

1.2.1 PVC 合成工艺

到目前为止，世界上 PVC 生产的聚合工艺主要有五种，即悬浮、本体、乳液、微悬浮及溶液聚合工艺。其中悬浮聚合工艺一直是工业生产的主要工艺，绝大部分均聚及共聚产品都是采用悬浮聚合工艺。以美国为例，PVC 生产工艺中，悬浮聚合占 87.8%，本体聚合占 4.4%，乳液和微悬浮占 6.4%，溶液聚合占 1.4%。与美国相比，西欧乳液和本体聚合的比例较大，而日本则悬浮聚合占的比例较大。

PVC 大分子是以头-尾连接的。由于聚合过程中产生副反应，脱氯化氢反应及氧化反应等因素导致大分子链段上有头-头连接，产生不饱和双键，形成带有氯原子的叔碳原子及形成各种长的支链和含氧基团，悬浮聚合的聚氯乙烯分子链约有 30-50 个支链。

PVC 分子链上的氯原子与氯原子相对位置的不同有无规，间规和全同等构型，PVC 以无规立构为主，所以基本上是无定型结构。全同立构极少，间同立构约占 7.15%。它易形成细小的微晶。这种晶体使增塑剂难于进入，只有较高的温度才能形成结晶链段。

PVC 合成工艺流程见图 1-1。

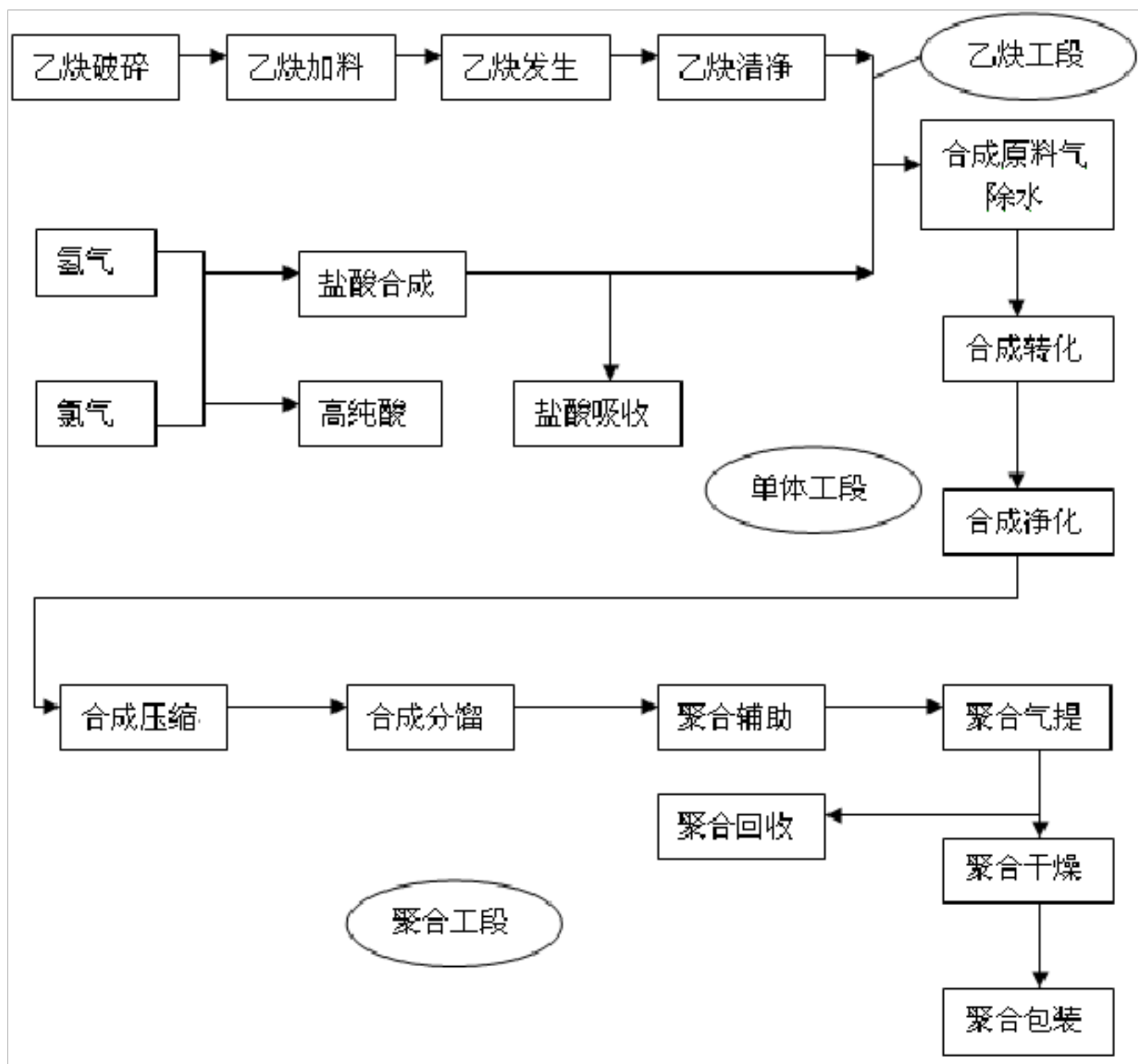


图 1-1 PVC 合成简单工艺流程图

1.2.2 品种分类及用途

聚氯乙烯 (Polyvinyl Chloride 简称 PVC) 树脂是由氯乙烯 (Vinyl Chloride 简称 VCM)

单体聚合而成的热塑性高聚物。其分子式 $-(CH_2-CHCl)_n-$ ，其中 n 表示平均聚合度。PVC 为无定形聚合物，含结晶度 5%-10% 的微晶体，熔点为 175°C 。目前商品化的 PVC 树脂的平均相对分子质量范围在 1.9×10^5 - 5.0×10^6 ($X_n=350$ - 8000) 之间。

PVC 一般按聚合度式分子量不同划分不同的牌号。分子量的大小根据制品性能决定。软质制品要求较高的分子量，硬质制品不加或少加增塑剂则要求较低的分子量。聚氯乙烯分子量高，其力学性能好，但加工困难。聚氯乙烯分子量分布对加工性能和制品质量影响都很大，一般以窄分布或双峰分布为佳。

我国工业化生产的聚氯乙烯树脂以悬浮法及乳液法两种为主。聚氯乙烯广泛运用于塑料制品行业。以 SG 型树脂(疏松型)为例，1-3 树脂主要用于、电缆、塑料拉料、鞋类加工领域；5-8 树脂主要用于塑料门窗、塑钢门窗、上下水管穿线管、扣板、塑料管件、管材、农用薄膜、烟膜等加工领域。悬浮法树脂的型号与主要用途见表 1-1。

表 1-1 SG 型树脂型号及用途

型号	级别	主要用途
SG-1	一级 A	高点绝缘材料
SG-2	一级 A	电绝缘材料、薄膜
	一级 B	一般软制品
SG-3	一级 A	电绝缘产品、农用薄膜、人造革表面膜
	一级 B	全塑凉鞋
SG-4	一级 A	工业和民用薄膜
	一级 B	软管、人造革、高强度管材
SG-5	一级 A	透明制品
	一级 B	硬管、硬片、单丝、套管、型材
SG-6	一级 A	唱片、透明片
	一级 B	硬板、焊条、纤维
SG-7	一级 A	瓶子、透明片
	一级 B	硬质注塑管件、过氯乙烯树脂
SG-8	一级 A	硬制品、真空容器内壁

1.2.3 PVC 树脂的性能

PVC 材料是一种非结晶性材料，刚性 PVC 是使用最广泛的塑料材料之一。它具有不易燃性、高强度、高耐侯性以及优良的几何稳定性。对氧化剂、还原剂和强酸都有很强的抵抗力。然而它能够被浓氧化酸如浓硫酸、浓硝酸所腐蚀并且也不适用与芳香烃、氯化烃接触的场所。PVC 材料在实际使用中经常加入稳定剂、润滑剂、辅助加工剂、色料、抗冲击剂及其它添加剂。

PVC 树脂的分子量、洁净度、软化点等物理性能随聚合反应条件（温度）而变化。一般而言，PVC 树脂的性能见表 1-2。

表 1-2 PVC 树脂主要性能

项目	性能
物理性能	折射率 $n_{D,20}=1.544$ ，密度 $1.35\sim 1.45\text{g/cm}^3$ ，表现密度 $0.40\sim 0.65\text{g/m}^3$ ，比热容 $1.045\sim 1.463\text{J}/(\text{g}\cdot^\circ\text{C})$ ，热导率 $2.1\text{KW}/(\text{m}\cdot\text{K})$ 颗粒大小：悬浮聚合 $60\sim 150\mu\text{m}$ ，本体聚合 $30\sim 80\mu\text{m}$ ，糊树脂 $0.1\sim 2\mu\text{m}$ 。 掺混 $20\sim 80\mu\text{m}$
热性能	85°C 以下呈玻璃态， $85\sim 175^\circ\text{C}$ 呈粘弹态，无明显熔点， $175\sim 190^\circ\text{C}$ 为熔

