

UDC

中华人民共和国国家标准



P

GB/T 50109 - 2014

工业用水软化除盐设计规范

Design code for softening and demineralization
of industrial water

2014 - 12 - 02 发布

2015 - 08 - 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

工业用水软化除盐设计规范

Design code for softening and demineralization
of industrial water

GB/T 50109 - 2014

主编部门:中国电力企业联合会

批准部门:中华人民共和国住房和城乡建设部

施行日期:2015年8月1号

中国计划出版社

2014 北 京

中华人民共和国国家标准
工业用水软化除盐设计规范

GB/T 50109-2014

☆

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

三河富华印刷包装有限公司印刷

850mm×1168mm 1/32 2.25 印张 53 千字

2015 年 5 月第 1 版 2015 年 5 月第 1 次印刷

☆

统一书号: 1580242·640

定价: 14.00 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 643 号

住房城乡建设部关于发布国家标准 《工业用水软化除盐设计规范》的公告

现批准《工业用水软化除盐设计规范》为国家标准,编号为 GB/T 50109—2014,自 2015 年 8 月 1 日起实施。原国家标准《工业用水软化除盐设计规范》GB/T 50109—2006 同时废止。

本规范由我部标准定额研究所组织中国计划出版社出版发行。

中华人民共和国住房和城乡建设部

2014 年 12 月 2 日

前 言

本规范是根据住房和城乡建设部《关于印发〈2012年工程建设国家标准制订修订计划〉的通知》(建标〔2012〕5号)的要求,由中国电力工程顾问集团西北电力设计院会同有关单位共同在原国家标准《工业用水软化除盐设计规范》GB/T 50109—2006的基础上修订而成。

本规范共分6章和2个附录。主要技术内容包括:总则、术语、水处理站、软化和除盐、药品贮存和计量、控制及仪表等。

本规范修订的主要技术内容是:

1. 删除了电渗析的相关内容;
2. 在总则中增加节能、节水、减排,体现职业健康安全的要求;
3. 增加了纳滤的相关内容;
4. 增加了膜加药系统和清洗系统的相关内容;
5. 增加和修订了仪表控制内容。

本规范由住房和城乡建设部负责管理,中国电力企业联合会负责日常管理,中国电力工程顾问集团西北电力设计院负责具体技术内容的解释。在执行过程中,请各单位结合工程实践,认真总结经验,如发现需要修改或补充之处,请将意见和建议寄送中国电力工程顾问集团西北电力设计院(地址:西安市高新区团结南路22号,邮政编码:710075),以供今后修订时参考。

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:中国电力工程顾问集团西北电力设计院

参 编 单 位:中国电力工程顾问集团华北电力设计院工程有限公司

中国电力工程顾问集团华东电力设计院

中国能源建设集团广东省电力设计研究院

主要起草人:关秀彦 刘军梅 张 赢 陈晓玮 花立存
张 乔

主要审查人:王 健 杜红纲 蔡冠萍 常爱国 董广文
林建中 和慧勇 高万霞 孟 焯 田 宝
王爱玲 石 宇 姚兴华 杨铁荣 周红梅
张富收 张 岚

目 次

1	总 则	(1)
2	术 语	(2)
3	水处理站	(3)
3.1	一般规定	(3)
3.2	设备布置	(3)
3.3	管道布置	(4)
4	软化和除盐	(6)
4.1	一般规定	(6)
4.2	软化及预脱盐系统	(8)
4.3	除盐系统	(9)
4.4	石灰软化和离子交换设备	(13)
4.5	膜处理装置	(15)
5	药品贮存和计量	(18)
5.1	一般规定	(18)
5.2	石灰系统	(19)
5.3	混凝剂及助凝剂系统	(19)
5.4	酸、碱系统	(20)
5.5	氯化钠贮存及溶解系统	(20)
5.6	纳滤、反渗透加药系统	(21)
5.7	膜清洗系统	(21)
6	控制及仪表	(22)
附录 A	水质全分析报告格式	(24)
附录 B	离子交换器设计参考数据	(26)

本规范用词说明	(35)
引用标准名录	(36)
附:条文说明	(37)

Contents

1	General provisions	(1)
2	Terms	(2)
3	Water treatment station	(3)
3.1	General requirements	(3)
3.2	Equipment layout	(3)
3.3	Piping layout	(4)
4	Softening and demineralization	(6)
4.1	General requirements	(6)
4.2	Softening and pre-desalination system	(8)
4.3	Demineralization system	(9)
4.4	Lime softening and ion exchange equipment	(13)
4.5	Membrane processing device	(15)
5	Storage and metering of chemicals	(18)
5.1	General requirements	(18)
5.2	Lime system	(19)
5.3	Coagulant and coagulant aids system	(19)
5.4	Acid and alkali system	(20)
5.5	Sodium chloride storage and dissolving system	(20)
5.6	Nanofiltration reverse osmosis dosing system	(21)
5.7	Membrane cleaning system	(21)
6	Control and instruments	(22)
Appendix A	Water complete analysis report form	(24)
Appendix B	Reference parameter for ion exchanger design	(26)

Explanation of wording in this code	(35)
List of quoted standards	(36)
Addition: Explanation of provisions	(37)

1 总 则

1.0.1 为提高工业用水软化除盐设计水平,做到安全可靠、技术先进、经济合理,制定本规范。

1.0.2 本规范适用于新建、扩建和改建的工业用水软化、除盐系统的设计。本规范不适用于水的预处理和废水处理系统的设计。

1.0.3 工业用水软化、除盐系统的设计应遵守下列原则:

1 系统选择及其布置应根据主体工程规划容量、生产特点等进行并经技术经济比较确定。当分期建设时设计应预留扩建条件。

2 应配套建设废水处理设施。

3 工业用水软化除盐处理站的扩建或改建设计,应合理利用原有设施。

4 应结合工程具体情况,积极、慎重地采用新工艺、新技术、新材料、新设备。

1.0.4 工业用水软化、除盐设计除应执行本规范外,尚应符合国家现行有关标准的规定。

2 术 语

2.0.1 纳滤 nanofiltration

膜的筛分过滤技术,过滤精度为 $0.001\mu\text{m}\sim 0.01\mu\text{m}$ 。

2.0.2 电除盐 electrodeionization

在电渗析器的淡水室中装填阴、阳混合离子交换树脂,将电渗析与离子交换结合,去除水中离子含量并利用电渗析过程中极化现象对离子交换树脂进行电化学再生的方法。

2.0.3 软化水 softened water

除掉大部分或全部钙、镁离子后的水。

3 水处理站

3.1 一般规定

- 3.1.1 水处理站在厂区总平面布置中应符合下列规定：
- 1 应靠近主要用水对象，同时应考虑水源来水管线的敷设；
 - 2 交通运输应方便；
 - 3 应远离煤场、灰场等有粉尘飞扬的场所，并应位于散发有害气体、烟尘、水雾的构筑物常年主导风向的上风侧。
- 3.1.2 水处理站宜采用独立建筑，有条件时，也可与其他建筑物合建。
- 3.1.3 水处理站宜设置仪表控制、化学分析、设备维修、药品贮存和辅助房间。当设有中心化验室和维修车间时，辅助房间的面积可相应减少。
- 3.1.4 扩建工程应结合原有各系统、设备布置情况和运行实际情况统筹设计和布置。
- 3.1.5 酸碱设备布置区域应设置防止化学伤害的设施。

3.2 设备布置

- 3.2.1 水处理站设备布置应符合下列规定：
- 1 应按工艺流程有序排列；
 - 2 应节约用地；
 - 3 应减少对主操作区的噪声干扰；
 - 4 宜便于操作和维修。
- 3.2.2 澄清池(器)、过滤池(器)和各种水箱可布置在室外，顶部宜设人行通道或操作平台。寒冷或风沙大的地区澄清、过滤设备应布置在室内。

- 3.2.3 软化除盐离子交换设备宜布置在室内。当水处理设备布置在室外时,其运行操作部位及仪表、取样装置、阀门等宜集中布置,并应有防雨、防冻、防晒的措施。
- 3.2.4 软化除盐离子交换设备面对面布置时,阀门全开后的操作通道净间距不宜小于2m,并应满足设备的检修需要。巡回检查通道净宽不宜小于0.8m,设备之间的净距离不宜小于0.4m。
- 3.2.5 经常检修的水处理设备和阀门,宜按其结构型式、数量、起吊件重量,设检修平台、叉车或起吊装置。
- 3.2.6 酸碱贮存槽可布置在室外,寒冷地区碱贮存槽应布置在室内。酸碱贮存槽宜靠近废水中和池。
- 3.2.7 酸碱贮存槽、水处理用药剂存储位置应靠近水处理室,且方便运输。
- 3.2.8 药品贮存设备、加药设备宜布置在单独的区域或房间内,应有防腐、安全防护等措施,室内应设强制通风设施。
- 3.2.9 空气压缩机、罗茨风机、水泵宜布置在单独的房间内,并采取减噪措施。
- 3.2.10 控制室和化验室应有采光照明,控制室、精密仪器室应装设空气调节装置,其他化验室宜装设空气调节装置。
- 3.2.11 纳滤、反渗透、电除盐装置应布置在室内,当受场地限制,需要两层布置时,其给水泵宜布置在底层。
- 3.2.12 保安过滤器布置应有滤芯更换空间,纳滤、反渗透膜壳两端应留有不小于单支膜元件长度1.5倍的换膜空间。
- 3.2.13 电除盐装置应根据其结构型式合理布置,且便于检修和模块更换。电除盐装置给水箱宜布置于室内。

3.3 管道布置

- 3.3.1 管道布置应符合下列要求:
- 1 宜管线短,附件少,整齐美观;
 - 2 宜便于安装、检修;

- 3 不应影响设备的起吊和搬运；
- 4 宜采用标准管件；
- 5 不应布置在配电盘和控制盘的上方。

3.3.2 管道埋地敷设时,埋地敷设深度应根据地面荷载、冻土层深度等条件确定,管顶距地面不宜小于0.7m。强腐蚀性介质的管道不应埋地敷设。

3.3.3 石灰乳液管道敷设应符合下列规定:

