

火力发电厂化学设计技术规程
Technical code for designing chemistry of
fossil fuel power plant

DL/T 5068—1996

前 言

本规程是根据原能源部电力规划设计管理局电规计 1993(23)号文《关于下达 93 年度电力规划设计标准化科研信息计划项目的意见》，由西北电力设计院和东北电力设计院为主编单位对 SDGJ2—85《火力发电厂化学水处理设计技术规定》进行修订的。

本技术规程以 DL5000—94《火力发电厂设计技术规程》为指导思想和修订原则。

本规程的内容深度能够指导发电工程化学专业的初步设计及施工图设计。

修订编制组进行了广泛地调查研究，认真总结原规定施行以来的经验，提出“初稿”，向全国有关单位征求意见。在此基础上又提出“征求意见稿”，发有关单位征求意见，并专门召开了有关设计、施工、运行、科研、管理等单位参加的征求意见会。

这次修订主要对以下内容进行了修改和调整：

(1)规程中采用的计量单位统一改为国家法定计量单位，同时考虑原有习惯。

(2)由于水源污染等影响，水质波动、恶化现象较多，规程中增加了针对高含盐量、有机物、胶体硅等污染因素的处理措施。例如提高对原水水质调查的要求、调整澄清池设计参数、合理设计活性炭过滤器、采用除(抗)有机物树脂等。

(3)为了尽可能地降低对环境的影响，要求在化学设计中考虑影响环境的因素。例如，增加高浓缩倍率循环冷却水处理内容，包括石灰处理补给水、旁流循环水；增加了给水处理用有毒药剂联氨的替代物的有关内容。

(4)本规程还吸收了近年来开发、使用较为成熟的新技术。例如，增加高效纤维过滤器、反渗透技术、澄清池运行监测、酸贮存罐和除盐水箱液面覆盖、电解海水(食盐水)制次氯酸钠、水汽取样分析的自动化管理、凝汽器检漏取样等内容。

同时还取消了较落后的纸浆覆盖过滤器、氯气淋水蒸发等技术。

此外，根据征求意见会所提建议，请西南电力设计院和东北电力设计院补充编写了“制氢站”和“汽轮机油、变压器油处理”两章，使本规程共含 16 章和 21 个附录。因此本规程名称由《火力发电厂化学水处理设计技术规定》改为《火力发电厂化学设计技术规程》。

本规程所提到的标准通过引用而构成本规程的条文。在标准出版时，所示版本均为有效。希望各单位在执行本规程过程中及时总结经验，如发现不妥和需要补充修改之处，请随时函告电力工业部电力规划设计总院。

本规程业经电力工业部审查、批准，并于 1996 年 12 月 24 日以电技 [1996] 900 号发布，编号为 DL/T5068—1996，自 1997 年 5 月 1 日起实施，SDGJ2—85《火力发电厂化学水处理设计技术规定》同时废止。

本规程负责起草单位：电力工业部西北电力设计院、东北电力设计院

本规程参加起草单位：电力工业部电力规划设计总院、华东电力设计院、华北电力设计院、河北电力勘测设计院、西南电力设计院

本规程主要起草人：金久远、张迈毅、曲玉珍、付宝珍、潘有道、余 乐、顾承隆、邵增荣、袁维颖、沈凌霄、张颖峰

1.0.1 为了贯彻执行 DL5000—94《火力发电厂设计技术规程》，保证新建、扩建的火力发电厂化学工艺合理、技术先进，实现安全、经济运行，满足环保要求，以合理的投资，获得最大的综合经济效益，特制定本规程。

各电力设计、施工、生产单位以及有关主管部门，在确定设计原则、安排建设程序、掌握建设标准时，均应遵守本规程。

1.0.2 本规程适用于汽轮发电机组容量为 50~600MW 的新建、扩建和改建发电厂的化学设计。

1.0.3 化学各系统的选择及其布置应按火力发电厂规划容量全面考虑，其设施应根据机组分期建设情况及技术经济比较，确定是分期建设还是一次建成。化学水处理工艺的设计应做到合理选用水源、节约用水、降低能耗、保护环境，并便于安装、运行、检修。

1.0.4 火力发电厂化学设计除应执行本规程外，还应执行现行的有关国家法规、标准，电力行业的有关标准和规定。

2 基本规定

2.0.1 设计前应取得全部可利用水源的水质全分析资料，所需份数应符合下列规定：

地表水至少应有全年逐月资料，共十二份；地下水或海水至少应有全年每季资料，共四份。水质全分析报告格式见附录 A。

2.0.2 对地表水，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，还应掌握由此而引起的水质变化；对石灰岩地区的地下水，应了解其水质的稳定性。

2.0.3 设计热电厂时，应掌握供热负荷、回水量、回水水质、回水水温、外供化学处理水量和水质要求等资料。

2.0.4 设计时，应掌握所选用的设备、材料(包括防腐材料)、药剂、离子交换树脂、滤料、阀门及仪表等的供应情况(包括质量、价格、包装和运输方式等)。

2.0.5 设计时，应了解热力系统及机炉设备的结构特点，包括锅内装置型式、过热蒸汽减温方式、凝汽器和各种热交换器的结构及管材、发电机冷却方式及参数、辅机启动设施等情况。必要时，可通过有关专业向设备制造厂提出结构和材质要求。

2.0.6 对扩建工程，应了解原有各系统、设备布置和运行经验等情况。

3 原水预处理

3.1 系统设计

3.1.1 原水水源的选择应遵循下列原则：

3.1.1.1 发电厂应有可靠的原水水源。当有几个水源可供选择时，应经技术经济比较确定。

3.1.1.2 水源水质出现季节性恶化的情况时，经技术经济比较，可另设备用水源。对短时含盐量或含沙量过大的水源，可视变化规律和现场条件，增设调蓄水池(水库)，并应考虑防止水质二次污染的措施。

3.1.2 对预处理系统应根据原水水质、下一级处理工艺对水质的要求和处理水量，参考类似厂的运行经验或试验资料，结合当地条件，通过技术经济比较确定。

3.1.3 预处理方式应按下列原则确定：

3.1.3.1 地表水预处理宜采用混凝、澄清、过滤。悬浮物含量较小时，可采用接触混凝、过滤。

3.1.3.2 当地表水悬浮性固体和泥沙含量超过所选用澄清器(池)的进水要求时，应在供水系统中设置降低泥砂含量的预沉淀设施或备用水源。

澄清器(池)的进水浊度要求可参见附录 B。

3.1.3.3 地下水含沙时，应考虑除沙措施。

3.1.4 原水含有非活性硅，并经核算锅炉蒸汽质量不能满足要求时，应采用接触混凝、过滤

或混凝、澄清、过滤等方法去除。

非活性硅去除率应通过试验或参考类似发电厂的经验确定。

硅酸的携带系数值可参考附录 C。

3.1.5 原水有机物含量较高时,可采用氯化、混凝、澄清、过滤处理。上述处理仍不能满足下一级设备进水水质要求时,可同时采用活性炭、吸附树脂或其他方法去除有机物。

除盐系统进水的游离余氯含量超过标准时,宜采用活性炭过滤或加亚硫酸钠等处理方法除氯。

3.1.6 活性炭过滤器的设计参数应根据进水水质、处理要求和活性炭的种类,参考类似发电厂的运行经验或通过试验确定,并应符合下列原则:

3.1.6.1 应选择机械强度高、吸附速度快、吸附容量大的活性炭。

3.1.6.2 活性炭过滤器的滤速可参考表 3.1.6。

3.1.6.3 活性炭过滤器应进行定期反洗。

表 3.1.6 活性炭过滤器滤速

功 能	滤 速	
	线速度 (m/h)	空间速度 [m ³ /(m ³ ·h)]
去除有机物 ¹⁾	~ 10	5 ~ 10
去除游离余氯	20	10

注: 1)活性炭过滤器放在氢离子交换器之后,滤速可适当提高。

3.1.7 离子交换除盐和膜法除盐系统的进水水质要求如表 3.1.7 所示。

3.1.8 原水碳酸盐硬度或硅酸盐含量较高,以及原水受到污染需综合治理以改善水质时,经技术经济比较,可采用石灰或其他药剂联合处理。

3.1.9 地下水铁锰含量较高时,应考虑除铁、除锰措施。其装置设计可参考 GBJ13—86《室外给水设计规范》。

3.1.9.1 除铁、除锰系统的选择应根据原水中铁、锰的形式和数量,处理后水质要求,并参照水质相似的发电厂的运行经验或试验资料,经技术经济比较后确定。

地下水除铁,可采用接触氧化法或曝气氧化法。

地下水除锰宜采用接触氧化法。

3.1.9.2 曝气装置应根据原水水质及曝气程度的要求选定。

表 3.1.7 离子交换除盐和膜法除盐系统的进水水质要求¹⁾

项 目	设 备 类 型							
	离子交换除盐			反 渗 透			电 渗 析	
	顺流	逆流	浮床	中空纤维膜	醋酸纤维膜	复合膜	频繁倒电极	普通
水温()	5 ~ 45 ²⁾			5 ~ 35	5 ~ 40	5 ~ 45	5 ~ 40	
pH 值	—			—	4 ~ 6(运行) 3 ~ 7(清洗)	4 ~ 11(运行) 2.5 ~ 11(清洗)	< 8(运行) 4 ~ 6(酸洗)	
浊度	mg/L	< 5	< 2	< 2	—	—	—	—
	FTU	—	—	—	< 1.0	< 1.0		
污泥密度指数 SDI ³⁾	—	—	—	< 3	< 5	< 5	< 5	< 5
游离余氯	< 0.1			< 0.1 ,	0.2 ~	< 0.1 ,	< 0.3 ,	

(Cl ₂)(mg/L)		控制为 0	1.0, 控制为 0.3	控制为 0.0	短时清洗可 < 200
铁(Fe)[JY,2](mg/L)	< 0.3	< 0.05			< 0.3
锰(Mn)[JY,2](mg/L)	—	—			< 0.1
化学耗氧量 (KMnO ₄ 法)(mg/L, O ₂)	< 2	—	< 3	< 3	< 3

注：1)工程选用时，反渗透和电渗析的进水水质要求，首先应根据厂商提供的设计导则确定。

2)强碱型树脂、丙烯酸树脂的进水水温应不大于 35。

3)污泥密度指数 SDI 与污染指数 FI 意义等同。

3.2 设备选择

3.2.1 澄清器(池)

3.2.1.1 澄清器(池)的型式应根据原水水质、处理水量、处理系统和水质要求等，结合当地条件选用。

澄清器(池)的出力应经必要的核算。

注：澄清器(池)的设计可参考现行的 GBJ13—86《室外给水设计规范》和 CJJ40—91《高浊度水给水设计规范》，见附录 B。

澄清器(池)的上升流速应根据澄清器(池)的型式、原水水质、水温、处理药剂和剂量，以及类似厂的运行经验或通过试验确定。

3.2.1.2 选用澄清器(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，应装设温度自动调节装置和澄清器(池)的温差监测仪。

3.2.1.3 装有原水加热器的澄清器(池)前应设置空气分离装置。

每台澄清器(池)应单独设置进水流量表。

澄清器(池)应设取样装置。

3.2.1.4 澄清器(池)不宜少于两台。对于凝汽式发电厂，当有一台澄清器(池)检修时，其余的应保证正常供水(不考虑启动用水)。对于供热发电厂，澄清器(池)的检修可考虑在低负荷时进行。用于短期、季节性处理时，可只设一台。

3.2.2 过滤器(池)

3.2.2.1 过滤器(池)的型式应根据进水水质、处理水量、处理系统和水质要求等，结合当地条件确定。

3.2.2.2 过滤器(池)不应少于两台(格)。当有一台(格)检修时，其余过滤器(池)应保证正常供水。

3.2.2.3 过滤器(池)的反洗次数，可根据进出口水质、滤料的截污能力等因素考虑。每昼夜反洗次数宜按 1~2 次设计。

过滤器(池)应设置反洗水泵、反洗水箱或连接可供反洗的水源。反洗方式应根据滤池型式决定，并根据需要选用空气擦洗。

3.2.2.4 过滤器(池)的滤速参见表 3.2.2.4。

表 3.2.2.4 过滤器(池)滤速 m/h

过滤器(池) 型式		滤速		接触混凝
		混 凝 澄 清		
		正常滤速	强制滤速	
细砂过滤		6~8	—	6~10
单层滤料	单流	8~10	10~14	
	双流	15~18	—	

双层滤料	10 ~ 14		6 ~ 10
三层滤料	18 ~ 20	20 ~ 25	6 ~ 10
变孔隙过滤	18 ~ 21	—	—
高效纤维过滤	20 ~ 40	—	—

3.2.2.5 过滤器(池)的滤料级配和反洗强度参见表 3.2.2.5。

3.2.3 监测仪表

澄清过滤系统中应设置必要的监测仪表，参见附录 L。

3.2.4 清水箱(池)、清水泵。

3.2.4.1 清水箱(池)不宜少于两台(格)，其总有效容积可按 1 ~ 2h 清水耗用量设计。

清水箱(池)应有排空设施。

3.2.4.2 对母管制系统的清水泵应设备用泵。

当清水泵的布置高于清水池最低水位时，每台泵应有单独的吸水管。

表 3.2.2.5 过滤器滤料级配及反洗强度表

过滤器(池)型式		项 目						备 注	
		滤 料			反洗强度 [L/(m ² ·s)]				
		种 类	粒径 (mm)	层 高 (mm)	水反洗	空气擦洗			
空 气	水								
重 力 式 过 滤 器 (池)	单层滤料	无烟煤	0.8 ~ 1.5	700	10	10	—	历时 5 ~ 10min， 滤料不均匀系数 K ₈₀ : 无烟煤 < 1.7， 石英砂 < 2 风水合洗时，水 反洗强度应适当 降低—	
		石英砂	0.5 ~ 1.2	700	12 ~ 15	20	—		
		大理石	0.5 ~ 1.2	700	15	—	—		宜用于石灰处理
	双层滤料	普通快滤	无烟煤	0.8 ~ 1.8	400 ~ 500	13 ~ 16	10 ~ 15	~ 10	历时 5 ~ 10min
			石英砂	0.5 ~ 1.2	400 ~ 500				
		接触滤池	无烟煤	1.2 ~ 1.8	400 ~ 600	15 ~ 17	—	—	
			石英砂	0.5 ~ 1.0	400 ~ 600				
	三层滤料	无烟煤	0.8 ~ 1.6	450 ~ 600	16 ~ 18	—	—	不宜采用空气擦洗； 历时 5 ~ 10min； 滤料不均匀系数 K ₈₀ ： 无烟煤 < 1.7 石英砂 < 1.5 重质矿石 < 1.7	
		石英砂	0.5 ~ 0.8	230					
		重质矿石	0.25 ~ 0.5	70					
			0.5 ~ 1.0	50					
			1.0 ~ 2.0	50					
2.0 ~ 4.0			50						
4.0 ~ 8.0	50								
重	三层滤料	砾	8.0 ~ 16	100	16 ~	—	—	滤料的相对密度：	

力式过滤器(池)		石	16~32	本层顶面高度应高出配水系统孔眼100	18			无烟煤 1.4~1.6 石英砂 2.6~2.65 重质矿石 4.7~5.0
	变孔隙过滤	天然海砂	1.2~2.8 0.5~1.0	1525 约50,混入大粒径海砂内,不占高度	15~16	14~15	11~12	历时20min
压力式过滤器	细砂过滤	石英砂	0.3~0.5	600~800	10~12	27~33	—	水洗历时10~15min,空气擦洗历时3~5min
	单层滤料	石英砂	0.5~1.2	1200	12~15	20	—	历时5~10min
		无烟煤	0.5~1.2	1200	10~12	10	—	历时5~10min
	双层滤料	石英砂	0.5~1.2	800	13~16	10~15	8~10	历时5~10min
		无烟煤	0.8~1.8	400				
压力式过滤器	三层滤料	无烟煤	0.8~1.6	450~600	16~18	—		不宜采用空气擦洗
		石英砂	0.5~0.8	230				历时5~10min
		重质矿石	0.25~0.5	70				
			0.5~1.0	50				
			1.0~2.0	50				
			2.0~4.0	50				
		4.0~8.0	50	此部分为承托层				
	8.0~16	100						
		砾石	16~32	本层顶面高度应高出配水系统孔眼100				
	高效纤维过滤	丙纶纤维束	每束160~170g,丝径约为40μm	1200~1300		60	上向洗3~5 下向洗6~10	空气气源宜采用罗茨鼓风机,空气压力0.05~0.1MPa,清洗水压力0.1MPa,清洗时间20~60min

注：表中所列反洗水温20的数据，水温每增减1，反洗强度相应增减1%。
滤料反洗膨胀率(做设计计算用)：石英砂单层滤料过滤为45%；双层滤料过滤为

50%；三层滤料过滤为 55%。

当使用表面冲洗设施时，冲洗强度可取低值。

应考虑全年水温、水质变化因素，有适当调整反洗强度的可能。

选择反洗强度时，应考虑所用混凝剂的品种。

3.3 布置要求

3.3.1 澄清器(池)、过滤器(池)、清水箱(池)宜布置在室外。

室外布置的澄清器(池)顶部可设小室。高寒或风沙大的地区，澄清器(池)、过滤器(池)宜布置在室内。

3.3.2 相邻澄清器(池)的顶部应有连接通道及防护栏杆。

3.3.3 加药装置宜集中布置在室内。

有粉尘的车间应有通风除尘设施，并与其他车间分开。

4 锅炉补给水处理

4.1 系统设计

4.1.1 锅炉补给水处理系统，应根据原水水质、给水及锅炉水的质量标准、补给水率、排污率、设备和药品的供应条件及环境保护等因素，经技术经济比较确定。

进行技术经济比较时，应采用系统正常出力和全年平均水质，并用最坏水质对系统及设备进行校核。

锅炉补给水处理方式，还应与锅内装置和过热蒸汽减温方式相适应。

中压、高压、超高压和亚临界汽包锅炉常用的汽水分离系统的携带系数可参见附录 C。

4.1.2 汽包锅炉正常排污率不宜超过下列数值：

- 以化学除盐水为补给水的凝汽式发电厂 1%
- 以化学除盐水或蒸馏水为补给水的供热式发电厂 2%
- 以化学软化水为补给水的供热式发电厂 5%

4.1.3 水处理设备的全部出力，应根据发电厂全部正常水汽损失与机组启动或事故而增加的水处理设备出力，经必要的校核后确定。

发电厂各项正常水汽损失及考虑机组启动或事故而增加的水处理设备出力，可按表 4.1.3 计算。

4.1.4 高压及以上参数汽包锅炉和直流锅炉，应选用一级除盐加混合离子交换或其他除盐系统。

固定床离子交换系统的选择可参见附录 D。

4.1.5 锅炉补给水处理采用化学除盐系统时，应与有关专业共同进行技术经济比较，研究确定其他用汽(采暖、卸煤、燃油等)及用水(机车、轮船补充水等)的合理供应及水处理方式。

表 4.1.3 发电厂各项正常水汽损失及考虑机组启动或事故而增加的水处理设备出力

序号	损失类别		正常损失	考虑机组启动或事故而增加的水处理设备出力 (按 4 台机组计)
1	厂内水汽循环损失	300MW 及以上机组	为锅炉最大连续蒸发量的 1.5%	为全厂最大一台锅炉最大连续蒸发量的 6%
		100 ~ 200MW 机组	为锅炉最大连续蒸发量的 2.0%	
		100MW 以下机组	为锅炉最大连续蒸发量的 3.0%	为全厂最大一台锅炉最大连续蒸发量的 10%
2	对外供汽损失		根据资料	—

3	发电厂其他用水、用汽损失	根据资料	—
4	汽包锅炉排污损失	根据计算，但不少于0.3%	—
5	闭式热水网损失	热水网水量的1%~2%或根据资料	热水网水量的1%~2%，但与正常损失之和不少于20t/h
6	厂外其他用水量	根据资料	—

注： 锅炉正常排污率应按表中1、2、3项正常损失量核算。
发电厂其他用汽、用水及闭式热水网补充水，应经技术经济比较，确定合适的供汽方式和补充水处理方式。
采用蒸馏水补给时，应考虑蒸发器的防腐、防垢及机组启动供水措施。
采用除盐水作空冷机组的循环冷却水时，应考虑由于系统泄漏所需的补水量。

4.1.6 当原水含盐量较高、酸碱供应困难或者在环境保护上有特殊要求时，经技术经济比较可选用反渗透、电渗析、闪蒸、蒸发器或与离子交换联合除盐系统。其组成方式应根据进、出水水质要求，经计算确定。

4.1.7 除盐系统进水的COD_{Mn}大于2mg/L时，可选用抗有机物污染的离子交换树脂。

4.1.8 当进水中的强、弱酸阴离子比值较稳定时，一级除盐可采用阳离子交换器先失效的单元制系统，此时阴离子交换树脂装入量(体积)宜为计算值加10%~15%裕量。

4.1.9 当进水中的强、弱酸阴离子比值变化较大及除盐系统设备台数较多时，一级除盐设备可采用母管制系统。母管制系统中的每种离子交换器为六台及以上时，设备宜分组或在每台离子交换器出入口加手动隔离阀。

4.1.10 设计除盐系统时，应在保证出水质量前提下采用能降低酸、碱耗量和减少废酸、碱排放量的设备和工艺。排出的清洗水宜回收，酸、碱废水宜加以利用，如需排放，则应经必要的中和处理。

4.1.11 碱再生液宜加热，加热温度可为35~40℃。

4.1.12 对除盐(软化)系统对流离子交换器配制再生液及置换所用的水，单元制系统宜为除盐(软化)水，母管制系统可使用本级交换器的出口水。

4.1.13 逆流再生离子交换器顶压用气和混合离子交换器用气的气源，应无油及有稳压装置。

4.1.14 对氢、钠离子交换的软化水管及除盐水管应进行防腐处理。

4.1.15 除盐水箱布置在水处理室室外时，水处理室至主厂房的补给水管道，应能同时输送最大一台机组的启动补给水量或锅炉化学清洗用水量及其余机组的正常补给水量。

补给水管道总数为2条及以上时，任何一条管道停运，其余管道应能满足输送全部机组正常补给水量的需要。

选用不锈钢管材时，可只设一条管道。

4.2 设备选择

4.2.1 各种主要离子交换器的台数不应少于两台，其容量计算应包括系统中承担的自用水量(由后向前推算)。

离子交换器再生次数应根据进水水质和再生方式确定。正常再生次数可按每台每昼夜1~2次考虑。当采用程序控制时，可按2~3次考虑。

4.2.2 除盐设备可不设检修备用。但当一台(套)检修时，其余设备应能满足全厂正常补给水量的要求。

对凝汽式发电厂，离子交换器可不设再生备用，由除盐水箱贮存再生时的需水量。对供热式发电厂，当水处理系统出力较小时，可设置足够容积的除盐水箱贮存再生时的需水量。

量，当出力较大时，可设置再生备用设备。

4.2.3 离子交换剂的工作交换容量，应根据选用的离子交换剂、交换器的型式、再生剂种类、再生水平、原水离子组成、处理后水质要求等因素，按厂家提供的产品性能曲线确定或参照类似条件下的运行经验，必要时也可经试验确定。离子交换树脂工作交换容量图可参见附录 E。

顺流及对流离子交换器设计参考数据可参见附录 F。

4.2.4 母管制除盐系统与氢钠软化系统中的除二氧化碳器，在发电厂最终建成时不宜少于两台。当一台检修时，其余设备应满足正常补给水量的要求。

当原水碱度很低时，可不设除二氧化碳器。

4.2.5 除二氧化碳器宜采用鼓风式。当除二氧化碳器风机由室外吸风时，宜有滤尘措施。除二氧化碳器的排风口宜设气水分离装置。

当采用真空除气时，抽真空方式可用真空泵或多级蒸汽喷射泵。

4.2.6 除盐(软化)水泵及母管制系统中的中间水泵应设备用。

除盐水泵容量和台数应合理配备，以满足机组正常和启动(或锅炉化学清洗)不同工况下经济、合理的运行要求。

单元制系统采用浮动离子交换器时，中间水泵的容量和台数的选择，应满足系统正常出力及短时最大出力的需要。

4.2.7 中间水箱的有效容积，对单元制系统宜为每套水处理设备出力的 2~5min 贮水量，且最少不应小于 2m^3 ；对母管制系统宜为水处理设备出力的 15~30min 贮水量。

4.2.8 除盐(软化)水箱的总有效容积应能配合水处理设备出力，并满足最大一台锅炉酸洗或机组启动用水需要。凝汽式发电厂宜等于最大一台锅炉 2~3h 的最大连续蒸发量；供热式发电厂宜等于 1~2h 的正常补给水量。

4.2.9 对离子交换的水处理系统，应设再生专用泵。

4.2.10 对化学除盐系统，应考虑离子交换器检修时装卸与存放树脂的措施。

4.2.11 在无垫层阳离子交换器及混合离子交换器的出口，应设置树脂捕捉器。

树脂捕捉器宜有反冲洗水管。

4.2.12 采用双室离子交换器及浮动离子交换器时，应设阳、阴树脂清洗罐各 1 台(总数为 2 台)。

4.2.13 电渗析除盐装置应由下列设备组成：

保安过滤器、电渗析器膜堆、淡水和浓水排放系统及整流器等。

当一组检修或清洗时，其余设备应满足正常补水量的要求。

4.2.14 反渗透除盐系统应由下列设备组成：

保安过滤器、高压泵、反渗透组件、加药及化学清洗装置、淡水及浓水排放系统等。

4.3 布置要求

4.3.1 水处理设备宜布置在室内，当露天布置时，运行操作处、取样装置、仪表阀门等，宜集中设置，根据需要采取防雨、防晒、防冻等措施。

4.3.2 经常检修的水处理设备和阀门等，可按其结构型式、台数、起吊件重量，设检修平台、叉车或起吊装置。

4.3.3 应按下列原则布置主要设备：

4.3.3.1 离子交换器面对面布置时，阀门全开后，操作通道净距离不宜小于 2m，巡回检查通道净宽不宜小于 0.8m。

4.3.3.2 两设备间的净距离不宜小于 0.4m(如设备本体为法兰连接时，净距离可适当放大)。

4.3.3.3 当设备台数较多时，每隔一定距离应留有通道，通道净距离不宜小于 0.8m。

4.3.4 水处理车间的总动力盘、总控制盘，应与设备保持适当距离或布置在单独的小房间内。

- 4.3.5 空气压缩机和罗茨鼓风机宜布置在单独的房间内，并应采取消声措施。
- 4.3.6 酸、碱贮存槽宜布置在室外(寒冷地区可布置在室内)。酸、碱贮存槽宜靠近中和池。
- 4.3.7 运行控制室的面积，应根据水处理设备的出力、控制方式及表盘数量等不同情况确定。装有微型计算机的控制室应设空气调节装置。

