

UDC

中华人民共和国国家标准



P

GB 50919 – 2013

有色金属冶炼厂节能设计规范

Code for design of energy conservation of
non-ferrous metals smelter

2013 – 09 – 06 发布

2014 – 05 – 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

有色金属冶炼厂节能设计规范

Code for design of energy conservation of
non-ferrous metals smelter

GB 50919 - 2013

主编部门:中国有色金属工业协会

批准部门:中华人民共和国住房和城乡建设部

施行日期:2 0 1 4 年 5 月 1 日

中国计划出版社

2013 北 京

中华人民共和国国家标准
有色金属冶炼厂节能设计规范

GB 50919-2013

☆

中国计划出版社出版

网址: 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)

新华书店北京发行所发行

北京世知印务有限公司印刷

850mm×1168mm 1/32 6.625 印张 168 千字

2014 年 3 月第 1 版 2014 年 3 月第 1 次印刷

☆

统一书号: 1580242·167

定价: 40.00 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

中华人民共和国住房和城乡建设部公告

第 139 号

住房和城乡建设部关于发布国家标准 《有色金属冶炼厂节能设计规范》的公告

现批准《有色金属冶炼厂节能设计规范》为国家标准,编号为 GB 50919—2013,自 2014 年 5 月 1 日起实施。其中,第 1.0.4、3.1.2(2)、3.1.5(2)、3.1.6(1)、3.2.4、3.3.5(1)、3.4.4(2)、3.4.5(4)、3.6.5(6)、3.6.6(5)、3.6.11(2)、4.3.7(3)条(款)为强制性条文,必须严格执行。

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

2013 年 9 月 6 日

前 言

本规范是根据原建设部《关于印发〈2005 年工程建设标准规范制订、修订计划(第二批)〉的通知》(建标函〔2005〕124 号)的要求,由中国瑞林工程技术有限公司和中国有色工程有限公司会同有关单位共同编制完成。

本规范在编制过程中,编制组进行了深入调查研究,在认真总结了近年来有色冶炼行业的实践经验和科技进步的基础上,通过反复讨论并广泛征求了有关设计、科研、生产等单位的意见,最后经审查定稿。

本规范共分 8 章,主要内容包括:总则、术语、重有色金属冶炼、轻金属冶炼、稀有金属冶炼、有色冶金炉窑、电力、公用设施等。

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,由中国有色金属工业工程建设标准规范管理处负责日常工作,由中国瑞林工程技术有限公司负责具体技术内容的解释。本规范在执行过程中,请各单位注意总结经验,积累资料,随时将有关意见和建议反馈给中国瑞林工程技术有限公司(地址:江西省南昌市红角洲前湖大道 888 号,邮政编码:330031),以便今后修订时参考。

本规范主编单位、参编单位、主要起草人和主要审查人:

主 编 单 位:中国瑞林工程技术有限公司

参 编 单 位:中国恩菲工程技术有限公司

长沙有色冶金设计研究院有限公司

昆明有色冶金设计研究院股份公司

沈阳铝镁设计研究院有限公司

贵阳铝镁设计研究院有限公司
金川镍钴研究设计院

主要起草人:	姚素平	施维一	唐尊球	李 衡	袁葆琨
	索云峰	赵玉福	孙德堃	胡丕成	彭子玉
	刘淑媛	张更生	郑继勇	刘立初	朱文斌
	李 晓	游振森	陈晓东	蒙 钧	杨小平
	申明亮	张之隆	温作仁	李润东	杨庆珠
	冉建中	王临江	张振民	张伟振	卢子暹
	吴国平	雷建华	阮建国		
主要审查人:	陈知若	王文禧	廖新勤	何醒民	刘长利
	宋兴诚	朱启保	王 辉	吴 军	

目 次

1	总 则	(1)
2	术 语	(2)
3	重有色金属冶炼	(3)
3.1	铜冶炼	(3)
3.2	铅冶炼	(11)
3.3	锌冶炼	(14)
3.4	镍冶炼	(17)
3.5	钴冶炼	(22)
3.6	锡冶炼	(25)
3.7	锑冶炼	(29)
3.8	冶炼烟气制酸	(30)
3.9	铜、铅阳极泥处理	(30)
4	轻金属冶炼	(33)
4.1	氧化铝生产	(33)
4.2	铝电解	(36)
4.3	铝用炭素制品生产	(37)
4.4	镁冶炼	(40)
4.5	钛冶炼	(43)
5	稀有金属冶炼	(46)
5.1	钨、钼冶炼	(46)
5.2	钽、铌冶炼	(47)
5.3	锂冶炼	(48)
5.4	硬质合金生产	(49)
6	有色冶金炉窑	(51)

6.1	一般规定	(51)
6.2	节能措施	(52)
7	电 力	(56)
7.1	企业供配电	(56)
7.2	电解整流装置	(59)
7.3	电炉装置	(61)
8	公用设施	(63)
8.1	给水排水	(63)
8.2	采暖、通风与空气调节	(65)
8.3	余热回收和利用	(67)
8.4	氧气供应	(67)
8.5	蒸汽、热水供应	(68)
8.6	压缩空气供应	(69)
8.7	热媒	(69)
8.8	氢氧站	(70)
8.9	软化水、除盐水供应	(71)
	本规范用词说明	(72)
	引用标准名录	(73)
	附:条文说明	(75)

Contents

1	General provisions	(1)
2	Terms	(2)
3	Heavy non-ferrous metals smelting	(3)
3.1	Copper smelting	(3)
3.2	Lead smelting	(11)
3.3	Zinc smelting	(14)
3.4	Nickel smelting	(17)
3.5	Cobalt smelting	(22)
3.6	Tin smelting	(25)
3.7	Antimony smelting	(29)
3.8	Acid making with smelting offgas	(30)
3.9	Copper and lead slime treatment	(30)
4	Light non-ferrous metals smelting	(33)
4.1	Alumina production	(33)
4.2	Aluminum electrolysis	(36)
4.3	Aluminum with carbon products manufacturing	(37)
4.4	Magnesium smelting	(40)
4.5	Titanium smelting	(43)
5	Rare metals smelting	(46)
5.1	Tungsten and molybdenum smelting	(46)
5.2	Tantalum and niobium smelting	(47)
5.3	Lithium smelting	(48)
5.4	Hard alloy production	(49)
6	Non-ferrous metallurgical furnaces and kilns	(51)

6.1	General requirement	(51)
6.2	Energy conservation measures	(52)
7	Electricity	(56)
7.1	Power supply and distribution for enterprises	(56)
7.2	Electrolysis rectifier unit	(59)
7.3	Electric furnace device	(61)
8	Utilities	(63)
8.1	Water supply and drainage	(63)
8.2	Heating, ventilation and air conditioning	(65)
8.3	Waste heat recovery and utilization	(67)
8.4	Oxygen supply	(67)
8.5	Steam and hot water supply	(68)
8.6	Compressed air supply	(69)
8.7	Heat medium	(69)
8.8	Oxyhydrogen station	(70)
8.9	Softened and demineralized water supply	(71)
	Explanation of wording in this code	(72)
	List of quoted standards	(73)
	Addition; Explanation of provisions	(75)

1 总 则

- 1.0.1** 为使有色金属冶炼厂节能贯彻执行国家有关法律、法规，加强节能管理，促进节能技术进步，合理使用能源，制定本规范。
- 1.0.2** 本规范适用于有色金属冶炼厂新建、改建、扩建项目的节能设计。
- 1.0.3** 可行性研究报告、初步设计文件应编制节能篇(章)。
- 1.0.4** 新建、改建或扩建项目必须采用节约能源的新工艺、新技术和设备，严禁采用能耗高的工艺和国家已公布淘汰的机电产品。
- 1.0.5** 新建或大型改建、扩建项目的能耗应达到本规范的一级能耗指标，中小型改建、扩建项目的能耗应达到本规范的二级能耗指标，不得低于本规范的三级能耗指标。
- 1.0.6** 计算综合能耗时应以千克标准煤(kgce)为能源计量单位。
- 1.0.7** 余热利用装置用能应计入能耗。回收的能源折算标准煤后应在回收余热的工序、工艺中扣除。
- 1.0.8** 有色金属冶炼厂设计中应对进出厂和进出耗能工序的一次能源、二次能源以及耗能工质设置计量检测和控制仪表。
- 1.0.9** 有色金属冶炼厂的节能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。

2 术 语

2.0.1 一次能源 primary energy

直接取自自然界,没有经过加工转换的各种能源,包括原油、原煤、天然气、油页岩、核能、太阳能、水力、风力、海洋能、地热能等。

2.0.2 二次能源 secondary energy

由一次能源经过加工或转换得到的其他种类和形式的能源,包括煤气、焦炭、汽油、煤油、柴油、重油、电力、蒸汽等。

2.0.3 耗能工质 Energy consumed medium

在生产过程中所消耗的那种不作原料使用,也不进入产品,生产过程中又需要消耗能源的工作物质,如使用的水、压缩空气、氧气、氮气、氢气等。

2.0.4 能源等价值 energy equivalent value

将二次能源或耗能工质所消耗的各种能源折算成一次能源的能量。

2.0.5 产品单位产量综合能耗 comprehensive energy consumption for unit output of product

企业生产某种产品(包括最终产品或中间产品),其主要生产系统、辅助生产系统和附属生产系统的综合能耗总和与合格产品产量的比值,简称单位产品综合能耗。

3 重有色金属冶炼

3.1 铜 冶 炼

3.1.1 新建火法炼铜项目,单系统铜熔炼能力应为 100kt/a 及以上。

3.1.2 铜冶炼工艺流程选择应符合下列规定:

1 应根据不同的原料选择下列相应的铜冶炼工艺流程:

1) 浮选硫化铜精矿应采用火法冶炼流程;

2) 难选氧化矿、低品位含铜矿石等难于经济地通过选矿富集的含铜物料矿石,宜选择浸出—萃取—电积湿法炼铜流程;

3) 回收利用的废杂铜宜选择火法冶炼流程,宜将不含有机物的废杂铜作为铜铕吹炼的冷料处理。

2 浮选硫化铜精矿火法冶炼的造铕熔炼必须选择闪速熔炼、熔池熔炼等自热强化熔炼工艺,严禁选择鼓风炉熔炼、反射炉熔炼和电炉熔炼等淘汰工艺。

3 铜精矿造铕熔炼应采用富氧熔炼技术,在热量平衡和炉衬承受能力允许的前提下宜提高富氧浓度。

4 铜铕吹炼可采用卧式转炉吹炼,也可采用闪速吹炼、顶吹法吹炼和三菱法吹炼等连续吹炼工艺。

5 粗铜火法精炼应采用回转式精炼炉热装液态粗铜直接精炼工艺。

6 铜电解精炼应根据具体建设条件确定采用始极片阴极电解或永久阴极电解工艺。

3.1.3 火法冶炼工艺流程单位产品综合能耗应符合表 3.1.3-1~表 3.1.3-5 的规定,湿法炼铜单位产品直流电耗应符合表 3.1.3-6 的规定。

表 3.1.3-1 火法冶炼工艺流程阴极铜单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	550	650	700

注:产品综合能耗为由进厂铜精矿至阴极铜的各工序综合能耗之和。表中指标不含烟气制酸、贵金属回收的能耗。

表 3.1.3-2 火法冶炼流程粗铜单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	340	420	530

注:粗铜单位产品综合能耗计算范围从精矿仓开始到产出粗铜为止,包括干燥、配料、制粒、熔炼、吹炼、炉渣贫化及烟气收尘、余热回收等相关配套系统所消耗的各种能源量。

表 3.1.3-3 火法冶炼流程阳极铜单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
(热装)能耗指标	40	45	50
(冷装)能耗指标	—	140	160

注:阳极铜单位产品综合能耗的计算范围为自装入精炼炉的粗铜原料开始,至铸成阳极板为止所消耗的各种能源量,分热装和冷装能耗指标。

表 3.1.3-4 杂铜精炼阳极铜单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	130	175	290

注:杂铜入精炼炉到铸成阳极板为止所消耗的各种能源量,杂铜全部为冷装。

表 3.1.3-5 铜电解精炼单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	130	150	170

注:综合能耗包括铜电解精炼和电解液净化两个工序的能源折合到每吨阴极铜的消耗。

表 3.1.3-6 湿法炼铜电解沉积直流电耗(kW·h/t)

等级	一级	二级	三级
单位产品直流电耗	1800	1900	2100

3.1.4 精矿干燥应采取下列节能措施：

1 圆筒干燥应符合下列规定：

- 1)干燥后精矿控制含水在 7%~10%时,可采用圆筒干燥;
- 2)圆筒干燥脱水强度宜为 $35\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h}) \sim 50\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$;
- 3)入窑烟气温度宜为 $700^\circ\text{C} \sim 800^\circ\text{C}$,在保证收尘器不结露的前提下,宜降低尾气温度。

2 气流干燥应符合下列规定：

- 1)干燥后精矿控制含水小于 1%时,可采用气流干燥;
- 2)宜提高进入短窑烟气的温度和降低气/固比、减少尾气量及尾气带走热量,其中回转式短窑的脱水强度宜为 $80\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h}) \sim 120\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$;
- 3)有条件时,应利用本厂各种低温烟气作干燥介质;
- 4)短窑及气流干燥管均宜采用双层壁结构;
- 5)鼠笼打散机和气流干燥管应外保温。

3 蒸汽干燥应符合下列规定：

- 1)干燥后精矿控制含水小于 1%时,可采用蒸汽干燥;
- 2)蒸汽干燥应利用冶炼厂余热蒸汽作干燥热源,蒸汽压力宜为 $0.8\text{MPa} \sim 2.1\text{MPa}$;
- 3)蒸汽干燥冷凝水应回收;
- 4)蒸汽干燥脱水强度不应低于 $75\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$;
- 5)蒸汽干燥筒体应外保温。

3.1.5 造钼熔炼应采取下列节能措施：

1 熔炼过程宜实行精料方针,并应符合下列规定：

- 1)铜精矿含铜品位不宜低于 20%,含硫不宜低于 25%。
- 2)应降低铜精矿脉石成分。
- 3)熔炼前应选择适当的备料流程。

2 造钼熔炼炉后必须设置余热锅炉。

3 闪速熔炼应符合下列规定：

- 1)处理炉料含水应低于 0.3%。

- 2) 宜采用常温富氧熔炼。
 - 3) 闪速熔炼铜铕品位宜为 55%~72%。
 - 4) 闪速熔炼炉冷却水应循环使用。
 - 5) 闪速炉宜用重油或天然气为燃料。
 - 6) 宜采用计算机在线控制。
- 4 富氧顶吹浸没熔炼应符合下列规定：
- 1) 处理炉料含水宜为 8%~10%。
 - 2) 喷枪寿命及炉衬寿命允许条件下，应提高富氧浓度。
 - 3) 铜铕品位宜为 50%~70%。
 - 4) 富氧顶吹浸没熔炼用块(碎)煤及粉煤，其低发热值不宜低于 21MJ/kg。
 - 5) 应减少炉子的开口，加料口宜设置密封装置。
- 5 富氧侧吹熔池熔炼应符合下列规定：
- 1) 处理炉料含水宜为 7%~10%。
 - 2) 富氧浓度宜为 35%~50%。
 - 3) 白银法铜铕品位不应低于 50%，诺兰达法铜铕品位宜控制在 65%~73%。
 - 4) 富氧侧吹熔池熔炼以煤为辅助燃料时，其低发热值不宜低于 21MJ/kg。
- 6 底吹熔炼应符合下列规定：
- 1) 处理炉料含水宜为 8%~10%。
 - 2) 铜铕品位不宜低于 50%。
 - 3) 鼓风富氧浓度宜为 60%~70%。
- 7 瓦纽科夫熔炼应符合下列规定：
- 1) 处理炉料含水宜为 6%~9%。
 - 2) 铜铕品位不宜低于 50%。
 - 3) 鼓风富氧浓度宜为 60%~80%。
- 3.1.6 铜铕吹炼应采取下列节能措施：
- 1 铜铕吹炼炉后必须设置余热锅炉。

2 卧式转炉吹炼应符合下列规定：

- 1) 在热平衡允许的条件下，应多加含铜冷料。
- 2) 转炉可采用富氧吹炼，富氧浓度宜为 22%~26%。
- 3) 应采用双炉期交换法操作，送风时率应达到 83% 以上。
- 4) 转炉鼓风量应可调节，宜采取前导向叶片或变频调速等措施。
- 5) 转炉应设置汽化冷却或水冷的密闭烟罩，并应控制漏风率在 50% 以下。

3 富氧顶吹浸没吹炼应符合下列规定：

- 1) 顶吹浸没吹炼适宜处理固体铜铈或热态铜铈。
- 2) 顶吹浸没吹炼应提高富氧浓度，富氧浓度宜为 30%~40%。
- 3) 顶吹浸没吹炼宜采用粉煤为燃料，其低发热值不宜低于 21MJ/kg。

4 闪速吹炼应符合下列规定：

- 1) 入炉铜铈含水不应高于 0.2%，粒度应为 -325 目占 60% 以上。
- 2) 应采用常温富氧闪速吹炼，富氧浓度宜为 65%~85%。
- 3) 闪速吹炼宜在粗铜设计规模 200kt/a 以上的冶炼厂采用。
- 4) 闪速吹炼炉冷却水应循环使用。

3.1.7 炉渣电炉贫化应采取下列节能措施：

1 贫化电炉炉顶操作平台与楼面间应采取绝缘措施，电极附近的炉顶及操作平台应采用非磁性金属材料制作，或采用避免形成磁性金属闭合回路的结构形式。

2 贫化后炉渣水碎宜采用高效粒化和脱水装置，冲渣水应循环使用。

3 应减少炉体开口，开口部宜设置密封装置。

3.1.8 炉渣选矿贫化应采取下列节能措施：

1 应采用先进的高效节能的碎磨及选别工艺。

2 应选用先进的高效节能型选矿设备，不得采用已淘汰的高

能耗的机电产品,有条件时应采用先进的生产过程自动检测和自动控制技术。

3 当采用常规碎磨工艺时,应采用“多碎少磨”的工艺制度,磨机给矿粒度 P_{80} 宜为 8.0mm。

4 粗选及扫选作业应选用适合于处理粗粒大密度物料的大容积充气搅拌式机械浮选机,精选作业宜选用技术先进、高效节能的浮选柱。

5 过滤设备的过滤动力装置宜采用高效节能型水环式真空泵或水喷射泵。

6 尾矿浓密机设置在厂区且底流送至尾矿库堆存时,浓密机底流宜采用高浓度输送工艺。

7 铜冶炼炉渣选矿贫化单位电力消耗指标应符合表 3.1.8 的规定。

表 3.1.8 铜冶炼炉渣选矿贫化单位电力消耗指标(kW·h/t)

等级	一级	二级	三级
电力能耗	65	70	75

注:表中所列单位电力消耗包括炉渣破碎、磨矿、浮选、精矿脱水、尾矿厂区浓密、排尾、供水、回水及辅助工序的电耗。

3.1.9 火法精炼应采取下列节能措施:

1 火法精炼工序与铜铈吹炼工序应配置在同一厂房内,热态粗铜应直接装入精炼炉进行火法精炼。

2 热态熔融粗铜应采用回转式精炼炉进行火法精炼。

3 冷态粗铜及高品位的废杂铜的火法精炼宜采用可摇动式精炼炉,也可采用固定式反射炉。

4 应选择合理的精炼炉容量和台数。

5 精炼炉后应设置二次燃烧和余热回收设施。

6 可采用富氧空气进行氧化作业。

7 回转式精炼炉炉底宜设置透气砖,并鼓入氮气增加熔体搅动。

8 可采用富氧空气助燃。

3.1.10 阳极板浇铸应采取下列节能措施：

1 阳极板浇铸应选用具有自动定量功能的圆盘浇铸机，阳极板的重量误差应小于2%。

2 阳极板浇铸机的浇铸能力选定应与精炼炉的容量相匹配，每炉阳极铜的浇铸时间不应大于6h。

3 阳极板重量的确定应与电解精炼工序的阳极寿命、电流密度和残极率等指标相协调。

3.1.11 电解精炼应采取下列节能措施：

1 新建100kt/a规模以上的铜冶炼厂铜电解精炼应采用大型极板和大型电解槽，以及相应的极板作业机组和多功能专用吊车。

2 始极片电解和永久阴极电解均为当前电解精炼的主流工艺，且建设规模200kt/a以上时，可采用永久阴极电解工艺。

3 降低电解精炼蒸汽消耗应采取下列措施：

1) 电解槽槽面应覆盖涤纶布或尼龙布；

2) 电解槽体底部及两个端面应敷设保温材料进行保温；

3) 电解液加温应采用换热效率高、易于清理结垢的板式换热器；

4) 电解液加热器的冷凝水应回收用于阴极或残极洗涤。

4 电解精炼的电流效率不应低于96%，提高电流效率应采取下列措施：

1) 电解槽安装应与支承梁绝缘，槽体与楼板间隙宜为100mm；

2) 阳极板装槽前应经矫耳与压平，悬垂度差应控制在±3mm以内，始极片经压平和压纹提高刚度，不平度应控制在±6mm以内；

3) 应设置极板短路检测手段。

5 电解精炼的平均槽电压，始极片电解法不应大于300mV，

永久阴极电解法不应大于 400mV,降低槽电压应采取下列措施:

- 1) 同极中心距控制,始极片电解法宜为 100mm~105mm,永久阴极电解法宜为 90mm~100mm;
- 2) 电解液温度应控制在 60℃~65℃;
- 3) 应选用接触良好,且便于清垢的导电触点方式。

6 应选择高效率的可控硅整流机组。

3.1.12 电解液净化应采取下列节能措施:

1 应根据阳极板中有害杂质进入电解液的百分比及在电解液中的允许含量计算确定净液量,在确保阴极铜质量的前提下,宜减少净液量。

2 电解液净化流程的选择,在硫酸铜有销路的情况下,宜选择中和结晶法脱铜工艺。

3 采用高酸结晶法生产硫酸铜时,不洁电解液浓缩结晶工序宜选择连续真空蒸发设备、板式蒸发器外部加热水喷射泵造真空等节能型设备。

4 电积法脱铜和砷、锑、铋杂质时,应采用诱导法电积,不得采用“死循环”电积方法。

5 硫酸镍回收工序可采用蒸发结晶或冷冻结晶法生产粗硫酸镍。脱镍处理量大或用电不紧张地区,可选择电热蒸发结晶;脱镍处理量小时,可选择蒸汽蒸发结晶或冷冻结晶。

3.1.13 电解残阳极处理应采取下列节能措施:

1 电解残阳极宜返回铜钼吹炼转炉。

2 当无法返回吹炼工序时,宜采用竖炉熔化后直接浇铸成阳极板,或利用工厂已有的可摇动式精炼炉和固定式反射炉重新熔化精炼,不宜大量加入回转式精炼炉中处理。

3.1.14 湿法炼铜应采取下列节能措施:

1 浸出方案的选择应根据矿石品位、铜矿物的可溶性、耗酸的共生脉石量、含铜矿物的产出状态以及生产规模等条件确定,并应在对浸出过程的金属回收率、产品能耗等指标综合评价的基础

上确定浸出方法。

- 2 应控制电积富液中铁离子浓度小于 3g/L。
- 3 应提高浸出液的含铜浓度,宜大于 4.5g/L。
- 4 电积贫液送往反萃前,可通过热交换器加热新的富液。
- 5 电积槽内电解液循环流动方式宜采用电解液与极板平行流动的方式。

3.2 铅 冶 炼

3.2.1 新建铅冶炼项目,单系列铅冶炼规模应达到 50kt/a 及以上。

3.2.2 铅冶炼单位产品综合能耗应符合表 3.2.2-1~表 3.2.2-3 的规定。

表 3.2.2-1 电解铅单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	470	510	540

注:产品综合能耗为由进厂铅精矿至电铅的各工序综合能耗之和(不含炉渣烟化炉处理和烟气制酸)。

表 3.2.2-2 粗铅单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	330	360	400

注:粗铅单位产品综合能耗计算范围从精矿开始到产出粗铅为止,包括配料、干燥、氧化及还原熔炼、炉渣贫化及烟气收尘、余热回收等相关配套系统所消耗的各种能量量。

表 3.2.2-3 铅电解精炼单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	120	130	140

注:铅电解精炼单位产品综合能耗计算范围包括粗铅熔铅脱铜,阴阳极制造、电解、阳极泥过滤、铸锭等所消耗的各种能量量。

3.2.3 新建铅冶炼项目的粗铅冶炼应采用富氧顶吹浸没熔炼、富氧顶吹一炉三段一步炼铅、氧气底吹熔炼、闪速熔炼、基夫赛特熔

炼等熔炼工艺,高铅渣宜采用热态还原工艺。

3.2.4 铅熔炼炉、高铅渣还原炉和炉渣烟化炉炉后必须设置余热锅炉。

3.2.5 精矿干燥应符合本规范第 3.1.4 条的规定。

3.2.6 富氧顶吹浸没熔炼应采取下列节能措施:

- 1 处理炉料含水不宜大于 10%。
- 2 喷枪寿命及炉衬寿命允许条件下,应提高富氧浓度。
- 3 富氧顶吹浸没熔炼宜产出一部分粗铅。
- 4 富氧顶吹浸没熔炼用块(碎)煤及粉煤,其低发热值不宜低

于 21MJ/kg。

- 5 熔炼炉应减少开口,加料口宜设置密封装置。

3.2.7 富氧顶吹一炉三段一步炼铅熔炼应采取下列节能措施:

- 1 处理炉料含水不宜大于 10%。
- 2 在熔炼段应提高富氧浓度。
- 3 使用的块(碎)煤及粉煤低发热值不宜低于 21MJ/kg。
- 4 在还原段宜采用硫化铅精矿交互反应为主的还原技术。
- 5 熔炼炉应减少开口,加料口、喷枪口等宜设置密封装置。
- 6 所产粗铅应以热态送火法初步精炼。

3.2.8 氧气底吹熔炼应采取下列节能措施:

- 1 混合原料应制粒成球,粒料含水不宜大于 8%。
- 2 氧气底吹熔炼应采用工业纯氧助燃。
- 3 氧气底吹熔炼宜产出一部分粗铅。

3.2.9 闪速熔炼、基夫赛特熔炼应采取下列节能措施:

- 1 入炉炉料含水应低于 1%。
- 2 反应塔鼓风宜为含氧大于 90%的工业纯氧。
- 3 熔炼炉冷却水应循环使用。

3.2.10 富铅渣鼓风炉还原熔炼应采取下列节能措施:

- 1 鼓风炉还原熔炼宜采取高料柱操作。
- 2 鼓风炉应采用汽化冷却水套。

3.2.11 熔炼渣烟化炉吹炼应采取下列节能措施：

- 1 宜采用富氧空气、预热空气吹炼。
- 2 烟化炉上部水套宜采用汽化冷却。
- 3 烟化炉生产操作方式宜采用半连续性作业。
- 4 烟化炉的冷料加入量宜控制在 30% 以下。
- 5 炉渣烟化炉吹炼综合能耗应符合表 3.2.11 的规定。

表 3.2.11 炉渣烟化炉吹炼综合能耗(kgce/t 熔渣)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	150	170	200

3.2.12 粗铅初步火法精炼应采取下列节能措施：

- 1 除铜锅处理能力宜大于 120t, 精炼锅处理能力宜大于 50t。
- 2 除铜锅、精炼锅宜采用蓄热式燃烧炉。
- 3 阳极板浇铸应选用具有自动定量功能的圆盘浇铸机。阳极板的重量误差应小于 2%。
- 4 阳极浇铸机的浇铸能力选定应与精炼锅的容量相匹配。
- 5 阳极板重量的确定应与电解精炼工序的阳极寿命、电流密度和残极率等指标相协调。
- 6 粗铅初步火法精炼工序单位产品综合能耗应符合表 3.2.12 的规定。

表 3.2.12 粗铅初步火法精炼工序单位产品综合能耗(kgce/t 阳极)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	20	25	30

3.2.13 铅电解精炼应采取下列节能措施：

- 1 同极中心距宜为 90mm~110mm。
- 2 电解液温度宜为 35℃~45℃。
- 3 槽电压不应高于 0.44V。
- 4 电流密度宜为 160A/m²~230A/m²。
- 5 电流效率不应低于 95%。

3.3 锌 冶 炼

3.3.1 新建锌冶炼项目,单系列锌冶炼规模应达到 100kt/a 及以上。

3.3.2 锌冶炼工艺流程选择应符合下列规定:

1 应根据不同的原料选择下列相应的锌冶炼工艺流程:

1) 铅锌混合精矿应采用火法冶炼流程;

2) 硫化锌精矿应采用湿法冶炼流程。

2 火法冶炼应选择帝国熔炼法,主要流程应包括精矿干燥—配料—混合与制粒—鼓风烧结—鼓风炉熔炼—炉气冷凝与分离—粗锌精馏等工序。

3 湿法冶炼应根据硫化锌精矿成分、当地地理条件、原材料、燃料供应情况确定,湿法冶炼工艺宜包括下列流程:

1) 常规(传统)法。

2) 热酸浸出法。

3) 直接浸出。

3.3.3 锌冶炼单位产品综合能耗应符合表 3.3.3-1 的规定,湿法炼锌主要工序单位产品综合能耗应符合表 3.3.3-2~表 3.3.3-8 的规定。

表 3.3.3-1 锌冶炼单位产品综合能耗

工艺类别	一级	二级	三级
火法炼锌工艺(kgce/t 精锌)	1900	2000	2100
湿法炼锌工艺(无浸出渣处理) (kgce/t 电锌)	1000	1030	1050
湿法炼锌工艺(有浸出渣处理) (kgce/t 电锌)	1200	1500	1700

注:1 单位产品综合能耗为进厂原料至最终产品的各工序综合能耗之和;

2 火法炼锌工艺采用密闭鼓风炉炼铅锌,计算焦炭单耗时铅、锌分摊比例分别为 8.3%、91.7%;焦炭预热器、热风炉、鼓风炉本体消耗的煤气全部摊入粗铅;其他能耗消耗按粗铅、粗锌的产量比例分摊。

表 3.3.3-2 常规浸出工艺时(无浸出渣处理)
浸出工序单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	30	55	80

表 3.3.3-3 热酸浸出工艺时(有浸出渣处理)
浸出工序单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	100	130	160

表 3.3.3-4 采用砷盐三段净化工艺的净化工序单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	35	60	90

表 3.3.3-5 采用铋盐三段净化工艺的净化工序单位产品综合能耗

等级	一级	二级	三级
能耗指标	50	80	110

表 3.3.3-6 电积工序单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	380	400	420

表 3.3.3-7 湿法炼锌常规浸出工艺(无浸出渣处理)提取电积锌片
单位产品综合能耗(kgce/t)

净化工艺	等 级		
	一级	二级	三级
砷盐净化	445	515	590
铋盐净化	460	535	610

表 3.3.3-8 湿法炼锌热酸浸出工艺(有浸出渣处理)提取电积锌片
单位产品综合能耗(kgce/t)

净化工艺	等 级		
	一级	二级	三级
砷盐净化	515	590	670
铋盐净化	530	610	690

3.3.4 火法炼锌应采取下列节能措施：

- 1 宜采用富氧鼓风烧结。
- 2 应充分利用低热值煤气(LCV),引用鼓风炉所产的 LCV 气预热鼓风炉所需要的空气和焦炭,热风温度应提高到 1150℃~1160℃,焦炭应预热至 800℃。
- 3 空气脱湿时,可利用活性炭脱去空气中的水。
- 4 宜采用鼓风炉风口喷粉焦技术。
- 5 锌精馏宜采用新型大塔盘。
- 6 应利用冷凝器循环铅液的潜热设置冷却流槽余热锅炉。
- 7 应采用“烟化炉—余热锅炉”一体化装置。

3.3.5 湿法炼锌应采取下列节能措施：

1 锌精矿流态化焙烧应采用大型焙烧炉,并应在炉后配套设置余热锅炉。

2 浸出及溶液净化应符合下列规定：

- 1) 焙砂浸出、溶液净化工序宜选择连续化生产,宜用机械搅拌代替空气搅拌,宜选用大型机械搅拌槽、大型高效浓密机。
- 2) 溶液或料浆加热宜用高效换热器连续加热,所得冷凝水应充分利用,加强散热设备保温措施。
- 3) 过滤设备宜采用厢式压滤机隔膜压榨过滤。
- 4) 应选用高效节能新型泵与电动机。
- 5) 应选用高效节能冷却塔。
- 6) 应提高过程自动检测监控水平。
- 7) 生产工序产生的废水,宜返回生产系统使用。

3 锌电解沉积应符合下列规定：

- 1) 电流效率不应低于 90%,提高电流效率应选择适宜的电解液含锌酸浓度和电流密度,并应设置极板短路检测装置。
- 2) 槽电压不应高于 3.4V,降低槽电压应选择适宜的电解液

温度、电解液循环量和循环方式,并应选用便于清垢的导电接触方式。

3)应选用高效节能的整流设备。

3.4 镍 冶 炼

3.4.1 镍冶炼工艺流程选择应符合下列规定:

1 应根据不同的原料选择下列相应的镍冶炼工艺流程:

1)浮选硫化铜镍精矿应采用火法冶炼流程。

2)氧化镍矿宜根据矿石类型选择火法或湿法冶炼流程。

3)废杂镍原料宜选择火法冶炼流程,可作为低镍钨吹炼的冷料加入转炉处理;高熔点废杂镍宜选择电炉或电弧炉熔化或硫化。

2 浮选硫化铜镍精矿的火法熔炼,宜选择闪速熔炼、富氧顶吹浸没熔池熔炼等强化熔炼工艺,难熔复杂物料可采用电炉熔炼。

3 铜镍精矿造钨熔炼应采用富氧熔炼技术。

4 低镍钨吹炼可采用连续吹炼工艺。

5 熔炼渣、吹炼渣的贫化宜选择电炉贫化工艺,并应以热渣形态加入贫化电炉。

6 镍的湿法精炼从高镍钨到电镍应根据建设条件,确定采用硫化镍阳极电解或高镍钨浸出-电积工艺。

3.4.2 硫化铜镍精矿冶炼单位产品综合能耗应符合表 3.4.2-1~表 3.4.2-4 的规定。

表 3.4.2-1 高镍钨单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	680	780	850

注:高镍钨单位产品综合能耗计算范围从进厂铜镍精矿开始到产出高镍钨为止,包括备料、熔炼、吹炼、炉渣贫化及烟气收尘、余热回收等相关配套系统所消耗的各种能源量。

表 3.4.2-2 镍电解单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	1180	1200	1270

注:镍电解单位产品综合能耗的计算范围为从硫化镍阳极板到产出电镍为止。包括电解、造液、种板、溶液净化、铁渣、铜渣处理等工序所消耗的各种能源量。

表 3.4.2-3 镍精炼单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	1550	1700	1910

注:镍精炼单位产品综合能耗计算范围从高镍铋至电解镍,包括高铋磨浮、熔铸、镍电解各工序消耗的能源量及厂内辅助能耗分摊量。

表 3.4.2-4 镍冶炼单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	3700	4200	4600

注:镍冶炼单位产品综合能耗为由进厂铜镍精矿至电解镍的各工序综合能耗之和。

3.4.3 镍精矿干燥应符合本规范第 3.1.4 条的规定。

3.4.4 铜镍精矿熔炼应采取下列节能措施:

1 熔炼过程宜实行精料方针,并应符合下列规定:

1)铜镍精矿含镍品位不宜低于 6%。

2)宜降低铜镍精矿脉石成分。

2 闪速熔炼炉、富氧顶吹浸没熔炼炉、氧气顶吹自热熔炼炉后必须设置余热锅炉。

3 闪速熔炼应符合下列规定:

1)入炉铜镍精矿含水不应大于 0.3%,粒度控制在-200 目占 80%以上。

2)宜提高富氧浓度、反应塔热负荷和处理量。

3)闪速熔炼高镍铋品位(Ni+Cu)宜为 45%~50%。

4)闪速熔炼炉冷却水、炉渣水碎用水应循环使用。

- 5) 闪速炉宜用重油为燃料,宜以煤代油,有条件的地方可采用天然气。
 - 6) 宜采用计算机在线控制。
 - 7) 宜采用中央喷射扩散型喷嘴。
- 4 富氧顶吹浸没熔炼应符合下列规定:
- 1) 处理炉料含水不宜超过 10%。
 - 2) 在生产系统允许的情况下,宜提高富氧浓度。
 - 3) 控制合理的氧化深度,渣中磁性氧化铁含量宜控制在 6%~8%。
 - 4) 熔炼用的块(碎)煤及粉煤,其低位发热值不宜低于 21MJ/kg。
 - 5) 应减少炉子的开口,加料口宜设置密封装置。
- 5 氧气顶吹自热熔炼应符合下列规定:
- 1) 处理炉料含水不宜超过 10%。
 - 2) 采用工业氧气熔炼,氧气浓度不应低于 90%。
 - 3) 氧气顶吹自热熔炼用的块(碎)煤及粉煤,其低位发热值不宜低于 21MJ/kg。
 - 4) 应减少炉子的开口,加料口宜设置密封装置。
- 6 电炉熔炼应符合下列规定:
- 1) 处理炉料含水不宜超过 3%。
 - 2) 应根据炉料特点选择渣型,并根据渣型选择电气制度。
 - 3) 转炉渣返电炉时,应以热渣形态返入。
 - 4) 应减少炉子的开口,电极孔、加料口宜设置密封装置。
- 3.4.5 低镍钨吹炼应采取下列节能措施:
- 1 在热平衡允许的条件下,应多加含镍冷料。
 - 2 转炉鼓风量应可调节,宜采取前导向叶片或变频调速等措施。
 - 3 转炉应设置汽化冷却或水冷的密闭烟罩,控制漏风率应在 50%以下。

- 4 转炉产生的高温烟气余热必须回收利用。
- 3.4.6 转炉渣电炉贫化应采取下列节能措施：
 - 1 处理炉料含水不应超过 3%。
 - 2 应根据炉渣特点选择贫化电炉渣型,并应根据渣型选择电气制度。
 - 3 炉渣应以热渣形态返入贫化电炉。
 - 4 应减少炉子的开口、电极孔,加料口宜设置密封装置。
- 3.4.7 高镍钨选矿分离应采取下列节能措施：
 - 1 高镍钨大块砸碎宜采用液压碎石机。
 - 2 高镍钨细碎宜采用惯性圆锥破碎机。
 - 3 浮选精矿宜采用预先重力脱水。
 - 4 浮选作业的精选设备宜选用浮选柱及其他细粒浮选设备。
- 3.4.8 二次镍精矿熔铸应采取下列节能措施：
 - 1 宜采用粉煤代替重油作燃料。
 - 2 粉煤含水应低于 1%,粒度应控制在-200 目占 80%以上,低发热值不宜低于 21MJ/kg。
 - 3 反射炉产生的高温烟气应设置余热回收装置。
 - 4 二次精矿含水不宜大于 6%。
 - 5 冷料块度应小于 100mm。
 - 6 当可采用富氧熔炼时,富氧浓度宜为 25%~27%。
- 3.4.9 镍电解精炼应采取下列节能措施：
 - 1 降低电解蒸汽消耗应采取下列措施：
 - 1)在电解槽体底部及两个端面应敷设保温材料进行保温;
 - 2)电解液加温应采用换热效率高、易于清理结垢的板式换热器;
 - 3)电解液加热器的冷凝水应回收用于阴枳或残极洗涤。
 - 2 电解精炼的阴极电流效率不应低于 96%,阳极电流效率不应低于 86%,提高电流效率应采取下列措施：
 - 1)电解精炼宜采用高酸碱性(pH)值、高电流密度生产,控

制酸碱度(pH)值为 4.6~5.1, 电流密度为 $210\text{A}/\text{m}^2 \sim 240\text{A}/\text{m}^2$;

2) 应控制电解液成分。电解液成分应符合表 3.4.9-1 的规定;

表 3.4.9-1 电解液成分(g/L)

成分	Ni	Cu	Fe	Co	Na ⁺	Cl ⁻
含量	65~80	≤0.003	≤0.003	≤0.01	30~40	65~85

3) 电解槽安装应与支承梁绝缘, 槽体与楼板间宜有 100mm 的空隙;

4) 阳极板装槽前应打掉飞边毛刺, 悬垂度偏差为 ±3mm, 始极片经压平和压纹提高刚度, 板面平整弯曲度不大于 10mm。

3 电解精炼的平均槽电压应小于 4.5V, 降低槽电压应采取下列措施:

1) 同极中心距宜为 180mm~190mm;

2) 电解液温度宜为 65℃~75℃;

3) 隔膜内电解液循环应采用上进下出方式;

4) 宜控制阳极板成分, 阳极含硫不宜低于 20%;

5) 应选用接触良好、便于清垢的导电触点方式。

4 应选择高效率的可控硅整流机组。

5 镍电解精炼工序单位产品电力、蒸汽消耗应符合表 3.4.9-2 的规定。

表 3.4.9-2 镍电解精炼工序产品单位电力、蒸汽消耗

等级	一级	二级	三级
电(kW·h/t)	5000	5100	5300
蒸汽(kg/t)	5500	6000	6500

注: 电耗包括直流电耗和交流电耗, 蒸汽消耗包括电解和净化工序。

3.4.10 阳极液净化应根据阳极液中杂质含量, 选择流程短、杂质

脱除程度高、能耗低的净化工艺。

3.4.11 高镍钨湿法处理应采取下列节能措施：

- 1 应根据原料特点、产品结构、市场需求、能源消耗、成本及投资等综合指标，选择高镍钨氯浸—电积或酸浸—电积工艺。
- 2 宜选择连续浸出、连续萃取工艺。
- 3 电积阳极板的选择应选择抗防腐、导电性能好的阳极材料。
- 4 应控制电积溶液成分、电解液温度。

3.4.12 镍电积直流电耗应符合表 3.4.12 的规定。

表 3.4.12 镍电积直流电耗指标(kW·h/t)

等级	一级	二级	三级
直流电耗	3500	3800	4000

3.5 钴 冶 炼

3.5.1 钴冶炼工艺流程选择应符合下列规定：

- 1 应根据不同的含钴原料选择下列相应的钴冶炼工艺流程：
 - 1) 砷钴矿或含钴转炉渣宜采用高温熔炼富集后，再用湿法冶炼工艺流程；
 - 2) 含钴(铜)氧化矿可采用火法还原熔炼—湿法工艺流程，也可直接采用还原酸浸全湿法工艺流程；
 - 3) 含钴黄铁矿宜采用硫酸化焙烧—酸浸—湿法提钴工艺流程或加压氧化浸出工艺流程；
 - 4) 硫化镍原料中伴生的钴，以钴渣中间物料富集，再经湿法工艺提取。
- 2 从含钴废料中提取钴宜采用浸出—除铁—萃取净化流程。
- 3 钴的湿法精炼从含钴焙砂、钴铜合金、钴渣、富钴冰铜到产品电钴、氧化钴、钴盐、钴粉等，应根据建设条件确定采用浸出、净化、萃取分离、电解等多种不同的湿法处理工艺。

3.5.2 钴冶炼综合能耗应符合表 3.5.2-1~表 3.5.2-3 的规定。

**表 3.5.2-1 含钴(铜)氧化矿湿法流程提取电解
钴单位产品综合能耗(kgce/t)**

等级	一级	二级	三级
能耗指标	9250	9750	10150

注:产品综合能耗为进厂含钴(铜)氧化矿至电积钴的各生产工序综合能耗之和。

表 3.5.2-2 含钴(铜)氧化矿提取碳酸钴单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	2450	2550	2650

注:碳酸钴单位产品综合能耗计算范围是从含钴(铜)氧化矿开始到产出碳酸钴为止,包括磨矿工序、浸出工序、除铜铁工序、沉钴工序等所消耗的各种能源量。

表 3.5.2-3 镍系统钴渣提取电解钴单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	6800	7200	7500

注:1 镍系统钴渣提钴单位产品综合能耗的计算范围是从钴渣到产出电积钴为止。包括钴渣溶解、除杂、镍钴分离、电积、溶液深度净化等工序所消耗的各种能源量。

2 钴渣含钴5%~10%。

3.5.3 钴原料浸出、净化应采取下列节能措施:

1 原料浸出、净化除杂工序宜选择连续化生产,机械搅拌宜代替空气搅拌。

2 过滤、洗涤设备宜采用厢式压滤机隔膜压榨过滤,深度过滤宜采用自动化程度高的精密过滤器;产品、渣的洗涤宜选用多级逆流洗涤。

3 设备用冷却水应循环使用。

3.5.4 萃取分应应采取下列节能措施:

1 萃取过程应合理选择萃取剂和稀释剂,并应配置荷载容量大、主金属和杂质选择性高、动力学速度快、分相快和易反萃的萃取剂。

2 萃取设备宜选择混合好、澄清速率高、搅拌适中的萃取箱。

3.5.5 钴电解沉积应采取下列节能措施：

1 应采取下列措施降低电解蒸汽消耗：

- 1) 电解槽体底部及两个端面应敷设保温材料进行保温；
- 2) 电解液加温应采用换热效率高、易于清理结垢的板式换热器；
- 3) 电解液加热器的冷凝水应回收用于阴极或残极洗涤；
- 4) 电解液温度应控制在 $50^{\circ}\text{C}\sim 65^{\circ}\text{C}$ 。

