



(12) 发明专利申请



(10) 申请公布号 CN 117529449 A

(43) 申请公布日 2024. 02. 06

(21) 申请号 202280043565.0

(22) 申请日 2022.08.25

(30) 优先权数据

21193034.2 2021.08.25 EP

22150921.9 2022.01.11 EP

22160045.5 2022.03.03 EP

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2023.12.19

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/EP2022/073640 2022.08.25

(87) PCT国际申请的公布数据

W02023/025870 EN 2023.03.02

(71) 申请人 亚拉国际有限公司

地址 挪威奥斯陆

(72) 发明人 本特·维格兰 哈尔沃·厄伊恩

克日什托夫·鲍璐希亚克

安德烈·德斯梅特

彼得·福科尼耶

(74) 专利代理机构 北京集佳知识产权代理有限公司

11227

专利代理师 蔡胜有 梁笑

(51) Int. Cl.

C01B 21/26 (2006.01)

(54) 发明名称

用于生产硝酸的单压系统及其操作方法

(57) 摘要

本公开内容公开了一种用于以减少的动力来生产硝酸的生产设备,系统源自现有技术单压硝酸设备,其特征在于所述系统进一步包括:用于将尾气流分流成第一尾气流和第二尾气流的第一装置,所述第一尾气流与富氧气体和与压缩空气流体连通,和/或用于将尾气流分流成第三尾气流和第四尾气流的第二装置,所述第三尾气流与富氧气体和与压缩空气流体连通;用于对吸收塔下游的气体加压的装置。本发明的生产设备允许减少关于空气压缩机的动力。本公开进一步涉及一种用于操作所述系统的方法、本公开的系统用于进行本公开的方法的用途,以及一种用于将现有技术的单压硝酸设备改造成本公开的系统的方法。

权利要求书4页 说明书19页 附图3页

1. 一种用于以降低的动力消耗和减少的排放来生产硝酸的生产设备,其包括:
 - 提供压缩空气的空气压缩机;
 - 富氧气体的供应端,其中所述富氧气体与压缩空气的混合提供第一含氧气体的部分;
 - 混合装置,其用于将所述第一含氧气体与氨气流混合以产生氨/含氧气体混合物;
 - 在压力P1下可操作的氨转化器,其用于使所述氨/含氧气体混合物中的氨氧化以产生包含水和氧化氮的 NO_x 气体/蒸汽混合物;
 - 用于调整所述氨转化器中的氨浓度和/或氧浓度的装置,特别地是用于控制所述富氧气体的流量的装置和/或用于控制所述氨气流的流量的装置,其用于将所述氨转化器内部的氧与氨摩尔比维持在至少1.2的比率;
 - 所述氨转化器下游的气体冷却器/冷凝器,其用以产生水性稀硝酸混合物和气态 NO_x 流;
 - 吸收塔,其在所述气体冷却器/冷凝器下游,用于从所述气态 NO_x 流中将 NO_x 气体吸收在水中以产生含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流和包含 NO_x 气体的尾气,所述吸收塔包括吸收塔尾气出口,用于排空所述尾气;以及
 - 第二含氧气体的供应端,其用于将氧气供应至在所述氨转化器与所述吸收塔之间的含有 NO_x 气体的流,使得尾气流含有至少0.5体积%的氧气;
 - 尾气加热器,其位于所述气体冷却器/冷凝器的上游,用于利用来自所述氨转化器的所述 NO_x 气体/蒸汽混合物的热量来加热尾气流;其特征在在于,所述生产设备进一步包括:
 - 用于将气体流分流的第一装置和/或第二装置,其中:
 - (i) 用于分流的所述第一装置是用于将尾气流分流成第一尾气流和第二尾气流的装置,并且其中所述第一尾气流与所述富氧气体和压缩空气流体连通,并且其中压缩空气、第一富氧气体和所述第一尾气流的混合提供所述第一含氧气体;并且
 - (ii) 用于分流的所述第二装置是用于将尾气流分流成第三尾气流和第四尾气流的装置,并且其中所述第三尾气流与压缩空气和与所述富氧气体流体连通,并且其中压缩空气、所述富氧气体和所述第三尾气流的混合至少部分地提供所述第二含氧气体;以及
 - 用于对位于所述吸收塔下游、或位于所述氨转化器与所述吸收塔之间、或位于所述氨转化器上游、在所述第一含氧气体中或在所述氨/含氧气体混合物中的气体加压的装置,其用以在压力P1下提供所述第一尾气流和/或所述第三尾气流。
2. 根据权利要求1所述的生产设备,其进一步包括用于控制所述第一尾气流和/或所述第三尾气流的流量的装置。
3. 根据权利要求1至2中任一项所述的生产设备,其进一步包括以下中的一者或多者:
 - 热交换器,其用于在所述尾气加热器下游的加热尾气流与所述尾气加热器上游的尾气流之间进行热交换,其中:
 - (i) 在所述尾气加热器下游并且已经与所述尾气加热器上游的所述尾气流进行过热交换的所述加热尾气流与用于分流的所述第一装置直接流体连通,并且其中用于加压的所述装置位于所述热交换器上游;且/或
 - (ii) 所述吸收塔的所述出口处的所述尾气被分流成第三尾气流和第四尾气流;

- 脱 NO_x 处理单元;以及
- 蒸汽轮机,其中所述蒸汽轮机可以至少部分地向用于加压的所述装置提供动力。

4. 根据权利要求1至3中任一项所述的生产设备,其进一步包括漂白器,所述漂白器包括用于富氧漂白气体的入口、用于含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流的入口、用于漂白的硝酸的出口和用于废气的出口,其中所述废气与在所述氨转化器与所述吸收塔之间的气体流流体连通,使得所述第二含氧气体至少部分地来自所述废气。

5. 根据权利要求1至4中任一项所述的生产设备,其中所述富氧气体、所述第二含氧气体、所述富氧漂白气体和富氧废气至少部分地由高压水电解槽提供。

6. 根据权利要求1至5中任一项所述的生产设备,其进一步包括尾气膨胀机,用于使所述第二尾气流膨胀至大气压,以产生膨胀的尾气,其中用于加压的所述装置可以至少部分地由所述尾气膨胀机或由所述蒸汽轮机或由电源提供动力。

7. 一种用于在根据权利要求1至6中任一项所述的生产设备中以降低的动力消耗和减少的排放来生产硝酸的方法,其包括以下步骤:

- a) 在所述空气压缩机中对空气进行压缩,从而提供压缩空气;
 - b) 将在步骤a)中获得的压缩空气供应至所述混合装置;
 - c) 将所述氨气流供应至所述混合装置,从而产生所述氨/含氧气体混合物;
 - d) 在压力 P_1 下在所述氨转化器中使所述氨/含氧气体混合物中的氨氧化,从而产生包含水和氧化氮的所述气态 NO_x 气体/蒸汽混合物;
 - e) 在所述气体冷却器/冷凝器中使蒸汽分离和冷凝,从而生成所述水性稀硝酸混合物和所述气态 NO_x 流;
 - f) 在所述吸收塔中吸收所述气态 NO_x 流,从而产生所述含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流和包含 NO_x 气体的所述尾气;以及
 - g) 用所述气态 NO_x 气体/蒸汽混合物在所述尾气加热器中加热所述尾气;
- 其特征在于,所述方法进一步包括以下步骤:

h) 利用用于加压的所述装置将在所述第一含氧流中或在所述氨/含氧气体混合物中的位于所述吸收塔下游、或位于所述氨转化器与所述吸收塔之间的任何位置、或位于所述氨转化器上游的气体流加压至压力 P_1 ;

i) 利用用于分流成所述第一尾气流和所述第二尾气流的所述第一装置和/或利用用于分流成所述第三尾气流和所述第四尾气流的所述第二装置将尾气流分流;

j) 将所述第一尾气流与所述富氧气体和压缩空气混合,从而提供所述第一含氧气体,和/或将所述第三尾气流与所述富氧气体和压缩空气混合,从而至少部分地提供所述第二含氧气体;

k) 调节在步骤j)中混合的所述富氧气体的流量或所述氨气流的流量,以便使所述氨转化器内部的所述氧与氨摩尔比维持在至少1.2的比率;

l) 将所述第一含氧气体供应至所述混合单元;

m) 调节所述第二含氧气体的流量,使得尾气流含有至少0.5体积%的氧气;以及

n) 供应所述第二含氧气体。

8. 根据权利要求7所述的方法,其进一步包括以下步骤:

o) 调节所述第一尾气流和/或所述第三尾气流的流量。

9. 根据权利要求7至8中任一项所述的方法, 其中, 在步骤h) 中, 将从步骤f) 获得的所述尾气在用于加压的所述装置中进行加压, 其中步骤h) 在步骤i) 之前进行, 并且其中所述方法进一步包括以下步骤:

p) 在步骤f) 之后且在步骤g) 之前, 在所述热交换器中用步骤i) 中待分流的尾气来加热所述尾气, 从而使步骤j) 中待混合的尾气达到低于300℃的温度;

q) 在步骤g) 之前且在步骤p) 之后, 在所述脱 NO_x 处理单元中处理所述尾气; 以及

r) 在所述蒸汽轮机中将所述氨转化器中生成的热能的至少部分回收。

10. 根据权利要求7至9中任一项所述的方法, 其中, 在步骤h) 中, 将从步骤f) 获得的所述尾气在用于加压的所述装置中进行加压, 并且其中, 在步骤i) 中, 将从步骤h) 获得的加压尾气分流成第三尾气流和第四尾气流。

11. 根据权利要求7至10中任一项所述的方法, 其进一步包括以下步骤:

s) 在所述漂白器中将在步骤f) 中获得的所述含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流漂白, 从而产生漂白的硝酸。

12. 根据权利要求7至11中任一项所述的方法, 其进一步包括以下步骤:

t) 操作所述高压水电解槽, 从而产生加压氧气; 以及

u) 从在步骤t) 中由所述水电解槽产生的氧气提供至少部分的所述富氧气体、所述第二含氧气体、所述富氧漂白气体和所述富氧废气。

13. 根据权利要求7至12中任一项所述的方法, 其进一步包括以下步骤:

v) 使所述第二尾气流在所述尾气膨胀机中膨胀至大气压, 从而产生膨胀的尾气。

14. 根据权利要求1至6中任一项所述的生产设备用于进行根据权利要求7至13中任一项所述的方法的用途。

15. 一种用于将用于生产硝酸的现有生产设备, 其中所述现有生产设备包括:

- 空气压缩机, 其用于提供压缩空气;
- 混合装置, 其用于将压缩空气与氨气流混合以产生氨/含氧气体混合物;
- 氨转化器, 其用于使所述氨/含氧气体混合物中的氨氧化以产生包含水和氧化氮的 NO_x 气体/蒸汽混合物;

- 所述氨转化器下游的气体冷却器/冷凝器, 其用以产生水性稀硝酸混合物和气态 NO_x 流;

