



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 111992017 A

(43) 申请公布日 2020.11.27

(21) 申请号 202010848069.5

B01D 50/00 (2006.01)

(22) 申请日 2020.08.21

C01C 1/24 (2006.01)

(71) 申请人 中石化南京工程有限公司

地址 210049 江苏省南京市栖霞区马群科技园马群大道3号

申请人 中石化炼化工程(集团)股份有限公司

(72) 发明人 李军东 杨婷 陈辉 张刚 周亮 李娟 赵红燕

(74) 专利代理机构 南京天华专利代理有限责任公司 32218

代理人 韩正玉 徐冬涛

(51) Int.Cl.

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/50 (2006.01)

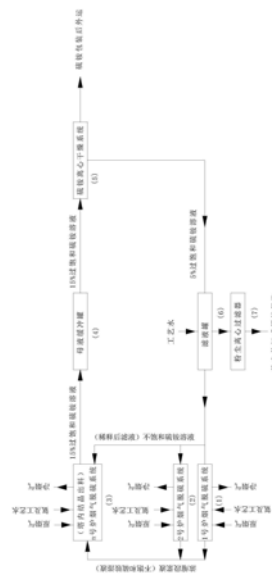
权利要求书2页 说明书7页 附图2页

(54) 发明名称

一种组合式新型氨法脱硫生产方法及装置

(57) 摘要

本发明提供了一种组合式新型氨法脱硫生产方法及装置,该方法是n个脱硫塔作为出料系统,该系统的脱硫塔采用塔内饱和结晶方法;m个脱硫塔均采用塔外饱和结晶方法,负责脱除进入系统原烟气中的SO2气体并将生产的20%~38%的不饱和硫铵溶液输送至出料系统进行塔内饱和结晶。本发明方法除负责出料的脱硫子系统外,从根本上解决了其他脱硫子系统的堵塞、积料、塔壁磨损穿孔、机泵叶轮及部分浓缩浆液输送管线磨损等问题,有助于浆液中的硫铵晶体的长大,有利于硫铵后处理系统的稳定运行,同时提高了副产物硫铵的品质,提供一种投资少、能耗低,可长周期稳定运行的组合式新型氨法脱硫生产方法。



CN 111992017 A

1. 一种组合式新型氨法脱硫的系统,其特征在于:该系统包括至少包括2组氨法脱硫塔,一组是包括 $m \geq 1$ 个脱硫塔,另一组是包含 $n \geq 1$ 个脱硫塔; m 个脱硫塔的浓缩降温段(9)底部的输出端与 n 个脱硫塔的浓缩降温段(9)的浆液池相连, n 个脱硫塔的浓缩降温段(9)的输出端通过母液缓冲罐(4)与硫铵离心干燥系统(5)相连,硫铵离心干燥系统(5)的一个输出端作为产品输出,另一个输出端与滤液罐(6)相连,滤液罐(6)的输出端与所述2组氨法脱硫塔的浓缩降温段(9)的浆液池相连。

2. 一种利用权利要求1所述的系统实现组合式新型氨法脱硫的方法,其特征在于:该方法是 n 个脱硫塔作为出料系统(3),该系统的脱硫塔采用塔内饱和结晶方法; m 个脱硫塔均采用塔外饱和结晶方法,负责脱除进入系统原烟气中的 SO_2 气体并将生产的20%~38%的不饱和硫铵溶液输送至出料系统(3)进行塔内饱和结晶。

3. 根据权利要求2所述的方法,其特征在于:作为出料系统的脱硫子系统(3)在负责脱除进入该系统烟气中的 SO_2 气体,同时通过浓缩段循环喷淋与烟气对流换热将各脱硫系统输送过来的硫铵溶液进一步提浓至饱和结晶,并将产生的含固量为12%~15%的过饱和硫铵浆液输送至母液缓冲罐(4),母液缓冲罐(4)对脱硫系统输送过来的12%~15%过饱和硫铵浆液进行缓冲储存,自然降温或换热冷却至38~42℃,均质养晶后,输送至硫铵离心干燥系统(5)经旋流器及离心机进行固液分离,分离出的3%~5%过饱和硫铵溶液进滤液罐(6),加工工艺水稀释,再经管道系统返回至所述2组氨法脱硫塔的浓缩降温段。

4. 根据权利要求2所述的方法,其特征在于: m 个脱硫塔中脱硫塔进行脱硫的方法是将除尘后高温原烟气进入脱硫塔(8)的浓缩降温段(9),用塔底浓缩浆液循环喷淋,降低烟气温度,浓缩浆液中的部分水份被蒸发,塔底浆液浓缩至质量浓度为20%~38%的高浓度不饱和硫铵溶液,通过母液输送泵(23)外排至出料系统脱硫塔内进一步提浓至过饱和结晶;降温后烟气进入脱硫塔隔离均温段,通过流量为2~5 Nm^3/h 的 NH_3 吸收液喷淋,保证进入吸收段的烟气的温度在60℃以下,喷淋液落到隔离均温段下部集液盘,通过自流进入补充氧化罐后进入脱硫塔底浓缩浆液池;均温后烟气进入脱硫塔吸收段,先通过 SO_2 吸收液循环喷淋,脱除烟气中 SO_2 ,喷淋后的吸收液落到吸收段下部集液盘,通过回流管自流至 SO_2 吸收液循环泵(19)入口处,液氨或氨水通过安装于回流管上的加氨混合器(17)进入吸收液中调节 SO_2 吸收液pH值并恢复 SO_2 吸收液的吸收性能,吸收 SO_2 后产生的多余的硫酸铵/亚硫酸铵溶液通过回流管进入氧化循环槽(14)内通过氧化空气将吸收液进行氧化,脱除 SO_2 的烟气再通过 NH_3 吸收液循环喷淋,喷淋后的 NH_3 吸收液落到吸收段下部的集液盘,通过回流管自流至氧化循环槽(14)内;脱除 SO_2 及 NH_3 的烟气进入脱硫塔(8)雾洗段(12),用水雾捕集吸收气流夹带的细小颗粒物再经过除雾填料,降低烟气中的气溶胶;烟气随后进入除雾段(13),经一层折板式及一层丝网除雾器去除捕集雾及尘粒子后达超洁净标准后排入大气。

