

年产 1.5 万吨味精生产工艺初步
设计说明书——毕业设计

年产 1.5 万吨味精生产工艺初步设计

摘 要

我国味精生产虽然发展很快，但还有生产效率低、生产成本低、脱色效果不理想、污水处理不彻底等缺陷，与国际先进水平相比仍有很大差距，造成了很大的浪费。本设计在生产流程的各个方面加以完善，尤其在味精脱色、污水处理等方面摒弃了传统不十分理想的方法，采用了新技术，进一步消除了因脱色和污水处理不彻底造成的资源浪费。味精脱色采用 XSX-8 吸附树脂，具有脱色好、投资省、处理成本低的优势；污水处理采用两步生物处理法酵母反应器和活性污泥的连续系统处理味精废水，可以去除味精废水中 95% 的 COD，达到节能环保的要求。

关键词：味精；新技术；脱色；污水处理

A PRELIMINARY DESIGN OF
TECHNOLOGICAL PROCESS FOR MSG
PRODUCTION 15,000 TONS PER YEAR

Abstract

Although the production of monosodium glutamate in China has developed rapidly, poor colour and lustre, low productivity, high production cost and bad treatment system of wastewater, which still have a big gap compared with the international advanced level, result in lots of waste. The design improve various aspects of production processes, especially in bleaching of MSG, treatment of wastewater and so on. Those rejecte traditional method which are not good and use new technology. Therefore it saves lots of money in bleaching and treatment of wastewater. XSX - 8 **polymeric adsorbent** is used in MSG decoloring, which has good decoloration efficiency. It can save investment and make low cost .Wastewater treatment by two-step method of biological treatment of activated sludge and yeast reactor system, can remove monosodium glutamate wastewater treatment in 95% of COD monosodium glutamate wastewater, energy conservation and environmental protection requirement.

KEY WORDS: monosodium glutamate (MSG) ; new technique ;decolor; treatment of wastewater

目 录

摘 要.....	2
ABSTRACT.....	3
第一章 综述.....	7
1.1 味精的发展.....	7
1.2 味精的来源.....	8
1.3 味精的性质与组成.....	8
1.4 味精的营养价值.....	9
1.5 本课题的研究意义、设计指导思想及设计范围.....	9
1.5.1 本课题的研究意义.....	9
1.5.2 设计指导思想.....	10
1.5.3 设计范围.....	10
第二章 工厂概况.....	11
2.1 厂址选择.....	11
2.1.1 选厂原则.....	11
2.1.2 厂址选择.....	11
2.2 生产规模.....	12
第三章 味精生产工艺.....	13
3.1 味精生产工艺流程图.....	14
3.2 味精生产工艺.....	15
3.2.1 原料预处理及淀粉水解糖制备.....	15
3.2.2 种子扩大培养及谷氨酸发酵.....	16
3.2.3 谷氨酸的提取及谷氨酸单钠的制备.....	17

3.2.4 味精的精制.....	18
3.3 谷氨酸提取操作中的要点.....	19
3.4 谷氨酸发酵过程计算机控制程序.....	19
3.4.1 发酵过程控制.....	19
3.4.2 讨论.....	22
第四章 工艺计算.....	23
4.1 谷氨酸发酵工艺流程示意图.....	23
4.2 工艺技术指标及基础数据.....	24
4.3 谷氨酸发酵车间的物料衡算.....	25
4.4 15000T/A 味精厂发酵车间的物料衡算结果.....	27
第五章 设备设计与选型.....	30
5.1 发酵罐.....	31
5.1.1 发酵罐的选型.....	31
5.1.2 发酵罐相关数据的确定.....	31
5.2 种子罐.....	41
5.2.1 二级种子罐.....	41
5.2.2 一级种子罐.....	48
5.3 空气分过滤器.....	49
5.3.1 二级种子罐分过滤器.....	49
5.3.2 一级种子罐分过滤器.....	49
5.3.3 发酵罐分过滤器.....	49
5.4 味精厂发酵车间设备一览表.....	51
第六章 环境保护.....	52
6.1 味精厂的主要废弃物.....	52
6.2 味精废水的来源及水质特点.....	53
6.2.1 味精废水的来源.....	53
6.2.2 味精废水的水质特点.....	54
6.2.3 现有工厂处理味精废水存在的主要问题.....	54

6.3 废水处理工艺设计.....	55
6.3.1 传统上对味精废水的处理方法.....	55
6.3.2 本设计对味精废水的处理方法.....	55
6.4 环境影响评价.....	58
第七章 平面布置.....	58
结论.....	59
参考文献.....	60
附录.....	62
致谢.....	错误! 未定义书签。

第一章 综述

味精是人们普遍采用的鲜味剂，是L-谷氨酸单钠盐的一水化合物，学名叫谷氨酸钠，亦称味素。

早期味精是由酸法水解蛋白质进行制造的，自从1956年日本协和发酵公司用发酵法生产以后，发酵法生产迅速发展，目前世界各国均以此法进行生产。在我国，通常用玉米、大米、淀粉来生产味精^[1]，也可用甜菜、蜂蜜等通过化学合成制作。

味精易溶于水，具有吸湿性，味道及其鲜美，溶于3000倍的水中仍具有鲜味，它是既能增加人们的食欲，又能提供一定营养的家常调味品。

味精在一般烹调加工条件下较稳定，但若长时间处于100℃以上的高温中，谷氨酸钠则易变为对人体有致癌性的焦谷氨酸钠；若在碱性环境中，味精会起化学反应产生谷氨酸二钠。所以要适当地使用和存放。

本文将对味精发酵生产工艺、主要设备及废水处理作简要的介绍，并对某些工艺进行创新。

1.1 味精的发展

20世纪初，日本东京帝国大学的研究员池田菊苗从海带汤中分离出了谷氨酸钠分子，最初的味精诞生了。

我国味精生产始于1923年，至1965年的42年间，其生产方法一直沿用传统的蛋白质酸水解法，它是用含蛋白质的面筋和豆粕为原料，经水解提取，原料消耗高(约需30吨小麦的面筋生产1吨味精)、收得率低、操作环境差、劳动强度大、污染严重，42年间，年产量最高不过4000吨，生产发展速度缓慢。这一方面是由于生产工艺落后，技术水平低；另一方面，与当时人民的生活水平还比较低、餐饮业不旺盛也有关系。

