



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 108408748 A

(43)申请公布日 2018.08.17

(21)申请号 201810467262.7

(22)申请日 2018.05.15

(71)申请人 陆泳凯

地址 213001 江苏省南京市新北区阳光花园160-1

(72)发明人 陆泳凯 陈连方

(74)专利代理机构 南京知识律师事务所 32207

代理人 黄嘉栋

(51)Int.Cl.

C01F 5/20(2006.01)

C01C 1/24(2006.01)

B01D 53/50(2006.01)

B01D 53/78(2006.01)

权利要求书1页 说明书5页 附图2页

(54)发明名称

一种镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法

(57)摘要

一种镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,它包括镁法烟气脱硫系统以及采用脱硫产物硫酸镁溶液生产氢氧化镁的生产系统,它包括以下步骤:将镁法烟气脱硫系统生成的硫酸镁溶液引入氢氧化镁生产系统,硫酸镁溶液与氨混合进行复分解反应,生成氢氧化镁固体和硫酸铵溶液的固液混合物;得到的固液混合物进行固液分离,液相硫酸铵溶液综合利用,固相氢氧化镁经洗涤后进入后续氢氧化镁生产工序,氢氧化镁洗涤液作为脱硫系统外部补充水回到镁法脱硫系统使用。本方法同时解决了氢氧化镁生产废水和镁法脱硫废水的处置问题,避免了二次污染;大幅度降低了氢氧化镁生产能耗,提高了氢氧化镁产品质量;解决了生产过程由于氨逃逸而产生的恶臭污染问题。

1. 一种镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,它包括采用镁基吸收液脱除烟气二氧化硫的镁法烟气脱硫系统,以及采用脱硫产物硫酸镁溶液生产氢氧化镁的氢氧化镁生产系统,其特征是它包括以下步骤:

步骤1:将镁法烟气脱硫系统生成的硫酸镁溶液引入氢氧化镁生产系统,硫酸镁溶液与氨混合进行复分解反应,生成氢氧化镁固体和硫酸铵溶液的固液混合物;

步骤2:将步骤1得到的固液混合物进行固液分离,液相硫酸铵溶液综合利用,固相氢氧化镁经洗涤后进入后续氢氧化镁生产工序;

步骤3:将上述氢氧化镁洗涤产生的洗涤液作为脱硫系统外部补充水回到镁法脱硫系统使用。

2. 根据权利要求1所述的镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,其特征是:所述的固液分离产生的液相硫酸铵溶液替代外部补充水回到镁法脱硫系统的塔前预冷却喷淋段作喷淋液使用,使其中的硫酸铵浓度进一步提高,收集浓缩后的喷淋液再进行综合利用。

3. 根据权利要求2所述的镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,其特征是:通过将氢氧化镁洗涤液替代外部补充水用于脱硫系统,使固液分离产生的硫酸铵溶液浓度有一定程度的提高,但作为水溶液,其仍然能替代外部补充水作为塔前预冷却喷淋液使用,并在喷淋过程中得到二次浓缩。

4. 根据权利要求1所述的镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,其特征是:氢氧化镁生产系统产生的含氨废气进入镁法烟气脱硫系统,与烟气中硫氧化物反应生成硫酸铵。

5. 根据权利要求1所述的镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,其特征是:步骤2所述的液相硫酸铵溶液综合利用的途径为蒸发浓缩回收硫酸铵产品,或加入氧化钙反应并加热精馏产生氨气回用于步骤1,高硫酸铵浓度有利于降低硫酸铵溶液综合利用的能耗。

一种镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及镁法烟气脱硫,尤其是涉及利用镁基湿法烟气脱硫系统及其脱硫产物生产氢氧化镁的方法。