5. 根据权利要求4所述的方法,其特征在于: SO_2 吸收液是总浓度为15%~25%、pH为5~6的亚硫酸盐和硫酸盐的混合液; NH_3 吸收液是总浓度为2%~10%、pH为2.5~4的硫酸铵和/或硫酸氢铵的混合液;所述的亚硫酸盐为亚硫酸铵和/或亚硫酸氢铵;所述的硫酸盐为硫酸铵;优选:亚硫酸盐和硫酸盐的摩尔比为大于等于1。

6. 根据权利要求2所述的方法,其特征在于: n 个脱硫塔进行脱硫的方法是除尘后高温原烟气进入脱硫塔(8)浓缩降温段(9),用塔底浓缩浆液液循环喷淋,降低烟气温度,浓缩浆液中的部分水份被蒸发,塔底浆液浓缩至含固12%~15%的过饱和硫铵浆液,通过母液输

送泵(23)外排至硫铵后处理系统的母液缓冲罐;降温后烟气进入脱硫塔隔离均温段(10),通过流量为 $2\sim 5\text{Nm}^3/\text{h}$ 的 NH_3 吸收液喷淋,保证进入吸收段的烟气的温度在 60°C 以下,喷淋液落到隔离均温段(10)下部集液盘,通过自流进入补充氧化罐(16)后进入脱硫塔(8)底浓缩浆液池;烟气进入脱硫塔吸收段(11),先通过 SO_2 吸收液循环喷淋,脱除烟气中 SO_2 ,喷淋后的吸收液落到吸收段下部集液盘,通过回流管自流至 SO_2 吸收液循环泵(19)入口处,液氨或氨水通过安装于回流管上的加氨混合器(17)进入吸收液中调节 SO_2 吸收液pH值并恢复 SO_2 吸收液的吸收性能,吸收 SO_2 后产生的多余的硫酸铵/亚硫酸(氢)铵溶液中 $30\%\sim 80\%$ 通过回流管进入氧化循环槽(14)内通过氧化空气将吸收液进行氧化酸化,剩余的硫酸铵/亚硫酸铵溶液通过管路输送至补充氧化罐(16)内通过氧化空气将吸收液进行氧化并通过补氨调PH后溢流至脱硫塔浆液池内,脱除 SO_2 的烟气再通过 NH_3 吸收液循环喷淋,脱除烟气中 NH_3 ,喷淋后的 NH_3 吸收液落到吸收段下部的集液盘,通过回流管自流至氧化循环槽(14)内, NH_3 吸收液的浓度及PH值通过补充至氧化循环槽(14)的 SO_2 吸收液的流量控制;脱除 SO_2 及 NH_3 的烟气进入脱硫塔(8)雾洗段(12),用水雾捕集吸收气流夹带的细小颗粒物再经过除雾填料,降低烟气中的气溶胶;烟气随后进入除雾段(13),经一层折板式及一层丝网除雾器去除捕集雾及尘粒子后达超洁净标准后排入大气。

7. 根据权利要求6所述的方法,其特征在于: SO_2 吸收液是总浓度为 $15\%\sim 25\%$ 、pH为 $5\sim 6$ 的亚硫酸盐和硫酸盐的混合液; NH_3 吸收液是总浓度为 $2\%\sim 10\%$ 、pH为 $2.5\sim 4$ 的硫酸铵和/或硫酸氢铵的混合液;所述的亚硫酸盐为亚硫酸铵和/或亚硫酸氢铵;所述的硫酸盐为硫酸铵;优选:亚硫酸盐和硫酸盐的摩尔比为大于等于1。

一种组合式新型氨法脱硫生产方法及装置

技术领域

[0001] 本发明涉及脱硫技术领域,具体涉及一种组合式新型氨法脱硫生产方法及装置。

背景技术

[0002] 氨法烟气脱硫工艺按副产物硫酸铵的结晶技术不同,分为塔内饱和结晶技术和塔外饱和蒸发结晶技术,两者各有优劣。

[0003] 塔内饱和结晶技术无需额外热源,具有能耗低、投资省、工艺流程短、操作方便及运行成本低等优势。但同时也存在一些不足:脱硫塔入口烟道,吸收塔浓缩段、机泵叶轮及部分浓缩浆液输送管线积料、磨损、腐蚀严重;浓缩段硫酸浆液氧化率不高,副产物硫酸铵粒径小、杂质含量高、游离酸含量过高等因素导致副产物硫酸铵品质不高;吸收塔出口净烟气气溶胶含量较高,氨逃逸和拖尾现场严重。

[0004] 塔外蒸发结晶技术具有脱硫循环系统设备管线磨损小,脱硫系统可长周期稳定运行,副产物硫酸铵品质高等优势。但同时现行的塔外蒸发结晶技术在工程化应用过程中仍存在着诸多不足,如:占地面积大,一次性投资高,运行成本高;工艺流程长,操作温度高,操作复杂;蒸发结晶系统容易发生故障,脱硫系统需要设置较大的浆液缓冲罐等。

