



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103608087 A

(43) 申请公布日 2014. 02. 26

(21) 申请号 201180069804. 1

(51) Int. Cl.

(22) 申请日 2011. 09. 16

B01D 53/14 (2006. 01)

B01D 53/34 (2006. 01)

(30) 优先权数据

61/438, 845 2011. 02. 02 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2013. 09. 30

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2011/051936 2011. 09. 16

(87) PCT国际申请的公布数据

W02012/106015 EN 2012. 08. 09

(71) 申请人 阿尔斯通技术有限公司

地址 瑞士巴登

申请人 陶氏环球技术有限责任公司

(72) 发明人 F. 维特斯 C.N. 舒伯特

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司
72001

代理人 徐晶 林森

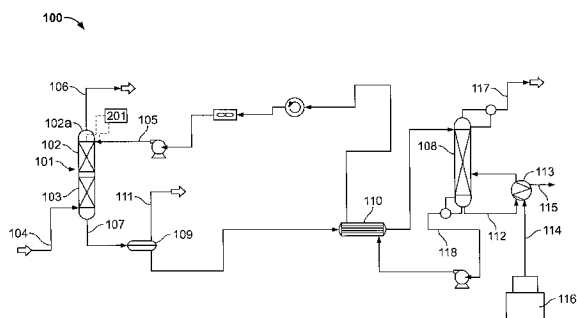
权利要求书2页 说明书7页 附图3页

(54) 发明名称

减少再生能量的方法

(57) 摘要

本发明公开了以产生处于比现有技术高的温度的产物气流而消耗比现有技术少的能量的方式自气流除去酸性气体的方法和设备。所述方法需要维持正产物气体温差。所述设备使得所述正气体温差能够通过控制吸收器塔操作条件和/或溶剂化学而维持,从而增加所述吸收器中吸收和反应的量。



1. 自气流除去酸性气体的方法,其包括以下步骤:
提供吸收器;
将气流提供到所述吸收器;
将溶剂溶液提供到所述吸收器;
在所述吸收器中使所述气流与所述溶剂溶液接触;
在邻近所述溶剂溶液最初接触所述气流的位置处测量产物气体温度;
在邻近所述贫溶剂溶液最初接触所述气流的位置处测量贫溶剂溶液温度;
任选测量由溶剂溶液再循环速率和溶剂:水比率组成的第一组操作参数中的至少一个;

调节所述贫溶剂溶液温度和所述第一组操作参数之一中的至少一个以使得产物气体温度升高大于零,其中所述产物气体温度升高是所述产物气体温度与所述贫溶剂溶液温度之差;和

自所述吸收器排出产物气流。

2. 权利要求1的方法,其中所述产物气体温度升高大于约5°C。

3. 权利要求1的方法,其中调节所述溶剂:水比率以提供大于零的所述产物气体温度升高。

4. 权利要求1的方法,其中调节所述溶剂溶液循环速率以提供大于零的所述产物气体温度升高。

5. 权利要求4的方法,其中所述产物气体温度升高通过减小所述溶剂溶液循环速率而增加。

6. 权利要求1的方法,其中所述产物气体温度升高通过增加所述贫溶剂溶液温度而增加。

7. 权利要求1的方法,其中所述产物气体包括CO₂贫化烟气。

8. 权利要求1的方法,其中所述溶剂溶液为水性基于胺的溶液。

9. 操作吸收塔的方法,其包括以下步骤:

提供吸收塔;

将包含CO₂的气流提供到所述吸收塔;

将水性基于胺的溶剂溶液提供到所述吸收塔;

在所述吸收塔中使所述气流与所述基于胺的溶剂溶液接触,其中来自所述气流的CO₂吸收到所述水性基于胺的溶剂溶液中;

在邻近所述基于胺的溶剂溶液最初接触所述气流的位置处测量产物气体温度;

测量第一组操作参数中的一个或多个,所述第一组操作参数由在远离所述贫溶剂溶液最初接触所述气流的位置的位置处测量的贫溶剂溶液温度、溶剂溶液再循环速率和溶剂:水比率组成;

调节所述第一组操作参数中的至少一个以使得产物气体温度升高大于零,其中所述产物气体温度升高是所述产物气体温度与所述贫溶剂溶液温度之差;和

自所述吸收器排出产物气流,其中,与所提供的气流相比较,自所述吸收器排出的产物气流贫CO₂气体。

10. 权利要求9的方法,其中产物气体温度升高大于约5°C。

11. 权利要求 9 的方法,其中所述产物气体温度升高通过所述溶剂:水比率维持大于零。

12. 权利要求 9 的方法,其中减小所述溶剂溶液再循环速率使所述产物气体温度升高增加。

13. 权利要求 9 的方法,其中增加所述贫溶剂溶液温度使所述产物气体温度升高增加。

14. 使用贫溶剂溶液自气流除去酸性气体的设备,其包括:

吸收器;

用于将所述贫溶剂溶液引入所述吸收器的第一进料管线;

用于测量引入所述吸收器中的所述贫溶剂溶液的温度的第一温度测量装置;

用于将所述气流引入所述吸收器的第二进料管线;

用于测量邻近所述贫溶剂溶液起初接触所述气流的位置的所述气流的温度的第二温度测量装置;