2 硫酸盐体系电积电流效率不应低于 85%，氯化盐体系电积电流效率不应低于 90%，提高电流效率应采取下列措施：

1) 宜选择表 3.5.5-1 所列电积技术指标；

表 3.5.5-1 钴电积技术指标

指标名称	硫酸盐体系	氯化盐体系
电积液 pH 值	3.0~4.5	1.2~1.5
电积液 Co^{2+} 浓度(g/L)	>60	>60
电流密度(A/m^2)	200~250	200~400

2) 电解槽安装应与支承梁绝缘，槽体与楼板间宜有 100mm 的空隙；

3) 始极片应表面平整、清洁，弯曲度不大于 30mm，不得有卷边、折角；

4) 应设置极板短路检测装置。

3 钴电解槽电压应小于 4.2V，降低槽电压应采取下列措施：

- 1) 控制同极中心距为 160mm~180mm；
- 2) 电解液温度应控制在 $50^{\circ}\text{C}\sim 65^{\circ}\text{C}$ ；
- 3) 隔膜内电解液循环宜采用上进下出方式；
- 4) 宜采用高纯石墨阳极、铅银合金阳极或钛涂钉阳极。

4 应选择高效率的可控硅整流机组。

5 钴电积直流电耗应符合表 3.5.5-2 的规定。

表 3.5.5-2 钴电积直流电耗指标(kW·h/t)

等级	一级	二级	三级
电耗	3650	3920	4300

注：表中数据为氯化盐体系电积直流电耗。

3.6 锡 冶 炼

3.6.1 以矿产原料为主的锡冶炼项目,年产锡锭或粗锡不应低于8000t;以含锡废料为原料的再生锡冶炼项目,年产锡锭或粗锡不应低于3000t。

3.6.2 锡冶炼工艺流程选择应符合下列规定:

1 原料以锡精矿为主的锡冶炼项目,宜选用富氧顶吹浸没熔炼或大型反射炉熔炼工艺;以高熔点锡精矿为主及含锡废料为原料的再生锡冶炼项目,可采用电炉熔炼工艺。

2 锡精矿中含砷、硫、铁、锌、铅、铋、铜、钨、锑等杂质超过允许值时,应进行炼前处理。

3 含锡高、杂质含量较低的粗锡精炼,宜采用全火法精炼工艺。

4 含铋、锑、铟、金、银等金属较多的粗锡精炼,宜采用电解精炼工艺;铋、锑、铟、金、银等金属含量超标时,宜采用火法初步精炼后再电解的联合精炼工艺。

5 对处理含铅、铋高的粗锡精炼,宜采用电热连续结晶机和真空蒸馏炉联合精炼工艺。

6 粗焊锡(铅锡合金)的处理,在市场需求精焊锡时,宜采用硅氟酸盐双金属电解直接产出精焊锡的精炼工艺。

7 富氧顶吹浸没熔炼或大型反射炉熔炼所产富锡渣、含锡3%~5%中矿及各种含锡返回冷料,应采用烟化炉硫化挥发富集工艺。

3.6.3 锡冶炼火法流程单位产品综合能耗应符合表 3.6.3 的规定。

表 3.6.3 锡冶炼火法流程单位产品综合能耗

等 级	一级	二级	三级
炼前处理工序能耗指标 (kgce/t 焙砂)	35	40	45
熔炼工序能耗指标 (kgce/t 粗锡)	800	860	900
精炼工序能耗指标 (kgce/t 精锡)	140	160	190
炼渣工序能耗指标 (kgce/t 精锡)	750	820	850
锡冶炼火法流程能耗指标 (kgce/t 精锡)	2100	2300	2400

注:1 表中单位产品综合能耗指标系指以锡精矿为原料,采用从熔炼到精炼,含硫化挥发渣处理及各段收尘等全火法冶炼工艺产出精锡的生产全过程,但不包括中间产品综合回收其他有价金属工序能耗;

2 锡精矿炼前处理为流态化焙烧;

3 表中炼渣工序能耗指标为未采用富氧空气。

3.6.4 锡精矿炼前处理应采取下列节能措施:

1 应根据锡精矿含杂质的种类及数量的不同而采用不同的炼前处理工艺。

2 锡精矿含硫、砷分别超过 0.3% 时,应先进行焙烧脱硫、砷,并宜采用流态化焙烧炉;当处理高铅、高硅等熔点低的锡精矿及返渣物料时,可采用回转窑焙烧。

3 应采用富氧鼓风。

4 回转窑焙烧处理中间产品时,燃料宜采用煤气或天然气。

5 应利用高温烟气预热二次风。

3.6.5 富氧顶吹浸没熔炼应采取下列节能措施:

- 1 处理炉料含水不宜超过 10%。
 - 2 应采用富氧熔炼,在喷枪寿命及炉衬寿命允许的条件下,应提高富氧的浓度。
 - 3 富氧顶吹浸没熔炼燃料宜使用粉煤,还原剂宜使用碎煤,其低发热值不宜低于 21MJ/kg。
 - 4 加料口、喷枪口等开口部位宜设置密闭装置。
 - 5 所产富锡炉渣应以热态送入烟化炉,所产粗锡应以热态送精炼。
 - 6 熔炼产生的高温烟气余热必须充分回收利用。
- 3.6.6 反射炉熔炼应采取下列节能措施:**
- 1 宜采用大型反射炉连续熔炼。
 - 2 反射炉熔炼处理炉料含水不宜超过 10%。
 - 3 大型反射炉熔炼应使用粉煤或重油为燃料。
 - 4 应采用蓄热式反射炉,预热助燃空气。
 - 5 在反射炉后必须设置余热锅炉。
 - 6 反射炉熔炼渣应以热态加入烟化炉处理。
 - 7 宜用富氧空气代替空气助燃。
- 3.6.7 电炉熔炼应采取下列节能措施:**
- 1 入炉锡精矿含铁宜小于 3%,最高不应超过 7%。
 - 2 入炉炉料含水不应大于 3%,粉状物料宜制粒(团)、干燥后入炉。
 - 3 应优化电炉配置,并应选用先进的电极调节机构。
 - 4 宜加强电炉密封。
 - 5 宜采用电炉连续熔炼工艺。
- 3.6.8 粗锡火法精炼应采取下列节能措施:**
- 1 火法精炼中粗锡的熔析和凝析除铁、砷应采用离心过滤机。
 - 2 粗锡除铅、铋应采用自控电热螺旋结晶机。
 - 3 火法精炼炉、灶宜使用气体燃料。
- 3.6.9 粗锡和粗焊锡电解精炼应采取下列节能措施:**

- 1 宜采用酸性电解液电解。
- 2 电流效率不应低于 85%，提高电流效率应采取下列措施：
 - 1) 电解槽安装应与支承梁绝缘，槽体与楼板间应有不小于 100mm 的空隙。
 - 2) 应设置短路检测装置。
 - 3) 加强槽面管理。
- 3 平均槽电压不应高于 0.35V，应采取下列降低槽电压的措施：
 - 1) 应选择合理的电解液温度，硫酸盐电解液温度应控制在 35℃～37℃。
 - 2) 同极中心距应控制在 100mm。
 - 3) 应选用接触良好、便于清垢的导电触点方式。
- 4 电流密度宜为 100A/m²～110A/m²。
- 5 应选用高效率的可控硅整流机组。
- 6 粗焊锡硅氟酸盐电解应根据产品方案预先调整好粗焊锡中锡、铅比例，再进行双金属电解。

3.6.10 粗焊锡(铅锡合金)真空蒸馏应采取下列节能措施：

- 1 锡、铅粗合金的火法精炼宜采用电热连续结晶机和真空蒸馏联合法。
- 2 真空分离设备宜采用立式内热多级连续真空蒸馏炉、多级塔盘真空蒸馏炉或自导电热式真空蒸馏炉等，蒸馏炉冷凝器应采用多层结构。

3.6.11 熔炼富渣烟化炉硫化挥发应采取下列节能措施：

- 1 炼渣工序的烟化炉与熔炼工序的熔炼炉或电热保温炉宜配置在同一跨厂房内，热熔状态的熔炼炉渣可直接用吊车装入烟化炉。
- 2 烟化炉吹炼产生的高温烟气余热必须利用。
- 3 烟化炉炉体应采用汽化冷却。
- 4 宜采用富氧鼓风助燃。

3.7 铋 冶 炼

3.7.1 硫化铋矿、硫氧混合铋矿冶炼单位产品综合能耗应符合表 3.7.1 的规定。

表 3.7.1 硫化铋矿、硫氧混合铋矿冶炼企业单位产品综合能耗(kgce/t)

工 序	硫化铋矿			硫氧混合铋矿		
	一级	二级	三级	一级	二级	三级
粗炼(铋精矿→铋氧)	600	630	660	960	1000	1050
精炼(铋氧→铋锭)	390	410	430	390	410	430
硫化铋矿冶炼工艺 (铋精矿→铋锭)	1200	1260	1320	—	—	—
硫氧混合铋矿冶炼工艺 (铋精矿→铋锭)	—	—	—	1520	1600	1660

3.7.2 脆硫铅铋矿冶炼企业单位产品综合能耗应符合表 3.7.2 的规定。

表 3.7.2 脆硫铅铋矿冶炼企业单位产品综合能耗(kgce/t)

工 序	一级	二级	三级
粗炼(铅铋精矿→铋氧、粗铅)	1020	1050	1080
精炼(铋氧、粗铅→铋锭、 铅锭、高铅铋锭)	440	450	460
炼渣(炉渣→粗铋氧、铅铋粗合金)	520	535	550
全工艺(铅铋精矿→铋锭、 铅锭、高铅铋锭)	2000	2060	2120

3.7.3 铋冶炼应采取下列节能措施：

- 1 熔炼炉后应配备余热回收设备。
- 2 宜采用富氧空气熔炼。

3.8 冶炼烟气制酸

3.8.1 冶炼烟气制酸综合能耗指标应符合表 3.8.1 的规定。

表 3.8.1 冶炼烟气制酸能耗指标

转化入口烟气二氧化硫浓度(%)	3.5~5.0	5.0~8.0	>8.0
适用工艺	一转一吸	两转两吸	两转两吸
单位产品综合能耗指标 (kgce/t 硫酸)	17	14	12

3.8.2 冶炼烟气制酸应采取下列节能措施：

1 制酸装置宜大型化，在多气源条件下烟气宜进行归并， $200\text{km}^3/\text{h}$ (标准状态下)以下的烟气流宜采用单系列制酸。

2 应加强设备和管道的密封，净化系统漏风率宜控制在 5% 以内。

3 设备选型应符合下列规定：

1) 应选用高效节能型二氧化硫风机，并宜采用变速装置。

2) 填料塔应选用高效低阻的新型填料，降低填料层高度和系统阻力，并应采用大型条拱或球拱支承结构。

3) 宜采用蓄热式转化器，并应选用活性高、阻力小的新型催化剂。

4) 泵、塔、器设备的选用应兼顾节能的要求。

4 应强化转化系统设备和管道的保温措施，并应采用效果好的保温材料和保温结构。

5 应优化工艺配置，并应实现系统连锁和自动调节。

3.8.3 冶炼烟气制酸余热应予以回收，并应符合下列规定：

1 对高浓度二氧化硫烟气，应回收利用转化系统的中温位余热。

2 宜回收干吸系统的低温位余热。

3.9 铜、铅阳极泥处理

3.9.1 阳极泥处理工艺流程选择应符合下列规定：

1 处理铜阳极泥、铅阳极泥或铜阳极泥和铅阳极泥的混合物,其年处理量在 1500t 以上的项目,宜采用火法处理流程。

2 处理含碲高于 3% 的铜阳极泥和年处理量在 1500t 以下的项目,宜采用湿法处理流程。

3 银精炼宜选择银电解精炼流程。

4 金精炼宜采用金电解或水溶液氯化精炼流程。

3.9.2 对铜、镍、碲、锑、铋等元素含量高的阳极泥,宜先进行预处理。

3.9.3 焙烧蒸硒应采取下列节能措施:

1 燃油焙烧蒸硒窑宜采用短火焰烧嘴、窑底燃烧供热。

2 燃油焙烧窑燃烧废气排出口应设置调节阀。

3 用电加热的焙烧蒸硒炉窑,加热室温度应设置自动调节装置,并应分段控制窑温。

4 焙烧蒸硒窑应采取保温措施,并保持燃烧室或电加热室外表温度低于 60℃。

3.9.4 火法处理流程应采取下列节能措施:

1 传统火法流程可采用在贵铅熔炼炉内同炉分步完成贵铅熔炼和氧化精炼,贵铅熔炼炉宜设置炉口密封烟罩,可利用烟气余热预热燃烧空气,氧化精炼过程宜采用富氧空气鼓风。

2 卡尔多炉熔炼入炉物料含水应低于 3%。

3 冷却水应循环使用。

3.9.5 湿法处理流程应采取下列节能措施:

1 湿法处理流程蒸汽消耗应低于 15t/t(干基)。

2 在确保浸出率的前提下,应减小浸出液固比。

3 采用蒸汽间接加热系统的冷凝水出口应设置疏水器,冷凝水宜回收利用。

4 对加热浸出设备应采取保温措施。

3.9.6 银电解精炼应采取下列节能措施:

1 银电解精炼电流效率不应低于 96%,提高电流效率应采

取下列措施：

1) 电解槽安装时应采取绝缘措施。

2) 阴极板平直度偏差应小于 2mm。

2 降低槽电压应采取下列的措施：

1) 同极中心距宜小于 120mm。

2) 电解液温度宜为 35℃~55℃。

3) 采用接触良好、便于清垢的导电接触方式。

3 应选用高效率的可控硅整流设备。

3.9.7 金电解精炼应采取下列节能措施：

1 金电解的电流效率应为 95%~98%，提高电流效率应采取下列措施：

1) 金电解槽安装应采取绝缘措施。

2) 阴极片平直度偏差应小于 1.5mm。

2 降低槽电压应采取下列措施：

1) 同极中心距不应大于 80mm。

2) 电解液温度宜为 50℃~70℃。

3) 采用接触良好、便于清垢的导电接触方式。

3 应选择高效率的可控硅整流机组。

3.9.8 金水溶液氯化精炼应采取下列节能措施：

1 设备应采取保温措施。

2 应限制液固比。

3 蒸汽间接加热的冷凝水出口应设置疏水器，冷凝水宜回收利用。

4 轻金属冶炼

4.1 氧化铝生产

4.1.1 氧化铝冶炼应根据铝土矿资源情况选择生产效率高、工艺先进、能耗低、环保达标、资源综合利用好的生产工艺,并应符合下列规定:

1 矿石铝硅比 7 以上应采用拜耳法生产。

2 矿石铝硅比 4.5~7,年生产能力 800kt 以上,宜采用联合法生产。

3 矿石铝硅比大于 3.5 时,应采用烧结法生产。

4.1.2 利用国内铝土矿资源的新建氧化铝项目规模应为年生产能力 800kt 及以上,利用进口铝土矿的新建氧化铝项目规模应为年生产能力 600kt 及以上。

4.1.3 氧化铝单位产品综合能耗应符合下列规定:

1 拜耳法单位产品综合能耗指标应符合表 4.1.3-1 的规定。

表 4.1.3-1 拜耳法单位产品综合能耗指标(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	480	490	500

注:表列能耗等级指标是在矿石 Al/Si=10 时制订的。

2 烧结法单位产品综合能耗指标应符合表 4.1.3-2 的规定。

表 4.1.3-2 烧结法单位产品综合能耗指标(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	750	765	800

注:表列工艺能耗等级指标是在熟料中氧化铝为 35.0% 的条件下制订的。

3 联合法生产每吨氧化铝成品能耗指标应按下式计算:

$$E_{lg} = E_{bg} \cdot a_b + E_{sg} \cdot a_s \pm A_1 \cdot a_b + A_2 \cdot a_s \quad (4.1.3)$$

式中： E_{lg} ——联合法单位产品工艺能耗等级指标(kgce/t 氧化铝)；
 E_{bg} ——同等级的拜耳法单位产品工艺能耗等级指标(kgce/t 氧化铝)；
 a_b ——拜耳法产量占总产量比例；
 E_{sg} ——同等级的烧结法单位产品工艺能耗等级指标(kgce/t 氧化铝)；
 a_s ——烧结法产量占总产量比例；
 A_1 ——附加值(kgce/t 氧化铝)；
 A_2 ——附加值(kgce/t 氧化铝)。

4.1.4 氧化铝生产中应包括石灰烧制、压煮溶出、熟料烧成、粗液脱硅、蒸发、氢氧化铝焙烧等，单元操作过程的热耗应符合表 4.1.4 的规定。

表 4.1.4 氧化铝生产中主要工序能耗

序号	单元操作过程名称	热耗指标(kgce)			备注
		一级	二级	三级	
1	石灰烧制(kgce/t 石灰)	112	117	122	燃料:焦炭、无烟煤
2	拜耳法溶出(kgce/m ³ 原矿浆)	18	19	20	一水硬铝石矿， 间接加热
3	熟料烧成(kgce/t 熟料)	165	175	185	—
4	粗液脱硅(kgce/m ³ 脱硅原液)	14	15	16	间接加热
5	碳分母液蒸发(kgce/t 蒸发水)	24	26	28	六效作业
6	种分母液蒸发(kgce/t 蒸发水)	25	27	30	六效作业
7	氢氧化铝焙烧(kgce/t 氧化铝)	103	106	109	—

4.1.5 石灰烧制宜采用立窑，燃料应为焦炭或无烟煤。为获得高分解率和活性度高的石灰时，可采用回转窑烧制石灰。立窑和回转窑烧制石灰应符合下列规定：

1 立窑烧制石灰时应符合下列规定：

1) 石灰分解率不宜低于 90%；

2)以立窑烧制石灰时宜采用罗茨风机供风。

2 回转窑烧制石灰时应符合下列规定：

1)石灰石应在窑外利用废气预热后进窑；

2)石灰分解率应大于 96%。

4.1.6 原料磨制应采取下列节能措施：

1 入磨矿石粒度宜小于 15mm。

2 磨矿机宜采用长筒型磨矿机。

4.1.7 压煮溶出应采取下列节能措施：

1 一水硬铝石矿的压煮溶出宜采用间接加热、高温溶出技术，溶出温度不宜低于 260℃，压煮溶出的热媒宜采用饱和蒸汽，亦可采用熔融盐。

2 可选用套管式或带搅拌的釜式换热器。

3 溶出矿浆自蒸发降温应选择经济合理的自蒸发级数，溶出浆液自蒸发降温排出的二次水蒸气应合理利用。

4.1.8 熟料烧成应采取下列节能措施：

1 烧结法生产时生料浆含水率宜小于 38%，联合法生产时生料浆含水率宜小于 36%。

2 窑前鼓风机和窑后排烟机宜采用变频调速调节风量。

3 宜采用多通道喷煤管。

4.1.9 粗液脱硅应采取下列节能措施：

1 粗液脱硅宜采用套管加热、脱硅器保温的间接加热连续脱硅技术，其热媒宜采用饱和蒸汽。

2 压煮脱硅浆液自蒸发降温排出的二次水蒸气应回收利用。

4.1.10 母液蒸发应采取下列节能措施：

1 母液蒸发应采用多效逆流蒸发流程，蒸发机组的效数不宜少于五效，应采用六效。

2 高温效出料母液应选择自蒸发级数进行降温，母液自蒸发降温排出的二次水蒸气应在本系统内回收利用。

4.1.11 氢氧化铝焙烧应采取下列节能措施：

- 1 氢氧化铝焙烧应选用流态化焙烧技术及装置。
- 2 焙烧炉的排烟风机宜采用变频调速调节风量。
- 4.1.12 氧化铝输送宜采用机械输送装置。
- 4.1.13 氧化铝生产用分解槽、沉降槽、过滤机等宜选用大型化设备。
- 4.1.14 联合法生产的熟料烧成应降低铝硅比。
- 4.1.15 在氧化铝生产中应回收余热、废热。
- 4.1.16 设备和管道的保温应选择保温性能好的材料。
- 4.1.17 对新建厂和老企业的扩建及技术改造应提高生产控制和管理自动化水平,宜设置集中控制室,应采用集散控制系统对生产过程进行自动检测、控制和管理。

4.2 铝 电 解

- 4.2.1 铝电解生产原铝单位产品直流电耗指标应符合表 4.2.1 的规定。

表 4.2.1 铝电解生产原铝单位产品直流电耗指标(kW·h/t)

等级	一级	二级	三级
直流电耗	12500	12800	13100

- 4.2.2 重熔用铝锭单位产品综合能耗指标应符合表 4.2.2 的规定。

表 4.2.2 重熔用铝锭单位产品综合能耗指标(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	1800	1820	1850

- 4.2.3 电解铝应采取下列节能措施:

- 1 应根据系列生产规模选择高效、节能型大容量预焙阳极电解槽,其系列生产规模与电解槽容量间的匹配关系宜为系列直流电压不低于 800V。

- 2 大型铝电解槽的内衬设计应进行热场仿真计算,能量利用

率应大于 50%。

3 大型预焙阳极电解槽阳极电流密度宜为 $0.75\text{A}/\text{cm}^2 \sim 0.85\text{A}/\text{cm}^2$ 。

4 输电铝母线的当量电流密度应为 $0.25\text{A}/\text{mm}^2 \sim 0.40\text{A}/\text{mm}^2$ ，槽母线的电压降应小于 280mV 。

5 铝电解槽母线配置设计应进行电场、磁场及磁流体稳定性仿真计算和优化。

6 大型预焙阳极电解槽的阴极炭块宜采用 30% 或以上的石墨质或石墨化炭块。阴极平均电压降应小于 320mV 。

7 大型预焙阳极电解槽效应系数应为 0.06 次/(槽·日) 以下。

8 铝电解厂的产品除重熔用铝锭外，还应生产铝加工厂所需的坯料或合金。

9 铝电解生产过程应采用先进的计算机控制和管理。

10 铝电解生产宜采用砂状氧化铝，大量且长距离氧化铝的输送宜采用胶带运输机、溜槽等对氧化铝磨损小的输送方式。

4.3 铝用炭素制品生产

4.3.1 新建独立铝用阳极项目建设规模应达到 $100\text{kt}/\text{a}$ 以上，并应采用连续混捏技术。预焙阳极制品生产单位综合能耗指标应符合表 4.3.1 的规定。

表 4.3.1 预焙阳极制品生产单位综合能耗指标 (kgce/t)

工 序	能 耗 指 标		
	一 级	二 级	三 级
煅烧工序	1140	1200	1230
成型工序	130	160	180
组装工序	9	11	13

4.3.2 预焙阳极焙烧应采用新型敞开式焙烧炉，燃料应使用重油、天然气或发热量大于 $17000\text{kJ}/\text{m}^3$ (标准状态下) 的高热值煤

气,预焙阳极制品焙烧工序单位能耗应符合表 4.3.2 的规定。

表 4.3.2 预焙阳极制品焙烧工序单位能耗指标(kgce/t)

名称	项目	能耗指标		
	等级	一级	二级	三级
敞开式焙烧炉		85	114	157

4.3.3 预焙阳极生产中采用回转窑煅烧和罐式炉生产煅烧石油焦的工序能耗应符合表 4.3.3 的规定。

表 4.3.3 回转窑和罐式炉煅烧石油焦工序能耗指标(kgce/t)

煅烧设备	能耗指标		
	一级	二级	三级
回转窑	1290	1360	1410
罐式炉	1160	1250	1290

4.3.4 铝用阴极制品生产单位产品综合能耗指标和阴极制品生产焙烧工序的单位能耗指标应符合表 4.3.4 的规定。

表 4.3.4 铝用阴极制品生产单位产品综合能耗指标

消耗指标		实物消耗			能耗指标(MJ/t)		
		一级	二级	三级	一级	二级	三级
能源分类	能源名称						
	原料消耗	电煅无烟煤(kg/t)	625	650	680	19441.3	20218.9
人造石墨(kg/t)		275	280	300	9322.5	9492.0	10170.0
煤沥青(kg/t)		285	300	320	10738.8	11304.0	12057.6
小计		1185	1230	1300	39502.6	41014.9	43379.7

续表 4.3.4

能源分类		消耗指标	实物消耗			能耗指标(MJ/t)		
		等级	一级	二级	三级	一级	二级	三级
能源名称								
过程消耗	填充料(kg/t)		15	25	35	427.3	711.8	996.5
	燃料		—	—	—	5300	6250	7450
	电力(kW·h/t)		750	875	1000	2700	3150	3600
	蒸汽(kg/t)		80	80	80	302.5	302.5	302.5
	水(t/t)		30	40	60	226.1	301.4	452.2
	压缩空气(m ³ /t)		10	15	20	11.7	17.6	23.4
	小计		—	—	—	8367.4	10233.3	13224.6
合计		—	—	—	47870.0 (1634kgce/t)	51248.2 (1749kgce/t)	56604.3 (1932kgce/t)	

4.3.5 半石墨质阴极制品焙烧工序单位能耗应符合表 4.3.5 的规定。

表 4.3.5 半石墨质阴极制品焙烧工序单位能耗指标(MJ/t)

项目		能耗指标		
名称	等级	一级	二级	三级
带盖焙烧炉		4200	5000	6000

4.3.6 无烟煤煅烧工序电力消耗应符合表 4.3.6 的规定。

表 4.3.6 无烟煤煅烧工序电力消耗指标(kW·h/t)

项目		能耗指标		
名称	等级	一级	二级	三级
交流电炉		1150	1250	1350
直流电炉		800	900	1000

注:原料消耗按煅烧无烟煤确定,其余工序能耗仍按无烟煤为原料确定,但电耗另按电炉确定。

4.3.7 炭素制品生产应采取下列节能措施:

1 采用回转窑煅烧时,窑长应大于 45m,应利用原料中的挥发分燃烧的热量,原料中的碳质烧损应低于 8%,在正常操作中,应做到不外加燃料煅烧。

2 采用罐式炉煅烧时,其火道层数不得少于 8 层,应利用原料中的挥发分燃烧热量,原料中的碳质烧损应低于 5%。在正常操作时,应做到不外加燃料。

3 煅烧工序的烟气必须设置余热回收装置。

4 阳极焙烧应采用深度、长度和宽度均大于 5m 的敞开式焙烧炉,并应配备燃烧自动控制系统。

5 阳极焙烧炉宜采用天然气、重油为燃料或高热值煤气作燃料。

6 无烟煤的煅烧应选用直流电炉煅烧。

7 残极返回率不应小于 25%。

4.4 镁 冶 炼

4.4.1 皮江法镁厂的建设规模应在 50kt/a 及以上,电解法镁厂单系列能力应在 50kt/a 及以上。

4.4.2 镁冶炼应根据不同的原料选择工艺流程,并应符合下列规定:

1 以白云石为原料,应采用皮江法炼镁流程。

2 以卤水为原料,宜采用卤水制粒在氯化氢气氛下脱水电解炼镁流程。

3 以菱镁矿、蛇纹石为原料,宜采用盐酸浸出制卤,再采用卤水制粒在氯化氢气氛下脱水电解炼镁流程。

4.4.3 皮江法炼镁设计应符合下列规定:

1 单位产品综合能耗应符合表 4.4.3-1~表 4.4.3-5 的规定。

表 4.4.3-1 皮江法炼镁 1t 镁锭综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	4300	5000	5500

注:表列单位产量产品综合能耗指白云石至镁锭各生产工序综合能耗之和。

表 4.4.3-2 白云石煨烧工序 1t 煨白综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	170	200	230

表 4.4.3-3 磨粉压球工序 1t 球团综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	—	—	15

表 4.4.3-4 还原工序 1t 结晶镁综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	2400	3000	3200

表 4.4.3-5 精炼铸锭工序 1t 镁锭综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	100	180	250

2 皮江法炼镁应采取下列节能措施:

- 1)白云石煨烧,应采用有烟气余热利用装置的回转窑,以及以气体为燃料的可控竖窑,排烟温度应小于 180℃。
- 2)回转窑出来的煨白冷却应采用回转筒式冷却机,冷却煨白所得的热空气应送回窑内作为燃料燃烧所需的二次空气。
- 3)还原工序应采用使用气体燃料的蓄热式还原炉,还原炉应有燃料自动控制系统,还原炉烟气排放温度应小于 180℃。
- 4)粗镁精炼宜采用大型连续精炼炉,精炼渣中的金属镁应回收。

4.4.4 卤水或菱镁矿、蛇纹石盐酸浸出制卤,再制粒在氯化氢气氛下脱水电解炼镁工厂设计应符合下列规定:

- 1 单位产品综合能耗应符合表 4.4.4-1~表 4.4.4-3 的规定。

**表 4.4.4-1 卤水制粒在氯化氢气氛下脱水电解炼镁 1t 镁锭
综合能耗指标 (kgce/t)**

等级	一级	二级	三级
能耗指标	3700	4200	4800

**表 4.4.4-2 菱镁矿或蛇纹石盐酸浸出制卤,再制粒在氯化氢气氛下
脱水电解炼镁 1t 镁锭综合能耗指标 (kgce/t)**

等级	一级	二级	三级
能耗指标	4100	4600	5100

表 4.4.4-3 精炼工序 1t 镁锭精炼与铸锭综合能耗 (kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	15	20	30

2 卤水脱水电解炼镁应采取下列节能措施:

- 1) 卤水蒸发浓缩应采用不低于三效的降膜蒸发器。
- 2) 卤水颗粒在热风中脱水和在氯化氢气氛中进一步脱水,应采用多层流态化床干燥器。
- 3) 干燥器外壳应保温。
- 4) 电解应采用电流强度不小于 200kA 的无隔板镁电解槽。
- 5) 精炼应采用连续精炼炉。

4.4.5 钛冶炼的镁电解系统设计应符合下列规定:

- 1 单位产品综合能耗应符合表 4.4.5-1 和表 4.4.5-2 的规定。

表 4.4.5-1 钛冶炼的镁电解工序产出 1t 镁的综合能耗 (kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	1680	1820	1920

注:表列单位产量产品能耗指钛还原车间返回的氯化镁至精炼熔体各生产工序的综合能耗之和。

表 4.4.5-2 钛冶炼的镁电解工序产出 1t 精镁的综合能耗 (kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	15	20	30

注:表列单位产量产品能耗指粗镁至精镁的精炼工序综合能耗。

2 钛冶炼的镁电解应采取下列节能措施：

- 1) 电解应采用无隔板电解槽或多极电解槽，无隔板电解槽电流强度不应小于 170kA，多极电解槽电流强度不应小于 110kA。
- 2) 电解粗镁应采用连续精炼炉精炼。

4.5 钛 冶 炼

4.5.1 新建海绵钛项目，生产能力不应小于 5000t/a。

4.5.2 钛冶炼选择海绵钛生产的工艺流程应符合下列规定：

- 1 氯化生产四氯化钛宜采用沸腾氯化工艺。
- 2 粗四氯化钛精制生产工艺宜选择矿物油除钒工艺或铝粉除钒工艺。
- 3 还原蒸馏应选择通用的镁还原蒸馏生产工艺。
- 4 海绵钛的破碎应选择剪切式破碎机。
- 5 应配套镁电解工序，分解还原蒸馏的副产品氯化镁，氯气应返回氯化工序循环使用，金属镁应返回还原蒸馏工序循环使用。

4.5.3 采用高钛渣为原料，用镁还原蒸馏工艺生产海绵钛单位产品综合能耗应符合表 4.5.3-1~表 4.5.3-4 的规定。

表 4.5.3-1 镁还原蒸馏工艺流程单位产品综合能耗 (kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	4500	5010	5530

注：产品综合能耗为进厂高钛渣至商品海绵钛的各工序综合能耗之和。

表 4.5.3-2 氯化生产粗四氯化钛单位产品综合能耗 (kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	200	220	240

注：粗四氯化钛产品综合能耗计算范围从高钛渣到产出粗四氯化钛为止。

表 4.5.3-3 粗四氯化钛精制单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	50	55	60

注:精四氯化钛产品综合能耗计算范围从粗四氯化钛到精四氯化钛产出为止,生产工艺采用矿物油除钒工艺。

表 4.5.3-4 镁还原蒸馏工艺流程生产商品海绵钛单位产品综合能耗(kgce/t)

等级	一级	二级	三级
能耗指标	3120	3500	3870

注:综合能耗包括还原蒸馏和破碎包装两个工序的能源消耗。

4.5.4 高钛渣生产应采取下列节能措施:

1 高钛渣生产应采用密闭矿热电炉,应综合利用电炉煤气(烟气)的热能。副产品生铁应在炉前进行脱硫增碳处理。

2 钛渣矿热电炉宜采用自焙电极或炭素电极,还原剂应采用含碳大于80%的低灰分无烟煤。

3 钛渣矿热电炉的容量应大型化,氯化渣电炉容量应大于6300kV·A,酸溶性渣电炉容量应大于12500kV·A。

4 钛渣矿热电炉生产应采用计算机控制。

5 氯化渣产品应密封包装。

4.5.5 氯化生产粗四氯化钛应采取下列节能措施:

1 外购高钛渣宜采用袋装入库,富钛料及还原剂应存放于库房内。

2 还原剂煨后焦宜直接外购合格粒度。

3 氯化炉设计应大型化,炉型宜选择节能型的流态化氯化炉。

4 高钛渣原料二氧化钛含量应大于或等于90%,混合氯气的体积浓度应大于80%。

5 粗四氯化钛生产的还原剂应选择含灰分和挥发分均小于5%的煨后焦或石油焦。

6 粗四氯化钛泥浆应利用氯化炉内物料反应的余热进行回收处理。

7 淋洗四氯化钛的冷却介质,第一、二级应选择循环水,第三、四级应采用低温冷冻盐水。

8 混合料中含水应小于0.5%,当原料需要干燥时应分别进行。

4.5.6 粗四氯化钛精制应采取下列节能措施:

1 精制工艺宜选择矿物油除钒或铝粉除钒工艺。

2 粗四氯化钛的精馏应选择高效节能的设备。

3 四氯化钛的加热方式应选择直接加热的方式。

4 精馏后的四氯化钛宜直接进入下一级精馏的加热釜中。

5 分离出的高沸点氯化物应送氯化进行回收处理,不宜单独设置处理设施。

6 钒渣(泥浆)宜单独设置处理,其处理方法宜采用热进料和间接加热的干蒸法,也可返回氯化系统利用反应物料的余热进行处理。

4.5.7 还原蒸馏及破碎应采取下列节能措施:

1 还原蒸馏生产工艺应采用联合法工艺,炉子应大型化。

2 还原剂应采用加入熔体镁的方式,氯化镁应以熔体状态运往镁电解。

3 还原蒸馏的废真空泵油应进行回收或再生处理。

4 海绵钛的破碎应选择高效节能的剪切式破碎机。

5 氯化镁电解及粗镁的精炼节能要求应符合本规范第4.4节的规定。

4.5.8 新建厂和老企业的扩建和新建海绵钛冶金应采用计算机控制。

5 稀有金属冶炼

5.1 钨、钼冶炼

5.1.1 钨、钼冶炼工艺流程选择应符合下列规定：

1 纯化合物生产应选择下列流程：

- 1) 钨精矿的分解宜采用碱(压)煮分解,分解料经离子交换(或萃取)—结晶生产仲钨酸铵;
- 2) 钼精矿宜采用焙烧—氨浸—净化—结晶工艺生产钼酸铵,也可采用焙烧—碱浸—离子交换—结晶工艺生产钼酸铵。

2 金属粉末生产应选择下列流程：

- 1) 钨粉的生产宜采用仲钨酸铵煅烧—一阶段氢还原生产工艺;
- 2) 钼粉的生产宜采用钼酸铵煅烧—二阶段氢还原生产工艺。

3 致密金属制品生产宜采用粉末压制成型—烧结生产致密金属制品。除部分用于拉制丝材的坯料时可采用直接烧结(垂熔)法外,宜采用中频炉间接烧结法。

5.1.2 钨、钼冶炼单位产品综合能耗指标应符合表 5.1.2 的规定。

表 5.1.2 钨、钼冶炼单位产品综合能耗(kgce/t)

产品名称	能耗等级			备注
	一级	二级	三级	
仲钨酸铵	—	≤910	—	钨精矿 WO ₃ :65%
钼酸铵	—	≤1340	—	钼焙砂 Mo:57%
钨粉	—	≤1210	—	—

续表 5.1.2

产品名称	能耗等级			备注
	一级	二级	三级	
钨粉	—	≤2300	—	—
钨、钼烧结制品	—	≤1260	—	中频烧结

注：1 表中能耗包括生产工艺及其辅助设施的能耗；

2 仲钨酸铵生产综合能耗未包括采用高碱压煮处理白钨精矿碱回收的能耗；

3 氢气按 $21.6\text{MJ}/\text{m}^3$ ($0.7374\text{kgce}/\text{m}^3$) 折算。

5.1.3 钨、钼冶炼应采取下列节能措施：

1 采用高碱压煮处理白钨精矿工艺生产仲钨酸铵时，宜结合处理黑钨精矿。

2 钨、钼烧结制品生产宜采用中频烧结。

5.2 钽、铌冶炼

5.2.1 钽、铌冶炼工艺流程选择应符合下列规定：

1 处理高品位钽、铌精矿宜采用氢氟酸分解—萃取分离工艺，纯钽液钾盐宜采用结晶生产氟钽酸钾，纯铌液宜采用中和沉淀—煅烧生产五氧化二铌。

2 金属钽粉生产应包括热还原法和电解法，宜采用搅拌钠还原氟钽酸钾生产钽粉。

5.2.2 钽、铌冶炼单位产品综合能耗指标应符合表 5.2.2 的规定。

表 5.2.2 钽、铌冶炼单位产品综合能耗 (kgce/t)

产品名称	能耗等级			备注
	一级	二级	三级	
氟钽酸钾	—	≤2240	—	钽精矿 Ta_2O_5 : 30%
五氧化二铌	—	≤4250	—	铌精矿 Nb_2O_5 : 40%
钽粉	—	≤6760	—	—

注：表中能耗包括生产工艺及其辅助设施的能耗。

5.3 锂 冶 炼

5.3.1 碳酸锂生产节能设计应符合下列规定：

- 1 以锂辉石为原料，应采用硫酸法生产工业碳酸锂。
- 2 工业碳酸锂单位产品综合能耗指标应符合表 5.3.1 的规定。

表 5.3.1 工业碳酸锂单位产品综合能耗指标(kgce/t)

名 称	能 耗 等 级			备 注
	一 级	二 级	三 级	
综合能耗	≤3300	≤3880	≤4100	锂辉石-硫酸法

3 工业碳酸锂生产应采取下列节能措施：

- 1) 应采用较高品位的精矿。
- 2) 应提高金属回收率。
- 3) 应减少新水消耗。
- 4) 应采用节能设备。

5.3.2 单水氢氧化锂生产节能设计应符合下列规定：

- 1 以工业碳酸锂为原料，应采用石灰苛化法生产单水氢氧化锂。
- 2 单水氢氧化锂单位产品综合能耗指标应符合表 5.3.2 的规定。

表 5.3.2 单水氢氧化锂单位产品综合能耗指标(kgce/t)

产品名称	能 耗 等 级			备 注
	一 级	二 级	三 级	
综合能耗	≤2270	≤2550	≤2840	碳酸锂-石灰苛化法

3 单水氢氧化锂生产应采取下列节能措施：

- 1) 应减少金属化学损失和机械损失，提高锂回收率。
- 2) 稀溶液蒸发过程应选用适宜设备，并应充分利用二次蒸汽、减少新蒸汽消耗。
- 3) 应提高生产用水的循环利用率。

4)应选用节能设备。

5.3.3 金属锂生产节能设计应符合下列规定：

- 1) 应采用氯化锂-氯化钾熔盐电解法生产金属锂。
- 2) 金属锂单位产品综合能耗指标应符合表 5.3.3 的规定。

表 5.3.3 金属锂单位产品综合能耗指标 (kgce/t)

产品名称	能耗等级			备注
	一级	二级	三级	
综合能耗	≤5780	≤6390	≤7130	熔盐电解法

3 金属锂生产应采取下列节能措施：

- 1)应采用先进工艺、设备及控制。
- 2)应选用节能设备。
- 3)应减少新水用量。

5.4 硬质合金生产

5.4.1 碳化钨基硬质合金应采用粉末冶金法生产,工艺流程选择应符合下列规定：

- 1) 钨粉生产宜采用仲钨酸铵煅烧—一阶段氢还原工艺。
- 2) 碳化钨粉生产宜采用钨粉配碳混合—氢气保护下碳化工艺。
- 3) 混合料生产宜采用碳化钨粉、钴粉及其他碳化物混合湿磨—干燥工艺。
- 4) 硬质合金生产应采用混合料压制成型—烧结工艺。

5.4.2 硬质合金生产单位产品综合能耗指标应符合表 5.4.2 的规定。

表 5.4.2 硬质合金生产单位产品综合能耗 (kgce/t)

产品名称	能耗等级		
	一级	二级	三级
钨粉	—	≤1210	—
碳化钨粉	—	≤400	—

续表 5.4.2

产品名称	能耗等级		
	一级	二级	三级
混合料	—	≤340	—
硬质合金	—	≤740	—

注:1 表中能耗包括生产工艺及其辅助设施的能耗;

2 氢气按 $21.6\text{MJ}/\text{m}^3$ ($0.7374\text{kgce}/\text{m}^3$) 折算。

5.4.3 硬质合金烧结宜采用脱成型剂、烧结一次完成工艺。

6 有色冶金炉窑

6.1 一般规定

6.1.1 有色冶金炉窑使用的能源应包括粉煤、天然气、液化石油气、成品燃料油和电力、焦炭和烟煤。

燃料选择应根据工艺条件要求和当地情况确定。在满足炉况的前提下,宜多用粉煤,少用成品油;并宜多用低质燃料,少用优质燃料。

原油不得直接作为燃料,不宜用效率低的发生炉煤气作燃料。

6.1.2 炉窑结构和尺寸应根据炉窑各部位工作温度和工作条件确定,并应合理确定耐火材料的材质和厚度。各种耐火材料的搭配应经济合理。

对周期性工作的炉窑,应使用体积密度小、热惰性小的筑炉材料。

6.1.3 固定式工业炉窑的砌体应根据工作温度和工作条件采用绝热保温措施,炉体表面温度宜达到表 6.1.3 的要求。

表 6.1.3 炉体表面温度(°C)

炉内温度	外表面温度	
	侧墙	炉顶
700	60	80
900	80	90
1100	95	105
1300~1350	150	280

注:1 外表面温度指环境温度为 20°C 时正常工作的炉子外表面平均温度;

2 表中数据不适用于额定负荷低于 0.8×10^6 kJ/h 的炉子,不适用于强制冷却的炉壁外表面。

6.1.4 对炉体转动的炉窑,炉壳外表面温度宜控制在 250°C 以内。

6.1.5 非特殊要求的炉窑应保持炉内在零压附近工作,炉体应保

持严密,应有外壳。炉体上不宜有与大气相通的孔洞。

6.1.6 炉内冷却构件的设置应根据炉窑实际需要确定,必须采用水冷构件时,应减少直接暴露于高温烟气中的冷却面积。

6.1.7 有色冶金炉窑的燃烧装置宜从普通空气燃烧向富氧空气或高浓度富氧空气燃烧发展。

6.1.8 冶金炉窑应选择或更换为空气过剩系数小、燃烧完全、燃料利用率高的节能型燃烧装置。

6.1.9 炉窑的烟气余热利用应安装余热回收装置。余热回收装置应根据烟气条件,宜采用废热锅炉、换热器或直接预热炉料等方式。工艺没有特殊要求时,烟气直接排放温度宜控制在300℃以下。

6.1.10 炉窑应配备、安装检测和自控仪表,应有炉温、炉压的控制系统及燃烧器自动比例调节系统。

6.2 节能措施

6.2.1 回转窑应符合下列规定:

1 回转窑内应设置传热装置,窑头、窑尾应设密封装置。

2 有燃烧装置的回转窑应采用节能型燃烧器,其空气过剩系数应控制在1.25以内。

3 窑体不同温度段宜选取不同的内衬材料达到窑体内衬厚度和外壳表面温度基本一致。

4 窑体散热损失应低于12%。

6.2.2 热风炉应符合下列规定:

1 烟气出口温度低于650℃的火炬式燃烧的热风炉,宜采用有燃烧室和混气室的炉体结构形式。

2 采用兑入空气调节烟气温度时,兑入的空气应通过炉体夹层换热。

3 采用夹层壳体的火炬式燃烧的热风炉,炉体散热损失应小于6%,炉体容积热强度应小于4187MJ/(m³·h)。

6.2.3 闪速炉应符合下列规定：

- 1 闪速炉燃烧装置宜采用富氧空气燃烧。
- 2 炉内冷却装置的设置范围应根据炉体热平衡计算确定。冷却元件宜设在耐火材料的中间面位置。

- 3 闪速炉应维持负压运行。
- 4 闪速炉后应设置中压余热锅炉。
- 5 闪速炉沉淀池的有效容积应与转炉吹炼匹配。
- 6 闪速炉烟尘率宜小于 7%。
- 7 炉体上各孔口应严密。

