



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101909720 B

(45) 授权公告日 2014.06.25

(21) 申请号 200880122376.2
 (22) 申请日 2008.10.22
 (30) 优先权数据
 60/981742 2007.10.22 US
 12/255104 2008.10.21 US
 (85) PCT国际申请进入国家阶段日
 2010.06.22
 (86) PCT国际申请的申请数据
 PCT/US2008/080703 2008.10.22
 (87) PCT国际申请的公布数据
 W02009/055419 EN 2009.04.30
 (73) 专利权人 阿尔斯托姆科技有限公司
 地址 瑞士巴登
 (72) 发明人 E·加尔 O·M·贝德
 F·Z·科扎克 D·J·穆拉斯金
 J·多帕特卡 D·J·拉斯罗
 (74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司
 72001
 代理人 韦欣华 艾尼瓦尔

(51) Int. Cl.
 B01D 53/14 (2006.01)
 B01D 53/62 (2006.01)
 B01D 53/78 (2006.01)
 (56) 对比文件
 US 2878099 A, 1959.03.17, 全文.
 CN 1709553 A, 2005.12.21, 说明书实施例.
 WO 2006/022885 A1, 2006.03.02, 全文.
 审查员 司彦斌

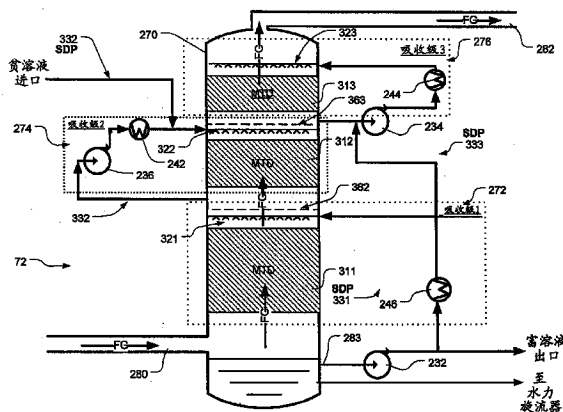
权利要求书2页 说明书7页 附图8页

(54) 发明名称

用于处理烟道气流的多级CO2去除系统和方法

(57) 摘要

本发明提供了一种基于氨的CO2捕集系统和方法,其中提供了多个吸收级(272,274和276)。每个吸收级(272,274和276)在预定温度下传递离子溶液,并将其与烟道气流(FG)接触。



CN 101909720 B

1. 一种用于从烟道气流中去除二氧化碳的方法,该方法使用吸收器容器,其中烟道气流与含有氨的离子溶液接触,该吸收器容器包括相对于烟道气流流向的第一吸收级和第三吸收级,该方法包括:

控制提供给该吸收器容器中的每个吸收级的所述离子溶液的温度和氨对 CO_2 的摩尔比 R , 以此使提供给所述第一吸收级的所述离子溶液比提供给所述第三吸收级的所述离子溶液具有更高的温度和更低的 R 。

2. 根据权利要求 1 的方法,其中提供给第一吸收级的所述离子溶液的温度为 $10^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}$; 以及提供给所述第三吸收级的所述离子溶液的温度为 $0^\circ\text{C} - 10^\circ\text{C}$ 。

3. 根据权利要求 2 的方法,其中提供给所述第三吸收级的所述离子溶液的 R 为 1.8-2.0。

4. 根据权利要求 3 的方法,其中提供给所述第一吸收级的所述离子溶液的 R 为 1.4-1.8。

5. 根据权利要求 1 的方法,其中所述吸收器容器包括第二吸收级,其中提供给所述第一,第二和第三吸收级中的每一个的所述离子溶液具有不同的 R 值。

6. 根据权利要求 5 的方法,其中提供给所述第一,第二和第三吸收级中的每一个的所述离子溶液具有不同的温度。

7. 根据权利要求 6 的方法,其中提供给第一吸收级的所述离子溶液的温度为 $10^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}$; 提供给所述第三吸收级的所述离子溶液的温度为 $0^\circ\text{C} - 10^\circ\text{C}$; 和提供所述第二吸收级的所述离子溶液的温度为 $10^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}$ 。

8. 根据权利要求 7 的方法,其中提供给所述第三吸收级的所述离子溶液的 R 为 1.8-2.0; 和提供给所述第一吸收级的所述离子溶液的 R 为 1.4-1.8。

9. 根据权利要求 1 的方法,其中选择提供给所述第一个吸收级的所述离子溶液的温度和 R 以促进在所述第一吸收级中碳酸氢铵固体的沉淀。

10. 根据权利要求 9 的方法,还包括:

在所述第一吸收级收集碳酸氢铵固体; 和

从所述第一吸收级中去除所述收集的碳酸氢铵固体。

11. 根据权利要求 10 的方法,还包括:

在水力旋流器中从所述离子溶液中分离所述去除的碳酸氢铵固体。

12. 根据权利要求 1 的方法,其中所述吸收器容器包含在单吸收容器中。

13. 一种用于从烟道气流中去除二氧化碳的系统,该系统包括:

吸收器容器,该吸收器容器包括相对于烟道气流流向的第一吸收级和第三吸收级,在吸收器容器中每个吸收级包括:

气液接触物质转换装置;

液体分配装置; 和

溶液传递路径,该路径被配置成传递离子溶液供给到所述液体分配装置,该溶液传递路径包括热交换装置; 其中

用于所述第一和第三吸收级的所述溶液传递路径被配置成向所述第一吸收级提供具有比提供给所述第三吸收级的所述离子溶液更低的氨对 CO_2 摩尔比 R 的离子溶液。

14. 根据权利要求 13 的系统,其中:

所述第一吸收级的所述溶液传递路径与所述第一吸收级的富溶液出口处于流体连通，由此从所述第一吸收级的所述富溶液出口向所述第一吸收级的所述热交换装置和所述液体分配装置提供离子溶液流，和

所述第三吸收级的所述溶液传递路径与所述第一吸收级的富溶液出口处于流体连通，由此从所述第一吸收级的所述富溶液出口向所述第三吸收级的所述热交换装置和所述液体分配装置提供离子溶液流。

15. 根据权利要求 14 的系统，其中所述第三吸收级的所述溶液传递路径与所述第三吸收级的富溶液出口处于流体连通，由此从所述第三吸收级的所述富溶液出口向所述第三吸收级的所述热交换装置和所述液体分配装置提供离子溶液流。

16. 根据权利要求 13 的系统，其中所述吸收器容器包括第二吸收级，以及用于所述第一，第二和第三吸收级的所述溶液传递路径被配置成向所述第一，第二和第三吸收级提供具有不同的 R 值的离子溶液。

17. 根据权利要求 16 的系统，其中：

所述第一吸收级的所述溶液传递路径与所述第一吸收级的富溶液出口处于流体连通，由此从所述第一吸收级的所述富溶液出口向所述第一吸收级的所述热交换装置和所述液体分配装置提供离子溶液流，

所述第三吸收级的所述溶液传递路径与所述第一吸收级的所述富溶液出口处于流体连通，由此从所述第一吸收级的所述富溶液出口向所述第三吸收级的所述热交换装置和所述液体分配装置提供离子溶液流；和

所述第二吸收级的所述溶液传递路径与贫离子溶液源处于流体连通，由此从所述源向所述中间吸收级的所述液体分配装置提供贫离子溶液流。

18. 根据权利要求 17 的系统，其中所述第二吸收级的所述溶液传递路径与所述第二吸收级的富溶液出口也处于流体连通，由此从所述第二吸收级的所述富溶液出口向所述第二吸收级的所述热交换装置和所述液体分配装置提供离子溶液流。

19. 根据权利要求 18 的系统，其中所述第三吸收级的所述溶液传递路径与所述第三吸收级的富溶液出口也处于流体连通，由此从所述第三吸收级的所述富溶液出口向所述第三吸收级的所述热交换装置和所述液体分配装置提供离子溶液流。