背景技术

[0002] 氢氧化镁是公认的橡塑行业中具有阻燃、抑烟、填充三重功能的优秀阻燃剂,同时也是生产高纯度氧化镁的原料。目前,氢氧化镁生产的主流工艺是采用镁盐溶液与氨气(氨水)作为原料,通过复分解反应生成氢氧化镁固体和铵盐溶液的固液混合物,上述固液混合物经固液分离后,固相氢氧化镁经洗涤烘干(焙烧)生产氢氧化镁(氧化镁)。参加复分解反应的镁盐溶液浓度越低,氢氧化镁产品的晶型越完整,但其不利结果是反应的液相产物铵盐浓度也随之降低,后续综合利用的能耗越高,为达到产品质量与产品生产能耗间的优化平衡,上述复分解反应通常是在镁盐浓度1摩尔/升(硫酸镁含量12%)左右的浓度下进行的。由于上述复分解反应生成的铵盐溶液浓度低,加之氢氧化镁洗涤过程产生过量铵盐浓度更低的洗涤水,造成氢氧化镁生产成本的近40%是用于对上述铵盐溶液的处理或综合利用。对于上述低浓度铵盐溶液,采用蒸发浓缩方式回收结晶态铵盐产品需要消耗大量蒸汽,能耗成本大于铵盐产品的价值;采用蒸氨方式回收氨气需额外消耗石灰并产生大量的石膏,同时也需消耗大量蒸汽用于对低浓度铵盐溶液的升温精馏,而其排放废水氨氮浓度仍超标。为此,如何使氢氧化镁生产过程产生的低浓度铵盐溶液得到低成本的综合利用,是降低氢氧化镁生产成本,解决其污染问题的关键所在。同时,上述氢氧化镁生产方式,在其复分解反应和蒸氨等过程均存在氨逃逸问题,其结果是原材料氨的过量消耗,以及由此引起的恶臭污染。

[0003] 镁法烟气脱硫是采用镁基吸收液吸收烟气中二氧化硫,生成一次脱硫产物亚硫酸镁,上述一次脱硫产物被烟气中的氧以及脱硫系统的空气氧化系统氧化为硫酸镁溶解于脱硫吸收液中,并通过向脱硫系统外部排放部分吸收液来维持脱硫系统的物料平衡和水平衡。脱硫系统排液的硫酸镁浓度,取决于原烟气二氧化硫含量以及脱硫系统的排液量,原烟气二氧化硫浓度越高、系统排液量越少,排液硫酸镁浓度越高。对于给定二氧化硫浓度的原烟气,其排液硫酸镁浓度取决于脱硫系统的排液量。从水平衡角度考虑,脱硫系统的排液量取决于向脱硫系统补充的外部补充水量与烟气蒸发水量之差,而对于给定原烟气温度的、二氧化硫浓度的脱硫系统,其脱硫系统排液的硫酸镁浓度完全取决于向脱硫系统补充的外部补充水量。脱硫系统的外部补充水主要用于除雾器冲洗、脱硫剂配制和塔前预冷却降温三个工艺环节,仅其塔前冷却降温喷淋使用的外部补充水量已接近或达到烟气的蒸发量,脱硫系统总的外部补充水用量是烟气蒸发量的1.2-1.5倍,这也是脱硫系统必须通过排液来维持水平衡的原因。而在烟气二氧化硫浓度较低的条件(300mg/m³),其脱硫系统排液硫酸镁浓度只能达到4%左右,即使在烟气二氧化硫浓度较高的条件(3000mg/m³),其脱硫系统排液硫酸镁浓度理论上能达到25%左右的水平,但基于降低吸收液比重以减少喷淋电耗的目的,脱硫系统通过过量添加外部补充水使吸收液硫酸镁含量控制在15%以下。利用

上述低浓度镁法脱硫排液回收固体硫酸镁产品,其蒸发浓缩结晶过程消耗的能源成本已远大于固体硫酸镁产品的市场价格,为此,绝大部分的镁法脱硫系统均采用向外环境排放方式处置脱硫废水,在浪费镁资源的同时造成一定程度的环境污染。