	融状态, 190~200℃属粘流态 脆化点-50~60℃, 软化点 75~85℃, 玻璃化转变温度在 80℃ 上下, 100℃ 以上开始分解, 180℃ 以上快速分解, 200℃ 以上剧烈分解并变黑
燃烧性能	PVC 在火焰上能燃烧, 并降解释放出 HCL、CO 和苯等低分子量化合物; 离火自熄
电性能	耐电击穿, 可用于 10KV 低压电缆
老化性能	较耐老化, 但在光照 (尤其光波长为 270~310nm 时) 和氧气作用下会缓慢分解, 释放 HCl, 形成羰基、共轭双键而变色
化学稳定性	在酸、碱和盐类溶液中较稳定
耐溶剂性	除了芳烃 (苯、二甲苯)、苯胺、二甲基甲酰胺、四氢呋喃、含氯烃 (二氯甲烷、四氯化碳、氯乙烯)、酮、酯类以外, 对水、酒精和汽油等均稳定。
耐磨性	室温下耐磨性超过硫化橡胶

1.3 PVC 树脂的工业现状及发展前景

1.3.1 国内发展现状

我国聚氯乙烯工业经过多年的发展, 已取得较大的进步。目前我国有聚氯乙烯生产企业 100 余家, 2005 年产量达 972.48 万 t, 居世界第 3 位。

目前我国生产的聚氯乙烯品种中, 通用均聚级聚氯乙烯的品种比较齐全, 但专用均聚级聚氯乙烯品种较少, 产品的质量与国外相比有一定的差距。另外, 大部分共聚级聚氯乙烯品种还不能生产。

1、需求低迷 供大于求

目前我国日用制品领域是聚氯乙烯的消费大户。我国聚氯乙烯具体消费构成见表 1-3。然而, 相比国外, 这个需求比例还是比较小。除了日用品及建筑材料消费外, 其他市场需求不大。

2006 年国内 PVC 下游需求虽然仍保持了一定增速, 约 10%, 但与高达 32% 的产能增速相比, 需求增长显然无法消化过快增长的产能。如果产能继续过度扩张, 2007 年国内 PVC 市场供应过剩的趋势将会继续加剧。

表 1-3 我国聚氯乙烯消费构成

应用领域	比例 %
日用制品	30.4
建筑材料	24.6
包装材料	19.5
农用制品	15.5
其他	10.0

2、产能增长 经营吃力

国内 PVC 生产企业从 2001 年的 70 余家一跃发展到 2006 年底的 100 余家。生产企业的剧增, 造成产能迅猛扩张, 国内 PVC 供需关系发生了根本性变化。据预测, 2007 年全国 PVC 产能仍将继续增长, 估计将达 1502 万吨, 因为国内几家规模较大的新装置将投入生产, 届时将对市场产生明显影响。

产能增长令乙烯法 PVC 市场压力持续增重。乙烯法 PVC 在上游乙烯价格居高不下、电石法 PVC 产能不断扩增的双重打击下, 2006 年销售十分吃力。

目前，国内电石法 PVC 产量占全部 PVC 产量的 70%以上，因为产能扩张迅速，市场供过于求，轻易无法提价，这迫使乙烯法 PVC 价格只能在低位盘桓。同时，由于原油、乙烯价格高扬，开工率一直较低的国内乙烯法 PVC 厂家，经营压力将难以缓解。

3、宏观调控 出口受阻

2006 年，由于国家加强宏观调控，房地产行业受到影响较大，造成建材行业对 PVC 需求出现萎缩。估计这一影响会延续到 2007 年。同时，涉及循环经济、环保和能源等方面的宏观政策，将继续影响 PVC 市场走向。

2006 年 1~10 月份，国内 PVC 进口总量为 122 万吨，同比下降 15.8%；同期出口 45 万吨，同比增长近 10 倍。由于 PVC 出口大幅增长，2006 年 6 月 28 日，印度商工部发布公告，接受印度 4 家 PVC 生产企业申请，对来自中国（包括中国台湾）、印尼、日本、韩国、马来西亚、泰国和美国的悬浮法 PVC 进行反倾销初始调查。8 月 15 日，土耳其发布公告，从即日起 200 天内对产自中国的 PVC（所有未到港货）每吨征收 320 美元的保证金。可见，随着国内 PVC 产能过剩，转向出口，也同时遭遇了反倾销困扰。如果不能顺利扩大出口，过快增长的产能将无法及时消化，必然对国内 PVC 市场产生影响。

1.3.2 新品种发展趋势

纵观世界 PVC 工业的成长历史，可以看到，60 多年来，氯乙烯虽然经受了石油危机和世界经济萧条的冲击，环境生态保护方面的指责、限制，聚烯烃等其他塑料品种的激烈市场竞争。但是它经久不衰，始终持续稳定地发展，今后几年仍将以 4%-5%的年增长速率继续增长，2000 年全球 PVC 消费量可达 2600 万吨。究其原因，一方面取决于 PVC 树脂本身的优良特性；一方面是市场的需求牵动以及 PVC 品种的不断更新和适应；另一个根本原因是面对每次危机，它总能被认真研究改进，不失时机地推出新技术、开拓新用途。

新技术新产品既能渡过难关，又进一步拓展了市场，市场的需求再次促进了 PVC 工业发展。因此，PVC 工业的兴衰与市场发展技术进步是紧密相连的。

目前聚氯乙烯新品研发呈现出以下三大热点：

1、专用料研发趋深趋广

随着塑料制品的要求提高，对 PVC 的性能也提出了更高的要求，许多塑料产品都要求使用针对该产品的专用原料，以满足其性能要求，而国产 PVC 树脂产品远远不能与之相适应，质量与国外产品相差很大，在每年我国进口的 PVC 中，各种专用料占 50%以上。因此研制开发表面光洁、色泽均匀、外观整洁美观，又能耐紫外光照、耐老化、不易变色、长时间维持高抗冲性能的优质 PVC 专用料，成为当今 PVC 领域研究的热点。国内企业也正积极开发各类 PVC 专用料，并且对专用料的研发工作日益趋深趋广，在某些项目上已经取得了可喜的成绩。

上海氯碱公司在成功合成国内领先的聚氯乙烯树脂抗冲改性剂（ACR）的基础上，其 ACR 接枝共聚 PVC 开发项目取得新进展。样品数据表明，新型接枝共聚聚氯乙烯树脂的冲击性能有了显著提高，而且耐老化、不变色、不变脆。

2、合金化研究成果显著

随着市场上对高性能化学建材需求的日益增长，单纯的 PVC 原料已不能满足生产需求，经合金化处理的 PVC 性能更优良，受到市场欢迎。而且我国 PVC 生产中存在加工过程中粉料易“架桥”、流动性差、产品易变黄、“鱼眼”多、性能差等现象，粉粒质量差使 PVC 合金化难以实现，严重影响了我国 PVC 行业的生存和发展。

北京化工大学的课题组通过对国内外厂家几百种 PVC 样品的复杂多层次结构进行研究，发现国产 PVC 树脂的聚合配方、工艺不能实现对多层次结构的最佳控制。课题组历经

10 余年攻关，终于实现了氯乙烯可控聚合及 PVC 合金材料的高性能化，攻克了我国 PVC 生产的系列关键技术，所完成的“氯乙烯可控聚合专用料及 PVC 合金材料的高性能化和应用研究”项目获得 2002 年国家科技进步二等奖。

氯乙烯可控聚合技术目前已在国内多家主要 PVC 树脂生产厂得到应用，生产的专用料已用于塑钢建材、埋地双壁波纹螺旋管材及多孔超薄装饰板材生产，高性能合金技术也得到推广应用。这一系列关键技术成功地用于河南锦捷集团、北京化工二厂、天津化工厂、齐鲁石化氯碱厂、上海天原等多家企业的生产中，使国产 PVC 质量的得到大幅度提高，性能指标已达到国际先进水平。

3、环保型产品受到重视

经过多年的发展，在 PVC 专用料、合金化研发热火朝天的同时，面对国际市场环保呼声的高涨，我国 PVC 研发正向环保型产品迈进。目前在 PVC 给水管等与人体有直接接触的 PVC 产品领域，各国纷纷发布标准，对有毒塑料添加剂予以限制或禁用，要求使用不含铅类、镍类等有毒助剂的塑料产品。

面对市场的新变化，我国企业也在积极研发新产品。比如硬聚氯乙烯管件料以往都是由普通原料添加各种助剂造粒后再注塑而成，在加工过程中会产生助剂分散不均的情况，而山东春潮色母粒有限公司研制的新型环保母粒已添加无毒有机锡类或锌钙复合稳定剂，可直接注塑管件，且不含增塑剂，加工性能、热稳定性能，满足了用户对产品的环保要求，并结束了先造粒再注塑的管件注塑工艺，具有成本优势。

