂床任何一侧。一方面，反应器 2a 的管道 11a 经装有阀 14a 的管道 13a 与安装在热交换器 10 出口 9b 的管道 15 连接，另一方面，经装有阀 17a 的管道 16a 与管道 18 连接，管道 18 与鼓风机 19 的吸入口连接，在管道 18 上装有元素硫冷凝器 20。同样，反应器 2b 的管道 11b 经装有阀 14b 的管道 13b 与管道 15 连接，管道 13a 和上述管道 15 的交接点的下游经装有阀 17b 的管道 16b，与位于管道 16a 和元素硫冷凝器 20 之间的后者的附近与管道 18 连接。管道 18 的上游与管道 13a 连接，管道 15 装有旁通管 21，用于添加含游离氧的气体。

反应器 2a 的管道 12a 经装有阀 23a 的管道 22a 与管道 24 连接，用于将净化过的残余气体排放至燃烧反应器（未示出），并由该处排放到大气，另外，经装有阀 26a 的管道 25a 与管道 27 连接并延长至鼓风机 19 的排放口。管道 27 装有加热器 28 和旁路 29，而旁路 29 装有阀 30，并使加热器短路，再者管道 27 还包括位于加热器及其上游的旁路 29 之间的阀 31。同样，反应器 2b 的管道 12b 经装有阀 23b 的管道 22b 与排放净化过的残余气的管道 24 连接，并经装有阀 26b 的管道 25b 在旁路 29 和管道 25a 之间后者附近与管道 27 连接。装有可变流量阀 33 的管道 32 安装在管道 18 上，用作旁路，且位于元

素硫冷凝器 20 和鼓风机 19 之间。并形成附加气体的输送管道，而装有可变流量阀 35 的管道 34 安装在管 27 上。用作旁路，且在鼓风机 19 和将旁路 29 连接到阀 31 上游的管道 27 之间，形成吹扫管道。催化反应器 2a 和 2b 都安装了保护催化剂床温度的系统，所述系统可以为如上所述的任何已知类型，例如，在目前情况下，分别由盘管 36a 和 36b 组成，安装在所述反应器中的催化剂床内，适当温度的流体通过它流动，就得到了所希望的效果，即冷却或加热。

在这种装置中，本方法的运行可概述如下：

假设反应器 2a 是在催化氧化步骤，而反应器 2b 是在再生步骤，阀 14a、17b、23a、26b 和 31 开启，而阀 14b、17a、23b、26a 和关闭。

经管道 3 来自元素硫回收装置的残余气体进入热交换器 1，然后通过燃烧器 5，在此与该燃烧器产生的燃烧气混合，这是利用空气使可燃性气体燃烧完成的，在低于化学计算量下操作，以供应适量的 H₂ 和 CO，此外还进行加热。通过燃烧器 5 时，残余气体被燃烧气加热到加氢所需要的温度，例如 200—400℃，为此同时，还接收燃烧期间所产生的 H₂ 和 CO。残余气体和燃烧气体的热混合物离开燃烧器 5 进入加氢和水解反应器 1，该反应器内装有适量的催化剂，它能够促进 SO₂ 加氢和元素硫加氢成 H₂S，还能够使 COS 和 CS₂ 水解，所述催化剂是例如基于钴和钼的催化剂。在反应器 1 中，存在于残余气体中的除 H₂S 以外的硫化合物几乎完全转化成 H₂S。此后，温度

为 280—450°C，经管道 8 离开反应器 1 的气态流出物进入热交换器 4，在此加热在管道 3 中的残余气流，然后进入交换器 10，离开交换器 10 时，可得到温度为 Q—180°C，特别是约 80—100°C 的冷却了的气态流出物，上述气态流出物经管道 15、13a，通过阀 14a 和管道 11a 输送到氧化反应器 2a，经管道 21 接收控制量的含游离氧和特别是空气的气体后，进行 H₂S 氧化成元素硫的氧化反应。

象反应器 2b 一样，在反应器 2a 中，装有氧化 H₂S 成元素硫的催化剂，例如，上述的催化剂，通过氧并与氧化催化剂接触，可将 H₂S 按反应 $H_2S + 1/2 O_2 \rightarrow S + H_2O$ 选择性地氧化成元素硫。

在进行氧化反应的温度下和保持温度为 Q—180°C 之间，优选 80—140°C，更优选 90—120°C，由 H₂S 的氧化所生成的元素硫沉积在所述的催化剂上。H₂S 残留量极低的净化过的残余气体经管道 12a 离开反应器，通过阀 23a 直接经管道 22a 进入排放管道 24，由此处将上述净化过的残余气体输送到热处理或催化燃烧反应器（未示出）。

利用鼓风机 19 将非氧化性的吹扫气流通过阀 31 和加热器 28 喷入管道 27，在加热器 28 中将这种气流加热到再生的适宜温度。在管道 27 中输送的加热气流经管道 25b，通过阀 26b 和管 12b 导入反应器 2b，吹扫所述反应器中的元素硫饱和的氧化催化剂。夹带气化硫的吹扫气流经管道 11b 离开反应器 2b，并通过阀 17b 流经管道 16b 和管道 18，直到元素硫冷凝器 20，在此，大部分元素硫被冷凝