运行控制室内应有良好的采光和通风，并有适当的值班场地和检修通道。室内不应有穿越的管道。

- 4.3.8 水处理车间应设运行分析室、仪表维修间、检修间和厕所等。

5 汽轮机组的凝结水精处理

- 5.0.1 汽轮机组的凝结水精处理，应按锅炉型式及参数、冷却水质量等因素确定。
- 5.0.1.1 对由直流锅炉供汽的汽轮机组，全部凝结水应进行精处理。必要时，还可设供机组启动用的除铁设施。
- 5.0.1.2 对由亚临界汽包锅炉供汽的汽轮机组，全容量凝结水宜进行精处理。
- 5.0.1.3 由高压汽包锅炉供汽的汽轮机组的冷却水为海水时，以及由超高压汽包锅炉供汽的汽轮机组的冷却水为海水或苦咸水时，可设部分凝结水精处理装置。
- 5.0.1.4 由超高压汽包锅炉供汽的汽轮机组(冷却水为淡水)如承担调峰负荷，可设置供机组启动用的除铁设施。
- 5.0.1.5 当采用带混合式凝汽器的间接空冷系统时，对汽轮机组的凝结水应进行全容量精处理。此外，还宜设置供机组启动时专用的除铁设施。
- 5.0.2 亚临界及以上参数的汽轮机组的凝结水精处理可采用中压系统。
- 5.0.3 凝结水精处理系统中的过滤器、离子交换器按下列原则确定：
- 5.0.3.1 当过滤器只用于机组(包括空冷机组)启动除铁时，可不设备用。
除铁过滤器可选用管式精密过滤器、氢离子交换器、电磁过滤器等。
除铁过滤器设计参考数据参见附录 G。
- 5.0.3.2 对于由亚临界汽包炉供汽的汽轮机组，其精处理混床以 H/OH 型运行时，可按每台机组 $2 \times 50\%$ 配备，不设备用。
- 5.0.3.3 对由高压及超高压汽包锅炉供汽的汽轮机组，以及给水采用碱性工况运行的带混合式凝汽器的间接空冷机组，体外再生离子交换器不设备用。
凝结水精处理设备的设计参考数据参见附录 H。
- 5.0.4 对凝结水精除盐系统中的体外再生装置，可两台机组合用一套。
体外再生装置组成的型式及对离子交换树脂分离的要求，宜根据混合离子交换器运行方式确定。
- 5.0.5 凝结水精处理系统中应装设以下设备：
- 5.0.5.1 每组离子交换器可设一台再循环泵，其容量为一台离子交换器正常出力的 $50\% \sim 70\%$ (水泵外壳耐压等级应与凝结水精处理系统的相同)。
- 5.0.5.2 当过滤器或离子交换器的运行压差或运行温度超过规定值时，应有保证通过全部凝结水量的自动调节旁路阀。
- 5.0.5.3 凝结水精处理装置前带节流减压装置的管路排水阀。
- 5.0.5.4 离子交换器后的树脂捕捉器。
- 5.0.5.5 补入再生系统中的离子交换树脂的接入口。
- 5.0.5.6 中压系统中树脂输送管道上的带滤网的安全泄放阀，接入离子交换器自用水管路上的安全阀及压缩空气管路上的逆止阀、安全阀。
- 5.0.5.7 冲洗水泵。
- 5.0.5.8 树脂混合用的罗茨鼓风机。
- 5.0.5.9 与再生系统连接的隔离阀(其压力等级应与精处理系统相同)。

5.0.6 凝结水精处理设备宜布置于汽机房凝汽器附近。公用的再生及酸碱贮存、计量设备可布置于两台炉之间(或毗邻建筑)的单独厂房内。

5.0.7 每台机宜单独敷设离子交换树脂往返输送管道,单程不宜大于 200m,材质为不锈钢。

6 冷却水处理

6.0.1 冷却水处理系统的选择应根据下列因素经技术经济比较确定:

- 冷却方式、水源水量及水质;
- 全面考虑防垢、防腐和防菌藻及水生物的滋生;
- 节约用水;
- 药品供应情况;
- 环境保护要求等。

敞开式循环冷却系统水质控制标准参见附录 J。

6.0.2 直流冷却系统如有结垢倾向时,可根据具体情况采取稳定措施。

6.0.3 对于敞开式循环冷却系统,采用冷却水池时,如果 $V/q_V > 60$ (V ——冷却水池容积, m^3 ; q_V ——循环水量, m^3/h), 可按直流冷却系统考虑。

6.0.4 敞开式循环冷却系统应根据全厂水量、水质平衡确定排污量及浓缩倍率,并采用下列方法防垢:

- 加硫酸;
- 加阻垢剂(加药种类和加药量应根据模拟试验确定);
- 补充水石灰软化法或弱酸氢离子交换法等;
- 上述方法的联合处理。

6.0.5 石灰软化法宜使用高纯度粉状石灰或消石灰粉。

6.0.6 敞开式循环水系统的浓缩倍率宜为 3~5。在下列的特殊情况下可超过此限:

- a) 严重缺水、生水水费很高或生水水质很好;
- b) 受当地环保法规的约束,要求零排放者等。

但必须经充分的技术经济论证和具有有效的防垢、防腐蚀的循环冷却水处理系统与设备以及制定水务管理方案。

6.0.7 敞开式冷却系统的浓缩倍率较高时,宜采用旁流处理。必要时,也可采用补充水处理加旁流处理。

6.0.8 旁流过滤处理水量宜通过计算确定,并限制在循环水量的 1%~5% 范围内。

6.0.9 旁流软化处理宜用石灰-碳酸氢钠法。在选择设备时,应考虑有效的措施来消除或减少循环水中所含的高浓度的 SO_4^{2-} 及 Cl^- 以及阻垢剂或缓蚀剂对软化反应所造成的影响。

旁流过滤及软化处理水量计算参见附录 K。

6.0.10 为抑制凝汽器铜管腐蚀,宜设置硫酸亚铁(或其他药品)成膜处理设施。加药点宜靠近凝汽器入水口。

硫酸亚铁溶液应经粗滤。

6.0.11 循环冷却水的杀菌藻处理可采用间断加氯法,或投加低毒、低剂量易降解并与阻垢剂、缓蚀剂不相互干扰的其他杀生药剂。对受菌藻污染严重的水源,宜进行连续氯化处理。

6.0.12 氯化处理可采用加液氯或次氯酸钠。加氯点位置为循环水泵吸水井或循环水泵房取水口。

6.0.13 应根据冷却水质选用合适的凝汽器管材(可参照 SD116—84《火力发电厂凝汽器选材导则》选用)。

6.0.14 当循环冷却水中的硫酸根过高时,应考虑硫酸盐对水工构筑物的侵蚀问题。水对混凝土构筑物侵蚀的判定标准应遵照 GB50021—94《岩土工程勘测规范》中的有关部分执行。

7 给水处理

7.1 一般规定

- 7.1.1 中压锅炉给水可采用加氨处理。
- 7.1.2 对高压及以上参数锅炉给水,宜采用氨及联氨或其他化学除氧药剂处理;对装有离子交换凝结水精处理设备的超高压及以上参数机组的凝结水,宜采用加氨处理。
- 7.1.3 对亚临界及以上参数机组的直流锅炉给水,宜采用氨-联氨处理。
- 7.1.4 加药点位置可设在
- 凝结水精处理装置出口母管;
 - 除氧后的给水低压母管。

7.2 系统设计

- 7.2.1 有条件时,对超高压及以上机组的给水宜采用自动加氨装置。
- 7.2.2 对氨及联氨或其他化学除氧剂的加药设备,宜分别设置。
- 7.2.3 加药泵应设备用,集中布置时,可合用一台备用泵。
- 7.2.4 加药泵出口管道上应装设稳压器。
- 7.2.5 氨及联氨或其他化学除氧剂的配制应采用除盐(凝结)水。
- 7.2.6 加药泵的进口侧宜装设过滤装置。
- 7.2.7 亚临界参数及以上机组的给水处理系统的药液管应采用不锈钢材质。

7.3 布置要求

氨及联氨或其他化学除氧剂的加药设备宜布置在主厂房的单独房间内。室内应通风,加药设备周围应有围堰和冲洗设施,并应考虑有适当面积的药品贮存小间。

8 锅内处理

8.1 一般规定

- 8.1.1 对以软化水补给的中压锅炉,应设置磷酸盐处理设施。
- 8.1.2 对以除盐水补给的汽包锅炉,宜采用协调磷酸盐-pH处理,以维持锅炉水的pH值、磷酸根含量及Na/PO₄(摩尔比)在表8.1.2规定的范围内。

表 8.1.2 锅炉水磷酸根含量及摩尔比值锅炉压力

锅炉压力 (MPa)	磷酸根 (mg/L)			pH 值 (25)	R=Na/PO ₄ (摩尔比)
	单段蒸发	分段蒸发			
		净段	盐段		
3.8~5.8	5~15	5~12	75	9~11	—
5.9~12.6	2~10	2~10	50	9~10.5	2.30~2.80
12.7~15.6	2~8	2~8	40	9~10	2.30~2.80
15.7~18.3	0.5~3	—	—	9~10	2.30~2.80

8.2 系统设计

- 8.2.1 磷酸盐加药设备宜两台锅炉集中设置。协调磷酸盐-pH处理所用药剂(如Na₃PO₄、Na₂HPO₄和NaOH)的配制可分别设置或按需要比例予以混合配制。
- 8.2.2 加药泵应设备用。集中布置时,可合用一台备用泵。
- 8.2.3 磷酸盐溶液宜就地配制,当药品耗量较大时,也可集中配制。
- 8.2.4 磷酸盐可采用干法贮存,配制溶液时应有搅拌设施。
- 8.2.5 配制溶液应用除盐(凝结)水。
- 8.2.6 磷酸盐溶液箱应配有过滤设施。
- 8.2.7 加药泵入口侧应安装过滤装置,出口侧应安装稳压器。

8.3 布置要求

锅内加药设备宜布置在主厂房内便于管理、环境清洁的地方。加药设备周围应设有围堰

和冲洗设施,地面应防腐和防渗,同时应考虑有适当面积的药品贮存场地。锅炉露天布置时,加药设备宜布置于室内。

9 热网补给水及生产回水处理

9.0.1 热网补给水可采用下列方式供给:

——锅炉排污扩容器后的排污水;

——当水量较小时,采用经过除氧的锅炉补给水;

——当水量较大时,宜单独设置离子交换处理系统,并经除氧。

9.0.2 以生产回水作为锅炉补给水时,应根据水质污染情况,考虑生产回水的处理措施。

生产回水含有油质时,应要求热用户进行初步除油,使水中含油量低于 10mg/L。

9.0.3 需要处理的生产回水,应根据污染情况采用单独的处理系统或与锅炉补给水合并处理。

9.0.4 不需处理的生产回水,应引入在热力系统中设置的监督水箱。

9.0.5 对单机容量为 200MW 及以上机组,宜在疏水系统设置除铁过滤器。

10 药品贮存和加药设备

10.1 一般规定

10.1.1 药品仓库的大小,应根据药品消耗量、运输距离、包装、供应和运输条件等因素确定,宜按贮存 15~30d 的消耗量设计。

当药品由本地供应时,可适当减少贮存天数;当用铁路运输时,还应满足贮存一槽车(或一车辆)容积加 10d 的药品消耗量。

10.1.2 药品贮存设施宜靠近铁路或厂区道路,干贮存堆积高度宜为 1.5~2m,并有必要的装卸设施。

药品贮存间内应有相应的防水、防腐、通风、除尘、采暖和冲洗措施。

10.1.3 各种溶液箱的有效容积,应能贮存不少于 8h 运行的需要量。各种交替运行的计量箱、溶液箱,应满足 4~8h 连续运行的要求。

10.2 石灰系统

10.2.1 根据水处理系统、容量、当地药品供应情况和计量设备的型式,可采用高纯度的粉状消石灰、粉状石灰或块状石灰。

10.2.2 采用高纯度粉状消石灰及氧化镁粉时,宜干贮存、气力输送。乳液用泵输送。

采用高纯度粉状石灰时,宜干贮存、机械输送,经消化配乳后用泵输送。

10.2.3 采用块状石灰时,宜按下列原则考虑:

10.2.3.1 块状石灰宜采用湿贮存,系统中应设有捕砂设施。

10.2.3.2 对输送石灰的吊车,应采用地面操作的直线单轨吊车或桥式起重机,吊车运行速度不宜过快并有超载保护装置和限位止动装置。

10.2.4 配制石灰乳采用机械搅拌,搅拌器不宜少于两台。

10.2.5 每台澄清器(池)宜设两台计量泵,其中一台备用,石灰乳含量可为 2%~5%。

10.3 混凝剂及助凝剂系统

10.3.1 混凝剂及助凝剂的品种、剂量大小应根据原水水质(pH 值、碱度、浊度、有机物含量)、药品来源、处理后水质及运行要求[水温、澄清器(池)型式等],经烧杯试验确定。

混凝剂剂量可参考下列数据:

硫酸亚铁	(以 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 计)	42~97mg/L
三氯化铁	(以 $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 计)	27~63mg/L
硫酸铝	(以 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 计)	33~77mg/L
聚合铝	(以 Al_2O_3 计)	5~8mg/L
聚合铁	(以 Fe^{3+} 计)	5~10mg/L

溶液中药剂含量 < 10%

10.3.2 固体混凝剂及助凝剂可采用干贮存。对大、中容量电厂，混凝剂也可采用湿贮存方式。

药液应分别配置，其溶解可采用机械搅拌方式。

10.3.3 混凝剂及助凝剂可采用计量泵加药，在泵的入口宜装设过滤装置。

计量泵出口应装设稳压器和转子流量计。

混凝剂及助凝剂计量泵出口的药液管宜采用耐蚀材质或衬防腐层的管道。

10.4 酸、碱系统

10.4.1 酸、碱贮存设备应靠近水处理室。当用铁路运输酸、碱时，宜在厂区铁路附近设置输送(包括吹净)或贮存、转运设施。

贮存设备不宜少于两台，并应考虑有安全、检修及清洗措施。贮存槽地上布置时，其周围宜设有能容纳最大一台贮存设备 110% 容积的耐酸、碱防护堰。当围堰有排放设施时，其容积可适当减小。

10.4.2 酸、碱再生液宜用喷射器输送，有条件时也可采用计量泵。采用计量泵时，其出口管道应装设稳压器。

10.4.3 计量箱的有效容积应满足最大一台离子交换器一次再生用量。

当离子交换器台(套)数较多，有两台(套)交换器同时再生时，计量箱的台数应能满足其同时再生的需要。

混合离子交换器宜专设一组再生设备。

10.4.4 盐酸贮存槽(计量箱)宜采用液面密封设施，排气口可设酸雾吸收器。浓硫酸贮存槽排气口宜装设除湿器。

对盐酸贮存槽(计量箱)出口应考虑防止液面覆盖材料被带出的措施。

10.4.5 装卸浓酸、碱液体，宜采用负压抽吸、泵输送或自流。

当采用固体碱时，应有吊运设备和溶解装置。

10.4.6 酸、碱贮存区域内应设安全淋浴器。

10.5 盐系统

10.5.1 盐湿贮存槽不宜少于两台(格)。

10.5.2 饱和盐溶液箱的有效容积应满足一台最大钠离子交换器一次再生的需要量。

10.5.3 盐液系统设备和管件应防腐。

10.6 氯系统

10.6.1 氯(液氯、次氯酸钠、氯锭等)的设计用量应根据试验数据或相似条件下运行经验的最大用量确定。

对于间断加氯，每日 1~3 次，加药量为 1~3mg/L；对于连续加氯及定期冲击式加氯，其连续加药量为 1mg/L，冲击加药量为 3mg/L。

10.6.2 氯化系统应按下列方式设计：

10.6.2.1 当采用液氯时。

- a) 加氯机应有指示瞬时投加量并有防止氯、水混合物倒灌入液氯钢瓶内的措施；
- b) 钢瓶中液氯的气化可采用液氯蒸发器或其他措施；
- c) 加氯间内应设置起重、称重或判断液氯钢瓶残留液氯量的设施；
- d) 液氯钢瓶的贮量应按当地供应及运输等条件确定；
- e) 应设置氯气中和装置；
- f) 氯瓶间应配置漏氯检测及报警装置。

10.6.2.2 当采用电解食盐(海)水制取次氯酸钠时。

- a) 进入电解槽前的食盐(海)水应经过滤处理；
- b) 采用间断投药时，次氯酸钠贮槽的有效容积应满足一次投加的需要量；
- c) 对次氯酸钠贮槽内所积聚的氢气，应采用防爆型风机及时抽取或鼓风稀释至氢气浓度低于 1%(体积比)；
- d) 应根据电解槽的结构要求配备辅助除垢的电解槽酸洗设施；
- e) 采用盐水型电解工艺时，应按需要配备盐水池、箱等；
- f) 电解装置中的连接管道应保持流体通畅，不应有气体积聚和死角。

10.6.2.3 在用氯量较小的净水设施或敞开式循环供水系统中，可选用氯锭或其他杀菌灭藻剂。

10.6.3 加氯间的位置宜靠近氯的投加点，并与经常有人值班的车间和居住房间保持一定的安全距离。加氯间设计还应符合下列要求：

- 10.6.3.1 氯瓶间应与其他工作间隔开并有向外开的门；
- 10.6.3.2 采暖设备不宜靠近氯瓶或加氯机；
- 10.6.3.3 加氯水泵应联锁并有可靠的电源，且不宜与氯瓶布置在同一房间内；
- 10.6.3.4 采用防腐灯具；
- 10.6.3.5 照明和通风设备的开关应设在加氯间外；
- 10.6.3.6 加氯机喷射器水源应保证不间断并保持水压稳定。

10.6.4 氯气及氯气和水混合物(次氯酸钠溶液)的管道及配件应采用耐腐蚀材料。

阀门应采用密封性能良好的耐腐蚀阀门。

10.7 水质稳定剂系统

10.7.1 水质稳定剂的品种、剂量大小应根据循环供水系统水质(悬浮物、pH 值、碱度、钙硬度等)、浓缩倍率、水温、凝汽器管材、药品来源与化学稳定性及建厂所在地区的有关污水排放标准等因素，经试验比较后确定。

10.7.2 配制药液可采用压缩空气或机械搅拌方式。

10.7.3 加药方式可采用喷射器、计量(溶液)泵或重力自流。

10.7.4 用于添加水质稳定剂的设备、管道及附件，应根据药液的化学性质，选择合适的防腐材料。

10.8 凝汽器铜管成膜系统

10.8.1 硫酸亚铁的设计用量应根据试验数据或相似条件下运行经验的最大用量确定。

10.8.2 硫酸亚铁成膜系统的设备和管件应防腐。

11 箱、槽、管道、阀门设计及防腐

11.0.1 水箱(池)应设有水位计、进水管、出水管、溢流管、排污管、呼吸管及人孔等，并有便于检修、清扫的措施，必要时，还应装设高、低水位报警装置。

11.0.2 真空除气器后的水箱，应有密封措施；超高压、亚临界汽包炉及直流炉的除盐水箱、凝结水箱(机组补水箱)，宜采取减少水质被空气污染的措施。

11.0.3 寒冷地区的室外澄清器、水箱及管道、阀门应有保温防冻措施。

11.0.4 管道布置应力求管线短、附件少、整齐美观、扩建方便、便于支吊，并宜采用标准管件和减少流体阻力损失。

对衬胶(塑)管、塑料管和(复合)玻璃钢管，应适当增多支吊点。

11.0.5 室内跨越人行通道管道的净高不应低于 2m，横跨离子交换器间的净高不宜低于 4m。管道布置不得影响设备起吊，也不宜挡窗。需要运输设备的通道，应满足设备运送的需要。

11.0.6 动力盘、控制盘的上方，不宜布置管道(尤其是药液管)。

11.0.7 由水处理室至主厂房的管道，可采用不通行管沟、架空敷设或通行管沟。通行管沟净高不得小于 1.8m，通道净宽不得小于 0.6m。

管沟及沟内管道，应有排水措施。

11.0.8 经常有人通行的地方，浓酸、碱液及浓氨液管道，不宜架空敷设。必须架空敷设时，在法兰、接头处应采取防护措施。

11.0.9 浓硫酸、浓碱液贮存设备及管道应有防止低温凝固的措施。

11.0.10 石灰系统的阀门宜采用铁质旋塞或管夹阀等。管内流速不宜小于 2.5m/s；自流管坡度不宜小于 5%；管道宜减少弯头、死区、U 形等；管道的弯头、三通和穿墙处应设法兰；水平直管不宜过长(每段不大于 3m)；必要时，在拐弯处以三通代替弯头，以便拆卸、清洗。

石灰乳管道系统应有水冲洗设施。

11.0.11 手动操作阀门的布置高度不宜超过 1.6m。高于 2m 的应有阀门传动装置或操作平台，阀杆的方向不得向下。

11.0.12 装流量计或加药孔板的管道安装位置及直管段长度应符合热工仪表的要求。

孔板应装设在便于维修的地方。

11.0.13 凡接触腐蚀性介质或对出水质量有影响的设备、管道、阀门及排水沟等内表面和受腐蚀环境影响的设备、管道(包括直埋钢管)的外表面，均应衬涂合适的防腐层，或用耐腐蚀材料制造。

各种设备、管道的防腐方法和技术要求可参见表 11.0.13。设计中应注明设备及管道防腐的工艺要求，同一工程中不宜选用过多的防腐方法。

表 11.0.13 各种设备，管道的防腐方法和技术要求

序号	项 目	防 腐 方 法	技 术 要 求
1	活性炭过滤器	衬胶	衬胶厚度 3 ~ 4.5mm
2	钠离子交换器	涂耐蚀漆	涂漆 4 ~ 6 度
3	除盐系统各种离子交换器	衬胶	衬胶厚度 4.5mm(共二层)
4	中间(除盐、自用)水泵和化学废水泵	不锈钢	根据介质性质选择相应材质
5	除二氧化碳器	衬胶，耐蚀玻璃钢	衬胶厚度 3 ~ 4.5mm
6	真空除气器	衬胶	压力 1.07 ~ 2.67kPa(即真空度 752 ~ 740mmHg)，衬胶厚度 3 ~ 4.5mm
7	中间水箱	衬胶，衬耐蚀玻璃钢	衬胶 3 ~ 4.5mm 玻璃钢 4 ~ 6 层
8	除盐水箱，凝结水补水箱	涂漆(漆酚树脂，环氧树脂，氰凝，氯磺化聚乙烯等)，玻璃钢	涂漆 4 ~ 6 度 衬玻璃钢 2 ~ 3 层
9	盐酸贮存槽	钢衬胶	衬胶厚度 4.5mm(共两层)
10	浓硫酸贮存槽及计量箱	钢制	不应使用有机玻璃及塑料附件
11	凝结水精处理用氢氧化钠贮存槽及计量箱	钢衬胶	衬胶厚度 3mm
12	次氯酸钠贮存槽	钢衬胶，FRP/PVC 复合玻璃钢	耐 NaOCl 橡胶 衬胶厚度 4.5mm(共两层)
13	食盐湿贮存槽	衬耐酸瓷砖，耐蚀玻璃钢	玻璃钢 2 ~ 4 层
14	浓碱液贮存槽及计量箱	钢制(必要时可防腐)	—
15	盐酸计量箱	钢衬胶，FRP/PVC 复合玻璃钢，耐蚀玻璃钢	衬胶厚度 3 ~ 4.5mm

16	稀硫酸箱、计量箱	钢衬胶	衬胶厚度 3~4.5mm
17	食盐溶液箱、计量箱	涂耐蚀漆、FRP/PVC 复合玻璃钢	涂漆 4~6 度
18	加混凝剂的钢制澄清器、过滤器,清水箱	涂耐蚀漆	涂漆 4~6 度
19	混凝剂溶液箱,计量箱	钢衬胶,FRP/PVC 复合玻璃钢	衬胶 3~4.5mm
20	氨、联氨溶液箱	钢制(应为无铜件),不锈钢(亚临界参数及以上机组)	
21	酸、碱中和池	衬耐蚀玻璃钢,花岗石	玻璃钢 4~6 层
22	盐酸喷射器	钢衬胶,耐蚀玻璃钢	衬胶厚度 3~4.5mm
23	硫酸喷射器	耐蚀、耐热合金,聚四氟乙烯等	
24	碱液喷射器	钢制(应为无铜件)耐蚀玻璃钢	
25	系统(除盐,软化)主设备出水管	钢衬胶,钢衬塑管,ABS 管	衬胶厚度 3mm
26	浓盐酸溶液管	钢衬胶,钢衬塑管	衬胶厚度 3mm
27	稀盐酸溶液管	钢衬胶,钢衬塑管,ABS 管,FRP/PVC 复合管等	衬胶厚度 3mm
28	浓硫酸管	钢管,不锈钢管	
29	稀硫酸溶液管	钢衬胶,钢衬塑管,ABS 管,FRP/PVC 复合管等	衬胶厚度 3mm
30	凝结水精处理用氢氧化钠碱液管	钢衬胶,钢衬塑管,ABS 管,FRP/PVC 复合管,不锈钢管等	衬胶厚度 3mm
31	碱液管	钢制(必要时可防腐)	
32	混凝剂和助凝剂管	不锈钢管,钢衬塑管,ABS 管	应根据介质性质,选择相应的材质
33	食盐溶液管	钢衬塑管,ABS 管,FRP/PVC 复合管,钢衬胶等	衬胶厚度 3mm
34	氨、联氨溶液管	钢管 不锈钢管(亚临界参数及以上机组)	
35	氯气管	紫铜	
36	液氯管	钢管	
37	氯水及次氯酸钠溶液管	钢衬塑管,FRP/PVC 复合管,ABS 管等	
38	水质稳定剂药液管	钢衬塑管,ABS 管,不锈钢管,FRP/PVC 复合管	
39	氢气管	不锈钢管,钢管	
40	气动阀门用压缩空气母管	不锈钢管	
41	其他压缩空气管	钢管	
42	盐酸、碱贮存槽和计量箱地面	衬耐蚀玻璃钢,衬耐酸瓷砖或其他耐蚀地坪	玻璃钢 4~6 层
43	硫酸贮存槽和计量箱地面	衬耐酸瓷砖,耐蚀地坪,花岗石	玻璃钢 4~6 层

44	酸、碱性水排水沟	衬耐蚀玻璃钢, 花岗石	玻璃钢 4~6 层
45	酸、碱性水排水沟盖板	水泥盖板衬耐蚀玻璃钢, 铸铁盖板、FRP 格栅	
46	受腐蚀环境影响的钢平台、扶梯及栏杆、设备和管道外表面(包括直埋钢管)等	涂刷耐酸(碱)涂料, 如环氧沥青漆、氯磺化聚乙烯等	除锈干净, 涂料按规定施工并不少于两度, 色漆按工艺要求

注：当使用和运输的环境温度低于 0 时，衬胶应选用半硬橡胶。

ABS 管材不能使用再生塑料。

11.0.14 不宜采用地下混凝土(内壁衬玻璃钢)制的浓酸、浓碱池。选用耐蚀玻璃钢制的浓酸(碱)贮槽时应慎重。

11.0.15 对设有防腐层的设备及管件, 设计时应考虑防腐施工的安全与方便, 并应注意在防腐前完成所有焊接工作。

11.0.16 酸贮存及计量间的地面、墙裙、墙顶棚、沟道、通风设施、钢平台扶梯、设备(管道)外表面, 均应采取防腐措施; 地面应有冲洗排水设施; 室内应有通风设施, 并不宜装设电气操作箱和化学仪表; 照明应采用防腐灯具。

碱贮存及计量间的地面、墙裙及沟道应防腐, 地面应有冲洗排水设施。

12 水处理系统仪表和控制

12.0.1 水处理系统仪表的控制水平和控制方式, 应根据发电厂容量、机组自动化水平、水处理系统出力和方式等因素, 经技术经济比较确定。

12.0.2 水处理系统自动控制内容应根据工艺需要考虑, 主要有原水温度自动调节、自动加药、澄清器的自动排泥、过滤器(池)的自动反洗、水箱液位调节、碱加热温度自动调节及离子交换器的程序再生等。

12.0.3 对单机容量 300MW 及以上机组或单套(台)设备出力 100t/h 及以上的离子交换器, 当系统连接方式合适时, 再生应采用程序控制。凝结水精处理系统应采用程序控制。

