

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

B01D 53/14 (2006.01)

C10L 3/10 (2006.01)



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200780005298.3

[43] 公开日 2009 年 3 月 11 日

[11] 公开号 CN 101384334A

[22] 申请日 2007.2.14

[21] 申请号 200780005298.3

[30] 优先权

[32] 2006.2.14 [33] EP [31] 06002962.6

[86] 国际申请 PCT/EP2007/051436 2007.2.14

[87] 国际公布 WO2007/093615 德 2007.8.23

[85] 进入国家阶段日期 2008.8.13

[71] 申请人 巴斯夫欧洲公司

地址 德国路德维希港

[72] 发明人 R·瓦格纳 R·胡戈

[74] 专利代理机构 北京市中咨律师事务所

代理人 刘金辉 林柏楠

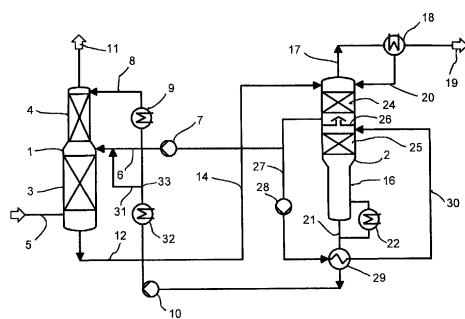
权利要求书 3 页 说明书 10 页 附图 2 页

[54] 发明名称

用于去除酸性气体的改装设备

[57] 摘要

一种从流体制料流中去除酸性气体的方法，其中在吸收塔中使与至少一种胺的水溶液的吸收介质接触的流体制料流经第一吸收区，并流经第二吸收区，使负载的吸收介质流入第一再生区，使一部分所得到的部分再生的吸收介质流入第一吸收区，使另一部分所述部分再生的吸收介质流入第二再生区，并且使一部分所得到的再生的吸收介质流入第一吸收区，使另一部分所述再生的吸收介质流入第二吸收区。所述方法可在装置经较小改变的热罐设备上进行，对于相同的性能，能量需求不高于热罐法。



1. 一种从流体制流中去除酸性气体的方法，其中

a)使与包含至少一种胺的水溶液的吸收介质接触的流体制流经吸收器内的第一吸收区，去除大部分酸性气体，并且使所述流体制流经吸收器内的第二吸收区，去除另外量的酸性气体；

b)使负载的吸收介质流入第一再生区，获得部分再生的吸收介质，并且使一部分所述部分再生的吸收介质流入所述第一吸收区；

c)使另一部分所述部分再生的吸收介质流入第二再生区，获得再生的吸收介质，以及

d)使一部分所述再生的吸收介质流入所述第一吸收区，而使另一部分所述再生的吸收介质流入所述第二吸收区。

2. 如权利要求 1 所述的方法，其中所述第一再生区设置在塔内的所述第二再生区之上，并且通过来自所述第二再生区的上升蒸气加热所述第一再生区。

3. 如权利要求 1 或 2 所述的方法，其中通过与从所述第二再生区流出的再生的吸收介质进行间接热交换而预热从所述第一再生区流入所述第二再生区的所述部分再生的吸收介质。

4. 如前述权利要求中任一项所述的方法，其中进入所述第一吸收区的所述再生的吸收介质的温度为 40-65℃。

5. 如前述权利要求中任一项所述的方法，其中以 1:1-5:1 的比例在所述第一吸收区和第二吸收区之间分配所述再生的吸收介质。

6. 如权利要求 5 所述的方法，其中以 2:1-4:1 的比例在所述第一吸收区和第二吸收区之间分配所述再生的吸收介质。

7. 如前述权利要求中任一项所述的方法，其中所述部分再生的吸收介质的负载程度为 50-70%，所述再生的吸收介质的负载程度为 2-6%。

8. 如前述权利要求中任一项所述的方法，其中所述部分再生的吸收介质的循环速率与再生的吸收介质的循环速率之比为 0.5-3。

9. 如权利要求 8 所述的方法，其中所述部分再生的吸收介质的循环速

率与再生的吸收介质的循环速率之比为 0.7-2。

10. 如前述权利要求中任一项所述的方法，其中所述吸收介质包含单乙醇胺(MEA)、甲氨基丙胺(MAPA)、哌嗪、二乙醇胺(DEA)、三乙醇胺(TEA)、二乙基乙醇胺(DEEA)、二异丙胺(DIPA)、氨基乙氧基乙醇(AEE)、二甲基氨基丙醇(DIMAP)和甲基二乙醇胺(MDEA)、甲基二异丙醇胺(MDIPA)、2-氨基-1-丁醇(2-AB)或其混合物的水溶液。

