



山东能源集团
SHANDONG ENERGY GROUP

气化炉运行总结汇报

内蒙古荣信化工有限公司

2022-9-21



气化炉运行总结汇报

概述

内蒙古荣信化工有限公司是山能集团全资子公司，地处内蒙古自治区，鄂尔多斯达拉特旗经济开发区。荣信化工共有两期装置，2014年一期装置建成投产，2019年二期装置建成投产，年总产能220万吨，其中有40万吨乙二醇产品。





气化炉运行总结汇报





气化炉运行总结汇报

概述

荣信气化共两期装置，全部采用自主知识产权的多喷嘴对置式水煤浆气化技术。一期3套3000吨级气化炉，单炉有效气产量设计为140000Nm³/h;二期3套4000吨级气化炉，单炉有效气产量设计为210000Nm³/h。气化炉正常运行“两大两小”，4开2备，设计最大日投煤量12600吨，目前运行投煤量11400吨，设计有效气产量70万Nm³/h，目前有效气产量72万Nm³/h，通过优化配煤，三炉运行最大可产有效气66万Nm³/h，四炉运行最大可产有效气83万Nm³/h，目前系统运行正常。

- 一 气化炉运行状况
- 二 气化系统运行管理
- 三 主要设备维护及改进
- 四 经验总结及优化
- 五 存在问题及改进措施
- 六 下一步工作方向



一、气化炉运行状况

(一) 气化炉负荷评判

1. 气化炉负荷曲线

气化炉运行最忌讳的是超负荷，如何评判气化炉负荷高低，通常都是看负荷曲线。

华东理工大学给出了单个喷嘴在不同压力下的最大和最小氧气流量。这些数据和气化炉有什么关系？超过了会如何？低了又有什么问题？我听到最多的回答：**对炉子不好。**

建议的 3000TPD 多喷嘴气化炉的操作条件(调整后的烧嘴)
(华东理工大学 2022)

操作压力 _o MPa(G) _o	单个喷嘴的最高负荷 _o		单个喷嘴的最低负荷 _o	
	总氧流量 _o Nm ³ /h _o	中心氧流量 _o Nm ³ /h _o	总氧流量 _o Nm ³ /h _o	中心氧流量 _o Nm ³ /h _o
6.5 _o	16800_o	2770 _o	12800_o	2110 _o
6.4 _o	16550_o	2730 _o	12610_o	2080 _o
6.3 _o	16290_o	2690 _o	12410_o	2050 _o
6.2 _o	16040_o	2645 _o	12220_o	2015 _o
6.1 _o	15780_o	2605 _o	12020_o	1985 _o
6.0 _o	15530_o	2560 _o	11830_o	1950 _o
5.9 _o	15270_o	2520 _o	11640_o	1920 _o
5.8 _o	15020_o	2480 _o	11440_o	1890 _o
5.7 _o	14760_o	2434 _o	11250_o	1855 _o
5.6 _o	14510_o	2395 _o	11060_o	1825 _o
5.5 _o	14260_o	2350 _o	10860_o	1790 _o
5.4 _o	14000_o	2310 _o	10670_o	1760 _o



一、气化炉运行状况

(一) 气化炉负荷评判

1. **气化炉负荷曲线**：将推荐表中的最高流量数值带入烧嘴流速计算表，得出的外氧流速都是**135 m/s**，同样最低负荷外氧流速都是**103 m/s**。

荣信一期工艺烧嘴氧气流速计算

	S1 mm	D1 mm	夹角	压力 MPa	氧气 温度 ℃	中心氧 比例	氧流量 Nm ³ /h	外氧流 速m/s	中心氧 流速 m/s
1	3.26	49	cos40	6.5	25	16.5	16800	135	134
2	3.26	49	cos40	6.4	25	16.5	16550	135	134
3	3.26	49	cos40	6.3	25	16.5	16290	135	134
4	3.26	49	cos40	6.2	25	16.5	16040	135	134
5	3.26	49	cos40	6.1	25	16.5	15780	135	134
6	3.26	49	cos40	6	25	16.5	15530	135	134
7	3.26	49	cos40	5.9	25	16.5	15270	135	134
8	3.26	49	cos40	5.8	25	16.5	15020	135	134

