ICS 71.060.30
CCS G 11

T/CS

团 体 标 准

T/CS 022—2024

焦化行业低品质硫磺及脱硫废液半干法制酸技术规范

Technical specification for semi-dry acid production of low-quality sulfur and desulfurization waste liquid in the coking industry

2025－04－23 发布 2025－04－23 实施

中国商品学会 发 布

目　　次

前言 II
1　范围 1
2　规范性引用文件 1
3　术语和定义 1
4　产品要求 3
5　原料品质 4
6　工艺流程 4
7　公辅系统 9
8　安全要求 10
9　环保要求 10
10　主要指标及核算方法 11

前　言

本文件按照GB/T 1.1—2020《标准化工作导则　第1部分：标准化文件的结构和起草规则》的规定起草。

请注意本文件的某些内容可能涉及专利。本文件的发布机构不承担识别专利的责任。

本文件由中国商品学会归口。

本文件起草单位：江苏康茂环保工程有限公司、安徽睿弘环保科技有限公司、宝钢工程技术集团有限公司、江苏中化汉森工程设计有限公司、吴忠仪表有限责任公司、贵州威顿催化技术有限公司、中控技术股份有限公司。

本文件主要起草人：陈建康、马腾、何水、赵刚山、余少华、喻周全、刘玉鸣。

焦化行业低品质硫磺及脱硫废液半干法制酸技术规范

1 范围

本文件规定了焦化行业低品质硫磺及脱硫废液半干法制酸的技术规范，包括术语和定义、产品要求、原料品质、工艺流程、公辅系统、安全要求及环保要求、主要指标及核算方法。

本文件适用于焦化行业氨法脱硫中低品质硫磺及脱硫废液半干法制酸技术。

2 规范性引用文件

下列文件中的内容通过文中的规范性引用而构成本文件必不可少的条款。其中，注日期的引用文件，仅该日期对应的版本适用于本文件；不注日期的引用文件，其最新版本（包括所有的修改单）适用于本文件。

GB/T 534—2014 工业硫酸
GB/T 1576 工业锅炉水质
GB/T 4208—2017 外壳防护等级(IP代码)
GB 5749 生活饮用水卫生标准
GB/T 12145 火力发电机组及蒸汽动力设备水汽质量
GB/T 13612 人工煤气
GB 16171—2012 炼焦化学工业污染物排放标准
GB 18613—2020 电动机能效限定值及能效等级
GB/T 21109（所有部分） 过程工业领域安全仪表系统的功能安全
GB 26132 硫酸工业污染物排放标准
GB 50016 建筑设计防火规范(附条文说明)
GB/T 50034 建筑照明设计标准
GB/T 50050 工业循环冷却水处理设计规范
GB 50052 供配电系统设计规范(附条文说明)
GB 50055 通用用电设备配电设计规范(附条文说明)
GB 50057 建筑物防雷设计规范(附条文说明)
GB 50058 爆炸危险环境电力装置设计规范(附条文说明)
GB/T 50062 电力装置的继电保护和自动装置设计规范(附条文说明)
GB/T 50087 工业企业噪声控制设计规范(附条文说明)
GB 50160 石油化工企业设计防火标准（2018年版）
GB 50174 数据中心设计规范
GB/T 50493 石油化工可燃气体和有毒气体检测报警设计标准
GB/T 50770 石油化工安全仪表系统设计规范(附条文说明)
GB 50974 消防给水及消火栓系统技术规范(附条文说明)
AQ/T 3033 化工建设项目安全设计管理导则
HG/T 20508 控制室设计规范(附条文说明)
HG/T 20510 仪表供气设计规范(附条文说明)
HG 20571 化工企业安全卫生设计规范(附条文说明)
SH/T 3097 石油化工静电接地设计规范(附条文说明)

3 术语和定义

下列术语和定义适用于本文件。

3.1

半干法制酸 semi-dry acid production

在焦化行业低品质硫磺和脱硫废液半干法制酸是指，焦化行业氨法脱硫工段产生的硫泡沫，通过熔硫作用产生的低品质硫磺，在经过一定的硫磺精制方法，产出的液态硫磺进入焚烧炉焚烧；氨法脱硫工段产生的副盐，在制酸预处理工段经过负压或正压强制蒸发浓缩手段，将副盐进行浓缩后进入焚烧炉焚烧。两种介质在焚烧后产生的二氧化硫气体，经过净化、干燥、转化、吸收、尾吸等工序，最后制成成品 98%（冬季 93%）硫酸工艺过程。

3.2

湿法制酸 wet acid production

在焦化行业低品质硫磺和脱硫废液湿法制酸是指，焦化行业氨法脱硫工段产生的硫泡沫经过物理浓缩手段，与浓液混合呈现液态进入焚烧炉，经过净化、干燥、转化、吸收、尾吸等工序，最后制成成品98%（冬季 93%）硫酸工艺过程。

3.3

干法制酸 dry acid production

在焦化行业低品质硫磺和脱硫废液干法制酸是指，焦化行业氨法脱硫工段产生的硫泡和脱硫液经过干燥制粉，以固态进入焚烧炉，经过净化、干燥、转化、吸收、尾吸等工序，最后制成成品 98%（冬季93%）硫酸工艺过程。

3.4

焦化行业氨法脱硫 ammonia desulfurization in the coking industry

在焦化脱硫工艺中，利用煤气中的氨为碱源，吸收煤气中的硫化氢、氢氰酸等酸性气体，从而达到脱除煤气中绝大部分无机硫，满足后续生产工序使用要求的目的。一般采用喷射式低位再生槽、高塔再生、一体塔等再生方式，产生低品质硫膏。根据脱硫催化剂不同，分为 HPF、PDS、络合铁等，统称为氨法脱硫。

