

# 离子膜电解工艺控制系统的 SUPCON JX-300X 组态研究

化学工程 领域

研究生：孙 波

指导老师：闫康平 陆文进

烧碱是重要的基础化工原料。离子膜电解制烧碱工艺以其能耗低、质量好、可以实现较高的自动化程度成为先进的烧碱生产技术，目前在国内外的发展已进入快车道。上世纪 80 年代，国内开始从国外引进成套的 DCS 控制系统，尽管为国内烧碱工业的发展做出了贡献，但是普遍存在以下问题：不能很好地适应国内相对较差的工艺条件、联锁停车次数多、操作繁琐、维护困难、二次开发不易实现等等。研究适应中国国情的、安全可靠的、便于操作维护的、代替国外系统的整套 DCS 控制系统对于企业降低运行成本、提高产品质量具有指导意义。

本文介绍了离子膜电解制烧碱工艺，在此基础上，针对工艺苛刻的要求，对工艺控制点如温度、压力、流量、液位、PH 值等参数的监测和控制提出了方案，除了采用常规的单回路的 PID 控制外，还采用了程序控制、串级控制、比值控制、模糊控制、自适应控制以及其他特殊控制等控制思想，同时采取了一些必要的报警和联锁。在方案优化的前提下，应用浙大中控开发的 SUPCON JX-300X 集散控制系统组态实施，在金路树脂有限公司投入运行。

整个控制和组态方案在离子膜电解工艺控制中的先进性，在金路树脂有限公司 4 万吨/年和 6 万吨/年两套装置工业应用中得到了体现。各项运行指标和控制参数平稳；膜预计寿命 5 年以上（大大超过国内 2.5 年的平均寿命，达到国际水平）；成品碱成本大大低于国内平均成本，仅为该公司隔膜 30%烧碱

成本的 80%左右；主要消耗大大低于行业内平均水平，到 2004 年为公司创造 3800 万利润；系统联锁正常，无环保事故发生，社会效益显著。

**关键词：** 组态      离子膜电解      控制系统

# **Control system on the production process of ion-exchange membrane caustic soda implemented by configuration of SUPCON JX-300X**

**Major:** chemical engineering

**Postgraduate:** Sun Bo

**Supervision:** Yan Kangping Lu WenJin

Caustic soda is one of the most important basic chemical materials. Because of energy-saving, high-quality and high-automatization, the production process of ion-exchange membrane caustic soda becomes an advanced technology for producing caustic soda. Presently, this mechanism has been developed rapidly in our country. In 1980's, China began to import the whole set of DCS control system. Although it has made contribution to the industry on caustic soda producing, it has the following problems which have not been settled. Firstly, it cannot fit the worse domestic productive condition well; thus caused the interlock shutting down frequently. Secondly, the cockamamie operation brings on difficulty in the maintenance of system and the implementation on re-development. Hence, it is of importance that research on a reliable DCS system which is suitable for the domestic situation to reduce the cost while improve the quality for the enterprises.

In this dissertation, the production process of ion-exchange membrane caustic soda is introduced. Afterwards, in order to satisfy the rigorous requirements on producing, the detecting and control mechanism of the control-point parameters such as temperature, pressure, flux, water level, and PH is proposed. In addition to the traditional single loop PID control scheme, other control mechanisms such as sequential control, cascade control, ratio control, fuzzy control, adaptive control, and some special control schemes are adopted. At the same time, some necessary

mechanisms for alarm and interlock are also introduced. Based upon the optimized scheme, the configuration which is implemented by SUPCON JX-300X DCS developed by ZHEJIANG SUPCON CO., LTD was successfully operated in JINLU RESIN LTD.

The advantages on the whole control and configuration scheme were proved in two industrial sets which produced caustic soda 40,000 tons per year and 60,000 tons per year respectively. In these applications, each index and parameter is stable. The intending life of ion-exchange membrane could be more than 5 years, which doubles current domestic average life and achieve an international advanced level. The cost of producing alkali is much less than domestic average level, only about 80% of the company's 30% diaphragm caustic soda cost. The main consuming is much less than average level. Until 2004, the scheme has gained about 38,000,000 yuan for JINLU RESIN LTD. and the interlock works normally without any environmental accident occurring. Moreover, remarkable social benefit has been achieved.

**Keywords:** Configuration; Ion-exchange membrane electrolysis;  
Control system

## 第一章 离子膜制碱对控制提出新任务

### 1.1 烧碱工业的发展概况

烧碱，学名氢氧化钠，又称苛化钠、苛化碱。分子式： $\text{NaOH}$ ，分子量为 39.997。液体烧碱是基本的化工原料，广泛用于造纸、合成洗涤剂及肥皂、粘胶纤维、人造丝及棉织品等轻纺工业，农药、染料、橡胶和化肥等化学工业，石油钻探、精炼石油油脂和提炼焦油产物的石油工业，以及国防工业、机械工业、木材加工、冶金工业、医药工业及城市建设等方面。烧碱工业是基础性工业。

在我国，由于世界化学工业全球化、国内经济持续快速增长、配套 PVC 产业高回报率等内外因素的推动，经过近几年的快速发展，全国共有 200 多个烧碱生产企业，遍布国内 30 个省、市、自治区。我国已成为全球主要生产国（2002 年烧碱产量达 939 万吨，2003 年烧碱产量超过 1000 万吨，生产能力保持 10% 的增幅，预计 2005 年底烧碱生产能力将达到 1400 万吨/年），每年出口 30 余万吨供应国际市场，产品在国内基本处于供大于求。尽管 PVC 树脂仍有较大的利润空间，但由于烧碱市场的饱和导致产品滞销，氯碱失衡的现象短时间不会消除，氯碱失衡必然造成企业开工不足。规模化扩张、争夺低成本资源、用高新技术改造传统产业、选择新工艺、提高自动化水平是优势企业必然的选择<sup>[1]</sup>。

近几年，我国氯碱工业发生了较大的变化，形成了较为雄厚的氯碱工业基础，优势企业做大做强，劣势企业瓦解淘汰。“八五”初期，全国的氯碱企业平均规模在 2 万吨左右，超过半数的企业为 1 万吨以下的小厂。虽然经过“八五”、“九五”以后总能力超过 1000 万吨/年，但平均规模仅 5 万吨/年左右。而美国工厂平均规模为 30 万吨/年，日本工厂的平均规模也达到 14 万吨/年，我国现有平均生产规模还远低于工业化国家。改革开放以来，经过不断的发展和关停并转，我国的重点氯碱企业逐渐凸现，目前全年产能超过 10 万吨/年的企业超过 30 家，产能达 500 万吨/年左右，为全国产能的一半。跟踪这些规模化企业，他们的集约化程度得到很大的提高，自动化程度和控制水平也有很大进步。

目前,烧碱工业主要依托电解精制盐水从而生成氢氧化钠、氯气和氢气的办法。常见的工艺有隔膜电解法、水银电解法和离子膜电解法。离子膜制碱技术以其能耗低、产品纯度高、环保、自控程度高等优点成为先进的烧碱生产技术。从目前烧碱生产结构看,隔膜法烧碱所占的比例大,但大型企业新建扩建项目均为离子膜法生产工艺,离子膜烧碱比重将不断加大,比例由“八五”期间的 10%左右上升到目前的 35%左右。

## 1.2 离子膜电解制烧碱的发展

离子膜电解制碱技术是 70 年代中期出现的具有划时代意义的电解制碱技术,与隔膜电解制碱和水银电解制碱相比,离子膜电解制碱具有节能,产品质量高,且无汞和石棉污染,已被世界公认为技术最先进和经济上最合理的氢氧化钠生产方法,是当今电解制碱技术的发展方向,因此离子膜电解制碱及其技术在国内外发展极为迅速<sup>[3]</sup>。

在 20 世纪 50 年代和 60 年代早期,一些著名公司对这项崭新技术着手研究(1952 年 Bergsma 提出采用具有离子透过性膜的离子膜法生产氯和碱),但未能获得具有实用性的成果,其失败的主要原因在于其所选择的材料(当时研究的是带碳酸或核酸基团的烃类阳离子交换膜),不能耐电解产物(原子氯和次氯酸)尤其是氯的侵蚀(膜降解,交换容量下降,含水量增加,性能很快劣化),因此无法实现工业化。离子交换膜只是在电渗析海水淡化和海水浓缩制盐上得到工业化应用。例如,日本旭化成公司,1961 年开始建设了年产食盐 5 万 t 的离子膜法制盐工厂,同年建设了能力为 2 万 t/a 用离子膜法电解丙烯腈生产己二腈的工厂,此外还用于铀的电解还原,废水、废热处理等。

1966 年美国杜邦(Du Pont)公司开发了化学稳定性较好,用于宇宙燃料电池的全氟磺酸阳离子交换膜,即 Nafion 膜。并于 1972 年以后大量生产转为民用。这种膜能耐食盐水溶液电解时的苛刻条件,为离子膜法制碱奠定了基础(从化学结构讲,由于氟碳聚合物,其氟—碳链的键能高,不易被电解初生态氯破坏,也由于氟原子半径大,可构成一道屏障使 C—C 链得到保护,因此具有较好的化学稳定性。另外, Nafion 膜开发初期电流效率较低。大部分的阳离子交换膜虽大都有阻挡  $\text{Cl}^-$  的能力,但由于  $\text{OH}^-$  传质中的特殊跃进原理,一般离子膜对其阻挡作用差,阴极生成的  $\text{OH}^-$  反渗到阳极室,因而电流效率低。日

本旭化成公司 70 年代初, 通过试验发现各种弱酸基显示特别卓越的阻挡性能)。

日本旭化成公司于 1975 年 4 月在延岗建立了年产 4 万吨烧碱的电解工厂, 当时使用的杜邦公司的 Nafion315 膜, 加之金属阳极用于隔膜电解取代石墨阳极工业化的实现, 才为离子膜法电解食盐水溶液工艺的工业化铺平了道路。1976 年冬开始全部使用旭化成公司自己开发的全氟磺酸、全氟核酸膜取代 Nafion 膜。

1985 年, 世界上已有 90 家氯碱厂应用离子膜的工艺技术, 烧碱总生产能力达到万 t/a 级; 1987 年 3 月, 全世界离子膜法制碱装置烧碱生产能力 460 万 t/a, 占总能力的 11%; 1987 年末, 日本烧碱生产方法中, 隔膜法是 29%, 离子膜法是 71%; 1990 年, 全世界离子膜法生产烧碱的能力已达 860 万 t/a, 约占总烧碱能力的 18%。

1990 年初, 日本旭硝子公司开发出直接从电解槽生产 50% (wt) NaOH 用的 FX-50 阳离子交换膜, 采用这种膜的电解槽在  $3\text{kA/m}^2$ , 盐水浓度 210g/l 下, 电流效率 93%~95%, NaOH 浓度 50% (wt), 碱中含盐 7.5~22.5mg/l。通过膜体结构的改进, 电解槽和电解条件的合理设计等, 从而使离子膜法的电流效率由过去 80% 左右提高到目前 93%~97%, 槽电压也有很大降低。电耗由 70 年代末 2700kwh/t 降到目前 2100~2300kwh/t, 电解槽 NaOH 浓度也由过去的 23% 提高到 30%~35%。

近年来, 不论是盐水的精制方法、电解槽型、电极材料, 还是离子膜本身的性能都有了飞跃的发展, 这些皆是离子膜法生命力极强, 兴旺发达的主要原因。离子膜法电解制碱有下列主要优点:

出槽 NaOH 浓度高。早期的离子膜法出槽 NaOH 浓度为 10%~20% (wt), 目前出槽 NaOH 浓度为 30%~35% (wt), 预计今后出槽 NaOH 浓度将会达到 40%~50% (wt)。目前已有在进行生产 50% (wt) NaOH 离子膜电解槽的工业化试验。

能耗低。目前离子膜法制碱直流电耗是 2100~2300kwh/t, 同隔膜法电解工艺相比, 可节约 150~250kwh/t, 同汞法电解工艺相比, 可节约 900~1000kwh/t。同汞法电解制碱相比, 总能耗可节约 10%~15% (Wt), 同隔膜法电解制碱相比, 总能耗可节约 20%~25% (wt)。

氢氧化钠质量好。离子膜法电解制碱出槽电解液中一般含  $\text{NaCl}$  为  $20\sim 35\text{mg/l}$ ,  $50\%$  (wt) 成品  $\text{NaOH}$  中含  $\text{NaCl}$  一般为  $45\sim 75\text{mg/l}$ ,  $99\%$  (wt) 固体  $\text{NaOH}$  含  $\text{NaCl} < 100 \times 10^{-6}$ , 可用于合成纤维、医药、水处理及石油化工工业等部门。

氯气纯度高, 氯中含氧、含氢低。离子膜法电解氯气纯度高达  $98.5\%\sim 99\%$  (V), 进槽盐水加酸氯中含氧  $< 0.8\%$  (V), 完全适合某些氧氯化法聚氯乙烯对氯中含氧的要求。即使进槽盐水不加酸, 氯中含氧  $1\%\sim 1.5\%$  (V), 也能满足某些氧氯化法聚氯乙烯生产的需要, 并能提高电石法聚氯乙烯和合成盐酸纯度。另外, 氯中含氢约在  $0.1\%$  (V) 以下, 不仅能保证液氯生产的安全, 而且能提高液化效率。

氢气纯度高。离子膜法电解氢气纯度可高达  $99.9\%$  (V), 对合成盐酸和 PVC 生产提高氯化氢纯度极为有利, 对压缩氢及多晶硅的生产也有很大的益处。

无污染。离子膜法电解可以避免水银和石棉对环境的污染。离子膜具有较稳定的化学性能, 几乎无污染和毒害。

生产成本低。日本离子膜法生产  $\text{NaOH}$  直接生产成本 (含氯、氢) 为隔膜法的  $89\%$ , 为汞法的  $84\%$ 。国内离子膜法生产  $\text{NaOH}$  成本参差不齐, 目前大多数与隔膜法持平, 一些厂高于隔膜法。其原因是目前离子膜制碱技术和部分设备及膜是引进的, 综合投资较高, 折旧、大修及膜对离子膜法  $\text{NaOH}$  成本影响较大, 同时控制水平低, 导致膜性能下降很快。

由于能源、原料供应和市场需求不同, 三种方法在不同地区和国家采用的情况不尽相同。在  $\text{NaOH}$  生产总能力中, 美国的隔膜法约占  $75\%$ , 西欧的汞法占  $65\%$ , 而日本的离子膜法则高达  $88\%$ , 国内仍以隔膜法为主。隔膜法电解槽制得的电解液只含  $\text{NaOH}$   $10\%\sim 12\%$  (wt), 因此需要蒸发装置蒸浓, 消耗大量蒸汽; 蒸发后可获得含  $\text{NaOH}$   $30\%$ 、 $42\%$ 、 $50\%$  (wt) 的液碱, 但相应仍含有约  $5\%$ 、 $2\%$ 、 $1\%$  (wt) 的  $\text{NaCl}$ 。隔膜法的总能耗较高, 且石棉隔膜寿命短又是致癌物质。

汞法可从电解槽直接制得  $\text{NaOH}$  浓度为  $50\%$  (wt) 的液碱, 不需要蒸发, 而产品质量好, 含盐低, 约  $45\text{mg/l}$ 。但水银被公认为是有害物质, 日本曾经发生汞中毒的典型病例。

离子膜法从电解槽流出的 NaOH 浓度已能达到 30%~35% (wt), 可以直接作为成品碱出售使用, 如果需要浓缩到 50% (wt), 蒸汽消耗为 0.6~0.8t/t NaOH, 只有隔膜法的 25%~30%。而且碱液中含 NaCl 少, 蒸发装置的投资少。离子膜具有较稳定的化学性能, 几乎无污染和毒害。

离子膜法电解制碱虽具有上述诸多优点, 但也存在如下缺点: 离子膜法制碱对盐水质量的要求远远高于隔膜法和水银法, 因此要增加盐水二次精制, 即增加了设备投资费用; 离子膜本身的费用也非常昂贵, 容易损坏, 目前国内尚不能制造, 需精心维护, 精心操作。

由二十世纪 60 年代初开发出全氟离子膜, 到 1975 年旭化成公司首先使离子膜在电解制碱实现工业化生产。此后的 20 年间, 日本的旭硝子、旭化成、德山曹达、氯工程公司, 美国的西方技术系统、奥林公司, 英国 ICI 公司, 德国的赫斯特—伍德公司和意大利迪诺拉公司等 15 个公司拥有这项技术。同时美国杜邦公司、日本旭化成、旭硝子及德山曹达公司可供应 NaOH 生产用的商品离子膜。

由于离子膜法具有节能、产品浓度和纯度高, 又无公害, 加之投资、运转费用较低, 因此, 无论是国外还是国内, 在新建、改造和扩建烧碱生产装置时, 将首先考虑采用这一技术。1987 年世界的 10% 烧碱是用离子膜法生产的, 1990 年此比例上升到 18%, 1993 年此比例已上升到 23.6%, 到 2000 年, 此比例上升到 30%~37%。

国内自首套引进日本旭化成公司离子膜电解生产烧碱技术装置 (1 万 t/a) 于 1986 年在盐锅峡化工厂投入运转以来近十年间, 已相继引进了日本旭硝子、德山曹达、氯工程公司、美国西方技术系统、英国 ICI、意大利迪诺拉公司等技术装置。北京化工机械厂引进的单、复极离子膜电解槽制造技术已为国内提供约 30 多万 t/a 烧碱生产能力装置, 东北机器制造厂也开发了复极式离子膜电解槽技术, 并为大庆氯碱厂提供了 1 万 t/a 烧碱工业化电解槽。由北京化工机械厂制造完全国产化电解槽的 1 万 t/a 离子膜法烧碱装置于 1993 年 7 月在沧州化工厂一次成功投入运转, 这无疑将会有力地推动 20 世纪 90 年代乃至 21 世纪国内氯碱工业生产发展与技术进步。通过二十多年的建设, 到 2000 年, 离子膜法生产烧碱厂家达到 60 个左右, 总能力为 203.9 万 t/a。1995 年和 2000 年, 国内离子膜法烧碱生产能力分别为相应年分的国内烧碱总能力 12% 和

33%。

离子膜制碱工艺发展迅速，同时工艺参数和工艺控制指标要求严格，不但要求控制手段跟踪工艺的进步，而且对控制方案提出了更高的要求 and 更多的任务。

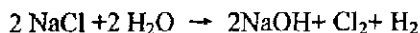
## 第二章 离子膜制碱流程决定了控制的复杂性

### 2.1 离子膜制碱原理

#### 2.1.1 电解

##### 2.1.1.1 电解的基本原理

向离子膜电解槽供应超纯盐水，通过发生下列电化学反应而生成烧碱<sup>[9]</sup>。阴极室的氯化钠按如下方程式离解，即： $\text{NaCl} \rightarrow \text{Na}^+ + \text{Cl}^-$ 。阳极反应是阴离子  $\text{Cl}^-$  被氧化生成  $\text{Cl}_2$  (气体)，即： $2\text{Cl}^- + 2\text{e}^- \rightarrow \text{Cl}_2$ 。阳极室的钠离子随着水分子一起穿过离子交换膜迁移至阴极室。阴极室的水按如下方程式离解： $2\text{H}_2\text{O} = 2\text{H}^+ + 2\text{e}^- \rightarrow \text{H}_2 + 2\text{OH}^-$ 。阴极反应原理是阳离子  $\text{H}^+$  被还原生成  $\text{H}_2$  (气体)，并产生了  $\text{OH}^-$ ，即  $2\text{H}^+ + 2\text{e}^- \rightarrow \text{H}_2$  和  $2\text{H}_2\text{O} + 2\text{e}^- \rightarrow \text{H}_2 + 2\text{OH}^-$ 。阳离子  $\text{Na}^+$  与  $\text{OH}^-$  结合形成  $\text{NaOH}$ ，即： $\text{Na}^+ + \text{OH}^- \rightarrow \text{NaOH}$ 。总的电化学反应如下：



向循环  $\text{NaOH}$  中加入纯水是为了调整阴极室内烧碱的浓度。

淡盐水及氯气一起自阳极室排出。阴极室生成的烧碱及氢气一起自阴极室排出。循环碱液用去离子水稀释后进入阴极室。

在运行过程中，有一部分的氯离子要渗透通过离子交换膜，阴极液中会含有微量的盐。通常膜的电流效率越低，阴极液中的含盐量越高。

电解时形成的电场促使  $\text{OH}^-$  从阴极室向阳极室反向迁移，电解槽电流效率的降低，无论阳极还是阴极，均直接导致  $\text{OH}^-$  的损失，且电流效率随着阴极液中  $\text{OH}^-$  浓度的增加而降低，电解产生的  $\text{NaOH}$  浓度是有限制的，通常所采用的离子膜类型是在 30%~35%。

新安装的离子交换膜只允许  $\text{Na}^+$  通过，同时伴随少量的  $\text{OH}^-$  和  $\text{Cl}^-$  的迁移，但实际上，随着膜的老化，上述离子膜的  $\text{OH}^-$  和  $\text{Cl}^-$  迁移就会增加，并造成电流效率的下降和阳极液  $\text{PH}$  值的升高，超纯盐水中的碳酸钠与阳极液中的  $\text{H}^+$  反应生成二氧化碳及盐，二氧化碳会影响氯气的纯度。

正常情况下，生产烧碱的电流效率为 93~97%，而阳极室产生氯气的电流效率为 92.5~97%。阴极室产生氢气的电流效率接近 100%。

以下现象将会使电耗上升造成电压升高：阳极活性涂层脱落、阴极活性涂  
以下现象将会使电耗上升造成电压升高：阳极活性涂层脱落、阴极活性涂

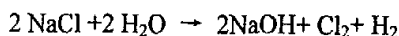
## 第二章 离子膜制碱流程决定了控制的复杂性

### 2.1 离子膜制碱原理

#### 2.1.1 电解

##### 2.1.1.1 电解的基本原理

向离子膜电解槽供应超纯盐水,通过发生下列电化学反应而生成烧碱<sup>[9]</sup>。阴极室的氯化钠按如下方程式离解,即:  $\text{NaCl} \rightarrow \text{Na}^+ + \text{Cl}^-$ 。阳极反应是阴离子  $\text{Cl}^-$  被氧化生成  $\text{Cl}_2$ (气体),即:  $2\text{Cl}^- + 2\text{e}^- \rightarrow \text{Cl}_2$ 。阳极室的钠离子随着水分子一起穿过离子交换膜迁移至阴极室。阴极室的水按如下方程式离解:  $2\text{H}_2\text{O} = 2\text{H}^+ + 2\text{e}^- \rightarrow \text{H}_2 + 2\text{OH}^-$ 。阴极反应原理是阳离子  $\text{H}^+$  被还原生成  $\text{H}_2$ (气体),并产生了  $\text{OH}^-$ ,即  $2\text{H}^+ + 2\text{e}^- \rightarrow \text{H}_2$  和  $2\text{H}_2\text{O} + 2\text{e}^- \rightarrow \text{H}_2 + 2\text{OH}^-$ 。阳离子  $\text{Na}^+$  与  $\text{OH}^-$  结合形成  $\text{NaOH}$ ,即:  $\text{Na}^+ + \text{OH}^- \rightarrow \text{NaOH}$ 。总的电化学反应如下:



向循环  $\text{NaOH}$  中加入纯水是为了调整阴极室内烧碱的浓度。

淡盐水及氯气一起自阳极室排出。阴极室生成的烧碱及氢气一起自阴极室排出。循环碱液用去离子水稀释后进入阴极室。

在运行过程中,有一部分的氯离子要渗透通过离子交换膜,阴极液中会含有微量的盐。通常膜的电流效率越低,阴极液中的含盐量越高。

电解时形成的电场促使  $\text{OH}^-$  从阴极室向阳极室反向迁移,电解槽电流效率的降低,无论阳极还是阴极,均直接导致  $\text{OH}^-$  的损失,且电流效率随着阴极液中  $\text{OH}^-$  浓度的增加而降低,电解产生的  $\text{NaOH}$  浓度是有限制的,通常所采用的离子膜类型是在 30%~35%。

新安装的离子交换膜只允许  $\text{Na}^+$  通过,同时伴随少量的  $\text{OH}^-$  和  $\text{Cl}^-$  的迁移,但实际上,随着膜的老化,上述离子膜的  $\text{OH}^-$  和  $\text{Cl}^-$  迁移就会增加,并造成电流效率的下降和阳极液 PH 值的升高,超纯盐水中的碳酸钠与阳极液中的  $\text{H}^+$  反应生成二氧化碳及盐,二氧化碳会影响氯气的纯度。

正常情况下,生产烧碱的电流效率为 93~97%,而阳极室产生氯气的电流效率为 92.5~97%。阴极室产生氢气的电流效率接近 100%。

以下现象将会使电耗上升造成电压升高:阳极活性涂层脱落、阴极活性涂

层脱落、超纯盐水中的不纯物在阳极表面的沉积、电流效率降低而产生氧气。

### 2.1.1.2 电解槽

以上原理在电解槽内工业化实现<sup>[3]</sup>。

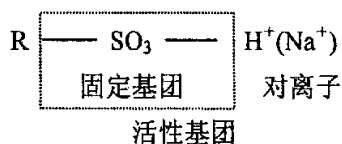
电解槽的结构：BiTAC 电解槽由一个终端阳极，若干个复极单元，一套拉杆和一个终端阴极组成。膜分别安装在阳极及阴极之间，使用特殊的橡胶衬垫。由氯工程公司开发的 BiTAC 电解槽零部件少且重量较轻，所以安装和拆卸都十分方便。其特点有：

电耗低(这主要是因为其低的结构电压降、均匀的电流分布、高性能的活性阴极。BiTAC 型电解槽的阴极全部采用镍材)、电流密度高 (BiTAC 型电解槽能在  $5\text{KA}/\text{m}^2$  的电流密度下正常运行，最高能达到  $6\text{KA}/\text{m}^2$ )、向进槽盐水中加盐酸容易 (BiTAC 型电解槽采用外部电解液循环)、易于维修 (BiTAC 型电解槽的零部件少且重量轻，所以拆装都方便快捷，拆装可在现场进行)、电解槽材料持久耐用 (BiTAC 型电解槽使用的材料机械强度高、耐腐蚀性能好。阳极采用钛材，阴极采用镍材)、采用溢流膜式 (气体和电解液在单元槽框架的上部进行分离，阳极液和阴极液液位保持在各单元槽框架的上部，而不会使膜暴露在气体区域)。

### 2.1.1.3 离子膜

电解槽内的离子膜应用以下原理<sup>[3]</sup>。

Donnon 膜理论主要阐明具有固定离子和对离子的膜有排斥外界溶液中某一离子的能力。在电解食盐水溶液所使用的阳离子交换膜的膜体中有活性基团，它是由带负电荷的固定离子如  $\text{SO}_3^-$ 、 $\text{COO}^-$ ，同一个带正电荷的对离子  $\text{Na}^+$  形成静电键，磺酸型阳离子膜的化学结构的简式为



由于磺酸基团具有亲水性能，而使膜在溶液中溶胀，膜体结构变松，从而造成许多微细弯曲的通道，使其活性基团中的对离子  $\text{Na}^+$  可以与水溶液中的同电荷的  $\text{Na}^+$  进行交换。与此同时膜中的活性基团中固定离子具有排斥  $\text{Cl}^-$  和  $\text{OH}^-$  的能力，见图 2-1。从而获得高纯度的氢氧化钠溶液。

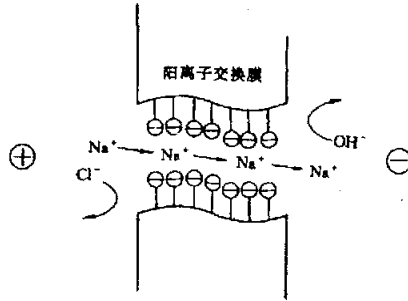


图 2-1 离子交换膜示意图

水化钠离子从阳极室透过离子膜迁移到阴极室时，水分子也伴随着迁移。此外，还有少数  $\text{Cl}^-$  通过扩散移动到阴极室。少量的  $\text{OH}^-$  则由于受阳极的吸引而迁移到阳极室。离子膜电解制氢氧化钠和氯气的原理见图 2-2。

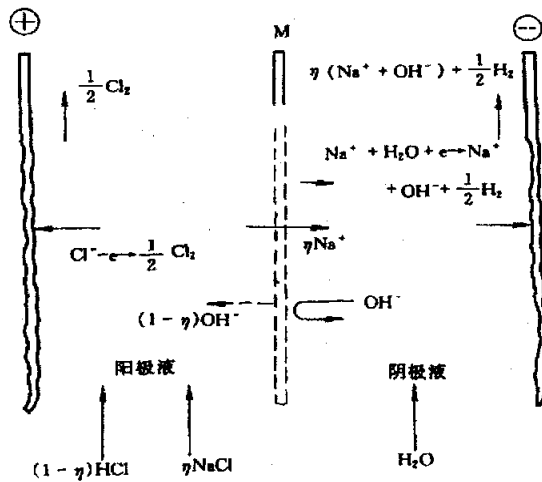


图 2-2 离子膜制氢氧化钠原理

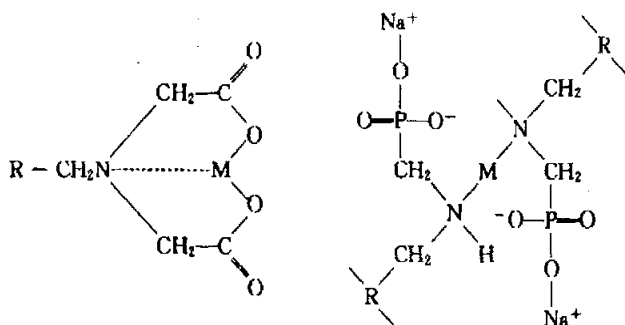
## 2.1.2 盐水二次精制

### 2.1.2.1 盐水二次精制的基本原理

#### 2.1.2.1.1 吸附

螯合树脂也是一种离子交换树脂,与普通的交换树脂不同的是,它吸附金属离子形成环状结构,如螯合物,故称螯合树脂。

螯合物又叫内络合物,它是由中心离子和多基配位体形成的,具有环状结构的络合物。例如:



其中M是中心离子(金属离子),N、O是可提供共用电子对的原子,中心离子和它们形成了二个配位键,在适当条件下,生成稳定的环状结构。

#### 2.1.2.1.2 脱吸

络合物的形成和离解,是两个互相对立而又依赖的过程,一方面中心离子通过配位键与络合剂相结合,形成络合物,表现出一定的化学吸引力;另一方面,由于络合物内部的矛盾运动,它们中部分又要离解,又表现出一定的化学排斥力。在一定的外界条件下(如PH值、温度、浓度)达到一个相对失衡状态,改变条件就破坏了平衡,螯合树脂的再生,就是根据这个原理。

#### 2.1.2.1.3 再生

在已“洗脱”金属离子的“H”型树脂中加入3~5%NaOH溶液,调节pH值为14,由于溶液中的 $H^+$ 大量减少,使平衡向右移动。树脂又回到吸附前的状态。

### 2.1.2.2 螯合树脂塔

### 2.1.2.2.1 塔的材质和内部结构

螯合树脂塔是钢衬胶结构，使用的是低钙镁橡胶。结构示意图如图 2-3。

### 2.1.2.2.2 树脂塔的构造简介

正常工作时，盐水自塔上口进入，通过螯合树脂层，除去  $\text{Ca}^{2+}$ 、 $\text{Mg}^{2+}$  离子，再通过材质为 PVDF 制的分布器 C 狭缝(见图 2-3 放大图 (C))，流出树脂塔，分布器起到了制止树脂流失和均匀分布流量的双重作用。

返洗时的绝大部分废液都通过圆管排出，B 是固定在一圆管上的过滤器(见图 2-3 放大图 (b))，防止在返洗时树脂流失。

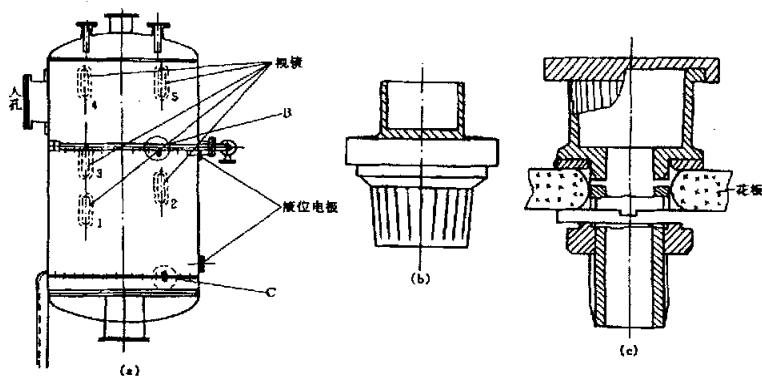


图 2-3 树脂塔结构图

视镜除了观察塔的工作情况外，视镜 1、2、3 还有指示树脂层高度的作用。根据树脂层高厚度决定是否要增添树脂，以防止出现贯穿点。

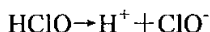
液位电极是树脂塔再生过程中的重要的信号元件，是实现全自动再生的重要部件，可编程序控制器根据它发生的讯号，来决定开那个阀，关什么阀。

## 2.1.3 脱氯

### 2.1.3.1 脱氯的基本原理

在离子膜法生产烧碱的工艺中，有溶解了饱和氯气的淡盐水流出。在淡盐水中同时有  $\text{Cl}_2$ (溶解氯)、 $\text{HClO}$ (水化反应)、 $\text{ClO}^-$ (离解反应)和  $\text{H}^+$  存在，它们之间的关系是化学平衡。即





脱氯是破坏平衡关系。使上述反应朝生成  $\text{Cl}_2$  的方向进行。

由于氯在水(包括盐水)中的溶解度非常小,当溶液表面氯气的分压是 101.3kPa 时,在 70℃ 水中的溶解度为 0.0115mol/L,相当于 0.4g/L。近似地遵守亨利定律:

$$P(\text{Cl}_2) = K \times N(\text{Cl}_2)$$

式中  $P(\text{Cl}_2)$  ——气相中的氯气的分压;

$K$  ——实验测定的常数;

$N(\text{Cl}_2)$  ——溶液中的溶质的摩尔数。

要把生成的氯气从溶液中析出,除酸度外,还要不停地降低液体表面氯气的分压,才能达到目的。在实践生产中,加足够量的酸,并使淡盐水中不断地产生气泡或增加气、液两相接触面,加快气相流速,加大气液两相中不平衡度,使液相中的溶解氯不断的向气相转移,气体不断逸出。连续地进行上述操作,就能把淡盐水中的游离氯基本除掉。

氯气的溶解度在相同的条件下,随温度的升高而降低,所以应保持一定的温度,有利于脱氯。由于是采用破坏化学平衡和相平衡的方法来脱去游离氯,故游离氯不能百分之百的除去。剩下的微量游离氯,一般在 10~30mg/L 左右,用添加还原性物质使它和有氧化性的  $\text{ClO}^-$  反应,把游离氯彻底除去。

在真空中下使较高温度的淡盐水处于沸腾状态,产生水蒸气,利用生成的气泡带走氯气,这种脱氯方法叫做真空脱氯。

### 2.1.3.2 真空脱氯法

在淡盐水中先加入适量盐酸,混合均匀,进入淡盐水罐。因酸度变化,逸出的氯气进入氯气总管,淡盐水泵将淡盐水送往脱氯塔。塔的真空度在 82.7~90.7kPa 时,此压力下盐水的沸点约在 50~60℃ 之间,85℃ 的淡盐水进入塔内急剧沸腾,水蒸气携带着氯气进入钛冷却器,水蒸气冷凝,进入氯水贮槽,再去脱氯,氯气经真空泵出口送入氯气总管。

出脱氯塔的淡盐水进入脱氯盐水罐,用 20% 左右的 NaOH 调节 pH 值为 8~9,然后再加入  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  溶液,去除残余的游离氯。被除去氯的淡盐水用泵送去化盐工序。

其主要设备有：脱氯塔（壳体用钛或钢衬瓷砖制作）、冷却器（列管式钛冷却器）、真空系统（水环泵真空系统工艺流程,见图 2-4）。水环真空泵将吸入的氯气送往分离罐，分离后的氯气进入氯气总管。

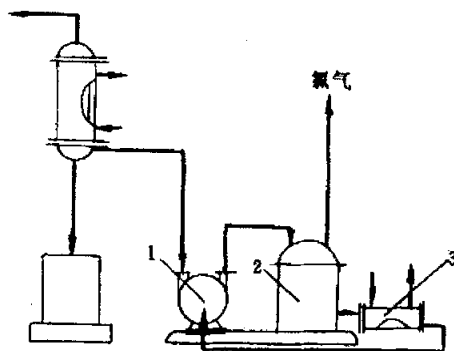


图 2-4 水环泵真空系统

1-陶瓷水环真空泵钛真空泵 2-钢衬胶分离罐 3-钛分离器

## 2.2 离子膜电解工艺流程

### 2.2.1 电解

#### 2.2.1.1 阳极液系统

从二次盐水精制工序出来的超纯盐水（简称 SPB），通过循环盐水支管进入多岐管的进口，然后被分配到各阳极室内。淡盐水和湿氯气的两相流体从各阳极室的出口溢流出来，并在出口多岐管上进行分离。淡盐水靠重力的作用自流流入阳极液循环槽（V-2001）。向 V-2001 中的盐水加酸使盐水酸化。产生的氯气被送往氯气处理工序。由阳极液循环槽出来的淡盐水分两部分，一部分循环回电解槽，另一部分去脱氯塔（T-1601）脱氯。

#### 2.2.1.2 阴极液系统

循环碱液在经碱液换热器（E-2001）后送至进口多岐管，然后被分配到各阴极室中，碱液和氢气的两相流体由阴极室出口溢流出来，并在出口多岐管分离成为氢气及碱液。碱液靠重力的作用自流流入循环碱液槽（V-2002）。由循环碱液槽出来的碱液分成两部分：一部分经成品碱冷却器（E-2002）冷却后

去成品碱贮槽，另一部分循环回电解槽。通过向循环碱液中加入 WD 来保持碱液浓度在规定浓度。由多歧管出来的氢气送至氢气处理工序。氢气压力保持在比氯气压力高  $300 \pm 20 \text{ mmH}_2\text{O}$ 。

### 2.2.1.3 工艺操作指标

表 2-1 电解工艺操作指标

		单位	分析频率	控制范围
总管淡盐水	NaCl	g/l	1 次/8 小时	190-210
	NaClO <sub>3</sub>	g/l	1 次/8 小时	≤20
	游离氯	g/l	1 次/8 小时	0.3-3
	PH		1 次/8 小时	1.5-2.5
单槽淡盐水	NaCl	g/l	1 次/天	190-210
	NaClO <sub>3</sub>	g/l	1 次/天	≤20
	游离氯	g/l	1 次/天	1-3
	PH		1 次/天	2-7
总管碱液浓度	NaOH	g/l	1 次/8 小时	400-415
单槽碱液浓度	NaOH	g/l	1 次/天	400-415
总管 氯气纯度	Cl <sub>2</sub>	%	1 次/8 小时	≥98
	O <sub>2</sub>	%	1 次/8 小时	≤2.0
	H <sub>2</sub>	%	1 次/8 小时	0
单槽 氯气纯度	Cl <sub>2</sub>	%	1 次/天	≥98
	O <sub>2</sub>	%	1 次/天	≤2.0
	H <sub>2</sub>	%	1 次/天	0

## 2.2.2 二次盐水精制

### 2.2.2.1 二次精制流程

螯合树脂吸附包括螯合树脂吸附单元，超纯盐水贮槽（V-1501）及其辅助设备，经加热后的过滤盐水被送至螯合树脂单元，该单元包括三塔（T-1501A/B/C）。在这里进一步除去盐水中的钙镁离子以满足离子膜电解槽

的要求。三塔中的两塔串联运行，另一塔进行再生。螯合树脂吸附单元由 PLC 进行自动控制。

在设计生产能力下，螯合树脂每运行 24 小时后即失去其交换能力，自动加入盐酸、烧碱及纯水进行再生过程。向去离子水喷射器 (J-1502) 中加入 31% 盐酸，自动调节形成 4% 的盐酸，然后送去螯合树脂塔内进行再生。利用向烧碱喷射器 (J-1501) 的纯水将电解槽出来的烧碱配成 5% 碱液后，送去螯合树脂塔内进行再生。反复操作中产生的破碎树脂颗粒由树脂捕集器 (F-1501) 除去。由螯合树脂吸附单元出来的超纯盐水进入超纯盐水贮槽 (V-1501)，然后经泵送至离子交换膜电解槽。

#### 2.2.2.2 超纯盐水指标

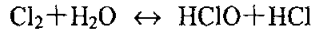
表 2-2 盐水二次精制工艺操作指标

指标	单位	分析频率	控制范围
NaCl	g/l	1 次/8 小时	300~315
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	g/l	1 次/天	≤7
NaClO <sub>3</sub>	g/l	1 次/天	≤2
Ca <sup>2+</sup> +Mg <sup>2+</sup>	PPb	1 次/天	≤20
Sr <sup>2+</sup>	PPb	1 次/周	≤50
Ba <sup>2+</sup>	PPb	1 次/周	≤500
SiO <sub>2</sub>	PPm	1 次/周	≤5
Fe	PPb	1 次/周	≤200
I	PPm	1 次/周	≤0.2
Ni	PPb	1 次/周	≤10
Mn	PPb	1 次/周	≤10

#### 2.2.3 脱氯

##### 2.2.3.1 淡盐水酸化

淡盐水由电解槽出来经泵送至脱氯塔 (T-1601)。在正常操作条件下淡盐水 PH 值约为 4，为了提高脱氯的效率，将 31% 的高纯盐酸加入到进入阳极液贮槽 (V-2001) 前的淡盐水管线上，把淡盐水的 PH 值调节至 2 左右。盐酸的加入使得下面的水解反应向左进行：

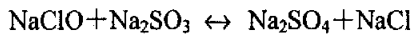
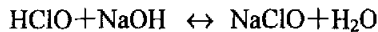


在酸化盐水条件下，超出溶解平衡的大部分氯气通过集气管进入氯气总管。由氯气总管以及氯气密封罐（V-2003A/B）来的氯水与由电解槽来的淡盐水一起进入脱氯塔，两台完整的脱氯盐水泵（P-1602A/B）互为备用，如果运转泵出现故障，可以手动启动备用泵运行。

### 2.2.3.2 脱氯塔

在脱氯塔内，用真空泵（P-1601A/B）控制操作压力在 250 托，通过降低氯气的平衡分压使淡盐水中的氯气脱离出来。由脱氯塔出来的盐水中的游离氯含量低于 30ppm。

由脱氯塔底部出来的脱氯盐水由泵经液位控制送出，在进泵（P-1602A/B）之前加入液碱循环槽（V-2002）送来的 NaOH 调节 PH 值为 9 左右。然后再加入亚硫酸钠溶液进一步除去盐水中的游离氯。反应如下：



向 Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> 溶液罐（V-1602）中加入亚硫酸钠粉末制备亚硫酸钠溶液，并用亚硫酸钠给料泵（P-1603A/B）将亚硫酸钠溶液加入到脱氯盐水泵进口管线上。用氧化还原电位计（AIA-1604）监测送出界区的盐水中的游离氯含量。从 T-1601 出来的氯气送至氯气总管线。

### 2.2.3.3 脱氯淡盐水指标

表 2-3 脱氯淡盐水工艺操作指标

	单 位	指 标
游离氯	g/l	0
PH 值		9-11

系统要保证流量、温度、压力等参数和工艺控制点在正常范围内，而且对控制精度和稳定提出了要求，加上离子膜制碱流程是复杂的，控制系统一定是复杂的。

### 第三章 控制方案的提出和整体控制策略

#### 3.1 离子膜检测控制技术研究的意义

随着国民经济的快速发展,烧碱工业的发展也进入了一个高速期,而离子膜制碱工艺是现在大多数厂家的首选。尽管进入 20 世纪 90 年代以后,国内新上的离子膜烧碱厂家纷纷从国外引进了成套 DCS,使国内的控制水平有了很大的提高,但是引进的系统普遍存在的问题是:不能适应国内的工艺条件,连锁跳车次数过多,操作繁琐,维护困难,二次开发力量薄弱,培训和维护费用过高等。另外,在离子膜法制碱工艺中使用的阳离子交换膜只有日本、美国等少数几家公司能生产,价格相对昂贵,国内企业需花费大量的外汇购买作为消耗品的阳离子交换膜。由于国外自动化水平较高,运行环境较好,离子膜的平均使用寿命为 5~6 年;而国内工艺控制水平较低,离子膜的平均使用寿命仅为 2~3 年,造成国内企业烧碱成本较高,质量较差,无法参与国际市场的竞争。

离子膜制碱工艺过程十分复杂,物料参数和指标控制要求很高。离子膜制碱运行质量和运行成本的高低,很大程度取决于检测与控制方案是否合理、控制系统是否优劣。应当说,离子膜制碱控制技术目前并不十分成熟,国内外一些厂家、院校、研究所都在致力于对它的研究和完善<sup>[4][5][6]</sup>。为了最大限度地发挥装置能力,提高生产的效率,从而达到投入产出之比最大化,实现安全、长周期、满负荷、低消耗的运行,系统的控制技术是关键要素之一。实用、高起点是控制系统设计的出发点<sup>[7]</sup>。

