



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107311350 A

(43)申请公布日 2017. 11. 03

(21)申请号 201710707563.8

C02F 103/18(2006.01)

(22)申请日 2017.08.17

(71)申请人 长兴上拓环境科技有限公司

地址 313100 浙江省湖州市长兴县李家巷
镇工业集中区(72)发明人 方毓淳 谈宾宾 李文扬 朱元红
俞海燕 李滨 许莹莹(74)专利代理机构 杭州丰禾专利事务所有限公
司 33214

代理人 林伟鑫

(51)Int. Cl.

C02F 9/04(2006.01)

C01F 11/46(2006.01)

C25C 3/04(2006.01)

C25C 7/00(2006.01)

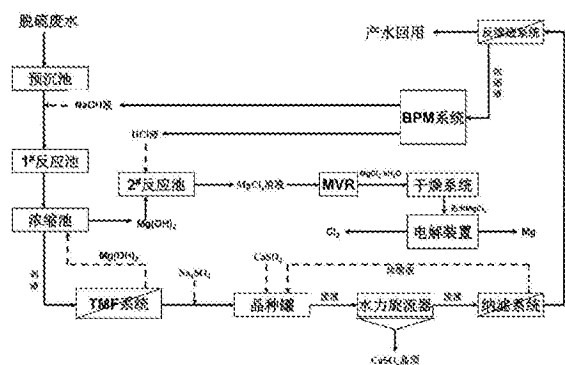
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工
艺

(57)摘要

本发明公开了一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,包括1)、经三联箱处理进入预沉池;2)投加NaOH后溢流至1#反应池反应;3)、1#反应池出水进入浓缩池,浓缩池中料液输送进TMF系统过滤,形成的 $Mg(OH)_2$ 返回浓缩池, $Mg(OH)_2$ 排放至2#反应池;4)TMF系统产水进入晶种罐,废液输出到水力旋流器,水力旋流器得到的清液进入纳滤系统;5)、纳滤系统得到的浓缩液回至晶种罐,透析液进入反渗透系统,得到的浓缩液电处理;6)2#反应池中形成的 $MgCl_2$ 料液蒸发结晶形成 $MgCl_2$ 晶体,再干燥得无水 $MgCl_2$,无水 $MgCl_2$ 电解处理得Mg单质和 Cl_2 。本发明的“化学反应+TMF系统+晶种罐+水力旋流器+纳滤系统+反渗透系统+双极膜”工艺可回用90%以上的水分,利用废水中的Mg、 $CaSO_4$ 和NaCl。



1. 一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,其特征在于,包括以下步骤:

1)、脱硫废水经过三联箱工艺处理,然后进入预沉池处理,得到底部的沉淀物和上部的上清液;

2)、步骤1)中预沉池得到的上清液通过投加NaOH后,溢流至1#反应池,在1#反应池中上清液与NaOH充分反应;

3)、步骤2)中1#反应池出水进入浓缩池,浓缩池中的料液通过通过大流量循环泵输送进TMF系统进行过滤处理,反应形成的 $Mg(OH)_2$ 沉淀被截留而重新返回至浓缩池中, $Mg(OH)_2$ 浓度不断升高,达到一定浓度后排放至2#反应池;

4)、步骤3)中TMF系统产水通过管道进入晶种罐中,管道上开有投加 Na_2SO_4 的加药口,并往晶种罐中投加一定量的 $CaSO_4$,并配合一定转速的搅拌处理,待一定反应时间后将晶种罐中废液从底部输出到水力旋流器的中部入口,通过水力旋流器的处理,晶种罐中形成的石膏晶须从水力旋流器底部出口排出,而清液通过水力旋流器上部出口排出,水力旋流器上部出口排出的废液进入纳滤系统进行过滤处理,得到透析液和浓缩液;