[0004] 专利CN105457479A《一种烟气零排放资源处理系统及方法》提出“脱硫塔储存并循环氢氧化镁浆液使其与含硫烟气发生反应得到脱硫废水;氧化槽获取脱硫废水使其在催化剂的催化作用下反应得到废水处理液;废水处理液由脱水机进行脱水并得到滤饼及滤液,滤饼直接排出;滤液进入该滤液槽,未达到预设浓度时滤液通过回流系统送回至脱硫塔内循环使用;达到预设浓度时滤液在反应槽内与液氨反应以得到可回收的氢氧化镁及硫酸铵。”上述对比技术采用镁法脱硫产生的硫酸镁溶液,替代常规氢氧化镁工业生产中的硫酸镁原料,并意图通过在脱硫系统的多次回流来实现硫酸镁溶液的提浓,但实际的事实是:上述直接回流方式既未改变烟气脱硫系统的外部补充水量也未改变烟气的蒸发量,不可能实现硫酸镁溶液的提浓,同时,作为氢氧化镁生产原料,常规烟气条件下脱硫系统排液的硫酸镁含量已完全能满足氢氧化镁生产需求,上述提浓是完全不必要的。同时,传统氢氧化镁生产工艺中存在的低浓度铵盐溶液的综合利用问题非但未得到解决,相反地,由于采用镁法脱硫排放的硫酸镁溶液代替固体硫酸镁原料,造成氢氧化镁洗涤液无法用于硫酸镁的配料回用,也使复分解反应产生的铵盐溶液浓度更低,硫酸铵溶液综合利用能耗更高,由此增加的能耗成本已经超过了使用脱硫废液所节约的固体硫酸镁原料成本,为此,上述对比技术在经济上也不具备可行性。

发明内容:

[0005] 为了克服上述现有技术的不足,本发明提供了一种镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,技术方案如下:

[0006] 一种镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,其包括采用镁基吸收液脱除烟气二氧化硫的镁法烟气脱硫系统,以及采用脱硫产物硫酸镁溶液生产氢氧化镁的氢氧化镁生产系统,其包括以下步骤:

[0007] 步骤1:将镁法烟气脱硫系统生成的硫酸镁溶液引入氢氧化镁生产系统,硫酸镁溶液与氨混合进行复分解反应,生成氢氧化镁固体和硫酸铵溶液的固液混合物;

[0008] 步骤2:将上述固液混合物进行固液分离,液相硫酸铵溶液综合利用,固相氢氧化镁经洗涤后进入后续氢氧化镁生产工序;

[0009] 液相硫酸铵溶液综合利用的途径为蒸发浓缩回收硫酸铵产品,或加入氧化钙反应并加热精馏产生氨气回用于步骤1,高硫酸铵浓度有利于降低硫酸铵溶液综合利用的能耗。

[0010] 步骤3:将上述氢氧化镁洗涤产生的洗涤液作为脱硫系统外部补充水回到镁法脱硫系统使用。

[0011] 由于氢氧化镁洗涤液为低硫酸铵含量的溶液,其完全满足塔前预冷却喷淋、除雾器冲洗等环节使用外部补充水的水质要求,同时,洗涤液中的部分水份在脱硫塔内被烟气蒸发而其中的硫酸铵得到回收,并随脱硫产物(硫酸镁溶液)排出烟气脱硫系统进入氢氧化镁生产系统,其最终结果是无需采用外部热源对低浓度的氢氧化镁洗涤液蒸发浓缩,而其中的硫酸铵得到回收并使复分解反应生成的液相硫酸铵浓度得以提升,从而极大地降低后续硫酸铵综合利用的能耗。

[0012] 上述镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,其特征是所述的固液分离产生的液相硫酸铵溶液替代外部补充水回到镁法脱硫系统的塔前预冷却喷淋段作喷淋液使用,使其中的硫酸铵浓度进一步提高,收集浓缩后的喷淋液再进行综合利用。

[0013] 虽然通过将氢氧化镁洗涤液替代外部补充水用于脱硫系统,使固液分离产生的硫酸铵溶液浓度有一定程度的提高,但作为水溶液,其仍然能替代外部补充水作为塔前预冷却喷淋液使用,并在喷淋过程中得到二次浓缩,从而使其硫酸铵含量达到饱和或接近饱和状态,大幅降低后续硫酸铵综合利用的能耗。在塔前预冷却喷淋过程中,虽然有部分的浓硫酸铵溶液被烟气夹带进入脱硫塔内,但其最终仍随脱硫产物(硫酸镁溶液)进入氢氧化镁生产系统,并未造成物料的流失。