- 1 自流管坡度不应小于5%；
- 2 管内流速不宜小于2.5m/s；
- 3 管道应减少弯头、U形管等；
- 4 管道的弯头、三通和穿墙处管段应设法兰；
- 5 水平直管长度超过3m时,应分段用法兰连接。

3.3.4 输送浓酸、碱液等腐蚀性介质的管道不宜布置在人行通道和转动设备的上方,需要架空敷设时,应设保护罩或挡板遮护。

3.3.5 手动操作阀门的布置高度不宜超过1.6m,高于2m的阀门应有传动装置或操作平台。

4 软化和除盐

4.1 一般规定

4.1.1 工业用水软化和除盐系统设计前应取得全部可利用水源的水量、水质等资料,水质全分析报告应符合本规范附录 A 的规定。应选择有代表性的水质分析资料作为设计依据,所需水源资料宜符合下列规定:

1 地表水、再生水宜为近年的逐月资料,且不宜少于 12 份;

2 地下水、矿井排水、海水宜为近年的逐季资料,宜为 4 份。

4.1.2 对于地表水,应了解历年丰水期和枯水期的水质变化规律以及可能被污染的情况,取得相应的水质全分析资料;对受海水倒灌或农田排灌影响的水源,还应掌握由此引起的水质变化情况;对于矿井排水、石灰岩地区的地下水,应了解其水质的稳定性;对于再生水,应掌握其来源和组成,了解再生水深度处理的情况。

4.1.3 工业用水软化和除盐系统设计时,应掌握用户对外供水量和水质的要求,还应了解环境影响评价和水资源论证中关于用水和排水的要求。

4.1.4 工业用水软化和除盐系统的工艺选择应根据水源类型、水质特点、外供水质要求、厂址条件及环保要求等因素,经技术经济比较后确定。

4.1.5 软化除盐设备的进水应进行预处理,应满足后续工艺进水水质的要求。

4.1.6 预处理工艺应根据水源水质、后续处理工艺对水质的要求、处理水量和试验资料,并应参考类似工程的运行经验,结合当地条件,通过技术经济比较后确定。软化除盐装置的进水水质要求应符合表 4.1.6 的规定。

表 4.1.6 软化除盐装置进水水质要求

项 目		离子交换	纳滤或反渗透	电除盐
淤泥密度指数(SDI ₁₅)		—	<5	—
浊度 NTU	对流再生	<2	<1.0	—
	顺流再生	<5		
水温(℃)		5~40 ^{注1}	5~35 ^{注2}	5~40
pH(25℃)		—	3~11	5~9
化学耗氧量(mg/L)(KMnO ₄ 法)		<2 ^{注3}	—	—
游离余氯(mg/L)		<0.1	<0.1 ^{注4} ,控制为0	0.05
铁(mg/L)		<2 ^{注5}	<0.05(溶氧>5mg/L) ^{注6}	<0.01
锰(mg/L)		—	<0.3	<0.01
电导率(25℃,μS/cm)		—	—	<40 ^{注7}
总可交换阴离子(mg/L,CaCO ₃ 计)		—	—	25
硬度(mg/L,CaCO ₃ 计)		—	—	<1
二氧化碳(mg/L)		—	—	<5
二氧化硅(mg/L)		—	—	≤0.5

注:1 强碱Ⅱ型树脂、丙烯酸树脂的进水水温不应大于 35℃;

2 反渗透装置的最佳设计水温宜为 20℃~25℃;

3 离子交换除盐装置进水化学耗氧量指标系指使用凝胶型强碱阴树脂的要求,对弱酸及弱碱树脂,可适当放宽;

4 在膜寿命期内耐受氯离子的总剂量应小于 1000h·mg/L;

5 盐酸、硫酸再生的离子交换设备进水的含铁量应小于 2mg/L,对钠软化离子交换设备进水的含铁量应小于 0.3mg/L;

6 铁的氧化速度取决于铁的含量、水中溶氧浓度和水的 pH 值,当 pH<6、溶氧应小于 0.5mg/L 时,允许最大 Fe²⁺ 应小于 4mg/L;

7 电除盐装置的进水宜为反渗透装置的产水,电导率(25℃)包括二氧化碳的当量电导率,期望值应小于 20μS/cm。

4.1.7 当来水水温影响处理效果时,应采取加热或降温措施。

4.1.8 对于不同水质的水源,应合理选择处理工艺,并应符合下列规定:

1 当以海水为水源时,应符合现行国家标准《火力发电厂海水淡化工程设计规范》GB/T 50619 的有关规定;

2 当以再生水为水源时,应符合现行国家标准《污水再生利用工程设计规范》GB 50335 的有关规定;

3 当以矿井排水为水源时,应根据详细的水质资料确定具体的处理工艺;

4 对于铁、锰含量高的地下水,宜采用曝气、沉淀、过滤等处理工艺;

5 反渗透工艺进水经混凝澄清等预处理后,再采用细砂过滤、超滤或微滤膜过滤等工艺。

4.1.9 软化和除盐系统设计时,应掌握防腐材料、药剂、滤料、各类膜、离子交换树脂、阀门及仪表等的供应情况,以及质量、价格、包装和运输方式等。

4.1.10 软化和除盐系统的产水量应根据供水量加系统的自用产品水量确定。

4.1.11 离子交换树脂的工作交换容量,宜按树脂的性能参数或参照类似条件下的运行经验确定。

4.1.12 反渗透膜的产水通量应根据进水水质、预处理方式及膜元件特性确定,复合膜反渗透装置的设计膜通量宜按表 4.1.12 的规定选取。

表 4.1.12 复合膜反渗透装置的设计膜通量

给水类型	地下水	地表水		循环水排水或再生水		反渗透产水
		经超/微滤	经介质过滤	经超/微滤	经介质过滤	
设计膜通量 [L/(m ² ·h)]	23~27	21~24	17~21	16~20	14~17	29~34

4.1.13 软化除盐系统和设备选择,应减少废酸、废碱、废渣及其他有害物质的排放量,并应采取处理和处置措施,满足相关的环保要求。

4.1.14 软化除盐系统的废水应根据废水水质特性分类收集。

4.2 软化及预脱盐系统

4.2.1 当原水溶解固形物大于 400mg/L 时,宜采用反渗透等预

脱盐装置；当小于 400mg/L 时，应经技术经济比较确定。

4.2.2 软化系统选择可按表 4.2.2 执行。

表 4.2.2 软化系统选择

系统名称 及代号	进水水质			出水水质	
	总硬度 [mg/L (CaCO ₃)]	碳酸盐硬度 [mg/L (CaCO ₃)]	碳酸盐硬度 与总硬度 比值	硬度 [mg/L (CaCO ₃)]	碱度 [mg/L (CaCO ₃)]
石灰—钠 CaO—Na	—	>150	>0.5	<2	60~40
单钠 Na	≤325	—	—	<2	与进水相同
氢、钠串联 H—D—Na	—	>50	<0.5	<0.25	25~15
氢、钠并联 H Na]—D	—	—	>0.5	<2	25~15
二级钠 Na—Na	—	—	—	<0.25	与进水相同
弱酸 Hw	—	—	>0.5	—	<50

注：1 表中符号；H—强酸阳离子交换器；D—除二氧化碳器；Hw—弱酸阳离子交换器；Na—钠离子交换器；CaO—石灰处理装置；

2 弱酸阳离子交换器单独用于去除碳酸盐硬度；

3 弱酸阳离子交换器出水硬度等于原水非碳酸盐硬度与出水碱度之和，出水碱度指平均出水碱度。

4.2.3 石灰软化处理时，原水宜加热至 30℃~40℃，宜采用铁盐作为混凝剂。

4.2.4 对于硬度高的水源可采用纳滤软化系统。

4.3 除盐系统

4.3.1 除盐系统应根据进水水质及除盐水水质要求，采用离子交换化学除盐或电除盐。

4.3.2 除盐系统选择可按表 4.3.2 执行。

表 4.3.2 除盐系统选择

序号	系统名称及代号		进水水质				出水水质	
			碱度 [mg/L (CaCO ₃)]	碳酸盐硬度 [mg/L (CaCO ₃)]	强酸阴离子 [mg/L (CaCO ₃)]	SiO ₂ (mg/L)	电导率 (25℃, μS/cm)	SiO ₂ (μg/L)
1	一级除盐 H→D→OH	顺流再生	<200	—	<100	—	<10	<100
		对流再生					<5	
2	一级除盐→混床 H→D→OH→H/OH		<200	—	—	—	<0.10	<10
3	弱酸一级除盐 Hw→H→D→OH	顺流再生	—	>150	<100	—	<10	<100
		对流再生					<5	
4	弱酸一级除盐→混床 Hw→H→D→OH→H/OH		—	>150	<100	—	<0.10	<10
5	弱碱一级除盐 H→D→OHw→OH 或 H→OHw→D→OH	顺流再生	<200	—	>100	—	<10	<100
		对流再生					<5	
6	弱碱一级除盐→混床 H→D→OHw→OH→H/OH 或 H→OHw→D→OH→H/OH		<200	—	>100	—	<0.10	<10

7	弱酸、弱碱一级除盐 Hw→H→D→OHw→OH	—	>150	>100	—	<10	<100
8	弱酸、弱碱一级除盐→混床 Hw→H→D→OHw→OH→H/OH	—	>150	>100	—	<0.10	<10
9	两级除盐 H→D→OH→H→OH	>200	—	>100	—	<1	<20
10	两级除盐→混床 H→D→OH→H→OH→H/OH	>200	—	>100	—	<0.10	<10
11	强酸弱碱→混床 H→OHw→D→H/OH 或 H→D→ OHw→H/OH	<200	>150	>100	<1	<0.20	<100
12	反渗透→一级除盐→混床 RO→H→(D)→OH→H/OH RO→D→H→OH→H/OH	—	—	—	—	<0.10	<10
13	两级反渗透→电除盐 RO→RO→电除盐	—	—	—	—	<0.10	<10
14	两级反渗透→一级除盐→混床 RO(海水膜)→RO→H→OH→H/OH	适用于海水				<0.10	<10