3.5

硫磺精制法 refining method of sulfur

商业上把硫磺中含有的烃类化合物折算成以碳表示，凡含碳＜0.08%的硫称为“亮硫”。含碳在0.4%～0.9%的硫称为“黑硫”。由于杂质是可溶性的，为硫的精制带来一定难度。另一类为不可溶性杂质，如泥土、砂石、灰渣、硫铁矿、磷矿及其它不溶性杂质。

3.5.1

沉降法 sedimentation method

熔融液硫在反应器中，令其自然沉降的方法，一些密度较大的杂质便沉降在沉淀池底部；密度比较轻的漂浮在上层，通过分离重力分离作用，进行精制的方法。

3.5.2

过滤法 filtration method

将液硫及助滤剂（适量）用泵打入加压过滤机内进行过滤的方法。加压过滤机（也可用真空过滤）由蒸汽夹套保温，它由简体和筒体内的滤叶组成。滤叶由不锈钢丝布制成，当液硫通过滤叶时，不能通过滤布的杂质则被积蓄在滤叶上，当积蓄的杂质有一定厚度成为滤饼时，停止进液硫，待将滤叶上的滤饼清除后，再恢复进液硫继续过滤。

3.5.3

活性粘土吸附法 activated clay adsorption method

应用活性粘土对硫中的烃有优先吸附的特性，把硫中溶解的烃类有机化合物除去，从而实现对粗硫的精制。若粗硫中含有未溶解的烃类物质，则不宜采用此法精制。

3.5.4

硫酸法 sulfuric acid method

将适量的 93%～98%的工业硫酸加入到待精制的液硫中去（如黑硫），温度控制在 125 ℃～135 ℃，通过搅拌使浓硫酸与烃类化合物发生磺化反应，而后用 125 ℃～135 ℃的热水萃取出已磺化的烃类杂质，从而实现硫磺的精制。

3.5.5

高温氧化法 high temperature oxidation

将液硫加热到约 315 ℃，使液硫中的碳烃化合物中的氢同硫反应生成硫化氢溢出。而碳氢化合物中的碳与硫反应生成硫碳络合物溶解于液硫中。所得含硫碳络合物的液硫，即为精制硫。

3.6

副盐浓缩 concentration of secondary salts

3.6.1

负压浓缩法 negative pressure concentration method

将蒸发器内保持-0.08 Mpa负压状态，控制脱硫液在 85 ℃以下进行不断沸腾蒸发，从而达到浓缩副盐的目的。

3.6.2

强制浓缩法 forced enrichment method

将脱硫液进行氧化处理，除掉内部含有的硫代酸铵后，常压下在蒸发器内进行大循环强制蒸发，从而达到浓缩副盐的目的。

3.7

稀硫酸 dilute sulfuric acid

在制酸过程中，在净化工序内，动力波、填料塔、电除雾在炉气净化洗涤过程中，产生的酸浓3%～10%的稀硫酸溶液。

3.8

稀氨水 dilute ammonia

在制酸生产过程中，在预处理工序内，由于副盐浓缩产生的含氨蒸汽，经过冷却后，形成的含氨＜4%的稀氨水溶液。

3.9

过滤清液 filter the liquid

脱硫来硫膏通过泡沫浓缩装置进行浓缩过滤，过滤后的澄清透明的脱硫液。

3.10

多项分离清液 multiple separations

浓缩的硫膏进入多项分离器加热分离后，从多项分离器顶部出来的，经过氧化塔、冷却器、清液罐氧化、降温、沉淀后的脱硫溶液。

3.11

硫磺转盐率 sulfur to salt conversion rate

在脱硫运行过程中，焦炉煤气中的无机硫，由于脱硫再生风过氧、溶液温度高、pH 值高、催化剂选用不当等原因，导致生成的副盐中的硫元素，与煤气中无机硫元素的质量比。

3.12

炉管冷却器 furnace cooler

在制酸过程中，由于脱硫液中阳离子超标，产生脱硫灰堵塞炉管，从而设计的采用空气直接冷却设备。

3.13

泡沫浓缩装置 foam concentrator unit

通过离心分离（包括重力分离）、过滤分离的形式，将焦化脱硫来的泡沫进行分离提浓，形成脱硫浓泡沫的一种设施，根据方式不同，包括超级离心机、硫膏过滤器、板框过滤机、真空过滤机等形式。

3.14

泡沫预处理装置 foam pre-treatment device

对于难以分离的泡沫，设法改变固液两项稳定性，达到提高分离效果，这种对硫膏泡沫进行适当处理以适合分离的方法，统称为预处理技术。常见的预处理方法有：凝聚、絮凝、调节黏度和表面张力、超声波处理、冷冻与解冻等

4 产品要求

4.1 硫酸

硫酸的质量应能达到 GB/T 534—2014 中一等品的要求，具体指标见表 1。

表 1 硫酸的质量指标

项目	指标
硫酸（H_2SO_4）ω/%	≥92.5 或 98.0
灰分ω/%	≤0.03
铁（Fe）ω/%	≤0.010
砷（As）ω/%	≤0.001
铅（Pb）ω/%	≤0.02
汞（Hg）ω/%	≤0.01
透明度/m	≥50
色度/mL	不深于标准色度

4.2 稀硫酸

稀硫酸浓度应为 3%～10%，产生量为 0.2 吨/吨～0.3 吨/吨（硫酸）。

4.3 稀氨水

稀氨水应澄清透明，含盐＜10 g/L，氨含量约为 4%。

4.4 过滤清液

过滤清液的固体悬浮物应＜1.5 g/m³。

注：新开工焦炉系统，由于炉顶空间温度低，造成煤气含酚量大，从而导致脱硫再生系统虚泡多，影响过滤效果期间，固体悬浮物指标暂不执行。

4.5 多项分离清液

多项分离清液应澄清透明，其固体悬浮物＜1.5 g/m³。

5 原料品质

原料品质直接影响生产工艺流程的选择，一般原料性质应符合表 2 的规定；当原料情况特殊，超过以下要求时，需在工艺要求中，增加多项分离器、炉管冷却器等设备，具体参见工艺要求。

