

UDC

中华人民共和国国家标准



P

GB 51208 – 2016

# 人工制气厂站设计规范

Code of design on plant of producing man-made town gas

高清完整版 | 海量资源库

最新标准全网首发群：141160466

2016 – 10 – 25 发布

2017 – 07 – 01 实施

中华人民共和国住房和城乡建设部  
中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局

联合发布

中华人民共和国国家标准  
人工制气厂站设计规范  
GB 51208-2016



中国计划出版社出版发行  
网址: [www.jhpress.com](http://www.jhpress.com)

地址: 北京市西城区木樨地北里甲 11 号国宏大厦 C 座 3 层

邮政编码: 100038 电话: (010) 63906433 (发行部)

三河富华印刷包装有限公司印刷

---

850mm×1168mm 1/32 5.25 印张 132 千字

2017 年 6 月第 1 版 2017 年 6 月第 1 次印刷



统一书号: 155182·0098

定价: 32.00 元

版权所有 侵权必究

侵权举报电话: (010) 63906404

如有印装质量问题, 请寄本社出版部调换

高清完整版 | 海量资源库

最新标准全网首发群：141160466

# 中华人民共和国住房和城乡建设部公告

第 1342 号

## 住房城乡建设部关于发布国家标准 《人工制气厂站设计规范》的公告

现批准《人工制气厂站设计规范》为国家标准，编号为 GB 51208—2016，自 2017 年 7 月 1 日起实施。其中，第 5.2.14、5.2.15、5.2.16、5.2.17、5.2.18、5.2.19、6.1.5、7.5.4 条为强制性条文，必须严格执行。国家标准《城镇燃气设计规范》GB 50028—2016 第 4、5 章内容同时废止。

本规范由我部标准定额研究所组织中国计划出版社出版发行。

中华人民共和国住房和城乡建设部

2016 年 10 月 25 日

# 前 言

本规范是根据住房和城乡建设部《关于印发〈2010年工程建设标准规范制订、修订计划〉的通知》(建标〔2010〕43号)要求,由中冶焦耐工程技术有限公司会同有关单位共同编制而成的。

在编制过程中,规范编制组经广泛调查研究,认真总结实践经验,参考有关国际标准,并在广泛征求意见的基础上,最后经审查定稿。

本规范共分10章3个附录,主要内容包括:总则、术语、燃气设计产量和质量、煤的干馏制气、煤的气化制气、油(气)低压循环催化改质制气、净化和调质、厂址选择和厂区布置、节能与环保和辅助设施等。

本规范中以黑体字标志的条文为强制性条文,必须严格执行。

本规范由住房和城乡建设部负责管理和对强制性条文的解释,由中国冶金建设协会负责日常管理,由中冶焦耐工程技术有限公司负责具体技术内容的解释。执行过程中如有意见或建议,请寄送中冶焦耐工程技术有限公司(地址:辽宁省大连市高新技术产业园区七贤岭高能街128号,邮政编码:116085)。

本规范主编单位、参编单位、参加单位、主要起草人及主要审查人:

**主 编 单 位:**中冶焦耐工程技术有限公司

**参 编 单 位:**中国市政工程华北设计研究总院

赛鼎工程有限公司

香港中华煤气有限公司

上海燃气集团有限公司

广州燃气集团有限公司

大连燃气集团有限公司

参加单位:大连华锐重工集团股份有限公司

沈阳透平机械股份有限公司

太原重工股份有限公司

江苏神通阀门股份有限公司

宁波科新化工工程技术有限公司

成都天蓝化工科技有限公司

主要起草人:陈惠民 于义林 蔡承祐 王昌遒 张元荣

马洪敬 杨伟 苏维成 崔玉梅 叶毅邦

王明登 郭国杰 白玮 杜连喜 袁朝辉

马广泉 杨秀玉 刘文燕 曾秀芬 陈瑜

王满 冯成喜

主要审查人:郭启蛟 李颜强 杨铁荣 杨在建 朱大钧

陶益新 张秋民 马希博 董跃 陈化新

丁培明 王金生

# 目 次

1	总 则 .....	( 1 )
2	术 语 .....	( 2 )
3	燃气设计产量和质量 .....	( 4 )
4	煤的干馏制气 .....	( 5 )
4.1	一般规定 .....	( 5 )
4.2	焦炉制气 .....	( 5 )
4.3	直立炉制气 .....	( 15 )
5	煤的气化制气 .....	( 21 )
5.1	一般规定 .....	( 21 )
5.2	压力气化制气 .....	( 21 )
5.3	常压气化制气 .....	( 24 )
6	油(气)低压循环催化改质制气 .....	( 28 )
6.1	一般规定 .....	( 28 )
6.2	轻油低压循环催化改质制气 .....	( 28 )
6.3	液化石油气低压循环催化改质制气 .....	( 30 )
6.4	天然气低压循环催化改质制气 .....	( 31 )
7	净化和调质 .....	( 33 )
7.1	一般规定 .....	( 33 )
7.2	干馏煤气净化 .....	( 33 )
7.3	压力气化煤气净化 .....	( 39 )
7.4	常压气化煤气净化 .....	( 41 )
7.5	一氧化碳变换 .....	( 41 )
7.6	煤气脱水 .....	( 43 )
8	厂址选择和厂区布置 .....	( 44 )

8.1	一般规定	(44)
8.2	厂址选择	(46)
8.3	煤的干馏制气厂区布置	(47)
8.4	煤的压力气化制气厂区布置	(47)
8.5	煤的常压气化制气厂区布置	(48)
8.6	油(气)低压循环催化改质制气厂区布置	(49)
9	节能与环保	(50)
9.1	一般规定	(50)
9.2	节能	(50)
9.3	环保	(51)
10	辅助设施	(53)
10.1	电气与仪表自动化	(53)
10.2	给排水与消防	(58)
10.3	通风除尘	(60)
附录 A	煤的干馏制气(含净化装置)室内爆炸 危险环境区域划分	(63)
附录 B	煤的气化制气(含净化装置)室内爆炸 危险环境区域划分	(64)
附录 C	碎煤加压气化典型指标	(65)
	本规范用词说明	(67)
	引用标准名录	(68)
	附:条文说明	(71)

# Contents

1	General provisions .....	( 1 )
2	Terms .....	( 2 )
3	Designed output and quality of fuel gas .....	( 4 )
4	Carbonization and gas making of coal .....	( 5 )
4.1	General requirements .....	( 5 )
4.2	Gas making by coke oven battery .....	( 5 )
4.3	Gas making by vertical retort .....	( 15 )
5	Gas making by coal gasification .....	( 21 )
5.1	General requirements .....	( 21 )
5.2	Gas making by coal gasification under pressure .....	( 21 )
5.3	Gas making by coal gasification under atmospheric pressure .....	( 24 )
6	Preparation gas by low pressure circulating catalyzing reformation from oil (gas) .....	( 28 )
6.1	General requirements .....	( 28 )
6.2	Gas making by low pressure cyclic catalyst reforming from light oil .....	( 28 )
6.3	Gas making by low pressure cyclic catalyst reforming from LPG .....	( 30 )
6.4	Gas making by low pressure cyclic catalyst reforming from natural gas .....	( 31 )
7	Purification and reformation .....	( 33 )
7.1	General requirements .....	( 33 )
7.2	Purification of carbonized gas .....	( 33 )



7.3	Purification of gasification gas under pressure .....	( 39 )
7.4	Purification of gasification gas under atmospheric pressure .....	( 41 )
7.5	CO shift .....	( 41 )
7.6	Gas dehydration .....	( 43 )
8	Selection of location and plant arrangement .....	( 44 )
8.1	General requirements .....	( 44 )
8.2	Selection of location .....	( 46 )
8.3	Plant arrangement of coal carbonization .....	( 47 )
8.4	Plant arrangement of coal gasification under pressure .....	( 47 )
8.5	Plant arrangement of coal gasification under atmospheric pressure .....	( 48 )
8.6	Plant arrangement of low pressure cyclic catalyst reforming from oil (gas) .....	( 49 )
9	Energy saving and environment protection .....	( 50 )
9.1	General requirements .....	( 50 )
9.2	Energy saving .....	( 50 )
9.3	Environment protection .....	( 51 )
10	Utilities .....	( 53 )
10.1	Electric, instrument and automation .....	( 53 )
10.2	Water supply and fire fighting .....	( 58 )
10.3	Ventilation and de-dusting .....	( 60 )
Appendix A	Classification of indoor explosive area of coal carbonization unit (including gas purification facilities) .....	( 63 )
Appendix B	Classification of indoor explosive area of coal gasification unit (including gas purification facilities) .....	( 64 )
Appendix C	Typical indexes for coarse coal	

pressurizing gasification .....	( 65 )
Explanation of wording in this code .....	( 67 )
List of quoted standards .....	( 68 )
Addition: Explanation of provisions .....	( 71 )

# 1 总 则

**1.0.1** 为了规范人工制气厂站设计,保证工程设计质量、安全和环保,综合利用资源和节能减排,制定本规范。

**1.0.2** 本规范适用于向城市、乡镇和居民点供给居民生活、商业、工业企业生产等各类用户作燃料用的新建、改建人工制气厂站工程设计。

**1.0.3** 人工制气厂站工程设计,除应符合本规范外,尚应符合国家现行有关标准的规定。

高清完整版 | 海量资源库

最新标准全网首发群：141160466

## 2 术 语

### 2.0.1 葛金指数 Gray-king index

表示煤的结焦性的一项指标。

### 2.0.2 煤的化学反应性 chemical reactivity of coal

表示在一定温度下煤与二氧化碳相互作用,将二氧化碳还原成一氧化碳的反应能力的指标,是我国评价气化用煤的质量指标之一。

### 2.0.3 煤的热稳定性 thermal stability of coal

指煤块在燃烧或气化高温作用下保持原来粒度的性质的指标,是我国评价块煤质量指标之一。

### 2.0.4 变换 shift

指一氧化碳与水蒸气在催化剂的作用下发生如下反应:



### 2.0.5 湿式氧化法脱硫 wet oxidation desulphurization process

以含氨或含碳酸钠的水溶液吸收煤气中的硫化氢,然后在催化剂的作用下用空气对脱硫液进行氧化再生的方法。

### 2.0.6 氨水法脱硫 ammonia liquor desulphurization process

采用含氨水溶液脱除煤气中硫化氢的方法,也称氨硫联合洗涤法脱硫。

### 2.0.7 真空碳酸盐法脱硫 vacuum carbonate desulphurization process

采用含碳酸钠或碳酸钾水溶液脱除煤气中硫化氢,并在真空状态下对脱硫液进行解吸的方法。

### 2.0.8 循环催化改质 cyclic catalyst reforming

用轻油、液化石油气或天然气为原料,以加热、改质为主要生产过程的循环操作方式,在催化剂的作用下生产改质气的生产工艺。

**2.0.9 煤气水** gas liquor

指来自压力气化工工艺的冷凝水和洗涤水,煤气水中含大量的溶解气、悬浮物、焦油、脂肪酸、酚、氨等。

**2.0.10 下喷式焦炉** underjet coke oven

加热用煤气或空气由炉体下部垂直进入炉内的焦炉。

**2.0.11 侧喷式焦炉** gun flue type coke oven

加热用富煤气由焦炉机、焦两侧的水平砖煤气道引入炉内的焦炉。

### 3 燃气设计产量和质量

3.0.1 人工制气厂站的燃气设计产量,宜根据城镇燃气输配系统计算的月的最大日用气量确定。

3.0.2 燃气设计产量应由基本气量和调峰气量组成,并应符合下列规定:

1 基本气量应按厂站选定的主气源炉型制气能力确定。

2 调峰气量可在下列措施中选择,经综合比较后确定:

1)在选定主气源炉型时,留有一定余量的制气能力;

2)增设备用、辅助和掺混的气源装置;

3)建立替代厂站内自用燃气的能源设施。

3 调峰气量应与外部调峰能力相配合,并应根据燃气输配要求确定。

3.0.3 燃气质量指标应符合现行国家标准《人工煤气》GB/T 13612 的有关规定。制取代用天然气时,其质量指标应符合现行国家标准《天然气》GB 17820 的有关规定。

3.0.4 供气调峰时,出厂站的燃气发热量和组分的波动范围应符合现行国家标准《城镇燃气分类和基本特性》GB/T 13611 的有关规定。

3.0.5 人工煤气加臭剂的最小量应根据下列条件计算后确定:

1 燃气中臭味物种类、特性和含量;

2 燃气中一氧化碳含量;

3 燃气爆炸极限的下限值。

3.0.6 人工煤气加臭剂的选择和加臭装置的设计宜按现行行业标准《城镇燃气加臭技术规程》CJJ/T 148 的有关规定执行。

## 4 煤的干馏制气

### 4.1 一般规定

- 4.1.1 本章适用于焦炉和直立炉制气厂站的工程设计。
- 4.1.2 焦炉和直立炉制气厂站设计,应按本规范的要求落实原料及燃料的数量、质量和供应条件。
- 4.1.3 干馏制气工艺、炉型和孔数(门数)的选择,应根据供气规模、建设条件、煤炭资源和品种、产品的市场需求、技术装备水平等因素,经综合比较后确定。
- 4.1.4 煤干馏制气室内爆炸危险环境区域划分应符合本规范附录 A 的规定。

高清完整版 | 海量资源库

### 最新标准 4.2 焦炉制气 160466

- 4.2.1 备煤工艺流程应根据配煤试验报告的煤质确定,宜采用硬度高的煤预粉碎、配煤后分组粉碎工艺流程。
- 4.2.2 进厂煤车应设置计量装置,输煤系统带式输送机上宜设置计量装置。
- 4.2.3 严寒地区煤气厂应设置来煤车辆解冻装置。
- 4.2.4 备煤系统输送设备应设联锁集中控制。
- 4.2.5 备煤系统宜采用三班制操作,系统日最大作业时间宜小于 18h。
- 4.2.6 焦炉制气厂应设置入厂煤在线采制样装置。
- 4.2.7 受煤设备、台数及能力应满足在规定的时间内,将同时进厂车辆全部卸完的要求。根据来煤方式不同,受煤设备应符合下列规定:

- 1 年用煤量大于 130 万 t 的制气厂,宜采用翻车机自动作业

线,并宜在空车线上设置备用机械卸车装置;小于 130 万 t 的制气厂,宜采用机械卸车受煤坑;

2 自卸汽车宜采用自卸车受煤坑,非自卸车应采用机械卸车受煤坑;

3 采用自卸汽车受煤的,受煤坑的卸煤侧应加设钢筋混凝土挡墙。

#### 4.2.8 煤场设计应符合下列规定:

1 煤场操作储量应根据来煤方式确定,铁路来煤宜按焦炉 15d~20d 用煤量,汽车来煤宜按 7d~15d 用煤量,煤场操作容量系数宜取 0.7;

2 露天煤场宜设洒水抑尘设备;

3 煤场宜采用混凝土预制块地坪或下部碎石、上部煤矸石压实地坪,两侧应设排水沟;

4 煤场堆取煤作业宜采用斗轮堆取料机,其堆煤能力应为卸车能力的 1.2 倍;

5 煤场应配备辅助作业设备,并应在附近设辅助作业设备检修设施;

6 寒冷地区,煤场至配煤装置的输送线上应设置破冻块装置。

#### 4.2.9 室内煤库储煤宜采用储配合一形式。

#### 4.2.10 配煤室设计应符合下列规定:

1 配煤槽总容量宜按焦炉日用煤量计算;

2 配煤槽数量应根据采用的煤种数量及单种配比确定,一种煤至少一个槽,总数中宜设置 1 个或 2 个备用槽;

3 配煤槽的槽体应采用双曲线斗嘴,斗嘴宜设置风力振煤装置;

4 配煤室应采用自动配煤装置。

#### 4.2.11 粉碎机室设计应符合下列规定:

1 粉碎机应采用独立基础;



2 粉碎机应采用减振、隔音以及控制噪声等措施；

3 粉碎机前带式输送机宜与粉碎机轴中心线垂直布置，输送机头部应设置除铁器；

4 粉碎机入口宜设均匀布料装置。

4.2.12 进配煤室带式输送机和粉碎机后的带式输送机上应设取样点。

4.2.13 装炉煤的质量要求宜符合表 4.2.13 的规定。

表 4.2.13 装炉煤的质量要求

序号	项 目	符号	指 标	
			顶装焦炉	捣固焦炉
1	水分(%)	$M_t$	$\leq 11$	9~11
2	细度(<3mm)(%)	—	76~82	$\geq 90$
3	灰分(%)	$A_d$	$\leq 11.1$	$\leq 10.5$
4	硫分(%)	$S_{t,d}$	$< 1.14$	$< 1.08$
5	挥发分(%)	$V_{daf}$	26~31	28~36
6	黏结指数	$G$	58~82	55~72
7	胶质层指数(mm)	$Y$	14~22	12~15
8	焦块最终收缩度 (mm)	$X$	28~33	28~33

注：当焦炉炼制气焦时，配合煤灰分(干基)可小于 16%。

4.2.14 焦炉加热用煤气的低发热值、质量指标及压力指标应符合现行国家标准《炼焦工艺设计规范》GB 50432 的有关规定，其中加热煤气中硫的含量应确保焦炉烟囱排放废气中二氧化硫含量符合国家现行标准《炼焦化学工业污染物排放标准》GB 16171 的有关规定。

4.2.15 焦炉制气主要产品的产率应按实际生产数据或配煤炼焦试验结果确定。无配煤炼焦实验结果的，可按表 4.2.15 选用。

表 4.2.15 焦炉制气主要产品的产率

序号	配合煤挥发分		全焦产率 (%)	煤气产率 (m <sup>3</sup> ·t <sup>-1</sup> ) 干煤	焦油产率 (%)	粗苯产率 (%)
	V <sub>daf</sub> (%)	V <sub>d</sub> (%)				
1	25.56	23	79	290	3.00	0.85
2	26.67	24	78	300	3.30	0.90
3	27.78	25	77	310	3.50	0.90
4	28.89	26	76	320	3.70	1.00
5	30.00	27	75	330	4.00	1.00
6	31.11	28	74	340	4.20	1.00
7	32.22	29	73	350	4.45	1.05
8	33.33	30	72	360	4.70	1.10
9	34.44	31	71	370	4.90	1.10
10	35.56	32	70	380	5.10	1.10

4.2.16 计算焦炉制气设计能力的主要指标宜符合表 4.2.16 的规定。

表 4.2.16 计算焦炉制气设计能力的主要指标

序号	项目名称		指标	
1	年工作日(d)		365	
2	焦炉 周转 时间 (h)	顶装焦炉	炭化室平均宽度 564mm	24.0~24.5
			炭化室平均宽度 542mm	23.5~24.0
			炭化室平均宽度 500mm	21.0~22.0
			炭化室平均宽度 450mm	18.0~19.0
	捣固焦炉	炭化室平均宽度 574(或 554)mm,煤饼宽度 500mm	25.5~26.0	
		炭化室平均宽度 540(或 530)mm,煤饼宽度 470mm	24.5~25.0	
炭化室平均宽度 500mm,煤饼宽度 450mm		22.5~23.0		

续表 4.2.16

序号	项目名称	指标
3	焦炉紧张操作系数	$\leq 1.07$
4	装炉煤散密度(以干煤计,顶装焦炉)( $t \cdot m^{-3}$ )	0.73~0.76
	煤饼密度(以干煤计,捣固焦炉)( $t \cdot m^{-3}$ )	1.00~1.05
5	炉组检修时间( $h \cdot d^{-1}$ )	2~3

4.2.17 顶装焦炉制气的热工指标应符合现行国家标准《炼焦工艺设计规范》GB 50432 的有关规定;捣固焦炉制气的热工指标应符合表 4.2.17 的规定。

表 4.2.17 捣固焦炉制气的热工指标(kJ/kg)

序号	项目名称		指标		
			湿煤耗热量	相当干煤耗热量	
1	按设计周转时间,含水分7%的每公斤捣固煤料的炼焦耗热量	计算生产消耗定额用	焦炉煤气加热	2430	2613
			混合煤气加热	2760	2968
		计算焦炉加热系统用	焦炉煤气加热	2650	2850
			混合煤气加热	2980	3204
2	煤料水分以7%为基准,每增减1%水分时,相应的耗热量增减量	焦炉煤气加热	29	58	
		贫煤气加热	33	67	

4.2.18 焦炉工艺布置应符合现行国家标准《炼焦工艺设计规范》GB 50432 的有关规定,并应根据选定的炼焦工艺、焦炉炉型、炉孔组成、焦炉机械及维修设施的配置等综合确定。

4.2.19 焦炉制气宜采用捣固炼焦工艺,并宜采用炭化室高6m及以上的大容积捣固焦炉。

4.2.20 焦炉制气宜采用双联火道、废气循环、焦炉煤气下喷、蓄热室分格、贫煤气和空气分段供入的复热式下调焦炉。焦炉炉体的设计应符合现行国家标准《炼焦工艺设计规范》GB 50432 的有

关规定。

#### 4.2.21 焦炉集气系统的设计应符合下列规定：

1 焦炉桥管、水封阀的结构与配置以及集气管的压力制度，应能满足焦炉荒煤气冷却和装煤烟尘治理的要求；

2 顶装焦炉的集气系统宜布置在机侧，捣固焦炉的集气系统应布置在焦侧；

3 集气管应设置荒煤气放散管，放散管的排出口应设置自动点火装置；

4 集气管应设置压力自动调节装置，且应将集气管压力信号传输给煤气鼓风机控制系统；

5 采用多吸气管时，集气管应分段设置，且相邻两段集气管间宜设置连通管；

6 采用烟气转换车的装煤烟尘治理方案时，捣固焦炉导烟孔盖与座应采用水封结构；

7 上升管水封盖、水封阀的开闭及高低压氨水三通球阀的切换，宜由焦炉机械液压执行机构或气动执行机构操作；

8 应设置冷却荒煤气的低压氨水系统和治理装煤烟尘的高压氨水系统，且低压氨水系统应设置氨水停止供应时使用的事后用水补充系统；

9 桥管上设置的氨水喷嘴宜采用能实现实心锥体喷洒的结构；

10 低压氨水在炉顶主管末端的压力不应低于 0.15MPa，高压氨水在顶装焦炉炉顶的压力应为 1.8 MPa~2.8MPa，高压氨水在捣固焦炉炉顶的压力应为 2.8MPa~3.6MPa。

#### 4.2.22 焦炉加热交换系统的设计应符合下列规定：

1 加热煤气入炉总管宜采用架空方式引入；

2 加热煤气管道的组成应根据焦炉加热用煤气种类、煤气热值、炉体结构以及焦炉加热对煤气热值的要求等确定；煤气掺混装置宜设置在焦炉外线管廊，煤气预热器应设置在炉间台；

- 3 焦炉煤气加热宜采用下喷式,贫煤气加热宜采用侧入式;
- 4 加热煤气管道宜设置低压自动充氮保护装置;
- 5 地下室焦炉煤气管道末端应设置放散水封阀和爆破片,贫煤气管道末端应设置放散泄爆阀;
- 6 加热煤气管道应设置蒸汽或氮气吹扫设施;
- 7 地下室加热煤气主管交换旋塞宜设置集中润滑系统;
- 8 贫煤气可采用交换旋塞或废气开闭器中的煤气砣交换;
- 9 需要频繁进行加热煤气种类切换的焦炉,宜设置具有远程切换加热煤气种类功能的液压交换机和交换传动装置。

#### 4.2.23 护炉设备的设计应符合下列规定:

- 1 捣固焦炉护炉设备施加给砌体的保护力,应考虑装煤操作煤饼前端局部掉角或倒塌对护炉设备施加的附加力的影响;
- 2 焦炉炉柱施加给保护板的力应为弹性力;
- 3 纵、横拉条端部弹簧的调节宜采用可测力的液压装置;
- 4 焦炉炉门应采用弹簧门栓、弹性刀边、腹板可调、悬挂式空冷结构。

#### 4.2.24 煤塔的设计应符合下列规定:

- 1 采用顶装焦炉制气时,一个炉组的两座焦炉之间应设置一座煤塔;煤塔的有效贮量应满足两座焦炉连续生产 8h~16h 的用量;
- 2 采用固定捣固站式捣固焦炉制气时,煤塔应布置在炉组中部机侧推焦机轨道上方;采用捣固装煤推焦机时,宜在焦炉机侧设置两条互为备用的带式输送机向捣固装煤推焦机上设置的煤斗给煤;
- 3 煤塔下部斗槽应采用双曲线结构,并应设置压缩空气振煤装置;
- 4 煤塔下缘的高度应保证煤塔两侧工作的焦炉机械能安全通过;
- 5 煤塔内炉顶以下各层房间应优化布置,并应满足生产操作

和集中控制的需要。

#### 4.2.25 熄焦系统的设计应符合下列规定：

- 1 焦炉熄焦宜采用干熄焦为主、湿熄焦备用的方式；
- 2 干熄焦设计应符合现行国家标准《炼焦工艺设计规范》GB 50432的规定；
- 3 熄焦塔中部应设置水雾捕集装置，且水雾捕集系统应在熄焦车进入熄焦塔前提前启动；
- 4 熄焦塔顶的粉尘捕集装置应设置焦粉清洗系统；
- 5 熄焦水应循环使用，熄焦补充水可按  $0.4\text{m}^3/\text{t}$  干煤计算；
- 6 采用高位槽熄焦时，应在熄焦水泵出口设置消声缓闭止回阀或采用变频调速控制熄焦水泵；
- 7 采用低水分熄焦或稳定熄焦时，应在熄焦塔内熄焦车的上方设置挡焦罩。

#### 4.2.26 焦炉机械的装备水平及配置数量应符合下列规定：

- 1 炭化室高 6m 及以上的大容积捣固焦炉宜配置集受煤、捣固、装煤和推焦等功能于一体的捣固装煤推焦机；
- 2 捣固焦炉炉顶应配置 U 形管式烟气转换车或燃烧式导烟车；
- 3 拦焦机的车体不宜采用两条走行轨道均作用在焦侧操作台上的结构形式；
- 4 焦炉的机焦侧炉门上方、炉门清扫装置上方及顶装焦炉的平煤小炉门，应设置逸散烟尘收集装置；
- 5 推焦机及拦焦机应设置炉门清扫装置，并宜采用机械清扫与高压水清扫相结合的方式；
- 6 拦焦机宜采用可在焦侧操作台边缘设置栏杆的翻转接斗式头尾焦收集装置；
- 7 捣固焦炉的装煤机构应设置机侧炉门装煤烟尘密封装置；
- 8 煤料捣固系统应采用自动连续给料、多锤快打、薄层自动捣固技术；

9 寒冷地区捣固煤饼的煤箱应设保温装置；

10 设置在固定煤塔式捣固站内的捣固机应与装煤推焦机或(捣固)装煤车、摇动给料器等设置联锁；

11 焦炉机械中各移动车辆的配置数量,应满足炉组的生产操作和检修的要求。顶装焦炉炉组的焦炉机械配备宜符合表4.2.26-1的规定,捣固焦炉炉组的焦炉机械配备宜符合表4.2.26-2的规定。

表 4.2.26-1 顶装焦炉炉组的焦炉机械配备(台)

焦炉机械 名称及配备		6.98m 4×65~ 4×55		6.98m 2×65~ 2×55		6.0m 4×50~ 4×55		6.0m 2×50~ 2×55	
		操作	备用	操作	备用	操作	备用	操作	备用
装煤车		2	1	1	1	2	1	1	1
推焦机		2	1	1	1	2	1	1	1
拦焦机		2	2	1	1	2	2	1	1
熄焦车	湿法熄焦	2	1	1	1	2	1	1	1
	干熄焦为主,湿法熄焦备用	0	1	0	1	0	1	0	1
电机车		2	1	1	1	2	1	1	1
液压交换机		4	0	2	0	4	0	2	0
炉门服务车		8	0	4	0	—	—	—	—

表 4.2.26-2 捣固焦炉炉组的焦炉机械配备(台)

焦炉机械 名称及配备		6.25m 4×52~ 4×56		6.25m 2×52~ 2×56		5.5m 4×60~ 4×65		5.5m 2×60~ 2×65		5.5m 2×50~ 2×55	
		操作	备用	操作	备用	操作	备用	操作	备用	操作	备用
U形管式烟气转换车或 燃烧式导烟车		2	1	1	1	4	0	2	0	1	1

续表 4.2.26-2

焦炉机械 名称及配备		6.25m 4×52~ 4×56		6.25m 2×52~ 2×56		5.5m 4×60~ 4×65		5.5m 2×60~ 2×65		5.5m 2×50~ 2×55	
		操作	备用	操作	备用	操作	备用	操作	备用	操作	备用
捣固装煤推焦机		2	1	1	1	—	—	—	—	—	—
装煤推焦机		4	0	2	0	—	—	—	—	2	0
装煤车		4	0	2	0	4	0	2	0	—	—
推焦机		4	0	2	0	4	0	2	0	—	—
拦焦机		2	2	1	1	4	0	2	0	1	1
电机车		2	1	1	1	2	1	1	1	1	1
熄焦车	湿法熄焦	2	1	1	1	2	1	1	1	1	1
	干熄焦为主, 湿法熄焦备用	0	2	0	1	0	2	0	1	0	1
液压交换机		4	0	2	0	4	0	2	0	2	0
煤饼捣固机		4	0	2	0	4	0	2	0	2	0

注:1 焦炉配备捣固装煤推焦机时,不需再配置煤饼捣固机、装煤车、推焦机或装煤推焦机。

2 焦炉配备装煤推焦机时,不需再配置装煤车及推焦机。

3 炭化室高 5.5m 捣固焦炉为宽炭化室捣固焦炉,其炭化室平均宽度为 554mm。

4 煤饼捣固机的单位为套。

5 表中 4 座焦炉的机械配置是指 4 座焦炉布置在同一中心线上、通过大间台连在一起,且焦炉机械走行轨道连通的情况下的配置。

**4.2.27** 捣固焦炉应配置煤饼掉角或倒塌时快速处理事故余煤的系统。

**4.2.28** 两座焦炉宜配置一座焦台,焦台设计应符合下列规定:

1 焦台水平倾角不应小于  $28^\circ$ ,斜面宽度宜为焦炉炭化室高度的 2 倍;



- 2 焦台长度宜保证焦炭在焦台凉焦时间不少于 30min;
- 3 焦台应采用机械化放焦;
- 4 焦台应设补充熄焦水管。

#### 4.2.29 筛焦楼、储焦槽设计应符合下列规定:

- 1 筛焦楼筛分设备应根据系统能力及焦炭分级情况选择;
- 2 焦炭分级应根据用户要求确定,用户无明确要求时宜按下述分级:

1) 高炉焦宜分为大于 25mm、25mm~10mm、10mm~0mm,共 3 级;

2) 铸造焦宜分为大于 80mm、80mm~60mm、60mm~25mm、25mm~10mm、10mm~0mm,共 5 级;

3 筛焦楼筛下储槽容量宜按焦炉 6h~8h 产焦量计算;

4 储焦槽容量宜按焦炉 2d~7d 产量计算。

4.2.30 设露天储焦场时,储量宜按焦炉 10d~20d 产量计算。焦场应做人工地坪及排水设施,四周宜设挡风抑尘装置。

### 4.3 直立炉制气

4.3.1 备煤应根据直立炉装炉煤的质量要求,设置相应的破碎、筛分及配煤等装置。

4.3.2 原料煤的接受及储存应符合本规范第 4.2.7 条及第 4.2.8 条的规定。

4.3.3 焦炭分级应根据用户要求确定,用户无明确要求时宜按下述分级:

1 气化焦宜分为大于 40mm、40mm~25mm、25mm~10mm 和小于 10mm,共 4 级;

2 铁合金焦宜分为大于 40mm、40mm~25mm、25mm~10mm、10mm~5mm 和小于 5mm,共 5 级。

4.3.4 筛焦楼各级焦炭储仓容量宜按 6h~12h 产焦量计算。

4.3.5 直立炉应设开工及烧空炉后的供焦系统。

4.3.6 直立炉装炉煤的质量指标,应符合表 4.3.6 规定。

表 4.3.6 直立炉装炉煤的质量指标

项 目	气 焦
挥发分(干基)	>25%
坩埚膨胀序数	1 <sup>1/2</sup> ~4
葛金指数	F~G <sub>1</sub>
硫含量	<1%
灰分(干基)	<25%
粒度	<50mm(其中小于 10mm 的含量应小于 75%)

注:1 生产铁合金焦时,应选用低灰分、弱黏结的块煤;灰分(干基)应小于 10%;粒度宜为 15 mm~50mm;热稳定性(TS<sub>+6</sub>)应大于 60%。

2 生产电石焦时应采用灰分小于 10%的煤种,粒度与生产气焦装炉煤粒度相同。

3 当装炉煤质量不符合上述要求时,应做工业性的单炉试验。

4.3.7 每座直立炉顶层的储煤仓总容量,宜按 16h~20h 用煤量计算。辅助煤箱的总容量,应按 2h 用煤量计算。烧空炉用储焦仓的总容量,宜按一次加满四门炭化室的装焦量计算。

4.3.8 直立炉制气主要产品的产率应按配煤试验结果确定。当无配煤实验结果时,直立炉制气主要产品产率可按表 4.3.8 选用。

表 4.3.8 直立炉制气主要产品产率

项目 \ 炉型	有蓄热室直立炉		无蓄热室直立炉	
	煤气	400m <sup>3</sup> /t 煤~ 420m <sup>3</sup> /t 煤	低热值为 14.6 MJ/ m <sup>3</sup> ~ 15.5MJ/ m <sup>3</sup>	350 m <sup>3</sup> /t 煤~ 380m <sup>3</sup> /t 煤
全焦	62%~71%		71%~74%	

注:直立炉制气,焦油产率一般在 3.0%~3.7%;粗苯产率一般在 0.6%~0.8%。

4.3.9 直立炉煤干馏耗热量宜按表 4.3.9 选用。

表 4.3.9 直立炉煤干馏耗热量

项目 \ 炉型	有蓄热室直立炉		无蓄热室直立炉
	煤干馏耗热量 (计算生产消耗用)	回炉煤气加热	1672kJ/kg 湿煤~ 2132kJ/kg 湿煤
发生炉煤气加热		2216 kJ/kg 湿煤~ 2425kJ/kg 湿煤	2580 kJ/kg 湿煤~ 3010 kJ/kg 湿煤

注:湿煤系指装炉煤水分为 7%。

4.3.10 直立炉加热用煤气应符合下列规定:

- 1 有蓄热室直立炉加热用发生炉冷煤气:
  - 1)低发热值  $Q_{net}$  不应小于  $4915\text{kJ}/\text{m}^3$ ;
  - 2)含尘量不应大于  $15\text{mg}/\text{m}^3$ ;
  - 3)含焦油量不应大于  $20\text{mg}/\text{m}^3$ ;
  - 4)接点压力  $P$  不应小于  $4.0\text{kPa}$ ;
  - 5)冬季温度宜小于  $35^\circ\text{C}$ ,夏季温度宜小于  $45^\circ\text{C}$ 。
- 2 有蓄热室直立炉加热用回炉煤气:
  - 1)低发热值  $Q_{net}$  不应小于  $14635\text{kJ}/\text{m}^3$ ;
  - 2)含尘量不应大于  $15\text{mg}/\text{m}^3$ ;
  - 3)含焦油量不应大于  $50\text{mg}/\text{m}^3$ ;
  - 4)接点压力  $P$  不应小于  $3.5\text{kPa}$ 。
- 3 无蓄热室直立炉加热用发生炉热煤气:
  - 1)低发热值  $Q_{net}$  不应小于  $4909\text{kJ}/\text{m}^3$ ;
  - 2)含尘量不应大于  $350\text{mg}/\text{m}^3$ ;
  - 3)温度不宜小于  $350^\circ\text{C}$ ;
  - 4)压力应为  $50\text{Pa} \sim 100\text{Pa}$ 。

4.3.11 有蓄热室直立炉加热交换系统的设计应符合下列规定:

- 1 加热煤气管道:
  - 1)煤气总管应设置压力、流量测量及自动调节装置,送往每

个燃烧室的煤气支管上应设置流量调节装置；

2)管道末端应设爆破片；

3)煤气管道上应设置蒸汽清扫、测压取样和放散装置及冷凝液排放和水封装置；

4)当采用回炉煤气加热时，在回炉煤气管道上应设置煤气预热器，预热温度不宜低于 45℃。

## 2 交换系统：

1)应采用液压交换机，液压交换机应设置停电蓄能设施；

2)回炉煤气换向应采用交换旋塞，发生炉煤气换向应采用煤气换向调节阀。

## 3 废气系统：

1)交换开闭器应具有加热系统所需空气和排废气的流通断面；

2)室内烟道宜采用梨壳的烟气管，室外宜采用地下砖烟气道并设置废气温度、吸力测量及自动调节装置。

### 4.3.12 无蓄热室直立炉废热锅炉的设置应符合下列规定：

1 废热锅炉应设置在废气总管附近；

2 废热锅炉的废气进口温度宜取 800℃～900℃，出口温度宜取 200℃；

3 废热锅炉、锅炉给水泵及引风机宜各设置 1 台备品；

4 废热锅炉的设置应有清灰与检修的空间；

5 废热锅炉引风机应采取防振措施。

### 4.3.13 直立炉集气系统的设计应符合下列规定：

1 集气管的直径应保证集气管末端与吸气管间的压差不大于 20Pa；

2 集气管应设置荒煤气温度、压力测量装置，集气管的压力应有显示和记录，吸气管上应设压力自动调节装置；

3 集气系统应设置事故时煤气放散装置；

4 集气管应设置氨水清扫装置及停氨水时补充事故用水的

设施；

5 桥管上应设置循环氨水喷洒装置,循环氨水量及压力宜按表 4.3.13 选用。

表 4.3.13 循环氨水量及压力

项目 \ 炉型	有蓄热室直立炉	无蓄热室直立炉
循环氨水量	6m <sup>3</sup> /t 煤~9m <sup>3</sup> /t 煤	4m <sup>3</sup> /t 煤
循环氨水压力	≥0.2MPa	≥0.15MPa

4.3.14 直立炉蒸汽系统设计应符合下列规定：

- 1 熄焦用蒸汽系统与充压用蒸汽系统应分别独立设计；
- 2 熄焦蒸汽耗量宜取 0.15 t/t 煤~0.25t/t 煤,喷嘴前压力不应低于 0.12 MPa,熄焦用蒸汽管应设置流量和压力的计量装置；
- 3 熄焦蒸汽管在送往每个排焦箱的支管上应设置流量计量和调节装置。

4.3.15 直立炉熄焦系统的设计应符合下列规定：

- 1 熄焦水量宜按 3m<sup>3</sup>/t 煤~4m<sup>3</sup>/t 煤计算,直立炉应采用连续水熄焦,熄焦水循环使用,循环水应设置过滤装置；
- 2 粉焦沉淀池应考虑排污和液位控制措施；
- 3 熄焦补充水宜采用工业水或经处理后的酚氰废水,补充水量宜按 1m<sup>3</sup>/t 煤计算；
- 4 排焦箱水封槽的满流水及排焦落地水应收集,并与熄焦水一并循环使用,不得外排。

4.3.16 直立炉排焦系统的设计应符合下列规定：

- 1 排焦传动装置应采用调速电机控制；
- 2 排焦箱应设排焦挡块限位装置,排焦箱的容量宜按 4h 的排焦量计算；
- 3 排焦门的启闭,宜采用液压装置；

4 炉底排焦与炉顶捣炉之间应设联系信号。

**4.3.17 直立炉的工艺布置应符合下列规定：**

1 有蓄热室直立炉若采用双排布置时，每座炉的炭化室门数宜为 4 的倍数，当采用单排布置时，每座炉的炭化室门数宜为偶数；无蓄热室直立炉每座炉的炭化室门数宜为 4 的偶数倍。

2 两座或两座以上直立炉组成一个炉组，在同一标高、同一中心线上，应共同设置在一个厂房内；每座炉顶层应设置煤仓，每一炉组应设置一个烧空炉用贮焦仓，贮量应满足本规范第 4.3.7 条的规定；

3 有蓄热室直立炉两座炉之间应设间台，空间大小应满足加热煤气管道、交换设备、排焦传动等布置要求；

4 炉组两端应设置端台、楼梯间，每一炉组应设置人货两用电梯；

5 每个排焦箱的排焦口附近及受焦坑处均应设置通风除尘装置，炉顶宜设置通风换气装置；

6 厂房外应设置熄焦泵房、沉淀池等熄焦循环水系统；

7 无蓄热室直立炉加热用发生炉热煤气管应布置在炉体的加热煤气颈管一侧，废热锅炉与废气总管应布置在同一侧。

## 5 煤的气化制气

### 5.1 一般规定

5.1.1 煤的气化制气作为城镇的主气源时,煤气组分中一氧化碳含量和煤气热值应符合现行国家标准《人工煤气》GB/T 13612 的有关规定。

5.1.2 气化制气炉型和台数的选择,应根据制气原料的来源、品种、供应规模,最大供气规模、气质要求及各种产品的市场需要,按不同炉型的特点和工艺流程,经技术经济比较后确定。

5.1.3 压力气化制气应适用于城镇燃气中碎煤加压气化炉型的气化制气。

5.1.4 常压气化的炉型应包括以下类型:

- 1 煤气发生炉、两段煤气发生炉;
- 2 水煤气发生炉、两段水煤气发生炉;
- 3 流化床水煤气炉。

5.1.5 煤的气化制气室内爆炸危险环境区域划分,应符合本规范附录 B 的规定。

### 5.2 压力气化制气

5.2.1 碎煤加压气化用煤的主要质量指标宜符合下列规定:

- 1 入炉煤的粒度宜为 6mm~50mm;
- 2 灰分(干基)宜小于 35%;
- 3 热稳定性( $TS_{+6}$ )宜大于 60%;
- 4 黏结性(自由膨胀序数)宜小于 7;
- 5 灰熔点(ST)不宜小于 1250℃;
- 6 水分不宜大于 40%。

- 5.2.2 碎煤加压气化炉宜选择压力高、大直径的炉型,工作压力可选择 2.5MPa、3.0MPa、4.0MPa;炉内径可选择 2.8m、3.8m、5m。
- 5.2.3 碎煤加压气化炉组工作台数每 1 台~5 台宜另设 1 台备用。
- 5.2.4 气化强度及煤气产率应在煤种和操作条件确定后,通过试烧或实测取得。
- 5.2.5 不同煤种的碎煤加压气化典型指标应符合本规范附录 C 的规定。
- 5.2.6 气化厂房内设置的煤仓储量应为气化炉 4h~6h 的用煤量。
- 5.2.7 煤锁充压气不应使用热煤气。
- 5.2.8 煤仓顶部应采取通风措施。
- 5.2.9 气化厂房加煤皮带层应设置一氧化碳毒性监测报警装置。
- 5.2.10 采用冷煤气进行煤锁充压的气化装置宜设煤锁气回收系统。
- 5.2.11 煤锁气泄压管线的管径设计不应考虑 2 台煤锁同时泄压工况,应通过程序控制实现分时泄压。
- 5.2.12 煤锁的容积应根据气化炉小时耗煤量及加煤次数确定,单个煤锁每小时设计加煤次数不宜超过 4 次,煤锁容积设计填充系数宜为 0.8。
- 5.2.13 灰锁、煤锁属于疲劳压力容器,设计寿命不应少于 15 年。
- 5.2.14 气化炉夹套与炉内正常操作压差不应大于 0.05MPa,设计压差不应小于 0.2MPa。
- 5.2.15 压力气化制气应设置煤气中氧气含量分析报警装置,当煤气中氧含量(干基)大于 0.5%时应报警。
- 5.2.16 气化炉应设置安全联锁,符合下列条件之一时,应使气化炉进入紧急停车程序:
- 1 气化炉夹套与炉内正常操作压差超过 0.15 MPa;



- 2 气化炉夹套压力高于操作压力的 1.05 倍；
- 3 气化炉顶部法兰温度超过 250℃；
- 4 气化炉灰锁温度超过 450℃；
- 5 气化炉洗涤冷却器煤气出口温度超过 250℃；
- 6 气化炉夹套液位低于低低液位时；
- 7 入气化炉的蒸汽和氧气混合后的温度低于混合气体的露点时；
- 8 煤气中氧含量(干基)大于 1.5%时；
- 9 用作气化剂的蒸汽压力高于氧气压力,两者压差小于 0.05MPa。

5.2.17 氧气总管和蒸汽总管压力应设置监测装置,并应设置与气化炉的压差监测装置,正常压力应高于气化炉操作压力 0.2MPa。当低于 0.2MPa 时,全部气化炉应进入停车程序或热备程序。

5.2.18 气化炉应设置紧急停车按钮。

5.2.19 气化炉加、减负荷的程序设计顺序应符合下列规定：

- 1 当增加负荷时,必须先增加蒸汽负荷,后增加氧气负荷；
- 2 当降低负荷时,必须先减氧气负荷,后减蒸汽负荷。

5.2.20 煤气洗涤应采用文丘里洗涤加部分冷凝的方式,洗涤水应采用封闭循环,排液应为总循环量的 10%~20%。

5.2.21 含尘煤气水管线应设置备用管线,流速宜取 1.5m/s~2.0m/s。

5.2.22 气化炉炉算转速应采用变频调节。

5.2.23 碎煤加压气化炉每 4 台宜编为 1 组,1 组最多不应超过 6 台。

5.2.24 每 4 台或每 5 台气化炉宜设置一套开工火炬。

5.2.25 在气候条件允许的地方,气化炉装置框架宜采用全敞开式结构,寒冷地区应采用封闭结构并采暖。

5.2.26 气化炉液压站宜布置在地面。

5.2.27 气化框架内不应布置控制室和有人长期值守的操作间。

### 5.3 常压气化制气

5.3.1 常压气化用煤的主要质量指标应符合表 5.3.1 的规定。

表 5.3.1 常压气化用煤的主要质量指标

项 目		煤气 发生炉	两段煤气 发生炉	水煤气 发生炉	两段水煤 气发生炉	流化床 水煤气炉
粒度 (mm)	无烟煤	6~13 13~25 25~50	—	25~100	—	0~13,其 中 1mm 以下 <10%, 大于 13mm <15%
	烟煤	—	20~40 25~50 30~60	—	20~40 25~50 30~60	
	焦炭	6~10 10~25 25~40	—	25~100	—	
质量 指标	灰分(干基)	<35% (气焦)	<25% (烟煤)	<33% (气焦)	<25% (烟煤)	—
		<24% (无烟煤)	—	<24% (无烟煤)	—	<35% (各种煤)
	热稳定性(TS <sub>+6</sub> )	>60%	>60%	>60%	>60%	>45%
	落下强度(SS)	>60%	>60%	>60%	>60%	—
	灰熔点(ST)	>1200℃ (冷煤气)	>1250℃	>1300℃	>1250℃	>1200℃
	全硫(干基)	<1%	<1%	<1%	<1%	<1%
	挥发分(干基)	—	>20%	<9%	>20%	—
	黏结指数(GRI)	—	≤20	—	≤20	<45

续表 5.3.1

项 目		煤气发生炉	两段煤气发生炉	水煤气发生炉	两段水煤气发生炉	流化床水煤气炉
质量指标	自由膨胀序数 (F.S.I)	—	≤2	—	≤2	—
	煤的化学反应性 (a)	—	—	—	—	>30% (1000℃)

5.3.2 煤场的储煤量应根据煤源远近、供应的不均衡性、季节性调峰和交通运输方式等条件确定,宜采用 10d~30d 的用煤量;当使用本厂焦炭时,宜小于 1d 的用焦量。

5.3.3 当气化炉按三班工作制时,储煤斗的有效储量应符合表 5.3.3 的规定。

表 5.3.3 储煤斗的有效储量

备煤系统工作班制	储煤斗的有效储量
一班工作制	20h~22h 气化炉用煤量
二班工作制	14h~16h 气化炉用煤量

注:1 备煤系统不宜按三班工作制。

2 用煤量应按设计产量计算。

5.3.4 气化炉储煤斗前应设筛分装置和末煤斗,其总储量不宜小于气化炉厂站 1d 的筛出量。

5.3.5 煤气化后的灰渣处理宜采用机械化设施,灰渣应进行综合利用,灰渣斗的总储量和设置应符合现行国家标准《发生炉煤气站设计规范》GB 50195 的有关规定。

5.3.6 煤气化炉煤气低热值应符合下列规定:

- 1 煤气发生炉不应小于  $5\text{MJ}/\text{m}^3$ ;
- 2 两段煤气发生炉上段煤气不应小于  $6.7\text{MJ}/\text{m}^3$ ,下段煤气不应大于  $5.44\text{MJ}/\text{m}^3$ ;
- 3 水煤气发生炉不应小于  $10\text{MJ}/\text{m}^3$ ;

4 两段水煤气发生炉上段煤气不应小于  $13.5\text{MJ}/\text{m}^3$ ，下段煤气不应大于  $10.8\text{MJ}/\text{m}^3$ ；

5 流化床水煤气炉宜为  $9.4\text{MJ}/\text{m}^3 \sim 11.3\text{MJ}/\text{m}^3$ 。

5.3.7 气化炉产气率指标应根据选用的气化炉炉型、煤种、粒度、操作条件等因素综合考虑后确定。对曾用于气化的煤种，应采用其平均产气率指标；对未曾用于气化的煤种，应根据其气化试验报告的产气率确定。当缺乏条件时，可按表 5.3.7 选用。

表 5.3.7 气化炉产气率指标

原料煤种	产气率(干基)( $\text{m}^3 \cdot \text{t}^{-1}$ )					灰分含量 (%)
	煤气发生炉	两段煤气发生炉	水煤气发生炉	两段水煤气发生炉	流化床水煤气炉	
无烟煤	3000~3400	—	1500~1700	—	900~1000	15~25
烟煤	—	2600~3000	—	800~1100		18~21
焦炭	3100~3400	—	1500~1650	—		13~21
气焦	2600~3000	—	1300~1500	—		25~35

注：气焦指直立炉炼制的气焦。

5.3.8 煤的气化制气厂站的设计产量应符合下列规定：

1 当选定的气化制气炉型作为主气源时，设计产量应按本规范第 3.0.1 条、第 3.0.2 条第 1 款确定；

2 当选定的气化制气炉型作为主气源的辅助气源时，其设计产量应按主气源要求的最大调峰气量确定。

5.3.9 流化床水煤气炉厂站的设计产量应符合下列规定：

1 当气化炉仅作为人工制气厂站所产末煤的配套处理设施时，应根据人工制气厂站最大末煤产量和所选炉型确定；

2 当气化炉所产冷煤气为主气源或作为掺混气源和调峰气源时，应符合本规范第 5.3.8 条的有关规定。

5.3.10 气化炉组工作台数每 1 台~4 台宜另设 1 台备用。

5.3.11 水煤气发生炉、两段水煤气发生炉，每 3 台宜编为 1 组；

流化床水煤气炉每 2 台宜编为 1 组；每组宜合用一套煤气冷却系统和废气处理及空气鼓风设备。

**5.3.12** 空气鼓风机和煤气排送机的并联工作台数不宜超过 3 台，并应另设 1 台备用。

**5.3.13** 循环气化炉的空气鼓风机的选择，应符合下列规定：

- 1 风量应按空气瞬时最大用量确定；
- 2 风压应按气化炉加热期的空气、废气系统阻力和废气出口压力之和确定；
- 3 循环气化炉每 1 组或每 2 组应另设 1 台备用的空气鼓风机；
- 4 空气鼓风机应有减振和消声措施。

**5.3.14** 循环气化炉的煤气缓冲罐宜采用直立式低压储气罐，其容积宜为 0.5h~1.0h 循环气化炉厂站的煤气产量。

**5.3.15** 循环气化炉的蒸汽系统中应设蒸汽蓄能器，并宜设置备用的蒸汽系统。

**5.3.16** 煤气加压机房、空气鼓风机房、循环水泵房等宜分别布置在单独的建(构)筑物内，且宜与主厂房分开布置。

**5.3.17** 煤气加压机、空气鼓风机、循环水泵等设备应单排布置，并应预留安装检修场地。设备与设备之间、设备与墙的净距宜为 1.5m，当用作主要通道时，不宜小于 2.0m。

## 6 油(气)低压循环催化改质制气

### 6.1 一般规定

- 6.1.1 低压循环催化改质制气应以轻油、液化石油气或天然气为原料。
- 6.1.2 各制气炉型和台数的选择,应根据制气原料的品种、供气规模及各种产品的市场需要,按不同炉型的特点,经技术经济比较后确定。
- 6.1.3 制气装置的控制室不应与空气鼓风机布置在同一建筑物内。
- 6.1.4 制气炉应露天布置,烟囱高出制气炉炉顶高度不应小于4m。
- 6.1.5 制气炉应设置防爆装置,制气炉炉体与空气系统连接管上应采用防止炉内燃气窜入空气管道的措施。

### 6.2 轻油低压循环催化改质制气

- 6.2.1 轻油制气用的原料为轻质石脑油,质量宜符合下列规定:
- 1 相对密度(20℃)宜为 0.65~0.69;
  - 2 初馏点宜大于 30℃;
  - 3 终馏点宜小于 130℃;
  - 4 直链烷烃含量宜大于 80%(体积分数);
  - 5 芳香烃含量宜小于 5%(体积分数);
  - 6 烯烃含量宜小于 1%(体积分数);
  - 7 总硫含量宜小于  $1 \times 10^{-4}$ (质量分数);
  - 8 铅含量宜小于  $1 \times 10^{-7}$ (质量分数);
  - 9 碳氢比(质量)宜为 5~5.4;

- 10 高热值宜为  $47.3\text{MJ/kg}\sim 48.1\text{MJ/kg}$ 。
- 6.2.2 原料石脑油储存应采用内浮顶式油罐,储罐数量不应少于 2 个,原料油的储存量宜按 15d~20d 的用电量计算。
- 6.2.3 轻油低压循环催化改质制气装置宜采用燃烧室和改质室双筒式,两筒间由混合室连接,并宜采用鼓风气流与制气气流方向相同的顺流式流程。燃烧室宜设置两个主火焰监视器,并应采取防止爆燃的措施。
- 6.2.4 轻油低压循环催化改质制气工艺主要设计参数应符合下列规定:
- 1 改质室内液体空间速度宜为  $0.6\text{ m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{h})\sim 0.9\text{ m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{h})$ ;
  - 2 改质室内催化剂高度宜为  $0.8\text{m}\sim 1.0\text{m}$ ;
  - 3 加热用电量与制气用电量比例宜小于 29 : 100;
  - 4 循环时间宜为  $2\text{min}\sim 5\text{min}$ ;
  - 5 每吨轻油的催化改质煤气产率宜取  $2400\text{m}^3\sim 2500\text{m}^3$ ;
  - 6 催化剂采用镍系催化剂。
- 6.2.5 制气工艺宜采用一氧化碳(CO)变换方案,两台制气炉宜合用 1 台变换设备。
- 6.2.6 轻油制气增热流程宜采用轻质石脑油增热方案,增热程度宜限制在比燃气烃露点低  $5^\circ\text{C}$ 。
- 6.2.7 轻油低压循环催化改质制气装置在改质室后应设置废热回收设备。进行一氧化碳(CO)变换时,在一氧化碳(CO)变换反应器后应另设置废热回收设备。
- 6.2.8 轻油低压循环催化改质制气装置应设置蒸汽缓冲罐,不宜设置生产用汽锅炉。
- 6.2.9 每 2 台轻油制气炉应编为 1 组,合用一套冷却系统和鼓风设备。冷却系统和鼓风设备的能力应按最大瞬时流量计算。
- 6.2.10 燃气冷却宜采用直接式冷却设备。冷却后的燃气温度不宜大于  $35^\circ\text{C}$ ,冷却水应循环使用。
- 6.2.11 空气鼓风机的选择应符合下列规定:

- 1 风量应按空气瞬时最大用量确定；
- 2 风压应控制气炉加热期的空气废气系统阻力和废气出口压力之和确定；
- 3 每 1 组或每 2 组炉应设置 1 台备用的空气鼓风机；
- 4 空气鼓风机应有减振和消声措施。宜选用自产蒸汽来驱动透平风机，空气鼓风机入口宜设空气过滤装置。

6.2.12 原料泵宜设置断流保护装置及联锁，原料泵的选择应符合下列规定：

- 1 流量应按瞬时最大用量确定；
- 2 压力应按输油系统的阻力和喷嘴的要求压力之和确定；
- 3 每 1 台~3 台油泵应另设 1 台备用。

### 6.3 液化石油气低压循环催化改质制气

6.3.1 液化石油气制气用的原料质量指标应按现行国家标准《液化石油气》GB 11174 的规定执行，其中不饱和烃含量应小于 15%。

6.3.2 原料液化石油气储存宜采用高压球罐，球罐数量不应小于 2 个，储存量宜按 15d~20d 的用气量计算。

6.3.3 液化石油气低压循环催化改质制气工艺主要设计参数应符合下列规定：

- 1 改质室内液体空间速度宜为  $0.6 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h}) \sim 0.9 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ；
- 2 改质室内催化剂高度宜为  $0.8 \text{ m} \sim 1.0 \text{ m}$ ；
- 3 加热液化石油气用量与制气用油量比例宜小于 29 : 100；
- 4 循环时间宜为  $2 \text{ min} \sim 5 \text{ min}$ ；
- 5 每吨液化石油气的催化改质煤气产率宜取  $2400 \text{ m}^3 \sim 2500 \text{ m}^3$ ；
- 6 催化剂采用镍系催化剂。

6.3.4 液化石油气宜采用液态进料，开关阀宜设置在喷枪前端。

6.3.5 制气工艺中一氧化碳(CO)变换设备的配置应符合本规范



第 6.2.5 条的规定。

**6.3.6** 在改质室后应设置废热回收设备。进行一氧化碳(CO)变换时,在一氧化碳(CO)变换反应器后应另设置废热回收设备。

**6.3.7** 液化石油气低压循环催化改质装置应设置蒸汽缓冲罐,不宜设置生产用汽锅炉。

**6.3.8** 冷却系统和鼓风设备的设计应符合本规范第 6.2.9 条的规定。燃气冷却设备和空气鼓风机的选择,应分别符合本规范第 6.2.10 条和第 6.2.11 条的规定。

**6.3.9** 原料泵的选择,应符合本规范第 6.2.12 条的规定。

#### 6.4 天然气低压循环催化改质制气

**6.4.1** 天然气改质制气用的天然气质量,应符合现行国家标准《天然气》GB 17820 的有关规定。

**6.4.2** 在各个循环操作阶段,天然气进炉总管压力的波动值宜小于 0.05MPa。

**6.4.3** 天然气低压循环催化改质制气装置宜采用燃烧室和改质室双筒式,两筒间由混合室连接,并采用鼓风气流与制气气流方向相同的顺流式流程。

**6.4.4** 天然气低压循环催化改质制气工艺主要设计参数宜符合下列规定:

1 改质室内改质用天然气空间速度宜为  $500 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h}) \sim 600 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ;

2 改质室内催化剂高度宜为 0.8m~1.2m;

3 加热用天然气用量与制气用天然气用量比例宜小于 29:100;

4 循环时间宜为 2min~5min;

5 每  $1000 \text{ m}^3$  天然气的催化改质燃气产率(改质室出口)宜取  $2900 \text{ m}^3 \sim 2540 \text{ m}^3$ ;

6 采用含镍量为 3%~10%的镍系催化剂。

**6.4.5** 天然气改质制气增热流程宜采用天然气掺混方案,也可采用焦炉煤气、液化石油气、石油干气等掺混方案,增热程度应根据燃气热值、华白指数和燃烧势的要求确定。

**6.4.6** 天然气改质室后应设置废热回收设备。

**6.4.7** 天然气改质装置应设置蒸汽缓冲罐,不宜设置生产用汽锅炉。

**6.4.8** 冷却系统和鼓风设备的设计应符合本规范第 6.2.9 条的规定。燃气冷却设备和空气鼓风机的选择,应分别符合本规范第 6.2.10 条和第 6.2.11 条的规定。

## 7 净化和调质

### 7.1 一般规定

7.1.1 煤气净化和化工产品回收工艺,应根据煤气种类、用途、处理量和煤气中杂质含量以及化工产品的市场,结合当地条件和煤气掺混情况等因素,经技术、经济综合比较后确定。

7.1.2 煤气净化设备的处理能力,应按小时最大煤气处理量和相应的杂质含量确定。

7.1.3 煤气净化装置的设计,当净化设备检修和清洗时,出厂煤气中杂质含量应符合现行国家标准《人工煤气》GB/T 13612 的有关规定。

7.1.4 煤气净化装置室内爆炸危险环境区域划分应符合本规范附录 A、附录 B 的规定。

7.1.5 剩余氨水、终冷排污水,煤气水封水、粗苯分离水以及其他化工产品深加工排出的高浓度废水,应经蒸氨处理后送入酚氰废水处理站。

7.1.6 煤气净化装置应采用计算机集中控制,提高自动监测及控制水平。

### 7.2 干馏煤气净化

7.2.1 焦炉荒煤气的初步冷却宜采用间接式冷却工艺;也可采用先间接式冷却,后直接式冷却等工艺。

7.2.2 煤气初步冷却采用间接式冷却工艺时,设计应符合下列规定:

1 采用横管式初冷器,宜使用循环冷却水及低温冷却水分两段对煤气进行冷却,初冷器内应设置焦油氨水混合液喷洒脱萘装

置,煤气出口温度宜取  $20^{\circ}\text{C}\sim 22^{\circ}\text{C}$ ;

2 初冷器应并联设置,当其中一台检修时,其余各台应满足煤气的冷却要求。

7.2.3 煤气初步冷却采用先间接式冷却、后直接式冷却工艺时,设计应符合下列规定:

1 煤气经间接式冷却后,出口温度宜取  $40^{\circ}\text{C}\sim 45^{\circ}\text{C}$ ;经直接式冷却后,出口温度宜取  $25^{\circ}\text{C}\sim 30^{\circ}\text{C}$ ;

2 煤气间接式冷却宜采用横管式冷却器,并应设有焦油氨水混合液喷洒除萘装置;煤气直接式冷却宜采用空喷式冷却塔,循环喷洒液冷却器应采取防堵措施。

7.2.4 焦油氨水分离的工艺设计,应符合下列规定:

1 吸煤气管道气液分离器排出的焦油氨水混合液与煤气初冷器排出的冷凝液宜采用混合分离工艺;

2 焦油氨水分离采用立式槽澄清分离工艺时,宜设置焦油渣预破碎或预脱除设备;

3 剩余氨水应脱除焦油及煤粉等悬浮物杂质后,再进行溶剂萃取脱酚和(或)蒸氨。

7.2.5 煤气鼓风机的选择,应符合下列规定:

1 流量应按小时最大煤气处理量确定;

2 全压应按煤气系统的最大阻力和煤气罐的最高压力的总和确定。

7.2.6 离心式煤气鼓风机应设有调速装置,并联工作台数不宜超过3台,备用率不应小于50%。

7.2.7 煤气鼓风机循环管的设置,应符合下列规定:

1 当采用离心式鼓风机时,应在鼓风机的出口煤气总管至初冷器前的煤气总管间设置大循环管;

2 当采用容积式鼓风机时,每台鼓风机进出口的煤气管道上应设置旁通管;当数台风机并联时,应在风机出口的煤气总管到初冷器前的煤气总管间设置大循环管。

**7.2.8** 煤气鼓风机机组设计采取的安全措施以及机组运行主要参数的报警和联锁的设定值,应符合现行国家标准《焦化安全规程》GB 12710 的有关规定。

**7.2.9** 煤气鼓风机应设置在厂房内,南方地区鼓风机厂房一层可采用敞开式布置。

**7.2.10** 煤气鼓风机厂房内机组的布置应符合下列规定:

- 1 鼓风机机组应设置独立基础,并应与厂房楼板隔开;
- 2 鼓风机机组之间、机组与厂房墙之间应留有操作和检修通道;
- 3 鼓风机机组的安装高度应保证进出口煤气管道内冷凝液排出通畅、液封安全。

**7.2.11** 煤气鼓风机厂房应设安装门,室内应设起重设备及吊装孔。

**7.2.12** 煤气鼓风机厂房内应设煤气泄漏报警及事故通风设备。

**7.2.13** 煤气鼓风机室地面应设计为不发生火花地面。

**7.2.14** 煤气鼓风机宜采用在中央控制室集中控制;当鼓风机厂房距中央控制室较远时,也可同时设置现场控制室。

**7.2.15** 电捕焦油器的设置和净化指标,应符合下列规定:

- 1 电捕焦油器的设置不应少于 2 台,并应并联配置;
- 2 器后焦油雾应脱至  $0.02\text{g}/\text{m}^3$ ;当一台事故或检修时,其余设备应强化操作,并应将焦油雾脱至  $0.05\text{g}/\text{m}^3$ 。

**7.2.16** 电捕焦油器设计采取的安全措施以及机组运行主要参数的报警和联锁的设定值,应符合现行国家标准《焦化安全规程》GB 12710 的有关规定。

**7.2.17** 煤气脱氨根据氨回收产品品种的要求,可采用硫酸吸收法、磷铵吸收法或水洗氨法等工艺,将煤气中的氨脱至  $0.05\text{g}/\text{m}^3$  以下。

**7.2.18** 煤气采用硫酸吸收法脱氨生产硫铵时,宜采用喷淋饱和器法或酸洗塔法工艺,设计应符合下列规定:

1 硫酸干燥尾气应采用干式旋风除尘及湿式净化除尘两级除尘工艺；

2 吸收及结晶工艺应采用露天布置，离心分离、干燥及称量包装工艺应采用室内布置；

3 饱和器机组、离心机应有备用，备用率不应小于 50%。

7.2.19 煤气采用磷酸吸收法脱氨生产无水氨或氨水工艺时，设计应符合下列规定：

1 无水氨产品浓度不低于 99.8%；

2 氨吸收塔宜采用多段循环空喷塔；

3 精馏塔底排出的废水应送往剩余氨水蒸氨进一步处理。

7.2.20 煤气采用水洗氨脱氨工艺时，设计应符合下列规定：

1 洗氨塔宜设置 2 台，应串联操作；

2 送入洗氨塔的蒸氨废水中游离氨含量应小于 100mg/L；

3 洗氨塔宜采用填料塔。

7.2.21 洗氨富氨水及剩余氨水蒸氨的设计，应符合下列规定：

1 塔底蒸氨废水中游离氨含量应小于 100mg/L，全氨含量应小于 200mg/L；

2 洗氨富氨水及剩余氨水蒸氨前，应脱除焦油及悬浮物杂质；

3 蒸氨塔应有备用。

7.2.22 煤气脱氨后采用氨分解工艺时，设计应符合下列规定：

1 氨分解率应大于 99%；

2 氨分解尾气经冷却后应送至气液分离器前吸煤气管道；

3 氨分解炉应设有煤气增压机及空气鼓风机。

7.2.23 采用溶剂脱酚工艺时，剩余氨水应先送至溶剂脱酚单元，脱酚后再送剩余氨水蒸氨单元蒸氨。

7.2.24 剩余氨水溶剂脱酚萃取剂宜采用轻苯或粗苯，溶剂脱酚单元应设置脱硫塔、溶剂回收塔，脱酚后氨水出口含酚应小于 200mg/L。

**7.2.25** 煤气终冷宜采用两段冷却工艺,煤气温度宜冷却至 $25^{\circ}\text{C}\sim 27^{\circ}\text{C}$ 。当采用直接式终冷工艺时,循环冷却液应采用闭路循环。

**7.2.26** 煤气脱苯应设置在煤气脱氨工艺之后,设计应符合下列规定:

- 1 洗苯溶剂宜采用焦油洗油,洗油中萘含量不应大于 $15\%$ , $230^{\circ}\text{C}$ 前流出量不应大于 $3\%$ , $300^{\circ}\text{C}$ 前流出量不应小于 $90\%$ ;
- 2 进洗苯塔贫油温度应比煤气温度高 $2^{\circ}\text{C}\sim 3^{\circ}\text{C}$ ;
- 3 洗苯塔后煤气含苯、含萘应分别小于 $4\text{g}/\text{m}^3$ 、 $0.3\text{g}/\text{m}^3$ ;
- 4 洗苯塔宜采用填料塔,洗油循环量应根据煤气量、煤气中粗苯含量、洗油及填料种类等因素确定。

**7.2.27** 富油脱苯工艺宜采用管式炉加热法,设计应符合下列规定:

- 1 脱苯塔后贫油含苯宜为 $0.2\%\sim 0.4\%$ ,含萘宜小于 $5\%$ ;
- 2 管式炉出口富油温度宜为 $180^{\circ}\text{C}\sim 190^{\circ}\text{C}$ ;
- 3 贫富油换热后富油温度不宜低于 $160^{\circ}\text{C}$ 。