6.2.4 艾萨炉、奥斯麦特炉应符合下列规定：

- 1 炉顶喷枪孔、加料口宜设置密封装置。
- 2 炉体冷却装置宜砌入砖体中间，不宜与炉内熔体和烟气直接接触。

- 3 炉后应设置余热锅炉。
- 4 辅助供热燃烧装置宜采用富氧燃烧。

6.2.5 白银炉应符合下列规定：

- 1 宜设计为全隔墙方式的双室炉炉型。
- 2 吹炼区烟气应进行余热锅炉回收余热，沉降区烟气应设置换热器装置。

- 3 炉体冷却装置应根据炉体热平衡计算确定冷却范围。

- 4 吹炼区的风口面积或风口数量应根据工艺要求的送风量、风压确定，送风速度宜为 150m/s~200m/s。

- 5 炉顶加料系统应采用密封装置。
- 6 粉煤燃烧器宜从普通空气燃烧过渡到富氧空气燃烧。

6.2.6 卧式转炉应符合下列规定：

- 1 应设置双层结构的密封烟罩。
- 2 转炉吹炼宜由普通空气吹炼向 22%~26% 的富氧空气吹炼过渡。

- 3 转炉烟气应配备余热锅炉回收余热，宜每台转炉配置 1 台

余热锅炉。

- 4 水冷烟罩宜改用汽化冷却烟罩。
 - 5 转炉内衬应采用抗冲刷、抗渣侵蚀的优质耐火材料。
- 6.2.7 回转式精炼炉应符合下列规定：
- 1 炉后应配置余热回收装置。
 - 2 精炼炉供热燃烧装置宜采用富氧空气燃烧或高浓度氧气燃烧。
 - 3 宜采用鼓入氮气搅拌的透气砖技术。
- 6.2.8 渣贫化电炉应符合下列规定：
- 1 应保持微负压操作，电极孔、加料孔宜设置密封装置。
 - 2 除设有冷却装置的部分外，贫化电炉炉体外墙区域应采用绝热保温材料。
 - 3 应设置电极自动升降控制系统。
- 6.2.9 氧气底吹炼铅炉、炼铜炉应符合下列规定：
- 1 不能达到完全自热熔炼时，应采用配入块煤的方法补热。
 - 2 氧枪的大小应通过计算或试验确定。
 - 3 辅助烧嘴宜采用氧油烧嘴，并宜采用富氧燃烧。
 - 4 炉后应设置余热锅炉回收余热。
- 6.2.10 烟化炉应符合下列规定：
- 1 鼓风压力应与炉宽和熔池深度匹配。
 - 2 烟化炉上部水套宜采取汽化冷却。
- 6.2.11 流态化焙烧炉应符合下列规定：
- 1 应采用插入流化层内的管式排热装置吸收富裕热量，产生的蒸汽应进入余热锅炉汽包。
 - 2 应保证炉壳钢板温度在酸雾露点以上。
- 6.2.12 罐式煅烧炉应符合下列规定：
- 1 罐式煅烧炉应控制在八层火道以上，正常生产时不应外加燃料。
 - 2 烟气废热应回收利用。

6.2.13 回转窑煅烧设备应符合下列规定：

- 1 宜设二次风、三次风装置。
- 2 回转窑内衬、材质和结构应根据窑内温度、物料特性确定。

6.2.14 炭素焙烧炉应符合下列规定：

- 1 应选用多层复合的炉体保温材料。
- 2 宜采用炉体密封装置。
- 3 应采用计算机控制。

6.2.15 氯化炉应符合下列规定：

- 1 应根据炉内温度、物料特性确定氯化炉不同部位的耐火材料。
- 2 采用有筛板的沸腾氯化炉结构时，应根据工艺要求的风量、风压计算选择筛板形式及开孔率。

- 3 沸腾氯化炉宜选用结构简单的圆柱形，并应根据工艺条件计算确定沸腾段、过渡段、扩大段及氯气分配段的直径和高度尺寸。

6.2.16 还原蒸馏炉应符合下列规定：

- 1 还原蒸馏炉内的电阻丝应根据不同段的温度要求分段布置。
- 2 采用倒 U 形联合法生产时，还原蒸馏炉与冷凝罐的连接过渡管应采用加热保温措施。

6.2.17 氢氧化铝焙烧炉应符合下列规定：

- 1 当采用气态悬浮焙烧结构时，所有旋风器宜采用垂直串联配置。
- 2 焙烧炉中检修门、清理孔、观察孔应确定数量和位置，并应采用密封装置。

7 电 力

7.1 企业供配电

7.1.1 有色金属冶炼厂应以高电压深入负荷中心供电,并应符合下列规定:

1 有色企业受电电压宜采用 10kV、35kV、110kV、220kV,不得以低电压作大容量供电。

2 10kV~220kV 供电的输送容量和距离宜符合表 7.1.1 的规定。

表 7.1.1 10kV~220kV 供电的输送容量和距离

输送功率(MW)	供电电压(kV)	输送距离(km)
0.2~2	10	6~20
1~10	35	20~50
10~50	110	50~150
100~500	220	200~300

3 企业变配电所的位置应深入负荷中心,高耗电企业宜靠近电厂或区域变电站布置。

7.1.2 企业内配电电压应符合下列规定:

1 新建企业宜使用 10kV 为配电电压,老企业改建、扩建时,经技术经济比较后可采用 6kV 和 3kV。

2 对大容量用电设备,宜采用供电电压直降配电,直降配电电压和容量关系宜符合表 7.1.2 的规定。

表 7.1.2 直降配电电压和容量关系

单台设备容量(MV·A)	配电电压(kV)
8~25	35
≥25	110

7.1.3 企业配电线路设计应降低线损率,并应符合下列规定:

1 企业供电系统线损率应根据受电端至用电设备的变压级数确定,并不应超过下列指标:

1)一级为 3.5%;

2)二级为 5.5%;

3)三级为 7%。

2 设计中应计算线损,并按本条第 1 款的指标控制。

3 架空线路和电缆线路的导线截面均宜按经济电流密度选择。输送容量大的架空线路,经技术经济比较,宜采用相分裂导线。

7.1.4 变压器选择应符合下列规定:

1 应选用低损耗、高效率的节能型变压器。

2 变压器的容量和台数的选择除应满足企业用电负荷和负荷等级的用电要求外,还宜采用综合能效费用法评价变压器的节能效应。

3 当企业或车间电气设备非连续运行或负荷周期变化大或分期建设时,应采用多台变压器供电。

7.1.5 选择电动机时,应选用高效率电动机,电动机在正常运转时,其负载率不应低于 40%。对经常处于轻载运行的电动机,宜采用变极或安装三角、星形切换等节电装置。

7.1.6 设备需要调速时,调速方式应与负载特性相适应,并应符合下列规定:

1 鼠笼电动机应采用交流变频调速、变极调速,不应采用电磁调速电动机或整流子电动机。

2 流量或压力需要经常调节的风机、水泵类用电设备,宜采用电动机变频调速代替阀门调节。

3 恒转矩和要求高启动转矩的用电设备采用变频调速的鼠笼电动机或绕线电动机,应经技术经济比较后确定。

4 鼠笼电动机选择降压启动方式时,应在启动后短接启动

设备。

7.1.7 企业配电网的无功补偿,设计应按就地平衡的原则,在不同电压级别和无功负荷集中处分散进行。补偿后的功率因数应符合下列规定:

1 应正确选择电动机、变压器等设备,应避免设备负荷率过低,应使设备无功功率需要量最小。

2 对大容量、负荷平稳、长期连续运行的设备,宜选用同步电动机驱动。

3 当无功负荷波动幅度大且频繁时,应采用动态可调方式补偿功率因数。对一般有无功负荷波动的企业配电点,应采用可调式无功补偿装置,装置应按无功功率最大需要量设计,并应将电容器分组,当无功负荷较稳定时,可采用非可调式无功补偿装置,补偿功率不应大于网络最小无功负荷。

4 对于大型电炉、感应电炉、整流装置,当其自然功率因数低于 0.9 时,应装设电容器补偿装置,补偿后的功率因数应在 0.9 以上。

5 低压无功补偿应按分散设置的原则确定补偿地点,宜在低压配电室采用柜式电容器屏,但当单台容量较大、连续运行的电动机需要无功补偿时,宜采用补偿电容器就地补偿。

7.1.8 谐波治理应按现行国家标准《电能质量 公用电网谐波》GB/T 14549 的有关规定执行。谐波治理也应遵循分级分散的原则在谐波源处进行。

7.1.9 企业的无功补偿应采取滤波装置的基波补偿作用。

7.1.10 照明设计应符合现行国家标准《建筑照明设计标准》GB 50034 的有关规定,并应符合下列规定:

1 宜采用混合照明。

2 应根据工作场所的条件采用不同种类的高效光源,除特殊需要外,不得使用管形卤钨灯或白炽灯作照明光源。

3 灯具悬挂较低的生产车间、辅助车间和生活设施,应采用

高光效荧光灯、小功率钠灯或其他高效光源,不宜采用白炽灯作照明光源。

4 当采用气体放电灯照明时,应采用能耗低、高功率因数的整流器。

5 大型厂房的照明系统宜采用分区控制方式,辅助生产和生活福利设施的照明系统应适当增设照明控制开关,短时有人的场所宜采取节能自熄措施。

7.1.11 监测计量仪表应按最小经济核算单位装设,宜在企业电源进线端装设最大需量表,在实行峰谷电价的地区,应装设峰谷电能计量表。

7.2 电解整流装置

7.2.1 整流机组一次侧电压选择应符合下列规定:

1 机组总功率小于 40MW 时,宜按表 7.2.1 选择。

表 7.2.1 整流机组一次侧电压选择

整流机组单机 额定容量(kV·A)	一次侧额定电压(kV)	
	电网直接供电时	经变压器降压供电时
<1000	10	0.38、10
1000~3150	10、35	10
3150~12500	10、35	10
12500~25000	35、110	35
≥25000	≥110	≥35

2 当电网电压为 110kV、机组总功率大于或等于 40MW 时,应采用 110kV 直降方式;机组总功率大于 25MW 且小于 40MW 时,应经技术经济后比较确定采用 110kV 直降或二次降压。

3 当电网电压大于 220kV 时,整流机组一次侧电压应经技术经济比较后确定。

4 靠近发电厂或区域变电所的大型电解厂,宜采用受电电压直降的整流装置。

7.2.2 整流机组的调压方式应符合下列规定：

1 二极管整流机组，当调压深度小于 50% 时，单机组可采用单级一次侧抽头有载调压整流变压器；多机组系列应保证并联机组间的负荷平衡。

2 二极管整流机组，当调压深度大于或等于 50% 时，应符合下列规定：

- 1) 一次侧电压小于或等于 110kV 时，应采用端部自耦有载调压；
- 2) 一次侧电压为 220kV 且机组容量小于 60MV·A 时，宜采用第三绕组加串联（辅助）变压器调压，当机组容量大于 60MV·A 时，宜采用降压自耦有载调压；
- 3) 一次侧电压大于 220kV 时，主接线及调压方式应经技术经济比较后确定。

3 晶闸管整流机组应根据生产工艺要求，采用晶闸管相控调压并配以一次侧有多级的无载或有载调压整流变压器。

7.2.3 电解用整流站应靠近电解车间布置，整流变压器应靠近整流柜安装。

7.2.4 电解用整流装置的接线方式，当直流额定电压为 300V 及以下时，宜采用双反星形带平衡电抗器接线；当直流额定电压为 300V 以上时，大、中型整流机组宜采用三相桥式同相逆并联接线方式。

7.2.5 电解整流站交、直流母线电流密度应符合下列规定：

1 直流主母线应符合下列规定：

- 1) 铝电解铝母线应为 $0.25\text{A}/\text{mm}^2 \sim 0.35\text{A}/\text{mm}^2$ ；
- 2) 重有色金属铜母线应为 $1.0\text{A}/\text{mm}^2 \sim 1.5\text{A}/\text{mm}^2$ 。

2 整流机组的交、直流支母线应符合下列规定：

- 1) 铝母线应为 $0.5\text{A}/\text{mm}^2 \sim 0.7\text{A}/\text{mm}^2$ ；
- 2) 铜母线应为 $1.0\text{A}/\text{mm}^2 \sim 1.5\text{A}/\text{mm}^2$ 。

7.2.6 电解整流所谐波抑制和治理宜采用下列方式：

1 无自动稳流的二极管整流机组,宜采用单机组 12 脉波,多机组宜构成等效多相整流系统。

2 有自动稳流的多机组宜采用单机组为 6 脉波或 12 脉波构成的等效多相制整流系统,并宜设调谐滤波补偿装置。单机组可采用单机组多相整流系统,必要时可加装调谐滤波补偿装置。

7.2.7 电解整流所应有精度较高的交直流量装置,其装置应符合现行国家标准《有色金属冶炼厂电力设计规范》GB 50673 的有关规定。

7.2.8 大、中型电解铝厂的电解槽应采用计算机自动控制和调节。

7.2.9 电解厂的大、中型整流所应装设计算机集散控制系统。

7.2.10 电解用整流机组的效率应符合表 7.2.10 的规定。

表 7.2.10 电解用整流机组的效率

机组整流电压(V)		<200	200~400	400~600	600~800	800~1100	>1100
机组效率(%)	有稳流控制	91~92	93~94	94~95	95~96.5	96.5~ 97.6	97.6~ 98.2
	无稳流控制	92~93	94~95	95~96.5	96.5~ 97.8	97.8~ 98.4	98.5

7.2.11 电解整流所交、直流母线除应与变配电装置采用螺栓连接外,其他各处宜采用焊接。

7.3 电炉装置

7.3.1 电炉变压器的一次侧电压,当容量在 10MV·A 或以上时,宜采用 35kV 及以上的电压。

7.3.2 电炉的供电装置选择应符合下列规定:

1 石墨化电炉应采用配备有载分接开关的调压二极管整流机组供电,整流装置宜采用双反星形五铁芯柱无平衡电抗器接线方式,宜采用同相逆并联接线。

2 电煅烧炉宜采用无载电动调压整流装置或交流单相电炉变压器供电。

3 大容量工频感应电炉应采用单独的变压器供电,小容量工频电炉宜与其他负荷共用的电力变压器供电。

4 大容量电阻炉应采用单独的电力变压器或电炉变压器供电。

5 中频感应电炉宜采用由晶闸管、绝缘栅双极型晶体管(IGBT)等元件组成的变频装置供电。

7.3.3 电炉的调压方式应根据调压范围大小确定。调节范围不大时,宜采用一次侧抽头分接开关调压;调压范围较大时,可采用自耦调压或其他方式调压。

7.3.4 加热电炉应采用晶闸管交流电力控制器进行调压或调功控制。

7.3.5 电路短网布置应符合下列规定:

1 短网应采用铜母线材质,短网长度、相间距离及铜线宽厚比的设计应满足短网的电阻和电抗最小值的要求。

2 电流相反方向的导线应靠近。

3 短网导体附近应避免有磁性金属闭合回路。

7.3.6 与其他负荷共用变压器供电的非三相工频感应电炉应采用相平衡装置,相平衡装置的参数应能调节。

8 公用设施

8.1 给水排水

8.1.1 给排水节能设计应符合下列规定：

1 应采用循环及串级供水方式，并应减少排污水及处理量，同时应提高水的重复利用率。

2 有色金属冶金工厂水的重复利用率应在 95% 以上。

3 车间的总进水管及车间内的主要干管上应配备流量计。

8.1.2 给水系统应采取下列节能措施：

1 选择水源应服从国家与地方对资源的全面规划，对取水方式、净水工艺、设备选型等应进行综合比较，并应符合下列规定：

1) 当采用水库水或其他具有地形高差的水源作工业用水时，应利用水源地的地形高差，采取自流进水的方式；

2) 取水泵站应采用高水位自流进水，低水位应采用水泵抽水；

3) 当采用高浊度的地表水水源作工业用水时，应在水源地就近设置净化处理设施；

4) 当取水水源水位变化较大时，取水泵应设置调速装置。

2 厂区内的给水系统应根据工艺对水量、水质、水压及水温的不同要求，采用分质、分压供水方式和串级供水方式，并应一水多用。

3 对于自建生活用水设施的企业或用水量经常变化的场所，应采用变频或其他调速方式的水泵供水。

4 当各用户要求的供水压力相差较大时，可根据具体情况采用分压式或局部加压方式供水。

8.1.3 循环水系统应采取下列节能措施：

1 对于连续运行的大型给水设备和冷却设备等的选择应进行多机型比较,并应符合下列规定:

- 1)应根据生产用水变化和建设进度,确定水泵选型与水泵台数。多台水泵并联工作时,应对泵与管道的并联工况进行计算与分析,确定最佳工作点;
- 2)当向一台设备不同部位供水压力相关较大时,宜分别配置不同供水压力的供水泵;
- 3)水泵进、出水管道上的阀门、止回阀等附件设备应选用节能型产品;
- 4)冷却塔用风机应选用可调速的风机;
- 5)应利用循环水的回水余压进冷却塔进行冷却,并应在进水总管上设旁通管,气温较低时回水应无需进塔直接回用。

2 应提高循环水的循环率,并应符合下列规定:

- 1)采用除盐水闭路循环供水系统时,循环率不应小于 99%;
- 2)采用开路净循环供水系统时,循环率不应小于 97%,浓缩倍数不应小于 3;
- 3)炉渣水碎、中间产品水碎、铸锭冷却等浊循环供水系统的循环率不应小于 90%;
- 4)对用于冷却循环、空调、热交换、锅炉等系统的工业用水,宜采用静电除垢器或电子水处理器等节能设备;
- 5)循环水系统旁滤设施的反冲洗水宜采用循环水;
- 6)循环水系统补充水管上应设置流量计,并设置自动调节补充水量的控制装置;
- 7)循环水水池宜设置盖板。

8.1.4 排水系统应采取下列节能措施:

1 排水系统的设计应以重力流为主,应不设或少设提升泵站。当无法采用重力流或重力流不经济时,可采用压力流。

2 在废水处理流程中应利用余压和自流方式输水。

3 各车间排出污水宜集中处理,并应根据各车间排出污水量及成分对污水进行预处理后,再与其他污水混合处理。

8.2 采暖、通风与空气调节

8.2.1 采暖节能设计应符合下列规定:

1 民用建筑的采暖应采用热水作热媒,工业建筑的采暖当厂区只有采暖用热或以采暖用热为主时,宜采用高温水采暖,当厂区供热以工艺用蒸汽为主时,可采用蒸汽作热媒。

2 采用蒸汽作采暖热媒时,用汽设备产生的凝结水宜回收利用,凝结水回收系统宜采用闭式系统。

3 设置采暖的工业建筑,工艺对室内温度无特殊要求且每个人占用建筑面积超过 100m^2 时,不宜设置全面采暖,应在需要采暖的工作区设置局部采暖。

4 位于严寒地区、寒冷地区的工业建筑,经常开启的外门且不设门斗和前室,当生产或使用要求不允许降低室内温度时,宜设置热空气幕。

5 对位于严寒地区和寒冷地区的建筑物,且在非工作时间或中断使用的时间内,室内温度应保持在 0°C 以上,当利用房间蓄热量不能满足要求时,应按 5°C 设置值班采暖。

6 散热器宜明装,其接管宜采用上进下出、同侧连接的方式,散热器外表面应刷非金属性涂料。

7 热水采暖系统,应在每个建筑物热力入口处供回水总管上设置温度计、压力表及除污器,宜根据室内采暖系统所采用的调节方式设置水力平衡阀、自力式流量控制阀或自力式压差控制阀,并宜设置热量计量装置。

8 蒸汽采暖系统,供汽压力高于室内采暖系统工作压力时,应在采暖系统入口的供汽管上装设减压装置,并宜设置热量计量装置。

8.2.2 通风除尘节能设计应符合下列规定:

- 1 工业厂房当自然通风不能满足要求时,应采用机械通风。
- 2 通风、除尘及烟尘净化系统的负荷变化较大时,风机宜采用调速装置,也可采用风机并联措施。
- 3 单台风机能满足通风系统要求时,不宜采用两台风机并联同时工作。
- 4 选用通风机时,风机设计工况效率不应低于风机最高效率的 90%。

8.2.3 空气调节节能设计应符合下列规定:

- 1 应提高夏季或降低冬季室内空调温度、湿度。
- 2 空气调节系统采用的最小新风量应符合下列规定:
 - 1) 工业建筑应保证每人不少于 $30\text{m}^3/\text{h}$,并按最大班的人数确定新风量;
 - 2) 保证空气调节房间在 $5\text{Pa}\sim 10\text{Pa}$ 的微正压条件下所需的新风量或补偿房间排风所需新风量中二者取较大值;
 - 3) 确定空气调节系统冬、夏季应采用的最小新风量,取本款第 1 项和第 2 项中的最大值作为空气调节系统的最小新风量。
- 3 设空气调节的工业高大厂房,当其高度大于或等于 10m 、体积大于 10000m^3 ,且要求空气调节区的高度与总高度之比等于或小于 0.5 时,宜采用分层空气调节系统。
- 4 对空调房间设有的集中排风系统宜设置排风热回收装置。

8.2.4 空气调节系统的冷热源选择应符合下列规定:

- 1 空气调节系统的冷热源应按下列要求选择:
 - 1) 有余热和废热的工厂,且空调负荷较大时,宜采用溴化锂吸收式制冷机;
 - 2) 冷水机组宜选用水冷电动压缩式冷水(热泵)机组;
 - 3) 对空调面积较小、房间分散、空调使用时间和要求不同的空气调节系统,宜采用风冷式、水冷式或直接蒸发式空气调节机组。

2 选用两管制空调冷、热水系统的循环水泵时,冷水循环泵和热水循环泵宜分别设置。

8.2.5 采暖、空气调节系统的设备、管道应保冷和保温,保冷、保温层厚度、保温结构应符合现行国家标准《设备及管道绝热设计导则》GB/T 8175 的有关规定。

8.3 余热回收和利用

8.3.1 工艺过程中的烟气、汽、水、渣、产品的余热应采取直接或间接的方式合理利用。

8.3.2 工艺余热利用应遵循“梯级利用,高质高用”的原则,并应用于产生余热的工序。

8.3.3 冶金炉烟气余热回收装置的烟气排放温度,当烟气用于制酸时,应根据制酸工艺要求和烟气三氧化硫露点温度确定;当烟气不用于制酸时,应根据后续生产工艺的要求,经技术经济比较后确定。

8.3.4 当烟气温度高于 800°C 时,烟气余热回收率应大于 50%;当烟气温度为 $500^{\circ}\text{C} \sim 800^{\circ}\text{C}$ 时,烟气余热回收率应大于 30%。

8.3.5 采用余热锅炉回收烟气余热时,应根据烟气物理化学特性及蒸汽合理利用方式确定余热锅炉工作压力。

8.3.6 高品质蒸汽应采用热动、热电及热电(动)冷联供等梯级综合利用方式,并应用于发电、驱动原动机或吸收式制冷,不宜将高品质蒸汽减压减温供热。

8.4 氧气供应

8.4.1 氧气站设计应符合现行国家标准《氧气站设计规范》GB 50030和《深度冷冻法生产氧气及相关气体安全技术规程》GB 16912的有关规定。

8.4.2 氧气站应适应工艺用氧量和用氧制度,氧气供应系统应设置一定的缓冲和液氧储存设备。

8.4.3 工艺用氧浓度小于 90%、计算耗氧量小于 8000m³/h(标准状态下)(以 100% 氧气计)时,宜选用变压吸附制氧工艺;工艺用氧浓度高于 93%时,应选用深冷制氧工艺;工艺计算耗氧量大于 8000m³/h(标准状态下)(以 100% 氧气计)、用氧浓度小于 90%时,可经技术经济比较确定制氧工艺。

8.4.4 大中型制氧站宜配套稀有气体回收装置。

8.5 蒸汽、热水供应

8.5.1 新建、改建、扩建的企业供热系统,应利用工艺过程中产生的余热资源。

8.5.2 需设置独立的供热设施时,应根据冬季和夏季的最大、最小、平均耗热量以及供热参数确定锅炉和建设规模,当单台锅炉额定出力 20t/h 及以上、设备利用时数大于 4000h/a 时,应热电联产。

8.5.3 热电站技术指标应符合下列规定:

1 年平均总热效率应大于 45%。

2 年平均热电比,单机容量为 1.5MW~25MW 的供热机组应大于 100%;单机容量为 50MW、100MW、125MW 的供热机组应大于 50%。

8.5.4 供热系统选用高效节能设备应符合下列规定:

1 选用高效节能的锅炉,锅炉的设计热效率不应低于现行行业标准《工业锅炉通用技术条件》JB/T 10094 的有关规定。

2 选用高效节能的鼓引风机、给水泵、给煤、除灰渣、备煤等设备,其能力应与锅炉匹配。

3 当供热负荷波动较大,与锅炉匹配的鼓引风机、给水泵可采用调速装置。

8.5.5 供热管网设计应符合下列规定:

1 热源和工艺用户要求的介质参数应协调,不宜采用节流降压供热。

2 应按经济流速计算供热管道的管径。

3 接往各车间的供热支管,应在车间入口处加设流量计量装置。

8.5.6 热力设备和管道应按国家现行标准《设备及管道绝热设计导则》GB/T 8175 和《火力发电厂保温油漆设计规程》DL/T 5072 的有关规定进行保温。

8.5.7 建筑物采暖介质在满足要求的前提下,应采用热水。

8.5.8 供热系统的凝结水回收应符合下列规定:

1 蒸汽供热系统和用汽设备在满足工艺要求的条件下,凡凝结水有可能被回收时,应采用间接加热方式。

2 用汽设备产生的凝结水,回收率不得小于 75%。

3 可能被污染的凝结水,应设置水质监测及净化装置,并应分别处理。

8.6 压缩空气供应

8.6.1 压缩空气站设计应符合现行国家标准《压缩空气站设计规范》GB 50029 的有关规定。

8.6.2 压缩空气用户的压力等级不同时,应分级供应,不宜将高压力的气体经减压供应给低压力的用户。

8.6.3 压缩空气站宜采用分区集中供应的原则配置。

8.6.4 压缩空气站应选用高效空气压缩机,空压机应带有负荷调节器;空压站设有两种压力的空压机时,宜用高压力的机组作为低压力的备用机组;对有油、无油两种机型的站房,宜采用无油空压机机组作为备用;应选用高效的空气过滤器;空压站应设置废油收集装置。

8.7 热 媒

8.7.1 有机热载体炉应采用国内外高效率、低能耗的炉型。

8.7.2 有机热载体炉应在满足生产工艺的要求下使用低质燃料,

也可采用燃气或石油制品。

8.7.3 有机热载体炉应根据工艺条件降低排放烟气温度,并宜利用烟气中的热量预热助燃空气。

8.7.4 导热油管道应进行保温,保温材料应选用导热系数小、密度小、造价低、运输方便,且易于施工的材料制品。

8.7.5 导热油泵应按技术经济指标先进、寿命长、维修方便的原则选择。

8.8 氢 氧 站

8.8.1 氢氧站设计应符合现行国家标准《氧气站设计规范》GB 50030的有关规定。

8.8.2 氢氧站应采用水电解制氢的生产工艺流程,当冶炼生产用氢量大时,应设置氢气回收纯化系统,氢气回收纯化装置应分为常压式系统和压力式系统。

8.8.3 综合能耗指标应符合表 8.8.3 的规定。

表 8.8.3 综合能耗指标($\text{kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$)(标准状态下)

项目 \ 等级		等级			备注
		一级	二级	三级	
水电解槽		4.00	4.50	5.5	直流电耗
氢氧站		5.5	6.0	6.5	交流电耗
氢气回收 纯化装置	常压式系统	0.3	0.35	0.4	交流电耗
	压力式系统	0.2	0.25	0.3	交流电耗

8.8.4 氢氧站应采取下列节能措施:

- 1 经技术经济分析合理时,应设置氧气回收系统。
- 2 氧气无销售市场时,宜采用天然气制氢、含氢尾气回收等制氢工艺。
- 3 冶炼生产采用过量氢气工艺时,应设置氢气回收纯化系统。
- 4 宜根据氢气负荷设置氢气贮气罐(柜)。
- 5 确定水电解制氢设备总台数和总容量时,宜使设备在低电流密度下运行。

6 水电解槽运行时,应加入添加剂。

7 氢气回收纯化装置宜毗邻用氢设备布置,用氢设备附近无法布置时可设置独立的氢气回收纯化系统。

8.9 软化水、除盐水供应

8.9.1 工业用水的软化、除盐设计应符合现行国家标准《工业用水软化除盐设计规范》GB/T 50109 的有关规定。

8.9.2 低压锅炉给水应符合现行国家标准《工业锅炉水质》GB 1576 的有关规定,中高压锅炉给水应符合现行国家标准《火力发电机组及蒸汽动力设备水汽质量》GB/T 12145 的有关规定。

8.9.3 锅炉给水采用化学水处理时,锅炉的排污率应符合下列规定:

- 1 以软化水作为补给水的低压锅炉不应大于 10%。
- 2 以软化水作为补给水的中压锅炉不应大于 5%。
- 3 以除盐水作为补给水的热电站不应大于 2%。

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

- 《压缩空气站设计规范》GB 50029
- 《氧气站设计规范》GB 50030
- 《建筑照明设计标准》GB 50034
- 《工业用水软化除盐设计规范》GB/T 50109
- 《有色金属冶炼厂电力设计规范》GB 50673
- 《工业锅炉水质》GB 1576
- 《设备及管道绝热设计导则》GB/T 8175
- 《火力发电机组及蒸汽动力设备水汽质量》GB/T 12145
- 《电能质量 公用电网谐波》GB/T 14549
- 《深度冷冻法生产氧气及相关气体安全技术规程》GB 16912
- 《火力发电厂保湿油漆设计规程》DL/T 5072
- 《工业锅炉通用技术条件》JB/T 10094

中华人民共和国国家标准

有色金属冶炼厂节能设计规范

GB 50919 - 2013

条文说明

制 订 说 明

《有色金属冶炼厂节能设计规范》GB 50919—2013,经住房和城乡建设部 2013 年 9 月 6 日以第 139 号公告批准发布。

本规范制订过程中,编制组进行了深入调查研究,在认真总结有色冶炼行业的实践经验和技术进步的基础上,经反复讨论和广泛征求有关设计、科研、生产单位的意见,制订了本规范,并通过专家审查定稿。

规范编制应符合国家有关政策法规,执行国家有关节能的法规和标准。规范要求工程项目设计中应淘汰高能耗的落后工艺,并积极推广先进技术和设备,推动有色金属冶炼厂的节能技术进步。

为了方便设计、生产、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,本规范按章、节、条顺序编制了条文说明。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,对强制性条文的强制性理由作了解释。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	(81)
3	重有色金属冶炼	(84)
3.1	铜冶炼	(84)
3.2	铅冶炼	(101)
3.3	锌冶炼	(105)
3.4	镍冶炼	(113)
3.5	钴冶炼	(122)
3.6	锡冶炼	(124)
3.7	锑冶炼	(136)
3.8	冶炼烟气制酸	(137)
3.9	铜、铅阳极泥处理	(143)
4	轻金属冶炼	(148)
4.1	氧化铝生产	(148)
4.2	铝电解	(154)
4.3	铝用炭素制品生产	(157)
4.4	镁冶炼	(159)
4.5	钛冶炼	(162)
5	稀有金属冶炼	(166)
5.1	钨、钼冶炼	(166)
5.2	钽、铌冶炼	(167)
5.3	锂冶炼	(167)
5.4	硬质合金生产	(169)
6	有色冶金炉窑	(171)
6.1	一般规定	(171)
6.2	节能措施	(172)

7	电 力	(177)
7.1	企业供配电	(177)
7.2	电解整流装置	(182)
7.3	电炉装置	(186)
8	公用设施	(188)
8.1	给水排水	(188)
8.2	采暖、通风与空气调节	(189)
8.3	余热回收和利用	(193)
8.4	氧气供应	(195)
8.5	蒸汽、热水供应	(195)
8.6	压缩空气供应	(197)
8.7	热媒	(197)
8.8	氢氧站	(198)
8.9	软化水、除盐水供应	(200)

1 总 则

1.0.1 有色金属冶金工业是高能耗行业,降低冶金过程能源消耗是实现有色冶金工业可持续发展的必要手段。制订本规范的目的在于引导和规范有色金属冶炼厂建设项目的工程设计。

1.0.2 本规范适用于各类有色金属(含重有色金属、轻金属及稀有金属)冶金工厂新建、改建、扩建项目的工程设计。

1.0.3 根据国家有关项目的建设的规定,项目的可行性研究、初步设计文件应编制节能篇(章),分析和论证建设项目的工艺、设备、建筑的能耗水平和其产品的生产用能耗指标以及所采取的节能措施。固定资产投资工程项目的可行性研究报告应当包括合理用能的专题论证。固定资产投资工程项目的设计和建设应当遵守合理用能标准和节能设计规范。

1.0.4 相同条件下,由于工艺流程不同,能耗相差甚大。因此,采用先进的工艺流程、新技术和先进的节能设备都是重要的节能措施,设计中严禁采用国家明令淘汰的能耗高的老旧机电产品。本条为强制性条文,必须严格执行。

1.0.5 能耗指标与经济发展水平和节能技术发展情况有关,不能一蹴而就,本规范能耗指标按三个等级制订,一级能耗指标为国际先进水平,二级能耗指标为国内先进水平,三级能耗指标为国家发展和改革委员会颁发的有色金属冶炼企业单位产品能源消耗限额规定的准入值。能耗指标分三级制订,体现了既要有前瞻性,以赶超国际先进水平为目标,又要承认与发达国家的差距,允许有追赶先进的空间。

本规范强调对新建或大型改建、扩建项目的高要求,促进采用先进的节能工艺、技术、设备和材料,创建节能示范工程,带动本行

业节能技术的进步。

1.0.6 由于各种能源的热值不同,需要折合为兆焦和标准煤统一的计算单位。单位实物能源低(位)热值与单位标准煤热值的比值称为折算标准煤系数,低(位)发热量等于 29.3076 兆焦(MJ)燃料称为 1 千克标准煤(1kgce)。MJ 是国际接轨通行的燃料发热量计算单位,kgce 是结合中国国情将燃料发热值折算为标准煤作为计算单位。

外购燃料能源可取实测的低(位)发热量或供货单位提供的实测值为计算基础,二次能源及耗能工质均按相应能源等价值折算;当无法获得各种燃料能源的低(位)发热量和单位耗能工质的耗能量时,按现行国家标准《综合能耗计算通则》GB/T 2589 规定的折算系数计算能耗。有色金属冶炼工厂常用能源折算标准煤参考系数和常用耗能工质能源等价值见表 1 和表 2。

表 1 常用能源折算标准煤参考系数

能源名称	平均低位发热量	折算标准煤系数
原煤	20908kJ/kg(5000kcal/kg)	0.7143kgce/kg
洗精煤	26344kJ/kg(6300kcal/kg)	0.900kgce/kg
焦炭	28435kJ/kg(6800kcal/kg)	0.9714kgce/kg
重油	41816kJ/kg(10000kcal/kg)	1.4286kgce/kg
柴油	42652kJ/kg(10200kcal/kg)	1.4571kgce/kg
液化石油气	50179kJ/kg(12000kcal/kg)	1.7143kgce/kg
油田天然气	38931kJ/m ³ (9310kcal/m ³)	1.3300kgce/m ³
气田天然气	35544kJ/m ³ (8500kcal/m ³)	1.2143kgce/m ³
发生炉煤气	5227kJ/m ³ (1250kcal/m ³)	0.1786kgce/m ³
低压蒸汽	3763MJ/t(900Mcal/t)	0.1286kgce/kg
电力(当量值)	3600kJ/(kW·h)[860kcal/(kW·h)]	0.1229kgce/(kW·h)

表 2 常用耗能工质能源等价值

能源工质名称	能源等价值	折算标准煤系数
新水	2.51MJ/t(600kcal/t)	0.0857kgce/t
软水	14.23MJ/t(3400kcal/t)	0.4857kgce/t
压缩空气	1.17MJ/m ³ (280kcal/m ³)	0.0400kgce/m ³
氧气	11.72MJ/m ³ (2800kcal/m ³)	0.4000kgce/m ³
氮气(作副产品时)	11.72MJ/m ³ (2800kcal/m ³)	0.4000kgce/m ³
氮气(作主产品时)	19.66MJ/m ³ (4700kcal/m ³)	0.6714kgce/m ³

1.0.7 企业回收的余热属于节约能源循环利用,不属于外购能源,在计算能耗时,应避免和外购能源重复计算。余热利用装置用能计入能耗。回收能源自用部分,计入自用工序;转供其他工序时,在所用工序以正常消耗计入;回收的能源折算标准煤后应在回收余热的工序、工艺中扣除。

1.0.8 能源计量工作是合理利用能源的一项监管措施,对节约能源有重大作用,现代企业均设有专门的能源管理机构,对能源消费统计和能源利用状况进行分析,包括用能效率和节能效益分析、节能措施的研究等均离不开能源计量工作。

3 重有色金属冶炼

3.1 铜 冶 炼

3.1.1 火法炼铜厂的建设规模与建设投资、经营成本、单位产品能源消耗有着直接的关系。根据我国铜冶炼技术水平、设备供应能力和铜冶炼工业发展水平,火法炼铜的经济规模应在100kt/年以上。国家发改委2006年40号公告《铜冶炼行业准入条件》规定新建的铜冶炼项目的单系统铜熔炼能力应在100kt/年及以上。

3.1.2 本条对铜冶炼工艺流程的选择作出了规定。

1 铜矿石和精矿的组成是决定采用何种冶炼工艺的关键因素。硫化矿的可选性好,易于通过选矿富集,经选矿后产出的铜精矿,其含铜品位可富集至20%~35%。浮选硫化铜精矿通常采用火法冶炼工艺处理,这是由于火法冶炼具有能耗低、单位设备生产效率高、金属回收率高、有利于回收贵金属等优点所致。随着科学技术的进步,铜精矿火法冶炼所产出的二氧化硫烟气可以经济地回收制取硫酸,其硫的回收率达96%以上,冶炼过程硫的总捕集率可达99%以上,烟气对环境的危害可以得到有效控制。铜精矿火法冶炼工艺是当今世界铜冶炼行业中处于主导地位的生产方法。

氧化铜矿可选性差,难以进行选矿富集,宜直接采用浸出一萃取—电积湿法冶炼工艺生产电积铜;此外,一些不能经济地采用选矿富集的低品位含铜矿石,如含铜废矿石、露天矿坑的边坡矿、坑采巷道内的矿柱残留矿、浮选尾矿等含铜物料也成为湿法炼铜的原料。湿法炼铜虽然存在冶炼回收率低、生产周期长等缺点,但由于其原料主要是现有的选冶流程不能或难以处理的

各种含铜物料,省去了选矿过程,因而其建设投资、单位产品能耗及生产成本均要低于传统的选冶工艺。特别是随着铜矿资源的日益贫乏,为充分利用资源,湿法炼铜工艺将会有较大的发展空间。

利用废杂铜原料生产再生铜,不仅扩大了铜资源,而且还具有投资省、能耗少、生产成本低、环境污染轻等优点。利用废杂铜生产再生铜的方法主要有两种,一种是将纯净的铜和牌号明确的铜合金废料直接熔炼成精铜和铜合金产品,称之为直接利用;另一种是将成分复杂的含铜废料冶炼成合格的阴极铜,称之为间接利用。间接利用处理含铜废料通常采用火法冶炼工艺产出阳极铜,再经电解精炼生产阴极铜产品。含铜废料的火法冶炼工艺又根据原料组成的不同分为一段法、两段法和三段法工艺流程。在有转炉吹炼铜铈的工厂,将不含有机物的废杂铜作为冷料加入转炉处理。利用铜铈吹炼作业的富余热量将废杂铜熔化并吹炼成粗铜,既利用了余热,又满足了铜铈吹炼作业温度控制的要求。

2 火法炼铜的造铈熔炼方法众多,归纳起来有传统的鼓风炉熔炼、反射炉熔炼、电炉熔炼以及现代的闪速熔炼(包括奥托昆普闪速熔炼、INCO 氧气闪速熔炼)、熔池熔炼(包括诺兰达法、三菱法、艾萨法、奥斯麦特法、特尼恩特法、瓦纽可夫法、白银法和水口山法熔炼等)强化熔炼工艺。

传统的鼓风炉熔炼、反射炉熔炼和电炉熔炼工艺的共同特点是不能充分利用硫化铜精矿熔炼过程中的化学反应热,因此需要消耗大量的辅助燃料或电能。此外,熔炼过程产生的烟气量大,烟气中二氧化硫浓度低,不能经济地回收制取硫酸,从而造成对生态环境的严重污染,因此自 20 世纪 70 年代以来逐渐被一些新兴的强化熔炼方法所取代。

闪速熔炼和熔池熔炼的共同特点是充分利用硫化铜精矿熔炼过程中的化学反应热,有效运用富氧技术强化熔炼过程,在自热或接近自热的条件下完成熔炼过程,有效地降低能源消耗。熔炼过

程产生的烟气量小,烟气中二氧化硫浓度高,可以经济地回收制取硫酸,消除污染,保护环境。

国家发展和改革委员会 2006 年第 40 号公告《铜冶炼行业准入条件》中明确规定铜冶炼要采用闪速熔炼、富氧熔池熔炼等生产效率高、工艺先进、能耗低、环保达标的熔炼工艺和设备,并于 2006 年底前淘汰反射炉、电炉和 10m^2 以下熔炼用密闭鼓风机,2007 年底前淘汰所有鼓风机。故本款为强制性条款,必须严格执行。

3 闪速熔炼和各种熔池熔炼工艺的共同特点是普遍采用富氧熔炼技术,而且鼓风富氧浓度有越来越高的趋势。

采用富氧熔炼可以改善熔炼过程的热量平衡,减少烟气带走的热量,从而可以减少辅助燃料的消耗。

采用富氧鼓风可以强化熔炼过程,提高既有设备的生产能力。因此提高鼓风富氧浓度常被作为提高生产能力、降低单位产品综合能耗的主要手段之一。

鼓风富氧浓度的提高将直接导致烟气量的减少和烟气 SO_2 浓度的提高,减少烟气处理过程的能耗,有利于烟气制酸及生态环境保护。

制氧技术的进步导致氧气能耗和成本的降低,为熔炼过程大量使用氧气创造了有利条件。

闪速熔炼鼓风富氧浓度的确定,常以反应塔零燃料为目标,富氧浓度不受限制,根据对多数闪速熔炼工厂的统计,氧气耗量为 $700\text{m}^3/\text{t}\sim 1000\text{m}^3/\text{t}$ 铜的水平。熔池熔炼的鼓风富氧浓度的提高常受炉衬、喷枪寿命的限制,因此不同的熔池熔炼工艺的富氧浓度有所差别,但提高鼓风富氧浓度趋势是一致的。

4 目前铜铈的吹炼作业绝大多数在卧式转炉内进行。卧式转炉热量利用较好,除自热完成吹炼作业外,还可以利用富余热量处理电解残极、包壳、烟尘块、杂铜等固态冷料。此外,卧式转炉还具有建设投资低、技术成熟、杂质脱除率高、产品粗铜含硫低等

优点。

由于卧式转炉吹炼过程是间歇式的周期性作业,产出的烟气和烟气中二氧化硫浓度都有波动,给烟气制酸带来麻烦。此外,卧式转炉炉口漏风量大,造成烟气流增大和烟气二氧化硫浓度的降低;炉体倾动时炉口有二氧化硫烟气逸出,污染操作环境。为解决上述问题,过去三十年中相继出现了三菱法吹炼、闪速吹炼和奥斯麦特吹炼等连续吹炼工艺,这些新的吹炼方法的共同特点是烟气连续,二氧化硫浓度稳定,炉子密闭性好,改善了二氧化硫外逸所造成的操作环境恶化,降低了烟气处理和烟气制酸的能源消耗。连续吹炼工艺与传统的卧式转炉吹炼相比,虽然目前在技术成熟程度上有所欠缺,建设投资较高,但是随着环保要求的日益严格,连续吹炼工艺无疑是铜钼吹炼技术的发展方向。

5 火法炼铜工厂铜钼吹炼产出的粗铜尚需经过火法精炼,进一步除去杂质,浇铸成阳极,再进行电解精炼。如无特殊原因,铜钼吹炼产出的粗铜应以液态粗铜直接加入精炼炉精炼,避免粗铜二次熔化而消耗燃料。回转式精炼炉具有密闭性好、散热量少、操作方便、安全性高等优点,尤其适合处理液态粗铜原料。

6 铜的电解精炼当前主要有传统的始极片阴极电解和永久阴极电解两种工艺。从产品能耗比较而言,前者蒸汽消耗略高,而后者直流电耗略高,二者综合能耗没有明显差别。在其他方面,前者具有建设投资低的优点,而后者具有劳动生产率高、金属积压量少等优点。因此,选择电解精炼工艺方案时应根据具体建设条件综合分析比较后予以确定。

3.1.3 综合能耗指标的确定主要根据对国内主要铜冶炼企业产品能耗情况的调查以及参照现行国家标准《铜冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21248 的各工序产品的三级能耗指标。

现行国家标准《铜冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21248的有关指标摘录见表 3~表 6。

表 3 粗铜(铜精矿-粗铜)工艺能耗、综合能耗指标(kgce/t)

能耗指标	先进值		新建准入值		限定值	
	工艺	综合	工艺	综合	工艺	综合
	不大于					
	330	340	500	530	750	800

表 4 阳极铜(铜精矿-阳极铜)工艺能耗、综合能耗指标(kgce/t)

能耗指标	先进值		新建准入值		限定值	
	工艺	综合	工艺	综合	工艺	综合
	不大于					
	380	390	550	580	800	850

表 5 电解工序能耗、工序综合能耗指标(kgce/t)

能耗指标	先进值		新建准入值		限定值	
	工艺	综合	工艺	综合	工艺	综合
	不大于					
	120	130	160	170	210	220

表 6 铜冶炼(铜精矿-阴极铜)工艺能耗、综合能耗指标(kgce/t)

