

2024年度温室气体排放报告

河南利源新能科技有限公司

报告主体（盖章）：

提交日期：2025年1月2日

版本号：V1



1 编制依据

根据《关于做好 2023-2025 年部分重点行业企业温室气体排放报告与核查工作的通知》（环办气候函〔2023〕332 号）、《碳排放权交易管理暂行办法》等文件，遵照国家印发的第三批企业温室气体核算方法与报告指南（试行）中的相关指南，河南利源新能科技有限公司核算了 2023 年度温室气体排放量，并填写了相关数据表格。现将有关情况报告如下。

2 报告主体基本信息

2.1 基本信息一览

表 2-1 报告主体基本信息

企业名称	河南利源新能科技有限公司	开业（成立）时间	2020.01.14
社会信用代码	91410505MA480M2T16	登记注册类型	民营
国民经济行业代码	2521	是否碳交易企业	否
主行业	炼焦	联系人固定电话	0372-3236866
法定代表人	付庆丰	直报工作联系人	梁庆祥
法定代表人手机号码	13700716758	联系人手机号码	18837211688
法定代表人邮箱	fqflyxn@126.com	联系人邮箱	lqxhd@126.com
单位注册地址	河南省安阳市殷都区铜冶镇李村西南 800 米处		
经营地址信息	河南利源新能科技有限公司	殷都区铜冶镇李村西南 800 米处	
产值	417730万元	工业增加值	33418万元
建筑面积	198493.83 平方米		
产品详情	焦炭及化工产品		
报告年度能源消费情况	能源品种	单位	备注
	洗精煤	吨	燃料燃烧
	电力（华中地区电网）	兆瓦时	净购入电力
	焦炭	吨	固碳
	焦炉煤气	吨	燃料燃烧
	粗苯	吨	固碳
乙醇	吉焦	固碳	

2.2 组织结构描述

公司组织机构完善，推行扁平化管理，设立有专业的能源管理机构，牵头组织开展节能降耗工作。

河南利源新能科技有限公司
组织机构设置框图

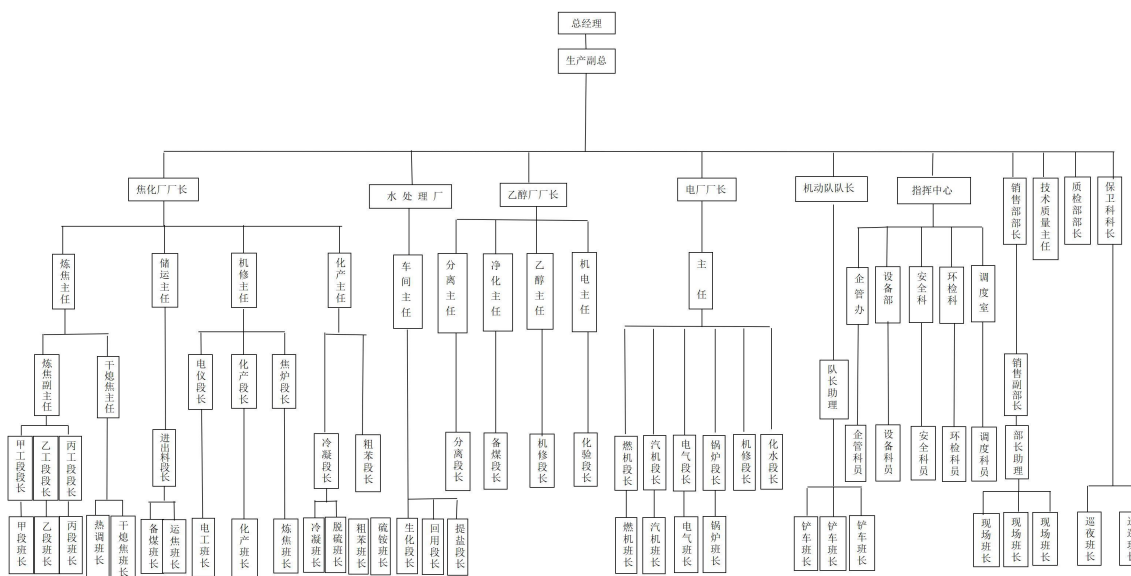


图 2-1 组织结构图

2.3 工艺流程简介

2.3.1 河南新能科技有限公司工艺流程图及说明

河南利源煤焦集团有限公司始建于 1997 年，属股份制民营企业，是河南省煤化工骨干企业，是一家集洗煤、炼焦、化工、发电、合金、物流、清洁能源、精细化工、新材料、商贸、地产为一体的大型现代化企业集团。集团公司共占地 1800 多亩，员工 2500 余名，总资产 60 亿元，年可实现产值 80 亿元，上缴税金 5 亿元，2019 年荣获河南省民营企业 100 强、河南省制造业 100 强等荣誉称号。

河南利源新能科技有限公司为河南利源煤焦集团有限公司下辖公司，成立于 2020 年 1 月 14 日，注册资本 10000 万元，位于殷都区铜冶镇李村西南 800m 处。

通过查阅河南利源新能科技有限公司（简介），与机构负责人交谈并走访了相关项目及部门后，核实以下企业主要服务信息：河南利源新能科技有限公司主要从事洗煤、炼焦、化工及焦炉煤气的综合利用。

公司生产工艺包括焦化工程、煤气综合利用工程及余气发电。

2.3.1.1 焦化工程

焦化工程主要工艺包括备煤、炼焦、干熄焦、化产回收以及公辅工程、储运工程等。

1) 备煤

根据煤源、煤质情况及焦炉对煤粉碎细度的要求，备煤系统采用先单种煤预粉碎，再配煤混合粉碎的工艺流程。备煤系统由火车来煤受卸系统（火车来煤利用利源燃气现有）、汽车来煤受煤系统、封闭煤场、贮配一体筒仓、预粉碎室、二次粉碎室、焦油渣回配装置、输煤管带、输煤皮带通廊及转运站等组成。

汽运来煤进入厂区完成采样、计量后，进入封闭煤场内地下受煤槽进行卸车，再经皮带输送至贮配一体筒仓贮存；火运来煤在卸车站完成卸车后，经管带机接入备煤系统，送至贮配一体筒仓贮存。配煤作业时，贮配一体筒仓下部自动配煤系统根据预定配煤比确定各单种煤给料量，经预粉碎、二次粉碎输往焦炉煤塔。

在二次粉碎室后的输煤线上设焦油渣回配装置，焦油渣、污泥等炼焦废弃物与部分装炉煤混合后，回送焦炉进行炼焦。

2) 炼焦

(1) 炼焦过程

由备煤系统送来的满足炼焦要求的配合煤装入煤塔。通过摇动给料器将煤装入装煤车的煤箱内，并将煤捣固成煤饼，装煤车按作业计划将煤饼从机侧送入炭化室内。

煤饼在炭化室内经过一个结焦周期的高温干馏炼制成焦炭和荒煤气。炭化室内的焦炭成熟后，用推焦机推出，经拦焦机导入焦罐内，并由电机车牵引至干熄站进行干熄焦，熄焦后的焦炭送往焦处理系统。当干熄焦检

