



## (12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 109896534 B

(45) 授权公告日 2024.03.01

(21) 申请号 201811496534.2

C01B 32/50 (2017.01)

(22) 申请日 2018.12.07

C01C 1/242 (2006.01)

(65) 同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 109896534 A

## (56) 对比文件

CN 102026704 A, 2011.04.20

(43) 申请公布日 2019.06.18

JP S57193439 A, 1982.11.27

(30) 优先权数据

WO 2017043390 A1, 2017.03.16

2017-235912 2017.12.08 JP

CN 103011366 A, 2013.04.03

(73) 专利权人 东洋工程株式会社

JP 2000001466 A, 2000.01.07

地址 日本东京都

JP S5352274 A, 1978.05.12

(72) 发明人 佐佐木启伍

CN 1100717 A, 1995.03.29

(74) 专利代理机构 北京银龙知识产权代理有限公司 11243

CN 101116790 A, 2008.02.06

专利代理人 钟晶 金鲜英

EP 0313166 A1, 1989.04.26

(51) Int.Cl.

CA 2158826 A1, 1996.05.19

B01D 3/00 (2006.01)

青岛昌华集团公司.尿素深度水解在水溶液全循环法中的应用.《青岛昌华集团公司》.2004,

C01C 1/08 (2006.01)

审查员 仇乙交

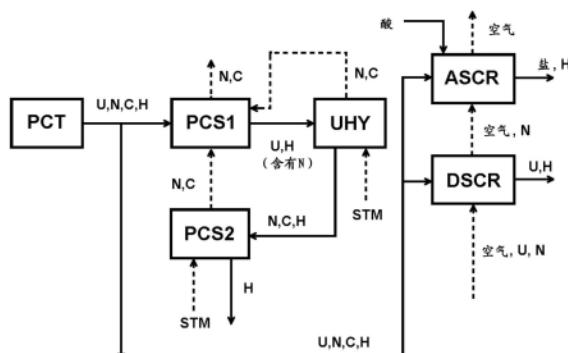
权利要求书2页 说明书12页 附图3页

## (54) 发明名称

含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液的处理方法及其处理设备

## (57) 摘要

本发明提供一种处理方法及处理设备，所述处理方法包括：(1) 将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液引入到第一汽提塔(PCS1)中并进行汽提，将汽提后的水溶液引入到尿素水解器(UHY)的工序；(2) 将水溶液中的尿素在尿素水解器(UHY)中水解，将水解后的水溶液引入到第二汽提塔(PCS2)的工序；(3) 在第二汽提塔(PCS2)中对水溶液进行汽提的工序；以及(4) 将在第一汽提塔(PCS1)中汽提之前的一部分水溶液和/或在第一汽提塔(PCS1)中汽提之后但在尿素水解器(UHY)中水解之前的一部分水溶液引入到配备有氨洗涤设备(ASCR)的废气处理设备中的工序。



1. 一种含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液的处理方法,其将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液中的尿素水解,并分离和回收所述水溶液中的氨和二氧化碳,

所述处理方法包括如下工序:

(1) 将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液引入到第一汽提塔中并进行汽提,从而分离并回收水溶液中的氨和二氧化碳,并将汽提后的水溶液引入到尿素水解器的工序;

(2) 对引入到尿素水解器中的水溶液在压力下加热,从而将水溶液中的尿素水解,并将水解后的水溶液引入到第二汽提塔的工序;

(3) 将引入到第二汽提塔的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳的工序;以及

(4) 将在第一汽提塔中汽提之前的一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液作为补给水引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中的工序。

2. 根据权利要求1所述的处理方法,其中,所述氨排放抑制设备为通过向在尿素粉尘洗涤设备中循环的水溶液中添加酸来抑制氨排放的设备。

3. 根据权利要求2所述的处理方法,其中,所述酸选自由硫酸、硝酸、磷酸和有机酸组成的组中。

4. 根据权利要求1所述的处理方法,其中,所述氨排放抑制设备为通过向在除尿素粉尘洗涤设备之外的其他设备中循环的水溶液中添加酸来抑制氨排放的设备。

5. 根据权利要求4所述的处理方法,其中,所述酸选自由硫酸、硝酸、磷酸和有机酸组成的组中。

6. 根据权利要求1至5中任一项所述的处理方法,其中,将在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液在被引入到废气处理设备之前进行冷却。

7. 一种含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液的处理设备,其将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液中的尿素水解,并分离和回收所述水溶液中的氨和二氧化碳,

所述处理设备具有:

第一汽提塔,其用于对含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳;

用于将含有通过在第一汽提塔中汽提而分离的氨和二氧化碳的气体回收的管道;

用于将在第一汽提塔中汽提之后的水溶液引入到尿素水解器中的管道;

尿素水解器,其用于在压力下将从第一汽提塔引入的汽提后的水溶液加热,从而将水溶液中的尿素水解;

用于将在尿素水解器中水解后的水溶液引入到第二汽提塔中的管道;

第二汽提塔,其用于对在尿素水解器中水解后的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳;以及

引入管道,其用于将在第一汽提塔中汽提之前的一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液作为补给水引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中。

8. 根据权利要求7所述的处理设备,其中,所述氨排放抑制设备为通过向在尿素粉尘洗涤设备中循环的水溶液中添加酸来抑制氨排放的设备。

9. 根据权利要求8所述的处理设备,其中,所述酸选自由硫酸、硝酸、磷酸和有机酸组成的组中。

10. 根据权利要求7所述的处理设备,其中,所述氨排放抑制设备为通过向在除尿素粉尘洗涤设备之外的其他设备中循环的水溶液中添加酸来抑制氨排放的设备。

11. 根据权利要求10所述的处理设备,其中,所述酸选自由硫酸、硝酸、磷酸和有机酸组成的组中。

12. 根据权利要求7至11中任一项所述的处理设备,其中,所述处理设备具有冷却器,对于在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液,在所述一部分水溶液被引入到废气处理设备之前进行冷却。

13. 一种含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液的处理设备的改进方法,以降低处理设备的设备负荷并有效地利用一部分水溶液,所述处理设备将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液中的尿素水解,并分离和回收所述水溶液中的氨和二氧化碳,

其中,现有的处理设备具有:

第一汽提塔,其用于对含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳;

尿素水解器,其用于在压力下将从第一汽提塔引入的汽提后的水溶液加热,从而水解水溶液中的尿素;以及

第二汽提塔,其用于对在尿素水解器中水解后的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳,并且,

所述改进方法包括在现有的处理设备中增加引入管道,其中,所述引入管道用于将在第一汽提塔中汽提之前的至少一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液作为补给水引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中。

14. 一种粒状尿素的制备方法,其包括如下工序:通过尿素造粒设备制备粒状尿素,并且将含有由所述尿素造粒设备产生的尿素粉尘和氨的气体引入配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中,

所述制备方法包括:

(1) 将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液引入到第一汽提塔中并进行汽提,从而分离并回收水溶液中的氨和二氧化碳,并将汽提后的水溶液引入到尿素水解器的工序;

(2) 将引入到尿素水解器中的水溶液在压力下加热,从而将水溶液中的尿素水解,并将水解后的水溶液引入到第二汽提塔的工序;

(3) 对引入到第二汽提塔的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳的工序;以及

(4) 将在第一汽提塔中汽提之前的一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液作为补给水引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中的工序。

## 含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液的处理方法及其处理设备

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液中的尿素水解，并分离和回收该水溶液中的氨和二氧化碳的处理方法及处理设备。更具体地说，本发明涉及一种处理方法及处理设备，其在不降低尿素的水解效率的情况下，通过降低尿素水解器的负荷，能够减少加热蒸汽的量并使设备紧凑，进而，即使将一部分水溶液引入尿素生产设备的废气处理设备中，也能抑制向大气中的氨排放。