二十世纪五十年代，日本首先研究成功用微生物发酵法生产谷氨酸制味精，开创了可以用糖蜜或淀粉等非蛋白质资源生产谷氨酸的新途径。

我国在此影响下，也于1958年组织有关科研单位、大专院校、企业联合攻关，选育菌种，于1964年选育出优良的黄色短杆菌。首先在上海味精厂50m³发酵罐上试验取得成功，当时，被国家科委评为重大成果之一。1966年以后全国味精厂相继全面推广。

这一新工艺的发明和生产是氨基酸工业科学技术的重大突破，是二十世纪六十年代谷氨酸发酵的重要成果，为生物技术在氨基酸工业中的应用开辟了广阔的前景。它不仅改变了落后的酸水解工艺，而且为节约宝贵的蛋白质资源和粮食深加工提高农产品附加值作出了积极的贡献。

1965年以后，我国味精生产全部采用以淀粉或糖蜜为原料的微生物发酵工艺，大大的促进了生产的发展，味精行业面貌大变，劳动条件大大改善，经济效益明显提高，到1985年全国味精生产企业达到140家。随着酶制剂的应用和生产工艺及装备的改进，技术水平不断提高，进一步推动了味精生产的快速发展。

40年来，产量的年平均增长速度为17%，为我国味精生产快速增长，成为年产量占世界产量70%左右的第一生产大国。技术水平和装备水平的不断提高，大大缩短与国外先进水平的差距。

1.2 味精的来源

谷氨酸是一种普遍存在的氨基酸。它主要以络合状态存在于富含蛋白质的食物中，如蘑菇、海带、西红柿、坚果、豆类、肉类以及大多数奶制品。部分食物中的谷氨酸以自由态存在，并且只有这种自由形态的谷氨酸盐能够增强食物的鲜味。西红柿、发酵的大豆制品、酵母提取物、某些尖奶酪以及发酵或水解蛋白质产品（如酱油或豆酱）所能带来的调味作用中，部分归功于谷氨酸的存在。谷氨酸被分离出来，提纯，制成其钠盐，即谷氨酸钠。

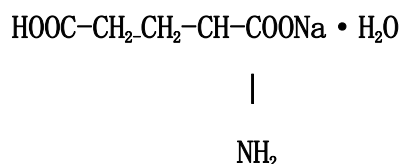
1.3 味精的性质与组成

味精的主要成分为谷氨酸钠，具有旋光性，有D-型和L-型两种光学异构体。此外还含有少量食盐、水分、脂肪、糖、铁、磷等物质。

纯的味精外观为一种白色晶体状粉末。味精易溶于水，当它溶于水（或唾液）时，

会迅速电离为自由的钠离子和谷氨酸阴离子。

化学名： L-谷氨酸单钠一水化物(简称 MSG) 或 2-氨基戊二酸单钠-水化物，结构式：



IUPAC 英文名： sodium (2S)-2-amino-5-hydroxy-5-oxo-pentanoate

1.4 味精的营养价值

首先，味精能增进菜肴的鲜味，促进食用者的食欲，能够刺激消化液的分泌，有助于食物在体内的消化吸收。

其次，味精经口食入后，很快在消化道被分解为谷氨酸进入血液输送到肌体各部，参与各种生理必须的蛋白质的合成，谷氨酸是自然界存在的二十种氨基酸之一，是组成蛋白质的基本结构。

再次，谷氨酸还具有特殊功能，在人体内起着十分重要的生理作用：(1)谷氨酸在人体内通过转氨酶的作用将其分子中的氨基转移给丙氨酮酸，形成丙氨酸。(2)谷氨酸与血液中的氨形成无毒的谷氨酰氨，使血液中氨的浓度下降，减少氨中毒的危险性。(3)谷氨酸在体内与胱氨酸、甘氨酸结合形成谷胱甘肽。该化合物是一种很有效的抗氧化剂，对于延续衰老，促进疾病恢复均有好处。能够分解体内代谢过程中所产生的过氧化物，避免肌体遭受过氧化物的侵害，有利于维持身体健康。(4)谷氨酸在体内能够形成氨基丁酸，它是一种神经递质，帮助神经的传导。

1.5 本课题的研究意义、设计指导思想及设计范围

1.5.1 本课题的研究意义

味精是一种安全可靠的食物添加剂，它能够增加菜肴的色、香、味，促进食欲，有益于人体健康。市场需求量大，已成为家家户户菜肴之必备辅助食品。

初步估算，中国大陆增鲜消费品市场的容量超过 300 亿元，占调味品行业总体容量的近 25%，其中，以味精为代表的传统增鲜调味品直接市场容量又占到 70%以上，可以说，味精是目前中国大陆增鲜调味品市场最重要的品种。专家预测，味精年产量将保持 8%-10%左右的增速。

基于味精需求量之大、前景之好，本毕业设计选题为年产 1.5 万吨味精生产工艺初步设计。工艺是要不断创新、不断寻求更高效合理的生产途径及更环保的生产方法的，而原有味精生产工艺在某些方面不够理想，因此在这里加以改进，并在原有味精生产工艺基础上开发结合新工艺、新技术，使味精的生产在某些方面达到一个突破，使整个流程更加完善。

另外，做年产 1.5 万吨味精生产工艺初步设计能够结合大学四年学过的很多知识，使我对生产工艺、物料衡算、设备选型等更加熟悉、有更全面的掌握，使所学知识更加扎实并且融会贯通，是大学四年课程的一个很好的总结。

因此，本毕业设计是非常有必要的。

1.5.2 设计指导思想

- (1) 查阅大量文献，加大科技含量，采用先进、可靠、合理、经济的工艺。
- (2) 尽量在生产过程中实现资源的全面综合利用，可以大幅度降低能量消耗。
- (3) 坚持环境保护，采取可靠的治理措施，强化洁净工艺技术，做到达标排放。

1.5.3 设计范围

- (1) 原料粉碎、液化、糖化、扩培、发酵、提取、精制、污水处理。
- (2) 与上述工序配套的设备、自控、电气、土建、给排水管道等。
- (3) 本设计为今后的发展留有一定的空间。

