

摘要

本文首先应用生物能力学原理，从理论上计算了红麻胶质在好氧微生物脱胶和厌氧微生物脱胶两种条件下产生的 ATP 数量。（好氧微生物在有氧的条件下能将胶质彻底分解为二氧化碳和水并产生大量的 ATP；而厌氧微生物在厌氧的条件下对胶质的分解不彻底，产生的 ATP 要少得多。微生物的生长量与 ATP 的数量成正比，因此好氧微生物在有氧的条件下对胶质的降解速度比厌氧微生物在无氧的条件下快得多。在此理论研究基础上，）确定了好氧微生物脱胶的工艺路线。

接着采用环境工程学中的微生物驯化法对天然微生物群体分别进行好氧驯化、厌氧驯化，用驯化后的细菌作为菌种对红麻生麻进行厌氧和好氧脱胶对比实验。（试验结果证实了好氧脱胶确实比厌氧快。

确定了以好氧微生物脱胶作为本课题的脱胶路线后，在特定的脱胶时间（20 小时）条件下，通过分析不同参数条件下的残胶率，）研究了好氧微生物脱胶的各种影响因素对红麻脱胶的影响规律。（并优选出最佳脱胶液回用比为 50%，最佳 pH 值为 7.0，最佳气流量为 2.5L/min，最佳浴比为 1:50，最佳水浴温度为 40℃，最佳含氮添加剂为铵盐类化合物，最佳含氮添加剂用量为 0.45%。纤维性能试验表明，好氧微生物脱胶与厌氧微生物脱胶相比，脱胶时间大大缩短，除柔软度稍差之外，断裂强力、断裂伸长及线密度等性能指标没有明显差异。）

最后，在试验室设计了一套能实现自动控制的 SBR 废水处理装置用于红麻微生物脱胶液的生物净化与排出水的回用研究。通过分析红麻微生物脱胶废水的水质指标，研究了在限制性曝气和非限制性曝气两种条件下容积负荷率和污泥负荷率对 COD 去除率和 SVI 的影响。（试验结果的统计分析表明，在相同进水浓度条件下，曝气方式对 COD 的去除率没有明显的影响。从提高净化效率和降低净化成本角度来说，限制性曝气优于非限制性曝气，高负荷率优于低负荷率。

对出水进行回用的试验表明，即使在非限制性曝气条件下，COD 去除率也能保证在 80%左右，BOD 去除率在 90%左右，而且出水 COD

去除率及 BOD 去除率并未随着回用次数的增加而降低。回用水用于红麻脱胶对残胶率没有明显的影响，出水完全达到回用的要求。

红麻脱胶废水中存在着大量的难降解物质。尽管目前尚不能直接测出难降解物质的准确含量，但通过对基质降解的动力学模型的研究发现，可以通过测定不同曝气时间（包括零时刻）的 COD 值，应用最小二乘法，不仅可求得动力学常数 K_s 和 V_{max} ，还可以求得难生物降解的 COD 浓度 S_n 。这些参数在红麻脱胶废水治理工程设计中具有非常重要的作用，为准确计算反应时间提供了重要依据。

本研究通过微生物技术将脱胶和脱胶废液治理结合成为一个有机的整体，通过回用部分脱胶液作为微生物的来源进行脱胶，对回用后剩余的脱胶液继续用微生物进行缺氧和好氧处理，使出水完全达到回用的要求，这样就形成了一条全新的封闭式的脱胶工艺路线。（与传统的化学脱胶工艺相比，好氧微生物脱胶几乎不消耗化学药品，用水量大大降低，同时由于在脱胶过程中，微生物将部分胶质彻底分解为二氧化碳，废水的污染程度大大减轻。因此，本技术路线应是一条具有较好潜在应用前景的清洁生产工艺路线。）

关键词：红麻 好氧微生物 脱胶 废水 净化 SBR

Abstract

The quantities of ATP generated during the main part of the retting process of kenaf fibers by using both aerobes and anaerobes are calculated by applying bioenergetic principle. Aerobes can decompose kenaf gums thoroughly into carbon dioxide and water with oxygen and generate a large amount of ATP. However, anaerobes can not decompose the kenaf gums thoroughly and generate much less ATP. The growth of microbes is proportional to the amount of ATP; therefor the velocity of aerobic retting with oxygen is far quicker than that of anaerobic retting without oxygen. Based upon the aforementioned theoretical research, aerobic retting is selected as the technological route in this thesis.

Then the acclimatization of microbes is conducted and the acclimatized anaerobes and aerobes were used to retting the kenaf fibers respectively. The results of experiment further demonstrate that the velocity of the aerobic retting is much quicker than that anaerobic one.

By setting the retting duration of 20 hours, the factors affecting the residual gum percentage of the retted kenaf fibers are studied. The experimental results show clearly that the following factors have the significant influence on the residual gum percentage of the retted kenaf fibers and show the obvious variation tendency. The preferred processing parameters are as follows: pH value 7.0、 bath ratio 1:50、 reuse percentage of retting liquid 50%、 air flow volume 2.5L/min、 temperature 40°C、 nitric additives (ammonia is better than nitrates) percentage 0.45%。

By comparison with anaerobic retting, the retting duration using aerobes is much shorter than that using anaerobes. The breaking strength, breaking elongation and linear density of aerobic retted kenaf bundle fibers have no significantly difference from that of anaerobic retted kenaf bundle fibers except for the softness showing a little stiffer.

Last, a set of SBR device with auto-control system is designed and

installed to study the purification of kenaf-retting wastewater and recycle use of purified effluent in laboratory. By testing pollution indexes of kenaf-retting wastewater, the effects of volumetric load and sludge load on COD removal percentage and SVI are studied under the conditions of confined aeration and unconfined aeration. By comparison the performance of confined aeration with that of unconfined aeration statistically under the same concentration of influent, it is concluded that the COD removal percentages for both confined aeration and unconfined aeration do not show significant difference.

From the viewpoint of increasing efficiency of purification and cutting down the cost of purification, confined aeration is superior to unconfined aeration and high load rate is superior to low load rate.

Experiment on recycle use of effluent under the condition of unconfined aeration show that COD and BOD removal percentages can achieve about 80% and 90% respectively, meanwhile they do not decrease with the increase of recycle time. Furthermore, recycle use of effluent of SBR has no significant effect on the residual gum percentage of the retted kenaf fibers.

There is a great deal hard-to-biodegrade substrate in kenaf retting wastewater. Although the content of hard-to-biodegrade substrate can not be directly measured precisely, it is found that it can be calculated indirectly by applying the dynamical model of organic compound degradation. By testing COD value at different time of aeration and applying least square method, not only dynamical constants such as K_s and V_{max} but also the content of hard-to-biodegrade substrate S_n can be determined. These parameters, which are the basis of calculating the react time of the purification of the wastewater, take very important roles in the engineering design of kenaf-retting wastewater treatment. And it is further revealed that setting a sparse-oxygen period is beneficial to the

conversion of the hard-to-biodegrade organic compounds into small molecule ones.

The research work done in this thesis integrates the kenaf retting with the retting wastewater treatment into a whole by using biological technology. A brand-new closed retting route was formed by reusing the part of previous retting liquid as the inoculum of the next retting batch and using microbes to treat the residual retting liquid continually. The effluent can meet the demand of recycle use completely. Compared with traditional chemical retting processing, aerobic retting hardly consume the chemicals. The water consumption and pollution indexes of retting liquid from aerobic retting are much lower too, because microbes degrade part of the kenaf gum into carbon dioxide during the processing of retting. Therefore, the aerobic retting processing is expected to be a technological route of clear production having potential prospect of application.

Keywords: Kenaf Aerobes Retting Wastewater
Purification SBR

目 录

1	1.1 文摘
1	1.2 英文文摘
1	1.3 第一章前言及文献综述
1	1.3.1 第一节国内外黄、红麻的生产种植概况
1	1.3.2 第二节黄红麻的特点及主要用途
1	1.3.2.1 一黄红麻纤维的特点
1	1.3.2.2 二黄红麻纤维的用途
1	1.3.3 第三节黄红麻脱胶方法概述
1	1.3.4 第四节黄红麻微生物脱胶的国内外研究现状
1	1.3.4.1 一天然水沤麻微生物脱胶法
1	1.3.4.2 二人工接种厌氧微生物脱胶法
1	1.3.5 第五节本课题主要研究内容
1	1.4 参考文献
1	1.5 第二章黄红麻好氧微生物脱胶的机理研究
1	1.5.1 第一节黄红麻胶质的组成成分
1	1.5.2 第二节黄红麻在微生物脱胶时的主要脱除对象
1	1.5.3 第三节黄红麻胶质的微生物降解途径
1	1.5.3.1 一(一) 胶质多糖的水解
1	1.5.3.1 二(二) 己糖、戊糖转化为 6-磷酸果糖
1	1.5.3.1 三(三) 6-磷酸果糖转化为丙酮酸及 EMP 途径
1	1.5.3.1 四(四) 丙酮酸的生物氧化
1	1.5.4 第四节 ATP 的计算与比较
1	1.5.4.1 一好氧呼吸作用产生的 ATP
1	1.5.4.2 二厌氧发酵作用产生的 ATP
1	1.5.5 第五节微生物生长能量平衡方程
1	1.5.5.1 一微生物生长量
1	1.5.5.2 二能量的产生量
1	1.5.5.3 三能量的利用
1	1.5.5.4 四用于合成的能量
1	1.5.5.5 五用于维持的能量[5][15]
1	1.5.5.6 六微生物生长能量平衡方程的建立
1	1.5.6 第六节含氮添加剂对微生物生长量的影响
1	1.5.7 第七节本章结论
1	1.6 参考文献
1	1.7 第三章红麻好氧微生物脱胶影响因素研究
1	1.7.1 第一节微生物的驯化
1	1.7.1.1 一厌氧菌驯化
1	1.7.1.2 二好氧菌驯化
1	1.7.2 第二节试样准备、试验装置及残胶率测试方法
1	1.7.2.1 一试样准备
1	1.7.2.2 二脱胶接种液准备

- 3 试验装置
- 4 残胶率测试[5]
- 第三节回用比对红麻好氧微生物脱胶的影响
- 第四节起始 pH 值对红麻好氧微生物脱胶的影响
- 第五节空气流量对红麻好氧微生物脱胶的影响
- 第六节浴比对红麻好氧微生物脱胶的影响
- 第七节温度对红麻好氧微生物脱胶的影响
- 第八节含氮添加剂对红麻好氧微生物脱胶的影响
- 第九节好氧微生物脱胶对红麻束纤维性能的影响
- 第十节本章结论
- 参考文献
- 第四章 SBR 法的基本原理及特点
 - 第一节 SBR 技术的发展历史[1~15]
 - 第二节我国对 SBR 技术的研究现状[16~19]
 - 第三节 SBR 技术的原理及特点
 - 一基本原理[1][7][20]
 - 二 SBR 的特点分析[4~7][20~22]
 - 第四节结论
 - 参考文献
- 第五章红麻好氧微生物脱胶液净化研究
 - 第一节红麻好氧微生物脱胶扩大试验及脱胶液水质分析
 - 1 水质指标的测试方法
 - 2 脱胶扩大试验、残胶率分析及脱胶液水质分析
 - 第二节脱胶液净化的实验装置与试验方法
 - 一试验装置
 - 二试验条件的控制
 - 第三节微生物驯化
 - 1 活性污泥的驯化方法
 - 2 活性污泥驯化过程观察结果
 - 3 活性污泥驯化前后生物相观察结果的比较
 - 4 SBR 系统中微生物生态特征分析
 - 5 SBR 系统中污泥性状分析
 - 第四节 COD 去除率和 SVI 的影响因素研究
 - 1 试验方法
 - 2 试验装置的运行参数
 - 3 有关参数的计算
 - 4 试验结果与讨论
 - 第五节缺氧处理时间对麻脱胶废水可生化性影响的研究
 - 第六节 SBR 出水循环使用的研究
 - 第七节高 COD 浓度及高 SS 脱胶废水的处理
 - 第八节 SBR 处理麻脱胶废水节能降耗的措施
 - 第九节结论
 - 参考文献
- 第六章 SBR 基质降解动力学研究及其在红麻脱胶废水治理中的应用

- 第一节难降解物质的来源
- 第二节 SBR 动力学模型[2~6]
 - 一二相说
 - 二一相说
 - 三两种学说的内在联系
 - 四二相说模型在含有难降解性物质的红麻脱胶废水治理中的应用
- 第三节不同进水浓度对难降解物质的影响
- 第四节不同曝气方式对难降解物质的影响
- 第五节用 SBR 法处理麻脱胶废水的工艺参数设计
- 第六节本章结论
- 参考文献
- 第七章结论及展望

第一章 前言及文献综述

第一节 国内外黄、红麻的生产种植概况

黄、红麻是世界主要纤维作物和经济作物，是纺织工业不可缺少的重要原料，在世界天然纤维中占有相当高的比例，仅次于棉花；在麻类纤维中它们的分布最广，种植面积最大，单产与总产量最高^{【1~3】}。黄、红麻的种植面积和总产量主要集中在东南亚国家，其种植面积占世界总面积的 90%，产量占世界总产量的 95% 以上^{【1】}。我国是世界产麻大国之一，麻产资源丰富，品种不下 100 余种，也是世界黄、红麻的主要产地之一，总产量仅次于印度和孟加拉国。印度和孟加拉两国都是以种植黄麻为主，我国则以种植红麻为主。单产则以我国最高，孟加拉次之，印度第三^{【2】}。黄、红麻之所以集中在东南亚国家有其一定的历史及地理原因^{【1~4】}。一是黄、红麻的单纤维很短，难以纺成细支纱用于服装，历史上只能用来生产麻袋作为包装材料。麻袋作为天然的包装材料，具有强度好，吸湿散湿快，对包装农付产品，食品及工艺品具有其它材料所不及的防潮防霉作用，因此有一定的市场需求量。由于黄、红麻种植业及产品加工业都是劳动密集型的，因而，随着世界经济的发展，已从发达国家逐步转移到东南亚的发展中国家。二是东南亚一带气候温和，日照及雨水充足，特别适合黄、红麻的种植、生长，加之黄、红麻抗病虫害能力强，耐淹，产量很高，但收获及初加工所需劳动强度大，而东南亚地区劳动力价格低廉，因而，与粮食作物相比仍有较好的利润，对欠发达地区来说，不失为一种好的经济作物。我国黄、红麻纤维的出口量居世界第二位，进口国主要是巴基斯坦、欧盟、俄罗斯。我国黄、红麻纤维制品的出口量居世界第四位，主要进口国是欧盟、美国、澳大利亚、日本^{【1~2】}。

严格地说，黄、红麻是有一定区别的^{【3】【5】}。首先，它们的植物学分类不同，黄麻是属于椴树科黄麻属的一年生草本植物，而红麻（又

称洋麻)则属于锦葵科木槿属的一年生草本植物,因此两者所表现出的植物学性状不同。其次,两者的纤维性状也略有不同。但两者又有许多共同之处,如都适宜种植在气候温和、日照及雨水充足的地区;两者的纤维都具有短、粗、硬的特点,只适合纺织包装材料。因此纺织行业常将它们化为同一类纤维。我国黄麻的主要产区分布在长江流域和华南地区,历史上以浙江和广东两省出产最多。但由于红麻的产量高,更适合在我国种植,现已逐步取代了黄麻。本世纪 80 年代初两者之比为二比八,现在几乎是红麻一统天下,而且红麻的产区分布曾几乎遍布全国。自本世纪 60 年代以来,由于塑料及化纤工业的蓬勃发展,具有质轻、价廉、强度高等特点的聚丙烯织物异军突起,轻而易举地占据了包装材料市场,对黄红麻产品的市场造成了极大的冲击,致使欣欣向荣的黄红麻工业几乎濒于崩溃的边缘。红麻的种植面积也随之锐减,在我国由 85 年的 1487.3 万亩的最高种植面积、206 万吨的最高产量降至目前的 300 万亩左右的种植面积和 40 万吨左右的总产量,且产地已逐步被挤到安徽、河南、湖北、江西等经济欠发达的内陆地区【4】【6】。其中安徽又是我国黄红麻的最大产区,历史上种植面积一直居第一、第二位,现在我国最大的黄红麻纺织厂也在安徽,安徽在历史上的最高种植面积为 346 万亩,而目前基本稳定在 60 万亩左右。

第二节 黄红麻的特点及主要用途

一 黄红麻纤维的特点

黄红麻纤维作为一种天然纤维资源具有很多优点:

- (1) 较高的强力(是天然纤维中最强的)。
- (2) 纤维粗硬,适合于纺织粗厚土工布及复合材料的增强材料。
- (3) 极好的吸水性(可以吸收高达自身重量 5 倍的水分)及吸油性(特别适合用于油剂清洗材料)。

(4) 可生物降解。

(5) 价格低廉。

二 黄红麻纤维的用途

黄红麻这些特点使黄红麻除了做包装材料用之外，还可以用来做非织造布、复合材料和土工布。

1. 黄红麻非织造布【7~15】

早在本世纪 70 年代初期，英国、德国、印度等国就开始了黄红麻非织造布的开发应用研究。黄红麻非织造布除了其生物可降解性外，还具有良好的各向同性、高硬度、高表面摩擦性能、高吸湿性能、高吸油性能和低成本，但整体机械性能相对较差。自 1989 年起，英国纺织技术集团、日用品基金组织与国际黄麻组织就开始合作开发黄红麻非织造布用于满足日益增加的社会需求。这些非织造布产品几乎涉及到工农业生产及日常生活的方方面面。从农用土工材料、汽车车身、服装、装饰、家用、卫生、医药领域到城市屋顶绿化用的植生带。

2. 黄红麻纤维增强复合材料【16~26】

随着能源危机的日益加剧，全世界的材料科学家都开始把天然纤维视为传统人造纤维如玻璃纤维，碳纤维等在生产纤维增强复合材料的代用品。由于黄红麻纤维的综合性能（可纺性能、高强度及高模量），使它成为天然纤维制做增强复合材料的最佳增强材料。纤维增强复合材料的高硬度通常是结构应用的基本要求，黄红麻纤维恰恰具有这种高硬度，但对纺纱、织布来说，高硬度却是它的最大缺点。本世纪 70 年代中期，随着新型房屋建筑材料的问世，在印度联邦政府、原子能研究机构的积极倡导下，由印度黄麻工业研究协会带着把黄红麻作为复合材料的增强材料的观点承担了几项以开发基础性生产技术为目的的科研项目。在这方面他们做了大量的工作，并研制出用该材料制作的房屋、谷仓、椅子、简易储物架、托盘、管件和游船等。此外，他们还将发电厂的飘尘混入黄红麻复合材料中开发出一些质量

轻、成本低的黄麻/树脂增强复合板。该产品主要用于做房屋建筑的结构板，还可以预制成各种不同的形状，用作隔墙、门窗板、家具等，类似的填料还有砂子、锯末、黄麻废料、黄麻杆等。考虑到降低成本，抗气候性和阻燃性，做房屋用的低成本建材一般使用酚醛树脂，黄麻复合板做面板、中间夹有填料，填料是用脲醛树脂做粘结剂，且只用1~3%的低比例。黄麻/树脂增强复合材料还可以用来作高保真器材的外壳，农用排水管、房屋排水管及屋面板、工业厂房、汽车面板、箱包架、齿轮箱、室内固定设施、餐馆托盘、富丽板等。如果黄麻/树脂增强复合材料能做成防水型，还可用于船壳和其它船舶用件。

3. 黄红麻土工布【27~31】

早在 80 年代初期，印度、孟加拉等国就相继开发生产黄红麻土工布，欧美等一些发达国家则将黄红麻土工布用于各种土建工程。在美国的 Alabama 州靠近 Birmingham 一条名为 Interstate 65 的公路的建设中，试用了由 Belton Industries of Belton 提供的商品名为 Jute Soil Anti-wash 的黄红麻土工布，用于控制公路两边斜坡的土壤流失。瑞士一家名为 TRICON SA 的公司推出一种商品名为 Soil Savers 的黄红麻土工布用于位于 Geneva 附近的公路边坡加固和位于 Zurich 中心的一条运河河岸的加固。在离印度 Calcutta 市 150 公里处的 West Bengal 地区有一个著名的海边旅游胜地 Digha，那里特殊的气候和地理条件给旅游者带来了极大的不便。在这个不毛之地上布满了沙丘，沙子很容易被风卷起，从一处吹起又在另一处堆积。West Bengal 地区的森林和环境管理处采取了许多办法来解决这个问题，其中最好的解决办法就是在沙丘上建立一套永久的植被系统。有了大面积的植物的覆盖，风蚀就难以兴风作浪了。但在沿海地区，风始终不停地吹，沙子不停地从这儿吹到那儿，要在这里建立大面积的植被系统是极其困难的。为此印度黄麻工业公司成功地用商品名为 Jute Assembly Slope-Stabiliser No. 1 (JASS No. 1) 的红麻土工布，使这块不毛之地上的 6000 平方米的实验基地在 8 个月后就披上了绿装。

由于黄红麻土工布的特点，一般主要用于以下几个方面：

- (1) 控制水土流失。
- (2) 沙漠治理或防止土壤沙化。
- (3) 堤坝、水库和高速公路的边坡加固。
- (4) 环境装饰和城市美化（黄红麻的自然色赋予人们愉悦的视觉感受）。
- (5) 河岸、水道及农业方面的应用（斜坡的保护）。

4 黄红麻土工布在控制水土流失方面的特殊作用【28, 32, 33】

水土流失是指土壤在水的浸润和冲击的作用下，结构发生破碎和松散，随水流动而散失的现象。在自然条件下降水所形成的地表径流会冲走一些土壤颗粒。但土壤如果有森林、野草等植物的保护，则这种流失速度会非常缓慢，土壤流失量小于母质层育化成的土壤量。良好的植被不仅可以改良土壤性状，而且可以通过根系固结土壤，阻流降水，减轻雨失，缓和和分散径流。在森林茂密，水草繁茂的地方，水土流失现象很少发生。

由于土地的成本越来越高，斜坡越来越陡，斜坡上的土壤最容易被雨水冲走，固定斜坡土壤最好的办法就是在斜坡上种植植物，用植物的根系将土壤凝聚在一起。但植物在斜坡上难以生长。黄红麻土工布就在这方面具有其它合成纤维土工布不具备的特殊用途。

天然植被除了能降低雨滴的动能之外还能减缓地表径流的流速，阻挡雨水直接冲刷土地。因为植被使土壤表面变得粗糙，植物的根系使土壤增强，并使土壤具有多孔性，有助于雨水渗透到土壤中储存起来，而不使其流走。天然植被除上述功能之外还表现在它能减少水分的蒸发损失。据试验，裸露的坡地只能吸收 56% 的水分，而有 10 米宽林带的坡地则可吸收 84% 的水分，林带越宽，斜坡土壤吸收水的能力也就越强，当林带达 80 米宽时，地表径流则几乎全部转变为地下径流而储存起来，如同水库一样。草地也具有上述类似的功能，但吸水能力稍差。

当将黄红麻土工布用于植被再造时，由于裸露土壤表面约有 40% 被黄红麻土工布直接覆盖，因此保护了土壤颗粒的分离；凸出于 60% 网眼孔隙之上的黄红麻纤维阻止或减缓了雨滴对土壤的冲击；积水在越过经纬纱单元（犹如一个微小的堤坝）时，表面流速也被减缓，限制了流水对土壤的冲洗力，保护了土壤的转移。此外，由于黄红麻土工布具有良好的悬垂性（吸水后的黄红麻土工布悬垂性更好），加之黄红麻土工布比较厚重，使之与土壤表面能密切结合，这样进一步限制了土壤的转移。

由于黄红麻土工布是天然纤维素纤维，在 2 年左右即可被自然降解，因此植物的进一步生长并不会受到限制。其分解产物主要是多糖类物质，对土壤和植物都是有利的，起到施肥的作用。植被长成后也没有必要花精力和财力去清除它。尽管某些合成纤维生产商声称已经开发出了可生物降解的合成材料，确切地说，这些合成材料只能发生部分分解，其分解的碎片仍然对环境不利，不能为植物和土壤吸收。

如同保护土壤流失一样，黄红麻土工布也能阻止植物种子从原来的位置上冲走，因此保证了均匀的植物密度；此外，黄红麻的吸水能力极强，约能吸收自身重量 5 倍的水分，雨天吸收的大量水分随后被缓缓释放出来，从而使土壤和植物保持较好的湿度，这样幼小的植物就不致受到“干旱”和“洪涝”的侵袭；粗厚黄红麻土工布还能遮阳挡风，防止植物幼苗被风吹日晒。土壤沙漠化是指由于植被遭到破坏，地面失去覆盖后，在干旱和多风的条件下，出现风沙活动或类似沙漠景观的现象。印度的试验说明了黄红麻土工布在改善沙漠方面也大有可为。

鉴于黄红麻的诸多优点，尤其是它的经济价值和环境价值——生物可降解性，不会对环境造成污染，而且黄红麻是一种气候适应性强、投入少、产出多的经济作物，因而深入研究先进的黄红麻初加工技术，从根本上解决黄红麻初加工与环境保护之间的矛盾，对合理利用资源，保护生态环境，发展我国农村经济，振兴我国红麻纺织业具有极大的现实意义。

第三节 黄红麻脱胶方法概述

在黄、红麻的韧皮纤维中含有大量的胶质，要获得可纺性的纤维，就要适度地去除这些胶质，使纤维分离，这一加工过程就是脱胶。根据各种韧皮的性状不同，现有的脱胶方法有微生物脱胶法、化学脱胶法、酶制剂脱胶法和生物化学联合脱胶法来达到脱胶的目的。

微生物脱胶法就是利用天然的或人工培养的细菌发酵作用使胶质分解而获得分离的纤维束的脱胶方法。因此微生物脱胶法可分为天然水沤麻法和人工沤麻法。天然水沤麻法又分为带杆沤麻法(有鲜茎及干茎之分)和剥皮沤麻法(有鲜皮及干皮之分)。人工沤麻法可分为稻田沤麻法、麻田就地沤麻法、塑料棚升温沤麻法、加菌浸渍法和陆地润湿脱胶法。稻田沤麻就是将砍下的麻杆扎成小捆浸泡于稻田的水中。麻田就地沤麻法就是将砍下麻后的麻田田埂加高并在麻田中灌上水，把麻捆浸泡其中沤制。塑料棚升温沤麻法就是在沤麻池上加盖塑料棚，阻止沤麻产生的二氧化碳等气体散发到大气中，利用温室效应提高沤麻水的温度。加菌浸渍法就是将原有的沤麻水加到新的沤麻水中的一种人工脱胶法。因原沤麻水中含有大量的细菌，可以加快新沤麻水的细菌繁殖，提高沤麻速度。陆地润湿脱胶法就是在陆地上将麻捆浸湿后堆成上窄下宽的麻堆，然后每天定时测定麻堆温度并泼水加以调整，保证微生物快速生长。根据脱胶的作业方式不同，又可将上述脱胶法分为分散脱胶和集中脱胶。早在 1947 年抗战胜利后，我国在浙江麻区就开设了第一个集中式黄麻沤麻场。当时的集中沤麻就是选择水源条件较好的地区，设立加工场，规划浸麻区域、晒麻场地、晒架及仓库等必备的设施，将收购的生麻集中到工场进行沤洗。1948 年，上海黄麻纺织厂需用的原料增加，又在浙江开设了第二个黄麻沤麻场。至 1950 年，浙江麻区的集中沤麻场已有 37 家之多。但沤麻场“集中沤麻法”有原料运输迂回严重的弊端。自 1950 年“鲜杆分散沤麻法”获得成功后，此法由于减轻了劳动强度、提高了麻质，很快便推广开来。农民的习惯一旦养成，便很难改变。从此，我国的麻区

便不再有干净的水源，后患无穷。所谓的“鲜杆分散沤麻法”就是规定了具体的鲜杆沤制条件(如水深、水温、麻捆大小、操作步骤等)的天然水沤麻法。

化学脱胶法就是利用麻中的胶质和纤维素对酸、碱、氧化物的作用性质不同，通过煮炼、水洗等化学、物理机械手段使胶质与纤维分离，美国主要采用化学脱胶法。

酶制剂脱胶法就是将微生物人工分离出来，进行培养、纯化，并将其产生的酶提取出来制成酶制剂，用于人工脱胶。印度在这方面做过不少研究，但酶制剂脱胶主要是作为天然水沤麻的一种补充手段。

生物化学联合脱胶就是将经过微生物脱胶法或酶制剂脱胶法处理后的脱胶黄、红麻再用化学脱胶法处理一次，以提高纤维质量。以上所列种种脱胶方法，除酶制剂脱胶法外，我国均尝试过。相比较而言，微生物脱胶法研究的较多，但有许多机理仍没有搞清楚。

第四节 黄红麻微生物脱胶的国内外研究现状

一 天然水沤麻微生物脱胶法

1. 天然水沤麻微生物脱胶方法的演变

我国自历史上应用韧皮纤维以来，一直沿袭天然水沤麻脱胶法。所谓的“天然水沤麻”就是将砍下来的麻株扎成小捆或剥下来的麻皮扎成束就地浸泡于池塘、沟渠、湖泊、河汉等天然水域中进行微生物厌氧发酵脱胶，利用水中各种微生物的联合作用将高分子化合物的麻胶分解成为小分子的化合物，从而将纤维素提取出来的方法。这种原始的脱胶方法在历史上经历了以下几个不同的发展阶段，其主要目的是提高产量、质量，降低劳动强度【34~35】。

早期我国麻农一般采用剥皮沤麻，由于季节、气候的不同，剥皮沤麻又分为鲜皮沤麻和干皮沤麻。在收割时现剥现沤称为鲜皮沤

麻；剥后晒干贮存起来待农闲时再进行脱胶，称为干皮沤麻。在 1952 年后，由于“鲜皮分散精洗法”提高了产量和质量，因而得到普遍采用【36】。

1966 年后，由于“鲜杆一浸一洗法”大大地节省了收获时间，进一步提高了产量和质量，因而被广为推广。但“鲜杆一浸一洗法”的沤麻时间延长了 3~5 天，用水量增加了 3 倍以上【37】。

70 年代，为了解决收割麻与收割水稻的劳动力冲突问题，又发展了“鲜杆二浸一洗法”。这种方法就是将经过 5~7 天半沤制的麻杆拿出来剥皮后再行沤制。但这种方法在第二次沤制时难以保证质量，因此此法未得到推广，广大农村仍然普遍采用“鲜杆一浸一洗法”脱胶。

2. 天然水沤麻的缺点【38~54】

- (1) 天然水沤麻需要大量的水，因此就限制了韧皮纤维在缺水地区的种植及加工，纤维的质量也难以保证；
- (2) 天然水沤麻需要大量的劳动力，收割、运输、剥皮、清洗等每一步都需要付出繁重且艰辛的劳动，特别是农民必须长时间浸泡于脏水中，有害农民健康；
- (3) 天然水沤麻受季节、气候的影响很大，产量、质量不稳定。不同的水源具有不同的水质、水温及微生物种类，影响因素非常复杂，沤麻过程难以控制；
- (4) 天然水沤麻的脱胶时间太长，夏季要 10 天左右，秋、冬季要 3~4 个月；
- (5) 天然水沤麻对农村水域造成严重污染。

华中农业大学和中国农科院麻类研究所的研究表明在沤麻的过程中，麻中的可溶性胶质如低聚糖、单宁、含氮化合物、无机盐和色素等大量溶于水中，为水中的细菌提供了丰富的营养，因此好氧菌迅速繁殖，数量增加很快，短时间内就可造成水体严重缺氧。随着厌氧条件的建立，各种微生物分别降解各种胶质生成大量的有毒有害的中间产物，如 NO_2^- -N、乙酸、丙酸、丁酸等，使水中的 BOD_5 值、 COD_{Cr}

值、总残渣、悬浮物的含量大增，对水体造成严重污染。研究结果表明：沤麻水中溶解氧 DO 最低为 0 mg/L， NO_2^- -N 最高为 40.1mg/L，硫化物最高为 5.62mg/L， BOD_5 最高为 1853mg/L， COD_{Cr} 最高为 3323mg/L，总残渣最高为 3539mg/L，悬浮物最高为 275 mg/L，细菌总数高达 5.6×10^8 个/mL，严重超过国家标准的规定。当 DO 低于 3~4mg/L 时，大多数鱼类就呼吸困难，鱼、虾、蟹在这种水体中几乎无一例生存的可能。 NO_2^- -N 是自然界中 N 元素循环的中间产物，它来源于 NH_3 -N 的氧化， NO_2^- -N 进入人体后，可将低铁血红蛋白氧化成高铁血红蛋白，使之失去输送氧的能力。 NO_2^- -N 还可与仲胺类物质反应生成具致癌性的亚硝胺类物质。这种原始的脱胶方法对农村的水产养殖业造成严重的破坏，全国每年平均有 60 万亩的水域因沤麻造成污染而不能养殖水产。牲畜和家禽饮了这种水后也会造成瘟疫泛滥。农村水域的受污染还影响到农民的饮水卫生。据报导在安徽红麻的集中产区肝炎的发病比非集中产区高 60% 以上。此外，沤麻过程还产生一些有毒有害气体，如 H_2S 及甲烷等，会污染空气。当天然水沤麻在流水中进行时，则污染的范围更广，后果更加严重。

3. 天然水沤麻脱胶法的改进

为了克服天然水沤麻的上述缺点，广大农业科技工作者进行了长达 10 余年的努力，对天然水沤麻作了许多有益的改进。这些方法是：

(1) 稻田沤麻法^{【38~40】}：用稻田代替天然水域解决了缺水地区的种麻和沤麻问题。沤麻后立即翻耕加速沤麻水向土壤中渗透，不仅增加了稻田的肥效，且在一定程度上限制了污染物的扩散。由于稻田里的水浅，平均温度比河流等天然水域高 2℃ 左右，因此加速了微生物的繁殖，缩短了沤麻的时间；还由于上下的温差小，纤维质量更加均匀。

(2) 麻田沤麻法^{【43~45】}：麻田沤麻法是在稻田沤麻法的基础上发展起来的。收麻后将田埂加高 80cm 左右，然后灌水将平放其中的生麻湮没。此法除具有稻田沤麻的特点外，还有以下两点优势：

①由于收割和沤麻均在同一田中进行，因此大大地减轻了劳动强度；

②增加了麻田的肥效，更加有效地限制了污染物的扩散。

(3) 塑料薄膜覆盖沤麻法^{【41】}：在麻田的田头及附近的低洼地筑埂围池，将生麻平放其中，灌水湮没，然后在沤麻池上搭架，四周用塑料薄膜密封。由于塑料薄膜的运用，提高了沤麻的温度，减少了日夜沤麻池中的温差，不仅加快了沤麻速度，提高了质量，还降低了劳动强度，控制了污染的扩散。

上述这些经过改进的天然水沤麻法，虽然都在不同程度上克服了天然水沤麻法的种种缺点，但沤麻仍然离不开天然水域，尤其是洗麻水造成的污染丝毫没有得到控制。加上农民的环保意识薄弱，习惯一旦养成，很难改变，因此这些改进的天然水沤麻法没有得到很好的推广，沤麻所造成的污染也未得到控制。

二 人工接种厌氧微生物脱胶法

由于改进的天然水沤麻法仍无法控制农村水域污染问题，因而人们就转向人工接种厌氧微生物脱胶研究。中国农科院麻类研究所历经近 10 年的时间，对人工接种厌氧微生物脱胶法作了大量的研究，取得了一些成果^{【47~49】}。他们从全国 6 省 13 县（市）采集的 167 个菌样中分离到 312 株脱胶细菌，并从中优选出一株能在 36 小时将红麻脱胶的多粘芽孢杆菌（*Bacillus polymyxa*）T₁₁₆₃。

天然水沤麻一般在夏季需要 10 天以上，秋、冬季需要 3~4 个月才能将胶质脱除，人工接种微生物脱胶 36 小时就能脱除，主要原因有：

- (1) 优势菌种的分离和应用；沤麻过程本身就是一个天然细菌的筛选和纯化过程，回用的脱胶废液中的菌种较天然水大大减少，且保留下来的菌种都有一定的脱胶优势；

- (2) 天然水沤麻微生物经历了微生物生长曲线的调整期、对数生长期和平稳期，而加菌脱胶由于增加了起始微生物的浓度，因而缩短或完全消除了调整期，使脱胶过程从一开始就进入对数生长期，因而大大地缩短了脱胶时间；
- (3) 人工加菌脱胶可以采用一定的预处理，如用开水煮沸 30 分钟；
- (4) 人工加菌脱胶可以添加氮、磷及其它营养元素，仅此一项措施即可缩短一半的脱胶时间；
- (5) 人工加菌脱胶可以调整温度为最佳温度；
- (6) 人工加菌脱胶可以调整 pH 值为最适 pH 值；

综上所述，通过对天然水沤麻的机理进行研究，已为人工接种厌氧微生物脱胶提供了许多有益的启发，通过多粘芽孢杆菌 (*Bacillus polymyxa*) T₁₁₆₃ 的分离使脱胶时间从 10 天以上缩短到 36 小时，这已是一个不小的进步。但与化学脱胶相比，这个时间还显得太长，离工业化的要求还有很大的差距，脱胶周期长，占地面积大，废水难治理，生产成本低。尽管人工厌氧微生物脱胶的研究目前仍在进行之中，但由于受厌氧脱胶本质和途径的限制，要想有大的突破是极其困难的。此外，多粘芽孢杆菌 (*Bacillus polymyxa*) T₁₁₆₃ 的脱胶条件要求非常苛刻，在实际生产中很容易受到外界杂菌的污染。多粘芽孢杆菌 (*Bacillus polymyxa*) T₁₁₆₃ 一旦受到杂菌的污染，脱胶速度将会大为降低。因此这种方法过于精细，在生产实际中难以控制，实用有困难。