5)、步骤4)中纳滤系统处理得到的浓缩液回流至晶种罐,实现硫酸钙晶体的充分去除,透析液进入反渗透系统进行浓缩处理,得到水和浓缩液,反渗透系统处理得到的水作为工艺水回用于生产,浓缩液达到10%以上TDS含量后进入BPM系统进行电处理,形成NaOH料液和HCl料液,NaOH料液通过管道输送至预沉池和1#反应池中间部位投加至脱硫废水中,HCl料液输送至2#反应池中,与 $Mg(OH)_2$ 反应完全后形成 $MgCl_2$ 料液;

6)、步骤5)中2#反应池中形成的 $MgCl_2$ 料液进入MVR蒸发结晶后形成带有结晶水的 $MgCl_2$ 晶体, $MgCl_2$ 晶体经过干燥系统干燥后得到无水 $MgCl_2$,无水 $MgCl_2$ 在熔融状态下经过电解装置电解处理后,得到Mg单质产品和 Cl_2 。

2. 根据权利要求1所述的一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,其特征在于,所述的预沉池底部为锥形,用于污泥的排放,上部设有溢流口,所述预沉池用于将脱硫废水中悬浮状态的 $CaSO_4$ 通过重力沉淀方式去除。

3. 根据权利要求1或2所述的一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,其特征在于,所述的TMF系统产水流向晶种罐的管道上设有 Na_2SO_4 加药口,用于投加 Na_2SO_4 ,所述晶种罐中 $CaSO_4$ 的投加浓度为3000~5000ppm,晶种罐内搅拌设备的转速为150~250rpm,温度控制在40~50℃,晶种罐的底部为锥形结构。

4. 根据权利要求3所述的一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,其特征在于,所述水力旋流器的分级粒度为75~100um,供料压力为0.06~0.35MPa。

5. 根据权利要求4所述的一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,其特征在于,所述纳滤系统的纳滤膜为管式纳滤膜或碟管式纳滤膜,纳滤膜对 Ca^{2+} 、 SO_4^{2-} 二价离子拦截率在99%以上,所述纳滤系统得到的浓缩液中 $CaSO_4$ 的浓度为5000~10000mg/L。

6. 根据权利要求5所述的一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,其特征在于,所述反渗透系统形成的浓缩液为含盐量高于10%的浓盐水。

7. 根据权利要求6所述的一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,其特征在于,所述的BPM系统的电解处理得到的HCl料液的浓度为2.5mol/L,NaOH料液的浓度为3.2mol/L。

8. 根据权利要求7所述的一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,其特征在于,所述2#反应池充分反应后形成浓度不小于10%的 $MgCl_2$ 溶液,所述的MVR进行蒸发结晶处理后

形成 $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 。

一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及火力发电厂脱硫废水处理领域,尤其是涉及一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺。

背景技术

[0002] 目前,在火力发电厂各种脱硫方式中,锅炉烟气湿法脱硫因其脱硫效率高而占有越来越大的比例,但该工艺的缺点是要产生废水,废水的pH值为5~6,同时含有大量的悬浮物(石膏颗粒、SO₂、Al和铁的氢氧化物)、氟化物和As、Cd、Cr、Cu、Hg、Ni、Pb、Sb、Se、Sn、Zn等重金属元素,国内电厂脱硫多采用湿式石灰石-石膏法处理工艺。烟气中含有少量从原煤中带来的F-和Cl-及各种杂质,进入脱硫吸收塔后被洗涤下来并进入浆液,F-与浆液中的铝联合作用对脱硫吸收剂石灰石的溶解产生屏蔽影响,致使石灰石溶解性减弱,脱硫效率降低;同时,Cl-浓度过高对吸收塔系统和结构有腐蚀作用。因此,石灰石-石膏湿法烟气脱硫过程通常需要排出一部分滤液水(吸收塔浆液经脱水后产生)作为脱硫废水,以达到控制Cl-、F-离子浓度并维持吸收塔物质平衡的目的。因为水质特殊,污染性强,所以脱硫废水必须经过单独处理才能排放,否则会给环境造成很大的污染。另外,为了提高水资源的综合利用率,电厂一般会将反渗透浓水,循环系统排污水等各类排水作为湿法烟气脱硫系统工艺的水源。脱硫废水成为燃煤电厂系统末端水质最恶劣的废水。因此,对脱硫废水进行深度处理,实现脱硫废水的资源化已成为燃煤电厂规划设计、环保升级改造工作面临的新挑战。

