(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 111495120 A
(43)申请公布日 2020.08.07

(21)申请号 202010328166.1

(22)申请日 2020.04.23

(71)申请人 西安三瑞实业有限公司
地址 710077 陕西省西安市高新区沣惠南路18号唐沣国际广场D座7层

(72)发明人 魏超 何建祥 何方 张纪刚 齐涛

(74)专利代理机构 西安通大专利代理有限责任公司 61200
代理人 姚咏华

(51)Int.Cl.
B01D 53/18(2006.01)
B01D 53/26(2006.01)

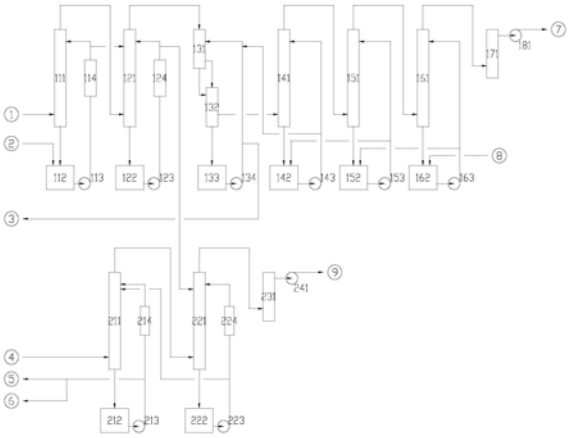
权利要求书2页 说明书14页 附图1页

(54)发明名称

基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统及方法

(57)摘要

本发明公开了一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统及方法，包括至少两级酸洗装置、两级气体吸收装置、两级水洗装置和两个除雾装置；酸洗装置中第一级酸洗装置与酸化尾气管道连通，各级依次连通，末级酸洗装置分别连通至气体吸收装置和第二级酸洗装置；气体吸收装置分别连通氢氟酸管道和水洗装置；第二级酸洗装置与焙烧尾气管道连通，末级酸洗装置连通除雾装置；各级水洗装置依次连通，末级水洗装置分别连通除雾装置和水管道，第一级水洗循环泵连通第一级气体吸收装置。本发明系统回收得到的氢氟酸浓度和硫酸浓度更高，避免了尾气中携带的粉尘易堵塞换热器，提高了稀土的资源利用率，降低了设备投资。



CN 111495120 A

1.一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统,其特征在于,包括至少两级酸洗装置、两级气体吸收装置、两级水洗装置和两个除雾装置;

所述酸洗装置中,第一级酸洗装置与酸化尾气管道连通,第一级酸洗装置的各级依次连通,末级酸洗装置分别连通至气体吸收装置和第二级酸洗装置;所述气体吸收装置分别连通氢氟酸管道和水洗装置;

所述第二级酸洗装置与焙烧尾气管道连通,第二级酸洗装置的各级依次连通,末级酸洗装置连通除雾装置;

所述各级水洗装置依次连通,末级水洗装置分别连通除雾装置和水管道,各级水洗装置的水洗循环泵依次连通上级水循环泵,第一级水洗循环泵连通第一级气体吸收装置。

2.根据权利要求1所述的一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统,其特征在于,各级酸洗装置均包括硫酸洗涤塔、硫酸循环池、硫酸循环泵和硫酸冷却器,硫酸洗涤塔、硫酸循环池、硫酸循环泵、硫酸冷却器和硫酸洗涤塔依次循环连通。

3.根据权利要求2所述的一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统,其特征在于,第一级硫酸洗涤塔自顶部依次连通该级各硫酸洗涤塔;末级硫酸洗涤塔自顶部连通至气体吸收装置;第一级酸洗装置的末级酸洗装置硫酸冷却器连通至第二级酸洗装置的末级酸洗装置硫酸洗涤塔。

4.根据权利要求1所述的一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统,其特征在于,第二级硫酸洗涤塔自顶部依次连通该级各硫酸洗涤塔;末级硫酸洗涤塔自顶部连通至除雾器。

5.根据权利要求1所述的一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统,其特征在于,所述气体吸收装置包括依次连通的若干级气体吸收器,末级气体吸收器连通分别连通氢氟酸循环池,氢氟酸循环池通过氢氟酸循环泵连通氢氟酸管道和第一级气体吸收器。

6.根据权利要求1所述的一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统,其特征在于,所述水洗装置均包括水洗塔、水洗循环池和水洗循环泵,水洗塔、水洗循环池、水洗循环泵与水洗塔依次循环连通。

7.根据权利要求6所述的一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统,其特征在于,所述水洗塔采用碱液喷淋的碱洗塔替代。

8.根据权利要求1所述的一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统,其特征在于,各级水洗塔自顶部连通次级水洗塔;末级水洗塔自顶部连通至除雾器。

9.根据权利要求1所述的一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统,其特征在于,所述除雾器通过风机连通净化尾气管道排放或连通二氧化硫制酸装置。

10.一种权利要求1-9任一项所述系统的稀土精矿酸化尾气处理方法,其特征在于,包括以下步骤:

酸化尾气处理:

1)在酸化尾气进入第一级酸洗装置的1#硫酸洗涤塔,用92-96%的浓硫酸喷淋液喷淋,尾气排出至2#硫酸洗涤塔,稀释后硫酸落入1#硫酸循环池,向1#硫酸循环池通入发烟硫酸,泵入1#硫酸冷却器,一部分循环回1#硫酸洗涤塔,另一部分去2#硫酸洗涤塔;

2)经1#硫酸洗涤塔的酸化尾气进入2#硫酸洗涤塔,用1#硫酸冷却器的浓硫酸和自身循

环酸喷淋，尾气由塔顶排出去气体吸收装置的1级吸收器，稀释89-92％的硫酸落入2#硫酸循环池，泵入2#硫酸冷却器，硫酸一部分循环回2#硫酸洗涤塔，另一部分去第二级酸洗装置的4#硫酸洗涤塔；

3)2#硫酸洗涤塔的酸化尾气和氢氟酸喷淋液依次进入气体吸收装置的1级、2级吸收器，在1级、2级吸收器管程上形成液膜，剩余尾气排出去水洗装置的1#水洗塔，增浓的浓度30-34％氢氟酸落入氢氟酸循环池，一部分泵入1级吸收器，另一部分打去氢氟酸储罐；

4)2级吸收器排出的酸化尾气依次经过三级水洗塔，再经1#除雾器171除雾，从1#风机达标排放；将少量的水分别一部分打回3#水洗塔、2#水洗塔和1#水洗塔，另一部分分别打去2#水洗循环池、1#水洗循环池和1级吸收器；

焙烧尾气处理：

1)在焙烧尾气进入第二级酸洗装置的3#硫酸洗涤塔，经自循环的90-94％浓硫酸和来自4#硫酸洗涤塔的89-93％浓硫酸喷淋排出去4#硫酸洗涤塔；喷淋后的浓硫酸落入3#硫酸循环池，一部分打去3#硫酸冷却器至3#硫酸洗涤塔，另一部分再分为回用硫酸和外排硫酸，回用硫酸返回间热式稀土酸化回转反应器，外排硫酸过滤后排去硫酸储罐；

2)经第二级酸洗装置的3#硫酸洗涤塔的焙烧尾气进入4#硫酸洗涤塔，用来自4#硫酸冷却器的88.5-92.5％浓硫酸和来自2#硫酸循环泵的88-92％浓硫酸喷淋液喷淋，再经2#除雾器除雾从2#风机排去SO2制酸装置；

