



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107459372 A

(43)申请公布日 2017. 12. 12

(21)申请号 201710685089.3

(22)申请日 2013.05.02

(30)优先权数据

12003585.2 2012.05.08 EP

(62)分案原申请数据

201380024430.0 2013.05.02

(71)申请人 蒂森克虏伯肥料技术有限公司

地址 德国多特蒙德

(72)发明人 M·波特霍夫 H·弗伦茨若哈

L·A·万马克

(74)专利代理机构 北京戈程知识产权代理有限公司

公司 11314

代理人 程伟 周玉梅

(51)Int.Cl.

C05C 9/00(2006.01)

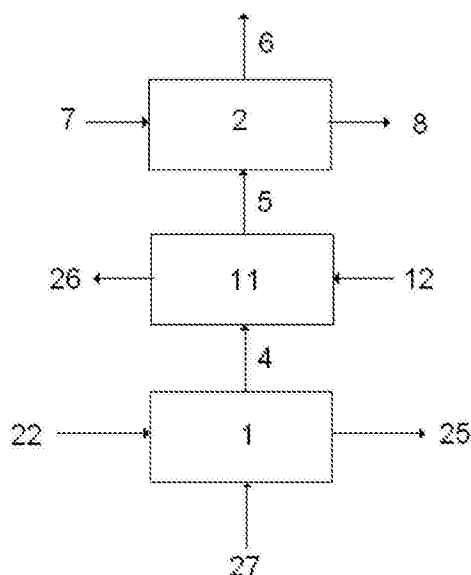
权利要求书1页 说明书8页 附图2页

(54)发明名称

具有洗涤系统的尿素造粒工艺

(57)摘要

本发明公开了一种具有洗涤系统的尿素造粒工艺。具体地,本发明提供一种具有洗涤系统的尿素造粒装置,包括用于去除粉尘和氨的至少一个废气流,所述装置包括:洗涤器粉尘阶段(11),其中粉尘被从含粉尘和氨的流中清洗去除,以及甲醛阶段(2),其中含氨气体(4)的部分氨与甲醛(7)反应,以生成六亚甲基四胺,其中洗涤器粉尘阶段(11)被布置在甲醛阶段(2)的上游。



1. 一种具有洗涤系统的尿素造粒装置,包括用于去除粉尘和氨的至少一个废气流,所述装置包括:

- 洗涤器粉尘阶段(11),其中粉尘被从含粉尘和氨的流中清洗去除,以及
- 甲醛阶段(2),其中含氨气体(4)的部分氨与甲醛(7)反应,以生成六亚甲基四胺,其中洗涤器粉尘阶段(11)被布置在甲醛阶段(2)的上游。

2. 根据权利要求1所述的具有洗涤系统的尿素造粒装置,其特征在于,另外的洗涤器酸阶段(3)被集成到洗涤系统中甲醛阶段(2)的下游。

3. 根据权利要求1或2所述的具有洗涤系统的尿素造粒装置,还包括产品冷却器(13),其中产生第二气态含氨的流(14),并且其中产品冷却器(13)与另外的洗涤器粉尘阶段(15)相连接,另外的洗涤器粉尘阶段(15)与用于将来自洗涤器酸阶段(3)的铵盐溶液流(10)传输到所述另外的洗涤器粉尘阶段(15)的设备相连接。

4. 根据权利要求1或2所述的具有洗涤系统的尿素造粒装置,还包括用于将一部分尿素熔体(22)传输到蒸发单元的设备。

具有洗涤系统的尿素造粒工艺

[0001] 本申请是申请号为201380024430.0,申请日为2013年5月2日,发明名称为“具有洗涤系统的尿素造粒工艺”的中国专利申请的分案申请。

技术领域

[0002] 本发明涉及一种尿素造粒工艺,以及适合于操作这种工艺的装置。本发明还包括用于通过洗涤废气来降低来自尿素造粒工厂的氨排放,而该氨目前是由传统尿素生产工艺排放出来的。洗涤系统具有的优点是,可以减少废气中氨的量,并且此外可以减少铵盐的产生。

背景技术

[0003] 专利US5779945中描述了用于从液体组合物中制备颗粒的通用方法。专利US5779945关注对所产生的不同尺寸的颗粒的处理和分类。这里使用了诸如旋风分离器或洗涤器的气/固分离装置,用于从装置的废气流中分离出来固体材料。废气流的进一步处理并未被考虑。