监测邻近所述贫溶剂溶液起初接触所述气流的位置的所述贫溶剂溶液和所述气流的温度以确定产物气体温度的控制系统,所述控制系统维持所述产物气体温度升高大于零,其中所述产物气体温度升高是所述产物气体温度与所述贫溶剂溶液温度之差。

15. 权利要求 14 的设备,其还包括:

响应所测量的贫溶剂溶液和气流温度调节所述贫溶剂溶液温度、溶剂溶液再循环速率和溶剂:水比率中的一个或多个以使得产物气体温度升高大于零的装置。

16. 权利要求 15 的设备,其中所述产物气体温度升高大于 5℃。

17. 权利要求 15 的设备,其中所述调节装置包括贫溶剂溶液温度控制装置。

18. 权利要求 15 的设备,其中所述调节装置包括溶剂溶液再循环速率控制装置。

19. 权利要求 15 的设备,其中所述调节装置包括溶剂:水比率控制。

20. 权利要求 14 的设备,其还包括用于自所述吸收器接收富溶剂溶液的再生器。

减少再生能量的方法

发明领域

[0001] 总体而言,本发明涉及操作气体吸收塔的方法和系统。更详细地讲,本发明涉及操作具有减少的再生能量需求的酸性气体吸收塔的方法和系统。

[0002] 背景

长期以来,在工业上需要自多种气流和液流中除去酸性气体污染物。常见的实例包括气相和液相烃流、合成气流和近年来的燃烧气流。已经开发了包括吸收到液体中、吸附到固体上和渗透穿过膜的多种技术来适应这些需要。Kohl & Nielsen 的“Gas Purification”,第五版(1997)提供了包括吸收到液体中且特别是吸收到水性胺中的技术的充分概述。

[0003] 使用利用水性溶剂如烷醇胺和促进型碳酸钾的吸收和汽提方法是自烟气、天然气氢气、合成气及其他气体除去酸性气体的已知的有效技术。近来,已经关注使用水性胺以自燃烧气流除去酸性气体污染物的水性吸收方法。酸性气体污染物包括但不限于二氧化碳、硫化氢和羰基硫。在这方面,燃烧气体被理解为各种燃料(煤炭、油、生物燃料、天然气等)的气/固相燃烧产物。

[0004] 气体吸收是其中将气体混合物的可溶组分溶解于液体中的过程。气/液接触可为逆流或顺流的,其中逆流接触是最常用的作法。汽提与吸收基本上相反,因为其包括将挥发性组分从液体混合物转移到气体。在典型的二氧化碳去除方法中,使用吸收以自燃烧气体除去二氧化碳,且随后使用汽提以使溶剂再生并捕集包含在该溶剂中的二氧化碳。二氧化碳一旦自燃烧气体及其他气体除去,则可将其捕集并压缩以供在包括汇集(sequestration)、甲醇生产和三次采油的多种应用中使用。

[0005] 设计用于逆流气液接触的吸收器通常容许溶剂在吸收器顶部或吸收器顶部附近。该物流可称为“贫”溶剂。含有酸性气体污染物的烃流或燃烧气体在吸收器底部或吸收器底部附近进入。随着该溶剂在吸收塔中向下行进,酸性气体从气相迁移到液相。塔内件(通常是填料或塔板)提供密切的气/液接触。净化的蒸气作为产物气体从吸收器顶部出来。该物流可称为产物气体。现在包括显著量的酸性气体的“负载”或“富”溶剂在吸收器底部或吸收器底部附近出来。在标准操作条件期间,贫溶剂和产物气体具有大致相同的温度,或产物气流可处于略微低于在吸收器顶部的贫溶剂流的温度。

[0006] 为了实现吸收剂溶液的再生,将自吸收塔底部引出的富溶剂引入汽提塔的上半部,且将该富溶剂维持在处于其在压力下的沸点或该沸点附近的高温下。维持该高温所必需的热量通过使包含在汽提塔中的吸收剂溶液再沸来供给。该再沸过程通过在位于汽提塔下半部的欲再生的溶液的一部分与处于适当温度的热流体、通常是饱和水蒸气之间间接热交换实现。在再生过程中,包含在维持在其沸点下的欲再生富溶剂中的二氧化碳释放并被吸收剂溶液的蒸气汽提。含有汽提的二氧化碳的蒸气在汽提塔的顶部出来且穿过冷凝器系统,其中由吸收剂溶液的蒸气的冷凝产生的液相返回汽提塔,气态二氧化碳从汽提塔中出来。在汽提塔的底部,将热的再生吸收剂溶液(也称作贫溶剂)引出且在使该溶液的热容量的用过部分通过间接热交换加热在引入汽提塔之前的欲再生富溶剂之后再循环到吸收塔。

[0007] 在简单的吸收/汽提中,如在本领域中的通常作法,水性富溶剂在约 100℃ - 约

120℃下在于单一压力下操作的简单逆流再沸器汽提器中再生,该单一压力通常在约 1atm-约 2atm 下。该富溶剂进料通过与热贫溶剂产物交叉交换预热到汽提器底部的约 5℃-约 30℃。将塔顶蒸气冷却成冷凝水,其作为回流物返回到逆流汽提器。当用于二氧化碳汇集及其他应用时,将产物二氧化碳压缩到约 100atm-约 150atm。