修或出现事故需利用备用的湿法熄焦时，炭化室内成熟的焦炭经拦焦机导入熄焦车内，由电机车牵引熄焦车至熄焦塔内进行喷水熄焦。熄焦后的焦炭卸至晾焦台上，冷却一定时间后送往焦处理系统。

煤在炭化室干馏过程中产生的荒煤气汇集到炭化室顶部空间，经过布置在焦侧的上升管、桥管进入集气管。上升管设余热利用系统，回收的热量用于产生蒸汽。约 800℃ 的荒煤气经余热回收后，温度降至 500℃~600℃，再经桥管内被氨水喷洒冷却至 81℃ 左右。荒煤气中的焦油等同时被冷凝下来。煤气和冷凝下来的焦油同氨水一起经吸煤气管道送入煤气净化设施。

焦炉采用焦炉煤气加热，焦炉煤气由外部管道架空引入焦炉，经设置于间台的煤气预热器预热后送入地下室。经煤气主管、煤气立管、横排管和下喷管，送入燃烧室立火道底部，与由机侧空气进口进入并经过设在立火道隔墙中的空气道 2 段空气出口送入的空气汇合燃烧。燃烧后的废气通过立火道顶部跨越孔进入下降气流的立火道，再经过蓄热室，由格子砖把废气的部分显热回收后，经过小烟道、废气开闭器、焦侧烟道、总烟道，经脱硫脱硝装置处理后再经烟囱排入大气。

焦炉采用 FAN 火焰分析模型分析焦炉燃烧室燃烧状况，最优化焦炉炉体及加热系统设计，采用两段供空气助燃加热、薄炉墙、双联火道、废气循环等一系列低氮燃烧技术，从源头治理氮氧化物，有效降低氮氧化物的产生量。

上升气流的煤气和空气与下降气流的废气由交换传动装置定时进行换向。装煤除尘采用双 U 型管式烟气转换车，通过集气管抽吸产生的负压，将正装煤的炭化室产生的烟气经过 U 型导烟管导入相邻炭化室并最终导入集气管。

机侧装煤、推焦时从炉头逸散的烟尘由装煤车、推焦机上的烟气外引

装置收集后经机侧尾部的水封式集尘干管导至地面站进行除尘，同时炉顶设集尘干管，收集装煤、推焦和移车过程中逸散的烟尘，也导至地面站净化后排入大气。焦炉出焦时产生烟尘，用拦焦机集尘罩收集并通过集尘管抽吸至地面站除尘系统，经净化后排至大气。

焦侧头尾焦由拦焦机收集在尾焦斗内，然后卸到焦罐车或熄焦车内。机侧头尾焦由推焦机上的链式刮板机收集在尾焦斗内，卸到机侧尾焦箱中。

（2）焦处理系统

焦处理系统由筛贮焦楼（汽车装车）、封闭焦场、火车装车仓、转运站、输焦管带机、输焦皮带机通廊及转运站等组成。焦处理系统的任务是将冷却脱水的湿熄焦炭，以及干熄焦后的焦炭送至筛焦楼，按要求筛分成不同粒级。

正常生产时，干熄焦装置排出的焦炭经运焦带式输送机送至筛焦楼。当干熄焦装置检修时，焦炭采用湿熄后通过焦台及带式输送机送往筛焦楼。

筛贮焦楼内共布置四台固定筛（两用两备），处理能力均为 300t/h，分级粒度为 10mm。经过固定筛筛分，>10mm 的焦炭进入成品焦仓，≤10mm 的焦炭直接落入粉焦仓。焦仓下设汽车装车闸门和输焦管带接口，焦炭可通过筛贮焦楼下部装汽车外运，也可通过管带输送至火车装车仓。焦仓总贮量约 3500t，约焦炉正常生产一天的焦炭产量。

3) 干熄焦

公司年产焦炭约 128 万 t，配置处理能力为 200t/h 的干熄焦装置；当干熄焦检修时，采用湿熄焦方式熄焦；本项目综合干熄焦大于 90%。

干熄焦过程：装满红焦的焦罐及运载车由电机车牵引至提升井架底部。提升机将焦罐提升并送至干熄炉炉顶，通过带布料器的装入装置将焦炭装入干熄炉内。在干熄炉中焦炭与惰性气体直接进行热交换，焦炭被冷却至 200℃以下，经排焦装置卸到带式输送机上，然后送往输焦系统。

冷循环气体通过循环风机送入副省煤器，换热至 130°C 后再进入干熄炉供气装置的上下气室，经周边风道和中央风帽进入冷却室吸收红焦热量。高温循环气体经斜道进入环形风道汇集，自干熄炉排出的热循环气体的温度约为 880~960°C，经一次除尘器除尘后进入锅炉换热，温度降至 160~180°C。降温后的循环气体进入二次除尘器，再通过循环风机循环利用。干熄焦锅炉产生的蒸汽进入汽轮发电机组做功发电，凝结水回锅炉循环利用。

一、二次除尘器分离出的焦粉，由专门的输送设备将其收集在贮槽内，以备外运。干熄焦的装焦、预存室放散等处所产生的烟尘进入干熄焦除尘地面站，净化后放散。排焦溜槽、风机后放散处烟气进入脱硫脱硝装置进行处理后排放。

干熄焦热力系统介绍：干熄焦热力系统是整个干熄焦工艺系统中的一个重要组成部分，其作用是降低干熄焦系统惰性循环气体的温度，并吸收其热量加以有效利用。方法是通过干熄焦锅炉吸收循环气体的热量产生蒸汽，通过蒸汽驱动汽轮发电机组发电和供热来实现回收红焦显热。干熄焦热力系统由干熄焦锅炉、除盐水泵房、汽轮发电站和干熄焦区域管廊组成。

除盐水通过除氧给水泵经副省煤器进入除氧器，除氧后的水通过锅炉给水泵分三路分别进入余热锅炉、锅炉减温器和减温减压装置。经除氧后约 104°C 除盐水经省煤器换热使水温升至约 220°C 后进入干熄焦锅炉汽包，汽包压力约为 11MPa，汽包内炉水的饱和温度约为 319°C。炉水由下降管分别进入膜式水冷壁和蒸发器，在蒸发器和水冷壁内吸热汽化后形成汽水混合物并在热压的作用下进入汽包。汽水混合物在汽包内经汽水分离装置分离，产生饱和蒸汽，饱和蒸汽通过汇流管进入一次过热器，在一次过热器内与高温惰性循环气体换热，使蒸汽温度上升到一定温度时，经过喷水式减温器将蒸汽温度调整至设定温度，再进入二次过热器，与高温惰性循环

气体换热升温，最终使蒸汽温度达到额定温度。将蒸汽送至汽轮发电站，年发电量： $182000 \times 10^3 \text{kW} \cdot \text{h}$ 。

干熄焦锅炉总的产气量为 96t/h；汽轮发电站站内设 1 台 C25-8.83/0.981 型抽汽凝汽式汽轮机， $N=25\text{MW}$ ，配置了 1 台 QFW-30-2 型发电机。除发电外，剩余蒸汽经备用减温减压装置调整为 3.82MPa450°C 蒸汽供应生产。发电站设置一套减温减压装置备用，当汽轮机出现故障时，蒸汽通过减温减压系统后供厂区用户使用，剩余蒸汽通过事故冷凝器进行回收。

4) 化产回收系统.

