

钢铁厂焦炉煤气如何“清洁变身”？——脱硫脱氨净化技术与系统设计综述

Refining and Purification System and Process Design of Coke Oven Gas in Steel Mills

供稿|李智慧¹, 曲宗杰¹, 李家乐², 张超杰², 张立强² / LI Zhihui¹, QU Zongjie¹, LI Jiale², ZHANG Chaojie², ZHANG Liqiang²

内容导读

煤气是钢铁生产中不可或缺的产物和原料，但其含有的硫化氢、氨等污染物若直接排放，将对环境和人体健康造成严重威胁。为实现绿色生产，煤气必须经过高效净化处理。本文系统介绍了几种主流煤气脱硫与脱氨工艺，包括硫酸铵法、无水氨法、FRC 法、HPF 法等，分析其技术原理、流程特点、适用场景及环保效益，为钢铁企业选择合适的净化工艺提供理论依据和实践参考。研究表明，各类工艺在脱除效率、运行成本、设备投资 and 环境影响等方面各有优劣。煤气净化不仅是环保刚需，更是钢铁行业转型升级、实现可持续发展的重要技术支撑。未来应继续研发新型净化材料、智能控制系统与组合工艺，进一步提升煤气净化的效率和环境友好性。

煤气作为重要的能源和化学原料，在钢铁生产等行业中发挥着关键作用，但其生产过程中产生的硫化物和氨等污染物对环境造成了严重影响^[1]。同时，自工业革命以来，煤气的生产和应用为工业提供了动力，但也带来了环境污染和资源效率问题，其主要排放物（如二氧化碳、硫化化合物和氮氧化物）对环境造成了显著影响。因此，控制和减少这些污染物排放，对于环境保护和可持续发展具有重要意义^[2-3]，而设计和优化煤气净化系统则成为实现

这一目标亟需解决的关键技术挑战。

传统煤气生产中，有害气体和颗粒物若未经处理直接排放，将严重威胁环境和人类健康。净化煤气不仅能提升其作为燃料或化工原料的使用效率，还能降低温室气体排放，减少对化石燃料的依赖，保障生产安全，促进钢铁行业的可持续发展^[4-5]，更是遵守环保法规和减少工业排放的关键措施^[6]。从 20 世纪初至今，随着化学和工程技术的发展，煤气净化技术已从最初的简单过滤和冷凝，发展到现在的高级化学处

作者单位：1. 东方特钢有限公司，江苏 常州 213200；2. 安徽工业大学冶金工程学院，安徽 马鞍山 243000

理,可有效去除硫化物、氨、焦油等有害成分^[7-11]。

面对全球气候变化和环境保护的挑战,煤气净化技术的研究和创新尤为迫切,需开发更高效的技术以满足日益严格的排放标准,同时提高能源效率,减少资源浪费^[12]。高效吸附材料、先进的膜分离技术、智能化控制系统等新材料、新技术的不断涌现,为煤气净化系统的优化提供了可能^[13]。煤气净化技术的发展不仅影响传统工业领域的转型升级,也为清洁能源和化学品生产提供了技术支撑^[14]。通过高效净化处理,煤气可以作为更环保、更经济的能源和原料,广泛应用于各种工业和化学过程。因此,煤气净化技术的研究不仅是工业领域的重要技术课题^[15],也是实现可持续发展和保护全球环境的关键路径^[16-18]。

煤气净化工艺设计研究

焦炉煤气净化装置通常由煤气冷凝冷却、脱萘、除焦油、脱硫脱氰、脱氨、脱苯、鼓风等工序组成,各工序可采用不同工艺,从而组合出多种流程。煤气净化流程的差异主要表现在脱硫脱氨工艺及硫类、氨类产品的选择上,其他工序的工艺设备配置基本相同。以脱硫脱氨工艺为例,焦炉煤气净化的各种工艺组合各具特点:水洗氨-氨水脱硫工艺(AS工艺)的特点是流程短、设备少、投资省,但吸收推动力小,须控制在较低的温度和较窄的温度范围内,解吸和制取低温水时蒸汽消耗量大,贮运物流量少,工艺设备条件关联性强,运行容差能力低;喷淋式饱和器法脱氨与真空碳酸盐脱硫的组合工艺的特点是流程长、设备多、投资高,吸收推动力大,吸收-解吸过程电耗高,贮运物流量大。

脱氨原理及主要工艺设计研究

脱氨工艺处理后,煤气中的氨(NH_3)可转化成硫酸铵、高纯度无水氨,或分解为氮气(N_2)和氢气(H_2)。在脱氨过程中,由于氨为弱碱性且易溶于水,通常以硫酸、磷酸等酸性溶液或水作为吸收剂,主要工艺如下。

➤ 喷淋饱和器生产硫酸铵工艺

采用硫酸作吸收剂,在喷淋饱和器内吸收煤气中的氨,生成硫酸铵。通过离心分离和干燥处理结

晶母液,最终得到硫酸铵产品,处理后煤气中的氨质量浓度 $\leq 0.05 \text{ g/Nm}^3$ 。工艺特点:喷淋饱和器集成吸收、结晶和除雾功能,流程短,占地面积小,操作简单,由于吸收和结晶操作无法单独控制,硫酸铵结晶质量受限,通常仅作农用。

➤ 酸洗配套结晶硫酸铵工艺

通过硫酸在酸洗塔内喷淋吸收煤气中的氨,生成硫酸铵,吸收后的母液进入独立的真空蒸发系统进行结晶,经离心分离和干燥后得到硫酸铵结晶,处理后煤气中的氨质量浓度 $\leq 0.05 \text{ g/Nm}^3$ 。工艺特点:吸收与结晶操作分别在不同设备上完成,操作条件可单独控制;硫酸铵结晶质量高,呈白色大颗粒,适合生产工业级高品质产品。