[0008] 现有吸收/汽提方法的主要问题在于它们能量非常密集,且这主要是因为再沸器所需要的热量相当多。再沸器操作的能量可来自现有发电站锅炉,这降低了能量产生,或来自专用锅炉,这增加了资金和操作成本。因此,重要的是使这些系统的设计和操作中的能量效率最大化。

[0009] 因此,需要减少使负载的水性胺流再生所必需的能量并改善操作效率和成本。

[0010] 发明概述

本发明的一个目的在于改善用于酸性气体捕集的常规基于胺的技术。

[0011] 本发明的另一目的在于提供如下技术:其中二氧化碳可通过吸收/汽提方法自燃烧气体及其他气体中除去,所述吸收/汽提方法比目前实践的方法在能量方面明显更有效。

[0012] 本发明的另一目的可在于在用于酸性气体吸收的这种技术中使用的化学品排放减少所带来的环境、健康和/或经济改善。

[0013] 因此,且根据用于捕集酸性气体的已知技术的操作和设计参数,本发明的一个目的可在于减少在酸性气体捕集过程中的能量和/或化学品消耗。

[0014] 一方面,公开了自气流除去酸性气体的方法。自气流除去酸性气体的所述方法包括以下步骤:将气流提供到吸收器中;使在所述吸收器中的气流与具有一定的溶剂:水比率的洗涤流体接触;和自所述吸收器排出产物气流。所述吸收器对于预定的第一组操作参数具有确定的去除率,所述第一组操作参数包括第一产物气体温度、第一贫洗涤流体温度、洗涤流体再循环速率和贫洗涤流体温度。所述产物气流在具有大于零的产物气体温度升高的第二产物气体温度下排出。

[0015] 另一方面,公开了操作用于自气流除去酸性气体的吸收塔的方法。操作用于自气流除去酸性气体的吸收塔的所述方法包括以下步骤:将气流提供到吸收器;使在所述吸收器中的气流与具有一定溶剂:水比率的洗涤流体接触;和自所述吸收器排出产物气流。所述吸收器对于预定的第一组操作参数具有确定的去除率,所述第一组操作参数包括第一产物气体温度、第一贫洗涤流体温度、洗涤流体再循环速率和贫洗涤流体温度。所述产物气流在具有大于零的产物气体温度升高的第二产物气体温度下排出。

[0016] 另一方面,公开了用于自气流除去酸性气体的设备。所述设备包括具有吸收塔的吸收器、用于将贫溶剂溶液引入所述吸收器中的第一进料管线。提供第二进料管线以将所述气流引入所述吸收器中。提供第一温度测量装置以测量所述贫溶剂溶液在引入所述吸收器中时的温度,且提供第二温度测量装置以测量邻近所述贫溶剂溶液起初接触所述气流的位置的所述气流的温度。所述第一温度测量装置和所述第二温度测量装置与控制系统通信,所述控制系统监测所述贫溶剂溶液引入所述吸收器中时的温度以及在所述贫溶剂溶液起初接触所述气流的位置处或所述位置附近所述气流的温度。本文使用的术语“在贫溶剂溶液接触气流的位置处”和/或“邻近溶剂溶液最初接触气流处”是指在吸收器内贫溶剂溶液接触或遇到气流的位置或所述位置附近。例如,在邻近贫溶剂溶液接触气流的位置处可

包括气流接触贫溶剂溶液的准确点、在吸收器的中心在吸收器上、或在吸收器的一侧上邻近气流接触贫溶剂溶液的点的点,或在略低于气流接触贫溶剂溶液处的点或在该处附近的点。因为引入所述吸收器的气流的气体压力可改变,所以所述气流接触所述贫溶剂溶液的准确点也可改变,且一系列温度测量装置可布置在所述吸收器中,所述控制系统通过分析所监测的温度确定哪个温度测量装置处于所述贫溶剂溶液接触所述气流的位置。因此,根据包括但不限于吸收器尺寸和流体流速的系统的可变特征,“邻近”可指小至一英寸或和大到两英尺。当使用多个温度测量装置时,在所述贫溶剂溶液接触所述气流的位置处的特定温度测量装置可通过监测所述温度测量装置的控制系统的确定且在更详细地解释本发明时将显而易见。

[0017] 本发明的其他特点和优点将自结合举例图示本发明的原理的附图给出的优选实施方案的以下更详细的描述显而易见。

[0018] 附图简述

图 1 为根据本发明的酸性气体捕集系统的示意图。

[0019] 图 2 为表示产物气体温度升高对再生能量的影响的图。

[0020] 图 3 为表示产物气体温度升高对再生能量的影响的另一图。

[0021] 发明详述

下文参照附图描述根据本发明的用于酸性气体去除的系统和方法的具体实施方案。

[0022] 本发明涉及以产生处于比现有技术高的温度下的产物气流同时消耗比现有技术少的能量的方式自气流 (gaseous steam) 除去酸性气体的系统和方法。