浓硫酸落入4#硫酸循环池，一部分打去4#硫酸冷却器，降温后的硫酸循环回4#硫酸洗涤塔，另一部分打去3#硫酸洗涤塔。

基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及稀土湿法冶炼环境保护技术领域，具体的，涉及一种适用于间热式回转反应器进行稀土精矿酸化焙烧的尾气处理系统及方法。

背景技术

[0002] 稀土在民用和军事方面用途十分广泛，同时也是先进装备制造业、新能源、新兴产业等高新技术产业不可或缺的原材料，是宝贵且关键的战略资源。目前我国稀土精矿的冶炼主要采用浓硫酸高温强化焙烧法，该方法是将50％稀土精矿与浓度92％以上硫酸按质量比1:1.3～1.4投入内热式回转窑，通入高温热烟气，焙烧温度600～800℃，时间1.5～3小。

[0003] 由于该方法采用内热式加热，稀土精矿与硫酸在回转窑内发生化学反应产生的气体和用于加热的大量热烟气混合作为尾气，从而存在处理尾气量大的缺点。该工艺正逐步被间热式回转反应器稀土精矿酸化焙烧工艺所取代。间热式回转反应器稀土精矿酸化焙烧工艺采用间热式回转反应器对物料进行加热，热烟气间接加热物料，反应产生的酸性气体作为尾气不与热烟气混合，从而大大减少了尾气处理量。

[0004] 间热式回转反应器稀土精矿酸化焙烧工艺分别采用间热式稀土酸化回转反应器和间热式稀土焙烧回转反应器对稀土精矿进行酸化处理和焙烧处理。

[0005] 在间热式稀土酸化回转反应器中，主要是矿物和硫酸发生反应：包括氟碳铈镧矿的分解、独居石矿的分解、杂质矿物与浓硫酸反应，酸化回转反应器排出的尾气主要有H_2O、HF、$H_2SO_4(g)$、CO_2、SO_3、SiF_4以及少量粉尘。

[0006] 在间热式稀土焙烧回转反应器中，主要是将过量的硫酸热解，焙烧回转反应器排出的尾气主要有H_2O、$H_2SO_4(g)$、SO_3、SO_2、O_2以及少量粉尘。

[0007] 相较于现有工艺，间热式回转反应器稀土精矿酸化焙烧工艺排出的尾气由于不含烟气，故尾气总量少、酸性气体组分浓度高是其尾气特点。针对间热式回转反应器稀土精矿酸化焙烧新工艺的尾气特点，研发一种与之相适应的尾气处理系统及方法是必要的。

[0008] 专利稀土精矿多级焙烧尾气分别回收方法和装置(CN 102489034A)，公开了：第一步，尾气收集：将第一级焙烧产生的尾气引入第一列管换热器1，将第二级及以后级产生的尾气混合后引入第二列管换热器2；第二步，冷凝吸收：将第一级焙烧生产的尾气在第一列管换热器中自冷凝，将第二级及以后级产生的尾气混合物在第二列管换热器2中自冷凝，第一列管换热器1中生成富含氢氟酸的冷却液，第二列管换热器2中生成富含硫酸的冷却液。其中，上述富含氢氟酸是指氢氟酸含量达到20.29％；富含硫酸是指硫酸含量达到80％。第三步，将不能冷凝的气体混合通入隧道式尾气吸收器中，喷入冷水或碱液，对合并尾气中的余酸进行二次吸收。第四步，达标尾气排放。

[0009] 上述方法存在的缺点：

[0010] 1、回收酸的浓度较低。该方法虽然做到了将氢氟酸和硫酸分别回收，但由于尾气中含有大量水蒸汽，尾气在换热器中自冷凝时水蒸汽同时冷凝，至使回收的氢氟酸含量只能达到20.29％，回收的硫酸含量只能达到80％。若要提高酸的浓度，则需要投入额外的蒸

发和浓缩装置和能源消耗。

[0011] 2、采用列管换热器冷凝尾气，尾气进入换热器进行冷凝时，尾气中携带的粉尘易粘壁，降低换热效果、堵塞换热器、影响系统的连续稳定运行；而且尾气中的粉尘属于珍贵的稀土原料，最终排除系统，既造成了稀土资源的浪费，又会成为危险废物污染环境。

[0012] 3、尾气在换热器中自冷凝时，水蒸汽组分和酸性气体组分同时冷凝，水蒸汽有较大的潜热，至使所需换热器的换热面积过大，设备投资成本高。

发明内容

[0013] 为解决现有技术中存在的上述缺陷，本发明的目的在于提供一种适用于间热式回转反应器进行稀土精矿酸化焙烧的尾气处理系统及方法，在处理间热式回转反应器进行稀土精矿酸化焙烧的尾气的过程中，能够分别回收得到氢氟酸和硫酸的同时，相比现有技术，本发明回收得到的氢氟酸含量和硫酸含量更高，同时避免了现有技术粉尘堵塞换热器、造成稀土资源浪费的技术缺陷，既提高了稀土的资源利用率，又减少了换热器的面积，降低设备投资。

[0014] 本发明是通过下述技术方案来实现的。

[0015] 一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统，包括至少两级酸洗装置、两级气体吸收装置、两级水洗装置和两个除雾装置；

[0016] 所述酸洗装置中，第一级酸洗装置与酸化尾气管道连通，第一级酸洗装置的各级依次连通，末级酸洗装置分别连通至气体吸收装置和第二级酸洗装置；所述气体吸收装置分别连通氢氟酸管道和水洗装置；

[0017] 所述第二级酸洗装置与焙烧尾气管道连通，第二级酸洗装置的各级依次连通，末级酸洗装置连通除雾装置；

[0018] 所述各级水洗装置依次连通，末级水洗装置分别连通除雾装置和水管道，各级水洗装置的水洗循环泵依次连通上级水循环泵，第一级水洗循环泵连通第一级气体吸收装置。

[0019] 对于上述技术方案，本发明还有进一步优选的方案：

[0020] 优选的，各级酸洗装置均包括硫酸洗涤塔、硫酸循环池、硫酸循环泵和硫酸冷却器，硫酸洗涤塔、硫酸循环池、硫酸循环泵、硫酸冷却器和硫酸洗涤塔依次循环连通。

[0021] 优选的，第一级硫酸洗涤塔自顶部依次连通该级各硫酸洗涤塔；末级硫酸洗涤塔自顶部连通至气体吸收装置；第一级酸洗装置的末级酸洗装置硫酸冷却器连通至第二级酸洗装置的末级酸洗装置硫酸洗涤塔。

[0022] 优选的，第二级硫酸洗涤塔自顶部依次连通该级各硫酸洗涤塔；末级硫酸洗涤塔自顶部连通至除雾器。

[0023] 优选的，所述气体吸收装置包括依次连通的若干级气体吸收器，末级气体吸收器连通分别连通氢氟酸循环池，氢氟酸循环池通过氢氟酸循环泵连通氢氟酸管道和第一级气体吸收器。