[0004] 在专利US4370198中,造粒单元的废气被送入粉尘旋风分离器,随后进入连续湿式洗涤器,这二者均是用来洗涤上述废气流。所使用的洗涤液是将被处理的溶液或悬浮液的一部分,并且离开湿式洗涤器的洗涤液将被直接馈送回造粒单元。作为示例,所描述的工艺可以分别应用于氯化钠,尿素,蔗糖或氧化铁的制造。这里洗涤液是将被处理的溶液或悬浮液的一部分,并且被直接送回造粒单元。该工艺仅适用于粉尘洗涤而不适用于氨洗涤。

[0005] EP0853971A1公开了在横流洗涤器中湿式同步清洗和粉尘去除气体处理的方法与装置的进一步示例。该发明在填料塔中进行污染物和粉尘的去除。

[0006] 在尿素工厂中,从配有流化床的尿素造粒器出来的气体不仅含有尿素粉尘还还有氨。在废气流被放入大气之前需要去除该氨气污染。

[0007] 从废气流中去除氨是公知的技术。通常废气流被作用以酸性洗涤液。该洗涤液可以通过向水中加入诸如硝酸或硫酸的酸而方便地制备。氨通过化学吸收而从气体流中被去除并且转换为相应的铵盐。硝酸的使用产生硝酸铵(AN),硫酸的使用产生硫酸铵(AS)。这些含有铵盐的溶液可以用来生产硫酸铵肥料或氮磷钾复合肥。此类技术是现有技术。

[0008] 在尿素工厂中,铵盐并不在工艺中出现,因此不能方便地在现有尿素设施中进行处理。传统的尿素生产设施因此仅有以下选项来减少造粒工厂的氨排放:

[0009] .将稀释的铵盐溶液排入废水流,

[0010] .将稀释的铵盐溶液浓缩到可被其他工厂(如NPK)使用的浓度,

[0011] .生产具有高硫含量的UAS(尿素/硫酸铵)肥料,

[0012] .生产UAN(尿素/硝酸铵)溶液。

[0013] 所有这些方法需要显著的投资以及操作条件的改变,或者带来产品组分和特性的改变。所有上述选项产生的新产品需要额外的传输和处理设施以及能源利用,这些额外的设施很昂贵。结果,现今尿素设施在没有有效去除氨的情况下运行,造成严重的环境问题。

因此,去除尿素设施产生的氨是需要进行解决的有挑战的任务。

[0014] W003/099721描述了另一种替代方案。该发明涉及一种通过将含氨气体流中的氨用有机酸转换成铵盐而从含氨气体流中去除氨的工艺,其中得到的铵盐在升高的温度下与过氧化氢接触。从而铵盐在分解器中被转换为含 NH_3 、 CO_2 和 H_2O 的混合物,并且可容易地在尿素合成单元中再处理。过氧化氢是补充到通用工艺中的,并且可能涉及其它负面伴随物。并且,为了将铵盐转换为 NH_3 、 CO_2 和 H_2O ,除通用工厂设计之外还需要一个单独的分解器。产生的气体流不能在造粒单元中再处理,而是需要在尿素合成单元中循环。

[0015] M Potthoff, Nitrogen+Syngas, [online], July. August 2008, pages 39-41中也描述了减少氨排放的方法。在图1中示出了组合式粉尘和酸洗涤系统。氨在酸洗涤部分被吸收并且转换为硫酸铵。硫酸铵溶液被添加到返回到蒸发部分的循环流中。在该单元中,其与来自尿素合成单元的尿素熔体混合。蒸发产生的浓缩液体流被传输到尿素造粒器。来自蒸发单元的冷凝物被用作组合式粉尘/氨洗涤系统的补充物。利用这种所谓的氨转换技术,废气中的氨可以被减少到 $30\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。Brochure Urea, [online], 12-2007, pages 1-24中示出的没有酸洗涤的技术仅将废气中的氨减少到约 $160\text{mg}/\text{m}^3$ 的值。

