

1. 一种用于硫铁矿和冶炼烟气制酸装置中的低温余热回收系统,其特征在于:所述的低温余热回收系统是一个有机整体,设备包括 DWHS 吸收塔、蒸发器、循环酸泵槽、除氧水预热器、酸酸换热器、除盐水预热器和稀释器,上述装置连接顺序为:从 DWHS 吸收塔底部连接循环酸泵槽,循环酸泵槽的输出分为两路,一路依次连接蒸发器、除氧水预热器、酸酸换热器及除盐水预热器,另一路依次连接稀释器和酸酸换热器,稀释器的输出口还与 DWHS 吸收塔上段的输入口连接;所述 DWHS 吸收塔上段输入的硫酸来自制酸装置的二吸酸冷器出口,下段输入的烟气来自制酸装置的三段省煤器,形成二段吸收塔,上段为低温吸收段,采用干燥和吸收工段串来的低温硫酸吸收,下段为高温吸收段,采用高温硫酸循环吸收。

2. 根据权利要求 1 所述的用于硫铁矿和冶炼烟气制酸装置中的低温余热回收系统,其特征在于:所述的低温余热回收系统中有三个流程进行后使制酸装置额外多产生 3.771t/h 的低压蒸汽,额外的产气率为 0.201t/t 酸,所述的三个流程如下:

A) 酸流程,浓度为 99.6% 的循环酸由循环酸泵从酸循环泵槽内泵出后,分为两路:一路作为低温余热回收的串酸送入干燥和吸收工序,为充分回收热量,在串酸回路上依次设有蒸发器、除氧水预热器、酸酸换热器和除盐水预热器;在蒸发器内高温浓硫酸与水汽换热降温,蒸发器产出蒸汽;另一路送入稀释器,在稀释器内与经过酸酸换热的来自干燥塔系统的 93~96% 硫酸混合,调整硫酸浓度至 99% 之后送入 DWHS 吸收塔的高温吸收段;

B) 汽水流程,除氧水经由低压给水泵加压后,送入除氧水加热器,由低温余热回收外串的硫酸加热后送入蒸发器,在蒸发器内除氧水汽化,生成 0.3~0.8MPa 的低压饱和蒸汽,此饱和蒸汽由蒸发器内汽水分离器分离所带的液态水后送入制酸装置低压蒸汽管网;

C) 烟气为来自制酸装置转化工序的第一次转化后的烟气,将烟气引入 DWHS 吸收塔,在塔内依次在高温段吸收段和低温吸收段与高温循环酸和低温吸收酸接触,烟气中所含的三氧化硫被吸收酸吸收后由 DWHS 吸收塔顶部出口管道送回第一吸收塔入口。

3. 根据权利要求 1 或 2 所述的用于硫铁矿和冶炼烟气制酸装置中的低温余热回收系统,其特征在于:所述酸酸换热器的输入线路上还连接来自干燥塔的循环泵的外串酸管路,利用蒸发器后高温硫酸的热量将来自干燥塔循环泵的 93%~96% 的低温酸加热到 100℃ 以上,以回收系统部分外串酸带出的热量,并提高循环酸的温度,提高系统的热能回收率。

4. 根据权利要求 1 或 2 所述的用于硫铁矿和冶炼烟气制酸装置中的低温余热回收系统,其特征在于:所述的除氧水预热器的输入线路上连接来自除氧器外串酸管路,所述除氧水预热器的输入线路上连接来自除盐车站的外串酸管路,以回收系统外串酸带出的热量,提高系统的热能回收率。

用于硫铁矿和冶炼烟气制酸装置中的低温余热回收系统

技术领域

[0001] 本发明涉及一种硫酸生产工艺流程中的低温余热回收系统,特别是公开一种用于硫铁矿和冶炼烟气制酸装置中的低温余热回收系统,适用于硫铁矿制酸及冶炼烟气制酸装置。