能耗指标	先进值		新建准入值		限定值	
	工艺	综合	工艺	综合	工艺	综合
	不大于					
	530	550	660	700	900	950

上述各表中“先进值”是世界先进水平,“新建准入值”是根据国家发展和改革委员会在 2006 年第 40 号公告《铜冶炼行业准入条件》规定的新建企业必须达到的能耗指标。本规范综合能耗指标的确定是以“先进值”作为一级能耗指标的参照值,以“新建准入值”作为三级能耗指标的参照值。

目前,国内火法冶炼流程以粗铜为原料精炼成阳极铜仍划分为热装和冷装两类生产方式,热装流程是以热态粗铜加入回转式阳极炉精炼,能耗指标先进,新建工厂均采用此流程,但还有少量

老企业保留固定式反射炉处理冷态粗铜,相对能耗较高,以杂铜为原料精炼成阳极铜,增加了熔化期能耗,而且氧化还原时间长,需消耗燃料。为此,杂铜原料精炼生产阳极铜单耗指标需单独制订。

铜的湿法冶炼在我国起步较晚,只是初见规模,到目前为止我国湿法炼铜总产量达 150kt/年以上,电积铜规模 10kt/年以上的企业仅 4 家~5 家。鉴于湿法炼铜只有从矿山开采就地浸出、浸出液萃取、萃取液电解沉积三个主要工序,单位产品综合能耗还未形成可控制的指标,本规范依据耗能工序最大的电解沉积暂列出电积铜直流电耗三个级别的电耗指标。

3.1.4 本条对精矿干燥应采取的节能措施作出规定。

1 早期精矿干燥大多采用圆筒干燥机,但用于深度干燥铜精矿时,因为存在能耗高、污染严重等原因,近年来大多改为了气流干燥、蒸汽干燥等工艺。目前,圆筒干燥主要用于一般干燥,铜精矿控制终点含水在 7%~10%时,其容积脱水强度一般可达 35kg/($\text{m}^3 \cdot \text{h}$)~50kg/($\text{m}^3 \cdot \text{h}$)。提高入窑烟气温度减少尾气量和降低尾气温度旨在提高热效率。但入窑烟气温度不宜过高,否则易引起精矿脱硫。

2 本款对气流干燥作出规定。

(1)气流干燥系指含回转式短窑、鼠笼打散机和气流干燥管的三段式气流干燥装置。

(2)根据国内外生产经验,铜精矿气流干燥的气/固比可以适当降低,以提高干燥处理能力,减少尾气量及相应的尾气带走热量。我国金隆铜业有限公司铜精矿气流干燥气/固比已从 1.2 m^3/kg 调整为 0.85 m^3/kg ,同时入短窑烟气温度适当提高,以增加干燥能力。为避免精矿着火,可加入氮气等惰性气体。

(3)贵溪冶炼厂早期曾将蒸汽过热炉、蒸汽再热炉烟气(烟温约 400℃)引入作为气流干燥热源,取得了良好的节能效果。

3 熔炼和吹炼余热锅炉所产蒸汽一般压力为 4.0MPa,不宜直接作为铜精矿蒸汽干燥的干燥介质,宜使用余热发电后的背压

蒸汽作蒸汽干燥的热源,或直接使用阳极炉或硫酸转化余热锅炉产生的压力为 1.0MPa 左右的蒸汽,系统热利用效果最好。江西铜业公司贵溪冶炼厂、金隆铜业有限公司、阳谷祥光铜业公司 2007 年相继建成投产的 3 套铜精矿蒸汽干燥机均是如此。

江西铜业公司贵溪冶炼厂二期工程设置的蒸汽干燥机,加热蒸汽盘管转动,壳体固定,设计处理精矿 $Q=70\text{t/h}$ (干基),脱水能力为 $75\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$,但磨损较严重。江西铜业公司贵溪冶炼厂、金隆铜业有限公司、阳谷祥光铜业公司 2007 年相继建成投产 3 套新型铜精矿蒸汽干燥机,尺寸为 $\phi 4440\text{mm} \times 10140\text{mm}$,盘管和壳体同时转动磨损小,设计能力为 $110\text{t/h} \sim 144\text{t/h}$ (干基),脱水量为 $76\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h}) \sim 100\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。

3.1.5 本条对造钽熔炼应采取的节能措施作出规定。

1 熔炼过程宜实行精料方针,按照合理的精矿成分,选择适当的备料流程,进行必要的炉料准备。

2 造钽熔炼所产出的高温烟气蕴含大量热能,不同的熔炼工艺,其出炉烟气温度为 $1200^\circ\text{C} \sim 1400^\circ\text{C}$,所含热能占熔炼过程总热量的 $35\% \sim 40\%$,有的甚至更高,回收烟气中的余热是重要的节能措施。设置余热锅炉可回收烟气中 $60\% \sim 70\%$ 的热能。余热锅炉产出的中压蒸汽可供发电或生产、生活用汽。根据国家发展和改革委员会 2006 年第 40 号公告《铜冶炼行业准入条件》的规定,火法熔炼必须设置烟气余热回收设施,故本款列为强制性条款,必须严格执行。

3 本款对闪速熔炼作出规定。

1) 闪速熔炼属悬浮熔炼,主要化学反应在反应塔中 $2\text{s} \sim 3\text{s}$ 左右完成,如果精矿水分未充分脱除,会出现反应不完全而产生“下生料”的现象。

2) 随着闪速熔炼技术的不断进步和完善,新型精矿喷嘴的应用,常温富氧熔炼具有流程短、生产稳定、能耗低等优势,反应塔工艺风富氧浓度一般以反应塔内实现自热熔炼(不加辅助燃料)为基

准来确定。

3)造铕熔炼提高铜铕品位,可充分利用铜精矿的化学反应热,又可减轻铜铕吹作业负荷,降低能耗。目前国内闪速熔炼的铜铕品位宜控制在 55%~72%的范围内。

4)闪速炉炉体冷却水仅温升 10℃左右,不受污染,应循环使用。

5)因为闪速炉高铜铕品位、高富氧浓度、高处理量和高热强度熔炼技术的应用,反应塔所需补充的燃料量非常少,甚至自热,而沉淀池及上升烟道不宜烧固体燃料,闪速炉一般以重油或天然气为燃料。

6)闪速熔炼采用计算机在线控制,主要对铜铕品位、铜铕温度,炉渣铁硅比等重要参数进行控制,其相应的调节手段是反应塔供氧量、辅助燃料量以及炉料配料比例。在线控制可使熔炼过程在最佳条件下稳定运行。

4 本款对富氧顶吹浸没熔炼作出规定。

1)炉料含水高将增加熔炼过程能耗,故含水 8%~10%是多家工厂的控制要求。

2)提高鼓风富氧浓度,可改善熔炼过程热平衡,减少烟气量。所以实际生产中的富氧浓度控制在 40%~65%。

3)铜铕品位宜为 50%~70%是反应热合理分配的要求,也是顶吹浸没熔炼可以实现的指标。

4)如果煤的低发热值过低,则富氧顶浸没熔炼(艾萨法、奥斯麦特法)烟气量将太大,因此所带走的热量过多,烟气处理系统的设施也会更庞大,不利于节能。

5 本款对富氧侧吹熔池熔炼作出规定。

1)炉料含水高将增加熔炼过程能耗,故炉料含水 7%~10%是目前工厂的实际控制指标。

2)由于受风眼区炉衬寿命限制,富氧浓度不能过高。白银有色公司白银炉富氧浓度低于 50%,大冶有色公司诺兰达炉富氧浓

度为 35%~45%。

3)富氧侧吹熔池熔炼产出的铜铕品位有所不同,白银法铜铕品位达 50%,诺兰达法高达 65%~73%。

4)如果煤的低发热值过低,则熔炼烟气量大,带走的热量多,烟气处理系统的设施也会更庞大,不利于节能。

6.7 控制入炉物料含水、提高铜铕品位、提高鼓风富氧浓度均为降低熔炼能耗的有效措施。这两款所取指标取自生产工厂的实践经验。

3.1.6 本条对铜铕吹炼应采取的节能措施作出规定。

1 铜铕吹炼产生的高温烟气蕴含大量热能,回收烟气中的余热是重要的节能措施,吹炼炉后应设置中压余热锅炉,所产蒸汽可供发电或生产、生活用汽。根据国家发展和改革委员会 2006 年第 40 号公告《铜冶炼行业准入条件》规定,火法熔炼必须设置烟气余热回收设施,故本款列为强制性条款,必须严格执行。

2 本款对卧式转炉吹炼作出规定。

1)利用转炉吹炼铜铕所产生的热量处理含铜物料,可以充分利用转炉吹炼的过剩热,节约能源;含铜物料主要有电解残阳极、不合格阳极板和废阳极模等。也可以加入不含有机物的废杂铜料。

2)富氧吹炼可缩短吹炼时间和提高烟气中二氧化硫的浓度,也可以改善热平衡,从而处理更多的冷料。但是根据生产实践,当转炉吹炼富氧浓度超过 28%时,风眼区的耐火材料的侵蚀速率明显加快。故设计控制在 26%以内较妥当。

3)双炉期交换吹炼可以提高送风时率,使烟气均衡且降低烟气流量,降低烟气处理及制酸能耗。

4)转炉吹炼铜铕主要能耗是转炉鼓风机电耗,由于该风机功率大,一般由高压电动机驱动。在转炉加料、出料或处理故障时停吹的时间内,不能随开随停,故停吹时间愈长,浪费电力愈大,所以提高送风时率和采用节能的调节鼓风量技术可以降低电耗。

5)转炉设置汽化冷却或水冷的密闭烟罩,可以防止喷溅物和烟气在烟罩内粘结和控制漏风率以减少烟气量的增加,保持烟气中二氧化硫浓度,降低排烟及制酸系统的能耗。贵溪冶炼厂、金隆冶炼厂转炉以及新近改造的大冶冶炼厂和云南铜业股份公司转炉的密闭烟罩漏风率均未超过50%。

3 本款对富氧顶吹浸没吹炼作出规定。

富氧顶吹浸没吹炼是铜钼吹炼工艺的一种方法,目前国内山西中条山有色金属公司侯马冶炼厂在处理固体钼时,同时往炉内加入一部分热态铜钼,能耗有所降低,吹炼的富氧浓度控制在30%~40%。云南锡业集团有限责任公司冶炼项目拟在富氧顶吹炼铜钼中处理热态铜钼。

4 本款对闪速炉吹炼作出规定。

1)闪速吹炼与闪速熔炼的原理一样,主要化学反应在反应塔中2s~3s内完成。由于铜钼粒度小,有足够的表面积有利于炉料水分的充分脱除,可确保反应完全,也不会出现“下生料”现象。

2)富氧吹炼可降低烟量,改善吹炼过程热平衡,是节能的有效措施。富氧浓度可按热平衡确定,祥光冶炼厂富氧浓度为65%~80%。

3)闪速炉吹炼铜钼,虽然省去了转炉高压鼓风机、包子吊车,并且吹炼的烟气量大幅度降低,能耗减少,但热的铜钼要水碎、碾磨和烘干,损失的热量和增加的电耗不小。闪速炉吹炼与卧式转炉吹炼相比,设计规模愈大,闪速炉吹炼的优势愈明显,粗铜设计规模200kt/年以上的冶炼厂,在能耗方面采用闪速吹炼比卧式转炉合适。

3.1.7 本条对炉渣电炉贫化应采取的节能措施作出规定。

1 电炉炉顶操作平台与楼面间采取绝缘措施除出于安全考虑外,还可防止短路造成电力损失。电极附近的炉顶及操作平台构造采用防磁措施是为了防止形成磁涡流而增加电力损失。

2 炉渣水碎的冲渣水量通常为渣量的15倍~20倍,近年来

一些工厂通过改进冲渣水喷头结构、降低水温和控制水压手段,改善了水碎粒化效果,冲渣水量降至渣量的 10 倍~15 倍。

3 贫化电炉漏入冷空气,将使炉膛温度降低,增加电耗,因此要求对进渣口、加料口、电极孔、排渣口等开口部位加强密封措施,以减少冷空气漏入量。

3.1.8 本条对炉渣选矿贫化应采取的节能措施作出规定。

1 碎磨及选别工艺应优先采用高效率节能的半自磨+球磨碎磨工艺或超细碎的常规碎磨工艺。

2 选用节能型选矿设备,不得采用高能耗的淘汰机电产品。

3 根据国内外对各选矿作业能耗分配的统计,碎磨作业能耗约占选矿总能耗的 60%~70%,而磨矿又占其中的 80%以上,因此在 20 世纪 70 年代后期,国际选矿工程界有人提出了“多碎少磨”的概念,认为在选矿厂的实际生产中应推行“多碎少磨”的工艺制度,其实质就是强化破碎作业,尽量减小最终破碎产品(即磨矿给矿)粒度,从而降低磨矿功耗。国内某铜矿所进行的工业试验表明,当磨机给矿粒度 P_{95} 从 15mm 降到 12mm 时,磨机处理能力提高了 10%左右。基于铜冶炼炉渣比一般天然矿石难磨,其邦德功指数 W_i 高达 $23\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ (一般铜矿石 $W_i=13\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}\sim 14\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$),因此如果选择常规碎磨工艺时,经济合理的炉渣磨矿给矿粒度定为 $P_{80}=8.0\text{mm}$ 较为适宜。

对于如何选择碎磨工艺,应根据具体工程项目的实际情况通过仔细的比较而定,应考虑的因素包括规模大小、建设周期、建厂场地条件、设备供货周期及业主要求等。规模较小时以选择常规碎磨工艺较为适宜,如贵溪冶炼厂一期工程的转炉渣选矿规模为 270t/d,采用的是常规碎磨流程;二期扩建时炉渣量增加到 600t/d,仍旧采用常规碎磨流程。对于炉渣量在 1000t/d 时,现有国产常规碎磨设备的规格、能力及能力匹配均能满足选用要求。

半自磨工艺是当今国际流行的、先进的碎磨工艺,其特点是由于采用了大型化设备,因而使系统能力加大,设备数量减少,工艺

流程简化,建厂占地面积减小,从而加快了项目的建设进度。国外一些大型铜冶炼厂(如芬兰的哈加瓦尔塔冶炼厂、加拿大的霍恩冶炼厂、墨西哥的卡纳涅阿冶炼厂等)炉渣选矿也已采用了半自磨工艺。国内贵溪冶炼厂的三、四期工程的炉渣选矿以及山东阳谷祥光铜冶炼工程的炉渣选矿等项目也相继采用了半自磨工艺,并已成功投入生产。

4 浮选设备大型化的节能效果将是明显的。以 CLF 型浮选机为例:CFL-20 的单槽安装功率为 75kW(比功率为 $3.75\text{kW}/\text{m}^3$),而 CFL-50 的单槽安装功率为 90kW(比功率为 $1.8\text{kW}/\text{m}^3$),贵溪冶炼厂三、四工程及山东阳谷祥光铜工程的炉渣选矿项目的粗、扫选作业就选用了 CLF-40 浮选机。浮选柱是一种新型高效节能浮选设备,对于处理细粒物料尤为适宜,可获得比机械浮选机更高的精矿品位,因此从 20 世纪 80 年代起国外已将浮选柱广泛用于一般矿石的精选作业,根据国外资料报道,与机械浮选机相比:浮选柱设备费可节省 45%、土建费用可用降低 20%、动力消耗可节约 25%。据报道,浮选柱在澳大利亚芒特艾萨和菲律宾帕萨冶炼厂的炉渣选矿中已实际应用,因此具有推广应用价值。目前国内使用成熟的浮选柱主要是 CPT 浮选柱。

5 渣精矿过滤可选用不同类型的真空过滤机或压滤机,贵溪冶炼厂一、二期工程炉渣选矿的生产实践表明:传统结构的真空过滤机的滤饼水分约为 12%或更高,为了使滤饼水分进一步下降,三期工程炉渣选矿选用了陶瓷圆盘过滤机。陶瓷圆盘过滤机在工作时由于利用了毛细管作用,因此使用真空产生的过滤动力大为减小,从而达到节能的效果。压滤机完全利用挤压力来达到固相与水的分离,因此压滤机的滤饼水分可降至 10%以下。

3.1.9 本条对火法精炼应采取的节能措施作出规定。

1 火法精炼工序与铜铕吹炼工序配置在同一厂房内的目的在于吹炼产出的热态粗铜可以方便地装入精炼炉,避免粗铜冷却后二次熔化,可以大幅度降低能耗。

2 热态粗铜精炼采用回转式精炼炉,装料、出铜便捷安全,可缩短精炼周期;回转式精炼炉结构紧凑,炉体小巧,密封性好,散热量小;氧化、还原及浇铸作业安全性好,1985年贵溪冶炼厂在国内首次建成回转式精炼炉后,国内新建的大型铜冶炼厂及老厂改建、扩建项目中均已采用回转式精炼炉。

3 可摇动式精炼炉侧面开门,利于冷态固体铜料的加入,扒渣方便。氧化还原管埋在炉墙口,不用人工持管。炉底采用透气砖加速了传热、传质,提高了氧化还原效率,缩短了精炼周期,节约了能耗。

4 根据各工厂的经验,精炼炉的容量通常能处理转炉2炉次的粗铜量,火法精炼车间宜配置2台精炼炉,单台炉子的容量应与转炉供给的粗铜量相匹配。

5 精炼炉出炉烟气温度在不同作业周期波动在 1200°C ~ 1400°C 之间,其余热的回收利用对节能具有重要意义。尤其是处理冷态铜料时,熔化期烟量大、温度高、持续时间长,更有回收烟气余热的必要。以容量为100t的固定式反射炉为例,炉后设置的余热锅炉产出低压蒸汽 4t/h ~ 6t/h ,容量为350t的倾动炉的余热锅炉产出蒸汽量为 8t/h ~ 15t/h 。近年来回转式精炼炉也逐步设置余热锅炉回收余热,热装熔融粗铜容量为350t的回转式精炼炉,其余热锅炉产汽量达 6t/h ~ 9t/h 。精炼炉烟气也可作为精矿干燥的热源或通过空气预热器产生热风作为烧嘴助燃供风等,以最大限度地利用热能。

6 采用富氧空气氧化,可以缩短氧化时间。美国肯尼科特冶炼厂用富氧空气氧化已有十年以上的生产经验,我国祥光铜冶炼厂也采用该技术。贵溪冶炼厂用倾动炉精炼废杂铜时也采用富氧空气加热和氧化。

7 透气砖首先在钢铁工业的转炉和钢水包上应用,近年来铜冶炼工业也开始推广应用。回转式精炼炉炉底设置透气砖,并连续鼓入氮气,可以起到搅动熔体、提高冶炼反应速度的作用。金川

集团有限公司铜精炼炉使用该技术后还原精炼时间缩短了 1/3, 贵溪冶炼厂、金隆冶炼厂和祥光铜冶炼厂均在回转式精炼炉底采用透气砖技术。杂铜精炼的可摇动式精炼炉也同样采用了透气砖技术。

3.1.10 本条对阳极板浇铸应采取的节能措施作出规定。

1 新建铜冶炼厂阳极板浇铸采用具有自动定量功能的圆盘浇铸机,其优点是阳极板废品率低,一般小于 4%,减少了废品阳极重熔能耗;此外,阳极板重量偏差小于 2%,为电解精炼工序降低残极率创造了条件。

2 阳极板浇铸时间不宜过长,通常控制在 4h~6h 内浇铸完毕,时间过长造成铜液温度过低,铜液含氧上升,需重新加热提高温度和再次还原,将增加能耗。

3 阳极板重量是根据电解精炼工序的阳极寿命、电流密度和控制的残极率确定的,阳极板重量过大会造成残极率提高,增加重熔能耗;若阳极板重量过小,则会造成电解精炼工序阳极寿命后期残极破损掉落,损坏设备,也会影响阴极铜质量。

3.1.11 本条对电解精炼应采取的节能措施作出规定。

1 电解槽和极板大型化以及采用极板作业机组和多功能专用吊车有利于节能降耗,理由是:电解槽和极板大型化可减少电解槽数量及槽面蒸发散热面积,缩短了溶液管道长度,减少了散热面积,有利于降低蒸汽消耗。

减少极板吊运频繁程度和缩短吊运距离,有利于降低交流电耗。

极板作业机组可提高极板的平直度和悬垂度,减少短路发生率。阳极板挂耳经铣切后可降低接触电阻。

多功能专用吊车定位正确,可以单极起吊,也可双极起吊,可以整槽起吊,也可以半槽起吊,行走一次可以完成多项作业,与通用设备相比电耗较低。

2 永久阴极电解法与始极片电解在能耗方面相比较,具有以

下差别：

省去始极片的生产制作，不需种板槽。用一条阴极洗涤剥片机组替代始极片制作机组、阴极洗涤机组和导电棒贮运机组。

阴极板强度高，平直度好，表面光滑，可缩短极距，减少短路发生率，有利于提高电流效率。

电流密度高，可达 $280\text{A}/\text{m}^2 \sim 330\text{A}/\text{m}^2$ ，因此电解液通电过程发热量大，蒸汽消耗量减少，但槽电压相应要高一些，所需电解槽数量少，因此散热量少。

综上所述，永久阴极法电解的电耗略高，蒸汽消耗则略低，二者综合能耗无太大差别。选择工艺方案时，应对建设投资、产品质量、经济效益等方面进行全面分析论证后确定。

3 影响电解精炼蒸汽消耗的主要因素是电解液蒸发造成的热损失以及电解槽体、溶液管道和设备的表面散热损失。本款中降低蒸汽消耗的措施均来源于工厂实际生产中行之有效的经验。

4 提高电流效率是降低铜电解精炼直流电耗的主要手段之一。提高电流效率的途径主要有防止漏电、避免极板之间形成短路、减少电解液中杂质的电化学反应等。本款中提高电流效率的措施均为工厂实际生产中总结出的行之有效的经验，所列指标通过努力是可以达到的。

5 降低槽电压也是降低铜电解精炼直流电耗的主要手段之一。本款中降低槽电压的措施是工厂实际生产中根据理论与实践相结合而总结出的经验，应提倡和推广。

1) 缩短同极中心距可以降低电流通过电解液的电阻，对降低槽电压有直接的关系。对大型极板而言，规定的同极中心距指标在采用极板加工机组处理极板时是可以达到的。

2) 电解液温度提高有利于降低黏度，加快离子迁移速度也就是降低了电解液的电阻，对降低槽电压有利。电解液温度过高则蒸发热损失增大，增加了蒸汽消耗和酸雾浓度影响作业环境，目前各工厂电解液温度多数控制在 $60^\circ\text{C} \sim 65^\circ\text{C}$ 。

3)降低导电排和极板之间的接触电阻可降低槽电压,对阳极板挂耳底部铣切,使耳部与导电排保持良好的接触可降低接触电阻。不锈钢阴极板在导电棒上镀铜及采用特殊焊接技术等都是为了提高导电率,降低电阻。

6 目前各电解工厂均采用可控硅整流机组,一般采用变压器和整流器靠紧的布置方式,额定功率条件下机组的整流效率可达95%~97%。

3.1.12 本条对电解液净化应采取的节能措施作出规定。

1 电解精炼过程中,电解液中铜离子浓度不断上升,砷、锑、铋、镍等杂质也在其中不断积累。为了维持电解液中铜、酸和其他杂质浓度在规定范围内,以保证阴极铜的质量,必须抽取部分电解液进行净化处理。净液量是根据阳极中杂质含量、杂质在电解过程中的溶出率、电解液中允许的杂质极限浓度以及净液过程中杂质的脱除程度来确定的。为尽量减少净液量,应选择杂质脱除程度高的净液流程和在保证阴极铜质量的前提下,合理确定杂质极限浓度。

2 电解液净化过程在脱除砷、锑、铋和镍等杂质之前首先要脱铜,预脱铜常用方法有中和结晶法、高酸结晶法和电积法三种。电积法脱铜电耗高,约为2000kW·h/t铜,产出阴极铜质量不高,通常为2号标准阴极铜。高酸结晶法蒸汽消耗高,约为8t/t硫酸铜~10t/t硫酸铜,产出硫酸铜结晶需重溶再结晶后方可获得含5个结晶水硫酸铜($\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$)达96%以上的合格产品。中和结晶法硫酸铜产出量大,可直接获得合格产品,若用氧化焙烧后的铜屑作中和剂,在鼓泡塔进行中和反应时,其蒸汽消耗量为2t/t硫酸铜~2.5t/t硫酸铜。若用残阳极、铜线等碎铜作中和剂,在具有假底的鼓风氧化中和槽中进行中和反应时,其蒸汽消耗量为8t/t硫酸铜~10t/t硫酸铜。

4 诱导法电积脱砷、锑、铋具有脱除率高(一般可达85%~90%),电流效率高、不产生或少产生砷化氢气体等优点,1986年

贵溪冶炼厂首次采用以后在国内普遍推广。“死循环”电积法是指电积过程中溶液从装槽开始直到电积终点为止,不加入新的溶液,铜离子浓度逐步降低,电积后期电流效率低,砷化氢气体大量产生,砷、锑、铋的脱除率为40%~60%。因此,这种落后工艺在新建工厂中不得使用。

5 电热蒸发效率高,可达80%以上。此外,由于电热蒸发的浓缩程度高,可浓缩到溶液含酸1100g/L,因此硫酸镍的结晶率(即脱除率)高于其他的浓缩结晶法,从而可以减少除镍的溶液处理量。其缺点是用电量,在缺电地区的应用受到限制。当脱镍处理量大时或用电不紧张地区可选择电热蒸发结晶工艺,当脱镍处理量小时可选择蒸汽蒸发结晶或冷冻结晶工艺,终点含酸浓度一般在700g/L。

3.1.13 本条对电解残阳极处理应采取的节能措施作出规定。

当工厂铜钨吹炼转炉冷料量多或铜钨吹炼采用闪速吹炼工艺时,残阳极无法返回吹炼工序,则残阳极的重熔需在其他炉子内进行。竖炉、倾动炉、固定式反射炉重熔残阳极都是可行的。尤其是竖炉,具有热效率高、重熔后不需氧化、还原,可直接浇铸成阳极板等优点,因此是最节能的途径。但竖炉需使用天然气或液化石油气为燃料,适应性受到限制。回转式精炼炉炉膛空间小,加热的传热面也小,熔化固体物料的热效率低,熔化速度慢,而且从炉口上方加入大量固体料易砸坏炉衬,故不宜使用。

3.1.14 本条对湿法炼铜应采取的节能措施作出规定。

1 湿法炼铜浸出过程在规模化工业生产中主要有搅拌浸出和筑堆浸出两种方式。搅拌浸出具有浸出速度快、浸出率高、适合于处理粉状或细颗粒物料的特点,其动力消耗也相应较高。筑堆浸出则具有浸出速度慢,浸出周期长的特点。为使料堆具有良好的渗滤性能和透气性能,对原料有一定的粒度要求。因此在设计中应根据原料的性质、状态对两种浸出方式的金属回收率、劳动生产率、产品能耗、建设投资等指标综合评价后确定浸出方式。通常

以混合矿浮选尾矿、矿石洗矿矿泥等容易浸出且无需碎磨的物料为原料时,以采用搅拌浸出为宜。以低品位矿石和含铜废石等不能经济地选矿富集的矿石为原料时,以采用筑堆浸出为宜。

2 电解沉积过程中,电积液中铁离子浓度的高低将直接影响电积电流效率。根据国内工厂实践证明,当电积液中含铁量为 $1\text{g/L}\sim 2\text{g/L}$ 时,电流效率可达 95% ,而当含铁 $6\text{g/L}\sim 9\text{g/L}$ 时,电流效率降至 79% 。为此,本款规定了电积液中含铁量应小于 3g/L 。

3 浸出液中铜浓度通常设计都在 1g/L 以上,但是尽量提高浸出液铜浓度有利于节能,而且已有生产实例。如缅甸蒙育瓦铜矿,矿物成分以辉铜矿为主,矿石品位含铜约为 0.4% ,浸出周期400天,经多堆串联浸出后浸出液含铜多在 4.5g/L 以上,使萃取原液量减少,从而降低萃取能耗。

4 在铜的电积过程中,电积槽内的温度一般为 45°C 左右,通常需要通过加温才能达到。电积贫液在返回反萃工序前,通过热交换器预热由反萃工序送来的新的富液,可有效降低蒸汽消耗,达到节能的目的。

5 电积槽内溶液循环采用下进上出方式,由槽底供液管向阴极区供给新的电积液,使电积液顺着阴极表面上升流动,这种方式有利于向阴极区补充铜离子,防止浓差极化,既可改善阴极铜质量,又可降低槽电压,达到降低电耗的目的。

3.2 铅 冶 炼

3.2.1 铅冶炼工厂的建设规模与建设投资、经营成本、单位产品能耗有着直接关系。国家发展和改革委员会2007年第13号公告《铅锌行业准入条件》规定,新建铅冶炼项目单系列铅冶炼规模应达到 50kt/a 及以上。

3.2.2 综合能耗指标的确定主要是根据国内铅冶炼企业产品能耗情况的调查以及参照现行国家标准《铅冶炼企业单位产品能源

消耗限额》GB 21250 规定的铅冶炼各工序的三级能耗指标。现行国家标准《铅冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21250—2007 的有关指标摘录于表 7。

表 7 铅冶炼企业产品能源能耗限额 (kgce/t)

指 标 名 称	综合能耗限定值		
	先进值	新建准入值	限定值
粗铅工序能耗	330	400	460
电解工序能耗	120	140	170
电铅产品综合能耗	470	540	650

表 7 中的“先进值”是世界先进水平,是企业今后几年要努力达到的目标。“新建准入值”是新建企业必须达到的能耗指标。本规范综合能耗值的确定是以“先进值”作为一级能耗指标的参考值,以“新建准入值”作为三级能耗指标的参考值。新建企业设计采用先进工艺流程、采取有效的节能措施,单位产品综合能耗是可以达到本规范规定的要求的。

3.2.3 冶炼工艺流程的选择直接影响企业节能减排的效果。传统的烧结—鼓风炉还原熔炼粗铅冶炼工艺,由于能耗高、环境污染严重,国家发展和改革委员会 2007 年第 13 号公告《铅锌行业准入条件》中已明确规定“禁止新建烧结机—鼓风炉炼铅企业”,“新建铅冶炼项目,粗铅冶炼项目采用先进的具有自主知识产权的富氧底吹强化熔炼或者富氧顶吹强化熔炼等生产效率高、能耗低、环保达标、资源综合利用效果好的先进炼铅工艺……”近年来,国内铅冶炼企业实际生产情况和新建铅冶炼工程设计状况表明,富氧顶吹浸没熔炼、富氧顶吹一炉三段一步炼铅、氧气底吹熔炼、闪速熔炼、基夫赛特熔炼等粗铅冶炼工艺具有能耗低、环保达标、生产效率高突出优点。其能耗指标可以达到现行国家标准《铅冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21250 规定的要求。从污染治理方面彻底解决了低浓度二氧化硫烟气制酸的难题。

3.2.4 氧气底吹熔炼炉、富氧顶吹浸没熔炼炉、基夫赛特熔炼炉

等粗铅熔炼炉产生的高温烟气蕴含大量热能,回收烟气中的余热是重要的节能措施。设置余热锅炉可回收烟气中60%~70%的余热。余热锅炉产出中压蒸汽可供发电或用作生产、生活用汽。本条为强制性条文,必须严格执行。

3.2.6 富氧顶吹浸没熔炼对入炉物料的粒度、水分要求不苛刻,备料简单,通常要求制粒入炉,以降低烟尘率。炉料水分控制低于10%,既可避免过高烟尘率,又可减少带入过多水分而增加能耗。提高鼓风富氧浓度不仅可以强化熔炼过程,还可减少烟气体量,改善熔炼热平衡和减轻后续烟气处理负荷,是有效的节能措施。云南冶金集团公司曲靖冶炼厂铅精矿顶吹浸没熔炼设计鼓风含氧浓度为30%。

富氧顶吹浸没熔炼过程产出一部分一次粗铅,可直接进入精炼工序,从而减轻鼓风机还原熔炼的负荷,具有节能效果。

炉体开口部是烟气外泄和吸入冷空气的渠道,减少开口和对喷枪口与加料口设置密封装置是节能和环保的有效措施。

3.2.7 富氧顶吹一炉三段一步炼铅工艺在云锡公司铅冶炼系统成功开发与运用,取得良好效果。富氧顶吹氧化熔炼—富铅鼓风机还原—烟化炉烟化挥发三段过程在一个炉内完成,达到一步炼铅的目的。主要节能措施是可行的。

3.2.8 根据河南豫光金铅股份有限公司等企业的生产实践,炉料含水过高将增加熔炼能耗,故制粒造球后的入炉粒料含水宜为7%~8%。

采用工业纯氧鼓风后实现自热熔炼,不需加配燃料补热。工业纯氧鼓风也使出炉烟气体量减少,烟气二氧化硫浓度提高至12%~14%,有利于经济地进行冶炼烟气制酸。

铅精矿氧气底吹熔炼产物为一次粗铅及富铅渣,一次粗铅的产出,减少了进入鼓风机还原熔炼的富铅渣量,有利于降低还原熔炼的焦炭消耗。一次粗铅的产出率与入炉精矿含铅品位、熔炼过程氧料比等因素有关,通常一次粗铅产出率为50%左右。

3.2.9 闪速熔炼和基夫赛特熔炼属于悬浮熔炼,铅精矿喷入反应塔后在瞬间进行氧化反应,并释放大量反应热。入炉炉料含水低于1%,既可以保证完成预定的氧化反应,减少水分蒸发的能耗,又可减少烟气量,达到节能的效果。

基夫赛特熔炼炉具有很高的热负荷强度,在不同部位设有冷却元件,通过冷却水保护炉衬。冷却水应循环使用,以减少新水消耗。

3.2.10 富铅渣与传统的烧结块相比,富铅渣孔隙率低,还原性能较差,由于是熟料,其熔化速度也比烧结块快,从而给降低焦炭消耗和渣含铅增加了难度。工厂生产实践证明,采用高料柱(3m~4.5m)和低熔解量[45t/(m²·d)~55t/(m²·d)]操作,焦率可降低到15%以下,渣含铅可控制在4%以下。

3.2.11 烟化炉吹炼采用富氧、预热空气鼓风吹炼炉渣,可以缩短吹炼时间,提高床能力,提高锌的挥发率和降低粉煤率。鼓风富氧浓度宜为23%~25%。热风制备可在余热锅炉后设置换热器,进一步回收烟气余热,可将空气预热至300℃~400℃。

烟化吹炼炉上部水套采用汽化冷却可节约冷却水耗量,同时可以产出低压蒸汽达到节能效果。

3.2.12 国家发展和改革委员会2007年第13号公告《铅锌行业准入条件》规定新建铅冶炼项目单系列冶炼能力必须达到50kt/a以上。为此,冶炼设备必须大型化、机械化以及具有较高的自动监控水平,以降低能耗,提高生产效率。粗铅精炼熔铅锅处理能力大于120t与50kt/a的生产能力相匹配。大型熔铅锅热稳定性好,热效率高,有利于降低能耗。

除铜锅、精炼锅用燃料有块煤、煤气、天然气和重油等,均可满足生产要求,但以煤气、天然气和重油为燃料便于调节控制、环境条件好,并可采用蓄热式燃烧炉。

现行的铅阳极板浇铸有圆盘浇铸机和立模浇铸机,两者均有自动定量浇铸功能。阳极板重量误差控制小于2%,有利于降低电

解残极率,减少残极重新熔化的能耗。

阳极板重量是根据电解精炼工序的阳极寿命、电流密度和控制的残极率确定的,阳极板重量过大会造成残极率提高,增加重熔能耗;若阳极板重量过小,则会造成阳极寿命后期残极破损掉落,损坏设备,也会影响电铅质量。

国家发展和改革委员会 2007 年第 13 号公告《铅锌行业准入条件》规定,新建铅电解精炼项目直流电耗为 $120\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$,因此槽电压和电流效率的控制值分别为不大于 0.44V 和 95% 以上,同极中心距、电解液温度、电流密度的规定也是为实现直流电耗指标而制订的。根据对国内主要铅冶炼厂的调查,这些指标是可以达到的。

3.3 锌 冶 炼

3.3.1 锌冶炼工厂的建设规模与建设投资、经营成本、单位产品能源消耗有着直接的关系。根据我国锌冶炼技术发展水平,锌冶炼的经济规模应达到 $100\text{kt}/\text{a}$ 以上。国家发展和改革委员会 2007 年第 13 号公告《铅锌行业准入条件》中,明令新建铅、锌冶炼项目单系列锌冶炼规模应达到 $100\text{kt}/\text{a}$ 及以上。

3.3.2 本条对锌冶炼工艺流程的选择作出规定。

1 锌冶炼的原料主要是硫化锌精矿、硫化铅锌混合精矿及其他含锌原料。原料的组成是决定采用何种冶炼工艺的关键因素,锌的生产方法有火法炼锌和湿法炼锌,铅锌混合精矿(锌加铅含量合计大于 50% ,锌铅比为 $2:1$)应采用火法冶炼工艺,硫化锌精矿应采用湿法冶炼工艺。

2 火法炼锌有蒸馏法炼锌和鼓风炉炼锌,而蒸馏法炼锌又分为平罐蒸馏、竖罐蒸馏、电阻炉蒸馏和矿热电炉蒸馏,由于蒸馏法炼锌工艺落后、污染严重、能耗高、产能低,现在已被淘汰。鼓风炉炼锌又称帝国熔炼法(Imperial Smelting Process),简称 ISP 法,20 世纪 50 年代英国第一台 ISP 炉投产运转以来,经过半个世纪的生产总结

与创新研究,取得了很大成绩与发展,鼓风炉炼锌是目前世界上最主要的、几乎是唯一的火法炼锌方法,ISP法适于处理难选的混合铅锌硫化精矿,该法在世界产锌总量中占12%左右,我国相继在韶关冶炼厂和葫芦岛锌厂共建成投产了5套ISP炼锌装置。

3 湿法炼锌是锌冶炼的主流工艺,其产量占世界锌总产量的80%以上。湿法炼锌的原料主要为硫化锌精矿,经焙烧后产出的焙烧料,进一步进行浸出、净液、电解沉积而产出产品阴极锌片。可供选择的工艺流程如下:

1)常规(传统)法。由于常规法采用的浸出温度和浸出终点酸度都较低,不足以使焙烧料中呈铁酸锌形态的锌溶解,因此产出的锌浸出渣含锌在20%左右,大多采用火法处理,不属于湿法炼锌的范畴,故称为无浸出渣处理的湿法炼锌工艺。该方法优点为:火法处理产出的窑渣或炉渣在自然环境中较为稳定,便于堆存,对环保有利。且钢、锗等稀散金属富集在烟尘中,有利于综合回收。缺点为:燃料还原剂和耐火材料消耗大、作业环境差、劳动条件恶劣。

2)热酸处理浸出渣的全湿法工艺流程又称为有浸出渣处理的湿法炼锌工艺。其特点是强化了浸出过程,热酸浸出的温度为 $85^{\circ}\text{C}\sim 95^{\circ}\text{C}$,浸出终酸为 $60\text{g/L}\sim 100\text{g/L}$ 硫酸,可使铁酸锌分解,明显提高了锌、铜、钴等有价值金属的浸出率,降低了产出酸浸渣率,仅为焙烧料的8%~12%。热酸处理所得浸出液中含有大量铁,根据除铁方法的不同,热酸处理浸出渣的全湿法工艺流程有如下几种:

热酸浸出一黄钾铁矾法。铁呈黄钾铁矾复盐结晶形态除去。其优点为:沉铁时析出酸很少,因此中和剂耗量少,流程简单易于掌握。缺点为:需要沉矾剂,钠离子、钾离子或氨离子等稀散金属有部分进入矾渣中,不利于综合回收。

热酸浸出一针铁矿法。铁呈 α -针铁矿结晶形态除去。其优点为:渣含铁量高,渣量较小,约为黄钾铁矾法的60%,不需消耗碱试剂,对回收稀散金属有利。其缺点为:工艺流程较复杂,需增加一道还原工序,还需要还原剂,过程中酸不能平衡,需设置专门

的中和设施。

高压浸出一赤铁矿法。铁渣呈 α -赤铁矿形态除去。其优点为：渣含铁高，渣量最小，约为黄钾铁矾法的50%。渣经焙烧脱硫后，有可能作为炼铁原料，实现“无废渣”冶炼，原料的综合利用好，金属回收率高。其缺点为：工艺较复杂，要求耐高温、高压的防腐材料，投资费用高。

热酸浸出一喷淋除铁法。铁渣主要为含结晶水三氧化二铁。其优点为：工艺流程简单，操作方便，对原料适应性强，不需碱试剂，不需还原，不需高温、高压等过程。其缺点为：锌回收率较低，渣含锌较高。

3)硫化锌精矿的直接浸出(加压氧浸或富氧直接浸出)。其优点为：可取消焙烧、制酸系统，不产生二氧化硫废气，对环境有利，产出元素硫便于运输和贮存，对原料适应性强。其缺点为：对工艺、材料、设备、仪表控制要求较高，需具有较高的技术、操作水平。目前在我国尚属起步阶段。

3.3.3 综合能耗指标的确定主要根据国内锌冶炼企业产品能耗情况的调查以及参照现行国家标准《锌冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21249的三级能耗指标。

现行国家标准《锌冶炼企业产品能耗消耗限额》GB 21249—2007的有关指标摘录于表8。

表 8 锌冶炼企业单位产品能耗限额

工艺名称	综合能耗限额		
	先进值	新建准入值	现有企业限定值
火法炼锌工艺 (kgce/t 精锌)	1900	2100	2200
湿法炼锌有浸出渣 炼锌工艺(kgce/t 电锌)	1200	1700	1850
湿法炼锌无浸出渣 炼锌工艺(kgce/t 电锌)	1000	1050	1250

表中“先进值”是世界先进水平，“新建准入值”是根据国家发展和改革委员会 2007 年第 13 号公告《锌冶炼行业准入条件》规定的新建企业必须达到的能耗指标。本规范综合能耗指标的确定是以“先进值”作为一级能耗指标的参考值，以“新建准入值”作为三级能耗指标的参考值。

鉴于湿法炼锌可分支出不同的工艺流程，故本规范分别列出浸出、净化、电积各工序单位综合能耗指标。

3.3.4 本条对火法炼锌应采取的节能措施作出规定。

1 目前普遍使用带式烧结机进行鼓风返烟烧结，产出的热烧结块配合热焦炭、热风入鼓风炉是 ISP 法的突出特点。铅锌混合精矿的烧结焙烧是强氧化过程，需要大量空气参与反应，采用富氧鼓风烧结有利于节能和环保。富氧浓度宜控制在 23%~24%。

2 充分利用低热值煤气，由鼓风炉排出的炉气经洗涤后，含尘为 $20\text{mg}/\text{m}^3 \sim 100\text{mg}/\text{m}^3$ ，热值为 $26.3\text{MJ}/\text{m}^3 \sim 29.3\text{MJ}/\text{m}^3$ ，煤气的主要成分是一氧化碳 22%~25%，二氧化碳 10%~12%，氢 1%、氮 64%。煤气被用于热风炉和焦炭预热器等热容量较大且连续使用的地方及其他用途，热风温度可提高到 $1150^\circ\text{C} \sim 1160^\circ\text{C}$ ，焦炭预热至 800°C ，可有效地降低能耗。以韶关冶炼厂为例，利用总量达 $100\text{km}^3/\text{h}$ ，全年可节能 6.5 万吨标准煤。

3 空气湿度随地区和季节而变化，在高湿度季节其空气含水量更多，湿空气中的水在炉内蒸发要消耗热能，若对空气（鼓风）预先进行脱湿，可以减少焦炭消耗。根据日本八户炼锌厂的经验，采用含浸氯化锂的活性炭作脱湿剂，每从空气中脱去 1t 水，可以节省焦炭约 900kg。

4 在鼓风炉风口喷入粉焦，目的在于降低优质块焦的用量，此项技术的采用在日本八户炼锌厂已有过多年历史，现已被广泛采用。

5 1971 年大塔盘首次出现在日本八户炼锌厂，锌精炼过程是冶炼厂能量消耗的重要组成部分，一般精炼的能耗占锌单位产

品能耗的 35%~40%。为了得到较高的热效率和生产率,日本八户炼锌厂设计了大塔盘,尺寸为 1372mm(长)×762mm(宽),塔盘寿命达 31 个月,燃料消耗降低了 9.5%。韶关冶炼厂设计采用大塔盘 1370mm(长)×760mm(宽)取代了小塔盘 1260mm(长)×620mm(宽),炉子的热稳定性好,使用寿命延长,一个系统年节能 1.18 万吨标准煤,并提高产率 25%以上。

6 为了分离铅和锌,要将循环铅液的温度从 530℃~570℃降到 430℃~440℃,通常用水冷却,要消耗大量水及水循环系统耗能,而铅液循环量是锌产出量的 400 倍以上,若充分利用潜热价值将会带来可观的节能效率。日本八户炼锌厂已成功开发了利用冷凝器循环铅液的潜热技术,在冷却器流槽上设置余热锅炉用于余热发电。这项节能技术已引起世界同行业的关注,我国至今还未应用,应肯定这项技术的前景,预计我国 5 套 ISP 工厂如果照此利用,可节能标准煤 140kt/a。

7 烟化炉是处理 ISP 炉渣以回收其中铅、锌、锗等有色金属的设备,以前是全水套烟化炉,现在设计为“烟化炉—余热锅炉”一体化装置,可产出中压蒸汽和低压蒸汽,烟气余热回收率达到 70%以上,以韶关冶炼厂一个系统为例,余热利用产出中压蒸汽按 6t/h 计,回收的能量约为 1.35 万吨标准煤/年。