20. 据权利要求 13 的系统，其中所述吸收器容器包含在单吸收容器中。

用于处理烟道气流的多级 CO₂ 去除系统和方法

技术领域

[0001] 提出的发明涉及一种用于从含有二氧化碳和二氧化硫的工艺气流中去除二氧化碳 (CO₂) 的系统和方法。更具体而言,提出的发明涉及一种用于从烟道气流中去除 CO₂ 的、基于冷氨的烟道气处理系统。提出的发明包括一种用于提高 CO₂ 捕集效率的多级 CO₂ 吸收器系统。

[0002] 相关申请的交叉引用

[0003] 本申请要求享有 2007 年 10 月 22 日提交的、具有系列号 US60/981, 1742 的、题目为“Staged CO₂ Absorption in the Chilled Ammonia Process”的共同未决美国临时申请的优先权,其公开的内容通过全部结合于本文中作为参考。

发明内容

[0004] 本发明的实施方式提供了一种用于从工艺气流中捕集二氧化碳 (CO₂) 的系统和方法。简要地描述,在结构上,该系统其中的一个实施方式实施成包括具有多吸收级的吸收器容器,用于接受烟道气流 (FG) 和离子溶液以及将离子溶液与烟道气流接触放置。

[0005] 在一个实施方式中,提供了包括第一吸收级;第二吸收级;和第三吸收级的吸收器容器。在另一个实施方式中,提供了包括第一吸收级的第一吸收器容器;提供了包括第二吸收级的第二吸收器容器以及提供了包括第三吸收级的第三吸收器容器。

[0006] 本发明的实施方式也可以被看作提供了一种用于从烟道气流中去除 CO₂ 的方法。在这方面,这种方法其中的一个实施方式可以大致总结为以下步骤:将第一离子溶液流与烟道气流接触以从烟道气流中去除第一部分的 CO₂;将第二离子溶液流与烟道气流接触以从烟道气流中去除第二部分的 CO₂;将第三离子溶液流与烟道气流接触以从烟道气流中去除第三部分的 CO₂;以及冷却第三离子溶液流以使离子溶液的氨逃逸最小化。

[0007] 在查看以下的附图和详细说明后,本发明其他的系统,方法,特征和优点对本领域的技术人员来说会是或变得显而易见。意图将所有这些另外的系统,方法,特征和优点都包含于本描述中,都属于在本发明的范围内,并由所附的权利要求保护。

背景技术

[0008] 在燃烧设备如发电设备中,在例如煤、油、泥煤、废弃物等的燃料燃烧过程中生成热的工艺气体,这种热的工艺气体经常被称作烟道气,除了其他成分外,其含有二氧化碳, CO₂。已经广泛认识到向大气中释放二氧化碳的负面环境效果,并已导致对用于从在上面提到的燃料燃烧产生的热工艺气体中去除二氧化碳的方法进行了开发。之前已公开了这样的一种系统和方法,其涉及一种用于从燃烧后的烟道气流中去除二氧化碳 (CO₂) 的单级的、基于冷氨的系统和方法。在公开的题目为“包括去除 CO₂ 的燃料气体的超净化”的美国专利申请 20080072762 (发明人: Eli Gal) 中已经提出并教导了这样的一种系统和方法,其公开的内容引入本文中作为参考。

[0009] 图 1A 是大概描述了一种用于从烟道气流 FG 中去除各种污染物的烟道气处理系统

15 的图,该烟道气流 FG 由用于,例如,发电设备的蒸汽发生器系统的锅炉系统 26 的燃烧室放出。该系统包括用于去除灰尘 / 颗粒物 (PM) 的除尘系统 50,涤气器系统 60 (湿式或干式或它们的组合) 及 CO₂ 去除系统 70。

[0010] CO₂ 去除系统 70 被配置成在向排气烟囱 90 排放净化的烟道气流前从烟道气流 FG 中去除 CO₂。它也被配置成从烟道气流 FG 中输出被去除的 CO₂。图 1B 大概描述了 CO₂ 去除系统 70 的细节。

[0011] 参考图 1B,CO₂ 去除系统 70 包括用于从烟道气流 FG 中捕集 CO₂ 的捕集系统 72 和用于再生从烟道气流 FG 中去除 CO₂ 的离子溶液的再生系统 74。图 1C 大概地描述了 CO₂ 捕集系统 72 的细节。

[0012] 参考图 1C,其大概描述了 CO₂ 捕集系统 70 (图 1A) 的捕集系统 72。在该系统中,捕集系统 72 是单级的、基于冷氨的 CO₂ 捕集系统。在用于 CO₂ 去除的单级的、基于冷氨的 CO₂ 系统 / 方法中,提供了吸收器容器,在其中使离子溶液与含有 CO₂ 的烟道气流接触。离子溶液可以由,例如,水与铵离子,碳酸氢根离子,碳酸根离子和 / 或氨基甲酸根离子组成。图 1C 的图大概描述了一种已知的单级 CAP CO₂ 去除系统的一个实例。

[0013] 参考图 1C,吸收器容器 170 被配置成接收来自,例如,化石燃料燃烧锅炉 26 (参见图 1A) 的燃烧室的烟道气流 (FG)。它也被配置成接收来自于再生系统 74 (参见图 1B) 的贫离子溶液供给源。贫离子溶液经由液体分配系统 122 引入容器 170,同时烟道气流 FG 经由烟道气入口 76 也被吸收器容器 170 接受。

[0014] 离子溶液经由气液接触装置 (在下文中,质量传递装置,MTD) 111 与烟道气流接触,该气液接触装置用于质量传递并位于吸收容器 170 中,在其路径中烟道气流经由进口 76 从它的入口行进到容器出口 77。气-液接触装置 111 可以是,例如,一种或多种公知的结构化的或随机填充的物质,或它们的组合。

[0015] 从喷头系统 121 和 / 或 122 喷洒的离子溶液向下落并落到质量传递装置 111 之上 / 之中。离子溶液通过质量传递装置 111 成瀑布落下并与向上上升的 (与离子溶液方向相反) 并通过质量传递装置 111 的烟道气流 FG 接触。

[0016] 一旦与烟道气流接触,离子溶液发挥作用而从烟道气流中吸收 CO₂,由此使离子溶液富含 CO₂ (富溶液)。富离子溶液通过质量传递装置继续向下流动,随后在吸收器容器 170 的底部 78 收集。随后富离子溶液经由再生器系统 74 (参见图 1B) 再生以释放由离子溶液从烟道气流中吸收的 CO₂。从离子溶液中释放的 CO₂ 可以随后输出进行存储或其他预定的用途 / 目的。一旦 CO₂ 从离子溶液中释放,离子溶液被认为是“贫”。贫离子溶液随后又准备从烟道气流中吸收 CO₂ 并可以被导回液体分配系统 122,借此其又被引入吸收器容器 170 中。

[0017] 在离子溶液经由喷头系统 122 喷洒入吸收器容器 170 后,它呈瀑布向下落在质量传递装置 111 上并通过质量传递装置 111,在那里与烟道气流 FG 接触。通过与烟道气流接触,离子溶液与可能含在烟道气流中的 CO₂ 反应。该反应是放热的,由此在吸收器容器 170 中导致热的产生。该热能够使一些含在离子溶液中的氨变成气体。随后气态氨与烟道气流一起并作为烟道气流的一部分通过吸收器容器 170 向上移动,而不是与液体离子溶液一起向下移动,并最终经由吸收器容器 170 的出口 77 逃逸。从系统中这种氨的损失 (氨逃逸) 降低了离子溶液中氨的摩尔浓度。当氨的摩尔浓度降低,R 值 (NH₃ 对 CO₂ 的摩尔比) 也降