荣信一期工艺烧嘴氧气流速计算

S1 mm	D1 mm	压力 MPa	氧气 温度 ℃	中心氧 比例	氧流量 Nm ³ /h	外氧流 速m/s	中心氧 流速 m/s
3.26	49	6.5	25	16.5	12800	103	102
3.26	49	6.4	25	16.5	12610	103	102
3.26	49	6.3	25	16.5	12410	103	102
3.26	49	6.2	25	16.5	12220	103	102
3.26	49	6.1	25	16.5	12020	103	102
3.26	49	6	25	16.5	11830	103	102
3.26	49	5.9	25	16.5	11640	103	102
3.26	49	5.8	25	16.5	11440	103	102
3.26	49	5.7	25	16.5	11250	103	102



一、气化炉运行状况

(一) 气化炉负荷评判

结论：负荷曲线中给定的最高、最低流量，是为了限制工艺烧嘴氧气流速的，保证在不同压力下，氧气流速都不超 135m/s ，也不低于 103m/s 。气化炉负荷曲线理解为**工艺烧嘴负荷曲线更准确**。

2. 气化炉有效气量

还有一种方法，用气化炉有效气量判断炉子负荷高低，但是煤种不同、煤浆浓度不同，湿煤气中有效气含量也不同，当湿煤气有效气含量 50% 时，产28万湿煤气才能有14万有效气，含量在 60% 时，23.3万湿煤气就可以出14万有效气。**所以用有效气量评判气化炉负荷也不准确**。



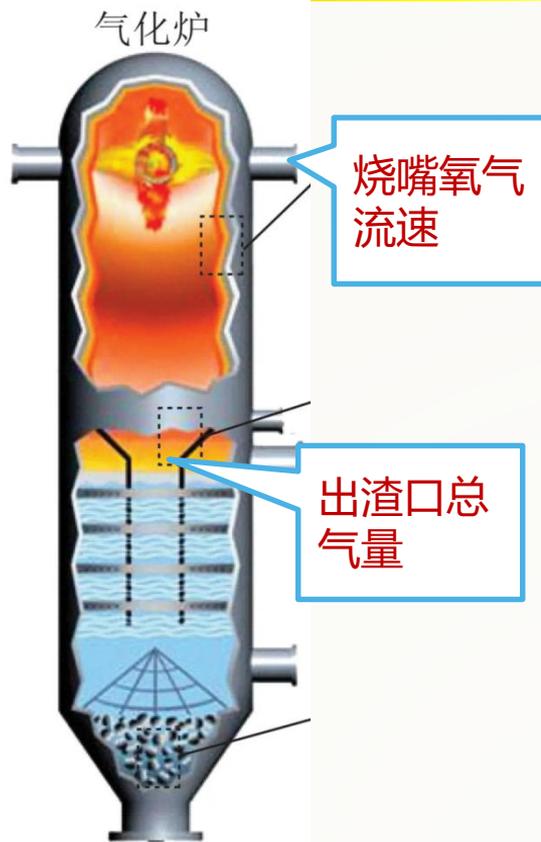
一、气化炉运行状况

(一) 气化炉负荷评判

3. 气化炉负荷评判的**两个必要条件**:

(1) 烧嘴负荷, 即烧嘴的氧气流速。

(2) 出气化炉渣口总气量, 包括水蒸汽、氢气、一氧化碳、二氧化碳、氮气、甲烷等所有气体总量。





一、气化炉运行状况

(一) 气化炉负荷评判

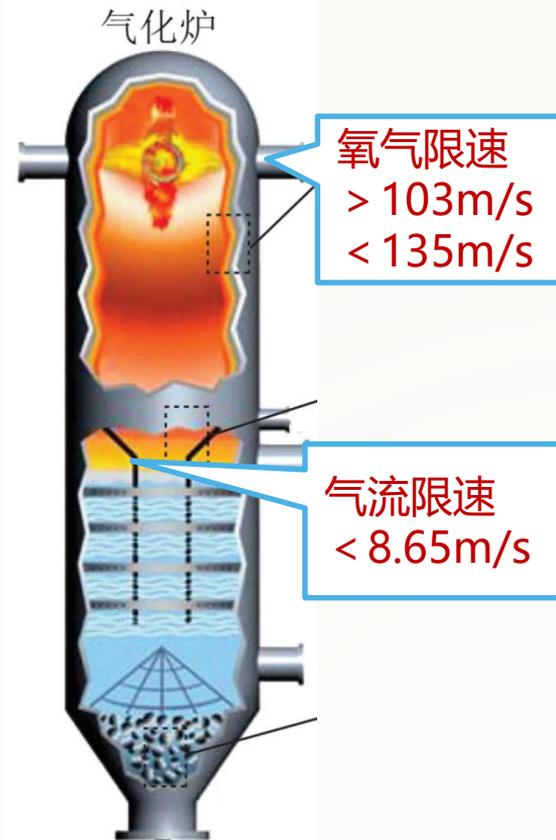
以荣信一期3000吨气化炉为例，在工艺包**设备设计**条件中，气化炉渣口处煤气速度限制8.65m/s，下降管煤气表观速度限制4.61m/s，任何部位的气体超速，都会引发不良后果，尤其是在渣口部位超速，将会损坏下降管。下降管在设计时，**激冷水出激冷环环隙速度**、**初始水膜厚度**以及**煤气速度**是关键三个参数。煤气超速，会破坏下降管水膜稳定，造成下降管烧蚀损坏（这点在4.0MPa气化炉和6.5MPa气化炉设计理论是不一样的，注意区别）。