[0003] 如今国内火力发电厂锅炉烟气脱硫废水“零排放”处理技术主要有河源电厂脱硫废水“零排放”系统、三水恒益电厂脱硫废水处理系统、华能长兴电厂脱硫废水处理系统和国电汉川电厂脱硫废水“零排放”系统。其中,河源电厂脱硫废水“零排放”系统采用的是四效蒸发结晶系统,于2009年12月18日投入运行至今达7年,为国内首创,系统成熟可靠,产水达到回用水质标准,产生污泥为制砖原料,结晶盐为印染厂所用,据计算,吨水处理蒸汽耗量300kg,电耗30kWh;三水恒益电厂脱硫废水处理系统于2012年投运至今达4年,运行稳定,出水水质达到循环冷却水水质要求,由于预处理简化,所产结晶盐为杂盐,作为固废处理,据计算,吨水处理蒸汽耗量89.21kg,电耗26.63kWh;华能长兴电厂脱硫废水处理系统采用正渗透技术,于2015年4月5日调试结束,结晶盐主要成分为NaCl和Na₂SO₄,纯度大于95%,目前正在研究改造该系统,欲提高NaCl纯度,为综合利用提供条件,据计算,吨水处理蒸汽耗量90kg,电耗8.3kWh;国电汉川电厂脱硫废水“零排放”系统采用的是“TMF软化+NF分盐+SWRO+DTRO+MVR”工艺路线,目前正处于调试阶段。上述4条脱硫废水处理工艺路线均有各自的优势和劣势,但都存在如下问题:1)预处理药剂软化加药成本高,据计算,吨水软化药剂成本在20~30元/m³左右;2)蒸发之后的结晶盐纯度较难保证,纯度低时只能作为固废(危废)处理,增加吨水处理费用;3)蒸发结晶处理成本高,蒸汽耗量及电耗高,处理成本高等。为了克服上述各种工业应用工艺路线实际存在的缺陷,本发明专门提出一条具有软化药剂成本低、无需蒸发结晶、经济附加值高等优点的脱硫废水资源化工艺路线。

发明内容

[0004] 针对上述问题,本发明提供了一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,有效解决背景技术中指出的问题。

[0005] 本发明采用的技术方案是:

[0006] 一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺,包括以下步骤:

[0007] 1)、脱硫废水经过三联箱工艺处理,然后进入预沉池处理,得到

[0008] 底部的沉淀物和上部的上清液;

[0009] 2)、步骤1)中预沉池得到的上清液通过投加NaOH后,溢流至1#反应池,在1#反应池中上清液与NaOH充分反应;

[0010] 3)、步骤2)中1#反应池出水进入浓缩池,浓缩池中的料液通过通过大流量循环泵输送进TMF系统进行过滤处理,反应形成的 $Mg(OH)_2$ 沉淀被截留而重新返回至浓缩池中, $Mg(OH)_2$ 浓度不断升高,达到一定浓度后排放至2#反应池;

[0011] 4)、步骤3)中TMF系统产水通过管道进入晶种罐中,管道上开有投加 Na_2SO_4 的加药口,并往晶种罐中投加一定量的 $CaSO_4$,并配合一定转速的搅拌处理,待一定反应时间后将晶种罐中废液从底部输出到水力旋流器的中部入口,通过水力旋流器的处理,晶种罐中形成的石膏晶须从水力旋流器底部出口排出,而清液通过水力旋流器上部出口排出,水力旋流器上部出口排出的废液进入纳滤系统进行过滤处理,得到透析液和浓缩液;