低。R 值的降低对应于在从烟道气流中捕集 CO₂ 中离子溶液的效率降低。

[0018] 在从烟道气流中去除 CO₂ 中,捕集系统 72 的效率主要依赖于:1) 喷洒入吸收器容器 170 的离子溶液的温度 (T),和 2) 离子溶液中含有的氨与离子溶液中含有的 CO₂ 的摩尔比 (R)。

[0019] 通过图 1D 所示的图大概地举例说明了 R 和 T 对系统 CO₂ 捕集效率的大概影响。通过图 1E 所示的图大概地举例说明了氨逃逸的相对影响。简而言之,R 值越低,基于氨的 CO₂ 捕集系统从烟道气流中去除 CO₂ 的效率越低。

[0020] 系统的温度可以经由加热和 / 或制冷系统控制。然而,氨对 CO₂ 的摩尔比 R 只能通过控制离子液体中的氨的量来控制,因为不可能控制含在烟道气流中的 CO₂。

[0021] 为了最小化氨逃逸的量,CO₂ 捕集系统 72 优选被配置成在低温 (T) 下操作,例如,从 0°C 直到 10°C 的温度。这可以通过,例如,控制引入吸收器容器中的离子液体的温度来达到。它也优选被配置成使用具有低的氨对 CO₂ 的摩尔比 (R),例如 1.4 直到 1.8 的离子溶液来操作。这可以通过控制引入吸收器容器中的贫溶液的量来达到。

[0022] 在低温下,例如 0°C 直到 10°C,以及低 R 值下,例如 1.4 直到 1.6,在离子液体与烟道气流接触后,固体碳酸氢铵颗粒会从离子液体中沉淀。这些固体含有非常高浓度的 CO₂(大约 55 重量%),该 CO₂ 由于离子液体与之接触从而从烟道气流中去除。因此,固体的沉淀是期望的,因为它们含有高浓度的 CO₂,并能够简单地从离子溶液中分离并去除。然而,为了达到使固体从离子溶液中沉淀的所需低温,必须使用制冷装置。此外,为了适应在低 R 值下的操作,吸收器容器 170 的容积 / 尺寸必须显著增大。

[0023] 更大的吸收器容器和制冷系统,以及它们的操作,是昂贵的并大大地增加了与从气流中去除 CO₂ 有关的费用。具有单级吸收器系统的、基于冷氨的 CO₂ 去除系统由此会是庞大昂贵的,并需要高冷却能力的制冷系统以维持期望的低操作温度。因此,迄今未解决的需要存在于工业中以解决上述的缺陷与不足。

[0024] 进一步地,根据说明书和权利要求,本发明的特征会变得显而易见。

附图说明

[0025] 参考以下附图能够更好地理解本发明的很多方面。在图中的构件未必按照比例,而是将重点放在清楚地图解本发明的原理。而且,在图中,相似的附图标记在所有的几个视图中标识对应的部件。现在将参考附图更加详细地描述本发明,其中:

[0026] 图 1A 是大概地描述了包含 CO₂ 去除系统 70 的烟道气处理系统 15 的图;

[0027] 图 1B 是大概地描述了包含捕集系统 72 和再生系统 74 的 CO₂ 去除系统 70 的进一步细节的图;

[0028] 图 1C 是大概地描述了捕集系统 72 的细节的图;

[0029] 图 1D 是显示了大概地举例说明 R 和 T 对 CO₂ 系统捕集效率的影响的曲线图的图;

[0030] 图 1E 是显示了大概地举例说明在 CO₂ 捕集系统中 R 和 T 对氨逃逸的影响的曲线图;

[0031] 图 2A 是大概地描述了包含多级吸收器系统的捕集系统 72 的一个实施方式的图;

[0032] 图 2B 是大概地描述了包含多级吸收器系统的捕集系统 72 的另一个实施方式的图;

[0033] 图 2C 是大概地描述了包含多级吸收器系统的捕集系统 72 的另一个实施方式的图,其中多个独立吸收器容器用于每个吸收级。

[0034] 讨论

[0035] 提出的发明涉及用于从含有 CO₂ 的工艺气流中去除 CO₂ 的、基于冷氨的 CO₂ 去除系统。更具体而言,提出的发明涉及用于从烟道气流中去除 CO₂ 的、基于冷氨的系统,其中该系统包括被配置成将离子液体与含有二氧化碳的烟道气流接触的多级 CO₂ 吸收器系统。

[0036] 图 2A 大概地描述了提出的方法的一个实施方式。在这个实施方式中,提供了包括 3 个吸收级的捕集系统 72。然而,它可能在捕集系统 72 中包括更过或更少的吸收级而没有离开本发明的范围或精神。

[0037] 参考图 2A,提供了单吸收器容器 270。吸收器容器 270 被配置成经由位于容器 270 底部附近的进口 280 接受烟道气流 FG,并允许烟道气流 FG 向上行进和通过吸收器容器 270 并经由位于容器 270 顶部附近的出口 282 离开。

[0038] 进入吸收器容器 270 的烟道气流 FG(参见图 2A 或图 2B)典型地会含有少于百分之一的水分和低浓度的 SO₂,SO₃,HCl 和颗粒物(PM),它们会典型地经由在 CO₂ 捕集系统上游的空气污染控制系统(未显示)去除。例如,烟道气流会典型地含有少于 50ppmv 的 SO₂;少于 5ppmv 的 SO₃;少于 1ppmv 的 HCl 和 / 或少于 100mg/nm³ 的 PM。

[0039] 吸收器容器 270 被配置成使用离子溶液吸收可能包含在烟道气流中的 CO₂。在一个优选的实施方式中,离子溶液可以由,例如,水与铵离子,碳酸氢根离子,碳酸根离子和 / 或氨基甲酸根离子组成。

[0040] 每个吸收级(272,274 和 276)被配置成包括一个或多个合适的气-液质量传递装置(MTD)(311,312 和 313),液体分配设备(321,322,323)和溶液传递路径(SDP)(331,332 和 333)。

[0041] 每个气-液质量传递装置(MTD)(311,312 和 313)被配置成当烟道气通过吸收器容器 270 向上流动,与含有,例如,铵离子,碳酸根离子,碳酸氢铵和 / 或氨基甲酸根离子的溶解和悬浮混合物的离子溶液逆流时,使离子溶液与烟道气流 FG 接触,其中 CO₂ 被离子溶液吸收。质量传递装置(MTD)311,312 和 313 可以是,例如,结构化的或随机填充的物质。

[0042] 液体分配装置 321,322,323 被配置成将离子溶液引入吸收器容器 270。每个液体分配装置可以被配置成,例如,一个或多个喷头喷嘴和 / 或带有穿孔,洞和 / 或缝的导管或它们的组合。

[0043] 每个 SDP(331,332 和 333)被配置成经由液体分配装置(312,322 和 323 各自地)向各自的吸收级传递离子溶液流体(离子溶液流)。每个 SDP 优选包括用于冷却泵送通过 SDP 的离子溶液的一个或多个冷却系统,例如,换热器装置。也优选地提供控制系统(未显示)用于控制离子溶液的流动并保持离子溶液温度在预定水平或在预定温度范围内。也可以提供控制系统用于控制氨对 CO₂ 的摩尔比(R)在预定值或在预定值内或在预定范围值内。参考图 2A,吸收级 272 包括由导管 / 管道组成的 SDP331,该导管 / 管道经由泵 232 和换热器 246 将富溶液出口 283 与液体分配装置 265 连接。吸收级 274 包括由导管 / 管道组成的 SDP332,该导管 / 管道经由热交换器 242 将来自再生系统 74(参见图 1B)的贫离子溶液引至液体分配装置 264。吸收级 276 包括由导管 / 管道组成的 SDP333,该导管 / 管道经由泵 232,换热器 246,泵 234 和换热器 244 将富溶液出口 283 与液体分配装置 263 连接。