四川省金路树脂有限公司离子膜制烧碱有两期技改。2003 年 4 月和 2004 年 10 月分别投入一套年产 4 万吨离子(叫一期技改)采用日本氯工程公司(CEC)的自然循环复极电解槽,设计负荷 16.07KA,电流密度 4.9KA/m<sup>2</sup>,离子膜使用美国杜邦 N981 膜和日本旭硝子 F8020 膜。二次盐水精制采用日本炼水株式会社的螯合树脂塔。工艺先进,需要一个好的控制系统。

四川省金路树脂有限公司应用浙大中控开发的 SUPCONJX-300X 集散控制系统<sup>[8]</sup>,吸收国内外成熟和合理的控制方案,大胆提出自己的控制思路,将 DCS 的性能与 PC 结合,并采用 WINDOWS NT 操作系统,使其具有开放的

操作环境,在 PC 机上实现全部集散控制系统的功能,属于新一代开放型网络控制系统。用户程序为企业自主开发生成,使企业的控制水平达到国外先进水平,降低了运行成本,提高了运行质量,大大超过了设计初期预计,为企业带来了可观的经济效益。较为先进的控制思路,也可为其它离子膜制碱企业所用。

### 3.2 全部参数的整体控制策略

离子膜制碱工艺要求是相当苛刻的。不但要考虑能不能控制住,还要考虑能不能控制好。控制精度不仅关系到产品质量的稳定、运行周期的长短,甚至直接关系到运行成本的高低。尤其是离子交换膜,若工艺参数和物料指标控制得好,那么更换周期就长,运行费用就低。

#### 3.2.1 采用 PID 回路控制的参数

对于离子膜制碱工艺而言,控制点较多,一些控制点采用常规的 PID 单回路就可以达到要求。比如,一些温度、压力和一些流量控制精度要求相对较低,或者是较为明显的快速响应,或者在工艺上相对是独立的控制量。在满足工艺要求的前提下通过筛选,采用常规的 PID 单回路<sup>[9][10][11][12][13]</sup>。

##### 3.2.1.1 一些温度参数控制

温度参数最重要的是电解槽温度。电解过程主要产热于阴极液部分。按照通常的做法,进槽盐水的温度在控制稳定的情况下,电解槽温度的调节就会在阴极液系统。只要控制阴极液的温度,就可以使电解槽保持一定的温度。这是由工艺特性决定的。但是,要十分关注控制回路的稳定性和控制精度,因为这关系到电解槽的运行质量和膜的运行寿命。

对温度的控制还包括成品碱温度控制、氯气冷凝器后回收氯气温度控制、过滤盐水温度控制、氯酸盐分解槽内温度控制等等。成品碱温度是调节冷却换热器冷却水的流量,让成品碱冷却器(E-2002)后的碱液温度维持在 45℃;氯气冷凝器后回收氯气温度的是调节冷凝器换热介质的流量;过滤盐水温度是调节换热器加热蒸汽的流量;氯酸盐分解槽内盐水温度是调节蒸汽喷管内蒸汽的流量。同样,这些也是由工艺特性决定的。这些参数对控制精度的要求相对要低一些,采用常规单回路 PID 控制<sup>[10][11]</sup>。

### 3.2.1.2 一些液位参数控制

一般来说, 液位控制属于快速响应, 并且参数也相对独立<sup>[9][12]</sup>。除工艺上对一些参数的有特殊的要求之外, 采用常规单回路 PID 即可达到目的。

在离子膜法烧碱生产装置中, 设有许多贮槽。为了使工艺装置能够正常运转, 这些液位要维持一定的范围。需要控制的液位有过滤盐水贮槽(V-1402)、精盐水贮槽(V-1501)、氯水贮槽(V-1605)、脱氯塔(T-1601)、循环碱液槽(V-2002)等等。根据液位变化的因果关系, 同时遵循控得住的原则, 要么“由前控制后”, 要么“由后控制前”。

“由前控制后”的有: 过滤盐水贮槽(V-1402)的液位, 调节位于盐水处理工序的过滤盐水变频泵的转速, 从而控制 V-1402 的液位; 精盐水贮槽(V-1501)的液位, 调节进入鳌和树脂塔精制之前的阀门的开度, 从而控制 V-1501 的液位; 脱氯塔(T-1601)的液位, 调节进脱氯盐水泵(P-1602A/B)的出口流量来调节脱氯塔内的盐水液位; 等等。

“由后控制前”的有: 阴极循环碱液槽的液位由出槽流量调节; 阳极液循环淡盐水槽(V-2001)的液位由出槽流量调节; 氯水贮槽(V-1605)的液位, 调节氯水泵之前的调节阀的开度, 从而控制 V-1605 的液位; 等等。

但是, 过滤盐水槽的液位, 是保证二次盐水精制及电解槽正常运转的重要参数。对于过滤盐水贮槽液位的控制来说, 需要对于干扰(主要是一次盐水流量)作出较快的响应, 单回路的 PID 控制是不合适的, 采用串级调节就能很好地达到这一目的。

### 3.2.1.3 一些压力参数控制

对于压力参数的调节最重要的是脱氯塔真空压力。保持脱氯塔真空压力的稳定, 有利于降低氯气的平衡分压使淡盐水中的氯气脱离出来, 并且也不会带出更多的水分增大真空泵的负荷<sup>[14][15]</sup>。在脱氯塔内, 用真空泵(P-1601A/B)控制操作压力在 250 托, 由脱氯塔出来的游离氯含量低于 30ppm。

压力调节一般是快速调节, 它又是相对独立的参数。采用单回路 PID 控制能够成功的稳定脱氯塔内压力。可以根据控制器输出调节真空泵的转速或者真空泵入口自动调节阀的开度达到这一目的。

### 3.2.1.3 一些流量参数控制

循环碱液在经过碱液换热器(E-2001)后送至多歧管,然后被分配到各阴极室中,在此阴极反应使水电离成氢气和氢氧根离子。根据电解槽和膜的国外厂商提供的资料,在不同的负荷电流下,循环的碱液一般是固定(4万吨/年一期装置为 $12.9\text{m}^3/\text{h}$ )的,基本不发生变化,同时也是相对独立的。所以采用单回路常规PID控制就可以实现。

### 3.2.2 必须采用特殊控制方案的参数

由于离子膜电解工艺是一个较为复杂的生产过程。对一些参数有特殊要求,或者受控对象本身的特殊性,采用常规控制方案是很难达到控制目的,这需要对运用一些其他控制手段,或者要对控制方案进行比较优选。

#### 3.2.2.1 螯合树脂塔二次精制和某塔再生的控制

由于离子膜电解工艺对盐水质量有特殊的要求,树脂塔盐水精制是必不可少的工序。盐水经过凯膜过滤器的一次精制,虽然除掉了盐水带来的绝大部分钙、镁、铁等沉淀悬浮物,但是,要使盐水中的钙、镁含量达到 $10^{-9}$ 级是困难的。要达到这个标准,还必须使用螯合树脂的离子交换方法。这一道工序称作盐水二次精制。工艺流程如附图所示。

盐水二次精制采用三塔串联流程,每隔24小时,前塔的树脂因吸附钙镁离子而失去活性,必须隔离出来进入再生,再生完成以后串入末塔继续三塔串联流程。树脂塔再生所用的物料,主要有盐水、盐酸、烧碱、纯水及压缩空气等。如果某塔进入再生,将先后执行19个步骤。对于这一过程的控制,由于具有执行的先后顺序和执行的规律性,采用顺序控制别无选择。

在某塔的再生过程中,为防止烧碱、盐酸量小影响再生效果和量大使树脂失效加快,要对烧碱和盐酸流量实施较为精确的计量。另外,整个过程纯水要加入四次,每一次流量是不相同的,这需要程序要在对应的时间对纯水控制回路的给定进行自动设定,并且快速地把纯水流量调节好、稳定住。

#### 3.2.2.2 运行电流参与的控制

在离子膜制碱工艺中,很多重要的运行指标与运行电流有着紧密的联系。

这些运行指标都可以描述成为运行电流的函数。只有运行电流参与其中的控制,才可能保证电解槽和离子膜长时间高效运行。同时,为保证控制的可靠性,运行电流参与的控制能够很方便地切换到其他控制方式(比如串级控制、手动控制等等)。

进槽超纯盐水流量要运行电流参与控制。根据外方资料,在二次精制盐水浓度一定的情况下,进槽超纯盐水流量与电解电流有一一对应的固定函数关系。在浓度发生变化时,进槽盐水也要做适当的修正。电解槽整流电流  $I$ 、进槽盐水浓度  $x$  和盐水流量  $F_{\text{盐水}}$  之间,有一个固定的函数  $F_{\text{盐水}} = f(I, x)$ 。同时,进槽淡盐水流量要同步跟随进槽超纯盐水,其比值为 1。在控制上要实现“进槽超纯盐水流量变、进槽淡盐水流量也要及时变”的目标。

进槽纯水流量要运行电流参与控制。进槽纯水流量的调节通常是根据阴极液的浓度进行的。但是,从国内一些离子膜烧碱生产厂家来看,一般的浓度分析仪表存在较大的滞后,而且常因浓度计出现故障,而可能使调节系统不能充分发挥调节作用。也就是要充分考虑到这种方案的局限性。根据外方资料,进槽纯水流量与电解电流有一一对应的固定函数关系,同时又要受电解槽温度的影响。电解槽整流电流  $I$ 、电解槽温度  $T$  和盐水流量  $F_{\text{纯水}}$  之间,有一个固定的函数  $F_{\text{纯水}} = g(I, T)$ 。进槽纯水流量的控制要运行电流参与是一个选择。

淡盐水加酸流量要运行电流参与控制。为了保证进电解槽盐水的 PH 值,同时也有利于脱氯,在淡盐水贮槽之前要加入一定量的盐酸。在淡盐水加酸过程中,影响 PH 值的主要参数为高纯盐酸的流量、盐水补充量。而加入阳极液的二次精制盐水的流量是由电解电流所决定的。也就是说,淡盐水加酸流量在在盐酸储槽中的浓度不变时,加酸流量与电解电流有一一对应的固定函数关系。本来,淡盐水加酸是根据介质的 PH 值来调节的,但是要充分考虑到 PH 值测量的不可靠性,引入运行电流参与控制是可行的。

### 3.2.2.3 对 PH 值参数的控制

在离子膜制碱工艺中,需要对进入螯合树脂塔的过滤盐水加酸、淡盐水加酸、脱氯淡盐水加碱从而控制它们的 PH 值在工艺指标规定的范围内。由于 PH 值的控制存在严重的非线性<sup>[16]</sup>,如果采用常规控制,回路的稳定性一定是很差的。在控制中要考虑采取一些措施,如在回路中引入变比例器抵消回路的

非线性，或者引入其他一些参数参与控制。

#### 3.2.2.4 氯气氢气压力的控制

氯气和氢气的压力控制是避免膜的机械损伤和延长膜的使用寿命的关键。电解槽的氯氢压力控制在总管上的氯氢压力分别为 $-20\text{mmH}_2\text{O}$  及 $+280\text{mmH}_2\text{O}$  左右。要求氯氢压差保持  $300\text{mmH}_2\text{O}$  得到可靠的控制，这是工艺上特别加以强调的。这在控制上要求设计一个属于随动调节的从动回路。由于氯气有毒会污染环境的特殊性质，氯气压力在调节系统中是主动量，氢气压力为从动量。氯气压力一方面通过自己的回路，调节到给定值，同时通过加减器，作为氢气调节回路的给定。这样，只要 PID 参数得当，控制会很好地满足工艺要求。

在设计离子膜控制系统时，充分运用现代控制的前沿技术，将涉及程序控制、串级控制、比值控制、模糊控制以及自适应控制等。

#### 3.2.3 设计可靠实用的系统联锁

系统联锁是控制系统的重要组成部分，在离子膜电解工艺中尤其重要。它在非正常工况下，有效地保护电解槽、离子交换膜和其他设备。联锁要充分考虑工艺、电气以及仪表三方面的要素。要从国内工艺条件的实际情况出发，在保护设备和造成过多跳停又会对设备造成冲击两方面平衡。

### 3.3 控制系统需要考虑的因素

工艺要求苛刻。为使离子膜烧碱装置能安全、可靠地进行，必须采用较多的控制回路。对仪表的测量精度、稳定性及可靠性，都有很高的要求。

仪表符合防爆要求。电解时产生氢气，电解厂房内属于防爆场所。厂房内所使用的仪表，应符合安全防爆要求。

现场仪表符合防腐性能。被测工艺介质主要有盐水、烧碱、盐酸及湿氯气等，大部分现场仪表应具备防腐性能。

有满足工艺需求的联锁，用来处理出现异常时的事故状态。

## 第四章 控制方案与仪表的优化选择

### 4.1 关键控制与检测系统

#### 4.1.1 螯合树脂塔控制

##### 4.1.1.1 吸附和再生顺序控制

根据外方提供的吸附再生流程，表4-1所示为设计的树脂塔操作阀门控制图。XV1501、XV1505和XV1511按图中所示开启（“○”为阀门开），其余阀门关闭（进入再生的某塔的阀门按再生程序动作，XV1501、XV1505和XV1511全关）。

表4-1 树脂塔运行步骤阀门控制表

阀门状态	操作步骤						
	1	2	3	4	5	6	7
	一次盐水→ A塔→B塔 →C塔→二 次盐水	A塔再生： 一次盐水→ B塔→C塔 →二次盐水	一次盐水→ B塔→C塔 →A塔→二 次盐水	B塔再生： 一次盐水→ C塔→A塔 →B塔→二 次盐水	一次盐水→ C塔→A塔 →B塔→二 次盐水	C塔再生： 一次盐水→ A塔→B塔 →二次盐水	返回步骤1
XV 1501a	○					○	○
XV 1501b		○	○				
XV 1501c				○	○		
XV 1505a			○	○	○		
XV 1505b	○				○	○	○
XV 1505c	○	○	○				○
XV 1511a			○	○			
XV 1511b					○	○	
XV 1511c	○	○					○

表4-2所示为设计的树脂塔再生工艺控制流程图。但在实际运行过程中，发现再生第16步（NaOH Discharge）再生塔用精盐水置换残留碱液（这一部分液体PH值是比较高的）以后AIC1501（树脂塔出口精盐水加酸调节）PH值会出现波动，从而影响塔内树脂对钙镁离子的吸附。经过分析，主要是置换碱液经过阀门XV1518进入V1402（过滤盐水贮槽），使V-1402内的过滤盐水PH值在这一段时间迅速上升超标。在完善的过程中对PLC程序进行了小的修改，变16步开启XV1510、XV1512和XV1518为开启XV1510、XV1512和XV1517。即改变置换后的液体原来进入V-1402（过滤盐水贮槽）为现在

进入废水池回收至盐水工序。这样，不但可以解决PH值一段时间急剧升高对树脂塔吸附的影响，而且还相应降低了废水的酸度。

树脂塔切换及再生过程，完全依靠可编程控制器自动完成。可编程控制仪按预定设定的时间程序，向二位三通电磁阀输出控制信号（电磁阀所要求的电压信号），二位三通电磁阀带电动作。

表4-2 树脂塔再生工艺控制表

序号	操作步骤	时间 (分)	XV 1502	XV 1503	XV 1504	XV 1505	XV 1506	XV 1507	XV 1508	XV 1509	XV 1510	XV 1512	XV 1514	XV 1516	XV 1517	XV 1518
1	步骤变换：准备时间,盐酸和烧碱计量开始。	0.5														
2	排液：用工艺空气把塔类所有液体排出。	15	○	○											○	
3	反洗1：用纯水反洗使压缩的树脂松散，水从塔底部进入中部流出	10	○						○						○	
4	吹除：用压缩空气从塔底部进入，松散树脂层。	3			○		○								○	
5	沉降1：浮动的树脂沉降下来。	10					○								○	
6	漂洗：纯水从塔中部通入，用水置换树脂中的盐颗粒。	60						○				○			○	
7	反洗2：用纯水从塔的底部进入，洗出沉积在树脂层顶部和内部的悬浮物。	30	○				○								○	
8	沉降2：使树脂沉降下来。	10													○	
9	加入盐酸，4%的盐酸从塔中部加入，从底部排出。	60						○				○	○		○	
10	盐酸流出：从塔中部加入，从底部排出。	40						○				○			○	
11	排液2：用压缩空气把塔类所有液体排出。	15		○								○			○	
12	加入烧碱，5%的烧碱从塔底部加入，从中部排出。	20							○	○				○	○	
13	加入水，纯水从塔底部加入，中部，中部管口排出。	10							○	○					○	
14	吹除2：压缩空气从塔底部通入。	10			○		○								○	
15	沉降3：使浮动的树脂沉降。	10					○								○	
16	烧碱排出，二次盐水从塔中部加入，底部排出。	40									○	○				○
17	吹除3：压缩空气从塔底部加入，使树脂层平整。	3			○		○									○
18	沉降4：使浮动的树脂沉降下来。	10					○								○	
19	进料：塔内充满二次精制盐水。					○	○									○

#### 4.1.1.2 树脂塔再生用纯水流量随动控制

为了保证树脂塔再生各步骤所需的不同的纯水流量，在纯水管上设有一套流量调节系统。这个变化的给定值由程序控制系统自动设定。树脂塔再生

过程中，纯水流量是一个重要的参数。如果该调节回路出了故障，树脂塔的再生就无法进行下去。因此，在这个回路中所使用的流量计及调节阀，要求有很高的可靠性及测量精度。这一部分的控制仪表均由外方提供。

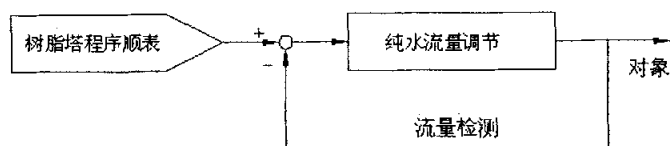


图4-1 树脂塔再生用纯水流量给定值随动控制框图

#### 4.1.2 物料与电流关联的控制

##### 4.1.2.1 进槽超纯盐水流量和循环淡盐水流量的控制

在离子膜电解工艺中，进电解槽盐水流量需要严格控制。为此设有盐水流量调节。

方案一，一个单回路调节系统，它的给定是由人工给定。进电解槽盐水流量（单位： $\text{m}^3/\text{h}$ ）由日本技术资料按表 4-3（4 万吨/年装置适用）提供。同时，另一个单回路调节系统对循环淡盐水进行调节，它的给定由人工给定。

表 4-3 运行电流与进槽盐水的对应关系表

	3kA	5kA	7kA	9kA	11kA	13kA	16.07kA
300g/l	4	4	5.2	6.6	8.1	9.6	11.8
305g/l	4	4	4.9	6.3	7.7	9.1	11.3
310g/l	4	4	4.7	6.0	7.4	8.7	10.8
315g/l	4	4	4.5	5.8	7.0	8.3	10.3
320g/l	4	4	4.3	5.5	6.8	8.0	9.90

方案二，流量依据运行电流大小，自动进行调节。图 4-2 表示进电解槽盐水流量调节工艺控制流程图。

对进电解槽精盐水和淡盐水流量来说，这是一个双闭环比值调节。精盐水流量为主动量，淡盐水流量为从动量。精盐水流量与淡盐水流量比值系数为 1，在实际运行中做适当修正。如果从电解槽电流和精盐水流量这二个参数看，它

又是一个单闭环比值调节系统。其中，电解槽整流电流  $I$ 、进槽盐水浓度  $x$  和盐水流量  $F_{\text{盐水}}$  之间，有一个固定的函数  $F_{\text{盐水}} = f(I, x)$ 。这个固定函数所描述的符合表 4-3 所对应的关系，而在 SUPCONJX-300X 系统中，用二维折线表的方式很好地实现这一任务。同时又可以切换为人工给定，方便在开停车过程中调整进槽盐水量。

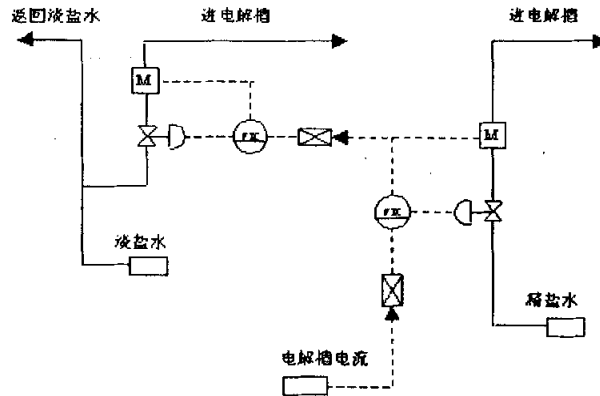


图 4-2 进电解槽盐水流量调节工艺控制流程图

虽然方案一采用两个单回路稳定性和抗干扰的能力较方案二强，但如果进槽盐水流量的少量波动，淡盐水的量不会及时跟踪调节，会造成出碱流量和出碱浓度的波动。而方案二则克服了这一问题，使得出碱流量和出碱浓度更加稳定。与此同时，要考虑方案一的优点，组态时要实现方便切换到两个单回路手动给定调节。

#### 4.1.2.2 电解槽阴极室纯水加入流量控制

阴极液浓度即出碱浓度是电解工艺中主要控制参数，它是通过纯水加入量来实现的。

方案一，如图 4-3 所示的工艺控制流程图。这是一个典型的串级调节系统。在这个系统中，阴极液浓度作为主调参数，纯水流量为副调参数。但是，一般的浓度分析仪表存在较大的滞后，而且常因浓度计出现故障，而使调节系统不能充分发挥调节作用，最终导致生产不能正常进行。但如果选用性能优良

的浓度分析计，这种方案是合适的。

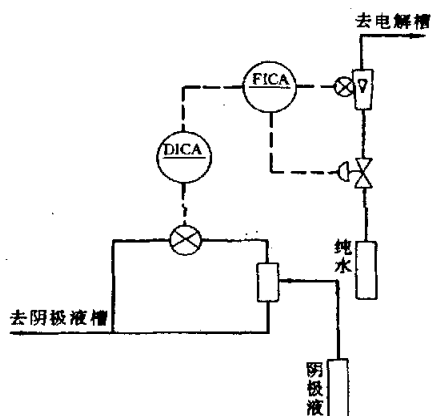


图 4-3 阴极液加纯水工艺控制流程图

方案二，在方案一的基础上加以改进，是在串级调节系统的副调节器上，引入一个电解槽电流信号。图 4-4 为改进后的纯水流量工艺控制流程图。

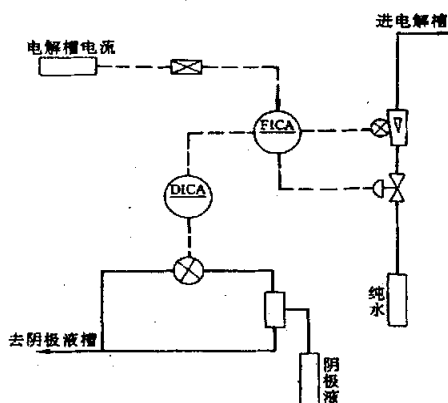


图 4-4 改进后的阴极液加纯水工艺控制流程图

从图 4-4 中可以看到，这是一个比较复杂的调节系统。其中电解槽整流电流和纯水加入量之间，有一定的函数关系。这种函数关系由外方技术资料提供： $F_{\text{纯水}} = \lambda \times \sum (K_i \times N_i)$ ，其中  $F_{\text{纯水}}$  为纯水流量、 $K_i$  为各电解槽运行电流、 $N_i$  为各电解槽单元数、 $\sum$  为求和公式、 $\lambda$  为系数， $\lambda \times 1000$  取值按下表：