核心要点

气化炉不超负荷的两个条件：

1. 烧嘴氧气流速不超上限。
2. 出渣口总气量不超上限。

最佳状态
烧嘴负荷与气
化炉负荷匹配





一、气化炉运行状况

(二) 气化炉运行状况

2.四炉运行负荷评估，二期双炉中等负荷，一期双炉中低负荷，烧嘴负荷与气化炉负荷匹配情况：E炉85%、88%，F炉87.4%、91.7%，B炉81.48%、98.55%，A炉85.19%、98.94%。一期气化炉负荷与烧嘴负荷匹配欠佳，总体运行平稳。

气化炉运行负荷评估													
炉号	单烧嘴煤浆量 m ³ /h	单烧嘴氧气体量 Nm ³ /h	烧嘴外环氧流速 m/s			出渣口总气量 Nm ³ /h		有效气量Nm ³ /h		出渣口湿煤气中有效气含量		烧嘴负荷%	气化炉负荷%
			上限	下限	运行	上限	运行	设计	运行	设计	运行		
E	39.25	19050	135	108	115	365304	322445	210000	206769	67.70%	63.73%	85.19%	88.27%
F	40.25	19600	135	108	118	365304	334988	210000	212037	67.70%	62.91%	87.41%	91.70%
B	28.25	13425	135	103	110	237609	234170	140000	148821	59.80%	63.16%	81.48%	98.55%
A	28.5	13633	135	103	115	237609	235079	140000	150138	59.80%	63.48%	85.19%	98.94%
合计								700000	717765				



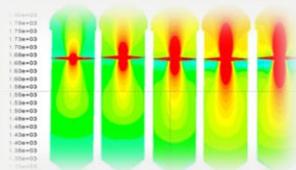
一、气化炉运行状况

3. 单炉最大发气量

在4月份、6月份利用后系统更换催化剂时机，我们优化气化炉运行，验证单炉最大发气量。

核心 思路

- (1) 提湿煤气中有效气含量。
- (2) 烧嘴与气化炉负荷匹配，发挥炉子最大产气量。



通过核算气化炉及烧嘴负荷，控制烧嘴负荷97%，气化炉负荷98%，不超设计条件下，4000吨气化炉单炉产有效气实现**24.5万** m^3/h ，3000吨气化炉单炉产有效气**17万** Nm^3/h ，三台气化炉合计产有效气量**66万** Nm^3/h ，仅比四炉运行时少5万 Nm^3/h 合成气，且各项单耗指标达到最低值，为后续进一步推进三炉运行技术攻关总结了宝贵经验。



二、气化系统运行管理

(一) 煤种选择与配比

气化煤指标可归结为两大类，一类是安全指标，一类是经济指标。安全指标包括煤的灰熔点、黏温特性、灰组分酸碱比、硅铝比、灰渣流动性、灰渣矿物转化行为。经济指标包括煤的成浆性、固定碳含量、灰分。

单一煤种特性分析

分析项目	金鸡滩混煤	转龙湾籽煤	赛蒙特	石拉乌素煤
灰分%	7月10日	6月8日	5月8日	5月7日
灰熔点°C	1150-1260	1150-1260	1150-1250	1150-1260
粘温特性	优	一般	优秀	差
灰渣流动性	优	优	优	严重分层
成浆性	优	差	差	优
制浆浓度%	60-62	54-56	54-58	58-60
单方煤浆发气量Nm ³	1330-1380	1200-1230	1230-1250	无单烧数据
注意事项		制浆浓度低，带浆	制浆浓度低，带浆	灰渣分层流动，易结块渣堵