[0044] 吸收 272 被配置成将经由 SDP333 离子溶液接受的贫离子溶液与烟道气流接触,该离子溶液从吸收器容器 270 的底部附近收集和再循环。这种离子溶液经由泵 232 从吸收器容器 270 的底部泵到液体分配装置 321,该液体分配装置将离子溶液向下喷洒并喷洒到质量转移装置 311 上。这样,烟道气流 FG 与从液体分配装置 321 喷洒的离子液体接触。在吸收级 272 离子溶液的温度优选被控制在 10°C 至 20°C 或更高的范围。在吸收级 272 从 FG 捕集的 CO₂ 形成带有沉淀碳酸氢铵的离子溶液。在离子溶液与烟道气流 FG 接触后,它富含 CO₂ (富溶液)。这种富 CO₂ 溶液从吸收级 272 排放到再生器系统 74 (参见图 1B)。

[0045] 吸收级 274 被配置成在高水平的 CO₂ 捕集效率下操作。在一个实施方式中,吸收级 274 被配置成捕集,例如,可能含于烟道气流 FG 中的 50-90% CO₂。此时,来自再生器 74 (未显示) 的贫 CO₂ 溶液经由液体分配装置 322 喷洒在 MTD312 上。来自吸收级 276 的 CO₂ 富溶液也向下流动到 MTD 312 上,在那里它与经由喷洒系统 322 喷洒的 CO₂ 贫溶液混合,当烟道气流 FG 通过吸收器容器 270 向上流动时两种都与烟道气流 FG 接触。

[0046] 来自吸收级 274 的在吸收器容器 270 中上升的烟道气包含低浓度的 CO₂ (例如在 FG 入口的浓度为 10% 或更少) 和相对高浓度的 NH₃ (例如从 5000ppm 直到 10000ppm)。来自吸收级 274 的烟道气中的高浓度氨 (氨逃逸) 是吸收级 274 中离子溶液的高 R 的结果 (参见图 1E)。在吸收级 274 蒸发的大部分氨经由吸收级 276 被再捕集回到离子溶液,该吸收级 276 优选在较低的 R 值和较低的温度下操作。

[0047] 在吸收级 276,具有低 R (例如,小于 1.8) 和低温 (例如,小于 10°C 和优选约 5°C) 的相对小的离子溶液流经由液体分配装置 323 喷洒到 MTD313 上,在此当烟道气流 FG 通过 MTD 313 向上流动时与烟道气流 FG 接触。经由吸收级 276 捕集的氨向下流动并流动到吸收器级 274 的填充材料 312 的顶端上。

[0048] 吸收器容器 270 可以被配置成用于将在容器 270 底部收集的离子溶液循环到水力旋流器 (未显示)。水力旋流器 (未显示) 用来分离和去除在与烟道气流接触后形成在离子溶液中的固体。

[0049] 每个吸收级 272,274 和 276 被配置成进行 CO₂ 吸收过程的一个特殊阶段。例如吸收级 272 被配置成进行过程的阶段 1,借此捕集一部分包含在烟道气中的 CO₂。吸收级 274 被配置成进行过程的阶段 2,借此捕集额外的一部分包含在烟道气中的 CO₂。吸收级 276 被配置成进行过程的阶段 3。在阶段 3,捕集了额外的一部分包含在烟道气中的 CO₂。

[0050] 在一个优选实施方式中,当烟道气流进入入口 280 时,包含在烟道气流 FG 中的 40% 到 90% CO₂ 在经受阶段 1-3 之后且在离开出口 282 之前将会被去除。每个阶段可以按或可以不按预定的顺序进行。

[0051] 在 CO₂ 吸收过程的阶段 1,一部分包含在烟道气流中的 CO₂ 通过将离子溶液与烟道气流接触而去除。在阶段 1 期间,离子溶液的温度被控制成高于在 CO₂ 吸收过程的阶段 2 或阶段 3 的离子溶液的温度。例如,在阶段 1,离子溶液的温度被控制为 10°C 到 20°C。在阶段 1 的离子溶液的 R 是低的,例如,1.4 到 1.8。

[0052] 在阶段 1 期间,允许含有高浓度 CO₂ 的碳酸氢铵固体从离子溶液中沉淀。随后这些固体经由,例如,水力旋流器 (未显示) 从离子溶液中分离和去除。一旦固体从离子溶液中去掉,离子溶液是 CO₂ 更贫的 (即含有更少的 CO₂),且能够用于从烟道气流中捕集更多的 CO₂。

[0053] 在阶段 2, 离子溶液的温度低于阶段 1, 例如, 为 0°C - 10°C , 离子溶液的 R 值高于阶段 1, 例如, 1.8-2.0。在阶段 2 的离子溶液是高反应活性的并能够捕集显著部分的烟道气 CO_2 含量。然而, 在阶段 2 的活性离子溶液具有相对高的氨蒸气压, 该蒸气压导致在流向 CO_2 吸收过程的最上一级 276 (阶段 3) 的烟道气中相对高的氨浓度。

[0054] 在阶段 3 期间, 通过控制离子溶液的温度 T 和 R, 以此降低来自离子溶液的氨的蒸气压, 并由此减小阶段 3 的气相中的氨浓度来最小化气态氨的损失。通过降低氨蒸气压并保持大部分的氨作为液体离子溶液的一部分, 来自系统的氨损失将会被最小化。这种氨逃逸的降低有助于保持 NH_3 对 CO_2 的摩尔比在更高的水平, 例如, 为 1.8 到 2.0。结果, 维持或换句话说未削弱在去除来自烟道气流的 CO_2 中系统的效率。在阶段 3, 离子溶液的温度被控制在, 例如, 0°C 到 10°C 。

[0055] 图 2B 所示的吸收器大概描述了提出的发明的进一步实施方式的图。这个实施方式与图 2A 所示的类似, 并包括三个 CO_2 吸收级。在这个实施方式中, 吸收 274 和 276 分别包括保留槽 362 和 363, 该保留槽被配置成收集至少一部分来自位于槽 362 和 / 或 363 之上的 MTD312 的向下流动并经过 MTD312 的溶液。更具体而言, 槽 362 收集至少一部分来自吸收级 274 的 MTD312, 以及吸收级 276 的 MTD313 的向下流动的溶液。随后, 收集的溶液, 至少部分地, 经由泵 236 从槽 362 泵 (再循环) 至液体分配装置 322, 在那里它与来自再生器 74 (参见图 1C) 的贫离子溶液一起再次被喷洒到吸收级 274 的 MTD312 上。

[0056] 同样地, 槽 363 收集至少一部分来自 / 通过吸收级 276 的 MTD313 的向下移动的溶液。随后, 收集的溶液, 至少部分地, 经由泵 234 从槽 363 泵 (再循环) 回到液体分配装置 323, 在那里它再次被喷洒到吸收级 276 (276) 的 MTD313 上。

[0057] 由吸收级 272 以及吸收级 274 排出的热量发生在相对高的温度下 (高达 10°C 至 20°C)。如果环境条件允许, 这个冷却能够用海水或冷却塔水完成, 由此显著降低用于冷冻溶液的总需求。当使用冷冻水时, 用于冷冻较高温度的离子溶液的能量消耗远低于冷冻较低温度离子溶液所需的能量。

[0058] 如图 2A 和图 2B 所示, 三个吸收级 272, 274 和 / 或 276 能够在单吸收器容器 270 中提供。可选地, 可以使用每个被用于一个具体吸收级或一组吸收级的独立吸收器容器。将单吸收器容器用于单吸收级, 而另一个吸收器容器用于多于一个的吸收级, 也是可能的。图 2C 大概地描述了多级多吸收器容器 CO_2 去除系统的一个实例。

[0059] 图 2C 大概地描述了另一个实施方式。参考图 2C, 可以看出, 三个独立的吸收器容器 270a, 270b 和 270c 被提供以容纳一种三级的吸收器系统。在这个实施方式中, 每个容器 270a, 270b 和 270c 用于具体的吸收级 (吸收级 272, 吸收级 274 或吸收级 276), 且每个可能被配置成以预定的顺序在预定的时间段和预定温度下将离子溶液传输 / 接触烟道气流 FG。