程序控制系统应可靠实用。

12.0.4 当采用气动阀门时, 锅炉补给水处理车间宜单独设置无油空气压缩机及净化装置。凝结水精处理宜单独设置压缩空气贮罐。

12.0.5 水处理系统化学监督所用仪表, 应根据机组参数、水处理系统特点、介质特性、运行监督方式及自动控制程度等因素确定。水处理系统监督仪表参见附录 L。

13 水汽取样

13.0.1 热力系统的水汽监督项目、仪表设置及取样点应根据机组容量、型式、参数、热力系统和化学监督的要求确定。

13.0.1.1 汽包锅水汽取样点及在线仪表配置参见附录 M。

13.0.1.2 水汽取样点的位置应根据给水运行方式和加药方式确定。

13.0.2 水汽集中取样分析装置可由样品的采集装置、降压冷却装置、分析仪表及相配套的附属装置组成。对于不同参数机组的热力系统, 应设置相应的水汽集中取样分析装置。

13.0.2.1 采集的水汽样品应具有代表性。

13.0.2.2 水汽取样系统应有可靠、连续、稳定的冷却水源, 该水源应符合下列条件:

——进口冷却水温度不高于 33 ;

——水压不低于 200kPa ;

——冷却水质应保证系统不结垢、不腐蚀、不污堵;

——当采用双套管取样冷却器或采用闭式冷却系统时, 应采用软化水或除盐水。

13.0.2.3 冷却水量应根据样品的参数、冷却器型式和数量确定。集中取样装置的冷却水量应根据厂家资料确定, 每台机组约为 25~30t/h, 也可参考附录 N 选用。

冷却后样品水温宜低于 30 ，最高不应大于 40 。

13.0.2.4 水汽主要监测项目宜采用仪表连续监督并配有手动取样装置：

a)化学分析仪表宜选用经实践考验、安全、可靠、优质的在线仪表。仪表选用参见附录 P；

b)对 300MW 及以上参数的机组，凝结水的氢电导率和过热蒸汽的氢电导率(或钠含量)、锅炉水的 pH 值及给水的溶氧量，应有信号输至主控制室。

13.0.2.5 200MW 及以上机组的水汽集中取样分析宜采用微型计算机或将信号送至主控室计算机管理，不设常规记录仪表。

13.0.2.6 300MW 及以上参数的机组，应设置凝汽器检漏取样装置。

13.0.2.7 水汽集中取样分析装置的环境和安装要求及其他条件，应满足厂家及配套仪表的使用要求。

13.0.2.8 水汽集中取样分析装置的高温高压部分与低温低压部分，宜分开设置。低温低压部分宜设在单独的房间内，装设高温高压的部位应考虑通风、排水及散热条件。

有微型计算机的水汽集中取样分析装置间宜装设空调。

13.0.3 水汽集中取样分析装置与水汽化验站的布置应统筹考虑，布置在远离振动、环境清洁和便于运行人员取样及通行的场所，并有排水设施。

13.0.3.1 水汽集中取样分析装置，可两台机组集中布置在一起，也可按每台机组单元布置。

13.0.3.2 露天布置的锅炉的水汽取样冷却器应有防雨措施。

13.0.3.3 水汽取样冷却器处应有照明。

13.0.3.4 在寒冷地区，室外取样管道应有防冻措施。

13.0.4 取样管材宜采用不锈钢无缝管，管材材质应与水汽样品参数相适应。

14 化验室及仪器

14.0.1 化学试验仪器的精确度等级和配置数量应满足机组在各种运行工况下的监测要求。化学试验室面积和主要仪器设备配置，根据需要可参见附录 Q。

14.0.2 化验室的位置应远离煤场和有污染的药品库等。化验室不应受振动、噪声等的影响，并应光线充足，通风良好。

精密仪器室、仪表校验室、天平室、热量计室、气相色谱室及微型计算机室宜设空调。

各化验室的内墙壁和地面应按其功能要求进行设计。墙壁不宜有反光和颜色；地面宜防腐、防滑，窗户宜用双层式。

设计时还应注意化验室对照明、水源、采暖和通风的特殊要求。

15 制氢站

15.1 一般规定

15.1.1 对氢气系统应根据氢冷发电机氢冷系统的容积，运行漏氢量，对氢气压力、纯度、湿度的要求及气源供应情况，经技术经济比较确定。

15.1.2 对制氢设备的总容量，宜按全部氢冷发电机的正常消耗量以及能在 7d 左右时间内积累起相当于最大一台氢冷发电机的一次启动充氢量之和考虑。对贮氢罐的总有效容积，当只设 1 套制氢设备时，宜按全部氢冷发电机在制氢设备检修期间所需贮备的正常消耗量与最大一台氢冷发电机的一次启动充氢量之和考虑。

当由制氢工厂通过管道向发电厂直接送氢时，发电厂内贮氢罐的总有效容积，可根据制氢工厂的贮氢情况和送氢管道的可靠程度确定，但应能满足全部氢冷发电机 4d 左右的正常消耗量。

发电机允许的氢气泄漏量可参照 [82] 水电电生字第 24 号《发电机运行规程》有关规定确定。

15.1.3 制氢站的生产火灾危险性类别应为甲类。制氢站内有爆炸危险房间(电解间、氢气干

燥间、贮罐间), 应为 1 区爆炸危险环境。

制氢站的设计及安全措施应符合现行的国家有关规程、规范的规定。

15.1.4 制氢站、贮罐区宜布置在发电厂常年最小风向频率的下风侧, 并应远离有明火或散发火花的地点, 其防火间距应按 GBJ 16—87《建筑设计防火规范》确定。

制氢站宜设置非燃烧体的围墙, 其高度不宜小于 2m。

15.1.5 制氢设备应选用电耗小、氢气纯度大于等于 99.7%(按容积计)、氧气纯度大于等于 99.2%(按容积计)的电解制氢装置。

氢气干燥装置出口氢气露点温度宜小于等于-40 。

15.2 系 统 设 计

15.2.1 电解制氢系统应按下列原则设计:

15.2.1.1 应设置压力调节装置, 电解槽出口氢气与氧气之间的压差, 宜小于 0.5kPa。

15.2.1.2 应设置氢、氧纯度分析仪。

15.2.1.3 所生产的氧气, 可根据发电厂具体情况确定是否回收利用。

15.2.1.4 碱液系统应设置碱液过滤器。

15.2.1.5 电解用水应采用未加氨的除盐水或凝结水, 电导率应小于等于 $8 \sim 10 \mu\text{S}/\text{cm}$, 含盐量不应超过 5mg/L。

15.2.2 制氢、氢气干燥装置的氢气出口应设置切断阀、放空阀及取样阀。

15.2.3 制氢站内应设置氮气或二氧化碳气置换吹扫设施。氮气含量按容积计不得低于 97.5%, 二氧化碳气含量按容积计不得低于 98%。

当温度高于 0 时, 贮氢罐的气体置换可采用清水。

15.2.4 制氢站的冷却用水的供水压力宜为 0.15~0.35MPa, 进水温度宜小于等于 33 。

当采用工业水时, 其水质应具有稳定性。否则应采用除盐水。

冷却水系统宜设置水流观察装置。

15.2.5 氢气放空管上应设阻火器, 阻火器宜设在管口处, 当压力大于 0.1MPa 时, 阻火器后的管材宜采用不锈钢。

15.2.6 氢气管内的冷凝水应经排水水封排出, 水封上的气体放空管应接至室外。

15.2.7 贮氢罐的最高点应设放空管, 最低点应设排污管。

15.2.8 制氢站至主厂房补氢管道宜设置两根, 其输送总容量应为全部氢冷发电机的正常消耗量与最大一台氢冷发电机启动充氢量之和, 其输送压力应按氢冷发电机自动补氢装置压力确定。

15.2.9 氢气在管道中的流速, 应符合现行 GB50177—93《氢氧站设计规范》的规定。

15.2.10 至主厂房的氢气管道应设置切断阀、放空阀及取样阀(可以与发电机补氢装置一并考虑)。

15.2.11 氢气系统的阀门宜采用气体球阀、截止阀, 当氢气管道工作压力大于 0.1MPa 时, 禁止采用闸阀。湿氢气管道的阀门宜采用不锈钢阀。

15.2.12 电解间、氢气干燥间、半封闭储罐间内的氢气易于集聚处, 应设置氢气检漏报警装置, 应与排风扇联锁。

房间内的电气设备及仪器、仪表选型不应低于氢气爆炸混合物的级别、组别(CT1)。当需采用充氮保护时, 氮气压力应大于大气压力。

15.3 布 置 要 求

15.3.1 电解间内的主要通道不宜小于 2m, 电解槽之间的净距不宜小于 2m, 与墙之间的净距不宜小于 1m。

15.3.2 氢气干燥间主要通道净宽不宜小于 1.5m, 干燥设备之间及与墙之间的净距不应小于 1.0m。

- 15.3.3 电源盘、电气控制盘及热工控制盘，不得布置在电解间、氢气干燥间内。
- 15.3.4 贮氢罐不应设在厂房内。在寒冷地区，湿式氢气罐和固定含湿氢气罐底部，应采取防冻措施。
- 15.3.5 立式贮氢罐之间净距不应小于相邻较大罐的直径。
- 15.3.6 立式贮氢罐与贮氧罐、压缩空气贮罐之间净距不宜小于相邻较大罐的直径。
- 15.3.7 卧式贮氢罐之间的净距，不应小于相邻较大罐直径的 2/3。
- 15.3.8 氢气管道可采用架空、直埋及明沟敷设。
- 15.3.8.1 氢气管道架空敷设时，应符合下列规定：
- 厂区、氢氧站及车间架空氢气管道与其他架空管线之间的最小净距应符合附录 R 的规定；
 - 厂区架空氢气管道与建筑物、构筑物之间的最小净距宜按附录 S 的规定；
 - 氢气管道与其它管道共架敷设时，氢气管道应布置在外侧并在上层；
 - 在寒冷地区，湿氢管道应采取防冻措施。
- 15.3.8.2 厂区氢气管道直接埋地敷设时，应符合下列规定：
- 管材宜采用不锈钢管；
 - 埋地深度应根据地面荷载、土壤冻结深度确定，管顶距地面不宜小于 0.7m，湿氢管道应敷设在冻土层以下；
 - 厂区直接埋地氢气管道与建筑物、构筑物及其他埋地敷设管线之间的最小净距宜按附录 T、附录 U 的规定设计。
- 15.3.8.3 输送湿氢或需做水压试验的管道应设排水装置。

16 汽轮机油和变压器油处理

- 16.0.1 发电厂可不设集中的油处理室。汽轮机油及变压器油的净油设备和贮油箱，可分别就地设置在汽机房及升压站附近。
- 16.0.1.1 单机容量为 200MW 及以上发电厂，每台机组在汽机房内可设置汽轮机油净油设备 1 台，汽轮机油贮油箱 1 个。
- 全厂配备变压器油净油设备 1 个，变压器油贮油箱 2 个。
- 16.0.1.2 单机容量小于 200MW、全厂总容量为 200MW 及以上的发电厂，可根据生产管理上的方便与否，确定是否设置集中的油处理室。
- 当设置集中的油处理室时，全厂应设置汽轮机油和变压器油贮油箱各 2 个，并有必要的净油设备。
- 火力发电厂用油标准参见附录 V。
- 16.0.1.3 总容量为 200MW 以下的发电厂，全厂应配备汽轮机油和变压器油贮油箱各 2 个，并有必要的净油设备。
- 16.0.1.4 每个汽轮机油和变压器油贮油箱的容量，应分别不小于 1 台最大机组油系统的容量和 1 台最大变压器内油量的 110%。
- 16.0.1.5 当汽轮机调速系统采用抗燃油时，除随机连续处理设备外，全厂宜配备机外抗燃油处理设备 1 台。
- 16.0.2 油处理室与露天油库防火等级属丙类 B 级，设计时应遵守和参照 GBJ 16—87《建筑设计防火规范》、《发电厂与变电所设计防火规范》(报批稿)和 GBJ 74—84《石油库设计规范》。
- 16.0.3 油处理室与露天油库在总平面的位置，应有利于厂内外运油及发电厂的扩建。
- 16.0.4 油处理室宜按下列要求设计：
- 16.0.4.1 油处理室内净油设备宜设中间油箱、输油泵、压力式滤油机及真空滤油机等。中间油箱宜有电加热装置。

- 16.0.4.2 净油设备之间宜设固定的或临时的油管道。
采用固定油管道时，压力母管及进油母管上均应有若干供临时使用的管接头。
采用临时油管道时，应考虑清除漏油的措施。
- 16.0.4.3 油处理室地面宜采用水磨石。
- 16.0.5 全厂集中设置贮油箱时，宜采用露天布置。
露天油库应按下列要求设计：
- 16.0.5.1 地上布置贮油箱之间的防火间距应按下列规定设计：
- 立式贮油箱不小于相邻贮油箱中较大贮油箱直径(D)的 0.4 倍。
注：矩形贮油箱的等效直径为长边与短边之和的一半。
 - 卧式贮油箱不小于 0.8m。
- 16.0.5.2 对露天油库，当有防止液体流散的设施时，可不设防火堤。
当不设防火堤时，露天油库四周应设有矮围墙。
- 16.0.5.3 防火堤或围墙内侧基脚线至立式贮油箱外壁的距离，不应小于外壁高的一半，卧式贮油箱至基脚线的水平距离不应小于 3m。
- 16.0.5.4 露天油库内的雨水排出管口应设置隔油设施。
- 16.0.5.5 防火堤或围墙的人行踏步不应少于 2 处。
- 16.0.5.6 寒冷地区露天油库的汽轮机油贮油箱应设有加热保温设施。
- 16.0.5.7 贮油箱应设有液位计、人孔爬梯及必要的防潮气设施。
- 16.0.5.8 露天油库地面宜为水泥地坪。
- 16.0.5.9 露天油库与油处理室之间应以固定油管道相连接。
- 16.0.6 贮油箱内壁应除锈并涂油保护，油管道内壁应清除干净。
- 16.0.7 油处理室至汽机房及升压站不宜设固定油管道。
- 16.0.8 油系统阀门宜采用旋塞阀及闸阀。

附录 A 水质全分析报告

工程名称： 取样深度： 取样日期： 年 月 日
 取样位置： 样品外观： 分析日期： 年 月 日
 取样水温： 水样编号：

项目	数量	单位		项目	数量	单位	
		mg/L	mg/L (CaCO ₃)			mmol/L	mg/L
阳 离 子	K ⁺ +Na ⁺			总固体		—	—
	Ca ²⁺			溶解性固体		—	—
	Mg ²⁺			悬浮性固体		—	—
	Fe ²⁺			电导率 (25℃, μS/cm)		—	—
	Fe ³⁺						
	Al ³⁺			总硬度			
	NH ₄ ⁺			碳酸盐硬度			
				非碳酸盐硬度			
	Σ						
阴 离 子	Cl ⁻			酚酞碱度			
	SO ₄ ²⁻			甲基橙碱度			
	HCO ₃ ⁻			总碱度			
	CO ₃ ²⁻			pH 值			
	NO ₃ ⁻			游离二氧化碳		—	—
	NO ₂ ⁻			全硅 (SiO ₂)		—	—
	OH ⁻			非活性硅 (SiO ₂)		—	—
				COD _{Mn}		—	—
	Σ			其他 (根据需要)			

负责人： 校核者： 试验者：

附录 B 澄清池设计参考数据
 表 B.1 澄清池的设计数据序

序号	名称	主要设计数据		备注
1	机械 搅拌澄 清池	进水浊度	小于 5000 度	特点： 1.该池对水质、水量、水温的变化适应性强、运行稳定、投药量少、易于控制
		清水区上升流速 ¹⁾	一般可采用 0.8 ~ 1.1mm/s 低温低浊水取下限	

		水在池内停留时间	1.2 ~ 1.5h	2.池内是否设机械刮泥装置应根据池径大小、底坡大小、进水悬浮物含量及其颗粒组成等因素确定。当池径小于15m,底坡不小于45°,含沙量不大时,可不设机械刮泥装置。出水浊度小于10度,低温低浊水小于15度
		搅拌叶轮提升流量	为进水量的3~5倍	
		叶轮直径	为第二絮凝室内径的70%~80%并应设调整叶轮转速和开启度的装置	
		升温速度	<2 /h	
2	水力循环澄清池	进水浊度	<2000度	特点: 构造简单,维修工作量小,但对水质、水量、水温变化的适应性较差
		单池生产能力	不宜大于7500m ³ /d	
		清水区上升流速	一般可采用0.7~1.0mm/s,低温低浊水取下限	
		池导流筒(第二絮凝室)有效高度	3~4m	
		回流量	为进水流量的2~4倍	
		池斜壁与水平面的夹角	不宜小于45°	
3	脉冲澄清池	进水浊度	小于3000度	特点: 1.该池对水量、水质、水温变化的适应性较差,对排泥控制要求严格,要求连续运行 2.常用型式为真空式、S型虹吸式 3.应采用穿孔管配水,上设人字形稳流板 4.虹吸式脉冲池的配水总管,应设排气装置。此型澄清池不如机械搅拌澄清池处理效果好
		清水区上升流速	一般可采用0.7~1.0mm/s	
		脉冲周期	30~40s	
		充放时间比	3:1~4:1	
		池悬浮层高度	1.5~2.0m	
		池清水区高度	1.5~2.0m	
4	悬浮澄清池	进水浊度	单层小于3000度 双层大于3000度	特点: 1.运行稳定性差,影响处理效果的因素较多、不易控制。但结构简单造价低 2.我国西南地区有所应用 3.池宜采用穿孔管配水,水进入池前应有气水分离设施 4.对低浊水及有机物含量高的水处理效果不好
		清水区上升流速	单层0.7~1.0mm/s 双层0.6~0.9mm/s	
		污泥浓缩室上升流速	单层0.6~0.8mm/s	
		强制出水量占总出水量的百分比	单层20%~30% 双层25%~45%	
		单池面积	不大于150m ²	
		短形每格池宽	不大于3m	
		清水区高度	1.5~2.0m	
		悬浮层高度	2.0~2.5m	
池斜壁与水平面夹角	50°~60°			
5	气浮池	进水浊度	小于100度	特点: 1.适于处理含藻类等密度小的悬浮物的原水 2.占地少、造价低、净水效率高、泥渣含水率低、运行稳
		接触室上升流速	10~20mm/s	
		分离室向下流速	1.5~2.5mm/s	
		单格宽度	不大于10m	
		池长	不大于15m	

	有效水深	2.0 ~ 2.5m	定可靠
	溶气压力	0.2 ~ 0.4MPa	
	回流比	5% ~ 10%	
	压力溶气罐总高一般采用 3.0m, 填料高一般宜为 1.0 ~ 1.5m, 截面水力负荷 100 ~ 150m ³ /(m ² ·h) 刮渣机行车速度一般不大于 5m/min		

注：表中数据参照《给排水设计手册》、GBJ 13—86《室外给水设计规范》。

1)澄清池清水区上升流速，应根据相似条件下电厂或水厂的运行经验或试验资料确定。
表中所列上升流速在电厂宜采用下列数据：常温、常浊水不大于 0.8mm/s；低温、低浊水不大于 0.7mm/s。

表 B.2 澄清池的设计数据(适于高浊水)

序号	名称	主要设计数据				备注	
1	机械搅拌澄清池	进水含沙量(kg/m ³)	小于 40			特点： 1.出水浊度 < 20 度，个别 50 度。 2.应设机械刮泥，并设中心排泥坑，排除泥渣，可不另设排泥斗。 3.应在第一絮凝室内设置第二投药点，其设置高度宜在第一絮凝室的 1/2 高度处。 4.宜适当加大第一絮凝室面积和泥渣浓缩室容积，并采用具有直壁和缓坡的平底池型	
		清水区上升流速(mm/s)	0.6 ~ 1.0				
		总停留时间(h)	1.2 ~ 2.0				
		回流倍数	2 ~ 3				
		排泥浓度(kg/m ³)	100 ~ 300				
2	水旋澄清池	进水含沙量(kg/m ³)	< 50	< 80		特点： 1.出水浊度 < 20 度，个别 50 度 2.凝聚室和分离室下部宜用机械刮泥，直径小于 10m 时可采用穿孔管排泥	
		清水区上升流速(mm/s)	0.9 ~ 1.1	0.7 ~ 0.9			
		总停留时间(h)	1.5 ~ 2.0	1.8 ~ 2.4			
		凝聚室容积	设计水量停留时间 15 ~ 20min，并满足高浊度水时设计水量，停留 6 ~ 7min，加 50%泥渣浓缩 1h 的容积				
		分离区下部泥渣浓缩体积	50%总泥渣量浓缩 1h 的容积				
		进水管出口喷嘴流速(m/s)	2.5 ~ 4.0	2.5 ~ 4.0			
		排泥浓度(kg/m ³)	100 ~ 250	250 ~ 350			
3	双层悬浮澄清池	进水含沙量(kg/m ³)	5 ~ 10	10 ~ 15	15 ~ 20	本表是使用三氯化铁凝聚剂时数据，若使用硫酸铝，上升流速降低一级，泥渣浓度降低 10%	
		清水区上升流速(mm/s)	0.8 ~ 1.0	0.7 ~ 0.8	0.6 ~ 0.7		0.5 ~ 0.6

	强制出水 计算上 升流速 (mm/s)	0.6 ~ 0.7	0.5 ~ 0.6	0.4 ~ 0.5	0.3 ~ 0.4
	悬浮泥渣 浓度 (kg/m ³)	10 ~ 18	18 ~ 25	25 ~ 33	33 ~ 40
	强制出水 量占总出 水量的百 分数 (%)	25 ~ 30	30 ~ 35	35 ~ 45	45
	泥渣浓缩 1h 的质量 浓度 (kg/m ³)	70 ~ 90	90 ~ 95	95 ~ 105	105 ~ 125
	泥渣浓缩 2h 的质量 浓度 (kg/m ³)	90 ~ 145	145 ~ 167	167 ~ 179	180 ~ 204

注：本表数据参照 CJJ40—91《高浊度给水设计规范》。

高浊度水澄清池泥渣浓缩设计参数如下：

- a)泥渣浓缩时间不宜小于 1h；
- b)排泥的质量浓度的设计数据应参照相似条件下的运行经验或试验资料确定；
- c)在无资料时，当泥渣浓缩时间为 1h 时，排泥的质量浓度对于自然沉淀为 150 ~ 300kg/m³，对投加聚丙烯酰胺凝聚沉淀为 200 ~ 350kg/m³；
- d)有条件时应采用自动排泥，在排泥闸门前需设调节、检修闸门和高压水反冲管。

附录 C 中压、高压、超高压和亚临界压力汽包锅炉常用 汽水分离系统的携带系数

表 C.1 中压汽包锅炉

汽水分离 系统的型式		单 段 蒸 发		分 段 蒸 发	
		采用简单机械 分离元件	以旋风分离器 作为一次分离元 件	锅炉 段蒸发 系统 净段和盐段均 以旋风分离器作 为一次分离元件	外置式 段 蒸发系统 净段用旋风 分离器作为一 次分离元件
蒸 汽 携 带 系 数	机械携带系数 $K(\times 10^{-4})$	1.0 ~ 2.0	0.5 ~ 0.8	0.5 ~ 0.65	0.35 ~ 0.55
	硅酸携带系数 $K_{SiO_2}(\times 10^{-2})$	0.05 ~ 0.08 (石灰二级钠) 0.1(H-Na 系 统)	0.05 ~ 0.08 (石灰二级钠) 0.1(H-Na 系 统)	0.08	0.075

表 C.2 高压汽包锅炉

汽水分离 系统的型式	有蒸汽清洗		无蒸汽清洗, 单
	单段蒸发	分段蒸发	

		简单机械分离元件与蒸汽清洗配合	旋风分离器与蒸汽清洗配合	锅内一段与蒸汽清洗配合。盐段净段皆以旋风分离器作为一次分离元件	外置一段与蒸汽清洗配合。净段以旋风分离器作为一次分离元件	采用简单机械分离元件	离
蒸汽携带系数	机械携带系数 $K(\times 10^{-4})$	0.6	0.4	0.35	0.3	1~2	
	硅酸携带系数 $K_{\text{SiO}_2}(\times 10^{-2})$	0.4	0.35	0.35	0.3	1.0	

表 C.3 超高压和亚临界压力汽包锅炉

汽水分离系统的型式		单段蒸发			
		有蒸汽清洗	无蒸汽清洗		
		151.96 $\times 10^5$ Pa (155kgf/cm ²)	151.96 $\times 10^5$ Pa (155kgf/cm ²)		181.37 $\times 10^5$ Pa (185kgf/cm ²)
		旋风分离器与蒸汽清洗配合	采用简单机械分离元件	以旋风分离器作为一次分离元件	以旋风分离器作为一次分离元件
蒸汽携带系数	机械携带系数 $K(\times 10^{-4})$	0.45	2~3	1.0	1~2
	硅酸携带系数 K_{SiO_2}	1.0	3~5	3~5	7~9

附录 D 固定床离子交换系统选择

表 D.1 除盐系统

序号	系统名称	出水质量		实用情况	备注
		电导率 (25℃, μ S/cm)	二氧化硅 (mg/L)		
1	一级除盐 H—D—OH	顺流再生	10	中压锅炉补给水率高	当进水碱度小于0.5mmol/L或有石灰预处理时,可考虑省去二氧化碳器
		对流再生	<5		
2	一级除盐加混床 H—D—OH—H/OH		<0.2	<0.02	高压及以上汽包锅炉和直流炉
3	弱酸一级除盐 H _w —H—D—OH	顺流再生	10	0.1	1.中压锅炉补给水率高 当采用阳双室(双层)床进

		对流再生	< 5		2. 碱度大于 4mmol/L , 过剩碱度较低 3. 酸耗低	口水硬度与碱度的比值等于 1~1.5 为宜, 阳离子交换器串联再生 锅炉压力大于 5.9MPa 时, 出水电导率小于 5 μ S/cm
4	弱酸一级除盐加混床 H _W —H—D—OH—H/OH		< 0.2	< 0.02	同本表序号 2、3 系统	同本表序号 3 系统
5	弱碱一级除盐 H—D—OH _W —OH 或 H—OH _W —D—OH	顺流再生	10	< 0.1	1. 同本表序号 1 系统 2. 进水中有机物含量高, 强酸阴离子含量 2mmol/L	阴离子交换器串联再生或采用双室(双层)床。 锅炉压力大于 5.9MPa 时, 出水电导率小于 5 μ S/cm
		对流再生	< 5			
6	弱碱一级除盐加混床 H—D—OH _W —OH—H/OH 或 H—OH _W —D—OH—H/OH		< 0.2	< 0.02	同本表序号 2、5 系统	同本表序号 5 系统
7	强酸弱碱加混床 H—OH _W —D—H/OH 或 H—D—OH _W —H/OH		< 0.5	< 0.1	进水中强酸阴离子含量高且二氧化硅含量低	
8	弱酸弱碱一级除盐 H _W —H—OH _W —D—OH 或 H _W —H—D—OH _W —OH		10	< 0.1	进水碱度高, 强酸阴离子含量高	可采用阳、阴双室(双层)床或串联再生 锅炉压力大于 5.9MPa 时, 出水电导率小于 5 μ S/cm
9	弱酸弱碱一级除盐加混床 H _W —H—OH _W —D—OH—H/OH 或 H _W —H—D—OH _W —OH—H/OH		< 0.2	< 0.02	1) 进水碱度高, 强酸阴离子含量高 2) 高压及以上汽包炉和直流炉	同本表序号 8 系统
10	二级除盐 H—D—OH—H—OH		0.2 ~ 1	< 0.02	适用于高含盐量水 二级交换均采用强型树脂	阳、阴离子交换器, 分别串联再生, 级阴离子交换器, 可选用型树脂
11	二级除盐加混床 H—D—OH—H—OH—H/OH		< 0.2	< 0.02	同本表序号 2、10 系统	阳、阴离子交换器, 分别串联再生, 级阴离子交换