1.3.3 未来发展方向

从我国 PVC 行业发展现状看来，情形不容乐观。未来几年，随着我国市场进一步成熟和完善，我国聚氯乙烯行业需要采取各种方法，提高行业整体竞争能力，促进我国氯碱工业健康快速发展。

1、企业要向规模化、大型化和集约化发展

随着世界经济一体化进程加快和我国加入 WTO，我国聚氯乙烯企业将面临越来越大的竞争压力，企业规模大小将直接影响竞争能力。近年来，我国聚氯乙烯企业再次掀起扩产高潮。在 2005 年前，我国聚氯乙烯行业计划新增加的生产能力将达 200 万 t/a 左右。未来几年，我国将发展几个大规模聚氯乙烯重点生产企业，增强企业在市场中的竞争能力。

2、促进生产工艺进步，提高企业经济效益

未来我国聚氯乙烯生产工艺要向多样化发展，要采用先进的生产方法，积极引进和采用先进的二氯乙烷法，单纯的电石法工艺将逐步淘汰。要提高聚氯乙烯生产装置的性能，改进聚合釜，以适应先进的生产方法。生产控制也要现代化，要大力推广和普及计算机控制系统，积极开发应用先进的自动化控制系统。这些先进的控制手段不仅能保证产品的质量，而且有利于降低生产物耗和能耗，提高生产装置的安全运行性能。

3、产品要向专业化、多样化和高附加值方向发展

我国加入 WTO 后，市场竞争将日益趋于白热化。我国一些生产规模较小生产质量差和牌号较少的聚氯乙烯企业必将遭到淘汰，就是那些目前具有一定生产规模、科研开发力量较强、经济效益较好的企业也将面临巨大的压力。

面对激烈的市场竞争，现在国内大多数聚氯乙烯企业都在积极利用自身的科技力量并联合相关的科研院所进行合作开发各种专用和高性能树脂，努力提高现有树脂的产品质量，使产品应用领域、加工性能和使用效能等方面满足用户的要求。生产企业要积极树立企业品牌，增加产品的附加值，提供质优价廉的产品，努力扩大市场份额，提高企业的竞争和生存能力。

4、经营理念要现代化

企业的经营理念要现代化，不要满足单纯销售自己生产的产品，而是要充分利用自身的生产、科研、销售和资金等方面的综合优势，引导市场价格走向，使企业在激烈的市场竞争中处于有利地位，获得最大的经济利益。

另外，我国一些大型聚氯乙烯企业要积极引进外资，利用外资的资金优势和先进的管理理念发展壮大自己，提高企业在市场竞争中的应变能力。

第二章 氯乙烯单体的生产

2.1 工业合成方法及原理概述

2.1.1 氯乙烯性质

氯乙烯为无色以液化气体，相对密度 (d_{4}^{20}) 0.9106。凝固点 -159.7°C ，沸点 -14°C ，折射率 (n_{D}^{20}) 1.4046，空气中爆炸极限 3.6%~26.4%，临界温度为 158°C 。溶于醇和醚、四氯化碳和苯，微溶于水。氯乙烯是一种不饱和的卤代烃，具有分子中含 C=C 双键和卤素化合物的重要特征，但一般来讲连接在双键上的氯原子不活泼，所以有关双键加成反应则应比氯原子取代反应更容易些，在光和催化剂存在下聚合，也能和丁二烯、乙烯、丙烯、丙烯腈、醋酸乙烯、丙烯酸酯等共聚。用于制备聚氯乙烯，用作冷冻剂等，也用于有机合成。可由乙炔和氯化氢加成制得，或由二氯乙烷热裂或在醇钾溶液中作用制得。

2.1.2 主要单体合成路线

国内目前主要有三条路线，一是以乙烯为原料的乙烯氧氯化法，一是以电石为原料的乙炔和氯化氢合成法，另外就是以进口二氯乙烷为原料然后将二氯乙烷裂解为氯乙烯的方法。还有直接进口氯乙烯单体，聚合生产聚氯乙烯的。以乙烯为原料采用乙烯氧氯化生产氯乙烯是生产聚氯乙烯最经济、合理的工艺路线，国外基本上都是采用这一路线的。

我国因为乙烯资源缺口比较大，许多地方采用电石为原料，以电石气（乙炔）和氯化氢合成氯乙烯来生产聚氯乙烯，能耗大，污染治理难度也较大，但解决了我国聚氯乙烯原料的很大一块缺口。近年来，原来一些沿海地区以电石为原料的聚氯乙烯生产企业，为了节能和降低成本，采用进口二氯乙烷为原料，将二氯乙烷裂解为氯乙烯来生产聚氯乙烯，以增加聚氯乙烯的产量。裂解出的氯化氢还可供给电石乙炔去生产氯乙烯，可以免去氯碱装置的配套，还能降低建设投资。

近三年来，国际油价居高不下，带动乙烯成本不断攀升，氧氯化法生产聚氯乙烯的生产成本也大幅上涨。这就推动了聚氯乙烯价格的大幅提高，市场价格已经攀升到历史的最高点，直逼 10000 元/吨大关。2004-2005 年 8 月聚氯乙烯市场价格走势见图 2-1。

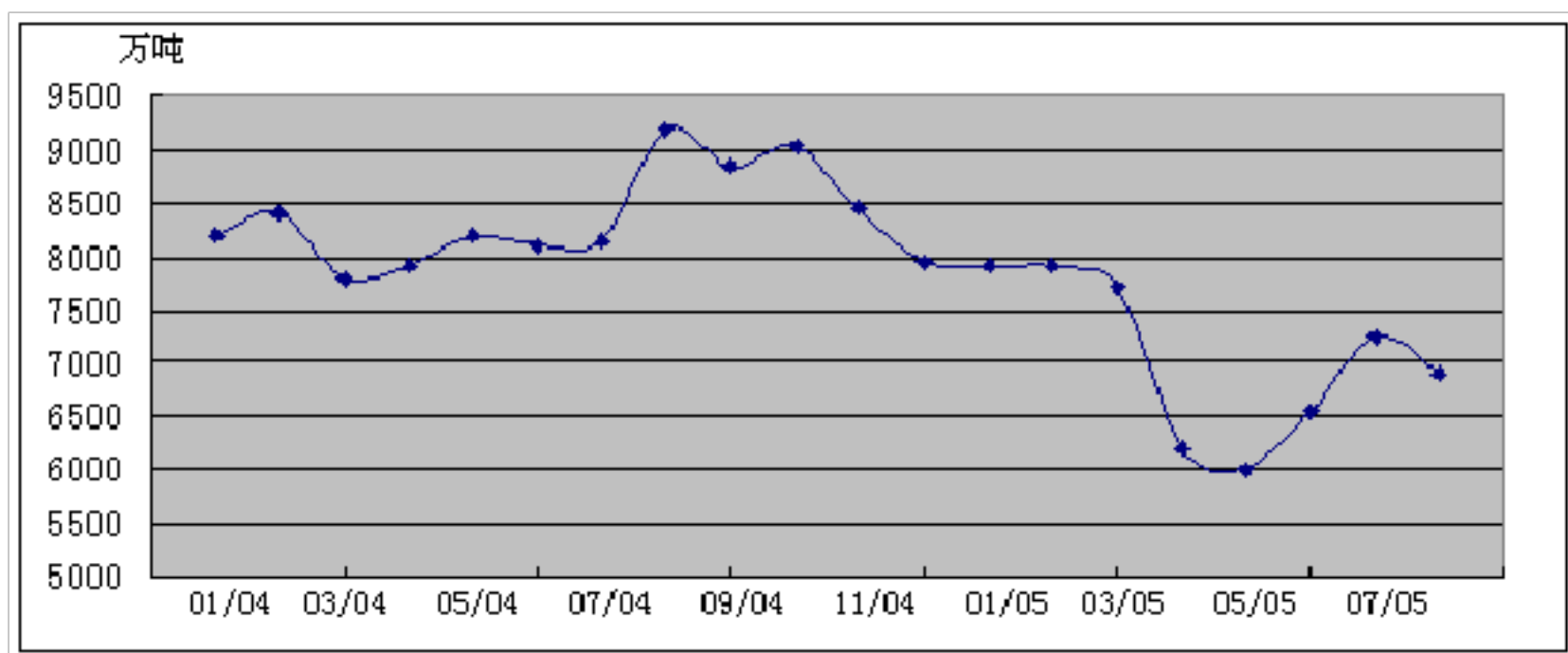


图 2-1 2004-2005 年 8 月聚氯乙烯市场价格

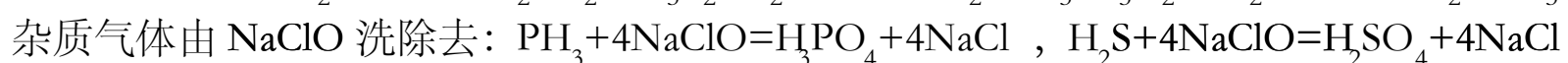
以电石为原料生产聚氯乙烯在技术和经济上都比较落后,但由于我国严重缺油,乙烯供应严重不足,被迫采取以电石为原料生产聚氯乙烯。近年来,原油价格暴涨,并且长期在高价位浮动,促使乙烯价格上涨,聚氯乙烯价格也随之上涨,给电石法生产聚氯乙烯增加了盈利的空间,推动了近年电石路线生产装置建设的高潮。但是生产电石需要消耗大量的电力(一吨电石约要消耗 3300-3500 千瓦电),它必须在有大量廉价电力供应的地方才具有大规模生产的条件。