表 2 原料性质

项目		指标
脱硫泡沫含固量/%		＞5
脱硫液中 cl^- 离子含量/（mg/L）		＜200
脱硫液中阳离子含量/（mg/L）	Na	＜100
	Ca	＜100
	Ma	＜50
	Fe	＜100
脱硫硫磺转盐率/%		≤30

6 工艺流程

6.1 一般规定

6.1.1 制酸工艺设计规模应根据煤气脱硫工艺煤气处理量及硫化氢、有机硫含量确定。

6.1.2 焦化行业氨法脱硫中，所涉及的湿法制酸、半干法制酸、干法制酸三种工艺，半干法制酸以稀酸少，同时兼顾脱硫水平衡的特点。制酸工艺选择应根据脱硫、硫铵系统水平衡进行优化选择。

6.1.3 泡沫浓缩装置设计规模应根据泡沫量和泡沫浓度确定。

6.1.4 副盐浓缩设计规模应根据脱硫硫磺转盐率确定。

6.1.5 焚烧炉余热锅炉形式设计按照脱硫液中阳离子含量确定。

6.1.6 制酸焚烧炉余热锅炉应设置炉管冷却器，确保一年运行时间 8 760 h，其他工序应考虑充分备用设备。

6.1.7 尾气处理装置设计应根据当地环保部门排放指标，选择相应工艺路线。

6.2 工艺流程图

工艺流程图见图 1。

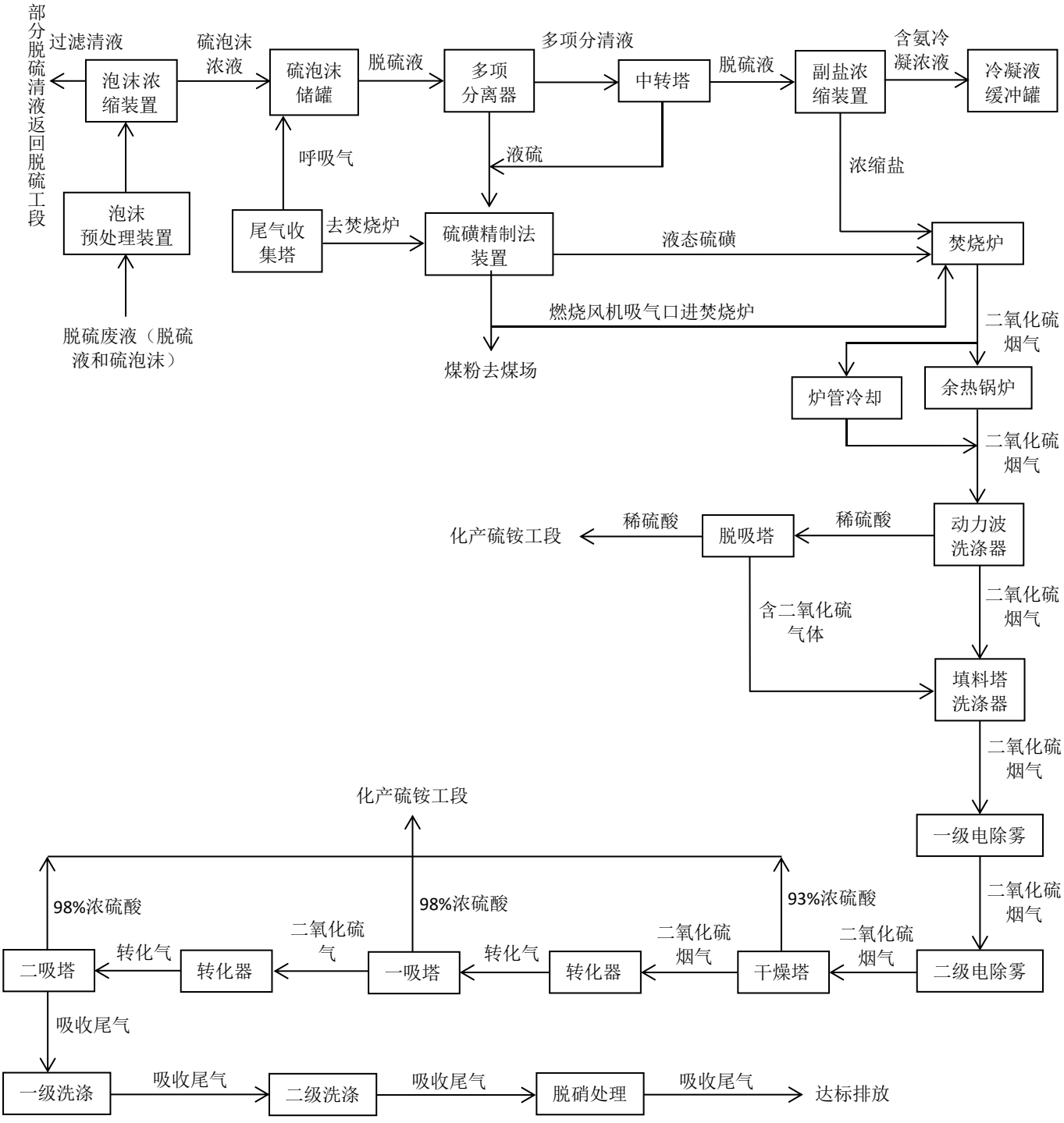


图 1 工艺流程图

6.3 预处理

6.3.1 预处理的具体流程如下：

a) 自焦化氨法硫系统的硫泡沫，用管道送至制酸界区；

b) 先经过硫泡沫浓缩装置后（3.14 泡沫预处理装置方法进行选择，当泡沫浓度达到5%以上时，可以考虑不设置爬模预处理装置），进入泡沫浓缩装置（3.13 泡沫浓缩装置定义中采用装置水平，根据泡沫浓度，优选泡沫过滤器等静态运行装置）。过滤后的过滤清液返回脱硫系统，截流下来的较浓的硫泡沫储存在硫泡沫储罐内，过滤清液质量满足 4.4 过滤清液要求；