[0014] 上述镁法烟气脱硫产物生产氢氧化镁的方法,其特征是氢氧化镁生产系统产生的含氨废气进入镁法烟气脱硫系统,与烟气中硫氧化物反应生成硫酸铵。

[0015] 氢氧化镁生产系统在复分解反应等过程逃逸的含氨废气,可通入脱硫吸收塔与烟气中的二氧化硫反应,最终生成硫酸铵随脱硫产物(硫酸镁溶液)排出烟气脱硫系统进入氢氧化镁生产系统而得到完全回收,在节约原材料的同时,解决了恶臭污染问题。

[0016] 有益效果

[0017] 在常规烟气条件下,由于氢氧化镁洗涤的用水量远小于脱硫系统巨大的烟气蒸发水量,更小于脱硫系统外部补充水的需要量,采用上述技术方案将氢氧化镁洗涤液替代脱硫系统外部补充水使用,使氢氧化镁洗涤水回收硫酸铵所需蒸发的水份全部在脱硫系统去除,而其所含的硫酸铵全部进入脱硫排液,从而使复分解反应母液的硫酸铵含量提高20%以上,其最终结果是进行综合利用的硫酸铵溶液浓度提高1倍,而水量降低50%,降低近50%的硫酸铵溶液综合利用能耗。采用复分解反应母液替代镁法脱硫系统塔前预冷却所需的外部补充水使用,理论上可以使最终进行硫酸铵综合利用的液相硫酸铵溶液浓度接近或达到饱和状态,从而使硫酸铵综合利用的能耗最小化。同时,上述水平衡及物料平衡的维持,与脱硫系统排液的硫酸镁含量无关,理论上在脱硫系统排液硫酸镁浓度趋零的情况下,系统仍能实现硫酸铵溶液浓度接近或达到饱和状态的目标,在进一步节约硫酸铵溶液综合利用的能耗的同时,可以使复分解反应在更低的排液硫酸镁浓度下进行,使氢氧化镁的晶型更为完美,从而降低氢氧化镁浆液的脱水及干燥能耗。

[0018] 本发明充分利用镁法烟气脱硫和氢氧化镁生产在物料、能源和装置上的通用性和互补性,在不消耗外部能耗的前提下,实现了硫酸镁溶液浓度最小化和硫酸铵溶液浓度最大化,有效提高氢氧化镁产品的质量和硫酸铵溶液的综合利用价值,实现了烟气能量和污染物完全资源化。本发明的积极意义在于:

[0019] 1) 同时解决了氢氧化镁生产废水和镁法脱硫废水的处置问题,避免了二次污染;

[0020] 2) 使镁法脱硫产生的稀硫酸镁废水具备了与工业固体硫酸镁同样的使用价值,大幅度降低了氢氧化镁生产的原料成本;

[0021] 3) 使烟气的余热资源得到回收利用,大幅度降低了氢氧化镁产品生产能耗;

[0022] 4) 提高了氢氧化镁产品的质量和硫酸铵溶液的综合利用价值;

[0023] 5) 解决了氢氧化镁生产过程由于氨逃逸而产生的恶臭污染问题;

附图说明:

[0024] 图1为实施例1工艺流程图。

[0025] 图2为实施例2工艺流程图。

[0026] 其中:1为塔前预冷却喷淋段,2为脱硫塔,3为(氢)氧化镁浆料罐,4为除杂中和罐,5为除杂过滤器,6为复分解反应器,7为氢氧化镁浆料过滤器,8为氢氧化镁浆料洗涤器,9为氢氧化镁后处理单元,10为硫酸铵综合利用单元,11为脱硫塔除雾器。

具体实施方式:

[0027] 实施例1:

[0028] 如工艺流程图1所示,某360平方米烧结机镁法脱硫系统,其工艺参数如下:烟气流速 $1100000\text{Nm}^3/\text{h}$,原烟气 SO_2 浓度 $800\text{mg}/\text{m}^3$,净烟气 SO_2 浓度 $50\text{mg}/\text{m}^3$,烟气温度 130°C ,脱硫系统烟气蒸发水能力 $47.37\text{t}/\text{h}$ 。原烟气进入镁法脱硫系统的塔前预冷却段1,经塔前预冷却喷淋降温至 80°C 后由管线(01)进入脱硫塔2脱硫处理后经除雾器11去除液滴后外排,排烟温度 50°C ;脱硫剂氧化镁粉料由管线(017)投加到氧化镁浆料罐3,与来自管线(016)的外部补充水(流量 $6.3\text{t}/\text{h}$)混合配料,并经管线(02)进入脱硫塔2,与烟气气液传质脱除烟气中的二氧化硫,生成的亚硫酸镁在脱硫塔2内被氧化生成硫酸镁溶液。脱硫塔2内生成的硫酸镁溶液(流量 $15.38\text{t}/\text{h}$,硫酸镁含量 10.07%)经管线(04)进入除杂中和罐4,与来自氧化镁浆料罐3经管线(03)引入的氧化镁浆液进行中和反应,将硫酸镁溶液的pH值提高到不低于7.5,溶液中的可溶性金属杂质离子生成固体氢氧化物,经管线(05)进入除杂过滤器5除去固相杂质;完成除杂的硫酸镁溶液经管线(06)进入复分解反应器6与由管线(08)通入的氨气进行复分解反应,生成氢氧化镁固体和硫酸铵溶液,复分解反应过程中逃逸的含氨废气由管线(018)引入脱硫塔2吸收烟气中的二氧化硫生成硫酸铵溶于吸收液中;将上述氢氧化镁和硫酸铵的混合浆液由管线(07)进入氢氧化镁浆料过滤器7进行固液分离,固液分离产生的硫酸铵溶液($12.39\text{t}/\text{h}$,硫酸铵含量 13.73%)经管线(010)进入硫酸铵综合利用单元10蒸氨或回收硫酸铵;氢氧化镁浆料过滤器7产生的固相氢氧化镁浆料($3.74\text{t}/\text{h}$,含水率 80%)经管线(09)进入氢氧化镁浆料洗涤器8,由管线(011)通入外部补充水($10.88\text{t}/\text{h}$)对其洗涤除杂,氢氧化镁洗涤液($11.21\text{t}/\text{h}$,硫酸铵含量 3.66%)经管线(013)与来自管线(014)的外部补充水($31.42\text{t}/\text{h}$)混合后经管线(019)进入镁法脱硫系统的塔前预冷却段1对烟气进行喷淋降温,其中水份($29.61\text{t}/\text{h}$)被烟气汽化蒸发,其余含有硫酸铵的塔前预冷却段底流和液滴($13.02\text{t}/\text{h}$)随烟气经管线(01)进入脱硫塔;完成洗涤的氢氧化镁浆液($3.74\text{t}/\text{h}$,含水率 80%)经管线(012)进入氢氧化镁后处理单元9生产氢氧化镁成品。外部补充水 $14.13\text{t}/\text{h}$ 经管线(015)进入脱硫塔内的除雾器11,洗涤除雾器上的黏着物。

[0029] 由实施例1可知,镁法脱硫系统在塔前预冷却喷淋、除雾器冲洗和氧化镁配料环节,共向脱硫系统引入外部补充水 $62.72\text{t}/\text{h}$,其中 $47.37\text{t}/\text{h}$ 被烟气汽化蒸发,其余以硫酸镁溶液形式排出脱硫系统,在上述烟气 SO_2 浓度条件下,排液硫酸镁浓度 10.07% ,排液量 $15.38\text{t}/\text{h}$ 。通过将氢氧化镁洗涤液($11.21\text{t}/\text{h}$,硫酸铵含量 3.02%)替代镁法脱硫系统的外部补充水使用,在脱硫系统水平衡继续维持的前提下,节约脱硫系统外部补充水 $10.88\text{t}/\text{h}$,而氢氧化镁洗涤液中所含的 $0.33\text{t}/\text{h}$ 硫酸铵全部随脱硫系统排液进入氢氧化镁生产系统,在氢氧化镁洗涤液中的硫酸铵得到零能耗回收的同时,也使复分解反应生成的硫酸铵溶液浓度由 11.31% 提高到 13.73% 。与传统的氢氧化镁洗涤液和复分解反应母液一起直接进入