第二章 工厂概况

2.1 厂址选择

2.1.1 选厂原则

- ①地价合理，有发展空间，自然环境适宜发酵生产，远离居民区，选非耕田，有国家批准的土地使用证明。
- ②水源充足(经钻井试验)，水质好，有通畅的排水渠道。
- ③原辅料，能源丰富价廉，运输便捷。
- ④对治理污染有良好条件。
- ⑤当地政府优惠政策落实有保证。

2.1.2 厂址选择

选择山西省侯马市。

空地：侯马市地处山西省临汾市南部，处于临汾、运城、晋城三市及晋、冀、豫三省中间。位于汾河与浍河交汇处，东临曲沃，西接新绛，南连闻喜，北靠襄汾。市境内地势较平坦，属晋南盆地的一部分。该市空地充足，适合建厂。

交通：侯马市土地肥沃，该厂位于市东郊，有得天独厚的交通优势，同蒲、侯月、侯西铁路交汇，公路有晋韩、大运高速路，交通便利。在此建厂能方便原辅料的运输，降低运输成本。

气温：全年平均气温 12.6℃，一月最冷，平均-2.4℃；七月最热，平均气温 26.1℃。全年无霜期平均约 197 天。气候条件较好，适合发酵生产。

降水：年平均降水量 492.1 mm，水利条件较好。

总的来说，山西省侯马市原料、燃料及电力十分充足，交通便利，适合建造味精厂。

2.2 生产规模

味精厂的生产规模主要由市场决定，其次是建厂的交通、运输、水、电、原料供应、污水处理等，而市场占有率是由品牌和生产成本决定，主要是后者。生产成本低，市场开拓就有潜力。

生产成本主要取决于以下4个方面：①地区优势（包括原材料、动力价格和地方政策等）；②技术水平和管理水平；③规模效益（在生产规模较小时，如年产量2万吨以下，增加产量，明显降低成本，但产量较大时，影响不大）；④运转费用（取决于设备设计、设备配套和技术管理等）。

生产成本的降低应从建厂开始，应重视合理设计设备，合理进行设备配套，将产量规模与设备规模结合，降低运作费用；选择先进的生产工艺和强化技术管理，提高技术水平，降低单耗^[2]。

第三章 味精生产工艺

味精生产全过程可划分为四个工艺阶段：(1)原料的预处理及淀粉水解糖的制备；(2)种子扩大培养及谷氨酸发酵；(3)谷氨酸的提取及谷氨酸单钠的制备；(4)味精精制。

与这四个工艺阶段相对应，在味精生产厂设置糖化车间、发酵车间、提取车间和精制车间作为主要生产车间。另外，为保障生产过程中对蒸汽的需求，设置锅炉房，利用锅炉燃烧产生蒸汽，并通过供气管路输送到各个生产需求部位。为保障全厂生产用水，还需设置水泵房，所供的水经消毒、过滤系统处理，通过供水管路输送到各个生产需求部位^[3]。