11. 如权利要求 10 所述的方法，其中所述吸收介质包含甲基二乙醇胺和哌嗪的水溶液。

12. 如权利要求 10 所述的方法，其中所述吸收介质包含甲基二乙醇胺和甲氨基丙胺的水溶液。

13. 如权利要求 10 所述的方法，其中所述吸收介质包含甲基二乙醇胺和氨基乙氧基乙醇的水溶液。

14. 如权利要求 10 所述的方法，其中所述吸收介质包含甲基二乙醇胺和 2-氨基-1-丁醇的水溶液。

15. 一种改造用于从流体料流中去除酸性气体的设备的方法，所述设备包括：

- (i) 具有第一吸收区和第二吸收区的吸收器，
- (ii) 具有构造成膨胀塔的上部，以及下部的再生塔，
- (iii) 用于再生的吸收介质从再生塔的底部到第二吸收区的管道，
- (iv) 用于部分再生的吸收介质从膨胀塔的下端到第一吸收区的管道，以及

(v) 用于负载的吸收介质从吸收器的底部到膨胀塔的上端的管道，其中，将收集塔板插入膨胀塔的上部，从而将膨胀塔分为第一再生区和第二再生区，用于部分再生的吸收介质的管道从收集塔板通向第一吸收区。

16. 如权利要求 15 所述的方法，其中所述收集塔板将膨胀塔的分离段以 1:10 至 1:3 的比例分为在收集塔板上的分离段和在收集塔板下的分离段。

17. 如权利要求 15 或 16 所述的方法，其中所述再生塔的下部没有内件。

18. 如权利要求 15-17 中任一项所述的方法，其中提供热交换器以通过与从所述第二再生区流出的再生的吸收介质进行间接热交换而预热从所述第一再生区流向第二再生区的部分再生的吸收介质。

19. 如权利要求 15-18 中任一项所述的方法，其中提供分配器以在所述第一吸收区和第二吸收区之间分配所述再生的吸收介质。

20. 如权利要求 19 所述的方法，其中在所述再生塔和分配器之间提供用于冷却所述再生的吸收介质的冷却器。

21. 如权利要求 15-20 中任一项所述的方法，其中所述设备装有吸收介质，所述吸收介质包含单乙醇胺(MEA)、甲氨基丙胺(MAPA)、哌嗪、二乙醇胺(DEA)、三乙醇胺(TEA)、二乙基乙醇胺(DEEA)、二异丙胺(DIPA)、氨基乙氧基乙醇(AEE)、二甲基氨基丙醇(DIMAP)和甲基二乙醇胺(MDEA)、甲基二异丙醇胺(MDIPA)、2-氨基-1-丁醇(2-AB)或其混合物的水溶液。

22. 如权利要求 21 所述的方法，其中所述设备装有包含甲基二乙醇胺和哌嗪的水溶液的吸收介质。

23. 如权利要求 21 所述的方法，其中所述设备装有包含甲基二乙醇胺和甲氨基丙胺的水溶液的吸收介质。

24. 如权利要求 21 所述的方法，其中所述设备装有包含甲基二乙醇胺和氨基乙氧基乙醇的水溶液的吸收介质。

25. 如权利要求 21 所述的方法，其中所述设备装有包含甲基二乙醇胺和 2-氨基-1-丁醇的水溶液的吸收介质。

用于去除酸性气体的改装设备

本发明涉及一种从流体质料流中去除酸性气体的方法以及一种改造从流体质料流中去除酸性气体的设备的方法。

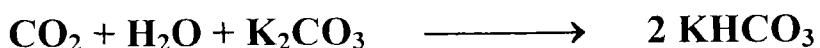
在化学工业中的许多方法中，存在包含酸性气体例如 CO_2 、 H_2S 、 SO_2 、 CS_2 、 HCN 、 COS 或硫醇的流体质料流。这类流体质料流例如可以是气流，如天然气、炼油厂气、合成气、烟道气或包含有机物质的废料堆肥中形成的反应气。

酸性气体的去除由于不同的原因而尤其重要。单质氮和氢形成由 Haber-Bosch 方法合成氨的基础。氢气通常主要通过天然气的蒸汽重整获得。在 700-900°C，在氧化镍-氧化铝催化剂的存在下，在预先脱硫后，使天然气与蒸汽反应而在重整装置内形成氢气和一氧化碳。在氧化铜(II)-氧化锌催化剂的存在下，使形成的一氧化碳与蒸汽反应得到氢气和二氧化碳。然后，去除二氧化碳而制得纯的氢气。