[0012] 5)、步骤4)中纳滤系统处理得到的浓缩液回流至晶种罐,实现硫酸钙晶体的充分去除,透析液进入反渗透系统进行浓缩处理,得到水和浓缩液,反渗透系统处理得到的水作为工艺水回用于生产,浓缩液达到10%以上TDS含量后进入BPM系统进行电处理,形成NaOH料液和HCl料液,NaOH料液通过管道输送至预沉池和1#反应池中间部位投加至脱硫废水中,HCl料液输送至2#反应池中,与 $Mg(OH)_2$ 反应完全后形成 $MgCl_2$ 料液;

[0013] 6)、步骤5)中2#反应池中形成的 $MgCl_2$ 料液进入MVR蒸发结晶后形成带有结晶水的 $MgCl_2$ 晶体, $MgCl_2$ 晶体经过干燥系统干燥后得到无水 $MgCl_2$,无水 $MgCl_2$ 在熔融状态下经过电解装置电解处理后,得到Mg单质产品和 Cl_2 。

[0014] 作为优选,所述的预沉池底部为锥形,用于污泥的排放,上部设有溢流口,所述预沉池用于将脱硫废水中悬浮状态的 $CaSO_4$ 通过重力沉淀方式去除。

[0015] 作为优选,所述的TMF系统产水流向晶种罐的管道上设有 Na_2SO_4 加药口,用于投加 Na_2SO_4 ,所述晶种罐中 $CaSO_4$ 的投加浓度为3000~5000ppm,晶种罐内搅拌设备的转速为150~250rpm,温度控制在40~50℃,晶种罐的底部为锥形结构。

[0016] 作为优选,所述水力旋流器的分级粒度为75~100um,供料压力为0.06~0.35MPa。

[0017] 作为优选,所述纳滤系统的纳滤膜为管式纳滤膜或碟管式纳滤膜,纳滤膜对 Ca^{2+} 、 SO_4^{2-} 二价离子拦截率在99%以上,所述纳滤系统得到的浓缩液中 $CaSO_4$ 的浓度为5000~10000mg/L。

[0018] 作为优选,所述反渗透系统形成的浓缩液为含盐量高于10%的浓盐水。

[0019] 作为优选,所述的BPM系统的电解处理得到的HCl料液的浓度为2.5mol/L,NaOH料液的浓度为3.2mol/L。

[0020] 作为优选,所述2#反应池充分反应后形成浓度不小于10%的 $MgCl_2$ 溶液,所述的

MVR进行蒸发结晶处理后形成 $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 。

[0021] 本发明还提供了一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理系统,包括:

[0022] 预沉池,对经过三联箱工艺处理后的脱硫废水进行处理,得到底部的沉淀物和上部的上清液;

[0023] 1#反应池,预沉池溢出的上清液通过管道进入1#反应池,在1#反应池中与 NaOH 充分反应;

[0024] 浓缩池,1#反应池出水进入浓缩池,起浓缩作用,得到 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 和料液, $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 浓度不断升高,达到一定浓度后排放至2#反应池;

[0025] TMF系统,浓缩池浓缩得到的料液通过大流量循环泵输送进TMF系统进行过滤处理,反应形成的 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 沉淀被截留而重新返回至浓缩池中;

[0026] 晶种罐,TMF系统产水通过管道进入晶种罐中,管道上开有投加 Na_2SO_4 的加药口,并往晶种罐中投加一定量的 CaSO_4 ,并配合一定转速的搅拌处理,待一定反应时间后将晶种罐中废液从底部输出;

[0027] 水力旋流器,晶种罐中废液从底部输出到水力旋流器的中部入口,通过水力旋流器的处理,晶种罐中形成的石膏晶须从水力旋流器底部出口排出,而清液通过水力旋流器上部出口排出;

[0028] 纳滤系统,水力旋流器上部出口排出的废液进入纳滤系统进行过滤处理,得到透析液和浓缩液,浓缩液回流至晶种罐,实现硫酸钙晶体的充分去除;