[0024] 优选的，所述水洗装置均包括水洗塔、水洗循环池和水洗循环泵，水洗塔、水洗循环池、水洗循环泵与水洗塔依次循环连通。

[0025] 优选的，所述水洗塔采用碱液喷淋的碱洗塔替代。

[0026] 优选的，各级水洗塔自顶部连通次级水洗塔；末级水洗塔自顶部连通至除雾器。

[0027] 优选的，所述除雾器通过风机连通净化尾气管道或二氧化硫制酸装置。

[0028] 本发明相应地提供了一种稀土精矿酸化尾气处理方法，包括以下步骤：

[0029] 酸化尾气处理：

[0030] 1)在酸化尾气进入第一级酸洗装置的1#硫酸洗涤塔，用92-96％的浓硫酸喷淋液喷淋，尾气排出至2#硫酸洗涤塔，稀释后硫酸落入1#硫酸循环池，向1#硫酸循环池通入发烟硫酸，泵入1#硫酸冷却器，一部分循环回1#硫酸洗涤塔，另一部分去2#硫酸洗涤塔；

[0031] 2)经1#硫酸洗涤塔的酸化尾气进入2#硫酸洗涤塔，用1#硫酸冷却器的浓硫酸和自身循环酸喷淋，尾气由塔顶排出去气体吸收装置的1级吸收器，稀释89-92％的硫酸落入2#硫酸循环池，泵入2#硫酸冷却器，硫酸一部分循环回2#硫酸洗涤塔，另一部分去第二级酸洗装置的4#硫酸洗涤塔；

[0032] 3)2#硫酸洗涤塔的酸化尾气和氢氟酸喷淋液依次进入气体吸收装置的1级、2级吸收器，在1级、2级吸收器管程上形成液膜，剩余尾气排出去水洗装置的1#水洗塔，增浓的浓度30-34％氢氟酸落入氢氟酸循环池，一部分泵入1级吸收器，另一部分打去氢氟酸储罐；

[0033] 4)2级吸收器排出的酸化尾气依次经过三级水洗塔，再经1#除雾器除雾，从1#风机达标排放；将少量的水分别一部分打回3#水洗塔、2#水洗塔和1#水洗塔，另一部分分别打去2#水洗循环池、1#水洗循环池和1级吸收器；

[0034] 焙烧尾气处理：

[0035] 1)在焙烧尾气进入第二级酸洗装置的3#硫酸洗涤塔，经自循环的90-94％浓硫酸和来自4#硫酸洗涤塔的89-93％浓硫酸喷淋排出去4#硫酸洗涤塔；喷淋后的浓硫酸落入3#硫酸循环池，一部分打去3#硫酸冷却器至3#硫酸洗涤塔，另一部分再分为回用硫酸和外排硫酸，回用硫酸返回间热式稀土酸化回转反应器，外排硫酸过滤后排去硫酸储罐；

[0036] 2)经第二级酸洗装置的3#硫酸洗涤塔的焙烧尾气进入4#硫酸洗涤塔，用来自4#硫酸冷却器的88.5-92.5％浓硫酸和来自2#硫酸循环泵的88-92％浓硫酸喷淋液喷淋，再经2#除雾器除雾从2#风机排去SO2制酸装置；

[0037] 浓硫酸落入4#硫酸循环池，一部分打去4#硫酸冷却器，降温后的硫酸循环回4#硫酸洗涤塔，另一部分打去3#硫酸洗涤塔。

[0038] 本发明由于采取以上技术方案，其具有以下有益效果：

[0039] 1、本发明采用浓硫酸洗涤，将酸化尾气中的水蒸汽和HF气体分离，将酸化尾气中的水蒸汽吸收，再对HF气体进行回收，可以提高回收的氢氟酸浓度，回收得到的氢氟酸浓度≥30％。

[0040] 2、本发明采用浓硫酸洗涤，吸收焙烧尾气中的水蒸汽、三氧化硫气体、硫酸蒸汽，回收得到硫酸浓度更高，回收硫酸浓度≥90％，可直接作为投料酸使用。

[0041] 4、酸化尾气洗涤的浓硫酸再作为焙烧尾气的喷淋液吸收焙烧尾气中的三氧化硫和硫酸，最后将洗涤后含有稀土精矿粉尘的浓硫酸作为间热式稀土酸化回转反应器的投料浓硫酸。将洗涤后含有稀土精矿粉尘的浓硫酸作为投料浓硫酸循环使用，提高了稀土的资源利用率，无废液排放。

[0042] 3、本方法尾气处理采用塔设备，避免了现有技术尾气进入换热器进行冷凝时，尾气中携带的粉尘易堵塞换热器，影响系统的连续稳定运行的问题。

[0043] 5、可以减少换热器的面积，降低设备投资。

附图说明

[0044] 此处所说明的附图用来提供对本发明的进一步理解，构成本申请的一部分，并不构成对本发明的不当限定，在附图中：

[0045] 图1为本发明工艺流程图。

[0046] 其中：①酸化尾气；②发烟硫酸；③氢氟酸；④焙烧尾气；⑤回用硫酸；⑥外排硫酸；⑦净化尾气；⑧水；⑨二氧化硫(去SO2制酸装置)。

[0047] 111为1#硫酸洗涤塔；112为1#硫酸循环池；113为1#硫酸循环泵；114为1#硫酸冷却器；

[0048] 121为2#硫酸洗涤塔；122为2#硫酸循环池；123为2#硫酸循环泵；124为2#硫酸冷却器；

[0049] 211为3#硫酸洗涤塔；212为3#硫酸循环池；213为3#硫酸循环泵；214为3#硫酸冷却器；

[0050] 221为4#硫酸洗涤塔；222为4#硫酸循环池；223为4#硫酸循环泵；224为4#硫酸冷却器；

[0051] 131为1级吸收器；132为2级吸收器；133为氢氟酸循环池；134为氢氟酸循环泵；

[0052] 141为1#水洗塔；142为1#水洗循环池；143为1#水洗循环泵；

[0053] 151为2#水洗塔；152为2#水洗循环池；153为2#水洗循环泵；

[0054] 161为3#水洗塔；162为3#水洗循环池；163为3#水洗循环泵；

[0055] 171为1#除雾器；181为1#风机；231为2#除雾器；241为2#风机。

具体实施方式

[0056] 下面将结合附图以及具体实施例来详细说明本发明，在此本发明的示意性实施例以及说明用来解释本发明，但并不作为对本发明的限定。

[0057] 如图1所示，本发明实施例提供的一种基于间热式回转反应器稀土精矿酸化尾气处理系统，包括两级酸洗装置、两级气体吸收装置、三级水洗装置和两个除雾装置。

[0058] 第一级酸洗装置中，包括1#硫酸洗涤塔111、1#硫酸循环池112、1#硫酸循环泵113和1#硫酸冷却器114；2#硫酸洗涤塔121、2#硫酸循环池122、2#硫酸循环泵123和2#硫酸冷却器124。

[0059] 第一级酸洗装置中，1#硫酸洗涤塔111与酸化尾气①管道连通，1#硫酸洗涤塔111与2#硫酸洗涤塔121连通，1#硫酸洗涤塔111和2#硫酸洗涤塔121上分别连通1#硫酸循环池112和2#硫酸循环池122，1#硫酸循环池112和2#硫酸循环池122分别通过1#硫酸循环泵113和2#硫酸循环泵123连通1#硫酸冷却器114和2#硫酸冷却器124至1#硫酸洗涤塔111和2#硫酸洗涤塔121。

[0060] 其中，2#硫酸洗涤塔121依次连通两级气体吸收装置，两级气体吸收装置包括1级吸收器131、2级吸收器132和氢氟酸循环池133，氢氟酸循环池133通过氢氟酸循环泵134分别连通1级吸收器131和氢氟酸③管道。