2.2 电石乙炔法制取氯乙烯

2.2.1 乙炔制备工艺及原理

2.2.1.1 电石水解反应原理

众所周知,在湿式发生器中电石加入液相中即水解反应生成乙炔气体,反应式如下:



该反应在工业生产上的应用已有 80 年的历史,但是却很少有人系统的研究过它的反应机理。有人仅假定反应的起始阶段是 H_2O 与 CaC_2 晶格中的 C_2^{2-} 结合“氢化”而生成 C_2H^- 和 OH^- 。

由于工业品电石含有不少的杂质,在发生器水相中也同时进行一些副反应,生成相应的磷化氢,硫化氢等杂质气体,由于水解反应生成大量的氢氧化钙副产物,使系统成碱性,水解反应不完全。另外由于硫化氢在水中溶解度大于磷化氢,使粗乙炔气中含有较多的磷化氢(如数百 ppm)及较少的硫化氢(数十至数百 ppm),磷化物尚能以 PH 形式存在,它在空气中容易自燃。

在 85°C 反应温度下,由于水的大量蒸发气化,使粗乙炔气体夹带大量的水蒸气。一般,水蒸气:乙炔 $\approx 1:1$ 。有人对湿式发生器(反应温度较低,约 $60-70^\circ\text{C}$ 范围)的粗乙炔杂质进行了分析,计有下列杂质(ppm):氨 200,磷化氢 400,砷化氢 3,乙硫醚 70,乙烯基乙炔 70。此外尚有乙烯基乙炔,丁间二烯基乙炔,丁二炔和己二炔等乙炔的热聚产物。

2.2.1.2 乙炔制备工艺流程

块状 CaC_2 原料经粉碎机粉碎到 50mm 的粒径大小后被输送到料仓，在输送过程中用磁铁除去 CaC_2 中所含铁。然后用斗车将 CaC_2 粒料送入加料口经水平皮带输送机经小缶子、上加料斗、下加料斗有电磁振荡加料器连续的加入发生器中。在小缶子、上加料斗、下加料斗中都配合地通入氮气以排除其中空气，防止发生安全事故。

在发生器通的是 NaClO 的 0.01% 水溶液，以除去反应生成的 H_2S 、 PH_3 等气体。电石与发生器内水反应(水解)生成的粗乙炔气体由发生器顶部逸出，然后经洗泥池除尘和正水封进入填料塔。

填料塔内填充拜耳环，通 NaClO 水溶液洗涤粗乙炔气体进一步除去 H_2S 、 PH_3 并起到冷却作用。后由乙炔总管将乙炔气输入气柜，该气柜用水封起到一定的缓冲作用压力维持在 11~12kPa 范围内。

发生器温度维持在 $85 \pm 5^\circ\text{C}$ 。水解反应的副产物---电石渣浆从溢流管不断流出，而较浓的渣浆及矽铁杂质由发生器内搅拌的耙齿送至底部间歇排放。当发生器压力因加料故障而低于控制范围时，气柜内贮存的乙炔气体将借压差经逆水封，进入发生器内以保持设备处于正压，确保安全生产。

发生器的安全水封连接管道安装于发生器液面略上方的气相部位。当发生器气相出口管道或冷却塔因电石渣堵塞而压力剧增时，乙炔气体管道流入安全水封自动排空；而发生器液相排出不畅等造成液面上升时（有送入加料器或贮斗的危险），液相部分将借位差由管道流入安全水封排出。制备工艺流程如图 2-2

上述乙炔气体继续进入水洗塔，塔中的 NaClO 水溶液含量中 NaClO 0.05%，进一步洗气，然后进入水环压缩机加压到 70kPa 后进入水分离器分离乙炔中的水分。然后进入两个清净塔(气体先进入清净 2 塔，塔中 NaClO 含量 0.1%，然后再进入清净 1 塔，清净 2 塔排出的 NaClO 水溶液进入清净 1 塔作为补充，其中 1 塔 NaClO 含量 0.05%)。