c) 提浓后的硫泡沫用硫泡沫输送泵打入多项分离器为代表的熔硫装置中进行熔硫，在 135 ℃、0.3 Mpa 的条件下连续分离出硫磺和多项分离器清液，多项分离器清液质量满足 4.5 要求；

d) 3.5 硫磺精制法中采用不同的方法，均为半干法制酸，本标准以沉降法精制硫磺为例，过滤法、活性黏土吸附法、硫酸法、高温氧化法等，设备有所区别，但本质原理不变。熔硫装置底部的液硫夹带杂质进入硫磺精制装置，在硫磺精制装置内进行分离提纯，杂质（主要成分为焦油煤粉等）排出送到煤场，挥发出的气体通过气体收集装置送至焚烧炉配风（焚烧炉检修时，气体送往尾吸工序预处理尾吸塔处理），除杂后液硫通过自压直接进入焚烧工段；

e) 熔硫装置出来的多项分离清液进入中转塔，在中转塔氧化硫代后进入浓缩塔进行副盐浓缩，通过 3.6 副盐浓缩的两种方法中的一种，进行浓缩得到的浓缩液，用浓缩液输送泵送至焚烧工段，氨气和水蒸气用循环水换热后冷凝成负荷稀氨水，稀氨水质量满足 4.3 中要求，稀氨水送至脱硫系工段。

6.3.2 装置配置有 VOC 系统，将预处理各储槽挥发的氨气用尾气洗涤塔收集至焚烧炉焚烧（焚烧炉检修时，尾气送往尾吸工序处理）；各设备蒸汽冷凝水送入蒸汽冷凝液槽，用蒸汽冷凝水输送泵送废热锅炉除氧器。

6.3.3 预处理系统设计时应设计浓盐储槽、硫磺块生产装置和熔硫罐，在后续检修、或特殊情况停产时，可将产出浓盐储存以及能生产硫磺块，检修完成后再将硫磺块投入熔硫罐进行制酸。

6.4 焚烧

6.4.1 焚烧的具体流程如下：

a) 预处理工序得到的液体硫磺和浓缩液分别用 135 ℃和 80 ℃蒸汽夹套管输送至焚烧炉头；

b) 再分别用硫磺喷枪和废液喷枪进行雾化，物料喷入焚烧炉后与空气鼓风机来的空气混合燃烧，并通过调节风量和进料量，将炉内含氧量控制在 5.5%～12%（考虑炉管冷却器漏风率综合影响）和反应温度控制在≤1 250 ℃，持续稳定反应；

c) 开工时利用焦炉煤气将焚烧炉燃烧温度控制在 1 050 ℃左右，同时控制焚烧炉内为稳定负压后，即可进料。通过调节进料量和风量，以保证焚烧炉炉内温度在 ≤1 250 ℃，并逐步停止焦炉煤气输送，转为利用反应热维持反应温度；

d) 进入炉内的物料量由温度控制，风量由焚烧炉尾部的氧表控制，炉尾烟气中含氧量在 5.5%～12%之间。从焚烧炉出来的 1 050 ℃左右的 SO_2 炉气，通过余热锅炉（配备炉管冷却器）回收余热，温度降到约 320 ℃左右后，炉气进入净化工段。

6.4.2 焚烧炉应设计备用喷枪口，焚烧炉设计时根据实际情况，考虑托普所法产生的硫化氢、活性焦法产生的二氧化硫直接进入焚烧炉可能性。

6.4.3 焚烧炉喷枪设计应采用低氮燃烧技术，禁止炉内温度超过 1 250 ℃，防止炉内氮氧化物生成。

6.4.4 焚烧炉设计应保证足够停留时间，防止升华硫、未分解盐类和重油烃带到余热锅炉堵塞炉管。

6.4.5 余热锅炉应配置备用设备或余热锅炉，防止因余热锅炉检修造成的整套制酸装置停产。

6.4.6 余热锅炉设计便于清灰、除渣，同时应配置清灰装置，保证炉管顺利清理。

6.4.7 焚烧炉燃烧器点火烧嘴及主燃烧嘴应设置火焰检测器。

6.4.8 进焚烧炉煤气管线上应设快速切断阀，与安全仪表系统（SIS）系统联锁。

6.4.9 焚烧炉燃烧器点火操作应设安全联锁保护。

6.4.10 正常操作出现下列紧急情况之一时，安全仪表系统（SIS）联锁应切断入炉煤气，焚烧炉紧急停车：

a) 焚烧炉主火焰无火检信号；

b) 废热锅炉汽包液位低低限。

6.4.11 余热锅炉供水应使用除盐水，除盐水送入锅炉前应进行蒸汽脱氧及加药阻垢处理。

6.4.12 余热锅炉应设间断排污及连续排污，汽包顶部应设双安全阀。

6.4.13 1.5 万吨/年及以下制酸，由于余热锅炉危险性高，蒸汽运行成本高，蒸汽产出效率，建议单

独采用炉管冷却器，不配置余热锅炉。

6.4.14 系统单独配置炉管冷却器代替余热锅炉的，不需遵循余热锅炉 6.4.10 b）项、6.4.11 及 6.4.12 的要求。

6.5 净化

6.5.1 净化的具体流程如下：

a) 净化工段采用“高效洗涤器填料洗涤塔（板式换热器）—两级电除雾器”的绝热蒸发稀酸洗涤净化流程，强化洗涤过程，利用稀酸板式换热器移走系统热量；

b) 出余热锅炉约 320 ℃的炉气首先进入高效洗涤器中（根据生产规模选用动力波或文丘里洗涤器），与喷管中喷淋的循环稀酸密切接触，通过绝热蒸发，使炉气增湿、冷却、降温和初步洗涤净化；