第五节 本课题主要研究内容

为了从根本上废除先污染后治理的生产模式，实现脱胶及脱胶液净化在一个系统内完成，达到清洁生产的目的，本文作者开始向工业微生物学科、环境学科等交叉领域进行试探，企图找到一种途径，通过自然界微生物群体的优胜劣汰，使以红麻胶质为食物的优势微生物

物群体兴盛起来，达到较快速度脱胶，同时又以同样的原理对脱胶液进行净化。为此，本文作者开始了对好氧微生物脱胶的研究。

本研究的主要目的是借鉴环境工程中微生物驯化的方法对自然界好氧微生物进行驯化，探索出一条既能避免化学脱胶和天然水沤麻造成的严重水体污染问题，又具有一定潜在应用前景的微生物脱胶工艺路线。因此，它对于发展我国麻纺织行业的清洁生产工艺具有借鉴作用。

所谓的微生物驯化，它是废水生物处理中常用的一种微生物培养方法。废水生物处理中的微生物驯化有别于传统的微生物纯培养，它所采用的微生物不是纯菌种，而是一群经过驯化的混合微生物群体。所谓的驯化是指微生物群体在经历数代的繁殖后对剧烈的环境变化或对不适合生存的环境条件所作出的形态和生理适应过程，以便能在新的环境中生存下去。环境工程中的微生物驯化就是人为地使自然环境中的微生物逐步适应以待处理废水中的污染物为食物的过程。通过驯化，微生物对污染物的降解能力逐步增强，这是因为能分解废水中污染物的某些菌种得到了选择而优先发展起来，也可能是由于某些菌种因受水中污染物的诱导而产生了适应酶，甚至产生了新的突变株。总之，驯化既是利用待处理废水对天然微生物群体进行逐步筛选的过程也是生物量逐步增多的过程。驯化的一般方法是，首先从自然环境中取来含有大量细菌群体的泥土或水，将其置入待处理废水的培养基中进行分批培养。然后逐步转种，废水浓度逐步增大。

本课题的主要研究内容覆盖以下三个方面：

(1) 首先应用生物能力学原理，从理论上研究红麻胶质在好氧和厌氧两种条件下的降解途径。通过计算和比较两种条件下产生的ATP数量，从理论上论证好氧脱胶应该比厌氧脱胶速度快。接着采用环境工程学中的微生物驯化法对天然微生物群体分别进行好氧驯化、厌氧驯化，用驯化后的细菌作为菌种对红麻生麻进行厌氧和好氧脱胶对比实验。试验结果也证实了好氧脱胶确实比厌氧快得多。从而确定好氧脱胶作为本课题脱胶部分的研究路线。

(2) 确定了具体的脱胶方法后, 再在特定的脱胶时间条件下, 通过分析不同参数条件下的残胶率, 研究好氧微生物脱胶的各种影响因素(如脱胶液的回用比、pH 值、空气流量、浴比、温度以及含氮添加剂等)对红麻脱胶的影响规律, 并优选最佳工艺参数。

(3) 采用 SBR 法对脱胶液进行生物净化研究。通过研究废水处理的各工艺参数, 测定废水水质指标, 寻找可行的处理方案, 使出水达到回用或排放的要求。通过对有机物降解动力学模型的研究及试验, 在确定动力学常数的同时, 提出用间接方法测试废水中难降解物质含量的方法, 并在试验的基础上提出难降解物质的进一步处理方法, 为红麻脱胶废水的治理工程设计提供依据。

参考文献

1. 程新奇, 世界黄麻、红麻及其同类纤维生产现状与贸易, 中国麻作, 1997, 19(1):38-40
2. 黄培坤等, 世界黄麻、红麻及其制品的产销概况与发展趋势, 中国麻作, 1992(1):38-40
3. 钱章武、杨松年, 黄红麻的脱胶与分级检验, 北京: 纺织工业出版社, 1982 年
4. 秦德辉, 我国黄麻纺织工业前景的探讨, 黄麻纺织技术, 1991(1):5-10
5. 张毅、李伟, 中国麻纺织业的现状及其发展态势研究, 天津纺织工学院学报, 1995, 14(1): 77-80
6. 王景保, 国内外红麻纺织行业情况分析, 黄麻纺织技术, 1991(2):25-32
7. Sivaramakrishnan, R. Jute geotextiles as revetement filter for river bank protection. Asian Textile Journal. 1993; 1(9): July, 26-31.
8. Ozsanlav V. Opportunities for jute in nonwoven fabrics. Technical Textiles International. 1994; 3(1): 28-31
9. Aspinwall Geotech. Aspinwall launches geotextiles project based on jute/coir. Asian Textile Journal. 1995; 3(4): 49-51
10. McAllister D, Wells H. Jute reinforcement of plastics

- materials. *Tay. Textiles.*
11. Samajpati S, Sinha A K, Mazumder A. Development of wall coverings and window screens from adhesive-bonded jute nonwovens. *Indian Textile Journal.* 1993: No.9, June, 145-147.
 12. Desai A N, Patil V K, Balasubramanian N. Process optimization in the development of structure needle-punched jute-based nonwoven carpets. *Indian Journal of Fibre & Textile Research.* 1995; 20(4): 181-184
 13. Ozsanlav V. Technical nonwovens from jute and jute blends. British Textile Technology Group. World Textile Congress on Natural and Natural Polymer Fibres Huddersfield, July 1997. 1997: 14-21
 14. Tao, Weiyong, Calamari, Timothy A., Shih, Frederick F., Cao, Changyong. Characterization of kenaf fiber bundles and their nonwoven mats. *TAPPI Journal.* v 80 n 12 Dec 1997. p 162-166
 15. Choi, H. M. Needle-punched cotton nonwovens and other natural fibers as oil cleanup sorbents. *Journal of Environmental Science and Health, Part A: Environmental Science and Engineering & Toxic and Hazardous Substance Control.* v 31 n 6 Jul 1996. p 1441-1457
 16. *J. C. Sci. Ind. Res,* 4(1946), PP. 74~45
 17. *J. Sci. Ind. Res,* 19A(1960), PP. 616~20
 18. *J. Sci. Ind. Res,* 20D(1961), PP. 192~7
 19. *J. Sci. Ind. Res,* 21D(1962), PP. 82~5
 20. *Bull. Brit. Jute Trade Res. Ass.* 51(1960), PP. 93~101
 21. *Reinforced Plastics* (Feb. 1964), PP. 181~83
 22. *Reinforced Plastics* (June. 1964) PP. 306~8
 23. *Eng. Mater. Design,* 8(1965), PP. 475~9
 24. *Plastics and Rubber Processing and Applications* 4(3), 1984, P215~219
 25. *Journal of Applied Polymer Science,* Vol. 28, P3029~3040, 1983
 26. *Journal of Materials Science,* 20(1985) P4015~4029
 27. James Thompson. Jute as Geotextile. *Textile Asia.* 1988, 19: (7): 36-40, 49
 28. Ranganathan S R. Development and Potential of Jute

- Geotextiles. *Geotextiles and Geomembranes*, 1994, 13(6~7): 421~433
29. Ranganathan S R. Jute in a Competitive World. *Textile Asia*. 1988, 19(4):159~166
 30. Ron Atkinson. Jute Economy Faces Drastic Industrial Restructuring. *Textiles*. 1993, 22(3):17~20
 31. Shirley Institute. Geotextiles: Jute Strikes Back at PP. *Textile Month*. 1982, (12): 19~20
 32. Chantterjee Satya P K, Ghosh N and. Palit S. Sand Stabilization by Jute. *Textile Asia*, 1992, 23(3): 127~128
 33. Thomson, S A. Jute Holds Ground. *Textile Horizons*. 1985, 5(9):28~29
 34. 湖南麻类研究所编. 纤维作物栽培技术. 北京: 农业出版社, 1977. 229~246
 35. 孙庆祥. 纤维作物栽培. 北京: 金盾出版社, 1980. 200~231
 36. 钱章武, 杨松年. 黄红麻的脱胶与分级检验. 北京: 纺织工业出版社, 1982. 50~120
 37. 王绍文, 宋贻则. 黄红苧麻的剥制加工. *中国麻作*, 1985, 7(3):12~16
 38. 段玉华. 搞好示范试验, 改革沅麻技术. *中国麻作*, 1993, 15(3):44~46
 39. 何绍江, 赵学慧. 红麻稻田高埂沅麻技术研究. *中国麻作*, 1990, 12(3):34~36
 40. 赵学慧. 稻田高埂沅麻研究初报. *中国麻作*, 1989, 11(1): 19~21
 41. 刘瑞奎. 利用塑料棚升温沅洗红麻. *中国麻作*, 1983, 5(3):21, 11
 42. 程远帆, 程渚川. 积极推广围塘精洗, 夺取黄红麻优质高产. *中国麻作*, 1983, 5(3):19~21
 43. 钟继诚. 麻田沅麻的好处和沅麻技术. *中国麻作*, 1983, 5(3):17~18
 44. 王永乐. 推广麻田沅麻, 控制环境污染. *中国麻作*, 1982, 4(3):37
 45. 刘仕龙. 麻田就地沅麻, 红麻高产优质. *中国麻作*, 1981, 3(3):27~28
 46. 何嵩山. 河南省在发展红麻生产中是如何解决两个技术难关的. *中国麻作*, 1981, 3(2): 24~25
 47. 孙庆祥, 秦翠颜. 黄红麻脱胶细菌的分离和初步鉴定. *中国麻作*, 1986, 8(2): 6~10

48. 孙庆祥, 秦翠颜. 黄红麻微生物脱胶研究(1). 中国麻作, 1988, 10(3):1~6
49. 孙庆祥, 罗才安, 刘正初等. 黄红麻微生物脱胶研究(2). 中国麻作, 1991, 13(1):42~46
50. 刘正初, 彭源德, 孙庆祥等. 黄红麻脱胶的影响因素研究. 中国麻作, 1995, 17(3):28~34
51. 彭源德, 刘正初, 冯湘沅等. 红麻天然水浸脱胶过程中微生物群体、COD 和 pH 值测定. 中国麻作, 1996, 18(4):33~35
52. 彭源德, 刘正初, 冯湘沅等. 红麻干皮加菌脱胶过程中静止发酵液成分分析. 中国麻作, 1997, 19(3):34~37
53. 何绍江, 刘孔鑫, 赵学慧. 红麻沤制对水质污染的研究. 农业环境保护, 1990, 9(3):27~29
54. 奚旦立, 孙裕生, 刘秀英等. 环境监测. 北京: 高等教育出版社, 1996. 19~88
55. 孙庆祥. 麻类作物的微生物脱胶. 中国麻作, 1981, 3(1):38~41, 26
56. 冯湘沅, 刘正初, 彭源德. 红麻干皮加菌震荡脱胶过程中发酵液成分的变化规律. 中国麻作, 1997, 19(4):39~42

第二章 黄红麻好氧微生物脱胶机理研究

化学脱胶是利用酸、碱、盐、氧化剂等化学物质在高温高压的条件下对麻韧皮中的非纤维素部分进行强处理，使它们溶解在脱胶液中，从而达到提取纤维的目的。微生物脱胶则是在常温常压条件下通过向盛有麻和水的脱胶容器中投加微生物，使微生物以麻上的胶质为食物，从而达到分解胶质，提取纤维的目的。因此，微生物脱胶的机理与化学脱胶有着本质的区别。但到目前为止，尚未发现有关微生物脱胶机理研究的文献报导。本研究的目的是应用微生物学、生物化学、环境工程学等有关学科的基本理论为微生物脱胶找到理论根据，以期探索出一种有别于厌氧发酵的人工微生物脱胶方法，进一步提高脱胶速度。

第一节 黄红麻胶质的组成成分

按传统的观点，韧皮的组成成份主要可分为纤维素、水溶物、果胶、半纤维素、木质素和脂蜡质等六大类^[1]，其组成成分见表 1。

表 2-1 红麻韧皮的组成成分^[2]

组成	脂蜡质	水溶物	果胶	半纤维素	木质素	纤维素
含胶量 (%)	0.83	11.06	10.04	14.00	11.11	52.36

多糖化学的最新研究认为韧皮组成的传统划分方法是不够明确的^[3]。首先是水溶物中包含了无机盐、可溶性果胶和可溶性半纤维素，其次是果胶和半纤维素的概念不够确切，有多种定义，不同的测试方法，结果有较大区别。确切的胶质成分划分应该按物质的结构来划分。果胶类物质实际包含了多缩半乳糖醛酸、鼠李半乳糖醛酸聚糖、阿拉伯聚糖、半乳聚糖、阿拉伯半乳聚糖；半纤维素实际包含了木聚糖、阿拉伯木聚糖、半乳甘露聚糖、葡萄甘露聚糖、木糖葡萄糖聚糖及 β -1, 3 葡萄糖聚糖等。可见，所谓的果胶和半纤维素都是五碳糖、六碳糖的同质多糖和异质多糖类物质，因此，韧皮纤维的胶质成

分从结构上主要可分为多缩戊糖、多缩己糖及其杂聚多糖和木质素等。但对不同的韧皮纤维来源(如苧麻、亚麻、黄麻、大麻等),这些多糖的比例可能有很大的不同。

第二节 黄红麻在微生物脱胶时的主要脱除对象

绝大多数异氧型微生物都能利用多缩戊糖、多缩己糖作为它们的碳源和能源^{【4~9】}。微生物分泌的酶将韧皮中的各种胶质分解为小分子化合物(其中有部分用来合成细胞物质),使纤维与胶质分离。部分杂聚多糖的完全降解很可能需要几种细菌的协同作用。

纤维素是葡萄糖以 β -1,4糖苷键相连接而形成的均一多聚糖,它的高相对分子质量、高结晶度以及不溶性使微生物难以对纤维素进行降解。微生物对纤维素的分解是通过分泌纤维素酶的作用进行的。由细菌分泌的纤维素酶是一种细胞表面酶,这种酶黏附在细菌细胞壁上,很难扩散到周围的溶液中去,只有当纤维素与细菌直接接触后才被分解,因而,纤维素的高结晶度大大地降低了酶蛋白分子与纤维素大分子的接触概率^{【4】}。此外,许多细菌不能产生纤维素酶,因此这类细菌不能降解纤维素。

木质素不易为微生物所利用^{【1】【3】【10】},因为木质素的结构远比这些多缩戊糖和多缩己糖复杂得多,它是由苯丙烷类似物为单元构成的,各单元之间的连接键复杂而稳定^{【7】【10~11】}。研究已经证明,能够分解木质素的微生物是极其有限的,目前已经分离出来的菌种主要是白腐菌和黑腐菌。木质素是植物中最难分解的部分,水中微生物对它的分解非常缓慢,六个月仅能分解三分之一^{【6】}。那么,剩余的木质素会不会影响脱胶麻的使用价值呢?这与麻的种类和具体应用有很大的关系。对黄、红麻这样的纤维来说,剩余的木质素是不会影响脱胶麻的使用价值的。因为红麻单纤维很短很粗,只有用工艺纤维才能纺纱,这样必须保留部分胶质将单纤维粘结成纤维束,剩余的木质素正好起到这个作用。但对苧麻这类高档纤维来说,木质素的存在会严

重影响纤维的可纺性。因此，严格地说，黄红麻纤维微生物脱胶的主要脱除对象是除纤维素和木质素之外的多缩戊糖、多缩己糖及其杂聚多糖。

第三节 黄红麻胶质的微生物降解途径

胶质等碳水化合物在好氧条件下被微生物降解的过程是由一系列相关的多级生物化学反应构成的，其主要途径可以综述如图 2-1 所示【9】【12~14】。

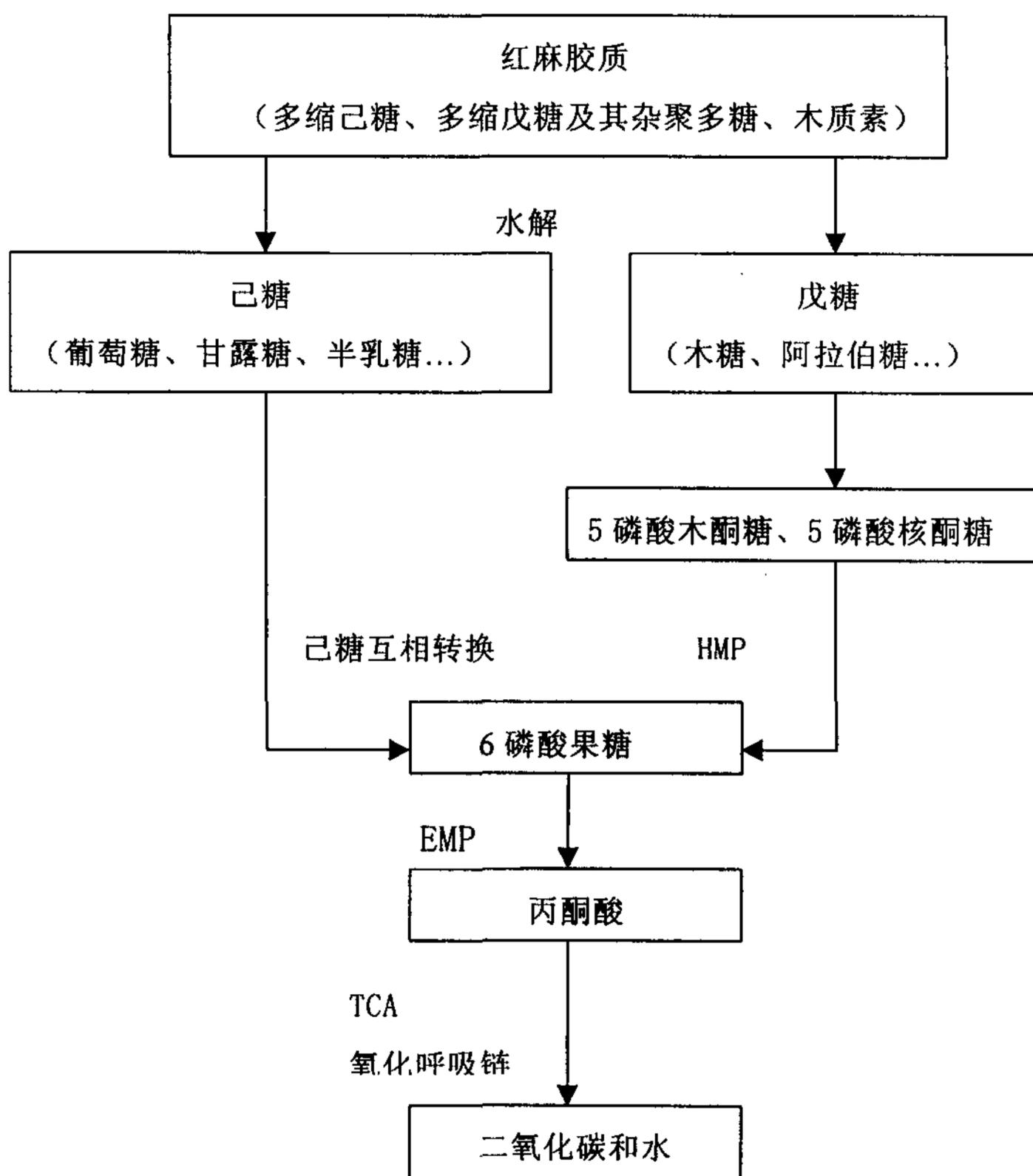


图 2-1 红麻胶质好氧微生物降解途径

图 2-1 所示的胶质好氧微生物降解的途径可以归纳如下：

(一) 胶质多糖的水解

多缩戊糖、多缩己糖及其杂聚多糖经微生物外酶（水解酶）水解为戊糖、己糖及其糖醛酸类物质，如葡萄糖、甘露糖、半乳糖、阿拉伯糖、木糖、鼠李糖、鼠李糖醛酸和半乳糖醛酸等^{【5】}。

(二) 己糖、戊糖转化为 6-磷酸果糖

各种戊糖首先被转化为 5-磷酸核酮糖和 5-磷酸木酮糖（如图 2-2 所示）^{【4】【13】}，然后再通过戊糖磷酸途径（HMP 途径）转化为 6-磷酸果糖^{【4】【9】}。各种己糖通过异构酶、变位酶、激酶、差向酶也转化为 6-磷酸果糖^{【11】}。

1 戊糖转化为 5-磷酸核酮糖和 5-磷酸木酮糖

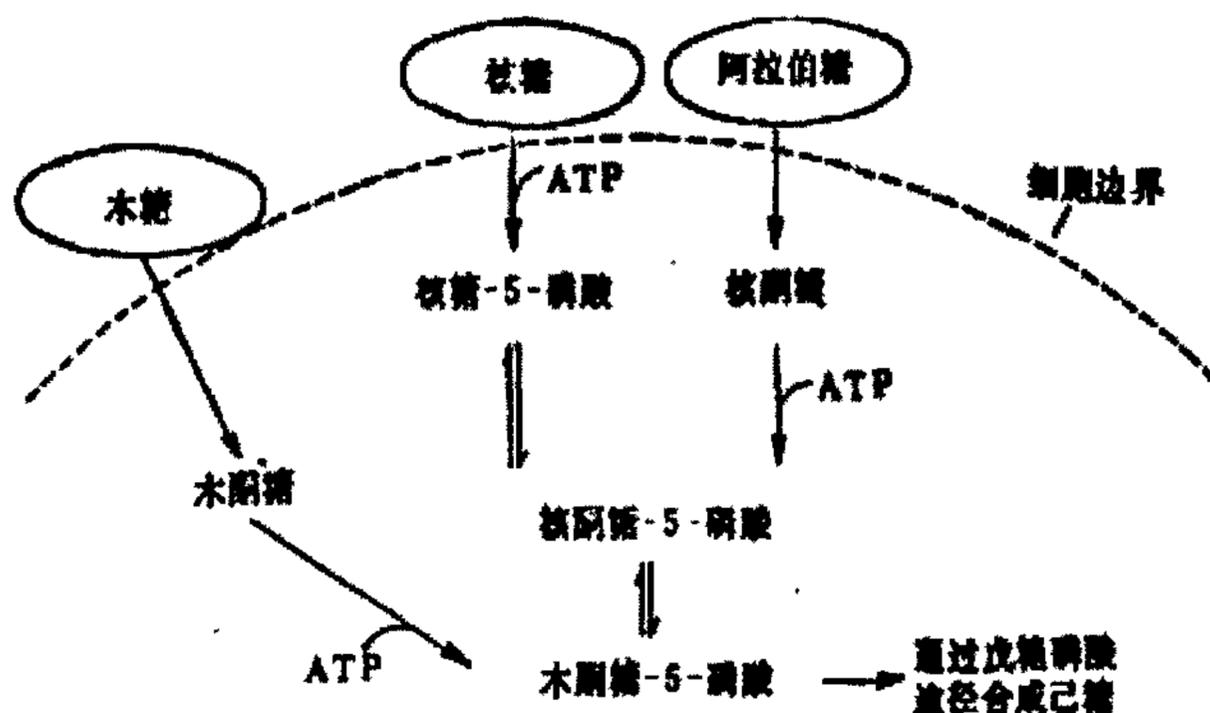


图 2-2 戊糖的转化途径

在上面的转化途径中，首次出现了 ATP（三磷酸腺苷），ATP 是生物转化过程中一种非常重要的高能化合物，它能对有机物分解释放出来的能量起到捕获、储存和传递作用。在分解代谢过程中，微生物

分解有机物成为小分子化合物，则释放出能量；在合成代谢中，合成新的细胞物质、运输营养物及其它生命活动则需要能量。在整个代谢过程中，ATP 正好起到对释放能量的捕获、储存以及所需能量的提供的能量载体作用。ATP 的分子结构如图 2-3 所示。

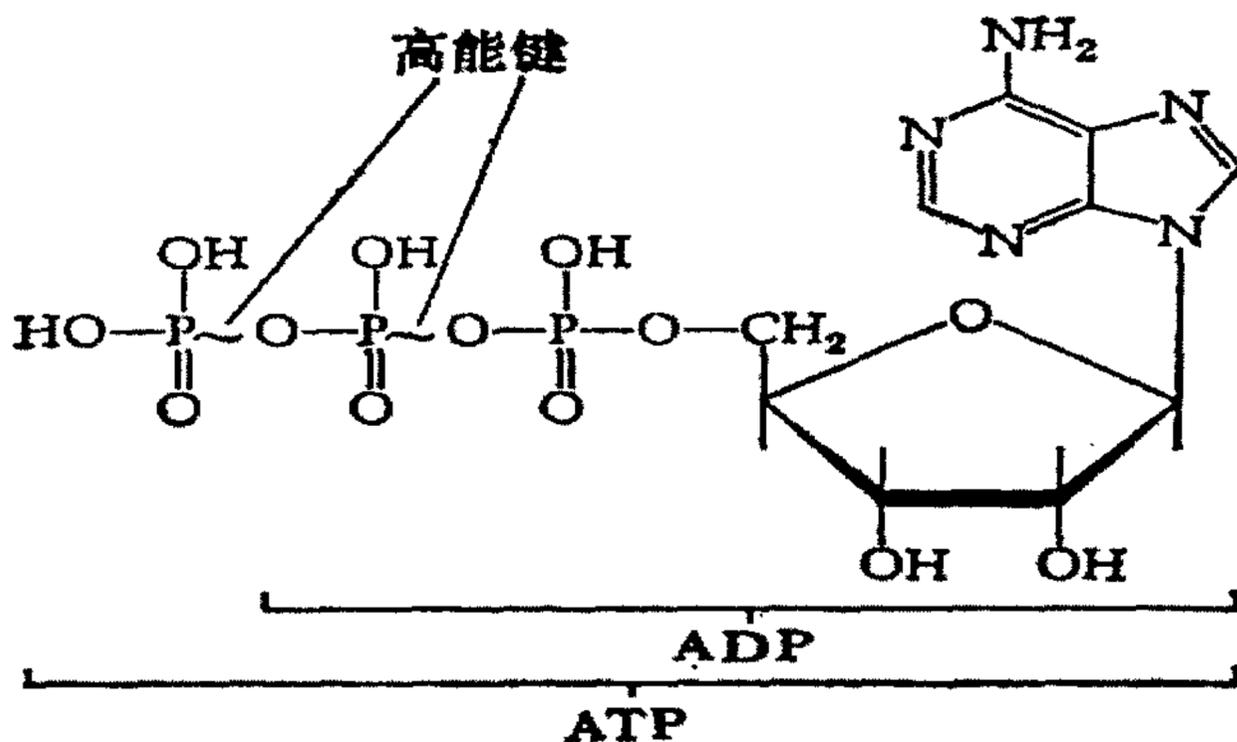


图 2-3 ATP 的分子结构图

图 2-3 中的高能键是由于分子中相邻基团相互作用的结果，在水解过程中释放的能量很大。ATP 进行能量的传递也就是高能磷酸基团的传递。在有机物降解代谢过程中经常会产生高能磷酸化合物，这些化合物能自发地将磷酸基团传递给 ADP (二磷酸腺苷) 以产生 ATP。在生物合成过程中，ATP 则起着磷酸化中间物的作用，产生活化的衍生物，使反应能自发的进行。

2 HMP 途径（磷酸戊糖循环）

HMP 途径，也称磷酸戊糖循环，是戊糖和己糖间不经过氧化还原反应而发生互变的一种生化途径，如图 2-4 所示。戊糖转变为己糖是从 5-磷酸木酮糖开始的。转酮醇酶从 5-磷酸木酮糖上移去含有酮基的一个二碳片断，并把它转移到 5-磷酸核酮糖的末端，从而产生一个七碳糖 7-磷酸景天庚酮糖和留下一个 3-磷酸甘油醛。然后转醛醇酶把 7-磷酸景天庚酮糖上的三碳片断转移到 3-磷酸甘油醛上形

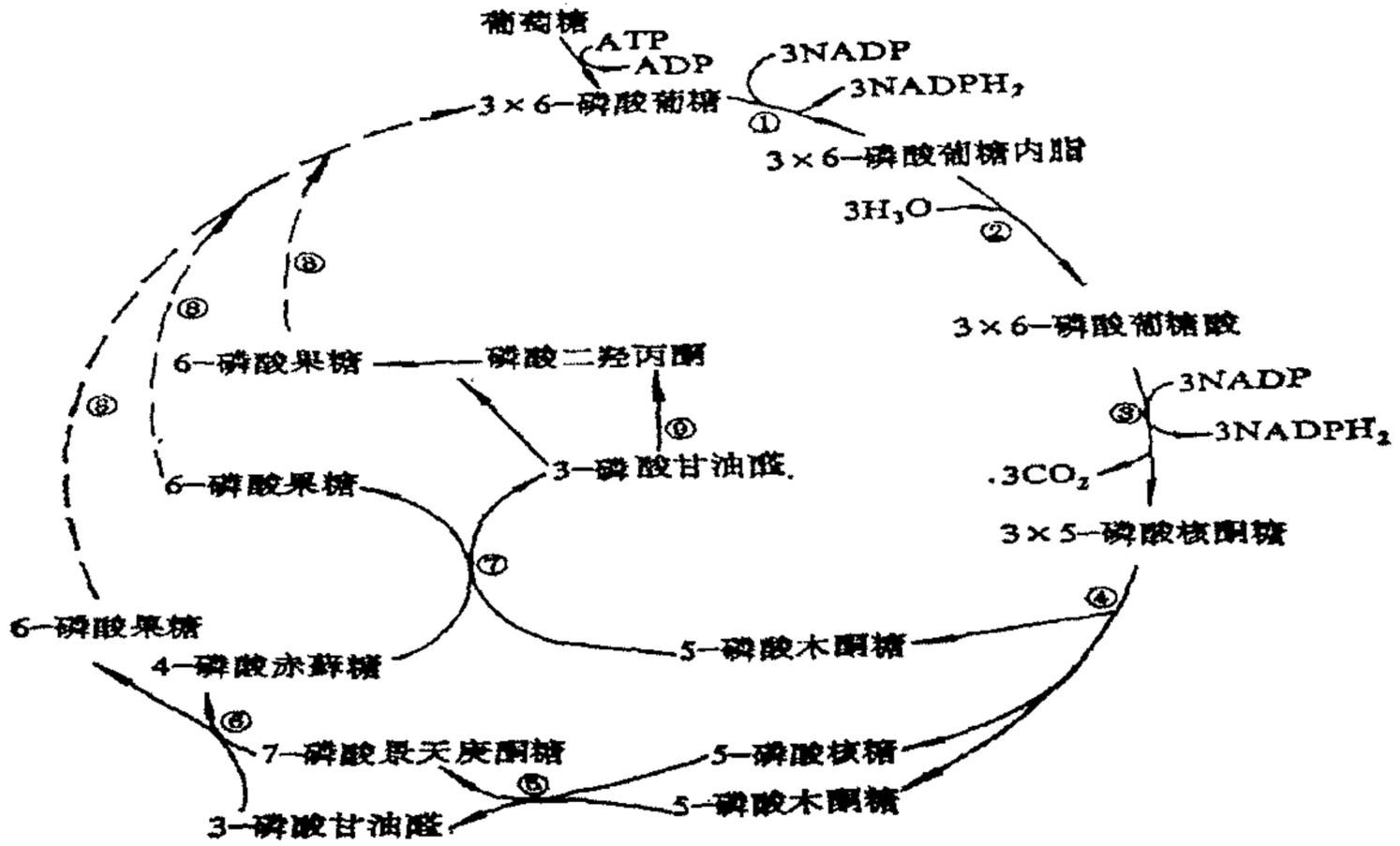


图 2-4 HMP 途径

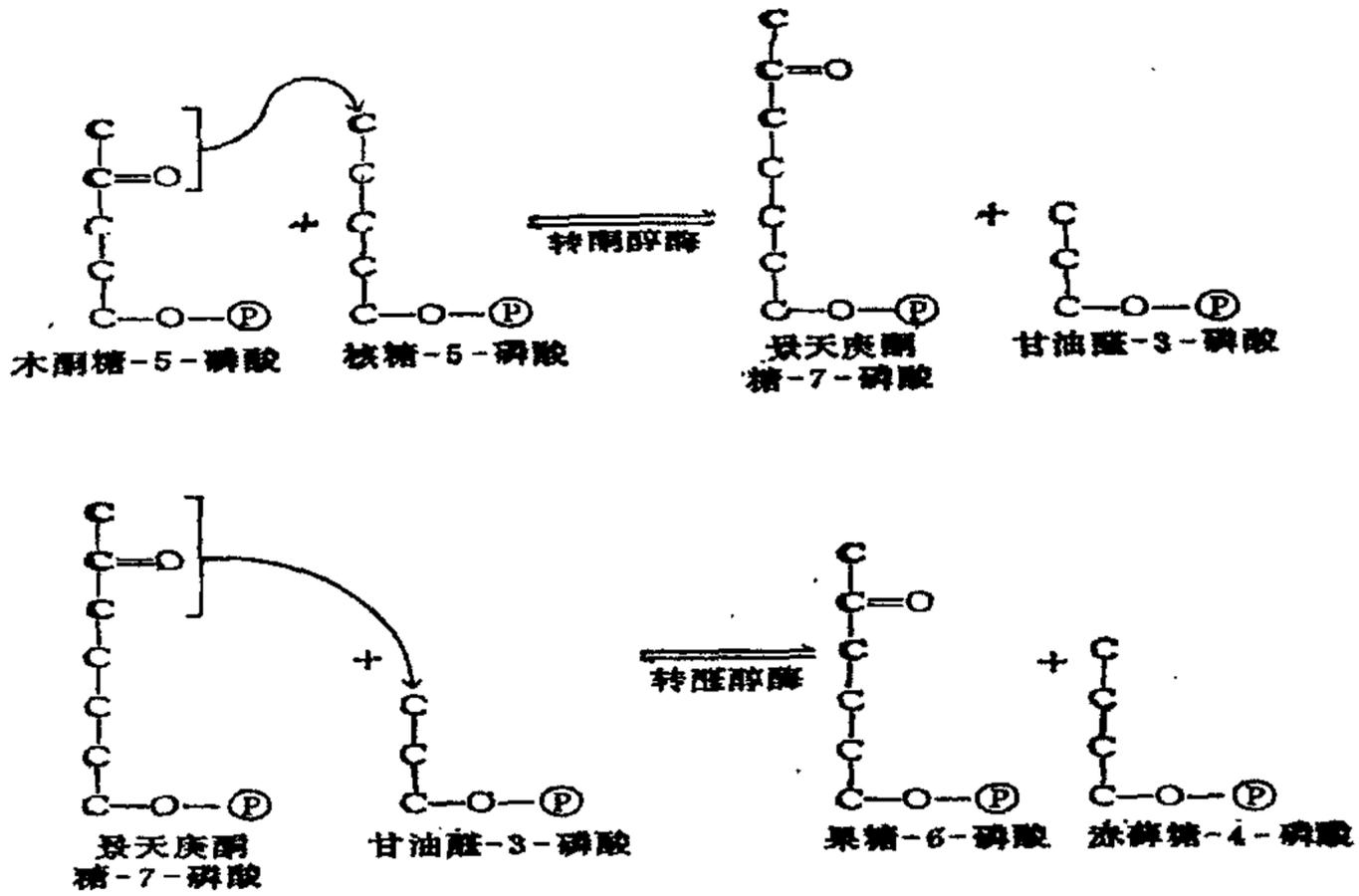


图 2-5 HMP 途径中的关键反应

成 6-磷酸果糖和 4-磷酸赤藓糖。转酮醇酶还催化 5-磷酸木酮糖和 4-磷酸赤藓糖间的互变，从而形成 6-磷酸果糖和 3-磷酸甘油醛。所有这些反应都是可逆的，并且转酮醇酶和转醛醇酶这两种酶可以催化三、四、五和六碳糖间的互变。3-磷酸甘油醛和 6-磷酸果糖可以通过 EMP 途径进行代谢。己糖也可以转化为戊糖，这样就形成了磷酸戊糖循环。在己糖转变为戊糖的过程中生成了大量的 NADPH_2 ，它是微生物合成的重要还原剂和供氢体。在戊糖转变为己糖过程中产生的 7-磷酸景天庚酮糖和 4-磷酸赤藓糖是合成某些氨基酸的重要原料，其关键反应如图 2-5 所示。