[0016] M Potthoff, Nitrogen+Syngas, [online], July. August 2008, pages 39-41中描述的氨转换技术仍具有若干劣势。首先,该系统中的水平衡是关键参数。如果被妨碍,则尿素合成将被硫酸铵污染或者另一种情况是需要处理大量的废水。此外,在蒸发单元中混合酸溶液和浓缩的尿素熔体将对造粒产生负面影响。而且,该技术可能产生需要被送入多个洗涤器的被硫酸铵污染的大量冷凝物,包括粉尘和酸洗涤技术。并且该技术实现的废气中的剩余氨浓度对于现代尿素造粒工厂来说仍是不足或不令人满意的。

[0017] 在W02010/060535A1中,改进了M Potthoff, Nitrogen+Syngas, [online], July. August 2008, pages 39-41中描述的氨转换技术,以便实现废气中氨浓度为 $10\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。W02010/060535教导了连接到工艺冷却器的洗涤器粉尘阶段对在洗涤器酸阶段产生的铵盐溶液流进行操作,其中洗涤器酸阶段连接到尿素造粒器。从而W02010/060535A1中的洗涤系统代表了其自身完全闭合的系统,如该发明的权利要求1的特征部分所描述的那样。该技术通过建立这种完全闭合的洗涤系统,避免了尿素合成中产生的尿素熔体的污染。该系统的不足之处是其操作起来非常复杂。

[0018] 在US5686647中,描述了一种制备尿素的工艺,其中一定量的甲醛被添加到含有气态氨的废气流中,以形成六亚甲基四胺,其在造粒步骤之前返回到工艺中。该甲醛添加操作可以在液态尿素溶液的清洗步骤之前或期间进行,从而该清洗步骤用作粉尘洗涤设备。该技术的不足之处是与W02010/060535A1中的技术相比,废气中相对较高的约 $90\text{mg}/\text{Nm}^3$ 的氨含量。

发明内容

[0019] 本发明的目的是提供一种工艺,其包含并优化了对由尿素造粒工艺产生的废气的现有洗涤技术。该工艺应当避免上述与传统技术相关联的问题,并且应当容易集成到现有技术中的洗涤系统中。本发明的另一目的是提供适于执行此工艺的装置。

[0020] 本发明公开了一种具有洗涤系统的尿素造粒工艺,包括用于去除粉尘和氨的至少一个废气流,其中该废气流通过下述工艺步骤的组合而被处理,所述工艺步骤包括:

[0021] (a) 用水和/或尿素水溶液清洗含粉尘和氨的流4,从而产生含粉尘的液体流26和粉尘减少的流5,以及

[0022] (b) 将粉尘减少的流5与甲醛7反应,以形成包括六亚甲基四胺和尿素-甲醛的流8和清洁废气6,

[0023] 其中气体流首先被引导通过工艺步骤(a),然后通过工艺步骤(b)。

[0024] 令人意想不到的是,与US5686647中描述的其中工艺步骤的顺序相反的技术相比,本发明的工艺步骤顺序能进一步减少造粒工厂的氨排放量。如果工艺步骤(b)在工艺步骤(a)的粉尘洗涤之前完成,氨-甲醛反应面临标准的尿素-甲醛反应,而后者在洗涤器中获得的稀释尿素溶液中将占上风。从而该工艺步骤的效率将损失,对氨的减少将是有限的。

[0025] 这里,含粉尘的液体流26的尿素浓度保持在35-60%wt的范围内,并且优选地保持在45-55%wt的范围内,含粉尘的液体流26在造粒步骤之前返回到工艺中。

[0026] 此外,在甲醛阶段2中,粉尘减少的流5的全部氨含量中的70-90wt%的氨会进行反应生成六亚甲基四胺。

[0027] 可选地,包括六亚甲基四胺和尿素-甲醛的流8在造粒步骤之前返回到工艺中。六亚甲基四胺包括尿素-甲醛溶液,从而至少部分代替通常用作造粒添加剂的尿素/甲醛溶液。

[0028] 在本工艺的进一步实施例中,在造粒步骤之前将混合物返回到工艺中之前,含粉尘的液体流26与包括六亚甲基四胺和尿素-甲醛的流8相混合。

[0029] 在本发明的进一步实施例中,在工艺步骤(b)的下游实现去除氨的额外工艺步骤,其中含氨的流与液相的酸9相接触,从而通过在洗涤器酸阶段3中产生铵盐流10而从含氨的流中洗涤掉氨。

[0030] 上述三个工艺步骤的组合具有如下优点,在洗涤器酸阶段3中产生的铵盐量被大大减少,从而在这些盐被循环回到造粒系统或尿素合成系统之一时,这些盐不影响造粒系统或尿素合成系统。并且由该系统减少的氨量可以被改善。