[0023] 图 1 为根据本发明的酸性气体捕集系统 100 的一个例示性实施方案的示意图。在一个实施方案中,酸性气体捕集系统 100 可为基于胺的酸性气体捕集系统。在一个实施方案中,酸性气体捕集系统 100 可为基于胺的 CO_2 和 / 或硫化氢捕集系统。酸性气体捕集系统 100 包括吸收塔或吸收器 101。吸收器 101 构造成使欲净化的气流与溶剂溶液接触。吸收器 101 可为逆流吸收器。在一个实施方案中,吸收器 101 为 CO_2 吸收器。在一个实施方案中,该气流为含有 CO_2 的烟气流。在一个实施方案中,该溶剂溶液为基于胺的溶液。吸收器 101 包括两个吸收区域:上部区域 102 和底部区域 103。在另一实施方案中,吸收器 101 可包括一个或多个吸收区域。所述吸收区域可包括气 / 液接触装置,所述气 / 液接触装置包括但不限于用于改善气 / 液接触的填充介质和 / 或塔板 (未示出)。欲自其除去酸性气体的气流经进料气体进料管线 104 进入吸收器 101 的底部区域 103。在该单元的吸收区域中,使烟气与溶剂溶液接触。

[0024] 贫溶剂溶液经贫溶剂溶液进料管线 105 进料到吸收器 101 的上部区域 102。该贫溶剂在贫溶剂温度 T_{LS} 下进入吸收器 101。该贫溶剂温度可在贫溶剂进入吸收器 101 的点处或邻近该点测量。该贫溶剂温度可通过诸如探针的温度测量装置 (未示出) 测量,该温度测量装置提供贫溶剂温度给控制系统 201。在一个实施方案中,该贫溶剂温度在处于或邻近吸收器 101 的入口的管道或导管的中心处或邻近该管道或导管的中心测量。该温度测量装置可通过有线和 / 或无线装置将温度数据传输到控制系统 201。

[0025] 控制系统 201 还测量产物气体温度。控制系统 201 监测贫溶剂温度和产物气体温度。该产物气体温度为在贫溶剂溶液在吸收器 101 中最初分配之处产物气体的温度。在一个实施方案中,该产物气体温度可在顶部塔板或填充介质的顶部料位处通过邻近贫溶剂溶

液在吸收器 101 中最初分配的位置定位的合适温度测量装置（未示出）测量。在一个实施方案中，该产物气体温度为离开吸收器 101 或在处于或邻近吸收器顶部 102a 的位置或地点处产物气体的温度。在一个实施方案中，该产物气体温度在吸收器塔头部邻近液体入口但不与液体喷雾或烟雾接触地测量。如果在吸收区域之后使用水洗来进一步处理产物气体，该产物温度则为水洗之前产物气体的温度。换句话说，该产物气体温度反映在气相中而不是在液相中离开吸收器的能量的量。

[0026] 在吸收器 101 中，来自该气流的酸性气体化学吸收在该溶剂溶液中。贫酸性气体的烟气，即产物气体，经产物气体排出管线 106 自吸收单元 101 的上部区域 102 离开吸收器 101。包含吸收的酸性气体的溶剂溶液，称为富洗涤溶液，经溶剂溶液排出管线 107 自底部区域 103 离开吸收器 101。

[0027] 离开吸收器 101 的富溶剂溶液经溶剂溶液排出管线 107 提供到再生器 108。再生器 108 可为逆流再生器或其他再生器，其管理与在吸收器中的放热吸收反应相关的热。本发明引起吸收器中的吸收率改善，引起再生条件改善（富负载变高，再生温度降低），而与再生器类型或方案无关。在再生器 108 中，酸性气体自溶剂溶液分离以产生在吸收单元 101 中再次使用的“贫”溶剂溶液。在被提供到再生器 108 之前可将该富溶剂溶液在闪蒸单元 109 和 / 或换热单元 110 中冷却。闪蒸气体可经闪蒸气体排出管线 111 自闪蒸单元 109 排出。

[0028] 在再生器 108 中，该富溶剂溶液在低压和高温下汽提出酸性气体。该溶剂溶液通过使该溶剂溶液循环穿过加热环路 112 而加热。加热环路 112 包括换热单元 113。在换热单元 113 中，该溶剂溶液通过与由加热流体进料管线 114 提供的加热流体热交换而加热。该加热流体经加热流体排出管线 115 自换热器 113 排出。该加热流体可由加热单元 116 加热。在一个实施方案中，该加热流体为蒸汽且加热单元 116 为锅炉单元。

[0029] 自该溶剂溶液脱附的酸性气体经酸性气体排出管线 117 自再生器 108 排出。贫溶剂溶液经贫溶剂溶液排出管线 118 自再生器 108 排出且返回到吸收单元 101。该贫溶剂溶液可在换热器 110 中与冷的富溶剂溶液热交换。如本领域的技术人员可理解，酸性气体捕集系统 100 消耗能量，且因此具有与由加热单元 116 提供的加热流体的加热相关的成本。在一个实施方案中，加热单元 116 采用来自现有发电站锅炉容量的能量，这增加了操作成本。在另一实施方案中，加热单元 116 采用来自专用锅炉单元的能量，这增加了资金和操作成本。在又一实施方案中，该溶剂溶液可自天然气的燃烧加热，这增加了资金和操作成本。在一个实施方案中，与再生相关的能量成本可通过再沸器负荷测量。

[0030] 在现有技术操作条件下，吸收器 101 在标准或推荐的操作参数下操作。预先确定所述标准或推荐的操作条件以建立处于平衡条件的连续操作，从而除去一定量的酸性气体，这可称为去除需求。该标准操作参数包括但不限于产物气体温度、溶剂溶液温度、溶剂溶液：气体质量流速比率、再沸器负荷、再生器压力和产物气体温度升高。