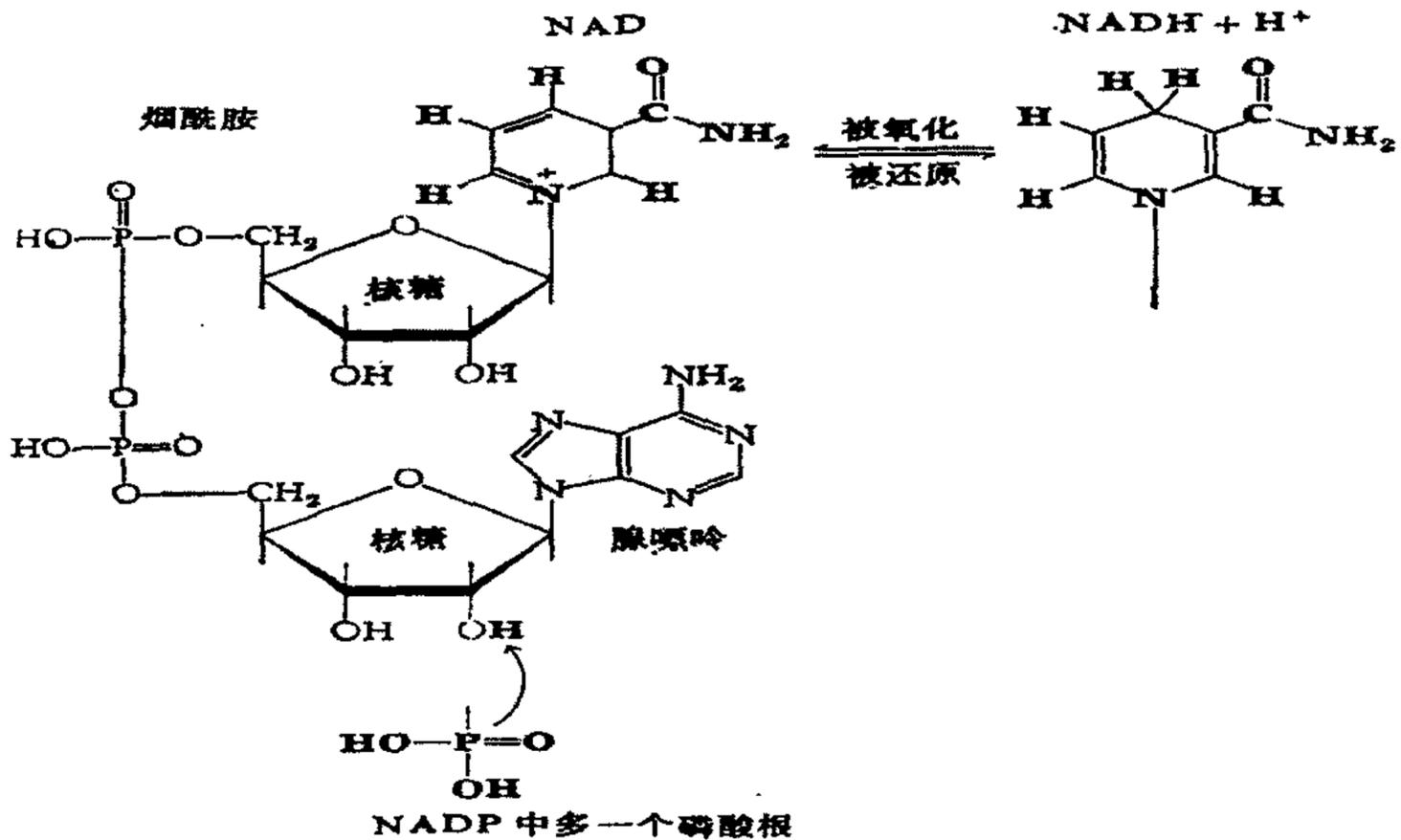


图 2-6 NAD 及 NADP 的分子结构图

图 2-4 中出现的 NADP(烟酰胺腺嘌呤二核苷酸磷酸)和 NADPH_2 以及在下文中将要出现的 NAD(烟酰胺腺嘌呤二核苷酸)和 NADH_2 是生物转化过程中又一类非常重要的化合物，起着辅酶的作用，其结构如图 2-6 所示。许多生物系统的氧化还原反应都是在辅酶 NAD 或 NADP 的参与下完成的。它们在氧化时接受或在还原时提供两个电子和两个氢原子。当它们被还原时，氢原子中的一个与之结合，另一个氢原子以 H^+ 的形式保留在溶液中，但在以后氧化时发生作用，因此

它们的还原态写成 $\text{NAD}+\text{H}^+$ 或 $\text{NADPH}+\text{H}^+$, 但在图式中常写成 NADH_2 或 NADPH_2 。

3 己糖互换途径:

己糖的相互转化途径如图 2-7 所示。

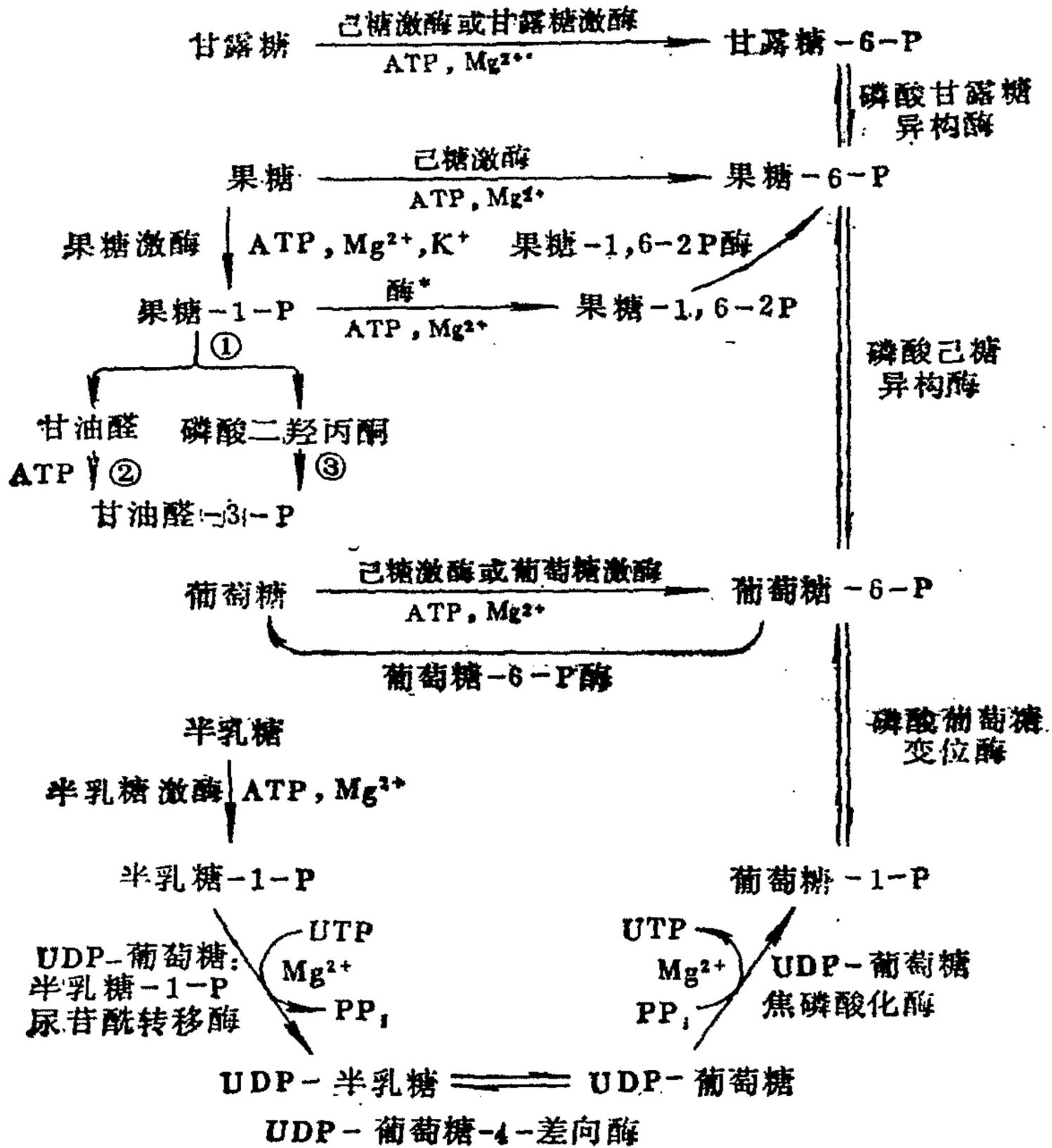


图 2-7 己糖互换途径

(三) 6-磷酸果糖转化为丙酮酸及 EMP 途径

6-磷酸果糖通过 EMP 途径 (如图 2-8 所示) 转化为丙酮酸【4~5】
【9】【13】。

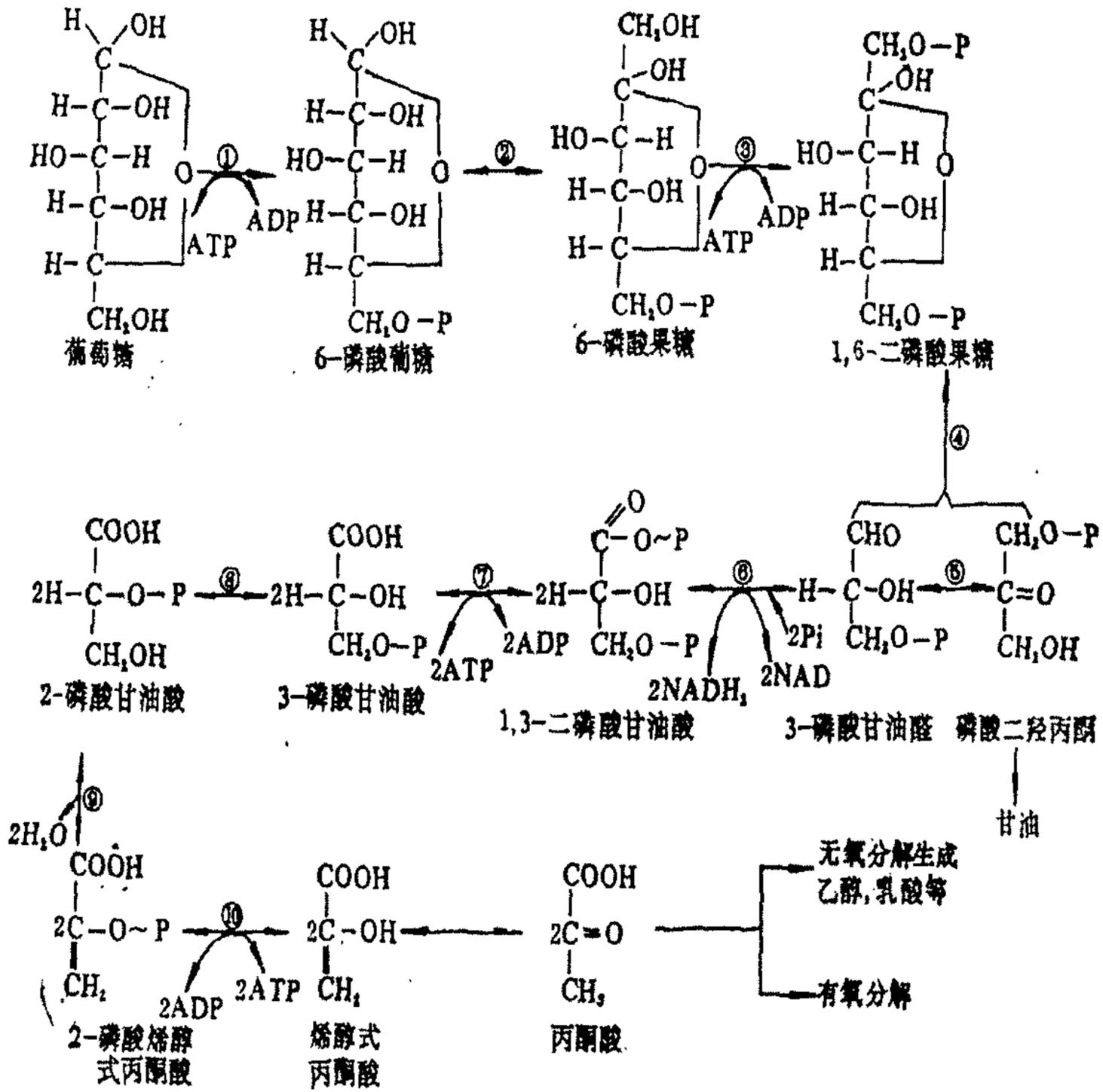


图 2-8 EMP 途径

EMP 途径 也称糖酵解途径, 是葡萄糖被逐步分解为丙酮酸的生化途径, 它是绝大多数生物所共有的代谢途径, 其产物丙酮酸又是许多其它生物代谢途径的重要物质。EMP 途径包括 10 个独立的但又是连续的反应, 大致分三个阶段。

第一阶段是葡萄糖在己糖激酶的催化和 Mg^{2+} 激活作用下, 由 ATP 供给磷酸基, 转化成 6-磷酸葡萄糖, ATP 变成 ADP。6-磷酸葡萄糖在磷酸己糖异构酶催化下变成 6-磷酸果糖。6-磷酸果糖在磷酸果糖激酶的催化和 Mg^{2+} 激活作用下, 再由 ATP 提供一个高能磷酸基而生成 1, 6-二磷酸果糖。这一阶段是糖的活化过程, 需要两个 ATP 提供能量。

第二阶段是经过活化的 1, 6-二磷酸果糖在裂解酶(醛缩酶)的催化作用下, 分裂成一个磷酸二羟丙酮和一个 3-磷酸甘油醛。磷酸二羟丙酮和 3-磷酸甘油醛是同分异构体, 在磷酸丙糖异构酶催化作用下互相转化, 反应平衡时趋向于生成磷酸二羟丙酮。在酵解中 3-磷酸甘油醛参加下一部反应, 不断被消耗, 所以磷酸二羟丙酮也不断变为 3-磷酸甘油醛。磷酸二羟丙酮也是脂肪代谢中甘油代谢的重要中间产物。

第三阶段是 3-磷酸甘油醛先经 3-磷酸甘油醛脱氢酶催化脱氢后再经磷酸化作用, 生成含有一个高能磷酸的 1, 3-二磷酸甘油酸。NAD 是脱氢酶的辅酶, 脱下来的氢用来还原 NAD 而形成 $NADH_2$ 。1, 3-二磷酸甘油酸在磷酸甘油酸激酶的催化下, 将其一个高能磷酸键转移给 ADP, 产生 ATP, 本身转变为 3-磷酸甘油酸。

通过磷酸甘油酸变位酶催化 3-磷酸甘油酸, 磷酸基变位生成 2-磷酸甘油酸。2-磷酸甘油酸在烯醇化酶的作用下失去一个水分子, 生成 2-磷酸烯醇式丙酮酸, 反应需 Mg^{2+} 作激活剂。脱水后能量重新分布, 2-磷酸烯醇式丙酮酸在丙酮酸激酶的作用下将高能磷酸键转移给 ADP 生成 ATP, 本身转化为烯醇式丙酮酸。 K^+ 和 Mg^{2+} 对反应有激活作用, Ca^{2+} 和 Na^+ 对反应有抑制作用。烯醇式丙酮酸极不稳定, 不需酶的催化即可变成较稳定的丙酮酸。

(四) 丙酮酸的生物氧化

丙酮酸的进一步降解则视有氧或无氧条件采用不同的途径。氧化途径不同, 最终产物也有很大区别。当有分子氧作为外加电子受体

时，丙酮酸则经三羧酸循环（TCA 循环）被彻底氧化为二氧化碳（如图 2-9 所示）【5】【11~12】。脱下来的氢经氧化呼吸链与激活的氧结合生成水（如图 2-10 所示）。

1. 生物氧化

生物氧化是生物体生命活动最重要和最基本的供能方式。有机化合物的生物氧化和能量在 ATP 中的储存代谢过程又称为呼吸。根据细菌与氧气的关系，细菌的呼吸作用分为发酵作用（在没有任何外界电子受体的情况下发生的氧化作用）、有氧呼吸作用（在以分子氧作为电子受体的情况下发生的氧化作用）和无氧呼吸作用（在以分子氧以外的物质如 NO_3^- 、 SO_4^{2-} 等作为电子受体的情况下发生的氧化作用）。

在无外加电子受体的情况下，丙酮酸被发酵，其发酵的中间产物视微生物的种类而异，但最终产物为甲烷气体。

当有外加电子受体时，丙酮酸则经三羧酸循环和电子传递体系被彻底氧化为二氧化碳和水。

2. TCA（三羧酸循环）与二氧化碳的生成

葡萄糖经 EMP 途径被变成丙酮酸后，在有无机电子受体的条件下丙酮酸首先被氧化脱羧作用释放出能量，形成具有高能硫酯键的乙酰辅酶 A，然后乙酰辅酶 A 经过一系列的反应被彻底氧化为二氧化碳，丙酮酸被彻底氧化为二氧化碳的生物氧化过程被称为 TCA（三羧酸循环）。

如图 2-9 所示，TCA 循环本身由环中的 10 个化合物与连接它们间的 10 个反应所构成。当一个乙酰辅酶 A 分子进入环后，即与环中的草酰乙酸结合产生一个分子的柠檬酸，从而又回到环的起点柠檬酸。乙酰辅酶 A 分子的不断进入，从柠檬酸分子经 TCA 循环中间的其它 9 个分子又回到柠檬酸分子的循环也就不断进行，说明环的成分永远不变，因而乙酰辅酶 A 进入环所添加的两个碳原子在循环过程中变为两个二氧化碳分子（一个是在异柠檬酸脱氢脱羧时产生的，一个是在 α -酮戊二酸脱羧时产生的）脱离了环。即每个丙酮酸分子

经 TCA 循环可产生 3 分子的二氧化碳。

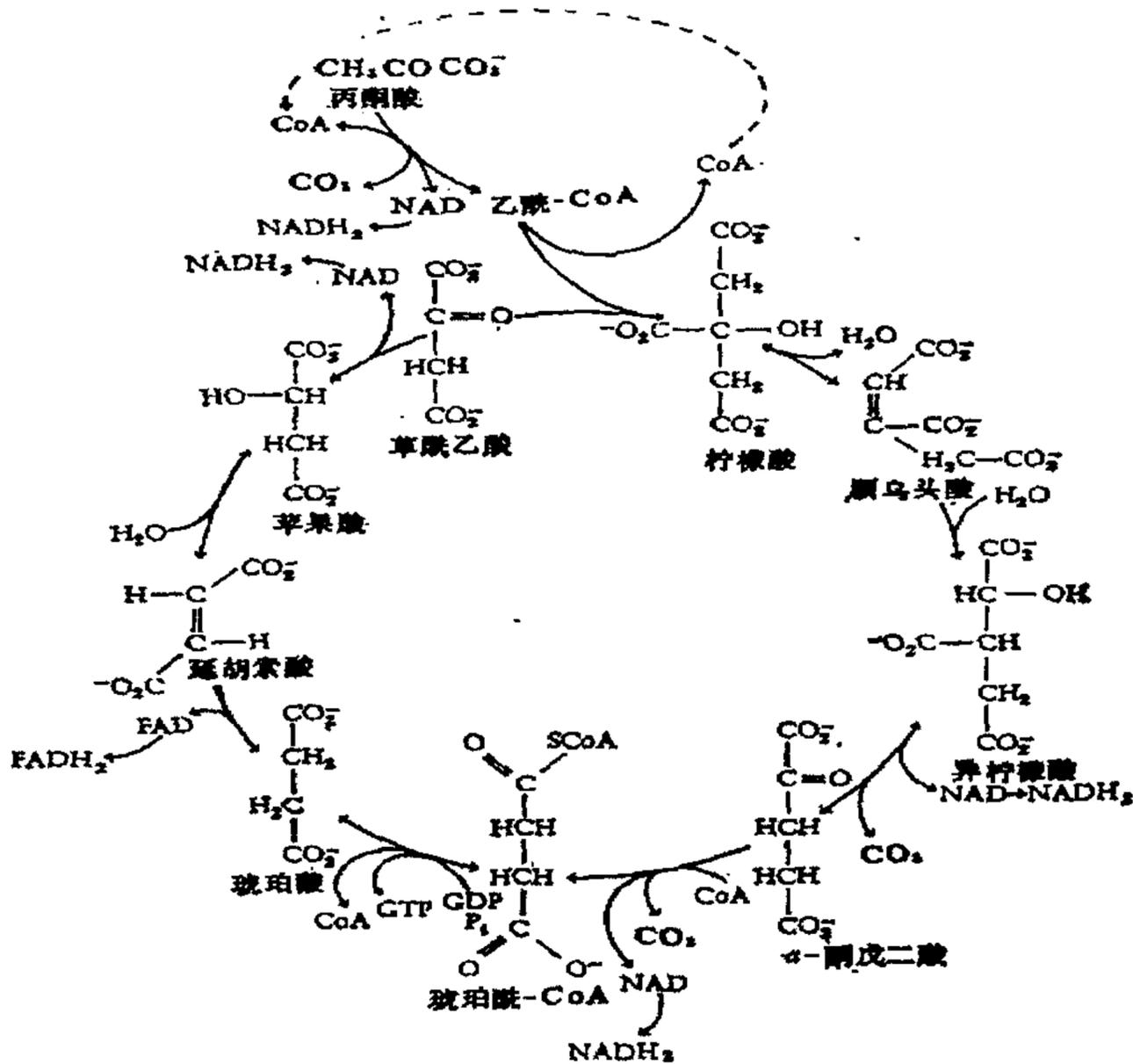


图 2-9 TCA 循环

在 TCA 中的 10 步反应中，草酰琥珀酸到 α -酮戊二酸的反应是从三羧酸到二羧酸的一个分界点，在此以前的反应都是三羧酸之间的相互转化。TCA 环中的每步反应都是在有关的酶催化下完成的，TCA 每循环一次，由乙酰基氧化产生 2 个二氧化碳，并再生一个草酰乙酸，中间经过四步氧化还原反应，其中三步 NAD 被还原为 NADH_2 ，一步为 FAD 还原为 FADH_2 。TCA 环本身中只有 α -酮戊二酸到琥珀酰辅酶 A 的反应是不可逆的，其它反应虽然都是可逆的，但这一步不可逆的反应迫使整个循环只能顺行。

图 2-10 中的 α -酮戊二酸、延胡索酸、草酰乙酸和丙酮酸是合成氨基酸的起始原料。琥珀酰辅酶 A 是合成细胞色素的原料，乙酰辅

酶 A 则是乙酰化反应所不可缺少的原料。微生物的生命体就是在分解胶质的过程中获得了合成物质和能量。

FAD 为黄素腺嘌呤二核苷酸的缩写，是电子传递体系中的主要电子载体，它是含有核黄素衍生物的蛋白质。核黄素也称维生素 B₂。在 FAD 中的核黄素部分含有一个与核糖醇相连接的异咯嗪环，环上的第 1 与第 10 位氮能够被还原，FAD 之所以能成为电子载体正是由于含有这种结构的结果。

3 氧化呼吸链与水的生成

生物氧化作用一般包括脱氢、传递氢、受氢三个环节。对于不同的微生物来说，因所含的氧化还原酶系的不同，脱氢、传递氢、受氢的过程也不同，因而构成了各种不同的生物氧化体系。好氧微生物从底物分子脱下来的氢到最终电子受体之间要经过一系列的中间传递体的电子传递过程。中间传递体是一些能进行生物氧化还原反应的物质，它们按一定顺序将电子传递到最终电子受体。这些传递体所构成的链称为氧化呼吸链，也称为电子传递体系或电子传递链，如图 2-10 所示。

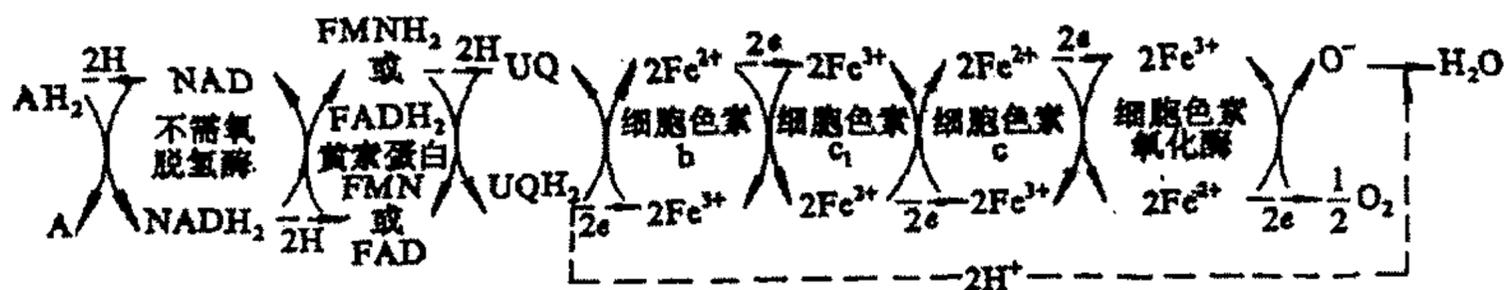


图 2-10 氧化呼吸链

底物用 $M-2H$ 表示，脱氢后变成 M 。底物的脱氢也就是底物的被氧化。两个氢原子代表两个质子和两个电子。因此两个氢原子的传递过程也就是两个电子的传递过程，只有当氢原子分成质子和电子后，才真正出现质子本身的传递过程。在传递过程中，凡是与两个氢

或两个电子结合的传递物质都被还原，而与两个氢或两个电子脱离的传递物质都被氧化。电子则在这些中间传递体的氧化还原的交替过程中传递到最终电子受体。

呼吸链的第一步是底物与 NAD 的氧化还原的偶联反应。底物由脱氢酶激活脱氢而被氧化，所脱下来的两个氢传递给 NAD 使之还原成 NADH_2 。NAD 是第一个中间传递体。下一步氢的传递是 NADH_2/NAD 与 FADH_2/FAD 两个氧化还原反应偶联的结果。在 NADH_2 被氧化成 NAD 的同时，FAD (FMN) 被还原为 FADH_2 (FMNH_2)，两个氢原子也就传递过来了，这一步是由递氢体黄酶参与实现的。FMN 为核黄素磷酸或黄素单核苷酸的缩写，它的作用与 FAD 类似。在 FMN 的分子结构中也含有一个异咯嗪环，环上的第 1 与第 10 位氮能够被还原，使之成为重要的电子载体。第三个传递是 FADH_2 (FMNH_2) /FAD (FMN) 和辅酶 QH_2 /辅酶 Q 两个氧化还原反应偶联反应脱下来的两个氢原子分解为两个氢质子和两个电子，电子在呼吸链中通过后面的传递体细胞色素继续传递，其传递过程仍然和前面氢的传递过程一样，使传递体交替出现还原型和氧化型，只是以传递体细胞色素中的 Fe^{2+} 和 Fe^{3+} 来体现。呼吸链将两个电子传递给最终的电子受体。若最终电子受体为分子氧，则产生一个 O^{2-} ，这个 O^{2-} 与由辅酶 QH_2 分解下来的两个 H^+ 结合成水，于是完成底物的整个氧化过程。若最终电子受体为 NO_3^- 则电子可能只传递到细胞色素 c。若以有机物为最终电子受体，这种有机物通常是代谢的中间产物。在绝大多数情况下，底物脱下来的氢传递给 NAD (或 NADP) 使之还原成 NADH_2 (或 NADPH_2)，再由 NADH_2 (或 NADPH_2) 将电子 (或氢) 传递给有机的电子 (或氢) 受体，完成氧化还原反应。这种电子的传递不经过细胞色素等中间传递体，其氧化作用不彻底。厌氧发酵就属于这种类型。

电子在呼吸链中的流动方向是由底物与电子受体间的生物氧化还原电位决定的，电子总是由还原电位低的一端流向还原电位高的一端。

第四节 ATP 的计算与比较

通过前面的分析，我们可以很清楚地发现微生物脱胶其实就是“胶养菌，菌产酶，酶脱胶”循环的结果。产生的菌越多，酶就越多，酶越多，胶分解的就越快。微生物的生长数量与胶质分解过程中产生的能量 ATP 数量成正比的，因为生物合成需要大量的 ATP，微生物处于不同的生长环境直接影响 ATP 的产生。

由图 2-1 可知，麻胶中的多聚己糖和多聚戊糖必须降解为 6-磷酸果糖后才能进入微生物细胞被微生物进一步降解。因此为简化计算，方便比较，ATP 的计算可以统一到由葡萄糖的生物降解开始。

1 好氧呼吸作用产生的 ATP

葡萄糖经微生物好氧呼吸能完全氧化成二氧化碳和水。反应式为：



首先，1mol 的葡萄糖经 EMP 途径转化为 2mol 的丙酮酸、2mol 的 ATP 和 2mol 的 $NADH_2$ 。1mol 的 $NADH_2$ 通过电子传递体系氧化为 NAD 时可生成 3mol 的 ATP，这样 2mol 的 $NADH_2$ 可生成 6mol 的 ATP。因此在此阶段共产生 8mol 的 ATP。

其次，1mol 的丙酮酸在经三羧酸循环完全氧化为二氧化碳时可生成 4mol 的 $NADH_2$ 。同样，1mol 的 $NADH_2$ 通过电子传递体系氧化为 NAD 时可生成 3mol 的 ATP，这样 4mol 的 $NADH_2$ 可生成 12mol 的 ATP。2mol 的丙酮酸则可产生 24mol 的 ATP。

此外，在丙酮酸经三羧酸循环氧化为二氧化碳的过程中，在琥珀酰辅酶 A 氧化为延胡索酸时，还生成 1mol 的 GTP（三磷酸鸟苷），随后 1mol 的 GTP 进一步转变为 1mol 的 ATP。在这一氧化过程中还包含着不经 NAD 而将电子供给 FAD，产生 1mol 的 $FADH_2$ ，1mol 的 $FADH_2$ 通过电子传递体系氧化为 FAD 时可生成 2mol 的 ATP，在这一氧化过程中 2mol 的丙酮酸共生成 6mol 的 ATP。

因此微生物经好氧呼吸将 1mol 的葡萄糖彻底氧化为二氧化碳和水共可得到 38mol 的 ATP。

2 厌氧发酵作用产生的 ATP

在厌氧发酵中所有的 ATP 都是经 EMP 途径由底物水平磷酸化产生的，只产生 2mol 的 ATP。

因此，好氧脱胶所产生的 ATP 的数量是厌氧的 19 倍（见表 2-2）。由此可知，微生物采用好氧呼吸方式氧化同样同量的有机物所产生的微生物数量比厌氧多得多。因此，从理论上分析，好氧微生物对胶质的分解速度要比厌氧微生物快。

表 2-2 ATP 的计算与比较

单位：mol

ATP 的来源	厌氧脱胶	好氧脱胶
经 EMP 途径产生的 ATP	2	2
由 EMP 途径产生的 NADH_2 经呼吸链再氧化产生的 ATP	—	2×3
在 TCA 循环中由丙酮酸到乙酰辅酶 A 产生的 NADH_2 经呼吸链再氧化产生的 ATP	—	2×3
在 TCA 循环中由柠檬酸到 α -酮戊二酸产生的 NADH_2 经呼吸链再氧化产生的 ATP	—	2×3
在 TCA 循环中由 α -酮戊二酸到琥珀酰辅酶 A 产生的 NADH_2 经呼吸链再氧化产生的 ATP	—	2×3
在 TCA 循环中由琥珀酰辅酶 A 到琥珀酸产生的 GTP，由 GTP 进一步转变而来的 ATP	—	2×1
在 TCA 循环中由琥珀酸到延胡索酸产生的 FADH_2 经呼吸链再氧化产生的 ATP	—	2×2
在 TCA 循环中由苹果酸到草酰乙酸产	—	2×3

生的 NADH_2 经呼吸链再氧化产生的 ATP		
1mol 的葡萄糖经微生物降解总共产生的 ATP 数量	2	38

第五节 微生物生长能量平衡方程

1 微生物生长量

微生物生长量是指去除单位数量麻胶所形成的微生物细胞物质数量。麻胶对微生物的生长来说主要起到两个作用，一是提供细胞生命活动所需要的能量；二是提供合成细胞物质所需要的碳元素。若用 f_e 表示提供能量的那部分麻胶，用 f_s 表示提供合成细胞物质所需碳元素的那部分麻胶，且有：

$$f_e + f_s = 1 \quad (2-2)$$

这样， f_s 就可以作为微生物生长量的指标。则合成单位数量 (1/20mol) 的细胞物质所需提供能量的麻胶数量

$$A = f_e / f_s \quad (2-3)$$

$$\text{所以, } f_s = 1 / (1 + A) \quad (2-4)$$

2 能量的产生量

微生物生长所需要的能量全部来自于麻胶分解产生的自由能。但这些能量并不能为微生物直接利用，只有那部分储存于 ATP 中的化学能才能为微生物利用【4~5】【12~15】。微生物将胶质分解释放出来的自由能转化为 ATP 化学能的效率并不是 100%，而是有一部分要以热量的形式消散于周围的环境中。若单位数量的麻胶完全氧化为二氧化碳所释放出来的自由能为 ΔG_r ，将其转换成 ATP 化学能的效率因子为 K_1 ，则每合成单位数量的细胞物质由麻胶完全氧化为二氧化碳所释放出来的 ATP 化学能为： $-k_1 \cdot A \cdot \Delta G_r$ 。

3 能量的利用

微生物消耗能量的途径主要有两方面：用于微生物细胞物质的合成和用于微生物生命活动的维持【15~16】。满足这两种要求的所有能量都来自微生物产能代谢所形成的 ATP。麻胶在微生物产能代谢中释放出来的能量通过 ATP 转移到微生物并为其所利用的示意图如图 2-11 所示。

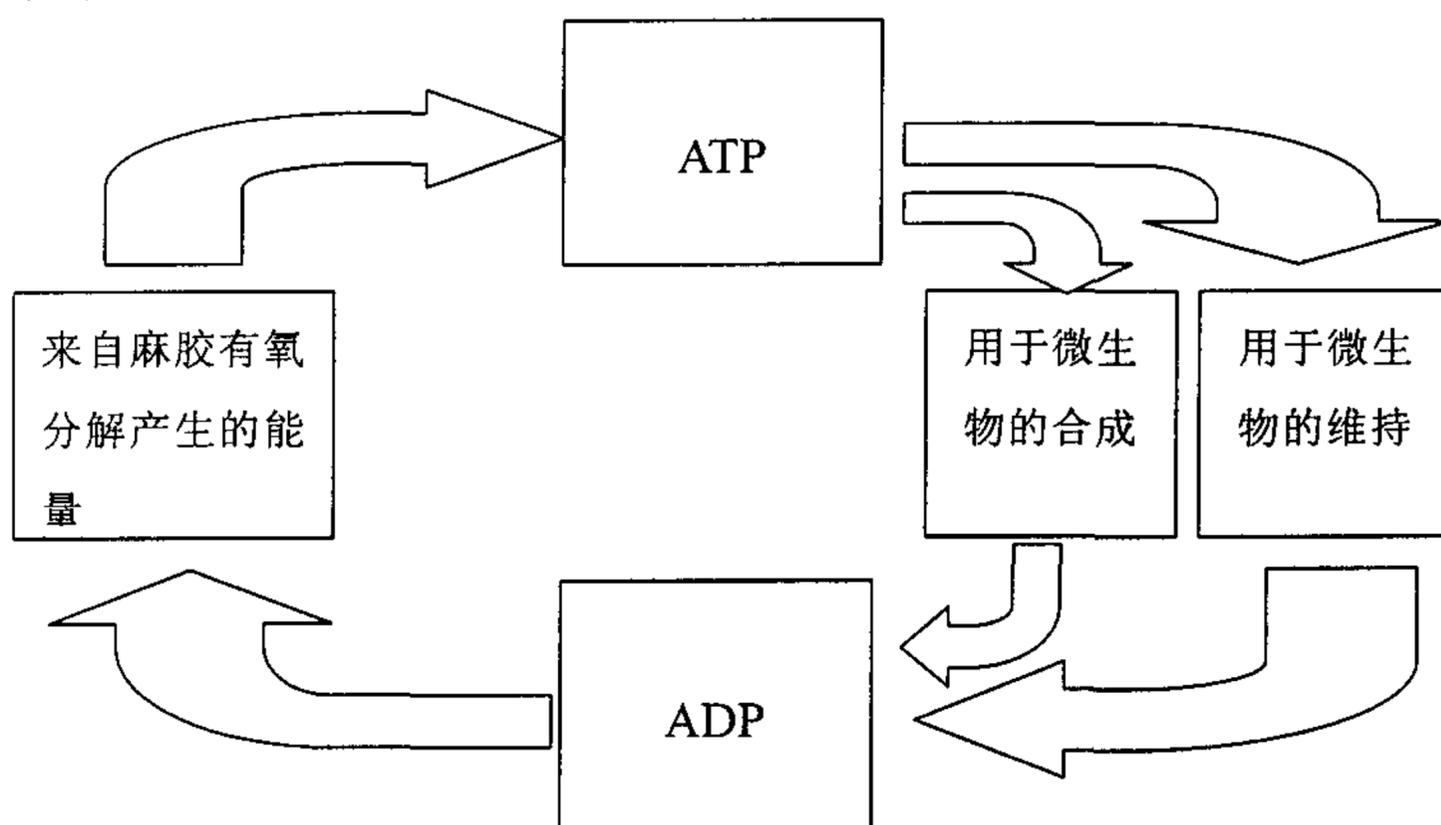


图 2-11 ATP 在微生物中的利用和流转示意图

4 用于合成的能量

用于合成的能量 ΔG_s 是由三部分组成的【15】，如图 2-12 所示。

(1) 将麻胶转化为丙酮酸所产生的 ATP 化学能。当麻胶作为微生物合成的碳源时，微生物必须首先将其转化为丙酮酸，因为丙酮酸是合成细胞物质的起始物质。合成单位数量 ($1/20\text{mol}$) 的细胞物质在这个阶段所释放出来的自由能为 ΔG_p ，它也必须转化为 ATP 化学能后才能为微生物所利用，其转换效率因子为 k_2 。因此在麻胶转化为丙酮酸过程中，为合成单位数量 ($1/20\text{mol}$) 的细胞物质所需碳源的那部分 ATP 化学能为 $k_2 \cdot \Delta G_p$ 。

(2) 将丙酮酸和氨合成为细胞物质所需要的 ATP 化学能 ΔG_c 。合成所需要的能量是由 ATP 的水解来提供的, 水解每摩尔 ATP 可以释放出 52325J 的自由能, 能产生 10.5g 干细胞【5】【15】。在以糖类物质为底物时, 细胞质分子式为 $C_5H_7NO_2$ (相对分子质量为 113)【6~7】【9】【16】。细胞中约有 90% 为有机物。由此可以计算出将丙酮酸和氨合成为单位数量(1/20mol)【17】的细胞物质所需要的 ATP 化学能 $\Delta G_c = 52325 \times 113 / 10.5 / 20 / 0.9 = 31284J$ 。