[0031] 通过工艺步骤(a)和(b)以及进一步酸处理的组合,含粉尘和氨的流4的总体氨含量中的94-99.9%的氨被去除。

[0032] 在本发明的实施例中,酸选自下述物质构成的组:硫酸,硝酸,磷酸,柠檬酸,乳酸和草酸。其它酸也是可以使用的,只要它们是非挥发性的。优选地使用硫酸,因为其易于获得并且提供了被认为是非常需要的营养成分硫。

[0033] 在洗涤器酸阶段产生的铵盐流的铵盐浓度保持为<40%wt,并且优选地保持在35-40%wt的范围内。

[0034] 造粒器洗涤器酸阶段中产生的铵盐流的PH值保持在2-6的范围内,并且优选地保持在3.5-5.0的范围内,最优保持在4.0-4.5的范围内。

[0035] 在可选实施例中,产生从产品冷却器13取得的第二气态含粉尘和氨的流14,该流被传送通过另外的洗涤器粉尘阶段15,其中进一步酸处理的铵盐流10被用来从该第二气态含粉尘和氨的流14去除氨。

[0036] 在本发明的进一步可选实施例中,所经过的洗涤系统是自身完全闭合的系统,其中

[0037] . 来自洗涤器酸阶段3的铵盐流10被馈入所述另外的洗涤器粉尘阶段15,以及

- [0038] .从所述另外的洗涤器粉尘阶段15释放的溶液17被送入蒸发单元16,
- [0039] .来自蒸发单元16含有氨的蒸汽18被送入冷凝器单元19,其释放液态工艺冷凝液20,并且该液态工艺冷凝液20被送入洗涤器酸阶段3,以及
- [0040] .蒸发单元16中产生的含有尿素和铵盐的浓缩液体流21以及尿素熔体22被传输进入尿素造粒器1中。
- [0041] 这里,洗涤系统自身是完全闭合的系统,因而完全脱离了尿素合成过程。从而完全避免了对尿素熔体的污染。
- [0042] 用于尿素造粒器的含有尿素和铵盐的浓缩液体流21和尿素熔体22的浓度保持在95-99.8%wt的范围内,优选保持在96-97.5%wt的范围内。
- [0043] 一部分尿素熔体22可选地被馈入蒸发单元16中。
- [0044] 此外,清洁废气6被释放到大气中,并且其NH₃浓度在5-30mg/Nm³的范围内,优选NH₃浓度<10mg/Nm³。
- [0045] 本发明还包括具有洗涤系统的装置,包括用于去除粉尘和氨的至少一个废气流,所述装置包括:
- [0046] • 洗涤器粉尘阶段11,其中粉尘被从含粉尘和氨的流中清洗去除,以及
- [0047] • 甲醛阶段2,其中含氨气体4的部分氨与甲醛7反应,以生成六亚甲基四胺,
- [0048] 其中洗涤器粉尘阶段11被布置在甲醛阶段2的上游。
- [0049] 此外,另外的洗涤器酸阶段3被集成到甲醛阶段2下游的洗涤系统中。
- [0050] 可选地,具有洗涤系统的尿素造粒装置还包括产品冷却器13,其中产生第二气态含氨的流14,并且其中产品冷却器13与另外的洗涤器粉尘阶段15相连接,另外的洗涤器粉尘阶段15与用于将来自洗涤器酸阶段3的铵盐溶液流传输到所述另外的洗涤器粉尘阶段15的设备相连接。
- [0051] 在尿素造粒装置的进一步实施例中,具有洗涤系统的装置以如下方式相连从而建立废物流的完全闭合系统,包括:
- [0052] -用于将来自洗涤器酸阶段3的铵盐流10传输到另外的洗涤器粉尘阶段15的设备,以及
- [0053] -用于将来自所述另外的洗涤器粉尘阶段15的溶液17传输到蒸发单元16的设备,
- [0054] -用于将蒸发单元16的蒸汽18传输到冷凝单元19的设备,
- [0055] -用于将来自冷凝单元19的工艺冷凝液20传输到造粒器洗涤器酸阶段3的设备,以及
- [0056] -用于传输尿素熔体22进入尿素造粒器1的设备以及用于传输浓缩液体流21进入尿素造粒器1的设备,其中尿素熔体22和浓缩液体流21含有尿素和铵盐。
- [0057] 此外,该装置包括用于将一部分尿素熔体传输到蒸发单元16的设备。
- [0058] 本发明使用的洗涤器有利地是水平式洗涤器。