分离。在离开冷凝器 20 时，吹扫气流再次被鼓风机 19 吹入，然后输送返回到管道 27，如上所述。

在反应器 2b 中的催化剂用通过加热器 28 的吹扫气吹扫足够长的时间完全除去沉积在催化剂上的元素硫后，开启阀 30，关闭阀 31，以便使加热器 28 短路，以降低吹扫气的温度，并继续吹扫一适宜时间，同时，用适当温度的流体循环，如果需要，在系统 36b 中冷却反应器 2b 中再生过的催化剂。

当上述的催化剂冷却到适当温度时，使催化剂与在管道 21 下游的回路 15 中流动的物流接触，使用一些部件循环切换反应器 2a 和 2b，也就是说反应器 2b 进行氧化反应步骤，反应器 2a 进入再生/冷凝步骤，这是通过关闭阀 14a、17b、23a、26b 和 30 及开启阀 14b、23b、26a 和 31 实现的。而对冷凝步骤是通过关闭阀 31 和开启阀 30 完成的。使用一些部件切换的中间期间，催化反应器 2a 和 2b 的吹扫气在旁通这些反应器的管道（未示出）中进行循环。

按照本发明方法的一个实施方案，管道 32 可以与加氢和水解反应器 1 与热交换器 10 之间的管 8 连接，或与热交换器 10 和加入含游离氧气体的管 21 之间的管 15 连接，以便将一部分来自加氢和水解反应器 1 的含 H₂S 的排出气流连续地引入再生气回路，而含游离氧的气体还未加入此处，再生所使用的部分吹扫气经管道 34 连续地排除，结果含 H₂S 的气态流出物部分与吹扫气部分的体积基本上相等。在该实施方案中，管道 34 优选与被处理的残余气体输送管道 3

连接，在燃料器 5 的上游特别是热交换器 4 的上游连接更有利，以便将所述的部分吹扫气循环进入被处理的残余气体中，输送去进行加氢和水解联合处理。

下面给出实施本发明方法的实例，以补充以上的描述，但决不意味着是对本发明的限制。

实施例：

来自克劳斯元素硫回收装置的残余气体，用空气进行控制氧化，含硫气体由 70% (体积) H₂S、25.4% (体积) CO₂、4% (体积) H₂O 和 0.6% (体积) 烃类组成，使用如附图中的示意图示出的相似装置，操作如上述。

被处理的残余气体有下述的组成，以摩尔百分数表示：

H ₂ S	0.79
SO ₂	0.40
S (蒸气)	0.07
CO ₂	10.60
H ₂ O	30.90
N ₂	54.20
H ₂	2.20
CO	0.78
COS	0.03
CS ₂	0.03

来自管道 3 的残余气体、流率 922Kmol/h，温度约 132°C，在通过间接热交换器 4 和燃烧器 5 后被加热到约 280°C，并在该温度下进入装有钴/钼氧化铝载体型催化剂的加氢和水解反应器 1。

在反应器 1 中 SO₂、S、COS 和 CS₂ 实质上完全转化为 H₂S，离开所述反应器 1 的气态流出物的温度为 305°C，且只含 H₂S 这硫化合物。这种气态流出物的流率为 940kmol/h，通过热交换器 4，并通过热交换器 10 后冷却到 90°C，经管道 21 以 44 kmol/h 的流率加入常温的空气，得到的混合物进入温度大体上等于 90°C 的在氧化反应步骤中的反应器 2a。

在氧化反应器 2a 和 2b 中所采用的催化剂由氧化铝和镍组成，含镍 4% (wt)，用适量的乙酸镍水溶液浸渍活性氧化铝，然后在 100°C 干燥浸渍的氧化铝和最后在 300°C 烧干产物三小时就得到 3 所述的催化剂。这种催化剂的孔体积用汞渗透法测定，为 410cm³/L 催化剂。

在氧化反应器 2a 中的气态混合物流与催化剂层的接触时间为 10 秒。在氧化反应器中 H₂S 转化成元素硫的转化率为 98%。气流的温度约为 110°C，含 250vpm H₂S 在反应器 2a 的出口排除，上述气流在排放到大气前，被输送到燃烧器。

为再生元素硫饱和的氧化催化剂，由 N₂ 组成的吹扫气喷入反应器 2b，吹扫气是由鼓风机 19 以流率为 12000 sm³/h 输送的。上述的吹扫气在用加热器 28 加热到 300—350°C 之间的温度后，加入再生

步骤中的反应器 2b。在再生催化剂的冷却步骤期间，加热器 28 旁通，吹扫气的温度降低到约 125°C 后，在盘管 36b 中用温度为 80°C 的流体循环，同时继续吹扫。

在净化步骤中，反应器 2a 和 2b 交替操作 30 小时，也就是说，在反应步骤操作的 30 小时中，包括在再生/冷却步骤中的 10 小时的冷却。

包括本发明方法的硫回收装置用于处理所述装置所产生的残余气体，在几个月的期间内，元素硫的总收率为 99.9%。

说 明 书 附 图

流程示意圖