					器, 可选用型树脂
12	反渗透, 加一级或二级混床 RO—H/OH—精制 H/OH	< 0.1	< 0.02	适用于较高含盐量水	
13	反渗透(或电渗析)加一级除盐加混床 RO 或 ED—H—D—OH—H/OH	< 0.1	< 0.02	适用于高含盐量水和苦咸水	

表 D.2 软化系统

序号	系统名称	出水质量		实用情况	备注
		硬度 (mmol/L)	碱度 (mmol/L)		
1	二级钠 Na ₁ —Na ₂	< 0.005	碱度与进水相同	1. 中压锅炉或热网补给水 2. 进水碱度较低	
2	氢钠串联 H—D—Na	< 0.005	0.5 ~ 0.7	1. 进水含盐量及硬度较高 2. 进水碳酸盐硬度大于 1mmol/L	采用磺化煤进行不足量酸再生或采用弱酸阳离子交换树脂
3	氢钠并联 $\begin{array}{c} \text{H} \\ \text{Na}_1 \end{array} \text{---} \text{D---Na}_2$	< 0.005	0.3 ~ 0.5	进水碳酸盐硬度较高	
4	石灰预处理二级钠 CaO—Na ₁ —Na ₂	< 0.005	0.8 ~ 1.2	同本表序号 3 系统	

附录 E 离子交换树脂工作交换容量图表计算法

E.1 D113 弱酸阳离子交换树脂工作交换容量

E.1.1 查图计算所需数据如表 E.1 所示。

表 E.1

序号	项目	符号	单位	本法适用范围
1	树脂层高(氢型)	H	m	0.5 ~ 1.5
2	制水流速	v	m/h	15 ~ 35
3	水温	t		0 ~ 40
4	进水碱度	A	mmol/L	2 ~ 8
5	进水硬度/进水碱度	S	—	0.4 ~ 3
6	周期平均出水碱度	\bar{A}	mmol/L	
7	再生剂比耗	R	—	HCl : 1.05 H ₂ SO ₄ : > 1.1

E.1.2 工作交换容量 Q [mol / m³(氢型)] 按下式求得：

$$Q = BQ_0$$

式中 B 为再生剂比耗修正系数, 按表 E.2 查出。

表 E.2

层高(m)	比耗
-------	----

	HCl			H ₂ SO ₄		
	1.05	1.15	1.25	1.10	1.15	1.25
0.6	0.80	0.91	0.94	0.85	0.88	0.92
0.9	0.88	0.94	0.96	0.91	0.93	0.95
1.2	0.91	0.96	0.97	0.93	0.94	0.96
1.5	0.93	0.97	0.98	0.94	0.95	0.97

Q_0 为充分再生时工作交换容量，由图 E.1 查出。图中参数 X 、 Z 按下两式求出：

$$X = \frac{\bar{A}}{A}$$

$$Z = D \left(\frac{20}{v} \right)^{0.8} \left(\frac{273+t}{293} \right)^6$$

上两式中 X 为平均碱度漏过率， D 为树脂粒度影响系数，按表 E.3 查出。

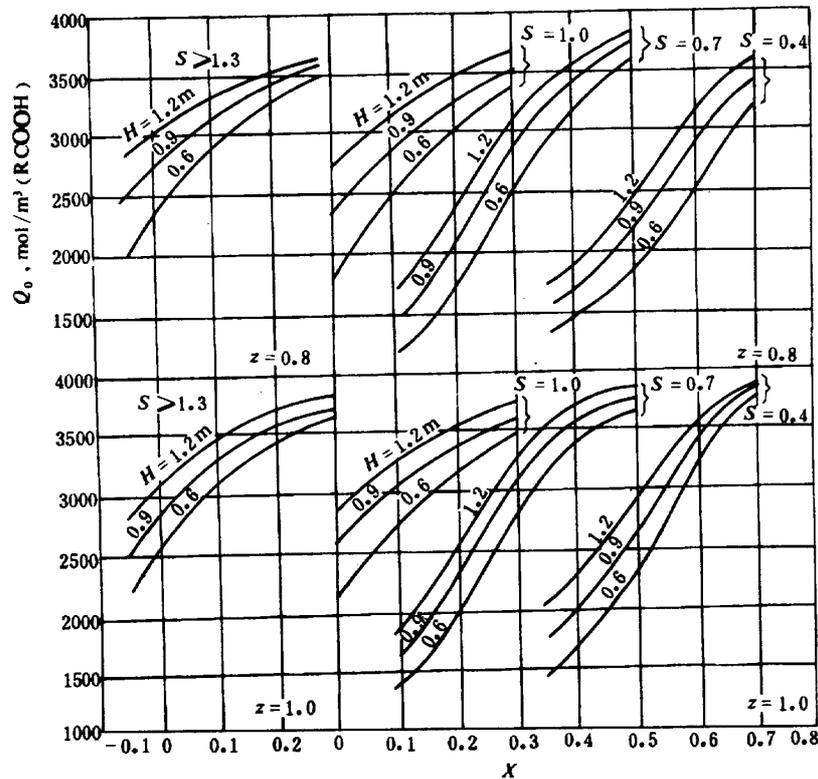


图 E.1

(本图适用条件：江阴有机化工厂 D113 树脂，未污染变质，进水 pH 值为 7.5~8，正洗水耗：4~6 倍树脂体积)

表 E.3

均一系数	有效粒径 ¹⁾ (mm)				
	0.45	0.50	0.55	0.60	0.65
1.4	1.13	0.97	0.87	0.80	0.75
1.5	1.07	0.93	0.83	0.77	0.73
1.6	1.00	0.88	0.80	0.75	0.71

注：1)指试验树脂的有效粒径。

E.1.3 平均出水硬度、Na⁺浓度、钙硬比的计算如下：

a)在 $X > 1-S$ 条件下，

$$\text{平均出水硬度} = \text{进水硬度} - \left(-A - \bar{A} \right) = \text{进水硬度} - A(1-X)$$

$$\text{平均出水 Na}^+\text{浓度} = \text{进水 Na}^+\text{浓度}$$

b)在 $X < 1-S$ 条件下，

$$\text{平均出水硬度} = 0$$

$$\text{平均出水 Na}^+\text{浓度} = \text{进水 Na}^+\text{浓度} - \left(-A - \bar{A} - \text{进水硬度} \right)$$

$$= \text{进水 Na}^+\text{浓度} - A(1-X-S)$$

c)在一般天然水质条件下，平均出水钙离子浓度与硬度之比小于 0.3。

E.1.4 注意事项：

a)合理的设计条件如下：

$$Z=0.7 \sim 1.1, X > 1-S, X > 0$$

b)进水 pH 值降到 6.5 时，工作交换容量减少约 5%。

c)弱酸树脂层与强酸树脂层串联运行和再生时，其平均再生剂比耗 \bar{R} 的计算如下：

$$\bar{R} = \frac{(A - \bar{A})R + \bar{A} + c}{A + c}$$

式中： c ——弱酸树脂层进水中强酸阴离子浓度，mmol/L。

d)设计双流式弱酸床时，在表中再生剂比耗下限条件下，工作交换容量直接取图 E.1 上值(即不乘系数 B)，但下部树脂层应扣除 0.3m 层高，按其不起交换作用计。

E.2 001 × 7 强酸阳离子交换树脂工作交换容量

设计时，注意以下几点：

a)树脂层高、体积均以 Na 型为准。逆流再生床压脂层不计入层高、体积。

b)为保证一级除盐出水电导率小于 $5 \mu\text{S}/\text{cm}$ ，阳床正洗合格和运行失效标准为出水 Na⁺浓度等于 $400 \mu\text{g}/\text{L}$ 。

c)图 E.2、图 E.3 中符号： $P_{\text{硬}}$ ——进水硬度与含盐量之当量比；

$c_{\text{强}}$ ——进水强酸阴离子浓度，mmol/L。

d)再生剂比耗=酸用量/工作交换容量。

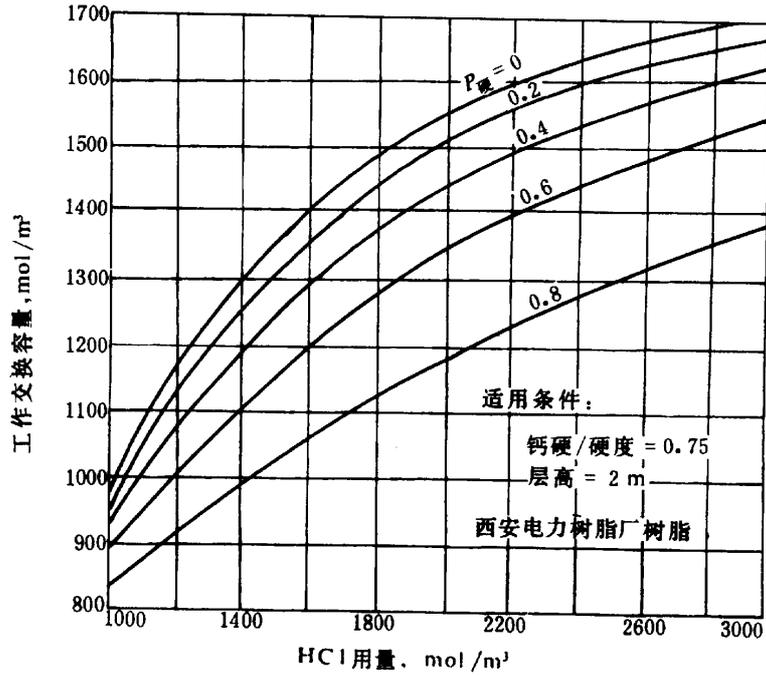


图 E.2

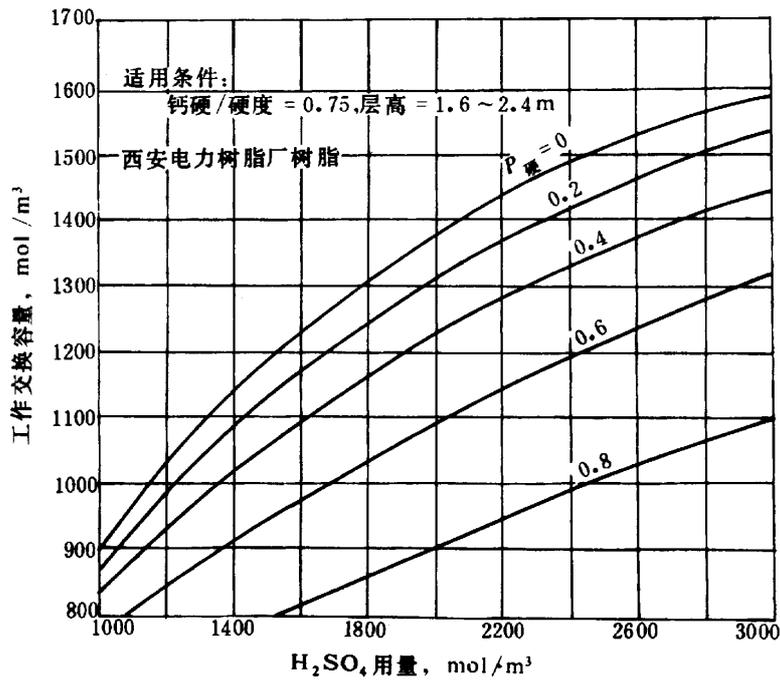


图 E.3

E.2.1 HCl 对流再生工作交换容量图(见图 E.2)

说明：实际条件与图中条件不同时，按下述修正：

a) 当钙硬/硬度=0.4 时：若 $P_{硬}=0.8$ ，工作交换容量增加 3%；若 $P_{硬}=0.3$ ，工作交换容量只增加 1%。

b) 层高不同时，工作交换容量增减率(%)参考表 E.4。

表 E.4

%

HCl 用量(mol/m ³)		层高(m)				
		1.0	1.2	1.6	2.4	3.0
1000		—	—	-1	<1	<1
1800	$P_{硬}=0.3$	-5	-3.5	-1.5	<1	1
	$P_{硬}=0.6$	-7	-4.5	-2	1	1.5
2600	$P_{硬}=0.3$	-7.5	-5	-2.5	1	1.5
	$P_{硬}=0.6$	-10	-6	-3	1	2

注：层高小于 1.6m 数据只适用于弱酸、强酸树脂双室床或双层床。

E.2.2 H₂SO₄ 对流再生工作交换容量图(见图 E.3)。

说明：

a)与 HCl 对流再生 E.2.1 中的 a)相同。

b)采用弱酸、强酸树脂双室床或双层床时，层高影响参照 HCl 对流再生 E.2.1 中 b)。

E.2.3 HCl 顺流再生工作交换图(见图 E. 4)

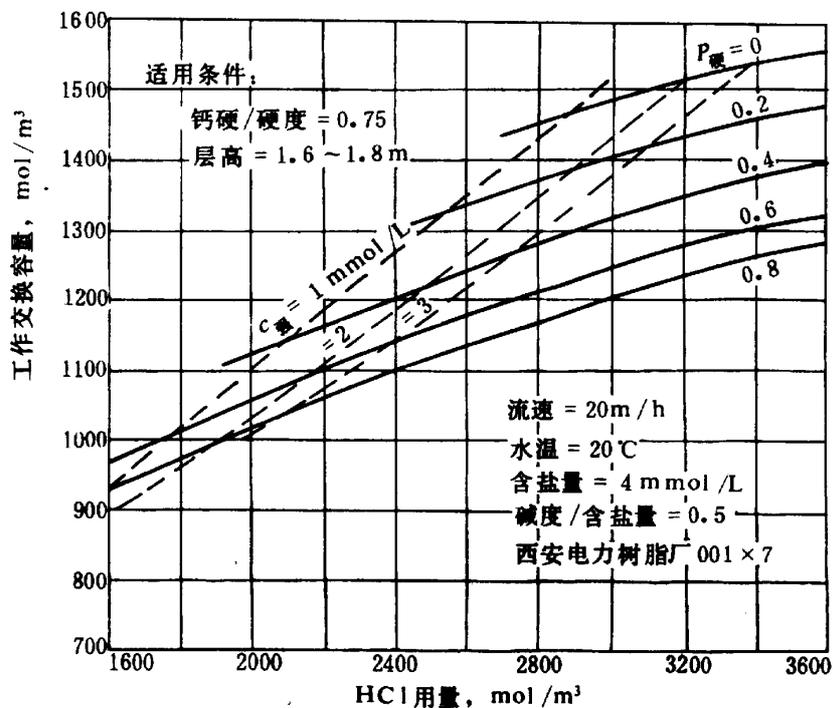


图 E.4

说明：

a)与 HCl 对流再生 E.2.1 中的 a)相同。

b)图中虚线表示 $c_{强}$ 的极限。如果查得的工作交换容量点落在与进水 $c_{强}$ 相对应的虚线上方，则表示在该条件下，采用正常正洗水量不能使出水 Na^+ 含量降到 $400 \mu g/L$ (相应一级除盐出水电导率约为 $5 \mu S/cm$) 以下。加大正洗水量会使实际工作交换容量比所查值明显降低，甚至无法正洗合格。在这种情况下，应加大再生剂用量或采用对流再生。

c)水温增(减)10 或碱度、含盐量增(减)0.2mmol/L，可使工作交换容量提高(减少)约 3%；含盐量降至 1mmol/L，工作交换容量可提高约 3%。

d)层高在 1.2 ~ 2.4m 变化对工作交换容量的影响，参照 HCl 对流再生 E.2.1 中 b)(以层高为 1.6m 时，工作交换容量为 100% 设计)。

E.2.4 H₂SO₄ 一步顺流再生工作交换容量图(见图 E.5)。

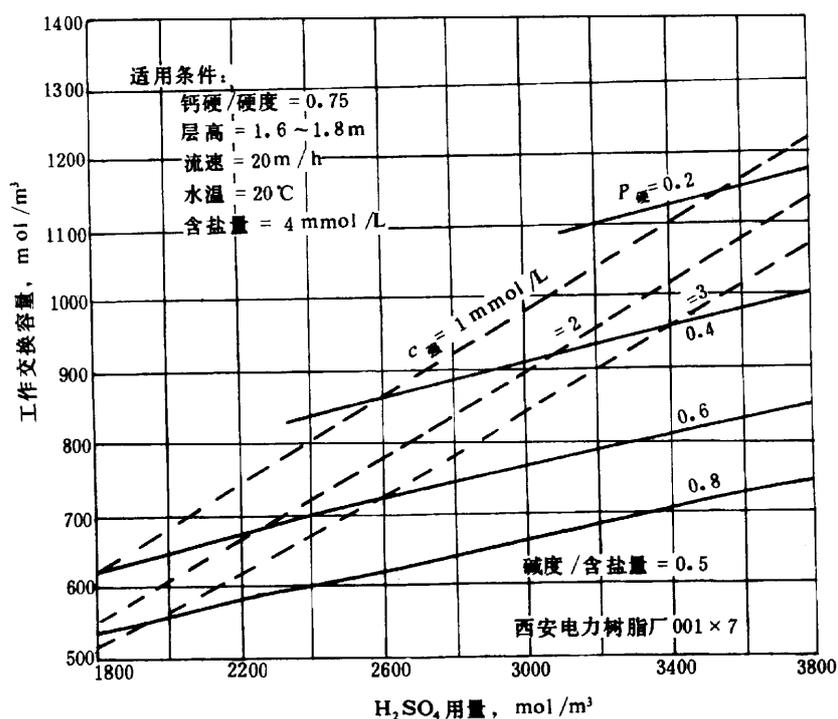


图 E.5

说明:

- a) 与 HCl 顺流再生 E.2.3 中的 a) ~ c) 相同。
- b) 如采用分步再生, 工作交换容量可以明显提高。
- c) 层高在 1.2 ~ 2.4m 变化, 对工作交换容量无明显影响。

E.3 D301 弱碱阴离子交换树脂工作交换容量

E.3.1 查图计算所需数据如表 E.5 所示。

表 E.5

序号	项目	符号	单位	本法适用范围
1	树脂层高(游离胺型)	H	m	0.6 ~ 2
2	制水流速	v	m/h	10 ~ 30
3	水温	t		0 ~ 40
4	进水酸度	c	mmol/L	2 ~ 10
5	进水 H ₂ SO ₄ 酸度/进水酸度	S	—	0 ~ 0.7
6	进水 CO ₂ 浓度	—	mg/L	—
7	设计平均出水酸度	c	mmol/L	0 ~ 0.25c
8	再生剂比耗	R	—	1.2 ¹⁾

注: 1) 为使树脂免受有机物污染, R 不应小于 1.2。

E.3.2 工作交换容量 Q [mol/m³(游离胺型)] 按下式求得:

$$Q = BQ_0$$

式中的 B 为再生剂比耗修正系数, 按表 E.6 查出。 Q_0 为充分再生时工作交换容量, 由图 E.6 查出。

表 E.6

层高(m)	比耗			
	再生前反洗		再生前不反洗、对流再生	
	1.2	1.3	1.2	1.3
0.8	0.94	0.97	0.96	0.98
1.4	0.96	0.98	0.975	0.985
2.0	0.97	0.99	0.985	0.99

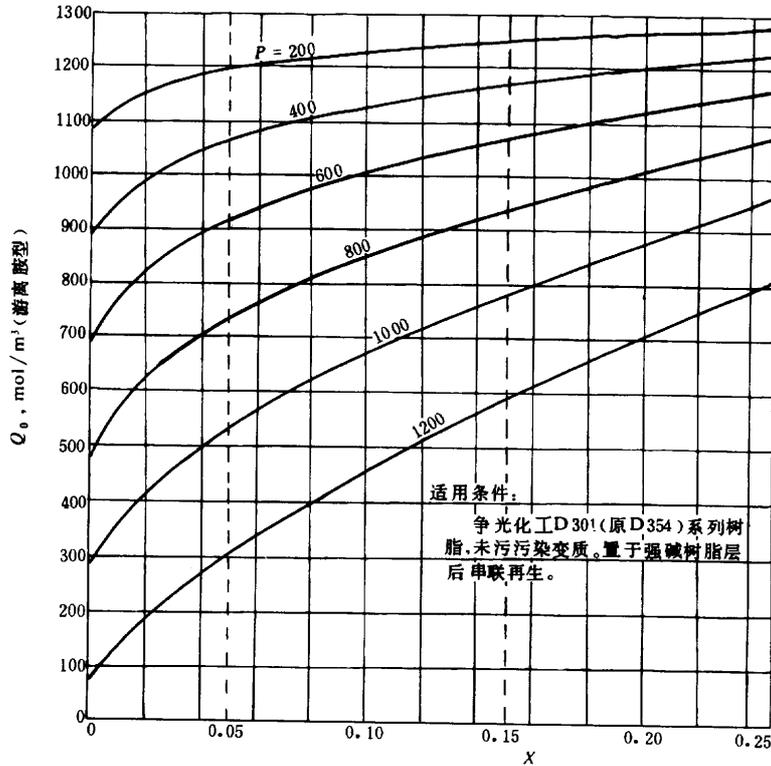


图 E.6

图中参数 X 、 P 按下两式求出：

$$X = \bar{c} / c$$

$$P = YD(1-S)^{0.12} c^{0.15} H^{-0.85} \left(\frac{v}{20}\right)^{0.85} \left(\frac{293}{273+t}\right)^6$$

式中 Y 为与树脂粒度有关的基数。对 D301, $Y=540$; D301-FC, $Y=594$; D301-SC, $Y=351$ 。

D 为与进水 CO_2 浓度有关的系数。阳床出水未经除碳器就进入弱碱树脂层, 进水 CO_2 浓度大于 50mg/L 时, $D=0.5$; 否则, 进水 CO_2 浓度小于 5mg/L 时, $D=1$ 。

E.3.3 注意事项：

- 进水有机物污染指数高(即有机物含量高而酸度低)时, \bar{c} 取值宜使 X 在 $0 \sim 0.02$ 之间。
- 所定原始条件, 应使 P 值在 $200 \sim 1000$ 之间, 否则应改变树脂层高和(或)制水流速。
- 正洗水耗应在 $4 \sim 8$ 倍树脂层体积范围内。正洗水耗过大, 会使工作交换容量降低。
- 使用中, 因污染和交换基因降解, 工作交换容量可能会逐年下降。
- 弱碱树脂层周期出水平均 SiO_2 和 CO_2 浓度与进水基本相等。
- 弱碱与强碱树脂层串联运行和再生时, 其平均比耗 \bar{R} 为：

$$\bar{R} = \frac{(c - \bar{c})R + cA + [\text{SiO}_2] + [\text{SO}_2]}{c + [\text{SiO}_2] + [\text{SO}_2]}$$

式中： $[\text{SiO}_2]$ 、 $[\text{CO}_2]$ ——弱碱树脂层进水 SiO_2 和 CO_2 浓度， mmol/L 。

E.4 201×7 强碱性阴离子交换树脂工作交换容量

E.4.1 树脂层高、体积均以 Cl 型反洗沉降后状态为准。逆流再生床压脂层不计入树脂层高、体积。

E.4.2 正洗合格和运行失效标准：出水 SiO_2 为 100mg/L ，电导率为 $5\ \mu\text{S/cm}$ 。

E.4.3 再生剂比耗 = NaOH 用量 / 工作交换容量

E.4.4 图中符号： $c_{\text{总}}$ 为进水阴离子总浓度，单位为 mmol/L ，按下式求得：

$$c_{\text{总}} = \text{进水酸度}(\text{HCl、H}_2\text{SO}_4\text{、HNO}_3) + [\text{CO}_2] \text{ (按一价计)} + [\text{SiO}_2] \text{ (按一价计)}$$

式中： $[\text{CO}_2]$ 、 $[\text{SiO}_2]$ ——进水 CO_2 、 SiO_2 浓度， mmol/L 。

E.4.5 再生时，树脂与再生液接触时间不少于按下式求出值(min)：

$$\text{顺流式：} 60 \times \left(1 + \frac{[\text{SiO}_2]}{c_{\text{总}}}\right) ; \text{对流式：} 40 \times \left(1 + \frac{[\text{SiO}_2]}{c_{\text{总}}}\right)$$

式中： $[\text{SiO}_2]$ ——进水 SiO_2 浓度， mmol/L (按一价计)。

E.4.6 若进水 CO_2 浓度超过 5mg/L ，则会使工作交换容量增加：

a) 对流再生工作交换容量(包括双层床、双室床中 201×7 树脂) $Q(\text{mol/m}^3)$

$$Q = Q_0 A_1 A_2 A_3$$

式中： Q_0 ——由图 E.7 上求出的工作交换容量， mol/m^3 ；

A_1 ——层高修正系数，按以下参考值估计：层高 1.5m， $A_1=0.98$ ；层高 1.0m， $A_1=0.94$ ；

A_2 ——采用 40% 工业液碱($[\text{Cl}^-]/[\text{OH}^-]=3.3\%$)修正系数，按表 E.7 中参考值估计：

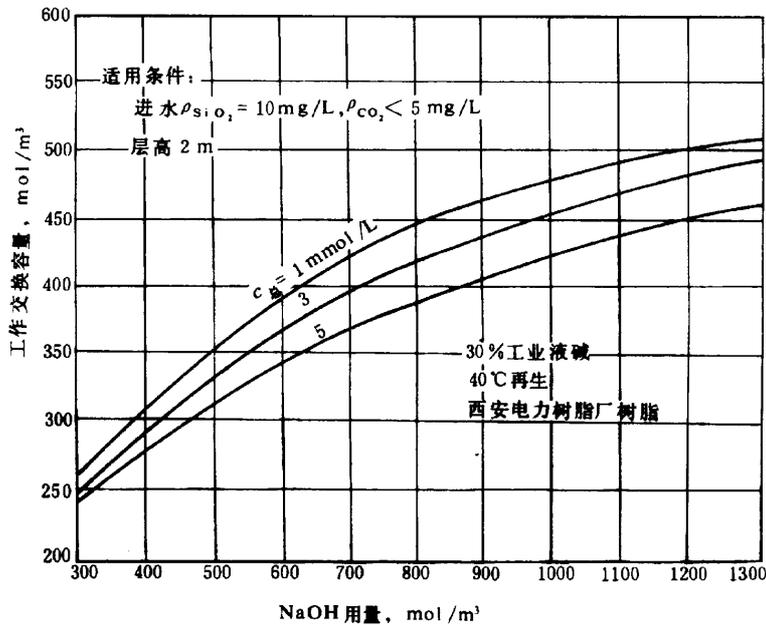


图 E.7

表 E.7

NaOH 用量(mol^3)	300	600	900	1200
A_2	1.03	1.07	1.11	1.16

应注意：30%工业液碱 $[Cl^-]/[OH^-]=11.4\%$ 。

A_3 ——进水 SiO_2 浓度修正系数，按表 E.8 估计。

表 E.8

$c_{总}$ (mmol/L)	NaOH 用量 (mol/m ³)		≥ 600	
	20	30	20	30
1	1.02	1.04	1.04	1.08
3	1.02	1.03	1.03	1.06
5	1.01	1.02	1.02	1.05

b) 顺流再生工作交换容量 Q (mol/m³)

$$Q=Q_0B_1B_2B_3$$

式中： Q_0 ——由图 E.8 上求出的工作交换容量，mol/m³；

B_1 ——层高修正系数，按以下参考值估计，层高 1.4m， $B_1=0.98$ ；层高 1.2m， $B_1=0.95$ ；

B_2 ——采用 40% 工业液碱 ($[Cl^-]/[OH^-]=3.3\%$) 修正系数，按以下参考值估计：NaOH 用量为 600mol/m³， $B_2=1.03$ ；NaOH 用量为 1200mol/m³， $B_2=1.06$ ；

