



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 217829524 U

(45) 授权公告日 2022. 11. 18

(21) 申请号 202221512699.6

C01B 21/40 (2006.01)

(22) 申请日 2022.06.16

(73) 专利权人 西安明时工程技术有限责任公司  
地址 710065 陕西省西安市高新区唐延南路都市之门D座2幢11015室

(72) 发明人 邢建锁 项曙光 王卫华 夏力  
徐国梁 丁会丛

(74) 专利代理机构 陕西佳禾宏盛知识产权代理  
事务所(特殊普通合伙)  
61280  
专利代理师 高美化

(51) Int. Cl.

B01D 53/75 (2006.01)

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/00 (2006.01)

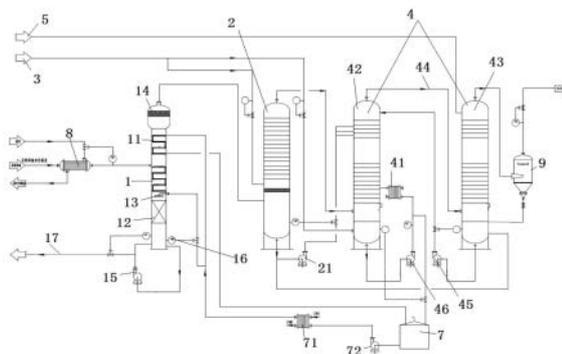
权利要求书1页 说明书10页 附图1页

(54) 实用新型名称

一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统

(57) 摘要

本实用新型提供了一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,包括,转化单元,用于对转化中的亚钠母液进行处理,得到制备硝酸的转化气;等温氧化单元,所述等温氧化单元通过供气单元,得到NO<sub>x</sub>气体;酸吸收单元,所述酸吸收单元利用脱盐水单元,使得NO<sub>x</sub>气体与水反应硝酸溶液;第一循环冷却单元,所述第一循环冷却单元将酸吸收单元底部的硝酸溶液循环至酸吸收单元中;硝酸中间槽,所述酸吸收单元底部连接有硝酸中间槽,所述硝酸中间槽通过第二循环冷却单元以及转化循环泵,与所述转化单元形成循环管路,使得硝酸中间槽中的部分硝酸成品循环至转化单元中,形成转换单元中的原料。本实用新型通过增加氮氧化物的浓度,提高了硝酸的成品浓度。



1. 一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,包括,  
转化单元,用于对转化中的亚钠母液进行处理,得到制备硝酸的转化气;  
等温氧化单元,所述等温氧化单元用于转化气的氧化,通过供气单元,得到 $\text{NO}_x$ 气体;  
酸吸收单元,所述酸吸收单元连接有脱盐水单元,所述脱盐水单元在酸吸收单元内与 $\text{NO}_x$ 气体反应后,得到硝酸溶液与 $\text{NO}_x$ 尾气;

第一循环冷却单元,所述酸吸收单元中设有第一循环冷却单元,所述第一循环冷却单元用于 $\text{NO}_x$ 气体与酸溶液反应中的热量吸收,并将酸吸收单元底部的硝酸溶液循环至酸吸收单元中;

硝酸中间槽,所述酸吸收单元底部连接有硝酸中间槽,所述硝酸中间槽通过第二循环冷却单元以及转化循环泵,与所述转化单元形成循环管路,使得硝酸中间槽中的部分硝酸成品循环至转化单元中,形成转化单元中的原料。

2. 根据权利要求1所述的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,所述转化单元包括转化塔,转化塔中转化液洗涤的洗涤单元以及用于转化塔中气液分离的分离单元,所述分离单元的排气口与所述等温氧化单元联通。

3. 根据权利要求2所述的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,所述洗涤单元包括亚钠母液洗涤单元以及硝酸洗涤单元,所述硝酸洗涤单元与所述硝酸中间槽连接。

4. 根据权利要求1所述的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,还包括位于转化单元与亚钠母液运输管道之间的加热器,所述加热器用于将亚钠母液预处理加热至不低于 $100^\circ\text{C}$ 。

5. 根据权利要求1所述的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,所述转化单元底部联通有转化液循环泵,所述转化液循环泵使得转化单元底部形成循环系统,且所述转化液循环泵上连通有PH值控制单元,所述PH值控制单元用于控制转化单元内的PH值。

6. 根据权利要求1所述的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,所述酸吸收单元包括第一酸吸收塔,以及第二酸吸收塔,所述第一酸吸收塔与第二酸吸收塔通过连接管路以及硝酸泵形成循环管路。

7. 根据权利要求6所述的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,所述第一酸吸收单元与所述供气单元连接,所述第二酸吸收单元与所述脱盐水单元联通。

8. 根据权利要求6所述的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,还包括位于等温氧化单元底部的冷凝酸泵,所述冷凝酸泵分别与所述第一酸吸收单元的顶部以及第二酸吸收单元的底部联通。

9. 根据权利要求6所述的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,所述第一酸吸收单元底部设有循环酸泵,所述循环酸泵通过所述第一循环冷却单元在第一酸吸收单元侧部形成循环管路,且与所述硝酸中间槽联通。

10. 根据权利要求6所述的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其特征在于,还包括尾气分离器,所述尾气分离器与所述酸吸收单元联通,通过碱处理单元,排出 $\text{NO}_x$ 尾气。

## 一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统

### 技术领域

[0001] 本实用新型涉及硝酸溶液在硝盐生产中的应用技术领域,尤其涉及一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统。