3.3.5 本条对湿法炼锌应采取的节能措施作出规定。

1 大型焙烧炉在锌精矿流态化焙烧过程中会产出的高温烟气蕴含大量热能,回收烟气中的余热是重要的节能措施。设置余热锅炉产出的中压蒸汽可供发电或生产、生活用汽。根据国家发展和改革委员会 2007 年第 13 号公告《锌冶炼行业准入条件》,焙烧炉烟气必须有余热回收节能设施。故本款为强制性条款,必须严格执行。

2 本款对浸出及溶液净化作出规定。

1) 焙砂浸出、溶液净化主要能耗为蒸汽,其次为水、电,降低蒸汽、水、电的消耗为关键。节能主要措施为:浸出、净化工序宜采用

连续化生产,搅拌宜采用机械搅拌,取代以往的巴秋卡空气搅拌槽,以降低动力能耗。浸出、净化设备宜采用大型化,其有效容积大于或等于 100m^3 ,浓密机应采用直径大于或等于 21m^3 的大型高效浓密机。

2) 溶液或料浆的加热宜采用大型高效换热器连续加热。取代以往的直接蒸汽间断加热,以降低蒸汽耗量。换热器产生的冷凝水应充分利用,可作为浆化、洗涤滤渣或滤布等,换热器宜采用螺旋板式以提高传热效率,传热面积应大于或等于 60m^2 ,同时应加强散热设备的保温措施,尽量减少热损失。

3) 料浆的过滤宜选用高效节能的大型过滤设备,对一般无有害气体物料的过滤尽可能采用大型厢式压滤机,为降低渣的含水量,可选用带隔膜的厢式压滤机。生产实践证明,厢式压滤机运行所需的能耗最小,劳动人员虽稍有增加,但可采用自动化程序控制的产品,能大大减轻操作人员的劳动强度。本项规定不推荐水平带式过滤机,因该设备能耗很高,占地面积大,所得滤渣含液量较高,虽然滤渣可逆流洗涤,渣含锌或其他有价金属含量可降低,但对湿法炼锌而言,仍然得不偿失。如过滤物料含有毒元素则可采用管式过滤器。厢式压滤机面积宜大于或等于 $100\text{m}^2/\text{台}$ 。

4) 对料液的输送应选用高效节能的新型泵与电动机,对溶液可选用超高分子聚乙烯制作的工程塑料泵,对矿浆宜选用合金泵。对大型输送泵宜采用变频调速电机,以利于生产运行并降低电耗。

5) 净化后液需进行冷却使钙、镁结晶析出除去,溶液冷却应选用高效节能冷却塔,冷却面积应大于 $50\text{m}^2/\text{台}$,不宜采用真空蒸发器,因真空蒸发的能耗高,造价高,对生产操作也不利,而空气冷却塔的能耗可大大降低,仅为真空蒸发器的 15% 左右,且造价也低,操作简单又方便。

6) 生产运行稳定是节能的重要保证,应提高过程自动检测监控水平,避免生产中的“跑冒滴漏”,加强能源等计量设备的选型和设计,提高计量的准确率。

7)采用浆化洗涤,降低洗渣用水量;对车间地面宜采用拖把清扫,忌用水管冲洗;生产中产生的废水,尽可能返回生产系统使用,提高水的重复利用率。

3 本款对锌电解沉积作出规定。

1)电流效率是湿法炼锌工业生产重要的技术经济指标之一,我国锌电积电流效率一般在88%~89%,有的企业达90%。根据2000年世界各国炼锌厂的调查统计,波动在89%~92%之间,本规范规定电流效率不应低于90%,只要措施适当是可以达到的。

提高锌电积电流效率应选择适宜的废电解液酸锌比,可适当提高废电解液硫酸浓度至160g/L~170g/L,降低锌浓度至45g/L~50g/L,即保持废电解液酸锌比在(3.2~3.6):1之间,并应选择适宜的电流密度。高电流密度可提高生产效率,减少电解槽数量,缩小厂房面积,但电流密度过高会使槽电压升高,电能消耗增加。此外,随着电流密度的提高,氢的超电压增大,理论上对提高电流效率有利。但在实际生产中,电流密度升高过度,电流效率反而降低,这是因为当提高电流密度时,要求向电解槽中补加硫酸锌的速度加快、加大,同时要保证电解液的冷却,由于生产中满足不了上述要求,电流效率则会下降。近年来国内外对用电高峰和低谷时的电价制订了不同的价格,高峰和低谷时的电价相差很大,因此在生产运行时,白天(用电高峰)与夜间(用电低谷)的电流密度变化很大。国内新建锌电积电车间白天电流密度宜采用 $350\text{A}/\text{m}^2\sim 400\text{A}/\text{m}^2$,夜间宜采用 $500\text{A}/\text{m}^2\sim 550\text{A}/\text{m}^2$,平均电流密度宜为 $430\text{A}/\text{m}^2\sim 450\text{A}/\text{m}^2$ 。

电解槽设计安装时,应与支承梁绝缘。槽体与楼板之间应有100mm左右的空隙,新液溜槽和废电解液溜槽底部应采用胶板或耐酸瓷砖与支承构件绝缘,避免漏电并确保生产安全。

应设置有效的极板短路检测装置,可采用红外线扫描等措施,及时反馈至仪表室并发出短路极板的声光信号。

2)锌电解槽电压与电解槽的结构形式等有关,宜控制在

3. 3V~3.4V,槽电压的高低与电能消耗直接有关,要降低电能消耗,必须降低槽电压,降低槽电压宜采取以下措施:

选择适宜的电解液温度,提高锌电解液温度,可提高电解液导电性,降低槽电压,但温度升高又会使氢的超电压降低,加剧杂质的危害及析出锌的反溶,因此需选择适宜的电解液温度,生产实践证明,电解液温度宜控制在 $38^{\circ}\text{C}\sim 42^{\circ}\text{C}$ 。

选用接触良好、便于清垢的导电接触方式,尽可能降低导电头在接触点上的接触电压降。由于在生产中导电头数量巨大,对节约电能消耗意义重大,在设计操作中,务必使各接触点导电良好。

应采用适宜的电解液循环量和循环方式,减少浓差极化及分层现象。电解液循环量过小,会造成浓度极化及分层现象;反之,循环量过大,使阳极泥泛起,影响析出阴极片的质量,并增大电解液输送泵的能耗。电解液循环量与电解槽规格、阴极板面积、电流强度有关,电解液循环方式一般采用上进下出较为适宜。

电解槽的同极中心距宜尽可能缩短,缩短同极中心距可降低槽电压,减少电能消耗。根据数据测量,缩短同极距1cm,可节电 $60\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 锌,但极距过小易产生短路。同极中心距与极板的规格有关,当采用 1.6m^2 的阴极板时,同极中心距宜采用75mm,当采用 3.2m^2 的阴极板时,同极中心距宜增至90mm。

适度控制添加剂加入量。电解时,为了改善析出锌的表面结构,需加入骨胶,但根据实际经验,骨胶加入量过大,会使析出锌片发脆,同时电解液电阻升高,槽电压也随之升高,导致电能消耗增大,因此需适度控制骨胶的加入量,一般为 $0.3\text{kg}/\text{t}\sim 0.5\text{kg}/\text{t}$ 析出锌较为适宜。

选用适宜的阳极材料和制作方法。国内外对锌电积的阳极材料进行了大量的研究和实验工作。如采用铅-银-钙三元合金阳极,可提高电流效率1%左右,降低槽电压 $20\text{mV}\sim 30\text{mV}$,降低能耗 $30\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 锌 $\sim 50\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 锌,又如采用铅-钙-镉-银四元合金阳极,可提高电流效率0.5%左右,降低槽电压 $30\text{mV}\sim$

100mV,可节省电耗 $50\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 锌 $\sim 100\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 锌,但由于制作时较难控制生产技术条件,又因其极板强度大、硬度高、使用过程中难以平整和校直等,因此未得到推广采用,目前仍以铅-银合金阳极为宜。制作方法有浇铸和轧制两种,各有所长,轧制阳极结构较浇铸阳极致密,使用寿命较浇铸阳极长,但制作过程较浇铸阳极复杂。

3) 高效节能的整流设备由电力专业配合选型。

3.4 镍 冶 炼

3.4.1 本条对镍冶炼工艺流程选择作出规定。

1 根据不同的原料选择相应的镍冶炼工艺流程。

1) 镍硫化矿可通过选矿富集,富集后产出的铜镍精矿的含镍品位可达 $6\%\sim 12\%$ 。浮选硫化铜镍精矿中含有以硫化铁形态存在的燃料成分。采用火法冶炼工艺处理,能充分利用精矿中的潜热,降低能源消耗。火法冶炼工艺还有利于回收铜镍精矿中的贵金属。

2) 氧化镍矿(红土矿)储量巨大,据 1987 年国际红土矿年会统计,镍储量的 80% 为红土矿,而且赋存于地表,易采,可露天开采,具有开发的优势条件。氧化镍矿(红土矿)不能通过选矿富集,应根据矿石品位和矿石类型选择冶炼工艺。火法冶炼流程有竖炉预还原电炉熔炼法、回转窑还原电炉熔炼法、煅烧还原成镍铁法;湿法冶炼流程有还原焙烧氨浸法、加压酸浸法等。一般来说,矿床上层矿石适宜于湿法冶炼,下层矿石适宜于火法冶炼,中间过渡层适宜于两种冶炼方法。

3) 利用废杂镍原料炼镍,不仅扩大了镍资源,而且还有投资省、能耗少、生产成本低、环境污染轻等优点。在有转炉吹炼低镍铈的工厂,废杂镍原料可作为冷料加入转炉处理,利用低镍铈吹炼作业的富余热量将废杂镍原料熔化并吹炼成高镍铈,既利用了余热,又满足了低镍铈吹炼作业温度控制的要求。含镍合金的高熔

点废杂镍宜加入电炉中熔炼。

2 火法炼镍的熔炼方法众多,归纳起来有传统的鼓风炉熔炼、反射炉熔炼、电炉熔炼,以及现代的闪速熔炼(包括奥托昆普闪速熔炼、英可氧气闪速熔炼)、富氧顶吹浸没熔池熔炼(包括艾萨法、奥斯麦特法)、氧气顶吹自热熔炼法等强化熔炼工艺。

传统的鼓风炉熔炼、反射炉熔炼和电炉熔炼工艺的共同特点是不能充分利用硫化铜镍精矿熔炼过程中的化学反应热,因此需要消耗大量的辅助燃料或电能。此外,熔炼过程产生的烟气二氧化硫浓度低,不能经济地回收,从而造成对生态环境的严重污染。因此,自20世纪70年代以来逐渐被一些新兴的强化熔炼方法所取代。由于电炉熔炼对材料的适应性强,热效率高,且热量集中,可获得冶炼需要的高温,并可控制冶炼产物的过热温度,从而有利于处理一些难熔复杂物料,在镍冶炼中仍有一定的使用价值。

闪速熔炼和熔池熔炼的共同特点是可充分利用硫化铜镍精矿熔炼过程中的化学反应热,在自热或接近自热的条件下完成熔炼过程,有效地降低能源消耗。熔炼过程产生的烟气量小,烟气中二氧化硫浓度高,可以经济地回收,有利于消除污染,保护环境。

3 闪速熔炼和各种熔池熔炼工艺普遍采用富氧熔炼技术,而且鼓风富氧浓度有越来越高的趋势。其原因是:

采用富氧熔炼可以改善熔炼过程的热量平衡,减少烟气带走的热量,从而可以减少辅助燃料的消耗。

采用富氧鼓风可以强化熔炼过程,提高设备的生产能力。因此提高鼓风富氧浓度常被作为提高生产能力、降低单位产品综合能耗的主要手段之一。

鼓风富氧浓度的提高将直接导致烟气量的减少和烟气二氧化硫浓度的提高,降低了烟气处理过程的能耗,有利于烟气制酸及生态环境保护。

制氧技术的进步降低了氧气能耗和生产成本,为熔炼过程大量使用氧气创造了有利条件。

4 目前低镍钨的吹炼作业绝大多数在卧式转炉内进行。卧式转炉热量利用较好,除自热完成吹炼作业外,还可以利用富余热量处理含镍杂料、包壳、烟尘块等固态冷料。此外,卧式转炉还具有建设投资低、技术成熟、杂质脱除率高,高镍钨含铁容易控制,钨回收率稳定等优点。

由于卧式转炉吹炼过程是间歇式的周期性作业,产出的烟气和烟气中二氧化硫浓度都有波动,给烟气制酸带来麻烦。此外,卧式转炉炉口漏风量大,造成烟气流增大和烟气二氧化硫浓度降低;炉体倾动时炉口二氧化硫烟气逸出,污染操作环境。为了解决上述问题,在铜钨吹炼中相继出现了三菱法吹炼、闪速吹炼和奥斯麦特吹炼等连续吹炼工艺,这些新的吹炼方法的共同特点是烟气连续,二氧化硫浓度稳定,炉子密闭性好,改善了二氧化硫外逸所造成的操作环境恶化。在低镍钨吹炼方面,国内还没有连续吹炼生产实践,而且建设投资也较高。但是随着环保要求的日益严格,开发利用连续吹炼工艺也应是低镍钨吹炼技术的发展方向。目前,顶吹浸没吹炼技术在南非已成功应用于低镍钨的吹炼作业。

5 镍精矿采用闪速熔炼和熔池熔炼进行造钨熔炼时,产出的炉渣含镍通常在1%以上,需经贫化处理。以热态炉渣进入电炉贫化,是工业上广泛应用的方法,具有能耗低、流程简便的优点。金川集团有限公司采用的闪速熔炼炉与贫化电炉组合在一起的合成炉更具有节能优点。富氧顶吹浸没熔炼的炉渣常在沉降电炉中同时进行贫化过程。低镍钨吹炼产出的吹炼渣一般返回熔炼炉处理,以回收其中有价金属。吹炼渣以热态炉渣加入贫化电炉,具有流程短、金属回收率高、能耗低等优点,被广泛认同。

6 国内外高镍钨生产电镍技术主要有2类、4种方法,即硫化镍阳极电解法、粗镍电解法、氯浸-电积法和酸浸-电积法。目前,世界上俄罗斯、加拿大汤普森精炼厂和我国仍采用传统的高镍钨可溶阳极电解工艺,其产量占世界电镍总产量的60%~70%。20世纪70年代以来,许多老厂相继采用酸浸-电积和氯浸-电积精炼改造原

有传统电解精炼工艺,新建的精炼厂多采用浸出-电积工艺。

硫酸浸出-电积工艺,镍、钴浸出率高,浸出液中杂质含量少,阳极液闭路循环无污染,设备材质容易解决,产品可多样化,可生产电积镍、镍粉、镍块、钴粉、硫酸镍等。缺点是加压浸出设备昂贵,运行费用高。氯浸-电积工艺流程短,常压下浸出,镍钴浸出率高,溶液体积小,电解产出氯气可循环利用,电积镍外观质量、指标均优于酸浸工艺,成本更低,但环境的治理和设备的防腐有一定的难度。因此,选择镍的精炼工艺方案应根据具体建设条件综合分析比较后予以确定。

3.4.2 综合能耗指标主要依据对国内镍冶炼企业产品能耗情况的调查,以及参照现行国家标准《镍冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21251 规定的能耗指标。

现行国家标准《镍冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21251—2007 的有关指标摘录见表 9~表 11。

表 9 现有镍冶炼企业单位产品能耗限额限定值

工序、工艺	能耗限额限定值(kgce/t)	
	工艺能耗	综合能耗
高镍铕工艺(镍精矿-高镍铕)	≤1050	≤1100
电解工序(阳极镍-电解镍)	≤1350	—
镍精炼工艺(高镍铕-电解镍)	≤1950	≤2050
镍冶炼工艺(镍精矿-电解镍)	≤5280	≤5530

表 10 新建镍冶炼企业单位产品能耗限额准入值

工序、工艺	能耗限额准入值(kgce/t)	
	工艺能耗	综合能耗
高镍铕工艺(镍精矿-高镍铕)	≤800	≤850
电解工序(阳极镍-电解镍)	≤1200	—
镍精炼工艺(高镍铕-电解镍)	≤1820	≤1910
镍冶炼工艺(镍精矿-电解镍)	≤4350	≤4600

表 11 镍冶炼企业单位产品能耗限额先进值

工序、工艺	能耗限额先进值(kgce/t)	
	工艺能耗	综合能耗
高镍铈工艺(镍精矿-高镍铈)	≤550	≤680
电解工序(阳极镍-电解镍)	≤1100	—
镍精炼工艺(高镍铈-电解镍)	≤1480	≤1550
镍冶炼工艺(镍精矿-电解镍)	≤3540	≤3700

上述各表中“先进值”是世界先进水平,“准入值”是新建企业必须达到的能耗指标。本规范综合能耗指标的确定是以“先进值”作为一级能耗指标的参考值,以“准入值”作为三级能耗指标的参考值。

3.4.4 本条对铜镍精矿熔炼应采取的节能措施作出规定。

1 熔炼过程实行精料方针,就是要提高精矿含镍品位,降低含高熔点的脉石成分,有利于减少无用成分消耗热能,降低冶炼温度,从而能够有效地降低冶炼能耗。

2 闪速熔炼炉等强化熔炼工艺的烟气温度高达 1350℃~1450℃,蕴含大量热能,炉后设置余热锅炉,可回收其中 60%~70%的余热,所产中压蒸汽可供发电或生产、生活用汽,从冶金工业炉窑产出的高温烟气中回收余热是重要的节能措施,故本款为强制性条款,必须严格执行。

3 硫化铜镍精矿闪速熔炼已有 50 年历史,我国金川集团有限公司于 1992 年建成投产了世界上第五座炼镍闪速熔炼炉,采用合成式闪速炉炉型。合成式闪速炉是将传统闪速炉与贫化电炉合二为一的一种炉型,其贫化区(实际上就是一台贫化电炉)与闪速炉沉淀池连通,闪速炉热渣不需要出炉就流入到贫化区,流程短、结构紧凑,充分利用了炉渣的显热,可降低炉渣贫化电能消耗。炼镍闪速炉渣含有价金属高,且其又不能通过选矿的方法进行回收,因此,采用电炉贫化是常用的有效途径。而合成式闪速炉的上述特点很适合镍冶炼的要求,在达到弃渣指标的同时,又有利于

节能。

1) 闪速熔炼属悬浮熔炼,反应塔中的物料在 2s~3s 内完成氧化脱硫、熔化、造渣等主要化学反应。精矿含水如果超过 0.3%,熔炼过程中物料颗粒表面将形成一层水蒸气薄膜,延长颗粒到达着火温度时间,影响颗粒在气流中的分散,阻碍反应的顺利进行,精矿还来不及反应就落入熔池产生“生料”,精矿中的可燃成分的潜热非但没有得到利用,而且为了熔化“生料”,还需增加补充燃料量,造成能耗升高。因此,精矿含水应控制在 0.3% 以下。精矿粒度越细,精矿的比表面积越大,表面能也越大,与富氧空气中的氧气接触就越充分,可以提高反应速度和反应的彻底程度,充分释放精矿中的反应潜热,降低补充的燃料量,节约能源。铜镍精矿的粒度一般控制在 -200 目占 80% 以上。

2) 闪速炉采用高富氧浓度、高处理量和高热强度熔炼技术,反应塔所需补充的燃料量非常少,沉淀池及上升烟道可以不消耗或少消耗燃料。

3) 闪速熔炼高镍品位宜控制镍加铜之和在 45%~50%。

4 富氧顶吹浸没熔炼包括艾萨法、奥斯麦特法。

1) 炉料水分过高会增加熔炼过程能耗,过低则增加烟尘率,一般控制入炉炉料水分为 8%~10%。

3) 控制合理的氧化深度的目的是防止过氧化,减少还原的二次煤量。

4) 如果煤的低发热值过低,烟气量会增大,所带走的热量增多,烟气处理系统也会非常庞大,热损失增加。

5 氧气顶吹自热熔炼由于采用水冷氧枪,且氧枪在熔体上部作业,氧枪寿命长,能够承受高富氧浓度和高温的作业环境。一般氧气浓度控制在 90% 以上,烟气量少,烟气带走的热量也少。

6 电炉熔炼应根据炉渣的熔点、黏度、密度、导电性等选择渣型,选择熔点低、黏度低的渣型,将在较低熔炼温度下满足熔炼反应和生产操作的要求,从而降低电能消耗。渣型决定炉渣的导电

性,从而决定电极的插入深度,电极插入深度不同,炉内的电气制度也发生变化,即熔池上部的三角形负荷和熔池下部的星形负荷发生变化,导致上下部温度发生变化;在一定功率下,为了获得合适的低镍钨温度和炉渣温度以及化料速度,应根据选择的渣型调整变压器电压等级,以使电极调整到最佳工作状态。最佳的电气制度使每吨物料消耗的能量最小。

3.4.5 本条对低镍钨吹炼应采取的节能措施作出规定。

1 利用转炉吹炼低镍钨所产生的热量处理含镍物料以回收其中的镍,可以充分利用转炉吹炼的过剩热,节约能源。

2 转炉吹炼低镍钨主要能耗是转炉鼓风机电耗,由于鼓风机功率大,在转炉加料、出料或处理故障时停吹的时间内,不能随开随停,故停吹时间愈长,浪费电力愈大,所以提高送风时率和采用节能的调节鼓风量技术可以降低电耗。

3 转炉设置汽化冷却或水冷的密闭烟罩,能防止喷溅物和烟尘在烟罩内粘结和控制漏风率以减少烟气量的增加,保持烟气中 SO_2 浓度,降低排烟及制酸系统的能耗。转炉密闭烟罩漏风率应控制在50%以内。

4 低镍钨在转炉吹炼中产出的高温烟气蕴含大量热能,吹炼炉后设置余热锅炉,所产中压蒸汽可供发电或生产、生活用汽,符合国家节能减排的要求,目前国内普遍将烟气余热回收作为企业必须采用的重要节能措施,故本款为强制性条款,必须严格执行。

3.4.6 转炉渣电炉贫化节能措施与电炉熔炼原理相似,应选择熔点低、黏度低的渣型,在较低熔炼温度下满足熔炼反应和生产操作的要求,降低电能消耗。根据渣型选择合理的电气制度,降低每吨物料消耗的能量。

3.4.7 本条对高镍钨选矿分离应采取的节能措施作出规定。

1 高镍钨大块砸碎采用液压碎石机代替低效率、高能耗的轨道转盘砸碎机,单位时间砸碎作业效率提高了30%,降低了电能消耗。

2 GYP-900 惯性圆锥破碎机是我国与俄罗斯共同研制的专利产品,设备具有良好的料层选择性破碎作用,破碎比大,产品粒度细,技术经济指标稳定,操作安全方便。细碎工序采用惯性圆锥破碎机取代传统颚式破碎机,单位时间内破碎作业效率提高近 15%,高镍铈粒度由 30mm 降至 20mm 以下,进一步降低了能源消耗。

3 过滤选用重力脱水器对浮选精矿进行预先脱水,在不增加浓缩、过滤设备的前提下,不仅能满足生产要求,而且提高了过滤机的单位生产作业效率,降低了能耗。

4 根据加拿大 Inco 公司的生产经验,精选作业采用浮选柱可简化流程、提高精矿富集比、简化作业次数、减少设备台数。另外,对于细粒浮选也可选用杰姆森浮选槽实现优化经济技术指标、降低能耗的目的。

3.4.8 二次镍精矿熔铸反射炉烟气系统设置了余热锅炉和空气预热器,产出蒸汽和热风,用热风助燃粉煤,使燃烧稳定,提高产量和热效率,直接降低了一次能源消耗。

采用富氧熔炼有利于节能和产能的提高。

3.4.9 本条对镍电解精炼应采取的节能措施作出规定。

1 影响电解精炼蒸汽消耗的主要因素是电解液的蒸发造成的热损失以及电解槽体、溶液管道和设备的表面散热损失。本款中的降低蒸汽消耗的措施,均来源于工厂实际生产中总结出来的行之有效的经验。

2 提高电流效率是降低镍电解精炼直流电耗的主要手段之一。本条中提高电流效率的措施均为工厂实际生产中总结出的行之有效的经验。

提高电流效率的途径主要有防止槽体漏电,避免极板之间形成短路,合理控制阳极板杂质含量、溶液成分及酸度等。

电解槽对地绝缘的好坏直接影响电能消耗、安全生产,因此要选择绝缘性能好、抗腐蚀强、韧性好、热膨胀系数小、表面光滑的云

母绝缘装置,并安装固定“横电”装置。

3 降低槽电压也是降低镍电解精炼直流电耗的主要手段之一,缩小同极中心距可以减少电解液阻力、降低电流通过电解液的电阻,对降低槽电压有直接的关系。

提高电解液温度有利于降低电解液的黏度,加快离子扩散速度,降低电解液的电阻,对降低槽电压有利。目前各工厂电解液温度控制在 $65^{\circ}\text{C}\sim 75^{\circ}\text{C}$ 。

电解槽溶液循环方式为上进下出方式,电解液由上液管向阴极室内不断供给足以补充电解过程中沉积在阴极上的镍量,同时靠静压力作用使贫化后的溶液通过隔膜渗入阳极室,这种循环方式有利于消除浓差极化现象,获得较高的电极电流效率。

硫化镍电解过程中,阳极板含硫量高低对阳极的电化过程影响较大,直接影响槽电压的高低,通常生产要求阳极质量均匀,阳极含硫不低于 20%。

4 目前各电解工厂均采用可控硅整流机组,一般采用变压器和整流器靠紧的布置方式,额定功率条件下机组的整流效率可达 95%~97%。

3.4.10 硫化镍阳极电解采用的是硫酸和盐酸的混酸体系,由于溶液体积很大,电解液的净化不适合采用萃取等工艺,仍采用处理量大的化学沉淀法净化工艺。

某厂现有的净化工艺主要包括中和水解除铁、镍精矿加阳极泥除铜和氯气氧化水解除钴、铜渣再处理等工序,该流程较长,反复加热能耗高。

重庆某厂用高冰镍阳极电解,先用电积脱铜把溶液中的铜降到 0.8g/L 以下,再用硫化氢除铜,用氯气一次除铁和钴。

加拿大汤普森厂阳极液用硫化氢除铜,用磨碎的残极粉中和除铜过程产生的酸,用氯气一次除铁和钴,流程较短,能耗低。

因此,应根据不同的流程、阳极液杂质含量优先选择杂质脱除程度高、流程短、能耗低的净化工艺。

3.4.11 世界上各个镍厂都是根据自己的具体情况来确定高镍硫湿法处理精炼工艺,没有完全一样的精炼厂,氯化浸出工艺和硫酸浸出工艺都比较成熟,各有优缺点,国内外近年来新建和改建的高镍硫精炼厂均根据自身具体情况采用湿法精炼工艺。氯化浸出工艺生产的电积镍外观质量好于硫酸浸出工艺,技术参数和经济指标优于酸浸工艺,氯化镍电积电阻率和溶液黏度都低于硫酸体系,槽电压低,电耗低,意味着氯化精炼工艺成本更低。

3.5 钴 冶 炼

3.5.1 钴冶炼工艺流程选择应根据含钴原料的不同而确定,钴主要是以伴生元素状态存在于其他金属矿物中,而且成分复杂,所以除了从砷钴矿提钴和从钴土矿提钴等少数情况外,提取钴均以主金属生产工艺为基础,使钴在中间产品中富集,然后从中间产品中回收。所以钴的冶炼方法繁多,流程复杂。提钴原料的复杂性,决定了钴冶炼没有传统的经典工艺。从含钴原料中提钴的方法可分为全火法流程、全湿法流程和火法-湿法联合流程,现代提钴多采用联合流程。钴的冶炼工艺是根据其原料、技术和经济条件及节能等方面来进行选择的。

3.5.2 钴冶炼综合能耗指标的确定主要是根据国内主要钴冶炼行业实际生产能耗指标制订的,不同的原料含钴及杂质成分,决定了不同的工艺流程和不同的能耗指标。

含钴(铜)氧化矿至电积钴的各生产工序综合能耗之和是以原料含钴4%~8%、含铜5%~20%为基准。

镍系统钴渣提钴单位产品综合能耗的计算范围为从钴渣到产出电积钴为止。以原料钴渣含钴5%~10%、含镍20%~40%为基准。

3.5.3 钴原料浸出、净化主要能耗为蒸汽,其次为水、电,降低蒸汽、水、电的消耗是关键。浸出、净化设备宜选择连续化浸出、净化设备,用机械搅拌代替空气搅拌,降低动力消耗,用换热器连续加

热代替间断直接蒸汽加温溶液,冷却水循环利用;产品、渣的洗涤宜采用多级逆流洗涤代替单罐洗涤,降低洗水用量,提高水的重复利用率。

3.5.4 溶剂萃取在工业上作为一种分离和提取金属的技术,具有平衡速度快、处理容量大、分离和富集效果好、回收率高、操作简便又易于自动化等特点,在湿法冶金中得到广泛应用。

萃取过程中萃取剂的损失,主要以物理形态进入萃余液中,且随水相酸碱度(pH)值和温度的升高而升高,为减少有机相损失,应选择在水相中溶解度低的萃取剂;稀释剂宜选择开口闪点高、挥发小的有机溶剂油,如用溶剂油代替磺化煤油;萃取设备宜选择澄清速率高、大叶轮、低转速的萃取箱,这样不会使分散相液滴太细,减少了萃取剂乳化现象,尽可能避免了溶液中夹带空气,减少了有机相夹带损失,降低了有机相消耗。

3.5.5 用不溶阳极从含钴溶液中电解沉积钴,常用硫酸盐和氯化物电介质。用氯化物电解质可采用较大的电流密度,以强化电解生产,并可采用离子交换法从电解槽流出的阳极液中除去微量铅、锌、镍、铁,因而可提高电解钴质量,降低电能消耗。目前多数工厂采用氯化钴溶液作为电解液,生产电钴。

影响不溶阳极电解精炼蒸汽消耗的主要因素是电解液的蒸发造成的热损失以及电解槽体、溶液管道和设备的表面散热损失。本条中降低蒸汽消耗的措施均来源于工厂实际生产中总结出的行之有效的经验。

提高电流效率是降低钴电解精炼直流电耗的主要手段之一。提高电流效率的途径主要有防止槽体漏电、避免极板之间形成短路;合理控制溶液成分及酸度,避免离子浓度贫化等。本条中提高电流效率的措施均为工厂实际生产中总结出的行之有效的经验。

降低槽电压也是降低钴电解精炼直流电耗的主要手段之一。本条中降低槽电压的措施是工厂实际生产中根据理论与实际相结合而总结出的经验,应予以提倡和推广。

极间距对电解过程的技术经济指标和产品质量都有影响。缩小同极中心距可以减少电解液阻力、降低电流通过电解液的电阻,对降低槽电压有直接的关系。此外,还可以增加槽内阴阳极片数,提高设备的生产能力,增加产量。但过小的极间距不利于操作,还使电极粘袋及极间接触短路的可能增大。

提高电解液温度有利于降低溶液电阻和槽电压,减轻阴极钝化现象,减少阴极爆裂、分层,改善沉积物的质量。但温度过高,氢易析出,浪费了蒸汽,降低了电解液酸度,从而出现碱式盐沉淀,电解液蒸发加剧,劳动条件恶化。温度过低促使阴极电钴发黑,电钴表面出现爆裂。一般工厂控制电解液温度为 $50^{\circ}\text{C}\sim 65^{\circ}\text{C}$ 。

电解槽溶液循环方式为上进下出方式,这种循环方式有利于消除浓差极化现象,获得较高的电极电流效率。

阳极材料选择要耐腐蚀、导电性能好、涂层附着力强;阳极室生产过程中要确保负压,不漏气等。

目前各电解工厂均采用可控硅整流机组,一般采用变压器和整流器靠紧布置方式,在额定功率条件下,机组的整流效率可达 $95\%\sim 97\%$ 。

3.6 锡 冶 炼

3.6.1 新建、改建、扩建锡冶炼项目的建设规模与建设投资、运营成本、单位产品能源消耗以及环境保护水平有着直接的关系。随着锡冶炼技术的提高,设备制作能力的增强,锡冶炼工业发展水平及环境保护要求的提高,国家发展和改革委员会 2006 年第 94 号公告《锡行业准入条件》规定,以矿产原料为主的锡冶炼项目,年产锡锭(或粗锡)不得低于 8000t,以含锡废料为主的再生锡冶炼项目,年产锡锭(或粗锡)不得低于 3000t。

3.6.2 本条对锡冶炼工艺流程的选择作出规定。

1 由于真正有价值的锡矿物几乎仅为锡石,因此还原熔炼自然成为炼锡的主要方法。锡矿物除了含二氧化锡外,还含有数量

不同的其他金属矿物及各种脉石矿物。还原熔炼的目的在于将锡精矿中的二氧化锡还原成金属锡,同时使铁和脉石成分造渣而与锡分离。

根据不同炉型,分为反射炉还原熔炼、鼓风炉还原熔炼、电炉还原熔炼、奥斯麦特炉还原熔炼(即富氧顶吹浸没还原熔炼)、卡尔多炉还原熔炼、短窑还原熔炼。前三种属传统还原熔炼炉,后三种属强化型还原熔炼炉。锡精矿还原熔炼炉向强化型、大型化、连续化、配套化方向发展。

锡冶炼能源消耗的高低与锡精矿品位、性质、生产规模、生产工艺及装备水平有直接的关系。当锡精矿品位、性质及生产规模一经确定后,选择先进生产工艺及较高装备水平就成为能源消耗高低的决定性因素。

锡冶炼项目应拥有粗炼、精炼、烟化、真空、余热利用、“三废”处理等完整工艺流程。粗炼应包括还原熔炼炉,配套的烟化炉、余热锅炉、收尘及尾气处理。精炼分为火法精炼或湿法电解精炼。火法精炼应包括脱砷铁专用离心机、电热连续结晶机、真空蒸馏炉。湿法电解精炼包括酸性电解液电解、碱性电解液电解、硅氟酸双金属电解等。

锡精矿还原熔炼工艺及配套装备设备,国家发展和改革委员会 2006 年第 94 号公告《锡行业准入条件》规定,新建、改建、扩建以矿产锡为主的锡冶炼项目,粗炼向强化熔炼发展,采用氧气顶吹炉或大型反射炉熔炼。反射炉炉床面积不得低于 25m^2 。配套 4m^2 以上的烟化炉处理熔炼渣。奥斯麦特炉、大型反射炉及烟化炉烟气出口连接相匹配的余热锅炉。配备收尘及尾气处理系统。这样就构成了较完整的粗炼工艺。因此,烟气中的热能大部分得到回收利用,降低了单位产品的能源消耗。尾气处理为环境保护创造了条件。而且配备烟化炉后,改两段还原熔炼为一段还原熔炼,提高了还原熔炼炉的生产能力,节省了二段还原熔炼的大量能源消耗,彻底消除了铁的循环累计带来的影响,提高了锡的回收

率。克服了小规模、小炉型造成的单位产品能源消耗高、回收率低、环境保护差等诸多问题。

根据锡冶炼企业多年的生产实践,富氧顶吹熔炼的直收率高、单位产品综合能耗低,优于大型反射炉还原熔炼。

处理高熔点锡精矿及含锡废料,采用热效率高、能耗低、烟气体积小、锡损失小、直收率高的电炉熔炼工艺,电炉负荷不得低于 $400\text{kV} \cdot \text{A}$ 。

2 锡精矿中常含有砷、硫、铁、铜、铋、铅、锌、铟、钨等杂质成分,在熔炼过程中,这些杂质元素分别进入炉渣、粗锡和烟尘,都会给后续工序带来麻烦,使精炼工艺复杂化,烟尘处理流程加长,能源消耗增大,锡冶炼回收率降低。根据有关锡冶炼厂多年来的生产实际经验,锡精矿中杂质含量超过表 12 的允许值时,应经过炼前处理,其工艺因杂质不同而异。

表 12 熔炼锡精矿中杂质含量的允许值

杂质元素	Fe	S	As	Sb	Pb	Bi	WO ₃	Cu
杂质含量(%)	18	0.3	0.3	0.45	2.5	<0.1	<2	<0.1

3 粗锡火法精炼工艺已成为粗锡、粗焊锡(铅锡合金)精炼的主要方法。除含铋、铅、铋、铟、金、银等金属含量较多的粗锡采用电解精炼外,其余大部分粗锡及粗焊锡都可以采用火法精炼工艺来完成。

去除杂质砷、铁在精炼锅中补充少量能源情况下,火法精炼工艺能直接将砷、铁渣彻底与锡分离,降低了能耗,还能大幅度提高锡的直收率。分离锡与铅、铋在我国专利设备自动控温电热螺旋连续结晶机中进行,结晶的锡从螺旋机上部排出,这就是合格的精锡。未结晶的锡、铅、铋溶液在螺旋机下部集中,这就是铅锡合金,将之送到真空蒸馏炉再分离出锡与铅、铋。整个精炼在补充很少能源的情况下完成,减少了以往在两口锅中反复结晶所消耗的能源,能耗大为降低,直收率大幅提高。铅、锡合金在真空蒸馏炉中分离出粗锡,返回精炼,产出含铋粗铅,送至铅回收系统。整个火

法精炼单位产品综合能耗在 120kgce/t 精锡~130kgce/t 精锡,比硫酸盐溶液电解单位产品综合能耗低。

4 含铋、铅、锑、铟、金、银等金属较多的粗锡,宜采用硫酸盐电解精炼工艺。它可以从阳极泥中综合回收铋、铅、金、银,从电解液的油头水中回收铟。含铁、铅较高的粗锡,宜采用先火法除铁、铅再电解的联合流程。含杂质较复杂的粗锡宜采用碱性电解液电解工艺。

5 国家发展和改革委员会 2006 年第 94 号公告《锡行业准入条件》中规定,自动控温电热螺旋连续结晶机单台日处理能力应大于 30t,真空蒸馏炉单台日处理能力应大于 10t。两台设备的联合使用更完善了火法精炼工艺,它可以处理不需要回收稀贵金属的粗锡及粗焊锡,是能源消耗少、经营成本低的最佳精炼工艺,因而被广泛采用。

6 粗焊锡(铅锡合金)采用硅氟酸盐双金属电解直接产出精焊锡工艺,只有在粗焊锡符合市场需要精焊锡牌号的特殊情况下才采用。它的单位产品综合能耗较高,约为 400kgce/t 精焊锡~500kgce/t 精焊锡。自从火法精炼工艺采用真空蒸馏炉工序分离焊锡中锡与铅、铋后,硅氟酸盐双金属电解工艺已经较少采用。

7 还原熔炼熔渣及富锡中矿(含锡 3%~5%)、各种含锡返回冷料,采用烟化炉硫化挥发富集锡及各种有价金属属于烟尘中,再从烟尘中回收锡及各种有价金属,是一种非常有效的工艺。烟化炉属侧吹强化型设备,加入硫化剂,在高温下使锡及各种有价金属迅速生成硫化物随烟气进入烟尘,而铁留在渣中。采用烟化炉,放宽了一段还原熔炼熔渣对含锡量的要求,是大型反射炉连续熔炼能顺利进行的前提条件。省去二段还原熔炼,节省了大量能源消耗,提高了熔炼炉的生产能力;彻底消除了铁的循环累计造成的影响;提高了锡回收率,渣含锡可降至 0.1%或更低,是一种合理的设备搭配。

3.6.3 锡冶炼火法流程单位产品综合能耗指标主要根据对国内

锡冶炼企业单位产品能耗情况的调查,并参照现行国家标准《锡冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21348 制订的。

现行国家标准《锡冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21348—2008 的有关指标摘录见表 13~表 15。

表 13 锡冶炼企业单位产品能耗限额限定值

工 序	能源消耗限额值(kgce/t)		备 注
	工艺能耗	综合能耗	
炼前处理工序	≤50	≤55	缺少炼渣工艺的,综合能耗应扣减 1000kgce/t;同时缺少炼渣工艺和精炼工艺的,综合能耗应扣减 1300kgce/t
熔炼工序	≤1000	≤1100	
精炼工序	≤230	≤240	
炼渣工序	≤900	≤1000	
锡冶炼能耗	≤2750	≤2800	

表 14 新建锡冶炼企业单位产品能耗限额准入值

工 序	能源消耗限额值(kgce/t)		备 注
	工艺能耗	综合能耗	
炼前处理工序	≤40	≤45	缺少炼渣工艺的,综合能耗应扣减 1000kgce/t;同时缺少炼渣工艺和精炼工艺的,综合能耗应扣减 1300kgce/t
熔炼工序	≤850	≤900	
精炼工序	≤180	≤190	
炼渣工序	≤800	≤850	
锡冶炼能耗	≤2350	≤2400	

表 15 新建锡冶炼企业单位产品能耗限额先进值

工 序	能源消耗限额值(kgce/t)	
	工艺能耗	综合能耗
炼前处理工序	≤30	≤35
熔炼工序	≤750	≤800
精炼工序	≤130	≤140
炼渣工序	≤700	≤750
锡冶炼能耗	≤2050	≤2100

上述各表中“先进值”是世界先进水平，“新建准入值”是国家发展和改革委员会 2006 年第 94 号公告《锡冶炼行业准入条件》规定的新建企业必须达到的能耗指标。本规范综合能耗指标的确定是以“先进值”作为一级能耗指标的参考值，以“新建准入值”作为三级能耗指标的参考值。

3.6.4 本条对锡精矿炼前处理应采取的节能措施作出规定。

1 当锡精矿中含铁大于 10% 时，宜采用磁选除铁工艺，使之符合顶吹浸没熔炼、反射炉熔炼 Fe 小于 10%，电炉熔炼 Fe 小于 3%~7% 的要求。

当锡精矿中含三氧化钨大于 2% 时，宜采用苏打焙烧工艺，既可除杂，又使锡精矿中三氧化钨变成钨酸钠形态，便于进一步回收，产出三氧化钨产品。含钨的锡精矿也可以采用精选法处理。

当锡精矿中含铋大于 0.1% 时，可采用盐酸溶出工艺，既可除杂，又可回收铋、钨等金属。

2 锡精矿脱砷、硫普遍采用流态化焙烧工艺。只有处理某些高铅、高硅等熔点低的锡精矿以及各种返料（如碳渣、熔析渣、烟尘等）时，才可采用回转窑焙烧。

锡精矿脱砷、硫采用流态化焙烧工艺，炉内气、固相传热、传质效果较好，反应强度大，炉床能力高，对燃料的适应性能广，燃料消耗少（燃料率一般为 4%~6%），脱砷率达 90%~93%，脱砷率约为 30%~50%。

回转窑焙烧工艺只有在特殊情况下才允许采用。其综合能耗较高，约为 85kgce/t 焙砂~100kgce/t 焙砂。脱砷率比流态化焙烧低 3%~5%。

3 采用富氧鼓风，不仅可提高处理量 25%~30%，而且烟气的量减少，减轻了收尘系统的负担。

4 回转窑处理中间产品时，采用煤气或天然气燃烧，窑温容易控制，减小了因窑温控制不当产生粘结，甚至结窑的现象。

5 焙烧烟气带走约 60% 的热量，在烟道上设置预热二次助

燃空气的换热器,尽量回收利用烟气的余热以降低能源消耗。

3.6.5 本条对富氧顶吹浸没熔应采取的节能措施作出规定。

1 奥斯麦特炉熔炼炉料含水不宜超过 10%,含水炉料进入奥斯麦特炉后,水迅速汽化进入烟气,带走大量热能,增加能耗。

2 我国云南锡业集团有限责任公司 2001 年引进的奥斯麦特炉熔炼开始采用空气顶吹,2007 年改为富氧顶吹熔炼。采用富氧顶吹后,烟气量减少,烟气带走的热能减少,综合能耗明显降低,产量也明显提高。在喷枪及炉体寿命允许的条件下,应尽量提高富氧的浓度,减少热能损失,降低综合能耗。

3 富氧顶吹浸没熔炼燃料采用粉煤,而还原剂采用碎煤,如果煤的低发热值过低($Q_{\text{低}} < 21000 \text{kJ/kg}$),富氧顶吹浸没熔炼烟气量大,因此所带走的热量过多,增加了能耗,同时加大了烟气处理系统的负荷。

4 加强加料口、喷枪口等开口部位的密封措施,能减少空气漏入,减少烟气量,减少烟气中热能损失,也能降低烟气处理能耗。

5 所产富锡炉渣以热态送入烟化炉,利用渣中余热,能减少烟化炉重新熔化料所消耗的能源。同样,粗锡以热液状态直接送精炼,减少精炼重新熔化料所消耗的能源,对全厂锡冶炼单位产品综合能耗的降低有很大帮助。

6 国家发展和改革委员会 2006 年第 94 号公告《锡行业准入条件》明确规定对冶金炉产生的烟气必须回收利用其高温余热,装设余热锅炉。富氧顶吹浸没熔炼烟气带走的热能占总热能的 30%,必须设置余热锅炉以及预热二次助燃空气的热交换器,回收烟气中的余热以降低能源消耗。故本款为强制性条款,必须严格执行。