3.1 味精生产工艺流程图

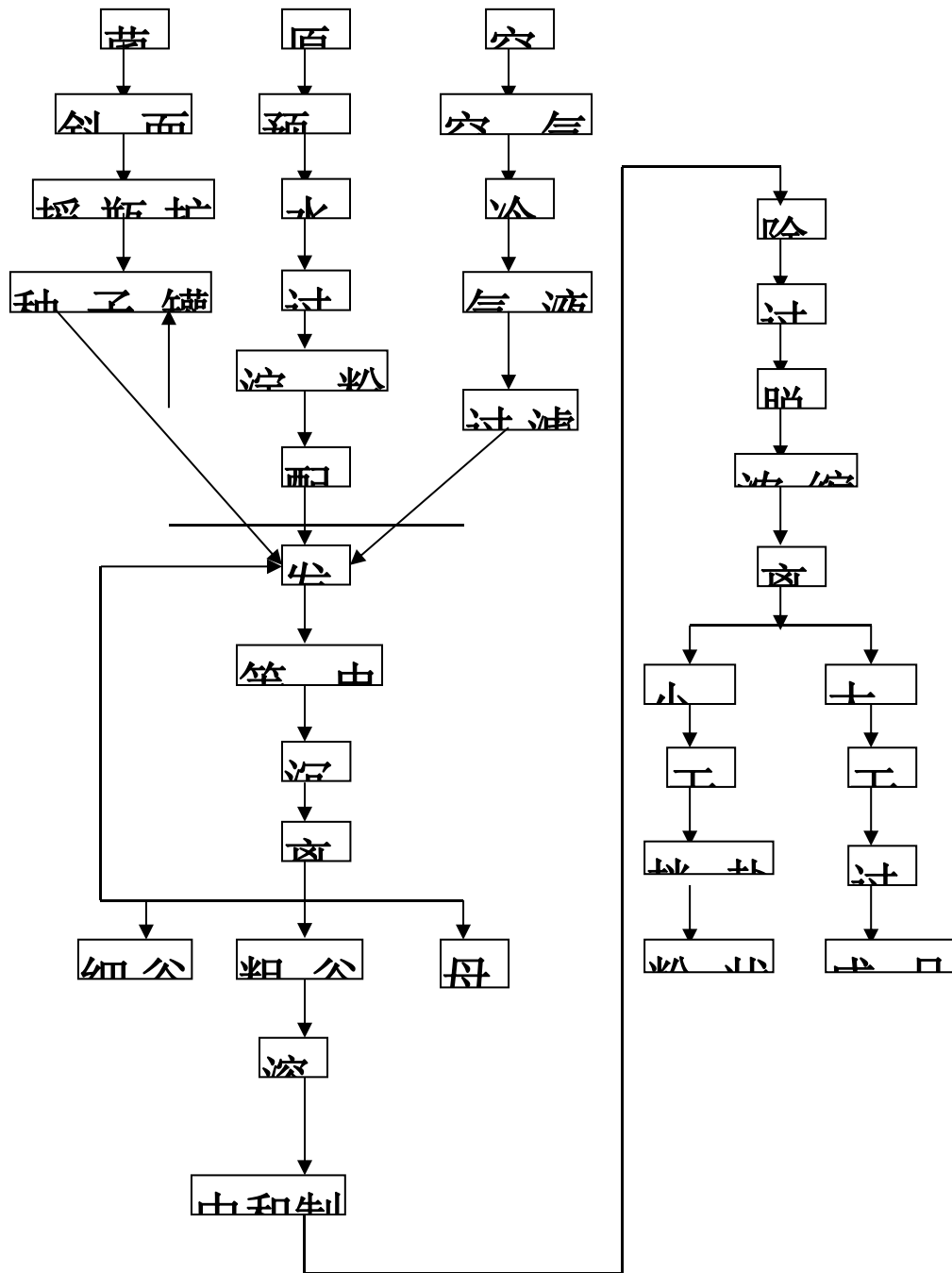


图 3-1 味精生产总工艺流程图

Fig. 3-1. The flow diagram of Monosodium glutamate production process

3.2 味精生产工艺

3.2.1 原料预处理及淀粉水解糖制备

(1) 原料预处理

此工艺操作的目的在于初步破坏原料结构，以便提高原料的利用率，同时去除固体杂质，防止机器磨损。

用于除杂的设备为筛选机，常用振动筛，结构简单，使用方便；用于原料粉碎的设备有盘磨机、锤式粉碎机和辊式粉碎机，这里选择辊式粉碎机，实现物料的中碎和细碎^[4]。

本次设计原料为淀粉，将原料粉碎到 0.6-1.5mm 的颗粒后才能进行糖化发酵，目的是为了增加原料接触面积。

(2) 淀粉水解糖制备

由于谷氨酸生产菌不能直接利用淀粉作为碳源，因而必须将淀粉水解为葡萄糖，才能供发酵使用。淀粉水解为葡萄糖先要进入液化阶段，然后再与糖化酶作用进入糖化阶段。

液化阶段：首先利用 α -淀粉酶将淀粉浆液化，降低淀粉黏度并将其水解成糊精

和低聚糖。液化使用喷射液化器，工作蒸汽压0.4Mpa，温度维持在90℃，液化时间60min，碘色反应呈棕色即可。然后130-140℃灭酶5-10min。经板式换热器冷却到70℃以下，进入糖化罐。从换热器出来的热水供配料和洗滤渣用。

糖化阶段：一定温度下液化后的糊精及低聚糖在糖化罐内将进一步水解为葡萄糖。糖化过程需要加入糖化酶，糖化温度控制在60℃左右，pH值4.0-4.4，糖化时间32h。糖化结束后，将糖化罐加热至80-85℃，灭酶30min。过滤得葡萄糖液，经过换热器、维持罐进行连续消毒后作为培养液进入发酵罐^[5]。

3.2.2 种子扩大培养及谷氨酸发酵

(1) 种子扩大培养

在生物化工中菌种的优良与否直接影响到发酵产物的质量和产量，所以有专门的菌种培养和保藏设备，在微生物学上利用自然选育来防止菌种退化。

种子扩大培养是为了保证谷氨酸发酵过程所需的大量种子，发酵车间内设置有种子站，完成生产菌种的扩大培养任务。在生产之前，技术人员经过挑选将发酵菌种从保藏菌种中取出，从试管斜面出发，经活化培养，摇瓶培养，扩大至一级乃至二级种子罐培养，最终向发酵罐提供足够数量的健壮的生产菌种。

(2) 谷氨酸发酵

谷氨酸发酵开始前，首先必须配制发酵培养基，并对其作高温短时灭菌处理。用于灭菌的工艺除采用连消塔—维持罐—喷淋冷却系统外，还可采用喷射加热器—维持管—真空冷却系统或薄板换热器灭菌系统。但由于糖液黏度较大，流动性差，容易将维持管堵塞，同时真空冷却器及薄板加热器的加工制造成本较高，因而应用较少，故采用连消塔—维持罐—喷淋冷却系统。

消毒后的谷氨酸培养液在流量监控下进入谷氨酸发酵罐，经过罐内冷却蛇管将温度冷却至32℃，接入菌种，添加氯化钾、硫酸锰、消泡剂及维生素等，通入无菌空气，菌种经一段时间适应后，发酵过程即开始缓慢进行。谷氨酸发酵是一个复杂的微生物生长过程，谷氨酸菌摄取原料的营养，并通过体内特定的酶进行复杂的生化反应。培养液中的反应物透过细胞壁和细胞膜进入细胞体内，反应物转化为谷氨酸产物。整个发酵过程一般要经历3个时期，即适应期、对数增长期和衰亡期。每个时期对培养液浓度、温度、pH值及供风量都有不同的要求。因此，在发酵过程中，必须为菌体的生长代谢提

供适宜的生长环境。经过大约 34 小时的培养，当产酸、残糖、光密度等指标均达到一定要求时即可放罐^[5]。

发酵设备采用机械搅拌通风通用式发酵罐，罐体大小在 50m³到 200m³之间。对于发酵过程采用人工控制，检测仪表不能及时反映罐内参数变化，因而发酵进程表现出波动性，产酸率不稳定。

由于谷氨酸发酵为通风发酵过程，需供给无菌空气，所以发酵车间还有一套空气过滤除菌及供给系统。首先由高空采气塔采集高空洁净空气，经空气压缩机压缩后导入冷凝器、油水分离器两级处理，再送入贮气罐，进而经焦炭、瓷环填充的主过滤器和纤维分过滤器除菌后，送至发酵罐使用。在北方地区由于空气湿度小、温度低，可采用空气压缩、冷却过滤流程，省去一级冷却设备。根据不同的生长时期要改变通风量，其中在对数增长期，由于菌体生存于发酵液中，发酵液中的溶解氧(DO 值)对菌体极为重要。

另外，发酵过程常常会出现噬菌体污染，为了避免出现大面积噬菌体污染，需要在发酵生产管理上要抓好环境消毒工作，环境消毒工作要进行考核，空气过滤器定期更换、定期消毒，做好纯化罐的定期检修工作。

3.2.3 谷氨酸的提取及谷氨酸单钠的制备

该过程由等电点中和与二次中和两部分完成。

(1) 谷氨酸的提取

利用氨基酸两性的性质，谷氨酸在等电点时，绝大部分分子以偶极离子状态存在，其分子在静电引力的作用下，易于形成较大的聚合物，即等电点下溶解度最低，可经长时间的沉淀得到谷氨酸。因此提取即用无机酸将发酵液的pH值调整到等电点pH3.2处并获得谷氨酸的结晶。