表 4-4 由运行电流计算进槽纯水流量系数取值表

碱液浓度 wt%	碱 液 温 度							
	76℃	78℃	80℃	82℃	84℃	86℃	88℃	90℃
24	2.769	2.784	2.801	2.280	2.843	2.870	2.901	2.940
25	2.523	2.537	2.553	2.571	2.593	2.618	2.647	2.683
26	2.295	2.308	2.324	2.341	2.361	2.385	2.412	2.445
27	2.084	2.096	2.111	2.127	2.146	2.168	2.194	2.224
28	1.887	1.899	1.913	1.928	1.946	1.966	1.990	2.018
29	1.704	1.715	1.728	1.742	1.759	1.778	1.880	1.826
30	1.533	1.543	1.555	1.568	1.584	1.601	1.622	1.646
31	1.372	1.382	1.393	1.405	1.420	1.436	1.455	1.477
32	1.221	1.230	1.241	1.252	1.266	1.281	1.298	1.318
33	1.079	1.088	1.097	1.108	1.120	1.134	1.150	1.169
34	0.955	0.954	0.962	0.972	0.984	0.997	1.011	1.028

即使浓度计出现故障，通过 DCS 控制系统所具有的信号选择功能筛选掉浓度计检测信号，而由运行电流按一定函数关系计算得出该控制回路的给定值，使纯水加入量始终保持在最佳状态。

比较两个方案，当然方案二更加可靠，选用性能优良的比重分析仪(4.1.6.2 叙述)。在方案一的基础上，为了克服纯水流量和压力的不稳定带来的干扰，用烧碱的浓度 PID 控制作为主调节回路的同时，用纯水流量的 PID 调节回路为副调节回路构成串级调节。在计算纯水流量要引用表 4-4 所对应的  $K_i$ ，在 JX-300X 中用定义二维折线表的办法。

#### 4.1.2.3 淡盐水加入盐酸流量控制

在实践经验中的得知电解过程中的电解阳极液中和用盐酸与电流负荷关系如图 4-5 所示。随着电流效率的不同直线的斜率不同，当电流效率越大时在相同的电流下所需加盐酸的量越小；在相同的电流效率下，所加入的盐酸量和电解电流呈一定的直线关系  $g(I)=21.43 \cdot I-14.29$ （电流效率=0.94）。

为此，设置了一套盐酸流量调节系统。

方案一，在控制回路中串入一个变比例器，其作用是抵消 PH 调节回路的非线性。在系统组态实现不困难，但从国内外大多数厂家使用的情况来看并不理想。主要原因是对 PH 值的测量滞后、精度不高，PH 值是个滞后较大的测量参数，也是一个非线性作用相当强烈的参数。这样的调节方法往往达不到理想状态。同时，如果单一采取这种方案，一旦 PH 值测量出现问题，加酸量会出现严重的偏离，会给离子膜带来灾难性的后果。

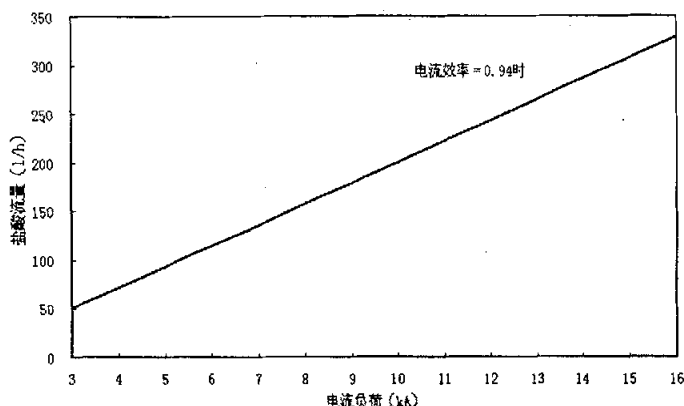


图 4-5 淡盐水加酸与电流负荷关系图

方案二，流量给定由电解槽的整流电流来决定。因为只要一次盐水 PH 值控制相对稳定、进槽盐水流量控制相对稳定，电解槽整流电流和加酸量之间就存在一定的函数关系。采用这种调节方法，能使盐水的加酸量始终保持最佳状态。这是一个单闭环比值调节系统，如采用计算机控制，是很容易实现的。但是在生产不正常的情况下，这种方式可能会带来严重的后果。

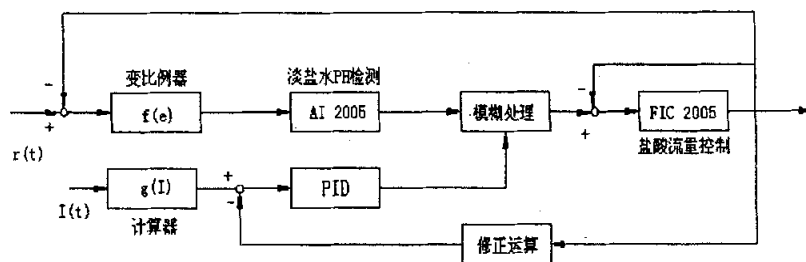


图 4-6 淡盐水加酸控制框图

方案三，集中方案一和方案二的优点和缺点，在负荷发生变化或者开停车时，由电解电流参与控制和加酸量构成前馈控制，当生产平稳时由淡盐水的 PH 值和盐酸流量构成多段折线环节的模糊控制系统，由此来修正电流对加酸量的系数，其控制框图如图 4-6 所示。

#### 4.1.3 PH 值非线性的控制

##### 4.1.3.1 变比例器

对于 PH 值的控制，我们设想一种变比例的调节器，采用非线性的控制规律，使其在不同的偏差对应不同的调节参数，能使其调节器的增益与广义对象增益的乘积接近恒定值，用调节器的非线性来补偿被控制过程的非线性， $f(e)$  与 PH 值的函数特性近似具有类反函数的调节功能。串在常规的 PID 调节回路中。其框图如图 4-7 所示：

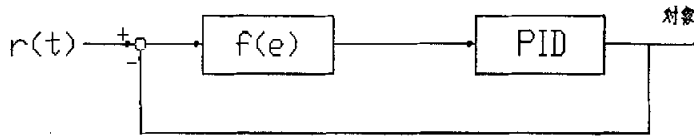


图 4-7 具有类反函数调节功能的 PID 调节功能

具体的变比例器  $f(e)$  的构成原理如下所示：

把含有一定摩尔数  $X_a$  HCl 的盐酸和  $X_b$  NaOH 的氢氧化钠溶液加入水中则溶液中存在如下的电离平衡：



因为此溶液中电荷必须保持平衡，所以  $\text{H}^+ + \text{Na}^+ = \text{OH}^- + \text{Cl}^-$ 。由于 HCl 和 NaOH 均为强电解质，它们的溶液完全电离，那么： $\text{H}^+ + X_b = \text{OH}^- + X_a$ ，由此可得： $X_a - X_b = \text{H}^+ - \text{OH}^- = 10^{-\text{PH}} - 10^{\text{PH}-14}$ 。

上式中表达了酸碱物质摩尔数与 PH 值之间的关系，由此得出曲线图 4-8。

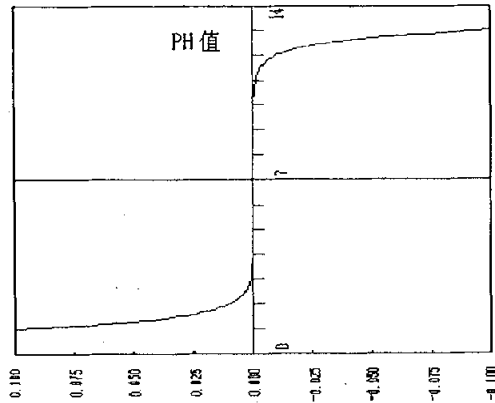


图 4-8 酸碱物质摩尔数与 PH 值之间的关系曲线

从图中可以看出 PH 值在 4~10 的范围内对象的放大系数极大，有着严重的非线性，在 PH 值靠近 7 时稳态增益很大，而且远离 7 时增益变得很小，所以对于 PH 值，用单回路 PID 调节很难实现较为精确的控制。线性 PID 的放大系数时固定的，为了能较快地克服 PH 值存在较大的偏差，PID 的控制作用必须很强，那么在它控制小偏差时就会发生振荡。如果为了保证控制系统的稳定 PID 的控制作用设置的很弱，那么在大偏差时系统将在很长时间内都难以回到设定点，结果使其在克服大偏差时作用很弱。

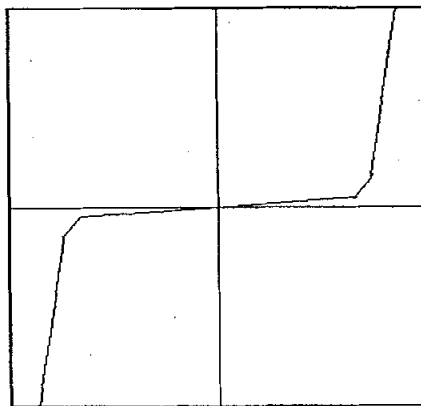


图 4-9 非线性变比例器的增益曲线

根据 PH 值的非线性特性，把非线性调节器中的增益做成如图 4-9 所示，其近似由多段折线组成。

#### 4.1.3.2 PH 值控制的实现

对过滤盐水加酸、脱氯盐水加碱调节各自的 PH 值。要实现这一控制，用一级单回路控制即可实现。只是在控制回路调节器前要串入一个变比例器，用以抵消加酸碱调整 PH 值的非线性。这在 DCS 组态中是可以实现的。

而对淡盐水加酸调节 PH 值的回路，由于加酸多少对电解槽的运行有十分重要的影响，由电解电流参与控制和加酸量构成前馈控制，当生产平稳时由淡盐水的 PH 值（同样要加上一个变比例器）和盐酸流量构成多段折线环节的模糊控制系统，由此来修正电流对加酸量的系数，来克服单一的 PH 值调节带来的不利因素。

#### 4.1.4 氯气与氢气压力的联动控制

图 4-10 为这个调节系统的工艺控制流程图。氯气、氢气各自组成调节回路。氯气压力一方面通过自己的回路，调节到给定值，同时通过比值器，作为氢气调节回路的给定。这是一个双闭环比值调节系统，它由一个定值调节的主动回路，和一个属于随动调节的从动回路所组成。氯气压力在调节系统中是主动量，氢气压力为从动量。

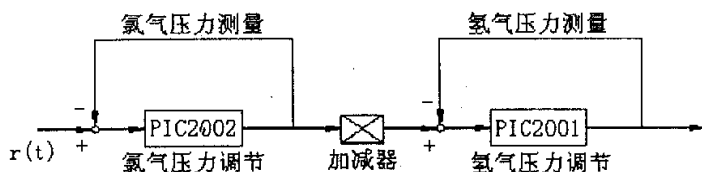


图 4-10 氯气氢气差压调节框图

这个复杂调节系统对确保装置正常运转，起到非常重要的作用。一旦控制失灵，氯、氢气压力失常，生产装置就会自动停车。因此，本系统中所使用的仪表，必须具有高的测量精度和可靠的性能。

## 4.1.5 高精度稳定性参数的控制

### 4.1.5.1 电解槽温度控制

虽然电解液随温度升高电阻下降、电压降低，但温度过高会使水的蒸发量加大，对离子膜的寿命产生影响。最佳控制温度为  $85^{\circ}\text{C}$ 。

图 4-11 为阴极液温度工艺控制流程图。

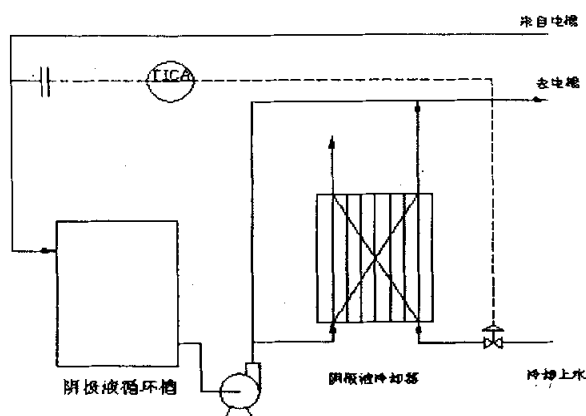


图 4-11 阴极液温度工艺控制流程图

这是一个简单调节回路，可以用 PID 的调节规律，将阴极液温度控制在给定位置。电解槽的温度是通过换热器（E-2001）来加热或冷却进槽碱液来控制的。通过在低压蒸汽管线上的温度控制计（TICA-2007），TV-2007 控制加热碱液。但是，应十分关注控制的稳定性。不然，较大的波动会破坏膜。

### 4.1.5.2 电解槽阴极室循环碱液流量控制

循环碱液在经过碱液换热器（E-2001）后送至多歧管，然后被分配到各阴极室中，在此阴极反应使水电离成氢气和氢氧根离子。根据电解槽和膜的国外厂商提供的资料，在不同的负荷电流下，循环的碱液一般是固定的（4 万吨/年装置循环碱液的流量为  $12.9\text{m}^3/\text{h}$ ），基本不发生变化。所以采用单回路常规 PID 控制就可以实现。但是，应十分关注控制的精度。因为这直接影响纯水的加入量和出碱的浓度。

#### 4.1.6 其它重要参数的检测

##### 4.1.6.1 成品碱的流量检测

成品碱的计量数据，是装置考核的重要依据，数据的准确性尤其重要。目前在成品碱中使用的流量计，主要有椭圆齿轮流量计和电磁流量计。

方案一，采用椭圆齿轮流量计。椭圆齿轮流量计是计量流经管道内液体总量的容积式流量计。如图4-12所示，在仪表测量室进出口两端液体压差作用下，一对椭圆齿轮A、B在轴上不停地转动，并排出液体。只要测量出椭圆齿轮的转数，即可知道流经流量计的液体总量。椭圆齿轮流量计，由带脉冲发送器的流量计、脉冲模拟量变换器以及流量积算器三部分组成。流量计接液部的材质为SUS316L，测量精度为 $\pm 0.5\%$ 。由于被测介质中的固体杂质进入流量计对仪表的测量精度和寿命都是很不利的，所以在流量计的进口侧应安装过滤器。过滤器的本体材质为SCS14，过滤网的材质为SUS316，网眼为60目。作为椭圆齿轮流量计的关键部件椭圆齿轮，一旦受到侵蚀和变形，仪表的精度和寿命就会降低。

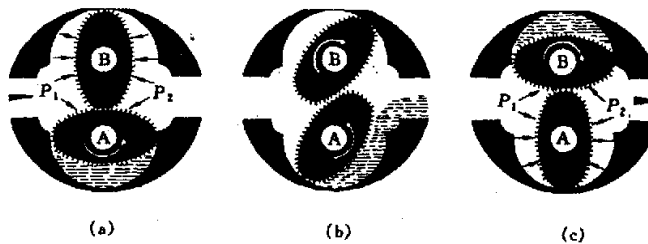


图 4—12 椭圆齿轮流量计工作原理

方案二，采用电磁流量计。电磁流量计是根据法拉第电磁感应定律的原理工作的。如图 4—13 所示，当变送器产生的磁通密度为  $B$  的磁力线，被导管（内径为  $D$ ）中流经的导电液体（流速  $y$ ）所切割，从而在电极上产生感应电势  $E$ 。在  $B$  和  $D$  一定时， $E$  和  $Q$  成正比。变送器把  $E$  按比例转换成标准信号。只要测出标准信号的大小，即可知道流体的流量。成品碱中使用的电磁流量计，测量管内衬材料为 PFA，电极及接地极的材料，均采用哈氏 C。电磁流量计的测量精度可达 $\pm 0.5\%$ 。

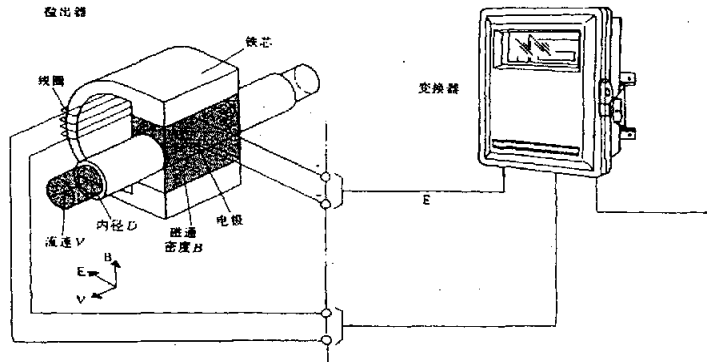


图 4-13 电磁流量计工作原理

出碱浓度一般不小于 30%，温度大约 85 度，工艺条件是比较苛刻的。比较方案一和方案二，也综合国内使用的情况看，在离子膜工艺较为苛刻的工艺条件下，使用电磁流量计更加稳定和可靠。采用方案二是应当的选择。

#### 4.1.6.2 成品碱的浓度检测

成品碱浓度是装置性能保证的重要条件，也是指标考核的主要依据。因此，正确测量碱浓度显得十分重要，在选型时采用日方建议的横河公司的振动式密度计，它的测量精度可以达到 0.5%。

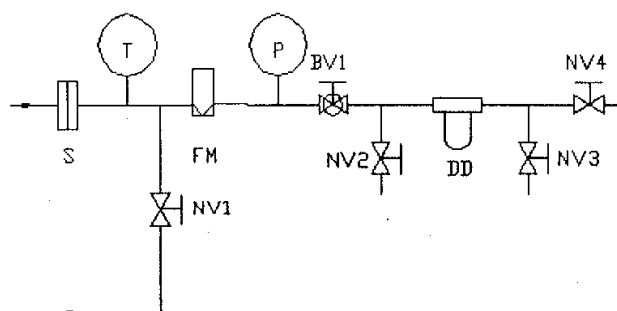
振动式密度计由密度检测器和密度变换器二部分构成。检测器由一个振荡器和一个热电阻组成。检测器的工作原理是，利用管道的横向自由振动数为充满其内部液体密度的函数。热电阻检测温度，在微处理器中参与计算，从而得到在参考温度下的密度。检测器把被测液体巨的密度变化，转化为振动子横方向自由振动数。检测器的接液部材质为 Ni。

检测器包括以下几部分：流经测量液的振动子（振动子是一种音叉，振动频率和被测液体密度变化相对应）；拾音器音壁电极（它的作用是检测振动子的振动频率）；压电原件（用来传递维持振动子的振动力）；维持振动子自激振荡的振荡放大器）。

变换器则把振动子的振动频率，变化成统一的输出信号（0~1V DC 或 4~20mA DC）。除输出模拟信号外，还可以输出数字信号，并可以提供多种功

能，如一键标定、自诊断等。检测器的安装，要避免阳光直射、风吹雨打或机械振动。安装时，振动子的U形管底部朝下，便于逸出气泡。

图 4-14 为密度测量的取样装置系统图。



S—过滤器 DD—密度检测器 FM—流量计 BV1—球阀  
P—压力计 NV1~NV4—针型阀 T—温度计

图 4-14 成品碱密度测量的取样装置系统图

#### 4.1.6.3 游离氯 ORP 监测

淡盐水 PH 值调节及 ORP 测量电解过程中产生的淡盐水，含有一定数量的游离氯，这部分游离氯对设备、管道的腐蚀十分严重。所以必须清除。在淡盐水管路中，设置了 ORP 检测装置，如图 4-15 所示。根据 ORP 的高低，决

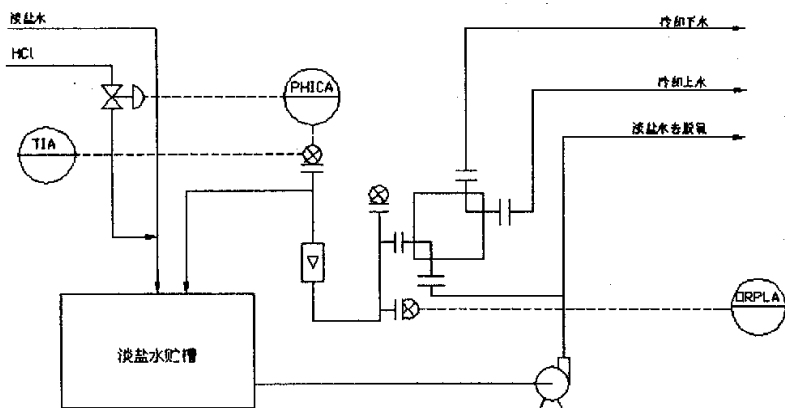


图 4-15 淡盐水 PH 值调节及 ORP 测量工艺控制图

定亚硫酸钠的加入量。10%  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  的流量根据 FG-1602 显示的流量值，用隔断阀进行调节。用带高报警的氧化还原电位计（AIA-1604）监测加入亚硫酸钠溶液后的脱氯盐水的 ORP 值。由于淡盐水温度较高，为保证分析仪的测量精度和寿命，必须在分析仪前加仪表冷却器，以降低淡盐水的温度。要求进分析仪的盐水温度低于  $50^\circ\text{C}$ ，分析仪流通管的材料采用 Ti 材。

过滤盐水，即经过戈尔（或凯膜）过滤器处理后的一次盐水。在进入螯合树脂塔进一步精制之前，要把 PH 值调整到 8~10 之间。因为，PH 值越高，树脂的吸附能力越好；但太高，钙镁离子易形成氢氧化物沉淀而不是离子状态不能被吸附。图 4-16 过滤盐水 PH 值调节及 ORP 检测控制流程图。PH 值及 ORP 分析仪都由检测装置和变送器二部分组成。检测装置包括流通管、电极夹、电极及加压装置。检测装置通过专用电缆，和变送器连接起来。过滤盐水温度不高，流通管材质采用 H·TPVC。加压装置接入干净的仪表空气，使电极液能均匀地渗透到被测介质中，保持测量回路畅通。变送器向二次仪表或 DCS 提供 4~20mA DC 的标准信号。

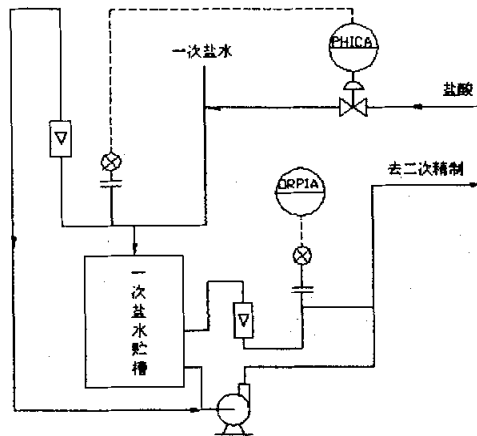


图 4-16 过滤盐水 PH 值调节及 ORP 检测控制流程图

#### 4.1.6.4 电解槽电压监测

电解工序有 4 台电解槽，它由 4 台整流器分别供电，每台电解槽均由 54 个单元槽组成。离子膜制碱装置的电解运行是否良好、安全，可以通过电解槽电压监控程序得到反映。为此要对装置的单元槽电压全程监控，当任一单元电