发明内容

[0005] 本发明是针对上述存在的技术问题提供一种组合式新型氨法脱硫生产方法及装置。

[0006] 本发明的目的可以通过以下技术方案实现:

[0007] 一种氨法脱硫塔,该脱硫塔包括脱硫塔,所述的脱硫塔从下到上依次设有浓缩降温底段和吸收段,所述的原烟气的进口位于脱硫塔的下部,脱硫塔的底端通过循环泵与浓缩降温底段的喷淋层相连;

[0008] 所述的吸收段分为SO₂吸收段和NH₃吸收段,吸收段的下方均设有集液盘,氧化循环槽中部的输出端与NH₃吸收段的喷淋层相连;NH₃吸收段的集液盘通过管路与氧化循环槽的顶部相连;下部的SO₂吸收段的集液盘通过加氨混合器分别和氧化循环槽的底部以及SO₂吸收段喷淋层相连。

[0009] 本发明技术方案中:所述的脱硫塔的顶部还设有雾洗段,所述的雾洗段的上方设有除雾段。

[0010] 本发明技术方案中:浓缩降温底段和吸收段之间设有隔离均温段。

[0011] 本发明技术方案中:氧化循环槽顶部的输出端与补充氧化罐,所述的补充氧化罐与脱硫塔的底部相连。

[0012] 一种利用上述氨法脱硫塔进行组合式新型氨法脱硫的系统,该系统包括至少包括2组氨法脱硫塔,一组是包括 $m \geq 1$ 个脱硫塔,另一组是包含 $n \geq 1$ 个脱硫塔; m 个脱硫塔的浓缩降温段底部的输出端与 n 个脱硫塔的浓缩降温段的浆液池相连, n 个脱硫塔的浓缩降温段的输出端通过母液缓冲罐与硫酸离心干燥系统相连,硫酸离心干燥系统的一个输出端作为产

品输出,另一个输出端与滤液罐相连,滤液罐的输出端与所述2组氨法脱硫塔的浓缩降温段相连。

[0013] 作为优选:该方法是n个脱硫塔作为出料系统,该系统的脱硫塔采用塔内饱和结晶方法;m个脱硫塔均采用塔外饱和结晶方法,负责脱除进入系统原烟气中的SO₂气体并将生产的20%~38%的不饱和硫酸溶液输送至出料系统进行塔内饱和结晶。

[0014] 在一些更优选的技术方案中:作为出料系统的脱硫子系统在负责脱除进入该系统烟气中的SO₂气体,同时通过浓缩段循环喷淋与烟气对流换热将各脱硫系统输送过来的硫酸溶液进一步提浓至饱和结晶,并将产生的含固量为12%~15%的过饱和硫酸浆液输送至母液缓冲罐,母液缓冲罐对脱硫系统输送过来的12%~15%过饱和硫酸浆液进行缓冲储存,均质养晶后,输送至硫酸离心干燥系统经旋流器及离心机进行固液分离,分离出的3%~5%过饱和硫酸溶液进滤液罐,加工工艺水稀释,再经管道系统返回至所述2组氨法脱硫塔的浓缩降温段。

[0015] 在一些具体的技术方案中:m个脱硫塔中脱硫塔进行脱硫的方法是将除尘后高温原烟气进入脱硫塔浓缩降温段,用塔底浓缩浆液循环喷淋,降低烟气温,浓缩浆液中的部分水份被蒸发,塔底浆液浓缩至质量浓度为20%~38%的高浓度不饱和硫酸溶液,通过母液输送泵外排至出料系统脱硫塔内进一步提浓至过饱和结晶;

[0016] 降温后烟气进入脱硫塔隔离均温段,通过流量为2~5Nm³/h的NH₃吸收液喷淋,保证进入吸收段的烟气的温度在60℃以下,喷淋液落到隔离均温段下部集液盘,通过自流进入补充氧化罐后进入脱硫塔底浓缩浆液池;均温后烟气进入脱硫塔吸收段,先通过SO₂吸收液循环喷淋,脱除烟气中SO₂,喷淋后的吸收液落到吸收段下部集液盘,通过回流管自流至SO₂吸收液循环泵入口处,液氨或氨水通过安装于回流管上的加氨混合器进入吸收液中调节SO₂吸收液pH值并恢复SO₂吸收液的吸收性能,吸收SO₂后产生的多余的硫酸铵/亚硫酸(氢)铵溶液中30%~80%通过回流管进入氧化循环槽内通过氧化空气将吸收液氧化酸化,剩余的硫酸铵/亚硫酸铵溶液通过管路输送至补充氧化罐内通过氧化空气将吸收液进行氧化并通过补氨调pH后溢流至脱硫塔浆液池内,脱除SO₂的烟气再通过NH₃吸收液循环喷淋,脱除烟气中NH₃,喷淋后的NH₃吸收液落到吸收段下部的集液盘,通过回流管自流至氧化循环槽内,NH₃吸收液的浓度及pH值通过补充至氧化循环槽的SO₂吸收液的流量控制;脱除SO₂及NH₃的烟气进入脱硫塔雾洗段,用水雾捕集吸收气流夹带的细小颗粒物再经过除雾填料,降低烟气中的气溶胶;烟气随后进入除雾段,经一层折板式及一层丝网除雾器去除捕集雾及尘粒子后达超洁净标准后排入大气。