硫酸铵综合利用单元的生产方式相比,通过将氢氧化镁洗涤液替代脱硫系统外部补充水使用,使进入硫酸铵综合利用单元的硫酸铵溶液量由23.27t/h减少至12.39t/h,硫酸铵含量由7.31%提高到13.73%,节约后续硫酸铵综合利用能耗近50%。

[0030] 实施例2:

[0031] 如工艺流程图2所示,某360平方米烧结机镁法脱硫系统,其工艺参数如下:烟气流1100000Nm³/h,原烟气SO₂浓度800mg/m³,净烟气SO₂浓度50mg/m³,烟气温度130℃,脱硫系统烟气蒸发水能力47.37t/h。原烟气进入镁法脱硫系统的塔前预冷却段1,经塔前预冷却喷淋降温至80℃后由管线(01)进入脱硫塔2脱硫处理后经除雾器11去除液滴后外排,排烟温度50℃;脱硫剂氧化镁粉料由管线(017)投加到氧化镁浆料罐3,与来自管线(016)的外部补充水(流量6.30t/h)混合配料,并经管线(02)进入脱硫塔2,与烟气气液传质脱除烟气中的二氧化硫,生成的亚硫酸镁在脱硫塔2内被氧化生成硫酸镁溶液。脱硫塔2内生成的硫酸镁溶液(流量40.54t/h,硫酸镁含量3.82%)经管线(04)进入除杂中和罐4,与来自氧化镁浆料罐3经管线(03)引入的氧化镁浆液进行中和反应,将硫酸镁溶液的pH值提高到不低于7.5,溶液中的可溶性金属杂质离子生成固体氢氧化物,经管线(05)进入除杂过滤器5除去固相杂质;完成除杂的硫酸镁溶液经管线(06)进入复分解反应器6与由管线(08)通入的氨气进行复分解反应,生成氢氧化镁固体和硫酸铵溶液,复分解反应过程中逃逸的含氨废气由管线(018)引入脱硫塔2吸收烟气中的二氧化硫生成硫酸铵溶于吸收液中;将上述氢氧化镁和硫酸铵的混合浆液由管线(07)进入氢氧化镁浆料过滤器7进行固液分离,固液分离产生的硫酸铵溶液(39.11t/h,硫酸铵含量4.23%)经管线(010)进入镁法脱硫系统的塔前预冷却段1对烟气进行喷淋降温;氢氧化镁浆料过滤器7产生的固相氢氧化镁浆料(1.87t/h,含水率60%)经管线(09)进入氢氧化镁浆料洗涤器8,由管线(011)通入外部补充水(5.61t/h)对其洗涤除杂,氢氧化镁洗涤液(5.65t/h,硫酸铵含量0.85%)经管线(013)进入镁法脱硫系统的塔前预冷却段1对烟气进行喷淋降温。在塔前预冷却段,硫酸铵母液和氢氧化镁洗涤液中的水份(29.61t/h)被烟气汽化蒸发,收集塔前预冷却段靠近烟气进口端底流(3.88t/h,硫酸铵浓度43.82%),由管线(019)进入硫酸铵综合利用单元10蒸氨或回收硫酸铵,其余底流及含有硫酸铵的液滴(11.23.t/h)随烟气经管线(01)进入脱硫塔;完成洗涤的氢氧化镁浆液(1.87t/h,含水率60%)经管线(012)进入氢氧化镁后处理单元9生产氢氧化镁成品。外部补充水39.32t/h经管线(015)进入脱硫塔内的除雾器11,洗涤除雾器上的黏着物。

[0032] 由上述实施例2可知:同时将氢氧化镁洗涤液和复分解反应母液替代外部补充水进入脱硫系统使用,可以使最终进入硫酸铵综合利用系统的硫酸铵溶液的浓度提高到43.82%,接近其在该温度下的饱和浓度;同时,由于氢氧化镁洗涤液和复分解反应母液的全部回流脱硫系统,只要其外部补充水使用总量小于其烟气蒸发量及产品带出水量之和,脱硫系统的物料、能源以及水平衡仍能够继续维持,最终进入硫酸铵综合利用系统的硫酸铵溶液的浓度均能提高到43.82%,为此,可通过增加除雾器喷淋量,过量向脱硫系统添加补充水(过量26.93t/h),可使脱硫系统排液硫酸镁浓度由实施例1的10.07%降低至3.82%,使后续复分解反应生成的氢氧化镁结晶的晶型更为完整,在提高氢氧化镁产品质量的同时,氢氧化镁浆液的含水率由实施例1的80%降至60%,降低50%的氢氧化镁浆液脱水及干燥成本。