二、气化系统运行管理

(一) 煤种选择与配比

经过31种配比试烧，筛选出7种适合配比方案

配比	评价	特点
9:1 金混：赛矿	优	气化炉稳定、制浆浓度60%-62%
7:2:1金混：赛矿：转矿	良	稳定、制浆浓度58%-60%
1:1金混：赛矿	良	稳定，制浆浓度58%
6:1金混：赛矿	良	稳定，制浆浓度60%
4:1金混：赛矿	良	气化炉稳定、制浆浓度60%-62%
1:1:1金混：赛矿：转矿	优	气化炉稳定、制浆浓度60%
3:2:1:1转：金：石：塞	良	气化炉稳定，制浆浓度58%-59%，合成气气相管线有结垢倾向。

配煤核心：配煤灰组分，配成浆性能。



二、气化系统运行管理

(一) 煤种选择与配比

总结气化用煤指标:

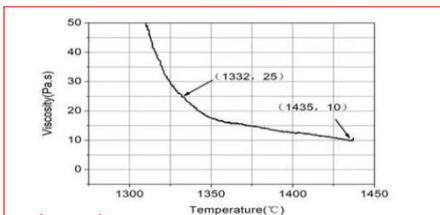
项目	常规要求	工艺包设计值	备注
水分	内水 < 5%为宜, 最高不超过10%	6.05%-8.1%	
灰分	上限Ad < 12%, 小于10%为宜	6.6%-10.06%	锁斗容积、捞渣机、澄清槽底物泵、滤布机等固相处理设备处理能力均是以灰分最大值为上限设计。各单位需对照工艺包物料衡算查看各自灰分设计上限。
灰熔点	FT < 1250°C		
黏温特性	3Pa.S-25Pa.S的温度范围大于60°C		
成浆性	煤浆浓度 > 55%, 粘度0.7Pa.S-1Pa.S, 流动性、稳定性良好	56.5%-60%	煤浆浓度过低, 偏离设计范围, 会造成气化炉产有效气不达标
煤灰成分碱酸比	0.5-0.8即 (Fe ₂ O ₃ +CaO+MgO+K ₂ O+Na ₂ O) /(SiO ₂ +AL ₂ O ₃ +TiO ₂)		注意Fe₂O₃含量高 , 煤灰渣会发生分层流动和膨胀, 形成大块渣, 灰渣流动性差。
煤灰成分硅铝比	2-2.5 即SiO ₂ /AL ₂ O ₃		



二、气化系统运行管理

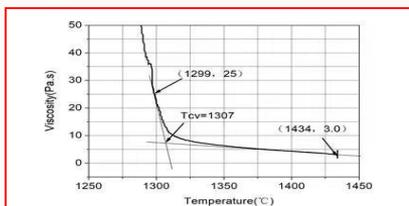
(一) 煤种选择与配比

小结：更换煤种配比和试烧是一个复杂、多变、充满风险的过程，因为单纯的数据指标并不能全面反映煤及灰渣在炉内的状态，还需要通过深入分析、实验观察灰渣气、液、固三相组成形态、在高温下的真实流动性、液相生成量随温度变化的关系以及灰渣在炉内的矿物转化行为，同时需要兼顾水煤浆添加剂、灰水处理药剂对煤种的适用性，铁和铝的氧化物在合成气管线中的结垢倾向。灰分含量不能超过装置的设计处理能力，成浆性能不得低于装置设计范围。煤种变化后，须要重新核算烧嘴尺寸、评估烧嘴负荷和气化炉负荷匹配关系，重新进行物料衡算，任何一项指标偏离，气化炉都难以稳定运行。



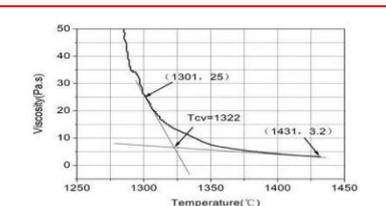
图八 816ZQM/20220826SMTE/8/2 煤灰灰渣黏温特性曲线

转龙湾：赛蒙特8:2



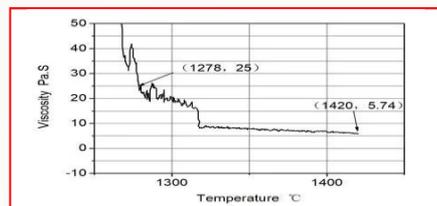
图九 20220816ZQM/20220816SKM/20220826SMTE/7/2/1/4 煤灰灰渣黏温特性曲线