续表 4.3.2

序号	系统名称及代号	进水水质				出水水质	
		碱度 [mg/L (CaCO ₃)]	碳酸盐硬度 [mg/L (CaCO ₃)]	强酸阴离子 [mg/L (CaCO ₃)]	SiO ₂ (mg/L)	电导率 (25℃, μS/cm)	SiO ₂ (μg/L)
15	蒸馏→一级除盐→混床 MSF 或 MED→H→OH→H/OH	适用于海水,允许蒸馏装置产水含盐量 有较大范围的变化				<0.10	<10
16	蒸馏→混床 MSF 或 MED→H/OH	适用于海水,蒸馏装置产水含盐量~5mg/L				<0.10	<10
17	蒸馏→反渗透→电除盐 MSF 或 MED→RO→电除盐	适用于海水				<0.10	<10

注:1 表中符号:H—强酸阳离子交换器;Hw—弱酸阳离子交换器;OH—强碱阴离子交换器;OHw—弱碱阴离子交换器;D—除二氧化碳器;RO—反渗透装置;H/OH—阴阳混合离子交换器;电除盐—电除盐装置;MSF—多级闪蒸装置;MED—低温多效蒸馏装置;

2 对出水质量要求不严格时,可控制混床出水的电导率应小于 0.20μS/cm;当 SiO₂ 小于 20μg/L 时,应延长混床运行周期。

4.3.3 当进水水质中的强酸、弱酸阴离子比值较稳定时,一级除盐系统中阳、阴离子交换器可采用单元制串联系统,阴离子交换器的树脂体积宜为计算值加 10%~15% 富余量。

4.3.4 当进水水质中的强酸、弱酸阴离子比值变化大时,一级除盐系统中阳、阴离子交换器宜采用母管制并联系统,每台离子交换器进出口应设手动隔离阀。当同一种离子交换器的数量为 6 台及以上时宜分组。

4.3.5 出水装置采用多孔板加水帽的离子交换器出水管道上应设树脂捕捉器。

4.3.6 阴离子交换器进水硅含量高时,碱再生液应加热。

4.4 石灰软化和离子交换设备

4.4.1 石灰软化澄清设备宜选用澄清池(器)或沉淀池。澄清设备设计应符合下列要求:

1 澄清设备不宜少于 2 台,当有 1 台设备检修时,其余设备的最大出力应满足正常供水量的要求;

2 澄清设备的上升流速应根据其型式、原水水质、水温、处理药剂和加药量,以及类似工程的运行经验或通过试验确定;

3 选用澄清池时,应注意进水温度波动对处理效果的影响;当设有原水加热器时,宜设温度自动调节装置和澄清池的水温监测仪;

4 澄清设备进水应单独设置流量测量装置及本体取样装置。

4.4.2 过滤池(器)不宜少于 2 格(台),应设有空气和水的反洗设施,每台设备每昼夜的反洗次数可为 1~2 次。过滤池(器)设计应满足下列要求:

1 过滤池(器)的反洗、正洗进水及排水宜有限流阀或限流孔板;

2 过滤池(器)填料应满足设备运行要求,填料品质应符合现行行业标准《水处理用滤料》CJ 43 的有关规定。

4.4.3 各种离子交换器的台数不宜少于 2 台,当 1 台(套)设备检修时,其余设备和水箱应能满足正常供水和自用水的要求。

4.4.4 一级除盐系统中阳、阴离子交换器的运行周期不宜小于24h；阳、阴离子交换器在最差水质时的运行周期不应小于16h；混合离子交换器运行周期不宜小于168h。

4.4.5 一级除盐系统中，顺流再生固定床、逆流再生固定床、浮动床的选型应满足下列要求：

1 强型树脂离子交换器宜采用对流再生，弱型树脂离子交换器宜采用顺流再生；

2 连续制水量大时，宜采用浮动床离子交换器。

4.4.6 一级除盐系统应根据水质情况合理选用弱型离子交换系统，并应符合下列要求：

1 碳酸盐硬度不小于150mg/L(CaCO_3)、碳酸盐硬度与总阳离子之比大于0.5的进水可选用弱酸离子交换处理系统；

2 强酸阴离子含量大于100mg/L(CaCO_3)、强酸阴离子与弱酸阴离子之比大于2或有机物含量高的进水可选用弱碱阴离子交换处理系统；

3 双层或双室固定床离子交换器强、弱型离子交换树脂总层高不宜大于2.5m；当采用双室浮动床离子交换器时，树脂总层高不宜大于3.6m。

4.4.7 用于软化的离子交换器设计参考数据可按本规范表B.0.1、表B.0.2、表B.0.3的规定选用。

4.4.8 用于除盐的离子交换器设计参考数据可按本规范表B.0.1、表B.0.2、表B.0.3、表B.0.4的规定选用。

4.4.9 离子交换器的交换树脂层高，应通过计算确定，树脂层高度不宜低于1.0m。混合离子交换器的阳、阴树脂比例宜为1:2。

4.4.10 离子交换器采用硫酸分步再生时，硫酸分步再生数据可按本规范表B.0.5的规定选用。

4.4.11 单室固定离子交换器的树脂反洗膨胀高度宜为树脂层高的75%~100%。双室固定床、浮动床应分别设置阳、阴树脂体外清洗罐，树脂清洗罐反洗膨胀高度宜为树脂层高的

75%~100%。

4.4.12 双室床离子交换器的下室树脂层上部及浮动床离子交换器的树脂层上部应有 200mm~300mm 高度的惰性填料,逆流再生固定床离子交换器树脂层上部应有 200mm~300mm 高度的压脂层,压脂层可选用同型号树脂或惰性填料。双室床离子交换器的下室或浮动床离子交换器内的膨胀态离子交换树脂和惰性树脂的填充率应达到 98%~100%。惰性树脂的高度应满足填充水帽高度层的空间。

4.4.13 除二氧化碳器或真空除气器的填料层高度,应根据填料品种和尺寸,进、出水二氧化碳含量,水温以及所选定淋洒密度下的实际解析系数等因素经计算确定。

4.4.14 软化除盐系统的各类水箱容积配置应符合下列要求:

1 除二氧化碳器水箱的有效容积,单元制系统宜为单元设备出力 5min 的贮水量且不小于 2m^3 ;母管制系统宜为并联设备总出力的 15min~30min 的贮水量;

2 原水箱(生水箱)、清水箱的有效容积宜为满足连续运行的最大一台水泵 2h~3h 出力要求,同时应满足单台设备反洗或清洗一次的用水量要求;

3 除盐水箱、软化水箱的总有效容积应根据用户的用水量要求及行业标准确定,不应少于 1h 的补水量,同时应满足工艺系统需要的最大一次自用水量的要求。

4.4.15 各类软化除盐工艺设备应选用与介质相适应的耐腐蚀材质或衬里。

4.5 膜处理装置

4.5.1 纳滤、反渗透装置的出力及套数应根据进水水质、后续水处理设备的配置、系统对外供水的特点以及工程投资等因素,经技术经济比较后确定。电除盐装置的出力及套数应根据系统对外供水的特点以及工程投资等因素,经技术经济比较后确定。

4.5.2 纳滤、反渗透、电除盐装置不宜少于 2 套,当有 1 套设备化学清洗或检修时,其余设备应能满足正常用水量的需求。

4.5.3 纳滤、反渗透、电除盐装置的保安过滤器、给水泵应独立设置,应与纳滤、反渗透、电除盐装置串联连接。

4.5.4 纳滤、反渗透、电除盐装置宜设置停运冲洗措施。

4.5.5 纳滤、反渗透、电除盐装置的进水水温低于 10℃ 时宜采取加热措施。

4.5.6 纳滤、反渗透装置应有流量、压力、温度等监控措施。当几台纳滤、反渗透装置的出水并联连接时,每台装置的出水管上应设置止回阀,并应设爆破膜或压力释放阀,纳滤、反渗透装置出口背压不宜过高。

4.5.7 纳滤、反渗透装置浓水管上应设置控制水回收率的浓水流量控制阀,但不应选用背压阀控制浓水流量。

4.5.8 二级反渗透装置的浓水宜回用至一级反渗透装置的进水侧。

4.5.9 反渗透装置中的每一段应能独立清洗,并宜设置化学清洗固定管道。

4.5.10 纳滤、反渗透、电除盐装置应设置加药和清洗设施。当反渗透装置产品水用于食品、药品等特殊行业时,应根据进水水质及用水要求可不设置加药设施。

4.5.11 纳滤、反渗透、电除盐装置的保安过滤器、给水泵宜选用不锈钢材质。

4.5.12 纳滤、反渗透装置的水回收率应根据进水水质、膜元件的特性及配置经计算后确定,且宜符合下列要求:

- 1 纳滤装置的水回收率宜为 85%~90%;
- 2 第一级反渗透装置的水回收率宜为 60%~80%;
- 3 第二级反渗透装置的水回收率宜为 85%~90%。

4.5.13 纳滤、反渗透装置设计应符合下列要求:

- 1 给水泵宜采取变频控制或出口设置电动慢开门等稳压装置;

- 2 纳滤、反渗透保安过滤器的滤芯过滤孔径不应大于 $5\mu\text{m}$;
- 3 纳滤、反渗透产水宜设置产水箱,产水箱的容积应与后续处理水量相匹配,宜按 15min~30min 总产水量确定;后续处理采用电除盐工艺时,宜按 5min~15min 总产水量确定;
- 4 冲洗水泵流量不宜小于单套纳滤、反渗透装置的产水流量,冲洗水压力不宜小于 0.3MPa。

4.5.14 电除盐装置设计应符合下列要求:

- 1 给水泵宜采取变频控制;
- 2 保安过滤器的滤芯过滤孔径不应大于 $3\mu\text{m}$;
- 3 电除盐回收率应根据进水水质经计算确定,宜为 90%~95%;
- 4 每个电除盐模块的给水管、浓水进水管、极水进水管与产水管、浓水出水管、极水出水管均宜设置隔离阀,每个模块的产水管上宜设置取样阀;
- 5 电除盐装置宜设置停用后的延时自动冲洗系统;清洗系统可通过固定管道与电除盐装置连接;
- 6 每套电除盐装置应设有不合格给水、产水排放或回收措施,浓水宜回收至前级处理的进水贮水箱,极水和浓水排放管上应有气体释放至室外的措施;
- 7 电除盐模块设计应确保给水不断流,并应设有断流时自动断电的保护措施;设备及本体管道均应有可靠的接地设计;
- 8 电除盐装置设计宜采用每一模块单独直流供电方式,当模块数量多时,也可 4 块~6 块模块配置 1 台整流装置;每一个电除盐模块应设置电流表。

5 药品贮存和计量

5.1 一般规定

5.1.1 化学药品贮存量应根据药品性质、消耗量、供应、运输和贮存条件等因素确定,宜按 15d~30d 的消耗量设计。药品由本地供应时,可适当减少贮存天数;当药品采用铁路运输时,应满足贮存一槽车或一车皮容积加 10d 消耗量的要求。

5.1.2 固体药品和桶装液体药品的贮存应设置装卸设施,药品设计堆放高度应符合下列要求:

1 袋装药品宜为 1.5m~2.0m;

2 散装药品宜为 1.0m~1.5m;

3 桶装液体药品的堆放应考虑药液桶的承重能力,且不宜超过 2 层。

5.1.3 药品贮存设施宜靠近铁路或厂区道路,卸药地点及药品贮存区内部通道应满足车辆通行及药品装卸的要求。

5.1.4 药品贮存间和计量间设计应符合下列规定:

1 药品贮存间内应有防水、防腐、通风、除尘、采暖和冲洗措施;

2 酸碱贮存间应设置安全淋浴器等安全防护设施。

5.1.5 单台溶液箱的有效容积不应小于 8h 的正常消耗量。连续加药或需要现场配药的溶液箱应设备用。

5.1.6 连续加药的计量泵应设备用,计量泵出力应为最大加药量的 1.25 倍。计量泵入口宜设过滤装置,出口应设安全阀和脉冲阻尼器。靠近加药点的加药管应安装隔离阀,并宜安装止回阀。

5.1.7 药品贮存和加药设施宜相对集中并靠近加药点布置,室外布置时应设置顶棚。

5.1.8 挥发性药品贮存设备的呼吸口应设置中和、吸收处理设施。

5.2 石灰系统

5.2.1 石灰药剂宜采用粉状氢氧化钙,其品质应符合现行行业标准《工业氢氧化钙》HG/T 4120 规定的合格品的要求。

5.2.2 粉状石灰或氢氧化钙应采用气力输送、干法贮存和计量,厂房内应设置除尘设施。石灰粉和氢氧化钙纯度宜大于 80%。

5.2.3 石灰消化及石灰乳液配制应采用软化水。设备、管道应有除渣和冲洗设施,冲洗水宜用软化水。

5.2.4 石灰计量设备设计应符合下列规定:

1 石灰乳计量宜采用柱塞计量泵。每台澄清设备宜设 2 台计量泵,其中 1 台备用。泵入口应有捕渣设施。

2 当石灰原料为氢氧化钙粉时,石灰计量可采用干粉计量方式,投药泵可采用渣浆泵或螺杆泵,每台澄清设备配置 1 套干粉计量及投药泵设备。当采用湿法计量时,投药泵可采用计量泵。

3 石灰乳液箱宜采用机械搅拌。石灰乳液浓度以氧化钙计,宜为 2%~3%。

5.2.5 石灰加药量可根据澄清池进水流量或澄清池出水 pH 控制。

5.3 混凝剂及助凝剂系统

5.3.1 混凝剂及助凝剂种类、加药量应根据浊度、pH 值、碱度、有机物含量等原水水质指标、水温、处理后水质要求及澄清设备类型等因素经试验确定。

5.3.2 混凝剂及助凝剂的溶解宜采用机械搅拌方式。

5.3.3 混凝剂及助凝剂加药量宜根据澄清设备进水流量自动控制。加药泵宜采用计量泵,加药泵应设备用。

5.4 酸、碱系统

5.4.1 盐酸品质应满足现行国家标准《工业用合成盐酸》GB 320的相应等级要求；硫酸品质应满足现行国家标准《工业硫酸》GB/T 534的相应等级要求；氢氧化钠品质应满足现行国家标准《工业用氢氧化钠》GB 209的相应等级要求。

5.4.2 装卸浓酸、碱液体宜采用泵输送、重力自流或负压抽吸，不应采用压缩空气压送。采用固体碱时，应有起吊设施和溶解装置。

5.4.3 酸、碱贮存设备不宜少于2台；如水处理系统非经常连续运行或酸、碱用量不大时，酸、碱贮存设备可各设置1台。

5.4.4 酸、碱再生液宜采用喷射器输送，也可采用计量泵输送。硫酸宜采用计量泵输送。

5.4.5 酸、碱计量箱设计应符合下列要求：

1 单台计量箱的有效容积，宜根据1台离子交换器一次再生药量的1.3~1.5倍确定；当有可能两台离子交换器同时再生时，应设2台计量箱；

2 再生设备数量应根据离子交换器数量、再生频率及再生时间等因素确定；

3 阳、阴及混合离子交换器宜分别设置再生设备。

5.4.6 浓硫酸、浓碱液贮存设备应有防止低温凝固的措施。

5.4.7 盐酸贮存罐及计量箱的排气应引至酸雾吸收装置；浓硫酸贮存罐排气口应设置除湿器；高纯度碱贮存罐和计量箱排气口宜设置二氧化碳吸收器。

5.4.8 酸、碱贮存和计量区域应设置安全通道、淋浴及洗眼装置、围堰等安全防护设施；围堰内容积应大于最大一台贮存设备的容积，当围堰有排放措施时可适当减小。

5.5 氯化钠贮存及溶解系统

5.5.1 氯化钠宜采用湿式贮存，氯化钠溶解槽不宜少于2台。氯

化钠溶解系统宜设起吊设施。

5.5.2 单台氯化钠计量箱的有效容积应满足1台钠离子交换器一次最大再生剂用量的要求。

5.5.3 氯化钠溶液应采用软化水配制,并应进行无烟煤或石英砂过滤。

5.5.4 氯化钠再生液宜采用喷射器输送,也可采用计量泵输送。

5.6 纳滤、反渗透加药系统

5.6.1 纳滤、反渗透系统的加药品种、加药量应根据进水水质、运行条件、药品来源等因素确定。

5.6.2 杀菌剂宜采用氧化性药品,并宜采用计量泵投加。

5.6.3 还原剂宜采用亚硫酸氢钠,并宜采用计量泵投加,加药点后应设置氧化还原检测仪。

5.6.4 阻垢剂加药应采用计量泵。

5.6.5 还原剂和阻垢剂加药量应根据纳滤、反渗透进水流量自动控制。

5.7 膜清洗系统

5.7.1 纳滤、反渗透和电除盐装置的化学清洗系统可共用。

5.7.2 清洗水箱容积不应小于单套装置最大清洗回路容积的1.2倍。

5.7.3 化学清洗泵出口压力宜为0.3MPa~0.4MPa。

5.7.4 清洗系统应有加热设施,清洗液温度不应高于膜或树脂的允许温度。

6 控制及仪表

6.0.1 软化和除盐系统控制方式,应根据工艺系统、系统投资、处理水量、运行维护等因素,经技术经济比较确定。

6.0.2 软化和除盐系统采用自动控制时,应符合下列要求:

1 澄清设备排泥,过滤池(器)反洗,离子交换器再生、投运、停运,纳滤、反渗透及电除盐等设备运行宜采用程序控制;

2 软化、除盐系统(或设备)出水量、水温、澄清设备、反渗透等设备加药量,再生碱液温度,除二氧化碳器水箱液位及气源压力等宜采用在线监测或自动调节;

3 主要水泵应能自启动和连锁保护。

6.0.3 石灰软化处理系统的在线监测仪表设置应符合下列要求:

1 澄清设备进水宜设流量计、温度计;

2 澄清设备出水宜设浊度计;

3 石灰软化系统出口宜设 pH 值计、余氯计;

4 石灰筒仓宜设料位计。

6.0.4 各类储罐、计量箱、水箱、溶液池应设有液位计

6.0.5 离子交换除盐系统控制仪表的设置,应根据系统连接和控制方式等按下列要求确定:

1 除盐系统或设备应根据工艺系统和工艺要求,对进、出水水质采用在线监测;

2 单元制串联除盐系统,应在阴离子交换器出口安装电导率表,阳、阴离子交换器出口应分别安装累积流量表监督失效终点;

3 母管制并联除盐系统,阳、阴离子交换器出口应分别装设监督失效终点的表计,阳离子交换器出口宜安装适用于酸性溶液的钠表,阴离子交换器出口宜安装电导率表,每台离子交换器出口

应安装累积流量表监督失效终点；

4 混合离子交换器出口宜安装电导率表、硅表、累积流量表监督失效终点，可采用多通道式硅表用于多台离子交换器；

5 钠离子交换器和弱酸离子交换器出水应设有累积流量表监督失效终点；

6 酸、碱、盐再生液管道上应装设再生液浓度指示计，再生稀释水管道上应设有流量计，水箱、贮存槽、计量箱及废水池应设有液位计；

7 废水中和池出水管宜设 pH 表。

6.0.6 膜处理系统的在线监测仪表设置应符合下列要求：

1 纳滤装置及反渗透装置进水、产水及浓水应设流量计、压力表，各段进出口应设差压表。反渗透系统进水应设电导率表、pH 表(酸、碱调节后)、余氯表(或氧化还原电位表)、温度计，产品水应设电导率表。