出来的乙炔气体含量可达 97%。最后乙炔气体进入中和塔，用 1.5% 的 NaOH 水溶液将 PH 值调到 7 后送去合成。清洗工序流程如图 2-3。

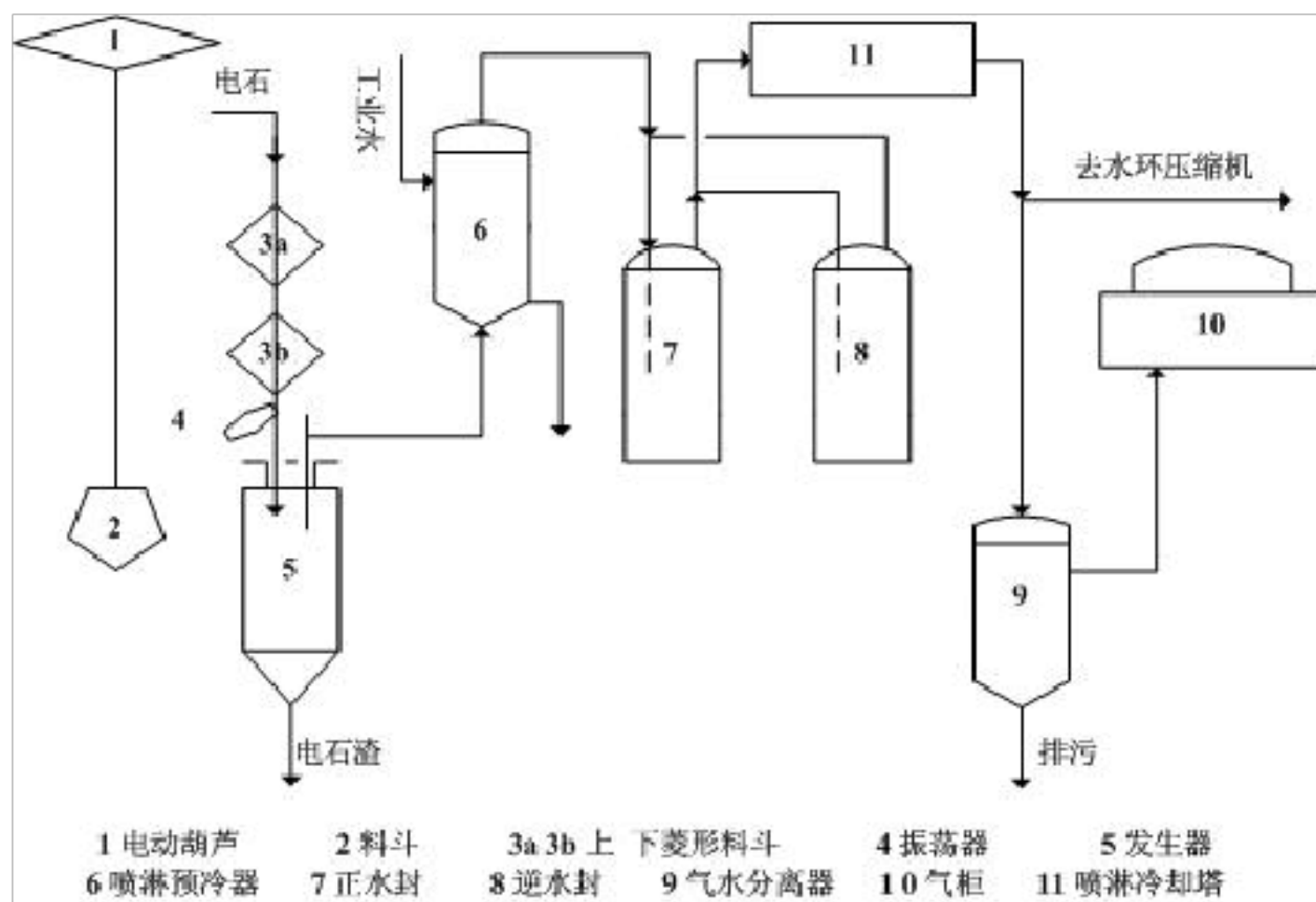


图 2-2 乙炔发生工艺流程图

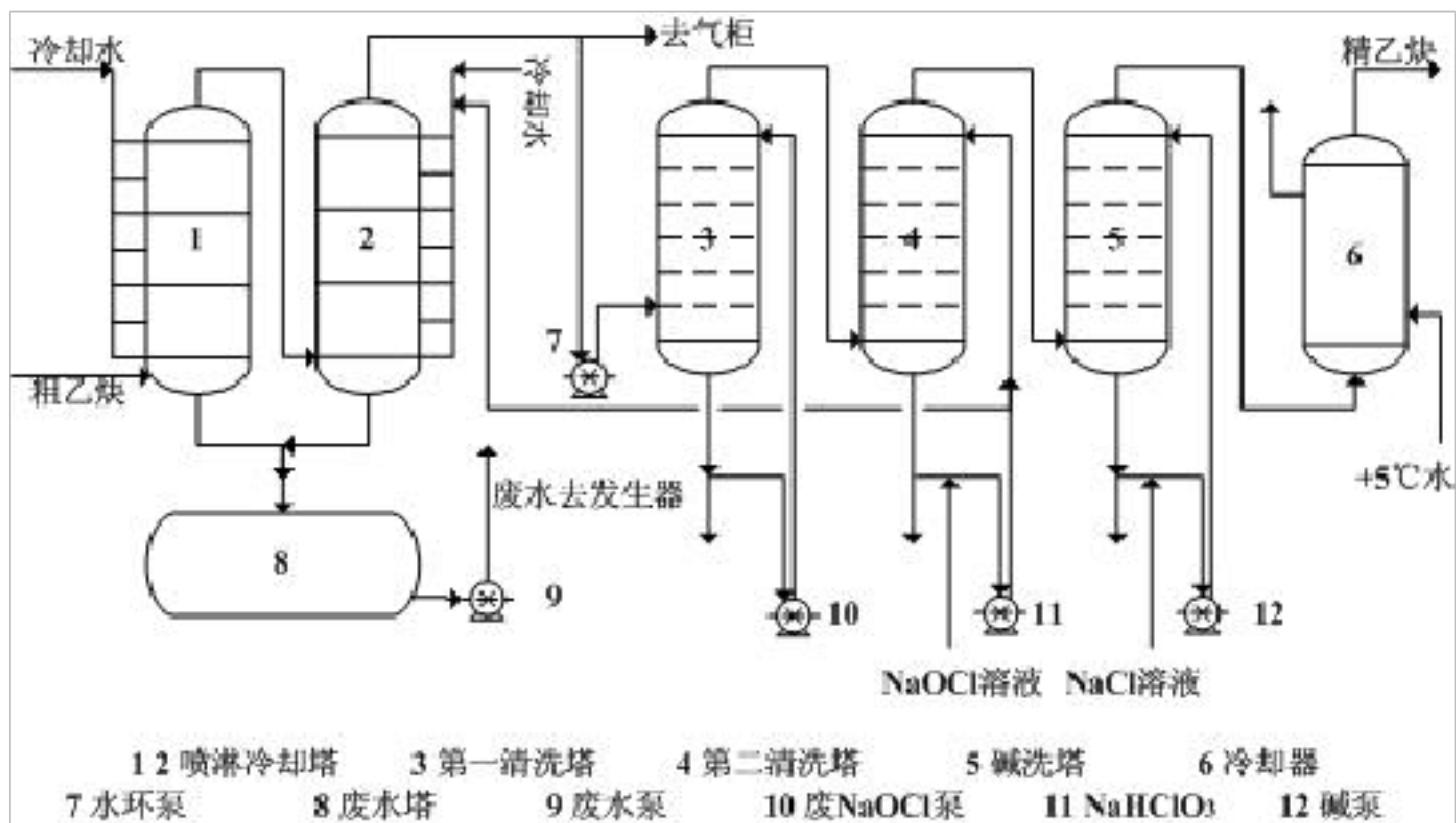


图 2-3 乙炔清洗工艺流程图

2.2.1.3 乙炔发生器工艺参数论述

1、电石粒度

电石的水解反应是固液反应，电石与水的接触面积越大，即电石粒度越小时，其水解速度也加快。但是粒度也不宜过小，否则水解速度太快，使反应放出的热气不能及时移走，易发生局部过热引起乙炔分解和热聚，进而使温度剧升而发生爆炸。粒度过大，则水解反应缓慢，发生器底部间歇排出渣浆中容易夹带未水解的电石，造成电石消耗定额上升。

发生器结构(如挡板层数、搅拌转速、耙齿角度等)对电石在设备中停留时间和电石表面生成的氢氧化钙的移去速度有较大的影响。即对于一定粒度的电石来说，既应保证其完全水解的停留时间，有需将电石表面覆盖的氢氧化钙“膜”及时移去，以使电石与水有不断更新的接触面积。一般对于三至五层挡板连续搅拌的发生器，电石的停留时间较长，水解反应比较完全，但一些小型的摇篮式发生器，水解过程就慢得多，排渣中易发现未水解的“生电石”。但是，即使结构非常完善的发生器，排出电石渣中仍含有超过反应温度下饱和溶解度的乙炔。

因此，根据目前发生器结构及电石破碎损耗等因素考虑，粒度宜控制在 80mm 以下，如对于 4~5 层挡板者可选用 80mm 一下，而 2~3 层挡板宜选用 50 mm 以下。

2、水解温度

除了上述电石粒度外，温度对于电石水解反应速度的影响也是显著的。图 2-2 及表 2-1 已示出了相同粒度夏测定的温度在 2-80℃ 范围内的影响关系。已发现，在 50℃ 以下每升高 1℃ 使水解速度加快 1%；而在-35℃ 以下的寒冷地区，电石在盐水中的反应是非常缓慢的。

3、含固量及水比

理论上，每吨电石水解需要 0.65 吨水，在绝热反应（无外冷却）下，水解反应热会使系统温度急剧上升到几百度以上。因此，在湿式发生器中，都采用过量水未移出反应热，并稀释副产的 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 以利于管道排放。总加水量与电石投料量之比即称作水比。

实验证明，系统中渣浆含固量在 0—20% 范围内。电石水解速度受含固量的影响不大，含固量超过此范围时，因电石表面与水的接触受到显著阻碍，如含固量达 60% 左右，水解速度减慢到几倍，发气量也只有原来的 1/50。

因此，在湿式反应器中反应温度是和水比相对应的，工业生产上就是借减少加水量来提高反应温度，其控制的极限是不使水比过低造成渣浆固含量过高，以致排渣系统沉淀堵塞。

通过热量横算，可得到不同反应温度时的水比以及乙炔在发生器中的总损失。由计算结果可知，反应温度越高则乙炔总损失越少，而发生器排出的电石渣固含量也相应上升。过高的反应温度将导致排渣困难。另外，粗乙炔气中的水蒸汽含量相应增加，造成冷却负荷加大，以及从安全生产等方面考虑，不宜使温度控制过高，一般根据一般生产经验以 80—90℃ 范围最好。

2.2.1.4 主要设备

主要设备：电石粉碎机，乙炔发生器，振荡器，洗泥器，正水封，安全水封，逆水封，废水塔，清水塔，气水分离器，中和塔，冷却塔。

1、乙炔发生器

以电石反应工艺制取乙炔气的主要设备是乙炔发生器，目前国内多半采用的是湿式立式发生器。就这类发生器而言，也有各种各样的结构与形式。小型工厂曾采用摇篮式，因为生产能力低，排渣中尚残留较多的“生电石”电石定额上升加以档板层数有二、三、四和五层四种；以设备直径来分有 1.6m、2m、2.8m 等几种；从设备容积上，小的为 4 立方米，大到 28 立方米；从搅拌系统上，转速范围在 1—3r/min 变化尚有间歇和连续搅拌之分。

2、清净系统

清净系统的主要设备是清净塔。作为清净用的填料塔，推荐空气速 0.2—0.4m/s 范围，气体在塔内总停留时间在 40-60s 范围以保证化学吸收完全，由于乙炔清净属于化学吸收过程，清净效率除了与吸收剂浓度、PH 以及吸收温度相关外，尚与气液的接触时间也及上述的停留时间息息相关。有的工厂曾试图采用高速的湍流塔来带代之以用的填料塔，虽然可使塔径缩小，但终因气液时间太短促而达不到预期的效果。

清净塔：采用踏板式淋器，有瓷环，冷却介质为 NaClO 液，主要吸收粗乙炔气中的 H₂S 等。清净塔结构尺寸为喷淋式，瓷环 50×50mm。

安全水封：结构与正水封相似，当发生器有故障时，如正水封冷凝水过多而引起液面上升。废水塔液面超过气体进水管，设备内压过高，乙炔气体至溢流口排至气相安全水封，进而排入大气中当发生器液面过高时，可通过液相安全阀排出。

正水封：正向通气入废水塔起逆向作用，当发生系统和清净系统一部分发生故障时，起到安全隔离的作用。当压力升高的时候，将使水沿管道逆流避免发生爆炸。

逆水封：其进口管与乙炔气柜管线相连，出口管道上方气相部分在正常生产时，逆水封不起作用，当发生器有故障时，引起设备内压过低，气柜内乙炔可经逆水封自动进入发生器，以保持正压，防止系统产生负压，抽入空气而形成爆炸混合物。

