(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 103458998 A
(43)申请公布日 2013.12.18

(21)申请号 201280006329.8
(22)申请日 2012.01.24
(30)优先权数据
61/435,629 2011.01.24 US
(85)PCT申请进入国家阶段日
2013.07.24
(86)PCT申请的申请数据
PCT/CA2012/000065 2012.01.24
(87)PCT申请的公布数据
WO2012/100330 EN 2012.08.02
(71)申请人 电解分离技术公司
地址 加拿大魁北克
(72)发明人 保罗·帕里西
(74)专利代理机构 中科专利商标代理有限责任公司 11021
代理人 柳春琦
(51)Int.Cl.
B01D 53/96(2006.01)
B01D 53/14(2006.01)
B01D 53/46(2006.01)

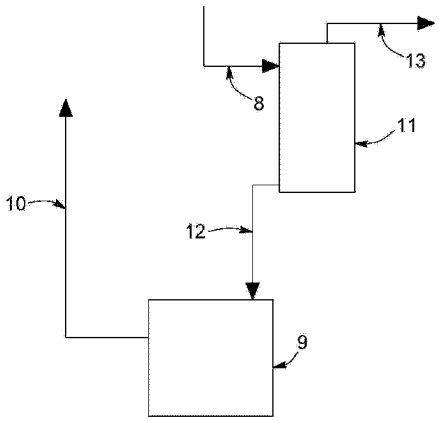
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

(54)发明名称

用于从被污染的碱性溶液中除去热稳定的碱盐的方法，及其在用于从酸性气流中回收酸性气体的过程中的用途

(57)摘要

本发明公开了一种用于除去热稳定的碱盐如胺盐的方法。在酸性气体除去过程中，本发明的方法可以用于降低热稳定的盐在溶剂气流中的水平。其中贫酸性气体负载高的溶剂首先被汽提以获得可接受的贫气体负载。然后使用一种以上的方法回收贫液。被纯化的碱或胺溶液可以再次用于从气流中除去酸性气体。本发明还公开了一种用于从酸性气流中回收酸性气体的方法。所述方法还包括降低热稳定的盐在溶剂气流中的水平。



CN 103458998 A

1. 一种用于从被污染的含水的碱溶液中除去热稳定的碱盐的方法，所述溶液包含至少一种处于盐形式的碱，所述处于盐形式的碱具有与其缔合的热稳定的阴离子，所述方法包括：

a) 将包含所述被污染的含水的碱溶液的原料流传递至再生区，用于获得包含所述热稳定的碱盐的再生的贫溶剂流；和

b) 将所述再生的贫溶剂流的全部或一部分传递至回收单元，用于生产至少部分地包含处于游离碱形式的碱的产物流，在所述产物流中所述热稳定的碱盐的水平已经被所述回收单元降低。

2. 根据权利要求 1 所述的方法，其中在步骤 (a) 中的所述原料流包含至少一部分在碱酸性气体回收过程中的富或贫碱流。

3. 根据权利要求 2 所述的方法，其中在步骤 a) 中还获得包含酸性气体的尾气流。

4. 根据权利要求 2 或 3 所述的方法，其中将在步骤 b) 中生产的所述产物流用作所述碱酸性气体回收过程中的吸收剂。

5. 根据权利要求 1 至 4 中任一项所述的方法，其中在步骤 (a) 中，所述原料流的所述至少一种碱包括胺、酰胺、允许酸性气体的可再生的吸收和解吸的其他有机和 / 或无机碱、或它们的混合物。