- 吸收塔, 其在所述气体冷却器/冷凝器下游, 用于从所述气态 NO_x 流中将 NO_x 气体吸收在水中以产生含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流和包含 NO_x 气体的尾气, 所述吸收塔包括吸收塔尾气出口, 用于排空所述尾气; 以及

- 尾气加热器, 其位于所述气体冷却器/冷凝器的上游, 用于利用来自所述氨转化器的所述 NO_x 气体/蒸汽混合物的热量来加热尾气流;

改造成根据权利要求1至7中任一项所述的生产设备的方法, 其包括以下步骤:

- 引入富氧气体的供应端, 所述富氧气体与压缩空气的混合提供第一含氧气体的部分;

- 引入第二含氧气体的供应端, 用于将氧气供应在所述氨转化器与所述吸收塔之间, 使得尾气流含有至少0.5体积%的氧气;

- 引入用于调整所述氨转化器中的氧浓度和/或所述氨气流的浓度的装置,特别地是用于控制所述富氧气体的流量的装置和/或用于控制所述氨气流的流量的装置,用于将所述氨转化器内部的所述氧与氨摩尔比维持在至少1.2的比率;

- 引入用于将尾气流分流的第一装置和/或用于将尾气流分流的第二装置,其中:

- (i) 分流的第一装置被配置成将尾气流分流成第一尾气流和第二尾气流,并且其中所述第一尾气流与所述富氧气体和压缩空气流体连通,从而提供所述第一含氧气体;并且

- (ii) 分流的所述第二装置被配置成将尾气流分流成第三尾气流和第四尾气流,并且其中所述第三尾气流与所述富氧气体和压缩空气流体连通,从而至少部分地提供所述第二含氧气体;以及

- 引入用于将在所述吸收塔下游、或在所述氨转化器与所述吸收塔之间、或在所述第一含氧流中或在所述氨/含氧气体混合物中的气体加压至压力P1的装置,以便在压力P1下提供所述第一尾气流和/或所述第三尾气流。

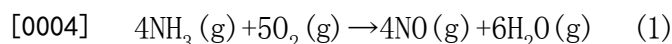
用于生产硝酸的单压系统及其操作方法

技术领域

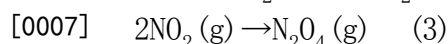
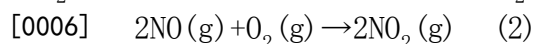
[0001] 本公开涉及在单压设备中生产硝酸的领域。

[0002] 介绍

[0003] 纯硝酸是一种透明无色的液体,有强烈气味。硝酸主要通过氨的催化氧化(奥斯特瓦尔德法(Ostwald process))大量生产。氨经若干阶段转化为硝酸。氨首先在氨燃烧器中在铂丝网(通常称为氨转化器)或钴球上被氧化,从而产生氧化氮(在本公开中也称为一氧化氮(NO))和水:

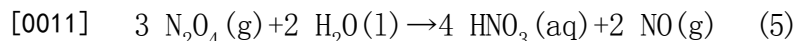
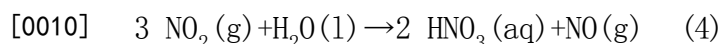


[0005] 然后将来自(1)的反应产物氧化氮在冷却之后在氧化区段中被氧化成二氧化氮(NO_2)并且进一步氧化成四氧化二氮(N_2O_4):

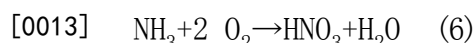


[0008] 氮氧化物气体的冷却是通过以下方法来完成的:首先通过使用废热回收系统来回回收氨转化为一氧化氮的热量;然后通过使用冷却冷凝器,其中冷凝的硝酸与一氧化氮、二氧化氮和四氧化二氮以及硝酸气体(统称为 NO_x 气体)分离;最后通过加热在吸收 NO_x 气体的吸收塔出口处释放的尾气。

[0009] 二氧化氮和四氧化二氮通过吸收在水中而被转化为硝酸和氧化氮:



[0012] 获得高达68%的弱硝酸(共沸物)。经由精馏过程,硝酸的浓度可以提高直到99%的浓硝酸。总反应由下式给出:



[0014] 硝酸生产设备中的主要工艺单元包括氨转化器(使用氧气经合适的催化剂将氨转化为氧化氮)、氧化区段(将氧化氮转化为二氧化氮和四氧化二氮)、吸收器单元(用于将 NO_x 气体吸收到水中)和漂白器单元(从硝酸水溶液中去除未反应的溶解气体,特别地是含有 NO_x 和气体的溶解气体,由此赋予其典型的浅棕色)。

[0015] 硝酸的生产工艺可分为单压(单一压力)和双压(分压)工艺。

[0016] 在单压工艺中,转化器和吸收器单元在大致相同的工作压力下操作。此类单压工艺通常包括通常在2bara至6bara下操作的低压工艺,以及通常在6bara以上至16bara、特别地9bara至16bara下操作的高压工艺。

[0017] 空气压缩机的驱动力通常源自尾气涡轮机和蒸汽涡轮机或电动机。因此,单压硝酸生产设备的压缩机组通常包括空气压缩机、尾气涡轮机和蒸汽涡轮机或电动机。

[0018] 更详细地,参考图1,根据现有技术的单压设备和工艺按以下方式工作。任选地在预热器单元(未示出)中被预热的气态氨32在混合装置35中与使用空气压缩机36加压的压缩空气34混合,并且将所得的氨/(富氧)空气混合物14供给到氨转化器37,在该转化器中氨经合适的催化剂被氧化,从而获得包含水和氧化氮(NO)的 NO_x 气体/蒸汽混合物15。从氨转

化器出来的混合物的热量被回收,之后 NO_x 气体/蒸汽混合物随后在气体冷却器/冷凝器38中冷却到水冷凝的温度,并且自气态 NO_x 流22中分离出水性稀硝酸混合物17。气态 NO_x 流被进一步氧化以进一步将NO转化为 NO_2 和 N_2O_4 ,以分离出另一水性稀硝酸混合物17,其被引导至吸收塔41(通常称为吸收塔)。在另一端,气态 NO_x 流22也被送到吸收器单元41。在吸收器单元41内, NO_x 气体与水反应以产生尾气5和还含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流27,该粗硝酸流被供给到漂白器57。然后在漂白器57内用气态介质60(诸如含氧气体或空气)汽提出粗硝酸流27中的残留 NO_x 气体;漂白器单元通常在与氨转化器大致相同的压力下操作。空气压缩机36的驱动力源自尾气膨胀机7和蒸汽轮机51或电动机(未示出)。尾气5在尾气加热器43中与 NO_x 气体/蒸汽混合物15进行热交换,并且在尾气膨胀机7中进一步膨胀。

[0019] 用于氨氧化的空气通常表示为一次空气;在漂白器单元中用作汽提介质的空气通常表示为二次空气。

[0020] 根据现有技术,改造硝酸生产设备以提高其产能通常是基于增加进入反应器的一次空气的量,这导致生产的硝酸量成比例地增加。

[0021] 反应器中一次空气的量的增加需要安装新的空气压缩机或改造现有的空气压缩机。这种改造有明显的缺点。首先,它需要增加现有设备(即空气压缩机以及相应的涡轮机和电动机)的修改或更换成本。此外,设备的改造技术要求也高,导致设备停机时间长。

[0022] 与硝酸生产设备相关的另一个问题是操作空气压缩机需要大量的能量。因此,需要大量的能量来实现目标硝酸生产量。

[0023] 因此,本发明的目的是提供一种系统和一种用于操作该系统的方法,该系统允许减少或甚至消除操作单硝酸设备中的空气压缩机所需的动力。

背景技术

[0024] 在CN110540178A(中国成达工程有限公司,2019年)中,公开了一种用于生产硝酸的工艺。利用中压法生产硝酸,其特征在于:氨氧化和吸收压力为0.5MPa至0.6MPa;使离开吸收塔的尾气通过碳分子筛变温吸附(TSA)处理装置,将尾气中氮氧化物含量降至100mg/ Nm^3 以下;空气压缩机的工艺空气用作碳分子筛变温吸附处理装置再生解吸气,含氮氧化物的再生解吸气可返回氧化反应器再利用;氧化反应器中增加一层 N_2O 分解催化剂,使 N_2O 通过反应含量降低到50ppm至100ppm;硝酸漂白塔设在吸收塔底部,并且两塔合一,从而缩短了工艺流程并减少了设备投资。然而,就由空气压缩机压缩的空气量而言,待压缩的空气量与不存在TSA单元时的空气量相同:在TSA单元存在下,被压缩的空气量最初直接在TSA单元和氨氧化反应器之间分流,最后,随着离开TSA单元的压缩空气量也被引导至氨氧化反应器,由空气压缩机压缩的空气总量最终到达氨氧化反应器中。

[0025] 在W02018/162150A1(Casale SA,2018年9月13日)中,提出了一种解决方案来克服改造缺陷。W02018162150A1公开了一种用于硝酸生产的双压设备,其包括:提供含有氮氧化物的气态流出物的反应器;其中氮氧化物与水反应从而提供粗硝酸的吸收器单元,并且该吸收器单元在大于该反应器的压力的压力下操作;将反应器流出物的压力升高到吸收器单元压力的压缩机,该设备还包括第一高压(HP)漂白器单元和第二低压(LP)漂白器单元,该第一HP漂白器单元用空气从吸收器单元的输出流中汽提 NO_x 气体,从而提供部分汽提的硝酸流和载有氮氧化物的空气流,前者被供给到第二LP漂白器单元,而后者被再循环到 NO_x 气

体压缩机上游的氧化区段。还提供了另一空气压缩机,其为第一HP漂白器单元提供空气。因此,需要能量以便在高压下操作第一HP漂白器单元,然后将 NO_x 气体再循环到 NO_x 气体压缩机的递送侧。

[0026] 因此,仍然需要一种工艺和相应的设备设置,以使单压设备中操作空气压缩机所需的能量最小化或甚至消除,以便避免与那些压缩机相关联的硝酸生产量的瓶颈。

发明内容

[0027] 在本公开的一个方面,公开了一种用于以降低的动力消耗和减少的排放来生产硝酸的生产设备。该生产设备包括:

[0028] • 提供压缩空气的空气压缩机;

[0029] • 富氧气体的供应端,诸如高压水电解槽,该富氧气体与压缩空气流体连通,该富氧气体与压缩空气的混合提供第一含氧气体的部分;

[0030] • 混合装置,其用于将第一含氧气体与氨气流混合以产生氨/含氧气体混合物;

[0031] • 在压力 P_1 下可操作的氨转化器,其用于使氨/含氧气体混合物中的氨氧化以产生包含水和氧化氮的 NO_x 气体/蒸汽混合物;

[0032] • 用于调整氨转化器中的氨浓度和/或氧浓度的装置,特别地是用于控制富氧气体的流量的装置和/或用于控制氨气流的流量的装置,其用于将氨转化器内部的氧与氨摩尔比维持在至少1.2、特别地在1.2与9之间的比率;