公司煤气净化系统主要包括：冷凝鼓风系统（含煤气初冷单元、电捕焦油单元、焦油氨水分离单元、鼓风机单元）、HPF 脱硫单元、脱硫废液提盐单元、蒸氨单元、硫铵单元、终冷洗苯单元、粗苯蒸馏单元及外部管线组成。

(1) 冷凝鼓风工段

来自焦炉集气管 79~81°C 的煤气进入水洗的洗涤塔与塔顶喷淋循环液逆流接触，除去煤气中夹带的粉尘。经洗涤后的煤气由横管初冷器顶部进入，向下与冷却介质逆流和错流流动。初冷器带有断液板，冷却供水分为三段，上段为余热水段，回收荒煤气余热得到热水；中段用循环水（32°C）、下段用低温水（16°C）间接冷却。煤气冷却至 21~22°C，由横管初冷器下部排出后进入电捕焦油器。在电捕焦油器内，通过高压电场作用，除去煤气中夹带的焦油雾和尘粒后经鼓风机增压送至脱硫工段。

煤气在横管初冷器中被冷却的同时，冷凝析出水、焦油和萘。在换热管冷却表面上结晶的萘，可被冷凝的焦油不断溶解，从而使煤气得到初步净化。为进一步洗涤煤气夹带的固体颗粒和清除沉积在换热管壁上的焦油、萘，在中、下段管际空间连续喷洒焦油氨水混合物，以保证煤气冷却效果。横管初冷器顶部设置热氨水冲洗管道。初冷器断液板处排出的中段冷凝液

进入旋流离心分离装置，根据其比重的不同，被分离为三层，上层为轻质含微粉的氨水，下层为含煤焦粉的重质组分，中层为轻质冷凝液。将上下层送至焦油氨水分离单元，中层未饱和的含萘轻质焦油和氨水进入冷凝液槽。下段排出的冷凝液一并进入冷凝液槽。通过冷凝液泵送至初冷器中段和下段连续喷洒，多余部分送至焦油氨水分离单元。

冷凝液槽泵送来的焦油和氨水混合液首先进入到焦油渣预分离器，在此进行焦油氨水和焦油渣的分离。

在焦油渣预分离器的出口处设有篦筛和刮板机，大于 8mm 的固体物将留在预分离器内，沉降到预分离器的锥形底上，并通过焦油压榨泵抽出。在焦油压榨泵中固体物质被粉碎，并被送回到焦油渣预分离器的上部。

从焦油渣预分离器出来的焦油氨水进入焦油氨水分离槽，在此进行氨水和焦油的分离。在焦油氨水分离槽的下部设有锥形底板，利用比重不同，焦油沉向底部，通过焦油中间泵抽出，送入焦油中间槽，焦油中间槽带搅拌装置，用泵抽取焦油，一部分送入焦油离心机，一部分再送回中间槽循环搅动焦油，可以防止焦油渣在此沉积。

焦油氨水分离槽下部的氨水由循环氨水泵抽出送至焦炉荒煤气导出系统喷洒冷却煤气。剩余氨水经静置分离将大部分焦油除去，用泵抽送至气浮除油机和氨水过滤器，进一步除去其中的焦油等杂质后，送至蒸氨单元。生产过程产生的工艺废水，如终冷排污水等送至焦油氨水分离槽。用乳化液泵在焦油氨水分离器的界面处抽出含焦油的焦油氨水乳化液，连续送至初冷器冷凝液槽，作喷洒液的补充。

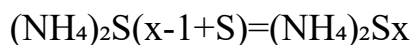
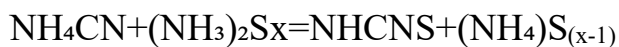
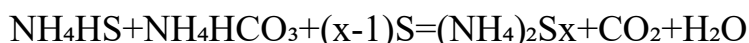
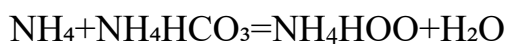
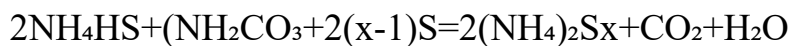
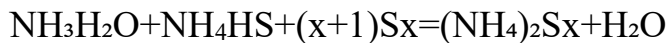
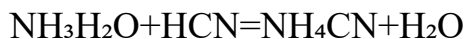
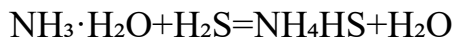
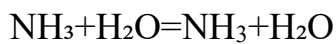
送至焦油离心机的焦油在离心力的作用下进一步脱水、脱渣，脱渣脱水后的焦油自流到焦油槽，通过焦油泵送往油库单元焦油贮槽。焦油渣进入焦油渣槽，再送焦油渣回配装置。

本系统排气采用放散气控制系统，将所有槽、罐的放散气分别经压力

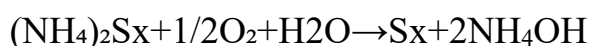
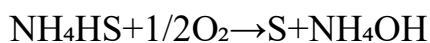
平衡系统集中接入负压煤气管道；设备、管道放空液排入地下放空槽，由泵送回焦油氨水分离系统。

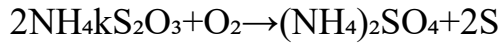
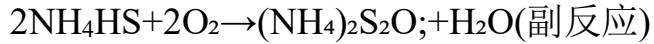
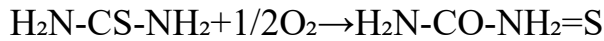
(2)HPF 脱硫工段

来自鼓风机增压后的煤气进入预冷塔，与塔顶喷淋的循环液逆向接触被冷却到 28~30℃,预冷塔塔釜的循环液用泵抽出送至循环液冷却器，用低温水将其冷却至约 28℃后进入塔顶循环喷洒。焦油氨水分离单元来的剩余氨水送入预冷塔塔釜，置换一部分循环喷洒液，多余的循环喷洒液从泵出口采出一股送去焦油氨水分离单元。预冷后的煤气进入脱硫塔，与塔顶喷淋下来的脱硫贫液逆向接触，吸收煤气中的硫化氢、氨、氰化氢等。脱硫后煤气中硫化氢含量不高于 20mg/m³,送入硫铵单元。脱硫反应原理如下：



吸收了 H₂S 和 HCN 的脱硫液从塔底流出，经液封槽进入反应槽，然后经脱硫泵送入再生塔。再生塔底部通入压缩空气，使溶液在塔内得以氧化再生。再生后的溶液从塔顶经液位调节器自流回脱硫塔循环使用。再生反应原理如下：