背景技术

[0002] 硫酸生产主要包括含硫原料的燃烧、二氧化硫的氧化及三氧化硫的吸收三个过程,这些过程均伴有大量的化学能释放出来。大部分硫酸生产装置对含硫原料燃烧和二氧化硫氧化产生的高、中温位热能尽可能地进行了回收利用,而对于干燥和吸收系统中的低温位热能,长期以来除了少数生产企业用于加热工业用水和生活用水外,一般都是用循环冷却水移走而白白浪费。

[0003] 传统的硫磺制酸装置,只回收了产生的总热量的 60% ~ 70%,目前国内外已开发有配套硫磺制酸的低温位热能回收的方法,使硫磺制酸装置的热能回收率达到 90% 以上。而对于硫铁矿和冶炼烟气制酸装置,目前只回收了产生的总热量的 50% ~ 60%,由于有净化系统的存在,进入干燥塔的二氧化硫气体是被水饱和的,整个干吸系统的水平衡不能承受额外的加水量。正是由于硫铁矿制酸或冶炼烟气制酸中干吸工序的水平衡问题的存在,硫磺制酸中的低温余热回收技术及其装置并不能直接的用于硫铁矿制酸或冶炼烟气制酸中。一种全新的适用于硫铁矿制酸及冶炼烟气制酸的低温余热回收技术及其装置就应运而生了。

[0004] 硫酸生产中废热的回收利用程度已成为衡量硫酸工业技术的一项重要指标,将硫酸生产装置视为不排放二氧化碳的绿色能源工厂已成为一种共识。在能源日益紧张的今天,在硫酸装置在高、中温位热能普遍得到回收利用的情况下,如何合理开发利用硫铁矿制酸及冶炼烟气制酸的低温余热回收技术,具有重大的现实意义。

发明内容

[0005] 本发明的目的

本发明是这样实现的:一种用于硫铁矿和冶炼烟气制酸装置中的低温余热回收系统,其特征在于:所述的低温余热回收系统是一个有机整体,设备包括 DWHS 吸收塔、蒸发器、循环酸泵槽、除氧水预热器、酸酸换热器、除盐水预热器和稀释器,上述装置连接顺序为:从 DWHS 吸收塔底部连接循环酸泵槽,循环酸泵槽的输出分为两路,一路依次连接蒸发器、除氧水预热器、酸酸换热器及除盐水预热器,另一路依次连接稀释器和酸酸换热器,稀释器的输出口还与 DWHS 吸收塔上段的输入口连接;所述 DWHS 吸收塔上段输入的硫酸来自制酸装置的二吸酸冷器出口,下段输入的烟气来自制酸装置的三段省煤器,形成二段吸收塔,上段为低温吸收段,采用干燥和吸收工段串来的低温硫酸吸收,下段为高温吸收段,采用高温硫酸循环吸收。

[0006] 所述的低温余热回收系统中有三个流程进行后使制酸装置额外多产生 3.771t/h 的低压蒸汽,额外的产气率为 0.201t/t 酸,所述的三个流程如下:

A) 酸流程,浓度为 99.6% 的循环酸由循环酸泵从酸循环泵槽内泵出后,分为两路:一路作为低温余热回收的串酸送入干燥和吸收工序,为充分回收热量,在串酸回路上依次设有蒸发器、除氧水预热器、酸酸换热器和除盐水预热器;在蒸发器内高温浓硫酸与水汽换热降温,蒸发器产生蒸汽;另一路送入稀释器,在稀释器内与经过酸酸换热的来自干燥塔系统的 93~96% 硫酸混合,调整硫酸浓度至 99% 之后送入 DWHS 吸收塔的高温吸收段;

B) 汽水流程,除氧水经由低压给水泵加压后,送入除氧水加热器,由低温余热回收外串的硫酸加热后送入蒸发器,在蒸发器内除氧水汽化,生成 0.3~0.8MPa 的低压饱和蒸汽,此饱和蒸汽由蒸发器内汽水分离器分离所带的液态水后送入制酸装置低压蒸汽管网;

C) 烟气为来自制酸装置转化工序的第一次转化后的烟气,将烟气引入 DWHS 吸收塔,在塔内依次在高温段吸收段和低温吸收段与高温循环酸和低温吸收酸接触,烟气中所含的二氧化硫被吸收酸吸收后由 DWHS 吸收塔顶部出口管道送回第一吸收塔入口。