B_3 ——进水 SiO_2 浓度修正系数，按以下参考值估计：在 $c_{总}=1 \sim 5$ mmol/L 范围内，当进水 $[SiO_2]=20$ mg/L 时， $B_3=1.02 \sim 1.1$ ；当进水 $[SiO_2]=30$ mg/L 时， $B_3=1.05 \sim 1.02$ 。

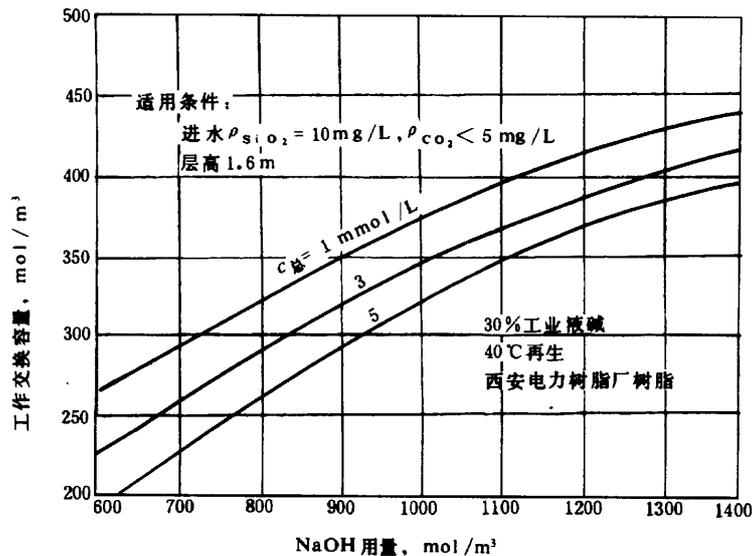


图 E.8

附录 F 离子交换器设计参考数据

表 F.1 顺流离子交换器

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		级钠离子交换器		弱酸阳离子交换器
				树脂	磺化煤	树脂	磺化煤	
运行滤速(m/h)	20 ~ 30	20 ~ 30	40 ~ 60	20 ~ 30	10 ~ 20	60	40	20 ~ 30
反 流速(m/h)	15	6 ~ 10	10	15	10 ~ 15	15	10 ~ 15	15

洗	时间(min)	15		15	15		15		15	15	
再生	药剂	H ₂ SO ₄	HCl	HaOH	HCl	NaOH	NaCl		NaCl	H ₂ SO ₄	HCl
	耗量 [g/mol(kg/m ³)]	100~150	70~80	100~120	100~150	200~250	100~120	100~200	400	60	40
	浓度(%)		2~4	2~3	5	4	5~8		5~8	1	2~2.5
	流速(m/h)		4~6	4~6	5	5	4~6		4~6	>10	4~5
置换	时间(min)	25~30		25~40					20~40		
正洗	水量 [m ³ /m ³ (R)]	5~6		10~12			3~6		2~2.5		
	流速(m/h)	12		10~15			15~20		20~30		
	时间(min)	30		60			30	60	10~20		
工作交换容量 [mol/m ³ (R)]		500~650	800~1000	250~300			900~1000	250~300	1500~1800		
				再生时间不少于30min	正洗前与空气混合,空气压力 $0.98 \times 10^5 \sim 1.47 \times 10^5 \text{Pa}$ (1~1.5kgf/cm ²),空气量 2~3m ³ /(m ² ·min),混合时间 0.5~1min						

注：运行滤速上限为短时最大值,对于强酸阳离子交换器和强碱阴离子交换器,当进水质较好或采用自动控制时,运行滤速可按 30m/h 左右计算(以后同)。

硫酸分步再生时的浓度,酸量的分配和再生流速,可视原水中钙离子含量占总阳离子含量比例的不同,经计算或试验确定。当采用两步再生时:第一步浓度(m/m,下同)0.8%~1%,再生剂用量不要超过总量的 40%,流速 7~10m/h;第二步浓度 2%~3%,再生剂用量为总量的 60%左右,流速 5~7m/h。采用三步再生时:第一步浓度 0.8%~1%,流速 8~10m/h;第二步浓度 2%~4%,流速 5~7m/h;第三步浓度小于 4%~6%。流速 4~6m/h,第一步用酸量为总用酸量的 1/3。

离子交换树脂的工作交换容量,可根据附录中的工艺性能曲线或厂家提供的资料确定,没有资料时,可参考本表数据。

置换流速与再生流速相同。

表 F.2 对流离子交换器(逆流再生)

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(装树脂)
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	无顶压	—	—	—

压	气顶压 [Pa(kgf/cm ²)]	2.94×10 ⁴ ~ 4.9×10 ⁴ (0.3 ~ 0.5)		2.94×10 ⁴ ~ 4.9×10 ⁴ (0.3 ~ 0.5)	2.94×10 ⁴ ~ 4.9×10 ⁴ (0.3 ~ 0.5)
	水顶压 [Pa(kgf/cm ²)]	4.9×10 ⁴ (0.5), 流量为再生流量的 0.4 ~ 1		4.9×10 ⁴ (0.5), 流量为再生流量的 0.4 ~ 1	4.9×10 ⁴ (0.5), 流量为再生流量的 0.4 ~ 1
再生	药剂	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH	NaCl
	耗量(g/mol)	70	50 ~ 55	60 ~ 65	80 ~ 100
	浓度(%)		1.5 ~ 3	1 ~ 3	5 ~ 8
	流速(m/h)		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 ⁺ < 50 μg/L		SiO ₂ < 100 μg/L	—

注：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 10 ~ 20d 进行一次。大反洗后可视具体情况增加再生剂量 50% ~ 100%。

顶压空气量以上部空间体积计算，一般约为 0.2 ~ 0.3m³/(m³ · min)；压缩空气应有稳压装置。

为防止再生乱层，应避免再生液将空气带入离子交换器。

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，采用分步再生的技术条件参见表 F.1。

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。

离子交换树脂的工作交换容量，可根据附录中的工艺性能曲线或厂家提供的资料确定，没有资料时，可参考本表数据。

表 F.3 对流离子交换器(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 (装树脂)
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(%)		1.5 ~ 3	0.5 ~ 2	5 ~ 8
	流速(m/h)		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 ®]	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 ®]	500 ~ 650	800 ~ 900	250 ~ 300	800 ~ 900
出水质量	Na ⁺ < 50 μg/L		SiO ₂ < 50 μg/L	—
反洗	周期	—	—	—
	流速(m/h)	10 ~ 15	10 ~ 15	—
	时间(min)	—	—	—

注：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 1 ~ 2m/s。

硫酸分步再生技术条件参见表 F.1。

本表中离子交换树脂的工作交换容量为参考数据。

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%。

表 F.4 对流离子交换器(双室床、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)		25 ~ 30		25 ~ 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)	70	50 ~ 55	60 ~ 65	55 ~ 65	40 ~ 50	60
	浓度(%)		1.5 ~ 3	1 ~ 3		1.5 ~ 3	0.5 ~ 2
	流速(m/h)		5	5		5 ~ 7	4 ~ 6
置换(逆洗)	流速(m/h)		5	5	同再生流速		
	时间(min)	30		30	20		30

续表 F.4

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		
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)]	弱	2000~2500	2000~2500	600~900	2000~2500	2000~2500	600~900
	强	600~750	1000~1400	400~500	600~750	1000~1400	400~500
出水质量		Na ⁺ < 50μg/L		SiO ₂ < 100μg/L	Na ⁺ < 50μg/L		SiO ₂ < 50μg/L
反洗	周期	—		—		—	—
	流速 (m/h)	—		—		10~15	10~15
	时间 (min)	—		—		—	—

附录 G 除铁过滤器设计参考数据

G.1 精密过滤器设计参数如下：

水通过滤元流速(m/h)	~ 10
水冲洗强度 [m ³ /(m ² · h)]	~ 30(按筒体截面积计)
反洗用气强度 [Nm ³ /(m ² · h)]	~ 170(按筒体截面积计)
运行压差(MPa)	0.1 ~ 0.35
滤元孔径尺寸(μ m)	启动时为 10 正常运行时为 5
反洗用水源	机组补水箱中的除盐水
反洗用气源	压缩空气或罗茨鼓风机
滤元使用温度()	< 70

G.2 电磁过滤器设计参数如下：

运行流速(m/h)	800 ~ 1000
运行压差(MPa)	0.09 ~ 0.1
反洗方法	间断或连续
(1)空气反洗强度 [Nm ³ /(m ² · h)] /时间(s)	150/5
(2)空气擦洗强度 [Nm ³ /(m ² · h)] /时间(s)	1500/4 ~ 6
(3)水反洗(m/h)/时间(s)	800/10 ~ 12
(4)重复清洗	气水交替 2 ~ 4 次
(5)充水排气(m/h)/时间(s)	300/30

附录 H 凝结水精处理设备的设计参考数据

H.1 混合离子交换器设计采用数据

运行流速(m/h) 100 ~ 120

树脂比例 体外再生混合离子交换器阳、阴树脂比例参照下列条件选择：

a)采用氢型混合离子交换器及当污染物主要为腐蚀产物(凝汽器泄漏率低)且凝结水含氨、pH 值高时，阳阴树脂比例宜为 2 : 1。

b)采用氨型混合离子交换器及冷却水为淡水时，阳阴树脂比例宜为 1 : 1。

c)冷却水为海水或高含盐量水时，阳阴树脂比例宜为 2 : 3。

d)对于带混合式凝汽器的间接空冷系统的凝结水，因水温高，故精处理装置中混合离子交换器阳阴树脂比例宜为 2 : 3。

e)有前置氢离子交换器时，阳阴树脂比例宜为 1 : 2 或 2 : 3。

运行压差(MPa)清洁床 0.175

污脏床 0.35

树脂要求 如表 H.1 所示。

表 H.1

指 标		阳 树 脂	阴 树 脂
湿视密度(g/ml)		0.76 ~ 0.82	0.65 ~ 0.73
湿真密度(g/ml)		1.2 ~ 1.28	1.06 ~ 1.10
磨后圆球率(%)		95	95
质量全交换容量(mmol/g)		4.2	3.4
粒度范围 (mm)	H/OH 型运行	0.45 ~ 1.25	0.45 ~ 1.25
	NH ₄ /OH 型运行	0.63 ~ 0.81	0.45 ~ 0.71
有效粒径 (mm)	H/OH 型运行	0.6 ~ 0.9	0.5 ~ 0.8
	NH ₄ /OH 型运行	0.65±0.05	0.55±0.05
均一系数	H/OH 型运行	1.45	1.45
	NH ₄ /OH 型运行	1.2	1.2

混合空气 [m³/(m² · min)] 2.3 ~ 2.4(0.1 ~ 0.15MPa)

正洗水耗(m³/m³ 树脂) 20

再循环流速(m/h) 60 ~ 70

H.2 体外再生设备采用数据

树脂分离要求 H/OH 型 NH₄/OH 型

RH 65% 99.5% ~ 99.8%

ROH 11.5% 95%

空气擦洗用气量 [m³/(m² · min)] 3.4 ~ 4

擦洗方式 脉冲进水气 反洗进气 1 ~ 2min

正洗进水 2 ~ 3min

空气压力 0.07MPa

擦洗次数 启 动 30 ~ 40 次

正常运行 10 ~ 20 次

擦洗用气源可选用罗茨鼓风机或罗茨鼓风机与压缩空气并用。

反洗分层流速(m/h) 10 ~ 15(15min)或根据厂家要求

反洗树脂流速(m/h) 阳、阴各为 10 ~ 15(15min)或根据厂家要求

再生液浓度(%) HCl 4 ~ 8 NaOH 4

再生液温度() NaOH 40

再生时间(min) 阳树脂 30 阴树脂 30 ~ 60

再生流速(m/h) 阳树脂 4 ~ 8 阴树脂 2 ~ 4

再生比耗(kg/m³树脂) 阳树脂、阴树脂各为 100
再生剂要求 H/OH 型运行 31%HCl 或 98%H₂SO₄ , 30%NaOH(NaCl 含量应小于 5%)
NH₄/OH 型运行 98%H₂SO₄ 或 31%HCl(需保证阳树脂的再生度)
40%NaOH , NaCl 含量应小于 0.005% , 或固体碱

附录 J 敞开式循环冷却系统水质的控制标准

项 目	数 值	
	低 pH 值	高 pH 值
pH 值	6.5 ~ 7.5±0.5	7.5 ~ 8.5±0.3
悬浮物(mg/L)	200 ~ 400	300 ~ 400
CO ₃ ²⁻	5	5
HCO ₃ ⁻	5 ~ 150	300 ~ 400
PSiO ₂	150	150 ~ 200
Mg ²⁺ · SiO ₂	3500	60000
Ca ²⁺ · SO ₄ ²⁻	1.5×10 ⁵ ~ 2.5×10 ⁶	2.5×10 ⁶ ~ 8×10 ⁶
Ca ²⁺ · CO ₃ ²⁻	—	2×10 ⁶ ~ 4×10 ⁶
Cl ⁻	根据管材决定	
COD、BOD、NH ₃	根据所采用的杀菌剂种类决定	

注：质量浓度 的单位是毫克/升(mg/L)。

附录 K 旁流过滤及软化处理水量计算

K.1 旁流过滤处理水量 Q_S (m³/h) 的计算公式如下：

$$Q_S = \frac{Q_m \rho_m + D - Q_B \rho_B - Q_G \rho_S}{\rho_B - \rho_S}$$

若过滤器的反冲洗水回收，过滤器的排水视为 0，则

$$Q_S = \frac{Q_m \rho_m + D - Q_B \rho_B}{\rho_B - \rho_S} \left(\text{m}^3 / \text{h} \right)$$

空气含尘量的 40%被冷却塔洗涤，空气带入尘土量

$$D=40\% Q_A A \text{ (g/h)}$$

式中 Q_m ——补充水量，m³/h；
 Q_A ——冷却塔空气流通量，Nm³/h；
 A ——空气含尘量，mg/Nm³；
 m ——补充水中悬浮物含量，mg/L；
 Q_B ——循环水排污量及风吹损失，m³/h；
 Q_G ——过滤器排水量，m³/h；
 s ——处理后悬浮物含量，mg/L；
 B ——循环水允许悬浮物含量，mg/L；
 D ——空气带入尘土量，g/h。

例如：一台 500MW 机组的循环水量 $Q=45400\text{m}^3/\text{h}$ ，冷却塔空气流量 $Q_A=2.7 \times 10^7\text{m}^3/\text{h}$ ，浓缩倍率为 5， $Q_m=1135\text{m}^3/\text{h}$ ， $Q_B=227\text{m}^3/\text{h}$ ， $B=100\text{mg/L}$ ，旁流过滤效率为 85%， $s=15\text{mg/L}$ ， $m=15\text{mg/L}$ ，空气含尘量 A 假定为 $1\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，冷却塔洗涤效率取 40%，如图 K.1 所示。

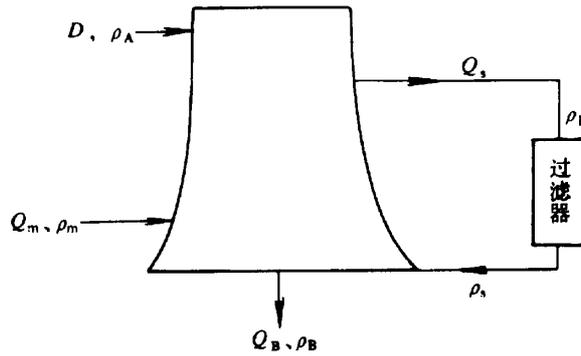


图 K.1

空气带入尘土量 $D=40\% \quad A Q_A$
 $=40\% \times 1.0 \times 2.7 \times 10^7$
 $=1.08 \times 10^4 \text{g/h}$

过滤处理水量

$$Q_S = \frac{1.08 \times 10^4 + 05 \times 1135 - 227 \times 100}{100 - 15}$$

$$=60 \text{m}^3/\text{h}$$

K.2 石灰-碳酸氢钠软化旁流处理水量 $Q_S(\text{m}^3/\text{h})$ 的计算公式如下：

$$Q_S = \frac{(Q_E + Q_d + Q_F)\rho_m - (Q_F + Q_d)\rho_B}{\rho_B - (0.02\rho_m + 0.98\rho_S)}$$

其中循环水水质(排污水水质) ρ_B 为：

$$\rho_B = \frac{(Q_E + Q_d + Q_F + 0.02Q_S)\rho_m + 0.98\rho_S}{Q_F + Q_S + Q_d}$$

经旁流处理设备的出水水质 $\rho_S(\text{mg/L})$ 为：

$$\rho_S = \frac{(Q_F + Q_S + Q_d)\rho_B - (Q_E + Q_d + Q_F + 0.02Q_S)\rho_m}{0.98Q_S}$$

- 式中： Q_E ——蒸发损失， m^3/h ；
 Q_d ——风吹损失， m^3/h ；
 Q_F ——冲灰补充水量(或排污水量)， m^3/h ；
 ρ_m ——补充水中某杂质含量， mg/L ；
 ρ_B ——循环水中某杂质允许含量， mg/L ；
 $0.02Q_S$ ——石灰苏打处理澄清器的排污量， m^3/h 。

附录 L 水处理系统(在线)监督仪表

表 L 水处理系统(在线)监督仪表选用参考表序号仪表

序号	仪表名称	规范	测点位置	说明
1	工业电导仪	0 ~ 1 ; 0 ~ 10 μ S/cm	单元制除盐系统阴床和混床出口； 凝结水精处理混床出口及进	测定经阳离子交换的电导率

			出口母管	
2	工业酸度计 (pH计)	0~14	中和池出口 H ⁺ -Na ⁺ 母管制系统除CO ₂ 器出口；母管制除盐系统阴床出口；凝结水精处理系统进出口	
3	工业电导率仪	0~100 μS/cm	当阴床正洗水回收时，母管制除盐系统的阴床正洗排水口	测比电导率
4	工业钠度计	2.3~2300 μg/L	母管制除盐系统阳床出口	125MW 机组以上用，要求适用于酸性溶液
		0~23 μg/L	凝结水精处理混床出口	NH ₄ /OH 型混床适用
5	硅酸根自动分析仪	0~200 μg/L	母管制除盐系统的阴床出口和混床出口母管	300MW 机组以上用
6	阳离子交换器失效监督仪	0~2% 0~4% 0~8%	母管制除盐系统阳床出口	
7	酸碱浓度计	0~8%HCl， 0~8%NaOH， 附电导发送器	再生液喷射器出口	
8	浊度计	0~5mg/L， 0~50mg/L	澄清器(池)，过滤器(池)出口	
9	余氯仪	0~1.0mg/L	RO 进口	
10	温差监测仪		澄清器(池)进出口	

附录 M 汽包锅水汽取样点及在线仪表配置

项目	应设置的取样点		高压汽轮发电机组 50~100MW			超高压中间再热汽轮发电机组 125~200MW			亚临界压力中间再热汽轮发电机组					
	取样点位置	备注	配置表计			配置表计			300MW		600MW			
			配置表计			配置表计			配置表计		配置表计			
给水	除氧器出口		O ₂	M		O ₂	M		O ₂	M		O ₂	M	
	省煤器入口	锅炉必须设厂取样头	CC	pH	M	CC	pH	M	CC	pH	M	CC	pH	M
锅炉水	汽包炉水左侧	锅炉必须设厂取样头]-SC]-pH	M	M]-SC]-pH	M	M]-SC]-pH	M	M]-SC]-pH	M	
	汽包炉水右侧													
饱和蒸汽	饱和蒸汽左侧	锅炉必须设厂取样头]-CC	M	M]-CC	M	M]-CC	M	M]-CC	M	
	饱和蒸汽右侧													
过热蒸汽	过热蒸汽左侧	锅炉必须设厂取样头]-CC	M	M]-CC 或]-pNa	M	M]-CC 或]-pNa	M	SiO ₂]-CC 或]-pNa	M	
	过热蒸汽右侧													
再热蒸汽	再热器入口蒸汽	锅炉必须设厂取样头		M			M			M			M	
凝结水	凝结水出口		CC	O ₂	M	CC	O ₂	M	CC	O ₂	M	CC	O ₂	M
疏水	高压加热器	根据设置, 必要时安装		M			M			M			M	
	低压加热器			M		M		M		M		M		
	暖风器			M		M		M		M		M		
冷却水	取样冷却水及其他冷却水	根据设置		M		M			M			M		
生产回水	生产回水管或返回箱出水	根据设置, 必要时安装	SC	M		SC	M		SC	M				
其他	如温减水	根据设置, 必要时安装		M			M			M			M	

注： CC—带有 H 离子交换柱的电导率仪；O₂—溶氧表；pH—pH 表；SiO₂—硅表；pNa—钠度计；SC—比导电度表。

M 表示人工取样；] 表示经过阀门切换交替测量。

每个监测项目的样品流量为 300 ~ 500mL/min。

附录 N 取样冷却器冷却水量计算图

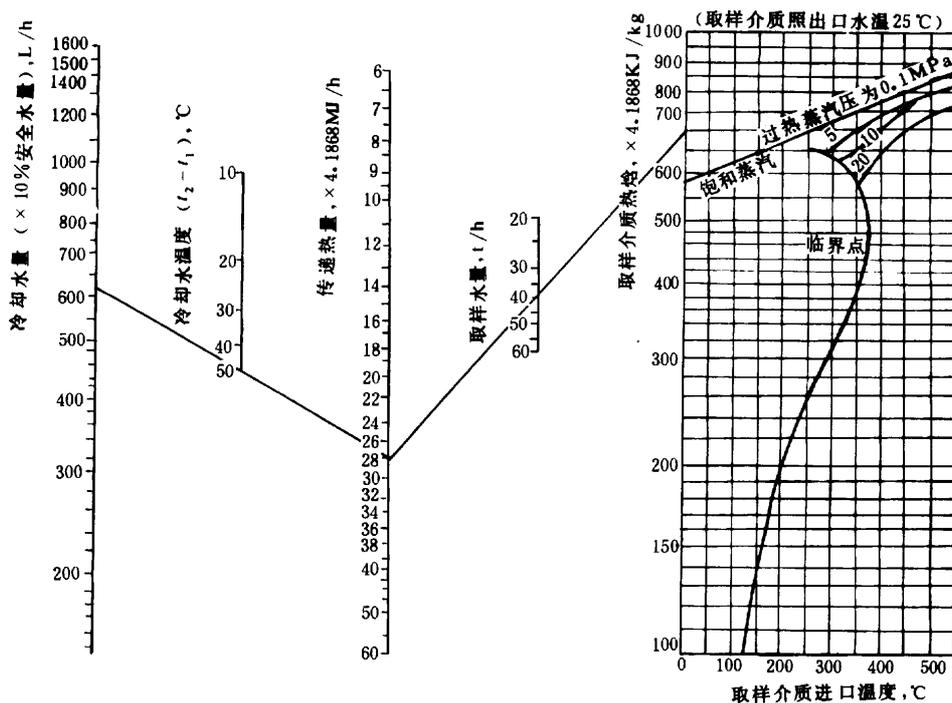


图 N 取样冷却器冷却水量计算图

附录 P 水汽取样系统仪表名称及规范

序号	名称	型号及规范	备注
1	工业电导率仪	0 ~ 1 μ S/cm, 0 ~ 10 μ S/cm, 电导池常数 0.01	用于测定给水、凝结水、饱和蒸汽、过热蒸汽
2	工业电导率仪	0 ~ 1 μ S/cm, 0 ~ 10 μ S/cm, 0 ~ 100 μ S/cm, 电导池常数 0.1	用于测定锅炉水
3	水中溶氧分析仪	0 ~ 15 μ g/L, 0 ~ 60 μ g/L, 精确度 $\pm 1\%$	用于给水及凝结水
4	工业酸度计	0 ~ 7, 7 ~ 14, 精确度 0.02pH	用于给水、锅炉水
5	硅酸根分析仪	0 ~ 50 μ g/L, 精确度在 -1 ~ 1 μ g/L 范围内	用于亚临界压力机组给水、过热蒸汽
6	工业钠度计	0.1 ~ 1000 μ g/L	用于超高压以上机组过热蒸汽

注：表计采用多点切换交替监测时，表计应设有能满足要求的自清洗功能。上述在线仪表中，工业电导仪应配电导发送仪。工业酸度计应配压力流通式发送仪。

磷酸根分析仪可不采用，运行中用人工分析 PO_4^{3-} 含量来控制加药量，比较方便。

附录 Q 化学实验室使用面积及仪器设备定额

表 Q.1 化学实验室面积 m^2

用途	室名	机组参数
----	----	------

		中压和次高压	高 压	超高压及亚临界
公 用	化验人员办公室	24	24	24
	化验室仓库	24	24	24
	更衣室	24	24	24
	微机室	12	12	12
水	仪器室	24	24	48
	天平室		12	24
	分析室	48	96	96
	高温炉加热室	12	12	12
	技术档案室	12	12	12
煤	制样室	24	24	24
	热量计室	12	12	12
	分析室	24	24	24
	加热间	12	12	12
	天平间	12	12	12
油	分析室 ¹⁾	54	60	60
	色谱仪器分析间	—	24	24

注：1)包括天平间，色谱气瓶间分设。

表 Q.2 水分析主要仪器设备序

序号	设备名称	规 范	单 位	数 量			备注或参考型号
				中压次高压	高压	超高压及亚临界参数	
1	电子精密天平	称量 200g，感量 0.1mg	台	—	—	1	Mettler AE163
2	电光分析天平	电动，最大称量 200g，感量 0.1mg	台	2	2	1	
3	分析天平	称量 200g，感量 1mg	台	1	1	1	
4	箱形高温炉	最高炉温：1000 (325mm×200mm×125mm)	台	1	1	1	带恒温装置
5	电热干燥箱	额定温度：250 (350mm×450mm×450mm)	台	2	2	2	
6	钠度计	测量范围：pNa0~7，精确度 0.05pNa。稳定性：±0.02pNa/2h	台	2	2	2	DWS51 型
7	电导率仪	测量范围：0~10 ⁵ μS/cm。精确度：±1.5%	台	2	2	2	DDG-9301(在线) DDS-11A(实验室用)
8	便携式数字电导率仪	测量范围：0~10 ⁵ μS/cm。精确度(满量程)：±1%	台	—	1	1	
9	酸度计	测量范围：pH0~14。数字	台	2	2	1	PHG-9311(在线)

		式：pH±0.05pH					
10	实验室酸度计	测量范围：pH 0~14，每2pH为一档测量毫伏；0~±1400mV，200mV为一档。 测量精度：pH±0.02pH/2pH。 稳定性：漂移±0.02pH/8h	台	—	—	1	pHs-3C
11	分光光度计	波长范围：300~900nm。 波长精度：±2nm(参考)	台	1	2	2	7231
12	微量硅比色计	测量范围：0~50 μg/L	台	1	2	3	ND-2106
13	白金蒸发皿和坩锅		g	60	80	100	
14	实体显微镜	100~200倍	台	—	1	1	
15	生物显微镜		台	—	—	1	
16	便携式酸度计	测量范围：pH0~14	台	1	1	1	
17	玛瑙研钵		台	1	1	1	
18	电冰箱	180L	台	—	1	1	
19	微型机计算机		台	1	1	1	

表 Q.3 煤分析主要仪器设备

序号	设备名称	规范	单位	数量			备注或参考型号
				中压次高压	高压	超高压及亚临界参数	
1	电脑式量热仪	MCT-4 型或 HRY- 型电脑通用测定仪	台	1	1	2	SE-2C(恒温式)
2	电光分析天平	电动，最大称量 200g，感量 0.1mg	台	1	1	1	TG328A
3	电热干燥箱	额定温度 250 (350mm×450mm×450mm)	台	2	2	2	101-2
4	箱形高温炉	最高炉温 1000 (325mm×200mm×125mm)	台	1	1	1	XL-1
5	颚式破碎机	进料口尺寸 100mm×125mm，最大给料尺寸 80mm	台	1	1	1	EP100×6
6	密封式化验制样粉碎机	装料重量 100g，装料粒度 < 13mm，出料粒度 120~200	台	1	1	1	F87-1