### 背景技术

[0002] 硝酸是一种重要的工业原料,也是硝盐生产行业不可或缺的原料之一。目前,硝盐行业生产过程中,一般以氨氧化生产原料气,主要含有NO,NO<sub>2</sub>等氮氧化物、N<sub>2</sub>、O<sub>2</sub>以及水,原料气先进入快冷器冷却,经冷却后的混合原料气通入氧化塔进行氧化,经过氧化后,原料气中的一氧化氮被氧化成二氧化氮,然后氧化后的气体通入吸收塔吸收,塔底得到硝酸产品。

[0003] 然而,在上述传统的硝酸生产过程中,存在如下问题:

[0004] (1) 原料气中NO、O<sub>2</sub>浓度低(10%左右),氧化速率慢,导致最终生成的硝酸浓度低,尾气排放NO含量较高;

[0005] 根据文献:影响NO氧化速率的主要是因素温度、压力和NO浓度。

[0006] 加压操作、降低温度都能加快NO氧化反应速度,国内现有的硝酸装置普遍的采用了该技术。但是提高压力会大幅增加投资成本。

[0007] 一氧化氮氧化反应速度与一氧化氮浓度的平方及氧浓度的乘积成正比,所以增加气体中NO浓度 $\alpha$ ,可以大大加快反应速度,缩短反应所需时间。但实际生产中,一氧化氮浓度受到氨氧化过程的限制。

[0008] (2) 气体中N<sub>2</sub>浓度高,气体体积大,导致稀硝酸塔设备直径大,增大了硝盐装置投资成本;由于原料气来自氨氧化工序,氨氧化反应是空气中的氧气和氨反应,未参与反应的N<sub>2</sub>占总气体的65%以上。

[0009] (3) NO<sub>2</sub>浓度低,导致生产的硝酸浓度低,硝酸浓度只有35~40%。转化液即亚硝酸盐母液需要与硝酸进一步发生氧化反应变为硝酸盐溶液含水量较高,导致后续蒸发工序蒸汽耗量增加,从而导致能耗上升。

[0010] 根据文献:影响吸收酸浓度主要因素是NO氧化速率、温度、压力、NO<sub>2</sub>浓度。

[0011] 提高NO氧化速率、降低温度、提高压力都能提高硝酸的水溶液吸收氮的氧化物时的吸收速度系数,提高酸浓度。

[0012] 根据用硝酸的水溶液吸收氮的氧化物时的吸收速度系数表中可以看出随着NO<sub>2</sub>的浓度提高,酸浓度提高。

### 实用新型内容

[0013] 本实用新型的目的在于提供了一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,其替代现有传统硝盐生产常压法稀硝酸生产工艺。具体说是来自转化工序的氮氧化物(含少量水的高纯度NO<sub>x</sub>气体),经过等温氧化、吸收得到较高浓度的硝酸溶液产品,从而为后续硝酸盐生产工段提供较高浓度硝酸,减少转化反应硝酸溶液用量,从而大大减少蒸汽用量,实现节能降耗。主要解决硝盐生产行业中硝酸浓度低,尾气排放超标,能耗较高等问题。该方法对

氮氧化物回收率达到99.5%以上,硝酸浓度>50%,大大节约后续蒸发蒸汽耗量,具有较高的经济效益和社会环保效益。

[0014] 为实现上述目的,本实用新型通过以下技术方案予以实现。

[0015] 一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统,包括,

[0016] 转化单元,用于对转化中的亚钠母液进行处理,得到制备硝酸的转化气;

[0017] 等温氧化单元,所述等温氧化单元用于转化气的氧化,通过供气单元,得到 $\text{NO}_x$ 气体;

[0018] 酸吸收单元,所述酸吸收单元连接有脱盐水单元,所述脱盐水单元在酸吸收单元内与 $\text{NO}_x$ 气体反应后,得到硝酸溶液与 $\text{NO}_x$ 尾气;

[0019] 第一循环冷却单元,所述酸吸收单元中设有第一循环冷却单元,所述第一循环冷却单元用于 $\text{NO}_x$ 气体与酸溶液反应中的热量吸收,并将酸吸收单元底部的硝酸溶液循环至酸吸收单元中;

[0020] 硝酸中间槽,所述酸吸收单元底部连接有硝酸中间槽,所述硝酸中间槽通过第二循环冷却单元以及转化循环泵,与所述转化单元形成循环管路,使得硝酸中间槽中的部分硝酸成品循环至转化单元中,形成转换单元中的原料。

[0021] 本技术方案中,增加有供气单元,使得现有的制备工艺中的转化单元中的亚钠母液,能够在空气的作用下,进一步被氧化,得到更多的 $\text{NO}_x$ 气体,此时还可以在等温氧化单元中,增加温度监测单元,使得整个过程中,等温氧化的温度控制在 $30^\circ\text{C}$ - $40^\circ\text{C}$ ,氮氧化物浓度>25%,氧气浓度>5%;这个过程使得氮氧化物的浓度增加,为生产出高浓度硝酸做好基础准备。

[0022] 本技术方案中,增加了酸吸收单元,这一过程,通过酸吸收单元中的酸性溶液,配合脱盐水,进而吸收单元的底部能够产生稀硝酸,浓度比较低,此时,氮氧化物被吸收,形成硝酸。