[0060] 吸收器容器 270a 可以被配置成用于将在容器 270a 底部收集的离子溶液循环至水力旋流器 (未显示)。水力旋流器 (未显示) 可用来分离和去除与烟道气流接触后形成在离子溶液中的固体。在还有的一个实施方式中, 每个吸收器容器 270a, 270b 和 270c 可以被配置成用于将在容器 270a/270b 和 / 或 270c 底部收集的离子溶液循环至水力旋流器 (未显示)。

[0061] 应当强调, 上面描述的本发明的实施方式, 特别地, 任何“优选”实施方式, 仅仅是实施方案的可能实例, 仅仅为清楚理解本发明的原理而提出。许多变化和改进可被用于上

面描述的本发明的实施方式而没有本质上脱离本发明的精神和原理。意图在此将所有这样的改进和变化包括在本公开和本发明的范围内,并由下面的权利要求保护。

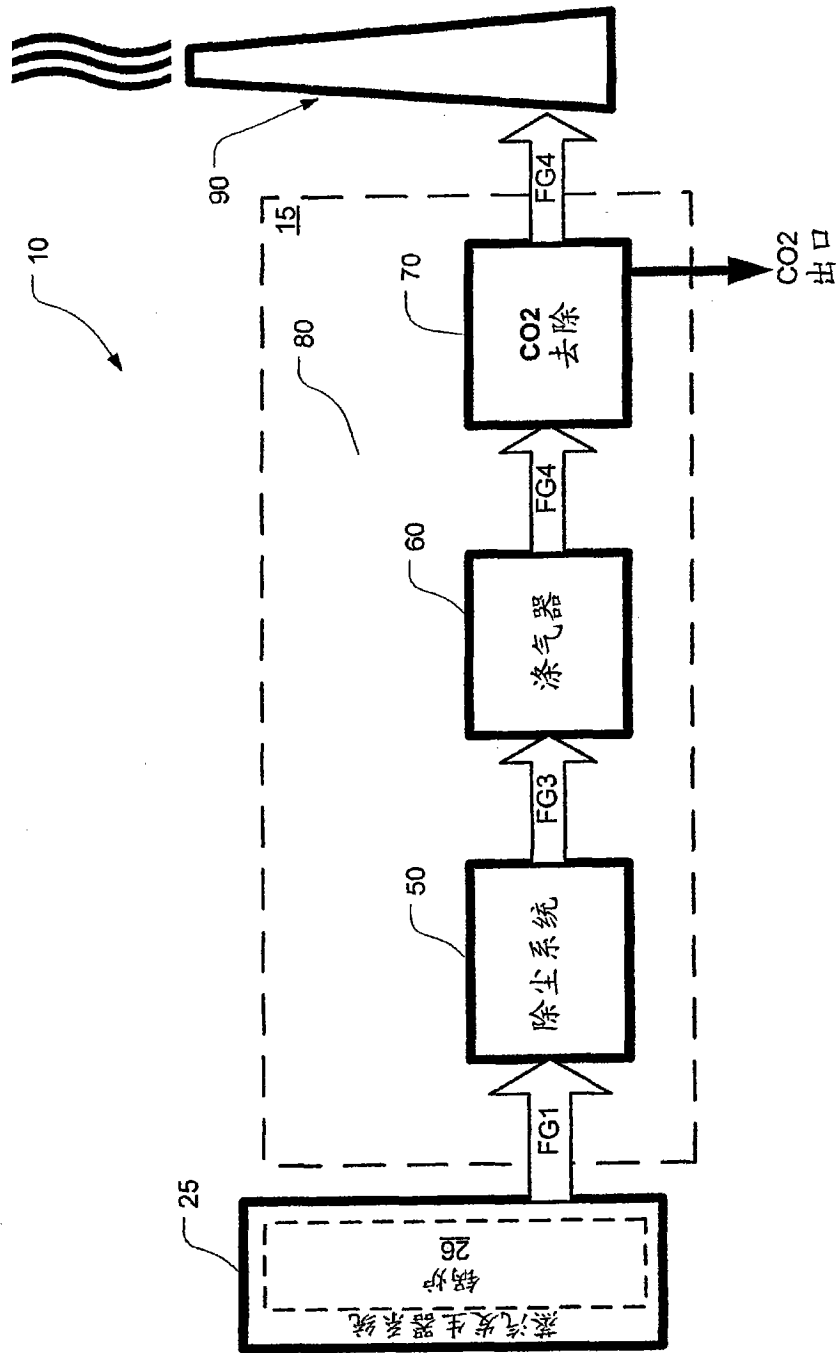


图 1A(现有技术)

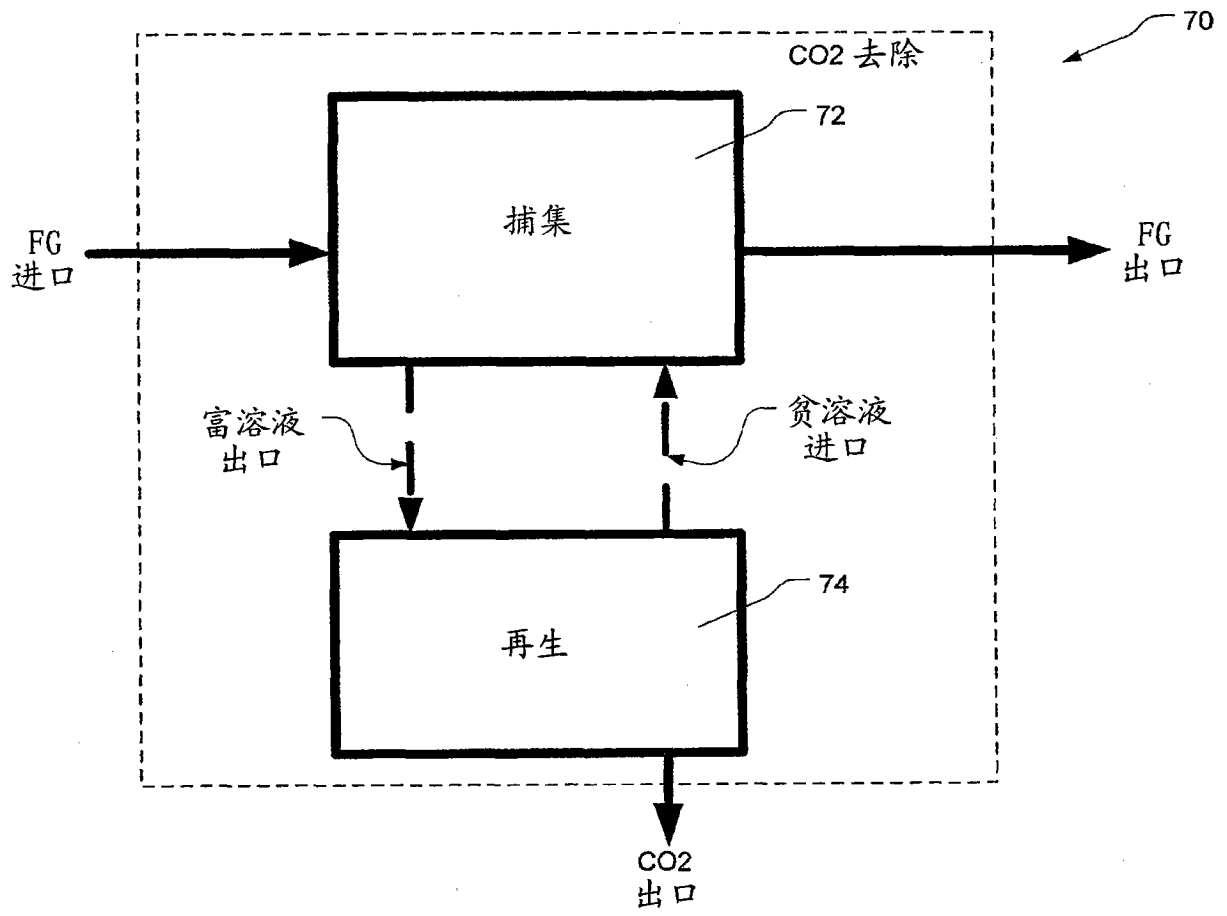


图 1B(现有技术)