转：石：赛 7: 2: 1



图十 816ZQM/20220816SKM/20220816JFM/20220816JHM 煤灰灰渣黏温特性曲线

转石金精金混赛31111



图五 20220816ZQM/20220816SKM/20220816JFM/20220816JHM/4/2/0.5/0.5 煤灰灰渣黏温特性曲线

转石金精金混 4 2 0.5 0.5



二、气化系统运行管理

(二) 煤浆浓度控制

转龙湾煤是荣信化工的主力煤种，转龙湾煤内水含量8%-10%，实验室极限制浆浓度58%，实际生产使用中浓度只能达到56%，且一级筛带浆严重，针对这一问题，配了适量金鸡滩煤，在一级筛设置喷雾冲洗装置，利用少量的水和大量工厂空气混合，对筛网进行强力喷射冲洗。目前3211煤种配比下，转龙湾煤和赛蒙特煤占比57.14%，荣信一期的煤浆浓度能达到59%，二期浓度达到60%。

针对二期煤浆中含有钢球碎屑问题，在低压煤浆泵入口设计安装强磁除铁过滤器，经过3个月运行实践，可去除煤浆中80%-90%钢球碎屑及其他铁丝杂物等。有效提升了煤浆质量。





三、主要设备维护及改进

1、磨煤机系统

一期棒磨机	
优势	煤浆粒度分布均匀，产生大颗粒少
小于200目	78%-80%
大于16目	0-0.7%
不足	单台处理量小，筒体易漏浆

二期球磨机	
优势	单台处理量大，制浆浓度比棒磨机高2个百分点
小于200目	73%-78%
大于16目	2-4.3%
不足	大于16目颗粒多，有碎钢球，钢球消耗较钢棒高

管控要点：磨棒和钢球根据磨机运行时长及煤种变化，动态调整添加周期和添加量，维持粒度分布稳定，同时达到设备最佳出力。

存在问题：球磨机碎钢球容易进入煤浆，影响煤浆质量，二期煤浆中粗颗粒多，大于16目占2%-4.3%。



三、主要设备维护及改进

2、煤浆給料泵

一期高压煤浆泵

设备型式	双杠双作用隔膜软管泵
设计流量	75m ³ /h
设计压力	100bar
配置数量	6台
生产商	德国菲鲁瓦泵业
不足	软管寿命6个月
优势	双球单向阀密封好，不垫缸，寿命长

二期高压煤浆泵

设备型式	双杠双作用隔膜泵
设计流量	137.5m ³ /h
设计压力	100bar
配置数量	6台
生产商	荷兰奇好泵业
不足	锥形单向阀容易磨损、容易垫缸
优势	隔膜寿命12-15个月



四、经验总结及优化

1. 生产组织原则

对标设计，科学生产。

2. 煤炭配比思路

配煤灰组分，兼顾配煤的成浆性能。在不突破煤安全指标下，综合考虑经济指标，达到最佳配煤方案。

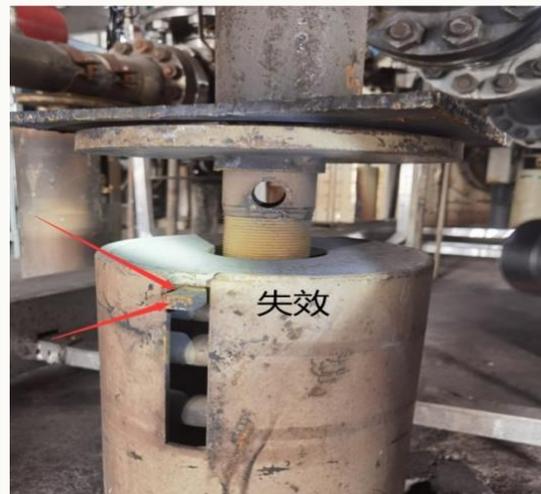
3. 气化炉本体热膨胀测量及烧嘴管线维护管理

分析二期烧嘴大法兰泄漏原因，通过计算、测量气化炉热膨胀量，依据膨胀量调整、修复管线弹簧支架，消除了烧嘴受到的额外分向力，从根本上消除泄漏风险。经验：重视工艺烧嘴管线的管理维护，结合气化炉热膨胀，实际测量记录膨胀量，观察弹簧支架工作情况，根据“冷态装烧嘴、热态装烧嘴”情况调整，弹簧支吊架，最终目的，烧嘴正常运行时候，不受外力影响。