6. 根据权利要求 5 所述的方法，其中所述胺是单乙醇胺、甲基二乙醇胺、二乙醇胺、氨基乙氧基乙醇、二异丙胺或它们的混合物。

7. 根据权利要求 1 至 6 中任一项所述的方法，其中所述原料流还包含水和处于游离碱形式的一种或多种胺。

8. 根据权利要求 1 至 7 中任一项所述的方法，其中所述再生区是汽提塔。

9. 根据权利要求 1 至 8 中任一项所述的方法，其中所述回收单元是电渗析单元、蒸馏单元或离子交换单元。

10. 根据权利要求 1 至 9 中任一项所述的方法，其中在所述再生区之前的所述原料流具有大于 10,000ppm 的碱酸性气体负载。

11. 根据权利要求 1 至 10 中任一项所述的方法，其中在所述再生区之后被进料到所述回收单元的所述贫溶剂流具有小于 10,000ppm 的碱酸性气体负载。

12. 根据权利要求 1 至 11 中任一项所述的方法，其中在所述再生区之前的所述原料流具有大于 1,000ppm 的碱酸性气体负载。

13. 根据权利要求 1 至 12 中任一项所述的方法，其中在所述再生区之后并被进料到所述回收单元的所述贫溶剂流具有小于 1,000ppm 的碱酸性气体负载。

14. 根据权利要求 1 至 13 中任一项所述的用于从被污染的含水的碱溶液中除去热稳定的碱盐的方法在用于从酸性气流中回收酸性气体的过程中的用途。

15. 一种用于从酸性气流中回收酸性气体的方法，所述方法包括以下步骤：

a) 将酸性气流传递至吸收区，其中所述酸性气流与贫溶剂接触，所述贫溶剂包含至少一种是酸性气体的吸收剂的碱；

b) 从所述吸收区收回产物气流，所述产物气流与所述气流相比酸性气体有所耗减；

c) 从所述吸收区收回富溶剂流，所述富溶剂流包含所述吸收剂和被吸收的酸性气体；

d) 将所述富溶剂流传递至第一再生区，其中：

将被吸收的酸性气体从所述富溶剂流中解吸，以提供包含酸性气体的第一尾气流，并且

形成第一贫溶剂流，所述第一贫溶剂流包含处于盐形式的一种或多种碱，所述处于盐形式的一种或多种碱具有与其缔合的热稳定的阴离子；

e) 将从所述再生区收回的所述第一贫溶剂流传递至步骤 (a) 的吸收区，用于在循环过程中的进一步处理；

f) 部分地收回一定量的在所述吸收区之前的所述第一贫溶剂流；

g) 将所述量的所述第一贫溶剂流传递至第二再生区，其中；

将在步骤 d) 中未被解吸的剩余的被吸收的酸性气体的全部或部分从所述量的所述第一贫溶剂流中解吸，以提供包含酸性气体的第二尾气流，并且

形成第二贫溶剂流，所述第二贫溶剂流也包含处于盐形式的一种或多种碱，所述处于盐形式的一种或多种碱具有与其缔合的热稳定的阴离子；

h) 将所述第二贫溶剂流传递至回收单元用于生产至少部分地包含处于游离碱形式的碱的碱流，在所述碱流中所述热稳定的碱盐的水平已经被所述回收单元降低；和

i) 将所述碱流传递至在步骤 (a) 中使用的所述吸收区，用于与循环过程中的所述工艺酸性气体反应。

16. 根据权利要求 15 所述的方法，其中所述至少一种碱包括一种或多种胺、一种或多种酰胺、一种或多种允许酸性气体的可再生的吸收或解吸的其他有机和 / 或无机碱，或它们的混合物。

17. 根据权利要求 16 所述的方法，其中所述至少一种或多种胺是单乙醇胺、甲基二乙醇胺、二乙醇胺、氨基乙氧基乙醇、二异丙胺或它们的混合物。

18. 根据权利要求 15 至 17 中任一项所述的方法，其中所述第一和第二贫溶剂流还包含水和处于游离碱形式的一种或多种胺。

19. 根据权利要求 15 至 18 中任一项所述的方法，其中所述第一和第二再生区是汽提塔。

20. 根据权利要求 15 至 19 中任一项所述的方法，其中所述回收单元是电渗析单元、蒸馏单元或离子交换单元。

用于从被污染的碱性溶液中除去热稳定的碱盐的方法，及其在用于从酸性气流中回收酸性气体的过程中的用途

发明领域

[0001] 本发明涉及从液流中除去热稳定的碱盐。更具体地，本发明涉及一种方法，该方法用于将贫的、半贫的（semi-lean）或富的胺流转化为贫的或更贫的胺流，并且将热稳定的胺盐从贫液中除去。本发明还涉及这种除去方法在从酸性气流中回收酸性气体的过程中的用途。

[0002] 发明背景

[0003] 已经提出了多种吸收过程，用于使用含有胺的吸收剂从工艺气体流中除去酸性气体如，例如，二氧化碳，硫化氢，二氧化硫，三氧化硫，二硫化碳，氰化氢，硫化羰等。

[0004] 这样的吸收过程典型地包括将含有一种以上的酸性气体的工艺气体流传递至吸收区，其中它与含有吸收剂的贫溶剂如碱性溶液接触。将产物气流（相对于工艺气体流，其酸性气体有所耗减）从吸收区收回作为产物。含有吸收剂和被吸收的酸性气体的富溶剂流也被从吸收区收回并且传递至再生区，例如汽提塔（stripping column），其中被吸收的酸性气体从溶剂解吸，以得到含有酸性气体的尾气流和本文之前所述的贫溶剂流。

