



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101014807 B

(45) 授权公告日 2012.08.29

(21) 申请号 200580028959.5

(22) 申请日 2005.07.12

(30) 优先权数据

163015 2004.07.14 IL

(85) PCT申请进入国家阶段日

2007.02.27

(86) PCT申请的申请数据

PCT/IL2005/000766 2005.07.12

(87) PCT申请的公布数据

W02006/006177 EN 2006.01.19

(73) 专利权人 AGAM 能源系统有限公司

地址 以色列沙龙

(72) 发明人 G·阿萨夫

(74) 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专

利商标事务所 11038

代理人 蒋旭荣

(51) Int. Cl.

F24F 3/14 (2006.01)

(56) 对比文件

US 2001015072 A1, 2001.08.23, 全文.

US 4939906 A, 1990.07.10, 全文.

US 4941324 A, 1990.07.17, 全文.

W0 9926025 A1, 1999.05.27, 全文.

W0 03004937 A1, 2003.01.16, 全文.

US 4355683 A, 1982.10.26, 全文.

US 4205529 A, 1980.06.03, 全文.

审查员 吴玉莹

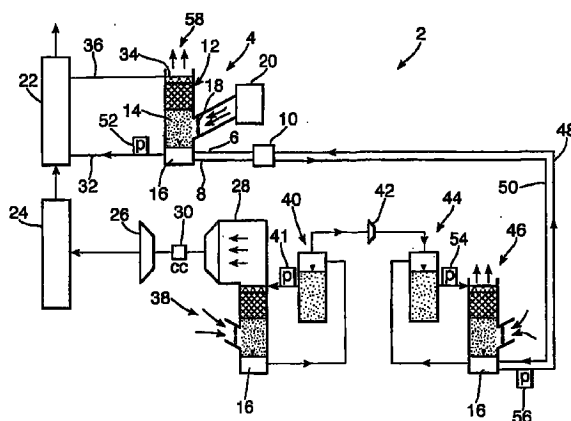
权利要求书 2 页 说明书 5 页 附图 3 页

(54) 发明名称

用于除湿的系统和方法

(57) 摘要

提供一种液体干燥剂再生器系统 (2), 其包括具有第一干燥剂入口 (34) 的干燥剂/空气热交换器 (12) 和干燥剂容器 (16)。所述容器 (16) 具有第一干燥剂出口 (32)、第二干燥剂出口 (8) 和第二干燥剂入口 (6)。所述第一干燥剂入口 (34) 和所述第一干燥剂出口 (32) 可以与热源 (22) 连接, 所述第二干燥剂入口 (6) 引导容器 (16) 的稀释干燥剂, 并且所述第二干燥剂出口 (8) 将浓缩干燥剂导出所述容器 (16)。所述第二干燥剂入口 (6) 和所述干燥剂出口 (8) 与用于将热量施加给流入所述容器的稀释干燥剂的干燥剂/干燥剂热交换器 (10) 连接。此外还提供一种除湿方法。



1. 一种液体干燥剂再生器系统 (2), 其包括:

具有第一干燥剂入口 (34) 的干燥剂 / 空气热交换器 (12) 和干燥剂容器 (16);

所述干燥剂容器具有用于导出浓缩液体干燥剂的第一干燥剂出口 (8)、用于导出浓缩液体干燥剂的第二干燥剂出口和用于接收稀释液体干燥剂的第二干燥剂入口 (6);

所述第一干燥剂入口和所述第二干燥剂出口与用于给所述浓缩液体干燥剂施加热量的加热装置 (22) 连接;

所述第二干燥剂入口将稀释液体干燥剂导入所述干燥剂容器 (16); 并且

所述液体干燥剂再生器系统还包括连接在所述第二干燥剂出口和所述加热装置 (22) 之间的泵 (52), 所述泵用于从所述干燥剂容器 (16) 向所述加热装置 (22) 泵送浓缩液体干燥剂, 并且使被加热后的浓缩液体干燥剂从所述加热装置 (22) 返回到所述第一干燥剂入口 (34);

其特征在于: 所述第二干燥剂入口 (6) 和所述第一干燥剂出口 (8) 均与用于将热量施加给流入所述干燥剂容器的稀释液体干燥剂的干燥剂 / 干燥剂热交换器 (10) 连接,