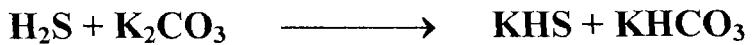
必须通过适当的处理措施直接降低天然气源中天然气的硫化合物含量，因为硫化合物也在通常由天然气带走的水中形成酸，其具有腐蚀性。为了在管道中运送天然气，因而必须满足含硫杂质的规定限值。在有机材料例如有机废物、煤，或矿物油的氧化中形成的，或在包含有机物质的废料堆肥中形成的反应气必须去除，以防止释放破坏自然环境或可影响气候的气体。

为了去除酸性气体，通过使用无机或有机碱溶液进行洗涤。一旦酸性气体溶解于吸收介质中，就与碱形成离子。吸收介质可通过膨胀至较低压力或通过汽提而再生，离子物质进行反应重新形成酸性气体和/或通过蒸汽汽提脱去。再生过程之后，能够重新使用所述吸收介质。

在已知为本菲尔德法(Benfield process)或“热罐(hot pot)”法的方法中，将热钾碱溶液(碳酸钾)用作吸收介质。基于下式去除二氧化碳：



硫化氢的去除可由下式表示：



碳酸钾在水中具有有限的溶解度；因而钾碱水溶液必须保持高温，以防止盐析出。名称“热罐”表明通常进行所述方法时的高温。

二氧化碳与氢氧根离子之间的反应速率限制碳酸钾溶液中的吸收速率。为了规避对长的接触时间以及高的吸收塔的需求，使用各种活化剂加速该反应。这些活化剂通常是伯胺或仲胺，其作用是通过中间形成氨基甲酸根离子而加速碳酸氢根离子的形成。

氨基甲酸盐是高度腐蚀性的。在热罐法的情况下，由于进行该方法时的高温而进一步加剧了这种情况。因此，运行热罐法的大部分设备将经受由钢制造的设备部件的相当大的腐蚀。尝试通过添加缓蚀剂，例如砷化合物或偏钒酸钾，以抑制腐蚀。尽管这些缓蚀剂可有效地使金属表面钝化，但这些砷化合物或钒化合物是剧毒的，并且如果发生吸收介质的泄漏将成为严重的环境危害。另外，在每次运行停工后，必须再次进行必需的耗时的钝化。

另外，胺活化剂在热的碳酸钾溶液中并不是特别稳定。胺的分解产物通常加强了吸收介质的腐蚀性。另外，已经发现了所述分解产物的沉积物，其阻塞管道以及塔底。另外，所述分解产物导致吸收介质形成泡沫。

除了热罐法以外，已知各种从流体料流中去除酸性气体的方法，其中使用有机碱例如链烷醇胺的水溶液作为吸收介质(下文中称为“胺法”)。

大部分的热罐法设备建造于二十世纪七十年代，已不再满足经济效益的最新标准。这些设备的能源消耗显著高于使用胺的水溶液的设备的能源消耗。在一些应用中，例如在氨合成中，去除 CO₂ 的能源消耗是决定整个方法的经济可行性的关键点。

因此，需要将现有的运行热罐法的设备转变为胺法。

热罐法与通过胺的水溶液去除酸性气体的方法之间存在共同的基本特征。在两种方法中，待处理的流体料流在吸收器中与吸收介质密切接触。使负载的吸收介质(富溶剂)在汽提塔中再生。大部分热罐设备根据两段法运行。再生的吸收介质(贫溶剂)的较小部分从吸收器的顶部供入，而仅部

分再生的吸收介质(半贫溶剂)的较大部分供入吸收器的中心。在部分再生的吸收介质的循环(半贫循环)中去除了大部分酸性气体，仅使用再生的吸收介质进行净化。由于吸收器的上部经受较低的水力负荷，因而吸收器上部的横截面通常比下部的横截面小。

再生塔通常包括负载的吸收介质通过膨胀(闪蒸)而在其中部分再生的具有许多分离段的上部(膨胀塔)，以及吸收介质的较小部分通过直接或间接地加热在其中热再生的(较小的)下部。再生塔下部的横截面通常小于上部的横截面。来自再生塔下部的蒸气也流经塔的上部，且由于其加热作用，改善了在该处发生的闪蒸再生的效率。

在热罐法中，吸收和再生在基本相同的温度下进行。因此，通过负载的吸收介质和再生吸收介质之间的热传递进行内部热量回收是不可能的。胺法的一个必要特征是吸收和再生不仅在不同的压力下且在不同的温度下进行。因此，通常在胺法中，提供热交换器以通过与再生吸收介质的间接热交换而加热负载的吸收介质(贫/富溶剂热交换器)。