[0023] 本技术方案中,后期通过硝酸中间槽,使得初始形成的低浓度硝酸能够被输送至转化单元中,再次进行一系列的氧化以及酸吸收,进而使得形成的硝酸浓度更高,相比于现有技术中的常压法硝酸制备等,得到的硝酸浓度更高。

[0024] 作为本实用新型的进一步改进,所述转化单元包括转化塔,转化塔中转化液洗涤的洗涤单元以及用于转化塔中气液分离的分离单元,所述分离单元的排气口与所述等温氧化单元联通。

[0025] 本技术方案中,由于亚钠母液比较复杂,其含有碳酸钠、硝酸钠、亚硝酸钠以及氯化钠等,故需要通过一系列的洗涤分离等,使得硝酸被洗涤,然后与其他杂质进行分离,得到初步的硝酸。

[0026] 作为本实用新型的进一步改进,所述硝酸洗涤单元与所述硝酸中间槽连接。

[0027] 本技术方案中,硝酸洗涤单元与硝酸中间槽连接,一方面为硝酸中间槽提供硝酸原料,另一部分,洗涤后的硝酸可以作为亚钠母液进行转化等,进一步提高了硝酸的含量。

[0028] 作为本实用新型的进一步改进,还包括位于转化单元与亚钠母液运输管道之间的加热器,所述加热器用于将亚钠母液预处理加热至不低于 $100^\circ\text{C}$ 。

[0029] 本技术方案中,来自蒸发工序的亚钠母液,通过亚钠母液加热器由低压蒸汽加热到 $105^\circ\text{C}$ ,进而通过初始的加热,使得亚钠母液中的一些杂质等进行去除。

[0030] 作为本实用新型的进一步改进,所述转化单元底部联通有转化液循环泵,所述转化液循环泵使得转化单元底部形成循环系统,且所述转化液循环泵上连通有PH值控制单元,所述PH值控制单元用于控制转化单元内的PH值。

[0031] 本技术方案中,在转化单元内部形成循环,进而转化塔底部形成循环等,转化反应更加充分,而进行PH值控制,则是因为转化反应需要在酸性环境下才能完全转化,也就是说转化液中的硝酸是过量的,控制指标15g/L,转化液作为中间产品在中和器内加入碳酸钠将溶液由酸性调整为碱性0.1g/L。

[0032] 进一步地,还包括与转化液循环泵联通的转化液处理单元,所述转化液处理单元通过去中和器使得转化液呈碱性排出。

[0033] 作为本实用新型的进一步改进,所述酸吸收单元包括第一酸吸收塔,以及第二酸吸收塔,所述第一酸吸收塔与第二酸吸收塔通过连接管路以及硝酸泵形成循环管路。

[0034] 本技术方案中,设置两个单独的酸吸收塔,且两个酸吸收塔并联设置,进而使得酸的供应量以及供应途径更加多样化,且两个酸吸收塔形成循环管路,进而使得氮氧化物能够被酸吸收塔进行进一步的NO<sub>x</sub>吸收,形成硝酸。

[0035] 作为本实用新型的进一步改进,所述第一酸吸收单元与所述供气单元连接,所述第二酸吸收单元与所述脱盐水单元联通。

[0036] 本技术方案中,两个酸吸收单元中通入不同的物质,进而氧化后的转化器,通过空气再次被氧化混合后,经酸吸收塔进一步地吸收吸收NO<sub>x</sub>气体,而来自界区外的脱盐水送入第二酸吸收塔上部,吸收塔塔板间装有冷却盘管通过循环水移走吸收热和氧化热,且氮氧化物经过脱盐水,形成硝酸。

[0037] 作为本实用新型的进一步改进,还包括位于等温氧化单元底部的冷凝酸泵,所述冷凝酸泵分别与所述第一酸吸收单元的顶部以及第二酸吸收单元的底部联通。

[0038] 本技术方案中,通过冷凝酸泵,使得氮氧化物能够通过冷凝酸泵,与不同浓度的冷凝酸,打入到酸吸收塔中上部,使得其内部的塔盘,冷凝酸浓度得以调整,对应得到相应的浓度。

[0039] 作为本实用新型的进一步改进,所述第一酸吸收单元底部设有循环酸泵,所述循环酸泵通过所述第一循环冷却单元在第一酸吸收单元侧部形成循环管路,且与所述硝酸中间槽联通。

[0040] 本技术方案中,第一酸吸收单元底部稀硝酸经循环酸泵,通过第一循环冷却单元进入酸塔下部第3层塔板上,在塔内经过3层塔盘回到塔底,稀硝酸形成循环,硝酸浓度达到45%左右后通过循环酸泵送到稀硝酸中间槽。

[0041] 作为本实用新型的进一步改进,还包括尾气分离器,所述尾气分离器与所述酸吸收单元联通,通过碱处理单元,排出NO<sub>x</sub>尾气。

[0042] 本技术方案中,通过氧化、酸吸收、脱盐水的酸吸收等步骤后,尾气分离器得到的氮氧化尾气比较少,进而排出也比较方便,通过酸塔分离器,直接可以进行尾气排出。