[0061] 其中，2级吸收器132连通三级水洗装置，三级水洗装置包括1#水洗塔141、1#水洗

循环池142、1#水洗循环泵143;2#水洗塔1512#水洗循环池152、2#水洗循环泵153;3#水洗塔161、3#水洗循环池162和3#水洗循环泵163。

[0062] 其中,1#水洗塔141依次连通2#水洗塔151、3#水洗塔161,1#水洗塔141、2#水洗塔151和3#水洗塔161分别连通1#水洗循环池142、2#水洗循环池152和3#水洗循环池162,1#水洗循环池142、2#水洗循环池152和3#水洗循环池162分别通过1#水洗循环泵143、2#水洗循环泵153和3#水洗循环泵163连通1#水洗塔141、2#水洗塔151和3#水洗塔161,同时2#水洗循环泵153和3#水洗循环泵163分别连通1#水洗循环池142和2#水洗循环池152,1#水洗循环泵143连通1级吸收器131。3#水洗塔161连通至1#除雾器171,1#除雾器171连通1#风机181排空。水⑧连通3#水洗循环池162。

[0063] 其中,第二级酸洗装置中,包括3#硫酸洗涤塔211、3#硫酸循环池212、3#硫酸循环泵213、3#硫酸冷却器214;4#硫酸洗涤塔221、4#硫酸循环池222、4#硫酸循环泵223和4#硫酸冷却器224。

[0064] 焙烧尾气④管道依次连通3#硫酸洗涤塔211和4#硫酸洗涤塔221,3#硫酸洗涤塔211和4#硫酸洗涤塔221分别连通3#硫酸循环池212和4#硫酸循环池222,3#硫酸循环池212通过3#硫酸循环泵213分别连通3#硫酸冷却器214和回用硫酸⑤管道和外排硫酸⑥管道,3#硫酸冷却器214连通至3#硫酸洗涤塔211;4#硫酸循环池222通过4#硫酸循环泵223分别连通4#硫酸冷却器224和3#硫酸洗涤塔211,4#硫酸冷却器224连通至4#硫酸洗涤塔221;4#硫酸洗涤塔221分别连通2#硫酸冷却器124和2#除雾器231,2#除雾器231连通2#风机241排空。

[0065] 上述水洗装置中采用的水洗塔可以用碱液喷淋的碱洗塔替代,相应地,水洗循环池和水洗循环泵采用碱液循环池和碱液循环泵。

[0066] 下面给出采用上述稀土精矿酸化尾气处理系统的方法步骤:

[0067] 步骤1,酸化尾气处理步骤

[0068] 第一步:在间热式稀土酸化回转反应器中产生的酸化尾气①进入第一级酸洗装置的1#硫酸洗涤塔111,用92-96%的浓硫酸作为喷淋液吸收除去酸化尾气①中大部分的水蒸汽后,尾气由塔顶排出去2#硫酸洗涤塔121,硫酸被稀释后落入1#硫酸循环池112,同时通入发烟硫酸②(H_2SO_4>105%)调节1#硫酸循环池112内硫酸浓度回到92-96%,用1#硫酸循环泵113将其打去1#硫酸冷却器114,移除过程中产生的热量,降低温度后的硫酸分为两部分,一部分作为喷淋液循环回1#硫酸洗涤塔111,另一部分去2#硫酸洗涤塔121。

[0069] 第二步:经1#硫酸洗涤塔111的酸化尾气进入2#硫酸洗涤塔121,用来自1#硫酸冷却器114的92-96%浓硫酸和自身的循环酸作为喷淋液吸收除去尾气中残余的水后,尾气由塔顶排出去气体吸收装置的1级吸收器131,被稀释后浓度89-92%的硫酸落入2#硫酸循环池122,用2#硫酸循环泵123将其打去2#硫酸冷却器124,移除过程中产生的热量,降低温度后的硫酸分为两部分,一部分作为喷淋液循环回2#硫酸洗涤塔121,另一部分去第二级酸洗装置的4#硫酸洗涤塔221。

[0070] 第三步:经2#硫酸洗涤塔121除去水的酸化尾气依次进入串联的1级吸收器131、2级吸收器132的管程,氢氟酸喷淋液由1级吸收器131顶部进入,在1级吸收器131、2级吸收器132的管程上形成液膜,酸化尾气中的绝大部分HF气体溶于液膜中,剩余尾气由2级吸收器132排出去水洗装置1#水洗塔141,增浓的浓度30-34%氢氟酸落入氢氟酸循环池133,用氢氟酸循环泵134一部分打回1级吸收器131,另一部分作为产品氢氟酸③打去氢氟酸储罐。

[0071] 第四步：从2级吸收器132排出的酸化尾气依次经过1#水洗塔141、2#水洗塔151、3#水洗塔161，将酸化尾气中剩余的微量HF气体除去，再经1#除雾器除雾171，从1#风机181达标排放。将少量的水⑧由3#水洗循环池162加入，循环水经3#水洗循环泵163，一部分作循环喷淋水打回3#水洗塔161，一部分打去2#水洗循环池152，经2#水洗循环泵153，一部分作循环喷淋水打回2#水洗塔151，一部分打去1#水洗循环池142，经1#水洗循环泵142，一部分作循环喷淋水打回1#水洗塔141，一部分打去1级吸收器131。

[0072] 步骤2，焙烧尾气处理步骤

[0073] 第一步：在间热式稀土焙烧回转反应器中产生的焙烧尾气④进入第二级酸洗装置的3#硫酸洗涤塔211，经自循环的90-94％浓硫酸和来自4#硫酸洗涤塔221的89-93％浓硫酸喷淋吸收除去水蒸汽、三氧化硫气体和部分硫酸蒸汽后排出去4#硫酸洗涤塔221。喷淋后的浓硫酸浓度90-94％，落入3#硫酸循环池212，由3#硫酸循环泵213一部分打去3#硫酸冷却器214，移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回3#硫酸洗涤塔211，另一部分再分为回用硫酸⑤，作为稀土的配酸返回间热式稀土酸化回转反应器和外排硫酸⑥过滤后排去硫酸储罐。

[0074] 第二步：经第二级酸洗装置的3#硫酸洗涤塔211的焙烧尾气进入4#硫酸洗涤塔221，用来自4#硫酸冷却器224的88.5-92.5％浓硫酸和来自2#硫酸循环泵123的88-92％浓硫酸喷淋液吸收除去尾气中残余的硫酸蒸汽后，再经2#除雾器除雾231从2#风机241排去SO2制酸装置。浓硫酸落入4#硫酸循环池222，由4#硫酸循环泵223一部分打去4#硫酸冷却器224，移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回4#硫酸洗涤塔221，另一部分打去3#硫酸洗涤塔211作为喷淋液。

[0075] 下面通过不同实施例来进一步说明本发明。

[0076] 实施例1

[0077] 以2t/h处理量的间热式回转反应器进行稀土精矿冶炼为例，间热式稀土酸化回转反应器产生的酸化尾气180℃，流量组成如下：

[0078]

酸化尾气组分	流量，kg/h	质量分数
H_2O	295.05	55.26％
HF	106.92	20.02％
H_2SO_4	4.5	0.84％
CO_2	115.23	21.58％
SO_3	0.06	0.01％
SiF_4	12.21	2.29％

[0079] 间热式稀土焙烧回转反应器产生的焙烧尾气350℃，流量组成如下：

[0080]

焙烧尾气组分	流量，kg/h	质量分数
H_2O	209.38	20.42%

[0081]