➤ 磷酸吸收生产无水氨工艺

以磷铵溶液为吸收剂,通过吸收塔多段空喷洗涤煤气来去除氨气,吸收氨气后的磷铵富液脱除焦油和萘等杂质后,送至解吸和精馏装置制取纯度为99.8%的无水氨,处理后煤气中的氨质量浓度 $\leq 0.1 \text{ g/Nm}^3$ (见图1)。工艺特点:生产高纯度液态氨,应用广泛,在化工产品价格不断上涨的情况下经济效益显著,但能耗比硫酸铵工艺高。

➤ 水洗氨配套蒸氨和氨分解工艺

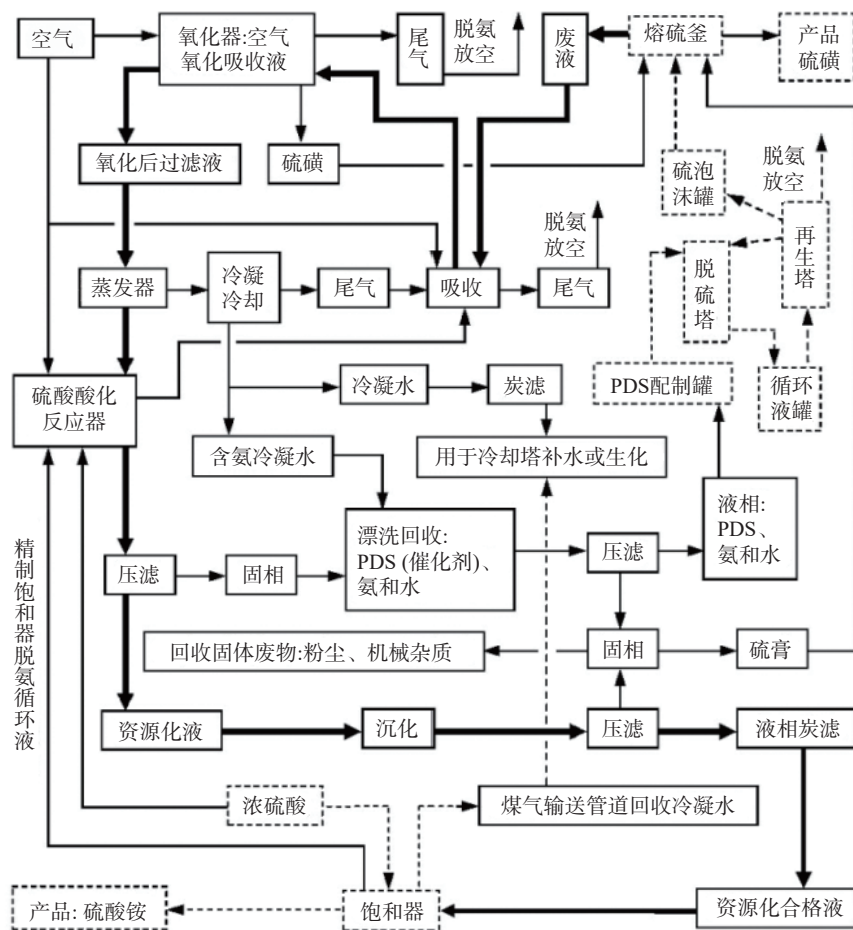
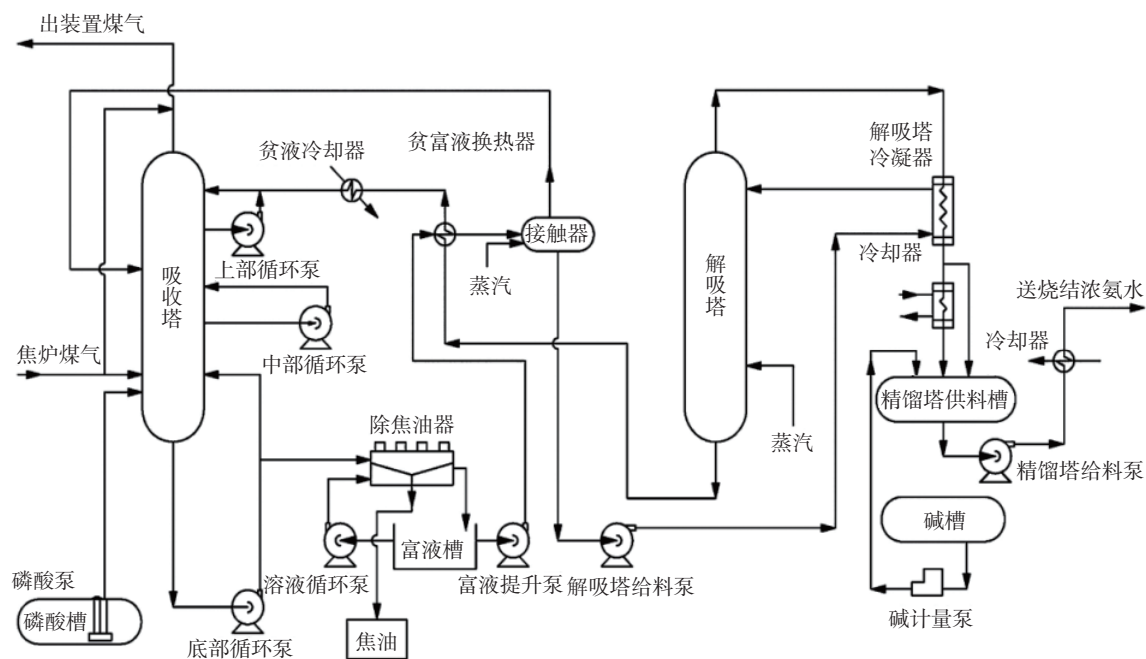
使用水吸收煤气中的氨,富氨水蒸馏后,蒸氨塔顶部产生的氨气被送至氨分解装置的还原分解炉,通过催化剂还原分解为低热值尾气,重新投入煤气系统;同时,塔底产生的蒸氨废水部分经过换热冷却后返回洗氨塔进行循环利用,其余被送往酚氢废水处理装置(见图2)。工艺特点:流程长,能耗高,无氨产品回收,经济效益较差。