压大于规定值时,触发停整流联锁,同时每台电解槽要有独立的电压监控程序,该程序对实测的电解槽电压根据当前的整流负荷和阴极液温度参数进行补偿计算后,与理论电压比较,当其偏差超出某一值后,进行报警处理。

## 4.2 工艺保护、报警与联锁

对于超纯盐水的控制,在每个电解槽回路的管道上都安装了带高低报警的流量控制(FICA-2002A/B)。如果超纯盐水的供应出现问题,阳极液的氯化钠浓度会随着电解的进行而不断降低,当超出膜的许可范围就会对膜造成破坏。为了避免进槽盐水断液而引起的破坏,在低流量时报警,低低流量时 DCS 联锁在 180 秒后停下整流。为了防止由于电压差引起的杂散电流所造成的盐水流量计走数错误,要进行管道接地,由 Ti+DSA 制成的管路接地(MA-2001A/D)保护金属材料避免电化腐蚀。

对于循环淡盐水控制,在循环管道上安装有带高低报警的流量控制(FICA-2015)。在淡盐水循环泵的出口要安装止回阀,以防止在泵出现故障时盐水倒流及阳极液排出。同时为了避免因止回阀的故障而出现的倒流及阳极液排出,当 P-2001A/B 都停止后 DCS 联锁关闭流量控制阀 FV-2015。由 Ti+DSA 制成的管路接地(MA-2003-1/4)可以保护金属材料避免电化腐蚀,而且可以避免由于电压差引起的杂散电流所造成的淡盐水流量计读数错误。

加入循环碱液的纯水流量由流量控制 FICA-2006 来调节,维持出电解液碱液浓度在 30%或者 32%左右。当纯水流量过低或者过高时, FICA-2006 发出报警信号。如果所有整流器停下后, DCS 联锁关闭控制阀 FV-2008。成品碱浓度由带高低报警的比重分析仪 AIA-2006 监测。

在每个电解槽回路的进电解槽碱液管线上都安装了带高低报警的流量控制计(FICA-2008-1/4),用以保持碱液流量的稳定。同时如果进电解槽碱液流量减小或断液,使得进电解槽的碱液流量不平衡而破坏膜。为避免膜的破坏,在流量低时,流量指示计报警,且在流量超低时 DCS 联锁在 300 秒后停下整流器。成品碱的流量和积累总量由流量计(FRQ-2012)来显示。当循环碱液贮槽(V-2002)液位出现超高或 P-2002A/B 都停后, DCS 联锁关闭流量控制阀(FV-2008)。在碱液泵的出口循环碱液管线上安装止回阀以防止在泵出现故障引起循环碱液倒流及阴极液排出。为了避免由于止回阀故障而引起循环碱

液倒流及阴极液排出, 所以当 P-2002A/B 停后, DCS 连锁关闭 FV-2008-1/4。由 Ni 制成的管路接地(MA-2001A/D)可以保护金属材料避免电化腐蚀, 而且可以避免由于电压差引起的杂散电流所造成的碱液流量计读数错误。

用 PIA-2001A 来调节氯气总管上的压力, 同时带高低报警。氢气总管上的压力通过压差控制 PDICA-2002 控制氢氯的压差为 300mmH<sub>2</sub>O, 并带有高低报警功能, 以维持氢氯的压差。如果压差超高或超低, DCS 连锁停下所有整流器。压力开关有一秒的延迟时间以消除瞬时压力波动的影响。在氢气总管安装有一带高低报警的压力指示计 (PIA-2001B) 来监测氢气的压力。

由带高、低液位报警的液位控制计 (LICA-1603) 通过控制脱氯盐水泵 (P-1602A/B) 的出口流量来调节脱氯塔内的盐水液位。

循环碱液槽的液位由 LICA-2010 控制循环碱液流量控制阀 (FV-2008), 并带液位高低报警。LICA-2010 液位出现低时, DCS 连锁停下碱液循环泵 P-2002A/B, 以免泵出现机械损伤。当液位高时, DCS 连锁关闭循环碱液流量控制阀 (FV-2008), 当液位恢复正常后, 这些连锁的阀门将自动恢复。循环淡盐水的液位控制原理同循环碱液的液位控制。阳极液循环槽 (V-2001) 的液位是由带高低报警的液位控制计 (LICA-2003) 来控制, 液位超高时, DCS 连锁将关闭流量控制阀 (FV-2002-1/4) 避免溢流。如果液位恢复, 阀门将自动恢复。当 LICA-2003 液位出现超低时, DCS 连锁停下 P-2001A/B, 以避免泵的机械损伤。

氯水贮槽 (V-1605) 的液位带高、低位报警。

电解槽的温度是通过换热器 (E-2001) 来加热或冷却进槽碱液来控制的。通过在低压蒸汽管线上的温度控制计 (TICA-2007), TV-2007 控制加热碱液。当温度高或低时, 温度指示计会发出报警信号指示异常情况。当进电解槽的碱液流量超低或整流器停后, DCS 连锁关闭 TV-2007。在每台电解槽的阴极液出口都安装有一个带高低报警的温度指示计 (TIA-2009-01/04), 用以监测电解槽的温度。

成品碱温度维持在 45℃, 并带高报警; 氯酸盐分解槽内温度用带高报警的 TICA-1605 控制氯酸盐分解槽 (V-1603) 内的盐水温度。加入脱氯盐水调节 PH 值的自用碱液流量由 FICA-1602 进行控制调节, 维持脱氯盐水的 PH 值为 9, 并具有高、低报警功能。

加入出电解槽的淡盐水管线上的盐酸流量由 FICA-2005 进行控制, 控制淡盐水 PH 为 2~4。由 AIA-2005 在线监测并指示异常情况, 并给出一个高低报警信号。当所有整流器都停后, DCS 联锁关闭盐酸流量控制阀 (FV-2005)。

用带高报警的氧化还原电位计 (AIA-1604) 监测加入亚硫酸钠溶液后的脱氯盐水的 ORP 值。根据检测的淡盐水 ORP 的高低, 用隔断阀调节 10% 的  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  的加入量 (FG-1602 显示)。由于淡盐水温度较高, 为保证分析仪的测量精度和寿命, 必须在分析仪前加仪表冷却器, 以降低淡盐水的温度。

加入高纯盐酸调节过滤盐水 PH 值由 FICA-1401 进行控制调节, 维持过滤盐水的 PH 值为 8~10, 并具有高、低报警功能。在这个 PH 值监测回路中加流量计, 是为了调节流量, 以达到分析仪所要求的流量范围。

### 4.3 紧急联锁系统

离子膜法电解工艺过程十分复杂, 对控制方面也提出了很高的要求。如果某些工艺参数出现异常, 而不能及时得到控制, 往往使生产不能正常进行, 甚至于对整个装置造成破坏性影响。为了确保工艺过程安全, 必须设置一套紧急联锁系统。联锁有工艺、电气及仪表三个方面。无论出现哪一个事故状态, 都可以通过联锁系统切断电解槽直流供电, 关闭入槽盐酸阀, 关闭入槽纯水阀, 完成与联锁相关的动作。

#### 4.3.1 工艺方面联锁

电解槽零点电位差联锁。正常运转时, 电解槽的零点电位差应控制在规定的范围之内。当零点电位差超过规定范围上限时, 报警系统应发出高、低报警。当电解槽零点电位差超过上上限时, 进行联锁。

阳极室和阴极室的压差联锁。在该公司离子膜电解工艺中, 这个压差控制在  $300\text{mmH}_2\text{O}$  左右。上限  $400\text{mmH}_2\text{O}$  下限  $0\text{mmH}_2\text{O}$  时发出警报, 上限达到  $500\text{mmH}_2\text{O}$  时联锁。

阳极液循环泵、阴极液循环泵的联锁。当这二台参予运行的泵中, 有一台停止时, 要进行联锁, 同时使另一台参予运行的泵停止。

阴极循环液压力和阳极循环液压力的联锁。当这二个压力中, 有一个过低, 达到联锁低限时, 进行联锁。

氯气、氢气压力的联锁。正常运转时，氯气压力控制在 $-20 \pm 20 \text{mmH}_2\text{O}$ ，氢气压力控制在 $280 \pm 20 \text{mmH}_2\text{O}$ 。当氯气压力高到 $80 \text{mmH}_2\text{O}$ 、低到 $40 \text{mmH}_2\text{O}$ 报警，当氯气压力高到 $100 \text{mmH}_2\text{O}$  时进行联锁。

与后工序的联锁。后工序主要指氯、氢处理工序。当氯压机停车时，离子膜电解工序应联锁停车。

#### 4.3.2 电气方面联锁

当整流电流到达规定上限时，联锁停车。

当整流系统出现接地故障时，联锁停车。

当整流变压器出现其他故障，需要紧急停车。

#### 4.3.3 仪表及其他方面的联锁

仪表气源压力过低，达到联锁压力时。

仪表电源出现故障，需联锁停车时。

因其他原因需要紧急停车时，操作人员按动紧急停车开关，进行联锁。

图 4-17 为装置联锁系统原理图。采用 JX-300X 系统中的梯形图编辑器 (LD)，通过逻辑运算，可以很便捷地实现各种复杂的联锁控制。

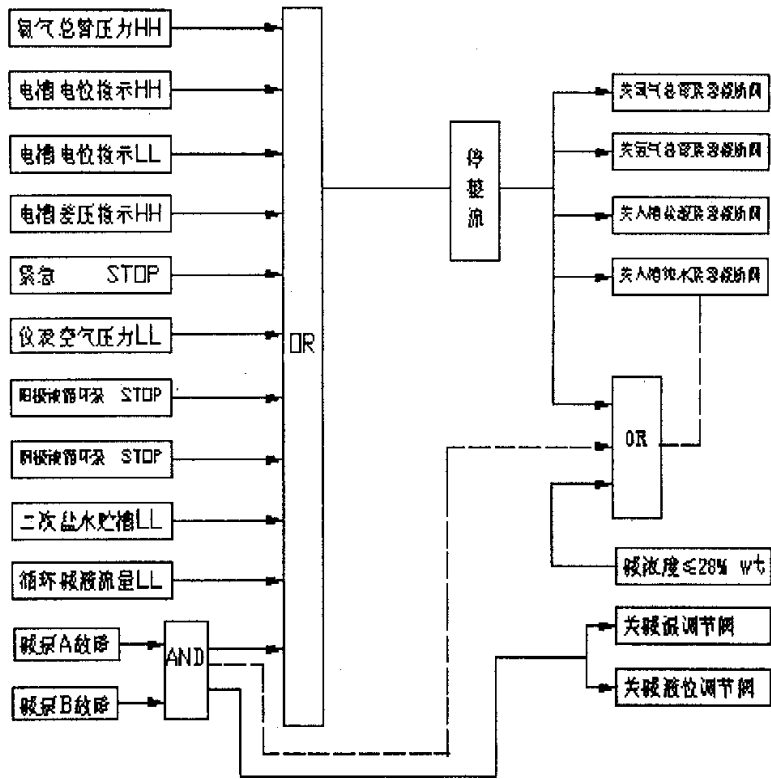


图 4-17 装置联锁系统原理图

## 第五章 课题实施及系统组态

### 5.1 树脂塔程序控制

PLC 可编程控制器由日本配套提供,按 4.2.1 控制思想编程。它的 CPU 包括电源单元、存储单元及控制单元。I/O 包括 I/O 电源单元及 I/O 接口。可编程控制器设有一块现场操作盘,上面可改变控制方式、观察程控阀的开闭状态。

可编程控制器有三种操作方式:

全自动操作。整个操作过程由可编程控制器,按预定时间程序自动控制;

手动操作。控制阀的开闭状态,完全由手动遥控进行控制。可人为地对每一个步骤进行操作;

半自动操作。再生及切换过程自动进行,而跳步必须手动操作后,接通二位控制阀的气源,使控制阀开启。

整个控制由一台三菱 PLC 控制器来实现,并通过 SP244 通讯卡与 DCS 系统相连,并使用 JX-300X 系统的 SCX 语言来编写其通讯程序,从而实现 DCS 系统对其的控制。这样就可以实现全自动、半自动、手动状态下对其进行控制,并可在 DCS 系统上观察到所有的 ON/OFF 阀的开关状态及联锁报警。

### 5.2 JX—300X 系统概述

JX-300X 充分应用了最新信号处理技术、高速网络通信技术、可靠的软件平台和软件设计技术和现场总线技术,采用了高性能的微处理器和成熟的先进控制算法,全面提高性能和功能,兼具了高速可靠的数据输入输出、运算、过程控制功能和联锁逻辑控制功能,能适应更广泛更复杂的应用要求,是一个全数字化的、结构灵活、功能更加完善的新型开放式集散控制系统。其基本组成包括工程师站(ES)、操作站(OS)、控制站(CS)和通讯网络 SCnetII。方便实现与其它系统和 PLC 设备的挂接以及与上位机的信息交换。

JX-300X DCS 控制系统具有故障检测功能的高速冗余过程控制网络,支持 Windows 安全管理机制和多元化的智能安全技术,高精度的 A/D 采样和信号组组或点点隔离,优越的实时仿真功能及功能强大的软件支持。它除了具有

模拟量信号输入输出、数字量信号输入输出、回路控制等常规 DCS 的功能，还具有高速数字量处理、高速顺序事件记录（SOE）、可编程逻辑控制等特殊功能；它不仅提供了功能块图（FBD）、梯形图（LD）等直观的图形组态工具，又为用户提供开发复杂高级控制算法（如模糊控制）的类 C 语言编程环境 SCX 语言。系统规模配置灵活，可以实现从一个单元的过程控制，到全厂范围的自动化集成，且维护简单，可在线修改组态和热插拔卡件。

### 5.3 JX—300X 系统配置

图 5-1 中电源柜、中间继电器柜、DCS 机柜、2 台操作站（其中 1 台兼作工程师站）用作离子膜装置的控制，三菱 PLC 控制器用作螯合离子交换树脂塔的控制。安全栅柜、远程 I/O 机柜、远程操作站用作氯氢处理工序自控仪表的控制；S7-200 控制器用作氯氢处理工序电气控制，它通过通讯与 DCS 相连，从而实现对泵运行状况、启停的控制。

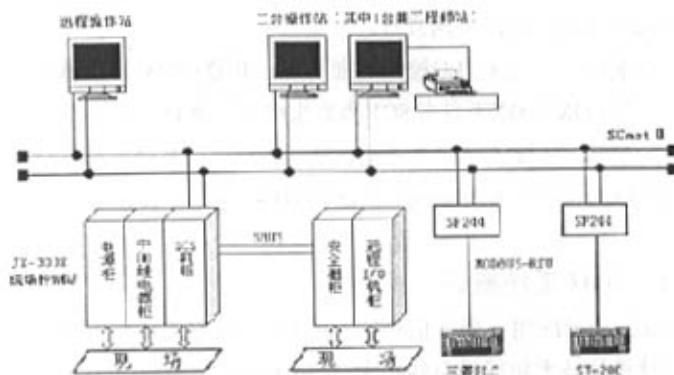


图 5-1 DCS 系统配置的结构图

现场信号经中间继电器柜、安全栅柜、DCS 机柜进入系统，1 台三菱 PLC 控制器（通讯协议 Modbus-RTU, 通讯口 RS485）和 1 台西门子 S7-200 控制器（自定义通讯协议，通讯口 RS485）分别通过通讯接口卡（SP244）与系统实现数据交换，远程 I/O 通过冗余的 SBUS 线与主控制站实现数据交换。现场控制站主控制卡、电源系统、数据转发卡、通讯总线、部分重要的输入/输出信

号均按 1:1 冗余配置。通过冗余的工业以太网 (Scnet II) 将控制站和操作站连成一个整体, 实现对生产装置的集中监控。

## 5.4 DCS 组态

### 5.4.1 SCKey

JX-300X 组态工作是通过组态软件 SCKey 来完成的。SCKey 组态软件是基于中文 Windows NT 操作系统开发的, 全面支持系统各类控制方案的组态。该软件用户界面友好, 功能强大, 操作方便。

软件体系运用了面向对象的程序设计 (OOP) 技术和对象链接与嵌入 (OLE) 技术, 可以完成信号类型、控制方案、操作手段等的设置。同时, 系统还增加和扩充了上位机的使用和管理软件 AdvantrolPIMS, 开发了 SCX 控制语言 (类 C 语言)、梯形图 (Ladder Diagram)、程序控制语言 (Sequential Function Chart)、功能块 (wnc6on Bbck Diagram) 等算法组态工具, 完善了诸如流程图设计操作、实时数据库开放接口、报表、打印管理等附属软件。

SCkey 组态软件通过简明的下拉菜单和弹出式对话框建立友好的人机对话界面, 并大量采用 Windows 的标准控件, 使操作保持了一致性。该软件采用分类的树状结构管理组态信息, 使用户能清晰把握系统的组态状态。

### 5.4.2 总体信息组态

总体信息组态是整个组态信息文件的基础和核心, 包括主机设置、编译、备份数据、组态下载和组态传送五个功能。

#### 5.4.2.1 主机设置

主机设置是对系统各主控制卡与操作站在系统中的位置进行组态。包括主控制卡组态和操作站组态。

##### 5.4.2.1.1 主控制卡组态

主控制卡组态需要对注释、IP 地址、运算周期、类型、型号、通讯、冗余、网线使用等内容进行指定。按浙大中控建议, 运算周期采用默认的 0.5 秒, 型号目前可以选用的只有 SP243X, 通讯采用 UDP 用户数据报协议 (UDP 协议是 TCP/IP 协议的一种)。

对于 IP 地址，采用表 5-1 所示的系统约定，还要保证实际硬件接口和组态填写的地址绝对的一致。在表 5-1 中网络码 128.128.1 和 128.128.2 代表两个互为冗余的网络。在控制站表现为两个冗余的通讯口，上为 128.128.1，下为 128.128.2。

表 5-1 主控卡系统约定的 IP 地址

类别	地址范围		备注
	网络码	主机码	
控制站 地址	128.128.1	2~32	每个控制站包括两块互为冗余主控制卡。每块主控制卡享用不同的网络码。IP 地址统一编排，相互不可重复。地址应与主控卡硬件上的跳线地址匹配。
	128.128.2	2~32	

对于类型的指定，通过软件和硬件的不同配置可构成不同功能的控制结构，包括数据采集站（提供对模拟量和开关量信号的基本监视功能）、数据逻辑控制站（提供马达控制和继电器类型的离散逻辑功能）和回路控制站（提供常规回路控制的所有功能和顺序控制方案）。

对于冗余的指定，如果冗余，在偶数地址放置主控卡，其相邻的奇数地址自动被占据用于表示冗余卡。为了保证在其中任一条总线发生故障的情况下，通讯网络仍保持正常的数据传输，JX-300 Snet II 网络采用双重冗余结构。一旦设为冗余单元，该地址的相邻地址即被占用，0 的相邻地址为 1，1 的相邻地址为 0，2 的相邻地址为 3，3 的相邻地址为 2，以此类推。

对于网络使用的指定，在 JX-300X 中，每个控制站有两块主控制卡，每块主控制卡都具有二个通讯口，在上的通讯口称为网络 A，在下的通讯口称为网络 B，当两个通讯口同时被使用时是冗余网络通讯。在指定时，根据实际情况而定。

#### 5.4.2.1.2 操作站组态

操作站组态是对系统操作站上操作画面的组态，是面向操作人员的 PC 操作平台的定义。它主要包括操作小组设置、标准画面组态(总貌画面、趋势曲

线、控制分组、数据一览)、流程图、报表、自定义键、语音报警等六部分(如图 5-3)。在进行操作站组态前,必须先进行系统的单元登录及系统控制站组态,只有当这些组态信息已经存在,系统的操作站组态才有意义。

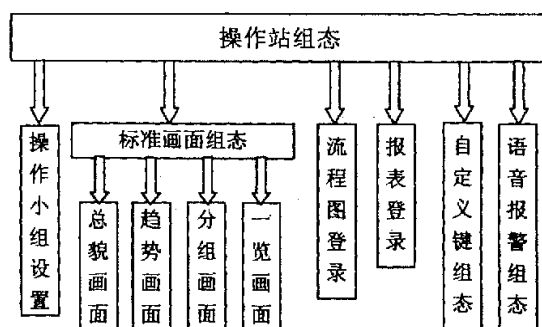


图 5-2 操作站组态流程

选中操作站选项卡,进入操作主机的组态窗口。这里需要对操作站的注释、IP 地址、类型进行指定。

对于注释的指定,根据需要写入操作站的文字说明。

对于 IP 地址的指定,采用如表 5-2 系统约定(在 JX-300X 中最多可以组 32 个操作站):

表 5-2 操作站系统约定的 IP 地址

类别	地址范围		备注
	网络码	主机码	
操作站地址	128.128.1	129~160	每个操作站包括两块互为冗余的网卡。两块网卡享用同一个 IP 地址,但应该设置不同的网络码。IP 地址统一编排,不可重复。
	128.128.2	129~160	

对于操作站类型的指定,可以在其下拉组合框中选择,它包括工程师站、数据站和操作站三种。工程师站主要用于系统维护、系统设置及扩展;操作站

是操作人员完成过程监控任务的操作界面。数据站用于数据处理的，在组态时不选择。

#### 5.4.2.2 编译

组态编译包括系统组态信息、流程图、SCX 自定义语言及报表信息等一系列组态信息文件的编译。在控制站和操作站组态后，所定义的组态文件经过系统编译，然后才能下载给控制站执行，才能传送到操作站监控。编译命令发出后，编译的具体情况（如编译过程中发现的错误信息）显示在右下放操作区中。双击编译过程中产生的错误信息，弹出此位号的组态窗口，对错误进行重新修正或修改。

#### 5.4.2.3 备份数据

在编译完全成功后，执行备份数据命令，从浏览文件夹对话框中选择备份的路径，从需要备份的文件列表框中选择要备份的文件，把所选文件复制备份到指定目录下。

#### 5.4.2.4 组态下载

组态下载用于将上位机上的组态内容编译后下载给控制站。在修改与控制站有关的组态信息（主控制卡配置、I/O 卡件设置、信号点组态、常规控制方案组态、SC 语言组态等）后，需要重新下载组态信息；如果修改主机的组态信息（标准画面组态、流程图组态、报表组态等）则不需要下载组态信息。组态下载可有两种方式：下载所有组态信息和下载部分组态信息。组态下载执行组态下载命令即可。