[0029] 反渗透系统,纳滤系统得到的透析液进入反渗透系统进行浓缩处理,得到水和浓缩液,水作为工艺水回用于生产;

[0030] BPM系统,反渗透系统得到的浓缩液达到10%以上TDS含量后进入BPM系统进行电处理,形成 NaOH 料液和 HCl 料液, NaOH 料液通过管道输送至预沉池和1#反应池之间的管道投加至预沉池溢出的上清液中;

[0031] 2#反应池,浓缩池中的 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 浓度不断升高,达到一定浓度后排放至2#反应池,BPM系统处理得到的 HCl 料液输送至2#反应池中,在2#反应池中, $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 和 HCl 反应完全后形成 MgCl_2 料液;

[0032] MVR,2#反应池反应得到的 MgCl_2 料液经过MVR蒸发结晶后形成带有结晶水的 MgCl_2 晶体;

[0033] 干燥系统,MVR蒸发结晶后形成带有结晶水的 MgCl_2 晶体经过干燥系统干燥后得到无水 MgCl_2 ;

[0034] 电解装置,干燥系统干燥后得到无水 MgCl_2 在熔融状态下经过电解装置电解处理后,得到 Mg 单质产品和 Cl_2 。

[0035] 作为优选,所述的预沉池底部为锥形,用于污泥的排放,上部设有溢流口,所述预沉池用于将脱硫废水中悬浮状态的 CaSO_4 通过重力沉淀方式去除。

[0036] 作为优选,所述的TMF系统产水流向晶种罐的管道上设有 Na_2SO_4 加药口,用于投加 Na_2SO_4 ,所述晶种罐中 CaSO_4 的投加浓度为3000~5000ppm,晶种罐内搅拌设备的转速为150~250rpm,温度控制在40~50℃,晶种罐的底部为锥形结构。

[0037] 作为优选,所述水力旋流器的分级粒度为75~100um,供料压力为0.06~0.35MPa。

[0038] 作为优选,所述纳滤系统的纳滤膜为管式纳滤膜或碟管式纳滤膜,纳滤膜对 Ca^{2+} 、

SO_4^{2-} 二价离子拦截率在99%以上,所述纳滤系统得到的浓缩液中 CaSO_4 的浓度为5000~10000mg/L。

[0039] 作为优选,所述反渗透系统形成的浓缩液为含盐量高于10%的浓盐水。

[0040] 作为优选,所述的BPM系统的电解处理得到的HCl料液的浓度为2.5mol/L,NaOH料液的浓度为3.2mol/L。

[0041] 作为优选,所述2#反应池充分反应后形成浓度不小于10%的 MgCl_2 溶液,所述的MVR进行蒸发结晶处理后形成 $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 。

[0042] 电驱动膜技术是指在电场力作用下离子通过选择性离子交换膜的膜分离过程,其核心部分为阴阳离子交换膜,即利用阳离子交换膜只允许阳离子通过,阴离子交换膜只允许阴离子通过的特性对溶液中离子进行选择分离的技术。在电场力作用下,溶液中的阴阳离子发生定向迁移,从一部分水体迁移到另一部分水体,从而达到溶液分离、提纯和浓缩的目的。双极膜(BPM)的出现,使电驱动膜的用途得到扩展。双极膜是由阴离子交换膜和阳离子交换膜复合而成的,在两层中间通常称为中间催化层。其原理为:在双极膜两侧加上电压时,溶液中的离子会发生定向迁移,与此同时水分子会透过阴阳离子交换膜进入到中间催化层,在两侧活性基团作用下发生电解生成氢离子和氢氧根离子,以此来充当电荷负载,消耗的水又通过周围溶液中的水向膜中间层渗透而得到补充。与常规电渗析相比,在双极膜作用下水解离速率被提高5千万倍以上,因此能耗大大降低,电渗析的应用范围也大大延伸。双极膜电渗析也属于电渗析应用范围,是通过将双极膜与离子交换膜相结合,组成不同的隔室(酸室、碱室和料液室),使其在酸碱制备领域有独特的优势。在一定的电压作用下,阴阳离子能分别通过阴阳离子交换膜,与双极膜产生的氢离子和氢氧根离子结合产生对应的酸和碱。