文丘里反应器：是清净次氯酸钠配置的主要设备，它是由塑料组成的，稀碱和工业氯气由混合器两侧进入文丘里反应器的混合室。工业水由内管上端进入，与碱、氯气相遇，配置成含游离氯为 0.06—0.08% 的次氯酸钠溶液。

2.2.1.5 控制参数

影响乙炔的生产过程和产品质量的主要因素：温度；NaClO 的浓度；压力；液体清净塔上的压力，酸碱度；发生器结构尺寸。因此，需要严格控制个工艺参数。

主要控制参数：水与电石之比为 0.6-0.7，反应温度为 80—85℃，隔绝空气。电石粒度小于 50mm。氮气纯度大于 97%，氧气小于 3%，每斗料重小于 37，充氮压力 5.33 到 8.0Kpa，氮气总管压力 0.3MPa，发生器温度 80-90℃，发生器压力 4.9-12.7KPa，发生器液位 550-950mm，搅拌速 1r/min，正水封液面 780-1470mm，气相安全水封液面 2000mm(水)，逆

水封液面 150-350mm，乙炔气柜压力 3.92KPa，开车排氮气中含氧量小于 3%，动火排气乙炔小于 0.01%。4 层单叶搅拌转 1r/min，起控制电石下降速度及加强换热作用，H₂S 及 H₃P 用硝酸银检测不变黑。乙炔发生器尺寸大小 2×9m，生产能力 1000m³/h

其他控制参数：气柜高度 15%-85%，水环泵进口压力小于 2.66KPa，水环泵出口压力小于 50KPa，气水分离器温度小于 40℃，气水分离器水位高度 100-400mm，各塔总液位 1/3-2/3 清净塔 1 有效氯含量 70.03%；清净塔 2 有效氯 70.06%；中和塔碱含量 5-15%；碳酸钠小 10%；次氯酸贮槽中有效氯小于 0.02%；稀碱高位槽碱液位 3-5%；废次氯酸钠贮槽液位 680-1800mm；碱配置槽碱浓度 12-15%；乙炔冷却后温度小于 10℃；进出乙炔纯度大于 97.5%；乙炔不含 S，P 等。具体控制指标见表 2-1。

表 2-1 乙炔各工段工艺指标

序号	岗位	控制项目	控制指标
1	加料	充氮压力 氮气总管压力	5.33-8.0KPa >0.3KPa
2	发生	发生器 T 反生器 P 气柜高度	80-90℃ 4.9-12.7KPa 15%-85%
3	清净	水循环泵进口压力 水循环泵出口压力 中和塔碱液浓度 次钠贮槽中次钠有效氯 送出乙炔纯度	≥2.66KPa ≤55KPa NaOH 5-15%，Na ₂ CO ₃ ≤10% 0.085%-0.12%，PH 7-8 ≥97.5%

2.2.1.6 乙炔安全生产注意事项

- 1、严格防止各种设备管道事故,防止发生管道液封及空塔事故。
- 2、随时堵塞跑冒滴漏，防止室内乙炔聚集。其爆炸范围在空气中含量为 2.3-8.4%。空气中允许浓度为 0.05ml/m³。
- 3、严格按照控制点要求进行操作，保证控制点偏离不大。
- 4、设备传动部件的卫生工作一定要在停车运转时进行。
- 5、不允许系统设备成负压状态开车和运转，消除静电设备的另一点与接地点的重电阻不得大于 3 欧姆。
- 6、凡与乙炔接触的设备、管道、阀门严禁使用铜、银、汞等材料。禁止用银焊条、铜焊条焊接，水银压力计必须装有隔离液。
- 7、严禁使用钢铁材料敲击设备与管道，以及电石桶避免产生火花而引起爆炸、燃烧。
- 8、换中和塔碱、检查泵时，一定要戴上眼镜，防止碱液溅入眼内。
- 9、严禁乙炔与氯气混合，其在日光下或遇振动，便会产生氯乙炔，发生爆炸。
- 10、凡动火应办理动火证，凡进入设备检修，含氧量应符合要求。
- 11、发现发黄的风化严重的电石暂不进行破碎。

2.2.2 HCl 合成工艺及原理

2.2.2.1 HCl 的合成原理

合成氯乙烯首先要合成 HCl，合成 HCl 反应式如下： $H_2+Cl_2=2HCl$ 。

氯化氢常压下为无色液体，具有刺激性气味，沸点 -84.9°C 。它具有很强的吸水性，溶于水即成为盐酸。它在水中的溶解度很大，在 0°C ，一个大气压下，一升水下可溶解 525.2 升，但溶解度随水温升高而降低，湿氯化氢具有很强的腐蚀性，因它能与大多数金属发生化学反应，从而腐蚀管道和设备。此外氯化氢易被碱性溶液吸收。用碱洗的方法去氯乙烯中的氯化氢就是用这个道理。

获得氯化氢的方法较多，目前工业上多用有机化合物氯化时的副产物获得或进行直接合成，直接合成法所用原料价廉，操作技术容易，所生产的氯化氢产品纯度高。为了降低氯化氢气体中的水分、游离氯等单体等杂质，可采用盐酸脱吸法，生产高纯度氯化氢。目前电石路线生产 VC 中多用直接合成法。这是把来自氯碱车间的氯气和氢气共同通入合成炉进行燃烧生成氯化氢的方法。

2.2.2.2 HCl 工段工艺流程

原料氢气由电解装置的输氢机送来，经过气柜反冲后由阻火器进入合成炉底部的燃烧器点火燃烧，合成炉中因有少量 O_2 而有水生成，所以合成炉中出来的气体还含有少量盐酸。合成炉中氢气一般过量 5-10%，以保证氯气反应完全。若含有未反应的氯气就容易生成氯自由基而生成一氯乙炔。

原料氯气由电解装置氯干燥送来经反冲器后按一定分子比($\text{H}_2 : \text{Cl}_2 = 1 : 1.1$)进入合成炉灯头的内管，出下而上经由灯头上的斜孔均匀地和外套内的氢气混合燃烧。燃烧时火焰温度达到 2000°C 左右，并发出热和光，正常火焰呈青白色。开车时，应抽负压，防止火焰熄灭。

合成后的氯化氢气体，借炉身及夹套冷却水或散热瓷片冷却，到炉顶温度可降低到 $400-600^{\circ}\text{C}$ 左右，经铸铁制的冷却导管冷却到 $100-150^{\circ}\text{C}$ ，再进入上盖附有冷却水箱的石墨冷却器，用工业水将氯化氢气体冷却到 $40-50^{\circ}\text{C}$ 左右，由下底排出经阀门控制进入分配台送至吸收塔生成盐酸，当合成炉中开停车氯化氢气体纯度低时也送。

分配台中工作介质有 H_2 、 N_2 、 HCl 、 CO_2 。再送至串联的石墨冷凝器，以 -35°C 的冷冻盐水冷冻到 12°C 左右，进入酸雾分离器，气相中夹带的 40% 盐酸雾沫由分离机内部有机硅玻璃布收集分离，冷凝酸由底部进入酸储槽。

由干燥器顶部排出的干净氯化氢气体经分配台进入纳氏泵压缩，借泵内浓度 93% 以上的硫酸作为液封及润滑剂，氯化氢和硫酸企业混合器排入分离器，自底部排出的硫酸流入盘管式硫酸冷却器，经管外水冷却后吸入纳氏泵使用，自顶部排出的干燥硫化氢经缓冲器送至氯乙烯合成装置。

2.2.2.3 工艺控制参数

氯气与氢气在 440°C 时即迅速反应，而当温度高于 1500°C 时，氯化氢便有显著的分解现象。少量水的存在可以促进氯气与氢气的合成反应，但含水过多则会造成管道的腐蚀。原料气的纯度对安全生成有直接影响，为保证产量和质量，保证安全生产和尽量地延长设备的使用寿命。生产上应对下列工艺操作进行严格控制：

1、原料气的纯度和配比

氯气：氢气 = 1 : 1.05-1 : 1.10 (克分子)

即氯气过量 (5%-10%)。但不宜过量太多，如超过 20% 则有爆炸危险。氢气于氯气的配比，可通过流量计控制，在合成炉中灯头上的火焰也能反映出来。一般来说：火焰暗红说明氢气过量，火焰黄绿是氯过量。正常的火应为明亮的青白色，但这并不是一成不变的，温度和化学纯度不同，火焰颜色也不一样。这方面的操作靠经验来判断。当然更应努力采用科

学仪表观测自控，减轻劳动强度，提高操作质量。

2、合成炉的温度和压力

虽然氯气和氢气直接混合，火焰温度 2400℃，但由于炉外空气冷却和热损失等原因，合成的氯化氢气体温度已大大降低。合成的氯化氢气体到达炉顶时应低于450℃，因为氯化氢出口温度过高会使防爆膜爆炸，影响生产正常进行。炉内压力应控制在 200mm 汞柱左右。温度和压力均可以通过氯气和氢气流量的大小来控制。