#### 5.4.2.5 组态传送

组态传送用于将编译后的.SCO 操作信息文件、.IDX 编译索引文件、.SCC 控制信息文件等通过网络传送给操作站。组态传送前必须在操作站安装 FTP Sever（文件传输协议服务器），设置一传送路径，这些会在安装时自动完成。组态传送可以快速将组态信息传送给各操作站，同时可以检查各操作站与控制站中组态信息是否一致。组态传送可以快速将组态信息传送给各操作站，同时

可以检查各操作站与控制站中组态信息是否一致。

在目的操作站下拉组合框中选择要接受传送文件的操作站，选中传送按钮，按设置情况进行组态信息传送。当传送成功，AdvanTrol 软件接收到向操作站发送的消息后，将其拷贝到执行目录下便可运行。

5.5 系统控制方案组态

完成系统 I/O 组态后，就进行系统的控制方案组态。控制方案组态分为常规控制方案组态和自定义控制方案组态。在组态软件的主菜单中，选中[控制站]/<常规控制复方案>，启动系统的常规控制方案组态环境；选中[控制站]/<常规控制复方案>菜单项，启动系统的自定义控制方案组态。

5.5.1 常规控制方案组态

常规控制方案在其组态窗口中进行。每个控制站支持 64 个常规回路。

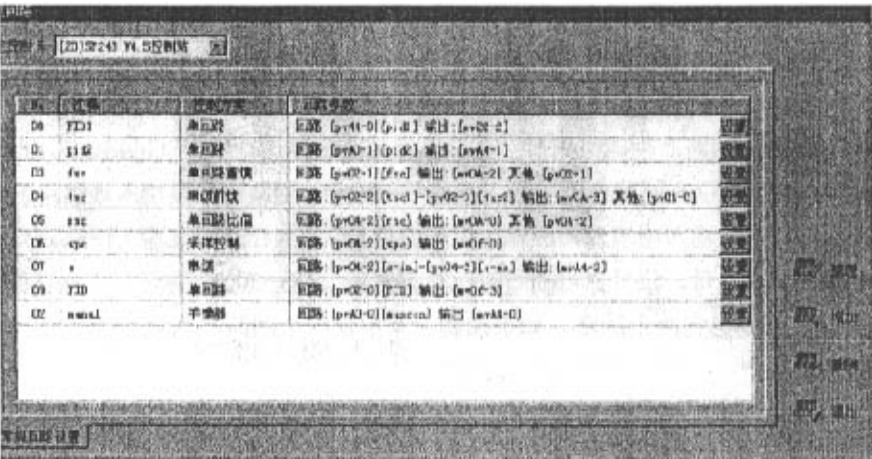


图 5-3 常规控制方案组态

主控制卡：此项中列出所有已列组态登录的主控制卡，必须为当前组态的控制回路指定主控制卡，对该控制回路的运算和管理由所指定的主控制卡负责。

NO：回路存放地址，"整理"后会按地址大小排序。

注释：此项填写当前控制方案的文字描述。

控制方案：此项列出了 JX-300X 系统支持的 8 种常用的典型控制方案（见表 5-3）

表 5-3 JX-300X 系统支持的典型控制方案

控制方案	回路数
手 操 器	单回路
单 回 路	单回路
串 级	双回路
单回路前馈	单回路
串级前馈	双回路
单回路比值	单回路
串级变比值乘法器	双回路
采样控制	单回路

回路参数：此功能用于确定所组控制方案的输出方法。单击后面的设置按钮，在弹出的回路设置对话框中进行如下回路参数的设置：

回路 1/回路 2 功能组用于对控制方案的各回路进行组态（回路 1 为内环，回路 2 为外环）。回路位号项填入该回路的位号；回路注释项填入该回路的说明描述；回路输入项填入相应输入信号的位号，常规控制回路输入位号只允许选择 AI 模入量，位号也可通过按钮查询选定。JX-300X 系统支持的控制方案中，最多包含两个回路。如果控制方案中仅一个回路，则只需填写回路 1 功能组。

当控制输出需要分程输出时，选择分程选项，并在分程点输入框中填入适当的百分数（40%时填写 40）。

如果分程输出，输出位号 1 填写回路输出<分程点时的输出位号，输出位号 2 填写回路输出>分程点时的输出位号。如果不加分程控制，则只需填写输出位号 1 项，常规控制回路输出位号只允许选择 AO 模出量，位号可通过一旁的？按钮进行查询。

跟踪位号：当该回路外接硬手操器时，为了实现从外部硬手动到自动的无

扰动切换,必须将硬手动阀位输出值作为计算机控制的输入值,跟踪位号就用来记录此硬手动阀位值。

其他位号:当控制方案选择前馈类型或比值类型时,其他位号项变为可写。当控制方案为前馈类型时,在此项填入前馈信号的位号;当控制方案为比值类型时,在此项填入传给比值器信号的位号。

控制方案组态窗口中的控制方案表列出了指定主控制卡上已组态的控制方案,可在表中选定某个控制方案进行组态操作。

### 5.5.2 用户自定义控制方案组态

常规控制回路的输入和输出只允许 AI 和 AO。对一些有特殊要求的控制,必须根据需要自己定义控制方案。用户自定义控制方案通过 SCX 语言编程和图形编程二种方式实现。自定义控制方案从[控制组态]/<自定义控制方案>开始,进入组态窗口。

一个控制站(即主控制卡)对应一个代码文件。其中:

主控制卡:此项中指定当前是对哪一个控制站(即主控制卡)进行自定义组态。列表中包括所有已经组态的主控制卡,以供选择。

SCX 语言编程:此框中选定与当前控制站相对应的 SCX 语言源代码文件,用户自定义控制方案的 SCX 语言源代码存放在一个以“SCL”为扩展名的文件中。旁边的?按钮提供文件查询功能。选定一 SCX 语言源代码文件后,点击编辑按钮,打开此文件进行编辑修改。

图表功能块编程:此框中选定与当前控制站相对应的图形编程文件,图形文件以“.PRJ”为扩展名。旁边的?按钮提供文件查询功能。选定一图形编程文件后,点击编辑按钮,打开此文件进行编辑修改。

### 5.5.3 定义折线表

在电流参与控制的几个回路,运行电流与受控参数是一一对应的关系,这时可以用到折线表的功能。

折线表是用折线近似的方法将信号曲线分段线性化以达到对非线性信号的线性化处理。选择[控制站]/<折线表定义>打开折线表定义窗口定义,用于信号非线性处理的折线表。

折线表定义窗口中有以下三项内容:

名称: 折线表的名称。系统自动提供的折线表名为“LINE+数字”。

类型: 折线表类型可分为一维折线表和二维折线表两种。将整条折线的 X 轴坐标等分成 16 份, 如果每一段二端点间的折线段较接近直线, 将这条折线定义为一维折线表; 其余情况将这条折线表定义为二维折线表。X 值和 Y 值都在 0 到 1 之间。

数据: 此栏设置为按钮形式, 当类型为一维折线表时, 按下设置按钮弹出一维折线表输入窗口。此时, 就把折线在 X 轴上均匀的分成 16 段, 将 X 轴上 17 点 (包括原点) 所对应的 Y 轴坐标值依次填入, 对 X 轴上各点则做归一化处理。当类型为二维折线表时, 按下设置按钮弹出二维折线表输入窗口。二维折线表可以非线性处理折线不均匀地分成 10 段, 系统把原始信号 X 通过线性插值转换为 Y, 将折点的 X 轴、Y 轴坐标依次填入表格中。

自定义折线是全局的, 一个主控制卡管理下的两个模拟信号可以使用同一个折线表进行非线性化处理。

定义以后, 在需要插值计算或者调用数据的时候方便调用。

#### 5.5.4 功能块图 (FBD)

离子膜制碱工艺控制系统, 对于常规 PID 控制采用 5.5.1 所述的方式组态。而对于一些复杂系统如电流参与的控制、串级控制、比值控制、模糊控制、自适应控制等, 则需要使用 JX-300X 的 FBD 进行。

FBD 编辑器将基本的功能/功能块 (EFB) 和信号 (变量、位号) 组成功能块图 (FBD)。EFB 和变量可以加注释。图形内可以自由放置基本元素和文本。部分 EFB 的输入可以扩展方便使用。

在 FBD 编辑器中, 窗口的背景是逻辑坐标网格。当正在创建时, 功能块在该网格的光栅中对准。如果功能块发生与别的功能块重叠的情况, 将会出现错误信息并且功能块不创建。当实际参数在功能块输入/输出创建时, 他们可能与别的目标重叠但不会破坏区段画面的界限。如果有一链路作为与别的功能块的连接, 则该连接要进行检查。如果这是一具未经许可的连接, 该链路将不生成。

除这些目标之外, 还可以将注释文本和调试文本放入 FBD 段落中。该文

本目标的大小取决于文本的长度。根据文本大小，目标的大小可以通过在垂直以及在水平方向上更多的网格来进行扩展。

#### 5.5.4.1 FFB（功能和功能块）

FFB 是基本功能块（FFB）和自定义功能块（DFB）的统称。所有功能块都可以用一个 EN 输入和一个 ENO 输出进行配置。

基本功能块用带有输入和输出的图形框来描绘。输入在图形框的左边，输出在图形框的右边。功能块的功能名称在图形框的中间显示。功能块的实例名在图形框上显示。实例名具有结构：段落内部名实例序号。在同一工程内，模块的实例名是唯一的，EN 是功能块的缺省的第 0 号输入。ENO 是功能块缺省的第 0 号输出。在不需要 EN 的时候，可以隐藏 EN 和 ENO 引脚。以下分别是显示有 EN、ENO 口与隐藏了 EN 和 ENO 口的模块示意图：

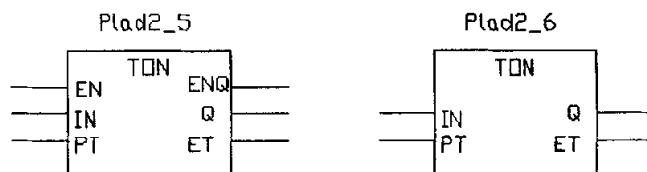


图 5-4 FBD 的 FFB 模块示意图

如果当调用功能块时 EN 值等于 OFF，则由 FFB 定义的算法将不被执行，ENO 值自动设置成 OFF。如果当调用功能时 EN 值等于 ON，则由功能块定义的算法将被执行，算法执行完成后，ENO 值自动设置成 ON。FFB 的输入/输出关系不受 EN 和 ENO 的影响。DFB 在外部接口上与 EFB 没有区别。EFB 和 DFB 都可以包含私有变量和热备份份量。在编辑 DFB 时，用户可以添加私有变量。在引用时，FFB 的私有变量和热备份变量对用户透明。

#### 5.5.4.2 基本功能块库

Scconfrol 提供了一个基本功能块库，包含了以下几类模块：算术运算，如 ADD、SUB、MUL、DIV；比较运算，如 GF、LT、NE；转换运算，如 ITOF；数学函数，如 SIN、EXP、LOG；逻辑运算，如 AND、OR、XOR；选择运算；

计数器、定时器、触发器；辅助计算；累积函数；通讯函数；控制模块，如回路控制等。

#### 5.5.4.3 实际参数

在程序运行中，取自过程的值和其他数据是通过实际参数向 FFB 传送的。实际参数包含变量、位号、常数。实际参数的数据类型必须与相连接的引脚类型一致。

#### 5.5.4.4 链接

链接是功能块之间的连接。一个功能块输出可以连接多个功能的输入。这样的连接交叉点都用一实心点来做标志。要连接的输入/输出必须要有相应的数据类型。链接与其他目标的重叠是允许的。链接不能用于循环的配置，因为闭环链接不能清楚地确定区段循环中的执行次序。循环必须通过添加实际参数来解决。

#### 5.5.4.5 执行次序

在 FBD 区段内那些输入只连接变量或位号或常数的模块，被称为区段的起始模块。区段内有多个起始模块时，在图形区域中位置最上的模块称为启动模块。区段的执行从启动模块开始。

FBD 区段内的执行次序由区段内的数据流决定。FBD 段落中区段间的执行次序由区段的启动模块在段落图形中的位置决定。执行次序由上到下。

### 5.5.5 梯形图 (LD)

离子膜制碱工艺控制系统的整套联锁可以方便地由梯形图 (LD) 构成。

LD 编辑器将基本的功能/功能块 (EFB)、线圈、触点和信号 (变量、位号) 组成梯形图 (LD)。图形内可以自由放置基本元素和注释文本。部分 EFB 的输入可以扩展方便使用。

LD 段落的设计对应于继电器开关的梯级 (rung)。图形的左边是汇流条，相应于梯级的相线 (L)。只有直接或间接与相线有开关量相连的元素在编程期间被“扫描”。右汇流条缺省不画出。但可以认为所有的线圈和 FFB 开关

量输出都连接到右汇流条上，从而建立电流回路。

在 LD 编程中，用户可以使用基本功能块和自定义功能块、触点和线圈。在 LD 编辑器中，窗口的背景是逻辑坐标网格。当正在创建时，功能块或线圈触点在该网格的光栅中对准。如果发生与别的功能块重叠的情况，将会出现错误信息并且功能块不能创建。当实际参数在功能块输入/输出创建时，他们可能与别的目标重叠便不会破坏区段画面的界限。如果有一链路作为与别的功能块的连接，则该连接要进行检查。如果这是一个未经许可的连接，该链路将不生成。当触点靠近左汇流条时，自动生成链路。触点与触点、触点与线圈靠近时，也会自动生成链路。

#### 5.5.5.1 触点

触点是 LD 元素，它状态传送至其右侧的水平链路。这一状态是在其左侧的水平链路中的状态与相关变量的状态进行布尔操作的结果。触点不改变相关变量的值。

常开触点：在常开触点中，如果相关 BOOL 变量的状态为 ON 时，左链路的状态复制至右链路。否则的话，右链路的状态为 OFF。

左图用梯形图和功能图的方法描述了常开触点。

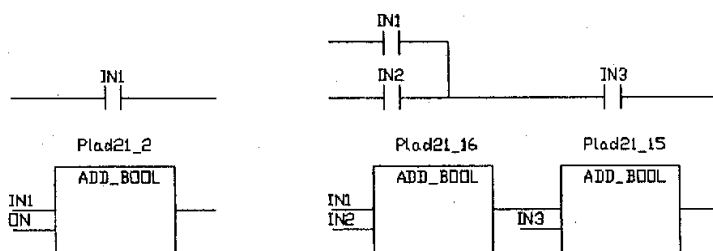


图 5-5 梯形图 LD 的常开触点

右图描述了常开触点在用垂直连接线连接后的原理示意。

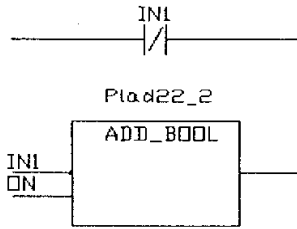


图 5-6 梯形图 LD 的常闭触点

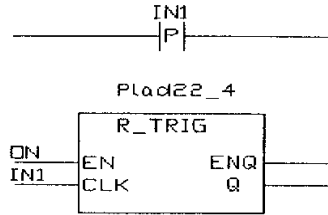


图 5-7 梯形图 LD 的正跳变触点

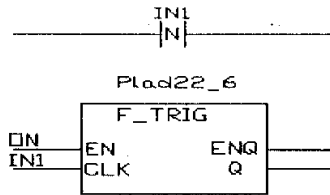


图 5-8 梯形图 LD 的负跳变触点

常闭触点：在常闭触点中，如果相关 BOOL 变量的状态为 OFF 时，左链路的状态复制至右链路。否则的话，右链路的状态为 OFF。常闭触点对应于含两个输入的 AND\_BOOL 功能，其中一个输入是反相的。

正跳变触点：在正跳变触点中，如果相关 BOOL 变量的状态从 OFF 跳变为 ON 时，同时左链路的状态为 ON 的话，则右链路在下一个程序周期为 ON。否则的话，右链路的状态为 OFF。

负跳变触点：在负跳变触点中，如果相关 BOOL 变量的状态从 ON 跳变为 OFF 时，同时左链路的状态为 ON 的话，则右链路在下一个程序周期为 ON。否则的话，右链路的状态为 OFF。

#### 5.5.5.2 线圈

线圈是 LD 元素，它将其左侧的水平链路状态传送至其右侧的水平链路，相关变量的状态将保存。

常开线圈：在线圈中，左链路的状态复制至相关的布尔变量和右链路。线圈通常跟在触点之后，但它们也能够后接触点。常开线圈对应于 MOVE 功能。

常闭线圈：在常闭线圈中，左链路的状态复制至右链路。左链路的取反状态复制至相关的布尔变量。如果左链路为 OFF，则右链路将为 OFF，而相关变量将为 ON。常闭线圈对应于带有反相输出的 MOVE 功能。

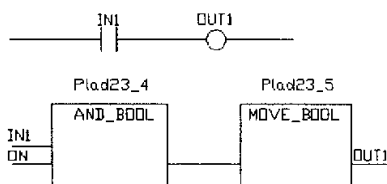


图 5-9 梯形图 LD 的常开线圈

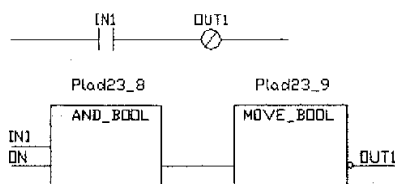


图 5-10 梯形图 LD 的常闭线圈

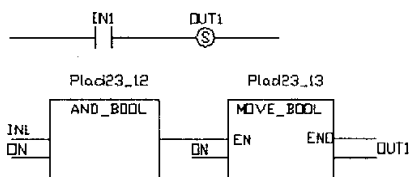


图 5-11 梯形图 LD 的置位线圈

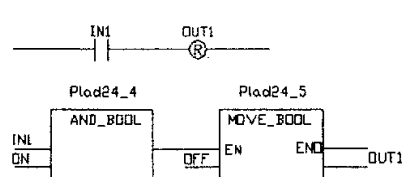


图 5-12 梯形图 LD 的复位线圈

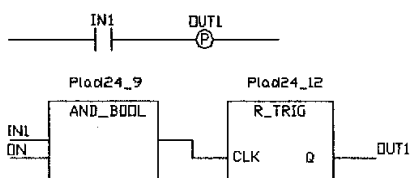


图 5-13 梯形图 LD 的正跳变线圈

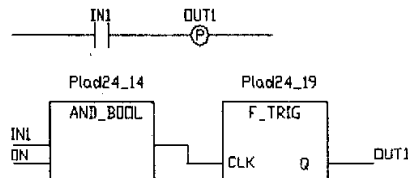


图 5-14 梯形图 LD 的负跳变线圈

置位线圈：在置位线圈中，左链路的状态复制至右链路。如果左链路为 ON，则相关的布尔变量置为 ON。否则的话，它保持不变。相关布尔变量能够借助复位线圈复位。置位线圈对应于 MOVE 功能的输出，且固定为 1。

复位线圈：在复位线圈中，左链路的状态复制至右链路。如果左链路为 ON，则相关的布尔变量置为 OFF。否则的话，它保持不变。相关布尔变量能够借助置位线圈置位。复位线圈对应于 MOVE 功能的输出，且固定为 0。

正跳变线圈：在正跳变线圈中，左链路的状态复制至右链路。如果左链从

OFF 跳变为 ON，则相关的布尔变量将在一个程序周期为 ON。正跳变线圈对应于 R\_TRIG 功能块。

负跳变线圈：在负跳变线圈中，左链路的状态复制至右链路。如果左链路从 ON 跳变为 OFF，则相关的布尔变量将在一个程序周期内为 ON。负跳变线圈对应于 F\_TRIG 功能块。

#### 5.5.5.3 FFB

FFB 是基本功能块（EFB）和自定义功能块（DFB）的统称。所有功能块都可以用一个 EN 输入和一个 ENO 输出进行配置。如果当调用功能块时 EN 值等于 0，则由 FFB 定义的算法将不被执行，ENO 值自动设置成 0。如果当调用功能块时 EN 值等于 1，则由功能块定义的算法将被执行，算法执行完成后，ENO 值自动设置成 1。FFB 的输入/输出关系不受 EN 和 ENO 的影响。至少有一个布尔输入直接或间接连至左汇流条才扫描 FFB。如果 FFB 没有布尔输入，则使用 FFB 的 EN 输入。如果 FFB 执行是有条件的，则可用触点或其他 FFB 事先连接 EN。

#### 5.5.5.4 链接

链接是功能块之间的连接。一个功能块输出可以连接多个功能块的输入。这样的连接交叉点都用一实心点来做标志。要连接的输入/输出必须要有相应的数据类型。链接与其他目标的重叠是允许的。链接不能用于循环必须通过实际参数来解决。当触点靠近左汇流条时，自动生成链路。触点与触点，触点与线圈靠近时，也将自动生成链路。FFB 至少要有有一个布尔输入直接或间接连接到左汇流条。如果 FFB 没有布尔输入则使用 FFB 的 EN 输入。

#### 5.5.5.5 执行次序

在 LD 区段输入只连接变量或位号或常数或左汇流条的被称为区段的起始模块。区段内有多个起始模块时，在图形区域中位置最上的模块称为启动模块。LD 区段从启动模块开始执行。

LD 区段内的执行次序由区段内的数据流决定。LD 段落中区段间的执行次序由区段的启动模块在段落图形中的位置决定。执行次序由上到下。

### 5.5.6 SCX 语言

SCX 语言是 JX-300X DCS 控制站的专用语言,语法风格类似标准 C 语言。一些特殊的控制方案、一些保护性动作与联锁、通讯程序等可以由 SCX 编程实现。例如,整合树脂塔的顺序控制按照外方的要求采用三菱 PLC 控制,为了方便 PLC 的通讯,就必须使用 SCX 语言编写通讯程序。其源程序如下:

```
Int I,j,dv,dv1,dv2
Bool temp1[150],temp2[150],temp3[100]
Int temp,num1,num2;
Main()
{
if(_tag("phase")<0 or _tag("phase")>1)
{
_tag("phase")=0
}
_tag("phase")=0
}
_tag("add")=_tag("add")+1;
setcomm(9600,0);
if(_tag("phase")==0)
{
setdelaytime(350);
_tag("return1")=readcoil(1,2688,150,temp1);
//PLC 地址, 线圈起始地址, 线圈数量
if(_tag("return1")==0)
{
for (I=0;I<151;I=I+1;I=I+1)
{
_tag("sk1")[i]=temp1[i]
}
}
}
```

```

}
if(_tag("phase")==1)
{
setdelaytime(350);
_tag("return2")==readcoil(2,2688,150,temp2);
//PLC 地址，线圈起始地址，线圈数量
if(_tag("return2")==0)
{
TAG("add1")=tag(add1)+1;
For(j=0;j<151;j=j+1)
{ _TAG(sk202")[j]=temp2[j];
}
}
}
_TAG("phase")=_TAG("phase")+1;
}