附图说明

- [0059] 下文中,借助示例更为详细地描述了本发明。
- [0060] 图1示出了本发明氨甲醛转换工艺步骤的框图。
- [0061] 图2示出了本发明氨甲醛转换工艺步骤的框图,其中包括洗涤器酸阶段。

[0062] 图3示出了本发明包括自身闭合洗涤系统的工艺的框图。

[0063] 参考标号：

[0064] 1尿素造粒器,2甲醛阶段,3洗涤器酸阶段,4含粉尘和氨的流,5粉尘减少的流,6清洁废气,7甲醛,8包括六亚甲基四胺和尿素-甲醛的流,9酸,10铵盐流,11洗涤器粉尘阶段,12工艺水/尿素溶液,13产品冷却器,14气态含氨流,15另外的洗涤器粉尘阶段,16蒸发单元,17溶液,18蒸汽,19冷凝器单元,20液态工艺冷凝液,21浓缩液体流,21尿素熔体/尿素溶液,23清洁废气,24最终产品,25热颗粒,26含粉尘流,27、28空气,29氨减少的流。

具体实施方式

[0065] 图1示出了尿素造粒器1,其被施加以尿素熔体或尿素水溶液22。在尿素造粒器1中,尿素颗粒在流化床中被形成,其用气体流27进行流化。含粉尘和氨的气流4被取得。其首先在洗涤器粉尘阶段11中被洗涤,其中去除了尿素粉尘。工艺水流或稀释尿素溶液流12被加入洗涤器粉尘阶段11,并且含粉尘流26被从洗涤器粉尘阶段11取得。粉尘减少的流5随后被送到甲醛阶段2。根据本发明,在甲醛阶段2中引入甲醛7。含甲醛和六亚甲基四胺的流8被从甲醛阶段2取得。该六亚甲基四胺可以在造粒步骤之前返回到造粒工艺中。清洁废气6被送入大气。

[0066] 图2与图1相比包括了在甲醛阶段2下游的额外的洗涤器酸阶段3。来自甲醛阶段2的氨减少的流29被送入洗涤器酸阶段3,其中剩余的氨被去除,并且可取得清洁的废气流6。洗涤器酸阶段3的洗涤溶液包括工艺水和液相的酸9。在造粒器洗涤器酸阶段3中,酸溶液与氨反应,产生铵盐流10。该铵盐流10可以如图3所示进一步被处理,或者可以从尿素造粒系统取出。

[0067] 本发明工艺允许减少在洗涤器酸阶段3中产生的铵盐,而在减少尿素造粒工厂的氨排放量方面非常有效。铵盐是不希望有的,因为它们会引起严重的环境问题,并且如果在造粒工艺中加入过高浓度的话会引起尿素颗粒质量问题。

[0068] 图3与图2相比包括了包含本发明工艺步骤的自身闭合洗涤系统。除了图2之外,示出了产品冷却器13,其中生产的热颗粒25被传输。空气28冷却最终产品25。含粉尘的空气流14被传输到另外的洗涤器粉尘阶段15,其中尿素粉尘被清洗掉,同时空气在洗涤器中通过水的蒸发而被冷却。清洁的废气23离开洗涤器粉尘阶段15进入大气。

[0069] 从洗涤器粉尘阶段15所得的溶液与来自造粒器洗涤器粉尘阶段11的含粉尘的流26相混合,所得的混合物被传输到蒸发单元16,在那里其被浓缩。来自蒸发单元16的浓缩液体流21被馈送到尿素造粒器1,以将产生的铵盐并入造粒工艺中。一部分尿素熔体22可以被加入蒸发单元16中(未示出),以便保持浓缩液体流21的硫酸铵浓度和尿素浓度处于高比例。从蒸发单元16取得的蒸汽18被传输到冷凝器单元19,在那里其被外部冷却水冷却。冷凝期间产生的液态工艺冷凝液20被传送到洗涤器酸阶段3。为了闭合洗涤循环,从洗涤器酸阶段3取得的铵盐流10被传送到洗涤器粉尘阶段15。