c) 高效洗涤器出口的湿炉气，进入填料洗涤塔，与塔顶喷淋的冷却循环稀酸逆流接触、洗涤净化，除去其中的杂质和蒸汽后进入两级电除雾器中除去酸雾，除去残余的尘和酸雾等杂质。经净化后的炉气送往于吸工段干燥塔；

d) 填科塔下部的稀酸用填料塔循环泵送出，通过稀酸板换与循环水进行热交换，冷却后进入填料塔洗涤烟气，将气体降温后进电除雾器；

e) 从净化工序排出的稀硫酸经稀硫酸脱气塔脱除二氧化硫后，送干吸工段调节酸浓和现有硫铵单元的母液贮槽使用。

6.5.2 在高效洗涤器顶部应设有高位槽，当循环泵断液时及时向溢流堰和事故喷嘴供液，可维持数分钟，确保操作人员有足够的时间应急处理，以起到安全保护作用。

6.5.3 为了防止高效洗涤器出口气体超温事故，高效洗涤器进口稀酸压力低于预定值时，自动报警或联锁。

6.5.4 由于净化工段为负压操作，为防止气体管道及设备抽坏，在第二级电除雾器前设置了安全水封。

6.5.5 炉气净化宜采用稀酸洗涤净化工艺，净化后过程气中杂质含量应满足转化催化剂对杂质含量的要求，一般宜符合表 3 中的要求。

6.5.6 净化设备材质应耐稀硫酸腐蚀，当采用玻璃钢材质制作时。硫酸泵震动大，出口应采用内衬四氟管道。

表 3 净化后过程气中杂质含量

项目	方式	指标
水分	—	＜0.1 g/Nm³
尘	湿法净化	＜0.002 g/Nm³
酸雾	一级电除雾	＜0.03 g/Nm³
	二级电除雾	＜0.005 g/Nm³
	其它流程	＜0.035 g/Nm³
砷	—	＜0.001 g/Nm³
氟	—	＜0.003 g/Nm³

6.6 转化

6.6.1 转化的具体流程如下：

a) 净化工段出来的 SO_2 炉气，经干燥塔干燥后、SO_2 鼓风机加压后依次进入转化换热器，与转换器炉气换热后，进入转化器，在钒触媒作用下，SO_2 氧化成 SO_3，转化炉气与入口炉气进行换热后，进入一级吸收塔；

b) 经一次吸收后，与二次转化器出口高温气体换热后，进入二次转化器，经过二次反应换热后进入第二吸收塔进行第二次吸收；

c) 吸收后的气体经过尾气吸收塔吸收尾气后由烟囱排放。

6.6.2 转化应采用两转两吸“3+1”工艺。

6.6.3 根据生产情况不同，转换器排布流程有“Ⅲ、Ⅰ-Ⅳ、Ⅱ”、“Ⅳ、Ⅰ-Ⅲ、Ⅱ”等，根据炉气通量，尽量降低 Ⅲa 换热器堵塞可能，因此宜采用 Ⅳ、Ⅰ-Ⅲ、Ⅱ 排序方式。

6.6.4 触媒用量宜采用计算法与经验法相结合，保证最佳触媒用量。
6.6.5 对应转化器各段催化转化，应设外换热器，转化前低温 SO_2 过程气应与转化后热转化气进行换热 升温。换热流程的选择应满足转化器各段催化剂床在“最佳”转化工艺条件下，总换热面积最小。
6.6.6 转化降温设计中，不宜采用炉气冷激或空气冷激式设计。
6.6.7 SO_2 最终转化率应大于 99.7%。
6.6.8 一次转化及二次转化进口过程气管线上应设置电加热装置。
6.6.9 进转化器前 SO_2 过程气管线上应设 SO_2 及 O_2 浓度在线检测分析仪。
6.6.10 SO_2 工艺应配备 2 台鼓风机，正常操作时，1 台操作，1 台备用。

6.7 干燥

6.7.1 流程：经过净化后的炉气在干燥塔用 94%酸喷淋，使炉气中水分降至 0.1 g/Nm^3 以下，然后通过金属丝网除沫器除去酸沫、酸雾，经过鼓风机送入转化工段。
6.7.2 干燥宜采用“塔一泵一器一塔”的循环流程。
6.7.3 酸泵应采用高效耐用的专用泵。
6.7.4 冷却器应采用高效耐用的板式酸冷却器。
6.7.5 过程气干燥宜采用浓度 93%～95%(w%)的浓硫酸。
6.7.6 送干燥塔干燥酸管线上应设在线干燥酸浓度检测分析仪。

6.8 吸收

6.8.1 流程 从转化器一次转化出来的转化气经换热降温后进入第一吸收塔，用 98%H_2SO_4 吸收 SO_3 后，经纤维除雾器除去酸雾后再进入转化器四段进行第二次转化。从四段出来的二次转化气进入第二吸收塔，用 98%H_2SO_4 吸收 SO_3 后，通过纤维除雾器除去酸雾后进入尾吸工段。
6.8.2 在干燥塔和吸收塔内产生的热量，由各自的循环酸带走，并在各自的浓酸板式换热器内用冷却水除去热量。为了保持各塔循环酸浓度的平衡，干燥塔生成的 94%酸串给吸收塔，同时由吸收塔向干燥塔串回相应的 98%酸，使干燥塔循环系统保持酸浓和水的平衡。干吸系统通过串酸、加水和产出成品酸来维持各塔循环酸浓度和循环槽的液位。干燥，吸收酸冷却器的冷却循环水连接方式为并联，换热后进入循环水站冷却。
6.8.3 93%～94%成品硫酸或者 98%成品硫酸分别由吸收酸冷却器或 SO_2 脱除塔出口引出，流至成品酸地下槽，由成品酸泵经成品酸冷却器冷却后，由成品酸泵经成品酸冷却器冷却后温度约 40 ℃的成品酸送至用酸车间或硫酸罐区。
6.8.4 SO_2 转化宜采用干接触法，即采用浓度 98%～98.3%（w%）的浓硫酸对转化后工艺气中的 SO_3 进行吸收，生成浓硫酸。
6.8.5 吸收宜采用“塔—泵—器—塔”的循环流程；酸泵采用高效耐用的 JHB；冷却器采用高效耐用的板式酸冷却器
6.8.6 送吸收塔吸收酸管线上应设吸收酸浓度在线检测分析仪。
6.8.7 吸收酸系统应设工艺补水管、稀酸管线调整酸浓度。
6.8.8 吸收系统管线设备宜采用阳极保护装置。

