



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 113772640 A

(43) 申请公布日 2021.12.10

(21) 申请号 202111112015.3

(22) 申请日 2021.09.18

(71) 申请人 贵州芭田生态工程有限公司

地址 550400 贵州省黔南布依族苗族自治州瓮安县工业园区

(72) 发明人 徐立明 杨东旭 刘祖钊 冯登位 国方贵

(74) 专利代理机构 北京超凡宏宇专利代理事务所(特殊普通合伙) 11463

代理人 王闯

(51) Int. Cl.

C01B 21/28 (2006.01)

C01B 21/40 (2006.01)

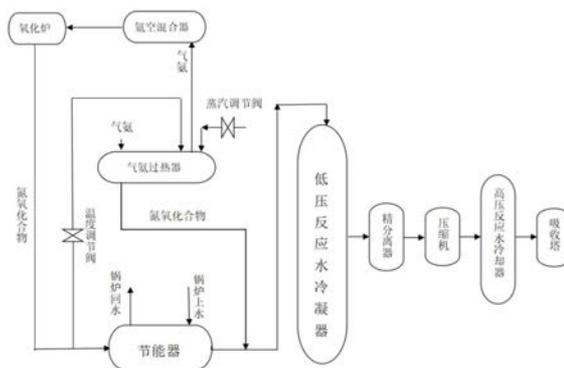
权利要求书2页 说明书10页 附图2页

(54) 发明名称

一种硝酸的生产方法及装置

(57) 摘要

一种硝酸的生产方法及装置,该方法为:原料液氨蒸发成气氨后进入气氨过热器,所述气氨与从氧化炉分流出的氮氧化物在所述气氨行过热器中进行换热,所述氮氧化物对所述气氨进行加热,所述气氨对所述氮氧化物进行冷却;加热后的所述气氨通过氨空混合器后进入氧化炉内反应生成所述的氮氧化物,所述氮氧化物分别通入所述气氨过热器和所述节能器;经所述气氨冷却后的所述氮氧化物与所述节能器冷却后的所述氮氧化物混合,并依次进入低压反应水冷凝器、精分离器、压缩机、高压反应水冷却器和吸收塔生产硝酸,不仅显著减小了蒸汽的消耗量、节约煤炭资源,而且提高资源利用率的同时提高了成品收率。



1. 一种硝酸的生产方法,其特征在于,包括以下步骤:

原料液氨蒸发成气氨后进入气氨过热器,所述气氨与从氧化炉分流出的氮氧化合物在所述气氨过热器中进行换热,所述氮氧化合物对所述气氨进行加热,所述气氨对所述氮氧化合物进行冷却;加热后的所述气氨通过氨空混合器后进入氧化炉内反应生成所述的氮氧化合物,所述氮氧化合物分别通入所述气氨过热器和节能器;经所述气氨冷却后的所述氮氧化合物与所述节能器冷却后的所述氮氧化合物混合,并依次进入低压反应水冷凝器、精分离器、压缩机、高压反应水冷却器和吸收塔生产硝酸。

2. 根据权利要求1所述的硝酸的生产方法,其特征在于,所述气氨过热器中所述氮氧化合物的温度通过对氧化炉分流出的氮氧化合物流量的调节进行调节;

优选的,所述氮氧化合物的流量通过温度调节阀进行调节;

优选的,所述氮氧化合物的流量为10000~25000m³/h。

3. 根据权利要求1所述的硝酸的生产方法,其特征在于,所述气氨过热器中所述氮氧化合物的温度为270~290℃。

4. 根据权利要求1所述的硝酸的生产方法,其特征在于,经所述气氨冷却后的所述氮氧化合物的温度为120~150℃;

优选的,所述节能器冷却后的所述氮氧化合物的温度为140~160℃;

优选的,经所述气氨冷却后的所述氮氧化合物与所述节能器冷却后的所述氮氧化合物混合后,将混合氮氧化合物的温度降低2~4℃。

5. 根据权利要求1所述的硝酸的生产方法,其特征在于,所述进入气氨过热器的所述气氨的温度为20~30℃;经所述氮氧化合物加热后的所述气氨的温度为100~120℃。

6. 根据权利要求1所述的硝酸的生产方法,其特征在于,所述氧化炉内反应生成所述的氮氧化合物经氧化炉内废热锅炉、氧化炉过热蒸汽段、换热设备尾气再热器处理后,再分别通入所述气氨过热器和所述节能器进行冷却;

优选的,所述氧化炉内反应生成所述的氮氧化合物经氧化炉内废热锅炉、氧化炉过热蒸汽段、换热设备尾气再热器处理后,所述氮氧化合物的温度为270~290℃;

优选的,所述节能器通过锅炉水冷却所述氮氧化合物。

7. 根据权利要求1所述的硝酸的生产方法,其特征在于,所述气氨过热器中先通入低压蒸汽,当气氨过热器中温度稳定后,将所述氮氧化合物通入所述气氨行过热器中,同时停止通入低压蒸汽。

8. 一种硝酸的生产装置,适用于权利要求1-7任一项所述的生产方法,其特征在于,包括节能器(1)、气氨过热器(2)、氨空混合器(6)、氧化炉(7)、低压反应水冷凝器(8)、精分离器(9)和压缩机(10)、高压反应水冷却器(11)和吸收塔(12);所述气氨过热器(2)、氨空混合器(6)和氧化炉(7)依次连接;所述节能器(1)、低压反应水冷凝器(8)、精分离器(9)、压缩机(10)、高压反应水冷却器(11)和吸收塔(12)依次连接;

所述氧化炉(7)连接至所述节能器(1)的入口处;