[0043] 进一步地,还包括位于硝酸中间槽与转化单元之间的转化循环酸泵,以及靠近亚钠母液转化单元设置,用于调节酸吸收单元输出的pH的PH值调整单元。

## 附图说明

[0044] 图1为本实用新型提供的一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统的结构示意图；

[0045] 图中：

[0046] 1、转化单元；11、转化塔；12、亚钠母液洗涤单元；13、硝酸洗涤单元；14、分离单元；15、转化液循环泵；16、PH值控制单元；17、转化液处理单元；2、等温氧化单元；21、冷凝酸泵；3、供气单元；4、酸吸收单元；41、第一循环冷却单元；42、第一酸吸收塔；43、第二酸吸收塔；44、连接管路；45、硝酸泵；46、循环酸泵；5、脱盐水单元；7、硝酸中间槽；71、第二循环冷却单元；72、转化循环泵；8、加热器；9、尾气分离器。

## 具体实施方式

[0047] 下面结合附图所示的各实施方式对本实用新型进行详细说明，但应当说明的是，这些实施方式并非对本实用新型的限制，本领域普通技术人员根据这些实施方式所作的功能、方法、或者结构上的等效变换或替代，均属于本实用新型的保护范围之内。

[0048] 实施例1

[0049] 本实施例中主要介绍核心组件。

[0050] 一种硝盐生产中转化气制硝酸的制备系统，包括，

[0051] 转化单元1，用于对转化中的亚钠母液进行处理，得到制备硝酸的转化气；

[0052] 等温氧化单元2，所述等温氧化单元2用于转化气的氧化，通过供气单元3，得到 $\text{NO}_x$ 气体；

[0053] 酸吸收单元4，所述酸吸收单元4连接有脱盐水单元5，所述脱盐水单元5在酸吸收单元4内与 $\text{NO}_x$ 气体反应后，得到硝酸溶液与 $\text{NO}_x$ 尾气；

[0054] 第一循环冷却单元41，所述酸吸收单元4中设有第一循环冷却单元41，所述第一循环冷却单元41用于 $\text{NO}_x$ 气体与酸溶液反应中的热量吸收，并将酸吸收单元底部的硝酸溶液循环至酸吸收单元4中；

[0055] 硝酸中间槽7，所述酸吸收单元6底部连接有硝酸中间槽7，所述硝酸中间槽7通过第二循环冷却单元71以及转化循环泵72，与所述转化单元1 形成循环管路，使得硝酸中间槽7中的部分硝酸成品循环至转化单元1中，形成转化单元中的原料。

[0056] 本实施例中，增加有供气单元，使得现有的制备工艺中的转化单元中的亚钠母液，能够在空气的作用下，进一步被氧化，得到更多的 $\text{NO}_x$ 气体，此时还可以在等温氧化单元中，增加温度监测单元，使得整个过程中，等温氧化的温度控制在 $30^\circ\text{C}$ - $40^\circ\text{C}$ ，氮氧化物浓度 $>25\%$ ，氧气浓度 $>5\%$ ；这个过程使得氮氧化物的浓度增加，为生产出高浓度硝酸做好基础准备。

[0057] 本实施例中，增加了酸吸收单元，这一过程，通过酸吸收单元中的酸性溶液，配合脱盐水，进而吸收单元的底部能够产生稀硝酸，浓度比较低，此时，氮氧化物被吸收，形成硝酸。

[0058] 本实施例中，后期通过硝酸中间槽，使得初始形成的低浓度硝酸能够被输送至转化单元中，再次进行一系列的氧化以及酸吸收，进而使得形成的硝酸浓度更高，相比于现有技术中的常压法硝酸制备等，得到的硝酸浓度更高。

[0059] 实施例2

[0060] 本实施例中,结合转化单元进行介绍。

[0061] 参照附图1所示,所述转化单元1包括转化塔11,转化塔11中转化液洗涤的洗涤单元以及用于转化塔11中气液分离的分离单元14,所述分离单元 14的排气口与所述等温氧化单元2联通。

[0062] 进一步地,转化液大多为亚钠母液和硝酸,故洗涤单元又包括亚钠母液洗涤单元12以及硝酸洗涤单元13。

[0063] 本实施例中,由于亚钠母液比较复杂,其含有碳酸钠、硝酸钠、亚硝酸钠以及氯化钠等,故需要通过一系列的洗涤分离等,使得硝酸被洗涤,然后与其他杂质进行分离,得到初步的硝酸。

[0064] 进一步地,所述硝酸洗涤单元13与所述硝酸中间槽7连接。

[0065] 本实施例中,硝酸洗涤单元与硝酸中间槽连接,一方面为硝酸中间槽提供硝酸原料,另一部分,洗涤后的硝酸可以作为亚钠母液进行转化等,进一步提高了硝酸的含量。

[0066] 为了进行初步的预处理,还包括位于转化单元1与亚钠母液运输管道之间的加热器8,所述加热器8用于将亚钠母液预处理加热至不低于100℃。

[0067] 本实施例中,来自蒸发工序的亚钠母液,通过亚钠母液加热器由低压蒸汽加热到105℃,进而通过初始的加热,使得亚钠母液中的一些杂质等进行去除。

[0068] 参照附图1所示,所述转化单元1底部联通有转化液循环泵15,所述转化液循环泵15使得转化单元1底部形成循环系统,且所述转化液循环泵15 上连通有PH值控制单元16,所述PH值控制单元16用于控制转化单元 1 内的PH值。

[0069] 本实施例中,在转化单元内部形成循环,进而转化塔底部形成循环等,转化反应更加充分,而进行PH值控制,则是因为转化反应需要在酸性环境下才能完全转化,也就是说转化液中的硝酸是过量的,控制指标15g/L,转化液作为中间产品在中和器内加入碳酸钠将溶液由酸性调整为碱性0.1g/L。