**7.2.28** 煤气精脱萘采用直馏轻柴油吸收脱萘时,设计应符合下列规定:

- 1 洗萘塔宜采用两段喷洒脱除煤气中的萘,其中上段应间歇喷洒新轻柴油,下段应循环喷洒轻柴油;
- 2 洗萘塔宜采用填料塔,上段新轻柴油间歇喷洒量及下段轻柴油循环量应根据煤气量、煤气中萘含量、填料种类等因素确定;
- 3 循环轻柴油含萘不宜超过 $4\%$ ;
- 4 新轻柴油、循环轻柴油入塔温度应比煤气温度高 $2^{\circ}\text{C}\sim 3^{\circ}\text{C}$ 。

**7.2.29** 采用湿法脱硫工艺时,进脱硫塔煤气中焦油含量应小于 $0.02\text{g}/\text{m}^3$ ,萘含量应小于 $0.5\text{g}/\text{m}^3$ 。

**7.2.30** 采用湿式氧化法脱硫工艺时,设计应符合下列规定:

- 1 脱硫塔宜采用填料塔,液气比应根据煤气量、煤气中硫化

氢( $\text{H}_2\text{S}$ )含量、催化剂及填料种类等因素确定；

2 再生塔宜采用空喷塔,再生空气量应根据脱硫液氧化再生所需理论空气量及单质硫气浮分离等因素确定；

3 过程产生的副盐废液应进行处理,不得随意排放。

**7.2.31** 采用真空碳酸盐法脱硫工艺时,设计应符合下列规定：

1 脱硫塔宜采用填料塔,液气比应根据煤气量、煤气中硫化氢( $\text{H}_2\text{S}$ )含量及填料种类等因素确定；

2 富液解吸应采用真空操作,解吸热源宜利用荒煤气余热；

3 解吸产生的硫化氢( $\text{H}_2\text{S}$ )酸气应采用制酸或硫回收工艺进一步处理。

**7.2.32** 采用氨水法脱硫工艺时,设计应符合下列规定：

1 脱硫塔采用填料塔,液气比应根据煤气量、煤气中氨( $\text{NH}_3$ )和硫化氢( $\text{H}_2\text{S}$ )含量、填料种类等因素确定；

2 富液解吸前,应进行过滤除油处理；

3 解吸产生的硫化氢( $\text{H}_2\text{S}$ )酸气应采用制酸或硫回收工艺进一步处理。

**7.2.33** 采用常压干式氧化铁法脱硫工艺时,设计应符合下列规定：

1 脱硫剂宜选择成型脱硫剂；

2 脱硫设备宜采用塔式结构,操作台数不应少于2台,并应设有备用塔；

3 连通每个脱硫塔间的煤气管道的布置,应能保证新更换脱硫剂的塔切换到最后位置；

4 常压干式氧化铁法脱硫工艺脱硫剂宜采用离线塔内再生,再生时氧气最高浓度宜小于8%,脱硫剂床层温度应低于 $50^\circ\text{C}$ 。

**7.2.34** 以硫化氢( $\text{H}_2\text{S}$ )酸气为原料制取硫酸时,宜采用湿式接触法制酸工艺。

**7.2.35** 以湿式氧化法脱硫工艺产生的硫黄及含硫化合物废液为原料制取硫酸时,设计应符合下列规定：



- 1 含硫化合物废液在焚烧前应进行浓缩；
- 2 制酸过程气在转化前宜采用湿法净化。

7.2.36 以硫化氢( $\text{H}_2\text{S}$ )酸气为原料制取硫黄时,设计应符合下列规定:

- 1 采用克劳斯工艺生产元素硫,转化率应大于 90%;
- 2 产品硫黄纯度不应低于 99.5%。

### 7.3 压力气化煤气净化

7.3.1 压力气化煤气净化脱除硫化氢( $\text{H}_2\text{S}$ )、二氧化碳( $\text{CO}_2$ )宜采用低温甲醇洗工艺。

7.3.2 低温甲醇洗工艺宜采用 9 塔流程。

7.3.3 低温甲醇洗装置宜采用双系列布置。

7.3.4 低温甲醇洗装置宜采用液氨作为制冷剂。

7.3.5 低温甲醇洗工艺处理的粗煤气应为经过脱氨和一氧化碳变换后的煤气。

7.3.6 低温甲醇洗工艺煤气冷却系统的设计,应符合下列规定:

- 1 煤气冷却宜设置冷凝液分离器;
- 2 应设置煤气中喷入防冻剂的系统;
- 3 冷却后的煤气温度不宜高于  $-25^\circ\text{C}$ 。

7.3.7 低温甲醇洗工艺煤气脱硫、脱碳系统的设计,应符合下列规定:

- 1 脱硫塔宜采用浮阀塔盘,且应设置预洗段;
- 2 脱硫塔的空塔气速宜控制在  $0.18\text{m/s}\sim 0.25\text{m/s}$ ,脱硫塔出口硫含量宜控制在 5ppm 以下;
- 3 脱碳塔宜采用变径及浮阀塔盘,并宜在适当的塔板上向系统补入冷量;
- 4 脱碳塔的空塔气速宜控制在  $0.15\text{m/s}\sim 0.22\text{m/s}$ ,脱碳塔出口二氧化碳( $\text{CO}_2$ )宜控制在 1%~2%。

7.3.8 低温甲醇洗工艺甲醇再生系统的设计,应符合下列规定:

- 1 二氧化碳闪蒸塔宜设三段,最后一段宜采用氮气气提;
- 2 硫化氢浓缩塔宜设三段,最后一段宜采用氮气气提,气提段出口气体中的硫化氢( $\text{H}_2\text{S}$ )含量不宜超过 20ppm;
- 3 闪蒸气宜充分换热回收冷量;
- 4 甲醇热再生塔宜采用浮阀塔板;
- 5 硫回收采用部分燃烧法生产硫黄时,送硫回收酸性气浓度宜大于 30%。

**7.3.9** 低温甲醇洗工艺预洗甲醇再生系统的设计,应符合下列规定:

- 1 二氧化碳尾气洗涤塔宜采用环形流;
- 2 二氧化碳尾气洗涤塔宜采用脱盐水洗涤;
- 3 洗涤水和预洗液应有充分混合的措施;
- 4 甲醇水分离的废水排放到水处理设施,废水中甲醇含量不宜超过 100ppm,塔顶产品中水含量不宜高于 0.25%。

**7.3.10** 压力气化煤气水的工艺流程应先进行悬浮物及焦油(油)等的分离,再进行脱酸、脱氨及脱酚,最后送生化处理装置进一步处理。

**7.3.11** 煤气水预处理应由含尘焦油煤气水的闪蒸、初焦油分离、含油煤气水的闪蒸、初分离、煤气水的最终分离和煤气水过滤组成。

**7.3.12** 含油煤气水与含尘煤气水应分两股进入两个结构不同的膨胀器,然后进入油分离器和初焦油分离器。

**7.3.13** 煤气水处理应设置双介质过滤器。

**7.3.14** 煤气水处理应控制温度在  $60^\circ\text{C}\sim 90^\circ\text{C}$ 。

**7.3.15** 煤气水闪蒸的膨胀气应采用鼓风机送锅炉焚烧处理达标后排放。

**7.3.16** 对于含酚大于 1000mg/L 高浓度的废水,宜采用液-液萃取分离脱酚方法处理;小于 1000mg/L 高浓度的废水,宜采用气提法处理。

7.3.17 煤气水采用萃取脱酚时,设计应符合下列规定:

- 1 脱酚前应先脱除水中的酸性气体及氨气;
- 2 采用加压脱酸及脱氨,脱酸、脱氨塔宜选用抗堵型塔;
- 3 酸性气应送硫回收或锅炉燃烧处理后达标排放;
- 4 萃取剂宜采用二异丙基醚或甲基异丁基甲酮,萃取设备宜采用转盘萃取塔或填料塔。

7.3.18 煤气水采用气提法处理时,设计应符合下列规定:

- 1 气提出的蒸气宜返回气化炉作为气化剂使用;
- 2 气提塔宜选用抗堵型塔盘;
- 3 换热器宜采用立式。

## 7.4 常压气化煤气净化

7.4.1 当气化煤气中含有焦油、氨、硫化氢等杂质时,常压气化煤气净化可按本规范第7.2节干馏煤气净化有关规定进行设计。

7.4.2 当选定的制气炉型作为加热和掺混辅助气源时,煤气化炉冷煤气应符合下列规定:

- 1 煤气中固体颗粒物含量不应大于  $15\text{mg}/\text{m}^3$ ;
- 2 煤气中焦油含量不应大于  $20\text{mg}/\text{m}^3$ ;
- 3 煤气温度不宜大于  $35^\circ\text{C}$ 。

7.4.3 加热用的煤气化炉热煤气应符合下列规定:

- 1 煤气温度不宜小于  $350^\circ\text{C}$ ;
- 2 煤气中灰尘含量不应大于  $300\text{mg}/\text{m}^3$ 。

7.4.4 采用无烟煤或焦炭作原料的气化炉,煤气冷却系统中的电气滤清器应设有冲洗装置或能连续形成水膜的湿式装置。

7.4.5 气化炉煤气系统中脏煤气冷却宜采用直接冷却,半净煤气的冷却宜采用间接冷却。

## 7.5 一氧化碳变换

7.5.1 变换工艺的选择应根据制气原料与工艺、后续净化工艺及

拟选择的催化剂性能等因素,经技术经济比较后确定。

**7.5.2** 一氧化碳变换可根据气质情况选择全部变换或部分变换工艺。

**7.5.3** 变换触媒应选择活性温度范围宽、起始活性温度低、能获得较高变换率、较低残余一氧化碳浓度以及硫化后对其他副反应有抑制作用的催化剂。

**7.5.4** 煤气变换应检测进口煤气含氧量,当含氧量大于 1.0% 时,应联锁停车。

**7.5.5** 采用常压气化制气时,一氧化碳变换工艺设计应符合下列规定:

1 采用一氧化碳常压变换工艺时,热水塔宜设置在饱和塔之上,热水靠位差经水加热器进入饱和塔,饱和塔的出水由水泵压回热水塔。

2 采用一氧化碳加压变换工艺时,饱和塔宜设置于热水塔之上,饱和塔出水自流入热水塔,加热后的热水由水泵压入水加热器后再进入饱和塔。

3 变换炉进出口温差应根据催化剂性能、起始活性温度确定,并应符合下列规定:

1) 当采用煤气冷激流程时,温差应取  $30^{\circ}\text{C} \sim 40^{\circ}\text{C}$ ;

2) 当采用水冷激流程时,温差应取  $40^{\circ}\text{C} \sim 50^{\circ}\text{C}$ 。

4 变换率和出口温度确定后,应根据最佳出口平衡温差确定适宜的蒸气比,最佳平衡温差宜为  $15^{\circ}\text{C} \sim 20^{\circ}\text{C}$ ,此时蒸气比宜取 1.1~1.4。

5 变换炉中的催化剂宜设置为 2 层或 3 层。

**7.5.6** 采用压力气化制气时,一氧化碳变换工艺设计应符合下列规定:

1 进入变换炉的煤气应经过除尘、除油和清除其他杂质;

2 变换炉、冷凝液泵宜设置一开一备;

3 进入变换炉的煤气温度应高于其露点  $30^{\circ}\text{C}$ ,并且不应低

于 200℃；

4 变换炉触媒宜采用一段或两段装填；

5 应设置自动监控系统，并应包括装置超压报警及事故放空、变换炉超温报警和联锁控制；

6 应设置热量回收装置。

7.5.7 一氧化碳耐硫宽温变换工艺的主要设计参数应符合下列规定：

1 触媒床温度宜为 230℃~450℃；

2 进变换炉蒸气与煤气比(体积比)宜为 0.3~1.1；

3 变换炉进口温度宜为 200℃~300℃；

4 进变换炉煤气中氧气含量不应大于 0.5%。

## 7.6 煤气脱水

7.6.1 煤气脱水工艺宜采用等压干燥变温吸附法或冷冻法脱除煤气中的水分。

7.6.2 煤气脱水装置应设置在压送、净化装置后。

7.6.3 脱水后的煤气露点应控制在输送条件下比环境最低温度低 3℃~5℃，或根据后续工艺要求确定。

7.6.4 采用等压干燥变温吸附工艺时，宜采用三塔配置。

7.6.5 等压干燥变温吸附工艺的程控阀，应选用具有体积小、响应快、密封性好、寿命长、阀位显示可靠的高性能程控阀。

7.6.6 吸附剂应选用动态吸附量大、解吸容易、选择性强、具有足够的耐磨强度和抗压强度、对所有待分离的气体介质具有化学惰性的吸附剂。

7.6.7 选择冷冻法煤气脱水工艺时，应采用变频制冷机组。

7.6.8 换热器的结构与选型应充分考虑便于清理与拆装。

## 8 厂址选择和厂区布置

### 8.1 一般规定

8.1.1 厂址选择应协同调查建厂条件,并全面论证厂址对当地社会、环境、经济的影响,进行多方案比较综合确定。

8.1.2 厂址宜利用荒地和劣地。

8.1.3 厂区布置的防火间距应符合现行国家标准《建筑设计防火规范》GB 50016 和《石油化工企业设计防火规范》GB 50160 的有关规定,并应符合下列规定:

1 煤的干馏制气应符合现行国家标准《焦化安全规程》GB 12710的有关规定;

2 油(气)低压循环催化改质制气应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183 的有关规定。

8.1.4 厂区布置应符合国家有关用地控制指标的规定,并应符合下列规定:

1 工艺装置宜按类别联合集中布置;

2 辅助设施宜靠近服务对象布置,或单独成区布置;

3 应按生产顺序合理划分功能区及确定通道宽度,各功能区的外形宜规整,厂区内干道宜平直、贯通和协调分布;

4 各功能区内部应布置紧凑合理,外部应与相邻功能区相协调,各功能区之间应使物流便捷合理;

5 皮带机通廊应短捷顺畅,减少转运次数,且不宜穿越净化区及其他主要生产装置区;

6 铁路线路及其装卸、仓储设施,应根据其性质和功能,相对集中布置,并应避免或减少铁路线路在厂区内形成三角地带;

7 生产管理及生活设施,宜进行平面与空间的组合,合并布

置,且宜位于全年最小频率风向的下风侧及与厂外道路连接方便的地段;

**8** 改扩建项目应充分结合现有布局及生产特点,相互协调,合理布置。

**8.1.5** 厂区布置应根据工程地质及水文地质条件确定,重要装置、设备宜布置在工程地质良好地段,地下构筑物宜布置在地下水位较低的填方地段。

**8.1.6** 可能散发可燃气体的生产装置,宜布置在明火或散发火花地点的全年最小频率风向的上风侧。

**8.1.7** 散发粉尘的装置及堆场宜避开人员集中的场所和有洁净要求的厂房,并宜位于其全年最小频率风向的上风侧。

**8.1.8** 循环水及冷却设施应靠近主要用户,宜布置在通风良好的开阔地段。

**8.1.9** 总变电所应靠近厂区边缘、进出线方便的独立地段,并宜靠近负荷中心且环境相对清洁处布置。

**8.1.10** 锅炉房的布置,应符合现行国家标准《锅炉房设计规范》GB 50041 的有关规定,并应符合下列规定:

**1** 燃煤锅炉房应靠近高压蒸气用户,并宜位于全年最小频率风向的上风侧的厂区边缘布置;

**2** 燃油、燃气锅炉房宜靠近用户集中处布置。

**8.1.11** 压缩空气站的布置宜靠近主要用户且空气洁净的地段,不应靠近对噪声、振动有防护要求的场所。

**8.1.12** 工厂消防站的设置,应根据企业的规模、火灾危险性及周边区域协作条件等因素确定。

**8.1.13** 运输线路的布置,应满足生产要求,且物流顺畅,人货分流,人流、货流组织合理。

**8.1.14** 竖向布置应满足企业安全、生产、运输的要求,且土石方工程量宜小,填方、挖方量宜趋于平衡,并结合场地地质情况,减少竖向布置造成的地基处理费用。

**8.1.15** 厂区布置还应符合现行国家标准《工业企业总平面设计规范》GB 50187 的有关规定。

## **8.2 厂址选择**

**8.2.1** 厂址宜靠近主要原料基地、产品销售地点及配套协作条件好的地区,采用长输管线外送产品的工厂应接近现有或规划的输气门站。

**8.2.2** 厂址应具有便捷、经济的交通运输条件,与厂外铁路、公路、港口的连接应短捷便利。

**8.2.3** 厂址应有充足、可靠的水源和电源,并应满足企业发展需求。

**8.2.4** 厂址应位于城镇或居住区全年最小频率风向的上风侧,且不应位于窝风地段。

**8.2.5** 厂址应避免洪水、潮水和内涝威胁,防洪要求应符合现行国家标准《防洪标准》GB 50201 的有关规定。

**8.2.6** 位于山坡或山脚处的厂址,宜避开受山洪威胁的地段。当不可避免时,应采取可靠的截洪、排洪等防护措施。

**8.2.7** 厂址应有建厂所必需的场地面积和较为规整的外围轮廓,满足人工制气站的总平面布置要求,并应根据企业的发展规划留有发展余地。

**8.2.8** 厂址的自然地形应有利于厂区布置、厂内运输、场地排水及减少土石方工程量。

**8.2.9** 厂址的工程地质条件和水文地质条件,应满足建设工程的需要,当厂址位于山坡或山脚处时,应对山坡的稳定性进行地质灾害危险性评估。

**8.2.10** 下列地段或地区不应选为厂址:

- 1 地震断层及设防烈度高于 9 度的地震区;
- 2 有泥石流、滑坡、流沙、溶洞等直接危害地段;
- 3 采矿陷落及错动区界限内;



- 4 爆破危险区范围内；
- 5 水库下游，库坝决溃后可能淹没的地区；
- 6 大型尾矿库的坝下方；
- 7 严重的自重湿陷性黄土、厚度大的新近堆积黄土、高压压缩性饱和黄土等工程地质恶劣地区；
- 8 有严重放射性物质污染影响区；
- 9 国家或地方规定的风景区、自然保护区和文物古迹保护区；
- 10 对飞机起降、电台通讯、电视传播、雷达导航和天文、气象、地震观测和军事设施等有影响的地区；
- 11 供水水源卫生保护区；
- 12 具有开采价值的矿藏区；
- 13 全年静风频率超过 60% 的地区。

### 8.3 煤的干馏制气厂区布置

8.3.1 堆场区宜靠近铁路站场区及与厂外道路连接方便的地段，并宜位于全年最小频率风向的上风侧的厂区边缘。场地紧张时，宜采用大型料仓取代堆场。

8.3.2 制气区宜集中布置在工程地质良好地段，且焦炉炉组中心线与最多风向夹角宜小。

8.3.3 净化区宜与制气区相邻且位于焦炉集气管一侧布置，净化区内的布置应紧凑并兼顾工艺流程及用户方位，且不应布置与煤气净化无关的设施及建(构)筑物。

### 8.4 煤的压力气化制气厂区布置

8.4.1 厂内生产设施布置应符合下列规定：

1 氧(氮)气站的布置应符合现行国家标准《氧气站设计规范》GB 50030 的有关规定，宜布置在空气洁净的地段，并宜靠近主要负荷中心。空分设备的吸风口应位于二氧化碳气体发生源、乙

炔站、电石渣场及散发其他烃类和粉尘等场所的全年最小频率风向的下风侧；

2 全厂性的高架火炬宜位于生产区全年最小频率风向的上风侧。

**8.4.2** 采用碎煤加压气化工工艺的生产装置区布置应符合下列规定：

1 气化装置应布置在生产装置区全年最小风频风向的上风侧，并应位于空分装置的常年主导风向的下风侧，气化装置与空分装置的间距应符合现行国家标准《氧气站设计规范》GB 50030 的有关规定，并宜靠近空分装置布置；

2 分期建设或由多系列装置组成的气化装置宜采取岛式集中布置，为其服务的煤气水分离、酚氨回收装置、净化装置就近围绕气化岛布置，其中煤气水分离、酚氨回收宜集中布置在气化岛一侧或两侧，煤气净化装置宜布置在气化岛的其余方向，并应避免煤气水和煤气管线交叉穿越无关设施；

3 气化装置应靠近为其供应中压蒸汽的热电站、锅炉房或其他余热蒸气发生装置；

4 气化厂房的废热锅炉框架外侧应留有不小于 18m 宽的检修场地，气化装置区周边宜设置不小于 6m 宽的环形道路，净空应满足大型吊车进出要求；

5 为气化服务的原料煤备煤设施宜在气化装置区外侧就近布置；

6 采用水力排渣的排渣池宜靠近气化厂房且运输便捷处布置；

7 硫回收装置宜靠近净化装置并宜位于全厂最多风向下风侧，远离人员集中场所。

## **8.5 煤的常压气化制气厂区布置**

**8.5.1** 各种气化炉宜采用单排布置。

**8.5.2** 气化炉制气厂站的布置,应符合下列规定:

- 1 应位于厂站主要建(构)筑物夏季最小频率风向的上风侧;
- 2 宜靠近煤气负荷比较集中的地点;
- 3 应便于气化炉原料、灰渣、末煤、焦油、焦油渣的运输和贮存;
- 4 宜便于气化炉与干馏炉、锅炉等共用煤和灰渣的贮运设施及末煤的利用,便于循环水、煤气净化和污水处理等系统共用;
- 5 宜留有扩建的余地。

**8.5.3** 各种气化炉主厂房的迎风面,宜垂直于夏季最大频率风向;室外煤气净化设备宜布置在主厂房夏季最大频率风向的下风侧。

**8.5.4** 发生炉煤气站、两段发生炉煤气站的厂区布置应符合现行国家标准《发生炉煤气站设计规范》GB 50195 的有关规定。

## **8.6 油(气)低压循环催化改质制气厂区布置**

**8.6.1** 油制气原料储罐区、制气装置区、辅助设施区宜独立成区布置。

**8.6.2** 天然气改质制气的调压装置宜靠近天然气进厂地段布置。

**8.6.3** 油制气装置区宜与原料储罐区相邻布置,并应满足生产顺序与用户方位的要求。

## 9 节能与环保

### 9.1 一般规定

- 9.1.1 制气厂站应采用先进的节能工艺、技术、设备和材料,不得采用淘汰的高能耗设备。
- 9.1.2 对工艺过程中产生的余热、余压,宜进行回收利用。
- 9.1.3 水源、给水排水方式、设备、材料选择应做到节约用水,提高水的重复利用率。
- 9.1.4 工艺过程中产生的各种废气、废水和固体废物,应进行治理,达标后排放。

### 9.2 节能

- 9.2.1 顶装焦炉制气宜采用以焦炉烟道气为热源的风选煤调湿技术。
- 9.2.2 焦炉宜采用干法熄焦。
- 9.2.3 煤气初冷器可设置余热回收段,回收荒煤气中的余热宜用于工艺换热或厂区及居民区冬季采暖。
- 9.2.4 煤气鼓风机(煤气排送机)、循环氨水泵、空气风机可采用蒸气透平驱动;当采用电机驱动时,宜采用变频调速等节能技术。
- 9.2.5 剩余氨水蒸氨应采用原料氨水与蒸氨废水深度换热工艺,宜将原料氨水加热至 90℃ 以上。
- 9.2.6 洗苯富油蒸馏应采用贫富油深度换热工艺,宜将富油加热至 160℃ 以上。
- 9.2.7 真空碳酸盐脱硫宜直接利用初冷器荒煤气余热作为富液解吸再生热源。
- 9.2.8 保温层设置应符合现行国家标准《工业设备及管道绝热工

程设计规范》GB 50264 的有关规定。

**9.2.9** 厂前区和生活区内各建(构)筑物节能设计应符合现行国家标准《公共建筑节能设计标准》GB 50189 的有关规定。

**9.2.10** 厂站内蒸汽加热设备、蒸汽分汽缸、蒸汽蓄能器和蒸汽管道等冷凝软化水应回收利用。

**9.2.11** 循环气化炉工艺流程应有回收煤气显热和吹风气潜热、显热的措施。

**9.2.12** 压力气化的碎煤加压气化装置应设置煤锁气回收系统。

**9.2.13** 压力气化煤气净化低温甲醇洗装置宜设置绕管式换热器。

**9.2.14** 压力气化煤气水分离装置宜设废热回收系统。

**9.2.15** 压力气化煤气水分离膨胀气输送系统应设置变频调节器。

### 9.3 环 保

**9.3.1** 煤场应设抑尘装置。

**9.3.2** 输煤系统的破碎、筛分处应设除尘装置。

**9.3.3** 焦处理系统焦炭转运点、焦制样室、筛分处应设除尘装置。

**9.3.4** 焦炉装煤、出焦、熄焦生产过程应设置烟尘捕集和净化装置。

**9.3.5** 焦油氨水分离装置的排放气可采用放散气压力平衡系统接入初冷前吸煤气管道。

**9.3.6** 空气鼓风机房、煤气排送机房等大型动力厂房的内墙面宜设不燃性吸声材料。空气鼓风机、煤气排送机宜设置独立的设备基础及减振沟。

**9.3.7** 碎煤加压气化装置及一氧化碳变换装置的循环水应独立设置,并应采用处理后的煤气水作为循环水补水。

**9.3.8** 压力气化煤气净化低温甲醇洗装置的环保设计,应符合下列规定:

- 1 排放气应经脱盐水洗涤后排放；
- 2 废水应通过甲醇精馏，将废水中的甲醇降低到 100mg/L，送生化处理。

**9.3.9** 压力气化煤气净化一氧化碳变换装置的环保设计，应符合下列规定：

- 1 废旧催化剂应由催化剂生产厂家回收利用；
- 2 变换催化剂升温硫化时产生的废气应送火炬处理；
- 3 工艺冷凝液应送煤气水分离装置处理。

**9.3.10** 压力气化净化煤气水装置的环保设计，应符合下列规定：

- 1 分离膨胀气宜送硫回收或锅炉炉膛燃烧处理后达标排放；
- 2 酚回收后的废水应送生化处理装置进一步处理，达标排放或回用；
- 3 氨回收应生产适合于锅炉脱硫的氨水。

**9.3.11** 常压气化煤气净化各设备、水封和煤气管道冷凝水应集中处理回用。

## 10 辅助设施

### 10.1 电气与仪表自动化

**10.1.1** 爆炸危险区域中所有电气与仪表设备应符合现行国家标准《爆炸危险环境电力装置设计规范》GB 50058 的有关规定。

**10.1.2** 煤的干馏制气、煤的气化制气、油(气)低压循环催化改质制气及煤气净化系统应采用计算机自控系统,并应与厂级信息管理系统联网。

**10.1.3** 煤的干馏制气,电气与仪表自动化设计应符合下列规定:

- 1 焦炉用电设备为一级负荷时,应设置两路电源。
- 2 焦炉移动车辆应设置炉号自动识别、联锁对位及作业管理系统。
- 3 焦炉地下室及两侧走廊应设置应急照明。
- 4 焦炉和有蓄热室直立炉的加热用煤气应设置温度、压力、流量和热值测量装置,以及压力或流量自动调节装置。
- 5 焦炉和有蓄热室直立炉应设置加热煤气的低压报警和联锁装置。
- 6 焦炉和直立炉炉顶集气管应设置荒煤气温度、压力测量装置以及压力自动调节装置;集气管压力自动调节应与煤气鼓风机室自控装置有联系信号;宜采用集气管压力综合控制系统。
- 7 焦炉集气管放散应采用自动点火控制装置。
- 8 焦炉分烟道应设置废气温度及含氧量测量装置,并应设置吸力测量及自动调节装置;总烟道应设置废气温度和吸力测量装置。
- 9 焦炉应设置下列检测装置:
  - 1) 推焦电流自动检测和传送装置;

- 2) 基于每座焦炉的加热煤气流量自动累积记录装置;
- 3) 具有数据存储与处理功能的红外高温计炉温测量装置;
- 4) 装煤量自动称量装置和装炉煤水分自动检测装置;
- 5) 煤塔储煤仓连续料位检测装置;
- 6) 可燃(有毒)气体检测报警系统。

10 焦炉烟囱应设置粉尘、二氧化硫及氮氧化物等污染物的连续自动监测装置。

11 焦炉和有蓄热室直立炉加热应采用计算机加热控制和管理系统。

12 焦炉采用新型湿法熄焦时,应设置自动控制装置。

10.1.4 干馏煤气的净化,电气与仪表自动化设计应符合下列规定:

1 循环氨水泵、电动煤气鼓风机应为一级负荷,其他煤气净化用电设备应为二级负荷,电源设置应符合现行国家标准《供配电系统设计规范》GB 50052 的有关规定;

2 煤气鼓风机室、煤气加压机室应设置应急照明;

3 煤气鼓风机宜采用独立的计算机自控系统;

4 煤气鼓风机应按使用的类型设置必要的联锁保护和信号监测装置;

5 煤气加热的管式炉应设置煤气低压报警和联锁装置;

6 克劳斯炉、氨分解炉及其他焚烧炉应设置必要的安全检测仪表和报警及联锁装置;

7 煤气鼓风机室、煤气加压机室应设置可燃(有毒)气体检测报警系统。

10.1.5 煤的压力气化制气,电气与仪表自动化设计应符合下列规定:

1 压力气化制气装置用电负荷应符合现行国家标准《供配电系统设计规范》GB 50052 的有关规定;装置内润滑油泵、注油泵、高压蒸汽隔离阀、氧气隔离阀、开车煤气隔离阀、粗煤气控制阀的



用电应为保安负荷；气化制气装置的供电电源应采用两回线路供电，并应设事故母线段；

2 压力气化煤气净化装置的用电负荷应符合现行国家标准《供配电系统设计规范》GB 50052 的有关规定；

3 压力气化的制气装置和煤气净化装置应设置可燃（有毒）气体检测报警系统；

4 压力气化的制气装置气化炉煤锁和气化炉灰锁的顺序控制单元、煤气水分离双介质过滤器反洗的顺序控制单元，除应设置自动操作方式外，还应设置手动操作方式，并应能进行手动（自动）的无扰动切换；进气化炉蒸汽和氧气比值调节回路在增减负荷时，应符合“增负荷时先增蒸汽、减负荷时先减氧气”的规定；

5 压力气化的气化工段紧急停车联锁应采用安全仪表系统（SIS），安全仪表系统（SIS）的设计应符合现行国家标准《石油化工安全仪表系统设计规范》GB/T 50770 的有关规定；安全仪表系统（SIS）应独立于 DCS 设置，并应具备高度的冗余容错功能，安全完整性等级 SIL 不低于 SIL3；

6 压力气化制气装置的安全仪表系统（SIS），应设置手动紧急停车按钮和手动复位开关；凡与安全仪表系统（SIS）联动的阀门都应带阀位开关，停车系统动作时安全仪表系统（SIS）应对阀门的控制响应进行检查，并应设置联锁旁路，联锁旁路的操作应赋予有此权限的人；安全仪表系统（SIS）应能与 DCS 进行通讯。

10.1.6 煤的常压气化制气，电气与仪表自动化设计应符合下列规定：

1 煤的常压气化制气厂站供电系统设计，应符合现行国家标准《供配电系统设计规范》GB 50052 的有关规定。

2 连续气化炉厂站的空气鼓风机、煤气排送机的电动机设置和联锁应符合现行国家标准《工业企业煤气安全规程》GB 6222 和《发生炉煤气站设计规范》GB 50195 的有关规定。

3 气化炉主厂房、煤气排送机房、缓冲气罐阀室、焦油泵房等设置的事事故机械通风机的防爆电动机,应与相应场所设置的易燃易爆泄漏报警装置联锁。

4 气化炉应设置加煤自动控制、除灰自动控制和加煤除灰的相互联锁,并应设报警装置。

5 气化炉生产系统的废热锅炉汽包应设置水位自动调节装置。

6 两段气化炉上段煤气出口宜设置煤气温度自动调节。

7 电气滤清器控制应设置能立即切断高压电源的装置,符合下列条件之一,应立即切断高压电源并应声光报警:

- 1) 气化煤气中含氧量大于 1%(体积);
- 2) 电气滤清器的绝缘箱温度低于规定值;
- 3) 电气滤清器出口煤气压力降到 50Pa。

8 连续气化炉生产系统应设置下列连锁装置:

- 1) 低压煤气总管压力与煤气排送机应设置联锁装置,并应设声光报警;
- 2) 空气总管压力或空气鼓风机与煤气排送机(或热煤气直接用户直立炉的引风机)应设置联锁装置,并应设声光报警。

9 循环气化炉的缓冲气罐应设置高、低位声光报警装置;并应设置与缓冲气罐的进出口阀门、自动控制机和煤气排送机自动联锁。

10 连续气化炉生产系统的仪表测量和自动控制的设置,应符合下列规定:

- 1) 应设置气化炉进口饱和空气温度测量和自动调节;
- 2) 应设置气化炉进口蒸汽压力、流量测量;
- 3) 应设置气化炉煤气出口的压力、温度测量。

11 循环气化炉生产系统的仪表测量和自动控制的设置,应符合下列规定:

- 1)应设置鼓风机的压力、温度、流量测量；
- 2)应设置气化炉进口蒸汽压力、流量测量；
- 3)应设置气化炉上、下吹煤气出口的压力、温度测量。

**12** 循环气化炉 PLC 自动程序控制装置的系统设计,应符合下列规定:

- 1)应能手动和自动切换操作；
- 2)应能调节循环周期和阶段百分比；
- 3)应设置循环中各阶段比例和阀门动作的指示信号；
- 4)主要阀门应设置检查和连锁,在发生故障时应有显示和报警信号,并能恢复到安全状态；
- 5)应设置紧急停车按钮。

**13** 气化炉厂站宜设置出站煤气组分、硫化氢等杂质含量检测设备。

**10.1.7** 油/气低压循环催化改质制气,电气与仪表自动化设计应符合下列规定:

**1** 自动控制装置程序系统设计,应符合下列规定:

- 1)应能手动和自动切换操作；
- 2)应能调节循环周期和阶段百分比；
- 3)应设置循环中各阶段比例和阀门动作的指示信号。

**2** 主要阀门应设置检查和联锁装置,发生故障时应有显示和报警信号,并应能恢复到安全状态。

**3** 自动控制系统应采用全冗余,并应设置手动紧急停车装置。

**4** 自动控制装置的传动系统设计,应符合下列规定:

- 1)传动系统的形式应根据程序控制系统的形式和本地区具体条件确定；
- 2)应设置储能设备；
- 3)传动系统的控制阀、自动阀和其他附件的选用或设计,应能适应工艺生产的特点。

## 10.2 给排水与消防

10.2.1 人工制气厂站给水系统设计应符合下列规定：

- 1 循环水系统补充水宜利用水源水直接供给；
- 2 宜采用生产、生活、消防合并的给水管网进行供水；水源水质不能满足生活用水标准的，生活给水管网与生产消防给水管网应单独设立；生活给水管网可按枝状管网布置，生产消防给水管网应按环状管网布置；
- 3 当采用地下水供给低水温用户，其出水应作为再次利用水源。