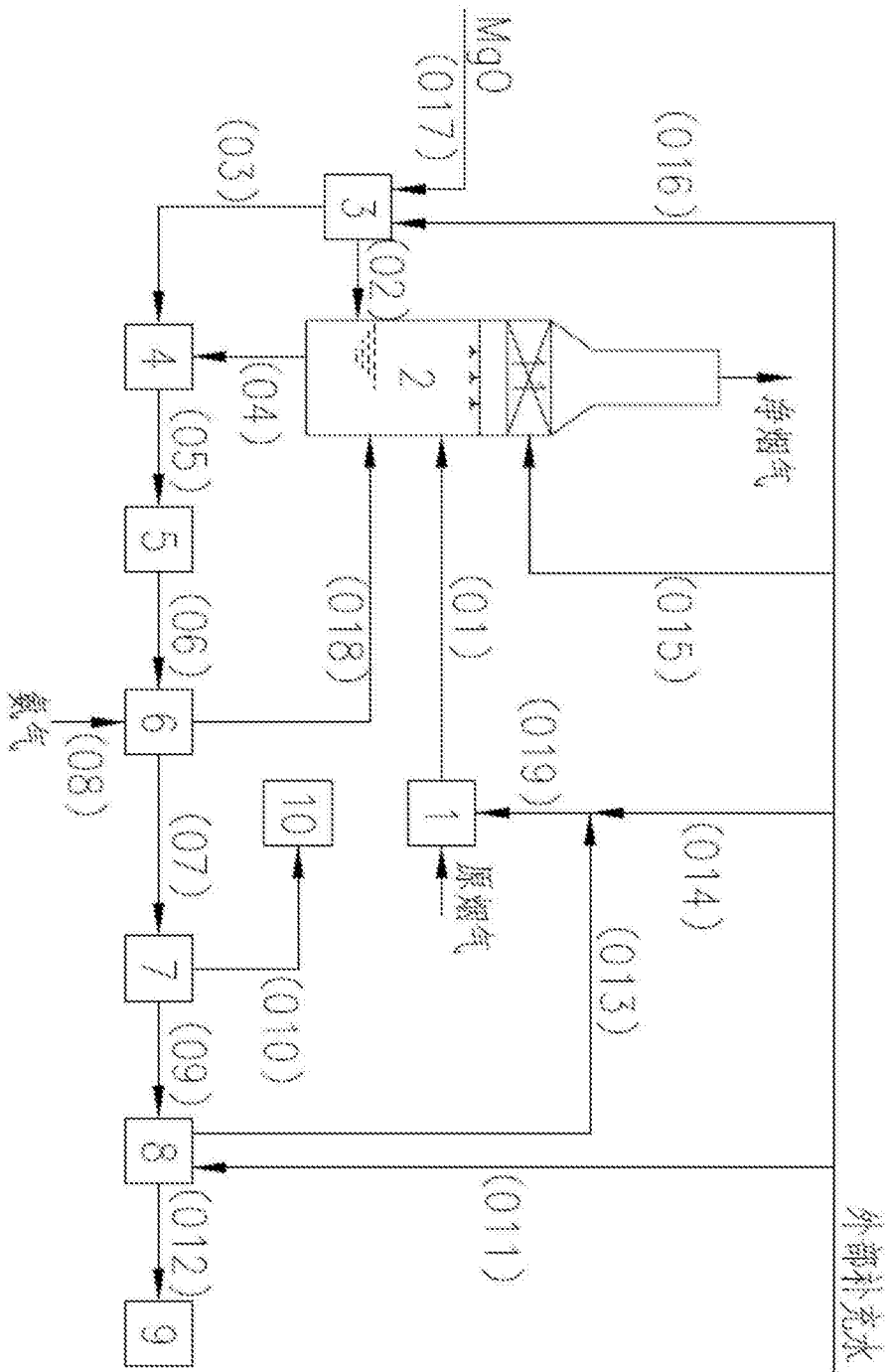


图1