[0070] 进一步地,还包括与转化液循环泵15联通的转化液处理单元17,所述转化液处理单元17通过去中和器使得转化液呈碱性排出。

[0071] 实施例3

[0072] 本实施例中,结合酸吸收单元为主进行介绍。

[0073] 参照附图1所示,所述酸吸收单元4包括第一酸吸收塔40,以及第二酸吸收塔43,所述第一酸吸收塔42与第二酸吸收塔43通过连接管路44以及硝酸泵45形成循环管路。

[0074] 本实施例中,设置两个单独的酸吸收塔,且两个酸吸收塔并联设置,进而使得酸的供应量以及供应途径更加多样化,且两个酸吸收塔形成循环管路,进而使得氮氧化物能够被酸吸收塔进行进一步的NO<sub>x</sub>吸收,形成硝酸。

[0075] 进一步地,所述第一酸吸收单元42与所述供气单元3连接,所述第二酸吸收单元43与所述脱盐水单元5联通。

[0076] 本实施例中,两个酸吸收单元中通入不同的物质,进而氧化后的转化器,通过空气再次被氧化混合后,经酸吸收塔进一步地吸收吸收NO<sub>x</sub>气体,而来自界区外的脱盐水送入第二酸吸收塔上部,吸收塔塔板间装有冷却盘管通过循环水移走吸收热和氧化热,且氮氧化物经过脱盐水,形成硝酸。

[0077] 进一步地,还包括位于等温氧化单元2底部的冷凝酸泵21,所述冷凝酸泵21分别与所述第一酸吸收单元42的顶部以及第二酸吸收单元43的底部联通。

[0078] 本实施例中,通过冷凝酸泵,使得氮氧化物能够通过冷凝酸泵,与不同浓度的冷凝酸,打入到酸吸收塔中上部,使得其内部的塔盘,冷凝酸浓度得以调整,对应得到相应的浓度。

[0079] 更进一步地,所述第一酸吸收单元42底部设有循环酸泵46,所述循环酸泵46通过所述第一循环冷却单元41在第一酸吸收单元42侧部形成循环管路,且与所述硝酸中间槽7联通。

[0080] 本实施例中,第一酸吸收单元底部稀硝酸经循环酸泵,通过第一循环冷却单元进入酸塔下部第3层塔板上,在塔内经过3层塔盘回到塔底,稀硝酸形成循环,硝酸浓度达到45%左右后通过循环酸泵送到稀硝酸中间槽。

[0081] 进一步地,还包括尾气分离器9,所述尾气分离器9与所述酸吸收单元4 联通,通过碱处理单元,排出 $\text{NO}_x$ 尾气。

[0082] 本实施例中,通过氧化、酸吸收、脱盐水的酸吸收等步骤后,尾气分离器得到的氮氧化尾气比较少,进而排出也比较方便,通过酸塔分离器,直接可以进行尾气排出。

[0083] 实施例4

[0084] 本实施例中,结合不同的应用情况进行介绍。

[0085] 案例1

[0086] 采用本实用新型中的装置系统,用亚钠母液和稀硝酸进行转化反应生成原料气,进入硝酸工序生产硝酸。

[0087] 首先,选用含摩尔含量为78.6%的水、0.4%的碳酸钠、5.2%的硝酸钠、15.4%亚硝酸钠、0.4%氯化钠温度76.5℃的亚钠母液,以8241.1kg/hr流量经过加热器8蒸汽加热升温到105℃,进入转化塔1中部;其次,中和含摩尔含量为77.4%的水,22.6%的硝酸,以5362kg/hr流量经转化循环泵72进入转化塔1中部,在压力221.3KPa、温度95℃下进行转化反应,转化反应生成的转化气经过稀硝酸洗涤、冷却后从塔顶部排出进入酸吸收工序,作为硝酸生产的原料气。

[0088] 转化气中包含摩尔含量为2.4%的水、71.6%的 $\text{NO}$ 、23.2%的 $\text{NO}_2$ 、2.8%的 $\text{CO}_2$ ,工况气量665 $\text{Nm}^3/\text{h}$ 。在压力190KPa、温度38.2℃下进入转化气等温氧化塔底部与二次空气混合,供气单元3中的混合气体包含摩尔含量为14.0%的 $\text{O}_2$ 、52.8%的 $\text{N}_2$ 、2.0%的水、22.8%的 $\text{NO}$ 、7.4%的 $\text{NO}_2$ 、0.9%的 $\text{CO}_2$ ,工况气量1969.3 $\text{Nm}^3/\text{h}$ 。在压力189KPa、温度40℃下使 $\text{NO}_x$ 气体进一步氧化。氧化塔顶部出口气体组成含摩尔含量为4.6%的 $\text{O}_2$ 、58.6%的 $\text{N}_2$ 、2.2%的水、3.4%的 $\text{NO}$ 、30.2%的 $\text{NO}_2$ 、1%的 $\text{CO}_2$ , $\text{NO}$ 的氧化度为89.9%,工况气量1944 $\text{Nm}^3/\text{h}$ 。