[0017] 作为优选:SO₂吸收液是总浓度为15%~25%、pH为5~6的亚硫酸盐和硫酸盐的混合液;NH₃吸收液是总浓度为2%~10%、pH为2.5~4的硫酸铵和/或硫酸氢铵的混合液;所述的亚硫酸盐为亚硫酸铵和/或亚硫酸氢铵;所述的硫酸盐为硫酸铵;优选:亚硫酸盐和硫酸盐的摩尔比为大于等于1。

[0018] 在一些具体的技术方案中:n个脱硫塔进行脱硫的方法是除尘后高温原烟气进入脱硫塔浓缩降温段,用塔底浓缩浆液液循环喷淋,降低烟气温,浓缩浆液中的部分水份被蒸发,塔底浆液浓缩至含固12%~15%的过饱和硫酸浆液,通过母液输送泵外排至硫酸后处理系统的母液缓冲罐;降温后烟气进入脱硫塔隔离均温段,通过流量为2~5Nm³/h的NH₃吸收液喷淋,保证进入吸收段的烟气的温度在60℃以下,喷淋液落到隔离均温段下部集液盘,

通过自流进入补充氧化罐后进入脱硫塔底浓缩浆液池；均温后烟气进入脱硫塔吸收段，先通过SO₂吸收液循环喷淋，脱除烟气中SO₂，喷淋后的吸收液落到吸收段下部集液盘，通过回流管自流至SO₂吸收液循环泵入口处，液氨或氨水通过安装于回流管上的加氨混合器进入吸收液中调节SO₂吸收液pH值并恢复SO₂吸收液的吸收性能，吸收SO₂后产生的多余的硫酸铵/亚硫酸铵溶液中30%~80%通过回流管进入氧化循环槽内通过氧化空气将吸收液进行氧化酸化，剩余的硫酸铵/亚硫酸铵溶液通过管路输送至补充氧化罐内通过氧化空气将吸收液进行氧化并通过补氨调pH后溢流至脱硫塔浆液池内，脱除SO₂的烟气再通过NH₃吸收液循环喷淋，脱除烟气中NH₃，喷淋后的NH₃吸收液落到吸收段下部的集液盘，通过回流管自流至氧化循环槽内，NH₃吸收液的浓度及pH值通过补充至氧化循环槽的SO₂吸收液的流量控制；脱除SO₂及NH₃的烟气进入脱硫塔雾洗段，用水雾捕集吸收气流夹带的细小颗粒物再经过除雾填料，降低烟气中的气溶胶；烟气随后进入除雾段，经一层折板式及一层丝网除雾器去除捕集雾及尘粒子后达超洁净标准后排入大气。

[0019] 作为优选：SO₂吸收液是总浓度为15%~25%、pH为5~6的亚硫酸盐和硫酸盐的混合液；NH₃吸收液是总浓度为2%~10%、pH为2.5~4的硫酸铵和/或硫酸氢铵的混合液；所述的亚硫酸盐为亚硫酸铵和/或亚硫酸氢铵；所述的硫酸盐为硫酸铵；优选：亚硫酸盐和硫酸盐的摩尔比为大于等于1。

[0020] 本发明技术方案中：滤液罐需设置粉尘离心过滤系统，在硫铵结晶溶解的同时，原本被晶体吸附包裹的粉尘也从晶体中释放出来，粉尘沉积于罐底部通过离心过滤系统去除，从而解决了粉尘在脱硫浆液体系中的富积的问题。滤液罐体需设置观察孔和排放口，在硫铵结晶溶解的同时，原本被晶体吸附包裹的油污也从晶体中释放出来，油污漂浮于液面以上达到一定量后，定期外排并集中处理，从而解决了油污在脱硫浆液体系中的富积的问题。需向滤液罐中加入工艺水来稀释过饱和脱硫浆液，稀释后的脱硫浆液输送至脱硫塔系统，彻底解决了该输送管线系统和循环泵的磨蚀，结垢及堵塞问题。

[0021] 本发明的有益效果：

[0022] 1) 烟气脱硫子系统中脱硫塔浓缩降温段及吸收段之间设置隔离均温段，保证进入吸收段的烟气的温度在60℃以下，防止由于浓缩降温段喷淋层局部喷嘴堵塞后导致高温烟气串入吸收段而降低吸收段的吸收效果，同时解决了浓缩降温段至吸收段的气液夹带问题及吸收段至浓缩降温段的漏液问题。

[0023] 2) 烟气脱硫子系统中脱硫塔吸收段及除雾段之间设置雾洗段，用水雾捕集吸收气流夹带的细小颗粒物代替传统的水洗喷淋工艺，同样的捕集效果下，能耗降低80%。

[0024] 3) 除负责出料的脱硫子系统外，其他脱硫子系统均采用塔外饱和结晶脱硫工艺运行，从根本上解决了各脱硫子系统运行过程中氯离子富集、喷淋层堵塞、入口烟道积料、浓缩段塔壁磨损穿孔、机泵叶轮及部分浓缩浆液输送管线磨损问题。

[0025] 4) 负责出料的脱硫子系统外，其他脱硫子系统浓缩段降温喷淋采用20%~38%的不饱和硫铵溶液，有效减少了浓缩段循环浆液液滴在高温烟气的对流、蒸发作用下硫铵气溶胶的生成量。

