



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106672904 A

(43)申请公布日 2017.05.17

(21)申请号 201710058371.9

(22)申请日 2017.01.23

(71)申请人 科莱环境工程(北京)有限公司

地址 100176 北京市大兴区亦庄经济技术
开发区地盛南街甲1号中电金扬科技
园3号楼C304

(72)发明人 李素青 雷传豹

(74)专利代理机构 北京中誉威圣知识产权代理
有限公司 11279

代理人 蒋常雪

(51)Int.Cl.

C01B 7/03(2006.01)

C01D 5/02(2006.01)

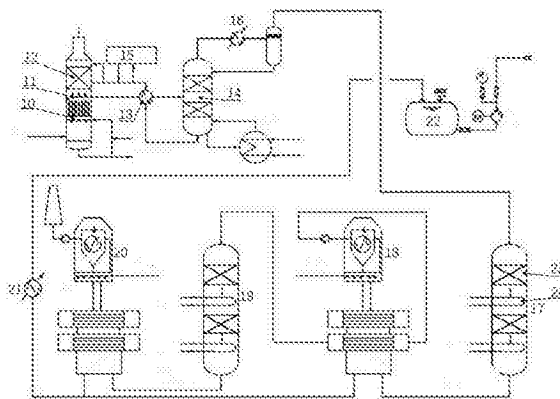
权利要求书2页 说明书5页 附图1页

(54)发明名称

一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法

(57)摘要

本发明公开了一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,该方法利用烟气脱硫制得的硫酸与工业废水蒸发结晶制得的固废杂盐进行反应生产氯化氢与硫酸氢钠晶体,该方法包括两个阶段,第一是烟气脱硫制酸阶段,第二是固废杂盐与硫酸反应阶段。本方法将化工厂的烟气脱硫制酸与废水零排放固废杂盐资源化结合在一起,实现了水气渣污染物的联动处理,既实现了烟气脱硫产酸的就地利用,节省了运输成本,又提高了固废杂盐的附加值,实现了废物的资源化利用,形成真正的零排放闭环,满足可持续发展要求。



1. 一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,所述的方法采用的系统为通过管道连接的烟气脱硫制酸系统和固废杂盐处理系统;

所述的烟气脱硫制酸系统包括洗涤-吸收系统、再生-净化系统、催化-制酸系统;所述的洗涤-吸收系统包括预洗涤器、颗粒及酸雾过滤器和二氧化硫吸收塔;所述的再生-净化系统包括贫富液换热器、再生塔、胺液净化装置和冷却器;所述的催化-制酸系统包括一级催化氧化反应器、一级吸收塔、二级催化氧化反应器、二级吸收塔、冷凝器和硫酸储罐;所述的一级催化氧化反应器和二级催化氧化反应器中设置有多个催化剂床层和换热器,换热器中的传热介质为熔融盐;

所述的固废杂盐处理系统包括通过管道依次连接的搪瓷玻璃反应釜、反应液储桶、结晶器、增稠器、吊袋离心机、纯料输送机、热风干燥机、干料输送机和自动包装机;所述的搪瓷玻璃反应釜顶端的排气孔通过管道连接氯化氢吸收塔,氯化氢吸收塔排液口通过管道连接盐酸储罐;所述的热风干燥机的排风口通过管道连接旋风除尘器和引风机;

所述的方法包括以下步骤:

1) 洗涤-吸收 SO_2 :将二氧化硫烟气运送至预洗涤器中通过洗涤液喷淋急冷并饱和,去除烟气中的小颗粒灰尘和大部分酸雾,经过颗粒及酸雾过滤器过滤后的烟气进入二氧化硫吸收塔吸收,在二氧化硫吸收塔中与贫胺液进行多级逆流接触, SO_2 被贫胺液选择性地吸收,得到含 SO_2 的富胺液,净化后的烟气符合排放标准并经二氧化硫吸收塔顶端的烟道排出;