根据两段热罐法运行的设备与优化的两段胺法之间的主要区别在于：

- (i)热罐法中的吸收介质循环速率总体低于胺法中的循环速率；
- (ii)热罐吸收介质的比能耗较高；
- (iii)与胺法设备相比，热罐设备中的回流冷凝器显著较大，用于再生吸收介质的冷却器显著较小；
- (iv)热罐设备通常没有用于通过与再生吸收介质的间接热交换而加热负载的吸收介质的热交换器(贫/富溶剂热交换器)；
- (v)热罐设备通常具有含有许多分离段的膨胀塔(用于部分吸收介质再生)。

热罐法中每周期部分再生的吸收介质和再生的吸收介质的按比例的平均酸性气体吸收能力高于基于胺的水溶液的吸收介质的吸收能力。为了获得总体相同的吸收能力，当使用胺吸收介质时，吸收介质的循环速率将必须增大。这通常由于增大的循环速率将导致吸收器和/或再生塔的水力超负荷而失败，这通常不能通过(另外花费的)交换或通过塔内填料的优化而补救。

当必要的设备组件，尤其是吸收器和膨胀塔能继续使用，而且仅需要对设备进行有限地改造和/或补充时，转变为胺法是合理的。显然，转变后的酸性气体比能耗必须不高于原来的热罐法，因为除了较低的腐蚀性外，节能是胺法的主要优点。

因此，发明目的在于提供一种在对设备稍作改变后能在热罐设备上进行的胺法，其中对于相同产量，能量需求不高于热罐法。

所述发明目的通过从流体质料流中去除酸性气体的方法而实现，在所述方法中：

a)使与包含至少一种胺的水溶液的吸收介质接触的流体质料流经吸收器内的第一吸收区，去除大部分酸性气体，并且使所述流体质料流经吸收器内的第二吸收区，去除另外量的酸性气体，

b)使负载的吸收介质流入第一再生区，获得部分再生的吸收介质，并且使一部分所述部分再生的吸收介质流入所述第一吸收区，

c)使另一部分所述部分再生的吸收介质流入第二再生区，获得再生的吸收介质，以及

d)使一部分所述再生的吸收介质流入所述第一吸收区，而使另一部分所述再生的吸收介质流入所述第二吸收区。

在本发明方法中，部分再生的吸收介质的循环速率与再生的吸收介质的循环速率之比(半贫/贫比例)通常为 0.5-3，优选 0.7-2，尤其优选 0.8-1.5。再生的吸收介质与部分再生的吸收介质的比例高于常规的，即能量优化的胺法。

在本发明方法中，再生的吸收介质不是完全引入(如传统的胺法中的)吸收器的顶部，即所述第二吸收区，而是一部分再生的吸收介质流入所述第一吸收区，从而增强第一吸收区内的吸收性能。

已发现将全部量的再生吸收介质引入吸收器的顶部，即所述第二吸收区，并不是有利的，这是因为其导致吸收器上部的水力超负荷，尤其因为该原因，如上文中描述的，吸收器上部的横截面通常小于吸收器下部的横截面。再生的吸收介质在第一吸收区和第二吸收区之间的分配比例通常为 1:1-5:1，优选 2:1-4:1，尤其优选 2.4:1-3:1。

部分再生的吸收介质的负载程度通常为 50-70%，而再生的吸收介质的负载程度为 2-6%。所述负载程度定义为基于负载的吸收介质(即吸收器底部的吸收介质)的负载的负载(例如每摩尔胺中的酸性气体的摩尔数)。

为了通过部分内部热量回收而降低本方法的能耗，方便的是通过与从第二再生区流出的再生的吸收介质进行间接的热交换而预热从第一再生区流入第二再生区的部分再生的吸收介质。

吸收步骤中的总压力通常为约 10-100 巴，优选约 20-80 巴，尤其优选 25-70 巴。

第一吸收区内的温度通常为 40-100 °C，优选 50-90 °C，尤其是 60-90 °C；第二吸收区内的温度为 30-90 °C，优选 40-80 °C，尤其 40-70 °C。该温度比第一吸收段的温度低 5-20 °C。

进入第一吸收区的再生吸收介质的温度优选为 35-70 °C，尤其是 40-60 °C。为了设定所需的温度，使再生的吸收介质流经具有合适性能的热交换器。

进入第二吸收区(即吸收器的顶部)的再生吸收介质的温度优选为 30-60 °C，尤其是 40-50 °C。为了设定这些温度，合适的话使再生的吸收介质的该子流流经具有合适性能的另一个热交换器。