[0031] 如本发明中使用的产物气体温度升高或正气体温差定义为在邻近溶剂溶液最初接触气流的位置处的产物气体温度与贫溶剂溶液温度之差，其中该差值为正。该贫溶剂溶液温度为在接触产物气流之前贫溶剂溶液的大致温度。该贫溶剂溶液温度可邻近于最初与产物气流接触的点测量，或者可在远离最初与产物气流接触的点的点处测量，条件是这两个温度大致相等。因此，在远离最初与气流接触的位置的位置处测量贫溶剂溶液温度应该

解释为是指在贫溶剂溶液最初与气流接触之前的任一点处测量贫溶剂的温度,其中该贫溶剂没有吸收该气流的任何成分且其中该贫溶剂溶液的温度等于最初与该气流接触时的温度或在最初与该气流接触时的温度的约 1℃ 内。在一个实施方案中,大致相等是指小于或等于约 1℃。通常,该产物气体温度可与该贫溶剂溶液温度大约相同或大致相等。该产物气体温度和该贫溶剂溶液温度可大致相等或彼此非常接近,彼此相差 1 摄氏度或更低。应当理解的是该温差在现有技术中基本没有调节,且任何正或负的温差都是在引入气流的气体温度与贫溶剂溶液的温度之间无规温度波动的结果。

[0032] 在现有技术中,常规操作将引起在气相与溶剂溶液之间的准热平衡。该气相因此在大致溶剂溶液温度下离开吸收器。相比之下,已经意外地发现再生能量可通过在正产物气体温度升高下操作吸收器 101 而减少,即该温度大于零。在另一实施方案中,本发明人发现再生能量可通过在大于约 5℃ 的产物气体温度升高下操作吸收器 101 而减少。在另一实施方案中,本发明人意外地发现再生能量可通过在大于约 10℃ 的产物气体温度升高下操作吸收器 101 而减少。在另一实施方案中,本发明人意外地发现再生能量可通过在大于约 15℃ 的产物气体温度升高下操作吸收器 101 而减少。在又一实施方案中,本发明人意外地发现再生能量可通过在大于约 20℃ 的产物气体温度升高下操作吸收器 101 而减少。在又一实施方案中,本发明人意外地发现再生能量可通过在大于约 25℃ 的产物气体温度升高下操作吸收器 101 而减少。在又一实施方案中,本发明人意外地发现再生能量可通过在大于约 30℃ 的产物气体温度升高下操作吸收器 101 而减少。大于零的产物气体温度增加量将取决于特定溶剂的性质。升温范围的最高数值将由超出耗尽特定溶剂吸收酸性气体的特征容量的点确定。

[0033] 为了实现升高的产物气体温度,在该吸收器内提供热源。可提供热量以由于随着酸性气体吸收到液相中而释放的热量而升高产物气体温度。热量随着酸性气体凝结到液相中而释放。另外的热量随着酸性气体在液相中混合并反应而释放。因为热量释放到液相中,该液相的温度将增加。如果上升的蒸气比下降的液体冷,则该热量的一部分将迁移到气相,导致气相温度增加,由此增加上部区域 102 中且特别是邻近吸收器顶部 102a 的气相温度。

[0034] 该产物气体温度升高可通过控制吸收器塔操作条件和 / 或溶剂化学品以增加吸收和反应的量来实现,其靠近吸收器顶部 102a 出现。继而,顶部区域液相温度增加,由此产物气体温度也增加。控制系统 201 接收邻近在吸收器 101 内贫溶剂溶液与产物气流的最初接触点的贫溶剂溶液和产物气流温度数据,且响应这些数据调节包括贫溶剂溶液温度、溶剂溶液再循环速率和溶剂:水比率的一个或多个操作参数。该一个或多个操作参数可通过控制系统 201 自动调节或可响应提供到控制系统 201 的温度测量结果手动调节。例如,溶剂再循环速率可通过循环泵控制,该循环泵继而受控制系统调整。

[0035] 在一个实施方案中,溶剂溶液的载热能力增加。如果溶剂溶液具有相对较低的热容量,则其对于相同的释放热量将经历较大的温升。在第一实施方案中,这可通过控制溶剂溶液成分比例来实现。在一个实施方案中,这可通过控制溶剂:水(溶剂/水)比例或比率来实现。在另一实施方案中,这可通过控制胺/水比率来实现。例如,大多数胺具有比水低的热容量,因此对于一定的释放热量,增加胺/水比率将提高该温度增加。因此,贫溶剂溶液的温度可通过控制系统 201 而改变,控制系统 201 调整改进溶剂:水比率的计量系统,由此控制该比率以实现所要的热容量且因此实现所要的温度。

[0036] 在一个实施方案中,该产物气体温度升高可通过提供具有约 15-70 重量%(wt%) 胺 / 余量水的胺 / 水比例的溶剂溶液来实现。对于该实施例且对于本发明的全文中的 wt% 是基于无气体基质。在另一实施方案中,提供具有约 10-40wt% 的单乙醇胺 / 水比例的溶剂溶液。在又一实施方案中,提供具有约 30-60wt% 的甲基二乙醇胺 / 水比例的溶剂溶液。在一个实施例中,在设计成在约 20wt% 的单乙醇胺 / 水比例下操作的吸收系统中,产物气体温度升高可通过增加至高于 20wt%,增加至约 30wt% 来实现。