[0007] 所述酸酸换热器的输入线路上还连接来自干燥塔的循环泵的外串酸管路,利用蒸发器后高温硫酸的热量将来自干燥塔循环泵的 93%~96% 的低温酸加热到 100℃ 以上,以回收系统部分外串酸带出的热量,并提高循环酸的温度,提高系统的热能回收率。

[0008] 所述的除氧水预热器的输入线路上连接来自除氧器外串酸管路,所述除氧水预热器的输入线路上连接来自除盐车站的外串酸管路,以回收系统外串酸带出的热量,提高系统的热能回收率。

[0009] 本发明的有益效果是:本发明通过在硫铁矿制酸及冶炼烟气制酸装置的干燥和吸收工序中增加低温余热回收系统,用干燥和吸收系统串来 93%~96% 的硫酸用于替代低温余热回收系统的加水,从而不影响整个硫酸系统的水平衡;在干燥和吸收系统水平衡允许的情况下,也可向稀释器中加入部分水,以提高系统热能回收率。采用本发明可以回收硫铁矿制酸或冶炼烟气制酸干吸工序的大部分吸收反应热,产生 0.3~0.8MPa 的低压饱和蒸汽,同时可以大幅度节约循环冷却水的用量。因此本发明产生的效益是显而易见的。。

附图说明

[0010] 图 1 是本发明低温余热回收系统工艺流程示意图。

[0011] 图中:1、DWHS 吸收塔; 2、稀释器; 3、循环酸泵槽; 4、酸酸换热器; 5、除氧水预热器; 6、蒸发器; 7、除盐水预热器; 8、排污扩容器。

具体实施方式

[0012] 根据附图,本发明一种用于硫铁矿和冶炼烟气制酸装置中的低温余热回收系统是一个有机整体,设备包括 DWHS 吸收塔 1、蒸发器 6、循环酸泵槽 3、除氧水预热器 5、酸酸换热器 4、除盐水预热器 7 和稀释器 2,上述装置连接顺序为:从 DWHS 吸收塔 1 底部连接循环酸泵槽 3,循环酸泵槽 3 的输出分为两路,一路依次连接蒸发器 6、除氧水预热器 5、酸酸换热器 4 及除盐水预热器 7,另一路依次连接稀释器 2 和酸酸换热器 4,稀释器 2 的进出口还与 DWHS 吸收塔 1 上段的输入口连接。DWHS 吸收塔 1 上段输入的硫酸来自制酸装置的二吸酸冷器出口,下段输入的烟气来自制酸装置的三段省煤器,形成二段吸收塔,上段为低温吸收段,采用干燥和吸收工段串来的低温硫酸吸收,下段为高温吸收段,采用高温硫酸循环吸收。

[0013] 本发明低温余热回收系统中有三个流程进行后使制酸装置额外多产生 3.771t/h 的低压蒸汽, 额外的产气率为 0.201t/t 酸, 三个流程如下:

1) 酸流程:

浓度约 99.6% (wt%) 的循环酸由循环酸泵从酸循环泵槽 3 内泵出后, 分为两路:

一路作为低温余热回收的串酸送入干燥和吸收工序, 为充分回收热量, 在串酸回路上依次设有蒸发器 6、除氧水预热器 5、酸酸换热器 4 和除盐水预热器 7。在蒸发器 6 内高温浓硫酸与水汽换热降温, 蒸发器 6 产出蒸汽; 从蒸发器 6 出去的高温浓硫酸与除氧水在除氧水预热器 5 内换热, 将进入蒸发器 6 的除氧水加热; 从除氧水预热器 7 出去的高温浓硫酸与来自干燥塔系统的 93 ~ 96% 低温硫酸在酸酸换热器 4 中换热, 将 93 ~ 96% 的低温酸加热后串入稀释器 2 内, 以提高低温余热回收系统的热能回收率, 调节进入 DWHS 吸收塔 1 高温段的酸浓达到 99%; 从酸酸换热器 4 出去的硫酸温度仍然较高, 先在除盐水预热器 7 中与来自外界的除盐水进一步换热降温, 之后送入制酸装置干吸循环槽, 同时将除盐水加热后送至除氧器。