干燥剂 / 空气热交换器 (12) 和干燥剂容器 (16) 都与空气接触, 干燥剂再生器 (4) 使经由第二干燥剂入口 (6) 流入干燥剂再生器 (4) 的稀释干燥剂与经由第一干燥剂出口 (8) 从干燥剂再生器 (4) 排出的浓缩干燥剂进行热交换,

与稀释干燥剂的温度相比, 浓缩干燥剂的温度高, 从而将热量从干燥剂再生器 (4) 引入到一蒸气冷凝器 (44), 并且

所述热量提升稀释干燥剂的温度, 所述稀释干燥剂用作蒸气沉。

2. 如权利要求 1 所述的系统, 其中所述加热装置 (22) 包括来自燃烧过程的排气。

3. 如权利要求 1 所述的系统, 其中所述加热装置 (22) 包括加热器。

4. 如权利要求 3 所述的系统, 其中所述加热器是锅炉。

5. 如权利要求 4 所述的系统, 其中利用燃料燃烧器 (94) 或通过蒸汽来加热所述锅炉。

6. 如权利要求 2 所述的系统, 其中所述排气是从经由一燃烧室 (30) 与一气体压缩机 (28) 流体连通的气体透平 (26) 获得。

7. 如权利要求 6 所述的系统, 其中所述气体压缩机从一空气冷却器 (38) 接收空气。

8. 如权利要求 1 所述的系统, 其进一步包括用于能控制地使流入所述再生器的干燥剂容器 (16) 的稀释干燥剂和流出所述再生器的干燥剂容器 (16) 的浓缩干燥剂之间的流量进行循环的泵装置 (56)。

9. 如权利要求 1 所述的系统, 其中所述干燥剂 / 干燥剂热交换器 (10) 与所述干燥剂容器 (16) 连接。

10. 如权利要求 1 所述的系统, 其中再生器中的干燥剂流的质量流量至少是凝结水质量流量的两倍。

11. 如前述任一项权利要求所述的系统, 还包括蒸气冷凝器 (62), 用于冷凝从干燥剂散发的水蒸气, 并且通过水冷却器 / 空气加热器 (64) 将冷凝热传递到包围空间中。

12. 一种除湿方法, 其包括:

设置具有第一干燥剂入口的干燥剂 / 空气热交换器 (12) 和干燥剂容器 (16); 所述干燥剂容器具有用于导出浓缩液体干燥剂的第一干燥剂出口 (8)、用于导出浓缩液体干燥剂的第二干燥剂出口和用于接收稀释干燥剂的第二干燥剂入口 (6); 所述第一干燥剂入口和

所述第一干燥剂出口与用于给所述浓缩液体干燥剂施加热量的加热装置 (22) 连接, 并且所述第二干燥剂入口将稀释干燥剂导入所述干燥剂容器, 所述第二干燥剂出口将浓缩液体干燥剂导出所述干燥剂容器, 所述第二干燥剂入口和所述第一干燥剂出口与用于将热量施加给流入所述干燥剂容器的稀释干燥剂的干燥剂 / 干燥剂热交换器 (10) 连接, 和

以高于水从干燥剂蒸发的蒸发速率的速率传送所述浓缩干燥剂, 所述方法还包括:

从所述干燥剂容器 (16) 向所述加热装置 (22) 泵送浓缩液体干燥剂, 并且使被加热后的浓缩液体干燥剂从所述加热装置 (22) 返回到所述第一干燥剂入口 (34);

使干燥剂 / 空气热交换器 (12) 和干燥剂容器 (16) 都与空气接触, 利用干燥剂再生器 (4) 使经由第二干燥剂入口 (6) 流入干燥剂再生器 (4) 的稀释干燥剂与经由第一干燥剂出口 (8) 从干燥剂再生器 (4) 排出的浓缩干燥剂进行热交换,

与稀释干燥剂的温度相比, 浓缩干燥剂的温度高, 从而将热量从干燥剂再生器 (4) 引入到一蒸气冷凝器 (44), 并且

利用所述热量提升稀释干燥剂的温度, 所述稀释干燥剂用作蒸气沉。

13. 如权利要求 12 所述的方法, 所述方法进一步包括将流入所述干燥剂 / 空气热交换器的空气质量流量控制成至少以 10 倍超过干燥剂蒸发速率。

14. 如权利要求 13 所述的方法, 其中从所述干燥剂 / 空气热交换器排出的空气将热量和水蒸气传递给一水蒸气冷凝器 (62), 所述热量进一步从该水蒸气冷凝器经由一空气 / 水热交换器 (64) 传递到空气包围空间, 其中从所述水蒸气冷凝器排出的空气返回到所述干燥剂 / 空气热交换器, 由此在干燥剂 / 空气热交换器和所述水蒸气冷凝器 (62) 之间闭合形成空气回路。