2) 再生-净化 SO_2 :含 SO_2 的低温富胺液经过贫富液换热器进入再生塔经过蒸汽加热,使含 SO_2 的富胺液解吸出纯净的高浓度 SO_2 气体和高温再生贫胺液,高温再生贫胺液经贫富液换热器换热后到达二氧化硫吸收塔中吸收 SO_2 ;每一个吸收周期的部分再生贫胺溶液进入胺液净化装置中净化,清除溶剂中积聚的热稳定性盐,之后再进入到二氧化硫吸收塔中吸收 SO_2 ;

3) 催化-制酸:经再生塔中解析出来的 SO_2 经过冷凝器冷却提升为饱和和高纯度的 SO_2 干基气体,通入一级催化氧化反应器和二级催化氧化反应器,在催化剂床层中,进行二氧化硫和氧气的氧化反应生成 SO_3 ,过热的 SO_3 经换热器降温后进入以硫酸为吸收剂的一级吸收塔和二级吸收塔被吸收得到高纯度浓硫酸,高纯度浓硫酸排入硫酸储罐内作为后序生产工艺的原材料;

4) 混合反应:在搪瓷玻璃反应釜中加入高纯度浓硫酸和含有硫酸钠与氯化钠的固废杂盐,控制反应釜的温度、压力及保温时间,在搅拌的条件下进行充分反应,生成硫酸氢钠浆液和氯化氢气体;

5) 存储:将步骤4)生成的硫酸氢钠浆液通过反应液储桶存储;

6) 吸收氯化氢:将步骤4)中产生的氯化氢气体采用氯化氢吸收塔进行吸收处理,之后将生产的盐酸排放进入到盐酸储罐中储存;

7) 冷却结晶:将硫酸氢钠浆液泵送至结晶器进行冷却结晶,形成低稠度硫酸氢钠半成品结晶溶液;

8) 固液分离:将低稠度硫酸氢钠半成品结晶溶液采用增稠器进行处理,实现一水硫酸氢钠晶体与水的分离,沉至底部的一水硫酸氢钠晶体汇集成稠的一水硫酸氢钠晶浆从底部出料口排出,增稠器上清液与高浓度硫酸混和后循环使用;

9) 洗涤离心处理:将一水硫酸氢钠晶浆采用吊袋离心机进行离心处理,在离心的过程

中采用饱和硫酸氢钠溶液进行洗涤得到硫酸氢钠晶体,采用纯料输送机将其运送至热风干燥干燥机干燥处理;

10) 热风干燥:将硫酸氢钠晶体放入热风干燥机中进行热风干燥处理,干燥后采用干燥输送机运送至自动包装机;

11) 包装:经过干燥后的硫酸氢钠晶体采用自动包装机进行包装处理,实现资源回收利用。

2. 如权利要求1所述的一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,所述的预洗涤器底端通过管道连接水处理系统。

3. 如权利要求2所述的一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,步骤1)中,预洗涤器中洗涤液pH为1-2;贫胺液中有机胺的质量百分含量 $\geq 20\%$,有机胺为乙二胺。

4. 如权利要求3所述的一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,步骤2)中,再生塔中通入蒸汽的蒸汽温度为110-120℃,再生塔中压强为0.15-0.2MPa,高温再生贫胺液经贫富液换热器换热后温度为30-50℃;每一个吸收周期3-5%的再生贫胺溶液进入胺液净化装置中净化。

5. 如权利要求4所述的一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,步骤3)中,催化剂床层中的催化剂为 V_2O_5 ,催化剂床层的温度为400-600℃;吸收剂为98%的硫酸,生成的硫酸浓度为92-98%。

6. 如权利要求5所述的一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,步骤4)中,固废杂盐中硫酸钠与氯化钠的质量分数分别为20-50%和50-80%,加入的固废杂盐与硫酸物质的量比为1:(1.7-3.5),其中硫酸的纯度为90-96%;搪瓷玻璃反应釜中加热蒸汽温度为120-150℃,蒸汽压力为0.2-0.5MPa,加料结束后保温时间为30-45min。