[0014] 另一路送入稀释器 2, 在稀释器 2 内与经过酸酸换热的来自干燥塔系统的 93 ~ 96% 硫酸混合, 调整酸浓度至 99% 之后送入 DWHS 吸收塔 1 的高温吸收段, 在塔内硫酸与烟气接触, 吸收烟气内的三氧化硫后, 浓度增加, 从塔底部出口排出进入酸循环泵槽 3, 完成一次循环。另外, 从干燥和吸收工序引来的浓度为 98 ~ 98.5%、温度约为 60℃ 的硫酸进入 DWHS 吸收塔 1 上部的低温吸收段, 硫酸与烟气接触, 进一步吸收烟气中的 SO₃ 并有效控制酸雾的生成, 低温吸收段吸收后的硫酸也落入高温吸收段, 最终与高温吸收段的吸收酸在塔底混合。

[0015] 2) 汽水流程:

除盐水站送来的除盐水, 送入除盐水预热器 7, 由低温余热回收外串的硫酸加热后送入热力除氧器, 除盐水在除氧器内除去水中溶解的游离氧后成为除氧水; 除氧水经由低压给水泵加压后, 送入除氧水预热器 5, 由低温余热回收外串的硫酸加热后送入蒸发器 6, 在蒸发器 6 内除氧水汽化, 生成 0.3 ~ 0.8MPa 的低压饱和蒸汽, 此饱和蒸汽由蒸发器 6 内汽水分离器分离所带的液态水后送入制酸装置低压蒸汽管网。

[0016] 3) 烟气流程:

烟气为来自制酸装置转化工序的第一次转化后的烟气, 将烟气引入 DWHS 吸收塔 1, 在塔内依次在高温段吸收段和低温吸收段与高温循环酸和低温吸收酸接触, 烟气中所含的三氧化硫被吸收酸吸收后由 DWHS 吸收塔 1 顶部出口管道送回第一吸收塔入口, 并由第一吸收塔顶部的除雾器除去酸雾后进入转化工段进行第二次转化。本发明的低温余热回收系统的 DWHS 吸收塔也可以替代硫铁矿制酸及冶炼烟气制酸干吸工序中的第一吸收塔, 还可以与第一吸收塔并联或串联使用。

[0017] 实施例:

某年产 15 万吨硫铁矿制酸装置, 以年 8000 小时工时计算, 由一次转化后进入低温余热回收塔的烟气组成计算经 DWHS 吸收塔的一段 (即高温吸收段) 和二段 (即低温吸收段) 吸收后出塔烟气组成见下表 1 (烟气进低温余热回收塔温度为 180℃)。

物流编号		进低温余热回收塔烟气	吸收塔出口烟气
物流成分			
SO ₂	Nm ³ /hr	205.8247	205.8247
SO ₃	Nm ³ /hr	4082.2073	0
O ₂	Nm ³ /hr	2301.1652	2301.1652
N ₂	Nm ³ /hr	40700.5841	40700.5841
CO ₂	Nm ³ /hr	162.7758	162.7758

[0018] 一段喷淋浓度为 99% 的硫酸，二段喷淋 98% 的硫酸，两段吸收烟气内的三氧化硫后浓度约为 99.6%，由循环酸泵从酸循环泵槽内泵出之后分两路：一路依次经过蒸发器、除氧水预热器，酸酸换热器及除盐水预热器换热降温，之后送入硫铁矿制酸装置干吸循环槽；另一路送入稀释器，在稀释器内与 95% 稀硫酸混合，调整酸浓度至 99%，之后送入 DWHS 吸收塔。

[0019] 设定在各个换热器之内均为水走壳程，酸走管程。蒸发器出口的硫酸温度为 170℃，除氧水预热器酸侧出口酸温度为 164℃，酸酸换热器热侧出口酸温为 137℃，稀冷酸进入酸酸换热器温度为 60℃，除盐水预热器出口酸温为 103℃，硫酸流经各个设备之间温度损失均为 1℃。由 SO₃ 的体积流量及设定温度可以计算出硫酸出酸泵及流经稀释器和各个换热器的温度，体积流量。见表 2-表 4。