合适的吸收塔例如是填充床塔、有序填充塔和板式塔。在板式塔中，安装筛板、泡罩塔盘或浮阀塔板，液体在其上流过。蒸气流经特殊的缝或洞，以形成喷射床。在每个塔板上建立新的平衡。填充床塔可用不同成型体填充。由于成型体的尺寸通常约为 25-80mm，因而通过增加表面积改善热交换和物质传递。已知的实例是腊希环(中空的圆柱体)、鲍尔环、高流环(hiflow ring)、英特洛克斯鞍形填料(Intalox saddle)以及类似物。填充床可以有序的方式或无序地(作为床)导入至塔内。所考虑的材料是玻璃、陶瓷、金属和塑料。结构化的填料是有序填料的进一步发展。它们具有形状规则的结构。因此，可使用有序的填料降低气流中的压降。存在各种填料设计，例如织物填料或金属片填料。作为材料，可使用金属、塑料、玻璃和陶瓷。但是，通常可使用热罐设备的吸收器而不需要显著的改变。

再生塔同样地可以是填充床塔、有序填充塔或板式塔。在再生塔的底

部设有加热器，例如具有循环泵的强制循环蒸发器。在再生塔的顶部具有用于释放酸性气体的出口。带走的吸收介质蒸气在冷凝器中冷凝并再循环至塔内。在第一再生区内，通过膨胀和汽提，使负载的吸收介质部分再生，在第二再生区内，通过直接或间接加热，使较小部分的吸收介质热再生。第一再生区和第二再生区通常通过液体收集塔板彼此隔开。部分再生的吸收介质蓄积于收集塔板上，其可被取走。

再生塔顶部的压力通常为约 1-5 巴，优选约 1.2-2 巴。为了避免发生压降，第一再生区和第二再生区内的压力通常是基本相同的。

当在约 1.2 巴的塔顶压力下运行再生塔时，第一再生区的温度通常为 65-85°C，优选 70-80°C；第二再生区的温度为 95-120°C。在再生塔内较高的压力下，所述温度根据吸收介质的蒸汽压曲线升高，在较低的压力下，它们下降。通常，第二再生区的温度比第一再生区的温度高 15-35°C。

在再生塔内，第一再生区通常设置在第二再生区之上，第一再生区仅通过来自第二再生区的上升蒸气加热。如上文所提及的，热罐设备通常具有含有许多分离段的膨胀塔。方便的是将继续使用现有的膨胀塔，由于将收集塔板插入膨胀塔内，因而收集塔板将其分隔为第一再生区和第二再生区。收集塔板例如是烟囱式塔板。

因此，本发明还涉及一种改造用于从流体料流中去除酸性气体的设备的方法，所述设备包括：

- (i) 具有第一吸收区和第二吸收区的吸收器，
- (ii) 具有构造成膨胀塔的上部，以及下部的再生塔，
- (iii) 用于再生的吸收介质从再生塔的底部到第二吸收区的管道，
- (iv) 用于部分再生的吸收介质从膨胀塔的下端到第一吸收区的管道，以及
- (v) 用于负载的吸收介质从吸收器的底部到膨胀塔的上端的管道，

其中，将收集塔板插入膨胀塔内，从而将膨胀塔分为第一再生区和第二再生区，并且用于部分再生的吸收介质的管道从收集塔板通向第一吸收区。

通常，将收集塔板插入膨胀塔内，从而将膨胀塔的分离段以 1:10 至 1:3，优选 1:8 至 1:5 的比例分为在收集塔板上的分离段和在收集塔板下的分离

段。实际的考虑，例如结构情况，可验证偏差。

再生塔的较低且较狭窄的部分不再具有任何功能。如果必须避免较低的塔的部分的水力超负荷，合适的话，这部分没有内件，例如尤其是填料。

在改造过程中，优选还提供热交换器，以通过与从第二再生区流出的再生的吸收介质进行间接的热交换而预热从第一再生区流向第二再生区的部分再生的吸收介质。

在改造过程中，优选还提供分配器，以在第一吸收区和第二吸收区之间分配再生的吸收介质。方便地，在再生塔和分配器之间提供冷却再生的吸收介质的冷却器。该冷却器取代或补充热罐设备中现有的冷却器，以冷却进入第二吸收区的再生的吸收介质。

根据本发明方法处理的流体制流例如是合成气，尤其是用于生产氨的合成气。或者，它可以是天然气、炼油厂气，或化学方法或冶金方法中的气流。

使用的吸收介质是总胺含量为 30-70 重量%，尤其 40-60 重量% 的胺的水溶液。

优选地，吸收介质包含单乙醇胺(MEA)、甲氨基丙胺(MAPA)、哌嗪、二乙醇胺(DEA)、三乙醇胺(TEA)、二乙基乙醇胺(DEEA)、二异丙胺(DIPA)、氨基乙氧基乙醇(AEE)、二甲基氨基丙醇(DIMAP)和甲基二乙醇胺(MDEA)、甲基二异丙醇胺(MDIPA)、2-氨基-1-丁醇(2-AB)或其混合物的水溶液。