[0033] • 氨转化器下游的气体冷却器/冷凝器,其用以产生水性稀硝酸混合物和气态 NO_x 流;

[0034] • 吸收塔,其在气体冷却器/冷凝器下游,用于从气态 NO_x 流中将 NO_x 气体吸收在水中以产生含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流和包含 NO_x 气体的尾气,该吸收塔包括吸收塔尾气出口,用于排空尾气;以及

[0035] • 第二含氧气体的供应端,其用于将氧气供应至在氨转化器与吸收塔之间的含有 NO_x 气体的流,使得尾气流含有至少0.5体积%的氧气;

[0036] • 尾气加热器,其位于气体冷却器/冷凝器的上游,用于利用来自氨转化器的 NO_x 气体/蒸汽混合物的热量来加热尾气流。

[0037] 该生产设备的特征在于,其进一步包括:

[0038] • 用于将气体流分流的第一装置和/或第二装置,其中:

[0039] (i) 用于分流的第一装置是用于将尾气流分流成第一尾气流和第二尾气流的装置,并且其中第一尾气流与富氧气体和压缩空气流体连通,并且其中压缩空气、第一富氧气体和第一尾气流的混合提供第一含氧气体;并且

[0040] (ii) 用于分流的第二装置是用于将尾气流分流成第三尾气流和第四尾气流的装置,并且其中第三尾气流与压缩空气和与富氧气体流体连通,并且其中压缩空气、富氧气体和第三尾气流的混合至少部分地提供第二含氧气体;以及

[0041] • 用于对位于吸收塔下游、或位于氨转化器与吸收塔之间、或位于氨转化器上游、在第一含氧气体中或在氨/含氧气体混合物中的气体加压的装置,其用以在压力 P_1 下提供第一尾气流和/或第三尾气流。

[0042] 本发明人已经发现,代替仅将一次空气和二次空气作为由空气压缩机提供的压缩

空气来供应,可以使分别由用于分流的第一装置和用于分流的第二装置提供的第一尾气流和/或第三尾气流再循环。具有压力P1的富氧气体和第二含氧气体分别向氨转化器和吸收塔提供氧气,使得即使在由空气压缩机提供的压缩空气量减少的情况下,氨转化器和吸收塔中的氧浓度至少等于现有技术的单压硝酸设备中的氧浓度。

[0043] 因此,尾气,特别地是氧含量受控的尾气,可作为一次空气和二次空气两者进行再循环。因此,要供应较少的压缩空气,使得必须压缩的空气较少并且空气压缩机的动力需求降低。同时,空气压缩机和常规的气体膨胀机(其中尾气在现有技术单压硝酸设备中膨胀)的尺寸得以减小,使得设备的占地面积减小。此外,离开生产设备的 NO_x 排放也得以减少。因此,相对于相应的现有技术单压硝酸设备中的尺寸,用于处理那些 NO_x 排放的处理单元的尺寸得以减小。另外,加压氧气或富氧气体的单独供应确保氨到氧化氮的最佳转化。

[0044] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,该生产设备进一步包括用于控制第一尾气流和/或第三尾气流的流量的装置。

[0045] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,该生产设备进一步包括以下中的一者或更多者:

[0046] • 热交换器,其用于在吸收塔下游的尾气流与离开尾气加热器的加热尾气流之间进行热交换,特别地用于在尾气加热器下游的加热尾气流与尾气加热器上游的尾气流之间进行热交换,其中:

[0047] (i) 将已经与加热尾气流、特别地是在尾气加热器下游的加热尾气流进行过热交换并且已经与尾气加热器上游的尾气流进行过热交换的尾气流供应至热交换器下游用于分流的第一装置或与该第一装置直接流体连通,并且其中用于加压的装置位于热交换器上游;且/或

[0048] (ii) 吸收塔的出口处的尾气被分流成第三尾气流和第四尾气流;

[0049] • 脱 NO_x 处理单元;以及

[0050] • 蒸汽轮机,其中该蒸汽轮机可以至少部分地向用于加压的装置提供动力。

[0051] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,该生产设备进一步包括漂白器,该漂白器包括用于富氧漂白气体的入口、用于含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流的入口、用于漂白的硝酸的出口和用于废气的出口,其中废气与在氨转化器与吸收塔之间的气体流流体连通,使得第二含氧气体至少部分地来自废气。

[0052] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,富氧气体、第二含氧气体、富氧漂白气体和富氧废气至少部分地由高压水电解槽提供。

[0053] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,该生产设备进一步包括尾气膨胀机,该尾气膨胀机用于使第二尾气流膨胀至大气压,以产生膨胀的尾气,其中用于加压的装置可以至少部分地由尾气膨胀机或由蒸汽轮机或由电源提供动力。

[0054] 在本公开的一个方面,公开了一种用于在根据本公开的生产设备的生产设备中以降低的动力消耗和减少的排放来生产硝酸的方法。所述方法包括以下步骤:

[0055] a) 在空气压缩机中对空气进行压缩,从而提供压缩空气;

[0056] b) 将在步骤a)中获得的压缩空气供应至混合装置;

[0057] c) 将氨气流供应至混合装置,从而产生氨/含氧气体混合物;

[0058] d) 在压力P1下在氨转化器中使氨/含氧气体混合物中的氨氧化,从而产生包含水

和氧化氮的气态 NO_x 气体/蒸汽混合物;

[0059] e) 在气体冷却器/冷凝器中使蒸汽分离和冷凝,从而生成水性稀硝酸混合物和气态 NO_x 流;

[0060] f) 在吸收塔中吸收气态 NO_x 流,从而产生含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流和包含 NO_x 气体的尾气;以及

[0061] g) 用气态 NO_x 气体/蒸汽混合物在尾气加热器中加热该尾气,特别地加热至高达 650°C 的温度。

[0062] 该方法的特征在于,其进一步包括以下步骤:

[0063] h) 利用用于加压的装置将在第一含氧流中或在氨/含氧气体混合物中的位于吸收塔下游、或位于氨转化器与吸收塔之间的任何位置、或位于氨转化器上游的气体流加压至压力 P_1 ;

[0064] i) 利用用于分流成第一尾气流和第二尾气流的第一装置和/或利用用于分流成第三尾气流和第四尾气流的第二装置将尾气流、特别地是在吸收塔下游的尾气流分流;

[0065] j) 将第一尾气流与富氧气体和压缩空气混合,从而提供第一含氧气体,和/或将第三尾气流与富氧气体和压缩空气混合,从而至少部分地提供第二含氧气体;

[0066] k) 调节在步骤j)中混合的富氧气体的流量或在步骤c)中的氨气流的流量,以便使氨转化器内部的氧与氨摩尔比维持在至少1.2、特别地是在1.2与9之间的比率;

[0067] l) 将第一含氧气体供应至混合单元;

[0068] m) 调节第二含氧气体的流量,使得尾气流含有至少0.5体积%的氧气;以及

[0069] n) 供应第二含氧气体。

[0070] 在根据本公开的方法的一个实施例中,该方法进一步包括以下步骤:

[0071] o) 调节第一尾气流和/或第三尾气流的流量。

[0072] 在根据本公开的方法的一个实施例中,在步骤h)中,将从步骤f)获得的尾气在用于加压的装置中进行加压,并且在步骤i)中,将尾气流分流成第一尾气流和第二尾气流,或者换句话说,步骤h)在步骤i)之前进行,并且该方法进一步包括以下步骤:

[0073] p) 在步骤f)之后且在步骤g)之前,在热交换器中用步骤i)中待分流的尾气来加热该尾气,从而使步骤j)中待混合的尾气达到低于 300°C 的温度;

[0074] q) 在步骤g)之前且在步骤p)之后,在脱 NO_x 处理单元中处理尾气;以及

[0075] r) 在蒸汽涡轮机中将氨转化器中生成的热能的至少部分回收。

[0076] 在根据本公开的方法的一个实施例中,在步骤h)中,将从步骤f)获得的尾气在用于加压的装置中进行加压,并且在步骤i)中,将从步骤h)获得的加压尾气流分流成第三尾气流和第四尾气流。

[0077] 在根据本公开的方法的一个实施例中,该方法进一步包括以下步骤:

[0078] s) 在漂白器中将在步骤f)中获得的含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流漂白,从而产生漂白的硝酸。

[0079] 在根据本公开的方法的一个实施例中,该方法进一步包括以下步骤:

[0080] t) 操作高压水电解槽,从而产生加压氧气;以及

[0081] u) 从在步骤t)中由水电解槽产生的氧气提供至少部分的富氧气体、第二含氧气体、富氧漂白气体和富氧废气。

- [0082] 在根据本公开的方法的一个实施例中,该方法进一步包括以下步骤:
- [0083] v) 使第二尾气流在尾气膨胀机中膨胀至大气压,从而产生膨胀的尾气。
- [0084] 在本公开的一个方面,公开了本公开的生产设备用于进行本公开的方法的用途。
- [0085] 在本公开的一个方面,一种用于将用于生产硝酸的生产设备,其中现有生产设备包括:
- [0086] • 空气压缩机,其用于提供压缩空气;
 - [0087] • 混合装置,其用于将压缩空气与氨气流混合以产生氨/含氧气体混合物;
 - [0088] • 氨转化器,其用于使氨/含氧气体混合物中的氨氧化以产生包含水和氧化氮的 NO_x 气体/蒸汽混合物;
 - [0089] • 氨转化器下游的气体冷却器/冷凝器,其用以产生水性稀硝酸混合物和气态 NO_x 流;
 - [0090] • 吸收塔,其在气体冷却器/冷凝器下游,用于从气态 NO_x 流中将 NO_x 气体吸收在水中以产生含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流和包含 NO_x 气体的尾气,该吸收塔包括吸收塔尾气出口,用于排空尾气;以及
 - [0091] • 尾气加热器,其位于气体冷却器/冷凝器的上游,用于利用来自氨转化器的 NO_x 气体/蒸汽混合物的热量来加热尾气流;
- [0092] 改造成根据权利要求1至7中任一项所述的生产设备的方法,该改造方法包括以下步骤:
- [0093] • 引入富氧气体的供应端,诸如高压水电解槽,该富氧气体与压缩空气流体连通,该富氧气体与压缩空气的混合提供第一含氧气体的部分;
 - [0094] • 引入第二含氧气体的供应端,用于将氧气供应在氨转化器与吸收塔之间,使得尾气流含有至少0.5体积%的氧气;
 - [0095] • 引入用于调整氨转化器中的氧浓度和/或氨气流的浓度的装置,特别地是用于控制富氧气体的流量的装置和/或用于控制氨气流的流量的装置,用于将氨转化器内部的氧与氨摩尔比维持在至少1.2、特别地在1.2与9之间的比率;
 - [0096] • 引入用于将尾气流分流的第一装置和/或用于将尾气流分流的第二装置,其中:
 - [0097] (i) 分流的第一装置被配置成将尾气流分流成第一尾气流和第二尾气流,并且其中第一尾气流与富氧气体和压缩空气流体连通,从而提供第一含氧气体;并且
 - [0098] (ii) 分流的第二装置被配置成将尾气流分流成第三尾气流和第四尾气流,并且其中第三尾气流与富氧气体和压缩空气流体连通,从而至少部分地提供第二含氧气体;以及
 - [0099] • 引入用于将在吸收塔下游、或在氨转化器与吸收塔之间、或在第一含氧流中或在氨/含氧气体混合物中的气体加压至压力P1的装置,以便在压力P1下提供第一尾气流和/或第三尾气流。