[0037] 在第二实施方案中,对于给定的气体速率,该产物气体温度升高可通过降低溶剂溶液的循环速率来实现。当对于给定的气体速率降低该循环速率时,且如果释放的热量保持大致恒定,则液相温度将增加。在一个实施例中,在设计成在约 1000 加仑 / 分钟 (gpm) 的再循环速率下操作的吸收系统中,减小该再循环速率,同时维持大约相同的酸性气体去除量,因此在酸性气体中释放大约相同的热量,而提供较少液体来捕集相同的热量,较少的液相可用以捕集相同的酸性气体量,引起溶剂溶液温度增加。例如,该再循环速率可自约 1000gpm 减小到约 900gpm。

[0038] 在第三实施方案中,该产物气体温度升高可通过使贫溶剂溶液温度增加到超过推荐的标准操作温度来实现。在一个实施方案中,该产物气体温度升高可通过增加基于胺的贫洗涤流体温度来实现。通过增加该贫洗涤流体温度,在吸收器上部的液相温度增加,其使离开吸收器 101 的产物气体的温度增加。在一个实施方案中,使贫洗涤流体温度自约 49℃ 增加到约 52℃,使得在整个吸收器 101 中的液相温度增加约 9℃。

[0039] 在根据本发明的一个实施例中,操作实验成套设备 (pilot plant) 且使用约 30wt% 单乙醇胺 (MEA)、余量为水的洗涤流体自常压合成烟气除去二氧化碳。在现有设备和仪器的局限之下,所有操作使用相同的进料气体流速、压力、胺浓度、贫胺温度和二氧化碳浓度。对于特定的溶剂流速,调节再生能量以实现三种程度的二氧化碳回收率 (90%、74% 和 64%) 之一。实验的结果汇总于图 2 中。

[0040] 如在图 2 中可见,如通过以千兆焦 (GJ) / 公吨 (吨) 回收的二氧化碳计的再沸器负荷所测量,在大于零的产物气体温度升高下操作吸收器减少了能量需求。例如,可以看出,对于 74% 的去除率,产物气体温度自约 -2℃ 增加到约 7℃ 引起减少约 0.1 千兆焦 / 吨。在另一实施例中,可以看出,对于 64% 的去除率,产物气体温度自约 -1℃ 增加到约 16℃ 引起减少约 0.5 千兆焦 / 吨。

[0041] 在根据本发明的公开内容的另一实施例中,进行设计成使用水性甲基二乙醇胺哌嗪共混物自煤炭产生的烟气回收 90% 二氧化碳的工业规模常规胺单元的模拟。如在先前的实施例中,进料气体条件、胺浓度和贫胺温度保持恒定。另外,冷端换热器 (cold side exchanger) 方案保持恒定。调节再沸器负荷以对于特定的胺循环速率实现 90% 的二氧化碳回收率。计算限于 90% 的二氧化碳回收率。该模拟的结果呈现在图 3 中。

[0042] 如在图 3 中可见,如通过以千兆焦 / 吨回收的二氧化碳计的再沸器负荷所测量,在大于零的产物气体温度升高下操作吸收器减少了能量需求。例如,可以看出产物气体温度自约 4℃ 增加到约 24℃,引起减少约 0.6 千兆焦 / 吨。因此,如通过先前的两个实施例可以看出,在高产物气体温度升高下操作吸收器减少了回收每吨二氧化碳的能量需求。

[0043] 如在图 3 中可见,在非常高的产物气体温度升高下的操作最后引起再生能量需求急剧增加。在该实施例中,该再生能量的急剧增加由水性胺溶剂对于二氧化碳的有限容量

引起,如在图 3 的右侧由位于 26°C 下的横坐标和约 6.4 千兆焦 / 吨下的纵坐标上的数据点指出。

[0044] 虽然已经参考许多例示性实施方案描述了本发明,但本领域的技术人员应当理解的是在不偏离本发明的范围的情况下可进行多种改变且可用等效物替代其要素。另外,可在不脱离本发明的必要范围的情况下进行许多修改以使特定情形或材料适应本发明的教导。因此,并非想要将本发明限制于公开为预期用于实施本发明的最佳模式的特定实施方案,而本发明将包括属于附加权利要求书范围内的所有实施方案。