等电点中和（酸中和）首先将谷氨酸发酵液送至中和罐定容，并向中和罐盘管内注入冷冻盐水，将发酵液温度降至22℃，然后加硫酸中和，使其pH值从7.0降至3.2，温度从22℃降至8℃。该过程要先以较快的速率加酸，将pH先调整至5.0，停止加酸1.5h，保证晶体增长。然后继续缓慢加酸调整，直至pH降为3.2，温度冷却至8℃，使之达到等电点，停止中和及搅拌。

(2) 谷氨酸单钠的制备

二次中和（碱中和）是将上述溶液过滤得到谷氨酸结晶，加入40-60℃的温水溶解，

用碳酸钠将谷氨酸溶液的pH值调至5.6。谷氨酸是两性电解质，在不同的pH值下有不同的电离方式。pH值低，溶液中的谷氨酸浓度百分率高；pH高，溶液中的谷氨酸二钠的浓度百分率高。谷氨酸及谷氨酸二钠均无味精的鲜味，因此，碱中和时必须控制适宜的pH值，以使谷氨酸尽可能生成谷氨酸单钠。碱中和时速度要缓慢，以免中和时产生大量的二氧化碳泡沫，造成液面升高或逸出。加碱的速度过快，搅拌不均匀还会导致局部pH值过高，同样影响中和效果。中和温度要控制在70℃以内，温度过高，会使谷氨酸钠脱水，生成焦谷氨酸钠，影响产品质量与收率^[5]。

3.2.4 味精的精制

谷氨酸单钠粗品经提纯、加工、包装，得到成品，即味精。

谷氨酸钠溶液经过脱色及离子交换柱除去 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 Fe^{2+} 离子，即可得到高纯度的谷氨酸钠溶液。将纯净的谷氨酸钠溶液导入结晶罐，进行减压蒸发，当波美度达到29.5时放入晶种，进入育晶阶段，根据结晶罐内溶液的饱和度和结晶情况实时控制谷氨酸钠溶液输入量及进水量。经过十几小时的蒸发结晶，当结晶形体达到一定要求、物料积累到80%高度时，将料液放至助晶槽，结晶长成后分离出味精，送去干燥和筛选。

结晶罐的基本操作条件为罐内真空度0.075-0.085MPa，温度为70℃，浓缩液浓度波美度为33-36，结晶时间10-14h，操作原则是争取最大的结晶速度和收率并获得均匀整齐的晶型^[5]。

精制味精脱色一般采用K-15碳柱脱色，此法成熟，但是脱色效果不理想，一般仅平均提高中和液透光率5-6个百分点。对中和液色度大的，需反复脱色；有时还要加保险粉，制约生产；且洗脱困难，冲洗热水及酸、碱用量大，时间长，有机废水多。

本设计选用X SX-8吸附树脂对味精进行脱色，解决了上述难题。它的优点：1、味精质量高。1)脱色好。进柱中和液透光率85%，出料96—99%；进柱中和液透光率75—80%，出料95-98%；提高值远优于K-15，且不需加保险粉；2)可吸附20-30%硫酸盐，对降低味精硫酸盐有好处，K-15无此功能。2、投资省。同规模投资省20-30%，因为X SX-8吸附能力是K-15的4-5倍，新工艺设备少，填料量是K-15的1/4。3、处理成本低。废水少3/4。再生省热水3/4，省酸碱30-50%，省时间60%，故处理成本低。本工艺综合比较产品质量、投资、运行费用、环保、操作等各方面均可证明，其性价比优于K-15碳柱工艺^[6]。

3.3 谷氨酸提取操作中的要点

(1) pH值

谷氨酸在等电点时，绝大部分以偶极离子状态存在，并含有等量的阴离子(Glu^-)和阳离子(Glu^+)，正负电荷相等，总静电荷为零。在溶液中由于谷氨酸分子之间相互碰撞，并在静电引力的作用下，结合成较大的聚合体，故在等电点时谷氨酸表现最低的溶解度，利用此原理，将发酵液中的谷氨酸结晶。

正常谷氨酸发酵液pH值为6.7左右。需要将发酵液的pH值调整至3.0—3.2之间才能达到其目的。在调整pH值过程中并非使pH值均匀下降，必须保证溶解度均匀下降，并保证溶解度的下降速度。可检测其溶解度下降规律，确定pH值的下降速度来得以实现工艺的优化，用试纸检测pH值时必须用高纯度的谷氨酸校正pH试纸，这样才能达到pH值的准确性，达到较高的收率。

(2) 温度

降低温度也是降低溶解度的方法之一。在育晶前以育晶温度的需要来进行调整；育晶至pH3.8，温度控制在不回升的基础上缓降，下降速度越慢好；pH3.8—pH终点可适当加快降温速度，避免pH、温度迭加因素影响质量；pH终点后应满开冷却水阀门尽快拉至温度终点，然后搅拌几个小时，进行沉降。理论上，温度终点越低收率越好(理论上 -5°C 母液会结冰，可拉至 $-3^{\circ}\text{C}\sim-4^{\circ}\text{C}$)，但这里必须考虑其冷冻能力及生产成本(成本最为重要)，所以终点温度控制比这要高很多^[7]。

3.4 谷氨酸发酵过程计算机控制程序

为了实现发酵条件最优化，采用电子计算机控制发酵条件。谷氨酸发酵中的一些参数实现计算机自动控制，使微生物的生长、基质消耗、谷氨酸积累等可控参数趋于稳定和最优。

3.4.1 发酵过程控制

谷氨酸发酵是用糖液和其它生物素等组成的基质溶液，在通风供氧和适宜温度、

酸度条件下，缓慢进行的生化反应过程。在整个发酵期间，必须严格控制微生物生长所需要的环境条件，如通风量、pH值、罐温、生物素等。环境因素控制不当，可能导致“发酵转换”现象，即改变微生物代谢途径，使谷氨酸产量锐减，副产酸大量增加，直接影响生产效益。由于原料及生物素是由工艺决定的，因此通风量、pH值、罐温、适时补糖就成为保证发酵正常进行的关键因素^[8]。