[0070] 因此,形成了废物流的闭合循环,并且所有废物流被循环。此外,产生的铵盐被并入尿素造粒工艺中。并且外部的工业水消耗被降到最小。总的来说,该组合的特征在于其环境适应性。并且所生成的尿素颗粒中的铵盐含量得到降低,因为如果硫酸被用做酸9并且颗粒中硫的含量增加的话,将会产生问题。

[0071] 示例1

[0072] 在示例1中,示出了下述三种情形下的尿素造粒工艺中氨的代表性数值的表格:1.如现有技术Brochure Uhde,Urea,[online]2011中描述的那样,2.如US5686647中所描述的在洗涤器粉尘阶段之前或与之结合实现的甲醛处理,3.本发明的技术方案:在利用甲醛洗涤的尿素造粒工艺中,含甲醛的溶液被添加到含氨气体或甲醛阶段。用于洗涤的含甲醛溶液被加入六亚甲基四胺,并且被部分重新引入上述尿素工艺中。基本上该混合物在被保持在正确压力和温度下时可以在工艺的每个阶段循环。

[0073] 重量达500-600ppm的氨量被馈入造粒单元是或多或少无法避免的,因为其是在造粒单元上游布置的蒸发单元中形成的平衡的结果,如果在该蒸发单元中产生的浓缩液体流将被引入造粒器中的话。大约90ppm的氨是通过尿素溶液中的缩二脲生成而被添加的,其被馈入到造粒器中,从而共计590-690ppm进入造粒单元。

[0074] 这些氨中的大约50ppm会被包括在最终产品中,从而其余经由堆栈与来自造粒单元的气流一起离开造粒工厂。对于Brochure Urea,[online],2011中的现有技术来说,这导致了最终浓度为约130-160mg/Nm³。在US5686647描述的技术中,可以达到最终浓度为约86mg/Nm³。如果如本发明图1所示的那样,在其中尿素被几乎完全去除的粉尘洗涤器之后应用甲醛阶段,那么在组合堆栈中会得到最终浓度为约30mg/Nm³的氨。本发明的技术结合图2中示出的后续酸洗涤阶段,可以获得10mg/Nm³的氨浓度,并且仅使用很少量的酸。因此使用本技术可以获得极大进步。

[0075] 表1:现有技术与本发明相比

[0076]

	现有技术 (Brochure Urea, 2011)	US5686647 中 描述的在洗涤 器粉尘阶段之 前的甲醛处理	图 1 所示的 本发明的甲 醛处理	图 2 所示的本发 明的甲醛处理
来自蒸发单元的自由氨	≈500 to 600 ppm wt.			
来自缩二脲生成的氨	≈90 ppm wt.			
造粒器入口处的自由氨总量	≈590 to 690 ppm wt.			
最终产品中的自由氨	≈50 ppm wt.			
释放的自由氨 (基于尿素溶液)	≈540 to 640 ppm wt.			
氨-甲醛阶段	无	是	是	是
作为 UFC 7 kg/ton 的甲醛剂量		4	4	4
组合堆栈中的代表性氨浓度	≈130 to 160 mg/Nm ³ ≈0.6 to 0.7kg/ton _{product}	≈86 mg/Nm ³ ≈0.40 kg/ton _{product}	≈30 mg/Nm ³ ≈0.14kg/ton _{product}	≈10 mg/Nm ³ ≈0.05 kg/ton _{product}
甲醛效率		45,00%	75,00%	75,00%
产生的硫酸铵				≈ 0.35 kg/ton _{product}

[0077] 如果工艺是在粉尘洗涤之前完成的话, 甲醛降低氨的效率被剧减到仅为45%。如果其与粉尘洗涤相结合, 甲醛效率为75%。氨-甲醛反应需要与标准的尿素-甲醛反应相竞争, 后者在洗涤器中获得的稀释尿素溶液中将占优。因此, 相对于US5686647的教导本发明对工艺步骤顺序的改变对于废气中的氨含量具有非常正面的效果。图2中所示在甲醛阶段的下游组合洗涤器酸阶段具有如下优势, 即与W02010060535A1 (表2) 中没有甲醛阶段的现有技术相比, 产生的铵盐流具有非常低的铵盐浓度。因此, 该铵盐流可以从造粒系统中输出, 并且可以如图3所示进一步处理。