15. 如权利要求 14 所述的方法, 其中去除在一水蒸气冷凝器 (62) 处冷凝的水并且传送被冷凝的蒸气穿过一蒸气压缩机 (42) 到一干燥剂蒸发器 (60) 中。

16. 如权利要求 12 所述的方法, 其进一步包括在流入所述干燥剂容器的稀释干燥剂流和流出所述干燥剂容器的浓缩干燥剂流之间建立热交换关系的步骤。

17. 如权利要求 12 所述的方法, 其中流过所述干燥剂 / 空气热交换器的空气流的雷诺数小于 2000。

用于除湿的系统和方法

技术领域

[0001] 本发明涉及除湿系统和方法,更具体地,涉及用于对包围空间中的空气进行除湿的液体干燥剂再生器(LDR)和用于除湿的方法。

[0002] 美国专利 No. 6, 266, 975 公开了一种基于蒸汽压缩机的干燥剂(盐水)再生器。所述再生使干燥剂保持为一浓缩物,因为即使在潮湿条件下有效蒸气仍然减少。美国专利 No. 6, 463, 750 公开了一种用于对包围空间中的空气进行除湿的系统,其包括空气/盐水热交换器,用于加热从外部引入热交换器内的冷新鲜空气和用于通过蒸气凝结对封闭空间内的所述空气进行除湿。

[0003] 与上述除湿系统不同的是,本发明基于一种从水溶液中除去水的再生器。低级别的废热可有效地用于这种生成装置。

[0004] 本发明的一宽泛的目的是提供一种用于除湿的再生系统和方法,以及一种基于通过从干燥剂中去除液体的液体干燥剂的方法,所述干燥剂在与包围空间中的待除湿空气接触之前被加热。

[0005] 由此根据本发明,提供一种液体干燥剂再生器系统,其包括:具有第一干燥剂入口的干燥剂/空气热交换器和干燥剂容器;所述干燥剂容器具有用于导出浓缩液体干燥剂的第一干燥剂出口、用于导出浓缩液体干燥剂的第二干燥剂出口和用于接收稀释液体干燥剂的第二干燥剂入口;所述第一干燥剂入口和所述第二干燥剂出口与用于给所述浓缩液体干燥剂施加热量的加热装置连接;所述第二干燥剂入口将稀释液体干燥剂导入所述干燥剂容器;并且所述液体干燥剂再生器系统还包括连接在所述第二干燥剂出口和所述加热装置之间的泵,所述泵用于从所述干燥剂容器向所述加热装置泵送浓缩液体干燥剂,并且使被加热后的浓缩液体干燥剂从所述加热装置返回到所述第一干燥剂入口;其特征在于:所述第二干燥剂入口和所述第一干燥剂出口均与用于将热量施加给流入所述干燥剂容器的稀释液体干燥剂的干燥剂/干燥剂热交换器连接,干燥剂/空气热交换器和干燥剂容器都与空气接触,干燥剂再生器使经由第二干燥剂入口流入干燥剂再生器的稀释干燥剂与经由第一干燥剂出口从干燥剂再生器排出的浓缩干燥剂进行热交换,与稀释干燥剂的温度相比,浓缩干燥剂的温度高,从而将热量从干燥剂再生器引入到一蒸气冷凝器,并且所述热量提升稀释干燥剂的温度,所述稀释干燥剂用作蒸气沉。

[0006] 本发明进一步提供一种除湿方法,其包括:设置具有第一干燥剂入口的干燥剂/空气热交换器和干燥剂容器;所述干燥剂容器具有用于导出浓缩液体干燥剂的第一干燥剂出口、用于导出浓缩液体干燥剂的第二干燥剂出口和用于接收稀释干燥剂的第二干燥剂入口;所述第一干燥剂入口和所述第一干燥剂出口与用于给所述浓缩液体干燥剂施加热量的加热装置连接,并且所述第二干燥剂入口将稀释干燥剂导入所述干燥剂容器,所述第二干燥剂出口将浓缩液体干燥剂导出所述干燥剂容器,所述第二干燥剂入口和所述第一干燥剂出口与用于将热量施加给流入所述干燥剂容器的稀释干燥剂的干燥剂/干燥剂热交换器连接,和以高于水从干燥剂蒸发的蒸发速率的速率传送所述浓缩干燥剂,所述方法还包括:从所述干燥剂容器向所述加热装置泵送浓缩液体干燥剂,并且使被加热后的浓缩液体干燥