10.2.2 给水设施设计应符合现行国家标准《建筑给水排水设计规范》GB 50015 和《室外给水设计规范》GB 50013 的有关规定。

10.2.3 人工制气厂站宜设生产事故贮水池，且应与厂区消防贮水池合并考虑。生产事故贮水量不应小于 8h 生产用水量。当水源水能连续补水时，应减去期间补充的水量。

10.2.4 消防给水及灭火器配置设计应符合下列规定：

- 1 室外消防给水管网应采用环状管网，其输水干管不应少于 2 条，但室外消防用水量不超过 15L/s 的建(构)筑物可采用枝状管网；

- 2 人工制气厂站灭火器的类型及配置数量，应符合现行国家标准《建筑灭火器配置设计规范》GB 50140 的有关规定；

- 3 人工制气厂站的煤和焦炭的粉碎机室、破碎机室、出焦台的第一个焦转运站应设置室内消火栓；

- 4 人工制气厂站应设置消防水收集池，利用化工装置区域内酚氰废水排水系统收集消防水，消防水收集池容积应按油库区最大一处火灾消防水量的 1.1 倍计；

- 5 室内、室外消防水用量及消防设施的设置，应符合现行国家标准《建筑设计防火规范》GB 50016 的有关规定。

10.2.5 排水系统应采用分流制，生产净废水可排入雨排水系统。

**10.2.6** 化工装置的初期雨水应利用化工装置区域内酚氰废水排水系统收集后送酚氰废水处理站。

**10.2.7** 酚氰废水治理宜采用“物化+生化”的联合处理工艺。生化处理的主体工艺宜采用前置反硝化生物脱氮工艺。

**10.2.8** 酚氰废水的处理应符合现行行业标准《焦化废水治理工程技术规范》HJ 2022 的有关规定。

**10.2.9** 酚氰废水处理的核心设施,应设置为不少于 2 个独立的并列系统,各系统构筑物间宜设可切换的连通管渠,系统内构筑物间宜设超越管渠。

**10.2.10** 酚氰废水处理宜由生化的预处理、生化处理、生化后处理或深度处理、污泥处理、仪表监控及分析化验等系统组成。

**10.2.11** 酚氰废水处理的预处理系统应设除油、事故调节或均和调节等装置,设计应符合现行行业标准《焦化废水治理工程技术规范》HJ 2022 的有关规定,还应符合下列规定:

- 1 酚氰废水宜先经过除油处理,再进入事故调节池;
- 2 调节池总有效容积应能贮存 16h 以上的蒸氨废水量;
- 3 调节池应在低液位操作,其正常工作液位宜为有效水深的 1/3。

**10.2.12** 生化处理宜采用生物水解酸化+前置反硝化的双膜法内循环生物脱氮工艺(A/A/O 法),也可采用前置反硝化的膜法内循环生物脱氮工艺(A/O 法)。设计应符合现行行业标准《焦化废水治理工程技术规范》HJ 2022 的有关规定,还应符合下列规定:

- 1 以原水量计的厌氧池总水力停流时间不宜小于 8h;
- 2 以生化设计水量计的缺氧池总水力停流时间宜为 16h~24h;
- 3 厌氧池内最高温度不宜超过 35℃;
- 4 缺氧池内运行温度宜为 25℃~30℃;
- 5 厌氧池、缺氧池生物膜填料高度宜占池内有效水深的 1/2~1/3;
- 6 以生化设计水量计的好氧池总水力停流时间宜为 36h~

45h;当好氧池以两个串联的方式运行时,第一个好氧池的水力停流时间宜为24h~30h,第二个好氧池的水力停流时间宜为12h~15h;

7 好氧池内运行温度宜为25℃~30℃;

8 好氧池宜采用鼓风曝气,不宜采用机械表面曝气等方式。

**10.2.13** 生化后处理工艺应包括混合反应、沉淀分离、过滤及其配套的给排水工艺设施。

**10.2.14** 对于处理后水有高标准回用要求的酚氰废水处理系统,宜采用高级氧化、膜分离等深度处理技术。

**10.2.15** 酚氰废水的污泥处理应由污泥重力浓缩脱水、污泥化学浓缩脱水及污泥机械脱水等组成,机械脱水后的泥饼应送煤场,经专门污泥添加装置均匀掺入炼焦煤中。

### 10.3 通风除尘

**10.3.1** 焦炉地下室应设置强制送风系统,送入经除尘净化后的室外空气。

**10.3.2** 干熄焦排焦地下部分应设置机械排风系统。机械排风系统应与干熄焦排焦地下部分室内设置的氧含量检测装置和一氧化碳(CO)检测装置的报警信号联锁,实现自动启停,同时可实现人工手动启停。

**10.3.3** 煤焦物料输送通廊的地下部分应设置机械排风系统。

**10.3.4** 煤预粉碎机室、粉碎机室、调湿后的煤转运站及顶装焦炉煤塔下装煤车受煤处应设置机械除尘系统。干式除尘器应设置泄爆装置,除尘器内部应采用防止粉尘积聚滞留的结构,并将收集的粉尘及时排出,除尘系统应采取可靠的防静电积聚措施。

**10.3.5** 焦炭的转运、筛分、贮存以及外运系统应设置机械除尘系统,干式除尘器应设置泄爆装置,除尘器内部应采用防止粉尘积聚滞留的结构,并将收集的粉尘及时排出,除尘系统应采取可靠的防

静电积聚措施。

**10.3.6** 焦炉装煤烟尘捕集和净化系统的设计应符合下列规定：

1 净化装置应靠近同一炉组的中间部位布置，焦炉顶部接往净化装置的连接管道接点应设置在两焦炉中间。

2 装煤烟尘净化装置应采用袋式除尘器作为最终净化设备。

3 装煤烟尘净化装置前应设置烟尘预处理装置，并应符合下列规定：

1) 顶装焦炉装煤烟尘净化装置前应设置捕集明火颗粒的装置和预喷涂吸附净化装置；

2) 捣固焦炉装煤烟尘净化装置前应设置降低或清除烟尘中黏性成分的净化吸附冷却装置；

3) 净化吸附冷却装置应采用活性较高且干燥的物料作为吸附料，并应配备吸附料自动供给和排出装置。

4 净化装置前的连接管道上应设置事故紧急切断装置。

5 顶装焦炉装煤车上的烟尘捕集装置应配置可靠的混风及泄爆装置。

6 袋式除尘器内部应采用防止粉尘积聚滞留的结构。

7 袋式除尘器灰斗应进行伴热，除尘器整体应进行保温。

8 净化装置应采取可靠的防静电积聚措施，烟尘净化装置上应设置泄爆装置。

9 净化装置收集的粉尘应及时排出除尘器。

10 袋式除尘器的清灰应采用离线方式。

11 通风机组应设置调速设施。

12 烟尘捕集净化系统应配置先进可靠的控制系统。

**10.3.7** 焦炉出焦烟尘捕集和净化系统的设计应符合下列规定：

1 净化装置应靠近同一炉组的中间部位布置，焦炉侧面接往净化装置的连接管道接点应设置在两焦炉中间；

2 烟尘净化装置应采用袋式除尘器作为最终净化设备；

3 烟尘净化装置前应设置对高温烟尘冷却、明火颗粒捕集的

烟尘预处理装置；

4 袋式除尘器内部应采用防止粉尘积聚滞留的结构；

5 净化装置应采取可靠的防静电积聚措施，烟尘预处理装置及净化装置上应设置泄爆装置；

6 净化装置收集的粉尘应及时排出除尘器；

7 袋式除尘器的清灰应采用离线方式；

8 通风机组应设置调速设施；

9 烟尘捕集净化系统应配置先进可靠的控制系统。

**10.3.8** 干熄焦环境除尘系统的设计应符合下列规定：

1 设置除尘的部位应符合现行国家标准《炼焦工艺设计规范》GB 50432 的有关规定；

2 净化装置应靠近干熄焦装置布置；

3 烟尘净化装置应采用袋式除尘器作为最终净化设备；

4 烟尘净化装置前应设置对高温烟尘冷却、明火颗粒捕集的烟尘预处理装置；

5 干熄焦上部除尘管道与下部除尘管道应各自独立接入烟尘预处理装置；

6 袋式除尘器内部应采用防止粉尘积聚滞留的结构；

7 净化装置应采取可靠的防静电积聚措施，烟尘预处理装置及净化装置上应设置泄爆装置；

8 净化系统收集的粉尘应及时排出除尘器；

9 袋式除尘器的清灰应采用离线方式；

10 烟尘捕集净化系统应配置先进可靠的控制系统。

**10.3.9** 煤制样室宜设通风换气装置。

**10.3.10** 煤仓顶部应采取通风措施。



## 附录 A 煤的干馏制气(含净化装置)室内 爆炸危险环境区域划分

表 A 煤的干馏制气(含净化装置)室内爆炸危险环境区域划分

装置	机房或区域	划分
焦炉	焦炉地下室、烟道走廊(仅侧喷式)、变送器室	1 区
	集气管直接式仪表室、炉间台和炉端台底层	2 区
直立炉	直立炉顶部操作层	1 区
	其他空间及其他操作层	2 区
煤气净化	煤气鼓风机(或加压机)室、萃取剂为轻苯或粗苯脱酚溶剂泵房、苯类产品及回流泵房、轻吡啶生产装置的室内部分、精脱硫装置高架脱硫塔(箱)下室内部分	1 区
	脱酸蒸氨泵房、氨压缩机房、氨硫系统尾气洗涤泵房、煤气水封室	2 区
	硫黄排放冷却室、硫结片室、硫黄包装及仓库	21 区

## 附录 B 煤的气化制气(含净化装置)室内 爆炸危险环境区域划分

**表 B 煤的气化制气(含净化装置)室内爆炸危险环境区域划分**

装 置		机房或区域	划分
压力 气化 制气	制气	气化厂房	2区
		泵房	2区
	低温甲醇洗	压缩厂房	2区
		泵房	2区
	变换及冷却	泵房	2区
常压 气化 制气	水煤气、两段水 煤气、流化床水 煤气	煤气生产主厂房	1区
		煤气排送机房	2区
		煤气管道排水器间	1区
		煤气计量器室	1区
	发生炉、两段发 生炉	煤气排送机房	2区
		煤气管道排水器间	2区
		煤气计量器室	2区
	缓冲气罐	煤气进出口阀室内部空间	1区

## 附录 C 碎煤加压气化典型指标

表 C 碎煤加压气化典型指标

	指 标	煤 种				
		无烟煤	贫瘦煤	次烟煤	长焰煤	褐煤
工业 分析	$W_{ar}(\%)$	0~7	0.3(ad)	6.8	13	15~20
	$A_{ar}(\%)$	6~14	20.8(ad)	23.76	22.62	12~28
	$V_{ar}(\%)$	2~4	14.4(ad)	25.60	26.40	28~35
	$FC_{ar}(\%)$	78~85	64.5(ad)	43.84	37.98	45~55
	粒度	5~20	4~50	6~30	5~50	6~40
操作 条件	气化压力(MPa)	2.8~3.0	3.0	3.1	3.0	1.8~2.7
	炉顶温度(°C)	~550	650	480~550	386	250~300
	汽氧比( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ )	3.5~5.0	4.7	7.1	7.5	6.0~8.5
	入炉水蒸气温度(°C)	400	400	400~420	400	350~420
	排灰温度(°C)	300	280	200~220	340	220
消耗 指标	氧气消耗率 ( $\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$ )	0.3~0.4	0.38	0.22	0.207	0.13~0.16
	蒸汽消耗率 ( $\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	1.4~1.6	1.58	1.57	1.41	0.9~1.2
	粗煤气产率 ( $\text{m}^3 \cdot \text{t}^{-1}$ )	2100	2064	1409	1329	1000~1300
	煤气 组成 干基	$\text{CO}_2(\%,$ 体积分数)	24.86	26.59	32.6	32.1
$\text{CO}(\%,$ 体积分数)		25.26	23.46	15.8	16.72	14.5

续表 C

	指 标		煤 种				
			无烟煤	贫瘦煤	次烟煤	长焰煤	褐煤
消耗 指标	煤气 组成 干基	H <sub>2</sub> (%, 体积分数)	40.71	39.45	40.1	39.30	38.3
		CH <sub>4</sub> (%, 体积分数)	7.46	8.00	9.76	10.2	12.5
		N <sub>2</sub> ,Ar(%, 体积分数)	1.26	1.33	0.75	0.45	1.5
		O <sub>2</sub> (%, 体积分数)	0.2	0.2	0.3	0.4	0.2
		C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> (%, 体积分数)	0.15	0.47	0.16	0.73	0.8
		H <sub>2</sub> S(%, 体积分数)	0.1	0.07	0.15	0.5	0.2
	热值 (kJ·m <sup>-3</sup> )	高	11593	11698	11219	11969	12517
	低	10277	10437	9897	10606	11121	

## 本规范用词说明

1 为便于在执行本规范条文时区别对待,对要求严格程度不同的用词说明如下:

1)表示很严格,非这样做不可的:

正面词采用“必须”,反面词采用“严禁”;

2)表示严格,在正常情况下均应这样做的:

正面词采用“应”,反面词采用“不应”或“不得”;

3)表示允许稍有选择,在条件许可时首先应这样做的:

正面词采用“宜”,反面词采用“不宜”;

4)表示有选择,在一定条件下可以这样做的,采用“可”。

2 条文中指明应按其他有关标准执行的写法为:“应符合……的规定”或“应按……执行”。

## 引用标准名录

- 《室外给水设计规范》GB 50013
- 《建筑给水排水设计规范》GB 50015
- 《建筑设计防火规范》GB 50016
- 《氧气站设计规范》GB 50030
- 《锅炉房设计规范》GB 50041
- 《供配电系统设计规范》GB 50052
- 《爆炸危险环境电力装置设计规范》GB 50058
- 《建筑灭火器配置设计规范》GB 50140
- 《石油化工企业设计防火规范》GB 50160
- 《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183
- 《工业企业总平面设计规范》GB 50187
- 《公共建筑节能设计标准》GB 50189
- 《发生炉煤气站设计规范》GB 50195
- 《防洪标准》GB 50201
- 《工业设备及管道绝热工程设计规范》GB 50264
- 《炼焦工艺设计规范》GB 50432
- 《石油化工安全仪表系统设计规范》GB/T 50770
- 《工业企业煤气安全规程》GB 6222
- 《液化石油气》GB 11174
- 《焦化安全规程》GB 12710
- 《城镇燃气分类和基本特性》GB/T 13611
- 《人工煤气》GB/T 13612
- 《炼焦化学工业污染物排放标准》GB 16171

《天然气》GB 17820

《焦化废水治理工程技术规范》HJ 2022

《城镇燃气加臭技术规程》CJJ/T 148





中华人民共和国国家标准

人工制气厂站设计规范

GB 51208 - 2016

条文说明



## 编制说明

《人工制气厂站设计规范》GB 51208—2016,经住房城乡建设部 2016 年 10 月 25 日以第 1342 号公告批准发布。

本规范制定过程中,编制组进行了广泛的调查研究,总结了城镇燃气以及工业企业等以煤为原料的人工制气厂站工程建设中的实践经验,深入了解生产单位的实际情况,吸取了国内外已有的科技成果和先进标准的内容。

为便于勘察、设计、施工、科研、学校等单位有关人员在使用本规范时能正确理解和执行条文规定,编制组根据住房城乡建设部关于编制工程标准、条文说明的统一规定,按《人工制气厂站设计规范》的章、节、条顺序编制了本条文说明,对条文规定的目的、依据和执行中需注意的有关事项进行了说明,还对强制性条文的强制性理由作了解释。但是,本条文说明不具备与规范正文同等的法律效力,仅供使用者作为理解和把握规范规定的参考。



# 目 次

1	总 则 .....	( 77 )
2	术 语 .....	( 78 )
3	燃气设计产量和质量 .....	( 79 )
4	煤的干馏制气 .....	( 82 )
4.1	一般规定 .....	( 82 )
4.2	焦炉制气 .....	( 83 )
4.3	直立炉制气 .....	(100)
5	煤的气化制气 .....	(109)
5.1	一般规定 .....	(109)
5.2	压力气化制气 .....	(110)
5.3	常压气化制气 .....	(113)
6	油(气)低压循环催化改质制气 .....	(120)
6.1	一般规定 .....	(120)
6.2	轻油低压循环催化改质制气 .....	(121)
6.3	液化石油气低压循环催化改质制气 .....	(123)
6.4	天然气低压循环催化改质制气 .....	(123)
7	净化和调质 .....	(125)
7.1	一般规定 .....	(125)
7.2	干馏煤气净化 .....	(126)
7.3	压力气化煤气净化 .....	(129)
7.4	常压气化煤气净化 .....	(132)
7.5	一氧化碳变换 .....	(133)
7.6	煤气脱水 .....	(135)
8	厂址选择和厂区布置 .....	(137)

8.1	一般规定	(137)
8.2	厂址选择	(139)
8.3	煤的干馏制气厂区布置	(141)
8.4	煤的压力气化制气厂区布置	(142)
8.5	煤的常压气化制气厂区布置	(143)
8.6	油(气)低压循环催化改质制气厂区布置	(144)
9	节能与环保	(145)
9.1	一般规定	(145)
9.2	节能	(145)
9.3	环保	(147)
10	辅助设施	(149)
10.1	电气与仪表自动化	(149)
10.2	给排水与消防	(154)
10.3	通风除尘	(155)

# 1 总 则

**1.0.1** 本条规定了本规范编制的目的。人工制气厂站生产的燃气具有易燃易爆、有毒等特性,设计应首先符合安全生产的要求。在安全的前提下,生产符合质量要求的城镇燃气,才能保证持续、稳定供气,以满足用户的要求。设计方案确定还应符合经济合理、综合利用资源以及节能减排、保护环境的基本国策。

**1.0.2** 本条定义了城镇燃气用户的类别,规定了本规范的适用范围。

## 2 术 语

本章所列术语,其定义及范围仅适用于本规范。

本规范未定义的术语按现行国家标准《城镇燃气工程基本术语标准》GB/T 50680 执行。



### 3 燃气设计产量和质量

**3.0.1** 城镇燃气采用人工制气作为气源时,该气源厂燃气设计产量必须满足城镇燃气输配系统供气量的要求。城镇各类用户的用气量是不均匀的,随月、日、小时而变化。其中,民用、公建和商业、餐饮、洗浴等服务行业,每日小时用气量的不均匀性变化较大,高峰时一般可为平均小时用量的 2 倍~3 倍,因此为了平衡一日的小时不均匀用气,在燃气输配站中设置了储气设备。受气候季节性变化和节假日居民生活习惯以及工业企业的班制、休息制度等因素影响,致使城镇各类燃气用户月、日用气量波动,其中高峰值一般可为平均日用气量的 1 倍~1.5 倍左右,宜由人工制气厂站生产的气量进行调节。所以采用 12 个月中平均日用气量最大的那个月(称计算月)的最大日用气量作为该厂站的燃气设计产量是适宜、合理的,且与燃气输配管道计算流量相适应。

**3.0.2** 基本气量和调峰气量值应与城镇燃气输配系统基本供气量和波动月、日调峰量相适应。

1 基本气量应是制气厂在选定主气源的生产能力(可留有一定余量)的条件下以及在技术、经济可靠合理的生产工况下,小时生产的气量。

当选定煤干馏制气作为基本气量生产的设备时,应首先考虑焦炭的产销平衡。

2 调峰气量除启动主气源留有余量的制气能力外,尚可启动备用气源(即事故、检修、调峰的炉组)生产燃气进行调峰。

焦炉一般不设备用炉组,焦炉煤气产量很难改变,通常采用发生炉等低热值煤气作为辅助气源加热焦炉,顶替出焦炉自身加热用的焦炉煤气,供城镇用气量的调峰。

直立炉通过改变投煤量和干馏时间手段,虽有一定的调峰能力,但不是短时间能实现的。由于直立炉一般采用发生炉煤气加热,调峰时多采用发生炉煤气和水煤气掺混。

焦炉、直立炉制气厂也可采用本厂生产的小块焦炭制取发生炉煤气与外来的液化石油气、天然气进行掺混后作为调峰气源。

油制气、煤的气化制气作为主气源时,因本身生产机动性强,设备启动和停产都比较方便,负荷调整范围大,只要炉型选择合理,炉组配置恰当,完全可以调节季节性或日用气不均匀性,甚至可平衡部分小时用气不均匀性。

当厂内其他生产设备(如锅炉房、管式炉等)耗用本厂生产的燃气进行加热时,在城镇燃气用气高峰到来时,应启动已建好的能源设施(如改烧其他燃料、蒸汽加热等),将厂内这部分自用燃气调出供调峰用。

**3.0.3、3.0.4** 人工制气供给城镇居民生活、公建、商业、工业企业等作燃料用时,为保证燃气系统和用户的安全、减少腐蚀和对环境的污染,保障燃气系统运行的经济合理性,要求燃气具有一定的质量指标并保持其相对稳定是非常必要的。因此人工制气的燃气质量指标应符合现行国家标准《人工煤气》GB/T 13612 的规定。

为保证燃具在其允许的适应范围内工作,不但要使燃具定型,而且为使人工制气的燃气产品标准序列化,国家颁布实施了国家标准《城市燃气分类》GB/T 13611。其中人工煤气的类别分为:3R、4R、5R、6R、7R 五类,并分别规定了燃气发热量和组分相对稳定的指标,即燃气的华白数(W)和燃烧势(CP)的标准和范围。所以在进行人工制气厂站设计,确定制气炉型和生产工艺时,应在上述 3R~5R 中选定一种作为该厂站燃气产品特性标准。

**3.0.5、3.0.6** 达到国家质量标准的人工煤气,其中杂质含量仍然较多,且一氧化碳含量高,爆炸极限上、下限范围宽,属于具有毒性的爆炸危险气体。由于燃气设备和管道的不绝对严密和使用不当,容易造成漏气,有时引起人身中毒、着火或爆炸的危险。为防

止事故发生,必须在成品燃气中加入臭味剂,当漏气时能及时被人们察觉,采取消除漏气措施。实际加臭剂量宜按下述原则确定:

(1)无毒燃气泄漏到空气中,达到爆炸下限的 20% 时,应能察觉;

(2)有毒燃气泄漏到空气中,达到对人体允许有害浓度时,应能察觉。

由于一氧化碳有剧毒,人工煤气漏入空气中,尚未达到爆炸下限时,人体早已中毒。因此对于含有一氧化碳成分的燃气,空气中一氧化碳含量达到 0.02%(体积分数)时,应能察觉。

“应能察觉”的含义是指嗅觉能力一般的正常人,在空气—燃气混合物臭味强度达到国际上燃气行业 Sales 等级的 2 级时,应能察觉空气中存在燃气。该 2 级强度又称为空气中燃气含量的报警或安全浓度。

目前臭味剂的品种,大多数采用四氢噻吩(THT),当空气中 THT 含量达到 0.08mg/m<sup>3</sup>时,可达到臭味强度 2 级的报警浓度。

不含臭味物的人工煤气,加臭剂最小量(即理论值)按下式计算:

$$\frac{\text{空气中臭味剂报警浓度}(\text{mg}/\text{m}^3)}{\text{空气中 CO 含量允许浓度 } 0.02\%(\text{体积分数})} \times \text{燃气中 CO 含量}\%(\text{体积分数}) \\ = \text{成品人工煤气应加臭味剂最小量}(\text{mg}/\text{m}^3)$$

某些人工煤气中常含有很多臭味物(如硫化物等),本身就有臭味,应测定其含量,并通过实验确定其在空气中达到臭味强度 2 级的报警浓度(mg/m<sup>3</sup>)。最后决定该燃气是否需要加臭或只需补充加臭。干馏煤气属于此种情况。

对于不含一氧化碳成分的人工煤气则按无毒燃气要求进行加臭。

实际加臭量与输送管道的材质、长短、腐蚀情况等有关,应由燃气输配(管网)专业确定,并在计算出来的加臭味剂最小量的基础上增加系数。

## 4 煤的干馏制气

### 4.1 一般规定

4.1.1 我国城镇燃气中,以煤为原料的人工制气厂站多采用干馏制气。煤干馏制取煤气的同时,还联产焦炭并回收氨、苯、焦油等化工产品。干馏制气所选用的炉型主要是焦炉和直立炉,这两类炉型在我国已有多年的生产经验,运行安全可靠。

4.1.2 干馏制气对原料煤的种类和质量、加热用燃料的种类和质量有比较严格的要求。原料煤的种类和质量以及加热用燃料的种类和质量,决定是否适用于干馏制气以及适用于哪一种炉型,因此应按本规范的要求首先落实原料、燃料的数量、质量和供应条件。

4.1.3 本条文规定了炉型选择原则。当能够获得生产合格焦炭的炼焦煤且生产的冶金焦有销路时,应选择焦炉作为制气炉型;当中高挥发分弱黏结性煤和不黏结性煤较多且铁合金焦或电石焦有销路时,应采用直立炉作为制气炉型。

4.1.4 焦炉制气车间爆炸危险区域划分主要遵循以下原则:

(1)将焦炉视为生产装置,以建(构)筑物为单位对其进行爆炸危险区域的划分。

(2)对炉顶集气管仪表室,当变送器设置在室外时,划分为无危险场所。

(3)对下喷式焦炉的两侧烟道走廊,因无煤气设备且通风良好,在正常生产时可使煤气浓度不超过下限的10%,故划分为无危险场所;对侧喷式焦炉的两侧烟道走廊,因有较多的煤气设备,存在释放源,故划分为1区。

(4)对煤塔底层,当变送器不集中设置在煤塔下而是分散设置在煤塔外时,煤塔内无释放源,煤塔底层划分为无危险场所;当煤

塔下设有集中的变送器室时,变送器室内有释放源,变送器室应划分为 1 区。

## 4.2 焦炉制气

**4.2.1** 配煤试验是根据炼焦用煤资源情况,结合焦炭质量及煤气发生量的要求,将各种煤按一定比例配合后进行炼焦的试验。配煤试验可为新建厂寻找供煤基地,预测多种配煤方案,确定经济合理的用煤方案,指导炼焦制气生产的配煤操作等。

备煤工艺一般分为先配煤后粉碎工艺流程、先粉碎后配煤工艺流程及分组粉碎工艺流程等。过去我国炼焦制气厂基本采用先配煤后粉碎工艺流程。近年来,为了改善焦炭质量,在配煤前增设预粉碎装置,对硬度高的气煤等进行预粉碎。大型制气厂配煤室设计宜考虑实现硬度相近的煤种分组配合及分组粉碎,然后再进行混合工艺。

**4.2.2** 进厂煤车的计量装置一般采用汽车衡或轨道衡,计量值一般作为生产统计和商务结算的依据。带式输送机上计量秤的计量信息用于生产控制和管理。

**4.2.3** 在严寒地区,含水的洗精煤往往在运输途中冻结。冻结一般发生在车辆的底部、侧帮及顶部,造成卸车困难。为了提高卸车效率,保证生产用煤及加快车辆周转,应设置车辆解冻装置。解冻装置一般采用热风式解冻库。

**4.2.4** 联锁集中控制功能包括:工艺流程设备的逆料流顺料流启动,工艺流程设备的事故、紧急停止,多个流程同时工作,工艺流程设备的顺序停止,现场设备状态及检测仪器的数据采集,工艺流程设备启动及故障报警等。

**4.2.5** 三班操作制即每班工作 8h,包括系统联锁启动、更换煤种等时间。根据各厂实际生产的经验,对系统日最大作业时间作出的规定是计算选取系统设备的重要依据。

**4.2.7** 对于铁路来煤,企业与当地铁路局的协议,要满足车辆周

转要求。根据一次进厂最多车辆数和允许卸车时间来确定铁路卸车设备台数及能力。备用机械卸车装置,用于对不能用翻车机翻卸的车辆卸车或在翻车机事故状态下使用,还用于清扫翻卸后车辆的车底等。

为防止卸煤时汽车可能退入受煤坑口,造成汽车倾覆和坑口损坏,在自卸车受煤坑的卸煤侧应加设钢筋混凝土挡墙。钢筋混凝土挡墙的设计应根据自卸车规格确定。

**4.2.8** 煤场储存一定数量的煤是为稳定煤的质量,保证焦炉连续生产需要。储量多少与工厂规模、煤源基地距离及煤种多少等因素有关。本条规定的储存天数是根据企业多年生产实际情况确定的,运输条件好、运距短、煤种少可取下限,以减少煤场占地,节约投资。煤场操作系数是煤场实际(有效)储量与计算储量之比值,一般取0.7,操作系数作为工程设计计算煤场储量的依据。斗轮堆取料机设备机械化程度高,能连续作业,生产能力大,易于实现自动化控制,因此推荐优先采用。

**4.2.9** 为了节省占地面积和保护环境,近年采用大型室内煤库储煤(每个储槽储量6000t~10000t)代替露天储煤场。采用大型室内煤库储煤,最好将室内煤库设计为储配合一形式,不需另建单独配煤室,这样工艺布置简单,可节省投资,减少占地面积。

**4.2.10** 配煤槽总容量是依据企业多年生产实际情况确定的。储存一定煤量对于稳定生产和提高配煤质量有很大好处。若容量过小,配煤槽前输送设备频繁启动,设备允许检修时间过短,不易满足生产需要。备用槽是用来清扫检修及更换煤种的,生产规模大、用煤种类多的企业备用槽数量取上限。

**4.2.11** 粉碎机上部入口设布料装置,可使进入粉碎机煤料均匀分布在转子锤头上,锤头磨损均匀,延长了粉碎机锤头使用寿命。

**4.2.13** 本条文规定了焦炉制气的装炉煤的质量指标。

(1)装炉煤的质量要求应按照下列原则确定:

1)在我国的炼焦煤资源中,黏结性差的高挥发分煤居多。由

于制气企业是以获得煤气为主要目的,因此,在装炉煤中应尽可能多地配入高挥发分煤,这也正好与我国炼焦煤资源状况相适应。基于这一要求,在确定制气企业的装炉煤质量指标范围时,较炼焦装炉煤的指标范围更为宽泛,从而达到节约优质炼焦煤资源、降低制气成本的目的。

2)装炉煤的质量指标应根据用户对产品质量的要求,最终按炼焦配煤实验结果确定。对捣固焦炉,为保证煤饼的稳定性,宜做煤料捣固试验。当装炉煤的挥发分较低、膨胀压力较大且采用捣固炼焦工艺时,为保证焦炉炉体安全,宜做煤饼膨胀压力试验。

3)向大型高炉供应焦炭的制气企业在选择原料时,应根据炼焦用煤的资源状况、供应条件以及高炉大型化对焦炭质量的要求等,综合确定装炉煤的质量指标。

(2)根据以上原则,结合近年来我国焦炉装炉煤的实际情况,本规范规定装炉煤的质量指标应符合下列规定:

1)关于装炉煤水分的规定:对于顶装焦炉,规定为小于或等于11%。采用较低的装炉煤水分,可以降低运费、缩短结焦时间、减少炼焦耗热量、减小剩余氨水处理量以及延长焦炉炉龄等。但考虑到我国制气企业多采用露天煤场,夏季雨水较多时装炉煤的水分较高(南方地区更加明显,部分企业甚至达到14%及以上)的情况,进行制气工艺设计时,应使所设计的焦炉在稍高的装炉煤水分如小于或等于14%的情况下也能正常工作。根据国内外捣固焦炉多年来的生产经验,采用9%~11%的水分有利于提高捣固煤饼的稳定性,故捣固焦炉的装炉煤水分规定为9%~11%。

2)关于装炉煤细度的规定:对于顶装焦炉,规定为76%~82%,这是根据以下两方面资料确定的:一是全国各主要焦化企业(包括制气企业)近些年实际装炉煤细度的统计结果,二是国外各焦化企业总结的生产经验,为提高焦炭质量宜适度提高装炉煤细度,特别是在高挥发分弱黏结性煤配比较高的情况下。对于捣固焦炉,规定为大于或等于90%。根据国内外捣固焦炉多年来的生

产经验,采用较高的细度指标有利于提高捣固煤饼的强度和稳定性,且近年来的生产实践表明,捣固煤料的粉碎能够达到该细度指标的要求。

3)关于装炉煤的灰分及硫分的规定:灰分指标对冶金工业和制气场站都很重要。装炉煤中灰分越高,焦炭的灰分越大,高炉利用系数和生产效率降低,且焦炭的强度下降,高炉生产能力降低。一般焦炭灰分每增加1%,高炉焦比约增加2%,石灰石用量约增加2.5%,高炉产量约减少2.2%。当焦炭用于固定床煤气发生炉时,其灰分提高将降低发生炉生产能力,焦炭的灰熔点较低时,还会影响发生炉正常排渣。

原料煤中的60%~70%硫残留在焦炭中。焦炭硫含量高,在高炉炼铁时,易使生铁变脆,降低生铁质量,因此需要增加溶剂靠炉渣排出。一般焦炭含硫每增加1%,高炉焦比约增加1.2%~2%,石灰石用量约增加2%,生铁产量约减少2%~2.5%。当焦炭用于气化时,焦炭中硫含量过高会使得煤气含硫提高,增加煤气脱硫负荷。

鉴于“焦化行业准入条件”中要求“新建或改扩建焦化项目所生产的冶金焦的焦炭质量必须达到现行国家标准《冶金焦炭》GB/T 1996的要求”,所以本规范对装炉煤的灰分及硫分指标是按能生产出质量最低的三级冶金焦的指标来确定的。若要生产质量更高的焦炭,相应的装炉煤的灰分及硫分指标的限值应要求得更加严格。

当生产气焦时,配合煤的灰分(干基)可放宽至小于16%。

4)关于装炉煤的挥发分、黏结指数、胶质层指数的规定:本规范中装炉煤挥发分的上限指标和黏结指数、胶质层指数的下限指标是根据装炉煤对制气生产的适应性、能生产出合格的焦炭以及充分利用各种炼焦煤资源等原则来确定的;而装炉煤挥发分的下限指标和黏结指数、胶质层指数的上限指标是根据近年来全国各主要焦化企业上述指标的统计结果来确定的。



**4.2.14** 新近颁布实施的国家标准《炼焦化学工业污染物排放标准》GB 16171—2012 中规定,焦炉烟囱排放废气中  $\text{SO}_2$  浓度不得大于  $50\text{mg}/\text{m}^3$  (特别排放限值地区不得大于  $30\text{mg}/\text{m}^3$ )。