所述节能器(1)入口前设置第一管道(3),所述节能器(1)出口处设置第二管道(4);所述节能器(1)分别通过所述第一管道(3)和所述第二管道(4)连接至气氨过热器(2)的进气口和出气口。

9. 根据权利要求8所述装置,其特征在于,所述第一管道(3)上设置温度调节阀(5)。

10. 根据权利要求8所述装置,其特征在於,所述气氨过热器的进气口连接至蒸汽调节阀(13)。

一种硝酸的生产方法及装置

技术领域

[0001] 本发明涉及硝酸生产领域,具体而言,涉及一种硝酸的生产方法及装置。

背景技术

[0002] 目前,生产稀硝酸多采用双加压法,由界区来的原料液氨经蒸发后需经过气氨过热器进行加热气氨,其目的是防止气氨带液导致氧化炉内氨空气体混合不均匀,造成铂网受热不均损坏严重,或在某一个瞬间导致氨空比过高而造成联锁停机。但是,现有的气氨过热工艺通常是将低压蒸汽(0.69MPa·G,168℃)通入气氨过热器中对气氨进行加热,采用低压蒸汽过热导致了蒸汽的消耗量过大,增加环保压力,在硝酸生产过程中低压蒸汽每天的用量约160吨,提升负荷才能满足生产需求,因此会消耗大量的煤炭资源。

[0003] 双加压法工艺中采用节能器中循环锅炉水来降低氮氧化合物的温度,降温后的氮氧化物降低后的温度不够理想,达不到所需温度要求,导致低压反应水冷凝器底部的温度和压缩机入口处的温度偏高,不仅存在热源浪费,还给后续冷却过程增加负荷,大大增加了低压反应水冷凝器所需的循环水量,并且经压缩机压缩后的氮氧化物气体因基础温度高,进一步引起高压反应水冷却器出口处氮氧化合物的温度偏高。除此之外,进入吸收塔的氮氧化物温度高会造成吸收效率降低,导致能源消耗大,影响成品收率。

[0004] 有鉴于此,特提出本发明。

发明内容

[0005] 本发明的目的在于提供一种硝酸的生产方法,该方法采用氧化炉中产生的氮氧化物替代低压蒸汽,通入气氨过热器中进行换热,在氮氧化物对气氨进行加热的同时,气氨对氮氧化物进行了冷却,不仅显著减小了蒸汽的消耗量、降低环保压力、节约煤炭资源,而且气氨有效降低了氮氧化合物的温度,进一步降低了低压反应水冷凝器底部的温度和压缩机入口处的温度,大大节约了低压反应水冷凝器中循环水的用量,在提高资源利用率的同时提高了成品收率。

[0006] 本发明的另一目的在于提供一种硝酸的生产装置,在不改变原有双加压法设备和功能的前提下,大大减小了蒸汽的消耗量、降低环保压力、节约煤炭资源,不仅有效利用了工艺过程中产生的热源资源,而且减少了低压反应水冷凝器中循环水的用量。

[0007] 本发明是这样实现的:

[0008] 一种硝酸的生产方法,原料液氨蒸发成气氨后进入气氨过热器,所述气氨与从氧化炉分流出的氮氧化物在所述气氨行过热器中进行换热,所述氮氧化物对所述气氨进行加热,所述气氨对所述氮氧化物进行冷却;加热后的所述气氨通过氨空混合器后进入氧化炉内反应生成所述的氮氧化物,所述氮氧化物分别通入所述气氨过热器和节能器;经所述气氨冷却后的所述氮氧化物与所述节能器冷却后的所述氮氧化物混合,并依次进入低压反应水冷凝器、精分离器、压缩机、高压反应水冷却器和吸收塔生产硝酸。

[0009] 本发明方法采用氧化炉中产生的氮氧化物替代低压蒸汽,通入气氨过热器中进

行换热,在氮氧化物对气氨进行加热的同时,气氨对氮氧化物进行了冷却,不仅显著减小了蒸汽的消耗量、降低环保压力、节约煤炭资源,而且气氨有效降低了氮氧化物的温度,进一步降低了低压反应水冷凝器底部的温度和压缩机入口处的温度,大大节约了低压反应水冷凝器中循环水的用量,在提高资源利用率的同时提高了成品收率。

[0010] 所述气氨过热器中所述氮氧化物的温度通过对氧化炉分流出的氮氧化物流量的调节进行调节;根据实际需要,通过对氮氧化物流量的调节控制气氨过热器中加热温度,操作简单,易于控制。

[0011] 优选的,所述氮氧化物的流量通过温度调节阀进行调节;

[0012] 优选的,所述氮氧化物的流量为 $10000\sim 25000\text{m}^3/\text{h}$,此范围的流量能够将气氨的温度加热到标准范围 $100\sim 120^\circ\text{C}$ 。

[0013] 所述气氨过热器中所述氮氧化物的温度为 $270\sim 290^\circ\text{C}$ 。

[0014] 经所述气氨冷却后的所述氮氧化物的温度为 $120\sim 150^\circ\text{C}$;

[0015] 优选的,所述节能器冷却后的所述氮氧化物的温度为 $140\sim 160^\circ\text{C}$;

[0016] 优选的,经所述气氨冷却后的所述氮氧化物与所述节能器冷却后的所述氮氧化物混合后,将混合氮氧化物的温度降低 $2\sim 4^\circ\text{C}$ 。通常要达到冷却 $2\sim 4^\circ\text{C}$ 温度则必须增加循环水流量,而本发明无需增加循环水流量就能够将混合氮氧化物的温度降低 $2\sim 4^\circ\text{C}$,在减少低压反应水冷凝器循环水量的同时,氮氧化物的基础温度降低将压缩机入口处的温度降低约 10°C ,进而使低压反应水冷凝器中形成的中的冷凝酸温度下降 $5\sim 8^\circ\text{C}$,满足了生产工艺的需求值,将夏季原工艺生产得到的硝酸温度从 47°C 降低为 39°C 左右,有效降低了硝酸的温度,消除了高温隐患,避免了系统联锁停机的风险。原理如下:

[0017] 当氮氧化物温度降低 3°C 时,会导致低压反应水冷凝器中由水蒸气冷凝得到的水的水量增加,从而形成的稀硝酸量增加,这就促进了 $2\text{NO}+\text{O}_2=2\text{NO}_2+\text{Q}$ 放热反应的进行,从而在低压反应水冷凝器的漂白部分阻止了此放热反应的进行,降低了热能的产出,使冷凝酸的温度下降 $5\sim 8^\circ\text{C}$ 。

[0018] 当 $2\text{NO}+\text{O}_2=2\text{NO}_2+\text{Q}$ 在冷却阶段进行后再次进入精分离器中,减少了NO转化成 NO_2 产生的热能,同时减少了雾状硝酸的生产,进一步减缓了NO转化成 NO_2 的反应,减少反应热,使压缩机入口处的温度降低约 10°C ,同时避免了压缩机带液导致喘振停机。

[0019] 所述进入气氨过热器的所述气氨的,温度为 $20\sim 30^\circ\text{C}$;经所述氮氧化物加热后的所述气氨的温度为 $100\sim 120^\circ\text{C}$ 。

[0020] 所述氧化炉内反应生成所述的氮氧化物经氧化炉内废热锅炉、氧化炉过热蒸汽段、换热设备尾气再热器处理后,再分别通入所述气氨过热器和所述节能器进行冷却;

[0021] 氮氧化物先经氧化炉内废热锅炉进行预降温,然后进入氧化炉过热蒸汽段进行二次降温,氮氧化物经二次降温后从 $860\sim 880^\circ\text{C}$ 降低到 $400\sim 430^\circ\text{C}$,然后温度为 $400\sim 430^\circ\text{C}$ 的氮氧化物再进入换热设备尾气再热器,氮氧化物与吸收处理后的尾气进行换热,换热后的氮氧化物的温度降至 $270\sim 290^\circ\text{C}$,温度为 $270\sim 290^\circ\text{C}$ 的氮氧化物通入所述气氨过热器和所述节能器进行冷却。

[0022] 优选的,所述氧化炉内反应生成所述的氮氧化物经氧化炉内废热锅炉、氧化炉过热蒸汽段、换热设备尾气再热器处理后,所述氮氧化物的温度为 $270\sim 290^\circ\text{C}$;

[0023] 优选的,所述节能器通过锅炉水冷却所述氮氧化物。

[0024] 所述气氨过热器中先通入低压蒸汽,当气氨过热器中温度稳定后,将所述氮氧化合物通入所述气氨行过热器中,同时停止通入低压蒸汽。

[0025] 一种硝酸的生产装置,包括节能器、气氨过热器、氨空混合器、氧化炉、低压反应水冷凝器、精分离器和压缩机、高压反应水冷却器和吸收塔;所述气氨过热器、氨空混合器和氧化炉依次连接;所述节能器、低压反应水冷凝器、精分离器、压缩机、高压反应水冷却器和吸收塔依次连接;

[0026] 所述氧化炉连接至所述节能器的入口处;

[0027] 所述节能器入口前设置第一管道,所述节能器出口处设置第二管道;所述节能器分别通过所述第一管道和所述第二管道连接至气氨过热器的进气口和出气口。

[0028] 优选的,第一管道和第二管道的规格为 $\phi 250$,材质为304L或316L。

[0029] 所述第一管道上设置温度调节阀。

[0030] 所述气氨过热器的进气口连接至蒸汽调节阀。

[0031] 一种硝酸的生产方法,具体过程为:

[0032] 原料液氨蒸发成气氨,气氨温度为 $20\sim 30^{\circ}\text{C}$,所述气氨进入气氨过热器,所述气氨过热器中先通入 $0.69\text{Mpa}\cdot\text{G}$, 168°C 的低压蒸汽过热,当气氨过热器中温度稳定后,将从氧化炉分流出的温度为 $270\sim 290^{\circ}\text{C}$ 的氮氧化合物通入所述气氨行过热器中,同时停止通入低压蒸汽,用氮氧化合物替代低压蒸汽加热气氨;在气氨行过热器中,温度为 $20\sim 30^{\circ}\text{C}$ 的所述气氨与从氧化炉分流出的温度为 $270\sim 290^{\circ}\text{C}$ 的氮氧化合物进行换热,所述氮氧化合物将所述气氨加热至 $100\sim 120^{\circ}\text{C}$,同时所述气氨将所述氮氧化合物冷却至 $120\sim 150^{\circ}\text{C}$;

[0033] 加热后温度为 $100\sim 120^{\circ}\text{C}$ 的所述气氨进入氨空混合器与空气混合,气氨和空气的混合气体被自上而下送入氧化炉内并均匀分布于铂网上,发生氧化反应,生成所述的氮氧化合物,并释放热量,氧化炉内发生反应为:

[0034] $4\text{NH}_3+5\text{O}_2=4\text{NO}+6\text{H}_2\text{O}+\text{Q}$;