浮于再生塔顶部的硫磺泡沫，利用位差自流入泡沫槽，脱硫废液送至脱硫废液处理系统；硫泡沫进入离心机、熔硫釜和切片机，制成硫磺产品外售。为补充脱硫液中的氨含量，蒸氨工段来的氨水引至反应槽。

再生尾气进入 H_2S 洗涤塔与来自再生塔顶的脱硫贫液逆流接触，脱除其中的 H_2S 。塔上部设有 NaOH 碱洗段，将油库单元送来的 45% NaOH 碱液经蒸氨废水稀释至约 5%后，加入碱洗段内喷洒，进一步脱除再生尾气中的 H_2S 。脱硫后的再生尾气进入酸洗塔，脱除尾气中的 NH_3 后再进入水洗塔，脱除其中的酸雾后排放。

(3)硫铵工段

由脱硫单元来的煤气经煤气预热器进入喷淋式硫铵饱和器。煤气在饱和器的上段分两股进入环形室，与母液加热器加热后的循环母液逆流接触，其中的氨被母液中的硫酸吸收，生成硫酸铵。脱氨后的煤气在饱和器的后室合并成一股，经小母液循环泵连续喷洒洗涤后，沿切线方向进入饱和器内旋风式除酸器，分离出煤气中所夹带的酸雾后，送至终冷洗苯单元。

饱和器下段上部的母液经大母液循环泵连续抽出送至饱和器上段环形喷洒室循环喷洒，喷洒后的循环母液经中心降液管流至饱和器的下段。在饱和器的下段，晶核通过饱和介质向上运动，使晶体长大，并引起晶粒分级。当饱和器下段硫铵母液中晶比达到 25%-40% (v%) 时，用结晶泵将其底部的浆液抽送至室内结晶槽。饱和器满流口溢出的母液自流至满流槽，再用小母液循环泵连续抽送至饱和器的后室循环喷洒，以进一步脱出煤气中的氨。

饱和器定期加酸加水冲洗时，多余母液经满流槽满流到母液贮槽。加酸加水冲洗完毕后，再用小母液循环泵逐渐抽出，回补到饱和器系统。

结晶槽中的硫铵结晶积累到一定程度时，将结晶槽底部的硫铵浆液经视镜控制排放到硫铵离心机，经离心分离后，硫铵结晶从硫铵母液中分离出来。从离心机分出的硫铵结晶先经溜槽排放到螺旋输送机，再由螺旋输送机输送到振动流化床干燥器，经干燥、冷却后进入硫铵贮斗。经半自动称量、包装后送入成品库。离心机滤出的母液与结晶槽满流出来的母液一同自流回饱和器的下段。

由振动流化床干燥器出来的干燥尾气在排入大气前设有两级除尘。首先经两组干式旋风除尘器除去尾气中夹带的大部分硫铵粉尘，再由尾气引风机抽送至尾气洗净塔，在此用硫铵母液对尾气进行连续循环喷洒，以进一步除去尾气中夹带的残留硫铵粉尘，最后尾气经捕雾器除去夹带的液滴后排入大气。

尾气洗净塔排出的循环母液经满流管流至室外母液槽；同时经流量仪表控制，向尾气洗净塔连续定量补入少量工业新水。补入的最大水量以不超过饱和器系统达到水平衡所需的最大水量为原则。硫铵单元所需的 92.5% 浓硫酸由油库单元送至硫铵单元硫酸高置槽，再经流量控制仪表及视镜加到饱和器系统的满流槽。

（4）蒸氨单元

本蒸氨单元采用常压蒸氨工艺。由焦油氨水分离装置来的剩余氨水进入氨水换热器，与蒸氨塔底排出的蒸氨废水换热后的氨水温度约为 95-98℃。从蒸氨塔顶进入蒸氨塔进行蒸馏。塔底部分蒸氨废水经蒸汽再沸器间接加热，产生的蒸汽返回塔底作为蒸氨的热源。为了分解剩余氨水中的固定铵盐，用碱液计量泵将浓度约 32%（wt）NaOH 碱液送经静态管道混合器与剩余氨水混合后，连续送蒸氨塔内，固定铵的反应式为：



蒸氨废水气化产生的蒸汽与入塔的剩余氨水逆向接触换热，进行剩余氨水蒸馏，将蒸氨塔塔顶温度控制在 102~103℃，蒸氨塔顶蒸出的氨汽经塔顶分缩器分凝至 98℃，经冷凝冷却器冷却后送至脱硫单元，作为脱硫碱源的补充。

塔底出来的蒸氨废水温度为 105~108℃，由蒸氨废水泵抽出，经氨水换热器同原料氨水后，再经一、二段废水冷却器冷却至 20℃，送往酚氰废水处理站。

蒸氨塔底产生的沥青定期排至沥青坑，冷却后人工取出回配炼焦煤中。沥青坑排除的氨水流入地下槽，再由液下泵送至冷凝鼓风系统焦油氨水分离单元。

(5) 终冷洗苯单元

来自硫铵工段的约 55℃ 煤气首先从顶部进入终冷塔进行冷却，煤气冷却至 25℃ 后进入洗苯塔。终冷器为间冷式，分上、下两段冷却。下段使用低温水冷却，上段使用循环水冷却，中间和顶部设有氨水和轻质焦油循环喷洒装置。终冷循环冷却液连续排污，排污水送焦油氨水分离单元。

终冷器底部出来的煤气从底部进入洗苯塔，用来自粗苯蒸馏的贫油吸收煤气中的粗苯，洗苯塔塔顶出来净煤气外送煤气用户，洗苯塔底吸收了煤气中粗苯的富油送至粗苯蒸馏进行脱苯。

(6) 粗苯蒸馏单元

本粗苯蒸馏单元采用负压粗苯蒸馏工艺。

来自洗苯单元的富油首先进入油气换热器，与脱苯再生塔顶来的油气换热升温到~55℃；然后进入贫富油换热器被脱苯塔底排出的热贫油加热至 140~150℃，再进入富油加热器用过热蒸汽加热至 190~200℃ 后进入脱苯再生塔上段，脱苯塔顶压力控制在 30~50KPa（绝压）。脱苯塔顶逸出的~90℃

的油汽混合物进入油气换热器与富油换热后，再经过冷凝冷却器用低温水冷却至 25~28°C 后进入粗苯回流罐，部分粗苯用泵送至脱苯再生塔顶作为回流，其余作为产品自流至粗苯中间槽。回流罐内分离的少量水由分水段采出，自流入水放空槽，再用泵送至终冷洗苯单元喷洒液中间槽。

塔釜采出约占富油进料量 1~1.5% 的贫油送入再生段再生。再生段操作压力在 5~10Kpa（绝压），由于再生段真空度提升，再生所需温度低于塔釜贫油，因此可以用塔釜贫油作为再生的热源，实现脱苯和再生的热耦合操作。再生段顶部油气冷凝后可以直接返回洗油罐，塔釜渣油可排至焦油氨水分离单元。