(3) 将其它氮元素转化为氨所需要的 ATP 化学能 $\Delta G_n/k_3$ 。氮元素是微生物细胞的主要构成元素之一, 它可以由氨氮直接提供, 也可以以氮的其它存在形式为微生物所利用, 但都必须首先将其还原为氨氮, 这个过程所需要的能量也是由 ATP 水解提供的, 若将其它氮元素还原为氨氮的自由能为 ΔG_n , 将 ATP 化学能转换为 ΔG_n 的效率因子为 k_3 , 则将其它氮元素还原为氨氮所需要的 ATP 化学能为 $\Delta G_n/k_3$ 。

因此, 合成单位数量 (1/20mol) 细胞物质所需要的总的 ATP 化学能为:

$$\Delta G_s = k_2 \cdot \Delta G_p + \Delta G_c + \Delta G_n/k_3 \tag{2-5}$$

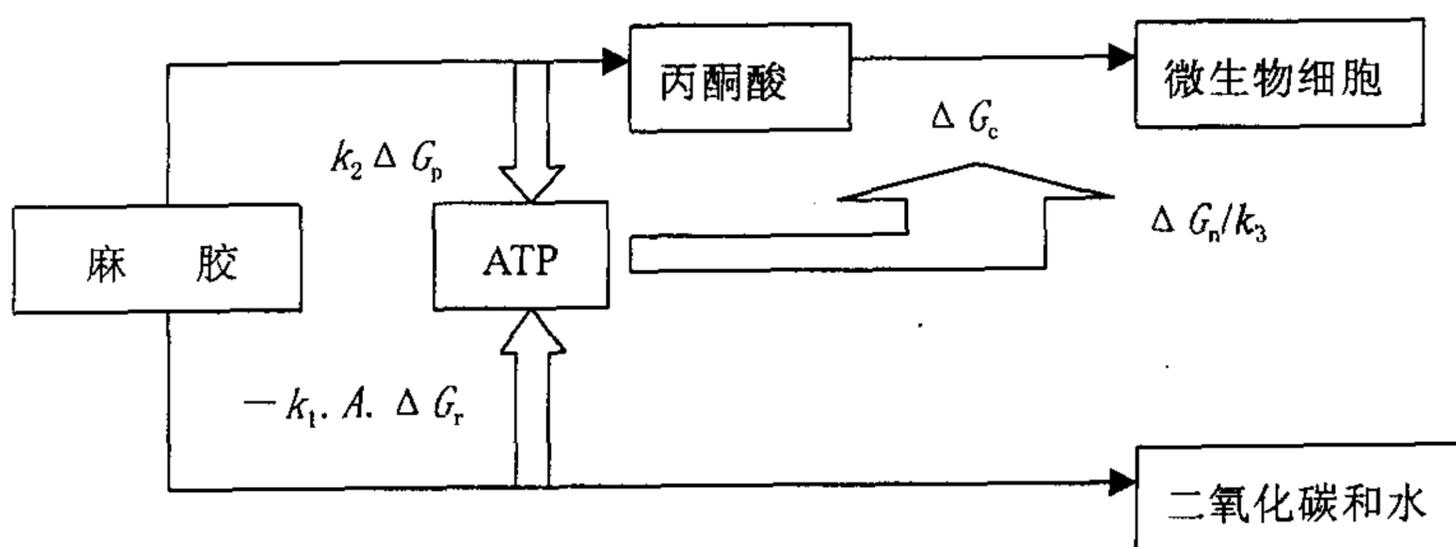


图 2-12 用于微生物细胞物质合成的能量

5 用于维持的能量【5】【15】

用于维持的能量是为维持微生物细胞的原始功能所要求的能

量。细胞的变化过程，无论是物理的还是化学的都需要能量来实现，如果没有有效能量的供给，细胞就会死亡。物理过程包括细胞的游动、渗透压的调节、分子转移及胞液的流动。化学过程包括象细胞壁、鞭毛、细胞膜及分解代谢器官等结构的再合成。对于十几个小时的红麻脱胶系统来说，由于菌龄很短，用于维持的能量是极小的，因此可以忽略不计。

6 微生物生长能量平衡方程的建立

微生物在产能代谢过程中产生的能量应该等于微生物用于合成的能量与用于维持的能量之和。所以有：

$$-k_1 \cdot A \cdot \Delta G_r = k_2 \cdot \Delta G_p + \Delta G_c + \Delta G_n / k_3 \quad (2-6)$$

由方程式 (2-6) 可以得出合成单位数量 (1/20mol) 的细胞物质所需提供能量的麻胶数量 A 的计算公式为

$$A = -\frac{n \cdot \Delta G_p + \Delta G_n / n + 31284}{n \cdot \Delta G_r} \quad (2-7)$$

式 (2-7) 中，n 为整个代谢过程中平均的效率因子，对于不同的呼吸系统，n 的取值范围不同，在好氧呼吸系统中，n 一般取 0.6^{【17】}。式 (2-7) 中的各种能量可以由 McCarty 等人创造的半反应式^{【16~17】}的自由能变化计算得到。

第六节 含氮添加剂对微生物生长量的影响

由微生物的元素组成可知，在微生物细胞内碳、氢、氧、氮占 90% 以上，磷、硫占 6% 左右，其它元素如钾、钠、钙、镁、氯、铁、锰、钴、铜、硼、锌、钼等为微需要元素。由于麻胶中含有大量的碳、氢、氧，而氮的含量较少，因此在微生物脱胶过程中必须添加一定数量的氮元素方可满足微生物生长、繁殖的需要。氮元素在自然界中存在的形式可以从 -3 到 +5 价，而能被微生物直接用来代谢的只有 -3 价，氮的其它几种存在形式能够被某些微生物间接利用，不同的微

生物种类在这方面的能力有很大区别。对于多数细菌来说，能够利用的氮主要是一3 和+5 价的。氮元素是影响微生物生长，也是影响脱胶的主要因素之一，因此，在脱胶过程中需加如含氮添加剂。其它元素由于需求量较少，一般红麻韧皮所含有的元素成分及数量基本可以满足脱胶微生物的需要。

对于不同的含氮添加剂按式 (2-4) 和式 (2-7) 可求出微生物生长量并对其加以比较。

半反应技术在生物系统中的应用经大量的试验证明是有效的。由微生物参与的反应系统可以写出三个半反应式，一个为细胞物质的合成反应式 (R_c)，一个为电子供体 (胶质) 的氧化反应式 (R_d)，一个为电子受体 (氧气) 的还原反应式 (R_a)，为了便于它们的结合都以单位电子为基础列出方程式，且电子数在反应式的右边^[14]。麻胶中的碳在产能反应中，最终成为二氧化碳，在细胞物质的合成反应中，最终成为细胞物质。

前文已经论述，红麻的胶质从结构上来说主要是碳水化合物，这些物质的化学通式可以用 CH_2O 来表示。关于微生物的元素组成，前人已做过大量研究，当以碳水化合物作为基质时，细菌的分子式可用 $C_5H_7NO_2$ 来表示。本文涉及到的各种半反应式列于表 2-3^[19]。

表 2-3 有关的半反应方程式

半反应方程式	$\Delta G_0 / J$
微生物细胞物质 ($C_5H_7NO_2$) 合成的半反应方程式	
$1/20C_5H_7NO_2 + 9/20H_2O = 1/5CO_2 + 1/20HCO_3^- + 1/20NH_4^+ + H^+ + e^-$	—
电子受体 (O_2) 还原的半反应方程式	
$1/2H_2O = 1/4O_2 + H^+ + e^-$	78174
麻胶质 (CH_2O) 氧化的半反应方程式	
$1/4CH_2O + 1/4H_2O = 1/4CO_2 + H^+ + e^-$	-41860
胶质生物降解的中间产物丙酮酸 ($CH_3COCOOH$) 氧化的半反应方程式	
$1/10CH_3COCOO^- + 2/5H_2O = 1/10HCO_3^- + H^+ + e^-$	-35769
硝态氮 (NO_3^-) 还原为氨氮 (NH_4^+) 的半反应方程式	

$1/8\text{NH}_4^+ + 3/8\text{H}_2\text{O} = 1/8\text{NO}_3^- + 5/4\text{H}^+ + \text{e}^-$	34514
--	-------

(1) 当用铵盐作为含氮添加剂时

$$\Delta G_p = -41860 - (-35769) = -6091 \text{ J}$$

$$\Delta G_r = -41860 - 78174 = -120034 \text{ J}$$

$$\Delta G_n = 0, n = 0.6, \text{ 则:}$$

$$A = 0.384$$

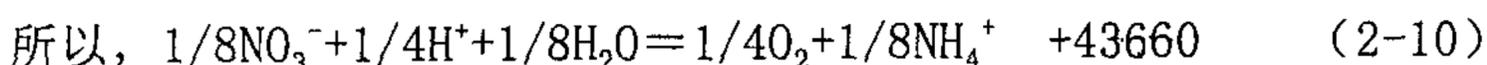
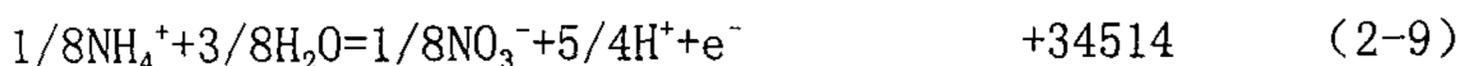
$$f_s = 1/1.384 = 0.723$$

(2) 当用硝酸盐作为含氮添加剂时

$$\Delta G_p = -41860 - (-35769) = -6091 \text{ J}$$

$$\Delta G_r = -41860 - 78174 = -120034 \text{ J}$$

但由于此时没有 NH_4^+ 用于合成细胞物质, 微生物必须首先消耗能量把 NO_3^- 还原为 NH_4^+ , 因此 ΔG_n 是由以下两式决定的:



由于式(10)包含 $1/8\text{mol}$ 的 N, 而细胞合成式中只有 $1/20\text{mol}$ 的 N, 因此 $\Delta G_n = 43660 \times 8/20 = 17464 \text{ J}$, $n = 0.6$ 则:

$$A = 0.788$$

$$f_s = 1/1.788 = 0.559$$

由上述计算的结果比较可知, 当以铵盐作为含氮添加剂时, 细菌的生长量比硝酸盐高 29%。

第七节 本章结论

- (1) 韧皮纤维微生物脱胶的主要去除对象是除纤维素和木质素之外的多缩戊糖、多缩己糖及其杂聚多糖。
- (2) 韧皮纤维胶质在有氧条件下经微生物降解的主要途径是: 多糖胶质水解成戊糖、己糖; 戊糖、己糖通过 HMP 和己糖互换途径转化为 6-磷酸果糖; 6-磷酸果糖经过 EMP 途径转化为丙酮酸;

丙酮酸经三羧酸循环和氧化呼吸链彻底氧化为二氧化碳和水。

- (3) 微生物脱胶的本质是“胶生菌，菌产酶，酶脱胶”。但微生物所采用呼吸方式决定了细菌的产生数量，从而最终影响脱胶速度。好氧微生物在有氧的条件下能将胶质彻底分解为二氧化碳和水并产生大量的 ATP；而厌氧微生物在厌氧的条件下对胶质的分解不彻底，产生的 ATP 要少得多。微生物的生长量与 ATP 的数量成正比，因此好氧微生物在有氧的条件下对胶质的降解速度比厌氧微生物在无氧的条件下快得多。
- (4) 采用好氧微生物脱胶能将胶质彻底氧化为二氧化碳和水，而厌氧微生物对胶质的分解不彻底，因此，好氧微生物脱胶液对环境的污染程度比厌氧轻。
- (5) 理论分析与计算表明，好氧微生物在有氧的条件下以氨氮作为添加剂时细菌的生长量比硝态氮高 29%。

参考文献

1. 姜繁昌, 邵宽, 周岩. 苧麻纺纱学. 北京: 纺织工业出版社, 1990. 18~47
2. 钱章武, 杨松年. 黄红麻的脱胶与分级检验. 北京: 纺织工业出版社, 1982. 50~120
3. 欧阳曙, 姚刚. 苧麻化学脱胶新技术的评述与应用. 苧麻纺织科技, 1993, 75 (1) :23~26
4. Thomas D Brock. Biology of microorganisms. New Jersey: Michael T Madigan Prentice-hall Inc, 1988. 46~49, 113~139, 326~327, 586
5. Anthony Gaudy, Elizabeth Gaudy. Microbiology for Environmental Scientists and Engineers. New York: McGraw-Hill Book Co, 1980. 195~203, 382~406, 418~421
6. 王家玲. 环境微生物学. 北京: 高等教育出版社, 1988. 66~71, 124~133
7. 胡家俊, 周群英. 环境工程微生物学. 北京: 高等教育出版社, 1988. 92, 144~149

8. 复旦大学, 武汉大学. 微生物学. 北京: 人民教育出版社, 1979. 90~102
9. 许保玖. 当代给水与废水处理原理. 北京: 高等教育出版社, 1991. 275~278
10. 高廷耀. 水污染控制工程 (下册). 北京: 高等教育出版社, 1989. 166~180
11. 管筱武, 张价耀, 罗宇煌. 木质素降解酶及其调控机理研究的进展. 上海环境科学, 1998, 17 (11): 46~49
12. 罗纪盛. 生物化学. 上海: 华东师范大学出版社, 1997. 234~235, 266~288
13. 樊庆笙, 陈华葵. 微生物学进展. 北京: 农业出版社, 1984. 179~221
14. 李建武. 生物化学. 北京: 北京大学出版社, 1993. 82, 148~170
15. McCarty P L. Thermodynamics of biological synthesis and growth. *International Journal of Air and Water Pollution*, 1965, 9(10): 621~639
16. Leslie C P, Grady Jr, and Henry C Lim. *Biological wastewater treatment, theory and application*. New York and Basel: Marcel Dekker, Inc, 1980. 230~255, 269~300
17. Droste R L. Effect of nitrogen on yield using bioenergetic theory. *Journal of Environmental Engineering*, 1992, 118(5): 815~820
18. 复旦大学, 武汉大学. 微生物学. 北京: 人民教育出版社, 1979. 90~102

第三章 红麻好氧微生物脱胶影响因素研究

由前文的生物能力学的基本理论分析计算可知,好氧微生物在有氧的条件下能将胶质彻底分解为二氧化碳和水并产生大量的 ATP;而厌氧微生物在厌氧的条件下对胶质的分解不彻底,产生的 ATP 要少得多。微生物的生长量与 ATP 的数量成正比,好氧微生物在有氧的条件下对胶质的降解速度比厌氧微生物在无氧的条件下快得多。理论计算还表明,好氧微生物在有氧的条件下以氨氮作为氮源时脱胶速度应比以硝态氮作为氮源时快。理论分析及初探试验为本课题研究确定了以好氧微生物脱胶作为技术路线。但上述理论分析是基于生物能力学的普遍规律得出的,对于不同的微生物种类及其生长条件,微生物的生长量有所不同。而且微生物的生长量只是一个理论指标,在实际工作中难以测定,对红麻微生物脱胶系统来说,应该具体问题具体对待。通常纺织工作者习惯采用残胶率作为脱胶好坏程度的指标,本文拟通过测定在一定脱胶时间段内红麻纤维的残胶率作为评价脱胶的指标。脱胶时间段的设定是基于多次初探试验确定的。在废水处理中已有许多文献报导了驯化微生物的生长条件对废水处理的影响,但用驯化微生物进行麻脱胶,尚未见报导。因此本章的主要研究内容就是对好氧微生物脱胶的影响因素做一些深入细致的研究,并通过测试纤维性能指标,综合比较好氧和厌氧两种脱胶方法对纤维性能的影响。

第一节 微生物的驯化

1 厌氧菌驯化

厌氧菌取自废水处理站及下水道下的污泥多处,约 500g 左右,加自来水 3000mL 搅拌均匀,净置 30min,取上清液 2000mL,所得含菌液体备用。用 $\phi 100\text{mm} \times 600\text{mm}$ 的有机玻璃筒取上述菌液 1000mL,自来水 1940mL,混合营养液 60mL,调整 pH 值为 7.0,

将 30g 红麻生麻投入其中，在实验室恒温控制 38℃ 的条件下做首次驯化，直至麻皮完全腐烂^{【3~4】}。接着用 1/3 首次驯化的菌液作为菌种做第二次驯化，用 1/3 第二次驯化的菌液做第三次驯化，如此重复五次，每次麻的质量分别为 30、40、50、60、70g，其余条件不变。

2 好氧菌驯化

自校园的花坛、树木的根部取表层泥土多处，约 500g 左右，加自来水 3000mL 搅拌均匀，静置 30min，用无菌毛巾滤去悬浮物后取上清液 2000mL 作为用于驯化的含菌液体。驯化方法除充入空气外，其余同厌氧菌。

第二节 试样准备、试验装置及残胶率测试方法

1 试样准备

红麻生麻取自我国最大的麻区六安。将红麻生麻沿长度方向等分为根、中、梢三等分，并将中部分别剪成 5cm 和 60cm 长用于残胶率和其它纤维性能指标测试。实验前将试样分别称重为 30g，45g 并用开水沸煮 1h 备用。该麻样的含胶量分析见表 3-1。

表 3-1 试样含胶量分析^{【5】}

部位	纤维素 (%)	脂蜡质 (%)	水溶物 (%)	果胶 (%)	半纤维素 (%)	总含胶量 (%)
根	57.137	2.145	21.11	10	9.387	42.863
中	53.986	2.194	17.064	11.558	8.437	46.014
梢	44.056	3.988	22.236	13.595	7.447	55.944
平均	51.727	2.776	20.137	11.718	8.424	48.273

2 脱胶接种液准备

(1) 用于回用比、pH 值、气流量、浴比和温度等参数研究的脱胶

接种液准备

将干重为 45g 的红麻韧皮投入 $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯中在含氮添加剂用量 0.5%，pH 值 7.0，恒温 38℃，浴比 1:40，经过驯化的含菌脱胶液回用比 1/3，空气流量 1.0L/min 的条件下脱胶 23h，如此重复 3 次后，脱胶液用于 pH 值、温度、浴比、脱胶液回用比、空气流量等试验。

(2) 用于含氮添加剂研究的脱胶接种液准备

将 45g 红麻投入 $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯中在不加任何营养物，pH 值 7.0，恒温 38℃，浴比 1:40，经过驯化的含菌脱胶液回用比 1/3，空气流量 1.0L/min 的条件下脱胶 47h，如此重复 3 次后，脱胶液用于含氮添加剂试验。

3 试验装置

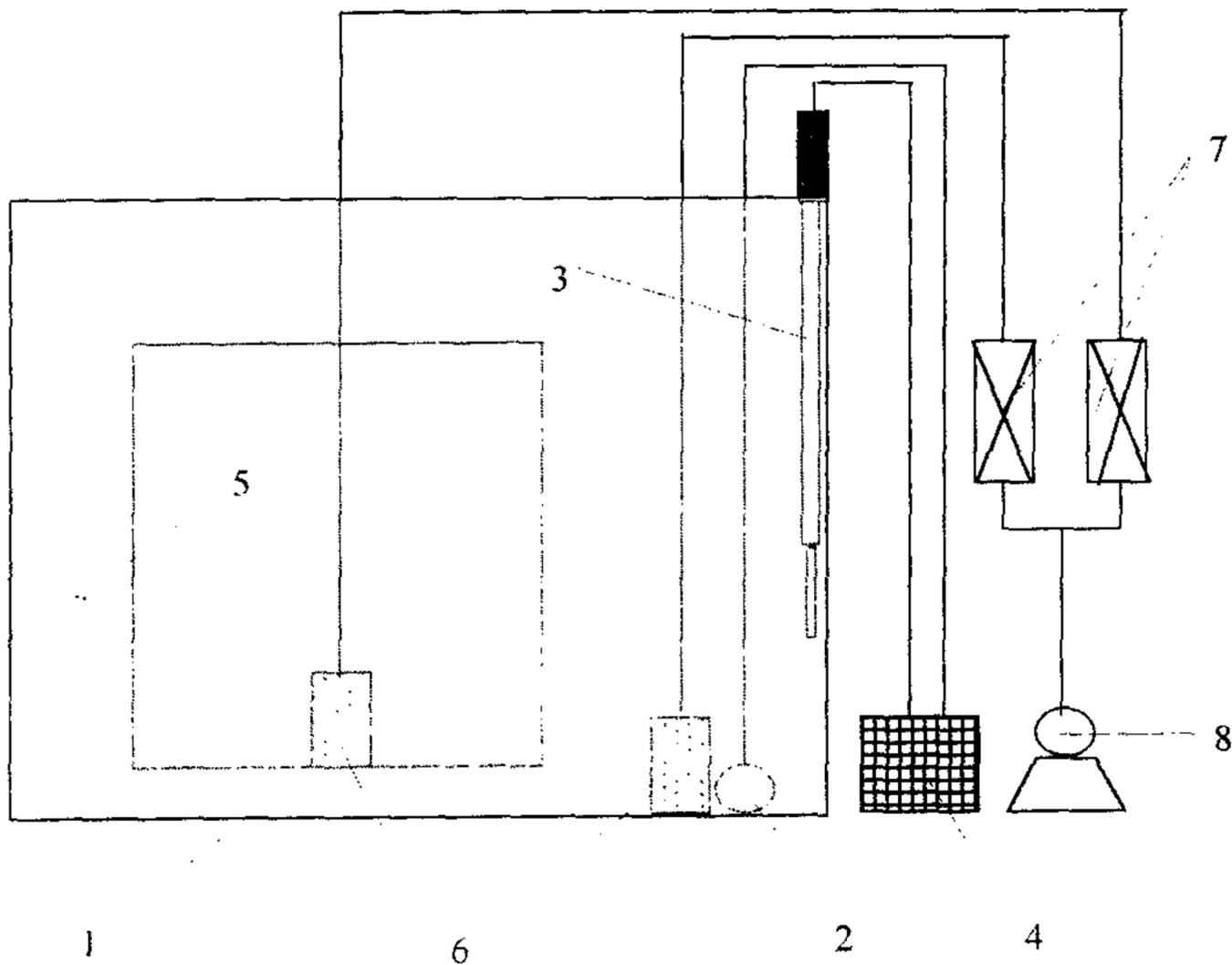


图 3-1 脱胶试验装置

本试验装置主要是由以下几个部分组成的：(1) 自制玻璃水浴缸；(2) 300W 电热加热棒；(3) 0~100℃的电接点温度计；(4) 恒温控制器；(5) $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯；(6) 市购曝气头；(7) 玻璃转子式气体流量计；(8) 市购微型空气泵。

4 残胶率测试^[5]

残胶分析采用 GB5881—86 规定的方法。从每次实验的脱胶红麻中随机取 3 个干重各为 5g 左右的试样，分别放于已知重量的称量瓶中，烘至恒重。取出迅速放入干燥器中冷却，称重为 G_0 。而后将试样分别放入加有 150ml，浓度为 20g/l 氢氧化钠溶液的三角烧瓶中，装好球形冷凝管煮沸 3 小时。取出试样在分样筛中洗净，分别放于已知重量的称量瓶中，烘至恒重。取出迅速放于干燥器中冷却，称重

为 G_0' 。残胶率按
$$W_c = \frac{G_0 - G_0'}{G_0} \times 100$$
 计算。

第三节 回用比对红麻好氧微生物脱胶的影响

试验方法与条件：

将 30g 红麻投入 $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯中加经过特殊准备的脱胶液，在 pH 值 7.0、温度 38℃、浴比 1:40、通入空气流量 1.0L/min、含氮添加剂用量 0.5%的条件下，分别设置脱胶液回用比为 5、10、15、20、35、50、65、80%，脱胶 20 小时（根据初探试验确定的）。待试样洗净、烘干后，测试残胶率（每个回用比方案测试 3 次）。

结果与讨论：

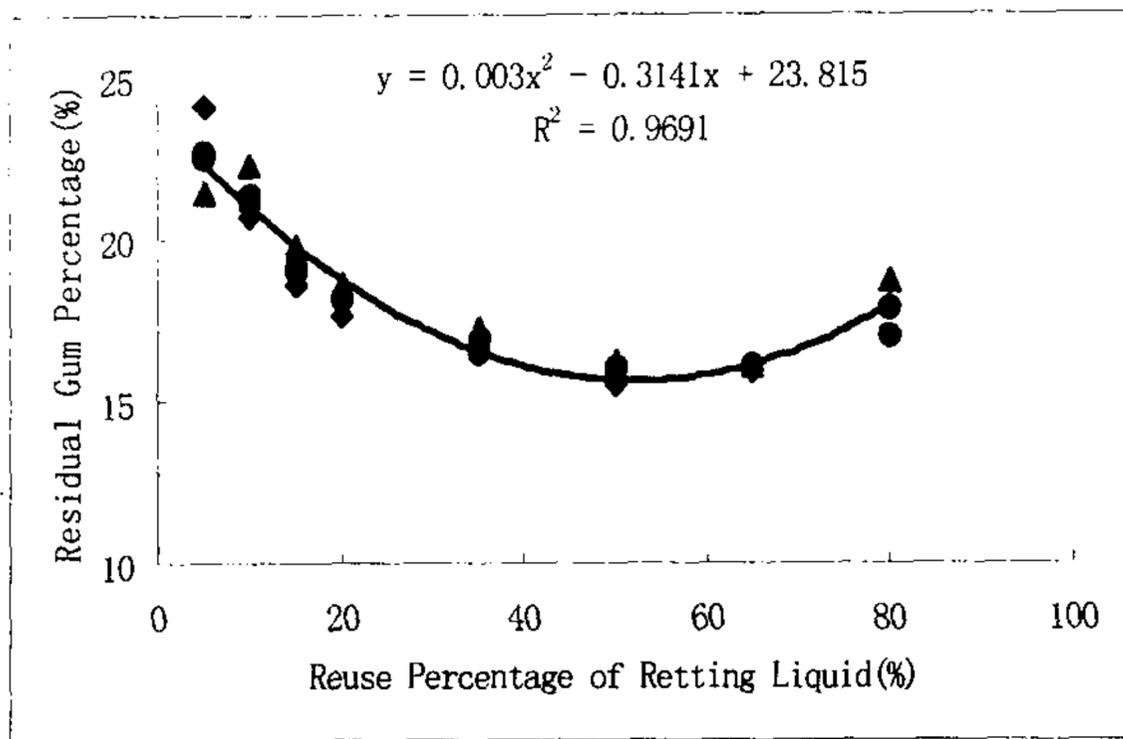


图 3-2 回用比对残胶率的影响

回用比对残胶率影响的试验结果如图 3-2 所示。当回用比低于 50%时，残胶率随着回用比的增加呈降低趋势；当回用比超过 50%时，残胶率随着回用比的增加呈增加趋势。试验数据表明最佳回用比在 50-65%之间。回用比对红麻残胶率的影响可以用分批培养微生物生长曲线来加以解释。我们所采用的微生物脱胶反应器其实质上就是分批好氧生物反应器，将麻均匀地放入反应器中，按足够的比例加水将麻淹没，加入微生物生长必须的有关元素，通入空气，随着麻中可溶性胶质逐步溶于水中，微生物就开始利用这些胶质生长繁殖，依次经过滞后期、指数生长期、平稳期和衰退期。所谓的微生物生长曲线就是微生物在某个特定的环境中从接种开始经过生长繁殖直至衰老死亡的微生物数量与时间的关系曲线。对于脱胶系统来说，值得提及的是滞后期和指数生长期。当微生物被接种到一个新的并有利于其生长的环境时，其实不能马上分裂增殖，而是先要经过一段适应新环境并为增殖准备条件的过程，这个阶段被称为生长滞后期。在滞后期，微生物体内物质增加显著，体积增大并合成新的酶系。对于脱胶来说，如果能将滞后期缩短或完全消除，那将会大大地缩短脱胶时间。这可以通过回用部分脱胶废液来实现，其实质就是将处于指数生长期的微生物

物加大数量接种到成份相同的培养基上，并在相同条件下进行培养，这样微生物就不必重新适应新的环境。

指数生长期紧接着滞后期，在这个生长期内，微生物的生长规律服从数学表达式 $dx/dt = \mu \cdot x$ ， x 为微生物的浓度， μ 为微生物的比生长速率。胶质的脱除速率是与微生物的比增长速率以及脱胶起始时刻的微生物浓度成正比的，显然回用比太低不能保证足够的微生物浓度。但回用比过高对脱胶也不利，主要是因为衰老细菌浓度和对微生物生长有抑制作用的中间产物浓度会随着回用比的增加而增加，从而限制了微生物的进一步繁殖。

第四节 起始 pH 值对红麻好氧微生物脱胶的影响

试验方法与条件：

将 30g 红麻投入 $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯中加经过特殊准备的脱胶液，在温度 38°C 、浴比 1:40、脱胶液回用百分比 50%、通入空气流量 $0.5\text{L}/\text{min}$ 、含氮添加剂用量 1.0% 的条件下，分别设置 pH 值为 5.0、6.0、6.5、7.0、7.5、8.0、9.0，脱胶 20 小时（根据初探试验确定的）。待试样洗净、烘干后，测试残胶率（每个 pH 值方案测试 3 次）。

结果与讨论：

起始 pH 值对残胶率影响的试验结果如图 3-3 所示。当 pH 值低于 7.0 时，残胶率随着 pH 值的增加呈降低趋势；当 pH 值超过 7.0 时，残胶率随着 pH 值的增加呈增加趋势。尤其是当 pH 值低于 6.0 或大于 8.0，这种趋势极其明显。试验数据表明最佳 pH 值在 6.5~7.5 之间。尽管经过驯化的脱胶微生物的生长范围只有 4 个 pH 值单位，然而这却意味着氢离子浓度变化高达 10000 倍。起始 pH 值对微生物脱胶的影响主要表现在以下几个方面：（1）通过改变微生物体内酶促反应速度来影响微生物的生长，因为酶活性大小与 pH 值密切相关，特别是 pH 值对细胞膜和细胞壁上酶类的影响，直接影响细胞营养物

质的运输功能以及 ATP 的合成；(2) 起始 pH 值的变化还直接影响细胞膜所带电荷的性质，pH 值偏高偏低都有可能影响膜结构的稳定性；(3) pH 值除对微生物体产生直接影响外，还对脱胶液中有机化合物向细胞内部的渗透作用产生影响，甚至可引起对细胞的毒性作用。

脱胶过程中 pH 值的变化通常是由微生物本身造成的。细胞内部的 pH 值往往不是由脱胶条件单方面决定的，微生物能够控制各种离子包括氢离子进出细胞的数量。微生物的许多代谢活动产生的中间物质和最终物质以及某些物质的去除都有可能引起 pH 值的改变。如糖酵解途径中的许多中间产物都是酸性的，因此厌氧发酵的 pH 值往往呈酸性。硝酸根离子的利用往往导致 pH 值的上升，铵离子的利用导致 pH 值的下降，这些酸碱性物质的产生可能导致细胞内部 pH 值的急剧变化，从而对细胞的生长产生抑制作用，这也从另一方面解释了回用比不能太高，同时也指出在工业化微生物脱胶生产中要采用自动酸碱滴定装置对生产过程中的 pH 值进行监控。

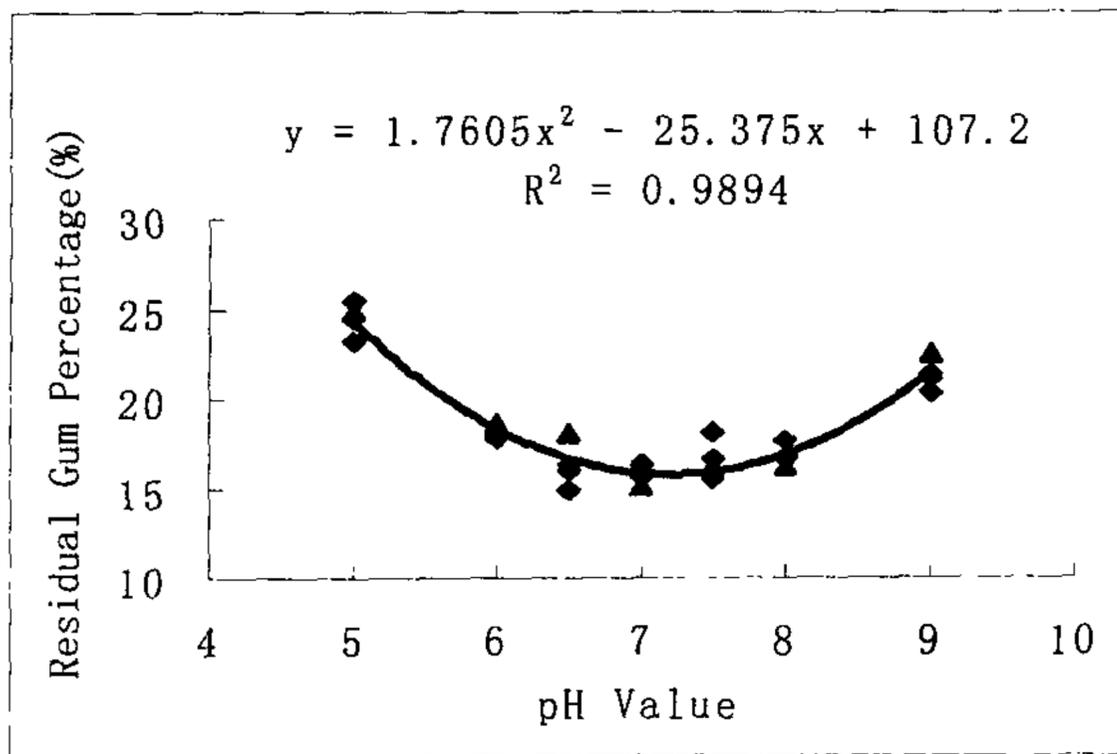


图 3-3 起始 pH 值对残胶率的影响

第五节 空气流量对红麻好氧微生物脱胶的影响

试验方法与条件:

将 30g 红麻投入 $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯中加经过特殊准备的脱胶液, 在 pH 值 7.0、温 38°C 、浴比 1:40、脱胶液回用百分比 50%、氨氮含量百分比 0.5% 的条件下, 分别设置通入空气流量为 0.3、0.4、0.5、1.0、1.5、2.0、2.5L/min, 脱胶 20 小时 (根据初探试验确定的)。待试样洗净、烘干后, 测试残胶率 (每个空气流量方案测试 3 次)。

结果与讨论:

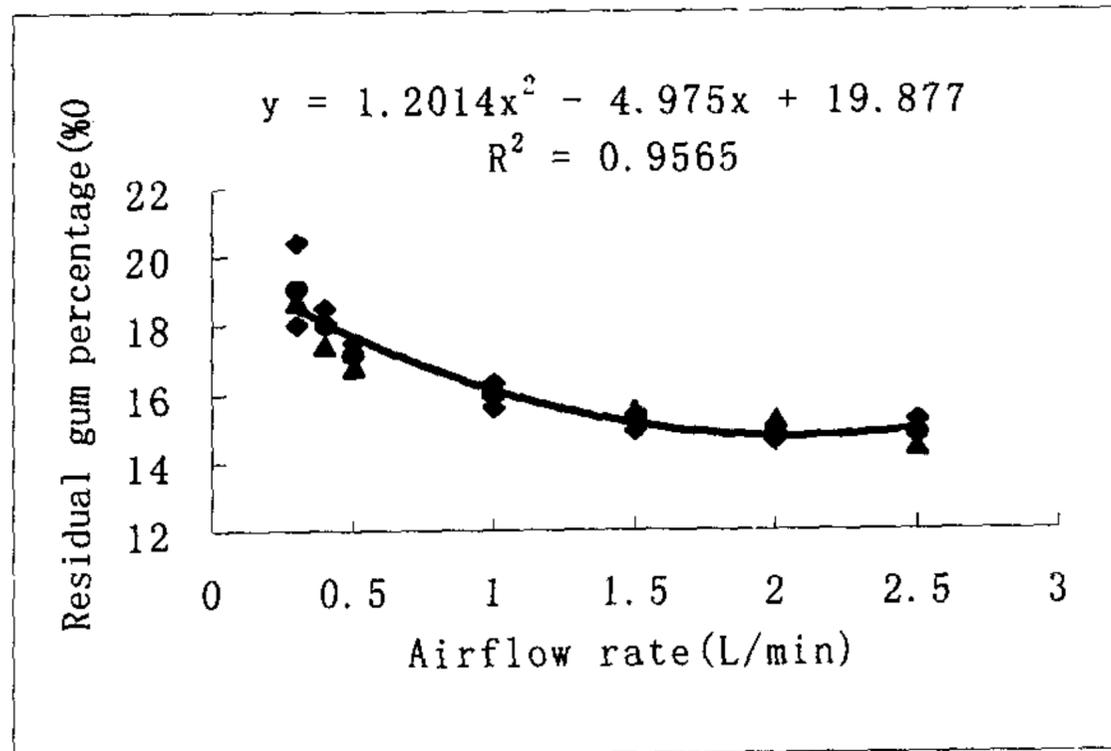


图 3-4 空气流量对残胶率的影响

通气的目的主要是为好氧微生物提供氧气, 氧气的存在与否决定了微生物的呼吸方式, 自然界中的微生物根据它们与氧气的关系, 可划分为好氧菌、厌氧菌及兼性厌氧菌。由于它们在采取不同的呼吸方式时, 利用不同的电子受体, 使得它们对能量的产生和利用效率不同, 因此决定了 ATP 的产生数量, 从而影响微生物的增长速率。由第二章的理论分析可知, 好氧微生物在有充足氧气供应的情况下, 产生的 ATP 的数量是厌氧菌在无氧条件下的 19 倍。脱胶的本质就是