### 背景技术

[0002] 通过使氨和二氧化碳在高温和高压下反应获得的尿素合成溶液中含有生成的尿素、水、未反应的氨和二氧化碳。对该尿素合成溶液在减压下依次进行汽提或蒸馏以分离未反应的物质，在进入浓缩工序之前，未反应的氨和二氧化碳的量分别为约1质量%以下，而水量为20至40质量%。在浓缩工序中，使尿素合成溶液中的水蒸发。但是，该浓缩工序的排水（蒸发的水）中也含有少量未反应的氨和二氧化碳。另外，尿素虽然量少，但混入的情况也很多。因此，需要从含有尿素、未反应的氨和二氧化碳的排水中回收各组分的处理。

[0003] 例如，专利文献1公开了一种处理方法，其包括：在第一汽提塔中汽提含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液以分离氨和二氧化碳，从而获得基本上不含氨的尿素水溶液的工序；将该尿素水溶液中的尿素水解的工序；以及在第二汽提塔中汽提水解后的水溶液以分离氨和二氧化碳的工序。

[0004] 专利文献1的处理方法具体包括图3中所示的工序。首先，将由尿素(U)、氨(N)、二氧化碳(C)和水(H)组成的排水从工艺冷凝罐(PCT)引入到第一汽提塔(PCS1)中。通过用该第一汽提塔(PCS1)进行汽提，分离氨(N)和二氧化碳(C)并作为气体排出。将汽提后由尿素(U)和水(H)组成的排水（然而，实际上还残留有痕量的氨(N)）引入到尿素水解器(UHY)中。在该尿素水解器(UHY)中，将尿素(U)水解，得到氨(N)和二氧化碳(C)。然后，将水解后由氨(N)、二氧化碳(C)和水(H)组成的排水引入到第二汽提塔(PCS2)。此时，通过再次进行汽提来分离氨(N)和二氧化碳(C)。如专利文献1的附图所示，第一汽提塔(PCS1)和第二汽提塔(PCS2)分别布置为一个塔的上部区域和下部区域，并在第二汽提塔(PCS2)中分离的氨(N)和二氧化碳(C)被引入到上部的第一汽提塔(PCS1)中。

[0005] 另外，需要给予尿素水解器(UHY)进行水解反应所需的热量。因此，在专利文献1中，将加热蒸汽(STM)供给至尿素水解器(UHY)。此外，在专利文献1中，第一汽提塔(PCS1)和第二汽提塔(PCS2)布置为一个塔的上部区域和下部区域，并且针对第一汽提塔(PCS1)说明了利用再沸器和低压蒸汽进行的间接加热、通过低压蒸汽以及来自第二汽提塔的蒸汽进行的直接加热，针对第二汽提塔(PCS2)说明了通过低压蒸汽进行的直接加热、利用再沸器进行的间接加热。

[0006] 专利文献1描述了如下效果：由于在尿素水解器(UHY)中的尿素(U)水解之前，在第一汽提塔(PCS1)中分离了氨(N)和二氧化碳(C)，因此提高了尿素水解器(UHY)中尿素的水解效率。还描述了该发明的一个目的为减少加工所需的加热蒸汽的量。

[0007] 在专利文献1的该处理方法中,尿素水解器(UHY)的水解效率得以提高,结果,降低了供给尿素水解器(UHY)的加热蒸汽(STM)的量。特别是,与供给至每个汽提塔的加热蒸汽(STM)相比,供给至尿素水解器(UHY)的加热蒸汽(STM)的温度和压力更高,因此减少其使用量是非常重要的。因此,如果能够进一步改进专利文献1的处理方法并找到进一步减少具有高温高压的加热蒸汽(STM)的量的方法,那么在工业上将是非常有用的发明。

[0008] 另一方面,已知一种回收从造粒工序排出的气体中的氨的方法,该方法的目的是减少在使用颗粒(prill)尿素造粒设备或使用转鼓、流化床或流化喷动床的尿素造粒设备的尿素造粒工序中产生的氨向大气中的排放。例如,专利文献2描述了一种方法,其中将含有由尿素造粒设备产生的尿素粉尘和氨的气体引入到第一洗涤塔(对应于尿素粉尘洗涤设备)中,在第一洗涤塔中循环有尿素水溶液,在此主要是回收尿素粉尘,然后,将回收了尿素粉尘后的气体引入到第二洗涤塔(对应于后述的酸洗设备),在第二洗涤塔中,循环有含酸的水,在此回收氨。

[0009] 在尿素粉尘洗涤设备中,水与排出的空气一起蒸发,因此需要从外部供水。作为向其供给的水,通常使用作为尿素合成的副产物而产生的水。但是,通过浓缩尿素合成溶液得到的水中含有氨,如果将该水直接供给至尿素粉尘洗涤设备,则排放到大气中的氨的量就会不期望地增加。因此,通常使用通过汽提塔和尿素水解器处理之后的水,即彻底除去了氨之后的水。这里使用尿素水解器的原因是因为,在水中存在尿素的情况下难以充分除去氨。

[0010] 即,以往,通常将至少用尿素水解器处理之后的水用作供给至尿素粉尘洗涤设备的水,使用通过尿素水解器处理之前的水的想法是不常见的。

[0011] 现有技术文件

[0012] 专利文献

[0013] 专利文献1:JP S53-52274

[0014] 专利文献2:JP 2000-001466

## 发明内容

[0015] 技术问题

[0016] 为了解决上述以往的技术的问题而完成了本发明。即,本发明的目的为提供一种处理方法和处理设备,其在不降低尿素的水解效率的情况下,通过降低尿素水解器等装置的负荷,能够减少加热蒸汽的量并使设备紧凑,此外,即使将一部分水溶液引入尿素生产设备的废气处理设备中(例如,由尿素合成溶液的浓缩工序产生的排水),也能抑制向大气中的氨排放。

[0017] 用于解决问题的方案

[0018] 本发明为一种含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液的处理方法,其将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液中的尿素水解,并分离和回收所述水溶液中的氨和二氧化碳,

[0019] 所述处理方法包括如下工序:

[0020] (1) 将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液引入到第一汽提塔中并进行汽提,从而分离并回收水溶液中的氨和二氧化碳,并将汽提后的水溶液引入到尿素水解器的工序;

[0021] (2) 将引入到尿素水解器中的水溶液在压力下加热,从而将水溶液中的尿素水解,并将水解后的水溶液引入到第二汽提塔的工序;

[0022] (3) 将引入到第二汽提塔的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳的工序;以及

[0023] (4) 将在第一汽提塔中汽提之前的一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中的工序。

[0024] 此外,本发明为一种含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液的处理设备,其将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液中的尿素水解,并分离和回收所述水溶液中的氨和二氧化碳,

[0025] 所述处理设备具有:

[0026] 第一汽提塔,其用于对含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳;

[0027] 用于将含有通过在第一汽提塔中汽提而分离的氨和二氧化碳的气体回收的管道;

[0028] 用于将在第一汽提塔中汽提之后的水溶液引入到尿素水解器中的管道;

[0029] 尿素水解器,其用于在压力下将从第一汽提塔引入的汽提后的水溶液加热,从而将水溶液中的尿素水解;

[0030] 用于将在尿素水解器中水解后的水溶液引入到第二汽提塔中的管道;

[0031] 第二汽提塔,其用于对在尿素水解器中水解后的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳;以及

[0032] 引入管道,其用于将在第一汽提塔中汽提之前的一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中。

[0033] 此外,本发明为一种含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液的处理设备的改进方法,以降低处理设备的设备负荷并有效地利用一部分水溶液,所述处理设备将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液中的尿素水解,并分离和回收所述水溶液中的氨和二氧化碳,

[0034] 其中,现有的处理设备具有:

[0035] 第一汽提塔,其用于对含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳;