		目, 加工时间 0 ~ 12min					
7	自动振动筛机	垂直振打 149 次/min, 水平回转 220 次/min	台	1	1	1	XSB-70A 配 90 μ m、200 μ m 筛
8	灰熔点测定仪		台	—	1	1	HR-2(HR-1)

表 Q.4 油分析主要仪器设备

序号	设备名称	规 范	单 位	数 量			备注或参考型号
				中压 次高压	高压	超高压 及亚 临界参 数	
1	开口闪点测定仪	功率 < 120W	台	1	1	1	LSD-2A 型, SYP1001B- , 与抗燃油合用
2	闭口闪点测定仪	功率 < 100W	台	1	1	1	LSD-1Z 型, SYP1002- , 与抗燃油合用
3	工业天平	称量 200g, 感量 1mg	台	1	1	1	
4	真空泵	功率 0.25kW	台	1	1	1	
5	电热鼓风干燥箱	额定温度 250 , 尺寸 350mm×350mm×350mm	台	1	1	1	
6	电热鼓风干燥箱	额定温度 250 , 尺寸 500mm×500mm×500mm	台	1	1	1	
7	电热恒温水浴锅	8 孔双列, 温度 100	台	1	1	1	
8	油浴箱	温度 300	台	1	1	1	
9	酸度计	测量范围: pH1 ~ 14, 0 ~ \pm 1400mV。最小分度: pH0.02, 2mV。灵敏度: 0.02pH	台	1	1	1	PHS-3C PHXB-302K
10	界面张力仪	灵敏度: 0.1mN/m。测 量范围: 5 ~ 100mN/m	台	1	1	1	
11	气相色谱仪	灵敏度: H ₂ 最小检知量 10 μ L/L, C ₂ H ₂ 最小检知 量 1 μ L/L	套	—	1	1	SP3430 SP9000
12	脱气装置	恒温振荡式, 变径活塞 式	台	—	1	1	DZ-1 BJHS
13	微量水分测定仪	测量范围: 10 ~ 30000 μ g。水灵敏度 1 μ g。10 μ g ~ 1mg 精确度: 5 μ g; > 1mg 精确度: 0.5%	台	—	—	1	WYS- SP-04
14	比重计	测量范围: 0.600 ~ 2.000。刻度 0.001	台	1	1	1	
15	电光分析天平	电动, 最大称量 200g, 感量 0.0001g	台	1	1	1	AEL-200
16	锈蚀测定仪		台	1	1	1	YX-1

							XYS-2
17	凝固点测定仪	精确度 ± 1 , 测量范围: $0 \sim -50$	台	1	1	1	BLY 与抗燃油合用
18	耐压试油器	速度 2kV/s , 范围: $0 \sim 60\text{kV}$	台	1	1	1	ZY-93
19	运动粘度计	$0.8 \sim 1.5\text{mm}^2/\text{s}$	台	—	1	1	SYBiaB BN-1 与抗燃油合用
20	分光光度计	波长范围: $360 \sim 800\text{nm}$ 。波长精度: $\pm 3\text{nm}$	台	1	1	1	
21	电冰箱	$150 \sim 175\text{L}$	台	1	1	1	
22	电阻率测定仪	温控范围: $20 \sim 95$, 精确度: ± 0.5 , 测量范围: $1.8 \times 10^8 \sim 1.8 \times 10^{15}$ · cm	台	1	1	1	与抗燃油合用

表 Q.5 燃油分析主要仪器设备

序号	设备名称	规范	单位	数量		
				中压 次高压	高压	超高压及 亚临界参数
1	开口闪点测定仪		台	1	1	1
2	运动粘度计		台	1	1	1
3	量热计		台	1	1	1
4	凝固点测定仪		套	1	1	1
5	比重计	测量范围: $0.0005 \sim 1.01$	套	1	1	1
6	超压恒温器	恒温 0.05 /min(测燃油运动粘度)	台	1	1	1

表 Q.6 电厂抗燃油化验需用仪器

序号	仪器名称	参考型号	数量	备注
1	微量水测定仪	WYS— , SP-04		与油分析共用
2	泡沫体积测定仪	SYP3006	1	
3	电阻率测定仪	JZ201		与油分析共用
4	自燃点测定仪	HT-1	1	
5	空气释放值测定仪	KSD-3	1	
6	闪点测定仪			与油分析共用
7	破乳化度仪	PRY-1(SYP3007B)	1	
8	运动粘度仪	SYP-1003-		与油分析共用
9	凝固点测定仪	SYP1008-		与油分析共用
10	密度仪		1	
11	水份仪	CA-20	1	

附录 R 厂区、氢氧站及车间架空氢气管道
与其他架空管线之间的最小净距

名称	m	
	平行净距	交叉净距

给水管、排水管	0.25	0.25
热力管(蒸汽压力不超过 1.3MPa)	0.25	0.25
不燃气体管	0.25	0.25
燃气管、燃油管和氧气管	0.50	0.25
滑触线	3.00	0.50
裸导线	2.00	0.50
绝缘导线和电气线路	1.00	0.50
穿有导线的电线管	1.00	0.25
插接式母线, 悬挂式干线	3.00	1.00

注: 氢气管道与氧气管道上的阀门、法兰及其他机械接头(如焊接点等), 在错开一定距离的条件下, 其最小平行净距可减小到 0.25m。

附录 S 厂区架空氢气管道与建筑物、构筑物之间的最小净距

m

名称	平行净距	交叉净距
建筑物有门窗的墙壁外边或突出部分外边	3.0	—
建筑物无门窗的墙壁外边或突出部分外边	1.5	—
非电气化铁路钢轨	3.0(距轨外侧)	6.0(距轨面)
电气化铁路钢轨	3.0(距轨外侧)	6.55(距轨面)
道路	1.0	4.5(距路拱)
人行道	1.5(距路沿)	2.5(距路面)
厂区围墙(中心线)	1.0	
照明、电信杆、柱中心	1.0	
散发火花及明火地点	10.0	

注: 氢气管道沿氢氧站、供氢站或使用氢气的建筑物外墙敷设时, 平行净距不受本表限制。但氢气管道不得采用法兰、螺纹连接。

与架空电力线路的距离, 应符合现行国家标准《工业与民用 35kV 及以下架空电力线路设计规范》的规定。

对有大件运输要求或在检修期间有大型起吊设施通过的道路, 其交叉净距应根据需要确定。

当氢气管道在管架上敷设时, 平行净距应从管架最近外侧算起。

附录 T 厂区直接埋地氢气管道与建筑物、构筑物之间的最小净距

m

名称	平行净距	交叉净距
有地下室的建筑物基础和通行沟道的边缘	3.0 ¹⁾	
无地下室的建筑物基础边缘	2.0 ¹⁾	—
铁路	2.5(距轨外侧)	1.2 ²⁾
排水沟边缘	0.8	
道路	0.8(距路或路肩边缘)	0.5 ²⁾
照明电线杆中心	0.8	
电力(220V、380V)电线杆中心	1.5	
高压电杆中心	2.0	

架空管架基础外缘	0.8	
围墙、篱栅基础外缘	1.0	
乔木中心	1.5	
灌木中心	1.0	

注：1)本表中前两项平行净距是指埋地管道与同标高或其以上的基础最外侧的最小净距。

2)氢气管道与铁路或道路交叉净距，是指管顶与轨底或路面的净距，并且交叉角不宜小于45°。

**附录 U 厂区直接埋地氢气管道与
其他埋地管道之间的最小净距**

m

名 称	平行净距	交叉净距
给水管直径：		
< 75mm	0.8	0.25
75 ~ 150mm	1.0	0.25
200 ~ 400mm	1.2	0.25
> 400mm	1.5	0.25
排水管直径：		
< 800mm	0.8	0.25
800 ~ 1500mm	1.0	0.25
> 1500mm	1.2	0.25
热力管(沟)	1.5	0.25
氧气管	1.5	0.25
煤气管煤气压力：		
< 0.15MPa	1.0	0.25
0.15 ~ 0.3MPa	1.2	0.25
> 0.3MPa	1.5	0.25
压缩空气等不燃气体管道	1.5	0.15
电力电缆电压：		
< 1kV	0.8	0.50
1 ~ 10kV	0.8	0.50
35kV	1.0	0.50
直埋电信电缆	0.8	0.50
电缆管	1.0	0.15
电缆沟	1.5	0.25
排水暗渠	0.8	0.50

附录 V 汽轮机油和变压器油标准

表 V.1 C-TSA 汽轮机油(GB 11120—89)

项 目	质 量 指 标			试验方 法
	优级品	一级品	合格品	
粘 度 等 级 (按 GB3141)	32 46 68 100	32 46 68 100	32 46 68 100	
运 动 粘 度 (40 , mm ² /s)	28.8 ~ 35.2 , 41.4 ~ 50.6 , 61.2 ~ 74.8 , 90.0 ~ 110.0	28.8 ~ 35.2 , 41.4 ~ 50.6 , 61.2 ~ 74.8 , 90.0 ~ 110.0	28.8 ~ 35.2 , 41.4 ~ 50.6 , 61.2 ~ 74.8 , 90.0 ~ 110.0	GB265
粘 度 指 数 ¹⁾ , 不 小 于	90	90	90	GB1995
倾 点 ²⁾ () , 不 高	-7	-7	-7	GB3535

于				
闪点(开口,)不低于	180, 180, 195, 195	180, 180, 195, 195	180, 180, 195, 195	GB3536
密度(20 , kg/m ³)	报告	报告	报告	GB1884 GB1885
酸值 (mgKOH/g) 不大于	—	—	0.3	GB264
中和值 (mgKOH/g) 不大于	报告	报告	—	GB4945
机械杂质	无	无	无	GB511
水分	无	无	无	GB260
破乳化值 ³⁾ , (40-37-3)mL (54 , min)不大于 (82 , min)不大于	15, 15, 30, 30	15, 15, 30, 30	15, 15, 30, 30	GB7305
起泡性试验 ⁴⁾ , mL/mL 24 , 不大于 93 , 不大于 后 24 , 不大于	450/0 100/0 450/0	600/0 100/0 450/0	600/0 100/0 600/0	SY2669
氧化安定性 ⁵⁾ 总氧化产物(%) 沉淀物(%) (氧化后酸值达 2.0mgKOH/g 时, h) 不小于	报 告 报 告 3000, 3000, 2000, 2000	报 告 报 告 2000, 2000, 1500, 1500	— — 1500, 1500, 1000, 1000	GB8119 SY2680
液相锈蚀试验(合成海水)	无 锈			GB11143
铜片试验 [(100 , 3h), 级] 不大于	1			GB5096
空气释放值 ⁶⁾ (50 , min)不大于	5 6 8 10	5 6 8 10	—	SY 2693

注：1)对中间基原油生产的汽轮机油，L-TSA 合格品粘度指数允许不低于 70；一级品粘度指数允许不低于 80。根据生产和使用实际，经与用户协商，可不受本标准限制。

2)倾点指标根据生产和使用实际，经与用户协商，可不受本标准限制。

3)作为军用时，破乳化值由部队和生产厂双方协商。

4)测起泡性试验时，只要泡沫未完全盖住油的表面，结果报告为“0”。

5)氧化安定性为保证项目，一年抽查一次。

6)对一级品中空气释放值根据生产和使用实际，经与用户协商可不受本标准限制。

表 V.2 变压器油(GB 2536—90)

项 目	质量指标			试验方法
	10	25	45	
牌 号				
外 观	透明，无悬浮物和机械杂质			目 测
密度(20 , kg/m ³)不大于	895			GB1884 GB1885

运动粘度 (mm ² /s)	40 , 不大于	13	13	11	GB265
	-10 , 不大于	—	200	—	
	-30 , 不大于	—	—	1800	
倾点()不高于		-7	-22	报告	GB3535
凝点()不高于		—		-45	GB510
闪点(闭口)()不低于		140		135	GB261
酸值(mgKOH/g)不大于		0.03			GB264
腐蚀性硫		非腐蚀性			SY2689
氧化安定性 氧化后酸值(mgKOH/g)不 大于 氧化后沉淀(%)不大于		0.2 0.05			ZB E38 003
水溶性酸或碱		无			无 GB259
击穿电压(间距 2.5mm , 交货 时) (kV)不小于		35			GB 507
介质损耗因数(90)不大于		0.005			GB5654
界面张力(mN/m)不小于		40	38		GB 6541
水分(mg/kg)		报告			ZB E38 004

表 V.3 超高压变压器油(SH0040—91)

项 目	质 量 指 标		试 验 方 法	
	25	45		
外观	透明, 无沉淀物 和悬浮物			
色度(号)不大于	1		GB6540	
密度(20 , kg/m ³)不大于	895		GB1884 GB1885	
运动粘度(mm ² /s) 不大于	100	报 告		GB265
	40	13	12	
	0	报 告		
苯胺点()	报 告		GB262	
凝点 ¹⁾ ()	不高于	-	-45	GB510
倾点()	不高于	-22	报告	GB3535
闪点(闭口,)	不低于	140	135	GB261
中和值(mgKOH/g)	不大于	0.01		GB4945
腐蚀性硫	非腐蚀性		SY2689	
水溶性酸或碱	无		GB259	
氧化安定性				
沉淀(%)不大于	0.2		ZB E38 003	
酸值(mgKOH/g)不大于	0.4			
击穿电压 ²⁾ (间距 2.5mm , 出厂)(kV)不 小于	40		GB507	
介质损耗因数(90)不大于	0.002		GB5654	
界面张力(mN/m)不小于	40		GB6541	
水分(出厂)(mg/kg)不大于	50		ZB E38 004	

析气性($\mu\text{L}/\text{min}$)不大于	+5	GB11142
比色散	报告	ZB E38 001

注：1)测定以新疆原油和大港原油生产的超高压变压器油的倾点和凝点时，允许用定性滤纸过滤。

2)测定击穿电压时，允许用定性滤纸过滤。

附录 W 本规定用词说明

执行本规定时，对于要求严格程度的用词，说明如下，以便执行中区别对待。

W.1 表示很严格，非这样作不可的用词：

正面词采用“必须”；

反面词采用“严禁”。

W.2 表示严格，在正常情况下均应这样作的用词：

正面词采用“应”；

反面词采用“不应”或“不得”。

W.3 表示允许稍有选择，在条件许可时首先应这样作的用词：

正面词采用“宜”；

反面词采用“不宜”。

W.4 表示有选择，在一定条件下可以这样做的，采用“可”。

火力发电厂化学设计技术规程

DL/T 5068—1996

条文说明

1 总 则

1.0.1 这次修订补充了“油处理”和“制氢”两章，成为电力行业标准，因此将名称由《火力发电厂化学水处理设计技术规定》改为《火力发电厂化学设计技术规程》。

1.0.2 原 1.0.4 条，条文中适用范围的改变与修订后的 DL5000—94《火力发电厂设计技术规程》(以下简称《规程》)相一致，此外 GB 50049—94《小型火力发电厂设计规范》修订后，其单机容量上限也由 6MW 扩大到 25MW。

1.0.3 原条文，并强调“合理利用水源、节约用水、降低能耗、保护环境”等问题。

1.0.4 原 1.0.5 条，对文字稍作修改。

2 基本规定

2.0.1 原条文，补充水质分析项目表，如选用反渗透(RO)系统，出具水质分析报告时，应对原水的钡和锶作出分析。

分析项目的单位参考 DL 434—91《电厂化学水专业实施法定计量单位的有关方法》，

其中硬度(mmol/L)应注明基本单元 $1/2\text{Ca}^{2+} + 1/2\text{Mg}^{2+}$ 。

2.0.2 修改条文，强调应了解历年来洪水期和枯水期的水质变化和污染情况，并取得相应的水质全分析资料。“历年”一般为最近连续五年。

不论是丰水年或枯水年，各月都应有化验资料，其中包括悬浮物资料。对可能被污染的水源，应有反映污染情况的水质分析项目。

此次把“应了解上游各种排水对水质的污染”一段取消。因为污染源不单是上游的排水，有时下游排水(在海水倒灌时)和上下游排出的固体物(尾矿等)都可能污染水源。

2.0.3 原条文，未修改。

2.0.4 原条文，对文字稍做修改。

2.0.5 原条文，稍做修改。

如对机炉和其他辅机等设备提出制造上的某种要求时，应该由有关专业向制造厂提出(包括从国外引进的设备)更为恰当，不致于遗漏。

2.0.6 原条文，稍做修改。

3 原水预处理

3.1 系统设计

3.1.1 新增条文。为了与《规程》协调一致，增加此条。近年来，水源受到污染的现象屡见不鲜：沿海地区海水倒灌，洪水期大量携带泥沙，枯水期含盐量增高，某些地区人为冲洗盐碱地。这些因素都会造成水质短期或季节性恶化。因此在设计时，要与水工专业联系，配合进行供水水源方案的比较，并制订出解决短期或季节性水质恶化的有效措施。

3.1.2 原 3.1.1 条，对文字稍做修改。

3.1.3 对原 3.1.2 条进行了补充和修改。

3.1.3.1 将“接触凝聚”统一称为“接触混凝”，取消原注对名词的解释。为保证接触混凝的效果应注意以下三点：

- a) 选好絮凝剂并保证足够的反应时间。反应时间应通过试验确定，通常为 6~15min；
- b) 滤速可通过试验确定，宜控制到不大于 10m/h；
- c) 选用截污能力较高的过滤器，如多层滤料过滤器、变孔隙过滤器等。

3.1.3.2 原技术规定中对澄清器(池)进水中最大允许悬浮物含量是以注释方式表示的。鉴于电厂澄清池的设计图多沿用建筑工业部标准图纸，故本次将现行 GBJ 13—86《室外给水设计规范》和 CJJ 40—91《高浊度水给水设计规范》等规范中有关澄清池设计数据均作为附表列入，以便更清晰地表明各类澄清器(池)的适用范围。

对悬浮性固体和泥沙含量过大的水源，应在供水系统中设置预沉淀设施，以明确该处理属水工专业设计范围。

3.1.4 对原 3.1.3 条文做适当修改。由于目前应用接触混凝除非活性硅的电厂不多，非活性硅去除率也不理想，因此将原水非活性硅允许含量和去除率的参考数据从附录中删去，并强调非活性硅的去除率应通过试验或参考类似厂运行经验确定。在无资料时，仍可参考西安热工所于 1973 年在闵行、莱芜、辽宁等电厂所作的试验资料。对于不同处理方法，非活性硅的去除率如下：

接触混凝、过滤	60%
混凝、澄清、过滤	90%
混凝、澄清、过滤、一级除盐加混床	> 90%
反渗透	100%

其中前三项为试验资料。

3.1.5 对原条文做部分修改。将加氯改为氯化，以表示可采用各种处理药剂，如氯气、次氯酸钠、氯锭、二氧化氯等。

文中增加了吸附树脂去除有机物的内容，因为树脂厂已有产品生产，某些电厂使用后取得了一定的经验。

例如：南京树脂厂研制的 DX906 大孔吸附剂在上海闸北电厂试验，进口 COD 平均为 9.97~10.56mg/L，出口 CODMn 平均为 6.82mg/L，有机物去除率为 34%~50%。DX906 大孔吸附剂用 4%NaOH+8%NaCl 复苏，剂量为吸附剂体积的 3.4 倍，复苏效果达到 85%。

另外，争光树脂厂生产的 213 凝胶型丙烯酸强碱阴树脂对水中的有机物分子具有良好的吸附作用，而且再生时易洗脱，因此，具有高的抗有机物污染性能。

3.1.6 新增条文。目前活性炭过滤器逐渐得到广泛地应用，取得了一定的经验。但原水有机

物的成份、结构复杂,活性炭的形状、空隙、生产原料以及处理要求不同,使活性炭对有机物、氯、铁、非活性硅等的吸附容量也不同。目前难以总结出固定规律,所以活性炭的选择及设计数据的选用宜通过试验或参考类似厂的运行经验确定。

3.1.6.1 活性炭的吸附性能取决于活性炭的比表面积和微孔状况。水处理用活性炭选用过渡孔(半径 2~100nm)较为适宜。

活性炭的强度直接影响它的使用寿命,活性炭的强度(试样经一定机械磨损,保持颗粒部分所占百分数)按国标要求应大于 90%。

对活性炭的粒度,一般要求为 10~28 目,宜选用果壳类活性炭。煤质柱状活性炭应慎用。

为了保证活性炭过滤器的出水品质,对新装入的活性炭应进行酸洗和清洗。

活性炭的预处理方法如下:

a)用 5%(V/V)的盐酸溶液浸泡活性炭,12~14h 后,弃去废酸液。

b)用水正洗,洗去活性炭中残留的盐酸(以 5%AgNO₃ 溶液检验),然后用水反洗。

c)弃去存水,刮去上层炭末,最后用水正洗到硬度小于 10 μmol/L。

表中列出的滤速与活性炭的功能有关。根据上海电力学院对活性炭处理水性能的研究以及某些电厂的运行经验,当活性炭过滤器用于去除有机物时,宜放在氢离子过滤器之后。此时,可以大大延长运行周期和使用寿命,滤速可适当提高(线速度 10~15m/h)。

3.1.6.3 通过多年来应用厂的实践证明,采用定期水气清洗的方法是一种简单而行之有效的办法。

清洗方式:放水、空气擦洗、最后水反洗。

清洗参数:

空气擦洗强度 20L/(m²·s)

空气擦洗时间 15~20min

水反洗强度 7~14L/(m²·s)

水反洗时间 20~30min

水正洗强度 1.5L/(m²·s)

水正洗时间 120min

为合理、有效地使用活性炭,活性炭失效后应进行再生处理。

活性炭的再生方法很多,有碱液清洗法,盐液清洗法,次氯酸钠再生法、加热法等,但效果均不理想。目前杨树浦发电厂采用强制放电再生技术。它是利用活性炭的导电性,将失效的活性炭经过干燥、焙烧、活化处理,使其吸附性能恢复 95%以上,而再生炭损仅小于 2%。再生时间约 5~12min,再生温度 850 。

能耗:0.18~0.2kW·h/kg 炭(干炭含水率为 10%的炭);

0.8~1.2kW·h/kg 炭(湿炭含水率为 70%的炭)。

生产厂家为江苏启东市活性炭再生设备厂。

3.1.7 将原条文 3.1.5、3.1.6、3.1.7 合并为一条,并加以补充修改。由于膜技术(包括反渗透和电渗析)发展更新很快,不同膜对的进水水质要求不同,具体工程中应根据生产厂商提供的设计导则来确定该膜的进水水质。

表 3.1.7 中的 SDI 值是 15min 的测定值。当水中污物较多时,SDI 可采用 5min 的测定值。根据国外公司提供的资料,频繁倒电极电渗析要求 5minSDI 值小于 15。

地下水含二价铁时,如能保证系统中完全隔绝空气,反渗透装置的进水二价铁含量允许小于 3mg/L。

3.1.8 目前我国部分地区的水资源短缺,工业和乡镇企业的发展造成水源污染,使电厂所用水源的水质日益恶化。为了改善水质,采用石灰凝聚澄清过滤配合其他药剂处理,可以去除

或减少水中有机物、非活性硅、碱度、硬度、重金属离子、磷酸盐、细菌、油等。

3.1.9 地下水中铁常以二价铁形式存在，通常采用接触氧化法和曝气氧化法除铁，工艺选择见表 3.1.9-1。

3.1.9.2 曝气装置一般可采用跌水、淋水、喷水、射流曝气、压缩空气、板条式曝气塔、接触式曝气塔或叶轮式表面曝气等装置，详见表 3.1.9-2。

当跌水、淋水、喷水、板条式曝气塔、接触式曝气塔或叶轮表面曝气装置设在室内时，应考虑通风设施。

表 3.1.9-1 地下水除铁、除锰工艺的选择

原始资料	处理方式	备注
原水含铁量 < 2mg/L, 含锰量 < 1.5mg/L	原水曝气 单级过滤除铁除锰	1.接触氧化法曝气后水的 pH 值 6.0
原水含铁量 > 2mg/L, 含锰量 > 1.5mg/L	应通过试验确定必要时采用： 原水曝气 氧化 一次过滤除铁 二次过滤除锰	2.曝气氧化法曝气后水的 pH 值 7.0 3.除锰滤池滤前水的 pH 值 7.5
当有硅酸盐影响时	应通过试验定，必要时可采用原水曝气 一 次过滤除铁(接触氧化) 曝气 二次过滤除锰	4.二次过滤除锰滤池滤前水含铁量宜控制在 0.5mg/L 以下 5.对单级过滤、除铁、除锰滤池滤速应选低值，滤层厚度宜选高值

表 3.1.9-2 曝气装置

名称	工艺特点	备注
跌水曝气装置	级数为 1~3 级，每级跌水高度 0.5~1.0m， 单宽流量为 20~50m ³ /(h·m)	室内布置应考虑通风
淋水曝气装置	孔眼直径 4~8mm 孔眼流速 1.5~2.5m/s 安装高度 1.5~2.5m，莲蓬头服务面积 1.0~1.5m ²	淋水密度 5~10m ³ /(h·m ²)，接触水池容积为 30~40min 处理水量
喷水曝气装置	每 10m ² 集水池面积上宜装 4~6 个向上喷嘴，此喷嘴处工作水头采用 7m	淋水密度 5~10m ³ /(h·m ²)
射流曝气装置	应根据工作水压力、需气量和出口压力通过计算确定，工作水可采用原水或其他压力水	淋水密度 5~10m ³ /(h·m ²)
压缩空气曝气装置	每立方米水的需气量(以升计)一般为原水中二价铁含量(mg/L)的 2~5 倍	淋水密度 5~10m ³ /(h·m ²)
板条式曝气塔	板条层数 4~6 层，层间净距为 400~600mm	集水池容积 15~20min 处理水量，淋水密度 5~10m ³ /(h·m ²)
接触式曝气塔	填料层 1~3 层，填料为塑料多面空心球或 30~50mm 粒径的焦炭块或矿渣，每层填料厚为 300~400mm，层间净距 600mm	集水池容积 15~20min 处理水量，淋水密度 5~10m ³ /(h·m ²)
叶轮表面曝气装置	曝气池容积 20~40min 处理水量 叶轮直径与池长边或直径之比为 1/6~1/8 叶轮外缘线速度 4~6m/s	集水池容积 15~20min 处理水量，淋水密度 5~10m ³ /(h·m ²)

注：表 3.1.9-3 中所列锰砂滤料冲洗强度系滤料相对密度为 3.4~3.6，且冲洗水温为 8

时的数据。除铁滤池滤层厚度为 800~1200mm；滤速为 6~10m/h 时，宜采用大阻力配水系统。其垫层宜按表 3.1.9-4，仅滤料不同。重力式和压力式除铁滤池的冲洗强度和时间见表 3.1.9-6 和 3.1.9-7。除锰滤池的滤速为 5~8m/h；对于其冲洗强度，锰砂滤料为 16~20L/(m²·s)，石英砂滤料为 12~14L/(m²·s)；冲洗时间 5~15min；对于膨胀率，锰砂滤料为 15%~25%，石英砂滤料为 27.5%~35%。滤料的粒径、厚度、滤速见表 3.1.9-4。滤池垫层的粒径、厚度见表 3.1.9-5。

表 3.1.9-3 除铁滤池

滤料种类	滤料粒径 (mm)	冲洗方式	冲洗强度 [L/(m ² ·s)]	冲洗时间 (min)	膨胀率(%)
石英砂 ¹⁾	0.5~1.2	无辅助冲洗	13~15	>7	30~40
锰砂	0.6~1.2	无辅助冲洗	18	10~15	30
锰砂	0.6~1.5	无辅助冲洗	20	10~15	25
锰砂	0.6~2.0	无辅助冲洗	22	10~15	22
锰砂	0.6~2.0	有辅助冲洗	19~20	10~15	15~20