脱硫原理及主要工艺设计研究

脱硫单元是控制煤气中硫化氰指标的核心单元。脱硫工艺可选择的流程较多,综合考虑净化后的脱硫指标要求、脱硫效率、生产操作、环保安全以及实际生产情况等,主流脱硫工艺主要为以下3种:FRC法脱硫配套废液制酸工艺、HPF脱硫配套废液制酸工艺和真空碳酸钾法脱硫配套酸汽制酸+氧化铁干法脱硫工艺。

➤ FRC法脱硫脱氰工艺

FRC法脱硫脱氰工艺是日本大阪煤气公司于



20 世纪 60 年代开发的湿式催化氧化法焦炉煤气脱硫脱氰工艺, 包括 FUMAKS 法脱硫、RHODACS 法脱氰以及 COMPACS 法制酸工艺, 简称 FRC 法脱硫工艺。该工艺以焦炉煤气自身含有的氨为碱源, 以 2,4,6-三硝基苯酚 (别名苦味酸) 为催化剂, 通过氨水湿式吸收及空气催化氧化再生工艺, 脱除焦炉煤气中的硫化氢和氰化氢, 生成单质硫及部分含硫副盐, 经硫磺离心分离和废液浓缩处理后, 将单质硫及含硫副盐制成原料浆液, 送制酸单元制取工业级硫酸。

脱硫吸收反应为式 (1)~(3):



再生反应如式 (4) 所示:



该工艺具有以下优点: 脱硫脱氰效率高, 塔后 H_2S 质量浓度可脱至 $<0.05 \text{ g/Nm}^3$, HCN 质量浓度可脱至 $<0.15 \text{ g/Nm}^3$; 以焦炉煤气自身含有的氨为碱源, 无需外购碱源, 原料运行成本较低; 富液再生空气用量较少, 再生尾气可直接兑入脱硫塔后煤气管道, 无需单独设置尾气除害设施; 制酸工艺可利用现有三期或四期制酸装置, 无需新建制酸单元, 可节省相应投资及占地。

该工艺具有以下缺点: (1) 脱硫催化剂 2,4,6-三硝基苯酚属于受国家严格监管及控制生产的易爆危化品 (黄色炸药), 生产、采购、运输、贮存困难。据调查, 目前国内仅有辽宁及山东 2 家厂商仍在生产。随着国家对危化品生产企业监管力度的不断加强, 未来催化剂采购及供应的稳定性成为影响和制约该工艺应用的主要因素^[21]。(2) 脱硫脱氰部分基本设计和部分关键设备需从国外引进, 会增加相应引进投资费用。

➤ HPF 法脱硫脱氰工艺

HPF 法脱硫脱氰工艺是中国焦化行业于 20 世纪 90 年代自主研发的湿式催化氧化法, 用于焦炉煤气脱硫脱氰。该工艺以焦炉煤气自身含有的氨为碱源, 以 HPF (由对苯二酚、双核钛氰钴磺酸盐及硫

酸亚铁组成的酞钴铁类复合型催化剂) 为催化剂, 通过氨水湿式吸收和空气催化氧化再生工艺, 去除焦炉煤气中的硫化氢和氰化氢, 生成单质硫及部分含硫副产物。随后, 经过硫磺离心分离和废液浓缩处理, 将单质硫和含硫副产物制成原料浆液, 送入制酸单元制取工业级硫酸。HPF 法脱硫工艺已在我国应用、发展二十多年, 工艺技术持续改进、提升和完善, 目前已成为我国应用最广泛的焦炉煤气脱硫脱氰工艺。

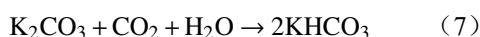
该工艺具有以下优点: 脱硫脱氰效率高, 塔后 H_2S 质量浓度可脱至 $<0.05 \text{ g/Nm}^3$, HCN 质量浓度可脱至 $<0.15 \text{ g/Nm}^3$; 以焦炉煤气自身含有的氨为碱源, 无需外购碱源, 原料运行成本较低; 催化剂容易采购、运输、保存, 管理及使用安全、方便; 脱硫工艺设计及设备供货完全国产化, 无需国外引进。

该工艺具有以下缺点: 富液再生空气用量较大, 再生尾气不能直接回兑至脱硫后煤气管道, 需单独设置尾气除害设施净化处理后外排; 需配套新建硫浆制酸单元。

➤ 真空碳酸钾法脱硫配套酸汽制酸+氧化铁干法脱硫工艺

真空碳酸钾法脱硫脱氰工艺由中冶焦耐工程技术有限公司在吸收国外先进经验、结合国内生产实践的基础上, 与国内高等院校合作开发, 是具有自主知识产权的焦炉煤气脱硫脱氰技术。该工艺以碳酸钾溶液为吸收剂, 采用湿式吸收法脱除煤气中的硫化氢和氰化氢, 富液经真空解吸后产生的含硫化氢和氰化氢的酸气被送至湿法硫酸工艺 (WSA) 制酸单元生产硫酸。经真空碳酸钾法脱硫脱氰后的煤气, 通过消耗 KOH 外加碱源再进入干法氧化铁脱硫塔进行二次精脱硫, 之后送用户使用。