2 电除盐装置进水、浓水、极水及产水应设压力表、流量计，进水应设电导率表、pH 值表、温度表，产品水应设电导率表、硅表，浓水应设电导率表，浓水进口与产水应设有差压表。

6.0.7 气动阀门的操作气源应安全可靠，工作气体应有稳压装置，并应经过除油和干燥。

附录 A 水质全分析报告格式

表 A 水质全分析报告格式

工程名称:			化验编号:				
取水地点:			取水部位:				
取水时气温: ℃			取水日期: 年 月 日				
取水时水温: ℃			分析日期: 年 月 日				
水样种类:							
透 明 度			嗅 味				
项 目		mg/L	mmol/L	项 目			
阳 离 子	K ⁺ +Na ⁺			硬 度	总硬度		
	Ca ²⁺				非碳酸盐硬度		
	Mg ²⁺				碳酸盐硬度		
	Fe ²⁺				负硬度		
	Fe ³⁺			酸 碱 度	甲基橙碱度		
	Al ³⁺				酚酞碱度		
	NH ₄ ⁺				pH(25℃)		
	Ba ²⁺				氨氮		
	Sr ²⁺				游离 CO ₂		
	合计				COD _{Mn} /Cr		
阴 离 子	Cl ⁻			其 他	BOD ₅		
	SO ₄ ²⁻				溶解固形物		
	HCO ₃ ⁻				全固形物		
	CO ₃ ²⁻				悬浮物		
	NO ₃ ⁻				灼烧减量		
	NO ₂ ⁻				总磷		
	OH ⁻				全硅(SiO ₂)		
	合计				非活性硅(SiO ₂)		
其 他	细菌含量(个/mL)			TOC			
	浊度(NTU)			游离氯			
离子分析误差							
溶解固体误差							
pH值分析误差							

注：表中的部分水质分析项目，可根据水源情况及预计要采用的水加工工艺情况选择取舍，对于再生水或受到污染的水源，应检测氨氮、TOC、BOD₅、细菌含量等项目，对于需要采用反渗透工艺的水源，应检测 Ba、Sr 含量。

附录 B 离子交换器设计参考数据

B.0.1 顺流再生离子交换器应符合表 B.0.1 的规定。

表 B.0.1 顺流再生离子交换器

设备名称		强酸阳离子交换器		强碱 阴离子 交换器	混合离子交换器		钠离子 交换器	二级 钠离子 交换器	弱酸阳离子交换器		弱碱 阴离子 交换器
运行滤速(m/h)		20~30		20~30	40~60		20~30	≤60	20~30		20~30
反 洗	流速(m/h)	15		6~10	10		15	15	15		5~8
	时间(min)	15		15	15		15	15	15		15~30
再 生	药剂	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH	HCl	NaOH	NaCl	NaCl	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH
	耗量 (g/mol)	100~150	70~80	100~120	—	—	100~120	400	60	40	40~50
	再生水平 (kg/m ³)	—	—	—	80	100	—	—	—	—	—
	浓度(%)	注 1	2~4	2~3	5	4	5~8	5~8	1	2~2.5	2
	流速(m/h)	注 2	4~6	4~6	5	5	4~6	4~6	>10	4~5	4~5

置 换	时间(min)	25~30		25~40	—	—	—	20~40	40~60
	流速(m/h)	8~10		4~6	4~6	5	5	4~6	4~6
正 洗	水耗 [m ³ /m ³ (R)]	5~6		10~12	—	3~6	—	2~2.5	2.5~5
	流速(m/h)	12		10~15	—	15~20	20~30	15~20	10~20
	时间(min)	30		60	—	30	—	10~20	25~30
工作交换容量 [mol/m ³ (R)]		500~650	800~1000	250~300	—	900~1000	—	1800~2300	800~1200
再生步序 特殊要求		—	—	再生时间 不少于 30min	正洗前与空气混 合, 空气压力: 0.98×10 ⁵ Pa ~ 1.47×10 ⁵ Pa; 空气量: 2m ³ /(m ² ·min)~ 3m ³ /(m ² ·min); 混合时间: 0.5min~1min	—	—	—	—

- 注:1 硫酸分步再生时的浓度、酸量分配和再生流速, 可视原水中钙离子含量占总阳离子的比例不同, 经计算或试验确定。分步再生数据可参考表 B.0.5 选择;
- 2 进再生液时间不宜过短, 宜达到 30min, 如时间过短, 可降低再生液流速或适当增加再生剂量。

· B.0.2 对流再生离子交换器(逆流再生固定床)应符合表 B.0.2 的规定。

表 B.0.2 对流再生离子交换器(逆流再生固定床)

设备名称		强酸阳离子交换器		强碱阴离子交换器	钠离子交换器
运行滤速(m/h)		20~30		20~30	20~30
小反洗	流速(m/h)	5~10		5~10	5~10
	时间(min)	15		15	3~5
放水		至树脂层之上		至树脂层之上	至树脂层之上
顶压	无顶压	—		—	—
	气顶压(MPa)	0.03~0.05		0.03~0.05	0.03~0.05
	水顶压(MPa)	0.05 (流量为再生流量的 0.4~1.0)	(流量为再生流量的 0.4~1.0)	0.05 (流量为再生流量的 0.4~1.0)	0.05 (流量为再生流量的 0.4~1.0)
再生	药剂	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH	NaCl
	耗量(g/mol)	≤70	50~55	60~65	80~100
	浓度(%)	注 4	1.5~3	1~3	5~8
	流速(m/h)	注 4	≤5	≤5	≤5

置换 (逆洗)	流速(m/h)	8~10	≤5	≤5	≤5
	时间(min)	30		30	—
小正洗	流速(m/h)	10~15		7~10	10~15
	时间(min)	5~10		5~10	5~10
正洗	流速(m/h)	10~15		10~15	15~20
	水耗 [m ³ /m ³ (R)]	1~3		1~3	3~6
工作交换容量 [mol/m ³ (R)]		500~650	800~900	250~300	800~900
出水质量		Na ⁺ < 50μg/L		SiO ₂ < 100μg/L	—

注:1 大反洗的间隔时间与进水浊度、周期制水量等因素有关,一般约 10d~20d 进行一次。大反洗后可视具体情况增加再生剂量 50%~100%。

2 顶压空气量以上部空间体积计算,一般约为 $0.2\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{min}) \sim 0.3\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{min})$;压缩空气应有稳压装置。

3 为防止再生乱层,应避免再生液将空气带入离子交换器。

4 硫酸分步再生时的浓度、酸量分配和再生流速,可视原水中钙离子含量占总阳离子的比例不同,经计算或试验确定。分步再生数据可参考表 B.0.5 选择。

5 再生、置换(逆洗)应用水质较好的水,如阳离子交换器用除盐水、氢型水或软化水,阴离子交换器用除盐水。

6 进再生液时间不宜过短,宜达到 30min,如时间过短,可降低再生液流速或适当增加再生剂量。

B.0.3 对流再生离子交换器(浮动床)应符合表 B.0.3 的规定。

表 B.0.3 对流再生离子交换器(浮动床)

设备名称		强酸阳离子交换器		强碱阴离子交换器	钠离子交换器
运行滤速(m/h)		30~50		30~50	30~50
再生	药剂	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH	NaCl
	耗量(g/mol)	55~65	40~50	60	80~100
	浓度(%)	注 2	1.5~3	0.5~2	5~8
	流速(m/h)	注 2	5~7	4~6	2~5
置换	时间(min)	20		30	15~20
	流速(m/h)	同再生流速			
正洗	时间(min)	计算确定			
	流速(m/h)	15		15	15
	水耗 [m ³ /m ³ (R)]	1~2		1~2	1~3

成床	流速(m/h)	15~20		15~20	15~20
	时间(min)	—		—	—
	顺洗时间(min)	3~5		3~5	3~5
工作交换容量 [mol/m ³ (R)]		500~650	800~900	250~300	800~900
出水质量		Na ⁺ < 50μg/L		SiO ₂ < 50μg/L	—
反洗	周期	体外定期反洗		体外定期反洗	—
	流速(m/h)	10~15		10~15	—
	时间(min)	—		—	—

注:1 最低滤速(防止落床、乱层):阳离子交换器大于 10m/h,阴离子交换器大于 7m/h;树脂输送管内流速为 1m/s~2m/s。

2 硫酸分步再生时的浓度、酸量分配和再生流速,可视原水中钙离子含量占总阳离子的比例不同,经计算或试验确定。分步再生数据可参考表 B.0.5 选择。

3 本表中离子交换树脂的工作交换容量为参考数据。

4 反洗周期一般与进水浊度、周期制水量等因素有关。反洗在清洗罐中进行,每次反洗后可视具体情况增加再生剂量 50%~100%。

5 进再生液时间不宜过短,宜达到 30min,如时间过短,可降低再生液流速或适当增加再生剂量。

B.0.4 对流再生离子交换器(逆流再生双室固定床、双室浮动床)应符合表 B.0.4 的规定。

表 B.0.4 对流再生离子交换器(逆流再生双室固定床、双室浮动床)

设备名称		双室阳、阴离子交换器(双室床)			双室浮动阳、阴离子交换器(双室浮动床)		
		阳离子交换器		阴离子交换器	阳离子交换器		阴离子交换器
运行流速(m/h)		20~30		20~30	30~50		30~50
再生	药剂	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH
	耗量(g/mol)	≤60	40~50	≤50	≤60	40~50	≤50
	浓度(%)	注2	1.5~3	1~3	—	1.5~3	0.5~2
	流速(m/h)	注2	≤5	≤5	—	5~7	4~6
置换 (逆洗)	流速(m/h)	8~10	≤5	≤5	同再生流速		
	时间(min)	30		30	20		30
正洗	时间(min)	—		—	计算确定		
	流速(m/h)	10~15		10~15	15		15
	水耗 [m ³ /m ³ (R)]	1~3		1~3	1~2		1~2