6.9 尾气净化

6.9.1 制酸尾气净化可分为氨-酸法、苛性碱法、活性焦法、SDS-SCR 法等，由于制酸过程中副产稀氨水和稀硫酸，因此宜采用氨-酸法工艺。当排放指标有特殊限制时，根据实际情况选择深度处理工艺。
6.9.2 流程 尾气工段常规采用“两级洗涤塔一电除雾器一烟囱”，由顶标高 45 m 烟囱排放大气中。从吸收塔出来的制酸尾气进入一级洗涤塔，用氨水吸收尾气中残余的 SO_2 和 SO_3，一级洗涤塔出来的含氨尾气进入二级洗涤塔，用来自净化工序的稀硫酸喷洒尾气中残余的挥发氨；循环液送至预处理浓缩制酸，从尾吸填料塔出来的尾气经尾吸电除雾器脱除酸雾后，洁净尾气经烟囱达标排放。
6.9.3 深度处理工艺：制酸尾气进入尾吸脱硫系统，脱硫塔内装填一定量脱硫剂，烟气经布气管道进入脱硫区，经过脱硫剂层时，烟气中的 SO_2、O_2、H_2O 分子被脱硫剂捕捉并生成硫酸，通过选择性催化还原床层，在催化剂的作用下，采用 NH_3 为还原剂，将烟气中的 NO_X 转化成 N_2 和 H_2O。最后烟气直接达标排放。
6.9.4 尾气排放指标：尾气常规氨-酸法满足 $SO_2 \leq 30$ mg/Nm^3、$NO_X \leq 150$ mg/Nm^3，即 GB 16171—2012

中表 6 的要求；如果有地方超低排放指标，深度处理工艺满足 SO_2≤15 mg/Nm³、N_{OX}≤50 mg/Nm³的地方超低排放要求。

6.9.5 尾气净化装置应设有电除雾，保证硫酸雾浓度≤30 mg/Nm³，应满足 GB 26132 中的规定。

7 公辅系统

7.1 给排水

7.1.1 余热锅炉用除盐水、预处理用除盐水质应符合 GB/T 1576 或 GB/T 12145 的规定。

7.1.2 冷却器用循环冷却水水质应符合 GB/T 50050 的规定。

7.1.3 淋浴器、洗眼器的上水水质应符合 GB 5749 的规定，并应为不间断供水。

7.1.4 工业用水应采用一次水，符合电导率＜10 μS/c。成品酸系统应尽量采用稀酸进行酸浓调节，减少工业水的使用。

7.1.5 消防水水量水压应符合 GB 50974 的规定。

7.1.6 排水系统应采用分流制，分为污水排水系统和雨水排水系统。单元排出的轴封水应回到循环水系统，单元内防泄漏围堰内可能存在泄漏物料除回系统外，还应设置排污水系统管线，应淋浴器及洗眼器排水、地坪冲洗水以及初期雨排水排入污水排水系统。

7.2 气相介质

7.2.1 为保证烘炉质量，焦炉煤气压力应满足 5 kpa～10 kpa，煤气质量应符合 GB/T 13612 的规定。

7.2.2 为保证气动设备灵敏可靠，仪表空气压力应≥0.3 mpa，空气质量应满足：

a) 含油量≤10 mg/m³（W%）；
b) 露点温度≤－45 ℃；
c) 含尘量≤1 mg/m³；
d) 含尘粒径≤3 μm。

7.2.3 生产用压缩风，界区压力应≥0.6 mpa。

7.2.4 氮气纯度应＞99.8%，界区压力应≥0.4 mpa。

7.2.5 低压饱和蒸汽压力应≥0.45 mpa。

7.3 电气

7.3.1 电气设计应遵循减少操作的劳动强度的原则，实现连续操作自动化、机械化，现场应有急停按钮，具有远传功能的设备应实现就地和远程控制转换。

7.3.2 电气电机设备选用应符合 GB 18613—2020 中规定的新型高效二级能效的规定。

7.3.3 电气配电室应在低压柜设置 0.5 级电能计量表，三相电压表、电流表和主要用能设备应设置电能计量表。

7.3.4 变电所 380 V 母线设置自动无功补偿电容器装置，补偿后 380 V 系统功率因数达 0.92 以上。

7.3.5 在电缆由室外进入室内的入口处，电缆贯穿隔墙、楼板的孔洞处， 电缆引至电气柜、盘或控制屏、台的开孔部位，主控制室或配电室与电缆夹层之间，采用挡火板、阻火包等防火封堵材料进行封堵。

7.3.6 爆炸危险区域中设备选型、控制和线路的设计，应符合 GB 50058 的有关规定。

7.3.7 用电设备的起动、停止及紧急停止，设备运转信号、事故报警信号的设置和监视，应符合工艺要求，并应符合 GB 50055 的有关规定。

7.3.8 供配电系统接地、各类保护接地、静电接地、自动化控制系统及电子信息系统的工作与保护接地等，应与建筑物的雷电保护接地共用同一接地装置，接地电阻按其中各类接地系统中要求的最小电阻值确定。当接地电阻的实测电阻不满足要求时，应增设人工接地体，并可配合降阻剂等措施，直至接地电阻满足要求为止。建筑物内需做静电接地的设备通过接地导体接至室外接地装置。防雷等级及防静电范围应符合 GB 50057 和 SH/T 3097 的有关规定。