由于不同种类加热煤气(焦炉煤气、高炉煤气、发生炉煤气以及混合煤气)的成分及热值不同,每立方米煤气燃烧后产生的废气量也不一样,所以应根据建设项目的废气排放要求,针对不同种类的加热煤气分别限制焦炉加热煤气中硫的含量。

**4.2.15** 焦炉制气主要产品的产率应按实际生产数据或配煤炼焦试验结果确定。当无实际生产数据或配煤炼焦实验结果时,可按本规范给定的数据选取。

煤气产率和全焦产率主要决定于装炉煤性质,挥发分的影响尤其明显,且煤气产率还受炼焦操作条件的影响。各焦化企业在实际生产中累积了很多的数据。根据国内各焦化企业生产数据的统计结果,全焦产率一般在  $70\% \sim 79\%$  之间,煤气产率一般在  $290\text{m}^3/\text{t}$  干煤  $\sim 380\text{m}^3/\text{t}$  干煤。故本规范按此范围列出了不同的挥发分对应的煤气产率和全焦产率,且规定全焦应包含头尾焦和焦粉。

**4.2.16** 本条文规定了焦炉制气设计能力的主要指标。

(1)年工作日。年工作日定为 365d,是因为焦炉须连续生产。

(2)焦炉周转时间。

1)焦炉周转时间与多种因素有关,如炭化室宽度、炉墙厚度、炉墙耐材的导热性、装炉煤水分、装炉煤的挥发分、煤料密度和标准火道温度等。以炭化室平均宽为 450mm、炉墙厚度为 100mm 的焦炉为例,以前周转时间定为 17h,但多年生产实践认为偏紧,较难达到设计年产量。所以确定炭化室平均宽为 450mm 的焦炉在采用常规工艺炼焦时,其周转时间为 18h。

2)近年来,为满足大型高炉对焦炭质量需求的日益提高,在可使焦炭成熟的理论计算周转时间的基础上,实际生产中一般增加 0.5h  $\sim$  1h 左右的焖炉时间以提高焦炭质量,还可减少出焦时的烟

尘污染;另一方面,不同设计项目的煤料性质、装炉煤水分和挥发分不尽相同,加之部分项目为降低标准火道温度以降低焦炉烟囱排放废气中氮氧化物含量,希望将周转时间适当延长。基于以上原因,本规范中对同一炭化室宽度的周转时间给定的是一个范围而不是一个定值。

3)本规范对国内近年来新开发的炉型,如炭化室平均宽为564mm和542mm的顶装焦炉、炭化室平均宽为554mm(或574mm)和540mm(或530mm)的捣固焦炉(煤饼平均宽度分别为500mm和470mm),暂定了设计周转时间。

(3)焦炉紧张操作系数。焦炉紧张操作系数是为了生产发生事故短时影响生产时采用紧张操作而设立的,一般采用缩短焦炉周转时间的方式。但为了保证焦炉炉体寿命以及焦炉能顺利、稳定地操作,焦炉周转时间不宜缩短太多。一般规定,与设计周转时间相比,周转时间缩短长度不宜超过1h。

(4)装炉煤散密度或煤饼密度。常规顶装焦炉的装炉煤散密度(以干煤计)可按 $0.73\text{t}/\text{m}^3\sim 0.76\text{t}/\text{m}^3$ 选取。如采用煤调湿、配型煤或煤预热等其他炼焦新工艺时,装炉煤散密度需依据工艺的不同作相应调整。

捣固炼焦的煤饼密度与捣固工艺有关。国内外近年来捣固炼焦的生产实践证明,在使用连续薄层给料、多锤固点捣打的自动捣固技术后,一般捣固煤饼的体积密度可达到 $1.1\text{t}/\text{m}^3$ (湿基),最高可达 $1.18\text{t}/\text{m}^3$ (湿基)。故本规范将煤饼密度规定为 $1.0\text{t}/\text{m}^3\sim 1.05\text{t}/\text{m}^3$ (干基)。

(5)炉组检修时间。我国焦炉检修执行的是循环检修制度。一般为每个周转时间一次,每次2h。如此确定的原因主要是焦炉机械需要定期检修,且这种较大检修所需时间不能过短。近年来,新建焦炉大多数配置了备用焦炉机械。因为有了备用车,焦炉机械每段检修时间的长度可以缩短;同时在采用干熄焦后,干熄炉预存室的容积限制了焦炉每段检修时间不能过长。故本规范是按照

如下原则来确定焦炉检修制度的:焦炉或焦炉组每天检修时间的长短等于 24h 与全炉或炉组每天总操作时间的差值。焦炉或焦炉组每天检修次数以及每段检修时间的长短应根据检修工作量的大小、干熄炉预存室的有效容积等综合确定。据调查,多数炼焦企业将检修制度与四班三运转的交接班制度相结合,采用的检修制度为每天检修 3 次(即每班 1 次),每次 40min~60 min,也有部分企业采用每天检修 2 次,每次 1.0h~1.5h。故本规范确定焦炉或焦炉组每天总的检修时间为 2h~3h,且每段检修时间的长度不能超过干熄焦预存室允许的最大装焦时间间隔。

**4.2.17** 本条文规定了焦炉加热的煤气耗热量指标。

(1)从国内多个焦化厂的实际生产操作数据分析,顶装焦炉无论是采用焦炉煤气加热还是混合煤气加热,均可以达到规范提出的指标。

(2)与顶装焦炉相比,由于捣固焦炉煤饼密度远大于散装煤料堆积密度,配合煤挥发分常常较顶装煤料高,水分也常较顶装煤料稍高,所以捣固焦炉的炼焦耗热量要高于顶装焦炉。从国内近年来投产的 5.5m 捣固焦炉和 6.25m 捣固焦炉的生产实践看,大约高 8%。

(3)当焦炉采用混合煤气以外的其他贫煤气加热时,其炼焦耗热量可依据煤气热值进行折算。

(4)计算焦炉加热系统用的指标高于计算生产消耗定额用的指标,是为了确保焦炉炉体、烟道、烟囱以及加热煤气管道等具有足够的备用系数,以保证在生产条件波动时焦炉能正常生产。

**4.2.19** 焦炉制气的目标是在满足焦炭质量要求的前提下尽可能多地获得煤气。为实现这一目标,在装炉煤中应尽可能多地配入高挥发分煤,而这也正好与我国炼焦煤资源状况相适应。由于捣固炼焦具有在同样配煤条件下通过显著提高入炉煤堆积密度从而使焦炭质量得到改善,或者在满足同样焦炭质量要求的条件下可以多配用高挥发分弱黏性煤从而降低炼焦成本的特点,所以捣固

炼焦是适合上述要求的首选工艺。

焦炉大型化是世界炼焦技术发展的总趋势。焦炉大型化有利于提高生产效率,提高焦炉热效率;有利于合理利用资源,改善焦炭质量;有利于降低基建投资,减少占地面积;有利于减少对环境的污染等。同时,近年来,国内已成功开发投产了一大批以炭化室高6m及以上的大容积捣固焦炉,效果良好。

**4.2.20** 在2007年以前,除少数从国外引进的焦炉以外,我国建设的焦炉多采用双联火道、废气循环、焦炉煤气下喷、空气和贫煤气侧入的复热式焦炉。

随着焦炉的大型化,炭化室高度不断增加,从焦炉顶部来调节斜道口调节砖十分困难。为此,近年来国内外炭化室高度较高的焦炉均采用了下部调节的方式。这种下调式焦炉调节方便、灵敏。但选用下调式焦炉,蓄热室必须分格。随着国家产业政策对焦炉的环保要求越来越高,特别是对焦炉烟囱排放废气中氮氧化物含量限制越来越严格,近年来,国内陆续投产了一批采用废气循环与多段加热相结合的组合燃烧技术的大容积焦炉,效果良好。该种焦炉中,贫煤气和空气是分段供入焦炉立火道的。

焦炉的结构有单热式和复热式两种。焦炉煤气是一种发热值高的煤气,是冶金厂、化肥厂需要的优质气体燃料或原料,同时也是民用煤气的重要气源之一。如果以焦炉煤气加热焦炉,则有40%以上的产出煤气要消耗于焦炉自身,从能源综合利用的角度来看是不合理的。如果利用其他热值较低的煤气来代替供焦炉加热的优质回炉煤气,不但能大幅度地提高出厂煤气的产量,而且有利于焦炉的调火操作。另一方面,如果贫煤气供应系统发生故障,或者焦炉严重老化需要局部检修时,往往必须使用焦炉煤气加热。因此,通常采用复热式焦炉。

**4.2.21** 本条文规定了焦炉集气系统的设计要求。

**1、2、5** 焦炉集气系统的主要作用是将各炭化室产生的高温荒煤气冷却并顺利导入集气管,同时满足装煤烟尘治理和密封的

需要。上升管盖、桥管与水封阀承插处采用水封结构是成熟的技术,密封效果好、投资少。

我国建设的顶装焦炉一般是在焦炉机侧设单集气管,焦侧布置装煤集尘干管,这是因为一般焦炉焦侧多布置焦处理系统,焦炉机侧布置煤气净化系统;集气管正压操作,当炉孔数较多时,一般将集气管分成几段,每段集气管设一个吸气管,且相邻两段集气管间设置连通管,这样设置有利于各段集气管以及各全炉炭化室压力的均衡和控制;采用高压氨水喷射与干式除尘地面站相结合的方式实现无烟装煤,该技术成熟可靠,烟尘治理效果好。

我国早期建设的捣固焦炉,其集气管也是设置在机侧的。由于装煤操作时机侧炉门敞开的,无法像顶装焦炉那样在装煤操作时使用高压氨水将大量装煤烟尘抽入集气系统。

由于传统的捣固焦炉装煤烟气治理效果不理想。近年来,国内新建设的捣固焦炉大多数已将集气管从焦炉机侧移至焦侧,这样可以借鉴顶装焦炉的成功经验,使用高压氨水抽吸,将装煤时产生的大量烟尘吸入集气系统。与U形管式烟气转换车和机侧炉头烟抽吸净化系统相配合,可以很好地实现对捣固焦炉装煤烟尘的治理。

3 集气管必须设置荒煤气放散管,是为了当焦炉遇到事故(如停电或其他原因造成煤气净化系统不能正常抽吸)导致焦炉产生的荒煤气无法正常排出时,可以打开放散阀排出荒煤气,以减小炭化室及荒煤气导出系统的压力,防止冒烟或着火,避免对环境造成危害,避免焦炉烧坏等重大财产损失的发生。

4 受各炭化室周期性装煤、出焦操作影响以及同一炭化室在结焦过程中随结焦时间的变化,荒煤气发生量不断变化的影响,焦炉各段集气管的压力是波动的,应设置压力自动调节装置,才能在正常操作时始终保持各炭化室处于微正压状态,这是焦炉能长期稳定、清洁生产所要求的。

7 目前国内焦炉集气系统中上升管水封盖的关闭、水封阀的

开闭及高低压氨水三通球阀的切换常采用以下几种方式操作：

(1) 炉顶工人手动操作；

(2) 由装煤车(或捣固焦炉设置在炉顶的 U 形管式烟气转换车或燃烧式导烟车)上设置的油缸驱动切换机构操作；

(3) 上述两种方式的组合：部分手动操作，部分由油缸驱动切换机构操作。

为减轻工人的劳动强度，提高操作的可靠性，近年来国内部分大容积焦炉及引进 7.63m 焦炉采用了气动执行机构，以实现在装煤车或中控室依据程序远程控制各上升管水封盖的关闭、水封阀的开闭以及高低压氨水三通球阀的切换，使用效果良好。

**8** 焦炉集气系统设置低压氨水用于荒煤气的冷却和集气管底部的清扫，设置高压氨水用于装煤烟尘的治理。氨水管道设置补充事故用水设施，可在长时间停止氨水供应时，用事故工业水代替氨水冷却荒煤气，避免烧坏集气管。

**9** 与空心锥体喷洒相比，实心锥体喷洒有利于增加氨水喷洒的雾化程度和提高荒煤气与氨水的接触面，从而提高荒煤气的冷却效果，降低荒煤气的温度。

**10** 用于装煤烟尘治理的高压氨水的压力不宜过大或过小，过大易造成大量煤粉吸入集气管，使得整个煤气净化系统容易堵塞，焦油渣量大，产品质量变差；但过小又不能实现装煤烟尘的有效治理。近年来国内投产的大容积焦炉的生产实践证明：高压氨水在炉顶的操作压力，顶装焦炉在 1.8 MPa~2.8MPa，捣固焦炉在 2.8 MPa~3.6MPa 较为合适。

**4.2.22** 本条文规定了焦炉加热交换及废气系统的设计要求。

**1** 加热煤气入炉总管采用架空方式引入，主要是考虑到便于排出冷凝物和清扫管道，同时可避免地沟引入时高安全性的要求。

**2** 在能够获得低热值煤气时，焦炉加热应以贫煤气进行加热。但当贫煤气的热值较低不能满足焦炉加热要求时，应混配高热值的焦炉煤气。因此，复热式焦炉一般需要布置三套加热煤气

管道:贫煤气管道、焦炉煤气管道和混合用的焦炉煤气管道。此外,近年来,焦炉煤气深加工后返回的尾气常常也掺入焦炉煤气中加以利用。

煤气掺混装置设置在外线管廊,可以使两种煤气充分混合,有利于焦炉加热煤气热值的均匀和稳定,同时与将煤气掺混装置设置在炉内地下室相比,设置在外线有利于掺混装置的清理和检修。

煤气预热器设置在炉内有利于保持入炉煤气的温度在  $45^{\circ}\text{C}$  之上。如煤气预热器设置在外线,因距离过远煤气温度可能下降较大,易导致煤气中的焦油和萘等杂质冷凝下来堵塞管件。

4 整个加热煤气管道必须经常保持正压状态,避免由于出现负压而窜入空气,引起爆炸事故。在加热煤气管道设置低压自动充氮保护装置后,即使供应焦炉加热的煤气出现低压事故,也可向煤气管道自动冲入氮气保持加热管道处于正压状态。此外,在地下室某一种类煤气管道长期不工作时,采用自动充氮保护装置也可使该煤气管道保持在正压状态,不会漏入空气,在未来需要重新启用该管道时可快速投入使用。

8 向焦炉供应贫煤气的控制设备有交换旋塞或煤气砣,各有优点。前者,可减少向烟道漏煤气的机会,节约煤气消耗;后者可减少煤气向地下室泄漏的机会。

9 常规焦炉在加热煤气种类的切换时,只能采用人工手动切换,工作量大,工人操作琐碎、繁杂,耗时长,同时,更换过程的安全性较差。近年来,为减轻工人的劳动强度和提高了切换操作的安全性,国内部分大容积焦炉配置了具有远程切换加热煤气种类功能的交换系统。运用该系统,可减少焦炉从焦炉煤气加热转换到混合煤气加热,或从混合煤气加热转换到焦炉煤气加热所需要的大量人力,实现焦炉不同煤气种类加热的远程转换(中控室 CRT 画面切换或液压交换机的 CRT 切换),且更换操作耗时大大缩短。

4.2.23 本条文规定了护炉设备的设计要求。

1 捣固焦炉在进行装煤操作时,煤饼前端易出现掉角或倒塌

现象。当煤饼前端出现掉角或倒塌现象时,下部散落的煤料受继续前进的托煤板及煤饼的挤压,将对焦侧下部砌体及焦侧护炉设备施加装煤操作的附加力,严重时可能将焦侧炉门推掉。因此,为保证大容积捣固焦炉的长期安全稳定生产,其护炉设备应考虑装煤操作时产生的附加力,使护炉铁件具有足够的强度和刚度余量以适应装煤操作额外施加的附加力的影响。

3 对大容积焦炉来说,纵、横拉条端部设置的弹簧组因位置紧张、工作负荷大,依靠人工调节的方式,劳动强度大,调节困难;而采用可测力的液压装置进行调节,则方便得多。

4 焦炉炉门是焦炉的关键设备。为了显著改善焦炉的操作环境,宜采取有效的技术措施以提高炉门的严密性。采用弹簧门栓、弹性刀边可使炉门刀边受力均匀并便于调节;采用腹板可调结构可消除炉门刀边腹板在工作状态下的变形;采用悬挂式结构可使炉门对位准确、刀边不易位;采取空冷措施可降低炉门温度梯度,减少热变形等。

#### 4.2.24 本条文规定了煤塔的设计要求。

1 两座焦炉中间设煤塔,是为了操作上的方便,装煤车到煤塔受煤时走行距离最短,节省操作时间。煤塔有效储量是根据备煤车间供煤条件而定的。对生产能力较大的炉组来说,如规定煤塔有效储量过大,将使得煤塔的建设投资很高;同时,随着备煤系统操作制度的改变、设备可靠性和检修水平的提高,煤塔有效储量可以适当减小。而对生产能力不是很大的炉组来说,可按保证焦炉连续生产 16h 来考虑煤塔的有效储量。故本规范将煤塔有效储量确定为“应满足两座焦炉连续生产 8h~16h 的用量”。

2 捣固焦炉采用固定捣固站时,其煤塔的作用与顶装焦炉煤塔的作用相同,但捣固焦炉不是从炉顶装煤,而是从焦炉机侧炉门推入煤饼,所以将煤塔设在焦炉机侧的装煤推焦机轨道上方,以便往装煤推焦机的煤箱内装煤。

3 煤塔下部斗槽采用双曲线结构,并设置压缩空气震煤装



置,可以有效消除煤塔内的积煤死角和棚料,加快放煤速度,减少煤塔清扫次数。

**4.2.25** 本条文规定了熄焦系统的设计要求。

**1** 干熄焦是焦化工业重大节能环保技术,具有如下优点:

(1)回收利用红焦的显热、节约能源。可回收80%的红焦显热用于产生蒸汽或发电,平均每干熄1t红焦可回收0.5t~0.6t蒸汽。

(2)提高焦炭质量、降低炼铁生产成本。干熄后焦炭M40提高2%~5%,M10降低0.2%~0.5%,降低焦比2.5%,提高生铁产量1%。

(3)减小环境污染。

以湿法熄焦作为备用,可以减少干熄焦的建设套数,降低建设和运行成本。同时,以湿法熄焦作为备用,还可确保焦炉的连续、稳定生产。

**3.4** 湿法熄焦是焦化厂的重要污染源之一。为此,湿法熄焦的设计必须采取严格的环保措施。在熄焦塔顶中部设置水雾捕集系统,且在熄焦车进入熄焦塔之前水雾捕集系统提前启动,在熄焦塔内形成一层水雾,熄焦时产生的大量熄焦逸散物在热浮力的作用下急剧上升,在经过水雾捕集系统形成的雾层时得到冷却,蒸汽中的粉尘颗粒一部分被洗涤掉,其余大部分形成了以粉尘颗粒为内核的冷凝液滴,随蒸汽继续上升。冷却后的汽体速度有所下降,在通过设置于熄焦塔顶部的高效粉尘捕集装置时,以粉尘颗粒为内核的冷凝液滴通过机械碰撞而沉淀在粉尘捕集装置的格栅上,净化后的水蒸气从熄焦塔顶部排入大气。粉尘捕集装置的除尘片上附着了焦粉颗粒,需定期用水喷淋洗涤。近年来国内建设的大容积焦炉采用这些环保措施后,效果良好,大幅度降低了吨焦粉尘排放量。

**5** 为节约用水,以及避免熄焦废水外排污染环境,正常生产时粉焦沉淀池内的熄焦废水应实现闭路循环,不得外排。同时,为

减少焦化企业生产污水的外排量,可以使用处理后的酚氰废水作为熄焦补充水。

6 为降低并稳定焦炭水分,近年来国内外焦炉的湿法熄焦均采用低水分熄焦技术或稳定熄焦技术。为保持熄焦的均匀和稳定,这两种熄焦方式均使用了高位槽。但生产实践表明,在使用高位槽后,水锤现象严重,如不采取有效措施,极易损坏熄焦水泵,严重影响熄焦操作。

7 采用低水分熄焦或稳定熄焦时,熄焦水在一定压力下以柱状水流喷射到焦炭层内部,使顶层焦炭只吸收了少量的水,大量的水迅速流过各层焦炭至熄焦车倾斜底板。当熄焦水接触到红焦时,就转变为蒸气,水变为蒸气时的快速膨胀压力使蒸气向上流动通过焦炭层,由下至上地对车内焦炭进行熄焦。因蒸气压力较大,致使熄焦车内焦炭剧烈运动,焦炭极易冲出熄焦车箱散落在熄焦塔内,影响熄焦操作的连续进行。在熄焦塔内熄焦车的上方设置挡焦罩,可有效收集外蹦的焦块和焦粉,使其落回熄焦车箱,而不是掉至熄焦塔地面。

**4.2.26** 本条文规定了焦炉机械的装备水平及配置数量。

1 为确保焦炉的连续稳定生产,当制气规模较大,采用炭化室高 6m 及以上的大容积捣固焦炉时,宜配置捣固装煤推焦机。这是因为:常规的捣固炼焦使用固定煤塔式捣固站,其煤饼的捣固、装煤和推焦操作分别由各自独立的机械完成。受各焦炉机械操作效率的限制,一套焦炉机械只能服务于一座焦炉,这就造成捣固炼焦所使用的焦炉机械中最重要的捣固机、推焦机和装煤车无法设置备用车,这对每天 24h、每年 365 天连续生产的捣固炼焦来说,在确保焦炉连续稳定生产方面存在严重威胁,致使大部分项目难以稳定地达到设计产量,特别是当煤种更换及焦炉生产后期,情况尤其突出。

近年来,国内投产的多座炭化室高 6.25m,大容积捣固焦炉应用了集受煤、捣固、装煤和推焦于一体的捣固装煤推焦机技术。由

于捣固装煤推焦机在将煤捣固成煤饼的过程中,其他操作可不受捣固操作的影响,从而缩短了单孔操作时间,大大提高了焦炉机械的操作效率。操作效率的提高,使得一套工作车辆可以满足2座焦炉的生产操作,各焦炉机械可以做到1开1备,达到常规顶装焦炉的备用水平,并且操作灵活、方便,这样可以保证焦炉能连续、稳定、均衡地生产。

2 捣固焦炉的装煤烟尘治理历来是一个技术难题。早期我国捣固炼焦装煤烟尘的治理主要采用湿式消烟车技术,因净化效率不高,难以达到环保要求逐步被淘汰;随后采用导烟车与干式除尘地面站相结合的方式,但因捣固炼焦装煤烟气中焦油含量大,极易堵塞干式除尘地面站的布袋而很难长时期连续稳定工作;为降低焦油对滤袋的影响,改进为燃烧式导烟车与干式除尘地面站相结合的方式,首先使装煤烟气在炉顶设置的导烟车内燃烧,再导入地面站内进行净化处理。但装煤烟气中水气含量大,难以稳定地燃烧,未能达到理想效果。

近年来,国内投产的5.5m和6.25m大容积捣固焦炉成功应用了U形管式烟气转换车技术:应用U形管式烟气转换车,将本炉装煤烟气的一部分通过烟气转换车上的U形管导入相邻的、处于结焦中后期、温度较高且煤气压力较小的炭化室,并使相邻炉炭化室与装入炉炭化室一样,在装煤时也喷射高压氨水。这样,装煤烟气通过这两孔或三孔炭化室进入集气系统,既实现了装煤烟尘的有效治理,又回收了装煤烟气中所含的煤气等有用物质,同时还节约了传统装煤烟尘地面站所消耗的电能。

3 常规拦焦机的两条走行轨道均作用在焦侧操作台上。受焦侧操作台宽度的限制,拦焦机的车体具有高度较高但宽度较小的特点,同时受外伸大型集尘罩的影响,车体走行的稳定性很差,易向外倾翻。为此,部分焦炉采用在焦侧熄焦车轨道外的集成干管支架上设置第三条轨的方式。但三条走行轨道容易形成静不定现象。同时,受焦侧操作台宽度的限制,拦焦机正面与炉柱间的间

隙极小,拦焦机走行极易受焦炉膨胀的影响。

近年来国内投产的大容积焦炉多数采用两条走行轨道且轨距较宽的结构形式:第一条走行轨道设置在焦侧操作台柱子上方或熄焦车轨道内侧,第二条走行轨道设在熄焦车轨道外的出焦除尘干管支撑架上,它具有走行平稳、安全性高且不受炉体膨胀影响等优点。

4 为实现清洁生产,通过在焦炉的机焦侧炉门上方、炉门清扫装置上方及顶装焦炉的平煤小炉门设置逸散烟尘收集装置,可以提高装煤烟尘的捕集率,从而减小装煤操作对环境的阵发性污染。

5 常规推焦机及拦焦机上设置的机械刮刀式炉门清扫装置,在使用一段时间后因维护清理跟不上而逐渐失去使用价值,造成炉门清扫困难,工人劳动强度大。近年来,国内大容积焦炉成功采用了机械清扫与高压水清扫相结合的方式,清扫效果较好。

6 常规拦焦机采用刮板机头尾焦收集装置,致使焦侧操作台无法设置栏杆;随着焦炉的大型化,焦侧操作台的高度较高,安全性变差。近年来,国内大容积焦炉成功采用了翻转接斗式头尾焦收集装置,这样可在焦侧操作台边缘设置栏杆,从而大幅提高了焦炉焦侧操作的安全性。

7 捣固焦炉装煤操作时,机侧炉门是敞开的,烟尘和荒煤气可能大量外逸,极易造成对环境的污染。特别是在装煤后期、退回托煤板以及事故状态切掉多余煤饼时,从机侧敞开炉门处将逸散大量烟尘。在装煤机械前端设置密封框,可以减小炉门框与煤饼之间缝隙,增大烟气外逸阻力,与机侧炉门上方设置的烟气收集净化装置配合可以很好地实现捣固炼焦机侧装煤烟尘的治理。

8 采用自动连续给料、多锤快打、薄层自动捣固技术,可以提高煤饼密度的均匀性和稳定性,这是捣固焦炉大型化后增加煤饼稳定性的重要技术措施之一。

11 本款规定了焦炉机械中各移动车辆的配置数量。

(1)焦炉机械中各移动车辆的配置数量应按照下列原则来确定:

各移动车辆完成一炉操作所需时间应小于按焦炉或焦炉组的炉孔数、周转时间以及检修时间等计算出的单孔操作时间,并应配置备品车辆以满足焦炉的连续、稳定生产。

对典型炉组的焦炉机械配备,本规范按“顶装焦炉”及“捣固焦炉”分别列出(见表 4.2.26-1 和表 4.2.26-2)。对近年来新开发投产的炉型及其典型炉组的焦炉机械配置也纳入其中,包括:炭化室高 6.98m 的顶装焦炉和炭化室高 6.25m 的捣固焦炉。

(2)捣固焦炉的捣固、装煤及推焦机械的配置有以下三个方案:

方案一,配置捣固装煤推焦机,则此时不需再配置煤饼捣固机、装煤车、推焦机,或装煤推焦机;

方案二,不配置捣固装煤推焦机,设置固定煤塔式捣固站;在炉孔数较多时,配置分体车:装煤车及推焦机;

方案三,不配置捣固装煤推焦机,设置固定煤塔式捣固站;在炉孔数不多时,配置合体车:装煤推焦机,则此时不需再配置装煤车及推焦机。

在方案二、方案三中,因固定煤塔式捣固站多布置在炉组中部,受位置限制,捣固机及装煤推焦机或者是装煤车及推焦机等机侧操作车辆均无法配置备用车。

对  $4 \times 60$  孔~ $4 \times 65$  孔炭化室高 5.5m 捣固焦炉,其 U 形管式烟气转换车(或燃烧式导烟车)和拦焦机规定为 4 用 0 备,而不是 2 开 1 备,主要是考虑炉孔数较多,煤塔两侧的两座焦炉交替作业,单孔操作时间较短,移动距离长,车辆移动不方便,加之捣固炼焦装煤操作存在倒饼风险,很难严格按推焦计划进行装煤操作,故一个炉组中的两台 U 形管式烟气转换车/燃烧式导烟车和拦焦机均需要正常工作。从近年来国内投产的 5.5m 捣固焦炉的实际生产看,当炉孔数较多时,均需要两套车辆全部投入操作,互为热备。

### (3) 熄焦车及电机车的配置:

熄焦车的配置数量依焦炉采用的熄焦方式而定:如焦炉熄焦采用全干熄,则无须配置湿熄焦车;如焦炉采用以干熄焦为主、湿法熄焦备用的熄焦方式,则需配置 1 台备用湿熄焦车;如焦炉投产初期完全采用湿法熄焦,则除每个熄焦塔需配置 1 台操作用湿熄焦车外,还需考虑备用湿熄焦车。

电机车的配置数量将不因熄焦方式的改变而变化。如焦炉熄焦采用全干熄,可采用干熄焦用电动机车;若焦炉采用以干熄焦为主、湿法熄焦备用的熄焦方式,可采用干湿两用电动机车,故其数量不变。

(4) 在焦炉投产前,不能订购备用焦炉机械时,应订购部分必需的焦炉机械备件,以保证焦炉连续、稳定生产。

**4.2.27** 捣固焦炉在进行装煤操作时,如煤饼稳定性不足或操作失误,极易发生全部或部分煤饼无法装入炭化室的现象。这时,如未配备事故余煤快速处理系统,只能依靠人工切割,工作量大,耗时又长,严重影响生产的连续稳定运行;同时,切割下来的煤料无法及时运走,只能堆放在机侧操作台或者是机侧推焦机轨道的地坪上,既影响焦炉机侧车辆的操作,又导致炉前粉尘飞扬、污染操作环境。

为提高生产操作的连续性和实现清洁生产,捣固焦炉应配套建设事故余煤快速处理系统。该系统主要由切煤饼机、炉前余煤溜槽和余煤运输、收集设备等组成。炭化室高 6m 以上大容积捣固焦炉还应配置事故煤槽。应用这套事故余煤快速处理系统,可以在发生装煤困难时迅速恢复生产,保证焦炉的连续稳定生产,同时大大减轻工人的劳动强度。

## 4.3 直立炉制气

**4.3.1** 直立炉制气用煤有单种煤、原煤、块煤、粉煤,还可能用多种煤。因此备煤工艺根据以上用煤具体情况设置相应的破碎、筛

分及配煤等装置。如用两种以上煤种,需要设置配煤装置。

#### 4.3.6 本条规定了直立炉装炉煤质量的设计要求。

我国各直立炉煤气厂几十年的生产经验,装炉煤的坍塌膨胀序数以  $1^{1/2} \sim 4$ 、葛金指数以 F~G<sub>1</sub> 为好,特别是坍塌膨胀序数 3~4 时更适用于直立炉的生产。此时煤料行速正常、操作顺利,生产的焦炭块度大小适当,一般以 25mm~50mm 大小的焦炭居多。若采用黏结性好结焦性强的煤,因其膨胀指数过高,膨胀量大于炉室上部锥度扩大的幅度,使得煤与炉壁黏附,不能均匀下沉,增加人工捣炉的劳动强度,或损毁炉壁,如果强行捣炉往往会导致“脱煤”。但若采用葛金指数 A、B、C 型的不黏结煤,煤料入炉后所产焦块松散,生产操作不正常,小块焦层容易推开排焦箱悬锤,使炭化室内煤层失去控制造成突然“脱煤”,炭化室正压无法维持,吸入空气引起爆炸,其危害程度和后果要比因膨胀指数过高形成的“脱煤”严重得多。某煤气厂就因此发生过爆炸事故,其主要原因就是煤不合要求,当时使用的主要煤种是阜新煤,其坍塌膨胀序数为  $1^{1/2}$ ,葛金指数为 B,颗粒小于 10mm 的煤占总量的 80% 以上。因此,连续式直立炉的装炉煤的质量指标应满足本条规定的要求。

装炉煤的粒度是影响直立炉生产能力和劳动强度的重要因素,若直立炉采用黏结性较弱的气煤和肥气煤配合炼焦时,入炉煤是由粉煤和不完全细粉碎的煤块组成的配合料。当小于 10mm 煤屑大于 75% 时,由于粉煤较多,煤料入炉后在炉顶迅速软化、膨胀、黏结,若不采取措施,致使炉料下降不均匀,增加捣炉工作量,同时由于煤层阻力大,大部分气流从炉子长轴两端焦层高温区穿过,烃类裂解过多,煤气热值下降。如果装炉煤的粒度大一些将有利于炉料顺行,煤气通畅,提高产能。据统计,煤中小于 13mm 煤屑占 25% 比占 75% 时的产气率增加 30%。但需注意,大于 10mm 的煤块过多时,容易造成炭化室内炉料粒度偏析,焦炭质量不均匀,因此规定了煤的粒度应小于 50mm,其中小于 10mm 的含量小于 75%。

近十余年来大同矿务局扩大了直立炉使用煤种,在有蓄热室直立炉上探索出一条生产铁合金焦的新途径,选用灰分小于 10% (干基)、热稳定性大于 60%、粒度 15mm~80mm 的大同原煤(属长焰煤)炼制出了合格的高质量的铁合金焦。

#### 4.3.7 本条规定了储煤仓、辅助煤箱、储焦仓储量的设计要求。

(1)储煤仓储量:直立炉的储煤仓位于炉体的上方,厂房的顶层,储煤仓与厂房为共同基础。储煤仓容量以满足生产为前提,如果煤仓储量过大,会增加厂房和备煤系统的投资。随着设备先进性和可靠性的提高、维护和检修系统的完善、备煤操作系统管理的加强,煤仓的储量可以适当减小。但是如果煤仓储量过小,一旦出现下煤死角,或送煤系统出现故障将会影响直立炉的正常生产。正常情况下直立炉的上煤设备检修时间为每天 8h。综合以上因素,确定储煤仓设计总容量按 16h~20h 计算,一般均能满足生产要求。

(2)辅助煤箱储量:根据各厂的生产经验,一般每隔 1h 通过加煤阀向辅助煤箱加一次煤,1h 内煤箱储量减少一半,辅助煤箱约 1m 多高,仍可以防止炭化室内的煤气通过煤箱外窜,保证直立炉的安全生产。因此规定辅助煤箱的总容量按 2h 用煤量计算。

(3)储焦仓储量:为了直立炉操作顺利,正常生产操作中,少则 6 周~10 周,多则 20 周每个炭化室定期轮换停产,空烧沉积在炉壁的石墨,通称“烧空炉”。烧垢后的直立炉与新投产的直立炉一样,投产的工序是先将空置的炭化室加满焦炭,开启排焦设备,然后才能正常加煤投入连续生产。为了满足烧空炉和新炉投产的需要,规定储焦仓总容量按一次加满四门炭化室的装焦量计算。