四、经验总结及优化

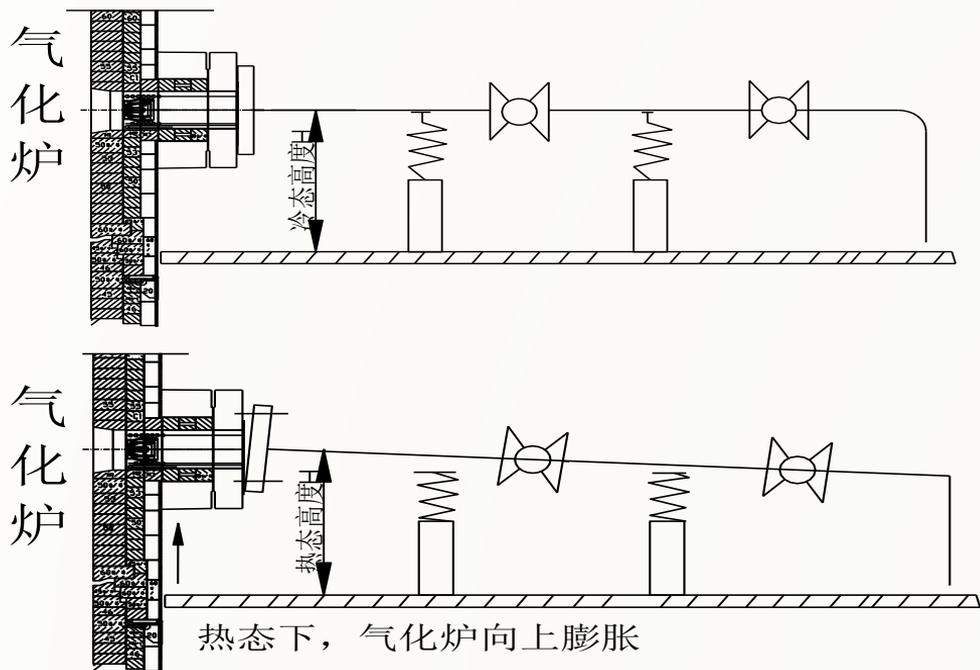
(1) 二期工艺烧嘴大法兰泄漏频繁，开始认定**安装质量不合格或热紧不到位**，后经反复试验，判断为多处**弹簧支架失效**造成。





四、经验总结及优化

(2) 二期气化炉冷态烘炉至 800°C ，烧嘴中心线向上膨胀 65mm ，开车后24小时，继续向上膨胀 20mm 。



工艺烧嘴管线弹簧支架在拆装烧嘴过程中部分损坏，部分被人为固定、个别固定销未拆除，导致弹簧支架失去作用。

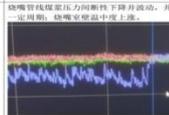
热态下，气化炉向上膨胀，管线及阀门重量压烧嘴上，烧嘴受到额外弯矩，导致法兰上开口泄漏。

调整弹簧支架：气化炉正常运行时，烧嘴不能额外受力，管线及阀门重量不得支撑于烧嘴上。

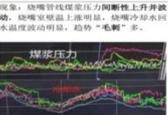


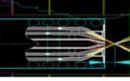
四、经验总结及优化

4. 烧嘴运行周期

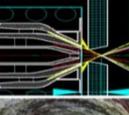
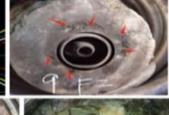
四喷嘴气化炉工艺烧嘴烧蚀原因分析及预防的控制措施汇编		
烧嘴照片	中控趋势	原因及控制措施
		<ol style="list-style-type: none"> 该图为 4000 吨 6.5MPa 气化炉运行 50 天烧嘴。 烧嘴室水压偏压上半部不规整，有 3 处氧蚀缺口，端面氧蚀较深。 氧蚀程度不规整较严重。 原因：高温火焰区域的高温水室盖端面附近，偶尔水垢堵塞造成氧气的局部外泄。
		<p>直接原因：高温火焰区域的高温水室盖端面附近，偶尔水垢堵塞造成氧气的局部外泄。</p> <p>预防措施：停炉时水冲氧室再开，可好转一段时期。</p> <p>控制措施： 1. 分析烧嘴磨蚀，分析磨蚀分布，调整煤浆浓度与煤浆和配气方向，可调整磨蚀；控制磨蚀的分布，煤浆浓度适当降低，减少煤浆中的粗颗粒在磨蚀管壁中分离沉积，目的提高烧嘴稳定性，可适当减少磨蚀剂提高粒度或磨蚀剂添加料减小粒度。</p>