附图说明

- [0100] 图1:根据现有技术的硝酸设备
- [0101] 图2:根据本申请的实施例的硝酸设备
- [0102] 图3:根据本申请的实施例的硝酸设备,其包括漂白器 (57)
- [0103] 附图标记的表格

[0104]

4	空气
5	尾气
6	硝酸吸收塔出口
7	尾气膨胀机
14	氨/富氧空气混合物
15	NO _x 气体/蒸汽混合物
17	水性稀硝酸混合物
22	气态 NO _x 流
27	含有残留 NO _x 气体的粗硝酸流
32	氨
34	压缩空气
35	混合装置
36	空气压缩机
37	在压力 P1 下可操作的氨转化器
38	气体冷却器/冷凝器
39	冷却器/分离器
41	吸收塔
43	尾气加热器

[0105]

50	富氧气体
51	蒸汽涡轮机
52	第一尾气流
53	用于对尾气流加压的装置
55	用于将尾气流分流的第一装置
56	第一含氧气体
57	漂白器
58	用于漂白气体 60 的漂白器入口
59	用于漂白的硝酸 63 的漂白器出口
60	富氧气体漂白气体
61	漂白器 57 排出的废气
63	漂白的硝酸
64	用于含有残留 NO _x 气体的粗硝酸 27 的漂白器入口
65	用于废气 61 的漂白器出口
66	加压水电解槽
67	第二含氧气体
70	膨胀的尾气
71	脱 NO _x 处理单元
73	热交换器
74	第二尾气流
75	用于分流的第二装置
76	第三尾气流
77	第四尾气流

具体实施方式

[0106] 贯穿本申请文件的描述和权利要求,词语“包括”及其变型意指“包括但不限于”,并且其不旨在(并且也不)排除其他部分、添加物、部件、整体或步骤。贯穿本公开的描述和权利要求书,除非上下文另有要求,否则所提及的单数包含复数。特别地,在使用不定冠词的情况下,除非上下文另有要求,否则本公开将被理解为考虑复数以及单数。

[0107] 结合本公开的特定方面、实施例或实例一起描述的特征、整体、特性、化合物、化学部分或组将理解为适用于本文中所述的任何其他方面、实施例或实例,除非与其不相容。本公开(包括描述、权利要求、摘要和附图)中所公开的特征中的所有特征和/或由此公开的任何方法或过程的步骤中的所有步骤可通过任何组合进行组合,除所述特征和/或步骤中的至少一些特征和/或步骤互相排斥的组合外。本公开不限于任何前述实施例的细节。本公开

扩展到本公开(包括描述、权利要求、摘要和附图)中所公开特征中的任何新颖特征或任何新颖特征的组合,或者扩展到由此公开的任何方法或过程的步骤中的任何新颖步骤或任何新颖步骤的组合。

[0108] 借助于附图范围列举的数值包括这些范围内的所有值和分数,以及所引用的端点值。如当提到可测量值(诸如参数、量、时间段等)的范围时使用的术语“范围为……至……”或“在……至……的范围内”或“高达”,旨在包括与所公开的范围相关联的限值。

[0109] 当术语“约”应用于特定值或范围时,该值或范围被解释为与用于测量该值或范围的方法一样准确。

[0110] 本公开总体上涉及一种用于生产硝酸的系统和方法,特别地是在单压生产设备中,与常规系统和方法相比具有重要的收益,其中由加压空气组成的常规一次空气和/或二次空气部分地被以下组合替代:(i)氧气或富氧气体,特别地是加压氧气或富氧气体,诸如由如本文进一步讨论的高压水电解槽所产生;和(ii)再循环的尾气流。换句话说,在根据本发明的用于生产硝酸的系统和方法中:

[0111] (i)将氧气或富氧气体,特别地是加压氧气或富氧气体,诸如由高压水电解槽所产生,(a)与压缩空气并且特别地与部分尾气流混合,以提供第一含氧气体流,其与氨气流混合并随后提供至氨转化器,并且(b)用于提供氨转化器下游的第二含氧气体流,诸如与氨转化器下游的含 NO_x 气体流混合的第二含氧气体流,诸如在氧化区段中和/或吸收器的上游,和/或其用作漂白器中的汽提气,其中,特别地,含氧漂白器废气随后与氨转化器下游和吸收器上游的含 NO_x 气体流混合;并且

[0112] (ii)离开吸收器的尾气被分流成第一尾气流和第二尾气流和/或第三尾气流和第四尾气流,其中第一尾气流与氧气或富氧气体(特别地是加压氧气或富氧气体,诸如由高压水电解槽所产生)并且与加压空气混合,以提供第一含氧气体流;和/或其中离开吸收器的尾气的部分,特别地是第三尾气流,也可以与氧气或富氧气体(特别地是加压氧气或富氧气体,诸如由高压水电解槽所产生)混合,以提供第二含氧气体流。

[0113] 用于生产硝酸的单压生产设备

[0114] 参考图2和图3。在本公开的一个方面,公开了一种用于以降低的动力消耗和减少的排放来生产硝酸的生产设备。该生产设备包括提供压缩空气34的空气压缩机36;富氧气体50的供应端,富氧气体50与压缩空气34流体连通,富氧气体50与压缩空气34的混合提供第一含氧气体56的部分;混合装置35,其用于将第一含氧气体56与氨气流32混合以产生氨/含氧气体混合物14;在压力 P_1 下可操作的氨转化器37,其用于使氨/含氧气体混合物14中的氨氧化以产生包含水和氧化氮的 NO_x 气体/蒸汽混合物15;用于调整氨转化器37中的氨浓度和/或氧浓度的装置(未示出),特别地是用于控制富氧气体50的流量的装置和/或用于控制氨气流32的流量的装置,其用于将氨转化器37内部的氧与氨摩尔比维持在至少1.2、特别地在1.2与9之间的比率;氨转化器37下游的气体冷却器/冷凝器38,其用以产生水性稀硝酸混合物17和气态 NO_x 流22;吸收塔41,其在气体冷却器/冷凝器38下游,用于从气态 NO_x 流22中将 NO_x 气体吸收在水中以产生含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流27和包含 NO_x 气体的尾气5,吸收塔包括吸收塔尾气出口6,用于排空尾气5;以及第二含氧气体60、61、67的供应端,其用于将氧气供应至在氨转化器37与吸收塔41之间的含有 NO_x 气体的流,使得尾气流5、52、74、76、77含有至少0.5体积%的氧气;尾气加热器43,其位于气体冷却器/冷凝器38的上游,用于利用来

自氨转化器37的 NO_x 气体/蒸汽混合物15的热量来加热尾气流。

[0115] 该生产设备的特征在于,其进一步包括用于将气体流分流的第一装置和/或第二装置,其中:(i)用于分流的第一装置55是用于将尾气流分流成第一尾气流52和第二尾气流74的装置,并且其中第一尾气流52与富氧气体50和压缩空气34流体连通,并且其中压缩空气34、第一富氧气体50和第一尾气流52的混合提供第一含氧气体56;并且(ii)用于分流的第二装置75是用于将尾气流5分流成第三尾气流76和第四尾气流77的装置,并且其中第三尾气流76与压缩空气34和与富氧气体50流体连通,并且压缩空气34、富氧气体50和其中第三尾气流76的混合至少部分地提供第二含氧气体60、61、67;以及用于对位于吸收塔41下游、或位于氨转化器37与吸收塔41之间、或位于氨转化器37上游、在第一含氧气体56中或在氨/含氧气体混合物14中的气体加压的装置53,其用以在压力P1下提供第一尾气流52和/或第三尾气流76。

[0116] 如本文中所定义,富氧气体为包含超过21体积%的氧气、更特别地超过30体积%、超过35体积%、超过40体积%、超过50体积%、超过60体积%、超过70体积%、超过80体积%、超过90体积%、超过95体积%、超过98体积%和超过99体积%、更特别地100体积%的氧气的气体。富氧气体可例如由空气分离单元或由水电解槽提供。

[0117] 如本文中所定义,蒸汽为水蒸汽。如本文中所定义,术语流量是指体积流量或质量流量。

[0118] 如本文中所定义,空气压缩机能够提供至少 $300000\text{m}^3/\text{h}$ 的压缩空气。

[0119] 如本文中所定义,尾气加热器为包括一个或多个热交换器单元的热交换系统。在热交换器由多个热交换器单元制成的情况下,本领域技术人员将认识到,可以将吸收塔41下游的尾气流分流到尾气加热器43内部。

[0120] 如本文中所定义,尾气流为在吸收塔下游、在吸收塔41与第一尾气流52与富氧气体50之间的连通之间提供的任何气体流。

[0121] 如本文中所定义,用于分流的装置为适合于将尾气流分流以便生成例如第一尾气流52和第二尾气流74、或第三尾气流76和第四尾气流77的任何装置。特别地,用于分流的装置为具有一个入口和两个出口的T形连接件,使得流过该T形连接件的入口的气体被分流成具有相同化学组成的两个气体流。

[0122] 如本文中所定义,用于加压的装置为用于增加气体流的压力的任何合适的装置。特别地,用于加压的装置为气体压缩机或气体喷射器。本领域技术人员将认识到,用于分流的装置可并入用于加压的装置内部,前提条件是用于加压的装置包括至少两个用于被加压的气体流的出口。

[0123] 如本文中所定义,用于调整氨浓度和/或氧浓度的装置为适合于实现氨和/或氧的目标浓度的任何装置。特别地,此类装置为气体流量控制装置,特别地是流量控制阀或孔口或导向叶片,其用于控制富氧气体50和/或氨气流32的流量。特别地,该装置为集成工艺控制系统,其中测量氧浓度,从而通过确定氧气的目标流量并且通过控制富氧气体50的流量来实现。氧浓度也可通过使用富氧气体50的氧浓度、引入系统中的富氧气体50和氨气流32流量、以及富氧气体50与氨气流32混合的相对流量值进行计算来确定。

[0124] 通常,P1在2bara至16bara的范围内。本领域技术人员将确定进入氨转化器37和吸收塔41的气体中最佳氧浓度,以便使氨向一氧化氮的催化转化在氨转化器37中最佳地进行

并且使吸收塔41中的 NO_x 气体的吸收最佳地进行。本领域技术人员还将权衡增加吸收塔41中的氧含量的益处(即,由于吸收的改善而减小的塔尺寸)与吸收塔41下游较高的气体体积的缺点(其意味着用于加热尾气的设备诸如热交换器具有较大的尺寸)。