3、石墨冷凝器进出口温度

石墨冷却器后面是酸分离器，它可由耐酸性良好的硬聚氯乙烯制成，聚氯乙烯材料使用温度在 80℃ 以下，因此，石墨冷却器出口温度应控制在 60℃ 以下为宜。

2.2.2.4 合成的主要设备

1、合成炉

合成炉是制造氯化氢气体的主要设备。目前工业上应用比较广泛的是钢制合成炉，它分为空气冷却式和水冷加套式两种。炉顶部设置防爆孔，防爆膜可采用石棉高压纸板材料，由防爆孔法兰夹紧。为有利散热，合成炉一般均置于露天操作，结下锥体上的四只支耳安装于支架上。

2、列管式石墨换热器

石墨换热器是用于冷却或者加热氯化氢或者腐蚀性气体的主要设备，主要一系列管式和块孔式。可用于合成炉经空气冷却导管后的高温氯化氢的冷却，水箱 12 的设置可以降低气体进口部位特别是上管板的温度，不致经受高温而使管板于列管的交界封处因材料热膨胀系数差异而胀裂损坏。

2.2.3 副产品的生产

2.2.3.1 液氯

生产的工业用液氯广泛用于造纸、纺织、农药、有机合成、金属冶炼等领域，还可供生活用水消毒之用。采用国家标准 GB/T5138-1996 生产，主要技术指标见表 2-2。

表 2-2 液氯生产技术指标

项目	指标		
	优等品	一等品	合格品
氯 (Cl ₂) 含量 (V/V), %	99.8	99.6	99.6
水份含量 (M/M), %	0.015	0.030	0.040

2.2.3.2 盐酸

公司生产的工业用合成盐酸为重要工业原料，广泛用于化工，石油，冶金，印染，制药，防腐除锈，清洗，水处理等领域，采用国标 GB320-93 生产主要技术指标见表 2-3。

表 2-3 盐酸生产奇数指标

指标	优级品	一级品	合格品
总酸度 (以 HCl 计), %	32.0	31.0	31.0
铁, %	0.006	0.008	0.01
碳酸盐 (以 SO ₄ ²⁻), %	0.005	0.03	

砷, %	0.0001	0.0001	0.0001
灼烧残渣, %	0.08	0.10	0.15
氯化物 (以 Cl 计), %	0.005	0.008	0.010

2.2.3.3 离子膜碱

本公司采用离子膜法生产的高纯度烧碱, 以 GB/T11199-89 作为质量检测依据, 技术指标见表 2-4。

表 2-4 离子交换膜法氢氧化钠技术指标

指标名称	产品级别					实验方法	
	优级	一级		合格			
		I 型	II 型	I 型	II 型		
NaOH% \leq	32.0	32.0	29.0	32.0	29.0	GB11213.1	甲法
						GB4348.1	乙法
NaCO ₃ % \leq	0.04	0.06	0.06	0.06	0.06	GB7698	甲法
NaCl% \leq	0.004	0.007	0.007	0.01	0.01	GB11213.2	
Fe ₂ O ₃ % \leq	0.0003	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005	GB4348.3	
NaCl% \leq	0.001	0.002	0.002	0.002	0.002	GB11200.1	
CaO% \leq	0.0001	0.0005	0.0005	0.001	0.001	GB11200.3	
Al ₂ O ₃ % \leq	0.0004	0.0006	0.0006	0.001	0.001	GB11200.2	
SiO ₂ % \leq	0.0015	0.002	0.002	0.004	0.004	GB11213.4	
Na ₂ SO ₄ % \leq	0.001	0.002	0.002	0.002	0.002	GB11213.6	

2.2.3.4 隔膜碱

本公司采用隔膜法生产的工业用烧碱品种有: 30%, 42%, 45%的液碱和 96%的固碱。广泛适用与轻工业、化工业、纺织业、医药工业、石油工业、水处理、军事国防工业、电子工业、建材、电力及其他工业。具体指标见表 2-5。

表 2-5 隔膜法各项指标

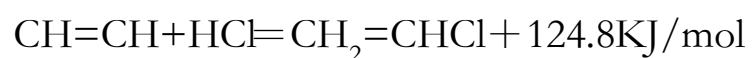
	项目	优等品	一等品	合格品	一等品	合格品
液碱	氢氧化钠, % \leq	42.0	42.0	42.0	30.0	30.0
	碳酸钠, % \leq	0.3	0.4	0.6	0.4	0.6
	氯化钠, % \leq	1.6	1.8	2.0	4.7	5.0
	三氧化二铁, % \leq	0.004	0.007	0.01	0.005	0.01
	项目	优等品	一等品		合格品	
固碱	氢氧化钠, % \leq	96.0	96.0		95.0	
	碳酸钠, % \leq	1.3	1.4		1.6	
	氯化钠, % \leq	2.7	2.8		3.2	
	三氧化二铁, % \leq	0.008	0.01		0.02	

2.2.4 氯乙烯的合成

2.2.4.1 氯乙烯合成原理及其主要影响因素

1、反应机理

乙炔于氯化氢在升汞触媒存在下的气相加成反应方程式为：



上述反应实际上是非均相的，分五个步骤进行，其中表面反应为控制阶段：

- a、外扩散 乙炔、氯化氢向炭的外表面扩散；
- b、内扩散 乙炔、氯化氢经炭的微孔通道向内表面扩散；
- c、表面反应 乙炔、氯化氢升汞催化剂活化中心反应发生加成反应生成氯乙烯；
- d、内扩散 氯乙烯经炭的微孔通道向外表面扩散；
- e、外扩散 氯乙烯自炭外表面向气流中扩散。

2、催化剂

a、载体活性炭

用作催化剂载体的活性炭，一般是低灰分的煤加工而成，并经 750-950° C 高温水蒸气活化，以氧化成型后炭粒内部的挥发组分，使形成许多微细的孔穴和通道。

因此，活性炭具有非常惊人的表面积，如利用低湿氮气吸附法或者苯蒸汽动态吸附法，可测得目前常用的活性炭其每克重量就会有 800-1000 平方米的表面积，这一数值称为活性炭的比表面积。

活性炭的这一特性使它具有优异的吸附能力，被广泛地应用或者液体中微量杂质的吸附分离过程，各种有毒、有害气体的防毒面具以及催化剂的载体。

b、升汞

在常温下为白色的晶体粉末，分子式为 HgCl_2 ，分子量 271.52，升华点 302° C，在此温度下固态升汞可以直接升华变成蒸汽态，纯的升汞蒸汽压依温度而急剧上升。

升汞在水中具有一定的溶解度，依温度而增加，升汞在水中的离解作用很小，只占溶解的升汞分子总数的 0.1%，且水溶液实际上不导电，说明这种化合物为共价键的性质，升汞在水中微量离解不产生汞离子，而按独特的方式进行： $\text{HgCl}_2=\text{Cl}^-+\text{Hg}^++\text{Cl}^-$ 。

纯的升汞粉末对氯乙烯合成反应并无活性，而一旦吸附于活性炭表面，由于两者的相互作用而使改反应一优异的活性和选择性，是迄今为止改化学反应最理想的催化剂。工业生产中宜选用纯度>99%试剂升汞作为催化剂的原料。

c、催化剂及其催化作用

众所周知，催化剂是一种能改变化学反应速度而本身并不发生化学变化而能改变化学平衡的物质。即当进行可逆反应时，催化剂对两个方向的反应发生相同的效果。

以乙炔和氯化氢气体的反应来说，在 100-180° C 范围的热力学平衡常数是很大的，说明上述反应温度下改反应达到平衡，则有获得高收率氯乙烯产品的可能。

但反应动力学实验证实，当无催化剂存在时，该反应在上述温度范围的反应速度几乎为 0，而以升汞的活性炭催化剂用于反应时，反应过程被大大的加速，这时的平衡常数是很大的，催化剂和乙炔生成了中间络合物，以达到加速的效果。由于催化剂并没有参加化学反应，而是升华或者中毒造成了一些损失，所以 1Kg 催化剂可合成 1000Kg 以上的氯乙烯单体。

目前工业上生成用的催化剂，以活性炭为催化剂为载体，浸渍吸附 8-12%左右的升汞制备而成。

3、对原料气的要求

氯乙烯合成反应对原料气乙炔和氯化氢的纯度和杂质含量有更严格的要求。

a、纯度

如果原料气纯度过低，使得二氧化碳和氯化氢的惰性气体量增多，不仅会降低合成的转化率，还将使精馏系统的冷凝器传热系数显著下降，为放空量增加，从而降低精馏总收率。

一般要求乙炔浓度 $\geq 98.5\%$ ，氯化氢纯度 $\geq 93\%$ 。

b、乙炔中磷硫杂质

乙炔气中磷化氢，硫化氢等均能于合成汞催化剂发生不可逆的化学吸附，使催化剂中毒而缩短催化剂使用寿命。此外，他们还能于催化剂中升汞反应生成无活性的盐。工业采用浸硝酸银试纸在乙炔气中不变色，作为检测磷、硫杂质的标准。

c、水分

水分过高易于混合气中氯化氢形成盐酸，使转化器设备及管线受到严重腐蚀，腐蚀的产物二氯化铁、三氯化铁晶体还会堵塞管道，威胁正常生产。水分还使催化剂结块，降低催化活性，导致转化器阻力上升，使乙炔流量增高产生困难。此外，水分还易于乙烯反应生成对聚合杂质乙醛。