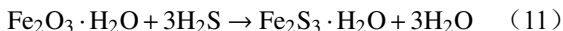
真空碳酸钾法脱硫脱氰工艺脱硫吸收反应见式 (5)~(7):



解吸反应如式 (8)~(10) 所示:



干法氧化铁脱硫工艺脱硫机理，见式(11)~(12)：



该工艺具有以下优点：脱硫脱氰效率较高，通常塔后 H_2S 质量浓度可脱至 $<0.2 \text{ g/Nm}^3$ ，HCN 质量浓度可脱至 $<0.2 \text{ g/Nm}^3$ ；系统腐蚀性低，主要设备如脱硫塔、再生塔均可采用碳钢材质制作，设备规格较小；富液采用真空解吸再生，热源利用初冷器上段煤气冷却放出的余热，可节省热能，降低脱硫

运行费用；酸气采用 WSA 湿接触法制酸工艺，流程短，工艺简单，运行及维护费用较低。

该工艺具有以下缺点：（1）若要求塔后 H_2S 质量浓度脱至 $<0.05 \text{ g/Nm}^3$ ，需在碳酸钾脱硫工艺后配套氧化铁干法二级脱硫工艺，导致工艺流程增长，占地增大，投资增高；（2）需消耗 KOH 外加碱源及干法氧化铁脱硫剂，原料运行成本较高；（3）富液再生所用热源来自初冷器上段余热，需对现有一段冷却式煤气初冷器进行改造，不仅影响现有生产，且改造难度大；（4）干法脱硫的废脱硫剂更换时劳动强度大，需较大作业场地，过程中会产生大量刺激性有害气体，对周边环境的影响及作业人员健康影响较大，且废脱硫剂需送厂外处理。3 种脱硫工艺的综合指标对比见表 1。

表 1 3 种脱硫工艺综合指标对比

脱硫工艺	塔后 H_2S 质量浓度/ (g/Nm^3)	主要设备规格及数量	煤气阻压/kPa	再生尾气流量/ (Nm^3/h)	工艺部分投资/万元
HPF 法脱硫	<0.05	脱硫塔 DN10000 1 台， DN9000 1 台， 2 台脱硫塔串联操作， 再生塔 DN6200 1 台	≤ 2	0~4600，不能回兑至煤 气系统	13800（含制酸 5200 万 元）
FRC 法脱硫	<0.05	脱硫塔 DN10000 1 台， 再生塔 DN9540 1 台	≤ 1	0~3000，可回兑至煤 气系统	11300
真空碳酸钾 + 干法脱硫	<0.2	脱硫塔 DN5200 1 台， 再生塔 DN5400 1 台， 筐式脱硫塔 DN7000 4 台	≤ 3		14100（含制酸 5800 万 元和初冷器改造 1500 万元）
脱硫工艺	主要优点		主要缺点		
HPF 法脱硫	脱硫脱氰效率高；无需外购脱硫碱源；催化剂容易采购，贮存、使用安全		富液再生空气用量较大，再生尾气不能直接回兑至煤气系统，需单独设置尾气除害设施将其净化后送干熄焦装置空气导入管；需新建制酸单元，投资较高		
FRC 法脱硫	脱硫脱氰效率高；无需外购脱硫碱源；再生尾气可直接兑入脱硫塔后煤气系统，无需单独设置尾气除害设施；硫浆制酸可利用现有制酸装置，节省投资及占地		催化剂 2,4,6-三硝基苯酚属于受国家严格监管及控制生产的易爆危化品，采购困难，运输、贮存及使用受限，影响煤气脱硫脱氰工艺的正常运行		
真空碳酸钾 + 干法脱硫	系统腐蚀性低，主设备规格小，建设费用低；富液再生热源利用初冷器余热，节能且运行费用低；酸气采用 WSA 湿接触法制酸工艺制备，流程短，工艺简单，运行及维护费用低		需配套干法脱硫，工艺流程长、占地大、投资较高；干法脱硫剂更换劳动强度大，对大气环境造成污染，对人体损害较大；需对现有初冷器进行改造，影响生产，改造难度大		

煤气净化工艺应用

柳钢防城港钢铁基地针对柳钢焦化厂现有脱硫、脱氨工艺的不足，通过工艺比选，决定采用加强型 AS 法脱硫脱氨生产浓氨水结合微晶材料精脱硫

工艺。该工艺无脱硫废液和硫膏产生，且可以生产高品质浓氨水^[22]。

何佳等^[23]在马钢焦炉煤气精脱硫工艺的选择研究中建议，在资金充足的情况下，可优先选用

脱硫效率和占地面积均符合需求的微晶吸附干法精脱硫工艺系统；从节省投资及选用成熟技术的角度考虑，也可分步实施：先采用活性氧化铁法脱除焦炉煤气中的无机硫（ H_2S ），使 H_2S 质量浓度 $\leq 15 \text{ mg/m}^3$ ，再采用微晶吸附干法精脱硫工艺脱除有机硫^[24]。