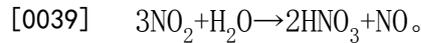
[0035] 反应释放出的热量将氮氧化合物(NO)温度升高至 $860\sim 880^{\circ}\text{C}$,温度为 $860\sim 880^{\circ}\text{C}$ 的氮氧化合物(NO)先经氧化炉内废热锅炉进行预降温,然后进入氧化炉过热蒸汽段进行二次降温,氮氧化合物经二次降温后从 $860\sim 880^{\circ}\text{C}$ 降低到 $400\sim 430^{\circ}\text{C}$,然后温度为 $400\sim 430^{\circ}\text{C}$ 的氮氧化合物再进入换热设备尾气再热器,氮氧化合物与吸收处理后的尾气进行换热,换热后的氮氧化合物的温度降至 $270\sim 290^{\circ}\text{C}$;

[0036] 上述温度降为 $270\sim 290^{\circ}\text{C}$ 的氮氧化合物(NO)分别通入所述气氨过热器和所述节能器,进入气氨过热器中的氮氧化合物(NO)与气氨继续进行换热,进入节能器中的氮氧化合物(NO)通过锅炉水进行冷却;经所述气氨冷却后的温度为 $120\sim 150^{\circ}\text{C}$,所述氮氧化合物(NO)从气氨过热器中流出,与所述节能器冷却后的温度为 $140\sim 160^{\circ}\text{C}$ 的氮氧化合物(NO)混合,其中,经所述气氨冷却后的所述氮氧化合物(NO)的温度比所述节能器冷却后的所述氮氧化合物(NO)的温度低,因此,两路氮氧化合物(NO)混合后,能够将混合氮氧化合物的温度降低 $2\sim 4^{\circ}\text{C}$,随着温度的降低,混合氮氧化合物中的NO被氧化为 NO_2 ,为放热反应,化学反应式为:

[0037] $2\text{NO}+\text{O}_2=2\text{NO}_2+\text{Q}$;

[0038] 混合氮氧化合物(NO_2)进入低压反应水冷凝器进行冷却,同时部分 NO_2 与低压反应水冷凝器中的水反应生成质量浓度为 $40\%\sim 50\%$ 的稀硝酸,酸气混合物经分离后的稀硝酸

进入吸收塔9~21层相应浓度的塔板上,分离后的氮氧化物进入精分离器去除气体中带的酸雾,分离得到的氮氧化物气体进入压缩机压缩至1.0~1.2MPa,压缩后进入高压反应水冷却器中进一步冷却,冷却后进入吸收塔的底部,在吸收塔塔板上,NO₂被水吸收生成质量浓度为62%~68%的硝酸,化学反应为:



[0040] 本发明是对现有的双加压法生产硝酸工艺中的气氨过热环节做出改进,除气氨过热环节外其它生产硝酸的工艺流程均与现有技术相同。

[0041] 本发明的有益效果主要在于:

[0042] (1) 本发明硝酸的生产方法采用氧化炉中产生的氮氧化物替代低压蒸汽,通入气氨过热器中进行换热,在氮氧化物对气氨进行加热的同时,气氨对氮氧化物进行了冷却,不仅显著减小了蒸汽的消耗量、降低环保压力、节约煤炭资源,而且气氨有效降低了氮氧化物的温度,进一步降低了低压反应水冷凝器底部的温度和压缩机入口处的温度,大大节约了低压反应水冷凝器中循环水的用量,在提高资源利用率的同时提高了成品收率。

[0043] (2) 本发明方法中,经气氨冷却后的所述氮氧化物的温度比节能器冷却后的氮氧化物的温度低,从气氨过热器和节能器中的两路氮氧化物混合后,将混合氮氧化物的温度降低了2~4℃,在减少低压反应水冷凝器循环水量的同时,氮氧化物的基础温度降低将压缩机入口处的温度降低降低约10℃,进而使低压反应水冷凝器中的冷凝酸温度下降5-8℃,满足了生产工艺的需求值,将夏季原工艺生产得到的硝酸温度从47℃降低为39℃左右,有效降低了硝酸的温度,消除了高温隐患,避免了系统联锁停机的风险。

[0044] (3) 本发明的装置,在不改变原有双加压法设备和功能的前提下,在节能器入口前和出口处分别设置分支管道,并设置温度调节阀,将氧化炉中氮氧化物分流进入气氨过热器中气氨进行加热,同时对氮氧化物进行降温,大大减小了蒸汽的消耗量、降低环保压力、节约煤炭资源,不仅有效利用了工艺过程中产生的热源资源,而且减少了低压反应水冷凝器中循环水的用量。

附图说明

[0045] 为了更清楚地说明本发明实施例的技术方案,下面将对实施例中所需要使用的附图作简单地介绍,应当理解,以下附图仅示出了本发明的某些实施例,因此不应被看作是对范围的限定,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动的前提下,还可以根据这些附图获得其他相关的附图。

[0046] 图1为本发明硝酸的生产方法的工艺流程图。

[0047] 图2为本发明硝酸的生产装置的结构图。

[0048] 图中,1、节能器,2、气氨过热器,3、第一管道,4、第二管道,5、温度调节阀,6、氨空混合器,7、氧化炉,8、低压反应水冷凝器,9、精分离器,10、压缩机,11、高压反应水冷却器,12、吸收塔,13、蒸汽调节阀。

具体实施方式

[0049] 下面将结合实施例对本发明的实施方案进行详细描述,但是本领域技术人员将会

理解,下列实施例仅用于说明本发明,而不应视为限制本发明的范围。实施例中未注明具体条件者,按照常规条件或制造商建议的条件进行。所用试剂或仪器未注明生产厂商者,均为可以通过市购获得的常规产品。

[0050] 实施例1

[0051] 如图2所示,一种硝酸的生产装置,该装置包括节能器1、气氨过热器2、氨空混合器6、氧化炉7、低压反应水冷凝器8、精分离器9和压缩机10、高压反应水冷却器11和吸收塔12;所述气氨过热器2、氨空混合器6和氧化炉7依次连接;所述节能器1、低压反应水冷凝器8、精分离器9、压缩机10、高压反应水冷却器11和吸收塔12依次连接;所述氧化炉7连接至所述节能器的入口处;