H_2SO_4	415.23	40.49%
SO_3	288.33	28.12%
SO_2	90.87	8.86%
O_2	21.64	2.11%

[0082] 采用本发明系统进行稀土精矿酸化焙烧的尾气处理方法如下：

[0083] 将180℃的酸化尾气通入1#硫酸洗涤塔，用94％的浓硫酸作为喷淋液吸收除去酸化尾气中大部分的水蒸汽，尾气由塔顶排出去2#硫酸洗涤塔，稀释后的93％硫酸落入1#硫酸循环池，同时通入发烟硫酸(H_2SO_4＞105％)调节1#硫酸循环池内硫酸浓度回到94％，用1#硫酸循环泵将其打去1#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸分为两部分，一部分作为喷淋液循环回1#硫酸洗涤塔，另一部分去2#硫酸洗涤塔。

[0084] 经1#硫酸洗涤塔的酸化尾气进入2#硫酸洗涤塔，用来自1#硫酸冷却器的94％浓硫酸和自身的循环酸作为喷淋液进一步吸收除去尾气中残余的水后，尾气由塔顶排出去1级吸收器，被稀释后浓度92.55％的硫酸落入2#硫酸循环池，用2#硫酸循环泵将其打去2#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸分为两部分，一部分作为喷淋液循环回2#硫酸洗涤塔，另一部分去4#硫酸洗涤塔。

[0085] 经2#硫酸洗涤塔除去水的酸化尾气依次进入串联的1级吸收器、2级吸收器的管程，氢氟酸喷淋液由1级吸收器顶部进入，在1级吸收器、2级吸收器的管程上形成液膜，酸化尾气中的绝大部分HF气体溶于液膜中，剩余尾气由2级吸收器排出去1#水洗塔，增浓的浓度32.00％氢氟酸落入氢氟酸循环池，用氢氟酸循环泵一部分打回1级吸收器，另一部分作为产品氢氟酸打去氢氟酸储罐。

[0086] 从2级吸收器排出的酸化尾气依次经过1#水洗塔、2#水洗塔、3#水洗塔将酸化尾气中剩余的微量HF气体除去，再经1#除雾器除雾，从1#风机达标排放。将少量的水由3#水洗循环池加入，循环水经3#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回3#水洗塔，一部分打去2#水洗循环池，经2#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回2#水洗塔，一部分打去1#水洗循环池，经1#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回1#水洗塔，一部分打去1级吸收器。

[0087] 在间热式稀土焙烧回转反应器中产生的焙烧尾气进入3#硫酸洗涤塔，经自循环的92％浓硫酸和来自4#硫酸洗涤塔的91％浓硫酸喷淋吸收除去水蒸汽、三氧化硫气体和部分硫酸蒸汽后排出去4#硫酸洗涤塔。喷淋后的浓硫酸浓度92％，落入3#硫酸循环池，由3#硫酸循环泵一部分打去3#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回3#硫酸洗涤塔，另一部分再分为硫酸(回用)作为稀土的配酸返回间热式稀土酸化回转反应器和硫酸(外排)过滤后排去硫酸储罐。

[0088] 经3#硫酸洗涤塔的焙烧尾气进入4#硫酸洗涤塔，用来自4#硫酸冷却器的90.5％浓硫酸和来自2#硫酸循环泵的92.55％浓硫酸喷淋液吸收除去尾气中残余的硫酸蒸汽后，再经2#除雾器除雾，从2#风机排去SO_2制酸装置。浓硫酸落入4#硫酸循环池，由4#硫酸循环泵一部分打去4#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回4#硫酸洗涤塔，另一部分打去3#硫酸洗涤塔作为喷淋液。

[0089] 经处理后的酸化尾气30℃，流量及组成如下：

[0090]

酸化尾气组分	流量，kg/h	质量分数
H_2O	5.1	3.24％
CO_2	152.21	96.76％
HF	＜5mg/m^3	/

[0091] 经处理后的焙烧尾气30℃，流量及组成如下：

[0092]

焙烧尾气组分	流量，kg/h	质量分数

[0093]

H_2SO_4	0.13	0.08%
SO_2	125.02	80.59%
O_2	29.98	19.33%

[0094] 高SO_2含量的焙烧尾气通去制酸装置。

[0095] 同时回收浓度32.00%的氢氟酸332.45kg/h，。回收硫酸分2部分，一部分回用硫酸(去间热式稀土酸化回转反应器)1010.88kg/h，另一部分回收储存硫酸1093.00kg/h，硫酸浓度92.55%。

[0096] 实施例2

[0097] 以2.78t/h处理量的间热式回转反应器进行稀土精矿冶炼为例，间热式稀土酸化回转反应器产生的酸化尾气180℃，流量组成如下：

[0098]

酸化尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	396.22	53.89%
HF	162.53	22.10%
H_2SO_4	6.24	0.85%
CO_2	153.22	20.84%
SO_3	0.08	0.01%
SiF_4	16.98	2.31%

[0099] 间热式稀土焙烧回转反应器产生的焙烧尾气350℃，流量组成如下：

[0100]

焙烧尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	291.05	20.42%
H_2SO_4	577.17	40.49%
SO_3	400.78	28.12%
SO_2	126.31	8.86%
O_2	30.08	2.11%

[0101] 采用本发明系统进行稀土精矿酸化焙烧的尾气处理方法如下：

[0102] 将180℃的酸化尾气通入1#硫酸洗涤塔，用94%的浓硫酸作为喷淋液吸收除去酸化尾气中大部分的水蒸汽，尾气由塔顶排出去2#硫酸洗涤塔，稀释后的93%硫酸落入1#硫酸循环池，同时通入发烟硫酸(H_2SO_4＞105%)调节1#硫酸循环池内硫酸浓度回到94%，用1#硫酸循环泵将其打去1#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸分为两部分，一部分作为喷淋液循环回1#硫酸洗涤塔，另一部分去2#硫酸洗涤塔。

[0103] 经1#硫酸洗涤塔的酸化尾气进入2#硫酸洗涤塔，用来自1#硫酸冷却器的94%浓硫酸和自身的循环酸作为喷淋液进一步吸收除去尾气中残余的水后，尾气由塔顶排出去1级吸收器，被稀释后浓度92.73%的硫酸落入2#硫酸循环池，用2#硫酸循环泵将其打去2#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸分为两部分，一部分作为喷淋液循环回2#硫酸洗涤塔，另一部分去4#硫酸洗涤塔。

[0104] 经2#硫酸洗涤塔除去水的酸化尾气依次进入串联的1级吸收器、2级吸收器的管

程，氢氟酸喷淋液由1级吸收器顶部进入，在1级吸收器、2级吸收器的管程上形成液膜，酸化尾气中的绝大部分HF气体溶于液膜中，剩余尾气由2级吸收器排出去1#水洗塔，增浓的浓度30.57％氢氟酸落入氢氟酸循环池，用氢氟酸循环泵一部分打回1级吸收器，另一部分作为产品氢氟酸打去氢氟酸储罐。

[0105] 从2级吸收器排出的酸化尾气依次经过1#水洗塔、2#水洗塔、3#水洗塔将酸化尾气中剩余的微量HF气体除去，再经1#除雾器除雾，从1#风机达标排放。将少量的水由3#水洗循环池加入，循环水经3#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回3#水洗塔，一部分打去2#水洗循环池，经2#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回2#水洗塔，一部分打去1#水洗循环池，经1#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回1#水洗塔，一部分打去1级吸收器。