[0036] 尿素水解器,其用于在压力下将从第一汽提塔引入的汽提后的水溶液加热,从而将水溶液中的尿素水解;以及

[0037] 第二汽提塔,其用于对在尿素水解器中水解后的水溶液进行汽提,从而分离水溶液中的氨和二氧化碳,

[0038] 所述改进方法包括在现有的处理设备中增加引入管道,其中,所述引入管道用于将在第一汽提塔中汽提之前的至少一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中。

[0039] 此外,本发明为一种粒状尿素的制备方法,其包括如下工序:通过尿素造粒设备制备粒状尿素,并且将含有由所述尿素造粒设备产生的尿素粉尘和氨的气体引入配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中,

[0040] 所述制备方法包括:

[0041] (1) 将含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液引入到第一汽提塔中并进行汽提,从而分

离并回收水溶液中的氨和二氧化碳，并将汽提后的水溶液引入到尿素水解器的工序；

[0042] (2) 将引入到尿素水解器中的水溶液在压力下加热，从而将水溶液中的尿素水解，并将水解后的水溶液引入到第二汽提塔的工序；

[0043] (3) 将引入到第二汽提塔的水溶液进行汽提，从而分离水溶液中的氨和二氧化碳的工序；以及

[0044] (4) 将在第一汽提塔中汽提之前的一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中的工序。

[0045] 发明的有益效果

[0046] 根据本发明，由于减少了引入到尿素水解器中的水溶液的量，因而尿素水解器和第二汽提塔的负荷得以降低。结果，能够节省供给至尿素水解器的加热蒸汽的量。同时，还能够使两种设备都紧凑。需注意的是，这里能够节省的蒸汽的量主要是指直接供给至尿素水解器或汽提塔的加热蒸汽量，但在使用热交换器而不是直接供给加热蒸汽来施加热的情况下，其也指供给至该热交换器的加热蒸汽的量。

[0047] 此外，即使作为废气处理设备的补给水使用的水溶液（例如，由尿素合成溶液的浓缩工序产生的排水）中含有氨，由于废气处理设备具有氨排放抑制设备，因此也能够抑制向大气中的氨排放。

## 附图说明

[0048] 图1为表示本发明的处理方法的各工序的一个实施方式的流程图。

[0049] 图2为表示本发明的处理方法的各工序的另一个实施方式的流程图。

[0050] 图3为表示以往的处理方法的各工序的流程图。

[0051] 图4为表示使用通过排水处理得到的清洁水作为补给水的以往例的流程图。

[0052] 图5为表示本发明的处理设备的一个实施方式的示意图。

[0053] 附图标记说明

[0054] PCS1：第一汽提塔，PCS2：第二汽提塔，UHY：尿素水解器，DSCR：尿素粉尘洗涤设备，ASCR：氨洗涤设备，PCT：工艺冷凝罐，HEX：冷却器，STM：加热蒸汽，U：尿素，N：氨，C：二氧化碳，H：水，10至23：管道。

## 具体实施方式

[0055] 图1为表示本发明的处理方法的各工序的一个实施方式的流程图。在图1所示的实施方式中，首先，将来自工艺冷凝罐（PCT）的由尿素（U）、氨（N），二氧化碳（C）和水（H）组成的水溶液（例如，由尿素合成溶液的浓缩工序产生的排水，以下简称为“水溶液”）的一部分引入到第一汽提塔（PCS1）中，将另一部分用作尿素粉尘洗涤设备（DSCR）和氨洗涤设备（ASCR）的补给水。该工序不同于专利文献1的处理方法，在专利文献1中，是将来自工艺冷凝罐（PCT）的所有水溶液都引入到第一汽提塔（PCS1）中。在来自工艺冷凝罐（PCT）的100质量%的水溶液中，引入到第一汽提塔（PCS1）中的水溶液（A）与作为尿素粉尘洗涤设备（DSCR）和氨洗涤设备（ASCR）的补给水的水溶液（B）的比例（A:B）取决于尿素粉尘洗涤设备（DSCR）和氨洗涤设备（ASCR），通常为3:1至1:3。

[0056] 通常,废气处理设备具有尿素粉尘洗涤设备,但在诸多情况下,其不具有氨排放抑制设备。另一方面,在本发明中,废气处理设备需要既具有尿素粉尘洗涤设备又具有氨排放抑制设备。在图1所示的实施方式中,氨洗涤设备(ASCR)对应于氨排放抑制设备。氨洗涤设备(ASCR)的典型示例为酸洗设备。酸洗设备是用于使添加了酸的水溶液在内部循环,从而以盐的形式回收氨的设备。对酸洗设备中使用的酸的类型没有特别限制,但从所产生的铵盐的观点来看,酸优选选自由硫酸、硝酸、磷酸和有机酸组成的组中。然而,氨排放抑制设备并不限于该酸洗设备,只要是以气体形式排出时能够抑制排出气体中的氨的量的设备就足够。例如,可以使用通过使废气通入装满有吸附氨的固体的塔来抑制氨排放的设备。此外,氨排放抑制设备可以是通过向在尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中循环的水溶液中添加酸来收集氨的设备、或通过向在尿素粉尘洗涤设备(DSCR)以外的其他设备中循环的水溶液中添加酸来抑制氨排放的设备。此外,在氨排放抑制设备中,不仅可以引入从尿素生产设备的尿素造粒工序排出的废气,而且还可以引入从其他工序产生的含有氨的废气,在这种情况下,会在尿素造粒工序和其他工序中共用氨排放抑制设备。

[0057] 尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中获得的尿素水溶液,通常在浓缩工序中经过再浓缩而变成产品尿素。氨洗涤设备(ASCR)中获得的盐或盐和尿素的混合水溶液可以变成与尿素不同的产品,或根据产生的盐的量,也可以混入尿素产品中。

[0058] 在图1所示的第一汽提塔(PCS1)中,对所引入的水溶液进行汽提,从而分离出氨(N)和二氧化碳(C),然后以气体的形式将其排出。将汽提后由尿素(U)和水(H)组成的水溶液(但实际上,还残留有痕量的氨(N))引入到尿素水解器(UHY)中。

[0059] 引入到尿素水解器(UHY)中的水溶液中的尿素(U)进行水解,得到氨(N)和二氧化碳(C)。然后,分离出水解后的氨(N)和二氧化碳(C),使其回到第一汽提塔(PCS1),并用作第一汽提塔(PCS1)的汽提剂。此外,将水解后的水溶液引入到第二汽提塔(PCS2)中。

[0060] 使通过在第二汽提塔(PCS2)中进行汽提而分离的氨和二氧化碳回到第一汽提塔(PCS1),用作第一汽提塔(PCS1)的汽提剂。此外,将通过分离氨和二氧化碳而获得的清洁水排放到系统外部并回收。

[0061] 图2为表示本发明的处理方法的各工序的另一实施方式的流程图。在图2所示的实施方式中,将来自工艺冷凝罐(PCT)的所有水溶液引入到第一汽提塔(PCS1)中,将在第一汽提塔(PCS1)中汽提后的一部分水溶液引入到尿素水解器(UHY)中,并将另一部分用作尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)的补给水。在通过第一汽提塔(PCS1)处理的100质量%的水溶液中,引入到尿素水解器(UHY)中的水溶液(A')与作为补给水的水溶液(B')的比例(A':B')取决于尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR),通常为3:1至1:3。

[0062] 在图2所示的实施方式中,通过冷却器(HEX)来降低用作尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)的补给水的水溶液的温度。这是因为:由于在第一汽提塔(PCS1)中汽提后的水溶液的温度升高,如果将水溶液直接引入到尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)中,则设备内的温度会升高,尿素会在液体输送过程中进行水解。冷却器中使用的冷却剂不受限制,可以是冷却用水或冷却用空气,也可以在尿素装置中回收热量。作为尿素装置中的热回收的一个实施方式,提及了与从工艺冷凝罐(PCT)供给到第一汽提塔(PCS1)的水溶液的热交换。在这种情况下,热交换器可以是壳管式热交换器或板式热交换器。此外,从第二汽提塔(PCS2)提取的处理后的水溶液与从工艺冷凝罐(PCT)供给到第一汽提塔