脱苯用的间接加热蒸汽是干熄焦锅炉减温减压供应的 3.82MPa，450°C 过热蒸汽，设置富油加热器和贫油加热器，采用过热蒸汽并联加热方式，为脱苯和洗油再生操作提供热源。

脱苯再生塔底部排出的热贫油共分三部分，第一部分热贫油经热贫油泵抽出送至贫富油换热器与富油换热，再经一段贫油冷却器用循环水冷却后（40~45°C）进贫油槽，然后经冷贫油泵抽出送至二段贫油冷却器用低温水冷却后（26~30°C），去洗苯塔循环使用。第二部分贫油从脱苯再生塔底由脱苯塔循环泵抽出送至贫油加热器，与过热蒸汽间接换热至~240°C 大部分送回脱苯塔底给富油脱苯提供热源，小部分又送再生段加热器给再生洗油供热。第三部分是将脱苯塔循环泵出口引出 5m³/h 左右的再生洗油从再生段上部加入，对此部分贫油进行再生操作。

再生段气化的再生洗油通过再生冷凝冷却器冷凝后自流入再生洗油槽，然后通过再生洗油泵送洗油槽。再生洗油槽油气经不凝气冷却器进再生真空机组。再生段下部采取湿法排渣，通过渣油泵定期外送至焦油氨水分离单元。

粗苯不凝气通过脱苯不凝气冷却器冷凝后，冷凝液自流回粗苯分离罐，

不凝气进脱苯真空机组。真空机组采用苯环式，用苯做循环液，不产生废水。脱苯塔采用负压操作，塔顶压力控制在-35~55kPa左右，塔釜压力控制在-20~33kPa。粗苯槽中粗苯经粗苯产品泵送至油库粗苯贮槽。为降低贫油含萘，在脱苯塔精馏段侧线切取萘油馏分，萘油排至萘油槽。萘油槽中的萘油用泵送至油库焦油槽中。

从油库送来的洗油进入粗苯蒸馏单元的新洗油槽，定期从新洗油槽经贫油泵补入循环油系统，以补充生产中消耗的洗油。

(7)脱硫废液提盐单元

来自脱硫单元的脱硫废液送入催化氧化装置，在适当温度、催化剂作用下，硫代硫酸铵分解成硫酸铵和单质硫，经过催化氧化的脱硫液在分离装置内分离出单质硫，液体送入脱色浓缩釜。

经分离后的脱硫液在脱色浓缩釜内按比例加入活性炭，混有活性炭的脱硫液通过间接蒸汽加热脱色。经过脱色的液体和活性炭通过离心机进行分离，液体泵入储罐，活性炭在累积到一定量后，送至回配装置配煤炼焦。

通过真空泵将脱色液从脱色液储罐抽入高效蒸发器。采用蒸汽进行加热，为使液体受热均匀，通过强制循环泵强制循环，并通过蒸汽流量控制真空蒸发室内液体的温度，将大量水份蒸发出去。真空蒸发出的水汽经冷却器冷凝后进入清液储罐，定期送往脱硫系统。待浓缩液内盐含量达到规定浓度后，浓缩液体抽入调整结晶釜。

浓缩液在调整釜内通过冷却水间接冷却降温到一定温度，打开放料阀进入过滤装置，分离出硫酸铵，液体自流入中间槽，并通过真空（或泵）抽入精调整釜，进一步降温结晶，将硫氰酸铵溶液中的微量硫酸铵及杂质深度分离，母液泵入结晶釜。

硫氰液体在结晶釜内依靠循环水和冷冻水降温结晶，结晶釜内物料达到适宜温度后放入离心机离心分离出硫氰酸铵产品。母液打入母液槽，在

浓缩系统进一步浓缩或混入脱硫液原料大槽与脱硫废液混合后再次脱色浓缩。分离出来的硫氰酸铵湿料产品经烘干后装袋外售。

2.3.1.2 煤气综合利用

工程公司焦化工程共计产生 $623676 \times 10^3 \text{m}^3/\text{a}$ 焦炉煤气，焦炉自用 $268654 \times 10^3 \text{m}^3/\text{a}$ 焦炉煤气，富余 $355022 \times 10^3 \text{m}^3/\text{a}$ (折 $40527 \text{m}^3/\text{h}$) 焦炉煤气。本工程利用富余焦炉煤气生产甲醇、甲醇脱水制成二甲醚、二甲醚经过羰基化得到乙酸甲酯、乙酸甲酯经过加氢制成乙醇。

(1) 焦炉煤气预处理

焦炉煤气预处理工序操作温度 40°C ，操作压力 0.1MPa 。从焦化装置来的焦炉煤气首先进入由粗脱油脱萘器组成的吸附装置（采用焦炭作为吸附剂）进行粗脱萘和焦油，经过粗脱萘和焦油后，将焦炉煤气中的萘含量降低到 $<4 \text{mg}/\text{Nm}^3$ ，焦油含量降低到 $1 \text{mg}/\text{Nm}^3$ 。粗脱油脱萘后，焦炉煤气经过气柜缓冲后进入压缩工序。工程设有 3 台脱油脱萘器，脱油脱萘剂一年更换一次。工程设 1 个 50000m^3 气柜。

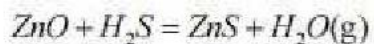
(2) 焦炉煤气压缩

来自气柜的焦炉气（压力约 7kPa 、温度 40°C ），经过一级进口缓冲器进入各压缩机组一级入口缓冲器并进入压缩机，经四级压缩后，压力升至 $2.4 \text{MPa}(\text{G})$ ， 135°C ，经脱油器吸附焦炉气中可能夹带的油雾后送焦炉气干法精脱硫。压缩机各级排气依次进入出口缓冲罐、冷却器、分离器，再进入下一级入口缓冲罐。为满足甲醇生产需要，工程设计选用往复式焦炉气压缩机四台，三开一备。往复式焦炉气压缩机需要有润滑机润滑，因此经压缩后的焦炉煤气会含有微量油雾。

(3) 焦炉煤气干法脱硫

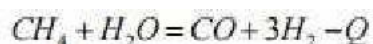
经焦炉气压缩机增压后的焦炉气经精脱油脱萘后在焦炉气加热炉中预热至 $250 \sim 300^\circ\text{C}$ ，经铁钼催化剂使焦炉气中绝大部分的有机硫与焦炉气中的

H₂ 反应转化为 H₂S, 再用 ZnO 脱硫剂吸收。精脱硫后, 焦炉气中的总硫(主要为残余噻吩) ≤1mg/Nm³。工程设有 3 个加氢反应器, 2 台氧化锌脱硫槽。在脱硫槽中, H₂S 被氧化锌吸收, 反应式如下:



(4) 焦炉煤气纯氧转化

精脱硫后的焦炉气与部分中压蒸汽(转化用)混合进入综合加热炉加热到约 650°C 后进入纯氧转化炉顶部。来自空分的氧气与部分 3.82MPa/450°C 的中压过热蒸汽混合后得到约 307°C 的蒸氧混合气, 蒸氧混合气从转化炉烧嘴进入转化炉, 在转化炉烧嘴出口处与进入转化炉的蒸焦混合气混合燃烧, 然后在转化炉中下部转化催化剂作用下发生甲烷转化反应。反应后的转化气由下部进入转化气热回收系统。甲烷转化反应如下:



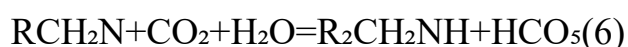
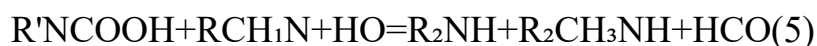
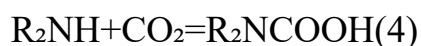
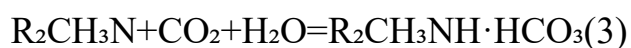
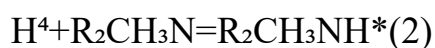
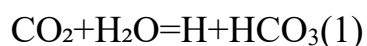
转化气热回收系统按顺序设置有转化气蒸汽发生器、给水加热器、加压塔再沸器、预塔再沸器、脱盐水加热器、水冷却器、气液分离器等, 转化气经转化气蒸汽发生器、给水加热器、加压塔再沸器、预塔再沸器、脱盐水加热器回收热量后, 再经水冷却气将转化气冷却至 ≤40°C, 进入气液分离器分离掉冷凝水, 转化气经常温 ZnO 脱硫剂将总硫脱至 ≤0.1ppm、并经过滤器过滤可能夹带的粉尘后送合成气联合压缩机。

理论上合成甲醇碳氢比为 2, 一般取 2.05~2.15, 但焦炉煤气中氢气、有机烃(甲烷以及 C₂ 以上成分)含量较高, 其氢碳比更高, 在纯氧转化中, 虽然烧掉部分氢, 但氢碳比仍偏高, 故设计采取在转化前补充 CO₂, 这一操作可增加甲醇产量。补充的 CO₂ 主要来自 MDEA 脱碳脱出的 CO₂。

纯氧转化工段设 1 台综合加热炉, 对物料气进行加热, 加热炉所用燃料来自装置的驰放气、解吸气、不凝气、醇洗塔尾气、加氢工段不凝气等。

(5) 湿法脱碳

MDEA 法脱碳是一种以 N-甲基二乙醇胺水溶液为基础，加入一种或多种活化剂组成的溶液低能耗脱 CO₂ 工艺。通过利用活化 MDEA 水溶液在高压常温将天然气或合成气中的二氧化碳(CO₂)吸收，并在降压和升温的情况下，二氧化碳(CO₂)又从溶液中解吸出来，同时溶液得到再生。此技术在石油化工行业得到了广泛的应用，生产实践表明：该法不仅能耗低，而且吸收效果好，能使净化气中 CO₂ 降至 1% 以下，溶液稳定性好，不降解，挥发性小，腐蚀性好，对碳钢设备腐蚀性小，对烃类溶解度低等优点。MDEA 与 CO₂ 反应如下：



反应受(1)式液膜控制，该反应是二氧化碳的水化反应，在常温下反应很慢。当在 MDEA 溶液中加入活性剂 R'₂NH 时，吸收二氧化碳的反应会按(4)至(6)式进行。反应受(4)式控制，但(4)式比(1)式反应进行得快得多，活化剂起了传递二氧化碳的作用，加快了反应速度。MDEA 含有一个叔氮原子作为活性基因，意味着在这个溶液中仅吸收二氧化碳生成碳酸氢盐，因此可进行加热再生。

MDEA 脱碳工序气体温度 40℃，操作压力 2.5MPa。来自纯氧转化工序的气体经回收热量后进入吸收塔，在此用 MDEA 溶液洗涤，气体先在吸收塔下段用半贫液洗涤，大部分 CO₂ 被吸收，然后在吸收塔上段用再生后的冷贫液洗涤，将净化气中的 CO₂ 含量降到 0.5%(v) 以下，H₂S 含量降到 10mg/Nm³ 以下，再经过分离，除去气体中微量的 MDEA 溶液后送入下一工序。

脱碳后的转化气分为两部分，一部分送甲醇合成单元，一部分进 PSA 提氢。

工程设有 1 个 MDEA 溶液再生塔，再生塔采用蒸汽作为热源，再生塔脱出的 CO₂ 经压缩机压缩后送纯氧转化工段。

(6) 变压吸附（提纯 CO 和 H₂）

变压吸附装置输入气体温度范围 $\leq 40^{\circ}\text{C}$ ，压力 1.75MPaG。原料气在 1.75MPa，常温的条件下进入变压吸附装置。变压吸附制 CO 和 H₂ 装置包括 TSA、PSA-CO 及 PSA-H₂ 工序。TSA 即变温吸附：利用吸附剂的平衡吸附量随温度升高而降低的特性，采用常温吸附、升温脱附的操作方法。

PSA 即变压吸附：温度不变，在加压的情况下吸附，用减压（抽真空）或常压解吸的方法。吸附分离是利用吸附剂只对特定气体吸附和解析能力上的差异进行分离的。

①TSA 工序

脱碳后的转化气、PSA-H₂ 装置出来的再生气先进入 TSA 工序，主要脱去水及少量其它杂质。

TSA 工序工艺，由 4 台吸附器及一系列程序控制阀门构成。任一时刻总是有吸附器处于吸附步骤，原料由入口端通入，在出口端获得除去部分杂质的净化气。每台吸附器在不同时间依次经历吸附(A)、逆向放压(D)、加热(H)、冷吹(C)和最终升压(FR)。TSA 工序的再生气来自后工段 PSA-H₂ 装置解析气。解吸气初步稳压后送出界区。从 TSA 得到的净化气送往 PSA-CO 工序。

②PSA-CO 工序

净化气进入 PSA-CO 工段，H₂、N₂、O₂ 及部分 CH₄ 等杂质从吸附塔顶部排出得到吸附置换废气，作为 PSA-H₂ 的原料。CO 及少量杂质经逆放和抽空步骤从吸附塔底输出，进入产品 CO 逆放缓冲罐和产品 CO 混

合罐，作为 CO 产品送出界区。

在 PSA-CO 工序中，任一时刻总是有吸附器处于吸附步骤，由入口端通入来自 TSA 的净化气，吸附废气由出口端输出送往 PSA-H2 工序作为原料，在吸附入口端通过逆放及抽真空获得 CO。每台吸附器在不同时间依次经历吸附(A)、均降(ED)、逆向放压(D)、抽真空(V)、均升(ER)、充压(R)。产品 CO 气经干燥后在较为稳定的流量和压力下输出，送往用户。

③PSA-H2 工序

来自 PSA-CO 工序的吸附废气进入 PSA-H2 工序的吸附塔，脱除杂质后在出口得到合格 H2 产品，向后工段输出，提氢解吸气返回 TSA 作为再生气，再生后作为解吸气输出界区，进燃料气缓冲罐后送纯氧转化加热炉作为燃料。