[0005] 在这样的酸性气体吸收过程中常见的问题是：在吸收和再生步骤中的一个或两者的过程中，作为副产物通常形成碱的热稳定的盐。例如，当强酸如盐酸或硫酸存在于工艺气体中时，可以形成热稳定的盐。

[0006] 当在 SO_2 胺回收过程中亚硫酸根阴离子被氧化为硫酸根阴离子时也可以形成热稳定的盐。典型的形成热稳定的盐的离子，即热稳定的阴离子，包括例如，硫酸根阴离子、硫代硫酸根阴离子、连多硫酸根阴离子、硫氰酸根阴离子、乙酸根阴离子、甲酸根阴离子、硝酸根阴离子、氯根阴离子、草酸根（oxylate）离子，并且此外，对于适用于 H_2S 和 CO_2 洗气的胺来说，包括亚硫酸根阴离子。热稳定的盐通常不具有对酸性气体的吸收能力并且在所述工艺条件下是不可再生的。因此，需要控制热稳定的盐的水平，以保持足够程度的对酸性气体的吸收能力。

[0007] 已经提出了电渗析作为用于从含碱流如含胺流中除去热稳定的盐的方法。在典型的电渗析法（参见例如美国专利号 5,910,611）中，苛性碱，例如，氢氧化钠，被添加到含有热稳定的胺盐的流中，以使热稳定的阴离子从热稳定的盐中解离并且提供处于游离碱形式的胺和简单的热稳定的盐，例如，硫酸钠。然后通过常规的电渗析分离该简单盐，其中带电离子渗透通过阴离子选择性膜和阳离子选择性膜。非离子形式的胺，不渗透通过所述膜并且被从电渗析区中作为产物排出。

[0008] 一种备选的电渗析法（美国专利号 6,517,700）通过直接利用在改进的电渗析区中的碱中和阴离子，实现了热稳定的阴离子的除去。在该方法中，胺损失显著减小。碱不被直接添加到胺溶液中。废弃流由从胺流中除去的被中和的阴离子组成，如在由美国专利 5,910,611 所述的方法中那样。

[0009] 离子交换法（美国专利 4,970,344）通过使用合适的离子交换树脂并使用碱溶液和酸溶液中的一个或两者以使离子交换树脂再生，实现了热稳定的阴离子的除去。

[0010] 备选地，可以使用热稳定胺盐回收法，见例如，Kohl 和 Nielson“Gas Purification（气体纯化）”第五版，GulfPublishing，Houston TX，1997。

[0011] 对于所有这些方法，可再生的阴离子在胺流中的存在导致工艺低效，产量减小和成本增加。需要更大尺寸的回收单元以克服这些低效。因为在离子方法中可再生的阴离子与不可再生的阴离子的行为类似，所以需要增加的膜表面积或离子交换树脂体积。也将需要增加量的中和化学品和电力和 / 或再生化学品。对于热法，将需要增加的中和化学品。

[0012] 对于所有这些方法，产生的废物的量随着被处理的溶液中的不可再生的阴离子的量和浓度而增加。典型地，更大的废物体积将导致成比例更大的胺损失。

[0013] 当与 CO_2 反应时，伯胺和仲胺胺可以形成氨基甲酸根，如在以下用于仲胺的情况的反应 1 中所述。

[0014] $R_2NH+CO_2 \rightarrow R_2NHCOO^-+H^+$

[0015] 所得的氨基甲酸根是离子的并且在离子（电渗析和离子交换）回收法中将与其他热稳定的和非热稳定的阴离子一起被除去，因此导致胺损失的增加。

[0016] 因此必须保证，尤其是关于它的贫 CO_2 负载，被处理的胺尽可能地贫乏，以减少胺损失并且使除去效率和能力最大化。

[0017] 在某些洗气应用中，几乎不需要实现在被处理的气体中的低的酸性气体浓度。其一个实例是从烟道气捕获碳，在此 90％的总酸性气体回收率是可接受的。被处理的气体 CO_2 浓度可以因此大于 1％。这样高浓度被处理的气体不需要在到吸收塔的贫胺进料中的高贫乏度。

[0018] 发明概述

[0019] 本发明首先涉及用于从被污染的含水的碱溶液除去热稳定碱盐的方法，所述溶液包含至少一种处于盐形式的碱，所述处于盐形式的碱具有与其缔合的热稳定的阴离子，所述方法包括：