[0125] 本发明人已经发现,代替仅将一次空气和二次空气作为由空气压缩机36提供的压缩空气34来供应,可以使分别由用于分流的第一装置55和用于分流的第二装置75提供的第一尾气流52和/或第三尾气流76再循环。具有压力 P_1 的富氧气体50和第二含氧气体67分别向氨转化器37和吸收塔41提供氧气,使得即使在由空气压缩机36提供的压缩空气34空气量减少的情况下,氨转化器37和吸收塔41中的氧浓度至少等于现有技术的单压硝酸设备中的氧浓度。因此,高压氧气或富氧气体的单独供应确保氨转化器中的氧浓度和氨浓度允许生产商业级硝酸。本领域技术人员将认识到,如果富氧气体50的压力低于 P_1 ,或者处于使得第一含氧气体56的压力(考虑到相关压降)低于氨转化器37的操作压力的压力下,富氧气体50可通过空气压缩机36来压缩。然后,压缩空气与富氧气体50之间的流体连通被引入空气压缩机36内部。

[0126] 因此,尾气可作为一次空气和二次空气两者进行再循环。因此,要供应较少的压缩空气34,使得必须压缩的空气较少并且空气压缩机34的动力需求降低。同时,空气压缩机36和常规的气体膨胀机7(其中尾气5在现有技术单压硝酸设备中膨胀)的尺寸得以减小,使得设备的占地面积减小。此外,离开生产设备的 NO_x 排放也得以减少。因此,相对于相应的现有技术单压硝酸设备中的尺寸,用于处理那些 NO_x 排放的处理单元的尺寸得以减小。

[0127] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,该生产设备进一步包括用于控制第一尾气流52和/或第三尾气流76的流量的装置。

[0128] 如本文中定义,用于控制第一尾气流52和/或第三尾气流76的流量的装置为用于分别控制用于分流的第一装置55和/或用于分流的第二装置75中的分流的任何装置。特别地,用于分流的第一装置55和/或用于分流的第二装置76为如上所述的T形连接件,并且用于控制的装置为孔口或导向叶片或在T形连接件的出口中的一个或两个出口处的流量控制阀。

[0129] 对第一尾气52的流量的控制使得能够保持对氨转化器37内部的压力和温度的进一步控制。类似地,对第三尾气76的流量的控制使得能够保持对吸收塔41内部的压力和温度的进一步控制。

[0130] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,该生产设备进一步包括以下中的一者或多者:热交换器73,其用于在吸收塔41下游的尾气流77与离开尾气加热器43的加热尾气流之间进行热交换,其中(i)已经与加热尾气流进行过热交换的尾气流供应至热交换器73下游用于分流的第一装置55,并且其中用于加压的装置53位于热交换器73上游;且/或(ii)吸收塔41的出口6处的尾气5被分流成第三尾气流76和第四尾气流77;脱 NO_x 处理单元71;以及蒸汽轮机51,其中该蒸汽轮机可至少部分地向用于加压的装置53提供动力。特别地,该生产设备进一步包括以下中的一者或多者:热交换器73,其用于在尾气加热器43下游的加热尾气流77与尾气加热器43上游的尾气流之间进行热交换,其中(i)在尾气加热器43下游并且已经与尾气加热器43上游的尾气流进行过热交换的加热尾气流与用于分流的第一装置55直接流体连通,并且其中用于加压的装置53位于热交换器73上游;且/或(ii)吸收塔41的出口6处的尾气5被分流成第三尾气流76和第四尾气流77;脱 NO_x 处理单元71;以及蒸汽

涡轮机51,其中该蒸汽涡轮机可以至少部分地向用于加压的装置53提供动力。

[0131] 如本文中所定义,用于使蒸汽转化成动力的装置为用于从蒸汽获得动力的任何装置。特别地,这些装置为连接至发电机的蒸汽涡轮机。

[0132] 有利地,用于分流的第一装置55和/或用于分流的第二装置75位于尾气加热器43的下游。事实上,之后第一尾气流52和第二尾气流74两者均处于最佳温度。这意味着第一尾气流52处于低于300℃的温度,使得第一尾气流52可供到氨转化器37,而无需调节通过流32供给的氨量,以便维持氨转化器37可操作的温度。通常,氨转化器在800℃至950℃范围内的温度操作。另外,用于分流的第一装置55位于尾气加热器43下游,其赋予第二尾气流74用于膨胀的最佳温度,以便提供可用于至少部分地向空气压缩机36或用于加压的装置53提供动力的最佳能量。

[0133] 进一步,蒸汽涡轮机51的存在允许回收在氨转化器37中产生的蒸汽的热量,并且该回收的热量可用于至少部分地向空气压缩机36或用于加压的装置53提供动力。

[0134] 另外,用于加压的装置53位于热交换器73上游,有助于以节能的方式操作生产设备。事实上,用于加压的装置53在尾气流被热交换器73加热之前对该尾气流进行加压需要较少的动力。

[0135] 特别地,离开吸收塔41的出口6的尾气5在热交换器73中被从范围为20℃至250℃的温度加热至范围为100℃至450℃的温度。随后,离开热交换器73的尾气在尾气加热器43中被加热至范围为200℃至550℃的温度。然后,离开热交换器73的尾气处于用于在脱NO_x处理单元71中进行处理的最佳温度,因此,脱NO_x处理单元71位于热交换器73与尾气加热器43之间。本领域技术人员将毫无困难地选择脱NO_x处理单元71的适当位置,使得脱NO_x处理单元71的操作温度与相应尾气流74的温度一致。在脱NO_x处理单元71存在下,通过第二尾气流74离开生产设备的NO_x排放减少。

[0136] 特别地,尾气5的部分,即,由用于分流的第二装置75提供的第二尾气流76,可再循环至氨转化器37与吸收塔41之间的点,其减少了将由空气压缩机36提供的二次空气的负荷。

[0137] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,该生产设备进一步包括漂白器57,该漂白器包括用于富氧漂白气体60的入口58、用于含有残留NO_x气体的粗硝酸流27的入口64、用于漂白的硝酸63的出口59和用于废气61的出口65,其中废气61与在氨转化器37与吸收塔41之间的气体流流体连通,使得第二含氧气体67至少部分地来自废气60、61。通过这种方式,对富氧漂白气体进行了有效利用,以提高吸收塔41中的氧含量,从而增加对NO_x气体的吸收并且减少向空气中的排放。特别地,富氧漂白气体60由高压水电解槽66提供:由于对水加压所需的能量少于对氧气加压所需的能量,因此加压氧气是以最低动力消耗获得的。

[0138] 本领域技术人员将理解,漂白气体61的压力将在该漂白气体与气态NO_x流22混合之前被调节至约P1。当含有残留NO_x气体的粗硝酸流27被漂白时,减少了硝酸溶液中NO_x气体和亚硝酸HNO₂的量。这继而导致从硝酸溶液中出来的棕色烟雾减少。另外,由漂白器提供的硝酸溶液具有更高的质量,其更纯。

[0139] 方便地,当含有残留NO_x气体的粗硝酸流27被漂白时,第二含氧气体67的供应通过富氧漂白气体60并且继而通过漂白器57和废气61来实现。

[0140] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,富氧气体50、第二含氧气体67、富氧漂

白气体60和富氧废气61至少部分地由高压水电解槽66提供。换句话说,在特定实施例中,本公开的系统包括高压水电解槽,其中该高压水电解槽,特别地是其阳极,与压缩空气流流体连通,以提供富氧气体/压缩空气蒸汽混合物。

[0141] 水电解槽是一种用于电解水的装置,由于电流通过其中,水会分解成氧气和氢气。这一技术可用于制造氢气(氢燃料的主要组分)和氧气。合适的高压水电解槽可包括:根据以下反应产生氧气的阳极

[0142] $2\text{OH}^- = \text{H}_2\text{O} + 1/2\text{O}_2 + 2\text{e}^-$;

[0143] 根据以下反应产生氢气的阴极,

[0144] $2\text{H}_2\text{O} + 2\text{e}^- = \text{H}_2 + 2\text{OH}^-$;

[0145] 由碱性溶液诸如氢氧化钾组成的电解质;以及将阳极和阴极分隔的多孔隔膜,以避免氢气和氧气混合在一起形成爆炸性混合物。替代性地,阳极和阴极可以由固体聚合物电解质(诸如含氟聚合物Nafion)隔开,其中电解质提供质子从阳极到阴极的选择性输送,以及阳极和阴极之间的电绝缘,并避免氢气和氧气混合在一起形成爆炸性混合物。

[0146] 阳极和阴极可由镍或钢或其混合物制成。替代性地,为了增强电极反应,阳极和阴极可以含有可分别由铈和铂制成的催化剂。电绝缘材料的隔膜基于例如氧化锆。隔膜具有一孔隙率,使得其形成阻止氢气和氧气气泡输送的屏障,同时含有连续的渗透液体电解质。阳极-隔膜-阴极组合件组成电解池。电解池串联堆叠,构成电解槽的核心。给定堆叠体积的氢气和氧气产量与电流密度成正比,并与堆叠距离成反比。无论堆叠体积如何,氢气和氧气产量都与总电流成正比。除堆叠外,电解槽还包括比如整流器、水软化单元、水泵和冷却系统、氢气净化单元和仪表等辅助设备。

[0147] 通过在每个电池上施加对应于现有技术电势加上过电势的电压来操作电解槽。总电压取决于构成电解槽的电池的总数。在阴极处产生的 OH^- 离子通过隔膜中的电解质迁移到阳极,在那里它们被阳极反应消耗掉。电子在外电路中以相反的方向行进。高压水电解槽在高于P1、特别地高于2bara的压力下操作,特别地作为在9bara至30bara、更特别地15bara至30bara的高压下操作的高压电解槽,并且可以在 50°C 至 80°C 、或 60°C 至 80°C 的温度操作。

[0148] 因此,高压水电解槽导致在阴极处产生加压氢气并且在阳极处产生加压氧气,所产生的氧气和氢气具有比大气压更高的压力。进行高压电解需要对电解工艺中使用的水进行加压。由于对水加压比对气体加压需要更少的动力,因此使用高压水电解槽使得以最小的动力消耗生产加压富氧气体。

[0149] 方便地,高压水电解槽66向生产设备中需要供给氧气的所有的点提供氧气。特别地,来自电解槽66的氧气的供应足以提供富氧气体50、第二含氧气体67、富氧漂白气体60和富氧废气61的所有的氧。通过这种方式,系统得以简化并且可包括单一氧气源,在标准压力调节之后可从该单一氧气源产生处于期望的压力的含氧气体流。另外,在吸收塔上游供应额外的加压富氧气体改善了吸收塔中对 NO_x 气体的吸收,其继而导致额外的硝酸产量以及向大气中的排放减少。另外或替代性地,可减小吸收塔的尺寸。

[0150] 高压水电解槽的存在的另一个优点在于,在产生可用于硝酸生产的氧气的同时,还能够产生氢气。此类氢气以绿色方式产生,即,无需常规地使用导致产生温室气体二氧化碳 CO_2 的天然气。然后氢气可用于在Haber-Bosch或传统所称的合成气单元中生产氨。然后高压水电解槽能够整合氨和硝酸生产工艺。