注：当原水含铁量大于 15mg/L 时宜采用无烟煤-石英砂双层滤料；当原水含铁量小于 15mg/L 时，采用石英砂滤料。

1) 天然矿砂。

表 3.1.9-4 滤料的粒径、厚度及滤速

滤池型式	粒 径 (mm)	厚 度 (mm)	滤 速 (m/h)
重力式	0.5~1.2	800~1200	6~10
压力式	0.5~1.2	1000~1500	8~12

表 3.1.9-5 滤池垫层的粒径和厚度

层 次 (自上而下)	垫层材料 (m)	粒 径 (mm)	厚 度 (mm)
1	天然锰砂	2~4	100
2	天然锰砂	4~8	100
3	天然锰砂	8~16	100
4	卵 石	16~32	本层顶面高度至少应高出配水系统孔眼 100mm

表 3.1.9-6 重力式滤池的冲洗强度和冲洗时间

序 号	滤料种类	冲洗强度 [L/(m ² ·s)]	膨 胀 率 (%)	冲洗时间 (min)
1	锰砂	18	30	10~7
2	石英砂	13~15	30~40	>7

表 3.1.9-7 压力式滤池的冲洗强度和冲洗时间

冲 洗 方 式	冲 洗 强 度 [L/(m ² ·s)]	膨 胀 率 (%)	冲 洗 时 间 (min)
单用水冲洗	18~24	30	10~15
水和压缩空气同时冲洗	水：14~16 空气：16~20	30	总冲洗时间 15

3.2 设备选择

3.2.1.1 原条文，增加了澄清器(池)上升流速的确定原则，以防止设计者机械地选择澄清池

的出力，而不顾及使用条件。特别是低温低浊水，在附录 B 中列出了一般采用的上升流速。

根据电厂运行经验，附录 B 中所列清水区上升流速偏高，为保证澄清器(池)出水水质以满足后边工艺中过滤及除盐设备对进水质度的要求，澄清池常常降负荷运行，具体数值应通过试验或参考类似厂的运行经验确定。当无资料时，可参考表注释中所列数据，这是西安热工所在哈尔滨第三发电厂所做试验的结论。

通常在清水区加装斜管、斜板可改善澄清池出水品质，提高设备出力，正文中未列，目的在于留给运行工艺一定的裕度。

3.2.1.2 原 3.2.2 条，增加了应装设温差监测仪的内容，使澄清器(池)进口升温速度不宜超过 2 /h。装设温度自动调节装置，是使原水加热器出口的温度变化不宜超过 ± 1 。

3.2.1.3 提出了设置空气分离器的要求。一般认为悬浮澄清器(池)必须设置空气分离器，机械加速澄清器(池)和水力加速澄清器(池)可不设，但有些单位反应，原水经过加热会析出微小气泡，影响形成矾花的沉淀特性，因此，条文规定加热原水时应设置空气分离器。

3.2.1.4 原 3.2.3 条，稍做修改。澄清器(池)在用于短期和季节性处理时，可只设一台。正常情况下，水不通过澄清器(池)，在此期间，对澄清器(池)可以进行检修。

3.2.2.1, 3.2.2.2, 3.2.2.3 分别为原 3.2.4 条, 3.2.5 条和 3.2.6 条，仅对原 3.2.6 条的文字稍做修改。

3.2.2.4 在原条文中增加了高效纤维过滤器、变孔隙过滤器的滤速范围，近年来高效纤维过滤技术和变孔隙过滤技术在国内都取得了成功的应用经验。

反渗透技术近年来也取得不少应用经验，此技术对地表水的预处理要求较高，为此增加了细砂过滤的滤速范围。

强制滤速是指部分滤池因进行检修或翻砂而停运时，在总滤水量不变的情况下，其他滤池(格)的运行滤速。

3.2.2.5 同 3.2.2.4 条，表中增加了相应三种过滤器的数据。

表 3.2.2.5 列出 LLY 高效纤维过滤器的运行数据调查表，供设计参考。清洗用空气宜采用罗茨鼓风机供给，压力稳定效果较好。

表 3.2.2.5 LLY 高效过滤器运行数据调查表

项 目	电 厂 名 称						
	哈 尔 滨 第 三 发 电 厂	吉 林 西 关 热 电 厂	佳 木 斯 第 二 发 电 厂	辽 源 电 厂	田 家 庵 发 电 厂	华 能 德 州 发 电 厂	锦 西 炼 油 厂 电 站
设备直径及台数 (mm×台)	3000×8	3000×2	2000×2 2000×5	2000×2	2500×2	2500×9	
投运时间(年.月.日)	91.1.30	92.3.20	91.7 .20	87.11(1 台) 91.5(4 台)	93.6.10	94.6.16	93.12.1
运行流速(m/h)	15	30	30	30 ~ 40	30	30	30
工作压力(MPa)	-0.4	< 0.6	< 0.6	< 0.6	< 0.6	< 0.6	< 0.6
截污容量(kg/m ³)	4	5	5	8	7	9.0	9.5
运行周期(h)	24	48	24	168	168	24	24
出入口压力损失 (MPa)	0.2(最终)	0.02 ~ 0.1	0.2(最 终)	0.02 ~ 0.15	0.1(最 终)	0.1(最 终)	0.02 ~ 0.1
入口水质(mg/L)	Fe=8 ~ 10	SS=3 ~ 10	SS=5 ~ 12	SS 10	SS=2	SS=12.5	SS=15

出口水质(mg/L)		Fe=0.2~0.3	SS < 1	SS < 1	SS < 1	SS < 1	SS < 1	SS < 1
清洗方式 气水混洗	清洗来水压力(MPa)	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
	清洗操作压力(MPa)	0.1	0.05~0.1	0.05~0.1	0.1~0.4	0.05~0.1	0.05~0.1	0.05~0.1
	上向洗强度(顺洗) [L/(m ² ·s)]	—	3~5 相应上向洗流速为 10~15m/h	3~5 相应上向洗流速为 10~15m/h	3	3~5, 相应上向洗流速为 10~15m/h	3~5, 相应上向洗流速为 10~15m/h	3~5, 相应上向洗流速为 10~15m/h
	下向洗强度(正洗) [L/(m ² ·s)]	5.66	6~10, 相应下向洗流速 30m/h 左右	6~10, 相应下向洗流速 30m/h 左右	6	6~10, 相应下向洗流速 30m/h 左右	6~10, 相应下向洗流速 30m/h 左右	6~10, 相应下向洗流速 30m/h 左右
	清洗空气压力(MPa)	0.04	0.05	0.05	0.1~0.2	0.05	0.05	0.05
	清洗空气强度 [L/(m ² ·s)]	40~60	60	60	50	60	60	60
	清洗时间(min)	上向洗	30	30	30	30~45	30	30
下向洗		10	10	10	15	10	10	10
操作方式		手动	手动	手动	手动	手动	手动	手动
用途		用于生活饮用水(去除水中 Fe ²⁺ 、Mn ²⁺)	用于锅炉补给水系统	用于锅炉补给水系统	用于除盐预处理及循环水处理系统	用于锅炉补给水系统水处理系统	用于锅炉补给水系统	用于锅炉补给水系统

3.2.3 新增条文,为保证澄清过滤系统的良好运行,根据西安热工所的试验,应增设必要的监测仪表,如温差监测仪等。

3.2.4.1 原 3.2.9 条,稍做修改。

3.2.4.2 原 3.2.10 条,稍做修改。

3.3 布置要求

3.3.1 原条文,稍做修改。

3.3.2 原 3.3.2 条,做适当地修改。

3.3.3 新增条文,对预处理加药装置的布置提出要求。

4 锅炉补给水处理

4.1 系统设计

4.1.1 强调选择锅炉补给水处理系统时,应注意环境保护。

4.1.6 本条文强调在含盐量较高时选择水处理系统,应进行技术经济比较,对于单纯的离子交换除盐系统,由于离子交换树脂品种的增加及质量的提高,已有较多的方案可供选用。但

在实际工程中,因为其他各种原因,如酸碱供应、环境要求等,选用单一的离子交换除盐系统已不能满足需要,这就要求选用反渗透等前期除盐方式与离子交换联合的除盐系统。

在选择组成方式时,应通过详细的技术经济比较,并根据进出水水质进行计算。

对于反渗透装置(RO)的选用,由于 SUBW30-330、345、400, 8822HR, SU-720、8822 × R 以及 SU-720R 等超高脱盐率新型膜元件的出现,在美国的价格条件下,原水总溶解固形物大于 75mg/L 时,采用 RO 是经济的。而按照国内价格,分界点要高很多,可根据工程具体情况进行比较,考虑到 RO 系统可减少酸碱用量,排水对环境污染小,操作容易,对原水水质变化适应性强,产品水有机物含量低,在有效地去除胶体硅等技术上有优越性,因此,在有条件时,反渗透装置的使用可适当放宽,如供水量比较稳定的热电厂等。反渗透与除盐设备的组成也可根据所选用的膜元件型式及工程情况,选择 RO-MB 或其他组合。

4.1.7 新增条文,要求 COD 值高时宜选用能抗有机物污染的树脂,以延长树脂的使用寿命和保证汽水品质。

4.1.9 原 4.1.16 条,做适当修改,统一名词,将并联系统改为母管制。系统分段除设备分组外,或增设手动隔离阀为检修提供方便。

4.1.10 当有全厂集中废水处理系统时,水处理室可只设酸碱废水贮存池,不设中和设施。

4.1.15 原 4.1.15 条,改选用《规程》条文,并做适当修改,增设选用不锈钢管材的规定,这样既提高了管材选用标准,又尽量减少投资。不锈钢管材价格高,但检修工作量很少。不锈钢管应采用亚弧焊管道直埋或架空。

除盐水箱布置在主厂房外时,水处理室至主厂房的补给水管道,可按水处理设备全部出力选择。

4.2 设备选择

4.2.5 对原条文做适当修改,增加选用真空除气器的内容。

4.2.6 增加选用除盐(中间)水泵容量和台数的规定,要求选择除盐(中间)水泵时,应注意机组在不同运行工况(正常、启动等)下,在不同补水量的条件下,水泵能经济合理地运行,并能满足最大供水要求。

4.2.8 原条文删去,选用《规程》第 9.2.5.3 条,但当采用间接空冷系统时,除盐水箱容积可适当扩大。因启动补水量较大,而且时间不能过长,200MW 机组空冷系统水容积约为 2000 ~ 3000m³。

4.2.12 新增条文。要求当选用无清洗空间的离子交换器时,应配有体外树脂清洗罐。此罐在设计上还应满足一台运行设备检修时,能存放其中树脂的要求。阳(阴)的强、弱树脂可共用一个清洗罐。

4.2.13 新增条文,根据国内外运行经验拟定本条文。

对电渗析器出力的选择,应考虑当一台清洗或检修时其余设备可满足正常补水量的要求,以保证安全运行。

电渗析系统的设计应符合下列要求:

- (1)电渗析器系统中的保安过滤器孔径为 5 ~ 10 μ m,滤速为 5 ~ 10m³/(m² · h)。
- (2)电渗析装置应有流量、压力、温度等的控制措施。当几台并联使用时,应保证各电渗析器进水端配水均匀。
- (3)对电渗析器进水、淡水及浓水出水,应装设流量计(转子流量计)。

4.2.14 新增条文,根据国内外运行经验拟定本条文。

反渗透系统的设计应符合下列要求:

- (1)反渗透除盐系统中的保安过滤器孔径为 5 μ m,精密(保安)过滤器的滤速为 10m³/(m² · h) (以滤芯表面积计)。
- (2)高压泵进口应装设压力开关、压力低报警及停泵开关、出口应装设慢开门及压力开

关、延时压力高报警并停泵装置。

(3)在浓水排放管上装设手动阀，控制回收水率(阀门压力等级与进水相同)。

(4)反渗透装置产品水静背压不得超过膜元件厂家的规定。

(5)反渗透器加药种类及加药点，化学清洗装置的选择，应根据所选用的反渗透膜组件特性确定。

(6)反渗透装置应装设以下仪表：

a)反渗透给水设流量表，根据流量按比例进行加药。

b)反渗透各段产品水、总产品水及浓水出口设流量表，并记录。

c)保安过滤器进出口、高压泵进出口、反渗透器每段进口及浓水出口设压力表，反渗透器每段出口设差压表。

d)对反渗透产品水装设电导率表，并记录及超限报警。

e)反渗透给水设温度表、电导率仪，pH表。氧化还原电位(ORP)表或游离余氯表并记录及超限报警。

f)清洗装置设温度计，清洗水进出口装压力表，清洗水装流量表。

4.3 布置要求

4.3.1 增加“防晒”内容。

4.3.2 将目前各工程比较通用的检修设施列入条文。

4.3.3 增加了有关人行通道净距离的内容。

4.3.5, 4.3.6 新增条文，根据有关规范及实践经验提出。

4.3.7 对原条文做适当修改。增加了“……系统运行，控制方式及表盘……”。

4.3.8 原条文，对文字进行了修改。

5 汽轮机组的凝结水精处理

5.0.1 选用《规程》条文。带混合式凝汽器的间接空冷系统(海勒式)汽轮机排汽与循环冷却水在凝汽器内混合冷凝后，约占总水量的2%作为凝结水进入热力系统，不可避免地带入杂质，因此应对全量凝结水进行精处理。正常运行后，杂质含量很少。根据国外经验，当给水采用碱性工况运行时，除铁装置及离子交换器均可不设备用。但当采用有氧工况运行时，因水质要求高，离子交换器宜设备用。

对直接空冷机组的凝结水的处理，国外有采用除铁过滤器及精处理混床或阳、阴离子交换器分级处理的实例(阴离子交换器可不参与运行)，国内因无经验，暂不列入规定。

高压、超高压机组给水采用有氧工况运行时，因对水质要求很高，是否需要设凝结水精处理装置尚待研究，由于国内无实际经验，规定中亦不列入。

5.0.2 选用《规程》条文。

5.0.3 参照“规程”条文及空冷机组运行经验，并补充可以选用的除铁过滤器型式及凝结水精处理系统的有关计算数据和离子交换树脂选用标准。

其中5.0.3.2款为电建(1995)420号文要求。300MW亚临界汽包炉机组的凝结水含氨量小于1mg/L，混床以H/OH方式运行的周期可达5~7d，能够满足运行要求。

对于凝结水精处理用树脂，西安电力树脂厂及浙江余杭争光化工厂均有产品，目前正在工业试用之中。用于空冷机组的凝结水精处理用树脂，应注意其耐热性。

5.0.4 选用《规程》条文，补充体外再生装置的选型要求。

5.0.5 对原5.0.3条进行补充，增加了一些运行和安全必需的设备或附件。

5.0.5.2 旁路阀的开启可按下列原则考虑：

a)当离子交换器进出水母管压差大于0.35MPa时，旁路阀开启50%~100%。

b)进水母管水温超过55℃时，旁路阀100%开启。

c)离子交换器出水水质超标时，旁路阀开启，直至备用交换器再循环结束投入运行后关

闭。

5.0.6 新增条文。

强调凝结水精处理设备布置在汽机房内，再生及附属设备布置在单独的厂房内(指两炉间的控制室底层或邻近的水处理室)，以保证运行方便和安全。

对树脂输送管道的设计做了补充规定。

6 冷却水处理

6.0.1~6.0.3 原文 6.0.1~6.0.3 条，未修改。

6.0.4 原 6.0.4 条。

(1)将原文“排污法不能满足防垢……”删去。强调要根据水平衡确定排污量和浓缩倍率，以节约用水。

(2)炉烟处理法取消。改为补充水石灰软化法和弱酸氢离子交换法(也可采用强酸氢离子交换或钠离子软化)。

对各种处理方案的选择均应通过技术经济比较及模拟试验确定，并应校核经浓缩后的循环水排水水质对环境的影响。

(3)增加处理系统。

6.0.5 原 6.0.5 条。

(1)原条文合并于 6.0.4 条。

(2)增加强调用高纯度石灰或消石灰的条文。采用高纯度石灰可以减少排渣量，并保证处理系统安全、经济运行。

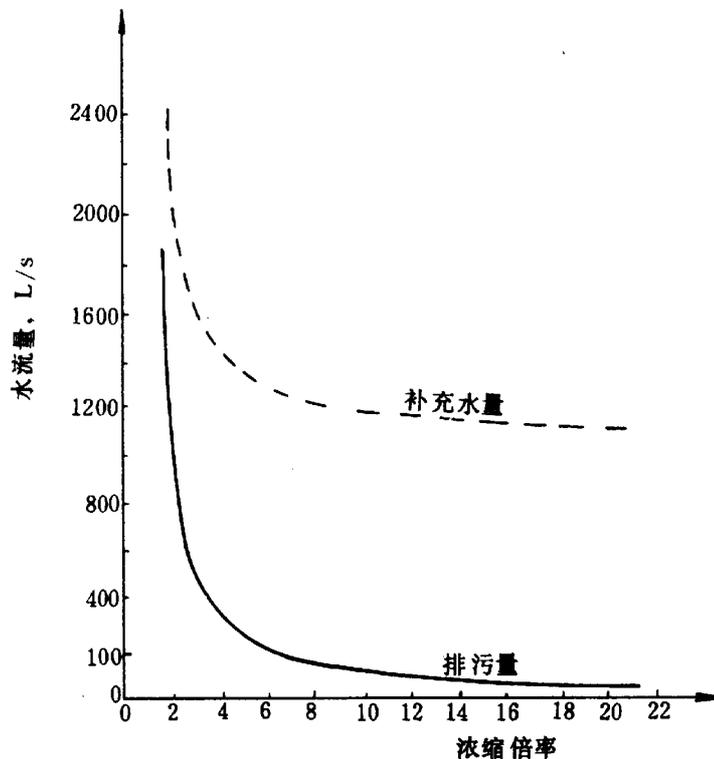


图 6.0.6 蒸发量为 1098L/s 时的补充水量及排污量

6.0.6 新增条文，明确以下几点：

a)增加浓缩倍率的限制条文。一般不推荐用过低的或太高的浓缩倍率(当生水水质好以及有特殊情况的例外)，并强调要有水务管理和全厂节水方案及处理系统，落实处理设备。

b)浓缩倍率一般不超过 5，因大于 5 时，节水不多且要设置旁流处理设备，参见图 6.0.6。

6.0.7 对原 6.0.6 条进行补充，旁流处理有旁流软化及旁流过滤等。

6.0.8 新增条文。

旁流过滤水量可根据附录 K 推荐的公式估算，当原始资料不齐全时，也可以循环流量的 1%~5% (或 3%~5%) 来估计。旁流过滤水量过大、费用高。当超过此限时，应考虑补充水处理或补充水、旁流联合处理或采用更有效的处理方案，以降低旁流处理量。

6.0.9 新增条文。

根据 Infilco Degremont 公司“Reducing blowdown from cooling towers by side stream treatment”资料，推荐用浓稠沉渣型澄清器，它能抵抗这种干扰，它的沉渣密度比快速澄清器的大 10 倍以上，达到 200g(干固形物)/L(水)。

6.0.10 对原 6.0.12 条文进行修改，并增加对成膜系统的要求。

硫酸亚铁包装中有不少杂物，在配制溶液时要经粗滤。成膜装置可以为固定式或移动式，溶液箱容积应考虑配药、操作方便。

6.0.11 原 6.0.7 条，未修改。

6.0.12 新增条文。对加氯方式提出了要求，加氯效果与循环水质(pH 值)及水温有关，因此，设计的加氯条件和方法应考虑在氯消耗量最小的情况下获得最好的氯化效果，加氯装置有真空加氯机及电解(海水或食盐)制氯两种。

加氯方式可以是间断的或连续的，对用海水直流冷却的系统应选用后者。

当补充水微生物较多且循环冷却水采用磷化处理时，还可在冷却塔进水管上设加氯点(加氯量为总量的 10%)。

6.0.13 原 6.0.9 条，该导则(SD116—84)若修改，则另行补充，目前已有一些新型号管材(如 70-1B)可用于溶解固形物为 1000~1500mg/L(Cl-240~790mg/L)的冷却水，在辅以 FeSO₄ 处理后，可用于溶解固形物 4000mg/L 以下的冷却水(参考东北电业管理局研究报告“Hsn70-1B 新型冷凝管的试验应用”)。

6.0.14 原 6.0.10 条，原规范(TJ 21—77)修改为新规范(GB 50021—94)。

(1)通过冲灰水模拟试验，证明灰中活性氧化钙含量较高时，可以考虑回收冲灰水(漂清灰水)用于处理循环补充水，以节约石灰用量及生水量。

利用灰水处理循环水补充水的可能性，从理论上讲，即利用灰水中 Ca(OH)₂ 进行软化是可以的，国外有这方面的报导，即灰水因 pH 值高不能排入水体，而用循环水来中和(直流冷却系统)后排至厂外。灰水从 pH 值为 11 降至 9，冷却水与灰水的比率为 10:1。

利用灰水处理循环水补充水应考虑以下几点：

- a)灰中活性 CaO 含量足够制成过饱和 Ca(OH)₂ 溶液；
- b)降低浊度的灰水澄清处理的方法和设备；
- c)灰水与补充水的量与质的平衡问题；
- d)灰水回收系统的防垢措施。既保证灰水中 Ca(OH)₂ 的饱和度，又不使回水管路设备结垢；

e)对处理后的补充水进行 pH 值调整，防止铜管腐蚀。

以上几点如能解决，用灰水处理循环水补充水是不可能的。

(2)在缺水地区，经技术经济比较后，利用城市污水处理厂处理过的生活废水作为循环水的补充水时，其处理流程和控制指标宜通过模拟试验确定。

采用生活污水做补充水时必须做到以下几点：

- a)掌握污水水质的全分析资料；
- b)根据废水水质情况，选择有效的消泡沫、除氨、除悬、浮物、除油，防 Ca₃(PO₄)₂ 垢及加氯等措施；
- c)需设置机械清洗凝汽器的设施。

在美国和英国、非洲等缺水地区，采用城市污水作补充水已有多年的历史。

污水含有大量有机物、无机物、 NH_3 和 PO_4^{3-} ，它可引起以下问题：

a)起泡沫。由于现在采用了生物降解洗涤剂，起泡沫问题比以前少多了。另外，必要时，可用消泡剂来处理。

b)氨。不是大问题，但须考虑必要时的除氨方法(硝化法)。

c)加氯解决细菌粘泥的问题。

d) $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ 垢。可用石灰法或调整 pH 法消除，石灰处理可解决其他结垢问题。

根据国外经验得出以下结论：

a)生活污水经适当处理后，可以作为电厂冷却水的补充水，浓缩倍率可达 4 倍；

b)附设机械清洗凝汽器设施；

c)在高浓缩倍率下运行时，须考虑从废水中除 PO_4^{3-} 和 Ca^{2+} ，甚至 Mg^{2+} 和 Si^{4+} 。

国内淮北、永济、焦作等电厂的厂区排水作为循环水补充水已有数年运行经验。

(3)空冷机组由于运行经验不多，对其循环冷却水的处理方式，在本规程中没有具体规定条文，根据山西地区使用的情况，当采用带混合式凝汽器的间接空冷系统(海勒式)时，其循环冷却水应为除盐水；当采用表面式凝汽器的间接空冷系统(哈蒙式)时，其循环冷却水宜采用除盐水。冷却水处理方式应根据凝汽器管材和空冷散热器的材质，设置相应的处理设施(如采用钢质材料时，循环水为碱性水质，可进行加氨-联氨处理等；采用铝材质时，按中性水工况运行)。

哈蒙式空冷机组循环冷却水按碱性工况运行时，宜装设 pH 表及联氨表。

7 给水处理

7.1 一般规定

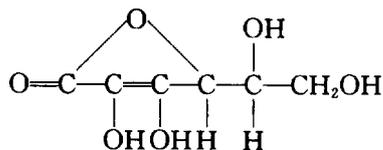
本节内容系根据国内电厂运行实践，对原 7.0.1 条做了部分修改和补充，并对给水处理系统选择和加药点位置做了原则性规定。

近年来，作为锅炉给水用除氧剂新品种的研制，在国内取得了较大的进展，其结果有待于较长时间的运行考核。为此，本规定仍将联氨作为主要除氧药剂予以推荐。为使设计人员对近年来所研制的一些新型除氧剂有所了解，现将二甲基酮肟、乙醛肟、异抗坏血酸(钠)等的有关数据列后，供参考。

(1)二甲基酮肟。结构式 $\begin{array}{c} \text{CH}_3 \\ \diagdown \\ \text{C}=\text{N}-\text{OH} \\ \diagup \\ \text{CH}_3 \end{array}$ ，分子量 73.09，白色晶状或粉末状，产品质量

量指标：含量(以 N 含量计)大于 95%，氯化物(以 Cl 计)小于等于 0.002%，硫酸盐(以 SO_4^{2-} 计)小于等于 0.020%。

(2)乙醛肟。结构式 $\begin{array}{c} \text{H}_3\text{C} \\ \diagdown \\ \text{C}=\text{N}-\text{OH} \\ \diagup \\ \text{H} \end{array}$ ，米黄色液体，产品质量指标：乙醛肟含量不小于 32%，杂质含量小于等于 0.05%。



(3)异抗坏血酸。结构式 H_2OH ,其钠盐即药用维生素 C ,

异抗坏血酸的分子量 176.12 ,异抗坏血酸钠分子量 216.12 ,两者均为白色或略带黄色的结晶颗粒或粉末。

(4)当采用带混合式凝汽器的间接空冷机组时 ,其给水处理方式应根据不同空冷散热器的材质相应设置(如碱性或中性工况运行)。

7.2 系统设计

本节内容系原 7.0.2 条的修改和补充。

(1)鉴于给水系统的连接方式及自动加氨装置对采样点和仪表分析装置间的距离有一定的要求 ,故修改本条文时对超高压及以上机组的给水采用自动加氨装置做了原则性规定。

(2)考虑到亚临界参数及以上机组对给水品质要求较高 ,故 7.2.7 条文对所选用的药液管材质标准做了相应提高。

按有关规定 ,机、炉保养时应维持一定的药液浓度。此时 ,可在药液箱中配制较高浓度的药液以满足之需要。

7.3 布置要求

本节内容系原 7.0.3 条。

8 锅内处理

8.1 一般规定

本节内容按水电部(88)电生 81 号、基火 75 号文的附件《关于防止火电厂锅炉腐蚀结垢的改进措施和要求》精神要求 ,对原 8.0.1 条做了修改。

8.2 系统设计

本节内容系原 8.0.2 ~ 8.0.5 条的修改。

(1)按修改后的 8.1 节条文内容 ,本节做了相应的调整 ,并推荐了加药设备宜两台炉集中设置的意见。

(2)由于今后所建设的大多为大容量、高参数的火电机组 ,锅炉水磷酸根含量控制得较低 ,即炉内加入的磷酸盐量较少 ,故一般采用就地配置方式且浓度约为 1%。为此 ,这次修订取消了原条文中所规定“应考虑防止低温过饱和和结晶的措施”的有关内容。