四喷嘴气化炉工艺烧嘴烧蚀原因分析及预防的控制措施汇编		
烧嘴照片	中控趋势	原因及控制措施
		<ol style="list-style-type: none"> 该图为 3000 吨 6.5MPa 气化炉运行 60 天烧嘴。 烧嘴室水压偏压，烧嘴冷却水回水温度有波动。 氧蚀程度较深，氧蚀缺口，氧蚀较深。 原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。
		<p>直接原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>预防措施：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>控制措施： 1. 煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。 2. 若不具备条件，可同侧向气室中充氧，煤浆出口口。 3. 长压考虑，可设置双煤冲。</p>

四喷嘴气化炉工艺烧嘴烧蚀原因分析及预防的控制措施汇编		
烧嘴照片	中控趋势	原因及控制措施
		<ol style="list-style-type: none"> 该图为 4000 吨 6.5MPa 气化炉运行 40 天烧嘴。 烧嘴室水压不稳，有多处氧蚀缺口，端面外泄严重，氧蚀较深。 原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。
		<p>直接原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>预防措施：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>控制措施： 1. 煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。 2. 若不具备条件，可同侧向气室中充氧，煤浆出口口。 3. 长压考虑，可设置双煤冲。</p>

四喷嘴气化炉工艺烧嘴烧蚀原因分析及预防的控制措施汇编		
烧嘴照片	中控趋势	原因及控制措施
		<ol style="list-style-type: none"> 该图为 3000 吨 6.5MPa 气化炉运行 60 天烧嘴。 烧嘴室水压偏压，烧嘴冷却水回水温度有波动。 氧蚀程度较深，氧蚀缺口，氧蚀较深。 原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。
		<p>直接原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>预防措施：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>控制措施： 1. 煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。 2. 若不具备条件，可同侧向气室中充氧，煤浆出口口。 3. 长压考虑，可设置双煤冲。</p>

四喷嘴气化炉工艺烧嘴烧蚀原因分析及预防的控制措施汇编		
烧嘴照片	中控趋势	原因及控制措施
		<ol style="list-style-type: none"> 该图为 3000 吨 6.5MPa 气化炉运行 69 天烧嘴。 烧嘴室水压不稳，有多处氧蚀缺口，端面外泄严重，氧蚀较深。 原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。 原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。
		<p>直接原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>预防措施：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>控制措施： 1. 煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。 2. 若不具备条件，可同侧向气室中充氧，煤浆出口口。 3. 长压考虑，可设置双煤冲。</p>

四喷嘴气化炉工艺烧嘴烧蚀原因分析及预防的控制措施汇编		
烧嘴照片	中控趋势	原因及控制措施
		<ol style="list-style-type: none"> 该图为 3000 吨 6.5MPa 气化炉运行 69 天烧嘴。 烧嘴室水压不稳，有多处氧蚀缺口，端面外泄严重，氧蚀较深。 原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。 原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。
		<p>直接原因：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>预防措施：煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。</p> <p>控制措施： 1. 煤浆浓度波动，煤浆浓度波动。 2. 若不具备条件，可同侧向气室中充氧，煤浆出口口。 3. 长压考虑，可设置双煤冲。</p>

总结分析历年烧嘴损坏形式，对12种典型损坏形式深入剖析，得出**烧嘴室挂渣**对烧嘴运行风险最大，极易造成回火烧穿，其次是煤浆压力低，最末是氧气流速过低。形成烧嘴损坏原因分析汇编，提升烧嘴管控水平。



四、经验总结及优化

4. 烧嘴运行周期

一期烧嘴，运行86天后下线，状态良好；二期烧嘴运行68天下线，状态良。





四、经验总结及优化

5、优化开车操作，降低气化炉“冲顶风险”

过去操作方式，气化炉投料升压至0.8 MPa，黑水切换，组织检修人员对烧嘴进行热紧，热紧一般需要40-50分钟。

现在执行程序，取消热紧，气化炉烧嘴安装完成后，技术员组织熟练工排查复紧一遍。气化炉投料后按照升压速率直接进行，改变程序后8个月未发生过法兰泄漏。

要求：气化炉投料后，在不超升压速率的条件下，要求快速升到**3.0 MPa**，中间不得长时间停留，目的是保护拱顶耐火砖及烧嘴，防止发生“冲顶”现象。1 MPa压力下，烧嘴氧气流速高达**525 m/s**。