(PCS1)的水溶液之间的热交换为如专利文献1中所示的常规的方法,这种常规的热交换和在第一汽提塔(PCS1)中汽提的水溶液与从工艺冷凝罐(PCT)供给第一汽提塔(PCS1)的水溶液之间的热交换可以同时进行。这些热交换可以并行地或连续地实施。每次热交换可以使用不同的设备来实施,或者也可以用一个设备来实施。另外,图2所示的实施方式中,与图1所示的实施方式不同,加热蒸汽(STM)是供给至第一汽提塔(PCS1)的。但,将加热蒸汽(STM)供给至第一汽提塔(ST1)是可选的,根据需要进行供给即可。当供给加热蒸汽(STM)时,虽然根据蒸汽的供给量也不同,但如果将加热蒸汽(STM)放在与将来自第二汽提塔(PCS2)的气体供给至第一汽提塔(PCS1)的段相比处于下方的段,则更容易减少在第一汽提塔(PCS1)中汽提后的水溶液中氨的量。

[0063] 如后述实施例中所示,在图2所示的实施方式中,氨洗涤设备(ASCR)中产生的铵盐的量小于图1所示的实施方式中的铵盐的量。

[0064] 如上所述,在图1和图2所示的实施方式中,将来自工艺冷凝罐(PCT)的水溶液的仅一部分而并非全部引入到尿素水解器(UHY)中,或将在第一汽提塔(PCS1)中汽提后的水溶液引入到尿素水解器(UHY)中。因此,尿素水解器(UHY)中待处理的水溶液的量得以减少,尿素水解器(UHY)的负荷得以降低。结果,能够进一步减少供给至尿素水解器(UHY)的高温高压的加热蒸汽(STM)的量,例如,在后述的实施例1中,与比较例1相比能够减少到约30%。同时,在实施例1中,第一汽提塔(PCS1)和第二汽提塔(PCS2)的负荷也会减少。由于这些设备的负荷减小,因而也能够使每个设备的尺寸紧凑,即,在实施例1中,与比较例1的尺寸相比,能够使第一汽提塔(PCS1)、尿素水解器(UHY)和第二汽提塔(PCS2)的尺寸紧凑至约30%。

[0065] 图4为表示使用通过排水处理得到的清洁水作为补给水的以往例的流程图。在图4中,将在第二汽提塔(PCS2)中进行汽提后的一部分清洁水用作尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)的补给水,这是一种常用的方法。另一方面,对于减少加热蒸汽的量和减少设备的负荷而言,本发明优于这种一般的方法。

[0066] 在图1和2中所示的实施方式中,尿素(U)包含在来自工艺冷凝罐(PCT)的水溶液(图1)以及在第一汽提塔(PCS1)中汽提后的水溶液中(图2),但这一点在将这些水溶液用于废气处理设备时是没有问题的。此外,尽管在这些水溶液中也含有氨(N),但因为废气处理设备具有氨洗涤设备(ASCR),因此这一点也没有问题。这是因为:水溶液中的尿素(U)会溶解于在氨洗涤设备(ASCR)中循环的水溶液中,并且水溶液中的氨(N)例如通过与酸反应而变成盐,从而能够减少排放到大气中的气体中的氨(N)浓度。

[0067] 在图1和2所示的实施方式中,将来自工艺冷凝罐(PCT)的一部分水溶液(图1)或在第一汽提塔(PCS1)中汽提后的一部分水溶液(图2)用作补给水,但本发明不限于此。例如,也可以使用这两者作为补给水,调节铵盐的产生量。此外,也可以将来自工艺冷凝罐(PCT)的一部分水溶液和在第二汽提塔(PCS2)中汽提后的氨浓度低的一部分水溶液都用作补给水,或也可以将在第一汽提塔(PCS1)中汽提后的一部分水溶液和在第二汽提塔(PCS2)中汽提后的氨浓度低的一部分水溶液都用作补给水。从控制铵盐的产生量的观点来看,如上所述组合使用来自第二汽提塔(PCS2)的氨浓度低的水溶液的实施方式为优选的实施方式。此外,在酸洗设备中,通常安装有除雾器。由于该除雾器通常安装在不与其内部循环的加入有酸的水溶液接触的地方,因此通过将在第二汽提塔(PCS2)中汽提后的氨浓度低的一部分水溶液用于清洗除雾器,能够抑制向大气中的氨排放,这是优选的实施方式。

[0068] 在图1和图2所示的实施方式中,将尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)分开设置,但是本发明不限于此。例如,也可以通过向尿素粉尘洗涤设备(DSCR)的补给水中添加酸以回收氨,从而将其组合成一个设备。在这种情况下,氨排放抑制设备将起到尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)这双方的作用,回收尿素粉尘和氨。

[0069] 图5为表示本发明的处理设备的一个实施方式的示意图。在图5所示的实施方式中,第一汽提塔(PCS1)、尿素水解器(UHY)、第二汽提塔(PCS2)、尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)通过管道10至23而连接,构成处理设备。该处理设备为适合于例如实施图2所示的处理方法的形态。

[0070] 含有尿素、氨和二氧化碳的水溶液通过管道10从第一汽提塔(PCS1)的顶部引入。该水溶液中含有的尿素、氨和二氧化碳的浓度没有特别限制。例如,本发明对于在高温和高压下使氨和二氧化碳反应获得的尿素合成溶液的浓缩工序的排水处理是有用的,在这种情况下,排水中的尿素浓度通常为0.1至5质量%,特别是0.5至2质量%。此外,氨浓度通常为0.5至6质量%,特别是1至4质量%。二氧化碳浓度通常为0.1至5质量%,特别是0.5至2质量%。

[0071] 在第一汽提塔(PCS1)中进行汽提的温度优选为120至160°C,更优选为130至150°C。此外,压力优选为1至5bar G,更优选为2至4bar G。

[0072] 将在第一汽提塔(PCS1)中分离的氨和二氧化碳作为气体从塔顶通过管道11回收。该气体可以用作例如引入到低压分解塔中而除去尿素合成溶液中包含的未反应物质的热源。另外,氨和二氧化碳最终在吸收器中冷凝,能够用作合成尿素的回收液。

[0073] 将在第一汽提塔(PCS1)中汽提后的一部分水溶液通过管道12从底部引入到尿素水解器(UHY)中,将另一部分通过管道13引入到尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)中。

[0074] 将引入到尿素水解器(UHY)中的水溶液中的尿素水解,得到氨和二氧化碳。尿素水解器(UHY)中的反应温度优选为170至260°C,更优选为180至230°C。反应压力优选为7至47bar G,更优选为9至29bar G。水溶液在尿素水解器中的停留时间优选为20至80分钟,更优选为40至60分钟。将加热蒸汽(STM)引入到尿素水解器(UHY)的底部。

[0075] 然后,将在尿素水解器(UHY)中水解后的水溶液通过管道14从底部引入到第二汽提塔(PCS2)中。水解后的水溶液中,残留尿素的浓度优选为5ppm以下,更优选为1ppm以下。氨的浓度优选为5质量%以下,更优选为1质量%以下。二氧化碳的浓度优选为5质量%以下,更优选为1质量%以下。将由尿素水解器(UHY)产生的气体通过管道15从塔顶引入到第一汽提塔(PCS1)中。

[0076] 在第二汽提塔(PCS2)中进行汽提的温度优选为120至160°C,更优选为130至150°C。压力优选为1至5bar G,更优选为2至4bar G。将加热蒸汽(STM)引入到第二汽提塔(PCS2)的底部。加热蒸汽的引入量通常为通过管道14引入到PCS2中的水溶液的1/10以上,更优选1/5以上。