[0078] 示例2

[0079] 在示例2中, 示出的表格给出了与W02010060535A1描述的现有技术尿素造粒工艺中的氨和如图3所示本发明的闭合洗涤器技术相比有关的代表性数值, 其中在W02010060535A1中产生的铵盐流被重新引入到造粒工艺中, 从而建立了自身完全闭合的洗涤流系统。在具有根据图3的洗涤器系统的尿素造粒工艺中, 含甲醛的溶液通过7被加入到甲醛阶段2。用于在甲醛阶段2中进行洗涤的含甲醛溶液被添加以六亚甲基四胺并且被部分重新引入到标准尿素工艺中。基本上该混合物在保持正确温度和压力之后可以在工艺的每个阶段循环。

[0080] 表2:现有技术 with 图3中示出的本发明相比

[0081]

	现有技术 (Brochure Urea, 2011)	氨转换技术 WO2010060535 A1	本发明技术 (Fig. 3)
来自蒸发阶段的自由氨	≈ 500 to 600 ppm wt.		
来自缩二脲生成的氨	≈ 90 ppm wt.		
造粒器入口处的自由氨总量	≈ 590 to 690 ppm wt.		
最终产品中的自由氨	≈ 50 ppm wt.		
释放的自由氨 (基于尿素溶液)	≈ 540 to 640 ppm wt.		
氨-甲醛阶段	无	无	是
作为 UFC 7 kg/ton 的甲醛剂量			4
甲醛效率			75,00%
酸洗涤器阶段	无	是	是
组合堆栈中的代表性氨浓度	≈ 130 to 160 mg/Nm ³ ≈ 0.6 to 0.7 kg/ton _{product}	≈ 10 mg/Nm ³ ≈ 0.05 kg/ton _{product}	≈ 10 mg/Nm ³ ≈ 0.05 kg/ton _{product}
硫酸消耗		≈ 2.0 kg/ton _{product}	≈ 0.27 kg/ton _{product}
产生的硫酸铵		≈ 2.3 kg/ton _{product}	≈ 0.35 kg/ton _{product}

[0082] 因此,产生的溶液显示出废气中的氨浓度与W02010060535A1中描述的技术达到的氨浓度相当。但是此外,获得了非常低的铵盐浓度,其比W02010060535A1中描述的技术小约8倍。同时硫酸消耗量也低了8倍,这是显著的成本降低。添加如此小量的铵盐不会显著改变产品规格和质量。尿素产品中的氮含量仍旧高于46%,从而产品仍是典型的尿素肥料。

[0083] 所设想的工艺的优势如下:

[0084] . 明显低的环境氨排放。

[0085] . 具有非常低铵盐浓度的尿素颗粒。

[0086] . 通过降低氨和酸消耗实现的成本效益。

[0087] . 使用了简单方法来处理现有尿素造粒工厂中的含氨气流。

[0088] . 使用了已证明的低成本技术工艺来从具有流化床造粒的尿素造粒工厂的废气流中去除氨。

[0089] . 因为恢复的氨被包括在产品中,所以尿素产量增加,产生显著经济效益。

[0090] . 生产出典型的尿素肥料等级的产品。

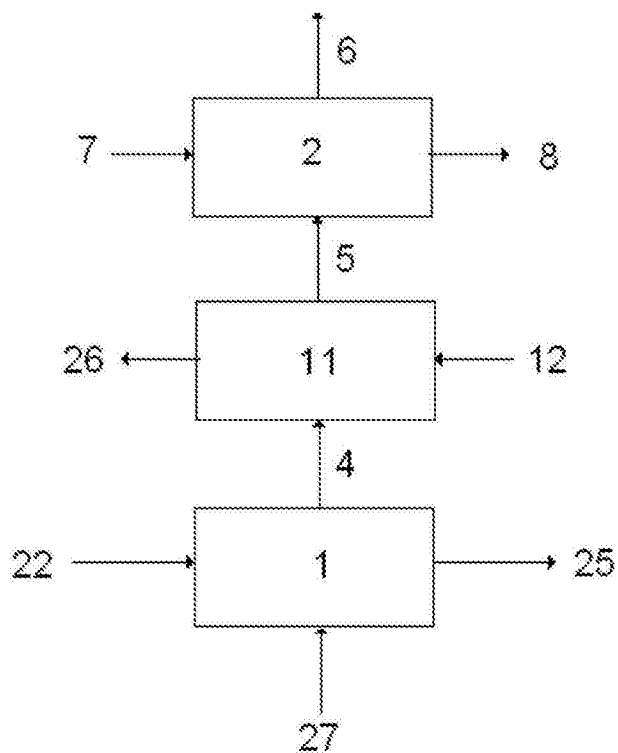


图1

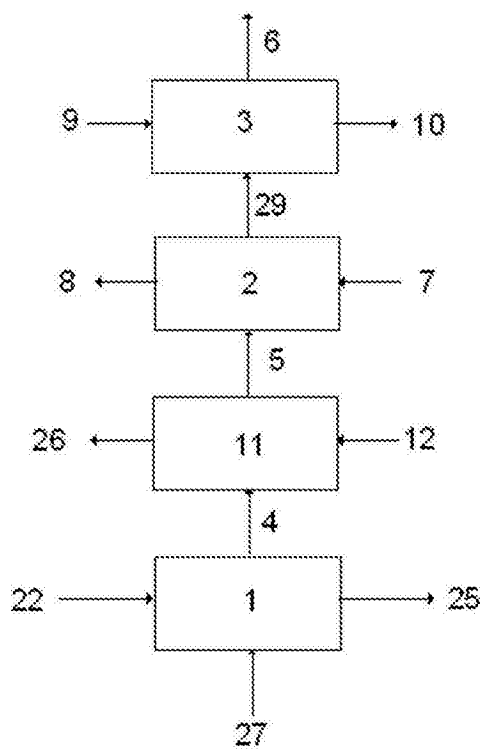


图2

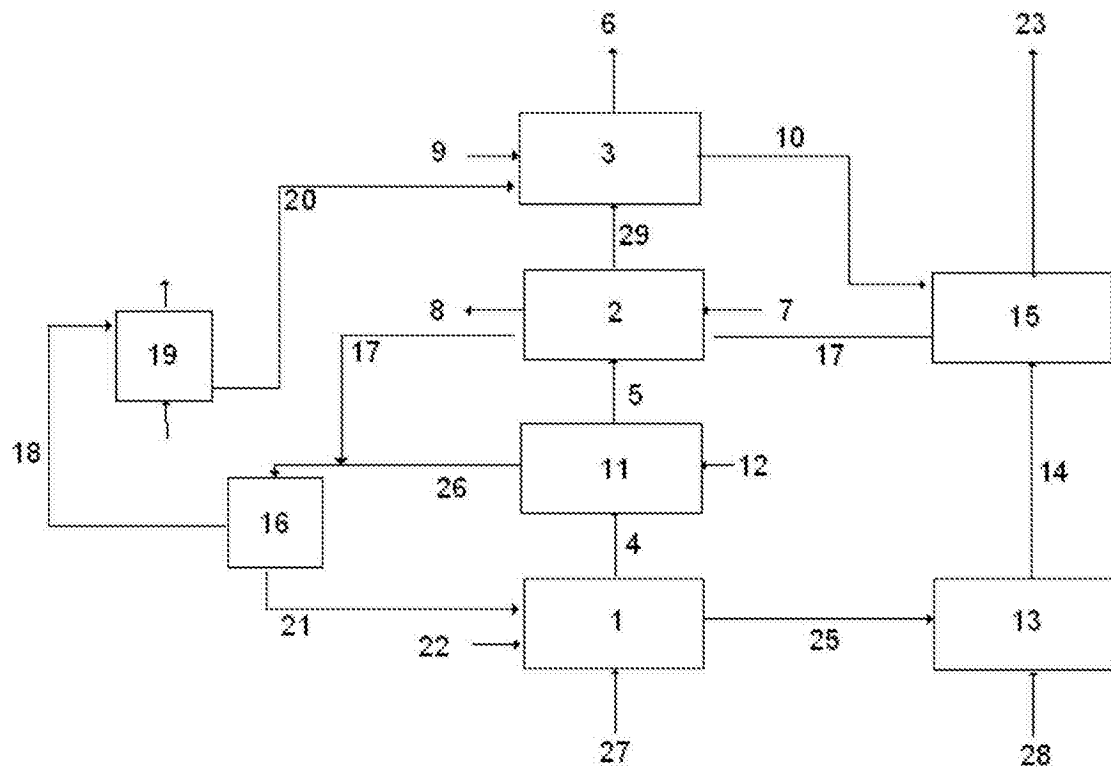


图3