[0020] a) 将包含所述被污染的胺水溶液的原料流传递至再生区，用于获得包含所述热稳定的碱盐的再生的贫溶剂流；和

[0021] b) 将所述再生的贫溶剂流的全部或一部分传递至胺回收单元，用于生产至少部分地包含处于游离碱形式的碱的产物流，在所述产物流中所述热稳定的碱盐的水平已经被所述胺回收单元降低。

[0022] 优选地，在步骤 (a) 中的原料流包含至少一部分碱酸性气体回收过程中的富碱流或贫碱流。因此，在步骤 a) 中，也可以获得含有酸性气体的尾气流，并且在步骤 b) 中生产的所述产物流可以被用作碱酸性气体回收过程 (base acid gas recovery process) 中的吸收剂。

[0023] 优选地，在步骤 (a) 中，所述原料流的至少一种碱包括胺、酰胺、允许酸性气体的可再生的吸收和解吸的其他有机和 / 或无机碱，或它们的混合物。原料流还可以包含水和处于游离碱形式的胺。

[0024] 优选地，在再生区之前的原料流具有大于 10,000ppm，更优选大于 1,000ppm 的碱酸性气体负载 (base acid gas loading)。然后在再生区之后被进料到回收单元的贫溶剂流具有小于 10,000ppm，更优选小于 1,000ppm 的碱酸性气体负载。

[0025] 本发明还涉及本文所限定的用于从被污染的含水的碱溶液中除去热稳定的碱盐

的方法在在用于从酸性气流中回收酸性气体的过程中的用途。

[0026] 本发明还涉及用于从酸性气流中回收酸性气体的过程，所述过程包括以下步骤：

[0027] a) 将酸性气流传递至吸收区，其中所述酸性气流与贫溶剂接触，所述贫溶剂包含至少一种是酸性气体的吸收剂的碱；

[0028] b) 从所述吸收区收回产物气流，所述产物气流与所述气流相比酸性气体有所耗减；

[0029] c) 从所述吸收区收回富溶剂流，所述富溶剂流包含所述吸收剂和被吸收的酸性气体；

[0030] d) 将所述富溶剂流传递至第一再生区，其中：

[0031] 将被吸收的酸性气体从所述富溶剂流中解吸，以提供包含酸性气体的第一尾气流，并且

[0032] 形成第一贫溶剂流，所述第一贫溶剂流包含处于盐形式的一种或多种碱，所述处于盐形式的一种或多种碱具有与其缔合的热稳定的阴离子；

[0033] e) 将从所述再生区收回的所述第一贫溶剂流传递至步骤 (a) 的吸收区用于在循环过程中的进一步处理；

[0034] f) 部分地取出一定量的在所述吸收区之前的所述第一贫溶剂流；

[0035] g) 将所述量的所述第一贫溶剂流传递至第二再生区，其中；

[0036] 将在步骤 d) 中未被解吸的剩余的吸收的酸性气体的全部或部分从所述量的所述第一贫溶剂流中解吸，以提供包含酸性气体的第二尾气流，并且

[0037] 形成第二贫溶剂流，所述第二贫溶剂流也包含处于盐形式的一种或多种碱，所述处于盐形式的一种或多种碱具有与其缔合的热稳定的阴离子；

[0038] h) 将所述第二贫溶剂流传递至回收单元用于生产至少部分地包含处于游离碱形式的碱的碱流，在所述碱流中所述热稳定的碱盐的水平已经被所述回收单元降低；和

[0039] i) 将所述碱流传递至在步骤 (a) 中使用的吸收区，以用于与循环过程中的工艺酸性气体反应。

[0040] 优选地，所述至少一种碱包括一种或多种胺、一种或多种酰胺、允许酸性气体的可再生的吸收或解吸的其他有机和 / 或无机碱，或它们的混合物。所述第一和第二贫溶剂流还可以包含水和处于游离碱形式的一种或多种胺。

[0041] 优选地，将包含酸性气体的所述第一和第二尾气流合并。

[0042] 在本文所述的方法和过程中，再生区优选是汽提塔而回收单元可以是电渗析单元，蒸馏单元或离子交换单元。

[0043] 在本文所述的方法和过程中，胺可以是单乙醇胺、甲基二乙醇胺、二乙醇胺、氨基乙氧基乙醇、二异丙胺或它们的混合物。可以使用本领域中已知作为酸性气体吸收剂的其他胺或酰胺。