“胶养菌，菌产酶，酶脱胶”循环作用的结果，微生物采用好氧呼吸方式，其增殖速率比厌氧快，脱胶速度自然要比厌氧快。因此氧气的存在与否是决定脱胶速度的关键因素之一。好氧微生物脱胶速度的快慢还与通入脱胶液中空气的多少有密切关系。空气流速对残胶率影响的试验结果如图 3-4 所示。可以明显看出，残胶率随着空气流速的增加呈降低趋势。当空气流速低于 1.5L/min 时，下降趋势比较显著；当气流量超过 1.5L/min 时，下降趋势趋于缓和，当超过 2.0L/min 时，几乎没有明显的变化。其实微生物对氧气的利用效率是很低的，微生物只能利用溶解于水中的那部分氧气，影响氧气溶解于水的因素很多，如温度、压力、气泡的大小以及气泡的分散性。当气流量大时，有助于气泡的分散和氧气在液体中的转移，保证脱胶液中的细菌能够获得代谢所需要的氧气。当气流量小时，空气在脱胶液中分散性很差，大大地降低了氧气溶解于水的速率，甚至使局部细菌完全处于厌氧状态，这样不仅降低脱胶速度，还会导致脱胶不匀。因此，如何提高氧气的利用率是好氧微生物脱胶用于工业化生产所面临的一大难题。

第六节 浴比对红麻好氧微生物脱胶的影响

试验方法与条件：

将 30g 红麻投入 $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯中加经过特殊准备的脱胶液，在 pH 值 7.0、温度 38℃、脱胶液回用百分比 50%、通入空气流量 2.5L/min、含氮添加剂用量 0.5% 的条件下，分别设置浴比为 1:10、1:15、1:20、1:30、1:40、1:50、1:60，脱胶 20 小时（根据初探试验确定的）。待试样洗净、烘干后，测试残胶率（每个浴比方案测试 3 次）。

结果与讨论：

浴比对残胶率影响的试验结果如图 3-5 所示。当浴比低于 1:50 时，残胶率随着浴比的增加呈降低趋势。当浴比超过 1:50 时，随着浴比的增加，残胶率有上升的趋势。但在 1:30-1:60 之间变化不大。

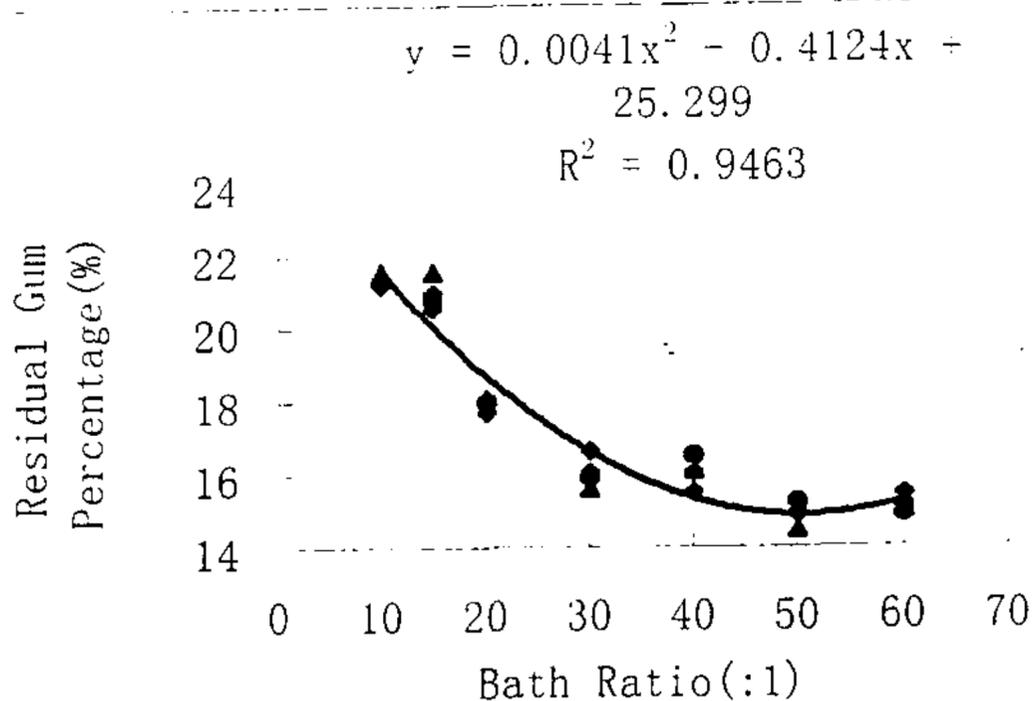


图 3-5 浴比对残胶率的影响

浴比主要是通过改变溶液中有有机物、微生物浓度以及酶的浓度来影响脱胶效果的。低浴比尽管能增加有机物浓度及微生物浓度，但同时也会导致对微生物生长产生抑制作用物质浓度的增大，从而对微生物的生长产生抑制作用，影响脱胶的正常进行；浴比太大往往会造成有机物浓度、微生物浓度以及酶的浓度太低，从而降低脱胶速度。过大的浴比对减小生产场地和节约用水都是不利的。

第七节 温度对红麻好氧微生物脱胶的影响

试验方法与条件：

将 30g 红麻投入 $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯中加经过特殊准备的脱胶液，在 pH 值 7.0、浴比 1:50、脱胶液回用百分比 50%、通入空气流量 2.5L/min、含氮添加剂用量 0.5% 的条件下，分别设置温度为 30、31、32、33、34、35、36、37、38、39、40、41、42℃，脱胶 20 小时（根据初探试验确定的）。待试样洗净、烘干后，测试残胶率（每个温度方案测试 3 次）。

结果与讨论：

温度（水浴）对残胶率影响的试验结果如图 3-6 所示。当水浴

温度低于 40℃时，残胶率随着水浴温度的增加而降低；当温度超过 40℃时，残胶率随着温度的增加而急剧增大。由图 3-6 可知，38-40℃是最佳脱胶温度范围。适当的高温会增加酶的活性，也就增加了细菌对胶质的分解速度。对于在较高温度条件下驯化出来的微生物来说，脱胶温度不能过低，因为低温使微生物代谢功能下降，甚至导致微生物停止生长，从而使脱胶速度变慢。原因主要由两个方面：(1) 低温使以脂类物质为主要成份的微生物膜的流动性变差，使微生物营养运输系统的功能减弱，维持微生物生长所必须的物质不能迅速进入细胞膜内部，微生物的生长减慢甚至停止；(2) 低温抑制了各种酶的活性。脱胶温度也不能过高，否则会导致细胞死亡，脱胶作用停止。温度导致微生物死亡主要有两方面的原因：(1) 在一定的高温下，构成微生物膜的脂类物质会熔化，膜的完整性受到破坏，细胞物质有可能渗出；(2) 高温还使得核糖体、RNA 以及各种酶蛋白发生热致变性，使蛋白质的空间构型发生不可逆改变，使胞内酶失去代谢功能。这就解释了为什么当温度超过 40℃时，残胶率随着温度的增加而急剧增大。

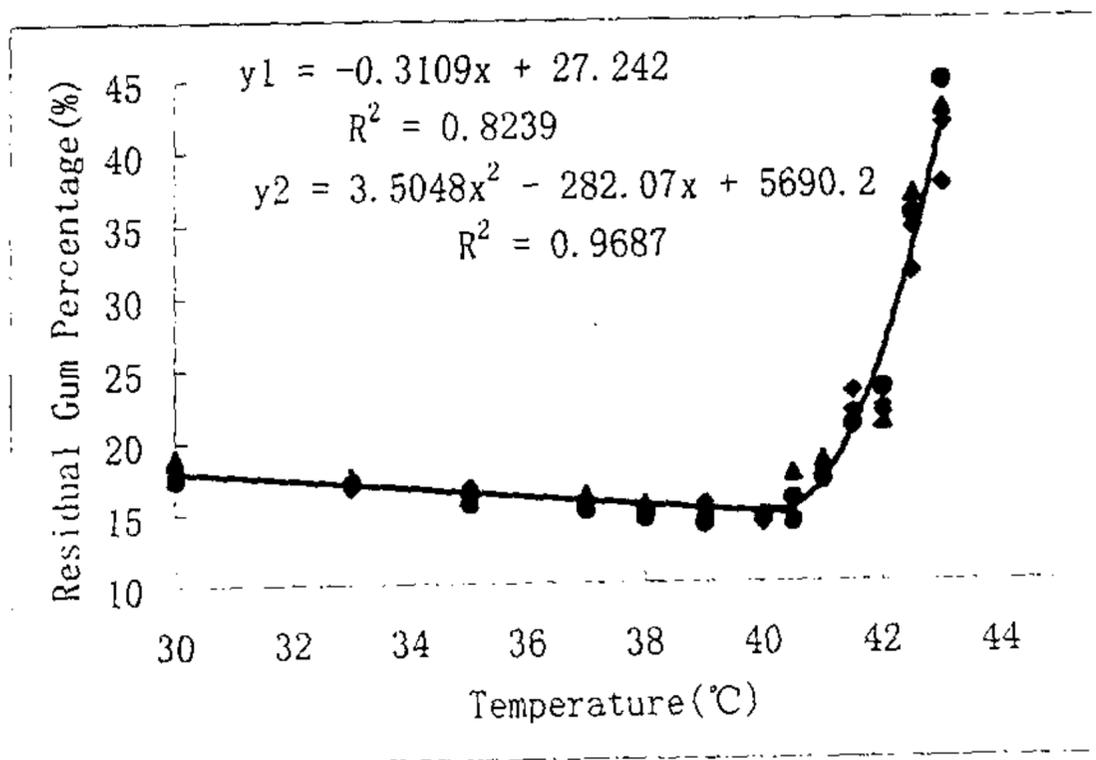


图 3-6 温度（水浴）对残胶率的影响

第八节 含氮添加剂对红麻好氧微生物脱胶的影响

试验方法与条件:

将 30g 红麻投入 $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯中加经过特殊准备的脱胶液, 在 pH 值 7.0、温度 40°C 、浴比 1:50、脱胶液回用百分比 50%、通入空气流量 $2.5\text{L}/\text{min}$ 的条件下, 分别对硫酸铵、磷酸氢二铵、硝酸钾和尿素进行试验, 分别设置含氮添加剂百分比为 0.1%、0.2%、0.3%、0.35%、0.4%、0.45%、0.5%, 脱胶 20 小时 (根据初探试验确定的)。待试样洗净、烘干后, 测试残胶率 (每个百分比方案测试 3 次)。

结果与讨论:

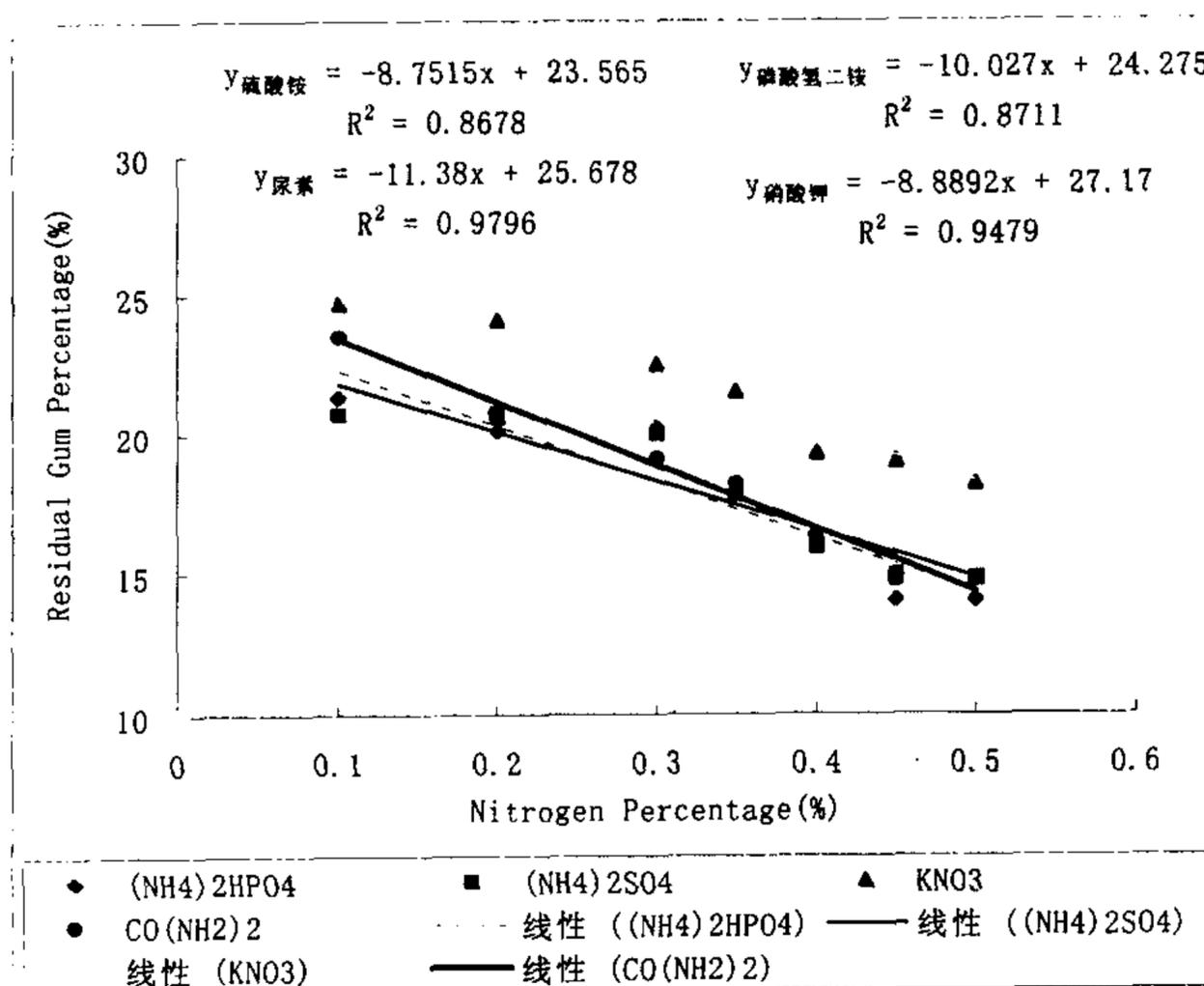


图 3-7 含氮添加剂对残胶率的影响

含氮添加剂对残胶率影响的试验结果如图 3-7 所示。添加含氮添加剂能加快脱胶速度, 添加铵盐类化合物的脱胶速度比硝酸盐要

快，且当含氮添加剂的含氮百分比低于 0.5% 时，随着含氮添加剂用量的提高，残胶率呈直线下降趋势。至于为什么添加铵盐类化合物的残胶率比硝酸盐低，这可应用第二章建立的生物反应能量平衡方程加以解释。微生物可以直接利用氨氮来合成细胞物质，而当只有硝态氮存在时，微生物首先必须消耗能量把硝态氮还原为氨氮，因而用于合成细胞物质的能量相对较少，从而导致微生物的生长量较低，脱胶速度减慢，相同脱胶时间条件下的残胶率较高。

第九节 好氧微生物脱胶对红麻束纤维性能的影响

试验方法：

1. 红麻纤维试样的获得

用 $\phi 150\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的搪瓷烧杯取接种液 750mL，自来水 750mL，添加红麻试样重 0.45% 的含氮添加剂，调整 pH 值为 7.0，分别将 30g $\times 5\text{cm}$ （用于测残胶率），45g $\times 60\text{cm}$ （用于测其它机械物理性能指标）的麻样投入，在实验室水浴恒温 40℃ 的条件下分别厌氧和充入空气（空气流量 2.5L/min）脱胶。根据初探试验的结果，脱胶时间分别设定为，厌氧 96 小时，好氧 20 小时。上述实验分别连续重复 7 次。脱胶麻经水洗、烘干后分别用于残胶率分析（试验样本数为 21），束纤维断裂强力及断裂伸长测试（试验样本为 30，在 7 次连续脱胶麻混合后随机抽取的），纤维线密度和柔软度测试（试验样本为 30，在 7 次连续脱胶麻混合后随机抽取的）。

2. 束纤维断裂强力及断裂伸长测试^[6]

束纤维断裂强力及断裂伸长测试方法采用 GB/T 12411.2-90 方法。将试样在温度 $26 \pm 2^\circ\text{C}$ ，相对湿度 $65 \pm 2\%$ 的条件下吸湿达到平衡后，理直称取长为 300mm，质量为 0.1g 的试样 30 个，在上下夹距为 100mm，下夹持器下降速度 600mm/min 的单纱强力试验机上将试样拉断，记录断裂强力和断裂伸长率。

3. 束纤维线密度测试^[6]

纤维线密度测试采用 GB/T 12411.3-90 方法。将试样在温度 $26 \pm 2^\circ\text{C}$ ，相对湿度 $65 \pm 2\%$ 的条件下通过吸湿达到平衡，用手理直，放置在 40mm 的切断器上切断。将切断的试样放在黑绒板上逐一计数 200

根，然后称重，如此共做 30 组。线密度按 $T = \frac{m}{L \times n} \times 10^4$ 计算。其中， T ——线密度，dtex； m ——200 根切断纤维质量，mg； L ——切断纤维长度， $L=40\text{mm}$ ； n ——纤维根数， $n=200$ 。

4. 柔软度测试^[6]

纤维柔软度采用 GB/T 12411.4-90 规定的捻度计试验法。将试样在温度 $26 \pm 2^\circ\text{C}$ ，相对湿度 $75 \pm 2\%$ 的条件下通过吸湿达到平衡后，理直称取长为 300mm，质量为 0.1g 的试样 30 个，在左右夹距为 200mm 的手摇捻度计上加捻至纤维束断裂，记下读数。

结果与讨论：

表格 3-2 红麻束纤维残胶率、断裂强力、断裂伸长、纤维支数、柔软度

脱胶方式	脱胶时间 (h)	残胶率 (%)	断裂强力 (cN/0.1g×100mm)	断裂伸长 (%)	线密度 (dtex)	柔软度 (t/20cm)
厌氧脱胶	96	14.9 ± 0.6	4343 ± 450	3.2 ± 0.5	60 ± 13	34 ± 2.4
好氧脱胶	20	15.2 ± 0.7	4254 ± 456	3.4 ± 0.5	61 ± 12	32 ± 2.6

连续脱胶试验脱胶麻残胶率及束纤维性能的测试结果见表 3-2 (表中的所有数值为平均值±均方差)。经方差分析和在 $\alpha=5\%$ 条件下的 t -检验表明，好氧微生物脱胶与厌氧微生物脱胶相比，脱胶时间大大缩短，除柔软度较差之外，断裂强力、断裂伸长及线密度等性能指标没有明显差异。

纤维素虽然也是一种六碳多糖。但它却属于相对难降解多糖。纤维素是葡萄糖以 β -1,4 糖苷键相连接而形成的均一多聚糖，它的高相对分子质量、高结晶度以及不溶性都是难降解的原因。微生物对纤维素的分解是通过分泌纤维素酶的作用进行的。由细菌分泌的纤维素

酶是一种细胞表面酶，这种酶黏附在细菌细胞壁上，很难扩散到周围的溶液中去，只有当纤维素与细菌直接接触后才被分解，这样大大地降低了酶蛋白分子与纤维素大分子的接触概率。一般来说，当一群混合微生物群体生长在各种有机物的环境中，微生物首先消耗易降解的成分。此外，从物理结构上来分析，天然纤维素在其形成过程中总是伴随着木质素的形成，因此它总是以“木质素-纤维素”的形式存在，木质素对纤维素起到保护作用^[7]。本研究所采用的好氧微生物脱胶法，其脱胶时间只有 20 小时左右，因此纤维素质量并未受到损伤。关于好氧微生物脱胶红麻纤维柔软度稍差的主要原因可能是由于在 20 小时的脱胶周期内，好氧微生物首先消耗的是易降解的胶质成分，而对难降解的胶质成分（如木质素）未能得到充分降解。由第五章第五节和第六章第四节的结论可以推断，采用 SBR 限制性曝气的原理，通过间歇曝气驯化微生物对红麻进行脱胶，有可能使柔软度有所改进。但由于时间等因素，本文未做进一步实验研究。

第十节 本章结论

1. 当回用比低于 50% 时，残胶率随着回用比的增加呈降低趋势；当回用比超过 50% 时，残胶率随着回用比的增加呈增加趋势。最佳回用比在 50-65% 之间。
2. 当 pH 值低于 7.0 时，残胶率随着 pH 值的增加呈降低趋势；当 pH 值超过 7.0 时，残胶率随着 pH 值的增加呈增加趋势。最佳 pH 值在 6.5~7.5 之间。
3. 残胶率随着空气流速的增加呈降低趋势。当空气流速低于 1.5L/min 时，下降趋势比较显著；当气流量超过 1.5L/min 时，下降趋势趋于缓和；当超过 2.0L/min 时，几乎没有明显的变化。
4. 当浴比低于 1:50 时，残胶率随着浴比的增加呈降低趋势；当浴比超过 1:50 时，随着浴比的增加，残胶率有上升的趋势。但在 1:30-1:60 之间变化不大。

5. 当水浴温度低于 40℃时, 残胶率随着水浴温度的增加而降低; 当温度超过 40℃时, 残胶率随着温度的增加而急剧增大。最佳脱胶温度范围为 38-40℃。
6. 添加含氮添加剂能加快脱胶速度, 添加铵盐类化合物的脱胶速度比硝酸盐要快, 且当含氮添加剂的含氮百分比低于 0.5%时, 随着含氮添加剂用量的提高, 残胶率呈直线下降趋势。但当含氮添加剂的含氮百分比超过 0.5%时, 残胶率变化不大。
7. 连续脱胶试验结果经方差分析和在 $\alpha = 5\%$ 条件下的 t -检验表明, 好氧微生物脱胶与厌氧微生物脱胶相比, 脱胶时间大大缩短, 除柔软度较差之外, 断裂强力、断裂伸长及线密度等性能指标没有明显差异。
8. 尽管在脱胶过程中部分麻胶被好氧微生物降解为二氧化碳和水, 脱胶液的污染程度较化学脱胶和厌氧脱胶大为减轻, 但在脱胶时间段内还不足以使反应进行到底, 脱胶液的 COD_{Cr} 和 BOD_5 仍然较高, 仍需要治理。因此本章以后的三章主要研究红麻微生物脱胶废水的生物净化。

参考文献

- 1 王家玲. 环境微生物学. 北京: 高等教育出版社, 1988. 66~71, 124~133
- 2 Anthony Gaudy, Elizabeth Gaudy. Microbiology for Environmental Scientists and Engineers. New York: McGraw-Hill Book Co, 1980. 195~203, 382~406, 418~421
- 3 刘正初, 彭源德, 孙庆祥, 等. 黄红麻脱胶的影响因素研究. 中国麻作, 1995, 28(3): 28~34
- 4 钱章武, 杨松年. 黄红麻的脱胶与分级检验. 北京: 纺织工业出版社, 1982. 74

- 5 全国苧麻纺织标准化归口单位编, 苧麻纺织标准汇编 (第二册), 1988
- 6 中国纺织总会科技发展部标准处. 《纺织品标准汇编》(毛麻纺织). 北京: 中国标准出版社, 1995, 215~223
- 7 贺延龄, 《废水的厌氧生物处理》, 中国轻工出版社, 1998
- 8 施锡铨, 范正绮, 数据分析方法, 上海: 上海财经大学出版社, 1997
- 9 王式安, 徐信, 魏凤荣, 数理统计方法及应用模型, 北京: 科技出版社, 1996
- 10 方开泰, 金辉, 陈庆云, 实用回归分析, 北京: 科学出版社, 1994

第四章 SBR 法的基本原理及特点

随着我国工业的迅速发展，工业废水量不断增加，需要建设很多废水处理设施。工业废水的成分复杂，有毒有害及难降解物质在废水中的种类和浓度不断增加，这些污染物的去除问题正日益受到社会各界的广为关注。就目前我国的经济实力和国情以及环保政策而言，要利用有限的资金解决日益严重的水污染问题，就必须研究开发和利用效率高、投资少、能耗低的废水处理技术。SBR 是近年来发展起来的废水生物处理技术，它集调节池、曝气池和沉淀池于一体，具有投资少、效率高、使用面广和操作灵活的优点，且能够有效地脱氮除磷，适合多种不同目的的废水处理要求，因而是一种适合我国国情的废水处理技术，有很好的应用前景。

第一节 SBR 技术的发展历史【1~15】

1914 年由于发现将空气吹入污水中能更好地改变水质而发明的活性污泥法，就是采用间歇式的反应器，称为序批式活性污泥法（即 SBR 法）。由于当时的曝气器、排水装置和监控技术都不完善，这种方法在 1920 后即被连续式活性污泥法（CFS）所代替。

本世纪 60 年代末到 70 年代初，人们又在新的认识高度上重新开始了 SBR 法的研究。但直到 80 年代后，随着各种新型不堵塞曝气器，新型浮动式出水堰（滗水器、撇水器）和监测控制的硬件设备和软件技术的出现和飞速发展，特别是在计算机和生物量化技术的支持下，SBR 法才真正显示出它的独特优势，这才引起各国的重视，陆续得到开发和应用。在应用中 SBR 法又得到了发展，已从传统方法发展到 ICEAS（连续进水间歇排水）法，又发展到 CASS（间歇进水间歇排水）法，直到 DAT-IAT（连续进水连续曝气的需氧池与间歇曝气池串联）法，其中澳大利亚以 ICEAS 法为多，美国则是以 CASS 法居多。

澳大利亚是最早开发 SBR 技术,并且应用最多的国家。该国的 BHP 公司声称拥有世界上最先进的 SBR 法生物除磷脱氮工艺,目前已建成 SBR 污水处理厂 600 座。直到 1999 年 1 月 26 日美国专利局仍有有关 SBR 法的专利被批准(第 5863434 号),可见用 SBR 法处理废水在发达国家仍为研究的热点。

第二节 我国对 SBR 技术的研究现状【16~19】

我国对 SBR 的研究起步较晚,基本是从 90 年代初开始的。研究重点主要集中在 SBR 处理城市和生活污水的工艺特性和应用,如含碳有机物的去除, SBR 工艺的基本运行特征,氮、磷的去除,污泥沉降性能的控制及连续流活性污泥法的改造等。研究结果表明, SBR 在不需要增加设施的情况下,通过灵活地改变操作运行方法,可以获得城市污水和生活污水中碳、氮、磷的同时去除,又能够克服连续流系统中常见的丝状菌膨胀问题。目前的研究主要集中在有毒或难降解有机废水的处理上,如印染废水、医药废水、含酚废水、焦化废水、PVA 废水等。

第三节 SBR 技术的原理及特点

一 基本原理【1】【7】【20】

SBR 法作为废水的生化处理方法,与传统的 CFS(Continuous Flow System)法同属于活性污泥法范畴,但与传统的 CFS 又有着明显的区别。SBR 的运行是在一个水池内按时间顺序的不同完成 CFS 中多个反应装置所进行的过程,其基本原理如图 4-1 所示。SBR 过程是由进水、反应、沉淀、排水和闲置等 5 个基本阶段组成。从废水流入到闲置结束算作一个操作周期。每个周期里的五个步骤都在一个设有曝气的反应器内依次进行。

a 进水阶段

进水紧接着上一周期的排水或闲置状态，反应池内留有活性污泥，且池内水位最低。在进水阶段由于排水关闭，水位不断上升，反应器一直接纳污水，因此池内可能发生厌氧反应和好氧反应。为控制反应，可根据具体情况将池子设置为曝气、搅拌及静置三种状态，以充分利用 SBR 装置固定、稳定、能自由改变运行管理的优点，因此进水期兼有调节池的功能。

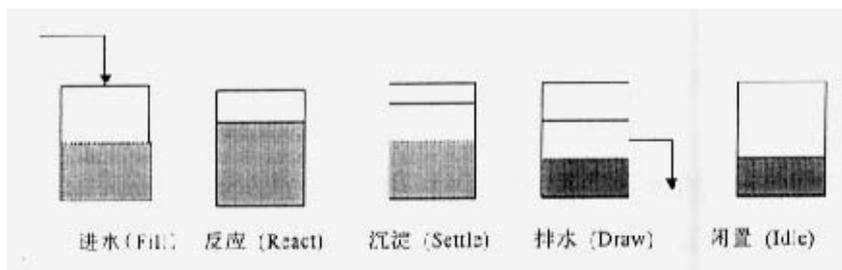


图 4-1 SBR 基本原理

b 反应阶段

在池内水位最大时进行曝气，其反应机理与 CFS 活性污泥法完全相同。通过多种微生物的好氧反应达到去除 BOD、硝化及吸收磷的目的。若需要脱氮，先在好氧条件下（曝气）使氨氮硝化，然后再在缺氧条件下（搅拌）进行脱氮。

c 沉淀阶段

反应器停止曝气或搅拌，活性污泥絮状体通过重力沉淀进行固液分离，功能相当于 CFS 法中的二次沉淀池。由于是静止沉淀，沉淀效率较连续的升流及斜板沉淀高，出水水质好。

d 排水阶段

当池内水位达到设计的最高水位并经沉淀后，利用可自动控制的滗水器将上清液缓慢排出。当池内水位恢复到处理周期开始的最低水位时，停止滗水。池底部沉降的活性污泥，一部分作为下个处理周期的回流污泥使用，另一部分以剩余污泥的形式引至污泥处理装置进行处理。

e 闲置阶段

闲置阶段为进水等待期，可视污水的性质选择设置，并可根据需要进行搅拌或曝气。一般此阶段针对脱氮要求而设置，如无脱氮要求时不一定需要闲置阶段。

二 SBR 的特点分析【4~7】【20~22】

1 工艺简单、节省费用

原则上 SBR 法的主体工艺设备只有一个 SBR 反应池。与普通活性污泥法相比，不需要二沉池、污泥回流及其设备。通常也不必设置调节池，多数情况下可省去初沉池，因此构筑物占地面积小，投资省。根据美国及澳大利亚的统计结果表明，利用 SBR 法处理小城镇污水，要比普通活性污泥法节省基建投资 30%。除此之外，由于不需要回流污泥而节省了能量。

2 运行操作灵活

SBR 的运行操作是以序列间歇为主要特征的。所谓序列间歇有两种含义：一是就多个反应器而言，由于污水是连续按序列进入每个反应器的，它们的运行操作在空间上的相对关系是序列、间歇的；二是就每个 SBR 反应器而言，它们的运行操作在时间上也是按序列、间歇进行。对于连续排放的废水，SBR 系统可用几个反应器轮流接纳废水，分批进行处理。对于间歇排放且排水量不大的废水，用一个池往往即能达到处理要求。

SBR 可根据废水水量、水质的变化，出水水质的要求来调整一个运行周期中各个工序的运行时间、反应器内混合容积的变化和运行状态，即通过时间上的有效控制和变化来满足多功能的要求，具有极强的灵活性。可通过调节曝气时间来满足出水要求，因此运行可靠，效果稳定。

3 理想的推流过程使生化反应推动力大，效率高

根据活性污泥反应动力学模型。目前人们广泛应用于废水生物处理的研究与工程设计主要有完全混合活性污泥法和推流式活性污泥

法两种理想的活性污泥工艺。在连续流完全混合式反应器中的底物浓度等于出水底物浓度，底物流入曝气池中的速度即为底物降解速率。根据生化反应动力学可知，由于曝气池中的底物浓度很低，其生化反应的推动力也很小，反应速率与有机物的去除效率都很低。在理想的推流式曝气池中，废水与回流污泥形成的混合液从曝气池首端进入，呈推流状态沿曝气池流动，至池末端流出，在此过程中在曝气池的各断面上只有横向混合，不存在纵向的返混。作为生化反应推动力的底物浓度，从进水的最高逐步降解至出水的最低，整个反应过程底物浓度没有被稀释，底物浓度的变化完全是由微生物降解所引起的，尽可能地保持了最大的推动力。因此推流式反应器中基质反应的推动力高于完全混合式反应器。

SBR 反应器的运行是典型的非稳定状态。在充水期，由于混合液体积始终是变化的，因此 SBR 的许多参数都是变数（见表 4-1）；在反应期，底物浓度和微生物浓度（即 BOD 和 MLSS）也是变化的。尽管反应器内的混合液呈非稳定的完全混合状态，但是其底物与微生物浓度的变化在时间上确是一个推流（Plug Flow）过程，并且呈理想的推流状态。因此在 SBR 反应器中，基质反应的推动力高于完全混合式反应器。

表格 4-1 CFS 与 SBR 参数比较

参数 系统	有效容积 V_{ef}	真实 HRT t_{rr}	有效容积比 β	容积负荷率 L_{vrr}
CFS	V_c (常数)	V_c/Q (常数)	$V_c/(V_c + V_s)$ (常数)	S_0/t_D (常数)
SBR	$V_b \phi - 1/2(V_b - V_i)t_f / t_c$ (变数)	$t_f/(1 - \alpha) - 1/2t_f$ (变数)	$\phi - 1/2(1 - \alpha)t_f/t_c$ (变数)	$N_c(1 - \alpha)S_0/[\phi - 1/2(1 - \alpha)t_f/t_c]$ (变数)

V_c ——CFS反应器容积

Q ——进水流量

- n ——反应器数量
 t_c ——周期运行时间(t_c 应该被24整除)
 N_c ——每天的循环次数
 t_f ——充水时间 ($t_f = t_c/n$)
 t_r ——反应时间
 t_s ——沉淀时间
 ϕ ——曝气时间比 ($\phi = (t_f + t_r)/t_c$)
 V_b ——SBR 反应器容积
 V_i ——充水开始时的反应器容积
 $\alpha = V_i/V_b$

此外,在曝气的初期,SBR 系统处于缺氧状态,DO 几乎为 0 或等于 0,从而提供了最大的氧扩散梯度,氧气的利用率高。因此,在曝气池中形成了比传统 CFS 法更大的生化反应推动力,表现出净化水的高效率,即在获得同样出水水质条件下,SBR 的反应时间可明显少于 CFS。

4 适应处理高浓度,难降解废水

SBR 反应器存在着繁多微生物种类和呈现出复杂的生物相,在运行周期内,出现对氧要求不同的微生物类群的交替,为好氧-厌氧的组合流程提供了条件,难降解有机物可生化性得到了提高。在池体中通过控制排水后底物浓度,利用经沉淀后上清液的稀释作用,使其可接纳较高浓度的有机废水。

5 能充分防止污泥膨胀

SBR 的另一大优点是:它是防止污泥膨胀的最好工艺。污泥膨胀多为丝状菌膨胀,在活性污泥法中间歇式最不易发生污泥膨胀,完全混合式最容易发生污泥膨胀。按照发生污泥膨胀难易程度的排列顺序是:间歇式、传统推流式、阶段曝气式和完全混合式。对容易降解的有机物而言,以上个各种工艺对有机物的降解速率和效率的高低也遵守这个顺序。SBR 能有效地控制丝状菌的繁殖,可从以下四个方面

得到解释：(1) 底物浓度梯度大（即 F/M 变化， F ——底物浓度， M ——活性污泥浓度），是控制污泥膨胀的重要因素。完全混合式基本没有梯度，非常容易发生污泥膨胀；推流式曝气池的梯度较大不容易发生污泥膨胀；SBR 在曝气阶段在时间上属于理想的推流状态，使 F/M 梯度在时间上也达到理想的最大，因此它比普通推流式还不容易发生污泥膨胀。研究进一步证实，缩短 SBR 的进水时间，反应前底物浓度更高，其后的梯度更大，SVI（活性污泥沉降系数）值更低，更不容易发生污泥膨胀。(2) 缺氧好氧状态并存。绝大多数丝状菌都属于专性好氧菌，而活性污泥中的细菌有半数以上是兼性菌。与普通活性污泥法不同的是，在 SBR 系统中，好氧与厌氧的交替，能抑制专性好氧丝状菌的过量繁殖，而对多数微生物物不会产生不利影响。也正是因为如此，SBR 法中限制性曝气比非限制性曝气更不容易发生污泥膨胀。(3) 泥龄短，比增长速率大。一般丝状菌的比增长速率比其它细菌小，在稳定状态下，污泥龄与比增长速率呈倒数关系，故污泥龄长的完全混合法易于繁殖丝状菌。由于 SBR 法具有理想的推流状态与快速降解有机物的特点，使它在污泥龄短的情况下就能满足出水水质的要求，而污泥龄短又使剩余污泥的排放速度大于丝状菌的增长速率，所以丝状菌无法大量繁殖。(4) 反应器中的底物浓度大。丝状菌比菌脱团的比表面积大，摄取低浓度底物的能力强，所以在低底物浓度的环境中（如完全混合式曝气池）往往占优势。在 SBR 法的整个反应阶段，不仅底物浓度较高，而且梯度也大，只有在反应进入沉淀阶段前夕，其底物浓度才与完全混合式曝气池的相同。所以，SBR 没有有利于丝状菌竞争的环境。

6 耐冲击负荷强

对一些间歇排放且流量小或水质波动大的水污染源，用 CFS 来处理显然是困难的。SBR 法在时间上来说是一个理想的推流过程，但就其反应及其本身的混合状态又是一个典型的完全混合式反应器，因此兼有耐冲击负荷强及反应推动力大的优点。并且 SBR 法的沉淀为静止沉淀，不会发生紊流，沉降性能好及不需要污泥回流，使反应器