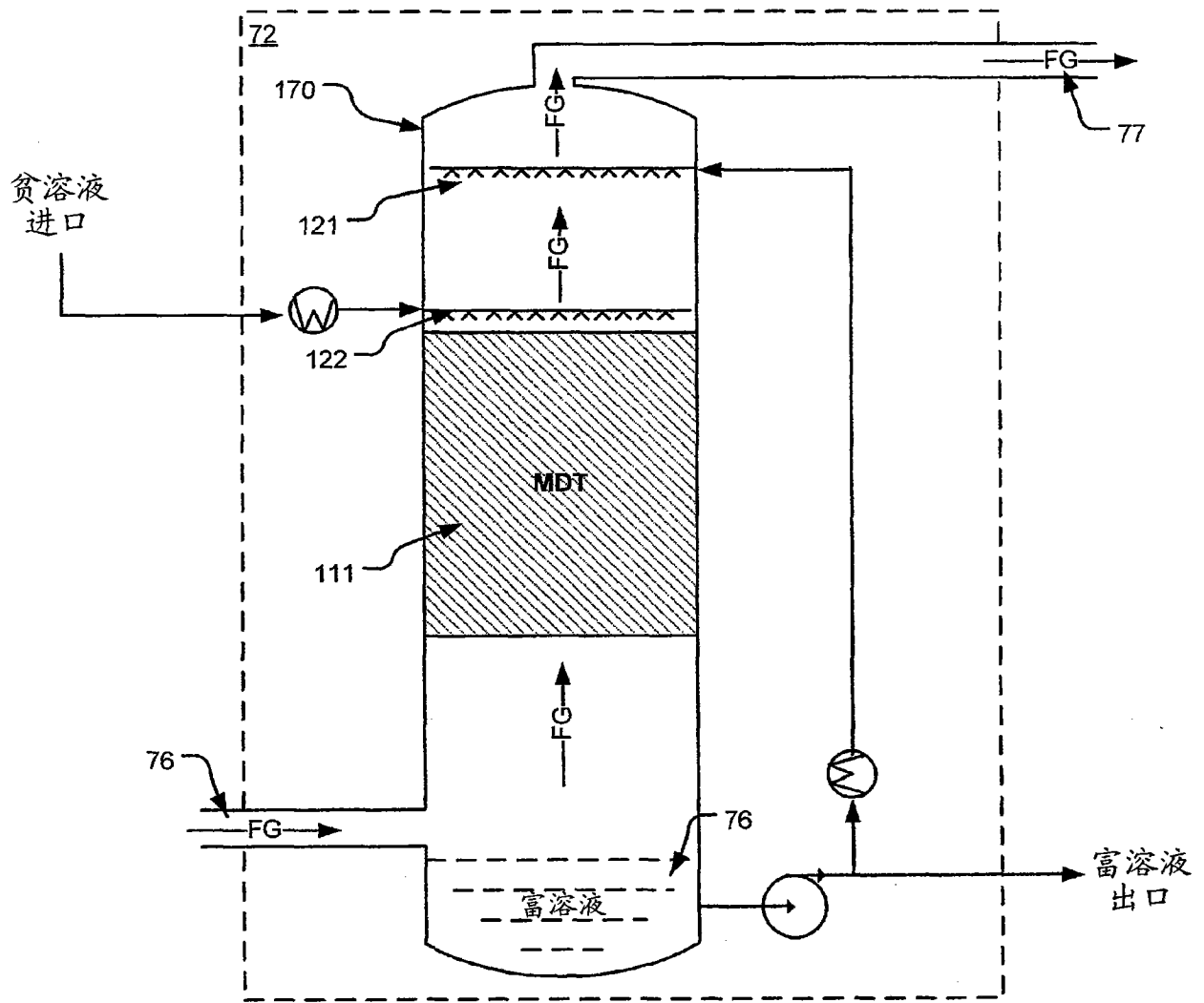


图 1C(现有技术)