4.3.8 本条文规定在有条件情况下,应以单种煤或配合煤的工业炉试验数据确定各项产品指标。当考虑设计方案缺乏测定数据时,可采用条文中规定的配合煤炼制气焦的产品指标。该指标是根据各厂历年实际生产数据统计资料制定。

影响直立炉干馏制气产品产率的因素很多,煤的挥发分、黏结



性、水分、灰分、煤的粒度、熄焦蒸汽量以及生产操作管理的差异(装炉和排焦的顺畅程度)等都有关系。煤气产率随着入炉煤挥发分增高而增加,但成焦率相应降低。如大同煤气厂曾实验,当入炉煤挥发分高于25%,熄焦蒸汽耗量达0.25t/t煤时,煤气产量甚至高达440 m<sup>3</sup>/t煤~510m<sup>3</sup>/t煤,全焦率61.7%,所以直立炉的操作弹性较大,具有适应城市供气负荷波动的能力,适宜作为城市煤气调峰用的气源。各煤气厂一般以主要产品煤气或焦炭,来决定所选用的人炉单种煤的性质及配比,因而各厂产品产率各不相同。

**4.3.9** 根据连续式直立炉的生产特点,不同的煤种,不同的生产条件,干馏煤的耗热量相差较大,主要影响因素有:入炉煤的黏结性、挥发分、水分、粒度、排焦速度、熄焦蒸汽量以及生产管理的差异等。如中冶焦耐曾在大同矿务局和大连煤气二厂进行标定,两炉型均是有蓄热室的直立炉,大同矿务局用的是粒度为13mm~80mm的大同块煤生产铁合金焦,煤水分8.8%,挥发分29.86%,采用回炉煤气加热,耗热量为1409 kJ/kg湿煤(水分为7%);大连煤气二厂是以生产气焦为主,使用粒度<13 mm占58.9%配合煤,煤水分11.05%,挥发分38.74%,同样是回炉煤气加热,其耗热量为2137 kJ/kg湿煤(水分为7%);标定结果显示,同一炉型不同煤质炼焦耗热量相差很大。煤的粒度大,透气性好,下料顺畅,有利于提高效率、降低能耗。

又如熄焦蒸汽用量规定为0.15 t/t煤~0.25t/t煤,当熄焦蒸汽量在0.15t/t煤时,称为半湿法熄焦,蒸汽量在0.25t/t煤时,称为湿法熄焦。两种熄焦方法由于熄焦蒸汽量的变化,使得直立炉的生产能力、煤干馏耗热量、煤气成分、煤气热值等都有很大差别。所以直立炉煤干馏耗热量是一项综合指标,本规范只能给出范围。

无蓄热室直立炉的加热采用热发生炉的煤气,由于大于或等于350℃的热煤气难以测定流量,本条文的规定值是根据无蓄热室直立炉生产时,发生炉供气所耗原料量的实际数据确定,每吨煤经干馏需要耗用180kg~210kg的焦,经换算耗热量为

2580 kJ/kg~3010kJ/kg。

**4.3.10** 根据燃烧废气排放的环保要求,结合不同加热用煤气制造工艺所能达到的指标,本条分别给出了三种加热用煤气质量指标。其中发生炉热煤气是指发生炉生成的 500℃左右的粗煤气,经除尘器除去粉尘和部分焦油后,直接送往用户的热发生炉煤气。发生炉冷煤气是指出炉温度 500℃左右的粗煤气经冷却、洗涤、焦油雾捕除、水滴处理后的发生炉煤气,经换热器冷却后冷煤气温度约 30℃~40℃。冷发生炉煤气便于管理、输送、计量和监测。回炉煤气是指直立炉自产煤气经冷却、洗涤、油雾捕除及脱硫后,循环利用的煤气。

**4.3.11** 本条规定了对有蓄热室的直立炉加热、交换及废气系统的设计要求。

**1** 加热煤气系统:有蓄热室直立炉即可以用回炉煤气加热也可以用冷发生炉煤气加热,根据需要可布置一套或两套加热煤气系统。煤气管道上设置压力和流量自动调节装置,以稳定入炉煤气压力和流量,从而稳定入炉煤气的热值,防止炉温波动。此外由于回炉煤气含有少量萘、焦油等杂质,低温下冷凝容易堵塞管道,因此回炉煤气管应设煤气预热器,预热温度不低于 45℃,并设置冷凝液排放装置。煤气管道必须始终保持正压,为了避免由于出现负压吸入空气而引起爆炸。管道上应设置低压报警信号装置,管道末端设爆破片,一旦出现爆破时以减少其损坏程度。

**2** 交换系统:液压交换机占地面积小,设备简单、操作便捷,所以交换系统应采用液压交换机。液压交换机设置蓄能设施,可在停电情况下实现几个周期的交换,保证直立炉稳定生产。煤气换向装置有交换旋塞和煤气换向调节阀两种。各有优点,为了减少煤气向炭化侧走廊泄漏的机会,对一氧化碳含量较多的冷发生炉煤气(一氧化碳含量约 27%)多采用煤气换向调节阀,尽管漏煤气机会增多,但泄漏的煤气直接进入烟道,回炉煤气(一氧化碳含量约 15.5%)多采用漏气相对较少的交换旋塞。

3 废气系统:废气系统中交换开闭器的阻力占总阻力的比例较大,每克服 10Pa 的阻力,烟囱需要加高 2m,因此设计应尽量选用阻力小调节灵敏的废气交换开闭器。

4.3.12 废热锅炉的设置地点与锅炉的出力有很大关系,表 1 显示了同样形式的两台废热锅炉由于安装高度不一样,结果在产气量上的明显差别。

表 1 废热锅炉产气量的比较

放置地点	废气进口温度 (°C)	产气量(t/h)	蒸气压力 (MPa)	引风机功率 (kW)
±14m 标高处	900	6~7	0.637	23
±0m 标高处	800	5~6	0.558	55

注:废气总管标高为+8.5m 处。

废热锅炉有卧式与立式,水管式与火管式,高压与低压等种类。采用火管式废热锅炉时,应留有足够的周围场地,以便检修和清灰。

4.3.13 本条规定了炉顶荒煤气管及氨水管的设计要求。

1 限制集气管末端与吸气管间的压差小于 20Pa,有利于保证全炉各炭化室压力均匀,便于管理易于控制,减少冒烟冒火。设计一般采用增大集气管直径或增加吸气管数量的方法调整压差。

2 煤干馏过程中的荒煤气的发生量并不均匀,集气管压力波动较大。设置集气管压力自动调节装置可保证荒煤气顺畅导出,稳定炉顶空间压力,防止冒烟冒火。

3 制气的生产工艺复杂,影响因素较多,如因故煤气不能顺畅导出,须采取紧急放散以确保安全。

4 当循环氨水因故较长时间停止供应时,可用工业水代替氨水冷却荒煤气,避免烧坏集气管。

5 循环氨水的主要用途是冷却煤气和清扫集气管,本规范表 4.3.13 循环氨水量是总结了各厂实际生产数据而定的。

4.3.14 熄焦蒸汽用量直接影响煤气发生量,蒸汽熄焦过程中焦

炭温度由 950℃ 左右降至 650℃ 左右,与此同时一部分蒸汽(约 20%~30%)与炽热的焦炭发生水煤气反应,导致煤气中一氧化碳含量增加、煤气发生量提高、煤气热值降低、焦炭产量减少。因此蒸汽用量是调节煤气产量和质量的重要手段,根据多年来直立炉生产经验,熄焦蒸汽耗量一般控制在 0.15t/t 煤~0.25t/t 煤左右。

为便于控制和稳定熄焦蒸汽量,避免因充压蒸汽的开与关引起熄焦蒸汽量的波动,熄焦蒸汽管与充压蒸汽管应分别独立敷设。熄焦蒸汽总管上流量控制装置一般采用蒸汽流量计。送往每个排焦箱的支管流量一般采用流量孔板,根据生产需要稳定熄焦蒸汽耗量。

#### 4.3.15 本条文规定了对熄焦水系统的设计要求。

根据各厂生产经验,熄焦循环水量一般在  $3\text{m}^3/\text{t}$  煤~ $4\text{m}^3/\text{t}$  煤(水分为 7%的煤)。为避免水中过多的粉焦堵塞熄焦喷嘴,影响熄焦效果,粉焦沉淀池设计应具有足够的容积,以保证粉焦有较好的沉淀效果,并在循环水输送系统设计中设置过滤装置。熄焦水在循环使用过程中,由于蒸发损失和排污,需定量补充新水,补充水量约为 1t/t 煤,熄焦补充水可以使用处理后达二级排放标准的酚氰废水或工业水。

排焦箱水封槽补充水、水封槽清洗水计入补充水,水封式放焦阀的满流水、放焦时的落地水均应收集并进入粉焦沉淀池循环利用。

#### 4.3.16 本条规定了对排焦系统设计的要求。

1 排焦传动装置采用调速电机,可达到无级变速,有利于准确地控制炉内煤料行速,稳定生产。

2 排焦箱排焦大轮以下的中箱和下箱为储焦箱,排焦大轮拨出的焦炭在这里储存,每隔 2h 排放一次,由运焦车或胶带输送机运往焦处理装置。为了确保因故不能按时出焦时,直立炉仍能正常生产,排焦箱储焦段的中箱和下箱总容量需按 4h 储焦量计算。

3 为了减轻劳动强度、改善操作条件、减少定员,人工放焦应改成液压机械放焦。

4 连续生产的直立炉,捣炉和放焦任何操作都会影响炉内压力的稳定,一旦二者同时操作,增加了空气进入炉内的机会,极易引起安全事故,因此在同一炭化室炉顶捣炉和炉底放焦必须错时进行,故应设联络信号,杜绝在同一炭化室上下同时操作。

**4.3.17** 本条文规定了直立炉工艺布置的原则。

1 每座直立炉炭化室孔数的设置,在满足生产规模的前提下还与单排或双排布置有关,直立炉排焦是靠排焦电机和偏心轮带动拉板做往复运动,拉板的推和拉,搬动相应的排焦箱的排焦轮和排焦星齿,从而拨动焦炭完成排焦。为使排焦拉板在推和拉的动作中带动相同数量的排焦箱,以确保排焦传动系统能始终保持均衡稳定的受力条件。当采用双排布置时,每座炉的炭化室个数宜为4的倍数,可将炉孔数四等分,左排的前端与右排的尾端同时排焦,右排的前端和左排的尾端同时排焦。排焦系统受力均匀,同理若采用单排布置时每座炉的炭化室个数宜为偶数。

2 两至三座直立炉组成一个炉组,共建在同一厂房内,构成一个生产系统,工艺管理比较方便。此时,可共用一套上煤和运焦系统、一套筛储焦系统、一套熄焦循环水系统、一套除尘系统,共用一座烟囱和一台电梯等,从而减少建设投资和运行成本。如果根据建设规模的需要,在总图布置许可的情况下,也可将两个炉组即四座直立炉建在同一厂房内。

3 每一炉组的两座炉之间应设间台,间台大小取决于工艺装置布置所占空间,如加热煤气管道的引入、煤气预热器的布置、交换机室和液压油缸布置、排焦传动装置布置等。间台负一层一般设置受焦坑和运焦皮带等。

4 每座炉的两端设置端台,一层一般布置废气管的引出,人货两用电梯;炉顶布置荒煤气输出管和循环氨水引入管、自动化仪表室和工人休息室等。

5 排焦箱排焦口排出的焦炭温度正常情况下约  $100^{\circ}\text{C} \sim 130^{\circ}\text{C}$  左右,排焦时大量含粉焦及有害物质的水蒸气同焦炭一起喷出,污染环境,因此必须在排焦口附近设置除尘吸口,将水汽搜集经除尘管送往除尘室除尘后排放。直立炉坐落在半封闭的厂房内,炉顶表面温度约  $210^{\circ}\text{C} \sim 230^{\circ}\text{C}$ ,热辐射、热烘烤、加上炉内逸出的烟气,操作环境恶劣,因此必须设通风换气装置,有经验的厂家还设置了定时水雾喷淋装置。

## 5 煤的气化制气

### 5.1 一般规定

**5.1.1** 本章适用于用褐煤、长焰煤、不黏煤、弱黏煤、气煤、瘦煤、贫煤、无烟煤和焦炭(气焦)为原料的气化制气。煤的气化制气所产煤气一般热值较低、一氧化碳含量较高,如要作为城市煤气主气源,前者涉及煤气输配的经济性,后者与煤气使用安全强制性要求指标(一氧化碳含量应小于20%)相抵触。虽然水煤气、两段式水煤气和碎煤加压气化煤气曾经作为部分大、中、小城市的主气源,但比例很有限。煤气化制气,在人工制气厂站主要承担的任务是作为辅助气源和掺混气源。

由于煤的气化制气煤气组分中一氧化碳含量较高(18%~35%),且热值较低,不符合现行国家标准《人工煤气》GB/T 13612的要求。因此必须采取有效措施,使气质达到煤气使用安全强制性要求指标,即气化煤气或与气化煤气混合气中的一氧化碳含量应小于20%。

**5.1.2** 煤的气化制气炉型按压力分为常压气化制气和压力气化制气。不同的煤气化炉型采用的原料煤的技术要求各不相同。同一种原料煤采用不同的气化剂和采用不同的煤气化炉型,生产的气化煤气质量指标、气化强度、煤气产量、热值、杂质含量等也变化很大。另外,气化煤气作为主气源、加热和掺混辅助气源或气体燃料,对原料煤和气化炉型以及工艺流程要求均不相同。所以,因地制宜依据当地的气化原料和各种产品的市场需要、供气规模、气质要求,经技术经济比较后选择适宜的煤气化炉型和台数。

**5.1.4** 煤的常压气化制气的炉型,有固定床煤气发生炉、两段式煤气发生炉、水煤气发生炉、两段式水煤气发生炉和流化床水煤气

炉等多种。其中：

(1)两段煤气发生炉和两段水煤气发生炉的特点是在煤气发生炉或水煤气发生炉的上部增设了一个干馏段,这就可以广泛使用弱黏性烟煤。所产煤气不但比常规的发生炉煤气、水煤气的发热量高,而且可以回收煤中的焦油。两段水煤气发生炉作为城镇燃气的主气源、辅助掺混气源和调峰气源,为城镇燃气事业的发展发挥了不可替代的作用。

(2)流化床水煤气炉是我国自行研制的一种炉型,是由江苏理工大学开发的。该炉型以粉煤作原料,采用鼓泡型流化床技术,根据水煤气制气工艺原理,制取中热值煤气,工艺流程短、产品单一。流化床水煤气炉经过开发、制造、建设、运行,取得了成熟的经验,可作为我国利用粉煤制气的城市(或工业)煤气气源。

## 5.2 压力气化制气

**5.2.1 煤的粒度对气化炉的运行负荷、煤气和焦油的产率以及各项消耗指标影响很大。**小于6mm的粉煤应控制在5%以下,同时大于50mm的也应控制在5%以下,有利于床层的稳定。如遇到热稳定性较差的高水褐煤,可以适当将入炉煤的上下限同时提高,减小床层的阻力降,有利于气化炉的高负荷运行,同时能够减少带出物。

内蒙古东部以及云南部分褐煤水分与灰分的总和已经超过50%,使用碎煤加压气化技术上是可行的,有成功运行的工厂,但要从经济方面进行分析。

黏结性煤在气化炉内进入干馏层时会产生胶质体,这种胶质体黏度较高,会使得干馏层的透气性变差,从而导致床层气流分布不均和阻碍料层的下移,使炉内工况恶化。黏结性较强的烟煤不适合碎煤加压气化炉。

对碎煤加压气化炉,灰熔点越高对气化过程越有利。灰熔点低的煤在炉内氧化层易形成灰渣熔融、结渣。结渣后导致床层透



气性差,气化剂分布不均匀,工况恶化。而且为了维持氧化层温度低于灰熔点,需要增加入炉蒸汽量,增加消耗的同时产生更多的煤气水。

**5.2.4** 由于碎煤加压气化炉内存在多个反应段:氧化层、还原层、干馏层(包括中低温干馏)、干燥层,过程连续且相互影响,出炉的气体组分是各段产物的混合物,因此其实验性很强,模拟结果很难准确反映实际生产的情况。确定采用碎煤加压气化技术后,应通过试烧来获得设计所需数据。

**5.2.9** 碎煤加压气化采用皮带上煤的方式,煤仓的密封性较差,煤锁泄压气可能通过煤仓溢出使人中毒,因此煤仓顶部应做良好的通风,同时设置毒性监测报警,通过声光报警提示巡检人员。

**5.2.10** 煤锁泄压气组分与粗煤气几乎完全一致,具有较高的热值同时含有一氧化碳、硫化氢等有害气体,不宜放散。从安全性、经济性的角度设置煤锁气回收系统都是需要的。

**5.2.11** 煤锁泄压过程是从有压容器向无压的泄放过程,时间短、瞬间流速高,2台及更多数量的煤锁同时泄压会使得泄压管线的计算直径非常大,但真正的利用率较低,从程序控制上实现排队泄放,既容易实现又减少了工程投资。使用同一泄放总管的气化炉数量不宜超过6台,否则分时泄压会影响到单炉运行。

**5.2.12** 每个煤锁循环过程包含装煤、充压、检漏、卸煤、检漏、泄压几个过程,周而复始,每个过程都需要一定的时间,较多的次数在实际操作中无法实现。

**5.2.14** 本条文是强制性条文,必须严格执行。气化炉夹套内产生的蒸汽通过混合管与气化剂进入气化炉内,也就造成了夹套内压力高于炉内压力的正常运行情况,外压过大会引起夹套内鼓进而发生严重的设备损坏事故,因此对正常操作压差和设计压差作出了规定。

**5.2.15** 本条文是强制性条文,必须严格执行。煤气中含有氢气、甲烷、一氧化碳等可燃气体,其中氢气、一氧化碳的爆炸极限范围

很大,混入氧气容易成为爆炸性混合气体,在净化处理及输送过程存在爆炸隐患,因此设置氧气含量监测作为装置安全监测的重要手段。

**5.2.16** 本条文是强制性条文,必须严格执行。在下列情况下,如果不紧急停车,会引发设备破坏,甚至造成人身伤亡事故,所以下列参数应设置检测,并进入紧急停车联锁系统,以保证生产操作安全可靠。

1 气化炉夹套是一个承受外压的容器,压差超过 0.15MPa,须停车查明原因,一旦超过容器允许承受外压,夹套会发生鼓包破坏,造成气化炉重大损失。

2 夹套压力超过容器允许承受压力,会造成夹套超压破坏,造成气化炉重大损失。

3 气化炉顶部法兰温度高,反映了煤在煤锁中架桥加不到气化炉内,造成炉内缺煤,床层发生变化而引发事故。

4 气化炉灰锁温度监控,一是保护设备不超过设计温度而发生损坏,二是防止发生炉箄将火层排入灰锁进而破坏炉况。

5 洗涤冷却器出口煤气温度监控,一是反映洗涤是否失效,二是保护下游设备不受超温损坏。

6 气化炉夹套液位过低时会造成夹套干锅,使夹套内鼓,严重时烧坏夹套造成漏水,引起炉内灭火,导致事故发生,通常在低液位之前要设置低液位报警以提醒操作人员去找出问题所在,采取措施使液位恢复到正常水平,而不至于进入到联锁停车状态。

7 气化剂温度低至露点,入炉后会局部导致局部灭火,破坏床层,更甚造成设备损坏。

8 煤气中的氧含量除了达到 0.5% 报警外,还应在达到 1.5% 时,使气化炉进入紧急停车程序,以确保安全。

9 蒸汽是工厂普遍使用的生产及公用工程介质,蒸汽压力高于氧气压力是防止氧气进入蒸汽系统的最可靠的保证。由于蒸汽使用场合多且分散,一旦氧气进入蒸汽系统容易引起燃烧、爆炸等

事故。

**5.2.17** 本条文是强制性条文,必须严格执行。氧气总管和蒸汽总管的压力应高于气化炉压力,并设置监测联锁系统,是为防止氧气总管和蒸汽总管压力低于气化炉压力,以免气化炉内气体倒灌到氧气系统和蒸汽系统,造成事故。

**5.2.18** 本条文是强制性条文,必须严格执行。气化炉的产品是易燃易爆的煤气,同时煤气中的一氧化碳毒性属于高度危害,装置生产的危险性较高,存在爆炸、泄露的潜在风险。当发生火灾等突发事件时要求有一键式的紧急停车按钮,能够使整个装置的设备、阀门进入安全状态,最大限度减少次生灾害发生的风险。

**5.2.19** 本条文是强制性条文,必须严格执行。碎煤加压气化技术的特点是在低于软化温度的条件下操作,加减负荷所选的调增顺序的核心是保证炉内氧不过量,以防超温引发事故。

**5.2.22** 工厂投产后原料煤的波动是不可避免的,灰分含量的变化就要求炉算的转速可调。在原料煤没有变化的时候,单炉负荷的改变也要求炉算转速调整。

**5.2.25** 气化厂房属于甲类厂房,且煤气中含有一氧化碳、硫化氢等有毒气体,在气候条件允许的地方最好能够全部敞开。在特别寒冷地区由于气化厂房为多层结构,不封闭对巡检工作非常不利,应考虑封闭并采暖。

**5.2.27** 气化厂房的介质特性为易燃易爆、有毒,从生产安全的角度考虑,应尽量避免有人长期值守。

### 5.3 常压气化制气

**5.3.1** 气化用煤的主要质量指标是根据现行国家标准《煤炭产品品种和等级划分》GB/T 17608、《发生炉煤气站设计规范》GB 50195、《常压固定床气化用煤技术条件》GB/T 9143 以及现有煤气站实际生产数据总结而编制的。

(1)煤气/水煤气发生炉要求气化炉内料层的透气性均匀,为

此选用的粒度应相差不太悬殊,所以在条文中发生炉煤气燃料粒度不得超过两级。当发生炉煤气、水煤气作为煤气厂辅助气源时,从煤气厂整体经济利益考虑并结合两种气化炉对粒度的实际要求,粒度 25mm 以上的焦炭用于水煤气炉,而不用于发生炉。当煤气厂自身所产焦炭或气焦,其粒度能平衡时发生炉也可使用大于 25mm 的焦炭或气焦。其粒度的上、下限可放宽选用相邻两级。

现行国家标准《常压固定床气化用煤技术条件》GB/T 9143 规定,气化用煤(Ⅲ级)中对无烟块煤灰分的要求在 19%~22%之间,对其他块煤灰分的要求在 18%~25%之间。由于煤气厂采用直立炉制气作气源时,要求煤中含灰分小于 25%,制成半焦后,其灰分上升至 33%~35%。从煤气厂总体经济利益出发,这种高灰分半焦应由厂内自身平衡,作水煤气炉和发生炉的原料。由于中块以上的焦供水煤气炉,小块焦供发生炉,条文中规定水煤气炉用焦含灰分小于 33%;发生炉用焦含灰分小于 35%。

在煤气厂中,发生炉热煤气的主要用途是作直立炉的加热燃料气。加热火道中的调节砖温度约 1200℃,热煤气中含尘量较高,当灰熔点低于 1250℃,灰渣在调节砖上熔融,造成操作困难。所以在条文中规定,当发生炉生产热煤气时,灰熔点(ST)应大于 1250℃。另外,其他气化炉用煤灰熔点要求不低于 1200℃,其目的是有利于提高气化温度,改善煤气品质,避免炉内结渣。

(2)两段煤气/水煤气发生炉如果炉内煤块大小相差悬殊,会使大块中挥发分干馏不透,影响了干馏和气化效果,因此条文中规定用煤粒度限使用其中的一级。所使用的煤种主要是弱黏结性烟煤,为了提高煤气热值,并扩大煤源,条文中规定干基挥发分大于或等于 20%。煤中干基灰分定为小于或等于 25%,其理由是两段炉干馏段内半焦产率约为 75%~80%,则进入气化段的半焦灰分不致高于 33%。

煤的自由膨胀序数(F. S. I)和罗加指标(R. I)代表烟煤的黏

结性指标,两个指标起互补作用。本条文规定的指标数值对保证炉子的安全生产有很大的意义,如果指标过高,煤熔融的膨胀量超过干馏段的锥度,则煤层与炉壁黏附导致不能均匀下降,此时必须采取打钎操作,这样不但造成煤层不规则的大幅度下降,而且钎头多次打击炉壁,会使炉膛损坏。我国两段炉大都使用大同煤、阜新煤、神府煤等,F. S. I 均小于 2,R. I 小于 20。

两段炉使用弱黏结性烟煤,其热稳定性优于无烟煤,因此仍采用一段炉对煤种热稳定性指标大于 60% 的要求。

两段炉加煤时,煤的落差较一段炉小,但两段炉标高较高,煤提升高度大,因此对用煤抗碎强度的规定不应低于一般炉的 60% 的要求。

根据我国煤资源情况提出煤灰熔融性软化温度大于或等于 1250℃,是能达到的,满足了两段炉生产的要求,不会产生结渣现象。

(3)流化床水煤气炉最好是采用粒度 1mm~13mm 均匀的煤。目前实际供应的末煤小于 13mm 或小于 25mm 的较多,为了防止煤气的带出物过多,使灰渣含碳量降低,对粒度 1mm 以下,13mm 以上的煤分别规定为小于 10% 和小于 15% 的要求。当使用烟煤作原料时,要求罗加指数小于 45,以防流化床气化时产生煤干馏黏结。流化床气化,气化速度比固定床煤气化反应时间短,速度要高得多,故提出要求煤的化学反应性( $\alpha$ )大于 30%。

(4)现行国家标准《常压固定床气化用煤技术条件》GB/T 9143 规定,各气化用煤(Ⅲ级)的含硫量均控制在 1.5% 以内,符合节能、减排、发展循环经济、保护环境和可持续发展的政策要求,低中硫煤、中硫煤和高硫煤不准使用。

(5)气化用煤的各质量指标的测定应按国家煤炭试验标准方法进行。

**5.3.2 确定煤场储煤量的因素较多,主要与煤源远近、供应的均衡性、运输方式、季节性、气候条件对运输方式的影响等条件有关。**

同时与气化煤气厂站建站规模大小、工艺流程和用地紧张程度等因素有关。结合上述因素,参照现行国家相关规范,制定了本条文规定。

**5.3.3** 本条文是按气化炉为三班连续运行规定的,否则,煤斗中有效储煤量相应减少。按现行国家标准《发生炉煤气站设计规范》GB 50195 规定,运煤系统为一班制工作时,储煤斗的有效储煤量为气化炉 18h~20h 入炉煤量;运煤系统为二班制工作时,储煤斗的有效储煤量为气化炉 12h~14h 入炉煤量;而本条文的有效储煤量的上、下限分别增加 2h,是因为在人工制气厂站中干馏炉、气化炉和锅炉等四大炉的上煤系统基本是共用的,且人工制气厂站应连续供气。在运煤系统前端运输带出故障修复后,四大炉需要依次供煤,排在供煤系统最后的气化炉,煤斗容量应适当增大。

备煤系统不宜按三班工作制的理由是为了留有充裕的设备检修时间。

**5.3.4** 气化炉原料煤采购一般为统配块煤,原料煤在装卸、运输、转运至人工制气厂站储煤场等过程中会产生部分末煤(0mm~13mm)。气化炉除流化床水煤气炉生产原料为末煤外,其他 4 种气化炉入炉煤应为块煤,且入炉煤粒度不得超过相邻两级。如果入炉煤中末煤含量大,则煤气中带出物增多,料层阻力增大,致使气化强度降低,同时容易造成炉内结渣。两段式煤气发生炉、两段式水煤气发生炉在炉顶均设有二级振动筛,严控气化炉入炉煤粒度,确保气化炉运行稳定、操作可靠。故本条文中规定气化炉原料煤在进入储煤斗前应进行筛分。

根据调查,国内各煤气站末煤的总储量一般都能储存一昼夜的末煤产生量。通常末煤用火车或汽车运出厂外时,采用一班工作制,故本条文中规定,末煤斗的总储量不小于人工制气厂站气化炉原料煤 1d 的末煤产量。

当末煤供人工制气厂站内锅炉房或其他末煤用户使用时,因运输距离短,其总储量可酌情减少。当末煤供人工制气厂站气化

炉制气配套设置的流化床水煤气炉时,应依据选用的流化床水煤气炉消耗量、运行时间、选择台数等条件统一考虑末煤斗总储量,合并建设末煤仓,但末煤斗的总储量仍然不小于人工制气厂站气化炉原料煤 1d 的末煤产量。

**5.3.6** 各种煤气化炉煤气低热值指标的规定与炉型、工艺特点、煤的质量及操作条件有关。本条文提出的指标是基于气化炉入炉煤质量在满足气化用煤主要质量指标(见本规范表 5.3.1)前提下,正常操作可以达到的指标。倘若用户对煤气低热值指标有较高要求,可采用热值增富方法,如富氧气化或掺入液化气(LPG)、压缩天然气(CNG)、液化天然气(LNG)等。

**5.3.7** 气化炉吨煤产气率指标与选用的炉型有关,如 W-G 型炉比 D 型炉产气率要高。煤的质量与气化率也有密切的关系,如大同煤的气化率较高。煤的粒度大小与均匀性也直接影响气化炉的产气率。所以,本条文写明要把各种因素综合加以考虑。对已用于煤气站气化的煤种,应采用平均产气率指标(指在正常、稳定生产条件下所达到的指标)。对未曾用于气化的煤种,要根据气化试验报告的产气率确定。本条文提出的产气率指标是在缺乏上述条件时,供设计人员参考。

**5.3.8** 人工制气厂站当选定煤气化炉作为加热或掺混辅助气源时,应依据主气源(焦炉、直立炉)最大的加热消耗量和最大外供掺混气量之和确定。

**5.3.10** 本条文规定气化炉每 1 台~4 台宜另设 1 台备用,主要是考虑城市煤气厂供气不允许间断,设备的完好率要求高。人工制气厂站气化炉的检修率一般在 25%左右。

**5.3.11** 对水煤气发生炉、两段水煤气发生炉,以 3 台编为 1 组再备用 1 台最佳,因为鼓风阶段约占循环周期 1/3 时间。3 台炉共用 1 台鼓风机比较合理。而流化床水煤气的鼓风(或制气)阶段约为循环周期 1/2 时间,因此 2 台编为一组为最佳。鉴于上述 3 种气化炉均属于间歇式循环制气,采用 PLC 计算机编程控制工艺生

产,按上述编制方法,可以保持气量均衡,这样可以合用一套煤气冷却和废气处理及鼓风设备,既节约投资,又方便管理,实践证明是经济合理的。

**5.3.12** 由于并联工作台数过多,造成效率下降、不稳定因素增加,故本条文规定并联工作台数不宜超过3台。

**5.3.13** 循环气化炉的空气鼓风机的风压应按空气系统、燃烧后的废气系统的阻力损失和废气系统出口压力之和来确定。即应按鼓风加热阶段系统的全部阻力确定。

**5.3.14** 一般循环制气炉的缓冲气罐,由于气量变化频繁,罐的上下位置移动大,若采用小型螺旋气罐易于卡轨,很多煤气厂均有反映,不得不改为直立式低压储气罐。该罐的容积定为0.5h~1.0h煤气产气量,完全满足需要。

**5.3.15** 循环制气炉因系间歇制气,作为气化剂的蒸汽也是间歇供应的,但锅炉(余热锅炉)是连续生产的,故应设置蒸汽蓄能器,作为蒸汽的缓冲容器。由于蒸汽蓄能器不设备用,其系统中配套装置与仪表一旦破坏,就无法向煤气炉供应蒸汽。因此,煤气站宜另设一套备用的蒸汽系统,以保证正常生产。

**5.3.16** 煤气排送机房为甲、乙类生产厂房,空气鼓风机和循环水泵房等为丁/戊类生产厂房。合建则空气鼓风机和循环水泵房等动力设备和检测设施均必须按防爆设计选型,厂房也必须按防爆设计,造成气化炉制气厂站投资增加。

气化炉制气厂站中,空气鼓风机和煤气排送机为大型动力设备,生产运行中产生振动和噪声。设置在气化炉主厂房内的化验室、中控室、变配电室等有防振要求,且风机运行噪声对主厂房和生产辅助间内的操作工人不利。另一方面,各种动力设备产生的噪声强度和声波不同,分开布置的目的是避免相互影响和采取相应的治理措施。

**5.3.17** 气化炉制气厂站中,空气鼓风机、煤气排送机、循环水泵各自单排布置,便于管线的布置和操作管理。设备散热、通风条件



较好,有利于改善工人操作环境。设备与设备、墙、柱的净距应满足设备日常操作、安装和设备检修时零部件拆装及运输的需要。同时,应满足操作人员安全疏散的要求。按现行国家标准《建筑设计防火规范》GB 50016 规定,疏散走道的最小净宽度不宜小于1.4m,故本规范条文规定设备与设备之间、设备与墙的净距宜为1.5m,当用作主要通道时,不宜小于2.0m。

## 6 油(气)低压循环催化改质制气

### 6.1 一般规定

**6.1.2** 目前我国已建的轻油制气装置,有两条到四条不同规模的生产线,单条生产线制气能力从  $17.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$  到  $30 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$  不等。采用的原料有轻油、液化石油气或天然气等。采用不同的原料进行改质制气,对应的制气炉本体结构基本相同,只是原料系统和部分设施有所差别。改质气的处理工艺,可根据产品气的要求采用不同的工艺,如采用一氧化碳变换和不同的增热方式,以满足用户对产品气的要求。

**6.1.3** 本条规定“控制室不应与空气鼓风机布置在同一建筑物内”。这是由于空气鼓风机的振动和噪声很大,对仪表的正常运行及使用寿命都有影响,对操作人员的身体健康也不利。

**6.1.4** 制气炉的操作人员大多在中控室内工作,很少在炉体附近直接操作,因此没有必要将炉体设备布置在厂房内。此外,由于原料及产品燃气均属易燃易爆物质,构成甲类火灾危险性区域,为此本条文规定“制气炉应露天布置”。

**6.1.5** 油(气)低压循环催化改质制气装置的生产为间歇循环工艺,即以加热、改质为主要生产过程进行的间歇循环操作,在一个生产周期内的不同阶段,燃烧室及改质室内会存在不同的工作介质,如空气、原料油、燃烧废气、燃气、蒸气等。为了保证安全生产,装置内采用安全可靠的阀门、火焰监测、程序控制和联锁报警等多种措施,并在炉体与空气系统连接管上采用防止炉内燃气窜入空气管道的措施。从国内已有的几套生产装置多年来的运行情况来看,到目前为止虽然还未有制气炉发生爆炸的事故报道,但作为必要的安全性措施,本条仍提出制气炉应设置防爆装置作为强制性