[0020] 下表 2 为工艺物料能量平衡表。

物流编号		吸收塔一段	吸收塔二段	稀释器	酸循环泵出	稀释器
物流成分		喷淋量	喷淋量	出口硫酸	口硫酸	进口硫酸
硫酸	体积流量 m ³ /hr	282.27	23.99	282.27	319.28	248.79
	质量流量 /kg/hr	467654.58	42901.01	467654.58	525145.11	409206.30
	酸浓度	99.00	98.00	99.00	99.57	99.57
温度	℃	191.24	70.00	191.24	202.80	202.80

[0021] 下表 3 为工艺物料能量平衡表(续表 1)。

物流编号		稀释硫酸	蒸发器入口	蒸发器出口硫酸	除氧水预热器酸侧入口	除氧水预热器酸侧出口
物流成分						
硫酸	体积流量 m3/hr	33.27	70.49	69.06	69.02	68.81
	质量流量 kg/hr	58448.28	115938.81	115938.81	115938.81	115938.81
	酸浓度	95.00	99.57	99.57	99.57	99.57
温度	℃	99.34	202.80	170.00	169.00	164.00

[0022] 下表 4 为工艺物料能量平衡表(续表 2)。

物流编号		酸酸 换热器热侧入口	酸酸 换热器热侧出口	酸酸 换热器冷侧出口	酸酸 换热器冷侧进口	除盐水 预热器热侧入口	除盐水 预热器热侧出口
物流成分							
硫酸	体积流量 m3/hr	68.77	67.89	33.36	32.61	67.85	66.21
	质量流量 kg/hr	115938.81	115938.81	58448.28	58448.28	115938.81	115938.81
	酸浓度	99.57	99.57	95.00	95.00	99.57	99.57
温度	℃	163.00	142	99.34	60.00	141	100

[0023] 除盐水预热器进口水温为 20 °C, 压力为 0.4MPa, 除氧水预热器进口水温为 104 °C, 压力为 0.8MPa (G), 蒸发器产出低压蒸汽压力为 0.6MP(G), 在各个预热器内水流经壳程的压力损失均为 0.1MP, 由以上数据根据热平衡原理可以计算出蒸发器产蒸汽量, 见下表 5。

[0024] 表 5 为物料能量平衡表(续表 3)。

物流编号		除盐水预热器冷侧进口	除盐水预热器冷侧出口	蒸发器给水
物流成分				
流量	体积流量 m3/h	29.02	29.92	4.15
	质量流量 kg/hr	28970.33	28970.33	3970.33
温度	℃	20.00	85.53	104.00
压力	Mpa (A)	0.4	0.3	1.0

[0025] 表 6 为物料能量平衡表(续表 4)。

物流编号		除氧水预热器	除氧水预热器	蒸发器	蒸发器
物流成分		水侧入口	水侧出口	产出蒸汽	污水排放
流量	体积流量				
	m ³ /h	4.15	4.40	1029.96	0.22
质量流量	质量流量				
	kg/hr	3970.33	3970.33	3770.65	198.45
温度	℃	104.00	162.53	164.83	164.83
压力	Mpa (A)	0.9000	0.8000	0.7000	0.7000

[0026] 由此得出采用本发明低温余热回收系统,可以使该硫铁矿制酸装置额外多产 3.771t/h 的低压蒸汽,额外的产汽率为 0.201t/t 酸。如果干燥和吸收工序水平衡允许在本发明系统中适量加水,还可以进一步提高低压蒸汽产量。如果该硫铁矿制酸装置不增加该低温余热回收系统,一次转化后的烟气直接进入通常的第一吸收塔,吸收系统需要大量的循环水加以冷却。因此采用本发明低温余热回收系统使得硫酸装置在产生额外大量蒸汽的同时大大减少了干燥和吸收系统循环水的用量。