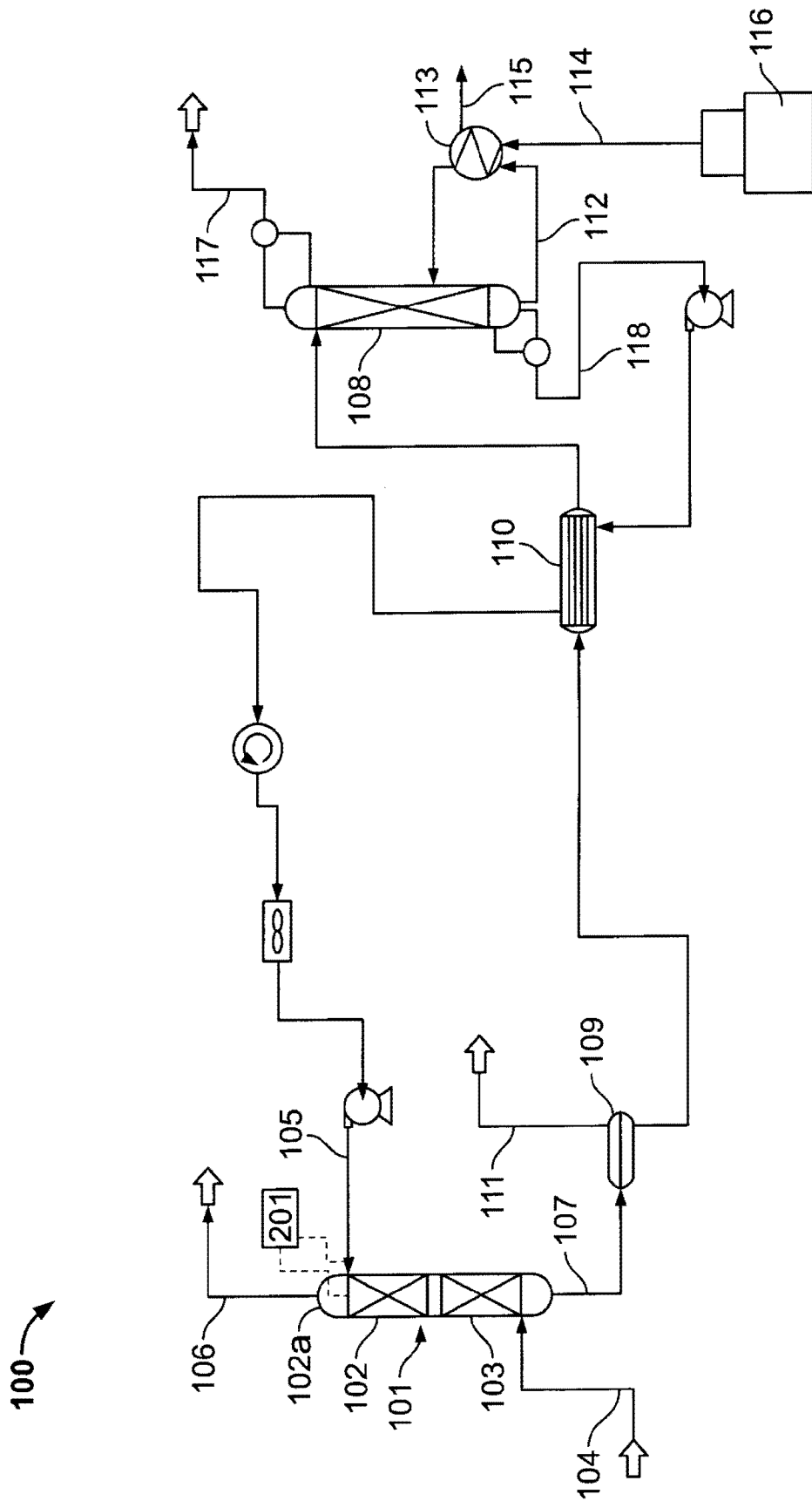


图 1

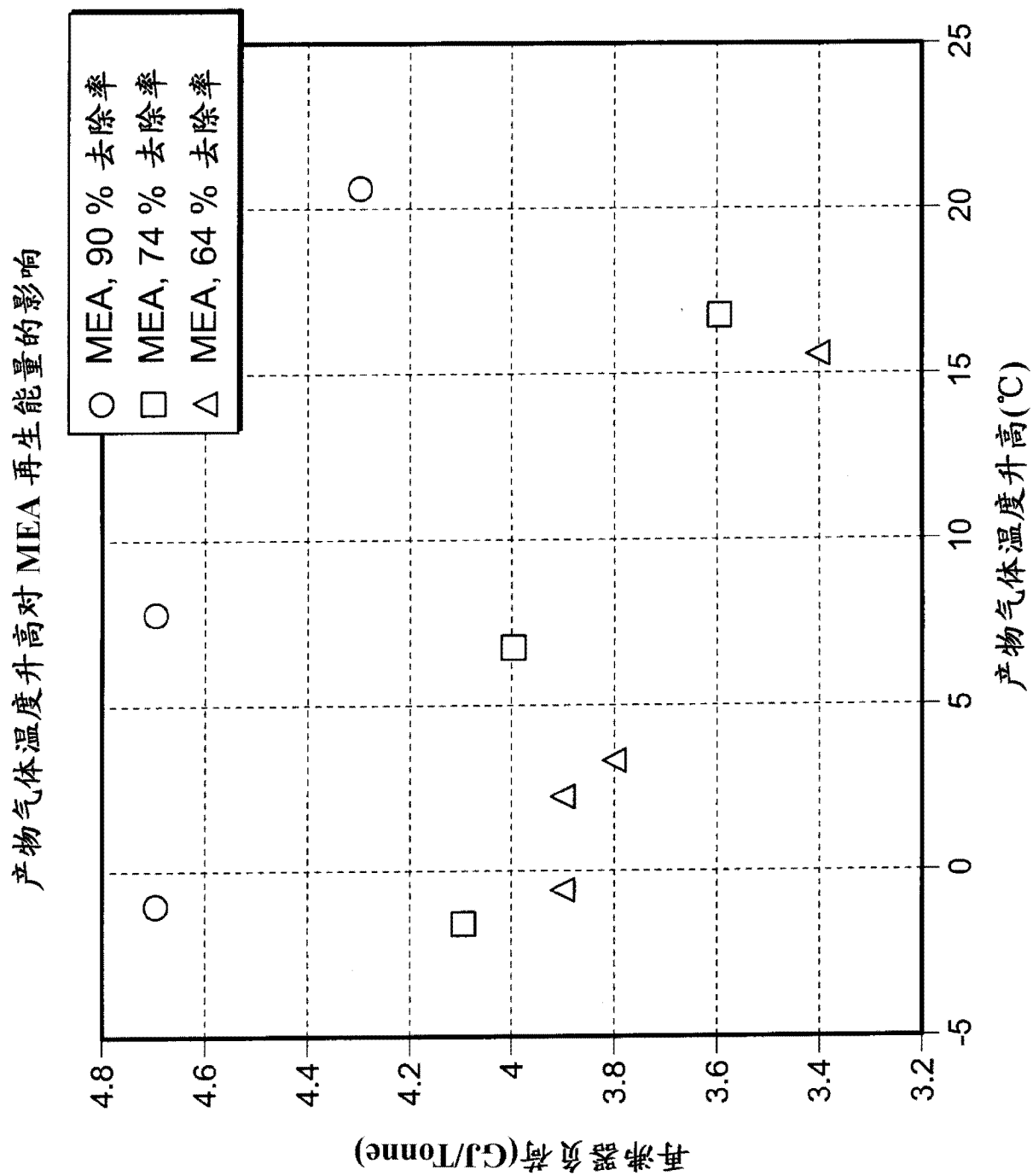