7. 如权利要求6所述的一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,步骤7)中,冷却结晶中冷却的温度为20-40℃,压力为0.1-0.2MPa。

8. 如权利要求7所述的一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,步骤8)中,增稠器的工作压力为0-0.15MPa,工作温度为20-40℃。

9. 如权利要求8所述的一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,步骤9)中,采用饱和硫酸氢钠溶液进行洗涤,得到含水率8-12%的硫酸氢钠晶体,吊袋离心机的工作压力0.08-0.12MPa,工作温度为20-40℃。

10. 如权利要求9所述的一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,其特征在于,步骤10)中,热风干燥器热空气温度为100-110℃,排出空气温度为60-65℃,硫酸氢钠晶体经过热风干燥机干燥后其水分占总质量的0.3-1.0%。

一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法

技术领域

[0001] 本发明属于资源回收处理技术领域,具体涉及利用烟气脱硫制得的硫酸与工业废水蒸发结晶制得的固废杂盐进行反应生产氯化氢与硫酸氢钠晶体的方法。

背景技术

[0002] 现有的环保处理方法可以针对化工厂的锅炉含硫烟气及高浓盐废水分别进行处理。含硫烟气经处理后污染物由烟气转移到脱硫废水或形成固体废弃物中,以废水或石膏的形式输出;化工高浓盐水可以通过蒸发结晶等工艺将溶解在废水中的污染物结晶出来,以固体废物的形式输出。以上处理方式均属于把污染物从一种形态转化为另一种形态,而非彻底消灭污染物,无法从根本上实现环保的“零排放”。尤其生化废水的高浓盐水经蒸发结晶产生的杂盐已被国家明确界定为危险废物,处置技术难度以及成本投入要求更高。

[0003] 化工园区通常水气渣污染同时存在,但水气渣的环保治理现状基本属于“各自为政”,污染物从一种形态转化到另一种形态中时,不仅增加了污染物治理的成本,而且增加了环保处理与处置的难度。

[0004] 以污染物水气渣同治为出发点考虑水气渣治理的联动处置问题,从统筹规划的角度来解决环保问题,可以更好的实现最终污染物的减量化。针对不同污染物实现资源化,尤其是实现最终产物危废的资源化利用,则是打通废水-废气-废渣零排放闭环的关键步骤,是彻底消灭污染物、真正实现污染物零排放的关键所在,也是符合国家和地方政府的产业和技术政策的推动危险废物资源综合利用的必然要求。

发明内容

[0005] 为了克服目前技术的不足,本发明提供一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,实现生产氯化氢和硫酸氢钠晶体,实现水气渣零排放,该方法利用烟气脱硫的过程制取浓硫酸,再以高浓盐水蒸发结晶产生的含有硫酸钠和氯化钠混盐的固废杂盐为原料,与烟气脱硫制取的硫酸反应生产氯化氢气体,同时联产硫酸氢钠晶体,既实现了水气渣零排放闭环,又结合了脱硫制酸和固废杂盐资源的特点,充分利用自然资源,处理污染物的同时又将固废杂盐变为附加值较高的化工产品,投资较低且易操作,满足可持续发展的要求。

[0006] 本发明解决其技术问题所采用的技术方案是:

[0007] 一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,所述的方法采用的系统为通过管道连接的烟气脱硫制酸系统和固废杂盐处理系统。所述的烟气脱硫制酸系统包括洗涤-吸收系统、再生-净化系统、催化-制酸系统;所述的洗涤-吸收系统包括预洗涤器、颗粒及酸雾过滤器和二氧化硫吸收塔;所述的再生-净化系统包括贫富液换热器、再生塔、胺液净化装置和冷却器;所述的催化-制酸系统包括一级催化氧化反应器、一级吸收塔、二级催化氧化反应器、二级吸收塔、冷凝器和硫酸储罐;所述的一级催化氧化反应器和二级催化氧化反应器中设置有多组催化剂床层和换热器,换热器中的传热介质为熔融盐,进而控制换热器进口温度、余热锅炉给水以及产生蒸汽,换热盐的温度需要高于两个催化氧化反应器中的硫酸的