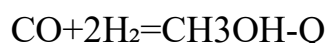
(7) 合成气联合压缩

该离心式压缩机为联合式，同时为新鲜合成气和循环气加压。来自纯氧转化系统的新鲜合成气（转化气），温度 $\leq 40^{\circ}\text{C}$ 、压力约 1.8MPa，经进口分离器分离夹带的液滴后进入合成气压缩机一级入口，加压后经冷却、分离再进入二级入口。

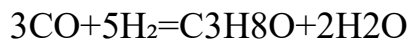
从甲醇合成系统来的循环气，温度 $\leq 40^{\circ}\text{C}$ 、压力约 5.5MPa(G)，经循环气分离器分离夹带的液滴后进入压缩二级，与新鲜合成气混合，经压缩机二级加压后，出口压力约 5.9MPa，不经冷却直接送甲醇合成系统。

(8) 甲醇合成

H2 与 CO、CO2 在加压及催化剂作用下合成甲醇，合成过程中的主反应如下：



反应过程中还有一些少量的副反应，生成二甲醚、异丁醇、丙酮、乙醇等，具体如下：



甲醇合成气体物料温度范围 40~230°C,操作压力 6.0MPa。来自合成气压缩系统的合成气(入塔气),先在入塔气预热器中与出塔气换热升温至反应起始温度,然后进入甲醇合成塔进行反应。合成塔出口气体在入塔气预热器中与入塔气换热被降温后,依次进入甲醇水冷器、甲醇分离器,未反应气体从分离器上部排出,其中大部分作为循环气返回压缩机循环段,少量未反应气体(即甲醇弛放气)全部送往氢气提纯系统。

从甲醇分离器分离出的液体粗甲醇进入闪蒸器除去溶解的气体后,送往精馏工序生产精甲醇,闪蒸气也送往燃料气系统燃烧处理并回收热量。

(9)甲醇精馏

甲醇精馏物料温度范围 40~150°C,操作压力 0.7MPa。粗甲醇中含有酸类、酯类,在精馏过程中需加入碱液中和粗醇中的有机酸、使酯类生成较易被脱除的羧酸盐,从而减轻对设备管道的腐蚀。

粗甲醇经计量,加碱(NaOH)中和、预热后进入预蒸馏塔,从预塔塔顶除去比甲醇沸点低的低沸点物及溶解的气体,如甲酸甲酯、二甲醚、一氧化碳、二氧化碳等。

从预塔底出来的预后甲醇(基本不含低沸点杂质)用泵送入加压精馏塔精制,从加压精馏塔顶出来的甲醇蒸汽作为常压精馏塔再沸器热源,除达到冷凝加压精馏塔顶甲醇蒸汽的目的外,同时为常压精馏塔提供热量。冷凝的甲醇蒸汽除抽出部分经冷却后作为产品精甲醇送到精甲醇计量槽外,其余部分作为加压塔回流液经加压塔回流泵全部回到加压精馏塔顶部。加压塔得到的精甲醇产品约为本装置总产量的一半。

加压塔底釜液全部送到常压精馏塔中部作为常压精馏塔进料,塔顶甲

醇蒸汽经冷凝冷却后，部分作为精甲醇产品送到精甲醇计量槽外，其余部分作为常压塔回流液经常压塔回流泵全部回到常压塔顶部。常压塔得到的精甲醇产品约为本装置总产量的一半。

甲醇合成过程中由于副反应的发生而生成微量乙醇、异丙醇、丁醇、高级烷烃类等杂质，这些杂质部分与水和甲醇形成共沸物而不易与甲醇完全分离，从而影响产品精甲醇质量。为了控制这些杂质可能对产品精甲醇质量造成的影响，从常压精馏塔中下部杂质富集区的几块塔板上抽出部分杂醇油经冷却后装桶出售，这样就可以有效控制杂质蒸发进入上部塔板甲醇蒸汽中的量，从而达到使精甲醇产品满足要求的目的。

从常压精馏塔塔底部排出比甲醇沸点高的高沸物(如水、乙醇等)，经泵送到后续废水汽提塔处理。废水汽提塔塔顶出来的气相物质冷凝后送粗甲醇储槽，塔釜液水质较好，送循环水站作补充水。预塔和加压精馏塔再沸器热源采用本装置转化气低位余热，常压精馏塔再沸器的热源为加压塔顶出来的甲醇蒸汽。

(10) 甲醇库

来自甲醇精馏系统中间罐区的检验合格的精甲醇产品经泵通过外管道送到本系统产品精甲醇贮罐贮存。产品装车由产品甲醇泵通过管道送到汽车灌装台，由汽车灌装台设置的装车鹤管向汽车罐车外运。罐区设 2 个 5000m³甲醇罐。

2.3.1.3 煤气发电工程

厂内现有的富余焦炉煤气从煤气管网引至本工程送入燃气轮机进行燃烧发电，然后利用产生的余热对锅炉进行加热，锅炉产生的高温高压蒸汽推动发电机发电，产生的电能接入厂内配电装置，送厂内各用电工段使用。燃烧后的高温烟气排入余热锅炉后经过 SCR 脱硝装置处理，然后通过排气筒进行排放。

（1）加压过滤

来自焦化项目的焦炉煤气先进入焦炉煤气过滤器，去除燃料气体中的焦油及焦油渣等杂质因子，保证燃料气体燃烧的稳定性和安全性。焦炉煤气采用螺杆往复升压的方式进行加压，过滤后的焦炉煤气需要再经过两次升压，两次过滤，将燃料气体的压力调至合适的参数送入燃料加热器中。防止因燃料气体压力过大造成燃气轮机发电机组运行不稳定引起的危险事故。

（2）燃料加热器

经过过滤的燃料气体进入燃料加热器，利用煤气对焦炉煤气进行加热，一是使燃料气体达到适宜温度后再点燃能够促进其完全燃烧，提高燃料气体的利用率。二是因为燃料气体在燃烧室燃烧时不能含有液态水，因此需要在燃烧前通过加热去除燃料气体中的液态水。

（3）燃气轮机

来自高压空气罐的氮气、压气机的仪表风和加热过的燃料气体进入燃气轮机的燃烧室内进行燃烧，产生的高温、高压燃气通过燃气轮机内的压气机高低压涡轮驱动燃气轮机高低压压气机转子，再通过动力涡轮来驱动外部发电机，产生的电能接入厂区电网。

（4）余热锅炉

燃气轮机带动发电机发电做功后，排放的高温尾气温度为 548℃，流量为 410000Nm³/h 供余热锅炉产生压力为 3.82MPa（g）、温度为 450℃的中温中压过热蒸汽供汽轮机发电。

本工程设置 3 台燃机（一开两备），2 台余热锅炉（一开一备），备用燃机出口烟道与 2 台余热锅炉的进口烟道连接，并分别设置电动挡板门，以便实现切换运行。余热锅炉设备为卧式结构、自然循环、