中维持较高的 MLSS 浓度，F/M 低，所以更具有耐冲击负荷的能力。

对于连续排放且是流量波动较大的废水，可设置多个池体按序工作分配好每个池体各运行周期的时间，通过时间的控制和变换，即可完成多种功能要求。

第四节 结论

1. SBR 技术始于 20 世纪初，由于受当时技术水平的限制，在 1920 后逐步为 CFS 代替。到了上世纪 60 年代末到 70 年代初，人们又在新的认识高度上重新开始了 SBR 法的研究，使得 SBR 的优点陆续得到开发和应用。
2. SBR 集调节池、曝气池和沉淀池于一体，整个运行周期是由进水、反应、沉淀、排水和闲置等 5 个基本阶段组成。
3. SBR 具有生化反应推动力大、效率高、操作灵活、耐冲击负荷、能充分防止污泥膨胀等优点，且能够有效地脱氮除磷，适合多种不同目的的废水处理要求，特别是高浓度，难降解废水。

参考文献

1. Irvine R. L., Sequencing Batch Biological Reactors——An overview. J. WPCF, 1979, 51(2): 235~243
2. 蔡不忒, 生物处理方法中的好氧—缺氧组合技术, 中国给水排水, 1993, 9(6): 16~19
3. Torrijos M, Cerro R. M, Capdeville B. Sequencing batch reactor. Wat. Sci. Tech., 1994(29): 81~90
4. 彭永臻, SBR 法的五大优点, 中国给水排水, 1993, Vol. 9, No. 2
5. 任立斌, 一种新型水处理方法——SBR 法, 北京轻工业学院学报 1998, 16(2), 11-15
6. 何耘, 刘成, 序批式活性污泥法 (SBR) 的研究综述, 安徽建筑工业学院学报, 1998, 6(1), 18-22
7. Masse D. I. Droste, R. L. Psychrophilic anaerobic treatment

- of wastewater in sequencing batch reactor. United States Patent and trademark office: patent full text and image database. No.5863434. 1999, Jan. 26
8. 刘喜光 苏福文 李世平 赵燕平, SBR 法工艺的几个硬件技术研究, 工业水处理 1997, 17 (5)
 9. 张新民 施英乔 房桂干, 废水 SBR 生化处理流程的自动系统控制, 林产化工通讯, 1997 6
 10. Subramaniam K., Greenfield P. F., Hok M., Effective biological nutrient removal in strength wastewater using combined anaerobic SBR treatment. Wat. Sci. Tech., 1994(30): 315~321
 11. Bjorn R., Helge E., SBR for nutrient removal at small wastewater treatment plants. Wat. Sci. Tech., 1993(28): 233~242
 12. Koba k., Smolders G., Vanloosdrecht M. C. M., Biological phosphorus removal from waste water by anaerobic SBR. Wat. Sci. Tech., 1993(27): 241~252
 13. Heinrich D., wastewater treatment in a company with advanced demands for water quality. Wat. Sci. Tech., 1995(32): 143~150
 14. Fang H. H. P., Yeong C. L. Y, Book M., Removal of COD and nitrogen in wastewater using SBR with fibuous packing, Wat. Sci. Tech., 1993(28): 125~131
 15. Franta J., Wilderer P. A., Milksch K., Effects of operation condition on advanced COD removal in activated sludge systems, Wat. Sci. Tech., 1994(29): 189~192
 16. 刘义, 邵凯, 张兆昌, 水解酸——SBR 工艺处理啤酒废水的试验研究, 中国给水排水, 1997, 13, 22-25
 17. 徐放, 高廷跃, 瞿永彬. SBR 法处理化粪池出水的工艺研究. 上海环境科学, 1993, Vol. 12, No. 3
 18. 顾国维, 水污染治理技术研究, 上海: 同济大学出版社, 1997, PP147-173
 19. 张波, 高廷耀, 生物脱氮除磷工艺厌氧/缺氧环境倒置效应, 中国给水排水, 1997, 13(3): 7~9
 20. 刘杰, 王渝, SBR 法废水处理技术分析, 四川环境 1998, 17 (4), 13-16

21. 许保玖. 当代给水与废水处理原理. 北京: 高等教育出版社, 1991. 275~278
22. 高廷耀. 水污染控制工程 (下册). 北京: 高等教育出版社, 1989. 166~180

第五章 红麻好氧微生物脱胶液净化研究

国家环保局总局下发的《关于印发全国 2000 年工业污染源达标排放和环境保护重点城市环境功能区达标工作方案的通知》规定：“到 2000 年，全国所有工业污染源排放污染物要达到国家或地方规定的标准……。依据城市污水厂可行性研究报告，纳入 2000 年底以前建成的城市污水处理厂接纳范围的排污单位执行的水污染物排放标准，可暂执行《污水综合排放标准》（GB8978-1996）或执行由所在地环保部门确定的标准（不得超过国标三级标准）”。但麻脱胶废水在纺织行业历来被认为与造纸黑液类似的废水，处理难度相当大。按照传统的废水处理方法，若不具备一定的生产规模，废水处理的成本是很高的，以致于脱胶生产厂根本无利润可言。目前，就全国的麻脱胶厂而言，只有屈指可数的几家上了污水处理设备。而且这些废水处理工艺都属于能耗高、投资大、效率低的落后工艺，出水根本达不到排放标准，如株洲、益阳麻纺厂采用的多级生物转盘法等。

就目前我国国情、麻脱胶厂的规模以及环保政策而言，要利用有限的资金解决日益严重的水污染问题，就必须研究开发和利用效率高、投资少、能耗低的废水处理技术。SBR 是近年来发展起来的废水生物处理技术，大量的研究及实践表明，它集调节池、曝气池和沉淀池于一体，不需要污泥回流装置，动力消耗小，投资少、效率高、操作灵活；污泥在理想的状态下产生沉淀，不会产生紊流，污泥膨胀机会小；且能够有效地脱氮除磷，适合多种工业废水处理要求。但 SBR 用于麻脱胶废水的处理尚未见报导，因此，本研究拟采用 SBR 法来处理红麻微生物脱胶废水。

第一节 红麻好氧微生物脱胶扩大试验及脱胶液水质分析

1 水质指标的测试方法

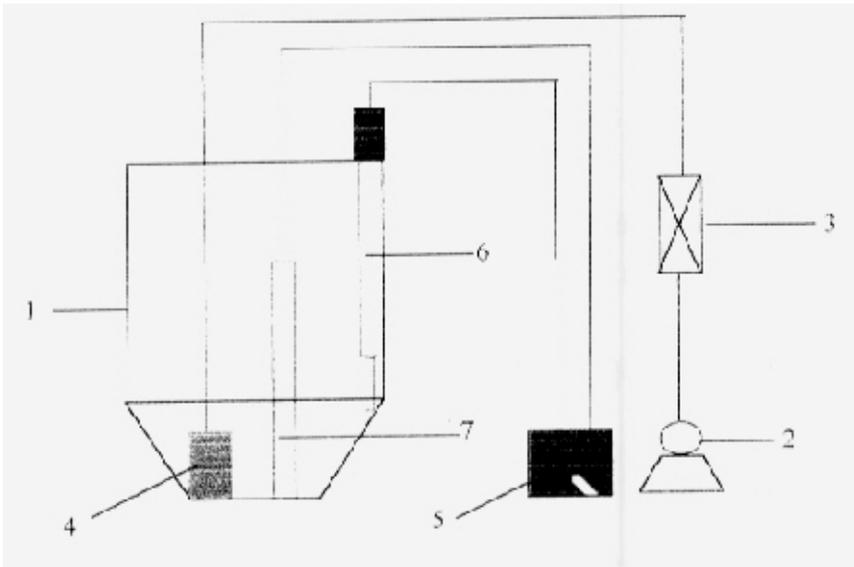
本试验所用到的水质指标测试方法列于表 5-1。

表 5-1 水质指标的测试方法

序号	水质指标	单位	分析方法
1	化学需氧量 (COD _{Cr})	mg/L	快速重铬酸钾分光光度法
2	生物需氧量 (BOD ₅)	mg/L	标准稀释法
3	氨氮含量 (NH ₃ -N)	mg/L	电极法
5	悬浮固体浓度 (SS)	mg/L	过滤烘干法
6	混合液最大体积时悬浮固体浓度 (MLSS)	mg/L	过滤烘干法
7	pH 值	-	pH 计
8	溶解氧浓度 (DO)	mg/L	数字式溶氧仪
10	色度	倍	比色法

2 脱胶扩大试验、残胶率分析及脱胶液水质分析

脱胶扩大试验装置如图 5-1 所示。脱胶工艺参数采用第三章试验优选的结果，但由于采用的是整根麻（麻重为 100g），麻根脱胶效果较差，故将脱胶时间延长到 24 小时。在将麻从脱胶装置中取出之前，在原脱胶液中加入铁棒搅拌一分钟，然后将麻取出用手拧干，脱胶液用于测试水质指标。将脱胶麻投入到洗麻桶中加入 30L 的自来水，然后用手搓洗、漂洗、拧干，洗麻水用于测试水质指标。脱胶液、洗麻液水质分析结果见表 5-2。由此可见，尽管采用好氧微生物脱胶方法已使红麻脱胶液污染指标有所降低，但脱胶液的污染指标仍然很高，属于高浓度难降解有机废水范畴，必须对脱胶液进行高效净化处理后方可排放。脱胶麻残胶分析结果见表 5-3（用于残胶分析的麻样在烘干之前再用自来水漂洗一次，由于 COD 含量很低，故 COD 未作测



1——有机玻璃罐 2——空气泵 3——气体流量计 4——曝气头
5——恒温控制器 6——电极点温度计 7——加热棒

图 5-1 扩大脱胶试验装置

试)。表 5-3 数据表明脱胶红麻根、中、梢的残胶率有较大的差异，这是由于根部木质素含量较多，而木质素难为微生物所降解的原因。与第三章的试验结果相比，脱胶扩大试验中脱胶时间有所延长，这可能是由于整根麻脱胶限制了脱胶液的循环流动造成的。

表 5-2 脱胶液、洗麻水水质分析

项目	脱胶液	洗麻水
COD _{Cr} (mg/L)	(3576~3911) 3744	(386~581) 483
SS (mg/L)	(1770~2432) 1876	(255~345) 300
BOD ₅ (mg/L)	(502~546) 524	(42~64) 53
pH 值	(6.4~7) 6.7	(6.8~7) 6.9
NH ₃ -N (mg/L)	(24~77.6) 51	(7.4~20) 8.4
色度 (倍)	(300~400) 350	(100~200) 150

表 5-3 脱胶麻残胶分析

部位	梢部	中部	根部	平均
残胶率	14.3±0.75	15.6±0.8	18.3±0.9	16.1±1.9

*注：表中根、中、梢部残胶率分别为 9 个试样的平均值±均方差，试样为五次脱胶麻经充分混合后的随机取样。

第二节 脱胶液净化的实验装置与试验方法

一、试验装置

SBR 的一个反应周期一般包括进水、曝气、沉淀、出水及闲置等步骤。在用 SBR 法对废水进行生化处理研究时，一般需要周而复始地重复上述周期达数月或更长，为此，根据研究的需要设计了一套能实现自动控制的 SBR 装置。

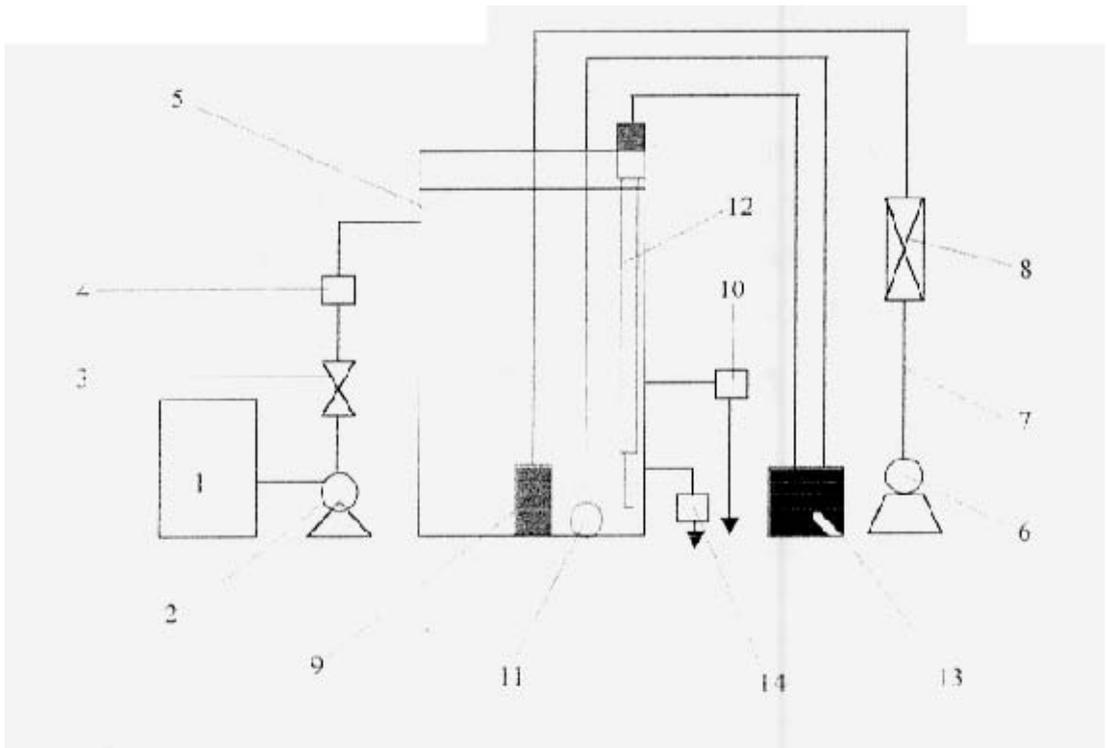


图 5-2 麻脱胶废水 SBR 生化处理试验装置示意图

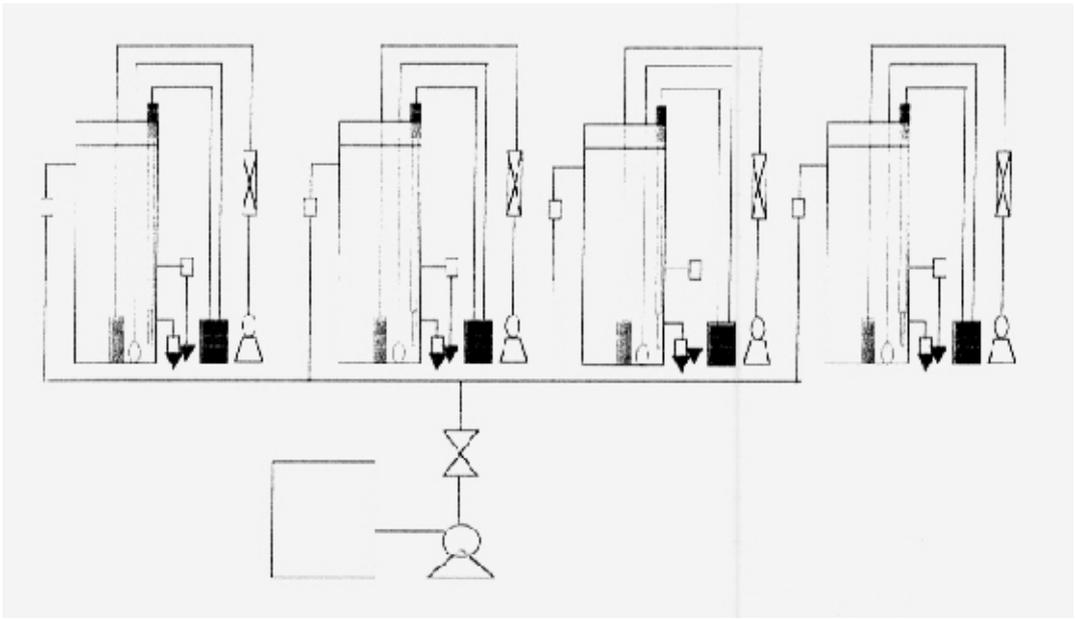


图 5-3 麻脱胶废水 SBR 生化处理试验装置流程图

麻脱胶废水 SBR 生化处理试验装置示意图如图 5-2 所示。将麻脱胶废水置于进水池 1，由进水泵 2、手动调节阀 3 经进水阀 4 泵入反应器 5。由气泵 6 将空气经曝气软管 7、流量计 8 和曝气头 9 通入反应器 5。经过曝气反应期和沉淀期，处理水从出水阀 10 排出。为了保证试验数据的可靠性，系统应保持恒温，温度的调节控制是由加热棒 11，电极点水银温度计 12 和晶体管温度控制器 13 实现的。污泥经排泥阀 14 排出。

根据处理废水性质的不同，反应器中的污泥活性及外界条件的变化，每个操作步骤的时间安排需作相应的调整，方能保证该处理系统对不同废水的净化效果。不同操作模式以及每个周期内各操作阶段之间的转换都是由自动控制装置（采用 PLC 技术）来完成的。麻脱胶废水 SBR 生化处理试验装置流程图如图 5-3 所示。整个试验装置是由四个反应器并联而成，各反应器的工作周期为 8 小时，由自动控制装置依次控制、间歇进水。该试验装置所能实现的操作模式及各阶段的时间分配如表 5-4 所示。

表格 5-4 SBR 试验装置所能实现的操作模式及各步骤的时间分配

进水期 (小时)	曝气期 (小时)	沉淀期 (小时)	排水期 (小时)
0.5	3	4	0.5
0.5	4	3	0.5
0.5	5	2.0	0.5
0.5 (同时曝气)	6	1.5	0.5
2	3	2.5	0.5
2	4	1.5	0.5
2	5	0.5	0.5
2 (同时曝气)	6	1.5	0.5

二 试验条件的控制

- (1) 温度：采用恒温控制装置控制在 30℃；
- (2) 氧气定量控制：采用空气流量计恒定控制在 0.08M³/h；
- (3) 充水比:5/8。各反应器的最大有效容积为 4L，其中排水口以下容积为 1.5L，进水口至排水口之间的容积为 2.5L。

第三节 微生物驯化

1 活性污泥的驯化方法

取上海市乳品三厂废水处理分厂混合污泥、锦纶生产厂废水处理分厂混合污泥及脱胶液连续曝气产生的污泥各按 1/3 比例按如图 5-4

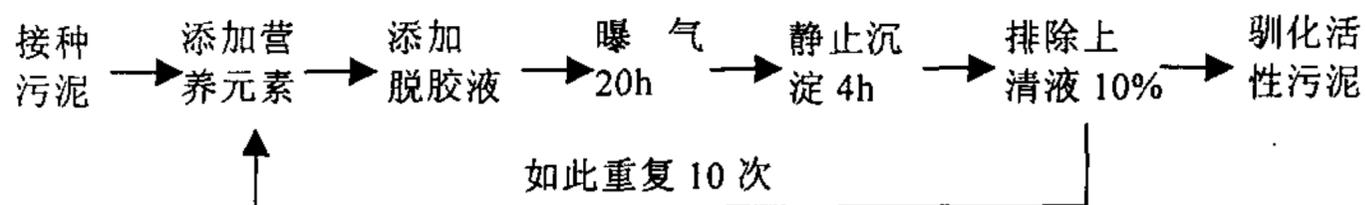


图 5-4 微生物驯化程序

所示的流程进行培养驯化，在驯化过程中逐步增加脱胶废水的数量，同时相应减少原废水的数量，每次取代量为总体积的 1/10，直至用新的脱胶废水完全取代原废水。驯化条件为室温，麻脱胶废水浓度调节到 1500mg/L 左右，驯化装置容积为 10L，气流流速为 0.1M³/h。为加快污泥的增长速度，在驯化阶段每次换水时添加一定数量的氮、磷、硫、钾、锌及锰等营养元素，其中尿素 0.5g、硫酸锌 0.1g、硫酸锰 0.1g、磷酸二氢钾 0.1g。

2 活性污泥驯化过程观察结果

在驯化的过程中可以清楚的发现，当将三种不同的污泥混合在一起时，开始的 3~4 天中，既使在停曝静止沉淀 4h 后，上层液也是浑浊的，随后才逐步变清。而且在驯化的头几天，在沉淀期没有发现明显的污泥上浮现象，但随着沉淀后的上层液逐步变清，在沉淀期开始出现污泥上浮现象，表明硝化菌与反硝化菌也在污泥中占有一定的比例。

3 活性污泥驯化前后生物相观察结果的比较

活性污泥驯化前后生物相观察结果见表 5-5 所示。

表 5-5 活性污泥驯化前后生物相比较

活性污泥来源	接种活性污泥	驯化后的活性污泥
乳品三厂混合污泥	丝状菌，菌胶团，钟虫，轮虫等	菌胶团为主，钟虫，轮虫，藻类，没有丝状菌
锦纶厂混合污泥	丝状菌，菌胶团，藻类等	
麻脱胶液连续曝气产生的污泥	丝状菌，菌胶团，藻类等	

4 SBR 系统中微生物生态特征分析

SBR 系统中的污泥是一种非常复杂的微生物群体，具有以下特

征：

- (1) 既有好氧微生物，又有兼性厌氧微生物；既有脱碳微生物，又有硝化和反硝化微生物；既有能生长在营养匮乏条件下的微生物，又有能生长在营养丰富条件下的微生物。
- (2) SBR 系统的不同运行阶段中优势微生物群体的出现主要是由反应器中混合液的有机物浓度、溶解氧浓度及氮的浓度所控制。
- (3) SBR 系统中好氧微生物的活性并不因间歇出现的不利环境而削弱。如绝对好氧的硝化细菌、一些原生动物和后生动物能够度过很长时间的缺氧和厌氧期而生存下来，并在出现有利于它们生长的环境立即恢复活性。因为在开始曝气的初期，有机物的浓度急剧下降，说明在曝气之前，这些微生物仅仅处于一种“休眠状态”，难于生长繁殖，但其本身的结构、生理、生化功能并未受到损害。
- (4) SBR 中有机物的降解主要发生在好氧阶段，其活性污泥的组成以好氧微生物和兼性厌氧微生物为主体。在有氧气存在的条件下，专性好氧微生物，如细菌、原生动物、微型后生动物能够迅速分解代谢废水中的有机物。
- (5) 兼性厌氧微生物既有脱氢酶又有氧化酶，它们能在有氧条件下又能在无氧条件下代谢有机物，但在不同的条件下，它们所表现出来的生理状态是不同的。在有氧的条件下，氧化酶活性强，其代谢有机物的功能与专性好氧微生物相同；在无氧的条件下，脱氢酶活性强，微生物仅仅起着发酵作用，将废水的有机物大分子分解成有机物小分子。但在这种厌氧发酵过程中一旦通入氧气，发酵作用即被抑制。在 SBR 的正常运行过程中，由于厌氧段出现的时间有限，因此厌氧发酵的作用很弱。
- (6) 在 SBR 的活性污泥中不含有专性厌氧微生物，因为它们不具备过氧化氢酶，当有氧气存在时， NADH_2 和 O_2 反应生成 H_2O_2 和 NAD ，而 H_2O_2 会将厌氧微生物杀死。

5 SBR 系统中污泥性状分析

在将驯化后的活性污泥投入到 SBR 试验装置连续运行一个星期后对各阶段的污泥性状进行观察,发现 SBR 系统中污泥可分为以下几种类型。

- (1) 正常污泥: 污泥呈深褐色, 在曝气过程中容易上浮与氧气和液体混合均匀, 在停止曝气时又能快速下沉, 具有极大的氧化有机物、硝化和反硝化的生物活性。
- (2) 上升污泥: 由于沉淀池反硝化作用而出现的上浮污泥, 外观呈褐黄色, 在停气半小时后易呈大团块上浮, 若施以搅拌, 这些污泥会再次立即沉淀。
- (3) 解体污泥: 污泥松散, 呈针状絮体, 沉淀性能差, 容易随上清液一起排走, 这种污泥在低污泥负荷, 过曝气的情况下经常会发现。
- (4) 泡沫污泥: 在试验的初期, 漂浮在反应器的液面上以及黏附在反应器内壁的上部, 形成松散的固体污泥。但在试验的中后期, 这部分污泥越来越少。但经长期过曝气, 这种污泥又会出现, 说明, 这种污泥也是由过曝气引起的。
- (5) 底部污泥: 这部分污泥比重较大, 即使在曝气过程中也较难上升与液体均匀混合。这部分污泥大多可能是由死亡细菌和废水中难降解的杂质以及无机物组成, 几乎不具备生物活性, 它们几乎总是停留在反应器的底部。

第四节 COD 去除率和 SVI 的影响因素研究

1 试验方法

选取 1[#]和 4[#]反应器作为本试验方案的试验装置, 其中 1[#]反应器采用非限制性曝气方式运行, 4[#]反应器采用限制性曝气方式运行。通过采用不同的稀释比例逐步改变进水浓度, 分别测试出水水质指标,

考察容积负荷率、污泥负荷率和曝气方式对 COD 去除率和 SVI 的影响。

2 试验装置的运行参数

表 5-6 试验装置的运行参数

项目	1#反应器 非限制性曝气 (后置式反硝化)	4#反应器 限制性曝气 (前置式反硝化)
每天运行的周期数	3	3
每周期处理的水量 (升)	2.5	2.5
每周期的时间分配 (小时)		
静止进水时间 (小时)	0	2
曝气进水时间 (小时)	2	0
曝气反应时间 (小时)	4	4
沉淀时间 (小时)	1.5	1.5
排水时间 (小时)	0.5	0.5

3 有关参数的计算

$$\text{容积负荷率 } f_v = \frac{3(S_i - S_e)}{V} \quad (5-1)$$

$$\text{污泥负荷率 } f_s = \frac{3(S_i - S_e)}{V \cdot MLSS} \quad (5-2)$$

$$\text{COD 去除率 } \eta = \frac{(S_i - S_e)}{S_i} \times 100\% \quad (5-3)$$

$$\text{活性污泥沉降系数 } SVI = \frac{SV_{30}}{MLSS} \quad (5-4)$$

当 $SVI < 100$ 时, 表示活性污泥的沉降性能好; 当 $SVI = 100 \sim 200$ 时, 表示活性污泥的沉降性能一般; 而当 $SVI > 200$ 时则表示活性污泥的沉降性能不好, 易发生污泥膨胀。

f_v ——容积负荷率 (Kg COD/m³. d)

f_s ——污泥负荷率 (kg COD/kgMLSS. d)

V ——反应期混合液最大体积 (m³)

S_i ——进水 COD_{Cr} (mg/L)

S_e ——出水 COD_{Cr} (mg/L)

MLSS——混合液体积最大时悬浮固体量 (mg/L)

SV₃₀——污泥沉降比 (mL/L)

SVI——活性污泥沉降系数 (mL/g)

4 试验结果与讨论

表 5-7 为非限制性曝气条件下, 逐步提高进水浓度的试验结果 (在 1[#]反应器中进行)。图 5-5 为非限制性曝气条件下容积负荷率对 COD 去除率和 SVI 的影响。图 5-6 为非限制性曝气条件下污泥负荷率对 COD 去除率和 SVI 的影响。

表 5-7 1[#]反应器的试验结果

序 号	COD (mg/L)		SS (mg/L)		MLSS (mg/L)	容积 负荷率 (kgCOD/ m ³ . d)	污泥 负荷率 (kg/kg. MLSS. d)	COD 去除率 (%)	SVI (mL/g)
	进水	出水	进水	出水					
1	582	184	11	18	2455	0.3	0.121	68	114
2	869	270	91	20	2856	0.45	0.157	69	84
3	1085	313	113	14	2856	0.58	0.203	71	87.5
4	1311	331	108	21	3013	0.74	0.244	75	89.6
5	1666	260	57	65	3429	1.0	0.308	84	99.2

由图 5-5 和图 5-6 可知, 在非限制性曝气条件下, COD 去除率随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而增加。在低负荷情况下, 由于污泥过早进入内源代谢期使得部分污泥解体, 形成针状絮体增加出水的 SS 和 COD; 加之此种条件特别有利于硝化反应的进行, 使沉淀期硝态氮浓度高, 反硝化反应剧烈, 带动大量污泥上浮, 从而使测得的出水 SS 和 COD 偏高, COD 去除率偏低。随着负荷的提高, 氧气的利用率高,

生化反应的推动力大，有机物的降解速率高，使得 COD 去除率高。由此可以看出 SBR 更适合处理高浓度脱胶废水。此外，负荷率与 COD 去除率的相关性非常好，与限制性曝气比较可以推断，SS 在非限制性曝气条件下，很少被水解释放，从而使负荷率与 COD 去除率的相关性非常好。

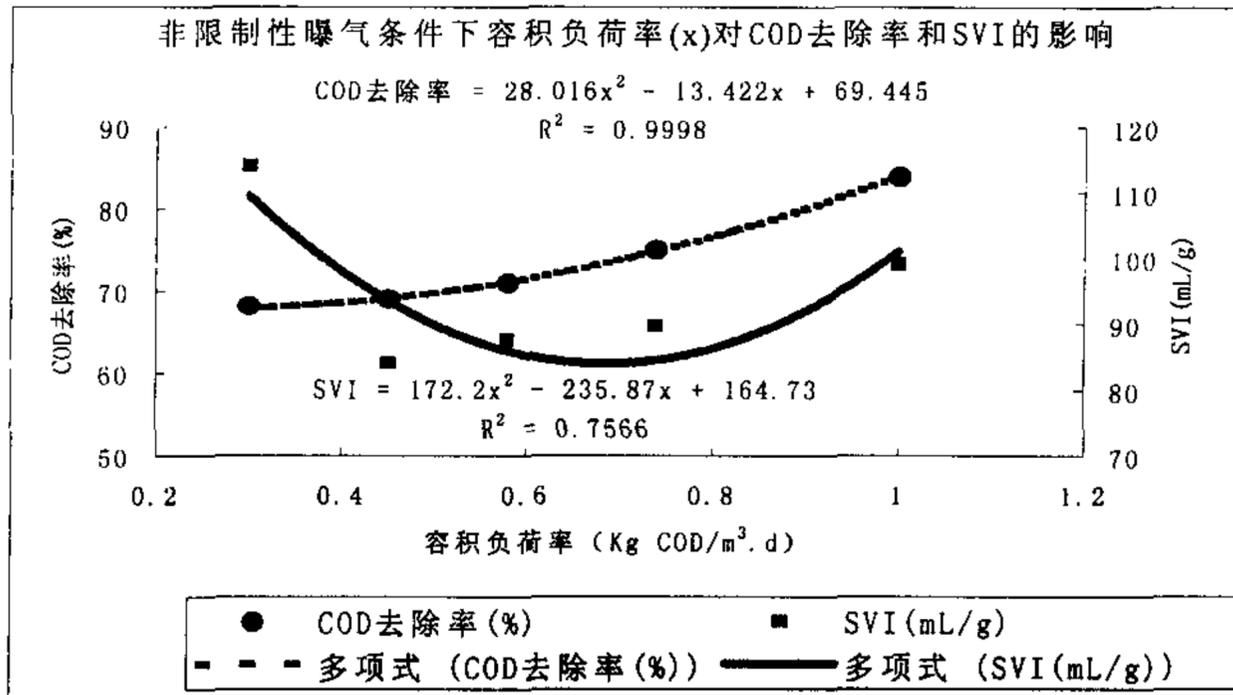


图 5-5 非限制性曝气条件下容积负荷率对 COD 去除率和 SVI 的影响

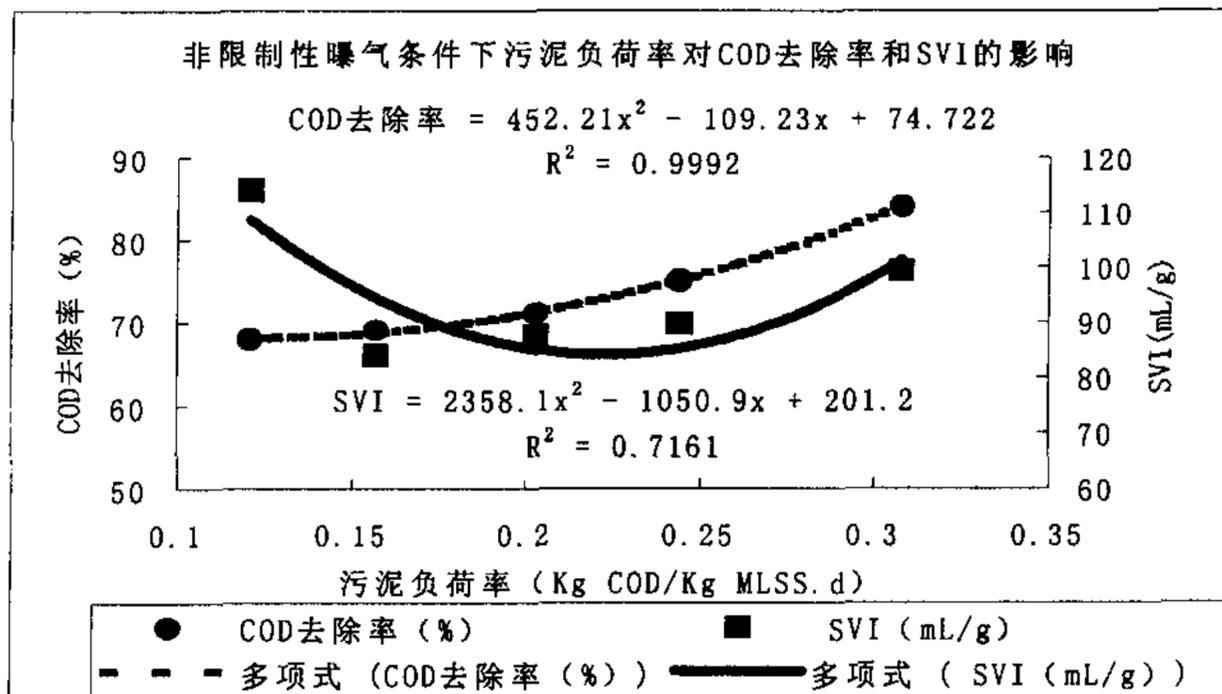


图 5-6 非限制性曝气条件下污泥负荷率对 COD 去除率和 SVI 的影响

同样由图 5-5 和图 5-6 可知，在非限制性曝气条件下，当容积负荷低于 $0.7 \text{ Kg COD/m}^3 \cdot \text{d}$ 或污泥负荷低于 $0.225 \text{ Kg COD/Kg MLSS} \cdot \text{d}$ 时，

SVI 随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而降低。当容积负荷大于 $0.7\text{Kg COD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 或污泥负荷大于 $0.225\text{Kg COD}/\text{Kg MLSS}\cdot\text{d}$ 时, SVI 随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而增加。统计计算结果与观察到的现象非常吻合, 在低负荷情况下, 由于碳源不足, 污泥长时间处于内源代谢阶段, 因此导致部分污泥解体, 菌胶团松散, 增加 SVI; 随着负荷的增加, 污泥解体逐步改善, SVI 呈下降趋势; 但在高负荷情况下, 由于活性污泥长期处于碳源充足的环境中, 不利于污泥的絮凝, 因此污泥也比较松散, SVI 增高。此外, 负荷率与 SVI 的相关性较差, 与限制性曝气比较可以推断, 在非限制性曝气条件下, 污泥性能遭到了某种破坏, 即内源代谢的破坏, 从而使负荷率与 SVI 的相关性较差。

表 5-8 为限制性曝气条件下, 逐步提高进水浓度的试验结果 (在 4#反应器中进行)。图 5-7 为非限制性曝气条件下容积负荷率对 COD 去除率和 SVI 的影响。图 5-8 为非限制性曝气条件下污泥负荷率对 COD 去除率和 SVI 的影响。

表 5-8 4#反应器的试验结果

序号	COD (mg/L)		SS (mg/L)		MLSS (mg/L)	容积负荷率 (kgCOD/ $\text{m}^3\cdot\text{d}$)	污泥负荷率 (kg/kg·MLSS·d)	COD 去除率 (%)	SVI (mL/g)
	进水	出水	进水	出水					
1	582	77	11	10	3523	0.38	0.108	87	71
2	869	213	91	14	3541	0.49	0.139	76	59
3	1085	404	113	35	3541	0.51	0.144	63	65
4	1311	373	108	16	3569	0.7	0.197	72	56
5	1666	413	57	28	3596	0.94	0.261	75	81

由图 5-7 和图 5-8 可知, 在限制性曝气条件下, 当容积负荷低于 $0.7\text{Kg COD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 或污泥负荷低于 $0.2\text{Kg COD}/\text{Kg MLSS}\cdot\text{d}$ 时, COD 去除率随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而降低, 当容积负荷大于 $0.7\text{Kg COD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 或污泥负荷大于 $0.2\text{Kg COD}/\text{Kg MLSS}\cdot\text{d}$ 时, COD 去除率随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而增加。在限制性曝气条件下, 由于在反应期之前有一个缺氧期, 有助于进水中硝态氮的脱除, 加之曝气时间短, 硝化反应不够彻底, 从而使得沉淀期几乎没有污泥

上浮，出水 SS 和 COD 低；此外，相对非限制曝气而言，由于曝气时间短，尚不会使污泥长期处于内源代谢状态而导致严重分解。这些原因综合在一起使得 COD 去除率较高；随着负荷的增加，硝态氮的浓度也增加，前面的缺氧期不足以将反应器中的硝态氮全部反硝化掉，有部分硝态氮在沉淀期继续为反硝化菌所还原，造成污泥上浮，出水 SS 和 COD 增加。但随着负荷的继续增加，氧气的利用率高，生化反应的推动力大，有机物的降解速率高，使得 COD 去除率高。此外，负荷率与 COD 去除率的相关性非常差，与非限制性曝气比较可以推断，SS 在限制性曝气条件下被大量水解释放到溶液中，从而使负荷率与 COD 去除率的相关性很差。