[0043] 本发明具有的优点如下:

[0044] 1)、通过本发明的“化学反应+TMF系统+晶种罐+水力旋流器+纳滤系统+反渗透系统+双极膜”组合工艺可回用脱硫废水中90%以上的水分,同时又能资源化利用废水中的Mg、 CaSO_4 和NaCl,即生产石膏并无需采购处理过程中的酸和碱,还能生产Mg产品;

[0045] 2)、通过本发明的组合工艺处理脱硫废水可减少NaOH加药量和 CaSO_4 的产生量,进一步减少处理成本,并提高了TMF系统运行的稳定性;

[0046] 3)、通过本发明的TMF系统能提高 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 的浓缩效果,无需沉淀池,减小系统占地面积;

[0047] 4)、通过本发明的晶种罐工艺能提高 CaSO_4 的沉淀速率,缩短沉淀时间,并能去除废水中的 Ca^{2+} ,通过投加 Na_2SO_4 能在一定程度上减少加药成本;

[0048] 5)、通过本系统的纳滤系统能浓缩废水中含有的 SO_4^{2-} ,提高其浓度,回流至晶种罐中能减少 Na_2SO_4 加药量;

[0049] 6)、通过本发明的双极膜系统处理浓盐水既不需要高能耗的蒸发结晶处理系统,又能提高废水中的资源利用率;

[0050] 7)、采用本发明提供的工艺处理火电厂烟气脱硫废水兼具经济效益和社会效益,具有研究和推广价值。

附图说明

[0051] 图1为本发明的流程结构示意图。

具体实施方式

[0052] 下面通过具体的实施例并结合附图对本发明做进一步的详细描述。

[0053] 实施例1

[0054] 一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理工艺包括以下步骤：

[0055] 1)、脱硫废水经过三联箱工艺处理，然后进入预沉池处理，得到底部的沉淀物和上部的上清液，预沉池底部为锥形，用于污泥的排放，上部设有溢流口，所述预沉池用于将脱硫废水中悬浮状态的 CaSO_4 通过重力沉淀方式去除；

[0056] 2)、步骤1)中预沉池得到的上清液通过投加 NaOH 后，溢流至1#反应池，在1#反应池中上清液与 NaOH 充分反应；

[0057] 3)、步骤2)中1#反应池出水进入浓缩池，浓缩池中的料液通过通过大流量循环泵输送进TMF系统进行过滤处理，反应形成的 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 沉淀被截留而重新返回至浓缩池中， $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 浓度不断升高，达到一定浓度后排放至2#反应池；

[0058] 4)、步骤3)中TMF系统产水通过管道进入晶种罐中，TMF系统产水流向晶种罐的管道上设有 Na_2SO_4 加药口，用于投加 Na_2SO_4 ，并往晶种罐中投加一定量的 CaSO_4 ， CaSO_4 的投加浓度为3000~5000ppm，并进行搅拌处理，晶种罐内搅拌设备的转速为150~250rpm，温度控制在40~50℃，晶种罐的底部为锥形结构，待一定反应时间后将晶种罐中废液从底部输出到水力旋流器的中部入口，通过水力旋流器的处理，晶种罐中形成的石膏晶须从水力旋流器底部出口排出，而清液通过水力旋流器上部出口排出，水力旋流器上部出口排出的废液进入纳滤系统进行过滤处理，得到透析液和浓缩液，水力旋流器的分级粒度为75~100um，供料压力为0.06~0.35MPa，纳滤系统的纳滤膜为管式纳滤膜或碟管式纳滤膜，纳滤膜对 Ca^{2+} 、 SO_4^{2-} 二价离子拦截率在99%以上，所述纳滤系统得到的浓缩液中 CaSO_4 的浓度为5000~10000mg/L；