条文,必须严格执行。

## 6.2 轻油低压循环催化改质制气

**6.2.1** 本条文规定了轻油制气对原料轻质石脑油的质量要求。采用质量符合要求的轻质石脑油有如下优点:燃气中含硫少,不需要净化装置;不会生成焦油等副产品,所以不需要处理设备;无烟尘及污水公害,不需要设置污水处理装置;气化效率高。

**6.2.2** 轻油制气原料油为轻质石脑油,属易挥发烃类,采用内浮顶罐储存,可有效减少油品的蒸发损耗、有利于环保,并可缩小防火间距,减小油库的占地面积。原料油的储存量要根据原料油的供应情况、运输方式、运距以及用油的不均衡性等条件确定,实践表明按 15d~20d 的用油量储存,可以满足生产要求。

**6.2.4** 本条文规定了轻油低压循环催化改质制气工艺的主要设计参数:

1 改质室内液体空间速度。这个数据和炉型、催化剂、循环时间均有关,一般来说炉膛直径小、循环时间短,其液体空间速度可取高值;相反,炉膛直径大、循环时间长,其液体空间速度可取低值。

4 循环时间。循环时间 2min~5min 是对不同的轻油制气炉型操作的一个范围。一般来说,炉膛直径小,采用较短的循环时间,炉膛温度波动较小,生成的燃气组成比较均匀。当炉膛直径较大时,采用较长的循环时间,一个生产周期内炉温波动较大,产生的燃气组成前后差别较大,要考虑产生的燃气组成是否能满足燃料气质量的要求。采用较长的循环时间可使阀门等设备的机械磨损降低,延长使用寿命。

**6.2.5** 制气工艺中是否采用一氧化碳变换方案,依其产品气的用途而定。根据我国城市燃气对人工制气质量的规定,当城市民用时,气体中一氧化碳含量宜小于 10%,而石油系原料的气化装置,生产的气体中一氧化碳含量较高(约 15%~20%),因此要求设立

一氧化碳变换装置。

**6.2.6** 本条文规定了轻油制气采用石脑油增热时推荐的增热方式以及对燃气烃露点的限制。

烃露点是将饱和蒸汽加压或降低温度时发生液化并开始产生液滴的温度。城市燃气管道一般埋地敷设,并铺于冰冻线以下,为此规定石脑油增热程度,限制在比燃气烃露点温度低 $5^{\circ}\text{C}$ ,使燃气在管道中不至于发生结露。

**6.2.7** 轻油制气装置在改质室出口的高温烟气或燃气,均通过同一台废热锅炉回收余热,高温烟气降温后通过烟囱放散,燃气降温后进入后续冷却系统。废热锅炉产生的蒸汽进入蒸汽透平,驱动装置内的空气鼓风机。

由于一氧化碳变换为放热反应,因此如采用一氧化碳变换流程,除了在改质室出口设置废热锅炉以外,在一氧化碳变换器之后,需另设置一台废热锅炉用于燃气的余热回收。

**6.2.8** 轻油制气装置的生产为间歇循环操作,生产过程中使用蒸汽也是间歇的,而且瞬时用汽量较大,故需要设置蒸汽缓冲罐,以保持输出的蒸汽压力比较稳定。

轻油制气流程中烟气和燃气均通过废热锅炉回收余热,产汽基本连续稳定,蒸汽除满足装置生产用汽以外,还有剩余蒸汽外供。因此轻油制气厂可以不设置生产用汽锅炉,只是在开工或冷态开炉时需采用外来蒸汽。

**6.2.9** 轻油制气炉的生产为间歇式制气,以加热、改质为主要生产过程进行循环操作。为了保持产气均衡、节约投资、管理方便,规定每2台炉编为一组,合用一套冷却系统和鼓风设备,当一台炉处于加热阶段时,另一台炉处于改质阶段,这种布置已在实践中证明是经济合理的。

**6.2.10** 轻油制气所得到的煤气为洁净燃气,燃气中不含焦油、不含萘。燃气冷却采用直接式冷却设备,如空塔或填料塔,冷却效果好,投资省。

**6.2.11** 本条规定了空气鼓风机的选择依据。空气鼓风机的风压应按制气炉加热期的空气废气系统阻力和废气出口压力之和确定,也就是应按加热期系统的全部阻力来确定。

轻油制气装置有足够的副产蒸气,采用自产蒸气来驱动透平风机,有利于节能。

### **6.3 液化石油气低压循环催化改质制气**

**6.3.1** 本条规定了制气用液化石油气的质量要求。理想的制气用原料液化石油气是  $C_3$  和  $C_4$  烷烃,不饱和烃含量过多会在炉内形成积碳,将会导致催化剂中毒。不饱和烃含量 15%(体积分数)是根据国内现有装置实际操作经验确定的上限。

**6.3.3** 本条文规定了液化石油气低压循环催化改质制气工艺的主要设计参数。

**1** 改质室内液体空间速度:这个数据和炉型、催化剂、循环时间均有关,一般来说炉膛直径小,循环时间短,其液体空间速度可取高值,相反炉膛直径大、循环时间长,其液体空间速度可取低值。

**4** 循环时间:循环时间 2min~5min 是对不同的轻油制气炉型操作的一个范围。一般来说,炉膛直径小,采用较短的循环时间,炉膛温度波动较小,生成的燃气组成比较均匀。当炉膛直径较大时,采用较长的循环时间,一个生产周期内炉温波动较大,产生的燃气组成前后差别较大,但也完全能满足燃料气质量的要求。采用较长的循环时间可使阀门等设备的机械磨损降低,延长使用寿命。

### **6.4 天然气低压循环催化改质制气**

**6.4.2** 天然气进炉压力一般在 0.15MPa,根据国内现有几套装置的实际生产经验,建议波动值小于 0.05 MPa,以维持炉子的稳定操作。为保持天然气管道压力的稳定,可采用增大炉前天然气管道的直径和延长管道长度的方法,也可以采用储罐稳压的方法,

但一般采用前者。此外,进制气炉的天然气管道需设压力调节装置,如自力式压力调节阀。

**6.4.4** 本条文规定了天然气低压循环催化改质制气工艺主要设计参数。

1 改质室内气体空间速度,改质用天然气空间速度和炉型、催化剂、循环时间均有关。一般来说炉膛直径小,循环时间短,其气体空间速度可取高值。相反炉膛直径大,循环时间长,其气体空间速度可取低值。对于高温裂解,炉内的停留时间是决定装置处理能力的主要因素;对部分氧化催化裂解,催化剂的活性是主要因素。

2 改质室内催化剂高度。采用催化裂解制气工艺时,要求催化剂床层均匀,上下层温度差应在 $\pm 50^{\circ}\text{C}$ 范围内,不宜再大。同时要求催化剂表面尽量少积炭,以防止局部温度升高。也不允许温度低的蒸汽直接与催化剂接触,可在催化剂与支撑用的算子砖层之间装菠萝球层(厚度 $30\text{mm}\sim 50\text{mm}$ )或碎石砖。菠萝球的作用是起到过渡催化床温度,有利于有效利用催化剂的作用。上海燃气集团浦东煤气制气有限公司和吴淞煤气制气有限公司的天然气改质炉均采用刚玉菠萝球,效果明显。

6 采用镍系催化剂。催化剂的镍含量可根据裂解制气工艺不同而异,目前使用的催化剂含镍量为 $3\%\sim 10\%$ 。催化剂的载体由三氧化二铝( $\text{Al}_2\text{O}_3$ )、三氧化二铁( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ )、二氧化硅( $\text{SiO}_2$ )或这些化合物的混合物组成。天然气和水蒸气的反应通常在 $700^{\circ}\text{C}\sim 900^{\circ}\text{C}$ 的高温下进行,并且是强烈的吸热反应。天然气改质制气是间歇式操作,即在加热阶段和改质阶段反复进行放热和吸热反应,催化剂必须有很好的热稳定性。

**6.4.6** 天然气改质室出来的烟气或燃气温度小于 $900^{\circ}\text{C}$ ,为回收其显热,改质室后连接废热锅炉,将烟气或燃气温度降至 $180^{\circ}\text{C}\sim 250^{\circ}\text{C}$ ,通过烟囱放散或进入后续燃气冷却系统。废热锅炉产生的蒸汽进入蒸汽透平,驱动装置内的空气鼓风机。

## 7 净化和调质

### 7.1 一般规定

**7.1.1** 为了满足本规范第 3.0.3 条规定的燃气质量要求,需对不同制气工艺生产的煤气进行净化和调质。本章分别对于干馏煤气净化、压力气化煤气净化、常压气化煤气净化、一氧化碳变换及煤气脱水的工艺设计作出了相应的规定。其中,干馏煤气一氧化碳含量一般不高于 6%,不需进行一氧化碳变换调质。轻油及液化石油气低压循环催化改质制气制取的燃气纯净,只进行一氧化碳变换调质即可,不需净化和脱水。

煤气净化的主要目的就是脱除煤气中的杂质,制取质量符合要求的人工煤气,同时回收化工副产品。由于制取人工煤气所用原料煤的种类、性质、品位不同,所产生的煤气组成及杂质含量也不同,加之煤气的应用目的不同,因此应通过技术经济比较选择不同的净化工艺。

**7.1.3** 本章对煤气净化的主要设备(如初冷器、电捕焦油器、鼓风机等)的备用设计已分别作了具体规定。未作具体规定的其他设备能力和台数的备用设计也要本着经济合理的原则,做到当净化设备检修和清洗时,出厂煤气中杂质含量仍能符合现行国家标准《人工煤气》GB/T 13612 的规定。

**7.1.4** 为便于设计应用,按现行国家标准《爆炸危险环境电力装置设计规范》GB 50058 的规定,对于干馏制气和气化制气煤气净化设施的室内爆炸危险区域进行了划分,分别见附录 A、附录 B。

**7.1.5** 酚氰废水处理站一般采用生化法处理含酚含氰的废水,煤气净化设施产生的各种含氨、含酚、含氰、含油废水,如不经蒸氨处理直接送往酚氰废水处理站,将导致生化降解操作恶化,使外排废

水的氨氮指标很难达标。一般经蒸氨处理后,蒸氨废水中全氨含量可小于 200 mg/L。

## 7.2 干馏煤气净化

**7.2.1** 荒煤气的初步冷却采用间接冷却工艺可缩短冷却工艺流程,节省占地。当进入初冷器的荒煤气中粉尘含量较高时,为防止粉尘带入后续系统,可先通过间接冷却,脱除荒煤气中的大部分焦油、萘等杂质后,再经直接冷却,以达到净化粉尘的效果。

**7.2.2** 本条规定了煤气初步冷却采用间接式冷却工艺的设计要求。

1 横管式煤气初冷器占地面积小,换热效率高,对焦油、萘等杂质的脱除效果好;采用循环冷却水及低温冷却水分两段冷却,可节省低温冷却水用量,降低运行成本;器内设置焦油氨水混合液喷洒脱萘装置,可清除管壁积存的焦油、萘、煤粉等杂质,保证换热效果,防止设备阻力增大。将煤气出口温度冷却至  $20^{\circ}\text{C} \sim 22^{\circ}\text{C}$ ,目的是将煤气中萘的饱和露点降至终冷操作温度以下,使初冷后不必再设置单独的洗萘装置,以缩短煤气净化流程。

2 由于初冷装置煤气热负荷较大,单台性能无法满足要求,通常采用并联设置;考虑到初冷操作对后续净化工艺影响较大,初冷器通常应设置一台备用。

**7.2.3** 根据循环冷却水的使用温度并综合考虑设备建设投资与运行费用的关系,通常将间接式冷却出口煤气温度冷却至  $40^{\circ}\text{C} \sim 45^{\circ}\text{C}$ 。煤气经直接冷却后,出口温度冷却至  $25^{\circ}\text{C} \sim 30^{\circ}\text{C}$ ,主要依据生产运行中直冷塔外冷却器不易被萘等杂质堵塞的经验确定。

**7.2.4** 吸煤气管道气液分离器排出的焦油氨水混合液与煤气初冷器排出的冷凝液采用混合分离工艺,可减少粗焦油产品中的固定铵含量。焦油氨水分离采用立式槽澄清分离工艺时,采用焦油渣预破碎或预脱除工艺可减少大块焦油渣对后续焦油氨水分离设备及管道的堵塞。



**7.2.6** 离心式煤气鼓风机输送能力大,电能消耗高,采用变频等调速装置通过改变鼓风机转速,对所输送的煤气量进行调节,可节省鼓风机电能消耗。

**7.2.7** 本条规定了煤气鼓风机循环管设置的设计要求。

1 焦炉开工初期煤气发生量较少,在离心式鼓风机的出口煤气总管至初冷器前的煤气总管间设置大循环管,可保证鼓风机正常运行所需的最小气量及进入风机的煤气温度不致过高。

2 容积式鼓风机进、出口的煤气管道上设置旁通管,主要用于焦炉开工初期煤气发生量较少时调节流量及当多台风机并联操作时切换风机时使用。在鼓风机出口煤气总管至初冷器前的煤气总管间设置大循环管,可防止在流量调节过程中煤气温升过高。

**7.2.8** 考虑到煤气鼓风机机组对焦炉操作及煤气净化设施运行的重要性,对其主要运行参数设置报警和联锁装置,以便对机组实施安全运行保护。

**7.2.9** 从煤气鼓风机机组的重要性考虑,将煤气鼓风机机组布置在厂房内,可为其提供安全良好的运行环境及减小机组运行时噪声对周围环境的影响。

**7.2.10** 离心式煤气鼓风机机组在运行过程中转动惯量较大,采用与楼板隔开的独立基础可消除对厂房及楼板造成的振动。

**7.2.15** 本条规定了电捕焦油器配置的设计要求。

1 由于电捕焦油器对后续脱硫、脱氨等净化工艺的运行及出厂净煤气中焦油含量指标影响较大,正常操作不允许电捕焦油器全部停机。

2 为提高设备利用率,防止设备空置氧化腐蚀,电捕焦油器设计一般不设备用,设计按二台或多台全开将焦油脱至  $0.02\text{g}/\text{m}^3$  以下;当其中一台设备短期检修时,其余设备能将焦油脱至  $0.05\text{g}/\text{m}^3$  以下。

**7.2.18** 本条规定了煤气脱氨生产硫铵工艺的设计要求。

1 根据生产实践,若硫铵干燥尾气仅采用一级干式旋风除

尘,尾气中仍然会夹一定量的硫酸粉尘,无法满足清洁生产及环保要求。

2 吸收及结晶设备接触的介质中通常含有煤气等有毒、易燃、易爆介质,采用露天布置,通风良好。

3 由于硫酸饱和器机组中的硫酸母液腐蚀性强,且通常处于过饱和状态,在生产过程中容易造成设备腐蚀及结晶堵塞设备及管道等故障,因此硫酸饱和器机组应有备用。硫酸离心机属转动设备,在运行中容易出现故障,也应有备用。

**7.2.19** 氨吸收塔采用多段循环空喷塔可提高吸氨效率。精馏塔底排出的废水中氨含量通常较高,大约在 3000mg/L,经送剩余氨水蒸氨装置进行蒸氨处理后,可将外排废水中全氨含量降至 200mg/L 以下,减轻后续酚氰废水处理装置的负荷,节省运行成本。

**7.2.21** 塔底蒸氨废水中全氨含量小于 200 mg/L 为加碱分解固定铵后应能达到的指标。在生产运行中,由于蒸氨原料氨水中常含有焦油、煤粉等悬浮物杂质以及系统补入生水等原因,会导致蒸氨塔盘结垢堵塞而停产检修。为保证酚氰废水处理装置稳定运行,蒸氨塔应有备用。

**7.2.23** 以苯为溶剂的萃取脱酚工艺在萃取脱除剩余氨水中的酚同时,也会脱除大部分焦油,因此先脱酚,后蒸氨可降低剩余氨水中焦油含量及废水中酚含量,改善蒸氨操作。

**7.2.25** 煤气采用硫酸吸收法或磷酸吸收法脱氨后,煤气温度通常在 45℃~55℃。在脱苯前对煤气进行最终冷却,以保证焦油洗油对煤气中苯吸收的适宜温度,提高苯的回收率。将终冷后煤气温度确定为 25℃~27℃为综合考虑初冷后煤气中萘的饱和露点及洗苯操作所需的较佳温度确定的。煤气终冷采用两段冷却主要为节省低温水,降低生产运行费用。

**7.2.26** 煤气脱苯设置在煤气脱氨工艺之后,主要为避免氨进入脱苯系统对脱苯设备产生腐蚀。

**7.2.27** 规定贫富油换热后富油温度不低于 160℃,目的是为更多利用热贫油中的余热,节省脱苯塔蒸汽及贫油冷却器冷却水用量。

**7.2.29** 煤气中焦油、萘含量过高会导致脱硫液中催化剂活性降低、脱硫过程传质效率下降、换热器或真空管道堵塞、硫黄等产品中杂质含量过高,因此应尽量降低煤气中焦油、萘等杂质含量。本条中提出的进脱硫塔的煤气中焦油、萘的控制指标是保证脱硫工艺顺行的适宜指标。

**7.2.31** 采用真空碳酸盐法脱硫时,使脱硫富液在真空状态下进行解吸,降低了操作温度,因此可充分利用初冷荒煤气余热作为解吸热源,节省大量蒸汽;同时,主要设备均可采用碳钢制作,还可节省设备费用。

**7.2.32** 采用氨水法脱硫时,富液解吸前进行过滤除油处理,主要是防止脱酸塔和蒸氨塔的堵塞。

**7.2.33** 采用常压干式氧化铁法脱硫工艺时,脱硫塔台数不应少于二台。每组脱硫塔应有一台备用,主要由于脱硫剂使用一定时间后,硫容接近饱和,脱硫效果下降,需进行切换离线再生或从新更换脱硫剂。由于脱硫剂再生过程为放热反应,控制离线塔内再生时氧气最高浓度小于 8%(体积分数),脱硫剂床层温度低于 50℃,主要为控制再生反应速度,保证操作安全。

### 7.3 压力气化煤气净化

**7.3.1** 当采用碎煤加压气化生产人工煤气时,其净化工艺可选取物理吸收和化学吸收法脱硫、脱碳。目前国内碎煤加压气化配套的净化工艺大都采用物理吸收法——低温甲醇洗净化工艺,很少采用化学吸收法(NHD、MEDA 等)。

**7.3.2** 碎煤加压气化配套的低温甲醇洗净化工艺一般采用 9 塔流程。碎煤加压气化生产的煤气中含有石脑油,在净化工段都设有预洗装置及石脑油回收装置,流程较长。

**7.3.3** 城市煤气其特点是连续稳定,因此净化装置一般要设置双系列,以便于一个系列停车检修时,另一个系列仍然能提供稳定的城市煤气。

**7.3.4** 低温甲醇洗冷量的补充一般选取氨制冷,其廉价易得,单位制冷量大。

**7.3.5** 城市煤气对一氧化碳的含量有一定的要求,而碎煤加压气化生产的煤气中一氧化碳的含量比较高,在净化工段脱除二氧化碳后,一氧化碳的含量会更高,因此在煤气进入净化工段前要进行变换,以降低产品气中的一氧化碳的含量。碎煤加压气化生产的煤气中含有少量的氨,氨的存在对低温甲醇洗的操作是不利的,因此在煤气进入低温甲醇洗前设置洗氨塔,将煤气中的氨用脱盐水洗掉。

**7.3.6** 本条规定了低温甲醇洗煤气冷却系统的设计要求。

1 煤气从变换工段送来含有饱和水,煤气在冷却过程中会产生冷凝液,同时煤气中的一些重组分也会冷凝下来。冷却到 $5^{\circ}\text{C}\sim 8^{\circ}\text{C}$ 时,将煤气中的冷凝液分离出来,避免堵塞管道和换热器。

2 煤气继续冷却时,需向煤气中喷入甲醇,防止管路和换热器结冰。

3 进入脱硫塔的气体温度低一些比较好,有利于脱硫。义马气化厂的人塔气体温度为 $-32^{\circ}\text{C}$ 。

**7.3.7** 本条规定了低温甲醇洗工艺煤气脱硫、脱碳系统的设计要求。

1 由于碎煤加压气化中含有石脑油,如果石脑油进入甲醇循环液系统,会污染甲醇,严重影响甲醇的吸收能力,因此脱硫塔要求设置预洗段。

2 脱硫塔的空塔气速宜控制在 $0.18\text{m/s}\sim 0.25\text{m/s}$ ,实践证明是合理可行的。脱硫塔出口硫含量越低越好,但从长期运行来看,宜控制在 $5\text{ppm}$ 以下。硫含量过高会导致脱碳溶液的污染,从而引起煤气中硫的超标;要求过于严格,则能耗会加大。

3 大量的二氧化碳在脱碳塔下段已经被脱出,上段无论是气体还是液体都发生了很大的变化,因此宜采用变径设计,以节省投资。在一定压力下,二氧化碳在甲醇中的溶解度随着温度升高而降低的。甲醇溶解二氧化碳的同时放热,导致甲醇溶液的温度不断的升高,从而使甲醇的溶解度降低,因此脱碳塔宜在适当的塔板上向系统补入冷量,降低吸收液的温度,增加推动力,更加有利于二氧化碳的脱除。

4 脱碳塔的空塔气速宜控制在  $0.15\text{m/s}\sim 0.22\text{m/s}$ ,实践证明是合理可行的。城市煤气对产品气中的二氧化碳含量没有特别的说明,但是对煤气热值有一定的要求,因此要将煤气中的二氧化碳脱除,一般二氧化碳控制在  $1\%\sim 2\%$  左右比较经济合理。

7.3.8 本条规定了低温甲醇洗再生系统的设计要求。

1 脱碳富液的闪蒸采用逐级减压闪蒸,压差不宜过大,最后一段宜采用氮气气提,以降低二氧化碳分压,使溶液再生更加彻底。

2 三段塔顶要喷入脱碳再生液来洗涤吸收闪蒸出来的硫化氢,使气提段出口气体中的硫化氢含量不超过  $20\text{ppm}$ 。

3 闪蒸气温度是很低的,为了节约能源,闪蒸气宜充分换热回收冷量。

4 目前国内的甲醇热再生塔多采用浮阀塔板。

5 硫回收采用部分燃烧法生产硫黄时,其对酸性气浓度有一定的要求,一般宜大于  $30\%$ ,过低不利于燃烧。

7.3.9 本条规定了低温甲醇洗工艺预洗甲醇再生系统的设计要求。

1 二氧化碳尾气洗涤塔液量小,气量大,且塔径较大,不利于液体的分布,因此宜采用环形流。

2 二氧化碳尾气洗涤塔其目的是回收排放气中的甲醇,甲醇水互溶,且易分离,因此采用脱盐水洗涤。

3 利用甲醇水互溶的特性,用洗涤水作为萃取剂,和预洗液

充分混合,将甲醇和石脑油分离。

4 甲醇精馏的塔釜废水甲醇含量不宜超过 100ppm,过高不仅甲醇损失较多,且水处理难度加大。塔顶产品是要返回系统循环使用的,含水量高会导致整个系统甲醇含水量的升高,不利于脱硫脱碳。因此塔顶产品中水含量不宜过高,宜控制在 0.25% 以下。

## 7.4 常压气化煤气净化

7.4.2 现行国家标准《炼焦工艺设计规范》GB 50432 规定,焦炉加热用发生炉煤气质量指标:含尘量小于  $15\text{mg}/\text{m}^3$ ;含焦油量小于  $20\text{mg}/\text{m}^3$ 。人工制气厂站中煤气化冷煤气除作干馏气的掺混气外,主要作焦炉的加热气。如果煤气化冷煤气的温度增高,将影响煤气排送机的输送能力和煤气热量的利用,最终将影响焦炉加热火道的温度,造成燃料的浪费,故规定冷煤气温度不宜超过  $35^\circ\text{C}$ 。

7.4.3 煤气化热煤气在人工煤气制气厂站中一般用作直立炉的加热燃料。发生炉燃料多采用直立炉的半焦,焦油含量少。本条规定热煤气温度不宜低于  $350^\circ\text{C}$ ,主要目的是避免重质焦油冷凝沉积,与粉尘形成污垢堵塞管道。同样,气化炉热煤气目前只能做到一级除尘(旋风除尘器除尘),所以煤气中含尘量仍很高,约  $300\text{mg}/\text{m}^3$ 。因此,在设计煤气管道时沿管道应设置灰斗和清灰口,以便清除灰尘。

7.4.4 人工制气厂站中的一段发生炉煤气站一般采用无烟煤或本厂所产焦炭、半焦作原料,所得焦油流动性极差。两段式煤气发生炉煤气站下行煤气中所带焦油流动性也差。当煤气通过电气滤清器时,焦油与灰尘沉降在沉淀极上结成岩石状物,不易流动,很难清理。所以本条文规定发生炉煤气站中电气滤清器应采用有冲洗装置或能连续形成水膜的湿式装置。如上海浦东煤气厂的气化炉以焦炭为原料,采用这种形式的电气滤清器已运转多年,电气滤

清器本身无焦油灰尘沉淀积块,管道无堵塞现象。

**7.4.5** 人工制气厂站中,一段煤气发生炉采用焦炭和半焦为原料,所产焦油流动性极差,两段式煤气发生炉煤气站下行煤气中所带焦油流动性也差。如用间接冷却器冷却,焦油和灰尘沉积在间冷器的管壁上,使冷却效果大大降低,且这种沉积物坚如岩石,很难清除,故本条规定脏煤气的冷却与洗涤宜采用直接式。初步净化后的煤气应采用间接冷却器冷却。

## 7.5 一氧化碳变换

**7.5.1** 一氧化碳变换工艺有全部变换工艺和部分变换工艺,根据变换压力又分为加压变换工艺和常压变换工艺,不论采用哪种工艺,均可达到降低煤气中一氧化碳含量的目的。根据不同的催化剂工艺条件,一氧化碳含量可以降至 $2\% \sim 4\%$ 或 $0.2\% \sim 0.4\%$ 。又由于一氧化碳变换工艺是耗能焔损过程,因此,不论采取何种变换工艺,应首先考虑节能降耗,减少成本,降低焔损失。

**7.5.2** 全部变换工艺是指全部煤气引入一氧化碳变换装置进行一氧化碳变换处理。部分变换工艺是指一部分煤气引入一氧化碳变换装置进行一氧化碳变换处理。选择全部变换工艺或部分变换工艺主要根据煤气中的一氧化碳的含量确定,无论采用哪种工艺,其目的都是降低煤气中的一氧化碳含量,使其达到城镇燃气质量要求。

**7.5.3** 催化剂是一氧化碳变换反应得以完成的基础,为获得较高的变换率和较低的残余一氧化碳浓度并抑制其他副反应,对催化剂提出了一般性工艺要求。

**7.5.4** 本条是强制性条文,必须严格执行。由于一氧化碳变换反应温度较高,最高可达 $520^{\circ}\text{C}$ 以上,接近或高于煤气的理论着火温度。为避免引燃或引爆煤气,应严格控制进入变换炉煤气中的氧含量。

**7.5.5** 由于一氧化碳变换反应是放热反应,为避免反应温度偏离

最佳反应温度与温升导致的催化剂损坏,需在反应过程中导出部分热量,使反应维持在最适宜的温度下进行。变换炉中催化剂通常设置为2层或3层,俗称为两段变换或三段变换。变换炉上部一段是在较高温度下进行的绝热变换反应,然后对一段变换气进行中间冷却,冷却后的一段变换气再进入二、三段,在二、三段是较低温度下进行的变换反应。因此提高了变换反应速度和催化剂的利用率。

**7.5.6** 压力气化制气的煤气中杂质较多,如果不进行脱出煤粉、焦油等净化处理,将会造成变换炉内的触媒污染,影响变换的效果。如果煤气中煤粉、焦油含量高,将会污染触媒的表面,从而降低反应效率。

变换炉设置为两台目的是提高装置的正常运行时间。变换炉是变换装置中的核心设备,该设备的正常运行关系到煤气的稳定供应,因此该设备建议设置为两台。

液态的水接触变换触媒后,会使触媒粉化、活性物质流失,进而引起触媒活性降低。因此控制进入变换炉的煤气温度应高于其露点 $30^{\circ}\text{C}$ 以上,目的是控制煤气接触到触媒后不能有液态的水析出。不低于 $200^{\circ}\text{C}$ 是触媒起活温度的最低要求。

变换炉内触媒的装填段数主要受触媒体积数来决定的。考虑到碎煤加压气化方式所产生的煤气中一氧化碳的含量一般不高于30%,煤气变换反应所需要的触媒体积数较小,变换炉内一段或两段的装填就可以满足。

由于煤气中一氧化碳、氢气、甲烷为易燃易爆气体,该气体一旦泄漏容易产生火灾,甚至发生爆炸。设置自动监控系统目的是及时发现危险气体的泄漏情况,及早处理,避免事故的发生;超压报警系统与事故放空系统需同时配置,一旦超压系统发出报警,应及时开启事故放空系统,保证整个装置的压力在安全范围之内;由于变换反应为放热反应,随着反应的进行,温度会升高,为了保证整个装置的安全,需设置了变换炉超温报警和联锁控制系统,一旦



变换炉超温应及时切断变换炉的煤气进料管线或连锁其他有效的降温措施。

变换反应为放热反应,放出的热量应回收利用。例如:利用放出的热量来副产蒸气、预热锅炉给水等。

**7.5.7** 一氧化碳耐硫宽温变换工艺的主要设计参数是考察了多家触媒生产厂家后,对比整理后列出的。触媒床层温度、进变换炉的蒸汽与煤气比与装置需要处理的煤气组分含量有直接的关系,本条款范围可以满足碎煤加压气化方式所产生的煤气进行变换反应的要求。

## 7.6 煤气脱水

**7.6.1** 常用煤气脱水有冷冻法、吸附法、化学反应法等脱水工艺。由于煤气输送压力和露点的要求较低,通常采用冷冻脱水工艺脱除煤气中的水分。吸附脱水工艺需要增加一定量的吸附剂。化学反应脱水工艺需要增加一定量的化学反应剂。冷冻脱水工艺具有流程简单、成本低、无污染、处理量大等优点。

**7.6.2** 煤气脱水系统通常设置在压送净化工段后。理由:一是满足脱水系统的阻力要求和减少脱水系统中换热设备的堵塞;二是压力提高后,煤气中所含水分的饱和蒸汽分压相应提高,脱水效果好;三是脱水系统设备体积相应减少。

**7.6.3** 脱水的目的是为了控制煤气的露点,为避免煤气中水分在输送过程中由于环境温度降低而部分冷凝,因此将煤气露点控制在比环境最低温度低 $3^{\circ}\text{C}\sim 5^{\circ}\text{C}$ 。

**7.6.4** 采用等压变温吸附脱水工艺之所以规定选择三塔配置,主要是为保证脱水可靠性,两塔吸附/再生循环工作,另一塔作为辅助的预吸附塔或作为吸附/再生循环塔的备用塔。

**7.6.5** 程控阀是等压变温吸附脱水工艺能否连续、可靠运行的关键设备,因此对程控阀的响应性能、密封性能、使用寿命及阀位显示的可靠性等指标提出一般性要求。

**7.6.6** 吸附剂是气体/液体吸附分离过程得以实现的重要基础,吸附分离效果取决于吸附剂的吸附特性或能力。根据分离介质的性质与净化要求,选择相应的吸附剂。由于吸附剂种类较多,吸附特性与适应条件不尽相同,其吸附能力又取决于诸多物理性质,此处仅对工业化操作的煤气脱水吸附剂提出一般性要求。

**7.6.7** 冷冻法煤气脱水工艺的动力消耗主要是制冷机组的电力消耗,由于城镇煤气供应具有高、低峰值的特点,选用变频制冷机组可适应高、低峰变化要求,并可节省动力消耗,降低生产成本。

**7.6.8** 由于煤种与净化系统效率的变化,煤气中不可避免含有少量的杂质,系统长期运行由于积累效应,换热设备会产生积垢、堵塞。因此要求换热设备的结构便于清理与拆装。

## 8 厂址选择和厂区布置

### 8.1 一般规定

**8.1.1** 符合国家产业布局,遵守国家相关法规,满足地方总体规划及土地利用总体规划的要求,这是选择厂址的基本原则。厂址选择时,只有严格按国家基本建设程序进行,才能有效避免厂址选择失误而造成的损失。

厂址选择政策性强、涉及面广,组织有关部门和有关专业共同参与,相互协调配合,这是做好厂址选择工作的基本条件。设计单位择优推荐厂址,相关职能部门确定厂址。

**8.1.3** 本条规定了防火间距应执行的标准。首先应符合现行国家标准《建筑设计防火规范》GB 50016 及《石油化工企业设计防火规范》GB 50160 的有关规定。根据制气的原料及生产流程的不同,分别规定了具体的要求。

1 煤的干馏制气,按其制气的性质及生产过程,规定了防火间距还应符合现行国家标准《焦化安全规程》GB 12710 的有关规定。

2 油(气)低压循环催化改质制气,按其制气的原料及性质,规定了防火间距还应符合现行国家标准《石油天然气工程设计防火规范》GB 50183 的有关规定。

**8.1.4** 国土资源部发布的《工业项目建设用地控制指标》(国土资发〔2008〕24号),规定了容积率、建筑系数、行政办公及生活服务设施用地所占比重、绿地率控制指标。这些指标是核定工业项目用地规模的重要标准,是编制工业项目用地法律文书、工业项目可行性研究报告和初步设计文件等的重要依据。通过总结多年设计和生产经验,对厂区布置提出了八款要求:

1 工艺装置联合集中布置,节省用地面积,缩短管线距离,降低建设投资和能耗,有利于提高企业的经济效益。

2 主要为某一工艺装置服务的辅助设施,尽量靠近其主要服务对象布置,为多个工艺装置服务的辅助设施单独成区布置。

3 厂区由通道划分为若干个功能区,功能区的大小取决于生产工艺装置,合理地将几个工艺装置组合成一个面积较大的功能区,就能减少功能区的数量,进而减少通道占用的场地面积。外形规整的功能区,可以使厂区纵、横道路为直通,有利于管线及管廊的布置,并有利于工厂的运输和消防。

4 功能区内部布置紧凑,有利于节约用地。外部与相邻功能区相协调,以保证生产流程的顺畅和有效避免物流折返。

5 采用皮带机运送物料,从起点到终点之间短捷顺畅,转运次数少,既能减少建设投资,又能降低生产能耗。考虑安全和避免相互干扰等因素,皮带机尽量不穿越净化区和其他装置区。