优选的吸收介质包含至少一种具有 4-12 个碳原子的链烷醇胺。尤其优选的吸收介质包含至少一种叔链烷醇胺以及优选伯胺或仲胺形式的活化剂。优选的活化剂是具有至少一个 NH 基团以及合适的话选自氧原子和氮原子的在环中的另一个杂原子的饱和的五元至七元杂环化合物。合适的活化剂是哌嗪、1-甲基哌嗪、2-甲基哌嗪、1-氨基哌嗪、吗啉、哌啶。其它优选的活化剂选自甲氨基丙胺、2-氨基-1-丁醇和氨基乙氧基乙醇。

美国专利 US4,336,233 中描述的吸收介质也被非常详细地证实。其是作为吸收促进剂或活化剂的甲基二乙醇胺(MDEA)和哌嗪的水溶液(aMDEA®, BASF AG, Ludwigshafen)。该处描述的冲洗液包含 1.5-4.5mol/l

的甲基二乙醇胺(MDEA)和 0.05-0.8mol/l，优选 0.4mol/l 的哌嗪。

另一合适的吸收介质包含甲基二乙醇胺和甲氨基丙胺的水溶液。

另一合适的吸收介质包含甲基二乙醇胺和氨基乙氧基乙醇的水溶液。

另一合适的吸收介质包含甲基二乙醇胺和 2-氨基-1-丁醇的水溶液。

在下文中将基于图 1 和图 2 描述本发明。

图 1 图示了具有吸收器 1 和再生塔 2 的热罐设备的典型结构。吸收器 1 包括在吸收器 1 下部的第一吸收区 3 和在吸收器 1 上部的第二吸收区 4。两个吸收区均包括填充床或分离塔板，以进行物质传递和热交换。待处理的流体料流经管道 5 进入吸收器 1，并在第一吸收区 3 中，以与经管道 6 和泵 7 供给的部分再生的吸收介质呈逆流的方式通过。所述流体料流进一步上升进入第二吸收区 4，在第二吸收区 4 中，所述流体料流以与经管道 8、冷却器 9 和泵 10 供给的冷却的再生吸收介质呈逆流的方式通过。除去酸性气体的流体料流经管道 11 离开吸收器 1。

负载的吸收介质经管道 12 离开吸收器 1。许多这类设备具有膨胀涡轮 13，在其中负载的吸收介质于较低压力下膨胀。所获得的能量可用于驱动例如泵 7。负载的吸收介质经管道 14 流至再生塔 2。再生塔 2 包括使大部分 CO₂ 和 H₂S 在其中通过加压膨胀释放的上部 15，以及下部 16，它们通过收集塔板 23 彼此分开。吸收介质释放的酸性气体经管道 17 离开再生塔 2。带走的吸收介质蒸气在冷凝器 18 内冷凝，且经管道 20 再循环至再生塔 2。酸性气体经管道 19 离开冷凝器 18。

收集塔板 23 上收集的部分再生的吸收介质经泵 7 和管道 6 流回至吸收器 1 内。一部分所述部分再生的吸收介质进入再生塔 2 的下部 16，在其中，部分再生的吸收介质通过上升的蒸气汽提且热再生。经吸收介质进行再生塔 2 的加热，所述吸收介质经管道 12 从该塔的底部取走，并在具有循环蒸发器的实施方案中，经加热器 22 再循环至再生塔 2。再生的吸收介质经泵 10 流回至吸收器 1 内。

图 2 图示了适于进行本发明方法的改造后的热罐设备的典型结构。所述设备具有吸收器 1 和再生塔 2。吸收器 1 包括在吸收器 1 下部的第一吸收区 3 和在吸收器 1 上部的第二吸收区 4；与图 1 的设备相比，吸收器 1

基本未改变。经管道 5，将待处理的流体制料流供入吸收器 1，并在第一吸收区 3 内以与吸收介质逆流的方式通过。进入第一吸收区 3 的吸收介质由经管道 6 和泵 7 供给的部分再生的吸收介质以及经管道 31、分配器 33、冷却器 32 和泵 10 供给的再生的吸收介质组成。流体制料流进一步上升进入第二吸收区 4，在其中所述流体制料流以与经管道 8、冷却器 9 和 32 以及泵 10 供给的冷却的再生的吸收介质逆流的方式流过。除去酸性气体的流体制料流经管道 11 离开吸收器 1。