3.6.6 本条对反射炉熔炼应采取的节能措施作出规定。

1 采用大型反射炉(50m²以上)连续熔炼工艺,为扩大生产能力、提高生产效率、降低能耗、提高机械化和自动化水平创造了条件。

2 反射炉熔炼处理炉料含水高,会增加熔炼过程能耗,含水低于 10%,是多家锡冶炼厂的控制性要求。

3 采用燃烧粉煤或重油供热,燃料燃烧完全,可提高供热强度,提高炉温,并使炉温保持稳定,有利于降低能耗。

4 一般反射炉的热效率较低,能耗大,采用蓄热式反射炉可以回收热烟气中的余热,预热助燃空气,使用热风可提高炉温,提高炉子的热效率,减少燃料消耗,降低能耗。

5 国家发展和改革委员会 2006 年第 94 号公告《锡行业准入条件》明确规定对冶金炉产出的烟气必须回收利用其高温余热,设置余热锅炉。反射炉熔炼烟气带出的热能占总热能的 60%左右。设置余热锅炉及预热二次助燃空气的热交换器,回收利用烟气中的余热,提高热利用率,这是达到节能的重要手段。故本款为强制性条款,必须严格执行。

6 采用烟化炉处理反射炉熔炼渣,熔炼渣以热态直接加入烟化炉中,利用其余热,减少重新熔化料所消耗的能源,达到节能的目的。

7 采用富氧空气代替空气助燃,能减少烟气体量,减少烟气带走的热量,降低能耗。

3.6.7 本条对电炉熔炼应采取的节能措施作出规定。

1 电炉熔炼炉温高达 1500℃,故能熔炼难熔物料,并且原料适应性强,炉床能力大,锡挥发率低,可在同一设备内完成还原和炼渣,占地面积小,易于操作控制。用于处理熔点高的锡精矿的炼锡厂较为适用,也宜用于处理含锡废料的再生锡冶炼厂。

由于锡电炉熔炼温度高,并且炉内气氛呈还原性,锡精矿中的铁会被还原成金属铁进入粗锡,降低了粗锡品位和直收率,也增加了电力消耗。一般要求锡精矿的铁含量不大于 3%,最高不宜超过 7%。

2 炉料含水过高,熔炼过程中可能引起炉料爆喷,增加电能消耗。粉状物料直接进入电炉,会造成部分生料进入烟气,导致烟尘

率升高,增大锡损失。而且粉料透气性差,容易产生爆喷塌料现象,故要求将粉状物料制粒(团)后经干燥再入电炉。

3 减少电耗是电炉熔炼节能的重要环节,其中低压电缆电流大,因此应优化电炉配置,缩短二次短网长度,减少电耗。选用先进的电极调节机构,能减少电耗,节约能源。

4 加强电炉密封,以利于提高炉温,减少空气漏入,减少烟气的量,减少烟气带走的热损失,降低能耗。

5 电炉连续熔炼具有炉床能力高、电耗少、投资省等优点。前苏联西伯利亚厂在 20 世纪 80 年代运用于工业生产上已有 2 台,功率分别为 $1500\text{kV}\cdot\text{A}$ 和 $4000\text{kV}\cdot\text{A}$,取得了良好的技术经济指标,如单位电耗为 $700\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 矿 $\sim 1000\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 矿,炉床能力为 4t 矿/ $(\text{m}^2\cdot\text{d})\sim 7\text{t}$ 矿/ $(\text{m}^2\cdot\text{d})$,渣含锡为 $5\%\sim 10\%$,便于与烟化炉吹炼配合。我国尚未实现工业化,应加强科研,使锡电炉连续熔炼尽快应用于工业生产中。

3.6.8 本条对粗锡火法精炼应采取的节能措施作出规定。

1 粗锡火法精炼工艺已成为粗锡、粗焊锡(铅锡合金)精炼的主要方法。大部分粗锡及粗焊锡的精炼都是采用火法精炼工艺完成的。该工艺具有能耗少,锡、铅直收率高,劳动条件好,经营费用低等诸多优点。

传统的熔析法除砷、铁,是在反射炉或电热熔析炉中进行,该工艺的缺点是锡直收率低、生产效率低、劳动条件差、能耗高,并且砷在生产过程中反复循环。20 世纪 80 年代中期,我国开发试验成功用于生产实践的离心过滤工艺,采用离心过滤器取代熔析炉或盛锡桶等锅灶设备,克服了上述缺点。其工艺特点是凝析法除铁、砷过程在精炼锅中完成,铁、砷形成浮渣,采用离心机将浮渣与液态锡完全分离,从而提高了除铁、砷的效果,锡直收率可达 90% 左右。该工艺除可提高锡直收率外,还对减轻劳动强度、改善工作环境、节约能源起到重要作用,成为锡精炼工艺的创新性改进。

2 结晶放液除铅、铋工艺的传统作业是在容量不同的两种锅

灶内进行,设备结构简单,20世纪70年代以前在我国已沿用多年。该工艺操作程序繁杂,需反复结晶放液多次,才能得到合格产品,作业周期长,劳动强度大,锡、铅直收率低,消耗大量能源,目前仅在小型锡冶炼企业使用。自控电热螺旋结晶机除铅、铋是我国的专利技术,它具有工艺过程简单,作业时间短,生产效率高,锡、铅直收率高,能耗少,劳动条件好等优点,因而已被广泛使用。

3 粗锡火法精炼炉、灶宜采用气体燃料,可以任意控制、调节温度,节省能源消耗。

3.6.9 本条对粗锡和焊锡电解精炼应采取的节能措施作出规定。

1 粗锡电解精炼宜采用酸性电解液电解。采用硫酸盐电解液与碱性电解液相比较,硫酸盐电解液的化学性质比较稳定,基本上不受外界影响,可长期使用,生产费用较低,电解过程为二价锡放电,节约电能。采用硫酸盐电解液的缺点是对粗锡的含铁量要求较严,需预先进行火法精炼除铁。现今工业上大多数厂家采用酸性电解液。

2 设计中采取各种措施提高电流效率,以保证粗锡电解精炼电流效率不低于85%。

1)电解槽安装时应与支承梁绝缘,槽体与楼板间应留有不小于100mm的空隙,以避免漏电。

2)设置有效的极板短路检测手段,能合理布置直流电输送线路,尽量缩短距离,减少无功发热损失。

3)我国锡冶炼厂的电解电流效率一般为80%~85%,指标偏低,国外一般为85%~90%,电流效率与短路、漏电、副反应等因素有关。为了维持较高的电流效率,除选择适当的技术条件外,应加强槽面管理,做好设备和循环管理系统的绝缘,防止短路和漏电。

3 生产中应采取各种措施降低槽电压,槽电压应保持在0.2V~0.4V,常用0.35V。

1)锡电解液温度高时,可提高电解的导电性,降低槽电压,减

少电能消耗。但温度过高,电解液蒸发损失增大,劳动条件恶化,硫酸盐电解液温度以 $35^{\circ}\text{C}\sim 37^{\circ}\text{C}$ 为宜。

2) 锡电解槽的同极中心距过大时,会使槽电压升高,增大电能消耗,降低生产效率,缩小同极中心距,可降低槽电压,减少电能消耗,提高生产效率。但极距过小,易引起阳极泥对锡的污染,造成短路。实际生产中,同极中心距一般为 100mm 左右。采用厚阳极板时,极距可适当增大。

3) 降低导电排和极板之间的接触电阻可降低槽电压。

4 高电流密度锡电解可提高生产效率,减少电解槽数量,缩小占地面积。但电流密度过高,阳极易钝化,也易受污染,槽电压升高,电能消耗增加。实际生产中,锡电解采用的电流密度一般为 $100\text{A}/\text{m}^2\sim 110\text{A}/\text{m}^2$,含铅大于 1.2% 的阳极板,电流密度不宜高于 $100\text{A}/\text{m}^2$ 。

5 目前各电解工厂均采用可控硅整流机组,一般采用变压器和整流器靠紧的布置方式,额定功率条件下机组的整流效率可达 $95\%\sim 97\%$ 。

6 20 世纪 70 年代末,我国开始采用硅氟盐双金属电解粗焊锡生产优质焊料。粗焊锡(铅锡合金)采用硅氟酸盐双金属电解直接产出精焊锡工艺,适应性强,简化了流程,已取代盐酸电解精炼焊锡工艺而被广泛采用。适应市场需求,根据精焊锡成分的要求,预先将粗焊锡中的锡、铅比调好,就可以省去再加工工序,节省了能源。

3.6.10 本条对粗焊锡(铅锡合金)真空蒸馏应采取的节能措施作出规定。

1 国内多家锡冶炼厂都把真空蒸馏炉作为焊锡中的铅锡分离工序,分别产出粗锡返火法精炼,产出粗铅再精炼或出售。这就使我国自主研发的连续结晶机和真空蒸馏炉一并构成了处理高铅、高铋粗锡的完整工艺,大大拓展了粗锡、粗焊锡处理范围。能耗少,成本低,金属回收率高,应推广采用。

真空蒸馏分离锡、铅系为物理过程,不消耗任何化工物料。与氯化亚锡溶液电解法等分离方法相比,具有建设投资省,流程短,生产成本低,能耗少,金属回收率高,劳动条件好,产出的废气、废水、废渣量少等优点。

2 内热式真空炉锡、铅分离电耗为 $350\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}\sim 560\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ (粗合金、低锡合金),铅富集电耗为 $458\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 粗合金 $\sim 460\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 粗合金。自导电热式真空炉锡、铅分离电耗为 $384\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 粗合金。真空炉的蒸发面积是影响锡、铅分离的重要因素之一,实际生产中,可采用增加发热盘级数增大蒸发面积,以达到增加产量和降低能耗的目的,故内热式真空炉应采用多级蒸发盘。真空炉冷凝器的层数对生产指标,特别是对电耗、水耗影响很大,因为冷凝器不可避免地要接受蒸发盘的辐射热,这样不仅降低了炉子的热效率,而且使冷凝罩的温度升高,降低了冷凝效果,影响了蒸馏效率。生产实践中,减少这部分热损失的最好方法是采用多层冷凝罩,可降低冷凝罩的温度,提高炉子的热效率。冷凝罩的层数,国内生产企业一般采用四层,国外生产企业最多的采用六层。

3.6.11 本条对熔炼富渣烟化炉硫化挥发应采取的节能措施作出规定。

1 熔渣工序的烟化炉与熔炼工序的熔炼炉或电热保温炉配置在同一厂房内,便于将热熔状态的熔炼渣直接送入烟化炉,减少散热损失,充分利用渣中的热能,降低能耗。

2 国家发展和改革委员会 2006 年第 94 号公告《锡行业准入条件》明确规定对冶金炉产生的烟气必须回收利用其高温余热,装设余热锅炉。烟化炉吹炼时,约有 50% 的热能由烟气带走。应通过余热锅炉、热交换器预热二次助燃空气等手段回收烟气中的余热,降低单位产品综合能耗。这是重要的节能措施,故本款为强制性条款,必须严格执行。

3 烟化炉吹炼在高温下进行,炉体采用汽化冷却可以回收部分低压蒸汽,减少冷却水消耗,降低单位产品综合能耗,还可以保

护炉体,延长炉寿命。

4 采用富氧空气助燃,能减少烟气热量损失,使产量大幅提高,并降低了单位产品综合能耗。

3.7 铋 冶 炼

3.7.1 本条参照现行国家标准《铋冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21349 中的指标以及国家发展和改革委员会 2006 年第 94 号公告《铋行业准入条件》而制订。

粗炼工序能耗包括从精矿备料到产出铋氧的整个生产过程所消耗的各种能源,并包括余热回收。

精炼工序能耗包括还原熔炼、浮渣分离、脱砷、脱铅、铸锭等工艺过程及相关配套系统所消耗的各种能源,并包括余热回收。

3.7.2 本条参照现行国家标准《铋冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21349 中的指标而制订。

粗炼工序包括备料、焙烧或烧结、熔炼、吹炼等冶炼过程所消耗的各种能源,并包括余热回收。

铋精炼工序的产品为精铋锭时,产品能耗包括还原熔炼、浮渣分离、脱砷、脱铅、铸锭等冶炼过程所消耗的各种能源,并包括余热回收;当产品为高铅铋锭时,则产品能耗包括还原熔炼、浮渣分离、脱砷、铸锭四个冶炼过程所消耗的各种能源,并包括余热回收。

铅精炼工序的产品为铅锭时,包括粗铅脱铜、铅阴(阳)极板浇铸、铅电解、阴极铅脱砷、阴极铅铸锭等冶炼过程所消耗的各种能源,并包括余热回收。

炼渣工序包括鼓风炉炼渣、反射炉炼渣两个过程,其能耗为产出产品的整个生产过程所消耗的各种能源,并包括余热回收。

3.7.3 铋产品生产企业规模小、分散、能耗高,在生产工艺技术上尚无大的突破。为了降低能耗,除应配备余热回收利用设备外,可试用富氧空气熔炼,以便缩短熔炼时间,减少燃料消耗,从而实现节能。

3.8 冶炼烟气制酸

3.8.1 相对于以硫黄或硫铁矿为原料的化工制酸而言,冶炼烟气制酸因受到冶金产品和冶炼工艺多样性的制约,其烟气来源、成分及稳定性各异,既有如富氧闪速熔炼和熔池熔炼产生的高浓度或锌精矿沸腾焙烧产生的适中浓度的连续稳定的烟气,又有如卧式转炉产生的周期性波动的烟气,还有如铅烧结产生的低浓度烟气等。烟气条件的不同,对制酸综合能耗构成直接的影响。总体而言,越是连续稳定的高浓度二氧化硫烟气,单位产品硫酸处理的气量越小,所需装机富余也越低,可供回收的余热也更多,反映出来的综合能耗指标也越低;而对于低浓度、波动性大的烟气,其情况则正好相反,综合能耗指标会较高。因而,对于烟气条件差异很大的冶炼烟气制酸而言,不加区别地确定一个统一的综合能耗指标显然是不尽合理的。

根据冶炼烟气的特点,本规范将综合能耗指标按烟气二氧化硫浓度划分为三个区间,即:

第一区间:二氧化硫浓度在 3.5%~5.0%(不含)之间,按常规接触法制酸不具备采用两转两吸工艺的条件,其适用工艺为一转一吸;

第二区间:二氧化硫浓度在 5.0%~8.0%之间,适用两转两吸工艺,但可供回收的余热很有限;

第三区间:二氧化硫浓度高于 8.0%,适用两转两吸工艺,余热回收潜力随浓度提高而增大。

单位产品综合能耗指标是根据表 16 所列的基础资料计算得出的。

表 16 单位产品综合能耗指标计算的基础数据

转化入口烟气二氧化硫浓度(%)	3.5~5	5~8	>8
单位产品电耗(kW·h/t 硫酸)	120	100	90
单位产品新鲜水耗(t/t 硫酸)	8	6	5

本规范冶炼烟气制酸综合能耗指标范围不包括：

尾气吸收系统能耗，其直接受副产品方案及其工艺影响，差异很大，应按各类副产品另行确定其单位产品能耗，故不列入本规范范围；

废酸废水处理能耗，因各厂配置情况可能相差很大，既有制酸单独配置废酸废水处理系统的，也有全厂集中配置废酸废水处理系统的，难以设立一个统一的能耗标准，故废酸废水处理能耗指标也未纳入本规范之内。

废热利用所回收的能量未计入综合能耗指标中。

3.8.2 本条对冶炼烟气制酸应采取的节能措施作出规定。

1 有色金属冶炼厂普遍存在多点源产生含二氧化硫烟气的情况，设计中采取将多气源尽可能合理归并的措施，不仅可使部分难以单独制酸的烟气也能被用于制酸，使硫资源得以充分利用，减少低浓度二氧化硫烟气对环境的污染危害和治理难度，减少占地、投资和运行费用，而且能起到节约能源的作用。

硫酸生产装置大型化已成为国内外硫酸发展的共同趋势，单系列装置比多系列装置在提高劳动生产率、减少单位产品投资、降低运行成本和能耗等方面均体现出其巨大的优势。我国近年新建的大型单系列烟气制酸装置，处理烟气量多在 $120\text{km}^3/\text{h}$ （标准状态下）以上，个别已达到 $200\text{km}^3/\text{h}$ （标准状态下），故提出对 $200\text{km}^3/\text{h}$ （标准状态下）以下的烟气量新建装置宜采用单系列制酸。

2 冶炼烟气制酸过程中，在二氧化硫主鼓风机前的净化和干燥阶段，烟气流均处于负压操作状态之下，设备、管道密封不良将会吸入外界空气，无谓增加单位产品的处理气量，额外加大系统能耗，故在设计中应加强负压系统设备和管道的密封性，尽量避免非工艺需要或非改善环境条件需要的额外空气的漏入。

对于二氧化硫浓度高、氧量不足，需要通过补入空气对烟气进行稀释和调节氧硫比的场合，仍应强化净化系统的密封，空气补入

点应集中于干燥塔入口,以有利于减轻净化系统的负荷和能耗。

根据实际需要,净化系统排出废酸的脱吸、稀酸容器逸出气的收集乃至电除雾器的热空气吹扫等都会向系统内带入空气,这是生产与环境所需的,然而也是可控的,只要加强设计与生产控制,净化系统漏风率控制在5%以内是应该能做到的。

3 本款对节能型设备的选用作出规定。

1)二氧化硫主鼓风机是烟气制酸系统耗能最大的设备,其装机容量约占制酸系统总工作装机容量的75%,因而选用新型节能型鼓风机对节省制酸系统能耗具有特殊意义。表17为几家大型炼铜厂引进风机的实例比较,并以2006年某工程能耗比为1作为能耗比的比较基准。

表17 不同年代二氧化硫主鼓风机的能耗比较

工程实例 投产年代	额定气量 Q [m^3/h] (标准状态下)]	风机全压 H (kPa)	电机功率 N (kW)	进口烟气重度 [kg/m^3] (标准状态下)]	能耗比
1986年某工程	180000	44.13	4400	1.40	1.56
1995年某工程	155000	53.94	3400	1.45	1.11
2006年某工程	140000	60.82	3360	1.56	1.00

由表17中能耗比比较可以看出,近年来出现的高效新型风机节能效果非常明显。

及时调控风机输气能力以适应系统处理气量的变化,是冶炼烟气制酸系统最重要也最有效的节能手段之一,对于烟气量波动大的制酸场合而言尤为重要。

调节风机输气能力通常有风机进出口设置挡板和调节风机转速等方法。风机转速调节有采用滑差电机、液力耦合器和变频调速等手段。使用实践证明,采取调节风机转速的几种方式节能效果都较好,其中以变频调速为最佳,虽然其设备价格较昂贵限制了大范围的推广应用,但在有条件的场合仍宜作为首选;风机进出口设置挡板也能起到一定的节能作用,但其中出口挡板节能效果最

差,在设计中应避免采用该种调节方式。

2)作为传统的传质设备之一的填料塔,迄今仍在制酸系统中得到广泛应用,制酸所用填料塔近年来的改进主要集中在布液、填料、填料支承三个方面。采用新型管槽式布液(分酸)装置,可大幅度增加布液点,起到增加气液有效接触面进而达到降低填料层高度、减少填料层阻力的效果;新型填料如用于洗涤塔的塑料鲍尔环、海尔环,用于干吸塔的陶瓷矩鞍环、异鞍环、阶梯环等,均比传统填料具有填料因子 ϕ 值较小、液泛点高、在同样气速下允许更高喷淋密度从而可降低填料层高度以及自净能力强、不易堵塞等一系列特点,有利于整体上降低塔的阻力;采用大型条拱和大开孔率球拱支承填料,也有利于降低通气阻力。设计应对各项节能新技术、新产品的出现及时跟进。

3)蓄热式转化器对于气体浓度偏低且气体浓度气量波动大、开停车频繁,转化自热平衡紧张的情况,是一种必要且有效的选择,对稳定生产、避免或减少外加热能源的消耗作用较大,适应有色冶炼烟气制酸的一些特点。

近年来,国内外一些催化剂厂家围绕提高催化剂活性、降低起燃温度、提高耐热温度以及降低通气阻力和提高载尘能力等方面陆续推出了一系列新型触媒产品,其作用分别体现在:活性提高,有利于减少催化剂装填量;降低起燃温度,有利于提高转化率和减少换热面积;提高耐热温度,有利于提高进气二氧化硫浓度,减少后系统处理气量;采用大直径环形、雏菊形等外观结构,可在维持相同容积活性条件下大幅降低床层阻力和提高载尘能力。因而仅就节能而言,转化系统采用活性高、阻力小的新型催化剂也是非常必要的。

4)烟气制酸系统大多数气液输送和处理设备在设计选择上都存在节能的潜力,如改进塔体结构、充分利用塔底贮液以降低塔顶高程,并选用节能型输液泵,可有效减少输液能耗;采用智能化变频系统的酸泵和水泵是降低泵类设备能耗的新兴技术;选用高效

低阻的新型热交换器和冷却器(如各种强化型管壳式和板式换热器)也是节省气液输送能耗和提高热能传递效率的重要环节;干吸塔除雾除沫装置属于高阻力元件,设计应根据各环节雾沫分布特点、除雾沫器的工作原理以及工艺生产与环保的要求,合理选择效率有保证而阻力相对较低的新型除雾沫装置;转化系统预热升温都在全系统开车之前进行,采用电能供热对供配电不构成大的影响,但其所带来的热效率高、调控灵活方便的优点都是明显的,且在转化自热平衡出现问题时可及时提供补充热源,采用可调式电加热装置用于转化预热升温,更符合节能和环保要求,等等。因此,在设计中对各类设备的选用在考虑设备功能、效率、投资的同时,还应兼顾到节能的要求。

4 加强转化系统设备和管道的保温设计,是减少热能损失的重要手段。在保温材料的选择上,设计应选用高铝纤维、硅酸铝纤维毡、岩棉纤维毡、矿渣棉毡等导热系数小、保温效果好的新型保温材料;在改进保温结构的同时,设计还宜采用铝合金皮或镀锌铁皮用作外装保护层,以保护保温层不受风雨损坏和防止雨水侵入保温层蒸发带走大量热量。将转化系统管道保温延伸至风机出口、一吸塔进出口和二吸塔入口,不仅有利于充分利用风机压缩热和一吸塔出口烟气余热,也可在避开露点的前提下减少烟气带出转化系统的热量,而这对于在低温位余热回收未能实现的场合,更有利于转化系统中温位余热的充分利用。

5 优化工艺配置、精心设计或多或少都能对系统节能起到一定作用。如溶有二氧化硫的干燥塔酸改变循环槽串酸方式,直接向一吸塔上酸管串酸,可利用低二氧化硫浓度的一吸塔烟气进行脱吸,不仅能省去成品酸脱吸塔系统及其能耗,且可在非必要时减少系统引入的空气量;由吸收塔出口烟气循环取代转化预热升温用空气,可大幅度减少母酸用量及相关能耗;塔类设备在保证生产需要的前提下取低位配置,既可节省建设投资,又可减少输液能耗;设备配置应力求紧凑合理,管道配置应力求短捷并尽量减少不

必要的高阻力环节,都有利于系统节能。设计中对于设备和管道的气、液流速应在经济合理的范围内选取,克服单纯追求高效率小型化而忽视节省能耗的倾向。

冶炼烟气制酸从属于有色金属的冶炼,其从属性决定了其操作控制必须适应冶炼生产的变化,加之制酸系统本身检测、操控点多且分散,相互关联性又强,故新设计的烟气制酸系统均应采用可编程序控制(PLC)和/或集散系统(DCS),实现自动调节控制,并对关键环节实现自控连锁,以确保系统在变化条件下的优化生产,同时最大限度地减少能源的浪费。

3.8.3 本条对冶炼烟气制酸余热回收作出规定。

1 二氧化硫转化为三氧化硫属放热化学反应,在 $400^{\circ}\text{C}\sim 630^{\circ}\text{C}$ 的催化剂工作温度范围内,其平均反应热约为 98478kJ/kmol ,对转化系统而言,二氧化硫转化反应热为一、二次气加热,系统散热损失以及保持送吸收系统烟气温度高于露点提供了热源,即为转化系统提供自热平衡的条件。对于较高二氧化硫浓度的烟气来说,该反应热除维持系统自热平衡外还有富余,且富余热量随气体浓度的提高而增加,根据工程设计实例,给水温度 104°C ,在转化系统进气二氧化硫浓度 8.32% 时,通过装设省煤器,每吨酸可为锅炉提供 168°C 的热水 13t ;在进气二氧化硫浓度为 12.4% 和 16.7% 时,通过装设余热锅炉,每吨酸可分别产出 0.2t 和 0.39t 的蒸汽,蒸汽压力达到 2.45MPa 。

随着冶炼工艺的改进,进入制酸系统冶炼烟气二氧化硫浓度得以提高的情况日益普遍,转化系统中温位余热的回收不仅成为可能,而且从能源利用的角度而言也势在必行。设计应根据烟气条件及全厂余热利用的配套需要,采取以省煤器加热锅炉给水、以余热锅炉生产中压或低压蒸汽等不同的方式或组合来回收转化系统中温位余热。

国内新近开发出的热管锅炉和热管省煤器技术系利用真空管内工质(热媒)的蒸发与冷凝来传递热量,具有传热效率高、结构紧

凑、流体阻力小、温差小等一系列优点,尤其是其可避免露点腐蚀及传热的可调节性,更适合转化系统的工艺条件,故设计中鼓励推广使用改进后的该项新技术。

2 三氧化硫的吸收过程也是属于放热化学反应,以在 100°C 时生成浓度为 98% 的硫酸为例,其反应热为 $109.3 \times 10^3 \text{ kJ/kmol}$ 三氧化硫,相当于每生产 1t98% 硫酸放出 1093MJ 的热量,加上转化气带入的显热,其实际可回收利用的热量要大于转化系统余热。吸收系统低温位余热的回收已日益受到重视,以美国孟莫克 HRS 系统为代表的高温吸收热回收技术已陆续在硫酸装置中投入使用。该技术将一吸塔循环酸温提升到 $165^{\circ}\text{C} \sim 200^{\circ}\text{C}$ 以吸收 200°C 以上的转化气,每吨酸可回收 300kPa \sim 1000kPa 的低压蒸汽约 0.5t。吸收系统低温位余热的回收,由于对气源的稳定性有一定要求,技术、装置及材料费用较昂贵,一次性投资相对过大,在某些场合副产的低压蒸汽无出路,因而至今尚未能普及,但这并不能限制其将逐渐得到推广应用的发展趋势。因此,作为一项重要的可回收的能源,新建或改造冶炼厂设计中,在条件适合的情况下,也宜考虑吸收系统低温位余热的回收。

3.9 铜、铅阳极泥处理

3.9.1 阳极泥的组成是决定采用何种工艺流程的重要因素,铜、铅阳极泥中常见的元素有稀贵金属金、银、硒、碲和铂族元素,还含有铜、铅、铋、铊等有价金属,为回收其中的有价金属,对不同组成成分的阳极泥,现行生产中存在火法与湿法两类处理流程。根据阳极泥原料成分、建设规模和项目建设条件,并对能源消耗、环境影响、生产成本、经济效益等进行技术经济综合比较,择优而选。

火法处理流程具有生产规模大、综合能耗低等优点。目前国内的火法流程包括传统的火法流程(灰吹法)和卡尔多炉熔炼流程。传统火法流程的三炉功能(焙烧蒸硒窑、贵铅炉、分银炉),卡尔多炉熔炼流程用一台卡尔多炉就可实现,从而缩短了主干流程。

具有能耗低,环保好等优点。因此,当项目规模较大(年处理阳极泥量大于 1500t),资金与技术等建设条件具备的情况下,宜采用卡尔多炉熔炼流程。

湿法处理流程由于原料组成不同,目前各生产厂家的处理流程不尽相同。其主导流程为将焙烧蒸硒渣通过多道浸出工序,分步提取铜、碲、金、银等元素。湿法流程具有生产周期短、积压资金少、无渣尘等返回物料、金属直收率高、劳动条件好等优点。适宜于处理规模较小的项目,特别适宜于含碲高的阳极泥,其碲的回收率较火法处理流程高 15%~40%。

3.9.2 阳极泥预处理的目的是脱除杂质、预先回收有价元素、富集金银、减少下一步处理的物料量,以期获得降低能耗的效果。最常用的预处理方法有常压酸浸和加压酸浸,视所含杂质情况和采用阳极泥处理工艺而定。

3.9.3 本条对焙烧蒸硒应采取的节能措施作出规定。

1 外热式燃油焙烧蒸硒窑的加热室设于底部和采用短焰烧嘴,可改善传热效果和减少燃烧室体积,减少热损失。

2 设调节阀的目的是控制燃烧室内负压,防止漏入大量冷风,降低热效率。

3 沿焙烧蒸硒窑长度方向上的各区段的温度要求不同,设加热室温度自动调节装置有利于合理利用电能。

4 蒸硒窑应采取窑体外用耐火材料和保温砌筑的保温室加以保温的措施,以减少散热损失。

3.9.4 本条对火法流程处理阳极泥应采取的节能措施作出规定。

1 在贵铅炉内同炉分步完成贵铅熔炼和氧化精炼,可缩短流程,避免固态贵铅重新熔化而增加能耗。

贵铅炉炉口设密封烟罩,并采取措施提高烟罩的密封性能,控制漏风量,减少烟气收尘负荷。

贵铅氧化精炼采用富氧空气氧化,可以减少烟气量和缩短精炼时间,减少辅助燃料消耗。

2 卡尔多炉熔炼入炉物料含水应低于 3%，以降低能耗并确保安全。

3 设备需用冷却水加以保护，冷却水应循环使用，可大幅度减少新水的补充，达到节能的目的。

3.9.5 本条对湿法流程处理阳极泥应采取的节能措施作出规定。

1 湿法处理全流程的蒸汽用量，约占湿法流程总能耗的 50% 以上。应多方面采取措施，减少蒸汽用量，使全流程的单位蒸汽消耗控制在 15t/t(干基) 以下。

2 减少浸出过程的液固比，可减少矿浆容积，降低浸出过程动力消耗和物料加热升温、冷却降温的能耗。铜、金、银浸出液固比的确定与被浸元素在物料中的含量有关，也与浸出用的试剂种类有关，在实际生产中通常采用的液固比为 4~7。

3 选用合格的疏水器可提高蒸汽的热能利用率，也为回收利用冷凝水创造条件。

4 对需加热的浸出设备应在设备表面外包保温材料，以减少散热损失。

3.9.6 本条对银电解精炼应采取的节能措施作出规定。

1 在设计合理、加强操作管理的情况下，电流效率 96% 以上是可达到的。

1) 银电解槽安装时，槽底与地面之间留有 100mm 的绝缘距离，并设置绝缘材料的垫层，有利于防止漏电，减少电能损失。

2) 阴极板平直度偏差小于 2mm，可有效防止电极间短路现象的发生，也利于银粉刮刀的正常工 作，对提高电流效率是行之有效的。

2 降低槽电压是重要的节能措施之一。

1) 缩短同极中心距可以降低电流通过电解液的电阻，对降低槽电压有效。本条中规定的同极中心距在多数工厂现行操作条件下是可以做到的。

2) 提高银电解液温度，有利于降低电解液黏度，加快银离子迁

移速度,从而降低电解液的电阻,有利于降低槽电压。电解液温度过高,则蒸发损失增大,酸雾浓度也增大,影响操作环境。银电解采用低电流密度 $250\text{A}/\text{m}^2 \sim 400\text{A}/\text{m}^2$ 时,依靠电流通过电解液时的发热可维持电解液温度为 $35^\circ\text{C} \sim 50^\circ\text{C}$ 。当采用高电流密度 $1000\text{A}/\text{m}^2 \sim 1300\text{A}/\text{m}^2$ 时,热量过剩,可以通过电解液循环冷却,控制电解液温度在 $45^\circ\text{C} \sim 55^\circ\text{C}$ 。

3)采用接触良好、便于清垢的导电触点方式,可使阴极棒和母线之间的压降小于 5mV ,阴极和母线之间的压降为 $10\text{mV} \sim 15\text{mV}$ 。

3.9.7 本条对金电解精炼流程应采取的节能措施作出规定。

1 金电解槽采取了绝缘措施可以提高电流效率,目前国内企业金电解电流效率普遍都达到 $95\% \sim 98\%$ 。

1)金电解槽下设绝缘垫板,再将其整体置入绝缘套槽,以防止漏电。

2)阴极片平直度偏差小于 1.5mm ,以防止电极间短路现象发生,对提高电流效率是有效的。

2 降低槽电压是重要节能措施之一。

1)缩短中心距可以降低电流通过电解液的电阻,对降低槽电压有效。

2)提高金电解液温度,能减小金电解液的黏度和电阻,有利于降低槽电压。金电解液温度:采用低电流密度 $400\text{A}/\text{m}^2 \sim 600\text{A}/\text{m}^2$ 时,为 $45^\circ\text{C} \sim 55^\circ\text{C}$;采用高电流密度 $700\text{A}/\text{m}^2 \sim 1700\text{A}/\text{m}^2$ 时,为 $65^\circ\text{C} \sim 70^\circ\text{C}$ 。

3)采用接触良好、便于清垢的导电触点方式,可使槽电压控制在 $0.3\text{V} \sim 0.6\text{V}$ 。

3 选择高效率的可控硅整流器,以减少无效能耗。

3.9.8 本条对金水溶液氯化精炼流程应采取的节能措施作出规定。

1 设备保温可减少热损失。

2 采用满足氯化反应要求的最小液固比,减少矿浆量,可降低热耗,其液固比值视物料含金量而定,宜按反应点终点溶液含金250g/L~400g/L核算。

3 目前国内冶金企业均将使用蒸汽的冷凝水回收利用,不再外排,以达到节约用水、节能的目的。

4 轻金属冶炼

4.1 氧化铝生产

4.1.1 在氧化铝工业生产中,影响能耗的因素甚多,其中矿石品级、生产方法和工厂规模对能耗影响最大,不同生产方法对铝土矿的铝硅比要求不同。

对于拜耳法生产氧化铝的铝土矿铝硅比,没有统一界定。根据有关资料,国外拜耳法氧化铝厂实际生产使用的铝土矿铝硅比的下限为 7,结合我国铝矿石高铝、高硅的特点进行技术经济分析,结果表明当铝矿石铝硅比大于 8 时,宜采用拜耳法生产最经济。

对于采用烧结法生产氧化铝的矿石铝硅比的界限,我国铝厂有多年采用铝硅比为 3.5 的矿石进行生产的实践经验,并取得了较好的技术经济指标,为此采用烧结法生产氧化铝的矿石铝硅比以大于 3.5 为宜。

对于采用联合法生产氧化铝的矿石铝硅比的界限,多年来曾经做过多次方案比较和论证,如对郑州铝厂、山西铝厂、贵州铝厂、中州铝厂等的论证认为,生产规模大于 400kt,经全面技术经济比较,联合法优于烧结法,矿石铝硅比大于 4.5 宜采用联合法。铝硅比大于 4.5 是针对联合法制订的,当采用串联法时铝硅比可适当降低。

选矿拜耳法和石灰拜耳法近年来已在我国氧化铝生产中被采用,但这两种生产方法的氧化铝总回收率都较低,矿耗较高,因此采用这两种方法适宜的矿石铝硅比应通过经技术经济比较后确定。

综上所述,对于不同品级的矿石,规定采用不同的生产方法是

必要的。氧化铝的工业生产应尽量采用能耗低的拜耳法或联合法。

4.1.2 产品能耗与生产规模有直接的关系,节能降耗是体现规模效应的一个方面。根据国家发改委规定,新建氧化铝项目必须经过国务院投资主管部门批准,利用国内铝土矿资源的氧化铝项目起步规模必须是年生产能力 800kt 及以上,自建铝土矿山比例应达到 85%以上,配套矿山的总体服务年限必须在 30 年以上。利用进口铝土矿的氧化铝项目起步规模必须是年生产能力 600kt 及以上,必须有长期可靠的境外铝土矿资源作为原料保障,通过合资方式取得 5 年以上铝土矿长期合同的原料达到总需求的 60%以上。

4.1.3 本条对氧化铝单位产品综合能耗作出规定。

1 氧化铝生产目前国内有拜耳法、烧结法和联合法三种方法,根据不同的原料选择合理的生产方法和工艺流程。近年来氧化铝生产方法又增加了“选矿拜耳法”和“石灰拜耳法”。

所谓“选矿拜耳法”,其实质是将不宜直接用拜耳法处理的品位较低的矿石经选矿处理,得到铝硅比较高的适用拜耳法的精矿,再用传统的拜耳法工艺处理。

所谓“石灰拜耳法”是针对品位较低的矿石而在溶出过程中添加过量石灰,使其能较经济地采用拜耳法生产。

此外,工艺流程的选择还应根据可靠的半工业化试验、矿石加工试验资料以及可以采信的其他资料,并进行优化,特别是涉及全流程的技术条件和指标,要做全局的技术经济分析。在选取试验数据时还要考虑到试验条件和工艺条件的差异所带来的影响。

综合能耗指标的确定主要是根据对国内外氧化铝行业产品能耗情况的调查,并参照国家发展和改革委员会 2007 年第 64 号公告《铝行业准入条件》规定的新建拜耳法生产氧化铝生产系统综合能耗必须低于 500kgce/t 氧化铝,其他工艺氧化铝生产系统综合能耗必须低于 800kgce/t 氧化铝;现有拜耳法氧化铝生产系统综

合能耗必须低于 520kgce/t 氧化铝,其他工艺氧化铝生产系统综合能耗必须低于 900kgce/t 氧化铝。本条规定的综合能耗指标为三级,其中一级为目标值,是世界先进水平,以“新建准入”作为三级能耗指标的参考值。现分述如下:

在通常情况下,氧化铝厂设计文件中一般只包括全厂的水、电、蒸汽、煤气(重油)、焦炭、煤等项消耗和总能耗。20 世纪 80 年代末和 90 年代初,我国氧化铝行业从国外引进拜耳法生产的部分先进技术和设备,如间接加热压煮溶出、机械搅拌分解、降膜蒸发及大型平底沉降槽、深锥高效沉降槽、种子过滤机及氢氧化铝流态化焙烧炉等,这些先进技术和设备经设计、施工、生产单位消化、吸收,生产中不断改进和完善,已普遍应用于氧化铝生产中,生产技术和水平都有较大提高,生产的各项技术指标都有较大的改善,能耗大幅度下降。所以本条以工厂实际生产平均先进指标作为拜耳法生产能耗设计的综合指标。

2 烧结法生产氧化铝在我国已有 50 多年的历史,生产技术和生产水平有很大的提高,熟料烧成的烧成煤和生料加煤消耗不断降低,粗液脱硅采用间接加热技术,蒸汽消耗也有很大降低。近年来各厂又分别从国外引进部分先进技术和装备,如氢氧化铝流态化焙烧技术和装备,母液蒸发也分别采用板(管)式多效蒸发等,这些技术的采用都取得了较好的技术经济效果。目前工厂的实际消耗平均达到较为先进的水平,把这些指标作为烧结法综合能耗设计指标是可行的。

3 联合法涵盖拜耳法和烧结法的有关工序,因此联合法有关工序的能耗指标同样按拜耳法和烧结法的相关工序的能耗指标选取。其能耗计算公式引自现行行业标准《铝土矿生产能源消耗》YS/T 103。其中,当矿石铝硅比大于或小于 10 时,减少或增加附加值 A_1 ;当熟料中氧化铝含量大于或小于 35% 时,应减少或增加附加值 A_2 。

4.1.4 按照氧化铝工厂设计的文件,一般全厂都包括几个主要能

耗大的单元(或称为工序),石灰烧制、压煮溶出、熟料烧成、粗液脱硅、母液蒸发、氢氧化铝焙烧等,这些单元的操作过程都进行了热平衡和单位物料量的热耗计算。按工厂的实际平均先进水平和采用新工艺、新技术后能达到的水平,作为设计规定单元操作过程的能耗指标。这些指标不仅适用于碱石灰烧法,而且也适合联合法和拜耳法工厂中相应的部分,对目前暂时还没有更先进的改进措施的单元操作过程,其能耗指标按有色金属行业标准中的有关规定作为能耗设计指标。

4.1.5 立窑烧制石灰具有投资省、热耗低和二氧化碳气体浓度高的优点,立窑更适用于既需要供应石灰,又需供应高浓度二氧化碳气体的生产单位,目前被国内广泛采用。

在仅需要供应石灰,特别是对石灰石分解率要求高而石灰中二氧化碳残留要求低的拜耳法,或生产中需添加石灰量大的“石灰拜耳法”采用回转窑煅烧石灰更为适宜。

4.1.6 采用闭路破碎流程,降低入磨矿石的粒度是降低能耗的重要措施。多碎少磨可以有效地节省碎、磨的总能耗。有关资料表明,将破碎产品粒度从 25mm 降至 12mm,则破碎工序仅增加能耗 1%,而磨矿工序可降低 8% 的能耗,两者综合能耗有较大降低。

实践证明,长筒型磨机安装功率低于短筒型磨机,因此在选择磨机时,除应注意矿石性质及对磨矿产品的要求外,应优先选用长筒型磨矿机。

拜耳法矿浆磨制可选用格子磨或溢流型球磨机配水力旋流器闭路一段磨矿流程,或一段棒磨机开路、二段球磨机配水力旋流器闭路的两段磨矿流程。

4.1.7 间接加热压煮溶出可大幅度地减少蒸发水量,降低能耗,提高溶出温度,可提高碱的循环效率,对改善技术经济指标有明显效果。目前新建、改建和扩建的氧化铝厂均采用间接加热溶出技术,溶出温度不低于 260℃。采用多级自蒸发工艺可充分利用余热降低生产能耗,新蒸汽冷凝水的热量和二次蒸汽冷凝水的热量

经合理利用后均可达到节能降耗的目的。

4.1.8 熟料烧成窑是集燃料燃烧、传热介质、化学反应、物料输送于一体的反应设备,是烧结法和联合法烧成部分的主机,影响烧成窑的产能因素较多,设计通常采用相似条件下的实际生产数据,按单位传热面积产能或单位容积产能推算,并进行必要的修正来确定窑的设计产能。

在联合法生产中,熟料烧成是处理拜耳法生产系统排出赤泥的后续工序,因而在确定熟料烧成的设计能力时,应与拜耳法压煮溶出的生产能力相适应,以保证两个系统的平衡。

直筒窑加工制造简单,备品备件统一,筑炉和检修方便,多年实践表明,直筒窑使用情况良好。

单筒冷却机热回收效率高,加工制造简单,操作维修方便,对不同块度的熟料有较强的适应性。

4.1.9 近年来,国内业界就烧结法粗液间接加热脱硅作了大量试验和研究工作,取得了较好的效果,并已产业化。实践表明,间接加热脱硅与蒸汽直接加热脱硅相比,可减少蒸发水量,降低氧化铝生产的能耗。由于压煮脱硅采用套管加热,脱硅器保温间接加热,连续脱硅不仅使二次蒸汽得到利用,新蒸汽冷凝水及二次蒸汽冷凝水的热量均可回收利用,因此能耗大幅度降低。间接加热连续脱硅技术已在国内大部分氧化铝厂改(扩)建工程中采用。

4.1.10 增加蒸发器的效数是降低蒸发汽耗的有效方法,为了降低汽耗,目前国内氧化铝厂已普遍采用五效或六效作业。由于采用了高效降膜蒸发器及多效逆流蒸发流程,母液自蒸发排出二次蒸汽热量,各效新蒸汽冷凝水的热量和二次蒸汽冷凝水的热量得到合理利用,因此母液蒸发的汽耗比原有三、四效蒸发大幅度降低,节能效果很明显。

蒸发器的热媒采用饱和蒸汽,蒸发器的形式宜选用降膜蒸发器,析盐效宜选用强制循环蒸发器。

4.1.11 流态化焙烧炉与回转窑相比,具有热耗低、产品质量好、

投资省、占地面积小、设备简单、运行寿命长、维修费用低等诸多优点,因而在国内外氧化铝厂被广泛采用。国内新建氧化铝厂均选用流态化焙烧炉,老厂原有的回转窑已被淘汰,因此新建和改(扩)建的氢氧化铝焙烧系统能耗设计应按流态化焙烧技术的指标选取。

4.1.12 氧化铝输送通常有气流输送和机械输送两种。高压空气输送是气流输送的一种,输送动力消耗较大,不应在新建和改(扩)建的工程中采用。机械输送和浓相输送,能耗相对较低、收尘设施较小、简单、维修工作量小,在今后氧化铝输送设计中应优先采用。

4.1.13 氧化铝生产除拜耳法系统主机为压煮溶出器、烧结法生产系统主机为熟料烧成窑外,近年来引进和开发了氧化铝厂使用的其他大型设备,如平底沉降槽、深锥沉降槽、机械搅拌分解槽、种子过滤机、成品过滤机等。

平底沉降槽设备简单、运行费用低、操作维护方便。

深锥沉降槽单位沉降面积产能高、占地少。

机械搅拌分解槽与老式空气搅拌分解槽相比,能耗低、易于设备大型化。

另外,其种子过滤机、成品过滤机等均可采用大型号过滤机,具有产能高、消耗低等优点。上述设备新建和改(扩)建的氧化铝厂已广泛采用。

这些设备共同特点是:容(面)积大、产能高、操作维修简单,与过去采用的老式沉降槽、分解槽、过滤机等设备相比,能耗都明显降低。

4.1.14 生产中采用串联法烧结低铝硅比和烧结纯赤泥熟料技术,可降低联合法中熟料和氧化铝折合约,即降低单位氧化铝成品熟料量。因为在联合法中熟料烧成占总能耗的 1/3 左右,因此降低联合法中熟料量即降低烧结法在联合法中的比例,对降低氧化铝能耗大为有利。

4.1.15 余热、废热属于二次能源。回收、利用余热、废热,提高二

次能源的利用率,降低一次能源的损失,有利于节省能耗。

4.1.17 近年来,国内氧化铝厂生产控制和管理水平有较大提高,新建氧化铝厂和老厂不断提高氧化铝生产控制和管理自动化装备水平,采用管/控一体化网络系统,使生产过程控制自动化和管理信息化。