剂从所述加热装置返回到所述第一干燥剂入口；使干燥剂/空气热交换器和干燥剂容器都与空气接触，利用干燥剂再生器使经由第二干燥剂入口流入干燥剂再生器的稀释干燥剂与经由第一干燥剂出口从干燥剂再生器排出的浓缩干燥剂进行热交换，与稀释干燥剂的温度相比，浓缩干燥剂的温度高，从而将热量从干燥剂再生器引入到一蒸气冷凝器，并且利用所述热量提升稀释干燥剂的温度，所述稀释干燥剂用作蒸气沉。

[0007] 附图说明

[0008] 现在结合一些优选实施例并且参照以下附图对本发明进行说明，以便可以更充分地理解本发明。

[0009] 现在详细地具体参照附图，需要强调的是，图示的细节是作为示例并且仅仅用于图解论述本发明的优选实施例，示出它们以便提供被认为是本发明原理和概念方面的最有用和易于理解的说明。在这方面，除了从本质上理解本发明所必须的细节外，没有试图更详细地表示本发明的结构细节，结合附图的说明使得本领域技术人员能获知本发明的多种形态如何实际实施。

[0010] 在附图中，

[0011] 图 1 是根据本发明用于除湿的再生系统的示意性剖视图；

[0012] 图 2 是根据本发明用于除湿的再生系统的另一实施例的示意性剖视图；

[0013] 图 3 是图 2 的实施例的两级系统的示意性剖视图，和

[0014] 图 4 是根据本发明用于除湿的再生系统的又一个实施例的示意性剖视图。

[0015] 具体实施方式

[0016] 图 1 示出根据本发明用于除湿的再生系统 2，其包括液体干燥剂再生器 4，其具有用于接收稀释液体干燥剂，例如盐水的入口 6 和用于排出浓缩干燥剂的出口 8。入口 6 和出口 8 都穿过热交换器 10。例如本身可以从上述的美国专利 No. 6, 266, 975 和 No. 6, 463, 750 中得知的，它的教导在此引作参考，再生器 4 包括空气/干燥剂热交换器 12、滴液室 14、干燥剂容器 16 和将空气引入滴液室 14 中的吹风机或风扇 18。可选择地，滴液室 14 可以设置有用于在将空气引导到滴液室中之前加热该空气的空气加热器 20。

[0017] 此外还设置有从蒸汽发生器 24 接收热量的干燥剂加热器 22，所述发生器从透平 26 获取气体，而透平 26 经由燃烧室 30 从气体压缩机 28 接收气体。所述加热器 22 通过管道 32 与干燥剂容器 16 连接，并且通过管道 36 与干燥剂入口 34 连接。从空气冷却器 38 排出的空气被喂给到气体压缩机 28，所述空气冷却器 38 通过泵 41 与闪蒸器 40 流体连通。该闪蒸器 40 可操作地经由蒸气压缩机 42 与蒸气干燥剂冷凝器 44 以及大气蒸发器 46 连接。再生器 4 的干燥剂容器 16 和蒸发器 46 通过穿过热交换器 10 的管道 48、50 流体连通。还设置有流体推进泵 52、54、56。

[0018] 干燥剂再生器 4 使经由入口 6 流入再生器 4 的稀释干燥剂与经由出口 8 从再生器 4 排出的浓缩干燥剂进行热交换。与稀释干燥剂的温度相比，浓缩干燥剂的温度高，其将热量从再生器 4 引入到蒸气冷凝器 44。所述热量提升稀释干燥剂的温度，所述干燥剂用作蒸气沉 (vapor sink)。高温提升干燥剂的蒸气压力并且降低其作为蒸气沉的效果。当与再生器交换的干燥剂太少时，再生器中的干燥剂浓度可能变得过高并且蒸气压力过小，换句话说，蒸气压力可能低于再生器中空气的蒸气压力。这种状况会停止再生过程。此外，在低的交换率下，干燥剂的浓度能变得很高，以致液体会结晶并且停止其功能。