[0151] 在根据本公开的生产设备的一个实施例中,该生产设备进一步包括尾气膨胀机7,该尾气膨胀机用于使第二尾气流74膨胀至大气压,以产生膨胀的尾气70,其中用于加压的装置53可以至少部分地由尾气膨胀机7或由蒸汽轮机51或由电源提供动力。

[0152] 在此类尾气膨胀机7存在下,可使第二尾气流74膨胀,从而提供可至少部分地用于操作用于加压的装置53并且用于操作空气压缩机36的动力。

[0153] 用于生产硝酸的方法

[0154] 在本公开的一个方面,公开了一种用于在根据本公开的生产设备的生产设备中以降低的动力消耗和减少的排放来生产硝酸的方法。该方法包括以下步骤:a)在空气压缩机36中对空气进行压缩,从而提供压缩空气34;b)将在步骤a)中获得的压缩空气34供应至混合装置35;c)将氨气流32供应至混合装置35,从而产生氨/含氧气体混合物14;d)在压力P1下在氨转化器37中使氨/含氧气体混合物14中的氨氧化,从而产生包含水和氧化氮的气态 NO_x 气体/蒸汽混合物15;e)在气体冷却器/冷凝器38中使蒸汽分离和冷凝,从而生成水性稀硝酸混合物17和气态 NO_x 流22;f)在吸收塔41中吸收气态 NO_x 流22,从而产生含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流27和包含 NO_x 气体的尾气5;以及g)在尾气加热器43中用气态 NO_x 气体/蒸汽混合物15将尾气5加热至高达650°C的温度。

[0155] 该方法的特征在于,其进一步包括以下步骤:h)利用用于加压的装置53将第一含氧流56中或在氨/含氧气体混合物14中的位于吸收塔41下游、或位于氨转化器37与吸收塔41之间的任何位置、或位于氨转化器37上游的气体流加压至压力P1;i)利用用于分流成第一尾气流52和第二尾气流74的第一装置和/或利用用于分流成第三尾气流76和第四尾气流77的第二装置将吸收塔41下游的尾气流分流;j)将第一尾气流52与富氧气体50和压缩空气34混合,从而提供第一含氧气体56,和/或将第三尾气流76与富氧气体50和压缩空气34混合,从而至少部分地提供第二含氧气体60、61、67;k)调节在步骤j)中混合的富氧气体50的流量或在步骤c)中的氨气流32的流量,以便使氨转化器37内部的氧与氨摩尔比维持在至少1.2、特别地在1.2与9之间的比率;l)将第一含氧气体56供应至混合单元35;m)调节第二含氧气体60、67的流量,使得尾气流5、52、74、76、77含有至少0.5体积%的氧气;以及n)供应第二含氧气体60、61、67。

[0156] 通常,P1在2bara至16bara的范围内。本领域技术人员将确定进入氨转化器37和吸收塔41的气体中最佳氧浓度,以便使氨向一氧化氮的催化转化在氨转化器37中最佳地进行并且使吸收塔41中的 NO_x 气体的吸收最佳地进行。本领域技术人员还将权衡增加吸收塔41中的氧含量的益处(即,由于吸收的改善而减小的塔尺寸)与吸收塔41下游较高的气体体积的缺点(其意味着用于加热尾气的设备诸如热交换器具有较大的尺寸)。

[0157] 本发明人已经发现,代替仅将一次空气和二次空气作为由空气压缩机36提供的压缩空气34来供应,可以使分别由用于分流的第一装置55和用于分流的第二装置75提供的第一尾气流52和/或第三尾气流76再循环。具有压力P1的富氧气体50和第二含氧气体67分别向氨转化器37和吸收塔41提供氧气,使得即使在由空气压缩机36提供的压缩空气34空气量减少的情况下,氨转化器37和吸收塔41中的氧浓度至少等于现有技术的单压硝酸设备中的氧浓度。本领域技术人员将认识到,如果富氧气体50的压力低于P1,或者处于使得第一含氧气体56的压力(考虑到相关压降)低于氨转化器37的操作压力的压力下,富氧气体50可通过空气压缩机36来压缩。然后,压缩空气与富氧气体50之间的流体连通被引入空气压缩机36

内部。

[0158] 因此,尾气可作为一次空气和二次空气两者进行再循环。因此,要供应较少的压缩空气34,使得必须压缩的空气较少并且空气压缩机34的动力需求降低。同时,空气压缩机36和常规的气体膨胀机7(其中尾气5在现有技术单压硝酸设备中膨胀)的尺寸得以减小,使得设备的占地面积减小。此外,离开生产设备的 NO_x 排放也得以减少。因此,相对于相应的现有技术单压硝酸设备中的尺寸,用于处理那些 NO_x 排放的处理单元的尺寸得以减小。

[0159] 在根据本公开的方法的一个实施例中,该方法进一步包括以下步骤:o) 调节第一尾气流52和/或第三尾气流76的流量。对第一尾气流52的流量的控制使得能够保持对氨转化器37内部的压力和温度的进一步控制。类似地,对第三尾气流76的流量的控制使得能够保持对吸收塔41内部的压力和温度的进一步控制。

[0160] 在根据本公开的方法的一个实施例中,在步骤h) 中,将从步骤f) 获得的尾气5在用于加压的装置53中进行加压,并且在步骤i) 中,将尾气流分流成第一尾气流52和第二尾气流74,特别地,其中步骤h) 在步骤i) 之前进行,并且该方法进一步包括以下步骤:p) 在步骤f) 之后且在步骤g) 之前,在热交换器73中用步骤i) 中待分流的尾气来加热该尾气5,从而使步骤j) 中待混合的尾气达到低于 300°C 的温度;q) 在步骤g) 之前且在步骤p) 之后,在脱 NO_x 处理单元71中处理尾气;以及r) 在蒸汽轮机51中将氨转化器37中生成的热能的至少部分回收。

[0161] 有利地,用于分流的第一装置55位于尾气加热器43的下游。事实上,第一尾气流52和第二尾气流74之后处于最佳温度。这意味着第一尾气流52处于低于 300°C 的温度,使得第一尾气流52可供给到氨转化器37,而无需调节通过流32供给的氨量,以便维持氨转化器37可操作的温度。通常,氨转化器在 800°C 至 950°C 范围内的温度操作。另外,用于分流的第一装置55位于尾气加热器43下游,其赋予第二尾气流74用于膨胀的最佳温度,以便提供可用于至少部分地向空气压缩机36或用于加压的装置53提供动力的最佳能量。

[0162] 进一步,蒸汽轮机51的存在允许回收在氨转化器37中产生的蒸汽的热量,并且该回收的热量可用于至少部分地向空气压缩机36或用于加压的装置53提供动力。

[0163] 另外,用于加压的装置53位于热交换器73上游,有助于以节能的方式操作生产设备。事实上,用于加压的装置53在尾气流被热交换器73加热之前对该尾气流进行加压需要较少的动力。

[0164] 特别地,离开吸收塔41的出口6的尾气5在热交换器73中被从范围为 20°C 至 250°C 的温度加热至范围为 100°C 至 450°C 的温度。随后,离开热交换器73的尾气在尾气加热器43中被加热至范围为 200°C 至 550°C 的温度。然后,离开热交换器73的尾气处于用于在脱 NO_x 处理单元71中进行处理的最佳温度,因此,脱 NO_x 处理单元71位于热交换器73与尾气加热器43之间。本领域技术人员将毫无困难地选择脱 NO_x 处理单元71的适当位置,使得脱 NO_x 处理单元71的操作温度与相应尾气流74的温度一致。在脱 NO_x 处理单元71存在下,通过第二尾气流74离开生产设备的 NO_x 排放减少。

[0165] 在根据本公开的方法的一个实施例中,在步骤h) 中,将从步骤f) 获得的尾气5在用于加压的装置53中进行加压,并且在步骤i) 中,将从步骤h) 获得的加压尾气流分流成第三尾气流76和第四尾气流77。

[0166] 特别地,尾气5的部分,即,由用于分流的第二装置75提供的第二尾气流76,可再循

环至氨转化器37与吸收塔41之间的点,其减少了将由空气压缩机36提供的二次空气的负荷。

[0167] 在根据本公开的方法的一个实施例中,该方法进一步包括以下步骤:s)在漂白器57中将在步骤f)中获得的含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流27漂白,从而产生漂白的硝酸63。特别地,富氧气体,诸如由高压水电解槽提供,可以被提供至漂白器57作为漂白气体60,从而生成漂白废气61,其随后与气态 NO_x 流22混合。通过这种方式,对富氧漂白气体进行了有效利用,以提高吸收塔41中的氧含量,从而在步骤g)中增加对 NO_x 气体的吸收并且减少向空气中的排放。特别地,富氧漂白气体60由高压水电解槽66提供:由于对水加压所需的能量少于对氧气加压所需的能量,因此加压氧气是以最低动力消耗获得的。

[0168] 本领域技术人员将理解,漂白气体61的压力将在该漂白气体与气态 NO_x 流22混合之前被调节至约P1。当含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流27被漂白时,减少了硝酸溶液中 NO_x 气体和亚硝酸 HNO_2 的量。这继而导致从硝酸溶液中出来的棕色烟雾减少。另外,由漂白器提供的硝酸溶液具有更高的质量,其更纯。

[0169] 方便地,当含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流27被漂白时,第二含氧气体67的供应通过富氧漂白气体60并且继而通过漂白器57和废气61来实现。

[0170] 在根据本公开的方法的一个实施例中,该方法进一步包括以下步骤:t)操作高压水电解槽66,诸如在 50°C 至 80°C 、或 60°C 至 80°C 的温度下以及9bar至30bar、优选15bar至30bar的气压下,从而产生加压氧气;以及u)从在步骤t)中由水电解槽66产生的氧气提供至少部分的富氧气体50、第二含氧气体67、富氧漂白气体60和富氧废气61。在某些实施例中,将加压氧气或富氧气体50与压缩空气流混合。

[0171] 方便地,高压水电解槽66向生产设备中需要供给氧气的所有不同的点提供氧气。特别地,来自电解槽66的氧气的供应足以提供富氧气体50、第二含氧气体67、富氧漂白气体60和富氧废气61的所有的氧。通过这种方式,系统得以简化并且可包括单一氧气源,在标准压力调节之后可从该单一氧气源产生处于期望的压力的含氧气体流。

[0172] 高压水电解槽的存在的另一个优点在于,在产生可用于硝酸生产的氧气的同时,还能够产生氢气。此类氢气以绿色方式产生,即,无需常规地使用导致产生温室气体二氧化碳 CO_2 的天然气。然后氢气可用于在Haber-Bosch或传统所称的合成气单元中生产氨。然后高压水电解槽能够整合氨和硝酸生产工艺。