由于氧化铝厂生产工艺过程复杂,区域分布广,因此可以按氧化铝生产工艺流程和车间区域位置分区设置集中控制室,采用计算机系统根据生产要求对生产过程进行自动检测、控制和管理,以达到稳定安全生产,实现最佳化运行,达到最优化指标。

4.2 铝 电 解

4.2.1 铝电解生产原铝直流电耗指标与铝电解槽槽型、容量、设计技术和生产管理等诸多因素有关。近十年来,我国新建铝厂均采用我国自主开发的 200kA~500kA 容量的大型预焙阳极电解槽。更大容量的高效、节能型电解槽正在研制开发中。原有的能耗高、污染严重的自焙阳极电解槽生产系列绝大部分已被改造或淘汰。目前我国较好的铝电解企业原铝直流电耗指标低于 12500kW·h/t。这个指标在国际上也是先进的,为此本条将原铝直流电耗指标小于或等于 12500kW·h/t 定为一級,原铝直流电耗按现行行业标准《铝土矿生产能源消耗》YS/T 103 的有关规定计算。

4.2.2 重熔用铝锭单位产品综合能耗指标的确定系参照现行国家标准《电解铝企业单位产品能源消耗限额》GB 21346 规定的指标,以其能耗限额先进值为本条的一级指标,以其能耗限额准入值为本条的三级指标。

4.2.3 本条对电解铝应采取的节能措施作出规定。

1 世界铝电解工业的发展趋势是采用高效节能型大容量预焙阳极电解槽。增大槽容量可提高劳动生产率,降低投资成本并有利于降低综合能耗。槽容量选择应与系列生产规模相匹配,铝

电解生产系列直流电压不宜低于 800V,以保证有较高的整流效率和供电系统的安全。

2 为了降低能耗,应适当地加强电解槽保温,特别是槽底部保温,应使电解质结晶固相等温线(最高至 850℃)尽可能置于炭块下的耐火层内。由于目前采用的电解槽侧壁材料尚不能有效抵御电解质侵蚀和冲刷,生产过程中必须使其内壁形成适当厚度的炉帮(凝固的电解质)以保护脆弱的侧壁。宜选用耐电解质侵蚀和冲刷、电绝缘性能和导热性能好的材料作侧壁内衬,设计成侧壁散热型电解槽。

3 阳极电流密度的取值除要考虑电耗率、基建投资等综合经济效益外,还要考虑到阳极、热负荷的承载能力。

近年来,我国新开发的大型预焙槽的阳极电流密度的设计值均在 $0.75\text{A}/\text{cm}^2 \sim 0.82\text{A}/\text{cm}^2$ 。国际上比较先进的大型预焙槽阳极电流密度的设计值均在 $0.85\text{A}/\text{cm}^2 \sim 0.90\text{A}/\text{cm}^2$ 。考虑我国阳极炭块的综合质量,本款规定为 $0.75\text{A}/\text{cm}^2 \sim 0.85\text{A}/\text{cm}^2$ 。

4 母线电流密度降低,母线中消耗的电能减少,但母线的购置费增加,需要确定一个适当的电流密度,使得母线的总费用最低。

大型铝电解槽的输电母线系统属于复合电路,既有并联又有串联,各并联线路的导电距离不等,但要求电流相同。为了防止电流偏畸,虽然设定了母线电流密度,但在具体部位的数值需根据电工计算确定。按近年来的电价、铝母线价值及利率情况,铝母线电流密度取 $0.25\text{A}/\text{mm}^2 \sim 0.40\text{A}/\text{mm}^2$ 、单槽母线系统电压降小于 280mV 为宜。

5 随着大容量铝电解槽的开发和应用,强大电流产生的磁场对电解生产起着特殊重要的作用。磁场的大小和分布直接影响电解槽内熔体的稳定状态和流动速度。它们是决定生产指标(如电耗、电流效率、内衬寿命等)好坏的基础条件之一。因此,母线配置设计应根据电磁学和流体力学的基本规律对磁场和磁流体稳定性进行计算和分析,结合生产实践,优化母线配置设计。

6 采用高质量阴极炭块和大截面阴极棒可降低槽底电压降，是减少能耗、延长槽寿命的关键措施之一。以电煨烧无烟煤为基础，含石墨碎小于10%的无烟煤炭块，由于电阻率较高、对钠的破损指数大等原因，新建大型槽不推荐采用，目前采用较多的是石墨碎含量为30%左右的半石墨质炭块。国外某些铝厂已在大型铝电解槽上采用全石墨化的高质量优质炭块，取得良好效果；我国某些铝厂也已开展了石墨化阴极炭块在电解槽上的应用试验，从国内外的发展趋势来看，大量采用30%以上高石墨质或石墨化阴极炭块将逐步替代低质量的无烟煤炭块。

7 目前国内外铝电解的生产广泛采用低分子比、低氧化铝浓度、低效应系数等新工艺。

根据国内外铝电解的生产实践，在其他条件允许的情况下，当电解质的分子比每降低0.1，电解质初晶温度可降低 $3^{\circ}\text{C}\sim 4^{\circ}\text{C}$ ，电流效率可提高0.5%。工业生产条件下，分子比保持在2.20~2.40为宜。

低氧化铝浓度，既可防止炉底产生沉淀，又可提高电流效率。根据生产实践，其浓度宜保持在1.8%~3%。

低效应系数在节省电能消耗、提高整流设备的利用率、保持系列电流稳定等方面具有重要意义，为此应尽量降低效应系数。

8 我国铝加工厂用的各种合金或坯料，绝大部分是采用商品铝锭重熔、调配再铸造的。铝锭重熔的单位能耗约为4800MJ/t，并造成0.5%~1.0%的金属烧损。加工厂某些大批量的铝坯或铝合金板锭、铸轧板坯、挤压型材的圆锭、线坯等均可在铝电解厂铸造车间用原铝直接生产，既可节省铝锭重熔能耗，又可避免重熔时金属烧损。

9 铝电解生产各种必要的日常操作，如添加氧化铝、调节电解质温度、更换阳极、出铝等，会发生阳极效应并熄灭等问题，干扰了电解槽的正常运行，使它偏离最佳运行状态，采用计算机控制，一是估计运行作业对过程状态的影响，二是在适当的容许误差内

使电解槽的正常运行状态尽可能地接近最佳状态,以达到稳定生产,降低电耗,提高电流效率的目的。

10 目前我国生产的氧化铝可分为砂状、中间状和粉状三种类型,砂状氧化铝具有比表面积大,在电解质中易于溶解,不易产生槽底沉淀等特性,有利于提高电流效率,降低能耗,同时在干法净化系统中,砂状氧化铝作为吸附剂,吸附铝电解槽烟气,其吸附性能也优于其他类型的氧化铝。

4.3 铝用炭素制品生产

4.3.1 预焙阳极制品生产过程中能源品种的消耗有其特殊性,根据《中华人民共和国节约能源法》中“能源,是指煤炭、原油、天然气、电力、焦炭、煤气、热力、成品油、液化石油气、生物质能和其他直接或者通过加工,转换而取得有用能的各种资源”的规定,无烟煤属于煤炭,肯定为能源。石油焦和煤沥青界定不很清楚,二者燃烧均可把化学能转变为热能,从这个角度讲,石油焦和煤沥青与无烟煤一样均应属于能源。但无烟煤、石油焦、煤沥青经热处理后,仍然把作为能源的主要部分碳固定在产品中,并没有作为能源消耗掉,又与一般的能源有所不同。

根据上述特点,把阳极、阴极生产中所耗用的能源分成两类,把石油焦、煤沥青的能耗归入原料消耗,把其他的能源归入过程能耗,对于其他工业没有这个区分,只有煤炭焦化和炭素等工业有这个现象。

在阳极生产中作为原料消耗的石油焦,与作为焙烧填充料的石油焦,虽为同一材料,但前者作为能源固定于产品中,而后者属于过程能耗。因此,将两者分开计算。

石油焦、无烟煤、沥青等作为原料消耗的能源只损失了其中的氢,碳仍定在产品中。

生石油焦由于挥发分含量不同,因此消耗的生焦没有一个比较的基准,因而采用煅烧石油焦作为原料链起始点。

残极也是一种能源物质,但是铝电解厂阳极剩下的返回残极以及焙烧、组装的废品,它们的返回可以减少石油焦的加入量,但残极本身只是在生产中内部循环使用,不作为能源计入。

生碎是混捏和成型的废品返回料,也不再计入能量,但它的加入可以减少沥青和石油焦的用量。

阳极生产中配料的可变因素很多,如生碎返回量、残极返回量、沥青的配比等,只能大体上稳定在一个范围内,对不同的厂有不同的量,如沥青配比减少时,必然引起石油焦量的增大,沥青配比增加时,也必然引起石油焦量的减少。前者对沥青消耗而言等级提高,对石油焦则等级降低。后者对沥青消耗而言等级降低,而对石油焦则等级提高,不可能都同时降低或提高。因此,不再给出一个统一的折算公式,只能根据实际情况进行相对比较。但过程能耗的确具有相当的可比性,也就是说,过程能耗比原料能耗更能说明问题。

预焙阳极和铝用阴极生产过程中的实物消耗原材料能耗折算用低位发热值列于表 18。

表 18 预焙阳极和铝用阴极生产中的原材料的平均低位发热值(kJ/kg)

名 称	平均低位发热量
石油焦	41417
煅烧石油焦	33870
改质沥青	35163
中温煤沥青	37680
无烟煤	37470
电煅无烟煤	31106
人造石墨	33900
冶金焦	28470

4.3.3 石油焦煅烧中单独计量回转窑(罐式炉)的燃料消耗量是不全面的,必须同时计入余热回收的热量。当原料的挥发分及碳质烧损值在一定范围内时,用单位产品的余热回收量减去燃料消

耗的能量作比较,才能得出正确的结论。

4.3.4 铝用阴极生产中,由于生无烟煤的挥发分、灰分含量不同,因此消耗的生无烟煤没有一个比较的基准,因而采用煨烧无烟煤作为原料链起始点。

4.3.7 本条对炭素制品生产应采取的节能措施作出规定。

1、2 炭素制品生产的原料为石油焦、改质沥青和煤沥青,原料中的挥发分在煨烧过程中产生大量热能,为了利用这一热能应控制煨烧窑的长度和煨烧炉的火道层数,各工厂生产实践证明在正常操作中均不需要外加燃料,从而节约了能耗。

3 炭素煨烧过程中会产生大量高温烟气,为此在煨烧窑或煨烧炉后必须设置烟气余热回收装置,这是炭素煨烧工序的重要节能措施。本款为强制性条款,必须严格执行。

4.4 镁 冶 炼

4.4.1 镁冶炼厂的建设规模与建设投资、经营成本、单位产品能耗有着直接关系,根据工业和信息化部 2011 年第 7 号公告《镁行业准入条件》规定,新建皮江法镁厂的产能规模不得低于 50kt/a,电解法镁厂的单系列产能规模不得低于 50kt/a。

4.4.2 镁冶炼原料有卤水、钾光卤石、白云石、菱镁矿、蛇纹石、海水等,不同的原料采用不同的工艺流程,同一种原料也有多种生产流程。目前,我国原镁生产主要是以白云石为原料,采用皮江法炼镁工艺。在建或拟建的电解法镁厂是以卤水或以菱镁矿、蛇纹石盐酸浸出制取卤水,再采用在氯化氢气氛下脱水电解的炼镁工艺。我国已有的电解法镁厂是采用菱镁矿颗粒(或成球)氯化电解工艺和钾光卤石脱水电解生产工艺,但因环境污染严重,生产成本较高,缺乏竞争力,已先后关闭退出了炼镁行业,是应淘汰的生产方法。故本条只规定了皮江法和卤水(或菱镁矿、蛇纹石盐酸浸出制卤)制粒在氯化氢气氛下脱水电解法工艺流程的能耗指标,也规定了钛冶炼的镁电解系统能耗指标。

4.4.3 本条对皮江法炼镁设计要求作出规定。

1 本款列出了生产 1t 原镁的综合能耗和每一工序产品的综合能耗。生产工序包括煅烧、压团、还原、精炼与铸锭。1t 镁锭耗还原剂 75 硅铁 1.04t~1.1t, 本款能耗指标中未计入还原剂 75 硅铁的冶炼能耗。表 4.4.3-1 中的三级数值选取了现行国家标准《镁冶炼企业单位产品能源消耗限额》GB 21347 中的准入值。

2 本款对皮江法炼镁节能措施作出规定。

1) 白云石煅烧可采用回转窑或竖窑。白云石煅烧温度在 1000℃~1200℃, 其排烟温度可达 400℃~600℃, 应设置余热利用装置以回收烟气余热。

2) 回转窑出来的煨白温度为 800℃~1000℃。进入球磨机磨粉的煨白温度应低于 150℃。因此出窑煨白必须冷却。回转筒式冷却机吸入空气冷却煨白, 被加热的空气作为二次风进窑参与燃烧。较高温度的二次风能够提高火焰温度, 节省燃料。

3) 还原炉温度在 1200℃左右。温度过高, 还原罐寿命短。温度过低, 还原反应不完全, 料耗高。气体燃料燃烧完全, 易于调节, 因此本款要求还原炉使用气体燃料, 并要求设置燃料燃烧自动控制系统装置, 以降低能耗。蓄热式还原炉能充分回收烟气余热, 大幅度降低排烟温度, 比一般的还原炉节能 60%以上, 因此本款要求在还原工序应采用蓄热式还原炉;

4) 精炼渣含金属镁 5%~6%。生产 1t 镁的精炼渣, 可以回收镁 7kg~9kg。从精炼渣回收金属镁, 采用破碎筛分方法。回收 1t 镁, 耗电不到 100kW·h。因此应回收精炼渣中的金属镁。

4.4.4 本条对卤水或菱镁矿、蛇纹石盐酸浸出制卤, 制粒在氯化氢气氛下脱水电解炼镁工厂设计作出规定。

1 本款列出了卤水制粒在氯化氢气氛下脱水电解炼镁 1t 镁锭综合能耗和电解、精炼工序产品综合能耗, 以及菱镁矿或蛇纹石盐酸浸出制卤, 再制粒在氯化氢气氛下脱水电解炼镁 1t 镁锭的综合能耗, 是在上一流程的基础之上增加矿石酸浸工序、制氢工序和

氯化氢合成工序所产生的能耗。

2 本款对卤水脱水电解炼镁节能措施作出规定。

1)含氯化镁约 33%的卤水需蒸发浓缩到 50%~52%进行喷洒造粒,蒸发卤水时,增加蒸发器效数是降低蒸发汽耗的有效方法,蒸发每吨水蒸气耗量:单效蒸发为 1.15t,三效蒸发为 0.4t~0.45t,五效蒸发可达小于或等于 0.3t。由此可见,采用多效蒸发器节能效果很明显。蒸发器的热媒采用饱和蒸汽,蒸发器的形式宜选用高效降膜蒸发器及多效逆流蒸发流程。

2)对含 50%~52%镁的湿氯化镁颗粒进行一段热风干燥脱水,使其含水量降至 2%~2.5%,采用的设备为多层流态化床干燥器,热媒为热空气或热烟气,使用多层流态化床干燥器可提高热能的利用率,并可减少氯化镁发生水解反应。经一段干燥的氯化镁颗粒料进入二段氯化氢气氛干燥器中进行完全脱水,采用的设备为多层流态化床干燥器,热媒为热氯化氢气体,排出的炉气经除水和除去带入的空气后,再加热循环使用。采用氯化氢气体为载热体,可使氯化镁在脱水过程中抑制氯化镁发生水解反应。

3)多层流态化床干燥器外壳钢板表面积较大,温度较高,因此需进行保温以减少热量失。

4)20 世纪 70 年代以前,世界各电解镁厂均采用有隔板镁电解槽。20 世纪 70 年代,研制出节能的无隔板电解槽。与有隔板电解槽比较,无隔板电解槽生产 1t 粗镁,节省直流电 3000kW·h 左右,多回收氯气 150kg~200kg。由于无隔板电解槽泄漏氯气少,环保好,已经应用于世界各电解镁厂。大容量电解槽更节能,故推荐采用 200kA 及以上无隔板电解槽。

5)20 世纪 70 年代以前,世界各电解镁厂粗镁精炼均采用坩埚精炼炉。20 世纪 70 年代,苏联研制出连续精炼炉。连续精炼炉比坩埚精炼炉节电 200kW·h/t 镁左右,而且产能大,连续生产,环保条件好。现在世界各电解镁厂粗镁精炼均采用连续精炼炉。故规定电解镁厂粗镁精炼应采用连续精炼炉。

4.4.5 本条对钛冶炼的镁电解系统设计要求作出规定。

1 镁还原法生产海绵钛的钛厂,设镁电解系统,电解还原蒸馏工序产出的熔体氯化镁,得到金属镁和氯气。氯气送往氯化工序生产四氯化钛。电解粗镁经过精炼,送至还原蒸馏工序生产海绵钛。镁电解系统包括电解(含氯压机室和净气室)和精炼两个工序,能耗指标包括了上述工序的能耗。

2 本款对钛冶炼的镁电解的节能措施作出规定。

1)国外钛厂已广泛应用大容量无隔板镁电解槽。日本住友钛厂应用110kA多极电解槽,每吨粗镁直流电耗为 $9000\text{kW}\cdot\text{h}\sim 11000\text{kW}\cdot\text{h}$ 。故规定采用大容量无隔板槽或多极电解槽(multipolar electrolytic cell)。

2)连续精炼炉用于精炼电解粗镁。与坩埚精炼炉比较,连续精炼炉产能大、能耗低,国外钛厂已普遍应用连续精炼炉。近年来,国内海绵钛厂开始采用连续精炼炉。故规定钛厂电解粗镁精炼采用连续精炼炉。

4.5 钛 冶 炼

4.5.1 海绵钛厂的建设规模与建设投资、经营成本、单位产品能源消耗有着直接的关系。根据我国海绵钛冶炼技术水平和钛冶炼工业发展水平,海绵钛的经济规模应在5000t/a以上。

4.5.2 本条对钛冶炼工艺流程的选择要求作出规定。

1 海绵钛生产采用的富钛料为天然金红石、人造金红石和高钛渣,目前我国生产海绵钛的富钛料主要为高钛渣,而高钛渣的原料为钛铁矿,国内钛铁矿的杂质含量差异较大。其中影响四氯化钛生产工艺的主要杂质是氧化钙和氧化镁等,氧化钙和氧化镁的含量小于2.5%宜选择沸腾氯化工艺,大于2.5%宜选择熔盐氯化工艺。

由于沸腾氯化炉为自热生产,生产能力大,单位面积产能为 $30\text{t}/\text{m}^2$ 左右,氯化率高,易于控制操作,劳动条件好,若原料条件

许可,新建厂宜选择沸腾氯化生产工艺。

2 粗四氯化钛精制中的除钒工序,应根据技术的掌握首先选择矿物油除钒工艺路线,其次采用铝粉除钒工艺,除低沸点宜采用浮阀塔工艺及设备。

3 目前国内外海绵钛厂都采用镁还原蒸馏联合法,还原蒸馏炉产能最大的达到 12t/(炉·次),我国生产上较为成熟的还原蒸馏炉型有 3t/炉、5t/炉、8t/炉、10t/炉,新建厂应采用 5t/炉以上的还原蒸馏联合法工艺及设备。海绵钛生产不应采用钠还原法生产工艺。

5 在海绵钛生产工艺流程中,应配套镁电解工序,对镁还原蒸馏联合法工艺中产生的熔融态副产物氯化镁进行电化学分解。气态氯气(电解产物)应与补充氯气混合后作为氯化物生产原料使用,熔融态金属镁(电解产物)应返回镁还原蒸馏工序作为还原剂使用。

4.5.3 综合能耗指标主要是根据对国内海绵钛冶炼企业产品能耗情况及产品能耗指标而确定的。

表 4.5.3-1 的产品综合能耗为从高钛渣到海绵钛产品的能耗,不包括高钛渣(富钛料)生产的综合能耗。海绵钛生产的综合能耗与富钛料中的二氧化钛含量、杂质含量有直接的关系,在生产中应选择杂质含量低的富钛料,其中二氧化钛含量宜大于 90%。

镁电解工序的综合能耗详见本规范第 4.4 节。

4.5.4 本条对高钛渣生产应采取的节能措施作出规定。

1~3 钛渣熔炼宜采用连续加料和粉矿入炉的生产工艺,密闭电炉的主要优点是炉况稳定、热损失小、电耗低、粉尘量少、劳动条件好。由于出炉烟气温度较高和烟气中一氧化碳含量达 60% (密闭电炉),应对烟气进行综合回收利用,烟气热值约为 $8.37\text{MJ}/\text{m}^3$ (标准状态下)。烟气的综合利用可根据实际情况和技术条件用于钛精矿预热原料、预还原或提供蒸汽(热水)的综合利用。

钛渣和生铁的出炉温度达 1600℃,应利用生铁带出的热量对其进行脱硫增碳处理,小炉型也必须进行炉前铸锭。钛渣破碎磁选出的磁性物应返回电炉重熔回收钛渣和铁。

钛渣电炉应选择大型化的炉型,根据国家有关规定,电炉容量必须大于 6300kV·A,在生产实践中证明电炉容量小,其经济效益差、渣铁分离困难、生铁不易回收利用(国内暂无钛渣产品电炉,受装备和容量限制,根据钛渣的熔炼特点及国内钛精矿成分和钛渣产品的用途,氯化渣电炉容量应大于 6300kV·A,酸溶性渣电炉容量应大于 12500kV·A)。

5 氯化渣应密封包装以减少运输过程中的损失和水分的增加,减少四氯化钛生产过程的干燥能耗。

4.5.5 氯化生产粗四氯化钛应采取的节能措施包括从原料入库至四氯化钛产出的各个环节。

外购的富钛料和还原剂在运输、储存过程中应尽量保持干燥,减少重复干燥。

在氯化生产中,富钛料的粒度与还原剂粒度要相匹配,宜直接购入合格粒度的还原剂,减少二次破碎的过粉碎量,降低还原剂的损失。

氯化原料的质量应严格控制,主要原料富钛料中杂质含量要低,尤其是耗氯的氧化物,钙镁的氧化物应尽量少,还原剂石油焦的水分和挥发分应尽量少,否则将造成氯耗增加,生成的尾气中氯化氢增加,从而导致尾气处理过程中能耗和费用的增加。氯化混合料中的含水应控制在小于 0.5%。

在氯化生产过程中,氯化炉的出炉混合气体温度高,应综合利用这部分热量,将氯化和生产中的泥浆返回系统进行综合回收。出炉混合气体应采用合理的冷却方式,在四氯化钛淋洗前应避免另外设置热源。

4.5.6 本条对粗四氯化钛精制应采取的节能措施作出规定。

1 粗四氯化钛精制的关键是除钒,较为成熟的有矿物油除

钒、铝粉除钒和铜丝除钒等工艺,宜优先选择较为节能的矿物油除钒工艺。

2 国内生产实践证明,对粗四氯化钛中低沸点物的除去设备宜采用浮阀塔,浮阀塔生产能力大、操作平稳、分离效果好、热效率高。流程中物料应尽量利用其热熔,减少重复加热。

3 为提高热效率、减少能耗,应采用效率高的蒸馏釜,应将加热元件直接埋入加热介质中,即采用直接加热的形式。

5 在精制过程产出的高沸点物含有大量的四氯化钛,应进行回收处理。这部分高沸点物应送氯化系统,利用氯化炉出炉高温混合气体的热熔进行回收,不得对高沸点物直接冲洗。

6 除钒产生的钒渣应根据不同工艺所产生的量和成分进行处理,如果返回氯化系统会引起粗四氯化钛含钒量升高的宜进行单独处理,并在有条件的情况下进行有价金属钒的回收。

4.5.7 本条对还原蒸馏及破碎应采取的节能措施作出规定。

1 目前国内外钛冶炼厂都采用还原蒸馏联合生产工艺,炉型有串联和并联炉,两种炉型在国内都有应用,串联炉主要有3t/炉、5t/炉、7.5t/炉,并联炉主要有5t/炉、6t/炉、8t/炉、10t/炉、12t/炉,炉型越大节能(电)效果越好。海绵钛的质量与杂质含量、粒度、硬度和松装度有关,根据目前的实际生产情况,国内还原蒸馏炉生产的海绵钛质量,小炉型略好于大型炉。

2 在还原过程中采用加入熔体镁的方法,产品海绵钛每吨可节约约350kW·h;熔体氯化镁返回镁电解槽,每吨海绵钛可节约约1200kW·h,因此在海绵钛厂设计中应采用熔体运输镁和氯化镁,同时还原蒸馏车间应尽量靠近镁电解车间。

4 海绵钛剪切式破碎机的破碎比高于其他破碎设备,且在破碎过程中对海绵钛的氧化、氮化量少,产品粒度均匀,破碎效率大于25%,能耗相对较低。因此海绵钛的破碎设备应选择剪切式破碎机。

5 稀有金属冶炼

5.1 钨、钼冶炼

5.1.2 钨、钼冶炼能耗指标是根据国内生产厂家提供的数据及设计指标经综合分析而提出的。钨、钼冶炼能耗指标列于表 19。目前只定二级能耗指标。

表 19 钨、钼冶炼能耗指标

产品名称	单位能耗				合计 (kgce/t)	备注
	电 (kW·h/t)	蒸汽 (t/t)	氢气 (m ³ /t)	新水 (m ³ /t)		
仲钨酸铵	1500	5.40	—	100	907	钨精矿 WO ₃ :65%
钼酸铵	850	9.50	—	35	1339	钼焙砂 Mo ₂ :57%
钨粉	5000	—	800	20	1210	—
钼粉	9000	—	1600	30	2300	—
钨、钼烧结制品	8000	—	350	90	1260	中频烧结

表 19 中,能耗包括生产工艺及其辅助设施的能耗。仲钨酸铵生产综合能耗未包括采用高碱压煮处理白钨精矿碱回收的能耗。氢气按 21.6MJ/m³(0.7374kgce/m³)折算。

5.1.3 本条对钨钼冶炼应采取的节能措施作出规定。

1 采用高碱压煮处理白钨精矿工艺生产仲钨酸铵时,高碱液用于处理黑钨精矿,可节省碱回收能耗。

2 钨、钼烧结制品生产采用中频烧结,产量大,能耗较垂熔烧结低 60%。

5.2 钽、铌冶炼

5.2.2 钽、铌冶炼能耗指标是根据国内生产厂家提供的数据及设计指标经综合分析而提出的。钽、铌冶炼能耗指标列于表 20。目前只定二级能耗指标。

表 20 钽、铌冶炼能耗指标

产品名称	单位能耗				合计 (kgce/t)	备注
	电 (kW·h/t)	蒸汽 (t/t)	纯水 (m ³ /t)	新水 (m ³ /t)		
氟钽酸钾	1380	15.00	120	50	2240	钽精矿 Ta ₂ O ₅ :30%
五氧化二铌	5500	25.00	350	50	4250	铌精矿 Nb ₂ O ₅ :40%
钽粉	41000	10.00	150	50	6760	—

5.3 锂 冶 炼

5.3.1 本条对碳酸锂生产节能设计作出规定。

1 碳酸锂的生产方法视原料不同而异。提锂原料主要有盐湖卤水及锂辉石精矿。盐湖卤水有硫酸盐型和中度碳酸盐型两种,我国已开发的中度碳酸盐型盐湖卤水提锂目前处于试生产阶段,大部分产品均采用锂辉石-硫酸法生产。生产能力仅一家工厂达到 5000t/a,其余均在 2500t/a 以下。此法是国内外公认的锂矿提锂被认为较好、能耗较低的一种方法。

2 工业碳酸锂冶炼能耗指标是根据国内生产厂家提供的数据及设计指标经综合分析而提出的。

3 本款对工业碳酸锂生产应采取的节能措施作出规定。

1)用于生产碳酸锂产品的锂辉石精矿品位锂 20 为 5%~6.5%,其品位高低影响生产单位产品的物料流通量及锂回收率,

从而影响生产过程能耗。生产 1t 工业碳酸锂采用的锂辉石精矿品位锂 20 为 5% 比锂 20 为 6% 处理物料量增加 20% 以上, 显然转型焙烧、酸化焙烧及浸出液蒸发浓缩等过程能耗亦相应增加, 从节能角度考虑, 生产应采用品位较高的精矿, 一般不低于锂 20 在 6%。

2) 锂回收率提高 1%, 转型焙烧—浸出液蒸发浓缩过程等物料流通量及能耗也相应降低 1%; 从精矿至碳酸锂产品锂的回收率, 国内一般水平为 85%~87%, 国外为 87%~92%。采用品位较高的精矿和大型化设备、改进工艺及控制, 提高操作及管理水平的提高锂的回收率, 减少能源消耗的重要途径。

3) 蒸发及设备冷却水循环使用, 蒸汽冷凝水回锅炉房或供工艺过程使用, 水循环利用率应达到 85% 以上, 以减少新水补充量, 达到节能的目的。

4) 工艺、电力、给排水、热工、采暖通风等专业采用节能设备, 建筑采取节能措施。

5.3.2 本条对单水氢氧化锂生产节能设计作出规定。

1 目前国内外主要采用碳酸锂—石灰苛化法生产, 以工业碳酸锂为原料, 用石灰苛化, 苛化液经蒸发浓缩、结晶, 结晶产物经精制、干燥即得到产品。

2 单水氢氧化锂冶炼能耗指标是根据国内生产厂家提供的数据及设计指标经综合分析而提出的。

3 本款对单水氢氧化锂生产应采取的节能措施作出规定。

1) 锂回收率一般为 93%~95%, 采取技术措施提高苛化率, 减少苛化渣量及加强管理, 降低跑、冒、滴、漏机械损失, 能进一步提高锂的回收率。

2) 苛化液浓度含锂 20 为 18g/L, 生产过程需经过蒸发浓缩除去大量水分, 一次蒸发设备选用列管蒸发器, 采用三效运行, 有效利用二次蒸汽, 蒸发每吨水蒸气耗量可从单效蒸发的 1.15t 降至小于或等于 0.4t。同时将温度 95℃ 左右的冷凝水用于苛化过程,

使热量得到有效利用,减少新蒸汽用量。

3)三效蒸发真空系统、结晶过程、产品干燥、空压机和真空泵等在生产过程均有大量回水,采取循环利用可减少新水用量,生产用水的循环利用率不应低于85%。

4)工艺、电力、给排水、热工、采暖通风等专业采用节能设备,建筑采取节能措施。

5.3.3 本条对金属锂生产节能设计作出规定。

1 生产方法以氯化锂为原料,加入氯化钾,在电解槽 $420^{\circ}\text{C}\sim 460^{\circ}\text{C}$ 温度下电解,即得到金属锂产品,是国内外工业生产金属锂的唯一方法。

2 金属锂冶炼能耗指标是根据国内生产厂家提供的数据及设计指标经综合分析而提出的。

3 本款对金属锂生产应采取的节能措施作出规定。

1)金属锂生产采用氯化锂-氯化钾熔盐电解工艺,20世纪国内电解槽多数是 $6000\text{A}\sim 8000\text{A}$,2000年以后,开发了电流为 12000A 、 15000A 、 20000A 以上的大型槽,电流效率80%以上,电耗为 $(55\sim 60)\times 10^3\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 锂;美国采用 20000A 电解槽,电流效率为75%~80%,产品质量达电子级标准,计算机控制,自动出料铸锭,电耗为 $(46\sim 48)\times 10^3\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 锂。

今后设计金属锂生产宜采用大电流电解槽、计算机控制及自动出料铸锭先进的熔盐电解工艺,能取得较好的节能效果。

2)用先进的整流设备,也可提高整流设备效率。

3)整流设备及电极冷却用水循环使用,循环利用率应达95%以上,可大幅度降低新水补充量,达到节能的目的。

5.4 硬质合金生产

5.4.2 硬质合金生产能耗指标是根据国内生产厂家提供的数据及设计指标经综合分析而提出的。硬质合金生产能耗指标列于表21。目前只定二级能耗指标。

表 21 硬质合金生产能耗指标

产品名称	单位能耗			合计 (kgce/t)
	电 (kW·h/t)	氢气 (km ³ /t)	新水 (km ³ /t)	
钨粉	5000	800	20	1210
碳化钨粉	2500	120	20	400
混合料	2700	—	45	340
硬质合金	4800	180	50	740

5.4.3 硬质合金烧结采用脱成型剂、烧结一次完成工艺,可减少二次装料可能带来的产品破损及节省脱成型剂阶段的二次升温能耗。

6 有色冶金炉窑

6.1 一般规定

6.1.1 本条参照现行行业标准《钢铁企业设计节能技术规定》YB 9051—98 第 12.1.2 条的规定制订:不得选用原油作燃料,不得采用高压混合煤气以及效率低的发生炉煤气作为工业炉燃料。

6.1.2 工业炉的炉体材料应合理选择,并参照现行行业标准《钢铁企业设计节能技术规定》YB 9051—98 第 12.8.2 条的规定:周期性升温降温的工业炉,应尽量采用体积密度小、热惰性小的筑炉材料砌筑炉体,热处理炉不宜采用密度高于 $1300\text{kg}/\text{m}^3$ 的耐火材料作内衬。

6.1.3 本条参照现行行业标准《钢铁企业设计节能技术规定》YB 9051—98 第 12.8.1 条的规定制订:工业炉炉体各部位的砌体必须采取有效的绝热措施,应按照不同的接触面温度使用不同材料的复合砌体,绝热后的炉体外表面温度不得超过现行国家标准《评价企业合理用热技术导则》GB/T 3486 的规定值。

6.1.4 根据国内钢材耐高温特性,可转动炉窑的炉壳外表面温度宜控制在 250°C 以内。

6.1.5 本条参照现行行业标准《钢铁企业设计节能技术规定》YB 9051—98 第 12.7.1 条、第 12.7.2 条的规定制订。第 12.7.1 条中规定必须严格控制炉体上的开孔,尽可能减少炉门的数量和炉门大小。炉体上不得开有长期与大气相通的孔洞。油喷嘴周围不得留环缝,所有炉门都应设严密、可靠、操作灵活的炉门。检修炉门应采用砖干砌堵住。第 12.7.2 条中规定应尽量保证炉子各段(特别是高温段)维持微正压。

一般有色冶金炉窑烟气中二氧化硫较高,为防止炉内烟气外

泄,要求炉子为微负压工作,但炉内有些部位为微正压,故本条规定炉内压力定为零压附近。有色炉窑中有的进渣口、排放口连续工作,无法将其开口封闭,故将不应有长期与大气相通的孔洞改为不宜有与大气相通的孔洞。

6.1.6 本条参照现行行业标准《钢铁企业设计节能技术规定》YB 9051—98 中第 12.5.1 条的规定制订,应尽量减少或避免采用炉内水冷构件。必须采用水冷构件时,应尽量减少暴露于高温的冷却面积。

6.1.7 根据参考资料(《有色金属提取手册能源与节能》第 3 章第 1 节、第 5 章第 2 节)的结论:采用富氧空气燃烧比普通空气燃烧可降低燃料消耗量 10%~30%。

6.1.8 应随着新型节能燃料装置的发展,逐步淘汰节能差的装置。

6.1.9 目前各大厂基本上已广泛采用烟气余热利用装置。本条提出后序工艺没有要求时,烟气排放温度宜在 300℃左右,是由于有色冶炼烟气相对于钢铁冶金烟气难以处理,故只提出 300℃左右,没有限定更低。现行行业标准《钢铁企业设计节能技术规定》YB 9051—98 第 12.6.1 条要求加热炉的烟气余热应采取的主要回收措施是:减少炉尾排烟余热,使烟气排放温度降到 250℃左右后排入大气。

6.1.10 安装必需的检测和自控仪表,可以提高炉窑节能效果。

6.2 节能措施

6.2.1 本条依据的是 1986 年《有色金属工业节能设计技术规范》第 8 章第 2 节第 8.2.1 条,“目前国内高温熟料窑的密封装置,可使漏风系数降低到 0.16 以下,国内干燥窑和挥发窑的散热损失为 5%~15%,采用新型绝热材料后,可以使散热损失降低到 12%以下”。所以规定窑体散热损失低于 12%。空气过剩系数要求控制在 1.25 以内,可以满足完全燃烧。

6.2.2 采用有燃烧室和混气室炉体结构形式的热风炉,使用效果较好,炉体热损失约为5%,容积热强度可达 $4187\text{MJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。

6.2.3 闪速炉采用富氧空气燃烧实现自热熔炼。以往在工艺设计过程中大量采用富氧,但在燃烧装置中采用富氧空气不多,应该挖掘出这部分的节能潜力。采用中央喷射式精矿喷嘴,其烟尘率一般为5%~7%,本条规定要求宜小于7%。

6.2.4 艾萨炉、奥斯麦特炉在操作中需要摸索到喷枪的合理背压,而其在下限值附近工作,可以减轻熔融体喷溅强度,延长炉体寿命。

目前该种炉型喷枪孔、加料口密封差,炉压低时大量吸入冷风,炉况不正常时,大量烟气外冒,恶化环境,热量损失大,需加强密封。

6.2.5 目前,白银炉加料时,炉料从皮带刮下,中间经 $1\text{m} \sim 1.5\text{m}$ 高度落入炉顶料孔,造成炉顶上堆积大量炉料,飞扬损失大,操作环境恶劣。应该增加加料封闭装置。

现在 100m^2 白银炉吹炼区炉顶只有4个加料口,炉料分布面窄,与鼓入富氧空气接触条件差,降低了床能力,应适当增加加料口。

100m^2 白银炉粉煤消耗量约 $2000\text{kg}/\text{h} \sim 3000\text{kg}/\text{h}$,采用富氧空气燃烧节能效果好。

6.2.6 国外大多数卧式转炉采用富氧吹炼,富氧浓度一般为22%~26%。

江铜集团贵溪冶炼厂和安徽铜陵铜业公司的密闭烟罩均为水冷烟罩,水转化水蒸气后放空,热量没有回收。宜建议将水冷变为汽化冷却,产生压力为 $0.4\text{MPa} \sim 0.5\text{MPa}$ 的蒸汽使用。

6.2.7 目前回转式精炼炉还原操作中黑烟较严重,既过多耗费能源,又污染环境。美国肯尼柯特开发了一种专利技术,还原剂利用率高,基本解决了冒黑烟问题。

6.2.8 渣贫化电炉主要热损失是电极孔、渣口漏入冷空气所致,

所以应加强电极孔的密封。这种渣贫化电炉电极升降频率低,行程小,采用卷扬提升可节省投资、节约能源,又能满足工艺要求。

6.2.9 氧气底吹熔炼是新工艺,工艺本身的特点是冶炼强度大、速率高、能耗低、环保好,核心设备是底吹炉,采用合适的富氧浓度,选择合理的铜硫品位,一般可以实现自热熔炼,但有的也需要补热,应采用块煤直接配入料中一起加入炉内燃烧补热,而不必在炉膛燃烧其他燃料补热。

氧枪是底吹炉的关键部件,氧气量决定于工艺需要,若氧枪的喷出速度小,熔池搅动不够,则影响熔炼速率;若喷出速度大,熔池搅动强烈、喷溅严重,则炉衬的损坏加快,影响炉寿。喷出速度大,要求供氧压力大,将导致能耗增加,因此应进行精细的计算和测试,选择合理的喷出速度和氧压,以降低能耗。

底吹炉烟气量和温度比较稳定,出烟口一般没有其他作业,因此烟气出炉后不需要再设烟罩,出烟口直接与余热锅炉对接。

6.2.10 烟化炉主要用于处理含铅、锌、锡等有价值金属的炉渣,对于处理铅锌炉渣,是将空气、粉煤直接吹入熔体进行还原吹炼,吹入的粉煤(也可用其他还原剂)一是用于燃烧,提高熔体温度;二是起还原剂作用,将渣中的氧化锌等有价值金属氧化物还原成金属而进入烟气,并以烟尘的形式加以回收。空气是吹入粉煤的载体,同时提供碳燃烧用氧,粉煤要吹入熔体内部,尽量与熔体混合均匀,为了提高还原率,熔体要有一定的深度。这些都要求鼓入的空气有一定的压力,如果压力过大,则会造成熔体搅动过大,冲击水套,造成水套过早损坏,压力过大也会浪费动能,易损坏炉子;如果压力过小,则不能满足工艺要求,因此要求鼓风压力的选择需要与熔池宽度、深度相匹配。锡炉渣的处理是将空气(或富氧空气)、粉煤通过喷嘴吹入熔体,由加料口加入硫化剂进行硫化挥发,以含锡烟尘形式加以回收。

烟化炉烟气温度比较高,达到 $1100^{\circ}\text{C} \sim 1200^{\circ}\text{C}$,烟化炉的上部宜采用汽化冷却,以蒸汽的形式回收余热,以降低综合能耗。烟

化炉的烟道正逐步以余热锅炉的形式取代水套烟道,如果用锅炉烟道,则烟化炉上部的汽化冷却水套可设计为烟道锅炉的一部分。

6.2.11 流态化焙烧炉可用于锌精矿、钴硫精矿、锡精矿的硫酸化焙烧,根据热平衡,有的工艺需要补热,而在多数情况下,热量有富裕,因此在焙烧过程中需要将多余的热排出,排热的方式可以向流化床直接喷水,也可以在流化床周边安装箱形水套,直接喷水则水变成蒸汽,给烟气收尘、制酸带来影响;箱形水套面积受到限制,传热系数低,难以满足要求。现在多采用在流化层内置入管式冷却器,汽化冷却,传热系数高,冷却盘管属于余热锅炉的一个分支,使用的效果很好,余热以蒸汽的形式加以回收利用,降低了总能耗。

流态化焙烧炉炉壳应保温,一是减少散热损失,二是要保持炉壳温度高于酸雾露点,防止酸雾凝结腐蚀钢板。保温层的厚度要通过计算确定。

6.2.12 罐式煨烧炉应在八层火道以上,是基于国内的生产实践,原料中的挥发分可以得到充分利用,运行中可实现不用外加燃料,煨烧物碳质烧损小,仅在4%以下,是国内的先进指标。

6.2.13 回转窑煨烧采用窑头窑封技术,并依据实际生产情况合理确定二次风、三次风的风管位置,可使挥发分在窑内充分燃烧,运行中可实现不用外加燃料,煨烧物料碳质烧损为7%以下。

6.2.14 炭素生产预焙阳极采用敞开式焙烧炉,国外指标:吨产品能耗为2.4GJ;国内指标:当使用重油、天然气燃料时吨产品能耗为2.5GJ~2.8GJ,当以发生炉煤气为燃料时吨产品能耗为3.2GJ~4.6GJ。阴极炭块的焙烧采用带盖式焙烧炉,国外指标:吨产品能耗为4.4GJ;国内指标:当使用重油、天然气燃料时吨产品能耗为4.8GJ~5.3GJ,已接近国外先进水平。

6.2.15 工业规模生产四氯化钛,主要有四种氯化方法。目前最广泛采用的是细料钛物料的沸腾氯化法和熔盐氯化,其相应采用的是沸腾氯化炉和熔盐氯化炉。

沸腾氯化法和熔盐氯化方法的突出优点是粉料入炉,不用制团,

相互间的传热和传质过程都得以大大加强,反应速度快,生产能力大,效率高,反应能自热进行,因而已基本取代竖式电炉氯化 and 连续式竖炉氯化的方法。

6.2.16 在镁热还原-真空蒸馏法生产海绵钛过程中,联合法和半联合法由于能节省能源和提高设备利用率,从而达到提高生产能力的目的,因而该项新技术已越来越受到海绵钛生产厂的青睐和采用。

在联合法和半联合法中使用的还原蒸馏炉,其还原炉也是蒸馏炉,还原罐也是蒸馏罐,与冷凝器等配套的联合装置是镁热还原制取海绵钛工业中的重要设备,具有大幅度缩短生产周期、简化流程、降低镁耗和电耗、降低生产成本、便于实现设备大型化及自动化控制等优点,是省时节能的新技术。

6.2.17 氢氧化铝焙烧炉作为流态化焙烧新技术中的主要设备,已完全取代了以往的回转窑来焙烧氢氧化铝。

流态化焙烧炉中燃料燃烧稳定,温度分布均匀,参数测量准确,氢氧化铝和燃烧产物之间以及高温氧化铝和助燃空气间接接触密切,换热迅速,效率高,控制容易,因而产品质量好、热耗低、设备能力大、寿命长、维修工作量小、劳动生产率及自动化程度高、环境污染轻、建设投资省、生产成本低。目前新建氧化铝厂已全部采用了流态化焙烧氢氧化铝的新技术。

目前典型的氢氧化铝焙烧炉主要有闪速焙烧、循环式沸腾焙烧和气态悬浮焙烧三种,每套装置的产能为 300t/d~2400t/d 电解用氧化铝。而气态悬浮焙烧炉由于具有结构简单、控制容易、自动化程度高等特点,在生产中得到了更广泛的应用。

7 电 力

7.1 企业供配电

7.1.1 高压供电深入负荷中心是电力设计的重要原则,其目的是为了减小线路损耗,提高供电质量。

1 有色企业供电电压等级应根据企业生产工艺和规模所确定的负荷容量来决定。有色冶金企业一般采用的供电电压有10kV、35kV、110kV、220kV等几个等级,其余等级如6kV、66kV、330kV,除一些老企业和少数地区外较为少见,不作推荐。