3.4.1.1 制糖工段的控制

主要控制回路有调浆罐温度及 pH 值的控制、一次喷射温度的控制、糖化温度的控制。

调浆罐定容可采用流量或液位测量方式，在调浆罐中，使淀粉与水混合，调浆罐温度用进入盘管的蒸汽控制在 30℃，pH 值用纯碱溶液控制在 6.4。这些系统均采用单回路 PID 控制，只要控制器参数调整适宜，都能满足控制要求。待溶液混合均匀后，用泵将淀粉浆送入喷射器，在喷射器中利用蒸汽将浆打入缓冲罐中，喷射器出口温度控制在 100~105℃。降压后，用泵送入分离器中，在分离器中，气体从顶部放出，淀粉浆进入层流罐后经冷却器将温度降至 60℃。接着进入糖化罐，糖化罐中的温度控制在 60℃左右，在罐中加入糖化酶使之糖化，再经过滤器进入糖液储罐。

3.4.1.2 谷氨酸发酵工段的控制

谷氨酸发酵是一个较为复杂的生化过程，要使菌体生长迅速、代谢正常、多出产物，必须为其提供良好的生长环境。一般主要控制参数有通风量或溶解氧、发酵液 pH 值、发酵温度、罐压等。因为发酵过程中菌体生长及次级代谢产物的合成都非常复杂，再加上发酵的规模较大，对各种影响因素灵敏，所以发酵过程比较适合运用自动化对生产进行相应的控制。

溶解氧的控制：谷氨酸菌的生长必须在有氧的环境下进行，根据不同的生长时期改变通风量，其中在对数增长期，菌体生长代谢最活跃，需要的氧量最多。由于菌体生存于发酵液中，发酵液中的溶解氧（DO值）对菌体极为重要。空气经过分配器的小孔进入发酵罐底部，鼓泡而上，再经过充分的搅拌，对O₂向液相扩散起到重要的作用。因此，生物供氧不能简单停留在按发酵阶段调整通风量的设定值上，这里采用溶解氧在线分析仪、排气CO₂和O₂浓度分析器组成了多变量的先进控制系统，计算机根据发酵液中实际氧

含量及菌体生长代谢情况调节通风量控制系统的设定值和搅拌电机转速,对改善溶解氧的浓度起到了良好的作用。

pH值控制: 发酵过程的pH值变化比较缓慢,并且受温度、通风量、菌体的生长代谢情况影响,比一般的酸碱中和过程复杂得多。在整个发酵过程中,pH设定值是时间的函数,每时每刻对pH值的动态精度要求都很高,发酵全程pH值不能低于6.4,否则产酸率、产酸速率将明显下降。在发酵的初始阶段,因为其产酸能力较低,不能过快的增加液氨流量,应对控制器输出适当限幅。采用具有多种约束的非线性PID控制方法,以获得优良的控制效果。

温度控制: 根据发酵进行的时间和工艺要求设计一个最优发酵温度设定函数,然后通过计算机根据此函数自动控制温度变化。从发酵开始,温度设定在32℃,每经过12h,升温1-2℃,当发酵时间接近34h时,温度升至37℃。

罐压可以采用单回路PID控制,通常控制在0.05~0.1 M Pa,以防止外界的不洁空气进入造成染菌,罐压过高将增大阻力与能耗。罐压可以采用单回路PID控制,但因其与通风量控制系统耦合密切,控制器参数整定需要解耦。

自动补料控制: 在发酵液中糖浓度接近0时(1g/dl以下)进行流加,尽量减少因培养基浓度波动过大对发酵过程造成的危害,稳定发酵周期,提高产酸率和转化率。即进行零糖流加。

消沫控制: 可以采用带缓冲区的位式控制。

3.4.1.3 中和提取工段的控制

提取过程要最大限度的获得发酵液中的谷氨酸,按照等电点分离的原理,可设计温度程序设定控制及pH程序设定控制。

在等电点中和控制过程中,pH控制精度要求较高、难度较大,这是由于中和过程开始时系统具有较大的灵敏度,使得初始加酸量难以控制适当,pH值极易出现超调,进而引起中和初值pH值的大幅度波动。而在中和后期,随着pH值的降低,系统反应灵敏度减弱,若控制器仍按原来的规律和强度调节,达到中和终点的时间就会延长,因此,引入控制器参数的自调整或非线性控制策略。在中和过程中,温度和pH值必须同时按设定的参考轨迹同步变化,对温度和pH的变化速率也有严格的要求,pH与温度两个控制回路之间具有一定相关性。

在二次中和过程中，要将pH值从3.2调整到5.6，随着中和点的接近，系统静态放大系数逐渐增大，导致系统稳定性下降。因此，二次中和过程与等电点中和具有相反的控制特性，这一工序需设计两套不同的中和控制系统，以保证生产的需要。

3.4.1.4 精制工段的控制

将上一工段的谷氨酸钠，经脱色与离子交换脱去铁、钙、镁等杂质，形成脱色液，送入结晶罐。在罐中加入精种养精，并加水最终形成味精颗粒。

味精结晶过程要经过形成过饱和溶液、晶核形成及晶体成长3个阶段。结晶的生长要投入一定的晶核，这样可以使晶体生长速度加快。这时必须严格控制结晶罐内的过饱和度，使之在增加晶种后，不产生新晶核，也不溶化晶种，使结晶操作工作在介稳区，有利于晶核的稳定增长。结晶操作的原则是要争取最大的结晶速度与收率，并获得均匀整齐的晶型。为了满足上述要求，可通过自动化对真空度、料液浓度、结晶罐的温度及液位等加以控制^[9]。

真空度控制：通过控制喷射水流量来调节抽出气体的量实现真空度控制。

料液浓度（过饱和度）控制：适时调整进料速度，保持相对稳定的过饱和度，以利于晶体成长；当饱和度变化至有可能出现新晶核时，加水溶解。

结晶罐的温度控制：罐的温度与浓度有直接关系，为了保证蒸发结晶的正常进行，则在一定真空度下，结晶罐的物料温度必须按一定的程序曲线升温，使物料浓度达到预定的过饱和度。控制手段是调节进入结晶罐换热器的蒸汽流量。