负载的吸收介质经管道 12 离开吸收器 1。其流入再生塔 2 并于较低压力下膨胀。可提供膨胀涡轮(未示出)，所获得的能量可用于驱动泵 7。再生塔 2 包括第一再生区 24 和第二再生区 25，它们通过收集塔板 26 彼此分开。已去除了再生塔 2 下部 16 的填充床。吸收介质释放的酸性气体经管道 17 离开再生塔 2。带走的吸收介质蒸气在冷凝器 18 中冷凝，并经管道 20 再循环至再生塔 2。酸性气体经管道 19 离开冷凝器 18。

在新安装的收集塔板 26 上收集的一部分所述部分再生的吸收介质经泵 7 和管道 6 流回至吸收器 1 内。另一部分所述部分再生的吸收介质经管道 27、泵 28、热交换器 29 和管道 30 流入第二再生区 2。在该处，其通过上升的蒸气进行汽提且热再生。通过吸收介质进行再生塔 2 的加热，所述吸收介质经管道 21 从该塔的底部取走，并经加热器或再沸器 22 再循环至再生塔 2。热交换器 22 的另一种实施方案是可能的，例如作为釜式热交换器。

在所述再生的吸收介质经泵 10 和冷却器 32 流回至吸收器 1 之前，在热交换器 29 内从再生的吸收介质中取出热量。通过热交换器 29 内取出的热量预热部分再生的吸收介质，部分再生的吸收介质经管道 27、泵 28、热交换器 29 和管道 30 从第一再生区流至第二再生区 2。再生的吸收介质在分配器 33 内分为两股流体制料流，一部分经管道 31 流入吸收器 1 的第一吸收区 3，一部分经冷却器 9 和管道 8 流入吸收器 1 的第二吸收区 4。

实施例

使 CO₂ 含量为 21 体积% 的 100000Nm³/h 合成气流贫化为残留 CO₂ 含量为 0.2 体积%。气体中的其它成分基本是氢气、一氧化碳和甲烷。气流

处于 19 巴的压力下，并于 60°C 的温度下产生。

如下的表 1 中，示出了热碳酸钾洗涤器的操作数据，以及使用传统设计的胺法和根据本发明的胺法时的操作数据。

表 1：热罐法、优化的两段胺法以及根据本发明对热罐法的结构条件调整的胺法的操作数据的对比

流体料流		热罐法	优化的 胺法	根据本发明调整 的胺法
至第二吸收段的再生的吸收介质	m ³ /h	132	228	132
至第一吸收段的再生的吸收介质	m ³ /h	-	-	326
至第一吸收段的部分再生的吸收介质	m ³ /h	809	1036	455
吸收器底部的负载的吸收介质	m ³ /h	971	1340	930
传热性能				
再沸器	GJ/h	80.9	46.4	70.0
部分再生/再生吸收介质的热交换器	GJ/h	-	28.2	40.3
冷凝器	GJ/h	25.3	11.7	13.1
用于再生的吸收介质的冷却器	GJ/h	11.4	30.7	53.0

胺法优化的设备设计的确具有所示变型方案的显著最低能量需求，比较再生和部分再生的溶液的所需循环速率，很明显该优化的胺法不可用以前的热罐设备表示。胺法中要求的循环速率是相当高的，因此，不仅现有泵的性能而且塔的水流容量都将显著超出。

相反，在根据本发明胺法的设计的情况下，导致相等或较低的溶剂循环速率，这使得能够再利用现有的吸收塔和再生塔以及继续使用现有的泵。如所描述的，尽管在这种变型方案中也将重新安装用于在部分再生的吸收介质/再生的吸收介质之间热交换的热交换器与用于再生的碱液的冷却器，但本发明的胺法保持了与热罐法相比显著降低的能量需求(再沸器的性能)。