[0089] 转化气等温氧化塔出口的气体和第一酸吸收塔42底部加入的漂白空气包含摩尔含量为20.6%的 $\text{O}_2$ 、77.6%的 $\text{N}_2$ 、1.8%的水在塔底混合工况气量2453.2 $\text{Nm}^3/\text{h}$ , $\text{NO}_x$ 气体依次经过第一酸吸收塔42、第二酸吸收塔43进一步吸收 $\text{NO}_x$ 气体后,经酸塔尾气分离器(即尾气分离器)分离液体后,出口气体组成含摩尔含量为4.2%的 $\text{O}_2$ 、89.4%的 $\text{N}_2$ 、2.8%的水、2.5%的 $\text{NO}$ 、1.1%的 $\text{CO}_2$ ,工况气量1644 $\text{Nm}^3/\text{h}$ 进入碱吸收工序。

[0090] 来自界区外的脱盐水(即脱盐水单元5)送入第二酸吸收塔43上部,吸收塔塔板间装有冷却盘管通过循环水移走吸收热和氧化热,压力压力180KPa、温度35.7℃。底部酸浓度

为31%的稀硝酸通过循环酸泵46进入第一酸吸收塔42上部,吸收塔塔板间装有冷却盘管通过低温闭路循环水移走吸收热和氧化热,底部稀硝酸经循环酸泵46,通过循环酸冷却器(即第一循环冷却单元41)冷却后进入酸塔下部第3层塔板上,在塔内经过3层塔盘回到塔底,稀硝酸形成循环,稀硝酸包含摩尔含量为77.4%的水,22.6%的酸,浓度为50.5%,4950.9kg/hr流量,成品酸通过循环酸泵46送到稀硝酸中间槽7中,经转化循环泵72进入转化塔中部。

[0091] 转化气等温氧化塔塔底冷凝酸根据冷凝酸的浓度,通过冷凝酸泵21打入第一酸吸收塔42中上部上部相应浓度的塔盘。

[0092] 案例2

[0093] 采用传统的工艺,结合本实用新型中的工艺,用来自氨氧化的原料气进入硝酸工序生产硝酸。

[0094] 首先,以包含摩尔含量为66.8%的 $N_2$ 、5.3%的 $O_2$ 气、9.9%的NO、18.1%的 $H_2O$ 为原料气,在温度209.3℃,压力190kPa条件下,以12581.7kg/hr流量进入,进入 $NO_x$ 快冷器E-707301,在 $NO_x$ 快冷器中,原料气被进一步冷却至40℃,在此过程中,部分NO被氧化成 $NO_2$ ,另外,部分 $NO_2$ 被原料气中冷凝下的水吸收,形成冷凝稀硝酸,冷凝稀硝酸流量为1564.523kg/hr,硝酸浓度为19.73%。

[0095] 其次,按照现有的装置,将原料气经 $NO_x$ 快冷器冷却后,由于形成稀硝酸,原料气组成变为含摩尔含量81.9%的 $N_2$ 、3.9%的 $O_2$ 气、7.6%的NO、3.3%的 $NO_2$ 、3.4%的 $H_2O$ 。氧化氮快冷器出口原料气工况气量5346.5 $Nm^3/h$ ,进入氧化塔T101和二次空气在塔底混合进一步氧化,将原料气中NO大部分氧化为 $NO_2$ ,等温氧化塔(即等温氧化单元2)顶部温度为40℃,压力为189kPa。含摩尔含量为4.2%的 $O_2$ 、82.6%的 $N_2$ 、3.3%的水、4.0%的NO、5.9%的 $NO_2$ ,NO氧化率59.8%,工况气量6906.9 $Nm^3/h$ 。

[0096] 等温氧化塔出口的气体和第一酸吸收塔42底部加入的漂白空气包含摩尔含量为20.6%的 $O_2$ 、77.6%的 $N_2$ 、1.8%的水在塔底混合后,依次经过第一酸吸收塔42、第二酸吸收塔43进一步吸收 $NO_x$ 气体后,经酸塔尾气分离器9分离液体后,出口气体组成含摩尔含量为4.1%的 $O_2$ 、90.7%的 $N_2$ 、3.6%的水、1.6%的NO,工况气量6339.7 $Nm^3/h$ 进入碱吸收工序。

[0097] 来自界区外的脱盐水(即脱盐水单元5)送入第二酸吸收塔43上部,吸收塔塔板间装有冷却盘管通过循环水移走吸收热和氧化热,压力180KPa、温度35.7℃。底部稀硝酸通过硝酸泵45加压进入第一酸吸收塔42上部,吸收塔塔板间装有冷却盘管通过低温闭路循环水移走吸收热和氧化热,底部酸浓度为20%的稀硝酸经循环酸泵46,通过循环酸冷却器(即第一循环冷却单元41)冷却后进入酸塔下部第3层塔板上,在塔内经过3层塔盘回到塔底,稀硝酸形成循环,稀硝酸包含摩尔含量为84.4%的水、15.6%的硝酸、酸浓度39.2%,成品酸通过循环酸泵46送到硝酸中间槽7,经转化循环泵71入转化塔中部。