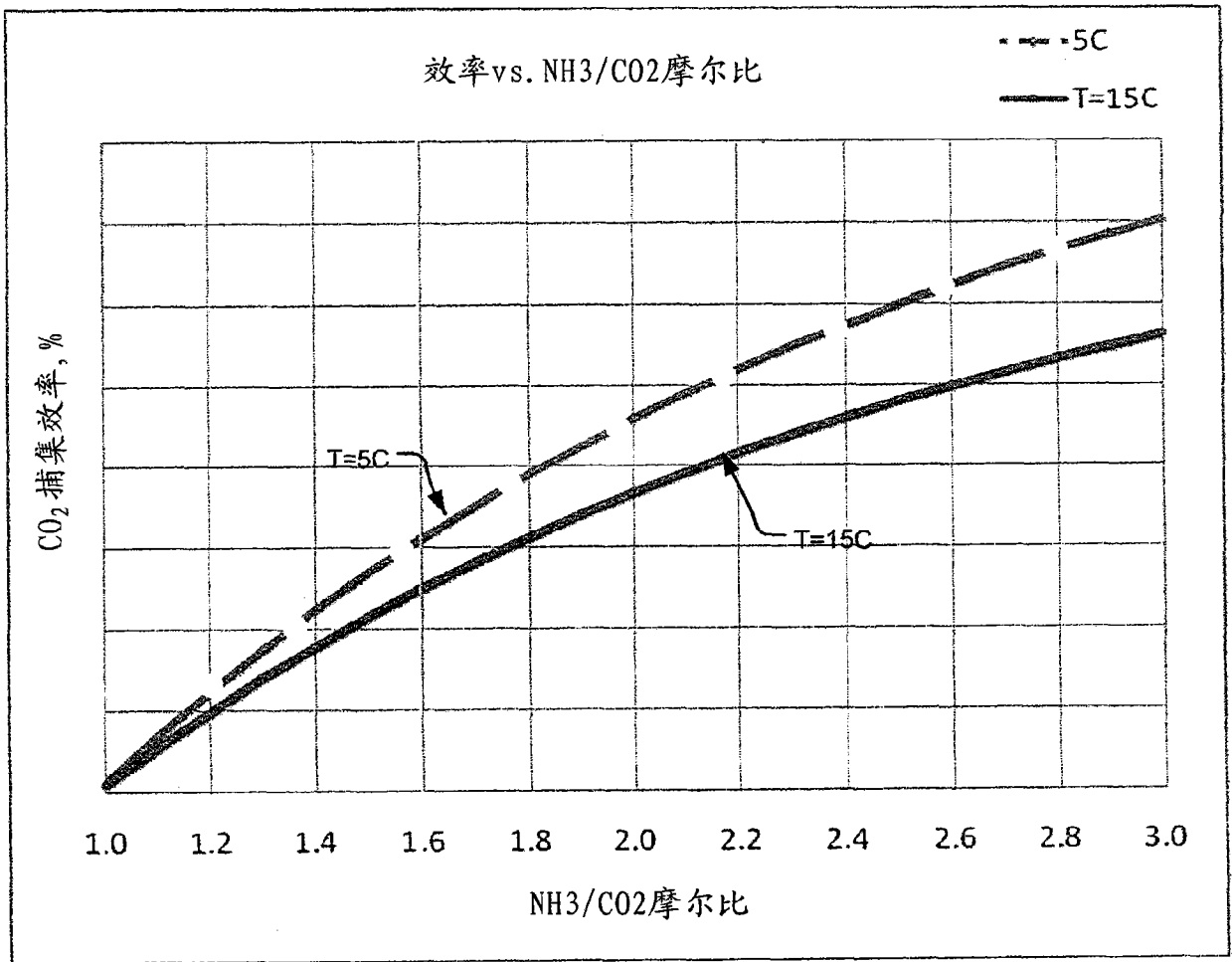


图 1D

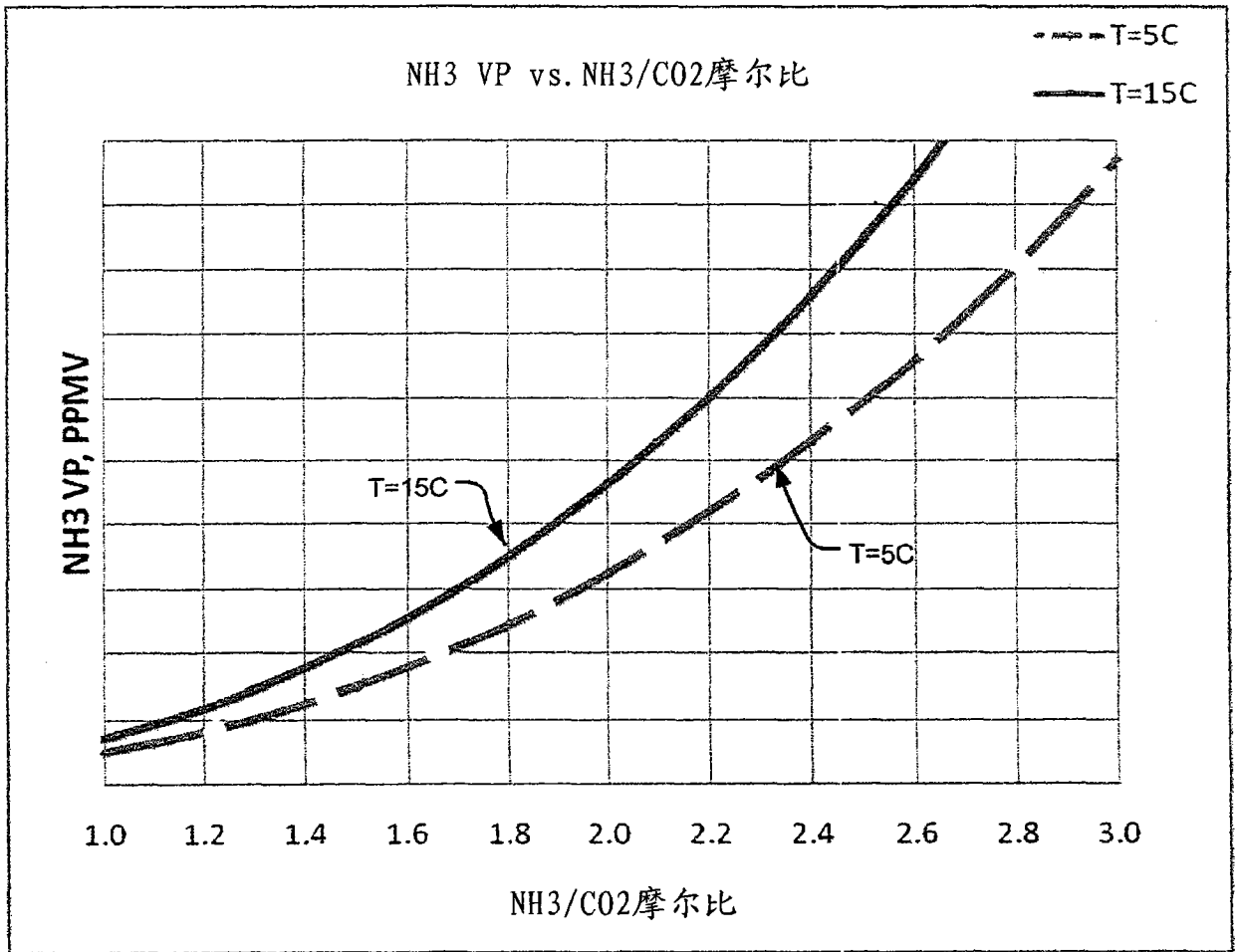


图 1E

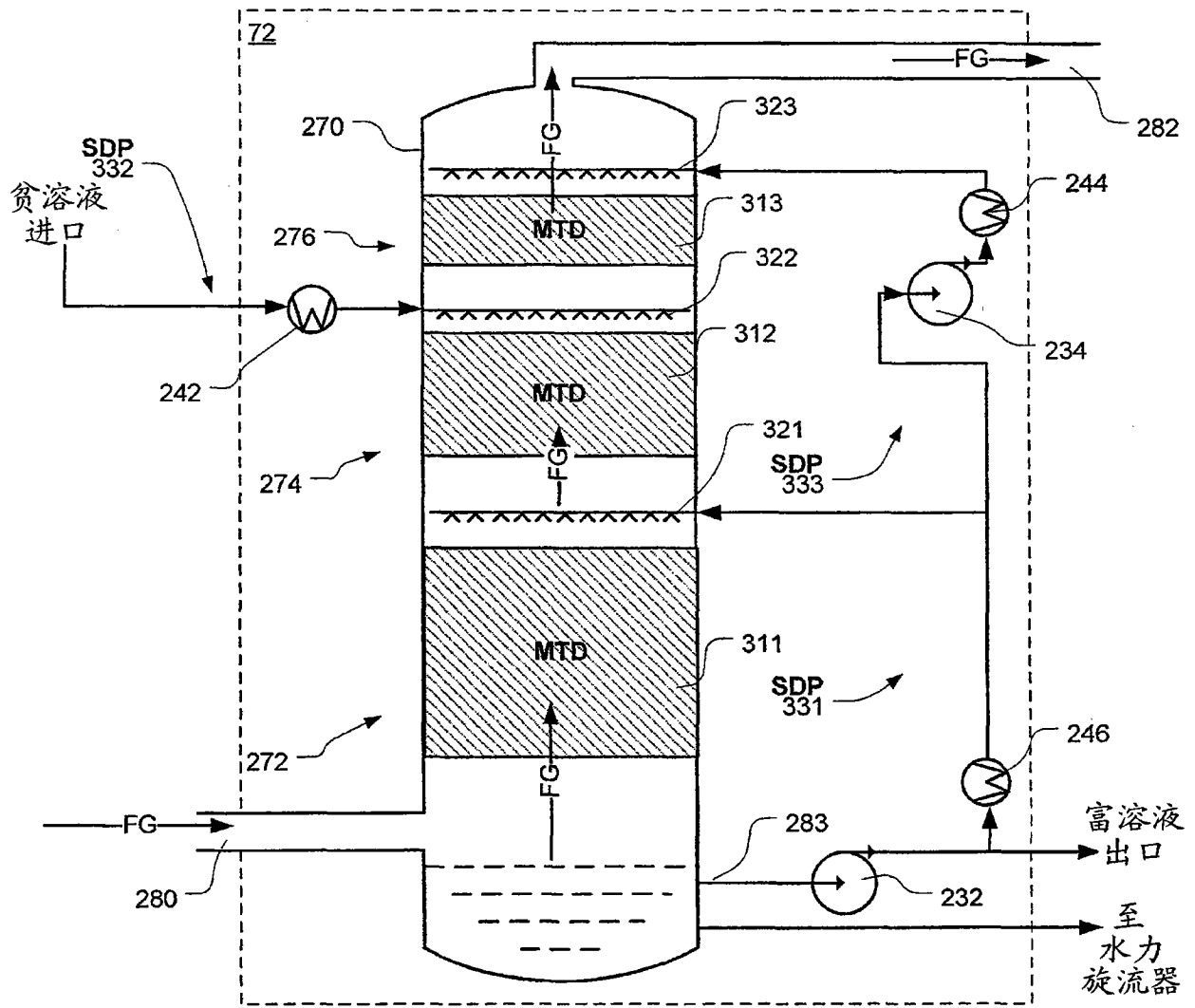