8.3 布置要求

本节内容系原 8.0.6 条的补充。

考虑到磷酸盐配药宜在主厂房内就地进行 ,故本条文对“药品贮存场地”做了规定。

9 热网补给水及生产回水处理

9.0.1 ~ 9.0.4 为原条文未做修改

9.0.5 为增加条文 ,对 200MW 及以上机组为降低疏水中铜、铁含量及节能、节水 ,可考虑增加疏水除铁过滤器(精密过滤器或电磁过滤器等)。

10 药品贮存和加药设备

10.1 一般规定

10.1.1 原条文 ,仅作个别词的调整。

10.1.2 对原条文进行了修改。

鉴于将不再生产国产 300MW 改进型直流炉 ,因而以纸粉为铺膜基料的覆盖过滤器在电厂中将很少被采用。故本条文对原规定中有关“纸粉贮存”等条文予以删改。

10.1.3 原条文 ,未修改。

10.2 石灰系统

10.2.1 按国内实际使用情况，本条文中增加了“高纯度粉状消石灰”一项。

10.2.2 根据高纯度粉状消石灰及氧化镁粉、高纯度粉状石灰的物理化学性质不同，条文中提出了应分别采用气力及机械的不同输送方式。

10.2.3~10.2.5 原 10.2.3 条，做适当修改。

针对近年来起重机械超载、保护装置不齐全所引起的起重伤害事故屡有发生，特别是小吨位无超载或力矩限位器的起重机械事故尤为突出的情况。按有关文件的规定，条文中增设了应设有“超载保护装置和限位止动装置”的内容。

10.3 混凝剂及助凝剂系统

10.3.1 根据国内聚合铁的使用已渐增多的情况，本条文在原有的混凝剂品种中增加了“聚合铁”一项，凝聚剂均统一改为混凝剂。

10.3.2 原条文，未修改。

10.3.3 本条文按工程使用实践，对所采用的混凝剂及助凝剂计量泵出口药液管的材质做了原则性规定。

10.4 酸、碱系统

10.4.1 本条文对酸、碱贮存设备的布置提出了要求，并规定当采用铁路运输时，宜在铁路线附近设置“输送(包括对管道吹净)”的设施。

对于贮存槽地面布置时防护堰容积的选择，本条文根据 DL5053—1996《火电厂劳动安全和工业卫生设计规程》有关条文，并参考工程中所采用的数据，做了“能容纳最大一台贮存设备 110% 容积”的规定。

10.4.2 根据国外水处理公司设计经验，本条文中补充了计量泵出口管道的设计要点。

10.4.3 原条文，未修改。

10.4.4 液面覆盖材料(如液体石蜡、液面覆盖塑料球等)经使用后证明对酸雾的挥发有较好的密封作用。从改善环境考虑，本条对此做了补充。

如何防止液面覆盖材料(液体石蜡、液面覆盖塑料球)携带出箱外，设计中应采取相应的措施。对此，条文中予以强调。

10.4.5 目前，采用经减压及一定安全措施后的压缩空气作为挤压酸(碱)的动力，仍为一种被采用的输送方式(如气卸式酸碱槽车等)，故本条文对原有的“不应用压缩空气直接挤压槽车”的内容予以删除。

10.5 盐系统

原条文，未修改。

10.6 氯系统

10.6.1 针对国内实际使用情况，本条文对加氯药剂作了补充，增加了次氯酸钠、氯锭等品种，并对不同冷却方式的供水系统所采用加药方式的相应加药量做了规定。

10.6.2 对原条文进行了补充修改。

10.6.2.1 本条文系原规定第 10.6.2 条、10.6.4 条、10.6.7 条和 10.6.8 条综合后的修改条文。

由于氯气在潮湿环境下易形成 HOCl ，易造成对钢铁材料的腐蚀，故取消了原条文中采用“淋水加热”液氯钢瓶的内容。

10.6.2.2 系新增条文。

本条文除对采用电解食盐(海水)制取 NaOCl 的设计注意事项作了原则规定外，还提出应注意防止氢气在厂房内的积聚。

10.6.2.3 系新增条文。

鉴于氯锭及其他杀菌剂价格高等原因，本条文对氯锭及其他杀菌剂、灭藻剂的使用范围做了相应的规定。

10.6.3 本条文系原规定有关条文综合后的新条文。

10.6.4 对原 10.6.6 条文做适当修改。

10.7 水质稳定剂系统

本节均系新增条文。

10.7.1 本条文强调了水质稳定剂的品种选择及剂量的确定应根据多种因素综合考虑并经试验后确定。

10.7.2 本条文确定了药液的配制方式。

10.7.3 本条根据国内运行实践，提出了几种有效的加药方式，以供工程设计选择。

10.7.4 由于药液品种的不同，其化学性质亦有差异，故在工程设计中应选择相应的防腐蚀材料。

10.8 凝汽器铜管成膜系统

本节均系新增条文。

10.8.1 本条中对硫酸亚铁的设计用量做了原则性规定。

10.8.2 由于硫酸亚铁溶液具有较强的腐蚀性，故对与之相接触的设备（施）和管件应采取相应的防腐措施。

11 箱、槽、管道、阀门设计及防腐

11.0.1 原条文，未修改。

11.0.2 修改条文。

考虑到大容量、高参数机组对锅炉的给水品质有严格的要求，为此，在原条文的基础上增加了对除盐水箱“宜采取减少水质被空气污染的措施”的要求。

11.0.3 原条文，未修改。

11.0.4 修改条文。

根据国内钢衬塑管及 PVC/FRP 复合玻璃钢管使用得较普遍的情况，本条文在原有的基础上增补了在采用这两种管材时对其支吊架设置的要求。

11.0.5 ~ 11.0.12 原条文，未修改。

11.0.13 系原规定第 11.0.13 条。

在本次修订中，结合目前国内常用的且较为成功的防腐方法，对原规定附录三(十一)“各种设备管道的防腐方法和技术要求”予以补充并做了相应地修改。

11.0.14 系原规定第 11.0.14 条的修改条文。

由于近年来个别工程选用整体缠绕玻璃钢的浓酸(碱)贮存槽，在使用过程中曾发生纵向大面积长条裂纹，封头和筒体脱开等事故，故本条提出对耐蚀玻璃钢制的浓酸(碱)贮槽的选用应慎重。

11.0.15 原条文，未修改。

11.0.16 本条文在原有基础上，考虑到在酸碱计量间内，如酸雾逸出，会腐蚀室内就地安装的电气操作箱和化学仪表，改为在其内不宜装设电气操作箱和化学仪表。

12 水处理系统仪表和控制

12.0.2 对有关内容做了删节，取消了一些不常用的术语。

12.0.3 条文强调了程控装置的实用性和可靠性，为使控制系统能可靠地投入使用，减少因盲目上程控而造成的浪费，从工艺系统设计角度上，应考虑系统连接方式和各环节的条件要适合，因此在条文中又强调了“当系统连接方式合适时”的字样。另外工艺和控制两专业在设计过程中密切配合，对搞好控制系统也很重要。根据近年来的情况，由于工艺与控制两专业在设计时相互协调不够，导致化学水处理程控投运率很低。

循环冷却水补充水处理若搞程序再生时，每台设备昼夜再生次数不少于 2 次。

12.0.4 对原条文进行修改，要求化学水处理车间单独设置空压机，因为目前的电厂使用

主厂房的公用无油空压机系统,由于化学车间要提前投产,此时主厂房的压缩空气送不过来,造成被动,因而在化学车间单独设置为好。

12.0.5 对原条文做适当地修改。

(1)补充钠度计、硅表装设的条件和机组等级要求。

(2)对母管制及单元制除盐系统应装设的表计,提出了明确的要求,不推荐使用阴离子交换器失效监督仪。

(3)对于浊度计,国内已有产品(上海第三光学仪器厂及雷磁仪表厂生产),有一次指示仪表,也可引入盘上,装设记录仪表。

(4)对于余氯仪,国内产品尚不过关,选择时应注意型号及测量范围的匹配。

13 水汽取样

13.0.1 对原条文进行了补充和修改。

对原规定的附录(十三)进行了修改,并增加了在线仪表的配置。目前对 300MW 及以下参数的直流炉,国内制造厂拟不生产。300MW 以上的均为进口机组,所以取消原附录(十四)。

13.0.2 新增条文。

对水汽集中取样分析系统装置的组成给以明确。

13.0.2.1 新增条文。由于工程建设中发生过锅炉制造厂未设置水汽取样头,因此在附录 M 中强调应由厂家配置。本条文强调现场安装的取样头应注意所取样品的代表性。

13.0.2.2 对原 13.0.3 条进行修改、补充。为保证水汽取样系统可靠、安全地运行,对冷却水源提出具体要求。为保证系统不结垢,不腐蚀,不污堵,对于直流系统,冷却水源为地面水时,视水质情况考虑杀菌、过滤和防腐措施;对闭式或敞开式循环冷却系统,为防止结垢,一般采用除盐水或软化水,并有加阻垢缓蚀剂和必要时进行旁流过滤的措施。

13.0.2.3 对原 13.0.3 条进行修改。为保证足够的冷却水量和冷却面积,便于工程中核对或计算,提供附录 N。

13.0.2.4 新增条文,为了正确掌握、分析和处理运行中的问题,强调对热力系统的主要监控项目设置连续监测(在线)仪表。为配合仪表的校验,需设手动操作取样。

a)为保证仪表的投运率、可靠性、准确性,强调要选用经实践检验的优质在线仪表。

根据“水汽取样典型设计审查会”会议精神,并与 DL/T 561—95《火力发电厂水汽化学监督导则》相协调,增加了 13.0.2.4 ~ 13.0.2.6 款。

b)为及时、准确地监控和处理运行中问题,强调将与机组安全运行直接相关的重要水汽监测项目以电信号接至主控室。

13.0.2.5 微型计算机可以是单独设置的,也可利用机组监控计算机监督管理。微型计算机能及时、正确地帮助运行人员判断、分析和处理运行中问题,它还具有贮存记忆功能,能更好地满足电厂安全生产要求,深受电厂欢迎,目前在某些电厂已有应用,所以增加此内容。

13.0.2.6 凝汽器检漏装置能及时正确地帮助运行人员判断凝汽器漏泄的部位,因此增加此条。

13.0.2.7 为改善目前水汽取样装置的环境,保证仪表的正常工作,增设此条。

集中式水汽取样装置要求的环境条件如下:

海拔高度不大于 2000m;

环境温度 5 ~ 40 ,对微型计算机系统为 25 ± 5 ;

在 20 ± 5 时,相对湿度不大于 85% ;

动力电源 220/380V, 50Hz ;

仪表电源 $220V \pm 10%$, $50Hz \pm 5%$ 。

13.0.2.8 新增条文。为了改善水汽集中取样装置的工作环境和操作人员的工作条件以及保证安全而制订。

13.0.3 对原 13.0.4 条进行修改、补充。针对目前电厂存在的问题，引起设计者注意。

13.0.4 对原 13.0.2 条进行修改。高参数、大容量机组的出现，强调选择水汽取样系统管材时，必须注意其使用时的温度和压力应与水汽样品的参数相适应。

14 化 验 室 及 仪 器

把第十四章的标题“化 验 室 ”改为“化 验 室 及 仪 器 ”，并将电规技(1991)15 号文：关于颁发 DLGJ 101—91《火力发电厂化学试验室面积及仪器设备定额》的通知内容并入本章。

14.0.1 对原条文在文字内容上进行修改，所列仪器清单只开列项目及数量，具体型号及规格可根据实际条件开列。

14.0.2 本条文将装设空调的试验室给予明确，并对室内墙和地面要求提出了具体建议。

新修订的规定还对抗燃油的仪器配备，六氟化硫、天然气化验用仪器的配置标准，向有关单位进行调查和了解。

(1)对于抗燃油化验仪器，按照电厂配置标准，初步开列 11 种。对于颗粒度分析仪和含氧量测定仪，电厂不设，由地区试验所配置。

(2)进厂煤的化验问题，属于量的测量应归输煤专业负责，属于质的化验应由化学专业负责。

(3)六氟化硫化验用仪器由电气专业开列。

(4)对于天然气的化验仪器，由于使用得不多，不太熟悉。电厂天然气参考用化验仪器有：比重计、电热板、箱式电阻炉、电热鼓风干燥箱、电脑热量计、一级精密分析天平、分析天平、工业天平、碳氢元素分析炉和气相色谱仪。

15 制 氢 站

15.1.1 装有氢冷发电机的电厂，一般设有制氢站。电厂周围有氢气来源时，其氢气压力、纯度、湿度能满足发电机要求时，可采用管道向电厂供氢；变电站、漏氢量较低的电厂购换氢瓶较方便时，可采用氢瓶购氢方式。

氢冷发电机氢冷系统的容积及运行氢压的数据，应由电机制造厂提供，国产氢冷发电机参数参考值见表 15.1.1-1。

发电机运行漏氢量参见表 15.1.1-2，实际值较此值为大，一般为 20~30m³/d。

发电机启动充氢量为发电机氢冷系统容积的 2.5~3 倍以及充至发电机运行氢压所需之和。

表 15.1.1-1 国产氢冷发电机参数参考值

项 目	机组容量(MW)					
	600	300	200	100	75	50
冷却方式	水-氢-氢	水-氢-氢	水-氢-氢	定子氢外冷 转子氢内冷	氢外冷	氢外冷
工作氢压(MPa)	0.4~0.53	0.3~0.5	0.3	0.2	0.2	0.1
发电机充氢容积(m ³)	85~120	70~85	83	50~60	43	40
发电机内氢气纯度 (容积比%)	98	98	98	96	96	96
发电机内氢气湿度 (g/m ³)	4	4	4	10	10	10
氢气温度()	46	40	40	40	40	40
每日耗氢量(Nm ³ /d)	12~19	10~12	12		10	6
置 换 投 氢	排出机壳内空 气所需的 CO ₂ 量(m ³)	充氢容积 的 2~2.5 倍	200	充氢容积 的 2~2.5 倍	充氢容积 的 2~2.5 倍	充氢容积 的 2~2.5 倍

置换所需氢气体量(Nm ³ /次)		充氢容积的 2.5 ~ 3 倍	240	充氢容积的 2.5 ~ 3 倍	充氢容积的 2.5 ~ 3 倍	充氢容积的 2.5 ~ 3 倍
充氢至额定压力氢气体量(Nm ³ /次)			260			

表 15.1.1-2 氢冷发电机寻找漏气点和测量漏气量时建议使用的压力和允许漏气量的参考值

项 目		额定运行氢压为 0.03 ~ 0.05(表压力, MPa)	额定运行氢压为 1 ~ 2.5(表压力, MPa)	额定运行氢压为 3 ~ 4(表压力, MPa)		
寻找漏气时建议使用的压力(表压力, MPa)	定子	0.1 ~ 0.15	0.2 ~ 0.35	0.4 ~ 0.5		
	转子	0.1 ~ 0.2	0.3 ~ 0.4	0.5 ~ 0.6		
	管道	0.2	0.35 ~ 0.4	0.6		
	阀门	0.2	0.35 ~ 0.4	0.6		
转子不动时测量漏气量时所用的压力和允许漏气量的标准	定子	试验压力(表压力, MPa)	0.1	0.15 ~ 0.3	0.35 ~ 0.45	
		实测每昼夜漏气量 ¹⁾	未装转子前 1%, 装转子后 3%			
	转子	试验压力(表压力, MPa)	0.1 ~ 0.2	0.3 ~ 0.4	0.5 ~ 0.6	
		6h 允许压降	试验初压的 20%			
	管道	试验压力(表压力, MPa)	0.2	0.35 ~ 0.4	0.6	
		每小时允许压降(Pa)	49			
	装好全部系统	试验压力(表压力, MPa)	0.05 ~ 0.1	0.15 ~ 0.25	0.3 ~ 0.5	
		实测每昼夜漏气量 ¹⁾	3%			
转子转动时	全部系统	额定运行氢压(满负荷运行 24h, MPa)	0.03 ~ 0.05	0.1 ~ 0.25	0.3 ~ 0.4	
		实测每昼夜漏气量 ¹⁾	优良合格	4%	5.0%	6%
				6%	7.5%	9%
		10%	12%	15%		

注：1) 换算到运行压力时一昼夜应允许的漏气量与气体系统容积之比。

氢气纯度：根据 [82] 水电电生字第 24 号《发电机运行规程》要求，补至发电机的氢气纯度应大于等于 99.5%(体积比)。

氢气湿度：按部发《关于发电机制氢站氢气湿度标准的函》，氢气露点温度 -40 。

目前国产电解槽检修周期为 5 ~ 10 年。

氢气系统设计应根据工程特点、条件，经技术经济比较确定。

15.1.1.2 本条为《规程》有关条文。

当采用氢瓶购氢时，也可参照此条文。

15.1.3 由于氢气是可燃气体，且着火、爆炸范围宽、下限低。氢气与空气或氧混合时，形成一种混合比范围很宽的易燃、易爆混合物，因此制氢站的安全生产十分重要，要切实采取防火防爆安全技术措施，严格遵守有关规程、规范。

根据现行国家标准 GBJ 16—87《建筑设计防火规范》的规定，制氢站的生产火灾危险性类别应为甲类。

按照 GB 50058—92《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》中的有关条款规定，确定制氢站有爆炸危险房间(电解间、氢气干燥间、半封闭贮罐间)，应为 1 区爆炸危险环境。

制氢站的设计及安全措施应符合现行的 GBJ 16—87《建筑设计防火规范》、GB 50177—93《氢氧站设计规范》、GB 4962—85《氢气使用安全技术规程》、GB50058—92《爆炸与火灾危险环境电力装置设计规范》等规范、规程有关规定。

对在上述规范、规程中涉及制氢站安全方面具体规定的重点，摘录如下：

(1)电解间、氢气干燥间及半封闭贮罐间还应有下列防火防爆措施：

a)防爆泄压面积与厂房体积的比值宜为 0.22；

b)电解间、氢气干燥间不应与其他房间直接相通，必须相通时，应以走廊相连或设置双门斗；

c)房间的安全出入口不应少于 2 个，面积小于或等于 100m² 房间可只设一个出入口；

d)门应向外开启；

e)室内自然通风换气次数每小时不得小于 3 次，事故排风换气次数不得小于 7 次；

f)室内照明采用防爆灯。

(2)制氢站及室外罐区应设有直接接地装置，接地电阻为 4 Ω ，接地网络应与主厂房接地网络相连。

(3)室内金属管道、金属构架、电缆金属外壳、室外架空的氢气管道均应接地，管道法兰(大于 4 孔)采用金属线跨接。

(4)室外架空敷设的氢气管道每隔 20~25m 处应设防雷感应接地，接地电阻不大于 10 Ω 。

(5)制氢站应有防雷设施。

(6)制氢站内应配备二氧化碳、干粉等灭火器材。

除条文中规定的规范规程外，还应遵守 GB 50187—93《工业企业总平面设计规范》、GBJ 65—83《工业与民用电力装置的接地设计规范》、GBJ 57—83《建筑物防雷设计规范》等。

15.1.4 为确保电厂安全，应明确制氢站、贮罐区的布置原则。制氢站、制氢站内建筑物与贮罐区的防火间距除应符合前述有关规范外，还应遵守 DL/T 5032—94《火力发电厂总图运输设计技术规程》，其中明确了制氧站、制氢站按厂区内划分，分别设 1.5m 高的围栅和 2.2m 高的实体围墙。

15.2.1.1 水电解制氢过程中，通常采用石棉隔膜布将氢电解小室和氧电解小室分别制取的氢气、氧气分隔开，使水电解制氢装置不会发生氢气、氧气相互掺混形成爆鸣气。但石棉布必须浸泡在电解液中，呈现湿润状态方能起到分隔氢气、氧气的作用。因此，在水电解制氢装置运行中，必须确保氢侧与氧侧(阴极侧与阳极侧)的压力差不能过大，若超过某一设定值后，就会造成某一电解小室或多个电解小室的“干槽”现象，从而使氢气、氧气互相掺混，降低氢气或氧气纯度，以致形成爆炸混合气。这是十分危险的，极易引起事故的发生，所以本条规定：应设置压力调节装置，以确保氢气、氧气之间的压差设定值。

氢、氧气之间的压差值的规定，与水电解制氢装置的气道与隔膜框的结构尺寸有关。本条规定水电解槽出口氢、氧气之间的压差值宜小于 0.5kPa，此值均小于现有电解槽气道至隔膜框上石棉布的距离，并有一定裕度。

15.2.1.2 为确保制氢站生产的氢气、氧气的质量和纯度以及生产安全，在运行中应按规定进行纯度分析，因此要配置氢气、氧气纯度分析仪。据调查，现在运行中的制氢站一般采用人工分析和自动分析。人工分析所用仪器简单、价格低，并且可靠。对于自动分析仪器，国内已有定型产品。水电解槽生产厂已在一些装置上成套供应自动分析仪表。

15.2.1.3 电厂装设的制氢设备容量较小，氧气一般不回收。当电厂需回收氧气时，氧气系统的设计应遵守 GB 50177—93《氢氧站设计规范》。

氧气直接排空时，设置氧压力调节装置或氧水封等设施，保证氧气与氢气的压力平衡。

15.2.1.4 启动运行过程中需将系统中锈蚀产物、石棉布绒毛及其他机械杂质滤掉，以免阻塞电解小室的进液孔或出气孔，以及在电解小室内沉积机械杂质，降低电解槽使用寿命和电能效率。

15.2.1.5 电解槽用水的电导率应小于等于 $10 \mu\text{S}/\text{cm}$ ，含盐量不超过 $5\text{mg}/\text{L}$ ，蒸馏水及除盐水可满足此要求。加氨后的除盐水及凝结水达不到此标准时，不能采用。

15.2.2 制氢及氢气干燥装置在开车、停车时均需进行置换吹扫，并将纯度不合格的气体或置换气体排入大气。对每台设备需经取样分析以确定气体纯度是否达到要求。

15.2.3 制氢设备、氢气干燥装置及管路系统进行气体置换时，采用氮气或二氧化碳气。当温度低于 0°C 时，为防止结冰，贮氢罐的气体置换应采用二氧化碳气或氮气。

15.2.4 对于制氢站的冷却用水，若水压不够、水温过高或断水，则会造成碱液温度上升，碱液循环恶化，影响制氢及氢气干燥装置的正常运行。

整流装置冷却用水均采用软管连接，冷却水压不宜过高。

制氢及氢气干燥装置中、冷却装置内均为直径较小的蛇形管，结垢后极不易清理。硅整流装置采用水冷却时，硅管结垢会影响其正常运行，因此采用工业冷却水时，其水质按《规程》第 8.8.1 条及 GBJ 232—82《电气装置安装工程施工及验收规范》第 2.0.3 条对整流装置水冷却系统的水质要求，其值为碳酸盐硬度宜小于 $250\text{mg}/\text{L}(\text{CaCO}_3)$ ，pH 值： $6.5 \sim 9.5$ 。GBJ 29—90《压缩空气站设计规范》第 7.0.5 条对冷却热的稳定性的规定：当采用直流系统供水时，根据冷却水的碳酸盐硬度，控制其排水温度不宜超过表 15.2.4 中规定。

表 15.2.4 碳酸盐硬度与排水温度的关系

碳酸盐硬度 (以 $\text{CaCO}_3\text{mg}/\text{L}$ 计)	排水温度()	碳酸盐硬度 (以 $\text{CaCO}_3\text{mg}/\text{L}$ 计)	排水温度()
250	45	350	35
300	40	500	30

15.2.5 氢气放空管设阻火器，是为了在氢气放空时，一旦雷击引起燃烧爆炸事故时，起阻止事故蔓延的作用。为防止压力大于 0.1MPa 氢气的放空管中铁锈在放空时引起燃烧、爆炸事故，规定放空管在阻火器后的管材宜采用不锈钢管。

15.2.6 对于电解制氢及氢气干燥系统，氢气中冷凝水在排放过程中会伴有少量氢气同时排出，要防止氢气排入房间内形成爆炸混合物。

15.2.7 贮氢罐在贮存气体的过程中，氢气向上扩散，氧气沉在贮罐底部，“干氢”虽无水可排，仍应定时排污，将沉在罐底的氧气排出，否则，时间一长会引起罐内局部气体纯度不合格。

为防止含湿氢气贮罐下部结冰，可做成半封闭小室或采用其他防冻措施。

15.2.8 至主厂房的氢气管道一般不能中断运行，应设置两根。

输送压力应与氢冷发电机自动补氢装置的压力相适应，否则，压力过大会损坏氢冷发电机自动补氢装置的管件、阀门。

15.2.9 氢气流速过大，会增大与管壁的摩擦，特别是管道内含有铁锈杂质时，易形成静电

火花。氢气流速应采用安全流速。按 GB 50177—93《氢氧站设计规范》第 11.0.1 条，氢气在碳钢管中的流速应符合表 15.2.9 的规定。

氢气工作压力为 0.1~1.6MPa 时，在不锈钢管中最大流速可为 15m/s。

15.2.11 氢气渗透能力极强，必须对阀门做出明确规定。闸阀容易聚积铁锈、可燃粒子等脏物，在氢气系统中严禁使用。氢气中夹带有碱液，为防止腐蚀，不宜采用带铜和铜合金的阀门。室外湿氢管路常因阀门锈蚀严重造成事故，应采用不锈钢阀。

15.2.12 为确保安全，着重强调在制氢站有爆炸危险房间内注意电气、仪表选型及安装氢气检漏报警设施。

表 15.2.9 碳素钢管中氢气最大流速

工作压力(MPa)	最大流速(m/s)
> 1.6	8
0.1~1.6	12
< 0.1	按允许压力降确定

15.3 GB 50177—93《氢氧站设计规范》中电解槽及氢气净化设备的布置是按全国各行业制氢站布置情况编制的。电厂使用的电解槽及氢气干燥设备的体积较小，布置间距可适当减小。

贮氢罐作为负荷调节和贮存设备，罐内存有大量氢气，一旦发生事故，将会造成严重恶果。由于罐体阀门较多，漏泄机会大，因此贮氢罐不应设在厂房内。

为防止含湿氢气贮罐下部结冰，可做成半封闭小室或采用其他防冻措施。

15.3.8 为防止发生氢气管道火灾事故，以免影响全厂安全，需对厂区氢气管道的敷设做出明确规定。本条是参照 GB 50187—93《工业企业总平面设计规范》、GB 50177—93《氢氧站设计规范》、GB 4962—85《氢气使用安全技术规程》等标准制定的。

16 汽轮机油和变压器油处理

16.0.1 汽轮机油及变压器油的净化设备和贮油箱应按《规程》第 13.0.8 条配备。

16.0.2 汽轮机油和变压器油的闪点都在 120 以上，防火等级属丙类 B 级，且油库内的总贮油量一般均小于 1000m³，贮油箱容量小于 100m³，火灾危险性较小，建国至今尚未发生过油箱爆炸事故。

油处理室及露天油库的设计应遵守或参照 GBJ 16—87《建筑设计防火规范》、《发电厂及变电所设计防火规范》(报批稿)、GBJ 74—84《石油库设计规范》的有关条文。

16.0.4.1 中间油箱不宜采用蒸汽加热，这样既不安全又不易考虑蒸汽的回收。

16.0.4.2 对油处理室净油设备之间的连接管道，可根据生产管理上的习惯与方便，确定用固定的还是临时的。

用固定的压力母管与进油母管将进油设备与净油设备连成一体，母管上设有的管接头可与滤油机等相连，油能从任何一个贮油箱和净油设备直接或间接地输送到所需的地方，使用方便。

使用活接头、无固定管路，用耐油软管与设备进出口根据需要组成的临时管道(用毕拆除)，具有占地面积小、使用灵活、不混油的优点，但接管拆卸放油频繁，溅漏油难以避免，劳动卫生条件差。

16.0.5.2 露天油库的矮围墙下部宜为 600mm 砖实体墙，上部铁栏杆，墙内四周有排水沟。

16.0.5.6 寒冷地区的贮油箱底部锥体可设采暖小间。露天油库防火堤内铺卵石层地面。但由于长期不翻松，石缝内积满尘土，滋生野草，起不到应有的渗油作用。南方一些电厂的贮油区已改为水泥地坪，四周有围墙，可起到防止油流散的作用。

16.0.6 为使油品不受污染，油箱在使用前应进行除锈，再用将要存放的油品涂刷保护层。