露点,因此熔融盐的温度需要控制在 240°C 。冷凝器中得到的硫酸,通过下降管进入到已经冷却的硫酸中,通过不断换热,将得到的热硫酸不断的进行冷凝,从而最终将冷却后的硫酸送至界区外。

[0008] 所述的固废杂盐处理系统包括通过管道依次连接的搪瓷玻璃反应釜、反应液储桶、结晶器、增稠器、吊袋离心机、纯料输送机、热风干燥机、干料输送机和自动包装机;所述的搪瓷玻璃反应釜顶端的排气孔通过管道连接氯化氢吸收塔,氯化氢吸收塔排液口通过管道连接盐酸储罐;所述的热风干燥机的排风口通过管道连接旋风除尘器和引风机。

[0009] 所述的方法包括以下步骤:

[0010] 1) 洗涤-吸收 SO_2 :将二氧化硫烟气运送至预洗涤器中通过洗涤液喷淋急冷并饱和,去除烟气中的小颗粒灰尘和大部分酸雾,经过颗粒及酸雾过滤器过滤后的烟气进入二氧化硫吸收塔吸收,在二氧化硫吸收塔中与贫胺液进行多级逆流接触, SO_2 被贫胺液选择性地吸收,得到含 SO_2 的富胺液,净化后的烟气符合排放标准并经二氧化硫吸收塔顶端的烟道排出;

[0011] 2) 再生-净化 SO_2 :含 SO_2 的低温富胺液经过贫富液换热器进入再生塔经过蒸汽加热,使含 SO_2 的富胺液解吸出纯净的高浓度 SO_2 气体和高温再生贫胺液,高温再生贫胺液经贫富液换热器换热后到达二氧化硫吸收塔中吸收 SO_2 ;每一个吸收周期的部分再生贫胺溶液进入胺液净化装置中净化,清除溶剂中积聚的热稳定性盐(如硫酸盐、硝酸盐、硫代硫酸盐、氯化物等),之后再进入到二氧化硫吸收塔中吸收 SO_2 ;

[0012] 3) 催化-制酸:经再生塔中解析出来的 SO_2 经过冷凝器冷却提升为饱和高纯度(99.99%)的 SO_2 干基气体,通入一级催化氧化反应器和二级催化氧化反应器,在催化剂床层中,进行二氧化硫和氧气的氧化反应生成 SO_3 ,过热的 SO_3 经换热器降温后进入以硫酸为吸收剂的一级吸收塔和二级吸收塔被吸收得到高纯度浓硫酸,高纯度浓硫酸排入硫酸储罐内作为后序生产工艺的原材料;

[0013] 4) 混合反应:在搪瓷玻璃反应釜中加入高纯度浓硫酸和含有硫酸钠与氯化钠的固废杂盐,控制反应釜的温度、压力及保温时间,在搅拌的条件下进行充分反应,生成硫酸氢钠浆液和氯化氢气体;

[0014] 5) 存储:将步骤4)生成的硫酸氢钠浆液通过反应液储桶存储;

[0015] 6) 吸收氯化氢:将步骤4)中产生的氯化氢气体采用氯化氢吸收塔进行吸收处理,之后将生产的盐酸排放进入到盐酸储罐中储存;

[0016] 7) 冷却结晶:将硫酸氢钠浆液泵送至结晶器进行冷却结晶,形成低稠度硫酸氢钠半成品结晶溶液;

[0017] 8) 固液分离:将低稠度硫酸氢钠半成品结晶溶液采用增稠器进行处理,实现一水硫酸氢钠晶体与水的分离,沉至底部的一水硫酸氢钠晶体汇集成稠的一水硫酸氢钠晶浆从底部出料口排出,增稠器上清液与高浓度硫酸混和后循环使用,增稠器上清液是氯离子含量较低而硫酸浓度较高的溶液,经与高浓度硫酸混和后循环使用,无废液排出,满足可持续发展要求;