[0019] 液体干燥剂的特点在于蒸气压力,其低于在相同温度下的水的蒸气压力。在相同温度下的干燥剂蒸气压力与水蒸气压力的比率被定义为“活度” α 。由此,例如,干燥剂LiCl在 $S = 25\%$ 的浓度下的特点在于,其蒸气压力为相同温度下的水的蒸气压力的一半,并且具有 $\alpha = 50\%$ 的活度。在 $S = 40\%$ 时,活度 $\alpha = 25\%$ 。

[0020] 将 S_1 设定为溶液中干燥剂的稀释浓度(kg 盐/kg 溶液)和将 S_2 设定为再生器中的干燥剂浓度($S_2 > S_1$)。如果 M_1 是流入再生器的质量流量, M_2 是从再生器排出的干燥剂排放量,并且如果 E 是在再生器处从干燥剂中去除的蒸气质量,则干燥剂(盐)的质量平衡需要满足

$$[0021] \quad M_1 S_1 = M_2 S_2 \quad (1)$$

[0022] 总的质量流通量平衡是:

$$[0023] \quad M_1 = M_2 + E \quad (2)$$

[0024] 用 S_1 乘以方程2并且用方程1代入,则得出:

$$[0025] \quad M_2 (S_2 - S_1) = E S_1, \text{ 或 } M_2 = E S_1 / (S_2 - S_1) \quad (3)$$

[0026] 求解 M_1 ,得到:

$$[0027] \quad M_1 = E S_2 / (S_2 - S_1) \quad (4)$$

[0028] (仅参照图2和图4的实施例)

[0029] 为了形成稳定状态, E 应当等于蒸气在干燥剂上凝结的速率,例如在85%的相对湿度和18℃的温度下 $C = E = 10$ 千克/小时,其表现为许多温室中工况的特征。蒸气含量是 $W = 11\text{g}$ 蒸气/千克空气。

[0030] 为了将温室维持在所需气候下,需要除湿器去除温室中的蒸气负荷。例如,在给定的包围空间中,蒸气负荷是10千克/小时或2.78克/秒。

[0031] 除湿的三种模式是公知的:

[0032] 1) 与引入所述单元的设计空气的焓相比,干燥剂的焓和温度大。干燥剂的焓定义为在干燥剂界面处的空气的焓。

[0033] 2) 干燥剂的焓与被引入空气干燥剂直接接触蒸气冷凝器的空气的焓相同(焓不变的交换)。

[0034] 3) 干燥剂的焓低于空气的焓。

[0035] 为了在上述情况(1)、(2)中有效,干燥剂活度 α 应该比包围空间处所需的相对湿度小: $\alpha < RH$ (相对湿度)。实际上, RH 和 α 之间的差值应超过20%。否则,每千克空气将去除少于1克的蒸气,这需要大空气流和大系统,以便去除蒸气负荷。这是昂贵和耗能的。由此,在安装于 $DRH = 85\%$ 的温室中的除湿器中,稀释干燥剂的活度应该是 $\alpha < 65\%$ 。对于氯化锂, $S_1 > 20\%$ 。对于使用CaCl干燥剂的相同活度的情况, $S_1 > 25\%$ 。

[0036] 在再生器4中,干燥剂的蒸气压力应该比引入空气干燥剂热交换器的空气的蒸气压力高,所述热交换器具体是空气冷却器38和闪蒸器40。干燥剂的温度由热源的性质决定。由此,在再生器4中,在58处(图1)的喷出口温度是60℃,干燥剂温度是50℃。如果空气温度是30℃和 $RH = 70\%$,则蒸气压力是30mb。为了允许蒸发,干燥剂活度应该超过25%,对于LiCl干燥剂, $S_2 < 40\%$ 。在较低活度和较高浓度的情况下,干燥剂不能在所述温度下蒸发并且再生器将停止工作。

[0037] 现在参照图2,其图示具有热再生系统2的单级再生器。图示的是再生器4,其由干

干燥剂蒸发器 60、水蒸气冷凝器 62、水冷却器 / 空气加热器 64 和干燥剂除湿器 66 组成。干燥剂除湿器 66 和蒸发器 60 的容器 16 经由干燥剂到干燥剂热交换器 68 流体连通。此外还设置有循环泵 70、72 和从水蒸气冷凝器 62 的容器 16 排放水的水出口 74。干燥剂蒸发器 60 经由干燥剂入口管道 36 和干燥剂出口管道 38 连接到由加热器 78 供热的干燥剂热交换器 76。此外还设置有用于推进干燥剂通过热交换器 76 的循环泵 80。