[0106] 在间热式稀土焙烧回转反应器中产生的焙烧尾气进入3#硫酸洗涤塔，经自循环的92％浓硫酸和来自4#硫酸洗涤塔的91％浓硫酸喷淋吸收除去水蒸汽、三氧化硫气体和部分硫酸蒸汽后排出去4#硫酸洗涤塔。喷淋后的浓硫酸浓度92％，落入3#硫酸循环池，由3#硫酸循环泵一部分打去3#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回3#硫酸洗涤塔，另一部分再分为硫酸(回用)作为稀土的配酸返回间热式稀土酸化回转反应器和硫酸(外排)过滤后排去硫酸储罐。

[0107] 经3#硫酸洗涤塔的焙烧尾气进入4#硫酸洗涤塔，用来自4#硫酸冷却器的90.5％浓硫酸和来自2#硫酸循环泵的92.73％浓硫酸喷淋液吸收除去尾气中残余的硫酸蒸汽后，再经2#除雾器除雾，从2#风机排去SO_2制酸装置。浓硫酸落入4#硫酸循环池，由4#硫酸循环泵一部分打去4#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回4#硫酸洗涤塔，另一部分打去3#硫酸洗涤塔作为喷淋液。

[0108] 经处理后的酸化尾气30℃，流量及组成如下：

[0109]

酸化尾气组分	流量，kg/h	质量分数
H_2O	5.1	3.24％
CO_2	152.21	96.76％
HF	＜5mg/m^3	/

[0110] 经处理后的焙烧尾气30℃，流量及组成如下：

[0111]

焙烧尾气组分	流量，kg/h	质量分数
H_2SO_4	0.13	0.08％
SO_2	125.02	80.59％
O_2	29.98	19.33％

[0112] 高SO_2含量的焙烧尾气通去制酸装置。

[0113] 同时回收浓度30.57％的氢氟酸529.00kg/h，。回收硫酸分2部分，一部分回用硫酸(去间热式稀土酸化回转反应器)1391.22kg/h，另一部分回收储存硫酸1519.11kg/h，硫酸浓度92.73％。

[0114] 实施例3

[0115] 以3t/h处理量的间热式回转反应器进行稀土精矿冶炼为例，间热式稀土酸化回转反应器产生的酸化尾气180℃，流量组成如下：

[0116]

酸化尾气组分	流量，kg/h	质量分数

H_2O	437.57	55.92%
HF	165.39	21.14%
H_2SO_4	6.73	0.86%
CO_2	155.34	19.85%
SO_3	0.08	0.01%
SiF_4	17.32	2.21%

[0117] 间热式稀土焙烧回转反应器产生的焙烧尾气350℃,流量组成如下:

[0118]

焙烧尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	334.08	21.72%
H_2SO_4	602.85	39.19%
SO_3	422.49	27.47%
SO_2	146.3	9.51%
O_2	32.46	2.11%

[0119] 采用本发明系统进行稀土精矿酸化焙烧的尾气处理方法如下:

[0120] 将180℃的酸化尾气通入1#硫酸洗涤塔,用92%的浓硫酸作为喷淋液吸收除去酸化尾气中大部分的水蒸汽,尾气由塔顶排出去2#硫酸洗涤塔,稀释后的91%硫酸落入1#硫酸循环池,同时通入发烟硫酸(H_2SO_4>105%)调节1#硫酸循环池内硫酸浓度回到92%,用1#硫酸循环泵将其打去1#硫酸冷却器移除过程中产生的热量,降低温度后的硫酸分为两部分,一部分作为喷淋液循环回1#硫酸洗涤塔,另一部分去2#硫酸洗涤塔。

[0121] 经1#硫酸洗涤塔的酸化尾气进入2#硫酸洗涤塔,用来自1#硫酸冷却器的92%浓硫酸和自身的循环酸作为喷淋液进一步吸收除去尾气中残余的水后,尾气由塔顶排出去1级吸收器,被稀释后浓度90.33%的硫酸落入2#硫酸循环池,用2#硫酸循环泵将其打去2#硫酸冷却器移除过程中产生的热量,降低温度后的硫酸分为两部分,一部分作为喷淋液循环回2#硫酸洗涤塔,另一部分去4#硫酸洗涤塔。

[0122] 经2#硫酸洗涤塔除去水的酸化尾气依次进入串联的1级吸收器、2级吸收器的管程,氢氟酸喷淋液由1级吸收器顶部进入,在1级吸收器、2级吸收器的管程上形成液膜,酸化尾气中的绝大部分HF气体溶于液膜中,剩余尾气由2级吸收器排出去1#水洗塔,增浓的浓度31.00%氢氟酸落入氢氟酸循环池,用氢氟酸循环泵一部分打回1级吸收器,另一部分作为产品氢氟酸打去氢氟酸储罐。

[0123] 从2级吸收器排出的酸化尾气依次经过1#水洗塔、2#水洗塔、3#水洗塔将酸化尾气中剩余的微量HF气体除去,再经1#除雾器除雾,从1#风机达标排放。将少量的水由3#水洗循环池加入,循环水经3#水洗循环泵,一部分作循环喷淋水打回3#水洗塔,一部分打去2#水洗循环池,经2#水洗循环泵,一部分作循环喷淋水打回2#水洗塔,一部分打去1#水洗循环池,经1#水洗循环泵,一部分作循环喷淋水打回1#水洗塔,一部分打去1级吸收器。

[0124] 在间热式稀土焙烧回转反应器中产生的焙烧尾气进入3#硫酸洗涤塔,经自循环的92%浓硫酸和来自4#硫酸洗涤塔的91%浓硫酸喷淋吸收除去水蒸汽、三氧化硫气体和部分硫酸蒸汽后排出去4#硫酸洗涤塔。喷淋后的浓硫酸浓度92%,落入3#硫酸循环池,由3#硫酸循环泵一部分打去3#硫酸冷却器移除过程中产生的热量,降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回3#硫酸洗涤塔,另一部分再分为硫酸(回用)作为稀土的配酸返回间热式稀土酸化回转

反应器和硫酸(外排)过滤后排去硫酸储罐。

[0125] 经3#硫酸洗涤塔的焙烧尾气进入4#硫酸洗涤塔,用来自4#硫酸冷却器的90.5%浓硫酸和来自2#硫酸循环泵的90.33%浓硫酸喷淋液吸收除去尾气中残余的硫酸蒸汽后,再经2#除雾器除雾,从2#风机排去SO_2制酸装置。浓硫酸落入4#硫酸循环池,由4#硫酸循环泵一部分打去4#硫酸冷却器移除过程中产生的热量,降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回4#硫酸洗涤塔,另一部分打去3#硫酸洗涤塔作为喷淋液。

[0126] 经处理后的酸化尾气30℃,流量及组成如下:

[0127]

酸化尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	5.1	3.24%
CO_2	152.21	96.76%
HF	＜5mg/m^3	/

[0128] 经处理后的焙烧尾气30℃,流量及组成如下:

[0129]

焙烧尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2SO_4	0.13	0.08%
SO_2	125.02	80.59%
O_2	29.98	19.33%

[0130] 高SO_2含量的焙烧尾气通去制酸装置。

[0131] 同时回收浓度31.00%的氢氟酸530.85kg/h,。回收硫酸分2部分,一部分回用硫酸(去间热式稀土酸化回转反应器)1511.32kg/h,另一部分回收储存硫酸1639.33kg/h,硫酸浓度90.33%。