[0077] 然后,将在第二汽提塔(PCS2)中分离的氨和二氧化碳通过管道16从塔顶引入到第一汽提塔(PCS1)中。此外,从底部通过管道17回收将氨和二氧化碳分离而获得的清洁水。水中残留的氨的浓度优选为5ppm以下,更优选为1ppm以下。同样,水中残留的尿素的浓度优选为1ppm以下。

[0078] 将通过管道13输送的一部分水溶液引入到尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中,将另一部分引入到氨洗涤设备(ASCR)中,并且将两者都用作补给水。含有从尿素造粒工序排出的尿素和氨的空气通过管道19被引入到尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中,并与在尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中循环的水溶液接触。在这种情况下,空气中的大部分尿素溶解在水溶液中,氨与空气一起通过管道20被引入到氨洗涤设备(ASCR)中。将酸通过管道18供给到氨洗涤设备(ASCR)中,使酸性水溶液在其中循环。空气中的氨与该酸反应而成为盐,并溶解在水溶液中。结果,降低了尿素和氨的浓度的空气通过管道21被排放到大气中,水溶液从管道22、23排出。

[0079] 在上述说明中,为方便起见,将气体和水溶液通过管道转移,然而,管道19至21通常为例如导管或装置壳体的形式。

[0080] 此外,本发明作为用于降低现有处理设备的装置的负荷并有效地利用一部分水溶液的改进方法是非常有用的。也就是说,如果向具有第一汽提塔、尿素水解器和第二汽提塔的现有处理设备中加入用于将在第一汽提塔中汽提之前的一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提之后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液引入到配备有氨洗涤设备的废气处理设备中的管道,并且根据需要加入其他任选的构件或设备,则可以减少从第一汽提塔引入到尿素水解器的水溶液的量,降低尿素水解器和第二汽提塔的负荷,并且能够减少加热蒸汽的量。此外,即使水溶液(例如,由尿素合成溶液的浓缩工序产生的排水)中含有氨,由于废气处理设备具有氨排放抑制设备,因此也可以抑制向大气中的氨排放。

[0081] 此外,本发明在包含下述工序的粒状尿素的制备方法中非常有用,所述工序为,通过尿素造粒设备制备粒状尿素,并且将含有由该尿素造粒设备产生的尿素粉尘和氨的气体引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备的工序。即,当通过本发明的处理方法来处理由尿素合成溶液(排水)的浓缩工序产生的水溶液时,由于将在第一汽提塔中汽提之前的一部分水溶液和/或在第一汽提塔中汽提后但在尿素水解器中水解之前的一部分水溶液引入到配备有尿素粉尘洗涤设备和氨排放抑制设备的废气处理设备中,因而减少了从第一汽提塔引入到尿素水解器的水溶液的量,降低了尿素水解器和第二汽提塔的负荷,并且可以减少加热蒸汽的量。此外,即使水溶液中含有氨,由于废气处理设备具有氨排放抑制设备,因而也可以抑制向大气中的氨排放。

#### [0082] 实施例

[0083] 下面,参考实施例对本发明进行更详细的描述。然而,本发明并不受这些实施例的限制。

#### [0084] 实施例1(图1)

[0085] 从日产量为2100吨的尿素生产设备排出的含有414kg/hr(1.17质量%)尿素、784kg/hr(2.21质量%)氨和491kg/hr(1.38质量%)二氧化碳的作为48°C水溶液的水溶液35512kg/hr中,将25090kg/hr的水溶液作为补给水输送至尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR),并将10422kg/hr的水溶液输送至第一汽提塔(PCS1)。

[0086] 将向第一汽提塔(PCS1)输送的水溶液通过泵加压,用热交换器升温至85°C,并引入到以3bar G操作的第一汽提塔(PCS1)的顶部。将第二汽提塔(PCS2)的顶部气体引入到第一汽提塔(PCS1)的底部,将尿素水解器(UHY)的顶部气体作为汽提用蒸汽供给至第一汽提塔(PCS1)的中间段。将水溶液中的氨和二氧化碳分离,并在136°C从塔顶排出气体。排出气

体的组成显示为299kg/hr氨、233kg/hr二氧化碳和1799kg/hr蒸汽。将该气体输送至尿素生产设备中的低压分解塔，作为除去未反应物质的热源来使用，最终将气体中含有的氨和二氧化碳通过吸收器吸收到水溶液中并回收。

[0087] 另一方面，从第一汽提塔(PCS1)的底部排出11415kg/hr的汽提后的水溶液。该水溶液中残留的氨的量减少到了43kg/hr(0.38质量%)。将该水溶液通过泵进一步加压，并引入到以23bar G操作的尿素水解器(UHY)中。

[0088] 向尿素水解器(UHY)供给749kg/hr的40bar G、386°C的加热蒸汽，加热至210°C，将水溶液的停留时间设定为40分钟。离开尿素水解器(UHY)的水溶液中的尿素的量为0kg/hr，氨的量为99kg/hr，二氧化碳的量为18kg/hr。将该水溶液通过减压阀减压并供给至第二汽提塔(PCS2)。此外，将由尿素水解器(UHY)产生的气体引入到第一汽提塔(PCS1)的中间段。

[0089] 通过从第二汽提塔(PCS2)的底部引入的2537kg/hr的5bar G的加热蒸汽对水溶液进行汽提，并从第二汽提塔(PCS2)的底部获得处理后的水溶液。该处理后的水溶液中的尿素和氨的浓度降低至1ppm以下。其可以再利用于例如锅炉给水。另一方面，将从顶部排出的混合气体引入到第一汽提塔(PCS1)的底部。

[0090] 将作为补给水而向尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)输送的25090kg/hr的水溶液用泵加压，将其中的21398kg/hr输送至尿素粉尘洗涤设备(DSCR)，将其中的3692kg/hr输送至氨洗涤设备(ASCR)。

[0091] 将从尿素造粒工序排出的含有3500kg/hr尿素和58kg/hr氨的585480Nm<sup>3</sup>/hr的空气引入到尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中并使其与在尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中循环的尿素水溶液接触。在这种情况下，空气中的大部分尿素溶解在水溶液中，尿素水溶液中的一部分水蒸发，包含于空气和水溶液中的所引入的氨被夹带在空气中。在尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中将尿素水溶液浓缩至45质量%，并从尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中取出8273kg/hr的水溶液。

[0092] 将1765kg/hr的98质量%硫酸供给至氨洗涤设备(ASCR)以保持硫酸铵水溶液呈酸性。

[0093] 将与尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中的尿素水溶液接触后的空气引入到氨洗涤设备(ASCR)中，并使其与在氨洗涤设备(ASCR)中循环的硫酸铵水溶液接触。在这种情况下，夹带在空气中的尿素溶解在水溶液中，进而，空气中的氨与硫酸反应而生成硫酸铵，溶解在水溶液中。此时，从氨洗涤设备(ASCR)产生的废气中尿素的量减少到17kg(30mg/Nm<sup>3</sup>)，氨的量减少到18kg(30mg/Nm<sup>3</sup>)。在氨洗涤设备(ASCR)中，通过补给水使硫酸铵水溶液的水的量成为60质量%，从氨洗涤设备(ASCR)中取出5925kg/hr的水溶液。

[0094] 实施例2(图2)

[0095] 将从日产量为2100吨的尿素生产设备排出的含有414kg/hr(1.17质量%)尿素、784kg/hr(2.21质量%)氨和491kg/hr(1.38质量%)二氧化碳的作为48°C水溶液的水溶液35512kg/hr通过泵加压，通过热交换器加热至85°C并引入到以3bar G操作的第一汽提塔(PCS1)的顶部。