[0038] 一种类似的两级再生器在图 3 中示出。如图所示,所述第二级进一步包括经由蒸气压缩机 86 与干燥剂蒸气冷凝器 84 流体连通的闪蒸器 82。蒸气冷凝器 84 可操作地经由热交换器 88 与干燥剂蒸发器 60 的容器 16 互相连接。冷凝器 84 和蒸发器 60 之间的流体循环利用泵 90 实现,泵 90 也推进流体使之流向和流出干燥剂除湿器 66。热交换器 76 与干燥剂锅炉 92 流体连通,所述锅炉由燃料燃烧器 94 加热。此外还设置有热交换器 96。热交换器 76 利用来自干燥剂锅炉 92 的蒸汽加热蒸发器 60 中的干燥剂。

[0039] 热量和蒸气通过水蒸气冷凝器 62 回收。水通过空气加热器 64 将热量传递给包围空间。进入冷凝器 62 的水的温度通常比包围空间的温度高 10°C 左右,例如对于 18°C 下的温室,所述水的温度是例如 28°C 或更高。水在冷凝器 62 处被左右加热大约 10°C ,然后水温在 $28\text{--}38^{\circ}\text{C}$ 之间变化。在 38°C 时,水蒸气压力是 76mb。在 28°C 时,水蒸气压力是 38mb。为了允许干燥器在蒸发器 60 中蒸发,干燥剂的蒸气压力应该超过在冷凝器 62 处的水的蒸气压力。

[0040] 再生器中的干燥剂由热水加热器 78 (图 2) 或锅炉 92 (图 3) 加热到例如 75°C 的温度。在该温度下,干燥剂的活度应该大于 25%,并且例如 LiCl 的含盐量应该为 $S_2 < 40\%$ 。实际上,对于在所述活度的 CaCl 盐水,液体将会结晶。

[0041] 对于 $S_1 > 20\%$ 和 $S_2 < 40\%$ 的情况,例如 $S_1 = 22\%$ 和 $S_2 = 38\%$ 的情况,和对于 10 千克 / 小时的蒸气负荷的情况,适用方程 4 : $M_1 = 10 * S_2 / (S_2 - S_1)$ 。

[0042] 由此, $M_1 = 10 * 38 / (38 - 22) = 2.375 * 10 = 23.75$ 千克 / 小时。

[0043] 对流向再生器的干燥剂质量流量的实际限制是 : $M_1 = ES_2 / (S_2 - S_1)$ 。对于实际的全部用途而言,再生器的浓度是 $S_2 < 2S_1$,并且因此 $M_1 > 2E$ 。

[0044] 当流入再生器的入流量不超过 $2E$ 时,干燥剂会结晶。活性最大的干燥剂,例如 LiBr,仅仅在高温下起作用,其在再生器中产生材料耗损。

[0045] 为了提高本发明的再生器的效率,在稀释干燥剂和浓缩干燥剂流之间设置热交换器 68 (图 2)、88 (图 3)。

[0046] 本发明的另一个实施例在图 4 中示出。图示的是干燥剂再生器 98,空气 - 水冷凝器 100 可操作地与再生器连接。此外还图示了与再生器 98 和冷凝器 100 流体连通的热交换器 102、104。加热器 106 与再生器 98 的入口 108 和出口 110 连接,用于加热再生器中的干燥剂。被加热的干燥剂通过泵 112 以预定速率进行循环。

[0047] 已经确定的是,当干燥剂的质量流量大于加湿水的质量流量,例如至少是蒸发水质量流量的两倍时,能获得良好的效果。此外,流入干燥剂蒸发器的空气质量流量应该以倍数 10 超过干燥剂蒸发,在再生器中的干燥剂的循环质量流通量应该大于干燥剂蒸发率至少 10 倍。

[0048] 此外,值得注意的是,流入再生器的稀释干燥剂和流出再生器的浓缩干燥剂之间的关系受到设置在系统中用于将干燥剂推进到再生器中的循环泵的控制。此外,为了使

干燥剂 / 空气热交换器有效, 在热交换器中使用的填充物质内的空气的雷诺数应该小于 2000。

[0049] 本领域技术人员可以理解的是, 本发明不限于上述图解实施例的细节, 在不脱离本发明精神或实质性特征的情况下, 本发明可以采用其它具体形态来实施。因此本发明的实施例被认为是在各个方面作为解释性的而不是限制性的, 本发明的范围由所附的权利要求表述而不是由前述的说明表述, 并且因此在权利要求等同物的含义和范围内的所有改变都意味着包含在其中。