[0132] 实施例4

[0133] 以3.3t/h处理量的间热式回转反应器进行稀土精矿冶炼为例,间热式稀土酸化回转反应器产生的酸化尾气180℃,流量组成如下:

[0134]

酸化尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	470.33	55.81%
HF	172.93	20.52%
H_2SO_4	7.4	0.88%
CO_2	171.87	20.39%
SO_3	0.094	0.01%
SiF_4	20.15	2.39%

[0135] 间热式稀土焙烧回转反应器产生的焙烧尾气350℃,流量组成如下:

[0136]

焙烧尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	335.49	19.95%
H_2SO_4	695.12	41.33%
SO_3	465.74	27.69%
SO_2	149.93	8.91%
O_2	35.7	2.12%

[0137] 采用本发明系统进行稀土精矿酸化焙烧的尾气处理方法如下:

[0138] 将180℃的酸化尾气通入1#硫酸洗涤塔，用96％的浓硫酸作为喷淋液吸收除去酸化尾气中大部分的水蒸汽，尾气由塔顶排出去2#硫酸洗涤塔，稀释后的94.6％硫酸落入1#硫酸循环池，同时通入发烟硫酸(H_2SO_4＞105％)调节1#硫酸循环池内硫酸浓度回到96％，用1#硫酸循环泵将其打去1#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸分为两部分，一部分作为喷淋液循环回1#硫酸洗涤塔，另一部分去2#硫酸洗涤塔。

[0139] 经1#硫酸洗涤塔的酸化尾气进入2#硫酸洗涤塔，用来自1#硫酸冷却器的96％浓硫酸和自身的循环酸作为喷淋液进一步吸收除去尾气中残余的水后，尾气由塔顶排出去1级吸收器，被稀释后浓度93.8％的硫酸落入2#硫酸循环池，用2#硫酸循环泵将其打去2#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸分为两部分，一部分作为喷淋液循环回2#硫酸洗涤塔，另一部分去4#硫酸洗涤塔。

[0140] 经2#硫酸洗涤塔除去水的酸化尾气依次进入串联的1级吸收器、2级吸收器的管程，氢氟酸喷淋液由1级吸收器顶部进入，在1级吸收器、2级吸收器的管程上形成液膜，酸化尾气中的绝大部分HF气体溶于液膜中，剩余尾气由2级吸收器排出去1#水洗塔，增浓的浓度32.30％氢氟酸落入氢氟酸循环池，用氢氟酸循环泵一部分打回1级吸收器，另一部分作为产品氢氟酸打去氢氟酸储罐。

[0141] 从2级吸收器排出的酸化尾气依次经过1#水洗塔、2#水洗塔、3#水洗塔将酸化尾气中剩余的微量HF气体除去，再经1#除雾器除雾，从1#风机达标排放。将少量的水由3#水洗循环池加入，循环水经3#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回3#水洗塔，一部分打去2#水洗循环池，经2#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回2#水洗塔，一部分打去1#水洗循环池，经1#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回1#水洗塔，一部分打去1级吸收器。

[0142] 在间热式稀土焙烧回转反应器中产生的焙烧尾气进入3#硫酸洗涤塔，经自循环的94.3％浓硫酸和来自4#硫酸洗涤塔的93.4％浓硫酸喷淋吸收除去水蒸汽、三氧化硫气体和部分硫酸蒸汽后排出去4#硫酸洗涤塔。喷淋后的浓硫酸浓度94.3％，落入3#硫酸循环池，由3#硫酸循环泵一部分打去3#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回3#硫酸洗涤塔，另一部分再分为硫酸(回用)作为稀土的配酸返回间热式稀土酸化回转反应器和硫酸(外排)过滤后排去硫酸储罐。

[0143] 经3#硫酸洗涤塔的焙烧尾气进入4#硫酸洗涤塔，用来自4#硫酸冷却器的93.1％浓硫酸和来自2#硫酸循环泵的93.8％浓硫酸喷淋液吸收除去尾气中残余的硫酸蒸汽后，再经2#除雾器除雾，从2#风机排去SO_2制酸装置。浓硫酸落入4#硫酸循环池，由4#硫酸循环泵一部分打去4#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回4#硫酸洗涤塔，另一部分打去3#硫酸洗涤塔作为喷淋液。

[0144] 经处理后的酸化尾气30℃，流量及组成如下：

[0145]

酸化尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	5.1	3.24％
CO_2	152.21	96.76％
HF	＜5mg/m^3	/

[0146] 经处理后的焙烧尾气30℃，流量及组成如下：

[0147]

焙烧尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2SO_4	0.13	0.08％

SO_2	125.02	80.59%
O_2	29.98	19.33%

[0148] 高SO_2含量的焙烧尾气通去制酸装置。

[0149] 同时回收浓度32.30%的氢氟酸532.71kg/h,。回收硫酸分2部分,一部分回用硫酸(去间热式稀土酸化回转反应器)1651.45kg/h,另一部分回收储存硫酸1803.26kg/h,硫酸浓度93.8%。

[0150] 实施例5

[0151] 以3.5t/h处理量的间热式回转反应器进行稀土精矿冶炼为例,间热式稀土酸化回转反应器产生的酸化尾气180℃,流量组成如下:

[0152]

酸化尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	476.35	52.78%
HF	204.62	22.67%
H_2SO_4	7.25	0.80%
CO_2	192.9	21.37%
SO_3	0.1	0.01%
SiF_4	21.37	2.37%

[0153] 间热式稀土焙烧回转反应器产生的焙烧尾气350℃,流量组成如下:

[0154]

焙烧尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	366.42	20.42%
H_2SO_4	726.65	40.49%
SO_3	504.57	28.12%
SO_2	159.02	8.86%
O_2	37.87	2.11%

[0155] 采用本发明系统进行稀土精矿酸化焙烧的尾气处理方法如下:

[0156] 将180℃的酸化尾气通入1#硫酸洗涤塔,用93%的浓硫酸作为喷淋液吸收除去酸化尾气中大部分的水蒸汽,尾气由塔顶排出去2#硫酸洗涤塔,稀释后的92.2%硫酸落入1#硫酸循环池,同时通入发烟硫酸(H_2SO_4>105%)调节1#硫酸循环池内硫酸浓度回到93%,用1#硫酸循环泵将其打去1#硫酸冷却器移除过程中产生的热量,降低温度后的硫酸分为两部分,一部分作为喷淋液循环回1#硫酸洗涤塔,另一部分去2#硫酸洗涤塔。

[0157] 经1#硫酸洗涤塔的酸化尾气进入2#硫酸洗涤塔,用来自1#硫酸冷却器的93%浓硫酸和自身的循环酸作为喷淋液进一步吸收除去尾气中残余的水后,尾气由塔顶排出去1级吸收器,被稀释后浓度91.22%的硫酸落入2#硫酸循环池,用2#硫酸循环泵将其打去2#硫酸冷却器移除过程中产生的热量,降低温度后的硫酸分为两部分,一部分作为喷淋液循环回2#硫酸洗涤塔,另一部分去4#硫酸洗涤塔。