成床	流速(m/h)	—		—	15~20		15~20
	时间(min)	—		—	—		—
	顺洗时间(min)	—		—	3~5		3~5
工作交换容量 [mol/m ³ (R)]	强	1800~2300	1800~2300	600~900	1800~2300	1800~2300	600~900
	弱	600~750	900~1300	350~450	600~750	900~1300	350~450
出水质量		Na ⁺ < 50μg/L		SiO ₂ < 100μg/L	Na ⁺ < 50μg/L		SiO ₂ < 100μg/L
反洗	周期	体外定期反洗		体外定期反洗	体外定期反洗		体外定期反洗
	流速(m/h)	10~15		10~15	10~15		10~15
	时间(min)	—		—	—		—

注:1 最低滤速(防止落床、乱层):阳离子交换器大于 10m/h,阴离子交换器大于 7m/h;树脂输送管内流速为 1m/s~2m/s。

2 硫酸分步再生时的浓度、酸量分配和再生流速,可视原水中钙离子含量占总阳离子的比例不同,经计算或试验确定。分步再生数据可参考表 B.0.5 选择。

3 本表中离子交换树脂的工作交换容量为参考数据。

4 反洗周期一般与进水浊度、周期制水量等因素有关。反洗在清洗罐中进行,每次反洗后可视具体情况增加再生剂量 50%~100%。

5 进再生液时间不宜过短,宜达到 30min,如时间过短,可降低再生液流速或适当增加再生剂量。

B.0.5 硫酸分步再生数据选择应符合表 B.0.5 的规定。

表 B.0.5 硫酸分步再生数据选择

再生方式	第一步			第二步			第三步		
	浓度 (%)	流速 (m/h)	再生剂占总量百分率 (%)	浓度 (%)	流速 (m/h)	再生剂占总量百分率 (%)	浓度 (%)	流速 (m/h)	再生剂占总量百分率 (%)
二步再生	0.8~1.0	7~10	≤40	2~3	5~7	≤60	—	—	—
三步再生	<1	8~10	33	2~4	5~7	33	4~6	4~6	34

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

- 《污水再生利用工程设计规范》GB 50335
- 《火力发电厂海水淡化工程设计规范》GB/T 50619
- 《工业用氢氧化钠》GB 209
- 《工业用合成盐酸》GB 320
- 《工业硫酸》GB/T 534
- 《水处理用滤料》CJ 43
- 《工业氢氧化钙》HG/T 4120

中华人民共和国国家标准

工业用水软化除盐设计规范

GB/T 50109 - 2014

条文说明

修 订 说 明

《工业用水软化除盐设计规范》GB/T 50109—2014,经住房和城乡建设部 2014 年 12 月 2 日以第 643 号公告批准发布。

本规范是在《工业用水软化除盐设计规范》GB/T 50109—2006 的基础上修订而成的,上一版的主编单位是中国电力工程顾问集团西北电力设计院,主要起草人员是袁萍帆。本次修订的主要技术内容是:①删除了电渗析的相关内容;②在总则中增加节能、节水、减排,体现职业健康安全的要求;③增加了纳滤的相关内容;④增加了膜加药系统和清洗系统的相关内容;⑤增加和修订了仪表控制内容。

本规范修订过程中,编制组进行了不同行业工业用水情况及软化除盐水处理系统设计运行的调研研究,总结了我国工程建设在工业用水软化除盐领域的实践经验,充分反映软化除盐工艺的发展,使本规范更具有科学性、实用性和可操作性。

为便于广大设计、施工、科研、学校等单位有关人员在使用本标准时能正确理解及执行条文规定,《工业用水软化除盐设计规范》编制组按章、节、条顺序编制了本规范的条文说明,对条文规定的目的、依据以及执行过程中需注意的有关事项进行了说明。但是,本条文说明不具备与标准正文同等的法律效力,仅供使用者作为理解和把握标准规定的参考。

目 次

1	总 则	(43)
2	术 语	(44)
3	水处理站	(45)
3.1	一般规定	(45)
3.2	设备布置	(45)
3.3	管道布置	(46)
4	软化和除盐	(47)
4.1	一般规定	(47)
4.2	软化及预脱盐系统	(49)
4.3	除盐系统	(50)
4.4	石灰软化和离子交换设备	(51)
4.5	膜处理装置	(53)
5	药品贮存和计量	(57)
5.1	一般规定	(57)
5.2	石灰系统	(57)
5.3	混凝剂及助凝剂系统	(57)
5.4	酸、碱系统	(57)
5.5	氯化钠贮存及溶解系统	(58)
6	控制及仪表	(59)

1 总 则

1.0.1 本条是编制本规范的目的,阐明了水处理系统设计应遵循安全可靠的宗旨。

1.0.2 明确本规范适用于工业用水软化除盐工程设计。工业用水软化除盐系统的进水预处理不属于本规范的内容,石灰澄清在本规范中属于软化设计的范畴。本规范仅规定了各类软化除盐系统的进水水质要求。

1.0.3 本条着重明确工业用水软化除盐设计中应考虑做到的因素和要求,如今后需要扩建时,应充分考虑扩建条件。水处理系统设计应尽量选择废水排放量少、废水可利用率高、污染小的处理工艺。如主体工程设有全厂废水处理系统,可将水处理系统产生的废水排入废水处理系统统一处理,否则应配套设置废水处理系统,保证排放废水满足相关标准要求。

2 术 语

本规范主要对本次修订中新出现的名词及容易误解的名词作了规定。

3 水处理站

3.1 一般规定

- 3.1.1 增加了要考虑水源来水管线的敷设方便、合理的内容。
- 3.1.3 如全厂设有中心化验室或检修车间等,并可承担水处理站的化验维修任务时,辅助间的面积应相应减少。
- 3.1.4 扩建水处理系统应与原有设备设施相衔接,充分利用原有的设备,尽量减少扩建系统的投资。
- 3.1.5 酸碱设备布置区域应设有水冲洗、防护围堰等设施。

3.2 设备布置

- 3.2.1 水处理设备宜按工艺流程将软化除盐设备、水泵、贮槽等分区布置,要考虑安装、检修、操作方便,噪声大的设备尽量远离值班控制间。
- 3.2.2 在寒冷地区,为保证处理效果,澄清过滤设备应布置在室内,或将混凝土制澄清池布置在室外,上部设置保温室。在非寒冷地区,澄清池布置在室外时,池顶部宜设置防晒顶棚,防止阳光暴晒,影响运行效果。
- 3.2.3 一些露天布置的水处理设备的操作阀门、仪表可引至室内布置,方便操作,也起到较好的保护作用。
- 3.2.4 增加了设备之间的间距要求,对设备之间的净距离规定不宜小于 0.4m,与近年所编制的标准统一。
- 3.2.5 明确了对于检修起吊设施设计时要考虑的因素。
- 3.2.6 在寒冷地区碱液易结晶,贮槽多布置在室内,且室内应采暖,必要时贮槽及管道还需伴热保温。
- 3.2.7 酸碱等药剂贮存设备靠近水处理离子交换器等设备,可减

少输送管道距离,减少泄漏点。

3.2.8 目前对职业健康、职业安全、职业环境卫生的要求越来越严格,针对药品贮存、计量设备布置的房间提出设计的要求。

3.2.9 对空压机、风机及水泵布置的房间提出降噪的要求。

3.2.10 其他化验室是否安装空气调节装置可根据项目投资情况或用户要求决定。

3.3 管道布置

3.3.1 管道布置垂直方向上,气体管道宜在最上方,有腐蚀性液体管道应在最下方。

3.3.3 增加了管内石灰乳的流速要求。水平管过长时,设置法兰连接,可便于拆卸清洗。也可在管道一端接有冲洗水管,停运时及时冲洗石灰乳管道。另外还可采用透明塑料软管,方便观察检修。

4 软化和除盐

4.1 一般规定

4.1.1 强调了水源水量、水质资料的获得是水处理系统设计的先决条件。设计中应充分利用再生水、矿井排水、海水和其他废污水,满足环保节水的要求。补充了矿井排水内容。

对附录 A 进行修改。在附录 A 中增加了 $\text{COD}_{\text{Cr/Mn}}$ 、 BOD_5 、氨氮、 Ba^{2+} 、 Sr^{2+} 等指标。根据不同水源及各类水处理工艺所需要的水质资料项目,在实际设计中进行选取。

4.1.2 明确规定了设计中应了解的各类水源特点及情况。本次修改增加矿井排水,目前对于煤电一体化系统基本将矿井排水作为水源。

4.1.3 强调选用的水源与污废水排放要求与环境影响评价和水资源论证中关于用水和排水的要求一致。

4.1.4 强调应根据水源类型特点、外供水质要求、厂址条件及环保要求等因素确定合适、经济适用的工艺。

4.1.5 强调软化除盐系统的进水必须经过合适的预处理才能进入,否则会影响软化除盐系统的正常运行和出水品质。

根据目前了解的工程使用情况,电渗析器基本在电力系统、化工系统、冶金等行业中无使用业绩。本次修订中删除有关电渗析器的此项内容。

删除电渗析装置的进水要求,补充纳滤装置进水要求。目前实际运行的工程,纳滤装置对二价离子的去除率达到 95% 以上,对一价离子的去除率达到 50% 以上。对于溶解固形物高于 1000mg/L 的水源经处理后作为工业冷却水系统、市政自来水或热网补充水系统时,采用纳滤处理具有给水泵扬程低、电耗低、运

行经济性高等特点。

根据进水水质、水量、选择的水处理工艺不同,应选用合适的预处理工艺,才能既有效地保证水处理系统的正常运行,又做到经济合理,节省投资。用于软化除盐的离子交换器进水一般应根据进水悬浮物的大小选择澄清、过滤等处理措施。对有机物和游离氯、胶体含量高的进水,应选择混凝澄清、杀菌、活性炭吸附或超滤等处理措施。