液位控制：液位参数既可以作为过饱和度控制系统的约束条件，也可以由这两个变量共同构成开关超驰控制。正常情况下，由浓度控制器控制进罐料液流量，当液位到达某一限制值时，则由液位控制器控制入罐料液流量。

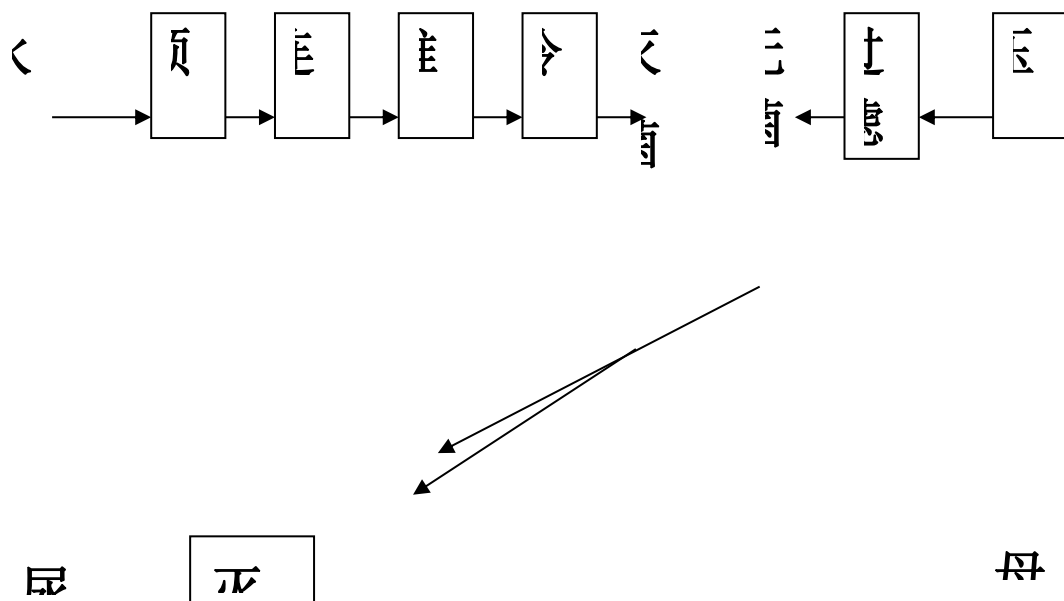
3.4.2 讨论

随着计算机及自动化技术的不断发展，现代自动化技术在工业生产中的应用越来越广泛。自动化的加入，让工业生产在效益上大大提高的同时改善生产环境，减少人员的工作强度。对于我国发展中国家，国内有些味精企业，实行大规模自动化，无论在资金上还是人员上在短期都是比较困难的，所以，在生产流程的主要阶段实行自动化控制还是具有可行性的。

第四章 工艺计算

4.1 谷氨酸发酵工艺流程示意图

谷氨酸发酵工艺流程示意图如图 4-1 所示。



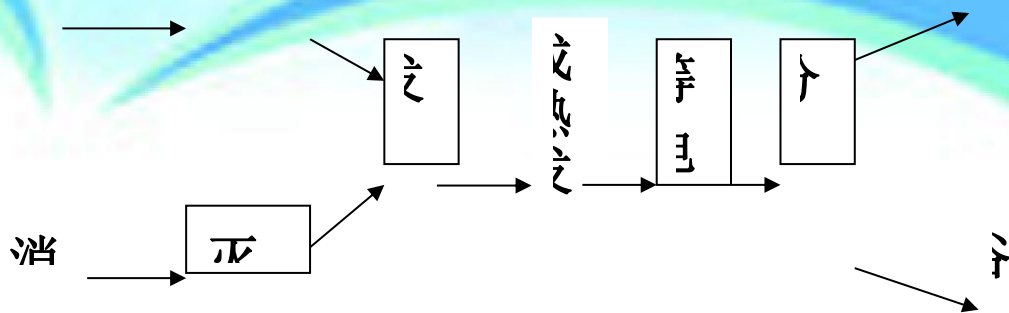


图 4-1 谷氨酸发酵工艺流程示意图

Fig. 4-1. The schematic drawing of glutamate fermentation process

4.2 工艺技术指标及基础数据

(1) 查《发酵工厂工艺设计概论》P₃₂₆表 3 味精行业国家企业标准^[10]，选用主要指标如表 4-1 所示。

表 4-1 味精发酵工艺技术指标

Table. 4-1. The index of MSG fermentation technology

指标名称	单位	指标数
生产规模	t/a	15000
年生产天数	d/a	300
产品日产量	t/a	50
产品质量	纯度%	99
指标名称	单位	指标数

倒灌率	%	1.0
发酵周期	h	48
发酵初糖	Kg/m ³	150
淀粉糖转化率	%	95
糖酸转化率	%	48
麸酸谷氨酸含量	%	90
谷氨酸提取率	%	80
味精对谷氨酸产率	%	112

(2) 主要原材料质量指标：淀粉原料的淀粉含量为 80%，含水 14%。

(3) 二级种子培养基 (g/L)：水解糖 25，糖蜜 20，尿素 3.5，磷酸氢二钾 1.0，硫酸镁 0.6，玉米浆 5~10，泡敌 0.6，硫酸镁 0.002，硫酸亚铁 0.002。

(4) 发酵培养基 (g/L)：水解糖 150，糖蜜 4，硫酸镁 0.6，氯化钾 0.8，磷酸氢二钠 0.2，硫酸亚铁 0.002，硫酸锰 0.002，尿素 40，泡敌 0.6，植物油 1.0。

(5) 接种量为 2% 。

4.3 谷氨酸发酵车间的物料衡算

首先计算生产 1000kg 纯度为 100%的味精需耗用的原辅材料及其他物料量。

(1) 发酵液量 V_1

$$V_1 = 1000 \div (150 \times 48\% \times 80\% \times 99\% \times 112\%) \\ = 15.66(m^3)$$

式中 150——发酵培养基初糖浓度 (kg/m³)