[0096] 向第一汽提塔(PCS1)的中间段引入第二汽提塔(PCS2)的顶部气体，向中间段供给尿素水解器(UHY)的顶部气体作为汽提用蒸汽。另外，向底部供给2180kg/hr的汽提用蒸汽。将水溶液中的氨和二氧化碳分离，并在132°C从塔顶排出气体。排出气体的组成显示为

809kg/hr氨、623kg/hr二氧化碳和2752kg/hr蒸汽。将该气体输送至尿素工厂内的低压分解塔,用作除去未反应物质的热源,最终通过吸收器将气体中含有的氨和二氧化碳吸收到水溶液中并回收。

[0097] 另一方面,将汽提后的水溶液从第一汽提塔(PCS1)的底部排出。该水溶液中残留的氨的量减少至146kg/hr(0.38质量%)。

[0098] 38765kg/hr的汽提后水溶液中,将21415kg/hr的汽提后水溶液作为补给水输送至尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR),将17351kg/hr的汽提后水溶液输送至尿素水解器(UHY)中。

[0099] 将向尿素水解器(UHY)输送的从第一汽提塔(PCS1)底部排出的17351kg/hr的汽提后水溶液通过泵进一步加压,并引入到以23bar G操作的尿素水解器(UHY)中。

[0100] 向尿素水解器(UHY)供给1144kg/hr的40bar G、386°C的加热蒸汽,加热至210°C,将水溶液的停留时间设定为40分钟。离开尿素水解器(UHY)的水溶液中的尿素量为0kg/hr,氨的量为150kg/hr,二氧化碳的量为28kg/hr。将该水溶液通过减压阀减压并供给至第二汽提塔(PCS2)。此外,将由尿素水解器(UHY)产生的气体引入到第一汽提塔(PCS1)中。

[0101] 通过从第二汽提塔(PCS2)的底部引入的4060kg/hr的5bar G的加热蒸汽对水溶液进行汽提,并从第二汽提塔(PCS2)的底部获取处理后的水溶液。该处理后的水溶液中的尿素和氨的浓度降低至1ppm以下。其可以再利用于例如锅炉给水。另一方面,将从顶部排出的混合气体引入到第一汽提塔(PCS1)的底部。

[0102] 将作为补给水而向尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)输送的21415kg/hr的水溶液通过冷却器冷却,用泵加压,将其中的20683kg/hr输送至尿素粉尘洗涤设备(DSCR),将其中的732kg/hr输送至氨洗涤设备(ASCR)。

[0103] 将从尿素造粒工序排出的含有3500kg/hr尿素和58kg/hr氨的585480Nm<sup>3</sup>/hr的空气引入到尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中,并使其与在尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中循环的尿素水溶液接触。在这种情况下,空气中的大部分尿素溶解在水溶液中,尿素水溶液中的一部分水蒸发,包含于空气和水溶液中的所引入的氨被夹带在空气中。在尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中将尿素水溶液浓缩至45质量%,并从尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中取出8211kg/hr的水溶液。

[0104] 将363kg/hr的98质量%硫酸供给至氨洗涤设备(ASCR)以保持硫酸铵水溶液呈酸性。

[0105] 将与尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中的尿素水溶液接触后的空气引入到氨洗涤设备(ASCR)中,并使其与在氨洗涤设备(ASCR)中循环的硫酸铵水溶液接触。在这种情况下,夹带在空气中的尿素溶解在水溶液中,进而,空气中的氨与硫酸反应而生成硫酸铵,溶解在水溶液中。此时,从氨洗涤设备(ASCR)产生的废气中尿素的量减少到17kg(30mg/Nm<sup>3</sup>),氨的量减少到18kg(30mg/Nm<sup>3</sup>)。

[0106] 在氨洗涤设备(ASCR)中,通过补给水使硫酸铵水溶液的水的量成为60质量%,从氨洗涤设备(ASCR)中取出1215kg/hr的水溶液。

[0107] 比较例1(图4)

[0108] 将从日产量为2100吨的尿素生产设备排出的含有414kg/hr(1.17质量%)尿素、784kg/hr(2.21质量%)氨和491kg/hr(1.38质量%)二氧化碳的作为48°C水溶液的水溶液

35512kg/hr输送至第一汽提塔(PCS1)。

[0109] 向第一汽提塔(PCS1)输送的水溶液通过泵加压,用热交换器升至85℃,并引入到以3bar G操作的第一汽提塔(PCS1)的顶部。将第二汽提塔(PCS2)的顶部气体引入到第一汽提塔(PCS1)的底部,将尿素水解器(UHY)的顶部气体作为汽提用蒸汽供给至第一汽提塔(PCS1)的中间段。将水溶液中的氨和二氧化碳分离,并在136℃从塔顶排出气体。排出气体的组成显示为1019kg/hr氨、794kg/hr二氧化碳和6148kg/hr蒸汽。将该气体输送至尿素工厂内的低压分解塔,用作除去未反应物质的热源,最终通过吸收器将气体中含有的氨和二氧化碳吸收到水溶液中并回收。

[0110] 另一方面,将汽提后的水溶液从第一汽提塔(PCS1)的底部排出。该水溶液中残留的氨的量减少至147kg/hr(0.38质量%)。

[0111] 将从第一汽提塔(PCS1)的底部排出的38897kg/hr的汽提后水溶液通过泵进一步加压,并引入到以23bar G操作的尿素水解器(UHY)中。

[0112] 向尿素水解器(UHY)供给2559kg/hr的40bar G、386℃的加热蒸汽,加热至210℃,将水溶液的停留时间设定为40分钟。离开尿素水解器(UHY)的水溶液中的尿素的量为0kg/hr,氨的量为336kg/hr,二氧化碳的量为63kg/hr。将该水溶液通过减压阀减压并供给至第二汽提塔(PCS2)。此外,将由尿素水解器(UHY)产生的气体引入到第一汽提塔(PCS1)的中间段。

[0113] 通过从第二汽提塔(PCS2)的底部引入的8662kg/hr的5bar G的加热蒸汽对水溶液进行汽提,并从第二汽提塔(PCS2)的底部获取处理后的水溶液。该处理后的水溶液中的尿素和氨的浓度降低至1ppm以下。其可以再利用于例如锅炉给水。另一方面,将从顶部排出的混合气体引入到第一汽提塔(PCS1)的底部。

[0114] 将38772kg/hr的处理后的液体中的20618kg/hr作为补给水而输送至尿素粉尘洗涤设备(DSCR)和氨洗涤设备(ASCR)。通过泵对作为补给水输送的20618kg/hr的水溶液进行加压,并将其中的20381kg/hr输送至尿素粉尘洗涤设备(DSCR),将其中的237kg/hr输送至氨洗涤设备(ASCR)。

[0115] 将从尿素造粒工序排出的含有3500kg/hr尿素和58kg/hr氨的585480Nm<sup>3</sup>/hr的空气引入到尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中,并使其与在尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中循环的尿素水溶液接触。此时,空气中的大部分尿素溶解在水溶液中,尿素水溶液中的一部分水蒸发,包含于空气中的所引入的氨被夹带在空气中。在尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中将尿素水溶液浓缩至45质量%,并从尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中取出7719kg/hr的水溶液。

[0116] 将121kg/hr的98质量%硫酸供给至氨洗涤设备(ASCR)以保持硫酸铵水溶液呈酸性。

[0117] 将与尿素粉尘洗涤设备(DSCR)中的尿素水溶液接触后的空气引入到氨洗涤设备(ASCR)中,并使其与在氨洗涤设备(ASCR)中循环的硫酸铵水溶液接触。在这种情况下,夹带在空气中的尿素溶解在水溶液中,进而,空气中的氨与硫酸反应而生成硫酸铵,溶解在水溶液中。此时,从氨洗涤设备(ASCR)产生的废气中的尿素的量减少到17kg(30mg/Nm<sup>3</sup>),氨的量减少到18kg(30mg/Nm<sup>3</sup>)。氨洗涤设备(ASCR)中,通过补给水使硫酸铵水溶液的水的量成为60质量%,从氨洗涤设备(ASCR)中取出399kg/hr的水溶液。