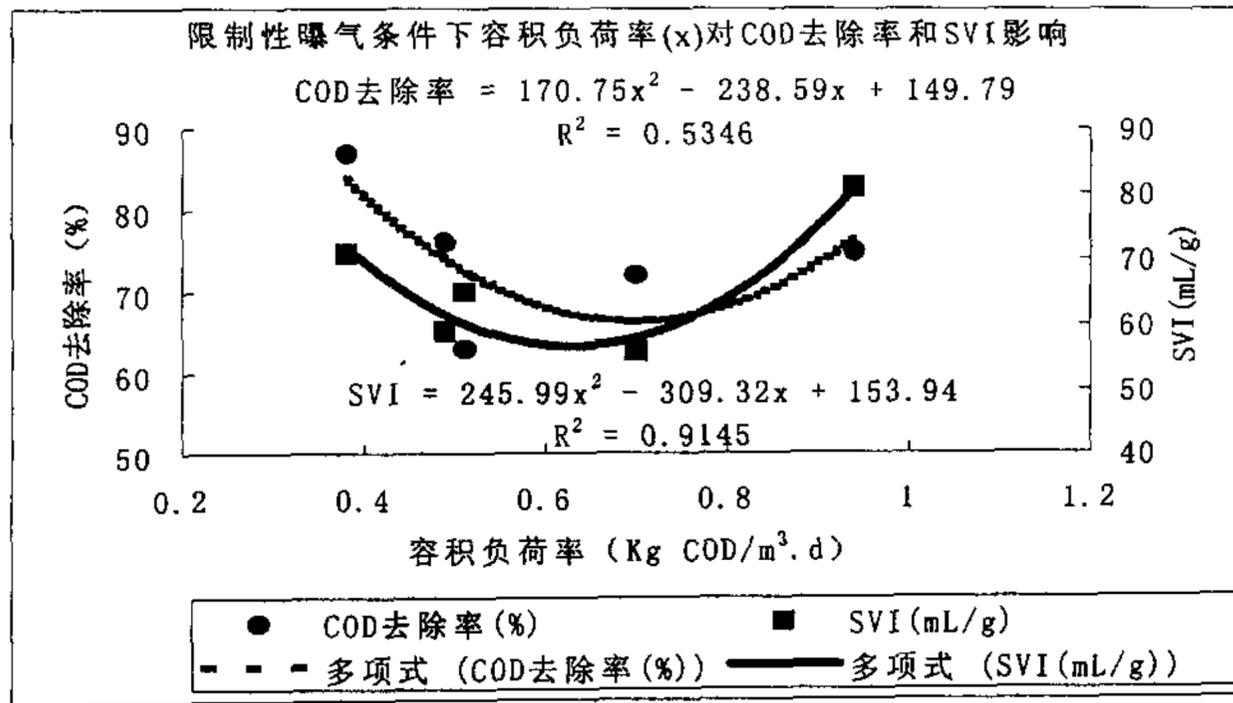


图 5-7 限制性曝气条件下容积负荷率对 COD 去除率和 SVI 的影响

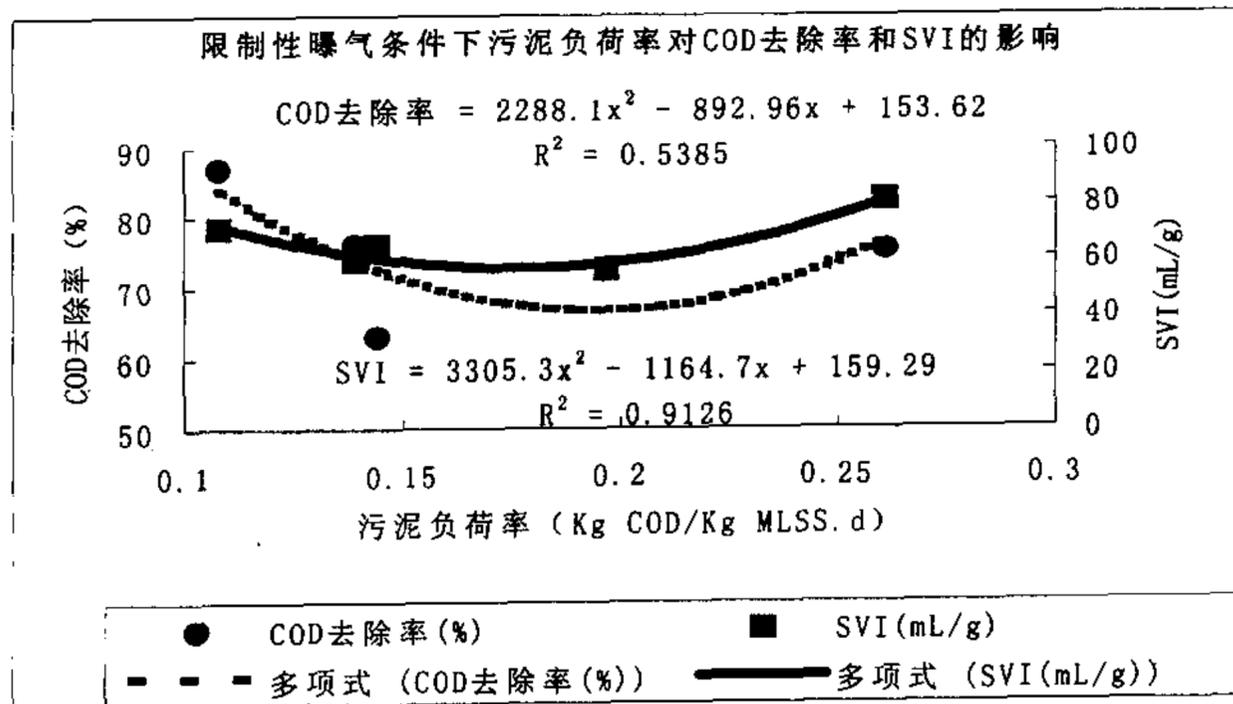


图 5-8 限制性曝气条件下污泥负荷率对 COD 去除率和 SVI 的影响

同样由图 5-7 和图 5-8 可知, 在限制性曝气条件下, 当容积负荷低于 $0.6 \text{Kg COD/m}^3 \cdot \text{d}$ 或污泥负荷低于 $0.175 \text{Kg COD/Kg MLSS} \cdot \text{d}$ 时, SVI 随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而降低; 当容积负荷大于 $0.6 \text{Kg COD/m}^3 \cdot \text{d}$ 或污泥负荷大于 $0.175 \text{Kg COD/Kg MLSS} \cdot \text{d}$ 时, SVI 随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而增加。在低负荷情况下, 由于碳源不足, 污泥较长时间处于内源代谢阶段, 因此导致部分污泥解体, 菌胶团松散, 增加 SVI; 随着负荷的增加, 污泥解体逐步改善, SVI 呈下降趋势; 但在高负荷情况下, 由于活性污泥长期处于碳源充足的环境中, 不利于污泥的絮凝, 因此污泥也比较松散, SVI 增高。此外, 负荷率与 SVI 的相关性较好, 与非限制性曝气比较可以推断, 在限制性曝气条件下, 污泥性能很少遭到内源代谢的影响, 从而使负荷率与 SVI 的相关性较好。

表 5-9 为表 5-7 与表 5-8 试验数据的统计计算结果, 从中可以比较出两种不同曝气方式在试验数据范围内对 COD 去除率和 SVI 的影响。

表 5-9 曝气方式对 COD 去除率和 SVI 的影响

运行方式	非限制性曝气		限制性曝气	
平均容积负荷率 ($\text{kgCOD/m}^3 \cdot \text{d}$)	0.614		0.604	
平均污泥负荷率 ($\text{kg COD/Kg. MLSS. d}$)	0.207		0.17	
计算方法	COD 去除 率 (%)	SVI (mL/g)	COD 去除 率 (%)	SVI (mL/g)
算术平均值	73.4	94.7	74.6	66.4
容积负荷率加权平均值	75.6	93.9	74	67.7
污泥负荷率加权平均值	75.2	94.1	73.9	67.6
在 $\alpha = 5\%$ 的条件下对计算数据进行 t-检验结果	两种不同的运行方式对 COD 去除率没有明显影响, 但对 SVI 有明显影响。			

*注: 以上数据为表 5-7 与表 5-8 试验数据的统计计算结果

由表 5-9 可知, 在相同进水浓度范围内, 非限制性曝气反应器的平均污泥负荷、SVI 算术平均值、SVI 容积负荷率加权平均值, SVI

污泥负荷率加权平均值分别比限制性曝气反应器高 17.6%、42.6%、38.7%和 39.2%。但在试验数据范围内，曝气方式对 COD 的去除率（包括算术平均值和加权平均值）没有明显的影响，但限制性曝气有利于降低曝气成本。

综上所述，限制性曝气有利于 SS 的水解，不会对污泥性能造成破坏。从提高净化效率和降低净化成本角度来说，在试验的进水负荷范围内，限制性曝气优于非限制性曝气，高负荷率优于低负荷率。

第五节 缺氧处理时间对麻脱胶废水可生化性影响的研究

1 缺氧处理时间对出水水质影响的研究

试验目的：前面的限制性曝气试验表明 2h 的缺氧处理（即指进水期间不曝气）在试验进水浓度范围内不影响出水水质，但有利于降低曝气成本。但在相同曝气时间条件下，延长缺氧处理时间是否会改善出水水质却有待于进一步研究。

试验方法与试验条件：选取 1#—4#反应器作为本试验方案的试验装置，将活性污泥等分四份。在温度为 30℃，充气量为 800L/h，曝气时间为 4h，进水 COD 为 1198.6mg/L，进水 SS 为 117mg/L 条件下将四个反应器的缺氧时间段分别设置为 2，4，6，8 小时，缺氧结束后立即曝气 4 小时。在最大混合液容积时测得 MLSS 为 3209mg/L，SV 为 19.5，SVI 为 60.8。每 2 小时测一次滤过性 COD。

试验结果与讨论：缺氧处理时间对出水水质影响的试验结果见表 5-10。试验结果表明在上述条件下延长缺氧处理时间对出水水质没有明显的改善。但此试验并不能说明延长缺氧处理时间对废水处理没有影响，因为出水水质还受曝气时间的影响。本试验在缺氧处理后只曝气 4 小时，如延长曝气时间，或许会显示出不同时间长短的缺氧处理会有不同的结果。

表 5-10 缺氧处理时间对出水水质的影响

厌氧时间 (h)	2	4	6	8
开始曝气时 COD(mg/L)	659.8	756.2	628.8	644.3

曝气 2h 时 COD(mg/L)	316.1	228.5	360.4	272.8
曝气 4h 时 COD(mg/L)	184	199.6	240.6	175.2

2 缺氧处理时间对废水可生化性影响的研究

试验目的：上述试验可能是由于曝气时间太短而影响了出水水质。但有待于进一步证实。为此特设计此试验方案以检验缺氧处理是否对废水的可生化性产生影响。如果可生化性改进明显，则继续延长曝气时间可使出水水质明显改善，否则延长曝气时间对出水水质也不会有明显改善。

试验方法与试验条件：选取 1[#]和 4[#]反应器作为本试验方案的试验装置，将活性污泥等分两份。在进水温度为 30℃，充气量为 800L/h，进水 COD 为 1386mg/L，BOD 为 165mg/L，pH 值为 7.1，SS 为 750mg/L，氨氮为 24mg/L，色度为 150 倍（浅黄）的条件下，测得混合最大容积时的 MLSS 为 5233mg/L，SV 为 32，SVI 为 61。1[#]反应器立即曝气 6 小时后测各种水质指标。4[#]反应器缺氧处理 6 小时测 BOD 和 COD，紧接着曝气 6 小时后测各种水质指标。

试验结果与讨论：原水 B/C 为 0.12，缺氧 6 小时后 B/C 为 0.22。上述两种情况下的出水水质指标见表 5-11。

表 5-11 缺氧处理对麻脱胶废水可生化性的影响

出水水质指标 处理条件	COD (mg/L)	BOD (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	SS (mg/L)	pH	色度 (倍)
缺氧处理 6h	277.3	14.7	9	64	7.2	25 (浅棕)
未经缺氧处理	308	2.18	9	177	6.9	25 (浅棕)

试验结果表明，缺氧对进水的可生化性和出水水质有明显改善。尽管 4[#]反应器出水 COD 较低，但 BOD 仍然较高，如果延长曝气时间，出水水质仍可继续改善。1[#]反应器不但出水水质不如 4[#]，出水的 BOD 也很低，如果延长曝气时间，出水水质也难以改善。以上试验结果为处理难降解废水提供了一条非常有效的途径。

第六节 SBR 出水循环使用的研究

1 试验目的：

在高进水负荷与非限制性曝气条件下，考察出水循环使用对红麻脱胶残胶率以及出水水质指标的影响。

2 试验方法：

将 SBR 混合出水用于红麻脱胶，脱胶参数如前文所述，连续脱胶 5 次，脱胶麻洗净后，烘干用作残胶分析。

将混合脱胶液与 SBR 出水以 1:3 的体积比混合作为 SBR 反应器进水（此时的用水量约为 225 吨水/吨原麻），由于脱胶液中都含有大量的颗粒状物质，每次取样前均用木棒将废水搅匀。上一轮 SBR 的出水就作为下一轮 SBR 进水的稀释水。试验温度为 30℃，空气流速为 0.08m³/h，采用非限制性曝气运行，曝气时间为 6 小时。麻脱胶试验回用水为混合回用水，其它试验条件不变。

3 试验结果与讨论：

SBR 混合出水回用于红麻脱胶试验残胶率分析见表 5-12（脱胶时间为 24 小时）。与表 5-2 的试验结果相比可知，SBR 混合出水回用于脱胶对残胶率没有明显的影响。

表 5-12 回用水用于脱胶红麻的残胶分析

部位	梢部	中部	根部	平均
残胶率	14.5±0.7	15.4±0.7	18.1±0.8	16.0±1.7

*注：表中根、中、梢部残胶率分别为 9 个试样的平均值±均方差，试样为五次脱胶麻混合后的随机取样。

前一轮 SBR 出水与混合脱胶液混合后作为下一轮 SBR 的进水，出水水质分析见表 5-13。试验结果计算表明，即使在非限制曝气与出水回用的条件下，COD 去除率也能保证在 80%左右，BOD 去除率保证在 90%左右。而且出水 COD 去除率及 BOD 去除率并未随着回用次数的增加而降低。说明沉淀期有助于难生物降解性物质的转化，从而使得难生物降解性物质并不随着回用次数的增加而累积，出水完全符合回用的要求。由本章的前部分结论可知，如果设置前置缺氧期将会确保出水达到 GB8978-1996 的二级标准（见表 5-14）。而且排水

量可大大低于国家标准。

表 5-13 出水循环使用运行结果

日期	COD (mg/L)		BOD (mg/L)		NH ₃ -N (mg/L)		SS (mg/L)		pH		色度	
	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水
1.7	1324	290	188	3	24	7	750	64	7.1	7.0	150	50
1.8	1500	218	430	6	9	2	883	115	7.0	6.7	150	50
1.9	1577	298	374	60	11	5	788	5	6.7	7.2	150	50
1.10	1674	334	416	47	13	5	747	24	6.5	7.0	150	50
1.11	1602	262	435	40	14	6	863	-	6.5	7.0	150	50
1.12	1693	339	274	22	13	5	845	73	6.6	6.7	150	50

(续上表)

回用次数	B/C		MLSS (mg/L)	SVI (mL/g)	容积 负荷率 (kg COD/ m ³ . d)	污泥 负荷率 (kg/kg. MLSS. d)	COD 去除率(%)	BOD 去除率(%)
	进水	出水						
0	0.14	0.01	5284	61	0.78	0.147	78	98
1	0.29	0.03	5335	63	0.96	0.180	85	99
2	0.24	0.2	5386	65	0.96	0.178	81	84
3	0.23	0.14	5435	68	1	0.185	80	88
4	0.27	0.15	5486	66	1	0.183	84	91
5	0.16	0.06	5195	71	1	0.195	80	92

表 5-14 GB8978-1996 关于麻脱胶废水排放标准

序号	污染物	一级标准	二级标准	三级标准
1	pH 值	6~9	6~9	6~9
2	色度	50	80	-
3	SS (mg/L)	70	150	-
4	BOD ₅ (mg/L)	20	60	600
5	COD _{Cr} (mg/L)	100	300	1000
6	NH ₃ -N (mg/L)	15	25	-

*注：麻脱胶废水属于第二类污染物，上表为在排污单位排放口采样的最高允许排放浓度。

最高允许排水量为 500m³/t(原麻)，750m³/t(脱胶麻)。

第七节 高 COD 浓度及高 SS 脱胶废水的处理

试验方法:

选取 1[#]反应器作为本试验方案的试验装置, 进水水质指标为 COD 3620mg/L, SS 2432mg/L, pH 6.4, NH₃-N 48.5mg/L, 色度 300 倍, 采用非限制性曝气方式运行, 进水后立即曝气 6 小时, 从废水进入反应装置开始时刻起即对 COD 进行跟踪测试。

结果与讨论:

COD 的降解规律如图 5-9 所示。在进水的瞬间, 约有 57% 的 COD (大部分为 SS) 被活性污泥吸附。可以利用活性污泥的这种特性, 在排泥前一段时间将高 SS 的脱胶液直接投入反应器, 从而这些 SS 立即被活性污泥吸附, 用不着曝气就可以随污泥一起排走, 从而达到节能降耗的目的。此后在 0.5 小时内约有 67% 的溶解性 COD 被活性污泥降解掉。在此后的 5.5 小时内 COD 下降缓慢。在接着的缺氧阶段, COD 有升高现象发生, 说明在缺氧条件下 SS 逐步被污泥水解释放出来。然后曝气, COD 又呈下降趋势。由表 5-15 的 MLSS 随时间的变化规律可以说明, 在这种进水条件下, MLSS 变化非常大, 这主要是因为污泥吸附了大量的颗粒状有机污染物 SS。缺氧期内 COD 浓度的回升以及 MLSS 的下降都说明活性污泥对吸收的颗粒状有机污染物 SS 确实有一个释放过程。

表 5-15 高进水浓度及高 SS 条件下 MLSS 与 SVI 随时间的变化

曝气时间 (h)	0	2	6	缺氧 2h 后又曝气 0.5h
MLSS	5195	6455	6857	6644
SVI	71.2	70.4	75	67.7

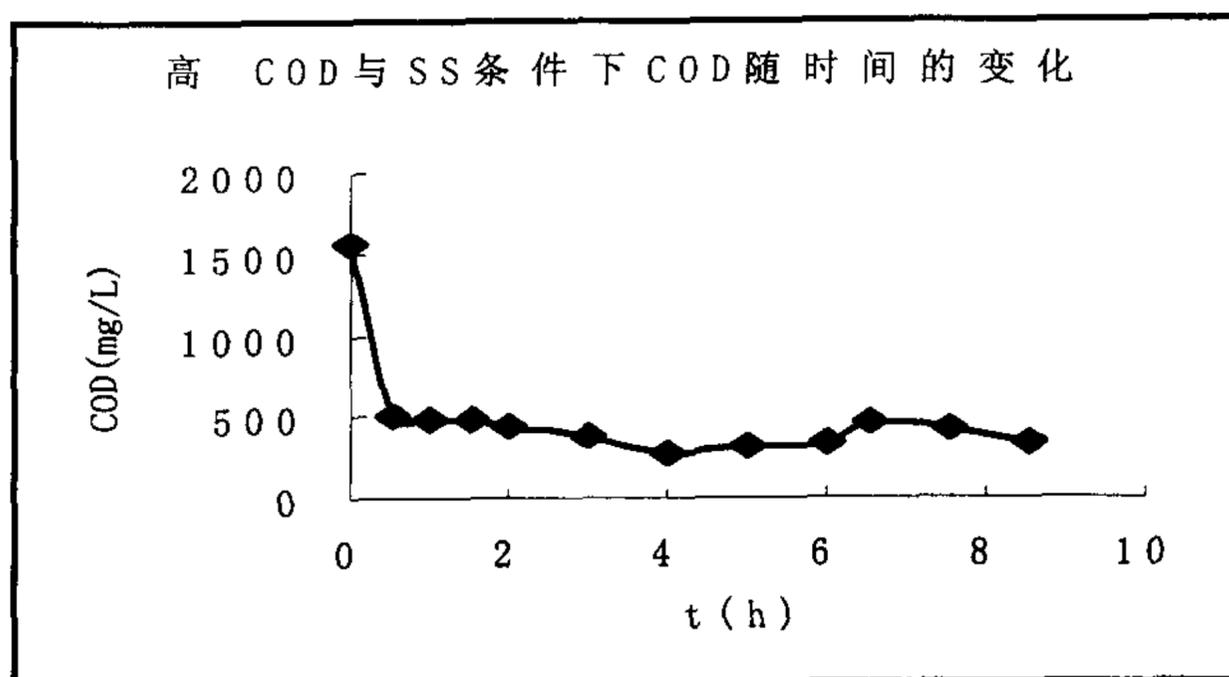


图 5-9 在高浓度与高 SS 条件下，COD 随时间的变化规律

第八节 SBR 处理麻脱胶废水节能降耗的措施

用 SBR 法处理红麻好氧微生物脱胶废水是好氧微生物脱胶工艺的一部分，在实际生产中有一些措施有助于节能降耗。

SBR 有机物的降解规律与推流式曝气池类似。在反应初期，由于池内有机物浓度较高，微生物的好氧速率大于供氧速率，混合液中的溶解氧为 0，供氧速率决定了有机物降解速率；随着好氧过程的深入，有机物浓度逐渐降低，供氧速率开始大于耗氧速率，溶解氧开始上升，微生物得到了充足氧气的供应，有机物浓度的大小成为有机物降解速率的限制因素。从耗氧与供氧的关系以及运行费用来看，SBR 反应器的供氧采用渐减曝气更为合理、经济。

由于脱胶液含有大量的悬浮固体胶质，在废水进入 SBR 装置之前若能用筛网加以过滤，将可去除三分之一以上的有机污染物，这会大大减少曝气成本。

此外，在排泥前注入高浓度、高 SS 的脱胶废水，利用活性污泥对悬浮固体的吸附能力，在排泥时将这些悬浮固体随污泥一起排走，因此可以降低曝气成本。

第九节 结论

1. 脱胶扩大试验表明，由于整根麻脱胶限制了脱胶液的循环流动造成脱胶时间较烧杯试验有所延长。好氧微生物脱胶的根、中、梢部残胶差异率较大，主要是由于根部的木质素含量较高所致（这种现象在天然水沤麻中也存在）。
2. SBR 系统中的污泥是一种非常复杂的微生物群体，既有好氧微生物，又有兼性厌氧微生物，既有脱碳微生物，又有硝化和反硝化微生物，但不存在绝对厌氧菌。
3. 在非限制性曝气条件下，COD 去除率随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而增加。随着负荷的提高，氧气的利用率高，生化反应的推动力大，有机物的降解速率高，使得 COD 去除率高。由此可以看出 SBR 更适合处理高浓度脱胶废水。此外，负荷率与 COD 去除率的相关性非常好，与限制性曝气比较可以推断，SS 在非限制性曝气条件下，很少被水解释放，从而使负荷率与 COD 去除率的相关性非常好。
4. 在非限制性曝气条件下，当容积负荷低于 $0.7\text{Kg COD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 或污泥负荷低于 $0.225\text{Kg COD}/\text{Kg MLSS}\cdot\text{d}$ 时，SVI 随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而降低。当容积负荷大于 $0.7\text{Kg COD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 或污泥负荷大于 $0.225\text{Kg COD}/\text{Kg MLSS}\cdot\text{d}$ 时，SVI 随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而增加。此外，负荷率与 SVI 的相关性较差，与限制性曝气比较可以推断，在非限制性曝气条件下，污泥性能遭到了某种破坏，即内源代谢的破坏，从而使负荷率与 SVI 的相关性较差。
5. 在限制性曝气条件下，当容积负荷低于 $0.7\text{Kg COD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 或污泥负荷低于 $0.2\text{Kg COD}/\text{Kg MLSS}\cdot\text{d}$ 时，COD 去除率随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而降低，当容积负荷大于 $0.7\text{Kg COD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 或污泥负荷大于 $0.2\text{Kg COD}/\text{Kg MLSS}\cdot\text{d}$ 时，COD 去除率随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而增加。此外，负荷率与 COD 去除率的相关性非常差，与非限制性曝气比较可以推断，SS 在限制性曝气条件下被大量水解释放到溶液中，从而使负荷率与 COD 去除率的相关性很差。
6. 在限制性曝气条件下，当容积负荷低于 $0.6\text{Kg COD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 或污泥负荷低于 $0.175\text{Kg COD}/\text{Kg MLSS}\cdot\text{d}$ 时，SVI 随着容积负荷率和污泥负

荷率的增加而降低；当容积负荷大于 $0.6\text{Kg COD/m}^3\cdot\text{d}$ 或污泥负荷大于 $0.175\text{Kg COD/Kg MLSS}\cdot\text{d}$ 时，SVI 随着容积负荷率和污泥负荷率的增加而增加。此外，负荷率与 SVI 的相关性较好，与非限制性曝气比较可以推断，在限制性曝气条件下，污泥性能很少遭到内源代谢的影响，从而使负荷率与 SVI 的相关性较好。

7. 统计计算结果表明，限制性曝气有利于 SS 的水解，不会对污泥性能造成破坏。在相同进水浓度条件下，非限制性曝气反应器的平均污泥负荷、SVI 算术平均值、SVI 容积负荷率加权平均值，SVI 污泥负荷率加权平均值分别比限制性曝气反应器高 17.6%、42.6%、38.7%和 39.2%，但两种曝气方式下的 COD 去除率没有明显区别。因此，从提高净化效率和降低净化成本角度来说，限制性曝气优于非限制性曝气，高负荷率优于低负荷率。
8. 进一步试验结果表明，尽管曝气方式在一定的曝气时间段内对 COD 的去除率（包括算术平均值和加权平均值）没有明显的影响，但限制性曝气有助于改善麻脱胶废水的可生化性。
9. 即使在非限制曝气与出水回用的条件下，COD 去除率也能保证在 80%左右，BOD 去除率保证在 90%左右。而且出水 COD 去除率及 BOD 去除率并未随着回用次数的增加而降低。回用水用于红麻脱胶对残胶率没有明显的影响，出水完全达到回用的要求。
10. 从耗氧与供氧的关系以及运行费用来看，SBR 反应器的供氧采用渐减曝气更为合理、经济；在废水进入 SBR 装置之前若能用筛网加以过滤，将可去除三分之一以上的有机污染物，这会大大减少曝气成本；利用活性污泥对悬浮固体的吸附能力，可以将 SS 随污泥一起排走，降低曝气成本。

参考文献

1. 驯化活性污泥处理高含盐量有机废水研究，上海环境科学，1998 9
2. 国家环保局总局下发——关于印发全国 2000 年工业污染源达标排放和环境保护重点城市环境功能区达标工作方案的通知，中国环保产业 CEPI-1994. 4，政策法规
3. 刘义，邵凯，张兆昌，水解酸——SBR 工艺处理啤酒废水的试验研究，中国给水排水，1997，13，22-25
4. 顾国维，水污染治理技术研究，上海：同济大学出版社，1997，

PP147-173

5. 蔡不忒, 生物处理方法中的好氧-缺氧组合技术, 中国给水排水, 1993, 9(6): 16~19
6. 张波, 高廷耀, 生物脱氮除磷工艺厌氧/缺氧环境倒置效应, 中国给水排水, 1997, 13(3): 7~9
7. 卓奋, 杨丽华, A²/O 生物除磷脱氮活性污泥法工艺原理及其运行控制, 西南给排水, 1996, 92(2): 6~8
8. O. E. Albertson, Member, ASCE, Jim Coughenour, Aerated Anoxic Oxidation Denitrification Process, Journal of Environmental Engineering, 1995, October: 720~726
9. Mohamed F. Dahab, Young Woon Lee, Nitrate Removal from Water Supplies Using Biological Denitrification, Journal WPCF, 1988, Volume 60, Number 9: 1670~1674
10. H. Constantin, M. Fick, Influence of C-Sources on The Denitrification Rate of A High-Nitrate Concentrated Industrial Wastewater, Wat. Res. Vol. 31. No. 3: 583~589
11. Peter A. Wilderer, Warren L. Jones, Ursula Dau, Competition in Denitrification Systems Affecting Reduction Rate and Accumulation of Nitrite, Wat. Res. 1987; Vol. 21. No. 2: 239~245

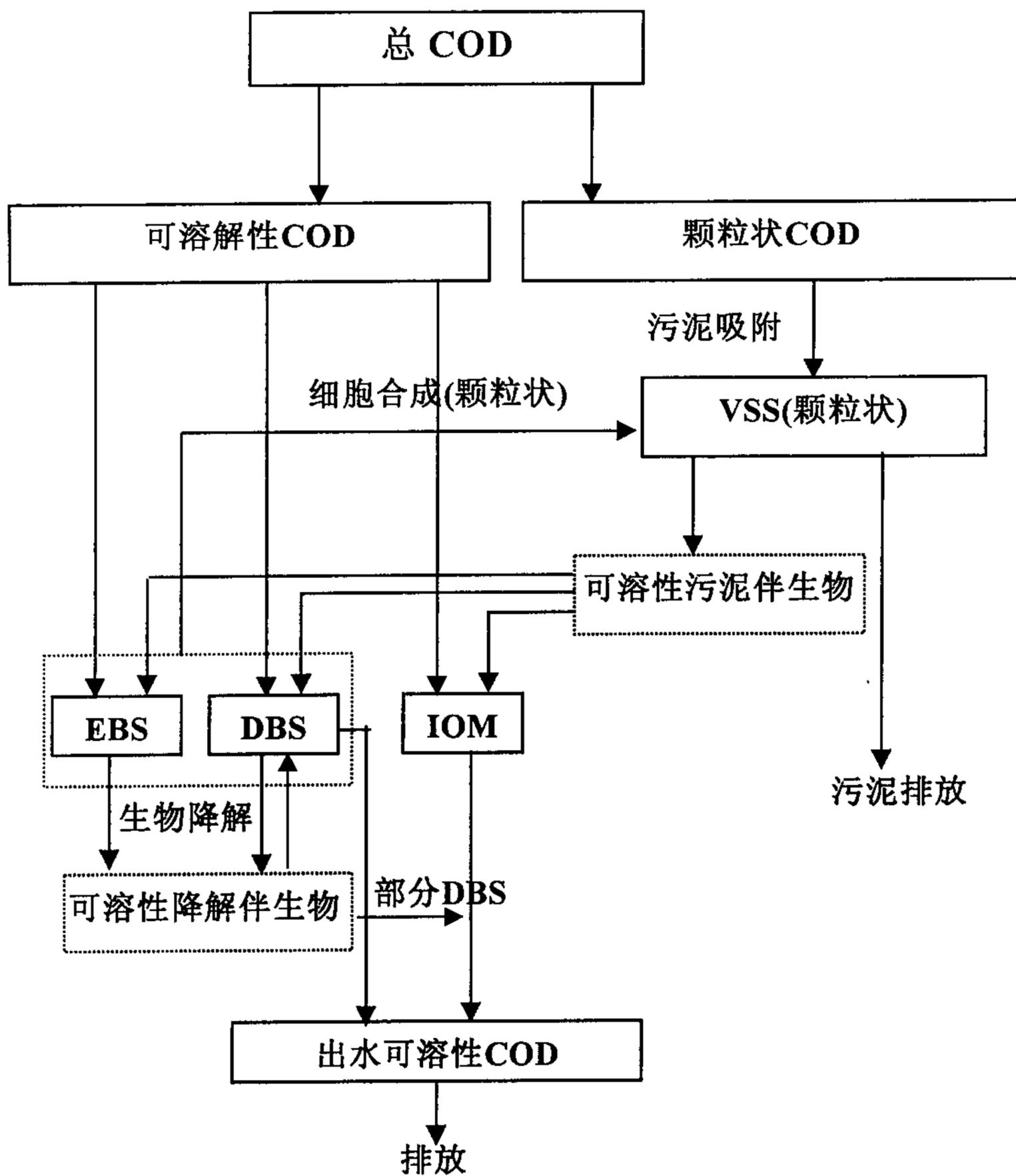
第六章 SBR 基质降解动力学研究及其在红麻脱胶废水治理中的应用

由于SBR法运行方式灵活多变，应用开发历史短等原因，至今尚未建立起一套受到普遍公认的动力学模型用于指导工程设计和运行控制。目前实际应用的SBR设计依据主要来自连续流活性污泥法的经验。SBR与传统的连续流活性污泥法有很大的不同，其运行过程中的许多参数（有效容积、真实水力停留时间、真实容积负荷、底物浓度及微生物浓度）都是随时间变化的。采用传统连续流活性污泥法的动力学模型指导设计显然是不合理的。而且麻脱胶废水中含有大量的难降解物质，到目前为止，尚没有办法直接测出其中的难生物降解物质的成分，这给麻脱胶废水治理工程设计带来了一定的困难。

本文的目的就是要在传统的基质降解动力学模型的基础上，结合SBR的具体条件及麻脱胶废水的实际情况，研究适合麻脱胶废水的基质降解动力学模型，通过试验来间接求出麻脱胶废水中难降解物质的含量及动力学参数，为麻脱胶废水处理工程设计及运行控制提供依据。

第一节 难降解物质的来源

众所周知，黄红麻中含有相当数量的木质素，木质素是生物难降解物质。由于木质素是与纤维素和其它胶质伴生在一起的，在脱胶与洗麻过程中，它会随着其它胶质的解体而部分脱落并悬浮在脱胶液中，因此，麻脱胶废水中也含有一定数量的木质素。前文的试验（见表5-13）已经证明出水COD主要是难生物降解性物质，因为出水的B/C都较低。这种难降解性COD除含有与木质素有关的物质外，还包含在有机物降解过程中产生的与活性污泥代谢有关的生物性物质和有机物降解产生的伴生物，它们都属于生物难降解的复杂分子化合物。从理论上说，所有的生物废水处理过程都会产生难生物降解性物质，这已被孙天华的试验所证实^[1]。出水中难降解性物质的来源如图6-1所



- 1) EBS – 生物易降解物质
- 2) DBS – 生物难降解物质
- 3) IOM – 生物不可降解物质

图 4-2 出水中生物难降解物质的来源

示。

从图6-1我们可以看出，出水中难降解COD已不完全是进水中的原始物质，但却与进水中难降解性物质的含量有着密切关系。

第二节 SBR 动力学模型【2~6】

关于基质降解动力学模型主要有两种观点，即一相说的观点和二相说的观点。

一. 二相说

Eckenfelder 等人所支持的二相说，是将基质的降解分为高基质浓度和低基质浓度二相而加以数学描述。他们认为：

1. 在高基质浓度时

此时，基质的降解速度与基质浓度无关，呈零级反应。即：

$$-\frac{dS}{dt} = K_0 X \quad (1)$$

t——曝气时间 (h)，

S——为曝气 t 小时后反应器中剩余基质浓度 COD_{Cr} (mg/L)，

$-\frac{dS}{dt}$ ——基质的降解速度，

K_0 ——反应速度常数 (h^{-1})，

X——曝气 t 小时后反应器中的微生物浓度 MLSS (mg/L)

当微生物浓度 (MLSS) X 较高和反应期较短时，由 $\frac{dX}{dt}$ 引起的 X 的绝对量是很小的，可以忽略不计，于是 X 可作为常数对待。这样 (1) 式就是典型的零级反应动力学模型。

2. 在低基质浓度时

此时，基质的降解速度受残余的基质浓度所影响，呈一级反应。

即：

$$-\frac{dS}{dt} = K_1 XS \quad (2)$$

K_1 ——反应速度常数 [$L/(mg \cdot h)$]

其余参数意义与上文相同。

二. 一相说

在酶反应动力学模型 (Michaelis-Menten公式) 和Monod关于微生物增长动力学模型基础上演变而来的废水基质降解动力学方程式为:

$$V = \frac{V_{\max} S}{S + K_s} \quad (3)$$

S ——曝气 t 小时后反应器中基质浓度 COD_{Cr} (mg/L),

V_{\max} ——基质的最大比降解速度 (h^{-1}), 即单位微生物量的基质最大降解速度,

K_s ——常数 (mg/L)

V ——基质比降解速度, 即单位微生物量的基质降解速度 (h^{-1}),

$$V = \frac{d(S_0 - S)}{Xdt} = -\frac{1}{X} \cdot \frac{dS}{dt} \quad (4)$$

t ——曝气时间 (h)

X —— t 小时后反应器中的微生物浓度 MLSS (mg/L)

通常, 为了便于求解, 取 (3) 式的倒数将方程转化为直线方程, 即:

$$\frac{1}{V} = \frac{K_s}{V_{\max}} \cdot \frac{1}{S} + \frac{1}{V_{\max}} \quad (5)$$

这样 $\frac{1}{S}$ 和 $\frac{1}{V}$ 就分别代表自变量和因变量, $\frac{K_s}{V_{\max}}$ 和 $\frac{1}{V_{\max}}$ 分别代表直线方

程的斜率和截距。在工程上, 对于连续运行的反应器, 由于起始基质浓度 S_0 和微生物浓度 X 基本不变, V 通常用下式计算:

$$V = \frac{S_0 - S}{Xt} \quad (6)$$

这样通过测试不同时刻 t_i 的 ($i=1, 2, 3, \dots$) 基质浓度 (COD_{Cr}) S_i ($i=1, 2, 3, \dots$)、微生物浓度 (MLSS) X , 就可通过 (6) 式算