江苏中显集团有限公司通过分析研究各类煤气净化工艺，设计开发出一套焦炉煤气脱硫、脱氨的组合新工艺，包括煤气脱硫和废液处理 2 部分。

（1）脱硫采用重酚和萘醌复合型催化剂，用氨碱溶液吸收硫化氢、氰化氢；脱硫液再生采用富氧空气，提高溶解氧含量，将吸收的硫化氢、氰化氢和析出的硫磺微粒全部氧化成铵盐，避免产生硫泡；可根据煤气净化指标，采用多级串联脱硫，直到 H_2S 含量降至工业指标值；该工艺联合脱硫工艺与水洗氨工艺，增强净化系统的互补性，实现节能、环保和创效的有机统一。（2）废液处理采用公司自主开发的废液提盐工艺，通过蒸发浓缩和冷却结晶分离，在废液中提取高纯度的硫氰酸铵和硫代硫酸铵，有效回收氨水，且无外排废液^[25-26]。

煤气精制净化系统主要单元研究

煤气精制净化系统的关键环节

在钢铁制造领域，煤气精制净化系统的重要性日益凸显。该系统不仅关系到生产效率和能源利用

的优化，还直接影响环境保护和企业的可持续发展。煤气精制净化过程涉及多个关键单元，主要包括中冷洗萘单元、脱硫单元、制酸单元和硫铵单元，每个单元均承担着去除特定污染物、提高煤气质量的重要任务^[27]。

中冷洗萘单元

中间煤气冷却器为两段式空喷塔，自下而上分为洗萘段、冷却段。来自煤气排送系统的 $40\sim 45\text{ }^{\circ}\text{C}$ 焦炉煤气，首先进入洗萘段，采用加热后的富油洗萘（也可用轻油蒸馏单元送来的贫油）。吸收萘后的富萘洗油，一部分循环使用，另一部分送往轻油蒸馏单元进行处理。经洗萘后的煤气进入冷却段，在此用中冷循环液冷却至 $35\text{ }^{\circ}\text{C}$ 后送往脱硫单元。

中冷循环液从中间煤气冷却器中部断液盘流入中冷循环液液封槽，再用泵抽出送至中冷循环液冷却器，经二次水冷却至 $32\text{ }^{\circ}\text{C}$ 后进入中间煤气冷却器顶部循环喷洒。由于循环冷却水中杂质不断积累，需排出部分循环液至焦油氨水分离单元，并从氨水大槽连续补入剩余氨水。

该工艺采用成熟的油洗萘工艺，脱萘效果好；系统内的放空液集中回收至集液槽后返回系统，不外排。主要环保措施如下：设备放空液、泵漏液经放空槽送回吸煤气管道，废水不外排；将中间煤气冷却器停工吹扫置换的废气统一收集后返回负压煤气系统，废气不外排。中冷洗萘单元的主要设备见表 2。

表 2 中冷洗萘单元主要设备

设备名称	主要参数	主要材质	台数	备注
中间煤气冷却器 DN6400	释放热量 $Q=31450 \text{ kJ}$	碳钢/不锈钢	1	洗萘段为不锈钢材质
中冷循环液泵	流量 $q_v=0.1625 \text{ m}^3/\text{s}$	不锈钢	2	

脱硫单元

硫铵单元考虑新增一台吸氨塔，与现有一期硫铵单元协同运行，在保证煤气含氨指标达标的前提下，降低投资和运行成本。经中冷洗萘后的煤气进入一级脱硫塔，塔内填充填料，煤气与塔顶喷淋的脱硫液逆流接触，其中 H_2S 、 HCN 被完全吸收， NH_3 被部分吸收。塔底富液送至再生塔，使用 HPF 法在 HPF 催化剂作用下，采用压缩空气氧化再生。再生后的贫液经液位调节器从再生塔的上部自流至

脱硫塔内，进行循环喷洒。再生塔内氧化产生的单质硫被空气浮升至塔顶形成硫泡沫，自流入泡沫槽，然后通过离心机分离脱硫液和单质硫，滤液大部分被送回脱硫系统，少部分被送至浓缩塔，浓缩后的滤液与硫膏混合制成原料硫浆，最后被送往制酸单元制取硫酸。

从一级脱硫塔出来的煤气进入二级一塔式脱硫塔，从塔底抽出的循环脱硫液被送至塔顶，经喷嘴喷入氧化再生槽，同时将一级脱硫再生塔顶的再生

剩余空气吸入氧化再生槽，在 HPF 催化剂作用下氧化再生富液。再生后的富液从氧化再生槽自流至下部的二级脱硫塔内循环喷洒，进一步吸收煤气中残余的 H_2S 及 HCN ，氧化再生槽上部浮出的硫泡沫自流进入硫泡沫槽。脱硫脱氰后的煤气从二级脱硫塔送往硫铵单元吸氨塔。

一级脱硫再生空气由空压机送出，经一级脱硫再生塔底预混喷嘴与脱硫富液混合后进入塔内，再生尾气由塔顶逸出，经尾气碱洗塔、酸洗塔及水洗塔净化后进入分子筛吸附塔，净化后排入大气。浓缩塔顶蒸汽经凝缩塔冷凝后，冷凝液送至脱硫塔，不凝气与离心分离废气经引风机送至废气洗涤塔洗涤及分子筛吸附塔吸附净化后排入大气。分子筛吸附塔可根据塔压差自动切换，饱和吸附塔用蒸汽将杂质反吹至中间煤气冷却器。制酸单元停车年修时，原料中的硫浆送浆液贮槽贮存，设计贮存时间为 30 d。