[0018] 9) 洗涤离心处理:将一水硫酸氢钠晶浆采用吊袋离心机进行离心处理,在离心的过程中采用饱和硫酸氢钠溶液进行洗涤得到硫酸氢钠晶体,采用纯料输送机将其运送至热风干燥机干燥处理;

[0019] 10) 热风干燥:将硫酸氢钠晶体放入热风干燥机中进行热风干燥处理,干燥后采用干燥输送机输送至自动包装机;

[0020] 11) 包装:经过干燥后的硫酸氢钠晶体采用自动包装机进行包装处理,实现资源回收利用。

[0021] 优选的,所述的预洗涤器底端通过管道连接水处理系统。

[0022] 优选的,步骤1)中,预洗涤器中洗涤液pH为1-2,预洗涤器中洗涤液pH很低,在这样一个强酸性环境下,可防止SO₂与水反应,保证SO₂以气相行驶进入二氧化硫吸收塔;贫胺液中有有机胺的质量百分含量 $\geq 20\%$,有机胺为乙二胺,不挥发、加热不分解,是吸收SO₂的核心。

[0023] 优选的,步骤2)中,再生塔中通入蒸汽的蒸汽温度为110-120℃,再生塔中压强为0.15-0.2MPa,高温再生贫胺液经贫富液换热器换热后温度为30-50℃;每一个吸收周期3-5%的再生贫胺溶液进入胺液净化装置中净化,清除溶剂中积聚的“热稳定性盐”(硫酸盐、硝酸盐、硫代硫酸盐、氯化物等)。

[0024] 优选的,步骤3)中,催化剂床层中的催化剂为V₂O₅,催化剂床层通过废热锅炉产生的蒸气加热,直到催化剂床层的温度为400-600℃;吸收剂为98%的硫酸,生成的硫酸浓度为92-98%。

[0025] 优选的,步骤4)中,固废杂盐中硫酸钠与氯化钠的质量分数分别为20-50%和50-80%,加入的固废杂盐与硫酸物质的量比为1:(1.7-3.5),其中硫酸的纯度为90-96%;搪瓷玻璃反应釜中加热蒸汽温度为120-150℃,蒸汽压力为0.2-0.5MPa,加料结束后保温时间为30-45min。

[0026] 优选的,步骤7)中,冷却浓缩结晶中冷却的温度为20-40℃,压力为0.1-0.2MPa。

[0027] 优选的,步骤8)中,增稠器的工作压力为0-0.15MPa,工作温度为20-40℃。

[0028] 优选的,步骤9)中,采用饱和硫酸氢钠溶液进行洗涤,得到含水率8-12%的硫酸氢钠晶体,吊袋离心机的工作压力0.08-0.12MPa,工作温度为20-40℃。

[0029] 优选的,步骤10)中,热风干燥器热空气温度为100-110℃,排出空气温度为60-65℃,硫酸氢钠晶体经过热风干燥机干燥后其水分占总质量的0.3-1.0%。

[0030] 本发明的优点是:

[0031] 1) 该方法以锅炉烟气脱硫制酸,并使其与固废杂盐反应生产氯化氢与硫酸氢钠晶体,同时实现了烟气废水废渣零排放的闭环,实现了污染物的资源化;

[0032] 2) 该方法选用的吸收剂对SO₂吸收选择性好,烟气脱硫率高达99%以上,且吸收剂回收再利用率高,产酸品质好;

[0033] 3) 该方法以固废杂盐为原料生产盐酸与硫酸氢钠产品,避免了杂盐中氯化钠与硫酸钠的分质结晶,拓宽了固废杂盐的应用范围,既充分利用了化工资源,又达到化工厂废水处理系统真正意义的零排放;