[0059] 5)、步骤4)中纳滤系统处理得到的浓缩液回流至晶种罐，实现硫酸钙晶体的充分去除，透析液进入反渗透系统进行浓缩处理，得到水和浓缩液，反渗透系统处理得到的水作为工艺水回用于生产，反渗透系统形成的浓缩液为浓盐水，浓缩液达到10%以上TDS含量后进入BPM系统进行电处理，形成 NaOH 料液和 HCl 料液， HCl 料液的浓度为2.5mol/L， NaOH 料液的浓度为3.2mol/L， NaOH 料液通过管道输送至预沉池和1#反应池中间部位投加至脱硫废水中， HCl 料液输送至2#反应池中，与 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 反应完全后形成浓度不小于10%的 MgCl_2 料液；

[0060] 6)、步骤5)中2#反应池中形成的 MgCl_2 料液进入MVR蒸发结晶后形成 $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ， $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 经过干燥系统干燥后得到无水 MgCl_2 ，无水 MgCl_2 在熔融状态下经过电解装置电解处理后，得到 Mg 单质产品和 Cl_2 。

[0061] 实施例2

[0062] 如图1所示，一种火力发电厂脱硫废水的资源化处理系统，其特征在于，包括：

[0063] 预沉池，对经过三联箱工艺处理后的脱硫废水进行处理，预沉池底部为锥形，用于污泥的排放，上部设有溢流口，所述预沉池用于将脱硫废水中悬浮状态的 CaSO_4 通过重力沉淀方式去除，得到底部的沉淀物和上部的上清液；

[0064] 1#反应池，预沉池溢出的上清液通过管道进入1#反应池，在1#反应池中与 NaOH 充

分反应；

[0065] 浓缩池,1#反应池出水进入浓缩池,起浓缩作用,得到 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 和料液, $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 浓度不断升高,达到一定浓度后排放至2#反应池；

[0066] TMF系统,浓缩池浓缩得到的料液通过大流量循环泵输送进TMF系统进行过滤处理,反应形成的 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 沉淀被截留而重新返回至浓缩池中；

[0067] 晶种罐,TMF系统产水通过管道进入晶种罐中,管道上开有投加 Na_2SO_4 的加药口,并往晶种罐中投加一定量的 CaSO_4 , CaSO_4 的投加浓度为3000~5000ppm,晶种罐内搅拌设备的转速为150~250rpm,温度控制在40~50℃,晶种罐的底部为锥形结构,并配合一定转速的搅拌处理,待一定反应时间后将晶种罐中废液从底部输出；

[0068] 水力旋流器,晶种罐中废液从底部输出到水力旋流器的中部入口,通过水力旋流器的处理,晶种罐中形成的石膏晶须从水力旋流器底部出口排出,而清液通过水力旋流器上部出口排出,水力旋流器的分级粒度为75~100um,供料压力为0.06~0.35MPa；

[0069] 纳滤系统,水力旋流器上部出口排出的废液进入纳滤系统进行过滤处理,纳滤系统的纳滤膜为管式纳滤膜或碟管式纳滤膜,纳滤膜对 Ca^{2+} 、 SO_4^{2-} 二价离子拦截率在99%以上,得到透析液和浓缩液,所述纳滤系统得到的浓缩液中 CaSO_4 的浓度为5000~10000mg/L,浓缩液回流至晶种罐,实现硫酸钙晶体的充分去除；

[0070] 反渗透系统,纳滤系统得到的透析液进入反渗透系统进行浓缩处理,得到水和浓缩液,水作为工艺水回用于生产,浓缩液为含盐量高于10%的浓盐水；

[0071] BPM系统,反渗透系统得到的浓缩液达到10%以上TDS含量后进入BPM系统进行电处理,形成浓度为3.2mol/L的 NaOH 料液和浓度为2.5mol/L的 HCl 料液, NaOH 料液通过管道输送至预沉池和1#反应池之间的管道投加至预沉池溢出的上清液中；