[0044] 再生区可以是汽提塔或汽提包含酸性气体的碱性溶液的任何其他常规方法，如急骤再生 (flash regeneration) 等。

[0045] 有利地，在以上方法和过程中，在另一个再生区中，流向回收单元的原料流被进一步再生，优选被汽提，所述再生区产生可再生的酸性气体和更贫乏的流，所述可再生的酸性气体和更贫乏的流被注入到其中生产具有更高含量的处于游离形式的碱的碱流的回收单

元中。然后可以将该碱流再次用于回收气体的过程中。因此可以将被进料到酸性气体吸收过程的吸收区的贫溶剂中的热稳定的盐的水平保持在足够低的水平以致基本上不干扰酸性气体的吸收。

[0046] 附图简述

[0047] 图 1 是显示了已知方法的流程图，在已知方法中，在气体处理方法的情况下，使用回收单元以除去热稳定的盐。

[0048] 图 2 是部分流程图，其显示根据本发明的优选实施方案的过程，其中被进料至到回收单元的胺溶液废液流 (slip stream) 在其被进料到胺回收单元之前，被除去酸性气体。

[0049] 对本发明实施方案的描述

[0050] 适用于根据本发明的用途的原料流通常包括任何这样的液流，所述液流包含处于盐形式的胺，所述处于盐形式的胺具有与其缔合的热稳定的阴离子。典型地，原料流是含水的并且还至少部分地包含处于游离碱形式的胺。基于总的原料流，热稳定的盐的浓度典型地为约 0.1 至 25 重量百分比（重量％）。

[0051] 当术语“约”用于本申请中本文中时，其必须被理解为：本申请中所表示的测量值具有不能低于用于获得该测量值的仪器之精度的精度。通常被接受的是，10％精度测量值包含术语“约”。

[0052] 在硫化氢和二氧化碳酸性气体吸收过程中，热稳定的胺盐的浓度通常为约 1 至 5 重量％。在二氧化硫酸性气体吸收过程中，热稳定的胺盐的浓度通常为约 1 至 15 重量％。

[0053] 游离碱形式的胺的浓度典型地为约 5 至 60 重量％，更典型地为 20 至 50 重量％。当存在时，水的浓度典型地包含原料流的余量，并且基于总的原料流，优选为约 30 至 95 重量％，并且更优选为约 40 至 70 重量％。

[0054] 对于原料流而言，包含少量的例如小于约 2 重量％的其他成分如，例如，消泡剂或抗氧化剂，并非是不平常的。

[0055] 原料流的来源典型地是来自酸性气体吸收过程的溶剂循环回路。通常，原料流包括酸性气体吸收方法（如本文所述的等）的废液流 (slip stream)，其是来自蒸汽 - 汽提塔的贫溶剂流（即再生的溶剂）。然而应理解，原料流的来源不是本发明的关键方面。此外，在酸性气体吸收方法中被吸收的具体酸性气体不是本发明的关键方面。典型的酸性气体包括硫化氢，二氧化碳和二氧化硫。当硫化氢存在于工艺气体流中时，其浓度典型地为约 10 至 50,000 份 / 百万体积（“ppmv”）或甚至高至 30 体积百分比（体积％）以上。当二氧化碳存在于工艺气体流中时，虽然高达约 90 体积％以上的二氧化碳水平并非是不寻常的，但其浓度典型地为约 2 至 30 体积％。当硫的氧化物（即，二氧化硫和 / 或三氧化硫）存在于气流中时，虽然高达 70 体积％以上的水平是可能的，但是它们的总浓度典型地为约 500ppmv 至 50 体积％。工艺气体流典型地包含其他成分如，例如氮、水、氧、轻质烃类和轻质烃类的硫衍生物，例如，硫醇。

[0056] 合适的胺包括，例如脂族的、芳香族的、杂环的胺和酰胺。适用于根据本发明的用途的典型的烷醇胺包括例如单乙醇胺、二乙醇胺、三乙醇胺和甲基二乙醇胺。典型的亚烷基胺包括例如，乙二胺及其烷基衍生物。典型的芳香族胺包括，例如苯胺和二甲苯胺。典型的杂环胺包括，例如，哌嗪及其衍生物。典型的酰胺包括例如哌嗪酮。在酸吸收剂领域中已知的有单乙醇胺、甲基二乙醇胺、二乙醇胺、氨基乙氧基乙醇、二异丙胺或它们的混合物。