[0034] 4) 通过杂盐资源化技术,节省了企业固废杂盐处置费用的支出,同时得到相关工业副产品;

[0035] 5) 通过杂盐资源化技术,避免了固废杂盐填埋对土地资源的占用,将环境污染程度降低到最低;

[0036] 6) 硫酸氢钠增稠器上清液是氯离子含量较低而硫酸浓度较高的溶液,经与高浓度

硫酸混和后循环使用,无废液排出,满足可持续发展要求;

[0037] 7) 硫酸钠的存在可以抑制氯化钠与硫酸体系反应剧烈而冲料现象的发生。

附图说明

[0038] 图1为本发明中烟气脱硫制酸系统的结构示意图;

[0039] 图2为本发明中固废杂盐处理系统的结构示意图。

具体实施方式

[0040] 下面将结合附图对本发明作进一步的说明:

[0041] 一种综合处理含硫烟气与固废杂盐的方法,所述的方法采用的系统为通过管道连接的烟气脱硫制酸系统和固废杂盐处理系统。

[0042] 如图1所示,所述的烟气脱硫制酸系统包括洗涤-吸收系统、再生-净化系统、催化-制酸系统;所述的洗涤-吸收系统包括预洗涤器10、颗粒及酸雾过滤器11和二氧化硫吸收塔12;所述的再生-净化系统包括贫富液换热器13、再生塔14、胺液净化装置15和冷却器16;所述的催化-制酸系统包括一级催化氧化反应器17、一级吸收塔18、二级催化氧化反应器19、二级吸收塔20、冷凝器21和硫酸储罐22;所述的一级催化氧化反应器17和二级催化氧化反应器19中设置有多个催化剂床层23和换热器24,换热器24中的传热介质为熔融盐。

[0043] 如图2所示,所述的固废杂盐处理系统包括通过管道依次连接的搪瓷玻璃反应釜25、反应液储桶26、结晶器27、增稠器28、吊袋离心机29、纯料输送机30、热风干燥机31、干料输送机32和自动包装机33;所述的搪瓷玻璃反应釜25顶端的排气孔通过管道连接氯化氢吸收塔34,氯化氢吸收塔34排液口通过管道连接盐酸储罐35;所述的热风干燥机31的排风口通过管道连接旋风除尘器36和引风机37。

[0044] 采用上述的烟气脱硫制酸系统和固废杂盐处理系统处理含硫烟气与固废杂盐的具体实施例如下:

[0045] 实施例1:

[0046] 烟气SO₂含量为1%,利用本发明所述的方法进行烟气脱硫,预洗涤器中洗涤液pH为1,贫胺液中有有机胺的质量百分含量为30%,贫胺液吸收温度为45℃,再生塔中通入蒸汽的蒸汽温度为110℃,再生塔中的压强为0.16MPa,每一个吸收周期4%的再生贫胺溶液进入胺液净化装置中净化,SO₂的脱除率99%,尾气中残余SO₂含量为28.57mg/m³。催化剂床层的温度为400℃,吸收剂为94%的硫酸,生产的硫酸浓度为96%。在带有搅拌器、热电阻、压力表、液位计等的搪玻璃反应釜先加入2.18吨固废杂盐,并缓慢加入3.11吨90%的硫酸,固废杂盐中硫酸钠质量分数为35%,氯化钠的质量分数为62%。开启氯化氢吸收塔和盐酸储罐,在不断搅拌条件下通过蒸汽进行加热至135℃,保温35min;将反应液引入含有0.48吨水的反应液储桶中混合均匀,通过泵引入结晶器中,控制结晶器温度为35℃、压力为0.1MPa条件下进行冷却结晶,在温度为30℃、压力为0.1MPa条件下的增稠器增稠,增稠器进入高纯料吊带离心机,在离心脱水的同时加入饱和硫酸氢钠溶液洗涤,得硫酸氢钠晶体4.67吨,经过热风干燥器干燥后得4.02吨硫酸氢钠产品,所得硫酸氢钠产品达到(HG/T4516-2013)I型一等品要求,硫酸氢钠质量百分含量≥93.00%,同时经氯化氢吸收塔吸收获得3.76吨25%盐酸。