反渗透、纳滤装置进水应根据水质特性,选择澄清、细砂过滤、超滤等预处理措施,保证其进水水质满足要求,特别是污染指数满足要求。

原表格中对反渗透进水的化学耗氧量规定小于或等于 3mg/L 的数据是基于天然水(地表水、地下水)做工业用水软化除盐系统进水水源确定。目前水源多为再生水、循环水排污水、矿井排水等,其进水水源的化学耗氧量数据大于 3mg/L,目前工程直接回用的再生水化学耗氧量规定小于或等于 50mg/L。具体数据确定应根据不同反渗透膜供应商的反渗透膜性能确定,所以本次修编中删除此数据。

对于铁、锰含量高的地下水,可采用曝气、沉淀、过滤等处理措施。

电除盐装置一般作为除盐水制备高纯水的处理措施,其进水水质应为反渗透、一级除盐装置产品水。

表中所列电除盐装置的进出水水质是根据目前各制造商的产品参数综合而成的。电除盐的进水要求硬度等指标与其水回收率有关,因此设计电除盐工艺系统时,应合理选择最为合适的进水处理方案和回收率,才能达到最佳经济技术效果。

4.1.6 预处理工艺的选择应根据不同水源水质采取合理有效的处理工艺。

据了解某电厂除盐系统采用工业园区统一澄清处理合格后供水,工业园区来水水源为地表水库水,其特点是浊度低,可溶性有

机物含量高,兼有春秋季节含沙量高、夏秋季节藻类高等特点。除盐系统的设计来水按悬浮物小于或等于 2mg/L 设计,没有设计预处理设备,投运后反渗透预脱盐装置进水压力由初始 0.9MPa~1.2MPa 增加到为 1.27MPa,设备出力下降 30%左右。化学清洗后短期有所恢复,但很快反渗透预脱盐装置进水压力增加,设备出力下降。分析造成反渗透预脱盐装置污堵的主要原因就是预处理设计不合理,仅设计由网格絮凝池→斜管沉淀池→清水池。现场采用盐酸、碱液、表面活性剂、剥离剂等清洗,从清洗箱溢流水里漂出白色黏性物质,经有关单位分析为 67%阳性有机物+7%为碳酸钙+9%酸、碱可溶物+6%酸不溶物+11%水分。并且发现一段膜壳内部端口黏性物质较多,呈现灰绿色。所以选择合理的预处理系统对软化除盐系统至关重要。

4.1.8 针对不同水源的特性,提出相应的参考设计规程和处理方案应重点关注的因素。

4.1.12 根据软化除盐进水水源水质的不同,提出反渗透装置采用复合膜时,膜通量选择的范围值。此范围值是参考相关反渗透厂商的推荐值并结合实际工程应用的经验汇总后提出的范围值。

4.2 软化及预脱盐系统

4.2.1 当水中含盐量高至 400mg/L 及以上时,采用传统的离子交换软化或除盐设备,运行周期较短,再生频繁,酸碱废水排放量较大,对环境产生一定的污染。此外,随着反渗透膜广泛的应用,预脱盐装置的价格已有较大幅度的下降,故对高于此含盐量的水源,推荐采用反渗透预脱盐。美国 EPRI 协会的《补给水处理导则》TR-113692 规定,原水含盐量高于 500mg/L 时应设预脱盐装置。低于此含盐量的水采用传统的离子交换除盐工艺,需要时可选用弱型树脂,运行时间也可以满足要求 20h;而当水中含盐量低于 300mg/L 的淡水水源,可以不经预脱盐,直接选用离子交换除盐工艺。

4.2.2 表 4.2.2 弱酸离子交换器指单独用于去除水中碳酸盐硬度的情况,多使用于循环冷却水处理系统。

4.2.3 对原水加热的温度要求适当放宽。

石灰处理时,水的 pH 较高,一般为 9.5~10.5,选择铁盐作为混凝剂,其水解速度快,凝聚效果好。

4.2.4 当采用苦咸水、循环水、排污水等水源,如溶解固形物高、处理量不大或用地紧张时,可采用纳滤膜及反渗透预脱盐进行软化处理。纳滤侧重用于软化水质和除去 THMEP(三氯甲烷衍生物)为主要目的的市政用水工程。

4.3 除盐系统

4.3.1 明确除盐系统可选择的方式。电除盐由于对进水水质、安装环境、安装过程中管道的清洁度等均有较高的要求,并且建设投资高、运行成本高,对制水量大的除盐系统则不建议采用。

4.3.2 对原规范表 4.3.1 中的一些参数进行了修订。原表中一级除盐加混床的出水电导率为小于 $0.20\mu\text{S}/\text{cm}$,本次修改为小于 $0.10\mu\text{S}/\text{cm}$,出水二氧化硅小于 $0.02\text{mg}/\text{L}$,本次修改为小于 $10\mu\text{g}/\text{L}$,此次修改主要基于一级除盐加混床系统在正常运行时其出水指标基本稳定在电导率为小于 $0.10\mu\text{S}/\text{cm}$ 、二氧化硅小于 $10\mu\text{g}/\text{L}$ 。如果普遍用户对出水质量要求不高时,也可控制混床出水水质到 $0.2\mu\text{S}/\text{cm}$ 为设备失效终点,也可放宽到 $0.5\mu\text{S}/\text{cm}$ 。但混床出水电导率控制过大时,混床树脂失效度增加,再生难度较大,再生剂耗量增加,也是不经济的。

一些用户对除盐系统的出水铁、铜、钠是有要求的。通常逆流再生阳离子交换器出水钠离子含量低于 $100\mu\text{g}/\text{L}$,一般达到 $20\mu\text{g}/\text{L}\sim 30\mu\text{g}/\text{L}$ 。当采用混床时,出水铁、铜含量为 0,至于混床出水钠离子含量,理论计算为 $2\mu\text{g}/\text{L}\sim 3\mu\text{g}/\text{L}$,据实际检测可做到小于 $5\mu\text{g}/\text{L}$ 。

据一些运行单位反馈和制造商介绍,电除盐装置出水电导率

可达到 $0.06\mu\text{S}/\text{cm}$, 出水 SiO_2 含量是与进水的含量有关, 一般 SiO_2 去除率大于 90%。

补充完善了以海水为水源的工业用水软化除盐系统的工艺, 补充的主要工艺流程如下: 二级反渗透→一级除盐→混床, 蒸馏→一级除盐→混床, 蒸馏→混床, 蒸馏→反渗透→电除盐。以上补充的 4 个工艺流程均有成熟可靠的运行业绩。

4.3.3 串联系统的阳、阴离子交换器的规格是根据水质经计算确定的, 并保持阳离子交换器先失效。这种系统控制方便, 仅需在阴离子交换器出水口安装电导率表, 监督设备运行终点。但这种系统要求进水水质稳定, 同时需要增加一部分阴树脂作为保护层。

4.3.4 在多台设备并联时, 不采用分组方式, 而是在每台交换器进口装设手动阀门调整每台设备的进水流量, 保证各台设备流量均匀, 也是可行的。

4.3.5 在以水帽作为出水装置的阳离子交换器出口应装设树脂捕捉器。如采用其他填料作为阳离子交换器的垫层(如石英砂、不规则陶粒瓷砂), 可有效地阻止细碎树脂漏出体外的, 也可不设树脂捕捉器。

最后一级离子交换器(如混床)出口也应装设树脂捕捉器, 是为防止交换器内部的树脂或垫层填料进入后续工艺系统中, 影响运行安全。

4.3.6 提高再生液温度或生水加热对于树脂除硅和树脂的硅洗脱率非常有效, 均可起到降低交换器出水含硅量的效果。当原水经过反渗透预脱盐时, 可不设生水加热或碱再生液加热。

4.4 石灰软化和离子交换设备

4.4.1 石灰系统中采用反应沉淀池, 效果很好, 占地小, 运行易于控制。水力涡流反应器占地也较小, 但仅适用于进水悬浮物较小(如地下水)的情况。

石灰软化澄清器宜选择机械搅拌澄清器或悬浮澄清器。机械

搅拌澄清器可达到 1000t/h 出力以上,而悬浮澄清器一般出力较小。

对于一体化高效澄清池,其出水宜直接补入循环水补充水,但不宜作为锅炉补给水的进水,因为加入的助凝剂会在超滤、反渗透装置内发生后絮凝现象,造成超滤、反渗透装置的污堵。所以本次修编中没有增加此项内容,各行业可根据其特点进行使用。

机械搅拌澄清器或悬浮澄清器设备选择应考虑上升流速、进水水质、水温、处理药剂和加药量对其处理效果的影响,尤其对于低温、低浊水应考虑进行原水加热。

4.4.2 用于石灰处理系统的过滤器仅用水反洗效果欠佳,极宜板结,须设置水和空气反洗装置,而且不能使用自反洗的虹吸滤池。

增加了过滤池(器)的反洗、正洗进水及排水宜有限流阀或限流孔板,对反洗、正洗进水流量进行调节,以免反洗、正洗流量过大时滤料被携带排出设备本体。

4.4.3 明确各类离子交换器台数均不宜少于 2 台。当 1 台设备故障检修时,不会影响对外供水。如对外供水量较小或间断时,可选择制水量较大的设备和较大的存储水箱,不设置检修备用设备。