[0098] 快冷器冷凝酸进入等温氧化塔塔底部,冷凝酸根据冷凝酸的浓度,通过冷凝酸泵21打入第一酸吸收塔42中上部上部相应浓度的塔盘。

[0099] 案例3

[0100] 采用传统工艺和新工艺结合,结合本实用新型中的系统,用来自氨氧化和转化的原料气进入硝酸工序生产硝酸。

[0101] 来自氨氧化原料气包含摩尔含量为66.8%的 $N_2$ 、5.3%的 $O_2$ 气、9.9%的NO、18.1%

的 $H_2O$ ，在温度 $209.3^{\circ}C$ ，压力 $190kPa$ 条件下，以 $6286.6kg/hr$ 流量和来自转化工序原料气包含摩尔含量为 $71.6\%$ 的 $NO$ 、 $23.2\%$ 的 $NO_2$ 、 $2.4\%$ 的 $H_2O$ 、 $2.8\%$ 的 $CO_2$ ，在温度 $38.2^{\circ}C$ ，压力 $190kPa$ 条件下，以 $813.6kg/hr$ 流量进入 $NO_x$ 快冷器，在 $NO_x$ 快冷器中，原料气被进一步冷却至 $40^{\circ}C$ ，在此过程中，部分 $NO$ 被氧化成 $NO_2$ ，另外，部分 $NO_2$ 被原料气中冷凝下的水吸收，形成冷凝稀硝酸，冷凝稀硝酸流量为 $867kg/hr$ ，硝酸浓度为 $29.36\%$ 。

[0102] 原料气经 $NO_x$ 快冷器冷却后，由于形成稀硝酸，原料气组成变为含摩尔含量 $74.2\%$ 的 $N_2$ 、 $2.3\%$ 的 $O_2$ 气、 $12.9\%$ 的 $NO$ 、 $6.9\%$ 的 $NO_2$ 、 $3.4\%$ 的 $H_2O$ ， $0.3\%$ 的 $CO_2$ 。氧化氮快冷器出口原料气工况气量 $2989.5Nm^3/h$ ，进入氧化塔和二次空气在塔底混合进一步氧化，将原料气中 $NO$ 大部分氧化为 $NO_2$ ，等温氧化塔顶部温度为 $40^{\circ}C$ ，压力为 $189kPa$ 。含摩尔含量为 $4.2\%$ 的 $O_2$ 、 $77.1\%$ 的 $N_2$ 、 $3.1\%$ 的水、 $4.4\%$ 的 $NO$ 、 $10.9\%$ 的 $NO_2$ ， $NO$ 氧化率 $71.2\%$ ，工况气量  $3943.7Nm^3/h$ 。

[0103] 等温氧化塔出口的气体和第一酸吸收塔42底部加入的漂白空气包含摩尔含量为 $20.6\%$ 的 $O_2$ 、 $77.6\%$ 的 $N_2$ 、 $1.8\%$ 的水在塔底混合后，依次经过第一酸吸收塔42、第二酸吸收塔43进一步吸收 $NO_x$ 气体后，经酸塔尾气分离器 9分离液体后，出口气体组成含摩尔含量为 $4.2\%$ 的 $O_2$ 、 $90.5\%$ 的 $N_2$ 、 $2.8\%$ 的水、 $2.3\%$ 的 $NO$ ，工况气量 $4057.7Nm^3/h$ 进入碱吸收工序。

[0104] 来自界区外的脱盐水送入第二酸吸收塔43上部，吸收塔塔板间装有冷却盘管通过循环水移走吸收热和氧化热，压力 $180kPa$ 、温度 $35.7^{\circ}C$ 。底部稀硝酸通过硝酸泵45进入第一酸吸收塔42上部，吸收塔塔板间装有冷却盘管通过低温闭路循环水移走吸收热和氧化热，底部酸浓度为 $26\%$ 的稀硝酸经循环酸泵46，通过循环酸冷却器（即第一循环冷却单元）冷却后进入酸塔下部第3层塔板上，在塔内经过3层塔盘回到塔底，稀硝酸形成循环，稀硝酸包含摩尔含量为 $81.5\%$ 的水、 $18.5\%$ 的硝酸、酸浓度， $44.3\%$ ，成品酸通过循环酸泵46送到稀硝酸中间槽7，经转化循环泵72进入转化塔中部。

[0105] 快冷器冷凝酸进入等温氧化塔塔底部，冷凝酸根据冷凝酸的浓度，通过冷凝酸泵21打入第一酸吸收塔42中上部上部相应浓度的塔盘。

[0106] 案例关键工艺数据对比表：

		案例 1	案例 2	案例 3	
[0107]	进等温氧化塔入口	NO <sub>x</sub> 浓度 (mol%)	94.8	10.9	19.8
		工况气量 (m <sup>3</sup> /h)	665	5346.5	2989.5
		N <sub>2</sub> 浓度 (mol%)	0	81.9	74.2
	酸吸收塔 A 入口	NO 氧化度 (%)	89.9	59.8	71.2
		NO <sub>2</sub> 浓度 (mol%)	30.2	5.9	10.9
		工况气量 (m <sup>3</sup> /h)	1944.4	5976.4	3943.7
		N <sub>2</sub> 浓度 (mol%)	58.6	82.6	77.1
		酸浓度 (%)	50.5	39.2	44.3
		等温氧化塔设备规格 (mm)	DN1600 H=18000	DN2600 H=21800	DN2200 H=21000
	[0108]	酸吸收塔 A 设备规格 (mm)	DN1800 H=26000	DN2800 H=30000	DN2400 H=28000
酸吸收塔 B 设备规格 (mm)		DN2800 H=26000	DN2800 H=30000	DN2800 H=28000	