[0047] 实施例2:

[0048] 烟气SO₂含量为3.5%，利用本发明所述的方法进行烟气脱硫，预洗涤器中洗涤液pH为2，贫胺液中有有机胺的质量百分含量为25%，贫胺液吸收温度为40℃，再生塔中通入蒸汽的蒸汽温度为120℃，再生塔中的压强为0.18MPa，每一个吸收周期5%的再生贫胺溶液进入胺液净化装置中净化，SO₂的脱除率96%，尾气中残余SO₂含量为20.35mg/m³。催化剂床层的温度为500℃，吸收剂为95%的硫酸，生产的硫酸浓度为97%。在带有搅拌器、热电阻、压力表、液位计等的搪玻璃反应釜先加入2.18吨固废杂盐，并缓慢加入3.11吨90%的硫酸，固废杂盐中硫酸钠质量分数为46%，氯化钠的质量分数为50%。开启氯化氢吸收塔和盐酸储罐，在不断搅拌条件下通过蒸汽进行加热至142℃，保温45min；将反应液引入含有0.48吨水的反应液储桶中混合均匀，通过泵引入结晶器中，控制结晶器温度为40℃、压力为0.15MPa条件下进行冷却结晶，在温度为36℃、压力为0.13MPa条件下的增稠器增稠，增稠器进入高纯料吊带离心机，在离心脱水的同时加入饱和硫酸氢钠溶液洗涤，得硫酸氢钠晶体4.32吨，经过热风干燥器干燥后得3.85吨硫酸氢钠产品，所得硫酸氢钠产品达到(HG/T4516-2013) I型一等品要求，硫酸氢钠质量百分含量≥95.00%，同时经氯化氢吸收塔吸收获得3.45吨26%盐酸。

[0049] 最后应说明的是：显然，上述实施例仅仅是为清楚地说明本发明所作的举例，而并非对实施方式的限定。对于所属领域的普通技术人员来说，在上述说明的基础上还可以做出其它不同形式的变化或变动。这里无需也无法对所有的实施方式予以穷举。而由此所引申出的显而易见的变化或变动仍处于本发明的保护范围之内。