4.4.4 补充一级除盐加混床系统中的阳床、阴床、混床的最短运行周期。

4.4.5 浮动床应连续运行,如间断运行,起停频繁宜乱床,造成出水水质下降。浮动床树脂在体外清洗,可有效地利用交换器空间,但要求进水悬浮物小于 1mg/L。

4.4.6 对弱型树脂适用的进水水质作出了规定。增加了目前广泛采用的双层或双室离子交换器的相关内容。

因逆流再生离子交换器较顺流再生有较多优点,经过多年的运行经验积累总结,其设备设计、运行操作已十分成熟,采用逆流再生的弱型树脂离子交换器也是有其优点的。

4.4.11 对单室固定离子交换器的树脂反洗膨胀高度进行规定,避免离子交换器反洗膨胀高度不够,出现反洗不彻底,影响再生效

果。对树脂存贮、清洗设施做出了规定。对于反渗透出水后采用单室固定床的离子交换系统,可不设置树脂清洗罐。

4.4.12 对于离子交换器的压脂层作出了规定。

交换器压脂层设计是否合适对于设备的正常运行、再生起到很大的作用。有时交换器总是再生效果不好,或忽好忽坏,实际是压脂层不够。另外双室床出水水质不好,也是由于压脂层填料选择不当,压脂层采用了非弹性的填料。双室床由于其特殊性,下室在投运初期与失效时树脂的体积不同,如不是弹性填料的话,再生过程中压脂层不能填满下室,整个下室便会乱床达不到预期的再生效果,特别是阴床最为明显,表现为一级除盐系统的出水电导率总是达不到要求。

目前逆流再生离子交换器多采用无顶压再生方式,只要中排装置小孔流速在 $0.1\text{m/s}\sim 0.5\text{m/s}$ 和 $100\text{mm}\sim 200\text{mm}$ 压脂层,可以正常再生。采用顶压再生的逆流离子交换器压脂层一般在 $150\text{mm}\sim 200\text{mm}$ 厚度。

4.4.13 除二氧化碳器填料高度与气体在水中的解析系数有关,解析系数与填料品种、规格、水温等因素有关,应经计算确定。

4.4.14 除碳器水箱容积大小应以满足水量调整为原则,不宜过小,删除了原规范 2min 流量的要求。

增加了其他水箱的容积确定原则。

4.4.15 离子交换器一般采用碳钢衬胶或衬塑内防腐工艺,小型的交换器也有采用环氧玻璃钢材质的。其附属的管道阀门、箱罐等设施应采用相应的防腐措施。选用的防腐衬里不应有污染水质的溶出物。

4.5 膜处理装置

4.5.1 取消电渗析器装置的有关条文,增加了纳滤装置的条文。

在此重点强调纳滤装置、反渗透装置的出力和套数要与后续的水处理设备的配置相一致,并应进行技术经济比较后确定。

电除盐装置有其适用的场合,主要适用于制水量不大、对水的电导率要求较高的电子行业。对于制水量较大的除盐系统,由于电除盐装置的前处理需要两级反渗透预脱盐或一级预脱盐加脱气膜,其系统造价以及布置场地相比两级化学除盐是无优势的。尤其应该注意到,为了去除一级预除盐产水中剩余的3%的盐量,需要付出的代价却是“一级反渗透+电除盐装置”,其代价远高于一级反渗透预脱盐去除原水中95%~97%的盐分所需,这是不经济的,不仅造价高、运行能耗高,且用这些代价换取微量酸碱的节省也是得不偿失的,故供水量越大,电除盐工艺的性价比越差,且占地面积也未节省。而对于较小的制水量,由于系统简单,可相对成套集中布置,电除盐工艺有绝对的优势。电除盐装置回收率较高,为了避免膜表面潜在的浓差极化,并确保装置的产水水质,必须严格控制进水水质。

反渗透在使用过程中,由于膜污染、结垢等因素需定期清洗或检修,产水量也会有所降低,设计时反渗透装置的出力应留有一定富余量。

反渗透膜水通量不宜选得过高,否则随运行时间延长,膜污堵较快,影响设备运行效果。

反渗透装置一般不考虑备用,当制水量较大且装置台数较多时,可设置备用装置。备用反渗透装置应定期进行清洗或几台装置轮流投入运行。通常反渗透装置停运时间不宜超过3天,如长时间停运,会造成膜表面有机物滋生,浓水中亚稳定盐类析出结垢,使反渗透膜性能下降。如制水量大,需要设置备用设备时,应定期清洗停运设备,或将所有设备轮流投入运行,不要使某一台设备处于长期停运状态。

4.5.3 多套纳滤、反渗透、电除盐装置的保安过滤器进水可采用母管制,但过滤器出水到纳滤给水泵至纳滤装置及反渗透给水泵至反渗透本体进水应采用串联连接,以做到各套纳滤装置、反渗透装置的进水流量、压力稳定。电除盐装置给水泵至保安过滤器至

电除盐装置采用串联同样为了使各套电除盐装置的进水流量、压力稳定。

4.5.4 根据实际运行经验,纳滤、反渗透、电除盐装置停运时用进水或淡水进行低压冲洗,将膜浓水区的高含盐量浓水冲出体外,可以有效地保护纳滤、反渗透膜,延长其使用寿命。

4.5.5 纳滤、反渗透、电除盐装置的进水流量、压力、温度等参数是保证设备正常运行的重要参数,因此要有相应的保证措施。

4.5.6 纳滤、反渗透运行初期,要求的运行压力较低,随着运行时间的延长,膜的污堵等因素造成运行压力增加,要维持相同的产水量,须提高给水泵的运行压力,目前大多给水泵设有变频装置,保证水泵的流量恒定。

根据实际运行经验,反渗透装置出口可以有一定的背压,其出水侧可设置高位水箱,但背压不宜过高,一些设备制造商提出装置出口背压不超过 0.1MPa,即可保证系统正常运行。

4.5.7 对纳滤、反渗透装置的产水管路上的阀门配置提出具体要求。

4.5.8 由于二级反渗透的浓排水的含盐量较低,可以直接回收利用。

4.5.12 增加纳滤、反渗透装置的水回收率。

反渗透脱盐率的取值范围取决于反渗透装置的给水含盐量,当进水含盐量低时,宜取下限值。反渗透装置的水回收率与装置中每个压力容器内膜元件的数量、压力容器的级、段配置有关,其主要取决于浓水侧各类结垢离子浓缩后浓度的影响,常见的难溶盐有 CaCO_3 、 CaSO_4 和 SiO_2 ,其他可能产生结垢的化合物有 CaF_2 、 BaSO_4 、 SrSO_4 和 $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ 。反渗透浓水的浓缩倍数与装置的水回收率存在如下关系: $1/(1-\text{水回收率})$,即水回收率越高,则浓缩倍数也越高、浓水侧的结垢风险越高。

纳滤脱盐率的取值范围与给水含盐量和离子的价位有关,对氯化钠的去除率基本在 0~50%,氯化钙的去除率 0~60%,对硫

酸钠、硫酸镁的去除率 99%，其进水压力在 0.70MPa 左右。当浓水侧产生结垢现象时，可通过酸洗去除。

4.5.13 补充纳滤、反渗透装置设计时应关注的主要因素。

4.5.14 补充电除盐装置设计时应关注的主要因素。

5 药品贮存和计量

5.1 一般规定

5.1.1 当化学药品供应地点较远或交通不便时,可适当增加其贮存量。

5.2 石灰系统

5.2.1 考虑到石灰消化操作的恶劣环境,结合国内石灰供应和实际使用情况,提出石灰药剂宜采用粉状氢氧化钙。

5.2.3 石灰乳液易堵塞设备及管道,应设置冲洗设施。

5.3 混凝剂及助凝剂系统

5.3.1 由于原水水质和处理后水质要求的不同,为达到良好的混凝澄清效果,对选用混凝剂及助凝剂的种类和加药量应进行试验,加药量可参考以下数据:

硫酸亚铁(以 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 计):42mg/L~97mg/L;

三氯化铁(以 $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 计):27mg/L~63mg/L;

硫酸铝[以 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 计]:33mg/L~77mg/L;

聚合铝(以 Al_2O_3 计):5mg/L~8mg/L;

聚合铁(以 Fe^{3+} 计):5mg/L~10mg/L;

聚丙烯酰胺:0.5mg/L~1.5mg/L。

5.3.3 混凝剂及助凝剂采用计量泵加药的优点是:运行可靠,计量精确,并可方便通过改变计量泵行程或频率调节加药量,既可人工控制也可自动控制。

5.4 酸、碱系统

5.4.2 长期使用的酸贮存罐,可能在某些部位产生腐蚀,使金属

结构强度减弱,当采用压缩空气加压方式卸酸时,很可能使贮罐破裂,以致酸液外泄,造成人身伤害事故。

5.4.3 目前许多除盐系统均设置反渗透预脱盐装置,离子交换器的再生周期延长了许多,特别是制水量较小时,酸、碱用量很少,酸、碱贮存罐可各设置1台。

5.4.8 酸、碱易对人员造成伤害,应在贮存和使用区域设置安全通道、淋浴及洗眼装置等安全防护设施。酸、碱贮存和计量设施周围设置围堰,目的是为了当贮存和计量设备发生腐蚀穿孔或阀门、管道处有严重泄漏时,围堰用以贮存泄漏出来的药品,避免四处溢流伤害操作人员和腐蚀地面。

5.5 氯化钠贮存及溶解系统

5.5.3 设置氯化钠溶液过滤器,主要是考虑到工业食盐中所含的杂质和贮存溶解过程中混入杂质易影响钠离子交换器的再生质量。

6 控制及仪表

6.0.1 目前水处理系统的控制水平可以达到非常高的自动化程度,达到无人值守。但具体工程的控制水平可根据投资情况、处理水量、运行要求和维护要求等影响因素进行确定。

6.0.2 补充软化系统或设备终点的运行控制原则,补充除盐系统进出水水质的运行控制原则。

6.0.3 规定了石灰软化设备在线监测仪表的配置要求。

6.0.5 补充阳离子交换器出口安装适用于酸性溶液的钠表。

6.0.6 补充了反渗透、电除盐装置的仪表配置要求。

6.0.7 压缩空气气源,是装设气动阀门的水处理系统安全运行的重要条件,因此,要求气源应可靠,为防止气路堵塞和保证阀门操作可靠,工作气体应无油、无水、无尘,并有稳压装置。

S/N:1580242·640



9 158024 264005



统一书号: 1580242·640

定 价: 14.00 元