工艺烧嘴氧气流速计算

项目	公式	$\cos 40^\circ = 0.766$	气化炉压力 MPa	氧气温 度 $^\circ\text{C}$	中心氧 比例	氧气流量 Nm^3/h	外环氧 流速 m/s	中心氧 流速 m/s
一期烧嘴	外环环隙流道截面积 $\pi l(R+r)$	$\pi s1(D-s1 \cdot \cos 40^\circ)$	1	15	25	7500	314.79	525.86
一期烧嘴	外环环隙流道截面积 $\pi l(R+r)$	$\pi s1(D-s1 \cdot \cos 40^\circ)$	2	15	25	7500	164.89	275.45
一期烧嘴	外环环隙流道截面积 $\pi l(R+r)$	$\pi s1(D-s1 \cdot \cos 40^\circ)$	2.5	15	20	8000	151.53	189.85
一期烧嘴	外环环隙流道截面积 $\pi l(R+r)$	$\pi s1(D-s1 \cdot \cos 40^\circ)$	3	15	20	8000	127.09	159.23
二期烧嘴	外环环隙流道截面积 $\pi l(R+r)$	$\pi s1(D-s1 \cdot \cos 40^\circ)$	1	15	25	12000	376.54	558.61
二期烧嘴	外环环隙流道截面积 $\pi l(R+r)$	$\pi s1(D-s1 \cdot \cos 40^\circ)$	2	15	25	12000	197.23	292.60
二期烧嘴	外环环隙流道截面积 $\pi l(R+r)$	$\pi s1(D-s1 \cdot \cos 40^\circ)$	2.5	15	20	13000	184.08	204.82
二期烧嘴	外环环隙流道截面积 $\pi l(R+r)$	$\pi s1(D-s1 \cdot \cos 40^\circ)$	3	15	20	13000	154.39	171.79



五、存在的问题及改进措施

1、有毒有害气体泄漏治理进一步提升

气化炉排渣后，捞渣机周围存在有CO报警。二期捞渣机针对排渣残留CO报警，安装了通风机及分液罐，将捞渣机中蒸汽及少量CO抽出，通过分液罐，将水蒸气冷凝分离，回流至捞渣机，不凝气高空外排。

2.磨机大颗粒回收优化

目前大颗粒送至备煤车间，进入给煤机，从皮带输送回气化，但大颗粒有水有浆，路途运输污染道路，且对皮带有一定影响，冬季道路结冰，维护工作量大。目前针对一期棒磨机大颗粒回收，已对大颗粒车进行改造，车内设置不锈钢筛片，通过长开溜槽冲洗水，将大颗粒进行洗涤，洗涤水及稀煤浆通过软管排入地沟，启用地沟螺杆泵，将地沟稀煤浆泵送回磨机，可最大限度减少颗粒带浆，将残留煤浆直接回收。

3.三年不大修技术攻关

实现气化装置三年不大修的瓶颈在于灰水处理系统，灰水系统是气化公用系统，每年大修都需要对灰水系统管线、设备彻底的清洗除垢。为实现三年不大修，公司积极调研能改善水质的灰水除硬项目，目前行业内用的基本有三类除硬技术，分别是化学沉降除硬、电除硬以及加药除硬，三种技术各有利弊，目前气化灰水除硬已列入明年技改项目。



六、下一步工作方向

（一）提升装置安全性能和安全管控水平

- 1.硬件提升：高清监控视频、红外成像在线监测。
- 2.对标设计，科学生产。
- 3.防泄漏治理：通过流速控制减少液相管线磨损，通过定扭矩预紧技术减少法兰泄漏。

（二）经济运行，提升市场竞争力

- 1.掌握配煤技术，对水煤浆气化而言，谁熟练掌握配煤技术，做到安全配煤、经济配煤，谁就有市场竞争力。
- 2.提高气化炉转化率：四喷嘴气化炉最大的优势就是碳转化率高，要发挥好这个优势，从控制煤浆浓度、粘度、粒度和烧嘴氧气流速上下功夫，达到烧嘴最佳雾化状态，从而降低比煤耗，经济运行。
- 3.系统长周期攻关，解决灰水系统长周期运行，提高装置有效运行时间。



山东能源集团
SHANDONG ENERGY GROUP

请各位领导批评指正

内蒙古荣信化工有限公司

2022-9-21