[0026] 5) 母液缓冲罐通过均质养晶，减小了脱硫系统输送至后处理系统母液流量、密度、温度、过饱和度、硫铵晶体均一度等参数波动对硫铵后处理系统运行的影响。

[0027] 6) 硫铵浆液在母液缓冲罐中自然降温或换热冷却，浆液过饱和度进一步提高，有

助于浆液中的硫铵晶体的长大,有利于硫铵后处理系统的稳定运行,同时提高了副产硫铵的品质。

[0028] 7) 母液缓冲罐设置降温喷淋设施或其他换热设施,保证了浆液在高温天气的冷却效果。

[0029] 8) 旋流器及离心机溢流含固3%~5%的硫铵浆液中的硫铵晶体普遍粒径较小,此部分晶体中富含大量失活结晶及畸形结晶(由油污或杂质离子晶体表面活性区域造成),通过在滤液罐中加入工艺水将旋流器及离心机溢流含固3%~5%的硫铵浆液稀释为20%~38%不饱和,将此部份结晶溶解去除,防止小粒径失活结晶在脱硫浆液体系中富积,而导致硫铵后处理系统无法正常出料,装置非计划停车事故的发生。

[0030] 9) 滤液罐中硫铵结晶溶解的同时,原本被晶体吸附包裹的油污及粉尘也从晶体中释放出来,粉尘沉积于罐底部通过离心过滤系统去除,油污漂浮于液面以上定期外排并集中处理,解决了粉尘及油污在脱硫浆液体系中的富积,提高了硫铵晶体的品质,硫铵晶体粒径不小于50um,外观无可见机械杂质,产品品质满足GB535-1995《硫酸铵》优等品(农业用)要求。

[0031] 10) 由于滤液罐输送至各脱硫子系统的浆液加入工艺水稀释至不饱和状态后彻底解决了该输送管线系统和循环泵的磨蚀,结垢及堵塞问题。

附图说明

[0032] 图1是本发明的一种组合式新型氨法脱硫生产工艺简图:

[0033] 图中,1—1号炉烟气脱硫系统,2—2号炉烟气脱硫系统,3—n号炉烟气脱硫系统(出料系统),4—母液缓冲罐,5—硫铵离心干燥系统,6—滤液罐,7—粉尘离心过滤系统。

[0034] 图2是本发明的烟气脱硫子系统工艺流程简图:

[0035] 图中,8—脱硫塔,9—浓缩降温段,10—隔离均温段,11—吸收段,12—雾洗段,13—除雾段,14—氧化循环槽,15—工艺水槽,16—补充氧化罐,17—加氨混合器,18—浓缩液循环泵,19—SO₂吸收液循环泵,20—NH₃吸收液循环泵,21—雾洗段工艺水加压泵,22—除雾器冲洗水加压泵,23—母液输送泵。

具体实施方式

[0036] 下面结合实施例对本发明做进一步说明,但本发明的保护范围不限于此:

[0037] 如图2,一种氨法脱硫塔,该脱硫塔包括脱硫塔8,所述的脱硫塔8从下到上依次设有浓缩降温底段9和吸收段11,所述的原烟气的进口位于脱硫塔8的下部,脱硫塔8的底端通过循环泵与浓缩降温底段9的喷淋层相连;

[0038] 所述的吸收段分为SO₂吸收段和NH₃吸收段,吸收段的下方均设有集液盘,氧化循环槽14中部的输出端与NH₃吸收段的喷淋层相连;NH₃吸收段的集液盘通过管路与氧化循环槽14的顶部相连;下部的SO₂吸收段的集液盘通过加氨混合器17分别和氧化循环槽14的底部以及SO₂吸收段喷淋层相连。

[0039] 所述的脱硫塔8的顶部还设有雾洗段12,所述的雾洗段12的上方设有除雾段13。浓缩降温底段9和吸收段11之间设有隔离均温段10。氧化循环槽14顶部的输出端与补充氧化罐16,所述的补充氧化罐16与脱硫塔8的底部相连。

[0040] 如图1,一种利用上述系统进行组合式新型氨法脱硫的系统,该系统包括至少包括2组氨法脱硫塔,一组是包括 $m \geq 1$ 个脱硫塔,另一组是包含 $n \geq 1$ 个脱硫塔; m 个脱硫塔的浓缩降温段9底部的输出端与 n 个脱硫塔的浓缩降温段9相连, n 个脱硫塔的浓缩降温段9的输出端通过母液缓冲罐4与硫铵离心干燥系统5相连,硫铵离心干燥系统5的一个输出端作为产品输出,另一个输出端与滤液罐6相连,滤液罐6的输出端与2组氨法脱硫塔的浓缩降温段9相连。

[0041] 工艺水槽(15)底部的一个输出端通过雾洗段工艺水加压泵(21)与雾洗段(12)相连,工艺水槽(15)底部的另一个输出端与除雾段(13)相连。

[0042] 如图1所示,一种利用上述的系统实现组合式新型氨法脱硫的方法,该方法是 n 个脱硫塔作为出料系统(3),该系统的脱硫塔采用塔内饱和结晶方法; m 个脱硫塔均采用塔外饱和结晶方法,负责脱除进入系统原烟气中的 SO_2 气体并将生产的20%~38%的不饱和硫铵溶液输送至出料系统(3)进行塔内饱和结晶。

[0043] 作为出料系统的脱硫子系统(3)在负责脱除进入该系统烟气中的 SO_2 气体,同时通过浓缩段循环喷淋与烟气对流换热将各脱硫系统输送过来的硫铵溶液进一步提浓至饱和结晶,并将产生的含固量为12%~15%的过饱和硫铵浆液输送至母液缓冲罐(4),母液缓冲罐(4)对脱硫系统输送过来的12%~15%过饱和硫铵浆液进行缓冲储存,均质养晶后,输送至硫铵离心干燥系统(5)经旋流器及离心机进行固液分离,分离出的3%~5%过饱和硫铵溶液进滤液罐(6),加工艺水稀释,再经管道系统返回至2组氨法脱硫塔的浓缩降温段。