[0173] 在根据本公开的方法的一个实施例中,该方法进一步包括以下步骤:v)使第二尾气流74在尾气膨胀机7中膨胀至大气压,从而产生膨胀的尾气70。

[0174] 在此类尾气膨胀机7存在下,可使第二尾气流74膨胀,从而提供可至少部分地用于操作用于加压的装置53并且用于操作空气压缩机36的动力。

[0175] 本公开的生产设备的用途

[0176] 在本公开的一个方面,公开了本公开的生产设备用于进行本公开的方法的用途。

[0177] 用于改造现有技术单压硝酸生产设备的方法

[0178] 在本公开的一个方面,公开了一种用于将用于生产硝酸的现有生产设备改造成根据本公开的生产设备的生产设备的方法,其中现有生产设备包括:空气压缩机36,其用于提供压缩空气34;混合装置35,其用于将压缩空气34与氨气流32混合以产生氨/含氧气体混合物14;氨转化器37,其用于使氨/含氧气体混合物14中的氨氧化以产生包含水和氧化氮的

NO_x气体/蒸汽混合物15;氨转化器37下游的气体冷却器/冷凝器38,其用以产生水性稀硝酸混合物17和气态NO_x流22;吸收塔41,其在气体冷却器/冷凝器38下游,用于从气态NO_x流22中将NO_x气体吸收在水中以产生含有残留NO_x气体的粗硝酸流27和包含NO_x气体的尾气5,该吸收塔包括吸收塔尾气出口6,用于排空尾气5;以及尾气加热器43,其位于气体冷却器/冷凝器38的上游,用于利用来自氨转化器37的NO_x气体/蒸汽混合物15的热量来加热尾气流。

[0179] 该方法包括以下步骤:引入富氧气体50的供应端,富氧气体50与压缩空气34流体连通,富氧气体50与压缩空气34的混合提供第一含氧气体56的部分;引入第二含氧气体60、61、67的供应端,用于将氧气供应在氨转化器37与吸收塔41之间,使得尾气流5、52、74、76、77含有至少0.5体积%的氧气;引入用于调整氨转化器37中的氧浓度和/或氨气流32的浓度的装置(未示出),特别地是用于控制富氧气体50的流量的装置和/或用于控制氨气流32的流量的装置,用于将氨转化器37内部的氧与氨摩尔比维持在至少1.2的比率;引入用于将尾气流分流的第一装置55和/或用于将尾气流分流的第二装置75,其中:(i)分流的第一装置55被配置成将尾气流分流成第一尾气流52和第二尾气流74,并且其中第一尾气流与富氧气体50和压缩空气34流体连通,从而提供第一含氧气体56;并且(ii)分流的第二装置75被配置成将尾气流分流成第三尾气流76和第四尾气流77,并且其中第三尾气流与富氧气体50和压缩空气34流体连通,从而至少部分地提供第二含氧气体60、61、67;以及引入用于将在吸收塔41下游、或在氨转化器37与吸收塔41之间、或在第一含氧流56中或在氨/含氧气体混合物14中的气体加压至压力P1的装置53,以便在压力P1下提供第一尾气流52和/或第三尾气流76。

[0180] 如本文中所定义,富氧气体为包含超过21体积%的氧气、更特别地超过30体积%、超过35体积%、超过40体积%、超过50体积%、超过60体积%、超过70体积%、超过80体积%、超过90体积%、超过95体积%、超过98体积%和超过99体积%、更特别地100体积%的氧气的气体。富氧气体可例如由空气分离单元或由水电解槽提供。

[0181] 如本文中所定义,空气压缩机能够提供至少300000m³/h的压缩空气。

[0182] 如本文中所定义,尾气加热器为包括一个或多个热交换器单元的热交换系统。在热交换器由多个热交换器单元制成的情况下,本领域技术人员将认识到,可以将吸收塔41下游的尾气流分流到尾气加热器43内部。

[0183] 如本文中所定义,尾气流为在吸收塔下游、在吸收塔41与第一尾气流52与富氧气体50之间的连通之间提供的任何气体流。

[0184] 如本文中所定义,用于分流的装置为适合于将尾气流分流以便生成例如第一尾气流52和第二尾气流74、或第三尾气流76和第四尾气流77的任何装置。特别地,用于分流的装置为具有一个入口和两个出口的T形连接件,使得流过该T形连接件的入口的气体被分流成具有相同化学组成的两个气体流。

[0185] 如本文中所定义,用于加压的装置为用于增加气体流的压力的任何合适的装置。特别地,用于加压的装置为气体压缩机或气体喷射器。本领域技术人员将认识到,用于分流的装置可并入用于加压的装置内部,前提条件是用于加压的装置包括至少两个用于被加压的气体流的出口。

[0186] 如本文中所定义,用于调整氨浓度和/或氧浓度的装置为适合于实现氨和/或氧的目标浓度的任何装置。特别地,此类装置为气体流量控制装置,特别地是流量控制阀或孔口

或导向叶片,其用于控制富氧气体50和/或氨气流32的流量。特别地,该装置为集成工艺控制系统,其中测量氧浓度,从而通过确定氧气的目标流量并且通过控制富氧气体50的流量来实现。氧浓度也可通过使用富氧气体50的氧浓度、引入系统中的富氧气体50和氨气流32流量、以及富氧气体50与氨气流32混合的相对流量值进行计算来确定。

[0187] 通常,P1在2bara至16bara的范围内。本领域技术人员将确定进入氨转化器37和吸收塔41的气体中最佳氧浓度,以便使氨向一氧化氮的催化转化在氨转化器37中最佳地进行并且使吸收塔41中的 NO_x 气体的吸收最佳地进行。本领域技术人员还将权衡增加吸收塔41中的氧含量的益处(即,由于吸收的改善而减小的塔尺寸)与吸收塔41下游较高的气体体积的缺点(其意味着用于加热尾气的设备诸如热交换器具有较大的尺寸)。

[0188] 实例

[0189] 1. 尾气以40%的比例再循环

[0190] 参照图3。在空气压缩机36中压缩环境空气4,提供压缩空气34。将氨32与压缩空气34在混合装置35中混合。混合装置内部35氧与氨摩尔比为至少1.2。将所得氨/空气混合物14供给到氨转化器37,温度范围为800℃至950℃并且在6.2bar的压力下操作。在氨转化器37中,氨经混合铂/铑催化剂被氧化,从而获得水和氧化氮(NO)的 NO_x 气体/蒸汽混合物15。使用蒸汽轮机51并且还通过加热尾气5来回收从氨转化器中出来的混合物的热能,如下所述。使 NO_x 气体/蒸汽混合物随后在水冷却器/冷凝器38中冷却至水冷凝的温度,并且将水性稀硝酸混合物17与气态 NO_x 流分离并且引导至吸收塔41。随后,将气态 NO_x 流进一步氧化,以使NO进一步将转化为 NO_2 和 N_2O_4 ,从而产生气态 NO_x 流22,其也被引导至吸收塔41。在吸收塔41内, NO_x 气体与水反应以产生尾气5和粗硝酸流27。将来自气态 NO_x 流15的热量用于将尾气加热器43中的尾气5加热至450℃,提供加热尾气。然后加热尾气流5经T形管55分流。在T形管中分流后,将40%的加热尾气使用气体压缩机53加压,然后与压缩空气34和富氧气体50混合。将所得压缩尾气52/富氧气体50/压缩空气34混合物与氨32在混合装置35中混合,并且重复上文描述的在混合装置35中混合之后的步骤。混合装置内部35氧与氨摩尔比为至少1.2。将残留的60%的加热尾气送到尾气膨胀机7。然后在漂白器单元57内用气态介质60汽提出粗硝酸流27中的残留 NO_x 气体,该气态介质为由水电解槽66产生的氧气。漂白器单元57通常在与氨转化器大致相同的压力6.2bar下操作,并且在氨转化器37与吸收塔41之间提供富氧气体50和氧气,使得尾气5中的氧浓度为至少0.5体积%。空气压缩机36和气体压缩机53的驱动力源自尾气膨胀机7和蒸汽轮机51。与空气压缩机36和53以及尾气膨胀机7和蒸汽轮机51相关联的净功率为77kW/h/t 100% HNO_3 。该动力由蒸汽轮机51提供。

[0191] 以类似的方式,在回收65%的尾气后,与空气压缩机36和53以及尾气膨胀机7和蒸汽轮机51相关联的净功率为68kW/h/t 100% HNO_3 。

[0192] 2. 比较例:无尾气再循环

[0193] 参照图1。在空气压缩机36中压缩环境空气4,提供压缩空气34。将氨32与压缩空气34在混合装置35中混合。混合装置内部35氧与氨摩尔比为至少1.2。将所得氨/空气混合物14供给到氨转化器37,温度范围为800℃至950℃并且在5.2bar的压力下操作。在氨转化器37中,氨经混合铂/铑催化剂被氧化,从而获得包含水和氧化氮(NO)的 NO_x 气体/蒸汽混合物15。使用蒸汽轮机51并且还通过加热尾气5来回收从氨转化器中出来的混合物的热能,如下所述。使 NO_x 气体/蒸汽混合物随后在水冷却器/冷凝器38中冷却至水冷凝的温度,并且将

水性稀硝酸混合物17与气态 NO_x 流分离并且引导至吸收塔41。随后,将气态 NO_x 流进一步氧化,以使 NO 进一步将转化为 NO_2 和 N_2O_4 ,从而产生气态 NO_x 流22,其也被引导至吸收塔41。在吸收塔41内,高压 NO_x 气体与水反应以产生尾气5和含有残留 NO_x 气体的粗硝酸流27。将来自气态 NO_x 流15的热量用于将尾气加热器43中的尾气5加热至 450°C 。将全部尾气流5送到尾气膨胀机7。然后在漂白器单元57内用压缩空气34汽提出粗硝酸流27中的残留 NO_x 气体,该漂白器单元通常在与氨转化器大致相同的压力5.2bar下操作。空气压缩机36的驱动力源自尾气膨胀机7和蒸汽轮机51。与空气压缩机36和尾气膨胀机7相关联的净功率为 $153\text{kW/h/t } 100\% \text{ HNO}_3$ 。该动力由蒸汽轮机51产生。