[0057] 热稳定的盐通常在酸性气体吸收方法中的吸收或再生过程期间形成。当在本文中使用时，术语“热稳定的盐”是指任何不可能在所述方法的再生条件或典型的再生条件下再生的碱或胺盐。例如，典型的用于再生胺的条件包括在蒸馏塔中在约 75℃至 160℃的温度，并且在约 0.2 至 3 个大气压的压力的汽提 (steam stripping)。对本领域技术人员而言，也已知热稳定的盐是那些盐，所述那些盐的阴离子对应于非挥发性酸或相对于被可再生地吸收的酸性气体的强度而言强的酸。本领域技术人员可以根据具体的胺和酸性气体确定哪种阴离子可以形成热稳定的盐。典型的形成热稳定的盐的离子，即热稳定的阴离子，包括例如，硫酸根阴离子、硝酸根阴离子，硫代硫酸根阴离子，硫氰酸根阴离子，卤根阴离子，亚硝酸根阴离子，连多硫酸根阴离子，乙酸根阴离子，甲酸根阴离子，草酸根阴离子和它们的混合物。属于热可再生阴离子的亚硫酸根阴离子可以是热稳定的，例如，当存在于硫化氢或二氧化碳吸收过程中时。

[0058] 根据本发明，可以将进入酸性气体吸收过程的吸收区的贫溶剂进料中的热稳定的盐的水平保持在足够低的水平从而基本上不妨碍酸性气体的吸收。

[0059] 当吸收剂包含如用于吸收硫化氢和二氧化碳的单胺或用于吸收二氧化硫的酰胺时，在再生的吸收剂中的热稳定的盐的水平优选为小于约 0.25 当量热稳定的盐 / 摩尔胺或酰胺，并且更优选小于约 0.1 当量 / 摩尔胺。

[0060] 当吸收剂包含如用于二氧化硫的二胺时，在再生的吸收剂中的热稳定的盐的水平典型地为小于约 1 当量热稳定的盐 / 摩尔二胺，优选为小于约 0.8 当量 / 摩尔二胺。对于某些特殊应用，热稳定的盐的水平被保持在 0.5 至 0.9 当量 / 摩尔的范围内或更低（见美国专利 5,019,361）。

[0061] 在本发明中，当贫胺酸性气体水平过高（典型地大于 1,000ppm）时，被进料到胺回收单元的贫胺废液流可以被进一步汽提出酸性气体，以降低在到胺回收单元的进料流中的酸性气体浓度。

[0062] 图 1 显示常规胺酸性气体回收方法及其相关的胺回收单元。回收单元可以被就地连续操作，或根据需要不时地加入。

[0063] 例如，由二氧化碳、盐酸以及包含水蒸汽、甲烷、乙烷和氮的余量所组成的工艺气体经由线路 2 被引入到所述方法中并且传递至吸收区 1 中。在吸收区 1 中，进料生产流经由线路 5 与贫溶剂流接触，贫溶剂流的来源被限定为由二乙醇胺（或任何其他胺或胺混合物）以及大部分是水的余量组成。区 1 中的吸收被保持在约 20℃至 60℃的温度，和 1 至 150 个大气压的压力，并且包括填充塔或喷淋洗涤塔，其细节是本领域技术人员已知的。可以使用其他类型的吸收设备，因为它对本发明不是关键的。在二氧化碳的吸收过程中，形成胺的热稳定的盐（即具有与其缔合的氯根阴离子的盐）。

[0064] 相对于进料气流，二氧化碳至少部分有所耗减的产物气流从吸收区 1 经由线路 3 排出。

[0065] 含有被吸收的二氧化碳和胺的富溶剂流从吸收区 1 经由线路 4 排出，并且被传递至再生区 6。在再生期间，二氧化碳被从吸收剂释放。再生区 6 可以是在汽提条件下在约 75℃至 150℃的温度和 1 至 5 个大气压的压力被操作的蒸馏塔，其细节是本领域技术人员已知的。用于再生的具体方法和设备对于本发明不是关键的。对于热稳定的盐而言，其在再生区中形成也是常见的。

[0066] 含有二氧化碳和水的再生塔顶流从再生区 6 经由线路 7 排出。再生的胺或贫溶剂从区 6 经由流 5 排出。

[0067] 废液流取自贫胺流、线路 5，并经由流 8 被引入到胺回收设备 9 中。胺经由线路 10 回到胺热稳定的盐至少部分地有所耗减的方法中。

[0068] 根据图示在图 2 中的本发明的优选实施方案，酸性气体吸收和再生过程包括图 1 的过程，其中废液流取自贫胺流、线路 5，并且被引入到补充的再生区 11 中。在再生期间，二氧化碳和其他酸性气体从吸收剂中释放。额外的再生区 11 可以是在汽提条件下在约 75℃至 150℃的温度和 1 至 5 个大气压的压力被操作的蒸馏塔，其细节是本领域技术人员已知的。用于再生的具体方法和设备对于本发明不是关键的。