[0044] 某炼化企业自备电厂 $4 \times 220\text{t/h}$ 燃煤锅炉氨法脱硫装置,入口原烟气参数为:烟气量 $250000\text{Nm}^3/\text{h}$ 、温度 130°C 、 SO_2 浓度为 $1000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 、入口烟尘含量为 $10\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0045] #1脱硫系统作为出料系统,该系统的脱硫塔采用塔内饱和结晶方法;#2、#3、#4脱硫系统均采用塔外饱和结晶方法,负责脱除进入系统原烟气中的 SO_2 气体并将生产的20%~38%的不饱和硫铵溶液输送至#1脱硫塔浓缩段进行塔内饱和结晶。

[0046] #1脱硫塔直径为8m,塔高35m,脱硫塔入口烟道、浓缩降温段及塔底均采用碳钢内衬双层耐酸砖结构,隔离均温段及以上均采用钢衬胶防腐;#2、#3、#4脱硫塔直径均为7m,塔高35m,脱硫塔整体采用钢衬胶结构防腐。

[0047] #2、#3、#4脱硫系统步骤:除尘后高温原烟气进入脱硫塔浓缩降温段,用塔底浓缩浆液液循环喷淋降低烟气温度,循环喷淋液流量为 $300\text{m}^3/\text{h}$,塔底浆液浓缩至质量浓度为25%的高浓度不饱和硫铵溶液,通过母液输送泵(23)外排至#1脱硫塔内进一步提浓至过饱和结晶;降温后烟气进入脱硫塔隔离均温段(10),通过流量为 $3\text{m}^3/\text{h}$ 的 NH_3 吸收液支路喷淋管雾化喷淋,保证进入吸收段的烟气各截面位置温度均在 60°C 以下,防止由于浓缩降温段喷淋层局部喷嘴堵塞后导致高温烟气串入吸收段而降低吸收段的吸收效果,喷淋液落到隔离均温段下部集液盘,通过自流进入补充氧化罐(16)后进入脱硫塔(8)底浓缩浆液池,补充氧化罐(16)氧化空气气源可采用氧化循环槽(14)排出气体;降温后烟气进入脱硫塔吸收段(11),先通过 SO_2 吸收液(浓度为20%、pH为5.5的硫酸铵和亚硫酸铵溶液,循环喷淋流量为 $2 \times 300\text{m}^3/\text{h}$)循环喷淋,脱除烟气中 SO_2 ,喷淋后的吸收液落到吸收段下部集液盘,通过回流管自流至 SO_2 吸收液循环泵(19)入口处,吸收剂(液氨或氨水)通过安装于回流管上的加氨混合器(17)进入吸收液中调节 SO_2 吸收液pH值并恢复 SO_2 吸收液的吸收性能,吸收 SO_2 后产生的多余的硫酸铵/亚硫酸铵溶液中50%通过回流管进入氧化循环槽(14)内通过氧化空气将吸

收液中的亚硫酸(氢)铵氧化硫酸(氢)铵,剩余的硫酸铵/亚硫酸铵溶液通过管路输送至补充氧化罐(16)内通过氧化空气将吸收液进行氧化并通过补氨调PH后溢流至脱硫塔浆液池内,脱除SO₂的烟气再通过NH₃吸收液(浓度为5%、pH为2.5~3的硫酸铵稀溶液,循环喷淋流量为300m³/h)循环喷淋,脱除浓缩降温段(9)及SO₂吸收喷淋过程逃逸至烟气中的NH₃,喷淋后的NH₃吸收液落到吸收段中部集液盘,通过回流管自流至氧化循环槽(14)内;脱除SO₂及NH₃的烟气进入脱硫塔(8)雾洗段(12),雾洗段设置双层雾洗喷淋层,每层雾洗喷淋流量为1.5m³/h,水雾粒径为50um,通过水雾捕集吸收气流夹带的细小颗粒物再经过除雾填料拦截,降低烟气中的气溶胶;烟气随后进入除雾段(13),经一层折板式及一层丝网除雾器去除捕集雾及尘粒子后达超洁净标准后排入大气,出口烟气CEMS中粉尘浓度稳定在2mg/Nm³左右、SO₂浓度稳定在20mg/Nm³左右。