该脱硫工艺特点如下：（1）采用氨法湿式吸收、催化氧化 2 级脱硫工艺，一级脱硫后 H_2S 质量

浓度 $<0.2 \text{ g/Nm}^3$ ，二级脱硫后 H_2S 质量浓度 $<0.05 \text{ g/Nm}^3$ ；（2）以煤气自身 NH_3 为碱源，HPF 为催化剂，运行成本低，催化剂采购容易，贮存、使用安全；（3）一级脱硫效率较高，采用高塔独立再生，可保证脱硫效率；二级脱硫效率较低，采用吸收、再生一塔式结构，可有效节省投资及占地；（4）二级脱硫再生利用一级脱硫再生排出的剩余空气，空气利用率高，可减少尾气排放量；（5）脱硫再生尾气不送入塔后煤气系统，经三级净化和分子筛吸附塔处理后外排，环保效果好，不增加煤气含氧量。

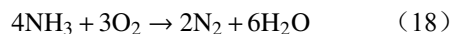
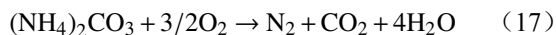
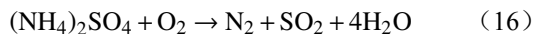
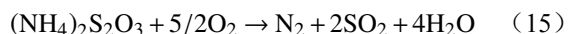
主要环保措施如下：（1）脱硫再生尾气经尾气碱洗塔、酸洗塔、水洗塔和分子筛吸附塔净化后排入大气；（2）凝缩塔不凝气与离心分离过程中产生的废气经引风机送至废气洗涤塔洗涤及分子筛吸附塔吸附净化后排入大气；（3）系统内的放空液集中收回，不外排；（4）将吸收塔停工吹扫置换的废气统一收集后返回负压煤气系统，不外排。脱硫单元的主要设备见表 3。

表 3 脱硫单元主要设备

设备名称	主要材质	台数	备注
一级脱硫塔 DN10000	S30408	1	
一级脱硫再生塔 DN6200	S30408	1	
二级脱硫塔 DN9000	S30408	1	吸收、再生一塔式结构
一级脱硫液循环泵 $q_v=0.9722 \text{ m}^3/\text{s}$ ，扬程 $H=65 \text{ m}$	S30408	2	
附电机功率 $P=900 \text{ kW}$		2	属于一级脱硫液循环泵
二级脱硫液循环泵 $q_v=2600 \text{ m}^3/\text{h}$ ， $H=85 \text{ m}$	S30408	2	
附电机 $P=800 \text{ kW}$		2	属于一级脱硫液循环泵
再生空气压缩机 $q_v=5500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ，压力 $p=0.5 \text{ MPa}$	铸钢	2	
附电机 $P=630 \text{ kW}$			属于一级脱硫液循环泵
离心分离机 $q_v=0.0056 \text{ m}^3/\text{s}$	S31603	7	
硫浆贮槽 DN11000，潜水泵 VN1100	S31603	2	

制酸单元

将脱硫单元送来的原料硫浆送入焚烧炉，经空气雾化后，在约 1150°C 下通过 2 段控制焚烧制得 SO_2 过程气。焚烧炉内发生的主要化学反应为式 (13)~(19)：



焚烧炉采用空气燃烧方式，部分热量由燃烧反应释放的反应热提供，其余热量则通过煤气加压机向炉内送入净煤气燃烧补充。高温 SO_2 过程气从焚烧炉排出后，进入废热锅炉回收其中的高温余热，

产生约 4.3 MPa 的饱和蒸汽，一部分用于加热焚烧炉所需空气，剩余蒸汽减压后送入低压蒸汽管网。当废热锅炉排出的 SO₂ 过程气温度降至 400 °C 时进入净化工序，经过增湿塔、冷却塔、洗净塔以及电除雾器等一系列处理步骤，去除其中含有的大量水分、矿尘、酸雾以及砷、硒、氟、氯等易使催化剂中毒的有害杂质，净化产生的稀硫酸被送往硫铵单元，废水则经处理和调整槽后回用。

净化后的过程气温度降至约 40 °C 后进入干燥塔，用质量分数 94% 的浓硫酸干燥吸收以进一步脱除夹带的水分，然后经 SO₂ 鼓风机送经换热器换热升温至 420 °C，进入转化工序的 SO₂ 转化器，在 V₂O₅ 催化剂作用下经 2 次转化，将 SO₂ 转化为 SO₃，再分别通过吸收工序的一吸塔及二吸塔，用质量分数 98% 的浓硫酸吸收 SO₃，制得产品硫酸，送硫铵单元使用。从吸收塔排出的制酸尾气，经尾洗塔用氢氧化钠碱液洗涤吸收残余 SO₂ 后进入除雾器，进一步脱除残余的硫酸雾，最终排入大气。主要化学反应见式 (20)~(21)：



工艺特点如下：原料焚烧采用 2 段控制燃烧工

艺，减少过程气中 NO_x 的生成量；过程气净化工艺采用“动力波增湿塔+填料冷却塔+两级电除雾器”湿式净化工艺，增强除雾效率，净化彻底，可有效保证转化工序催化剂的活性及使用寿命；采用干接触法“3+1”2 次转化工序，技术成熟可靠，SO₂ 总转化率超过 99.9%，既提高硫的利用率又可满足环保要求；制酸尾气净化工艺采用氢氧化钠碱洗及电除雾器深度脱除硫酸雾，处理后的尾气满足 DB 31/933—2015《大气污染物综合排放标准》中的指标要求。