[0072] 2#反应池,浓缩池中的 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 浓度不断升高,达到一定浓度后排放至2#反应池,BPM系统处理得到的 HCl 料液输送至2#反应池中,在2#反应池中, $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 和 HCl 反应完全后形成浓度不小于10%的 MgCl_2 料液；

[0073] MVR,2#反应池反应得到的 MgCl_2 料液经过MVR蒸发结晶后形成 $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ；

[0074] 干燥系统,MVR蒸发结晶后形成的 $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 经过干燥系统干燥后得到无水 MgCl_2 ；

[0075] 电解装置,干燥系统干燥后得到无水 MgCl_2 在熔融状态下经过电解装置电解处理后,得到 Mg 单质产品和 Cl_2 。

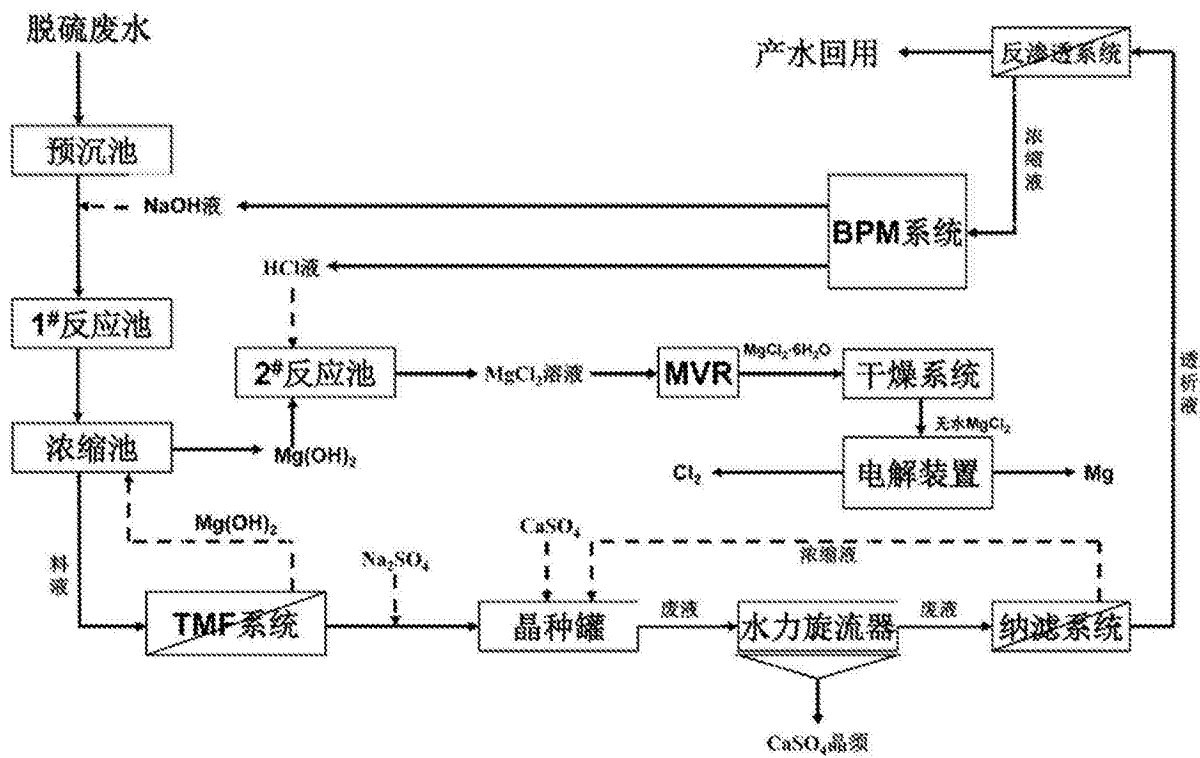


图1