[0158] 经2#硫酸洗涤塔除去水的酸化尾气依次进入串联的1级吸收器、2级吸收器的管程,氢氟酸喷淋液由1级吸收器顶部进入,在1级吸收器、2级吸收器的管程上形成液膜,酸化尾气中的绝大部分HF气体溶于液膜中,剩余尾气由2级吸收器排出去1#水洗塔,增浓的浓度31.76%氢氟酸落入氢氟酸循环池,用氢氟酸循环泵一部分打回1级吸收器,另一部分作为产品氢氟酸打去氢氟酸储罐。

[0159] 从2级吸收器排出的酸化尾气依次经过1#水洗塔、2#水洗塔、3#水洗塔将酸化尾气中剩余的微量HF气体除去，再经1#除雾器除雾，从1#风机达标排放。将少量的水由3#水洗循环池加入，循环水经3#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回3#水洗塔，一部分打去2#水洗循环池，经2#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回2#水洗塔，一部分打去1#水洗循环池，经1#水洗循环泵，一部分作循环喷淋水打回1#水洗塔，一部分打去1级吸收器。

[0160] 在间热式稀土焙烧回转反应器中产生的焙烧尾气进入3#硫酸洗涤塔，经自循环的92％浓硫酸和来自4#硫酸洗涤塔的91％浓硫酸喷淋吸收除去水蒸汽、三氧化硫气体和部分硫酸蒸汽后排出去4#硫酸洗涤塔。喷淋后的浓硫酸浓度92％，落入3#硫酸循环池，由3#硫酸循环泵一部分打去3#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回3#硫酸洗涤塔，另一部分再分为硫酸(回用)作为稀土的配酸返回间热式稀土酸化回转反应器和硫酸(外排)过滤后排去硫酸储罐。

[0161] 经3#硫酸洗涤塔的焙烧尾气进入4#硫酸洗涤塔，用来自4#硫酸冷却器的90.5％浓硫酸和来自2#硫酸循环泵的91.22％浓硫酸喷淋液吸收除去尾气中残余的硫酸蒸汽后，再经2#除雾器除雾，从2#风机排去SO_2制酸装置。浓硫酸落入4#硫酸循环池，由4#硫酸循环泵一部分打去4#硫酸冷却器移除过程中产生的热量，降低温度后的硫酸作为喷淋液循环回4#硫酸洗涤塔，另一部分打去3#硫酸洗涤塔作为喷淋液。

[0162] 经处理后的酸化尾气30℃，流量及组成如下：

[0163]

酸化尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2O	5.1	3.24％
CO_2	152.21	96.76％
HF	＜5mg/m^3	/

[0164] 经处理后的焙烧尾气30℃，流量及组成如下：

[0165]

焙烧尾气组分	流量,kg/h	质量分数
H_2SO_4	0.13	0.08％
SO_2	125.02	80.59％
O_2	29.98	19.33％

[0166] 高SO_2含量的焙烧尾气通去制酸装置。

[0167] 同时回收浓度31.76％的氢氟酸614.05kg/h，。回收硫酸分2部分，一部分回用硫酸(去间热式稀土酸化回转反应器)1731.50kg/h，另一部分回收储存硫酸1890.55kg/h，硫酸浓度91.22％。

[0168] 通过以上实施例，得到氢氟酸的最低浓度是30.57％，得到硫酸的最低浓度是90.33％，优于现有技术。

[0169] 本发明并不局限于上述实施例，在本发明公开的技术方案的基础上，本领域的技术人员根据所公开的技术内容，不需要创造性的劳动就可以对其中的一些技术特征作出一些替换和变形，这些替换和变形均在本发明的保护范围内。

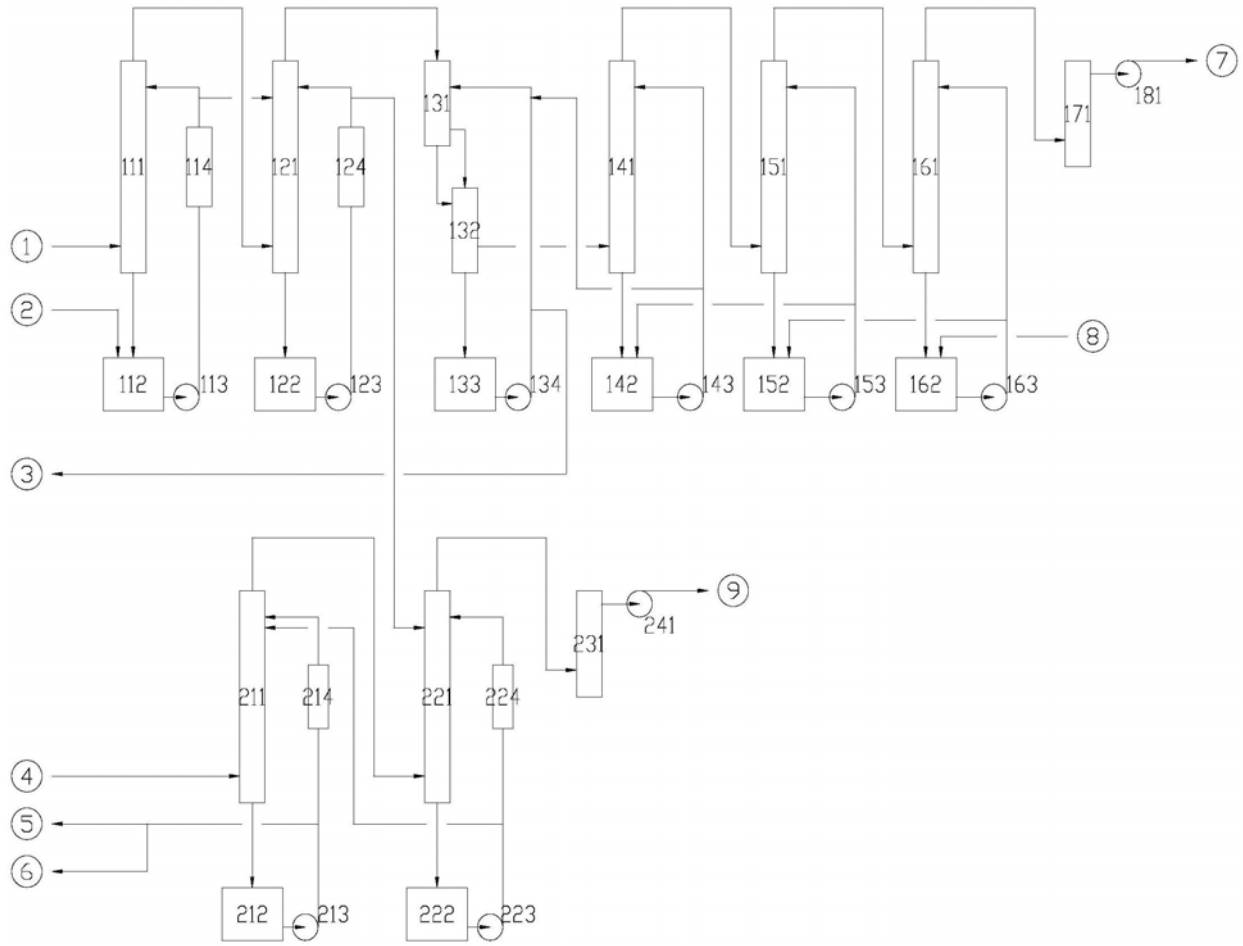

①
②
③
④
⑤
⑥
⑦
⑧
⑨
111
114
112
113
121
124
122
123
131
132
133
134
141
142
143
151
152
153
161
162
163
171
181
211
214
212
213
221
224
222
223
231
241

图1