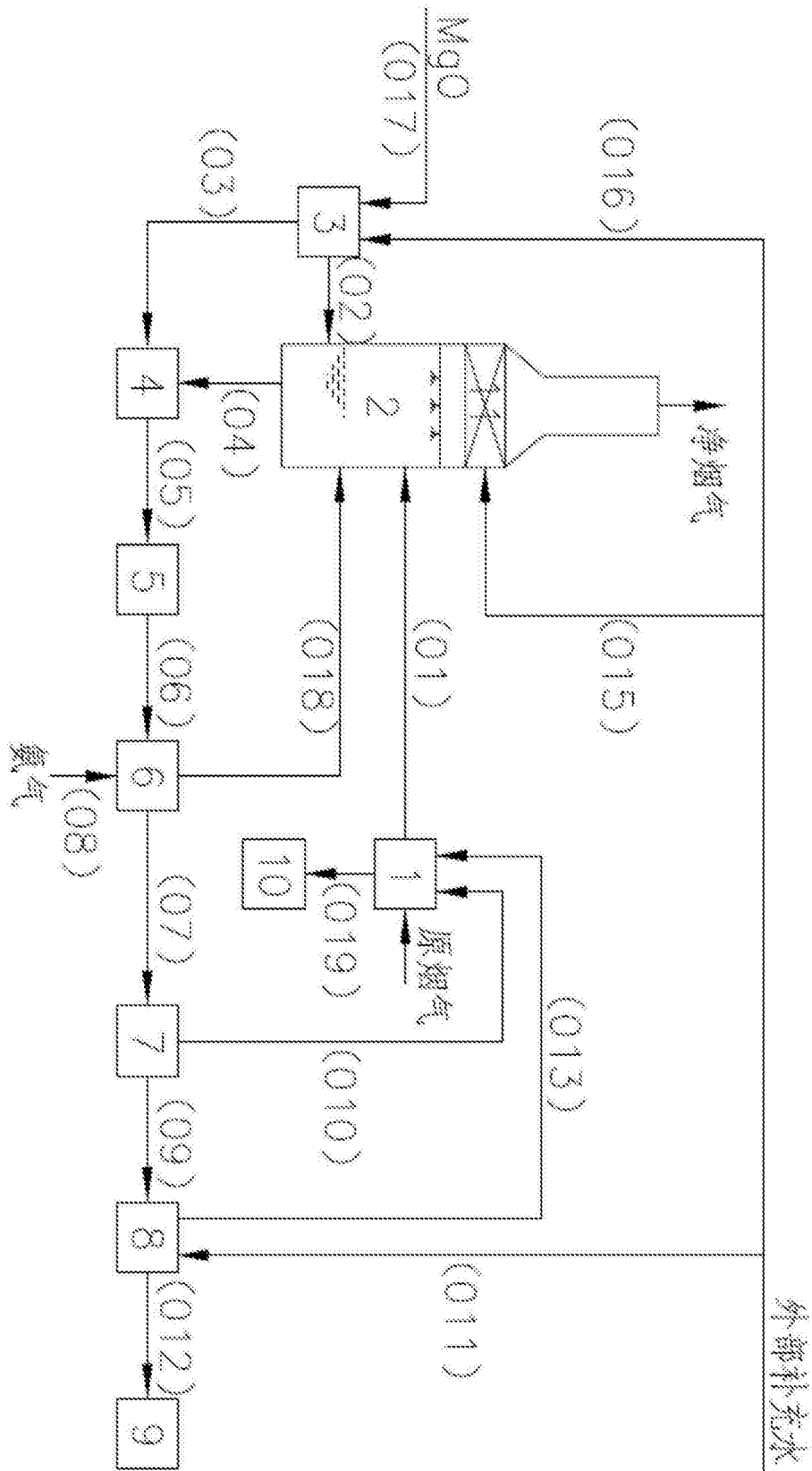


图2