6 铁路线路及其装卸、仓储设施,按性质和功能,分类集中布置,有利于缩短铁路线路长度,方便调车装卸作业和管理。铁路线路在厂区内形成的三角地带,造成用地面积大又不适合布置仓储设施和其他设施,故应避免或减少铁路线路在厂区内形成的三角地带。

7 生产管理及生活设施,因不受生产流程限制,可灵活考虑,按其性质和使用功能合并布置。现在有些工厂已经按综合楼的形式进行设计,节约用地。位于全年最小频率风向的下风侧及与厂外道路连接方便的地段,目的是为职工提供相对清洁的工作环境和便利的进出厂条件。

8 改扩建项目受到的限制条件较多,只有充分了解现有布局及生产特点,才能处理好生产与扩建的协调和衔接,从而减少扩建期间对正常生产的影响,并有利于扩建后的生产管理。

8.1.9 高压输电线路的进线、出线,对方位和线路走廊宽度均有其技术要求,为确保供电和人身安全及节约用地,应靠近厂区边缘

布置总变电所,避免外部架空高压输电线路穿越厂区。

**8.1.12** 工厂是否需要设置消防站,应根据企业的规模、性质和外部条件等因素确定。周边区域协作条件,指是否有适用于扑救人工制气厂站火灾的消防车,以及消防车能否在符合规定要求的时间内赶到火灾现场。工厂消防站的等级,参照住房和城乡建设部、国家发展和改革委员会批准发布的《城市消防站建设标准》建标152—2011执行。

**8.1.14** 竖向布置要保证厂区的生产安全,使厂区不受洪水、潮水和内涝的威胁。良好的运输条件有利于企业的安全生产和管理。在满足企业安全、生产、运输的要求下,合理确定场地设计标高,可以减少土石方工程量,且填方、挖方量趋于平衡,减少高填方地段的地基处理费用,进而降低建设投资。

## 8.2 厂址选择

**8.2.4** 本条强调厂址应位于城镇或居住区全年最小频率风向的上风侧,是为了最大限度降低人工制气厂站对其环境的不利影响。厂址不应位于窝风地段,是为了避免烟尘集聚。

**8.2.8** 厂区地形破碎复杂,会造成总体布置上的困难。自然地面坡度不宜大于5%,否则,虽采用台阶式竖向布置,也会引起深挖高填,增加土石方工程量,延长建设周期,同时大型建构物在高填土区,还会增加地基处理费用,而且企业内部运输条件恶化,道路纵坡较大,影响安全又耗能。

**8.2.9** 本条根据现行国家标准《建筑地基基础设计规范》GB 50007的要求,对建设工程需要的工程地质条件及水文地质条件作了原则规定。通常情况下,对建筑物荷载较大的企业,其厂区场地土壤承载力不宜小于150kPa,对建筑物荷载较小的企业,场地土壤承载力不宜小于100kPa。如土壤承载力不能满足工程建设需要,可采取加固措施。对于水文地质条件,通常情况下要求厂区地下水位低于建(构)筑物基础埋设深度,并要求水质对基础无腐蚀。

当厂址位于山坡或山脚处时,为确保企业的安全生产,根据国务院颁发的《地质灾害防治条例》,应由具有相应资质的专业部门对山坡的稳定性等作出地质灾害评估。

#### 8.2.10 本条规定了不应选为厂址的地段或地区。

1 现行国家标准《建筑抗震设计规范》GB 50011 适用于抗震设防烈度为 6~9 度地区的一般建筑抗震设计。若在 9 度以上地区建厂,不但无规范可遵循、增加建筑工程投资,还会增加不安全因素,因为 9 度以上地震区所产生的地震力,在抗震加固技术上目前尚难解决。在地震断层建厂,更会增加工程投资和不安全因素。因此不应在地震断层及地震设防烈度高于 9 度地区选择厂址。

2 有泥石流、滑坡、流沙、溶洞等直接危害地段建厂,不仅防治费用昂贵,且难于根治,工厂潜伏着不安全因素,给企业带来诸多麻烦与后患,故选择厂址时应避开这类地区、地段。

3 在采矿陷落及错动区界限内建厂,易造成建(构)筑物损坏、陷落、断裂、位移、倒塌,不仅影响企业正常生产,且危及人身安全。

4 对于矿山及采石场用炸药爆破方式开矿或采石作业的,在其开采及拟开采作业区的爆破危险区范围内,不应选为厂址。

5 在水库下游地区建厂,厂址必须选在库坝决溃后淹没范围以外地段,以确保人身安全和工厂免遭经济损失。

6 大型尾矿库的坝下方,是指厂址标高低于上述库坝,且在其影响范围内。一旦大坝溃决,则库内的尾矿随水突然倾泻而下,其冲击力很大,破坏性很强,直接威胁坝下的工厂,严重时甚至会厂毁人亡。

7 自重湿陷性黄土在土的自重压力下受水浸湿发生湿陷,新近堆积黄土由于形成年代短,土质松散又极不均匀,承载力低,因此具有一定的湿陷性,故在上述黄土地区建厂将增加工程费用和技术处理的复杂性,如处理不妥,容易引起湿陷或滑移,使建(构)筑物遭受破坏。

8 为了保障企业职工的人身安全,应避免在放射污染区内选

择厂址。

9 本款根据原建设部《风景名胜区管理暂行条例》、《中华人民共和国自然保护区条例》及《中华人民共和国文物保护法》的相关规定制定。

10 按《军用机场净空规定》、《民用机场管理条例》、《机场净空标准》GJB 525 号和中央气象局颁发的《地面气象观测规范》等规定的不可侵占的地面和净空界限范围内不应选为厂址,以免影响和干扰这些部门的正常工作。

11 为了维护人民的健康,避免供水水源受到污染,不应在供水水源卫生防护地带内选择厂址。

12 本款根据《中华人民共和国矿产资源法》的相关规定制定。

13 风速  $0\text{m/s}\sim 0.2\text{m/s}$  时为静风,也就是无风状态。静风频率超过 60% 的地区,常年大部分时间处于无风状态,对于企业散发的有害气体、烟雾或粉尘扩散或稀释能力很低,厂房通风条件也很差,厂区及周围污染情况也就严重,故不应选作厂址。

### 8.3 煤的干馏制气厂区布置

8.3.1 本条对堆场区的规定有运输、环保、用地三层含义,煤和焦是大宗原料与产品,其堆场的布置应便于运输,并减少对厂区环境的影响。堆场区往往占地面积较大,采用大型料仓可有效节省用地、减少煤耗,有利于改善厂区环境。

8.3.2 焦炉是制气厂站的核心,集中布置在工程地质良好地段,既方便管理又能节省建设投资。为了减少风对焦炉炉体的影响及便于生产操作,焦炉炉组中心线与常年最多风向的夹角宜小。

8.3.3 净化区与制气区相邻且位于焦炉集气管一侧布置,是为了有效缩短荒煤气管道长度,防止管道堵塞,保障生产顺行。净化区内联合集中布置,可使各工艺单元联系紧密,减少用地,节省投资。兼顾工艺流程及用户方位,是为了煤气管道短捷顺畅,避免煤气管

道折返。考虑净化区的安全及管理,规定了净化区内不应布置与其无关的设施及建(构)筑物。

## 8.4 煤的压力气化制气厂区布置

8.4.2 本条规定了碎煤加压气化工工艺装置区布置的设计要求:

1 气化装置在生产过程中可能会散发烟尘和一氧化碳等有害物质,为了减少厂内环境污染,宜将其布置在厂区全年最小频率风向的上风侧。同时,为保证空分装置的安全生产,气化装置应位于空分装置的常年最多风向的下风侧。现行国家标准《氧气站设计规范》GB 50030 对空分设备吸风口与乙炔、碳氢化合物等有害气体发生源之间的水平间距作出了规定。

2 气化装置集中布置有利于原料煤集中输送、灰渣集中排除,也有利于降低运行成本,减少污染扩散,便于生产管理。气化装置在生产过程中同时产出煤气水和粗煤气两种物料。煤气水需要经过煤气水分离装置分离出焦油、中油等,进而进入酚氨回收装置回收粗酚和氨,剩余污水进入污水生化处理装置处理后回用;而粗煤气由于温度较高,需要就近进入变换冷却装置及净化装置。这两种物料的处理分属于不同的工艺单元,且单个装置占地较大,故煤气水分离、酚氨回收装置与变换冷却、净化装置应分别布置在气化装置的不同方向,减少管线交叉穿越与其无关的生产装置。

3 气化装置生产过程中需要消耗大量的中压蒸汽,在实际生产中,中压蒸汽一般由热电站或锅炉房提供,也可能采用大型汽轮压缩机背压或抽汽,或由其他余热装置提供中压蒸汽供给气化生产使用。为缩短蒸汽管线长度,减少能量损失,气化装置应尽量靠近为其供应中压蒸汽的装置布置。

5 气化装置所需原料煤要求严格,其粒径为 5mm~50mm 碎煤,为避免筛分后合格原料煤在转运过程中的震动摔碎,备煤设施宜在气化装置区外侧就近布置,尽量缩短皮带长度,减少转运次数。



6 气化装置在生产过程中需要排出大量灰渣,水力冲渣沟有一定的纵向坡度要求,同时,在捞渣和运输过程有一定的粉尘污染和抛洒,因此,排渣池应尽量靠近气化厂房,同时合理组织运输路线,减少运输过程对厂内环境和周边生产装置的干扰。

7 净化装置分离出来的硫化氢气体压力较低,不宜远距离输送;同时,硫化氢为有毒气体,一旦泄漏会造成人员伤害,而且生产过程中要进行焚烧,生产环境较差,因此布置时尽量靠近净化装置,并尽量位于全厂最多风向下风侧,远离人员集中场所,降低人员中毒危险性。

## 8.5 煤的常压气化制气厂区布置

8.5.1 现行国家标准《发生炉煤气站设计规范》GB 50195 规定,煤气发生炉宜采用单排布置。结合现状运行的人工制气厂站中各种煤气炉基本上为单排布置,其他行业个别大型煤气站(13 台以上)使用的煤气发生炉和水煤气炉采用双排布置。单排布置具有操作环境好、设备检修方便、布置简单、便于操作等优点。

8.5.2 本条规定了气化炉制气厂站布置的设计要求。

1 现行国家标准《工业企业总平面设计规范》GB 50187 规定,产生高温、有害气体、烟、雾、粉尘的生产设施,应布置在厂区全年最小频率风向的上风侧。现行国家标准《工业企业设计卫生标准》GBZ 1 规定,生产区宜选在大气污染物扩散条件好的地段,布置在当地全年最小频率风向的上风侧;产生并散发化学和生物等有害物质的车间,宜位于相邻车间当地全年最小频率风向的上风侧;考虑到气化炉制气厂站散发的有害气体经风的传播会影响工厂主要生产厂房、生产辅助区和非生产区,故本条文作此规定。

2 考虑气化炉煤气使用负荷比较集中的区域,可节省供应煤气管道的投资。尤其供应气化炉热煤气,本规范第 7.4.3 条规定,使用热煤气的设备前热煤气温度不应低于 350℃。一般热煤气管道输送距离不应超过 80m。

3 气化炉制气厂站原料煤、灰渣、末煤、焦油、焦油渣等储运数量较大。一般气化炉制气厂站布置在厂区一侧边缘,便于火车运输厂内外铁路接轨,汽车运输厂内外主要道路连接方便。

4 气化炉制气厂站一般作为城镇燃气气源厂的加热气源、掺混气源或调峰气源。宜尽量与用煤为原料的主气源干馏制气厂站、锅炉房等生产和生产辅助设施邻近布置,以便共用煤和渣储运设施。减少煤和煤渣等原料的厂内运输,利于环境卫生。同时,人工制气厂站主气源和气化炉辅助气源的冷、热循环水系统;煤气净化系统;污水处理系统等生产辅助设施的建(构)筑物尽可能统一考虑,节约投资。

5 气化炉制气厂站在确定厂区位置时,应预留发展用地。

8.5.3 各种煤气化炉均为产生高温的生产设施,且为产生有害气体、烟、粉尘的生产设施。气化炉主厂房迎风面垂直于夏季最大频率风向布置,充分利用自然通风的穿堂风,有利于气化炉生产设施散热和通风,改善工人操作环境。符合现行国家标准《工业企业总平面设计规范》GB 50187 和《工业企业设计卫生标准》GBZ 1 的规定。

煤气化炉煤气净化设备、阀门等为二级释放源。为了减少室外煤气净化设备、冷热循环水和焦油系统等散发污染源产生的有害气体对主厂房操作工人的影响,故本条规定宜布置在夏季最大频率风向的下风侧。

## 8.6 油(气)低压循环催化改质制气厂区布置

8.6.1 各功能区单独成区布置,可以使厂区整齐而有层次,同时有利于安全生产并方便管理。

8.6.2 调压装置,靠近天然气进厂地段布置,可避免天然气管道在厂区内的折返,进而使天然气管道短捷、生产流程顺畅。

8.6.3 考虑油制气的生产流程,规定了油制气装置区宜与原料储罐区相邻布置,既有利于生产,又节省用地。考虑用户方位可避免管道的折返,使生产流程顺畅并降低建设投资。

## 9 节能与环保

### 9.1 一般规定

**9.1.2** 人工制气工艺过程中会产生大量的余热,为节能应尽量利用这些余热。如为了充分利用高温流体的余热,宜采用高效换热设备(如螺旋板换热器、板式换热器等),通过换热或多级串联换热方式,充分回收高温流体的热量。

**9.1.3** 水源在人工制气厂站中占有举足轻重的地位,这就要求我们必须对水资源统筹规划、合理利用。通过提高水的重复利用率等措施,达到节水的目的。对于废水排放要求特别严格的地区,可将废水深度处理后回用,以进一步节水。

### 9.2 节能

**9.2.1** 焦炉烟道底部废气温度大于  $200^{\circ}\text{C}$ ,利用这部分废气对装炉煤进行风选煤调湿,将装炉煤水分控制在  $6\% \sim 6.5\%$ ,可以保证焦炉操作稳定,达到节能、增产和改善焦炭质量的效果。除上述外,煤调湿还可使酚氰废水量大大降低,从而降低酚氰废水处理站的负荷,并有利于处理后废水的回用。

**9.2.2** 干法熄焦能回收  $80\%$  的红焦显热,生产蒸汽和/或发电,同时还能减少污染和提高焦炭质量。

**9.2.3** 经循环氨水喷洒,离开焦炉集气管的荒煤气温度一般约为  $82^{\circ}\text{C} \sim 85^{\circ}\text{C}$ ,露点  $80^{\circ}\text{C} \sim 82^{\circ}\text{C}$ 。含有大量潜热的荒煤气被送往初冷器,用循环水和低温水分段进行冷凝冷却,达到规定的温度再进入后续净化装置。由于荒煤气所带走的热量很大,约占炼焦耗热量的  $30\% \sim 35\%$ ,故应尽可能加以回收利用,为此在初冷器循环水冷却段之前增设余热段,通过与采暖回水或工艺介质换热来回

收荒煤气的部分余热。

**9.2.7** 由于真空碳酸盐法脱硫的脱硫液再生是在  $55^{\circ}\text{C} \sim 60^{\circ}\text{C}$  较低的温度下进行,因此有条件利用低温余热。过去采用的方法是与循环氨水换热,或与在初冷器中制备的余热水换热,但这两种方法都存在脱硫循环液难以加热到规定温度的问题。中冶焦耐工程技术有限公司开发了直接将脱硫循环液送往初冷器与荒煤气换热技术,从而减少了一道中间换热,提高了换热效率,保证了脱硫循环液稳定达到规定的温度。

**9.2.10** 我国绝大部分城镇水资源相对贫乏,人工制气厂站水系统要求尽可能零排放。废热锅炉使用的水均为处理后的软化水,成本较高,所以规定厂站内的蒸汽冷凝水应全部回收利用。即便不能再进入软化水系统,也应作为其他水循环系统的补充水回收利用。

**9.2.11** 循环气化炉工艺生产过程中鼓风气和出炉煤气温度一般在  $450^{\circ}\text{C} \sim 1150^{\circ}\text{C}$  之间。同时,吹风气中携带部分可燃性组分,如果不加以回收利用,将造成资源浪费。此两部分气体热焓相当可观,采用二次(或三次)供空气燃烧,利用余热锅炉回收这两种气体的显热和潜热,生产中、低压蒸气,不仅满足工艺生产需要,且能够减少锅炉房蒸气供气能力,甚至可以不建锅炉房。两段式水煤气炉和循环流化床水煤气炉工艺回收显/潜热生产的蒸汽自给有余。

**9.2.12** 煤锁泄压气组分与粗煤气几乎完全一致,具有较高的热值同时含有一氧化碳、硫化氢等有害气体不宜放散,从安全性、经济性的角度设置煤锁气回收系统都是需要的。

**9.2.13** 采用绕管换热器效率高且冷端温差小,节约能耗。

**9.2.14** 来自加压气化的高压煤气水温度高达  $180^{\circ}\text{C}$  以上,这部分低位热可用于副产低压蒸汽,减少循环水用量,达到节水节能目的。

**9.2.15** 来自加压气化及变换冷却的高压煤气水中溶解有大量的氢、一氧化碳、二氧化碳、甲烷、硫化氢等气体,处理这种水是在常

压状态下进行的,而减压后解析出来的气体量及组分也是不稳定的,故需设置变频调节器根据解析出来的气量进行调节,达到节能的目的。

### 9.3 环 保

**9.3.5** 焦油氨水分离装置的各种分离槽和贮槽放散气体中含有氨、硫化氢、氰化氢等有害气体,可以采取排气洗净等方法处理后排放,但有时难以达标。最有效的方法是将这些放散气体回送到煤气中,为此采用一个压力平衡系统,将净煤气充入槽顶带走放散气,回送到初冷器前的负压煤气管道。

**9.3.6** 人工制气厂站中,空气鼓风机和煤气排送机是煤气化工艺生产所必需的关键大型动力设备。依据现行国家标准《工业企业设计卫生标准》GBZ 1—2010 规定,首先应选择低噪声的工艺设备,设置隔声罩;其次工艺管道设置消声器,设备与管道连接采用弹性柔性软接头,防止噪声和振动传播。同时,动力设备厂房的天棚、墙体、门窗应采用吸声材料,各动力设备的基础应独立设置,且应设置防振基础,以便满足现行国家标准《工业企业厂界环境噪声排放标准》GB 12348 的规定。

**9.3.8** 排放气甲醇浓度较高,采用脱盐水洗涤满足环保要求后排放。低温甲醇洗甲醇废水中含有约 50% 甲醇,需要通过精馏将甲醇回收,精馏废水送生化处理。

**9.3.9** 由催化剂厂家回收再利用的目的是提高物质的利用率和防止催化剂乱埋,污染环境。变换触媒在升温硫化时产生硫化废气,组分主要含有氢气、氮气、一氧化碳等,为可燃气体,如果直接排放将对大气造成污染,需经火炬系统处理后才可排放。变换装置产生的冷凝液主要成分为水,还含有油以及溶解在其中的二氧化碳、硫化氢等气体,因此该冷凝液需经过进一步处理之后才可以重新利用。煤气水分离装置可以将冷凝液中溶解的气体减压闪蒸后排出,水中的油静置分离出来。

**9.3.11** 根据现行国家标准《发生炉煤气站设计规范》GB 50195规定,煤气站内必须设封闭循环水系统,各种排水应集中处理。故本条文规定煤气化炉厂站各设备、水封和煤气管道冷凝水应集中处理后回用。

## 10 辅助设施

### 10.1 电气与仪表自动化

**10.1.3** 本条规定了煤干馏制气的电气与仪表自动化设计要求。

1 焦炉是煤干馏制气工艺流程中的核心生产装置,其用电设备主要包含焦炉移动车辆、液压交换机等重要负荷。焦炉的生产应保持连续性,如果焦炉用电设备断电,则焦炉不能运转,进而将导致整个煤干馏制气工厂停止生产。所以,根据现行国家标准《供配电系统设计规范》GB 50052 所规定的负荷分级原则,将焦炉用电设备定义为一级负荷。一级负荷要求具有两路独立的电源供电,这样才能保证用电设备电源的可靠性,而且不能因为其中一路电源中断供电而影响焦炉的正常生产,甚至引发生产事故,造成经济上的重大损失。

3 焦炉地下室为爆炸和火灾危险场所,应设有用于及时疏散现场人员的应急照明。在该区域发生火灾事故状态下,应急照明能够帮助现场人员疏散。

5 煤干馏制气炉加热煤气管道的压力较低,容易从管外吸入空气,从而形成爆炸性气体,而爆炸性气体在遇到明火时,容易发生爆炸,故必须设置加热煤气的低压报警和联锁装置。在煤气管道的压力下降至设定的下限时报警,当压力进一步降低至下下限时,应能自动切断向炉内的煤气供应。

7 焦炉集气管放散管排出的荒煤气如不点燃会严重恶化周围环境,且荒煤气中苯并[a]芘等会对人员造成重大危害。为此,必须在放散管排出口设置自动点火装置,将排出的荒煤气燃烧。

9 焦炉设置这六项检测装置,可以实现对测量数据的自动记录和分析管理,从而实现焦炉加热的自动控制和科学管理。为了

经济核算和焦炉自动加热系统的需要以及保证焦炉稳定生产,焦炉应设置可靠的装煤量自动称量装置,准确计量每孔碳化室装煤量。在计算每孔碳化室装煤量时,应将推焦机平煤时带出的余煤量扣除。该余煤量可以通过生产标定或者在推焦机余煤收集斗下设置称量装置等方式获得。

**10.1.4** 本条规定了干馏煤气净化的电气与仪表自动化设计要求。

1 循环氨水泵用于焦炉集气管的循环氨水喷洒,以降低荒煤气的温度并冷凝焦油。由于停电将导致高温荒煤气对煤气净化设备的损坏并引发安全事故,因此将循环氨水泵定义为一级负荷。同样,电动煤气鼓风机停电将导致荒煤气大量放散而引起环境的严重污染,故将煤气鼓风机也定义为一级负荷。

2 煤气鼓风机室、煤气加压机室为爆炸和火灾危险场所,该区域在发生火灾事故状态下应设有用于及时疏散现场人员的应急照明。

5 管式炉加热煤气管道的压力较低,容易从管外吸入空气,从而形成爆炸性气体,而爆炸性气体在遇到明火时,容易发生爆炸,故必须设置加热煤气的低压报警和联锁装置。在煤气管道的压力下降至设定的下限时报警,当压力进一步降低至下下限时,应能自动切断向管式炉内的煤气供应。

**10.1.5** 本条规定了煤的加压气化制气电气与仪表自动化设计要求。

4 在开车和计划停车期间,由于过程变量不正常,无法完成自动顺序控制,所以,必须设置手动操作方式。进气化炉蒸汽和氧气调节回路增减负荷时的逻辑是出于工艺过程的安全考虑。

5 目前市场上安全仪表系统(SIS)产品的安全完整性等级(SIL)最低是 SIL3。

6 手动复位开关用于停车后的重启。设置联锁旁路的目的是在工艺过程不正常时切除某些联锁。阀门的控制响应检查是指



检查阀门是否在停车发生后到达要求的安全位置。

**10.1.6** 本条规定了煤的常压气化制气电气与仪表自动化设计要求。

1 煤的常压制气厂站承担着人工制气厂站辅助气源(加热、掺混、调峰)甚至作为城镇燃气主气源供应的重要任务,为保证用户安全用气,电力的保障是常压气化站正常运行的必备条件,其用电负荷及其供配电系统设计应符合现行国家标准《供配电系统设计规范》GB 50052 的“二级”负荷的有关规定;

2、8 连续气化炉空气总管压力过低或空气鼓风机停车,必须自动停止煤气排送机,以保证煤气站内整个气体系统正压安全运行。所以两者之间设计联锁装置。同时,应符合现行国家标准《发生炉煤气站设计规范》GB 50195 和《工业企业煤气安全规程》GB 6222 的相关规定。

3 各种气化炉制气厂站生产的火灾危险性分类为甲、乙类。主厂房、煤气排送机房、缓冲罐阀室等室内为易燃、易爆、易中毒危险场所,一般设置正常通风设施和事故通风设施。一旦有可燃气体泄漏,则设置的可燃气体泄漏装置应高限报警,高高限报警和联锁开启事故通风设施。

4 气化炉自动加煤一般依据炉内煤位高度、炉出口煤气温度及炉内火层情况,设置自动加煤机构,保持炉内的煤层稳定。气化炉出灰是自动的,在某一质量的煤种的条件下,在正常生产时煤、灰量之比是一定的。因此自动加煤机构和自动出灰机构一定要互相协调联锁。

5 汽包水位自动调节,是防止汽包满水和缺水事故的发生。

6 两段炉上段出口煤气温度,一般控制在 120℃左右。控制方式是调节两段炉下段出口煤气量。

7 电气滤清器内易产生火花、操作上稍有不慎即有爆炸危险,因此为防止在电气滤清器内形成负压从外面吸入空气引起爆炸事故,特规定该设备出口煤气压力下降至规定值(小于 50Pa)或

气化煤气含氧量达到 1% 时即能自动立即切断电源；对于设备绝缘箱温度值的限制是因为煤气温度达到露点时，会析出水分，附着在瓷瓶表面，致使瓷瓶耐压性能降低、易发生击穿事故。所以现行国家标准《工业企业煤气安全规程》GB 6222 规定绝缘保温箱的温度不应低于煤气入口温度加 25℃，否则立即切断电源。

9 循环气化炉缓冲柜位于气化装置与煤气排送机之间，当煤气缓冲柜下降到低限位时，如果不停止煤气排送机的运转和关闭出口阀门将发生抽空缓冲柜的事故。因此规定循环气化炉缓冲柜的低低位限位器与煤气排送机联锁。缓冲柜到高限位时，如不关闭缓冲柜进口阀门将有顶翻缓冲柜的危险。所以本条文规定煤气缓冲柜在高高位和低低位应自动联锁控制。

10 饱和空气温度是连续气化炉的重要参数，采用自动调节，可以保证饱和空气温度的稳定，使其能控制在±0.5℃范围内，从而保证了煤气的质量。特别是在煤气负荷变化较大时，有利于炉子的正常运行。

11 设置空气、蒸汽和煤气等介质温度、压力、流量检测装置，主要是控制气化炉安全、稳定和经济运行，是评价气化炉运行的重要指标。

13 无论气化炉煤气作为加热和掺混辅助气源，还是作为主气源时，气化炉出站煤气的组分、热值和杂质含量等是后续气化炉煤气净化处理的主要基础参数和设计依据，故作此规定。

10.1.7 本条规定了油/气低压循环催化改质制气电气与仪表自动化设计要求。

1 本款规定了自动控制装置程序控制系统设计的技术要求。各种程序控制系统具有不同的特点，各地的具体条件也各不相同，不宜统一规定采用程序控制系统的形式，因此本条仅规定工艺对程序控制系统的基本技术要求。

1) 油制气炉生产过程是“加热—吹扫—制气—吹扫—加热……”周而复始进行的，在各阶段中许多阀门都要循环动作，这

就需要设置程序控制器自动操作运行。又因在生产过程中有时需要单独进入某一操作阶段(如升温、烧炭等),故程序控制器还应能手动操作。

2) 生产操作上要求能够根据运行条件灵活调节每一循环时间和每阶段百分比分配。例如催化裂解制气的每一循环时间可在2min~5min内调节;每循环中各阶段的时间分配可在一定范围内调节。

3) 油/气制气工艺过程在按照预定的程序自动或手动连续进行操作,为保证生产过程的安全,还需要对操作的正确性进行检查。故规定了应设置循环中各阶段比例和阀门动作指示信号。

2 主要阀门如空气阀、油阀、煤气阀等应设置“检查和联锁装置”,以达到防止因阀门误动作而造成爆炸和其他意外事故。在控制系统的设计上还规定了“在发生故障时应有显示和报警信号,并能恢复到安全状态”,使操作人员能及时处理故障。

3 为避免由于控制系统本身故障引起油制气装置停车,故要求控制系统全冗余设置。

4 本款规定了自动控制装置传动系统设计的技术要求。

1)国内现采用的传动系统有气压、液压式等,各有其优缺点;在设计前应根据厂站所建地区场地条件、炉子大小、程序控制器形式等综合条件合理选择。

2)传动系统中设置储能设备,既是安全上的技术措施,又是节省动能的手段。储能设备是传送介质管理系统的缓冲机构,其中储备一部分能量以适应在启闭大容量装置的阀门时压力急剧变化的需要,满足大负荷容量,减少传动泵的功率。当传动泵发生故障或停电时,储能设备还可以起到应急的动力能源作用,使油制气炉处于安全状态。

3)由于油制气炉是间歇循环生产的,生产过程总的流量瞬时变化大、阀门换向频繁,因此传动系统中采用的控制阀、工作缸、自动阀和附件等应和这种特点相适应,使生产过程能顺利进行。

## 10.2 给排水与消防

**10.2.1** 本条规定了为制气工艺配套的给水系统设计的要求。

1 循环水系统补充水利用水源水直接供给,可充分利用水源水余压,以节能。

2 本款主要依据现行国家标准《室外给水设计规范》GB 50013有关条文及工程实践确定。

3 制气工艺的低水温用户,其出水一般小于 $23^{\circ}\text{C}$ ,为节约地下水资源,应将其作为循环水系统的补充水或生产工艺用水而再次利用。

**10.2.3** 本条主要依据现行国家标准《建筑给水排水设计规范》GB 50015有关条文及工程实践确定。当有两路不同水源时,可根据水源供水能力,适当降低贮水池的容量。

**10.2.4** 本条主要依据现行国家标准《建筑设计防火规范》GB 50016有关规定。其中第3款参照了现行国家标准《钢铁冶金企业设计防火规范》GB 50414有关规定;第4款是根据国家环境保护总局办公厅文件(环办〔2006〕4号)《关于检查化工石化等新建项目环境风险的通知》列举的对环境风险削减措施中设置消防水收集系统的要求编制本款。事故水池容积取油库区最大一处火灾用水量的1.1倍和初期雨水量的较大值进行设计。

**10.2.5** 生产净废水一般指含溶解性固体浓度高的净循环水排污水,其他污染物浓度较低,也可以送酚氰废水处理系统做工艺稀释水。

**10.2.6** 根据工程实践,初期雨水池容积可控制在 $1000\text{m}^3$ 左右为宜,为保证酚氰废水处理站不受初期雨水或消防事故水的冲击,在选择提升水泵时,其流量按48h~72h抽空收集池为宜。

**10.2.11** 本条对调节池总有效容积的规定是为了系统的稳定操作,其有效容积也可以做到存放24h~48h的蒸氨废水量,规模小的制气厂,此参数取上限为宜。

**10.2.12** 本条是依据我国众多焦化行业酚氰废水站运行的稳定程度及达标情况而编制的。其中第8款关于曝气方式的选择,主要是考虑到我国大部分地区都存在季节或昼夜温差,如果采用机械表面曝气装置,就要考虑低温时段的温度补偿,从而增加不必要的能耗。

**10.2.14** 处理后的达标废水回用主要有两个受体,一个是直接用于熄焦;另一个就是经过进一步处理后回用于净循环水系统。

**10.2.15** 机械脱水后的泥饼如果不采用专门污泥添加装置均匀掺入炼焦煤中,会增加部分焦炭灰分,影响焦炭质量。

### 10.3 通风除尘

**10.3.1** 焦炉地下室防爆危险区域为1区,根据现行国家标准《焦化安全规程》GB 12710的规定,应对其加强通风。为此,为焦炉地下室设置通风系统,将经过除尘净化的洁净新鲜空气送入工作区域,降低工作区域的一氧化碳浓度,保护生产维护人员的安全。

**10.3.2** 干熄焦排焦地下部分在干熄焦生产过程中会逐渐积聚氮气和一氧化碳,对进入该区域的人员形成人身安全方面的威胁。在生产实践中,虽在该区域内设置了氧含量检测设施和一氧化碳检测设施,若不进行强制通风,环境条件仍然不会得到改善。采用机械排风,可将积聚的氮气和一氧化碳排出,自然补充新鲜的空气。排风设备可与氧含量和一氧化碳检测设施联锁,在达到一定浓度值时联锁启动,同时可在人员进入该区域前手动启动,在人员离开后手动停止,以保障人员的人身安全。

**10.3.4、10.3.5** 煤焦粉属可燃性粉尘,在干式除尘器内部易形成粉尘云,具有一定的爆炸危险。除尘器内部采用防粉尘积聚结构以及粉尘的及时排出可减少粉尘云形成的机会,减少爆炸危险。采取防静电积聚措施,可避免由静电引起的火花的产生,避免粉尘爆炸。除尘器上设置的泄爆装置可降低爆炸对除尘设备的损坏程度,减少损失。

**10.3.6** 本条规定了焦炉装煤烟尘捕集和净化系统的设计要求。

1 净化装置靠近同一炉组的中间部位布置以及将接往净化装置的连接管道接点设在两焦炉中间,可缩短烟尘捕集和净化系统的管网阻力,提高烟尘捕集效果,降低系统运行能耗。

2 潮湿的吸附料对烟尘中的黏性成分吸附能力小,且水分易被蒸发,会黏结堵塞袋式除尘器滤袋,影响烟尘捕集净化系统的正常运行,因此应采用干燥的吸附材料。

4 连接管道上的事故紧急切断装置用于烟尘捕集净化系统的风机意外故障或突然断电时,为防止烟尘可燃成分增大而引起爆炸事故,避免爆炸对净化系统设备造成损坏。

**10.3.7** 本条规定了焦炉出焦烟尘捕集和净化系统的设计要求。

1 净化装置靠近同一炉组的中间部位布置以及将接往净化装置的连接管道接点设在两焦炉中间,可缩短烟尘捕集和净化系统的管网阻力,提高烟尘捕集效果,降低系统运行能耗。

3 出焦过程中燃烧着的焦尘会随烟气进入烟尘净化系统,若直接吸附在除尘器的滤袋外面,将灼烧滤袋,使袋式除尘器失效。因此,需要在袋式除尘器前设置能够对烟气冷却、降温,同时捕获明火颗粒的烟尘预处理装置,以保护袋式除尘器。

**10.3.8** 干熄焦上部除尘管道收集的烟尘中含有高温明火颗粒,而下部除尘管道中气体含尘浓度高,两部分烟尘若直接接触,容易形成爆炸条件,给烟尘净化系统和设备造成危险。因此,需要在烟尘净化装置前设置烟尘预处理装置,分别对干熄焦上部烟尘和下部烟尘进行处理,消除或减少爆炸形成的机会,使处理后的烟尘再混合后进入除尘器。

S/N:155182·0098



9 155182 009806

统一书号: 155182·0098

---

定 价: 32.00 元