[0194] 因此,与实例1相比,使40%的尾气再循环后,节省净功率 $76\text{kWh/t } 100\% \text{ HNO}_3$ (50%)。

[0195] 因此,与实例1相比,使65%的尾气再循环后,节省净功率 $85\text{kWh/t } 100\% \text{ HNO}_3$ (55%)。

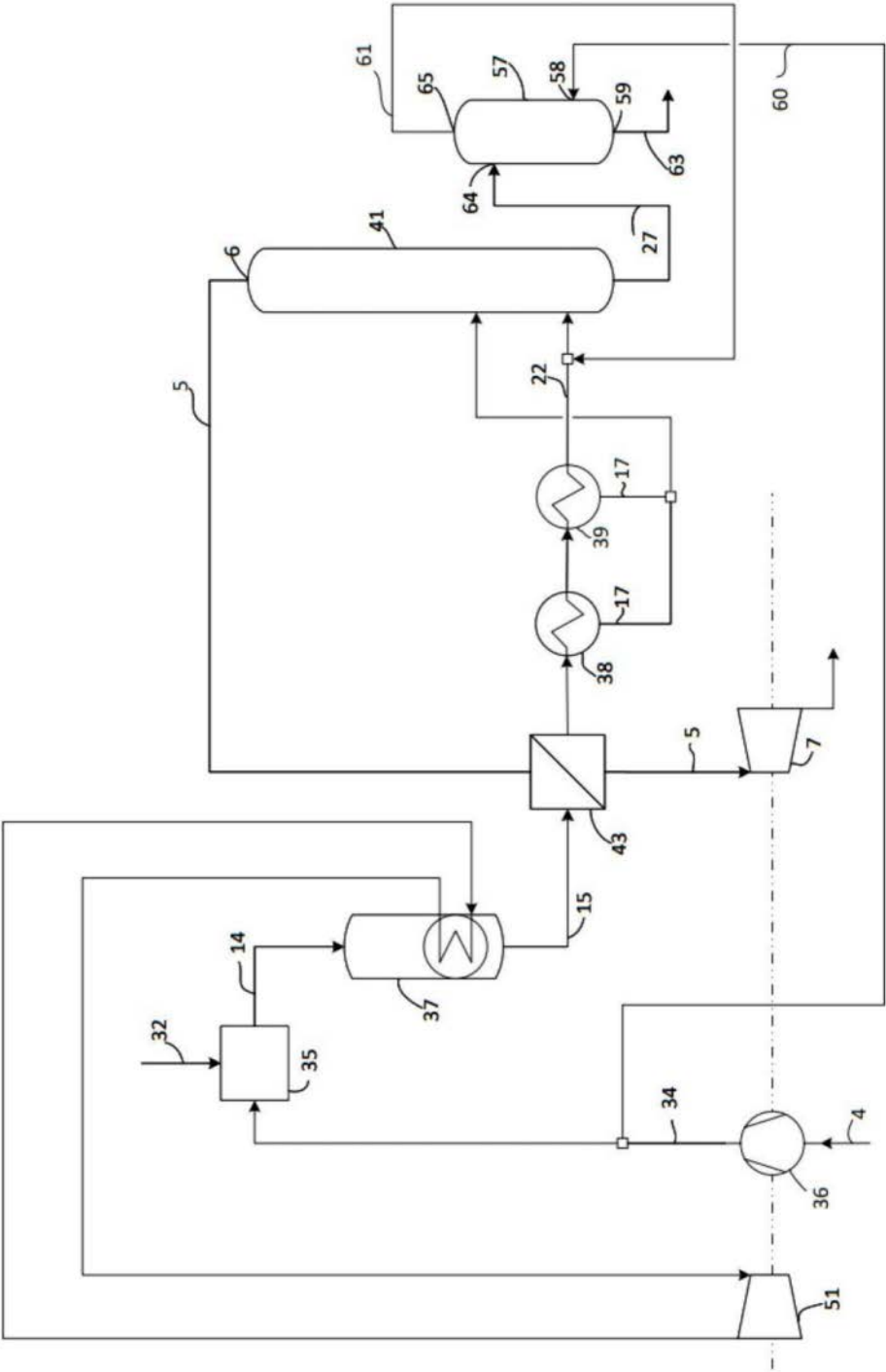


图1 (现有技术)

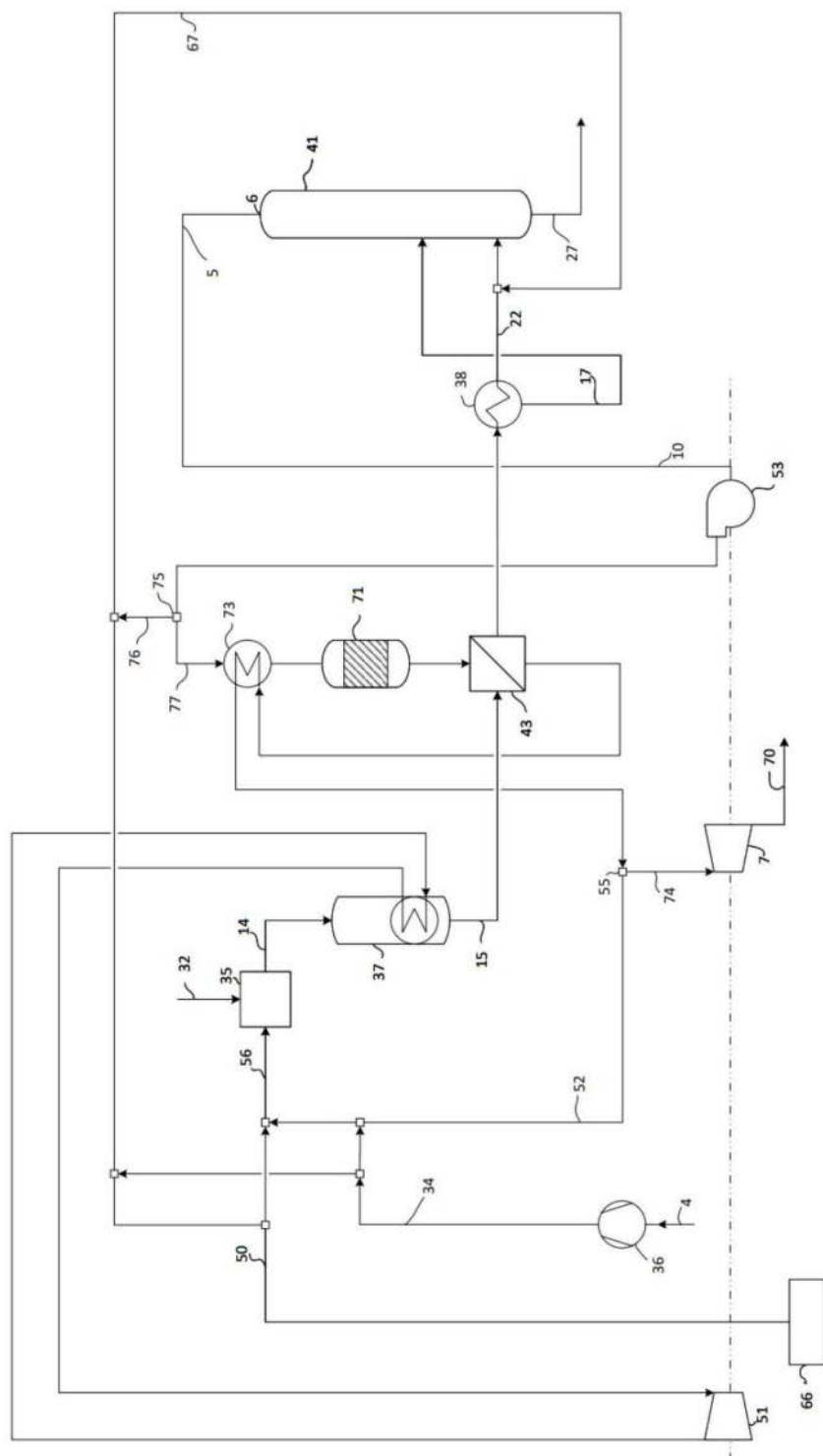


图2

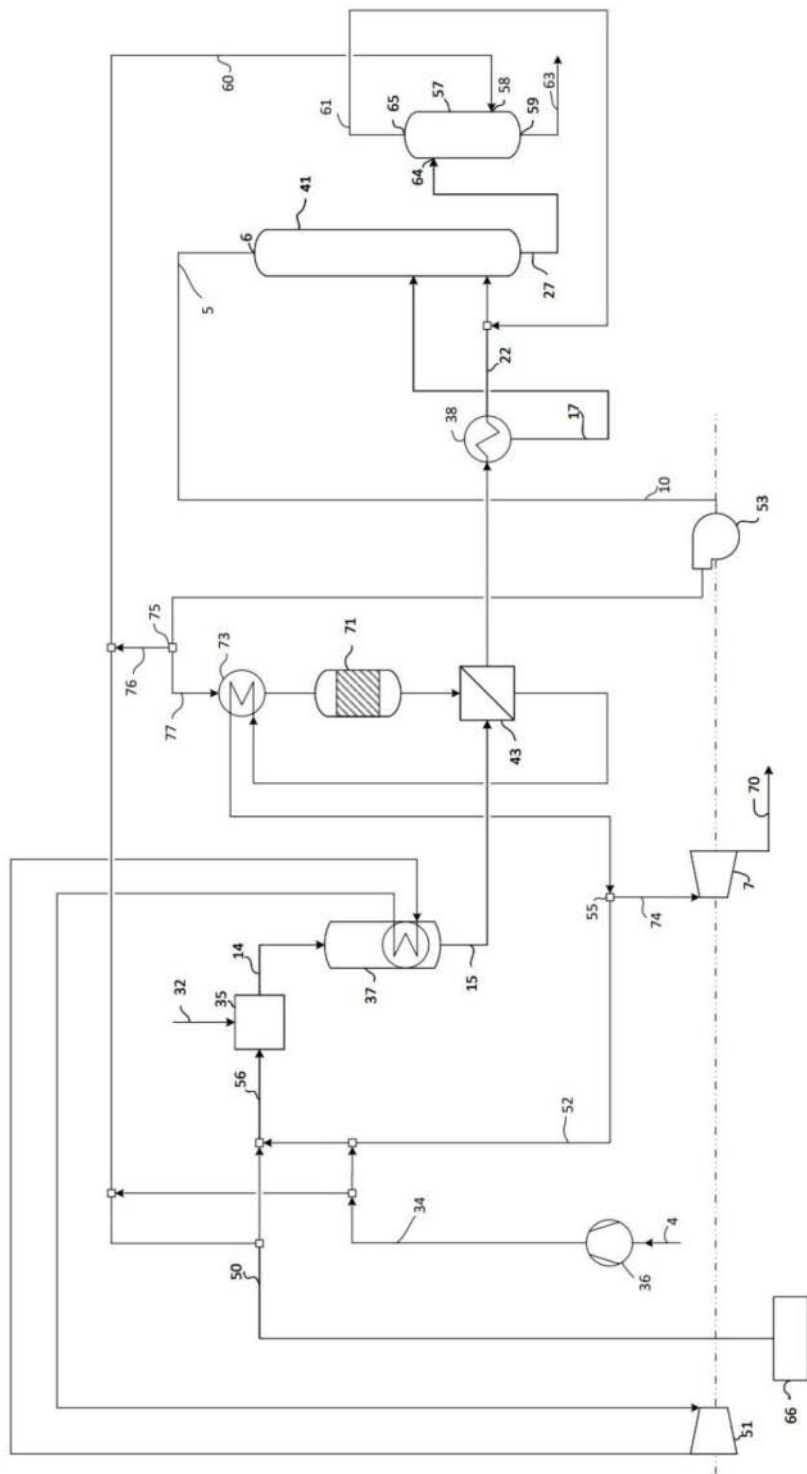


图3