水分的存在还促使乙炔与升汞生成有机络合物，后者覆盖与催化剂表面而降低催化剂活性。一般原料含水分 $\leq 0.00\%$ ，能满足生产需要。

d、氯化氢中游离氯

氯化氢中游离氯的存在是由于合成中氯和氢配比不当，或氯化氢压力波动造成的，游离氯一旦进入混合器与乙炔混合接触，即发生激烈反应生成氯乙炔等化合物，并放出大量热而引起混合气体的瞬间膨胀，酿成混合脱水系统的混合器、列管式石墨冷却器等薄弱环节而影响生产。因此必须严格控制。

作为安全措施，一般借助游离氯自动检测仪或者于混合器出口安装气相温度报警器，设定该温度超过 56°C 即关闭原料气乙炔总阀，作临时紧急停车处理，待游离氯分析正常时再通入乙炔气开车。正常生产中，应严格控制氯化氢气体中无游离氯析出。

e、氧

原料气中含氧量较高时，将威胁安全生产，特别当合成转化率较差，造成尾气放空中乙炔气量较高时，氧在空气相也被压缩，就更有潜在的威胁，系统中氧与活性炭高温下反应生成一氧化碳和二氧化碳，使精馏系统出现问题。

更值得注意的是，氧在精馏系统中能与氯乙烯单体反应形成氯乙烯过氧化物，后者与精馏系统中微量水分相遇时，会发生水解而产生盐酸，甲酸，甲醛等酸性物质，从而降低单体的 PH 值，造成设备管线的腐蚀，则产生的铁离子则污染单体，最终还影响到聚合产品的白度和热稳定性。一般控制 0.5% 以下。

4、生成条件的选择

a、摩尔比

控制乙炔和氯化氢摩尔比在 $1: 1.05 - 1.30$ 范围，实际生产操作，系借合成气中转化氯化氢及乙炔含量的分析值来实现摩尔比的控制。

b、反应温度

提高反应温度有利于加快合成反应的速度，获得较高的转化率。但是，过高的温度易使催化剂吸附的氯化高汞升华而随气流带溢出，降低催化剂活性及使用寿命。

工业生产中尽可能将合成温度控制在 $100-180^{\circ}\text{C}$ 范围。

2.2.4.2 工艺流程

1、混合脱水和合成系统

由乙炔装置送来的精制乙炔气，乙炔冷凝器预冷后，出口温度 15°C ，然后进入气液分离器，分离出水气，再进入乙炔冷凝器将乙炔冷凝到 8°C 通过沙封。

氯化氢装置送来的干燥氯化氢经过 HCl 冷却器与乙炔经缓冲器通过流量计调节分子配比，在混合器中充分混合，控温到 22°C 进入串联的石墨冷却器，用 -35°C 盐水间接冷却，混合气中水分一部分则以 40% 盐酸排出，部分则夹于气流中，进入串联的酸雾捕集器中，

用硅油玻璃棉捕集分离，然后该气体经预热到 90°C ，有流量计控制进入串联的第一组转化器。

借助列管中填装的吸附于活性炭上升汞催化剂，使乙炔和氯化氢合成转化为氯乙烯，转化为 70% 左右。第一组出口气中尚有 20-30% 未转化的乙炔控制在 2% 以下。第二组转化器填装活性较高的新催化剂，第一组转化器则填装活性较低的，即由第二组更换下来的旧催化剂。

合成反应的热量，为通过离心泵送来的 $95-100^{\circ}\text{C}$ 左右的循环水带走。工艺流程如图 2-4。

在混合脱水系统石墨冷却器之后，也有采用先进旋风分离器分离酸液，再用一台酸雾捕集器脱酸的流程。在合成转化器系统，小型装置由于转化器台数少，也有采用可串联可并联的流程，遇个别转化器损漏时可灵活切换。

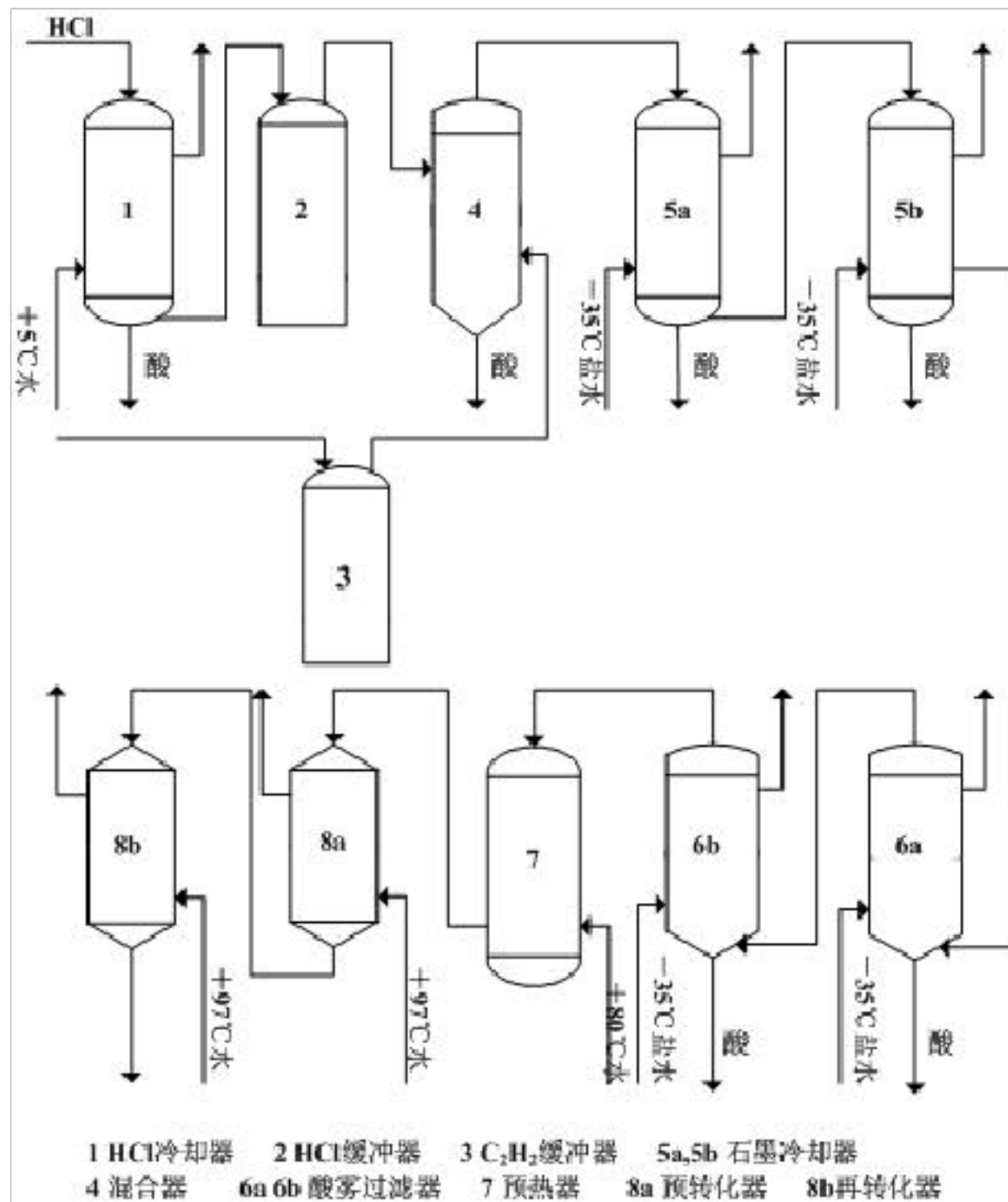


图 2-4 混合脱水及合成工艺流程图

2、净化和压缩系统

粗氯乙烯在高温下带逸的氯化汞升华物，在填装活性炭的汞吸附器中除去，然后进入水洗泡沫塔回收过量的氯化氢。

泡沫塔顶是以高位槽低温水喷淋，一次接触制得 20% 盐酸，由塔底错位差流入盐酸大量贮存槽供罐装外销。气体再经装有塑料环的填料塔进入碱洗塔除去残余的微量氯化氢后，送至氯乙烯气柜。

气柜中氯乙烯经冷碱洗塔进一步除去微量酸气体，至机前冷却器，以 5°C 水除去部分水，然后进入旋风分离器，分离出部分冷凝水。往复式压缩机加压至 $0.49-0.59\text{MPa}$ ，经机后固碱干燥器，进一步除去油及水后送精馏系统。

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/875223331333011324>