[0052] 所述节能器1入口前设置第一管道3,所述节能器1出口处设置第二管道4;所述节能器1分别通过所述第一管道3和所述第二管道4连接至气氨过热器的进气口和出气口。所述第一管道3上设置温度调节阀5。所述气氨过热器的进气口连接至蒸汽调节阀13。

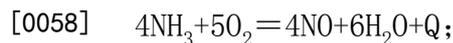
[0053] 第一管道3和第二管4的规格为 $\phi 250$,材质为304L。

[0054] 实施例2

[0055] 如图1所示,实施例1所述的装置用于硝酸的生产方法为:

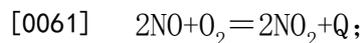
[0056] 原料液氨蒸发成气氨,气氨温度为 30°C ,所述气氨进入气氨过热器,所述气氨过热器中先通入 $0.69\text{Mpa}\cdot\text{G}$, 168°C 的低压蒸汽过热,当气氨过热器中温度稳定后,将从氧化炉分流出的温度为 290°C 的氮氧化物通入所述气氨行过热器中,同时停止通入低压蒸汽,用流量为 $25000\text{m}^3/\text{h}$ 的氮氧化物替代低压蒸汽加热气氨;在气氨过热器中,温度为 30°C 的所述气氨与从氧化炉分流出的温度为 290°C 的氮氧化物进行换热,所述氮氧化物将所述气氨加热至 100°C ,同时所述气氨将所述氮氧化物冷却至 150°C ;

[0057] 加热后温度为 100°C 的所述气氨进入氨空混合器与空气混合,气氨和空气的混合气体被自上而下送入氧化炉内并均匀分布于铂网上,发生氧化反应,生成所述的氮氧化物,并释放热量,氧化炉内发生反应为:



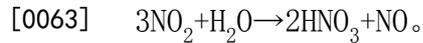
[0059] 反应释放出的热量将氮氧化物(NO)温度升高至 860°C ,温度为 860°C 的氮氧化物(NO)先经氧化炉内废热锅炉进行预降温,然后进入氧化炉过热蒸汽段进行二次降温,氮氧化物经二次降温后从 860°C 降低到 400°C ,然后温度为 400°C 的氮氧化物再进入换热设备尾气再热器,氮氧化物与吸收处理后的尾气进行换热,换热后的氮氧化物的温度降至 270°C ;

[0060] 上述温度降为 270°C 的氮氧化物(NO)分别通入所述气氨过热器和所述节能器,进入气氨过热器中的氮氧化物(NO)与气氨继续进行换热,进入节能器中的氮氧化物(NO)通过锅炉水进行冷却;经所述气氨冷却后的温度为 150°C ,所述氮氧化物(NO)从气氨过热器中流出,与所述节能器冷却后的温度为 160°C 所述氮氧化物(NO)混合,因此,两路氮氧化物(NO)混合后,能够将混合氮氧化物的温度降低 2°C ,随着温度的降低,混合氮氧化物中的NO被氧化为 NO_2 ,并放出热量,化学反应式为:



[0062] 温度为 168°C 的混合氮氧化物(NO_2)进入低压反应水冷凝器进行冷却,低压反应水冷凝器中循环水的用量为 $2700\text{m}^3/\text{h}$,同时部分 NO_2 与低压反应水冷凝器中的水反应生成质

量浓度为45%稀硝酸,酸气混合物经分离后的稀硝酸进入吸收塔9~21层相应浓度的塔板上,分离后的氮氧化物进入精分离器中去除气体中带的酸雾,分离得到的氮氧化物气体进入压缩机进行压缩,压缩机入口的温度为58℃,压缩至1.0MPa,经压缩机压缩后的氮氧化物温度185℃,进入高压反应水冷却器中进一步冷却,冷却后进入吸收塔的底部,在吸收塔塔板上, NO_2 被脱盐水吸收生成质量浓度为64%的硝酸,化学反应为:

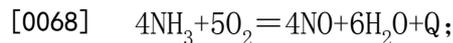


[0064] 实施例3

[0065] 如图1所示,实施例1所述的装置用于硝酸的生产方法为:

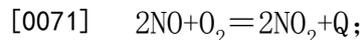
[0066] 原料液氨蒸发成气氨,气氨温度为20℃,所述气氨进入气氨过热器,所述气氨过热器中先通入0.69Mpa·G,168℃的低压蒸汽过热,当气氨过热器中温度稳定后,将从氧化炉分流出的温度为280℃的氮氧化物通入所述气氨行过热器中,同时停止通入低压蒸汽,用流量为10000m³/h的氮氧化物替代低压蒸汽加热气氨;在气氨行过热器中,温度为20℃的所述气氨与从氧化炉分流出的温度为280℃的氮氧化物进行换热,所述氮氧化物将所述气氨加热至120℃,同时所述气氨将所述氮氧化物冷却至140℃;

[0067] 加热后温度为120℃的所述气氨进入氨空混合器与空气混合,气氨和空气的混合气体被自上而下送入氧化炉内并均匀分布于铂网上,发生氧化反应,生成所述的氮氧化物,并释放热量,氧化炉内发生反应为:

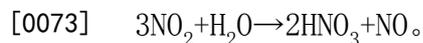


[0069] 反应释放出的热量将氮氧化物(NO)温度升高至870℃,温度为870℃的氮氧化物(NO)经先经氧化炉内废热锅炉进行预降温,然后进入氧化炉过热蒸汽段进行二次降温,氮氧化物经二次降温后从870℃降低到430℃,然后温度为430℃的氮氧化物再进入换热设备尾气再热器,氮氧化物与吸收处理后的尾气进行换热,换热后的氮氧化物的温度降至280℃;