[0027] 由此可见,本发明用于硫铁矿制酸及冶炼烟气制酸的低温余热回收系统使综合热能利用率得以大幅提高,不仅回收了可利用能源,而且降低了环境的污染。

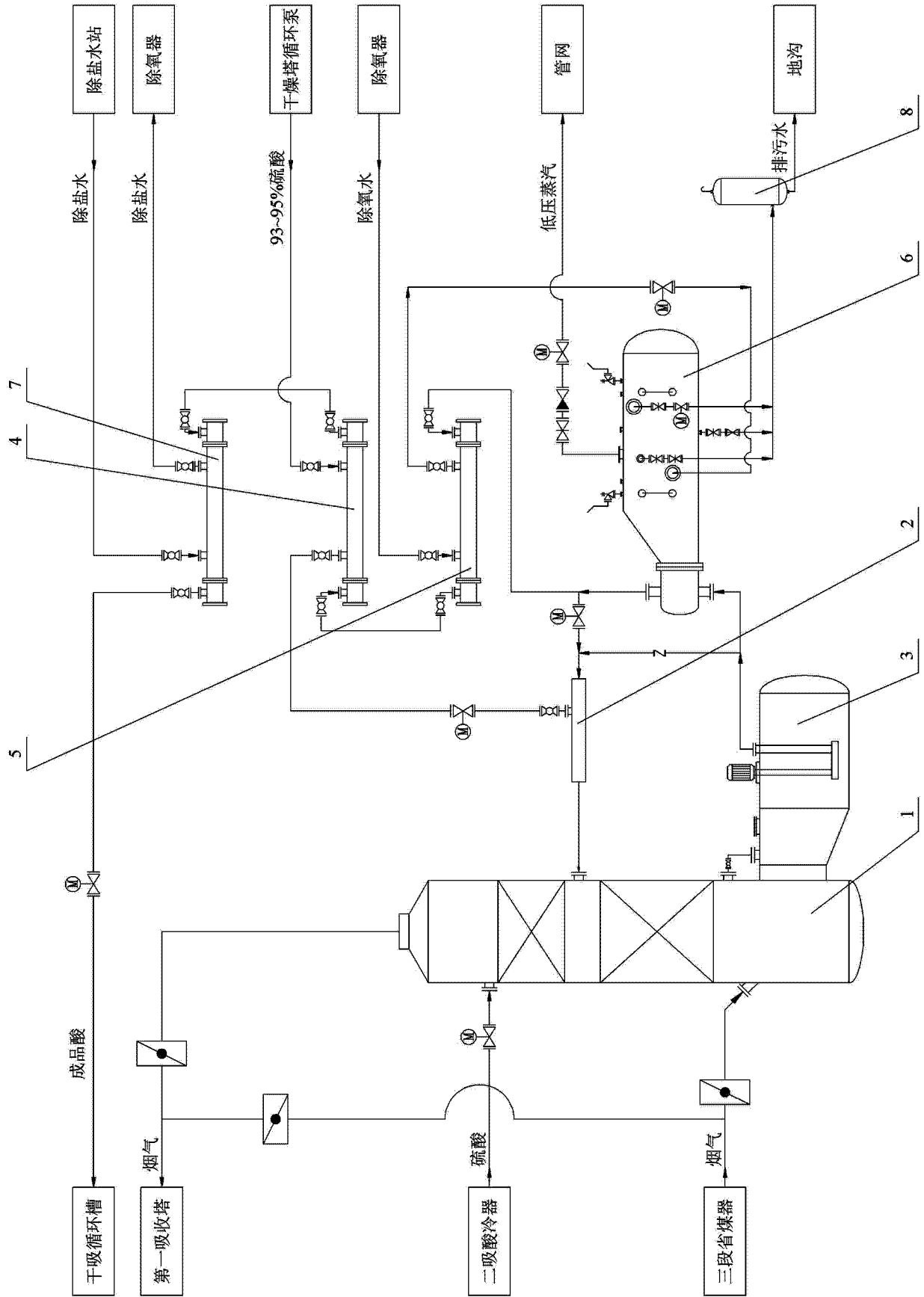


图 1