主要环保措施如下：净化工序产生的质量分数为 2%~3% 的稀硫酸，送硫铵单元及废水处理调整槽回收利用，不外排；采用 2 次转化工序，将 SO₂ 总转化率提升至 99.9%，最大限度减少制酸尾气中 SO₂ 残留量；制酸尾气采用氢氧化钠碱洗及电除雾器深度脱除酸雾工艺，可使外排尾气中 SO₂ 质量浓度 ≤ 200 mg/Nm³，酸雾质量浓度 ≤ 5 mg/Nm³，NO_x 质量浓度 ≤ 200 mg/Nm³；制酸催化剂主要成分为 V₂O₅，一次填装约 28 m³，设计寿命 8~10 a，到期后由有资质的废固回收处理公司回收处置；单元内设稀硫酸及浓硫酸放空槽，设备管道检修时介质放空液集中回收并返回系统，不外排；泵类机械密封冲洗水、地坪冲洗水等，送至酚氨废水处理装置处理。制酸单元的主要设备见表 4。

表 4 制酸单元主要设备

设备名称	主要材质	台数	设备名称	主要材质	台数
焚烧炉	碳钢内衬耐火砖	1	净化电除雾器	导电玻璃钢	2
燃烧空气鼓风机	碳钢	2	干燥塔	碳钢内衬耐酸转	1
雾化空气压缩机	铸钢	2	第1吸收塔	碳钢内衬耐酸转	1
煤气增压机	铸钢	2	第2吸收塔	碳钢内衬耐酸转	1
废热锅炉	碳钢+S31603	1	SO ₂ 工艺气鼓风机	铸铁+不锈钢	2
锅炉供水泵	铸钢	2	SO ₂ 转化器	S30408	1
锅炉水强制循环泵	铸钢	2	开工用电加热器	碳钢	2
动力波增湿塔	玻璃钢	1	尾气洗涤塔	S31603	1
填料时冷却塔	玻璃钢	1	尾洗电除雾器	导电玻璃钢	1

硫铵单元

来自 HPF 脱硫单元的煤气进入该单元的吸氨塔，塔顶与塔中部通过 2 段含一定游离酸的硫酸铵母液循环喷洒，与煤气直接逆流接触，吸收其中的氨及吡啶类碱性物质后送往轻油捕集单元。

工艺特点如下：吸氨塔采用 2 段空喷式结构，

不易堵塔，煤气系统阻力小；吸氨塔的母液循环依托现有一期硫铵单元，节省投资和占地。主要环保措施如下：放空母液进入地下放空槽后返回系统，不外排；将吸氨塔、离酸器等煤气设备停工吹扫置换的废气统一收集后返回负压煤气系统，不外排。硫铵单元的主要设备见表 5。

表 5 硫铵单元主要设备

设备名称	主要材质	台数
吸氨塔DN3500/4850, H=22000 mm	S31603	1
离酸器DN4000, H=8000 mm	S31603	1
母液贮槽DN11000, H=12000 mm, 潜水泵VN1000	S31603	1

轻油捕集单元

轻油捕集单元作为煤气精制系统的最后一个单元, 主要用于去除煤气中的苯族物质, 确保萘和苯的指标达标。经该单元处理后的精制煤气作为产品送至出厂煤气管线, 供下游用户使用。来自硫铵单元的煤气进入终冷塔, 自下而上与循环喷洒液逆流接触, 被冷却至 26℃ 后送入轻油吸收塔。循环喷洒液经终冷循环水冷却器, 用制冷水冷却后进入终冷塔循环使用。

终冷塔中间设断塔盘, 分 2 段喷洒, 上段采用压力喷头, 下段采用静压喷头, 喷淋效果好, 可保证煤气在单塔内完成二次冷却。为保证系统的水平衡, 通过液位调节连续外排冷凝液至槽罐区剩余氨水槽, 最终送往蒸氨单元进行处理。从终冷塔排出的煤气进入轻油吸收塔, 经贫油洗涤去除苯后送往用户。来自现有轻油蒸馏单元的贫油从轻油吸收塔

的顶部喷洒, 与煤气逆向接触吸收其中的苯。塔底的富油经轻油吸收塔泵, 一部分送至现有轻油蒸馏单元去除苯后循环使用, 另一部分送至中冷洗萘单元作为更新的洗萘油。

此工艺具有以下特点: 煤气终冷采用直接冷却工艺, 冷却效率高, 净化效果好, 能有效去除硫铵单元带入的酸雾, 防止后续洗苯与脱苯单元设备及管道腐蚀; 煤气终冷采用闭路循环连续排污工艺, 终冷排污水送至剩余氨水蒸氨单元处理, 不直接外排, 有利于环境保护。

主要环保措施如下: 集中回收系统内的放空水、放空油和漏液, 避免环境污染; 各贮槽放散气体经压力平衡系统回吸至煤气管道, 废气不外排; 将终冷塔、轻油吸收塔等煤气设备停工吹扫置换的废气统一收集后返回负压煤气系统, 不外排。轻油捕集单元的主要设备见表 6。

表 6 轻油捕集单元主要设备

设备名称	主要材质	台数	备注
终冷塔DN5800, H=27000 mm	碳钢/不锈钢	1	
轻油吸收塔DN6400, H=37070 mm	碳钢	2	1开1备

结束语

本文研究煤气精制净化系统的脱氨和脱硫关键技术, 对比分析硫酸铵工艺、无水氨工艺等脱氨方法, 以及 FRC 法、HPF 法等脱硫技术的效率与环保性。通过评估不同工艺的优缺点及应用场景, 结合环保措施分析, 为工业煤气净化提供优化选择依据, 推动清洁化、可持续的煤气净化技术发展。喷淋饱和器硫酸铵工艺简单高效, 适用于低成本、高需求的场景; 酸洗配套结晶硫酸铵工艺适合对产品质量要求高的工业应用; 无水氨工艺虽然能耗高, 但在某些情况下具有明显的经济优势; 水洗氨配套蒸氨和氨分解工艺流程清晰, 但缺乏经济效益。在脱硫方面, FRC 法和 HPF 法均展示了较高的脱硫脱