[0118] 实施例1和2以及比较例1的结果示于表1中。

[0119] 表1

	蒸汽的量 (kg/hr)				60 wt%硫酸铵水溶液 (kg/hr)	
	PCS1	PCS2	UHY	共计		
[0120]	实施例 1	0	2537	749	3286	5925
	实施例 2	2180	4060	1144	7384	1215
	比较例 1	0	8662	2559	11221	399

[0121] &lt;评价&gt;

[0122] 在实施例1和2中,与比较例1相比,能够减少处理工序中消费的加热蒸汽(STM)的量。硫酸铵(铵盐)的生成量在实施例1中最高。另一方面,在实施例2中,由于硫酸铵的生成量相对较少,因此即使将硫酸铵与尿素溶液混合而进行造粒,粒状尿素也能够作为满足所需产品质量的产品尿素而发货,无需将硫酸铵作为副产物进行处理。

[0123] 工业适用性

[0124] 本发明的处理方法和处理设备在例如在尿素合成溶液的浓缩工序产生的排水处理等尿素合成领域的各个工序中非常有用,这是因为:其在不降低尿素的水解效率的情况下,通过降低尿素水解器的负荷,能够减少加热蒸汽的量并使设备紧凑,此外,即使将一部分水溶液(例如,在尿素合成溶液的浓缩工序中产生的排水)引入到废气处理设备中,也能够抑制向大气中的氨排放。