2 由于以较低的电压向企业大容量送电,电能损失大,不符合国家的节能政策,同时也制约了企业的进一步发展,应该严格限制。以前国家曾对农村电网作出规定,当采用10kV供电时输送距离不超过15km,35kV供电时不超过40km,此规定由于是针对农村电网且未与容量挂钩,故使用不方便。现在诸多设计手册中均给出了各种供电电压用架空线路在不同输送容量下的最大输送距离,表22摘录了《有色冶金企业电气设计手册》(冶金工业部长沙有色冶金设计院,1973年)中的有关数据。

表 22 供电的输送容量和距离

输送功率(MW)	供电电压(kV)	输送距离(km)
0.2~2	10	6~20
1~10	35	20~70
10~50	110	50~150

表 23 摘录了《钢铁企业电力设计手册》(冶金工业出版社,1996年)中的有关数据,列出了在线路电压损失不超过额定电压10%、负荷功率因数以0.85计算条件下的数据。

表 23 供电的输送容量和距离

负荷容量(MV·A)	电源电压(kV)	输送距离(km)	导线截面(mm ²)
<26	35	15.3	240
<54	110	76.6	300
<134	110	34	400
<476	220	27.1	700

表 24 摘录了《煤矿电工手册》(修订本,煤炭工业出版社,1999年)中的有关数据。

表 24 供电的输送容量和距离

输送功率(MW)	供电电压(kV)	输送距离(km)
0.2~2	10	6~20
1~10	35	20~50
10~50	110	50~150
100~500	220	200~300

表 25 摘录了《工业与民用配电设计手册》(第 3 版,中国电力出版社,2005 年)中的有关数据,列出了在电压损失小于 5%、负荷功率因数 0.85 时各级电压架空线路的送电能力。

表 25 供电的输送容量和距离

送电容量(MW)	供电电压(kV)	供电距离(km)	导线截面(mm ²)
0.2~2	10	6~20	240
2~8	35	20~50	400

在《有色金属工业节能设计技术规范》中规定:“为避免以低电压作大容量送电,企业的受电电压输电距离宜为:10kV 电压输电距离约为 10MW·km,35kV 电压输电距离约为 200MW·km”。可见上述指标基本一致,此指标对应负荷功率因数 0.85,电压损失为 5%。为适应当前有色企业规模愈来愈大的趋势,规范中增加了 110kV 和 220kV 两个电压级别,并采取大多数手册同样的方法列出负荷范围和输电距离,以方便使用。

上述数据中的送电线路为架空线,这是因为有色冶炼企业大多位于城市远郊,相对于价格昂贵的电缆而言,宜架设架空线路。

3 铝电解厂是耗电大户,为了减少供电损耗,有条件时宜尽量靠近电厂或区域变电站设置。

7.1.2 企业内应采用较高的配电电压,减少变压层次。

1 随着 10kV 电动机的大量生产,最小容量可做到 200kW,而且技术性能不比 6kV 电动机差,工艺设备配套有条件选用 10kV 电动机,为减少变压层次和变电设备重复容量,企业内部配电电压要尽量选择较高配电电压,故新建项目不宜再使用 6kV 作为配电电压。

2 采用 3kV 和 6kV 配电电压的老企业改建、扩建时,由于同一企业采用多个配电电压将导致管理和设备更换不便等,往往需经过技术经济比较后才能确定是升压为 10kV 还是沿用 3kV 或 6kV。

这里的单台大容量用电设备主要是指铝电解整流装置和电炉变压器,减少这些设备变压层次的办法是采用供电电压直降,单机容量为 $12.5\text{MV}\cdot\text{A}\sim 25\text{MV}\cdot\text{A}$ 的整流机组采用 110kV 直降和采用二次降压的整流机组相比较,其经济效果显著,应优先采用。

7.1.3 企业配电线路设计应力求降低线损率。

1 根据现行国家标准《评价企业合理用电技术导则》GB/T 3485—1998 的规定,本款规定了企业受电端至用电设备的变压级数。

2 经济电流是平衡供配电线路基建投资和运行费用,按总费最小法则(TOC)计算出的一项结果。架空线路的导线截面按经济电流密度选择,在工程中得到广泛应用。而在以前的设计中,电缆线路往往是按允许电流来选择,考虑到我国经济承受能力的增强,特别是为减少电路损耗、节约能源,应执行现行国家标准《电力工程电缆设计规范》GB 50217 的规定,并应与国际接轨,推广应用《电缆电流定额的计算 第 3 部分:运行条件的章节 第 2 节:电

力电缆尺寸最佳经济选择》IEC 287-3-2/1995。采用按经济电流来选择电缆截面应该是一项技术进步。

各种电缆的经济电流密度资料已出现在一些新近出版的设计手册中。

7.1.4 变压器的节能可从三个方面入手。首先是变压器的选型,要选用损耗低、效率高的产品。在一段时间内,S9系列变压器是其代表产品。随着技术的发展,在有条件的地区应推广应用S11型及非晶合金铁芯型低损耗变压器。而后者是变压器产品的第三次飞跃,其单位铁损比热轧硅钢片降低了近20倍,目前产品的负载损耗与S9系列相同,但空载损耗约为S9系列的25%。应用前景十分看好。

合理选择变压器容量,不仅应考虑变压器造价、投资水平,也应综合考虑尽量减少变压器损耗,节约运行费用,以此来确定变压器的最佳负载率。

变压器台数的合理选择,对于一、二级负荷,规范中都有较严格的规定,但它将影响变压器的负荷率,因此负荷率不完全是选择变压器容量的控制条件。但是对于季节运行或在某特定时间内短时投运的变压器(如制酸用开工炉变压器),应由单独的变压器供电,不用电时,将变压器切除。

7.1.5 我国2003年已生产出采用冷轧硅钢片制造的Y3系列三相异步电动机,能耗达到了欧洲eff2效率标准,为国际先进水平,应大力推广应用。

轻载运行的电动机效率低,功率因数低,因此需限制其负载率不得低于40%,或采取相应节电措施。

7.1.6 由于现代有色企业冶炼生产过程中工艺条件发生变化,需要电气系统与之适应,因而在此过程中,需要充分考虑节能。如风机、泵类设备生产使用过程中,当流量、压力变化时,老企业使用改变阀门开度的办法,造成了能量的白白浪费,现在已广泛地以变频调速或其他高效率的节能方法代替。

对于容量较大的电动机,启动时由于可能造成对电网冲击或启动时需要较大启动转矩,一般应通过技术经济比较,确定是采用如液压离合器、液体电阻的方式,还是采用造价高但性能优越的变频调速等方式。

目前,鼠笼电动机降压启动的方法很多,但不管采用哪种方法,在定子侧都将产生附加损耗,因此应在启动后短接启动设备。

7.1.7 按目前电力部门的规定,对于高压供电用户,企业的功率因数不应小于 0.9。在《中国节能技术政策大纲(2006 年)》进一步提出“提高用户用电功率因数达到 0.95~0.98”的要求。

本条规定了按电压分级、分散、就地补偿的原则补偿无功功率,以减少无功引起的有功电能损失。主要措施有:

1 从源头抓起,合理选择设备、减少无功消耗,提高企业自然功率因素。

2 推广应用同步电动机,对恒负荷连续运行,功率在 250kW 及以上的生产机械宜采用同步电动机拖动,有条件时还可采用永磁同步电动机。

3 对于加工或电炉等无功负荷波动频繁且幅度大的场所,采用静止型动态无功补偿装置(SVC)补偿。而对于一般工业企业,其无功负荷变动曲线有一定规律,随时间(如日夜)和生产情况而变动,可用自动补偿控制装置分组投切静电电容器来进行补偿,此时还可防止过补偿的发生。

4 大型电炉、整流装置应随设备单独设置无功补偿装置。

5 国外对电动机机旁装设补偿电容器有明文规定,国内已有 10kV 及以下电压等级的电容就地补偿装置可供选用,因此本款规定对于配电线路长、运行时间长、容量较大且环境许可时,宜优先就地补偿。

若采用静电电容器将用户功率因数补偿到 0.95~0.98,则由于功率因数补偿到越高,无功补偿率(kVar/kW)越大,故还需经技术经济比较后才能确定。

7.1.8、7.1.9 高次谐波的出现将增加用电设备(变压器、电动机)的高频功率损耗,降低设备效率,因此在《中国节能技术政策大纲(2006年)》中明确要作为节能措施推广谐波防治装置。本规范亦相应增加谐波治理内容。

谐波治理装置均由 L-C 回路构成,其中的电容器可以作为基波无功补偿。

7.1.10 照明用电约占总用电量的 10%~12%,照明设计应严格执行现行国家标准《建筑照明设计标准》GB 50034。

为实现照明节能,应从光源、灯具、照明灯具附件等多方面采取综合措施。如推广新型 T5、T8 细管径直管荧光灯,宜使用发光二极管(LED)照明,采用电子整流器等。在人员短时逗留的场所,采用节能自熄开关或节能自熄灯头,可以节电且延长灯具寿命。

7.1.11 加强科学管理也是节能的重要措施之一,要采用高新技术成果,加强能源利用的计量和核算,提高职工的节能意识。

7.2 电解整流装置

7.2.1 整流机组一次侧电压及降压方式与外部供电电压及整流所总容量密切相关,应根据技术经济比较确定。

1 根据设计经验,机组一次电压应优先考虑采用电网电压,尽量避免对电解用整流负荷进行二次降压,以降低投资,减少电能损耗,减少机组一次侧电压波形的畸变。根据上述原则,表 7.2.1 列出了整流机组单组容量与机组一次电压的选择数值。

2 当电网电压为 110kV,输出总功率大于或等于 40MW,其单机容量在 12.5MW~25MW 之间,按第 1 款采用 110kV 直降式整流机组与经二次降压的普通整流机组相比较,其经济效果显著,应优先采用。

3 当外部供电电压为 220kV 时,多为年产 100kt 级系列的铝电解厂,理应采用 220kV 直降方案,但限于当前设备制造水平,采用 220kV 直降方式还是采用二次降压,即整流变压器的一次电

压是否采用 110kV(35kV)的方式,应与制造部门共同研究,并经技术经济比较确定。

供电电压 220kV 以上时,自耦电力变压器降到哪一级电压较为合适,可根据系列规模、槽型等工艺要求和我国现行的标准电压等级确定。标准电压等级为 220kV、110kV、66kV,而 66kV 仅限于东北电网。330kV 双卷调压变压器已有生产,但还没有成熟的设计、制造经验和运行经验,暂不推荐采用。

4 当大型电解整流所距发电厂配电装置的距离不超过 1km 时,用发电机直接给整流所的机组供电是最经济的,可以节省升、降压变配电设备,节省投资,减少变电电耗,节省电能等。

7.2.2 110kV 及以下自耦调压变压器损耗最小,结构容量小。目前,国内外制造厂商都有成熟的设计、制造经验和多年的现场运行经验,因此应优先选用这种调压方式。若变电电压等级为 220kV 时,第三绕组调压加串联(辅助)变压器结构容量小,损耗小,安全可靠。

为使晶闸管不致深挖,在整流变压器设置适当的抽头配合调压,不失为降低谐波含量和提高功率因数的有效措施。如某铝电解厂 110kV 晶闸管直降机组整流变压器无载抽头为 20%、40%、60%、80%、100% 共 5 档;某铜电解厂晶闸管整流机组采用调压深度为 30% 的有载抽头,配合晶闸管调压。

抽头调压的方式、级数应根据工艺生产情况确定。能用无载抽头,就尽可能不用有载抽头,以降低设备费用和充分发挥晶闸管的优点。

7.2.3 在低电压大电流的整流装置上,缩短二次交流母线及直流汇流母线长度对降低电耗是相当重要的。例如,整流站与电解车间之间的距离每缩短 1m,对 160kA 电解系列而言,可减少损耗 4kW,年节省电能 3500kW·h,且可节约铝母线 3t。

7.2.4 采用双反星形带平衡电抗器接线,能减小整流元件上的损耗,但由于双反星带平衡电抗器接线的整流变压器结构比三相桥

式接线复杂,容量增大 21%,而整流器的成本一般为变压器(不包括调压开关)成本的 1/3,因而在选择整流接线时,应进行综合技术经济比较。

整流机组(包括整流变压器和整流器)采用同相逆并联接线,不但能改善整流元件的电流分配,降低运行噪声,而且能降低交流母线周围铁磁件的涡流损耗。国内各整流变压器及整流器的生产厂家都能生产同相逆并联整流机组。因而不仅宜在大型整流机组上采用同相逆并联接线,在中型整流机组上也宜采用这种接线。

整流机组(包括调压整流变压器和整流柜)在最小生产规模 50kt/a、200kA 预焙槽系统应用时,直流额定电压为 450V 左右,宜采用三相桥式整流电路。

7.2.5 电解整流站的交、直流母线的电流密度值应参照现行国家标准《有色金属冶炼厂电力设计规范》YS 5002 的相关规定选取。直流汇流母线的取值:铝电解铝母线为 $0.25\text{A}/\text{mm}^2 \sim 0.35\text{A}/\text{mm}^2$;重有色金属电解铝母线为 $0.50\text{A}/\text{mm}^2 \sim 0.70\text{A}/\text{mm}^2$ 、铜母线为 $1.0\text{A}/\text{mm}^2 \sim 1.5\text{A}/\text{mm}^2$;整流机组的交、直流支母线的电流密度,在满足温升的条件下,铝母线为 $0.50\text{A}/\text{mm}^2 \sim 0.70\text{A}/\text{mm}^2$ 、铜母线为 $1.0\text{A}/\text{mm}^2 \sim 1.5\text{A}/\text{mm}^2$ 。

7.2.6 电解整流所抑制谐波的措施主要有多相制整流和设滤波装置。

1 二极管无饱和电抗器调压,其功率因数 $\cos\varphi$ 一般不低于 0.92,不存在无功补偿问题,但谐波不一定达标过关。所以首先考虑多相整流这种最简单的治理谐波的方法。单机组 12 脉波或称等效 12 相整流,其最低次谐波为 11 次,基本上消除了幅值较大的 5 次和 7 次谐波。

某炭素厂配有 6 套容量 $16000\text{kV}\cdot\text{A}$ 、第三线圈有载调压的 66kV 直降式二极管整流机组,形成等效 36 相整流,实际上为不完全对称等效运行(机组随时负荷都不相同),经测定,功率因数 $\cos\varphi$ 和谐波均满足标准要求。

某铜冶炼厂整流机组接线为等效 12 相,实测高次谐波很小。

2 二极管加饱和电抗器调压,功率因数 $\cos\varphi$ 和谐波都可能达不到要求,晶闸管整流装置由于相控深度等原因,谐波含量还将增加,必须考虑谐波治理和功率因数 $\cos\varphi$ 补偿。为简化整流变压器结构,降低造价,多机组并联的整流系统以单机组为 6 相的等效多相整流加滤波补偿为宜。

根据国内外运行经验的总结,滤波补偿装置接在整流机组的供电母线上集中补偿,比各机组通过变压器补偿线圈接滤波补偿装置的效果好,功率因数 $\cos\varphi$ 和滤波都能达到理想要求。这样可以简化变压器结构,解决了变压器补偿线圈故障处理困难的难题。

国内 220kV 滤波器的制造技术水平已满足使用要求,引进装置的备品备件现均可由国内提供。某电解铝厂的滤波装置接在为晶闸管整流机组供电的 110kV 母线上,全部选用国产设备,运行效果良好。

7.2.7 铝电解厂电费的支出占铝成本的 30%~40%,大型铝厂每年耗电从几亿到几十亿度,早期国产电度表精确度最高仅有 1 级,电压电流互感器的精度仅能达到 0.5 级,由于计量的误差,对于一个年产 100kt 铝的工厂,每年就可能多付 50 万元~100 万元的电费。因此国外铝厂对计费用的电气计量装置的精确度非常重视。某铝厂从日本引进的电度表为特别精确型,其精度为 0.2 级;电流、电压互感器的精度为 0.3 级。因此,在供电系统装设精度高的电能计量装置非常必要。

7.2.8 大型铝电解预焙槽及上插槽采用计算机控制调节,是取得高产、优质、低耗的重要手段之一,目前国内的主要电解铝厂已广泛采用。

7.2.9 整流所采用计算机数据处理系统,能提高管理水平,合理利用电能,节能效果显著。

7.2.10 本条规定的整流机组整机效率是根据我国目前的制造技术水平及现场实测结果的平均先进值,并考虑了近年从国外引进

的部分较高效率的整流机组的运行情况而确定的。由于整流效率除与机组的额定直流电压有关外,还与外部供电电压、降压层次、调压方式、整流接线方式及整流装置的结构、布置等因素有关,因此各种机组在外部条件变化时会有一定的变化。另外,增加了自动稳流系统,其效率通常比无自动稳流低。

7.2.11 整流所交、直流母线采用焊接形式可减少母线部分的电能损耗。

7.3 电炉装置

7.3.2 石墨化电炉的供电用直流取代单相交流是技术进步的结果。石墨化电炉采用单相交流供电时,单位产品电耗高达 $5000\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 以上,且难以解决单相负荷的电网不平衡问题;20世纪70年代采用直流电源后,单位产品电耗下降至 $4000\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$,产品质量也有所提高。直流石墨化电炉用的整流装置均为低压大电流装置,一般直流电源为 $50\text{kA}\sim 120\text{kA}$,电压为 $100\text{V}\sim 150\text{V}$,可采用双反星形带平衡电抗器接线,为节省电能损耗,提高整流机组效率,更适合采用五铁芯柱无平衡电抗器接线方式。

电煅烧炉采用直流电源供电后,除可解决交流三相负荷平衡问题外,每吨煅烧产品还可降低 $100\text{kW}\cdot\text{h}\sim 200\text{kW}\cdot\text{h}$ 。

工频感应电炉采用单独变压器供电,可以避免停炉期间电力变压器低负荷运行,从而降低单耗。由于允许接入共用变压器的电炉容量不宜作明确规定,所以设计时应进行方案比较论证后确定。

大容量电阻炉采用单独变压器供电,在其停炉期间可以从电网切除,从而可减少电力变压器损耗。

中频感应电炉采用晶闸管变频装置比变频机组效率高,并且目前又有用IGBT组成的变频装置。

7.3.3 当电炉需要调节时,若调压范围不大,一般采用一次分接开关调压最经济;当调压范围较大时,采用自耦调压方案,可使电

耗最低。由于有色金属工业企业所使用的电炉种类、规格、容量等级较多,调压方式的选择原则不便作具体的规定,故在具体设计时,要进行方案比较论证,以确定适宜的调压方式。

7.3.4 晶闸管交流电力控制器是以晶闸管为阀器件的交流电力电子控制器。按照我国的使用习惯,采用移相脉冲触发的晶闸管交流电力控制器称为晶闸管交流调压器;采用零脉冲触发方式,并设有固定或可变周期进行通断控制的晶闸管交流电力控制器称为晶闸管交流调功器。

在电阻炉上,使用晶闸管调压器或调功器均可。功率较小的电阻炉采用移相调压方式;功率较大的电阻炉采用晶闸管调功为宜,可以减少高次谐波。对于电炉变压器的感性负载,采用晶闸管移相调压方式已趋成熟,采用晶闸管调功方式也已取得成功。

矿热电炉的电极升降宜采用自动调节,使电炉工况稳定,且可减少电耗,节电约3%~5%。采用可编程序控制器(PLC)组成的按电流或电阻进行升降的自动调节系统是目前较好的调节方案,在大中型矿热电炉上均可应用。

7.3.5 电炉短网的布置合理性将直接影响电炉的电耗,本条对几种常见短网布置提出要求。

7.3.6 为了减少电压不平衡度,按现行国家标准《电能质量 三相电压不平衡》GB/T 15543 要求,供电电压不平衡度应小于2%,对于单相工频无铁芯感应电炉,宜采用感应电炉—电容器—电抗器三者顺次连接成正相序的平衡装置。相平衡装置的参数应能调节,便于按负荷大小选配电抗及保持整个加热过程的三相平衡。

两相有铁芯感应电炉可采用V形接线或变压器T形接线等方式转换成三相负荷,使三相尽量平衡。

8 公用设施

8.1 给水排水

8.1.1 为了贯彻执行国家关于节约能源和节约水资源的规定,以及减少有害工业废水对环境的污染,需提高有色金属冶金工厂工业用水的重复利用率。为此,本条对有色金属冶金工厂水的重复利用率提出要求,规定水的重复利用率应在95%以上。

8.1.2 本条对给水系统应采取的节能措施作出规定。

1 水源选择、取水方式等应执行国家有关的原则规定。

2 一水多用,把废水尽量消耗在使用中,减少排入水域的废水量,并降低废水处理能耗。

循环水系统排污水用于用水量小的设备冷却,措施是由循环给水管分出支管,供给用水量小的设备冷却,设备冷却回水又作为净循环供水系统的补充。

经废水处理站处理后达到污水综合排放标准的废水,可以用于对水质要求不高的工艺过程(如炉渣水碎、铜铈水碎、圆盘浇铸机等)浊循环供水系统的补充水。

8.1.3 本条对循环水系统应采取的节能措施作出规定。

1 给水设备和冷却设备宜进行多机型比较后选用。

向用水压力要求相差较大的设备供水时,分别配置工作水泵可以减少供水压力低的水泵的扬程,节省电耗。

机械通风冷却塔的节能关键是根据季节变化及时调整冷却塔风机的运转速度。在秋、冬、春三季时,由于气温低,散热条件好,强制送风的必要性逐渐降低,若不及时改变冷却塔风机运行速度,会造成不必要的电耗。为了节电,应随着季节气温变化调整冷却塔风机的转速,或部分关闭直至全部关闭冷却塔风机。即随着气

温的降低,冷却塔风机的转速由高速到低速,直至停止。

冷却塔利用循环水的回水余压进行冷却可以减少回水泵的设置,节省电能。

2 本款对提高循环水的循环率作出规定。

1)~3)根据现行国家标准《工业循环冷却水处理设计规范》GB 50050 对循环冷却水的设计浓缩倍数的要求,确定合理的循环率。

4)工业循环要根据水量和水质的条件进行必要的处理。

5)因循环水是过滤后的水,水质完全可以满足旁滤设施的反冲洗水要求,循环水用于旁滤设施的反冲洗可减少新水用量。

6)春、夏、秋、冬四季内及每天各时间段内水蒸发量不同,循环水系统补充的水量也不同,应在循环水系统补充水的管道上设置流量计和调节阀,根据水池内液位高低自动控制调节阀的开启度,可以减少新水用量。

7)设置盖板的循环水水池内的空气易达到饱和状态,可减少水蒸发损失。

8.1.4 本条对排水系统应采取的节能措施作出规定。

1 排水系统一般应以重力流为主,不设或少设提升泵站,以降低能耗。

2 废水处理流程应尽量利用余压和自流,以降低能耗。

3 应遵循清污分流、有毒无毒分流的原则。含酸、含重金属离子等有毒的污水先经预处理,可以回收有价金属,如烟气制酸净化工段排出的污酸,经硫化预处理可回收铜、砷等有价金属,还可以将污酸中游离的硫酸转化为石膏,减少废渣量。经预处理后的污水再与其他不含有毒物的生产废水混合集中处理。

8.2 采暖、通风与空气调节

8.2.1 本条对采暖节能设计作出规定。

1 热水和蒸汽是集中采暖系统中最常用的两种热媒,实践证

明,采用热水作为热媒,热能利用率高,避免了蒸汽系统因疏水器性能不好或管理不善造成的漏汽损失和凝结水回收损失等热能浪费;热水采暖使用效果好,运行比较稳定,便于管理,为此,本款规定民用建筑的采暖系统应采用热水作热媒。工业建筑的情况比较复杂,有时生产工艺是以高压蒸汽为热源,单独设一套热水采暖系统就不一定合理,为此,本款规定有一定的灵活性。当厂区只有采暖用热或以采暖用热为主时,推荐采用高温水作热媒;当厂区供热以工艺用蒸汽为主时,在不违反卫生、技术和节能要求的条件下,可采用蒸汽作热媒。

2 蒸汽采暖时凝结水尽量考虑回收,一方面节约热能,另一方面可减少锅炉软化水的补充量。当蒸汽采暖系统的凝结水量很少、回收利用确有困难或不经济时,可暂不回收,但应采取措施就地利用。

凝结水回水系统一般分为重力、背压和压力凝结水回收系统,可按工程的具体情况确定。从节能和提高回收率考虑,应优先采用闭式系统,即凝结水与大气不直接接触的系统。

3 当每名工人占用的建筑面积超过 100m^2 时,设置使整个房间都达到某一温度要求的全面采暖是不经济的,仅在固定的工作地点设置局部采暖即可满足要求。有时厂房中无固定的工作地点,设置与办公室或休息室相结合的取暖室,对改善劳动条件也会起到一定作用。

4 空气幕是利用条形空气分布器喷出一定速度和温度的幕状气流封堵建筑的对外大门或门洞,减少或隔绝外界气流的侵入,以维持室内或工作区域的密闭环境条件,减少系统的热能消耗,具有节能的作用。

5 本款规定主要是为了防止在非工作时间或中断使用的时间内,水管及其他用水设备等被冻裂。当室内温度在 0°C 以下,则应按 5°C 设值班采暖。

6 散热器暗装在罩内时,不仅散热器的散热量大幅度减少,

而且由于罩内空气温度远高于室内空气温度,从而使罩内墙体的温差传热损失大大增加。为此,散热器宜明装。散热器外表面刷非金属涂料,有利于散热。

7 在热水采暖系统中,热力入口处供回水总管上应设置温度计、压力表,其目的主要是方便温度、压力的调节。

除规模较小的供热系统经计算可以满足水力平衡外,一般厂区室外管线较长,计算不易达到水力平衡,为了避免计算不当造成水力不平衡,根据室内采暖系统所采用的调节方式不同,采用相应的调节控制装置。

8 在蒸汽入口装设计量装置是量化管理、节约能源的重要手段,有利于提高用户的节能意识。

8.2.2 本条对通风除尘节能设计作出规定。

1 自然通风是利用热压和风压作用达到通风换气的目的,而不消耗机械动力,是一种运行经济、管理简便的通风方式。当自然通风不能满足要求时,则应采用机械通风。

熔炼、烧结等火法冶炼车间,在生产过程中厂房内会散发大量的热气流,而且热气流空气中还含有二氧化硫和烟尘,采用自然通风换气方式是改善车间劳动环境条件的重要方法,利用热气流上升流动的原理,合理地配置进、排风窗,可以达到有组织的自然通风效果。

电解、净液等湿法车间主要散发有害气体,散发的热量不大,自然通风在很大程度上依靠风压作用,除配置进、排风窗外,还需配置机械通风装置。

2 针对工业炉窑的环境集烟、工业厂房的通风、生产岗位的除尘等排风点多、负荷变化大的特点,排风机宜选用调速装置,以满足工艺要求,达到节能目的。对于需要大幅度改变流量的系统,增开或停开并联风机以调节流量的方法也是可取的。

3 单台风机能满足通风系统要求时,不宜采用两台风机并联同时工作,本款强调的是风机并联使用比单台风机使用效率低,工

况不稳定,故尽量不采用。

4 当系统的设计风量和计算阻力确定以后,选择通风机时,应考虑的主要问题之一是通风机效率,在满足给定的风量和风压要求的条件下,通风机在最高效率点工作时,其轴功率最小。在具体选用中,由于受通风机规格所限,不可能在任何情况下都能保证通风机在最高效率点工作,因此本款规定通风机的设计工况效率不应低于风机最高效率的90%。一般认为,在最高效率的90%以上范围内均属于通风机的高效率区。根据我国目前通风机的生产及供应情况,做到这一点是不难的。

8.2.3 本条对空气调节节能设计作出规定。

1 空调温度、湿度基数取值的高低与能耗多少有密切关系。在加热的工况下,室内设计温度每降低1℃,能耗可减少5%~10%;在冷却的工况下,室内设计温度每升高1℃,能耗可减少8%~10%。为了节省能源,应避免冬季采用过高的室内温度基数,夏季采用过低的室内温度基数。

2 工业建筑项目设计中对人员所需的新风量应根据室内空气的卫生要求、人员的活动和工作性质以及在室内的停留时间等因素确定。

人员所需的最小新风量是根据国家有关公共场所卫生标准(GB 9663~GB 9673)、《工业企业设计卫生标准》GBZ 1和《室内空气质量标准》GB/T 18883等相关标准、规范确定的。

当空调房间有排风时,应设补风系统,以维持室内呈5Pa~10Pa的微正压状态。

3 分层空调是一种仅对室内下部空间温度进行调节,与全室性空调方式相比,采用分层空调方式在夏季可节省冷量30%左右。因此,分层空调能节省运行能耗和初期投资。

4 在空调区域(或房间)排风量比较大的情况下,排风中所含的能量十分可观,若加以回收利用,可以取得很好的节能效益和环境效益。因此,对集中排风系统设置热回收装置是非常有益的。

8.2.4 本条对空气调节系统的冷热源选择作出规定。

1 夏季采用溴化锂吸收式制冷机供冷,不仅可以平衡能源利用负荷,实现资源的优化配置,而且还可节约电力能源,是科学合理地利用能源的双赢措施。

据有关资料,水冷电动压缩式冷水(热泵)机组的一次能耗远小于吸收式制冷机,其制冷系数又远高于风冷式制冷机,因此,在一般情况下,宜优先选用水冷电动压缩式冷水(热泵)机组。

有色冶炼工厂的电气控制室、配电室、办公室等房间布置分散,空调使用时间和要求均不相同,采用小型空调机组更为合理经济。根据具体情况,可选用风冷分体式热泵空调机、多联空调机、风冷热泵冷热水机组;对于周围环境较差、有灰尘、二氧化硫等有腐蚀气体的空调房间,可采用单元水冷式空调机。冷水(热泵)机组的台数和容量的选择应根据冷(热)负荷大小及变化规律确定,单台机组制冷量的大小应合理搭配。

2 冷水循环泵和热水循环泵宜分别设置,这样有利于节约能源。

8.2.5 本条是基于使热媒保持一定参数、节能和防冻等因素制订的。由于空气调节系统需要保冷、保温的设备和管道种类很多,本条仅原则性地提出应该保冷、保温的部位和要求。保冷管道的绝热层外的隔汽层是防止凝露的有效手段,可以保证绝热效果,保护层用以保护隔汽层,如果绝热材料本身就具有隔汽性的闭孔材料,则可认为绝热材料即是隔汽层和保护层。采暖、空气调节冷、热水管,风管保冷保温的厚度应按现行国家标准《公共建筑节能设计标准》GB/T 15586 及《管道及设备保温》98R418 和《管道及设备保冷》98R419 等国标图集选用。

8.3 余热回收和利用

8.3.1 工艺过程产生余热资源种类很多,余热直接用于加热工艺介质是余热回收和利用的较好方式,如将烟气余热直接用于加热

工艺用风、燃料及原料等,一般具有流程短、余热回收率高、设备简单等特点。

将余热转化为高、中、低压蒸汽,蒸汽用于发电或供热是冶炼厂常用的间接利用余热的方式。

8.3.2 “梯级利用,高质高用”是各类能源利用的基本原则,余热作为一类特殊的能源,其回收和利用也应遵循该原则,并应优先将回收的余热用于产生余热的工序,以提高工序热效率。

8.3.3 烟气余热回收装置的排气温度应从系统装置的使用寿命和经济性两方面考虑,首先应满足正常运行时烟气系统不产生低温腐蚀,以保证系统的使用寿命,在此前提下,根据排烟温度对余热回收系统造价及回收余热收益的净值确定最佳的排烟温度。

8.3.4 本条是根据现行国家标准《评价企业合理用热技术导则》GB/T 3486,并结合有色冶金企业目前烟气余热回收所采用的方式和技术水平制订的,例如,闪速炉烟气余热回收装置的烟气温度 1300°C 左右,排烟温度 360°C 左右,余热回收率为70%左右;转炉烟气余热回收装置的烟气温度 800°C 左右,排烟温度 380°C 左右,余热回收率为50%左右。

8.3.5 余热锅炉是最常用的烟气余热回收装置,其产生的蒸汽可作为生产、生活的热源,也可直接用于发电。在适应烟气的物理化学特性的前提下,不同的余热利用方案有对应的最佳锅炉工作压力。通常,高温烟气宜设置高中、压余热锅炉,中温烟气宜设置中压余热锅炉,低温烟气宜设置低压或次中压余热锅炉;当余热锅炉产生的蒸汽仅作为生产、生活的加热源时,可根据所需压力确定余热锅炉的工作压力;当采用发电或热电联供的余热利用方案时,应设置中、高压余热锅炉。

8.3.6 当产出的蒸汽品质高于用汽要求时,应采用热动、热电及热电(动)冷联供等梯级综合利用方式,不宜将高品质蒸汽减压减温供热。安徽铜陵金隆铜业公司采用低压饱和蒸汽热动联供,首先将余热回收装置产出的 1.3MPa 饱和蒸汽通过动力机拖动锅炉

循环水泵,然后将 0.6MPa 的背压蒸汽向用户供热;江铜集团贵溪冶炼厂则改造原有铜电解蒸汽加热系统,首先将余热回收装置产生的 1.0MPa 饱和蒸汽通过动力机发电,然后将 0.3MPa 的背压蒸汽供铜电解液加热。

8.4 氧气供应

8.4.1 现行国家标准《氧气站设计规范》GB 50030、《深度冷冻法生产氧气及相关气体安全技术规程》GB 16912 是氧气站设计应遵循的规程、规范。

8.4.2 氧气站的供气能力既要满足生产工艺过程的最大用氧量,同时还应在用氧低负荷时制氧机组能正常稳定地运行或较少的氧气放空。为此,制氧机组能力、机组数量、缓冲和储存设备的选择应根据工艺用氧量、波动范围、波动周期和供气可靠性要求确定。

8.4.3 近十年来,变压吸附制氧技术发展迅速,国产吸附剂和切换阀的技术性能取得了较大突破,在吸附塔的气体动力学、气体热力学方面的研究也取得了显著进展,8000m³/h(标准状态下)以下规模变压吸附制氧工艺设备可实现完全国产化,且性能接近或达到国际先进水平。变压吸附制氧工艺制氧综合能耗一般在 0.35kW·h/m³~0.37kW·h/m³,比同规模的深冷制氧机组低 20%左右,且变压吸附制氧机组启动迅速,可在 30min 内产出合格的氧气,较适合用于氧气波动的场合。

8.5 蒸汽、热水供应

8.5.1 现在大多数新建或扩建大型铜冶炼厂都基本达到生产、生活用热全部由余热回收系统供应,原有的独立供热设施减负荷运行或作为备用。为此,不设或仅设备用、启动阶段用的独立供热设施应是有色金属火法冶炼工业的发展方向。

8.5.3 本条是根据原国家计委、经贸委、建设部和环保总局《关于

发展热电联产的规定》(计基础〔2000〕1268号)和原国家计委、经贸委、建设部《热电联产项目可行性研究技术规定》(计基础〔2001〕26号)提出的热电联产项目建设的基本技术指标的要求制订的。

8.5.4 现行行业标准《工业锅炉通用技术条件》JB/T 10094 具体规定了各种形式的锅炉应达到的最低热效率,设计选型时不得选用热效率低于现行行业标准《工业锅炉通用技术条件》JB/T 10094 的锅炉;鼓引风机、给水泵、备煤设备是锅炉房或热电站的主要耗能设备,“大马拉小车”或“小马拉大车”都将降低设备的效率,增加单位能耗;设置蒸汽蓄热器是稳定波动负荷的主动性技术措施,要根据负荷波动量和波动周期,经热平衡计算确定锅炉的工作压力、出力和蒸汽蓄热器的能力;与锅炉匹配的鼓引风机、给水泵采用调速装置,可在一定范围内适应负荷的变化,是有效适应负荷变化的节能技术措施。

8.5.5 热源应满足各类不同工艺用户的参数要求,对低参数用户不宜采用节流降压供热,当工艺用户要求的介质参数较低且流量较大时,则应通过技术经济比较,确定采用分级供热还是差压发电热电联产。

8.5.6 热力设备和管道的散热是热力系统的主要热损失,设备和管道的保温好坏除影响安全生产外,还直接影响供热系统的经济效益。所以本条从节能的角度出发,强调保温应遵循的相关标准。

8.5.7 热水的单位容积热焓量大,热水采暖的舒适性和安全性优于蒸汽采暖。

8.5.8 回收蒸汽凝结水既是回收高品质软化水(除盐水)的需要,也是回收热量的需要。目前,大多数冶金工厂蒸汽凝结水回收率不高,既浪费了水资源和热能,同时也造成了一定程度的热污染,应当引起建设单位和设计者的高度重视。现在市场上凝结水回收设备种类很多,有蒸汽或压缩空气驱动式,也有电动水泵驱动式,可选择的设备范围很广。

8.6 压缩空气供应

8.6.1 现行国家标准《压缩空气站设计规范》GB 50029 是压缩空气站设计应遵循的设计规范。

8.6.2 1.2MPa 空压机装机容量约为 $9\text{kW}/\text{m}^3 \sim 10\text{kW}/\text{m}^3$ (标准状态下), 0.8MPa 空压机装机容量约为 $6\text{kW}/\text{m}^3 \sim 7\text{kW}/\text{m}^3$ (标准状态下), 0.4MPa 空压机装机容量约为 $4\text{kW}/\text{m}^3 \sim 5\text{kW}/\text{m}^3$ (标准状态下), 所以将压缩空气减压供给低压用户使用是不可取的工艺方案。

8.6.3 空压站一般都是企业的耗能大户, 当用气点分散或空压站的布置无法使各用户的供气管线长度在 1000m~2000m 范围内时, 应采用分区供应, 以减少运行费用。

8.6.4 本条与现行国家标准《压缩空气站设计规范》GB 50029 的规定一致。

8.7 热 媒

8.7.1 根据国内有关厂家提供的有机热载体炉的参数, 有机热载体炉的整机热效率一般不应低于表 26 所列数值。

表 26 有机热载体炉的热效率

炉型类别	额定热功率(kW)	热效率(%)
燃煤加热炉	500~700	≥ 65
	1000~9200	≥ 75
燃油燃气 加热炉	180~1200	≥ 75
	1400~4600	≥ 80
	6000~14000	≥ 86

8.7.2 目前国内热载体炉的燃料约 60% 使用的是固体燃料、30% 是液体燃料、10% 是气体燃料。根据我国能源结构特点, 有机热载体炉的燃料首先推荐还应是煤炭。燃煤加热炉比燃油燃气加热炉的故障率高, 为了保证供热的稳定性, 可适当选取燃煤加热炉

的备用率。

8.7.3 降低排烟温度是提高有机热载体炉热效率的重要措施,可采用加热炉产生的烟气预热空气和燃料使排烟温度降到 $150^{\circ}\text{C}\sim 250^{\circ}\text{C}$ 。

8.7.4 为了节约能源,防止导热油管道热量散失,导热油管道应进行保温。保温材料选择的基本规定如下:

保温材料的密度:硬质材料制品不大于 $200\text{kg}/\text{m}^3$,矿纤半硬质材料制品不大于 $200\text{kg}/\text{m}^3$,矿纤软质材料制品不大于 $150\text{kg}/\text{m}^3$ 。

保温材料的导热系数(指保温层外表面温度为 50°C 时):当载热体温度为 $450^{\circ}\text{C}\sim 600^{\circ}\text{C}$ 时,导热系数最大值为 $0.10\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$;载热体温度小于 450°C 时,导热系数最大值为 $0.09\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ 。

8.7.5 技术经济指标包括泵的制造和运输的可能性、设备投资费用、动力消耗费用、维护管理费用、备用泵台数、高低负荷以及具体条件等多种因素。

8.8 氢 氧 站

8.8.2 制取氢气有诸多生产方法,如:矿物燃料转化制氢法,包括合成氨、甲醇等化工生产用原料气的气体烃转化制氢、液态烃转化制氢、焦炉气低温分离制氢、煤炭气化转化制氢等;根据有色冶炼厂使用氢气的实际情况,主要生产方法采用水电解制氢。

水电解制氢的生产工艺流程通常分为常压式和压力式两种。采用哪种流程,应根据用户的具体情况经技术经济分析后决定。

本条所列的两种水电解制氢的生产工艺流程属通用型,设计时应根据用户的具体要求决定取舍。

8.8.3 表 8.8.3 的综合耗能指标是根据有色金属冶金工厂氢氧站生产运行的统计资料求得的平均先进指标,仅适宜于本行业的要求。如果今后制订全国性水电解制氢行业的相关规范时,宜作相应调整。

8.8.4 本条对氢氧站应采取的节能措施作出规定。

1 水电解制氢装置同时产生 50%(体积)的氧气。氧气是工业生产中的重要原料,也是高能耗产品,每生产 1m^3 (标准状态下)的氧气需消耗等价标准煤高达 0.4kg 。如果本地区需要氧气,应将此副产氧气回收出售,既可增加本单位的经济收入,又可降低水电解制氢的运行成本,也为国家节约了能源。

2 水电解制氢法所得的氢气是高能耗产品,一般情况下,每生产 1m^3 (标准状态下)的氢气需耗直流电力约 $5\text{kW}\cdot\text{h}$ 。如当地无氧气销路,经技术经济分析合理时,宜采用其他更节能、更便宜的制氢工艺,如天然气转化制氢、含氢尾气的氢气回收等,这是十分重要的节能措施。

3 在冶炼生产过程中,尤其是粉末冶金生产过程中,常常需要加入过量氢气(即不进行冶炼化学反应的氢气)才能满足工艺需要。过量系数一般为 3 倍~10 倍,有的工艺甚至达到 30 倍~50 倍。这些过量的氢气随着尾气而排入大气,不但造成严重的能源浪费,而且造成污染,并带来不安全因素。为此,回收这部分氢气是十分必要的。现举例如下:

如某公司钼粉车间的二次还原炉平均小时耗氢气量为 $180\text{m}^3/\text{h}$,而可回收的过量氢气达 $1260\text{m}^3/\text{h}$ (过量氢气系数为 7 倍),如果这部分氢气能够回收,将产生以下效益:年节约电能约 3600 万 $\text{kW}\cdot\text{h}$;节省初期投资约 4500 万元~5000 万元,节约占地面积约 2500m^2 ;减少电力生产过程的排污量(其中二氧化硫约 $600\text{t}/\text{a}$)。

由上可知,设置氢气回收纯化系统具有十分重要的节能环保作用。

4 水电解制氢设备宜稳定生产运行,以节约电能和延长设备寿命。为此,当氢气负荷变化大时,宜设置适当的氢气贮罐(柜)。即使氢气负荷变化不大,若晚上负荷小于白天负荷,也宜设置适当的氢气贮罐(柜),因为这样可以利用晚上低谷的廉价电力生产氢气,存贮在贮氢罐(柜)里,降低氢气生产成本,并有利于电网运行。

5 水电解制氢装置在低电流密度运行时,具有以下优点:

水电解槽能大幅度降低单耗,其直流电耗降低约 $0.5\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3\sim 0.6\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ (标准状态下),其电气部分也有显著的节电效果(变压器提高效率约3%)。

水电解槽在低电流密度运行时,一般很少出现故障,有利于安全生产。

6 在电解液中加入添加剂,可以降低电耗,具有很大的现实意义。

在水电解液中定期加入重铬酸钾($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$)粉末,使电解槽电极表面的杂质被强烈氧化,增加电极的表面活性,从而降低极间电压,达到节电目的;此外,还可减轻对电解槽的腐蚀,改善气体纯度。1台DY-125型水电解槽,加入重铬酸钾后,在其他条件不变的情况下,其平均极间电压比加入前降低了0.22V左右,每生产 1m^3 氢气消耗的电能降低约 $0.54\text{kW}\cdot\text{h}$,相当于节约直流电10%,这是十分可观的。

五氧化二钒(V_2O_5)是一种黄色的粉末,易溶于碱(电解液)而生成钒酸盐,具有强烈的氧化性。五氧化二钒对阳极没有什么影响,主要作用于阴极,降低阴极的超电压,达到节电目的。另外,还具有聚集碎小氢气泡变大气泡的功能,使氢气快速地从电解液中分离出来,从而降低电解液的含气量,达到降低电耗的目标。据有关单位的试验,五氧化二钒加入量在0.05%时,极间电压能下降0.14V,每生产 1m^3 氢气消耗的电耗降低约 $0.3\text{kW}\cdot\text{h}$,相当于节电5%。此法除了节约电能外,还能节约大量的冷却水。

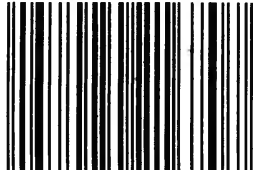
8.9 软化水、除盐水供应

8.9.2 现行国家标准《工业锅炉水质》GB 1576 和《火力发电机组及蒸汽动力设备水汽质量标准》GB/T 12145 是锅炉给水应遵循的标准。水质达不到标准要求,将影响锅炉及用水设备的效率、寿命和生产的安全性,水质超标准,则会增加处理成本。

8.9.3 给水在锅炉内不断蒸发浓缩,会使炉水含盐量增加,超过规定标准值时,蒸汽品质会恶化,影响锅炉的安全运行,因此要不断将汽包中含盐浓度较高的炉水排出。排污水的温度较高,若排污率高,就会影响锅炉的热效率,为此,锅炉的正常排污率应符合本条规定的要求。

采用连续和定期排污扩容器的锅炉排污系统应将二次蒸汽用于热力除氧,也可将高、中压锅炉的连续排污水用于螺杆动力膨胀机发电。

S/N:1580242·167



9 158024 216707 >



统一书号: 1580242·167

定 价: 40.00元