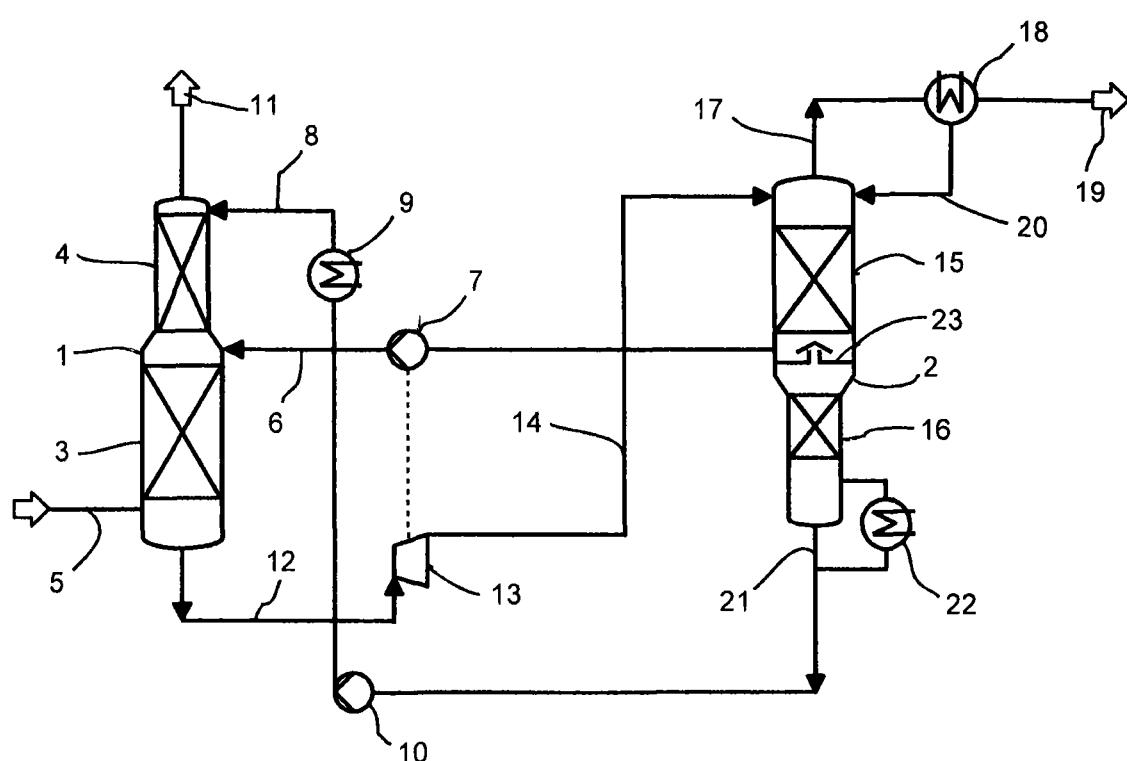


图 1

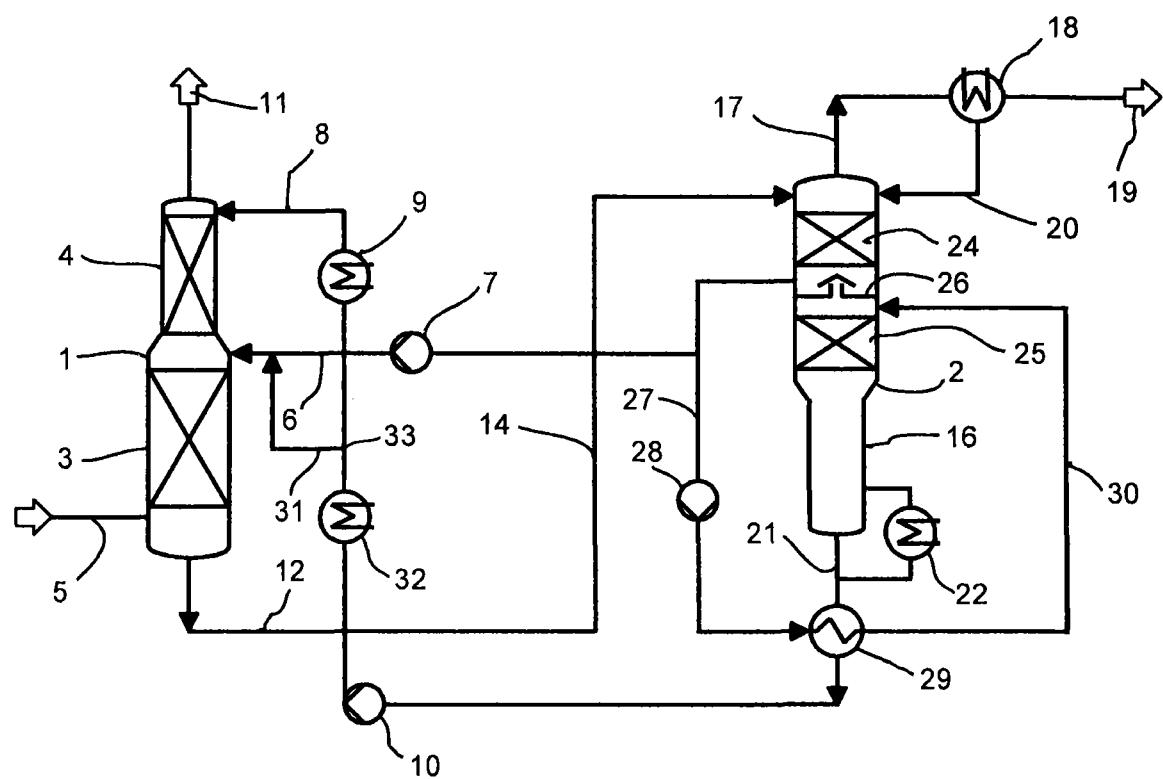


图 2