[0070] 上述温度降为280℃的氮氧化物(NO)分别通入所述气氨过热器和所述节能器,进入气氨过热器中的氮氧化物(NO)与气氨继续进行换热,进入节能器中的氮氧化物(NO)通过锅炉水进行冷却;经所述气氨冷却后的温度为140℃,所述氮氧化物(NO)从气氨过热器中流出,与所述节能器冷却后的温度为160℃所述氮氧化物(NO)混合,因此,两路氮氧化物(NO)混合后,能够将混合氮氧化物的温度降低3℃,随着温度的降低,混合氮氧化物中的NO被氧化为 NO_2 ,并放出热量,化学反应式为:



[0072] 温度为137℃的混合氮氧化物(NO_2)进入低压反应水冷凝器进行冷却,低压反应水冷凝器中循环水的用量为2200m³/h,同时部分 NO_2 与低压反应水冷凝器中的水反应生成浓度为40%稀硝酸,酸气混合物经分离后的稀硝酸进入吸收塔9~21层相应浓度的塔板上,分离后的氮氧化物进入精分离器中去除气体中带的酸雾,分离得到的氮氧化物气体,进入压缩机进行压缩,压缩机入口的温度为58℃,压缩至1.1MPa,经压缩机压缩后的氮氧化物温度181℃,进入高压反应水冷却器中进一步冷却,冷却后进入吸收塔的底部,在吸收塔塔板上, NO_2 被脱盐水吸收生成质量浓度为62%的硝酸,化学反应为:

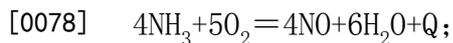


[0074] 实施例4

[0075] 如图1所示,实施例1所述的装置用于硝酸的生产方法为:

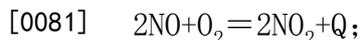
[0076] 原料液氨蒸发成气氨,气氨温度为25℃,所述气氨进入气氨过热器,所述气氨过热器中先通入0.69Mpa·G,168℃的低压蒸汽过热,当气氨过热器中温度稳定后,将从氧化炉分流出的温度为270℃的氮氧化合物通入所述气氨行过热器中,同时停止通入低压蒸汽,用20000m³/h氮氧化合物替代低压蒸汽加热气氨;在气氨行过热器中,温度为25℃的所述气氨与从氧化炉分流出的温度为270℃的氮氧化合物进行换热,所述氮氧化合物将所述气氨加热至110℃,同时所述气氨将所述氮氧化合物冷却至120℃;

[0077] 加热后温度为110℃的所述气氨进入氨空混合器与空气混合,气氨和空气的混合气体被自上而下送入氧化炉内并均匀分布于铂网上,发生氧化反应,生成所述的氮氧化合物,并释放热量,氧化炉内发生反应为:

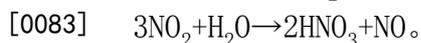


[0079] 反应释放出的热量将氮氧化合物(NO)温度升高至880℃,温度为880℃的氮氧化合物(NO)先经氧化炉内废热锅炉进行预降温,然后进入氧化炉过热蒸汽段进行二次降温,氮氧化合物经二次降温后从880℃降低到420℃,然后温度为420℃的氮氧化合物再进入换热设备尾气再热器,氮氧化合物与吸收处理后的尾气进行换热,换热后的氮氧化合物的温度降至290℃;

[0080] 上述温度降为290℃的氮氧化合物(NO)分别通入所述气氨过热器和所述节能器,进入气氨过热器中的氮氧化合物(NO)与气氨继续进行换热,进入节能器中的氮氧化合物(NO)通过锅炉水进行冷却;经所述气氨冷却后的温度为120℃,所述氮氧化合物(NO)从气氨过热器中流出,与所述节能器冷却后的温度为140℃所述氮氧化合物(NO)混合,因此,两路氮氧化合物(NO)混合后,能够将混合氮氧化合物的温度降低3℃,随着温度的降低,混合氮氧化合物中的NO被氧化为NO₂,并放出热量,化学反应式为:



[0082] 温度为146℃的混合氮氧化合物(NO₂)进入低压反应水冷凝器进行冷却,低压反应水冷凝器中循环水的用量为2000m³/h,同时部分NO₂与低压反应水冷凝器中的水反应生成质量浓度为50%稀硝酸,酸气混合物经分离后的稀硝酸进入吸收塔9~21层相应浓度的塔板上,分离后的氮氧化合物进入精分离器中进行去除气体中带的酸雾,分离得到的氮氧化合物气体进入压缩机进行压缩,压缩机入口的温度为59℃,压缩至1.0MPa,经压缩机压缩后的氮氧化合物温度183℃,进入高压反应水冷却器中进一步冷却,冷却后进入吸收塔的底部,在吸收塔塔板上,NO₂被脱盐吸收生成质量浓度为68%的硝酸,化学反应为:



[0084] 对比例1

[0085] 本对比例与实施例2的区别在于没有将氮氧化合物通入气氨行过热器中与气氨进行换热,全程都采用0.69Mpa·G、温度为168℃的低压蒸汽对气氨进行加热,从氧化炉中流出的氮氧化合物全部通入节能器进行降温冷却,没有分流至气氨行过热器中与气氨进行换热,具体为:

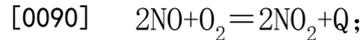
[0086] 原料液氨蒸发成气氨,气氨温度为30℃,所述气氨进入气氨过热器,所述气氨过热器中通入0.69Mpa·G、温度为168℃的低压蒸汽对气氨加热至100℃,加热后温度为100℃的所述气氨进入氨空混合器与空气混合,气氨和空气的混合气体进入氧化炉内发生反应,生