48%——糖酸转化率

80%——谷氨酸提取率

99%——除去倒灌率 1%后的发酵成功率

112%——味精对谷氨酸的精制产率

(2) 发酵液配制需水解糖量 G_1

以纯糖算,

$$G_1 = V_1 \times 150 = 2349(\text{kg})$$

(3) 二级种液量 V_2

$$V_2 = 2\%V_1 = 0.313(\text{m}^3)$$

(4) 二级种子培养液所需水解糖量 G_2

$$G_2 = 25V_2 = 7.83(\text{m}^3)$$

式中 25——二级种液含糖量 (kg/m^3)

(5) 生产 1000kg 味精需水解糖总量 G 为:

$$G = G_1 + G_2 = 2356.8(\text{kg})$$

(6) 耗用淀粉原料量

理论上, 100kg 淀粉转化生成葡萄糖量为 111kg, 故理论上耗用的淀粉量 $G_{\text{淀粉}}$ 为:

$$\begin{aligned} G_{\text{淀粉}} &= 2356.8 \div (80\% \times 95\% \times 111\%) \\ &= 2793.7(\text{kg}) \end{aligned}$$

式中 80%——淀粉原料含纯淀粉量

95%——淀粉糖转化率

(7) 尿素耗用量

二级种液耗尿素量为 V_3

$$V_3 = 3.5V_2 = 1.1(\text{kg})$$

发酵培养基耗尿素为 V_4

$$V_4 = 40V_1 = 626.4(\text{kg})$$

故共耗尿素量为 627. 5kg

(8) 甘蔗糖蜜耗用量

二级种液耗用糖蜜量 V_5

$$V_5 = 20V_2 = 6.26(kg)$$

发酵培养基耗糖蜜量 V_6

$$V_6 = 4V_1 = 62.64(kg)$$

合计耗糖蜜 69.9kg

(9) 氯化钾耗量 G_{KCl}

$$G_{KCl} = 0.8V_1 = 12.53(kg)$$

(10) 磷酸氢二钠 ($Na_2HPO_4 \cdot 7H_2O$) 耗量 G_3

$$G_3 = 0.2V_1 = 3.13(kg)$$

(11) 硫酸镁 ($MgSO_4 \cdot 7H_2O$) 用量 G_4

$$G_4 = 0.6(V_1 + V_2) = 9.58(kg)$$

(12) 消泡剂 (泡敌) 耗用量 G_5

$$G_5 = 0.6V_1 = 9.4(kg)$$

(13) 植物油耗用量 G_6

$$G_6 = 1.5V_1 = 23.5(kg)$$

(14) 发酵液谷氨酸含量为:

$$G_1 \times 48\%(1-1\%) = 1116.2(kg)$$

实际生产的谷氨酸 (提取率 80%) 为:

$$1116.2 \times 80\% = 893(kg)$$

4.4 15000t/a 味精厂发酵车间的物料衡算结果

由上述生产 1000kg 味精 (100%纯度) 的物料衡算结果, 可求得 15000t/a 味精厂发酵车间的物料平衡计算, 具体计算结果见表 4-2 所示。

表 4-2 味精厂发酵车间的物料衡算

Table. 4-2. material balance of MSG fermentation workshop

物料名称	生产 1t 味精 (100%) 的物料量	15000t/a 味精生产的物料量	每日物料量
发酵液 (m ³)	15.66	2.35×10^5	783
二级种液 (m ³)	0.313	4695	15.65
发酵水 解用糖 (kg)	2349	3.52×10^7	1.17×10^5

二级种	7.83	1.18×10^5	391.5
培养用			
糖 (kg)			
水解糖	2356.8	3.53×10^7	1.18×10^5
总量			
(kg)			
淀粉	2793.7	4.19×10^7	1.40×10^5
(kg)			
尿素 (或	627.5	9.41×10^6	3.14×10^4
液氨)			
糖蜜	69.9	1.05×10^6	3495
(kg)			
氯化钾	12.53	1.88×10^5	626.5
(kg)			
磷酸氢	3.13	4.70×10^4	156.5
二钠			
(kg)			
硫酸镁	9.58	1.44×10^5	479
(kg)			
泡敌	9.4	1.40×10^5	470
(kg)			
植物油	23.5	3.53×10^5	1175

(kg)		0^5	
谷氨酸	893	1.34×1	44650
(kg)		0^7	

第五章 设备计算与选型

5.1 发酵罐

5.1.1 发酵罐的选型

选用机械涡轮搅拌通风发酵罐。

性能优良的机械涡轮搅拌通风发酵罐应满足：(1)具有适应的高径比，一般为1.7-4左右，罐身越长，氧的利用率越高；(2)能承受一定的压力；(3)其搅拌通风装置能使气液充分混合，保证发酵液必须的溶解氧；(4)具有足够的冷却面积；(5)罐内应尽量减少死角，避免藏污积垢；灭菌能彻底，避免染菌；(6)搅拌器的轴封应严密，减少泄漏。

5.1.2 发酵罐相关数据的确定

(1) 发酵罐容积的确定：

选用 200m³ 发酵罐。

(2) 生产能力的计算：

现每天生产 99%纯度的味精 50t，谷氨酸的发酵周期为 48h(包括发酵罐清洗、灭菌、进出物料等辅助操作时间)，则每天需糖液体积为 $V_{\text{糖}}$ (每天产纯度为 99%的味精 50t，每吨 100%的味精需糖液 15.66m³)。

$$V_{\text{糖}} = 15.66 \times 50 \times 99\% = 775.17(\text{m}^3)$$

设发酵罐的填充系数 $\phi = 70\%$ ，则每天需要发酵需要发酵罐的总体积为 V_0 (发酵周期为 48h)。

$$V_0 = V_{\text{糖}} / \phi = \frac{775.17}{0.7} = 1107.4(\text{m}^3)$$

(3) 发酵罐个数的确定：

公称体积为 200m³ 的发酵罐，总体积为 230 m³。

$$N_1 = \frac{V_0 \tau}{V_{\text{总}} \phi \cdot 24} = \frac{775.17 \times 48}{230 \times 0.7 \times 24} = 9.63(\text{个})$$

取公称体积 200 m³ 发酵罐 11 个，其中一个留作备用。

实际产量验算：

$$\frac{230 \times 0.7 \times 5}{15.66 \times 99\%} \times 300 = 15580.6(t/a)$$

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/737025010006010016>