7.3.9 低压电机回路应设置断相保护、过载保护、短路保护；供电回路设置短路保护、过电流保护，装置继电保护的配置应符合 GB/T 50062 的规定。

7.3.10 电气设备外露导电部分通过 PE 保护线接地。建筑物内的 PE 干线、接地干线、工艺金属管道、金属构件等导电体作总等电位联结。低压 电源引入建筑物处，PE 线设置重复接地装置。接地极及接地

导体采用热镀锌扁钢、圆钢、角钢等材料。低压配电装置分级设置浪涌保护器。
7.3.11 检修照明和局部照明应根据工艺要求设置。照明设计应按生产环境条件，选择与环境相适应的照明方式、照明灯具、照明配电及控制等；照度标准值应符合 GB/T 50034 有关规定。
7.3.12 检修电源箱应按检修半径 30 m 设置。

7.4 电信

7.4.1 制酸单元煤气区域应设煤气泄漏可燃气体检测声光报警仪；过程气区域应设 SO_2 泄漏检测声光报警仪；预处理工段应设置氨气报警；焚烧炉头应设置一氧化碳有毒气体报警。
7.4.2 余热锅炉汽包现场液位计及生产区域宜设视频监控系统。
7.4.3 控制室及巡检人员应配置移动对讲设备。
7.4.4 火灾报警系统应通过通讯方式与照明系统联动，控制室应设置火灾报警显示器。

7.5 仪表及自动控制

7.5.1 所有主要仪表信号应加隔离器，电气接地和仪表接地应能完全隔离。
7.5.2 仪表和自动控制系统应采用交流不停电装置（UPS）供电。供电设计应符合 GB 50052 的有关规定。
7.5.3 制酸单元应采用计算机集散控制系统（DCS）及安全仪表系统（SIS）对生产过程进行自动监测、自动控制及紧急情况下的联锁停车保护。安全仪表系统（SIS）应根据工艺过程危险和风险分析结果确定，并符合 GB/T 50770、GB/T 21109（所有部分）的有关规定。系统采用独立接地，接地电阻宜小于 4 Ω。
7.5.4 根据工艺防爆区域的划分，处于易燃、易爆场所的仪表应选用与危险场所等级相应的本安防爆型仪表或隔爆型仪表，防爆等级不低于 IIBT4，防爆设计应符合 GB 50058 的规定。
7.5.5 在火灾危险环境宜采用防水防尘型的仪表设备。
7.5.6 对于直接接触腐蚀性介质的仪表，选用相应的耐腐蚀材料传感器。所有现场仪表的材质均满足工艺介质和现场环境条件的要求。
7.5.7 现场仪表防护等级应不低于 GB/T 4208—2017 中规定的 IP65，并有防晒、防冻设计。
7.5.8 根据项目 I/O 点数、工艺流程、工艺参数、控制方式和控制要求，设计、施工全套冗余 DCS 系统。
7.5.9 仪表和控制系统的设备装备水平，应根据工艺测控要求、投资状况和用户管理水平等因素确定。
7.5.10 控制室设计应符合 GB 50174 和 HG/T 20508 有关规定。
7.5.11 信号电缆宜与电力电缆分开在不同的桥架内敷设，处于同一桥架内的信号电缆与低压电力电缆之间应采用隔板分开。
7.5.12 控制系统应留有与厂级管控、能源计量等系统的数据通讯接口。
7.5.13 仪表供气系统的设计应符合 HG/T 20510 的有关规定。

8 安全要求

8.1 制酸单元设计应符合 GB 50016、GB 50160、AQ/T 3033、HG 20571 的规定。
8.2 具有超压危险的生产设备、管道应设计安全阀、爆破片或安全水封等泄压保护设施。
8.3 制酸系统应按要求设置可燃气体、有毒气体报警器，设计应符合 GB/T 50493 的规定。
8.4 净化稀硫酸管道、干吸及成品酸贮槽区域浓硫酸管道法兰连接处应设法兰保护罩。
8.5 浓硫酸干燥、吸收及成品酸贮存、输送区域应设置淋浴器、洗眼器，服务半径应不大于 15 m。
8.6 在制酸单元安全位置应设置安全救护箱。工作人员应配备防硫酸灼伤的防护面罩、手套等必要的防护用品。

9 环保要求

9.1 原料制备、贮存及输送应全部在密闭设备及管道内完成，正常生产过程不应有气、液、粉尘等有毒、 有害介质泄露到环境中。

9.2 生产过程放散气及不凝气，宜通过集中收集送往焚烧炉焚烧，在焚烧炉检修时，应设置可靠的处理排放设备。
9.3 设备及管道检修时，稀硫酸及浓硫酸应分别排入各自地下放空槽。
9.4 废催化剂应由具有国家废固处理资质的单位回收处理。
9.5 锅炉放空口应设置消音器，噪声及有害因素控制应符合 GB/T 50087 的规定。
9.6 尾气排放宜选择工艺成熟的氨-酸法，如地区排放标准高，则考虑上深度处理设施。
9.7 排水系统应采用分流制，分为污水排水系统和雨水排水系统。