```

### 5.5.7 单回路 PID 参数自整定

利用 JX-300X 单回路 PID 参数的自整定工具 SCTuning。SCTuning 软件的做法是：为控制回路设置测试和调节两种工作模式，整定过程中回路工作在测试模式，而正常情况下回路工作在调节模式。在整定过程中，将回路测量值（PV）与设定均值之差作为继电器输入，将继电器输出加上一个常数赋给回路控制量（MV），使控制对象的测量值发生等幅振荡。经过若干周期的振荡后，软件获得了对对象的振荡频率及增益，计算生成一组 PID 参数；而在调节模式下，应用自整定过程得到的 PID 控制参数对受控过程的动态性能进行调节。如果受控过程的特性发生变化，则需要重新进入测试模式进行再次整定，整定完成之后，再回到调节模式进行控制。SCTuning 需要以下支持：

（1）系统组态文件：SCTuning 软件需要读取系统组态文件，从中获取 DCS 控制器中已组态的控制回路信息。

（2）控制器通讯接口(SCNet II，冗余以太网)：SCTuning 运行过程中需

要记录控制回路实时数据，以进行扰动响应的评估，同时方便监视回路的工作状态；SCTuning 在自整定过程（测试模式）中需要改变回路控制量（MV），为回路提供扰动；完成对扰动的评估并计算获得 PID 参数后，根据操作员命令可以将自整定获得的 PID 参数下载到控制器中。

软件除了能进行 PID 参数自整定外，也可以由工程人员进行手工整定，以便根据不同的控制要求进行参数微调。

## 第六章 工程应用效果评价

四川省金路树脂有限公司离子膜 DCS 自动控制系统自一期技改 2003 年 4 月投入运行以来,控制合理、精度较高、工况稳定、联锁正常,保证了工序质量和最终产品质量,同时消耗和成本保持在较低水平。系统维护成本极低,几乎零故障。同时降低了运行中的人工成本,而投资只是引进 DCS 系统的 1/3。

### 6.1 运行质量

#### 6.1.1 二次盐水主要指标 $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$ 含量

监测单位:金路树脂有限公司质检处

金路树脂有限公司氯碱分厂中控分析室

取样地点: FICA-2002

由上工序送来的一次盐水质量要求  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}\leq 3\text{ppm}$ ,树脂塔精制后的二次盐水质量要求  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}\leq 20\text{ppb}$ 。

##### 6.1.1.1 一次盐水不正常时

通过查看一次盐水严重不正常时的二次盐水质量可以看到树脂塔的精制效果。在 2003 年 4 月离子膜一期技改投运时,配套的一次盐水精制装置和操作法不完善,导致主要指标  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$  超标,一段时间还相当严重。查找一次盐水波动较大的 4 月 15 日~5 月 2 日之间的工艺原始记录,对比一次盐水和二次盐水质量记录在表 6-1 (一次盐水含  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$  单位 ppm,二次盐水含  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$  单位 ppb)。

表 6-1 一次盐水超标时二次盐水  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$  含量

单位: 一次盐水 ppm 二次盐水 ppb									
日期	15	16	17	18	19	20	21	22	23
一次盐水 $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$	9.2	8.7	8.5	7.9	8.8	5.2	5.9	6.3	4.8
二次盐水 $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$	13.4	12.5	9.8	8.2	7.9	6.3	6.1	5.9	5.4
日期	24	25	26	27	28	29	30	1	2
一次盐水 $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$	7.4	7.2	6.7	6.7	3.2	4.5	5.1	4.3	3.1
二次盐水 $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$	11	9.7	8.2	5	5.3	5.3	4.7	7.1	4.2

由表 6-1 可见，在一次盐水波动频繁、严重不合格时，通过可靠的树脂塔的顺序控制，二次盐水质量仍然可以稳定合格。

### 6.1.1.2 一次盐水稳定正常时

通过查找一次盐水稳定正常阶段二次盐水的质量可以检验树脂塔的精制工况。经过短时间摸索，从 2003 年 10 月开始一次盐水稳定合格。查找连续 12 个月（2004 年 4 月~2005 年 4 月）的工艺原始记录，计算每月二次盐水的  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$  平均含量在表 6-2 中（一次盐水含  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$  单位 ppm，二次盐水含  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$  单位 ppb）。

表 6-2 二次盐水的  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$  月平均含量

单位：一次盐水 ppm 二次盐水 ppb						
月份	04/04/	04/05/	04/06/	04/07/	04/08/	04/09/
二次盐水的 $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$ 平均含量	8.23	7.56	11.34	10.25	9.71	7.77
月份	04/10/	04/11/	04/12/	05/01/	05/02/	05/03/
二次盐水的 $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$ 平均含量	7.56	8.44	6.59	10.25	9.78	10.03

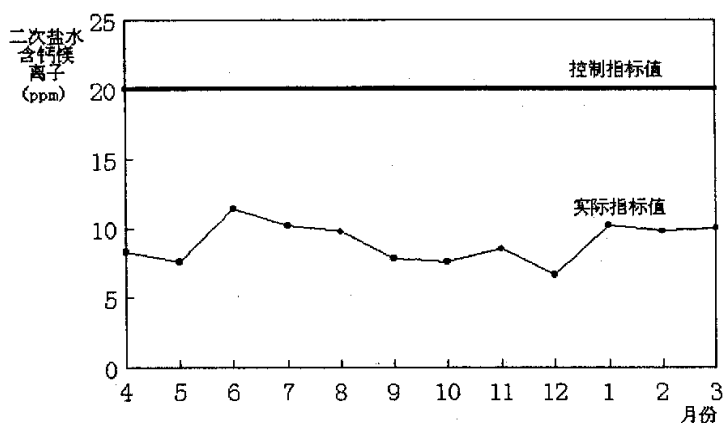


图 6-1 二次盐水的  $\text{Ca}^{2+}+\text{Mg}^{2+}$  月平均含量

从表 6-2 和图 6-1 中可以看出，在一次盐水稳定正常时通过对树脂塔吸附和再生的顺序控制，树脂塔运行良好，二次盐水大大低于控制指标，没有出现影响生产的偏差。

### 6.1.1.3 超标情况分析

PLC 顺序控制非常有效，查看分厂工序质量超标记录无一次因控制系统引起。从离子膜一期技改开始，二次盐水钙镁离子超标共 7 项：属于系统跳闸引起 2 次，属于一次盐水钙镁严重超标 3 次，属于分析失误 2 次。

### 6.1.2 阳极液淡盐水质量

监测单位：金路树脂有限公司质检处

金路树脂有限公司氯碱分厂中控分析室

取样地点：P-2001A/B

控制指标：NaCl 浓度 190~210g/l；PH 值 1.5~2.5；游离氯 0.3~3g/l

#### 6.1.2.1 NaCl 浓度

查找连续 12 个月（2004 年 4 月~2005 年 4 月）的工艺原始记录，计算每月阳极液淡盐水的 NaCl 平均含量在表 6-3 中）。

表 6-3 阳极液淡盐水的 NaCl 平均含量 单位：g/l

月份	04/04/	04/05/	04/06/	04/07/	04/08/	04/09/
淡盐水 NaCl 含量	200	203	204	198	199	205
月份	04/10/	04/11/	04/12/	05/01/	05/02/	05/03/
淡盐水 NaCl 含量	203	204	199	199	200	201

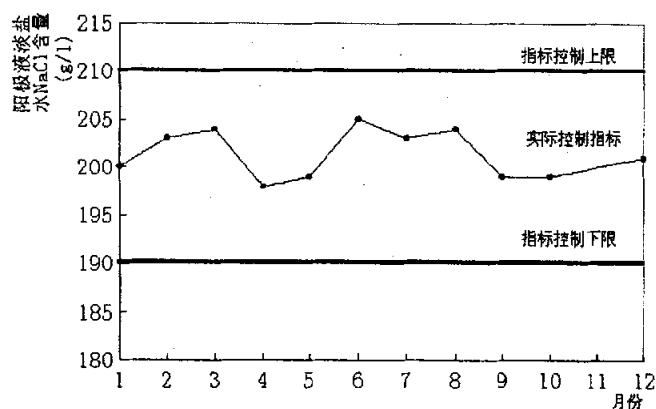


图 6-2 阳极液淡盐水的 NaCl 平均含量

查看分厂工序质量超标记录，从离子膜一期技改开始，阳极液淡盐水的 NaCl 含量无超标情况。

### 6.1.2.2 PH 值

查找连续 12 个月（2004 年 4 月~2005 年 4 月）的工艺原始记录，计算每月 PH 值平均值在表 6-4 中。

表 6-4 阳极液淡盐水 PH 值平均值

月份	04/04/	04/05/	04/06/	04/07/	04/08/	04/09/
淡盐水 PH 值	1.93	2.11	2.07	2.05	1.98	2.01
月份	04/10/	04/11/	04/12/	05/01/	05/02/	05/03/
淡盐水 PH 值	2.13	2.24	2.19	2.06	1.93	2.00

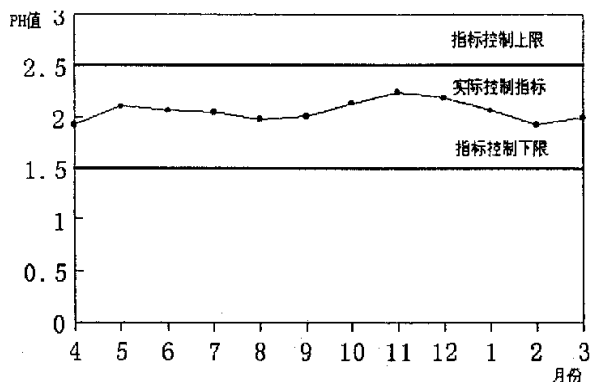


图 6-3 阳极液淡盐水 PH 值平均值

查看分厂工序质量超标记录，从离子膜一期技改开始，阳极液淡盐水 PH 值无超标情况。

### 6.1.2.3 游离氯含量

查找连续 12 个月（2004 年 4 月~2005 年 4 月）的工艺原始记录，计算每月阳极液淡盐水游离氯平均值在表 6-5 中。

表 6-5 阳极液淡盐水游离氯平均值

单位: g/l

月份	04/04/	04/05/	04/06/	04/07/	04/08/	04/09/
淡盐水游离氯	1.52	1.41	1.73	1.85	1.98	1.37
月份	04/10/	04/11/	04/12/	05/01/	05/02/	05/03/
淡盐水游离氯	1.67	1.52	1.48	1.22	0.98	1.10

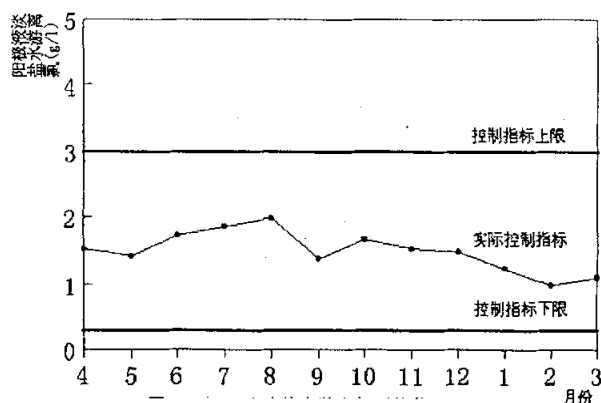


图 6-4 阳极液淡盐水游离氯平均值

查看分厂工序质量超标记录,从离子膜一期技改开始,阳极液淡盐水游离氯含量无一次超标。从阳极液淡盐水的质量分析看,整个系统运行的质量是稳定的,控制精确有效。

### 6.1.3 脱氯淡盐水质量

监测单位: 金路树脂有限公司质检处

金路树脂有限公司氯碱分厂中控分析室

取样地点: AICA-1602

控制指标: PH 值 9~11; 游离氯 0

#### 6.1.3.1 PH 值

查找连续 12 个月 (2004 年 4 月~2005 年 4 月) 的工艺原始记录, 计算每

月脱氯淡盐水 PH 值平均值在表 6-6 中。

表 6-6 脱氯淡盐水 PH 值平均值

月份	04/04/	04/05/	04/06/	04/07/	04/08/	04/09/
脱氯淡盐水 PH 值	10.57	10.18	9.99	10.23	9.84	10.15
月份	04/10/	04/11/	04/12/	05/01/	05/02/	05/03/
脱氯淡盐水 PH 值	9.96	9.90	10.34	10.01	9.88	9.95

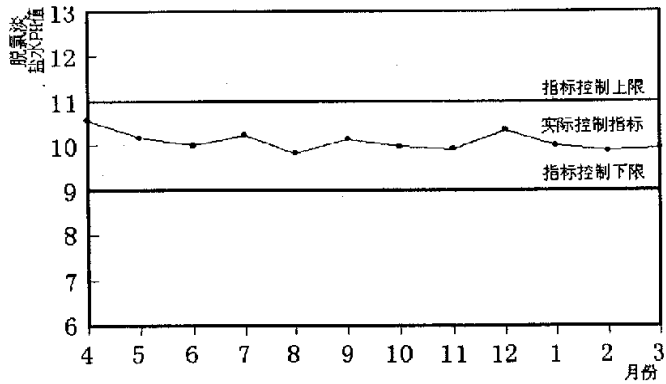


图 6-5 脱氯淡盐水 PH 值平均值

#### 6.1.3.2 游离氯

查看分厂工序质量超标记录,从离子膜一期技改开始,脱氯淡盐水游离氯含量为 0,符合工艺要求,无一次超标。

从阳极液淡盐水的质量分析,整个系统运行的质量是稳定的,控制精确有效。

#### 6.1.4 总管氯气纯度

监测单位:金路树脂有限公司质检处

金路树脂有限公司氯碱分厂中控分析室

取样地点:氯气总管

控制指标:总管氯气纯度 $\geq 98\%$ ;氯中含氢 $< 2\%$

查找连续 12 个月(2004 年 4 月~2005 年 4 月)的工艺原始记录,计算每

月总管氯气纯度、氯中含氢平均值在表 6-7、表 6-8 中。

表 6-7 总管氯气纯度

月份	04/04/	04/05/	04/06/	04/07/	04/08/	04/09/
总管氯气纯度(v%)	99.1	99.0	98.9	98.9	99.2	99.1

月份	04/10/	04/11/	04/12/	05/01/	05/02/	05/03/
总管氯气纯度(v%)	98.9	99.0	98.9	99.2	99.1	98.9

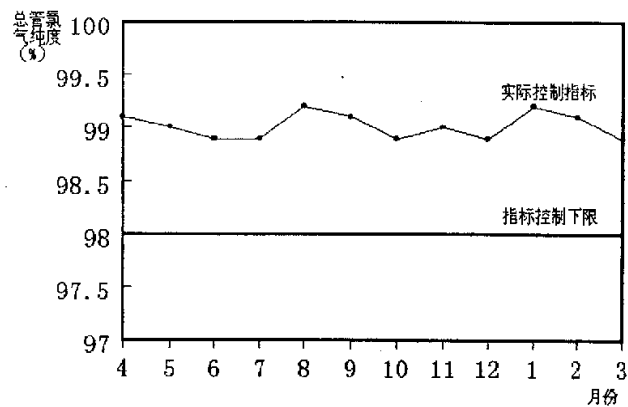


图 6-6 总管氯气纯度平均值

表 6-8 总管氯中含氢

月份	04/04/	04/05/	04/06/	04/07/	04/08/	04/09/
总管氯中含氢(v%)	0.7	0.7	0.7	0.8	0.6	0.7

月份	04/10/	04/11/	04/12/	05/01/	05/02/	05/03/
总管氯中含氢(v%)	0.8	0.7	0.8	0.5	0.7	0.8

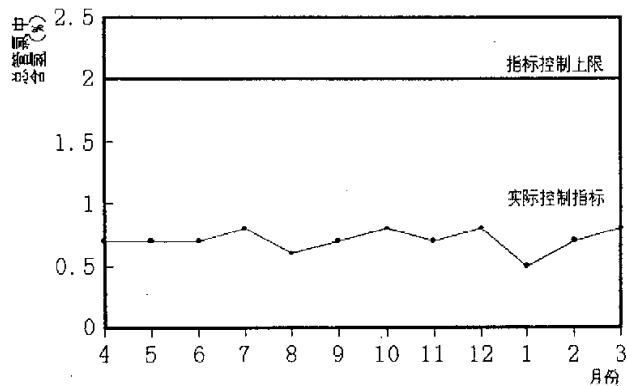


图 6-7 总管氯中含氢平均值

从氯气总管氯气的质量分析，氯气纯度高，氯中含氢少，整个系统运行的质量是稳定的，控制精确有效。

6.1.5 离子膜出碱浓度

监测单位：金路树脂有限公司质检处

金路树脂有限公司氯碱分厂中控分析室

取样地点：碱液总管

控制指标：NaOH 浓度 400~415g/l

查找连续 12 个月（2004 年 4 月~2005 年 4 月）的工艺原始记录，计算每月离子膜出碱浓度平均值在表 6-9 中。

表 6-9 离子膜出碱浓度平均值						单位：g/l
月份	04/04/	04/05/	04/06/	04/07/	04/08/	04/09/
离子膜出碱浓度	410.3	408.9	409.7	412.5	407.7	405.9
月份	04/10/	04/11/	04/12/	05/01/	05/02/	05/03/
离子膜出碱浓度	413.5	410.2	406.6	407.7	408.7	412.3

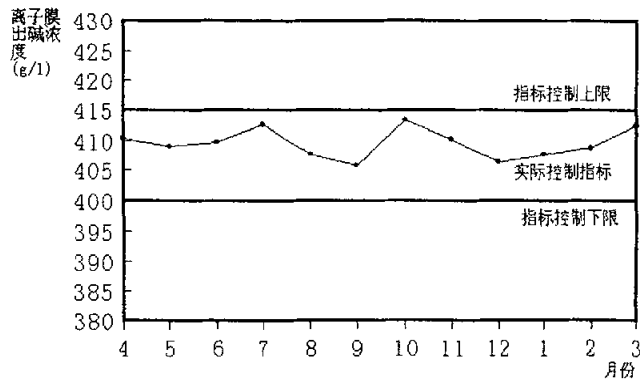


图 6-8 离子膜出碱浓度平均值

出碱浓度很好的稳定在 30.1%~30.5%之间，从开车初期至今，没有发生一起产品质量不合格的质量事故。这说明控制手段是合理和实用的。

## 6.2 中间控制指标

以运行时间较长的一期技改为例，从 PC 中调出 2004 年 11 月至 2005 年 1 月的一些重要中间控制指标的运行数据曲线图（该时间段负荷没有大的波动，运行在 15.4kA）。

### 6.2.1 过滤盐水 PH 值

取自 AIA-1401 值，控制范围 8~10，控制值为 9。

### 6.2.2 过滤盐水温度

取自 TICA-1413 值，控制范围 55~65℃，控制值为 60℃。

### 6.2.3 精盐水 PH 值

取自 AIA-1501 值，控制范围 3~6，控制值为 4~5。

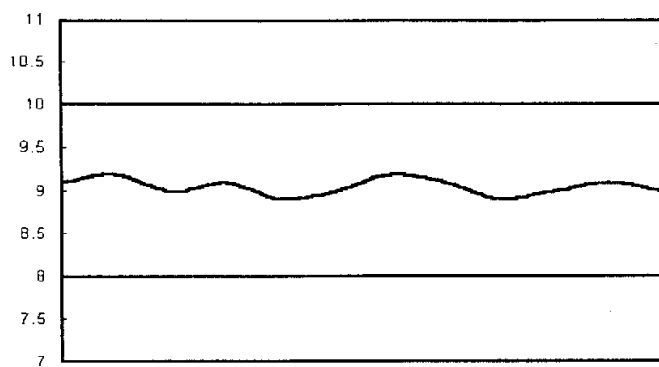


图 6-9 过滤盐水 PH 运行数据曲线图

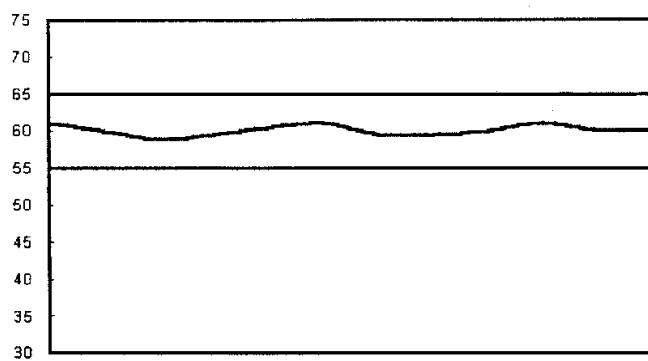


图 6-10 过滤盐水温度运行数据曲线图

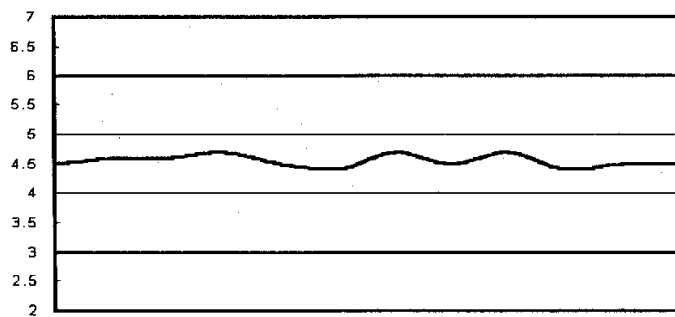


图 6-11 精盐水 PH 运行数据曲线图

#### 6.2.4 脱氯真空压力

取自 PICA-1601 值，控制范围 30~37kPa，控制值为 33 kPa。

### 6.2.5 次氯酸钠溶液 V-1603 温度

取自 TICA-1605 值，控制范围 85~90℃，控制值为 88℃。

### 6.2.6 氯气冷却器 Z-1601 氯气温度

取自 IACA-1606 值，控制范围 0~55℃，控制值为 50℃。

### 6.2.7 进槽盐水盐酸加入量

取自 FICA-2002 值，控制范围 9.1~13.7m<sup>3</sup>/h，控制值为 11.4 m<sup>3</sup>/h。

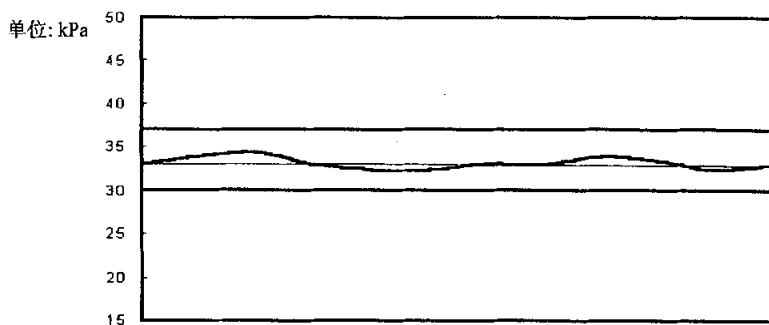


图 6-12 脱氯真空压力运行数据曲线图

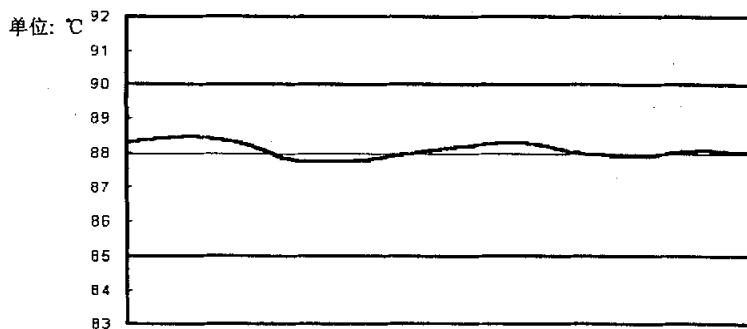


图 6-13 V-1603 溶液温度运行数据曲线图

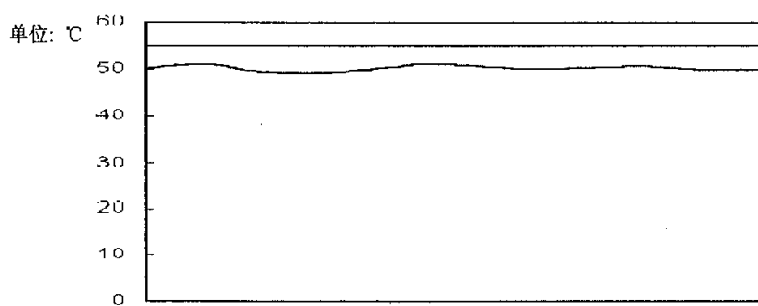


图 6-14 Z-1601 氯气温度运行数据曲线图

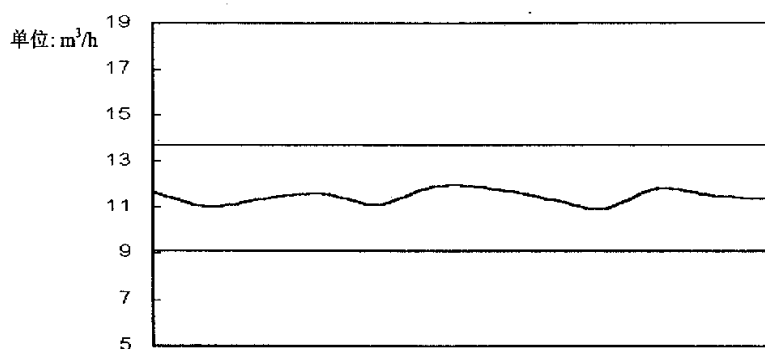


图 6-15 进槽盐水盐酸加入量运行数据曲线图

#### 6.2.8 进槽碱液纯水加入量

取自 FICA-2006 值, 控制范围  $3.28\sim 4.92\text{m}^3/\text{h}$ , 控制值为  $4.1\text{m}^3/\text{h}$ 。