[0069] 包含二氧化碳、其他酸性气体和水的再生塔顶流从再生区 11 经由线路 13 排出，并且可以与来自再生区 6 的排出物酸性气流 7 合并。再生的胺或贫溶剂从区 11 经由流 12 排出，然后流 12 至少部分地被进料到胺回收单元 9。该胺经由线路 10 回到胺热稳定的盐至少部分地有所耗减的过程中。

[0070] 本领域中已知的所有方法可以用作回收单元 9，例如电渗析、离子交换或蒸馏。电渗析和离子交换优选用于回收仲胺或叔胺，而蒸馏优选用于回收伯胺。然而，并且如上所述，对于本发明，用于胺再生的具体方法和设备不是关键的。

实施例

[0071] 贫胺流含有 5,000ppm 的热稳定的阴离子和 25,000ppm 的贫酸性气体，出于说明性的目的，所述酸性气体应当被认为是 CO_2。贫胺被送至使用电渗析作为胺回收方法的胺回收单元。对于其他回收方法如离子交换和蒸馏，该实施例将同样有效。

[0072] 被除去的阴离子必须被中和。假定对热稳定的阴离子而言平均当量重量是 50 而对 CO_2 而言是 44，则 100gr 的胺溶液将含有 0.01gr- 当量的热稳定的阴离子和 0.0568gr- 当量的 CO_2。溶解的阴离子的总量将是 0.0668gr- 当量。假定除去 80％的溶解的阴离子，将需要 0.0534(0.0668 的 80％)gr- 当量的中和碱如苛性碱。80％除去将使热稳定的阴离子浓度减少至约 1,000ppm，而在从回收单元返回的胺中的 CO_2 浓度将减少至 5,000ppm。在该实施例中，热稳定的阴离子和 CO_2 的迁移率（除去效率）被假定是相等的。热稳定的阴离子的净除去将是 4,000ppm 或 0.4gr/100gr 进料溶液。实现 0.4gr 的热稳定的阴离子除去所需的总除去将是 2.4gr，其中 2.0gr 将是 CO_2，CO_2 可以另外地使用常规的热胺再生法除去。胺损失典型地与总的阴离子除去率直接成比例。此外，胺氨基甲酸根（通过 CO_2 与伯胺或仲胺的反应形成的阴离子）浓度典型地与低的 CO_2 浓度成比例，并且因此将预期高的胺氨基甲酸根损失。

[0073] 如在本发明中所述，贫胺酸性气体负载首先通过以下方式降低：使贫胺废液流首先通过再生步骤，之后将其送至胺回收单元。在该实施例中，贫胺流含有 5,000ppm 的热稳定的阴离子和 25,000ppm 的 CO_2。然后将废液流送至再生区，其中 CO_2 浓度被降低至 500ppm。假定与在前述实施例中相同的平均当量重量，被进料到胺回收区的贫胺将含有 0.01gr- 当量的热稳定的阴离子（如在第一个例子中）和 0.0114gr- 当量的 CO_2。总的溶解的阴离子浓度将是 0.0114gr- 当量。假定除去 80％的溶解的阴离子，则将需要 0.001(0.0114 的 80％)gr- 当量的中和碱如苛性碱。80％除去将使热稳定的阴离子浓度降低至 1,000ppm，并且使

CO_2 浓度降低至 100ppm。热稳定的阴离子的净除去将是 4,000ppm 或 0.4gr/100gr 的进料溶液。实现 0.4gr 的热稳定的阴离子除去所需的总除去将是 0.44gr，其中 0.04gr 将是 CO_2。因此，除去 0.4gr 热稳定的阴离子的目标可以在具有 0.44gr 容量的回收单元中实现，与在如本发明所述的第一个实施例中具有 2.4gr 容量的单元相比，不具有额外的汽提区或小约 5.5 倍。中和需求将成比例减少。如果伯胺和 / 或仲胺存在于胺溶液中，则胺损失将由于降低的氨基甲酸根浓度而以甚至更大的因子降低。