图 2

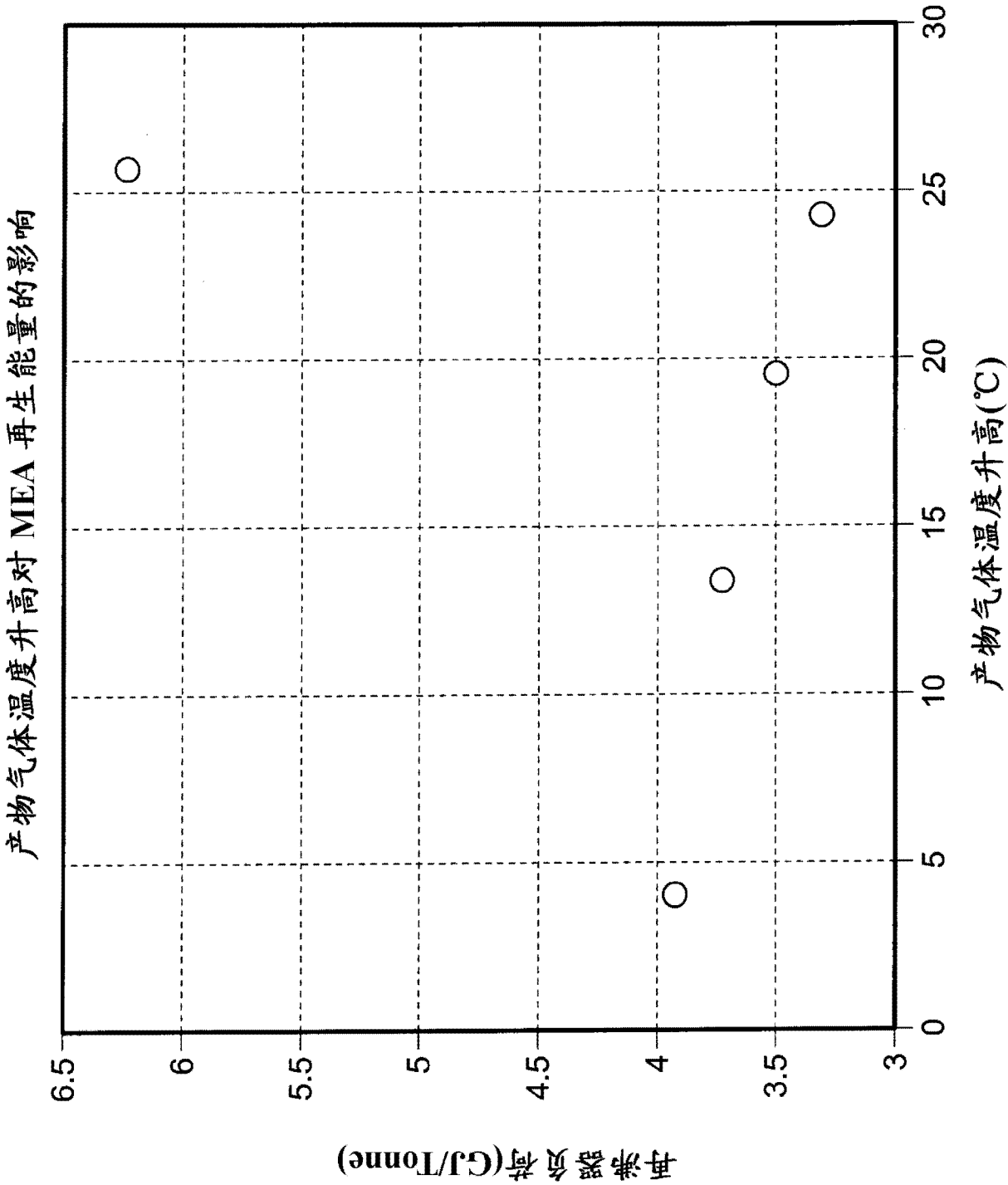


图 3