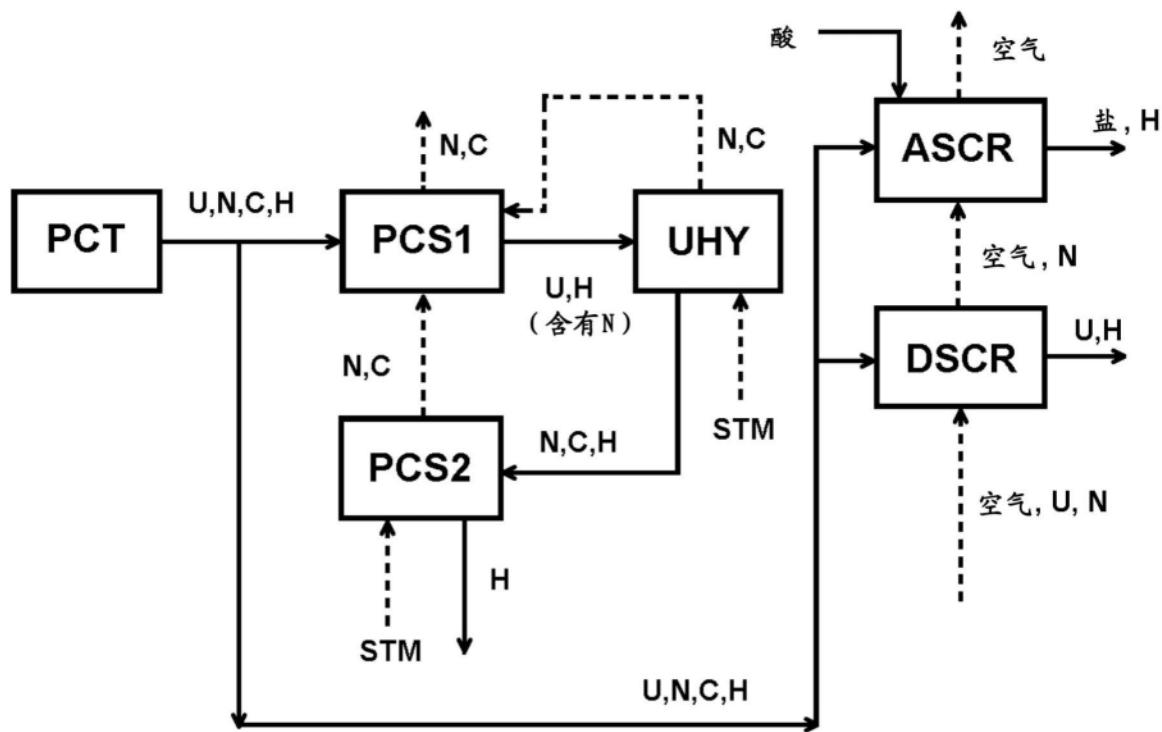


图1

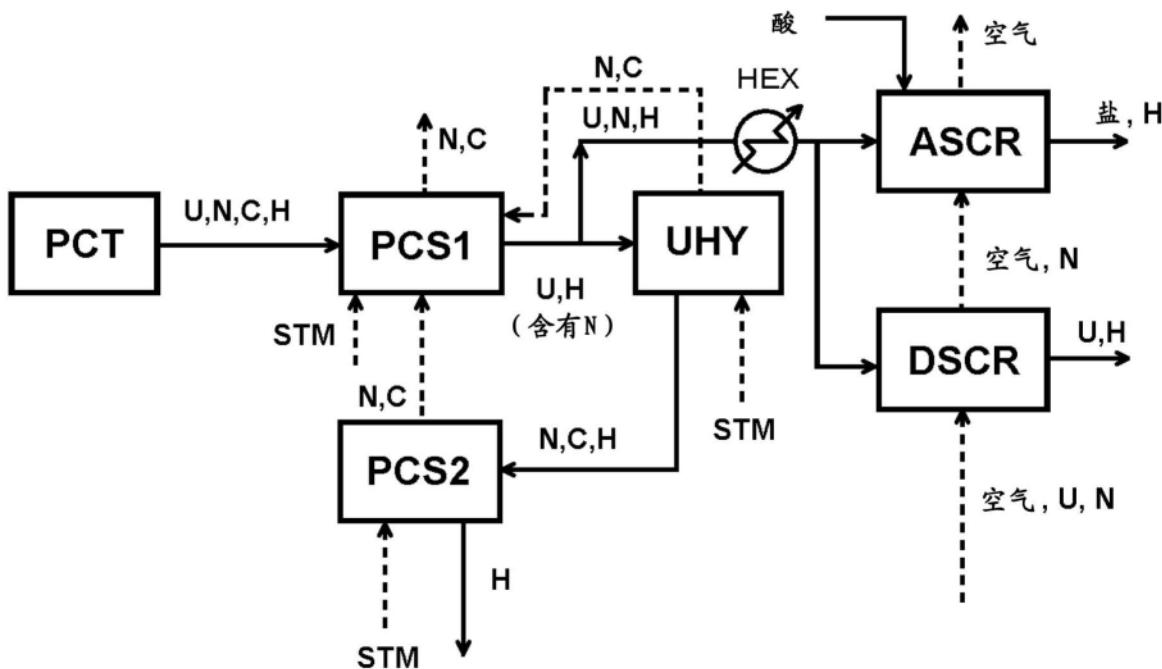


图2

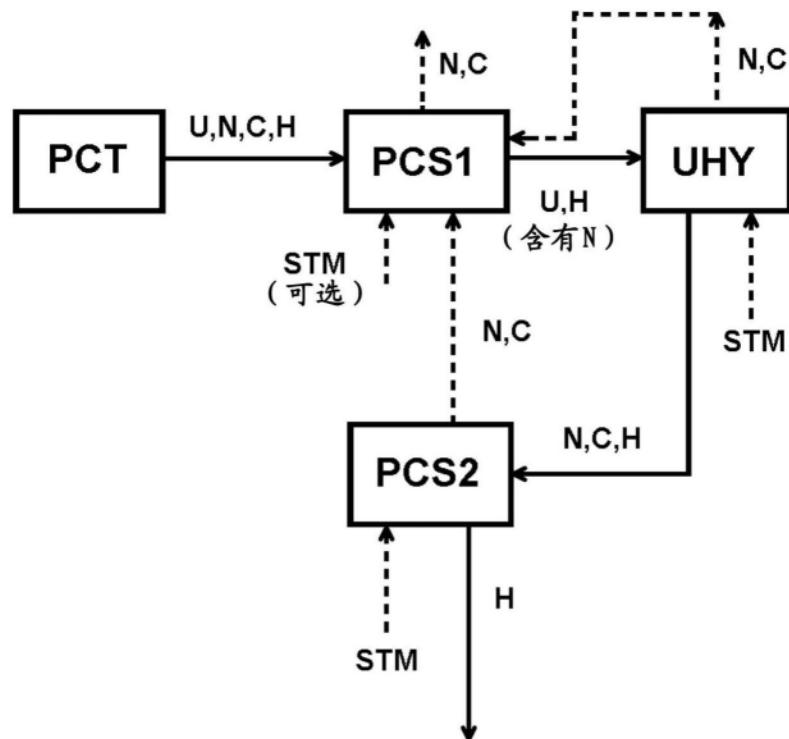


图3

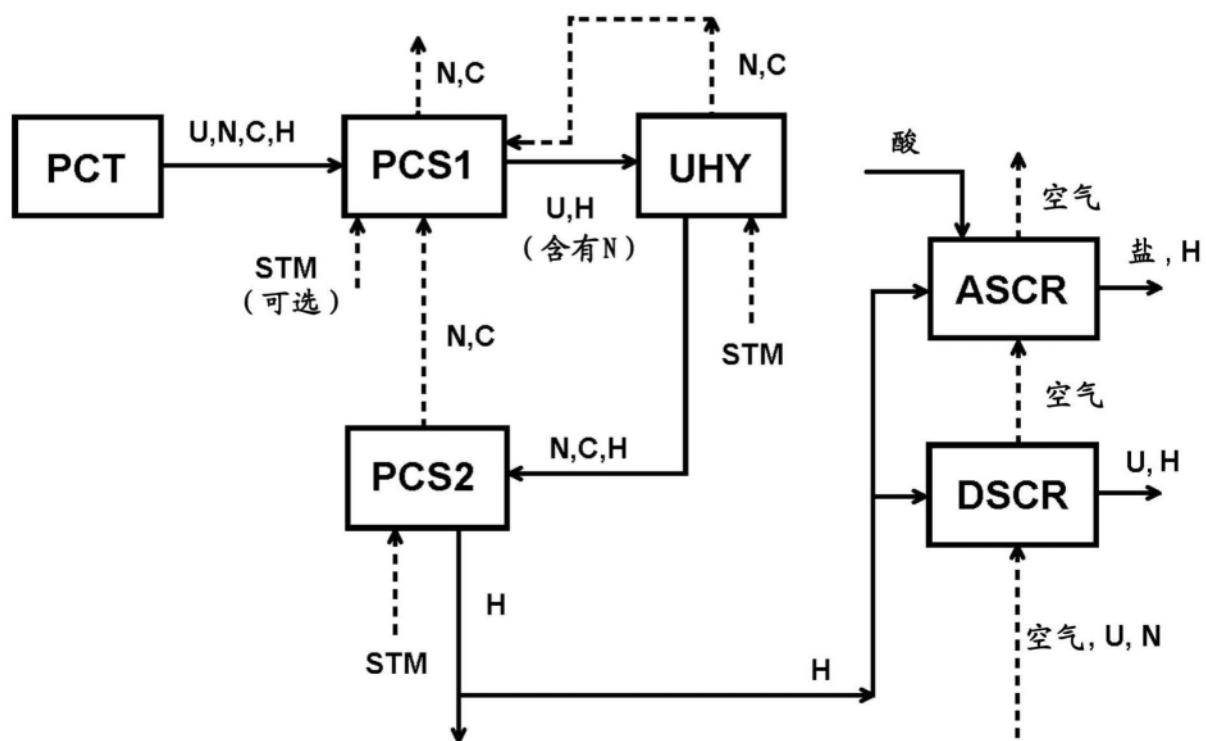


图4

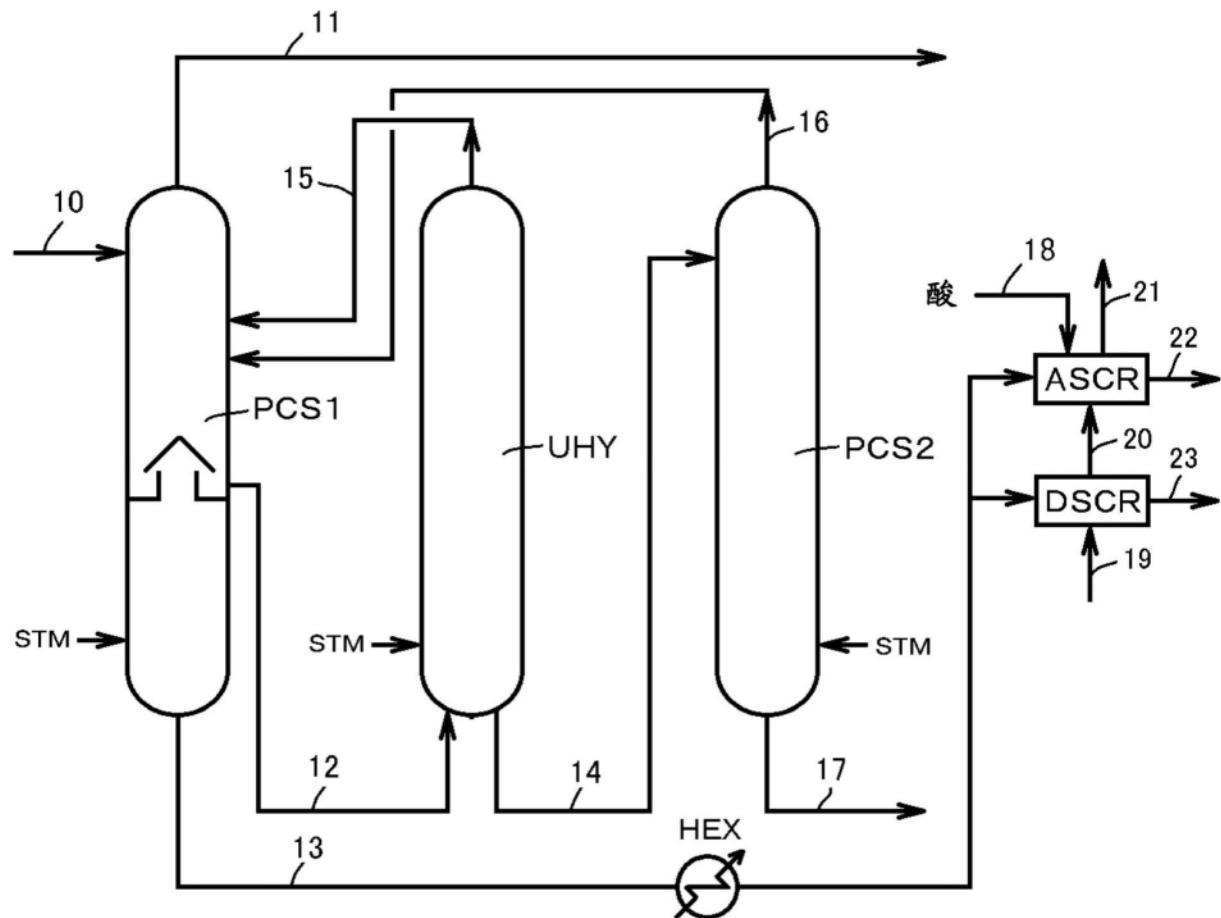


图5