[0074] 当然，可以在不背离本发明的范围的情况下，对以上实施方案进行多种改进。

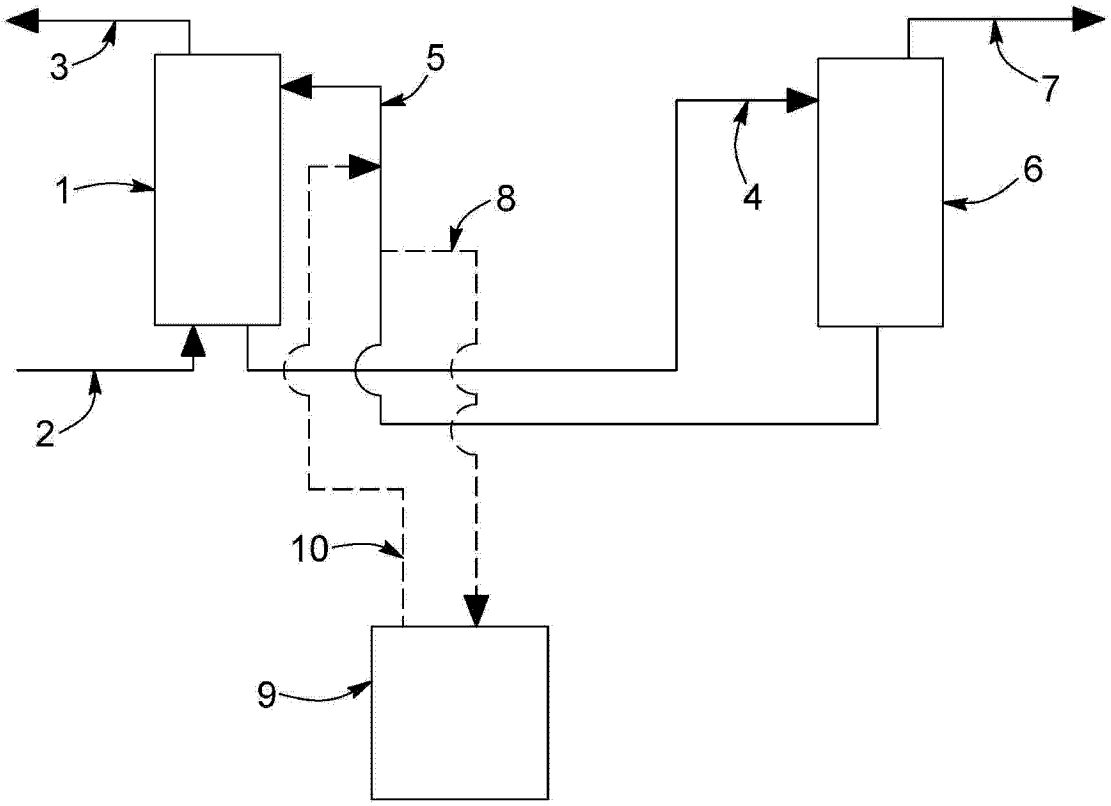


图 1（现有技术）

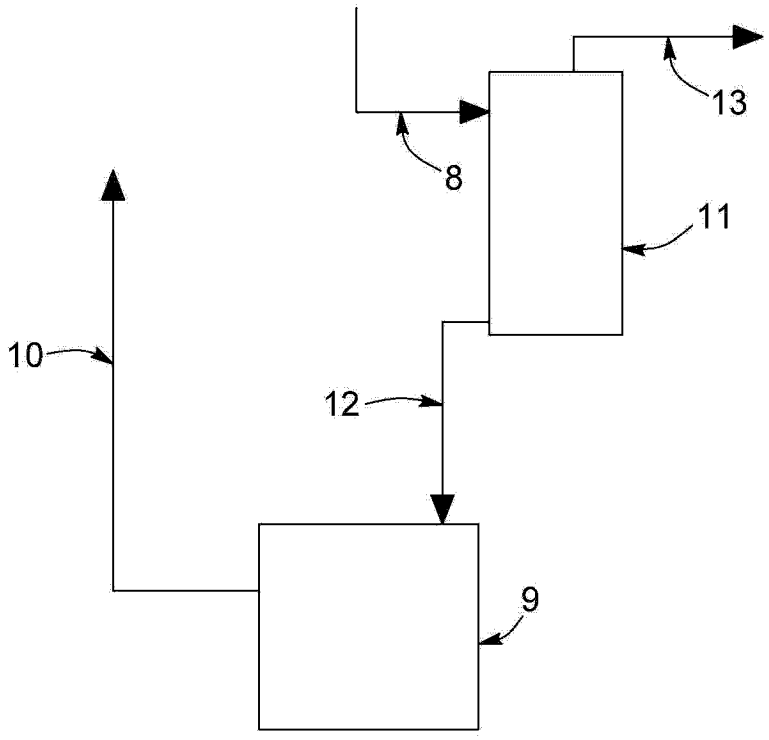


图 2