氰效率, 但 FRC 法在催化剂的采购和应用上存在挑战, HPF 法的国产化程度高, 适合国内应用。真空碳酸钾法脱硫效率高, 但流程复杂, 投资大。

在选择工艺时, 需要根据以下原则综合权衡: 确定的煤气净化指标; 满足先进的环保要求; 系统运行的稳定性高; 技术先进且具有较高的装备和自动化水平; 尽可能实现良好的经济效益, 即产品质优价高、运行费用低、投资省。

焦炉煤气净化工艺的应用成效是决定其工业利用水平的主要影响因素之一。研究对比发现, 单独应用某一项工艺, 不同程度存在成本高、维护难、工艺不成熟及脱硫废液难处理等问题。目前, Takahax-Hirohax 技术 (T-H) 脱硫与脱氨组合工

艺、FRC法脱硫与洗氨组合工艺等引进工艺将脱硫与脱氨结合,虽然能取得较好的脱硫、脱氨效果,但对于部分中小焦化厂,此类工艺大都存在运行成本较高、操作及维护复杂等问题,在我国难以广泛推广。期望后续研究能提出脱硫、脱氨组合新工艺,实现工艺之间的有效互补,改进企业的焦炉煤气净化系统。

参考文献

- [1] 曲雁秋,曹建元.OPT法脱硫脱氨生产洁净煤气.冶金能源,2000(4):22
- [2] 沈振华.宝钢化工焦炉煤气脱硫脱氨工艺研究[学位论文].上海:华东理工大学,2017
- [3] 张福明,徐文轩,程相锋,等.高炉高比例球团矿冶炼关键工艺技术分析.钢铁,2024,59(3):32
- [4] 刘小杰,张玉洁,刘然,等.高炉炼铁智能化发展的研究现状与展望.钢铁研究学报,2024,36(5):545
- [5] 蔡颖,赫文秀.焦炉煤气脱硫脱氨方法研究.内蒙古石油化工,2006(10):1
- [6] 王雷雷.焦炉煤气脱硫脱氨及制酸工艺在焦化企业的应用.山西化工,2023,43(7):97
- [7] 毛永丰.焦炉煤气脱硫脱氨技术与优化研究.山西冶金,2022,45(9):154
- [8] 刘瑜.冶金工业节能减排控制技术及应用分析.广东科技,2013,22(18):162
- [9] 李军生,李玉秀.真空碳酸钾脱硫脱氨与HPF脱硫脱氨工艺比较.燃料与化工,2009,40(4):56
- [10] 干勇,刘中秋,肖丽俊.海洋交通用钢铁材料及其冶金制备技术的发展现状与趋势.现代交通与冶金材料,2023,3(5):1
- [11] 王贵华,龙跃,杜培培,等.湿法工艺处理铁酸锌粉尘的工艺对比分析.现代交通与冶金材料,2022,2(5):81
- [12] 韩彬,俞海龙,李学标,等.绿色智慧高炉新技术初探.冶金设备,2023(6):80
- [13] 黄一新.钢铁行业数字化转型战略思考.现代交通与冶金材料,2021,1(4):64
- [14] 李宝成.高炉炉顶煤气净化回收技术应用实践.山东冶金,2022,44(6):78
- [15] 王贤,邹忠平,罗志红.高炉煤气水分对热风炉系统的影响及应对措施.炼铁,2021,40(3):38
- [16] 邵美怡.河钢邯宝焦化厂煤气净化系统工艺优化.山西化工,2023,43(7):85
- [17] 李志然,崔保华,王敏,等.VASC/SCL脱硫脱氨工艺在焦炉煤气净化中的应用.河南冶金,2006(2):29
- [18] 张柏林.无水氨生产工艺应用实践.甘肃冶金,2015,37(4):148
- [19] 王清涛,丁心悦,杨大庆,等.焦炉煤气无水氨脱氨净化技术的国产化.煤化工,2010,38(5):35
- [20] 姜洪远,蒋子琪,董斌,等.焦炉煤气脱硫脱氨废液的综合利用.燃料与化工,2019,50(1):43
- [21] 覃牧川,梁彦杰,李青竹,等.新能源汽车关键有色金属提取与回收技术发展分析.现代交通与冶金材料,2024,4(1):3
- [22] 李伟,王博林,韩渝京,等.焦炉煤气干法精脱硫工艺的优化设计与应用//第十四届中国钢铁年会.北京,2023:47
- [23] 何佳,曹欣川洲,刘自民,等.焦炉煤气精脱硫工艺方案比选研究.冶金动力,2022(5):29
- [24] 刘家林,张超群.焦炉煤气脱硫、脱氨工艺的合理配置及组合新工艺.煤化工,2012,40(1):17
- [25] 高强.焦炉煤气质量全流程优化控制实践.冶金能源,2020,39(1):60
- [26] 谷晓玲.新型焦炉煤气净化工艺的开发.内蒙古石油化工,2022,48(5):51
- [27] 郭武杰,陈钢.焦炉煤气甲烷化富氢尾气制氢技术研究.燃料与化工,2020,51(3):26

作者简介:李智慧(1986—),男,江苏省常州人,常州东方特钢有限公司总经理助理、设备能源处处长,从事钢铁厂设备能源管理工作。主要研究方向:钢铁冶金。通信地址:江苏省常州市武进区常州东方特钢有限公司;E-mail:251715559@qq.com。