室外布置+自除氧的余热锅炉。余热锅炉排出的废气进入脱硝装置处理后经不低于 15m 高的排气筒排放，产生乏汽凝汽器冷凝后给余热锅炉补水。

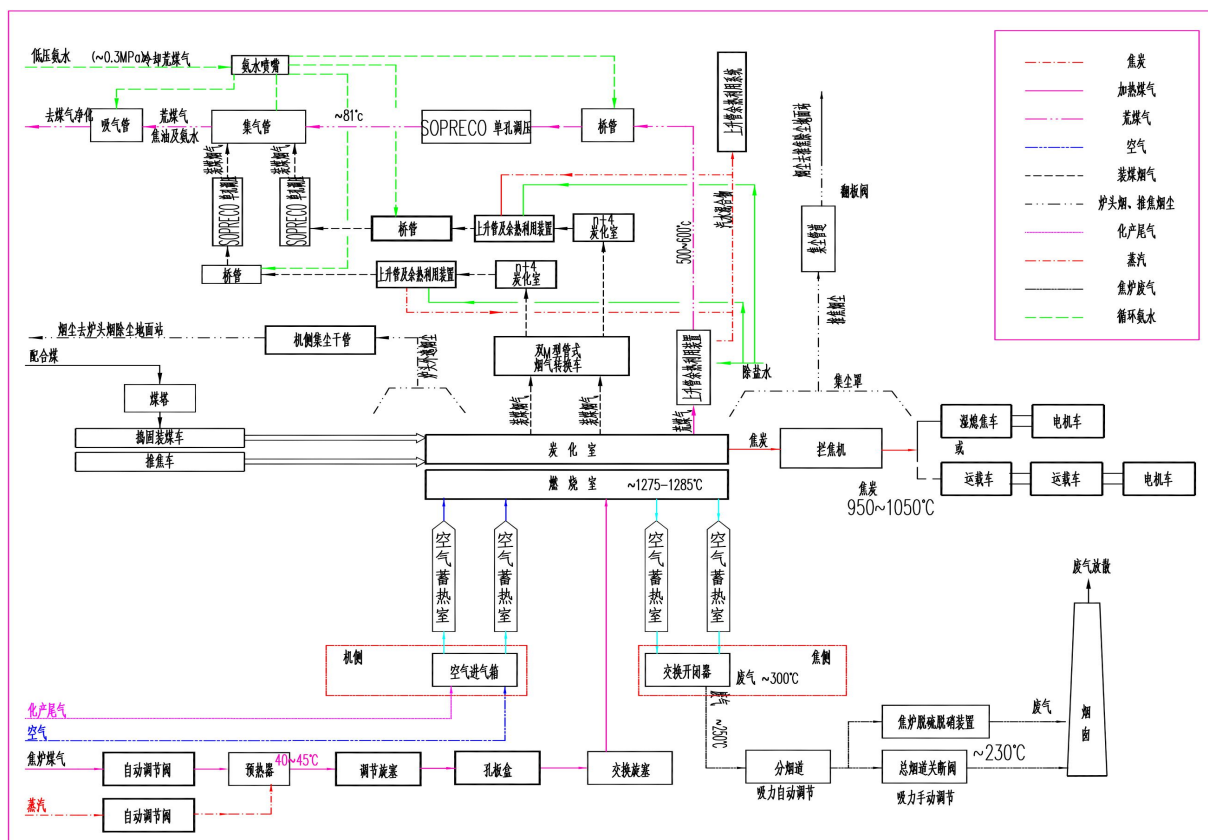


图 2-2 生产工艺流程图

3 核算单元划分及排放源识别

报告主体识别了电力（华中地区电网）消耗量、洗精煤用量、焦炭产量、焦炉煤气、煤焦油、粗苯、乙醇等产量、烟煤等 8 个识别项。具体核算边界如下所示。

通过文件评审及现场访问过程中查阅相关资料、与受核查方代表访谈，核查组确认受核查方为独立法人，因此企业边界为受核查方控制的所有生产系统、辅助生产系统、以及直接为生产服务的附属生产系统。受核查企业边界为位于河南省安阳市殷都区铜冶镇李村西南 800 米处的厂区内和矿山分厂电力消耗，不涉及其他下辖单位或分厂。

核算和报告范围包括：厂区边界内化石燃料燃烧产生的二氧化碳排放、生产过程产生的二氧化碳排放、净购入电力隐含的二氧化碳排放。核查组通过与企业相关人员交谈、现场核查，确认企业温室气体排放种类为二氧

化碳。

2023 年企业核算边界、排放源与上一年度比，没有发生重大变化。因此，核查组确认《排放报告（终版）》的核算边界符合《核算指南》的要求。

4 温室气体排放量

在核算单元划分、碳源流及排放源识别的基础上，报告主体核算并报告了各核算单元的温室气体排放量）以及其下各排放源的排放量，报告主体 2023 年度温室气体排放总量如下。

表 4-1 化石燃料作为原料的排放数据表

年份	种类	消耗量(t 或万 Nm3)	低位热值 (GJ/t 或 GJ/万 Nm3)	单位热值含碳量/含碳量 (tC/TJ)/(tC/t 乙醇)	折算因子	排放量 (tCO ₂)
		A	B	C	D	F=A*B*C*D
2024	洗精煤	1725496.31	29.727	0.0254	3.67	4781508.13
	焦炭	-1317663.63	28.469	0.0294	3.67	-4047530.83
	焦炉煤气	5602.2467	167.46	0.0136	3.67	46825.05
	煤焦油	-54726.87	33.496	0.022	3.67	-148007.02
	粗苯	-17022.52	41.869	0.0227	3.67	-59375.65
	乙醇	-155728.28		0.5217	3.67	-298163.44
	合计（碳输入-碳输出）					

表 4-2 净购入电力隐含的排放数据表

年份	净购入使用的电力(MWh)	电力排放因子 (tCO ₂ /MWh)	排放量 (tCO ₂)
	A	B	C=A*B
2024	49428.2	0.5568	27521.62

4.1 汇总表

表 4-4 温室气体排放量汇总

类别	2023 年
化石燃料作为原料排放量(tCO ₂)	275256.24
净购入使用的电力对应的排放量(tCO ₂)	27521.62
总排放量(tCO ₂)	302777.86

5 活动水平及排放因子数据来源

结合各排放源已识别的活动水平数据来源和排放因子数据来源，以及企业已备案（如有）的监测计划，企业活动水平及排放因子数据来源一览表见附录。

6 其它希望说明的情况

主管部门要求企业报告的其他情况：

无。

上一年第三方核查报告所提出的改进计划：

无。

企业希望表达的相关诉求：

无。

对指南或核算方法的修改建议：

无。

7 真实性声明

本报告真实、可靠。如报告中的信息与实际情况不符，报告主体愿负相应的法律责任，并承担由此产生的一切后果。特此声明。

法定代表人（或授权代表）：（签章）

（企业公章）

2025年1月2日