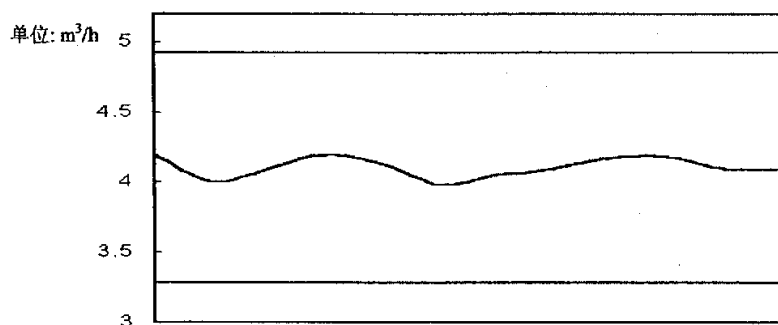


图 6-16 进槽碱液纯水加入量运行数据曲线图

### 6.2.9 单槽进槽碱液流量

取自 FICA-2008 值，控制范围  $10.4\sim 15.6\text{m}^3/\text{h}$ ，控制值为  $12.9\text{m}^3/\text{h}$ 。

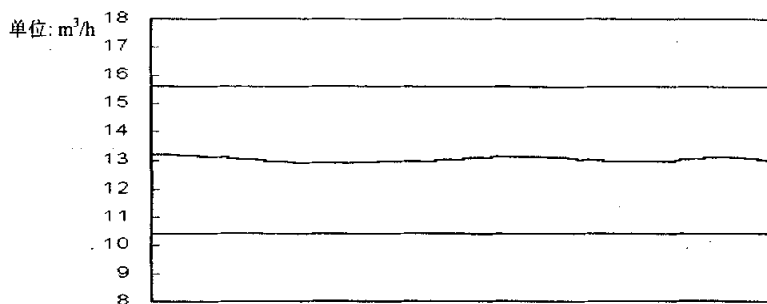


图 6-17 单槽进槽碱液流量运行数据曲线图

### 6.2.10 进槽碱液温度

取自 TICA-2007 值，控制范围  $65\sim 95^\circ\text{C}$ ，控制值为  $85^\circ\text{C}$ 。

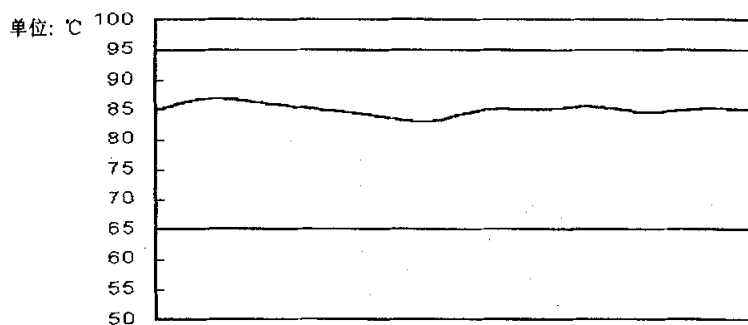


图 6-18 进槽碱液温度运行数据曲线图

### 6.2.11 氯气氢气压差

取自 PdICA-2002 值，控制范围  $150\sim 400\text{mmH}_2\text{O}$ ，控制值为  $300\text{mmH}_2\text{O}$ 。

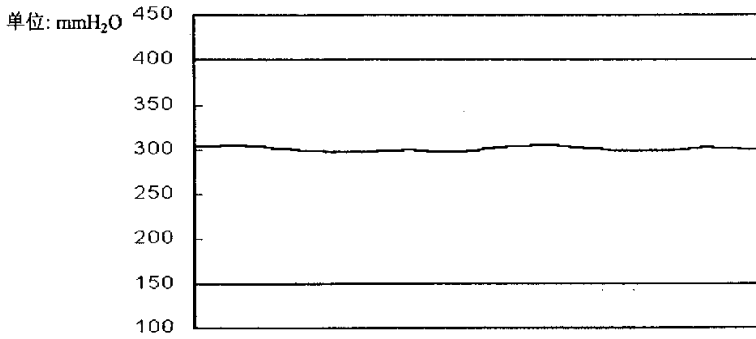


图 6-19 氯气氢气压差运行数据曲线图

从以上中间控制指标看，各种工艺参数均得到良好的控制，除温度等慢速回路略有波动，其它参数大多在控制值周围。系统的控制是成功的。

### 6.3 主要经济指标

#### 6.3.1 碱成本

运行初期，生产 32%离子膜碱，后因市场因素和降低成本的需要改生产 30%碱。由于同行业的各企业之间保守秘密，其它厂家的离子膜碱成本我们不得而知。但从行业信息了解，国内厂家 30%离子膜碱成本同 30%隔膜碱比较，要么持平，要么高于 30%隔膜碱。四川省金路树脂有限公司 30%离子膜碱和 30%隔膜碱的可比成本的比较如表 6-10 中（假定 30%隔膜碱成本为 1）。

表 6-10 30%离子膜碱和 30%隔膜碱的可比成本对比

时间	04/11/	04/12/	05/01/	05/02/	05/03/	05/04/
30%隔膜碱	1	1	1	1	1	1
30%离子膜碱	0.812	0.823	0.835	0.834	0.825	0.828

离子膜碱成本国内厂家和国外厂家不在同一水平<sup>[17]</sup>，而在金路树脂公司离子膜碱已经成为公司利润增长点重要的一极。究其原因，主要是控制水平高低直接导致维护成本的不同和膜性能保持时间的长短。金路树脂依托良好的控制水平，离子膜碱已经为公司创造了 3800 万元的利润。

### 6.3.2 主要消耗

从行业提供的 2004 年国内离子膜制碱工艺主要消耗平均数据来看，除金路树脂公司盐耗因为制备隔膜和离子膜所需的精盐水的原料——原盐不能单独计量，而使得原盐消耗出现偏差外，其它消耗如表 6-11（以折百碱计）。

表 6-11 2004 年离子膜行业与金路树脂公司实际运行主要消耗对比（年平均）

	盐耗 Kg/t	汽耗 T/t	直流电耗 Kwh/t	交流电耗 Kwh/t
行业	1541.9	0.48	2291.3	2401.8
树脂公司	1554.0	0.39	2115.0	2339.0

### 6.3.3 人工成本

离子膜一期技改 4 万吨装置设计定员：运行班每班 5 人。随着 DCS 自动系统可靠性得到了检验，运行班人员降至每班 4 人或 3 人。

离子膜二期技改 6 万吨装置设计定员：运行班每班 10 人。运行班人员为每班 5 人。实际定员仅为设计定员的 50%。二期技改之后比一期扩能 1.5 倍，但操作人员只增加 20%，人工成本下降了 50%。和其它生产规模大致相同的厂家比较，我们运行班每班人员减少了 3~5 人。这得益于控制技术的完善。

## 6.4 社会效益

离子膜制碱工艺要生产氯气，若不慎造成泄漏，会造成严重的环境污染，甚至危及操作员工和他人的安全。从离子膜一期技改开始，脉冲封锁 21 次造成系统停（如表 6-12 所示），离子膜工序的氯气都正确进入废氯气吸收装置被吸收，没有造成环境危害。重要的是，无一次误动作。这说明系统联锁部分的控制设计也是可靠的，运行也是可靠的。

表 6-12 系统联锁情况统计

序号	造成联锁发生原因	次数
1	供电系统跳闸	7
2	下工序透平机跳	6
3	氯气氢气压力波动剧烈	4
4	单槽槽电压异常	1
5	整流器故障	3

## 第七章 结论和问题讨论

### 7.1 主要结论

本文论述了四川省金路树脂有限公司离子膜一期技改自动控制系统工程项目的设计,吸收国内外成熟和合理的控制方案,大胆提出自己的控制思路,对绝大部分参数进行自动调节,并在实际生产实践中取得良好效果,经工程实际应用检验,可总结出如下主要结论:

#### 7.1.1 高效的树脂塔程序控制

树脂塔运行和再生程序和国内一些厂家的程序步骤完全不一样。大多数厂家某塔再生结束之后,要等到下一塔再生时这塔才串入运行,再生结束后到串入运行之间的时间只得闲置等待,任何时候都是两塔运行。而金路树脂公司的模式是:某塔再生结束之后立即串入两塔的末尾,继而三塔运行。三塔运行的时间达到 18 小时左右,提高了树脂塔精制盐水的性能。

再生所用的物料如压缩空气、盐酸、烧碱、纯水的流向更合理,步骤更精细,保证了再生的效果。同时,在需要的时候可以方便地切换到双料再生或者双倍再生,而不影响三塔整个操作步骤。

从运行效果来看,很好地达到了设计要求。

#### 7.1.2 运行电流参与控制

在进槽盐水、进槽加盐酸、进槽加纯水的控制中都引入了运行电流,运行电流参与了控制。很好地解决了在离子膜制碱工艺中大滞后、非线性、检测仪表出错率高等原因使得传统的 PID 控制波动大甚至发散无法实现自动控制的问题。

根据日本提供的技术资料,在不同的运行电流下进槽盐水、进槽加盐酸、进槽加纯水流量都有一个对应的参考量。而我们的控制是,在一定的运行电流把流量首先调整到它对应的参考量下,然后在小范围内根据控制对象的检测值调节控制流量的阀位。这样,既实现了超前控制,又避免了因为各种原因引起的大波动甚至不稳定的问题。

针对 PH 监测仪性能不可靠的情况,用 DCS 编程实现给定值的自动筛选。当 PH 测量值严重不符合实际时,加入盐酸的流量会切换到由运行电流确定的流量下。引入运行电流参与控制,巧妙地解决了离子膜控制中遇到的一些“瓶颈”。

### 7.1.3 系统联锁可靠有效

联锁部分的设计,吸收了国内外一些好的联锁模式,从而很好的保护了解槽和膜,延长了使用寿命。2003 年 4 月一期技改运行至今,膜的状态良好,仅一次小规模膜的损伤而更换。2 年多时间,电流效率没有明显降低,没有出现大规模换膜的迹象,预计使用寿命 5 年以上,这和国内一些厂家运行 2~3 年膜的性能明显恶化,不得不花巨额费用大面积换膜的情况大相径庭。

与此同时,联锁部分的设计仍考虑了国内工艺条件仍不够完善的现实情况,联锁条件不如国外开发的控制系统条件苛刻,避免了一些厂家引入国外控制系统出现频繁跳闸反而影响膜性能的问题出现。

### 7.1.4 经济和社会效益显著

主要经济指标表明控制系统运行良好。控制系统开车至今除一次雷击导致一块板卡损坏而更换外,几乎零维护量。自一期开车至今为公司创造利润 3800 万元。生产现场几乎无泄漏,操作环境优越。系统突然跳停后,几乎没有氯气外泄污染环境,未发生操作人员和其它人员中毒事件。经济效益和社会效益显著。

## 7.2 问题讨论

### 7.2.1 PH 测量仪故障率较高

尽管 PH 测量仪仍从日本引进,但由于国内的一次盐水质量和国外还有一定差距,PH 测量仪的测量电极经常被离子结垢污染,从而导致测量值失真。

为消除测量失真,一是增加用纯水清洗的频次(按日本提供的资料一个季度清洗一次,现在一个月清洗一次);二是用纯水清洗之前用 0.1%的盐酸溶液先行清洗。情况有所好转,但没有从根本上解决问题。

### 7.2.2 PID 参数整定缺乏参考

除液位、流量等快速系统根据工程经验或者由自整定软件 SCTuning 可以很快整定 PID 参数以外, 其它控制回路的 PID 参数整定缺乏有用的参考, 特别是一些引入运行电流参与控制的回路, 不得不采用多次尝试 PID 参数的办法, 既花费时间, 效果也不是太好。下一步应该在参数自整定或者参数自适应上深入研究。

### 7.2.3 电流效率的在线测定无好的方法

电流效率是工艺运行的一个重要参数, 反应膜的性能。现在的 DCS 系统中有一个电流效率的计算模块。它根据实际产量除以理论产碱量得到。但由于出碱浓度的测量要受到温度、流量波动的影响, 实际负荷不会百分之百稳定, 给实际产量和理论产碱量的计算都带来困扰, 电流效率的在线监测值和实际运行值有偏差, 有时较严重, 不能反应生产实际。这是离子膜制碱的氯碱行业共同面临的困扰。

## 参考文献

- [1] 王德祥等, 我国氯碱行业生产现状及发展战略, 氯碱工业[J], 2004,(12): 1-4
- [2] 程殿彬主编, 离子膜法制碱生产技术[M], 北京: 化学工业出版社, 1998.
- [3] 四川省金路树脂有限公司编, 离子膜法电解工艺操作规程[M]
- [4] 王照明等, 离子膜法烧碱工艺自动控制系统设计的不足之处[J], 氯碱工业,2004,(1): 43-45
- [5] 张爱华等, SQP. 并行优化算法在离子膜烧碱生产中的在线优化[J], 氯碱工业. 2003, (11): 43-45
- [6] 王勇等,CENTUM CS1000 在离子膜烧碱项目中的应用[J],氯碱工业. 2002,(7): 39-45
- [7] 汪声远编, 现代控制理论简明教程[M], 北京: 北京航空航天大学工业出版社, 1990
- [8] 浙大中控编, SUPCONJX-300X 集散控制系统使用手册[M]
- [9] 胡寿松主编, 自动控制原理 (第 3 版) [M], 北京: 国防工业出版社, 1994
- [10] 孟宪藩主编, 控制系统工程[M], 北京: 航空工业出版社, 1992
- [11] Chen C T,Introduction to Linear System Theory[M],New York:Hoit,Rinehat and Winston,1970
- [12] Atneron D P,Nonlinear Control Engineering[M],Van Nostrand:Rein-Hill Company Limited,1975
- [13] Kailath T,Linear System,Englewood Cliffs[M]:Prentice-Hall,1980
- [14] 姚玉英主编, 化工原理 (上) [M], 天津: 天津科学技术出版社, 1993
- [15] 姚玉英主编, 化工原理 (下) [M], 天津: 天津科学技术出版社, 1993
- [16] 绪方胜彦著, 现代控制工程[M], 卢伯英等译, 北京: 科学出版社, 1978
- [17] 程殿彬, 国内烧碱成本比国外高的原因及缩小差距应采取的措施[C], 第 20 届全国氯碱行业技术年会论文集: 9-18

## 攻读硕士学位期间发表的相关研究论文

1. 孙波等, 三效四体烧碱蒸发汽耗最少的操作压力, 四川理工学院学报, 3, 2005

## 声 明

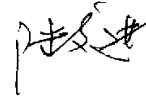
本人声明说呈交的学位论文是本人在导师指导下进行的设计工作及取得的设计成果。据我所知,除了文中特别加以标注和致谢的地方外,论文中不包含其他人已经发表或撰写过的研究成果,也不包含为获得四川大学或其他教育机构的学位或证书而使用过的材料。与我一同工作的同志对本设计所做出的任何贡献已在论文中做了明确的说明并表示谢意。

本学位论文成果是本人在四川大学读书期间在导师指导下取得的,论文成果归四川大学和金路树脂有限公司共同所有,特此声明。

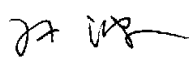
指导教师: (签名)



指导教师: (签名)



研 究 生: (签名)



二 00 五年十一月八日

## 致 谢

在四川大学的硕士研究生学习即将结束,在这几年的学习中得到了导师闫康平和四川大学其他老师的悉心教诲和无私帮助,论文的完成是和导师闫康平的悉心指导和辛勤耕耘密不可分的。在此,谨向闫康平导师和四川大学其他老师致以最诚挚的谢意和敬意。作为严师与挚友,闫康平老师渊博的学识、严谨的治学态度、高度的工作热情和平易近人的秉性给我留下了难以磨灭的印象,这将使我在以后的工作和生活中大受裨益。

在论文完成过程中还得到了陆文进高级工程师的热心指导、田学中高级工程师的关心指点,在此表示衷心的感谢。

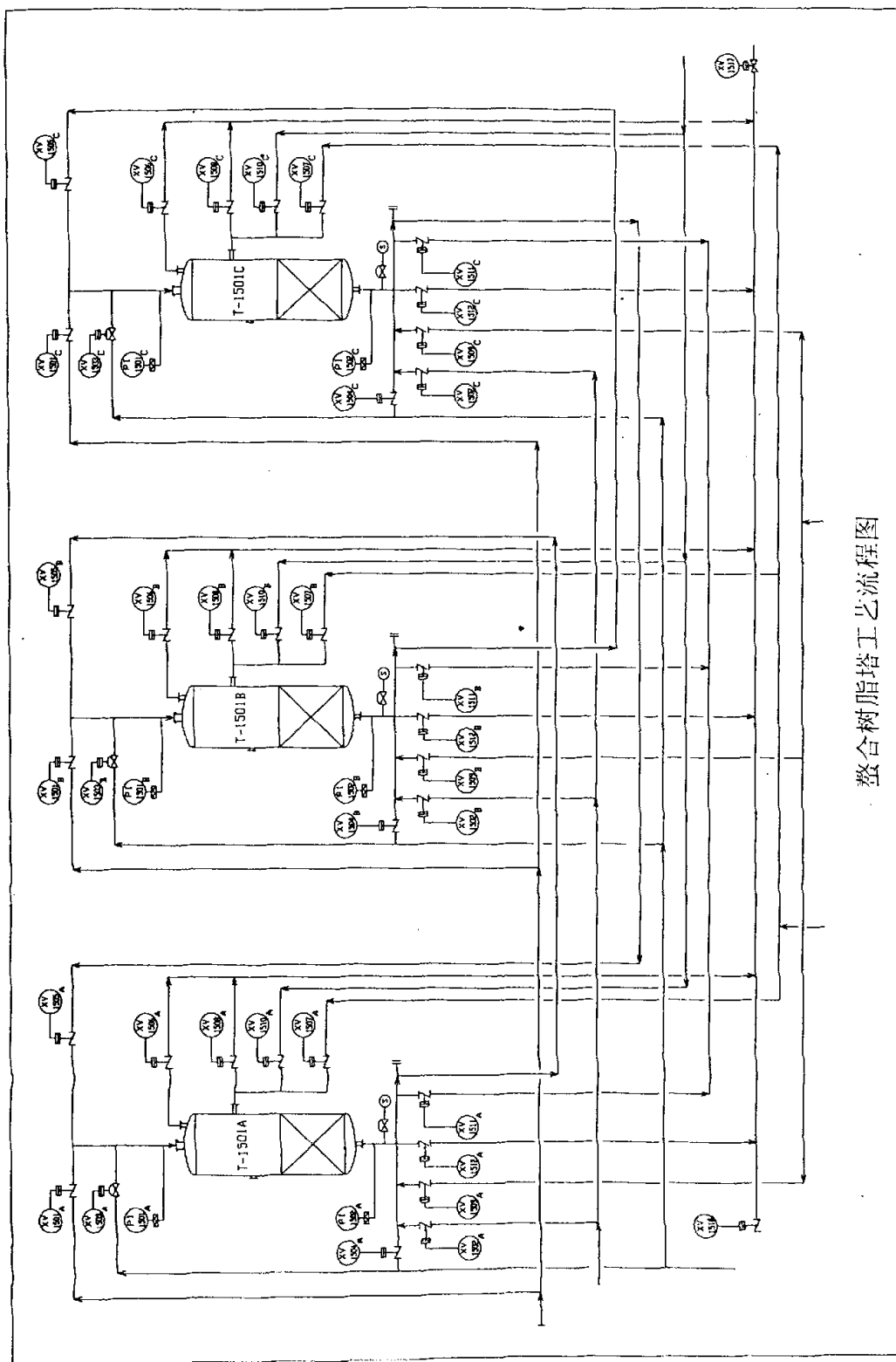
论文中所采集的数据来自四川金路树脂有限公司 4 万吨离子膜生产装置,对四川金路树脂有限公司领导和员工给予的支持和帮助在此表示感谢。

同时感谢化工学院领导和全体老师对我在攻读硕士研究生期间的大力支持和热情帮助。

最后感谢我的家人对我攻读研究生的极力支持和帮助。

作 者

二〇〇五年十一月二十日



整合树脂塔工艺流程图