10 主要指标及核算方法

10.1 主要经济指标

主要经济指标见表 4。

表 4 主要经济指标

指标名称	指标要求	备注
净化收率/%	≥97	暂定
转化率/%	≥99.6	暂定
吸收率/%	≥99.95	暂定
产酸率/%	≥91.5	暂定
硫利用率/%	≥91.5	暂定
风机出口气体中酸雾/（g/m³）	≤0.03	文氏管或一级电除雾器部颁指标
风机出口气体中水分/（g/m³）	≤0.1	部颁标准
风机出口气体中砷/（mg/m³）	≤1	暂定
风机出口气体中氟/（mg/m³）	≤1	暂定
稀硫酸总酸度/（g/L）	≤5	暂定
成品酸浓度/%	≥98或≤94	按国标 GB 534—2014
尾气中二氧化硫浓度/（mg/m³）	≤30	应符合 GB 16171—2012 中表 6 的规定
触媒容积利用系数/（t/m³•d）	≥3.6	暂定
钒触媒消耗/（g/t•酸）	≤90	暂定
产品酸（100%）耗电/（kWh/t）	≤115	暂定
注：表中气体指标准状态。		

10.2 经济指标的的测定

主要经济指标测定要求应符合表 5 的规定。

表 5 主要经济指标测定要求

指标名称	计算次数	月平均值
风机出口气体中酸雾	每周一次	算术平均
风机出口气体中水分	每周一次	算术平均
风机出口含砷	每周一次	算术平均
风机出口含氟	每周一次	算术平均
稀硫酸总酸度	每周一次	算术平均
成品酸浓度	每计量罐一次	算术平均
尾气中二氧化硫浓度	每周一次	算术平均
尾吸气中三氧化硫浓度	每周一次	算术平均
净化收率	每周一次	算术平均
转化率	每周一次	算术平均
吸收率	每周一次	算术平均
产酸率（或硫利用率）	每周一次	算术平均
尾气回收率	每周一次	算术平均
触煤容积利用系数	每月一次	算术平均
每砘酸耗钒催化剂量	每年一次	算术平均
注：测转化率时，转化后气体中二氧化硫在吸收塔出口取样。		

10.3 主要经济指标的核算

10.3.1 净化回收率

指炉气在净化过程中硫的收率。采用水洗净化流程时，炉气中的全部三氧化硫和一部分二氧化硫溶解在洗涤水中而造成硫的损失，排放的洗涤水（污水）中所含二氧化硫折合成硫酸与由三氧化硫生成的硫酸（包括硫酸盐）用总酸度表示，可用分析方法测得。根据式（1）进行计算。

$$净化回收率=\frac{Q_{酸}\times 100}{Q_{酸}+Q_{稀酸}\times W_{稀酸}} \cdots\cdots (1)$$

式中：

$Q_{酸}$ — 每天 100%硫酸产量，t；

$Q_{稀酸}$ — 每天稀硫酸产量，t；

$W_{稀酸}$ — 每天稀硫酸总酸度，%。

10.3.2 转化率

指在转化过程中 SO_2 转化成 SO_3 的效率。根据式（2）进行计算。

$$转化率=\frac{(A-B)\times 100}{A(1-0.015B)} \cdots\cdots (1)$$

式中：

A — 进转化器前二氧化硫浓度，%；

B — 转化后二氧化硫浓度，%。

10.3.3 吸收率

指 SO_3 被吸收的效率。根据式（3）进行计算。

$$吸收率=100-\frac{C(100-0.015A)}{A-B}\times 100 \cdots\cdots (1)$$

式中：

A — 进转化器前二氧化硫浓度，%；

B — 转化后二氧化硫浓度，%；

C — 吸收后三氧化硫浓度，%。

10.3.4 硫利用率

是指进入焚烧炉的总硫，最后转化成硫酸、稀硫酸等产品被利用程度。根据式（4）进行计算。

$$硫利用率=\frac{\left(Q_{酸}+Q_{稀酸}+W_{稀酸}\right)\times 100}{Q_{稀酸}\times W_{稀酸}+A\times Q_{炉气}\times 0.00164} \cdots\cdots (1)$$

式中：

$Q_{酸}$ — 每天 100%硫酸产量，t；

$Q_{稀酸}$ — 每天稀硫酸产量，t；

$W_{稀酸}$ — 每天稀硫酸总酸度，%；

$Q_{炉气}$ — 进转化器的气量，m^3/h。

10.3.5 产酸率

表示制酸原料中的硫用于制酸部分所占的百分数。若在生产中无其它中间产品（如亚硫酸氢铵，稀硫酸等产品），则产酸率为硫利用率。根据式（5）进行计算。

$$硫利用率=转化率\times 吸收率 \cdots\cdots (1)$$

10.3.6 干燥效率

进入转化设备的气体中水分含量超过指标时，在热交换设备中会有酸雾冷凝，产生腐蚀。根据气体中水分含量的测定结果，检查和调整干燥塔的操作。根据鼓风机出口气体含量的测定，检查鼓风机前的气体管道是否漏气。根据式（6）进行计算。

$$干燥效率 = \frac{D-E}{D} \times 100 \cdots\cdots (1)$$

式中：

D — 干燥塔进口气体中水分含量，g/m³；

E — 干燥塔出口气体中水分含量，g/m³。

10.3.7 除雾效率

指电除雾器除去酸雾的效率，酸雾会腐蚀转化设备和降低钒催化剂的活性。严格控制净化后气体中酸雾含量，可以防止设备腐蚀，延长使用寿命，提高设备利用率，防止催化剂中毒，经常维持较高的转化率。根据式（7）进行计算。

$$除雾效率 = \frac{F-G}{F} \times 100 \cdots\cdots (1)$$

式中：

F — 电除雾器进口气体中水分含量，g/m³；

G — 电除雾器出口气体中水分含量，g/m³。

10.3.8 尾气回收率

尾气回收率指未经转化的，SO_2 气体在回收设备中进行回收的效率。根据式（8）进行计算。

$$尾气回收率 = \frac{H-I}{H} \times 100 \cdots\cdots (1)$$

式中：

H — 尾气吸收塔进口气体中水分含量，g/m³；

I — 尾气吸收塔出口气体中水分含量，g/m³。