出 V_i ($i=1, 2, 3, \dots$)。利用这样测得的一组数据 $\left(\frac{1}{S_i}, \frac{1}{V_i}\right)$ ($i=1, 2,$

$3, \dots$), 利用最小二乘法即可求得动力学参数 V_{\max} 和 K_s 。这两个动力学参数在废水治理工程设计中具有重要意义。

三. 两种学说的内在联系

二相说与一相说这两种观点在本质上是一致的, 二相说是一相说的特殊情况。

1. 在高基质浓度情况下

由(3)式可以清楚的看出, K_s 的意义即为当基质的比降解速度为 $\frac{1}{2}V_{\max}$ 时, $K_s=S$, 所谓高基质浓度是指当 $S \gg K_s$ 的情况, 此时 K_s 可以忽略不计, 则(3)式可近似为 $V=V_{\max}$, 即在高基质浓度时, 基质以最快速度降解。

由于基质比降解速度又可用(4)式表示, 所以有

$$-\frac{dS}{dt} = XV_{\max} \quad (7)$$

由(7)式可以看出, 在高基质浓度情况下, 基质的降解速度与基质浓度无关, 即遵循零级反应动力学规律。这与(1)式的本质是一致的。

2. 在低基质浓度情况下

同理, 所谓低基质浓度是指当 $S \ll K_s$ 的情况, 此时 $S+K_s \approx K_s$, 则

(3)式可近似为 $V = \frac{V_{\max}S}{K_s}$ 。由于基质比降解速度又可用(4)式表示,

$$\text{所以有: } -\frac{dS}{dt} = \frac{XV_{\max}S}{K_s} \quad (8)$$

由(8)式可以看出, 在低基质浓度情况下, 基质的降解速度受残余基质浓度影响, 与基质浓度呈正比关系, 即遵循一级反应动力学规律。这与(2)式的本质是一致的。

四. 二相说模型在含有难降解性物质的红麻脱胶废水治理中的应用

上述动力学模型都是在不存在难降解性物质的情况下得出的, 但当废水中存在大量的难降解性物质时, 必须对上述模型进行修正。第五章第四节的研究表明, 从节能角度来看, 麻脱胶废水采用SBR法治理以限制性曝气方式为好, 因此下面的讨论仅限于限制性曝气。这样, 由于进水期不发生有机物的降解, 因此, 只要考虑曝气阶段的动力学模型。

当考虑难降解物质时, (3)式和(5)式则分别变为:

$$V = V_{max} \cdot \frac{S - S_n}{k_s + (S - S_n)} \quad (9)$$

$$\frac{1}{V} = \frac{K_s}{V_{max}} \cdot \frac{1}{S - S_n} + \frac{1}{V_{max}} \quad (10)$$

由于 S_n 无法测定，所以不能通过试验数据算出 V_{max} 和 K_s 。

既然二相说是一相说的一个特例，为了测定废水中难降解物质的含量 S_n ，可对二相说的数学模型进行转换，通过试验数据应用最小二乘法间接求解。

假设：

- (1) 对于同一浓度的红麻脱胶废水，在曝气期（第五章的试验表明曝气期一般为4~6小时）内，难降解性物质的浓度不变；
- (2) 在曝气期（第五章的试验表明曝气期一般为4~6小时）内，麻脱胶废水中的颗粒状物质（SS）浓度不变；
- (3) 反应器内物料是完全混合的；
- (4) 在曝气期（第五章的试验表明曝气期一般为4~6小时）内，合成的微生物量与反应器内总的微生物量相比可以忽略不计，即反应器中微生物总量近似不变。

当进水浓度使基质降解速率服从一级反应动力学关系时，由（8）式可知则有：

$$-\frac{d(S - S_n)}{dt} = \frac{XV_{max}(S - S_n)}{K_s} \quad (11)$$

$$-\frac{dS'}{dt} = K_2XS' \quad (12)$$

t——曝气时间（h）

S' ——为曝气 t 小时后反应器中可生物降解溶解性基质浓度 COD_{Cr} (mg/L)，它在数值上等于反应器中剩余 $COD_{Cr} S$ 减去难降解 $COD_{Cr} S_n$ 。

X——混合液最大体积时微生物浓度 (mg/L)，用 MLSS 浓度表示

K_2 ——可生物降解溶解性 COD_{Cr} 降解速度常数 [L/(mg·h)]

在正常运行期，当活性污泥浓度 X 较高时，由 $\frac{dX}{dt}$ 引起的 X 的绝对量是很小的，可以忽略不计，于是 X 可作为常数对待，则 K_2X 可用常数 K_3 来表示。于是（12）式变为：

$$-\frac{dS'}{dt} = K_3S' \quad (13)$$

$$\text{对 (12) 式进行转换得 } \frac{dS'}{S'} = -K_3dt \quad (14)$$

对 (13) 式进行积分得 $\ln S' = -K_3 t$ (15)

假设在曝气时间 $t=0$ 时, 混合液中可降解溶解性 COD_{Cr} 浓度为 $S' |_{t=0} = S'_0$, 在 $t=t_i$ ($i=1, 2, 3, \dots$) 时, 混合液中可降解溶解性 COD_{Cr} 浓度为 $S' |_{t=i} = S'_i$, 则式 (15) 的定积分表达式为:

$$\frac{S'_i}{S'_0} = e^{-K_3 t_i} \quad (16)$$

于是, 在曝气 t_i 小时后 COD 的减少量 S_r 为:

$$S_r = S'_0 - S'_i \quad (17)$$

合并式 (16) (17) 并整理可得:

$$S_r = S'_0 (1 - e^{-K_3 t_i}) \quad (18)$$

为了后面的计算方便, 利用指数与对数以及自然对数和常用对数之间的关系将 (18) 式转化为

$$S_r = S'_0 (1 - 10^{-(K_3 \log e) t_i}) = S'_0 (1 - 10^{-K_4 t_i}) \quad (19)$$

式中 $K_4 = \frac{K_3}{2.3}$ (h^{-1})。

$$\text{因为 } S_n = S'_0 - S'_i \quad (20)$$

S_n —— 难降解溶解性基质浓度 COD_{Cr} (mg/L)。

为了求得 K_4 , S'_0 和 S_n , 可对式 (19) 进行如下转换后再按泰勒级数展开到第四级为:

$$\left(\frac{t_i}{S_r}\right)^{\frac{1}{3}} = \left[\frac{t_i}{S'_0(1-10^{-K_4 t_i})}\right]^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{t_i}{S'_0}\right)^{\frac{1}{3}} (1-10^{-K_4 t_i})^{-\frac{1}{3}} = (2.3K_4 S'_0)^{\frac{1}{3}} + \frac{K_4^{\frac{2}{3}}}{3.43 S'_0^{\frac{1}{3}}} \cdot t_i \quad (21)$$

令 $a = (2.3K_4 S'_0)^{\frac{1}{3}}$, $b = \frac{K_4^{\frac{2}{3}}}{3.43 S'_0^{\frac{1}{3}}}$, 则有:

$$\left(\frac{t_i}{S_r}\right)^{\frac{1}{3}} = a + bt_i \quad (22)$$

$$K_4 = 2.61 \frac{b}{a} \quad (23)$$

$$S'_0 = \frac{1}{2.3K_4 a^3} \quad (24)$$

由于有:

$$S_r = S'_0 - S'_i \quad (25)$$

S'_0 —— 刚开始曝气 $t=0$ 时刻反应器中的溶解性基质浓度 COD_{Cr}

(mg/L), 包括可降解性的和不可降解性的两部分。

S_i ——曝气 $t=t_i$ 时后反应器中的剩余溶解性基质浓度 COD_{Cr} (mg/L), 包括可降解性的和不可降解性的两部分。

所以, $\left(\frac{t_i}{S_i}\right)^{\frac{1}{3}}$ 可以通过测试 $t=t_i$ ($i=1, 2, 3, \dots$) 时刻的基质浓度 $COD_{Cr} S_i$ ($i=1, 2, 3, \dots$) 运用 (24) 式计算而来。这样就可

以通过一组 $\left(t_i, \left(\frac{t_i}{S_i}\right)^{\frac{1}{3}}\right)$, 按 (22) 式用最小二乘法求出 a 和 b 的值,

利用 (23) 式和 (24) 式可求出 S_0 , S_0 实际上代表着废水中 COD 可最大生物处理程度。利用 (20) 式可求出难生物降解的 COD_{Cr} 浓度 S_n 。

确定了难生物降解的 COD_{Cr} 浓度 S_n 后, 可再根据不同时刻 t_i 的 ($i=1, 2, 3, \dots$) 的基质浓度 (COD_{Cr}) S_i ($i=1, 2, 3, \dots$)、微生物浓度 (MLSS) X , 通过 (6) 式算出 V_i ($i=1, 2, 3, \dots$)。利用这样得到的一组数据 $\left(\frac{1}{S_i}, \frac{1}{V_i}\right)$ ($i=1, 2, 3, \dots$), 继而可通过 (10) 式,

应用最小二乘法即可求得相应的动力学参数 V_{max} 和 K_s 。

在一个完整的曝气周期内, 即从充水结束 (或曝气开始) 时到曝气结束 (或沉淀开始) 时, 基质的比降解速度可由 (9) 式计算:

$$V_r = K_s(S_e - S_n) \quad (26)$$

$$K_s = \frac{V_{max}}{K_s + (S_e - S_n)}$$

V_r ——整个曝气期内基质比降解速度 (h^{-1})

S_e ——反应期结束时的基质浓度 COD_{Cr} (mg/L)

其余参数的意义如前所数。

根据前面的假设有: $K_s \gg (S_e - S_n)$, $K_s + (S_e - S_n) \approx K_s$,

所以 $K_s \approx \frac{V_{max}}{K_s} = K_2$, 为常数

同样, 在一个完整的曝气周期内有:

$$V_r = \frac{S_f - S_e}{X t_r} \quad (27)$$

S_f ——开始曝气时刻的基质浓度 COD_{Cr} (mg/L)

t_r ——整个曝气周期内的反应时间 (h)

其余参数的意义如前所述。

这样结合 (26) 和 (27) 式有:

$$\frac{S_f - S_e}{Xt_r} = K_2(S_e - S_n)$$

$$\text{所以, } t_r = \frac{(S_f - S_e)}{XK_2(S_e - S_n)} = \frac{K_s(S_f - S_e)}{XV_{\max}(S_e - S_n)} \quad (28)$$

如果设计选用的微生物浓度与试验所用微生物浓度相同, 则 K_4 也可以用于设计, 由本节公式中各系数之间的关系可知:

$$K_4 = \frac{XV_{\max}}{2.3K_s} \quad (29)$$

$$\text{所以, } t_r = \frac{(S_f - S_e)}{2.3K_4(S_e - S_n)} \quad (30)$$

第三节 不同进水浓度对难降解物质的影响

试验方法:

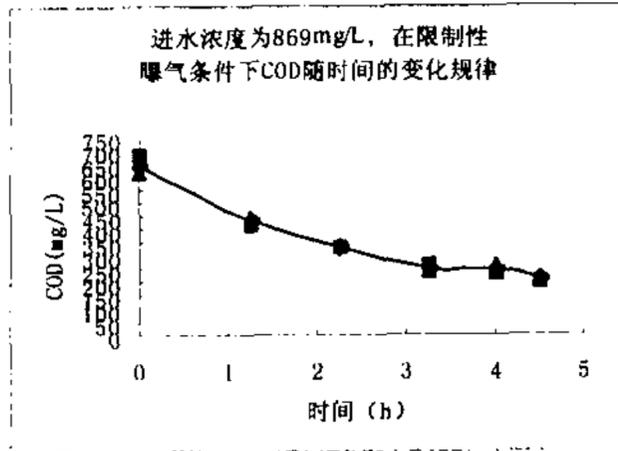
选取 4[#]反应器作为本试验方案的试验装置, 采用限制性曝气方式运行 (进水后先经过两个小时缺氧处理, 再曝气 4 小时)。试验先后采用了两种不同的进水浓度。从废水进入反应装置开始时刻起即对 COD 进行跟踪测试。利用本章第二节建立的动力学模型及数据处理方法, 求解两种不同进水浓度条件下, COD 降解的动力学参数及难降解物质的含量。

试验结果与讨论:

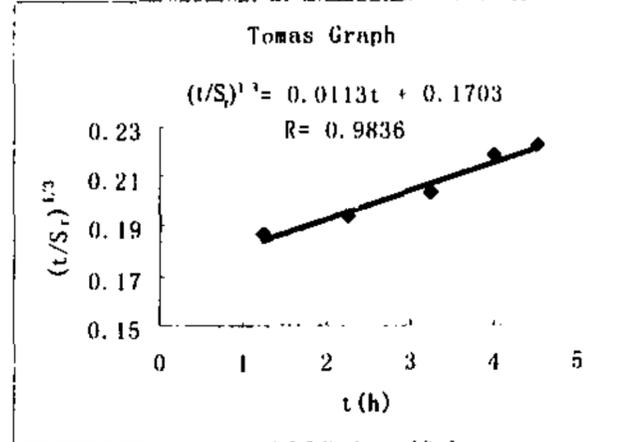
COD 跟踪试验结果如图 6-1a 和图 6-1c 所示。图 6-1a 和图 6-1c 所示的 COD 跟踪试验结果按式 (22) 和式 (25) 处理后见图 6-1b 和图 6-1d。相应的动力学参数按式 (20)、式 (23) 和式 (24) 计算列于表 6-1。从表 6-1 中可以明显地看出, 两种不同浓度的进水在经过 2 小时缺氧, 4 小时曝气处理后, 出水所含难降解物质占进水浓度的比例没有明显区别。由回归方程的相关系数及有关参数可知, 反应严格地遵循一级反应动力学模型, 说明前面的假设条件及试验所选用的废水浓度范围与实际条件比较吻合, 而且前文推导的动力学模型及处理方法在麻脱胶废水治理中具有较好的实用价值。

表 6-1 限制性曝气条件下不同进水浓度对难降解物质的影响

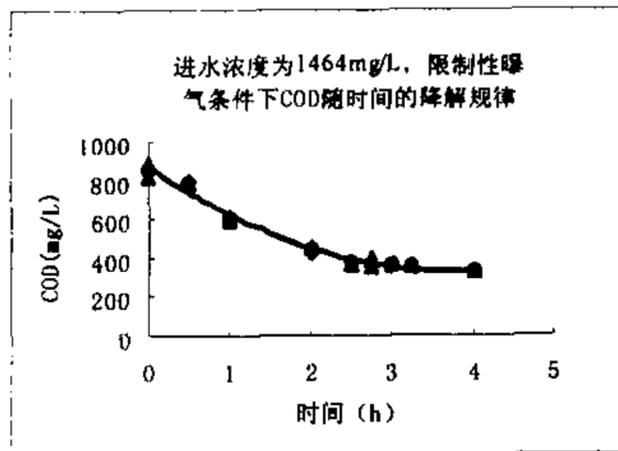
进水浓度 S_j (mg/L)	曝气方式	K_4 (h^{-1})	S_0' (mg/L)	S_n (mg/L)	S_n/S_j
869	限制	0.173	508.3	123.8	0.143
1464	限制	0.23	621.5	227	0.155



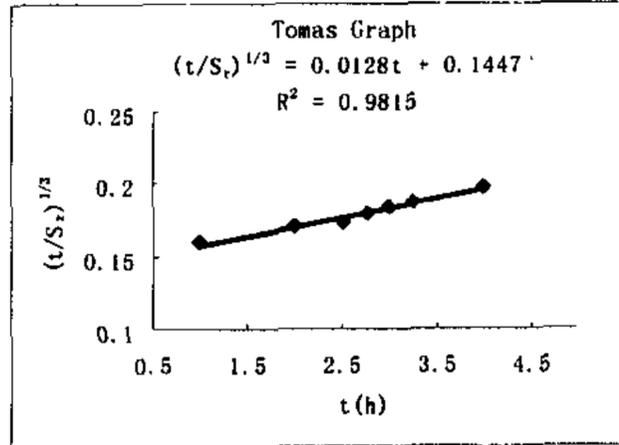
(a)



(b)



(c)



(d)

图 6-1 在限制性曝气条件下, 不同进水浓度 COD 跟踪试验与处理结果

第四节 不同曝气方式对难降解物质的影响

试验方法:

选取 1[#]和 4[#]反应器作为本试验方案的试验装置, 其中 1[#]反应器采用非限制性曝气方式运行(进水时同时曝气, 曝气时间 6 小时), 4[#]反应器采用限制性曝气方式运行(进水后先经过两个小时缺氧处理, 再曝气 4 小时)。从废水进入反应装置开始时刻起即对 COD 进行跟踪测试。利用本章第二节建立的动力学模型及数据处理方法, 求解两种不同运行方式条件下, COD 降解的动力学参数及难降解物质的含

量。

结果与讨论：

表 6-2 不同曝气方式对难降解物质的影响

进水浓度 S_j (mg/L)	曝气方式	K_4 (h^{-1})	S_0' (mg/L)	S_n (mg/L)	S_n/S_j
1464	限制	0.23	621.5	227	0.155
1083.5	非限制	0.27	610	307.3	0.264

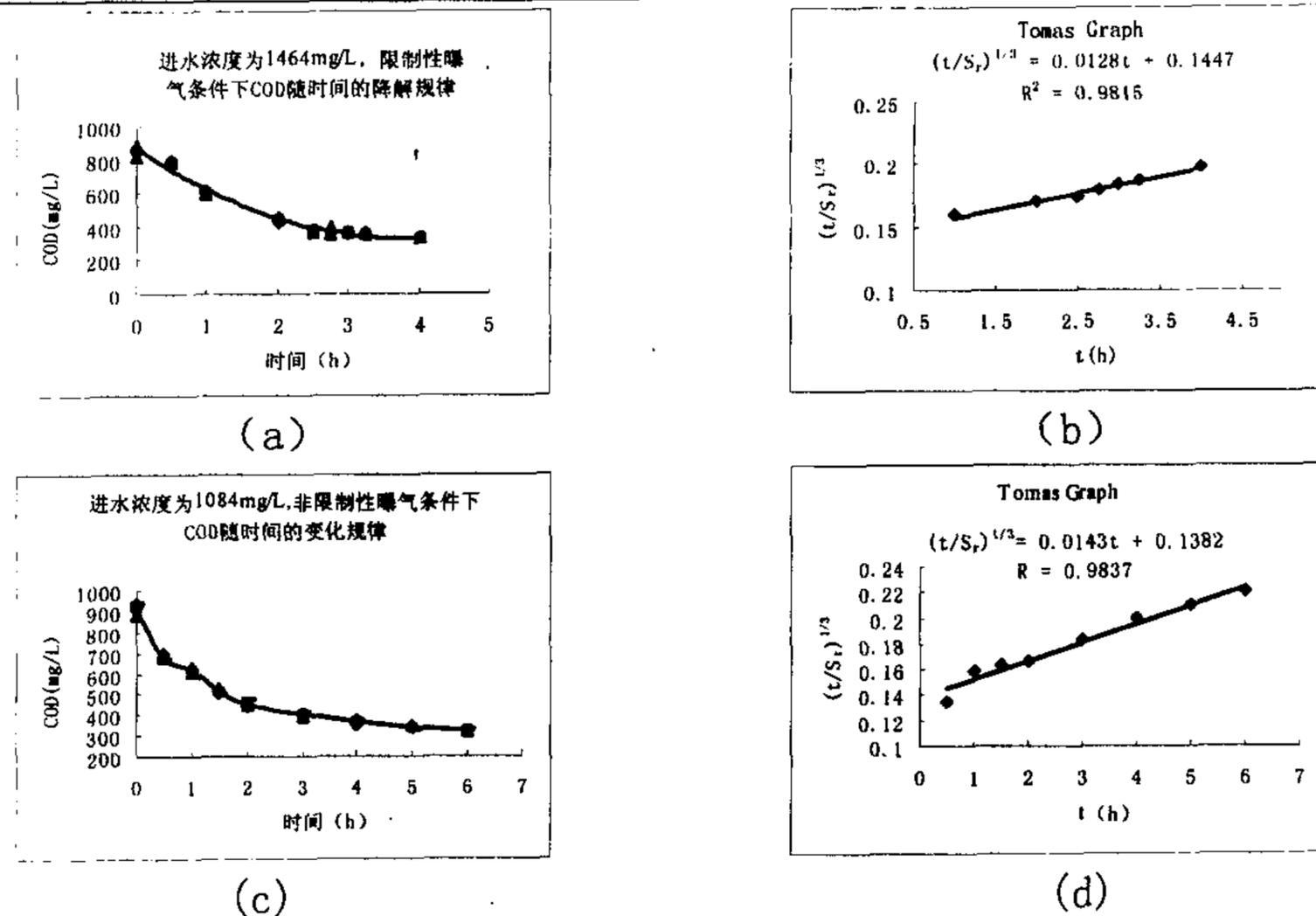


图 6-2 不同曝气方式条件下 COD 跟踪试验与处理结果

COD 跟踪试验结果如图 6-2a 和图 6-2c 所示。图 6-2a 和图 6-2c 所示的 COD 跟踪试验结果按式 (22) 和式 (25) 处理后见图 6-2b 和图 6-2d. 其对应的参数按式 (20)、式 (23) 和式 (24) 计算列于表 6-2。由回归方程的相关系数及有关参数可知，反应严格地遵循一级反应动力学模型，说明前面的假设条件及试验所选用的废水浓度范围与实际条件比较吻合，再次说明前文推导的动力学模型及处理方法在红麻脱胶废水治理中具有较好的实用价值。此外，从表 6-2 中可

以明显地看出，即使在较高进水浓度的条件下，经过 2 小时缺氧，4 小时曝气处理的出水比不经缺氧处理，连续曝气 6 小时的出水所含难降解物质的比例低 41%。说明 2 小时的缺氧处理有助于难降解物质的生物转化，这与第五章第五节的试验结果相吻合。由此可以推断，适当地延长缺氧处理时间以及沉淀期将有助于难降解有机物的生物转化。

由于在 SBR 系统中存在着兼性厌氧微生物群体，它们既有脱氢酶又有氧化酶，在有氧的条件下，氧化酶活性强，其代谢有机物的功能与专性好氧微生物相同；在无氧的条件下，脱氢酶活性强，兼性厌氧微生物仅仅起着发酵作用，将废水的有机物大分子分解成有机物小分子，但此时由于 NAD 和 NADH_2 及 ADP 和 ATP 的相对含量的变化，微生物繁殖所需要的 ATP 得不到满足，只能通过消耗大量的基质来获得相当于在好氧条件下所获得的 ATP。一旦在这种厌氧发酵过程中通入氧气，发酵作用即被抑制，这种现象与“巴斯德效应”非常相似。但这种情况与第三章的厌氧微生物脱胶是有很大的区别的。第一，由于两种微生物的驯化条件不同，微生物的种类和数量有很大的区别，在厌氧脱胶过程中，微生物的生长非常缓慢；第二，在废水治理阶段，胶质大分子在经过脱胶阶段的生物降解后，其所占的比例比脱胶阶段要小得多，因此在较短的时间内能够完成大分子向小分子的转化；而脱胶阶段的胶质几乎都是大分子物质，很难在短时间内完成大分子向小分子的转化。但这种现象可给我们一个很好的启示，即采用 SBR 的原理，间歇曝气驯化脱胶菌，或许可以降低脱胶曝气成本。在曝气阶段使微生物大量繁殖，在缺氧阶段利用兼性厌氧微生物的发酵作用实现难降解胶质的水解。

第五节 用 SBR 法处理麻脱胶废水的工艺参数设计

本章第二节所推导的动力学模型在废水处理工程中具有非常好的实用价值，它们不仅反映了有机物被微生物降解的本质规律，也是废水治理工程设计的重要依据。尤其是在设计计算反应期时间这个重要

参数上, 没有按照上述方法求得的 V_{\max} 、 S_n 和 K_s 这些动力学常数, 就无法计算不同进水浓度的反应期时间。这些麻脱胶废水SBR动力学参数与传统的活性污泥法动力学参数在数值上有很大不同, 如果按手册上传统活性污泥法的数据来计算反应期时间将会造成很大误差。根据本章前面的研究结果, 本文特提出用SBR法处理麻脱胶废水的工艺参数设计程序如下:

1. 明确原水情况, 如进水流量 Q , 进水底物浓度 S_j 等。
2. 确定反应器数量、反应器初始容积比 α ($=V_i/V_0$)、污泥浓度、一运行周期的运行时间、出水水质。

(1) 反应器数量 n

通常反应器数的选择是由日排放水量及自动控制装置所确定的。一般选 $n=2\sim 4$ 。

(2) 每个运行周期的运行时间 T , 为了操作上的方便, 应能被24整除, 如6、8、12小时。

(3) 一般 α 在25~75%为好。 α 太小, 污泥浓度低, 且要经常排泥; α 太大, 运行效率低。

(4) 试验表明污泥浓度在2000~4000mg/L都是可行的, 但与充水比的选取相一致, 当 α 值低时, 污泥浓度不应过大, 否则排水时容易将污泥带走。

(5) 出水COD浓度 S_e 应根据国家和地方法规来确定。

3. 单个反应器容积 $V_0=Qt_f/(1-\alpha)$

4. 总反应容积 $=nV_0$

5. 最初的反应容积 $V_i=\alpha V_0$

6. 进水时间 t_f 为了保持连续进水, $t_f=T/n$ 。

7. 计算反应时间 t_r

(1) 根据试验资料, 查难降解物质浓度占进水浓度的比例 η 及动力学常数 V_{\max} 和 K_s 。

(2) $S_f=\alpha S_e+(1-\alpha)S_j$

(3) $S_n=\eta S_j$

(4) $t_r=\frac{(S_j-S_e)}{XK_2(S_e-S_n)}=\frac{K_s(S_f-S_e)}{XV_{\max}(S_e-S_n)}$

(5) 沉淀时间 t_s

$t_s=1.0\sim 1.5$ 小时可满足麻脱胶废水治理的沉淀和脱氮的要求。

(6) 排水时间 t_d

$t_d=0.5\sim 1.0$ 小时取决于排水装置的流量。

8. 周期时间 $T=t_f+t_r+t_s+t_d$ 。

第六节 本章结论

难降解物质在麻脱胶废水中是客观存在的。尽管目前尚不能直接测出难降解物质的准确含量，但却可以通过测定含曝气时间为零时的不同曝气时间的一组 COD 值，应用基质降解的一级动力学模型和最小二乘法，间接求得难生物降解的 COD 浓度 S_n 。在此基础上应用一相说的模型和最小二乘法，可求得相应动力学常数 K_s 和 V_{max} 。

相同曝气方式条件下，不同进水浓度，由模型求得的难降解物质的百分比几乎不变，说明假设与实际比较接近。

通过对试验数据的分析计算表明，在曝气期之前设置一个缺氧时间段有利于难降解物质的生物转化。前置缺氧时间段以及沉淀期都有利于难降解物质的生物转化。这给我们一个很好的启示，通过间歇曝气驯化脱胶菌，采用 SBR 的原理脱胶不仅可以降低曝气成本，也有助于难降解胶质的水解。

参考文献

1. Tianhua Sun, Modelling an SBR Waste Treatment System, A Thesis for degree of Ph.D in Civil Engineering, Ottawa University, Ca., 1996
2. 顾夏声, 废水生物处理数学模式, 北京: 清华大学出版社, 1982
3. 韩相奎, 周春生, 姚秀琴, SBR 法过程动力学研究, 环境科学学报, 1996.10
4. 杨琦, 刘建林, 蔡不忒, SBR 设计与运行控制模型的探讨, 上海环境科学, 1997.6
5. Ng Wun-Jern *et al.*, SBR treatment of wastewater. Environmental Sanitation Reviews, 1989, (28): 20~41
6. Braha A. *et al.*, Use of lab batch reactors to model biokinetics, Wat. Res., 1987, 21(1): 73~81

第七章 结论及展望

鉴于化学脱胶消耗大量的化工原料和水，脱胶液难治理，不符合可持续发展和清洁生产的要求，厌氧微生物脱胶周期长，脱胶条件苛刻，实用有困难，正如本文立题所期望的那样，企图探索出一条途径，通过自然界微生物群体的优胜劣汰，使以红麻胶质为食物的优势微生物群体兴盛起来，达到较快速度脱胶，同时又以同样的原理对脱胶液进行净化，且具有一定潜在应用前景的微生物脱胶工艺路线。通过本文研究这一期望在实验室已基本实现。

本文首次应用生物能力学理论对红麻胶质（碳水化合物）的微生物分解代谢过程进行了研究。表明红麻微生物脱胶的主要去除对象是除纤维素和木质素之外的多缩戊糖、多缩己糖及其杂聚多糖。红麻韧皮中这些多糖类物质在有氧条件下经微生物降解的主要途径是：多糖胶质水解成戊糖、己糖；戊糖、己糖通过 HMP 和己糖互换途径转化为 6-磷酸果糖；6-磷酸果糖经过 EMP 途径转化为丙酮酸；丙酮酸经三羧酸循环和氧化呼吸链彻底氧化为二氧化碳和水。微生物脱胶的本质是“胶生菌，菌产酶，酶脱胶”。但微生物所采用呼吸方式决定了细菌的产生数量，从而最终影响脱胶速度。好氧微生物在有氧的条件下能将胶质彻底分解为二氧化碳和水并产生大量的 ATP；而厌氧微生物在厌氧的条件下对胶质的分解不彻底，产生的 ATP 要少得多。微生物的生长量与 ATP 的数量成正比，因此好氧微生物在有氧的条件下对胶质的降解速度比厌氧微生物在无氧的条件下快得多。采用好氧微生物脱胶能将胶质彻底氧化为二氧化碳和水，而厌氧微生物对胶质的分解不彻底，因此，好氧微生物脱胶液对环境的污染程度比厌氧轻。在此基础上比较理性地确定了好氧微生物脱胶的工艺路线。

好氧微生物脱胶与厌氧微生物脱胶相比可能脱胶成本高。但人类进入 21 世纪，诸如生态、资源消耗、环境保护及清洁生产等应是关系到人类未来生存的极为重要的课题。就脱胶而言，应该考虑的是

脱胶过程中资源及动力消耗、废水治理及循环等应用综合起来的成本，而不是单一脱胶成本。此外，本文在研究时也充分考虑了它的工业化应用，因此整个路线中多处均考虑到节省成本问题：（1）本研究所采用的好氧微生物脱胶能将部分胶质彻底氧化为二氧化碳和水，而且有 50% 的脱胶液可以回用作为下一轮脱胶的微生物来源，这样大大减轻了废水的排放量，因此，好氧微生物脱胶液对环境的污染程度远比化学脱胶和厌氧微生物脱胶都轻得多，有利于降低废水治理成本。（2）对净化后的出水回用到脱胶过程中，大大减少水资源的消耗。（3）对回用后剩余的脱胶液采用限制性曝气处理，期间专门设置了一段缺氧处理，不仅有利于难降解物质的降解，也有利于降低废水治理曝气成本。（4）将 SBR 限制性曝气原理应用到脱胶中，通过间歇曝气驯化脱胶微生物，也有可能可以在不延长脱胶时间的前提下大幅度降低脱胶的曝气成本。尽管由于时间等原因对此未做验证实验，但已在建议中提出。（5）高效曝气装置的研制和应用，也将有利于降低曝气成本，这也在建议中提及。如果能在逐步推进工业化应用过程中不断优化工艺及设备设计，将有可能大幅度降低成本。

在确定了以好氧微生物脱胶作为本课题的脱胶路线后，进而在实验室对好氧微生物脱胶的各种影响因素进行了系统研究。研究结果表明：最佳脱胶液回用比为 50%，最佳 pH 值为 7.0，最佳气流量为 2.5L/min，最佳浴比为 1:50，最佳水浴温度为 40℃，最佳含氮添加剂为铵盐类化合物，最佳含氮添加剂用量为 0.45%。

在上述较优脱胶工艺参数条件下，对好氧微生物脱胶的速度、质量与厌氧微生物脱胶做了对比实验，表明脱胶时间大大缩短，断裂强力、断裂伸长及线密度等纤维性能指标没有明显差异，但柔软度稍差。好氧微生物脱胶红麻纤维柔软度稍差的主要原因可能是由于在 20 小时的脱胶周期内，好氧微生物首先消耗的是易降解的胶质成分，而对难降解的胶质成分（如木质素）未能得到充分降解。对柔软度的进一步改进已超出本文的范围，但通过间歇曝气驯化脱胶微生物，有可能对柔软度有所改进。

麻脱胶废水的污染程度几乎与造纸黑液相当，是纺织行业最难治理的废水之一。若将我国传统的污水处理方法用于脱胶废水治理，如不具备一定的生产规模，废水治理的成本是很高的，以致于脱胶厂根本无力承担。就我国的国情、麻脱胶厂的规模以及环保政策（谁污染谁治理）而言，要利用有限的资金解决日益严重的水污染问题，就必须研究开发和利用效率高、投资少、能耗低的废水处理技术。通过本文的研究证明，这种特别适合脱胶废水处理的技术就是 SBR 法。SBR 废水治理技术集调节池、曝气池和沉淀池于一体，不需要污泥回流装置，动力消耗小，投资少、效率高、操作灵活，尤其是它灵活多变的运行方式，特别适合我国的环保政策；污泥在理想的状态下产生沉淀，不会产生紊流，污泥膨胀机会小；且能够有效地脱氮除磷，出水完全达到回用或排放的要求。用 SBR 法对红麻脱胶废液进行治理在国内外尚属首例。

此外，本研究还从反应动力学角度探索了间接测试废水中难降解物质含量的方法，为精确确定反应动力学常数成为可能，为红麻脱胶废水处理工程设计提供了依据。

对 SBR 出水进行回用的试验表明，即使在非限制性曝气条件下，COD 去除率也能保证在 80%左右，BOD 去除率保证在 90%左右。而且出水 COD 去除率及 BOD 去除率并未随着回用次数的增加而降低。回用水用于红麻脱胶对残胶率没有明显的影响，出水完全达到回用的要求。

本研究通过微生物技术将脱胶和脱胶废液治理结合成为一个有机的整体，对回用后剩余的脱胶液继续用微生物进行缺氧和好氧处理，使出水完全达到回用的要求，这样就形成了一条全新的封闭式的脱胶工艺路线。与传统的化学脱胶工艺相比，好氧微生物脱胶几乎不消耗化学药品，用水量大大降低。它应是一条具有较好潜在应用前景的清洁生产工艺路线。

本文尚存在以下不足之处：一是由 SBR 废水治理得到的启发，若将限制性曝气原理应用到脱胶过程中，不仅有助于难降解物质的降

解，而且有可能大幅度降低脱胶成本，但由于时间等因素，这一推论未能进行验证试验。二是尽管限制性曝气更有利于节能及降解难降解物质，但限于经费及实验条件，对它的出水回用未做系列实验。

尽管从本文研究中已经看到了红麻微生物脱胶的潜在应用前景，但要真正实现工业化应用必须解决以下一些技术关键问题。

- (1) 改善脱胶均匀度：根据红麻韧皮根、中、梢部胶质分布不匀的特点，根部胶质较难为微生物降解，因此脱胶质量的均匀性尚不能保证。但可参照 SBR 废水处理的原理，在好氧脱胶的基础上设置缺氧段，发挥兼性菌水解酸化的功能，有可能改善根、中、梢脱胶的均匀度。另一途径是合理搅动。
- (2) 合理设计曝气装置：由环境工程的实际经验可知，曝气成本是构成红麻微生物脱胶及脱胶液净化总成本中的主要组成部分。微生物只能利用溶于水中的那部分氧气，而氧气溶于水中的效率，是由许多因素决定的。因此如何选择曝气方式和设计高效曝气装置是一个非常重要的关键技术问题，也是工业微生物生产领域一大难题，需要多门学科（如力学、流体力学、物理化学等）的交叉结合才能取得较好效果。红麻好氧微生物脱胶情况更为特殊，因为红麻韧皮很长（不象其它微生物工业生产的基质颗粒很小），对气体分布扩散必然产生阻碍作用，因而对曝气装置要求更高。
- (3) 研究新的搅拌方法：脱胶液与麻的相对运动对维持脱胶系统的稳定、提高质量和降低成本都是非常重要的。由于红麻的韧皮很长，应通过优化机械设计并进行系列试验以达到脱胶液与麻皮间最佳的相对运动状态。
- (4) 温度均匀控制：同样由于红麻的韧皮很长，不利于热的传递，不象其它微生物工业生产的基质颗粒很小，通过搅拌很容易使温度均匀。黄红麻好氧微生物脱胶系统中温度的控制需要综合考虑胶质微生物降解产生的热量，环境温度，充入空气的温度以及是否需要加热，是否需要冷却等诸多因素，因此红麻工业化好氧微生物脱胶系统的温度须均匀控制，防止局部温度过高（导致微生物死亡）或过低（脱胶效率低，脱胶不均匀）。
- (5) 麻把须有合理的大小和松紧程度：麻把在脱胶池中的摆放方式对气体的分布、液体的流动和温度的传递都会产生影响，必须进行研究。
- (6) 此外工业化生产还必须注意原麻自身及种植条件对脱胶质量的影响，如原麻品种、部位（根中梢）、麻龄。

与其它微生物工业生产相比，解决上述问题的最有效途径是将红麻韧皮适当切短，至于切断长度，则要综合考虑产品用途、加工工艺以及脱胶本身等因素。如原料是用于传统的纺织设备，则切断长度既要满足纺纱工艺和品质的要求，又要保证脱胶系统内基质分布的相对均匀；如原料是用于造纸或非织造布，则切断长度可尽量短，这样基质分布会更加均匀。从近年来国内外的研究报导来看，红麻好氧微生物脱胶仅在这方面的应用前景也将是非常广阔的。