[0048] #1脱硫系统步骤:除尘后高温原烟气进入脱硫塔浓缩降温段,用塔底浓缩浆液液循环喷淋降低烟气温度,循环喷淋液流量为300m³/h,塔底浆液浓缩至含固15%的过饱和硫酸铵浆液,通过母液输送泵(23)连续外排至硫酸后处理系统的母液缓冲罐,外排母液流量为25m³/h;降温后烟气进入脱硫塔隔离均温段(10),通过流量为3m³/h的NH₃吸收液支路喷淋管雾化喷淋,保证进入吸收段的烟气各截面位置温度均在60℃以下,防止由于浓缩降温段喷淋层局部喷嘴堵塞后导致高温烟气串入吸收段而降低吸收段的吸收效果,喷淋液落到隔离均温段下部集液盘,通过自流进入补充氧化罐(16)后进入脱硫塔(8)底浓缩浆液池,补充氧化罐(16)氧化空气气源可采用氧化循环槽(14)排出气体;降温后烟气进入脱硫塔吸收段(11),先通过SO₂吸收液(浓度为20%、pH为5.5的硫酸铵和亚硫酸铵溶液,循环喷淋流量为2*00m³/h)循环喷淋,脱除烟气中SO₂,喷淋后的吸收液落到吸收段下部集液盘,通过回流管自流至SO₂吸收液循环泵(19)入口处,吸收剂(液氨或氨水)通过安装于回流管上的加氨混合器(17)进入吸收液中调节SO₂吸收液pH值并恢复SO₂吸收液的吸收性能,吸收SO₂后产生的多余的硫酸铵/亚硫酸铵溶液中50%通过回流管进入氧化循环槽(14)内通过氧化空气将吸收液中的亚硫酸(氢)铵氧化硫酸(氢)铵,剩余的硫酸铵/亚硫酸铵溶液通过管路输送至补充氧化罐(16)内通过氧化空气将吸收液进行氧化并通过补氨调PH后溢流至脱硫塔浆液池内,脱除SO₂的烟气再通过NH₃吸收液(浓度为5%、pH为2.5~3的硫酸铵稀溶液,循环喷淋流量为300m³/h)循环喷淋,脱除浓缩降温段(9)及SO₂吸收喷淋过程逃逸至烟气中的NH₃,喷淋后的NH₃吸收液落到吸收段中部集液盘,通过回流管自流至氧化循环槽(14)内;脱除SO₂及NH₃的烟气进入脱硫塔(8)雾洗段(12),雾洗段设置双层雾洗喷淋层,每层雾洗喷淋流量为1.5m³/h,水雾粒径为50um,通过水雾捕集吸收气流夹带的细小颗粒物再经过除雾填料拦截,降低烟气中的气溶胶;烟气随后进入除雾段(13),经一层折板式及一层丝网除雾器去除捕集雾及尘粒子后达超洁净标准后排入大气,出口烟气CEMS中粉尘浓度稳定在3.5mg/Nm³左右、SO₂浓度稳定在20mg/Nm³左右。

[0049] 为保证硫酸后处理系统进料的稳定性及硫酸浆液的自然冷却效果,浆液在母液缓冲罐(4)中停留时间不宜小于12h,浆液过饱和度进一步提高,有助于浆液中的硫酸晶体的长大,有利于硫酸后处理系统的稳定运行,同时提高了副产硫酸的品质,硫酸晶体粒径不小于50um,外观无可见机械杂质,产品品质满足GB535-1995《硫酸氨》优等品(农业用)要求。

[0050] 为保证浆液在高温天气的冷却效果,在母液缓冲罐(4)设置降温喷淋设施或其他换热设施。滤液罐(6)对硫酸离心干燥系统(5)中旋流器及离心机溢流含固3%~5%的硫酸

浆液进行储存。

[0051] 通过连续注入的工艺水使滤液罐中的硫铵浆液稀释并使浆液中的硫铵晶体溶解。滤液罐设置低速搅拌桨,用于加速硫铵晶体的溶解同时防止沉积于缓冲罐底部的粉尘板结。

[0052] 滤液罐需设置粉尘离心过滤系统,在硫铵结晶溶解的同时,原本被晶体吸附包裹的粉尘也从晶体中释放出来,粉尘沉积于罐底部通过离心过滤系统去除,从而解决了粉尘在脱硫浆液体系中的富积的问题。滤液罐体需设置观察孔和排放口,在硫铵结晶溶解的同时,原本被晶体吸附包裹的油污也从晶体中释放出来,油污漂浮于液面以上达到一定量后,定期外排并集中处理,从而解决了油污在脱硫浆液体系中的富积的问题。需向滤液罐中加入工艺水来稀释过饱和脱硫浆液,稀释后的脱硫浆液输送至脱硫塔系统,彻底解决了该输送管线系统和循环泵的磨蚀,结垢及堵塞问题。