成所述的氮氧化合物,并释放热量,氧化炉内发生反应为:

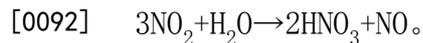


[0088] 反应释放出的热量将氮氧化合物(NO)温度升高至860℃,温度为860℃的氮氧化合物(NO)经先经氧化炉内废热锅炉进行预降温,然后进入氧化炉过热蒸汽段进行二次降温,氮氧化合物经二次降温后从860℃降低到400℃,然后温度为400℃的氮氧化合物再进入换热设备尾气再热器,氮氧化合物与吸收处理后的尾气进行换热,换热后的氮氧化合物的温度降至270℃;

[0089] 上述温度降为270℃的氮氧化合物(NO)通入节能器通过锅炉水进行冷却,随着温度的降低,混合氮氧化合物中的NO被氧化为NO₂,为放热反应,化学反应式为:



[0091] 温度为170℃的氮氧化合物(NO₂)进入低压反应水冷凝器进行冷却,低压反应水冷凝器中循环水的用量为2800m³/h,同时部分NO₂与低压反应水冷凝器中的水反应生成质量浓度为45%稀硝酸,酸气混合物经分离后的稀硝酸进入吸收塔9~21层相应浓度的塔板上,分离后的氮氧化合物进入精分离器中去除气体中带的酸雾,分离得到的氮氧化合物气体进入压缩机进行压缩,压缩机入口的温度为68℃,压缩至1.0MPa,经压缩机压缩后的氮氧化合物温度193℃,进入高压反应水冷却器中进一步冷却,冷却后进入吸收塔的底部,在吸收塔塔板上,NO₂被脱盐水吸收生成质量浓度为64%的硝酸,化学反应为:



[0093] 将实施例2-实施例4与上述工艺(即现有工艺)消耗指标进行对比,结果如表1所示:

[0094] 表1

消耗指标	实施例 2	实施例 3	实施例 4	现有工艺
气氨温度 (°C)	30	20	25	30
加热后气氨温度 (°C)	100	120	110	100
氧化炉温度 (°C)	860	870	880	860
节能器入口处氮氧化合物的温度 (°C)	270	280	290	270
节能器出口后混合氮氧化合物的温度 (°C)	168	137	146	170
低压反应水冷凝器中稀硝酸浓度 (%)	45%	40%	50%	45%
低压反应水冷凝器中稀硝酸温度 (°C)	42	39	40	47
压缩机入口温度 (°C)	58	58	59	68
压缩机排气温度 (°C)	185	181	183	193
循环水流量 (m ³ /h)	2700	2200	2000	2800
蒸汽流量 (m ³ /h)	0	0	0	3.6

[0096] 由上表可知,本发明利用氮氧化物代替低压蒸汽加热气氨,不仅大大节约了蒸汽,每小时节约3.6m³蒸汽,显著降低能源消耗,而且低压反应水冷凝器的吸收效果更好,降低了压缩机入口处的温度,降低了整个低压反应水冷凝器的冷却负荷,还减少了低压反应水冷凝器中的循环水量,同时还降低了低压反应水冷凝器底部形成的稀硝酸温度,将稀硝酸温度降低5°C。因此,本发明方法采用氧化炉中产生的氮氧化物替代低压蒸汽,通入气氨过热器中进行换热,在氮氧化物对气氨进行加热的同时,气氨对氮氧化物进行了冷却,不仅显著减小了蒸汽的消耗量、降低环保压力、节约煤炭资源,而且气氨有效降低了氮氧化合物的温度,进一步降低了低压反应水冷凝器底部的温度和压缩机入口处的温度,大大节约了低压反应水冷凝器中循环水的用量,在提高资源利用率的同时提高了成品收率。

[0097] 综上所述,本发明硝酸的生产方法采用氧化炉中产生的氮氧化物替代低压蒸汽,通入气氨过热器中进行换热,在氮氧化物对气氨进行加热的同时,气氨对氮氧化物进行了冷却,不仅显著减小了蒸汽的消耗量、降低环保压力、节约煤炭资源,而且气氨有效降低了氮氧化合物的温度,进一步降低了低压反应水冷凝器底部的温度和压缩机入口处的温度,大大节约了低压反应水冷凝器中循环水的用量,在提高资源利用率的同时提高了成品收率。

[0098] 以上所述仅为本发明的优选实施例而已,并不用于限制本发明,对于本领域的技术人员来说,本发明可以有各种更改和变化。凡在本发明的精神和原则之内,所作的任何修改、等同替换、改进等,均应包含在本发明的保护范围之内。