[0109] 通过以上3个案例可以看出:氧化塔NO<sub>x</sub>浓度较高,可以有效促进NO 氧化为NO<sub>2</sub>进程。酸吸收塔NO<sub>2</sub>浓度较高,可以有效促进硝酸浓度的提高。由于采用了转化气作为原料气生产硝酸,使得硝酸工序中各设备内氧化氮气体中N<sub>2</sub>的浓度大幅降低,设备内气体流量大幅减少,设备体积减少投资大幅降低。

[0110] 本实用新型的目的在于针对上述常压法稀硝酸工艺目前实际运行当中存在的各种问题改进,提供一种硝酸盐生产中转化气制硝酸的制备系统,替代现在的传统硝酸盐生产常压法稀硝酸生产工艺。具体说是来自转化工序的氮氧化物(含少量水的高纯度NO<sub>x</sub>气体),经过等温氧化、吸收得到较高浓度的硝酸溶液产品,从而为后续硝酸盐生产工段提供较高浓度硝酸,减少转化反应硝酸溶液用量,从而大大减少蒸汽用量,实现节能降耗。主要解决硝酸盐生产中硝酸浓度低,尾气排放超标,能耗较高等问题。该方法对氮氧化物回收率达到99.5%以上,硝酸浓度>50%,大大节约后续蒸发蒸汽耗量,具有较高的经济效益和

社会环保效益。

[0111] 上文所列出一系列的详细说明仅仅是针对本实用新型的可行性实施方式的具体说明,它们并非用以限制本实用新型的保护范围,凡未脱离本实用新型技艺精神所作的等效实施方式或变更均应包含在本实用新型的保护范围之内。

[0112] 对于本领域技术人员而言,显然本实用新型不限于上述示范性实施例的细节,而且在不背离本实用新型的精神或基本特征的情况下,能够以其他的具体形式实现本实用新型。因此,无论从哪一点来看,均应将实施例看作是示范性的,而且是非限制性的,本实用新型的范围由所附权利要求而不是上述说明限定,因此旨在将落在权利要求的等同要件的含义和范围内的所有变化囊括在本实用新型内。不应将权利要求中的任何附图标记视为限制所涉及的权利要求。

[0113] 此外,应当理解,虽然本说明书按照实施方式加以描述,但并非每个实施方式仅包含一个独立的技术方案,说明书的这种叙述方式仅仅是为清楚起见,本领域技术人员应当将说明书作为一个整体,各实施例中的技术方案也可以经适当组合,形成本领域技术人员可以理解的其他实施方式。

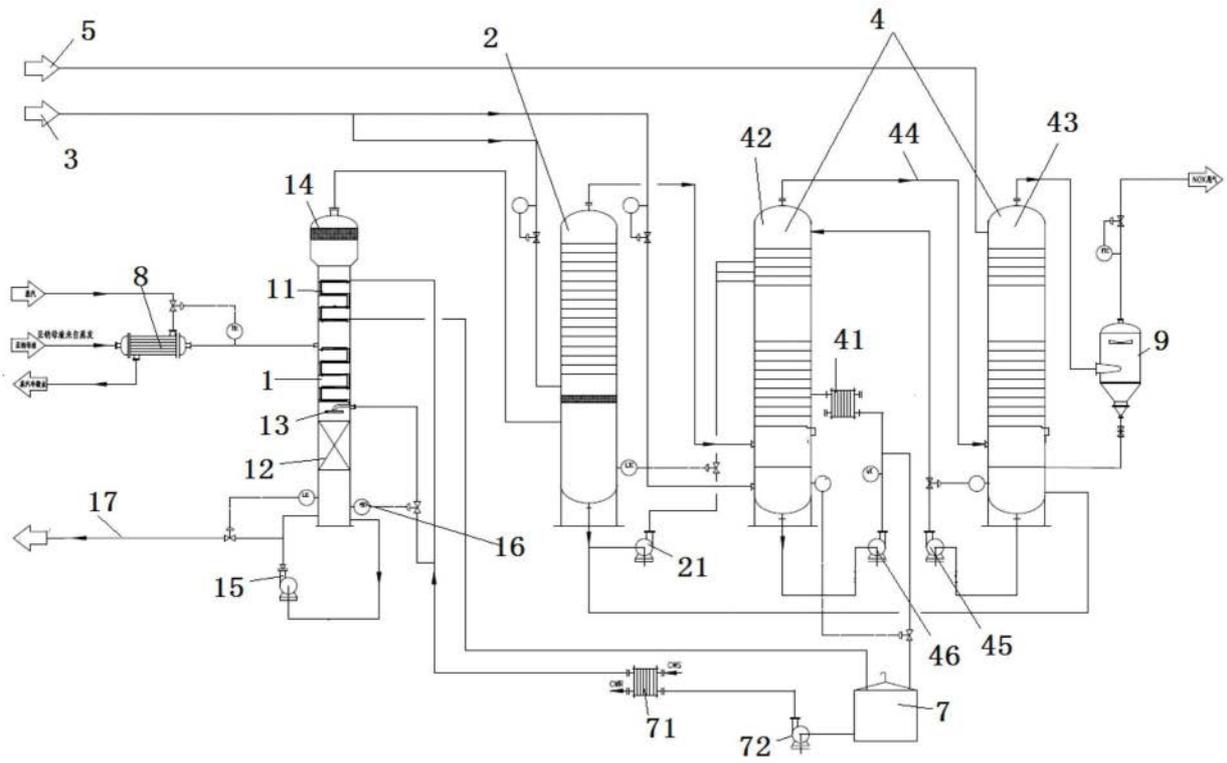


图1