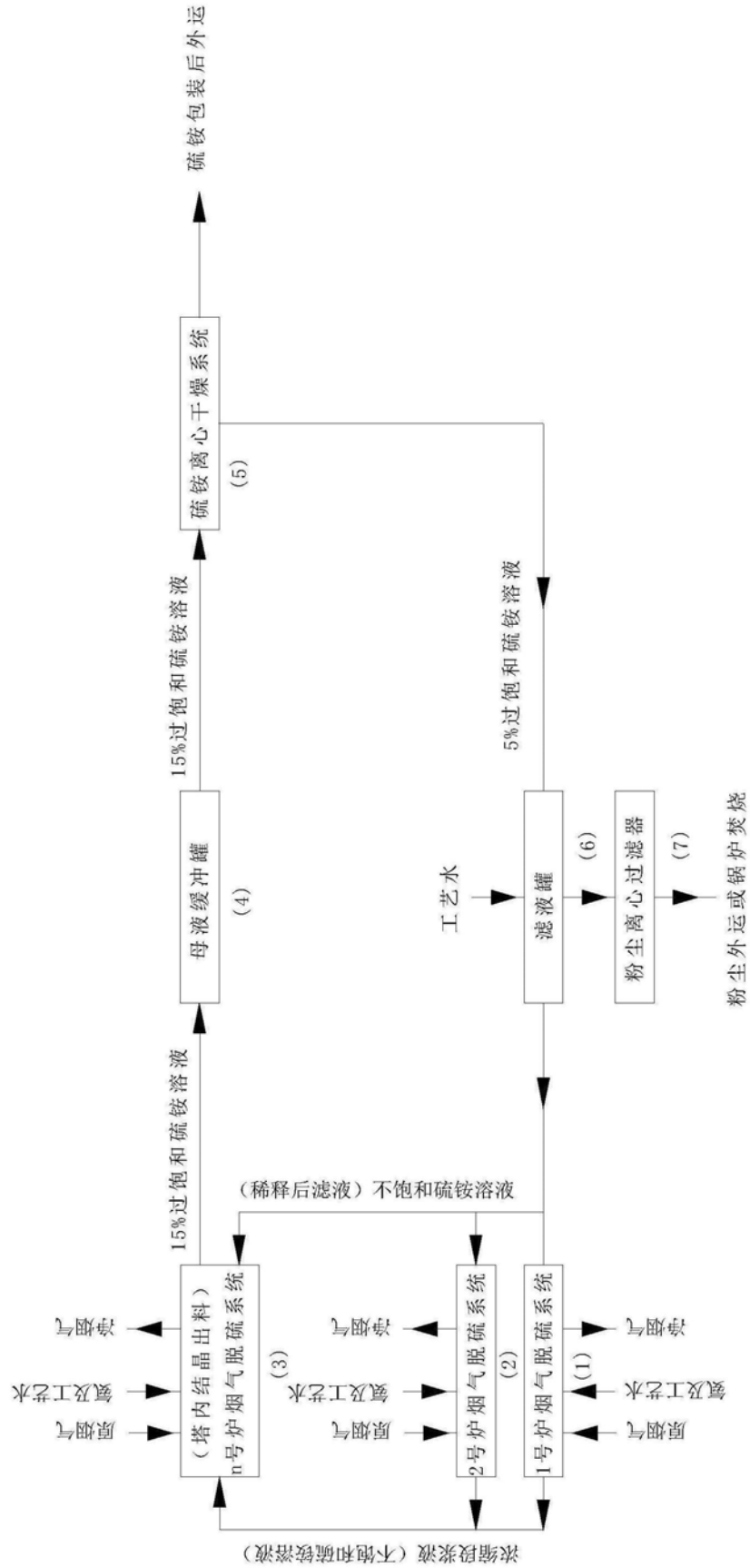


图1

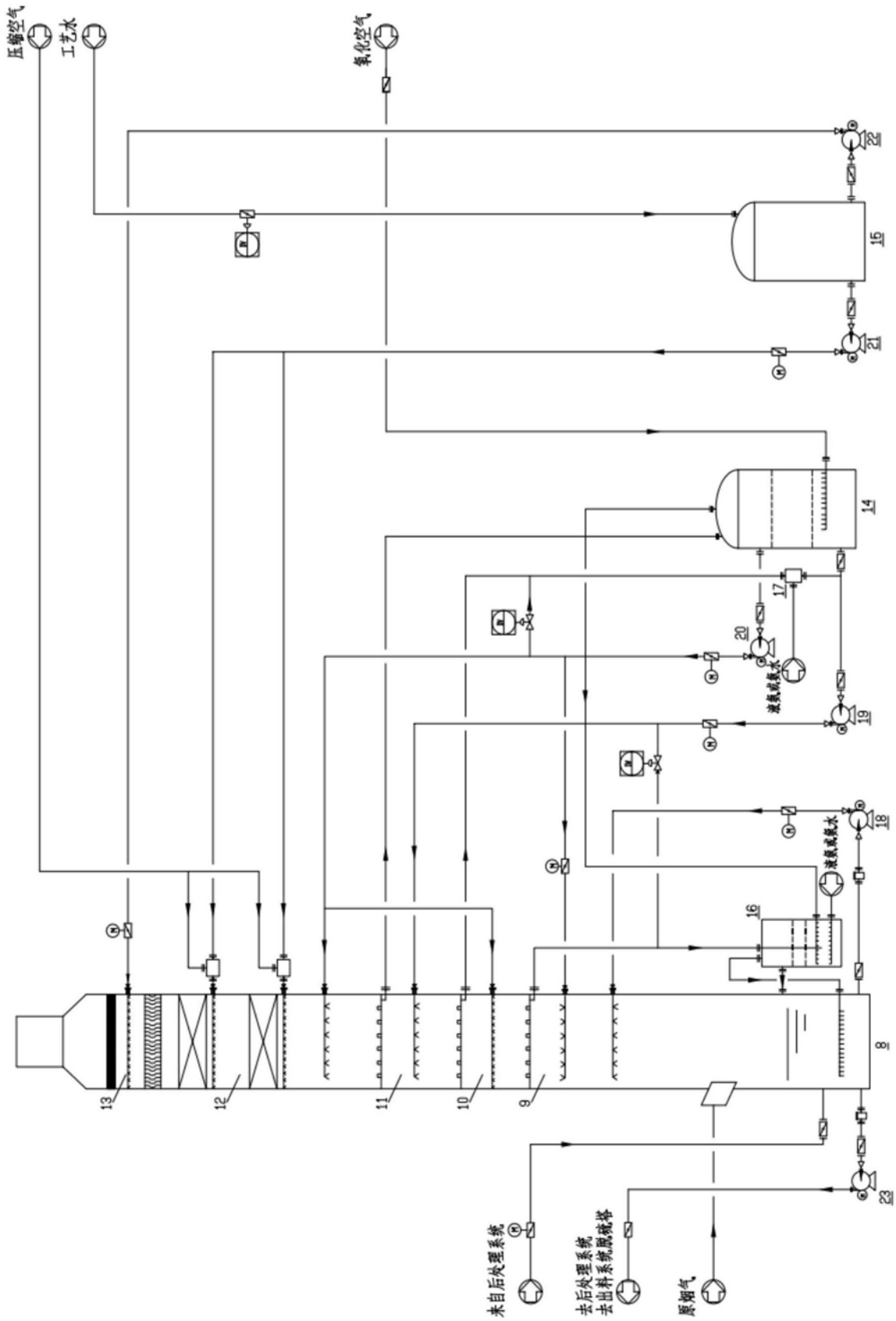


图2