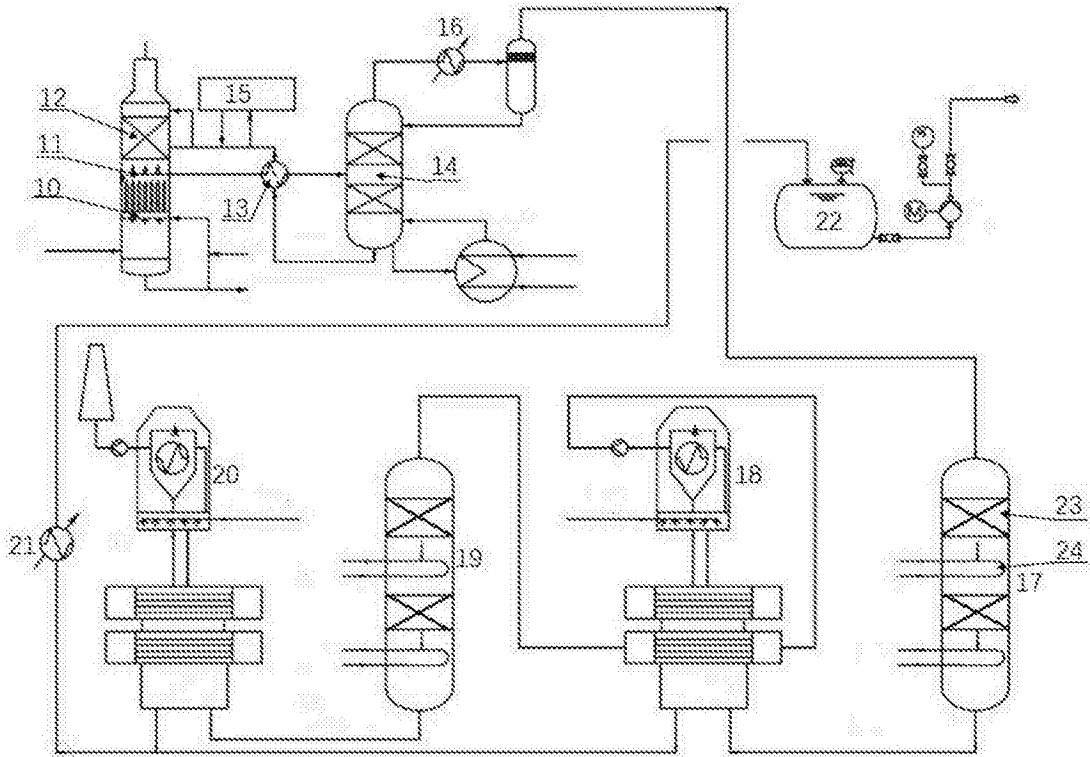


图1

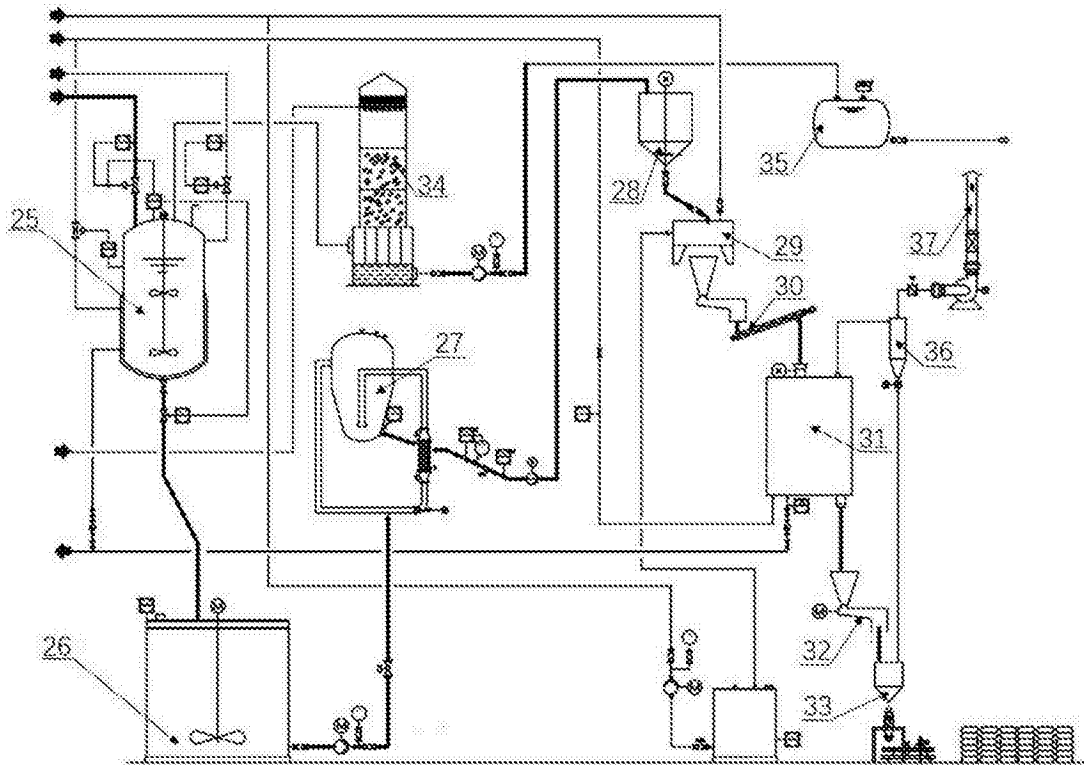


图2