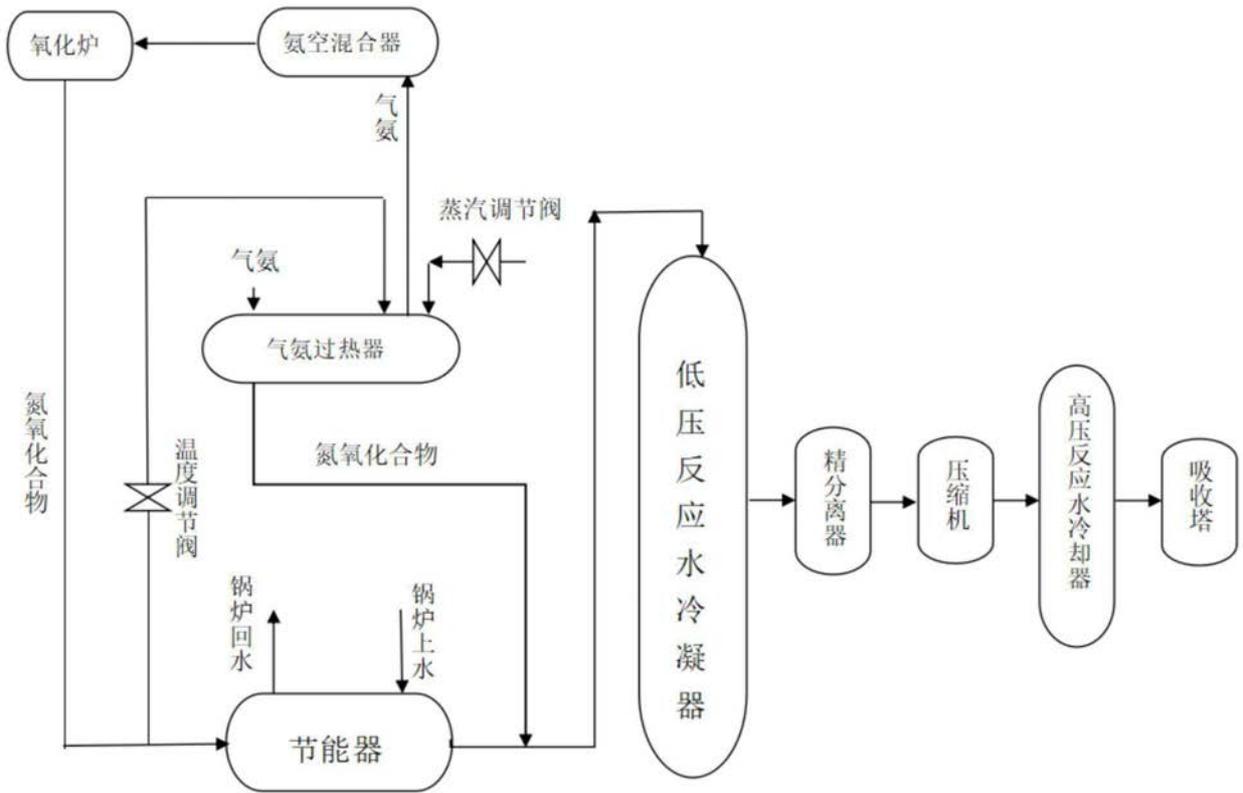


图1

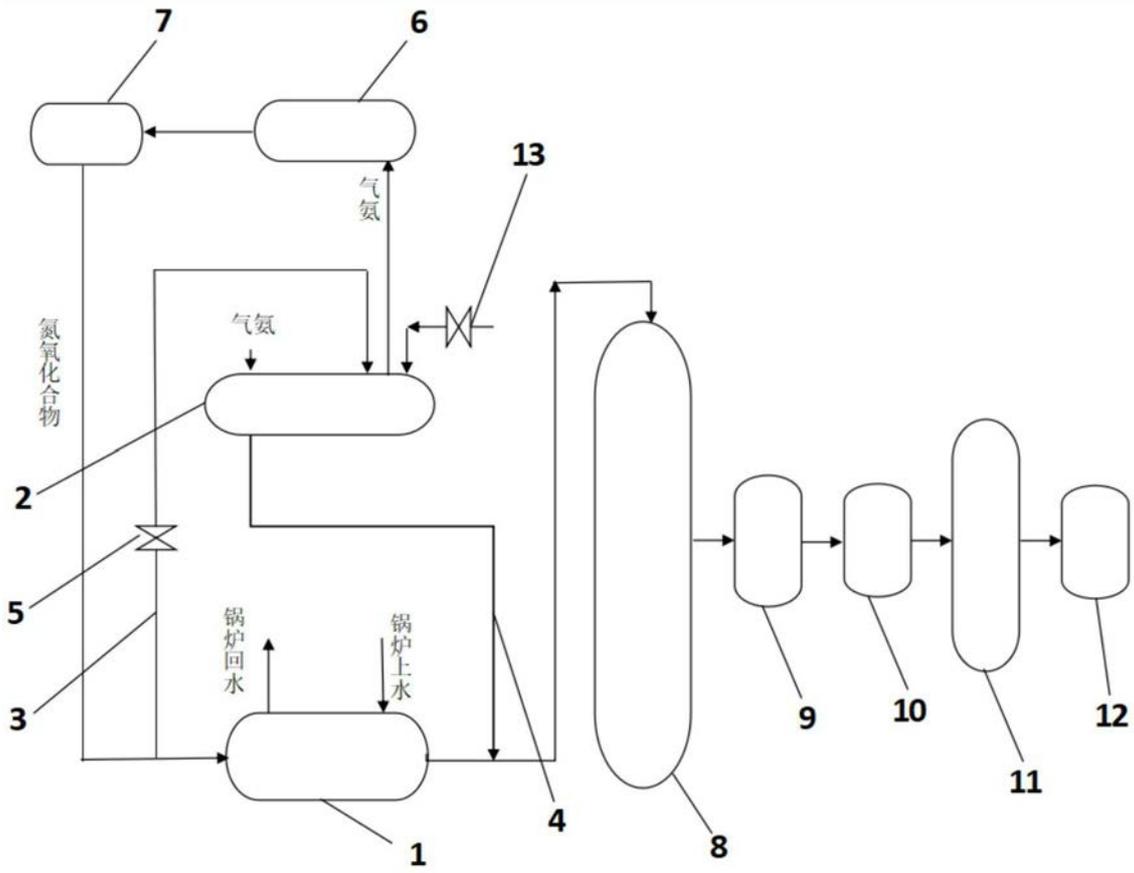


图2