图 2A

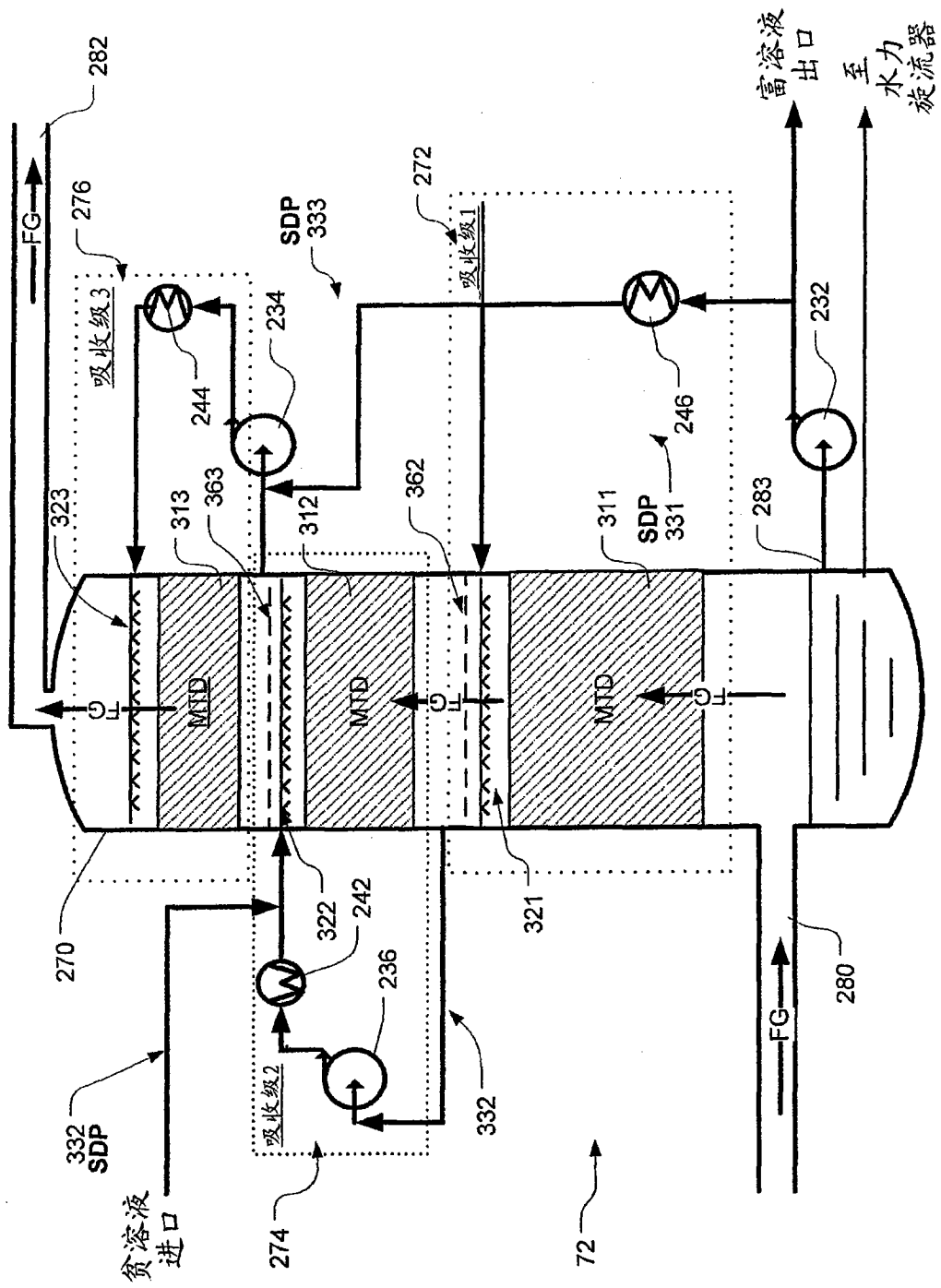


图 2B

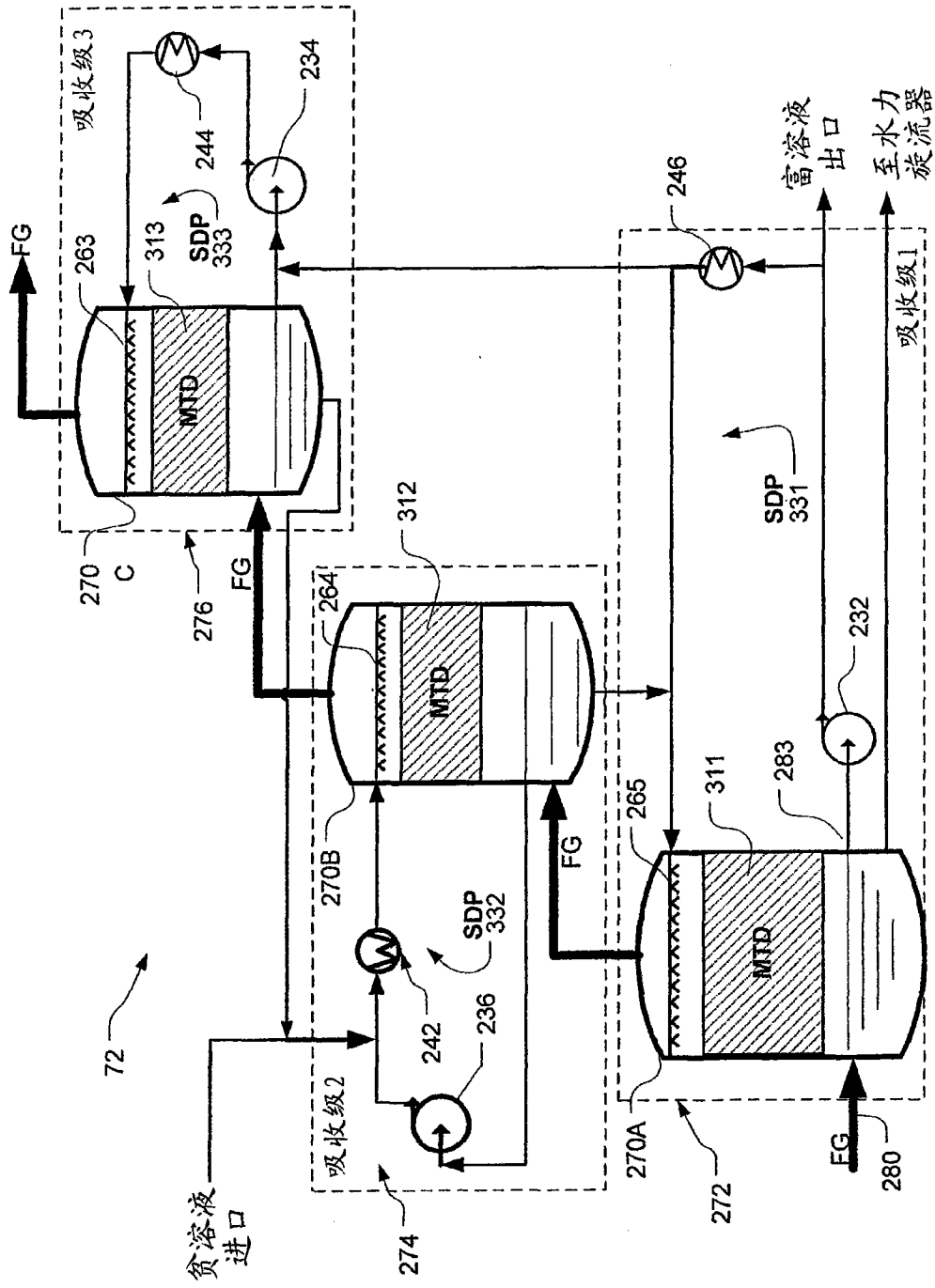


图 2C